

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO ECONÓMICO
PARA LA PRODUCCIÓN DE BISULFURO DE CARBONO A
PARTIR DE GAS NATURAL”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTADO POR:

JUDITH CALIXTO MAGARIÑO
LUIS ALBERTO ANCALLA GONZALES

LIMA – PERÚ

2012

DEDICATORIA

Judith:

A mis Padres: **Jorge y Elsa**, por apoyarme siempre y por la confianza que depositaron en mí en todo este tiempo, para lograr alcanzar uno de mis más grandes anhelos. A mi hermano, **Jesús** (QEPD), por su ejemplo de vida y sus consejos. A mi abuelita **Guillerma** (QEPD) por todas las cosas que hizo por mí durante mis estudios y por todo el amor que me dio. Hermano y abuelita los llevo conmigo todo el tiempo, en mis recuerdos y en mi corazón. Promesa cumplida.

Luis Alberto:

A mis padres que me dieron la vida y han estado conmigo en todo momento, por darme una carrera para mi futuro y por creer en mí.

A mi esposa Joly por su paciencia, comprensión y su empeño, por ser tal y como es.

Para mi hija, Génesis. Ella es lo mejor que me ha pasado, y ha venido a este mundo para darme el último empujón para terminar el trabajo. Es sin duda mi referencia para el presente y para el futuro.

A todos ellos, muchas gracias de todo corazón.

AGRADECIMIENTOS

Esta tesis es el resultado de mucho esfuerzo, trabajo y estudio, no hubiese sido posible su finalización sin la cooperación desinteresada de todas y cada una de las personas involucradas, las cuales han sido un soporte muy fuerte en momentos de angustia y desesperación.

En primer lugar dar gracias a Dios por darnos vida y bendiciones en alcanzar nuestra meta.

Nuestro agradecimiento especial y sincero a nuestro asesor de Tesis, Ing. Jaime Santillana Soto, por su experiencia profesional y académico. También queremos agradecer al Ing. Fredy E. Castillejo Melgarejo por todos los conocimientos que compartió con nosotros y por su valioso tiempo dedicado a este trabajo. Finalmente agradecemos a todas las personas que de alguna manera hicieron posible la terminación de este trabajo de Tesis y que no las mencionamos, **muchas gracias a todos.**

Judith Calixto Magariño

Luis A. Ancalla Gonzales

INDICE GENERAL

	Pág.
INDICE GENERAL.....	iv
INDICE DE FIGURAS.....	viii
INDICE DE TABLAS.....	x
RESUMEN.....	xiii
ABSTRACT.....	xiv
INTRODUCCION.....	1
 CAPÍTULO I	
ASPECTOS GENERALES.....	4
1.1 Gas natural como materia prima para otras industrias.....	4
1.2 Bisulfuro de carbono.....	8
1.3 Bisulfuro de carbono como insumo químico para la industria minera.....	13
1.4 Industria del xantato en el Perú.....	14
 CAPÍTULO II	
ANÁLISIS DE MERCADO DEL BISULFURO DE CARBONO.....	17
2.1 Análisis de la demanda de bisulfuro de carbono.....	17
2.1.1 Demanda mundial.....	17
2.1.2 Demanda latinoamericana.....	21
2.1.3 Demanda nacional.....	22
2.1.4 Proyección de la demanda nacional.....	26
2.2 Análisis de la oferta de bisulfuro de carbono.....	34
2.2.1 Oferta mundial.....	34
2.2.2 Oferta latinoamericana.....	37
2.2.3 Oferta nacional.....	39

2.3	Proyección de la capacidad de producción de bisulfuro de carbono	40
-----	--	----

CAPÍTULO III

ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS	42
--------------------------------------	----

3.1	Gas natural	42
-----	-------------------	----

3.1.1	Reservas de gas natural	42
-------	-------------------------------	----

3.1.2	Requerimiento del insumo	44
-------	--------------------------------	----

3.1.3	Precio del gas natural	44
-------	------------------------------	----

3.2	Azufre	50
-----	--------------	----

3.2.1	Disponibilidad de azufre	50
-------	--------------------------------	----

3.2.2	Requerimiento del insumo	51
-------	--------------------------------	----

3.2.3	Precio del azufre	52
-------	-------------------------	----

CAPÍTULO IV

TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BISULFURO DE CARBONO	55
---	----

4.1	Tecnologías consideradas para el análisis técnico	56
-----	---	----

4.1.1	Fabricación a partir de carbón y azufre	56
-------	---	----

4.1.2	Fabricación a partir de hidrocarburo y azufre	57
-------	---	----

4.2	Selección de la tecnología de fabricación	57
-----	---	----

4.3	Descripción del proceso de fabricación seleccionado	60
-----	---	----

4.3.1.	Reacción gas natural (metano) y azufre	62
--------	--	----

4.3.2.	Separación de azufre	63
--------	----------------------------	----

4.3.3.	Purificación de bisulfuro de carbono	64
--------	--	----

4.3.4.	Recuperación de azufre- Proceso Claus	65
--------	---	----

4.4	Diagrama de flujo constructivo	67
-----	--------------------------------------	----

CAPÍTULO V

EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO	70
---------------------------------------	----

5.1	Localización de la planta	70
-----	---------------------------------	----

5.1.1	Áreas seleccionadas	70
5.1.2	Evaluación de las áreas seleccionadas	75
5.1.3	Resumen de las instalaciones	78
5.2	Condiciones de diseño	79
5.3	Balace de materia y energía	82
5.4	Diseño de equipos	86
5.4.1	Diseño del horno	86
5.4.2	Diseño del compresor.....	87
5.4.3	Diseño de la bomba centrífuga.....	88
5.4.4	Diseño de intercambiadores de calor	89
5.4.5	Diseño de columnas de absorción.....	92
5.4.6	Diseño de columna de destilación	92
5.4.7	Diseño de recipientes de proceso	95
5.4.8	Diseño del reactor	97
5.4.9	Diseño de tanques de almacenamiento.....	98
5.5	Requerimiento de servicios auxiliares.....	101
5.5.1.	Requerimiento de agua	101
5.5.2.	Requerimiento de energía	102
CAPÍTULO VI		
EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO		103
6.1	Estructura de la inversión	103
6.1.1.	Capital fijo	103
6.1.2.	Capital de trabajo	105
6.2	Costo de manufactura	107
6.2.1	Costos directos.....	107
6.2.2	Costos indirectos.....	109

6.2.3	Gastos generales	109	
6.3	Ingresos por ventas y margen.....	111	
6.4	Evaluación económica.....	112	
6.5	Análisis de sensibilidad.....	116	
CAPÍTULO VII			
ASPECTOS AMBIENTALES Y SEGURIDAD E HIGIENE.....			119
7.1	Aspectos ambientales.....	119	
7.1.1	Identificación y descripción de los posibles aspectos e Impactos ambientales.....	120	
7.1.2	Evaluación de los posibles impactos ambientales	125	
7.1.3	Medidas de prevención y mitigación.....	125	
7.2	Seguridad e higiene industrial.....	128	
7.2.1	Manipulación de sustancias químicas	129	
7.2.2	Almacenamiento de sustancias químicas	129	
7.2.3	Plan de emergencia	133	
CAPÍTULO VIII			
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....			136
8.1	Conclusiones	136	
8.2	Recomendaciones.....	137	
BIBLIOGRAFÍA.....			138
ANEXOS.....			142

INDICE DE FIGURAS

		Pág.
Figura 1.	Productos petroquímicos producidos a partir del gas natural.....	7
Figura 2.	Usos finales de bisulfuro de carbono a nivel mundial-2007.	13
Figura 3.	Producción de xantato 2000-2011	15
Figura 4.	Consumo mundial de bisulfuro de carbono 2007- 2010.....	19
Figura 5.	Consumo mundial de bisulfuro de carbono según aplicación final de los principales países del mundo.	20
Figura 6.	Principales países consumidores de bisulfuro de carbono en América Latina.	22
Figura 7.	Comportamiento histórico de la demanda nacional de bisulfuro de carbono, 2000-2011.	24
Figura 8.	País de origen de las importaciones de bisulfuro de carbono.	25
Figura 9.	Análisis de tendencia del precio de bisulfuro de carbono.	28
Figura 10.	Análisis de tendencia de la producción de xantato.	30
Figura 11.	Comportamiento de la demanda real de bisulfuro de carbono vs la demanda de según modelo 1 y modelo 2.....	33
Figura 12.	Exportación de bisulfuro de carbono a los principales países de Latinoamérica por parte de la empresa ICI Argentina	39
Figura 13.	Esquema del precio final del gas natural	45
Figura 14.	Evolución del precio del gas natural en el mercado internacional	48
Figura 15.	Proyección de los precios de gas natural en el mercado internacional.....	49
Figura 16.	Producción mundial de azufre de todas las formas (Frasch, recuperación de azufre elemental, azufre nativo, otras formas), en el periodo 1999-2010, expresados en millones de toneladas al año.	51

Figura 17.	Análisis de tendencia del precio del azufre.....	54
Figura 18.	Diagrama de bloque para la fabricación de CS ₂ a partir de gas natural	61
Figura 19.	Unidad básica de una planta de recuperación de azufre, aplicando el proceso Claus.	66
Figura 20.	Diagrama de flujo de proceso - Fabricación de bisulfuro de carbono	68
Figura 21.	Diagrama de flujo de procesos- Recuperación de azufre	69
Figura 22.	Mapa de ubicación de la planta de bisulfuro de carbono	77
Figura 23.	Balance de masa global	83
Figura 24.	Diagrama de balance de masa y energía-Fabricación de bisulfuro de carbono.....	84
Figura 25.	Diagrama de balance de masa y energía – Recuperación de azufre	85
Figura 26.	Modelo de bomba centrífuga	88
Figura 27.	Modelo de Intercambiador de calor	90
Figura 28.	Modelo de columna de destilación	93
Figura 29.	Comportamiento histórico del precio del CS ₂	111
Figura 30.	Periodo de recupero.....	115
Figura 31.	Análisis de sensibilidad	118
Figura 32.	Identificación de aspectos ambientales	122
Figura 33.	Tanques de almacenamiento de bisulfuro de carbono.....	132

INDICE DE TABLAS

		Pág.
Tabla 1.	Composición del gas natural de Camisea.....	5
Tabla 2.	Historia del bisulfuro de carbono	8
Tabla 3.	Propiedades físicas del bisulfuro de carbono	9
Tabla 4.	Solubilidad mutua de bisulfuro de carbono - agua	10
Tabla 5.	Reacciones químicas del bisulfuro de carbono	11
Tabla 6.	Usos del bisulfuro de carbono	12
Tabla 7.	Principales tipos de xantatos producidos	16
Tabla 8.	Demanda mundial de bisulfuro de carbono 2007-2012.....	18
Tabla 9.	Demanda en América Latina de bisulfuro de carbono – 2007.....	21
Tabla 10.	Importación de bisulfuro de carbono.....	23
Tabla 11.	Principales empresas que importan bisulfuro de carbono.....	25
Tabla 12.	Costos de importación de bisulfuro de carbono 2000-2011	27
Tabla 13.	Proyección del precio de CS ₂ , producción de xantato y demanda del CS ₂ para el período 2012-2021	34
Tabla 14.	Capacidad mundial instalada de bisulfuro de carbono-2007.....	35
Tabla 15.	Empresas productoras de bisulfuro de carbono en el	36
Tabla 16.	Empresas productoras de bisulfuro de carbono en el	37
Tabla 17.	Cantidades exportadas de bisulfuro de carbono.....	38
Tabla 18.	Estimado del mercado en función de la demanda proyectada.....	41
Tabla 19.	Reservas estimadas del gas natural de Camisea	43
Tabla 20.	Requerimiento de gas natural (MMSm ³ /año)	44
Tabla 21.	Comparación del requerimiento de gas natural frente a las reservas probadas.....	44
Tabla 22.	Categorías tarifarias	46

Tabla 23.	Tarifa del gas natural en Lima y Callao por tipo de consumidor...	46
Tabla 24.	Precio de importación del azufre 2000-2011.....	52
Tabla 25.	Proyección del precio de azufre para el período 2012-2021	53
Tabla 26.	Alternativas para la producción de bisulfuro de carbono.....	56
Tabla 27.	Matriz de evaluación tecnológica de los procesos	58
Tabla 28.	Cuadro resumen de los criterios de selección de la localización de la planta de bisulfuro de carbono.....	72
Tabla 29.	Ranking de factores.....	76
Tabla 30.	Condiciones de operación de los principales equipos- Planta de bisulfuro de carbono	80
Tabla 31.	Condiciones de operación de los principales equipos- Planta de recuperación de azufre.....	81
Tabla 32.	Energía total requerida para la formación de bisulfuro de carbono.....	82
Tabla 33.	Costo del horno (B- 101)	86
Tabla 34.	Dimensionamiento y costo de compresores	88
Tabla 35.	Dimensionamiento y costo de bombas	89
Tabla 36.	Dimensionamiento y costo de intercambiadores de calor	91
Tabla 37.	Dimensionamiento y costo de columnas de absorción	92
Tabla 38.	Dimensionamiento y costo de columnas de destilación	95
Tabla 39.	Dimensionamiento y costo de recipientes de proceso	97
Tabla 40.	Dimensionamiento y costo del reactor.....	98
Tabla 41.	Dimensionamiento y costo de tanques de almacenamiento	99
Tabla 42.	Resumen de costos de equipos.....	100
Tabla 43.	Valores típicos promedios de cada uno de los factores de costo	104
Tabla 44.	Capital fijo de la planta de recuperación de azufre	105

Tabla 45.	Estructura de la inversión	106
Tabla 46.	Costo de materia prima	107
Tabla 47.	Costo de mano de obra	108
Tabla 48.	Servicios auxiliares	108
Tabla 49.	Resumen del costo de manufactura	110
Tabla 50.	Ingresos por ventas y margen	111
Tabla 51.	Estado de ganancias y pérdidas.....	113
Tabla 52.	Flujo de caja proyectado.....	114
Tabla 53.	Periodo de recupero y valor presente neto acumulado	115
Tabla 54.	Indicadores económicos en el escenario esperado	116
Tabla 55.	Comportamiento de los indicadores económicos.....	117
Tabla 56.	Clasificación resumida de aspectos e impactos ambientales.....	121
Tabla 57.	Matriz de causa efecto de evaluación de impactos ambientales	126
Tabla 58.	Medidas de prevención y control de los impactos ambientales..	127
Tabla 59.	Tipos de accidentes en plantas químicas	128

RESUMEN

En la presente Tesis se evalúa la prefactibilidad técnico económico de la implementación de una planta de fabricación de bisulfuro de carbono. La tecnología a emplear se basa en la reacción entre el metano (principal componente del gas natural) y azufre, ambos en fase vapor, a presiones entre 2 a 5 atm y a temperaturas alrededor de 400-700°C. La reacción se realiza en un horno de reacción con un exceso de azufre para lograr una conversión más del 90%.

El estudio de mercado determinó que la demanda nacional es cubierta al 100% por importaciones de Estados Unidos, principalmente. Así mismo, se identificó un mercado potencial (Brasil) para la exportación del bisulfuro de carbono. En base a esta información se determinó la capacidad de la planta (15 000 TM/Año).

En la evaluación económica se tomaron en cuenta todos los costos, desde la inversión inicial y el capital del trabajo, hasta los costos operativos. Mientras que en el lado de los ingresos se consideraron las proyecciones de ventas, para el primer año de operación del proyecto (2014). Posteriormente se analizaron varios escenarios, en los cuales se modificaron variables básicas de la evaluación económica. Dichas variables fueron: precio de venta del producto y costo de materia prima (gas natural y azufre).

El estudio concluye con resultados positivos en todos los análisis realizados, por lo que se considera una opción viable de inversión que generará beneficios al mercado nacional.

ABSTRACT

In this thesis evaluates the technical and economic prefeasibility of implementing a manufacturing plant carbon disulfide. The technology to use is based on the reaction between methane and sulfur, they both in vapor phase, at pressures between 2 and 5 atm and at temperatures around 400-700 ° C. The reaction is performed in a reaction furnace with an excess of sulfur to achieve an 90% conversion.

The market study found that domestic demand is covered 100% by U.S.A. imports, mainly. It also identified a potential market (Brazil) for the export of carbon disulfide. Based on this information we determined the ability of the plant (15 000 MT / year).

In the economic assessment took into account all costs, since the initial investment and working capital to operating costs. While for the revenue were considered sales projections for the first year of operation of the project (2014). Subsequently it analyzed various scenarios, in which were modified basic variables of the economic evaluation. These variables were: the sales price of the product and the cost of raw materials (natural gas and sulfur).

The study concluded with positive results in all analyzes performed, so it is considered a viable investment option that will generate benefits for the domestic market.

INTRODUCCION

El estudio de la presente Tesis se centra en el metano, principal componente del gas natural de Camisea y su utilización en el sector industrial ya que es materia prima para la fabricación de diversos productos petroquímicos entre ellos el bisulfuro de carbono.

Los motivos que explican la elección del tema son los siguientes:

Actualmente en el Perú no existen industrias dedicadas a la fabricación de bisulfuro de carbono, importándose en su totalidad el producto consumido en el país, por ello se propone su manufactura, utilizando como insumo principal el metano.

El bisulfuro de carbono se produce industrialmente mediante la reacción de - azufre y carbón o metano. El Perú, tradicionalmente, fabricaba el bisulfuro de carbono a partir de carbón vegetal hasta 1992. Sin embargo, el proceso de fabricación con metano ha ido reemplazando al carbón vegetal desde que fue introducido por primera vez, a principios de los años cincuenta. En países como Estados Unidos, Singapur, Alemania, Japón, Argentina, Colombia y otros, la manufactura de bisulfuro de carbono se desarrolla a partir del metano o gas natural.

El Perú a partir de nuevos descubrimientos de reservas de gas natural, cuenta con importantes ventajas de disponibilidad y bajos costos que se le ha atribuido a su uso. De este modo, el empleo del gas natural como fuente de materia prima petroquímica favorece la manufactura de bisulfuro de carbono a nivel comercial. Por otro lado, el azufre se obtendrá de las plantas de desulfurización de las principales refinerías de petróleo de nuestro medio, en cumplimiento a las regulaciones ambientales que están obligadas a reducir el contenido de azufre en el combustible Diesel (D.S. 025-2005 EM), motivo por el cual se hace disponible esta materia prima para la producción de bisulfuro de carbono a partir de gas natural.

Finalmente, esta investigación se debe a que el uso principal de bisulfuro de carbono en el Perú, está orientado a la producción de sales de ditiocarbonatos (xantatos), muy utilizadas en la industria minera y cuyas materias primas para su manufactura son el bisulfuro de carbono, hidróxido de sodio o hidróxido de potasio y un alcohol.

El crecimiento de la industria minera, en estos últimos años, ha generado una gran expectativa de consumo de xantatos y por consiguiente un importante consumo de bisulfuro de carbono. Es oportuno manifestar que, actualmente, la única empresa peruana que se dedica a producción de xantatos es Reactivos Nacionales S.A. El bisulfuro de carbono es importado de Colombia (QUIMICA INTERNACIONAL S.A.), Argentina (AKZO ARGENTINA) y principalmente Estados Unidos (AKZO NOBEL), entre otros.

En este sentido, el principal objetivo de este trabajo de Tesis es realizar el estudio a nivel de prefactibilidad con el fin de determinar su viabilidad técnico económico, para la producción petroquímica de bisulfuro de carbono y su comercialización en el mercado interno y externo. Para su cumplimiento se ha establecido los siguientes objetivos específicos:

- a) Realizar el análisis de la disponibilidad de las materias primas: azufre y metano (gas natural de Camisea) como insumo químico para determinar la viabilidad de la fabricación de bisulfuro de carbono.
- b) Analizar la oferta y demanda del bisulfuro de carbono.
- c) Diseñar el proceso de implementación de una planta de fabricación de bisulfuro de carbono.
- d) Determinar mediante análisis económico, la factibilidad de su desarrollo para una capacidad producción de 15 000 TM/Año.
- e) Prever el impacto ambiental que podría traer la fabricación de bisulfuro de carbono.

El presente estudio está estructurado en ocho capítulos:

CAPÍTULO I, enfoca los aspectos generales relacionados con la aplicación del gas natural, como materia prima, para otras industrias. Así mismo, en él se describe al bisulfuro de carbono, enfatizando su uso en la fabricación de xantatos.

CAPÍTULO II, analiza el comportamiento de la demanda y oferta del bisulfuro de carbono en el mercado mundial, latinoamericano y a nivel nacional, a fin de determinar mediante un estudio econométrico, la capacidad de la planta de producción de bisulfuro de carbono.

CAPÍTULO III, comprende el estudio de las materias primas, la disponibilidad, el requerimiento en el proyecto, el análisis y comportamiento del precio de los mismos, durante el tiempo de duración del proyecto (10 años).

CAPÍTULO IV, comprende el estudio de las diferentes tecnologías de fabricación del bisulfuro de carbono y finalmente diseño del proceso de fabricación a tratar en la presente Tesis.

CAPÍTULO V, bajo el epígrafe Evaluación Técnica del Proyecto, se determina la localización de la planta. Así mismo, describe las condiciones de operación, el balance de materia y energía, diseño de equipos, requerimiento de los servicios auxiliares del proceso químico establecido para la fabricación del bisulfuro de carbono.

CAPÍTULO VI, se tratan los aspectos económicos del proyecto y se determinan los principales indicadores para determinar la viabilidad del proyecto.

CAPÍTULO VII, trata de los aspectos ambientales y seguridad e higiene relacionados con el proyecto.

CAPITULO VIII se dan las conclusiones y recomendaciones pertinentes.

CAPÍTULO I

ASPECTOS GENERALES

1.1 Gas natural como materia prima para otras industrias

El gas natural es un recurso energético, de origen natural, fósil, que se encuentra en estado gaseoso en el subsuelo; se le denomina asociado cuando se halla y extrae junto con el petróleo, y no asociado cuando no es acompañado del petróleo, únicamente por pequeñas cantidades de otros hidrocarburos o gases.

El gas natural está compuesto por una mezcla de hidrocarburos, fundamentalmente metano y etano que conforman el gas seco. Otros son el propano, butano y otros hidrocarburos pesados, al igual que algunos gases inertes y posibles compuestos de azufre. Generalmente contiene impurezas como vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y helio. La composición del gas natural varía según la zona geográfica, la formación o la reserva de la que es extraído. En la **Tabla 1** se muestra la composición del gas natural de Camisea basado en la información del reporte mensual, ver **Anexo 1**.

El gas natural es estratégico como materia prima para un sinnúmero de actividades industriales, particularmente de la petroquímica que es la base de muchas otras industrias de alta tecnología y de mercados nacionales e internacionales. Algunos ejemplos de uso como materia prima son:

- Fabricación de fertilizantes (amoníaco – úrea).
- Fabricación de olefinas, desarrollo de la petroquímica básica.
- Fabricación de combustible GTL a través del proceso Gas To Liquid (GTL).
- Fabricación de bisulfuro de carbono.

Tabla 1. Composición del gas natural de Camisea

Componente	Nomenclatura	Composición (% molar)
Nitrógeno	N ₂	0,9351
Gas carbónico	CO ₂	0,2968
Metano	CH ₄	88,7663
Etano	C ₂ H ₆	9,9028
Propano	C ₃ H ₈	0,0938
n-Butano	C ₄ H ₁₀	0,0029
i-Butano	C ₄ H ₁₀	0,0020
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,0001
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,0001
Hexano	C ₆ H ₁₄	0,0004
Heptano	C ₇ H ₁₆	0,0003
Octano	C ₈ H ₁₈	0,0002

Fuente: Empresa CALIDDA. "Certificado de Entrega – Reporte mensual, 2011.

«Desde el punto de vista energético, dada la disminución de las reservas mundiales de petróleo, hay quienes sostienen que el siglo XXI es el siglo del gas, como el siglo XIX fue el siglo del carbón y el siglo XX el del petróleo» (Anticono, 2010). Asimismo, el gas metano es un combustible menos contaminante y hace posible su explotación para cumplir con las reglamentaciones ambientales, que cada vez son más exigentes.

La principal reserva del gas natural con la que cuenta el Perú se encuentra ubicado en los campos de Camisea, en los yacimientos gasíferos de San Martín y Cashiriari (lote 88) y las reservas del yacimiento Pagoreni (lote 56), reconociendo a la zona selva sur como la principal fuente de gas natural del país. Con esto el Perú tiene la oportunidad de impulsar la industrialización del gas natural dándole mayor valor agregado a través de la industria petroquímica.

La petroquímica es la industria que utiliza el petróleo o el gas natural como materia prima para la obtención de productos químicos, en la **Figura 1** se

muestra los productos petroquímicos fabricados a partir del gas natural. Por la composición del gas natural de Camisea (90% de metano y 10% de etano) es factible el desarrollo de la petroquímica que utiliza metano para la producción de fertilizantes y amoniaco, y la del etano, usado para la producción de polietileno.

Adicionalmente, en el país existe ya una ley de promoción que incentiva y da ventajas para la realización de inversiones en el sector petroquímico, fundamentalmente en la petroquímica básica, tal como se estipula en la Ley N° 29163 (Ley de promoción para el desarrollo de la Industria Petroquímica), aprobado en el pleno del Congreso, el 20 de diciembre de 2007.

A la fecha, el Estado Peruano, mediante Resoluciones Ministeriales ha determinado como zona geográfica para la ubicación de complejos petroquímicos las localidades de Marcona (Ica), Pisco (Ica) e Ilo (Moquegua). Es así que numerosas empresa extranjeras transnacionales se ven interesadas y pretenden realizar inversiones en el país, tal es el caso de Kuntur, CF Industries Inc., Nitratos del Perú, Braskem, Petrobras y *PETROPERÚ*, quienes han diseñado proyectos que desarrollarán la competitividad de la industria petroquímica en nuestro país. En el **Anexo 2** se listan los proyectos petroquímicos en curso.

Finalmente, los principales beneficios ambientales del uso del gas natural como materia prima están relacionados a la mejora de los índices de calidad de aire dentro del área de influencia de su procesamiento, a través de la reducción de gases, tales como el monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrógeno (NOx), dióxido de azufre (SO₂), hidrocarburos (HC) y dióxido de carbono (CO₂).

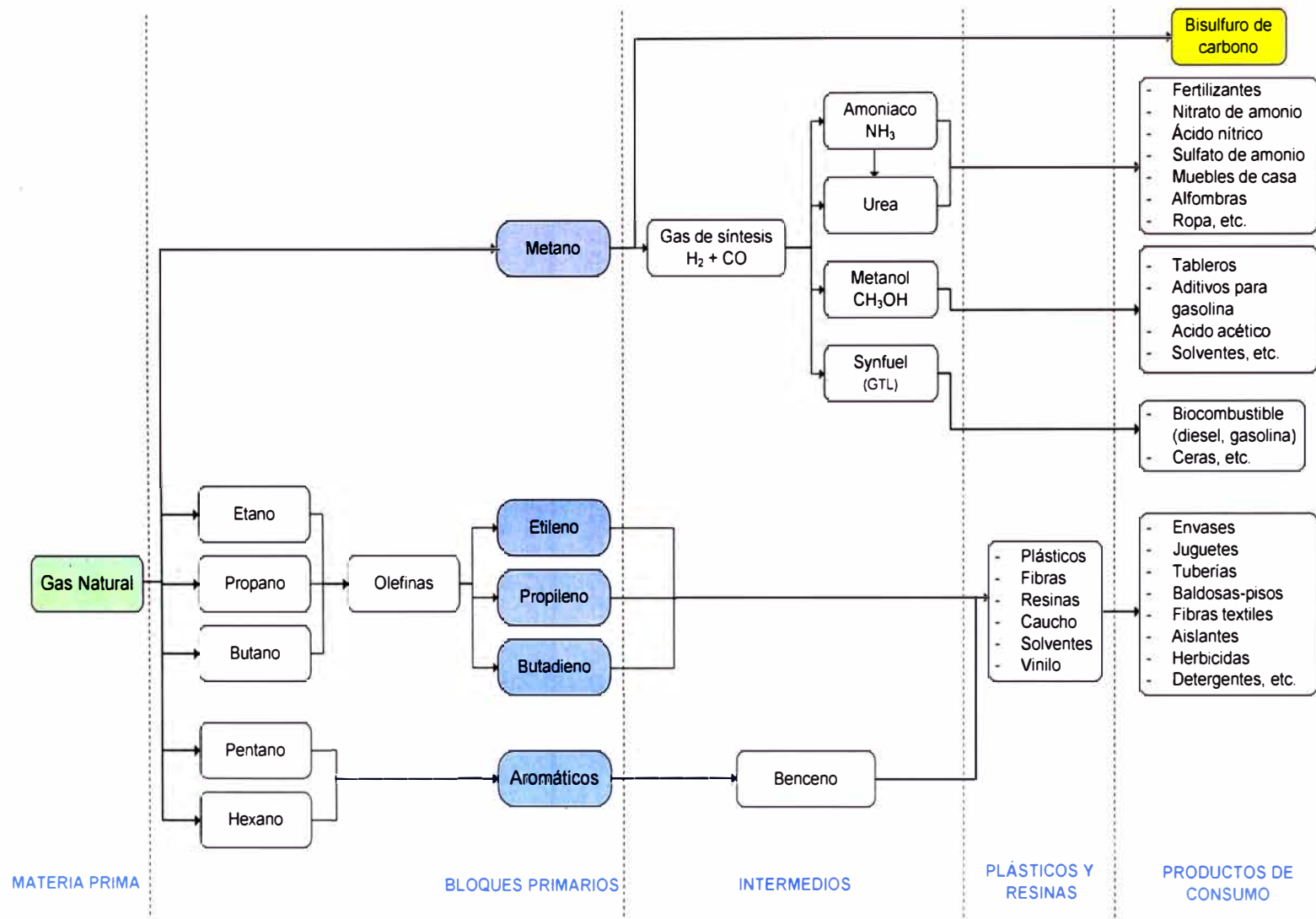


Figura 1. Productos petroquímicos producidos a partir del gas natural.

1.2 Bisulfuro de carbono

«El bisulfuro de carbono [CAS Nº 75-15-0], CS₂, es un líquido tóxico, denso, sumamente volátil e inflamable. Es un importante producto químico industrial y sus propiedades están bien definidas» (Kirk & Othmer, 2007: p. 822). Se encuentra en la naturaleza, en pequeñas cantidades, provenientes de gases liberados a la superficie terrestre, como por ejemplo, en erupciones volcánicas o sobre pantanos. Asimismo, se encuentra presente en ciertas reacciones de combustión como subproducto no deseado y en los procesos industriales a altas temperaturas en compuestos de azufre.

El bisulfuro de carbono se descubre en 1796, a partir de esta fecha se han desarrollado numerosas técnicas para su fabricación utilizando diferentes materias primas. En la **Tabla 2** se resume el desarrollo cronológico que ha tenido el bisulfuro de carbono a través del tiempo, desde su descubrimiento hasta su producción industrial.

Tabla 2. Historia del bisulfuro de carbono

Año	Descripción
1796	W.A. Lampadius descubre el bisulfuro de carbono, cuando calentaba a alta temperatura una mezcla de carbón vegetal y piritita de hierro.
1802	Clement y Desormes obtienen bisulfuro de carbono calentando carbón vegetal y azufre.
1880	Se inicia la producción comercial significativa del bisulfuro de carbono, su principal aplicación fue en la agricultura y como solvente.
1929-1970	Se incrementa el consumo comercial, las principales aplicaciones incluyeron la confección de fibras de rayón viscoso, celofán, tetracloruro de carbono, aceleradores de vulcanización de caucho, fungicidas y pesticidas.

Fuente: Adaptado de Kirk & Othmer, 2007: p.822.

Las principales propiedades físicas del bisulfuro de carbono han sido determinadas y listadas en la **Tabla 3**.

Tabla 3. Propiedades físicas del bisulfuro de carbono

Propiedad	Valor
1. Datos generales	
Punto de fusión	-111,6 °C
Punto de ebullición a 101,3 kPa	46,25 °C
Punto de inflamación a 101,3 kPa	-30 °C
Temperatura crítica	273 °C
Presión crítica	7700 kPa
Densidad crítica	378 kg/m ³
Densidad	
Líquido a 20 °C:	1263 kg/m ³
Gas a 20 °C:	8,07 kg/m ³
2. Datos termodinámicos	
Capacidad calorífica, C ^{°p}	45,48 J/(mol.K)
Calor de combustión a 25 °C	1032 kJ/mol
Calor latente de vaporización a 25 °C	27,41 kJ/mol
Calor latente de fusión	4,390 kJ/mol
Entropía, S [°]	
Gas a 25 °C, 101,3 kPa	237,80 J/(mol.K)
Calor de formación, H ^{°f}	
Gas a 25 °C, 101,3 kPa	117,10 kJ/mol
Energía libre de formación, G _{of}	
Gas a 25 °C, 101,3 kPa	66,90 kJ/mol
Calor específico:	
Líquido a 25 °C	76,45 J/(mol.K)
Gas a 25 °C, 101,3 kPa	46,2 J/(mol.K)

Fuente: Kirk & Othmer, 2007: p.828-832 y Saunders, Manchiud D., & Sauerhoff, 2002: p.1-2.

El bisulfuro de carbono es escasamente soluble en agua (0,2% a temperatura ambiente), tal como se muestra en la **Tabla 4**, pero es un excelente solvente para muchos compuestos orgánicos y disuelve fácilmente al azufre, fósforo, yodo, ceras, caucho, resinas y otros elementos. Estas propiedades lo han hecho altamente apropiado para una gran variedad de aplicaciones industriales.

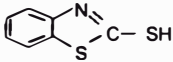
Tabla 4. Solubilidad mutua de bisulfuro de carbono - agua

Temperatura, °C	CS₂ en H₂O g/100g	H₂O en CS₂ g/100g
0	0,242	
10	0,230	0,0086
20	0,210	0,012
30	0,185	0,017
40	0,111	0,022

Fuente: Saunders, Manchiud D., & Sauerhoff, 2002: p.2.

El bisulfuro de carbono reacciona con sulfuros, alcoholes, amoniaco, aminas y cloro para producir importantes derivados y productos intermedios industriales, según se muestra en la **Tabla 5**.

Tabla 5. Reacciones químicas del bisulfuro de carbono

Reacción	Producto	Condiciones
<p>Oxidación</p> <p>3O₂ →</p> <p>MgO ClSO₃H (NH₂)₂CO RHgOH</p> <p>RMgBr</p>	<p>2SO₂ + CO₂</p> <p>COS + MgS COS + SO₂ + S + HCl COS + NH₄SCN COS + RHgSH</p> <p>RC(S)SMgBr → RC(S)SH</p>	<p>Da como principales productos, el dióxido de azufre y dióxido de carbono</p> <p>Reacciona a ciertas condiciones de temperatura y dan como producto principal el sulfuro de carbonilo.</p> <p>Reacciona con el reactivo de grignard para obtener el correspondiente ácido ditiocarboxílico.</p>
<p>Reducción (Hidrogenación)</p> <p>H₂ →</p>	<p>H₂S</p> <p>CH₂(SH)₂ (1) CH₃SH (2)</p>	<p>Reducción a alta temperatura. Producto principal, sulfuro de Hidrógeno.</p> <p>Reducción a baja temperatura en presencia de catalizadores. (1) metanoditiol a 150°C (2) metanotiol (mercaptano de metilo) a 250°C</p>
<p>Hidrólisis</p> <p>H₂O →</p>	<p>CO₂ + H₂S</p>	<p>Con el agua reacciona rápidamente en presencia de catalizadores de alúmina activada sobre los 150°C.</p>
<p>Cloración</p> <p>Cl₂ → S₂Cl₂</p>	<p>CCl₄ + S₂Cl₂ CCl₄ + S</p>	<p>Reacciona con el cloro en presencia de hierro como catalizador. Esta reacción es la base del procedimiento original para la fabricación de tetracloruro de carbono.</p>
<p>CS₂</p> <p>Solución acuosa de álcali</p> <p>NaOH →</p>	<p>Na₂CO₃ + Na₂CS₃ + H₂O</p>	<p>Reacciona con soluciones acuosas de álcalis y forma una mezcla de carbonato y tiocarbonato.</p>
<p>Alcoholes y un álcali fuerte</p> <p>R-OH + NaOH →</p>	<p>RO-C(=S)-S Na</p>	<p>En presencia de alcoholes y un álcali fuerte forma sales de ditiocarbonatos (xantatos).</p>
<p>Aminas primarias y secundarias</p> <p>R, R'NH₂ + NaOH →</p>	<p>R, R'N-C(=S)-S Na</p>	<p>En presencia de álcali se obtiene las sales de ditiocarbamatos.</p>
<p>Amoniaco</p> <p>NH₃ →</p>	<p>NH₄-C(=S)-NH₄ (1) NH₄-C(=S)-N (2) NH₂-C(=S)-SNH₄ (3)</p>	<p>Reacciona con amoniaco, y dependiendo de la concentración del amoniaco y de la temperatura, forma lo siguiente: tritiocarbonato de amonio (1) tiocianato de amonio (2) ditiocarbamato de amonio (3).</p>
<p>Anilina</p> <p>C₆H₅NH₂ →</p>	<p>C₆H₅NH-C(=S)-NHC₆H₅</p> <p></p>	<p>Reacciona con anilina hirviendo para formar tiocarbamilida. En ausencia de azufre se obtiene ditiocarbamilida (1,3-difenil-2-tiourea). En presencia de azufre se obtiene 2-mercaptobenzotiasol</p>

La mayor parte del bisulfuro de carbono producido en la actualidad se utiliza como materia prima para la fabricación de celulosa regenerada¹. Los dos principales productos fabricados a partir de celulosa regenerada son rayón viscoso y celofán. En la **Tabla 6** se describe los principales usos del bisulfuro de carbono.

Tabla 6. Usos del bisulfuro de carbono

Uso	Descripción
	Manufactura de rayón viscosa
Textil	Usado en la producción de rayón viscosa, por acción de la sosa cáustica sobre la celulosa regenerada y durante las operaciones de cortado e hilado.
	Producción de celofán
	Usado como agente en la producción de celofán.
Agricultura	Usado en la fabricación de fungicidas y herbicidas.
Minería	Usado en la producción de xantatos para la flotación de metales sulfurados.
Industria del caucho	Usado durante la fabricación del caucho como acelerador de vulcanización.
Manufactura de tetracloruro de carbono	Usado como materia prima para la síntesis de tetracloruro de carbono ($\text{Cl}_2 + \text{CS}_2$).
Alimentos	Usado para proteger las frutas frescas de insectos y hongos durante su transporte en barcos, para adhesivos de empaques de alimentos y en la extracción de solventes de inhibidores de crecimiento.

¹ Celulosa proveniente de fibras de madera o algodón previamente procesada. Se trata con hidróxido de sodio, y luego se la mezcla con bisulfuro de carbono para formar xantato de celulosa, el cual se disuelve luego en más hidróxido de sodio. La celulosa regenerada utilizada como fibra se denomina rayón viscosa y como película, celofán.

En la **Figura 2** se muestra los usos finales de bisulfuro de carbono a nivel mundial registrada en el 2007, donde se observa que la producción de celulosa regenerada (fibras de rayón viscosa y celofán) es la aplicación industrial más dominante, que representan alrededor del 69% de la demanda total.

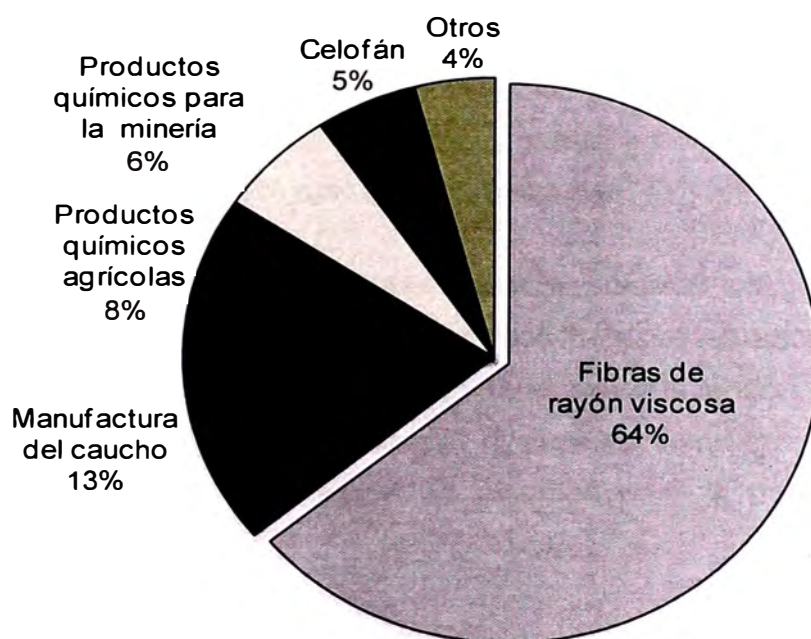


Figura 2. Usos finales de bisulfuro de carbono a nivel mundial-2007.
Fuente: Blagoev & Funada, 2008, p. 7.

1.3 Bisulfuro de carbono como insumo químico para la industria minera

El bisulfuro de carbono desarrolla un papel importante en la industria minera ya que es el reactivo clave en la manufactura de los xantatos. Los xantatos son productos sólidos de color amarillo-blanco usados en la industria minera como agente de flotación en la recuperación de metales sulfurados. Los componentes básicos para su fabricación son: el bisulfuro de carbono, hidróxido de sodio o hidróxido de potasio y un alcohol primario o secundario; el alcohol le otorga propiedades colectoras para la recuperación de minerales metálicos y/o polimetálicos en el circuito de flotación de minerales.

La buena posición del sector minero peruano en el ámbito mundial y regional, es el resultado de las inversiones realizadas. «Según Metal Economic Group, en el 2009 el Perú ocupó el tercer lugar a nivel mundial como destino de inversiones mineras en exploración (7% del total global), lo que lo destaca como líder a nivel de Latinoamérica por encima de países como México, Chile y Brasil e inclusive los Estados Unidos de Norteamérica» (Ministerio de Energía y Minas, 2009).

A nivel mundial, Perú es el primer productor de plata; el tercero en la producción estaño, cobre y zinc; cuarto en plomo y quinto en oro. A nivel Latinoamericano, es el primer productor en casi todos los metales, exceptuando el cobre.

La abundancia de nuestro recurso mineral, sumado los grandes proyectos de inversión (Cartera estimada de proyectos mineros- **Anexo 3**) que se vienen realizando permite que la industria minera siga creciendo y con ello también el requerimiento de insumos, razón por la cual es favorable el desarrollo de una industria química de producción de insumos para la minería, entre ellas los xantatos.

1.4 Industria del xantato en el Perú

En el Perú, la producción de xantatos data hace 35 años, siendo la empresa Reactivos Nacionales S.A. (RENASA) la única empresa que produce este insumo para la industria minera nacional.

En los últimos años, la demanda nacional de xantatos, se ha visto favorecida a consecuencia de las grandes inversiones y proyectos mineros que se vienen desarrollando en nuestro país. En la **Figura 3** se muestra la producción de xantatos en el periodo 2000 a 2011, donde se observa el crecimiento progresivo del consumo de xantatos entre el 2004 al 2008 de aproximadamente 3000 a 7500 TM/año, siendo este último valor, el máximo registrado en los datos históricos de la producción de xantatos. El 2009 registra una caída drástica, alrededor de 3000TM, esto debido a que la industria minera se vio afectada por la crisis económica internacional.

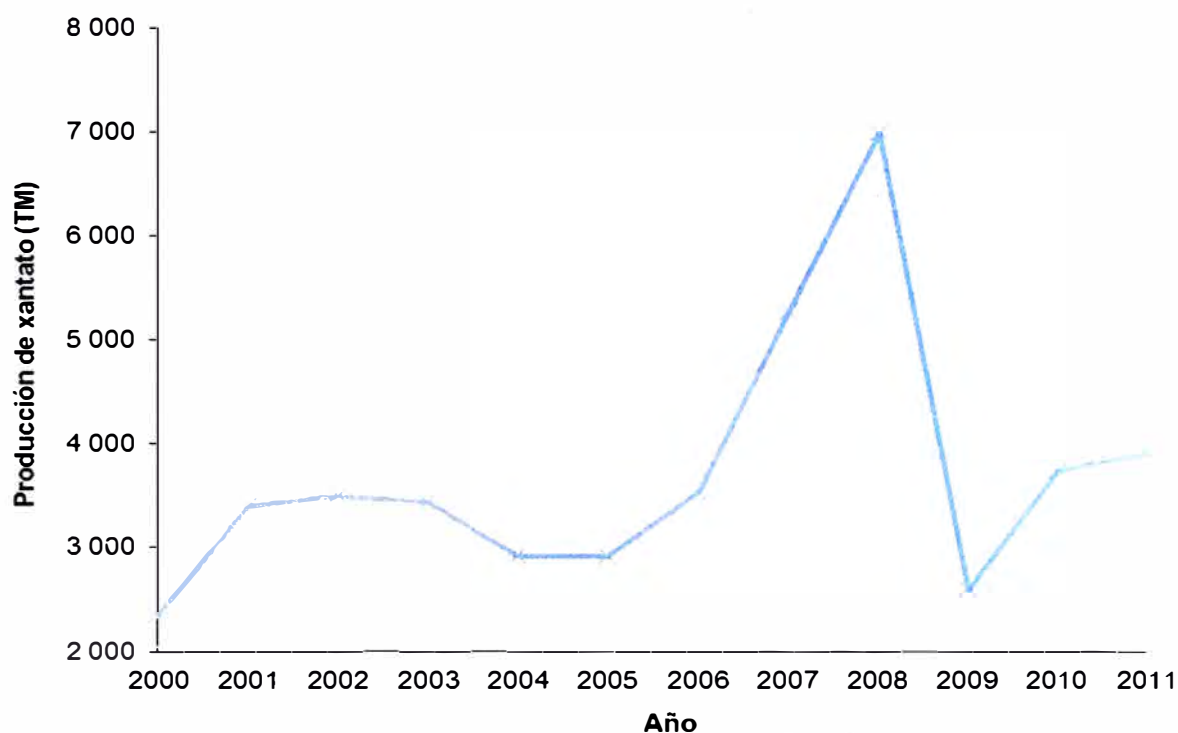


Figura 3. Producción de xantato 2000-2011
Fuente: empresa Reactivos Nacionales S.A.

Los xantatos comercialmente disponibles son de calidad técnica y por lo general sólo en la pureza de un 90-95%. En la **Tabla 7**, se muestran los principales tipos de xantatos producidos y comercializados en el mundo.

Actualmente, la empresa RENASA, cuenta con una planta de producción de xantatos con capacidad instalada de 10 000 TM/año, siendo su principal producto el xantato isopropílico de sodio y xantato amílico de potasio.

Tabla 7. Principales tipos de xantatos producidos

Fórmula	Nombre común	Número de registro CAS
$\text{C}_2\text{H}_5\text{O} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SNa}$	Xantato etílico de sodio	[140-90-9]
$\text{CH}_3 - \underset{\text{CH}_3}{\text{CHO}} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SNa}$	Xantato isopropílico de sodio	[140-93-2]
$\text{CH}_3 - \underset{\text{CH}_3}{\text{CH}} - \text{CH}_2\text{O} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SNa}$	Xantato isobutílico de sodio	[25306-75-6]
$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{O} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SK}$	Xantato amílico de potasio	[2720-73-2]
$\text{CH}_3 - \underset{\text{CH}_2\text{-CH}_3}{\text{CHO}} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SNa}$	Xantato secbutílico de sodio	[36551-21-0]
$\text{C}_2\text{H}_5\text{O} - \overset{\text{S}}{\parallel} \text{C} - \text{SK}$	Xantato etílico de potasio	[140-89-6]

Fuente: adaptado de Roy, 2002.

CAPÍTULO II

ANÁLISIS DE MERCADO DEL BISULFURO DE CARBONO

2.1 Análisis de la demanda de bisulfuro de carbono

2.1.1 Demanda mundial

La producción del bisulfuro de carbono se incrementó después de la Segunda Guerra Mundial, siendo utilizado principalmente en la manufactura celulosa regenera (en forma de fibras de rayón y celofán).

La **Tabla 8** nos muestra la demanda mundial de bisulfuro de carbono para el año 2007 y con proyecciones para el año 2012, representado un total de 758,2 y 956,0 miles de toneladas métricas, respectivamente, lo que se traduce a una tasa global de operación de 70%. Asimismo, se observa que Asia incluyendo Japón representan los dos tercios del consumo mundial de bisulfuro de carbono (67%), siendo China e India los principales consumidores. Europa representa el 23% y América el 8% del consumo mundial.

Durante el 2010, el comportamiento del mercado internacional, en orden de prioridad fueron: Asia, Europa y las Américas (74,5%, 15,8% y el 7,7% de la demanda mundial respectivamente). En esta ocasión, Asia, incluyendo Japón, representan casi el 75% del consumo mundial de bisulfuro de carbono. China juega un papel importante en esta industria, con un 49% del consumo mundial, seguido por India (13%). Ambos países tienen en crecimiento la industria de fibras de rayón, que representa el mayor consumo de bisulfuro de carbono.

En la **Figura 4** se muestra el comportamiento del consumo bisulfuro de carbono en los periodos del 2007-2010, de los principales continentes del mundo, observando el crecimiento del consumo por parte del continente Asiático (aproximadamente 12%).

Tabla 8. Demanda mundial de bisulfuro de carbono 2007-2012
(Miles de toneladas métricas)

	Producción	Importación	Exportación	Consumo aparente ²		Tasa de crecimiento
				2007	2012	Promedio anual 2007-2012, (%)
América del Norte	46	6,1	9,5	42,6	44,5	0,9
América Central y del Sur	24	16,2	14,6	25,6	26,5	0,7
Europa Occidental	105	32,5	0,0	137,5	141,0	0,5
Europa Central y Oriental	85	14,7	58,5	41,2	48	3,1
Japón	28	6,1	5,9	28,2	29,6	1,0
Otros países de Asia	495,7	10,4	12,1	494,0	645	5,5
Restos del mundo	<u>6,5</u>	<u>9,6</u>	<u>0,0</u>	<u>16,1</u>	<u>20,4</u>	<u>4,8</u>
Total	790,2	95,6	100,6	785,2	956,0	4%

Fuente: Blagoev & Funada, 2008, p. 6.

² Concepto muy aplicado en productos industriales. Número de unidades de un bien que una población habría consumido en un período determinado de acuerdo a la información estadística de producción y comercio exterior. Se expresa: Producción nacional + Importaciones – Exportaciones.

