



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

---

FACULTAD DE QUÍMICA

EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD  
DE UNA PLANTA RECUPERADORA  
DE AZUFRE

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
**INGENIERA QUÍMICA**

**P R E S E N T A :**  
**KARINA VÁSQUEZ SAN ROMÁN**



MÉXICO, D.F.

2009



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## AGRADECIMIENTOS

*A Dios por la vida, por el amor y el conocimiento que ha llegado a mí.*

*A mi familia por haber forjado los cimientos que me están llevando a mi felicidad, por el amor, apoyo y comprensión incondicional.*

*A mis amigos que me han acompañado en esta parte del camino, por su amistad leal, sincera y desinteresada, esperando que perdure y se fortalezca a través del tiempo y la distancia.*

*Al maestro Celestino Montiel, por todo el apoyo brindado, por sus consejos y por su guía. A los maestros que a lo largo de mi carrera me ayudaron y me orientaron en mi desarrollo.*

*¡GRACIAS!*

# INDICE

---

|   | PAGINA |
|---|--------|
| <b>INTRODUCCIÓN</b>   | vi     |
| <b>OBJETIVOS</b>  | ix     |
| <b>CAPITULO I</b>   |        |
| <b>REFINERÍA DE MINATITLÁN, VER.</b>                                  | 10     |
| 1.1 Aspectos generales  | 10     |
| 1.2 Especificaciones Generales de la Planta de Recuperación de Azufre | 16     |
| 1.2.1 Localización  | 16     |
| 1.2.2 Capacidad   | 16     |
| <b>CAPITULO II</b>  |        |
| <b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE</b> | 18     |
| 2.1 Tecnología utilizada  | 18     |
| 2.2 Tecnologías Alternas  | 19     |
| 2.3 Unidad de Recuperación de Azufre                                  | 20     |
| 2.3.1 Proceso Químico.  | 20     |
| 2.3.2 Descripción del Flujo de Proceso                                | 23     |
| 2.3.2.1 Combustión y conversión del gas ácido                         | 23     |
| 2.3.2.2 Conversión del gas ácido                                      | 26     |
| 2.4 Unidad de Tratamiento de Gases Residuales                         | 28     |
| 2.4.1 Proceso Químico   | 29     |
| 2.4.2 Descripción del Flujo de Proceso                                | 31     |
| 2.4.2.1 Reducción de gases residuales                                 | 31     |
| 2.4.2.2 Absorción de MDEA   | 33     |
| 2.4.2.3 Regeneración de MDEA  | 36     |
| <b>CAPITULO III</b>   |        |
| <b>INDICADORES FINANCIEROS</b>  | 39     |
| 3.1 Flujo de Efectivo   | 42     |
| 3.2 Valor Presente Neto   | 42     |
| 3.3 Tasa Interna de Rendimiento                                       | 43     |
| 3.4 Depreciación y Amortización                                       | 43     |
| 3.5 Estado de Resultados  | 45     |
| 3.6 Periodo de Recuperación de la Inversión                           | 46     |
| <b>CAPITULO IV</b>  |        |
| <b>IMPACTO AMBIENTAL</b>  | 48     |
| 4.1 Principales Contaminantes en PEMEX                                | 48     |
| 4.1.1 Óxidos de Nitrógeno   | 48     |

---



---

|  |           |
|--|-----------|
| 4.1.2 Dióxido de Azufre  | 49        |
| 4.1.3 Gases de Efecto Invernadero  | 49        |
| 4.2 Emisiones a la Atmósfera   | 51        |
| 4.3 Acciones de Reducción de Emisiones SOx y NOx                                     | 53        |
| 4.4 Medidas de Monitoreo Ambiental en Materia de Descargas Líquidas, Sólidas y Gases | 54        |
| 4.5 Acciones Derivadas del Monitoreo sobre el Impacto Ambiental                      | 55        |
| <b>CAPITULO V</b>  |           |
| <b>METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN</b>  | <b>59</b> |
| <b>CAPITULO VI</b>   |           |
| <b>RESULTADOS Y ANÁLISIS</b>   | <b>62</b> |
| 6.1 Intercambiador de calor  | 62        |
| 6.2 Torre de absorción   | 68        |
| 6.3 Inversión Total  | 75        |
| 6.4 Análisis de costos   | 79        |
| 6.4.1 Costos Variables   | 80        |
| 6.4.2 Costos de Operación  | 81        |
| 6.4.3 Gastos Fijos   | 81        |
| 6.4.4 Depreciación   | 82        |
| 6.5 Indicadores Financieros  | 82        |
| <b>CAPITULO VII</b>  |           |
| <b>CONCLUSIONES</b>  | <b>83</b> |
| <b>BIBLIOGRAFÍA</b>  | <b>87</b> |
| <b>ANEXO 1</b>   |           |
| <b>ANEXO 2</b>   |           |



---

|                                      | PAGINA   |    |
|--------------------------------------|--|----|
| <b>ÍNDICE DE FIGURAS Y DIAGRAMAS</b> |  |    |
| Figura 1.                            | Las principales cadenas productivas en la industria petroquímica | Vi |
| Figura I.1                           | Localización de la Refinería de Minatitlán                       | 10 |
| Figura I.2                           | Localización de la Planta Recuperadora de Azufre                 | 15 |
| Figura III.1                         | Proceso para la solución de problemas                            | 40 |
| Figura IV.1                          | Gases de efecto invernadero                                      | 50 |
| Figura VI.2                          | Intercambiador de calor especificando entradas y salidas         | 64 |
| Figura VI.3                          | Torre de absorción   | 70 |
| Diagrama II.1                        | Proceso de combustión del gas                                    | 23 |
| Diagrama II.2                        | Proceso de conversión del gas                                    | 26 |
| Diagrama II.3                        | Proceso de la reducción de gases residuales                      | 31 |
| Diagrama II.4                        | Proceso de la absorción de gases residuales                      | 33 |
| Diagrama II.5                        | Proceso de la regeneración de la MDEA                            | 36 |
| <br>                                 |  |    |
|                                      | PAGINA   |    |
| <b>ÍNDICE DE TABLAS Y GRAFICAS</b>   |  |    |
| Tabla III.1.                         | Estado de resultados   | 45 |
| Tabla III.2.                         | Costos totales   | 46 |
| Tabla IV.1.                          | Emisiones anuales de contaminantes en el aire                    | 51 |
| Tabla IV.2.                          | Normatividad internacional en turbinas                           | 56 |
| Tabla IV.3.                          | Modernización en la infraestructura de PEMEX                     | 56 |
| Tabla VI.1.                          | Reporte obtenido con Aspen Icarus Process Evaluator              | 75 |
| Tabla VI.2.                          | Lista de los equipos de la Planta Recuperadora de Azufre         | 76 |
| Tabla VI.3.                          | Costos variables totales de producción                           | 78 |
| Tabla VI.4.                          | Costos variables   | 79 |
| Tabla VI.5.                          | Costo del catalizador  | 80 |
| Tabla VI.6.                          | Costo de operación   | 80 |
| Tabla VI.7.                          | Gastos Fijos   | 81 |
| Tabla VI.2.                          | Ingreso por venta de productos                                   | 81 |
| Gráfica IV.1.                        | Origen de emisiones de Nox                                       | 52 |
| Gráfica IV.2.                        | Origen de emisiones de Sox                                       | 53 |
| Gráfica IV.3.                        | Emisiones de Nox en PEMEX 2007-2008                              | 55 |
| Gráfica IV.4.                        | Emisiones de SO2 en PEMEX 2007-2008                              | 56 |
| Gráfica IV.5.                        | Gases de efecto invernadero PEMEX 2006-2007                      | 57 |

---

# INTRODUCCIÓN

Una de las principales estrategias que se debería implementar para el desarrollo de México es impulsar a la industria petroquímica moderna, ésta debe de ser rentable, competitiva y al mismo tiempo satisfacer dos puntos principales: el primero es que debe cubrir la demanda interna que el país necesita y el segundo es que al mismo tiempo se debe de ir incrementando su participación en el mercado internacional, de tal manera que se pueda aprovechar las ventajas comparativas que tiene México en el sector de hidrocarburos, ya que si a estos se les proporciona un valor agregado se tendrá como consecuencia la generación de empleos.

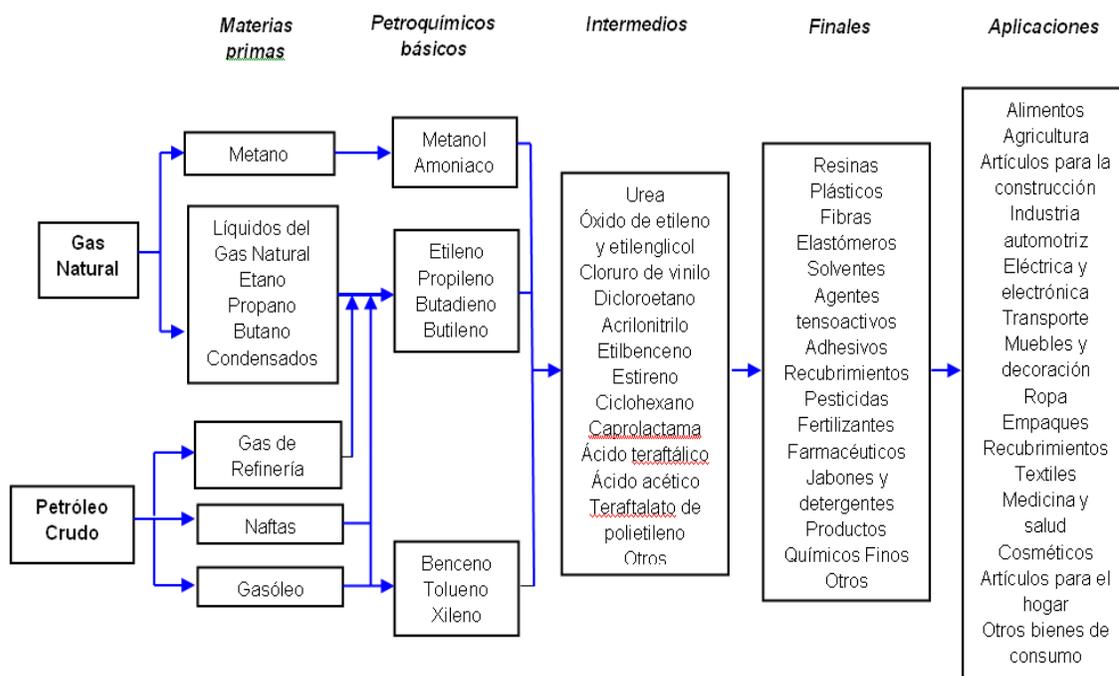


Figura 1. Las principales cadenas productivas de la industria petroquímica (SENER, 2004)



Como se puede observar en la Figura I.1, es de vital importancia para el país que PEMEX modernice sus refinerías, con lo cual se buscará generar mayor valor agregado a los productos derivados del petróleo y de igual manera se tratarán alcanzar los estándares de calidad de Estados Unidos, Japón y la Unión Europea en materia de medio ambiente y salud.

Para lograr lo anterior se propone poner especial atención en la refinerías ya existentes, pues se busca lograr una sinergia entre refinación y petroquímica; entonces, si se tienen refinerías que cumplan con los requerimientos y las normas ya establecidas, será más sencilla ésta integración.

Se debe tomar en cuenta que actualmente a nivel mundial la preocupación por el medio ambiente está creciendo lo cual implica que se estén fijando nuevas normas ambientales y, por lo tanto, para que México pueda ser competitivo a nivel mundial en sus productos, deberá sujetarse a estas normas, lo cual creará una cultura de protección al medio ambiente.

Los expertos de los Institutos Nacionales de Salud Pública, de Enfermedades Respiratorias y de Ecología plantean que, con la eliminación del azufre en gasolina y diesel, podrían evitarse en las próximas dos décadas alrededor de 56 mil muertes prematuras, 165 mil casos de bronquitis crónica y la pérdida de 78 millones de días laborables.

También, nuevos estudios han sugerido que las partículas emanadas por la combustión del azufre producen partos prematuros, infartos y mayor número de visitas al médico por enfermedades cardiovasculares y asma, e incrementa el riesgo de cáncer de pulmón. Cabe destacar que son aproximadamente 30 millones de mexicanos que están expuestos a este tipo de contaminación ambiental.



En las refinerías, los compuestos de azufre (S) y de Nitrógeno (N) presentes naturalmente en el petróleo crudo deben ser procesados para obtener combustibles de acuerdo a las especificaciones vigentes. Es por ello que actualmente existen varios procesos que extraen dichos compuestos generando gases como el ácido sulfhídrico y el amoniaco.

Originalmente el ácido sulfhídrico y el amoniaco generados se queman en la antorcha de gases amargos convirtiéndolos en dióxido de azufre y óxidos de nitrógeno, pero con el objeto de reducir dicho impacto ambiental de estas emisiones se pone en marcha la Planta Recuperadora de Azufre en Minatitlán Veracruz; que tiene como finalidad la conversión del ácido sulfhídrico en azufre elemental en estado líquido y del amoniaco en vapor de agua y nitrógeno. Esta planta está conformada por dos trenes con capacidad de 50 toneladas métricas al día de azufre cada uno y con un porcentaje global de recuperación del 99.9 %.

# OBJETIVOS

---

La Planta de Recuperación de Azufre tiene como finalidad disminuir la contaminación atmosférica. Recuperando el azufre proveniente de las corrientes de proceso y enviar como máximo 250 ppm de bióxido de azufre a la atmósfera. También debe tener la capacidad de recuperación de azufre requerida por la Refinería de Minatitlán, para el proceso actual y debe considerar los incrementos por el procesamiento de las corrientes de gas ácido amoniacal proveniente de las plantas de aguas amargas y del gas ácido amoniacal procedente del tratamiento de aguas amargas.

Se plantea disminuir al máximo la emisión de compuestos contaminantes a la atmósfera para cumplir con la norma NOM-148-SEMANART-2006 Recuperación de Azufre Proveniente de los Procesos de Refinación del Petróleo.

Teniendo en cuenta los aspectos anteriores se plantea:

1. Analizar la rentabilidad de la Planta Recuperadora de Azufre, en la Refinería de Minatitlán, Veracruz, contemplada en el Proyecto de Reconfiguración.
2. Obtener un diagnóstico de la Planta de Recuperación de Azufre en los siguientes aspectos:
  - Económico
  - Impacto ambiental
3. Analizar los beneficios que se generan al implementar la planta.

# I REFINERÍA DE MINATITLÁN, VER.

---

## 1.1. Aspectos Generales

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz, que inició operaciones en 1906, siendo la primera gran refinería de Latinoamérica, actualmente desarrolla un proyecto integral de reconfiguración que le permitirá afrontar los retos del siglo XXI, como un centro de trabajo moderno y rentable.



Figura I.1. Localización de la Refinería de Minatitlán

La Refinería hoy cuenta con 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas en donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 190,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. PEMEX Refinación cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera, Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente 170,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya.



La Refinería elabora un total de 10 productos diferentes, 8 de ellos energéticos que son utilizados como combustible y petroquímicos básicos y que sirven como materias primas para la elaboración de numerosos materiales sintéticos. Esta diversidad de productos es consecuencia de que las instalaciones de la Refinería fueron la cuna de las plantas petroquímicas de PEMEX cuando la empresa no se encontraba dividida en subsidiarias.

Actualmente, para dar cumplimiento a la misión y objetivos de PEMEX Refinación, los programas de producción se orientan hacia objetivos originales del centro de trabajo, centrándose en la elaboración de energéticos y permitiendo que las instalaciones hermanas de PEMEX Petroquímica asuman gradualmente la función de elaborar petroquímicos básicos que les fue conferida de acuerdo a la Ley Orgánica de la empresa.

El área de influencia de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas donde su producción abastece de combustible al mercado, incluye al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal. Los estados que reciben energéticos de la Refinería son: Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo.

Para lograr alcanzar las metas de Seguridad y Protección Ambiental, así como asegurar su cumplimiento y su permanencia en el tiempo, la Refinería ha implantado el Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA). El sistema busca enriquecer la cultura del trabajador petrolero de tal forma que en su quehacer diario queden incorporados en forma prioritaria los aspectos de Seguridad y Protección Ambiental. Con lo anterior, el SIASPA apoyará a la institución en la búsqueda de una alta productividad y competitividad en el ámbito mundial.



Además, la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas aplica las políticas establecidas por la Dirección General de PEMEX Refinación en el programa de Conciencia Ecológica, practicando una conducta sustentada en una filosofía de protección al medio ambiente, que implica un cambio integral en el manejo de los procesos industriales, para evitar interferir con el equilibrio natural. El programa incluye la reorganización de los procesos de elaboración de productos en la refinería, que mediante tecnología moderna y modificaciones operativas, evitan la descarga de desechos en aguas, suelos y atmósfera.

En cuanto a su política de calidad, la Refinería, consciente de las exigencias del mundo actual, ha implantado un sistema de aseguramiento de calidad basado en la norma ISO-9002/NMX-CC-004, con el fin de que sus procesos, productos y servicios satisfagan los requisitos de sus clientes, dentro de un ámbito de seguridad, protección del ambiente, productividad, rentabilidad y mejoramiento continuo. Este sistema ha permitido obtener importantes resultados, al certificarse la totalidad de las líneas de producción del centro de trabajo. El gobierno del Estado reconoció este logro, al otorgar el premio Veracruz a la Calidad 1998, a la Refinería en Minatitlán, que contempla la instalación de 11 nuevas plantas de proceso y la modernización de tres plantas que actualmente se encuentran en operación.

La reconfiguración que actualmente se está llevando a cabo en la Refinería, permitirá un aprovechamiento más adecuado de nuestros recursos naturales, ya que con las nuevas plantas será posible obtener, a partir de residuales, productos de mayor valor agregado y que producen menos emisiones al ser utilizados. Desde el punto de vista social, el proyecto de reconfiguración prevé una inversión aproximada de 1,000 millones de dólares, lo que generará una importante derrama económica en la región sur de Veracruz para compañías prestadoras de servicios y proveedores, además de fomentar la creación de numerosos empleos de manera directa e indirecta. La reconfiguración atiende, además, el objetivo de



reducir las importaciones de gasolina del extranjero y apoya el cumplimiento de altas exigencias en la normatividad ambiental.

La reconfiguración es uno de los grandes proyectos en los que se busca intensificar la participación de empresas nacionales mediante la incorporación de servicios tecnológicos, desarrollo de ingeniería de diseño y construcción

Entre los objetivos principales la reconfiguración se contemplan los siguientes: incrementar la capacidad total de proceso de la refinería en la obtención del crudo; aumentar la producción de gasolinas; mejorar la calidad de las mismas y aumentar la capacidad de procesamiento de crudo pesado.

Dentro de los paquetes de licitación se encuentran;

- El Paquete I, tiene como alcance la construcción del nuevo camino de acceso, realización de las terracerías necesarias para conformar las plataformas sobre las cuales se construirán las nuevas plantas y la colocación de dispositivos y precargas para acelerar la consolidación de los estratos arcillosos del subsuelo; se trata de un contrato a precios unitarios y contempla la construcción del camino de acceso y acondicionamiento del sitio para la reconfiguración de la Refinería.
- El Paquete II trata de un contrato mixto y comprende obras de integración y servicios auxiliares incluyendo: 1 planta de tratamiento de aguas amargas, 1 planta de tratamiento de aguas residuales, 2 calderas de 200 TPH c/u , y turbogenerador de 100mw.
- El Paquete III comprende: 1 planta combinada de 150 mbdp; 1 planta hidrosulfuradora de diesel de 37 mbdp; y una planta FCC y fraccionadora de gases de 42MBDP.



- El Paquete IV incluye 1 planta generadora de hidrógeno de 48MMPCSD; 1 planta hidrosulfuradora de gasóleos de 50MBPD y 1 planta recuperadora de azufre de 600TPD.
- El Paquete V comprende 1 planta coquizadora de 50 MBPD, 1 planta regeneradora de DEA de 50 MBDP y 1 planta hidrosulfuradora de Naftas de 7MBDP.
- El Paquete VI incluye: 2 plantas de alquilación de 11.7 MBPD cada una.

La generación de empleos estimada por PEMEX Refinación en los 48 meses de realización del proyecto es de 2,500 empleos adicionales indirectos y 7,500 empleos directos de diferentes especialidades y niveles.

La evaluación de este proyecto se enfoca al aspecto económico y ambiental debido a que las inversiones hechas en PEMEX son muy grandes y por lo consiguiente, es muy importante hacer una evaluación detallada de los costos de los equipos y los costos de operación, entre otros. Esta evaluación se hace con el fin de tener un mejor criterio para observar la viabilidad de este proyecto.

Sin embargo, a pesar de ser una evaluación económica, debe de tenerse siempre en cuenta que la Planta de Recuperación de Azufre es un proyecto ecológico, y que el único ingreso por venta de productos será la producción de azufre. Por lo tanto se pondrá especial atención en el impacto ambiental que ésta produce.



## 1.2 Especificaciones Generales de la Planta Recuperadora de Azufre

### 1.2.1 Localización

|                     |                              |
|---------------------|------------------------------|
| Ciudad              | Minatitlán, Veracruz, México |
| Presión barométrica | 1.033 Kg/cm <sup>2</sup> abs |
| Altitud             | 8.5 m sobre el nivel del mar |

### 1.2.2 Capacidad de la planta

- Capacidad de 50 TPD por tren de producción de azufre líquido.
- Producción total de Azufre Líquido de 600 MTPD.

