



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**TESIS MANCOMUNADA**

**PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE**  
**RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS**  
**PARA LA REFINERÍA "INGENIERO HÉCTOR R. LARA SOSA" DE**  
**CADEREYTA, N.L.**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**  
**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTAN**

**JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA**

**JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN**



**CIUDAD.UNIVERSITARIA,.CDMX. 2017**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:**      **Profesor: JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ**

**VOCAL:**              **Profesor: MILTON THADEU GARCIA MEDEIROS DE  
OLIVEIRA**

**SECRETARIO:**      **Profesor: LETICIA VALLE ARIZMENDI**

**1er. SUPLENTE:**    **Profesor: JOSE LUIS LOPEZ CERVANTES**

**2° SUPLENTE:**      **Profesor: LUIS ANGEL MORENO AVENDAÑO**

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: FACULTAD DE QUÍMICA,  
UNAM**

### **ASESOR DEL TEMA:**

**José Antonio Ortiz Ramírez**

### **SUSTENTANTES:**

**José Luis Aguilar Mejía**

**José Julián Barquera Guzmán**

# Índice

<b>ÍNDICE</b>	<b>3</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>8</b>
<b>OBJETIVOS</b>	<b>10</b>
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN</b>	<b>11</b>
1.1. PROCESO SÚPER CLAUS	13
1.2. SOFTWARE ASPEN 8.8	14
1.3. AZUFRE	15
1.3.1. HOJA DE SEGURIDAD DEL AZUFRE (DATOS DE PEMEX)	16
1.3.2. DIAGRAMA DE FASES DEL AZUFRE	17
1.4. NORMATIVIDAD DE EMISIÓN DE SO <sub>2</sub>	18
<b>CAPÍTULO 2. LOCALIZACIÓN</b>	<b>22</b>
2.1. ACOTACIÓN GEOGRÁFICA	22
2.2. LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA	23
2.3. ESTUDIO DE VIENTOS	23
2.4. DISEÑO 3D DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE	24
<b>CAPÍTULO 3. EVALUACIÓN TECNOLÓGICA</b>	<b>26</b>
3.1. MÉTODOS DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE.	26
3.1.1. RECUPERACIÓN DE AZUFRE POR EL MÉTODO DE CLAUS	26
3.1.2. AMOCO - OXIDACIÓN DIRECTA Y RECUPERACIÓN DE AZUFRE	28
3.1.3. LO-CAT RECUPERACIÓN DE AZUFRE	29
3.1.4. RECUPERACIÓN DE AZUFRE SELECTOX	32
3.2. CRITERIOS DE SELECCIÓN	34
<b>CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD</b>	<b>35</b>



<b>4.1. ALIMENTACIONES</b>	<b>36</b>
4.1.1. RESULTADOS	36
<b>4.2. CAPACIDAD MÍNIMA</b>	<b>40</b>
<b>4.3. CAPACIDAD MÁXIMA</b>	<b>41</b>
<b>CAPÍTULO 5. BASES DE DISEÑO</b>	<b>42</b>
<b>5.1. GENERALIDADES</b>	<b>42</b>
<b>5.2. FUNCIONES DE LA PLANTA</b>	<b>42</b>
<b>5.3. TIPO DE PROCESO</b>	<b>44</b>
<b>5.4. CINÉTICA</b>	<b>44</b>
5.4.1. CINÉTICA EN ETAPA TÉRMICA	44
5.4.2. CINÉTICA EN ETAPA CATALÍTICA	47
5.4.3. CONFIGURACIÓN DE CINÉTICA EN ASPEN	49
<b>5.5. CAPACIDAD DE PLANTA</b>	<b>51</b>
5.5.1. CAPACIDAD MÍNIMA	51
5.5.2. CAPACIDAD MÁXIMA	51
<b>5.6. ESPECIFICACIONES AL LÍMITE DE BATERÍA</b>	<b>51</b>
5.6.1. DETERMINACIÓN DE EQUIPOS PRINCIPALES	51
5.6.2. ESPECIFICACIONES DE ALIMENTACIONES Y PRODUCTOS DE PROCESO	52
<b>5.7. NORMATIVIDAD VIGENTE PARA EL PRODUCTO</b>	<b>53</b>
5.7.1. NORMATIVIDAD APLICABLE AL MANEJO DE AZUFRE:	54
5.7.2. NORMATIVIDAD REFERENTE A LA PROTECCIÓN AMBIENTAL:	54
5.7.3. NORMATIVIDAD REFERENTE A SALUD, SEGURIDAD E HIGIENE:	54
<b>5.8. AGENTES QUÍMICOS (COMBUSTIBLE, MEZCLA ALIMENTADA, CATALIZADORES)</b>	<b>55</b>
5.8.1. CATALIZADOR	57
<b>5.9. SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>57</b>
5.9.1. VAPOR DE MEDIA Y ALTA PRESIÓN.	57
5.9.2. AGUA	58
5.9.3. FLAMA	58
<b>5.10. ALMACENAMIENTO</b>	<b>58</b>
<b>5.11. TRATAMIENTO DE DESECHOS</b>	<b>59</b>
5.11.1. EMISIONES A LA ATMÓSFERA	59