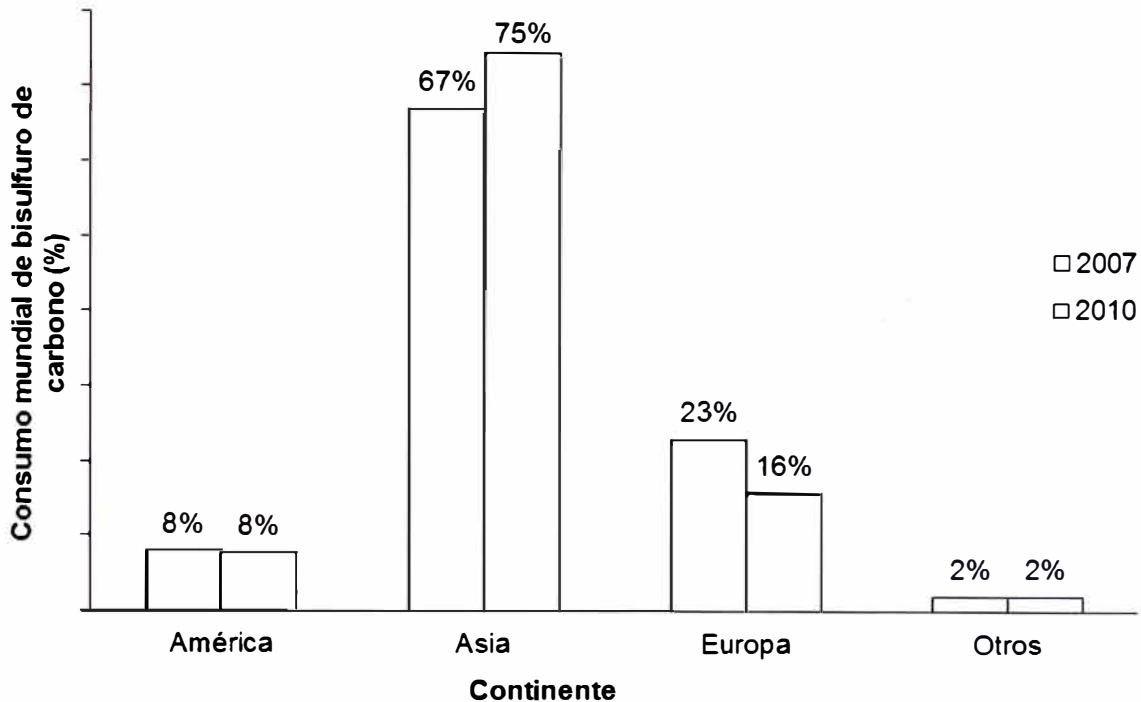


Figura 4. Consumo mundial de bisulfuro de carbono 2007- 2010. Asia (China, India, Indonesia, Japón), Europa (central, occidental y oriental), América (Norteamérica, América Central y Sudamérica) y otros (África, Medio Oriente). Fuente: ISH Chemical, 2011.

El crecimiento futuro de la demanda de bisulfuro de carbono, se espera que sea más en Asia, mientras que en otras regiones se espera que se estanque o crezca tan sólo un 1-2% anual durante el periodo de pronóstico 2010-2015 (ISH Chemical, 2011).

La principal aplicación industrial del bisulfuro de carbono es la producción de celulosa regenerada, que representan el 70% de la demanda total. Por lo tanto, el mercado de bisulfuro de carbono dependerá de un crecimiento sostenible en la aplicación de las fibras, que a escala mundial se espera que sea alrededor de 4% durante 2010-2015 (ISH Chemical, 2011). Otras áreas importantes donde se consume CS_2 incluye la producción de productos químicos de caucho (principalmente como acelerantes de la vulcanización) y productos químicos agrícolas (como fumigantes). El uso del bisulfuro de carbono en la fabricación de productos químicos para minería (utilizados como agentes de flotación) está ganando en importancia y tiene la tasa prevista de crecimiento más alta entre las diferentes aplicaciones.

En la **Figura 5** se muestra el consumo de bisulfuro del carbono de los principales países del mundo, según los usos finales. Se observa que las principales aplicaciones en orden de prioridad son: fibras de rayón viscosa, productos químicos para la agricultura, productos químicos para la minería y productos químicos de caucho.

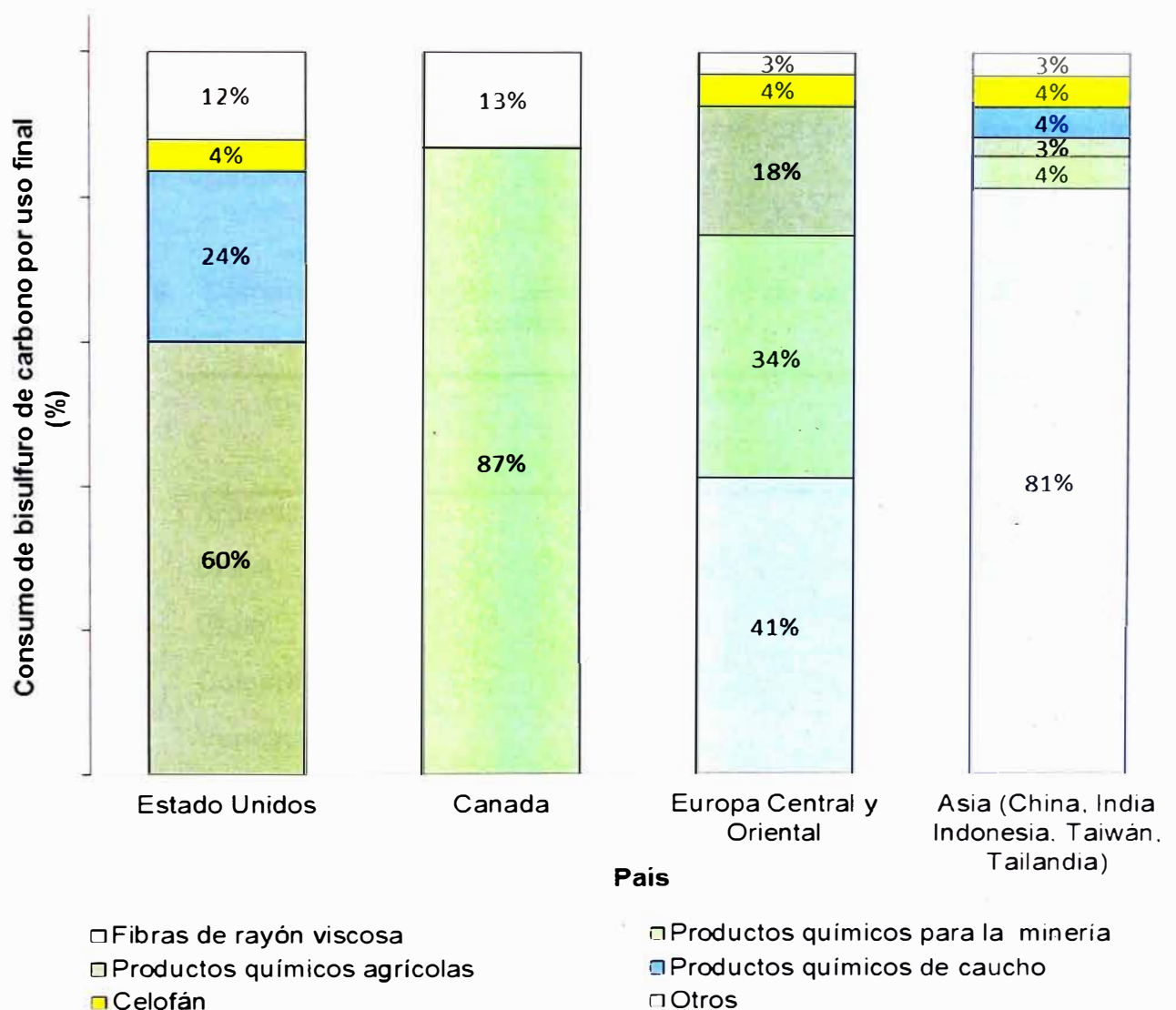


Figura 5. Consumo mundial de bisulfuro de carbono según aplicación final de los principales países del mundo.
Fuente: Blagoev & Funada, 2008.

2.1.2 Demanda latinoamericana

América Latina tuvo una demanda de alrededor de 23,7 miles de toneladas métricas en 2007, tal como se observa en la **Tabla 9**. El pronóstico para el 2012 es de 26,5 miles de toneladas métricas de bisulfuro de carbono (Blagoev, 2008). En la **Figura 6** se observa que el principal país consumidor de bisulfuro de carbono fue Brasil (70%), orientando su uso a la producción de fibras de rayón. Seguido, en orden de prioridad tenemos a Colombia (13%), Chile (13%), y Argentina (4%). Brasil es de lejos el mayor mercado de bisulfuro de carbono en la región. El comercio intrarregional ha estado dominando durante los últimos años por Brasil, puesto que importa grandes cantidades de bisulfuro de carbono producido en Argentina.

Tabla 9. Demanda en América Latina de bisulfuro de carbono – 2007
(Miles de toneladas métricas)

	Consumo aparente
Argentina	1,0
Brasil	16,5
Chile	3,0
Colombia	3,2
Venezuela	<u>neg</u>
Total	23,7

Fuente: Blagoev & Funada, 2008, p. 23.

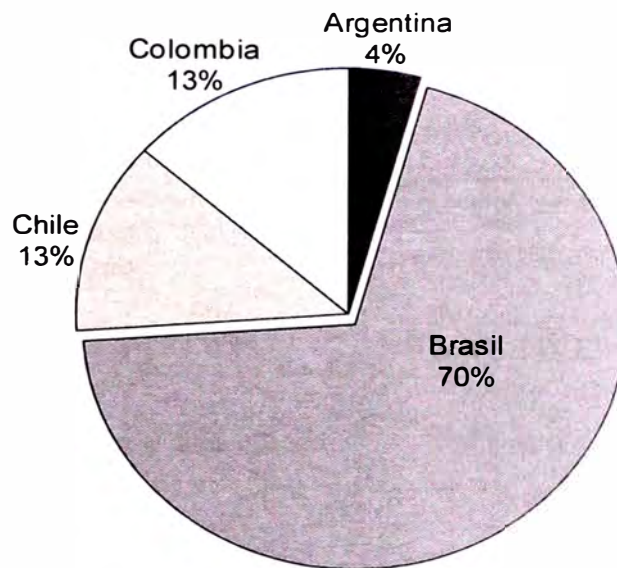


Figura 6. Principales países consumidores de bisulfuro de carbono en América Latina.

Fuente: Blagoev & Funada, 2008.

2.1.3 Demanda nacional

La demanda interna se abastece en un cien por ciento con importaciones y, en consecuencia, el volumen de estas han aumentado en forma continua en los últimos años, pasando de alrededor mil toneladas en el 2000 a 3 mil toneladas en el 2008, mientras que su valor pasó de 595,5 miles de dólares en el 2000 a 3 634,1 miles de dólares en el 2008, con un ritmo de crecimiento mayor que el del volumen.

Para el presente estudio nos hemos remitido a la información proporcionada por la Superintendencia Nacional de Administración Tributaria (*SUNAT*), en la cual, el bisulfuro de carbono se encuentra identificado a través de un código numérico de diez dígitos denominado subpartida nacional del Arancel de Aduanas (2813100000). En la **Tabla 10** se presenta las cantidades y montos de importación de bisulfuro de carbono. La importancia de conocer estos montos de importación incide directamente en la cuantificación de la salida de divisas del país y el ahorro que supondría la instalación de una planta petroquímica que produzca bisulfuro de carbono.

Tabla 10. Importación de bisulfuro de carbono

Año	País de origen	Cantidad (Toneladas métricas)	Valor CIF (Miles de Dólares)
2000	Argentina, Colombia, Estados Unidos y Alemania.	1 165,4	595,9
2001	Argentina, Estados Unidos y Alemania.	1 547,8	788,7
2002	Argentina, España y Alemania.	1 679,9	854,8
2003	Argentina, Estados Unidos, Colombia, España, Francia y Alemania.	1 644,5	767,4
2004	Argentina, Estados Unidos, Francia y España.	1 319,2	603,8
2005	Argentina, Colombia, Estados Unidos, España, Francia y Alemania.	1 350,3	707,9
2006	Estados Unidos, Argentina, Colombia, España y Francia.	1 589,0	905,0
2007	Estados Unidos, Argentina y España.	2 169,1	1 295,1
2008	Estados Unidos, Argentina, Colombia y España.	3 308,9	3 634,1
2009	Estados Unidos, Colombia y España.	894,9	751,9
2010	Estados Unidos, Colombia y España.	1 502,5	1 243,9
2011	Estados Unidos, Argentina, Colombia y Francia.	2 084,1	2 011,5

Fuente: SUNAT, 2011.

En el Perú, el consumo de bisulfuro de carbono está orientado al uso como materia prima para la producción de xantatos, insumo utilizado en la industria minera como agente de flotación de minerales sulfurados.

El uso final del bisulfuro de carbono para su aplicación en la industria minera, ha influido en el crecimiento de su demanda en los seis últimos años, tal como se muestra en la **Figura 7**, donde se observa el comportamiento histórico del consumo de bisulfuro de carbono en el período de 2000 al 2011, observándose un crecimiento paulatino a partir del 2004. Los datos del 2007 y 2008 representaron un record del consumo, registrando los más altos valores debido al crecimiento de la industria minera en el Perú. La demanda del 2009 fue el más bajo que se registró a consecuencia de factores externos internacionales como fue el caso de la crisis mundial del 2008 originada en los Estados Unidos, el cual tuvo su consecuencia en la baja cotización de los minerales.

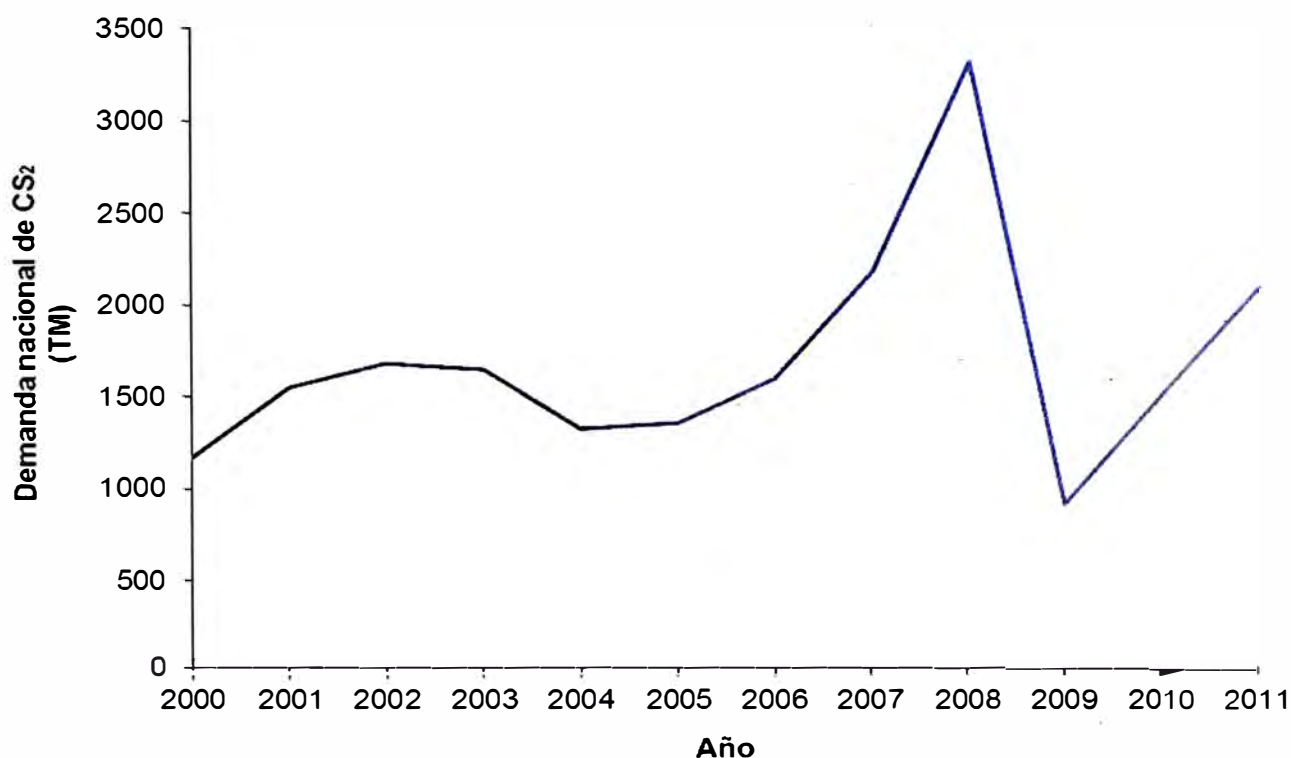


Figura 7. Comportamiento histórico de la demanda nacional de bisulfuro de carbono, 2000-2011.

Fuente: SUNAT, 2011.

En los últimos dos años, los países proveedores de bisulfuro de carbono fueron Estados Unidos, Colombia, España, Argentina y Francia. La **Figura 8** nos muestra el reporte de las importaciones del bisulfuro de carbono por país de origen para el año 2011, donde el principal proveedor es Estados Unidos con una cantidad de 1213,7 TM representando el 58% de la importación total. En

orden de prioridad, de Argentina se ha importado 591,3 TM (29%), de Colombia 209 TM (10%) y de Francia alrededor de 70 TM (3%).

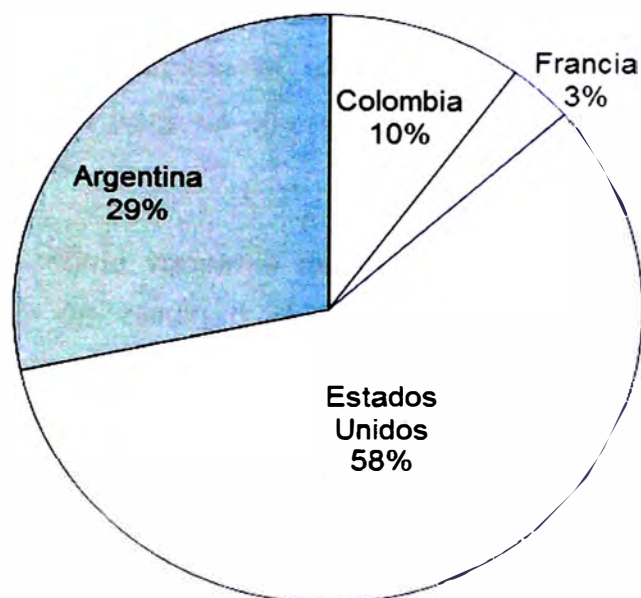


Figura 8. País de origen de las importaciones de bisulfuro de carbono-2011.
Fuente: SUNAT 2011.

La principal empresa que importa bisulfuro de carbono es Reactivos Nacionales S.A, tal como se observa en la **Tabla 11**, liderando de esta manera la demanda nacional en los tres últimos años (2009-2011), con más del 98% del consumo total de bisulfuro de carbono. El 2% restante es consumida por las demás empresas, entre ellas, en orden de prioridad, Merck Peruana S.A., Rasfer Perú S.A.C, y Aris industrial S.A.

Tabla 11. Principales empresas que importan bisulfuro de carbono en el Perú

	2009	2010	2011
Reactivos Nacionales S. A.	98,6%	98,3%	100%
Merck Peruana S. A.	1,1%	1,7%	0
Rasfer Perú S.A.C.	0,2%	0	0
Aris Industrial S.A.	0,1%	0	0

Fuente: SUNAT, 2011.

2.1.4 Proyección de la demanda nacional

Para la realización del presente proyecto es necesario prever las necesidades futuras, es así que mediante un análisis econométrico³ se determinará el modelo matemático que mejor describa el comportamiento de la demanda real de bisulfuro de carbono y a partir de ello realizar la proyección de la demanda para un mercado de 10 años.

Se ha considerado como variables que afectan la demanda del bisulfuro de carbono, el precio de bisulfuro de carbono y la producción de xantato expresados en unidades físicas. Es importante señalar, también, que la evolución de la demanda se verá influenciada por factores ajenos a la relación que se trata de analizar, tal es el caso de una futura recesión económica.

A continuación se analizará el comportamiento de cada una de estas variables.

a) Comportamiento del precio de bisulfuro de carbono

El precio del bisulfuro de carbono influye directamente en la demanda del mismo, por ello es importante conocer su evolución para poder prever las variaciones del mercado.

En la **Tabla 12** se muestra el comportamiento del precio de importación del bisulfuro de carbono para el período 2000-2011, donde se observa que el precio se mantuvo constante hasta el 2004 (alrededor de los 450 US\$/TM) con una tasa de variación de menos del 1%. A partir del 2005, el precio se ha ido incrementando paulatinamente, es así que en el 2008 se registra el precio más alto (1012 US\$/TM) con un tasa de crecimiento de aproximadamente del 90% respecto al año anterior. Este incremento es debido a la volatilidad creciente que registró en ese mismo periodo, el precio de la materia prima, azufre. En el 2009 y 2010 se observa la caída del precio del bisulfuro de carbono a consecuencia de la drástica caída del precio del azufre. El 2011 registra un incremento del precio de alrededor de 9% (793 US\$/TM) respecto al año anterior.

³ Tiene como objetivo explicar una variable en función de otras. Esto implica que el punto de partida para el análisis econométrico es el modelo económico y este se transformará en modelo econométrico cuando se han añadido las especificaciones necesarias para su aplicación empírica. (Gujarati, 2004).

Tabla 12. Costos de importación de bisulfuro de carbono 2000-2011
(Subpartida nacional 28131000)

Año	Precio FOB (US\$/TM)	Crecimiento anual (%)
2000	446	
2001	444	-0,4
2002	446	0,5
2003	403	-9,6
2004	397	-1,5
2005	440	10,8
2006	492	11,8
2007	534	8,5
2008	1012	89,5
2009	766	-24,3
2010	728	-5,0
2011	793	9,0

Fuente: SUNAT, 2011.

Para el análisis del comportamiento del precio del bisulfuro de carbono emplearemos el método de serie de tiempos⁴. Haciendo uso de un software para estadística (Minitab), se plantea tres modelos matemáticos, tal como se observa en la **Figura 9**, donde se presenta las regresiones y las proyecciones para el periodo 2012 -2021.

De los modelos matemáticos planteados, observamos que uno de los datos (2008;1012) no es ajustado apropiadamente por las ecuaciones, esto influye fuertemente en los resultados. Este valor poco común es un ejemplo de cómo factores ajenos, como es el caso de la crisis financiera del 2008 que sufrió Estados Unidos, afectan el comportamiento económico de las variables, en este caso afectó en el incremento del precio del bisulfuro de carbono alrededor de un 90% respecto al año anterior.

⁴ Es un conjunto de observaciones sobre los valores que toma una variable en diferentes momentos del tiempo. Tal información debe ser recopilada a intervalos regulares, es decir, en forma diaria, semanal, mensual, anual, etc. (Gujarati, 2004, p.25).

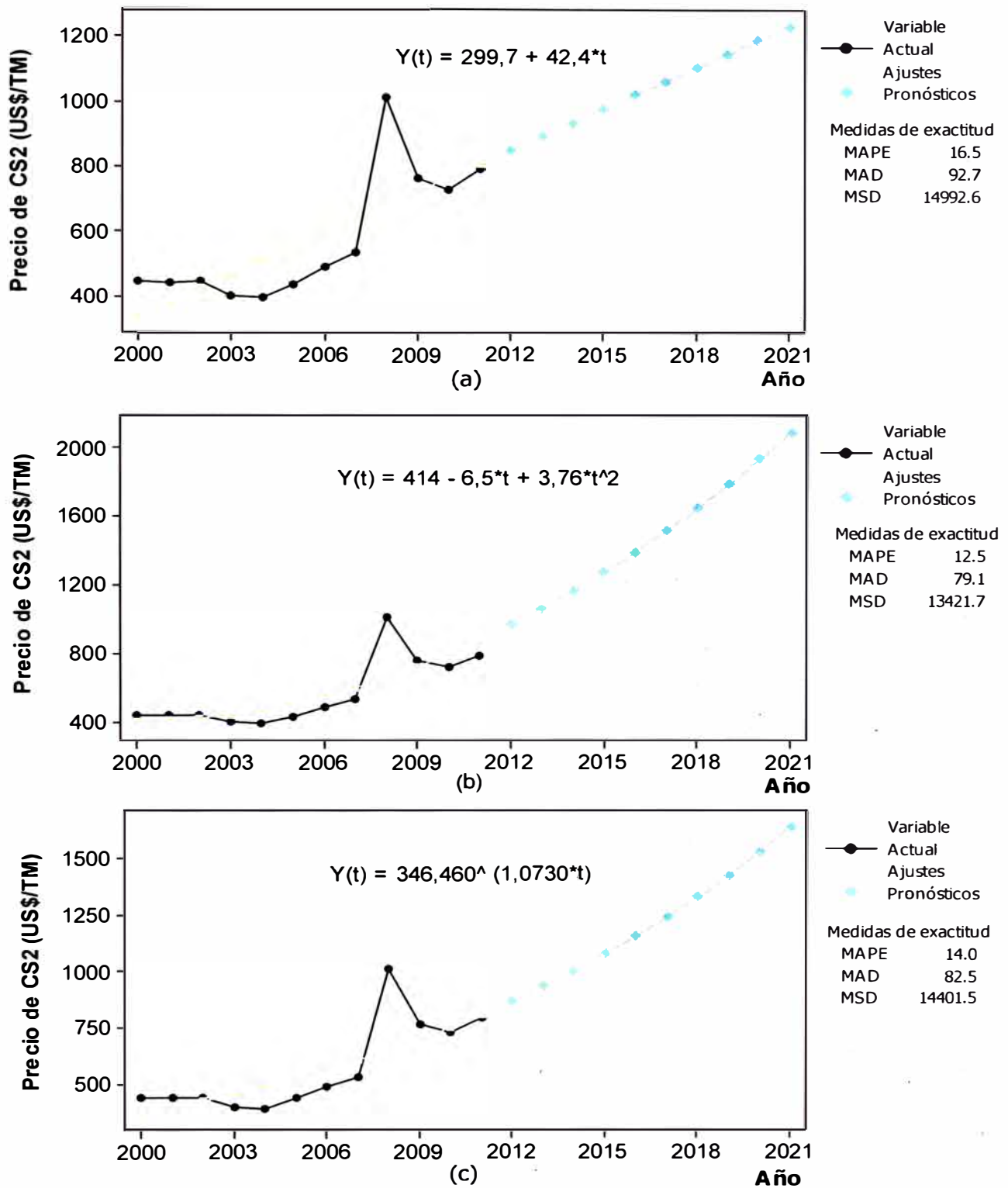


Figura 9. Análisis de tendencia del precio de bisulfuro de carbono. Pronóstico de la tendencia en base a modelos matemáticos: a) Modelo lineal, b) Modelo cuadrático c) Modelo de crecimiento exponencial.

La selección del modelo matemático que mejor se ajusta al comportamiento real del precio del bisulfuro de carbono se sustenta en los valores de los parámetros estadísticos utilizados en el software de Minitab, en el **Anexo 4** se describe cada parámetro (MAPE, MAD y MSD) que nos dará una medida de exactitud para poder analizar los modelos planteados.

De los tres modelos planteados, todos presentan una tendencia creciente para el precio del bisulfuro de carbono en los próximos años por lo cual consideraremos el modelo que presente menores valores de los parámetros estadísticos (MAPE, MAD y MSD), por tanto concluimos que el modelo cuadrático (b) parece proporcionar el mejor ajuste. Cabe mencionar que en los tres modelos se ve reflejado la influencia del dato del 2008 presentando un alto valor de MSD.

b) Comportamiento de la producción de xantato

La producción de xantato influye en la demanda del bisulfuro de carbono puesto que más del 98% de la importación total es usada para su fabricación.

Como se describió en el capítulo I, ítem 1.4 (**Figura 3**), la producción de xantato creció en forma continua (2004-2008), a una tasa promedio anual de 27% en el volumen. Con la misma metodología de serie de tiempos, a continuación analizaremos la producción de xantato futuro (10 años) en base a la formulación de modelos matemáticos, tal como se observa en la **Figura 10**.

Analizando los modelos planteados observamos que en la figura a) y c) prevalece el crecimiento de la producción de xantato, caso contrario ocurre en la figura b), según esta tendencia disminuiría la producción, lo que es poco probable para los próximos años, puesto que las oportunidades que ofrece nuestro país han hecho que seamos uno de los países de la región donde se observa mayor inversión en minería, con resultados destacados y presencia de empresas líderes de la minería mundial. De igual manera observamos puntos de desviación en el dato correspondiente al año 2008 y 2009. El 2008 se registra una producción record de xantato en el Perú debido a la alta demanda de este insumo en la industria minera. El 2009 cae la demanda de xantato porque la industria minera se vio afectada por la repercusión de la crisis internacional (2008) el cual se reflejó en

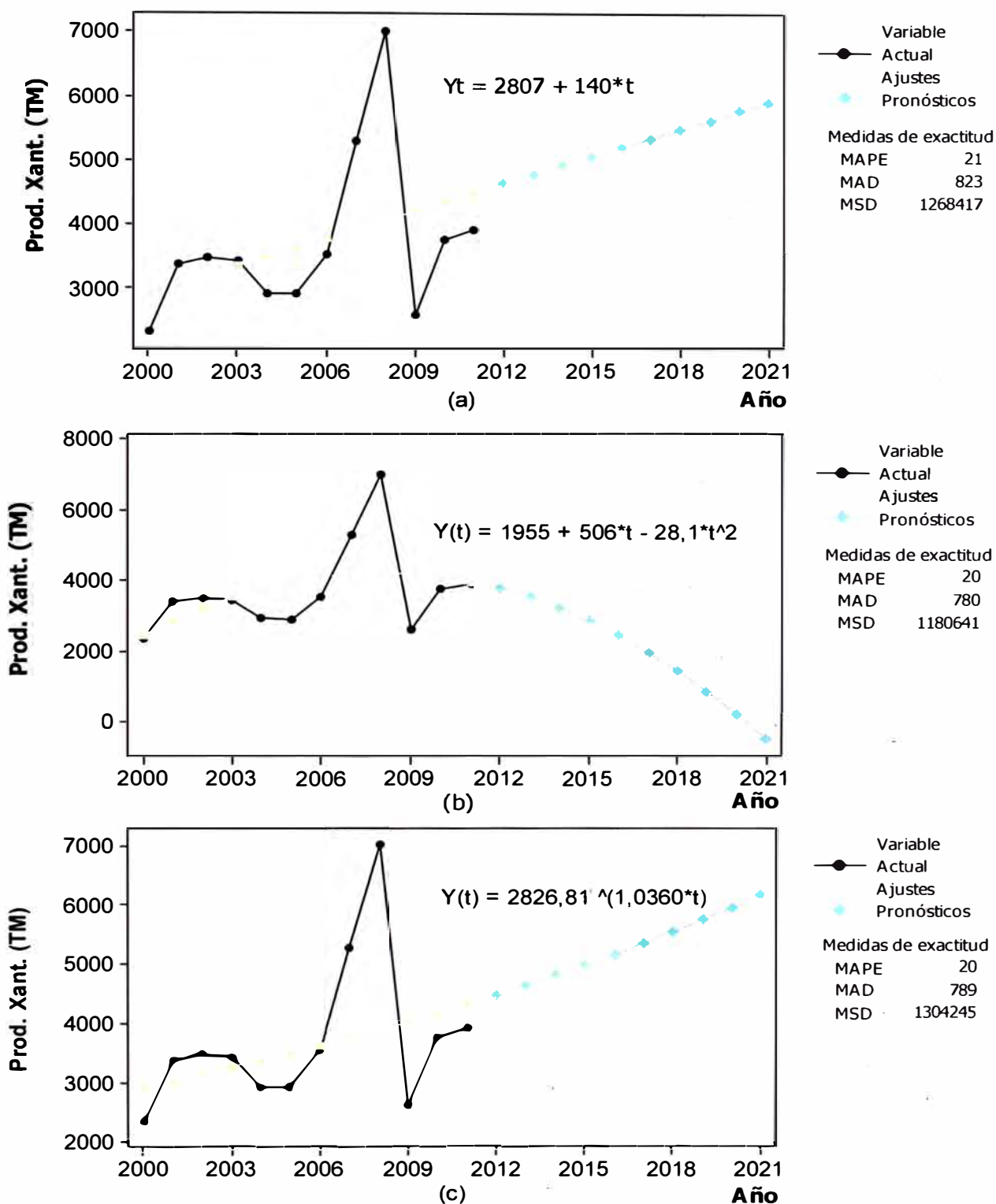


Figura 10. Análisis de tendencia de la producción de xantato. Pronóstico de la tendencia en base a modelos matemáticos: a) Modelo lineal, b) Modelo cuadrático c) Modelo de crecimiento exponencial.

la baja de precio de los metales, viéndose algunas empresas mineras a paralizar sus operaciones y proyectos de inversión. Estos datos no son ajustados apropiadamente por la ecuación.

Para la selección del modelo que mejor se ajusta al comportamiento real de la producción de xantato, se ha desestimado el modelo cuadrático por las razones mencionadas en el párrafo anterior. Del modelo lineal y exponencial, seleccionaremos, al igual que en ítem a), aquel modelo que presente menores valores de los parámetros de exactitud del programa estadístico usado. De esta manera se concluye que el modelo exponencial es el que mejor se ajusta y da una idea más aproximada de producción de xantato para el mercado previsto (10 años).

c) Proyección de la demanda

En los ítems anteriores se analizó las proyecciones de las variables que afectan la demanda del bisulfuro de carbono para el período 2012-2021, a partir de un análisis de regresión⁵. A continuación determinaremos el modelo econométrico para la demanda de bisulfuro de carbono.

La formulación de los modelos econométricos se basó, en general, en una especificación del tipo lineal en logaritmo natural, como se expresa a continuación:

$$Y_{(t)} = C + \alpha \text{Ln}X_{1(t)} + \beta \text{Ln}X_{2t} + u_t \quad (1)$$

Donde:

Y_t : variable a explicar.

X_{1t} , X_{2t} : variables explicativas o independientes (precio de CS_2 , producción de xantato).

u_t : error aleatorio.

C : coeficiente

α y β : coeficiente de elasticidades de Y_t con respecto a las X_t

⁵ El análisis de regresión trata del estudio de la dependencia de las variables dependientes, respecto a una o más variables (las variables explicativas), con el objetivo de estimar y/o predecir la media o valor promedio poblacional de la primera en términos de los valores conocidos o fijos de las últimas. (Gujarati, 2004, p.18).

Sobre la base de información histórica disponible, se obtuvieron los siguientes modelos econométricos y sus respectivos parámetros estadísticos:

Modelo 1:

Demanda de $CS_2 = 2364 - 430 \cdot LN(\text{precio } CS_2) + 0,527 (\text{prod. xantato})$

$R^2 = 89,4\%$, $R^2(\text{ajustado}) = 87\%$, Estadístico de Durbin-Watson⁶ = 1,36

Modelo 2:

Demanda de $CS_2 = -16057 - 457 \cdot LN(\text{precio } CS_2) + 2509 \cdot LN(\text{prod. xantato})$

$R^2 = 88,1\%$, $R^2(\text{ajustado}) = 85,4 \%$, Estadístico de Durbin-Watson = 1,89

Como era de esperar, se encontró una relación positiva entre el precio del bisulfuro (US\$/TM) y la producción de xantato (TM/Año).

En la **Figura 11** se muestra el comportamiento de la demanda real de bisulfuro de carbono y de los modelos propuestos, de donde se concluye que el modelo 1 es el que mejor se ajusta al comportamiento real de la demanda. Asimismo, el ajuste del modelo 1 se refleja en los valores de los parámetros estadístico R^2 (87%)⁷ y Durbin-Watson (1,36).

Tomando como referencia el modelo 1, se observa una tendencia creciente de la demanda de bisulfuro de carbono para los próximos 10 años, aproximadamente a una tasa de crecimiento promedio 4,1% anual.

⁶ La prueba de Durbin-Watson permite detectar la presencia de autocorrelación de primer orden entre los residuos del modelo lineal de regresión múltiple. La significación del coeficiente de autocorrelación puede estudiarse a partir del índice de Durbin Watson (d), cuyos valores están comprendidos entre 0 (autocorrelación positiva perfecta) y 4 (autocorrelación negativa perfecta).

⁷ En el estadístico R^2 , cuanto más próximo a 1, mejor se ajusta el modelo a los datos reales.

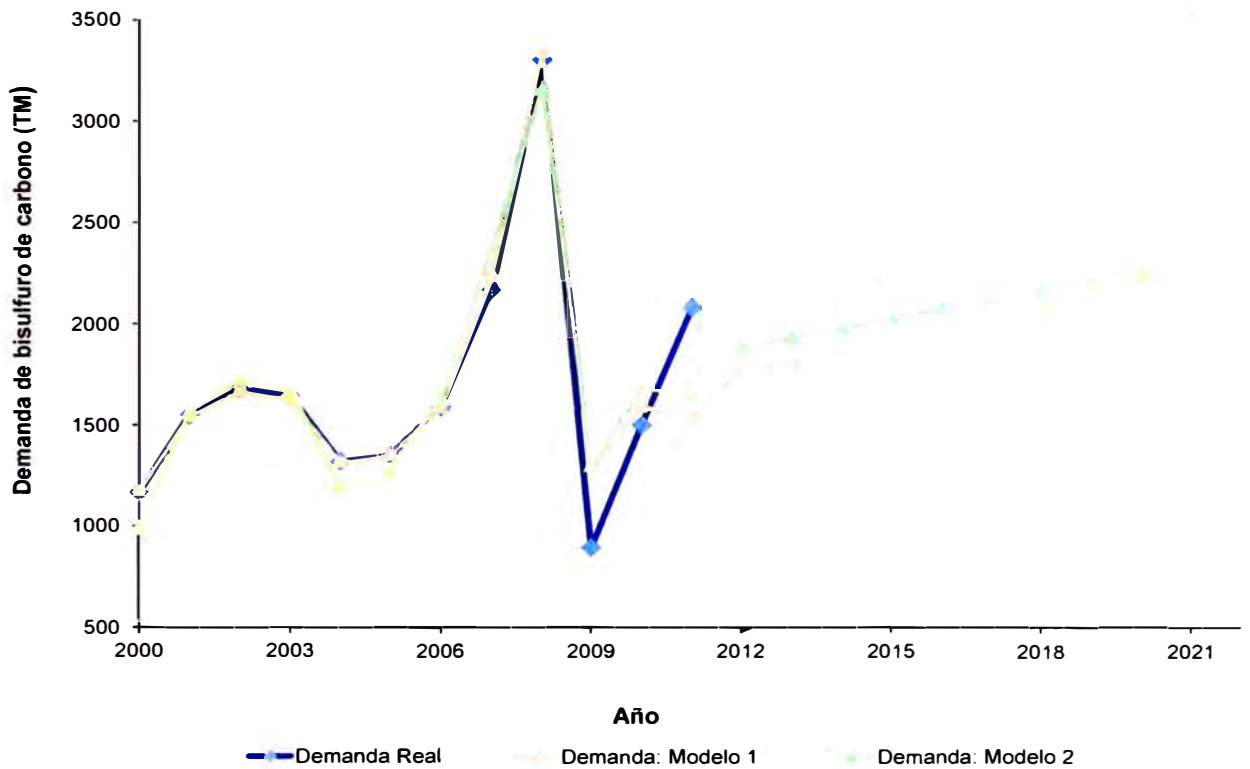


Figura 11. Comportamiento de la demanda real de bisulfuro de carbono versus la demanda de según modelo 1 y modelo 2.

En la **Tabla 13** se presenta los resultados de las proyecciones del precio de bisulfuro de carbono, producción de xantato y finalmente la demanda de bisulfuro de carbono para el periodo 2012-2021. Considerando que el periodo de instalación de la planta hasta su puesta en operación sea aproximadamente 2 años, nuestro mercado objetivo será el año 2014, es así que podemos concluir que para nuestro mercado objetivo, la demanda de bisulfuro de carbono será aproximadamente de 2 MTM.

Tabla 13. Proyección del precio de CS₂, producción de xantato y demanda del CS₂ para el período 2012-2021

	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Precio de CS ₂ (US\$/TM)	964	1059	1162	1272	1389	1514	1647	1787	1935	2090
Crec. %	21,61%	9,8%	9,7%	9,5%	9,2%	9,0%	8,8%	8,5%	8,3%	8,0%
Producción de xantato (TM)	4476	4637	4804	4976	5155	5341	5533	5732	5938	6152
Crec. %	14,0%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%
Demanda de CS ₂ (TM)	1768	1812	1861	1913	1969	2030	2095	2165	2239	2319
Crec. %	13,2%	2,5%	2,7%	2,8%	2,9%	3,1%	3,2%	3,3%	3,4%	3,5%

2.2 Análisis de la oferta de bisulfuro de carbono

2.2.1 Oferta mundial

La capacidad mundial de bisulfuro de carbono alcanzó alrededor de 1128,4 miles de toneladas métricas en el 2007. Las principales regiones que concentran la capacidad total son Asia (52%), Europa Occidental (18%) y América del Norte (12%), tal como se observa en la **Tabla 14**.

Actualmente, Asia incluyendo Japón representan aproximadamente el 72% de la producción mundial de bisulfuro de carbono (ISH Chemical, 2011). Los países dominantes del Asia son China, Indonesia, India, Taiwán y Tailandia.

Tabla 14. Capacidad mundial instalada de bisulfuro de carbono-2007
(Miles de toneladas métricas)

	Capacidad		Tasa de	Producción
	anual	(%)	operación (%)	
América del Norte	134,5	12	34,2	46
América Central y del Sur	35	3	68,6	24
Europa Occidental	200	18	52,5	105
Europa Central y Oriental	110	10	77,3	85
Japón	60	5	46,7	28
Otros países de Asia	581,9	52	85,2	495,7
Restos del mundo	<u>7,0</u>	<u>1</u>	<u>92,9</u>	<u>6,5</u>
Total	1128,4	100	70,0	790,2

Fuente: Blagoev & Funada, 2008, p. 6.

En la **Tabla 15** se presenta las empresas productoras de bisulfuro de carbono en el 2007, observándose que en América del Norte, la principal empresa que lidera la producción de bisulfuro de carbono es Akzo Nobel Funtional Chemicals LLC, ubicado en Estados Unidos, con más de 100 años de experiencia desarrollando tecnologías de producción más avanzados. Akzo Nobel Funtional Chemicals LLC tiene una capacidad de 113 mil TM/año. Asimismo, en el continente Asiático, se encuentra la empresa Shanghai Baijin Chemical Group Co.,Ltd, que durante más de 10 años se ha centrado en la actividad principal de producción de bisulfuro de carbono en China posicionándose como el principal productor en ese país con una capacidad estimada de 150 mil TM/año, instalando alrededor de siete plantas de producción en dicho país. El segundo mayor productor de bisulfuro de carbono en China es el Grupo Ruixing Liaoning, con una capacidad estimada de 120 mil TM/año.

Tabla 15. Empresas productoras de bisulfuro de carbono en el mercado mundial-2007

Empresas productoras	Localización	Capacidad (MTM/Año)
Akzo Nobel Funtional Chemicals LLC.	Estados Unidos /Axis, Alabama	113
Arkema	Estados Unidos / Houston, Texas	18
Marsulex	Canada / Fort Saskatchewan, Alberta	3,5
Adisseo France S.A.S.	Francia /Les Roches-Roussillon	90
Carbosulf Chemische Werke GmbH	Alemania / Köln	70
FMC Foret, S.A.	Barcelona-España	40
Kopalnie i Zakłady Chemiczne	Polonia / Siarki "Siarkopol" w Grzybowie	50
JSC Volzhsky Himkompleks	Rusia / Volzhsky	60
Nippon Ryutan Kogyo, Ltd.	Japón / Oita, Oita Prefecture	60
Shanghai Baijin Chemical Group Co., Ltd.	China / Zhangyang Road, Pudong, Shanghai	>150
Liaoning Ruixing Group	China / Liaoyang, Liaoning	120
Thai Rayon Public Company Ltd.	Tailandia / Ang Thong, Ayutthaya	20
Formosa Chemicals & Fiber Corp.	Taiwan / Changhwa City, Changhua Hsien	18,5
Indo Raya Kimia PT	Indonesia / Cikampek, West Java	40
Cikampek, West Java	Indonesia / Purwakarta, West Java	29
Indo Bharat Rayon PT	Indonesia / Purwakarta, West Java	25,4
Aditya Birla Group	India / Veraval, Gujarat	57

Fuente: Blagoev & Funada, 2008.

2.2.2 Oferta latinoamericana

Los principales productores de bisulfuro de carbono se encuentran en la región sur, siendo Argentina, Brasil y Colombia los países que lideraron la producción en el 2007, tal como se observa en la **Tabla 16**. La tecnología de producción que se emplea está basada en gas natural o carbón vegetal y azufre.

Cabe mencionar el caso de la empresa Elekeiroz S.A de Brasil, que a finales del 2007 dejó de producir bisulfuro de carbono. Asimismo, la empresa ICI Argentina, desde el 2008 paso a manos de Akzo Nobel para llamarse finalmente "Akzo Nóbél Productos Químicos Funcionales S.A.

Actualmente, Argentina con una capacidad de 17 MTM/año y Colombia con 12 MTM/año son los únicos países que producen bisulfuro de carbono. La producción de Argentina es netamente para la exportación, siendo su principal destino Brasil. Colombia produce para abastecer su mercado interno y menos del 5% de la producción es para exportación.

Tabla 16. Empresas productoras de bisulfuro de carbono en el mercado regional-2007

Compañía / Localización de la Planta	Capacidad -2007 (MTM/año)	Tecnología
<u>Argentina</u>		
ICI Argentina/ San Lorenzo, Santa fe	16	Proceso basada en el uso de gas natural y azufre.
<u>Brasil</u>		
Elekeiroz S.A./ Várzea Paulista, Sao Paulo	10	Proceso basada en el uso de carbón vegetal y azufre.
<u>Colombia</u>		
Quintal S.A./ Barranquilla	9	Proceso basada en el uso de carbón vegetal y azufre
Total	35	

Fuente: Blagoev & Funada, 2008.

En la **Tabla 17** y en la **Figura 12** se resume el comportamiento de las exportaciones de bisulfuro de carbono a los principales países de Latinoamérica por parte de la empresa ICI Argentina en el periodo 2005-2011. Estos datos históricos nos muestran que el consumo de Brasil representa, en promedio, más del 70% de la producción de bisulfuro de carbono en Argentina. La tendencia del consumo por parte de Brasil es creciente puesto que se ve favorecida por el desarrollo de la industria del rayón viscosa.

Tabla 17. Cantidades exportadas de bisulfuro de carbono de la empresa ICI Argentina (TM/Año)

	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011
Brasil	10 034	10 714	11 251	7189	15 367	14 095	14 358
Chile	2663	801	616	1118	334	0	0
Perú	<u>648</u>	<u>696</u>	<u>148</u>	<u>1212</u>	<u>0</u>	<u>57</u>	<u>1041</u>
Total	13 345	12 211	12 015	9519	15 700	14 152	15 399

Fuente: DATASUR

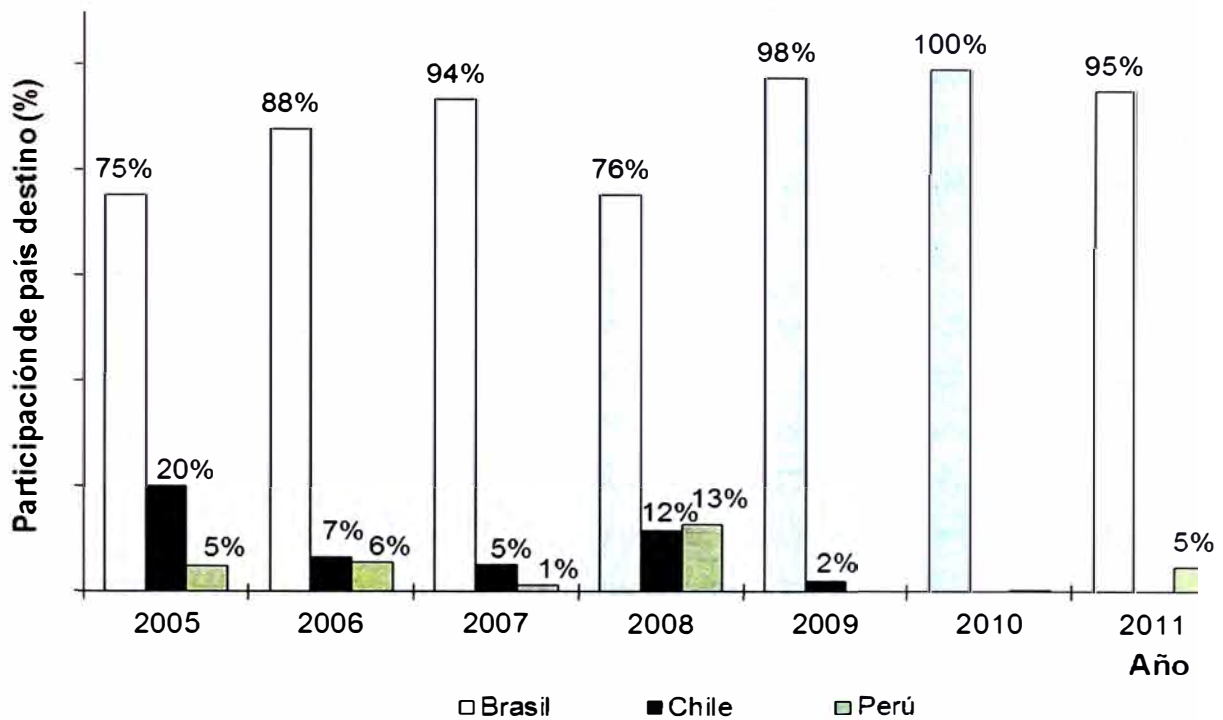


Figura 12. Exportación de bisulfuro de carbono a los principales países de Latinoamérica por parte de la empresa ICI Argentina, 2005-2011.
Fuente: DATASUR

2.2.3 Oferta nacional

Actualmente, en el Perú no existe producción de bisulfuro de carbono. Como referencia mencionamos el caso de la empresa Reactivos Nacionales S.A. que en 1977 instaló una planta de producción 1200 TM/Año de bisulfuro de carbono usando el proceso de carbón vegetal y azufre. Esta producción estaba orientada al uso como materia prima para la producción de xantatos. En setiembre de 1992 se suspendió la producción en la planta por las dificultades del abastecimiento de carbón vegetal y por la polución de gases residuales que se generaba en el proceso. A partir de esa fecha la empresa Reactivos Nacionales S.A. viene utilizando en su proceso de producción de xantatos, bisulfuro de carbono importado.