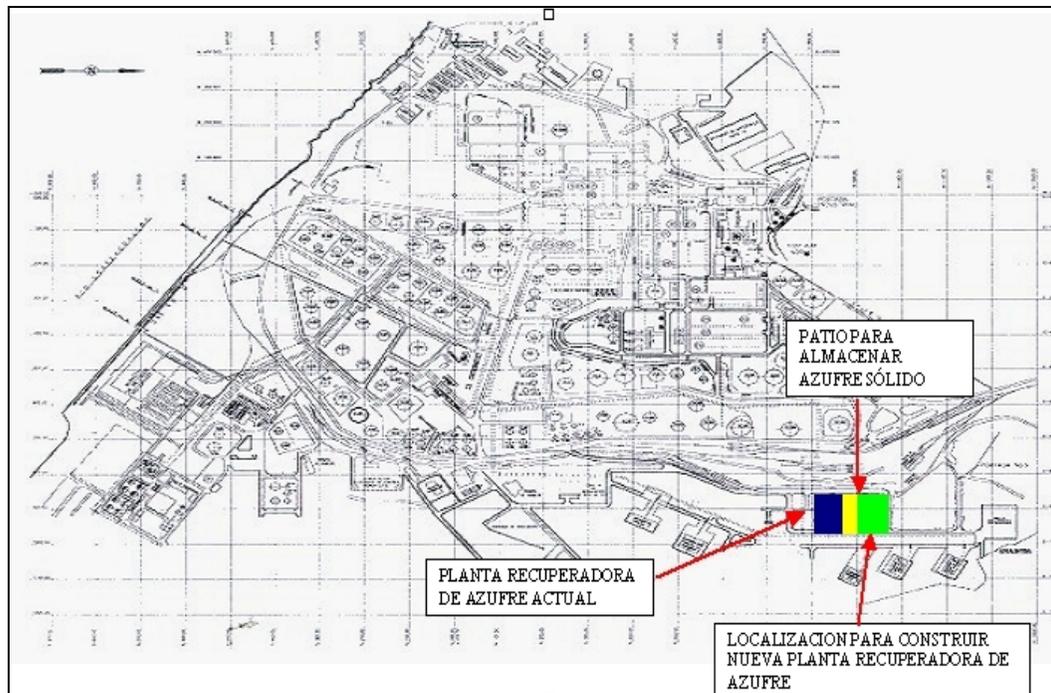


Figura 1.2. Localización de la Planta Recuperadora de Azufre

Esta Planta Recuperadora de Azufre tendrá la suficiente capacidad para procesar las corrientes ricas en ácido sulfhídrico que se generan actualmente en



las plantas de proceso y la corriente de gas ácido amoniaco que se genera en las plantas de tratamiento de aguas amargas I y II, la cual actualmente se envía al quemador emitiendo contaminantes a la atmósfera por no contar en la planta de recuperación de azufre existente con un sistema de tratamiento específico para tratar el gas amoniaco, este nuevo tren de recuperación de azufre se mantendrá en operación normal y la planta existente se utilizará como relevo.

La planta recuperadora de azufre existente actualmente opera con baja eficiencia debido al tipo de diseño, a las limitaciones y el deterioro de sus equipos, ocasionando que un porcentaje de ácido sulfhídrico se envíe con los gases residuales al quemador generando bióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) con la consecuente contaminación de la atmósfera afectando al medio ambiente, además de las afectaciones a la producción de hidrocarburos que se han tenido en la Refinería al salir de operación esta planta y no contar con una Planta Recuperadora de Azufre de relevo.

Con la implementación de ésta Planta se permitirá tener la flexibilidad y confiabilidad para procesar todo el volumen actual que se genera de gases ácidos y amoniacoales y estar en disponibilidad de cumplir con las más estrictas normas ecológicas que en un futuro se prevé sean implantadas en nuestro país.

Además, con la construcción de esta nueva planta se cumplirá con uno de los lineamientos de Mejoramiento de la Seguridad Industrial, Protección Ambiental y Salud Ocupacional del Plan de Negocios de PEMEX Refinación 2002-2010, el cual indica lo siguiente: PEMEX debe asegurar como mínimo el cumplimiento de las normas de salud, seguridad y protección ambiental, y alcanzar el liderazgo en la administración responsable de sus instalaciones, respetando el bienestar de las comunidades en que opera. Para ello PEMEX Refinación deberá:



- a. Consolidar la instrumentación de sistemas de gestión ambiental y seguridad industrial.
- b. Cumplir con los compromisos ambientales de emisión de contaminantes.
- c. Enfatizar la responsabilidad de las áreas en la identificación de mejora.
- d. Establecer medidas de higiene industrial
- e. Aplicar programas específicos para reducir el riesgo de la salud de los trabajadores.

La construcción de la Planta recuperadora de Azufre incrementará el aumento de la rentabilidad de la operación de la refinería. Ya que no sólo se trata de producir más, sino de hacerlo con los mejores estándares de calidad. La reconfiguración de ésta refinería es una muestra fehaciente del rumbo que se necesita para el fortalecimiento de Petróleos Mexicanos.

# II D DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

---

## 2.1. Tecnología usada en la Planta Recuperadora de Azufre

La Unidad de Tratamiento de Gases Residuales localizada en parte final de la Unidad de Recuperación de Azufre del Proceso Claus, en general deberá limpiar los gases residuales de acuerdo con los requerimientos ambientales.

La tecnología utilizada en el proceso será la Tecnología Lurgí para el tratamiento de gases residuales (LTGT).

Los gases residuales de la unidad LTGT deberán ser tratados por un incinerador para oxidar  $H_2S$  para poder enviarlo a la atmósfera.

La Planta Claus con dos trenes compartirá 1 LTGT y un incinerador. Debido a que son dos plantas se tendrán dos unidades LTGT y dos incineradores. La corriente rica en amina es regenerada en la sección de regeneración correspondiente, la corriente rica en amina es regenerada de igual forma en la sección correspondiente.

El propósito del proceso de LTGT es recuperar el azufre de los gases residuales de La Planta Claus de tal manera que se recupere azufre al 99.9% de acuerdo con los requerimientos ambientales



## 2.2 Tecnologías alternas para una Planta Recuperadora de Azufre

| <b>Características del proceso</b> | <b>Ventajas</b>   | <b>Beneficios</b>  |
|------------------------------------|---|--|
| Claus de Lurgi                     | Sistema de combustión único incluyendo descomposición de amoniaco.  | Los conductos de azufre no se obturan por la formación de sales de amoniaco, lo que facilita mucho el servicio<br>Reducción de los costes de servicio gracias a un rendimiento seguro y eficaz.  |
| Superclaus                         | Una etapa térmica, seguida por 3 etapas de reacción catalíticas, con sus correspondientes condensadores de azufre. El tercer reactor se llena con un catalizador de oxidación selectiva.                            | Incrementan su recuperación de azufre al 98.5%   |
| OxyClaus                           | Reducción de la cantidad de gas de proceso en la planta, con lo que se aumenta la capacidad de las Plantas Claus y de tratamiento de gas de cola.   | Reducción considerable de los costes de inversión.   |
| Hydrosulfreen                      | Gran amplitud de procedimientos que funcionan por debajo del punto de condensación y que tiene el objeto de lograr tasas de recuperación entre 99.0% y el 99.5%.<br>No se utilizan sustancias químicas/disolventes. | Desde el punto de vista técnico del proceso, los procesos por debajo del punto de condensación son la evolución del proceso Claus catalítico.<br>Menores costes de inversión en comparación con los procesos de gas de cola con uso de disolventes |
| Lurgi Tail Gas Treatment           | Absorción selectiva de H <sub>2</sub> S frente a CO <sub>2</sub> , mediante el uso de MDEA genérica como disolvente.<br>No se produce corrosión. No disminuye el rendimiento. No tóxico.                            | Posibilidad de alcanzar tasas de recuperación máximas de 99.9%<br>El uso de disolvente ahorra costes y energía.  |



### 2.3. Unidad de Recuperación de Azufre

La descripción del proceso contempla dos puntos principales el proceso químico y la descripción del flujo de proceso.

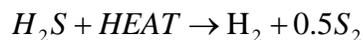
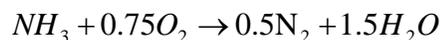
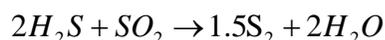
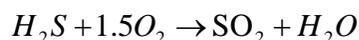
#### 2.3.1. Proceso Químico.

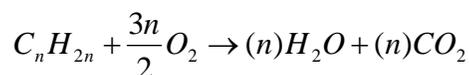
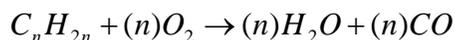
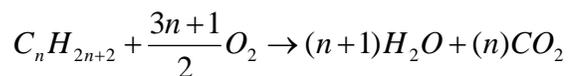
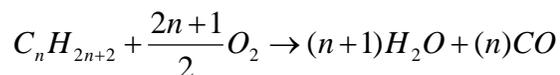
La unidad de recuperación de azufre ha sido diseñada conforme los principios de una reacción clásica Claus. Cerca de un tercio del sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) en la alimentación es oxidado a dióxido de sulfuro ( $SO_2$ ) y agua ( $H_2O$ ). Después el dióxido de sulfuro reacciona con el resto de sulfuro de hidrógeno a su forma elemental de azufre y vapor de agua. El amoníaco ( $NH_3$ ) es oxidado a nitrógeno y agua.

En las reacciones de adición que se muestran abajo una parte del sulfuro de hidrógeno que se alimenta se disocia en hidrógeno libre y azufre elemental. Los hidrocarburos en la alimentación de gas ácido de aminas son oxidados en un reactor térmico a monóxido de carbono ( $CO$ ) y agua.

El monóxido de carbón y el dióxido de carbón ( $CO_2$ ) son inertes en el reactor térmico.

Las reacciones básicas son:





Cerca del 59% de la producción de azufre es formada sin catalizador en el reactor térmico. Este azufre es condensado y drenado de la corriente anterior de gas de proceso a la entrada del primer reactor catalítico. Cada una de las etapas sucesivas del reactor catalítico, es seguida por una condensación y el retiro del azufre líquido, esto con el fin de tener una conversión adicional de los restos de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre a azufre elemental.

La presencia de amonio en el agua amarga del separador, en la corriente de alimentación del gas, es la que dicta una modificación en el diseño a la configuración del reactor térmico de la Unidad Claus. En el caso en donde el gas de amonio no este presente, toda la alimentación del gas entra a una sola cámara en el reactor térmico, aproximadamente un tercio del sulfuro de hidrógeno es convertido a dióxido de azufre y agua y todos los hidrocarburos son convertidos a monóxido de carbono y agua. Las condiciones en las cuales se lleva a cabo la combustión propician una atmósfera de reducción. Y el amonio no es completamente oxidado en una atmósfera reducida. Los resultados de que el amoniaco salga sin ser oxidado del reactor térmico pueden ser severos.



Cuando el gas es enfriado en el hervidor los compuestos de amoniaco y ácido sulfúrico pueden reaccionar para producir sales de amoniaco las cuales precipitan como sólidos en los tubos del hervidor, en los tubos del condensador, y en las líneas de proceso. Estos sólidos tienden a tapar los tubos y las líneas de proceso y eventualmente provocará que la unidad tenga que pararse.

Para evitar estos problemas se le pone al reactor térmico un compartimiento adicional para la combustión del amoniaco. El gas del separador es quemado por separado en el compartimiento delantero del reactor térmico. La mayor parte del gas ácido de aminas pasa por el compartimiento delantero dejando a este un exceso de oxígeno el cual convierte al amoniaco en nitrógeno y agua, los hidrocarburos a dióxido de carbón y agua y todo el sulfuro de hidrógeno a dióxido de azufre y agua.

Las condiciones antes mencionadas generan una atmósfera de oxidación, la cual produce una combustión completa del amoniaco. La mayor parte de la alimentación de la corriente de gas ácido de aminas es introducida a un compartimiento posterior del reactor térmico.

Hay suficiente oxígeno que cruza al reactor del la parte de enfrente a la parte posterior para convertir a los hidrocarburos presente en el gas ácido de aminas en monóxido de carbono y agua y para producir una relación 2: 1 de  $H_2S/ SO_2$  en el efluente del reactor térmico.

Ahí hay pequeñas cantidades de carbonilo (COS) y dióxido de carbono ( $CS_2$ ) las cuales se forman en el reactor térmico. La formación de COS y  $CS_2$  es



## **CAPITULO II**

### *DESCRIPCIÓN DEL PROCESO*

---

función del dióxido de carbono, del sulfuro de hidrógeno y de los hidrocarburos contenidos en el gas ácido de aminas de la corriente de la alimentación.

La mayor parte de COS y CS<sub>2</sub> que se forma en el reactor térmico es destruida en el primer reactor catalítico.



### 2.3.2 Descripción del Flujo de Proceso

#### 2.3.2.1 Combustión del gas ácido

En el diagrama III.1. se muestra la descripción del proceso para la combustión del gas ácido.

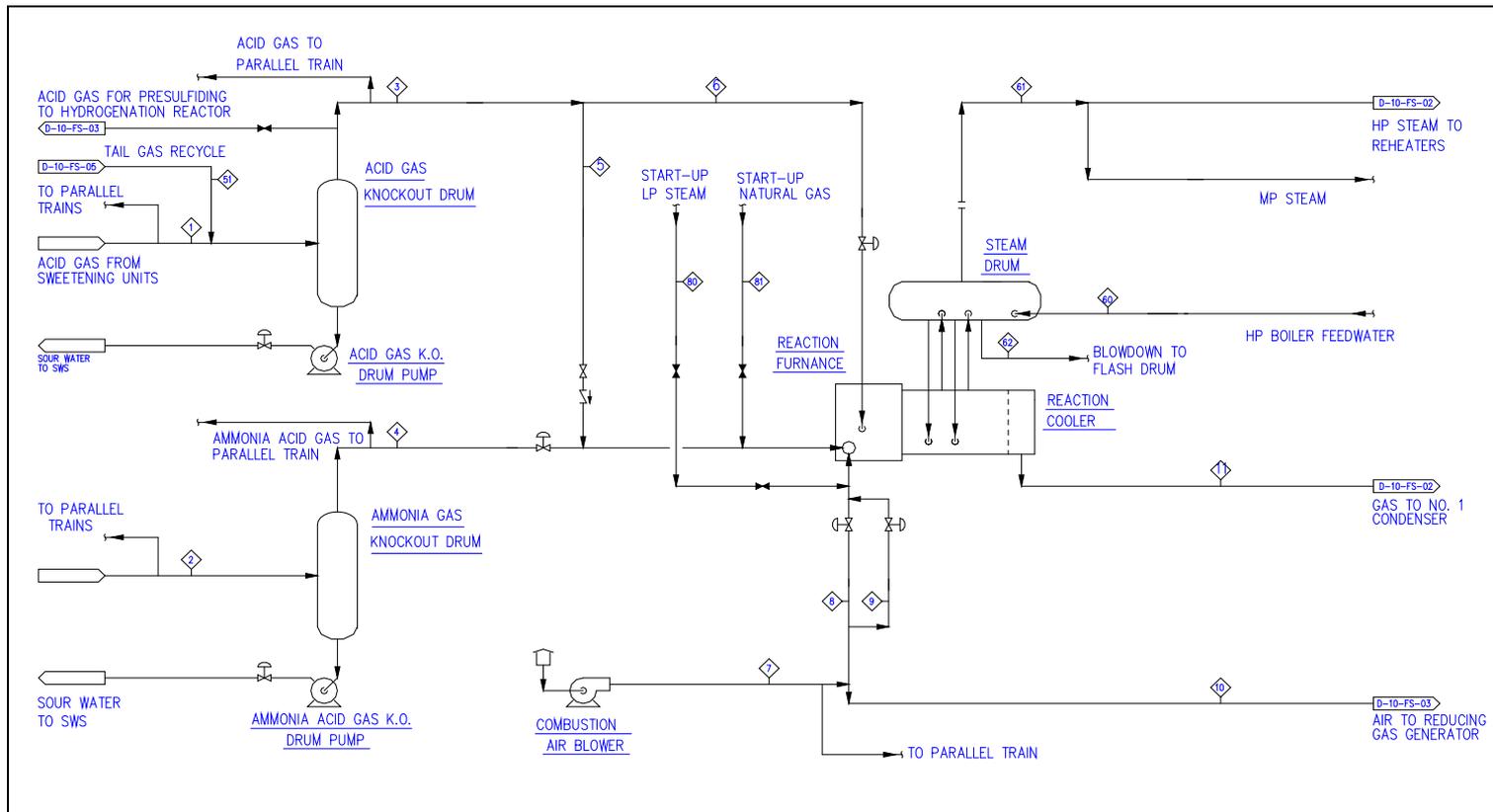


Diagrama II.1 Proceso de la combustión del gas ácido



En el diagrama anterior se muestran dos tambores deshidratadores, uno para el gas ácido y el otro para el gas proveniente del separador de aguas amargas, son diseñados para remover al agua amarga arrastrada y condensar los hidrocarburos del gas ácido de aminas y de la corriente del gas proveniente del separador de aguas amargas; el efluente de estos tambores alimenta al horno del reactor. La corriente del gas proveniente del separador de aguas amargas es alimentada a la cámara de combustión localizada en el compartimiento delantero del reactor térmico. Una fracción del gas ácido de aminas es combinado con el gas proveniente del separador de aguas amargas con el fin de mantener el mínimo de temperatura ( $1204^{\circ}\text{C}$ ) en el compartimiento delantero del reactor térmico, esto con el fin de asegurar una combustión completa del amoníaco en el gas proveniente del separador aguas amargas.

El resto del gas ácido de aminas es alimentado a la segunda cámara en el reactor térmico. La temperatura de operación en el reactor térmico debe ser aproximadamente  $1412^{\circ}\text{C}$ .

Cuando el gas proveniente del separador de aguas amargas es alimentado a la cámara de combustión se tiene que suministrar suficiente aire, proveniente de un ventilador de aire, para oxidar en esta corriente, todo el sulfuro de hidrógeno a dióxido de azufre y agua; amoníaco a nitrógeno y agua y cualquier hidrocarburo a dióxido de carbono y agua.

La combustión del aire para el gas ácido de aminas más la combustión del aire para el gas proveniente del separador de aguas amargas y la corriente de aire entran a la cámara de combustión. El gas ácido de aminas es dividido en dos corrientes. Una pequeña corriente del gas ácido de aminas entra a la cámara de combustión con el gas proveniente del separador de aguas



amargas. Los hidrocarburos presentes en la corriente del gas ácido de aminas son oxidados a dióxido de carbono y agua en el compartimiento delantero del reactor térmico y el monóxido de carbono y agua en el compartimiento trasero. Debemos asegurarnos que la relación del gas  $H_2S/SO_2$  sea 2:1 en el efluente del reactor térmico.



2.3.2.2. Conversión del gas ácido

El proceso de conversión del gas ácido se muestra en el diagrama III.2.

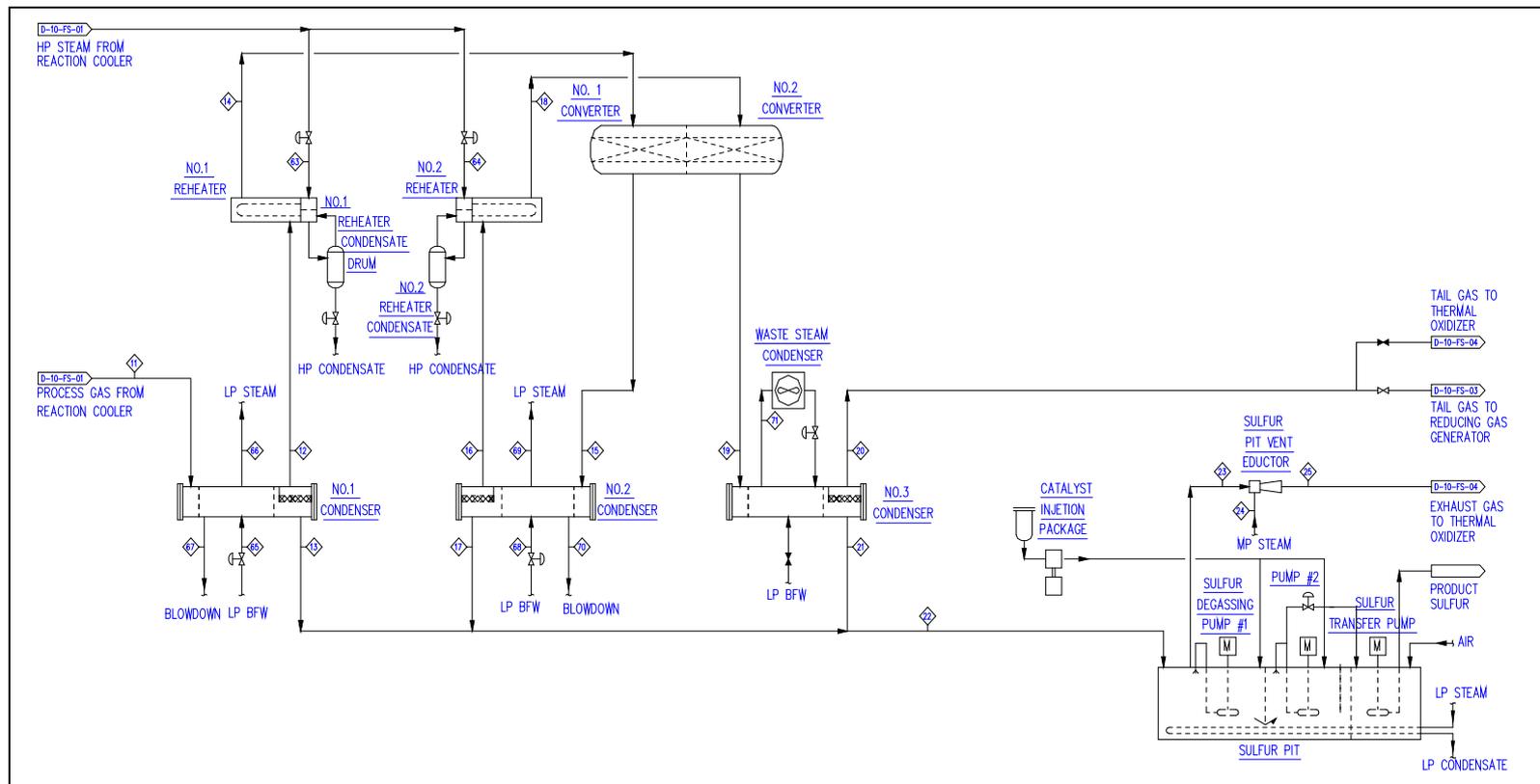


Diagrama II.2 Proceso de la conversión del gas ácido



Como puede observarse en el Diagrama III.2 el sulfuro es formado térmicamente en un horno de reacción y los productos de las reacciones exotérmicas se les baja la temperatura en un enfriador generando vapor de alta presión y posteriormente la corriente enfriada es usada para producir vapor de baja presión en el condensador no. 1. El azufre condensado es separado del gas en una sección coalescente que es parte del condensador y está fijada con acero inoxidable para minimizar el arrastre de azufre. El azufre se drena del condensador a través del sello de azufre y de ahí a la pileta de azufre.

