

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO DE TITULO:

**PREFACTIBILIDAD TECNICA Y ECONOMICA PARA EL
DISEÑO DE UNA PLANTA COMBINADA DE ACIDO
SULFURICO Y DIOXIDO DE AZUFRE LIQUIDO A PARTIR
DE AZUFRE ELEMENTAL.**

PROFESORES GUIAS:

José Torres Titus
Horacio Aros Meneses
Luis Vega Alarcón
Jaime Fernández Celis
Jorge Santana Cardo

ALUMNOS:

Dante Aguirre Bravo
Flavio Carrasco Espinoza
Rodrigo García Hernández
Patricio Hernández Quintana
Oscar Herrera Melo
Jacqueline Martínez Sánchez
Gabriela Silva González
Ricardo Traslaviña Carmona

Ingeniería Civil Química
Ingeniería Civil en Metalurgia Extractiva
Mayo 2011

“Gracias a mis padres, Patricio Hernández Bustamante y Gabriela Quintana Burgos, a mi Tía María Teresa Bustamante, a mi pareja Angelly Araya, por todo su apoyo y comprensión, a todos los que alguna vez me apoyaron. Y dedicada a mi hermano Pablito”.

Patricio Hernández

“Dedicado a mi familia, muy en especial a mi Madre y a mi Señora y a todos quienes me acompañaron y apoyaron en este camino Con mucho amor para mi Sofía”.

Dante Aguirre

“Agradecida de Dios por darme la fuerza y perseverancia de llegar al final, dedico este logro a mi familia, en especial a mis padres, a mis amigas por darme el empuje y el apoyo para alcanzar esta meta y en especial a mi hijo Benjamín por ser mi inspiración para siempre querer superarme”.

Gabriela Silva G.

“Agradecida de mis padres Juan y Luisa ,de mi querida familia, de mis amigas de alma y de ti Álvaro. A todos gracias por el apoyo y la fuerza entregada en este largo proceso, y porque nunca perdieron la esperanza de que terminara esta gran etapa de mi vida. Dedicada a mi bella hija Sofía”.

Jacqueline Martínez

“A mi familia, profesores y compañeros...en especial el empuje de la Chica y el tiempo del Pato”.

Rodrigo García

“Agradezco a mi Madre por su amor incondicional, apoyo, paciencia y confianza. A mi señora e hijita que se han convertido en la fuerza motivadora de mi vida. Un agradecimiento especial a quienes desde el cielo han protegido este gratificante andar”.

Flavio Carrasco.

“Gracias a todos quienes hicieron posible y me acompañaron en este exitoso camino, en especial a mis padres y hermanos, por su confianza y apoyo”.

Oscar Herrera

“Agradezco a todos quienes de una u otra forma estuvieron presentes en este largo camino. En especial a mi madre, mi abuela, mi abuelo (que cuida mis pasos desde el cielo) y a mi mujer. Y dedico este y todos mis logros a mis hijas, quienes son el motor de mi vida”.

Ricardo Traslaviña

RESUMEN

El siguiente trabajo presenta el proceso general para la obtención de Ácido Sulfúrico y Dióxido de Azufre Líquido a partir de Azufre Elemental en una Unidad Combinada. Para la obtención de los productos anteriormente mencionados, la planta trabajará en 4 etapas principales:

- Etapa de Obtención de SO_2 .
- Etapa de Catálisis $\text{SO}_2 - \text{SO}_3$.
- Etapa de Absorción SO_3 .
- Etapa de Licuefacción de SO_2 .
- Etapa de almacenamiento.

La unidad utilizará como materia prima Azufre elemental, el cual mediante un proceso de combustión será oxidado hasta convertirlo a SO_2 . Este SO_2 será oxidado a SO_3 , usando V_2O_5 como catalizador, el cual posteriormente será llevado a un proceso de doble absorción para convertirse en H_2SO_4 . Del total de SO_2 obtenido del proceso de combustión, una fracción será utilizada para la producción de SO_2 Líquido, mediante licuefacción

La capacidad contemplada es aproximadamente de 600.000 toneladas por año de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4) y de 30.000 toneladas por año en promedio para el Dióxido de Azufre Líquido (SO_2).

La primera etapa se refiere a la fusión de azufre y la consiguiente absorción de dióxido de azufre desde la corriente gaseosa. La segunda corresponde a desorción con vapor de agua, es decir al retiro del dióxido de azufre de la solución de fondo de la torre de absorción. La siguiente etapa es secado, en donde se le retira a la corriente gaseosa el agua que arrastra, utilizando para esto una torre de secado que opera con ácido sulfúrico de 96% en contracorriente. La cuarta etapa corresponde a la compresión y enfriamiento de la corriente que contiene sólo dióxido de azufre, estas operaciones se realizan en dos etapas, primero comprimiendo a 3 atm y enfriando y luego comprimiendo a 6 atm y posteriormente

enfriando. La quinta y última etapa consiste en condensar y almacenar el producto final, dióxido de azufre líquido.

La corriente separada para la producción de H₂SO₄ ingresa a un reactor catalítico de cuatro lechos. Al pasar por los cuatro lechos del convertidor y en presencia del catalizador (pentóxido de vanadio – V₂O₅) se produce la reacción que convierte de SO₂ a SO₃ el gas que ingresa. Este debe ser enfriado después de su paso por cada lecho para que la temperatura de ingreso al lecho siguiente se mantenga en un rango de 400 a 470° C y la reacción a una temperatura menor a 610° C.

Los gases de salida del reactor son enviados a torres de absorción final donde el SO₃ formado es absorbido por recirculación con ácido frío. La solución de ácido sulfúrico de salida de la torre de absorción final es enviada a un estanque de almacenamiento de ácido concentrado siendo previamente enfriado. Los gases de salida de la torre de absorción final son evacuados vía chimenea hacia la atmósfera.

El ácido concentrado acumulado en el estanque de almacenamiento proveniente de las torres de absorción es enfriado y almacenado en un estanque desde donde será distribuido. Cabe destacar en la elección del proceso la producción de energía eléctrica como parte del diseño, esta se genera a través del enfriamiento de los gases de SO₂ provenientes del horno de combustión los que alcanzan una temperatura cercana a los 1000° C. Este gas es conducido a una caldera que producirá vapor saturado de alta presión, el cual en un sistema de turbina se estima generará 14 MW, de los cuales aproximadamente 8 MW son utilizadas en la planta y el resto enviados al SING Sistema Interconectado Norte Grande, es importante señalar que en otra planta de similares características se opta por no generar dióxido de azufre líquido en virtud de generar mayor cantidad de energía eléctrica. En el caso de Noracid S.A. el 75% de la energía generada será enviada al SING, lo que corresponde a 24 MW.

El proyecto se evaluó bajo criterios económicos de rentabilidad que arrojaron resultados satisfactorios. Para esto se proyectó ingresos y egresos en un horizonte de evaluación de diez años y con una tasa de rentabilidad exigida por el capital propio de un 18%.

Se evaluó en dos flujos de caja uno puro y otro del inversionista. Este último trabajó con una tasa de costo capital de 9,1% (70% de financiamiento bancario).

Los indicadores de rentabilidad finales para este proyecto fueron de un 32% TIR del flujo de caja del inversionista y un 20% para el flujo de caja puro. Siendo ambos superiores a las tasas de rentabilidad exigidas.

Consecuentemente en el caso del criterio del valor actual neto (VAN) ambos son mayores que cero, demostrando factibilidad financiera del proyecto.

TABLA DE CONTENIDOS

RESUMEN	2
CAPITULO 1	2
INTRODUCCIÓN	2
1.1 MATERIA PRIMA	5
CAPITULO 2	9
OBJETIVOS	9
CAPITULO 3	11
ANTECEDENTES GENERALES	11
3.1 PROPIEDADES PRINCIPALES DE LAS MATERIAS PRIMAS	11
3.1.1 AZUFRE	11
3.2 PROPIEDADES PRINCIPALES DE LOS PRODUCTOS	12
3.2.1 ÓXIDOS DE AZUFRE	12
3.2.2 ÁCIDO SULFÚRICO	14
3.3 PRODUCTOS QUÍMICOS	19
CAPITULO 4	22
ESTUDIO DE MERCADO	22
4.1 MERCADO DEL H₂SO₄	22
4.1.1 Producción en fundiciones de cobre.....	23
4.1.2 Consumo en lixiviación de minerales de cobre	23
4.1.3 Importaciones de ácido sulfúrico.....	24
4.2 MERCADO DEL SO₂	25
4.2.1 Demanda de SO ₂	27
4.2.2 Importaciones de dióxido de Azufre.....	27
4.2.3 Exportaciones de dióxido de azufre	30
4.3 ESTUDIO DE MERCADO DEL PROYECTO	32
4.3.1 Proyección de la demanda del Mercado de Ácido Sulfúrico.....	32
4.3.2 Proyección de la demanda del Mercado de Dióxido de Azufre	33
4.4. PRECIOS	37
4.4.1 Acido Sulfúrico y Azufre.....	37
CAPITULO 5	40
LOCALIZACION DE LA PLANTA	40
5.1 FACTORES DE LOCALIZACIÓN	41
5.2 MÉTODOS DE EVALUACIÓN	42
5.2.1 Métodos de evaluación por factores cualitativos	42
5.2.2 Método cuantitativos por puntos	43
5.3 DETERMINACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO	43
5.4 JUSTIFICACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN	46
CAPITULO 6	51
ANALISIS Y SELECCIÓN DE PROCESO	51
6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	56
CAPITULO 7	61

BALANCE DE MASA Y ENERGIA	61
CAPITULO 8	71
SELECCION Y DISEÑO DE EQUIPOS	71
8.1 REACTOR: CONVERTIDOR CATALÍTICO	71
8.2 TORRE DE ABSORCIÓN INTERMEDIA	74
8.3 TORRE DE ABSORCION FINAL.....	86
8.4 TORRE DE SECADO	90
8.5 INTERCAMBIADOR DE CALOR IC1 A Y B	99
8.6 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA COMBINADA (LAYOUT).....	106
8.6.1 Distribución De La Planta Combinada (Layout).....	106
8.7 ESTRUCTURA ORGANIZACIONAL	108
8.7.1. Estructura de renta	109
CAPITULO 9	111
EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	111
9.1 INGRESOS	111
9.2 CALCULO DE EQUIPOS DE PROCESOS	115
9.3 TERRENOS	117
9.4 CAPITAL DE TRABAJO	117
9.5 FINANCIAMIENTO	118
9.6 COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	119
9.7 DEPRECIACIÓN.....	120
9.8 TASA COSTO CAPITAL	120
9.9 CALCULO DE VALOR DESECHO	121
9.11 FLUJO CAJA DEL INVERSIONISTA.....	123
9.12 TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE INVERSIONES	124
9.12.1 Calculo del “PRI” (Periodo de recuperación de la inversión)	124
9.12.2 Calculo del Valor Actual Neto“VAN”	124
9.12.3 Calculo de la Tasa de Interés de Retorno“TIR”	125
CAPITULO 10.....	127
CONCLUSIONES.....	127
BIBLIOGRAFÍA.....	129
ANEXO A.....	131
INSUMOS CONSIDERADOS PARA EL PROCESO DE PRODUCCION DE H₂SO₄ Y SO₂.....	131
ANEXO B.....	133
BALANCE DE MASA Y ENERGIA DEL PROCESO DE PRODUCCION.....	133
NOMENCLATURA.....	133
ECUACIONES.....	134
DETERMINACIÓN DE CONDICIONES INICIALES PARA CÁLCULOS DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.....	135
BALANCES DE MASA Y ENERGÍA POR EQUIPO.....	140
Balances de torre de secado.....	140
Balance de masa y energía del calentador de azufre.....	143
Balance de masa y energía del quemador E-4.....	144

Balance de masa y energía de la caldera E-5.....	146
Balance de masa y energía de nodo A.....	147
Balance de masa y energía intercambiador de calor DIC-1.....	148
Balance de masa y energía compresor C-1.....	149
Balance de masa y energía intercambiador de calor DIC-2.....	150
Balance de masa y energía condensador DC-1.....	150
Balance de masa y energía del separador líquido –gas SG.....	151
Balance de masa y energía del intercambiador de calor DIC-3.....	152
Balances de masa y energía de intercambiadores de calor IC-1, IC-2, IC-3, IC-4, IC-5, IC-6.	153
Balances de masa y energía Nodo B.....	157
Balances de masa y energía torre de absorción intermedia.....	161
Balances de masa y energía torre de absorción final.....	163
Balance de masa al TK-97% de ácido diluido.....	164
Balance de masa bomba mezcladora.....	164
Balance de masa al TK-98,5% de ácido diluido.....	165
Balance de masa a la turbina.....	165
ANEXO C.....	167
DATOS DE CALCULO DEL REACTOR.....	167
CALCULO DEL REQUERIMIENTO DE CATALIZADOR POR LECHO.....	167

INTRODUCCIÓN

C A P I T U L O 1

CAPITULO 1

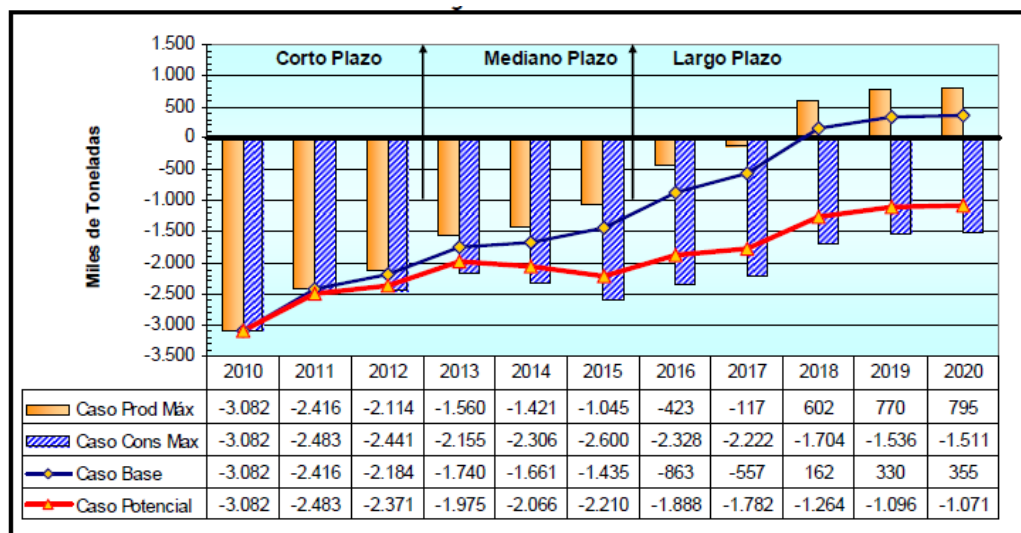
INTRODUCCIÓN

Chile al basar su economía principalmente en la minería y la agricultura se caracteriza por su alta demanda de Ácido Sulfúrico y un mercado naciente para el Dióxido de Azufre. Este trabajo presenta un estudio de factibilidad técnica - económica para la instalación de una planta de procesos que transforme azufre elemental en estos dos productos.

Los principales procesos productivos que requieren estos productos son los relacionados al Cobre, principalmente Lixiviación para el caso del H_2SO_4 , y a la industria Vitivinícola y la producción de frutas y verduras de exportación para el SO_2 . También se usa el SO_2 como acidificante de la tierra y desinfectante de los cultivos.

La importancia del desarrollo de una planta combinada que produzca Acido Sulfúrico y Dióxido de Azufre líquido se debe principalmente a la reactivación de proyectos mineros no solo en Chile, sino que en nuestros países vecinos tales como Perú y Bolivia, los cuales predicen un aumento en el consumo de H_2SO_4 y por ende un mejor precio en este producto. Lo anterior se ve respaldado en el informe entregado por COCHILCO, el Mercado del Acido Sulfúrico en Chile y su Proyección al año 2020 (Actualizado a Junio 2010), lo que se observa en el grafico 1.1.

Gráfico N° 1.1: Balance de Mercado Chileno del Acido Sulfúrico 2010-2020

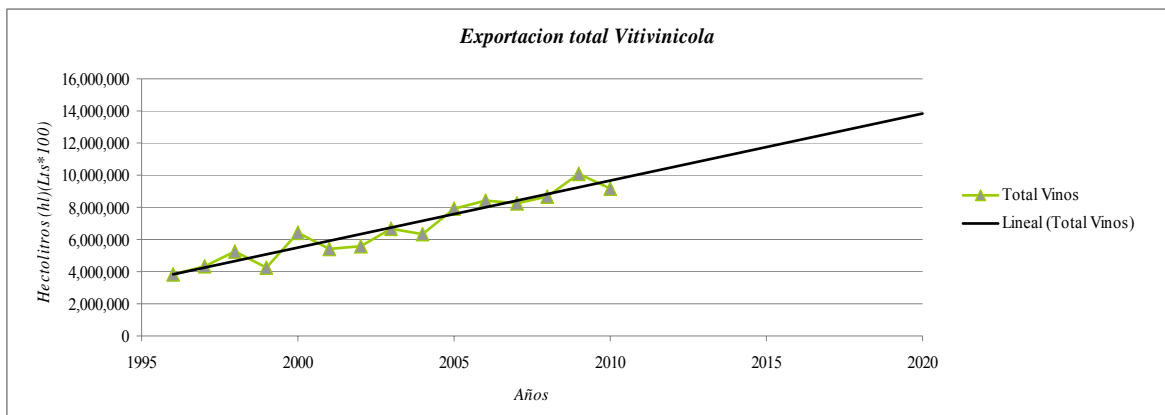


Fuente. Elaborado en COCHILCO sobre la base de antecedentes proporcionados por empresas productoras y consumidoras.¹

Por su parte, la industria vitivinícola de Chile debido a sus buenas condiciones climáticas ambientales y la calidad obtenida en sus productos, ha crecido considerablemente en sus exportaciones logrando posicionarse en países de la Comunidad Europea. Este crecimiento ha implicado una gran inversión entre las que se encuentran el mejoramiento de la infraestructura productiva, capacitación de personal, aplicación de modernas tecnologías de vinificación e investigación y perfeccionamiento de la cadena de producción. El aumento de la productividad es por lo tanto proporcional al aumento del consumo de Dióxido de Azufre como regulador de pH, agente conservante y germicida. El gráfico N° 1.2 muestra las exportaciones vitivinícolas en Chile a partir del año 1996

¹ Estudio COCHILCO: EL MERCADO DEL ÁCIDO SULFÚRICO EN CHILE Y SU PROYECCIÓN AL AÑO 2020 (Actualizado a Junio 2010)

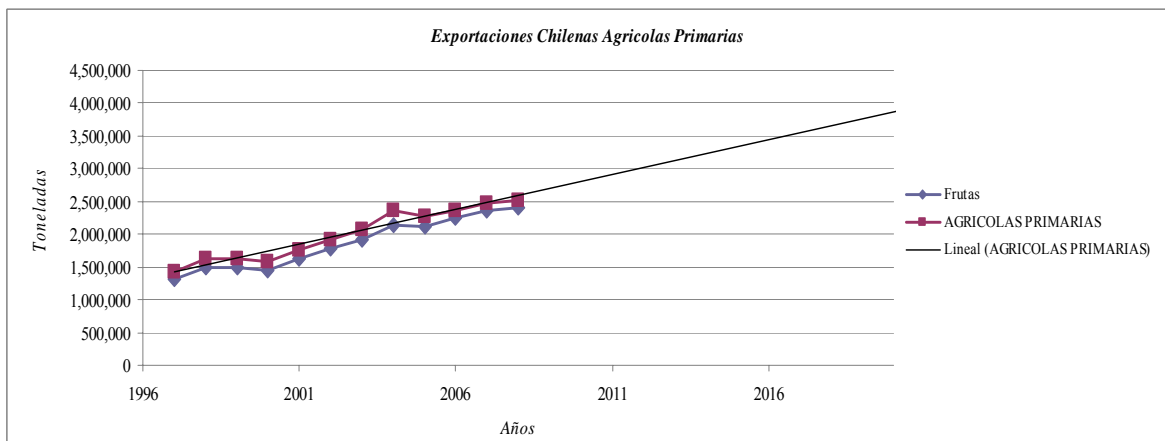
Gráfico N° 1.2.- Exportación Vitivinícola de Chile



Fuente: www.sag.gob.cl/

Así mismo se proyecta un gran aumento de las exportaciones agrícolas en Chile y por ende una mayor necesidad de preservar los productos, viéndose en esta área la principal utilidad de SO₂. El gráfico n° 1.3 muestra el aumento de las Exportaciones Agrícolas Chilenas.

Gráfico N° 1.3.- Exportaciones Chilenas Agrícolas Primarias

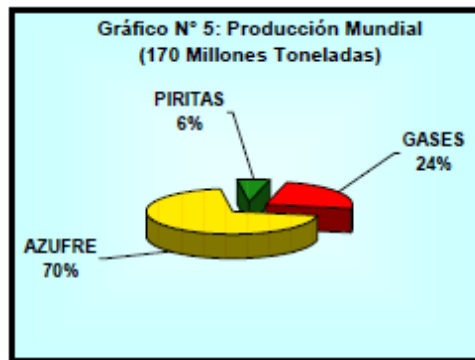


Fuente: www.odepa.gob.cl

1.1 MATERIA PRIMA

De acuerdo a resultados publicados por Cochilco el año 2010, del total de ácido producido a nivel mundial, el 70% es a partir de Azufre elemental. Por esta razón se determina que el diseño de la planta se realizará a partir de este tipo de materia prima. El gráfico n° 1.4 muestra las distintas fuentes de Azufre para la producción de Ácido Sulfúrico y su porcentaje de utilización.

Gráfico N° 1.4.- Producción Mundial de Acido Sulfúrico y fuentes de materia prima.

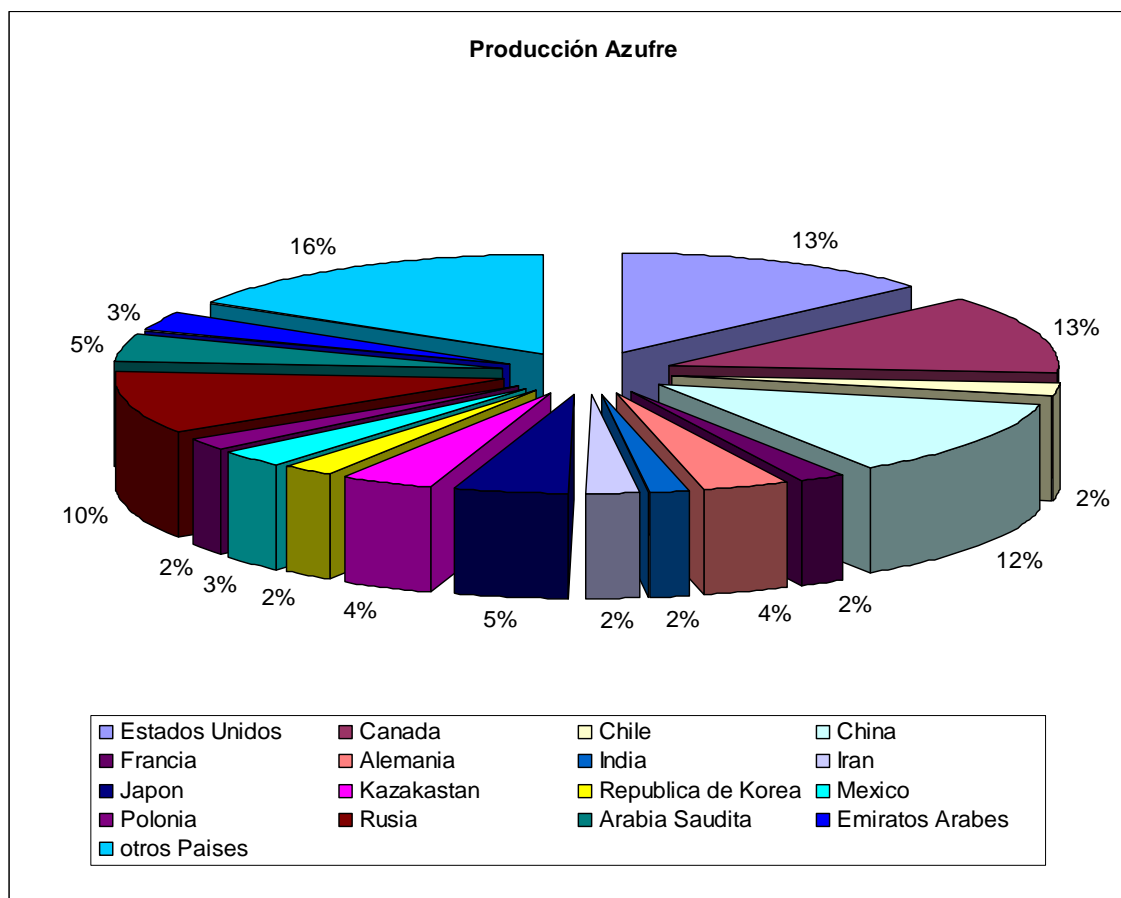


Fuente: Estudio de Cochilco: EL MERCADO DEL ACIDO SULFÚRICO EN CHILE PROYECTADO AL AÑO 2013.²

Debido a la baja disponibilidad de Azufre en Chile, la materia prima para este proyecto será importada. El gráfico n° 1.5 muestra los niveles de producción de azufre a nivel mundial.

²Estudio de Cochilco realizado el año 2008.

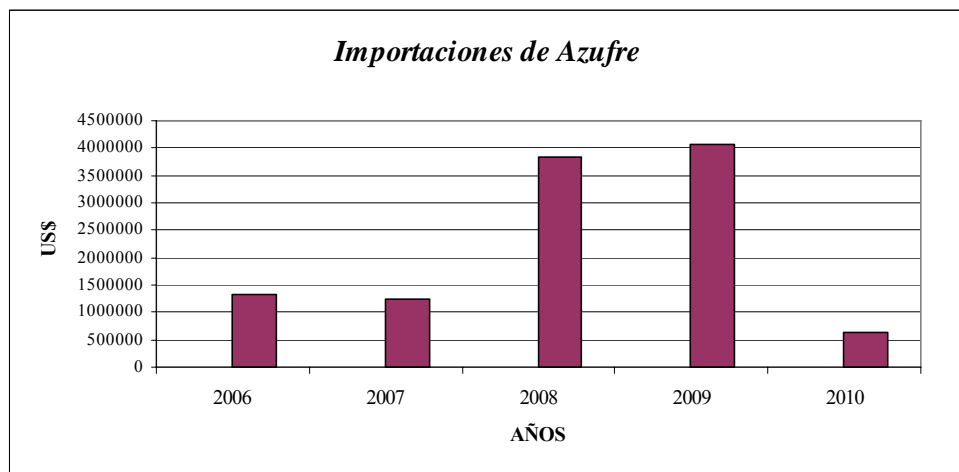
Gráfico N° 1.5.- Principales productores de Azufre a Nivel Mundial.



Fuente: USGS, Geological Survey

Según información entregada por ProChile, el año 2009 la importación de azufre llegó a US\$4.068.171, siendo Canadá el país que más exporta hacia nuestro país. El precio del Azufre es publicado de una forma estimada entre 55 y 90 US\$/ton (Vancouver - India). El gráfico n° 1.6 muestra las importaciones de Azufre a partir del 2006.

Gráfico N°1.6. Importaciones de Azufre años 2006 – marzo 2010.



Importación de Azufre a partir del año 2006-Marzo 2010.

C A P I T U L O 2

OBJETIVOS

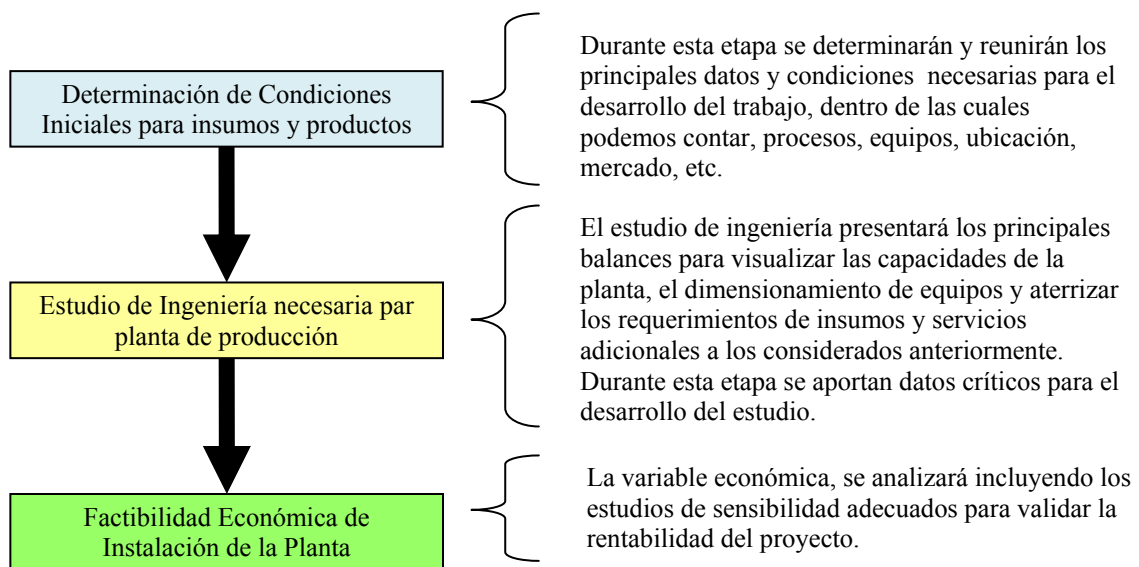
CAPITULO 2

OBJETIVOS

Para llevar a cabo este trabajo se han definido los siguientes objetivos:

- Consolidación de datos requeridos para el estudio
- Desarrollo de Ingeniería para la prefactibilidad de construcción de una planta de producción de H_2SO_4 y SO_2 líquido a partir de azufre elemental.
- Estudio de Mercado de Factibilidad económica para la instalación de la Planta.

Lo anterior se resume en el siguiente esquema:



***ANTECEDENTES
GENERALES***

***C
A
P
I
T
U
L
O
3***

CAPITULO 3

ANTECEDENTES GENERALES

En la actualidad la producción de ácido sulfúrico es de gran importancia debido a su utilización en una amplia variedad de industrias tales como manufacturas de fertilizantes, superfosfatos, sales sulfatadas, celofán, detergentes, ácido clorhídrico, ácido nítrico, refinación de petróleos, tratamientos de aguas industriales, y principalmente minería. La minería, utiliza el mayor porcentaje de ácido sulfúrico producido en el país, aproximadamente un 97 %, principalmente en la lixiviación de los minerales oxidados.

Por otra parte el SO_2 , es utilizado para fines muy diversos, al ser un gas incoloro con diversas propiedades antimicrobianas y antioxidantes. Se utiliza en la uva para controlar pudriciones y evita el pardeamiento del escobajo por deshidratación, como agente reductor en metalurgia, como congelante en la industria del frío, como desinfectante y blanqueador, pero principalmente en la producción de SO_3 como precursor del ácido Sulfúrico. Alrededor del 95% del SO_2 , se utiliza para este fin. Este mercado ya es abarcado por las unidades productoras de ácido. El objetivo de licuar el SO_2 , es por su facilidad de transporte a sus distintos consumidores.

3.1 PROPIEDADES PRINCIPALES DE LAS MATERIAS PRIMAS

3.1.1 AZUFRE

El elemento azufre es un no metal que no se disuelve en agua. En estado elemental tiene ligero olor, que normalmente se asocia al azufre. El S forma parte de los tejidos vivos; se fija en las proteínas de las plantas y se incorpora a la cadena trófica de los animales que las comen. Por ello al quemar combustibles fósiles se producen diversos gases que contienen S entre los que está el SO_2 . El principal destino del S es la obtención del ácido sulfúrico, el compuesto de mayor importancia industrial y el que más se sintetiza. Existe en abundancia en la corteza terrestre (entre 0,03 y 0,1 %), como azufre elemental, minerales de sulfato (baritina, BaSO_4 , anhidrita, CaSO_4), sulfuro (galena, PbS , blenda, ZnS , calcopirita CuFeS_2 ,

pirita FeS_2), $\text{H}_2\text{S}(\text{g})$ en el gas natural y como compuestos orgánicos presentes en el petróleo y en el carbón.

Su amplia distribución se debe, probablemente, a la facilidad para formar compuestos inorgánicos y orgánicos y a la variabilidad que presenta en estados de oxidación.

3.1.1.1 Propiedades físicas

La Tabla nº 3.1 indica las propiedades Físicas del Azufre.

Tabla N° 3.1.- Propiedades Físicas del Azufre

Estado de la materia	Sólido
Punto de Fusión	388,38 K
Punto de Ebullición	717,87 K
Entalpía de vaporización	10,5 kJ/mol
Entalpía de fusión	1,7175 kJ/mol
Presión de vapor	2,65 x 10/20 Pa a 388 K

3.2 PROPIEDADES PRINCIPALES DE LOS PRODUCTOS

3.2.1 ÓXIDOS DE AZUFRE

La tabla nº3.2 indica las características de los Óxidos de Azufre.

