



UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRIGUEZ”
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

Título:

Evaluación integral de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Autor:

Richard Solano Juvier

Tutores:

MSc. Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas

Dr. Eduardo López Bastida

Cienfuegos - 2014

DEDICATORIA

A mis padres por su entrega, educación y apoyo incondicional

A mis abuelos

A mis tíos y primos

A todos los que confiaron siempre en mí

Los quiero con todo mi corazón

AGRADECIMIENTOS

A mis tutores:

Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas y Eduardo López Bastida

Al colectivo de profesores de la facultad por su empeño y dedicación en

mí formación como profesional

A todos los que han hecho posible este trabajo

A la Revolución por darme esta oportunidad

Gracias a todos

RESUMEN

La refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, en la actualidad, presenta elevados niveles de emisiones gaseosas de compuestos sulfurados al medio ambiente. Por otro lado, el proyecto de expansión denominado Fase I, con la implementación de nuevas plantas, traerá consigo un incremento de la contaminación ambiental. Estas emisiones son reguladas por las normas internacionales pertenecientes al Banco Mundial. El trabajo titulado “Evaluación integral de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos,” tiene como objetivo presentar seis variantes tecnológicas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería estudiada y proponer una metodología que permita valorar dichas variantes de forma técnica, económica y económica-ambiental. Para estas evaluaciones se aplicaron herramientas de análisis económico como el VAN, TIR y PRI, métodos de Decisión Multicriterio (DMD) y herramientas medioambientales como los eco-costos y externalidades. Apoyado en los resultados de los análisis realizados mediante las herramientas antes mencionadas, se recomienda utilizar la alternativa 6 como la mejor propuesta tecnológica donde DMD arrojó como valor de la función global 0,71. Los costos externos son nulos debido a la eliminación de las emisiones en el proceso de refinación y los eco-costos mostraron 0,546 €/%, mejor resultado que la alternativa 5. Las conclusiones dan respuesta a los objetivos trazados y validan la hipótesis planteada. Las recomendaciones reflejan la necesidad de generalizar los resultados y la aplicación de la metodología presentada para la evaluación integral de otros procesos tecnológicos.

.

ABSTRACT

The Camilo Cienfuegos oil refinery currently has high levels of gaseous emissions of sulfur compounds to the environment. Furthermore, the expansion project called Phase I, with the implementation of new plants, will bring an increase in pollution. These emissions are regulated by international standards pertaining to the World Bank. The work entitled "Comprehensive evaluation of alternatives for the removal of hydrogen sulfide in the oil refinery" Camilo Cienfuegos, "aims to present six technology variants for the removal of hydrogen sulfide in the refinery study and propose a methodology to assess such variants of technical, economic and economic-environmental manner. For these assessments as tools for economic analysis NPV, IRR and PRI, Multicriteria decision methods (DMD) and environmental tools such as eco-costs and externalities were applied. Based on the results of the analysis performed using the above tools, we recommend using the alternative 6 and the best technology where DMD threw proposal as the overall function value 0.71. External costs are zero due to the elimination of emissions in the refining process and showed eco-costs € 0.546 /% better result than the alternative. 5 The findings provide answers to the objectives and validate the hypothesis. The recommendations reflect the need to generalize the results and application of the methodology presented for comprehensive evaluation of other technological processes.

CONTENIDO

<i>INTRODUCCIÓN</i>	<i>1</i>
<i>CAPÍTULO I: MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN</i>	<i>5</i>
1.1 Conceptos generales sobre tecnologías de refinación de petróleo	5
1.1.1 Esquemas generales de refinación.....	5
1.1.2 Procesos más importantes dentro del esquema de refinación	8
1.1.3 Contaminación en los procesos de refinación	11
1.2 Procesos tecnológicos para la eliminación de azufre en procesos de refinación.....	14
1.2.1 ¿Por qué es necesario la recuperación de azufre a partir del sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) en los procesos de refinación?	14
1.2.2 Panorama del proceso de recuperación de azufre.....	15
1.2.3 Tecnologías usadas para la recuperación de azufre.....	16
1.2.4 Principales licenciantes y/o proveedores de la tecnología Claus.	22
1.2.5 Presencia de Amoníaco en la carga.....	23
1.2.6 Formas de eliminar el amoniaco presente en la carga.....	23
1.3 Unidades de tratamiento de gas de cola (TGTU)	25
1.3.1 Los procesos de oxidación selectiva o directa (SOP).....	26
1.3.2 Procesos de subpunto de rocío (SDP)	26
1.3.3 Procesos de recirculación de sulfuro de hidrógeno	27
1.3.4 Selección de (TGTU)	29
1.3.5 Operaciones para incrementar la recuperación de azufre.....	30
1.4 Almacenamiento y acondicionamiento del azufre para su venta.	32
1.4.1 Desgasificado del azufre líquido	32
1.4.2 Solidificación del azufre para su comercialización	34
1.4.3 Perlado del azufre.....	35
1.4.4 Granulado del azufre	35

1.4.5 Pastillado	36
<i>CAPÍTULO II: PROPUESTA METODOLÓGICA PARA LA EVALUACIÓN INTEGRAL DE LAS ALTERNATIVAS</i>	37
2.1 Caracterización de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”	37
2.1.1 Sección 100. Desalación eléctrica.	38
2.1.2 Sección 100. Destilación atmosférica.	39
2.1.3 Sección 200. Reformación catalítica.	41
2.1.4 Sección 300 (Hidrofinación de diesel).	41
2.1.5 Sección 400 (Fraccionamiento de gases).	42
2.1.6 Sección 600 (Caldera recuperadora).	42
2.1.7 Planta MEROX.	42
2.1.8 Sección de procesos auxiliares.	43
2.1.9 Sección de PTR (planta de tratamiento de residuales).	44
2.2 Presentación de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”	44
2.2.1- Alternativa 1:	46
2.2.2- Alternativa 2:	46
2.2.3- Alternativa 3:	46
2.2.4- Alternativa 4:	48
2.2.5- Alternativa 5:	49
2.2.6- Alternativa 6:	50
2.3 Propuesta metodológica para la evaluación integral de las alternativas.....	51
2.3.1 Evaluación técnica.....	53
2.3.2 Evaluación económica.....	58
2.3.3 Evaluación económica-ambiental.....	60
<i>CAPÍTULO III: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS</i>	64
3.1 Resultados de la evaluación técnica	64

3.2 Resultados de la evaluación económica.....	68
3.3 Resultados de la evaluación económica-ambiental.....	71
CONCLUSIONES.....	80
RECOMENDACIONES.....	81
BIBLIOGRAFÍA.....	82
ANEXOS.....	86

INTRODUCCIÓN

Los nuevos conceptos sobre el desarrollo sostenible y sustentable (Brundtland, 1987), establecen relaciones fundamentales entre la energía, el agua y el medio ambiente, lo cual ha generado nuevos paradigmas en el manejo y aprovechamiento eficiente de los recursos naturales y energéticos, en un enfoque preventivo que contribuye en lograr mayor eficiencia en la producción con el objetivo de alcanzar un ritmo sostenido y equitativo del crecimiento económico.

Según especialistas de la CEPAL (CEPAL, 2010) para alcanzar la sostenibilidad ambiental resulta un gran reto promover la participación, la educación y la sensibilización en los temas ambientales y uno de los más urgentes a tratar es el del agua. El agua en la tierra es escasa, solamente 10 millones de km³ son de agua dulce (bvsde.ops-oms.org, 2009); (UNESCO, 2008), agravando esta situación se destaca que la calidad del agua está disminuyendo en muchas regiones del mundo (WWF, 2012); (terra.org, 2006).

Las refinerías de petróleo son de las empresas más consumidoras del preciado recurso y a su vez de las que más lo contaminan. A lo largo del ciclo de vida del agua dentro de los procesos de refinación, esta va adquiriendo contaminantes, (fundamentalmente el sulfuro de hidrógeno que está presente en el crudo de alimentación a la planta); que la convierten en un recurso inutilizable.

En la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, en las actuales condiciones de producción, existe un elevado nivel de emisiones líquidas y gaseosas a partir de los diferentes procesos que componen el actual esquema de refinación, los cuales influyen en los altos costos de producción, en los costos de portadores energéticos y en el impacto medioambiental. Sin embargo, no existen en estos momentos las condiciones tecnológicas necesarias para la mitigación de dichos impactos. Con vista a mejorar dicho esquema se ha desarrollado un proyecto de expansión, que involucra el montaje de otras unidades de producción, así como de otras unidades de procesos auxiliares cuyo objeto social es el tratamiento de los diferentes residuales, con el objetivo de mitigar los impactos medioambientales.

La refinería de petróleos de Cienfuegos se encuentra aplicando el sistema de Perfeccionamiento Empresarial, lo cual exige la mejora continua de sus procesos, para lo que es necesario implantar los Sistemas de Gestión de Calidad, (NC-ISO-9000, 2008), Medio

Ambiente, (ISO-14001, 2004), Seguridad y Salud en el Trabajo, (NC-ISO-18001, 2004) y Energía, (NC-ISO-50001, 2011), como requisitos exigidos para mantenerse dentro de este sistema y que tienen como objetivos manejar con mayor eficacia y eficiencia los recursos naturales y energéticos que posee la entidad. Entonces si bien es cierto que el proyecto ayudará a mejorar los rendimientos de actual esquema de refinación, también lo es que se deben cumplir con todas estas normas y las normas de emisiones, para que dicho proceso sea sustentable.

SITUACIÓN PROBLÉMICA.

La refinería de petróleo de Cienfuegos se encuentra situada en el centro sur de la isla de Cuba, es una entidad que se dedica a la refinación y obtención de diferentes combustibles con un alto valor agregado, con parámetros de calidad reconocidos según la normas internacionales y con un tratamiento adecuado de sus residuales con el objetivo de minimizar los costos de producción y mitigar los impactos medioambientales, no obstante aún persisten problemas como:

- ✓ Imposibilidad de eliminación y recuperación del azufre presente en el crudo de alimentación.
- ✓ Las elevadas cargas contaminantes vertidas a la atmósfera y al medio ambiente a pesar del tratamiento de sus residuales.
- ✓ Elevados costos del crudo, la energía y el agua.

Unido a estas consideraciones aparecen nuevos agravantes que se deben tener en consideración, en aras de buscar las mejores soluciones amparadas en el empleo de las mejores prácticas mundiales.

Con la reactivación y puesta en marcha de la refinería de petróleo en 2007, las emisiones de residuales líquidos y gaseosos se incrementó considerablemente, lo cual repercute en los costos de producción y también en la contaminación ambiental. Posteriormente se incorporó al proceso la unidad hidrofinadora de diesel y en la actualidad se trabaja en la expansión de la refinería, donde se incorporarán nuevas plantas de proceso que tendrán un aporte significativo de lodos petrolizadas productos de los drenajes y separaciones mecánicas durante el proceso de refinación. Ante esta problemática se vislumbra un escenario incierto para el entorno y para

los costos de producción y de la empresa en general. Todo esto motivó la búsqueda y replanteo de futuros nuevos escenarios y sus posibles soluciones para enfrentar la problemática descrita.

Según la situación problemática antes expuesta se plantea.

PROBLEMA CIENTIFICO

¿Cómo evaluar desde el punto de vista técnico, económico y económico-ambiental las alternativas presentadas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno H₂S en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”?

HIPOTESIS

Con una evaluación integral de las alternativas presentadas, se podrá seleccionar la variante más factible para la eliminación de sulfuro de hidrógeno H₂S en el proceso de refinación en la refinería “Camilo Cienfuegos”.

OBJETIVO GENERAL

Evaluar de forma integral las alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno H₂S en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

1. Realizar una revisión bibliográfica de las diferentes tecnologías usadas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en procesos de refinación.
2. Proponer una metodología que permita valorar de forma técnica, económica y económica-ambiental las propuestas de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno H₂S en los procesos de refinación.
3. Comparar las alternativas presentadas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno H₂S en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos y seleccionar la más factible.

El trabajo quedará estructurado de la siguiente forma:

CAPITULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.

En este capítulo se realiza una síntesis crítica del estado del conocimiento sobre los aspectos básicos de la refinación de petróleo. En esta síntesis se analizan los elementos más relevantes de las metodologías y su aplicación fundamentalmente, para los procesos de eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería de petróleo de Cienfuegos.

CAPITULO II: DISEÑO METODOLÓGICO.

Se desarrolla una caracterización de la refinería de petróleo de Cienfuegos y se plantea la metodología para evaluar de forma integral, las variantes tecnológicas presentadas en aras de hacer una mejor selección entre ellas.

CAPÍTULO III: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

En este capítulo se desarrollan las metodologías recomendadas para identificar, y evaluar las variantes tecnológicas propuestas dentro del proceso de refinación, en busca una mejor y más eficiente eliminación del sulfuro dentro del proceso, que tributen al proceso sustentable de la refinación; comprobándose la eficacia ambiental, económica y técnica de las mismas.

CAPÍTULO I: MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1 Conceptos generales sobre tecnologías de refinación de petróleo

La Refinería de Petróleo tiene la función de transformar los Crudos de Petróleo en productos comercializables, como gasolinas, gasóleos, etc., de una forma económica, según los criterios señalados debajo. Es, por lo tanto, un eslabón más en la cadena de un negocio integrado que se inicia con la exploración y sigue con la producción, venta-compra de crudo, transporte, REFINO, distribución y venta de productos terminados. (Hernández.P.A, 2003)

PETRÓLEO CRUDO ----- PRODUCTOS COMERCIALES
COMPOSICIÓN ----- DEMANDA (CANTIDADES)
RENDIMIENTOS DESTILACIÓN----- CALIDAD (ESPECIFICACIONES)
CONTENIDO CONTAMINANTES (AZUFRE, OTROS)

1.1.1 Esquemas generales de refinación

Una refinería de petróleo está constituida por una serie de procesos en los que, mediante separaciones físicas o transformaciones químicas, se modifican las características de las materias primas hasta obtener los productos deseados. (Hernández.P.A, 2003); (Lluch Urpí, 2008).

Se denomina “ESQUEMA DE REFINO” al conjunto de procesos que constituyen una refinería de petróleo. El esquema de refino puede variar de unas refinerías a otras en función de:

- ✓ Tipo de crudo o crudos a tratar.
- ✓ Especificaciones requeridas por el mercado.
- ✓ Demanda de los productos.
- ✓ Tecnología disponible.
- ✓ Flexibilidad requerida (estacionalidad, futuro, etc.)

En la relación de un esquema de refino se han de tener en consideración todas estas variables de una forma ECONÓMICA, es decir que el conjunto de costes de:

- ✓ Materias primas (crudo fundamentalmente).
- ✓ Inversión (coste fijo).

las especificaciones exigidas. Este esquema es el más antiguo y se adaptaba a un mercado con alta demanda de fuelóleos y especificaciones poco rigurosas. Hoy en día tienden a desaparecer y su existencia se justifica en situaciones especiales. En la (figura 1.2) se representa su esquema con los bloques de los procesos que intervienen en el mismo. (Decoopman.F, 2001); (Wauquier, 1995).

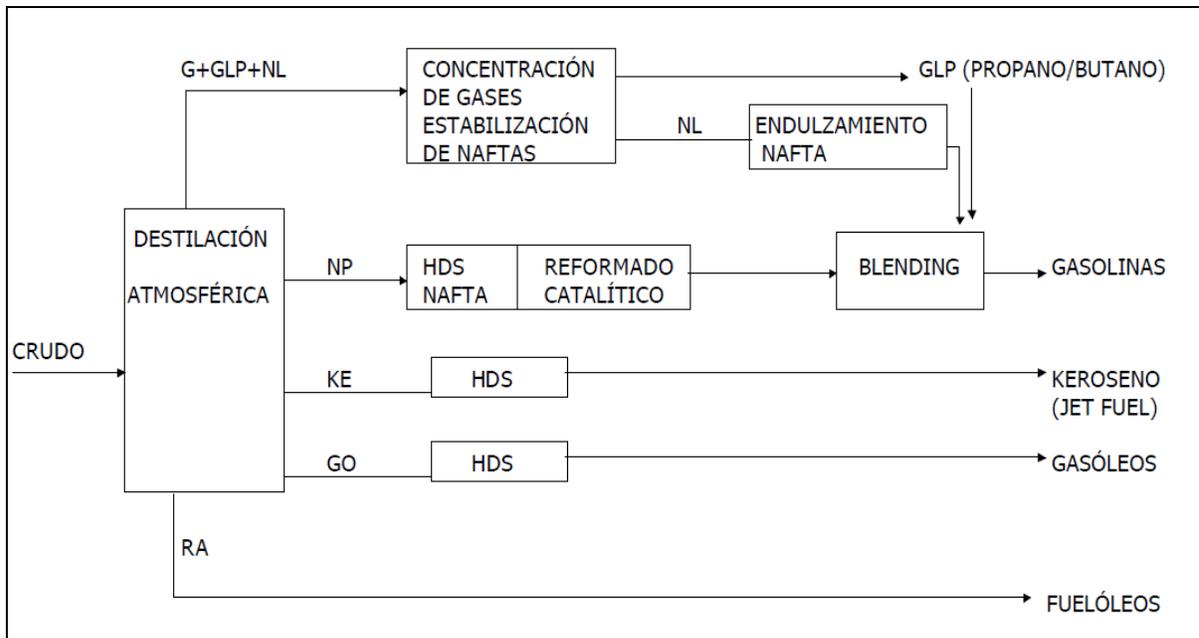


Figura 1.2- Esquema Refinería “HYDROSKIMMING”. Fuente: (Hernández.P.A, 2003)

La refinería con conversión media correspondiente a una etapa en que la demanda de fuelóleos se fue reduciendo haciendo necesaria la inclusión de procesos de conversión de residuo (fondo de destilación atmosférica) a otros productos comercializables. En la (figura 1.3) se representa este esquema y los principales procesos que la constituyen (Hernández.P.A,2003).

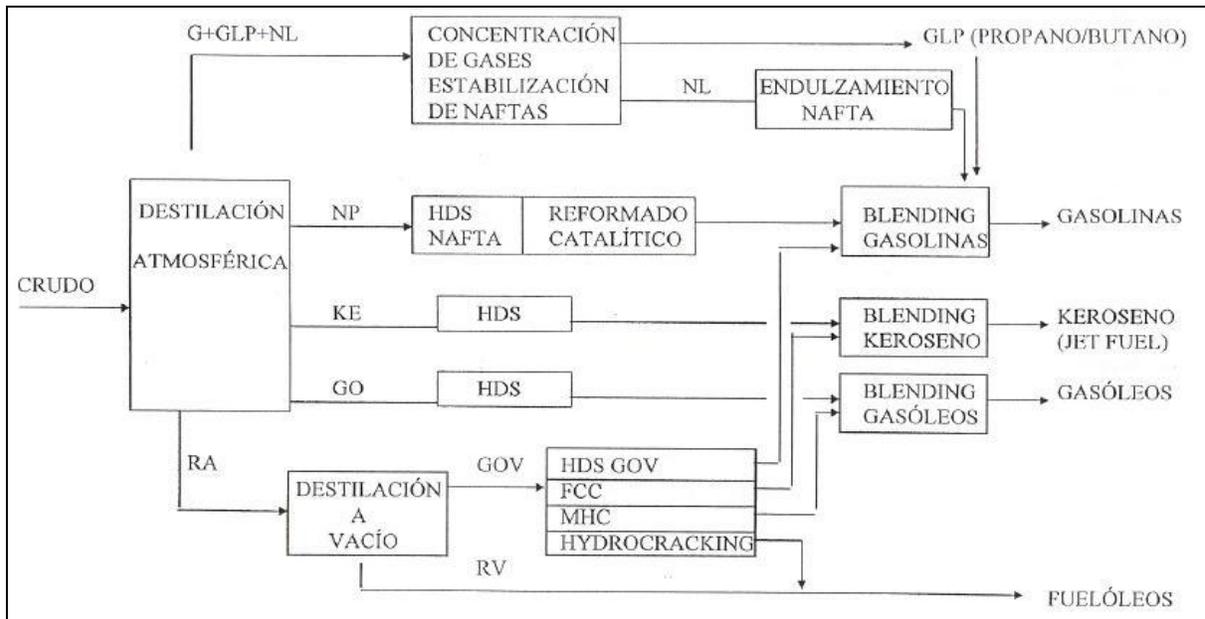


Figura 1.3- Esquema de refinería con conversión media. **Fuente:** (Hernández.P.A, 2003)

La Refinería de Conversión Profunda es la última etapa de desarrollo y permite operar una refinería con producción cero de Fielóleos. (Hernández.P.A, 2003) (Lluch Urpí, 2008). También es conveniente indicar que para la buena operación y gestión de una refinería de petróleo son necesarias otro tipo de unidades y servicios:

- ✓ “Blending”
- ✓ “Offsites” : Antorcha, tanques, chimeneas, etc.
- ✓ Energías: Tratamiento de aguas, generación de vapor, etc.
- ✓ Mantenimiento: Talleres, repuestos, etc.
- ✓ Gestión: Administración, Traslados, Programación, Compras, etc.
- ✓ Otras.

La coordinación de estas unidades permite la optimización del conjunto. (Hernández.P.A, 2003) (Lluch Urpí, 2008).

1.1.2 Procesos más importantes dentro del esquema de refinación

- ✓ Destilación atmosférica
- ✓ Concentración de gases y estabilización de naftas
- ✓ Endulzamiento
- ✓ Reformado catalítico

✓ Hidrorefino (HDS)

Destilación atmosférica

La destilación del petróleo es la primera operación de procesamiento del mismo. Se utiliza para extraer los hidrocarburos presentes de forma natural en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes. (Hernández.P.A, 2003) (Lluch Urpí, 2008).

En las unidades de destilación atmosférica, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que luego se procesarán en otras unidades, reducir el contenido de sales disueltas (cloruro sódico y magnésico fundamentalmente) y separar las distintas fracciones en función de su rango de ebullición. (Hernández.P.A, 2003) (Lluch Urpí, 2008).

Esto basa en la transferencia de masa entre las fases líquido-gas de una mezcla de hidrocarburos. Para que se produzca el fraccionamiento o separación, es necesario que exista un equilibrio entre las fases líquido y vapor, que es función de la temperatura y presión del sistema. Así los componentes de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y los de peso mayor, en el líquido. Las columnas se diseñan para que el equilibrio líquido-vapor se obtenga de forma controlada y durante el tiempo necesario para obtener los productos deseados.

El proceso consiste en vaporizar el crudo y luego condensar los hidrocarburos en cortes definidos, modificando la temperatura a lo largo de la columna fraccionadora. La fase líquida se obtiene mediante reflujos, que son reciclos de hidrocarburos que retornan a la columna después de enfriarse intercambiando calor con fluidos refrigerantes o con carga más fría. Su función es eliminar controladamente la energía cedida en el horno de precalentamiento. La columna de destilación está rellena de bandejas de platos, que es donde se produce el equilibrio entre los vapores ascendentes y los líquidos que descienden.

En la zona de agotamiento o de despojamiento (*stripping*), situada en la parte inferior de la columna, se le inyecta vapor de agua, que sirve para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos, favoreciendo la vaporización de los compuestos más volátiles y ayudarles a que asciendan a la zona de la columna que tenga a presión y temperatura adecuada para que se produzca el equilibrio líquido-vapor y se produzca la extracción del producto definido. (Hernández.P.A, 2003) (Lluch Urpí, 2008).

Concentración de gases y estabilización de naftas

En las unidades de destilación atmosférica por la cabeza de la torre se produce una corriente de gases, hidrocarburos ligeros C1 a C4, más nafta que podría ser ligera (NL) o ligera más pesada (NL + NP o nafta “*FULL RANGE*”). La función de la unidad de concentración de gases y estabilizadora de naftas es la de tratar estas corrientes separando los compuestos de forma que permita su utilización en la propia refinería o su venta como producto comercial. (McKetta, 1992); (Meyers, 2004).

Endulzamiento

En la composición del crudo de petróleo se encuentran moléculas complejas que contienen azufre. Durante el proceso de destilación y conversión los enlaces C-S más débiles se descomponen al ser sometidos a elevadas temperaturas, dando lugar a la formación de SH₂ y mercaptanos. Estos compuestos tienen un olor muy desagradable incluso en muy pequeñas concentraciones, y producen fenómenos de corrosión, tanto en la refinería como en los usos posteriores, por lo que es necesario eliminarlos. A este proceso se le denomina endulzamiento. (McKetta, 1992); (Meyers, 2004).

Los objetivos pueden ser varios:

- ✓ Reducir la corrosión. Ensayo “doctor” (endulzamiento).
- ✓ Mejorar la susceptibilidad al plomo cuando se aditivan las gasolinas con este compuesto para mejorar el índice de Octano (extracción).
- ✓ Mejorar la respuesta de las gasolinas a los inhibidores de formación de gomas (extracción).
- ✓ Mejorar el olor de los productos finales. Los mercaptanos tienen un olor característico penetrante y desagradable (endulzamiento).
- ✓ Reducir el contenido en azufre para cumplir las especificaciones de este compuesto (extracción).
- ✓ Reducir contenido de azufre en las corrientes que se enviarán al proceso de alquilación para reducir el consumo de ácido (HF o H₂SO₄) en los mismos (extracción).

En función de los objetivos deseados el proceso de tratamiento es distinto.

Reformado Catalítico

La función que cumple este proceso en el esquema de una refinería es elevar el índice de octano de las naftas de destilación directa. También se puede utilizar para la producción de aromáticos de uso petroquímico.

La unidad de reformado catalítico, junto con la de destilación de crudo, desarrollan un papel imprescindible en el refinado de petróleo ya que es necesario para la producción de gasolina, uno de los primeros objetivos de la misma. En el “blending” de gasolina la nafta reformada constituye entre el 60 al 80% de su composición, en función del esquema de la refinería. (GPSA, 2004) (Lluch Urpí, 2008)

Hidrorefino (HDS)

Los procesos de hidrorefino tienen como función separar los elementos o compuestos no deseables mediante hidrogenación selectiva. (GPSA, 2004), (Lluch Urpí, 2008). En general puede utilizarse para:

- ✓ Eliminación de azufre (hidrodesulfuración, HDS)
- ✓ Eliminar nitrógeno (hidrodesnitrificación, HDN)
- ✓ Saturación de olefinas.
- ✓ Saturación de aromáticos (hidrodesaromatización, HDA)

En una refinería Hydroskimming estas unidades se emplean para:

1. Pretratar la nafta de alimentación al reformado catalítico. Eliminación de azufre y nitrógeno; la concentración de estos elementos debe ser inferior a 0,5 ppm p para evitar el envenenamiento del catalizador.
2. Hidrodesulfurar la gasolina y gasóleos para cumplir la especificación de azufre, actualmente de 150 y 350 ppm p respectivamente, a 30 ppm p a partir del año 2005 y 10 ppm p a partir del año 2009 para los dos productos.
3. Eliminar el azufre y la corrosión del keroseno.