El efluente del condensador no. 1 es calentado indirectamente en un intercambiador mediante vapor de alta presión y luego entra al convertidor no. 1, el cual contiene catalizador. El azufre formado se obtiene mediante una reacción exotérmica en el convertidor. El efluente del convertidor es enfriado en el condensador no. 2 y genera vapor de baja presión y luego el azufre condensado es drenado a la pileta de azufre.

El catalizador empleado en los reactores catalíticos es alumina activada con Cobalto – Molibdeno y se reemplaza cada 4 años.

Similarmente, para la segunda etapa, el gas proveniente del condensador es recalentado indirectamente con vapor. El azufre formado es convertido. El efluente convertido es enfriado y el azufre condensado es drenado a la pileta de azufre. El condensador no. 3 genera vapor de baja presión en el condensador de vapor residual. La generación de vapor de baja presión enfría al gas de proceso a 132°C el cual minimiza las pérdidas del vapor de azufre que afectan la recuperación de azufre.

El gas residual del condensador no. 3 es regresado a la unidad de tratamiento de gases residuales.



## **2.4. Unidad de Tratamiento de Gases Residuales**

La Unidad de Tratamiento de Gases Residuales fue diseñada para remover el azufre de los gases residuales de la Unidad de Recuperación de Azufre antes de su liberación a la atmósfera.

Información general:

- Los gases residuales de la Unidad de Recuperación de Azufre equivalen a 400 MTPD del gas ácido de amina y del agua ácida separada del gas alimentado a la unidad de azufre.
- La unidad de Recuperación de Azufre tiene una eficiencia del 94%. Esto es para permitir las reducciones en la actividad de catálisis.
- La relación entre  $H_2S$  y  $SO_2$ , en los gases residuales de azufre, debe de ser 2.0 (molar).
- La ventilación del gas a el incinerador contiene menos de 250 ppm por volumen de  $H_2S$
- No hay hidrógeno en los gases residuales de la Unidad de Recuperación de azufre.

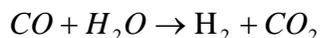
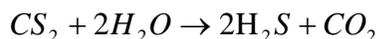
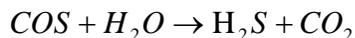
Descripción del proceso

La Unidad de Tratamiento de Gases Residuales está basada en el proceso de reducción de una amina en los gases residuales, que produce un gas tratado que es enviado a la atmósfera teniendo como máximo 250 ppmv de  $H_2S$ .

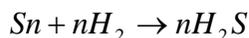
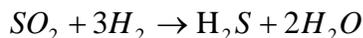
### **2.4.1 Proceso Químico**



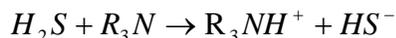
La unidad de recuperación de azufre de los gases residuales maneja diferentes especies de azufre: como sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), dióxido de azufre ( $SO_2$ ), azufre ( $S$ ), disulfuro de carbón ( $CS_2$ ) y sulfuro de carbonilo ( $COS$ ). La única especie de azufre que el solvente de la base de metildietanolamina (MDEA) absorberá es el  $H_2S$ . Dos tipos de reacciones están involucradas en el tratamiento de los gases residuales: la hidrólisis y la hidrogenación. En la reacción de hidrólisis compuestos específicos reaccionan con agua para formar  $H_2S$  y  $CO_2$ :



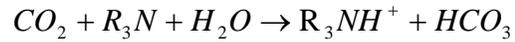
Las reacciones de hidrogenación causan que las especies de azufre restantes reaccionen con el hidrógeno ( $H_2$ ), formando  $H_2S$  y agua.



Después de la conversión de todas las especies de azufre a  $H_2S$ , el  $H_2S$  es removido desde la corriente que va a la ventilación del gas por absorción. El mecanismo de hecho es una reacción con MDEA de acuerdo con la siguiente ecuación general:



Desafortunadamente, la MDEA también reacciona con el  $CO_2$  presente en los gases residuales:



Una consideración primera para el diseño de una Unidad de Tratamiento de Gases Residuales es absorber todo lo que sea posible de H<sub>2</sub>S, mientras que solo se van a absorber cantidades menores de CO<sub>2</sub>, de esta manera se reduce la recirculación de CO<sub>2</sub> en la Unidad de Recuperación de Azufre. La Unidad de Tratamiento de Gases Residuales está diseñada para rechazar aproximadamente el 75% del CO<sub>2</sub> en la alimentación del absorbedor del gas a la atmósfera.



## 2.4.2 Descripción del Flujo de Proceso

### 2.4.2.1. Reducción de gases residuales

La secuencia del flujo es representado en el Diagrama III.3. del flujo del proceso de reducción de gases residuales.

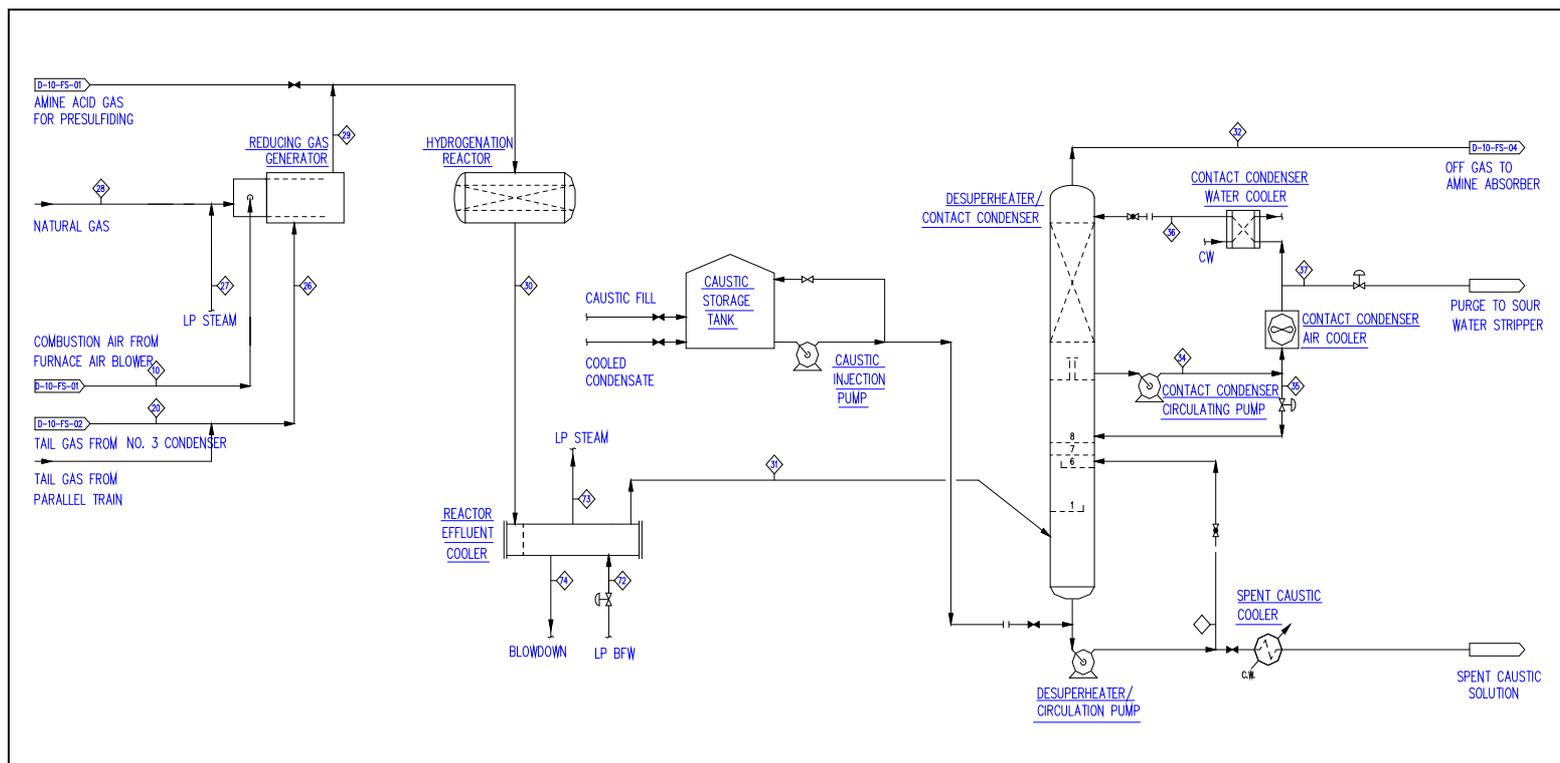


Diagrama II.3. Proceso de la reducción de los gases residuales



La unidad de recuperación de gases residuales combina  $138^{\circ}\text{C}$  y  $0.32 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  a la entrada de la alimentación al calentador. El diagrama anterior muestra que ésta corriente es precalentada por intercambio de calor con una corriente caliente de aceite a  $282^{\circ}\text{C}$ . Una corriente rica en hidrógeno es mezclada con el efluente del calentador de alimentación. El efluente del calentador de alimentación y el gas reducido de hidrógeno reaccionan en el reactor de gases residuales, en una cama con catalizador. Las reacciones de hidrogenación que se llevan a cabo en la cama con catalizador eliminan esencialmente todas las especies del azufre excepto el  $\text{H}_2\text{S}$ .

El efluente del reactor de gases residuales entra, a  $317^{\circ}\text{C}$ , al generador de vapor de residuos calientes. La corriente de proceso del gas es enfriada en el generador de vapor de residuos calientes a  $171^{\circ}\text{C}$ , generando vapor a  $3.5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  y al mismo tiempo entra a la sección de apagado de la columna. La entrada del gas es por la parte debajo de la etapa del fondo y el flujo es hacia arriba a contracorriente con el agua de enfriamiento. La corriente del agua de circulación entra en la etapa de arriba a una temperatura de  $43^{\circ}\text{C}$ .

La temperatura de la corriente del agua de apagado aumenta a  $68^{\circ}\text{C}$  ya que ésta enfría la corriente de la entrada del gas. La corriente de circulación de agua de la columna de apagado es bombeada y enviada a un enfriador antes de que regrese a la parte superior de la columna de apagado. El flujo de ésta corriente es controlado por un control de flujo. Una parte del agua que es bombeada es filtrada. Y parte del agua que es filtrada se regresa a la sección de bombeo, mientras el exceso del agua es bombeada al enfriador.

La corriente pobre de MDEA tiene un 40% de concentración en peso de MDEA.





En la columna de enfriamiento el contenido de vapor de agua del gas es reducido por condensación parcial.

El agua de enfriamiento sale de la columna de enfriamiento como un producto de fondos que es recirculado.

La mayor parte de ésta agua recirculada es bombeada para la circulación de aire de enfriamiento. El enfriamiento final del agua de recirculación se realiza en un enfriador antes de ser recirculada a la torre. Una pequeña parte del agua de enfriamiento es enviada y filtrada a un condensador. El exceso de agua es enviado a la unidad de aguas amargas como un condensado amargo. El valor de pH del agua de circulación debe ser monitoreado debido a que el valor requerido del pH debe ser menor de 6 para evitar la corrosión. Se pueden compensar los bajos valores de pH inyectando  $\text{NH}_3$  al sistema.

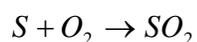
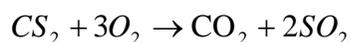
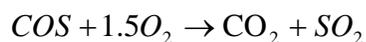
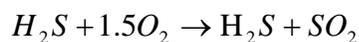
El gas tratado de la parte de arriba del absorbedor es enviado al Incinerador, donde es quemado con el aire junto con el gas combustible. Y finalmente los gases producidos son enviados a la atmósfera.

### *Incinerador*

#### Descripción del proceso

- **Proceso Químico**

La función del incinerador es de quemar todas las especies de azufre a dióxido de azufre antes de que se emitan a la atmósfera. Las reacciones de oxidación para las especies que están soportadas en azufre son:



- Descripción del Flujo de Proceso

Durante las operaciones normales, la unidad de tratamiento de gases residuales, libera el gas que es oxidado con 50% de exceso de aire a una temperatura de 649°C. Durante periodos cuando la unidad de tratamiento de gases residuales es apagada, la unidad de recuperación de azufre se mantiene oxidando con un exceso de aire del 50% a una temperatura de 816°C. La temperatura de diseño es mantenida por la combustión del gas que llega de la refinería.



### 2.4.2.3. Regeneración de MDEA

La secuencia del flujo de proceso es representado en el Diagrama III.5. del flujo del proceso de regeneración de MDEA.

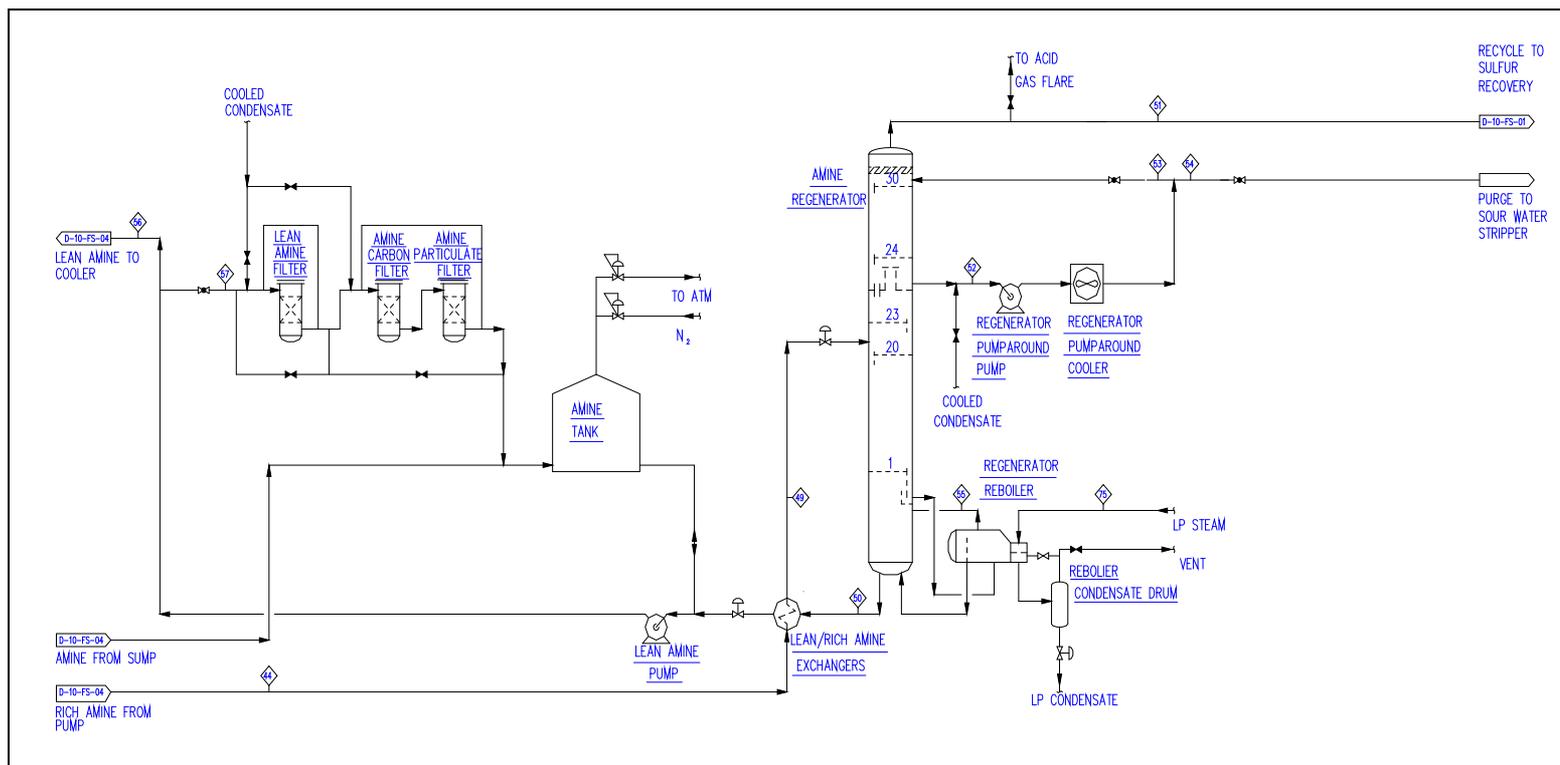


Diagrama II.5 Proceso de la regeneración de la MDEA



## CAPITULO II DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

---

La solución proveniente de las respectivas secciones de reacción y absorción son enviados al intercambiador de calor donde es calentado por medio la solución caliente que proviene del regenerador. Con el fin de evitar una incontrolada desgasificación en el intercambiador de calor, la presión de la solución debe mantenerse con una presión suficientemente alta.

La solución es alimentada en la parte de arriba de la sección de regeneración. Tres bandejas situadas por encima del punto de alimentación en la parte de arriba de la columna actúan como bandejas de agua de lavado para evitar el arrastre de aminos al sistema general del regenerador.

Mientras los flujos de la solución bajan a través de la sección de agotamiento del regenerador, los gases ácidos son siendo agotados por el vapor a contracorriente. El vapor agotado es producido por evaporación del agua de la solución regenerada en los hornos tipo kettle. Con el fin de garantizar la adecuada regeneración, el flujo de vapor de agotamiento es controlado por la temperatura del la parte alta del regenerador, la cual se trata de mantener constante aproximadamente a 119°C. Lo cual se hace controlando el flujo de condensado en las calderas que producen vapor de baja presión.

El producto del regenerador es el gas ácido agotado, el cual es alimentado a un enfriador donde la mayor parte del contenido de agua es condensada y el gas ácido es enfriado a 50°C. La mezcla vapor-líquido posteriormente es separada. Entonces el gas ácido de la unidad LTGT es enviado como recirculación de regreso a la Unidad Claus y es alimentado a la línea de gas ácido del proceso de Claus.

La presión en el regenerador debe mantenerse constante, lo cual significa que será controlada por las líneas de gas ácido.

# III INDICADORES FINANCIEROS

---

Para la evaluación de la rentabilidad de la Planta Recuperadora de Azufre se ocupan ciertos indicadores financieros, con los cuales se llevará a cabo un análisis económico, de tal manera que al conjuntar este análisis con el impacto ambiental que tiene este proyecto se podrá tomar una decisión adecuada para ver si el proyecto es factible.

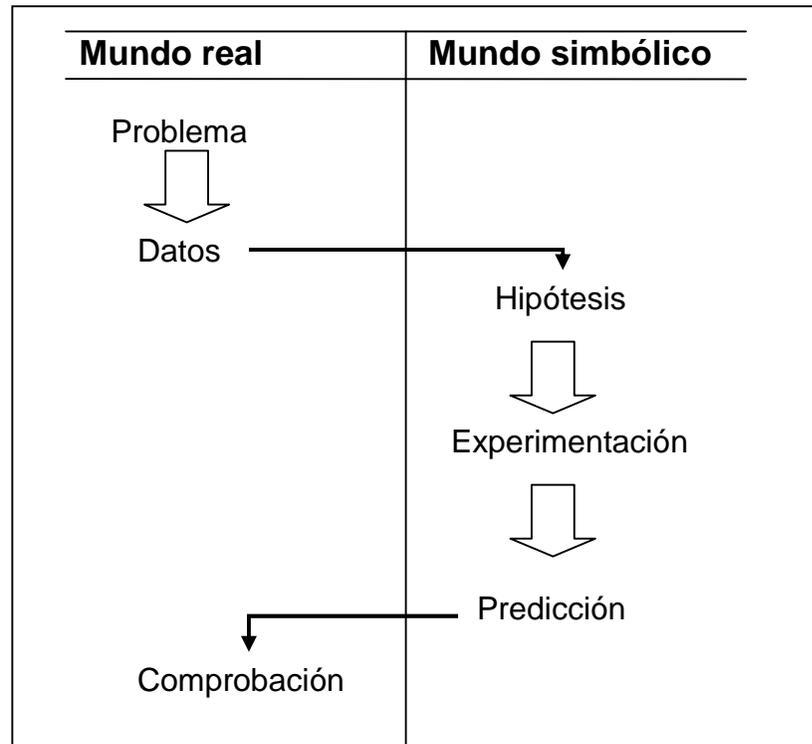
Es importante tener en cuenta que la necesidad de la construcción de esta planta se debe a que los requerimientos ambientales son cada vez más estrictos por lo que con esta planta se plantea reducir el impacto ambiental de la Refinería Lázaro Cárdenas, al emitir menos contaminantes a la atmósfera. Sin embargo el aspecto económico para ver la viabilidad de este proyecto es un factor determinante para la toma de decisiones.

Es aquí donde el economista en ingeniería utiliza el conocimiento acumulado de la ingeniería y de la economía para trazar y emplear herramientas que identifiquen el curso de acción preferente. La amplitud de los problemas, la profundidad de análisis y el panorama de aplicación que un ingeniero encuentra en su trabajo varían mucho, van desde proyectos de reducción de costos, hasta análisis complejos de grandes plantas.

Las herramientas hasta ahora desarrolladas no son perfectas y es por ello que hay una considerable discusión acerca de las bases teóricas y la forma en que deben ser utilizadas. El acercamiento fundamental a la solución de problemas económicos consiste en la elaboración de un método científico. El método está



anclado en dos mundos distintos: el real, es decir, el mundo de trabajo de cada día, y el abstracto, el mundo orientado científicamente.