Tabla N° 3.2.- Propiedades de los Óxidos de Azufre

	SO_2	SO_3
Temperatura Crítica (°C)	157,2	218
Presión Crítica (atm)	77,7	83,6
Punto de Ebullición (°C)	-10,02	44,5
Punto de congelación (°C)	-75,46	16,8
Calor de formación Kcal/mol	70,92	94,45
Densidad de Líquido g/cm	1,46	1,109
Calor de dilución en agua Kcal	8,55	39,16

3.2.1.1 Estructura molecular

Angular (119°), híbridos sp^2 . El enlace S–O está reforzado por la posibilidad de retrodonación $dp-pp$. La distancia S–O (1.431\AA) es intermedia entre la de un enlace sencillo y uno doble. La figura muestra la estructura molecular del SO_2 .

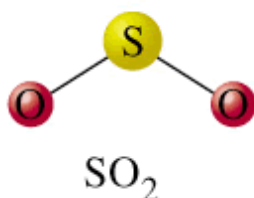


Figura N° 3.1.- Estructura molecular del SO_2

En fase gaseosa consta de moléculas triangulares planas, con un ángulo O-S-O de 120° . La siguiente figura muestra la estructura molecular en fase gaseosa.

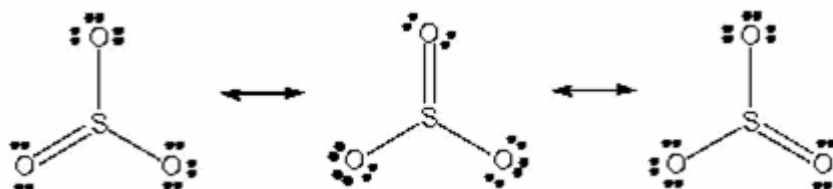


Figura N° 3.2.- Estructura Molecular Plana Fase Gaseosa

En fase líquida se presenta como una mezcla en equilibrio de esas moléculas y el trímero cíclico (SO_3)₃. Ver figura n° 3.3.

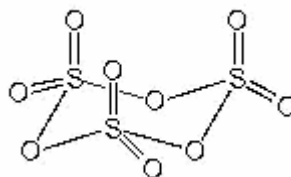


Figura N° 3.3.- Estructura Molecular Plana Fase Líquida

3.2.2 ÁCIDO SULFÚRICO

3.2.2.1 Características del Ácido Sulfúrico

El ácido sulfúrico al 100 por ciento es un líquido incoloro, inodoro, denso y viscoso. Esto se refiere al monohidrato, el cual puede ser considerado con una composición equimolecular de agua y trióxido de azufre. Este pierde trióxido de azufre en el calentamiento hasta que, aproximadamente a los 338 °C, resulta un ácido de 98.3 por ciento. Es soluble en todas las proporciones en agua, produciendo una gran cantidad de calor. Una libra de ácido sulfúrico al 100% diluido al 90% libera 80 Btu y diluido a 20% libera 300 Btu. Es muy fuerte y corrosivo para la vida de los materiales estructurales. Se puede emplear para producir ácidos volátiles como HCl y HCN. Es un agente oxidante suave. Concentrado y en caliente disuelve al Cu. Es deshidratante. La figura n° 3.4 muestra la estructura molecular del H₂SO₄

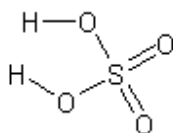


Figura N° 3.4.- Estructura Molecular H₂SO₄

3.2.2.2 Propiedades del Ácido Sulfúrico

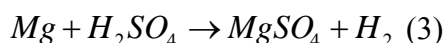
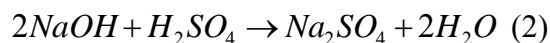
La tabla n° 3.3 indica las propiedades físicas del H₂SO₄.

Tabla N° 3.3.- Propiedades físicas del H₂SO₄

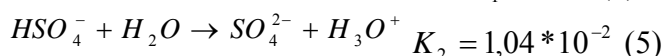
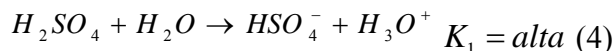
Densidad a 20 °C	1.84 g/cm³
Punto de Fusión	10 °C
Punto de Ebullición	337°C
Presión de Vapor a 20 °C	< 0.001 bar
Peso Molecular	98.08

Propiedades ácidas

El ácido sulfúrico da todas las reacciones características de los ácidos: reacciona con los óxidos e hidróxidos de los metales formando la sal correspondiente, ataca a los metales que se encuentran por encima del hidrógeno en la serie de tensiones, etc.



Es un ácido fuerte. Es difásico y en disolución diluida experimenta una ionización primaria casi total; la ionización secundaria es menos completa, como se observa por los valores de las correspondientes constantes de ionización:



Debido al elevado punto de ebullición del ácido sulfúrico, se utiliza este ácido para desplazar de sus sales a ácidos que hierven a temperaturas más bajas constituyendo, a veces, un excelente procedimiento para obtenerlos, al menos en el laboratorio.

El ácido sulfúrico, especialmente si es concentrado, tiene una fuerte apetencia por el agua, dando lugar a una serie de hidratos. Esta reacción con el agua es tan pronunciada que no solamente elimina agua de los materiales que la contienen, sino que en ocasiones elimina los dos elementos que la forman (hidrógeno y oxígeno), sobre todo si se encuentran en la misma reacción atómica que en el agua, como ocurre en muchos hidratos de carbono:



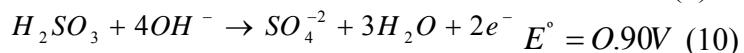
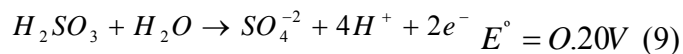
Incluso con el ácido nítrico:



Esta acción deshidratante hace que el ácido sulfúrico se utilice para desecar gases que no reaccionan con él, así como para eliminar el agua que se produce en muchas reacciones químicas, tales como la nitración, en la fabricación de colorantes y explosivos.

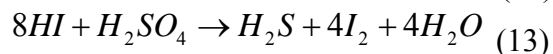
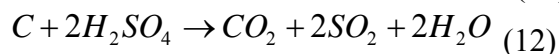
Acción oxidante.

El ácido sulfúrico no tiene un poder oxidante particularmente notable. Este poder viene determinado por los valores de los diferentes potenciales redox:



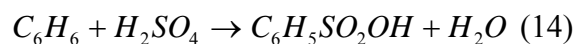
Sólo concentrado y en caliente el potencial es suficiente para oxidar metales como el cobre, a los que disuelve.

Los productos de la reducción del H_2SO_4 pueden ser el SO_2 , el S, el H_2S , según las fuerzas relativas de oxidante-reductor. A modo de ejemplo, algunas de estas oxidaciones son:

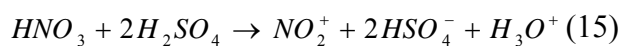


Reacciones orgánicas:

El ácido sulfúrico interviene también en numerosas reacciones orgánicas, ya sean como reactivo, o como catalizador. Un ejemplo de ambas actuaciones puede ser la sulfonación de hidrocarburos aromáticos:



Y la nitración, también de anillos bencénicos:



El NO_2^+ es el agente nitrante.

El ácido sulfúrico es capaz de disolver grandes cantidades de trióxido de azufre, produciendo varios grados de oleum. Cuando estas soluciones (ácido sulfúrico-óxido sulfúrico) es mezclado con agua, el óxido se combina con agua, formando más ácido sulfúrico.

El ácido sulfúrico se comercializa a distintos grados de concentraciones. Los dos últimos grados son incoloros y prácticamente libres de impurezas metálicas y otras. La tabla n° 3.4 muestra varios grados que son comercializados para satisfacer los requerimientos de las industrias.

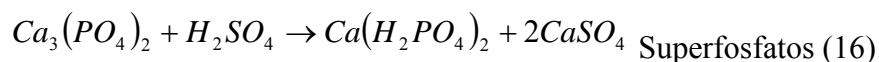
Tabla N° 3.4.- Distintos grados de H₂SO₄ comercializable.

Nombre	Porcentaje H ₂ SO ₄	Densidad Específica a 15.6 C
Ácido de batería Ácido 50 Be	33.5	1.250
Ácido de fertilizante Ácido 60 Be	62.2	1.526
Ácido de torre Ácido 66 Be	77.67	1.706
Aceite de vitriolo Ácido concentrado	93.19	1.835
Ácido 95%	95	1.841
Ácido 98%	98	1.844
H ₂ SO ₄ Monohidrato	100	1.835
Oleum o fumante 20% Ácido 104.5%	104.5-20%SO ₃ Libre	1.927
Oleum o fumante 40% Ácido 109%	109.0-40%SO ₃ Libre	1.965
Oleum 65%	114.6-65%SO ₃ Libre	1.990

Aplicaciones y usos más frecuentes.

Ya se ha mencionado la enorme importancia industrial del ácido sulfúrico, consecuencia del número tan elevado de procesos industriales, así como del volumen del ácido que entra en juego en muchos de ellos. Su enumeración es imposible, así que nos limitaremos a reseñar aquéllos que implican un mayor consumo del producto.

Abonos. Una gran parte del ácido sulfúrico que se fabrica se destina a la obtención de diversos fertilizantes, como son el sulfato amónico y derivados y los superfosfatos:



Obtención de productos químicos. El ácido sulfúrico se emplea como materia prima en la obtención de numerosos productos químicos, como, por ejemplo, los ácidos clorhídrico y nítrico.

Colorantes y drogas. El ácido sulfúrico es, asimismo, la sustancia de partida de la fabricación de muchos colorantes, algunos de cuyos pigmentos son sulfatos metálicos. Además tiene un amplio uso en la obtención de drogas, desinfectantes, etc.

Refinado del petróleo. En la industria petroquímica se emplea el ácido sulfúrico para eliminar diversas impurezas de muchas de las fracciones del destilado del petróleo, tales como gasolinas, disolventes y otros. También se usa como catalizador en las plantas de alquilación para obtener alquilatos de alto octanaje.

Siderurgia. En esta industria el ácido sulfúrico se emplea, fundamentalmente, en el decapado del acero (también se usa en este proceso el HCl) antes de someterlo a procesos finales, como son los diversos recubrimientos.

Usos diversos. Otros usos, no de menor importancia que los anteriores, son, por ejemplo, la fabricación de seda artificial, plásticos de diversa naturaleza, explosivos, acumuladores, etc.

3.3 PRODUCTOS QUÍMICOS

Los principales insumos asociados a la producción de H_2SO_4 y $SO_{2(l)}$ a partir de Azufre son la cal, catalizador Pentóxido de Vanadio, hidracina, tierra diatomácea y Fosfato de sodio.

1. Cal: La cal molida de buena calidad (80 a 90 % contenido de CaO) será agregada en forma hidratada al estanque de fusión de azufre y al estanque de mezcla de diatomita con azufre fundido crudo, que hace de cabeza a los filtros de placa, para neutralizar la acidez natural del azufre crudo.

2. Catalizador: Vendrá en forma de anillos de soporte fabricados de sílice poroso con un contenido del elemento activo Vanadio de 4 a 6% en forma de Pentóxido de Vanadio (V_2O_5), además de un porcentaje de Sulfato de Potasio y/o de Cesio que hace una función de promotor. Será usado como carga permanente del reactor de oxidación de SO_2 a SO_3 . Una vez a lo menos cada 2 años, el catalizador será harneado o aspirado, sufriendo una pérdida de peso por abrasión física equivalente a alrededor de 5% de su peso, la que será reemplazada por catalizador fresco.

3. Hidracina (N_2H_6) o similar: Este reactivo líquido se usa en el tratamiento de aguas de caldera como secuestrador de oxígeno y antioxidante. Convierte la hematita en magnetita y se descompone en la caldera a temperatura elevada liberando gas N_2 sin dejar residuos.

4. Tierra diatomácea (llamado también Kieselguhr o Diatomita): es usada como “Ayuda-filtrante” en la filtración de azufre fundido. Este material está compuesto predominantemente de sílice inerte.

5. Fosfato Trisódico (Na_3PO_4): Es usado como inhibidor de corrosión y regulador de pH en el agua de caldera.

6. Combustibles: El horno de combustión de azufre utilizará petróleo diesel durante las partidas en frío durante las fases de calentamiento. El petróleo diesel será traído por vía terrestre y almacenado en un estanque.

***ESTUDIO DE
MERCADO***

***C
A
P
I
T
U
L
O
4***

CAPITULO 4

ESTUDIO DE MERCADO

4.1 MERCADO DEL H₂SO₄

El valor que significa el ácido sulfúrico para la minería nacional lo transforma en una industria estratégica para el desarrollo del país, esto por su rol medioambiental en la pirometalurgia de cobre y materia prima de los procesos de lixiviación de cobre para producir cátodos a través del SxEw.

De acuerdo al informe de la Comisión Chilena del Cobre³, se estima el comportamiento del mercado en un horizonte estimado de 10 años hasta el año 2020.

Es importante señalar que el análisis involucra la disminución estimada de cátodos de SxEw esperada a contar del año 2015, esta disminución será dada por el agotamiento natural de las capas superiores oxidadas lixiviables.

Durante el período 2000 - 2009 el mercado del ácido sulfúrico destacó por un elevado déficit en la producción nacional lo que llevo a aumentar las importaciones. Dicho déficit es producido por el incremento en la producción de cátodos SxEw y la mantención en la producción de ácido sulfúrico nacional.

La tabla nº 4.1 presenta la evolución del mercado del ácido sulfúrico en el periodo 2000-2009.

³EL MERCADO DEL ÁCIDO SULFÚRICO EN CHILE Y SU PROYECCIÓN AL AÑO 2020
(Actualizado a Junio 2010)

Tabla N° 4.1.-Evolución del mercado del ácido sulfúrico en el periodo 2000-2009

(Miles de toneladas)	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
PRODUCCIÓN	3.352	3.659	3.838	4.480	4.615	5.009	5.027	4.806	4.818	4.983
más IMPORTACIONES	529	559	523	488	340	552	607	1.285	2.399	1.872
menos EXPORTACIONES	-83	-2	-74	-162	-150	-481	-131	-124	-84	-13
CONSUMO APARENTE	3.797	4.216	4.287	4.805	4.805	5.081	5.503	5.967	7.132	6.842
PRODUCCIÓN CÁTODOS SxEw	1.372	1.538	1.602	1.653	1.636	1.584	1.691	1.832	1.974	2.113

Fuente: COCHILCO (Anuario Estadísticas del cobre y otros minerales 1990 – 2009)

La evolución del mercado está directamente correlacionado con la producción de cátodos por vía hidrometalúrgica.

En el período 2000 2009 la producción de cátodos aumentó en 740 mil toneladas, llegando a una participación de mercado desde 30% a 39% a nivel mundial.

4.1.1 Producción en fundiciones de cobre

En el año 2009 la producción de ácido sulfúrico llegó a 4,98 millones de toneladas. Principalmente por procesos “obligados” de desulfurización de emisiones en las fundiciones de cobre alcanzando el 97,3%, equivalente a 4,85 millones de toneladas.

4.1.2 Consumo en lixiviación de minerales de cobre

Para el año 2009 el consumo estimado de ácido llegó a 7,48 millones de toneladas, de las cuales el 96,3% fueron destinadas a la minería del cobre y las restantes a la minería no metálica, celulosa y otras industrias.

Asimismo la tasa de consumo de ácido sulfúrico alcanzó un promedio de 3,41⁴, equilibrándose en comparación al comportamiento registrado en años anteriores, 2,86 para el año 2004 y 3,24 en el año 2006, esto por una baja en la calidad del mineral lixiviado y por aumento de producción dado el alto precio del cobre en el periodo.

4.1.3 Importaciones de ácido sulfúrico

Como efecto directo del déficit de ácido sulfúrico se genera un incremento en las importaciones, con un fuerte crecimiento desde el año 2007, pasando de 500 mil a 2 millones de toneladas.

Por su ubicación, cercana a los consumidores, el puerto de Mejillones se ha convertido en el punto de ingreso del ácido sulfúrico, siendo importado principalmente de Perú y Japón.

Esto influyó en el aumento del precio en el mercado interno en el año 2007, alcanzando valores de transacción de US\$474 la tonelada entre julio y agosto del 2008; en consideración que el valor histórico se mantenía entre US\$ 50 y US\$ 60.

A mediados de 2007 fue cuando se comenzó a manifestar un escenario histórico de máximos precios en el ácido sulfúrico, situación generada por la mayor demanda de fosfatos por parte de China e India, países que sostienen programas gubernamentales para desarrollar productividad en su agricultura y la producción de alimentos y además para el desarrollo de biocombustibles. Estos programas incluyen formas de subsidios a los fertilizantes, de modo que los mayores costos no son pasados enteramente a los productores agrícolas sino subsidiados por los gobiernos centrales.

Por otra parte, en el año 2008 Chile agudizó su déficit de ácido sulfúrico debido al aumento en la demanda por la entrada en operación de nuevos procesos de lixiviación a gran escala, tales como Spence, Escondida Lixiviación de Sulfuros y Gabriela Mistral, esto sumado a la mayor participación de actores dado por el alto precio del cobre.

⁴Tasa de consumo = Toneladas de ácido sulfúrico consumido/ Tonelada de Cátodo SxEw Producido

Chile como país minero es el mayor consumidor mundial de ácido sulfúrico, debido a la gran producción hidrometalúrgica de cátodos de cobre SxEw, correspondiente a un 37% de la producción chilena de cobre mina y un 66% de la producción mundial de cátodos SxEw. Una parte de esta demanda se satisface desde las fundiciones de cobre y la diferencia se importa. En el período 1999 a 2008 la producción total de cátodos SxEw creció en 600.000 ton, logrando con esto un incremento en la participación de mercado de un 31% a un 37%. En Chile la producción hidrometalúrgica de cobre refinado supera a la producción pirometalúrgica (fundición y refinería) desde el 2001.

La tendencia al crecimiento en la producción de cátodos, donde en 2008 se alcanzaron 2.000 000 ton, el máximo se estima en 2.150.000 ton para el año 2010.

Las exportaciones de ácido sulfúrico son marginales, estas son preferentemente a países limítrofes.

4.2 MERCADO DEL SO₂

El Anhídrido Sulfuroso (SO₂) es aplicado en diversas industrias, siendo sus usos principales los siguientes:

- En la industria conservera de frutas (para frutas confitadas).
- En la producción cuprífera. El cobre se puede precipitar de las soluciones de sulfato por medio de SO₂.
- En flotación, el SO₂, se usa para deprimir sulfuros de Zinc y Hierro en forma conjunta.
- Es utilizado para la extracción y concentración de minerales que contienen cobalto y la recuperación de cobre en soluciones lixiviadas.
- Se utiliza en la purificación de soluciones provenientes de la electrorefinación de cobre.
- En la producción de yodo. El yodato es reducido a yodo a través del uso de SO₂.
- En la industria papelera para la obtención de pasta al bisulfito. Obtención de Dióxido de Cloro para blanqueos de pastas. Como agente reductor de oxidantes residuales. Como regulador del pH.

- Industria textil: Blanqueo de tejidos y fibras.
- Industria del curtido Reducción de sales de cromo.
- Industria química: Reactivo reductor, control de cloración, regulador de pH. Microbicida.
- Industria vitivinícola: Microbicida, controla y retarda las fermentaciones de mostos. Conservantes de vino, mosto y subproductos.
- Industria azucarera: Regulador del pH en el agua del proceso de difusión. Sulfitación de jugos, microbicida y agente decolorante de jarabes.
- Industria frutícola: Conservación de jugos de frutas y conservas.
- Dada la cualidad que poseen los materiales para mantener inalterables en el tiempo sus características externas e internas cuando están expuestos a la acción de las atmósferas con altos contenidos de gas SO_2 es usado en la industria alimenticia como preservante, pesticida y/o fungicida.

4.2.1 Demanda de SO₂

Debido a la poca información existente de la demanda nacional, esta se basará en las estimaciones realizadas por estudios anteriores.

Tabla N° 4.2: proyección de la demanda 2004-2014

Toneladas	Año
77.445	2004
80.620	2005
83.926	2006
87.367	2007
90.949	2008
94.678	2009
98.559	2010
102.600	2011
106.807	2012
111.186	2013
115.745	2014

Fuente: memoria “Producción de dióxido de azufre líquido, desde gases de fundición, utilizando como adsorbentes zeolitas”, Paulina Casanova, 2006.

4.2.2 Importaciones de dióxido de Azufre

De acuerdo a la informa VFTG edición publicada por el Servicio Nacional de Aduanas, a continuación se presenta las importaciones realizada entre el periodo 2002-2006. (Tabla 4.3)

Tabla N° 4.3: Importaciones SO₂ 2002-2006

CÓDIGO PAÍS	PAÍS	2002		2003		2004		2005		2006	
		Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton
219	PERÚ	-	-	-	-	-	-	95	0,001	-	-
224	ARGENTINA	7.735	20,000	52.985	110,625	48.299	120,000	75.290	187,000	152.520	360,000
225	E.E.U.U.	7.563	0,157	5.717	0,246	7.700	0,248	1.851	0,056	5.321	0,240
TOTAL		15.298	20,157	58.702	111,871	55.999	120,248	77.236	187	157.841	360,24

Fuente: Servicio Nacional de Aduana

De la tabla n° 4.3 se puede indicar que, a pesar de que las cantidades importadas no son relevantes, en comparación a la proyección de la demanda, han tenido un crecimiento sostenido.

La tabla n° 4.4 muestra la variación porcentual de importaciones 2002-2006

Tabla N° 4.4: Variación porcentual de importaciones 2002-2006

AÑO	TONELADAS	% VARIACIÓN
2002	20,157	-
2003	110,871	450%
2004	120,248	8%
2005	187,057	56%
2006	360,240	93%

Además, se puede apreciar de la tabla 4.3 que el 99,9% de estas importaciones provienen desde Argentina y solo una pequeña cantidad desde E.E.U.U. y Perú.

4.2.3 Exportaciones de dióxido de azufre

Tabla N° 4.5: Exportaciones SO₂ 2002-2006

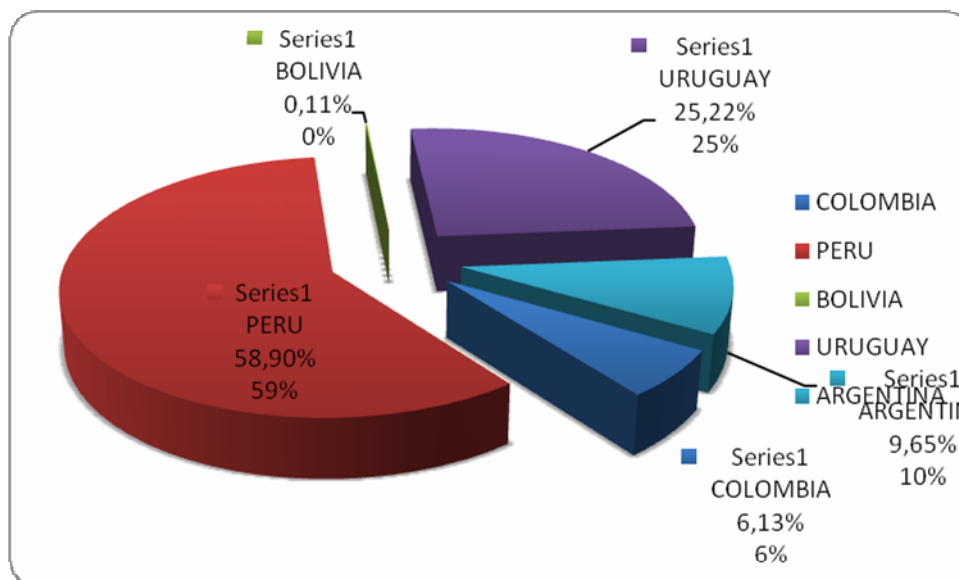
CÓDIGO PAÍS	PAÍS	2002		2003		2004		2005		2006	
		Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton	Monto US\$ CIF	Ton
202	COLOMBIA	-	-	-	-	-	-	18.230	16,90	17.100	17,100
219	PERÚ	130.897	130,080	113.819	109,760	88.414	82,744	16.417	3,47	2.510	0,878
221	BOLIVIA	-	-	-	-	-	-	1.032	0,58	-	-
223	URUGUAY	-	-	10.500	20,000	21.100	40,000	34.200	60,00	11.900	20,000
224	ARGENTINA	-	-	-	-	20.938	29,250	13.810	24,30	-	-
TOTAL		130.897	130,080	124.319	129,760	130.452	152,024	83.689	105,25	31.510	37,978

Fuente: Servicio Nacional de Aduana

De la tabla 4.5 se observa, que al igual que las importaciones, las exportaciones de este período son pequeñas cantidades, y que disminuyeron considerablemente en el 2006.

Sin embargo, se puede señalar que mayoritariamente se concentran en el Perú, 58,9 %.

Grafico 4.1: Distribución de las exportaciones de SO₂ 2002-2006.



Fuente: Servicio Nacional de Aduanas.

4.3 ESTUDIO DE MERCADO DEL PROYECTO

4.3.1 Proyección de la demanda del Mercado de Ácido Sulfúrico

Según la proyección de ácido sulfúrico en Chile entre los años 2010-2020 (Tabla 4.6) es posible proyectar una producción de 600 kton/año, la cual toma como referencia aproximadamente el 25% del déficit proyectado para el 2020. La proyección base (Caso potencial) considera la demanda y la oferta de ácido sulfúrico y el ingreso de actores nuevos en el mercado nacional, que aportan aproximadamente 1.100 kton/año.

De esta manera la proyección de la demanda en el horizonte de evaluación es:

Tabla N° 4.6.- Proyección ácido sulfúrico en Chile años 2010-2020

	CORTO PLAZO			MEDIANO PLAZO			LARGO PLAZO				
	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
CASO POTENCIAL (3-6)	-3082	-2483	-2371	-1975	-2066	-2210	-1888	-1782	-1264	-1096	-1071
Tasa de Crecimiento		-19,44%	- 4,51%	- 16,70%	4,61%	6,97%	- 14,57%	- 5,61%	- 29,07%	- 13,29%	-2,28%
Demanda Proyectada	Periodo de Implementación		493	516	592	563	591	581	589	580	588

Fuente: COCHILCO (Anuario Estadísticas del cobre y otros minerales 1990 – 2009)

Cabe señalar, que para la proyección del último periodo (2018-2020) existe un déficit en la demanda proyectada, según la tasa de crecimiento del mercado chileno (Tabla 4.6), en comparación a lo considerado en el diseño de la planta (600 kton/año). Sin embargo, esta diferencia será complementada con exportaciones hacia el Perú, que tendrá una sobredemanda de ácido sulfúrico para el mismo periodo.

Grafico N° 4.1 Proyecciones demanda de H₂SO₄ 2010-2020



Fuente: Elaboración propia

4.3.2 Proyección de la demanda del Mercado de Dióxido de Azufre.

Para elaborar la proyección de la demanda de SO₂ se analizará el crecimiento de tres sectores, que tienen mayor relación con este producto, como son el índice de producción industrial (Tabla 4.7), el crecimiento del producto interno bruto, de las actividades mineras (Tabla 4.8) y de la industria nacional (Tabla 4.9)

Nuestro proyecto tiene como objetivo abarcar el 25% de la demanda de SO₂ líquido de nuestro país.

Tabla N° 4.7.- Índice De Producción Industrial –

AÑO	ÍNDICE	VARIACIÓN PORCENTUAL
2002		
2003	100	-
2004	107,1	7,1%
2005	111	3,6%
2006	113,7	2,4%
2007	117,1	3,0%
2008	115,8	-1,1%
PROMEDIO		3,0%

Fuente: Banco Central SOFOFA; SERIE ORIGINAL; Promedio 2003=100

Tabla N° 4.8.- Producto Interno Bruto; Serie Anual; Millones de pesos de 2003

AÑO	PIB	VARIACIÓN PORCENTUAL
2003	51.156.415	
2004	54.246.819	6,04%
2005	57.262.645	5,56%
2006	59.890.971	4,59%
2007	62.646.126	4,60%
2008	64.954.930	3,69%
PROMEDIO		4,9%

Fuente: Banco Central

Tabla N° 4.9.- PIB por Industria Minera

AÑO	VARIACIÓN PORCENTUAL
2004	6,1%
2005	-3,9%
2006	0,7%
2007	3,1%
2008	-5,0%
PROMEDIO	0,2%

Considerando los valores de los datos antes mencionados y tomando como criterio seguir la tendencia más conservadora, optamos por utilizar el Índice de Producción Industrial para proyectar la demanda de SO₂ Líquido.

Basados en la tabla 4.2 y con el índice antes mencionado, la proyección de la demanda se presenta en la tabla n° 4.10.

Tabla N° 4.10.- Proyección de la demanda periodo 2010-2020

AÑO	TONELADAS
2010	98559
2011	101516
2012	104562
2013	107698
2014	110929
2015	114257
2016	117685
2017	121216
2018	124852
2019	128598
2020	132456

Con esta proyección de demanda en Chile y el porcentaje de ella que se ha propuesto satisfacer, la proyección de producción se presenta en la tabla n° 4.11.

Tabla N° 4.11.- Proyección de la producción periodo 2010-2020, considerando un 25 % de la demanda total.

AÑO	25%
2010	24640
2011	25379
2012	26140
2013	26925
2014	27732
2015	28564
2016	29421
2017	30304
2018	31213
2019	32149
2020	33114

Por lo tanto, para este proyecto, la Planta de Producción de SO₂ líquido será diseñada para producir 33 mil ton/año del producto.

4.4. PRECIOS

4.4.1 Acido Sulfúrico y Azufre

El comportamiento de los precios en el golfo de México desde el segundo semestre del año 2006 hasta marzo 2010 Se indican en las tablas 4.12 y 4.13.

Tabla N° 4.12.- Precios en el golfo de México de ácido sulfúrico y azufre

Mes		jun-06	sep-06	dic-06	mar-07	jun-07	sep-07	dic-07	mar-08
Ácido Sulfúrico	Fob	50	55	63	68	72	72	125	220
	Tampa								
Azufre	Fob	56	56	56	65	65	180	300	480
	Vancouver								
Mes		jun-08	sep-08	dic-08	mar-09	jun-09	sep-09	dic-09	mar-10
Ácido Sulfúrico	Fob	253	452	110	58	5	10	45	90
	Tampa								
Azufre	Fob	660	665	65	40	30	25	55	174
	Vancouver								

Las siguientes proyecciones permiten determinar valores promedios estimados de azufre y de ácido sulfúrico hasta el año 2020.

Analizando las proyecciones se determina trabajar con los valores promedio de 114 dólares la tonelada de ácido sulfúrico y 162 dólares la tonelada de azufre.

Tabla N° 4.13.- Proyección de precios en el Golfo de México de ácido sulfúrico y azufre 2010-2020.

	Mes	jun-10	sep-10	dic-10	mar-11	jun-11	sep-11	dic-11	mar-12	jun-12	sep-12	dic-12
Ácido Sulfúrico	Fob	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114
	Tampa											
Azufre	Fob	186	181	182	188	194	199	199	194	188	186	227
	Vancouver											
	Mes	mar-13	jun-13	sep-13	dic-13	mar-14	jun-14	sep-14	dic-14	mar-15	jun-15	sep-15
Ácido Sulfúrico	Fob	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114
	Tampa											
Azufre	Fob	231	218	207	199	195	223	135	170	108	13	55
	Vancouver											
	Mes	dic-15	mar-16	jun-16	sep-16	dic-16	mar-17	jun-17	sep-17	dic-17	mar-18	jun-18
Ácido Sulfúrico	Fob	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114
	Tampa											
Azufre	Fob	228	183	230	202	36	50	72	126	171	191	223
	Vancouver											
	Mes	sep-18	dic-18	mar-19	jun-19	sep-19	dic-19	mar-20	jun-20	sep-20	dic-20	Promedio
Ácido Sulfúrico	Fob	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114	114
	Tampa											
Azufre	Fob	135	170	108	13	55	228	183	230	202	36	162
	Vancouver											

***LOCALIZACIÓN
DE LA PLANTA***

***C
A
P
I
T
U
L
O

5***

CAPITULO 5

LOCALIZACION DE LA PLANTA

La localización de la planta de Ácido Sulfúrico y Dióxido de Azufre líquido, tendrá un efecto condicionador sobre la tecnología utilizada en el proyecto, tanto por las restricciones físicas, como por la variabilidad de los costos de operación y capital de las distintas alternativas tecnológicas asociadas a cada ubicación posible.

El estudio de la localización no será entonces una evaluación de factores tecnológicos. Su objetivo es más general que la ubicación por sí misma; es elegir aquella que permita las mayores ganancias entre las alternativas que se consideran factibles.