<b>CAPÍTULO 6. CRITERIOS DE DISEÑO</b>	<b>60</b>
6.1. COMPRESIÓN	60
6.2. SEPARACIÓN	60
6.3. REACCIÓN	60
6.4. FURNACE	61
6.5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	61
6.5.1. TEMPERATURAS	61
6.6. INTERCAMBIADORES DE CALOR	62
6.6.1. CALENTAMIENTO	62
6.6.2. ENFRIADORES	62
6.7. QUEMADOR	63
<b>CAPÍTULO 7. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO</b>	<b>64</b>
<b>CAPÍTULO 8. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA</b>	<b>68</b>
8.1. TABLA DE CORRIENTES	68
8.2. EMISIONES A LA ATMÓSFERA	73
8.3. UTILIDADES	73
8.3.1. AGUA DE ENFRIAMIENTO	73
8.3.2. VAPOR DE ALTA PRESIÓN	74
8.3.3. VAPOR DE MEDIA	74
8.3.4. FLAMA	74
<b>CAPÍTULO 9. DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR</b>	<b>75</b>
9.1. SEPARADORES	75
9.2. INTERCAMBIADORES	75
9.3. COMPRESOR	83
9.4. REACCIÓN	83
<b>CAPÍTULO 10. DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN</b>	<b>85</b>
<b>CAPÍTULO 11. FILOSOFÍA BÁSICA DE OPERACIÓN</b>	<b>89</b>
11.1. SECCIÓN TÉRMICA	89

11.1.1. ALIMENTACIÓN DE AGUAS AMARGAS	89
11.1.2. ALIMENTACIÓN DE GAS NATURAL.	89
11.1.3. ALIMENTACIÓN DE AIRE.	90
<b>11.2. SECCIÓN DE REACCIÓN.</b>	<b>90</b>
11.2.1. FLUJO	90
11.2.2. R-01	90
11.2.3. R-02	91
11.2.4. R-03	91
11.2.5. TEMPERATURA	91
<b>11.3. SECCIÓN DE SEPARACIÓN</b>	<b>92</b>
11.3.1. SEPARADOR V-01	92
11.3.2. SEPARADOR V-02	92
11.3.3. SEPARADOR V-03	92
11.3.4. SEPARADOR V-04	93
<b>11.4. SECCIÓN DE BOMBAS</b>	<b>93</b>
<b>11.5. ARRANQUE Y PARO DE PLANTA (EXTRAÍDO Y REESCRITO DE D'HAËNE, PAUL Y CICERONE, DOUG, 2011):</b>	<b>93</b>
11.5.1. ARRANQUE	93
11.5.2. PARO DE PLANTA	101
<b><u>CAPÍTULO 12. CONCLUSIONES</u></b>	<b><u>104</u></b>
<b><u>ANEXO A</u></b>	<b><u>105</u></b>
<b>A.1. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE TEMPERATURA DE LOS REACTORES</b>	<b>105</b>
<b><u>ANEXO B</u></b>	<b><u>113</u></b>
<b><u>ANEXO C</u></b>	<b><u>125</u></b>
<b>C.1. E-01</b>	<b>125</b>
<b>C.2. E-02</b>	<b>126</b>
<b>C.3. E-03</b>	<b>127</b>
<b>C.4. E-04</b>	<b>128</b>
<b>C.5. E-05</b>	<b>129</b>
<b>C.6. E-06</b>	<b>130</b>

<b>C.7. E-07</b>	<b>131</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>132</b>
<b>NORMAS</b>	<b>132</b>
<b>ARTÍCULOS</b>	<b>132</b>
<b>LIBROS</b>	<b>133</b>

## Resumen

Dentro de las industrias que emiten compuestos nocivos, se encuentra de manera importante la de refinación de Petróleo, la cual tiene como uno de sus principales compuestos contaminantes al Sulfuro de Hidrógeno ( $H_2S$ ). Este compuesto en la atmósfera se puede oxidar produciendo dióxido de azufre ( $SO_2$ ).

El tema de esta tesis tiene como principal objetivo presentar una propuesta para resolver dicha problemática, enfocando el estudio al tratamiento del azufre proveniente de las aguas amargas resultantes del proceso de hidrosulfuración de hidrocarburos, proceso previo al que se lleva a cabo en la Planta Recuperadora de Azufre. Dicho tratamiento fue realizado mediante el proceso de "Straight Through Claus". La propuesta de Ingeniería Básica para el proceso se realizó mediante una simulación en el Software "ASPEN PLUS 8.8".

Con el fin de que la planta operara en condiciones óptimas para obtener los resultados descritos, se procedió a estudiar las bases del proceso en cuestión, y se procedió a detallar las características y criterios de los equipos correspondientes.

A partir del uso de dicho programa se obtuvieron resultados de balance de materia y energía, los cuales, tras el uso de la herramienta de sensibilidad del mismo, optimizaron recursos y minimizaron el impacto ambiental. Se alcanzó un valor de recuperación de azufre del 98.66%, con una concentración de emisión de  $SO_2$  de 218.7 ppm. Para efectos de comparación, las condiciones actuales de operación de la planta, la recuperación se encuentra cerca del 90% con una concentración de emisión de  $SO_2$  que se ha encontrado entre 550 y 900 ppm.

El flujo de producción de azufre obtenido fue de 2,759 kg/h, mientras que los recursos utilizados de flujo de aire y de flujo de gas natural fueron de 16,840 y 534 kg/h, respectivamente.

Posteriormente, quedó descrito el proceso en un Diagrama de Flujo de Proceso.

Por último, con el uso del mismo software, se logró efectuar un dimensionamiento preliminar de varios equipos, tras lo cual se elaboró un Diagrama de Tubería e

Instrumentación, finalizando con una breve descripción del mismo como parte de nuestra filosofía de operación.