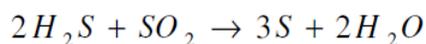
1.1.3 Contaminación en los procesos de refinación

Podemos decir que las refinerías son centros industriales que manipulan enormes cantidades de materias primas y productos. En los procesos de almacenamiento y refinado, las refinerías generan emisiones a la atmósfera, el agua y el suelo, hasta el punto de que la gestión ambiental se ha convertido en un factor importante de su actividad. Los principales contaminantes generados por ambos sectores son los óxidos de carbono, nitrógeno y azufre; partículas (procedentes sobre todo de los procesos de combustión), y compuestos orgánicos volátiles (COV).

No es así para los óxidos de nitrógeno (NO_x), ya que estos no se producen directamente en la combustión, sino que se forman en ésta como consecuencia de la elevada temperatura, al producir la reacción del nitrógeno (inerte a bajas temperaturas) con el oxígeno atmosférico. Los óxidos de azufre (SO_x) se originan por la presencia de compuestos orgánicos azufrados en el petróleo. Aproximadamente un 80% del SO₂ total en la atmósfera procede de combustibles fósiles insuficientemente refinados (VegadeKuyper, 2001)

Dentro de las impurezas de todas las fracciones del petróleo, los compuestos de azufre encabezan la lista. Sin embargo, el contenido de azufre en el petróleo depende de las características del yacimiento, por ejemplo, el petróleo proveniente del Medio Oriente tiene bajo contenido de azufre (0.1 a 2% peso), mientras que los provenientes de Venezuela, presentan contenidos de azufre elevados (5.4% peso), lo cual repercute en el precio, ya que requieren tratamientos costosos para la remoción de azufre en las refinerías. (Quinlan, 2004); (Bhaskara Rao, 2007)

El dióxido de azufre (SO₂) se emite directamente al aire o indirectamente como sulfuro de hidrógeno (H₂S) por la industria del petróleo durante la refinación y cuando se limpia el gas natural antes de su distribución. La forma más común para eliminar estos gases es convertirlos a azufre elemental, por medio de la reacción Claus 1:



Es muy importante eliminar el (H₂S) de los gases, ya que es un contaminante muy venenoso, incluso más que el SO₂.

Regulaciones ambientales (ver anexo 4)

En el mundo, el control de las emisiones a la atmósfera se lleva a cabo por medio de regulaciones federales, para lo cual se han formulado acuerdos y normas en materia ambiental cuyo objetivo es impedir que se emitan grandes cantidades de estos contaminantes al aire. (Baird, 2001)

Ejemplo de estas normas:

Norma (IFC/2007) Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación del petróleo.

Emisiones de SO_x: 150 mg/Nm³ para las unidades de recuperación de azufre; 500 para el resto de unidades.

Emisiones de H₂S: 10 mg/Nm³

EEUU - Regulaciones Federales Norma (62-204.800, F.A.C /2010) Subparte JA-Normas de Funcionamiento para refinerías de petróleo.

Emisiones de SO_x: 250 ppm v (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la oxidación o un sistema de control de la reducción seguida de la incineración)

300 ppm v (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)

Emisiones de H₂S: 10 ppm (con un sistema de control de la reducción no es seguido por la incineración)

BRASIL 3 de junio de 2011 Propuesta final de estándares para emisiones gaseosas de fuentes fijas.

Emisiones de H₂S: 10 ppm

Norma (RD 430/2004) Obliga a que el rendimiento en las plantas Recuperadoras de azufre no sea inferior al 98.5% si la capacidad de la misma es superior a las 50 toneladas/día.

Norma (Sulfur Process Technology) Agencia de la (EPA). Esta norma es la encargada de regular el % de recobrado de azufre elemental a partir del volumen de alimentación de (H₂S) mediante la siguiente tabla.

Tabla 1.1 Nivel de recobrado de azufre contra volumen de (H₂S) de alimentación. **Fuente:** (Sulfur Process Technology)

Sulfur Feed Rate, LT/D	Mole Percent H ₂ S In Acid Gas									
	10		20		40		60		80	
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B
1,000	97.6	97.1	98.5	97.7	99.3	98.8	99.8	99.3	99.8	99.7
555	97.1	96.2	97.9	97.1	98.8	98.0	99.2	98.5	99.6	98.8
100	95.4	93.9	96.2	94.7	97.0	95.6	97.5	96.1	97.9	96.4
10	93.2	90.8	94.0	91.6	94.8	92.4	95.3	92.9	95.6	93.3
5	92.5	89.9	93.3	90.7	94.2	91.5	94.6	92.0	95.0	92.4
Below 5	79.0	74.0	79.0	74.0	79.0	74.0	79.0	74.0	79.0	74.0

Para concluir podemos decir que las emisiones de gases agrios (H_2S) se generan en el sistema energético (a partir de los combustibles que contienen compuestos de azufre), en los regeneradores del desintegrador catalítico, en la producción de alquitrán, en los procesos de coquización, en el tratamiento de aminas, en las unidades de recuperación de azufre, y en las antorchas. Una dificultad añadida en este caso es que los productos fabricados en la refinería contienen azufre, por lo que es necesario realizar un balance del azufre dentro del sistema de gestión ambiental.

1.2 Procesos tecnológicos para la eliminación de azufre en procesos de refinación.

1.2.1 ¿Por qué es necesario la recuperación de azufre a partir del sulfuro de hidrógeno (H_2S) en los procesos de refinación?

Dentro del proceso de refinación una parte muy importante es la recuperación de azufre eliminando el sulfuro de hidrógeno (H_2S), lo cual se hace necesario debido a:

Daños a la salud humana:

- ✓ El (H_2S) en concentraciones mayores de 10ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello, impide su detección a través de este sentido, como es un gas muy tóxico tiene grandes consecuencias sobre la salud humana, llegando a ocasionar en algunos casos, la pérdida de vidas humanas.

Daños en la industria:

- ✓ Riesgos de fuego y explosión: Al mezclarse (H_2S) con aire se forma una mezcla explosiva en un intervalo grande de concentraciones.

Los cilindros y tanques sometidos al fuego pueden romperse violentamente y salir como cohetes, si la válvula cede. Este gas arde en el aire con una flama azul pálido.

- ✓ Corrosión de los equipos: El sulfuro de hidrógeno anhidro es poco corrosivo de acero al carbón, aluminio y aceros inoxidables 304 y 316. Sin embargo los aceros duros si están altamente tensionados, se vuelven frágiles por la acción de este producto.
- ✓ Por otra parte, a temperaturas elevadas puede producirse sulfuración de metales, lo cual, en algunos casos, puede ser una ayuda contra ataques posteriores.

- ✓ El sulfuro de hidrógeno, al mezclarse con agua, forma el ácido sulfúrico, siendo este muy corrosivo del acero al carbón. Si los aceros se encuentran muy tensionados, hay corrosión y ruptura. También corroe al cobre y latón.

Daños al medio ambiente:

- ✓ El dióxido de azufre (SO_2) que se forma en el proceso de combustión del azufre y del Sulfuro de hidrógeno, es el principal causante de la lluvia ácida ya que en la atmósfera es transformado en ácido sulfúrico.

- ✓ La lluvia ácida se forma cuando la humedad en el aire se combina con los óxidos de nitrógeno y el dióxido de azufre emitidos por fábricas, centrales eléctricas y vehículos que queman carbón o productos derivados del petróleo. En interacción con el vapor de agua, estos gases forman ácido sulfúrico y ácidos nítricos. Finalmente, estas sustancias químicas caen a la tierra acompañando a las precipitaciones, constituyendo la lluvia ácida.

Los contaminantes atmosféricos primarios que dan origen a la lluvia ácida pueden recorrer grandes distancias, siendo trasladados por los vientos cientos o miles de kilómetros antes de precipitar en forma de rocío, lluvia, llovizna, granizo, nieve, niebla o neblina. Cuando la precipitación se produce, puede provocar importantes deterioros en el ambiente.

La lluvia normalmente presenta un pH de aproximadamente 5.65 (ligeramente ácido), debido a la presencia del CO_2 atmosférico, que forma ácido carbónico, H_2CO_3 . Se considera lluvia ácida si presenta un pH menor que 5 y puede alcanzar el pH del vinagre (pH 3). Estos valores de pH se alcanzan por la presencia de ácidos como el ácido sulfúrico, H_2SO_4 , y el ácido nítrico, HNO_3 . Estos ácidos se forman a partir del dióxido de azufre, SO_2 , y el monóxido de nitrógeno que se convierten en ácidos.

Los hidrocarburos y el carbón usados como fuente de energía, en grandes cantidades, pueden también producir óxidos de azufre y nitrógeno y el dióxido de azufre emitidos por fábricas, centrales eléctricas y vehículos que queman carbón o productos derivados del petróleo.

1.2.2 Panorama del proceso de recuperación de azufre

El petróleo crudo contiene azufre, que se presenta en forma de sulfuro de hidrógeno (H_2S), mercaptanos (R-SH), sulfuros (R-S), disulfuros (R-S_2), tiofeno ($\text{C}_4\text{H}_4\text{S}$) y derivados del tiofeno (Wauquier, 1995).

Los compuestos que contienen azufre representan la impureza química que se encuentra en mayor grado en todas las fracciones del petróleo. En forma gaseosa, el azufre se presenta

como mercaptanos (R-SH), sulfuro de hidrógeno (H₂S), sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS₂) y cloruro de sulfonilo (SO₂Cl₂) principalmente, los cuales pueden presentarse con el crudo o pueden ser el resultado de la descomposición de otros compuestos de azufre durante las operaciones de desintegración térmica o catalítica (Bhaskara Rao, 2007). El contenido total de azufre en un crudo, se encuentra generalmente entre 0.05 y 5% peso, estas proporciones varían dependiendo las características del lugar (como contenido de materia orgánica) de donde se origina. Las refinерías de hoy procesan crudos cada vez con mayor contenido de azufre. No obstante, las regulaciones ambientales son más estrictas, convirtiendo en un desafío la tarea de remoción de azufre (Quinlan, 2004), (Wauquier, 1995). El manejo del azufre en una refinерía con fines de protección ambiental, consta de cuatro procesos principales (figura 1.4), las unidades de regeneración de amina (ARU), agotadores de agua amarga (SWS), las unidades de recuperación de azufre (SRU) y las unidades de tratamiento de gas de cola (TGTU) (Quinlan, 2004). Las unidades ARU y SWS alimentan a la SRU (Proceso Claus) y la refinерía puede contar o no con una TGTU y enviar los gases finalmente al incinerador o quemador elevado.

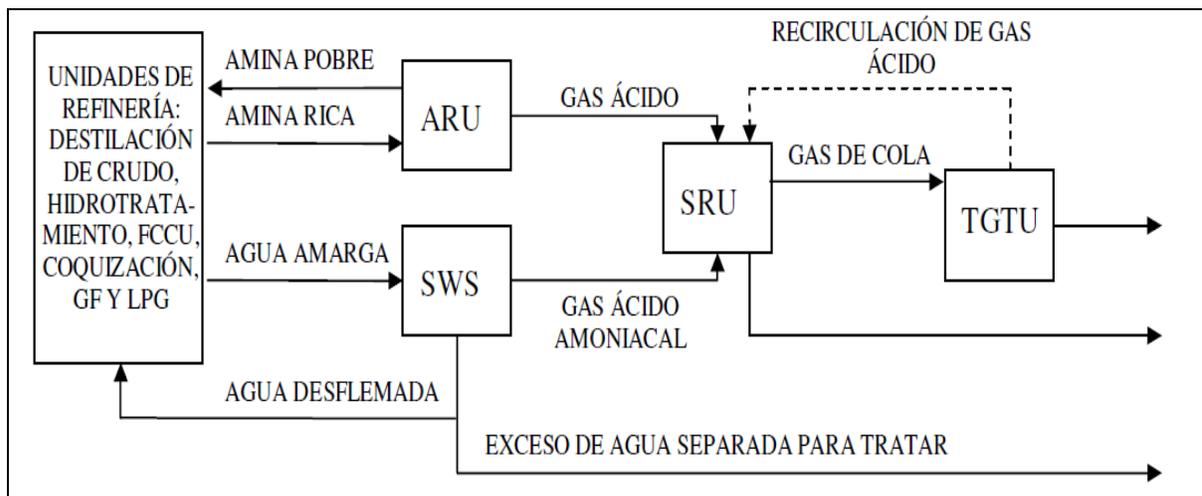


Figura 1.4 Ubicación del proceso de recuperación de azufre. **Fuente:** (Quinlan, 2004)

1.2.3 Tecnologías usadas para la recuperación de azufre

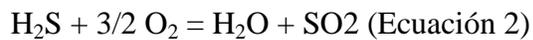
Unidad de recuperación de azufre (SRU). Proceso Claus

Las SRU convierten el H₂S del gas ácido proveniente de la regeneración de amina (ARU) y del gas ácido amoniacal o gas amargo proveniente de los agotadores de agua amarga (SWS) a azufre elemental, en una refinерía (Quinlan, 2004).

El proceso Claus es el proceso principal para recuperación de azufre a partir de corrientes de gas ácido y es muy probable que lo siga siendo en el futuro. El proceso Claus original fue descrito por Alexander Chance y Carl Freidrich Claus en 1885 (GaryyHandwerk, 2001); (Korens & Simbeck, 2002).

La conversión completa del H₂S en Azufre utilizando unidades Claus está impedida por limitaciones termodinámicas de las reacciones que tienen lugar en el proceso. (CHEMATEK, 2013)

Las reacciones involucradas están representadas por las siguientes ecuaciones:



Las ecuaciones 1 y 2 tienen lugar en la llamada Etapa Térmica (horno de reacción operando por encima de los 930 °C) mientras que la ecuación 3 se produce básicamente en las Etapas Catalíticas que operan por encima de la temperatura de rocío del Azufre y hasta aproximadamente 370 °C.

En la (Figura 1.5) se muestra el equilibrio teórico de las ecuaciones 1 a 3:

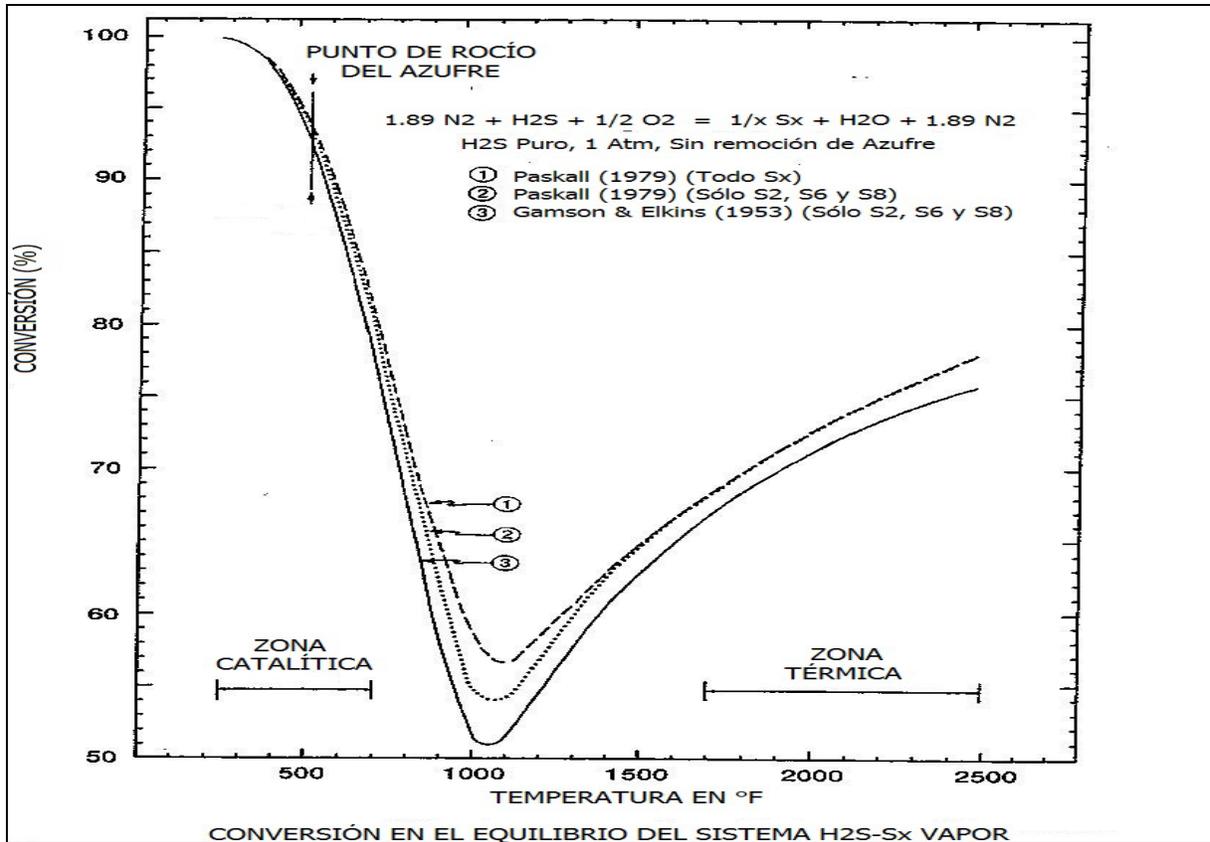


Figura 1.5 Equilibrio teórico entre las ecuaciones. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013).

Como puede observarse, a la menor temperatura operativa posible en la zona catalítica mayor a la temperatura de rocío del Azufre para evitar la deposición de material sobre el catalizador la conversión teórica esperada no sobrepasa el 93%.

Si bien las reacciones indicadas anteriormente ya eran conocidas en 1883, recién en la década del treinta del siglo pasado se desarrolló el concepto utilizado en la actualidad que consiste en una etapa térmica, seguida de 2, 3 y hasta cuatro etapas catalíticas, como se muestra en la (Figura 1.6).

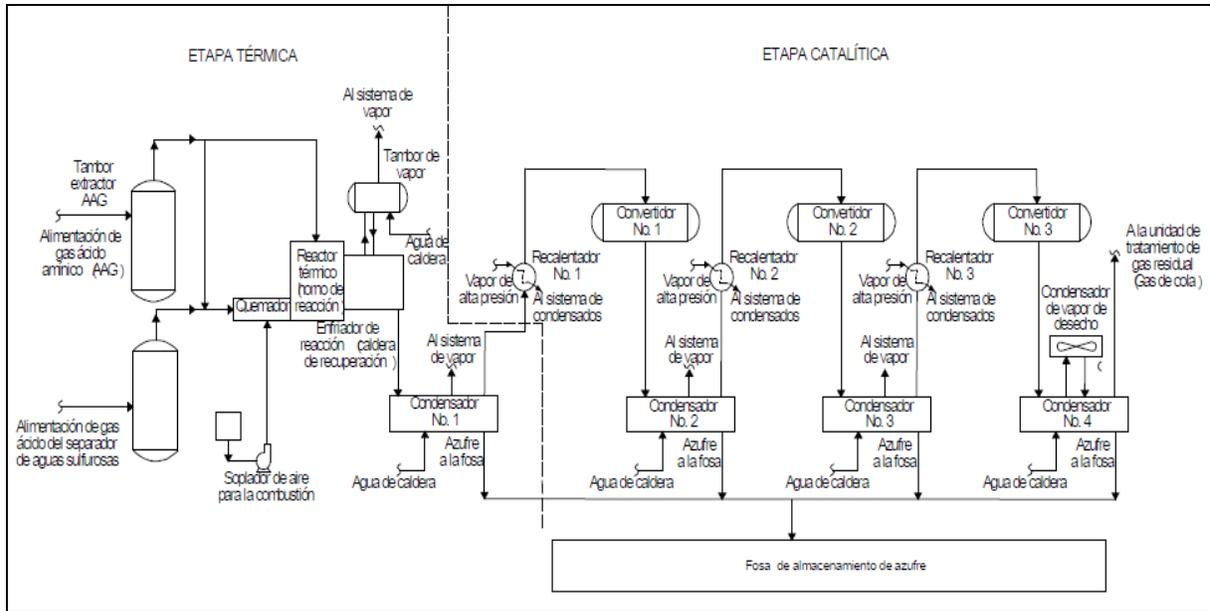


Figura 1.6 Esquema de proceso de una unidad Claus. **Fuente:** (Chen. et al, 2002).

En este esquema de proceso, la corriente de gas agrio es quemada con la cantidad de aire necesaria para convertir un tercio del H_2S presente en SO_2 . En la etapa térmica se obtienen temperaturas entre $1000\text{ }^{\circ}C$ y $1,400\text{ }^{\circ}C$. En ese rango de temperaturas y tal como muestra la (Figura 1.5), además de la reacción 2 (limitada por la cantidad de aire introducida) se obtiene Azufre por la ecuación 1. Entre un 60 y 70 % del H_2S introducido se convierte en Azufre Elemental en estado gaseoso.

Los gases que salen del horno de reacción son enfriados generando Vapor de Alta Presión en un sector del mismo horno y luego se produce la condensación parcial del Azufre en un condensador generando Vapor de Baja Presión para reducir la temperatura de salida de los gases del intercambiador. Alrededor de un 60% del H_2S alimentado a la planta se recupera como Azufre líquido en la etapa térmica.

Los gases que abandonan el condensador son recalentados hasta $230/280\text{ }^{\circ}C$ para ingresar a la primera de las etapas catalíticas, donde se produce la reacción 3 entre el H_2S alimentado y el SO_2 generado en la etapa térmica.

Luego de ser enfriado en un condensador parcial, se obtiene más Azufre líquido del proceso. Esta secuencia de recalentamiento, reacción catalítica y condensación se repite en una segunda, tercera y hasta cuarta etapa catalítica. Normalmente, hasta tres etapas catalíticas son utilizadas ya que las siguientes agregan muy poco a la recuperación total de la planta.

La (Figura 1.6) muestra un esquema de proceso donde la totalidad de los gases agrios son enviados al horno de reacción y donde un tercio del H_2S es convertido en SO_2 . Este esquema es posible cuando la concentración de H_2S en el gas de alimentación es del 50% o mayor.

La (Figura 1.7) es muy útil para entender la relación entre las temperaturas de operación, las reacciones involucradas y la recuperación esperada de Azufre.

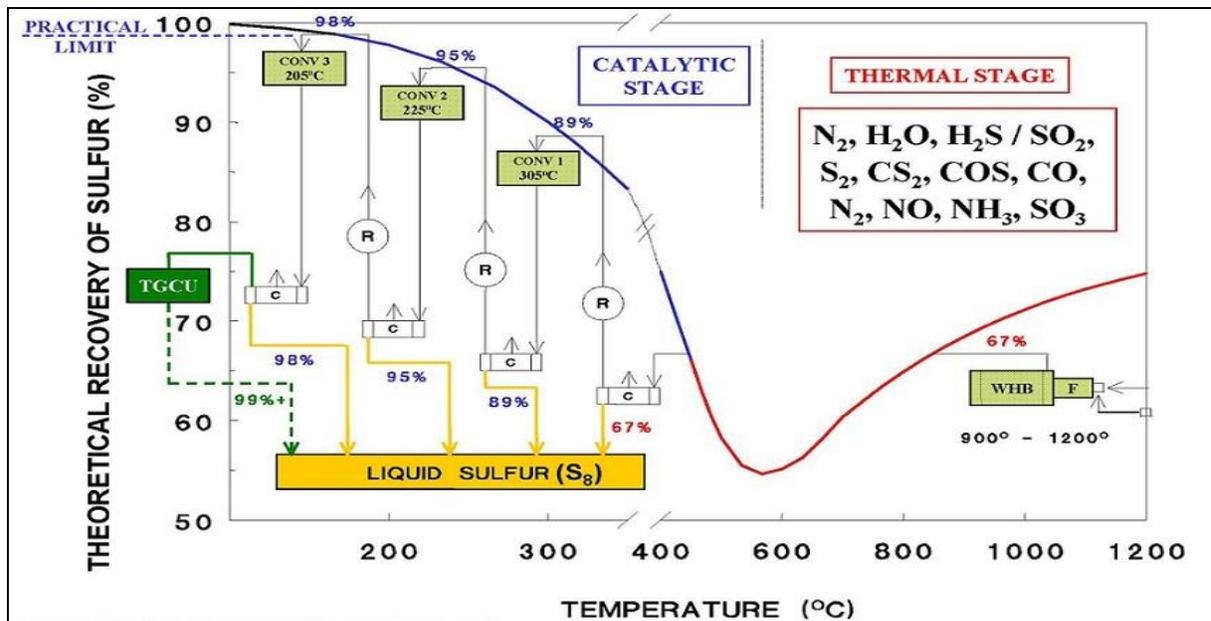


Figura 1.7 Relación entre temperaturas, etapa térmica - etapas catalíticas y % de azufre recuperado. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013).

Salvo que el gas agrio se caliente o se utilice Aire enriquecido con Oxígeno, para alimentaciones con H_2S por debajo del 50% las temperaturas de los gases en el horno de reacción no alcanzarían los valores necesarios para operar en la Zona Térmica. (Figura 1.8).