**Figura III.1 Proceso para la solución de problemas.**

Como se muestra en la Figura III.1 los problemas que ocurren en la economía gerencial y de la ingeniería se originan en el mundo real de la planeación económica, la gerencia y el control. El problema se confina y aclara mediante datos del mundo real. Esta información se combina con los principios científicos aportados por el análisis en términos simbólicos para formular una hipótesis. El lenguaje simbólico ayuda al procesamiento de datos. Manipulando y experimentando con las abstracciones del mundo real, el analista puede simular múltiples configuraciones de la realidad, que de otra manera resultaría costoso e inconveniente investigarlas. Habitualmente surge una predicción como resultado de esta actividad. La conducta predicha se regresa de nuevo a la realidad, para su comprobación en forma de diseños u órdenes. Si es válida el problema queda



resuelto. Afortunadamente se han descubierto una gran cantidad de métodos que se han declarado válidos para el análisis económico.

Dado que la ingeniería económica tiene como objetivo analizar los movimientos de dinero, llamados formalmente flujo de efectivo, necesita herramientas, tanto gráficas como algebraicas, para representar de manera clara y sencilla tales flujo de efectivo; independientemente del tipo de identidad en la que se produzca, es decir, ya sea física o moral, la representación de los movimientos de dinero debe ser similar, para facilitar su estudio y comprensión en ambos casos.

Se debe tener en cuenta que las herramientas que se presentan son con las que actualmente se cuentan para evaluar cualquier tipo de inversiones y que han sido adaptadas a las circunstancias, pero no es lo mismo invertir en una empresa productora de bienes de consumo final, que invertir en la explotación de un campo petrolero o invertir en la bolsa de valores.

Para tomar la decisión de inversión correcta, solo es necesario determinar todos los flujos de efectivo separados del proyecto, ingresos y costos, y seleccionar adecuadamente la tasa mínima vigente en el mercado, la cual se considera sin riesgo. Cualquier otra forma de inversión implica un riesgo que puede ser muy elevado.

En cualquier caso siempre habrá, como referencia, una tasa mínima aceptable de rendimiento y la inversión se evaluará a través del cálculo de un valor presente neto o de una tasa interna de rendimiento.

Los siguientes conceptos y herramientas que se presentan ayudan al estudio de la evaluación económica de la Planta Recuperadora de Azufre.



### **3.1. Flujo de Efectivo**

Se dice que tiene un flujo de efectivo positivo cuando recibe dinero por la venta de sus productos; de igual forma, tendrá un flujo de efectivo negativo cuando el dinero fluya o salga de la empresa, como cuando se paga el sueldo a los trabajadores.

### **3.2. Valor Presente Neto (VPN)**

El valor presente simplemente significa traer del futuro al presente cantidades monetarias a su valor equivalente. En términos formales de evaluación económica, cuando se trasladan cantidades del presente al futuro se dice que se utiliza una tasa de interés, pero cuando se trasladan cantidades del futuro al presente, como en el cálculo del VPN, se dice que se utiliza una tasa de descuento debido a lo cual a los flujos de efectivo ya trasladados al presente se les llama flujos descontados.

El valor presente neto recibe este nombre y no simplemente valor presente porque a la suma de los flujos descontados se le resta la inversión inicial, lo que es igual a restarle todas las ganancias futuras, la inversión que les dio origen, todo esto a su valor equivalente en un solo instante en el tiempo que es el presente.

Es decir, el VPN es la ganancia (o pérdida) en términos del valor del dinero en este momento (tiempo presente), después de haber recuperado la inversión inicial. Por lo tanto, si el VPN es positivo, significará que habrá ganancias más allá de haber recuperado el dinero invertido y deberá aceptarse la inversión. Si el VPN es negativo, significará que las ganancias no son suficientes para recuperar el dinero invertido. Si este es el resultado, debe rechazarse la inversión. Si el VPN es igual a cero, significará que solo se ha recuperado tasa



rendimiento mínima aceptable (TMAR) y, por tanto, debe aceptarse la inversión. Resumiendo:

Si  $VPN \geq 0 \rightarrow$  mácéptese la inversión  
 $VPN < 0 \rightarrow$  rechácese la inversión

### **3.3. Tasa Interna de Rendimiento (TIR)**

La TIR es la tasa de descuento que hace que la suma de los flujos descontados sea igual a la inversión inicial. Se utiliza para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresada por la TIR, supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

El criterio general para saber si es conveniente realizar un proyecto es el siguiente:

Si  $TIR \geq TMAR \rightarrow$  Se aceptará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad mayor que la rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad).

Si  $TIR < TMAR \rightarrow$  Se rechazará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad menor que la rentabilidad mínima requerida.

Esto significa que cuando se utilizan ambos métodos, el VPN y la TIR, para evaluar la rentabilidad de una inversión, la decisión por cualquier método debe ser la misma.



### **3.4. Depreciación y Amortización**

Depreciación y amortización son dos conceptos que se manejan juntos. Depreciación significa bajar de precio y se refiere a la utilización de un activo fijo o tangible, el cual, debido a su uso disminuye de precio. Sin embargo, cuando se habla de la depreciación fiscal se hace referencia al hecho de que el gobierno, por medio de la Secretaría de Hacienda y Crédito Público (SHCP), permite a cualquier empresa legalmente constituida recuperar la inversión hecha en sus activos fijo y diferido, vía un mecanismo fiscal.

Por su parte, amortización es un término al cual usualmente se le asocia con aspectos financieros, pero cuando se habla de amortización fiscal, su significado es exactamente el mismo que el de depreciación. La diferencia estriba en que la amortización sólo se aplica a los activos diferidos o intangibles, tales como gastos preoperativos, gastos de instalación, compra de marcas o patentes, entre otros. La compra de una patente es una inversión, sin embargo con el paso del tiempo y con su uso, el precio de esta patente no disminuye, se deprecia, como en el caso de los activos diferidos. Por tal razón, depreciación y amortización son un mismo concepto y en la práctica ocupan un mismo rubro en el estado de resultados.

El mecanismo legal mediante el cual se recupera la inversión de los activos fijo y diferido vía fiscal, es el siguiente: la Ley de Impuesto Sobre la Renta (LISR) que establece cuales son los conceptos deducibles de impuestos. Se entiende que los impuestos se pagan sobre la base de restar a los ingresos todos los gastos comprobables, como mano de obra, que se comprueba con nominas firmadas. A la diferencia entre ingresos y costos se le llama utilidad antes de impuestos y es sobre esta base que se pagan un porcentaje determinado como impuestos. Es claro que a mayores costos, la utilidad antes de impuestos será mayor y se pagará menos en impuestos.



La LISR dice expresamente que serán deducibles de impuestos los cargos de depreciación y amortización en los porcentajes que establece la propia ley.

### **3.5 Estado de Resultados**

En términos generales, un estado de resultados es la diferencia entre los ingresos que tiene la empresa, menos todos los costos incluyendo el pago de impuestos y el reparto de utilidades a los trabajadores.

Como un estado de resultados tiene implicaciones fiscales, tanto los ingresos como los costos que se registren deben tener como base la Ley de Impuesto Sobre la Renta vigente.

Un estado de resultados es justamente para evaluar determinados hechos futuros, desde el punto de vista económico, la forma de un Estado de Resultados se presenta de manera general Tabla III.1.

**Tabla III.1 Estado de Resultados**

| <b><i>Estado de Resultados</i></b>                |
|---|
| <i>+ Ingresos totales</i>                         |
| <i>- Costos totales</i>                           |
| <i>= Utilidad antes de impuestos</i>              |
| <i>- Pago de impuesto y reparto de utilidades</i> |
| <i>= Utilidad después de impuestos</i>            |
| <i>+ Depreciación y amortización</i>              |
| <i>= Flujo neto de efectivo</i>                   |



A la izquierda de cada concepto se ha anotado el signo que corresponde al flujo en cuestión respecto de la empresa, es decir, un ingreso es positivo para la empresa, pues ésta recibe dinero tanto los costos como el pago de impuestos son negativos pues representan una salida real de efectivo.

En el rubro de costos totales, la situación es similar. De hecho, en este rubro se anotan todos los conceptos que la ley hacendaria califica como deducibles de impuestos. En general, estos conceptos se muestran en la Tabla III.2.

**Tabla III.2 Costos totales.**

|  |
|--|
| <b><i>Costos totales deducibles de impuesto</i></b>                      |
| <i>Costos de producción, directos e indirectos</i>                       |
| <i>Costos de administración, directos e indirectos</i>                   |
| <i>Costos de comercialización e los productos, directos e indirectos</i> |
| <i>Depreciación y amortización de activos</i>                            |
| <i>Intereses por concepto de deudas</i>                                  |

Se han clasificado de esta manera porque tanto la depreciación como los costos financieros suelen tener grandes variaciones. La depreciación y la utilidad deben sumarse después a impuestos porque los flujos netos de efectivo son la disponibilidad neta efectiva de la empresa. Como ya se mencionó la depreciación es un mecanismo fiscal por cual se recupera la inversión, razón por la cual se suma a la utilidad después de impuestos para obtener la disponibilidad real de efectivo.



### **3. 6. Periodo de Recuperación de la Inversión**

El periodo de recuperación de la inversión es uno de los métodos que en el corto plazo puede tener el favoritismo de algunas personas en el momento de evaluar sus inversiones ya que consiste en medir el plazo de tiempo que se requiere para que los flujos netos de efectivo de una inversión recuperen su costo.

Es importante notar que este indicador es un instrumento financiero que al igual que el Valor Presente Neto y la Tasa Interna de Retorno, nos permitirá optimizar el proceso de toma de decisiones para la evaluación de la Planta Recuperadora de Azufre, sin embargo hay que considerar que el ingreso por venta de producto es muy pequeño en comparación con el costo de la inversión total de la planta pues el único producto que se obtiene es azufre líquido.

# IV IMPACTO AMBIENTAL

---

Se entiende por contaminación atmosférica cualquier alteración de la atmósfera terrestre susceptible de causar impacto ambiental por la adición de gases o partículas (sólidas o líquidas) en suspensión en proporciones distintas a las naturales.

El nombre de contaminación atmosférica se aplica por lo general a las alteraciones que tienen efectos perjudiciales sobre la salud de los seres vivos y los elementos materiales, y no a otras alteraciones inocuas. Los principales mecanismos de contaminación atmosférica son los procesos industriales que implican combustión, tanto en industrias como en automóviles y calefacciones residenciales, que generan dióxido y monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno y azufre, entre otros contaminantes. Igualmente, algunas industrias emiten gases nocivos en sus procesos productivos, como cloro o hidrocarburos que no han realizado combustión completa.

## **4.1. Principales contaminantes atmosféricos en PEMEX**

### 4.1.1. Óxidos de Nitrógeno (NO<sub>x</sub>)

Los NO<sub>x</sub> son una mezcla de gases compuestos de nitrógeno y oxígeno. Desde el punto de vista toxicológico los más importantes son el monóxido de nitrógeno (NO) y el bióxido de nitrógeno (NO<sub>2</sub>) por su afectación a la salud.

Se liberan a la atmósfera por la combustión del gas natural utilizado en la operación de las instalaciones de PEMEX Gas. Son contribuyentes en la formación de smog fotoquímico e intervienen en las reacciones de formación y



destrucción del ozono, tanto troposférico (a nivel suelo) como estratosférico, así como en el fenómeno de la lluvia ácida.

En concentraciones mayores de 150 ppm, con exposiciones de 30 a 60 minutos, los óxidos de nitrógeno son peligrosos por los daños que causan a la salud. Adicionalmente, afectan la vegetación, producen corrosión en tejidos y materiales diversos y contribuyen a la acidificación de los suelos.

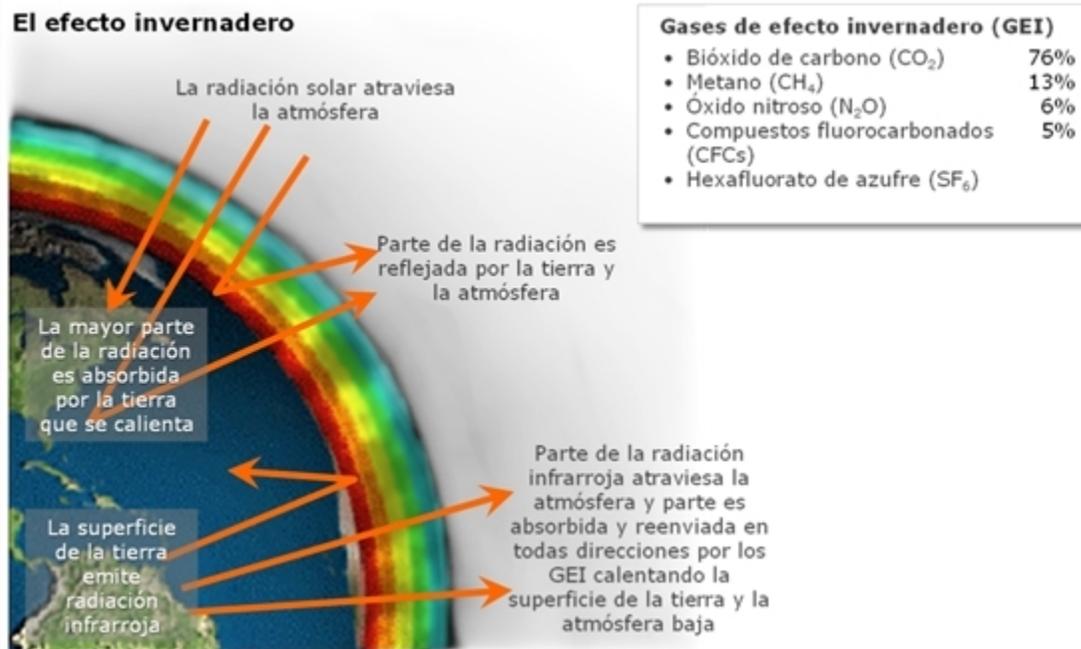
#### *4.1.2. Dióxido de Azufre (SO<sub>2</sub>)*

El dióxido de azufre se origina por la combustión o proceso de combustibles que contienen azufre (diesel y combustóleo principalmente) y la fundición de minerales ricos en sulfatos. Se genera principalmente por la industria (incluyendo las termoeléctricas), seguido de los vehículos automotores

El SO<sub>2</sub> atmosférico puede oxidarse a SO<sub>3</sub> por diferentes medios y reaccionar con la humedad del entorno (H<sub>2</sub>O) para producir partículas de ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), las cuales se dispersan en el ambiente en forma de lluvia, llovizna, niebla, nieve y rocío dando origen a un proceso de acidificación de la tierra y cuerpos de agua. Con objeto de reducir las emisiones de SO<sub>2</sub> a la atmósfera procedentes del proceso de endulzamiento (desulfuración) del gas y condensados amargos a niveles acordes con los más estrictos estándares internacionales, PEMEX Gas modernizó su infraestructura de control de emisiones por recuperación de azufre mediante el uso de los más avanzados desarrollos tecnológicos.

#### *4.1.3. Gases de Efecto Invernadero (bióxido de carbono equivalente)*

El cambio climático es una realidad y es ocasionado por el calentamiento global debido a la emisión de gases de efecto invernadero (GEI), que constituyen componentes de la atmósfera tanto naturales como antropogénicos, que absorben y re-emiten radiación infrarroja a la Tierra como se muestra en Figura IV.1.



**Figura IV.1. Gases de efecto invernadero**

El Protocolo de Kyoto (PK) se crea en 1997. Es un acuerdo internacional para reducir las emisiones a la atmósfera de GEI que inciden en el cambio climático, y estipula que los 39 países desarrollados se comprometen a reducir sus emisiones en un 5.2% de los niveles de 1990 y 1995, entre el 2008 y el 2010. México se adhiere a partir del 16 de febrero de 2005.

Este acuerdo afecta a seis gases, de los cuales aproximadamente el 76% lo constituye el bióxido de carbono, el cual es producido principalmente en los equipos de combustión, tales como calderas, hornos, turbinas de gas y durante el proceso de recuperación de azufre. El metano, con un potencial de calentamiento de 23 veces la del CO<sub>2</sub>, se emite por las fugas producidas principalmente en el transporte de gas natural y otros contaminantes con menor contribución, pero con efectos significativos como el óxido nitroso, hidrofluorocarbano, perfluorocarbonos y el hexafluoruro de carbono.



## 4.2. Emisiones a la atmósfera

Las emisiones a la atmósfera son estimadas con base en los factores AP-42 de la *Environmental Protection Agency (EPA)* de Estados Unidos. Estas emisiones son controladas y monitoreadas de acuerdo al alcance y frecuencia establecida en la normatividad. Entre 2005 y 2007 hubo un incremento de 9.3% en las emisiones de contaminantes al aire, como se puede observar Tabla IV.1.

**Tabla IV.1. Emisiones anuales de contaminantes en el aire**

| <b>Emisiones anuales (Ton)</b> |             |             |             |
|--------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| <b>Emisiones</b>               | <b>2005</b> | <b>2006</b> | <b>2007</b> |
| SOx                            | 516,976     | 512,145     | 566,115     |
| NOx                            | 91,292      | 94,023      | 105,044     |
| COV's                          | 55,109      | 49,180      | 46,961      |
| PST                            | 19,346      | 19,827      | 19,917      |
| Total                          | 682,723     | 675,175     | 738,037     |

*(PEMEX Desarrollo Sustentable)*

### *Origen de las emisiones SOx y NOx en PEMEX*

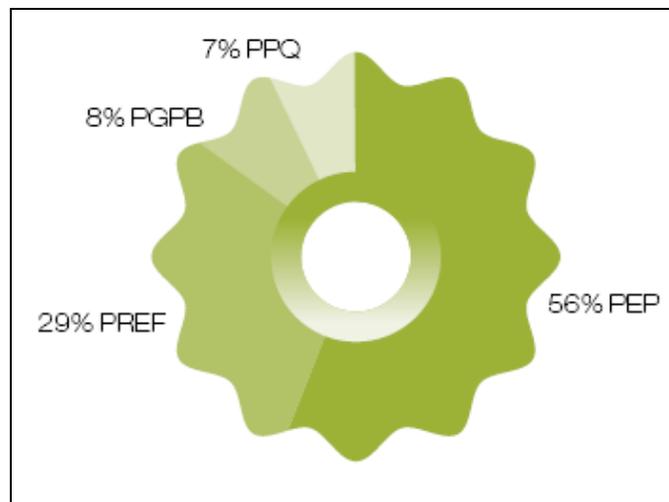
Durante 2007, las emisiones de SOx representaron 76.7%, en tanto que las de NOx representaron 14.2% de las emisiones totales al aire. Ambos contaminantes tienen su origen en las siguientes causas:

- PEMEX - Exploración y Producción: Las emisiones SOx se incrementaron por libranzas de gas amargo por alto contenido de nitrógeno, mantenimiento de equipos de compresión y paros no programados. El mayor volumen de emisiones NOx se debió a la operación de producción y mantenimiento de pozos e incremento de libranzas costa afuera.

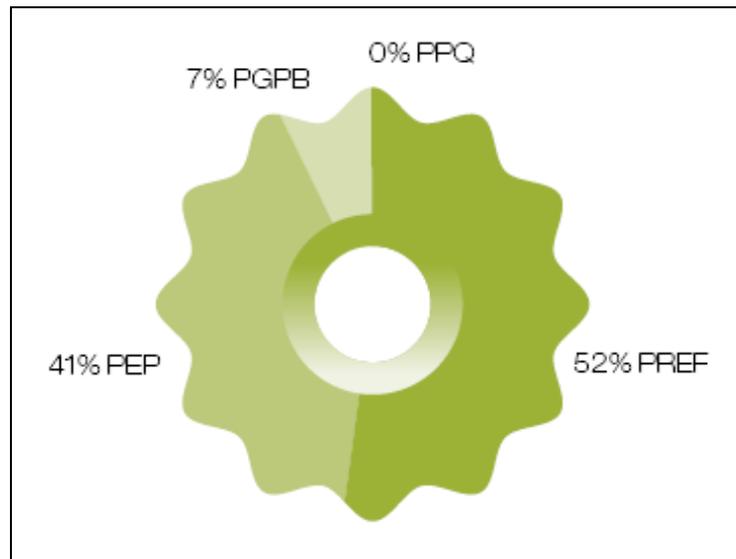


- PEMEX - Gas y Petroquímica Básica: El incremento de SOx y NOx fue originado por una mayor quema de gas ácido por las operaciones de mantenimiento de la planta de azufre II en el CPG Cd. PEMEX y al aumento de desfuegos por paros no programados en el CPG Nuevo PEMEX.
- PEMEX - Refinación: La disminución de SOx y NOx se originó principalmente por la operación de las plantas recuperadoras de azufre en la refinería de Tula.
- PEMEX - Petroquímica: La menor emisión de SOx se debe a la disminución de quemas en los complejos petroquímicos. Así mismo, el incremento de NOx se debió principalmente a un mayor consumo de combustible en las plantas de amoníaco del CPQ Cosoleacaque.

En las siguientes gráficas se muestran los porcentajes de las emisiones originadas por NOx y SOx.



**Gráfica IV.1. Origen de emisiones de NOx**  
*(PEMEX Desarrollo Sustentable)*



**Gráfica IV.2. Origen de las emisiones de SOx**  
(PEMEX Desarrollo Sustentable)

#### **4.3. Acciones de Reducción de Emisiones SOx y Nox**

Durante 2007 se publicó la norma NOM-148-SEMARNAT-2006 (Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo) que establece el límite mínimo de 90% de recuperación de azufre en las refinerías de Cadereyta, Cd. Madero, Tula y Salamanca para 2008 y en las refinerías de Salina Cruz y Minatitlán durante 2010. El cumplimiento de esta norma permitirá reducir 30% de las emisiones de SOx en los procesos de refinación, lo que supondrá un reducción estratégica de este contaminante, teniendo en cuenta que las refinerías de PEMEX generan 51.6% de las emisiones de SOx.