Todo lo descrito aquí se encuentra de manera muy detallada en el presente trabajo, con tablas, gráficas, ecuaciones y diagramas, los cuales resultan de vital importancia tanto para realizar como para describir el proceso en cuestión.

## Objetivos

- La presente tesis se enfocará en proponer la Ingeniería Básica de una Planta de Recuperación de Azufre, desarrollando cada uno de los siguientes puntos principales:
  - Localización de planta
  - Evaluación Tecnológica
  - Bases de Diseño
  - Criterios de Diseño
  - Diagramas de proceso (Diagrama de Flujo de Proceso, Diagrama de Tubería e Instrumentación)
  - Dimensionamiento preliminar de equipo
  - Filosofía de Operación
- Estudiar el tratamiento del azufre proveniente de las aguas amargas resultantes del proceso de hidrodesulfuración de hidrocarburos, mediante una evaluación de las distintas tecnologías existentes con el fin de encontrar la más idónea.
- Proponer un proceso para lograr disminuir las emisiones de SO<sub>2</sub> para que cumplan con la normatividad establecida por la SEMARNAT.
- Optimizar los recursos necesarios del proceso, al igual que obtener un valor óptimo de recuperación de azufre, el cual debe ser mayor a los límites determinados por la tecnología elegida.
- Describir el proceso en cuestión con el uso de un Diagrama de Flujo de Proceso (ingeniería conceptual) seguido de un Diagrama de Tubería e Instrumentación (ingeniería básica), mediante los cuales se englobe todo el trabajo realizado de manera concisa y breve.
- Redactar de manera clara y puntual una correcta filosofía de operación que facilite el entendimiento y la operación del proceso.

## CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

En la actualidad uno de los mayores retos a cumplir en el mundo de la industria de la Ingeniería Química es el abastecimiento de energéticos derivados de hidrocarburo cuidando el medio ambiente. Para lograr este objetivo es necesario el desarrollo de grandes proyectos ambientales en la industria petrolera.

Una de las principales emisiones contaminantes generadas por la industria de refinación de hidrocarburos es el dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), el cual genera afectaciones a la salud de las personas y un impacto importante en la calidad del aire.

Para llevar a cabo la regularización en México de emisiones de contaminantes en la atmósfera, se debe cumplir con la NOM-085-SEMARNAT-2011, que establece las cantidades máximas de emisión de SO<sub>2</sub>, además de otros tipos de contaminantes generados en el tratamiento de compuestos petrolíferos.

En los últimos años se ha logrado reducir de forma notable la emisión de SO<sub>2</sub> que se produce en los distintos complejos de PEMEX, siendo ésta la principal empresa nacional en la generación de productos petrolíferos y en generar emisiones al medio ambiente.

Emisiones	Emisiones a la atmósfera, Ton				Variación % 2008-2011
	2008	2009	2010	2011	
SOx	946,157	831,052	632,207	455,785	48.1%
TOTALES	1'124,599	1'005,498	782,923	627,483	

*Figura 1.1. Datos de Pemex, 2013*

Las principales fuentes de generación de SOx se localizan en las instalaciones del sur de país, destacando A.E. Cantarell y la Refinería de Salina Cruz. Al igual que la disminución en emisiones, una planta de recuperación de azufre representa una oportunidad de producción, ya que el azufre obtenido puede ser comercializado. Actualmente, cerca del total del azufre producido en el país es exportado. La refinería de Cadereyta se localiza al norte del país, siendo la más cercana a los EUA, ubicación idónea para la exportación del azufre, y, a su vez, se encuentra en el 5º lugar a nivel



nacional de emisión de contaminantes. Es de suma importancia la atención de la situación de esta refinería.

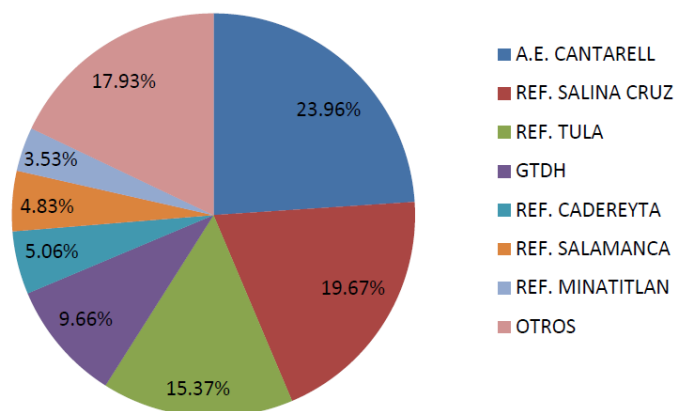


Figura 1.2. Distribución de emisiones de SOx a Nivel nacional, Pemex 2015

Uno de los objetivos planteados por PEMEX en los últimos años es la disminución de agentes contaminantes, teniendo como uno de los principales los efluentes de SOx. Lamentablemente, eso no ha sido posible en los años más recientes.

En 2014, se registró un aumento de 26% en las emisiones de óxidos de azufre (SOx), en contraste con una disminución del 2.1% en las emisiones de óxidos de nitrógeno (NOx). Este incremento obedeció al uso de nitrógeno para mejorar la producción de pozos en declinación y a la quema de gas amargo en la Región Marina Noroeste. En lo que se refiere a las emisiones de CO<sub>2</sub> éstas ascendieron a 45 millones de toneladas, 10.7% más que en 2013. El aumento en SOx y CO<sub>2</sub> responde a una mayor quema de gas amargo con alto contenido de nitrógeno en el Activo de Producción Ku-Maloob-Zaap al presentarse un incremento de la relación gas-aceite que afectó la capacidad de proceso y transporte de gas.