La teoría económica de la localización reduce el problema a un aspecto de ganancias máximas. Esto es, considerar el objetivo más general del proyecto aquella localización que le otorgue la mayor rentabilidad.

El análisis de la ubicación del proyecto puede realizarse con distintos grados de profundidad, que dependen del carácter de factibilidad, pre-factibilidad o perfil del estudio. Independiente de ello, hay dos etapas para realizar: la selección de una macro-localización y, dentro de ésta, la de micro-localización definitivo.

En teoría, las alternativas de ubicación del proyecto son infinitas. En términos prácticos, el ámbito de elección no es tan amplio, pues las restricciones propias del proyecto descartarán muchas de ellas. La selección previa de una macro-localización permitirá, mediante un análisis preliminar, reducir el número de soluciones posibles al descartar los sectores geográficos que no respondan a las condiciones requeridas por el proyecto.

5.1 FACTORES DE LOCALIZACIÓN

Las alternativas de instalación de la planta deben compararse en función de variables de localización típicas de los proyectos.

Una clasificación más concentrada debería incluir por lo menos los siguientes factores globales:

- Medios y costos de transporte
- Disponibilidad y costo de mano de obra
- Cercanía de las fuentes de abastecimiento
- Factores ambientales
- Cercanía del mercado
- Costo y disponibilidad de los terrenos
- Topografía de suelos
- Estructura impositiva y legal
- Disponibilidad de agua, energía y otros suministros
- Comunicaciones
- Posibilidad de desprenderse de desechos.
- Clima

Respecto a la mano de obra, la cercanía del mercado laboral adecuado se convierte generalmente en un factor predominante en la elección de la ubicación, aún más cuando la tecnología que se emplee sea intensiva en mano de obra.

Un factor importante en la decisión es el costo del transporte. La distancia entre las alternativas de localización con las fuentes de abastecimiento y el mercado consumidor debe considerarse, principalmente, en función de los costos que implica el transporte.

La naturaleza, disponibilidad y ubicación de las fuentes de materia prima, las propiedades del producto terminado y la ubicación del mercado son factores generalmente relevantes en la decisión de la localización del proyecto. Es decir, muchas veces el factor transporte será determinante en la decisión.

La disponibilidad y costo de los terrenos en las dimensiones requeridas para servir las necesidades actuales y las expectativas de crecimiento futuro de la empresa creada por el proyecto, es otro factor relevante que hay que considerar.

5.2 MÉTODOS DE EVALUACIÓN

5.2.1 Métodos de evaluación por factores cualitativos

Las principales técnicas subjetivas utilizadas para emplazar la planta sólo tienen en cuenta factores cualitativos no cuantificados. Los tres métodos que se destacan son los denominados como antecedentes industriales, factor preferencial y factor dominante.

El *método de los antecedentes industriales* supone que si en una zona se instala una planta de una industria similar, ésta será adecuada para el proyecto.

No más objetivo es el criterio del *factor preferencial*, que basa la selección en la preferencia personal de quien debe decidir.

El criterio del *factor dominante*, más que una técnica, es un concepto, puesto que no otorga alternativas a la localización. La alternativa de instalarse estará determinada por las condiciones legales o asignaciones del plano regulador de la zona.

5.2.2 Método cuantitativos por puntos

Este método consiste en definir los principales factores determinantes de una localización, para asignarles valores ponderados de peso relativo, de acuerdo con la importancia que se le atribuye y se le asigna una calificación a cada factor.

- Procedimiento para la localización de una planta.
- Desarrollo de lista de factores relevantes
- Asignación de peso a cada factor según su importancia relativa
- Asignación de escala común a cada factor y elegir cualquier valor mínimo
- Calificar a cada sitio potencial de acuerdo a la escala designada y multiplicar la calificación por su peso.
- La suma de las calificaciones ponderadas permitirá seleccionar la localización que acumule el mayor puntaje.

5.3 DETERMINACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO

De acuerdo a lo mencionado en el estudio de mercado de este proyecto, el consumo estimado de Ácido Sulfúrico es significativamente mayor en comparación al mercado del Dióxido de Azufre. Por tal motivo la ubicación de la planta estará determinada por la fabricación y comercialización de Ácido Sulfúrico.

Por lo anteriormente expuesto, se identificarán las zonas con un mayor déficit con respecto al consumo de Ácido Sulfúrico, a partir del cual se determinará la macro-localización. Esto se muestra en la Tabla n°5.1.

Tabla N° 5.1. Balances Regionales del Ácido Sulfúrico en Chile Caso Potencial en el Periodo 2010 – 2020 (Miles de Toneladas)

ESCENARIOS REGIONALES	CORTO PLAZO			MEDIANO PLAZO			LARGO PLAZO				
	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
A) REGIONES DE ARICA Y PARINACOTA (XV) Y DE TARAPACA (I)											
Producción Base	110	135	135	135	135	135	135	135	135	135	135
Producción Potencial	0	0	70	140	140	140	140	140	140	140	140
(Consumo Base)	(813)	(818)	(709)	(684)	(704)	(616)	(504)	(509)	(494)	(474)	(474)
(Consumo Potencial)	0	0	(130)	(100)	(100)	(200)	(200)	(200)	(200)	(200)	(200)
(Déficit Arica/Tarapacá)	(703)	(683)	(634)	(509)	(529)	(541)	(434)	(434)	(419)	(399)	(399)
B) REGION DE ANTOFAGASTA (II)											
Producción Base	2231	2640	2926	3211	3231	3066	2981	2916	2974	2974	2916
Producción Potencial	0	0	0	40	100	150	200	200	200	200	200
(Consumo Base)	(5805)	(5691)	(5847)	(5926)	(5905)	(5650)	(5120)	(5094)	(4448)	(4302)	(4231)
(Consumo Potencial)	0	0	0	0	(200)	(500)	(800)	(1000)	(1200)	(1200)	(1200)
(Déficit Arica/Tarapacá)	(3574)	(3051)	(2921)	(2675)	(2774)	(2934)	(2739)	(2978)	(2474)	(2328)	(2315)
C) REGION DE ATACAMA (III)											
Producción Base	899	943	908	933	933	933	933	933	933	933	933
Producción Potencial	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(Consumo Base)	(1262)	(1256)	(1234)	(1136)	(1102)	(1036)	(1036)	(686)	(686)	(686)	(686)
(Consumo Potencial)	0	(67)	(127)	(235)	(265)	(385)	(385)	(385)	(385)	(385)	(385)
(Déficit Arica/Tarapacá)	(363)	(380)	(453)	(438)	(434)	(478)	(478)	(128)	(128)	(128)	(128)
D) REGIONES DE COQUIMBO (IV) HASTA LOS RIOS (XVI)											
Producción Base	2021	2141	2174	2165	2182	2165	2166	2167	2168	2169	2170
Producción Potencial	0	0	0	0	0	100	101	102	103	104	105
(Consumo Base)	(463)	(511)	(537)	(438)	(431)	(442)	(427)	(427)	(428)	(426)	(414)
(Consumo Potencial)	0	0	(80)	(80)	(80)	(80)	(80)	(80)	(80)	(80)	(80)
(Déficit Arica/Tarapacá)	1558	1630	1637	1647	1671	1743	1758	1758	1757	1759	1771

En base a lo indicado por la tabla N° 5.1, las regiones con mayor déficit son: Región de Arica y Parinacota y Tarapacá (Zona A), Región de Antofagasta (Zona B) y Región de Atacama (Zona C).

Analizando el déficit proyectado desde el año 2010 hasta el 2020, mencionados en la tabla N° 5.2, en base al consumo de Ácido sulfúrico, de estas tres zonas se puede concluir que éste se encuentra concentrado en la Región de Antofagasta (zona B).

**Tabla N° 5.2.- Análisis déficit de consumo Regional del Ácido Sulfúrico en Chile
Caso Potencial en el Periodo 2010 – 2020(Miles de Toneladas)**

ESCENARIO REGIONALES	CORTO PLAZO					
	2010		2011		2012	
	MILES TON	%	MILES TON	%	MILES TON	%
DEFICIT ZONA A	703	15%	683	17%	634	16%
DEFICIT ZONA B	3574	77%	3051	74%	2921	73%
DEFICIT ZONA C	363	8%	380	9%	453	11%
TOTAL	4640	100%	4114	100%	4008	100%

ESCENARIO REGIONALES	MEDIANO PLAZO					
	2013		2014		2015	
	MILES TON	%	MILES TON	%	MILES TON	%
DEFICIT ZONA A	509	14%	529	14%	541	14%
DEFICIT ZONA B	2675	74%	2774	73%	2934	74%
DEFICIT ZONA C	438	12%	478	13%	478	12%
TOTAL	3622	100%	3781	100%	3953	100%

ESCENARIO REGIONALES	LARGO PLAZO									
	2016		2017		2018		2019		2020	
	MILES TON	%	MILES TON	%	MILES TON	%	MILES TON	%	MILES TON	%
DEFICIT ZONA A	429	12%	434	12%	419	14%	399	14%	399	14%
DEFICIT ZONA B	2739	75%	2978	84%	2474	82%	2328	82%	2315	74%
DEFICIT ZONA C	478	13%	128	4%	128	4%	128	4%	128	12%
TOTAL	3646	100%	3540	100%	3021	100%	2855	100%	2842	100%

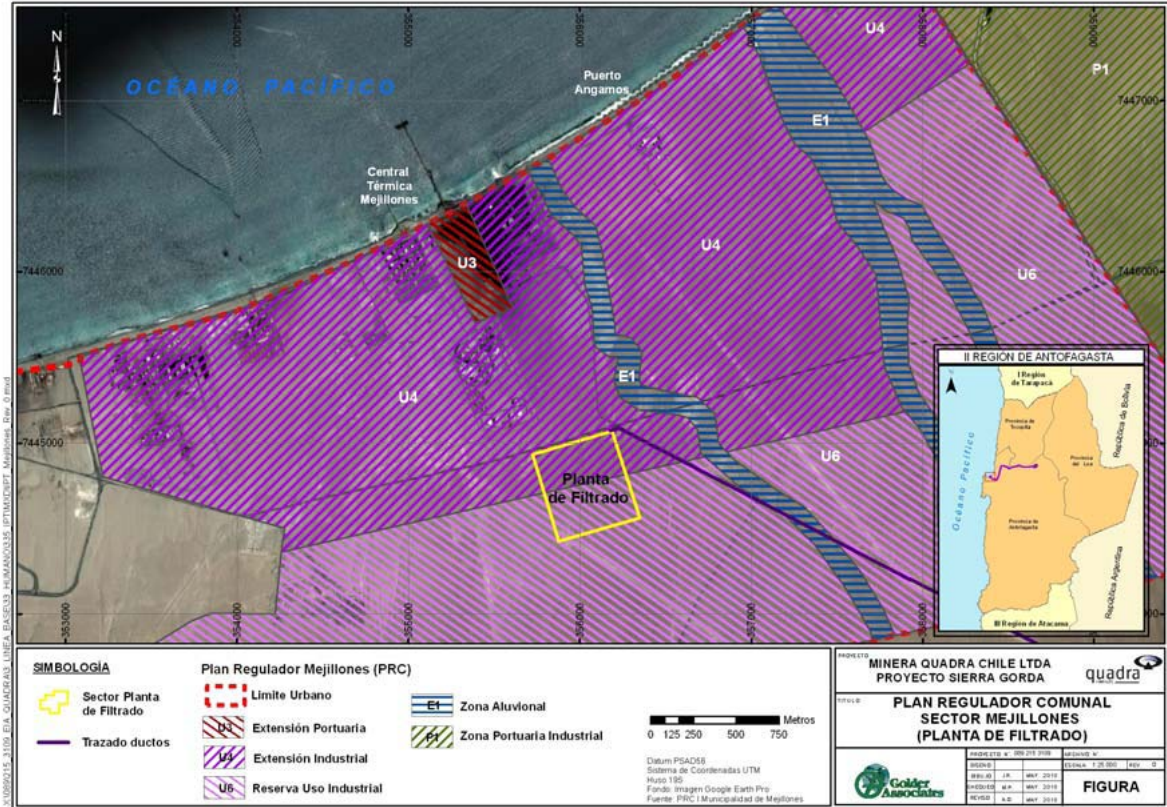
Fuente: Elaborado por la Comisión Chilena del Cobre, sobre la base de antecedentes proporcionados por empresas productoras y consumidoras a Mayo 2010.

5.4 JUSTIFICACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN

De acuerdo a la información de la tabla 5.2, el Proyecto se emplazará en la Región de Antofagasta y específicamente al noroeste de la ciudad de Mejillones, en el Parque Portuario industrial Mejillones. Para su selección se consideró diversos criterios:

- Selección de terreno clasificado previamente con uso industrial (Zona U4), y además, dentro de una zona de parque industrial. Figura N° 5.1

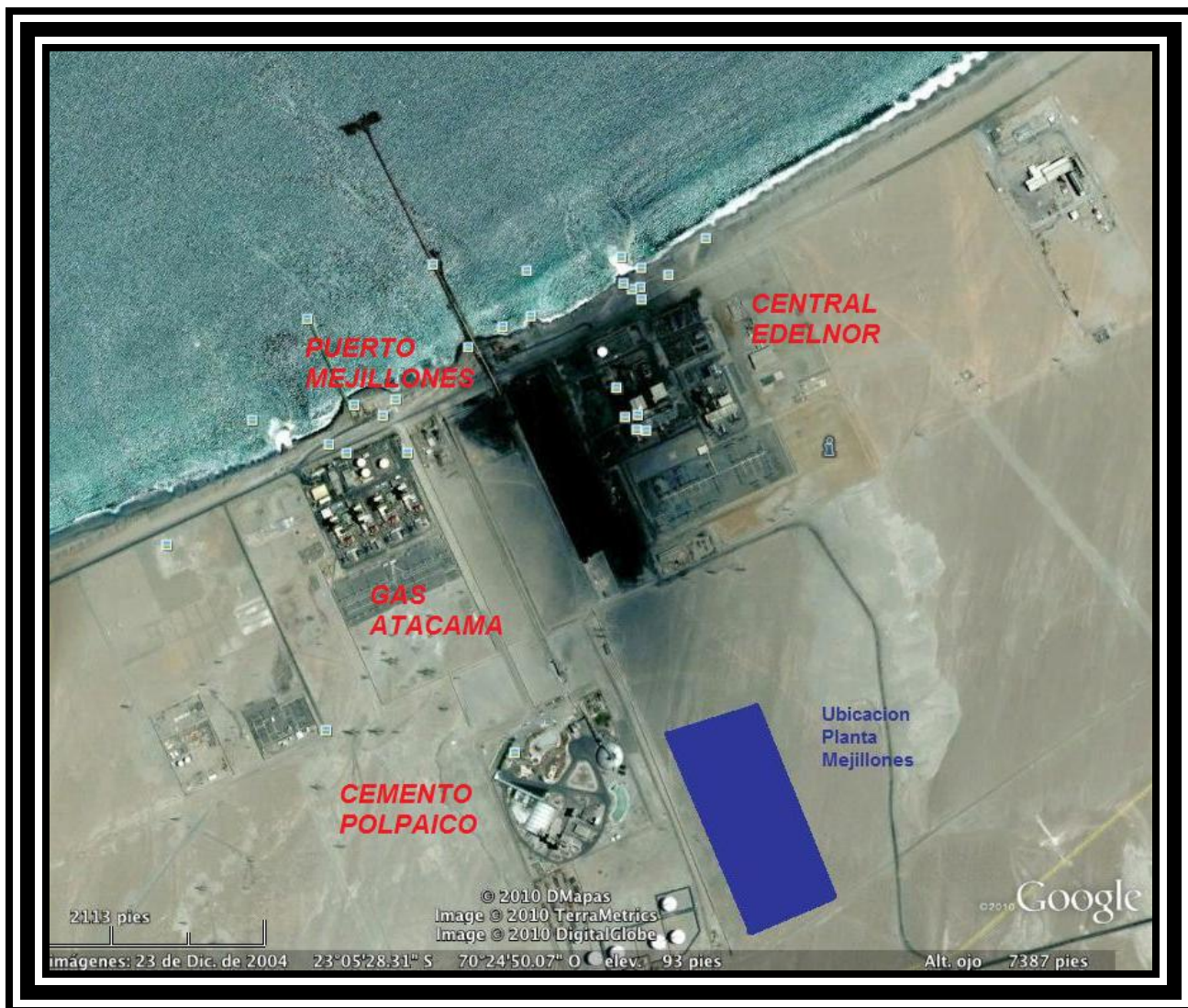
Figura N° 5.1.- Zonificación del Plano Regulador Comunal de Mejillones, Resolución N° 33 del MINVU



Fuente: MINUV, 2008

Esto permite asegurar que ya han sido evaluados distintos aspectos que disminuyen eventuales impacto que este proyecto tendrá sobre el medio ambiente y a la población en general. Además, sin constituir una sobrepoblación industrial del parque de Mejillones. (Figura N° 5.2)

Figura N° 5.2.- Localización específica del proyecto



. Fuente: Google Earth

Cercanía a terminal portuario, buena accesibilidad terrestre y cercanía a distintos centros urbanos. Lo que permitirá aprovechar instalaciones existentes para la recepción y obtención de materias primas (Azufre y Agua para proceso), despacho de Ácido Sulfúrico, disponibilidad de mano de obra y disminución de los impactos por concepto vial en el entorno del Proyecto. Con esto, además se puede estimar a priori, una disminución de los costos de transporte involucrados. Como se puede apreciar en la figura n° 5.3.

Figura N° 5.3.- Localización general del proyecto.



Fuente: wikimejillones.bluecompany.cl

***ANALISIS Y
SELECCIÓN DE
PROCESO***

***C
A
P
I
T
U
L
O
6***

CAPITULO 6

ANALISIS Y SELECCIÓN DE PROCESO

Mundialmente se tienen distintos tipos de tecnologías, probadas y con alta eficiencia para la obtención del ácido sulfúrico y dióxido de azufre líquido.

En Chile existen varias tecnologías disponibles para la producción de ácido sulfúrico, algunas de estas también nos ofrecen tecnología para la producción de SO₂. Entre ellas destacan las siguientes:

- 1.- HOLTEC LTDA. Empresa que cuenta dentro de sus diseños con más de 600 plantas, ofreciendo tecnologías para unidades de procesamiento de gases de SO₂ para la obtención de ácido sulfúrico a partir de azufre elemental. La variación de estas unidades está en que algunas contemplan: absorción simple, doble absorción y generación de energía eléctrica a partir de la producción de vapor de alta en la zona de combustión del azufre.

- 2.- AUTOTEC. Ha construido más de 260 plantas con distintos tipos de tostación de azufre. Para la recuperación de energía presenta la tecnología HEROS, que al igual que Holtec Ltda, genera electricidad a partir de vapor de alta presión.

- 3.- MITSUI. Actualmente no trabaja en el desarrollo de tecnologías para plantas de ácido, debido a que la tecnología Lurgi Italia, con quien trabajaba Mitsui, fue adquirida por Outokumpu, dejando sin efecto las licencias de los primeros.

- 4.- CHEMETICS. Empresa que dispone de tecnologías para plantas de absorción simple, doble absorción, sistemas de limpieza de gases, plantas de SO₂ líquido, sistemas de manejos de azufre, almacenamiento de ácido. Cuenta con la tecnología DIRCON para plantas de contacto directo y ALPHA para sistemas de recuperación de energía.

5.- HALDOR TOPSOE. Empresa que cuenta con la tecnología WET SULPHURIC ACID (WSA). No cuenta con torres de secado, por lo que los gases ingresan a los reactores con humedad, para posteriormente ser llevados a un condensador especial donde se recupera una mayor cantidad de calor que en las otras tecnologías conocidas. La energía obtenida también es utilizada para la generación de electricidad. Las concentraciones de SO₂ en los gases que se procesan son hasta de un 6%.

Existen distintos tipos de fuentes de azufre para elaboración de ácido sulfúrico y dióxido de azufre, entre estas fuentes destacan el azufre elemental, pirita y gases metalúrgicos.

A continuación se presentan, a modo de resumen, algunas observaciones relevantes a los procesos posibles de utilizar en la producción de ácido sulfúrico.

Descripción	Ventajas	Desventajas	Observación	Proveedores
Ácido a partir de Azufre	Proceso conocido y de amplio uso	Depende del suministro de azufre	- Tecnología apta para producción de ácido sulfúrico y generación de energía eléctrica. - El proceso puede ser considerado una alternativa tecnológica confiable.	- Holtec - Outotec - Haldor - Topsoe
Ácido sulfúrico a partir de Concentrado Pirita	Proceso en uso en el mundo, con numerosas referencias. Se dispone de materia prima propia. Proceso similar a los usados en las fundiciones chilenas.	Proceso de mayor complejidad tecnológica que el proceso por combustión de azufre.	- Tecnología probada, apta para fabricar ácido y generar energía eléctrica. Se califica como confiable.	- Holtec: Ofrece planta de ácido - Outotec: Ofrece tostación y planta de ácido. - Aker Kvaerner: Ofrece solo planta de ácido, planta efluente - Haldor Topsoe: Ofrece solo planta de ácido.
Lixiviación a presión de Pirita	Proceso ampliamente estudiado de tipo batch	- No se dispone de información de instalación industrial para lixiviación de pirita. - Se obtiene solución ácida máximo de 40 g/l. - Requiere planta de oxígeno - No todo el azufre se convierte en ácido sulfúrico	Tecnología en desarrollo	Sin información
Lixiviación a presión atmosférica.	Proceso simple con éxito en aplicaciones en lixiviación de minerales de metales preciosos	-No ha sido aplicado a pirita - Se obtiene solución máxima de 20 g/l - Requiere oxígeno - No todo el azufre se convierte en ácido - Requiere mayor experiencia	Tecnología promisorio.	Albion
Lixiviación bacteriana de concentrado pirítico de hierro.	Proceso conocido en aplicaciones de lixiviación de metales.	No se dispone de información que describa aplicaciones industriales para concentrado de pirita.		- Biocop - Sepon

Para efectos de este trabajo se diseñará una unidad a partir de azufre elemental por su simplicidad ya que proporciona corrientes más limpias y se evita sistemas de limpiezas adicionales.

Para la producción de dióxido de azufre líquido, existen varios procesos que dependen de la concentración del gas a procesar.

A presión atmosférica, el dióxido de azufre puro se comienza a condensar a $-10,1^{\circ}\text{C}$. Si el gas es comprimido a 56,3 psig, este se comenzará a condensar a $32,2^{\circ}\text{C}$. Esta temperatura es lo suficientemente alta como para enfriarlo con agua común de refrigeración.

Cuando el gas no está con una concentración del 100%, este se debe comprimir a más altas presiones para poder ser enfriado con agua.

El gas de cola puede ser enfriado con un sistema de refrigeración para asegurarse de que se condense prácticamente el 100% del flujo.

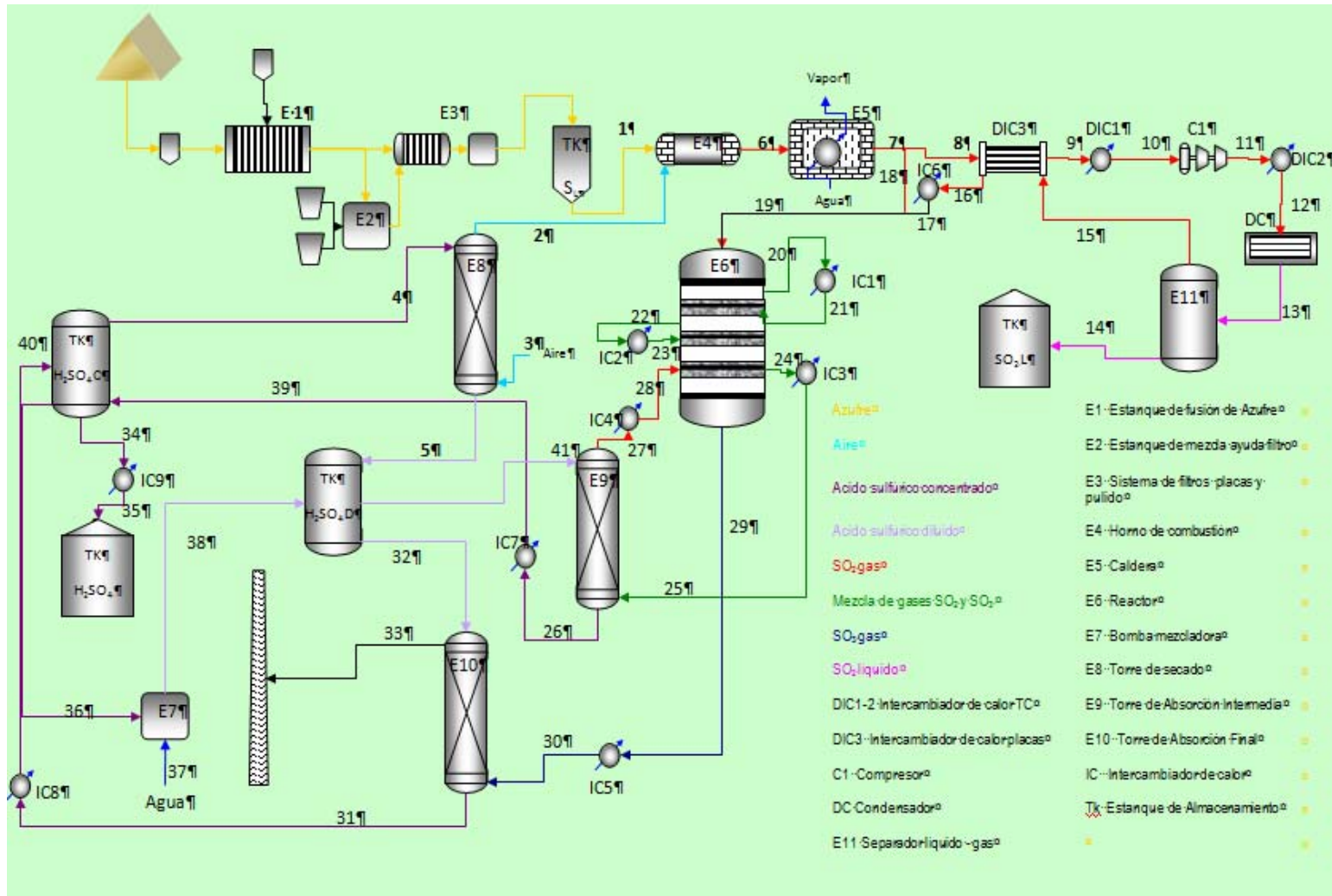
Cuando la concentración del dióxido de azufre en el gas es menor (7-14%), se vuelve poco práctico condensar el 100% de este dióxido de azufre contenido en la corriente. Se requieren presiones extremadamente altas para lograr usar agua como medio de enfriamiento. La alternativa es entonces la condensación parcial, del dióxido de azufre usando solamente un sistema de refrigeración. Los sistemas de refrigeración pueden alcanzar temperaturas de -55°C . Típicamente solo el 50% del dióxido de azufre del gas puede ser condensado de esta manera. El gas de cola de los gases de salida del sistema de refrigeración, se pueden utilizar para pre enfriar los gases a tratar.

Para gases que contienen concentraciones típicas de entre 1 y 2% en volumen, se utiliza una solución de amoníaco para absorber el dióxido de azufre y formar una solución de bisulfito de amonio. El bisulfito de amonio se hace reaccionar con ácido sulfúrico para formar sulfato de amonio, agua y dióxido de azufre. La producción de dióxido de azufre está atada estequiométricamente a la producción de sulfato de amonio, y si no se requiere el sulfato de

amonio, entonces no se puede utilizar este proceso para la producción de DIÓXIDO DE AZUFRE líquido.

Analizando las tecnologías anteriormente mencionadas se ha determinado usar la tecnología Holtec Ltda. por tener la ventaja de ser una tecnología confiable, de generación de electricidad a partir de la energía obtenida, y finalmente por estar desarrollada para procesar azufre elemental, con una concentración de SO₂ en los gases de 10 a 14 %. Para la producción de SO₂ líquido se optó por un proceso de condensación parcial que es el que más se acomoda a las condiciones del sistema seleccionado.

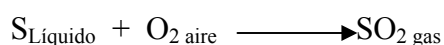
6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO



El azufre sólido proporcionado en forma de pellets o escamas es descargado en el puerto y conducido a la planta donde es almacenado en una cancha de acopio cerrada para evitar la pérdida y contaminación de material. Desde este lugar el azufre es transportado hacia la planta de ácido para alimentar al estanque de fusión, donde se obtendrá azufre fundido a una temperatura alrededor de los 150° C. Al estanque se agregará pequeñas cantidades de cal para neutralizar la acidez natural del azufre.

El azufre fundido atraviesa un sistema de filtrado constituido por un filtro de placas y un filtro de pulido, para ayudar a este proceso una fracción del azufre fundido es bombeado a un estanque donde se mezcla con un “ayuda – filtro” (diatomita). La mezcla luego es depositada sobre las placas del filtro para formar una capa pre- filtrante por donde circulará el azufre crudo.

Luego de eliminar las impurezas en el sistema de filtros, el azufre líquido es almacenado en un estanque pulmón desde donde será bombeado hacia el horno de combustión (1). En este lugar el azufre será quemado en presencia de oxígeno (2), proveniente de una corriente de aire (3) previamente secado en una torre donde circula en contra corriente con una solución de H₂SO₄ concentrado (4). La reacción que ocurre dentro del horno de combustión es la siguiente:

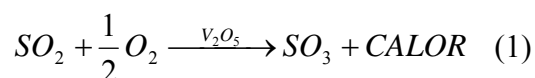


El gas resultante de esta reacción contiene un 21,6% en masa de SO₂ y alcanza una temperatura cercana a los 1000° C. Este gas (6) es conducido a una caldera que producirá vapor saturado de alta presión. El gas de salida (7) tendrá una temperatura aproximada de 470° C. Esta corriente será dividida para alimentar la producción de ácido sulfúrico (17) y la de dióxido de azufre (8).

La corriente separada para la producción de H₂SO₄ (19) ingresa a un reactor catalítico de cuatro lechos.

Al pasar por los cuatro lechos del convertidor y en presencia del catalizador (pentóxido de vanadio – V_2O_5) se produce la reacción que convierte de SO_2 a SO_3 . Este debe ser enfriado después de su paso por cada lecho para que la temperatura de ingreso al lecho siguiente se mantenga en un rango de 400 a 470° C y la reacción a una temperatura menor a 610° C.

La reacción que ocurre dentro del convertidor es la siguiente:



En el primer lecho, la conversión de SO_2 a SO_3 alcanza sobre un 60 % y la temperatura se eleva a 597° C. El gas es extraído del lecho (20) atraviesa un sobrecalentador de vapor enfriándose hasta una temperatura de 440° C.

El gas enfriado (21) ingresa al segundo lecho donde la eficiencia acumulada de la reacción de oxidación alcanza aproximadamente el 85%. En este paso la temperatura del gas (22) aumenta hasta 514° C, por lo que se le hace pasar por un segundo intercambiador de calor donde se enfría nuevamente hasta unos 430° C. antes de ingresar al tercer lecho (23). En este lecho la conversión acumulada se aproxima hasta el 93% y la temperatura alcanza los 454° C.

Los gases de salida de salida del tercer lecho (24) se enfrían en un intercambiador de calor externo hasta unos 180° C para ser enviados (25) a una torre de absorción intermedia, donde todo el SO_3 producido hasta el momento es absorbido por contacto en contracorriente con una solución de ácido sulfúrico al 97% (41). La solución de ácido concentrado de salida (26) es enfriado y enviado (39) a un estanque de almacenamiento.

Los gases de salida de la torre intermedia (27) son calentados hasta 410° C antes de ser ingresados (28) al cuarto lecho del reactor en el cual se alcanza un 99,7% de conversión acumulada, elevándose la temperatura hasta 435° C, por lo que el gas de salida de este lecho (29) es enfriado hasta unos 140° C antes de ser enviado (30) a la torre de absorción

final donde el SO_3 formado es absorbido por recirculación con ácido frío al 97% (32). La solución de ácido sulfúrico de salida (31) de la torre de absorción final es enviada a un estanque de almacenamiento de ácido concentrado siendo previamente enfriado (40). Los gases de salida de la torre de absorción final (33) son evacuados vía chimenea hacia la atmosfera.

El ácido concentrado acumulado en el estanque de almacenamiento proveniente de las torres de absorción es enfriado (34) y almacenado en un estanque acumulador final (35) desde donde será distribuido.

La fracción de la corriente de gases de SO_2 (8) extraída de la salida de la caldera (7) destinada para la producción de Dióxido de azufre líquido es enfriada en un intercambiador de calor de placas hasta 230°C (9) y comprimido hasta una presión de 7 atm (10). Posteriormente el gas comprimido (11) es enfriado en un tercer intercambiador de calor y enviado (12) a un condensador, desde donde el dióxido de azufre condensado (13) es dispuesto en un estanque separador de líquido – gas desde donde el dióxido de azufre líquido (14) es enviado a un estanque de acumulación final desde donde será distribuido, mientras que el gas residual del proceso (15) es devuelto al sistema, previamente calentado (16) (17), para combinarse con la alimentación (19) al reactor de la planta de ácido.