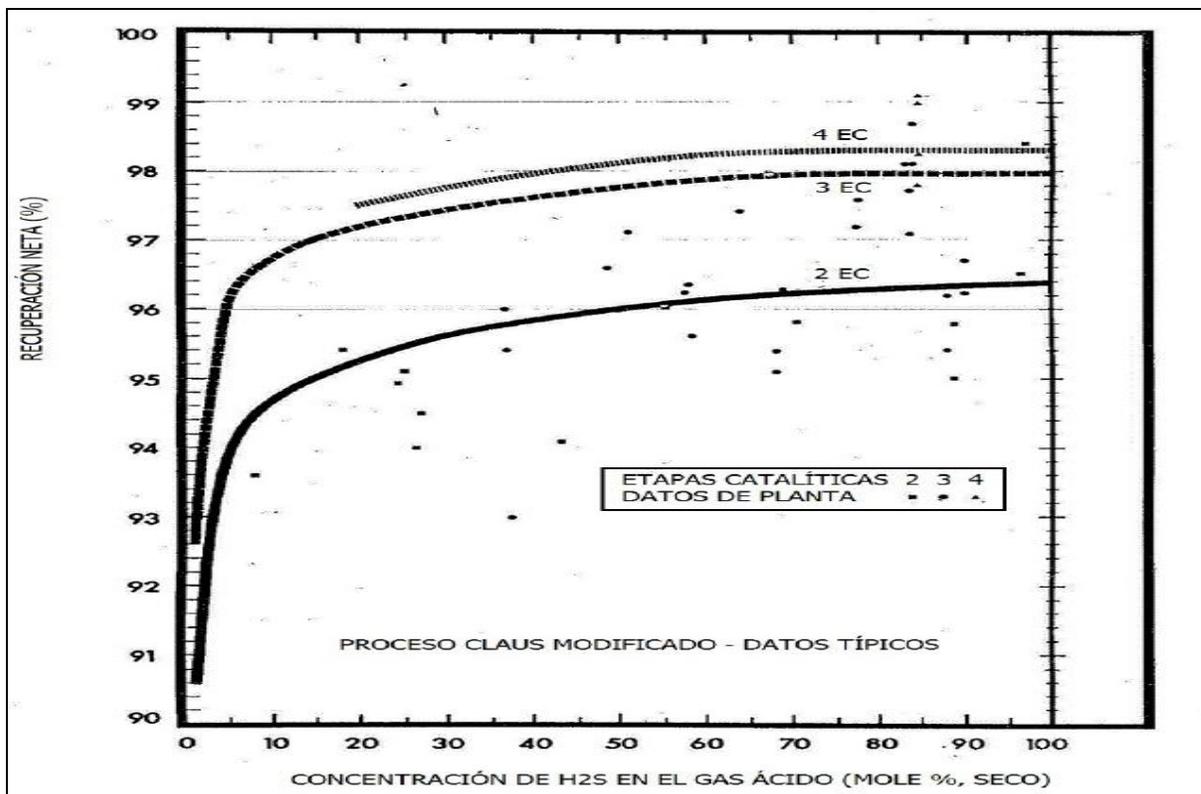


Figura 1.8 Relación entre concentración de (H₂S) % de recuperación neta. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013).

Para solucionar esta limitación, se han desarrollado esquemas de proceso donde solamente un tercio de los gases agrios son enviados al horno de reacción junto con la cantidad de aire necesario para la conversión total del H₂S en SO₂. El resto de la alimentación es enviada directamente a la primera etapa catalítica junto con los gases de combustión del horno de reacción, donde la reacción 3 permite la producción de Azufre elemental.

Etapa Térmica + Catalíticas

En la (Figura 1.8) se presentan datos de planta y curvas teóricas con las recuperaciones esperadas para estas unidades utilizando 2, 3 y 4 etapas catalíticas, con condensación del Azufre producido.

Como puede observarse, el rendimiento (recuperación de H₂S) no solo depende del número de etapas catalíticas incorporadas a la unidad, sino también a la concentración de H₂S en el gas a tratar.

1.2.4 Principales licenciantes y/o proveedores de la tecnología Claus.

Dentro de los principales proveedores y/o licenciantes de acuerdo con (LURGI, 2009), (PROSERMAT, 2009) y (WorleyParsons, 2009) con experiencia y prestigio internacional nos encontramos con los siguientes:

1) LURGI, presenta instalada bajo su licencia más de 160 unidades comerciales de recuperación de azufre, lo cual muestra experiencia probada, tanto en la recuperación de azufre como en el tratamiento de los gases de cola. Dentro de los esquemas tecnológicos que muestra en sus fichas comerciales están:

- Unidades Claus de dos etapas basada en su propia tecnología.
- Unidad de TGT basada en su tecnología LTGT
- Incineradores térmicos
- Unidades de *degassing* basado en tecnología *Aquisulf* de LURGI.

Proponen que el proceso catalítico de gases de cola permite obtener rendimientos de azufre por encima del 99,9 %. LURGI ofrece sistemas de absorción química que permite eliminar los remanentes de H₂S. El *degassing* garantiza niveles de H₂S en el azufre líquido inferiores a 10 ppm peso. El *turndown* es de 30% manteniendo los requerimientos de calidad.

Además puede proporcionar soporte adicional de servicios y asistencia de ingeniería durante las fases de diseño, construcción, arranque y post-arranque. Propone servicio de capacitación al personal durante todas estas fases antes mencionadas.

2) PROSERMAT, presenta instalada bajo su licencia más de 20 unidades comerciales de recuperación de azufre, es una empresa subsidiaria del Instituto Francés de Petróleo. Dentro del tratamiento de gases de cola muestran referencias de unidades instaladas en la India e Irán. Dentro de los esquemas tecnológicos que muestra en sus fichas comerciales están:

- Unidades Claus de dos etapas basadas en su propia tecnología.
- Tratamiento de los gases de cola mediante tecnología Sultimate.
- Secciones de incineración.
- Unidades de *degassing* y almacenamiento.

Proponen que el proceso catalítico de gases de cola permite obtener rendimientos de azufre por encima del 99,95%.

Además puede proporcionar soporte adicional de servicios y asistencia de ingeniería durante etapas como la de diseño, construcción, arranque y post arranque. Es capaz de operar con un *turndown* hasta un 60% de su capacidad nominal.

3) WORLEY PARSONS, presenta instalada bajo su licencia más de 28 Unidades comerciales de recuperación de azufre. Dentro de los esquemas tecnológicos que muestra en sus fichas comerciales están:

- WorleyParson Claus *sulphur recovery*
- WorleyParsons BSR / *Amine*
- WorleyParsons *sulphur degassing*.

Su propuesta de Claus se caracteriza por tener quemadores de gases ácidos de alta intensidad, además que ofrecen un sistema confiable de control de combustión (H_2S/SO_2), obtienen una baja temperatura en el condensador final de azufre. Es capaz de operar con un *turndown* hasta un 30 % de su capacidad nominal.

De acuerdo con las revisiones de las fichas técnicas – económicas revisadas el autor considera que las propuestas de los licenciantes y/o proveedores de LURGI y PROSERNAT satisfacen las características que se requieren para el trabajo.

1.2.5 Presencia de Amoníaco en la carga

La presencia de cantidades significativas de Amoníaco requerirá la utilización de técnicas especiales para lograr su destrucción en el horno de reacción y evitar así la deposición de sales de amonio en el catalizador de las etapas siguientes. Es esencial destruir casi completamente el Amoníaco ya que concentraciones de esta especie tan bajas como 500 a 1000 ppm v pueden causar depósitos de sales y problemas de taponamiento. (CHEMATEK, 2013).

En una refinería, las corrientes que pueden contener en su composición Amoníaco en cantidades significativas son las provenientes de los despojadores de las Aguas Agrias generadas en el Craqueo Catalítico.

1.2.6 Formas de eliminar el amoniaco presente en la carga

Hornos de Reacción con Flujo Dividido

Un esquema muy utilizado para lograr esta destrucción es dividir el flujo de corrientes que no contienen Amoníaco, por ejemplo la cabeza de unidades de regeneración de Aminas, tal como muestra la (Figura 1.9).

En este arreglo, todo el gas proveniente del despojador de Aguas Agrias, el aire de combustión y una fracción del Gas Ácido de Aminas (normalmente alrededor del 20%) se queman en una zona de alta temperatura del horno de reacción (Zona 1). En esta zona, se intenta llegar a temperaturas cercanas a los 1300 °C de modo de garantizar la conversión del Amoníaco en Nitrógeno, con mínima formación de óxidos de Nitrógeno y SO₃. La cantidad de Gas Ácido de la unidad de Aminas debe ser suficiente para asegurar esta temperatura. Se debe controlar la cantidad de Gas Ácido que ingresa a esta zona para no sobrepasar la temperatura máxima permisible para el aislamiento del horno.

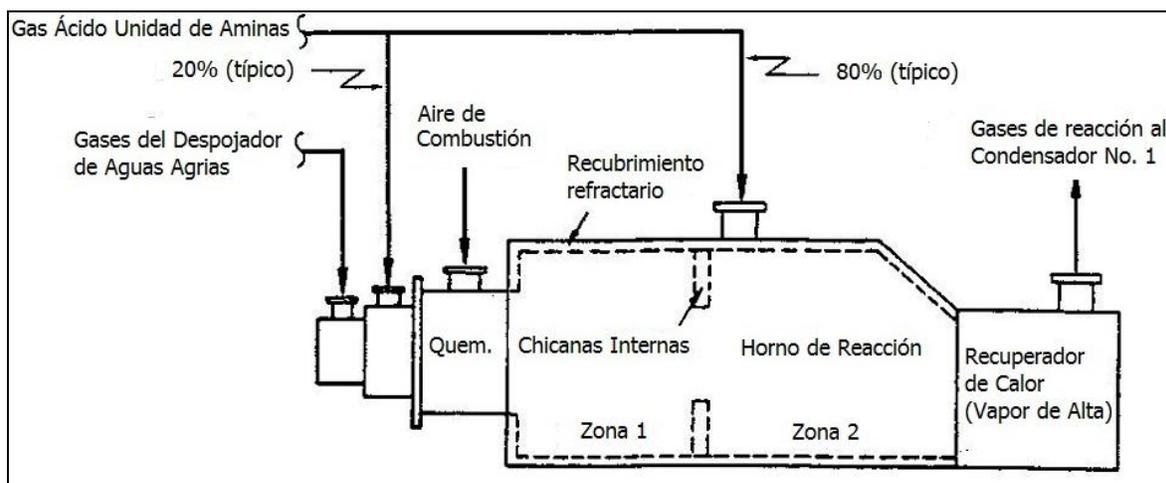


Figura 1.9 Horno de reacción con flujo dividido. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013)

Quemadores de Alta Intensidad

El otro método para la destrucción del Amoníaco es combinar todas las corrientes a ser tratadas en el horno de combustión y la cantidad necesaria de Aire para lograr la conversión de parte del H₂S en SO₂ a un tipo especial de quemador de “alta intensidad”.

Un quemador muy utilizado que aplica este concepto es el denominado “Duiker”, ofrecido por Goar Allison/Comprimo. La (Figura 1.10) presenta un esquema de este equipo.

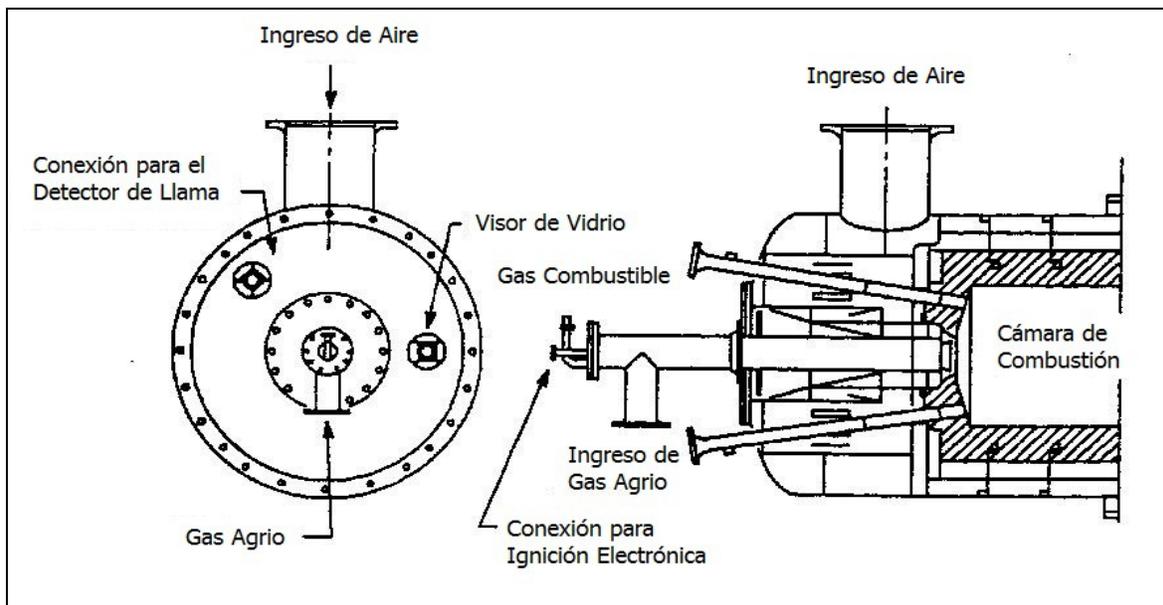


Figura 1.10 Quemador de alta intensidad. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013)

Estos quemadores son propietarios, es decir, se ofrecen como parte de la tecnología ofrecida por empresas del área. Estos quemadores deben asegurar una mezcla íntima entre las corrientes a ser tratadas y el aire de combustión, de modo de lograr una alta temperatura de llama y el tiempo de residencia necesario para la destrucción total de Amoníaco.

Cualquiera sea el esquema de destrucción de Amoníaco elegido, la circunstancia de ser procesos y equipos propietarios hacen dificultoso su incorporación a la SRU prevista para la refinería.

1.3 Unidades de tratamiento de gas de cola (TGTU)

Muchas tecnologías se desarrollan y son propuestas para incrementar la eficiencia de remoción global de azufre, más de lo que permite alcanzar el proceso Claus y así, disminuir la cantidad de azufre emitido a la atmósfera. Esto significa una mayor confiabilidad y garantiza la operación con base a las regulaciones más estrictas. (Nielsen, 1997).

Estos tratamientos surgen de la necesidad de disminuir las emisiones de contaminantes, principalmente H_2S de las Plantas Claus de recuperación de azufre. Se pueden clasificar en tres grupos dentro del mercado internacional.

A) Los procesos de oxidación selectiva o directa (SOP). En los cuales el catalizador oxida H_2S a azufre elemental, son un modo rentable de mejorar la recuperación de azufre entre 98.5 % a 99.3 % peso (Chen. et al, 2002).

B) Procesos de subpunto de rocío (SDP). Con este tipo de procesos se alcanzan recuperaciones entre 98.5 % a 99.5 % peso, son procesos que favorecen el equilibrio de la reacción Claus a temperaturas bajas con un número de camas catalíticas adicionales (Castro G, Rivas P., & Durán M., 2001).

C) Procesos de recirculación de sulfuro de hidrógeno. En donde el sulfuro de hidrógeno se recircula al horno Claus después de pasar por un tratamiento principalmente con aminas selectivas. Se logran recuperaciones más altas, entre 99.5% a 99.99 % peso (Quinlan, 2004).

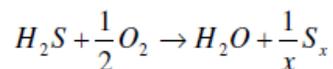
Por lo general se añade un TGTU para cada SRU, ya que un tratamiento común para múltiples SRU tiene la ventaja de costo reducido, pero trae problemas como un punto común de falla potencial para todos los trenes SRU corriente arriba (Slavens, 2007).

1.3.1 Los procesos de oxidación selectiva o directa (SOP)

Con este proceso se busca convertir H₂S a azufre. Para que se aplique de forma eficiente es necesario que el contenido principal del gas de cola sea H₂S, ya que la reacción solamente se lleva a cabo entre el H₂S y el O₂. Lo anterior se logra manteniendo la relación molar de H₂S/SO₂ en un valor mayor que 2, para que predomine la cantidad de H₂S en relación al SO₂, operando con deficiencia de oxígeno en la sección Claus.

Se necesita un catalizador de Fe₂O₃ soportado en Al₂O₃, SiO₂ u TiO₂ generalmente, es un catalizador reportado en la literatura como caro. Requiere temperaturas que van de 135 a 150 °C (408.15 a 423.15 K) (Borsboom, 2003).

Se lleva a cabo la siguiente reacción:



Con estos procesos se pueden alcanzar conversiones al equilibrio aproximadas de 98.5 a 99.3% peso.

1.3.2 Procesos de subpunto de rocío (SDP)

La operación en subpunto de rocío tiene como objetivo lograr un mayor equilibrio de la reacción Claus y por lo tanto incrementar la recuperación de azufre.

La conversión al equilibrio de la reacción Claus (H₂S a S) incrementa al disminuir la temperatura, debajo del punto de rocío del azufre (117 °C o 390.15 K) en una región

moderada. Se acerca al 100% a una temperatura de aproximadamente 121 °C (394.15 K) (Nielsen, 1997).

Las camas de catalizador convencionales del proceso Claus se mantienen a una temperatura sobre el punto de rocío del azufre, para evitar la deposición de azufre líquido en la superficie del catalizador, ya que esto causa la desactivación del mismo. Sin embargo, esto impide alcanzar altas eficiencias que se lograrían trabajando a bajas temperaturas (Nielsen, 1997).

El proceso Claus de subpunto de rocío utiliza las mismas reacciones químicas que el proceso Claus, pero las camas de catalizador operan a una temperatura debajo del punto de rocío del azufre (100 a 125 °C o 373.15 a 398.15 K), obteniéndose conversiones de equilibrio más altas. Como consecuencia de las bajas temperaturas el azufre se deposita en el catalizador, pero esta deposición no afecta al proceso ya que se trabaja en una operación cíclica. Esta operación comprende regeneración periódica de cada cama por vaporización de los depósitos de azufre con una corriente de gas a elevada temperatura (316 a 343 °C o 589.15 a 616.15 K aproximadamente); posteriormente el azufre se condensa y recupera (Nielsen, 1997).

Este proceso puede usarse como un adicional a la existente unidad Claus, o diseñado dentro de un sistema integrado de alta eficiencia (Nielsen, 1997)

Puede alcanzar conversiones al equilibrio aproximadas de 98.5 a 99.5 % peso.

1.3.3 Procesos de recirculación de sulfuro de hidrógeno

Este grupo de procesos primero convierte los compuestos de azufre en el gas de cola a H₂S mediante operaciones de hidrogenación e hidrólisis. Después mediante una solución de alcoalmina se absorbe selectivamente el H₂S; posteriormente se separa de la solución de alcoalmina y se recircula a la unidad Claus (Nielsen, 1997)

El tratamiento con aminas selectivas tiene como objetivo remover H₂S con absorción parcial de CO₂ de una corriente de gas (Quinlan, 2004)

Las alcoalminas más utilizadas en tratamiento de gas se muestran en la (Tabla 2).

Tabla 1.2 Principales aminas empleadas en el tratamiento de gas. **Fuente:** (Quinlan, 2004).

Tipo de amina	Ejemplos
Primaria	Monoetanolamina (MEA) Diglicolamina (DGA)
Secundaria	Dietanolamina (DEA) Disopropanolamina (DIPA)
Terciaria	Metildietanolamina (MDEA) Trietanolamina (TEA)

También se pueden emplear una mezcla de estas.

A continuación se observan las principales tecnologías de tratamiento de gas de cola disponibles comercialmente para procesos de remoción de azufre en refinerías (Higman, 2008).

- 1) Oxidación selectiva o directa
 - a) Superclaus
 - b) Euroclaus
 - c) BSR/Selectox
 - d) MODOP
- 2) Subpunto de rocío:
 - a) Sulfreen
 - b) CBA
 - c) MCRC
 - d) CLINSULF- SDP
- 3) Recirculación de H₂S
 - a) SCOT
 - b) Sulften
 - c) Resulf
 - d) EXXON FLEXORB SE PLUS

1.3.4 Selección de (TGTU)

La selección de una TGTU, representa una tarea compleja, que comprende el estudio cuidadoso de diversos factores, entre los que se encuentran: La composición del gas, la presión y la temperatura del gas ácido a procesar, las especificaciones del gas producto y requisitos del proceso (Street, 1995)

Los factores a considerar, se clasifican principalmente en factores tecnológicos y factores económicos. Entre los factores tecnológicos, se pueden mencionar (Aguilar Rodríguez, 2008)

Factores tecnológicos

1. Impacto al ambiente

- Catalizador empleado
- Efluentes de la planta
- Impacto de emisiones

2. Seguridad

- Manejo y disposición de catalizadores
- Sistema de control ante fugas

3. Confiabilidad de operaciones

- Diseño de horno
- Nivel de recuperación de azufre
- Tolerancia a contaminantes en gases ácidos a procesar

4. Experiencia del licenciador

- Experiencia en plantas de recuperación de azufre (Operación, ingeniería y construcción)

Entre los factores económicos, se encuentran (Aguilar Rodríguez, 2008)

Factores económicos

1. Costos de inversión

- Capital de inversión

2. Costos de operación

- Número de equipos (puntos de control)

3. Costo social por emisiones

Estos costos son agregados, el único que se resta es el valor de venta del azufre, que representa una porción mínima (Aguilar Rodríguez, 2008).

En 2000, Kellogg Brown & Root, USA y GTI E&P Services realizaron un análisis, en el que compararon 14 TGTU. En este trabajo se concluyó que los mejores procesos para obtener 99% de recuperación de azufre son el CBA, MCRC™, SULFREENT™ y SUPERCLAUS™, los tres primeros son procesos de subpunto de rocío y el último de oxidación directa. Para más de 99.8% de recuperación, el proceso SCOT de recirculación de H₂S, fue el más factible. Lo anterior después de haber estudiado cuatro casos con diferentes composiciones de alimentación y capacidad (Strickland & Quinlan, 2000)

1.3.5 Operaciones para incrementar la recuperación de azufre

Existen también otras operaciones que se emplean con los procesos mencionados anteriormente, para evitar pérdidas en la recuperación de azufre. Estas operaciones son: Hidrogenación de SO₂ a H₂S, hidrólisis de COS y CS₂ a H₂S y remoción de agua.

Sin embargo, si lo que se quiere es manejar corrientes con bajo contenido de H₂S o incrementar la capacidad de la planta, la opción más conveniente es el enriquecimiento con oxígeno.

A continuación se explican los fundamentos de estas operaciones.

A) ENRIQUECIMIENTO CON OXÍGENO

La máxima capacidad de producción de azufre de una SRU se limita a la máxima presión permitida a la entrada.

El enriquecimiento con oxígeno tiene como propósito reducir el flujo de gases del proceso mediante la reducción de la cantidad de nitrógeno entrante con el aire de combustión. Esta reducción en la velocidad de flujo del proceso permite un incremento en la velocidad de alimentación de gas ácido en la SRU y por lo tanto aumentar la producción de azufre (Sassi, 2008).

Las tecnologías comerciales actuales ofrecen tres niveles de enriquecimiento con oxígeno y también representan tres niveles de capacidad adicional o de expansión de la planta, modificación de equipos e inversiones de capital. Los niveles son los siguientes:

- A nivel bajo
- A nivel medio
- A nivel alto

B) HIDROGENACIÓN DE SO₂ A H₂S

Mediante reacciones de hidrogenación se busca convertir principalmente SO₂ a H₂S, para que en una etapa posterior de oxidación catalítica selectiva, o amina selectiva se produzca azufre y se recircule H₂S a la planta Claus (Rameshni, 2001).

Para una etapa de hidrogenación se emplea un catalizador típico de HDS que consiste generalmente de un soporte de Al₂O₃ impregnado con óxidos de Co/Mo o Ni/Mo. Las reacciones que se presentan requieren H₂ y las temperaturas de reacción varían de 260-427°C (533.15-700.15 K)

C) HIDRÓLISIS DE COS Y CS₂ A H₂S

Mediante hidrólisis se busca convertir COS y CS₂ principalmente a H₂S, aunque también se puede convertir CO, ya que en muchos casos estos compuestos no pueden convertirse en los tratamientos posteriores. Se utiliza un catalizador de TiO₂. Este catalizador se mantiene activo a temperaturas de 220-230 °C (493.15-503.15°K).

Las reacciones se llevan a cabo en presencia de vapor de agua (Borsboom, 2003) (Nielsen, 1997). Para recuperar la mayor cantidad de COS y CS₂, la primera cama catalítica opera a una temperatura alrededor de 340 °C (613.15 K) con un mínimo y máximo permitido de 315 y 360 °C (588.15- 633.15 K) respectivamente (CETAC-WEST, 2008).

D) REMOCIÓN DE AGUA

Se emplea generalmente antes del proceso de oxidación directa, ya que la disminución de H₂O favorece una mayor producción de azufre. De acuerdo al principio de Le Chatelier, eliminar el agua en la etapa catalítica (uno de los productos de reacción), cambia el equilibrio hacia una mayor conversión (Kettner & Liermann, 1985).

Los productos de la reacción Claus (S y H₂O) también pueden reaccionar y se puede presentar la reacción reversible siguiente que reduce la conversión total de azufre (Kohl):



Por lo tanto, las conversiones pueden incrementarse por remoción de agua. La deshidratación requiere añadir más equipos al proceso, pero disminuye el tamaño de los equipos situados después de la remoción de agua, ya que el volumen de la corriente disminuye aproximadamente en un 25%. Por otra parte, se necesita menos energía para el calentamiento que en el caso de las corrientes de salida de gases que contienen agua (Kettner & Liermann, 1985).

El contenido de agua en la corriente de gas se debe reducir a menos de 10% volumen, de preferencia de 4 a 6% volumen. El agua tratada puede utilizarse como agua de enfriamiento o como agua de alimentación a calderas (Kettner & Liermann, 1985).

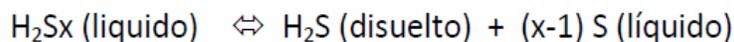
1.4 Almacenamiento y acondicionamiento del azufre para su venta.

1.4.1 Desgasificado del azufre líquido

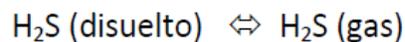
El Azufre líquido producido en las unidades Claus contiene normalmente entre 150 y 400 ppm en peso de Sulfuro de Hidrógeno residual, en parte disuelto en el líquido como H_2S y en parte como Poli sulfuros de Hidrógeno (H_2S_x), manteniéndose una relación de equilibrio de estos compuestos (H_2S/H_2S_x) en el Azufre líquido que es dependiente de la temperatura. (CHEMATEK, 2013).

Por ejemplo, a 130 °C la relación H_2S/H_2S_x es aproximadamente 10; a 150 °C esta relación es cercana a 1.

Por otra parte, el Poli sulfuro de Hidrógeno es inestable y se descompone en H_2S y Azufre lentamente de acuerdo a:



A su vez, el H_2S disuelto pasa a la fase gaseosa por un proceso de desorción física:



Es conocido además que una concentración de H_2S en el aire de 50 ppm v es peligrosa para el ser humano, siendo un nivel de 600 ppm v definitivamente mortal.

Otro parámetro a tener en cuenta en las zonas de almacenamiento de Azufre es que con valores de aproximadamente 3.5% en volumen (a 150 °C) en Aire, se sobrepasa el límite de explosividad inferior.

Durante el manipuleo, almacenaje y transporte del Azufre líquido, donde el material es agitado y enfriado, el H_2S se desprende de la masa de Azufre y la concentración de éste en la atmósfera de trabajo puede alcanzar niveles de toxicidad y de explosividad que pueden derivar en situaciones graves.

Por lo tanto, es norma común en la industria lograr que la concentración de H_2S en el Azufre líquido o sólido no sea mayor de 10 ppm v para la suma de H_2S y H_2S_x . (CHEMATEK, 2013)

Esto se logra mediante operaciones de desgasificado de modo de obtener:

- Almacenamiento y Transporte seguro del Azufre Líquido

- Condiciones de Trabajo seguras para el personal y las instalaciones
- Reducir la corrosión en los tanques de almacenamiento, cañerías y equipos de transporte
- Reducir las emisiones de H_2S a la atmósfera

Las operaciones de desgasificado buscan eliminar el H_2S disuelto en el Azufre líquido y acelerar la transformación de Poli sulfuros en H_2S .