Para cumplir con la norma se considera la rehabilitación y modernización de las plantas recuperadoras de azufre en las seis refinerías y la adquisición de dos nuevas plantas recuperadoras de azufre en las refinerías de Minatitlán y Salamanca.



Adicionalmente, durante 2008 entrará en operación la planta de eliminación de nitrógeno (NRU) en el CPG Ciudad PEMEX que permitirá reducir el contenido de nitrógeno en el gas amargo enviado a proceso, disminuyendo la quema de este gas.

#### **4.4 Medidas de monitoreo ambiental en materia de descargas líquidas, sólidas y gases**

Las medidas de monitoreo ambiental de descargas producto de la operación y los servicios de apoyo de PEMEX deben ser conforme a la normatividad ambiental vigente en aire:

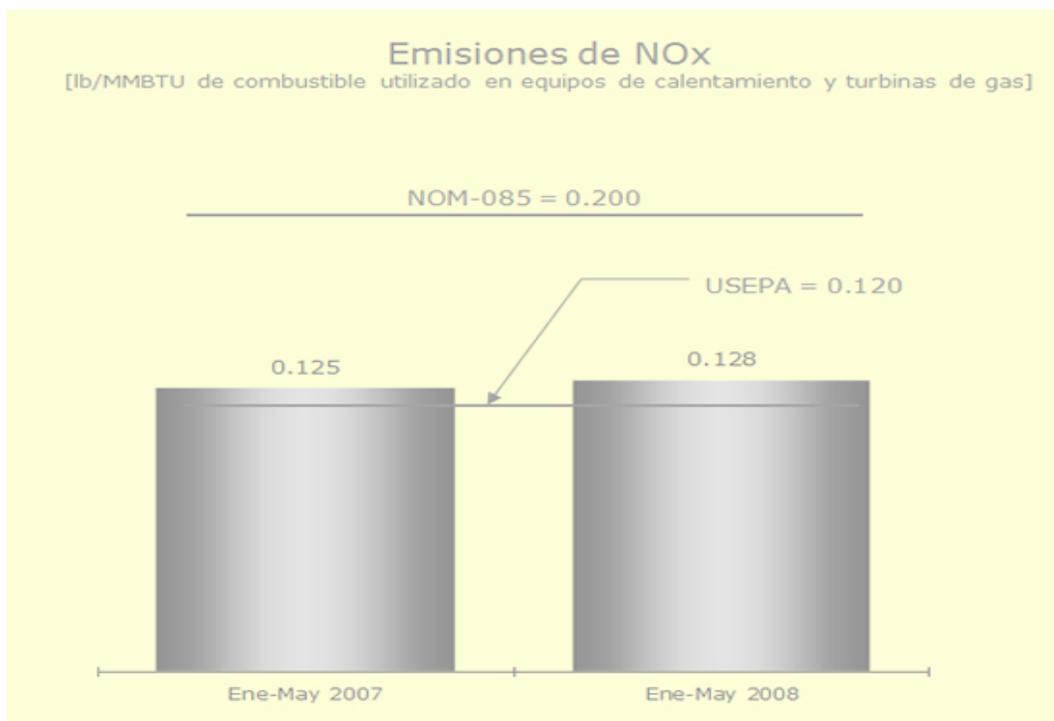
- La NOM-085-SEMARNAT-2004, la cual aplica para las emisiones provenientes de la quema de combustibles en equipos de calentamiento a fuego directo (calderas, calentadores, etc.); se realiza cuatro veces al año en zonas críticas y dos por año en el resto del país.
- NOM-137-SEMARNAT-2002, relacionada con la medición de emisiones provenientes de los procesos Claus (plantas de azufre) en PGPB. En este caso se cuenta con monitoreo continuo de las emisiones de bióxido de azufre directamente en las chimeneas de los oxidadores térmicos de las plantas de azufre.
- La NOM-137 fue impulsada por PGPB ante la SEMARNAT para reducir el nivel de emisiones de SO<sub>2</sub> en los centros procesadores de gas por medio de importantes inversiones.
- La NOM-148-SEMARNAT-2006, Anexo 1, referente a la eficiencia de recuperación de azufre en las refinerías de PEMEX-Refinación (PR) (incluye a todas las plantas de proceso de las refinerías, con un enfoque



especial a procesos Claus). La verificación de cumplimiento de la norma es en forma trimestral mediante la entrega del balance de azufre de cada refinería en donde se comprueba la eficiencia de recuperación de azufre igual o mayor al 90%.

#### **4.5 Acciones derivadas del monitoreo sobre el impacto ambiental**

En la gráfica IV.3. se muestra que las emisiones de gas, para los años 2007 y 2008, están por debajo de lo establecido en la NOM-085-SEMARNAT-1994 y ligeramente por encima de la United States Environmental Protection Agency (USEPA).



**Gráfica IV. 3. Emisiones de NOx en PEMEX 2007-2008**

*(PEMEX Desarrollo Sustentable)*



PEMEX Refinación demuestra su compromiso con el cuidado del medio ambiente al modernizar su infraestructura para disminuir las emisiones por dióxido de azufre como se muestra en la Tabla IV.2:

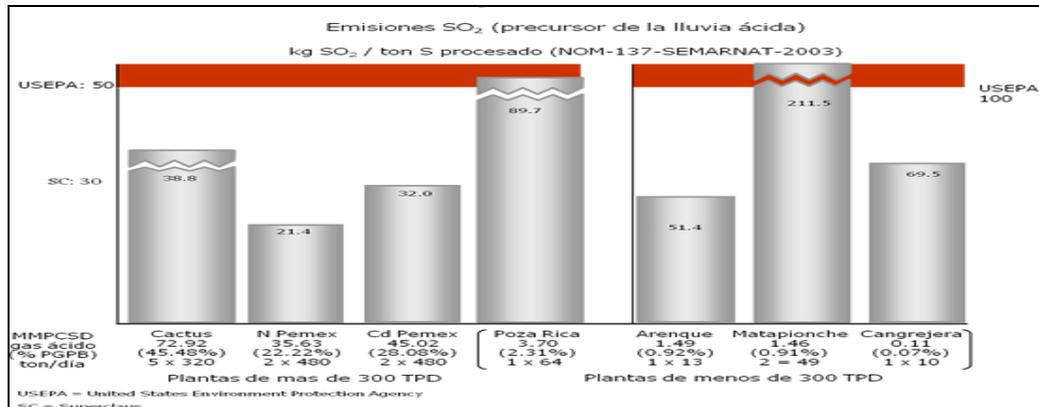
**Tabla IV.2 Modernización en la Infraestructura de PEMEX**

| <b>Centro de trabajo</b>                | <b>Modernización de infraestructura</b>  |
|---|--|
| <b>CPG Cactus</b>                       | Construcción de plantas recuperadoras de azufre nuevas con tecnología superclaus               |
| <b>CPG´s Ciudad PEMEX y Nuevo PEMEX</b> | Modernización de plantas recuperadoras de azufre con tecnología claus                          |
| <b>CPG Arenque y Sector Cangrejera</b>  | Construcción de plantas recuperadoras de azufre con tecnología claus modificado                |
| <b>CPG Matapionche</b>                  | En proyecto de sustitución de plantas existentes por una nueva que cumpla con la normatividad. |

A partir de junio de 2001, con el inicio de operaciones de las primeras plantas recuperadoras de azufre de Cactus y con el inicio de Cangrejera, en mayo de 2005, las emisiones a la atmósfera de SO<sub>2</sub> se han reducido y mantenido muy por debajo de los límites de emisión permisibles, establecidos por la normatividad internacional, como se muestra en la Gráfica IV.3 (actualizada al mes de junio de 2008):



**Gráfica IV. 4. Emisiones de SO<sub>2</sub> en PEMEX 2007-2008**



(PEMEX Desarrollo Sustentable)

Se utilizó tecnología Super Claus, con un tercer catalizador de oxidación selectiva obteniéndose eficiencias de reducción de emisiones por recuperación de azufre superiores al 98.5% en plantas con capacidad mayor de 300 t/d. En las plantas restantes se utilizó tecnología claus modificado consistente en tres reactores catalíticos. Asimismo, todas las plantas cuentan con sistemas de degasificación, para eliminar H<sub>2</sub>S (compuesto tóxico) en fosas de azufre. Se dotaron con sistemas de monitoreo continuo de emisiones a la atmósfera de bióxido de azufre. Cumplen con la NOM-137-SEMARNAT-2003 (ver apéndice 1) y con la USEPA (United States Environmental Protection Agency).

PEMEX Gas y PEMEX Refinación tiene como política ambiental la reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> y de metano, a través de acciones y proyectos para su abatimiento, y participa activamente con proyectos que contribuyen a su disminución.

La Gráfica IV.5 muestra el comportamiento de las emisiones de gases de efecto invernadero, las cuales están por debajo del límite establecido por el mercado interno de bonos de carbono de Petróleos Mexicanos.



**Gráfica IV. 5. Gases de efecto invernadero PEMEX 2006-2007**



El impacto ambiental que tiene PEMEX es grande es por ello que al mismo tiempo tiene un compromiso con la sociedad para cumplir con los requerimientos ambientales, por ello la Planta Recuperadora de Azufre es medio para cumplir con los estándares internacionales y contribuir a disminuir el impacto ambiental en la zona donde se localiza.

# V M **METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN**

---

Para la evaluación de la Planta Recuperadora de Azufre se deben tomar en cuenta ciertos indicadores financieros para ver que tan factible es económicamente. Además se analizó a través del método de propuesto por el matrimonio Ehrlich, el cuál propone que al analizar un proyecto lo hace de una manera integral, es decir, no solo se enfoca en el aspecto económico sino que pone especial atención en el impacto ambiental y las consecuencias que sufriría el ambiente o la población en caso de no llevarse acabo.

Con el flujo total de efectivo, el VPN, y el TIR se determinará si la recuperación de la inversión es factible teniendo en cuenta que el fundamento de la construcción de esta planta es disminuir el impacto ambiental de la Refinería.

Esta Planta es factible desde el punto de vista ambiental, ya que en sí mismo es un proyecto ecológico, al disminuir los contaminantes enviados a la atmósfera de tal manera que el impacto ambiental sea menor. Además el alcance del proyecto contempla el uso de tecnología y plantas de proceso que cumplan con la normatividad ambiental de manera estricta.

Sin embargo debe tomarse en cuenta que en caso de no instalarse la Planta recuperadora de Azufre, la capacidad de operación de Plantas como FCC, Hidrosulfuradoras y Reformadoras de Naftas en las Refinería se tendrían que reducir para poder cumplir las normas ambientales. Dicha acción provocaría pérdidas muy grandes. Es aquí donde estriba la factibilidad de la construcción de la Planta Recuperadora de Azufre.



*Metodología seguida para la evaluación*

Mediante el uso del simulador: Aspen Icarus Process Evaluator y con ayuda del tutorial, se evaluó la rentabilidad de una Planta Recuperadora de Azufre.

Se recopiló la información necesaria para la evaluación como los datos generales de la Planta, la descripción del proceso, las especificaciones, de cada equipo a evaluar, por citar algunos ejemplos. Esto con el fin de tener una visión global sobre la importancia de la Planta Recuperadora de Azufre tanto para la Refinería como para el país. Y de esta manera tener un mejor criterio para la evaluación al seleccionar el equipo idóneo para la planta.

Para la evaluación de la Planta se siguieron los siguientes pasos.

- a) Se crean bases de datos de costos llamadas librerías. Es aquí donde se especifican costos generales de la Planta como pueden ser mano de obra, servicios auxiliares, etc. Se aplicarán estos costos cuando así lo requiera el equipo.
- b) Se elije el equipo de acuerdo a la hoja de especificaciones, en caso de que el simulador no cuente con el equipo requerido se elegirá un equipo que sea análogo de tal manera que la hoja de especificaciones no se vea afectada.
- c) Después deberán introducirse los valores críticos, éstos son los valores más importantes, ya que sin éstos, el equipo no podrá ser evaluado por el simulador. Estos valores se encuentran en las hojas de especificaciones y son por lo general valores en donde se especifican las condiciones de operación del equipo, como presión y temperatura o medidas de capacidad del equipo.



- d) Una vez introducidos los valores críticos, se pueden introducir los demás datos requeridos, aunque el simulador puede evaluar los equipos sin estos datos, es importante introducirlos ya que los resultados obtenidos al final de la evaluación serán más cercanos a la realidad y por lo tanto la confiabilidad será mayor en la evaluación de la Planta.
- e) Para cada equipo se puede mostrar un diagrama, si así se requiere, en el cual se pueden ver las entradas, las salidas, los controladores, etc. De tal manera que el ambiente de trabajo sea más claro.
- f) Se genera un reporte individual por cada equipo evaluado en el cual se especifican costos, especificaciones y las condiciones en las cuales trabaja el equipo.
- g) Se revisa cada reporte con el fin de verificar que los datos obtenidos en la evaluación fueron coherentes. El reporte es escaneado para ver si no contiene errores, en caso de estar bien los costos para ese equipo se contemplarán en el reporte global.
- h) Una vez introducidos el total de equipos se obtiene un reporte global de la Planta, éste reporte contemplan los costos totales de inversión.
- i) Una vez obtenido el monto de inversión total de la Planta, se calcularon los indicadores financieros: el VPN, el TIR y la tasa interna de retorno.



- j) Se analizaron los resultados obtenidos en la evaluación, esto con el fin de verificar la rentabilidad de la planta.

Se evaluaron 56 equipos para la Planta Recuperadora de Azufre ubicados dentro de las secciones principales de la planta.

1. Proceso del combustión del gas ácido
2. Proceso de la conversión del gas ácido
3. Proceso de la reducción de gases residuales
4. Proceso de absorción de MDEA
5. Proceso de regeneración de MDEA

Los nombres de los equipos evaluados son los siguientes:

- 12 bombas
- 1 caldera
- 4 hornos
- 1 eductor
- 4 enfriadores
- 1 equipo de inyección para el catalizador
- 4 filtros
- 11 intercambiadores
- 3 reactores
- 1 soplador
- 6 tambores
- 2 tanques horizontales
- 2 tanques verticales
- 3 torres

# VI RESULTADOS Y ANÁLISIS

Como ya se mencionó se usó el Programa de Aspen Icarus Process Evaluator para evaluar la rentabilidad económica de la Planta Recuperadora de Azufre.

Fueron 56 equipos evaluados para obtener los costos totales de la Planta. del programa se obtiene un reporte por cada equipo evaluado.

## 6.1 Intercambiador de Calor

Los siguientes dos ejemplos de evaluaciones de los equipos se presentan en este trabajo con el fin de ejemplificar el ambiente de trabajo.

- Ejemplo 1.

Intercambiador de calor:

Tag: EA-5005

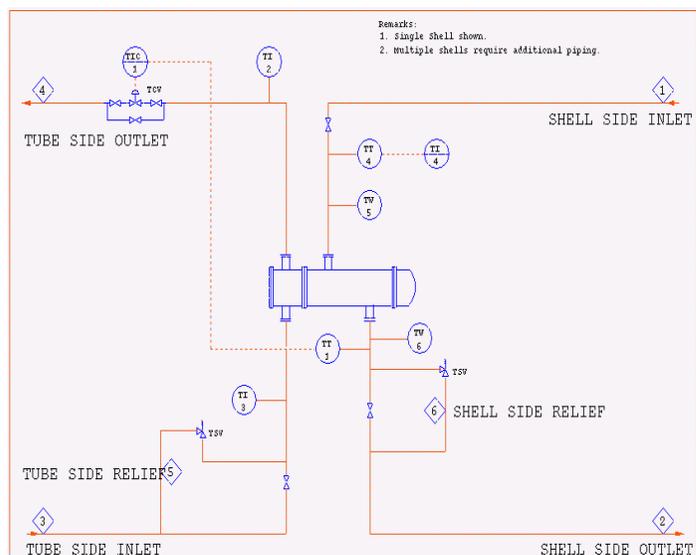
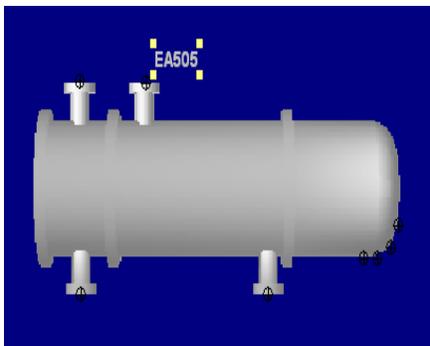


Figura VI. 2. Intercambiador especificando entradas y salidas



En el programa se introduce la información requerida para el cálculo del costo del equipo, como el tipo de intercambiador utilizado, las medidas del equipo, el tipo de material usado, por citar algunos ejemplos.

El reporte obtenido por el programa Aspen Icarus Process Evaluator para el intercambiador EA-5005 es el siguiente:

**ITEM REPORT**

**Processing Date: Tue Nov 25 08:30:11 PM 2008**

Version: IPE 11.1(Build 1228)

List of Items:

Project: Planta Recuperadora de Azufre :

Scenario : Escenario final

EA505

---

**Project: PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE**

Scenario: ESCENARIO FINAL

EA505

Item Code: DHE FLOAT HEAD

Internal Name : DHE FLOAT HEAD#1#EA504

Sizing Data

Design Data

Summary Costs

**Sizing Data**

| Description | Value | Units |
|-------------|-------|-------|
|-------------|-------|-------|

**Design Data**

| Parameter | Value | Units |
|-----------|-------|-------|
|-----------|-------|-------|



|                              |            |       |
|------------------------------|------------|-------|
| Item type                    | FLOAT HEAD |       |
| Number of identical items    | 1          |       |
| GENERAL DESIGN DATA          |            |       |
| TEMA type                    | BES        |       |
| Heat exchanger design option | STAND      |       |
| Heat transfer area           | 120.774    | M2    |
| Number of shells             | 1          |       |
| Number of tube passes        | 2          |       |
| Number of shell passes       | 1          |       |
| Vendor grade                 | HIGH       |       |
| SHELL DATA                   |            |       |
| Shell material               | CS         |       |
| Shell diameter               | 1270.000   | MM    |
| Shell length                 | 7.0000     | M     |
| Shell design gauge pressure  | 621.080    | KPA   |
| Shell design temperature     | 265.000    | DEG C |
| Shell operating temperature  | 265.000    | DEG C |
| Shell corrosion allowance    | 3.0002     | MM    |
| Shell wall thickness         | 12.000     | MM    |
| ASA rating Shell side        | 150        | CLASS |
| Number of baffles            | 14         |       |
| Shell fabrication type       | PLATE      |       |
| Expansion joint              | NO         |       |
| TUBE DATA                    |            |       |



**CAPITULO VI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                                |            |       |
|--------------------------------|------------|-------|
| Tube material                  | A 214      |       |
| Number of tubes per shell      | 327        |       |
| Tube outside diameter          | 19.050     | MM    |
| Tube length extended           | 6.0000     | M     |
| Tube design gauge pressure     | 4857.600   | KPA   |
| Tube design temperature        | 340.000    | DEG C |
| Tube operating temperature     | 262.000    | DEG C |
| Tube corrosion allowance       | 0.0600     | MM    |
| Tube wall thickness            | 2.1000     | MM    |
| Tube gauge                     | 14         | BWG   |
| Tube pitch symbol              | TRIANGULAR |       |
| Tube pitch                     | 25.400     | MM    |
| Tube seal type                 | SEALW      |       |
| TUBE SHEET DATA                |            |       |
| Tube sheet material            | CS         |       |
| Tube sheet thickness           | 145.001    | MM    |
| Tube sheet corrosion allowance | 3.0001     | MM    |
| Channel material               | A285C      |       |
| FLOATING HEAD DATA             |            |       |
| Head material Tube side        | CS         |       |
| Floating head thickness        | 32.000     | MM    |
| SHELL SIDE HEAD DATA           |            |       |
| Head material Shell side       | CS         |       |
| ASA rating Shell side          | 150        | CLASS |



**CAPITULO VI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                            |        |         |
|----------------------------|--------|---------|
| Head thickness Shell side  | 12.000 | MM      |
| HEAD DATA                  |        |         |
| Head material Tube side    | CS     |         |
| ASA rating Tube side       | 600    | CLASS   |
| Head thickness Tube side   | 32.000 | MM      |
| WEIGHT DATA                |        |         |
| Shell                      | 2700   | KG      |
| Tubes                      | 1700   | KG      |
| Heads                      | 1600   | KG      |
| Internals and baffles      | 2300   | KG      |
| Nozzles                    | 170    | KG      |
| Flanges                    | 3300   | KG      |
| Base ring and lugs         | 21     | KG      |
| Tube sheet                 | 3000   | KG      |
| Saddles                    | 190    | KG      |
| Fittings and miscellaneous | 1200   | KG      |
| Total weight               | 16200  | KG      |
| VENDOR COST DATA           |        |         |
| Material cost              | 28274  | DOLLARS |
| Shop labor cost            | 10166  | DOLLARS |
| Shop overhead cost         | 9297   | DOLLARS |
| Office overhead cost       | 6249   | DOLLARS |
| Profit                     | 6914   | DOLLARS |
| Total cost                 | 60900  | DOLLARS |



---

|                      |         |        |
|----------------------|---------|--------|
| Cost per unit weight | 3.7593  | USD/KG |
| Cost per unit area   | 504.248 | USD/M2 |

#### Summary Costs

| Item              | Material(USD) | Manpower(USD) | Manhours |
|-------------------|---------------|---------------|----------|
| Equipment&Setting | 60900.        | 1083.         | 49       |
| Piping            | 26647.        | 10430.        | 456      |
| Civil             | 1319.         | 1770.         | 105      |
| Structural Steel  | 0.            | 0.            | 0        |
| Instrumentation   | 9112.         | 2867.         | 125      |
| Electrical        | 0.            | 0.            | 0        |
| Insulation        | 13634.        | 8381.         | 428      |
| Saint             | 389.          | 931.          | 59       |
| Subtotal          | 112001        | 25462         | 1222     |

**Total material and manpower cost = USD 137500.**

Al principio del reporte se muestran todas las especificaciones requeridas para la evaluación del intercambiador es importante destacar que algunos datos son estrictamente requeridos por el programa para poder evaluar el equipo. En el caso del intercambiador de calor una vez escogido el idóneo se deben introducir los datos correspondientes al número de coraza y tubos así como la presión y la temperatura de diseño del equipo.