***BALANCE DE MASA
Y ENERGIA***

***C
A
P
I
T
U
L
O
7***

CAPITULO 7

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

En este capítulo se presentan los resultados del balance de masa y energía del proceso, incluyendo los balances de la etapa de producción de ácido sulfúrico, licuefacción de dióxido de azufre y los balances del circuito de agua y vapor..

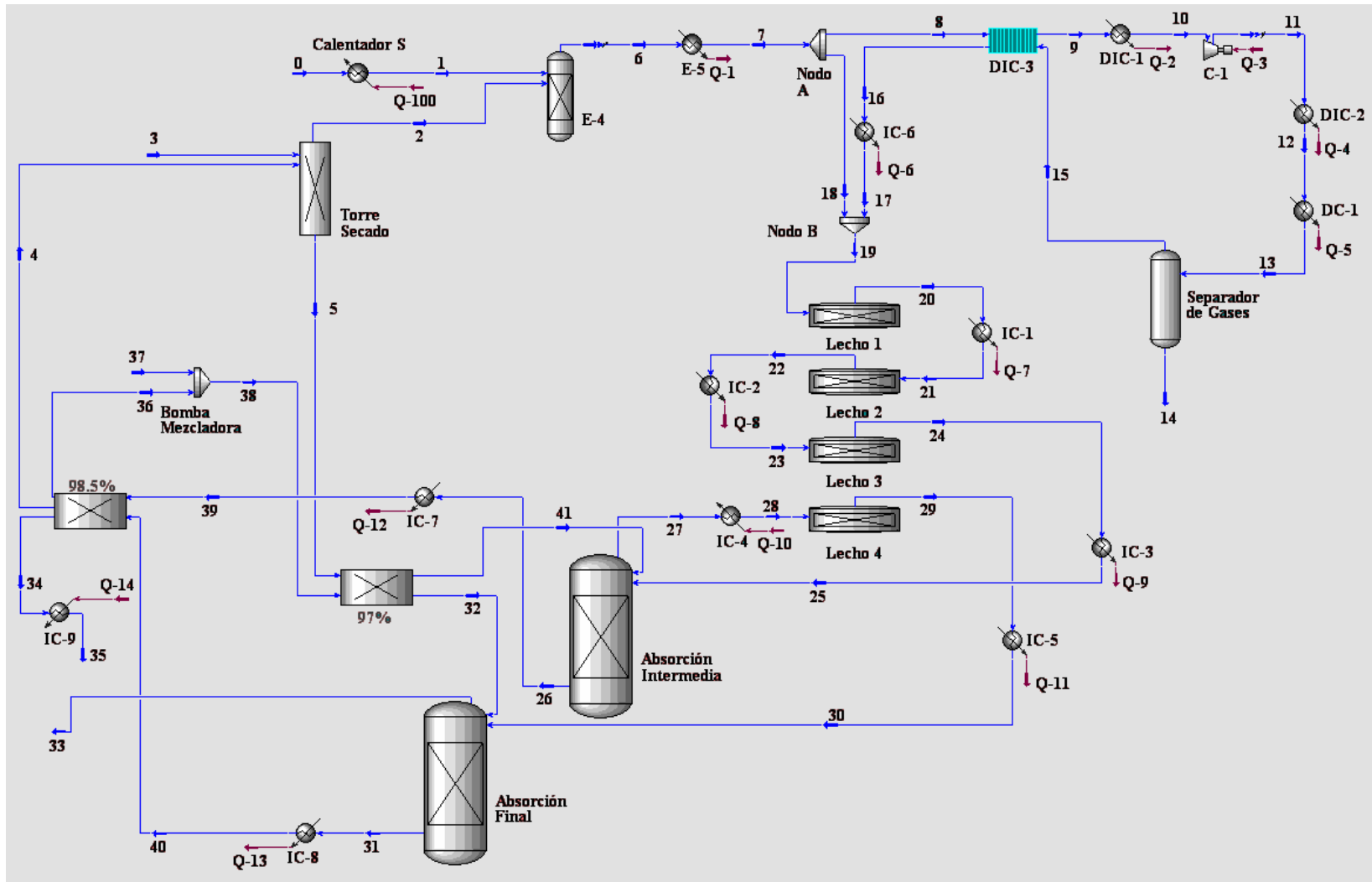
Las condiciones en que se basan los balances son en una producción anual de 600 toneladas al año de ácido sulfúrico, 33 toneladas de dióxido de azufre y 355 días del año de producción.

Cabe señalar que en varios casos se utiliza el complemento Solver de Excel de Microsoft Office 2007 para lograr los resultados sin tener que realizar las iteraciones manualmente o sin despejar las ecuaciones.

Puede que existan diferencias en los valores calculados y los presentados en la tabla resumen 7.1, debido a que los cálculos realizados en Excel, se consideran los valores decimales.

La figura 7.1 señala la nomenclatura de los flujos y equipos.

Figura 7.1 Diagrama de Flujo General del Proceso.



En la tabla 7.1 entrega un resumen de todas las propiedades de cada corriente del proceso.

Tabla 7.1 Propiedades de cada corriente del proceso

	1	2	3	4	5	6	7
T [°C]	150	32	19	85	85	1.006	470
P [BAR]	1,2	1,2	1,0	1,2	1,2	1,2	1,2
S [kg/h]	24.684	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	0	0	0	0	0	49.318	49.318
SO₃ [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
O₂ [kg/h]	0	47.339	47.339	0	0	22.705	22.705
N₂ [kg/h]	0	156.390	156.390	0	0	156.390	156.390
H₂O [kg/h]	0	0	2.506	2.431	4.937	0	0
H₂SO₄ [kg/h]	0	0	0	159.615	159.615	0	0
TOTAL [kg/h]	24.684	203.728	206.234	162.045	164.551	228.412	228.412
S [%m]	100%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	21,6%	21,6%
SO₃ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
O₂ [%m]	0,0%	23,2%	23,0%	0,0%	0,0%	9,9%	9,9%
N₂ [%m]	0,0%	76,8%	75,8%	0,0%	0,0%	68,5%	68,5%
H₂O [%m]	0,0%	0,0%	1,2%	1,5%	3%	0,0%	0,0%
H₂SO₄ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	98,5%	97%	0,0%	0,0%

Continuación de tabla 7.1

	8	9	10	11	12	13	14
T [°C]	470	230	100	347	70	-15	-15
P [BAR]	1,2	1,2	1,2	10,0	10,0	10,0	10,0
S [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	12.911	12.911	12.911	12.911	12.911	12.911	3.873
SO₃ [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
O₂ [kg/h]	5.944	5.944	5.944	5.944	5.944	5.944	6
N₂ [kg/h]	40.941	40.941	40.941	40.941	40.941	40.941	36
H₂O [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
H₂SO₄ [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL [kg/h]	59.796	59.796	59.796	59.796	59.796	59.796	3.915
S [%m]	0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	21,6%	21,6%	21,6%	21,6%	21,6%	21,6%	98,9%
SO₃ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
O₂ [%m]	9,9%	9,9%	9,9%	9,9%	9,9%	9,9%	0,1%
N₂ [%m]	68,5%	68,5%	68,5%	68,5%	68,5%	68,5%	0,9%
H₂O [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0%	0,0%	0,0%
H₂SO₄ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0%	0,0%	0,0%

Continuación de tabla 7.1

	15	16	17	18	19	20	21
T [°C]	-15	250	265	470	419	597	440
P [BAR]	10,0	10,0	10,0	1,2	1,2	1,2	1,2
S [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	9.038	9.038	9.038	36.407	45.444	18.178	18.178
SO₃ [kg/h]	0	0	0	0	0	34.076	34.076
O₂ [kg/h]	5.938	5.938	5.938	16.761	22.699	15.889	15.889
N₂ [kg/h]	40.905	40.905	40.905	115.449	156.354	156.354	156.354
H₂O [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
H₂SO₄ [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL [kg/h]	55.881	55.881	55.881	168.616	224.497	224.497	224.497
S [%m]	0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	16,2%	16,2%	16,2%	21,6%	20,2%	8,1%	8,1%
SO₃ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	15,2%	15,2%
O₂ [%m]	10,6%	10,6%	10,6%	9,9%	10,1%	7,1%	7,1%
N₂ [%m]	73,2%	73,2%	73,2%	68,5%	69,6%	69,6%	69,6%
H₂O [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0%	0,0%	0,0%
H₂SO₄ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0%	0,0%	0,0%

Continuación de tabla 7.1

	22	23	24	25	26	27	28
T [°C]	514	430	454	180	132	96	410
P [BAR]	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
S [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	6.817	6.817	3.181	3.181	0	3.181	3.181
SO₃ [kg/h]	48.275	48.275	52.818	52.818	0	0	0
O₂ [kg/h]	13.052	13.052	12.144	12.144	0	12.144	12.144
N₂ [kg/h]	156.354	156.354	156.354	156.354	0	156.354	156.354
H₂O [kg/h]	0	0	0	0	13.473	0	0
H₂SO₄ [kg/h]	0	0	0	0	884.591	0	0
TOTAL [kg/h]	224.497	224.497	224.497	224.497	898.064	171.679	171.679
S [%m]	0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	3,0%	3,0%	1,4%	1,4%	0,0%	1,9%	1,9%
SO₃ [%m]	21,5%	21,5%	23,5%	23,5%	0,0%	0,0%	0,0%
O₂ [%m]	5,8%	5,8%	5,4%	5,4%	0,0%	7,1%	7,1%
N₂ [%m]	69,6%	69,6%	69,6%	69,6%	0,0%	91,1%	91,1%
H₂O [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	2%	0,0%	0,0%
H₂SO₄ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	98%	0,0%	0,0%

Continuación de tabla 7.1

	29	30	31	32	33	34	35
T [°C]	435	140	105	85	97	85	60
P [BAR]	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
S [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	136	136	0	0	136	0	0
SO₃ [kg/h]	3.805	3.805	0	0	0	0	0
O₂ [kg/h]	11.383	11.383	0	0	11.383	0	0
N₂ [kg/h]	156.354	156.354	0	0	156.354	0	0
H₂O [kg/h]	0	0	970	1.827	0	1.056	1.056
H₂SO₄ [kg/h]	0	0	63.719	59.057	0	69.374	69.374
TOTAL [kg/h]	171.679	171.679	64.689	60.884	167.873	70.431	70.431
S [%m]	0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	0,1%	0,1%	0,0%	0,0%	0,1%	0,0%	0,0%
SO₃ [%m]	2,2%	2,2%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
O₂ [%m]	6,6%	6,6%	0,0%	0,0%	6,8%	0,0%	0,0%
N₂ [%m]	91,1%	91,1%	0,0%	0,0%	93,1%	0,0%	0,0%
H₂O [%m]	0,0%	0,0%	1,5%	3%	0%	1,5%	1,5%
H₂SO₄ [%m]	0,0%	0,0%	98,5%	97%	0%	98,5%	98,5%

Continuación de tabla 7.1

	36	37	38	39	40	41
T [°C]	85	25	84	85	85	85
P [BAR]	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
S [kg/h]	0	0	0	0	0	0
SO₂ [kg/h]	0	0	0	0	0	0
SO₃ [kg/h]	0	0	0	0	0	0
O₂ [kg/h]	0	0	0	0	0	0
N₂ [kg/h]	0	0	0	0	0	0
H₂O [kg/h]	10.954	11.293	22.247	13.473	970	25.357
H₂SO₄ [kg/h]	719.329	0	719.329	884.591	63.719	819.887
TOTAL [kg/h]	730.284	11.293	741.577	898.064	64.689	845.244
S [%m]	0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₂ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
SO₃ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
O₂ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
N₂ [%m]	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
H₂O [%m]	1,5%	100,0%	3,0%	1,5%	1,5%	3%
H₂SO₄ [%m]	98,5%	0,0%	97,0%	98,5%	98,5%	97,0%

***SELECCIÓN Y
DISEÑO DE
EQUIPOS***

***C
A
P
I
T
U
L
O
8***

CAPITULO 8

SELECCION Y DISEÑO DE EQUIPOS

8.1 REACTOR: CONVERTIDOR CATALÍTICO

EL volumen de gas que entra al reactor en sus condiciones normales está dado por:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

Para 7000 Kgmol/h de alimentación, a condición normal tenemos

Volumen de entrada de gas al reactor

$$V_T = \frac{8,314472 \cdot 293.15 \cdot 7000200}{101325} = 168391 [Nm^3] \text{ de gas}$$

Que a su vez en una hora representa una velocidad de

$$v_T = 168391 \frac{Nm^3}{h} \text{ de gas}$$

Según Davenport, el diámetro del reactor puede ser adecuado según la expresión

$$D_T = 7,45 \times 10^{-5} \cdot (v_T)^2 + 6,45 \times 10^{-2} \cdot (v_T) + 3,25$$

$$D_T = 11,998 [m]$$

$$D_T = 12 [m]$$

El diámetro real de cada lecho se ajusta al mayor valor, que es el obtenido en el primer lecho.

Asumiendo este valor para el Diámetro Total podemos calcular el área de catalizador requerida.

$$\text{Área Total: } A_T = \frac{D_T^2 \cdot \pi}{4} = 113,073 m^2$$

Lo anterior y las tablas de conversión (Anexo C), entregan el valor de la altura total de catalizador por lecho, los cuales sumados entregan la altura total de catalizador a repartir en los lechos que es

Altura del lecho de catalizador (total) $h_T = 3,225m$

La distribución de catalizador por lecho se muestra de acuerdo a la tabla 8.1.1

Tabla 8.1.1

Lechos	Entrada [Nm ³ /h]	Altura Relleno [m]	Volumen Relleno [m ³]	Masa Relleno [kg]
1	168.391	0,715	80,84	43767,95
2	163.272	0,790	86,31	46731,47
3	161.139	0,884	99,99	54139,30
4	144.587	0,836	94,52	51175,85
Total	637.389	3,225	361,66	195814,57

Esto considerando

$$\text{Densidad del catalizador} = 541,4 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

Un resumen de las condiciones generales se presenta a continuación:

Tabla 8.1.2

	$\frac{kg_{cat}}{(kg_{mol/h})_{SO_2}}$	$kg_{mol/h}$	kg_{cat}	kg/m^3	m^3	Diámetro n^2	alto m
Lecho 1	62	709,4	43767,945	541,4241	80,83856091	11,9987	0,7149218
Lecho 2	170	283,7	48359,498	541,4241	89,31907165	11,9987	0,7899219
Lecho 3	509	106,4	54139,297	541,4241	99,99425094	11,9987	0,8843313
Lecho 4	1.031	49,7	51175,85	541,4241	94,52082003	11,9987	0,8359252

Considerando el incremento de volumen de cada lecho por cambio en las condiciones normales de presión/temperatura, en un 70% del volumen necesario de catalizador y asociando a esto un factor de seguridad de un 25%. Ver Tabla 8.1.3

Tabla 8.1.3

Lechos	Entrada [Nm³/h]	Altura Relleno [m]	Volumen Relleno [m³]	Masa Relleno [kg]	Distribución Volumen	Volumen lecho [m³]	Volumen Factor Seguridad
1	168.391	0,715	80,84	43767,95	22%	269,46	336,83
2	163.272	0,790	86,31	46731,47	24%	287,71	359,63
3	161.139	0,884	99,99	54139,30	28%	333,31	416,64
4	144.587	0,836	94,52	51175,85	26%	315,07	393,84
Total	637.389	3,225	361,66	195814,57		1205,55	1506,94
							13,34

Lo que indica una altura total para el reactor de 13,34 metros.

8.2 TORRE DE ABSORCIÓN INTERMEDIA

Datos

- Entrada

Flujo Gaseoso					
	Ton/año	lb/seg	PM _i	Y _i	PM _{promedio}
SO ₂	21.103	1,517	64	0,6%	0,37
SO ₃	450.012	32,346	80	9,9%	7,93
O ₂	103.467	7,437	32	5,7%	1,82
N ₂	1.332.142	95,751	28	83,8%	23,47
TOTAL	1.906.724	137,051		100%	33,59
Flujo Liquido					
	Ton/año	lb/seg	X _i	ρ _i (kg/m ³)	ρ _{promedio} (kg/m ³)
H ₂ O	216.059	15,530	3,00%	1000	30,00
H ₂ SO ₄	6.984.940	502,059	97,00%	1800	1745,99
TOTAL	7.200.999	517,589	100%		1775,99

- Temperatura= 180° C = 783° R
- Presión = 1,2 atm

- Salida

FLUJO GASEOSO					
	Ton/año	lb/seg	PM _i	Y _i	PM _{promedio}
SO ₂	27.103	1,948	64	0,8%	0,53
SO ₃	-	-	80	0,0%	0,00
O ₂	103.467	7,437	32	6,3%	2,02
N ₂	1.332.142	95,751	28	92,9%	26,00
TOTAL	1.462.712	105,136		100%	28,55
FLUJO LIQUIDO					
	Ton/año	lb/seg	X _i	ρ _i (kg/m ³)	ρ _{promedio} (kg/m ³)
H ₂ O	114.771	8,249	1,50%	1000	15,00
H ₂ SO ₄	7.536.224	541,683	98,50%	1800	1773,00
TOTAL	7.650.995	549,932	100%		1788,00

- Temperatura= 78° C = 599,4° R
- Presión = 1,2 atm

Cálculo de la densidad

Para la densidad del gas

$$\rho_g = \frac{\overline{PM} * P}{R * T} \text{ con } R = 0,7302413 \frac{\text{pie}^3 \cdot \text{atm}}{\text{lbmol} \cdot ^\circ R}$$

Por lo tanto:

Entrada $\rho_g = 0,07lb/ pie^3$ y para la salida $\rho_g = 0,08lb/ pie^3$

Para la densidad del líquido $\rho_l = \sum x_i * \rho_i$

Entrada $\rho_l = 110,87 \text{ lb} / \text{pie}^3$ y para la salida $\rho_l = 111,62 \text{ lb} / \text{pie}^3$

Calculo del área y diámetro de la torre

Para la obtención del diámetro se utilizó el gráfico de correlación generalizada de caída de presión de la U.S Stoneware. Para ello se obtuvo la ordenada

$$\frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$$

En donde:

L_s = Flujo del líquido de salida (lb/seg)

G_e = Flujo del gas en la entrada (lb/seg)

ρ_g = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

ρ_l = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

Por lo tanto:
$$\frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0,10$$

Con la ordenada igual a 0,10 y la línea de inundación se obtuvo la abscisa:

$$\frac{G^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,14$$

Despejando:

$$G^2 = \frac{0,14 \cdot \rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c}{F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}$$

En donde:

G = Velocidad másica de gas, (lb/pie²-seg)

ρ_g = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

ρ_l = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

g_c = Constante gravitacional, (32,2 pies-lb/lb_f-seg²)

μ = Viscosidad del líquido (cp)

ψ = Densidad del agua/ densidad del liquido

F = Factor de relleno (pie²/pie³)

Para la obtención del factor del relleno, se opto por el Relleno plástico Hiflow ring, el cual presenta los siguientes factores:

RELLENO	TIPO	d _p (mm)	F (pie ² /pie ³)
Hiflow ring	Plástico	90	9
Hiflow ring	Plástico	50	20

Debido a los altos flujos existentes se optara por un diámetro de relleno de 90 mm, lo que implica un factor de $9 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$.

Por lo tanto:

$$G^2 = \frac{0,14 \cdot 0,07 \cdot 112,62 \cdot 32,2}{9 \cdot 0,56 \cdot 21^{0,2}} = 3,83$$

$$G = 1,96 \text{ lb} / \text{pie}^2 \text{ seg}$$

Considerando un factor de inundación del 70 %, se obtiene una velocidad de operación

$$G_{op} = 70\% \cdot G = 1,37 \text{ lb} / \text{pie}^2 \text{ seg}$$

Por lo que el área de la columna estará determinada por:

$$Area = \frac{Flujo_{gas}}{G_{op}} = \frac{137,050}{1,37} = 100 \text{ pie}^2$$

y el diámetro:

$$Dt = \sqrt{\frac{4 \cdot Area}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 90,64}{\pi}} = 11,28 \text{ pie}$$

Considerando el diámetro de 11 pie se recalculó el área, obteniendo como resultado:

$$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 11^2}{4} = 95 \text{ pie}^2$$

Ahora, la velocidad está dada por la razón entre el flujo volumétrico del gas y el área de la torre

$$\vec{v} = \frac{\text{Flujo}_{\text{gas}}}{\text{Area}} = \frac{1944}{95} = 20 \text{ pie/seg}$$

Debido a la alta velocidad dentro de la torre, se aumenta el diámetro de ella hasta encontrar una velocidad recomendada (< 12 pie/seg).

Se recalcula el área de la columna con un diámetro de 15 pie, obteniendo

$$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 15^2}{4} = 177 \text{ pie}^2$$

$$\vec{v} = \frac{\text{Flujo}_{\text{gas}}}{\text{Area}} = \frac{1944}{177} = 11 \text{ pie/seg}$$

Cálculo de la altura

El cálculo de la altura es determinado por:

$$Z = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

En donde:

Z= Altura de la torre (pie)

H_{OG}= Altura de una unidad de transferencia para el gas (pie)

N_{OG}= Numero de unidades de transferencia para el gas

En el caso de la altura de una unidad de transferencia para el gas

$$H_{OG} = H_G + m \cdot \frac{G'_m}{L'_m} \cdot H_L$$

En donde:

H_G = Altura de la unidad de transferencia basada en la película gaseosa

H_L = Altura de la unidad de transferencia basada en la película líquida

G_m = Flujo molar del gas (Lb-mol/seg)

L_m = Flujo molar del líquido (Lb-mol/seg)

m = pendiente de la curva de operación

Cabe señalar, que para este caso la pendiente (m) es cero. Esto debido a que no existe SO_3 en la fase líquida. Por dicha, razón el cálculo de H_{OG} se remite a la obtención de H_G

$$H_{OG} = H_G$$

Para la obtención de H_G se utiliza la correlación de Vivian y Whitney.

$$H_G = 1,24 \cdot \frac{G^{0,3}}{L^{0,25}}$$

En donde:

G = Flujo másico de gas por unidad de área (Lb/hr-pie²)

L = Flujo másico de líquido de gas por unidad de área (Lb/hr-pie²)

Por lo tanto:

$$H_G = 1,24 \cdot \frac{2791,96^{0,3}}{11203,15^{0,25}} = 1,30 \text{ pie}$$

Es decir:

$$H_{OG} = 1,30 \text{ pie}$$

El cálculo de N_{OG} está regido por la siguiente ecuación

$$N_{OG} = \int_2^1 \frac{dy}{y - y^*} ; \text{ con } y^* = 0$$

Por lo que:

$$N_{OG} = Ln \frac{y_1}{y_2}$$

y_1 = Fracción de SO_3 en el flujo de gas de entrada

y_2 = Fracción de SO_3 en el flujo de gas de salida

Para efectos de cálculo, se supuso una recuperación del 99,9 %; por lo que:

$$N_{OG} = 6,91$$

Entonces se obtiene una altura:

$$Z = 1,30 \cdot 6,91 = 9,00 \text{ pie} = 2,74 \text{ metros}$$

Para el diseño de la torre se consideró una altura de 3 metros (9,84 pie).

Cálculo de caída de presión

La caída de presión tiene relación con el producto entre el resultado obtenido del gráfico de correlación generalizada de caída de presión y la altura de la torre.

$$\Delta P = Z * P$$

Para ello se recalcula la abscisa con el G_{OP} , es decir:

$$\frac{G_{op}^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,03 \quad \text{y con la ordenada} \quad \frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0,10$$

$P = 0,27$ pulg de agua/ pie de relleno

Por lo que como resulta se obtiene una caída de presión igual a:

$$\Delta P = Z * P = 9,84 * 0,27 = 2,66 \text{ pu lg de agua}$$

Otras Especificaciones:

- Cabezal de la torre: Por las dimensiones obtenidas de altura y diámetro se decide utilizar un cabezal de tipo elíptico, cuya altura está dada por:

$$H = D / 4$$

$$H = 15 / 4 = 3,75 \text{ pies}$$

- Distribuidor de líquido: Se determina por catálogo. Se considerará para esto una altura de 14”.
- Platos de retención: no se considera este diseño, ya que el relleno utilizado no es de cerámica.
- Man way: se considera de 24”

8.3 TORRE DE ABSORCION FINAL

El diseño de esta torre es calculada con el mismo procedimiento usado para la torre intermedia. Por lo tanto:

Datos

- Entrada

GAS						
	ton/hr (continuo)	ton/seg	lb/seg	PM _i	Y _i	PM _{promedio}
SO ₂	0,13678	0,00003799	0,084	64	0,04 %	0,02
SO ₃	3,8043	0,00105675	2,330	80	0,79 %	0,64
O ₂	11,384	0,00316222	6,971	32	5,94 %	1,90
N ₂	156,36	0,04343333	95,754	28	93,23	26,10
TOTAL	172	0,0477	105,139		100%	28,66

LIQUIDO						
	ton/hr (continuo)	ton/seg	lb/seg	X _i	ρ _i	ρ _{promedio}
H ₂ O	1,826	0,00050731	1,118	3,00%	1000	30,00
H ₂ SO ₄	59,050	0,01640278	36,162	97,00%	1800	1746,00
TOTAL	60,876	0,0169	37,280	100%		1776,00

- Temperatura= 140° C = 711° R
- Presión = 1,2 atm

- Salida

GAS						
	ton/hr (continuo)	ton/seg	lb/seg	PM _i	Y _i	PM _{promedio}
SO ₂	0,1368	0,00004	0,084	64	0,04%	0,02
SO ₃	-	-	-	80	0,00%	0,00
O ₂	11,3840	0,00316	6,971	32	5,99%	1,92
N ₂	156,3600	0,04343	95,754	28	93,98%	26,31
TOTAL	167,88	0,0466	102,809		100%	28,25

LIQUIDO						
	ton/hr (continuo)	ton/seg	lb/seg	X _i	ρ _i (kg/m ³)	ρ _{promedio} (kg/m ³)
H ₂ O	0,9702	0,0003	0,594	1,50%	1000	15,00
H ₂ SO ₄	63,7100	0,0177	39,016	98,50%	1800	1773,00
TOTAL	64,680	0,0180	39,610	100%		1788,00

- Temperatura= 75° C = 594° R

- Presión = 1,2 at

Resultados

- Densidad de gas de entrada: 0,07 (lb/pie³)
- Densidad de liquido de entrada: 110,87 (lb/pie³)
- Densidad de gas de salida: 0,08 (lb/pie³)
- Densidad de liquido de salida: 112,62 (lb/pie³)

- Tipo de relleno: Hiflow ring (plástico)
- Diámetro de relleno: 90 mm
- Factor de inundación: 50 %
- Área: 154 pie²
- Diámetro: 14 pie
- Velocidad: 10 pie/seg
- HOG: 2,34 pie
- NOG: 6,91
- Altura: 16,4 pie
- Caída de presión: 3,28 pulg de agua

Otras Especificaciones:

Cabezal de la torre: Por las dimensiones obtenidas de altura y diámetro se decide utilizar un cabezal de tipo elíptico, cuya altura está dada por:

$$H = D / 4$$

$$H = 14 / 4 = 3,5 \text{ pies}$$

Distribuidor de líquido: Se determina por catálogo. Se considerará para esto una altura de 14”.

Platos de retención: no se considera este diseño, ya que el relleno utilizado no es de cerámica.

Man way: se considera de 24”

8.4 TORRE DE SECADO

Datos

- Entrada

GAS ENTRADA					
	ton/hr	lb/seg	Y _i	PM _i	PM _{promedio}
H ₂ O	2,506	1,535	1,22%	80	0,352
O ₂	42,783	26,200	20,74%	32	6,012
N ₂	160,945	98,562	78,04%	28	22,616
TOTAL	206,234	126,297	100%		28,980

Temperatura = 19,3 °C

Presión = 1,2 atm

LIQUIDO ENTRADA					
	ton/hr	lb/seg	X _i	ρ _i	ρ _{promedio}
H ₂ O	2,431	1,489	1,50%	1.000	15
H ₂ SO ₄	159,614	97,747	98,50%	1.800	1.773
TOTAL	162,045	99,235	100%		1.788

Temperatura = 85 ° C

Presión = 1,2 atm

- Salida

GAS SALIDA					
	ton/hr	lb/seg	Y _i	PM _i	PM _{promedio}
H2O	-	-	-	-	-
O2	42,783	26,200	21,00%	31,998	6,720
N2	160,945	98,562	79,00%	28,014	22,131
TOTAL	203,728	124,762	100%		28,85

Temperatura= 30° C

Presión = 1,2 atm

LIQUIDO SALIDA					
	ton/hr	lb/seg	X _i	ρ _i (kg/m ³)	ρ _{promedio} (kg/m ³)
H2O	4,9367	3,023	3,00%	1000	30,00
H2SO4	159,6143	97,747	97,00%	1800	1746,00
TOTAL	164,551	100,770	100%		1776,00

Temperatura= 90,1° C

Presión = 1,2 atm

Cálculo de la densidad

Para la densidad del gas

$$\rho_g = \frac{\overline{PM} \cdot P}{R \cdot T^\circ}$$

Donde $R = 0,7302413 \frac{pie^3 \cdot atm}{lbmol \cdot ^\circ R}$

Por lo tanto:

$$\text{Entrada } \rho_g = 0,090 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$\text{para la salida } \rho_g = 0,087 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

Para la densidad del líquido

$$\rho = \sum x_i * \rho_i$$

$$\text{Entrada } \rho_l = 1111,62 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$\text{y para la salida } \rho_l = 1110,87 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

Calculo del área y diámetro de la torre

Para la obtención del diámetro se utilizó el gráfico de correlación generalizada de caída de presión de la U.S Stoneware. Para ello se obtuvo la ordenada

$$\frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$$

En donde:

L_s = Flujo del liquido de salida (lb/seg)

G_e = Flujo del gas en la entrada (lb/seg)

ρ_g = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

ρ_l = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

Por lo tanto:

$$\frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0,02$$

Con la ordenada igual a 0,02 y la línea de inundación se obtuvo la abscisa:

$$\frac{G^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,20$$

Despejando:

$$G^2 = \frac{0,20 \cdot \rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c}{F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}$$

En donde:

G = Velocidad másica de gas, (lb/pie² -seg)

ρ_g = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

ρ_l = Densidad del gas de entrada (lb/pie³)

g_c = Constante gravitacional, (32,2 pies-lb/lb_f.-seg²)

μ = Viscosidad del líquido (cp)

ψ = Densidad del agua/ densidad del liquido

F = Factor de relleno (pie²/pie³)

Para la obtención del factor del relleno, se optó por el Relleno plástico Hiflow ring, el cual presenta los siguientes factores:

Relleno	Tipo	d _p (mm)	F (pie ² /pie ³)
Hiflow ring	Plástico	90	9

Hiflow ring	Plástico	50	20
--------------------	----------	----	----

Debido a los altos flujos existentes se optara por un diámetro de relleno de 90 mm, lo que implica un factor de $9 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$.

Por lo tanto:

$$G = 2,63 \text{ lb} / \text{pie}^2 \text{ seg}$$

Considerando un factor de inundación del 50 %, se obtiene una velocidad de operación

$$G_{op} = 50\% \cdot G = 1,32 \text{ lb} / \text{pie}^2 \text{ seg}$$

Por lo que el área de la columna estará determinada por:

$$Area = \frac{Flujo_{gas}}{G_{op}} = \frac{126,297}{1,32} = 95,93 \text{ pie}^2$$

y el diámetro:

$$Dt = \sqrt{\frac{4 \cdot Area}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 95,93}{\pi}} = 11,05 \text{ pie}$$

Ahora, la velocidad está dada por la razón entre el flujo volumétrico del gas y el área de la torre

$$\vec{v} = \frac{Flujo_{gas}}{Area} = \frac{1396}{133} = 10,5 \text{ pie} / \text{seg}$$

Cálculo de la altura

El cálculo de la altura es determinado por:

$$Z = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

En donde:

Z= Altura de la torre (pie)

H_{OG}= Altura de una unidad de transferencia para el gas (pie)

N_{OG}= Numero de unidades de transferencia para el gas

En el caso de la altura de una unidad de transferencia para el gas

$$H_{OG} = H_G + m \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_L$$

En donde:

H_G= Altura de la unidad de transferencia basada en la película gaseosa

H_L= Altura de la unidad de transferencia basada en la película líquida

G_m= Flujo molar del gas (Lb-mol/seg)

L_m= Flujo molar del liquido (Lb-mol/seg)

m= pendiente de la curva de operación

Cabe señalar, que para este caso la pendiente (m) es cero. Esto debido a que no existe SO₃ en la fase líquida. Por dicha, razón el cálculo de de H_{OG} se remite a la obtención de H_G

$$H_{OG} = H_G$$

Para la obtención de H_G se utiliza la correlación de Vivian y Whitney. La cual la describe

$$H_G = 1,24 \cdot \frac{G^{0,3}}{L^{0,25}}$$

En donde:

G= Flujo másico de gas por unidad de área (Lb/hr-pie²)

L= Flujo másico de liquido de gas por unidad de área (Lb/hr-pie²)

Por lo tanto:

$$H_G = 1,97 \text{ pie}$$

Es decir:

$$H_{OG} = 1,97 \text{ pie}$$

El cálculo de N_{OG} esta regido por la siguiente ecuación

$$N_{OG} = \int_2^1 \frac{dy}{y - y^*}$$

$y_2^* = 0$

Por lo que:

$$N_{OG} = Ln \frac{y_1}{y_2}$$

y_1 = Fracción de SO_3 en el flujo de gas de entrada

y_2 =Fracción de SO_3 en el flujo de gas de salida

Para efectos de cálculo, se supuso una recuperación del 99,9 %; por lo que:

$$N_{OG} = 6,91$$

Entonces se obtiene una altura:

$$Z = 1,97 \cdot 6,91 = 13,61 \text{ pie} = 4,15 \text{ metros}$$

Para el diseño de la torre se considero una altura de 4,5 metros (14,76 pie).

