



UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"
FACULTAD DE INGENIERÍAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Valoración de alternativas para la fabricación de azufre técnico a partir del sulfuro de hidrógeno en la refinería "Camilo Cienfuegos".

Trabajo final en opción al Título Académico de Especialidad en Tecnologías de refinación del petróleo

Autor: Ing. Jorge Gerardo González Alvarez.

Tutores: Esp. Ramiro Rodríguez Tabares.

Asesor: Ing. Juan Ramón Espinosa Santana.

Matanzas

2012

NOTA DE ACEPTACIÓN

| | |
|-------------------------|-------|
| Presidente del Tribunal | Firma |
| ----- | ----- |
| Miembro del Tribunal | Firma |
| ----- | ----- |
| Miembro del Tribunal | Firma |
| ----- | ----- |
| Miembro del Tribunal | Firma |
| ----- | ----- |

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Ing. Jorge Gerardo González Álvarez declaro, que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Jorge Gerardo González Álvarez

DEDICATORIA

A mis hijos Alexandros y Fabio Adrian por ser los que me dan fuerzas para
estar cada día más preparado y mejorar.

A mi esposa Leisy por el apoyo y la ayuda en lo cotidiano.

A mi familia por su preocupación.

A mis compañeros.

SÍNTESIS

En este trabajo se propone una alternativa de producción de azufre en la Refinería “Camilo Cienfuegos” de acuerdo a la tecnología Claus que de solución a la alta concentración de sulfuro de hidrógeno en la corriente que se obtiene a partir de la hidrofinación de las naftas y el diesel y que no se utiliza en el sistema de gas combustible por lo que se quema en el *flare*. Para ello se realiza una búsqueda de proveedores (licenciantes) que se distinguen por su experiencia y prestigio internacional. Se describen los diagramas de flujos, las especificaciones de proceso, se calculan las corrientes involucradas en los procesos de acuerdo a los balances de masa y energía, costo de los equipos involucrados por cada proveedor. Posteriormente utilizando métodos matemáticos – financieros se calcula la tasa interna de rendimiento (TIR) y del valor actual neto (VAN). Apoyado en los resultados de los indicadores dinámicos se recomienda utilizar la variante de producción de azufre según el proveedor LURGI donde el VAN arroja 9 839 198,65 USD, la TIR 41% de rentabilidad en función del costo de oportunidad con el tiempo de recuperación de la inversión es en 4,8 años.

ABSTRACT

The present research paper consists of an alternative proposal for the production of sulphur at Camilo Cienfuegos Oil Refinery, as per Claus technology, in order to provide a solution to the issue of high concentration of hydrogen sulphide in the stream obtained from the hydrotreatment of naphthas and diesel, which are not used in the fuel gas system, and therefore burnt in the flare.

To that end, a search was carried out for the main suppliers (licensors) taking into consideration their experience and international recognition.

The flow diagrams and process specifications are described. And the streams involved in the processes are calculated according to mass and energy balances, as well as the cost of the involved equipment of each supplier.

Subsequently, using mathematical - financial methods, the internal performing rate (TIR) and the current net value (VAN) are also calculated.

Taking into consideration the results of the dynamic indicators, it is recommended to use the alternative of producing sulphur as per LURGI supplier, in which VAN entails 9 839 198,65 USD, and TIR 41% cost effective, with a payback period of 4,8 years.

ÍNDICE

| Contenido | Pág |
|---|-----|
| INTRODUCCIÓN | 1 |
| Problema de Investigación | 3 |
| Hipótesis de la Investigación | 3 |
| Objetivo General | 3 |
| Objetivos específicos | 3 |
| Descripción de la estructura del trabajo..... | 4 |
| CAPÍTULO I: Análisis bibliográfico..... | 5 |
| 1.1 Referencias del proceso Claus | 5 |
| 1.2 Principales proveedores y/o licenciantes de la tecnología Claus | 10 |
| 1.3 Azufre como contaminante | 12 |
| 1.4 Análisis de las herramientas de evaluación técnico – económica..... | 13 |
| 1.4.1 Valor actual neto (VAN) | 14 |
| 1.4.2 Tasa interna de retorno (TIR) | 17 |
| 1.5 Paquetes de simulación | 18 |
| Conclusiones parciales I | 20 |
| CAPÍTULO II Diseño metodológico..... | 21 |
| 2.1 Recopilación de datos..... | 21 |
| 2.2 Procesos diseñados por los licenciantes..... | 22 |
| 2.2.1 Similitud entre ambos proveedores..... | 29 |
| 2.2.2 Diferencia entre ambos proveedores..... | 30 |
| 2.3 Datos generales de los fabricantes..... | 31 |
| 2.4 Cálculos de los balances de masas y energía..... | 32 |
| 2.5 Estimación de los costos y las producciones..... | 37 |
| Conclusiones parciales II | 41 |
| CAPÍTULO III Resultados y discusión..... | 42 |
| 3.1 Resultados de los cálculos de los balances de masa..... | 42 |
| 3.2 Estimación de los costos y las producciones..... | 45 |
| 3.3 Cálculo de los indicadores dinámicos..... | 61 |
| 3.3.1 Confección del flujo de caja para variante 1 LURGI | 61 |
| 3.3.2 Confección del flujo de caja para variante 2 PROSERNAT | 63 |
| 3.3.3 Comparación de los indicadores dinámicos | 65 |
| Conclusiones parciales III | 65 |
| Conclusiones | 66 |
| Recomendaciones | 67 |
| Glosario..... | 68 |
| Anexos..... | 70 |
| Bibliografía..... | |

INTRODUCCIÓN

La Refinería “Camilo Cienfuegos” ubicada al noroeste de la bahía de la Ciudad de Cienfuegos, su construcción se inició en 1977 en colaboración con la antigua Unión Soviética y fue puesta en explotación en el periodo entre 1983 y 1990, el esquema de producción concebido es *Hydroskimming*, diseñada para procesar 65000 BPD de crudo *Romashkino* los cuales se utilizarían para satisfacer parte de la demanda nacional.

Esta tenía concebido inicialmente una unidad de recuperación de la solución de dietanolamina (DEA) con una planta de producción de azufre (Claus) provisto con capacidad para recuperar 12,500 t/h de sulfuro de hidrógeno presente en el gas combustible excedente, proveniente de las unidades de hidrofinación de turbo, hidrofinación de keroseno e hidrofinación de diesel. Debido a que los productos kerosina, turbo y diesel obtenidos en la destilación atmosférica cumplen con las especificaciones para la comercialización en el mercado nacional, no hubo la necesidad de poner en funcionamiento dichas plantas; en el caso de las unidades de recuperación de la solución de dietanolamina (DEA) y de la planta de producción de azufre (Claus) se transfirieron las tecnologías para otros usos.

En estos momentos se cuenta con:

I.- Una planta de reformación catalítica (Sección 200), la materia prima es fracción 70-180 °C y está conformada por dos (2) bloques, pudiendo ser tratados los gases del primer bloque:

1. Bloque de hidrofinación de nafta. Entre sus procesos se encuentra:
 - La refinación con hidrógeno de la materia prima con circulación de gas hidrogenado.

Introducción

II.- Una planta de hidrofinación de diesel (Sección 300-1), la materia prima es la fracción 180-350 °C, con el fin de obtener el combustible diesel con un contenido de azufre del 0,2 % (peso).

Entre sus procesos se encuentra el tratamiento combinado del gas recirculante rico en hidrógeno y del gas hidrocarbonado utilizando una solución de amina al 40 % MDEA. En el proceso de regeneración de la MDEA se obtienen gases ácidos con altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno, los cuáles se incorporan al sistema de gas combustible, una parte se reutiliza en los quemadores y hornos de la refinería pero otra parte va a quemarse al *flare*. Los excesos aproximados que marchan al sistema de gas combustible de la planta se cuantifican con un controlador de flujo y el promedio es de 19 300 Nm³/h.

Por lo tanto al tomarse la decisión de reactivar la planta de hidrofinación de diesel, se disminuirá el contenido de azufre en el producto final lo que conlleva a un incremento de la concentración de sulfuro de hidrógeno (H₂S) en la corriente de gas combustible. La planta de hidrofinación de diesel está diseñada para alcanzar hasta 0,2%(peso) de azufre en el diesel hidrofinado cumpliendo con las especificaciones N° 321 declarada en PEMEX (2006), esto nos permite insertarnos en la producción de diesel para la exportación además de satisfacer las exigencias que se requieren para el consumo en los grupos electrógenos.

El tratamiento de destilados comprende la remoción o reducción de impurezas como: sulfuro de hidrógeno (H₂S), agua, tiofenos, compuestos del nitrógeno entre otros para alcanzar especificaciones de calidad, preservar la vida de los catalizadores, el cuidado ambiental y/o la seguridad operacional, en la práctica el objetivo de cada tratamiento está definido tanto para el tipo de corriente a tratar, como en el proceso que se emplee, siempre atento que el manejo de los residuales no afecte la seguridad del personal, la tecnología instalada y/o el medio ambiente que nos rodea.

Introducción

Problema de Investigación

¿Cómo eliminar las altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno presente en los gases ácidos desorbidos en el tratamiento con MDEA, provenientes de los bloques de hidrofinación de nafta e hidrofinación de diesel en la refinería “Camilo Cienfuegos”?

Hipótesis de la Investigación

Si se desarrolla una planta de producción de azufre, es posible eliminar las altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno de los gases ácidos desorbidos en el tratamiento con MDEA.

Objetivo General

Proponer un proceso de producción de azufre a partir del sulfuro de hidrógeno presente en los gases ácidos desorbidos en el tratamiento con MDEA.

Objetivos específicos

- Realizar un estudio teórico basado en reportes bibliográficos para identificar diferentes alternativas de producción de Azufre.
- Realizar análisis de posibles proveedores y/o licenciantes de tecnologías Claus para la producción de azufre utilizando como materia prima gases ácidos.
- Aplicar las diferentes alternativas de producción de azufre de acuerdo a las tecnologías propuestas por diferentes licenciantes, incluyendo los cálculos de las corrientes del proceso.
- Valorar técnico - económicamente las variantes propuestas por cada licenciante de acuerdo a las especificaciones del proceso.
- Comparar las variantes de producción de azufre de acuerdo a las tecnologías propuestas por los diferentes licenciantes teniendo en cuenta los criterios de evaluación y selección de proyectos.

Introducción

Descripción de la estructura del trabajo.

En el capítulo I se describen los fundamentos y elementos teórico-prácticos referidos al proceso Claus, se presentan los resultados de la búsqueda de los principales proveedores de dicha tecnología, así como una alusión del impacto ambiental. Se hace referencia a las herramientas de evaluación técnico-económica a utilizar, además de una descripción de algunos de los programas de simulación que se pueden utilizar en función del cálculo de las utilidades, finalmente se emiten conclusiones parciales.

En el capítulo II se describen los métodos utilizados, entre ellos la recolección de datos, procesos diseñados por los licenciantes, las similitudes y diferencias entre ambos, metodologías para la ejecución de los balances de masa y energía, se definen los equipos propuestos de los módulos de simulación utilizados para el cálculo de las utilidades de acuerdo a la selección del modelo termodinámico, aplicación del método del VAN, la TIR y el PRI para evaluar y seleccionar la mejor alternativa para la inversión y se dan las conclusiones parciales.

En el capítulo III se presentan para ambos licenciantes y/o proveedores, los resultados de las corrientes de acuerdo a los cálculos de los balances de masa, además de la estimación de los costos y las producciones, las ganancias unitarias, el cálculo de los indicadores dinámicos y una comparación de los mismos para definir la mejor alternativa para la inversión de una planta de obtención de azufre basado en tecnología Claus.

CAPÍTULO 1

Análisis bibliográfico.

Fundamentos y elementos teórico-prácticos del estudio.

En el actual capítulo se describen los fundamentos y elementos teórico-prácticos referidos al proceso Claus, se presentan los resultados de la búsqueda de los principales proveedores de dicha tecnología, así como una alusión del impacto ambiental. Se hace referencia a las herramientas de evaluación técnico-económica a utilizar, además de una descripción de algunos de los programas de simulación que se pueden utilizar en función del cálculo de las utilidades, finalmente se emiten conclusiones parciales.

1.1 Referencias del proceso Claus.

En los últimos tiempos cada vez más sectores de la sociedad señalan los efectos adversos de las emisiones de compuestos de azufre en la salud humana, así como en la degradación de ecosistemas tales como: ríos, bosques, lagos e incluso edificios y monumentos históricos. El fenómeno de la lluvia ácida ha sido ampliamente relacionado con las emisiones de compuestos de azufre.

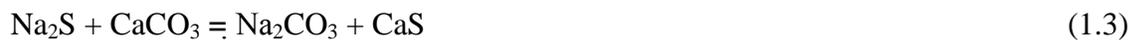
En las últimas décadas según Paskall (1979) y Mora (1998) los gobiernos de todo el mundo han regulado las emisiones, de manera cada vez más restrictiva. Por ejemplo, la necesidad de un menor contenido en azufre del gas oil, ha llevado a limitar su contenido al 0,05% en octubre de 1996; y las previsiones para los años 2000 y 2005 fueron de 150 y 50 ppm respectivamente. Esto ha hecho aumentar la demanda de unidades de recuperación de azufre, asociado a una mayor intensidad en la desulfuración de los productos del petróleo.

Capítulo 1

Son de esperar legislaciones más restrictivas en los límites de emisiones permitidas; en 1995 el gobierno español, mediante real decreto, fijó la emisión de instalaciones industriales en 1700 mg/m³ de SO₂ para el año 2003.

Los compuestos de azufre están presentes en casi todas las materias primas naturales, empleadas para la producción de energía, por ejemplo gas natural, petróleo y carbón.

Originalmente, el proceso Claus citado por Pérez Báez (2003) fue desarrollado para recuperar el azufre consumido en la producción de carbonato sódico (Na₂CO₃), mediante el método Leblanc, reacción (1.1), (1.2) y (1.3):



El proceso fue desarrollado por Carl Friedrich Claus, un químico londinense, que registró la primera patente para el Reino Unido en 1883.

En una primera etapa, se introducía CO₂ en una mezcla de CaS y H₂O a fin de obtener ácido sulfhídrico H₂S, de acuerdo a la ecuación general, reacción (1.4):



Esta operación se llevaba a cabo en un recipiente empleando un método discontinuo, o bien en varios recipientes si se ejecutaba de manera continua.

En este último caso, el sistema disponía de tuberías y válvulas de interconexión, para poder intercambiar los recipientes y recargarlos de CaS y H₂O; de esta manera se mantenía un suministro continuo de H₂S a la segunda etapa del proceso.

En 1938, la empresa alemana I. G. Farbenindustrie A.G., introduce el llamado Proceso Claus Modificado según Pérez, Ling (2003), la modificación no solo aumentaba la capacidad del proceso, sino que además permitía la recuperación energética del calor antes disipado.

Capítulo 1

El diseño modificado se muestra en la figura 1.1. La oxidación parcial del H₂S se verifica en dos etapas. En la primera etapa un tercio del H₂S a reaccionar, se oxida quemándose en una caldera y el calor generado se empleaba para la producción de vapor.

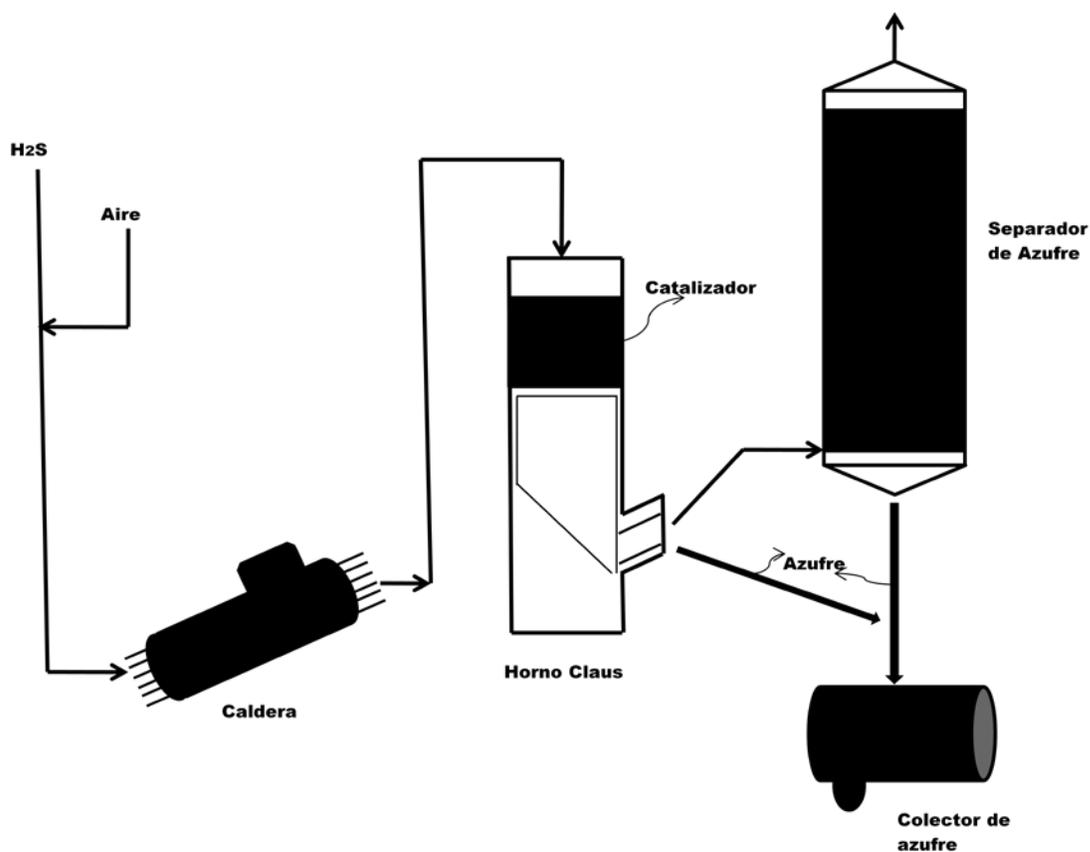
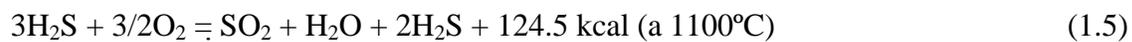


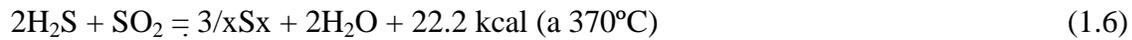
Figura 1.1. Diseño modificado del Claus.

La reacción (1.5) es la siguiente:



Capítulo 1

En la segunda etapa, los 2/3 restantes de H₂S reaccionan, en presencia de un catalizador, con el SO₂ producido en la caldera, reacción (1.6):



Los beneficios de este esquema son los siguientes:

- En torno a 4/5 de la energía producida por la reacción global se recuperan.
- Se eliminaba el problema de mantener bajas temperaturas en el "horno Claus".
- La capacidad de tratamiento se incrementa unas cincuenta veces.

En los primeros diseños, en los que todo el sulfhídrico se inyecta a la caldera, la temperatura de los gases de salida es de 280°C y la temperatura del catalizador se sitúa en 385°C. El azufre producido se recoge, en estado líquido, en la salida del reactor y en un separador de azufre por donde pasaban los gases de salida. El rendimiento medio de este proceso varía entre el 92 y el 94% respecto al azufre de la alimentación.

Desde 1938 se han mejorado los diseños, por medio de la adición de nuevos lechos catalíticos y también mediante la condensación de azufre en diferentes etapas, a fin de desplazar el equilibrio de la reacción hacia las condiciones de máxima recuperación de azufre.

Fundamento del proceso Claus en la actualidad.

Los procesos basados en la reacción de Claus, han demostrado ser tecnologías fiables para la eliminación eficiente de compuestos de azufre citado en Peter (2006), y la producción de azufre de alta calidad. En la actualidad, más de 93 millones de toneladas de azufre se producen al año mediante este proceso.