El primer objetivo se logra agitando el líquido, y el segundo mediante el uso de catalizadores que aceleran la descomposición de los Poli sulfuros, reduciendo la energía consumida y el tamaño de los equipos.

A su vez, el H_2S desorbido debe ser eliminado de la atmósfera que rodea el almacenamiento de Azufre arrastrándolo con Aire, Gases de Cola o Gas Inerte, siendo el primero el más conveniente por razones de costos y como no contiene H_2S como los Gases de Cola, favorecen el equilibrio durante la desorción física.

El Aire además contribuye a la desgasificación por promover la oxidación directa de H_2S a Azufre Elemental a partir del Oxígeno contenido en él. Otro efecto positivo del uso de Aire para desgasificar es que previene la acumulación del Sulfuro de Hierro que se forma sobre las superficies metálicas (acero al carbono) de los tanques por acción de H_2S . Este material es pirofórico y puede ocasionar incidentes en la operación de la unidad. La acumulación de SFe es más común cuando se usa un Gas Inerte para el barrido del H_2S .

Es importante hacer notar que la eliminación de H_2S del Azufre, favorece la reacción de descomposición del Poli sulfuro (Ecuación 18) al eliminar uno de los componentes a la derecha de la reacción.

Existen varios procesos para el desgasificado de Azufre:

- Shell Sulfur Stripper Degasification Process
- EXXON Sulfur Degassing Process
- Texasgulf Sulfur Degasification Process
- SNEA (P) Aquisulf

Este último es uno de los más difundidos, y utiliza la acción combinada de agitación y el agregado de un catalizador. El proceso puede aplicarse en forma continua o por lotes (“batch”).

Hay que tener en cuenta, sin embargo, que el agregado de un catalizador puede apartar al Azufre producido de las especificaciones de venta.

La (Figura 1.11) muestra un esquema del proceso Aquisulf en su versión de operación continua.

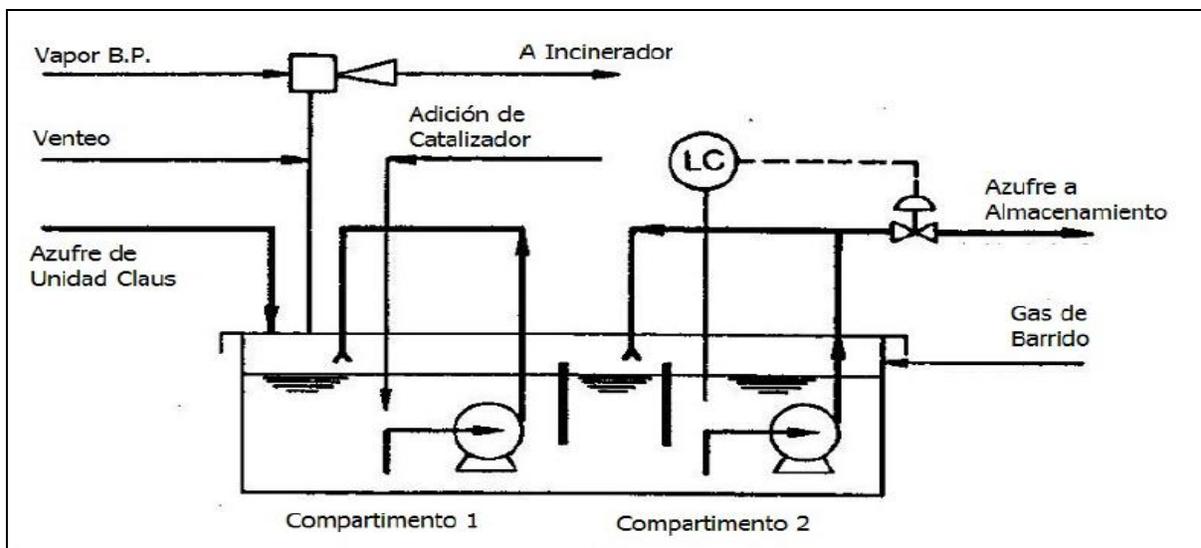


Figura 1.11 Esquema del proceso Aquisulf. **Fuente:** (CHEMATEK, 2013).

En este diseño se dispone de dos compartimentos; el Azufre en el primer compartimento es bombeado y mezclado con el catalizador, y rociado sobre la superficie del mismo sector. El Azufre fluye al segundo compartimento por rebalse sobre una chicana. El producto en el segundo compartimento es nuevamente bombeado y rociado sobre la superficie del líquido para aumentar el grado de mezclado. (CHEMATEK, 2013).

Originalmente, el catalizador utilizado fue el Amoníaco, pero este tenía el inconveniente de producir sales de Amonio. Actualmente, el proceso Aquisulf utiliza un catalizador propietario que no presenta estos problemas de formación de sales.

1.4.2 Solidificación del azufre para su comercialización

Dependiendo de las características del mercado, el Azufre producido en la Unidad Claus puede requerir ser solidificado para su transporte y almacenamiento en el punto de uso.

Si bien el procedimiento más simple es solidificar el Azufre en moldes para luego romperlo con equipamiento pesado, el producto obtenido puede producir polvo durante este manipuleo y su almacenamiento en destino.

Para evitar estos inconvenientes, es habitual utilizar equipos que solidifican el Azufre formando perlas, gránulos o pastillas que son relativamente más fáciles de transportar, almacenar y cargar en los medios de transporte seleccionados.

1.4.3 Perlado del azufre

Para plantas Claus de grandes producciones, se utiliza el procedimiento de descargar gotas de Azufre líquido en una corriente de aire o agua enfriados.

Así, las gotas de Azufre solidifican en el fluido utilizado, que no solo retira el calor de solidificación sino que también actúa como medio de amortiguamiento de la caída libre del material. (CHEMATEK, 2013)

En este grupo de procesos se puede incluir

- Outokumpu Oy Process (Aire)
- Polish Process (Aire)
- RIM Process (Agua)
- Devco Wet Granulation (Agua)
- Smith & Arduci (Agua)

El mayor inconveniente de los procesos que utilizan agua para la solidificación y recepción del Azufre es que las perlas contienen una humedad de alrededor del 2%, lo que puede hacer que no cumplan con las especificaciones requeridas por la industria. (CHEMATEK, 2013)

1.4.4 Granulado del azufre

En este grupo de procesos, el Azufre líquido es rociado sobre núcleos de Azufre ya solidificado de modo de obtener gránulos de diámetro constante.

Estas unidades están recomendadas para producciones de hasta 1000 Ton/día. (CHEMATEK, 2013)

Los granuladores que pertenecen a este grupo son:

- Perlomatic Process
- ProcorGx Process
- Kaltenbach Tharing

Y el producto cumple con las siguientes especificaciones:

- Diámetro 1-6 mm
- Humedad 0.5%

- Densidad (Bulk) 1200 kg/m³
- Friabilidad 1.0%
- Ángulo de Reposo 27 °

1.4.5 Pastillado

En este método, gotas de Azufre líquido son depositadas sobre una cinta de acero inoxidable sin fin, que es refrigerada por la parte inferior con agua templada.

Existen distintos sistemas de formación de gotas.

El sistema más tradicional es utilizar una batea con perforaciones en el fondo, donde se contiene el Azufre líquido. Estas perforaciones son cerradas y abiertas en forma cíclica con unos pistones en forma de huso, de modo de permitir la caída del material líquido durante una fracción de segundo.

La gota así formada se deposita sobre la cinta refrigerada donde es rápidamente solidificada. En el otro extremo del equipo una cuchilla desprende las pastillas y las envía a una tolva para su transporte o carga de silos.

Los dos proveedores más importantes de cintas de acero inoxidable sin fin son Sandvik y Bendorf.

Fueron los primeros en desarrollar un sistema rotativo de formación de gotas que requiere menor atención para su operación y mantenimiento. Actualmente, el Grupo Bendorf también ofrece este tipo de formador de gotas.

CAPÍTULO II: PROPUESTA METODOLÓGICA PARA LA EVALUACIÓN INTEGRAL DE LAS ALTERNATIVAS

En este capítulo se presenta el caso de estudio, se hace una caracterización de la refinería de petróleo de Cienfuegos, se presentan las seis variantes tecnológicas que serán evaluadas y se diseña la metodología que se seguirá para desarrollar la evaluación de las alternativas.

2.1 Caracterización de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

La elección de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” como objeto de estudio se basa en que se trata de una entidad que genera grandes residuos y consume gran cantidad de materias primas, materiales y recursos humanos, aunque esto no significa que solo se puede aplicar dicha metodología a empresas grandes, sino también a pequeñas. Un segundo elemento que se debe considerar es que está dispuesta a tener un sistema de gestión ambiental (SGA) según Masanet (Masanet, 2000) ya que el sistema de información ambiental generado por el SGA es imprescindible para obtener resultados altamente confiables.

La refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” ubicada en la finca Carolina de la ciudad de Cienfuegos, es una de las grandes inversiones que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Su etapa de proyección, micro localización y movimiento de tierra comenzó en el período comprendido de 1977 a 1983. Posteriormente, su construcción y montaje se llevó a cabo en el período de 1983 hasta 1990. En enero de 1991, se realizan las primeras pruebas con carga y se obtuvieron las primeras producciones. A finales de 1993 se concluyó el oleoducto que la enlaza directamente con la termoeléctrica Carlos Manuel de Céspedes.

Después de un largo período de inactividad, el 10 de abril del 2006 se constituye la empresa PDV-CUPET, S.A. refinería —Camilo Cienfuegos. Contrato capital de los accionistas: 51 % Comercial Cupet SA y 49 % PDVSA Cuba SA.

La denominación de la empresa ha cambiado a raíz de la creación de la empresa CUVENPETROL SA, la cual tiene como misión dirigir todos los proyectos de inversión que se desarrollan en el país en el marco del ALBA (Alternativa Bolivariana para las América). La denominación oficial de esta empresa actualmente es: empresa CUVENPETROL S.A. unidad de negocios refinería de Cienfuegos.

Las principales secciones de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos son:

- Sección 100 (Destilación atmosférica).
- Sección 200 (Reformación catalítica).
- Sección 300 (Hidrofinación de diesel). En proceso de arrancada.
- Sección 400 (Fraccionamiento de gases).
- Sección 600 (Caldera recuperadora).
- Planta MEROX.
- Sección de MAP (movimiento de crudos y productos)
- Sección de Procesos auxiliares
- Sección de PTR (planta de tratamiento de residuales)

La sección 100 es la sección principal de la planta combinada N°1 de la refinería de Cienfuegos, pues en ella ocurre el proceso primario y determinante en cualquier refinería, la destilación atmosférica y que se realiza en dos etapas: la desalación eléctrica y la destilación atmosférica.

2.1.1 Sección 100. Desalación eléctrica.

El agua contenida en el petróleo con sales disueltas en ella, esencialmente con cloruros, no solamente constituye una impureza, sino que provoca una fuerte corrosión en los equipos del proceso y empeora la calidad de los combustibles que son inyectados para los procesos catalíticos, por consiguiente, es imprescindible la eliminación de esas sales y el agua. Ese proceso se realiza en los electrodeshidratadores y se denomina desalación eléctrica.

El crudo proveniente de la estación de bombeo de crudo se calienta con los reflujo circulantes de la torre T-102 y el fuel oil, antes de entrar al sistema de desalación eléctrica, que transcurre en dos etapas, cada una con un sistema de lavado con agua.

La primera etapa, cuenta con dos electrodeshidratadores, los cuales trabajan en paralelo. La alimentación a los mismos se realiza a través de eyectores, donde se mezcla el crudo con agua proveniente del sistema de lavado. Las salidas de ambos electrodeshidratadores se unen y pasan a la segunda etapa de desalación. La operación de los electrodeshidratadores de la segunda etapa es similar al de la primera.

En general, para extraer las sales del petróleo, este se mezcla con intensidad con el agua dulce en los eyectores y la emulsión formada entre el agua y el petróleo se destruye y se dispersa en

un campo eléctrico de los electrodeshidratadores. Por la parte inferior de los electrodeshidratadores, se drena el agua que contiene las sales, mientras el crudo desalado se extrae a un nivel superior. Desde este proceso comienza la contaminación del agua por la presencia del azufre.

2.1.2 Sección 100. Destilación atmosférica.

El crudo desalado se calienta antes de su inyección a la T-101 (Desgasolinadora) en el segundo banco de intercambiadores. Después, el crudo calentado, desalado y deshidratado, a una presión 6,1kgf/cm² se dirige a la torre T-101. La alimentación a la misma se distribuye en varias entradas distribuidas en los platos 7 y 9.

Por el tope de la torre sale la fracción Pie 105 °C a una temperatura de 120 °C y a una presión de 4,5 kgf/cm². Gran parte se condensa en los enfriadores por aire y de allí va al tambor de reflujo del tope D-101 con una temperatura de 55 °C. El reflujo es retornado hacia el tope de la Torre T-101. El exceso de reflujo va a los enfriadores y constituye el inyecta a la torre T-104. En este tambor de reflujo se hacen extracciones de agua sulfhídrica que es enfriada y va hacia la planta de tratamiento de residuales.

Desde el fondo de la torre sale crudo desgasolinado, una parte pasa a través de un horno para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la torre T-101, por debajo del plato 1 con el objetivo de mantener la temperatura de trabajo de la columna. El exceso de fondo alimenta a la columna de destilación atmosférica T-102 luego de pasar por un horno que cuenta con tres cámaras para garantizar la temperatura adecuada del inyecta.

Por el tope de la Torre T-102 sale la fracción Pie 120 °C a una temperatura de 114 °C y a una presión de 0,7 a 1.0 kgf/cm² y va al tambor de reflujo del tope D-102. Desde el tambor de reflujo el producto va a un enfriador por aire y de allí pasa a un enfriador por agua. Posteriormente retorna al tope de la torre. En el tambor de reflujo se hacen extracciones continuas de agua sulfhídrica con una bomba, esta se descarga a través de un enfriador hacia la planta de tratamiento de residuales.

De la torre T-102, se extraen cuatro cortes laterales:

1. La fracción 120-180 °C, se extrae por los platos 45 y 47 y va a la parte inferior de la primera sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 134 ° C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo vapor de agua sobrecalentado, la fracción ligera y los vapores de agua que salen del tope de la despojadora entran a la Torre T-102 en el plato 48

a una temperatura de 132 °C. La fracción de fondo es bombeada hacia un enfriador por aire y posteriormente pasa a un intercambiador por agua para finalmente llegar al nudo de mezcla.

2. La fracción 180-230 °C, se extrae de los platos 34 y 36 y va a la parte inferior de la segunda sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 195 °C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la Torre T-102. Por el fondo la fracción es bombeada hacia un enfriador por aire para finalmente llegar al nudo de mezcla.

3. La Fracción 230-270 °C, se extrae de los platos 22 al 24 y va a la parte inferior de la tercera sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 252 °C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la Torre T-102. Por el fondo la fracción es bombeada hacia un intercambiador, luego a enfriadores para ir al nudo de mezcla.

4. La fracción 270-350 °C, se extrae de los platos 12 al 14. Este corte se divide en dos ramales y va al segundo banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado.

La torre T-103 cuenta con tres secciones y a cada una de ellas llegan las fracciones desde la torre de destilación atmosférica T-102. Por otro lado la torre estabilizadora T-104 se alimenta con el exceso de gas y reflujo desde el tambor de alimentación D-105. Por el fondo de este tambor D-105 se descarga el agua sulfhídrica hacia la planta de tratamiento de residuales luego de ser enfriada y por el tope los gases son enviados al cabezal de gas combustible.

Por el tope de la torre T-104 sale la fracción Pie 70 °C y pasa al tambor de reflujo del tope D-106. El exceso del reflujo se bombea a un enfriador por agua. Posteriormente, va a la sección 400, hacia la torre T-401 o torre fraccionadora. Por el fondo, de la torre T-104 la fracción 70-120 °C estable es recirculada a través de un horno para mantener la temperatura en la torre. La otra salida de fracción 70-120 °C estable por el fondo de la torre va a un intercambiador donde precalienta el inyector y luego es enfriada por aire y agua y se dirige hacia el nudo de mezcla.

Nudo de Mezcla

En el nudo de mezcla se forman las fracciones resultantes de la sección 100. Estas son:

- ✓ Fracción 70-180 °C, se forma mezclando el corte 70-120 °C y corte 120-180 °C. A esta fracción se le denomina Nafta de Inyector que va a la sección 200 o al patio de tanque (MAP)

- ✓ Fracción 120-230 °C, se forma mezclando el corte 120-180 °C y corte 180-230 °C. A esta fracción se le denomina Turbocombustible que va al patio de tanque (MAP). Constituyendo el inyectivo a la planta MEROX.
- ✓ Fracción 120-270 °C, se forma mezclando el corte 120-180 °C, corte 180-230 °C y corte 230-270 °C. A esta fracción se le denomina Kerosene, que va al patio de tanque (MAP).
- ✓ Fracción 180-350 °C, se forma mezclando el corte 180-230 °C, corte 230-270 °C y corte 270-350 °C. A esta fracción se le denomina Diesel que va al patio de tanque (MAP), constituyendo el inyectivo a la sección 300 (Planta Hidrofinadora de Diesel).
- ✓ La fracción ≥ 350 °C como mazut o fuel oil se obtiene por el fondo de la T-102, por lo que no va al nudo de mezcla, sino al patio de tanques de MAP, como producto terminado.

Como se ha explicado, tanto para el proceso de desalado como para el trabajo de las diferentes torres se consume una gran cantidad de agua. En el primer caso para el lavado del crudo, mientras en el segundo caso se inyecta en solución con los diferentes químicos, como sustancia de enfriamiento en los intercambiadores y además para el despojamiento de los gases ligeros desde su fase de vapor de agua. A su vez en ambos procesos se generan cantidades considerables de residuales agresivos por el contenido de sales y sulfhídrico.

2.1.3 Sección 200. Reformación catalítica.

Proveniente de la sección 100, la fracción 70-180 °C es alimentada a la etapa de hidrofinación de nafta primero y reformación de nafta después con el objetivo de obtener gasolina de 83 y 90 octanos para la comercialización, además como producto de tope de la torre T-202 se obtiene GLP (gas licuado de petróleo). En este caso por el tambor de reflujo de tope D-201, se drena agua residual con sulfhídrico. Aquí el consumo de agua es menor que en la sección 100.

2.1.4 Sección 300 (Hidrofinación de diesel).

Proveniente de la sección 100, la fracción 180-350 °C es alimentada a la hidrofinadora de diesel, torres T-301 y T-302 donde ocurre primero un proceso de absorción del H₂S por una solución de Metildietanolamina (MDEA) al 40 % de concentración con el objetivo de eliminar el sulfuro del diesel. Requisito indispensable para la comercialización del producto diesel. Después ocurre un proceso de regeneración de esa amina, para separar de ella el sulfuro de hidrógeno absorbido. En esta sección existe una emisión considerable de agua ácida por la presencia del azufre y además una emisión de residuales gaseosos desde la regeneradora de

amina. Después de la puesta en marcha de la fase I del proyecto de expansión esa agua ácida será enviada a la despojadora de aguas; mientras el gas ácido residual (H_2S) será enviado a la unidad de recuperación de azufre.

2.1.5 Sección 400 (Fraccionamiento de gases).

Proveniente de la sección 100, la fracción Pie-70 °C inestable y la nafta liviana inestable de la sección 200 son alimentadas a la torre T-401 con el objetivo de fraccionar los gases para obtener GLP. Por el tope de la torre salen los gases hasta los enfriadores por aire y de allí al tambor de reflujo D-401, desde este tambor se alimenta el reflujo para mantener la temperatura del tope y el exceso se envía como GLP al patio de tanques.

Mientras por el fondo de la torre sale el Pie-70 °C estable para formar la gasolina en el nudo de mezcla. Se debe señalar que antes de entrar a la torre T-401 la alimentación es tratada con una solución de sosa cáustica al 10 % de concentración para eliminar de este el contenido de mercaptano y otros compuestos indeseables. Aquí se origina gran cantidad de efluentes alcalinos. Finalmente una vez agotada esa sosa es enviada a PTR para su tratamiento posterior. Después de la puesta en marcha de la fase I del proyecto de expansión esa sosa agotada será enviada a la unidad de recuperación de sosa.

2.1.6 Sección 600 (Caldera recuperadora).

Esta sección tiene como objetivo producir vapor de agua para el proceso de destilación, aprovechando el calor residual de los gases de escape de los hornos del proceso. Para ello requiere del consumo de agua tratada proveniente de la planta de tratamiento de agua en la sección de generación de vapor o procesos auxiliares. Como consecuencia de las purgas de este proceso se generan residuales y no son aprovechados los condensados, con la correspondiente pérdida de químicos y energía.

2.1.7 Planta MEROX.

En esta planta es procesado el keroseno para la producción de combustible para aviación, el cual requiere la utilización de un proceso en etapas continuas de tratamiento con el objetivo de satisfacer en particular las especificaciones de acidez, contenido de mercaptano y de otros parámetros entre los cuales está la presencia de agua libre y de los sólidos en suspensión.

El combustible para aviación debe satisfacer otros requisitos como el contenido máximo de aromáticos, el punto de congelación, el punto de humo, el color y el WSIM, estando este último relacionado al contenido de agua libre.

El tratamiento cáustico del keroseno tiene efecto solo en lo referente a la separación de los ácidos nafténicos para obtener un número de acidez adecuado y para servir como vehículo para la oxidación catalítica de los mercaptanos de manera de satisfacer los parámetros previstos.

Este tipo de tratamiento requiere del consumo de mucha agua a la vez que genera gran cantidad de residuales, como la sosa agotada con apreciable formación de fenolatos de sodio muy difíciles de eliminar en la planta de tratamiento de residuales. En el futuro estos residuales alcalinos serán enviados a la recuperadora de sosa agotada.

2.1.8 Sección de procesos auxiliares.

En esta sección se centra el mayor consumidor individual de la refinería, tanto de energía como de agua. Para su proceso el volumen de agua a consumir es muy elevado y está separado por procesos, pues primero existe una planta de tratamiento de agua para alimentar las calderas, con su correspondiente consumo de químicos y energía. Se debe destacar que esta planta prepara el agua para suministrar a la caldera recuperadora para la producción de vapor y además para la preparación de otras soluciones que son usadas en el proceso de refinación, tales como sosa cáustica, solución de aminas, desemulsionantes, preparación de inhibidores de la corrosión, etc.

Para el proceso posterior de generación de vapor, el consumo de agua y del propio vapor es considerable. El agua en su estado líquido es la materia prima para la producción del vapor, sin embargo también es usada como sustancia de enfriamiento en intercambiadores del propio sector energético. Pero desde su fase de vapor es usada por el desareador para eliminar el contenido de aire del agua de proceso.

Producto del sobredimensionamiento de este sistema, del estado técnico de equipos y tuberías y por las purgas del proceso, en esta área se producen muchos residuales y pérdidas en general que atentan contra los índices de consumo.

2.1.9 Sección de PTR (planta de tratamiento de residuales).

En esta sección se recibe toda el agua que entra a la refinería, así como la que recircula por los dos sistemas de enfriamiento.

Además es la encargada de atender y tratar todos los residuales generados en los diferentes procesos de la refinería. Tiene algún consumo de agua desde su fase de vapor, aunque no es significativo. Sobre esta planta recaen los mayores gastos medioambientales.

Conocido el proceso tecnológico actual de la refinería, se puede afirmar que solo existen dos procesos de eliminación de azufre: por contacto con la MDEA al 40 % de concentración, cuyo residual gaseoso posterior es enviado al *flare* y por contacto con la sosa cáustica al 15 % de concentración y su residual líquido es enviado a la PTR.

Por consiguiente es necesario encontrar métodos o tecnologías capaces de eliminar de forma más eficiente el azufre presente en el agua y en el proceso general de refinación, en correspondencia con el incremento de las emisiones, tanto líquidas como gaseosas, que se esperan con la arrancada de la fase I del proyecto de expansión, por la entrada en operación de nuevas plantas de producción. Para lo cual se recomendó establecer un análisis prospectivo estratégico (González.C.Z, 2014) del futuro inminente del esquema de refinación, al que será sometida la refinería de petróleo de Cienfuegos. En tal sentido el grupo de expertos seleccionado en dicho trabajo, luego de una intensa búsqueda bibliográfica y por su experticia, identificó y propuso seis variantes tecnológicas, que permitirán la eliminación del azufre del agua y otros productos, como principal contaminante, a su vez lo convertirán en un producto comercializable con cierto valor agregado (Azufre elemental). A continuación se describen las variantes tecnológicas.

2.2 Presentación de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno (H₂S) en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Con la reactivación y puesta en marcha de la Refinería de Petróleo en el año 2007, con la colaboración de Venezuela, el consumo de agua se incrementó considerablemente y consigo también la contaminación de la misma. Inicialmente entraron en funcionamiento los procesos básicos de la refinación: desalación, destilación atmosférica, reformación catalítica, con la aportación única de residuales líquidos. Posteriormente se incorporó al proceso la unidad hidrofinadora de diesel, en cuyo proceso se utiliza una solución acuosa con un 40 % de Metildietanolamina (MDEA), con el objetivo de absorber selectivamente el H₂S que está

presente en las corrientes gaseosas. Para la regeneración de esa amina se aplica vapor de agua para despojar de ella el H₂S absorbido, apareciendo así las emanaciones gaseosas. (Lobelles.G.O, 2012) Las cuales son reguladas por normas internacionales de emisiones, de acuerdo a la tolerancia humana a su exposición.