2.3 Proyección de la capacidad de producción de bisulfuro de carbono

Como no existe oferta de bisulfuro de carbono en la industria peruana, entonces, el estimado de la capacidad de producción estará en función de la demanda proyectada y de la demanda latinoamericana puesto que existe un nicho de mercado viable. A continuación analizamos estos dos aspectos.

De la proyección pronosticada, la demanda de bisulfuro de carbono para el mercado objetivo sería aproximadamente de 2 MTM, con una cobertura de 100% del mercado nacional. Adicionalmente, si tomamos como referencia la capacidad instalada de la planta de la empresa RENASA (10 MTM de xantato al año), esto equivale a un consumo de bisulfuro de carbono de aproximadamente 5 MTM al año, información que consideraremos para la capacidad final de la planta.

En el capítulo 2, se mencionó que la demanda latinoamericana para el año 2007 fue alrededor de 24 MTM de bisulfuro de carbono y según las publicaciones de IHS Chemical⁸ del 2011, la proyección de crecimiento promedio para el periodo 2010-2015 sería de 2% anual, por lo tanto la demanda proyectada para el año 2014 será aproximadamente 27 MTM. Satisfaciendo un 40% del mercado latinoamericano se cubriría más de 10 MTM. Cabe mencionar que Brasil es el mercado que viene impulsando la demanda de bisulfuro de carbono, su consumo representa el 70% de la demanda total en Latinoamérica por consiguiente, Brasil representa un mercado existente y potencial donde estaría orientado la producción de bisulfuro de carbono.

En la **Tabla 18** se resumen el estimado del mercado del bisulfuro de carbono, el cual representa la demanda insatisfecha.

⁸ IHS Chemical, ofrece perspectivas a largo plazo en los mercados mundiales de productos químicos industriales.

Tabla 18. Estimado del mercado en función de la demanda proyectada

	Demanda al año 2014	Cobertura del mercado	
Mercado nacional	1 861 TM	(al 100%)	1 861 TM
Mercado internacional (Latinoamérica)	27 568 TM	(al 40%)	<u>11 027 TM</u>
Mercado total estimado			12 888 TM

En conclusión, el análisis del mercado nos indica que existe una demanda insatisfecha de aproximadamente 13 000 toneladas métricas de bisulfuro de carbono, lo cual justifica la instalación de una planta de producción con una capacidad de 15 000 toneladas métricas al año, tal como se plantea en el presente estudio.

CAPÍTULO III

ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS

3.1 Gas natural

3.1.1 Reservas de gas natural

Desde el 2004, cuando entró en operación el proyecto Camisea, el país contaba con aproximadamente 11 TPC (trillones de pies cúbicos) de reservas probadas de gas natural. Esta información ha ido variando, es así que el Ministerio de Energía y Minas (MEM) ha encargado la certificación de las reservas de los lotes 56 y 88, a la consultora norteamericana Netherland, Sewell and Associates, Inc. (NSAI). Los resultados, de la misma, fueron presentados mediante un informe publicado el 17 de mayo del 2010, dando a conocer las actuales reservas.

En la **Tabla 19**, se presenta los resultados de las reservas estimadas del gas natural⁹, de donde se concluye que se contaría con aproximadamente 16 TPC (trillones de pies cúbicos), como mejor estimado para los lotes 56 y 88.

Del mismo modo, el MEM informó que el consorcio Camisea¹⁰ viene ejecutando programas de desarrollo y exploración para aumentar las reservas de gas del lote 56.

A la fecha, está pendiente conocer los resultados de los programas exploratorios del lote 57, propiedad de Repsol y de Petrobras, en el lote 58. De esta manera, ante la seguridad de las reservas de gas, el reto es cómo generar proyectos.

⁹ En las reservas estimadas no se está considerando los recursos contingentes y prospectivos de los lotes 56 y 88.

¹⁰ El consorcio Camisea está encabezado por el argentina Pluspetrol con una participación del 26%, mientras que Hunt Oil tiene un 36%. Los otros miembros del consorcio son la compañía argentina Tecpetrol (10%), la argelina Sonatrach (10%) y la surcoreana SK Corporation (18%).

Tabla 19. Reservas estimadas del gas natural de Camisea

CATEGORÍA	RESERVAS TOTALES (100 por ciento)- Lote 56			RESERVAS TOTALES (100 por ciento)- Lote 88			RESERVAS TOTALES (100 por ciento)- Lote 56 Y 88		
	Gas Seco (BPC)	NGL (MMBBL)	Condensado (MMBBL)	Gas Seco (TPC)	NGL (MMBBL)	Condensado (MMBBL)	Gas Seco (BPC)	NGL (MMBBL)	Condensado (MMBBL)
	Probadas desarrolladas en Producción	1 140,0	49,1	39,2	3 798,4	114,7	104,5	4 938,4	163,8
Probadas desarrolladas no en Producción	918,8	46,0	17,9	3 363,6	88,6	68,8	4 282,4	134,6	86,7
Probadas no desarrolladas	389,7	11,0	9,3	1 566,4	36,7	25,8	1 956,1	47,7	35,1
Total Probadas (1P, o Estimación Baja)	<u>2 448,5</u>	106,1	66,4	<u>8 728,4</u>	240,1	199,1	<u>11 176,9</u>	346,2	265,5
Probables	1 219,8	57,5	34,5	3 532,6	117,3	97,0	4 752,4	174,8	131,5
Probadas + probables (2P, o Mejor Estimación)	<u>3 668,3</u>	163,6	100,9	<u>12 261,0</u>	357,4	296,1	<u>15 929,3</u>	521,0	397,0
Posible	320,8	15,3	9,0	2 349,6	74,9	68,1	2 670,4	90,2	77,1
Probadas + probables + Posibles (3P, o Estimación Alta)	<u>3 989,1</u>	178,9	109,9	<u>14 610,6</u>	432,3	364,2	<u>18 599,7</u>	611,2	474,1

Fuente: Ministerio de Energía y Minas (MEM), 2010

3.1.2 Requerimiento del insumo

Para la estimación del requerimiento realizaremos el balance de materiales considerando una tasa de operación de 100%. En la **Tabla 20** se muestra el requerimiento de gas natural en las dos etapas que demandan su consumo, donde se observa que el mayor requerimiento en volumen es como fuente de energía (combustible) para la producción de calor en la etapa de reacción.

Tabla 20. Requerimiento de gas natural (MMSm³/año)

	Planta CS ₂	Planta recuperación de azufre	Total
Materia prima	5,397	—	5,397
Fuente de energía (combustible)	10,879	1,63	12,509
Requerimiento total			17,906

En la **Tabla 21** se muestra una comparación del requerimiento de gas natural frente a las reservas probadas, observándose que se garantiza la disponibilidad de este recurso ya que el consumo de gas natural representa menos del 1% de la reserva disponible.

Tabla 21. Comparación del requerimiento de gas natural frente a las reservas probadas

	Alimentación (MMSCF/año)	Requerimiento para 10 años (TPC)	Reservas probadas (TPC)	% de uso
Gas natural	632,3	0,00632	15,9	0,039

3.1.3 Precio del gas natural

Los precios y tarifas del gas natural se fijan o están reguladas de acuerdo con lo establecido en el marco normativo y regulatorio de la industria peruana del gas

natural, conformado e integrado por un conjunto de leyes, reglamentos y resoluciones de cumplimiento obligatorio por parte de todos los agentes que intervienen en el desarrollo y desenvolvimiento de esta industria.

De acuerdo con el marco regulatorio, el precio final del gas natural en Lima y Callao, está compuesto por los siguientes conceptos:

- Precio del gas natural en “boca de pozo” (Camisea).
- Tarifa de la red principal, compuesta por la tarifa de transporte (Camisea-Lurín) y distribución a alta presión (Lurín-Ventanilla).
- Tarifa de distribución en media y baja presión (distribución a los diferentes segmentos del mercado).

En la **Figura 13** se muestra el esquema del precio final del gas natural en Lima y Callao.

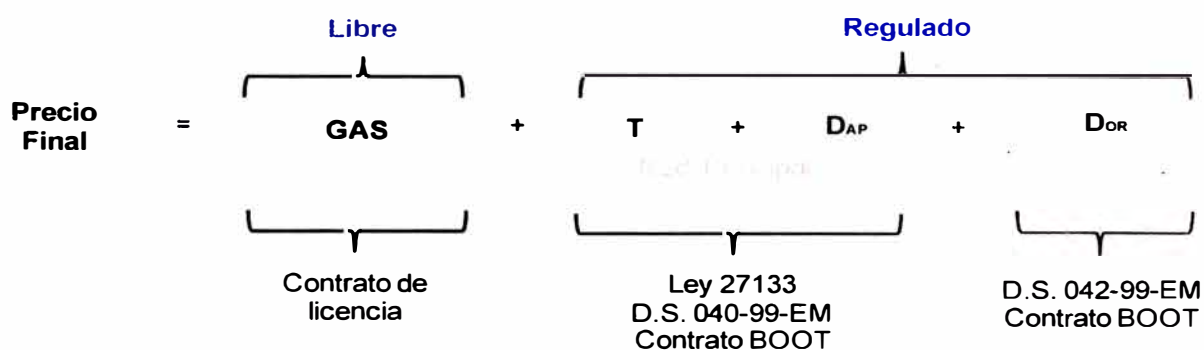


Figura 13. Esquema del precio final del gas natural

El precio del gas natural en “boca de pozo”, pactado en los respectivos contratos incluye fórmulas de actualización para que dicho precio conserve su valor en el tiempo. Las tarifas de transporte y distribución de gas natural por ductos en alta presión de Camisea (Red Principal) se fijan cada 2 años, mientras que las tarifas de distribución correspondiente a las Otras Redes se fijan cada 4 años.

De acuerdo con la resolución de tarifas vigentes, se estableció cinco categorías de tarifas por rango volumétrico, tal como se muestra en la **Tabla 22**. El gas

natural vehicular (GNV) fue definido como una categoría especial que, a manera de promoción, contaría con el precio más bajo de todas las otras categorías (D).

Tabla 22. Categorías tarifarias

Categoría tarifaria	Tipo de consumidor	Rango de consumo Sm³/mes
A	Residencial	Hasta 300
B	Comercial	De 301 a 17 500
C	Industrial	De 17 501 a 300 000
D	Gran industria	Más de 300 000
GNV	Especial	Entre C y D

Fuente: Empresa CALIDDA.

En la **Tabla 23** se resume el cuadro tarifario final del gas natural en Lima y Callao.

Tabla 23. Tarifa del gas natural en Lima y Callao por tipo de consumidor (US\$/MMBTU)

Item	Precios y tarifas	A	B	C	D
1	Precio del gas (boca de pozo)	1,8	1,8	1,8	1,8
2	Red de transporte	1,13	1,13	1,13	1,1
3	Red de distribución	0,17	0,17	0,17	0,2
4	Otras redes	3,98	1,75	0,63	0,4
	Precio usuario	7,1	4,9	3,7	3,5

Fuente: Empresa CALIDDA, 2010.

El precio que se estima para el presente estudio corresponde al precio de los tres primeros ítems considerados en la Tabla 23 y considerando la categoría D para el tipo de industria a desarrollar, el precio final del gas natural asciende a US\$ 3,1/MMBTU (US\$ 0,1123)/Sm³).

En lo que respecta a los precios internacionales del gas natural, la **Figura 14** muestra la evolución de los precios en el período 2009 al 2011 (setiembre),

según los marcadores internacionales, donde se observa que los precios del gas natural, generalmente, son más altos en los mercados de consumo (Asian JKM, Belgian Zeebrugge, UK NBP) que en las zonas productoras (Algonquin city gate y Henry Hub). Estos precios internacionales nos permiten determinar el precio de oportunidad de importar gas natural, es así que, tomando como referencia el precio de gas natural Henry Hub¹¹ US\$3,90/MMBTU-setiembre 2011, el precio final puesto en Callao sería US\$4,99/MMBTU¹², que representa 60% más que el precio del gas natural de Camisea.

¹¹ El Henry Hub es el marcador del precio del gas natural en Estados Unidos y el principal gas de referencia internacional.

¹² El precio final se calculó considerando los siguientes costos: de licuefacción, transporte en buques metaneros y regasificación (estimados indicados por el MEM y OSINERMIN).

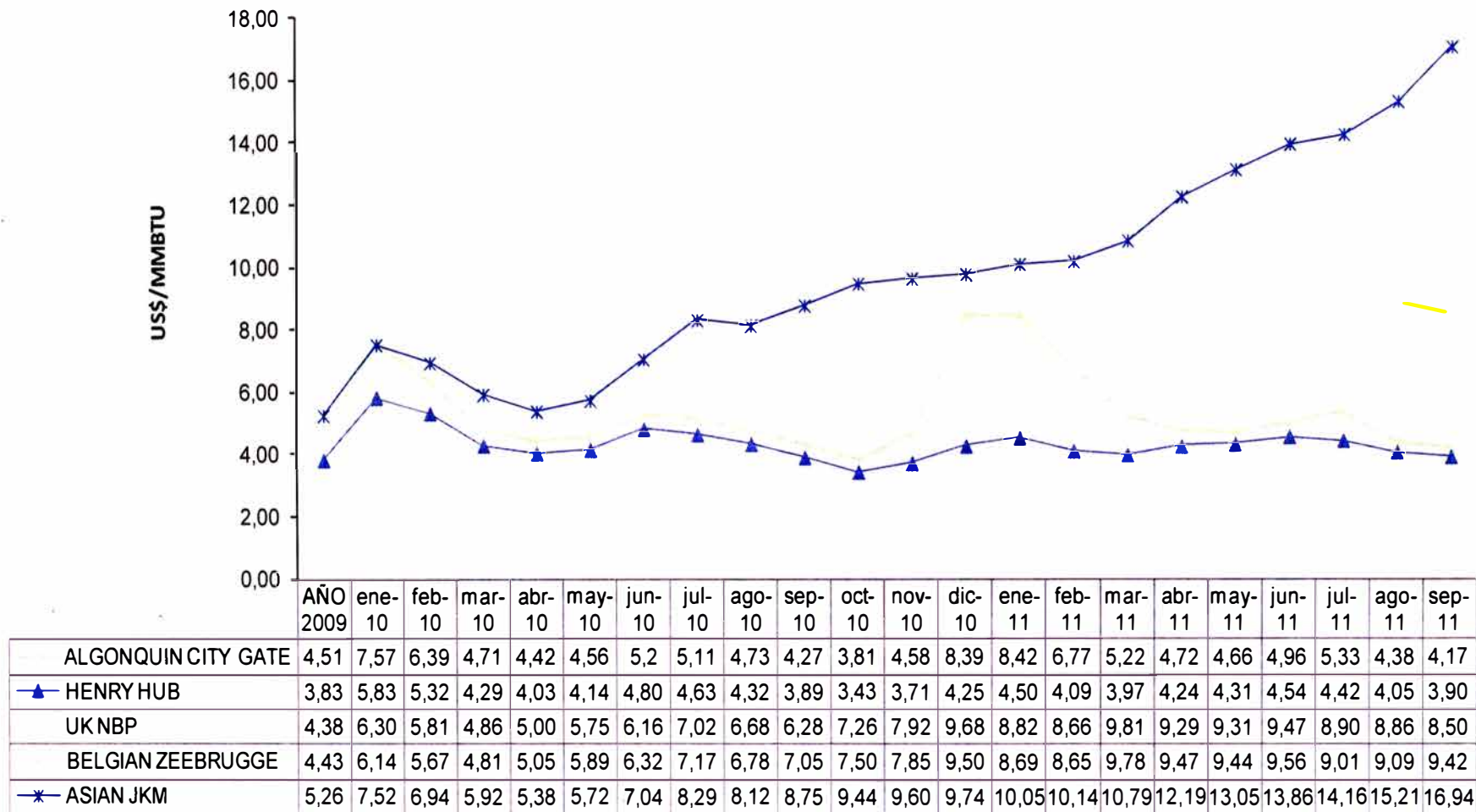


Figura 14. Evolución del precio del gas natural en el mercado internacional.
Fuente: Informe de actividades Perúpetro (Setiembre -2011)

Para el presente estudio también es importante conocer el comportamiento del precio del gas natural en el periodo de duración de proyecto (10 años). En la **Figura 15** se muestra la proyección del precio de gas natural en el mercado internacional (según el marcador de Henry Hub), donde se comparan las proyecciones realizadas en el año 2009, 2010 y 2011, siendo el escenario del año 2011 el que reporta menor precio para el gas natural, Esto debido a la oferta de gas que hay en el mundo y no hay indicios actuales que el precio se vaya incrementar en forma sustancial. Según las proyecciones del escenario del año 2011, el precio para el año 2025 será aproximadamente US\$ 6,01/MMBTU que representa más del 50 % del precio actual (US\$3,90/MMBTU). Así mismo, estos precios nos permitirán evaluar un análisis de sensibilidad a fin de evaluar las posibles fluctuaciones del precio.

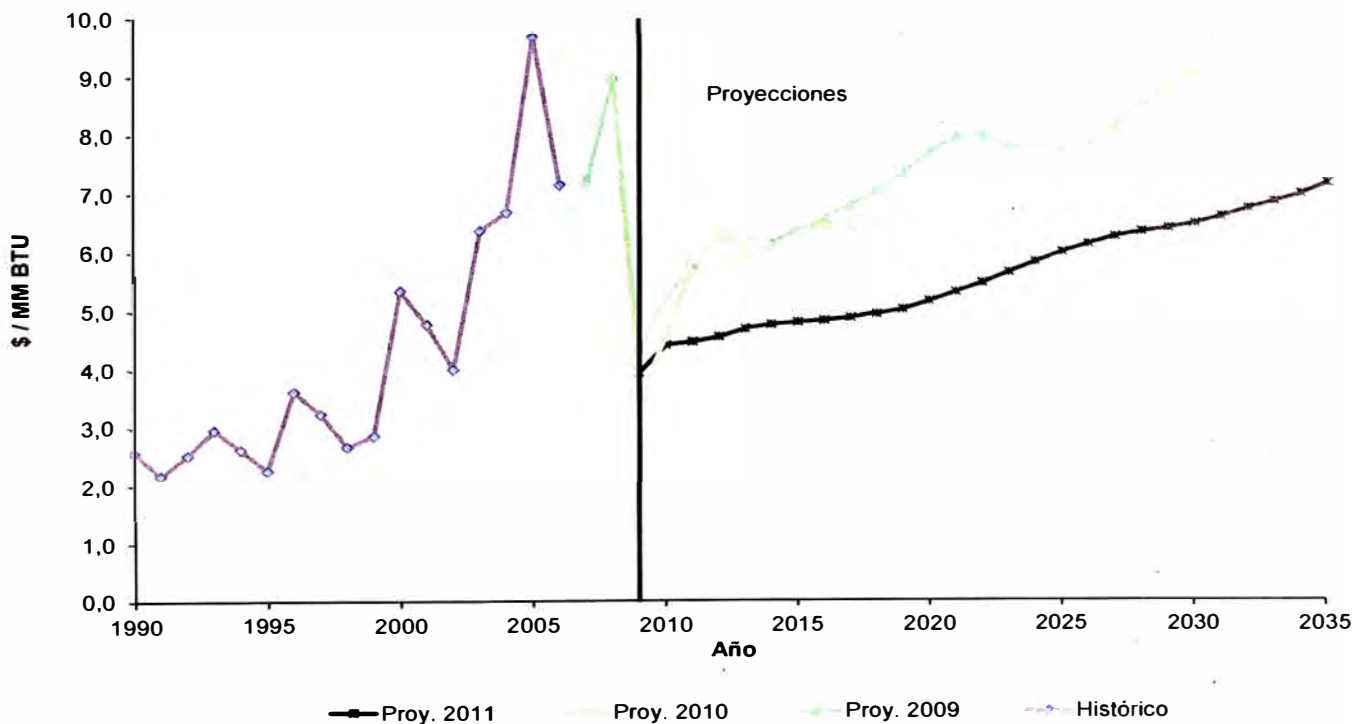


Figura 15. Proyección de los precios de gas natural en el mercado internacional.

Fuente: (Newell, 2010).

3.2 Azufre

3.2.1 Disponibilidad de azufre

El azufre [CAS N° 7704-34-9], es uno de los elementos más abundantes sobre la Tierra, se obtiene en forma elemental, mediante el sistema Frasch (disolución in situ por medio de sondeos) o por minería a cielo abierto. También se obtiene como un subproducto de las operaciones, tales como desulfuración de hidrocarburos líquidos y gaseosos, desulfuración de los gases de la metalurgia de minerales sulfurados o por tostación de piritas, en forma de ácido sulfúrico y dióxido líquido.

Las regulaciones ambientales exige la reducción del contenido de azufre de los combustibles, constituyendo este azufre, posteriormente refinado, un porcentaje importante del total producido en el mundo. Los datos históricos de la producción mundial de azufre en todas las formas presenta un comportamiento creciente, tal como se observa en la **Figura 16**. La producción y el consumo de azufre en el mundo continuará creciendo como resultado de la demanda de ácido sulfúrico para la producción de fertilizantes y productos químicos.

En el Perú el total de azufre que se consume, se obtiene a través de importaciones, donde el producto en mención se encuentra identificado con la subpartida nacional n° 2503000000, siendo Estados Unidos, el principal país, que abastece de este insumo.

La industria peruana cuenta con las refinerías de Cajamarquilla y Southern Copper Corporation, ambos recuperan el azufre de las fundiciones de metales, este azufre se convierten en ácido sulfúrico y en esa presentación lo comercializan. Por otro lado, la obtención de azufre, a nivel interno, se verá favorecido ya que las refinerías de petróleo, en cumplimiento a la legislación ambiental (D.S. N° 025-2005-EM) deberán comercializar el diesel con menos de 50 ppm de contenido de azufre, esto los obligará a instalar plantas de hidrodesulfurización, en dichas plantas se extraerá azufre de los hidrocarburos líquidos.

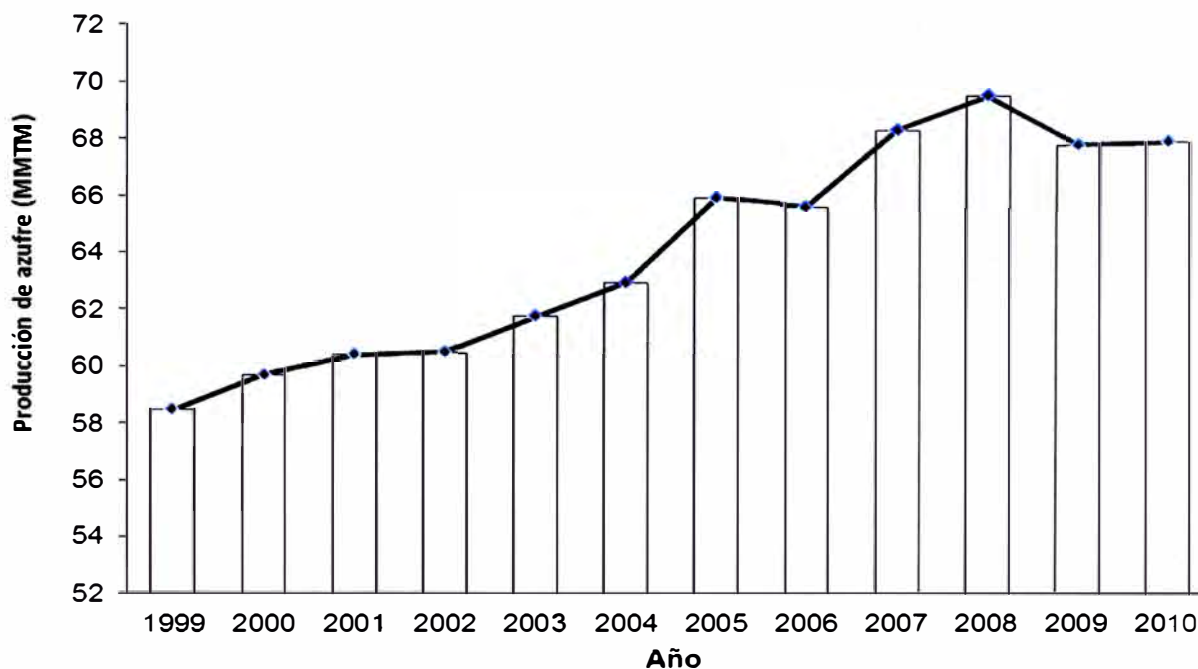


Figura 16. Producción mundial de azufre de todas las formas (Frasch, recuperación de azufre elemental, azufre nativo, otras formas), en el periodo 1999-2010, expresados en millones de toneladas al año.

Fuente: U.S. Department of the Interior, U.S. Geological Survey-Mineral Commodity Summaries.

Para el presente estudio consideraremos la obtención de azufre a través de las importaciones sin considerar, que en un futuro cercano (2015-2016), la posibilidad de contar con azufre elemental a nivel interno a partir de las plantas de desulfurización de las refinerías.

3.2.2 Requerimiento del insumo

Del balance de materiales, el requerimiento de azufre elemental es 90,72 TM/Día (30 845 TM/Año). Con la instalación de la planta de recuperación de azufre (Unidad Claus) se ahorrará aproximadamente un 38,8% (11 976 TM/año) del requerimiento total de esta materia prima, razón por la cual justifica su instalación.

3.2.3 Precio del azufre

En el mercado mundial, el precio del azufre ha experimentado fluctuaciones precedentes, en la **Tabla 24** se muestra los datos históricos del precio de importación del azufre en el período 2000 al 2011, donde se observa que el 2008 el precio del azufre alcanzó niveles récord (US\$ 352,92/TM), seguido de un descenso récord en el 2009 (US\$73,98/TM). El déficit de la oferta, junto con la creciente demanda del sector industrial y fertilizantes contribuyó al alza de los precios del 2008. El efecto de la fuerte caída de la economía mundial registrada en el 2008, produjo una reducción de la demanda de azufre, causando así, la caída de los precios en el 2009.

Actualmente, el mercado de azufre se ha alejado de una situación de déficit a una situación de superávit, tal como se menciona en el ítem 3.2.1.

Tabla 24. Precio de importación del azufre 2000-2011

Año	Precio FOB (US\$/TM)
2000	37,36
2001	30,86
2002	30,21
2003	63,73
2004	72,89
2005	64,28
2006	60,46
2007	85,74
2008	275,35
2009	73,98
2010	164,13
2011	212,56

Fuente: SUNAT

A continuación analizaremos el comportamiento del precio del azufre para el período de duración del proyecto (10 años). Empleando la misma metodología del capítulo 2.3 (serie de tiempos), en la **Figura 17** se muestra los resultados de las regresiones y las proyecciones para el periodo 2012 -2021. Como en los casos anteriores observamos datos que no se ajustan a las ecuaciones de los modelos planteados y los mismos generan errores o desviaciones con respecto al comportamiento real del precio del azufre. Así mismo, observamos que la tendencia de los modelos planteados es creciente durante los próximos años, puesto que se espera que el precio del azufre aumente a medida que la economía mundial mejore.

De los modelos planteados, se ha considerado aquel modelo que mejor se aproxime al comportamiento real del precio del azufre, para ello nos basamos en los valores de los parámetros del programa estadístico empleado (Minitab), los resultados de este análisis mostraron que el modelo exponencial fue el que registró el menor valor estadístico (MAPE, MAD, MSD), en comparación con el modelo lineal y cuadrático. En la **Tabla 25** se registra los valores del precio de azufre para el periodo 2012 – 2021 según el modelo exponencial.

Tabla 25. Proyección del precio de azufre para el período 2012-2021

	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Precio de azufre (US\$/TM)	228	270	319	378	447	529	626	741	877	1037

De esta manera se estimará los análisis económicos con un precio estimado de US\$319/TM de azufre (año 2014).

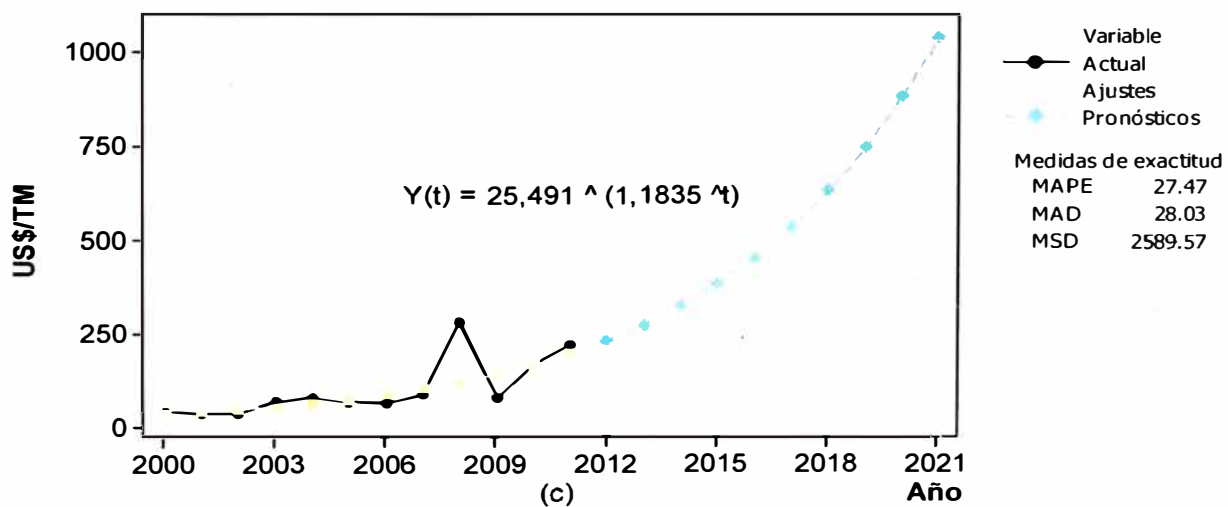
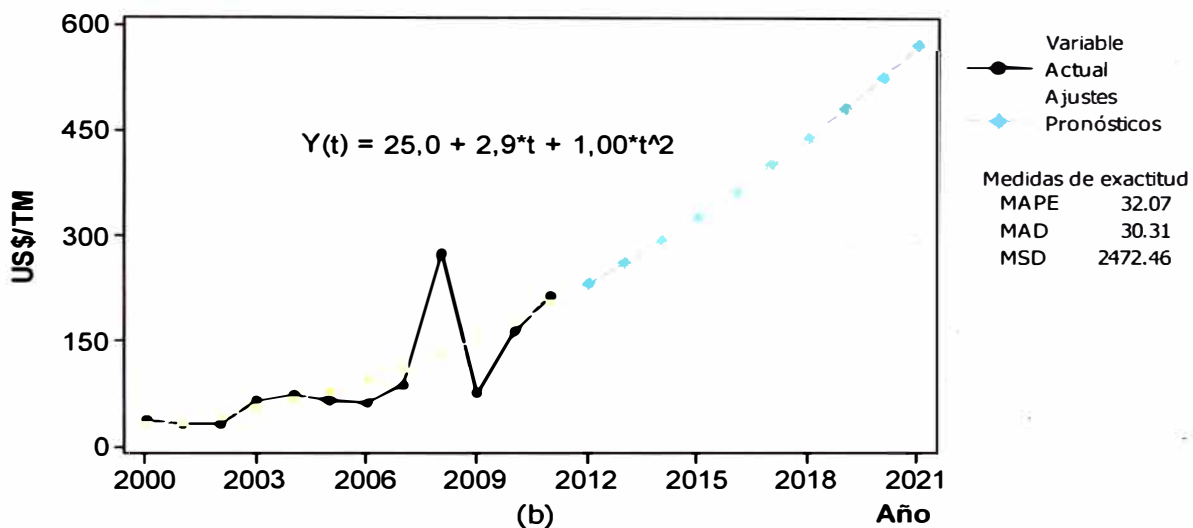
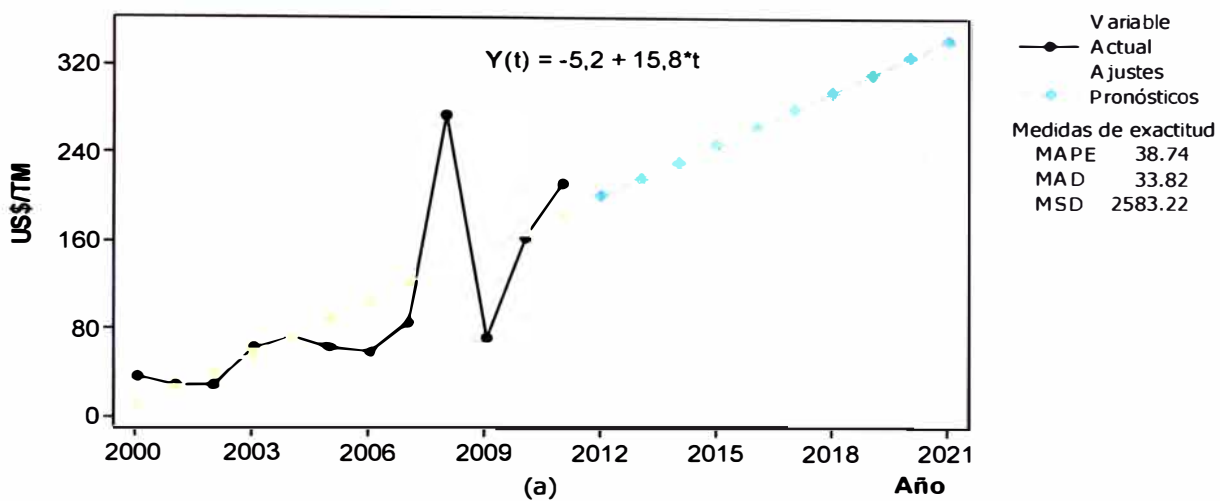


Figura 17. Análisis de tendencia del precio del azufre. Pronóstico de la tendencia en base a modelos matemáticos: a) Modelo lineal, b) Modelo cuadrático c) Modelo de crecimiento exponencial.

CAPÍTULO IV

TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BISULFURO DE CARBONO

En los primeros años de su fabricación, el bisulfuro de carbono se producía a partir de carbón y azufre, a altas temperaturas en un horno tipo retorta o en horno eléctrico. Este método era peligroso y a la vez la tecnología no era ambientalmente favorable, pero en el momento no se disponía de alternativas.

A partir de la década de 1960, mediante procesos petroquímicos, comienza la fabricación de bisulfuro de carbono a partir de gas natural (metano) y azufre. Esta tecnología logró una gran mejora sobre el proceso anterior, sin embargo, tenía que cargar con una desventaja importante: la necesidad de recuperar azufre de grandes cantidades de sulfuro de hidrógeno derivando así a la instalación de una unidad Claus.

Más nuevas propuestas siguen apareciendo para la fabricación de bisulfuro de carbono, las cuales están basadas en las diferentes alternativas de fuente de materia prima. En la **Tabla 26** se muestra algunos de los procesos dados a conocer en Estados Unidos, donde la mayoría de estas alternativas son poco atractivas debido a su bajo rendimiento, la formación de subproductos no deseados, dificultades en su procesamiento por la formación de alquitrán y polímeros o por que se recurre a procedimientos costosos e ineficientes para superar las limitaciones del proceso.

Tabla 26. Alternativas para la producción de bisulfuro de carbono

Materia prima	Nº Patente	Productos
Carbón + sulfuro de hidrógeno	1,193,210	Bisulfuro de carbono, hidrógeno.
Metano + sulfuro de hidrógeno	2,468,904	Bisulfuro de carbono, agua.
Monóxido de carbono + dióxido de azufre	7,090,818 B2	Bisulfuro de carbono, dióxido de carbono.
Monóxido de carbono + sulfuro de hidrógeno	2,767,059	Bisulfuro de carbono, sulfuro de carbonilo.

Fuente: Oficina de patentes y marcas de los Estados Unidos.

4.1 Tecnologías consideradas para el análisis técnico

Las tecnologías usadas para la presente evaluación son a partir de carbón y azufre e hidrocarburo (metano) y azufre.

4.1.1 Fabricación a partir de carbón y azufre

Este proceso básico de fabricación de bisulfuro de carbono a partir de carbón y azufre se desarrolla a altas temperaturas (750-900°C) mediante la siguiente reacción:



Aunque el carbón vegetal es el preferido, otras fuentes de carbón pueden ser usadas incluyendo carbón lignito y el coque.

La reacción entre el vapor de azufre sobrecalentado y un lecho estacionario de carbón a una temperatura de 750-900 °C toma lugar dentro de la cámara a una presión ligeramente mayor a la atmosférica. «El producto gaseoso, que está compuesto de bisulfuro de carbono, cierta cantidad de azufre, sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbonilo e inertes, pasa a través de un condensador y un absorbedor con aceite en el cual se recupera el bisulfuro de carbono crudo; el producto puro se obtiene después de un tratamiento en columnas de destilación. El gas de residuo, compuesto principalmente de sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbonilo e inertes, se incinera con una solución cáustica o se recircula a

una planta de recuperación de azufre» (Saunders, Manchiud D., & Sauerhoff, 2002: p. 4-5).

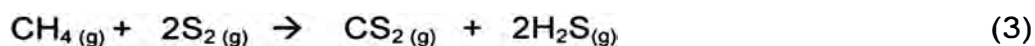
La cámara de calentamiento donde ocurre la reacción de los vapores de azufre y carbón es un horno, el cual puede ser del tipo retorta u horno eléctrico.

Actualmente, esta tecnología es desarrollada por empresas como Shanghai Baijin Chemical Group Co., Ltd. y Liaoning Ruixing Group, principales productores de bisulfuro de carbono en China quienes han desarrollado patentes de tecnología para este proceso. En Sur América tenemos a la empresa Quintal S.A. (Colombia).

En el Perú se desarrolló la fabricación de bisulfuro de carbono a través de este método, en el año 1975 por Reactivos Nacionales S.A., usando los hornos tipo retorta, tal como se muestra en el **Anexo 5**.

4.1.2 Fabricación a partir de hidrocarburo y azufre

El proceso se fundamenta en la reacción de hidrocarburos, especialmente el metano o gas natural, con vapores de azufre en un horno de reacción a temperaturas de 500 a 700°C según la siguiente reacción:



La conversión del metano se asegura en un reactor y con catalizadores adecuados, obteniéndose conversiones de 90% o más (Kirk & Othmer, 2007: p. 831). Así mismo, el uso de un exceso de azufre entre 5-50%, favorece la conversión de metano. La mezcla de los productos de reacción es enfriada y separada por procesos de absorción y destilación en varias etapas. El producto sulfuro de hidrógeno es tratado posteriormente en una unidad para la recuperación de azufre (Unidad Clauss).

4.2 Selección de la tecnología de fabricación

Para este efecto evaluaremos las dos tecnologías consideradas para la fabricación de bisulfuro de carbono, en la **Tabla 27** se presenta una matriz de evaluación tecnológica de los dos procesos.

Tabla 27. Matriz de evaluación tecnológica de los procesos

Ítem	Descripción	Tecnología	
		Carbón – azufre	Hidrocarburo - azufre
1	Materia prima selectiva	Carbón vegetal, azufre en polvo.	Gas natural (metano), azufre en polvo.
2	Cronología	Desde 1880 hasta alrededor de 1950.	Se inicia entre los años 1940 -1950.
3	Tipo de proceso	Proceso batch.	Proceso continuo.
4	Capacidad	4 - 5 MTM. de CS ₂ al año.	Desde 15 MTM. de CS ₂ al año.
3	Pretratamientos	Acondicionamiento del carbón. Fundición del azufre.	Pre calentamiento de gas natural. Fundición del azufre.
3	Condiciones de operación	Temperatura: 750 - 900 °C Presión: mayor o igual a 1 atm.	Temperatura: 450 - 700 °C Presión: mayor a 1 atm.
4	Eficiencia	Menor a 90%.	90 - 95%.
5	Mantenimiento	Mensual. Ataque de corrosión por presencia de vapores de azufre.	Anual. Depende de la severidad y de la calidad de operación.
6	Equipo principal	Horno tipo retorta.	Horno de reacción (pirolisis).
7	Tiempo de vida útil del equipo principal	Hasta 2 años.	Hasta 10 años.
8	Requerimiento de catalizadores	No requiere.	Catalizadores metálicos.
9	Impacto ambiental	Emisión de vapores de azufre y gases de combustión.	Emisión de vapores de azufre en menor proporción y gases de combustión.

En base a estos datos de tecnología de procesos (**Tabla 27**) podemos advertir que el proceso de carbón-azufre (el más antiguo de ellos) saldrá poco viable económicamente debido a la poca accesibilidad de la materia prima (carbón vegetal¹³), elevadas condiciones de trabajo (temperatura, presión). Esta condición genera un gasto adicional en equipos (inversión inicial) así como un mayor costo de operación (más gasto energético). Descartada esta opción, se analiza el proceso de hidrocarburo-azufre en base a los siguientes aspectos:

Disponibilidad de materia prima

La disponibilidad del gas natural como materia prima barata se ve favorecida por las reservas con las que contamos (16 TPC) y por la tecnología limpia que se puede emplear para los procesos industriales.

La abundancia del azufre se ve favorecida para los próximos años tanto por fuentes naturales como por recuperación de los procesos de refinación del petróleo (plantas de desulfurización).

Condiciones de operación

La reducción de la temperatura es considerable y eso favorece la mantención de los equipos ya que a elevadas temperaturas, los vapores de azufre son altamente corrosivos por consiguiente produce el deterioro de los equipos y reducción de la vida útil de los mismos.

Eficiencia

Ofrece mayor porcentaje de conversión (90% a más), haciéndole económicamente viable para una producción a nivel comercial.

Contaminación ambiental

Menor grado de contaminación, presenta emisiones de gases de combustión a la atmósfera y no residuos líquidos.

¹³ La disponibilidad de este recurso forestal para procesos industriales se ve limitado ya que la producción de carbón vegetal por métodos artesanales tiene un importante impacto ambiental, aumenta la deforestación y el efecto invernadero.

En síntesis, todos estos puntos desarrollados nos llevan a la conclusión de que el proceso Hidrocarburo-azufre es el más idóneo, desde el punto de vista técnico, para el desarrollo de una planta de fabricación de bisulfuro de carbono.

4.3 Descripción del proceso de fabricación seleccionado

En el presente ítem se describe el proceso de fabricación de bisulfuro de carbono a partir de hidrocarburo (gas natural) – azufre, tomando como base la información de la patente N° 2,568,121.

La patente en mención es la base de información para la fabricación de bisulfuro de carbono a nivel comercial, asimismo, el derecho de esta patente fueron adquiridas por las principales empresas comercializadoras a nivel mundial, tal es el caso de Food Machinery Corp. (FMC) y Akzo Nobel, quienes instalaron sus plantas en Estados Unidos basados en la tecnología de procesos descritos en la patente de referencia. Lo que ha ido cambiando a través del tiempo, es la tecnología de equipos, que ha hecho que los procesos sean más eficientes.

La fabricación de bisulfuro de carbono se desarrolla en un proceso continuo que consta de cuatro etapas, según se ilustra en la **Figura 18** y que a continuación se procede a explicar:

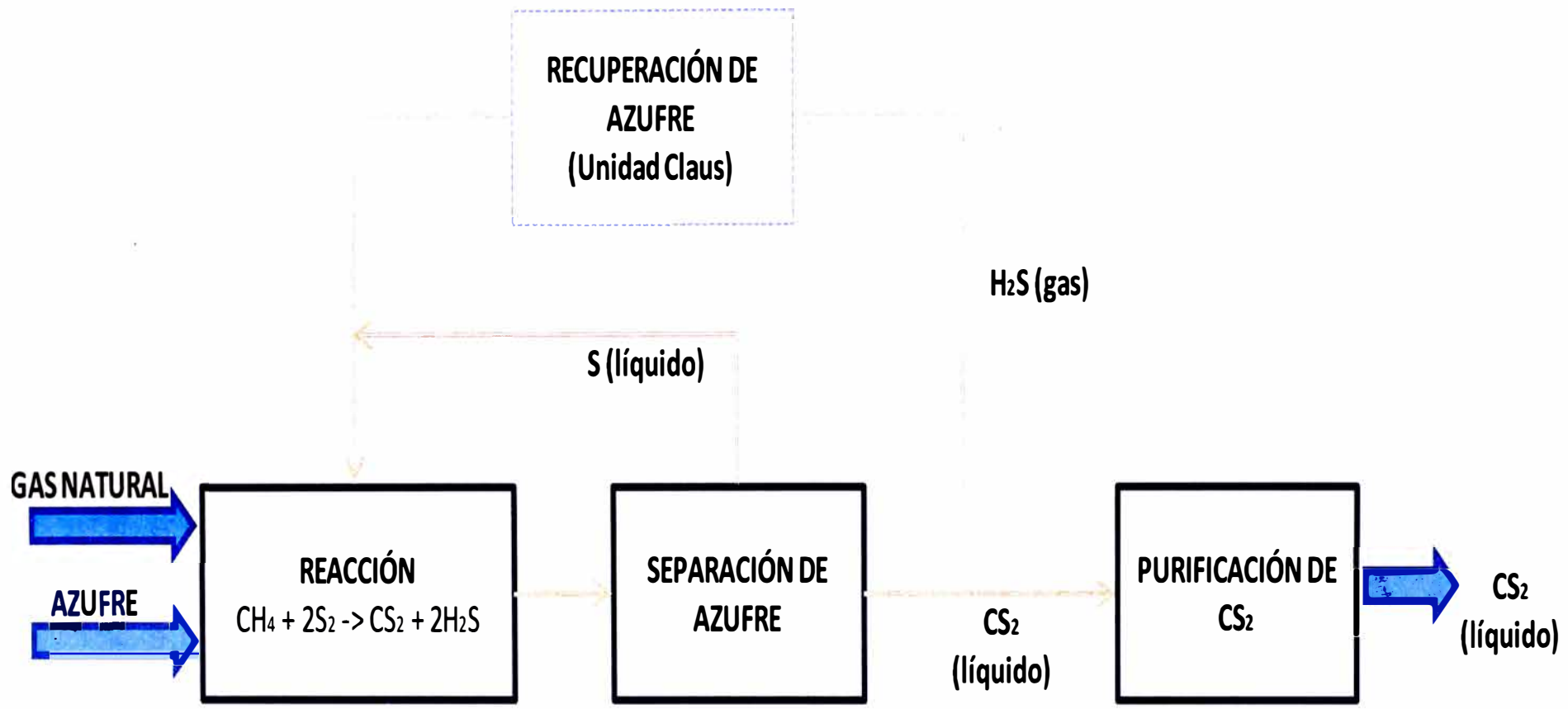


Figura 18. Diagrama de bloque para la fabricación de CS₂ a partir de gas natural

4.3.1. Reacción gas natural (metano) y azufre

El gas natural, formado principalmente por metano, y el azufre líquido, ambos a la temperatura inicial de 135°C son llevados al interior de un horno (B-102) y calentados en los tubos del mismo hasta conseguir la temperatura de reacción entre los 500-700°C, y mantenidos a una presión entre 3 a 7 atm. para conseguir una conversión de, aproximadamente, un 95% del metano en bisulfuro de carbono y sulfuro de hidrógeno. A estas condiciones de operación, la temperatura del gas de salida desde el horno (B-102), es de 700°C. El azufre alimentado se encuentra en exceso del 20%, aproximadamente, respecto a la cantidad estequiométrica necesaria.

Los efluentes gaseosos del horno son enviados a un reactor (R-101) con la finalidad de completar la reacción de sulfuración. El reactor está compuesto por una masa catalítica. En esta sección se tomará como base los catalizadores Topsøe de la serie VK-38¹⁴, debido a la disponibilidad de los datos y a que la diferencia entre la patente de referencia no es sustantiva, ver **Anexo 6**.

La temperatura de salida de los productos de reacción, compuesto por CS₂, H₂S y S₂ y restos de CH₄ no reaccionado, es de 650 °C, estos son enviados luego a un condensador para la separación del azufre.

Química del proceso

La reacción a considerar es la siguiente:

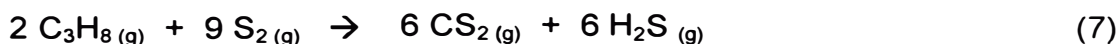
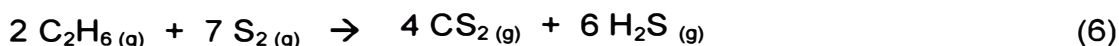


$$\Delta H = 2,95 \text{ MJ/kg de CS}_2 \quad (5)$$

Como se aprecia, la entalpía de reacción (ΔH) para la ecuación (4) es 2,95 MJ/kg de CS₂ (Kirk & Othmer, 2007: p. 830), lo cual demuestra que la reacción es endotérmica, la mayor parte de la energía es tomada para la vaporización y sobrecalentamiento del azufre.

¹⁴ VK-38 es un catalizador de vanadio (V₂O₅), promovido por potasio (K₂O).

Otros hidrocarburos presentes en el gas natural también pueden reaccionar tal es el caso del etano [74-84-0] y el propano [74-98-6] cuyas ecuaciones de reacción se presentan a continuación:



Cinética de la reacción

En el rango de temperatura de 500 a 700°C los cálculos son complicados por las distintas especies moleculares de azufre que está presente en el vapor. « A presiones de 1-2 atmósfera y 637 °C el vapor saturado de azufre contiene tres especies moleculares: 21% de S₂, 58% de S₆ y 21% de S₈. Como la temperatura se eleva, las concentraciones de las especies moleculares más pesadas decrece, y el resultado es un gas que es casi libre de S₆ y S₈ a 700°C » (Harry W., 1963: p. 44).

La ecuación (4) es un proceso elemental¹⁵ ya que al emplearse altas temperaturas y un exceso de vapor (S₂), la reacción se desarrollará hacia la derecha, por ello, según Saunders, Manchiud D., & Sauerhoff, la reacción es de primer orden con respecto a metano y de segundo orden respecto al azufre (2002, p.4). El orden global de la reacción es de tercer orden.

$$\text{Velocidad} = k[\text{CH}_4][\text{S}_2]^2 \quad (8)$$

4.3.2. Separación de azufre

Los productos gaseosos de reacción pasan a un condensador (E-101 A/B), donde se enfrían hasta una temperatura de aproximadamente 135 °C, luego se envía a una columna de separación (D-101) compuesto de anillos rasching, donde la mayor parte de gas azufre es condensado.