El proceso Claus ha evolucionado a lo largo de los años, en la actualidad es capaz de tratar cargas en un amplio rango de composiciones y caudales, citado en Paskall (1979). Este desarrollo continua hoy en día, en campos tales como la "oxidación directa" del H₂S o procesos en fase líquida. La investigación en catalizadores ha hecho grandes avances en la reacción H₂S-SO₂ y en la hidrólisis de sulfuro de carbonilo y el disulfuro de carbono a ácido sulfhídrico. La simulación y modelación de las reacciones químicas del proceso Claus en ordenadores, son cada vez más precisas.

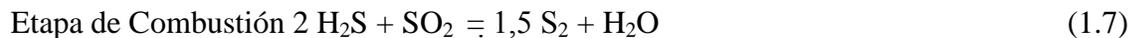
Capítulo 1

El proceso Claus consiste, básicamente, en la conversión del ácido sulfhídrico a agua y azufre vapor, empleando un reactor térmico (también llamado horno de reacción u horno Claus), condensadores, recalentadores y lechos catalíticos; el gas resultante, generalmente llamado "gas de cola", se envía a un horno para su incineración a SO₂ o bien a un proceso para reducir aún más su concentración en compuestos de azufre, en un tratamiento de gas de cola.

El proceso Claus se divide típicamente en dos etapas, en una etapa térmica y una etapa catalítica, Paskall (1979).

En la etapa térmica (la cámara de combustión) aprox. 1 / 3 de los compuestos de azufre contenidos en los gases de alimentación se combustionan con la cantidad adecuada de aire para formar SO₂. Esto es con el fin de obtener una relación H₂S/ SO₂ deseada para una buena combustión. Sin embargo, en la cámara de combustión, tienen lugar una multitud de reacciones, siendo las más importantes (1.7) y (1.8):

Reacciones:



La etapa catalítica (reactores Claus), a temperaturas más bajas que la etapa térmica, se proyecta hacia la producción de azufre por la reacción del H₂S y resto de SO₂ reacción (1.9).

Reacciones:



S_x: forma alotrópica del azufre,

Este proceso posee como ventajas que puede tratar concentraciones de H₂S variando del 10% y hasta 100%, también puede tratar cargas procedentes de torres de tratamiento de agua ácida con altas concentraciones de amoníaco. El proceso admite grandes variaciones en el caudal de carga, hasta la quinta parte del caudal de diseño.

En cuanto a la eficacia, se pueden conseguir conversiones del 94-96% sobre el azufre en la entrada; añadiendo una etapa posterior llamada tratamiento de gas de cola, usualmente absorción con aminas, se consiguen conversiones del 99,9%.

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

Dentro de los principales proveedores y/o licenciantes de acuerdo con LURGI (2009), PROSERNAT (2009) y Worley Parson (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.

Capítulo 1

2) PROSERNAT, 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.

1.3 Azufre como contaminante.

Los óxidos de azufre y nitrógeno son las principales causas de la acidificación tanto del suelo como de las aguas cita PETROBRAS (2011). Los compuestos de azufre son responsables de dos tercios del total de la lluvia ácida y los compuestos de nitrógeno no producen acidificación si los mismos son absorbidos por las plantas. Dentro de dichos compuestos sulfurados el SO₂ es el principal contaminante y se produce en la combustión de carbón y del petróleo crudo. Su concentración varía de acuerdo a la procedencia del mismo por lo que se pueden dar valores de décimas de uno por ciento a dos o tres por ciento en peso.

Ciclo del Azufre

El azufre se transforma en diversos compuestos y circula a través de la ecósfera en el ciclo del azufre, principalmente sedimentario citado en Estrucplan on line (2012). Entra en la atmósfera desde fuentes naturales como sulfuro de hidrógeno (H₂S), gas incoloro y altamente venenoso con olor a huevos podridos. Cerca de un tercio de todos los compuestos de azufre y 99% del dióxido de azufre que llegan a la atmósfera desde todas las fuentes, proviene de las actividades humanas. La combustión de carbón y petróleo que contienen azufre, destinada a producir energía eléctrica, representa cerca de dos tercios de la emisión, por humanos, de dióxido de azufre a la atmósfera. El tercio restante proviene de procesos industriales como la refinación del petróleo y la conversión (por fundición) de compuestos azufrados de minerales metálicos en metales libres como el cobre, plomo y zinc.

En la atmósfera, el dióxido de azufre, reacciona con oxígeno para producir trióxido de azufre (SO_3), el cual reacciona con vapor de agua para producir minúsculas gotas de ácido sulfúrico (H_2SO_4). También reacciona con otras sustancias químicas. Estas gotículas de H_2SO_4 y partículas de sulfato caen a la tierra como componentes de la lluvia ácida, que daña los árboles y la vida acuática.

La lluvia ácida y otros tipos de precipitación ácida como neblina, nieve, etc. han llamado recientemente la atención pública como problemas específicos de contaminación atmosférica secundaria citado en Chang y Robinson (2006); sin embargo, la magnitud potencial de sus efectos es tal, que cada vez se le dedican más y más estudios y reuniones, tanto científicas como políticas ya que en la actualidad hay datos que indican que la lluvia es en promedio 100 veces más ácida que hace 200 años.

1.4 Análisis de las herramientas de evaluación técnico - económica.

Para realizar la evaluación técnico-económica de proyectos se pueden utilizar diferentes herramientas, entre las que podemos citar los métodos matemático-financieros por su gran utilidad para la toma de decisiones por parte de los administradores financieros, ya que un análisis que se anticipe al futuro puede evitar posibles desviaciones y problemas a largo plazo. Las técnicas de evaluación económica según Gary y Handwerk (1994) son herramientas de uso general. Lo mismo puede aplicarse a inversiones industriales o de servicios. El valor presente neto y la tasa interna de rendimiento se mencionan juntos porque en realidad es el mismo método, sólo que sus resultados se expresan de manera distinta. Recuérdese que la tasa interna de rendimiento es el interés que hace el valor presente igual a cero, lo cual confirma la idea anterior. Estas técnicas de uso muy extendido se utilizan cuando la inversión produce ingresos por sí misma, el VAN, la TIR y el PRI se aplican cuando hay ingresos, independientemente de que la entidad pague o no pague impuestos. A continuación se explica en qué consiste cada uno.

1.4.1 Valor actual neto (VAN).

El valor actual neto también conocido como valor actualizado neto (en inglés *net present value*) citada por Peters (2003), cuyo acrónimo es VAN (en inglés NPV), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros del proyecto. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto.

El método de valor presente es uno de los criterios económicos más ampliamente utilizados en la evaluación de proyectos de inversión. Consiste en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado.

La fórmula que nos permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$\text{VAN} = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (1.10)$$

V_t : representa los flujos de caja en cada período t .

I_0 : es el valor del desembolso inicial de la inversión.

n : es el número de períodos considerado.

El tipo de interés es k . Si el proyecto no tiene riesgo, se tomará como referencia el tipo de la renta fija, de tal manera que con el VAN se estimará si la inversión es mejor que invertir en algo seguro, sin riesgo específico. En otros casos, se utilizará el coste de oportunidad.

Capítulo 1

Cuando el VAN toma un valor igual a 0, k pasa a llamarse tasa interna de retorno (TIR). La TIR es la rentabilidad que nos está proporcionando el proyecto, según Tabla 1.1.

Tabla 1.1 Criterios de rentabilidad.

| Valor | Significado | Decisión a tomar |
|-----------|--|---|
| $VAN > 0$ | La inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida (r). | El proyecto puede aceptarse. |
| $VAN < 0$ | La inversión produciría ganancias por debajo de la rentabilidad exigida (r). | El proyecto debería rechazarse. |
| $VAN = 0$ | La inversión no produciría ni ganancias ni pérdidas. | Dado que el proyecto no agrega valor monetario por encima de la rentabilidad exigida (r), la decisión debería basarse en otros criterios, como la obtención de un mejor posicionamiento en el mercado u otros factores. |

El valor actual neto es muy importante para la valoración de inversiones en activos fijos, a pesar de sus limitaciones en considerar circunstancias imprevistas o excepcionales de mercado. Si su valor es mayor a cero, el proyecto es rentable, considerándose el valor mínimo de rendimiento para la inversión.

Capítulo 1

Puede considerarse también la interpretación del VAN, en función de la creación de valor para la empresa:

- Si el VAN de un proyecto es positivo, el proyecto crea valor.
- Si el VAN de un proyecto es negativo, el proyecto destruye valor.
- Si el VAN de un proyecto es cero, el proyecto no crea ni destruye valor.

Ventajas de utilizar el VAN:

- Es muy sencillo de aplicar, ya que para calcularlo se realizan operaciones simples.
- Tiene en cuenta el valor de dinero en el tiempo.

Inconvenientes de utilizar el VAN:

- Dificultad para establecer el valor de k . A veces se usan los siguientes criterios
 - o Coste del dinero a largo plazo.
 - o Tasa de rentabilidad a largo plazo de la empresa.
 - o Coste de capital de la empresa.
 - o Como un valor subjetivo.
 - o Como un coste de oportunidad.
- El VAN supone que los flujos que salen del proyecto se reinvierten en el proyecto al mismo valor k que el exigido al proyecto, lo cual puede no ser cierto.

1.4.2 Tasa interna de retorno (TIR).

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión, está definida como el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión de acuerdo con Blank (1999), y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". En términos simples en tanto, diversos autores la conceptualizan como la tasa de interés (o la tasa de descuento) con la cual el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. La TIR es un indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad.

La TIR se utiliza para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresada por la TIR supera la tasa de corte se acepta la inversión, en caso contrario se rechaza.

Uso general de la TIR.

Como ya se ha comentado anteriormente, la TIR o tasa de rendimiento interno, es una herramienta de toma de decisiones de inversión utilizada para conocer la factibilidad de diferentes opciones de inversión.

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

- Si $TIR \geq r \rightarrow$ Se aceptará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad mayor o igual que la rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad).
- Si $TIR < r \rightarrow$ Se rechazará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad menor que la rentabilidad mínima requerida.

r representa el coste de oportunidad.

Dificultades del uso de la TIR

- Criterio de aceptación o rechazo. El criterio general sólo es cierto si el proyecto es del tipo "prestar", es decir, si los primeros flujos de caja son negativos y los siguientes positivos. Si el proyecto es del tipo "pedir prestado" (con flujos de caja positivos al principio y negativos después), la decisión de aceptar o rechazar un proyecto se toma justo al revés:
 - o Si $TIR > r \rightarrow$ Se rechazará el proyecto. La rentabilidad que nos está requiriendo este préstamo es mayor que nuestro costo de oportunidad.
 - o Si $TIR < r \rightarrow$ Se aceptará el proyecto.

1.5 Paquetes de simulación.

Los paquetes de *software* se han convertido en herramientas de fundamental importancia según Rodríguez (2001), Martínez, Alonso, López y Rocha (2000) y Scenna (1999), para la simulación de procesos, por la rapidez de respuesta que ofrecen en la toma de decisiones, asumiendo los diferentes diseños de operación, y así mantener la especificación de los productos para su comercialización y/o disposición a otras unidades, además proporcionan datos acerca de los flujos de materia prima, de energía, de costos, de disposición de equipos, planificaciones de mantenimiento, en otros aspectos necesarios para prevenir emergencias y optimizar procesos.

Los *software* de simulación de procesos más utilizados en la industria petrolera son:

- 1) Design II: Este *software* fue desarrollado para aplicaciones en las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para gran variedad de procesos incluyendo operaciones unitarias tales como reactores, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores y turbinas. La base de datos y las correlaciones para determinar las propiedades termodinámicas están fundamentalmente enfocadas a aplicaciones con hidrocarburos y plantas químicas.

Capítulo 1

- 2) ASPENPLUS: Este es un simulador gráfico de procesos de propósito general. Principalmente enfocado para la industria química y petroquímica. Incluye además, el análisis de costos e inversiones de los procesos y unidades.
- 3) ChemCAD III: Es un simulador de procesos para uso general. Su biblioteca de equipos incluye intercambiadores, bombas, compresores, turbinas y otros módulos. Además, el usuario puede configurar su propio módulo. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías.
- 4) HYSYS: Este paquete permite la simulación dinámica y en estado estacionario a través de interfaz gráfica. Su mejor aplicación es para la industria petroquímica. Ofrece una optimización multivariable para el diseño de procesos de modelación dinámica integrada para el desarrollo de estrategias de control de procesos e interfaz gráfica con *software* de control digital.
- 5) PRO II: Este programa permite modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor (rigurosos o no), mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadores, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores *flash*, separadores trifásicos, divisores, ciclones, disolvedores, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica.

Aunque todos los *software* mencionados anteriormente son capaces de resolver cualquier problema de simulación en las plantas de refinación del petróleo, el que se va a utilizar en este trabajo va a ser el PRO II, debido a que es el que se encuentra instalado en nuestras PC, además existe experiencia con el manejo del mismo y ofrece resultados confiables.

Conclusiones parciales 1.

1. El estudio realizado sobre la tecnología Claus permitió conocer que el proceso de recuperación de azufre se debe trabajar en dos etapas de conversión, por ser los más eficientes según la relación costos / beneficios.
2. De acuerdo a la revisión de los principales proveedores y/o licenciantes de la tecnología Claus se seleccionaron las ofertas de LURGI y PROSERNAT debido a que sus fichas técnico-comerciales presentan las características tecnológicas que se requieren.
3. Según el análisis teórico como criterio de selección se utilizarán las herramientas de evaluación técnico-económica para seleccionar la mejor alternativa.

CAPÍTULO 2

Diseño Metodológico

En este capítulo se describen los métodos utilizados, entre ellos la recolección de datos, procesos diseñados por los licenciantes, las similitudes y diferencias entre ambos, metodologías para la ejecución de los balances de masa y energía, se definen los equipos propuestos de los módulos de simulación utilizados para el cálculo de las utilidades de acuerdo a la selección del modelo termodinámico, aplicación del método del VAN, la TIR y el PRI para evaluar y seleccionar la mejor alternativa para la inversión y se dan las conclusiones parciales.

2.1 Recopilación de datos.

Datos generales de las corrientes de alimentación.

Para la caracterización de la corriente de alimentación en conjunto con el laboratorio de la planta, se realizó un muestreo siempre a la misma hora en los toma muestras identificados, se utiliza el método de TUTWILER, por ASTM. (2007). Se obtienen una serie de resultados de los muestreos a los gases ácidos en diferentes días, mostrados en el anexo 1. Para el cálculo de los valores medios se utilizó Llinás S. Humberto. (2005).

$$M = \Sigma (x_i / n) \quad (2.1)$$

M = composición media de la corriente de H₂S

x_i / n = valores muestreados / número de muestras

Capítulo 2

En la tabla 2.1 se muestra la media de los componentes de los gases de la mezcla de acuerdo a los análisis de laboratorios por el método de TUTWILER. Además se muestran las composiciones de la corriente de gases de la unidad de tratamiento de gases residuales (UTGR) declarada por los licenciantes.

Tabla 2.1 Fracción másica de las corrientes de alimentación.

| Componentes | Fracción másica | |
|------------------|-----------------|------------|
| | Gases mezcla | Gases UTGR |
| CO ₂ | | 0.101 |
| H ₂ S | 0.042 | 0.871 |
| H ₂ | 0.014 | |
| metano | 0.122 | |
| etano | 0.203 | |
| propano | 0.192 | |
| n- butano | 0.128 | |
| n- pentano | 0.079 | |
| n-hexano | 0.220 | |
| N ₂ | | 0.002 |
| H ₂ O | | 0.026 |

2.2 Procesos diseñados por los licenciantes

Descripción del diseño de operación según tecnologías Claus por LURGI (variante 1).

De acuerdo con el licenciante LURGI (2009) los gases ácidos (gas GSU) provenientes de la planta de regeneración de amina a razón de 3 658 kg/h, T=50°C y P=1,8 kg/cm² (a) llegan al tambor B-101 (dispuesto con una purga para líquidos), los cuales posteriormente pasan a calentarse a un intercambiador hasta T=200 °C (tubo) con vapor de alta (coraza) para entrar al horno, las temperaturas típicas en el horno son 1 250°C en la zona 1 y 1 100°C en la zona 2. Las entradas al horno son las siguientes, a la primera cámara gases ácidos provenientes de la unidad de tratamiento de gases residuales (UTGR) (según fabricantes la

Capítulo 2

corriente de gas ácido de salida es el 1% de la corriente de alimentación) a razón de 97 kg/h, $T=50^{\circ}\text{C}$ y $P=1,8\text{ kg/cm}^2(\text{a})$ y fuel oil (FO) a razón de 2 kg/h para el quemador (según fabricantes este tipo de quemador consumen entre 1 y 5 kg/h) y aire de un soplador a razón de 6 138 kg/h, $T\ 90\ ^{\circ}\text{C}$ y $P\ 1,73\text{ kg/cm}^2(\text{a})$ (según fabricantes la relación entre el aire y la alimentación para la combustión deseada para este proceso es de 1,5 a 1,8 kg de aire por kg de alimentación) el cual se distribuye también para la segunda cámara. A la segunda cámara le entran gas del GSU y aire. Dichos gases después de pasar por la etapa térmica entran a un intercambiador de tubo y coraza, donde una parte pasará por un área de transferencia de calor mayor (Q1), estos son enfriados, se extrae el azufre condensado el cual va hacia un depósito de almacenamiento $T\ 210\ ^{\circ}\text{C}$ y $P\ 1,64\text{ kg/cm}^2(\text{a})$ y la otra corriente (Q2) pasa por un tubo central de menor área de intercambio (directamente a la salida del intercambiador); este intercambiador está provisto de un domo al que le entra agua tratada (BFW) para producir vapor de media presión (MP); ambos flujos (Q1 y Q2) van hacia un mezclador MX-101 el cual está provisto por un controlador de temperatura que actúa sobre la válvula de flujo a la salida de la corriente (Q1), manteniendo la temperatura de entrada al reactor en 280°C y $P\ 1,63\text{ kg/cm}^2(\text{a})$ para formar la corriente de gas ácido (Q4). El reactor R-101 el cual contiene dos capas de catalizador, la capa superior: catalizador de Al_2O_3 / capa inferior: catalizador de TiO_2 , los cuales aceleran la reacción de Claus entre el H_2S y el SO_2 para formar azufre elemental, corriente de efluente del reactor (Q5). Posteriormente pasa a un intercambiador de calor E-102 donde se enfría la corriente gaseosa (Q5) por los tubos, se extrae el azufre condensado, corriente (Q7) la cual se va hacia un depósito de almacenamiento a $T=170\ ^{\circ}\text{C}$ y $P=1,55\text{ kg/cm}^2(\text{a})$ (se unen todas estas corrientes de azufre), por la coraza agua tratada (BFW) produciéndose vapor de baja presión (LP); el resto de la corriente gaseosa (Q6), salida del E-102 pasa por un intercambiador de tubo y coraza E-103, los gases ácidos pasan por los tubos donde se calienta con vapor de media (MP) por coraza hasta una temperatura de $205\ ^{\circ}\text{C}$ y $P\ 1,52\text{ kg/cm}^2(\text{a})$, denominada corriente (Q8) entran al reactor R-102 provisto de un catalizador de Al_2O_3 ; los efluentes del reactor, corriente (Q9) pasan por un intercambiador E-104 donde se enfría la corriente gaseosa ácida por tubos con agua tratada (BFW) por coraza; el vapor de agua se enfría en los ventiladores A-101 y se recircula para reutilizarse a la entrada del E-104 en este circuito hay un controlador de presión, se extrae el azufre condensado, corriente

Capítulo 2

(Q11) el cual se va hacia un depósito de almacenamiento T 135 °C y P 1.45 kg/cm²(a) (se unen todas estas corrientes de azufre), el gas agotado en azufre, corriente (Q10), en la salida E-104 va hacia el tambor B-102, almacenamiento intermedio que se utiliza con una línea normal no flujo (NNF) que va hacia la línea principal de azufre (para almacenamiento), por la parte superior la corriente de gas agotado en azufre continuará hacia la unidad de tratamiento de gases residuales (UTGR), el flujo según la tecnología Claus de acuerdo al proveedor LURGI se puede observar en el diagrama 2.1.