Cálculo de caída de presión

La caída de presión tiene relación con el producto entre el resultado obtenido del gráfico de correlación generalizada de caída de presión y la altura de la torre.

$$\Delta P = Z * P$$

Para ello se recalcula la abscisa con el G_{OP} , es decir:

$$\frac{G_{op}^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_g \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,038 \quad \text{y con la ordenada} \quad \frac{L_s}{G_e} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0,02$$

$P = 0,3$ pulg de agua/ pie de relleno

Por lo que resulta una caída de presión igual a:

$$\Delta P = Z * P = 14,76 * 0,3 = 4,43 \text{ pulg de agua}$$

Otras Especificaciones:

Cabezal de la torre: Por las dimensiones obtenidas de altura y diámetro se decide utilizar un cabezal de tipo elíptico, cuya altura está dada por:

$$H = D / 4$$

$$H = 11 / 4 = 3,25 \text{ pies}$$

Distribuidor de líquido: Se determina por catálogo. Se considerará para esto una altura de 14".

Platos de retención: no se considera este diseño, ya que el relleno utilizado no es de cerámica.

- Man way: se considera de 24"

8.5 INTERCAMBIADOR DE CALOR IC1 A Y B

Lo siguiente es el diseño básico para un intercambiador de calor.

Se deja establecido que para el resto de los intercambiadores el proceso básico de diseño es el mismo. Las corrientes para este equipo fueron obtenidos del Balance masa y energía, específicamente de las corrientes 20 y 21.

Por tratarse de flujos muy altos, se determinó, de acuerdo a cálculos previos, que es necesario tener dos intercambiadores de calor en paralelo para poder llegar a la temperatura de los gases deseada. Por lo tanto todos los cálculos están estimados a la mitad de los flujos.

CORRIENTES

AGUA:

ENTRADA	SALIDA	
22,737.89	22,737.89	Kg/hr
1,263.21	1,263.21	Kmol/hr
275.86	493.91	°C
528.56	921.04	°F
60.00	60.00	bar
275.86	275.86	T sat

Propiedades

T° promedio	384.89	°C	724.80	°F
DENSIDAD; Pw	0.00039	Kg/m ³	con T°	
Capacidad específica, Cpw	0.4903	Kcal/Kg °C	0.49	BTU/lb°F
Conductividad Térmica, Kw	0.05	W/mK	0.03049	(Btu/h*pie ²)(°F/pie)
Viscosidad, μw	0.024	centipoise	0.00024	poise

MEZCLA DE GAS:

ENTRADA	SALIDA	
956,356.6	956,356.6	Kg/año
2,732.4	2,732.4	Kg/dia
113.9	113.9	Kg/hr
597	510	°C
1,106.87	950	°F
1.2	1.2	bar

Composición del Gas entrada y salida (no varia composición)

	TPA ENTRADA	% masa Entrada	Kmol/hr
S	0	0.0%	0
SO2	155	8.1%	284
SO3	290	15.2%	426
O2	135	7.1%	497
N2	1,332	69.6%	5581
H2O	0	0.0%	0
H2SO4	0	0.0%	0

Propiedades

T° promedio	553.57	°C	1,028.23	°F
DENSIDAD prom.	0.0006866	Kg/m3	con T°	
Capacidad especifica prom.	0.2520	Kcal/Kg °C	0.2518	BTU/lb°F
Conductividad Térmica prom.	0.0291	W/mK	0.03	(Btu/h*pie2)(°F/pie)
Viscosidad prom.	0.0354	centipoise	0.000354	Poise

Del balance de Masa y Energía se obtiene lo siguiente:

$$\text{Calor Entrada} = \text{Calor Salida}$$

Por lo tanto del balance al flujo de gas se tiene:

$$Q_{Gas} = M_{Gas} * C_{p_{Gas}} * (T_1 - T_2) = \sum M_i * C_{p_i} * (T_1 - T_2)$$

Donde:

i = Componente del Gas de Proceso.

T₁ = Temperatura de Entrada de Gas de Proceso. °C

T_2 = Temperatura de Salida de Gas de Proceso. °C

C_p = Capacidad calorífica de cada compuesto. Kcal/Kg°C

M = Masa de cada componente del Gas de Proceso. Kg

De los cálculos se obtiene que el calor de los gases para es:

	MASA (KPA)	% PESO	C_p (BTU/(lb)(°F)	C_p (kcal/Kg°C)	Q
S	-	-	0.1350	0.1351	-
SO2	77,437.11	8.10	0.1950	0.1951	1,316,868,795.39
SO3	145,165.12	15.18	0.1950	0.1951	2,468,627,942.74
O2	67,688.02	7.08	0.2600	0.2602	1,534,772,109.85
N2	666,066.35	69.65	0.2700	0.2702	15,683,392,906.76
H2O	-	-	0.5100	0.5104	-
H2SO4	-	-	28.6550	28.6751	-

$$Q_{GAS} = 21,003,661,754.74 \text{ Kcal/año}$$

$$60,010,462.16 \text{ Kcal/dia}$$

$$2,500,435.92 \text{ Kcal/hr}$$

$$9,915,978.74 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{GAS} = Q_{VAPOR} = m_{VAPOR} * C_{pVAPOR} * (t_2 - t_1)$$

$$m_{VAPOR} = \frac{Q_{VAPOR}}{C_{pVAPOR} * (t_2 - t_1)}$$

$$m_{VAPOR} = \frac{2,500,435.92}{0.4903 * (493.91 - 275.86)} = 23,387.55 \text{ Kg / hr}$$

Calculo de LMTD.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) * (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{(597.15 - 493.91) * (510 - 275.86)}{\ln\left(\frac{597.15 - 493.91}{510 - 275.86}\right)} = 159.85^\circ C = 319.74^\circ F$$

Determinación de Factor de Corrección de LMTD, F_T

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{597.15 - 510}{493.91 - 275.86} = 0.3997$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{493.91 - 275.86}{597.15 - 275.86} = 0.6787$$

Con R y S se determino del grafico 19 el factor F_T , para intercambiadores de calor 2-4.

$$F_T = 0.96$$

Por lo tanto LMTD corregido es:

$$\Delta T_{LMTD} = 15985 * 0.96 = 15346^\circ C = 30695^\circ F$$

Calculo de Área de Transferencia de Calor

$$Q = A * U_D * \Delta T_{LMTD}$$
$$A = \frac{Q_{GAS}}{U_D * \Delta T_{LMTD}}$$

Para las condiciones de las corrientes, se determina $U_D = 50 \text{ Btu/hr} * \text{pie}^2 * ^\circ F$ y un Factor de Ensuciamiento $R_d = 0.003$.⁵

$$A = \frac{9,915,978.74}{50 * 306.95} = 646.11 \text{ pie}^2$$

Determinación de número de tubos N_T y especificaciones.

De tabla 10, “Procesos de Transferencia de Calor”, Kern, se selecciona el siguiente tipo de tubo para Intercambiador de Calor:

Diametro externo, DE : 1,25 pulg = 0.10375 pie

BWG: 16

Espesor de Pared: 0.065 pulg

Diametro interior, DI: 1.12 pulg = 0.09296 pie

Area de Flujo por tubo, a' o a'_t : 0.985 pulg²

Superficie por pie lineal, a'' : 0.3271 pie/pie²

Largo de tubo, L: 16 pie

5 Tabla nº 8 , texto “Procesos de Transferencia de Calor” , KERN.

$$N_T = \frac{A}{a'' * L} = \frac{628.16}{0.3271 * 16} = 120.02$$

De tabla n° 9, Disposición de los espejos de Tubos, “Procesos de Transferencia de Calor”, Kern, se selecciona el arreglo de Tubos.

Arreglo: Triangular

$$N_T = 136$$

N° de Pasos, n: 2

Diámetro de Carcasa, DI_S: 23.25 pulg

Pt: 1 9/16 pulg

B: DI_S > B > DI_S/5. Para este desarrollo se determino B=12

$$C' = Pt - DI_S = 1.5625 - 1.25 = 0.3125$$

Diámetro Equivalente De:

$$De = \frac{4 \left(\frac{P_t^2}{4} * \sqrt{3} - \frac{1}{2} \pi \frac{DE^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi DE} = \frac{4 \left(\frac{1.5625^2}{4} * \sqrt{3} - \frac{1}{2} * \pi * \frac{1.25^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi * 1.25}$$

$$De = 0.9036 \text{ pulg} = 0.0750 \text{ pie}$$

LADO CARCASA: VAPOR DE AGUA

$$a_s = \frac{DI_S * C' * B}{144 * P_t} = \frac{23.25 * 0.3125 * 12}{144 * 1.5625} = 0.3875 \text{ pie}^2$$

$$G_s = \frac{W_{VAPOR}}{a_s} = \frac{51,560.98}{0.3875} = 133,060.60 \text{ lb} / \text{hr pie}^2$$

$$Re = \frac{De * G_s}{\mu} = \frac{0.075 * 133,060.60}{0.024} = 415,818.51$$

Calculo de h₀

$$ho = 0.36 * \frac{k}{De} * \left(\frac{De * G_s}{\mu} \right)^{0.55} * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \phi_{vapor}$$

$$ho = 0.36 * \frac{0.03049}{0.075} * (415,818.51)^{0.55} * \left(\frac{0.49 * 0.024}{0.03049} \right)^{\frac{1}{3}} * 1 = 94.83$$

LADO TUBOS: MEZCLA DE GAS DE PROCESO

$$a_T = \frac{N_T * a'_t}{144 * n} = \frac{136 * 0.985}{144 * 2} = 0.465$$

$$G_T = \frac{W_{Gas}}{a_T} = \frac{244.03}{0.465} = 524.63 \text{ lb / hr pie}^2$$

$$Re = \frac{DI * G_T}{\mu} = \frac{0.09296 * 524.63}{0.0354} = 1,376.87$$

$$hi = 1.86 * \frac{k}{DI} * \left(\frac{DI * G_T}{\mu} \right)^{0.8} * \left(\frac{C * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \phi_{gas}$$

$$hi = 1.86 * \frac{0.2909}{0.09296} * (1,376.87)^{0.8} * \left(\frac{0.2518 * 0.0354}{0.02909} \right)^{\frac{1}{3}} * 1 = 127.33$$

$$hio = hi * \frac{DI}{DE} = 127.33 * \frac{1.25}{1.12} = 142.10$$

Calculo de U_C

$$U_C = \frac{hio * ho}{hio + ho} = \frac{142.10 * 94.83}{142.10 + 94.83} = 56.87 \text{ Btu / hr * pie}^2 \text{ } ^\circ F$$

Recalculo de Areas de transferencia de calor

$$A = a'' * L * N_T = 0.3271 * 16 * 136 = 711.77 \text{ pie}^2$$

Recalculo de U_D

$$U_D = \frac{Q}{A * \Delta T_{LMTD}} = \frac{9,915,978.74}{711.77 * 306.95} = 45.39 \text{ Btu / hr pie}^2 \text{ } ^\circ F$$

Calculo R_d

$$R_d_{calculado} = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D} = \frac{56.87 - 45.39}{56.87 * 45.39} = 0.00444$$

R_d calculado > R_d dado por lo tanto se sigue con cálculos de caída de presión.

CAIDA DE PRESION LADO CARCASA

De figura n° 29, texto “Procesos de Transferencia de Calor”, Kern, se obtiene el factor fricción lado carcasa. Por lo tanto con

$Re_S = 404,267.99$, se obtiene f : 0.001

$$\text{Numero de cruces, } N + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 * \frac{16}{12} = 16$$

$$\Delta P_S = \frac{f * G_S^2 * DI * (N + 1)}{5.22 * 10^{10} * DE * S * \phi_S}$$

$$\Delta P_S = 0.0140 lb / pu lg^2$$

CAIDA DE PRESION LADO TUBOS

De figura n° 26, texto “Procesos de Transferencia de Calor”, Kern, se obtiene el factor fricción lado tubos. Por lo tanto con

$Re_T = 1,376.87$, se obtiene f : 0.00025

$$\Delta P_T = \frac{f * G_T^2 * n * L}{5.22 * 10^{10} * De * S * \phi_T}$$

$$\Delta P_T = 8.89623E - 11$$

$$\Delta P_r = \left(\frac{4n}{S} \right) * \left(\frac{V^2}{2 * g'} \right) * \left(\frac{62.4}{144} \right)$$

$\left(\frac{V^2}{2 * g'} \right) * \left(\frac{62.4}{144} \right)$ las pérdidas de presión por retorno lado tubos, se obtiene de la figura 27,

“Procesos de Transferencia de Calor” Kern.

$$\left(\frac{V^2}{2 * g'} \right) * \left(\frac{62.4}{144} \right) = 0.032$$

$$\Delta P_r = 0.1111$$

$$\Delta P'_T = \Delta P_T + \Delta P_r = 0.00025 + 0.1111 = 0.11135 lb / pu lg^2$$

8.6 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA COMBINADA (LAYOUT)

8.6.1 Distribución De La Planta Combinada (Layout)

En la figura se muestra el plan maestro, en el cual se aprecia la distribución de la planta de quemado de azufre, zona planta ácido sulfúrico, zona planta anhídrido sulfuroso y zona planta generación eléctrica. Además de zonas aledañas para almacenamiento, taller, laboratorio y administración.

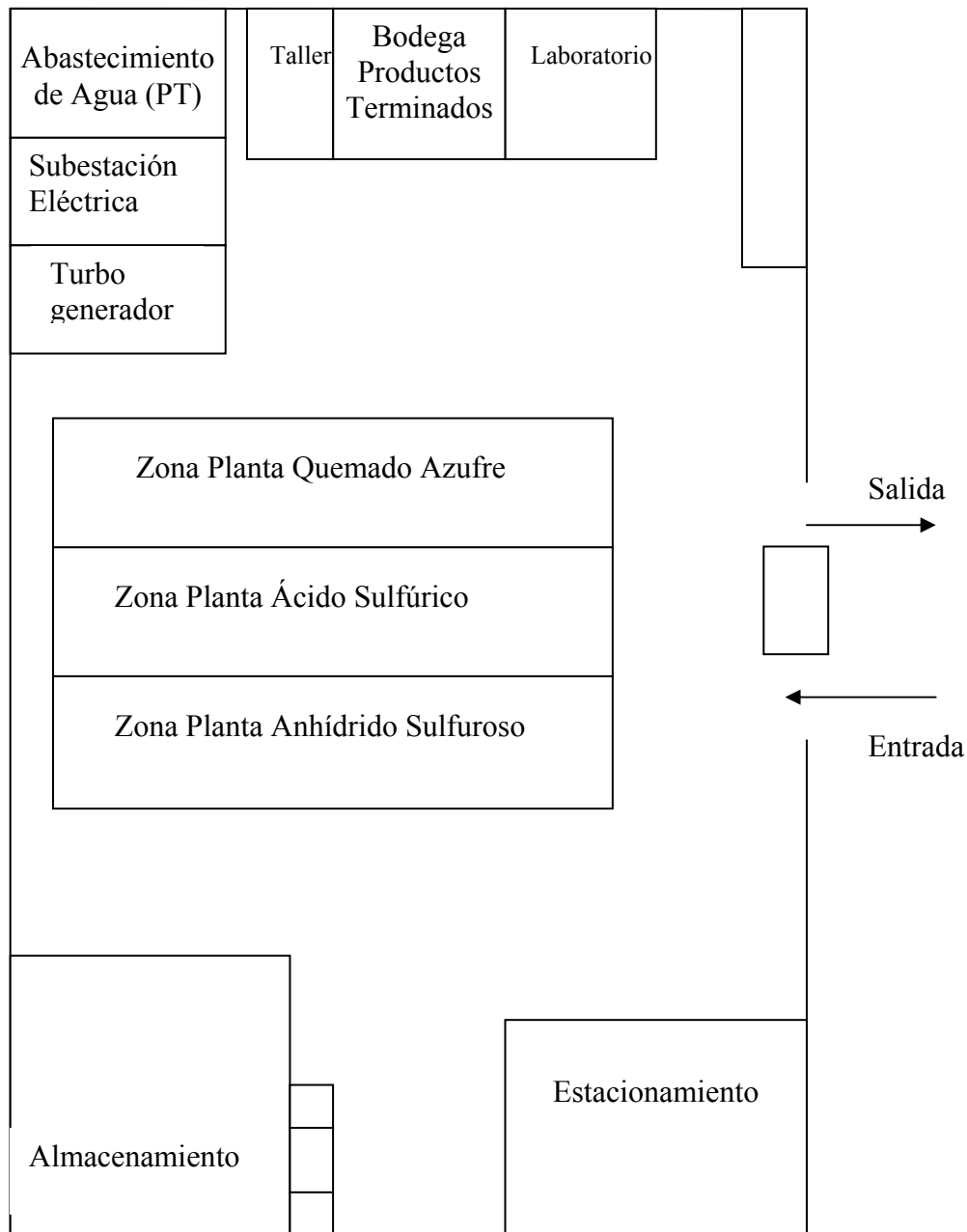
8.6.2 Superficie de Terreno a Ocupar

La superficie a ocupar por el Proyecto será de aproximadamente 10 hectáreas. El desglose de la superficie a utilizar se presenta en la Tabla.

Unidad	Superficie [Hectáreas]
Zona Planta Quemado Azufre	1,5
Zona Planta de Ácido Sulfúrico	3,0
Zona Planta Anhídrido Sulfuroso	1,5
Franja Correa Azufre	0,3
Franja Cañería de Ácido	0,2
Servidumbre Línea Eléctrica	2,0
Almacenamiento	1,5
Total	10,0

Superficies de Terreno a Ocupar por el Proyecto

El costo estimado para el terreno asciende a US\$ 1.545.420, lo que equivale a US\$ 15,5 por metro cuadrado (\$ 7.600.-) Valor que se encuentra dentro del promedio de venta para el terreno en la zona industrial de Mejillones.



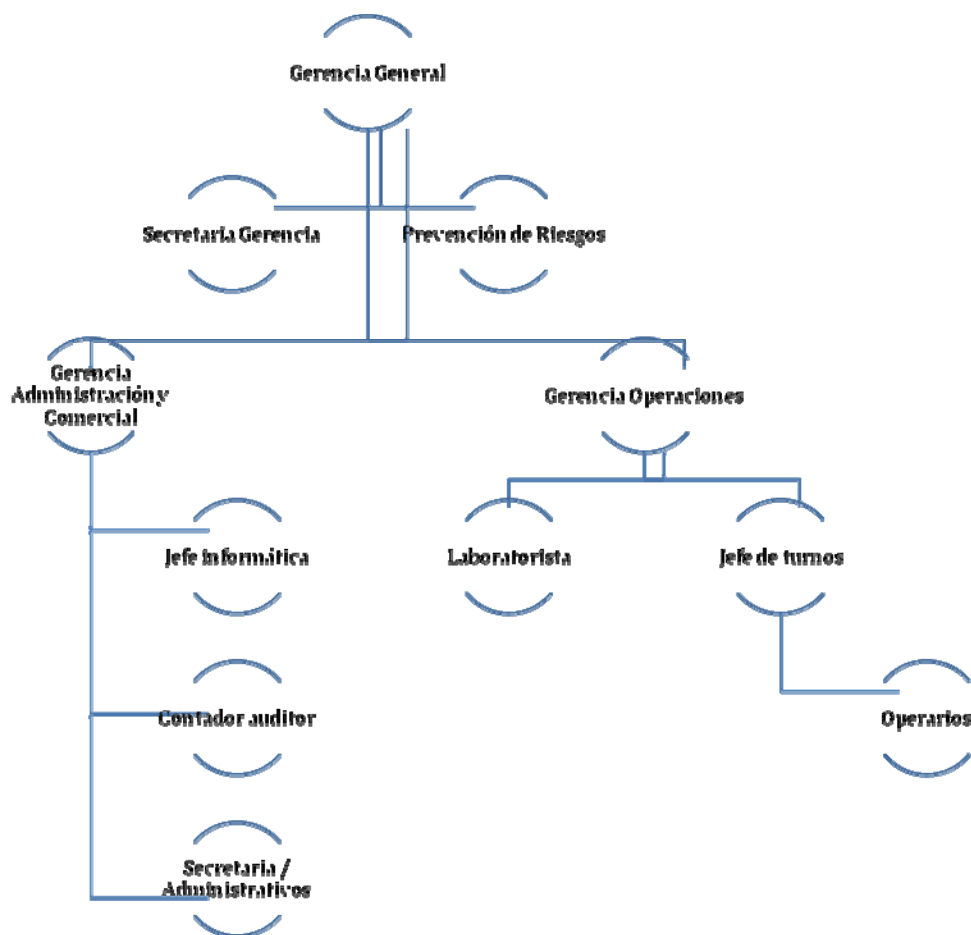
Plano Maestro

8.7 ESTRUCTURA ORGANIZACIONAL

Para el correcto funcionamiento de la planta se ha estimado contar con 48 personas, divididas en nivel gerencial y administrativo y nivel operativo en turnos de trabajo continuos de 24 horas.

Para el nivel gerencial y administrativo utilizamos turno de horario oficina de lunes a viernes y para el nivel operativo turnos de 8 horas para contar con la operación continua de 24 horas.

La estructura se presenta de la siguiente manera:



8.7.1. Estructura de renta

Basado en rentas promedios de mercado, se ha estimado la siguiente estructura de remuneraciones:

Estructura de renta	Cantidad	Renta Bruta Unitaria	Renta Total
Gerente General	1	\$7.000.000	\$7.000.000
Gerente Operaciones	1	\$4.000.000	\$4.000.000
Gerente Administración y Comercial	1	\$4.000.000	\$4.000.000
Secretaria Gerencia	1	\$800.000	\$800.000
Contador auditor	1	\$1.000.000	\$1.000.000
Secretaria	2	\$500.000	\$1.000.000
Administrativos	2	\$500.000	\$1.000.000
Jefe Informática	1	\$1.500.000	\$1.500.000
Jefe de Turnos	4	\$2.500.000	\$10.000.000
Prevencionista de Riesgos	1	\$1.500.000	\$1.500.000
Laboratorista	1	\$1.000.000	\$1.000.000
Operarios	32	\$1.000.000	\$32.000.000
Total	48		\$64.800.000
Gratificaciones 15%			\$9.720.000
Total Mensual			\$74.520.000
Costo Anual Remuneraciones en CLP			\$894.240.000
Costo Anual Remuneraciones en US\$			\$1.788.480

*EVALUACIÓN
ECONÓMICA*

*C
A
P
I
T
U
L
O
9*

CAPITULO 9

EVALUACIÓN ECONÓMICA

9.1 INGRESOS

Los ingresos anuales fueron calculados con los datos obtenidos a través de la estimación de la demanda del proyecto y con el valor promedio del servicio. Los ingresos se perciben por tres conceptos; venta de Acido Sulfúrico, venta de Anhídrido Sulfuroso y Producción de Energía eléctrica al sistema interconectado del norte grande (SING).

Las valorizaciones se realizaron de acuerdo al Estudio de Mercado, la que se encuentra en la tabla 9.1. Todos los valores están expresados en dólares US\$ con una tasa de cambio esperada de \$ 500 CLP (pesos chilenos).

Tabla 9.1 Ingresos por Venta de Productos

Ingresos	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Ingresos por venta H2SO4	\$24.687.500	\$25.825.000	\$29.637.500	\$28.155.625	\$29.563.406	\$29.085.236	\$29.489.498	\$29.015.023	\$29.415.774	\$29.085.236
Producción estimada H2SO4	493.750	516.500	592.750	563.113	591.268	581.705	589.790	580.300	588.315	581.705
Ingresos por venta SO2	\$3.045.480	\$3.780.000	\$3.136.800	\$3.231.000	\$3.327.840	\$3.427.680	\$3.530.520	\$3.636.480	\$3.745.560	\$3.857.880
Producción estimada SO2	25.379	31.500	26.140	26.925	27.732	28.564	29.421	30.304	31.213	32.149
Ingresos por venta energía	\$9.622.800	\$10.680.090	\$12.197.928	\$11.629.263	\$12.200.098	\$12.028.008	\$12.204.253	\$12.034.625	\$12.210.512	\$12.098.666
Producción estimada MW	13.200	14.650	16.732	15.952	16.735	16.499	16.741	16.508	16.750	16.596
	\$37.355.780	\$40.285.090	\$44.972.228	\$43.015.888	\$45.091.344	\$44.540.924	\$45.224.271	\$44.686.128	\$45.371.846	\$45.041.782

Valores expresados en US\$

Para realizar el proyecto se requerirá solicitar un préstamo al banco que asciende al 70%, lo que permitirá costear la inversión inicial y el capital de trabajo necesario para la puesta en marcha de la Planta, por otro lado el porcentaje restante se financiará con aporte de socios. El préstamo será solicitado en cualquier entidad bancaria dado que para este cálculo se trabajó con datos de tasas promedio para el año 2011 entregadas por la superintendencia de bancos e instituciones financieras, el monto al que asciende la inversión es de \$ 17.578.534 y cuyo detalle se muestra a continuación:

		Valor
Costos directos	1.- Equipos de procesos	29.043.427
	2.- Instalación de los equipos	11.617.371
	3.- Instrumentación y Control	8.422.594
	4.- Cañerías de Procesos	13.069.542
	5.- Instalaciones electricas	7.260.857
	6.- Edificios de Planta	11.617.371
	7.- Servicios de Planta y preparación de terreno	20.330.399
	8.- Terrenos	1.742.606
	Sub total Costos Directos	103.104.167
Costos indirectos	10.-Ingeniería y Supervisión	5.082.600
	11.-Gastos de Construcción	4.356.514
	12.-Honorarios contratista	1.161.737
	13.-Gastos legales	580.869
	14.-Contingencias Capital Fijo	2.904.343
	Sub total Costos Indirectos	14.086.063
	Capital de trabajo (15% capital total de inversión)	17.578.534
	Total	134.768.763

Valores expresados en US\$

El equivalente en dólares al porcentaje que corresponde al financiamiento bancario asciende a \$94.338.135 , sobre este monto el banco aplica el 5,15% de interés anual, el cual será pagado bimestralmente con un interés equivalente a 0,84% (bimestral). Este será cancelado en 4 años (24 periodos) los cuales se trabajaron con valor cuota de \$4.356.958

Los valores utilizados para la inversión inicial se realizaron con los valores medios (conservadores) de estimación del Libro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Max S. Peters & Klaus D. Timmerhaus Fourth and Fifth Edition. A excepción de los datos de Equipos de procesos, Terrenos y Capital de trabajo los cuales se explican a continuación:

9.2 CALCULO DE EQUIPOS DE PROCESOS

Los equipos se calcularon mediante los costos entregados por las plataformas web <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html> y <http://matche.com> las cuales arrojan valores al año 2002 y 2007 respectivamente, los cuales debieron ser actualizados mediante el modelo de costos indexados, como se muestra a continuación.

N°	Cód	Nombre del equipo	Costo pte CIF	Cantid	Total equipos
1	E1	Piscina de fusión de azufre	\$13.870	1	\$13.870
2	MIX	Mixer (cal y diatomita)	\$117.189	1	\$117.189
3	F1 (E2)	Filtro de placas	\$284.398	2	\$568.796
3	F2 (E3)	Filtro de pulido	\$743.335	2	\$1.486.669
4	TK1 (TK)	Estanque pulmón azufre líquido (sistema de calentamiento)	\$13.870	2	\$27.740
5	QS1 (E4)	Quemador de azufre	\$466.489	1	\$466.489
6	TA	Torre absorción aire agua (torre de secado)	\$280.998	1	\$280.998
7	F3 Aire	Filtro de aire	\$415.391	1	\$415.391
8	PA1	Bomba de ácido	\$40.473	2	\$80.947
7	TK2 Conc - TK3 dil	Estanque intermedio ácido sulfúrico	\$107.510	2	\$215.021
8	E5 (Caldera)	Caldera	\$1.027.198	1	\$1.027.198
9	TGE	Turbina generación eléctrica	\$1.551.017	1	\$1.551.017
10	CGE	Condensador (REFRIGERANTE)	\$58.279	2	\$116.559
11	TEGE	Torre de enfriamiento	\$1.851.579	1	\$1.851.579
12	DIC3	Intercambiador de calor SO2 1 DIC 1 GAS GAS	\$218.357	2	\$436.713
13	DIC1	Intercambiador de calor SO2 1 DIC 1 GAS AGUA	\$218.357	2	\$436.713
14	C1	Compresor	\$114.674	1	\$114.674
15	DIC2	Intercambiador de calor SO2 2 DIC 2 (GAS REFRIGERANTE)	\$218.357	2	\$436.713
16	DC1	Condensador (REFRIGERANTE)	\$58.279	1	\$58.279
17	SG	Estanques almacenamiento SO2 Liq. (10, 5, 5 ton)	\$102.740	2	\$205.479
18	TK SO2	Estanques almacenamiento SO2 Liq. (10, 5, 5 ton)	\$102.740	2	\$205.479
19	CC (E6)	Convertidor Catalítico	\$907.251	1	\$907.251
20	IC1	Intercambiador de gas caliente	\$218.357	4	\$873.427
21	IC2	Intercambiador de gas intermedio	\$218.357	2	\$436.713
22	IC3	Intercambiador de gas frío	\$218.357	2	\$436.713
23	TAI	Torre de Absorción doble contacto	\$280.998	2	\$561.996
24	PA2	Bombas absorción	\$40.473	6	\$242.840
25	IC4	Intercambiador de calor antes lecho	\$218.357	1	\$218.357

26	IC5	Intercambiador de calor salida convertidor	\$218.357	1	\$218.357
27	TAF	Torre de Absorción doble contacto	\$280.998	2	\$561.996
28	IC6	Intercambiador de placa salida torre absorción final	\$407.828	1	\$407.828
29	IC7	Intercambiador de placa salida torre absorción intermedia	\$407.828	1	\$407.828
30	PD1	Bomba dosificadora Conc-Diluido	\$40.473	6	\$242.840
31	IC8	Intercambiador de calor para disposición final	\$407.828	1	\$407.828
32	TK H2SO4	Estanques de almacenamiento 120.000 ton	\$9.129.369	1	\$9.129.369
33	PTH2O	Estimación de tratamiento de planta de agua	\$2.500.000	1	\$2.500.000
34	CHIM	Chimenea	\$727.034	1	\$727.034
35	SEPG	Separador liquido vapor	\$31.176	1	\$31.176
36	BDIAF	Bomba diafragma azufre liquido	\$19.226	1	\$19.226
37	IC9	Intercambiador de calor para disposición final	\$407.828	1	\$407.828
38	E7	Bomba dosificadora	\$95.652	2	\$191.304
					\$29.043.427

Valores expresados en US\$

Todos los equipos inicialmente se obtienen en valores FOB en el Golfo de México y luego son transformados a valores CIF en US\$.

9.3 TERRENOS

El terreno se calcula a un precio de \$8.000 (CLP) el metro cuadrado lo que equivale en dólares a US\$16 app. dado que el precio promedio de los terrenos para la localidad bordea los \$ 6.500 CLP el metro cuadrado. Como el estudio de Lay-out arroja aproximadamente 10 Ha de terreno, se estima que el terreno tendrá un valor aproximado de US\$ 1.545.000.

9.4 CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo se calcula mediante el método de desfase el cual consiste en determinar el tiempo que se espera estar sin percibir ingresos, pero que si se tendrán egresos.