El azufre recuperado por los fondos de la columna (D-101) es enviado a la poza de licuación de azufre (B-101) para su posterior alimentación al horno (B-102).

¹⁵ Son las reacciones más sencillas que ocurren en una única etapa.

Los gases del tope de la columna (D-101) contienen principalmente bisulfuro de carbono, sulfuro de hidrógeno y remanente de azufre. Para asegurar la eliminación total de remanente de azufre, estos gases se alimentan a una columna scrubber (D-102), donde es lavado, en contracorriente, con un aceite (diesel). Los productos del tope de la columna scrubber (D-102) son el bisulfuro de carbono y el sulfuro de hidrógeno que pasan luego a un proceso de absorción y destilación.

4.3.3. Purificación de bisulfuro de carbono

Los productos del tope de la columna scrubber (D-102) son conducidos a un enfriador (E-104), y luego alimentados por el fondo a la columna de absorción (D-103) y por la parte superior se alimenta diesel que se utiliza como absorbente.

El gas no absorbido sale por el tope del absorbedor (D-103), este gas está compuesto principalmente por sulfuro de hidrógeno con pequeñas cantidades de bisulfuro de carbono (menos del 0,5% en peso). Este gas pasa a un sistema de recuperación del azufre, por ejemplo Proceso Claus.

El diesel rico en bisulfuro de carbono que sale por el fondo del absorbedor (D-103) es calentado a la temperatura de 160 °C aproximadamente en el intercambiador de calor (E-105) y luego enviado a una columna de destilación (D-104). A esta temperatura se separa el bisulfuro de carbono del diesel y sale por el tope de la columna (D-104), el diesel pobre en bisulfuro de carbono sale por el fondo y enfriado en el intercambiador de calor (E-106) del cual sale a 35 °C siendo descargado en el tanque (TT-104), de donde es recirculado nuevamente al sistema de absorción.

Los vapores de bisulfuro que se desprenden luego del calentamiento del diesel rico son enviados a un condensador (E-108), el condensado se descarga al tanque (TT-103) y los gases son recirculados a la columna de absorción (D-103). El bisulfuro de carbono líquido es alimentado a la columna estabilizadora (D-105) y una porción de bisulfuro es retornado por la parte superior a la columna de destilación (D-104).

La columna (D-105) opera a una presión de 2 atm aprox., según patente consultada y la temperatura en el fondo es de 75 °C, a estas condiciones se asegura hervir el bisulfuro y liberar el sulfuro de hidrogeno remanente, por la parte superior de la columna (D-105). Estos vapores son condensados en el enfriador (E-109), el condensado es descargado en el tanque (TT-105) y retorna por la parte superior a la columna (D-105). Los gases no condensados y vapores son recirculados a la columna de absorción (D-103).

El producto de fondo del estabilizador (D-105) es enviado a la columna de destilación (D-106). Los vapores de bisulfuro que salen de esta columna pasan al condensador (E-111) el producto frio fluye hacia el tanque (TT-106) enviándose a continuación al lugar de almacenamiento por medio de la bomba (P-108), y los fondos de esta columna son recirculado hacia el tanque (TT-104).

4.3.4. Recuperación de azufre- Proceso Claus

El objetivo del proceso de recuperación de azufre, es procesar la corriente gaseosa que contiene principalmente sulfuro de hidrógeno (H_2S), trazas hidrocarburos y CS_2 , convirtiéndolo en azufre elemental que vuelve a ingresar al proceso como materia prima. Complementando, de esta manera, la fabricación de bisulfuro de carbono.

El proceso de recuperación de azufre se realizará por el método Claus. El Proceso Claus es el proceso más utilizado en todo el mundo para la conversión de H_2S en azufre. « Las eficiencias típicas de recuperación de azufre están en el rango 95-98% dependiendo de la composición del gas de alimentación y configuración de la planta » (Street, p. 2-1).

En nuestro caso, la composición de la corriente de alimentación es alrededor de 90% de H_2S , esta condición, nos permite emplear una unidad básica de una Unidad Claus que comprende de una etapa térmica y dos o tres etapas catalíticas, tal como se muestra en la **Figura 19**.

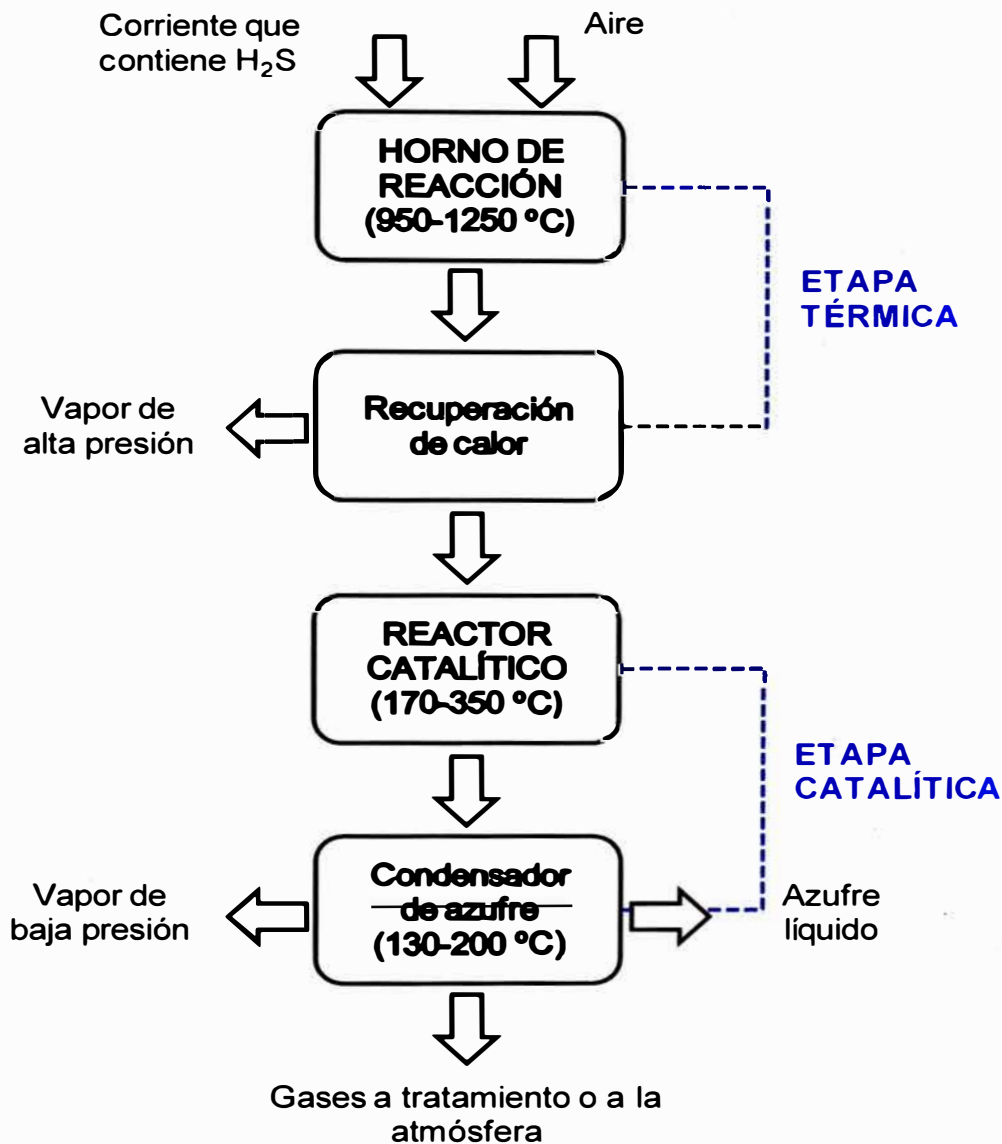
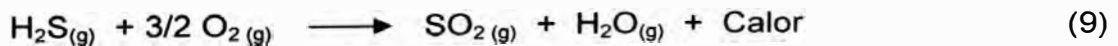


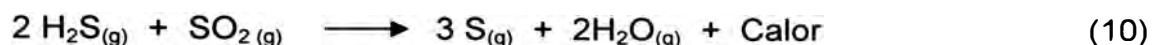
Figura 19. Unidad básica de una planta de recuperación de azufre, aplicando el proceso Claus.

Sobre la base de la patente española N° 303630 se describe el método Claus para la recuperación de azufre, según el cual la conversión de H₂S a azufre se lleva a cabo mediante una combustión controlada con aire, donde 1/3 del H₂S es oxidado a dióxido de azufre (SO₂), según la siguiente reacción (combustión):



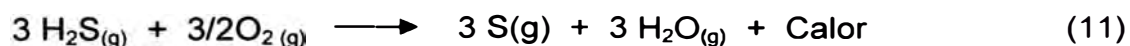
La reacción (9) ocurre principalmente en la etapa térmica, en el horno de reacción (B-201).

El SO_2 reacciona con el H_2S restante para formar azufre y vapor de agua de acuerdo a la siguiente reacción (conversión):



La reacción (10) ocurre en la etapa catalítica, convertidores catalíticos (R-201 y R-202). Entre los catalizadores usados en los procesos de recuperación de azufre tenemos los siguientes: catalizador de cobre (CuO) soportado en alúmina (Al_2O_3) (Youhua, Zhenyo, & Zhehua, 2007), Ce/ZrO_2 (Han G. B., Park, Ryu, & Lee, 2007), $\text{SnO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ (Han, Park, Ryu, & Lee, 2008). En la práctica, la selección del catalizador, dependerá directamente de las condiciones de operación del proceso, del tipo de carga a emplear y la pureza requerida para el producto, debido a ello dentro de un esquema ideal, proponemos el uso de los catalizadores Topsøe tipo VK-38 que son ampliamente usados en los procesos de recuperación de azufre, en el **Anexo 6** se presenta la información técnica.

Finalmente, la reacción global queda expresado de la siguiente manera:



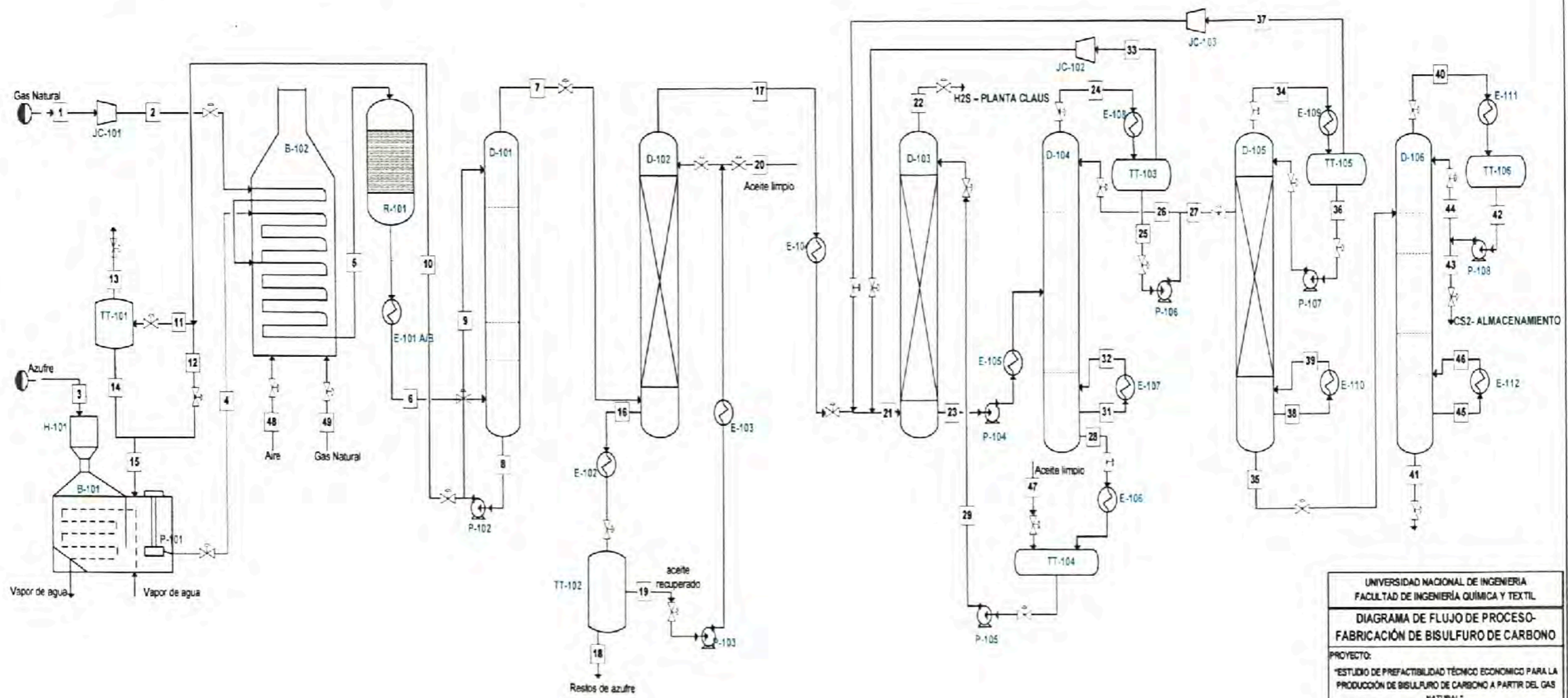
4.4 Diagrama de flujo constructivo

Basándonos en la información del diagrama de bloques, **Figura 18**, y la patente consultada: N° 2,568,121, se establece el siguiente diagrama de flujo de procesos, **Figura 20**, donde se indica el flujo general y la disposición de los equipos. Cada equipo ha sido identificado con una letra y número correspondiente.

El presente diagrama de procesos nos permite resolver en forma sistemática el balance de materiales y energía en cada etapa del proceso, y el dimensionamiento de los equipos principales de la planta.

Así mismo, se presenta el diagrama de procesos de la planta de recuperación de azufre, **Figura 21**, sobre la base de la patente consultada N° 303630.

- JC-101 Compresor del gas natural
- H-101 Tolla de alimentación de azufre
- B-101 Poza de licuación de azufre
- P-101 Bomba sumergida
- TT-101 Tanque de recepción azufre recuperado
- B-102 Homo de reacción $\text{CH}_4 + \text{S}_2$
- R-101 Reactor Catalítico
- E-101 A/B Enfriador de productos de reacción
- D-101 Columna de Separación del vapor de azufre
- P-102 Bomba para recirculación de azufre recuperado
- D-102 Columna Scrubber lavador de gases de azufre
- E-102 Enfriador del Aceite de lavado
- TT-102 Tanque de Recaptación de aceite
- P-103 Bomba para recirculación de aceite recuperado
- E-103 Rehebidor de aceite recuperado
- E-104 Enfriador de gases CS_2 y H_2S
- D-103 Columna de Absorción de CS_2
- P-104 Bomba para alimentación a la Columna de destilación
- JC-102/103 Compresor de gases



- E-105 Rehebidor
- D-104 Columna de destilación (stripper)
- E-106 Enfriador de aceite
- E-107 Rehebidor del aceite de recuperación
- E-108 Enfriador de CS_2 recuperado
- TT-103 Tanque de reflujo CS_2
- TT-104 Tanque de recepción de aceite recuperado
- P-105 Bomba para alimentación de aceite de absorción
- P-106 Bomba de alimentación de CS_2 recuperado
- D-105 Columna estabilizadora
- E-109 Enfriador de CS_2 recuperado
- TT-105 Tanque de reflujo CS_2
- P-107 Bomba de reflujo
- E-110 Rehebidor de CS_2
- P-108 Bomba de reflujo
- D-106 Columna fraccionadora
- E-111 Enfriador de CS_2
- TT-106 Tanque de reflujo CS_2
- E-112 Rehebidor de CS_2

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL			
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO- FABRICACIÓN DE BISULFURO DE CARBONO			
PROYECTO: "ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO ECONOMICO PARA LA PRODUCCIÓN DE BISULFURO DE CARBONO A PARTIR DEL GAS NATURAL."			
DISEÑADO: CALIXTO MAGARIÑO, JUDITH ANCALLA GONZALES, LUIS A.		REVISADO/APROBADO: ING. SANTILLANA SOTO, JAIME	
FECHA: JULIO 2012	FIGURA: 20	FORMATO: A3	ESCALA: 8 / E

JC-201
Compresor
de gases

B-201
Horno
quemador

E-201
Condensador
de azufre

E-202
Rehervidor de
gases

R-201
Reactor
catalítico

E-203
Condensador
de azufre

E-204
Rehervidor de
gases

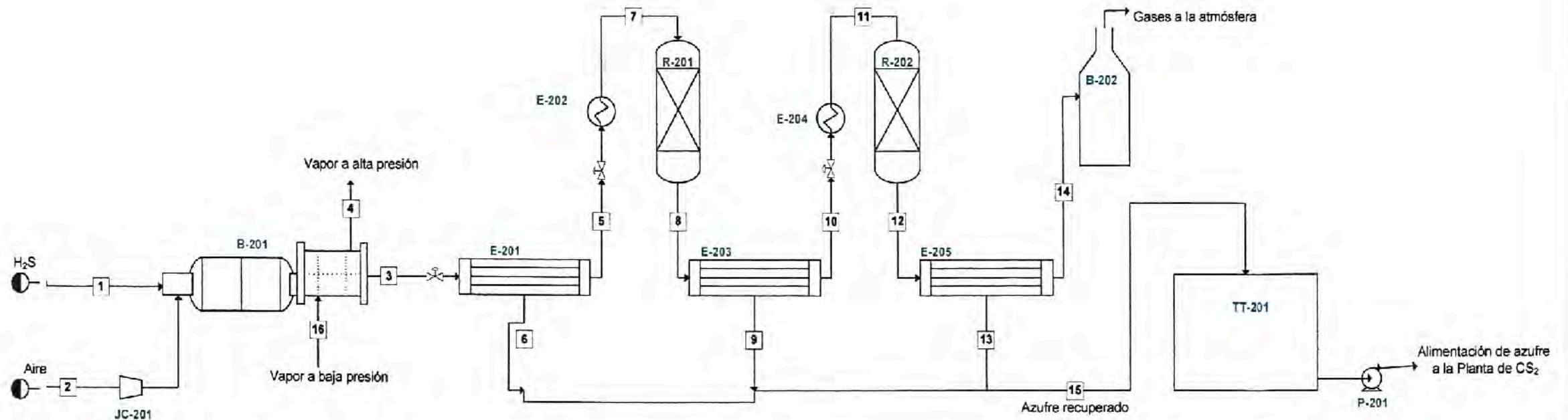
R-202
Reactor
catalítico

E-205
Condensador
de azufre

B-202
Incinerador de
gases residuales

TT-201
Tanque de
almacenamiento
de azufre

P-201
Bomba para alimentación
de azufre a la Planta CS₂



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO-
RECUPERACIÓN DE AZUFRE

PROYECTO:

"ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO ECONÓMICO PARA LA
PRODUCCIÓN DE BISULFURO DE CARBONO A PARTIR DEL GAS
NATURAL".

DISEÑADO:

CALIXTO MAGARIÑO, JUDITH
ANCALLA GONZALES, LUIS A.

REVISADO/APROBADO:

ING. SANTILLANA SOTO, JAIME

FECHA:
JULIO 2012

FIGURA
21

FORMATO:
A3

ESCALA:
S / E

CAPÍTULO V

EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO

5.1 Localización de la planta

«El objetivo general de elegir la ubicación es seleccionar el lugar o la combinación de lugares que minimice tres tipos de costos:

- ✓ Los regionales, que tienen que ver con la localidad e incluyen terreno, construcción, personal, impuestos y costos de la energía.
- ✓ Los referidos a la distribución de salidas, que se presentan al enviar productos a vendedores al menudeo o mayoreo, y a otras plantas de la red
- ✓ Los referidos a la distribución de entradas, es decir a la disponibilidad y costos de las materias primas y de los suministros, así como el tiempo necesario para adquirir estos insumos» (Díaz Garay, Jarafe Zedán, & Noriega Aranibar, 2001: p. 66).

Partiendo de esta premisa, se estudió una alternativa de localización principal y una secundaria para la ubicación del proyecto, "Fabricación de bisulfuro de carbono". Seleccionando, finalmente, la ubicación estratégica que guarde el mayor equilibrio económico, social y medioambiental.

5.1.1 Áreas seleccionadas

Para seleccionar la localización de la planta de fabricación de bisulfuro de carbono debemos tomar en consideración principalmente la disponibilidad de materia prima guardando un equilibrio, además, entre los siguientes factores:

- ✓ Proximidad a las materias primas.
- ✓ Cercanía al mercado
- ✓ Disponibilidad de mano de obra
- ✓ Abastecimiento de energía

- ✓ Abastecimiento de agua
- ✓ Vías de comunicación y disponibilidad de transporte
- ✓ Terrenos
- ✓ Reglamentaciones fiscales y legales
- ✓ Impacto ambiental

Partiendo de esta premisa, se plantea alternativas de localización para la ubicación del proyecto. Luego del análisis preliminar se ha definido, inicialmente, dos lugares potenciales para efectuar investigaciones más detalladas:

Área 1: Lima-Sector industrial del distrito del Callao.

Área 2: Ica- Sector industrial del distrito de Paracas.

En la **Tabla 28** se resume los criterios de selección de la localización de la planta de fabricación de bisulfuros de carbono para las dos áreas consideradas en la evaluación.

Tabla 28. Cuadro resumen de los criterios de selección de la localización de la planta de bisulfuro de carbono

Ítem	Factores de localización	Lima-Sector industrial del distrito del Callao	Ica- Sector industrial del distrito de Paracas
1	Proximidad a las materias primas	<p>La disponibilidad de gas natural es a través del gasoducto de Camisea-Lima. La zona industrial del Callao cuenta con los ductos de distribución a baja presión (5-10 bar), administrado por la empresa Calidda.</p> <p>Para el abastecimiento de azufre, la cercanía al puerto del Callao, es un factor importante a ser considerado para la logística de la importación de azufre.</p>	<p>El Ministerio de Energía y Minas (MEM) aprobó las coordenadas del trazo de la red troncal y ramales del sistema de distribución de gas natural en el departamento de Ica¹⁶. Así, esta región podrá disponer de las ventajas del gas natural tanto para impulsar su uso doméstico e industrial.</p> <p>Para el abastecimiento de azufre, se incurre en un costo de transporte de la materia prima desde el puerto del Callao hasta las instalaciones de la planta (Ica).</p>
2	Cercanía al mercado	<p>El mercado interno se encuentra ubicado principalmente en la ciudad de Lima. La exportación al mercado externo, Brasil, principal cliente, se realizará a través de la vía Interoceánica Sur, que une la macroregión sur peruana con el oeste brasileño.</p>	<p>Para el mercado interno y externo, la distribución del producto terminado será vía terrestre. La exportación al mercado de Brasil, principal cliente externo, se realizará a través de la vía Interoceánica Sur, que une la macroregión sur peruana con el oeste brasileño.</p>
3	Disponibilidad de mano de obra	<p>En el 2010, la fuerza de trabajo o PEA en la provincia de Lima, estaba constituida por 5 millones de personas, de las cuales el 94,4% se encontraban en condiciones de ocupados.</p> <p>La provincia de Lima se caracteriza por tener diversidad de actividades económicas que dan origen a un mercado de trabajo, pudiendo contar con personal técnico y obrero altamente capacitado.</p>	<p>En el 2010, la fuerza de trabajo o PEA en el departamento de Ica, estaba constituida por 394,9 miles de personas, de las cuales, el 95,6% se encontraban en condiciones de ocupados.</p> <p>La actividad de manufactura en Ica, demostró un crecimiento entre los años 2006 y 2010, 10% y 12,9% del total de la PEA ocupada, respectivamente, siendo un ésta información una referencia positiva del comportamiento del mercado laboral.</p>

¹⁶ Fue mediante Resolución Ministerial N° 234-2011-MEM/DM publicada en el diario el Peruano, Antes, mediante Resolución Directoral N° 453-2010-MEM/AEE, de fecha 15 de diciembre de 2010, la Dirección General de Asuntos Ambientales Energéticos aprobó el respectivo Estudio de Impacto Ambiental. De acuerdo a este estudio, el abastecimiento de gas natural se realizará mediante la construcción de los gasoductos troncales Humay-Marcona y Humay-Pisco, así como los ramales a las ciudades de Ica, Nazca, San Juan de Marcona, la unidad minera Shougang y la futura planta petroquímica CFI Industries (Ministerio de Energía y Minas: NP.212-11).

Cont....

Ítem	Factores de localización	Lima-Sector industrial del distrito del Callao	Ica- Sector industrial del distrito Paracas
4	Abastecimiento de agua	En la zona industrial del distrito del Callao, el abastecimiento de agua es principalmente a través de pozos subterráneos artesianos. En este sentido, la disponibilidad de agua se ve limitada, puesto que el consumo de agua en el proceso (etapa de refrigeración) es considerable.	Las necesidades de agua de proceso y potable serán cubiertas por agua de mar desalinizada. Para ese fin, el agua de mar desarenada y libre de materia orgánica, será suministrada a una planta desalinizadora. Conceptualmente y en forma preliminar, se ha considerado el sistema "osmosis inversa".
5	Abastecimiento de energía	La energía eléctrica será abastecida por la red del sistema interconectado nacional.	La energía eléctrica requerida, podrá ser suministrada a través del sistema interconectado que abastece de electricidad al país.
6	Vías de comunicación y disponibilidad de transporte	El Departamento de Lima cuenta con las principales vías de comunicación, terrestre, aérea y marítimo. En el distrito del Callao se ubica el principal aeropuerto y puerto marítimo del Perú. Así mismo, el distrito del Callao cuenta con autopistas y grandes avenidas por toda la ciudad, debidamente señalizados.	El Departamento de Ica cuenta con las principales vías de comunicación, como son terrestres, marítimos y aéreos. El transportes terrestre en Ica, tanto de carga como de pasajeros, se organiza por el eje vertebrador constituido por la carretera Panamericana Sur, ya que permite la articulación de sus espacios productivos con los principales mercados regionales y nacionales, así como internacionales. Así mismo, cuenta con el acceso al corredor vial interoceánico sur, Perú-Brasil.

Cont...

Ítem	Factores de localización	Lima-Sector industrial del distrito del Callao	Ica- Sector industrial del distrito Paracas
7	Terrenos	<p>Por referencias de plantas, de similar capacidad y bajo la tecnología de gas natural-azufre, el área requerida es aproximadamente 1,5 a 2 hectáreas, el cual contemplaría laboratorio, servicios industriales, talleres de mantenimiento, almacenes, oficinas, etc.</p> <p>La disponibilidad de terreno en la zona industrial del Callao es limitada por la presencia de centros poblados en su cercanía.</p>	<p>La disponibilidad de terreno (1,5 a 2 hectáreas) se ve favorecida, puesto que el Estado Peruano ha declarado mediante Resolución Ministerial N° 312-2009-MEM/DM, a la localidad de Pisco, como una de las zonas geográficas para la ubicación de complejos Petroquímicos¹⁷.</p>
8	Reglamentación fiscales y legales	<p>Existen restricciones para la edificación de plantas industriales por existir viviendas aledañas en una zona urbano industrial, de acuerdo al plano de zonificación urbana de la Municipalidad Provincial del Callao.</p>	<p>Por ser considerada zona geográfica para la ubicación de complejos petroquímicos existe factibilidad legal de saneamiento y adquisición del sitio elegido, sin riegos de invasiones.</p>
9	Impacto ambiental	<p>No se prevén mayores problemas ambientales. Sin embargo, en la zona, aun existen terrenos agrícolas que coexisten con la actividad industrial predominante, y generan conflictos sociales.</p>	<p>No se prevén mayores problemas ambientales.</p>

¹⁷ El Estado Peruano, bajo el amparo de la Ley N° 29163, Ley de Promoción para el Desarrollo de Industria Petroquímica, en el que se declara de interés nacional y necesidad pública el fomento, la promoción y el desarrollo de la Industria Petroquímica, para lo cual se deberá establecer la zona o zonas geográficas determinadas dentro del país, se llevó a cabo un estudio sobre "Localización de Polo Petroquímico en el Perú", el cual fue realizado por las compañías Convex, Westrans Logistics e Inspectra S.A. Fuente : Ministerio de Energía y Minas.

5.1.2 Evaluación de las áreas seleccionadas

La técnica a emplear para determinar el mejor lugar donde se ubicaría la planta se basa en el método de "Ranking de Factores" (Ver **Anexo 7**). Éste método nos permite evaluar de forma cuantitativa los factores de localización identificadas en cada uno de las áreas seleccionadas, para ello se cuenta con información completa de cada localización con respecto a cada factor.

En la **Tabla 29** se muestra la evaluación de cada área seleccionada. De acuerdo con el resultado, el área 2, Ica- Sector industrial del distrito de Paracas, se elegiría como la más adecuada para la localización de la planta de fabricación de bisulfuro de carbono. En resumen, la justificación que sustenta dicha localización son las siguientes:

Zona industrial, según Resolución Ministerial N° 312-2009-MEM/DM.

Proximidad al ducto de gas natural.

Disponibilidad de sitios eriazos y planos para la ubicación de las plantas.

Factibilidad legal de saneamiento y adquisición del sitio elegido, sin riesgos de invasiones.

Distancias a centros poblados conforme a ley para construir y operar el proyecto.

Proximidad a ciudades donde se disponga de entidades educativas, servicios de salud, lugares de alojamiento, ambientes recreativos y servicios varios para las personas que trabajen en el proyecto tanto en su etapa de construcción como de operación del mismo.

Vías de acceso que permiten la distribución de los productos a todo el país.

Tabla 29. Ranking de factores

Factores de localización	Pond. %	Área 1		Área 2	
		Calif.	Punt.	Calif.	Punt.
Proximidad a las materias primas.	20	6	120	8	160
Cercanía al mercado	18	6	108	8	144
Disponibilidad de mano de obra	15	6	90	4	60
Abastecimiento de energía	8	8	64	6	48
Abastecimiento de agua	5	4	20	8	40
Vías de comunicación y disponibilidad de transporte	10	6	60	8	80
Terrenos	3	2	6	8	24
Reglamentaciones fiscales y legales	3	6	18	8	24
Impacto ambiental	20	4	80	8	160
Total	100		566		740

En la **Figura 22** se ilustra el mapa de ubicación de la planta de bisulfuro de carbono dentro de una zona industrial, con la presencia de empresas como MINSUR, Aceros Arequipa, la planta de fraccionamiento de LNG de PLUSPETROL y una de los más importantes proyectos petroquímicos, Nitratos del Perú quienes producirán amoniaco a partir de gas natural.

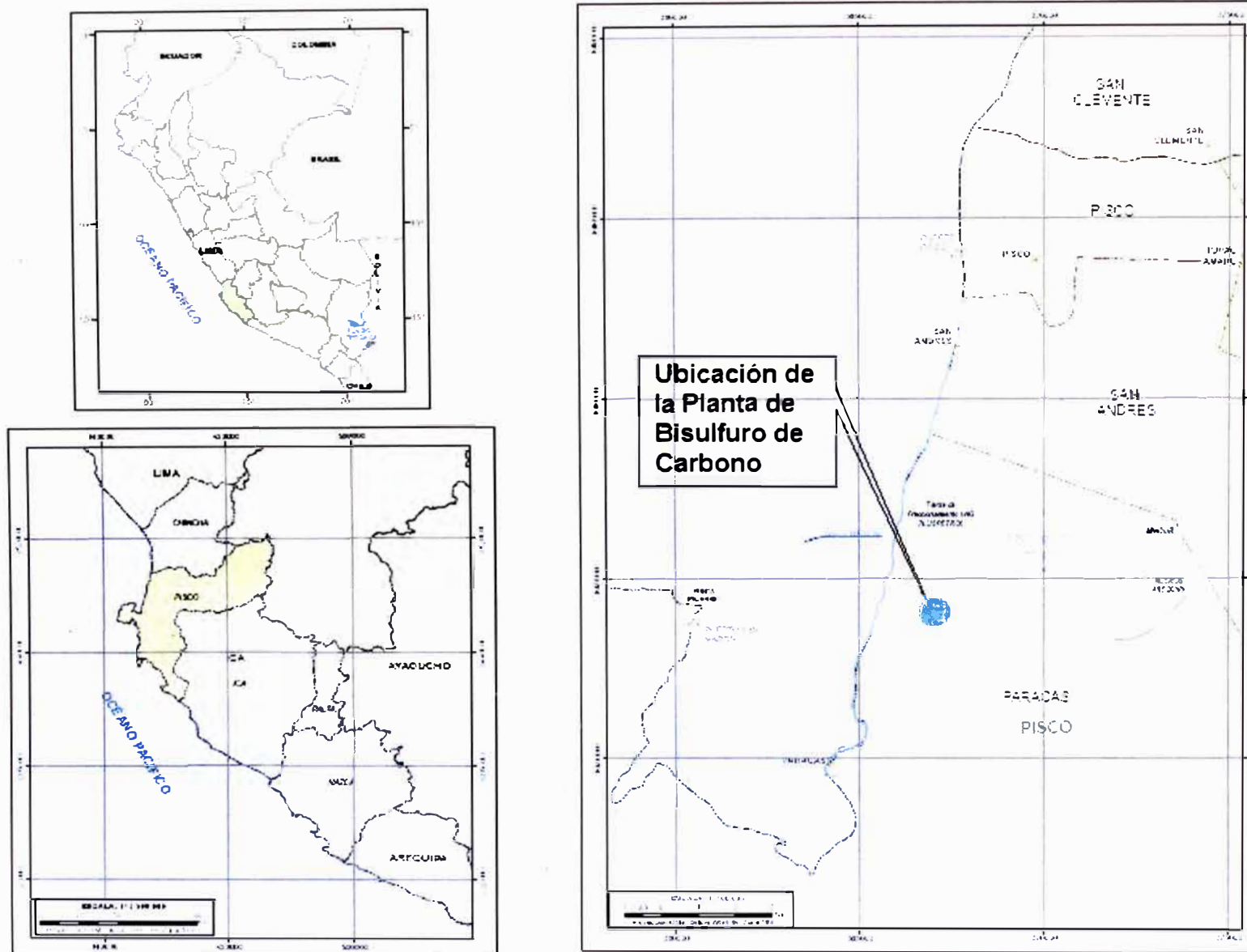


Figura 22. Mapa de ubicación de la planta de bisulfuro de carbono

5.1.3 Resumen de las instalaciones

El proyecto considera las siguientes instalaciones:

Una planta para la fabricación de bisulfuro de carbono, utilizando como materia prima gas natural.

Una planta de recuperación de azufre.

Un horno tipo pirolisis

Una zona de almacenamiento de bisulfuro de carbono en tanques.

Una zona de almacenamiento de azufre.

Instalaciones de servicios como: generadora de energía eléctrica, subestación eléctrica, sistema de desalinización para generar agua de proceso y potable, red de agua contra incendio, talleres de mantenimiento, almacenes de materiales, insumos y repuestos, balanza para control de peso a camiones, etc.

Oficinas, vestuarios, baños, duchas, portería, laboratorios control de calidad, otros edificios y caminos interiores.

Las instalaciones dispondrán de adecuadas condiciones para que su operación permita cumplir los estándares más exigentes en materia de seguridad, salud ocupacional, respeto al medio ambiente y calidad.

5.2 Condiciones de diseño

El proyecto de fabricación de bisulfuro de carbono está diseñado para una capacidad nominal de 15 000 TM al año. Considerando que las plantas químicas generalmente, no operan durante los 365 días debido a las paradas para inspección o mantenimiento que se programan en forma anual, se establece un factor de servicio igual a 93% lo cual origina que la producción real anual sea mayor a la producción nominal según se muestra a continuación:

Capacidad nominal:	15 000 TM/Año
Factor de Servicio:	0,93 (25 días de parada para inspección y mantenimiento)
Nº días operativos:	340 Días/Año
Producción nominal:	41,1 TM/DC
Producción real:	44,1 TM/DO

Así mismo, el proyecto constará de una planta de recuperación de azufre (Unidad Claus) cuya capacidad de producción de azufre elemental está estimada en 12 000 TM al año, aproximadamente, siendo éste usado en el circuito de producción de bisulfuro de carbono.

Las condiciones de operación de los principales equipos que conforman el proyecto, planta de bisulfuro de carbono y planta de recuperación de azufre, se establece sobre la base de las patentes consultadas: Patente norteamericana Nº 2,568,121 y patente española Nº 303630 respectivamente, y sobre los datos obtenidos del simulador CHEMCAD.

En las **Tablas 30 y 31** y se describen los parámetros y condiciones de operación de las dos plantas en mención.

Tabla 30. Condiciones de operación de los principales equipos- Planta de bisulfuro de carbono

Parámetros	Horno de reacción	Reactor catalítico	Columna de separación	Columna de absorción	Columna de destilación	Columna de estabilización	Columna fraccionadora
	B-102	R-101	D-101	D-103	D-104	D-105	D-106
Temperatura (°C):	700,0	650,0	133,8	33,0	160,0	74,0	80,0
Presión (psia):	80,0	55,0	20,0	30,0	25,0	35,0	20,0
Conversión química del metano:	95%	97%	---	---	---	---	---
Caudal (Q):							
MJ/h	13 805,1	-1156,5	---	---	---	---	---
MM BTU/h	13,08	-1.1	---	---	---	---	---
Calor de Reacción:							
MJ/kmol	---	-964,5	---	---	---	---	---
Reboiler:							
MJ/h	---	---	---	---	8795,8	---	955,8
Condensador:							
MJ/h	---	---	---	---	-3224,7	---	-1673,0
Flujo:							
kg mol/h	145,5	98,92	0,87	79,6	61,4	29,4	36,3
kg/h	4 268,0	4 268,0	186,8	15 954,5	4 180,9	2 234,2	2 767,2

Tabla 31. Condiciones de operación de los principales equipos- Planta de recuperación de azufre

Parámetros	Horno Quemador	Columna de separación	Reactor catalítico	Columna de separación	Reactor catalítico	Columna de separación	Tanque de recepción
	B-201	D-201	R-201	D-202	R-202	D-203	TT-201
Temperatura (°C):	1100	200	230	200	230	160	200
Presión (psia):	25,0	22	20	20	18	15	15
Conversión química del H ₂ S:	65%	----	65%	----	60%	----	----
Caudal (Q):							
MJ/h	8030,5	----	1478,9	----	491,3	----	----
MM BTU/h	7,61	----	1,40	----	0,46	----	----
Flujo:							
k mol/h	226,7	239,3	208,9	216,0	205,3	207,6	44,5
kg/h	6803,8	6803,8	5832,1	5832,1	5491,3	5491,3	1423,5

5.3 Balance de materia y energía

Seleccionadas las variables de operación de los principales equipos, a continuación se muestra el resultado del balance de masa y energía. Los cálculos están expresados en cantidades de flujo a la entrada y salida de cada uno de los equipos.

El proceso se realiza en forma continua para producir 44,2 TM de bisulfuro de carbono y 34,0 TM de azufre recuperado, por día de 24 horas tal como se muestra en el balance de masa global, **Figura 23**.

Para el balance energía se ha utilizado la información del balance de materiales y los requerimientos de energía están expresados en MJ/ h.

Asimismo, en el presente proyecto se está considerando como principales componentes del gas natural al metano (88,7%), etano (9,9%) y propano (0,09%) los cuales reaccionaran para formar bisulfuro de carbono. La energía necesaria para esta reacción es mayor en 5% aproximadamente en comparación si solo reaccionara el metano, tal como se muestra en la **Tabla 32**.

Tabla 32. Energía total requerida para la formación de bisulfuro de carbono

Componente	Energía requerida
Metano	13 641,15 MJ/h
Metano, etano y propano	14 284,70 MJ/h
% adicional de energía requerida	4,7%

En la **Figura 24 y 25** se representan los balances de masa y energía del proceso de fabricación de bisulfuro de carbono y del proceso de recuperación de azufre, respectivamente.

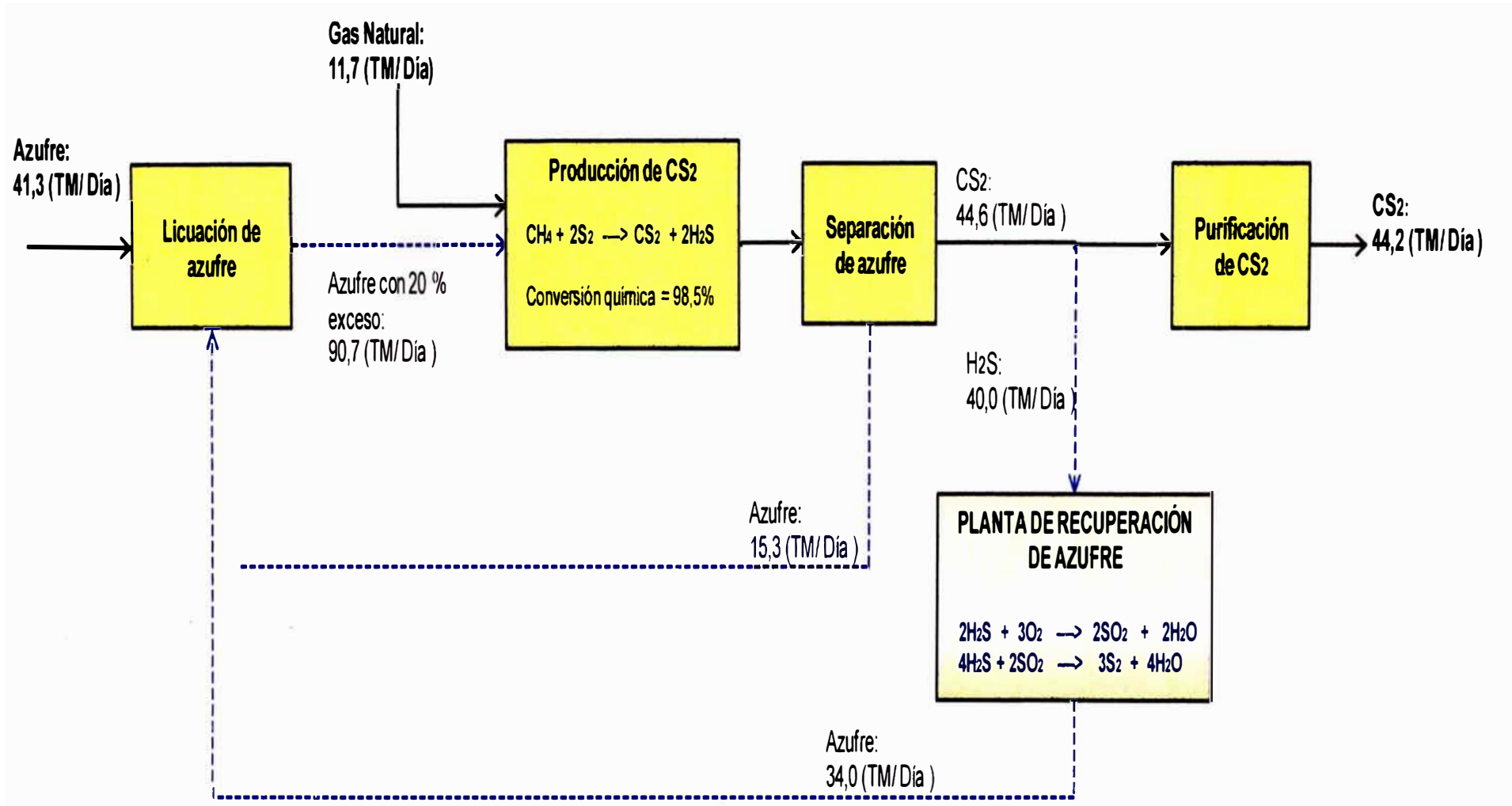
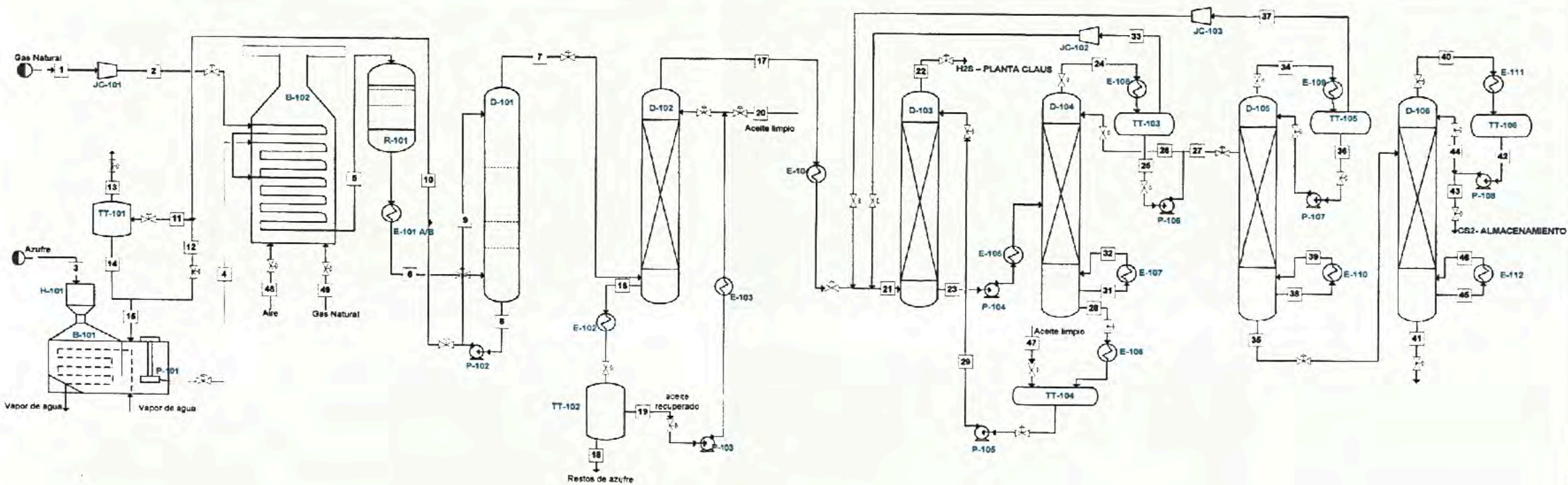


Figura 23. Balance de masa global



BALANCE DE MASA Y ENERGIA POR CORRIENTES

Corriente No	1	2	3	4	6	6	7	8	10	16	17	20	21	22	23	27	28	29	33	34	35	36	37	41	43	
	Gas Natural	Gas Natural	S (solido)	S ₂ (liquido)	CH ₄ , S ₂ , CS ₂ , H ₂ S	CH ₄ , S ₂ , CS ₂ , H ₂ S	CH ₄ , S ₂ , CS ₂ , H ₂ S	S ₂ (liquido)	S ₂ (liquido)	S ₂ Diesel #2	CS ₂ , H ₂ S	Diesel #2	CS ₂ , H ₂ S	H ₂ S	Diesel #2, CS ₂	Diesel #2, CS ₂	Diesel #2	Diesel #2	CS ₂ , H ₂ S	CS ₂	Diesel #2, CS ₂	CS ₂	CS ₂ , H ₂ S	Diesel #2, CS ₂	CS ₂	
Temp °C	15.00	104.55	25.00	139.74	950.00	133.60	130.00	139.60	133.61	124.64	123.82	130.00	33.12	33.23	43.01	-15.96	310.29	30.00	35.00	72.92	74.95	29.44	29.41	65.00	35.00	
Pres psia	21.76	94.76	22.00	100.00	60.00	20.00	37.00	20.00	50.00	22.00	22.00	35.00	37.00	30.00	35.00	30.00	30.00	37.00	20.00	35.00	37.00	40.00	40.00	20.00	20.00	15.00
Enth MJ/h	-2112.40	-2015.80	20871.00	21888.00	10786.00	5607.30	1903.60	3687.70	3687.70	-221.23	1810.20	-314.60	1749.30	-1262.10	-26666.00	2204.60	-17146.00	-26680.00	630.98	3044.30	2123.40	2211.50	40.46	-112.77	2152.80	
Total (kmol/día)	963.35	863.35	2829.70	2829.70	2317.15	1839.97	478.08	478.08	14.91	1845.76	21.60	2230.13	1251.27	2708.82	982.85	1723.99	1728.00	353.73	666.90	596.50	636.27	30.64	16.60	581.90		
Total (kg/día)	11712.00	11712.00	90720.00	90720.00	102431.88	102431.88	87099.39	15332.52	15332.52	3257.22	88548.94	4706.80	109140.59	42402.61	443281.99	68894.56	376387.42	376543.99	19052.02	46878.18	46304.11	47338.24	1539.95	2026.07	44278.04	
Nitrogeno (kmol/día)	6.20	6.20	0.00	0.00	6.20	6.20	6.20	0.00	0.00	0.00	6.20	0.00	6.25	6.20	0.04	0.04	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Carbon Dioxide	1.97	1.97	0.00	0.00	1.97	1.97	1.97	0.00	0.00	0.00	1.97	0.00	2.11	1.97	0.14	0.14	0.00	0.00	0.14	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Methane	588.83	588.83	0.00	0.00	29.44	0.65	0.68	0.00	0.00	0.00	0.68	0.00	0.30	0.68	0.02	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ethane	65.69	65.69	0.00	0.00	65.69	65.69	65.69	0.00	0.00	0.00	0.62	0.00	0.86	0.82	0.24	0.24	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Propane	0.62	0.62	0.00	0.00	0.62	0.62	0.62	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	72.22	65.68	6.54	6.54	0.00	0.00	6.37	0.23	0.00	0.05	0.17	0.00	0.00	
i-Butane	0.01	0.01	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.04	0.01	0.02	0.02	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.02	0.02	0.00	0.00	
n-Butane	0.02	0.02	0.00	0.00	0.02	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.11	0.02	0.09	0.09	0.00	0.00	0.07	0.07	0.00	0.06	0.02	0.00	0.00	
i-Pentane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01	0.01	0.00	0.00	0.01	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	
n-Pentane	0.01	0.01	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.06	0.06	0.00	0.00	0.04	0.20	0.01	0.18	0.02	0.00	0.01	
Sulphur	0.00	0.00	2829.70	2829.70	592.13	477.89	0.01	477.89	477.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Carbon Disulfide	0.00	0.00	0.00	0.00	559.38	587.95	587.83	0.12	0.12	0.75	587.08	0.00	765.05	1.11	763.94	763.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Hydrogen Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00	1118.78	1175.90	1175.83	0.07	0.07	0.23	1175.80	0.00	1374.58	1174.74	199.84	199.84	0.00	0.00	186.20	621.64	585.98	609.87	11.77	5.16	580.63	
Water	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.85	
Diesel #2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	579.64	320.36	900.00	330.89	2.46	72328.43	466.03	71832.40	72000.00	10.53	0.01	485.50	0.01	0.00	476.99	8.51	

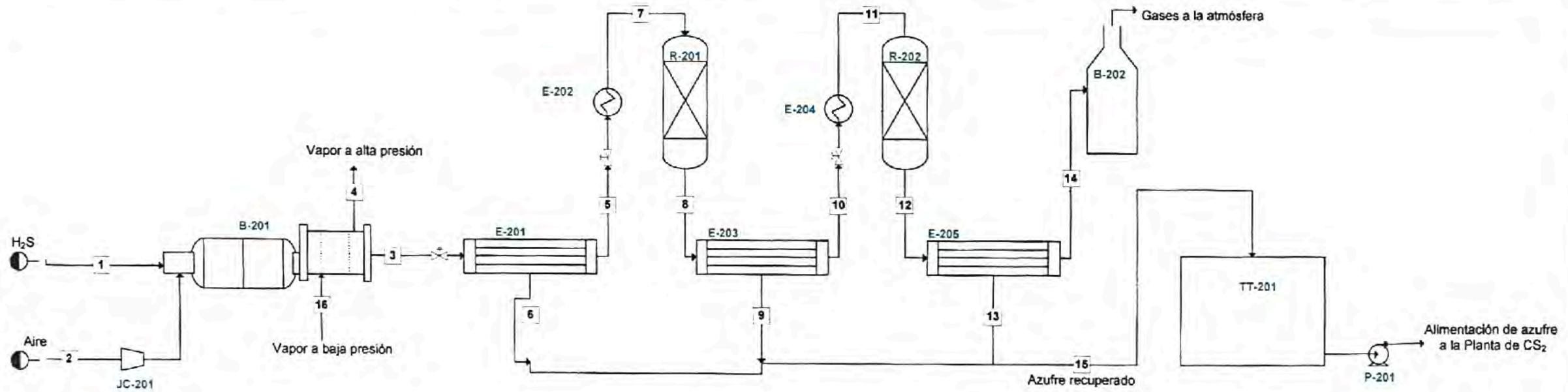
**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL**

**DIAGRAMA DE BALANCE DE MASA Y ENERGIA-
FABRICACION DE BISULFURO DE CARBONO**

PROYECTO:
"ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TECNICO ECONOMICO PARA LA PRODUCCION DE BISULFURO DE CARBONO A PARTIR DEL GAS NATURAL".