En 2015, las emisiones de óxidos de azufre (SOx) se incrementaron 20.8% respecto a las correspondientes a 2014, totalizando 732.9 Mt, y resultaron 356% superiores a la meta establecida en el Plan de Negocios 2014-2018. Este incremento fue producto de la quema de gas amargo en el Centro de Procesamiento de Gas Akal C7/C8 de PEP y por mantenimientos en las plantas de recuperación de azufre de los complejos

procesadores de gas Cactus y Ciudad Pemex, principalmente. Las emisiones de óxidos de nitrógeno (NOx) se incrementaron 5.4% comparativamente con el año anterior, dando un total de 116.2 Mt.

Todo esto nos obliga a tomar acciones fuertes y determinadas con el fin de disminuir las emisiones de SO<sub>2</sub> a sus límites permisibles, al igual que incrementar el porcentaje de recuperación de azufre, el cual se mantiene en un valor al límite o por debajo del mismo en todas sus refinerías.

**Emisiones a la atmósfera**  
(miles de toneladas/mes)

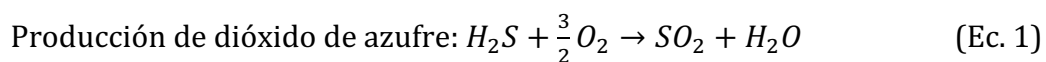
Emisiones	2014	2015	Var. (%)
Óxidos de azufre	50.6	61.1	20.8
Óxidos de nitrógeno	9.18	9.68	5.4
Bióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	3,748.6	3,548.3	-5.3

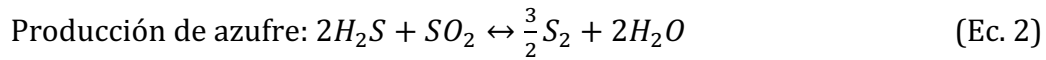
Figura 1.3. Tendencia de aumento de SOx, PEMEX 2015

### 1.1. Proceso Súper Claus

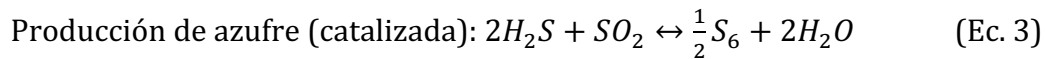
El tratamiento de las aguas amargas conlleva al uso de tecnología capaz de recuperar el azufre en su forma elemental para su posterior venta. Uno de los procesos utilizados hoy en día para el tratamiento de aguas amargas y recuperación de azufre es el proceso denominado Súper Claus.

El proceso Súper Claus consiste en dos secciones principales: sección o fase térmica y sección o fase catalítica. La fase térmica se lleva a cabo en un quemador a alta temperatura, alimentado por la corriente de aguas amargas y aire, con el fin de promover la oxidación del ácido sulfhídrico y la producción de azufre como reacciones principales:





La fase catalítica del proceso súper Claus tiene como principal función la oxidación del ácido sulfhídrico restante, así como la producción del azufre, con el fin de minimizar el desfogue de compuestos contaminantes a la atmósfera. El proceso catalítico se lleva a cabo en 3 reactores con la siguiente reacción principal:



Con la finalidad de desarrollar una propuesta de ingeniería básica de una planta de recuperación de azufre, se han elaborado los balances de materia y energía de todo el proceso Súper Claus para la refinería “Héctor R. Lara Sosa”, en Cadereyta, Nuevo León, así como un dimensionamiento preliminar.

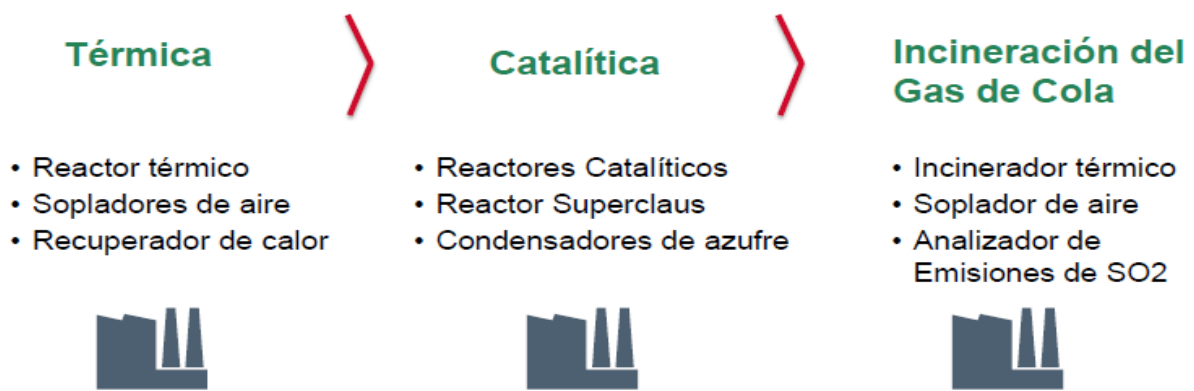


Figura 1.4. Proceso de recuperación de Azufre

## 1.2. Software Aspen 8.8

Para el desarrollo de los cálculos se utilizó el software de simulación Aspen Plus 8.8, el cual permite realizar los diferentes balances de materia y energía necesarios para la simulación de la planta. Contiene también distintas herramientas de optimización del proceso que permiten obtener los mejores parámetros y condiciones operativas. Estos parámetros son obtenidos mediante los datos químicos y termodinámicos contenidos en la base de datos de *Aspen Tech*, así como datos de la literatura ingresados al sistema para su mejor funcionamiento.