Una vez especificados los datos se debe escanear el equipo para ver si no hay errores. Ya que se comprueba que no hay errores en los datos introducidos se puede evaluar el equipo. En caso de haber errores se deberán corregir para que pueda correr el programa, es decir, que el equipo sea evaluado.

Al final del reporte se presenta un resumen de costos en el cual se especifican los costos para poder construir e instalar el equipo en la planta, tales como la tubería, la instalación eléctrica, la instrumentación, por citar algunos ejemplos.

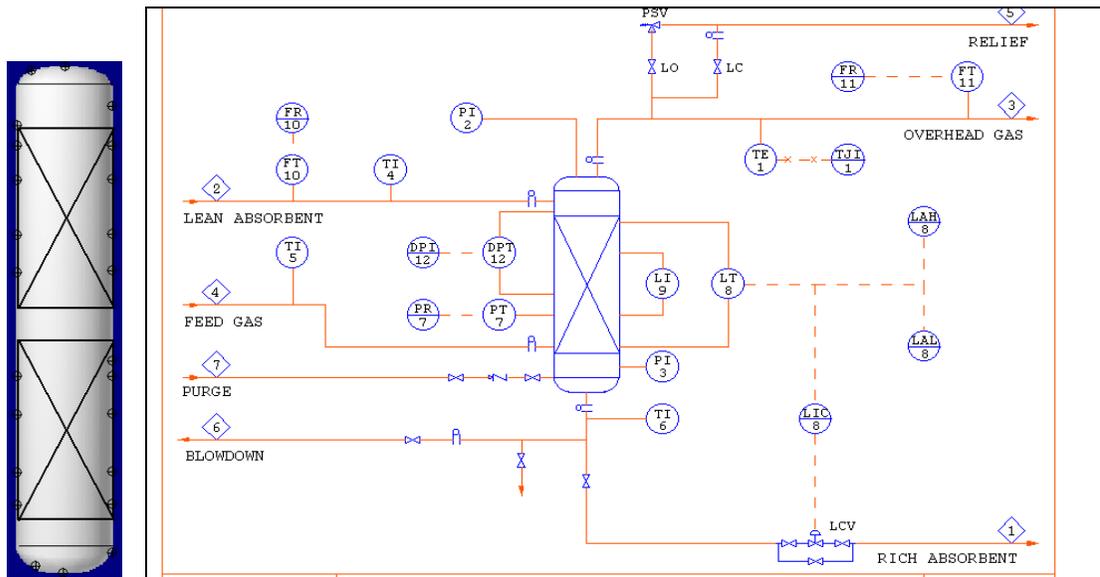
El subtotal que aparece al final del reporte va a hacer sumado con los demás subtotales de los diferentes equipos que se introduzcan al programa, para al final tener un costo total de la Planta de Recuperación de Azufre.

## 6.2 Torre de Absorción

- Ejemplo 2.

Torre de Absorción

Tag: DA-5002



**Figura IV.3. Torre de Absorción**



El procedimiento es análogo al ejemplo 1. Se introduce la información requerida para el cálculo del costo del equipo.

El reporte obtenido por el programa Aspen Icarus Process Evaluator para el intercambiador EA-5005 es el siguiente:

**ITEM REPORT**

Processing Date: Tue Nov 25 09:33:27 PM 2008

Version: IPE 11.1(Build 1228)

List of Items:

Project: Planta Recuperadora de Azufre

Scenario : Escenario final

DA-5002

---

**Project : PLANTA RECUPERADORA**

Scenario : ESCENARIO FINAL

DA-5002

Item Code: DTW PACKED

Internal Name : DTW PACKED DA

Sizing Data

Design Data

Summary Costs

**Design Data**

| Parameter | Value  | Units |
|-----------|--------|-------|
| Item type | PACKED |       |



|                                  |         |         |
|----------------------------------|---------|---------|
| Number of identical ítems        | 1       |         |
| EQUIPMENT DESIGN DATA            |         |         |
| Application                      | ABSORB  |         |
| ASME design basis                | D1NF    |         |
| Liquid volume                    | 94.635  | M3      |
| Design gauge pressure            | 204.290 | KPA     |
| Design temperatura               | 72.000  | DEG C   |
| Operating temperatura            | 72.000  | DEG C   |
| GENERAL DESIGN DATA              |         |         |
| Number of platforms              | 4       |         |
| COLUMN DATA                      |         |         |
| Shell material                   | CS      |         |
| Diameter option                  | ID      |         |
| Vessel diameter                  | 2.4400  | M       |
| Vessel tangent to tangent height | 20.235  | M       |
| Head type                        | ELLIP   |         |
| MECHANICAL DESIGN DATA           |         |         |
| Wind or seismic design           | W+S     |         |
| Fluid volume                     | 20.000  | PERCENT |
| Weld efficiency                  | 85.000  | PERCENT |
| Base material thickness          | 9.0002  | MM      |
| Corrosion allowance              | 3.1750  | MM      |
| PACKING DATA                     |         |         |
| Number of distributor plates     | 2       |         |



**CAPITULOVI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                                |         |         |
|--------------------------------|---------|---------|
| Cross sectional area           | 4.6759  | M2      |
| SECTION 1                      |         |         |
| Total packing height           | 3.0500  | M       |
| Packing volume                 | 14      | M3      |
| Packing volume per unit height | 4.6760  | M3/M    |
| VESSEL SKIRT DATA              |         |         |
| Skirt material                 | CS      |         |
| Skirt height                   | 3.7000  | M       |
| Skirt thickness                | 9.0002  | MM      |
| NOZZLE AND MANHOLE DATA        |         |         |
| Nozzle ASA rating              | 150     | CLASS   |
| Nozzle material                | A285C   |         |
| Nozzle A Quantity              | 1       |         |
| Nozzle A Diameter              | 150.000 | MM DIAM |
| Nozzle A Location              | S       |         |
| Nozzle B Quantity              | 1       |         |
| Nozzle B Diameter              | 100.000 | MM DIAM |
| Nozzle B Location              | S       |         |
| Nozzle C Quantity              | 1       |         |
| Nozzle C Diameter              | 450.000 | MM DIAM |
| Nozzle C Location              | S       |         |
| Nozzle D Quantity              | 1       |         |
| Nozzle D Diameter              | 500.000 | MM DIAM |
| Nozzle D Location              | S       |         |



**CAPITULOVI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                                |         |         |
|--------------------------------|---------|---------|
| Nozzle E Quantity              | 7       |         |
| Nozzle E Diameter              | 50.000  | MM DIAM |
| Nozzle E Location              | S       |         |
| Number of manholes             | 5       |         |
| Manhole diameter               | 900.000 | MM      |
| PROCESS DESIGN DATA            |         |         |
| Molecular weight Overhead prod | 30.000  |         |
| WEIGHT DATA                    |         |         |
| Shell                          | 11000   | KG      |
| Trays and supports             | 720     | KG      |
| Heads                          | 930     | KG      |
| Nozzles                        | 190     | KG      |
| Manholes and Large nozzles     | 2800    | KG      |
| Skirt                          | 2000    | KG      |
| Base ring and lugs             | 540     | KG      |
| Ladder clips                   | 100     | KG      |
| Platform clips                 | 250     | KG      |
| Fittings and miscellaneous     | 70      | KG      |
| Total weight less parking      | 18600   | KG      |
| VENDOR COST DATA               |         |         |
| Material cost                  | 21572   | DOLLARS |
| Shop labor cost                | 19842   | DOLLARS |
| Shop overhead cost             | 20364   | DOLLARS |
| Office overhead cost           | 10503   | DOLLARS |



**CAPITULO VI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                                |          |         |
|--------------------------------|----------|---------|
| Profit                         | 10819    | DOLLARS |
| Total cost                     | 83100    | DOLLARS |
| Cost per unit weight           | 4.4677   | USD/KG  |
| Cost per unit height or length | 27245.90 | USD/M   |
| Cost per unit volume           | 5826.790 | USD/M3  |
| Cost per unit area             | 17771.81 | USD/M2  |

*Summary Costs*

| Item              | Material(USD) | Manpower(USD) | Manhours |
|-------------------|---------------|---------------|----------|
| Equipment&Setting | 83100.        | 3361.         | 164      |
| Piping            | 31942.        | 19791.        | 873      |
| Civil             | 3409.         | 3717.         | 219      |
| Structural Steel  | 10465.        | 5728.         | 318      |
| Instrumentation   | 22696.        | 8680.         | 377      |
| Electrical        | 2232.         | 1196.         | 59       |
| Insulation        | 14332.        | 13824.        | 710      |
| Saint             | 1010.         | 2039.         | 130      |
| Subtotal          | 169186        | 58336         | 2850     |

**Total material and manpower cost=USD 227500.**



De igual forma al principio del reporte se muestran todas las especificaciones requeridas para la evaluación de la Torre de Absorción.

En el caso de la Torre de Enfriamiento una vez seleccionado el equipo, se deben introducir los datos correspondientes a las dimensiones del equipo, así como la presión y la temperatura de diseño del equipo.

Una vez especificados los datos se debe de escanear el equipo para ver si no hay errores, una vez que se comprueba que no hay errores en los datos introducidos, se puede evaluar el equipo. En caso de errores, éstos se deberán corregir para que pueda correr el programa, es decir, que el equipo sea evaluado.

Al final del reporte se presenta un resumen de costos en el cual se especifican los costos para poder construir e instalar el equipo en la planta, tales como la tubería, la instalación eléctrica, la instrumentación, por citar algunos ejemplos.

El subtotal que aparece al final del reporte va a hacer sumado con los demás subtotales de los diferentes equipos que se introduzcan al programa, para al final tener un costo total de la Planta de Recuperación de Azufre.

Para la evaluación total del proyecto se obtiene un Reporte Global donde se especifican los datos siguientes:



### 6.3 Inversión Total

La inversión total fue la siguiente:

**Tabla VI. 1. Reporte obtenido con Aspen Icarus Process Evaluator**

| EXECUTIVE SUMMARY                |   |
|----------------------------------|---|
| PROJECT NAME:                    | Planta Recuperadora de Azufre                       |
| CAPACITY:                        | 50 Ton  |
| PLANT LOCATION:                  | Minatitlán, Ver.                                    |
| BRIEF DESCRIPTION:               | Planta de Azufre                                    |
| Start Date for Engineering       | 01-Ene-08   |
| Duration of EPC Phase            | 64  |
| Completion Date for Construction | 2011  |
| Length of Start-up Period        | 20  |
| INVESTMENT:                      | -----<br>-----                                      |
| Currency Conversion Rate         | 1.00  |
| Total Project Capital Cost       | 14,994,270.29                                       |
| Total Operating Cost             | 1,706,196.11  |
| Total Utilities Cost             | 136,861.21  |
| Desired Rate of Return           | 20.00   |
| Economic Analysis Type           | IPE   |
| Version                          | 11.1  |
| System Cost Base Date            | 1Q 01   |
| Project Directory                | C:\Documents and Settings\LSYOP\Escritorio\PROYECTO |



|               |                               |
|---------------|-------------------------------|
|               | AZUFRE\Planta\Escenario final |
| Analysis Date | Tue Nov 25 17:06:20 2008      |
| Country Base  | US                            |
| Project Type  | Grass roots/Clear field       |
| Design code   | ASME                          |
| Prepared By   | KVSR                          |

**Tabla VI.2. Lista de los equipos de la Planta Recuperadora de Azufre**

| <b>EQUIP.ICS (Equipment)</b> |                       |                       |                                   |
|------------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
| <i>Area Name</i>             | <i>Component Name</i> | <i>Component Type</i> | <i>Total Installed Cost (USD)</i> |
| Acid Gas Conversion          | FA-5001               | DVT CYLINDER          | 87,000.00                         |
| Acid Gas Conversion          | FA-5002               | DVT CYLINDER          | 103,000.00                        |
| Acid Gas Conversion          | GA-5001               | DCP ANSI              | 22,600.00                         |
| Acid Gas Conversion          | GA-5002               | DCP ANSI              | 22,600.00                         |
| Acid Gas Conversion          | GC-5001               | EAC CENTRIF M         |                                   |
| Acid Gas Conversion          | BA-5001               | DHT JACKETED          |                                   |
| Acid Gas Conversion          | BF-5001               | DHE FIXED T S         | 90,600.00                         |
| Acid Gas Conversion          | FA-5003               | DHT HORIZ DRUM        | 95,700.00                         |
|                              |                       |                       |                                   |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EA-5005               | DHE U TUBE            |                                   |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EA-5004               | DHE U TUBE            |                                   |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | DC-5001               | DHT HORIZ DRUM        | 286,000.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | FA-5004               | DVT CYLINDER          | 48,800.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | FA-5005               | DVT CYLINDER          | 48,800.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EA-5001               | DHE FIXED T S         | 112,600.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EA-5002               | DHE FIXED T S         | 106,500.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EA-5003               | DHE FIXED T S         | 106,900.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EC-5001               | EHE FIN TUBE          | 168,100.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | PA-5001A              | DHT HORIZ DRUM        | 55,100.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | PA-5001B              | DCP ANSI              | 18,800.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | TH-5001               | DHT HORIZ DRUM        | 472,900.00                        |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | GA-5003               | DCP ANSI              | 29,200.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | GA-5004               | DCP ANSI              | 29,200.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | GA-5005               | DCP ANSI              | 28,000.00                         |
| Sulfur Rec. Acid Gas Conv    | EE-5001               | EEJ SINGLE STG        | 11,900.00                         |



**CAPITULOVI**  
**RESULTADOS Y ANÁLISIS**

|                    |         |                |            |
|--------------------|---------|----------------|------------|
| Tail Gas Reduction | BA-5002 | DHT JACKETED   | 195,400.00 |
| Tail Gas Reduction | DC-5003 | DHT JACKETED   | 297,600.00 |
| Tail Gas Reduction | EA-5006 | DHE FIXED T S  | 170,000.00 |
| Tail Gas Reduction | TV-5001 | DVT CYLINDER   | 123,400.00 |
| Tail Gas Reduction | GA-5008 | DCP ANSI       | 22,600.00  |
| Tail Gas Reduction | DA-5001 | DTW TRAYED     | 301,200.00 |
| Tail Gas Reduction | GA-5007 | DCP ANSI       | 48,300.00  |
| Tail Gas Reduction | GA-5007 | DCP ANSI       | 47,400.00  |
| Tail Gas Reduction | EA-5011 | EC BAROMETRIC  | 77,700.00  |
| Tail Gas Reduction | EA-5007 | DHE FIXED T S  | 51,600.00  |
| Tail Gas Reduction | GA-5006 | DCP ANSI       | 39,400.00  |
| Tail Gas Reduction | EC-5002 | DHE AIR COOLER |            |
|                    |         |                |            |
| MDEA Absorption    | BA-5004 | DVT CYLINDER   | 586,300.00 |
| MDEA Absorption    | BA-5003 | DHT HORIZ DRUM | 172,900.00 |
| MDEA Absorption    | DA-5002 | DTW PACKED     | 231,000.00 |
| MDEA Absorption    | GA-5009 | DCP ANSI       | 22,900.00  |
| MDEA Absorption    | EA-5008 | EC BAROMETRIC  | 33,400.00  |
| MDEA Absorption    | EC-5003 | DHE AIR COOLER | 166,400.00 |
| MDEA Absorption    | GA-5013 | DCP ANSI       | 22,900.00  |
| MDEA Absorption    | TH-5002 | DHT HORIZ DRUM | 82,000.00  |
| MDEA Absorption    | GA-5010 | DCP ANSI       | 33,000.00  |
| MDEA Absorption    | FG-5002 | EF CARTRIDGE   | 5,800.00   |
|                    |         |                |            |
| MDEA Regeneration  | TV-5002 | DVT CYLINDER   | 193,800.00 |
| MDEA Regeneration  | GA-5011 | DCP ANSI       | 33,700.00  |
| MDEA Regeneration  | EA-5009 | DHE FIXED T S  | 278,100.00 |
| MDEA Regeneration  | EC-5004 | DHE AIR COOLER | 113,200.00 |
| MDEA Regeneration  | FA-5006 | DVT CYLINDER   | 53,700.00  |
| MDEA Regeneration  | FG-5001 | EF CARTRIDGE   | 6,100.00   |
|                    |         |                |            |
| MDEA Regeneration  | FG-5002 | EF CARTRIDGE   | 6,100.00   |
| MDEA Regeneration  | FG-5003 | EF CARTRIDGE   | 6,100.00   |
| MDEA Regeneration  | DA-5003 | DTW TRAYED     | 238,000.00 |
| MDEA Regeneration  | GA-5012 | DCP ANSI       | 31,800.00  |

Para poder evaluar la rentabilidad de la planta se debe considerar que la Planta Recuperadora de Azufre está conformada por dos trenes por lo tanto el costo total es \$29,988,540 USD.



Para obtener el costo total de la inversión se deben tomar en cuenta los conceptos que se muestran en la Tabla VI.3.

**Tabla VI.3. Costos variables totales de producción**

| <b>Costos considerados en la inversión</b>  |                   |
|---|-------------------|
| Paquete de aire de instrumentos y de planta | 911,200           |
| Sistema de Control Distribuido              | 1,216,500         |
| Sistema de paro de emergencia               | 590,600           |
| Sistema de seguridad y contra incendio      | 959,000           |
| Sistema de gas y fuego                      | 2,493,100         |
| Catalizador inicial                         | 393,900           |
| Ingeniería básica                           | 4,211,600         |
| Patentes y licencias                        | 417,100           |
| Ingeniería para trabajos de OSBL            | 2,147,000         |
| Mecánica de suelos                          | 105,039           |
| Asistencia Técnica                          | 148,900           |
| Pruebas y arranque                          | 2,724,200         |
| Administración del proyecto                 | 2,428,300         |
| Interconexiones                             | 2,805             |
| Acondicionamiento del sitio                 | 2,634,800         |
| Sistema de intercomunicación y voceo        | 1,246,600         |
| Suministro e instalación de llenaderas      | 415,500           |
| Subestación eléctrica                       | 528,100           |
| Obra civil de periféricos                   | 642,000           |
| <i>Total</i>                                | <i>27,018,439</i> |

Para el cálculo de los costos totales de operación se debe tomar en cuenta:

- Los costos variables
- Los costos de Operación
- Gastos Fijos
- La depreciación



**6.4.1 Costos Variables.**

En los costos variables se contemplan las materias primas, los catalizadores y los servicios auxiliares. En el Caso de la Planta recuperadora de Azufre no se contemplan materias primas, por lo tanto se solo se tomarán en cuenta los servicios auxiliares y los catalizadores Sus costos se muestran en las Tablas VI.4 y VI.5.

**Tabla VI.4. Costos variables**

| <b>Servicios Auxiliares</b> |                   |
|-----------------------------|-------------------|
| Vapor media presión         |                   |
| Importe U.S. \$             | -2,196,476        |
| Agua desmineralizada        |                   |
| Importe U.S. \$             | 85,732            |
| Gas combustible             |                   |
| Importe U.S. \$             | 433,411           |
| Condensado de baja presión  |                   |
| Importe U.S. \$             | -7,883            |
| Energía eléctrica           |                   |
| Importe U.S. \$             | 423,350           |
| Agua de enfriamiento        |                   |
| Importe U.S. \$             | 3,195             |
| <i>Total</i>                | <i>-1,258,671</i> |

**Tabla VI.5. Costo del catalizador**

| <b>Químicos</b> |           |
|-----------------|-----------|
| Nitrógeno       |           |
| Importe U.S. \$ | \$225,829 |

El importe por costos variables da un total de \$ -1,032,841 USD.



#### 6.4.2. Costos de Operación.

Los costos de operación se desglosan en la Tabla VI.6

**Tabla VI.6. Costo de operación**

| <b>Material y mano de obra</b>             |                  |
|--|------------------|
| En operación (mano de obra directa)        |                  |
| Importe U.S. \$                            | 393,772          |
| En mantenimiento (material y mano de obra) | 1,104,922        |
| Importe U.S. \$                            | 177,197          |
| <i>Total</i>                               | <i>1,498,694</i> |

Los costos totales de operación son de \$1,498,694 USD.

#### 6.4.3 Gastos Fijos.

En los costos fijos se contempla el seguro, impuesto sobre la propiedad y generales de la planta. Estos costos se muestran en la Tabla VI.7.

**Tabla IV.7. Gastos Fijos**

|                                     |                  |
|-------------------------------------|------------------|
| Generales de Planta                 |                  |
| Importe U.S. \$                     | 974,151          |
| Fijos directos                      |                  |
| Importe U.S. \$                     | 177,197          |
| Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad |                  |
| Importe U.S. \$                     | 939,536          |
| <b>Total</b>                        | <b>2,090,884</b> |

El monto total de de los Costos Fijos es de \$ 2, 090,884 USD.

#### 6.4.4 Depreciación

Se considera una depreciación a 20 años

Depreciación: \$ 2,554,962 USD.



Si se toman en cuenta los conceptos antes mencionados tenemos un *Costo Total de Producción de \$ 2,887,205 USD.*

La planta solo genera azufre como producto por tanto es el único ingreso por ventas de productos.