DISEÑADO: CALIXTO MAGARIÑO, JUDITH REVISADO/APROBADO: ING. SANTILLANA SOTO, JAIME
ANGALLA GONZALEZ, LUIS A.

FECHA:	FOHURA:	FORMATO:	ESCALA:
JULIO 2012	24	A3	3 / E



BALANCE DE MASA Y ENERGIA POR CORRIENTES

Corriente No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
	H ₂ S	O ₂	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O		H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	S ₂	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	S ₂	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	H ₂ S, O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	S ₂	H ₂ S, H ₂ O	S ₂
Temp °C	30,0	20,0	204,0	298,5	204,0	204,0	232,0	230,0	200,0	200,0	230,0	230,0	160,0	160,0	199,6
Pres psia	30,0	15,0	22,0	90,0	22,0	22,0	22,0	20,0	20,0	20,0	20,0	18,0	15,0	15,0	15,0
Enth MJ/h	-1267,7	-26,8	-9094,6	-50758,0	-14793,0	5698,7	-14604,0	-13125,0	1993,9	-15350,0	-15153,0	-14662,0	640,6	-15788,0	8333,2
Total kmol/dia	1251,1	4190,4	5744,2	5232,0	5015,0	729,1	5015,0	5184,5	255,8	4928,6	4928,6	4983,4	83,3	4899,8	1068,5
Total kg/dia	42393	120898	163292	94254	139972	23320	13997208	139972	8180	131792	131792	131792	2666	129125	34166
Nitrogen (kmol/dia)	6,2	3310,6	3316,6	0,0	3316,6	0,0	331656,0	3316,6	0,0	3316,6	3316,6	3316,6	0,0	3316,6	0,0
Carbon Dioxide	1,9	0,0	136,1	0,0	136,1	0,0	13608,0	136,1	0,0	136,1	136,1	136,1	0,0	136,1	0,0
Methane	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ethane	65,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propane	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Butane	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N-Butane	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Pentane	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N-Pentane	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sulphur	0,0	0,0	726,0	0,0	1,0	725,0	1,0	255,1	254,2	1,0	1,0	83,0	82,8	0,2	1062,2
Carbon Disulfide	1,2	0,0	1,2	0,0	1,2	0,0	1,2	1,2	0,0	1,2	1,2	1,2	0,0	1,2	0,0
Hydrogen Sulfide	1174,8	0,0	260,6	0,0	260,6	0,0	260,6	91,2	0,0	91,2	91,2	36,5	0,0	36,5	0,0
Water	0,0	0,0	1115,5	5232,0	1111,4	4,1	1111,4	1280,6	1,7	1279,2	1279,2	1333,9	0,5	1333,4	6,2
Oxygen	0,0	880,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sulfur Dioxide	0,0	0,0	187,9	0,0	187,9	0,0	187,9	103,2	0,0	103,2	103,2	75,8	0,0	75,8	0,0

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL

**DIAGRAMA DE BALANCE DE MASA Y ENERGIA-
RECUPERACION DE AZUFRE**

PROYECTO:
"ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TECNICO ECONOMICO PARA LA
PRODUCCION DE BISULFURO DE CARBONO A PARTIR DEL GAS
NATURAL"

DISEÑADO:
CALIXTO MAGARIÑO, JUDITH

REVISADO/APROBADO:
ING. SANTILLANA SOTO, JAIME

ANCALLA GONZALES, LUIS A.

FECHA:
JULIO 2012

FIGURA:
25

FORMATO:
A3

ESCALA:
S/E

5.4 Diseño de equipos

El diseño de equipos está orientado en determinar las especificaciones de los equipos descritos en el Diagrama de Flujo de Procesos para la fabricación de bisulfuro de carbono (**Figura 20**) y estimar los costos de cada uno de ellos. Utilizaremos métodos cortos de diseño para identificar los costos de cada equipo. Los costos actuales de los equipos se calculan sobre la base de la información de los índices de costo de la Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). El dato tomado como referencia es 585,7 correspondiente al año 2011, ver **Anexo 8**.

A continuación se procede a describir el diseño de cada equipo:

5.4.1 Diseño del horno

El diseño del horno está basado en el cálculo de la energía requerida para obtener las condiciones de reacción de las materias primas. Esta energía es suministrada por el combustible a ser usado, en este caso, el gas natural.

Flujo de combustible: 1033,2 Sm³/ h

En el **Anexo 9** se describe los cálculos del diseño y en la **Tabla 33** se presenta un resumen del costo actual del equipo.

Tabla 33. Costo del horno (B- 101)

Material	Acero al carbono
Eficiencia (%)	0,80
Q total (kJ/s):	11 539
Costo (US\$)	800 000
Costo Actual (US\$)	1 184 429
Costo total actual (MUS\$):	1 184,4

5.4.2 Diseño del compresor

El compresor es utilizado para el transporte de los gases y la base de su diseño se fundamenta en el balance básico de energía mecánica el cual nos conduce a la siguiente ecuación generalizada:

$$\frac{W_s * \varepsilon}{m} = \frac{zRT_1 k}{M_c(k-1)} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \dots\dots\dots(12)$$

Donde:

Potencia: W_s , kw

Eficiencia: $\varepsilon = 70\%$, compresor tipo centrifugo (Ulrich, 1993: p. 134).

Flujo másico: m kg/h

Factor de compresibilidad del gas: $Z = 0,996$

Constante universal de los gases: $R = 1544 \text{ ft} * \text{lbf/lbmol} \text{ } ^\circ\text{R}$

Temperatura de entrada del gas: $T_1 \text{ } ^\circ\text{C}$

Relación de calores específicos: $K = 1,291$ (C_p/C_v)

Peso molecular del gas: M_c

Presión de salida: P_2 psia

Presión de entrada: P_1 psia

El parámetro necesario para la especificación de un compresor es la Potencia, en la **Tabla 34** se presenta un resumen de los cálculos de dicho parámetro y se especifica el tipo y costo del equipo. Los cálculos de diseño se detallan en el **Anexo 10**.

Tabla 34. Dimensionamiento y costo de compresores

COMPRESOR	JC-101	JC-102	JC-103	JC-104	JC-105
Tipo	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Eficiencia (%)	0,70	0,70	0,75	0,75	0,75
Potencia (kW)	26,61	20,98	84,10	16,17	78,11
Costo (US\$)	20 000	16 000	60 000	11 000	56 000
Costo Actual (US\$):	29 6011	23 689	88 832	16 286	82 910

COSTO TOTAL (MUS\$): 241,3

5.4.3 Diseño de la bomba centrífuga

Dentro del proceso, las bombas son utilizadas para el transporte de líquidos. «Un factor de gran importancia en el diseño del sistema de bombeo es el de la potencia requerida por la operación considerada. La bomba debe proporcionar la energía mecánica necesaria para vencer la fricción, las diferencias de altura, las variaciones de energía interna y otras resistencias propias del sistemas» (West, 2004: p. 437) La bomba a usar es del tipo centrífuga, tal como se muestra en la **Figura 26**.

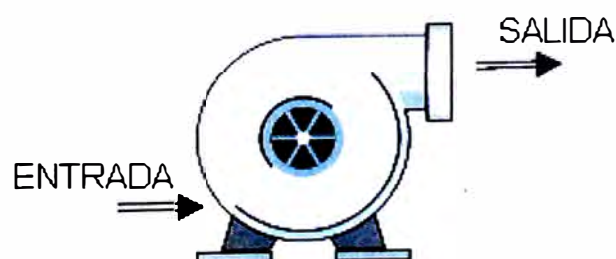


Figura 26. Modelo de bomba centrífuga

Al igual que los compresores, utiliza el balance básico de energía mecánica para deducir la siguiente ecuación de cálculo de la potencia:

$$\text{Pot} = (Q_v * \Delta P) / (e_i * e_d) \dots\dots\dots (13)$$

Donde:

Q_v : Flujo volumétrico, m³/h

ΔP : Incremento de presión, psi

e_i : Eficiencia intrínseca, 75%

e_d : Eficiencia del impulsor, 90%

Pot: Potencia de la bomba, kw

En el **Anexo 11** se detallan los cálculos de diseño de las bombas. A continuación se presenta el resumen de dimensionamiento y costo de cada bomba, **Tabla 35**.

Tabla 35. Dimensionamiento y costo de bombas

BOMBAS	P-101	P-102	P-103	P-104	P-105	P-106
Tipo	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Capacidad (m ³ /h)	2,20	22,53	1,64	1,58	0,46	27,43
Potencia (hp)	0,53	0,96	0,12	0,09	0,04	1,95
Costo (US\$)	2 030	1 610	1 610	1 340	1 340	2 340
Costo Actual (US\$)	3 005	2 384	2 384	1 984	1 984	3 464

COSTO TOTAL (MUS\$): 15,2

5.4.4 Diseño de intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son importantes y necesarios para llevar cabo la conservación y transferencia de energía. El diseño de los intercambiadores de calor implica el conocimiento de las condiciones iniciales tales como:

- Flujo másico del fluido de proceso (ver **Figura 27**).
- Variación de la temperatura del fluido de proceso.
- Temperatura del fluido utilizado para calentar o enfriar en la entrada.

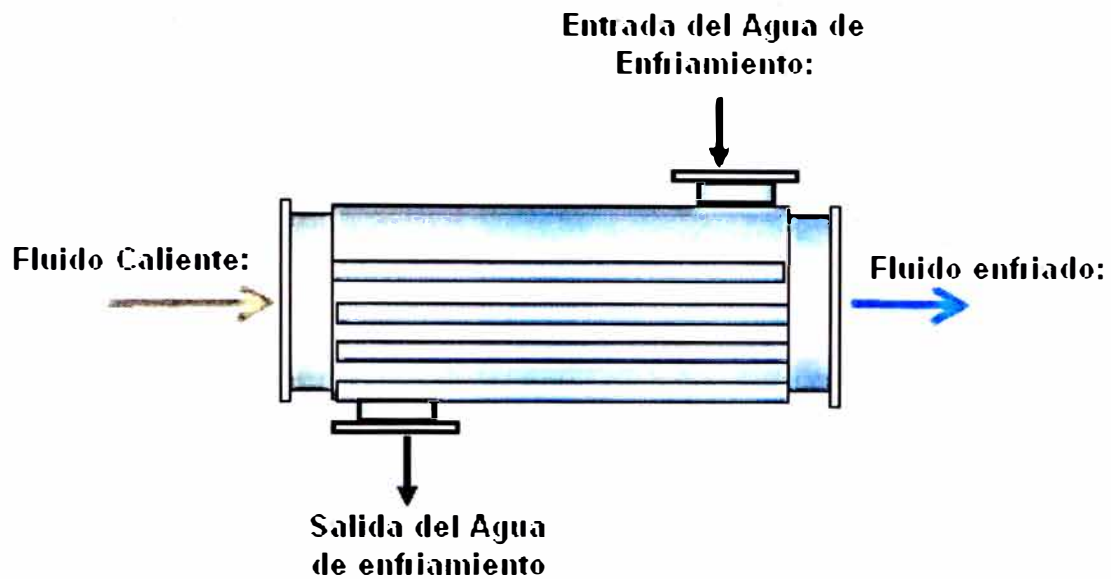


Figura 27. Modelo de Intercambiador de calor

Con esta información se procede al diseño del intercambiador, capaz de cumplir con las condiciones especificadas para lo cual se determina los siguientes parámetros:

- Área de la superficie de transferencia calorífica.
- Número, longitud, diámetro y distribución de los tubos.
- Caída de presión del lado de los tubos y del lado de la carcasa.
- Temperatura del fluido auxiliar, en la salida y su flujo másico.

El cálculo de los mismos se muestra en el **Anexo 12**.

En la **Tabla 36** mostramos un resumen del dimensionamiento y costo de los intercambiadores de calor presentes en el proceso.

Tabla 36. Dimensionamiento y costo de intercambiadores de calor

Intercambiador de calor	E-101	E-102	E-103	E-104	E-105	E-106	E-107	E-108	E-109	E-110	E-111	E-112	E-113	E-114	E-115
Tipo	Coraza y tubo	Serpentín	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo	Coraza y tubo
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Área de Transf. (m²)	2,2	13,5	13,8	5,8	4,4	39,3	67,9	88,0	4,7	55,3	157,1	39,4	98,9	24,7	22,7
Costo (US\$)	1 200	17 000	1 800	1 300	1 200	4 800	8 000	10 000	1 200	6 400	18 000	4 800	12 000	3 000	2 800
Costo Actual (US\$)	1 777	25 169	2 665	1 925	1 777	7 107	11 844	14 805	1 777	9 475	26 650	7 107	17 766	4 442	4 146

COSTO TOTAL (MUS\$): 138,4

5.4.5 Diseño de columnas de absorción

Para el diseño de columnas de absorción se debe considerar el tipo de empaque a utilizar, para nuestro caso se usará Anillos Rasching – cerámico, destinado a favorecer los contactos entre los reactivos gaseosos para así proporcionar mayor transferencia térmica y de masa. Las siguientes especificaciones a determinar es la altura y diámetro de la columna (**Tabla 37**), para ello utilizaremos la información del simulador CHEMCAD, el detalle de los cálculos se describen en el **Anexo 13**.

Tabla 37. Dimensionamiento y costo de columnas de absorción

Columnas de absorción	D-102	D-103	D-105
Tipo	Vertical	Vertical	Vertical
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Altura (m)	7,3	9,8	7,3
Diámetro (m)	1,3	1,5	0,8
Costo (US\$)	41 600	67 200	31 600
Costo Actual (US\$)	61 590	99 492	46 785

Costo Total Actual (MUS\$): 207,9

5.4.6 Diseño de columna de destilación

El equipo a utilizar es una columna de destilación simple, **Figura 28**, es una unidad compuesta de un conjunto de etapas de equilibrio con una sola alimentación y dos productos, denominados destilado y fondos.

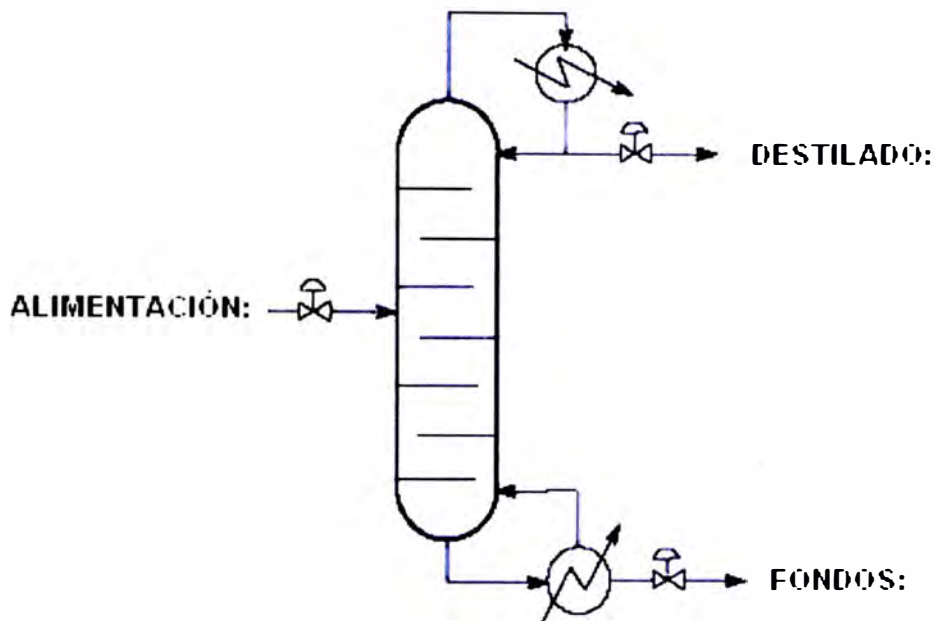


Figura 28. Modelo de columna de destilación

Para el diseño de la columna es necesario conocer por lo menos dos cosas: el número de platos que se requiere para la separación y la relación de reflujo mínimo que se puede utilizar para conseguir la separación deseada. Para determinar dichas variables se han utilizado las siguientes ecuaciones :

Relación de Reflujo Mínimo – Rmin:

$$\sum_j \frac{\alpha_j^* \cdot f_j}{\alpha_j - \Phi} = F(1 - q) \quad \dots\dots\dots (14)$$

$$\sum_j \frac{\alpha_j^* \cdot d_j}{\alpha_j - \Phi} = D(R_{min} + 1) \quad \dots\dots\dots (15)$$

Número Mínimo de Etapas – S_m:

$$\alpha_{lk, prom} = \sqrt{\alpha_{lk, tope} * \alpha_{lk, fondo}} \quad \dots\dots\dots (16)$$

$$S_m = \frac{\log \left[\frac{D_{lk} * W_{hk}}{D_{hk} * W_{lk}} \right]}{\alpha_{lk, prom}} \quad \dots\dots\dots (17)$$

$$\frac{d_j}{W_j} = [\alpha_{lk, prom}]^{S_m} * \frac{d_{hk}}{W_{hk}} \quad \dots\dots\dots (18)$$

Número de platos teóricos – S (Método de Guilliland):

$$\frac{S - S_{\min}}{S + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0,566 * R} \right] \dots\dots\dots (19)$$

Localización del plato de alimentación:

➤ Método de Kirkbride

$$\log \left(\frac{SA}{SB} \right) = 0,206 * \log \left[\frac{D}{W} * \left(\frac{f_{lk}}{f_{hk}} \right) * \left(\frac{W_{lk}}{d_{hk}} \right)^2 \right] \dots\dots\dots(20)$$

➤ Método de Frenske

$$SB_{\min} = \frac{\log \left(\frac{f_{lk}}{f_{hk}} \right) * \left(\frac{W_{lk}}{d_{hk}} \right)}{\log \alpha_{lk, prom}} \dots\dots\dots (21)$$

$$\frac{SB}{S} = \frac{SB_{\min}}{S_{\min}} \dots\dots\dots (22)$$

Para el cálculo del diámetro y altura de la columna de destilación se usa la información del simulador CHEMCAD, dichos cálculos son descritos en el **Anexo 14** y los resultados se muestran en la **Tabla 38**.

Tabla 38. Dimensionamiento y costo de columnas de destilación

Columnas de destilación	D-104	D-106
Tipo	Vertical	Vertical
Material	Acero al carbono	Acero al carbono
Altura (m)	11,2	10,5
Diámetro (m)	1,5	0,7
Costo de la columna (US\$)	96 000	35 200
Número de platos	12	12
Costo de los platos (US\$)	10 375	5 884
Área del condensador (m ²)	5,2	2,8
Costo del condensador (US\$)	1 300	1 200
Área del rehervidor (m ²)	22,2	3,4
Costo del rehervidor (US\$)	2 800	1 200
Costo Total (US\$)	110 490	43 484
Costo Actual (US\$)	163 584	64 380

Costo Total Actual (MUS\$): 228,0

5.4.7 Diseño de recipientes de proceso

Para este caso se va a considerar como recipientes de proceso a la columna flash y los tanques descritos en el Diagrama de Flujo de Proceso – Fabricación de CS₂ (Figura 20).

Para el diseño de recipientes se requiere conocer la velocidad del vapor o gas que entra al recipiente, esto se calcula con la siguiente ecuación (Branan, 2002: p. 132):

$$U_f = K_v * [(\rho_L - \rho_G) / \rho_G]^{0.5} \dots\dots\dots (23)$$

Donde :

Kv: Constante de velocidad

ρ_L :Densidad del Líquido en la mezcla de entrada

ρ_G :Densidad del Gas en la mezcla de entrada

Para el cálculo del volumen del recipiente utilizamos la siguiente ecuación:

$$V_L = \theta * Q \quad \dots\dots\dots (24)$$

Donde:

Q: Caudal de líquido que ingresa al recipiente, m³/h

V_L: Volumen del líquido en el recipiente

θ: Tiempo de residencia

Ulrich, en su libro "Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química" nos da información del tiempo de residencia, tomaremos como dato el tiempo de residencia igual a 600 segundos (1993: Pp. 210-211).

Para especificar las dimensiones de los recipientes de proceso se debe tener en cuenta la siguiente ecuación:

$$H = V_L / (4/\pi D^2) \quad \dots\dots\dots (25)$$

Donde:

H: altura del recipiente

D: diámetro del recipiente

Los cálculos de la altura y diámetro se describen con detalle en el **Anexo 15**. Los resultados se muestra en la **Tabla 39**.

Tabla 39. Dimensionamiento y costo de recipientes de proceso

Equipos	D-101	TT-101	TT-102	TT-103	TT-105	TT-106
	Columna Flash	Tanque de recepción	Tanque de recepción	Tanque de recepción	Tanque de recepción	Tanque de recepción
Tipo	Vertical	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Altura (m)	1,2	1,3	1,8	2,2	2,2	2,2
Diámetro (m)	0,3	0,3	0,5	0,6	0,6	0,5
Costo (US\$)	2 560	2 400	2 560	2 720	2 720	2 720
Costo Actual (US\$)	3 790	3 553	3 790	4 027	4 027	4 027

COSTO TOTAL (MUS\$): 23,2

5.4.8 Diseño del reactor

El reactor a utilizar es del tipo catalítico, de lecho fijo y el tipo de catalizador a usar es vanadio (V_2O_5) promovido por potasio (K_2O), de acuerdo a la información técnica de los catalizadores de Topsøe (VK-38). El catalizador está acorde a las condiciones de funcionamiento severas, hasta $650^\circ C$.

Para el diseño del reactor se ha considerado que el volumen del reactor es igual al volumen del catalizador. Según la información técnica del catalizador VK-38, se está considerando un tiempo de vida útil de un año (ver **Anexo 6**). Los cálculos para su dimensionamiento se describen en el **Anexo 16**.

En la **Tabla 40** se muestra el resultado de los cálculos realizados.

Tabla 40. Dimensionamiento y costo del reactor

Reactor	R-101
Tipo	Reactor Catalítico
Material	Acero al carbono
Catalizador	V ₂ O ₅ /K ₂ O
Diámetro, m	1,3
Altura, m	3,2
Volumen, m ³	4,075
Costo (US\$)	6400
Costo Actual (US\$)	9475

COSTO TOTAL (MUS\$): 9,48

5.4.9 Diseño de tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento se utilizarán para recepcionar el producto terminado, bisulfuro de carbono, y para almacenar el diesel N°2 que se utiliza como absorbente (columna de absorción).

El almacenamiento se realiza a presión atmosférica y los tanques son del tipo techo fijo (cónico), estos tanques son orientados en forma vertical.

Se considera un tiempo de residencia de 5 días para el tanque de diesel N° 2 y para el tanque de CS₂, 15 días de residencia. Los cálculos se detallan en el **Anexo 17**. Los resultados se muestran en la **Tabla 41**.

Tabla 41. Dimensionamiento y costo de tanques de almacenamiento

Tanques de almacenamiento	TT-107	TT-108
	Tanque de almacenamiento de diesel N°2	Tanque de almacenamiento de CS₂
Tipo	Vertical	Vertical
Material	Acero al carbono	Acero al carbono
Cantidad de Tanques	1	2
Altura (m)	13,6	6,5
Diámetro (m)	10,5	5,0
Costo (US\$)	150 000	84 000
Costo Actual (US\$)	222 080	124 365

COSTO TOTAL (MUS\$): 346,4

A continuación, en la **Tabla 42**, se presenta una lista de equipos, es un resumen de datos que incluye los parámetros de diseño, especificaciones del equipo y su respectivo costo.

Tabla 42. Resumen de costos de equipos

Nombre del equipo	Código	Unidad	Especificaciones de capacidad	Costo Actual (US\$)	
	E-101	m ²	2,2	1777	
	E-102	m ²	28,0	25169	
	E-103	m ²	13,8	2665	
	E-104	m ²	5,8	1925	
	E-105	m ²	4,4	1777	
	E-106	m ²	39,3	7107	
Intercambiadores de calor	E-107	m ²	67,9	11844	
	E-108	m ²	88,0	14805	
	E-109	m ²	4,7	1777	
	E-110	m ²	55,3	9475	
	E-111	m ²	157,1	26650	
	E-112	m ²	39,4	7107	
	E-113	m ²	98,9	17766	
	E-114	m ²	24,7	4442	
	E-115	m ²	22,7	4146	
Compresores	JC-101	Kw	27,54	29611	
	JC102	Kw	21,71	23689	
	JC-103	Kw	84,35	88832	
	JC-104	Kw	15,71	16286	
	JC-105	Kw	78,32	82910	
Bombas	B-101	m ³ /h	2,2	3005	
	B-102	m ³ /h	22,5	2384	
	B-103	m ³ /h	1,6	2384	
	B-104	m ³ /h	1,6	1984	
	B-105	m ³ /h	0,5	1984	
	B-106	m ³ /h	27,4	3464	
Columnas	D-102	m Empaque	D = 1,3 , H = 7,3	61590	
	D-103	m Empaque	D = 1,5 , H = 9,8	99492	
	D-105	m Empaque	D = 0,8 , H = 7,3	46785	
	D-104	m Platos	D = 1,5 , H = 11,2	163125	
		Rehervidor	12		
	D-106	Condensador	22,2 m ²	61351	
		m	5,2 m ²		
		Platos	D = 0,7 , H = 10,5		
	Recipientes de proceso	D-101	m	12	3790
		TT-101	m	L = 1,9 , D = 0,5	3553
TT-102		m	L = 1,5 , D = 0,4	3790	
TT-103		m	L = 2,0 , D = 0,5	4027	
TT-105		m	L = 2,2 , D = 0,6	4027	
TT-106		m	L = 2,2 , D = 0,5	4027	
Reactor	R-101	m	L = 1,2, D = 0,5	9475	
Horno	B-101	Kj/seg	11539	1184429	
Tanques de almacenamiento	TT- 107	m ³	D=10,5 , H=13,6	222080	
	TT- 108	m ³	D=5,0 ; H=6,5	124365	
Costo Total de Equipos (MUS\$)				2391	

5.5 Requerimiento de servicios auxiliares

«Los servicios auxiliares son todos aquellos servicios que están fuera del proceso de fabricación pero que resultan esenciales para el normal funcionamiento de este proceso» (Casals Casanova, Calvet Puig, & Roca Ramón, 2001: p. 39). Teniendo como referencia lo descrito, se ha identificado los siguientes servicios auxiliares:

5.5.1. Requerimiento de agua

Las plantas químicas requieren agua para diversos propósitos como agua de proceso, agua para calderas, reposición de agua de enfriamiento y otros usos. En nuestro caso, el requerimiento de agua de proceso y potable serán cubiertas por agua de mar desalinizada.

Para ese fin, se contará con una planta desalinizadora donde se suministrará el agua de mar, desarenada y libre de materia orgánica. Conceptualmente y en forma preliminar, se ha considerado el sistema “osmosis inversa”¹⁸. El agua destinada para uso en agua potable, deberá ser sometida a un tratamiento hasta que cumpla las condiciones que permiten el consumo humano.

Sistema de agua de proceso

El agua para proceso debe ser desmineralizada, razón por la cual se instalará una planta especial para este propósito. El mayor uso del agua desmineralizada para el proceso será para la alimentación a los siguientes equipos de la planta de bisulfuro de carbono:

Poza de licuación de azufre (B-101)

Columna estabilizadora (D-105)

Columna fraccionadora (D-106)

El requerimiento de vapor para el desarrollo del proceso en la planta de CS₂ es aproximadamente 236,4 Mm³/Año a 164°C y 100 psi.

¹⁸ Consistente en un sistema de tubos que mediante micro filtración por membrana semipermeable y presión regulada, permite separar el agua por su diferencia de concentración de sales

Por otra parte, el requerimiento de vapor para el desarrollo del proceso de recuperación de azufre (Unidad Claus) es aproximadamente 27,1 Mm³/Año a 164°C y 100 psi.

Sistema de refrigeración

El requerimiento de agua de enfriamiento para la planta de bisulfuro de carbono y la planta de recuperación de azufre serán abastecidos utilizando agua de mar. El sistema de agua de mar será capaz de entregar agua de enfriamiento a las plantas, a fin de garantizar los siguientes requerimientos:

Planta de bisulfuro de carbono: 247,8 m³/h

Planta de recuperación de azufre: 8,0 m³/h

Total: 255,8 m³/h

En el presente estudio se está considerando una pérdida del 10% del agua de enfriamiento, el cual será alimentado por el sistema de refrigeración.

5.5.2. Requerimiento de energía

Energía eléctrica

La mayoría de los motores y equipos de planta trabajan a 220 v o 440 v y 3 fases. En nuestro medio se dispone de corriente trifásica a través de la Red de Distribución Nacional. La energía total requerida por la planta se usa para accionar bombas y compresores, y se calcula a través de la potencia consumida por dichos equipos durante las horas de operación.

Combustible

El combustible a utilizar es el gas natural sustentada por que nuestro país cuenta con reservas crecientes de esta fuente de energía y porque produce una combustión más limpia (menor emisión de CO₂), con menor impacto ambiental en comparación con otros combustibles.

El requerimiento de combustible es para la generación de vapor y para proporcionar el calor necesario en el horno de reacción (B-101) de la planta de CS₂ y en el horno quemador (B-201) de la planta de recuperación de azufre.

CAPÍTULO VI

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

En el presente capítulo se evaluará económicamente la tecnología propuesta para la fabricación de bisulfuro de carbono a partir de gas natural, que en adelante se denominará “proyecto”, el cual consta de la instalación de dos plantas: planta de bisulfuro de carbono y la planta de recuperación de azufre (Unidad Claus). Así mismo, se determinará la rentabilidad a través del uso de materia prima interna.

Los indicadores que se consideran para la evaluación económica son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) los cuales nos determinarán la viabilidad del proyecto.

6.1 Estructura de la inversión

La inversión de un proyecto involucra dos términos diferentes que son el capital fijo y capital de trabajo.

6.1.1. Capital fijo

Se refiere a los costos que se incurren para construir el proyecto y se realiza en la etapa de pre- operación del proyecto.

En el presente proyecto se utiliza diferente métodos para estimar el capital fijo, para ello se emplea los índices de costo de planta de la Chemical Engineering (CEI) reportando el valor de 395,6 para el año 2002. La actualización de los costos se realiza con los índices de costos reportados en la revista Chemical Engineering de mayo del 2012, índice (CEPCI) igual a 585,7 para el año 2011.

Planta de bisulfuro de carbono

Para el cálculo del costo fijo de la planta de bisulfuro de carbono utilizaremos el método de los "Factores de Costo" el cual nos permitirá calcular la inversión de la planta a partir del costo de los principales equipos descritos en el ítem 5.4.

El punto de partida para este método es el costo de los equipos puesto en el terreno, el resto de los componentes del capital fijo (costos directos o activo fijo y costos indirectos o intangibles) se determinan en función del costo de los equipos y de las características del proceso. En la **Tabla 43** se describe los componentes y valores típicos en la industria de los procesos de cada uno de los factores de costo.

Tabla 43. Valores típicos promedios de cada uno de los factores de costo

Componente	Rango %	Valor típico	Valor normalizado
Costos directos (Activo fijo)			
Costo del equipo	15 -- 40	25%	22,1%
Instalación	6 -- 14	9%	8,0%
Instrumentación	2 -- 12	10%	8,8%
Tubería y accesorios	4 -- 17	8%	7,1%
Material y equipo eléctrico	2 -- 10	5%	4,4%
Edificios y estructura	2 -- 18	6%	5,3%
Delimitaciones	2 -- 5	3%	2,7%
Facilidades y servicios	8 -- 30	15%	13,3%
Terreno	1 -- 2	1%	0,9%
Total de activo fijo		82%	73%
Costos indirectos (Intangibles)			
Supervisión e ingeniería	4 -- 20	8%	7,1%
Costos de construcción	4 -- 17	10%	8,8%
Expansión legal	1 -- 3	2%	1,8%
Utilidad de contratista	2 -- 6	3%	2,7%
Contingencias	5 -- 15	8%	7,1%
Total de costos indirectos:		31%	27%
Total Inversión en Capital Fijo		113%	100%

Fuente: West, Max S., & Klaus D., 2004: p. 240

Planta de recuperación de azufre

Por referencias de plantas de recuperación de azufre, una Unidad Claus de dos etapas con una capacidad de 100 TM/Día cuesta aproximadamente 9 millones de euros (MUS\$ 11 393), ver **Anexo 18**. Para hallar la inversión de una planta de 36 TM/Día, que es lo que se plantea en el proyecto, utilizaremos el método de "Exponente de Capacidades" y luego actualizaremos la inversión de la planta mediante los "Índices de Costo". En la **Tabla 44** se resume el cálculo del capital fijo de la planta.

Tabla 44. Capital fijo de la planta de recuperación de azufre

	Planta de recuperación de azufre	
	Referencia	Proyecto
Año	2008	2012
Inversión (MUS\$)	11 393	----
Capacidad (Tm/Día)	100	36
Índice de costos (CEI)	575,4	586,7
Exponente de capacidad (m):		0,6
<u>Por exponente de Capacidad:</u>		
Inversión (MUS\$)		6 172
Actualizando los costos:		
Inversión (MUS\$)		6 282
Factor de inversión 20% (flete al Perú):		
Inversión (MUS\$)		7 539

6.1.2. Capital de trabajo

Se refiere al capital necesario para garantizar el normal desarrollo del proceso productivo.

La inversión total del proyecto, que es la suma de los capitales fijos y capital de trabajo, asciende a **MUS\$ 21 082,9** tal como se describe en la **Tabla 45**.

Tabla 45. Estructura de la inversión

Capital Fijo	
➤ Planta CS₂	
Costos Directos	MUS\$
Costo del equipo	2390,9
Instalación	860,7
Instrumentación	956,3
Tubería y accesorios	765,1
Instalaciones eléctricas	478,2
Edificios	573,8
Delimitaciones	286,9
Facilidades y servicios	1434,5
Terreno	95,6
Total de costos directos:	7842,1
Costos Indirectos	
Supervisión e ingeniería	765,1
Costos de construcción	956,3
Expansión Legal	191,3
Utilidad de contratista	286,9
Contingencias	765,1
Total de costos indirectos:	2964,7
Inversión en capital fijo-Planta CS₂	10 806,7
➤ Planta Claus	
Inversión capital fijo	7538,9
Total inversión en capital fijo:	18 345,6
Capital de Trabajo	
Activo circulante	MUS\$
Caja mínima	198,0
Inv. de materia prima (30 días de uso de Azufre)	384,5
Inv. de producto terminado (30 días)	990,0
Cuentas por cobrar (15 días de las ventas)	769,0
Pagos por adelantado (5 días 10% costo fijo)	1,0
Pasivo circulante	
Cuentas por Pagar (25 días de compras)	394,9
Total Inversión en Capital de trabajo:	2 737,3
Inversión Total (MUS\$):	21 082,9

6.2 Costo de manufactura

También conocido como costo de fabricación o costo de producción, propios de las empresas que elaboran sus productos.

El costo de manufactura está compuesto por costos directos, costos indirectos y gastos generales. A continuación se detalla cada una de ellos:

6.2.1 Costos directos

Costo de materia prima

En el presente proyecto se emplean como materia prima básica, gas natural y azufre, el estudio de las mismas se realizó en el Capítulo III, en la **Tabla 46** se presenta el resumen del requerimiento y costo.

Tabla 46. Costo de materia prima

Materia Prima	Cantidad requerida	Costo Unitario	Costo total MUS\$/Año
Gas natural	5,397 MMSm ³ /Año	0,1123 US\$/ Sm ³	605,9
Azufre	13 659 TM/Año	319 US\$/TM	4 357,2

Costo de mano de obra de operación

Se refiere al conjunto de operarios relacionados directamente con la producción y con responsabilidad sobre un puesto de trabajo. El requerimiento de mano de obra se puede calcular como el número de operarios y luego se multiplica por el número de turnos al día de operación.

La cantidad de mano de obra necesaria para mantener operativa la planta se ha determinado por el método de "Mano de obra por equipo de proceso" (Ulrich, 1993: p. 364). Así mismo, el salario de cada operador se ha establecido sobre la referencia de la Remuneración Mínima vigente en el Perú fijada por el Ministerio

de Economía y Finanzas. En la **Tabla 47** se muestra el costo de la mano de obra requerida.

Tabla 47. Costo de mano de obra

Equipo	Cant.	Factor			Us\$/hr	MUS\$/Año
		(hom./equipo)*turno	Turnos	Hombres		
Intercambiadores	20	0,1	3	6	1,25	61,2
Compresor	6	0,2	3	4	1,25	40,8
Bombas	7	0	3	0	1,25	0,0
Calderas	0	1	3	0	1,25	0,0
Columnas	6	0,4	3	8	1,25	81,6
Separadores	10	0,2	3	6	1,25	61,2
Reactor	3	0,5	3	5	1,25	51
Hornos	2	0,5	3	3	1,25	30,6
Total (MUS\$/Año):						326,4

Costo de servicios auxiliares

Los requerimientos de servicios auxiliares como combustible, vapor, electricidad y agua de enfriamiento necesarios para el proyecto son descritos en la **Tabla 48**.

Tabla 48. Servicios auxiliares

Servicios	Planta CS ₂	Planta de recuperación de azufre
Combustible (MSm ³ /Año)	10 879	2 052
Vapor (Mm ³ /Año)	236,4	27,1
Agua de enfriamiento(Mm ³ /Año)	202,2	6,6
Electricidad (Kw)	232,8	151,2

En este ítem también se ha considerado el manejo de desechos. La evacuación, transporte y disposición de los mismos será realizado por empresas dedicadas al manejo integral de residuos.

6.2.2 Costos indirectos

Son todos los costos que no están clasificados como mano de obra directa ni como materiales directos. Comprende otros costos como almacén, impuestos locales y seguros. Se considera para almacén un 50% del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento. Impuestos locales 1,5% del capital fijo, y seguros 0,5% del capital fijo.

El costo de manufactura total es la suma de los costos directos e indirectos.

6.2.3 Gastos generales

Conocido también como Overhead de la planta. Está compuesto por los gastos administrativos, gastos de distribución y ventas e investigación.

En la **Tabla 49** se presenta el resumen del costo de manufactura en base a la estructura propuesto por Ulrich (1993: p. 376).

Tabla 49. Resumen del costo de manufactura

		Fecha	01/07/2012	
PROYECTO: Fabricación de Bisulfuro de Carbono a partir de Gas Natural				
LOCALIZACIÓN: Distrib de Paracas- Pto v. Pisco- Dep. Ica - Perú		CAPACIDAD	15000 TM CS ₂ /Año	
FECHA APLICACIÓN: 2014		ANUAL		
		INDICE COSTO		
CAPITAL FIJO, C _{FC}	6 296 MUS\$	C.E.I.: 585,7		
CAPITAL TRABAJO C _{WC} (10- 20% del Capital Fijo)	944 MUS\$			
INVERSION CAPITAL TOTAL	7 240 MUS\$			
COSTOS		MUS\$/Año	MUS\$/TM CS ₂	
COSTO DE MANUFACTURA				
COSTOS DIRECTOS				
Materias Primas				
Gas Natural	0,1123 \$/Sm ²	605,9	0,040	
Azufre	319,0 \$/TM	4 357,2	0,290	
Insumo (Diesel D-2)	2,3 \$/gal	2,7	0,000	
Catalizador (VK-38)	6,33 \$/m ³	102,8	0,007	
Mano de Obra de Operación		326	0,022	
Supervisión Y Mano obra oficina (10-20 % mano obra de operación)	10%	33	0,002	
Servicios Auxiliares				
Combustible (Gas Natural)	0,1123 \$/Sm ²	1 404	0,094	
Vapor 6.2 bar	0,0080 \$/kg	1 904	0,127	
Electricidad	0,039 \$/kwh	122,2	0,008	
Agua Enfriamiento	1,5402 \$/m ³	321,6	0,021	
Manejo Desechos	0,580 \$/kg	149,1	0,010	
Mantenimiento y Reparaciones (2-10% capital fijo)	5%	315	0,021	
Suministros de operación(10-20% mantenimiento reparaciones)	10%	31	0,002	
Cargos de laboratorio (10-20% mano obra operaciones)	10%	33	0,002	
Patentes y derechos(0-6% del gasto total)	3%	398	0,027	
TOTAL		10 105	10 105	0,674
COSTOS INDIRECTOS				
Generales, Empacado, Almacén(50-70% de m.o.+ superv.+mnto.)	50%	337	0,022	
Impuestos Locales (1-2% del capital fijo)	1,5%	94	0,006	
Seguros (0.4-1.0% capital fijo)	0,5%	31	0,002	
TOTAL		463	463	0,031
Costo de Manufactura total (no incluye depreciación)			10 568	0,705
Depreciación (10% capital fijo)			630	
GASTOS GENERALES (OVERHEAD)				
Gastos Administrativos (25% gastos generales)	25%	84	0,006	
Gastos de Distribución y ventas(10% gasto total)	10%	1 327	0,088	
Investigación y Desarrollo(5% gasto total)	5%	663	0,044	
TOTAL :		2 075	2 075	0,138
GASTO TOTAL:			13 273	0,885

6.3 Ingresos por ventas y margen

En los últimos cinco años el precio del CS₂, en el mercado internacional, se ha incrementado en forma considerable, tal como se observa en la **Figura 25**. Sobre la base de esta información se calculó el precio para el año de 2014 (año de inicio de construcción de la planta) equivalente a US\$ 1162,00 por tonelada, generando así un ingreso por ventas que asciende a **17 430 MUS\$/Año**, según se muestra en la **Tabla 50**.

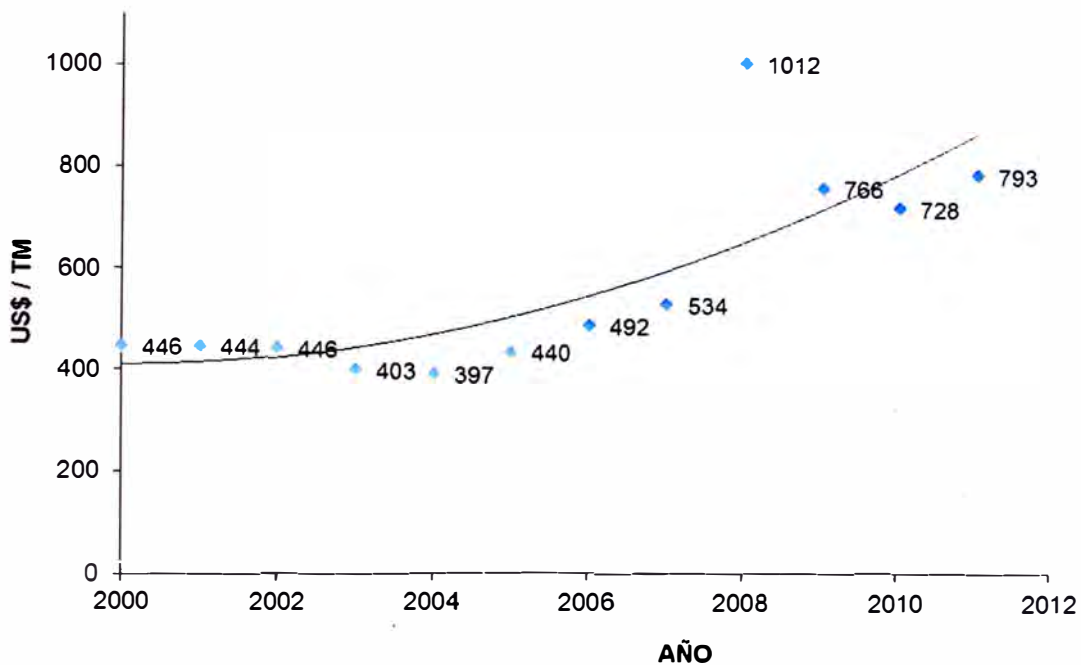


Figura 29. Comportamiento histórico del precio del CS₂ expresado en US\$/TM. Fuente: SUNAT

Tabla 50. Ingresos por ventas y margen

INGRESOS Y MARGEN	MUS\$/Año	MUS\$/TM CS ₂
Ingresos por ventas	17 430	1,162
Ganancia anual neta	4 157	0,277
Impuesto renta 30%	1 247	0,083
Ganancia neta después impuesto	2 910	0,194

6.4 Evaluación económica

Sobre la base de la información presentada se va calcular los estados financieros proyectados (Estado de Ganancias y Pérdidas y el Flujo de Caja Proyectado), herramienta que nos permitirá determinar la rentabilidad del total de la inversión requerida para efectuar el proyecto.

Así mismo, para la evaluación económica del proyecto, se ha considerado una tasa real de descuento igual a 12%/Año. El proyecto tiene un horizonte de trabajo de 10 años.

En las **Tablas 51 al 53** se presentan los resultados de la evaluación económica expresados en Moneda Constante (dólares constantes del 2012), tomando como referencia la estructura propuesta por Porras Sosa (2004: Cap. 9 - 10).

Tabla 52. Flujo de caja proyectado
Evaluación económica (MUS\$ del año 0)

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES											
Capital fijo propio	6295,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	629,6
Capital de Trabajo		2826,7	-150,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-2676,2
Δ Capital de Trabajo		2826,7	2977,1	-150,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-2826,7
INVERSION TOTAL	6295,9	2826,7	2977,1	-150,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-2197,1
UTILIDAD NETA		3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6	3374,6
DEPRECIACION		629,6	629,6	629,6	629,6	629,6	629,6	629,6	629,6	629,6	629,6
FLUJO NETO DE FONDOS (FNF)	-6295,9	1177,6	1027,1	4154,7	4004,2	4004,2	4004,2	4004,2	4004,2	4004,2	6201,3
Aportes	6295,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dividendos	0,0	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2	3037,2
Saldo de Caja	0,0	-1859,6	-2010,1	1117,5	967,1	967,1	967,1	967,1	967,1	967,1	3164,1
Caja Residual	0,0	-1859,6	-3869,7	-2752,1	-1785,1	-818,0	149,0	1116,1	2083,1	3050,2	6214,3

Tabla 53. Periodo de recuero y valor presente neto acumulado (VPNA)

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
VPN	-6 295,9	1 051,4	818,8	2 957,2	2 544,8	2 272,1	2 028,7	1 811,3	1 617,2	1 444,0	1 996,7
VPN Acumulado	-6 295,9	-5 244,5	-4 425,7	-1 468,5	1 076,3	3 348,4	5 377,1	7 188,4	8 805,6	10 249,6	12 246,2

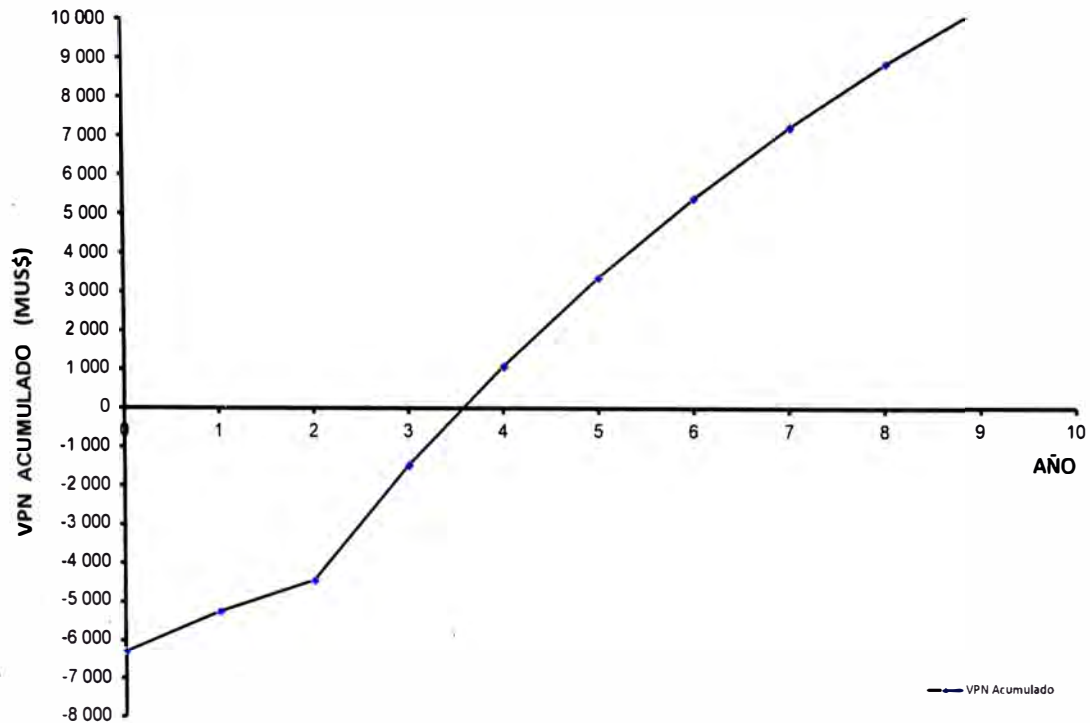


Figura 30. Periodo de recuero.