Como todo software de simulación, *Aspen Plus* necesita de la mayor cantidad de datos posibles para poder generar resultados lo más apegados a la realidad, por lo que, al momento de realizar la sección catalítica, se ingresaron las ecuaciones de velocidad relacionadas al catalizador utilizado en el proceso, así como ecuaciones cinéticas rigurosas para la simulación.

El simulador es una herramienta que permite obtener las mejores condiciones para operar el proceso. En este caso, ayuda a predecir las condiciones en las cuales se asegure una mayor recuperación de azufre en su fase elemental a una alta pureza, reduciendo el consumo energético, las emisiones regidas por las Normas Oficiales Mexicanas y optimizando la cantidad de recursos a utilizar, como son los servicios auxiliares (esto para reducir costos de producción).

### 1.3. Azufre

El objetivo principal del proceso Súper Claus, es la recuperación de azufre proveniente de aguas amargas. El azufre en su forma elemental es almacenado para su posterior comercialización.

El azufre es uno de los compuestos más abundantes en la naturaleza. Es un compuesto inorgánico, consta de 16 electrones en la configuración  $1s^2 2s^2 2p^6 3s^2 3p^4$ . Es el elemento que tiene mayor número de alótropos estables. Entre los alótropos más estables de azufre se encuentran alótropos cíclicos ( $S_8$ ,  $S_7$ ,  $S_9$ ,  $S_{12}$ ,  $S_6$ ). Las distintas condiciones de presión y temperatura forman diferentes fases del azufre, así como distintos acomodos moleculares. Los alótropos obtenidos en el proceso de Súper Claus son únicamente el  $S_2$  y el  $S_6$ , lo cual será explicado con mayor detenimiento más adelante.

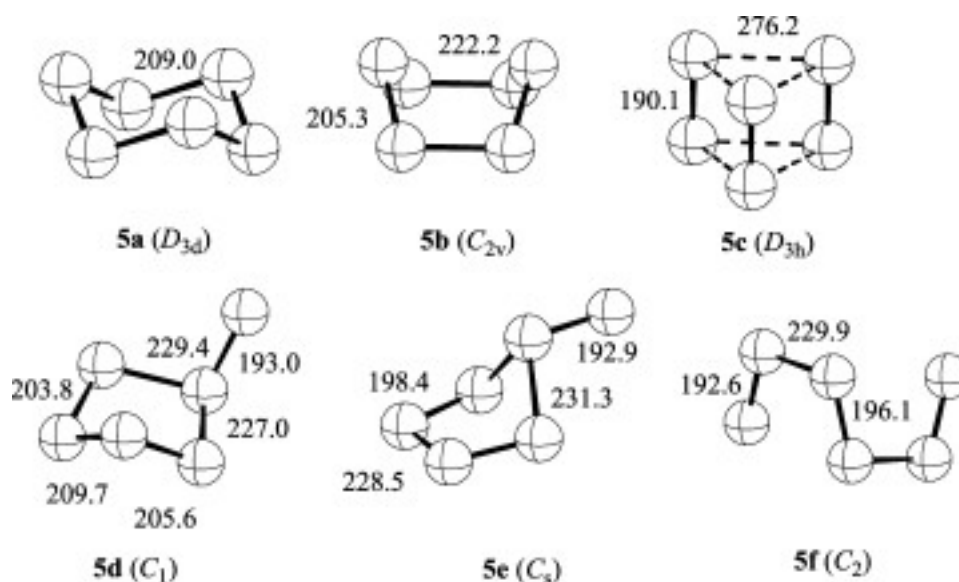
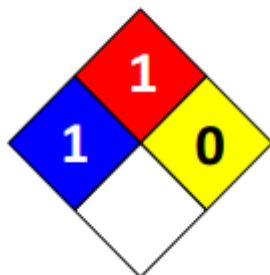


Figura 1.5. Geometría de varias isómeros de la molécula  $S_6$ , (Steudel, Ralf, 2005)

### 1.3.1. Hoja de seguridad del azufre (Datos de Pemex)



**No. CAS2:** 7704-34-9

**Nombre químico:** Azufre

**Nombre comercial:** Azufre

**Estado físico:** Sólido

**Clase de Riesgo de transporte SCT7:** Clase 4, "Sólidos inflamables"

Sinónimos: Azufre, piedra inflamable, flor de azufre

Descripción general del producto: No metal constituido por un solo elemento, el cual se obtiene de la oxidación del gas sulfhídrico que acompaña a los gases de las refinerías de petróleo. Abunda en estado natural y es de vasta aplicación (Hoja de seguridad Pemex, 2016).