La eficiencia típica del proceso de recuperación de azufre según tecnología Claus oscila entre un 94 y un 96%. El gas residual de la tecnología Claus es procesado en una Unidad de Tratamiento de Gas Residual (UTGR) para lograr eficiencias del 99,95%.

DIAGRAMA DE FLUJO.
TECNOLOGIA CLAUS SEGUN LURGI

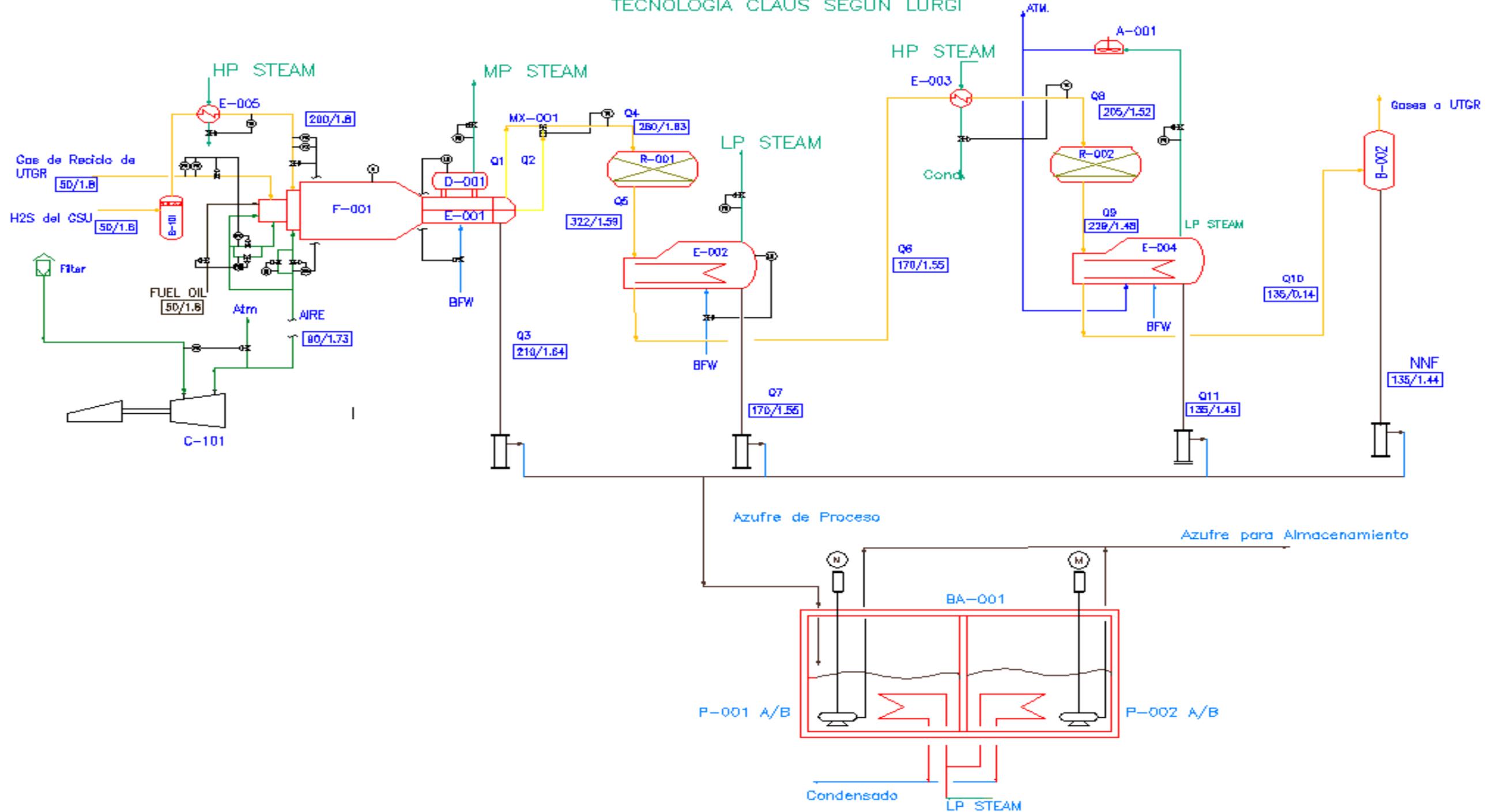


Diagrama 2.1. Diagrama de flujo del proceso Claus según tecnología del proveedor LURGI.

Descripción del diseño de operación según tecnologías Claus por PROSERNAT (variante 2).

De acuerdo con el licenciante PROSERNAT (2009), los gases ácidos (gas GSU) provenientes de la planta de regeneración de amina a razón de 3 658 kg/h, T 50°C y P 1,8 kg/cm²(a) llegan al tambor B-101 (dispuesto con una purga para líquidos), los cuales posteriormente pasan a calentarse a un intercambiador hasta T 200 °C, donde el vapor de alta (HP) entra por la coraza y los gases ácidos entran por la parte del tubo para seguir al horno; las temperaturas típicas en el horno, en la zona 1 es 1 100°C en la zona 2 son 1 250°C; las entradas al horno son las siguientes, zona 1, gases ácidos provenientes de la unidad de UTGR unidad de tratamiento de gases residuales (según fabricantes la corriente de gas ácido de salida es el 1% de la corriente de alimentación) a razón de 97 kg/h, T 50°C y P 1,8 kg/cm²(a), aire (según fabricantes la relación entre el aire y la alimentación para la combustión deseada en este proceso es de 1,5 a 1,8 kg de aire por kg de alimentación) de un soplador razón de 6 138 kg/h, T 90 °C y P 1,73 kg/cm²(a) y fuel oíl (FO) para el quemador (según fabricantes este tipo de quemador consume entre 1 y 5 kg/h); a la segunda cámara entran gas ácido proveniente del GSU a razón de 3 658 kg/h, T 200°C y P 1,8 kg/cm²(a) y aire. Dichos gases después de pasar por el horno F-101 van hacia un intercambiador de calor E-101 el cual incluye un domo para producir vapor de media presión (MP), por los tubos pasan los gases de la combustión y por la coraza el agua de enfriamiento (BFW), del intercambiador salen las corrientes (Q2) de azufre que sale del proceso (se unen todas estas corrientes de azufre) y la corriente de gas ácido (Q1), posteriormente entran a un intercambiador de tubo y coraza E-102, donde son enfriados, se extrae el azufre condensado, corriente (Q4) el cual va hacia un depósito de almacenamiento T 190 °C y P 1,48 kg/cm²(a), el flujo de gas ácido (Q3) de salida del E-102 va hacia el intercambiador de calor E-103 donde se calienta manteniendo la temperatura de entrada al reactor en 240 °C y P 1,43kg/cm²(a), esta corriente se denomina (Q5). El reactor R-101 el cual contiene un catalizador de Al₂O₃ enriquecido con cobalto molibdeno, los cuales aceleran la reacción de Claus entre el H₂S y el SO₂ para formar azufre elemental, la corriente de salida se denomina (Q6). Posteriormente pasa a un intercambiador de calor E-104 donde se enfría la corriente gaseosa por los tubos, se extrae el azufre condensado, corriente (Q8) la cual se va hacia un depósito de almacenamiento T 165 °C y P 1,40 kg/cm²(a) (se unen todas estas

Capítulo 2

corrientes de azufre), por la coraza agua tratada (BFW) produce vapor de baja presión (LP), el resto del efluente gaseoso (Q7), salida del E-104, pasa por un intercambiador de tubo y coraza E-105, donde el efluente gaseoso pasa por los tubos se calienta con vapor de alta presión (HP) por coraza hasta una temperatura de 205 °C y P 1,36 kg/cm²(a) para entrar al reactor R-102 que utiliza un catalizador de Al₂O₃, corriente (Q9), el efluente del reactor, corriente (Q10), pasa por un intercambiador E-106 donde se enfría el efluente, por tubos, con agua tratada (BFW) por coraza; el vapor de agua se enfría en los ventiladores A-101 y se recircula para reutilizarse nuevamente a la entrada del E-104 en este circuito hay un controlador de presión, se extrae el azufre condensado, corriente (Q12) el cual se va hacia un depósito de almacenamiento T 130 °C y P 1,33 kg/cm²(a) (se unen todas estas corrientes de azufre), el gas agotado en azufre, corriente Q11 del E-106 van hacia el tambor B-102, almacenamiento intermedio que se utiliza con una línea normal no flujo (NNF) que va hacia la línea principal de azufre (para almacenamiento), por la parte superior la corriente de gas agotado en azufre continuará hacia la unidad de tratamiento de gases residuales (UTGR), la descripción del proceso se puede observar en el diagrama de flujo 2.2.

La eficiencia típica del proceso de recuperación de azufre según tecnología Claus oscila entre un 94 y un 96 %. El gas residual de la tecnología Claus es procesado en una Unidad de Tratamiento de Gas Residual (UTGR) para lograr eficiencias del 99,95 %. En ambos procesos el sistema de tratamiento de gases de cola es de igual propuesta tecnológica.

DIAGRAMA DE FLUJO.
TECNOLOGIA CLAUS SEGUN PROSERNAT

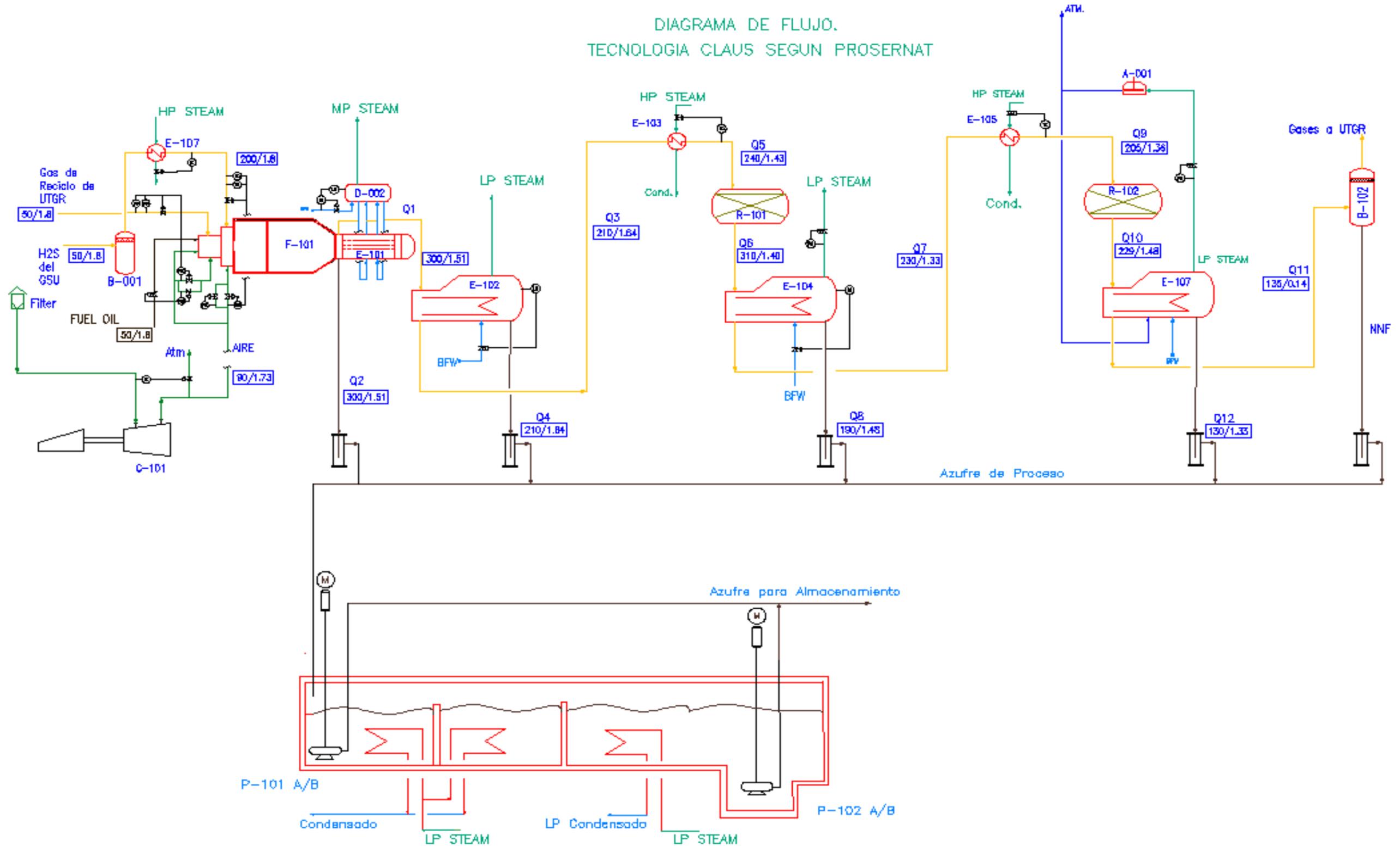


Diagrama 2.2. Diagrama de flujo del proceso Claus según Tecnología del proveedor PROSERNAT.

2.2.1 Similitud entre ambos proveedores.

En ambos procesos Claus se busca básicamente la conversión del ácido sulfhídrico en agua y azufre, empleando un reactor térmico (también llamado horno de reacción u horno Claus), condensadores, recalentadores y lechos catalíticos. Los parámetros operacionales de temperatura y presión se mueven en rangos similares, la temperatura para la condensación y extracción del azufre después de la etapa térmica en ambos procesos es de 210 °C, así como la temperatura para la condensación y extracción del azufre después de la etapa catalítica en la primera etapa está en el rango de 170 a 190 °C y en la segunda etapa de 130 a 135 °C; la presión en la etapa térmica en ambos procesos está entre 1,8 y 1,5 kg/cm²(a), así como la presión también para la etapa catalítica en la primera etapa está en el rango de 1,48 a 1,55 kg/cm²(a) y en la segunda etapa de 1,33 a 1,45 kg/cm²(a). Los proveedores evitan la fusión del azufre, según Himmelblau (2010), la que ocurre a valores inferiores de 119 °C para la presión de trabajo de 1,3 a 1,8 kg/cm²(a).

En cuanto al equipamiento para la etapa térmica el horno de reacción que utilizan no presenta diferencia en la ficha técnica, los equipos de intercambio de calor, cuando se necesita enfriar las corrientes de gases para la condensación del azufre se utilizan enfriadores tipo AKT y en el caso de que se necesite calentar los gases - fundamentalmente a la entrada de los reactores catalíticos - se utilizan calentadores tipo BEM.

Tanto los licenciantes LURGI como PROSERNAT declaran de acuerdo a los procesos propuestos tener rendimientos de hasta un 96% de recuperación de azufre, utilizando una etapa térmica y dos etapas de conversión catalítica.

Ambos licenciantes pueden proporcionar soporte adicional de servicios y asistencia de ingeniería durante las fases de diseño, construcción, arranque y post-arranque. Además pueden participar en los estudios HAZOP, así como ofrecen programas de entrenamiento a petición de CUVENPETROL.

2.2.2 Diferencias entre ambos proveedores.

En el proceso Claus los licenciantes presentan diseños propios, ejemplo: LURGI en la salida de la etapa de conversión térmica utiliza un intercambiador de calor (enfriador) y un mezclador donde el enfriador en su diseño tiene un tubo central en el cual parte de los gases de combustión tienen un área de transferencia de calor menor que el resto del flujo, condicionado a un regulador de temperatura a la salida del mezclador; y PROSERNAT presenta dos intercambiadores de calor tipo AKT.

En la etapa catalítica el licenciante LURGI propone utilizar un catalizador el cual contiene dos capas, la capa superior: catalizador de Al_2O_3 / capa inferior: catalizador de TiO_2 , mientras que el licenciante PROSERNAT propone utilizar un catalizador el cual contiene Al_2O_3 enriquecido con cobalto molibdeno.

En la primera etapa de conversión catalítica según el licenciante LURGI la temperatura de entrada en la cama es de 280 °C con ΔT de 42°C (reacciones exotérmicas) y el licenciante PROSERNAT propone una temperatura de entrada en la cama de 240 °C con un ΔT de 70 °C (reacciones exotérmicas).

Otro aspecto que marca la diferencia entre estos proveedores es el menor consumo de las utilidades en el diseño de LURGI con respecto a PROSERNAT.

Capítulo 2

2.3 Datos generales de los fabricantes.

Las composiciones de las corrientes en % masa por Licenciante LURGI (2009) para la alternativa 1 por LURGI se muestran en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2 Composiciones de las corrientes según LURGI.

| Componentes | Q4 (gas ác. salida del MX-001) | Q5 (efluente del R-001) | Q6 (efluente salida E-002) = Q8 (efluente salida E-003) | Q9 (efluente salida R-002) | Q10 (gas agotado en Sx) |
|------------------|--------------------------------|-------------------------|---|----------------------------|-------------------------|
| | frac masa | frac masa | frac masa | frac masa | frac masa |
| CO ₂ | 0,0100 | 0,0120 | 0,0120 | 0,0120 | 0,0120 |
| H ₂ S | 0,0650 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0010 | 0,0010 |
| SO ₂ | 0,0630 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0020 | 0,0020 |
| H ₂ | 0,0320 | 0,0320 | 0,0320 | 0,0320 | 0,0320 |
| CO | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 |
| N ₂ | 0,6530 | 0,6530 | 0,6590 | 0,6630 | 0,6660 |
| AR | 0,0220 | 0,0220 | 0,0220 | 0,0170 | 0,0170 |
| H ₂ O | 0,1520 | 0,2640 | 0,2660 | 0,2640 | 0,2670 |
| Sx | 0,0000 | 0,0080 | 0,0000 | 0,0060 | 0,0000 |

Las composiciones de las corrientes en % masa por Licenciante PROSERMAT (2009) para la alternativa 2 por PROSERMAT se muestran en la tabla 2.3.

Tabla 2.3 Composiciones de las corrientes según PROSERMAT.

| Componentes | Q1(Gas ác. efluente E-101) | Q3(efluente E-102) = Q5(efluente E-103) | Q6 (efluente R-101) | Q7(efluente E-104)= Q9 (efluente E-105) | Q10 (efluente R-102) | Q11(gas agotado en Sx) |
|------------------|----------------------------|---|---------------------|---|----------------------|------------------------|
| | frac masa | frac masa | frac masa | frac masa | frac masa | frac masa |
| CO ₂ | 0,0100 | 0,0100 | 0,0120 | 0,0120 | 0,0120 | 0,0120 |
| H ₂ S | 0,0650 | 0,0650 | 0,0020 | 0,0020 | 0,0005 | 0,0005 |
| SO ₂ | 0,0630 | 0,0630 | 0,0060 | 0,0060 | 0,0020 | 0,0020 |
| H ₂ | 0,0330 | 0,0330 | 0,0330 | 0,0330 | 0,0330 | 0,0330 |
| CO | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 | 0,0030 |
| N ₂ | 0,6520 | 0,6530 | 0,6530 | 0,6580 | 0,6580 | 0,6605 |
| AR | 0,0220 | 0,0220 | 0,0220 | 0,0220 | 0,0220 | 0,0220 |
| H ₂ O | 0,1510 | 0,1520 | 0,2620 | 0,2640 | 0,2640 | 0,2670 |
| Sx | 0,0010 | 0,0000 | 0,0080 | 0,0000 | 0,0055 | 0,0000 |

2.4 Cálculos de los balances de masas y energía.

Para los cálculos de las corrientes de los procesos, se tomaron una serie de criterios técnicos según Pérez y Ling (2003).