En la **Tabla 54** se muestra los resultados de la evaluación económica del presente proyecto.

Tabla 54. Indicadores económicos en el escenario esperado

Indicadores	Unidad	Valor
Inversión total	MUS\$	21 082,9
Valor Presente Neto Acumulado (VPNA) 12%	MUS\$	12 246,2
Tasa Interna de Retorno (TIR)	%	39,8
Período de retorno de la inversión	Años	4

Dado que el VPNA es mayor que cero y la TIR es mayor que la tasa de descuento (12%) se concluye que el proyecto de fabricación de CS₂ a partir de gas natural es económicamente rentable. Así mismo, al cabo de cuatro años se recupera la inversión inicial del proyecto, lo cual es conveniente a nivel de empresa.

6.5 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad nos permite diseñar escenarios en los cuales podremos analizar posibles resultados de nuestro proyecto, cambiando los valores de sus variables y determinar cómo estas afectan el resultado final.

Las variables relevantes identificadas para la evaluación económica son el precio de venta del CS₂ y el precio de materia prima.

Escenario 1.- Variación del precio de venta del CS₂

El precio de venta del CS₂ depende de las condiciones del mercado internacional. El precio de venta utilizado en el escenario esperado es de 1162 US\$/TM. Observando el comportamiento histórico del precio del CS₂ (**Figura 27**)

existe una tendencia al crecimiento lo cual favorece la factibilidad económica del proyecto.

Escenario 2.- Variación del precio de materia prima

El precio de las materias primas muestra un panorama mucho más conservador y proporciona un rango de variación bastante amplio donde el proyecto se maneja económicamente viable.

El precio de las materias primas en el escenario esperado es 0,1123 US\$/ Sm³ (3,1 US\$/MMBTU) y 319 US\$/TM de gas natural y azufre sólido respectivamente. De estas variables, el precio del azufre permite obtener una rentabilidad positiva porque existe la posibilidad de manejar un precio real menor al presentado en un escenario esperado. En la **Tabla 55** se muestra un resumen de los valores del VPN y la TIR para cualquier cambio previsible en cada uno de los escenarios presentados.

Tabla 55. Comportamiento de los indicadores económicos

β	Δ Precio de venta de CS ₂		Δ Precio de azufre		Δ Precio de gas natural	
	VPN	TIR	VPN	TIR	VPN	TIR
	MUS\$		MUS\$		MUS\$	
0,75	-4942,9	-0,6%	17453,7	53,1%	14446,1	45,0%
0,8	-1548,6	8,2%	16368,7	50,3%	13962,6	43,8%
0,85	1845,7	16,4%	15283,7	47,5%	13479,1	42,7%
0,9	5240,0	24,1%	14198,7	44,7%	12995,7	41,6%
0,95	8634,4	31,7%	13113,7	42,0%	12512,2	40,4%
1	12246,2	39,8%	12246,2	39,8%	12246,2	39,8%
1,05	15423,0	46,9%	10943,7	36,7%	11545,2	38,2%
1,1	18817,3	54,6%	9858,7	34,1%	11061,7	37,1%
1,15	22211,6	62,3%	8773,7	31,5%	10578,2	35,9%
1,2	25606,0	70,1%	7688,7	29,0%	10094,7	34,8%
1,25	29000,3	78,1%	6603,7	26,5%	9611,2	33,7%

En la **Figura 31** se muestra el resultado del análisis de sensibilidad para la evaluación económica, en ella se aprecia la variación de la rentabilidad del proyecto con respecto a las variables seleccionadas.

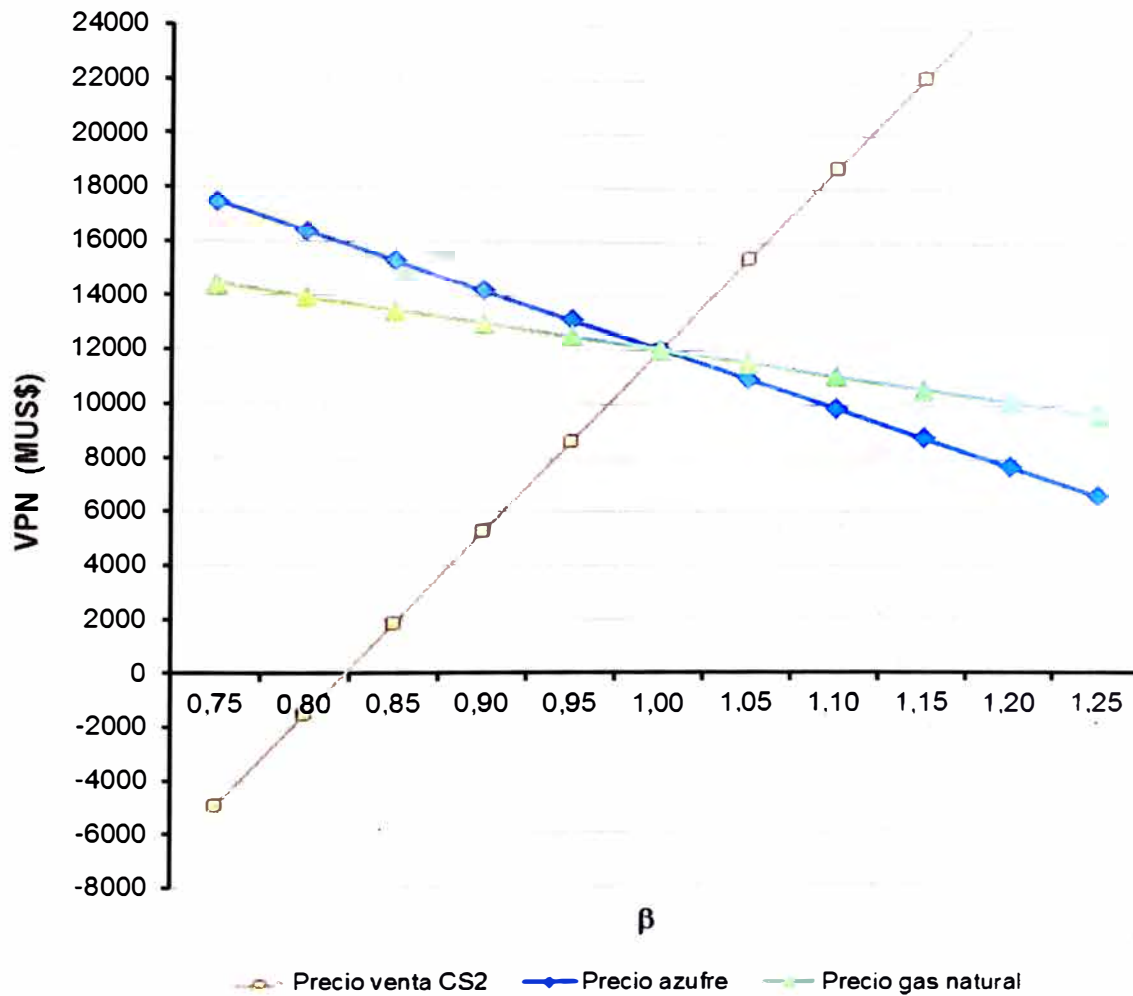


Figura 31. Análisis de sensibilidad

CAPÍTULO VII

ASPECTOS AMBIENTALES Y SEGURIDAD E HIGIENE

7.1 Aspectos ambientales

Uno de los aspectos más importantes que debe cuidar una empresa, al instalarse en cualquier lugar es, el impacto ambiental, puesto que, es una obligación social cuidar el medio ambiente. Desde finales del siglo XX, la sociedad está empezando a tomar conciencia de que la industria es una de las principales fuentes de deterioro del entorno.

A lo largo de este capítulo se analizarán los aspectos ambientales que se generan en una planta de fabricación de bisulfuro de carbono y se estudiarán las medidas pertinentes para reducirlos.

Durante el presente capítulo utilizaremos las siguientes definiciones dadas por la Norma Técnica Peruana NTP-ISO 14001-1998 18002:

Medio ambiente:

Se define como el entorno en el cual una organización opera, incluyendo el aire, agua, tierra, recursos naturales, flora, fauna, los seres humanos y sus interrelaciones.

Aspecto ambiental

Se define como elemento de las actividades, productos o servicios de una organización que puede interactuar con el medio ambiente.

Por tanto, un aspecto ambiental es aquello que una actividad, producto o servicio genera (en cuanto a emisiones, vertidos, residuos, ruido, consumos, etc.) que tiene o puede tener incidencia sobre el medio ambiente, entendido éste como el medio natural receptor de los aspectos ambientales, incluyendo dentro de este medio los seres vivos que habitan en él.

Impacto ambiental:

Cualquier cambio en el medio ambiente, sea adverso o benéfico, total o parcial como resultado de las actividades, productos o servicios de una organización.

7.1.1 Identificación y descripción de los posibles aspectos e Impactos ambientales

Los aspectos ambientales hacen referencia a los elementos de las actividades, productos o servicios de una organización que interactúan o pueden interactuar con el medio ambiente. Así pues, en la **Tabla 56** se presenta una clasificación resumida de los aspectos e impactos ambientales que ayudarán a la identificación de los aspectos ambientales presentes en el proceso de fabricación de bisulfuro de carbono.

La identificación de los aspectos ambientales se ha realizado analizando las entradas y salidas de cada etapa del proceso de fabricación de bisulfuro de carbono, ver **Figura 32**. Luego de la identificación de los aspectos ambientales se procede a describir la afectación de estos aspectos al medio ambiente, según se muestra:

- **Contaminación del agua**

La contaminación del agua por parte de la industria viene producida por los vertidos de aguas residuales. Las aguas residuales son las que proceden del proceso de producción, transformación o manipulación, incluyéndose los líquidos residuales, aguas de proceso y aguas de refrigeración. Estas aguas arrastran, entre otros, residuos de aceite y residuos de materia orgánica.

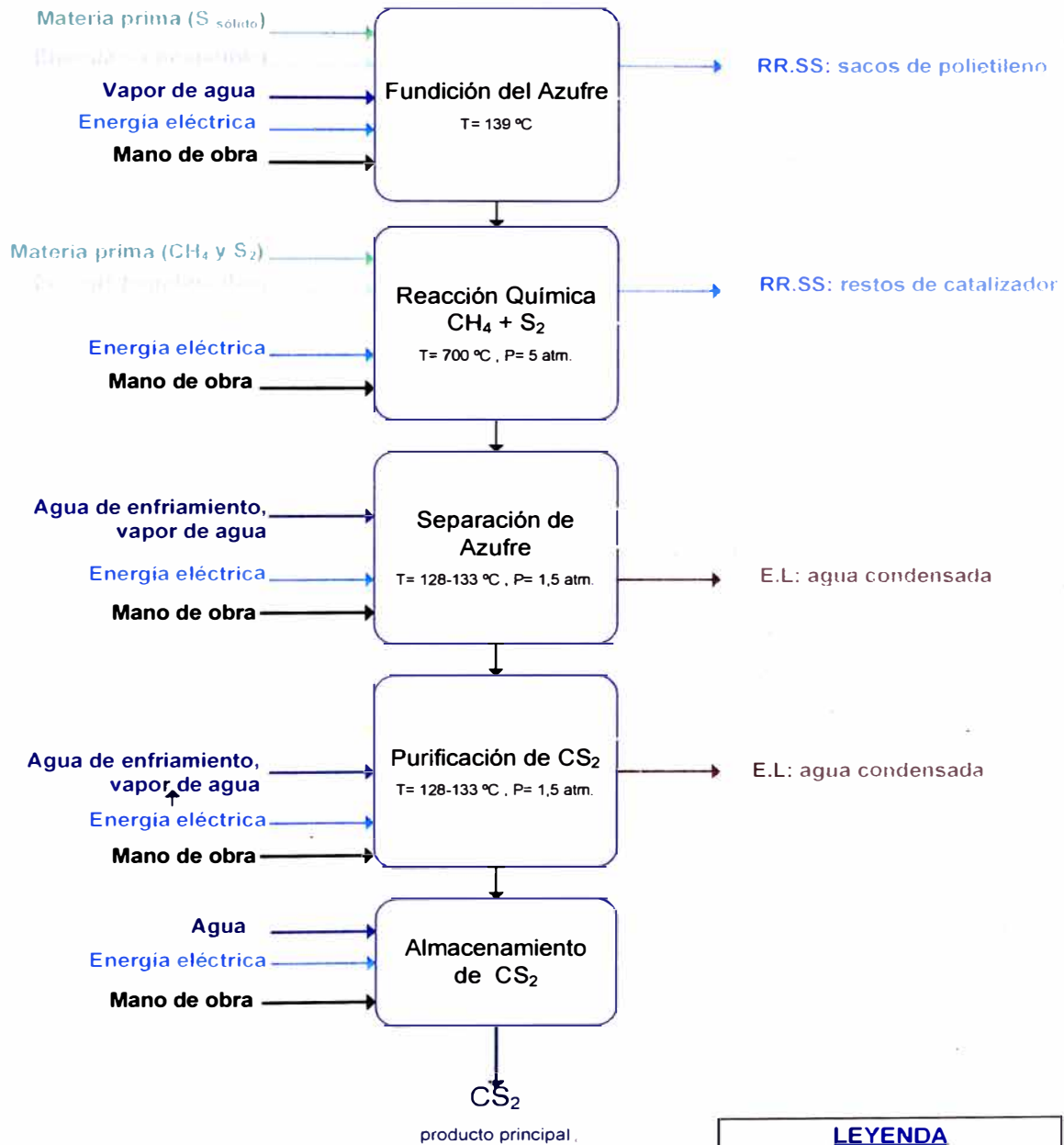
Los efluentes líquidos que podrían generarse durante la etapa de operación serían aquellos provenientes de la limpieza de equipos y maquinarias, el cual podría contener restos de grasas y aceites.

Tabla 56. Clasificación resumida de aspectos e impactos ambientales

Entradas		Salidas	
Aspectos	Impactos	Aspectos	Impactos
Materias primas e insumos	Consumo de recursos naturales	Emisiones - De combustión: NOx; CO; SO2; partículas de quemados. - De procesos específicos: COVs; cloro; vapores ácidos; partículas diversas, nieblas, humos, etc.	Contaminación del aire
Combustibles (gas natural, gasóleo, fuel, carbón)	Consumo de recursos no renovables	Ruido - Diurno y nocturno	Contaminación del aire
Electricidad	Dstrucción de los bosques (embalses)	Vertimientos: - De aguas industriales - De aguas sanitarias - Con destino o cause - Concentraciones en vertidos de especies relacionados con los procesos.	Contaminación del agua
Agua de red, de pozo y río.	Consumo de recursos naturales.	Residuos <u>Peligrosos:</u> Restos de aceites y grasas; residuos líquidos diversos nocivos, ácidos, corrosivos, inflamables y tóxicos; restos sólidos impregnados de aceite; envases metálicos con restos de residuos químicos; envases que han contenido residuo peligroso; baterías y pilas; disolventes usados; PCBs (Bifenilo Policlorado)/ PCTs; fluorescentes / lámparas de mercurio; residuos biosanitarios. <u>No peligrosos:</u> - Residuos urbanos o similares a urbanos, escombros (inertes), chatarra, madera (palés), cartón, papel, plásticos.	Contaminación del suelo

ENTRADAS

SALIDAS



LEYENDA

E.L: Efluente líquido
RR.SS: Residuos sólidos

Figura 32. Identificación de aspectos ambientales

- **Contaminación del aire**

Las emisiones a la atmósfera tienen lugar en forma de gases, vapores y sólidos en suspensión. Se prevé que durante la operación de la planta se ocasionará descargas al ambiente de las siguientes formas:

Emisiones gaseosas del proceso de combustión

Dependiendo del tipo y composición del combustible, estas emisiones podrían afectar de forma negativa al medio ambiente.

Para nuestro caso, el combustible a utilizar es el gas natural, el cual genera emisiones gaseosas con bajas concentraciones, entre ellas óxidos de nitrógeno (NOx), e hidrocarburos no combustionados (HC). Aun cuando el gas natural no contiene material particulado, la aspiración de aire y el proceso de combustión pueden incorporar trazas de material particulado. Debido a que el gas natural no tiene componentes sulfurados, el proceso de combustión sólo generará trazas de dióxido de azufre (SO₂).

Los parámetros a ser medidos serán:

Material particulado (MP₁₀)

- Sulfuro de hidrógeno (H₂S)
- Dióxido de azufre (SO₂)
- Monóxido de carbono (CO)

Fuga de vapores de productos y subproductos

La calidad del aire dentro de la planta también puede verse afectada debido al escape de vapores de azufre, bisulfuro de carbono y sulfuro de hidrógeno producidos en la etapa de separación del azufre y purificación del bisulfuro de carbono respectivamente.

- **Contaminación por residuos sólidos**

Los residuos sólidos peligrosos que se identifican en el proceso son:

- Materiales utilizados en las tareas de mantenimiento (recipientes de aceites, lubricantes y pinturas).
- Trapos con restos de los productos de limpieza, latas de cilindro de aceites, lubricantes y pinturas.
- Sacos de polietileno que contienen restos de polvo de azufre.
- Catalizadores removidos.

- **Generación de ruidos**

La utilización de maquinaria y equipo en las actividades de construcción del proyecto, así como la entrada y salida de vehículos durante la operación de la planta pueden ocasionar el incremento de los niveles comunes de ruido. Se prevé que los mayores niveles de ruidos lejanos a la unidad de generación tengan como causa la cercanía a la zona de tránsito vehicular.

- **Afectación a la flora y fauna**

La planta se instalará en la zona industrial del distrito de Paracas, el área de influencia comprende la Zona de Amortiguamiento de la Reserva de Paracas (ZARNP).

Por encontrarse dentro de la ZARNP, el proyecto tendrá coherencia con los objetivos de creación de la reserva. Sobre la base del Estudio de Impacto Ambiental y Social desarrollado al Proyecto Nitratos del Perú, los objetivos específicos son:

- Conservar ecosistemas marino costeros y su diversidad biológica,
 - Proteger las especies amenazadas y sus hábitats respectivos,
 - Asegurar el aprovechamiento sostenible y responsable de los recursos hidrobiológicos,
- Conservar y proteger el patrimonio arqueológico y cultural,
Garantizar la conservación y puesta en valor de los atractivos naturales y culturales para su uso turístico sostenible,
Asegurar la existencia de una porción del ecosistema marino costero peruano, influenciado por la Corriente de Humbolt para que brinde

soporte a procesos educativos y actividades de investigación y recreación y,

- Contribuir al desarrollo sostenible y al bienestar de la población de la Región Ica.

Todos estos objetivos, serán tomados en cuenta al momento de iniciar las actividades de construcción y operación del proyecto.

7.1.2 Evaluación de los posibles impactos ambientales

Identificados los posibles impactos ambientales relacionados con el proyecto, se procede a evaluar estos impactos. Para realizar la evaluación, se empleó la matriz cualitativa de Causa Efecto, ver **Tabla 57**, la cual interrelaciona las etapas que generan impactos y los efectos de estos a los diversos componentes ambientales.

Al analizar los resultados arrojados en la matriz de causa efecto se puede concluir que en la etapa de Operación el mayor impacto negativo son las emisiones y/o fugas casuales de productos gaseosos, derrames casuales de materia prima, producto terminado, combustibles, grasas y aceites. En cuanto a impactos positivos se destaca la generación de empleo en la etapa de construcción y operación.

7.1.3 Medidas de prevención y mitigación

Identificados y evaluados los posibles impactos negativos ocasionados por la construcción y operación de la planta se procede a plantear las medidas para prevenir o mitigar dichos impactos. En la **Tabla 58** se detalla las acciones a tomar en cuenta para controlar los impactos ambientales identificados.

Tabla 57. Matriz de causa efecto de evaluación de impactos ambientales

CAUSA	EFECTO	ETAPAS	
		Construcción	Operación
CARACTERÍSTICAS FÍSICO QUÍMICAS	Emisiones y/o fugas accidentales de productos gaseosos	----	+DAT
	Aire		
	Partículas totales suspendidas	-DBL	-DBL
	Nivel del ruido y vibraciones	-DBP	-DBP
	Suelo		
	Residuos sólidos	-DMP	-DMP
CARACTERÍSTICAS BIOLÓGICAS	Derrame de combustibles, grasas y aceites	----	-DMT
	Agua		
	Derrame casual de materia prima y producto terminado	----	-DAT
	Flora		
CONDICIONES SOCIOECONÓMICAS Y CULTURALES	Especies agrícolas	-IBL	-IBL
	Microflora	-IBP	-IBP
	Animales terrestres	-IBL	-IBL
	Fauna		
	Aves	-IBL	-IBL
CONDICIONES SOCIOECONÓMICAS Y CULTURALES	Microfauna	-IBP	-IBP
	Aspecto Sociocultural		
	Desarrollo urbano	+IBP	+IBP
	Educación	+DML	+DML
	Nivel de empleo	+DML	+DML
CONDICIONES SOCIOECONÓMICAS Y CULTURALES	Aspectos Económicos		
	Ingreso a la economía local	+DMT	+DMT

<u>SIGNO</u>	<u>ORDEN</u>	<u>INTENSIDAD</u>	<u>EXTENSIÓN</u>
+ : Beneficioso	D: Directo	A:	L: Local
- : Perjudicial	I: Indirecto	M: Medio	P: Puntual
		B: Bajo	

Tabla 58. Medidas de prevención y control de los impactos ambientales

ETAPA	AGENTE CONTAMINANTE	MEDIDAS PREVENTIVAS Y MITIGACIÓN
CALIDAD DE AIRE	Construcción, Operación	Ruido y vibración
		Partículas totales suspendidas
	Operación	Emissiones y/o fugas accidentales de productos gaseosos
EFLUENTES LIQUIDOS	Operación	- Derrame de combustibles, grasas y aceites
		- Derrame casual de materia prima y producto terminado
RESIDUOS SÓLIDOS	Construcción, Operación	Residuos sólidos peligrosos y no peligrosos

Operar en horarios establecidos. La zona es netamente industrial por tal motivo la duración del impacto será breve.

En la adquisición de equipos tener presente la línea de aparatos de bajo ruido o en todo caso, el aislamiento acústico es, a menudo, la solución más práctica.

Monitoreo de todas las áreas de trabajo de la planta, a fin de controlar los niveles de ruido.

Realizar los trabajos de remoción de tierras con irrigaciones periódicas de agua.

Implementar procedimientos y planes de contingencias para respuestas derrames accidentales de materiales.

Monitoreo permanente de los gases de combustión de las calderas y hornos, para detectar la presencia de monóxido de carbono, el exceso de aire y la opacidad.

Monitoreo periódico, (o permanente si el caso es crítico), de las emisiones gaseosas y de partículas para controlar la existencia de los químicos utilizados o generados en el proceso.

Monitoreo de la calidad del aire ambiental alrededor de las plantas para detectar la presencia de contaminantes, especialmente los químicos tóxicos o peligrosos, mediante el uso de detectores y alarmas remotos.

Monitoreo periódico, (o permanente si el caso es crítico), de todas las corrientes de aguas servidas, incluyendo el agua de enfriamiento gastado, para detectar la presencia productos químicos utilizados o generados en el proceso.

Medición de las corrientes de agua lluvia que salen de la planta o de las áreas de almacenamiento, para controlar la existencia de los contaminantes, el pH y sólidos totales suspendidos.

Implementar procedimientos y planes de contingencias para respuestas derrames accidentales de materiales y sustancias peligrosas.

Implementar una correcta segregación de residuos sólidos a través de instalación de cilindros rotulados para el acopio de desechos sólidos con código de colores.

Disponer los residuos sólidos con empresas autorizadas del tratamiento y la disposición final (EPS-RS autorizados por DIGESA).

Los residuos sólidos peligrosos que se generen en la planta (catalizadores agotados y envases de sustancias químicas, serán almacenados en un sitio estanco cerrado y con las hojas de seguridad correspondiente. Cuando corresponda serán enviados a disposición final, a una empresa autorizada por DIGESA.

7.2 Seguridad e higiene industrial

En éste capítulo se abordará el análisis de los posibles peligros derivados de la presente actividad industrial para así intentar minimizar el riesgo de accidente. Asimismo, se definirán las distintas medidas que se han de adoptar en caso de accidente, como pueden ser planes de emergencia internos de la planta.

Las planta químicas contienen una gran variedad de riesgos y peligros. Los mayores accidentes que se registran son incendio, explosión y liberación de tóxicos (Aiello Mazzarri , 2010), tal como se muestra en la **Tabla 59**.

Tabla 59. Tipos de accidentes en plantas químicas

Tipo de accidente	Probabilidad de ocurrencia	Potencial para fatalidades	Potencial para pérdidas económicas
Incendio	Alta	Bajo	Intermedio
Explosión	Media	Intermedio	Alto
Liberación de tóxicos	Alta	Alto	Bajo

Asimismo, debemos tener conocimiento que las causas de pérdidas en los mayores accidentes en plantas químicas de mayor a menor implicancia son:

- Fallas mecánicas
- Error Operacional
- Perturbaciones del proceso
- Peligros naturales
- Errores de diseño
- Sabotaje

Las fallas mecánicas son la primera causa de pérdidas en una planta química. Las fallas de este tipo generalmente se deben a problemas en el mantenimiento. La segunda causa son los errores operacionales.

7.2.1 Manipulación de sustancias químicas

Previamente a las consideraciones sobre la manipulación de productos químicos se debería definir la peligrosidad de los distintos compuestos que intervienen en el proceso de producción.

Las estadísticas a nivel mundial han establecido que el 75% de los incidentes con sustancias químicas ocurren durante la estiba, almacenamiento, producción y/o uso de los mismos y que el 25% restante ocurre durante el transporte (pero esto afecta directamente a las poblaciones comunes).

Las sustancias químicas que intervienen en el proceso de fabricación de bisulfuro de carbono son los siguientes:

- Azufre (S)
- Metano (CH₄)
- Bisulfuro de carbono (CS₂)
- Sulfuro de hidrógeno (H₂S)
- Catalizador (V₂O₅/K₂O)

Para la manipulación de las sustancias mencionadas se tendrá presente las fichas de seguridad internacional, en virtud a esto se tomarán las medidas de seguridad pertinente.

7.2.2 Almacenamiento de sustancias químicas

Una vez mostrados los peligros a minimizar procedemos a describir los criterios de seguridad a considerarse para llevar a cabo un correcto almacenamiento de los mismos.

Almacenamiento de gas natural (CH₄)

El gas natural empleado para el proceso no requiere almacenamiento.

El manejo del gas natural es a través de una Estación de Regulación de Presión y Medición Primaria (ERPMP), el cual tiene la finalidad de reducir la presión de la red de distribución externa: (10 barg= 147 PSI) a la presión de trabajo de la red

interna: (1,5 barg = 22 PSI) y adicionalmente, medir el caudal del gas natural que pasa a través del medidor en dicha ERPMP.

Para conseguir su objetivo la ERPMP cuenta con los siguientes elementos y equipos: válvulas de esfera de habilitación de suministro, sistema de filtración, sistema de regulación y bloqueo, manómetros indicadores de presión, medidor y corrector de flujo de gas y válvulas de alivio de seguridad.

Todo sistema donde se maneje gas natural debe construirse y mantenerse de acuerdo a especificaciones que aseguren la integridad mecánica y protección de daños físicos. En caso de fuga en un lugar confinado, el riesgo de incendio o explosión es muy alto.

Evitar respirar altas concentraciones de gas natural. Procurar la máxima ventilación para mantener las concentraciones de exposición por debajo de los límites recomendados. Nunca buscar fugas con flama o cerillos. Utilizar agua jabonosa o un detector electrónico de fugas.

Almacenamiento de azufre en polvo (S)

El peligro primario en la manipulación del azufre pulverizado es que el polvo del mismo que está suspendido en el aire enciende fácilmente y produce explosiones en áreas confinadas. Las fuentes para el encendido pueden ser: calor, fricción, sulfuro pirofórico y la electricidad estática internamente generada. Una explosión pequeña inicial puede crear explosiones más grandes subsecuentes si en alguna parte de la zona de almacenamiento se encuentran o contiene residuos de polvo, como pueden ser las vigas o armazones. Una explosión del azufre producirá dióxido de azufre, que es un gas tóxico.

Para su manipulación y almacenamiento tener en consideración lo siguiente:

Almacenar en un lugar seguro, fresco y seco, que posea una buena ventilación en todo momento. La rotación de lugar de almacenamiento puede minimizar la acidez generada en el lugar. Esta acidez puede ser la causante de corrosión de metales o materiales estructurales de concreto.

Almacenar lejos de la luz del sol directa, del calor y de materiales incompatibles. Almacenar lejos del alimento y de las bebidas.

Evitar respirar el polvo. Evitar el contacto en ojos o en piel. Lavarse después de su manejo.

No exponer el producto a altas temperaturas y humedad.

No aplicar el producto contra el viento.

Resellar los envases inmediatamente después del uso.

Evitar la formación de polvo. No fumar, comer o beber durante su manipulación.

Procurar higiene personal adecuada después de su manipulación.

Almacenamiento de bisulfuro de carbono (CS₂)

La toxicidad, la extrema inflamabilidad y volatilidad del bisulfuro de carbono hacen de esta sustancia muy peligrosa de manipular. Los principales peligros asociados son incendio y explosión.

Para evitar estos peligros, las instalaciones donde se ubiquen las plantas de este tipo de deben localizar al aire libre, alejadas de llamas u otras fuentes de ignición. Todos los equipos se deben instalar apropiadamente para evitar la acumulación de cargas electrostáticas.

Para su almacenamiento tener en consideración lo siguiente:

El almacenar en lugares ventilados, frescos, secos y alejados de la luz directa. Lejos de fuentes de calor, ignición y de la acción directa de los rayos solares. Separar de materiales incompatibles.

Rotular los recipientes adecuadamente. Almacenar las menores cantidades posibles. Los contenedores vacíos se deben separar del resto.

Inspeccionar regularmente los tanques de almacenamiento para detectar posibles fugas o corrosión.

El almacenamiento debe estar retirado de áreas de trabajo. El piso debe ser sellado para evitar la absorción de cargas estáticas.

Cualquier dispositivo empleado para el almacenamiento de bisulfuro de carbono debe permanecer herméticamente cerrado. Se debe usar empaques que no se rompan fácilmente; en el caso de almacenamiento a pequeña escala donde se empleen empaques débiles, estos se deben colocar dentro de un contenedor irrompible bien cerrado. No se debe transportar junto con alimentos.

El bisulfuro de carbono se almacena en tanques de acero apropiadamente canalizados sobre el suelo o en tanques confinados en fosos de concreto abiertos en la cima inundados de agua (ver **Figura 33**). El transporte de bisulfuro de carbono desde los tanques de almacenamiento se puede hacer mediante presión o bombeo.

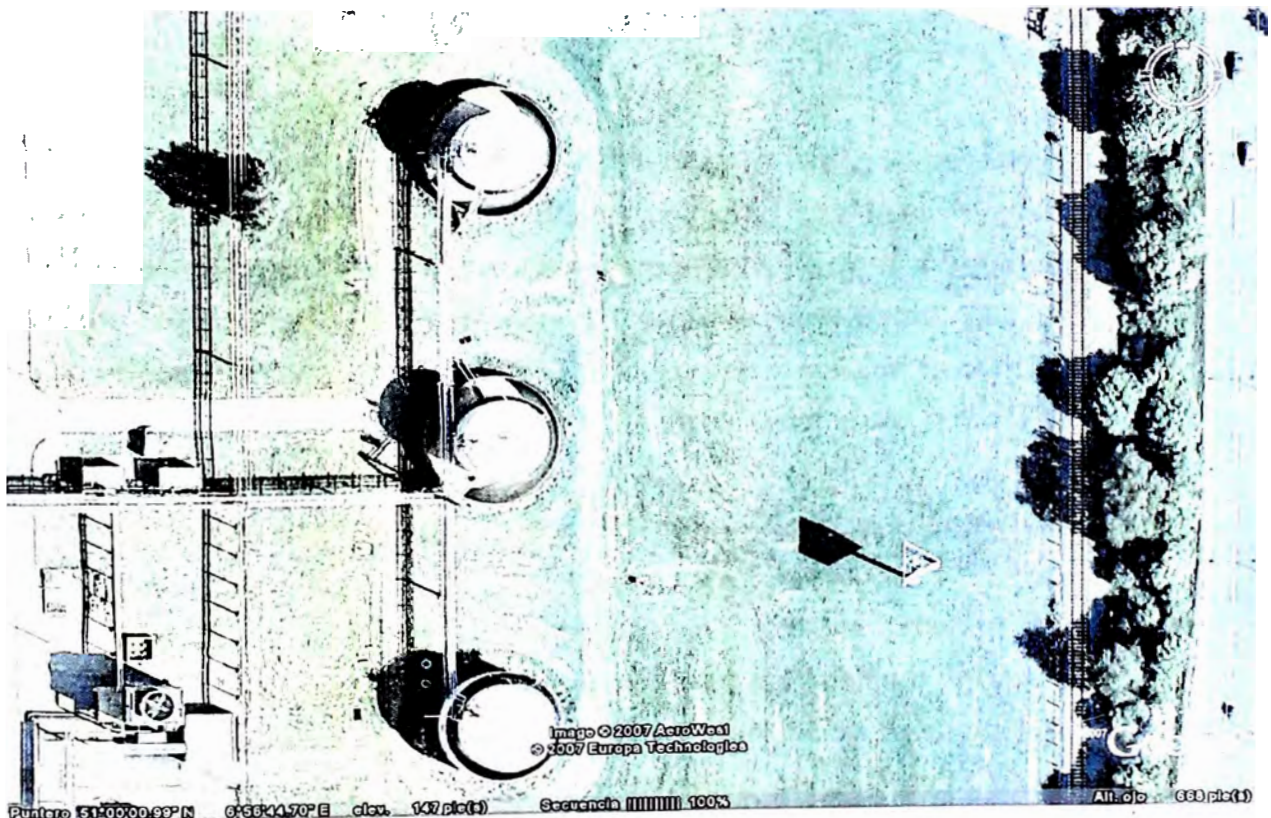


Figura 33. Tanques de almacenamiento de bisulfuro de carbono.

Fuente: Google Earth.

Tanques de almacenamiento de CS_2 de la planta de Akzo Nobel,
LeMoyne, Alabama.

7.2.3 Plan de emergencia

Para dar respuesta a los casos de accidentes que podrían ocurrir dentro de la planta se ha establecido el plan de emergencia. Se activará ante una emergencia que pueda causar daños a la seguridad y la salud de las personas. También se aplicará en caso de daños materiales tales como: daños a equipos e instalaciones.

Las situaciones de emergencia a considerar dentro del plan de emergencia son las siguientes:

- Incendios

- Explosión

- Vertido o fuga (Escape de líquidos, vapores tóxicos y/o corrosivos)

a. Incendio

El personal de la planta que descubra un amago, pequeñas llamas, cortocircuitos eléctricos con desprendimiento de humo, etc., intentará apagarlo con los extintores instalados en la planta, y, si ve que la situación se complica, transmitirá la alarma (mediante el pulsador más próximo al lugar afectado o telefónicamente) o a viva voz al área de Seguridad.

Si el fuego comienza a extenderse, se debe aislar y dar aviso a la Brigada de Incendios y Derrames.

El personal eléctrico de la planta debe cortar toda la energía eléctrica del sector siniestrado.

Una vez aislado y en caso de que el fuego se extienda de manera generalizada en la zona de almacenamiento del bisulfuro de carbono, abrir inmediatamente la válvula del sistema fijo de extinción de agua.

Para proceder a la evacuación, el personal de la planta colocará a un responsable de la brigada en las intersecciones de las vías de evacuación para dirigir la circulación.

Una vez efectuada la evacuación, el personal de la brigada, responsable de dirigir la evacuación inspeccionará todas las áreas de la planta, para evitar que quede alguien.

b. Escape de líquidos**Escape de solución de bisulfuro de carbono**

Detener la fuga y evacuar el área.

Eliminar toda fuente de ignición que provocaría incendio, como chispa o llama.

Utilizar ropa de protección adecuada.

Utilizar como material absorbente, arena u otras sustancias inertes, como vermiculita.

Disponer lo recolectado en contenedor cerrado.

Ventear el área de derrame y barrer con abundante agua, luego que el material fuese recogido.

c. Escape de gases**Escape de gas natural**

Si no hay riesgo, se debe detener la fuga cerrando la válvula.

Si el incendio se extingue antes de que la fuga sea sellada, el gas puede encenderse explosivamente sin aviso y causar daño extensivo, heridas o muerte. En este caso, aumentar la ventilación (en áreas cerradas) para prevenir la formación de mezclas inflamables o explosivas.

Se deben eliminar todas las posibles fuentes de ignición.

Despejar el área afectada evacuando hacia un lugar contrario a la dirección del viento que cubra por lo menos 800 metros a la redonda.

Proteger a la gente y responder con personal entrenado.

Monitorear el nivel de oxígeno presente en el área con el fin de detectar posibles mezclas explosivas, teniendo en cuenta que el contenido de oxígeno debe estar por encima de 19,5%.

Escape de sulfuro de hidrógeno

La planta debe contar con sensores de sulfuro de hidrógeno para detectar posibles escapes de este gas. A continuación se describen los pasos a seguir en el caso de que estos sensores indiquen presencia de gas:

Detener inmediatamente el proceso. Una vez detenida la planta, esta deja de generar gas.

Todo el personal de la planta debe colocarse la máscara de seguridad contra gases.

Si los índices superan la concentración máximo permitida, se debe evacuar la planta.

Los trabajadores que presenten síntomas de intoxicación (mareos, náuseas, etc.) deben ser trasladados inmediatamente al centro médico.

CAPÍTULO VIII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 Conclusiones

Luego de realizar el estudio de prefactibilidad para la producción de bisulfuro de carbono a partir de gas natural se concluye que el proyecto es factible de ejecutar, presentando los siguientes indicadores financieros:

- Valor Presente Neto (VPN): 12 246,2 MUS\$ del año 0
- Tasa interna de retorno (TIR): 39,8%

El proyecto es muy sensible a las variaciones del precio de las materias primas, principalmente al precio de azufre. Esta variable, a corto plazo, ofrece grandes ventajas económicas para el proyecto, puesto que la disponibilidad de la misma será a un precio menor al planteado en la presente evaluación (US\$ 319 /TM). Con ello se incrementa la rentabilidad y viabilidad del proyecto (TIR > 39,8%).

Del análisis de la disponibilidad de las materias primas se concluye que las nuevas reservas probadas de gas natural garantizan su utilización en la industria petroquímica, siendo este, la principal materia prima para la fabricación de bisulfuro de carbono.

El diseño del proceso productivo de bisulfuro de carbono, planteado en esta investigación, presenta una amplia gama de ventajas tales como, alto rendimiento en la producción de bisulfuro de carbono (más de 90% de eficiencia), bajo consumo de energía, fácil acceso a las fuentes de materia prima, menor impacto ambiental y la seguridad en la producción.

La identificación y evaluación de los posibles aspectos e impactos ambientales en la fabricación de bisulfuro de carbono determinan que ésta actividad industrial será cuidadosa con el medio ambiente, puesto que se

hace uso de tecnologías limpias (uso de gas natural como materia prima y combustible), las cuales tienen como función la protección del ambiente, mediante la prevención de la contaminación.

Con el desarrollo de la industria de bisulfuro de carbono se logrará la sustitución de las importaciones de bisulfuro de carbono a partir de la producción nacional y la satisfacción de la demanda interna del país, cuyo principal mercado está orientado para la industria minera.

8.2 Recomendaciones

Como resultado del estudio de prefactibilidad técnico económico para la posible instalación de una planta productora de bisulfuro de carbono, no se han considerado ciertos factores necesarios para determinar la factibilidad de la realización del presente proyecto. Asimismo, considerando que el estudio no tiene el apoyo de una empresa industrial que pudiera facilitar la búsqueda y acceso a información importante, y de suceder una continuidad al presente estudio, recomendamos tomar en consideración las siguientes actividades:

Realizar un estudio de mercado mucho más riguroso para la comercialización de bisulfuro de carbono en América del Sur, especialmente en el país de Brasil puesto que se identificó como un potencial mercado.

Verificar la real capacidad ociosa en América del Sur, especialmente en el país de Argentina. Además se recomienda profundizar el estudio de mercado y comercialización para el bisulfuro de carbono.

Para la empresa interesada, recabar información sobre la adquisición del gas natural a la empresa extractora del gas natural de Camisea con la finalidad de poder realizar aproximaciones de su demanda y costo.

Realizar la investigación de patentes actuales para la producción de bisulfuro de carbono ya que en el presente proyecto se ha considerado una patente base a nivel comercial.

BIBLIOGRAFÍA

Adcock, W. A., Dallas, Tex, & Lake, W. C. (1956). "Carbon disulfide manufacture". *Patente nº 2,767,059*. Estados Unidos. Consulta: 12 de Mayo de 2011. Disponible en:

[<http://www.uspto.gov/>](http://www.uspto.gov/)

Aiello Mazzarri , C. (2010). *Seguridad, Energía y Ambiente*. Consulta: 7 de Julio de 2011. Disponible en:

[<http://plantasquimicas.blogspot.com/>](http://plantasquimicas.blogspot.com/)

Anticono, G. (2010). "Siglo XXI: Siglo del gas natural". *Sociedad de Periodistas y Divulgadores en Ciencia y Tecnología*. Consulta: 13 de Junio de 2011. Disponible en:

[<http://www.noticiascytperu.com/2010/07/30/siglo-xxi-el-siglo-del-gas-natural-2/>](http://www.noticiascytperu.com/2010/07/30/siglo-xxi-el-siglo-del-gas-natural-2/)

Blagoev , M., & Funada, C. (2008). "Carbon Disulfide". *Chemical Economics Handbook—SRI Consulting*, 1-53.

Branan, C. (2002). *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing.

Casals Casanova, M., Calvet Puig, M. D., & Roca Ramón, X. (2001). *Complejos industriales*. Barcelona: Ediciones UPC.

Corporation Pan American Petroleum. (1964). "Un procedimiento para recuperar azufre libre de una corriente de gas que contiene sulfuro de hidrogeno". *Patente nº 303630*. España. Consulta: 20 de Mayo de 2011. Disponible en:

[<http://patentscope.wipo.int/search/en/search.jsf>](http://patentscope.wipo.int/search/en/search.jsf)

- Diaz Garay, B., Jarafe Zedán, B., & Noriega Aranibar, M. T. (2001). *Disposición de Planta*. Lima: Fondo de Desarrollo Editorial (Universidad de Lima).
- Donald, R. (2002). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemical*. Alemania: Wiley- VCH Verlag GmbH.
- FMC Corporation. (1965). " Método de producción de bisulfuro de carbono y sulfuro de hidrógeno". *Patente nº 313253*. Estados Unidos. Consulta: 20 de Mayo de 2011. Disponible en:
<<http://patentscope.wipo.int/search/en/detail.jsf?docId=ES4671390&recNum=1&maxRec=1&office=&prevFilter=&sortOption=&queryString=FP%3A%28313253%29&tab=NationalBiblio>>
- Folkins, H. O., Porter, C. A., Miller, E., & Hennig, H. (1951). "Preparation of Carbon Disulfide". *Patente nº 2,568,121*. Estados Unidos. Consulta: 12 de Mayo de 2011. Disponible en:
<<http://www.uspto.gov/>>
- Gujarati, D. N. (2004)). *Econometría*. México: McGraw- Hill Interamericana Editores, S.A.
- Han, G. B., Park, N. k., Ryu, S. O., & Lee, T. J. (2007). "Catalytic reduction of sulfur dioxide using hydrogen or carbon monoxide over Ce/ZrO₂ catalysts for the recovery of elemental sulfur" . *Catalysis Today*, 1-9. Consulta: 24 de Mayo de 2012. Disponible en:
<<http://www.sciencedirect.com/science>>
- Han, G. B., Park, N. K., Ryu, S. O., & Lee, T. J. (2008). "Catalytic reduction of sulfur dioxide whit carbon monoxide over tin dioxide for direct sulfur recovery process". *Chemosphere* , 1-7. Consulta: 24 de Mayo de 2012. Disponible en:
<<http://www.sciencedirect.com/science>>

- ISH Chemical. (Marzo de 2011). "Carbon disulfide". Consulta: 15 de Mayo de 2012. Disponible en:
<<http://www.ihs.com/products/chemical/planning/ceh/carbon-disulfide.aspx>>
- Kern, D. Q. (1965). *Procesos de Transferencia de Calor*. México: Editorial Continental S.A.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (2007). *Encyclopedia of Chemical* (Quinta ed., Vol. Cuatro). Alemania: John Wiley & sons, Inc.
- Netherland, Sewell and Associates, Inc. (NSAI). (2009). *Estimación de Reservas y Recursos Prospectivos Totales (100 por ciento) para el Lote 56 y 88 Cuenca Ucayali, Perú*. Lima: Ministerio de Energía y Minas.
- Newell, R. (16 de Diciembre de 2010). *U.S. Energy Information Administration*. Consulta: 15 de Noviembre de 2011. Disponible en:
<http://www.eia.gov/neic/speeches/newell_12162010.pdf>
- Porras Sosa, E. (2004). *Economía de los Procesos*. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería- FIQT.
- Roy, K. M. (2002). Xanthates. En *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (Sexta ed., pág. 18). Alemania: Wiley-VCH Verlag GmbH.
- Saunders, D. R., Manchiud D., L., & Sauerhoff, M. W. (2002). Carbon disulfide. En *Ullmann's Encyclopedia of industrial Chemistry* (Sexta ed., pág. 13). Alemania: Wiley-VCH verlag GmbH.
- Stauffer, J. E. (2006). "Carbon Disulfide Process". *Patente nº 7,090,818*. Estados Unidos. Consulta: 12 de Mayo de 2011. Disponible en:
<<http://www.uspto.gov/>>
- Street, R. (s.f.). *Worley Parsons Resources & Energy*. Consulta: 22 de Setiembre de 2011, Disponible en:
<<http://www.worleyparsons.com/CSG/Hydrocarbons/SpecialtyCapabilities/Documents/Sulfur Recovery Unit Expansion Case Studies.pdf>>

- Thacker, C. M., & Miller, E. (1944). "Carbon Disulfide Production". *ACS Publications- Industrial & Engineering Chemistry*. Consulta: 12 de Mayo: Disponible en:
<<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie50410a019>>
- Treybal, R. E. (1980). *Operaciones de Transferencia de Masa*. México: McGraw-Hill.
- Ulrich, G. D. (1993). *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química*. México: McGraw- Hill.
- Wagner, C. R. (1949). "Production of Carbon Disulfide". *Patente n° 2468,904*. Estados Unidos. Consulta: 12 de Mayo de 2011. Disponible en:
<<http://www.uspto.gov/>>
- West, R. E., Max S., P., & Klaus D., T. (2004). *Plant Desing and Economics for Chemical Engineers* (Quinta ed.). Singapur: McGraw- Hill Book Co.
- Youhua, Z., Zhenyo, L., & Zhehua, J. (2007). "Elementary sulfur recovery by H₂-regeneration of SO₂-adsorbed CuO/Al₂O₃-effect of operation parameters". *Chemical Engineering Journal*, 1-5. Consulta: 24 de Mayo de 2012. Disponible en:
<<http://www.sciencedirect.com/science>>

ANEXOS

- Anexo 1:** Certificado de entrega reporte mensual.
- Anexo 2:** Proyectos petroquímicos en curso.
- Anexo 3:** Cartera estimada de proyectos mineros.
- Anexo 4:** Medidas de exactitud (análisis de serie de tiempo)
- Anexo 5:** Planta de producción de CS_2 en horno retorta.
- Anexo 6:** Catalizadores Topsøe.Haldor
- Anexo 7:** Método de ranking de factores.
- Anexo 8:** Índice de costos de plantas químicas.
- Anexo 9:** Diseño del horno.
- Anexo 10:** Diseño del compresor.
- Anexo 11:** Diseño de bomba centrífuga.
- Anexo 12:** Diseño de intercambiador de calor.
- Anexo 13:** Dimensionamiento de la columna de absorción.
- Anexo 14:** Dimensionamiento de la columna de destilación.
- Anexo 15:** Diseño de recipientes de proceso.
- Anexo 16:** Diseño del Reactor.
- Anexo 17:** Diseño de tanques de almacenamiento.
- Anexo 18:** Lurgi Proceso Claus.

ANEXO 1

CERTIFICADO DE ENTREGA REPORTE MENSUAL

Estación de medición: U2201
 City Gate: Lurin
 Operador relacionado: GNLC

Mes de Febrero de 2010

Fecha	Volumen Mm ³	Poder calorífico superior Mj/m ³	Energía Gj	Composición %molar												Densidad relativa
				N ₂	CO ₂	C1	C2	C3	n-C4	i-C4	n-C5	i-C5	C6	C7	C8	
21-feb-10	3277,5250	40,2197	131821	0.9359	0.2990	88,7223	9,9393	0,0969	0,0032	0,0023	0,0001	0,0001	0,0004	0,0003	0,0002	0.6110
22-feb-10	5086,6700	40,2204	204566	0.9378	0.2984	88,7218	9,9298	0,1043	0,0037	0,0026	0,0001	0,0002	0,0006	0,0004	0,0002	0.6110
23-feb-10	5310,5970	40,2247	213617	0.9359	0.2919	88,7130	9,9624	0,0906	0,0030	0,0020	0,0001	0,0002	0,0004	0,0003	0,0002	0.6110
24-feb-10	5201,0440	40,2031	209098	0.9395	0.2999	88,7485	9,9258	0,0804	0,0027	0,0018	0,0002	0,0002	0,0006	0,0004	0,0002	0.6109
25-feb-10	4967,5190	40,1794	199592	0.9437	0.2990	88,8131	9,8644	0,0753	0,0024	0,0015	0,0000	0,0001	0,0003	0,0002	0,0001	0.6105
26-feb-10	4732,8350	40,1854	190191	0.9405	0.2984	88,8008	9,8788	0,0759	0,0025	0,0016	0,0001	0,0001	0,0005	0,0004	0,0002	0.6106
27-feb-10	3916,3730	40,2046	157457	0.9332	0.2983	88,7520	9,9325	0,0789	0,0025	0,0016	0,0001	0,0001	0,0004	0,0003	0,0001	0.6108
28-feb-10	3591,4260	40,2130	144422	0.9260	0.2959	88,7608	9,9241	0,0877	0,0025	0,0016	0,0001	0,0001	0,0005	0,0004	0,0002	0.6108
Total Mensual	137231,47	40,2059	5517519	0,9351	0,2968	88,7663	9,9026	0,0930	0,0029	0,0020	0,0001	0,0001	0,0004	0,0003	0,0002	0.6112

Fuente: Empresa CALIDDA (Gas Natural de Lima y Callao S.A.).