En la actualidad se trabaja en el proyecto para la expansión de la refinería, donde se incorporarán nuevas plantas de proceso que tendrán un aporte significativo a la contaminación del agua y la atmósfera, pues las emisiones gaseosas se incrementarán de igual forma. Ante esta problemática se vislumbra un escenario incierto para el entorno (aumento de la contaminación ambiental). Todo esto motivó la búsqueda y replanteo de futuros nuevos escenarios y sus posibles soluciones para enfrentar la problemática descrita. En tal sentido fueron presentadas por el grupo de expertos, (González.C.Z, 2014) seis posibles alternativas tecnológicas, como se señaló anteriormente, para lo cual se tuvo en cuenta, por supuesto, el cumplimiento de las normas de emisiones gaseosas. A continuación podemos ver un esquema que contempla las seis variantes o alternativas tecnológicas:

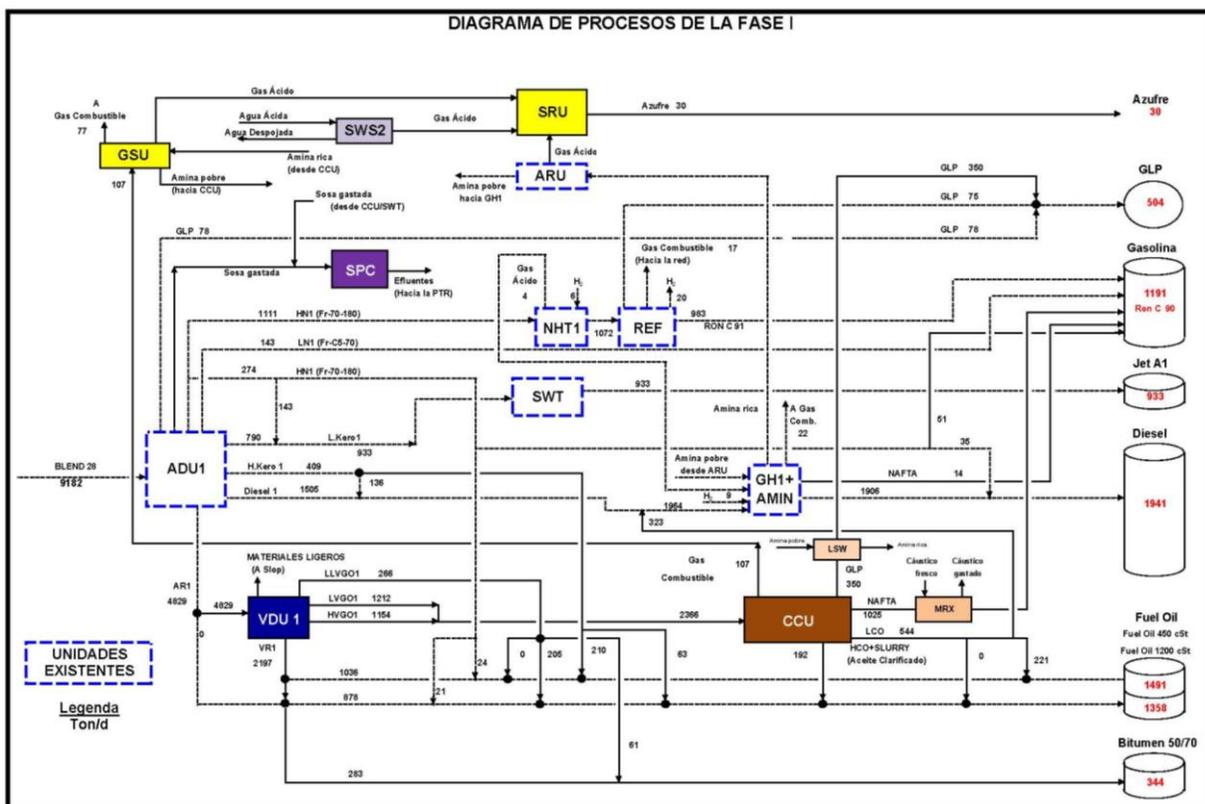


Figura 2.1 Esquema general que comprende las seis variantes propuestas.

2.2.1- Alternativa 1:

Comprende la refinería actual, que incluye:

Sección 100 (Destilación atmosférica).

Sección 200 (Hidrofinación y Reformación catalítica de nafta).

Sección 300 (Hidrofinación de diesel + regenerador de amina).

Sección 400 (Fraccionamiento de gases).

Sección 600 (Hornos y Caldera recuperadora).

Planta MEROX de turbo combustible

Sección de Procesos auxiliares

Sección de PTR (planta de tratamiento de residuales)

2.2.2- Alternativa 2:

Comprende la ALTERNATIVA 1 e incluye además las unidades de Destilación al Vacío (VDU) y de Craqueo Catalítico (CCU).

Unidad de Destilación al Vacío (VDU). Esta unidad tiene como objetivo procesar el residuo atmosférico para fraccionarlo a condiciones de vacío en VGO. Los VGO obtenidos son: LLVGO-Gasóleo de vacío extra ligero, LVGO-Gasóleo de vacío ligero, HVGO-Gasóleo de vacío pesado, Además se obtiene un residuo denominado Residuo de Vacío (VR).

Unidad de Craqueo Catalítico (CCU). Esta unidad tiene como objetivo convertir los gasóleos de vacío ligero y pesado en productos ligeros de alto valor comercial como GLP y Nafta de alto octanaje. También se obtienen aceite de ciclo ligero (LCO) y aceite clarificado que se utilizan como diluyentes para el fuel oil. El LCO se puede utilizar además como materia prima a la planta hidrofinadora de diesel.

2.2.3- Alternativa 3:

Comprende la ALTERNATIVA 2 e incluye además la unidad Despojadora de Aguas Ácidas (SWS) y la Unidad Endulzadora de Gases Agrios (GSU).

Unidad Despojadora de Aguas Acidas (SWS). Esta unidad tiene como alimentación todas las aguas ácidas generadas en el proceso de refinación, y su objetivo fundamental es despojar de estas aguas todas aquellas impurezas que la acidifican (H_2S), esto se logra en una torre donde el agua acida interactúa a contracorriente con vapor de agua, saliendo por el fondo de la

torre agua despojada sin contenido de H_2S , esta se recircula al proceso para nuevo uso. Por el tope de la torre sale vapor de agua y H_2S que es enviado a la unidad recuperadora de azufre (SRU).

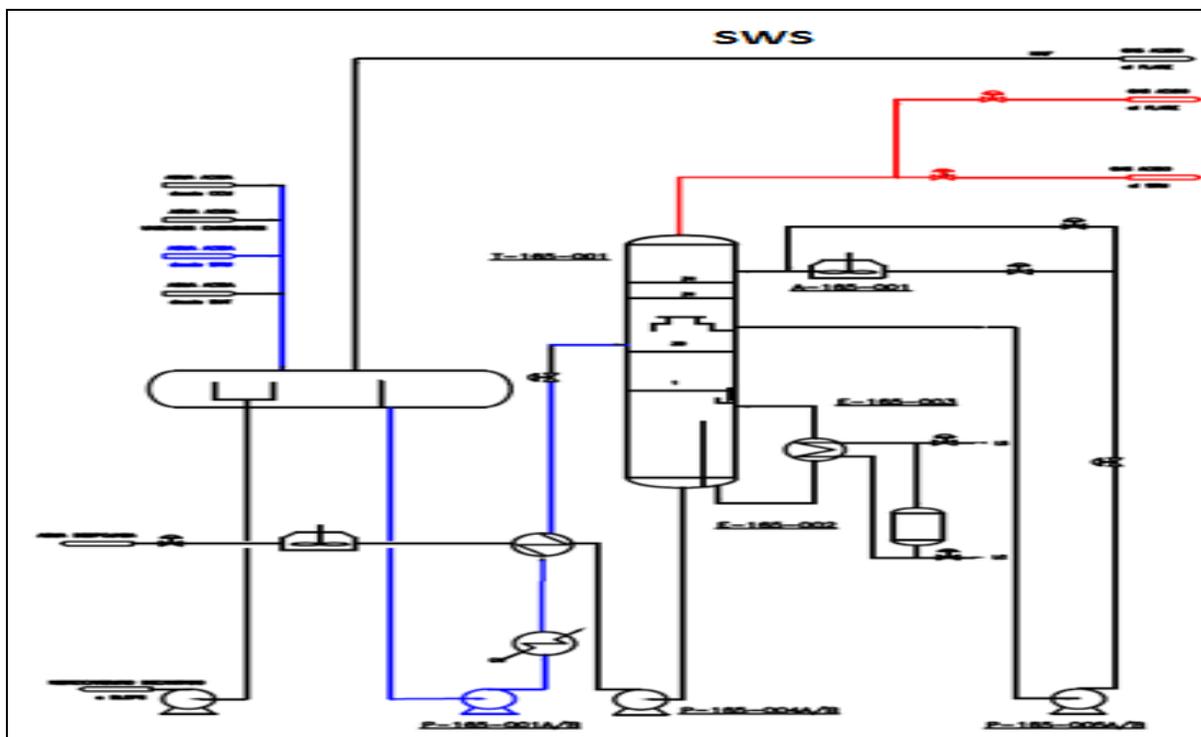


Figura 2.2. Unidad despojadora de aguas agrias. **Fuente:** (TECHNIP, 2012).

Unidad Endulzadora de Gases (GSU). Esta unidad tiene como alimentación todos los gases agrios generados en el proceso de refinación y su objetivo fundamental es endulzar estos gases, despojando todas aquellas impurezas que lo acidifican (H_2S), esto se logra en una primera torre contactora donde la amina (MDEA) interactúa a contracorriente con los gases agrios atrapando solo el (H_2S) contenido en estos y dejando pasar el resto de los gases que son reincorporados al sistema de gas combustible por su alta concentración de hidrogeno. La amina rica en (H_2S) sale por el fondo de la torre y es enviada a una segunda torre regeneradora de amina, el objetivo de esta es despojar el (H_2S) de la amina rica inyectando vapor de agua a contracorriente, por el fondo de la torre sale amina pobre que se recircula a la primera torre y por el tope vapor de agua rico en (H_2S) que es enviado a la unidad recuperadora de azufre (SRU).

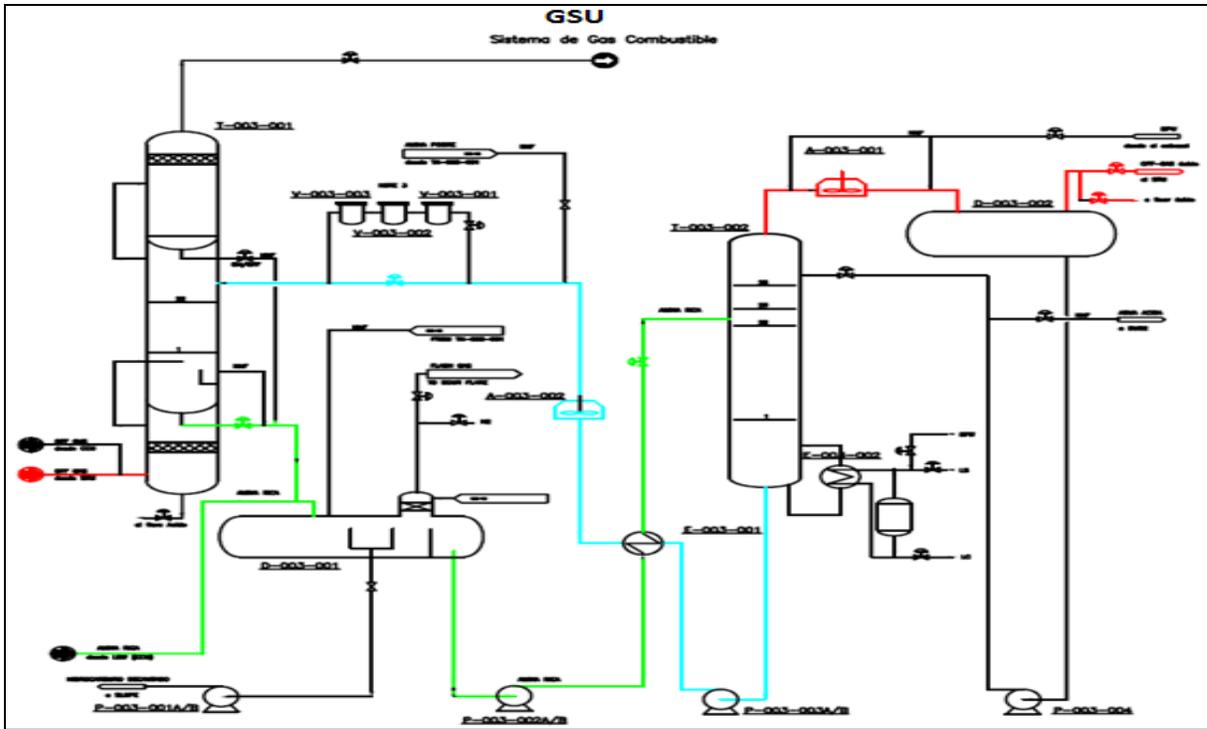


Figura 2.3. Unidad endulzadora de gases agrios. **Fuente:** (TECHNIP, 2012)

2.2.4- Alternativa 4:

Comprende la ALTERNATIVA 3 e incluye además la unidad de recuperación de azufre (SRU) Claus sin la inclusión del Incinerador.

La unidad de recuperación de azufre Claus generalmente consiste de dos secciones distintas: la sección térmica (sección inicial), que comprende el horno de reacción, la caldera de recuperación y el primer condensador; y la sección catalítica (sección final) que está constituida por el resto del equipo en línea desde la salida del primer condensador, pasando por las etapas catalíticas, hasta el condensador de desecho de los gases de cola (figura 2.4).

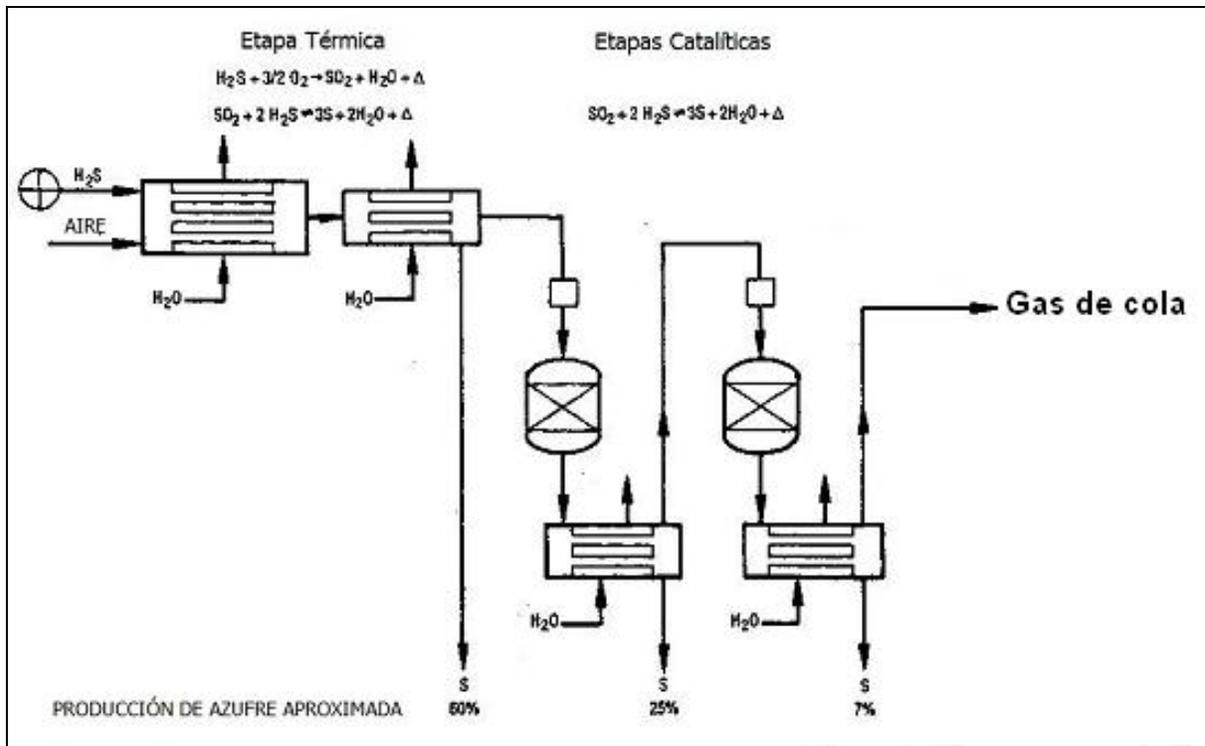


Figura 2.4. (SRU) Claus sin la inclusión del Incinerador.

2.2.5- Alternativa 5:

Comprende la ALTERNATIVA 4 e incluye además un incinerador para el tratamiento de los gases de cola.

Esta alternativa se basa en la implementación del mismo (Proceso Claus) expuesto por la alternativa anterior, pero con la siguiente modificación:

Acoplar al (Proceso Claus) un incinerador de gas de cola (Figura 2.5), con el objetivo de oxidar el (H₂S) que queda presente en el gas residual de la unidad Claus. Para así cumplir con las Normas Internacionales que rigen emisiones gaseosas a la atmosfera.

El incinerador está equipado con uno o más quemadores previstos para manejar todo el gas residual de la Unidad Claus. El tiempo de residencia y la temperatura son de tal magnitud que el (H₂S) contenido en el gas de combustión serán menores de 10 ppm. Un soplador de aire impulsará el aire necesario.

El gas de cola es quemado con gas combustible auxiliar.

El gas de combustión es venteado a la atmósfera a través de la chimenea.

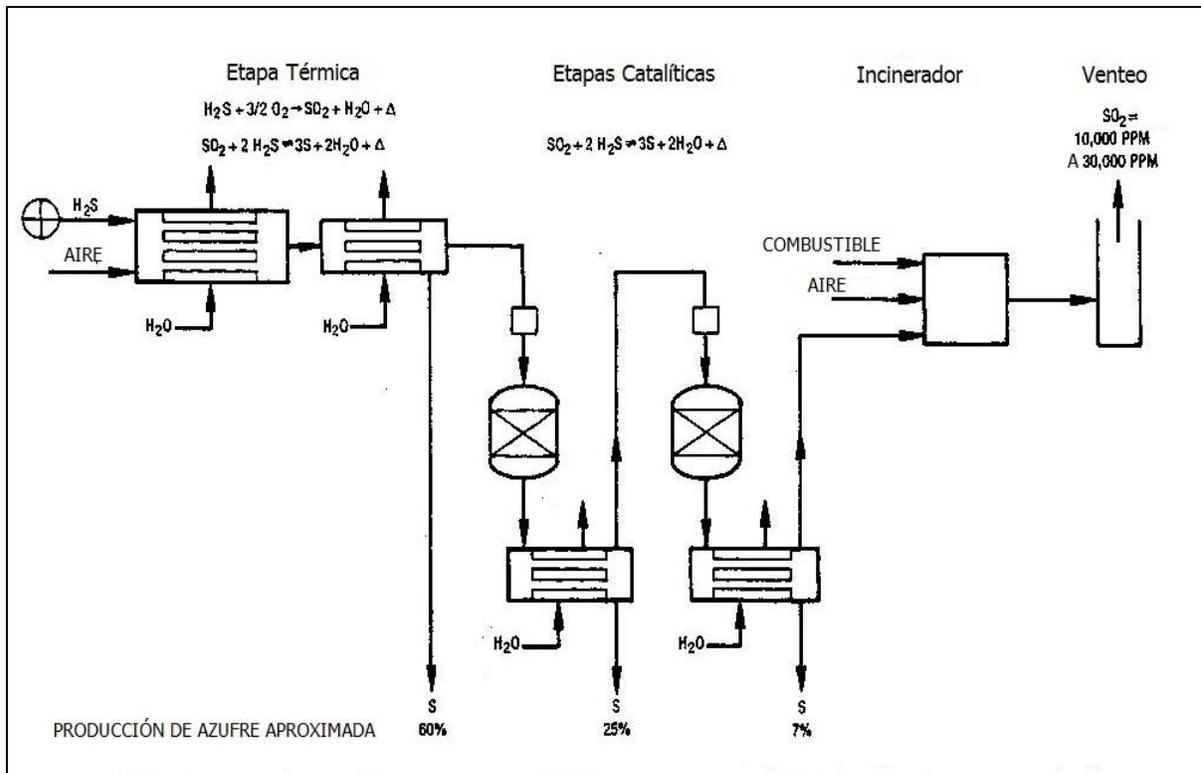


Figura 2.5. (SRU) Claus con incinerador para el tratamiento de los gases de cola.

2.2.6- Alternativa 6:

Comprende la ALTERNATIVA 4 e incluye además un reactor de reducción.

Esta alternativa se basa en la implementación del mismo (Proceso Claus) expuesto por las variantes anteriores “sin incinerador de gas de cola”, pero con la siguiente modificación:

Acoplar al (Proceso Claus) un “Reactor de reducción con el objetivo de convertir todos los compuestos sulfurados a H_2S nuevamente y recircularlos a la alimentación de la unidad Claus.

(Figura 2.6).

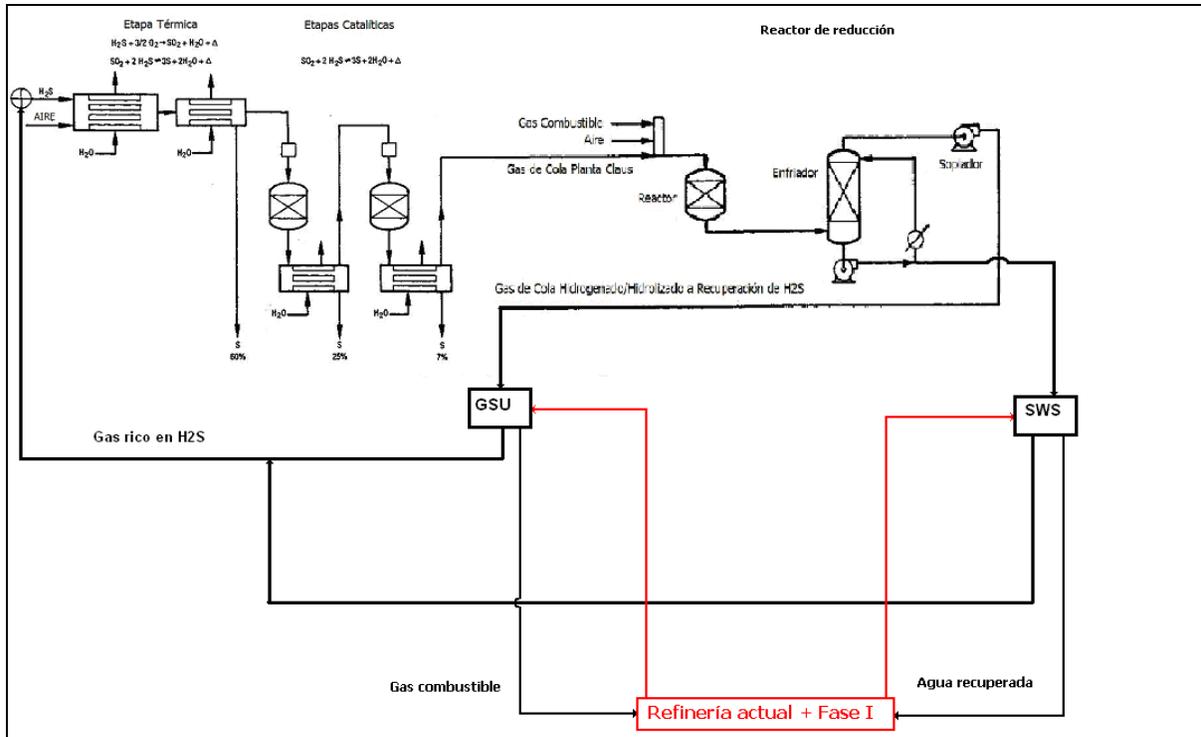


Figura 2.6. (SRU) Claus con reactor de reducción y recirculación de H₂S.

2.3 Propuesta metodológica para la evaluación integral de las alternativas

Para un análisis integral se recomienda realizar una evaluación técnica, económica y económica- ambiental con el objetivo de seleccionar la variante más recomendada para las condiciones operacionales de la actual y futura refinería. Para esto se diseña y propone la siguiente metodología para la evaluación integral de dichas alternativas tecnológicas, basada en la identificación de los indicadores y la metodología a usar para cada uno de estos. Para una mejor comprensión ver (figura 2.7).

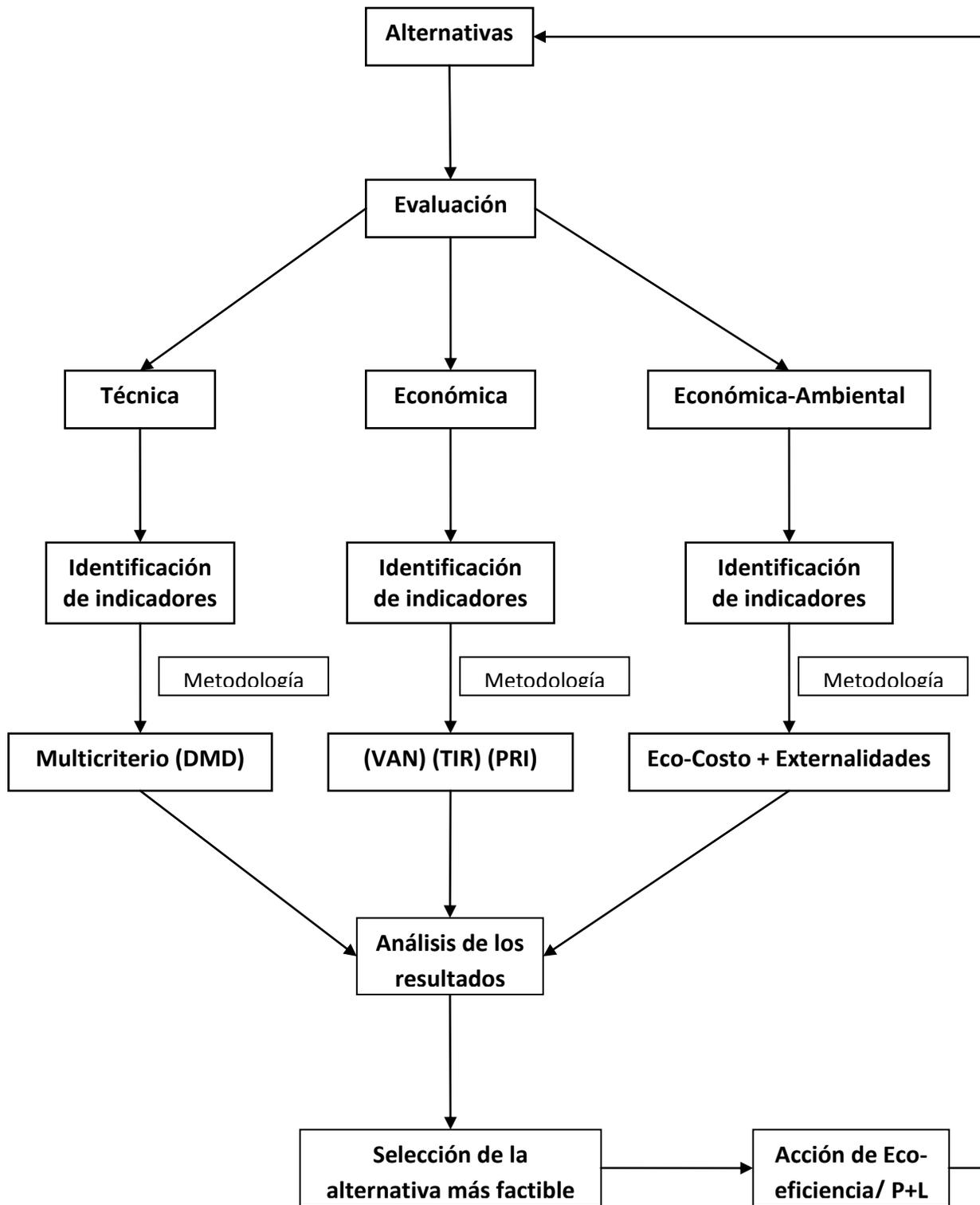


Figura 2.7. Propuesta metodológica para la evaluación integral de las seis alternativas.