- Eficiencia de recuperación de azufre en el proceso Claus 95%.
- Dentro del proceso térmico se obtendrá 1/3 de la cantidad de azufre, mientras que en el proceso catalítico se obtendrán los 2/3 restantes.

Datos a utilizar para el balance de masa y energía según Treybal (1981), Pavlov (1985), Ulrich (1986) y Himmelblau (2010).

$$m(\text{aliment}) = m(\text{GSU}) + m(\text{gas reciclo}) + m(\text{aire}) + m(\text{FO}) \quad (2.2)$$

$m(\text{aliment})$: flujo másico gases ácidos de alimentación

m : flujo másico de las corrientes

- Corriente proveniente del GSU (kg): 3 658
- Corriente proveniente del UTGR (gas de reciclo) (kg): 97
- Corriente de aire del compresor (kg): 6 138
- Corriente de fuel oíl (FO) al quemador (kg): 2

Cálculo de las corrientes auxiliares (agua de enfriamiento o vapor) de acuerdo al balance de energía según Kern (1999) y Serth (2007).

$$Q_g = Q_c - \text{pérdidas} \quad (2.3)$$

Q_g : calor ganado

Q_c : calor cedido

Pérdidas = 0

$$m_{(\text{agua/vapor})} [C_p(\text{agua})\Delta T + \lambda] = m(\text{aliment}) [\sum(x_i C_{p_i})]\Delta T$$

$$m_{(\text{agua/vapor})} = \frac{m(\text{aliment}) [\sum(x_i C_{p_i})] \Delta T}{C_p(\text{agua})\Delta T + \lambda} \quad (2.4)$$

$m_{\text{(agua/vapor)}}$: flujo másico del agua o vapor

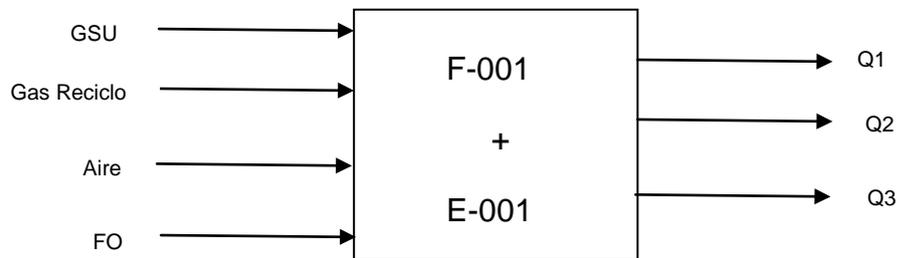
$x_i C_{p_i}$: composición por el coeficiente de transferencia de calor de cada compuesto

ΔT : variación de la temperatura $T(\text{salida}) - T(\text{entrada})$

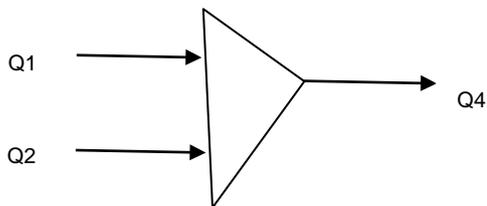
λ : entalpía del cambio de fase

Cálculos de las corrientes del proceso por LURGI (variante 1).

Cálculo de las corrientes del proceso (balances de masa).



Mezclador MX-001



Balance masa total:

$$m(\text{aliment}) = m(Q1) + m(Q2) + m(Q3) \quad (2.5)$$

(2.6)

= masa molar de azufre

= masa molar de sulfuro de hidrógeno

= fracción de sulfuro de hidrógeno en la corriente de GSU

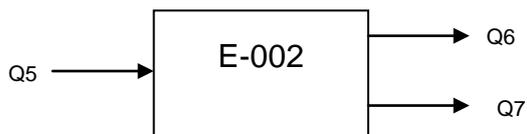
= masa de GSU

= fracción de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas reciclo

= masa de gas reciclo

$$m(Q1) + m(Q2) = m(\text{aliment}) - m(Q3) \quad (2.7)$$

$$m(Q4) = m(Q5) = m(Q1) + m(Q2)$$



Balance masa total:

$$m(Q5) = m(Q6) + m(Q7) \quad (2.8)$$

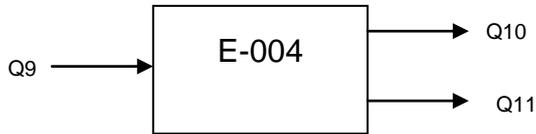
Balance parcial (en función de azufre):

$$x_{Sx} m(Q5) = x_{Sx} m(Q6) + x_{Sx} m(Q7) \quad (2.9)$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q6 = 0$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q7 = 1$$

$$m(Q8) = m(Q9) = m(Q6)$$



Balance de masa total:

$$m(Q9) = m(Q10) + m(Q11) \quad (2.10)$$

Balance parcial (en función de azufre):

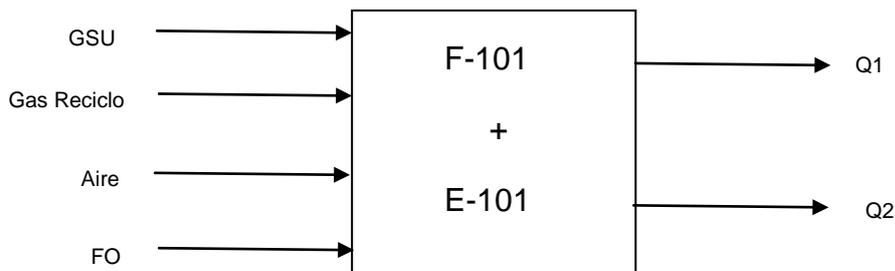
$$x_{Sx} m(Q9) = x_{Sx} m(Q10) + x_{Sx} m(Q11) \quad (2.11)$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q10 = 0$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q11 = 1$$

Cálculos de las corrientes del proceso por PROSERNAT (variante 2).

Cálculo de las corrientes del proceso (balances de masa).



Balance de masa total:

$$= m(Q1) + m(Q2) \quad (2.12)$$

(2.13)

= masa molar de azufre elemental

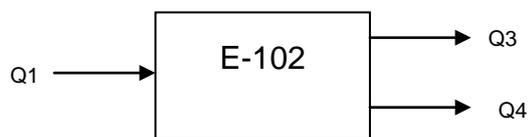
= masa molar de sulfuro de hidrógeno

= fracción de sulfuro de hidrógeno en la corriente de GSU

= masa de la corriente de GSU

= fracción de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas reciclo

= masa de gas reciclo



Balance masa Total:

$$m(Q1) = m(Q3) + m(Q4) \tag{2.14}$$

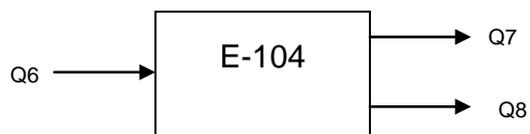
$$m(Q5) = m(Q6) = m(Q3)$$

Balance parcial (en función de azufre):

$$x_{Sx} m(Q1) = x_{Sx} m(Q3) + x_{Sx} m(Q4) \tag{2.15}$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q3 = 0$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q4 = 1$$



Balance de masa total:

$$m(Q6) = m(Q7) + m(Q8) \tag{2.16}$$

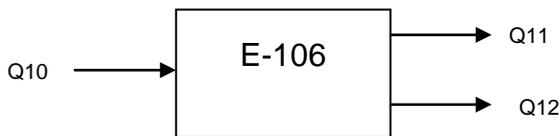
Balance parcial (en función de azufre):

$$x_{Sx} m(Q6) = x_{Sx} m(Q7) + x_{Sx} m(Q8) \quad (2.17)$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q7 = 0$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q8 = 1$$

$$m(Q9) = m(Q10) = m(Q7)$$



Balance de masa total:

$$m(Q10) = m(Q11) + m(Q12) \quad (2.18)$$

Balance parcial (en función de azufre):

$$x_{Sx} m(Q10) = x_{Sx} m(Q11) + x_{Sx} m(Q12) \quad (2.19)$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q11 = 0$$

$$x_{Sx} \text{ en } Q12 = 1$$

2.5 Estimación de los costos y las producciones.

Costo total invertido (CTI).

Para la estimación del CTI Peters (2003), propone el método referido al costo de adquisición de los equipos (CA), en el cual los elementos incluidos en el capital de trabajo (CT), costo directo (CD) y costos indirectos (CI) total de la planta se estiman como un por ciento del costo de adquisición.

$$CTI = CT + CFI \quad (2.20)$$

$$CFI = CD + CI \quad (2.21)$$

Los elementos destacados, se definieron considerando que la planta que se pretende instalar estaría ubicada como aplicación anexa en la refinería de Cienfuegos, lo que permite emplear los servicios y edificaciones existentes en dicha instalación evitando inversiones adicionales por este concepto. Los costos de adquisición de los equipos se determinaron utilizando los datos reportados en Lyons, White (2002).

Depreciación (D) del equipamiento.

La depreciación de los equipos (D) se calcula asumiendo un período de vida útil de 10 años y un costo final (Cf) nulo para el equipo, está dada por la ecuación 2.22 citada por Blanck, (1999).

$$D = \frac{Co - Cf}{V_{\text{útil}}} \quad (2.22)$$

D = depreciación

Co = costo inicial

Cf = costo final (nulo)

V_{útil} = vida útil

Costo total de utilidades (CTU).

Se calcula por la suma de todas las utilidades:

$$CTU = \Sigma \text{ utilidades}$$

$$CTU = \text{Electricidad} + \text{combustibles} + \text{agua de enfriamiento}$$

$$\text{Utilidades} = P \text{ venta} \cdot \text{Gasto}$$

Para el cálculo de las utilidades utilizamos el PRO II donde se organizan los modelos de simulación siguientes:

- Variante 1 (LURGI)
 - Intercambiador de calor E-102
 - Intercambiador de calor E-103
 - Intercambiador de calor E-104

- Variante 2 (PROSERNAT)
 - Intercambiador de calor E-102
 - Intercambiador de calor E-103
 - Intercambiador de calor E-104
 - Intercambiador de calor E-105
 - Intercambiador de calor E-106

Dentro de la selección para el cálculo de las propiedades del sistema se escogió Peng-Robinson, por ser hidrocarburos menores que C5 con presencia de hidrógeno y temperatura mayor a 30°C.

Valor de la Producción.

Para el cálculo del precio de venta se utiliza un promedio en los últimos 5 años según Banco Central Europeo (2012), teniendo en cuenta la variaciones que ha tenido este en la bolsa de valores en los últimos años.

$$VP = P_{\text{venta}} \cdot P \quad (2.23)$$

P_{venta} = precio de venta

P = cantidad de producción en t/año.

Ganancia unitaria:

Para el cálculo de la ganancia unitaria se utiliza la estimación del precio de venta, el costo unitario y el valor de la producción citada por Blanck (1999).

$$G = (P_{\text{venta}} - CU) \cdot P \quad (2.24)$$

Donde:

G = ganancia unitaria

P_{venta} = precio de venta

CU = costo unitario

El costo unitario se calcula a partir de los costos totales de producción entre la cantidad de la producción.

$$CU = \frac{CTP}{P} \quad (2.25)$$

CTP = costos totales de producción

$$CTP = CD + CF + CI + GG \quad (2.26)$$

Siendo: CD, los costos directos, CF, los cargos fijos, GG, los gastos generales y CI, los costos indirectos.

Calculo de los indicadores dinámicos:

Para el cálculo de los indicadores dinámicos se ejecutará una evaluación económica confeccionando los flujos de cajas (FC) de cada una de las variantes. Donde se arrojarán los resultados del VAN y el TIR para la toma de decisiones. Se tomará como criterio una rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad) del 12% según autor, tanto para la variante 1 como para la variante 2.

Para la estimación y determinación de los flujos de caja citado por Peters (1980), se tiene en cuenta las entradas de efectivo así como el flujo neto de este, por lo que para su cálculo se utiliza la siguiente fórmula:

$$FC = UDI + D \quad (2.27)$$

Donde:

UDI = Utilidad después de impuesto o ingreso después de impuesto

D = Depreciación.

Si el valor presente de los flujos de caja excede el costo inicial del proyecto este deberá ser aceptado, de lo contrario deberá ser rechazado.

Criterios de evaluación y selección de proyectos según Silla (2003), Peters (1980), Branam (2000) y Sinnott (2009):

1. Valor Actual Neto (VAN).
2. Tasa interna de retorno o rendimiento (TIR).
3. Período de recuperación de la inversión (PRI)

Conclusiones parciales 2.

1. Para ejecutar los cálculos de los balances de masas y energía se tuvieron en cuenta las composiciones según especifican los licenciantes y/o proveedores de las tecnologías.
2. Se utilizaron en la relación de rendimientos 1/3 en la etapa de conversión térmica y 2/3 en la etapa de conversión catalítica como criterios de cálculos, obtenidos según experiencias del proceso.

CAPÍTULO 3

Resultados y discusión.

En este capítulo se presentan para ambos licenciantes y/o proveedores, los resultados de las corrientes de acuerdo a los cálculos de los balances de masa, además de la estimación de los costos y las producciones, las ganancias unitarias, el cálculo de los indicadores dinámicos y una comparación de los mismos para definir la mejor alternativa para la inversión de una planta de obtención de azufre basado en Claus.

3.1 Resultados de los cálculos de los balances de masa.

Para mostrar los resultados de los equipos que forman parte de la tecnología Claus, basándose en especificaciones que proponen distintos licenciantes, nos apoyaremos en las metodologías ya explicadas en el capítulo II.

Resultados de los cálculos de las corrientes del proceso por LURGI (variante 1).

La masa de alimentación proveniente del GSU contiene 144 kg/h de azufre contenido en el H_2S , además del gas de reciclaje proveniente del UTGR que contiene 79 kg/h de azufre contenido en el H_2S , por tanto en la mezcla de alimentación se incorporan al proceso 223 kg/h de azufre en el H_2S .

De acuerdo a la tecnología Claus por el licenciante LURGI se muestra en la tabla 3.1 el flujo de las corrientes de proceso (kg/h) calculada por los balances de masa, organizadas como corrientes de salida por equipos de acuerdo al flujo de proceso.

Capítulo 3

Tabla 3.1 Resultados de los cálculos de las corrientes del proceso por LURGI.

| Equipo | Corriente | Descripción | UM | Valor |
|-------------------|-----------|-----------------------------------|------|-------|
| | Salida | | | |
| Limite de batería | m alim | Corrientes de gases ác otros proc | kg/h | 9 895 |
| F- 001 y E- 001 | Q1 + Q2 | Efluente del E -001 | kg/h | 9 824 |
| | Q3 | Sx cond efluente E- 001 | kg/h | 71 |
| MX- 001 | Q4 | Gas ác salida MX- 001 | kg/h | 9 824 |
| R- 001 | Q5 | Efluente del R- 001 | kg/h | 9 824 |
| E- 002 | Q6 | Efluente del E- 002 | kg/h | 9 745 |
| | Q7 | Sx cond efluente E- 002 | kg/h | 79 |
| E- 003 | Q8 | Efluente del E- 003 | kg/h | 9 745 |
| R- 002 | Q9 | Efluente del R- 002 | kg/h | 9 745 |
| E- 004 | Q10 | Gas agotado en Sx | kg/h | 9 686 |
| | Q11 | Sx cond efluente E- 004 | kg/h | 59 |

En la Tabla 3.1 se refleja que la cantidad de azufre condensado en el proceso (corrientes Q3, Q7 y Q11) es de 209 kg/h lo cual representa 1 433 t/año. En la etapa de conversión térmica se obtienen 71 kg/h de azufre, en la etapa de conversión catalítica se obtienen 138 kg/h de azufre, lo que representa un rendimiento en el proceso del 94%.

Resultados de los cálculos de las corrientes del proceso por PROSERNAT (variante 2).

De acuerdo a tecnología Claus por el licenciante y/o proveedor PROSERNAT se muestra en la Tabla 3.2 el flujo de las corrientes de proceso (kg/h) calculada por los balances de masa, están organizadas como corrientes de salida por equipos de acuerdo al flujo de proceso.

Capítulo 3

Tabla 3.2 Flujo de las corrientes del proceso Claus según PROSERNAT.

| Equipo | Corriente Salida | Descripción | UM | Valor |
|----------------------|---------------------|-----------------------------------|------|-------|
| Limite de batería | m alim | Corrientes de gases ác otros proc | kg/h | 9 895 |
| F- 101 y E- 101 | Q1 | Efluente del E -101 | kg/h | 9 834 |
| | Q2 | Sx cond en E- 101 | kg/h | 61 |
| E- 102 | Q3 | Gas ác efluente E- 101 | kg/h | 9 824 |
| E -102 | Q4 | Sx cond efluente E- 102 | kg/h | 10 |
| E -103 | Q5 | Efluente del E- 103 | kg/h | 9 824 |
| R -101 | Q6 | Efluente del R -101 | kg/h | 9 824 |
| E- 104 | Q7 | Efluente del E- 104 | kg/h | 9 745 |
| | Q8 | Sx cond efluente E- 104 | kg/h | 79 |
| E -105 | Q9 | Efluente del E- 105 | kg/h | 9 745 |
| R- 102 | Q10 | Efluente del R- 102 | kg/h | 9 745 |
| E- 106 | Q11 | Gas agotado en Sx | kg/h | 9 691 |
| | Q12 | Sx cond efluente E- 106 | kg/h | 54 |

En la Tabla 3.2 se refleja que la cantidad de azufre condensado en el proceso (corrientes Q2, Q4, Q8 y Q12) es de 209 kg/h lo cual representa 1 433 t/año. En la etapa de conversión térmica se obtienen 71 kg/h de azufre, en la etapa de conversión catalítica se obtienen 133 kg/h de azufre, lo que representa un rendimiento en el proceso del 92%.

3.2 Estimación de los costos y las producciones.

Para evaluar las propuestas, de las tecnologías Claus de acuerdo al licenciante LURGI o PROSERMAT nos basamos en el reporte final para estimación de los costos Lyons Jennifer, White Charles W. (2002), donde de acuerdo a las características de los equipos (capacidad o tamaño) y otros, se estiman los mismos.

Estimación de los costos por variantes (LURGI y PROSERMAT).

Se muestra en la Tabla 3.3 y Tabla 3.4 un resumen de los costos estimados (MUSD) de acuerdo a Lyons y White (2002), Kasatkin (1987), McKetta (1992) y Meyer (2004), las fichas de cada equipo independientemente así como las gráficas de la estimación del costo, para LURGI se pueden apreciar en los ANEXOS 2A, 2B, 2C, 2D, 2E, 2F y 2G además para PROSERMAT en los ANEXOS 3A, 3B, 3C, 3D y 3E.

Tabla 3.3 Costos estimados de los equipos según propuesta de LURGI.

| No | Clasificación | Designación | Cant | Costo Estimado* |
|----|---------------|---|------|-----------------|
| 1 | A-101 A/B | Condensador de Vapor | 2 | 204.000 |
| 2 | B-101 | Gas ác. del GSU | 1 | 11.800 |
| 3 | B-102 | Alm. gas agotado en azufre | 1 | 11.400 |
| 4 | D-101 | Domo de Vapor | 1 | 50.800 |
| 5 | F-101 | Horno de combustión | 1 | 3 000.000 |
| 6 | BA-101 | Piscina degasificación de azufre | 1 | 2.687 |
| 7 | C-101 A/B | Compresor de aire | 2 | 1 180.000 |
| 8 | E-101 | Enfriamiento gases de combustión | 1 | 105.000 |
| 9 | E-102 | Enfriamiento efluente del reactor F-101 | 1 | 101.500 |
| 10 | E-103 | Calentamiento efluente del E-102 | 1 | 38.000 |
| 11 | E-104 | Enfriamiento efluente del reactor F-102 | 1 | 50.000 |
| 12 | E-105 | Calentamiento efluente del B-101 | 1 | 20.500 |
| 13 | P-101 A/B | Bomba de azufre degasificado 1 | 2 | 8.000 |
| 14 | P-102 A/B | Bomba de azufre degasificado 2 | 2 | 8.000 |
| 15 | R-101 | Reactor 1 | 1 | 180.000 |
| 16 | R-102 | Reactor 2 | 1 | 180.000 |
| 17 | MX-101 | Mezclador de gases | 1 | 7.700** |

Capítulo 3

Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en MUSD.