ANEXO 2
PROYECTOS PETROQUÍMICOS EN CURSO

Empresas	Origen del Capital	Proyecto	Capacidad (MTM/Año)	Ubicación
CF Industries	Estados Unidos de Norte América	- Producción de amoniaco	930	Marcona (Ica)
		- Producción de urea	1 300	
Orica (Orica Nitratos Perú S.A.)	Australia	- Producción de nitrato de amonio	300	Marcona (Ica)
Nitratos del Perú	Grupo Brecia, Perú y Sigdo Koppers Chile	- Producción de amoniaco	800	Pisco (Ica)
		- Producción de nitrato de amonio	350	

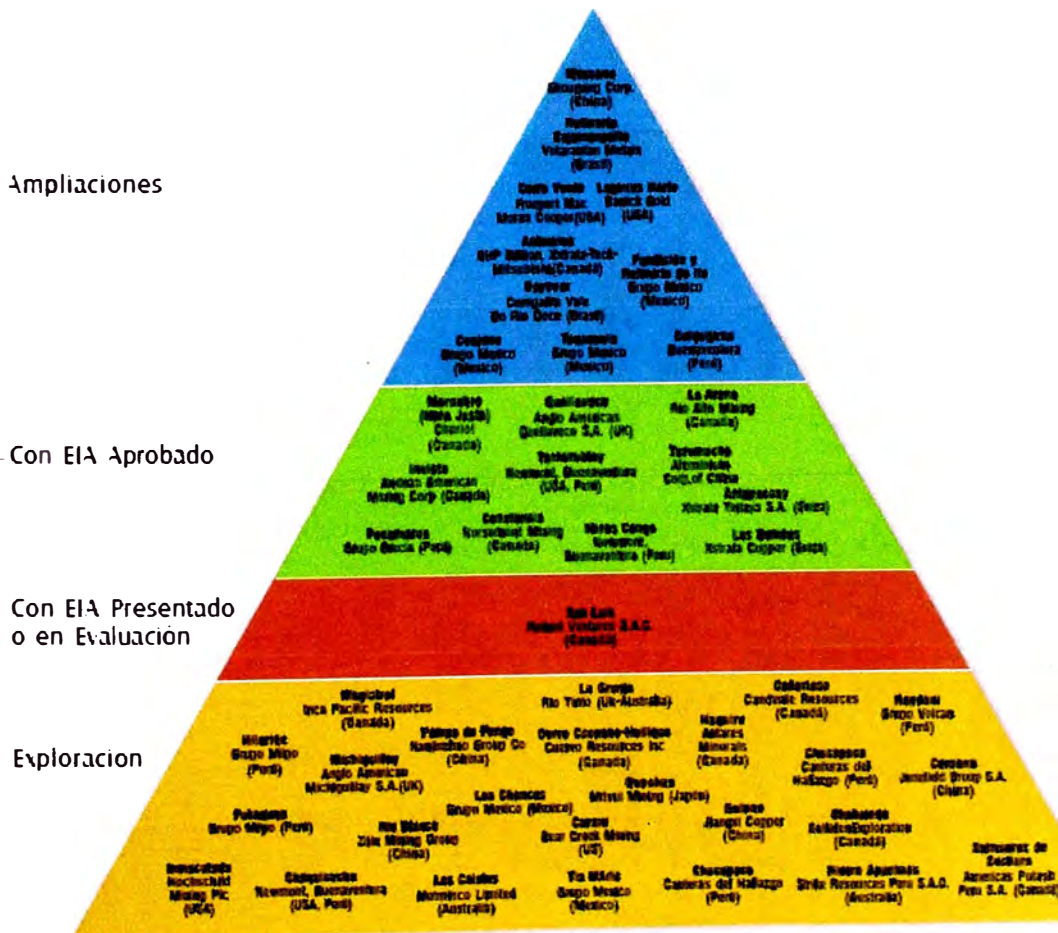
Fuente: Dirección General de Hidrocarburos-MEM, Martínez Correa, 2010

ANEXO 3

CARTERA ESTIMADA DE PROYECTOS MINEROS

La cartera estimada de inversión en minería se encuentra compuesta por 46 principales proyectos, los cuales incluyen proyectos de exploración así como proyectos de ampliación, que en conjunto ascienden a US\$ 52 198 millones. Cabe mencionar que si bien existen otros proyectos en etapa de exploración que no se encuentran en la cartera, esta solo es de carácter referencial e intenta recoger las principales comunicaciones formales de los titulares mineros.

Algunos de los 46 proyectos mencionados no han definido su fecha de inicio de operación ni su fecha de construcción dado que aún se encuentra en etapa de estudios y permisos.



*Los proyectos han sido ordenados de manera aleatoria.

ANEXO 3. Continuación...

ID	EMPRESA LOCAL	PAIS INV.	NOMBRE PROYECTO	REGION	PROVINCIA	DISTRITO	MINERAL	AÑO PROD.	INVERSION US\$ MM
AMPLIACIONES									
	SPOC	MEXICO	Ampliación Cujana	MOQUEGUA	MARISCAL NIETO	TORATA	Cu	2012	
	SPOC	MEXICO	Ampliación Fundación	MOQUEGUA	ILO	PACOSHA	Cu	2012	
1	SPOC	MEXICO	Ampliación Toquepala	TACNA	JORGE BASADRE	ILAEAYA	Cu	2012	1,800
	SPOC	MEXICO	Ampliación Refinería de Ilo	MOQUEGUA	ILO	PACOSHA	Cu	2012	
2	COMPANIA MINERA MISO MAYO S.R.L.	BRASIL	Ampliación Bayovar	PIURA	SECHURA	SECHURA	Fosfatos	2012	300
3	COMPANIA MINERA ANTAMINA S.A.	CANADA	Ampliación Antamina	ANCASH	HUARI	SAN MARCOS	Cu - Zn	2012	1,268
4	MINERA BARRICK MISQUICHILCA S.A.	CANADA	Ampliación Lagunas Norte	LA LIBERTAD	SANTIAGO DE CHUCCO	QURUVILCA	Au	2012	400
5	SHOU GANG HIERRO PERU S.A.A.	CHINA	Ampliación Marcona	ICA	NAZCA	MARCONA	Fe	2012	1,200
6	SOCIEDAD MINERA CERRO VERDE S.A.A.	USA	Ampliación Cerro Verde	AREQUIPA	AREQUIPA	YARABAMBA	Cu	2015	3,673
7	SOCIEDAD MINERA EL BROCAL S.A.A.	PERU	Ampliación Colquilloso	PASCO	PASCO	TINYAHUARCO	Po/metalico	2012	254
8	VOTORANTIN METAIS - CAJAMARQUILLA S.A.	BRASIL	Ampliación Ref. Zinc Cajamarquilla	LIMA	LIMA	LIMA	Zn	2012	600
SUBTOTAL									9,115

ANEXO 3. Continuación...

CON EIA APROBADO									
9	ANGLO AMERICAN QUELLAVECO S.A.	UK	Quellaveco	MOQUEGUA	MARISCAL NIETO	TORATA	Cu	2014	3,000
10	COMPAÑIA MINERA COMOLACHE S.A.	USA	Tantahuatay	CAJAMARCA	HUALGAYOC	CHUGUR Y COMOLACHE	Au	2012	68
11	INVICTA MINING CORP S.A.C.	CANADA	Invicta	LIMA	HUALURA	LEONCIO PRADO	Poimetalico	2013	83
12	LA ARENA S.A.	CANADA	La Arena	LA LIBERTAD	SANCHEZ GARRION	HUAMACHUCCO	Au - Cu	2012	360
13	MARCOBRE S.A.C.	CHINA	Marcobre (Mina Justa)	ICA	NAZCA	SAN JUAN DE MARCONA	Cu	2012	744
14	MINERA CHINALCO PERU S.A.	CHINA	Toromocho	JUNIN	YAULI	MOROCOCCHA	Cu	2013	2,200
15	MINERA YANACOCCHA S.R.L.	USA	Minas Conga	CAJAMARCA	CAJAMARCA	BAÑOS DEL INCA	Cu, Au	2015	4,800
16	MINSUR S.A.	PERU	Pucamarca	TACNA	TACNA	PALCA	Au	2012	80
17	HUCBAY MINERALS INC.	CANADA	Constancia	CUSCO	CHUMBIWLCAS	CHAVACA Y LIMITADA	Cu	2014	1,000
18	XSTRATA PERU S.A.	SUZA	Las Bambas	APURIMAC	COTABAMBA	CHALCHAHUACHO	Cu	2014	4,200
19	XSTRATA TINTAYA S.A.	SUZA	Artapacozy	CUSCO	ESPINAR	ESPINAR	Cu	2012	1,473
SUBTOTAL									18,016

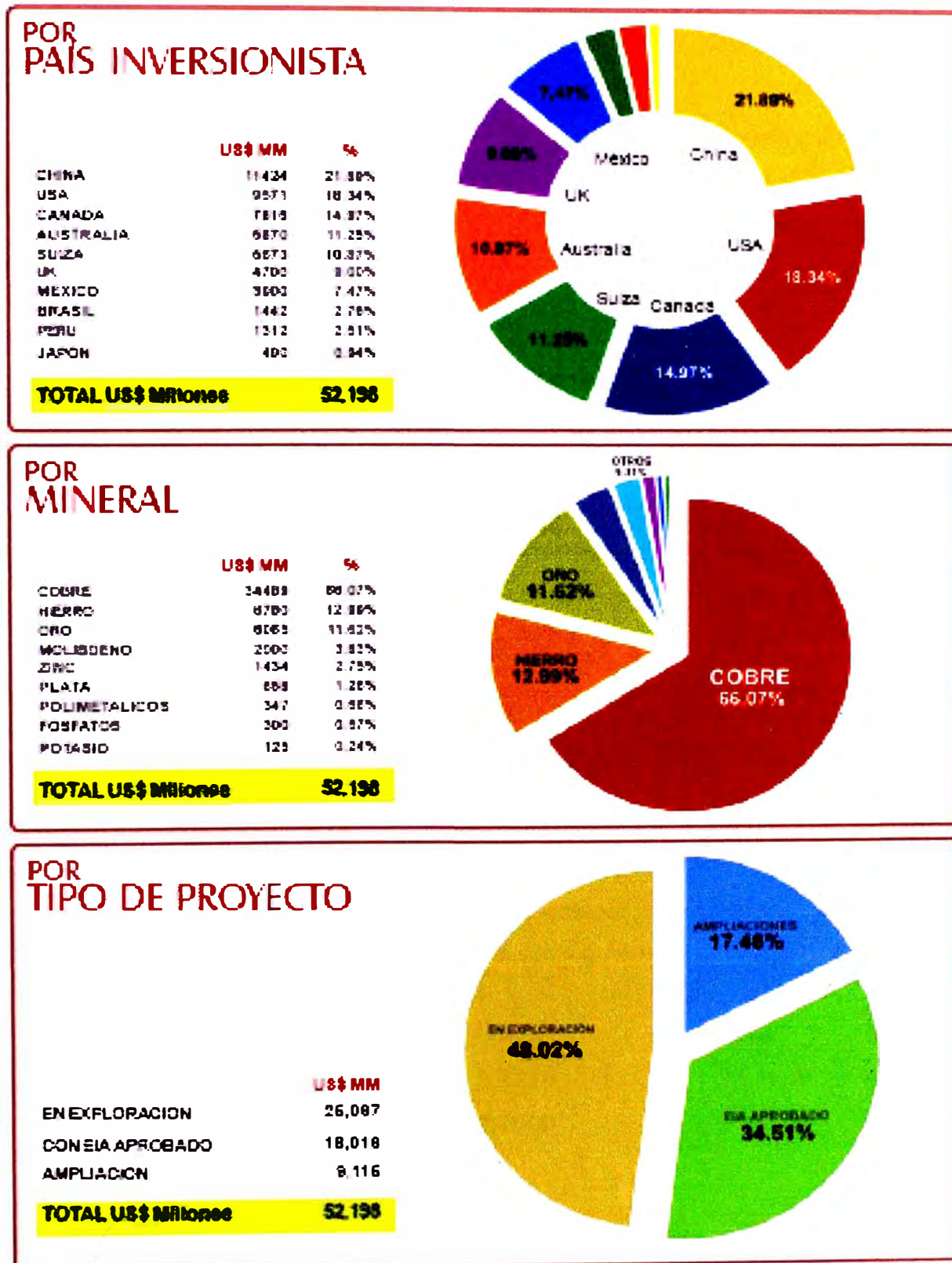
ANEXO 3. Continuación...

CON EIA PRESENTADO									
20	RELIANT VENTURES S.A.C.	CANADA	San Luis	ANCASH	YUNGAY	SHUPLUY	Au y Ag		
EN EXPLORACIÓN									
21	ANGLO AMERICAN MICHIGUILLAY S.A.	UK	Michiguillay	CAJAMARCA	CAJAMARCA	LA ENCAÑADA	Cu	2015	700
22	APURIMAC FERRUM S.A.	AUSTRALIA	Hierro Apurimac	APURIMAC	ANDAHUAYLAS	ANDAHUAYLAS	Fe	Por definir	2,800
23	BEAR CREEK MINING COMPANY - SUD. DEL PERU	USA	Corani	FUNO	CARABAYA	CORANI	Ag	2014	674
24	CAÑARACO COPPER PERU S.A.	CANADA	Cañaraco	LANBAYEGUE	FERREÑAFE	CAÑARIS	Cu	Por definir	1,685
25	CANTERAS DEL HALLAZGO S.A.C.	AUSTRALIA	Churospasa	MOQUEGUA	GRAL. SANCHEZ CERRO	ICHUBA	Au	2015	1,200

ANEXO 3. Continuación...

ID	EMPRESA LOCAL	PAIS INV.	NOMBRE PROYECTO	REGION	PROVINCIA	DISTRITO	ESPECIAL	AÑO PROD.	INVERSIÓN US\$ MM
26	COMPAÑIA MINERA MILPO S.A.A.	PERU	Pukuzaga	HUANCAVELICA	HUANCAVELICA	HUANDO	Cu	Por definir	228
27	COMPAÑIA MINERA MILPO S.A.A.	PERU	Hilarion	ANCASH	BOLOGNES	HUALLANCA	Zn	2013	290
28	COMPAÑIA MINERA QUECHUA S.A.	JAPON	Quechua	CUSCO	ESPINAR	ESPINAR	Cu	2013	490
29	ROCHSCHILD MINING PLC	USA	Inmaculada	AYACUCHO	PARINACOSHAS Y PALCAR DEL SARA	PACAPAJEA / OYOLD	Au y Ag	2013	168
30	JINTONG MINING (PERU) S.A.C.	CHINA	Llana TY01	ICA	PISCO	Huancana Humay	Au		
31	JINZHAO MINING PERU S.A.	CHINA	Pampa de Pongo	AREQUIPA	CARAVELI	BELLA UNION	Fe	2012	3,290
32	JUNEFELD GROUP S.A.	CHINA	Cereana	AREQUIPA	AREQUIPA	YARABAMBA	Cu		
33	LLMINA COPPER S.A.C.	CHINA	Galeno	CAJAMARCA	CELENDIN	CELENDIN	Cu	2014	2,600
34	MINERA ANTARES PERU SAC	CANADA	Haquita	APURIMAC	COTABAMBA	CHALHUAHUACHO	Cu-Ag-Au	2013	2,800
35	MINERA CN S.A.C.	AUSTRALIA	Los Calatos	MOQUEGUA	MARISCAL NIETO	MOQUEGUA	Cu-Mo	Por definir	2,200
36	MINERA CUERVO S.A.C.	CANADA / AUSTRALIA	Cerro Coopano	CUSCO	PARURO	OMASHA	Fe	Por definir	
37	MINERA SULLICEN SHAWINGO S.A.C.	CANADA	Shahundo	CAJAMARCA	CAJAMARCA	CASHACHI	Au	2012	186
38	MINERA YANACCOCHA S.R.L.	USA	Chequecocha	CAJAMARCA	CAJAMARCA	BAÑOS DEL INCA	Au	2015	400
39	COMPAÑIA MINERA MILPO S.A.A.	BRASIL	Magistral	ANCASH	PALLASCA	CONCHUCOS	Cu	2012	842
40	RIO BLANCO COPPER S.A.	CHINA	Rio Blanco	PIURA	HUANCABAMBA	CARMEN DE LA FRONTERA	Cu	2019	1,600
41	RIO TINTO MINERA PERU LIMITADA SAC	UK	La Granja	CAJAMARCA	CHOTA	QUEROCOTO	Cu	2014	1,000
42	SPOC	MEXICO	Los Chanoas	APURIMAC	AYMARAES	POCOHLANCA	Cu	2015	1,300
43	SPOC	MEXICO	Tia Maria	AREQUIPA	ISLAY	CODACHASRA	Cu	Por definir	1,000
44	MINERA KURU KULLU S.A.	AUSTRALIA	Ollachea	PUNO	CARABAYA	OLLACHEA	Au	2014	170
45	AMERICAS POTASH PERU S.A.	CANADA	Salinas de Sechura	PIURA	SECHURA	SECHURA	Potasio	Por definir	126
46	COMPAÑIA MINERA VICHAYCOCHA S.A.	PERU	Rondoni	CAYNA	AMBO	HUANUCO	Cu	2015	380
SUBTOTAL									28,067

ANEXO 3. Continuación...



Fuente: Ministerio de Energía y Minas, 2011

ANEXO 4

MEDIDAS DE EXACTITUD (ANÁLISIS DE SERIES DE TIEMPO)

Utilice estas estadísticas para comparar los ajustes de diferentes métodos de pronóstico y suavización. Minitab calcula tres medidas de exactitud del modelo ajustado: EPAM, DAM y DCM. Las tres medidas no son muy informativas por sí solas, pero puede utilizarlas para comparar los ajustes obtenidos utilizando diferentes métodos. Para las tres medidas, los valores más pequeños generalmente indican un modelo de ajuste más adecuado.

Error porcentual absoluto medio (MAPE) – Expresa la exactitud como un porcentaje del error. Debido a que este número es un porcentaje, puede ser más fácil de entender que las otras estadísticas. Por ejemplo, si el MAPE es 5, en promedio, el pronóstico está errado por un 5%.

Desviación absoluta de la media (MAD) – Expresa exactitud en las mismas unidades que los datos, lo que ayuda a conceptualizar la cantidad del error. Los valores atípicos tienen menos efecto en MAD que en MSD.

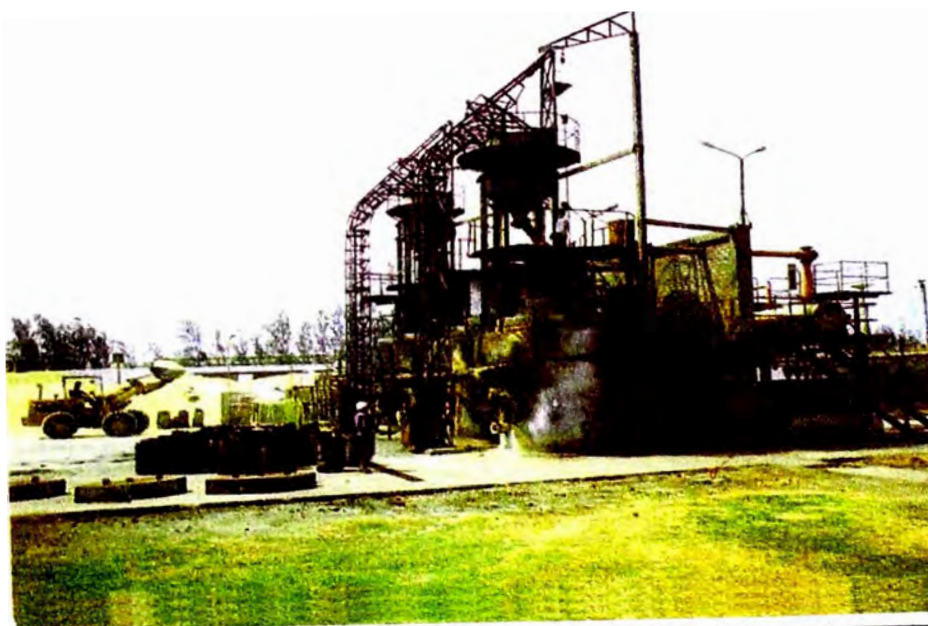
Desviación cuadrática media (MSD) – Medida de exactitud de valores de series de tiempo ajustados comúnmente utilizada. Los valores atípicos tienen más influencia en MSD que en MAD.

Por ejemplo, usted tiene datos de ventas de 36 meses y le gustaría encontrar un modelo de predicción. Intenta con dos modelos: suavización exponencial individual (SES) y tendencia lineal, y obtiene los siguientes resultados:

	MAPE	MAD	MSD
SES:	8,1976	3,6215	22,3936
Tendencia lineal:	6.9551	2,7506	11,2702

Los tres números son más bajos para el modelo de tendencia lineal en comparación con el método de suavización exponencial individual; por tanto, el modelo de tendencia lineal parece proporcionar el mejor ajuste.

ANEXO 5
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CS₂ EN HORNO RETORTA



Fuente: Empresa Reactivos Nacionales S.A.

ANEXO 6

CATALIZADORES TOPSØE

RESEARCH | TECHNOLOGY | CATALYSTS

VK series

– catalysts for today and for the future

The catalytic SO₂ converter is the heart of the sulphuric acid plant and the quality and characteristics of the selected catalysts are crucial to a reliable and energy-efficient operation.

The catalyst properties are influenced by the chemical composition, the physical properties including the nature of the support material and the manufacturing process. Topsøe VK catalysts are uniquely balanced to combine high and stable activity, robustness, low pressure drop and a long service life.

Continual improvement of the VK catalysts is achieved through close cooperation between Topsøe's Catalyst Group, R&D and the production facilities. Over the years this cooperation has resulted in major product breakthroughs, providing the industry with *new* catalysts for more energy-efficient operation, lower SO₂ emissions and higher production rates.

Topsøe's VK series comprises four different formulations in a variety of sizes and shapes, effectively covering all operating conditions in any sulphuric acid plant.

By combining outstanding activity with low pressure drop and exceptionally high mechanical strength, the VK catalysts ensure cost-effective plant operation by providing:

- high SO₂ conversion efficiency
- improved energy efficiency
- enhanced operating flexibility
- low screening losses
- long service life

Product range

VK38

The VK38 formulation provides excellent activity over a wide range of operating conditions. VK38 is the only catalyst on the market that can be used effectively in all beds of any SO₂ converter.

For continuous operation VK38 offers a broad temperature range of 400-630°C (750-1170°F) and can withstand repeated temperature spikes up to 650°C (1200°F).

VK38 is designed to initiate the reaction at a temperature as low as 360°C (680°F), ensuring a smooth plant start-up, minimising pre-heat time due to its superior catalyst activity.

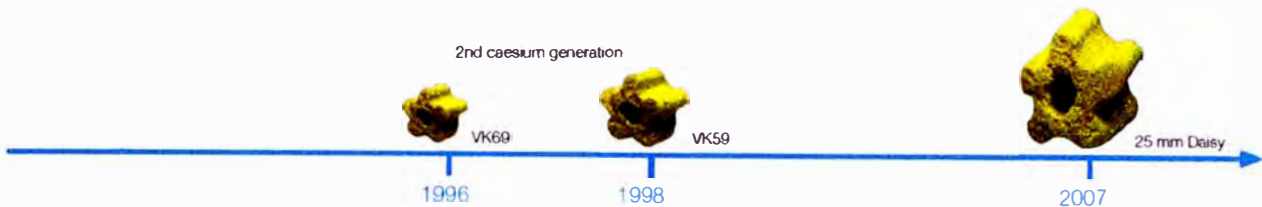
VK48

VK48 is a high-vanadium version of the standard all-round VK38 catalyst.

The catalyst composition is specifically formulated for lower pass service, particularly where the process gas contains large amounts of SO₃. The conversion ratio of SO₂ affects the balance between the active vanadium species in the catalyst. An optimised ratio of the alkali-metal promoters enables an increased vanadium content in VK48, resulting in a considerably enhanced activity.

In high SO₃ gas environments, such as the lower passes of single absorption plants, or the third pass of a 3:1 double absorption plant, VK48 offers a significant performance advantage.

	VK38	VK48
Type	Potassium-promoted	Potassium-promoted
Ignition temperature	360°C/680°F	360°C/680°F
Continuous operating temperature range	400-630°C 750-1165°F	410-550°C 770-1020°F
Thermostability	650°C/1200°F	650°C/1200°F
Size and shape	12 mm Daisy 25 mm Daisy 10 mm rings 6 mm cylinders	12 mm Daisy 10 mm rings 6 mm cylinders
Opportunities	Excellent activity in the full range of operating conditions. Suitable for use in all passes of all converters.	High-vanadium catalyst with enhanced activity for lower pass service, particularly where the process gas contains significant amounts of SO ₃ .



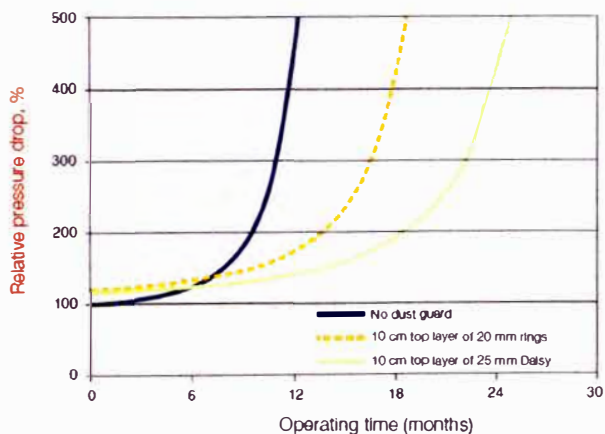
Sizes and shapes

25 mm Daisy - dust protection catalyst

For catalyst beds suffering from rapid pressure drop increase due to dust in the feed gas, a top layer of Topsøe's 25 mm Daisy-shape catalyst can provide a cost effective remedy. The extra void fraction and a lower specific surface area allow a significantly higher capacity for dust, distributing it throughout a larger volume of the catalyst bed. The result is a lower rate of pressure drop increase providing improved energy efficiency and longer intervals between catalyst screenings.

Benefits

- 30-50% longer on-stream time compared to existing ring-shaped dust-protection catalysts
- 100% longer on-stream time compared to 12 mm Daisy
- maintenance cost savings due to less frequent catalyst screening
- energy cost savings due to lower plant pressure drop
- production increase due to longer time at maximum rate before pressure drop forces production decay



Pressure drop development across various catalyst loadings in a dust laden feed gas. Installation of a 10-15 cm (4-6 inches) top layer of the 25 mm Daisy results in 30-35% longer production campaigns compared to the 20 mm rings or a doubling when compared to the 12 mm Daisy.

12 mm Daisy

The 12 mm Daisy has become the most widely used catalyst shape on the market since introduced by Topsøe in 1984. The high void fraction results in improved energy efficiency throughout the operating cycle due to low initial pressure drop and increased capacity for dust.

Topsøe's 12 mm Daisy-shape has proven to be robust as well, with reported screening losses typically well below 10%.

Topsøe's VK38, VK48, and VK59 formulations are all available in the 12 mm Daisy-shape.

Benefits

- low initial pressure drop
- high dust capacity yielding in a lower rate of pressure drop increase
- high activity
- low screening losses

9 mm Daisy

VK69 is produced in the unique 9 mm Daisy-shape. In the low SO₂ environment, after the intermediate absorption tower, the 9 mm size and Daisy-shape combination gives 30% extra activity compared to a 12 mm Daisy-shape, in part due to the higher surface area. Also, the Daisy-shape ensures remarkably low pressure drop.

10 mm rings and 6 mm cylinders

VK catalysts in the form of 10 mm rings and 6 mm cylinders remain available for plants that desire or require their continued use.

ANEXO 7

METODO DE RANKING DE FACTORES

Es una técnica que emplea un sistema de evaluación tomando en consideración los factores de localización de la planta, tales como mercado, materias primas, mano de obra, transporte, servicios, energía y otros. De estos factores, deben relacionarse aquellos cuya aplicación es pertinente en el caso específico. Para desarrollar este método se deben seguir los siguientes pasos:

Paso 1

Hacer un listado de todos los factores de localización que sean importantes para el sector industrial en estudio.

Habiendo estudiado el proceso productivo del proyecto, los requerimientos de materia prima y el mercado objetivo, se definieron los siguientes factores:

Proximidad a las materias primas.

Cercanía al mercado

Disponibilidad de mano de obra

Abastecimiento de energía

Abastecimiento de agua

Vías de comunicación y disponibilidad de transporte

Terrenos

Reglamentaciones fiscales y legales

Impacto ambiental

Paso 2

Analizar el nivel de importancia relativa a cada uno de los factores y asignarles una ponderación relativa (h_i). Para la ponderación de factores se tendrá en cuenta lo siguiente:

Incidencia del factor sobre las operaciones de la planta.

Importancia estratégica de una buena selección.

Proyección de su relevancia en el tiempo.

Con estos criterios deberá evaluarse la importancia relativa de cada factor con respecto a otro, para ello se muestra se utilizará una matriz de enfrentamiento. Se establece como regla lo siguiente:

Se le asignará un valor de uno (1) a aquel factor “mas importante” que el factor con el cual es comparado.

Se le asignará un valor de cero (0) si el factor analizado es “menos importante” que el factor con el cual es comparado.

En casos donde la importancia es equivalente, ambos factores tendrán el valor de “1” en el casillero correspondiente.

En la columna del extremo derecho se contabilizarán los puntos para cada factor y se evaluará el porcentaje correspondiente, el cual representará la ponderación de dicho factor. En la siguiente tabla se ilustra la ponderación de los factores de localización.

Paso 3

Hecho el análisis anterior, elegir las posibles localizaciones que cumplan con un nivel mínimo de desarrollo de cada uno de los factores y proponerlas como alternativas de localización.

Paso 4

Estudiar cada factor y evaluar su nivel de desarrollo en cada alternativa de localización, para ello deberá tenerse información completa de cada localización con respecto a cada factor y asignarle la calificación (Cij) de cada factor en cada localidad alternativa. Para la calificación se puede utilizar la siguiente puntuación:

Excelente:	10
Muy bueno:	8
Bueno:	6
Regular:	4
Deficiente:	2

EVALUACIÓN RELATIVA DE FACTORES DE LOCALIZACIÓN

actores	Materia prima	Mercado	Mano de obra	Energía	Agua	Comunicación /Transporte	Terrenos	Reglamentación	Impacto ambiental	Conteo	Real %	Ponderación
Materia prima	1	1	1	1	1	1	1	1	1	8	20,00	20
Mercado	0	1	1	1	1	1	1	1	1	7	17,50	18
Mano de obra	0	0	1	1	1	1	1	1	1	6	15,00	5
Energía	0	0	0	1	1	1	0	1	0	3	7,5	8
Agua	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2	5,00	5
Comunicación/ Transporte	0	0	0	0	1	1	1	1	1	4	10,00	10
Terrenos	0	0	0	0	0	0	1	1	0	1	2,50	3
Reglamentación	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	2,50	3
Impacto ambiental	1	1	1	1	1	1	1	1	1	8	20,00	20
										40	100,00	100

Paso 5

Luego se debe evaluar el puntaje (P_{ij}) que deberá tener cada factor en cada localidad, multiplicando la ponderación por la calificación. Luego:

$$P_{ij} = h_i * C_{ij}$$

Donde:

P_{ij} : Puntaje del factor i en la ciudad j

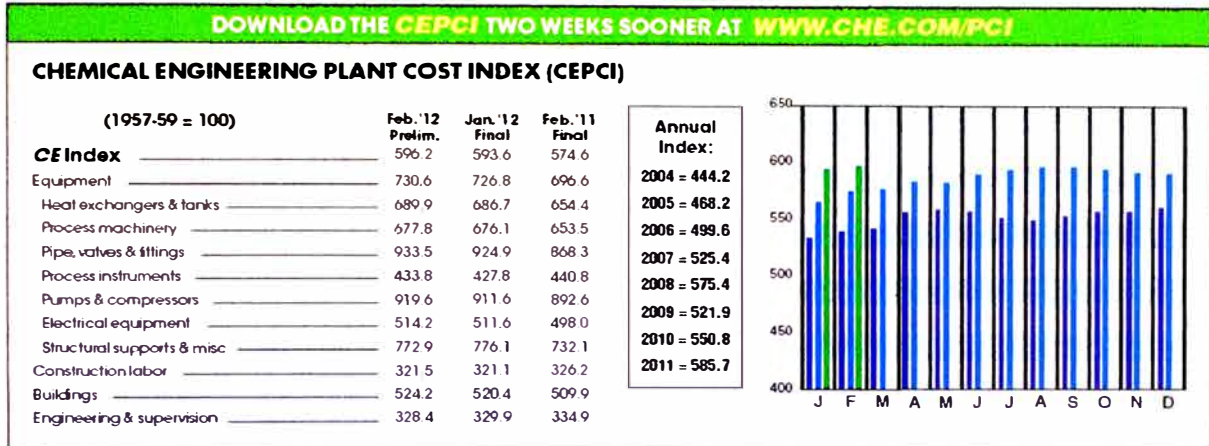
h_i : Ponderación del factor i

C_{ij} : Calificación del factor i en la ciudad j

Finalmente, para cada ciudad se realiza la sumatoria de los puntajes de todos los factores (i) para la ciudad (j) evaluada. Se determina la ciudad elegida de acuerdo con la evaluación considerando la que tenga el mayor puntaje.

ANEXO 8

INDICE DE COSTOS DE PLANTAS QUÍMICAS



AÑO	CEI	M\$S	AÑO	CEI	M\$S
1	1953	84,7	29	1984	322,7
2	1955	88,3	30	1985	325,3
3	1958	99,7	31	1986	318,4
4	1959	101,8	32	1987	323,8
5	1960	102,0	33	1988	342,5
6	1961	101,5	34	1989	355,4
7	1962	102,0	35	1990	357,6
8	1963	102,4	36	1991	361,3
9	1964	103,3	37	1992	358,2
10	1965	104,2	38	1993	359,2
11	1966	107,2	39	1994	368,1
12	1967	109,7	40	1995	381,1
13	1968	113,6	41	1996	381,7
14	1969	119,0	42	1997	386,5
15	1970	125,7	43	1998	389,5
16	1971	132,3	44	1999	390,6
17	1972	132,3	45	2000	394,1
18	1973	144,1	46	2001	394,3
19	1974	164,4	47	2002	395,6
20	1975	182,4	48	2003	402,0
21	1976	192,1	49	2004	444,2
22	1977	204,1	50	2005	468,2
23	1978	218,8	51	2006	499,6
24	1979	238,7	52	2007	525,4
25	1980	261,2	53	2008	575,4
26	1981	297,0	54	2009	521,9
27	1982	314	55	2010	550,8
28	1983	316,9	56	2011	585,7

Fuente: Revista Chemical Engineers (Mayo 2012).

ANEXO 9

DISEÑO DEL HORNO

Horno: B-101(Horno tipo pirolisis)

Utilizando los datos del simulador chemcad:

- Carga térmica, Q: 13,54 MMBTU/h
- Eficiencia específica, n: 80%
- Calor neto liberado, Qn: 16,925 MMBTU/h

Además como la reacción es endotérmica va absorber calor.

$$Q_{\text{reacción}} = -22,452 \text{ MMBTU/h}$$

Por lo tanto el calor total será:

$$Q_{\text{total}} = Q_n + Q_{\text{reacción}}$$

$$Q_{\text{total}} = 39,377 \text{ MMBTU/h}$$

El requerimiento de combustible (gas natural).

$$C_p \times F_{\text{comb}} = Q_{\text{total}} \quad \dots\dots\dots (h1)$$

Donde:

- Poder calorífico del gas natural, C_p : 40,2059 MJ/m³
- Densidad del gas natural, $\rho_{\text{GN}} = 0,73858 \text{ kg/Sm}^3$
- Flujo de gas natural, F_{comb}

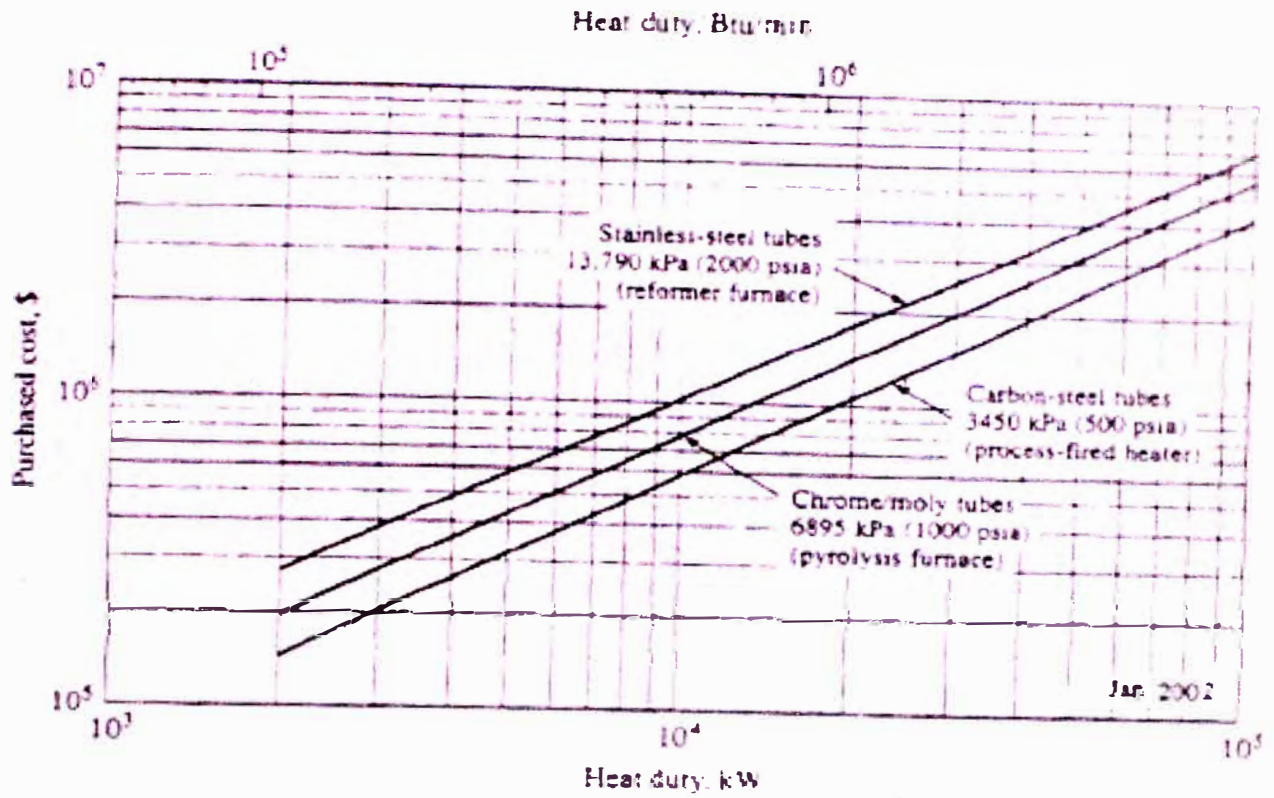
Resolviendo la ecuación h1 tenemos:

$$F_{\text{comb}} = 1033,2 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

Cálculo del costo de equipo:

Según el gráfico de costo de compra de hornos de proceso, el costo de compra del equipo es aproximadamente 800 000 (\$) (West *et al* ,2004:p. 692).

Costo de compra de hornos de procesos



Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo:

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 1184,4

ANEXO 10

DISEÑO DEL COMPRESOR

Utilizando los datos del simulador chemcad:

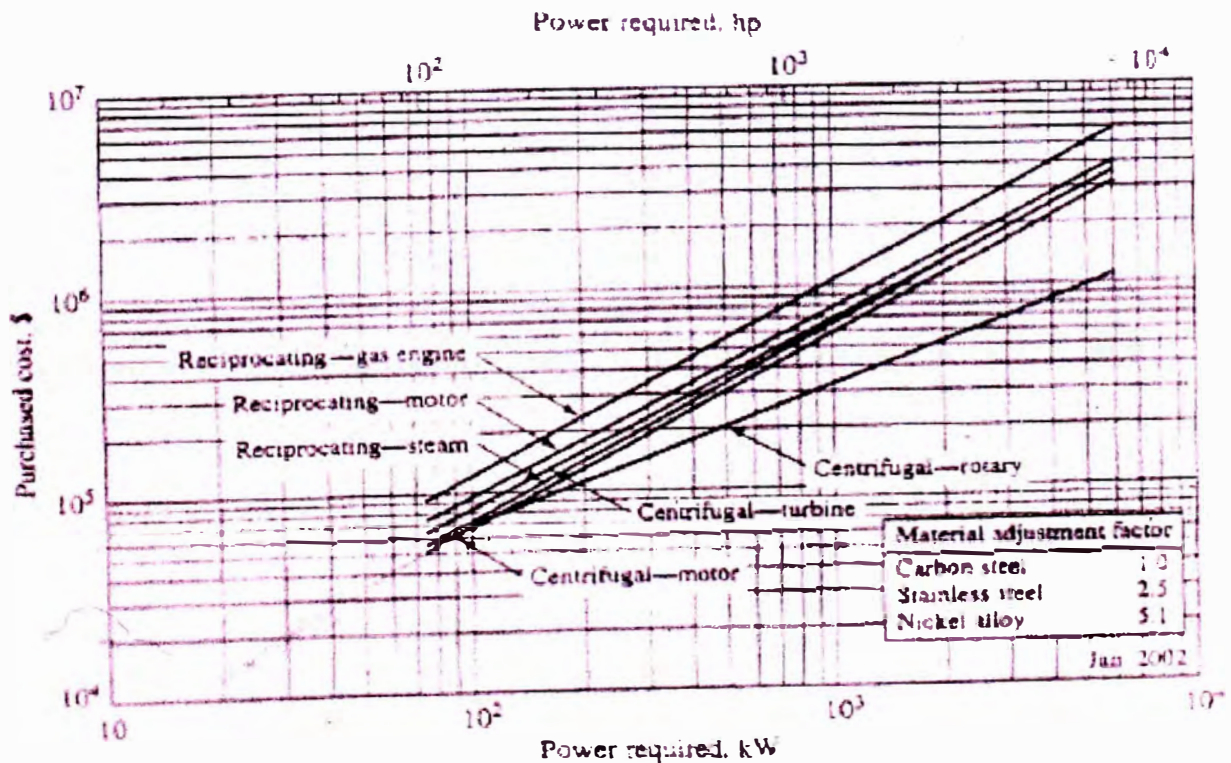
- $m = 488 \text{ kg/h}$
- $T_1 = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
- $M_c = 17,656$
- $P_2 = 54,39 \text{ psia}$
- $P_1 = 21,76 \text{ psia}$

El cálculo de la potencia del compresor es:

$$\text{Potencia } (W_s) = 26,61 \text{ kw}$$

Cálculo del costo de equipo:

Costo de compra de compresores; presión de operación hasta 1000 psi.



Fuente: West, 2004:p. 531.

Según los datos de la figura de costo de compra de compresores, se tienen los siguientes datos:

Factor de costo de ajuste: $F_M = 1,0$

Costo del compresor (\$): $C_p: 20000$

Costo del equipo (\$): 20000

Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo:

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): $395,6$

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): $585,7$

Costo total actual (MUS\$) : $29,61$

ANEXO 11

DISEÑO DE LA BOMBA CENTRIFUGA

Utilizando los datos del simulador chemcad.

- $Q_v = 2,2 \text{ m}^3/\text{h}$
- $P_{out} = 100 \text{ psia}$
- $P_{in} = 15 \text{ psia}$

Según Ulrich, la eficiencia intrínseca para una bomba tipo centrifuga es 75% (Ulrich, 1993:p.134).

Eficiencia intrínseca: $e_i = 0,75$

Así mismo, la eficiencia del impulsor es 90% (Ulrich, 1993: p. 96).

Eficiencia del impulsor: $e_d = 0,90$

El cálculo de la potencia de la bomba centrifuga es:

Pot = 0,53 kw

Cálculo del costo de equipo:

- Factor de costo de ajuste: $F_M = 1,0$ (West, 2004: p.517).
- Costo de la bomba (\$): $C_p = 1750$ (West, 2004: p. 517).
- Costo del motor (\$): $C_M = 280$ (West, 2004: p. 520).

Costo del equipo (\$): 2030

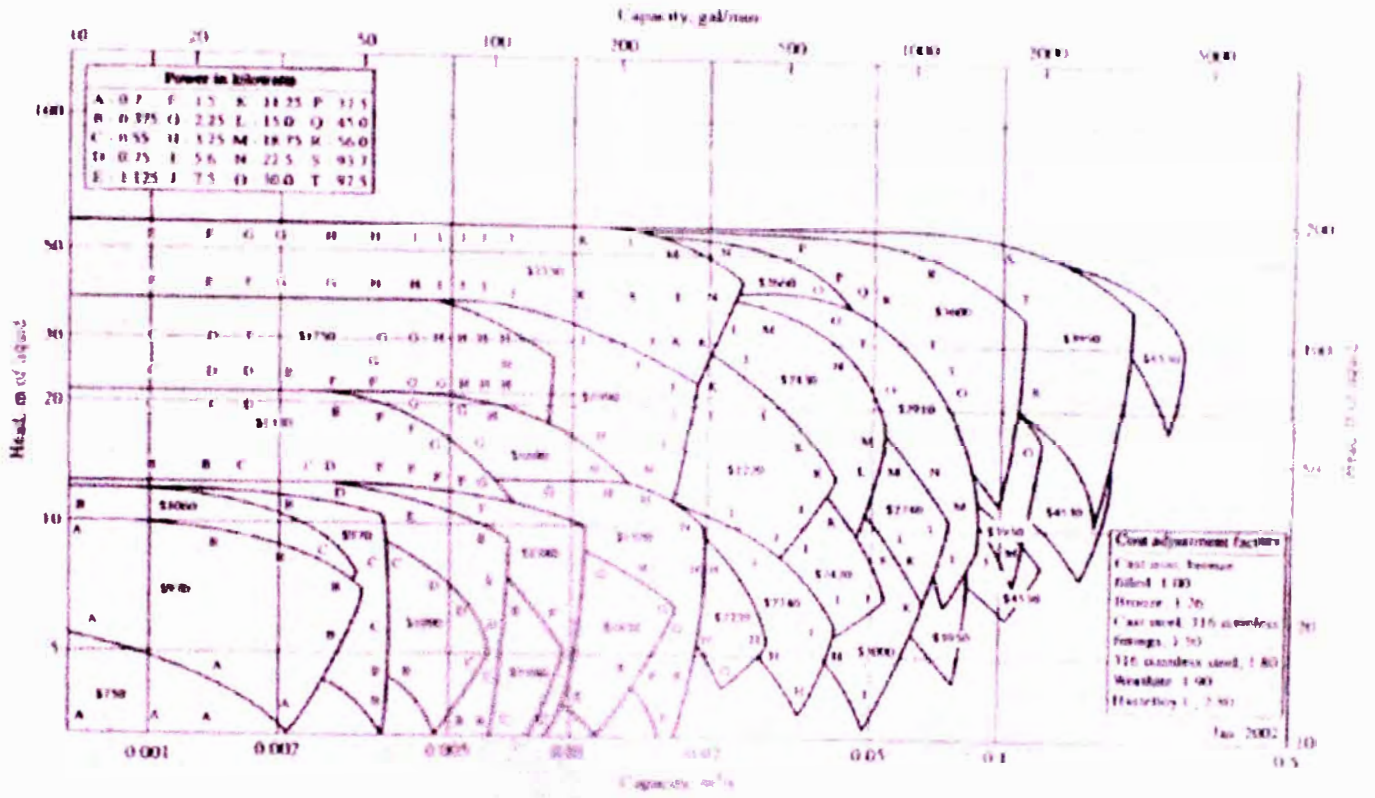
Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

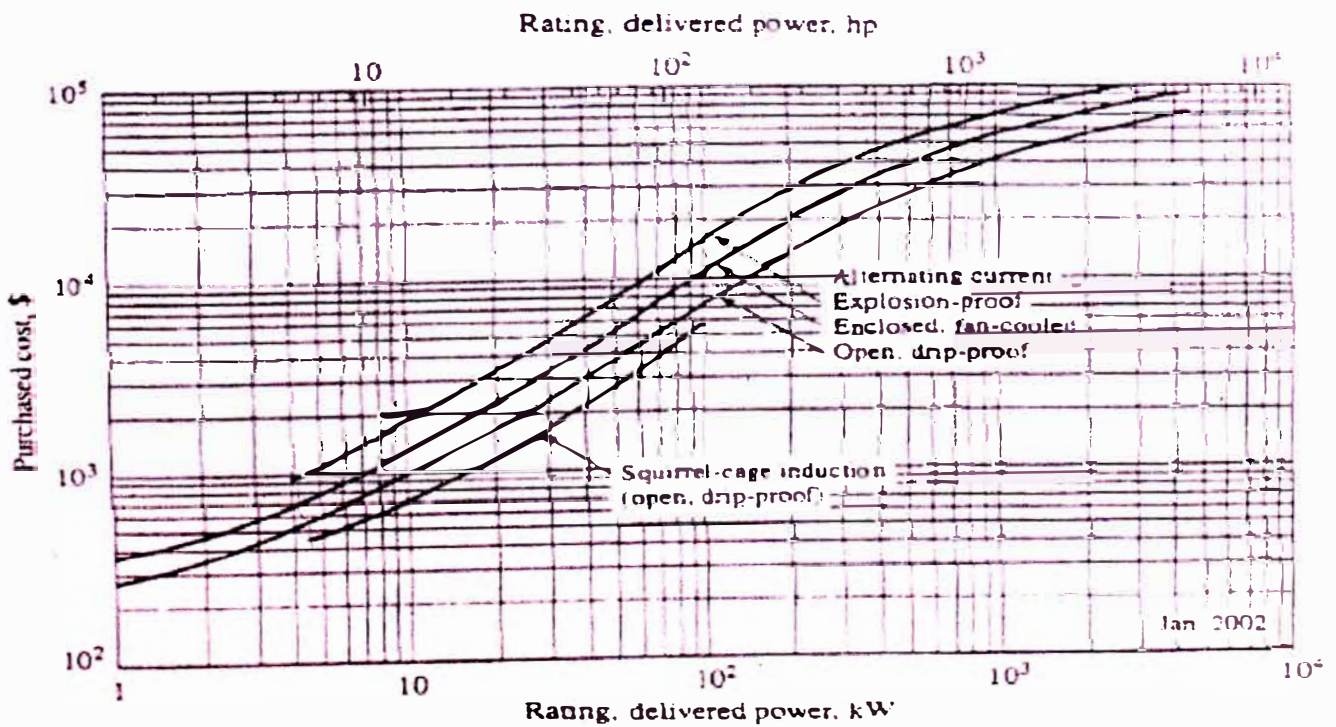
Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 3,005

Costo de compra de la bomba centrífuga, (precio no incluye el motor eléctrico).