**Tabla IV.8. Ingreso por Venta de Productos**

| Total productos      |            |
|----------------------|------------|
| <i>Azufre</i>        |            |
| Ton (año)            | 32,340     |
| Importe (U.S.\$/TON) | 30.538     |
| Azufre               | \$ 987,610 |

## **6.5 Indicadores Financieros**

El valor presente Neto es: -32,060,123

Tasa de interés anual del 12%,

El horizonte del proyecto es de 20 años

El cálculo del Valor Presente Neto es un método de análisis con el cual se trae del futuro al presente cantidades monetarias o su valor equivalente.

Es importante aclarar que cada una de las situaciones descritas anteriormente están sujetas al tipo de inversión y a las situaciones en las cuales se presente.

En nuestro caso se tiene un Valor Presente Neto de -32,060,123 dólares si se toma un periodo de operación de 20 años; lo cual significa que la no habrá recuperación de la inversión. Lo anterior debido a que las ganancias por el ingreso por venta de producto son pocas. Pues solo se tiene azufre como producto final del proceso. A pesar de lo anterior este es un proyecto ecológico el cual reduce el impacto ambiental de la Refinería de Minatitlán, Ver., y no genera ganancias



para la misma. Además si esta unidad de inversión no se llevara a cabo se tendrían las siguientes consecuencias:

- La producción de la Refinería tendría una disminución que se incrementaría con el tiempo, ya que para poder cumplir con las especificaciones ambientales, la producción de las plantas que alimentan a la Planta Recuperadora de Azufre tendría que disminuir, afectando significativamente la operación de la Refinería.
- No cumplimiento a la Normatividad Ambiental NOM-148-SEMARNAT-2006 para emisiones de Azufre en Refinerías ya que estará vigente a partir del 1º. de enero del 2010.
- No se contará con la recuperación de azufre de corrientes amargas, ya que no se contará con la Nueva Planta y la capacidad de operación de Plantas tan importantes como FCC, Hidrodesulfuradoras y Reformadoras de naftas se verán afectadas.
- No se cumplirá con las especificaciones a nivel mundial de emisiones de Azufre para este tipo de Plantas.
- Se corre el riesgo de continuar con el incumplimiento de las normatividad, poniendo en riesgo el Recurso Humano, y las instalaciones propias y adyacentes; además del no cumplimiento con los Programas de Producción de la Refinería.
- Posible riesgo de daños en fluxerías y tuberías de los equipos que componen la Planta de Azufre actual (condensadores, fosa recuperadora de azufre, calentador poniendo en riesgo la seguridad, la integración física del personal y de las plantas de proceso).
- No poder reducir la emisión de contaminantes solicitados por las normas ambientales para medición de las mismas.
- Altos costos de operación por no poder incrementar la Eficiencia de la Planta de Azufre actual.

# VII CONCLUSIONES

---

La planta de recuperación de azufre es necesaria para la operación de la Refinería debido a que se requiere cumplir con las normas ambientales. Esta planta formará una sinergia con las plantas en la Refinería para poder aprovechar al máximo los recursos con lo que se cuenta.

La Planta de Recuperación de Azufre por sí sola no es factible económicamente ya que sus ingresos por venta de productos no alcanzan a cubrir el costo de la inversión, sin embargo en el caso de no construirse ésta planta generaría grandes pérdidas para la refinería al estarse viendo afectados otras plantas como la de FCC, las hidrosulfuradoras y las reformadoras de naftas, por tanto es aquí donde se ve la rentabilidad de esta planta. Si se generara la sinergia antes mencionada entre la Plantas de la Refinería éstas no tendrían pérdidas y al mismo tiempo se estará cumpliendo con las normas ambientales, por lo que se reducirá el impacto ambiental de la Refinería.

Adicionalmente al concluir la construcción de esta unidad de inversión se logrará tener la capacidad necesaria para procesar todo el volumen que se genera actualmente de gas ácido en las plantas de proceso de la Refinería de Minatitlán. Además de que eliminará la emisión de contaminantes a la atmósfera que se genera al quemar el volumen de gas ácido proveniente de las plantas de aguas amargas al tener en la nueva planta recuperadora de azufre la capacidad para procesarlas. Además se podrá lograr una alta recuperación de azufre, y la operación de la refinería podrá ser continua y estable.



Adicionalmente al cumplir con los lineamientos para el mejoramiento de la seguridad industrial, protección ambiental y salud indicados, PEMEX se encuentra en un proceso de cumplimiento total de las normas ambientales.

Considerando que para la protección del medio ambiente es necesario controlar la emisión de contaminantes a la atmósfera, con la finalidad de asegurar la calidad del aire en beneficio de la salud y bienestar de la población y de preservar el equilibrio ecológico en las regiones donde se ubica la Refinería de Minatitlán, Veracruz, se evalúa la rentabilidad de una Planta de Azufre, llegándose a la conclusión de que la planta si es factible económicamente y de igual forma desde el punto de vista ambiental.

# BIBLIOGRAFÍA

---

1. Chan S. Park, Gunter P. Sharp-Bette, “*Advanced Engineering Economics*”, Ed. John Wiley & Sons, Inc., EUA, 1990.
2. David S. J. Jones and Peter R. Pujadó, *Handbook of Petroleum Processing*, Springer, Netherlands, 2006.
3. Faraji F., Sakari I. Co. Catalyzed conversion of  $H_2S$  to  $H_2 + S$ . Reaction between CO and  $H_2O$ , Industrial and Engineering Chemical Research, 1996.
4. H. Gary, James, “*Petroleum Refining Technology and Economics*”, Ed. Marcel Dekker, Inc., Nueva York, 1980.
5. Jones DSJ. *Elements of petroleum processing*. New York: J. Wiley & Sons; 1995.
6. L. Rings James Ingeniería Económica, Ed. Mc Graw Hill, México, 1997.
7. Mc Ketta J. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. EUA, 2003.
8. Parkash, Surinder, *Refining Processes Handbook*, Elsevier, USA, 2003.
9. Santamaría Rodríguez, Erika. TESIS, “Análisis y simulación de la planta recuperadora de azufre en la refinería de Minatitlán con el propósito de aumentar su eficiencia y reducir su impacto ambiental”, Facultad de Química, UNAM, 2003.
10. Vasily Simanzhenkov, “*Crude Oil Chemistry*”, Ed. Marcel Dekker, Inc., Nueva York, 2003.

# ANEXO 1

---

## **NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-148-SEMARNAT-2006, CONTAMINACION ATMOSFERICA.- RECUPERACION DE AZUFRE PROVENIENTE DE LOS PROCESOS DE REFINACION DEL PETROLEO**

### *1. Objetivo*

Esta Norma Oficial Mexicana establece los requisitos para la recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación de petróleo con el fin de reducir las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera. Establece también el método de cálculo correspondiente.

### *2. Campo de aplicación*

Esta Norma Oficial Mexicana aplica en todo el territorio nacional y es de observancia obligatoria para los responsables de la refinación del petróleo.

### *3. Definiciones*

*3.1 Azufre recuperado,  $S_R$ :* cantidad de azufre elemental que se obtiene en las plantas recuperadoras de azufre y deja de ser emitida a la atmósfera; se expresa en toneladas por día.

*3.2 Azufre en productos,  $S_P$ :* cantidad de azufre contenida en los diversos productos petrolíferos terminados, intermedios y combustibles que se producen en la refinería; se expresa en toneladas por día. Incluye el azufre contenido en los combustibles que consume la refinería.



3.3 *Azufre a quemadores y oxidadores térmicos*,  $S_Q$ : cantidad de azufre que no fue posible recuperar y se emite a la atmósfera en forma de bióxido de azufre ( $SO_2$ ) a través de los quemadores de campo y oxidadores térmicos de la refinería; se expresa en toneladas por día.

3.4 *Azufre total* ( $S_T$ ): cantidad de azufre contenida en el crudo y en los otros insumos que se procesan en la refinería; se expresa en toneladas por día.

3.5 *Otros insumos*: productos intermedios que se reciben en las refinerías para su proceso, además del crudo.

3.6 *Oxidador térmico*: equipo de combustión a fuego directo cuya función es la oxidación de los compuestos de azufre a bióxido de azufre antes de ser liberados a la atmósfera; forma parte de la planta recuperadora de azufre.

3.7 *Planta recuperadora de azufre*: instalación empleada para transformar compuestos de azufre en azufre elemental, que al ser recuperado deja de emitirse a la atmósfera; los compuestos de azufre no recuperados pasan al oxidador térmico.

3.8 *Quemadores de campo*: dispositivos de seguridad que se utilizan para quemar los gases o líquidos que se envían a desfogue de las plantas de proceso durante las operaciones de arranque, situaciones de emergencia o paros programados.

3.9 *Recuperación de azufre*: azufre recuperado ( $S_R$ ) expresado como porcentaje respecto de la diferencia entre el azufre total y el azufre que queda en productos ( $S_T - S_P$ ).



3.10 *Responsables*: organismos públicos establecidos en los artículos 1 y 3 de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal, que realizan las actividades de refinación de petróleo a que se refiere esta Norma.

#### 4. *Especificaciones y requisitos*

4.1 Todas las corrientes que contienen los compuestos de azufre liberados en la refinación del petróleo y en los procesos de desulfurización asociados deben ser tratadas con el fin de recuperar el azufre y reducir la emisión de contaminantes a la atmósfera.

4.2 La recuperación de azufre de las refinerías de petróleo deberá ser mayor o igual a 90% a más tardar en las fechas que se indican a continuación:

- a. Fecha de entrada en vigor de esta Norma: las refinerías ubicadas en Cadereyta, N.L., Ciudad Madero, Tamps. y Tula, Hgo.
- b. 1 de marzo de 2008: la refinería ubicada en Salamanca, Gto.
- c. 1 de enero de 2010: las refinerías ubicadas en Minatitlán, Ver. y Salina Cruz, Oax.

4.3 La recuperación de azufre debe determinarse conforme a lo señalado en el numeral 5.3 de la presente Norma.

4.4 La recuperación de azufre de refinerías que se instalen en fecha posterior a la entrada en vigor de esta Norma, deberá ser mayor o igual a 95%.

4.5 Cada refinería debe determinar y registrar en la bitácora a que hace referencia el artículo 17 del Reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en Materia de Prevención y Control de la Contaminación de la Atmósfera, la recuperación de azufre y la información necesaria para calcularla: fecha, volumen y peso específico de crudo y de otros



insumos procesado por día y su concentración de azufre ( $S_T$ ), volumen y peso específico de los diferentes productos petrolíferos obtenidos por día y concentración de azufre en ellos ( $S_P$ ), azufre recuperado ( $S_R$ ), azufre a quemadores ( $S_Q$ ) y azufre enviado a comercialización respaldado con las notas de remisión correspondientes. En el Anexo 1 se muestra el formato de bitácora, que contiene la información necesaria para calcular la recuperación de azufre.

4.6 Se debe informar en la Cédula de Operación Anual la emisión total de bióxido de azufre y la recuperación de azufre.

#### 5. Método de cálculo

5.1 La recuperación de azufre se debe determinar diariamente mediante un balance de azufre de la refinería con base en los siguientes **parámetros, los cuales se expresan en toneladas por día (ton/día)**.

5.1.1  $S_T$ , azufre total: se obtiene multiplicando el volumen de crudo y de otros insumos procesado en un día, por su peso específico y por la concentración promedio de azufre en peso.

5.1.2  $S_P$ , azufre en productos: para obtenerlo se multiplica el volumen producido en un día por su peso específico y por la concentración promedio en peso de azufre.

Los resultados parciales para cada producto se suman para determinar el total de azufre en productos.

5.1.3  $S_R$ , azufre recuperado: se determina cada 24 horas por medición directa en el almacén de producto; en el caso de fosas de almacenamiento de azufre, se determina mediante un sistema de medición de nivel electrónico o manual; se toma en cuenta la geometría de la fosa, la temperatura y la densidad para calcular



el peso del azufre recuperado, en toneladas por día. En caso de haber extracciones de azufre para su envío a comercialización, se debe considerar el peso del azufre extraído en ese mismo periodo.

5.1.4  $S_Q$ , azufre a quemadores y oxidadores térmicos: se puede determinar por medición directa o por medición indirecta con base en el balance de azufre el cual considera el azufre total, el azufre recuperado y el azufre en productos. Se debe asentar en la bitácora la emisión de bióxido de azufre (ton/día) de la refinería y la emisión acumulada trimestral.

5.2 El balance de azufre de una refinería se expresa por la ecuación (1):

Ecuación (1)  $S_T = S_P + S_R + S_Q$

$S_Q$ : Azufre a quemadores y oxidadores

*Sistema de Recuperación*

$S_P$ : Azufre en productos (combustóleo, gasolina, asfalto, diesel,)

$S_T$ : Azufre total en crudo y otros insumos

$S_R$ : Azufre recuperado

5.3 La recuperación de azufre se calcula diariamente mediante la ecuación 2 y se registra en al bitácora; la recuperación acumulada trimestral se calculará en los meses de abril, julio, octubre y enero de cada año y debe cumplir lo señalado en el numeral 4.2 de esta Norma.

Ecuación (2):  $RECUPERACION (\%) = 100\% [S_R / (S_T - S_P)]$

Para la obtención de la recuperación acumulada trimestral no se consideran los valores de los balances diarios obtenidos durante las siguientes condiciones:



a. Contingencias que impliquen la salida de operación del sistema de reducción de emisiones, operaciones de paro de la planta recuperadora para mantenimiento y cambios de catalizador, así como operaciones de estabilización durante el arranque de la planta, siempre que no excedan de 360 horas (15 días) en un periodo de un año calendario.

b. Reparación mayor de las plantas recuperadoras de azufre, siempre que no excedan de 30 días naturales en un periodo de dos años.

c. En caso de paros o fallas en las plantas recuperadoras de azufre por causas no previstas en la presente Norma, se dará aviso a la PROFEPA del paro y reinicio de operaciones.

**5.4** El peso específico y el contenido de azufre en el crudo en otros insumos y en los diversos productos se determina mediante el muestreo y análisis en el laboratorio o en línea, conforme a los métodos de prueba establecidos en las normas oficiales mexicanas correspondientes. En tanto no se publiquen éstas, se podrán emplear los métodos de prueba indicados en el numeral 8, o equivalentes, de acuerdo a lo establecido en el título tercero de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización (LFMN) y el Título Cuarto del Reglamento de dicha Ley.

## 6. Evaluación de la conformidad

6.1 La evaluación de la conformidad será realizada por la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, por conducto de la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente o los organismos de tercera parte acreditados y aprobados en los términos de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización.

6.2 La entidad a cargo de la evaluación de la conformidad verificará que en la bitácora esté registrada toda la información necesaria para obtener el balance de azufre, descrita en el numeral 4.4 de la presente Norma.



6.3 La entidad a cargo de la evaluación de la conformidad verificará que los análisis, mediciones y cálculos se han llevado a cabo siguiendo los procedimientos establecidos en la presente Norma y se han realizado por laboratorios debidamente acreditados.

6.4 Se verificará la memoria de cálculo (balance de azufre) de la recuperación de azufre diaria y se verificará que el acumulado trimestral cumple como mínimo el porcentaje que se especifica en el numeral 4.2 de la presente Norma.

6.5 Una vez concluida la verificación, la entidad a cargo de la evaluación de la conformidad levantará un Acta de Verificación en la que hará constar los hechos u omisiones encontrados.

#### *7. Grado de concordancia con normas y lineamientos internacionales*

Esta Norma no coincide con ninguna norma internacional; no existen normas mexicanas que hayan servido de base para su elaboración.

#### *8. Bibliografía*

8.1 NOM-022-SSA1-1993. Salud ambiental. Criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al bióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). Valor normado para la concentración de bióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) en el aire ambiente, como medida de protección a la salud de la población. DOF de 18 de agosto de 1994.

8.2 ASTM D 4294-03 Standard Test Method for Sulfur in Petroleum Products by Energy-Dispersive X-Ray Fluorescence Spectrometry (Método de prueba estándar para azufre en productos de petróleo por espectrometría de rayos X de fluorescencia por dispersión de energía).

8.3 ASTM D 7039-04 Standard Test Method for Sulfur in Gasoline and Diesel Fuel by Monochromatic Wavelength Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry



(Método de prueba estándar para azufre en gasolina y diesel por espectrometría de rayos X de fluorescencia por dispersión de longitud de onda monocromática).

8.4 ASTM D7041-04 Standard Test Method for Determination of Total Sulfur in Light Hydrocarbons, Motor Fuel and Oils by Online Gas Chromatography with Flame Photometric Detection (Método de prueba estándar para determinación de azufre total en hidrocarburos ligeros, combustible para motor y aceites por cromatografía de gases en línea con detección fotométrica de flama).

8.5 UOP method 9-85: Hydrogen sulfide in gases by the Tutwiler method (Acido sulfhídrico en gases por el método de Tutwiler).

#### *9. Observancia de esta Norma*

La Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, por conducto de la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente vigilará el cumplimiento de la presente Norma Oficial Mexicana. Su incumplimiento será sancionado conforme a lo establecido en la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente y los demás ordenamientos jurídicos aplicables.

# ANEXO 2

## COMBUSTIÓN DEL GAS ÁCIDO

| Stream No.             | 1                   | 2                     | 3                     | 4                     | 5                 | 6                 | 7                        | 8             | 9              | 10               | 11                       | 51                    | 60                  | 61                    | 62                     | 80               | 81                   |
|------------------------|---------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-------------------|-------------------|--------------------------|---------------|----------------|------------------|--------------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|------------------------|------------------|----------------------|
| Description            | Total Acid Gas Feed | Ammonia Acid Gas Feed | Acid Gas to Dne Train | Ammonia AG to Dne Tr. | AG to RF Fr. Zone | AG to RF Rr. Zone | Air from Comb Air Blower | Main Comb Air | Trim Comb. Air | Comb. Air to RGG | Reaction Cooler Effluent | Regen. Off-gas to SRU | HP BFW to Stm. Drum | HP Stm. fr. Stm. Drum | Blowdown fr. Stm. Drum | Start-up LP Stm. | Start-up Natural Gas |
| Component, Kgmole/h    |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| H2S                    | 208.25              | 103.82                | 114.00                | 51.91                 | 77.83             | 36.17             |                          |               |                |                  | 49.69                    | 19.78                 |                     |                       |                        |                  |                      |
| SO2                    |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 24.88                    |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| H2O                    | 3.31                | 51.90                 | 2.69                  | 25.95                 | 1.83              | 0.85              | 55.33                    | 23.22         | 0.97           | 6.95             | 236.43                   | 2.05                  | 854.44              | 828.80                | 25.64                  | 27.64            |                      |
| O2                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   | 270.35                   | 113.47        | 4.73           | 33.95            |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| N2                     | 0.64                |                       | 0.32                  |                       | 0.22              | 0.10              | 1017.28                  | 426.98        | 17.79          | 127.74           | 471.12                   |                       |                     |                       |                        |                  | 0.20                 |
| S2                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 1.83                     |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| S4                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 0.07                     |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| S6                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 11.70                    |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| S8                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 2.16                     |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| CO2                    | 5.87                |                       | 5.47                  |                       | 3.73              | 1.73              |                          |               |                |                  | 6.60                     | 5.10                  |                     |                       |                        |                  | 0.32                 |
| H2                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 14.05                    |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| CO                     |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 0.69                     |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| COS                    |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  | 0.07                     |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| CS2                    |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| C1SH                   |                     | 0.34                  |                       | 0.17                  |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| HCN                    |                     | 0.30                  |                       | 0.15                  |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| NH3                    |                     | 103.82                |                       | 51.91                 |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| Phenols                |                     | 0.24                  |                       | 0.12                  |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| Hydrocarbons           | 3.15                |                       | 1.57                  |                       | 1.08              | 0.50              |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  | 28.15                |
| MDEA                   |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       |                     |                       |                        |                  |                      |
| Total, Kgmole/h        | 221.23              | 260.42                | 124.05                | 130.21                | 84.69             | 39.35             | 1342.96                  | 563.67        | 23.49          | 168.64           | 819.29                   | 26.92                 | 854.44              | 828.80                | 25.64                  | 27.64            | 28.67                |
| Mass Flow, Kg/h        | 7484                | 6266                  | 4209                  | 3133                  | 2873              | 1335              | 38148                    | 16012         | 667            | 4790             | 24020                    | 936                   | 15397               | 14935                 | 462                    | 498              | 498                  |
| Mole Weight            | 33.83               | 24.08                 | 33.93                 | 24.08                 | 33.93             | 33.93             | 28.41                    | 28.41         | 28.41          | 28.41            | 29.32                    | 34.76                 | 18.02               | 18.02                 | 18.02                  | 18.02            | 17.37                |
| Vapor Flow, m3 (std)/d | 125569              | 147686                | 70410                 | 73843                 | 48069             | 22342             | 762273                   | 319946        | 13332          | 95717            | 465048                   | 15278                 |                     | 470400                |                        | 15688            | 16272                |
| Liquid Flow, m3/h      |                     |                       |                       |                       |                   |                   |                          |               |                |                  |                          |                       | 16.26               |                       | 0.59                   |                  |                      |
| Density, Kg/m3         | 2.018               | 1.323                 | 2.003                 | 1.315                 | 2.003             | 2.003             | 1.553                    | 1.553         | 1.553          | 1.553            | 0.765                    | 2.022                 | 947                 | 22.2                  | 790                    | 2.120            | 3.640                |
| Viscosity, cP          | 0.013               | 0.011                 | 0.013                 | 0.011                 | 0.013             | 0.013             | 0.021                    | 0.021         | 0.021          | 0.021            | 0.028                    | 0.015                 | 0.236               | 0.018                 | 0.105                  | 0.016            | 0.012                |
| Temperature, C         | 43.0                | 70.0                  | 44.2                  | 70.0                  | 44.2              | 44.2              | 93.3                     | 93.3          | 93.3           | 93.3             | 396.1                    | 51.1                  | 117.2               | 256.2                 | 256.2                  | 200.0            | 40.0                 |
| Pressure, Kg/cm2       | 1.60                | 1.60                  | 1.59                  | 1.59                  | 1.59              | 1.59              | 1.70                     | 1.70          | 1.70           | 1.70             | 1.48                     | 1.60                  | 44.95               | 44.95                 | 44.95                  | 4.60             | 5.50                 |
| Enthalpy, mm Kcal/h    | 0.0504              | 0.1210                | 0.0290                | 0.0605                | 0.0199            | 0.0093            | 0.7344                   | 0.3082        | 0.0129         | 0.0922           | 2.9415                   | 0.0040                | 1.8214              | 9.9816                | 0.1231                 | 0.3399           | 0.0020               |