2.3.1 Evaluación técnica

Consta de dos etapas:

-Primera etapa:

Identificación de los criterios o indicadores tecnológicos que se tienen en cuenta para este análisis.

Criterios o indicadores tecnológicos:

- ✓ Consumo de electricidad (MW/h)
- ✓ Consumo de agua (m³/h)
- ✓ Consumo de vapor (t/h)
- ✓ Recobrado de azufre elemental (%)
- ✓ Costos de inversión (\$)
- ✓ Emisiones al Medio ambiente (kg/h)

Estos criterios fueron identificados por los expertos seleccionados según Zurisleidy (González.C.Z, 2014) en el epígrafe anterior.

-Segunda etapa:

Analizar estos indicadores en las seis alternativas descritas anteriormente.

Este análisis se realizara mediante el método de Decisión Multicriterio Discreta (DMD). El cual permite realizar comparaciones entre las alternativas y hacer la selección de la que mejor satisfaga los indicadores considerados.

Decisión Multicriterio Discreta (DMD)

Este tipo de análisis es muy utilizado para la evaluación de proyectos de investigación, aunque por su sencillez y operatividad puede aplicarse a la selección de alternativas tecnológicas. También permite la selección de alternativas a través de un análisis cualitativo de opciones, basado en criterios propios del evaluador, decisor o grupo de expertos.

La esencia del método consiste en evaluar las alternativas para diferentes criterios, de forma cualitativa o cuantitativa y posteriormente procesar dichas evaluaciones con el objetivo de seleccionar la "mejor" variante, o establecer un orden de prioridad.

El núcleo de la DMD es la denominada matriz de decisión o de impactos, la cual recoge las evaluaciones realizadas a cada alternativa por el decisor, analista o grupo de expertos, con respecto a cada uno de los criterios propuestos, determinándose además los factores de peso de cada uno de los criterios. (Borroto.Bermudez, 1997)

En la (figura 2.8) se muestra la estructura de la matriz de decisión o de impactos.

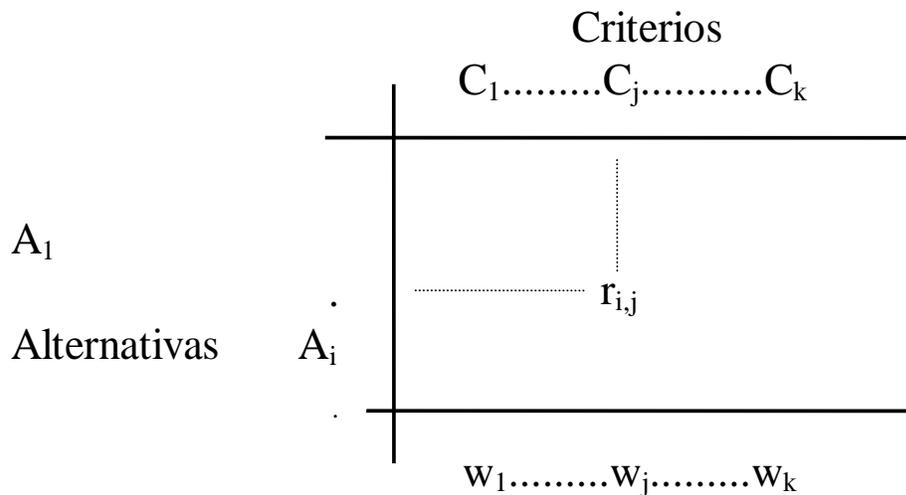


Figura 2.8. Matriz de decisión o de impactos. **Fuente:** (Borroto.Bermudez, 1997) Donde:

$r_{i,j}$ - Evaluación de la alternativa i con respecto al criterio j .

A_i - Conjunto discreto de alternativas.

C_i - Conjunto discreto de criterios.

w_k - Factores de peso.

m - Número de alternativas.

k - Número de criterios.

Es necesario señalar que la DMD no es un proceso de optimización, pues los resultados pueden interpretarse de diferentes formas y dependen de algunos factores subjetivos, como es el caso de las evaluaciones realizadas por los expertos. Una cuestión práctica a enfrentar, es que las escalas de medida de las evaluaciones pueden ser diferentes (numérica, jerárquica cualitativa, probabilística, etc.).

Lo anterior hace necesario realizar un proceso de normalización, que se puede efectuar de diferentes formas; por ejemplo, se puede dividir por el máximo o por la suma de las evaluaciones realizadas para cada criterio. Seguidamente se proponen dos expresiones generales que permiten una normalización en el intervalo [0,1]. (Borroto.Bermudez, 1997)

$$\text{Valor normalizado} = \frac{|X_{i,j} - X_{max}|}{X_{max} - X_{min}} \quad (\text{Criterios a minimizar})$$

$$\text{Valor normalizado} = \frac{X_{i,j} - X_{min}}{X_{max} - X_{min}} \quad (\text{Criterios a maximizar})$$

Donde:

$X_{i,j}$ - Evaluación de la alternativa i con el criterio j .

X_{max} - Máxima evaluación realizada de las alternativas para el criterio que se analiza.

X_{min} - Mínima evaluación realizada de las alternativas para el criterio que se analiza.

Nota: en el caso de que todas las evaluaciones coincidan para un determinado criterio, se toma 1 como valor normalizado para todas las alternativas.

Al tener normalizado todos los valores es necesario aplicar un método de ordenación:

En la actualidad existen muchos métodos de ordenación, entre los cuales cuatro resaltan por su importancia:

1. Ponderación Lineal.
2. Utilidad Multiatributo.

3. Método Jerárquico de Saaty.

4. Relaciones de Superación.

Para la realización de este trabajo se seleccionó el método de Ponderación Lineal descrito a continuación:

Este método consiste en realizar una ponderación lineal a los criterios, es decir, multiplicar cada evaluación ($r_{i,j}$) por el factor de peso del criterio (w_j) y dividir por la suma de los factores de peso. El procesamiento de cada alternativa pudiera describirse por la siguiente ecuación:

$$F_i = \frac{\sum_{j=1}^k w_j \cdot r_{i,j}}{\sum_{j=1}^n w_j}$$

w_j - Factores de peso.

$r_{i,j}$ - Evaluaciones en las escalas definidas (incluyendo el proceso de normalización).

k - Número de impactos.

Esta función permite obtener una puntuación (“*score*”) de cada opción tecnológica, lo que posibilita realizar un ordenamiento de las mismas. El método tiene como desventaja que la incorporación de evaluaciones subjetivas puede provocar errores en las decisiones.

Ejemplo:

Se tienen tres alternativas para la reducción de los consumos de energía en una instalación productora de potencia mecánica. Se desea seleccionar la mejor alternativa y realizar un ordenamiento de las mismas para futuras implementaciones, pues las alternativas son no excluyentes entre sí.

Las tres tablas mostradas a continuación no son nombradas, por formar parte del ejemplo.

Datos del problema.

Alternativas	Criterios		
	VPN (\$)	PRI (años)	Emisiones (kg/kWh)
A ₁	500	2	10
A ₂	300	4	5
A ₃	800	5	12
Factor de peso (w), %	50	30	20

Los criterios y los objetivos para la selección son los siguientes

- ✓ Valor Presente Neto (maximizar)
- ✓ Periodo de Recuperación de la Inversión (minimizar)
- ✓ Emisiones al medio ambiente (minimizar)

Se desea además que el primer criterio mencionado tenga un 50 % en el peso de la decisión, el segundo un 30 % y el tercero un 20 %.

Nótese tres características particulares del problema:

1. Los criterios no tienen el mismo peso en la selección
2. Los valores de los criterios se miden en diferentes escalas
3. Algunos criterios se desean maximizar y otros minimizar.

Atendiendo a estas características, se concluye que solo es posible utilizar un método multicriterial para el proceso de selección. En este caso se utiliza un método de la Decisión Multicriterio Discreta, la Ponderación Lineal.

Como las escalas de evaluación de los criterios son diferentes, es necesario realizar un proceso de normalización para poder sumar linealmente las evaluaciones según el método seleccionado, y hallar un valor global que represente desde un punto de vista cualitativo el grado de perfección del proyecto.

Valores normalizados.

Alternativas	Criterios		
	VPN (\$)	PRI (años)	Emisiones (kg/kWh)
A ₁	0.4	1	0.28
A ₂	0	0.33	1
A ₃	1	0	0
Factor de peso (W), %	50	30	20

Por último, se aplica el método de Ponderación Lineal y se calcula el valor de la función global para cada alternativa.

Resultados de la ponderación lineal.

Alternativas	Valor de la función global
A ₁	0.556
A ₂	0.299
A ₃	0.5

2.3.2 Evaluación económica

Consta de dos etapas:

-Primera etapa:

Se basa en la identificación de los indicadores económicos que se tienen en cuenta para este análisis.

Indicadores económicos:

- ✓ Ingresos por ventas
- ✓ Costos de producción
- ✓ Gastos generales
- ✓ Inversión inicial

-Segunda etapa:

Analizar estos indicadores mediante la aplicación de las herramientas de evaluación económica mostradas a continuación:

Valor actual neto (VAN):

El dinero disminuye su valor real con el paso del tiempo, a una tasa aproximadamente igual a

nivel de inflación, esto implica que deben ser analizados los métodos que tienen en cuenta el cambio del valor con el tiempo. (Martín.W.F.et.al, 2008).

El valor del dinero varía a través del tiempo mediante la siguiente expresión:

$$P_n = P_i(1+tg)^n / (1+ti)^n$$

Donde:

P_n – Capital dentro de un tiempo futuro

P_i - Capital inicial o actual.

tg- tasa de ganancia

ti- tasa de descuento

n – número de periodos (años).

El inversionista invierte teniendo en cuenta dos factores: primero, debe ser tal su ganancia, que compense los efectos inflacionarios, y en segundo término, debe ser un premio o sobretasa por arriesgar su dinero en determinada inversión. Entonces antes de invertir, una persona siempre tiene en mente una tasa mínima de ganancia sobre la inversión propuesta, llamada tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR). (Martín.W.F.et.al, 2008).

Se define TMAR como:

$$TMAR = i + f + i * f; i = \text{inflación}; f = \text{premio del riesgo}.$$

VAN es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

$$VAN = -P_i + FNE_1/(1+ti)^1 + FNE_2/(1+ti)^2 + FNE_3/(1+ti)^3 + FNE_4/(1+ti)^4 + FNE_5/(1+ti)^5.$$

Los criterios de aceptación de evaluación son: si $VAN \geq 0$, acéptese el proyecto; si $VAN < 0$, rechácese.

Como puede observarse en la fórmula el valor del VAN, es inversamente proporcional al valor de ti de modo que si se pide un gran rendimiento a la inversión (es decir, si la tasa mínima aceptable es muy alta), el VAN puede volverse negativo, y en ese caso se rechazaría el proyecto. (Borroto.A, 2007)

Tasa interna de rendimiento (TIR):

El TIR es la tasa que iguala la suma de los flujos descontados a la inversión inicial, o sea el VAN es igual cero.

$$P_i = FNE_1/(1+ti)^1 + FNE_2/(1+ti)^2 + FNE_3/(1+ti)^3 + FNE_4/(1+ti)^4 + FNE_5/(1+ti)^5.$$

Si el TIR > TMAR, se acepta la inversión.

Periodo de recuperación de la inversión (PRI)

El periodo de recuperación de la inversión - PRI - es uno de los métodos que en el corto plazo puede tener el favoritismo de algunas personas a la hora de evaluar sus proyectos de inversión. Por su facilidad de cálculo y aplicación, el Periodo de Recuperación de la Inversión es considerado un indicador que mide tanto la liquidez del proyecto como también el riesgo relativo pues permite anticipar los eventos en el corto plazo. (Didier.V.J, 2010); (Monteagudo.J.P, 2004)

Es importante anotar que este indicador es un instrumento financiero que al igual que el Valor Presente Neto y la Tasa Interna de Retorno, permite optimizar el proceso de toma de decisiones.

¿En qué consiste el PRI? Es un instrumento que permite medir el plazo de tiempo que se requiere para que los flujos netos de efectivo de una inversión recuperen su costo o inversión inicial.

El VAN, TIR y PRI pueden ser calculado mediante técnicas computacionales, por ejemplo con el EXCEL.

2.3.3 Evaluación económica-ambiental

Consta de tres etapas:

-Primera etapa:

Se basa en la identificación de los indicadores ambientales.

Para este análisis se tomó como indicador ambiental las emisiones de SO₂ al medio ambiente.

-Segunda etapa:

Está conformada por dos metodologías de análisis para la economía ambiental. Ver el siguiente esquema:

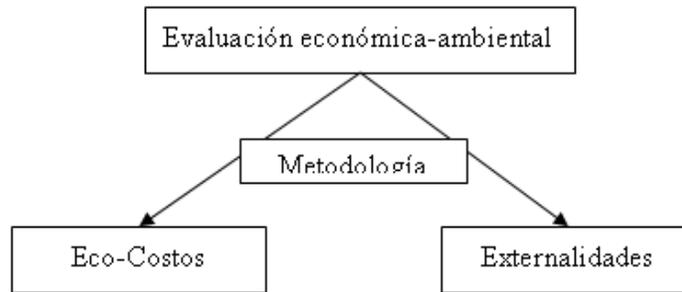


Figura 2.9 Metodologías de análisis para la economía ambiental. **Fuente:** Elaboración propia.

Eco-Costos

El eco-costo es una medición que expresa la cantidad de carga ambiental de un producto sobre la base de la prevención de dicha carga. Son los costos “virtuales” que deberían ser canalizados para reducir la contaminación ambiental y agotamiento de recursos en nuestro planeta a un nivel alineado a la capacidad de carga de la tierra (Vogtländer, 2010).

El total de eco-costos es la suma de tres tipos de cargas al ecosistema (ecuación 2.1)

1. Eco-costos de las emisiones tóxicas (al aire, el agua o el suelo), llamados “costos virtuales por prevención de la contaminación” (VPPC).
2. Eco-costos por agotamiento de los recursos (materiales).
3. Eco-costos de la energía:

Eco-costos = eco-costo de las emisiones + eco-costo del agotamiento de los recursos materiales + eco-costo de la energía

Ec 2.1

Estos eco-costos han sido estimados bajo el concepto de “¿Qué pasa si?”. En este contexto, este eco-costo, son las medidas necesarias o requeridas para prevención de la contaminación, sin embargo, aún no son integradas completamente en los costos actuales de la cadena de producción y por lo tanto, no es un proceso sostenible, en función de la capacidad de carga de la tierra. Así mismo, los eco-costos no deben ser confundidos con "costos externos"; que son costos por daño. (Morales.M, 2012)

Para la realización de este trabajo solo se tuvieron en cuenta los eco-costos de las emisiones, o sea, los “costos virtuales por prevención de la contaminación” (VPPC). Estos valores se encuentran en la actualidad en varias bases de datos de eco-costos.

Para calcular estos “costos virtuales por prevención de la contaminación” (VPPC) para cada alternativa es necesario tener los valores de las emisiones al medio ambiente y los valores de los costos por prevención de estas emisiones.

Una vez tenidos estos valores se procede al cálculo de los eco-costos por la siguiente ecuación:

$$\text{Eco-Costos} = \frac{\text{Costos totales por prevención}}{\text{Cantidad de emisiones}}$$

Este análisis nos permite realizar comparaciones con los valores de eco-costos por emisiones de SO₂ para cada alternativa, y de esta forma seleccionar la de menor eco-costo posible siempre teniendo en cuenta el cumplimiento de las normas internacionales que regulan las emisiones gaseosas al medio ambiente.

Externalidades

Son los impactos de cualquier actividad, sobre el medio ambiente y el bienestar de la población, que no se reflejan en los precios de mercado.

Para determinar las externalidades en este caso, nos apoyamos en un estudio realizado por (CEPAL, 2007), tomando como referencia para este trabajo la refinería de petróleo de Tula, ya que esta pertenece a la región de América Latina y el Caribe y posee condiciones similares a nuestro caso de estudio.

Para este análisis se han identificado los siguientes indicadores:

- ✓ Crudo procesado (bls/año)
- ✓ Emisiones de SO₂ (t/año)
- ✓ Externalidades (\$/año)

Una vez tenidos estos indicadores para la refinería de petróleo de Tula, y el valor de crudo procesado en un año para la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, se pueden calcular los

valores por emisiones de SO₂ en un año y los costos externos de dichas emisiones para nuestro caso de estudio, para obtener estos valores se aplican las siguientes ecuaciones.

$$(\text{Cienfuegos}) \text{ Emisiones (t/año)} = \frac{(\text{Cienfuegos}) \text{ Crudo (b/año)} * (\text{Tula}) \text{ Emisiones (t/año)}}{(\text{Tula}) \text{ Crudo (b/año)}}$$

$$(\text{Cienfuegos}) \text{ Externalidades (S/año)} = \frac{(\text{Cienfuegos}) \text{ Emisiones (t/año)} * (\text{Tula}) \text{ Externalidades (S/año)}}{(\text{Tula}) \text{ Emisiones (t/año)}}$$

Con estas ecuaciones se obtienen los valores de emisiones de SO₂ en un año y los costos externos de dichas emisiones para la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

Para la realización de este trabajo se hace necesario calcular los costos externos o externalidades para las alternativas A4, A5 y A6, para obtener estos valores se aplica la siguiente ecuación.

$$(A_{4, 5, 6}) \text{ Externalidades (S/año)} = \frac{(A_{4, 5, 6}) \text{ Emisiones (t/año)} * (\text{Cienfuegos}) \text{ Externalidades (S/año)}}{(\text{Cienfuegos}) \text{ Emisiones (t/año)}}$$

Para relacionar los costos externos con las herramientas de análisis económico VAN, TIR y PRI, fue necesario restar los costos externos por emisiones en un año a los ingresos por ventas en un año para cada alternativa.

Una vez restados estos valores se obtienen nuevos valores de ingresos por ventas, esto trae consigo nuevos valores de VAN, TIR y PRI los cuales tienen incluido los costos externos, dando mayor exactitud y realidad al análisis económico.

-Tercera etapa:

Está conformada por un análisis de sensibilidad, el cual consiste, en variar una serie de parámetros económicos ubicados en el flujo de caja de cada alternativa, con el objetivo de calcular el margen de error en el VAN y en la TIR.

CAPÍTULO III: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

3.1 Resultados de la evaluación técnica

Decisión multicriterio discreta (DMD)

Tabla 3.1 Matriz de decisión o de impactos

Alternativas	Criterios					
	Consumo de electricidad (MW/h)	Consumo de agua (m ³ /h)	Consumo de vapor (t/h)	Recobrado de azufre elemental (%)	Costos de inversión (EUR)/1000	Emisiones al Medio ambiente (kg/h)
A1	10.17	105.19	22	0	0	34.8
A2	11.9	321.53	66.6	0	53026.8	40.51
A3	12.94	463.53	132.9	0	58878.3	98
A4	14.9	957.83	201.5	94	62605.6	21.2
A5	15.45	960.75	338.3	94	69228.6	1.9
A6	15.02	959.62	339.1	99	68009.8	0
Factor de peso (W),	5	5	5	35	15	35

- ✓ En esta matriz se muestran las seis alternativas propuestas para la eliminación de H₂S y los criterios con su factor de peso tenido en cuenta para la toma de decisiones de dichas alternativas.
- ✓ Estos datos fueron tomados del proyecto de expansión de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.
- ✓ Los criterios fueron seleccionados mediante un grupo de expertos, obtenido de la metodología propuesta por (González Clak, 2014).

Tabla 3.2 Inventario de Expertos

<i>Expertos</i>	<i>Grado Científico</i>	<i>Función</i>
Ramón Pérez Gálvez	Doctor	Especialista principal de mecánica
Hernán Hernández Herrera	Doctor	Especialista A de mecánica
Nicolás González Suárez	Doctor	Proyectos de petroquímica (Procesos)
Rafael López Cordero	Doctor	Centro de Investigaciones del Petróleo
Eduardo López Bastida	Doctor	Profesor Titular UCF (Medioambiente)
Eduardo Figueredo García	Máster	Director de ingeniería (Expansión)
Fernando Piñón Yanes	Máster	Especialista principal de proceso
Juan Carlos del Rosario	Máster	Especialista principal de AIT(Automático)
Gabriel O. Lobelles Sardiñas	Máster **	Especialista A de proceso (Tecnólogo)
Serguei Varela Pared	Máster	Especialista A de proceso (Tecnólogo)
Tania I. Carrillo Romero	Máster	Especialista A de SHA
Edel Águila Pérez	Máster	Especialista A de SHA
Miguel López Medina	Máster	Especialista A de proceso (Tecnólogo)
** Aspirante a Doctor		

Como puede observarse en la matriz de decisión o de impactos:

- ✓ La implementación de las nuevas plantas en las alternativas A2, A3, A4, A5 y A6 conlleva a un aumento en los costos de inversión, consumo de electricidad, consumo de agua y consumo de vapor.
- ✓ Los criterios de mayor peso (W) corresponden a recobrado de azufre elemental y a las emisiones al medio ambiente, estos con valores de 35% en peso para la toma de decisión, la mejor respuesta ante estos criterios corresponde a la alternativa seis A6, ya que el valor de recobrado de azufre elemental es 99%, valor muy optimo y las emisiones al medio ambiente son 0 kg/h, valor inmejorable.

- ✓ Otro criterio de gran peso, pero inferior a los ya vistos, es el costo de inversión, con un valor de 15% en peso para la toma de decisión. Es importante resaltar que la alternativa seis A6 a pesar de tener mejores respuestas ante los criterios de mayor peso (recobrado de azufre elemental y emisiones al medio ambiente) debido al aumento de costos de inversión, no es la alternativa de mayor costo.

Nota:

Para facilitar los cálculos de este método no se tuvo en cuenta el valor inicial de la inversión para la alternativa A1. Esto no afecta los resultados obtenidos.

Tabla 3.3 Criterios normalizados

Alternativas	Criterios					
	Consumo de electricidad (MW/h)	Consumo de agua (m ³ /h)	Consumo de vapor (t/h)	Recobrado de azufre elemental (%)	Costos de inversión (EUR)	Emisiones al Medio ambiente (kg/h)
A1	1	1	1	0	1	0.64
A2	0.67	0.75	0.86	0	0.23	0.59
A3	0.48	0.58	0.65	0	0.15	0
A4	0.1	0.0034	0.43	0.95	0.096	0.78
A5	0	0	0.003	0.95	0	0.98
A6	0.08	0.001	0	1	0.02	1
Factor de peso (W), %	5	5	5	35	15	35

Esta tabla muestra para cada alternativa los valores de los criterios normalizados, todos los criterios fueron minimizados excepto el (recobrado de azufre elemental) que fue maximizado, esto debido a que el aumento de este valor es directamente proporcional a la eficiencia del proceso.

Método de ordenación: Ponderación Lineal

Tabla 3.4 Criterios linealizados

Alternativas	Criterios					
	Consumo de electricidad (MW/h)	Consumo de agua (m ³ /h)	Consumo de vapor (t/h)	Recobrado de azufre elemental (%)	Costos de inversión (EUR)	Emisiones al Medio ambiente (kg/h)
A1	0.05	0.05	0.05	0	0.15	0.22
A2	0.034	0.04	0.043	0	0.035	0.21
A3	0.024	0.03	0.033	0	0.023	0
A4	0.005	0.0002	0.022	0.33	0.014	0.27
A5	0	0	0.00015	0.33	0	0.34
A6	0.004	0.00005	0	0.35	0.003	0.35

Al sumar de forma lineal todos los criterios para cada alternativa se obtiene un valor de función global para cada alternativa.

Tabla 3.5 Valor de la función global para cada alternativa

Alternativas	Valor de la función global
A1	0.52
A2	0.36
A3	0.11
A4	0.64
A5	0.67
A6	0.71

Del análisis de esta tabla podemos llegar a la siguiente conclusión:

El mayor valor (0.71) corresponde a la alternativa seis (A6), esto debido a que esta alternativa es la que mejor respuesta tuvo ante los criterios con mayor factor de peso (recobrado de azufre elemental y emisiones al medio ambiente).

En los demás criterios de selección, los de menor peso para la toma de decisión, la alternativa seis A6 presenta valores que no responden satisfactoriamente a estos criterios, pero estos valores son muy similares a los valores de las variantes anteriores. Esto significa que una mejor respuesta ante los criterios de decisión de mayor peso supera una respuesta insatisfactoria ante los criterios de menor peso de decisión, esto si la variación entre los criterios de menor peso para cada alternativa es pequeña, como es el caso de A6.

Por el análisis de estos resultados se selecciona la A6= 0.71 como la mejor de las propuestas.

A esta alternativa le sigue la A5, A4, A1, A2, A3.

3.2 Resultados de la evaluación económica.

Para esta evaluación fueron analizadas las alternativas A4, A5 y A6 ya que solo estas están relacionadas con la eliminación de H₂S y la recuperación de azufre.

Tabla 3.6 Indicadores económicos:

Alternativas	Indicadores			
	Ingresos por ventas*año	Costos de producción*año	Gastos generales*año	Inversión inicial
A4	3 790 080	35 670	12 986	3 727 300
A5	3 790 080	198 446	12 998	6 623 000
A6	3 991 680	46 632	12 996	5 404 200

Los datos usados fueron tomados del proyecto de expansión de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

Del procesamiento de los flujos de caja de estas alternativas, mostrados en el anexo 2, se obtienen los siguientes resultados de VAN, TIR y PRI.