** Oferta de mezcladores de gases ácidos según QuimiNet.com

El costo estimado en la Tabla 3.3 asciende a 5 157 351,00 USD, el cual se reconoce también como costo de adquisición.

Tabla 3.4 Costos estimados de los equipos según propuesta de PROSERNAT.

| No | Clasificación | Designación | Cant | Costo Total* |
|----|---------------|----------------------------------|------|--------------|
| 1 | A-101 A/B | Condensador de vapor | 2 | 204,000 |
| 2 | B-101 | Gas ac del GSU | 1 | 11,800 |
| 3 | B-102 | Alm gas agotado en azufre | 1 | 11,400 |
| 4 | D-101 | Domo de vapor | 1 | 50,800 |
| 5 | F-101 | Horno de combustión | 1 | 3 000,000 |
| 6 | BA-101 | Piscina degasificación de azufre | 1 | 2,687 |
| 7 | C-101 A/B | Compresor de aire | 2 | 1 180,000 |
| 8 | E-101 | Enfriamiento gases de combustión | 1 | 105,000 |
| 9 | E-102 | Enfriamiento efluente del E-101 | 1 | 101,500 |
| 10 | E-103 | Calentamiento efluente del E-102 | 1 | 38,000 |
| 11 | E-104 | Enfriamiento efluente del R-101 | 1 | 101,500 |
| 12 | E-105 | Calentamiento efluente del E-104 | 1 | 38,000 |
| 13 | E-106 | Enfriamiento efluente del R-102 | 1 | 50,000 |
| 12 | E-107 | Calentamiento efluente del B-101 | 1 | 20,500 |
| 13 | P-101 A/B | Bomba de azufre degasificado 1 | 2 | 4,000 |
| 14 | P-102 A/B | Bomba de azufre degasificado 2 | 2 | 4,000 |
| 15 | R-101 | Reactor 1 | 1 | 180,000 |
| 16 | R-102 | Reactor 2 | 1 | 180,000 |

Nota: Se utilizaron las mismas gráficas de análisis para los costos que para LURGI.

* Unidad de medida de los costos estimados en MUSD.

El costo estimado en la tabla 3.4 asciende a 5 408 500,00 USD, el cual se reconoce también como costo de adquisición.

Capítulo 3

Para el cálculo del costo total invertido me apoyo en la metodología propuesta en el Capítulo II, donde se involucran los costos totales directos (CTD), costos totales indirectos (CTind), el costo fijo invertido (CFI) y el capital de trabajo (CT), la cuantía de los mismos se muestran en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Cuantía de costos de los licenciantes y/o proveedores.

| Descripción | LURGI* | PROSERNAT* |
|------------------------------------|--------------|--------------|
| Costo adquisición (CA) | 5 157 351,00 | 5 408 500,00 |
| Costo total directo (CD) | 6 887 126,53 | 7 222 510,90 |
| Costo total indirecto (CI) | 5 673,09 | 5 949,35 |
| Costo fijo invertido (CFI) | 6 892 799,61 | 7 228 460,25 |
| Capital de trabajo (CT) | 113 461,72 | 118 987,00 |
| Costo total invertido (CTI) | 7 006 261,33 | 7 347 447,25 |

Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en USD.

Se observa en la tabla 3.5 que los costos totales directos se incrementan con respecto a los costos adquisición en un 34%, en estos se incluyen la instalación de los equipos y estructuras, los sistemas de instrumentación y control, del sistema eléctrico y los servicios de facilidades. Los costos indirectos incluyen los gastos de supervisión y licencias. El capital de trabajo se estima como un 3% del costo de adquisición según Peters (2003).

Costo total de utilidades (CTU).

Para el cálculo de las utilidades se utiliza el programa PRO II para cada uno de los módulos de simulación basándose en las especificaciones que proponen los licenciantes (LURGI y PROSERNAT), explicadas ya en el capítulo II.

Costo total de utilidades (CTU) de acuerdo a la tecnología propuesta por LURGI.

Intercambiador de calor E-002.

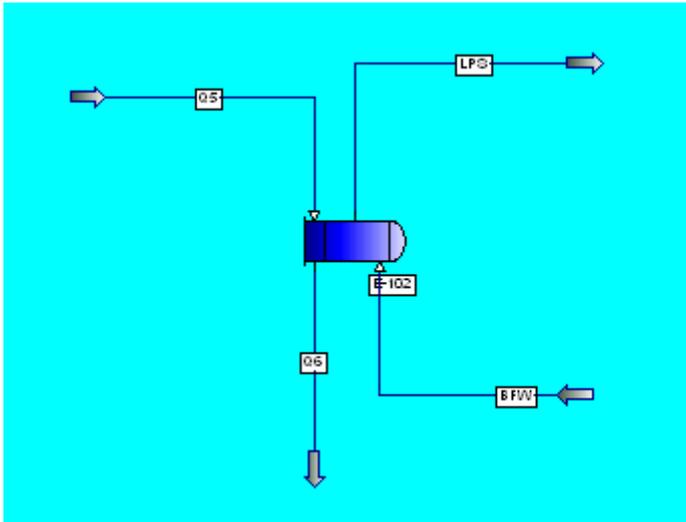


Figura 3.1. Módulo de simulación del E-002.

En la tabla 3.6 se muestran las características fundamentales del intercambiador de calor E-002, así como los resultados al correr el módulo de simulación, donde se estudian tres casos:

1. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.
2. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utilizan dos corazas en serie.
3. Se incrementa la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.

Capítulo 3

Tabla 3.6 Resultados y/o características del intercambiador E-002.

| Tipo | AKT | | | | |
|------------------------------------|-------|---------------------|--------|---------|--------|
| Área Intercambio (m ²) | 748 | m(BFW) kg | 881 | | |
| N° Tubo (U) | 2190 | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| N° Coraza Paralelo (U) | 1 | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| Pases por tubo (U) | 2 | m (BFW) | T(°C) | 35 | 226,69 |
| | | m(product) | T(°C) | 322 | 178,90 |
| | | m(BFW) kg | 881 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 2 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 35 | 291,45 |
| | | m(product) | T(°C) | 322 | 172,08 |
| | | m(BFW) kg | 1000 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| m(BFW) | T(°C) | 35 | 210,41 | | |
| m(product) | T(°C) | 322 | 161,32 | | |

Al correr el programa PRO II en el módulo de simulación del intercambiador E -002 utilizando una masa de agua de 881 kg/h (calculada por el balance de energía) la temperatura del producto de salida es de 178,90°C en el proceso se desea 170°C; se procede a aumentar el área de intercambio aumentando una coraza en serie, se mejora la temperatura a 172,08°C aun no satisface la temperatura deseada; posteriormente se corre manteniendo una coraza y aumentando el flujo de agua de enfriamiento de 881 a 1000 kg/h y la temperatura del producto a la salida es 161,32°C, satisface los requerimientos del proceso, se mantiene esta variante debido a que es más económico aumentar el flujo de agua de enfriamiento en estos valores que comprar otra unidad de intercambio de calor.

Intercambiador de calor E-004.

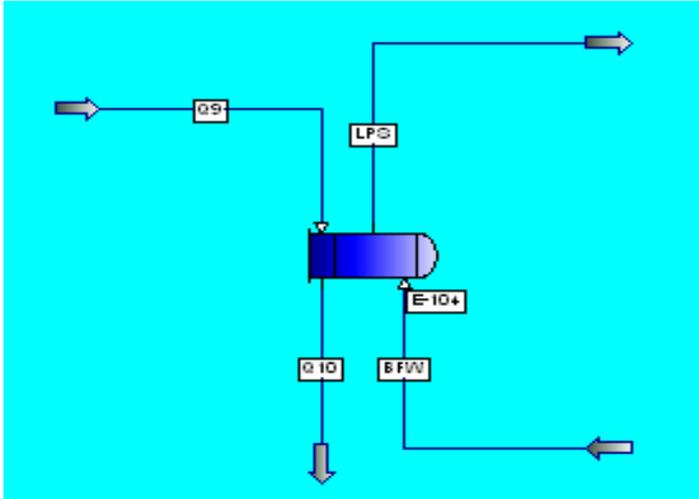


Figura 3.2. Módulo de simulación del E-004.

En la tabla 3.7 se muestran las características fundamentales del intercambiador de calor E-004, así como los resultados al correr el módulo de simulación donde se estudian tres casos:

1. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.
2. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utilizan dos corazas en serie.
3. Se incrementa la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.

Capítulo 3

Tabla 3.7 Resultados y/o características del intercambiador E-004.

| Tipo | AKT | | | | |
|------------------------------------|-----|---------------------|-------|---------|--------|
| Área Intercambio (m ²) | 129 | m(BFW) kg | 550 | | |
| N° Tubo (U) | 370 | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| N° Coraza Paralelo (U) | 1 | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| Pases por tubo (U) | 2 | m(BFW) | T(°C) | 110 | 172,29 |
| | | m(product) | T(°C) | 229 | 152,36 |
| | | m(BFW) kg | 550 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 2 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 110 | 205,60 |
| | | m(product) | T(°C) | 229 | 149,79 |
| | | m(BFW) kg | 700 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 110 | 144,81 |
| | | m(product) | T(°C) | 229 | 133,77 |

Al correr el programa PRO II en el módulo de simulación del intercambiador E - 002 utilizando una masa de agua de 550 kg/h (calculada por el balance de energía) la temperatura del producto de salida es de 152,36 °C en el proceso se desea 135 °C; se procede a aumentar el área de intercambio aumentando una coraza en serie, se mejora la temperatura a 149.79 °C aun no satisface la temperatura deseada; posteriormente se corre manteniendo una coraza y aumentando el flujo de agua de enfriamiento de 550 a 700 kg/h y la temperatura del producto a la salida es 133,77 °C, satisface los requerimientos del proceso, se mantiene esta variante debido a que es más económico aumentar el flujo de agua de enfriamientos en estos valores que comprar otra unidad de intercambio de calor.

Costo total de utilidades (CTU) de acuerdo a la tecnología propuesta por PROSERNAT.

Intercambiador de calor E-102.

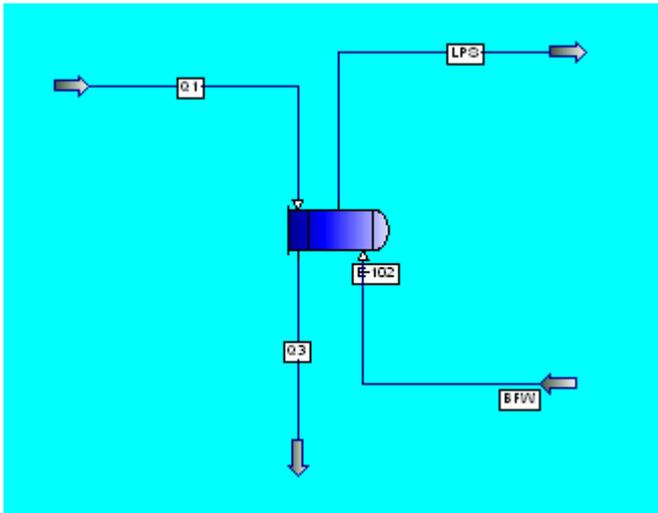


Figura 3.3 Módulo de simulación del E-102.

En la tabla 3.8 se muestran las características fundamentales del intercambiador de calor E- 102, así como los resultados al correr el módulo de simulación donde se estudian tres casos:

1. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.
2. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utilizan dos corazas en serie.
3. Se incrementa la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.

Capítulo 3

Tabla 3.8 Resultados y/o características del intercambiador E-102.

| Tipo | AKT | | | | |
|------------------------------------|------|---------------------|-------|---------|--------|
| Área Intercambio (m ²) | 748 | m(BFW) kg | 479 | | |
| N° Tubo (U) | 2190 | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| N° Coraza Paralelo (U) | 1 | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| Pases por tubo (U) | 2 | m(BFW) | T(°C) | 35 | 249,58 |
| | | m(product) | T(°C) | 300 | 215,27 |
| | | m(BFW) kg | 479 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 2 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 35 | 290,42 |
| | | m(product) | T(°C) | 300 | 212,77 |
| | | m(BFW) kg | 1000 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 35 | 197,41 |
| | | m(product) | T(°C) | 300 | 150,27 |

Al correr el programa PRO II en el módulo de simulación del intercambiador E - 102 utilizando una masa de agua de 479 kg/h (calculada por el balance de energía) la temperatura del producto de salida es de 215,27 °C en el proceso se desea 190 °C; se procede a aumentar el área de intercambio aumentando una coraza en serie, se mejora la temperatura a 212,77 °C aun no satisface la temperatura deseada; posteriormente se corre manteniendo una coraza y aumentando el flujo de agua de enfriamiento de 479 a 1000 kg/h y la temperatura del producto a la salida es 150,27 °C, satisface los requerimientos del proceso, se mantiene esta variante debido a que es más económico aumentar el flujo de agua de enfriamientos en estos valores que comprar otra unidad de intercambio de calor.

Intercambiador de calor E-104.

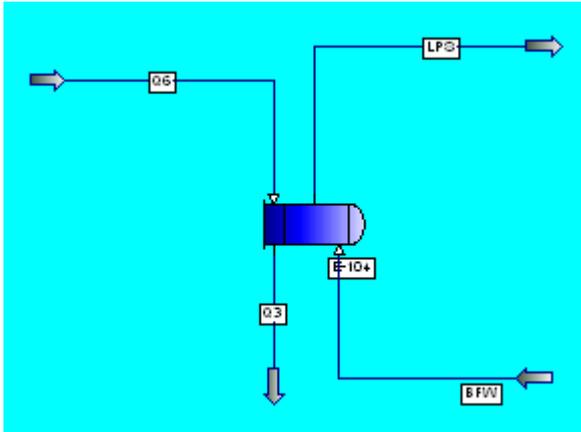


Figura 3.4 Módulo de simulación del E-104.

En la tabla 3.9 se muestran las características fundamentales del intercambiador de calor E-104, así como los resultados al correr el módulo de simulación donde se estudian tres casos:

1. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.
2. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utilizan dos corazas en serie.
3. Se incrementa la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.

Capítulo 3

Tabla 3.9 Resultados y/o características del intercambiador E-104.

| Tipo | AKT | | | | |
|------------------------------------|------|---------------------|-------|---------|--------|
| Área Intercambio (m ²) | 748 | m(BFW) kg | 852 | | |
| N° Tubo (U) | 2190 | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| N° Coraza Paralelo (U) | 1 | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| Pases por tubo (U) | 2 | m(BFW) | T(°C) | 35 | 243,32 |
| | | m(product) | T(°C) | 310 | 202,67 |
| | | m(BFW) kg | 852 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 2 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 35 | 294,04 |
| | | m(product) | T(°C) | 310 | 198,71 |
| | | m(BFW) kg | 1000 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 35 | 197,42 |
| | | m(product) | T(°C) | 310 | 150,27 |

Al correr el programa PRO II en el módulo de simulación del intercambiador E - 104 utilizando una masa de agua de 852 kg/h (calculada por el balance de energía) la temperatura del producto de salida es de 202,67 °C en el proceso se desea 165 °C; se procede a aumentar el área de intercambio aumentando una coraza en serie, se mejora la temperatura a 198,71 °C aun no satisface la temperatura deseada; posteriormente se corre manteniendo una coraza y aumentando el flujo de agua de enfriamiento de 852 a 1000 kg/h y la temperatura del producto a la salida es 150,27 °C, satisface los requerimientos del proceso, se mantiene esta variante debido a que es más económico aumentar el flujo de agua de enfriamientos en estos valores que comprar otra unidad de intercambio de calor.

Intercambiador de calor E-106.

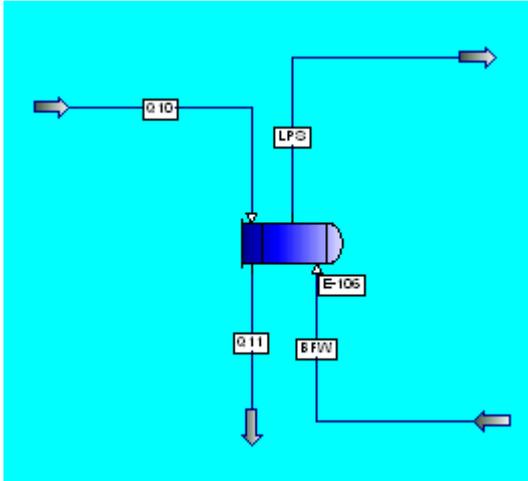


Figura 3.5 Módulo de simulación del E-106.

En la tabla 3.10 se muestran las características fundamentales del intercambiador de calor E-104, así como los resultados al correr el módulo de simulación donde se estudian tres casos:

1. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.
2. Utiliza la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utilizan dos corazas en serie.
3. Se incrementa la masa de agua de enfriamiento calculada por balance de energía y se utiliza una coraza.

Capítulo 3

Tabla 3.10 Resultados y/o características del intercambiador E-104.

| Tipo | AKT | | | | |
|------------------------------------|-----|---------------------|-------|---------|--------|
| Área Intercambio (m ²) | 129 | m(BFW) kg | 550 | | |
| N° Tubo (U) | 370 | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| N° Coraza Paralelo (U) | 1 | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| Pases por tubo (U) | 2 | m(BFW) | T(°C) | 110 | 189,12 |
| | | m(product) | T(°C) | 230 | 169,05 |
| | | m(BFW) kg | 550 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 110 | 165,92 |
| | | m(product) | T(°C) | 230 | 146,76 |
| | | m(BFW) kg | 700 | | |
| | | N° Coraza Serie (U) | 1 | | |
| | | Corrientes | UM | Entrada | Salida |
| | | m(BFW) | T(°C) | 110 | 133,10 |
| | | m(product) | T(°C) | 230 | 130,04 |

Al correr el programa PRO II en el módulo de simulación del intercambiador E - 106 utilizando una masa de agua de 431 kg/h (calculada por el balance de energía) la temperatura del producto de salida es de 169,05°C en el proceso se desea 135°C; se procede a aumentar la cantidad de agua de enfriamiento se mejora la temperatura a 146,76°C aun no satisface la temperatura deseada; posteriormente se corre manteniendo una coraza y aumentando el flujo de agua de enfriamiento a 700 kg/h y la temperatura del producto a la salida es 130,04°C, satisface los requerimientos del proceso, se mantiene esta variante debido a que es más económico aumentar el flujo de agua de enfriamiento en estos valores que comprar otra unidad de intercambio de calor.

Capítulo 3

Se muestra a continuación en la Tabla 3.11 un resumen de las partidas del cálculo de las utilidades consumidas anualmente en el proceso de ambos proveedores.

Tabla 3.11. Resumen de las partidas de utilidades

| Descripción | LURGI* | PROSERNAT* |
|--------------------------|---------------|-------------------|
| Electricidad | 251 214,05 | 251 214,05 |
| Combustibles | 9 932,83 | 9 932,83 |
| Catalizador | 14 733,31 | 80 934,55 |
| Agua enfriamiento | 3 348,00 | 6 480,00 |
| Total CTU | 279 228,19 | 348 561,43 |

Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en USD.

En la tabla 3.11 se puede observar que las partidas de combustibles y electricidad presenta igual cuantía en el gasto de los mismos por la similitud de los procesos, la diferencia fundamental radica en el agua de enfriamiento debido que en la variante 2 presentada por el licenciante PROSERNAT en la etapa de conversión catalítica propone dos intercambiadores de calor (enfriadores) y el licenciante LURGI en la etapa de conversión catalítica solo propone un equipo de intercambio de calor (enfriador) más un mezclador, esto trae consigo mayor consumo de agua de enfriamiento en el proceso presentado por el licenciante PROSERNAT.