El tiempo de desfase es de aproximadamente 12 meses, por lo que la inversión en capital de trabajo asciende a US\$ \$17.578.534,49 considerando costo total del producto de US\$ 17.016.764

9.5 FINANCIAMIENTO

El financiamiento se hará mediante un préstamo del 75% de la inversión inicial, a una tasa del 5,15% anual el cual se pagara en 24 periodos bimestrales y un valor cuota de \$3.825.640

Como se muestra en la siguiente tabla de amortización

Periodo	Capital	Interes	Cuota	Amortización	Saldo
1	\$94.338.135	\$792.887,74	\$4.356.958	\$3.564.070,63	\$90.774.064,44
2	\$90.774.064,44	\$762.932,64	\$4.356.958	\$3.594.025,73	\$87.180.038,71
3	\$87.180.038,71	\$732.725,78	\$4.356.958	\$3.624.232,59	\$83.555.806,13
4	\$83.555.806,13	\$702.265,04	\$4.356.958	\$3.654.693,33	\$79.901.112,80
5	\$79.901.112,80	\$671.548,28	\$4.356.958	\$3.685.410,09	\$76.215.702,71
6	\$76.215.702,71	\$640.573,36	\$4.356.958	\$3.716.385,01	\$72.499.317,70
7	\$72.499.317,70	\$609.338,10	\$4.356.958	\$3.747.620,27	\$68.751.697,43
8	\$68.751.697,43	\$577.840,32	\$4.356.958	\$3.779.118,05	\$64.972.579,38
9	\$64.972.579,38	\$546.077,80	\$4.356.958	\$3.810.880,57	\$61.161.698,81
10	\$61.161.698,81	\$514.048,33	\$4.356.958	\$3.842.910,04	\$57.318.788,77
11	\$57.318.788,77	\$481.749,66	\$4.356.958	\$3.875.208,71	\$53.443.580,06
12	\$53.443.580,06	\$449.179,53	\$4.356.958	\$3.907.778,84	\$49.535.801,23
13	\$49.535.801,23	\$416.335,66	\$4.356.958	\$3.940.622,71	\$45.595.178,51
14	\$45.595.178,51	\$383.215,74	\$4.356.958	\$3.973.742,63	\$41.621.435,88
15	\$41.621.435,88	\$349.817,45	\$4.356.958	\$4.007.140,92	\$37.614.294,96
16	\$37.614.294,96	\$316.138,47	\$4.356.958	\$4.040.819,90	\$33.573.475,06
17	\$33.573.475,06	\$282.176,41	\$4.356.958	\$4.074.781,96	\$29.498.693,10
18	\$29.498.693,10	\$247.928,92	\$4.356.958	\$4.109.029,45	\$25.389.663,66
19	\$25.389.663,66	\$213.393,59	\$4.356.958	\$4.143.564,78	\$21.246.098,87
20	\$21.246.098,87	\$178.567,99	\$4.356.958	\$4.178.390,38	\$17.067.708,49
21	\$17.067.708,49	\$143.449,70	\$4.356.958	\$4.213.508,67	\$12.854.199,82
22	\$12.854.199,82	\$108.036,24	\$4.356.958	\$4.248.922,13	\$8.605.277,69
23	\$8.605.277,69	\$72.325,14	\$4.356.958	\$4.284.633,23	\$4.320.644,47
24	\$4.320.644,47	\$36.313,90	\$4.356.958	\$4.320.644,47	-\$0,00

Valores expresados en US\$

9.6 COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

Estos fueron estimados a partir del modelo presentado en “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Max S. Peters & Klaus D. Timmerhaus Fourth and Fifth Edition.

I. Costos de producción = Costos directos de producción + costos fijos + costos overhead planta

A. Costos directos de producción	
1.- Materia prima	\$5.105.029
2.- Supervisión y administración directa	\$1.788.480
3.- Servicios	\$2.552.515
4.- Mantenimiento y reparación	\$1.742.606
5.- Suministros de operación	\$261.391
6.- Cargos de laboratorio	\$268.272
7.- Patentes y royalties	\$510.503
Subtotal	\$12.228.795,35
B. Cargos Fijos	
1.- Impuestos locales	\$726.086
2.- Seguros	\$290.434
Subtotal	\$1.016.520
C. Costos overhead planta	
Subtotal	\$1.251.936
II. Gastos generales = costos administrativos + costos de venta y distribución + costos de investigación y desarrollo	
A. Costos administrativos	\$1.073.088
B. Costos de venta y distribución	\$850.838
C. Costos de investigación y desarrollo	\$595.587
Subtotal	\$2.519.513
III. Costo total del producto = costo de producción + gastos generales	
	\$17.016.764

Valores expresados en US\$

9.7 DEPRECIACIÓN

Para realizar la depreciación se utilizará el método de Depreciación lineal el cual se trabajará con una vida útil de diez años para toda la planta y se considerará un valor residual de \$ 0. A continuación se muestra el análisis de depreciación:

Periodo	Valor Activos	Depreciación lineal	Depreciación acumulada
0	\$29.043.427	\$ -	\$ -
1	\$26.139.085	\$2.904.343	\$2.904.343
2	\$23.234.742	\$2.904.343	\$5.808.685
3	\$20.330.399	\$2.904.343	\$8.713.028
4	\$17.426.056	\$2.904.343	\$11.617.371
5	\$14.521.714	\$2.904.343	\$14.521.714
6	\$11.617.371	\$2.904.343	\$17.426.056
7	\$8.713.028	\$2.904.343	\$20.330.399
8	\$5.808.685	\$2.904.343	\$23.234.742
9	\$2.904.343	\$2.904.343	\$26.139.085
10	\$ -	\$2.904.343	\$29.043.427

Valores expresados en US\$

Es importante decir que no se realizó amortización de intangibles dado que respecto de los montos del proyecto era despreciable.

9.8 TASA COSTO CAPITAL

La tasa de costo capital (K) que se utilizará para el flujo de caja puro corresponderá a la tasa que se exigió como inversionistas la cual se fijó en 18%, basado en el nivel de riesgos y oportunidades de negocio que se pueden manejar con un capital de la magnitud de la inversión y la “K” que se utilizará en el flujo de caja del inversionista es de 9,01% compuesta por la rentabilidad mínima exigida del inversionista será igual a la tasa del préstamo del 5,15% prorrateada en un 70% y la tasa del 18% correspondiente a inversión propia prorrateada en el 30% restante.

9.9 CALCULO DE VALOR DESECHO

Este proyecto tiene una vida útil mayor al horizonte de evaluación, por lo tanto para calcular el valor de desecho se utilizará el flujo de caja neto del ultimo año de evaluación (año 10), se supone que este es una anualidad perpetua y de dividirá por la tasa de costo de capital correspondiente.

$$\text{Valor de desecho} = \frac{FCN}{K}$$

Por lo tanto los valores de desecho serán los siguientes:

Flujo de Caja puro = US\$173.882.199

Flujo de Caja del Inversionista = US\$288.126.573

9.10 FLUJO DE CAJA PURO

Flujo de caja puro

Precio Estimado H2SO4	\$ 50	US\$/TN		
Precio Estimado SO2	\$ 120	US\$/TN	Azufre	\$ 162
Precio Estimado MW	\$ 729	\$/kW/mes		bosques de curauma

Ingresos	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Ingresos por venta H2SO4	\$ -	\$ 24.687.500	\$ 25.825.000	\$ 29.637.500	\$ 28.155.625	\$ 29.563.406	\$ 29.085.236	\$ 29.489.498	\$ 29.015.023	\$ 29.415.774	\$ 29.085.236	\$ 29.489.498
Producción estimada H2SO4	-	493.750	516.500	592.750	563.113	591.268	581.705	589.790	580.300	588.315	581.705	589.790
Ingresos por venta SO2	\$ -	\$ 3.780.000	\$ 3.045.480	\$ 3.136.800	\$ 3.231.000	\$ 3.327.840	\$ 3.427.680	\$ 3.530.520	\$ 3.636.480	\$ 3.745.560	\$ 3.857.880	\$ 3.973.680
Producción estimada SO2	-	25.379	31.500	26.140	26.925	27.732	28.564	29.421	30.304	31.213	32.149	33.114
Ingresos por venta energía	\$ -	\$ 9.622.800	\$ 10.680.090	\$ 12.197.928	\$ 11.629.263	\$ 12.200.098	\$ 12.028.008	\$ 12.204.253	\$ 12.034.625	\$ 12.210.512	\$ 12.098.666	\$ 12.277.040
Producción estimada MW	-	13.200	14.650	16.732	15.952	16.735	16.499	16.741	16.508	16.750	16.596	16.841
Sub total	\$ -	\$ 38.090.300	\$ 39.550.570	\$ 44.972.228	\$ 43.015.888	\$ 45.091.344	\$ 44.540.924	\$ 45.224.271	\$ 44.686.128	\$ 45.371.846	\$ 45.041.782	\$ 45.740.218
Costos												
A. Costos directos de producción (sobre 60% del costo total del producto)	\$ -	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795
B. Cargos Fijos (10-20% del costo total del producto)	\$ -	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520
C. Costos overhead planta	\$ -	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936
II. Gastos generales = costos administrativos + costos de venta y distribución + costos de investigación y desarrollo	\$ -	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513
III. Costo total del producto = costo de producción + gastos generales	\$ -	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764
Depreciación	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343
Amortización de Intangibles	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174						
Perdida ejercicio anterior												
Utilidad												
Utilidad antes de impuestos	\$ 18.169.193	\$ 19.629.463	\$ 25.051.121	\$ 23.094.781	\$ 25.170.237	\$ 24.619.817	\$ 25.303.164	\$ 24.765.021	\$ 25.450.739	\$ 25.120.675	\$ 25.819.111	
Impuesto	\$ 3.088.763	\$ 3.337.009	\$ 4.258.691	\$ 3.926.113	\$ 4.278.940	\$ 4.185.369	\$ 4.301.538	\$ 4.210.054	\$ 4.326.626	\$ 4.270.515	\$ 4.389.249	
Utilidad después de impuesto	\$ 15.080.430	\$ 16.292.454	\$ 20.792.430	\$ 19.168.668	\$ 20.891.297	\$ 20.434.448	\$ 21.001.626	\$ 20.554.967	\$ 21.124.113	\$ 20.850.160	\$ 21.429.862	
Depreciación	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	
Amortización de Intangibles	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174						
Inversión inicial	\$ -89.018.105											
Gastos puesta en marcha	\$ -8.901.811											
Capital de trabajo	\$ -17.578.534											\$ 17.578.534
Valor de salvamento												\$ 131.969.460
Utilidad neta	\$ -115.498.450	\$ 18.100.947	\$ 19.312.971	\$ 23.812.947	\$ 22.189.185	\$ 23.911.814	\$ 23.338.791	\$ 23.905.969	\$ 23.459.310	\$ 24.028.456	\$ 23.754.503	\$ 173.882.199

Valores expresados en US\$

9.11 FLUJO CAJA DEL INVERSIONISTA

Flujo de caja del inversionista

Precio Estimado H2SO4	\$ 50	US\$/TN		
Precio Estimado SO2	\$ 120	US\$/TN	Azufre	\$ 162
Precio Estimado MW	\$ 729	\$/kW/mes		

	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021		
Ingresos													
Ingresos por venta H2SO4	\$ -	\$ 24.687.500	\$ 25.825.000	\$ 29.637.500	\$ 28.155.625	\$ 29.563.406	\$ 29.085.236	\$ 29.489.498	\$ 29.015.023	\$ 29.415.774	\$ 29.085.236	\$ 29.489.498	
Producción estimada H2SO4	-	493.750	516.500	592.750	563.113	591.268	581.705	589.790	580.300	588.315	581.705	589.790	
Ingresos por venta SO2	\$ -	\$ 3.045.480	\$ 3.780.000	\$ 3.136.800	\$ 3.231.000	\$ 3.327.840	\$ 3.427.680	\$ 3.530.520	\$ 3.636.480	\$ 3.745.560	\$ 3.857.880	\$ 3.973.680	
Producción estimada SO2	-	25.379	31.500	26.140	26.925	27.732	28.564	29.421	30.304	31.213	32.149	33.114	
Ingresos por venta energía	\$ -	\$ 9.622.800	\$ 10.680.090	\$ 12.197.928	\$ 11.629.263	\$ 12.200.098	\$ 12.028.008	\$ 12.204.253	\$ 12.034.625	\$ 12.210.512	\$ 12.098.666	\$ 12.277.040	
Producción estimada MW	-	13.200	14.650	16.732	15.952	16.735	16.499	16.741	16.508	16.750	16.596	16.841	
Sub total	\$ -	\$ 37.355.780	\$ 40.285.090	\$ 44.972.228	\$ 43.015.888	\$ 45.091.344	\$ 44.540.924	\$ 45.224.271	\$ 44.686.128	\$ 45.371.846	\$ 45.041.782	\$ 45.740.218	
Costos													
A. Costos directos de producción (sobre 60% del costo total del producto)	\$ -	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	\$ -12.228.795	
B. Cargos Fijos (10-20% del costo total del producto)	\$ -	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	\$ -1.016.520	
C. Costos overhead planta	\$ -	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	\$ -1.251.936	
II. Gastos generales = costos administrativos + costos de venta y distribución + costos de investigación y desarrollo	\$ -	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	\$ -2.519.513	
III. Costo total del producto = costo de producción + gastos generales	\$ -	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	\$ -17.016.764	
Interés	\$ -	\$ -4.302.933	\$ -3.178.234	\$ -1.995.613	\$ -752.087								
Depreciación	\$ -	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	\$ -2.904.343	
Amortización de Intangibles	\$ -	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174	\$ -116.174						
Perdida ejercicio anterior													
Utilidad													
Utilidad antes de impuestos	\$	\$ 13.131.740	\$ 17.185.749	\$ 23.055.508	\$ 22.342.695	\$ 25.170.237	\$ 24.619.817	\$ 25.303.164	\$ 24.765.021	\$ 25.450.739	\$ 25.120.675	\$ 25.819.111	
Impuesto	\$	\$ 2.232.396	\$ 2.921.577	\$ 3.919.436	\$ 3.798.258	\$ 4.278.940	\$ 4.185.369	\$ 4.301.538	\$ 4.210.054	\$ 4.326.626	\$ 4.270.515	\$ 4.389.249	
Utilidad después de impuesto	\$	\$ 10.899.344	\$ 14.264.172	\$ 19.136.072	\$ 18.544.437	\$ 20.891.297	\$ 20.434.448	\$ 21.001.626	\$ 20.554.967	\$ 21.124.113	\$ 20.850.160	\$ 21.429.862	
Depreciación	\$	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	\$ 2.904.343	
Amortización de Intangibles	\$	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174	\$ 116.174						
Amortización	\$	\$ -21.838.817	\$ -22.963.516	\$ -24.146.138	\$ -25.389.664								
Inversión inicial	\$	\$ -89.018.105											
Gastos puesta en marcha	\$	\$ -8.901.811											
Capital de trabajo	\$	\$ -17.578.534											
Prestamo	\$	\$ 94.338.135											
Valor de salvamento												\$ 263.792.368	
Utilidad neta	\$	\$ -21.160.315	\$ -7.918.957	\$ -5.678.828	\$ -1.989.549	\$ -3.824.711	\$ 23.911.814	\$ 23.338.791	\$ 23.905.969	\$ 23.459.310	\$ 24.028.456	\$ 23.754.503	\$ 288.126.573

Valores expresados en US\$

9.12 TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE INVERSIONES

9.12.1 Calculo del “PRI” (Periodo de recuperación de la inversión)

Este se calcula una vez que se han obtenido los flujos de caja netos de todos los años en los cuales se está evaluando el proyecto. Luego se ve en cuanto tiempo se recuperará el total de la inversión. En este proyecto solo se calculará el PRI del flujo de caja puro ya que el en flujo de caja del inversionista no hay inversión que recuperar por parte del inversionista. En este caso es el año 2015 para el flujo de caja puro y 2016 para el flujo de caja del inversionista

9.12.2 Calculo del Valor Actual Neto “VAN”

El VAN consiste en descontar a los ingresos netos futuros estimados, los intereses que el inversionista podría obtener si destina su dinero a otra alternativa de inversión. Por lo tanto, mientras mayor sean los beneficios que genere la otra alternativa de inversión, menor será el VAN, es decir; el resultado del VAN va a depender de la rentabilidad exigida al proyecto y por ende de las variables que influyen en este.

En este proyecto el Van del flujo de caja puro es mayor a cero o sea positivo $US\$10.603.932 > 0$, lo que significa que los retornos o beneficios que generará el proyecto permitirá cubrir la inversión inicial y lo beneficios que se dejaran percibir por no hacer la otra alternativa de inversión o los que se le exige al proyecto. El VAN es mayor a cero por lo tanto el proyecto debe realizarse.

El VAN del flujo de caja del inversionista es $US\$149.533.143 > 0$, por lo tanto los retornos o beneficios que generará el proyecto permitirá cubrir la inversión inicial y lo beneficios que se dejaran percibir por no hacer la otra alternativa de inversión La diferencia dada por el resultado del VAN, nos indica cuanto más rico hace a los inversionistas el proyecto de inversión, respecto a la otra alternativa o respecto a lo que exigen éstos.

9.12.3 Calculo de la Tasa de Interés de Retorno“TIR”

La TIR del flujo de caja puro es de 20%, es mayor a la tasa de costo de capital (rendimiento mínimo exigido), por lo tanto como $TIR > K$ ($20\% > 18\%$), el proyecto debe realizarse.

La TIR en el caso del flujo de caja del inversionista es de 32%, es mayor a la tasa de costo de capital (rendimiento mínimo exigido), por lo tanto como $TIR > K$ ($32\% > 9,1\%$), el proyecto debe realizarse.

Al evaluar el proyecto con las tres técnicas de evaluación PRI; VAN y TIR, se puede apreciar que la inversión se recupera en un periodo inferior a seis años lo que es bueno en un proyecto de esta envergadura debido a que se tendrá el dinero de vuelta rápidamente y se podrá destinar a otra inversión.

El VAN obtenido es mayor a cero y la TIR es mayor a K, por lo tanto al analizar las tres técnicas, todas nos indican que el proyecto es rentable y debe realizarse.

C A P I T U L O 1 0

CONCLUSIONES

CAPITULO 10

CONCLUSIONES

De acuerdo a los resultados obtenidos en la evaluación realizada se ve que el mercado del ácido sulfúrico representa una excelente alternativa de negocio

En el análisis económico descrito, considerando un precio de venta de ácido sulfúrico de US\$ 50 por tonelada, US\$ 120 por tonelada de dióxido de azufre y US\$ 729 MW/mes para la producción de energía eléctrica, es importante indicar que este precio se seleccionó con dos objetivos: el primero de ellos dice relación con la entrada de esta planta a un mercado cautivo con un precio menor de manera de hacerla atractiva para los demandantes; el segundo objetivo se condice con las actuales condiciones de mercado de manera que este precio genere valores actuales netos positivos.

El proyecto se evaluó bajo criterios económicos de rentabilidad que arrojaron resultados satisfactorios. Para esto se proyectó ingresos y egresos en un horizonte de evaluación de diez años y con una tasa de rentabilidad exigida por el capital propio de un 18%.

Se evaluó en dos flujos de caja uno puro y otro del inversionista. Este último trabajó con una tasa de costo capital de 9,1% (70% de financiamiento bancario).

Los indicadores de rentabilidad finales para este proyecto fueron de un 32% TIR del flujo de caja del inversionista y un 20% para el flujo de caja puro. Siendo ambos superiores a las tasas de rentabilidad exigidas.

Consecuentemente en el caso del criterio del valor actual neto (VAN) ambos son mayores que cero, demostrando factibilidad financiera del proyecto.

A la luz de los valores antes analizados y en méritos a los mismos se puede concluir que el proyecto es altamente rentable, con un éxito a probar en el corto plazo.

BIBLIOGRAFÍA

B I B L I O G R A F I A

BIBLIOGRAFÍA.

“Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”.

Quinta edición.

J.M. Smith.

H. C. Van Ness.

M. M. Abbott.

Referencias

Preparación y evaluación de proyectos

Nassir Sapag Chain, Reinaldo Sapag Chain

McGraw-Hill Interamericana, 2003

Proyectos de inversión: formulación y evaluación

Nassir Sapag Chaín

Pearson Educación, 2007

Formulación y evaluación de proyectos

Marcial Córdoba Padilla

ECOE EDICIONES, 2006

Apuntes Profesor Horacio Aros

Sulfuric Acid Manufacture, Sulfuric Acid Manufacture, William G.I. Davenport Pagna 89

Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, página, 3-37; Douglas K. Louis Warren L. McCabe – Julian C. Smith – Peter Harriott.

ANEXOS

A N E X O S

ANEXO A

INSUMOS CONSIDERADOS PARA EL PROCESO DE PRODUCCION DE H₂SO₄ Y SO₂

Las cantidades estimadas a utilizar de cada uno de estos insumos se muestran en la siguiente tabla. A

Tabla A. Cantidad estimada de insumos diarios a utilizar

Insumo	Consumo
Cal	720 kg/día
Catalizador	16 m ³ /año(reemplazo)
Hidracina	25 kg/día
Tierra diatomácea	80 kg/día
Fosfato de Sodio	75 kg/día
Fosfato Trisódico	5.5 kg/día

Fuente: Outotec.

Adicionalmente se considera mantener en stock (cantidades aproximadas) diferentes productos químicos como los que se muestra en la Tabla B

Tabla B. Cantidad estimada de productos químicos a almacenar

Sector	Cantidad almacenada
Azufre sólido	100.000 ton
Diatomita	1,0 ton
Cal	5,0 ton
Solución de amonio	200 litros
Fosfato trisódico	500 kg
Alumina wool	2 kg
Cloruro de calcio (CaCl ₂)	5 kg
Óxido de fósforo(P ₂ O ₅)	5 kg
Fenolftaleína	500 g
Soda cáustica	1.000 litros

Fuente: Outotec

El consumo estimado de diesel para esta actividad será de hasta 120 m³/día durante los períodos de partida de la planta en frío, que se estima, tendrán una duración de 16 a 24 horas (una vez por año), y de hasta 20 m³/evento durante períodos de detención imprevista de la planta (se estima que podrían ocurrir hasta 12 veces por año).

Tabla C. Cantidad estimada de combustibles y lubricantes a almacenar

Sector	Cantidad almacenada
Combustibles	25 m3
Lubricantes	0.5 m3

Fuente: Outotec

ANEXO B

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DEL PROCESO DE PRODUCCION

NOMENCLATURA.

A, B, C, D= Constantes para cálculo de capacidad calorífica.

a, b, c= Constantes de Antoine.

C_p = Capacidad calorífica a presión constante.

P= Presión.

T= Temperatura.

H= Entalpía.

S= Entropía.

$\langle C_p \rangle_H$ = Capacidad calorífica promedio para cálculo de entalpía.

$\langle C_p \rangle_S$ = Capacidad calorífica promedio para cálculo de entropía.

m= Masa.

n= Moles.

ΔH_F^{298} = Entalpía de formación 25 °C.

ΔH_V^{298} = Entalpía de evaporación 25 °C.

ΔH_R = Entalpía de reacción.

PM= Peso molecular.

R= Constante universal de los gases.

Q= Calor.

W_R = Trabajo real.

W_S = Trabajo isentrópico.

P^{sat} = Presión de saturación.

ECUACIONES.

x.1 $\frac{C_p}{R} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^{-2}$ (Correlación para cálculo de capacidad calorífica a presión constante).

x.2 $\frac{\Delta H}{R} = \int_{T_0}^{T_1} C_p \cdot dT$ (Cálculo de entalpía).

x.3 $Q = \sum n \cdot \Delta H$ (Balance de energía).

x.4 $SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$ (Reacción química de formación de ácido sulfúrico).

x.5 $SO_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow SO_3$ (Reacción química de oxidación de dióxido de azufre a trióxido de azufre).

x.6 $S + O_2 \rightarrow SO_2$ (Reacción química de oxidación de azufre elemental a dióxido de azufre).

x.7 $S + \frac{3}{2} O_2 \rightarrow SO_3$ (Reacción química de oxidación de azufre elemental a trióxido de azufre).

x.8 $n = \frac{m}{PM}$ (Cálculo de moles).

x.9 $Q = \sum n \cdot (\Delta H + \Delta H_R)$ (Balance de energía con reacción).

x.10 $\frac{\overline{C_p}}{R} = \overline{A} + \overline{B} \cdot T + \overline{C} \cdot T^2 + \overline{D} \cdot T^{-2}$ (Correlación de capacidad calorífica a presión constante para distintos compuestos en una sola corriente).

x.11 $\frac{\overline{C_p}}{R} = \sum (A \cdot y) + \sum (B \cdot y) \cdot T + \sum (C \cdot y) \cdot T^2 + \sum (D \cdot y) \cdot T^{-2}$ (Correlación de capacidad calorífica a presión constante para distintos compuestos en una sola corriente en función de las razones molares).

x.12 $(C_p)_S = A + \left[B \cdot T_0 + \left(C \cdot T_0^2 + \frac{D \cdot T_0}{T^2} \right) \cdot \left(\frac{T}{T_0} + 1 \right) \right] \cdot \left(\frac{T}{T_0} - 1 \right) \cdot \left(\frac{T}{\ln \left(\frac{T}{T_0} \right)} \right)$ (Cálculo de capacidad calorífica promedio isentrópica).

$$x.13 \quad T'_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (\text{cálculo de temperatura isentrópica})$$

$$x.14 \quad W_S = (Cp)_S \cdot (T'_2 - T_1) \quad (\text{Cálculo de trabajo isentrópico})$$

$$x.15 \quad W_R = \frac{W_S}{\eta} \quad (\text{cálculo de trabajo real}).$$

$$x.16 \quad \ln P^{sat} = a - \frac{b}{T + c} \quad (\text{Ecuación de Antoine}).$$

$$x.17 \quad P^{sat} \cdot x = P \cdot y \quad (\text{Ley de Raoult}).$$

$$x.18 \quad k = \frac{y}{x} \quad (\text{Definición de constante de equilibrio líquido vapor}).$$

$$x.19 \quad y = \frac{z \cdot k}{1 + V \cdot (k - 1)} \quad (\text{Balance de masa de evaporador}).$$

DETERMINACIÓN DE CONDICIONES INICIALES PARA CÁLCULOS DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.

Cálculo de moles requeridas de SO₃.

Reacción: $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ (Ec.X.4)

Pureza del ácido producido: 98,5%

Producción de ácido requerida: 600 KTPA.

Producción de SO₂ requerida: 33 KTPA.

Días de operación: 355 días.

Cambiando unidades se obtiene: $600 \frac{\text{Kton}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{355 \text{ día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \cdot \frac{1.000.000 \text{ Kg}}{1 \text{ Kton}} = 70.422 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Correspondiendo a la masa de H₂SO₄, el 98,5%, resultando en $69.366 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$. Dividiendo por el peso

molecular (Ec x.8), $\frac{69.366 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{98,08 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}} = 707 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$, queda la cantidad de moles de H₂SO₄, y aplicando la ecuación X.4 se obtiene que los moles necesarias de SO₃ para producir esas condiciones de ácido.

$$n_{\text{SO}_3} = 707 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Cálculo de moles requeridas de SO₂.

Reacción: $\text{SO}_2 + \text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$ (Ec.X.5)

Conversión global del reactor: 99.7%

Producción de SO₂ líquido: 33 KTPA

Entonces con la ecuación X.5 y la conversión global del reactor se tiene que $n_{\text{SO}_2} = \frac{n_{\text{SO}_3}}{0,997}$, por lo tanto:

$$n(\text{H}_2\text{SO}_4)_{\text{SO}_2} = 709 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Además: $33 \frac{\text{Kton}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{355 \text{ día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \cdot \frac{1.000.000 \text{ Kg}}{1 \text{ Kton}} = 3.873 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$, dividiendo por el peso

molecular del SO₂ (Ec x.8), $\frac{3.873 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{64,063 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}} = 60 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$, siendo la cantidad de moles necesarios de SO₂ para la producción requerida.

$$n(\text{SO}_2)_{\text{SO}_2} = 60 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Resultando entonces los moles totales de SO₂ en:

$$n(\text{Totales})_{\text{SO}_2} = 770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Cálculo de Azufre requerido.

Reacción: $\text{S} + \text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_2$ (Ec. X.6)

Porcentaje de combustión: 100%

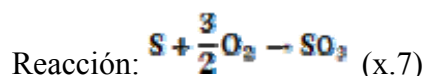
Por medio de la ecuación x.6 y del porcentaje de combustión, se obtiene que los moles de azufre requerido son iguales a los moles de SO₂ producido, por lo tanto la masa de azufre está dada por

la ecuación x.8: $770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 32,064 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} = 24.684 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

$$n_s = 770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

$$m_s = 24684 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Cálculo oxígenoestequiométrico requerido.



Sumando las ecuaciones x.5 y x.6, se obtiene la ecuación x.7.

Como n_S es conocido, con la ecuación x.7 se tiene que: $n_{O_2} = \frac{3}{2}n_S$, reemplazando se obtiene:

$$\frac{3}{2} \cdot 770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} = 1.155 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} . \text{ Entonces:}$$

$$n(\text{esteq.})_{O_2} = 1.155 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} .$$

Aplicando x.8 resulta la masa de oxígeno en:

$$m_{O_2} = 36.951 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} .$$

Cálculo exceso de oxígeno.

A la entrada del reactor de SO_3 se determinó que la alimentación molar de oxígeno y de dióxido de azufre será la misma, y como se consume oxígeno para la producción de SO_2 y considerando que se licúa una fracción del SO_2 y que:

$$n(H_2SO_4)_{SO_2} = 709 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} ,$$

$$n(\text{Totales})_{SO_2} = 770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} .$$

$$n(\text{esteq.})_{O_2} = 1.155 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} .$$

Se obtiene:

$$\left(709 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} + 770 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \right) = 1155 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot (1 + x)$$

$$x = 0,28 .$$

Por lo tanto:

$$n_{O_2} = 1,28 \cdot 1155 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} .$$

$$n_{O_2} = 1.479 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} .$$

Cálculo de aire seco requerido.

Composición molar del aire: 20,95% O₂ y 79,05% N₂.

Con la composición de oxígeno en el aire, se obtiene:

$$n_{\text{aire}} = \frac{1.479 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}}{0,2095}$$

$$n_{\text{aire}} = 7.062 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Con la ecuación x.8 y la composición molar del aire se llega a:

$$m_{\text{aire}} = 203.728 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Cálculo de aire húmedo requerido.

Temperatura del aire: 19,3°C

Humedad relativa: 85%

Utilizando las tablas psicométricas se obtiene la cantidad de agua que contiene el aire en las

condiciones dadas, la cual es $0,0123 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$. Aplicando a la masa de aire seco requerido se obtiene la cantidad de agua en el flujo de aire.

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 2.506 \frac{\text{kg agua}}{\text{h}}$$

Por lo tanto la cantidad de aire húmedo alimentado será de:

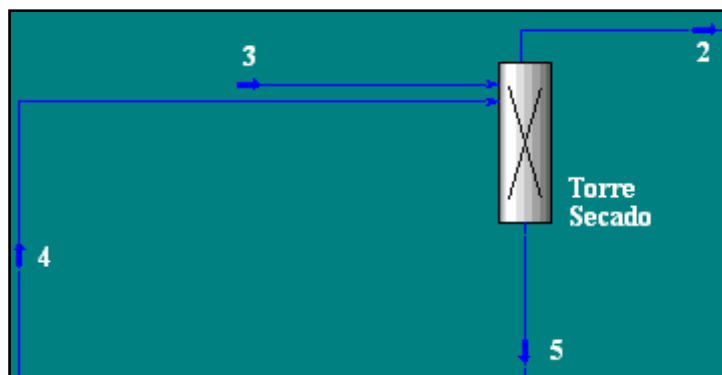
$$m_{\text{aire húmedo}} = 206.234 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

BALANCES DE MASA Y ENERGÍA POR EQUIPO.

Balances de torre de secado.

Balance de masa de torre de secado.

Ilustración 1



Composición molar del aire: 20,95% O₂ y 79,05% N₂.

Flujo 3:

Aire húmedo.

$$m_3 = 206,234 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$T_3 = 19,3^\circ\text{C}$$

$$m_3^{\text{H}_2\text{O}} = 2,306 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Flujo 4:

Ácido concentrado.

$$x_4^{\text{ác}} = 0,985$$

$$T_4 = 88^\circ\text{C}$$

Flujo 5:

Ácido diluido.

$$x_5^{\text{ác}} = 0,97$$

Flujo 2:

$$m_2^{\text{H}_2\text{O}} = 0 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$T_2 = 30^\circ\text{C}$$

Balance global:

$$m_3 + m_4 = m_2 + m_5$$

Balance al ácido:

$$0,985 \cdot m_4 = 0,97 \cdot m_5$$

Balance al agua:

$$0,015 \cdot m_4 + 2506 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,03 \cdot m_5$$

Despejando queda el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\begin{cases} 0,985 \cdot m_4 - 0,97 \cdot m_5 = 0 \\ 0,015 \cdot m_4 - 0,03 \cdot m_5 = -2,506 \end{cases}$$

Resolviendo por el método de la matriz inversa:

$$m_4 = 162,043 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_5 = 164,551 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Balance de energía de torre de secado.