Tabla 3.7 Resultados de VAN y TIR

<i>Alternativas</i>	<i>VAN</i>	<i>TIR</i>	<i>Criterio de aceptación (VAN > 0)</i>	<i>Criterio de aceptación (TIR > 16) %</i>
A4	8.572.589,83	31%	0	16
A5	8.800.342,10	-15%	0	16
A6	9.301.499,73	7%	0	16

En la siguiente figura se muestran los resultados de VAN y TIR para cada alternativa:

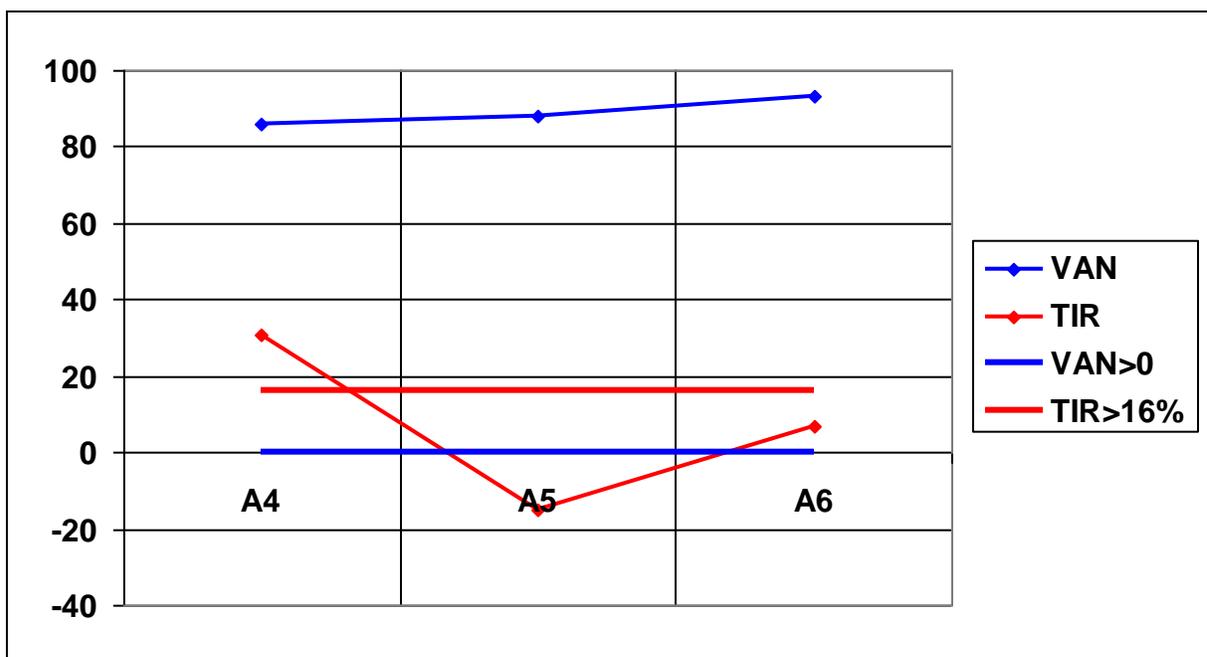


Figura 3.1 Resultados VAN y TIR

En la siguiente figura se observan los resultados de PRI para cada alternativa:

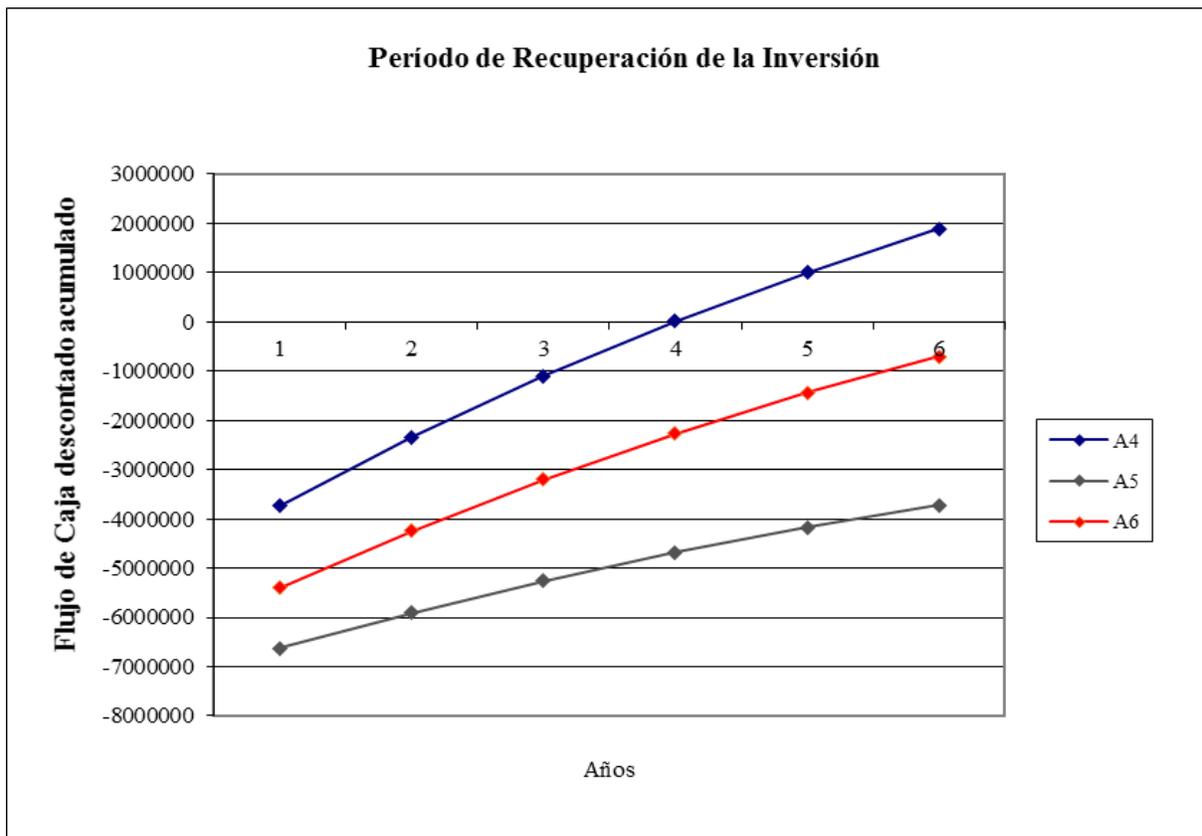


Figura 3.2 Resultados PRI

Del análisis de estos gráficos podemos llegar a la siguiente conclusión:

La alternativa (A4) cumple con los criterios de aceptación de la inversión ya que:

$VAN > 0 = 85.7$ se acepta la inversión

$TIR > 16\% = 31\%$ se acepta la inversión, es el mayor valor obtenido.

El tiempo de recuperación de la inversión de esta alternativa es de 3.5, siendo este el menor valor de tiempo obtenido.

El cumplimiento de estos criterios está dado por las siguientes razones:

- ✓ Una implementación del proceso Claus, sin tratamiento de los gases de cola, hace que se abarate el costo de esta tecnología con respecto a las alternativas A5 y A6.

- ✓ Esta alternativa, con menor costo de inversión, obtiene los mismos ingresos por ventas que la A5, ya que el incinerador incluido en A5 es instalado con fines medio ambientales.
- ✓ En esta alternativa se obtienen ingresos por ventas inferiores a la A6, ya que con el reactor de reducción incluido en A6, se obtiene un aumento de 5% de recobrado de azufre elemental. Pero con la implementación de este reactor se produce un aumento de los costos de inversión.

A la A4 le sigue la (A6) con los siguientes valores:

$VAN > 0 = 93.01$ se acepta la inversión, es el mayor valor obtenido.

$TIR < 16\% = 7\%$ no se acepta la inversión pero después de A4 es el valor más cercano al criterio de aceptación.

El tiempo de recuperación de la inversión de esta alternativa es superior a los 6 años.

-A la A6 le sigue la (A5) con los siguientes valores:

$VAN > 0 = 88$ se acepta la inversión

$TIR < 16\% = -15\%$ no se acepta la inversión, es el valor que más se aleja del criterio de aceptación.

El tiempo de recuperación de la inversión de esta alternativa es superior a los 10 años, siendo este el mayor valor de tiempo obtenido.

3.3 Resultados de la evaluación económica-ambiental

El análisis económico realizado en el epígrafe anterior se repite considerando el valor de las externalidades provocadas por las emisiones de SO_2 en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

Resultado de las externalidades:

Para estos cálculos se tomó como referencia la metodología aplicada para la refinería de Tula.

Tabla 3.8 Resultado de los indicadores para la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos:

<i>Refinería de Petróleo</i>	<i>Crudo procesado (bls/año)</i>	<i>Emisiones de SO₂ (t/año)</i>	<i>Costos externos (dólares/año)</i>
<i>Camilo Cienfuegos</i>	23 400 000	24 672.6	93 213 389.7

La cantidad de (bls/año) fue tomado del proyecto de expansión de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

Tabla 3.9 Resultado de los indicadores para cada alternativa:

<i>Alternativas</i>	<i>Crudo procesado (bls/año)</i>	<i>Emisiones de SO₂ (t/año)</i>	<i>Costos externos (dólares/año)</i>
A4	23 400 000	183.17	692 018.54
A5	23 400 000	16.42	62 034.96
A6	23 400 000	0	0

En la siguiente figura se presentan los resultados de los indicadores para cada alternativa.

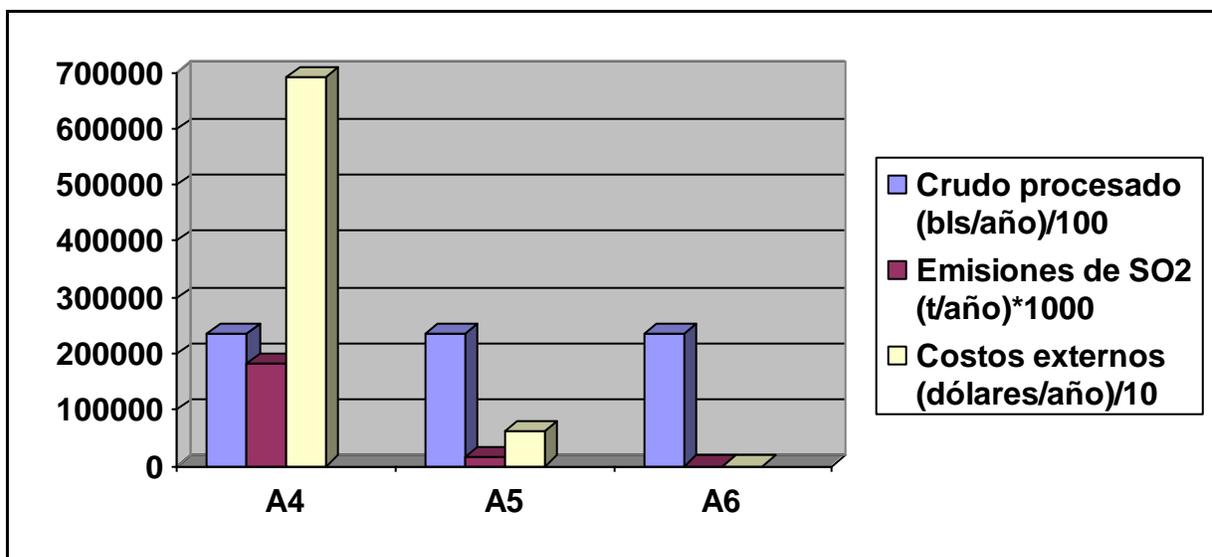


Figura 3.3 Comparación de alternativas.

Del análisis de esta gráfica podemos llegar a la siguiente conclusión:

- ✓ La cantidad de crudo procesado para cada alternativa es la misma.
- ✓ Se selecciona la alternativa A6 como la mejor variante, ya que las emisiones de SO₂ al medio ambiente por esta alternativa son de valor cero, por lo tanto los costos externos son también de valor cero. Esto ocurre debido a que en esta variante tecnológica se implementó para la recuperación de azufre un proceso Claus + un reactor de reducción para el tratamiento de los gases de cola, el cual opera de manera muy eficiente y tiene como objetivo principal cumplir de forma estricta con las normas de emisiones gaseosas del Banco Mundial.
- ✓ A dicha alternativa, le sigue A5, esto es debido a que en esta variante tecnológica se aplicó el mismo proceso Claus + un incinerador de gases de cola, el cual opera de manera eficiente pero inferior al reactor de reducción usado en la A6, debido a esto el nivel de emisiones de la A5 es mayor.
- ✓ A la alternativa anterior le sigue la A4, esta presenta el mayor valor de emisiones de SO₂ al medio ambiente, por lo tanto le corresponde el mayor valor de costo externo, esto es debido a que en esta variante tecnológica solo se aplicó un proceso Claus sin tratamiento para los gases de cola, trayendo consigo grandes cantidades de emisiones e incumpliendo con lo expuesto por las normas de emisiones gaseosas pertenecientes al Banco Mundial.

Resultados de VAN y TIR para A_{4,5,6} + Externalidades para A_{4,5,6}

Tabla 3.10 Indicadores económicos incluyendo los costos externos:

Alternativas	<i>Indicadores</i>			
	<i>(Ingresos por ventas*año) -(Costos externos*año)</i>	<i>Costos de producción*año</i>	<i>Gastos generales*año</i>	<i>Inversión inicial</i>
A4	3 098 064.5	35 670	12 986	3 727 300
A5	3 728 045.04	198 446	12 998	6 623 000
A6	3 991 680	46 632	12 996	5 404 200

Los datos usados fueron tomados del proyecto de expansión de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

Del procesamiento de los flujos de caja de estas alternativas, mostrados en el anexo 3, se obtienen los siguientes resultados de VAN, TIR y PRI.

Tabla 3.11 Resultados de VAN, TIR y PRI incluyendo los costos externos:

<i>Alternativas</i>	<i>VAN</i>	<i>TIR</i>	<i>Criterio de aceptación (VAN > 0)</i>	<i>Criterio de aceptación (TIR > 16) %</i>
A4	7.122.432,94	15%	0	16
A5	8.670.344,87	-16%	0	16
A6	9.301.499,73	7%	0	16

En la siguiente figura se observan los resultados de VAN y TIR incluyendo los costos externos:

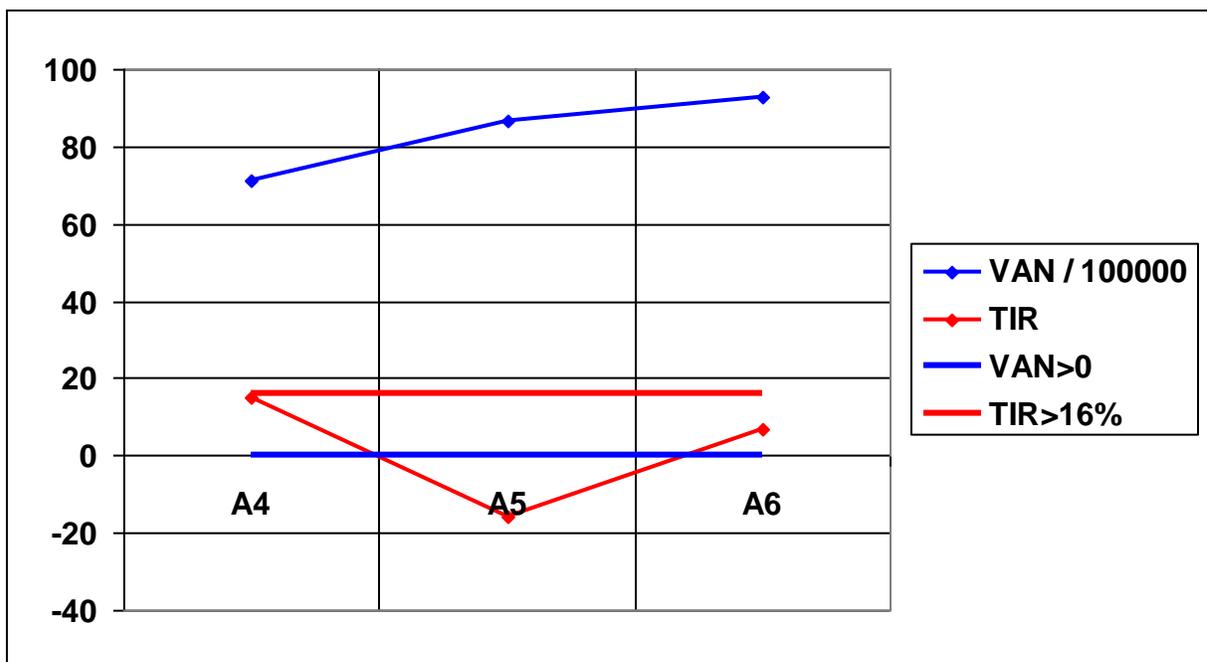


Figura 3.4 Resultados de VAN y TIR incluyendo los costos externos.

En la siguiente figura se observan los resultados de PRI incluyendo los costos externos:

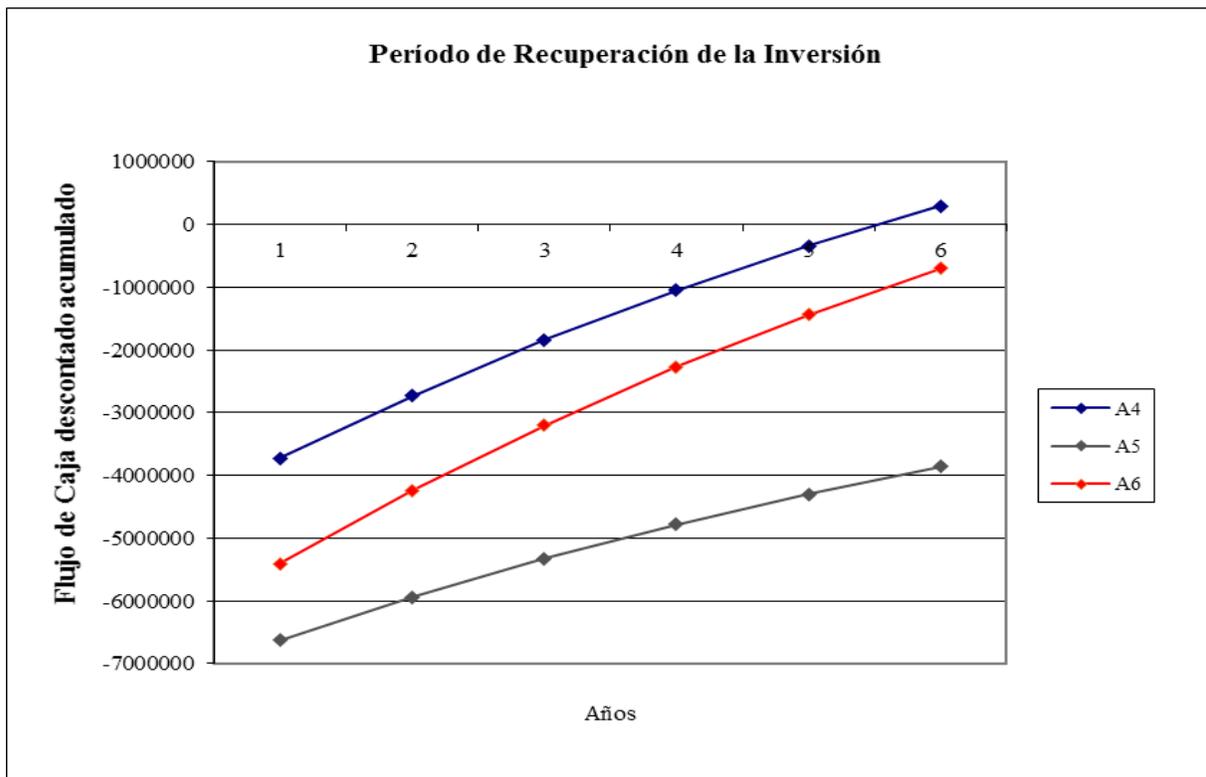


Figura 3.5 Resultados PRI incluyendo los costos externos

Del análisis de estos gráficos podemos llegar a la siguiente conclusión:

- ✓ Al restar, a los ingresos por ventas, los costos externos, la alternativa A4 deja de cumplir con los criterios de aceptación de VAN y TIR, aumentando su PRI de 3.5 a 6 años, esto debido a que en esta variante tecnológica solo se aplicó un proceso Claus sin tratamiento para los gases de cola, trayendo consigo grandes cantidades de emisiones y por consiguiente un gran aumento de los costos externos. Teniendo en cuenta que esta alternativa no cumple con las normas que regulan emisiones gaseosas pertenecientes al Banco Mundial que fuera de selección.
- ✓ La alternativa A5 queda fuera de selección, ya que presenta valores muy inferiores de VAN, TIR y PRI a la alternativa A6, esto es debido al alto costo de inversión y de operación del incinerador de gases de cola usado en esta variante tecnológica.
- ✓ Por estas razones podemos decir que al no cumplir ninguna alternativa con los criterios de aceptación de la inversión, se selecciona la alternativa A6 como la mejor variante

tecnológica, ya que esta no es afectada por los costos externos debido a su nivel cero de emisiones lo que conlleva al cumplimiento estricto de las normas que regulan emisiones gaseosas pertenecientes al Banco Mundial.

Sensibilidad para la alternativa A6 como referencia para A5 y A4:

Análisis de sensibilidad por cambios en valores utilizados para los proyectos de flujo de caja y obtención de valores de VAN y TIR.

Tabla 3.12 Análisis de sensibilidad:

Modificación de variable	VAN	TIR	% de sensibilidad del TIR	\$ de sensibilidad del VAN
Valores obtenidos	9 301 499.73	7%		
Impuestos sobre la renta de 36%-28%	10 331 475.16	15%	8%	1 029 975.43
Depreciación de 6% – 10%	10 009 297.24	-	-	707 797.51
Tasa de interés de 16% - 5%	12 299 027.01	-	-	2 997 527.28
Total si se modifican todos al mismo tiempo			+/- 8%	+/- 4 735 300.2

Del análisis de la siguiente tabla podemos llegar a la siguiente conclusión:

- ✓ Al variar los impuestos sobre la renta se obtienen errores en la TIR de +/- 8% y en el VAN de +/- 1 029 975.43
- ✓ Al variar la depreciación se obtienen errores en el VAN de +/- 707 797.51
- ✓ Al variar la tasa de interés se obtiene errores en el VAN de +/- 2 997 527.28
- ✓ Al modificar todas las variables al mismo tiempo se obtienen errores en la TIR de +/- 8% y en el VAN de +/- 4 735 300.2

Eco-Costos

Para este análisis no se pudo disponer de la base de datos de eco-costos, por esta razón, no se puede realizar una comparación de estas tecnologías con las internacionales.

Tabla 3.13 Tabla de eco-costos por recuperación de azufre elemental:

<i>Alternativas</i>	<i>Recobrado de azufre elemental en %</i>	<i>Costos por prevención(Escala/100000) (EUR)</i>
A3	0	58.5
A4	94	37.3
A5	94	66.2
A6	99	54.04

Apoyados en la tabla anterior se construye la siguiente gráfica de recuperación de azufre elemental contra costos de inversión:

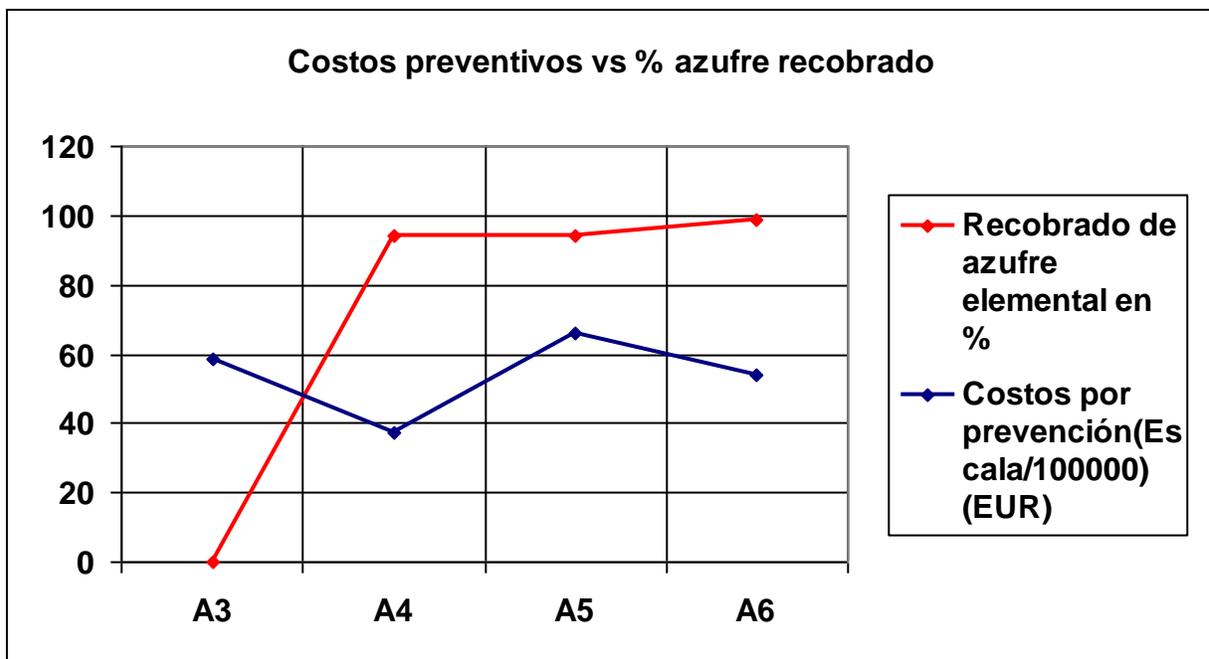


Figura 3.6 Eco-costos por recuperación de azufre.

Tabla 3.14 Valores de eco-costos para cada alternativa:

<i>Alternativas</i>	<i>Eco- Costos (€/%)*100000</i>
A3	0
A4	0.396
A5	0.704
A6	0.546

En la siguiente figura se observan los valores de eco-costos para cada alternativa.