Temperatura de ebullición (°C):	455
Temperatura de fusión (°C):	107 – 120 B
Temperatura de inflamación (°C):	160
Temperatura de auto ignición (°C):	232
Densidad:	2.1 g/cm <sup>3</sup>
Viscosidad cinemática @ 135°C:	ND
Poder calorífico (MJ/kg):	34.15 (mínimo)
Color:	Amarillo
Olor:	Característico al azufre
Velocidad de evaporación:	ND
Solubilidad en agua:	Insoluble
Presión de vapor (kPa):	ND
% de volatilidad:	NA
Límites de explosividad % vol. en el aire:	35 -1400 g/m <sup>3</sup>
Gravedad específica 20/4 °C:	ND

*Figura 1.7. Propiedades Físicas y químicas del azufre (Hoja de seguridad Pemex, 2016)*

### 1.3.2. Diagrama de fases del azufre

La literatura de la alotropía del azufre tiene la situación más compleja y problemática de todos los elementos. Hay muchas discrepancias sobre las estructuras del azufre a distintas presiones. De igual forma, las transiciones de fase son difíciles de detectar. En el diagrama de fases que se muestra en la figura 1.6. se observan temperaturas de

200, 400, 600 y 800 K. Los números romanos I-XII representan fases sólidas, mientras que las letras A-E significan distintas "fases" líquidas identificadas por análisis térmico.

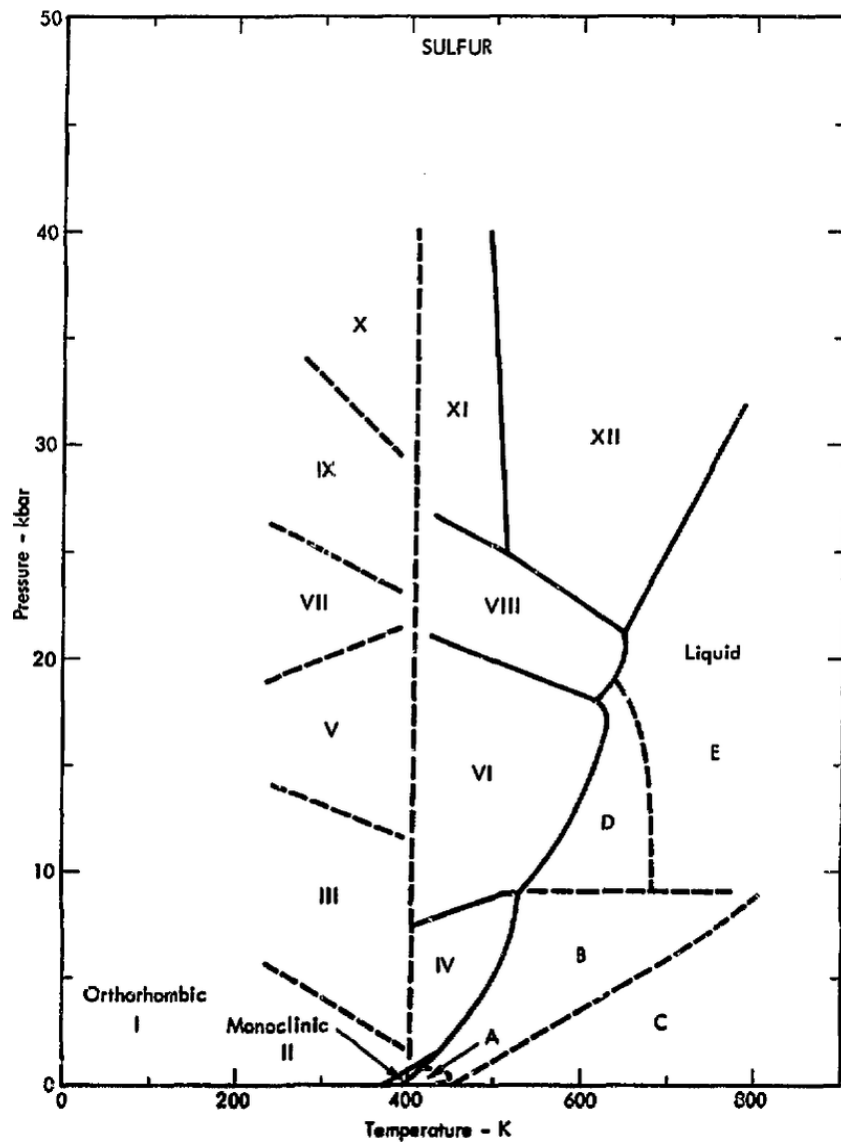


Figura 1.6. Diagrama de fases del azufre (Vezzoli, et. al., 1969)

#### 1.4. Normatividad de emisión de SO<sub>2</sub>.

La emisión de contaminantes como el SO<sub>2</sub> tiene consecuencia en el medio ambiente, ya que genera posteriormente lluvia ácida, la cual es perjudicial en diversos aspectos:

- Crea erosión en el suelo, lo cual provoca una gran afectación en los ciclos biológicos.

- Ocasiona acidez en el medio, afectando flora y fauna.

A su vez, la exposición prolongada a compuestos como el azufre también deterioran la salud de las personas, ocasionando efectos como:

- Dermatitis.
- Efectos sobre el tracto respiratorio, resultando en bronquitis crónica.
- El contacto prolongado de azufre en la piel, puede causar inflamación, resequedad, alergias, comezón, formación de grietas y riesgo de infección secundaria.

Los mecanismos mediante los cuales el SO<sub>2</sub> es oxidado en la atmósfera para convertirse en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> han sido ampliamente estudiados. Uno de ellos, es con la intervención de radicales producidos por mecanismos fotoquímicos. En condiciones de baja humedad, la reacción más importante es con el radical hidroxilo (HO·) (García G. 2016):



*Figura 1.8. Mecanismo de reacción del SO<sub>2</sub> con el radical hidroxilo*

Para regular la emisión de contaminantes que se generan, en México se establecen normas para la concentración máxima que se puede emitir al medio ambiente.