Del balance de masa anterior, con los pesos moleculares y la ecuación x.8, se obtienen los flujos molares de entrada:

$$n_3^{\text{O}_2} = 1,479 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_3^{\text{N}_2} = 5,583 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_3^{\text{H}_2\text{O}_{(g)}} = 139 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_4^{\text{H}_2\text{O}_{(l)}} = 135 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_4^{\text{H}_2\text{SO}_4} = 1,627 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Como no hay reacción química, los moles totales de salida por elemento son iguales.

Se considera una torre adiabática.

Aplicando la ecuación x.1 y x.2, con $T_0=25^\circ\text{C}$, $R = 1,987207 \text{ [Cal/mol}\cdot\text{K]}$ y los moles de entrada, se tiene para el N_2 de entrada:

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{N}_2} = \int_{298}^{\square} \square,15^{292} (45.3,28 + 0,593 \cdot 10^{-3} \cdot T + 0,04 \cdot 10^5 \cdot T^{-2} dT) \cdot 1,987207 \frac{\text{Cal}}{\text{mol}\cdot\text{K}} \cdot 5583 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{N}_2} = -221.389 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

Análogamente se calculan todos los flujos de entrada.

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{O}_2} = -59.120 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{H}_2\text{O(g)}} = 1.433.509 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{H}_2\text{O(l)}} = 146.440 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{Entrada}}^{\text{H}_2\text{SO}_4} = 4.440.845 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

De igual forma con las entalpías de salida, pero considerando el calor de mezclado calculado da:

$$Q_{\text{mezcl.}} = 42.100 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

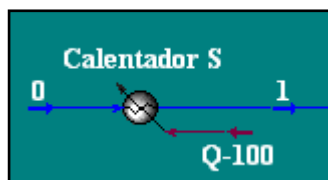
Entonces con las entalpías de entrada, salida, calor de mezclado y la ecuación x.3, se itera la temperatura del flujo 5. A continuación se resumen los resultados en la tabla 1.

Tabla 1			ENTRAN	SALEN	ΔH entrada	ΔH Salida	Q
Especie	Flujo molar	%	kmol/h	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
O_2	1.479	20,5%	1.479	1.479	-59.120	74.980	134.100
N_2	5.583	77,5%	5.583	5.583	-221.389	279.801	501.190
$\text{H}_2\text{O (g)}$	139	1,9%	139	0	1.455.509	0	-1.455.509
Total	7.201	100%	7.201	7.062	1.174.999	354.780	-820.219
$\text{H}_2\text{O (l)}$	135	7,7%	135	274	146.440	324.659	178.219
$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (l)}$	1.627	92,3%	1.627	1.627	4.440.845	4.856.959	416.114
Total	1.762	100%	1.762	1.901	4.587.285	5.181.619	594.334
Calor Mezclamiento							225.885
Total Para Balance							0

Quedando $T_5=95.1^\circ\text{C}$.

Balance de masa y energía del calentador de azufre.

Ilustración 2



El flujo 0, alimentación de azufre, que se determinó en los cálculos de las condiciones iniciales fue de 770kmol/h .

Flujo 0:

$$n_0^S = 770 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C}$$

Flujo 1:

$$T_1 = 150^\circ\text{C}$$

Por medio de x.1, x.2, x.3 y asumiendo un proceso adiabático, se determina el calor necesario para cumplir la condición del flujo 1. Cálculo resumido en la siguiente tabla.

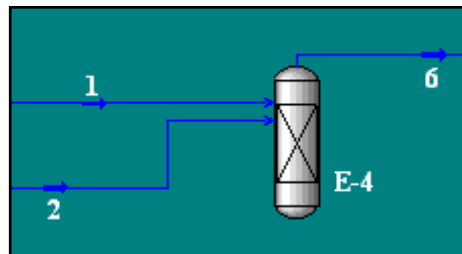
Tabla 2

	FG	ΔH entrada	ΔH Salida	Q
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
S	770	-23.594	548.851	572.445

Calor equivalente al entregado por 65 kmol/h de vapor saturado a 5 bar, saliendo como líquido saturado.

Balance de masa y energía del quemador E-4.

Ilustración 3



Se asume proceso adiabático. Por el cálculo de aire seco requerido se llegó al valor de:

$$m_{\text{aire}} = 203.728 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Equivalente al valor,

$$m_2 = 203.728 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Pasando a flujo molar:

$$n_2 = 7.062 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Y por las concentraciones del aire:

Flujo 2:

$$n_2^{\text{O}_2} = 1.479 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_2^{\text{N}_2} = 5.583 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$T_2 = 30^\circ\text{C}$$

Flujo 1:

$$n_1^s = 770 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$T_1 = 150^\circ\text{C}$$

Con la ecuación de reacción x.6 se realiza el balance de masa, resumido en la siguiente tabla.

Tabla 3

	ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
S	770	770	0	0
O₂	1.479	770	0	710
N₂	5.583	0	0	5.583
SO₂	0	0	770	770
TOTAL	7.832			7.062

Entonces con estos datos y con las ecuaciones x.1, x.2 y x.9, se logra calcular la temperatura de llama adiabática iterándola para que la ecuación x.9 dé el valor de cero. A continuación se presentan los datos.

Tabla 4

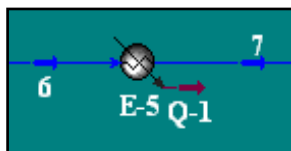
	ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	ΔH Reacción	Q
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
S	770	770	0	0	548.851	0	0	-548.851
O₂	1.479	770	0	710	74.980	5.500.856	0	5.425.876
N₂	5.583	0	0	5.583	279.801	40.883.668	0	40.603.868
SO₂	0	0	770	770	0	9.097.385	-54.578.278	-45.480.892
TOTAL	7.832			7.062	903.632	55.481.909	-54.578.278	0

Resultando la temperatura de salida del quemador en:

$$T_6 = 1004^\circ\text{C}$$

Balance de masa y energía de la caldera E-5.

Ilustración 4



Flujo 6:

$$T_6 = 1.004^{\circ}\text{C}$$

$$n_6^{\text{O}_2} = 710 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_6^{\text{N}_2} = 5.583 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_6^{\text{SO}_2} = 770 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Además se requiere,

$$T_7 = 470^{\circ}\text{C}$$

Por balance de energía adiabático,

Tabla 5

	Flujo	ΔH entrada	ΔH Salida	Q
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
O ₂	710	5.500.856	2.384.332	-3.116.523
N ₂	5.583	40.883.668	17.806.289	-23.077.379
SO ₂	770	9.097.385	3.851.733	-5.245.652
TOTAL	7.062	55.481.909	24.042.355	-31.439.554

La caldera tiene como objetivo generar vapor a 60 [bar], esta es alimentada con agua saturada (276°C). El equipo transforma el 90 % del flujo en vapor saturado, mientras que el 10% restante es purgado.

Con el calor generado se calcula la masa de vapor que se puede producir a estas condiciones. A continuación se presentan los valores resultantes del balance de energía.

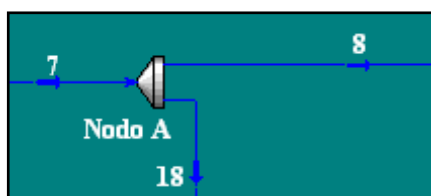
Tabla 6

Flujo	ΔH entrada	ΔH Salida	Q
kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
4.371	20.064.838	51.504.392	31.439.554

El flujo de calor calculado resulta de 4.371 kmol/h de vapor.

Balance de masa y energía de nodo A.

Ilustración 5



Flujo 7:

$$n_7^{O_2} = 710 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_7^{N_2} = 5.583 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_7^{SO_2} = 770 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$T_7 = 470^\circ\text{C}$$

Balance global.

$$n_7 = n_8 + n_{18}$$

Las temperaturas se mantienen.

$$T_8 = 470^\circ\text{C}$$

$$T_{18} = 470^\circ\text{C}$$

El flujo n_8 tiene que tener las moles necesarias para producir 60,5 moles de SO_2 a la salida del separador de gases SG. Sabiendo que se condensará el 30 % del SO_2 alimentado. Entonces,

$$60,5 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 0,3 \cdot n_8^{\text{SO}_2}$$

Por lo tanto,

$$n_8^{\text{SO}_2} = 202 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Entonces por balance al SO_2 , se tiene que,

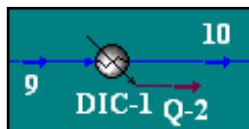
$$n_8 = 1.849 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Y por balance global,

$$n_{18} = 5.213 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Balance de masa y energía intercambiador de calor DIC-1.

Ilustración 6



Este intercambiador tiene como objetivo enfriar los gases desde 230°C hasta 100°C antes de ser comprimidos. Se utilizará agua de enfriamiento que entra a 50°C y sale a 150°C.

Por balance de masa y energía se llegan a las siguientes condiciones que se muestran en la siguiente tabla.

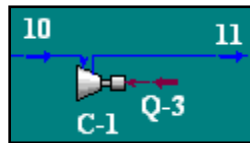
Tabla 7

	Lado Gases					Lado Agua			
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO_2	202	437.736	151.851	-285.885	H_2O	992	447.774	2.252.731	1.804.957
SO_3	0	0	0	0					
O_2	186	278.672	99.797	-178.875					

N ₂	1.462	2.105.844	765.648	1.340.197	-				
TOTAL	1.849	2.822.252	1.017.296	1.804.957	-		992	447.774	2.252.731

Balance de masa y energía compresor C-1.

Ilustración 7



Se desea comprimir el flujo 10 desde 1,2 [bar] a 10 [bar], con una eficiencia de 80%, entonces,

$$P_{10} = 1,2 \text{ bar}$$

$$P_{11} = 10 \text{ bar}$$

$$\eta = 80\%$$

Con la ecuación x.10 y x.11 se obtienen las constantes para la capacidad calorífica que se utilizarán para los cálculos.

Resultando en:

$$A = 3,58$$

$$B = 6,1 \cdot 10^{-4}$$

$$C = 0$$

$$D = -1,02 \cdot 10^4$$

Además se tiene que,

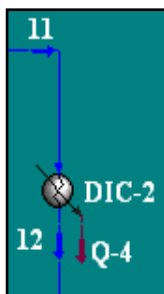
$$T_{10} = 100^\circ\text{C}$$

Luego, con las ecuaciones x.12 y x.13, las presiones P_{10} , P_{11} y la temperatura T_{10} , se calcula la temperatura de compresión isentrópica del flujo 11, con la cual se obtiene W_s , y posteriormente W_R , con las ecuaciones w.14 y w.15, resultando en una temperatura del flujo 11 de:

$$T_{11} = 347,5^\circ\text{C}$$

Balance de masa y energía intercambiador de calor DIC-2.

Ilustración 8



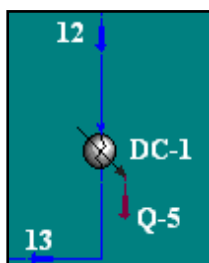
De forma análoga a intercambiador DIC-1, los resultados de este se presentan a continuación,

Tabla 8

	Lado Gases					Lado Agua			
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO ₂	202	712.604	89.457	-623.147	H ₂ O	2.143	967.059	4.865.230	3.898.171
SO ₃	0	0	0	0					
O ₂	186	446.179	59.456	-386.723					
N ₂	1.462	3.346.937	458.637	-2.888.300					
TOTAL	1.849	4.505.720	607.550	-3.898.170		2143	967.059	4.865.230	3.898.171

Balance de masa y energía condensador DC-1.

Ilustración 9



Por medio de la ley de Roul, las constantes de Antoine de los gases de alimentación, los balances globales y por componente (x.16, x.17, x.18, x.19), se determina que para condensar el 30% del SO₂ entrante, se debe llegar a una temperatura de -14,9°C.

Para llegar a esa temperatura se utilizará un sistema de refrigeración con refrigerante R134a.

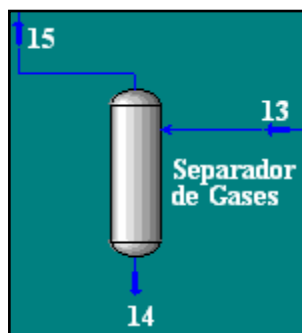
A continuación se presentan los cálculos.

Tabla 9

		Lado Gases			Lado R134a		
Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
1.849	-13.733.719	-15.252.380	-1.518.661	248	-54.722.435	-53.203.774	1.518.661

Balance de masa y energía del separador líquido –gas SG.

Ilustración 10



En este equipo se necesita separar la corriente líquida de la gaseosa que se generaron en el condensador DC-1, por medio de las ecuaciones x.16, x.17, x.18, x.19, y las ecuaciones de balance de energía, x.1, x.2, x.3. Se determinan los flujos de cada corriente que a continuación se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 10

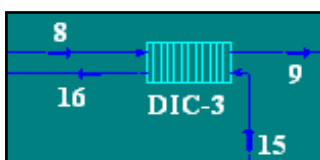
ALIMENTACIÓN (13)	K	z
----------------------	---	---

SO ₂	202	kmol/h	0,0809	10,9%			
O ₂	186	kmol/h	35,4	10,0%			
N ₂	1.462	kmol/h	39,3	79,1%			
	1.849						
TOPE (15)	FONDO (14)				Producido SO ₂ (l)		
55.881	3.915,1	KG/HR		kmol/h	KG/HR		
1.787	61,9	kmol/h	SO ₂	60,460	3.873,2	98,9%	
0,9665	0,0335		O ₂	0,182	5,8	0,1%	
-14,9	-14,9	°C	N ₂	1,287	36,1	0,9%	
10	10	bar		61,929			
7,90%	97,63%				33.357	TPA	
10,39%	0,29%						
81,72%	2,08%						
100%	100%						

En donde los valores en rojo se obtienen por iteración para lograr el balance del equipo.

Balance de masa y energía del intercambiador de calor DIC-3.

Ilustración 11



En este intercambiador de calor se conocen las temperaturas de los flujos 8, 9 y 15, además se conoce la composición y flujos de todas las corrientes, por lo tanto se resuelve con las ecuaciones de balance de energía, x.1, x.2 y x.3. Los resultados se exponen a continuación.

Tabla 11

	Lado Gases Calientes				Lado Gases Fríos			
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO ₂	202	1.008.342	437.736	-570.606	141	-51.555	339.176	390.731

SO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	186	624.192	278.672	-345.520	186	-51.339	307.101	358.441
N ₂	1.462	4.661.493	2.105.844	-2.555.648	1.460	-405.376	2.317.227	2.722.603
TOTAL	1.849	6.294.027	2.822.252	-3.471.774	1787	-508.270	2.963.504	3.471.774

Balances de masa y energía de intercambiadores de calor IC-1, IC-2, IC-3, IC-4, IC-5, IC-6.

El grupo de intercambiadores IC-1, IC-2 e IC-4 se divide en dos grupos de intercambiadores,

Tabla 12

BALANCE MASA Y ENERGIA IC1 A-B							
		Lado Gases			Resumen IC-1 A-B		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Vapor	Agua
SO ₂	284	1.863.353	1.558.085	-305.268	Masa (Kg/h)	45.906	45.906
SO ₃	426	3.820.739	3.184.225	-636.514	T(°C)	275,9	493,9
O ₂	497	2.171.972	1.825.934	-346.038			
N ₂	5.581	23.111.208	19.461.219	-3.649.989			
TOTAL	6.787	30.967.272	26.029.463	-4.937.809		Entrada	Salida
		Lado Agua				Gases	Gases
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	190.421	190.421
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	597,1	510,0
H ₂ O	2.548	32.062.650	36.979.223	4.916.574			
TOTAL	2.548	32.062.650	36.979.223	4.916.574			

Tabla 13

BALANCE MASA Y ENERGIA IC1 C-D							
	Lado Gases				Resumen IC-1 C-D		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Agua	Agua
SO ₂	284	1.558.085	1.316.662	-241.423	Masa (Kg/h)	38.777	38.777
SO ₃	426	3.184.225	2.681.749	-502.476	T(°C)	50,0	150,0
O ₂	497	1.825.934	1.551.237	-274.697			
N ₂	5.581	19.461.219	16.564.588	-2.896.631			
TOTAL	6.787	26.029.463	22.114.237	-3.915.227		Entrada	Salida
	Lado Agua					Gases	Gases
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	190.421	190.421
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	510,0	440,0
H ₂ O	2.152	971.290	4.886.517	3.915.227			
TOTAL	2.152	971.290	4.886.517	3.915.227			

Tabla 14

BALANCE MASA Y ENERGIA IC2 A							
	Lado Gases				Resumen IC-2 A		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Vapor	Vapor
SO ₂	106	589.978	525.928	-64.051	Masa (Kg/h)	24.718	24.718
SO ₃	603	4.555.820	4.051.999	-503.821	T(°C)	275,9	503,1
O ₂	408	1.514.041	1.354.534	-159.507			
N ₂	5.581	19.643.128	17.595.520	-2.047.607			
TOTAL	6.698	26.302.967	23.527.981	-2.774.986		Entrada	Salida
	Lado Agua					Gases	Gases
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	176.222	176.222
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	514,4	465,0
H ₂ O	1.372	17.264.504	20.027.556	2.763.052			
TOTAL	1.372	17.264.504	20.027.556	2.763.052			

Tabla 15

BALANCE MASA Y ENERGIA IC2 B							
------------------------------	--	--	--	--	--	--	--

		Lado Gases			Resumen IC-2 B		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Agua	Agua
SO ₂	106	525.928	480.926	-45.002	Masa (Kg/h)	15.275	15.275
SO ₃	603	4.051.999	3.698.454	-353.545	T(°C)	25,0	151,8
O ₂	408	1.354.534	1.242.195	-112.339			
N ₂	5.581	17.595.520	16.153.324	-1.442.196			
TOTAL	6.699	23.527.981	21.574.899	-1.953.082		Entrada	Salida
		Lado Agua			Resumen IC-2 B		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	176.222	176.222
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	465,0	430,0
H ₂ O	848	0	1.953.082	1.953.082			
TOTAL	848	0	1.953.082	1.953.082			

Tabla 16

BALANCE MASA Y ENERGIA IC3							
		Lado Gases			Resumen IC-3		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Agua	Agua
SO ₂	50	238.775	80.277	-158.498	Masa (Kg/h)	90.271	90.271
SO ₃	660	4.310.679	1.413.409	-2.897.270	T(°C)	114,0	275,9
O ₂	380	1.227.190	427.959	-799.231			
N ₂	5.581	17.138.649	6.072.798	-11.065.851			
TOTAL	6.670	22.915.293	7.994.443	-14.920.850		Entrada	Salida
		Lado Agua			Resumen IC-3		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	171.679	171.679
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	453,9	180,0
H ₂ O	5.011	8.081.636	23.002.486	14.920.850			
TOTAL	5.011	8.081.636	23.002.486	14.920.850			

Tabla 17

BALANCE MASA Y ENERGIA IC4-A							
		Lado Gases			Resumen IC-4-A		

	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Agua	Agua
SO ₂	50	58.553	119.386	60.832	Masa (Kg/h)	32.889	32.889
SO ₃	0	0	0	0	T(°C)	275,9	135,0
O ₂	380	315.230	628.051	312.821			
N ₂	5.581	4.494.153	8.857.262	4.363.109			
TOTAL	6.011	4.867.936	9.604.699	4.736.763		Entrada	Salida
		Lado Agua				Gases	Gases
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	171.679	171.679
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	140,0	250,0
H ₂ O	1.826	8.380.636	3.643.874	-4.736.763			
TOTAL	1.826	8.380.636	3.643.874	-4.736.763			

Tabla 18

BALANCE MASA Y ENERGIA IC4 B							
		Lado Gases			Resumen IC-4 B		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Vapor	Agua
SO ₂	50	119.386	212.506	93.121	Masa (Kg/h)	12.777	12.777
SO ₃	0	0	0	0	T(°C)	493,9	275,9
O ₂	380	628.051	1.096.315	468.264			
N ₂	5.581	8.857.262	15.332.692	6.475.430			
TOTAL	6.011	9.604.699	16.641.513	7.036.815		Entrada	Salida
		Lado Agua				Gases	Gases
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	171.679	171.679
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	250,0	410,0
H ₂ O	709	10.292.624	3.255.810	- 7.036.814			
TOTAL	709	10.292.624	3.255.810	- 7.036.814			

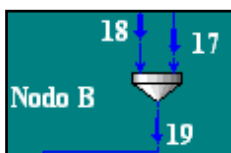
Tabla 19

BALANCE MASA Y ENERGIA IC5							
----------------------------	--	--	--	--	--	--	--

		Lado Gases			Resumen IC-5		
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q		Entrada	Salida
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h		Agua	Vapor
SO₂	2	9.748	2.509	-7.239	Masa (Kg/h)	78.471	78.471
SO₃	48	295.537	73.741	-221.797	T(°C)	115,0	275,9
O₂	356	1.097.534	295.491	-802.044			
N₂	5.581	16.361.274	4.494.153	-11.867.120			
TOTAL	5.987	17.764.093	4.865.894	-12.898.199		Entrada	Salida
		Lado Agua					
	Flujo	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q	Masa (Kg/h)	167.873	167.873
	kmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	T(°C)	435,1	140,0
H₂O	4.356	7.104.583	19.995.619	12.891.037			
TOTAL	4.356	7.104.583	19.995.619	12.891.037			

Balances de masa y energía Nodo B.

Ilustración 12



Por balance de energía, teniendo los flujos, temperaturas y composiciones se itera la temperatura de salida para que la suma de calores de igual a cero. A continuación se muestran los resultados obtenidos.

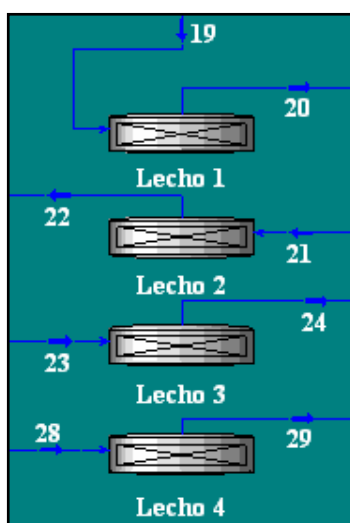
Tabla 20

BALANCE MASA Y ENERGIA NODO B				
FLUJO ENTRADA H ₂ SO ₄		ΔH		
	470	T° (°C)	Kcal/h	
SO₂	568	kmol/h	2.843.391	
O₂	524	kmol/h	1.760.140	
N₂	4.121	kmol/h	13.144.797	

TOTAL	5.213		17.748.328	
FLUJO ENTRADA SO ₂			ΔH	
	265	T° (°C)	Kcal/h	
SO ₂	141	kmol/h	363.412	
O ₂	186	kmol/h	328.270	
N ₂	1.460	kmol/h	2.474.308	
TOTAL	1.787		3.165.990	
FLUJO SALIDA H ₂ SO ₄			ΔH	
	419	T° (°C)	Kcal/h	
SO ₂	709	kmol/h	3.112.545	
O ₂	709	kmol/h	2.099.284	Q
N ₂	5.581	kmol/h	15.702.489	Kcal/h
TOTAL	6.999		20.914.318	0

Balances de masa y energía de los cuatro lechos del reactor.

Ilustración 13



Con los valores conocidos de reacción de cada lecho, el balance de energía y de masa se realiza como se muestra a continuación,

Tabla 21

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 1									
	Conversión global	60,0%				Temperatura Salida			°C
	Conversión parcial	60,0%							597,1
	Temperatura Entrada	419,0							
		ENTR A	REACCION A	PRODUC E	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	ΔH Reacción	Q
Especi e	%	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO₂	10%	709	426	0	284	3.112.545	1.863.353	30.175.127	28.925.935
SO₃	0%	0	0	426	426	0	3.820.739	-40.228.081	-36.407.342
O₂	10%	709	213	0	497	2.099.284	2.171.972	0	72.688
N₂	80%	5.581	0	0	5.581	15.702.489	23.111.208	0	7.408.719
	100 %	7.000			6.787	20.914.318	30.967.272	-10.052.954	0

Tabla 22

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 2									
	Conversión global	25,0%				Temperatura Salida			°C
	Conversión parcial	62,5%							514,4
	Temperatura Entrada	440,0							
		ENTR A	REACCION A	PRODUCE	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	ΔH Reacción	Q
Especi e	%	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO₂	4%	284	177	0	106	1.316.662	589.978	12.572.969	11.846.286
SO₃	6%	426	0	177	603	2.681.749	4.555.820	-16.761.700	-14.887.629
O₂	7%	497	89	0	408	1.551.237	1.514.041	0	-37.196
N₂	82%	5.581	0	0	5.581	16.564.588	19.643.128	0	3.078.539
	100 %	6.787			6.699	22.114.237	26.302.967	-4.188.731	0

Tabla 23

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 3									
	Conversión global	8,0%				Temperatura Salida			°C
	Conversión parcial	53,3%							453,9
	Temperatura Entrada	430,0							
		ENTR A	REACCION A	PRODUC E	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	ΔH Reacción	Q
Especie	%	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO₂	2%	106	57	0	50	480.926	238.775	4.023.350	3.781.199
SO₃	9%	603	0	57	660	3.698.454	4.310.679	- 5.363.744	- 4.751.520
O₂	6%	408	28	0	380	1.242.195	1.227.190	0	-15.004
N₂	83%	5.581	0	0	5.581	16.153.324	17.138.649	0	985.325
	100 %	6.699			6.670	21.574.899	22.915.293	- 1.340.394	0

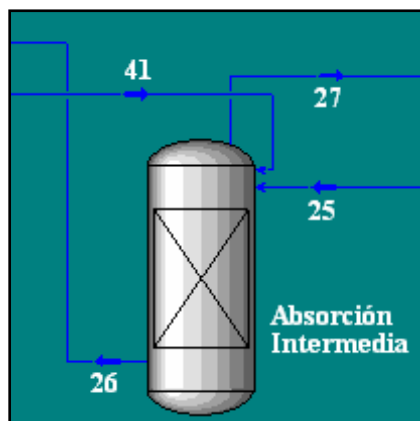
Tabla 24

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 4									
	Conversión global	6,7%				Temperatura Salida			°C
	Conversión parcial	95,7%							435,1
	Temperatura	410,0							
		ENTR A	REACCION A	PRODUC E	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	ΔH Reacción	Q
Especie	%	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO₂	1%	50	48	0	2	212.506	9.748	3.369.556	3.166.798
SO₃	0%	0	0	48	48	0	295.537	- 4.492.136	- 4.196.598
O₂	6%	380	24	0	356	1.096.315	1.097.534	0	1.219
N₂	93%	5.581	0	0	5.581	15.332.692	16.361.274	0	1.028.581
	100 %	6.011			5.987	16.641.513	17.764.093	- 1.122.580	0

Las celdas en rojo son el valor de las temperaturas de salida, las cuales se iteran en cada lecho para que el calor total de reacción sea cero, ya que se consideró que cada lecho es adiabático.

Balances de masa y energía torre de absorción intermedia.

Ilustración 14



El objetivo de esta torre es transformar el SO_3 producido en los tres primeros lechos en ácido sulfúrico al 98.5%, dejando el flujo 27, prácticamente libre de SO_3 , para así lograr una mejor eficiencia en el lecho 4. Para absorber el SO_3 , se utiliza ácido sulfúrico al 97%.

Para el cálculo se considera una torre adiabática.

A continuación se muestran los cálculos en la siguiente tabla.

Tabla 25

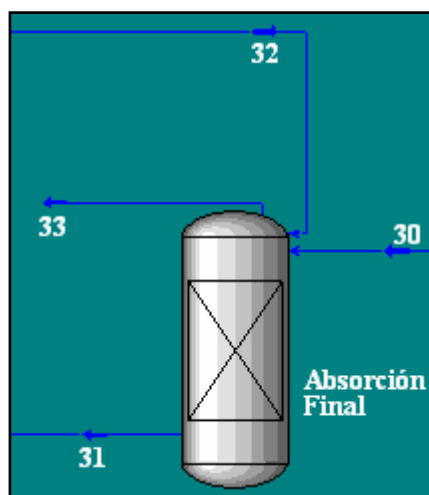
Conversión parcial		100,0%		Temperatura gas		96,0	
Concentración ácido diluido		97,0%		Temperatura ácido		132,3	
Temperatura gas		180,0		Concentración ácido concentrado		98,5%	
Temperatura ácido		85,0					
	ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
Especie	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO_2	50	0	0	50	80.277	35.339	-44.938
SO_3	660	660	0	0	1.413.409	0	60.940.116
O_2	380	0	0	380	427.959	192.848	-235.111
N_2	5.581	0	0	5.581	6.072.798	2.767.425	-3.305.373
Total	6.670	660	0	6.011	7.994.443	2.995.612	57.354.694
$\text{H}_2\text{O (l)}$	1408	660	0	748	1.527.693	1.455.317	44.965.803
H_2SO_4 (l)	8359	0	660	9.019	22.811.112	44.851.391	- 106.219.813
Total	9.767	660	660	9.767	24.338.805	46.306.708	-61.254.010

			Calor Mezclamiento	3.899.316
			Total Para Balance	0

En este caso se añade el calor de mezclamiento el cual es de 70539 kcal/h para estas condiciones. En este caso también la celda roja es el valor iterado para lograr que el balance total de energía quede en cero.

Balances de masa y energía torre de absorción final.

Ilustración 15



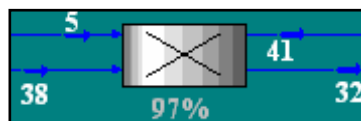
Al igual que la torre de absorción intermedia, esta torre tiene como objetivo retirar el SO_3 para convertirlo en ácido concentrado al 98,5%, pero esta vez el flujo de SO_3 es menor, pues es el flujo que proviene del lecho 4. Los balances de masa y energía se presentan a continuación.

Tabla 26

Conversión parcial		100,0%		Temperatura gas		96,9	
Concentración ácido diluido		97,0%		Temperatura ácido		105,0	
Temperatura gas		140,0		Concentración ácido concentrado		98,5%	
Temperatura ácido		85,0					
	ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE	ΔH Entrada	ΔH Salida	Q
Especie	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	kgmol/h	Kcal/h	Kcal/h	Kcal/h
SO_2	2	0	0	2	2.509	1.534	-975
SO_3	48	48	0	0	73.741	0	4.418.395
O_2	356	0	0	356	295.491	183.055	-112.435
N_2	5.581	0	0	5.581	4.494.153	2.801.959	-1.692.194
Total	5.987	48	0	5.939	4.865.894	2.986.548	2.612.790
$\text{H}_2\text{O (l)}$	101	48	0	54	110.042	78.040	3.212.684
H_2SO_4 (l)	602	0	48	650	1.643.112	2.383.111	-8.500.244
Total	704	48	48	704	1.753.153	2.461.151	-5.287.559
Calor Mezclamiento						6.979.753	
Total Para Balance						0	

Balance de masa al TK-97% de ácido diluido.

Tabla 27



En este caso se tienen los flujos de las corrientes, 5, 41 y 32, por lo tanto, por medio del balance global al equipo, se puede calcular el flujo 38, el cual representa la cantidad de ácido concentrado que se diluye para utilizarlo en las torres de absorción de SO₃.

$$n_5 + n_{38} = n_{41} + n_{32}.$$

Quedando,

$$1.901 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + n_{38} = 9.767 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + 704 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}.$$

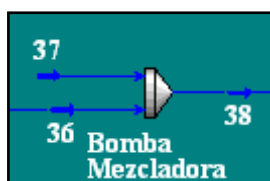
Resultando,

$$n_{38} = 8.569 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}.$$

De ácido diluido al 97%.

Balance de masa bomba mezcladora.

Ilustración 16



Con la ecuación de balance global, y con la ecuación de balance al agua, se logra obtener el valor de los flujos 36 y 37.

La fracción molar del H₂SO₄ equivalente es la siguiente:

$$0,97(\text{másico}) = 0,8599(\text{molar}).$$

$$0,985(\text{másico}) = 0,9234(\text{molar}).$$

$$n_{36} + n_{37} = 8.569 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}.$$

$$n_{36} \cdot (1 - 0,9234) + n_{37} = 8.569 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot (1 - 0,9234)$$

Resolviendo por el método de la matriz inversa tenemos que,

$$n_{36} = 7.942 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_{37} = 627 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Balance de masa al TK-98,5% de ácido diluido.

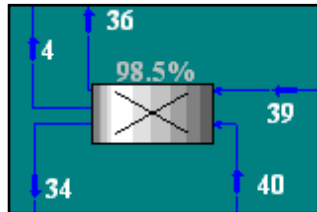


Ilustración 17

Para calcular el balance de masa del estanque receptor de ácido sulfúrico se puede resolver con el balance de masa global, ya que el único flujo desconocido es el flujo 34.