Valor de la Producción (igual para LURGI Y PROSERNAT):

La cantidad de azufre producido se calculó anteriormente en el capítulo 3.1 y tanto para el licenciante LURGI (variante 1) como para el licenciante PROSERNAT (variante 2) arrojó ser 1 433 t/año.

Por lo tanto el valor de la producción (VP) teniendo en cuenta el precio promedio del azufre en el mercado internacional en los últimos 5 años es de $VP = 3897487.73$ USD.

Capítulo 3

Ganancia unitaria:

Para determinar la ganancia unitaria se calculan inicialmente los costos totales de producción (CTP), estimados según criterios Blank (1999) que se muestran en la tabla 3.12.

Tabla 3.12. Costos totales de producción.

| Aspectos | % | LURGI* | PROSERNAT* |
|----------------------------------|--------------------------|-------------------|-------------------|
| Costos directos (CD) | | 492 969,78 | 569 687,55 |
| Utilidades | - | 279 228,19 | 348 561,43 |
| Mano de obra (MO) | - | 54 000,00 | 54 000,00 |
| Mantenimiento (mtto) | 2 del CTI | 137 855,99 | 144 569,20 |
| Supervisión | 10 de MO | 5 400,00 | 5 400,00 |
| Cargos de laboratorio | 5 de MO | 2 700,00 | 2 700,00 |
| Suministros | 10 de mtto | 13 785,60 | 14 456,92 |
| Cargos fijos (CF) | | 96 499,19 | 101 198,44 |
| Impuestos | 1 del CTI | 68 927,99 | 72 284,60 |
| Seguro | 0.4 del CTI | 27 571,20 | 28 913,84 |
| Costos indirectos (CI) | 5 de MO, mtto y superv. | 98 627,99 | 101 984,60 |
| Gastos generales (GG) | | 59 491,96 | 64 073,13 |
| Administración | 15 de MO, mtto y superv. | 29 588,40 | 30 595,38 |
| Distribución y venta | 2 de la Depreciación | 14 951,78 | 16 738,87 |
| Investigación + Desarrollo | 2 de la Depreciación | 14 951,78 | 16 738,87 |
| Costo total de producción | | 747 588,93 | 836 943,73 |

Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en USD.

En la Tabla 3.12 se puede observar que los costos totales de producción en la variante LURGI son menores que en la variante PROSERNAT, debido a que según el diagrama de flujo propuesto en la variante de LURGI se requiere menor cantidad de equipamiento con respecto a la variante PROSERNAT.

Capítulo 3

En la Tabla 3.13 se muestran los resultados de los cálculos de la ganancia unitaria para los licenciantes y/o proveedores LURGI (variante 1) y PROSERNAT (variante 2).

Tabla 3.13 Resultados de la ganancia unitaria

| Aspectos | UM | Valores | |
|--------------------------|---------|---------------------|---------------------|
| | | LURGI | PROSERNAT |
| Precio de venta | \$/ton | 2 719,81 | 2 719,81 |
| Costo unitario | \$/ton | 521,70 | 584,10 |
| Producción | ton/año | 1 433 | 1 433 |
| Ganancia unitaria | \$/año | 3 149 891,63 | 3 060 472,43 |

En la Tabla 3.13 se puede apreciar que el precio de venta y la producción es común para el cálculo en ambas variantes, la diferencia está en los equipos que intervienen en los diagramas de proceso propuestos por los licenciantes, en la tecnología propuesta por PROSERNAT existen mayor cantidad de equipos de intercambio de calor lo cual aumenta la cantidad de agua de enfriamiento y por consiguiente el valor en las utilidades, así como el costo de adquisición, además PROSERNAT propone el catalizador de Al_2O_3 enriquecido con cobalto molibdeno con el que la relación del volumen a utilizar con respecto al precio es más costoso que el catalizador de dos capas, la capa superior: catalizador de Al_2O_3 / capa inferior: catalizador de TiO_2 que propone LURGI, por lo cual el costo unitario referido a la variante 2 propuesta por el licenciante PROSERNAT es mayor que el propuesto para la variante 1 de LURGI y por tanto la ganancia unitaria es mayor en este último.

Capítulo 3

3.3 Cálculo de los indicadores dinámicos.

3.3.1 Confección del flujo de caja para variante 1 LURGI.

Se muestra en la Tabla 3.14 los resultados del flujo de caja en el tiempo, se estima 3 años de inversión y partiendo desde 0 hasta el año 20. Posteriormente en la figura 3.1 se muestra el gráfico del comportamiento del perfil del VAN incluido en el tiempo de recuperación de la inversión (PRI).

Tabla 3.14. Flujo de caja para variante 1 LURGI.

| Años | -3 | -2 | -1 | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 15 | 20 |
|---|------|---------|---------|----------|----------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|
| 1. Capital fijo invertido (CFI), MUSD | | -2297.6 | -4595.2 | -6892.8 | | | | | | | | | | | | |
| 2. Capital de trabajo, MUSD | | | | -113.5 | | | | | | | | | | | | |
| 3. Capital Total Invertido (CTI), MUSD | | -2297.6 | -4595.2 | -7006.3 | | | | | | | | | | | | |
| 4. Inversión Anual, MUSD | | | | | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 5. Costos de Arranque, MUSD | | | | -689.3 | | | | | | | | | | | | |
| 6. Tasa de funcionamiento | | | | | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 |
| 7. Ventas Anuales, MUSD | | | | | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 |
| 8. Costos totales de prod, sin deprec, MUSD | | | | | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 | 747.6 |
| 9. Factor de deprec anual, 1/año | | | | | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 |
| 10. Depreciación anual, MUSD/año | | | | | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 | 459.5 |
| 11. Utilidad Bruta anual, MUSD | | | | | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 | 2690.4 |
| 12. Utilidad Neta Anual, MUSD | | | | | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 | 2421.3 |
| 13. Flujo de caja de operación anual, MUSD | | | | | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 |
| 14. Flujo de caja total anual, MUSD | 0.00 | -2297.6 | -4595.2 | -7006.3 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 | 2880.9 |
| 15. Resultado del flujo de caja (Acumulado), MUSD | 0.00 | -2297.6 | -6892.8 | -13899.1 | -11018.2 | -8137.3 | -5256.5 | -2375.6 | 505.2 | 3386.1 | 6266.9 | 9147.8 | 12028.7 | 14909.5 | 29313.8 | 43718.2 |

Calculo de los valores dinámicos de la factibilidad

| | |
|-------------------------------|-------------------|
| Valor actual neto VAN (USD) | 9839198,65 |
| Tasa Interna de Rend. TIR (%) | 41 |

Capítulo 3

En la Tabla 3.14 se muestra que el valor del VAN calculado es de \$ 9 839 198,65, lo que significa que la inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad mínima requerida (r) y por tanto la decisión a tomar es que el proyecto puede aceptarse. Además el valor de la TIR es de 41 %, mayor que la rentabilidad mínima requerida 12 %, por este criterio se puede también aceptar la inversión.

Perfil del VAN variante 1 LURGI.

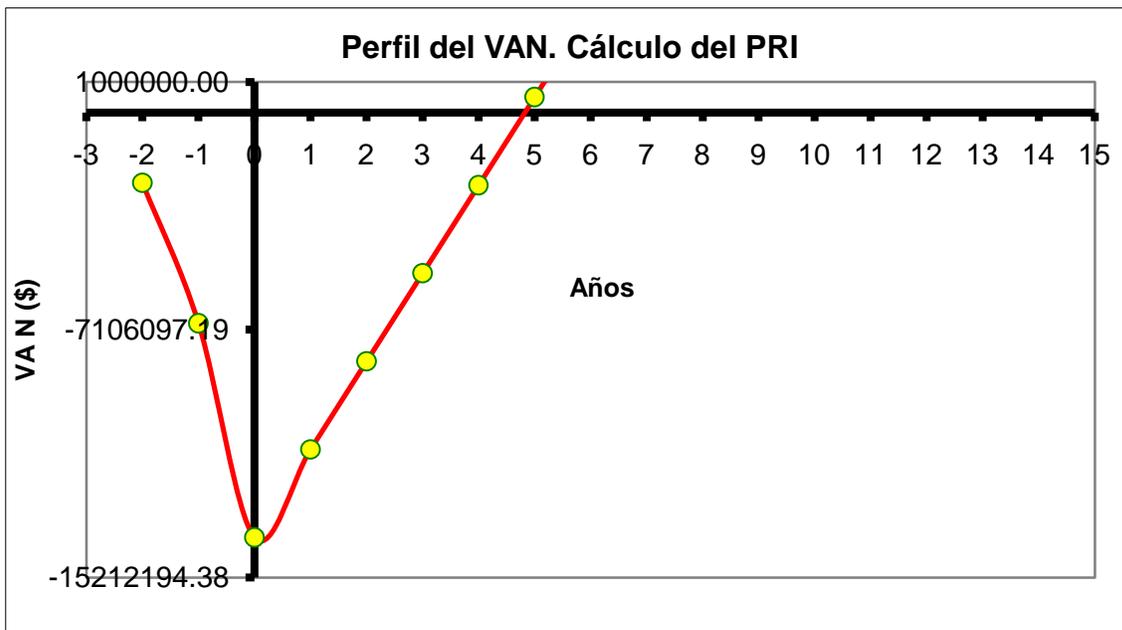


Figura 3.1. Perfil del valor actual neto y el cálculo del período de recuperación de la inversión.

En la figura 3.1 se muestra que con la variante 1 LURGI la inversión tarda en recuperarse 4,8 años periodo a partir del cual se comienzan a obtener utilidades.

Capítulo 3

3.3.2 Confección del flujo de caja para variante 2 PROSERMAT.

Se muestra en la Tabla 3.15 los resultados del flujo de caja en el tiempo, se estima 3 años de inversión y partiendo desde 0 hasta el año 20. Posteriormente en la figura 3.2 se muestra el gráfico del comportamiento del perfil del VAN incluido en el tiempo de recuperación de la inversión (PRI).

Tabla 3.15. Flujo de caja para variante 2 PROSERMAT.

| Años | -3 | -2 | -1 | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 15 | 20 |
|---|---------|---------|---------|----------|----------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|
| 1. Capital fijo invertido (CFI), MUSD | -2409.5 | -4818.9 | -7228.5 | | | | | | | | | | | | | |
| 2. Capital de trabajo, MUSD | | | | -118.9 | | | | | | | | | | | | |
| 3. Capital Total Invertido (CTI), MUSD | -2409.5 | -4818.9 | -7347.4 | | | | | | | | | | | | | |
| 4. Inversión Anual, MUSD | | | | | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 5. Costos de Arranque, MUSD | | | | -722.9 | | | | | | | | | | | | |
| 6. Tasa de funcionamiento | | | | | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 |
| 7. Ventas Anuales, MUSD | | | | | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 | 3897.5 |
| 8. Costos totales de prod, sin deprec, MUSD | | | | | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 | 836.9 |
| 9. Factor de deprec anual, 1/año | | | | | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 |
| 10. Depreciación anual, MUSD/año | | | | | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 | 481.9 |
| 11. Utilidad Bruta anual, MUSD | | | | | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 | 2578.7 |
| 12. Utilidad Neta Anual, MUSD | | | | | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 | 2320.8 |
| 13. Flujo de caja de operación anual, MUSD | | | | | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 |
| 14. Flujo de caja total anual, MUSD | 0.00 | -2297.6 | -4595.2 | -7006.3 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 | 2802.7 |
| 15. Resultado del flujo de caja (Acumulado), MUSD | 0.00 | -2409.5 | -7228.4 | -14575.9 | -11773.2 | -8970.6 | -6167.9 | -3365.2 | -562.5 | 2240.2 | 5042.9 | 7845.5 | 10648.2 | 13450.9 | 27464.3 | 41477.7 |

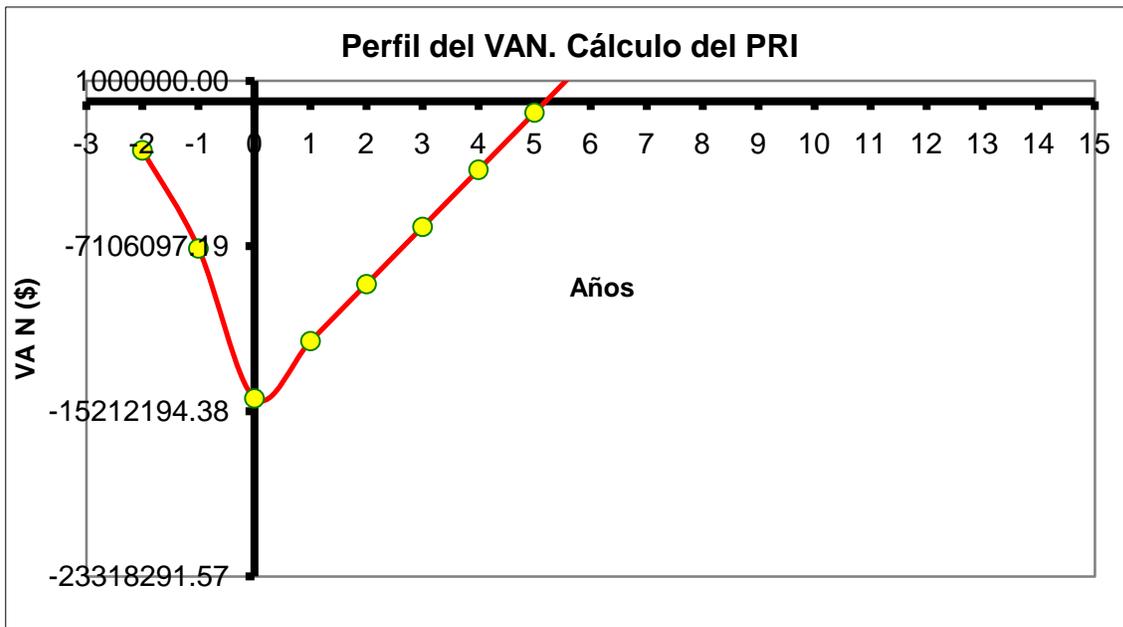
Calculo de los valores dinámicos de la factibilidad

| | |
|-------------------------------|-------------------|
| Valor actual neto VAN (USD) | 9040856,10 |
| Tasa Interna de Rend. TIR (%) | 38 |

Capítulo 3

En la Tabla 3.15 se muestra que el valor del VAN calculado es de \$ 9 040 856,10, lo que significa que la inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad mínima requerida (r) y por tanto la decisión a tomar es que el proyecto puede aceptarse. Además el valor de la TIR es de 38 %, mayor que la rentabilidad mínima requerida 12 %, por criterio se puede también aceptar la inversión.

Perfil del VAN variante 2 PORSEARNAT.



En la figura 3.2 se muestra que con la variante 2 PROSEARNAT la inversión tarda en recuperarse 5.4 años período a partir del cual se comienzan a obtener utilidades.

3.3.3 Comparación de los indicadores dinámicos.

Se muestran en la Tabla 3.15 los valores de los indicadores dinámicos, VAN, TIR y PRI tanto de la variante 1 (LURGI), como variante 2 (PROSERNAT), los cuales se compararán de acuerdo a los criterios de evaluación y selección de proyectos.

Tabla 3.15. Valores calculados de los indicadores dinámicos.

| | VAN (USD) | TIR (%) | PRI (años) |
|------------------|------------------|----------------|-------------------|
| LURGI | 9839198,65 | 41 | 4,8 |
| PROSERNAT | 9040856,10 | 38 | 5,4 |

Al comparar los resultados de los indicadores dinámicos que se muestran en la Tabla 3.15 de acuerdo con los criterios de evaluación y selección de proyectos la mejor variante es la 1, la tecnología Claus para la obtención azufre según licenciante LURGI, porque arrojó mayores resultados del VAN 9 839 198,65, mayor TIR 41% y menor PRI en 4,8 años.

Conclusiones parciales 3.

1. De acuerdo con los cálculos realizados la tecnología propuesta por LURGI permite una recuperación del 94 % del azufre respecto a la alimentación, mientras que la tecnología propuesta por PROSERNAT permite sólo un 92 %.
2. El cálculo de la ganancia neta de cada una de las alternativas de producción de azufre de acuerdo a la tecnología Claus demuestra que tanto el licenciante y/o proveedor LURGI como PROSERNAT reporta beneficios.
3. Los resultados del VAN, TIR y el PRI permite proponer al licenciante LURGI como la mejor alternativa posible dentro de las analizadas, para la inversión de una planta de obtención de azufre basado en tecnología Claus.

Conclusiones.

1. El estudio realizado sobre los procesos existentes para la recuperación de azufre permite considerar la tecnología Claus, apropiada para el procesamiento de corrientes de gases ácidos.
2. Al evaluar las ofertas técnico-comerciales se considera que los proveedores LURGI y PROSERNAT proponen en el proceso de conversión catalítica dos etapas, lo que mejora la relación costo-beneficio de la inversión.
3. Como criterio de evaluación y selección entre las alternativas propuestas por los licenciantes LURGI y PROSERNAT, se utilizaron los cálculos de los indicadores dinámicos del VAN, TIR y PRI.
4. Al realizar el cálculo de las ganancias unitarias tanto la alternativa propuesta por el licenciante LURGI como el licenciante PROSERNAT muestran valores positivos, con 3149891,63 y 3060472,43 \$/año respectivamente.
5. Se propone al licenciante LURGI para la inversión de una planta de obtención de azufre basado en tecnología Claus, por arrojar valores de: VAN de 9839198.65 USD, un TIR de 41 % y un PRI de 4,8 años, mostrando mejores resultados que los de la tecnología PROSERNAT.

Recomendaciones.

1. Proponer a la Gerencia de CUVENPETROL establecer comunicaciones con el licenciante y/o proveedor LURGI para acometer las acciones contractuales correspondientes.
2. Comenzar las acciones de mercado buscando posible clientes que consuman como materia prima azufre en el territorio nacional o como posible exportación.
3. Al iniciar la inversión de la planta de obtención de azufre por tecnología Claus, aprovechar la infraestructura actual (bloque 02) donde antiguamente estaba montado el Claus del proyecto Ruso.

Glosario.

Nota: A lo largo del trabajo se ha utilizado una serie de siglas, las cuales se describirán con su nombre en la tabla 1 organizadas alfabéticamente.

Tabla 1. Tabla de las siglas.

| Siglas | Nombre |
|---------------|------------------------------|
| BFW | Agua tratada |
| BPD | Barriles por día |
| CA | Costos de adquisición |
| CD | Costos directos |
| CF | Cargos fijos |
| CFI | Capital fijo invertido |
| CI | Costos indirectos |
| CT | Capital de trabajo |
| CTI | Costo total invertido |
| CTind | Costo total indirecto |
| CTP | Costos totales de producción |
| CTU | Costo total de utilidades |
| CU | Costos unitarios |
| D | Depreciación |
| DEA | Dietanolamina |

| | |
|-----------|---|
| FC | Flujo de caja |
| FO | Fuel Oil |
| G | Ganancia unitaria |
| GG | Gastos generales |
| GSU | Unidad donde se resorben los gases ácidos |
| HP | Vapor de alta presión |
| LTGT | Tecnología de tratamiento de gases ácidos |
| MDEA | Metildietanolamina |
| MP | Vapor de media presión |
| NNF | Línea que normalmente no se usa |
| P | Producción |
| PC | Computadoras |
| PRI | Período de recuperación de la inversión |
| TIR | Tiempo de recuperación de la inversión |
| UDI | Utilidad después de impuestos |
| UTGR | Unidad de tratamiento de gases residuales |
| VAN o NPV | Valor actual neto |
| VP | Valor de producción |

Anexos

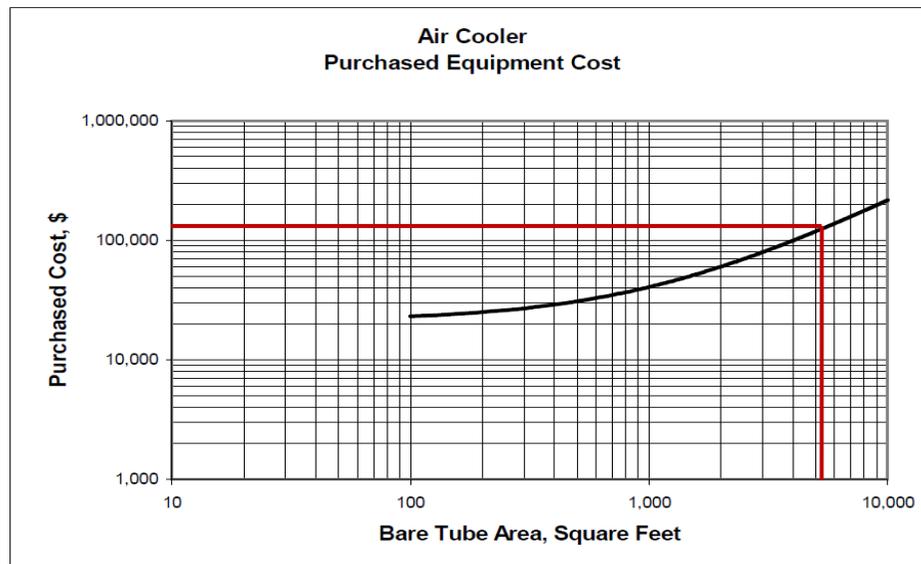
Anexo 1 Resultados de muestreos de gases ácidos.