NOM-085-SEMARNAT-2011, Contaminación atmosférica - Niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición. Establece los niveles máximos permisibles de emisión de humo, partículas, monóxido de carbono (CO), bióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) y óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) de los equipos de combustión de calentamiento indirecto que utilizan combustibles convencionales o sus mezclas, con el fin de proteger la calidad del aire.



Para determinación de SO<sub>2</sub> y de opacidad en equipos nuevos mayores de 1000 GJ/h, deben poder realizar mediciones, calcular y almacenar promedios de lecturas en tiempos preestablecidos, por ejemplo, cada hora. Durante el tiempo de operación del equipo de combustión, se debe contar con al menos un 75% de datos validados. La operación de los SMCE debe apegarse a las prácticas de calidad previstas en su manual de operación y calibración.

NOM-148-SEMARNAT-2006, Contaminación atmosférica - Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo.

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

Estas normas ayudan a regular la calidad de aire, así como la calidad del medio ambiente, evitando la emisión sin control de contaminantes al medio.

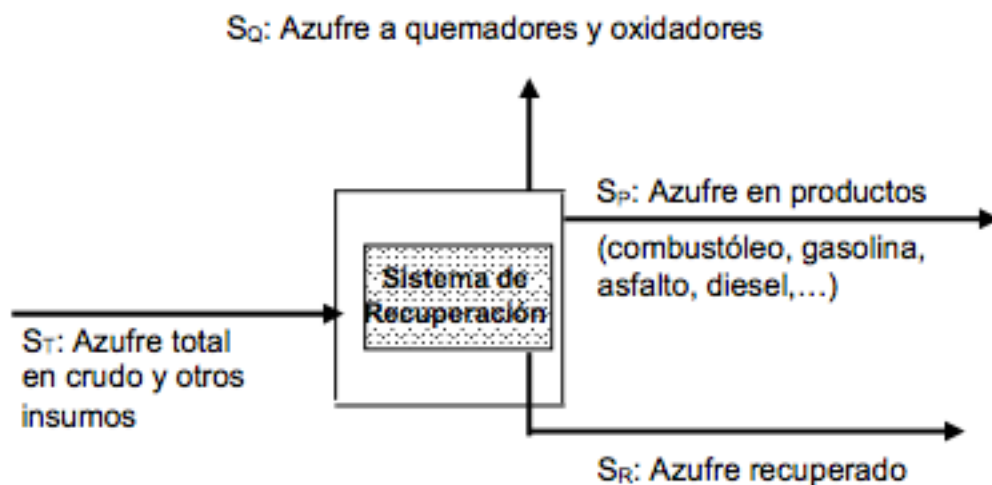


Figura 1.9. Balance de materia de recuperación de azufre (NOM 148, 2006)

$$ST = SP + SR + SQ \quad (\text{Ec. 9})$$

Dónde:

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

**SP = azufre en productos:** para obtenerlo se multiplica el volumen producido en un día por su peso específico y por la concentración promedio en peso de azufre.

**SR = azufre recuperado:** se determina cada 24 horas por medición directa en el almacén de producto; en el caso de fosas de almacenamiento de azufre, se determina mediante un sistema de medición de nivel electrónico o manual; se toma en cuenta la geometría de la fosa, la temperatura y la densidad para calcular el peso del azufre recuperado, en toneladas por día. En caso de haber extracciones de azufre para su envío a comercialización, se debe considerar el peso del azufre extraído en ese mismo periodo.

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

La recuperación de azufre se calcula diariamente mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Recuperación (\%)} = 100 \left( \frac{SR}{ST-SP} \right) \quad (\text{Ec. 10})$$

## CAPÍTULO 2. LOCALIZACIÓN

La planta se encontrará en la refinería de Pemex “Héctor R. Lara Sosa”, ubicada en el estado de Nuevo León.

En 1979 se inaugura la refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” con una capacidad de refinación de 100,000 barriles diarios.

### 2.1. Acotación Geográfica

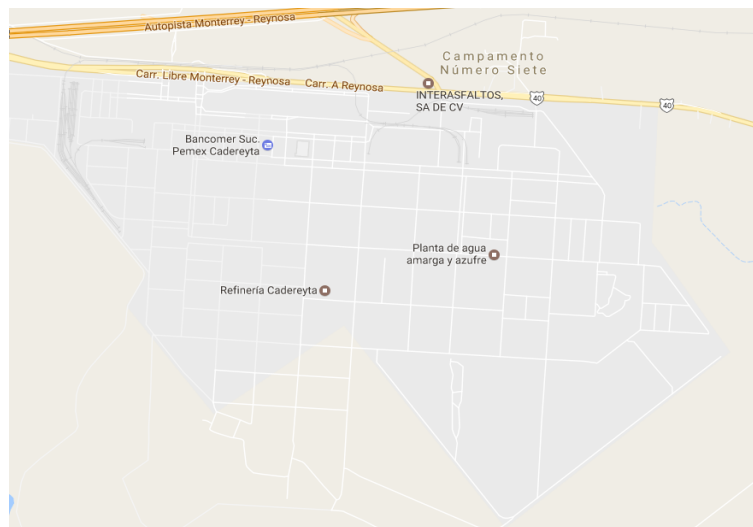


Figura 2.1. Mapa de satelital Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa”.

La planta contará con una superficie de 100 m de ancho por 200 de largo para construcción, dando un total de 20,000 m<sup>2</sup>.



Figura 2.2. Fotografía satelital de la planta “Ing. Héctor R. Lara Sosa”.