ANEXO 2

CONVERSIÓN DEL GAS ÁCIDO

| Stream No.             | 11                       | 12                   | 13                 | 14                    | 15                   | 16                   | 17                 | 18                    | 19                   | 20                   | 21                 | 22                 | 23                        | 24                   | 25                      | 63                       | 64                       | 65                   | 66                      | 67                      | 68                   | 69                      | 70                      | 71                   |  |
|------------------------|--------------------------|----------------------|--------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|--------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|--------------------|--------------------|---------------------------|----------------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------|----------------------|-------------------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|-------------------------|----------------------|--|
| Description            | Reaction Cooler Effluent | No. 1 Cond. Effluent | No. 1 Cond. Sulfur | No. 1 Reheat Effluent | No. 1 Conv. Effluent | No. 2 Cond. Effluent | No. 2 Cond. Sulfur | No. 2 Reheat Effluent | No. 2 Conv. Effluent | No. 3 Cond. Effluent | No. 3 Cond. Sulfur | Sulfur to Sul. Pit | Sul. Pit Vent to Educator | MP Strm. to Educator | Exhaust to Th. Oxidizer | HP Strm. to No. 1 Reheat | HP Strm. to No. 2 Reheat | LP BFW to No 1 Cond. | LP Strm. Fr. No 1 Cond. | Blowdown Fr. No 1 Cond. | LP BFW to No 2 Cond. | LP Strm. Fr. No 2 Cond. | Blowdown Fr. No 2 Cond. | Steam Fr. No 3 Cond. |  |
| Component, Kg/mole/h   |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| H2S                    | 49.69                    | 49.69                |                    | 49.69                 | 14.08                | 14.08                |                    | 14.08                 | 5.87                 | 5.87                 |                    |                    | 0.04                      |                      | 0.04                    |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| SO2                    | 24.88                    | 24.88                |                    | 24.88                 | 7.04                 | 7.04                 |                    | 7.04                  | 2.94                 | 2.94                 |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| H2O                    | 236.43                   | 236.43               |                    | 236.43                | 272.04               | 272.04               |                    | 272.04                | 280.25               | 280.25               |                    |                    | 0.69                      | 5.55                 | 6.24                    | 40.79                    | 30.41                    | 174.37               | 169.15                  | 5.22                    | 95.01                | 92.18                   | 2.83                    | 62.38                |  |
| O2                     |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    | 3.37                      |                      | 3.37                    |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| CO2                    | 471.12                   | 471.12               |                    | 471.12                | 471.12               | 471.12               |                    | 471.12                | 471.12               | 471.12               |                    |                    | 12.67                     |                      | 12.67                   |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| NO                     | 1.83                     |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| SO                     | 0.07                     |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| S6                     | 11.70                    | 0.40                 |                    | 0.68                  | 6.06                 | 0.21                 |                    | 0.36                  | 1.23                 | 0.02                 |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| SO                     | 2.16                     | 0.70                 | 10.42              | 0.49                  | 3.13                 | 0.44                 | 7.09               | 0.33                  | 1.21                 | 0.13                 |                    | 1.99               | 19.51                     |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| CO2                    | 6.60                     | 6.60                 |                    | 6.60                  | 6.66                 | 6.66                 |                    | 6.66                  | 6.66                 | 6.66                 |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| H2                     | 14.05                    | 14.05                |                    | 14.05                 | 14.05                | 14.05                |                    | 14.05                 | 14.05                | 14.05                |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| CO                     | 0.69                     | 0.69                 |                    | 0.69                  | 0.69                 | 0.69                 |                    | 0.69                  | 0.69                 | 0.69                 |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| COS                    | 0.07                     | 0.07                 |                    | 0.07                  |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| CS2                    |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| CISH                   |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| HCN                    |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| NH3                    |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| Phenols                |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| Hydrocarbons           |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| MDEA                   |                          |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                       |                      |                      |                    |                    |                           |                      |                         |                          |                          |                      |                         |                         |                      |                         |                         |                      |  |
| Total, Kg/mole/h       | 819.29                   | 804.63               | 10.42              | 804.70                | 794.96               | 786.33               | 7.09               | 786.37                | 784.02               | 781.73               | 1.99               | 19.51              | 16.77                     | 5.55                 | 23.32                   | 40.79                    | 30.41                    | 174.37               | 169.15                  | 5.22                    | 95.01                | 92.18                   | 2.83                    | 62.38                |  |
| Mass Flow, Kg/h        | 24020                    | 21346                | 2675               | 21346                 | 21346                | 19526                | 1820               | 19526                 | 19014                | 19014                | 512                | 5006               | 477                       | 100                  | 577                     | 735                      | 548                      | 3142                 | 3048                    | 94                      | 1712                 | 1661                    | 51                      | 1124                 |  |
| Mole Weight            | 29.32                    | 26.53                | 256.50             | 26.53                 | 26.85                | 24.83                | 256.50             | 24.83                 | 24.32                | 24.32                | 256.50             | 256.50             | 28.45                     | 18.02                | 25.85                   | 18.02                    | 18.02                    | 18.02                | 18.02                   | 18.02                   | 18.02                | 18.02                   | 18.02                   | 18.02                |  |
| Vapor Flow, m3 (std)/d | 465048                   | 456723               |                    | 456764                | 451234               | 446343               |                    | 446363                | 444843               | 443391               |                    |                    | 9517                      | 3150                 | 12667                   | 23151                    | 17260                    |                      | 96004                   |                         |                      | 52318                   |                         | 35405                |  |
| Liquid Flow, m3/h      |                          |                      | 1.49               |                       |                      |                      | 1.02               |                       |                      |                      | 0.29               | 2.79               |                           |                      |                         |                          |                          | 3.32                 |                         | 0.10                    | 1.81                 |                         | 0.06                    |                      |  |
| Density, Kg/m3         | 0.765                    | 0.981                | 1770               | 0.885                 | 0.774                | 0.881                | 1775               | 0.808                 | 0.758                | 0.889                | 1795               | 1780               | 0.899                     | 7.512                | 0.757                   | 21.3                     | 21.3                     | 0.236                | 0.014                   | 0.180                   | 0.236                | 0.180                   | 0.180                   | 1.140                |  |
| Viscosity, cP          | 0.028                    | 0.021                | 35                 | 0.022                 | 0.024                | 0.020                | 30                 | 0.021                 | 0.022                | 0.018                | 9                  | 8                  | 0.022                     | 0.023                | 0.018                   | 0.018                    | 0.018                    | 0.236                | 0.014                   | 0.180                   | 0.236                | 0.014                   | 0.180                   | 0.013                |  |
| Temperature, C         | 396.1                    | 189.4                | 189.4              | 232.2                 | 295.8                | 175.6                | 175.6              | 208.9                 | 227.2                | 133.3                | 133.3              | 148.9              | 100.0                     | 350.0                | 170.0                   | 253.7                    | 253.7                    | 117.2                | 150.8                   | 150.8                   | 117.2                | 150.8                   | 150.8                   | 120.6                |  |
| Pressure, Kg/cm2       | 1.48                     | 1.45                 | 1.45               | 1.43                  | 1.39                 | 1.35                 | 1.35               | 1.33                  | 1.29                 | 1.26                 | 1.26               | 1.00               | 1.00                      | 21.20                | 1.10                    | 43.19                    | 43.19                    | 4.95                 | 4.95                    | 4.95                    | 4.95                 | 4.95                    | 4.95                    | 2.06                 |  |
| Enthalpy, mm Kcal/h    | 2.9415                   | 1.0853               | 0.1436             | 1.3557                | 1.9784               | 0.9556               | 0.0897             | 1.1574                | 1.3212               | 0.6847               | 0.0189             | 0.2076             | 0.0100                    | 0.0749               | 0.0849                  | 0.4914                   | 0.3664                   | 0.3697               | 1.9993                  | 0.0143                  | 0.2014               | 1.0895                  | 0.0077                  | 0.7627               |  |



ANEXO 2

REDUCCIÓN DE GASES RESIDUALES

| Stream No.             | 10              | 20                   | 26              | 27             | 28              | 29           | 30                     | 31                      | 32             | 33            | 34                | 35               | 36                   | 37                  | 72                    | 73                      | 74                       |
|------------------------|-----------------|----------------------|-----------------|----------------|-----------------|--------------|------------------------|-------------------------|----------------|---------------|-------------------|------------------|----------------------|---------------------|-----------------------|-------------------------|--------------------------|
| Description            | Comb Air to RGG | No. 3 Cond. Effluent | Tail Gas to RGG | LP Stm. to RGG | Nat. Gas to RGG | RGG Effluent | Hydro Reactor Effluent | Rx. Eff Cooler Effluent | DCC Dvhd Vapor | DCC Btm. Circ | DCC Top PA Liquid | DCC Water Liquid | DCC PA Return Liquid | DCC PA Purge Liquid | LP BFW to Rx Eff Cool | LP Stm. fr. Rx Eff Cool | Blowdown fr. Rx Eff Cool |
| Component, Kgmole/h    |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| H2S                    |                 | 5.87                 | 11.75           |                |                 | 11.75        | 19.94                  | 19.94                   | 19.94          | 0.06          | 0.12              | 0.00             | 0.12                 |                     |                       |                         |                          |
| SO2                    |                 | 2.94                 | 5.88            |                |                 | 5.88         |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| H2O                    | 6.95            | 280.25               | 560.49          | 17.62          |                 | 618.75       | 625.07                 | 625.07                  | 97.49          | 7490.45       | 12708             | 118.44           | 12062                | 527.58              | 293.70                | 284.89                  | 8.81                     |
| O2                     | 33.95           |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| N2                     | 127.74          | 471.12               | 942.24          |                | 0.13            | 1070.10      | 1070.10                | 1070.10                 | 1070.10        | 0.04          | 0.07              | 0.00             | 0.07                 |                     |                       |                         |                          |
| S2                     |                 |                      |                 |                |                 | 0.35         |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| S4                     |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| S6                     |                 | 0.02                 | 0.04            |                |                 | 0.25         |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| S8                     |                 | 0.13                 | 0.26            |                |                 | 0.01         |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| CO2                    |                 | 6.66                 | 13.33           |                | 0.20            | 28.55        | 34.00                  | 34.00                   | 34.00          | 0.03          | 0.06              | 0.00             | 0.06                 | 0.00                |                       |                         |                          |
| H2                     |                 | 14.05                | 28.10           |                |                 | 31.52        | 17.01                  | 17.01                   | 17.01          |               | 0.00              | 0.00             | 0.00                 | 0.00                |                       |                         |                          |
| CO                     |                 | 0.69                 | 1.38            |                |                 | 5.52         | 0.06                   | 0.06                    | 0.06           |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| COIS                   |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         | 0.05           |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| CS2                    |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| C1SH                   |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| HCN                    |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| NH3                    |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| Phenols                |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| Hydrocarbons           |                 |                      |                 |                |                 | 18.05        |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| MDEA                   |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                |               |                   |                  |                      |                     |                       |                         |                          |
| Total, Kgmole/h        | 168.64          | 781.73               | 1563.47         | 17.62          | 18.38           | 1772.68      | 1766.18                | 1766.18                 | 1238.65        | 7490.58       | 12709             | 118.44           | 12063                | 527.58              | 293.70                | 284.89                  | 8.81                     |
| Mass Flow, Kg/h        | 4790            | 19014                | 38029           | 317            | 317             | 43454        | 43454                  | 43454                   | 33953          | 134943        | 228882            | 2133             | 217247               | 9507                | 5293                  | 5134                    | 159                      |
| Mole Weight            | 28.41           | 24.32                | 24.32           | 18.02          | 17.37           | 24.51        | 24.60                  | 24.60                   | 27.44          | 18.02         | 18.01             | 18.01            | 18.01                | 18.02               | 18.02                 | 18.02                   | 18.02                    |
| Vapor Flow, m3 (std)/d | 95717           | 443391               | 887454          | 10000          | 10367           | 1006211      | 1002521                | 1002521                 | 702221         |               |                   |                  |                      |                     |                       | 161694                  |                          |
| Liquid Flow, m3/h      |                 |                      |                 |                |                 |              |                        |                         |                | 139.88        | 236.01            | 2.20             | 218.60               | 9.59                | 5.60                  |                         | 0.17                     |
| Density, Kg/m3         | 1.553           | 0.889                | 0.889           | 2.120          | 3.640           | 0.564        | 0.525                  | 0.746                   | 1.128          | 965           | 970               | 970              | 994                  | 992                 | 945                   | 2.600                   | 916                      |
| Viscosity, cP          | 0.021           | 0.018                | 0.018           | 0.016          | 0.012           | 0.026        | 0.027                  | 0.020                   | 0.018          | 0.352         | 0.383             | 0.383            | 0.590                | 0.590               | 0.236                 | 0.014                   | 0.180                    |
| Temperature, C         | 93.3            | 133.3                | 133.3           | 200.0          | 40.0            | 357.4        | 385.0                  | 173.9                   | 43.3           | 79.7          | 73.3              | 73.3             | 42.8                 | 45.6                | 117.2                 | 150.8                   | 150.8                    |
| Pressure, Kg/cm2       | 1.70            | 1.26                 | 1.26            | 4.60           | 5.50            | 1.23         | 1.19                   | 1.15                    | 1.10           | 3.52          | 7.46              | 7.46             | 4.30                 | 4.30                | 4.95                  | 4.95                    | 4.95                     |
| Enthalpy, mm Kcal/h    | 0.0922          | 0.6847               | 1.3706          | 0.2164         | 0.0013          | 4.6120       | 4.9686                 | 2.0845                  | -0.9573        | -54.4727      | -91.2152          | -0.8501          | -95.1073             | -4.1620             | 0.6228                | 3.3676                  | 0.0241                   |



ANEXO 2

ABSORCIÓN DE MDEA

| Stream No.             | 25                      | 32             | 38              | 39              | 40                | 41           | 42                  | 43              | 44                      | 45                       | 46                       |       |
|------------------------|-------------------------|----------------|-----------------|-----------------|-------------------|--------------|---------------------|-----------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------|-------|
| Description            | Exhaust to Th. Oxidizer | DCC Ovhd Vapor | Abs Gas to THOX | L. Amine to Abs | R. Amine from Abs | Cond. to Abs | Abs Circ Wash Water | Abs Purge Water | R. Amine to Ln/Rh Exch. | Pit Vent to Th. Oxidizer | Fuel Gas to Th. Oxidizer | Ox    |
| Component, Kgmole/h    |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| H2S                    | 0.04                    | 19.94          | 0.17            | 1.76            | 21.53             |              |                     |                 | 21.53                   | 0.08                     |                          |       |
| SO2                    |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| H2O                    | 6.24                    | 97.49          | 84.09           | 2312.25         | 2328.70           | 9.57         | 251.72              | 6.52            | 2335.22                 | 12.48                    | 0.61                     |       |
| O2                     | 3.37                    |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         | 6.74                     |                          |       |
| N2                     | 12.67                   | 1070.10        | 1070.10         |                 |                   |              |                     |                 |                         | 25.34                    | 1.40                     |       |
| S2                     |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| S4                     |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| S6                     |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| S8                     |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| CO2                    |                         | 34.00          | 28.90           | 0.34            | 5.43              |              |                     |                 | 5.43                    |                          | 0.09                     |       |
| H2                     |                         | 17.01          | 17.01           |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          | 22.83                    |       |
| CO                     |                         | 0.06           | 0.06            |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| COS                    |                         | 0.05           | 0.05            |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| CS2                    |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| C1SH                   |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| HCN                    |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| NH3                    |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| Phenols                |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          |       |
| Hydrocarbons           |                         |                |                 |                 |                   |              |                     |                 |                         |                          |                          | 19.42 |
| MDEA                   |                         |                |                 | 349.57          | 349.57            |              |                     |                 | 349.57                  |                          |                          |       |
| Total, Kgmole/h        | 23.32                   | 1238.65        | 1200.37         | 2663.92         | 2705.24           | 9.57         | 251.72              | 6.52            | 2711.76                 | 46.65                    | 44.35                    |       |
| Mass Flow, Kg/h        | 577                     | 33953          | 32812           | 83385           | 84580             | 172          | 4536                | 117             | 84698                   | 1154                     | 644                      |       |
| Mole Weight            | 25.85                   | 27.44          | 27.33           | 31.30           | 31.27             | 18.02        | 18.02               | 18.02           | 31.23                   | 25.85                    | 14.53                    |       |
| Vapor Flow, m3 (std)/d | 12667                   | 702221         | 681228          |                 |                   |              |                     |                 |                         | 25334                    | 25157                    |       |
| Liquid Flow, m3/h      |                         |                |                 | 80.77           | 82.18             | 0.17         | 4.58                | 0.12            | 82.29                   |                          |                          |       |
| Density, Kg/m3         | 0.757                   | 1.128          | 1.040           | 1033            | 1031              | 988          | 990                 | 990             | 1031                    | 0.757                    | 3.027                    |       |
| Viscosity, cP          | 0.018                   | 0.018          | 0.018           | 4.544           | 4.044             | 0.600        | 0.650               | 0.650           | 4.044                   | 0.018                    | 0.013                    |       |
| Temperature, C         | 170.0                   | 43.3           | 40.6            | 43.3            | 46.1              | 50 (max)     | 40.0                | 40.0            | 46.1                    | 170                      | 40.0                     |       |
| Pressure, Kg/cm2       | 1.10                    | 1.10           | 1.01            | 1.06            | 1.10              | 1.14         | 4.45                | 4.45            | 6.69                    | 1.10                     | 5.50                     |       |
| Enthalpy, mm Kcal/h    | 0.0849                  | -0.9573        | -1.0871         | -36.6901        | -36.5916          | -0.0833      | -2.0109             | -0.0521         | -36.6437                | 0.1698                   | 0.0101                   |       |



## ANEXO 2

### REGENERACIÓN DE MDEA

| Stream No.             | 44                     | 49                | 50                     | 51                   | 52              | 53              | 54                 | 55                   | 56                     | 57                 | 75                  |
|------------------------|------------------------|-------------------|------------------------|----------------------|-----------------|-----------------|--------------------|----------------------|------------------------|--------------------|---------------------|
| Description            | R. Amine to Ln/Rh Exch | R. Amine to Regen | L. Amine to Ln/Rh Exch | Regen Off-gas to SRU | Regen PA Liquid | Regen PA Liquid | Regen Purge Liquid | Regen Reboiler Vapor | L. Amine to Air Cooler | L. Amine to Filter | LP Stn. to Reboiler |
| Component, Kgmole/h    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| H2S                    | 21.53                  | 21.53             | 1.76                   | 19.78                |                 |                 |                    |                      | 1.76                   | 0.34               |                     |
| SO2                    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| H2O                    | 2335.22                | 2335.22           | 2312.25                | 2.05                 | 2729.01         | 2708.09         | 20.92              | 419.03               | 2312.25                | 448.33             | 430.50              |
| O2                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| N2                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| S2                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| S4                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| S6                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| S8                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| CO2                    | 5.43                   | 5.43              | 0.34                   | 5.10                 |                 |                 |                    |                      | 0.34                   | 0.07               |                     |
| H2                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| CO                     |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| COS                    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| CS2                    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| C1SH                   |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| HCN                    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| NH3                    |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| Phenols                |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| Hydrocarbons           |                        |                   |                        |                      |                 |                 |                    |                      |                        |                    |                     |
| MDEA                   | 349.57                 | 349.57            | 349.57                 | 26.92                | 2729.01         | 2708.09         | 20.92              | 419.03               | 349.57                 | 67.78              | 430.50              |
| Total, Kgmole/h        | 2711.76                | 2711.76           | 2663.92                | 26.92                | 2729.01         | 2708.09         | 20.92              | 419.03               | 2663.92                | 516.52             | 430.50              |
| Mass Flow, Kg/h        | 84698                  | 84698             | 83385                  | 936                  | 49176           | 48800           | 376                | 7551                 | 83385                  | 16167              | 7756                |
| Mole Weight            | 31.23                  | 31.23             | 31.30                  | 34.76                | 18.02           | 18.02           | 18.00              | 18.02                | 31.30                  | 31.30              | 18.02               |
| Vapor Flow, m3 (std)/d |                        |                   |                        | 15278                |                 |                 |                    | 237806               |                        |                    | 244317              |
| Liquid Flow, m3/h      | 82.29                  | 85.60             | 85.40                  |                      | 51.08           | 49.42           | 0.38               |                      | 82.00                  | 15.90              |                     |
| Density, Kg/m3         | 1031                   | 990               | 977                    | 2.022                | 963             | 988             | 988                | 1.113                | 1017                   | 1017               | 2.157               |
| Viscosity, cP          | 4.044                  | 1.090             | 0.880                  | 0.015                | 0.300           | 0.550           | 0.550              | 0.014                | 2.200                  | 2.200              | 0.014               |
| Temperature, C         | 46.1                   | 106.1             | 125.6                  | 51.1                 | 93.9            | 51.1            | 51.1               | 125.6                | 66.7                   | 66.7               | 145.1               |
| Pressure, Kg/cm2       | 6.69                   | 4.37              | 2.05                   | 1.60                 | 1.81            | 5.91            | 5.91               | 2.09                 | 6.60                   | 6.60               | 4.25                |
| Enthalpy, mm Kcal/h    | -36.6437               | -32.0660          | -30.3882               | 0.0040               | 24.7863         | 22.5247         | 0.1738             | 1.1913               | -34.9660               | -6.7793            | 5.1983              |