Muestreo de flujos a las secciones 200 Y 300, UM: kg/h.

| Nº DE LECTURA | SECCION 300 | SECCION 200 | Nº DE LECTURA | SECCION 300 | SECCION 200 |
|---------------|-------------|-------------|---------------|-------------|-------------|
| 1 | 129 | 24 | 32 | 128,9 | 24 |
| 2 | 128,9 | 24 | 33 | 129 | 21 |
| 3 | 124 | 23,9 | 34 | 128,9 | 23,9 |
| 4 | 122 | 23,9 | 35 | 121 | 23,9 |
| 5 | 129 | 24,1 | 36 | 121 | 24 |
| 6 | 129,1 | 20 | 37 | 129 | 24,3 |
| 7 | 129,14 | 23,7 | 38 | 129 | 21 |
| 8 | 128,9 | 23,9 | 39 | 128,9 | 20 |
| 9 | 129 | 24 | 40 | 129 | 24 |
| 10 | 130 | 24 | 41 | 129 | 20 |
| 11 | 129,1 | 24 | 42 | 120 | 24 |
| 12 | 130 | 24 | 43 | 129 | 24 |
| 13 | 128,9 | 23,9 | 44 | 128,7 | 23,9 |
| 14 | 129 | 23,95 | 45 | 128,7 | 23,4 |
| 15 | 129 | 24 | 46 | 129 | 24 |
| 16 | 124 | 24 | 47 | 12 | 23,9 |
| 17 | 121 | 24 | 48 | 128 | 23,8 |
| 18 | 129 | 24 | 49 | 129 | 24,1 |
| 19 | 129 | 23,9 | 50 | 128,8 | 24,2 |
| 20 | 129 | 24 | 51 | 129 | 24 |
| 21 | 128,9 | 24 | 52 | 129 | 24,1 |
| 22 | 129 | 24 | 53 | 127 | 24,3 |
| 23 | 123 | 21 | 54 | 129 | 23,4 |
| 24 | 129,2 | 23,9 | 55 | 144 | 23,8 |
| 25 | 128,9 | 23,9 | 56 | 129 | 21 |
| 26 | 129 | 24 | 57 | 10 | 24,2 |
| 27 | 129 | 24,3 | 58 | 129 | 23,9 |
| 28 | 129 | 21 | 59 | 129 | 24,15 |
| 29 | 129 | 20 | 60 | 129 | 23,5 |
| 30 | 129 | 24 | | | |
| 31 | 129 | 20 | | | |

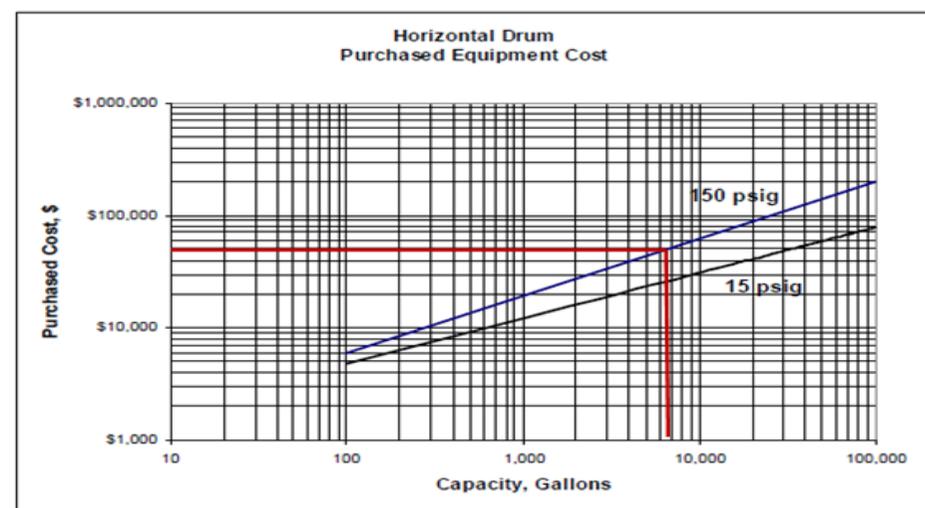
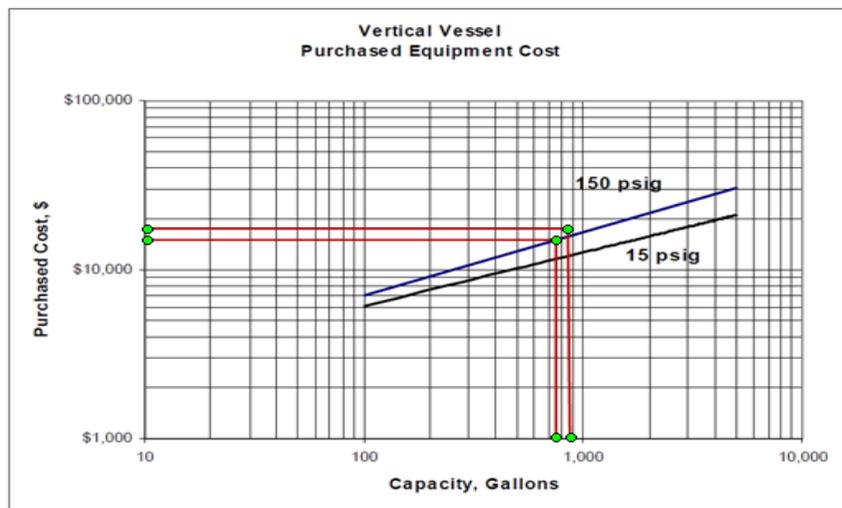
Anexo 2A. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------|-----------|----------|-------------|--------------------------------|-----------|-----------------------------------|-------------------|--------------------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Orientación | Cond diseño | | Área tran calor (m ²) | Material del tubo | Head Duty (Mcal/h) | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | operación | stand-by | | Presión kg/cm ² (a) | Temp (°C) | | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | | |
| 5 | A-101 | Condensador de Vapor | 1 | 1 | Horizontal | 10.3 | 240 | 480 | CS | 857.6 | | 102.000 |



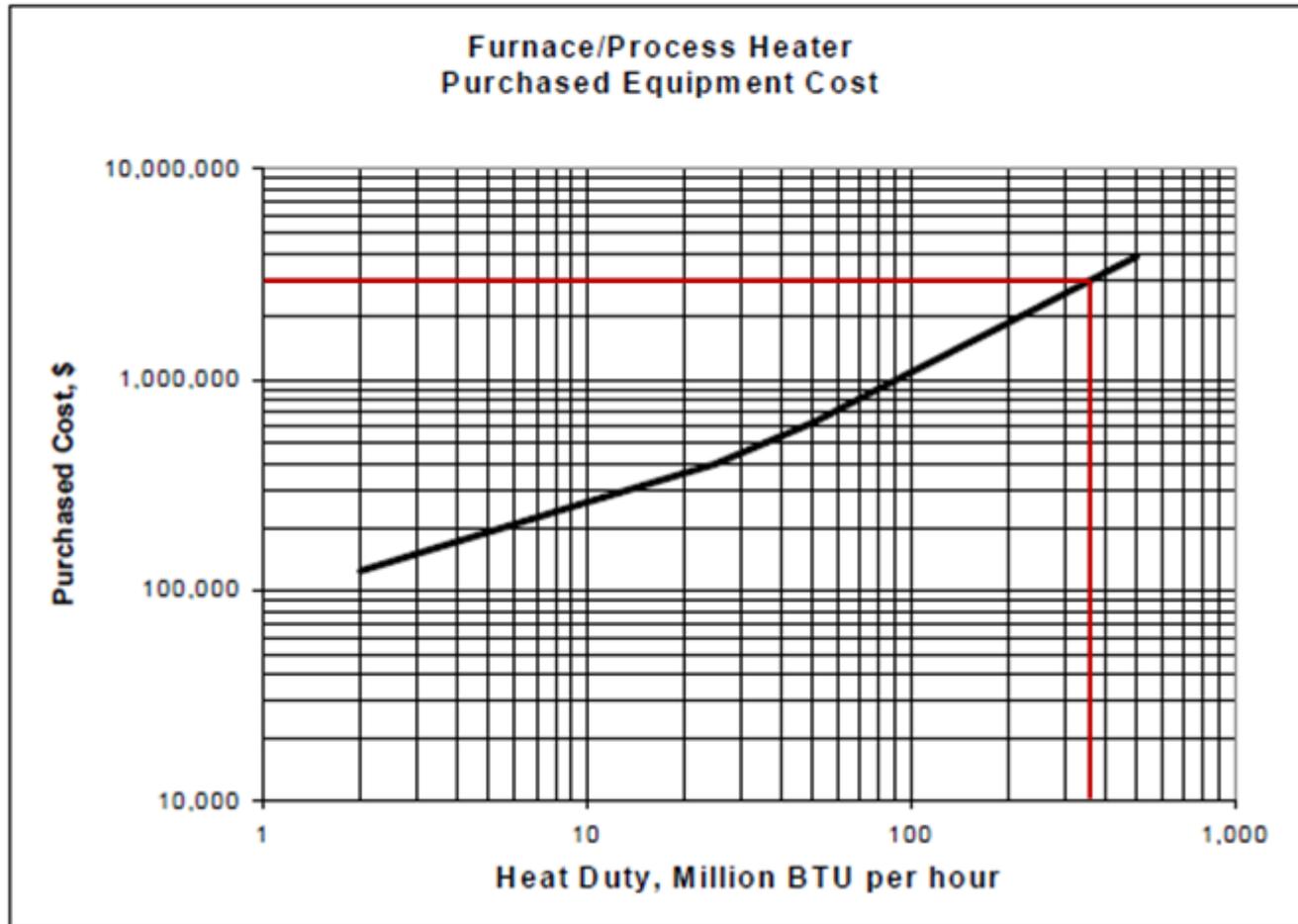
Anexo 2B. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|---------------------------|---------|-------------------|---------|-------------|------------|--------------|--------------------------|----------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Cond diseño | | Dimensiones | | Volumen (m³) | Material | Observac | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | Presión kg/cm²(a) | Temp °C | Diamet (mm) | Ancho (mm) | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | |
| 5 | B-101 | Gas ac del GSU | 1 | 8.0 | 140 | 1200 | 3500 | 3.96 | Killed CS, PWHT | | 11.800 |
| 6 | B-102 | Alm gas agotado en azufre | 1 | 6.0 | 350 | 1200 | 3200 | 3.39 | CS | | 11.400 |
| 7 | D-101 | Domo de Vapor | 1 | 30.0 | 390 | 2700 | 4500 | 25.8 | CS | | 50.800 |
| 8 | F-101 | Horno de combustión | 1 | 8.0 | 430 | 2900 | 8500 | 56.1 | Monel Nickel 70 Ni 30 Cu | (1) | 3000.000 |



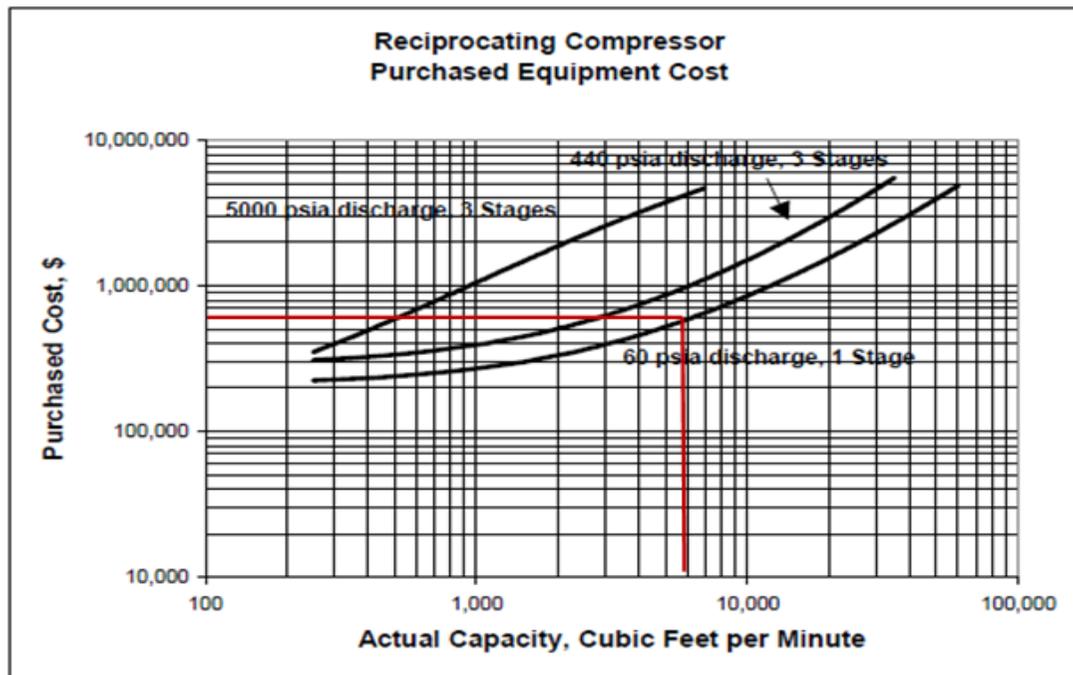
Nota:

(1) Según DS el quemador produce 89.7 Millones kcal/h



Anexo 2C. Ficha de equipos y estimación de los costos.

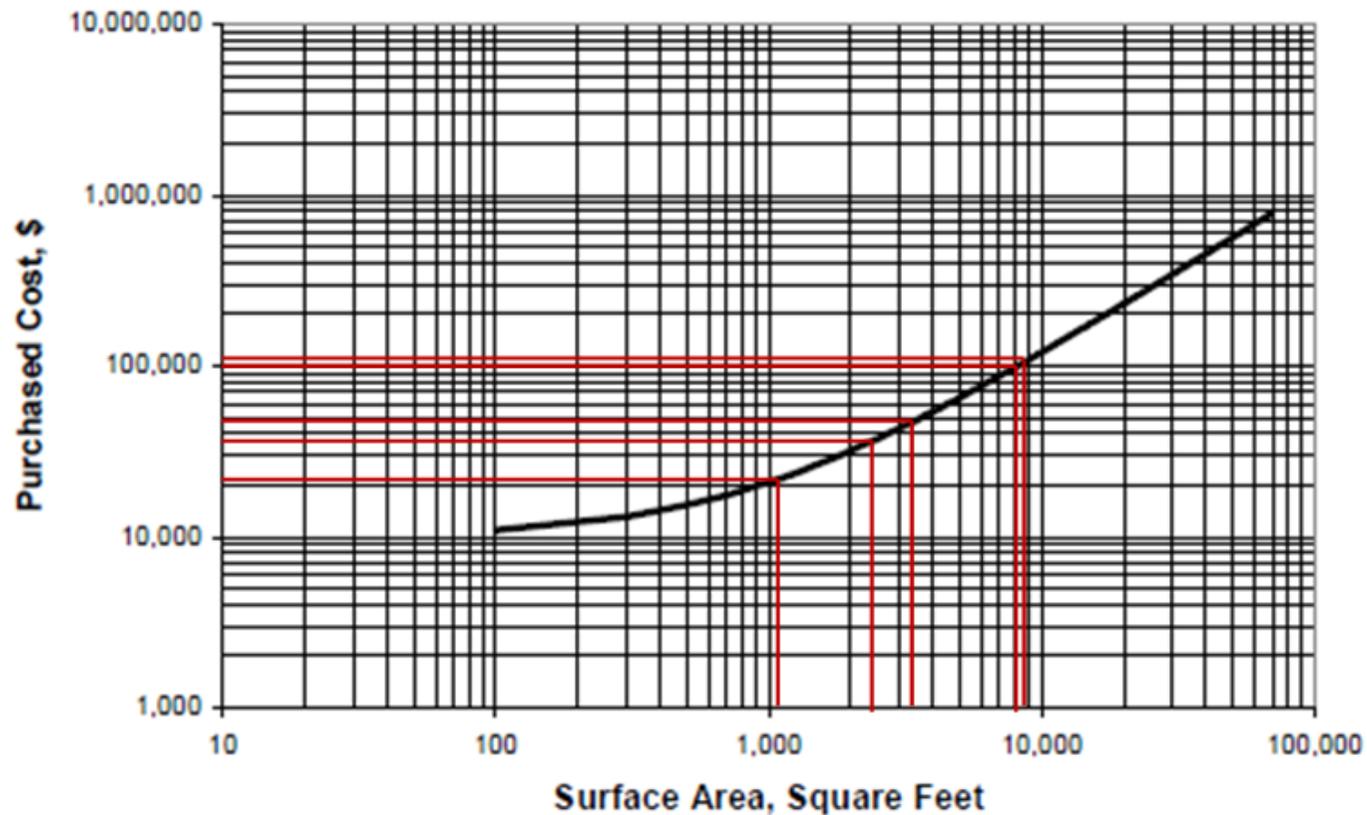
| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------|-------------------|---|----------|------------------------------|-----------------------------------|------------|------------------------------------|----------|---------------|-------------|-----------------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd -by | | Tipo | Flujo (m ³ /h) | Cond diseño | | Descarga kg/cm ² (a) | Material | Power (kw) | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | | | | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | | | |
| 5 | C-101 A/B | Compresor de aire | 1 | 1 | Reciproc | 10000 | Atm | Ambient | 1.8 | CS | 73 | | 590.000 |



Anexo 2D. Ficha de equipos y estimación de los costos.