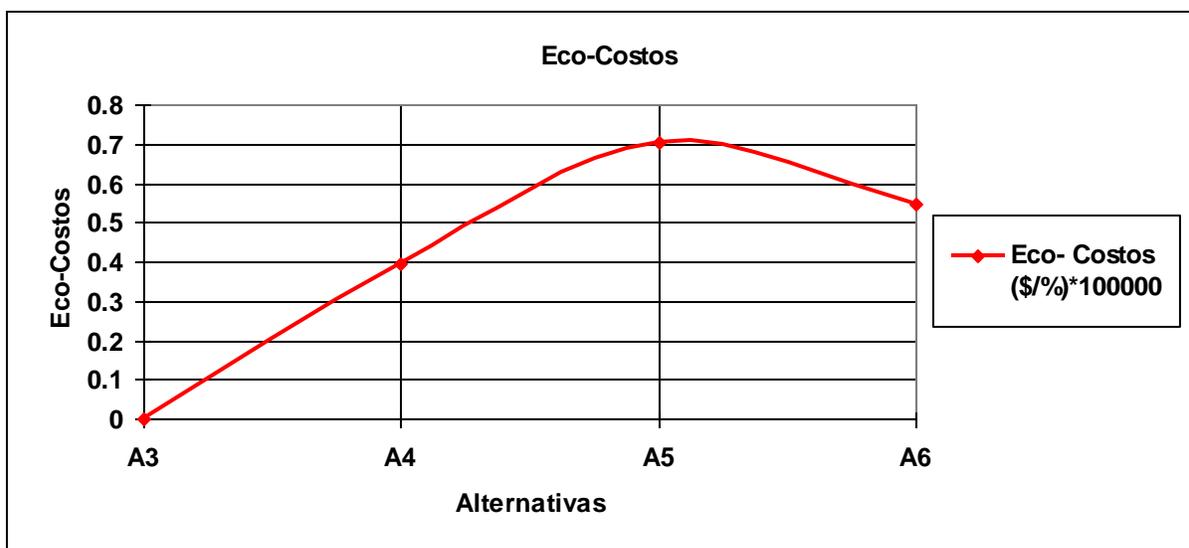


Figura 3.7 Eco-costos para cada alternativa:

Del análisis de estas gráficas podemos llegar a la siguiente conclusión:

- ✓ La alternativa A5 presenta el mayor valor de eco-costo, esto debido a que en esta se invirtió un gran capital para la recuperación de azufre y además se invirtió en un incinerador de gas de cola para cumplir con las normas internacionales que regulan las emisiones gaseosas.
- ✓ La alternativa A6 presenta un alto valor de eco-costo pero inferior a la A5, esto debido a que se invirtió un capital para la recuperación de azufre un poco menor que la A5, además se obtuvo como beneficio un mayor nivel de recobrado de azufre elemental y una reducción de las emisiones gaseosas al medio ambiente, todas estas mejoras son producidas por el

empleo de un reactor de reducción que presenta menor costo que el incinerador usado por la A5.

- ✓ La alternativa A4 presenta un menor valor de eco-costo que las A5 y A6 ya que en esta solo se invirtió el capital para la recuperación de azufre elemental y no se tuvo en cuenta el cumplimiento de las normas internacionales de emisiones gaseosas. La A4 al no cumplir con estas normas queda fuera de la selección.
- ✓ Podemos decir que se selecciona la A6 como la más factible ya que presenta un menor costo por prevención que la A5, cumple con un alto nivel de eficiencia las normas internacionales y se obtiene el mayor nivel de recobrado con un valor de 5% superior a la A5 y A4.

CONCLUSIONES

- Existen en la literatura diferentes variantes de proceso para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y recuperación de azufre elemental a partir del agua ácida y gases ácidos provenientes del proceso de refinación. Estas variantes requieren evaluaciones integrales que contribuya a la mejor toma de decisiones.
- Se propone una metodología para valorar desde el punto de vista técnico, económico y económico-ambiental los procesos de refinación, adaptada al caso específico de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.
- Un análisis multicriterio DMD de las alternativas propuestas mostró como mejor variante tecnológica la alternativa A6, ya que presenta el mayor valor obtenido (0.71), esto debido a que esta alternativa es la que mejor respuesta tuvo ante los criterios con mayor factor de peso (recobrado de azufre elemental y emisiones al medio ambiente).
- Una evaluación económica de las alternativas propuestas, aplicando las herramientas de VAN, TIR y PRI mostró como mejor variante tecnológica la alternativa A4, sin embargo es la peor por su mayor impacto ambiental. Esto deniega su aceptación.
- Una evaluación económica-ambiental de las alternativas propuestas, aplicando las externalidades al análisis económico, mostró como mejor variante tecnológica la alternativa A6, ya que al restar, a los ingresos por ventas, los costos externos, esta alternativa no sufre cambios en los valores de VAN , TIR y PRI.
- La evaluación económica-ambiental de las alternativas propuestas, aplicando los eco-costos al análisis económico, mostró como mejor variante tecnológica la alternativa A6, pues se obtuvo como beneficio un mayor nivel de recobrado de azufre elemental y una reducción de las emisiones gaseosas al medio ambiente.

RECOMENDACIONES

- Buscar la base de datos de eco-costos para realizar una comparación de las alternativas propuestas con otras tecnologías existentes en el mundo.
- Establecer la metodología propuesta como método para evaluar de forma integral los procesos de refinación en Cuba e incluir los resultados logrados en la base documental para la evaluación de la solicitud de patentes del proceso de la variante 6.
- Socializar estos resultados en publicaciones de revistas científicas.

BIBLIOGRAFÍA

- Aguilar Rodríguez, E. (2008). *Selección de la tecnología de recuperación de azufre y principales características de la tecnología Parson de subpunto de rocío*. En: Cadereyta, Nuevo León: Taller de Especialistas en Plantas de Azufre 2008.
- Baird, C. (2001). *Química ambiental*. España: Reverté, 2001. 106 p.
- Bhaskara Rao, B. (2007). *Modern petroleum refining processes*. India,: Quinta edición. India Book House, 2007. 234 p.
- Borroto.A. (2007). *Tecnología de Gestión Total y Eficiente de la Energía*. Cienfuegos: CEEMA. Universidad "Camilo Cienfuegos".
- Borroto.Bermudez. (1997). *Alternativas energéticas para el desarrollo de asentamientos rurales ambientalmente sostenibles*. Cienfuegos: CEEMA. Universidad "Carlos Rafael Rodríguez".
- Borsboom, J. y. (2003). *Process for removing elemental sulfur from a gas stream*. Estados Unidos de América: 5897850. 27 de Abril de 1999. 6 p.
- Brundtland, G. (1987). *Nuestro futuro común*. Disponible en <http://www.researchgate.net/...ONU>. Comisión Mundial sobre el Medio Ambiente y el Desarrollo.
- bvsde.ops-oms.org. (2009). *El agua*. Disponible en Internet:<http://www.bvsde.ops-oms.org/bvsacg/e/elagua.html>.
- Castro G, J. A., Rivas P., C. R., & Durán M., A. y. (2001). *Eliminación de óxidos de azufre de corrientes gaseosas: Estado del Arte*. Tecnol.Ciencia Ed. (IMIQ),16 (2):89-100,22 de Diciembre de 2001.
- CEPAL. (2007). *Evaluación de externalidades ambientales del sector Energía en las zonas críticas de Tula y Salamanca*. México: SEMARNAT.
- CEPAL. (2010). *Comisión Económica para América Latina. Informe de Población 2010*. Disponible en Internet:<http://www.cepal.org>. [Citado el: 12 de mayo de 2010.].
- CETAC-WEST. (2008). *CETAC-WEST, Fuel Gas Best Management Practices, Módulo 15: Efficient use of fuel gas in sulphur recovery units*. Calgary Alberta, : Editor. 2008, CETAC-WEST.p-8.
- CHEMATEK. (2013). *ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA INSTALACIÓN DE UNA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE*. Disponible en: <http://www.chematek.biz>.
- Chen. et al, C. a. (2002). *Desulfurizing fuels: Know the basic*. Chemical Engineering, Informe especial 28-31, Septiembre 2002.

- Decoopman.F. (2001). *Petroleum Conversion Processes*. Paris. France: Pierre Leprince. Editions TECHNIP., 2001. Chapter 19. Pag.641 .
- Didier.V.J. (2010). *Período de recuperación de la inversión (PRI)*. Disponible en:<http://www.pymesfuturo.com/pri.htm>.
- GaryandHandwerk. (2006). *Petroleum Refining. Technology and Economics*. New York: Basel : Marcel Dekker, Inc., 2006. Fourth Edition.
- GarryHandwerk. (2001). *Petroleum refining, technology and economics*. New York: Marcel Dekker, Inc., 2001. 237,274 p.
- González.C.Z. (2014). *Análisis prospectivo de las tecnologías de eliminación del azufre en el agua de los procesos de refinación en la Refinería de Cienfuegos*. Cienfuegos: Universidad "Carlos Rafael Rodríguez".
- GPSA. (2004). *ENGINEERING DATA BOOK.USA: Gas Processors Suppliers Association (GPSA)* . USA: GPSA, Twelfth Edition. .
- Hernández.P.A. (2003). *Procesos de refino.s.l*. ISE. Instituto Superior de la Energía.
- Higman, C. y. (2008). *Gasification. Segunda edición*. Estados Unidos de América: Segunda edición.Elsevier Inc., 2008. 362 p.
- ISO-14001, N. (2004). *"Sistema de Gestión Ambiental."*. Normalización, O. N. d., 2004.
- Kettner, R., & Liermann, N. y. (1985). *Process for the reduction of the sulfur content in a gaseous stream*. Estados Unidos de América: 4552746.12 de noviembre de 1985.11 p.
- Korens, N., & Simbeck, D. R. (2002). *Process screening analysis of alternative gas treating and sulfur removal for gasification*. California, Estados Unidos: Mountain View.
- Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y margen de refino*. Disponible en: <http://www.diazdesantos.es/ediciones>.
- Lobelles.G.O. (2012). *Estrategia para uso racional del agua y su energía asociada, desde la perspectiva de la economía ecológica, para el proceso de refinación de petróleo*. Matanzas: Universidad "Camilo Cienfuegos".
- LURGI. (2009). *Sulphur recovery unit with tailgas treatment. Licenciate*.
- Martín.W.F.et.al. (2008). *Uso racional del agua y su vínculo con el ahorro de energía*. Cienfuegos: CEEMA. MES. Universidad de Cienfuegos.
- Masanet, M. (2000). *Desarrollo e integración de los Sistemas de Información Contable en la gestión medioambiental de la Empresa*.

- McKetta, J. J. (1992). *Petroleum processing Handbook*. CRC Press.
- Meyers, R. (2004). *Handbook of refining petroleum processes*. Mc-Graw Hill Handbook Co. .
- Monteagudo.J.P. (2004). *Eficiencia energética en la competitividad de las empresas*. Cienfuegos : Ceema. UCF. Cienfuegos : MES. Universidad de Cienfuegos.
- Morales.M. (2012). *Metodología de evaluación ambiental y económica de proyectos petroquímicos mediante el análisis del ciclo de vida y modelo de eco-costos*. Santa Clara, Cuba: Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba.
- NC-ISO-18001. (2004). *Seguridad y Salud en el Trabajo*. Seguridad y Salud en el Trabajo, (NC-ISO 18001), 2004.
- NC-ISO-50001. (2011). *Energía*. Energía, (NC-ISO 50001, 2011).
- NC-ISO-9000. (2008). *Sistemas de Gestión de Calidad*. Sistemas de Gestión de Calidad, (NC-ISO 9000, 2008), .
- Nielsen, K. (1997). *Gas purification*. Houston Texas. E.U.A: Quinta edición. Gulf Publishing Company, 1997. 676-724 p.
- PROSERNAT. (2009). *Sulphur recovery plant 99.95% yield. Licenciante*.
- Quinlan, M. (2004). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. Mc. Graw Hill, 2004. Parte 11.
- Rameshni, M. y. (2001). *PROClas: The new standard for claus performance, en Sulfur recovery symposium. 2001*. Canmore, Alberta.
- Sassi, M. y. (2008). *Sulfur recovery from acid gas using the Claus Process and High Temperature Air Combustion (HiTAC) Technology*. American Journal of Environmental Sciences, 4 (5):502-511, E.U.A.
- Slavens, A. F. (2007). *A novel pairing of technologies to achieve today's sulphur emission stringency with minimum facility investment*. Black & Veatch, 2007: p. 1-18.
- Street, D. (1995). *Alkanolamines: Operational issues and desing considerations*. Vail Colorado, E.U.A: Sulfur Recovery Symposium, Septiembre,1995.pp.3.
- Strickland, J., & Quinlan, M. y. (2000). *Tail gas clean-up processes:Capabilities and relative cost*. Estados Unidos de América.
- TECHNIP. (2012). *Esquema Tecnológico de Despojadora de aguas ácidas*. Roma. Italy: Technip.
- TECHNIP. (2012). *Esquema tecnológico de Unidad de Endulzamiento de Gases*. Roma. Italy: TECHNIP.

terra.org. (2006). *terra.org. 2006.*

<http://www.terra.org/html/s/producto/vida/magatzem/sprv0004i.html>. Disponible en internet: <http://www.terra.org/html/s/producto/vida/magatzem/sprv0004i.htm>.

UNESCO. (2008). *Disponible en internet: http://www.unesco.org/water/wwap/index_es.shtm.*

Disponible en internet: http://www.unesco.org/water/wwap/index_es.shtm.

VegadeKuyper. (2001). *Química del medio ambiente y de los recursos naturales*. Chile:

Universidad Católica de Chile, 2001. 107-112,119,122 p.

Vogtländer, e. (2010). *LCA-bases assessment of sustainability: The Eco-costs/Value Ratio (EVR)*.

The Netherlands: Published by VSSD. CA Delft,217 p.

Wauquier, J. (1995). *Petroleum refining, crude oil, petroleum products, process flowsheets*. París,

Francia: Éditions Technip. París, Francia, Institut Français du Pétrole.

WorleyParsons. (2009). *Commercial Proposal. Licensor*.

WWF. (2012). *Planeta Vivo*. World Wide Fund for Nature, WWF. Informe: Fondo mundial para la Naturaleza.

ANEXOS

ANEXO 1 Inventario de indicadores técnicos y ambientales para cada alternativa:

Variante 1: Contempla la Refinería actual.

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	10.17 MW/h
Consumo de agua	105.19 m ³ /h
Consumo de vapor	22 t/h
% de recobrado de azufre elemental	0%

Indicadores ambientales	
Emisiones al aire de compuestos azufrados	
Sulfuro de Hidrogeno (H ₂ S)	31.01 kg/h
Emisiones al agua de compuestos azufrados	
Sulfuro de Hidrogeno (H ₂ S)	3.76 kg/h

Variante 2: Contempla la Refinería actual + fase I que incluye VDU y CCU.

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	11.9 MW/h
Consumo de agua	321.53 m ³ /h
Consumo de vapor	66.6 t/h
% de recobrado de azufre elemental	0%

Indicadores ambientales	
Emisiones al aire de compuestos azufrados	

Sulfuro de Hidrogeno (H2S)	35.8 kg/h
Emisiones al agua de compuestos azufrados	
Sulfuro de Hidrogeno (H2S)	4.71 kg/h

Variante 3: Contempla la Refinería actual + fase I + SWS y GSU.

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	12.94 MW/h
Consumo de agua	463.53 m3 /h
Consumo de vapor	132.9 t/h
% de recobrado de azufre elemental	0%

Indicadores ambientales	
Emisiones al aire de compuestos azufrados	
Sulfuro de Hidrogeno (H2S)	98 kg/h

Variante 4: Contempla la Refinería actual + fase I + SWS y GSU + SRU (Claus sin incinerador).

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	14.9 MW/h
Consumo de agua	957.83 m3 /h
Consumo de vapor	201.5 t/h
% de recobrado de azufre elemental	94% max

Indicadores ambientales	
Emisiones al aire de compuestos azufrados	

Sulfuro de Hidrogeno (H ₂ S)	14.13 kg/h
Dióxido de azufre (SO ₂)	7.07 kg/h

Variante 5: Contempla la Refinería actual + fase I + SWS y GSU + SRU (Claus) + incinerador.

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	15.45 MW/h
Consumo de agua	960.75 m ³ /h
Consumo de vapor	338.3 t/h
% de recobrado de azufre elemental	94% max

Indicadores ambientales	
Emisiones al aire de compuestos azufrados	
Dióxido de azufre (SO ₂)	1.9 kg/h

Variante 6: Contempla la Refinería actual + fase I + SWS y GSU + SRU (Claus sin incinerador) + reactor de reducción.

Indicadores tecnológicos	
Consumo de electricidad	15.02 MW/h
Consumo de agua	959.62 m ³ /h
Consumo de vapor	338.3 t/h
% de recobrado de azufre elemental	99%

Indicadores ambientales	
No existen emisiones	

ANEXO 2 Flujos de caja para las alternativas A4, A5, A6 (Evaluación económica)

Alternativa-4						
	Años					
Conceptos	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3790080	3790080	3790080	3790080	3790080
Costos de Producción		35670	35670	35670	35670	35670
Utilidad Marginal		3754410	3754410	3754410	3754410	3754410
Gastos Generales		12986	12986	12986	12986	12986
Utilidad bruta		3741424	3741424	3741424	3741424	3741424
Impuestos sobre la renta (36 %)		1346912,64	1346912,64	1346912,64	1346912,64	1346912,64
Utilidad neta		2394511,36	2394511,36	2394511,36	2394511,36	2394511,36
Depreciación		-223638	-223638	-223638	-223638	-223638
Flujo neto efectivo		2618149,36	2618149,36	2618149,36	2618149,36	2618149,36
Pago de la Deuda		834915,2	834915,2	834915,2	834915,2	834915,2
Flujo de caja	-3727300	1559596,16	1559596,16	1559596,16	1559596,16	1559596,16
Flujo de caja al descontado	-3727300	1392496,571	1243300,51	1110089,74	991151,555	884956,745
Flujo de caja al descontado acumulado	-3727300	-2334803,429	-1091502,92	18586,8229	1009738,38	1894695,12

Inversión inicial	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300
Tiempo de recuperación de la inversión		3.5 años				
Tasa de interés		0,16				
VAN		8.572.589,83 €				
TIR		31%				
Alternativa-5						
		Años				
Conceptos	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3790080	3790080	3790080	3790080	3790080
Costos de Producción		198446	198446	198446	198446	198446
Utilidad Marginal		3591634	3591634	3591634	3591634	3591634
Gastos Generales		12998	12998	12998	12998	12998
Utilidad bruta		3578636	3578636	3578636	3578636	3578636
Impuestos sobre la renta (36 %)		1288308,96	1288308,96	1288308,96	1288308,96	1288308,96
Utilidad neta		2290327,04	2290327,04	2290327,04	2290327,04	2290327,04
Depreciación		-397380	-397380	-397380	-397380	-397380
Flujo neto efectivo		2687707,04	2687707,04	2687707,04	2687707,04	2687707,04

Pago de la Deuda		1483552	1483552	1483552	1483552	1483552
Flujo de caja	-6623000	806775,04	806775,04	806775,04	806775,04	806775,04
Flujo de caja al descontado	-6623000	720334,8571	643156,122	574246,538	512720,123	457785,824
Flujo de caja al descontado acumulado	-6623000	-5902665,143	-5259509,02	-4685262,48	-4172542,36	-3714756,54
Inversión inicial	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000
Tiempo de recuperación de la inversión		Más de 10 años				
Tasa de interés		0,16				
VAN		8.800.342,10 €				
TIR		-15%				
Alternativa-6						
		Años				
Conceptos	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3991680	3991680	3991680	3991680	3991680
Costos de Producción		46632	46632	46632	46632	46632
Utilidad Marginal		3945048	3945048	3945048	3945048	3945048
Gastos Generales		12996	12996	12996	12996	12996

Utilidad bruta		3932052	3932052	3932052	3932052	3932052
Impuestos sobre la renta (36 %)		1415538,72	1415538,72	1415538,72	1415538,72	1415538,72
Utilidad neta		2516513,28	2516513,28	2516513,28	2516513,28	2516513,28
Depreciación		-324252	-324252	-324252	-324252	-324252
Flujo neto efectivo		2840765,28	2840765,28	2840765,28	2840765,28	2840765,28
Pago de la Deuda		1210540,8	1210540,8	1210540,8	1210540,8	1210540,8
Flujo de caja	-5404200	1305972,48	1305972,48	1305972,48	1305972,48	1305972,48
Flujo de caja al descontado	-5404200	1166046,857	1041113,27	929565,415	829969,121	741043,858
Flujo de caja al descontado acumulado	-5404200	-4238153,143	-3197039,88	-2267474,46	-1437505,34	-696461,483
Inversión inicial	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200
Tiempo de recuperación de la inversión		Más de 6 años				
Tasa de interés		0,16				
VAN		9.301.499,73 €				
TIR		7%				

ANEXO 3 Flujos de caja para las alternativas A4, A5, A6 (Evaluación económica + Externalidades)

Alternativa-4

Conceptos	Años					
	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3098064,5	3098064,5	3098064,5	3098064,5	3098064,5
Costos de Producción		35670	35670	35670	35670	35670
Utilidad Marginal		3062394,5	3062394,5	3062394,5	3062394,5	3062394,5
Gastos Generales		12986	12986	12986	12986	12986
Utilidad bruta		3049408,5	3049408,5	3049408,5	3049408,5	3049408,5
Impuestos sobre la renta (36 %)		1097787,06	1097787,06	1097787,06	1097787,06	1097787,06
Utilidad neta		1951621,44	1951621,44	1951621,44	1951621,44	1951621,44
Depreciación		-223638	-223638	-223638	-223638	-223638
Flujo neto efectivo		2175259,44	2175259,44	2175259,44	2175259,44	2175259,44
Pago de la Deuda		834915,2	834915,2	834915,2	834915,2	834915,2
Flujo de caja	-3727300	1116706,24	1116706,24	1116706,24	1116706,24	1116706,24
Flujo de caja al descontado	-3727300	997059,1429	890231,378	794849,444	709687,004	633649,111
Flujo de caja al descontado acumulado	-3727300	-2730240,857	-1840009,48	-1045160,04	-335473,032	298176,079

Inversión inicial	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300	-3727300
Tiempo de recuperación de la inversión	5 años					
Tasa de interés	0,16					
VAN	7.122.438,18 €					
TIR	15%					

Alternativa-5

Conceptos	Años					
	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3728045,04	3728045,04	3728045,04	3728045,04	3728045,04
Costos de Producción		198446	198446	198446	198446	198446
Utilidad Marginal		3529599,04	3529599,04	3529599,04	3529599,04	3529599,04
Gastos Generales		12998	12998	12998	12998	12998
Utilidad bruta		3516601,04	3516601,04	3516601,04	3516601,04	3516601,04
Impuestos sobre la renta (36 %)		1265976,374	1265976,37	1265976,37	1265976,37	1265976,37
Utilidad neta		2250624,666	2250624,67	2250624,67	2250624,67	2250624,67
Depreciación		-397380	-397380	-397380	-397380	-397380
Flujo neto		2648004,666	2648004,67	2648004,67	2648004,67	2648004,67

efectivo						
Pago de la Deuda		1483552	1483552	1483552	1483552	1483552
Flujo de caja	-6623000	767072,6656	767072,666	767072,666	767072,666	767072,666
Flujo de caja al descontado	-6623000	684886,3086	611505,633	545987,172	487488,546	435257,631
Flujo de caja al descontado acumulado	-6623000	-5938113,691	-5326608,06	-4780620,89	-4293132,34	-3857874,71
Inversión inicial	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000	-6623000
Tiempo de recuperación de la inversión		Más de 15 años				
Tasa de interés		0,16				
VAN		8.670.344,87 €				
TIR		-16%				

Alternativa-6

Conceptos	Años					
	0	1	2	3	4	5
Ingresos por ventas		3991680	3991680	3991680	3991680	3991680
Costos de Producción		46632	46632	46632	46632	46632
Utilidad Marginal		3945048	3945048	3945048	3945048	3945048

Gastos Generales		12996	12996	12996	12996	12996
Utilidad bruta		3932052	3932052	3932052	3932052	3932052
Impuestos sobre la renta (36 %)		1415538,72	1415538,72	1415538,72	1415538,72	1415538,72
Utilidad neta		2516513,28	2516513,28	2516513,28	2516513,28	2516513,28
Depreciación		-324252	-324252	-324252	-324252	-324252
Flujo neto efectivo		2840765,28	2840765,28	2840765,28	2840765,28	2840765,28
Pago de la Deuda		1210540,8	1210540,8	1210540,8	1210540,8	1210540,8
Flujo de caja	-5404200	1305972,48	1305972,48	1305972,48	1305972,48	1305972,48
Flujo de caja al descontado	-5404200	1166046,857	1041113,27	929565,415	829969,121	741043,858
Flujo de caja al descontado acumulado	-5404200	-4238153,143	-3197039,88	-2267474,46	-1437505,34	-696461,483
Inversión inicial	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200	-5404200
Tiempo de recuperación de la inversión		Más de 6 años				
Tasa de interés		0,16				
VAN		9.301.499,73 €				
TIR		7%				

Anexo 4 Tabla de Normas Internacionales.

NORMATIVA	Contaminantes mg/Nm ³										
	NO _x		SO _x		Partículas sólidas			Vanadio	Níquel	H ₂ S	OTROS
IFC/2007 Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación del petróleo	450 mg/Nm ³ (ppmv)		150 ppmv para las unidades de recuperación de azufre; 500 ppmv para el resto de unidades		50 mg/Nm ³ (ppmv)			5 mg/Nm ³	1 mg/Nm ³	10 mg/Nm ³ (ppmv)	
EEUU - Regulaciones Federales Regla 62-204.800. E.A.C./2010 Subparte JA-Normas de Funcionamiento para refinerías de petróleo.			250 ppmv (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de oxidación o un sistema de control de reducción seguida de la incineración)								
			300 ppmv (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)							10 ppmv (con un sistema de control de reducción no seguido por la incineración)	
YENEZUELA Decreto N° 638/1995 Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.	300 mg/Nm ³ (Existentes) Actividades sin normas específicas		Nuevas	Existentes	Calderas y hornos	120 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Calderas y hornos				300 mg/Nm ³ (Existentes) Tanques de almacenamiento de azufre líquido y de productos provenientes de conversión profunda. Plantas Claus.	
	150 mg/Nm ³ (Nuevas) Actividades sin normas específicas		4200 mg/Nm ³	5000 mg/Nm ³	Regeneración de las unidades de craqueo	50 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Regeneración de las unidades de craqueo				150 mg/Nm ³ (Nuevas)	
BRASIL Propuesta final de estándares para emisiones gaseosas de fuentes fijas, 3 de junio de 2011	450 mg/Nm ³ (Combustible líquido y gas de refinería).		Gas de Refinería	Combustible líquido	Gas de Refinería	Combustible líquido				10 ppmv	CO: 1500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 500 mg/Nm ³ (FCC) Combustible líquido
			500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	1700 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 5000 mg/Nm ³ (Hornos de hidrosulfuración) 3000 mg/Nm ³ FCC	50 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	150 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 100 mg/Nm ³ FCC					
			150 mg/Nm ³ (Recuperación de azufre)	3400 mg/Nm ³							
PERU D.S. 015-2006-EM Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos MEXICO- NOM-CCAT-000-1994	460 mg/Nm ³		150 mg/Nm ³ para las unidades de recuperación de azufre; 500 mg/Nm ³ para el resto de unidades		50 mg/Nm ³			2 mg/Nm ³	152 mg/Nm ³	Olor: No ofensivo en el punto receptor	
COLOMBIA Resolución 0909 de 2008 Normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas (actividades industriales)	Existentes	Nuevas	Existentes	Nuevas	Flujo contaminante	Existentes	Nuevas				
	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	= < 0,5 kg/h > 0,5 kg/h	250 mg/Nm ³ 150 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³ 50 mg/Nm ³				