Costo de compra del motor eléctrico



ANEXO 12

DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

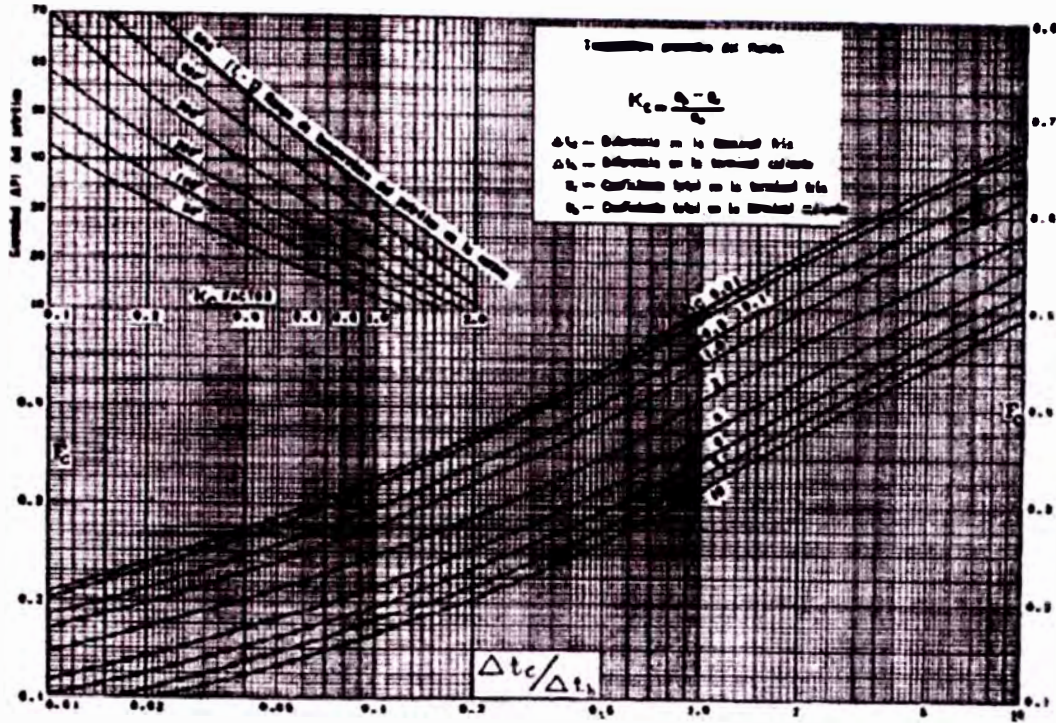
Utilizando los datos del simulador chemcad.

	Fluido saliente del reactor		Agua de enfriamiento	
	Caliente	Enfriado	Entrada	Salida
Temperatura, °C	650,0	260,0	30,0	40,9
Presión, psi	60,0	53,0	25,0	17,0
Flujo, kg/h	4 268,0	4 268,0	75 000	75 000
Capacidad calorífica, BTU/lbmol°F	10,667	10,827	18,04	18,02
Viscosidad, Cp	0,02671	0,02028	0,8286	0,636
Conductividad térmica, BTU/h ft°F	0,0213	0,0148	0,3542	0,3639

Los cálculos se realizan para el intercambiador tipo tubos y carcaza (Kern, 1965: p. 184).

Fluido caliente	Fluido frío
T_1 : 1202,0 °F	t_1 : 86,0 °F
T_2 : 500,0 °F	t_2 : 108,8 °F
M : 42,943 lb/lbmol	M : 18,015 lb/lbmol
Q : 3,78 MMBTU	
ΔP : 7,0 psi	ΔP : 8,0 psi
MLDT : 699,0 °F	
R : 35,8	S : 0,020
F_t : 1,0	
ΔT_h : 1096,4 °F	ΔT_c : 414,0 °F
$T_1 - T_2$: 702,0 °F	K_c : 0,1
$\Delta T_c / \Delta T_h$: 0,4	F_c : 0,42
ΔT_c : 414,0 °F	t_c : 95,6 °F
C : 10,76 Btu/lbmol °F	C : 18,03 Btu/lbmol °F
μ : 0,023 cP	μ : 0,7477 cP
K : 0,02 Btu/h ft °F	K : 0,36 Btu/h ft °F

Factor F de temperatura calórica



Datos según el Kern. (1965: p. 947).

Intercambiador:

Coraza

DI =	17,25	pulg.
B =	5.0	pulg.
Pasos =	1	paso
P_T	1,25	pulg.
C'	0,25	pulg.

Tubos

Número	112	tubos
Longitud	10,0	ft
DE	0,75	pulg
	10,0	BWG
a'_t	0,182	pulg ²
Pasos =	2	paso

Resultados de cálculo:

a_s :	0,1197917	ft ²	a'' :	0,1963	ft ² /ft lineal
G_s :	78 547,4	lb/h.ft ²	a_t :	0,071	ft ²
d_e :	0,1585	ft	G_t :	2336139	lb/h.ft ²
μ a T_c :	0,0556	lb/ft h	D_e :	0,04017	ft
Re :	223932		μ a t_c :	1,8095	lb/ft h
			Re :	51858	
j_H :	310	(Kern, 1965:p.938)	L/D :	249,0	

c :	0,25	Btu/ lb °F	j_H :	150	(Kern,
k :	0,01753	Btu/h ft °F	c :	1,00	1965, p. 851)
$(\mu c / k)^{(1/3)}$:	0,9		k :	0,35827	Btu/h ft °F
h_o :	$j_H^*(k/D)*(\mu C/k)^{(1/3)}*\phi_s$		$(\mu c / k)^{(1/3)}$:	1,7	
h_o/ϕ_s :	31,75		h_i :	$j_H^*(k/D)*(\mu C/k)^{(1/3)}*\phi_i$	
t_w :	108,99	°F	h_i/ϕ_i :	2296,24	
μ_w :	0,0167	lb/ft h	h_{io}/ϕ_t :	1475,7	
ϕ_s :	$(\mu/\mu_w)^{0.14}$		μ_w :	0,0167	lb/ft h
ϕ_s :	1,18		ϕ_t :	$(\mu/\mu_w)^{0.14}$	
h_o :	37,575	BTU /h ft ² °F	ϕ_t :	1,93	
U_c :	37,09	BTU /h ft ² °F	h_{io} :	2843,7	BTU /h ft ² °K

Datos:

Factor de obstrucción utilizando como referencia vapores orgánicos (Kern, 1965: p.851)

$$R_d = 0,0005$$

Calculando el coeficiente total de diseño:

$$U_D = 36,41 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ °F}$$

Del balance de energía calculamos el área de transferencia:

Calor transferido = $U_D \times f \times \text{MLDT} \times \text{Área}$

$$\text{Área} = 148,42 \text{ ft}^2$$

$$\text{Número de tubos} = 76$$

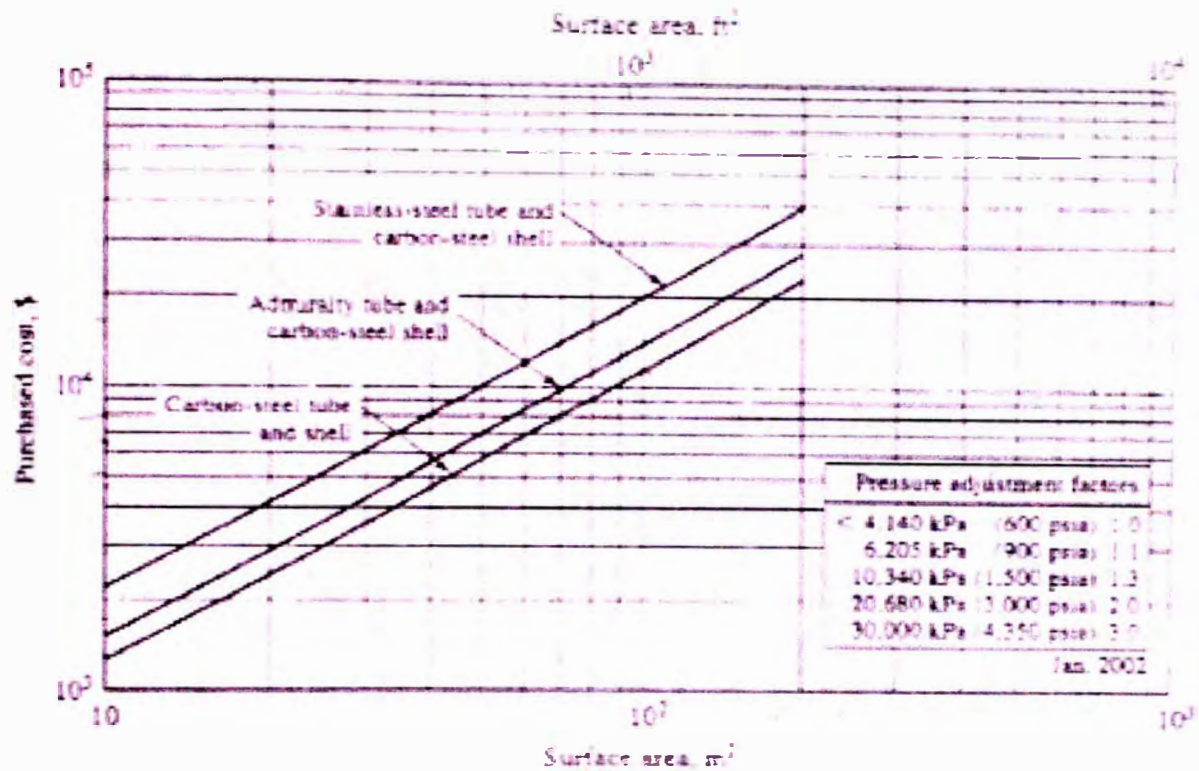
Cálculo del costo de equipo:

Factor de presión: $F_p = 1,0$ (West, 2004: p. 681)

Costo de compra (\$): $C_p = 1800$ (West, 2004: p. 681)

$$\text{Costo del equipo ($) : } 1800$$

Costo de compra del intercambiador de calor tubo múltiple.



Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo:

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 2,665

ANEXO 13
DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

Datos del simulador chemcad.

Compuesto	Entrada		Salida	
	Líquido (mol-gr/h)	Gas (mol-gr/h)	Líquido (mol-gr/h)	Gas (mol-gr/h)
Azufre	0,0	0,29	0,10	0,20
Bisulfuro de carbono	0,0	24 492,93	31,19	24 461,74
Sulfuro de hidrogeno	0,0	48 993,0	9,74	48 983,23
Diesel 2	900,0	0,0	579,64	320,36

Usando los datos del simulador:

$$L_s : 900 \text{ mol-gr de gas /h}$$

$$G_s : 76 628 \text{ mol-gr de gas /h}$$

Calculando la línea de operación:

$$L_s / G_s = 0,05$$

Propiedades de la corriente líquida:

$$\text{Densidad: } \rho_L = 721,992 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscosidad: } \mu_L = 0,0005 \text{ kg/ m seg}$$

Propiedades de la corriente gaseosa:

$$\text{Densidad: } \rho_G = 3,608 \text{ kg/m}^3$$

$$J = 1 \quad , \quad g_c = 1$$

Datos del empaque (Treybal, 1980: p. 220).

Tipo: Anillos Rasching – cerámico

Espesor de la pared: 2,4 mm

C_f: 580 (factor de caracterización de empaque)

C_D : 909 (constante empírica)

e : 0,63

a_p : $364 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (superficie específica de empaque)

Tamaño nominal: 13 mm

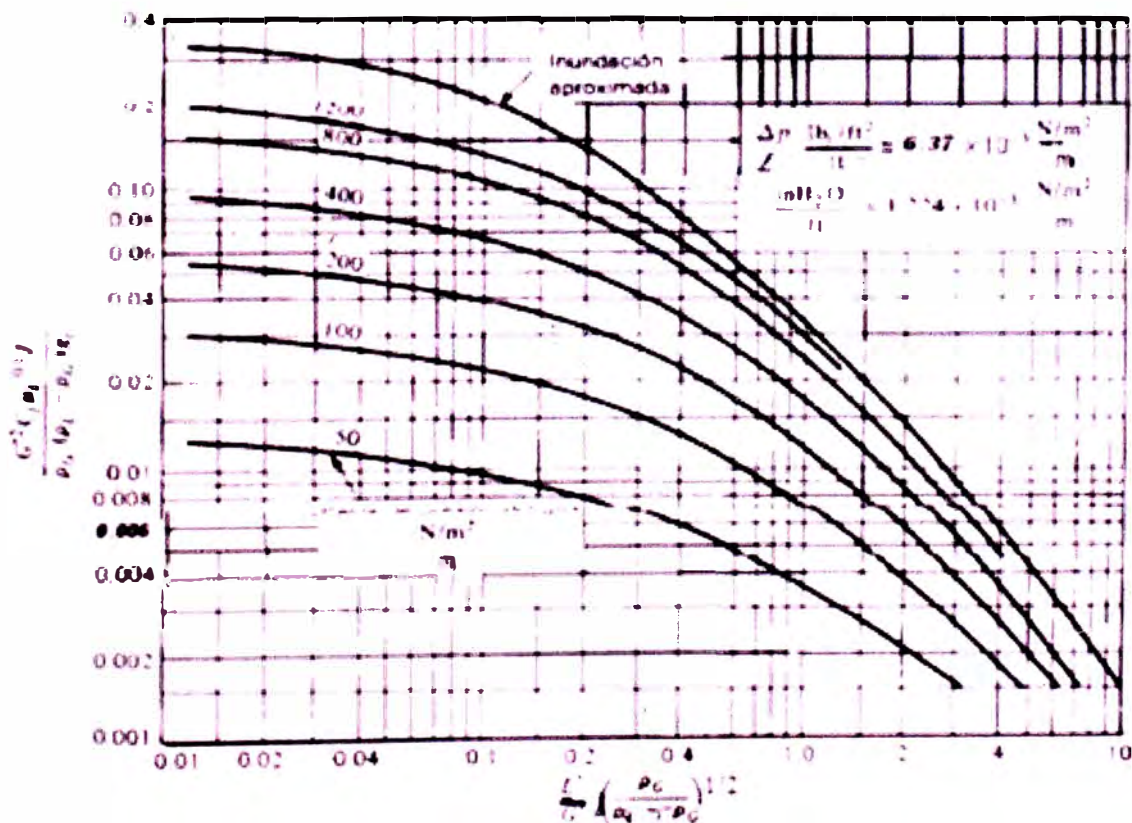
Cálculo de la inundación aproximada (Treybal, 1980: 224).

$$X = (L_s / G_s) \times (\rho_G / (\rho_L - \rho_G))^{0,5}$$

$$X = 0,004$$

Normalmente los absorbedores están diseñados para caídas de presión del gas de 200 a 400 N/m^2 por metro de espesor empacado (Treybal, 1980: 224).

Inundación y caída de presión en torres con empacadas al azar.



Realizando el cálculo con una caída de presión: $\Delta P/Z = 400 \text{ (N/m}^2\text{)/m}$,

$$Y = 0,09$$

$$G' = 0,93 \text{ kg/m}^2 \text{ seg}$$

$$L' = 0,05 \text{ kg/m}^2 \text{ seg}$$

Por lo tanto el área de la sección transversal de la torre es:

$$\text{Área} = 1,09 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro de la columna} = 1,2 \text{ m}$$

Realizando el cálculo con una caída de presión: $\Delta P/Z = 200 \text{ (N/m}^2\text{)/m}$,

$$Y = 0,055$$

$$G' = 0,72 \text{ kg/m}^2 \text{ seg}$$

$$L' = 0,04 \text{ kg/m}^2 \text{ seg}$$

Por lo tanto el área de la sección transversal de la torre es:

$$\text{Área} = 1,39 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro de la columna} = 1,3 \text{ m}$$

Utilizando el dato del simulador Chemcad:

$$\text{Espaciamiento entre plato (Tray space)} = 0,6096 \text{ m}$$

La cantidad de platos que opera la columna: 12 platos.

La altura de la columna (H) = cantidad de platos x espacio entre plato

$$H = 7 \text{ m}$$

Por lo tanto los resultados finales son:

$$\text{Diámetro} = 1,3 \text{ m}$$

$$\text{Altura} = 7 \text{ m}$$

Cálculo del costo de equipo:

$$\text{Factor de presión: } F_P = 1,6 \quad (\text{West, 2004:p. 793})$$

$$\text{Factor de Material: } F_M = 1,0 \quad (\text{West, 2004:p. 793})$$

$$\text{Costo de compra (\$): } C_p = 20\,000 \quad (\text{West, 2004:p. 793})$$

$$\text{Costo del equipo (\$): } 32000$$

Cálculo del costo del empaque interno:

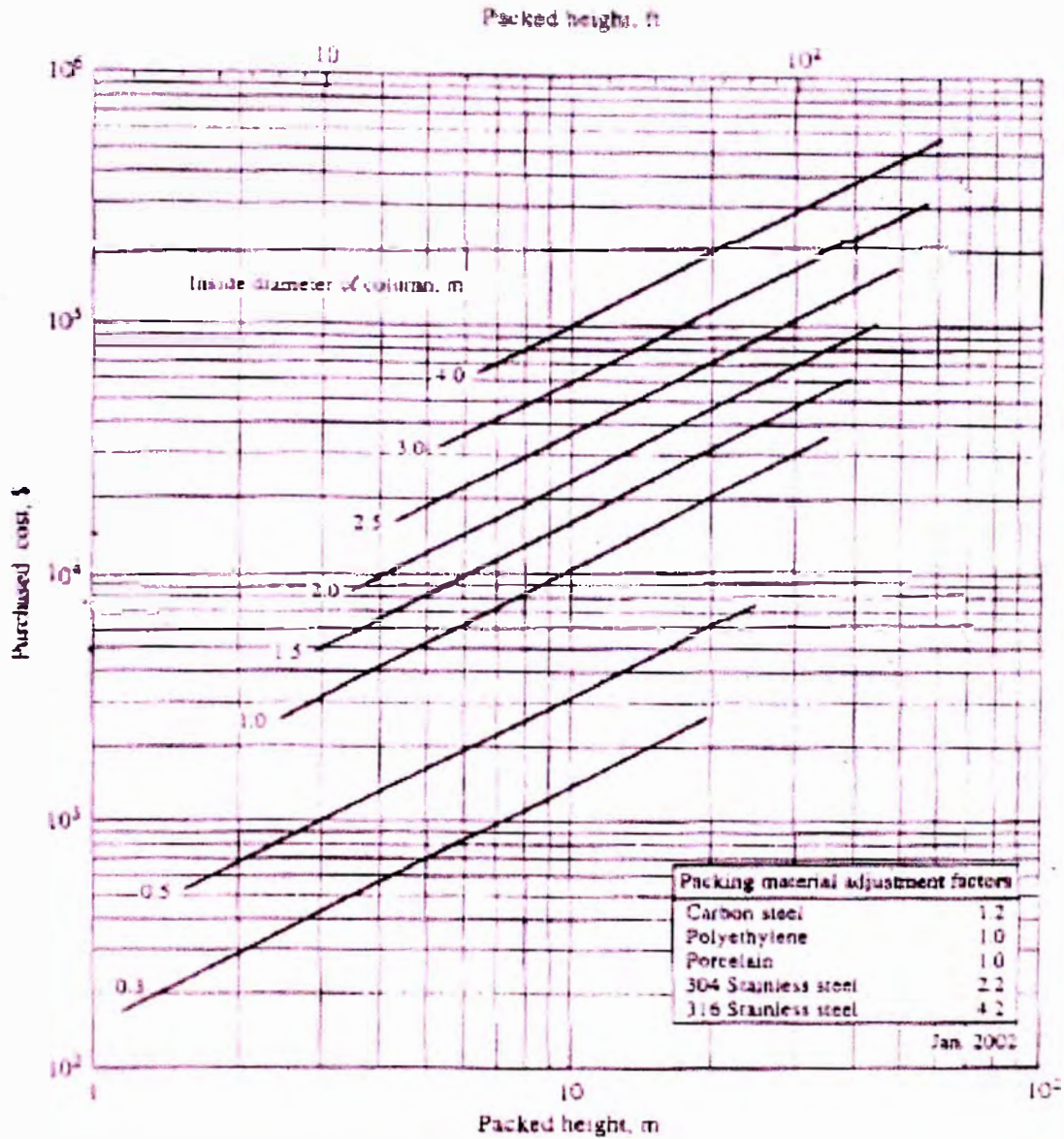
$$\text{Factor de Material: } F_M = 1,2 \quad (\text{West, 2004:p. 795})$$

$$\text{Costo de compra (\$): } C_p = 8000 \quad (\text{West, 2004:p. 795})$$

$$\text{Costo de modulo simple (\$): } C_{BM} = 9600 \quad (\text{West, 2004:p. 795})$$

$$\text{Costo de la columna empacada (\$): } 41600$$

Costo de compra de anillos y empaques (precio incluye columna interna, soporte y distribución).



Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 61,590

ANEXO 14

DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

Datos del simulador chemcad.

Composición	Alimentación mol-gr/h	Destilado mol-gr/h	Fondos mol-gr/h
Bisulfuro de carbono	31 830,8	31 830,7	0,13
Sulfuro de hidrógeno	8326,4	8326,4	0,0002
Diesel 2	72 328,4	496,0	71 832,4

La verificación de los componentes claves estimados se realiza a condiciones de relación de reflujo mínimo (R_{min}), el cual cumple la siguiente ecuación:

$$d_j/f_j = (\alpha_i - 1) * d_{lk} / (f_{lk}(\alpha_{lk} - 1)) + (\alpha_{lk} - \alpha_i) * d_{hk} / (f_{hk}(\alpha_{lk} - 1))$$

Entonces si:

$$0,01 < d_j/f_j < 0,99 \quad \text{El componente } j \text{ se distribuye}$$

$$-0,01 > d_j/f_j > 1,01 \quad \text{El componente } j \text{ no se distribuye}$$

Temperatura de burbuja estimada = 248,5 °C

Componente clave ligero: bisulfuro de carbono

Componente clave pesado: N-decylciclo-C5

Componente	F_i	Z_i	P_v (psi)	$K_i = P_{vi}/P$	$Y_i = K_i * Z_i$	α feed
Bisulfuro de carbono	31 830,8	0,28	77,98	1,73	0,49	7,28
Sulfuro de hidrógeno	8326,4	0,07	213,53	4,75	0,35	19,94

Clave ligero: $K_{lk} = 1,71$

$\alpha_{lk} = 7,28$

Clave pesado: $K_{hk} = 0,24$

$\alpha_{hk} = 1,00$

Del dato de recuperación:

Clave ligero: $d_{lk} = \%Rec \times f_{lk} = 31 513 \text{ mol/h}$

$f_{lk} = 31 830,8 \text{ mol/h}$

Clave pesado: $d_{hk} = \%Rec \times f_{hk} = 259,6 \text{ mol/h}$

$f_{hk} = 25\,963,7 \text{ mol/h}$

Componente	d_j / f_j
Bisulfuro de Carbono	0,990
Sulfuro de hidrogeno	2,965
Diesel 2	0,38

Hallando la distribución de los componentes:

Clave ligero (% recuperación) = 0,99

$d_{lk} = 31\,513$

$f_{lk} = 31\,830,8$

$w_{lk} = 318,3$

$\alpha_{lk} = 7,28$

$\log(d/w) = 1,996$

Clave pesado: % recuperación = 0,99

$d_{hk} = 259,64$

$f_{hk} = 25\,963,7$

$w_{hk} = 25704$

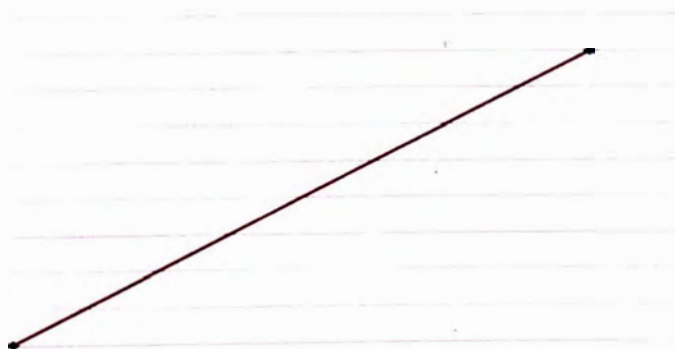
$\alpha_{hk} = 1,00$

$\log(d/w) = -1,996$

Graficando los valores obtenidos:

Componente	$\log(\alpha_i)$	$\log(D_i/B_i)$
Clave ligero	0,862	1,996
Clave pesado	0,00	-1,996

$\log(D_i/B_i)$



$\log(\alpha_i)$

Donde: $\text{Log}(D_i/B_i) = a + b \times \text{Log}(\alpha_i)$

$$a = -1,996$$

$$b = 4,629$$

Por lo tanto del gráfico se obtiene la siguiente distribución:

Componente	F_i	Z_i	$\text{Log}(a_i)$	$\text{Log}(D_i/B_i)$	D_i/B_i	B_i	D_i
Bisulfuro de carbono	31 830,8	0,282	0,862	1,996	99,0	318,3	31 512,5
Sulfuro de hidrogeno	8326,5	0,074	1,300	4,021	10490	0,79	8 325,6
TOTAL	112 784,9					70 272,4	42 512,5

Fracción vaporizada: $V = D/F = 0,38$
 $\psi = 0,63$

Condiciones de operación en la columna (Alimentación)

Presión = 45 psi		Temperatura burbuja = 248,5 °C				
Comp.	F_i	Z_i	P_v (Bar)	K_i	$K_i \cdot Z_i$	α feed
Bisulfuro de carbono	31830,8	0,282	78,0	1,71	0,48	7,28
Sulfuro de hidrogeno	8326,4	0,074	213,5	4,69	0,34	19,94
TOTAL	112784,9				1,00	

Clave Ligero

$$K_{lk} = 1,71$$

$$\alpha_{lk} = 7,28$$

Clave Pesado

$$K_{hk} = 0,23$$

$$\alpha_{hk} = 1,00$$

Presión = 16,8 psi		Temperatura de burbuja = -21,9 °C			
Componente	D_i	X_i	P_v (psi)	K_i	$K_i \cdot X_i$
Bisulfuro de carbono	31512,5	0,74	9,19	0,55	0,405
Sulfuro de hidrógeno	8325,6	0,19	48,96	2,91	0,571
Total :	42512,5				1,00

Presión = 21,8 psi

Temperatura de rocío = 114,1 °C

Componente	D i	Y i	Pv (psi)	K i	Yi/Ki	α tope
Bisulfuro de carbono	31512,5	0,74	31,7	1,45	0,51	25,36
Sulfuro de hidrógeno	8325,6	0,19	112,7	5,17	0,038	90,22
Total :	42512,5				1,00	

Clave ligero

K lk = 1,45

 α lk = 25,36

Clave pesado

K hk = 0,057

 α hk = 1,00

Asumiendo:

Caída de presión en intercambiador del tope = 3 psi

Caída de presión en la red de tuberías = 2 psi

Finalmente la presión en el acumulador será: 16,8 psi

Presión en tope: 21,8 psi

Temperatura en el tope: 114,1 °C

Asumiendo una caída de presión nominal a través de la columna ya se puede calcular la presión en los fondos, con este dato y el cálculo del punto de burbuja en el producto de fondos, se obtiene la temperatura de operación deseada en los fondos.

Caída de presión en la columna: 5 psi

Caída de presión en el reboiler: 3 psi

Presión = 26,8 psi

temperatura de burbuja = 353 °C

Componente	B i	X i	Pv(psi)	K i	Ki*Xi	α f
Bisulfuro de carbono	318,3	0,005	118,59	4,42	0,02	4,52
Sulfuro de hidrogeno	0,79	0,000	290,34	10,83	0,00	11,07
Total :	70272,4				1,00	

Presión = 23,8 psi

Temperatura de rocío = 344,8 °C

Componente	D i	Y i	Pv(psi)	K i	Yi/Ki
Bisulfuro de carbono	318,3	0,005	115,37	4,85	0,001
Sulfuro de hidrogeno	0,79	0,000	284,49	11,95	0,000
Total :	70 272,4				1,00

Clave ligero
 $K_{lk} = 4,42$
 $\alpha_{lk} = 4,52$

Clave pesado
 $K_{hk} = 0,98$
 $\alpha_{hk} = 1,00$

Entonces:

Presión en los fondos = 26,8 psi
 Temperatura en los fondos = 353 °C

Resumen:

Componente	α feed	α topes	α fondos	α prom
Bisulfuro de carbono	7,28	25,35	4,52	9,41
Sulfuro de hidrogeno	19,93	90,22	11,06	27,10

Dimensionamiento de la columna de destilación

Cálculo del R_{min} con los datos de F , α_i y D_j

Componente	f_j	α_j	$\alpha_j * f_j / (\alpha_j - f)$	d_j	α_j	$\alpha_j * d_j / (\alpha_j - f)$
Bisulfuro de carbono	31830,8	9,41	34387,7	31512,5	9,41	34043,8
Sulfuro de hidrogeno	8326,4	27,10	8547,2	8325,6	27,10	8546,4

$$F = 112\,784,8$$

$$D = 42\,512,5$$

Usando las ecuaciones (14) y (15) tenemos:

$$\phi = 0,7$$

$$R_{min} = 0,11$$

Calculando el número mínimo de etapas con las ecuaciones (16) y (17):

$$d_{lk} = 31512,5$$

$$w_{lk} = 318,3$$

$$d_{hk} = 259,6$$

$$w_{hk} = 25704$$

$$\alpha_{lk} = 9,414$$

$$S_{min} = 4,1$$

Aplicando la ecuación (18) para determinar la distribución de los componentes a reflujo total:

Componente	f_j	d_j / w_j	w_j	d_j
Bisulfuro de carbono	31830,8	99,0	318,3	31512,5
Sulfuro de hidrogeno	8326,4	7545,6	1,1	8325,4

$$F = 4870513$$

Cálculo de las composiciones en D y W a R de operación:

R min = 0,11	Rmin/(1+Rmin) = 0,10
R total = infinito	Rinf/(1+Rinf) = 1,0
R operación = 0,16	Rope/(1+Rope) = 0,14
Di(1) = 1,86	

Componente	F i	a Rmin	a Rtotal	a R ope	W i a R ope
Bisulfuro de carbono	31830,8	31512,5	31512,5	31512,5	318,3
Sulfuro de hidrogeno	8326,4	8325,6	8325,4	8325,6	0,81
Diesel 2	72 328,4	2375,4	2422,6	2377	69 950,8

Con las ecuaciones (19), (20) y (21) calculamos S y el plato de alimentación.

$$S = 12 \quad SA + SB = S$$

$$SA = 6,8$$

$$SB = 5,5$$

$$Sb_{min} = 2,05$$

Por lo tanto:

Número de plato de alimentación: 7
 Altura de la columna: 11 m
 Diámetro de la columna: 1,5 m

Diseño del rehervidor: R-D104

Flujo de calor Transferido	Q	8797,13	MJ/h
Flujo molar de la corriente	W_{mol}	71836,43	mol/h
Flujo másico de la corriente	W_{masa}	15683,51	kg/h
Factor de Corrección	fc	0,95	
Temperatura de Entrada	T_1	160	°C
Temperatura de salida	T_2	310,3	°C
Diferencia media logarítmica	MLTD	504,6	°k
Longitud de los Tubos	L	14	ft
Diámetro Externo de los Tubos	$d_{externo}$	1	pulg
Coeficiente global de Diseño	U	230	J/ m ² * seg * °k

Realizando un balance de energía:

$$Q = f \times U \times \text{Área} \times \text{MLTD}$$

Usando los datos de coeficientes para intercambiadores de coraza y tubo (Ulrich, 1993:p.183), se obtienen los siguientes resultados:

Área de transferencia: 22,2 m²
Números de tubos: 65

Cálculo del costo del rehervidor:

Factor de presión: $F_P = 1,0$ (West, 2004: p.681)
Costo de compra (\$): $C_P = 2800$ (West, 2004: p.681)

Costo del equipo (\$): 2800

Diseño del condensador: C-D104

Utilizaremos el mismo criterio de diseño del rehervidor:

Flujo de calor transferido	Q	3219,89	MJ/h
Flujo molar de la corriente	W_{mol}	40267,54	mol/h
Flujo másico de la corriente	W_{masa}	2745,177	kg/h
Factor de corrección	f_c	0,95	
Temperatura de entrada	T_1	160	°C
Temperatura de salida	T_2	-21,8	°C
Diferencia media logarítmica	MLTD	334,1	°k
Longitud de los tubos	L	10	ft
Diámetro externo de los tubos	$d_{externo}$	1	pulg
Coeficiente global de diseño	U	540	J/ m ² * seg * °k

Área de transferencia: 5,2 m²
Número de tubos: 21

Cálculo del costo del condensador:

Factor de presión: $F_P = 1,0$ (West, 2004: p.681)
Costo de compra (\$): $C_P = 2800$ (West, 2004: p.681)

Costo del equipo (\$): 1300

Costo de compra de la columna de destilación:

Factor de presión: $F_P = 1,6$ (West, 2004: p.793)
Factor de material: $F_M = 1,0$ (West, 2004: p.793)
Costo de compra (\$): $C_P = 60\ 000$ (West, 2004: p.793)

Costo de la columna (\$): 96 000

Costo de compra de platos internos de la columna:

Factor de cantidad: $F_Q = 1,4$ (West, 2004: p.794)

Número de platos: $N_{\text{platos}} = 12$

Costo de compra (\$): $C_P = 600$ (West, 2004: p.794)

Costo de los platos (\$): 10 390

Costo del equipo (\$): 106 390

Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 163,5

ANEXO 15

DISEÑO DE RECIPIENTES DE PROCESO

Datos del simulador chemcad:

	Vapor	Líquido
M (Kg/h) :	3629,1	1277,7
T (°C) :	133,6	133,6
Presión (Psi) :	20,0	20,0
ρ (kg/m ³) :	1,921	1780,32
Q' (Caudal) (m ³ /h) :	1889,19	0,72

Resolviendo las ecuaciones (21), (22) y (23) y en base al gráfico de diseño de factor de velocidad (Branan, 2002: p. 132) tenemos los siguientes resultados:

$$F_{LV} = 0,012$$

$$K_V = 0,338 \text{ ft/seg}$$

$$U_f = 10,29 \text{ ft/seg}$$

$$V_V = 8,45 \text{ ft}^3$$

$$H = 3,99 \text{ ft (1,2 m)}$$

$$D = 1,0 \text{ ft (0,3 m)}$$

Costo de compra del recipiente de proceso:

Factor de presión: $F_P = 1,6$ (West, 2004: p. 558)

Factor de material: $F_M = 1,0$ (West, 2004: p. 558)

Costo de compra (\$): $C_P = 1600$ (West, 2004: p. 558)

Costo del equipo (\$): 2560

Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 3,79

ANEXO 16

DISEÑO DEL REACTOR

Datos del simulador chemcad:

Flujo másico de Ingreso:	1579	kg /h
Densidad del flujo:	2,33	kg/m ³
Flujo de Ingreso:	676,5	m ³ /h

Sobre la base de la información de la Patente N° 313253, tomaremos el dato de velocidad espacial igual a 166.

Relación entre la velocidad espacial y la conversión química

Operación N°	Presión atm	Relación S ₂ /CH ₄	Velocidad espacial	Temperatura °C	% Conversión CH ₄
40	7,7	2	153	662	96
41	7,6	1,9	166	652	98
42	7,6	1,85	163	662	97
43	7,6	2	159	670	97

$$\text{Velocidad espacial} = \frac{(\text{Flujo volumétrico de alimentación})}{\text{Volumen de catalizador}} = 166$$

Consideraremos: $V_{\text{reactor}} = \pi \times H \times D^2 / 4$ y $H = 2,5 \times D$

Entonces: Volumen del catalizador (V_{reactor}) = 4,075 m³
 Diámetro del reactor (D) = 1,3 m
 Altura del reactor (H) = 3,2 m

Costo de compra del reactor:

Factor de presión: $F_P = 1,6$	(West, 2004: p. 558)
Factor de material: $F_M = 1,0$	(West, 2004: p. 558)
Costo de compra (\$): $C_P = 4000$	(West, 2004: p. 558)

Costo del equipo (\$): 6400

Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo:

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 9,48

ANEXO 17
DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Los tanques a utilizar son los siguientes:

Tanque de almacenamiento de diesel N°2: F-x

Tanque de almacenamiento de CS₂: F-y

El volumen de un tanque está dado por la siguiente ecuación:

$$V_t = \pi \times H \times D^2 / 4$$

Y la altura estará dada por la ecuación:

$$H = 1,3 \times D$$

Datos del simulador chemcad:

		F-x	F-y
Presión	psi	14,7	14,7
Temperatura	°C	25,0	25,0
Flujo másico	Kg/h	15885,4	1844,9
Densidad	Kg/m ³	790,3	1236,7
Factor de seguridad	15%	0,15	0,15
Tiempo de almacenaje	días	5,0	15,0
Volumen total	m ³	2774	618
Cantidad de tanques	unidad	1	2
Volumen por tanque	m ³	2774	309

Reemplazando los datos en las ecuaciones correspondientes se tienen los siguientes resultados:

Tanque de almacenamiento de diesel N°2: F-x

Diámetro = 10,5 m

Altura = 13,6 m

Tanque de almacenamiento de CS₂: F-y

Diámetro = 5,0 m

Altura = 6,5 m

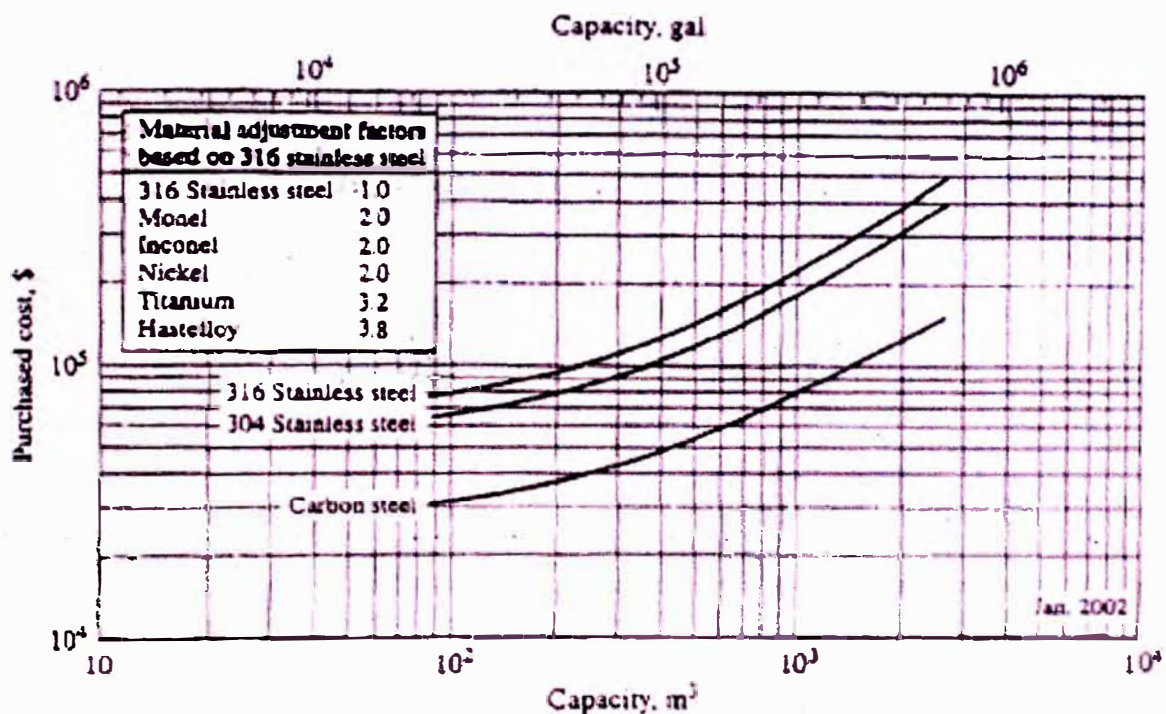
Costo de compra del recipiente de proceso:

Factor de material: $F_M = 1,0$ (West, 2004:p.558)

Costo de compra (\$): $C_P = 150\ 000$ (West, 2004:p.558)

Costo del equipo (\$): 150 000

Costo de compra tanques de almacenamiento operados a presión atmosférica.



Utilizando los índices de costo se calcula el costo actual del equipo

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2002): 395,6

Índice costo de planta Chemical Engineer (CEI-2011): 585,7

Costo total actual (MUS\$) : 222,08

ANEXO 18

LURGI PROCESO CLAUS




Proceso Claus

Tecnologías de recuperación de azufre de Lurgi Claus, OxyClaus®, tratamiento de gas de cola (LTGT®)

El mercado

En todo el mundo hay aproximadamente 700 refinerías y aproximadamente 350 campos de gas en servicio.

En un caso se explota un campo de gas y en el otro se utiliza crudo como energía básica para la planta de producción, pero en cada uno de los dos casos se han de instalar plantas de recuperación de azufre entre una fuente de energía determinada y los productos generados a partir de ella.

Hace algunos años todavía era posible obtener un buen beneficio con la venta de azufre a precios de aproximadamente 150 US\$ por tonelada.

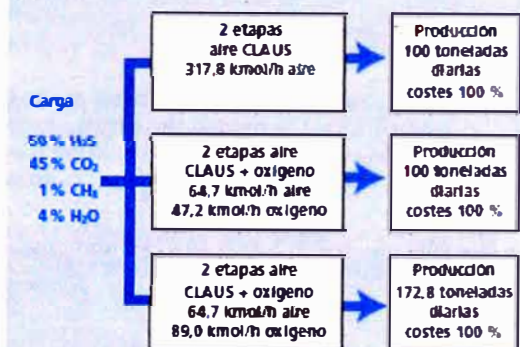
Pero los tiempos han cambiado y el precio del azufre ha caído drásticamente a aproximadamente 25 – 30 US\$/t o menos. No obstante, a pesar de la caída del precio del azufre, las plantas de recuperación de azufre han adquirido cada vez más importancia debido a las rigurosas regulaciones de protección medioambiental.

Las restricciones por protección medioambiental, como la disminución del contenido de azufre en productos como por ejemplo diesel, implican una necesidad creciente de aumentar la capacidad de las plantas de recuperación de azufre. Cada año se construye un promedio de nuevas capacidades de recuperación de azufre de aproximadamente 2.000 toneladas diarias, incluyendo las modernizaciones en las que se utilizan tecnologías como OxyClaus® para aumentar los rendimientos de plantas Claus mediante el uso de aire u oxígeno.

Costes de Inversión

Una planta Claus de dos etapas con una capacidad de 100 toneladas diarias cuesta aproximadamente 9 millones de euros. El diagrama adyacente muestra los costes de las diferentes alternativas de proceso.

Ahorro de costes con OxyClaus®



Lurgi

Proceso Claus

Argumentos a favor de Lurgi

Experiencia y referencias

Lurgi está en disposición única de ofrecer y suministrar plantas de recuperación de azufre con un rendimiento entre el 96 % y el 99,9 % basadas en procesos propios. El rendimiento de las plantas Claus de Lurgi, que están equipadas con el excelente quemador de múltiples usos de Lurgi, queda demostrado en más de 150 plantas industriales. Lurgi es líder mundial en el diseño y el suministro de plantas de gestión de azufre, como muestra la lista de referencias. Lurgi ha desarrollado la técnica OxyClaus®. Se trata de una tecnología con la que se pueden reducir drásticamente los costes de inversión de los sistemas Claus y de tratamiento de gas de cola. El primer quemador Oxy-Claus® se puso en servicio en 1985. Era el primer quemador Claus del mundo que utilizaba aire y oxígeno pero que no requería ningún refrigerante, como por ejemplo una corriente de retorno.

En todo el mundo hay más de 32 quemadores OxyClaus® en servicio. Lurgi es una de las empresas de ingeniería del mundo con más experiencia en el campo de las técnicas de recuperación de azufre.

Nuestra tecnología

El proceso Claus es además el proceso más utilizado en todo el mundo para la conversión de H_2S en azufre. Las condiciones previas que han de cumplir las plantas Claus resultan de las condiciones de servicio de las refineras y plantas de gas natural modernas y flexibles y de las regulaciones de protección medioambiental cada vez más rigurosas.

Uno de los reglamentos de control de calidad del aire más conocidos es la TA-Luft, que en su versión de 2005 impone los siguientes requisitos mínimos a las plantas de recuperación de azufre:

Requisitos mínimos impuestos a las plantas de recuperación de azufre según TA-Luft

Rendimiento de la planta toneladas de azufre/día	Recuperación de S
< 20	97 %
20 a 50	98 %
> 50	99,8 %

Lurgi está en disposición de ofrecer una amplia gama de tecnologías propias para satisfacer en todo el mundo las regulaciones de protección medioambiental sumamente rigurosas.

Concepto de planta necesario de recuperación de S

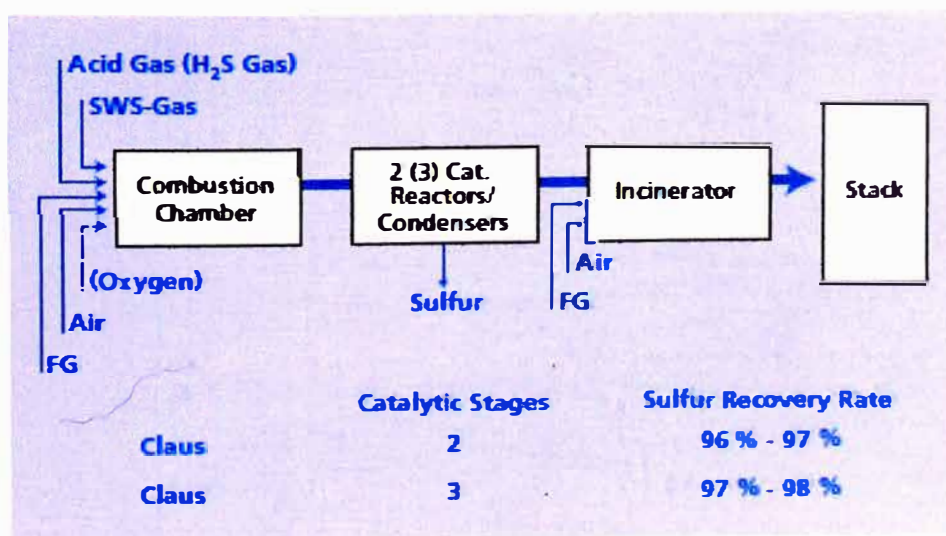
≥ 97 %	Claus con dos etapas de catalisis
≥ 98 %	Claus con dos etapas de catalisis más proceso SULFREEM® normal o Claus con tres etapas de catalisis
≥ 99,5 %	Claus con dos etapas de catalisis más proceso HYDROSULFREEM®
≥ 99,9 %	Claus con dos etapas de catalisis más proceso LTGT®

Proceso Claus



Las ventajas de nuestra tecnología

Características del proceso	Ventajas	Beneficios para el cliente
<ul style="list-style-type: none"> • Claus de Lurgi 	<ul style="list-style-type: none"> • Sistema de combustión único incluyendo descomposición de amoníaco / RSH mediante combustión estequiométrica individual. 	<ul style="list-style-type: none"> • Los conductos de azufre no se obturan por formación de sales de amoníaco, lo que facilita mucho el servicio. • Reducción de los costes de servicio gracias a un rendimiento seguro y eficaz.
<ul style="list-style-type: none"> • OxyClaus® 	<ul style="list-style-type: none"> • Reducción de la cantidad de gas de proceso en la planta, con lo que se aumenta la capacidad de las plantas Claus y de tratamiento de gas de cola. • Procesamiento de gases Claus con contenidos elevados de hidrocarburos. 	<ul style="list-style-type: none"> • Reducción considerable de los costes de inversión. • Mucho mejor manejo de todo el complejo
<ul style="list-style-type: none"> • MaxiSulf® • SULFREEM® • HydroSULFREEM® 	<ul style="list-style-type: none"> • Gran amplitud de procedimientos que funcionan por debajo del punto de condensación y que tienen el objeto de lograr tasas de recuperación entre el 99,0 % y el 99,5 %. • No se utilizan sustancias químicas / disolventes. 	<ul style="list-style-type: none"> • Desde el punto de vista técnico de proceso, los procesos por debajo del punto de condensación son la evolución del proceso Claus catalítico. • Menores costes de inversión en comparación con procesos de gas de cola con uso de disolventes.
<ul style="list-style-type: none"> • LTGT® • Lurgi Tail Gas Treatment • (tratamiento de gas de cola de Lurgi) 	<ul style="list-style-type: none"> • Absorción selectiva de H₂S frente a CO₂ mediante el uso de MDEA genérica como disolvente. • No se produce corrosión. No disminuye el rendimiento. No tóxico. 	<ul style="list-style-type: none"> • Posibilidad de alcanzar tasas de recuperación máximas (Claus+LTGT: 99,9 + %). • El uso de disolvente ahorra costes y energía



Lurgi Claus Process