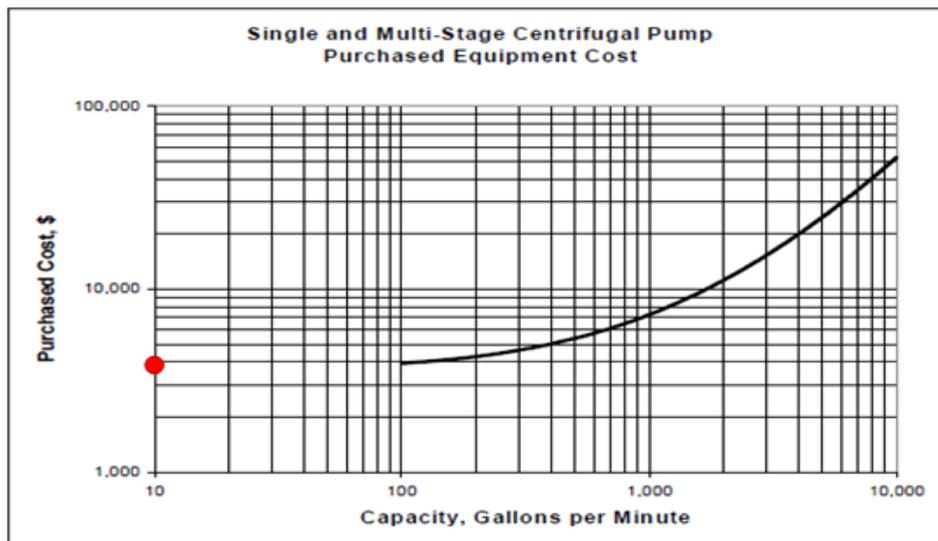
| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|---|-----------|----------|--------------------------------|------------------------------------|-------------|-----|----------|-----|--------------------------------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Tipo | Área tranf calor (m ²) | Cond diseño | | | | Materiales | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | operación | stand-by | | | Por Coraza | | Por Tubo | | | | |
| 4 | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | | | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | | | | | | | |
| 5 | E-101 | Enfriamiento gases de combustión | 1 | 0 | AKT | 831.2 | 30.0 | 390 | 8.0 | 350 | CS | | 105.000 |
| 6 | | | | | | | | | | | Monel Nickel 70 Ni 30 CU | | |
| 7 | E-102 | Enfriamiento efluente del reactor F-101 | 1 | 0 | AKT | 748.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS | | 101.500 |
| 8 | | | | | | | | | | | 316 SS | | |
| 9 | E-103 | Calentamiento efluente del E-102 | 1 | 0 | BEM | 115.6 | 10.0 | 260 | 4.0 | 350 | CS | | 38.000 |
| 10 | | | | | | | | | | | 316 SS | | |
| 11 | E-104 | Enfriamiento efluente del reactor F-102 | 1 | 0 | AKT | 129.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS | | 50.000 |
| 12 | | | | | | | | | | | 316 SS | | |
| 11 | E-105 | Calentamiento efluente del B-101 | 1 | 0 | BEM | 95.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS | | 20.500 |
| 12 | | | | | | | | | | | 316 SS | | |

Shell & Tube Heat Exchanger Purchased Equipment Cost



Anexo 2E. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|--------------------------------|--------------------------------|---------|------------|-------------------------|------------------|-------|--------------|-----------------------------------|----------------------------|------------|-----------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Tipo | Flujo m ³ /h | Cond diseño succ | | Dif Head (m) | Flujo Desc kg/cm ² (a) | Materiales Boluta Impelent | Power (kw) | Observaci | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | | | | | | | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 5 | | Bomba de azufre degasificado 1 | 1 | 1 | Centrifuga | 1.2 | 2.2 | 210.0 | 73 | 10.0 | 316 SS | 1.5 | | 4.000 |
| 6 | P-101 A/B | | | | | | | | | | 316 SS | | | |
| 7 | | Bomba de azufre degasificado 2 | 1 | 1 | Centrifuga | 1.2 | 2.2 | 210.0 | 68 | 10.0 | 316 SS | 1.3 | | 4.000 |
| 8 | P-102 A/B | | | | | | | | | | | | | |

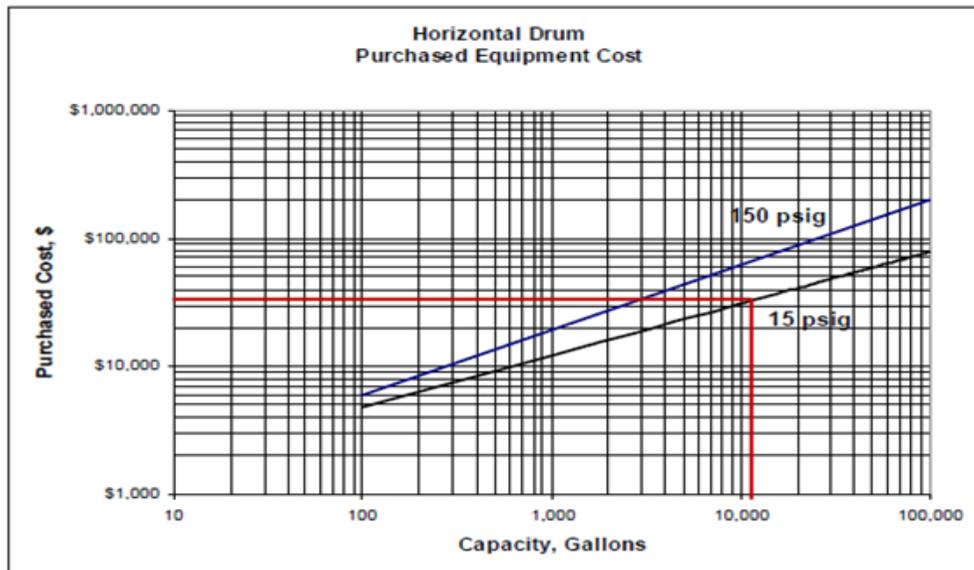


Anexo 2F. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|-------------|---------|--------------------------------|---------|-------------|-------------|---------------------------|----------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Cond diseño | | Dimensiones | | Volumen (m ³) | Material | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | Diam (mm) | Altura (mm) | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | |
| 5 | R-101 | Reactor 1 | 1 | 4.0 | 400 | 3764 | 5300 | 59.0 | CS | (1) | 180.000 |
| 6 | R-102 | Reactor 2 | 1 | 4.0 | 350 | 3764 | 5300 | 59.0 | CS | (1) | 180.000 |

Nota:

(1) se estimó 6 veces el valor del tanque de almacenamiento.



Anexo 2G. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------------------|---------|----------------|-------------|------|-------------|-------|--------|-----------------------|-------------|----------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Medio | Cond diseño | | Dimensiones | | | Material | Observación | Coste Estimado |
| 3 | | | | | Presión | Temp | Largo | Ancho | Altura | | | |
| 4 | kg/cm ² (a) | °C | (mm) | (mm) | (mm) | | | | | | | |
| 5 | BA-101 | Piscina degasificación de azufre | 1 | Azufre líquido | atm | 210 | 4000 | 3000 | 2500 | Concreto resist ácido | | 2686.84 |

Cálculo de la construcción de la piscina de azufre (según listado de precios del precon).

| | Materiales | Cantidad | UM | Precio (USD/UM) | Importe (USD) |
|---|--------------|----------|----------------|-----------------|---------------|
| 1 | Bloques | 600 | U | 0.94 | 564.00 |
| 2 | Arena | 3 | m ³ | 13.63 | 40.89 |
| 3 | Cemento | 40 | bl | 5.65 | 226.00 |
| 4 | Piedra | 3 | m ³ | 13.05 | 39.15 |
| 5 | Acero | 0.12 | tn | 390 | 46.80 |
| 6 | Otros | | | | 350.00 |
| 7 | Construcción | | | | 1420.00 |
| 8 | Costo total | | | | 2686.84 |

Anexo 3A. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------|---------|----------|-------------|--------------------------------|-----------|------------------------------------|----------------------|--------------------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERMAT | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Orientación | Cond diseño | | Área tranf calor (m ²) | Material por el tubo | Head Duty (Mcal/h) | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | n | stand-by | | Presión kg/cm ² (a) | Temp (°C) | | | | | |
| 5 | A-101 | Condensador de Vapor | 1 | 1 | Horizontal | 10.3 | 240 | 480 | CS | 857.6 | | 102.000 |

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|---------------------------|---------|--------------------------------|---------|-------------|------------|---------------------------|--------------------------|----------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERMAT | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Cond diseño | | Dimensiones | | Volumen (m ³) | Material | Observac | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | Presión kg/cm ² (a) | Temp °C | Diamet (mm) | Ancho (mm) | | | | |
| 5 | B-101 | Gas ac del GSU | 1 | 8.0 | 140 | 1200 | 3500 | 3.96 | Killed CS, PWHT | | 11.800 |
| 6 | B-102 | Alm gas agotado en azufre | 1 | 6.0 | 350 | 1200 | 3200 | 3.39 | CS | | 11.400 |
| 7 | D-101 | Domo de Vapor | 1 | 30.0 | 390 | 2700 | 4500 | 25.8 | CS | | 50.800 |
| 8 | F-101 | Horno de combustión | 1 | 8.0 | 430 | 2900 | 8500 | 56.1 | Monel Nickel 70 Ni 30 Cu | (1) | 3000.000 |

Anexo 3B. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|-------------------|---------|---|----------|--------------|-------------------|---------|--------------------|----------|------------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERMAT | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Tipo | Flujo (m³/h) | Cond diseño | | Descarga kg/cm²(a) | Material | Power (kw) | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | | | | Presión kg/cm²(a) | Temp °C | | | | | |
| 4 | | | by | | | | | | | | | | |
| 5 | C-101 A/B | Compresor de aire | 1 | 1 | Reciproc | 10000 | Atm | Ambient | 1.8 | CS | 680 | | 590.000 |

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|--------------------------------|---------|---|------------|------------|-------------------|---------|--------------|----------------------|-----------------|------------|-----------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor LURGI | | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | | Tipo | Flujo m³/h | Cond diseño succ | | Dif Head (m) | Flujo Desc kg/cm²(a) | Materiales | Power (kw) | Observaci | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | | | | Presión kg/cm²(a) | Temp °C | | | Boluta Impelent | | | |
| 4 | | | by | | | | | | | | | | | |
| 5 | | Bomba de azufre degasificado 1 | 1 | 1 | Centrifuga | 1.2 | 2.2 | 210.0 | 73 | 10.0 | 316 SS | | | |
| 6 | P-101 A/B | | | | | | | | | | 316 SS | 1.5 | 4.000 | |
| 7 | | Bomba de azufre degasificado 2 | 1 | 1 | Centrifuga | 1.2 | 2.2 | 210.0 | 68 | 10.0 | 316 SS | | | |
| 8 | P-102 A/B | | | | | | | | | | 316 SS | 1.3 | 4.000 | |

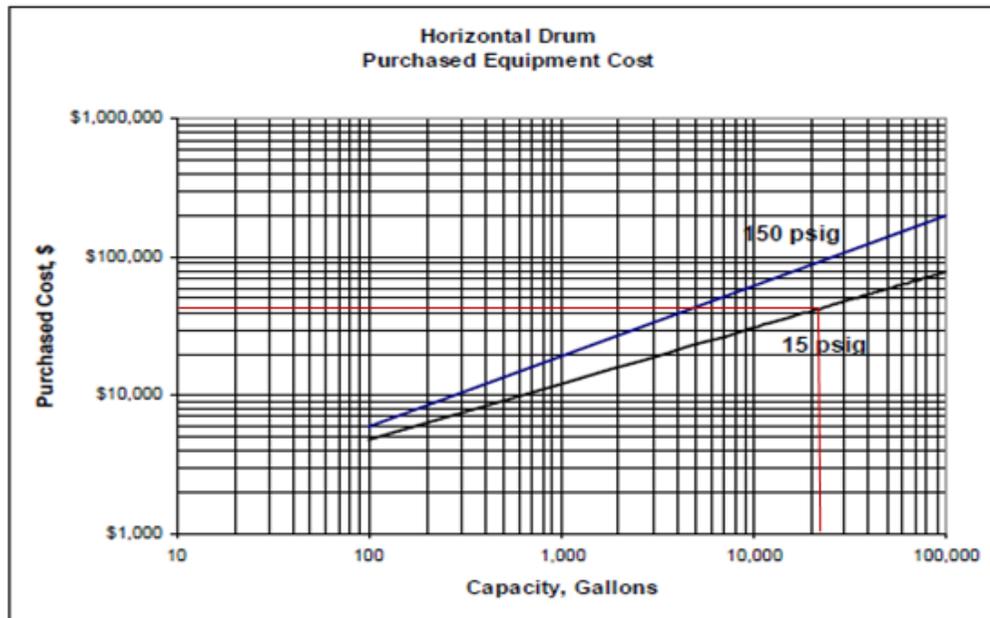
Anexo 3C. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------------------|------|----|------|---|-------------|------------------------|----------|----------|--------------------------------------|-------------|-----------------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERMAT | | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No | | Tipo | Área tranf calor (m ²) | Cond diseño | | | | Materiales | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | regd | by | | | Por Coraza | | Por Tubo | | | | |
| 4 | | | | | | Presión | Temp | Presión | Temp | Coraza | | | |
| 5 | | | | | | kg/cm ² (a) | °C | kg/cm ² (a) | °C | Por Tubo | | | |
| 6 | E-101 | Enfriamiento gases de combustión | 1 | 0 | AKT | 831.2 | 30.0 | 390 | 8.0 | 350 | CS Monel Nickel 70 Ni 30 CU | | 105.000 |
| 7 | | Enfriamiento efluente del E-101 | 1 | 0 | AKT | 748.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 101.500 |
| 8 | E-102 | | | | | | | | | | | | |
| 9 | | Calentamiento efluente del E-102 | 1 | 0 | BEM | 115.6 | 10.0 | 260 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 38.000 |
| 10 | E-103 | | | | | | | | | | | | |
| 11 | | Enfriamiento efluente del R-101 | 1 | 0 | AKT | 748.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 101.500 |
| 12 | E-104 | | | | | | | | | | | | |
| 11 | | Calentamiento efluente del E-104 | 1 | 0 | BEM | 115.6 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 38.000 |
| 12 | E-105 | | | | | | | | | | | | |
| 11 | | Enfriamiento efluente del R-102 | 1 | 0 | AKT | 129.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 50.000 |
| 12 | E-106 | | | | | | | | | | | | |
| 11 | | Calentamiento efluente del B-101 | 1 | 0 | BEM | 95.3 | 10.0 | 250 | 4.0 | 350 | CS 316 SS | | 20.500 |

Anexo 3D. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|-------------|---------|------------------------|---------|-------------|--------|---------------------------|----------|-------------|-----------------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERNAT | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Cond diseño | | Dimensiones | | Volumen (m ³) | Material | Observación | Coste Estimado (MUSD) |
| 3 | | | | Presión | Temp °C | Diam | Altura | | | | |
| 4 | | | | kg/cm ² (a) | | (mm) | (mm) | | | | |
| 5 | R-101 | Reactor 1 | 1 | 4.0 | 400 | 3764 | 9200 | 102.4 | CS | (1) | 240.000 |
| 6 | R-102 | Reactor 2 | 1 | 4.0 | 350 | 3764 | 9200 | 102.4 | CS | (1) | 240.000 |

(1) se estimó 6 veces el valor del tanque de almacenamiento.



ANEXO 3E. Ficha de equipos y estimación de los costos.

| Lista de Proceso, Fichas de Equipos | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|----------------------------------|---------|----------------|------------------------|------|-------------|-------|--------|-----------------------|-------------|----------------|
| 1 | Tecnología Claus según proveedor PROSERMAT | | | | | | | | | | | |
| 2 | Clasificación | Designación | No reqd | Medio | Cond diseño | | Dimensiones | | | Material | Observación | Coste Estimado |
| 3 | | | | | Presión | Temp | Largo | Ancho | Altura | | | |
| 4 | | | | | kg/cm ² (a) | °C | | | | | | |
| 5 | BA-101 | Piscina degasificación de azufre | 1 | Azufre líquido | atm | 210 | 4000 | 3000 | 2500 | Concreto resist ácido | | 2686.84 |

Cálculo de la construcción de la piscina de azufre (según listado de precios del precon).

| | Materiales | Cantidad | UM | Precio (USD/UM) | Importe (USD) |
|---|--------------|----------|----------------|-----------------|---------------|
| 1 | Bloques | 600 | U | 0.94 | 564.00 |
| 2 | Arena | 3 | m ³ | 13.63 | 40.89 |
| 3 | Cemento | 40 | bl | 5.65 | 226.00 |
| 4 | Piedra | 3 | m ³ | 13.05 | 39.15 |
| 5 | Acero | 0.12 | tn | 390 | 46.80 |
| 6 | Otros | | | | 350.00 |
| 7 | Construcción | | | | 1420.00 |
| 8 | Costo total | | | | 2686.84 |

Bibliografía

1. ASTM (2007). Método de TUTWILER.ASTM – D 3244. Chile: ASTM.
2. Banco Central Europeo. (2012). Datos oficiales del cambio diario / cotizaciones euro – Dólar.
3. Blank L. T., T., A.J. , Ed. (1999). Ingeniería Económica.
4. Branan, C.R. (2000). *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico*. Mc Graw-Hill Interamericanas Editores. S.A. México: Primera edición en español.
5. Chang, S. H. y Robinson, P. R. (2006). *Practical Advances in Petroleum Processing*. Springer.
6. Estructplan on line. (2012). Efluentes gaseosos – tratamiento.
7. Gary, J.H y Handwerk, G. E. (1994). *Petroleum Refining Technology and Economics*. Third Edition.
8. Himmelblau. D.M.(2010). *Principios básicos y Cálculo en Ingeniería Química*. Sexta edición. Módulo 1. Termoquímica avanzada.
9. Kasatkin, A. G., Ed. (1987). *Operaciones Básicas y Aparatos en la Tecnología Química Moscú*.
10. Kern, D. Q., Ed. (1999). *Procesos de Transferencia de calor*. Compañía editorial Continental, S.A. de C.V. HOLMAN, J.P, Ed. McGraw-Hill/Interamericana.
11. Llinás H. (2005). *Estadística descriptiva y distribución de probabilidades*. Unimonte. 220 p. ISBN 9789587163524.
12. LURGI. (2009). Sulphur recovery unit with tailgas treatment. Licenciante
13. Lyons J. White C. W.(2002). Process Equipment Cost Estimation Final Report.
14. Martínez, V.H. Alonso, P.A. López, J. S. y Rocha, J.A. (2000). *Simulación de procesos en Ingeniería Química*. Febrero 2011.
15. McKetta, J. J., Ed. (1992). *Petroleum processing Handbook*. , CRC Press.
16. Meyers, R. (2004). *Handbook of refining petroleum processes*, Mc-Graw Hill Handbook Co.
17. Mora R.L. (1998). Unidades Claus, la pumita como catalizador de la reacción Claus.

18. Paskall, R. (1979). Capability of the modified – Claus process. A final report to the department of energy and natural resources of the province of Alberta.
19. Pavlov, K. F., Ed. (1985). *Problemas y Ejemplos Para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química*. Moscú, Editorial MIR.
20. Pérez Báez S.O, Ling. M.C (2003). Proceso de recuperación del azufre de refinería. *Ingeniería química*. Número 408. Página 74 – 80.
21. Peter P. (2006). *Retrofit design for gas sweetening processes*. ICHEME. 52.
22. Peters, M. S. (1980). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Edición Revolucionaria.
23. Peters, M. S. T., Klaus D and West, Ronald E. , Ed. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*.
24. PETROBRAS. (2011). Optimizar los recursos, reciclar los recursos que serían descartados, reutilizar productos que fueron considerados basura: el mundo revisa la lógica del manejo de los residuos. *Magazine*. Edición 62.
25. PROSERMAT. (2009). Sulphur recovery plant 99.95% yield. Licenciante
26. Rodríguez, N. (2001). *Informática aplicada a la ingeniería de proceso I: modelado y optimización*. Rosario, Argentina: Universidad tecnológica nacional, 2001.
27. Scenna, N. (1999). *Modelado, simulación y optimización de procesos químicos*. Argentina: Universidad tecnológica nacional.
28. Serth, R. (2007). *Process Heat transfer. Principles and Applications*. Elsevier.
29. Silla, H., Ed. (2003). *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New Jersey, USA, Marcel Dekker, Inc
30. Sinnott, R. (2009). *Chemical Engineering Design. Principles and Practice and Economics of Plant and Process Design*. E. s. S. T. Rights.
31. Treybal, R. E., Ed. (1981). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Editora Revolucionaria.
32. Ulrich, G. D., Ed. (1986). *Procesos de Ingeniería Química*. Editora Revolucionaria.
33. Worley Parsons. (2009). Commercial Proposal. Licenciante