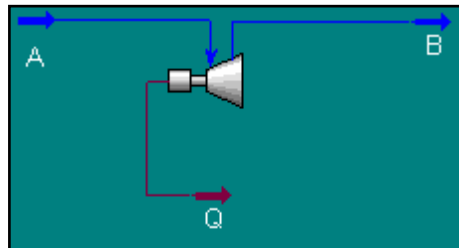
$$n_4 + n_{36} + n_{34} = n_{39} + n_{40}$$

$$1762 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + 7942 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + n_{34} = 9765 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + 703 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$n_{34} = 703 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Balance de masa a la turbina.

Ilustración 18



La turbina generadora, recibe el vapor que sale sobrecalentado de los intercambiadores del reactor. Este vapor llega a 498°C, y 10 [bar], con un flujo de 3211 [kmol/h]. y sale a una presión

de 0,5 [bar]. Por los datos de las tablas de vapor se calcula la energía entregada por la turbina asumiendo una turbina adiabática. A continuación se presentan los datos recopilados y calculados.

Tabla 28

BALANCE MASA Y ENERGIA TURBINA						
				Tablas Vapor		
			H_A (KJ/Kg)	3,417	$X_{v'}$	0,8893
			S_A (KJ/Kg·K)	6,875	H_B' (KJ/Kg)	2.391
H_2O	3.211	KMOL/HR	S_{BL} (KJ/Kg·K)	1,091	$(\Delta H)_s$ (KJ/Kg)	-1.026
T_A	497,8	°C	S_{BV} (KJ/Kg·K)	7,595	ΔH (KJ/Kg)	-820,9
P_A	60	Bar	H_{BL} (KJ/Kg)	340,6	HB (KJ/Kg)	2.596
P_B	0,5	Bar	H_{BV} (KJ/Kg)	2646	X_v	0,9784
η	80%	%			Potencia (MW)	13,19

ANEXO C

DATOS DE CALCULO DEL REACTOR

CALCULO DEL REQUERIMIENTO DE CATALIZADOR POR LECHO.

Para el cálculo de catalizador por lecho se consideraron los siguientes datos de entrada :

Tabla C1

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 1					
Conversión global		60.0%	Temperatura Entrada	420,0°C	
Conversión inicial		0	Temperatura Salida	598,1°C	
Conversión final		60.0 %			
		ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE
Especie	%	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
SO₂	10%	709	426	0	284
SO₃	0%	0	0	426	426
O₂	10%	709	213	0	497
N₂	80%	5.581	0	0	5.581
BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 2					
Conversión global		25%	Temperatura Entrada	440,0°C	
Conversión inicial		62.5%	Temperatura Salida	514.4°C	
Conversión final		87.5 %			
		ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE
Especie	%	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
SO₂	4%	284	177	0	106
SO₃	6%	426	0	177	603
O₂	7%	497	89	0	408
N₂	82%	5.581	0	0	5.581

Continuación Tabla C1

BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 3					
Conversión global		8%	Temperatura Entrada	430,0°C	
Conversión inicial		87.5%	Temperatura Salida	453.9°C	
Conversión final		95.5%			
		ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE
Especie	%	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
SO ₂	2%	106	57	0	50
SO ₃	9%	603	0	57	660
O ₂	6%	408	28	0	380
N ₂	83%	5.581	0	0	5.581
BALANCE MASA Y ENERGIA LECHO 4					
Conversión global		6.7%	Temperatura Entrada	410°C	
Conversión inicial		93%	Temperatura Salida	435°C	
Conversión final		99.7%			
		ENTRA	REACCIONA	PRODUCE	SALE
Especie	%	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
SO ₂	1%	50	48	0	2
SO ₃	0%	0	0	48	48
O ₂	6%	380	24	0	356
N ₂	93%	5.581	0	0	5.581
Tabla C.1. Condiciones de entrada.					

Tablas de conversión por lecho

Lecho 1

T Salida		€	PSO2	PSO3	PO2	PN2	SO2 Oxida	Kp(termo)	Kk	PSO2	PSO3	PO2	PN2	Kp (ec)	1/-rSO2	Razon (+1)	Razon (-1)
[R]	[K]																
1657,8	921,00	0,600	0,05	0,07	0,09	0,97	60,0%	5,07	2,5E-01	0,05	0,07	0,09	0,97	1,56	-5,8E+00		0,2
1674,0	929,97	0,573	0,05	0,07	0,09	0,97	57,3%	4,48	2,4E-01	0,05	0,07	0,09	0,97	1,40	-5,8E+00	0,2	0,2
1690,1	938,95	0,545	0,06	0,07	0,09	0,97	54,5%	3,97	2,3E-01	0,06	0,07	0,09	0,97	1,25	-5,8E+00	0,2	0,2
1706,3	947,92	0,518	0,06	0,06	0,09	0,97	51,8%	3,53	2,2E-01	0,06	0,06	0,09	0,97	1,12	-5,9E+00	0,2	0,2
1722,4	956,90	0,491	0,06	0,06	0,09	0,97	49,1%	3,14	2,0E-01	0,06	0,06	0,09	0,97	1,01	-6,0E+00	0,2	0,2
1738,6	965,87	0,464	0,07	0,06	0,09	0,97	46,4%	2,80	1,9E-01	0,07	0,06	0,09	0,97	0,91	-6,2E+00	0,2	0,2
1754,7	974,85	0,438	0,07	0,05	0,10	0,97	43,8%	2,50	1,7E-01	0,07	0,05	0,10	0,97	0,82	-6,4E+00	0,2	0,2
1770,9	983,82	0,413	0,07	0,05	0,10	0,96	41,3%	2,24	1,5E-01	0,07	0,05	0,10	0,96	0,74	-6,7E+00	0,2	0,2
1787,0	992,79	0,389	0,07	0,05	0,10	0,96	38,9%	2,01	1,4E-01	0,07	0,05	0,10	0,96	0,67	-7,1E+00	0,2	0,2
1803,2	1001,77	0,366	0,08	0,04	0,10	0,96	36,6%	1,81	1,3E-01	0,08	0,04	0,10	0,96	0,61	-7,6E+00	0,2	0,2
1819,3	1010,74	0,343	0,08	0,04	0,10	0,96	34,3%	1,63	1,1E-01	0,08	0,04	0,10	0,96	0,55	-8,2E+00	0,2	0,2
1835,5	1019,72	0,322	0,08	0,04	0,10	0,96	32,2%	1,48	9,9E-02	0,08	0,04	0,10	0,96	0,50	-8,9E+00	0,2	0,2
1851,6	1028,69	0,302	0,09	0,04	0,10	0,96	30,2%	1,33	8,7E-02	0,09	0,04	0,10	0,96	0,46	-9,7E+00	0,2	0,2
1867,8	1037,67	0,282	0,09	0,03	0,10	0,96	28,2%	1,21	7,6E-02	0,09	0,03	0,10	0,96	0,42	-1,1E+01	0,2	0,2
1884,0	1046,64	0,264	0,09	0,03	0,11	0,96	26,4%	1,10	6,6E-02	0,09	0,03	0,11	0,96	0,38	-1,2E+01	0,2	0,2
1900,1	1055,62	0,247	0,09	0,03	0,11	0,96	24,7%	1,00	5,7E-02	0,09	0,03	0,11	0,96	0,35	-1,3E+01	0,2	0,2
1916,3	1064,59	0,231	0,09	0,03	0,11	0,96	23,1%	0,91	4,9E-02	0,09	0,03	0,11	0,96	0,32	-1,5E+01	0,2	0,2
1932,4	1073,56	0,216	0,10	0,03	0,11	0,95	21,6%	0,83	4,2E-02	0,10	0,03	0,11	0,95	0,30	-1,7E+01	0,3	0,2
1948,6	1082,54	0,201	0,10	0,02	0,11	0,95	20,1%	0,76	3,6E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,27	-1,9E+01	0,3	0,3
1964,7	1091,51	0,188	0,10	0,02	0,11	0,95	18,8%	0,69	3,0E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,25	-2,2E+01	0,3	0,3
1980,9	1100,49	0,175	0,10	0,02	0,11	0,95	17,5%	0,64	2,6E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,23	-2,5E+01	0,3	0,3
1997,0	1109,46	0,164	0,10	0,02	0,11	0,95	16,4%	0,58	2,1E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,21	-2,9E+01	0,3	0,3
2013,2	1118,44	0,153	0,10	0,02	0,11	0,95	15,3%	0,54	1,8E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,20	-3,3E+01	0,4	0,3
2029,3	1127,41	0,143	0,10	0,02	0,11	0,95	14,3%	0,49	1,5E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,18	-3,9E+01	0,4	0,4
2045,5	1136,38	0,133	0,10	0,02	0,11	0,95	13,3%	0,45	1,2E-02	0,10	0,02	0,11	0,95	0,17	-4,6E+01	0,4	0,4
2061,6	1145,36	0,124	0,11	0,02	0,11	0,95	12,4%	0,42	1,0E-02	0,11	0,02	0,11	0,95	0,16	-5,4E+01	0,5	0,4
2077,8	1154,33	0,116	0,11	0,01	0,11	0,95	11,6%	0,39	8,4E-03	0,11	0,01	0,11	0,95	0,15	-6,3E+01	0,5	0,5
2094,0	1163,31	0,109	0,11	0,01	0,11	0,95	10,9%	0,36	6,9E-03	0,11	0,01	0,11	0,95	0,14	-7,5E+01	0,6	0,5
2110,1	1172,28	0,102	0,11	0,01	0,11	0,95	10,2%	0,33	5,6E-03	0,11	0,01	0,11	0,95	0,13	-9,0E+01	0,6	0,6
2126,3	1181,26	0,095	0,11	0,01	0,11	0,95	9,5%	0,31	4,6E-03	0,11	0,01	0,11	0,95	0,12	-1,1E+02	0,7	0,7
2142,4	1190,23	0,089	0,11	0,01	0,12	0,95	8,9%	0,29	3,7E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,11	-1,3E+02	0,8	0,7
2158,6	1199,21	0,083	0,11	0,01	0,12	0,95	8,3%	0,27	3,0E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,10	-1,5E+02	0,9	0,8
2174,7	1208,18	0,078	0,11	0,01	0,12	0,95	7,8%	0,25	2,4E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,10	-1,9E+02	1,0	0,9
2190,9	1217,15	0,073	0,11	0,01	0,12	0,95	7,3%	0,23	1,9E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,09	-2,3E+02	1,1	1,0
2207,0	1226,13	0,069	0,11	0,01	0,12	0,95	6,9%	0,21	1,6E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,09	-2,8E+02	1,3	1,2
2223,2	1235,10	0,064	0,11	0,01	0,12	0,95	6,4%	0,20	1,2E-03	0,11	0,01	0,12	0,95	0,08	-3,4E+02	1,4	1,3
2239,3	1244,08	0,061	0,11	0,01	0,12	0,95	6,1%	0,19	9,9E-04	0,11	0,01	0,12	0,95	0,08	-4,1E+02	1,6	1,5
2255,5	1253,05	0,057	0,11	0,01	0,12	0,95	5,7%	0,18	7,9E-04	0,11	0,01	0,12	0,95	0,07	-5,1E+02	1,9	3,3
2287,8	1271,00	0,050	0,11	0,01	0,12	0,95	5,0%	0,15	5,0E-04	0,11	0,01	0,12	0,95	0,06	-7,7E+02	5,1	38,3
4320,0	2400,00	0,001	0,12	0,00	0,12	0,94	0,1%	0,00	1,0E-18	0,12	0,00	0,12	0,94	0,00	-7,7E+02	38,3	
T Salida															Totales	62	57

Lecho 2

T Salida		€	PSO2	PSO3	PO2	PN2	SO2 Oxida	Kp(termo)	Kk	PSO2	PSO3	PO2	PN2	Kp (ec)	1/-rSO2	Razon (+1)	Razon (-1)
[R]	[K]																
1492.2	829.00	0.625	0,02	0,11	0,07	0,99	62,5%	20,95	2,1E-01	0,02	0,11	0,07	0,99	25,84	4,8E+02		-5,5
1496.1	831.19	0.613	0,02	0,11	0,07	0,99	61,3%	20,18	2,1E-01	0,02	0,11	0,07	0,99	24,87	4,6E+02	-5,3	-5,4
1500.1	833.38	0.602	0,02	0,11	0,07	0,99	60,2%	19,44	2,2E-01	0,02	0,11	0,07	0,99	23,94	4,4E+02	-5,2	-5,3
1504.0	835.58	0.590	0,02	0,10	0,07	0,99	59,0%	18,73	2,2E-01	0,02	0,10	0,07	0,99	23,05	4,3E+02	-5,1	-5,2
1508.0	837.77	0.578	0,02	0,10	0,07	0,99	57,8%	18,05	2,2E-01	0,02	0,10	0,07	0,99	22,20	4,1E+02	-5,0	-5,1
1511.9	839.96	0.565	0,02	0,10	0,07	0,99	56,5%	17,40	2,3E-01	0,02	0,10	0,07	0,99	21,39	4,0E+02	-4,9	-5,0
1515.9	842.15	0.553	0,02	0,10	0,07	0,99	55,3%	16,78	2,3E-01	0,02	0,10	0,07	0,99	20,60	3,8E+02	-4,8	-4,9
1519.8	844.35	0.540	0,02	0,10	0,07	0,99	54,0%	16,18	2,3E-01	0,02	0,10	0,07	0,99	19,86	3,7E+02	-4,7	-4,8
1523.8	846.54	0.527	0,02	0,10	0,07	0,98	52,7%	15,60	2,4E-01	0,02	0,10	0,07	0,98	19,14	3,6E+02	-4,6	-4,7
1527.7	848.73	0.514	0,02	0,10	0,07	0,98	51,4%	15,05	2,4E-01	0,02	0,10	0,07	0,98	18,45	3,5E+02	-4,6	-4,6
1531.7	850.92	0.500	0,02	0,10	0,08	0,98	50,0%	14,52	2,4E-01	0,02	0,10	0,08	0,98	17,79	3,4E+02	-4,5	-4,5
1535.6	853.12	0.487	0,03	0,10	0,08	0,98	48,7%	14,01	2,5E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	17,15	3,3E+02	-4,4	-4,5
1539.6	855.31	0.473	0,03	0,10	0,08	0,98	47,3%	13,53	2,5E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	16,55	3,2E+02	-4,3	-4,4
1543.5	857.50	0.459	0,03	0,10	0,08	0,98	45,9%	13,06	2,5E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	15,96	3,1E+02	-4,3	-4,3
1547.4	859.69	0.445	0,03	0,10	0,08	0,98	44,5%	12,61	2,6E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	15,40	3,0E+02	-4,2	-4,3
1551.4	861.88	0.431	0,03	0,10	0,08	0,98	43,1%	12,18	2,6E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	14,86	2,9E+02	-4,2	-4,2
1555.3	864.08	0.417	0,03	0,10	0,08	0,98	41,7%	11,76	2,6E-01	0,03	0,10	0,08	0,98	14,35	2,8E+02	-4,1	-4,1
1559.3	866.27	0.402	0,03	0,09	0,08	0,98	40,2%	11,36	2,6E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	13,85	2,8E+02	-4,0	-4,1
1563.2	868.46	0.387	0,03	0,09	0,08	0,98	38,7%	10,98	2,6E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	13,37	2,7E+02	-4,0	-4,0
1567.2	870.65	0.372	0,03	0,09	0,08	0,98	37,2%	10,61	2,6E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	12,92	2,6E+02	-3,9	-4,0
1571.1	872.85	0.357	0,03	0,09	0,08	0,98	35,7%	10,26	2,7E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	12,48	2,6E+02	-3,9	-3,9
1575.1	875.04	0.342	0,03	0,09	0,08	0,98	34,2%	9,91	2,7E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	12,05	2,5E+02	-3,8	-3,9
1579.0	877.23	0.327	0,03	0,09	0,08	0,98	32,7%	9,59	2,7E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	11,65	2,5E+02	-3,8	-3,8
1583.0	879.42	0.311	0,03	0,09	0,08	0,98	31,1%	9,27	2,7E-01	0,03	0,09	0,08	0,98	11,26	2,4E+02	-3,8	-3,8
1586.9	881.62	0.296	0,04	0,09	0,08	0,98	29,6%	8,97	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	10,88	2,4E+02	-3,7	-3,7
1590.9	883.81	0.280	0,04	0,09	0,08	0,98	28,0%	8,67	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	10,52	2,3E+02	-3,7	-3,7
1594.8	886.00	0.264	0,04	0,09	0,08	0,98	26,4%	8,39	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	10,17	2,3E+02	-3,6	-3,7
1598.7	888.19	0.248	0,04	0,09	0,08	0,98	24,8%	8,12	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	9,84	2,3E+02	-3,6	-3,6
1602.7	890.38	0.232	0,04	0,09	0,08	0,98	23,2%	7,86	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	9,51	2,2E+02	-3,6	-3,6
1606.6	892.58	0.216	0,04	0,09	0,08	0,98	21,6%	7,61	2,7E-01	0,04	0,09	0,08	0,98	9,20	2,2E+02	-3,5	-3,5
1610.6	894.77	0.200	0,04	0,08	0,08	0,98	20,0%	7,37	2,7E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	8,91	2,2E+02	-3,5	-3,5
1614.5	896.96	0.184	0,04	0,08	0,08	0,98	18,4%	7,14	2,7E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	8,62	2,1E+02	-3,5	-3,5
1618.5	899.15	0.167	0,04	0,08	0,08	0,98	16,7%	6,91	2,7E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	8,34	2,1E+02	-3,4	-3,5
1622.4	901.35	0.151	0,04	0,08	0,08	0,98	15,1%	6,69	2,7E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	8,07	2,1E+02	-3,4	-3,4
1626.4	903.54	0.134	0,04	0,08	0,08	0,98	13,4%	6,49	2,7E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	7,82	2,0E+02	-3,4	-3,4
1630.3	905.73	0.117	0,04	0,08	0,08	0,98	11,7%	6,28	2,6E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	7,57	2,0E+02	-3,4	-3,4
1634.3	907.92	0.101	0,04	0,08	0,08	0,98	10,1%	6,09	2,6E-01	0,04	0,08	0,08	0,98	7,33	2,0E+02	-3,3	-3,3
1638.2	910.12	0.084	0,05	0,08	0,08	0,98	8,4%	5,90	2,6E-01	0,05	0,08	0,08	0,98	7,10	2,0E+02	-3,3	-6,6
1646.1	914.50	0.050	0,05	0,08	0,09	0,97	5,0%	5,55	2,6E-01	0,05	0,08	0,09	0,97	6,67	1,9E+02	-6,5	-9,7
1657.8	921.00	0.000	0,05	0,07	0,09	0,97	0,0%	5,07	2,5E-01	0,05	0,07	0,09	0,97	6,08	1,9E+02	-9,7	
Totales																166	170

Lecho 3

T Salida																	
[R]	[K]	€	PSO2	PSO3	PO2	PN2	SO2 Oxida	Kp(termo)	Kk	PSO2	PSO3	PO2	PN2	Kp (ec)	1/-rSO2	Razon (+1)	Razon (-1)
1360,8	756,00	0,957	0,00	0,01	0,07	1,10	95,7%	82,95	6,0E-02	0,00	0,01	0,07	1,10	117,89	2,2E+03		-26,4
1383,2	768,46	0,945	0,00	0,01	0,07	1,10	94,5%	64,37	8,1E-02	0,00	0,01	0,07	1,10	90,93	1,5E+03	-17,5	-21,1
1405,7	780,92	0,931	0,00	0,01	0,07	1,10	93,1%	50,36	1,0E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	70,72	1,0E+03	-14,5	-17,3
1428,1	793,38	0,914	0,00	0,01	0,07	1,10	91,4%	39,71	1,3E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	55,44	7,4E+02	-12,4	-14,6
1450,5	805,85	0,894	0,00	0,01	0,07	1,10	89,4%	31,54	1,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	43,79	5,5E+02	-10,9	-12,6
1473,0	818,31	0,871	0,00	0,01	0,07	1,10	87,1%	25,23	1,9E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	34,84	4,2E+02	-9,7	-11,1
1495,4	830,77	0,845	0,00	0,01	0,07	1,10	84,5%	20,33	2,1E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	27,91	3,4E+02	-8,9	-9,9
1517,8	843,23	0,816	0,00	0,01	0,07	1,10	81,6%	16,48	2,3E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	22,50	2,8E+02	-8,2	-9,0
1540,2	855,69	0,783	0,00	0,01	0,07	1,10	78,3%	13,44	2,5E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	18,26	2,4E+02	-7,7	-8,3
1562,7	868,15	0,748	0,00	0,01	0,07	1,10	74,8%	11,03	2,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	14,90	2,1E+02	-7,3	-7,8
1585,1	880,62	0,710	0,00	0,01	0,07	1,10	71,0%	9,10	2,7E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	12,23	1,9E+02	-7,0	-7,3
1607,5	893,08	0,671	0,00	0,01	0,07	1,10	67,1%	7,55	2,7E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	10,10	1,7E+02	-6,7	-7,0
1630,0	905,54	0,630	0,00	0,01	0,07	1,10	63,0%	6,30	2,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	8,38	1,6E+02	-6,6	-6,7
1652,4	918,00	0,588	0,00	0,01	0,07	1,10	58,8%	5,28	2,5E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	6,99	1,5E+02	-6,4	-6,4
1674,8	930,46	0,546	0,00	0,01	0,07	1,10	54,6%	4,45	2,4E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	5,86	1,5E+02	-6,3	-6,3
1697,3	942,92	0,505	0,00	0,00	0,07	1,10	50,5%	3,77	2,2E-01	0,00	0,00	0,07	1,10	4,93	1,5E+02	-6,3	-6,1
1719,7	955,38	0,465	0,01	0,00	0,07	1,10	46,5%	3,20	2,0E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	4,17	1,6E+02	-6,3	-6,1
1742,1	967,85	0,426	0,01	0,00	0,07	1,10	42,6%	2,73	1,8E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	3,54	1,6E+02	-6,3	-6,0
1764,6	980,31	0,389	0,01	0,00	0,07	1,10	38,9%	2,34	1,6E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	3,02	1,7E+02	-6,4	-6,0
1787,0	992,77	0,354	0,01	0,00	0,07	1,10	35,4%	2,02	1,4E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	2,59	1,9E+02	-6,5	-6,1
1809,4	1005,23	0,322	0,01	0,00	0,07	1,10	32,2%	1,74	1,2E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	2,23	2,1E+02	-6,7	-6,2
1831,8	1017,69	0,292	0,01	0,00	0,07	1,10	29,2%	1,51	1,0E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	1,92	2,3E+02	-6,9	-6,4
1854,3	1030,15	0,264	0,01	0,00	0,07	1,10	26,4%	1,31	8,5E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,66	2,6E+02	-7,2	-6,6
1876,7	1042,62	0,239	0,01	0,00	0,07	1,10	23,9%	1,15	7,1E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,45	3,0E+02	-7,5	-6,9
1899,1	1055,08	0,215	0,01	0,00	0,07	1,10	21,5%	1,00	5,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,26	3,4E+02	-8,0	-7,2
1921,6	1067,54	0,194	0,01	0,00	0,07	1,10	19,4%	0,88	4,7E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,10	4,0E+02	-8,5	-7,7
1944,0	1080,00	0,176	0,01	0,00	0,07	1,10	17,6%	0,78	3,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,97	4,8E+02	-9,1	-8,2
1966,4	1092,46	0,158	0,01	0,00	0,07	1,10	15,8%	0,69	3,0E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,85	5,8E+02	-9,9	-8,9
1988,9	1104,92	0,143	0,01	0,00	0,07	1,10	14,3%	0,61	2,3E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,75	7,0E+02	-10,8	-9,7
2011,3	1117,38	0,129	0,01	0,00	0,07	1,10	12,9%	0,54	1,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,66	8,6E+02	-11,9	-10,7
2033,7	1129,85	0,117	0,01	0,00	0,07	1,10	11,7%	0,48	1,4E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,59	1,1E+03	-13,3	-11,9
2056,2	1142,31	0,106	0,01	0,00	0,07	1,10	10,6%	0,43	1,1E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,52	1,3E+03	-14,9	-13,4
2078,6	1154,77	0,096	0,01	0,00	0,07	1,10	9,6%	0,39	8,3E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,47	1,7E+03	-16,9	-15,1
2101,0	1167,23	0,087	0,01	0,00	0,07	1,10	8,7%	0,35	6,3E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,42	2,2E+03	-19,3	-17,3
2123,4	1179,69	0,079	0,01	0,00	0,07	1,10	7,9%	0,31	4,7E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,38	2,8E+03	-22,2	-19,9
2145,9	1192,15	0,072	0,01	0,00	0,07	1,10	7,2%	0,28	3,5E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,34	3,6E+03	-25,8	-23,1
2168,3	1204,62	0,065	0,01	0,00	0,07	1,10	6,5%	0,25	2,6E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,30	4,7E+03	-30,2	-27,1
2190,7	1217,08	0,060	0,01	0,00	0,07	1,10	6,0%	0,23	1,9E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,27	6,2E+03	-35,6	-30,7
2235,6	1242,00	0,050	0,01	0,00	0,07	1,10	5,0%	0,19	1,0E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,22	1,1E+04	-106,9	-529,3
3960,0	2200,00	0,001	0,01	0,00	0,07	1,10	0,1%	0,00	3,7E-16	0,01	0,00	0,07	1,10	0,00	1,1E+04	-529,3	
															Totales	1.063	998

Lecho 4

T Salida																		
[R]	[K]	ε	PSO2	PSO3	PO2	PN2	SO2 Oxida	Kp(termo)	Kk	PSO2	PSO3	PO2	PN2	Kp (ec)	1/rSO2	Razon (+1)	Razon (-1)	
1360,8	756,00	0,957	0,00	0,01	0,07	1,10	95,7%	82,95	6,0E-02	0,00	0,01	0,07	1,10	117,89	2,2E+03		-26,4	
1383,2	768,46	0,945	0,00	0,01	0,07	1,10	94,5%	64,37	8,1E-02	0,00	0,01	0,07	1,10	90,93	1,5E+03	-17,5	-21,1	
1405,7	780,92	0,931	0,00	0,01	0,07	1,10	93,1%	50,36	1,0E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	70,72	1,0E+03	-14,5	-17,3	
1428,1	793,38	0,914	0,00	0,01	0,07	1,10	91,4%	39,71	1,3E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	55,44	7,4E+02	-12,4	-14,6	
1450,5	805,85	0,894	0,00	0,01	0,07	1,10	89,4%	31,54	1,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	43,79	5,5E+02	-10,9	-12,6	
1473,0	818,31	0,871	0,00	0,01	0,07	1,10	87,1%	25,23	1,9E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	34,84	4,2E+02	-9,7	-11,1	
1495,4	830,77	0,845	0,00	0,01	0,07	1,10	84,5%	20,33	2,1E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	27,91	3,4E+02	-8,9	-9,9	
1517,8	843,23	0,816	0,00	0,01	0,07	1,10	81,6%	16,48	2,3E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	22,50	2,8E+02	-8,2	-9,0	
1540,2	855,69	0,783	0,00	0,01	0,07	1,10	78,3%	13,44	2,5E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	18,26	2,4E+02	-7,7	-8,3	
1562,7	868,15	0,748	0,00	0,01	0,07	1,10	74,8%	11,03	2,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	14,90	2,1E+02	-7,3	-7,8	
1585,1	880,62	0,710	0,00	0,01	0,07	1,10	71,0%	9,10	2,7E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	12,23	1,9E+02	-7,0	-7,3	
1607,5	893,08	0,671	0,00	0,01	0,07	1,10	67,1%	7,55	2,7E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	10,10	1,7E+02	-6,7	-7,0	
1630,0	905,54	0,630	0,00	0,01	0,07	1,10	63,0%	6,30	2,6E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	8,38	1,6E+02	-6,6	-6,7	
1652,4	918,00	0,588	0,00	0,01	0,07	1,10	58,8%	5,28	2,5E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	6,99	1,5E+02	-6,4	-6,4	
1674,8	930,46	0,546	0,00	0,01	0,07	1,10	54,6%	4,45	2,4E-01	0,00	0,01	0,07	1,10	5,86	1,5E+02	-6,3	-6,3	
1697,3	942,92	0,505	0,00	0,00	0,07	1,10	50,5%	3,77	2,2E-01	0,00	0,00	0,07	1,10	4,93	1,5E+02	-6,3	-6,1	
1719,7	955,38	0,465	0,01	0,00	0,07	1,10	46,5%	3,20	2,0E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	4,17	1,6E+02	-6,3	-6,1	
1742,1	967,85	0,426	0,01	0,00	0,07	1,10	42,6%	2,73	1,8E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	3,54	1,6E+02	-6,3	-6,0	
1764,6	980,31	0,389	0,01	0,00	0,07	1,10	38,9%	2,34	1,6E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	3,02	1,7E+02	-6,4	-6,0	
1787,0	992,77	0,354	0,01	0,00	0,07	1,10	35,4%	2,02	1,4E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	2,59	1,9E+02	-6,5	-6,1	
1809,4	1005,23	0,322	0,01	0,00	0,07	1,10	32,2%	1,74	1,2E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	2,23	2,1E+02	-6,7	-6,2	
1831,8	1017,69	0,292	0,01	0,00	0,07	1,10	29,2%	1,51	1,0E-01	0,01	0,00	0,07	1,10	1,92	2,3E+02	-6,9	-6,4	
1854,3	1030,15	0,264	0,01	0,00	0,07	1,10	26,4%	1,31	8,5E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,66	2,6E+02	-7,2	-6,6	
1876,7	1042,62	0,239	0,01	0,00	0,07	1,10	23,9%	1,15	7,1E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,45	3,0E+02	-7,5	-6,9	
1899,1	1055,08	0,215	0,01	0,00	0,07	1,10	21,5%	1,00	5,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,26	3,4E+02	-8,0	-7,2	
1921,6	1067,54	0,194	0,01	0,00	0,07	1,10	19,4%	0,88	4,7E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	1,10	4,0E+02	-8,5	-7,7	
1944,0	1080,00	0,176	0,01	0,00	0,07	1,10	17,6%	0,78	3,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,97	4,8E+02	-9,1	-8,2	
1966,4	1092,46	0,158	0,01	0,00	0,07	1,10	15,8%	0,69	3,0E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,85	5,8E+02	-9,9	-8,9	
1988,9	1104,92	0,143	0,01	0,00	0,07	1,10	14,3%	0,61	2,3E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,75	7,0E+02	-10,8	-9,7	
2011,3	1117,38	0,129	0,01	0,00	0,07	1,10	12,9%	0,54	1,8E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,66	8,6E+02	-11,9	-10,7	
2033,7	1129,85	0,117	0,01	0,00	0,07	1,10	11,7%	0,48	1,4E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,59	1,1E+03	-13,3	-11,9	
2056,2	1142,31	0,106	0,01	0,00	0,07	1,10	10,6%	0,43	1,1E-02	0,01	0,00	0,07	1,10	0,52	1,3E+03	-14,9	-13,4	
2078,6	1154,77	0,096	0,01	0,00	0,07	1,10	9,6%	0,39	8,3E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,47	1,7E+03	-16,9	-15,1	
2101,0	1167,23	0,087	0,01	0,00	0,07	1,10	8,7%	0,35	6,3E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,42	2,2E+03	-19,3	-17,3	
2123,4	1179,69	0,079	0,01	0,00	0,07	1,10	7,9%	0,31	4,7E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,38	2,8E+03	-22,2	-19,9	
2145,9	1192,15	0,072	0,01	0,00	0,07	1,10	7,2%	0,28	3,5E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,34	3,6E+03	-25,8	-23,1	
2168,3	1204,62	0,065	0,01	0,00	0,07	1,10	6,5%	0,25	2,6E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,30	4,7E+03	-30,2	-27,1	
2190,7	1217,08	0,060	0,01	0,00	0,07	1,10	6,0%	0,23	1,9E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,27	6,2E+03	-35,6	-30,7	
2235,6	1242,00	0,050	0,01	0,00	0,07	1,10	5,0%	0,19	1,0E-03	0,01	0,00	0,07	1,10	0,22	1,1E+04	-106,9	-529,3	
3960,0	2200,00	0,001	0,01	0,00	0,07	1,10	0,1%	0,00	3,7E-16	0,01	0,00	0,07	1,10	0,00	1,1E+04	-529,3		
															Totales	1.063	998	

Los valores calculados en las tablas se obtienen de la resolución de las siguientes ecuaciones

$$K_p = \exp\left(\frac{42,311}{RT} - 11,24\right)$$
$$k = \exp\left(\frac{-176,008}{T} - (110,1 \cdot \ln(T) + 912,8)\right)$$
$$-r_{SO_2} = k \sqrt{\frac{P_{SO_2}}{P_{SO_3}}} \left[P_{SO_2} - \left(\frac{P_{SO_3}}{K_p \cdot P_{SO_3}} \right)^2 \right]$$