## 2.2. Localización Geográfica

La planta de recuperación de azufre se localizará en las coordenadas  $25^{\circ} 35' 23.34''$  N  $99^{\circ} 56' 35.34''$  O, dentro de la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa”.



*Figura 2.3. Localización geográfica de la refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa”.*

La planta de recuperación de azufre se encontrará a 4 km de distancia de la población urbana más cercana, la cual es la ciudad de Cadereyta, Nuevo León.

## 2.3. Estudio de vientos

Las condiciones ambientales consideradas son las siguientes:

- Velocidad máxima del viento: 9m/s
- Velocidad mínima del viento: 1 m/s
- Dirección del viento  $224^{\circ}$
- Temperatura del aire:  $45^{\circ}\text{C}$
- Humedad relativa: 90.0%

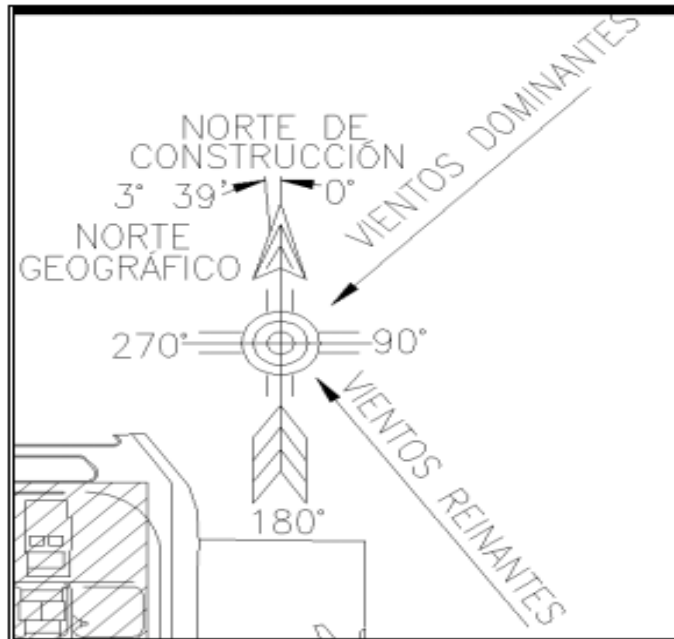
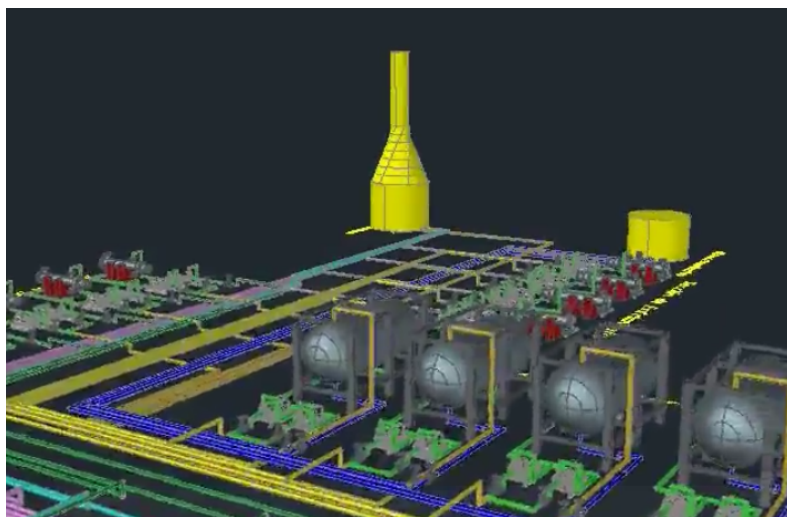


Figura 2.4. Dirección de vientos dominantes y reinantes en la localización de la planta de azufre.

#### 2.4. Diseño 3D de la planta de recuperación de azufre

Se realizó un diseño 3D de la planta de recuperación de azufre, esto con el fin de realizar una distribución preliminar de los equipos en el área de desarrollo dentro de la refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa".

Se utilizó AutoCAD 2016 como software para el diseño 3D de la planta.





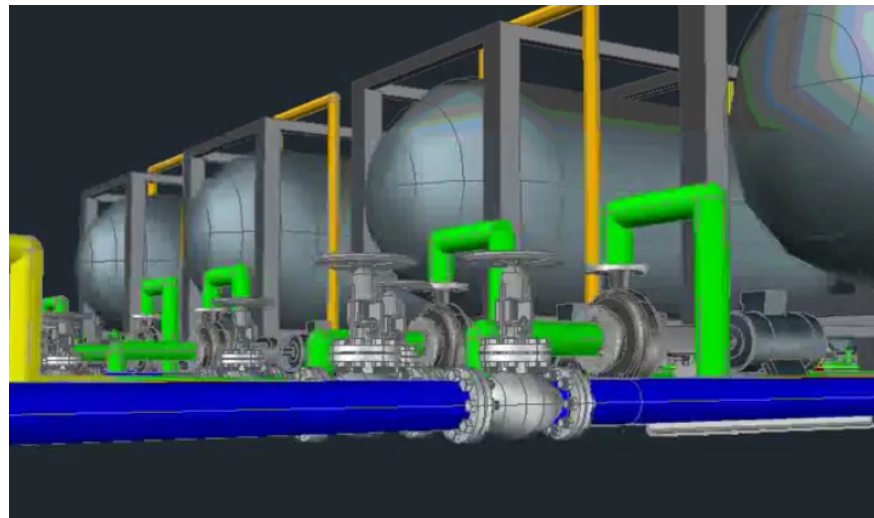
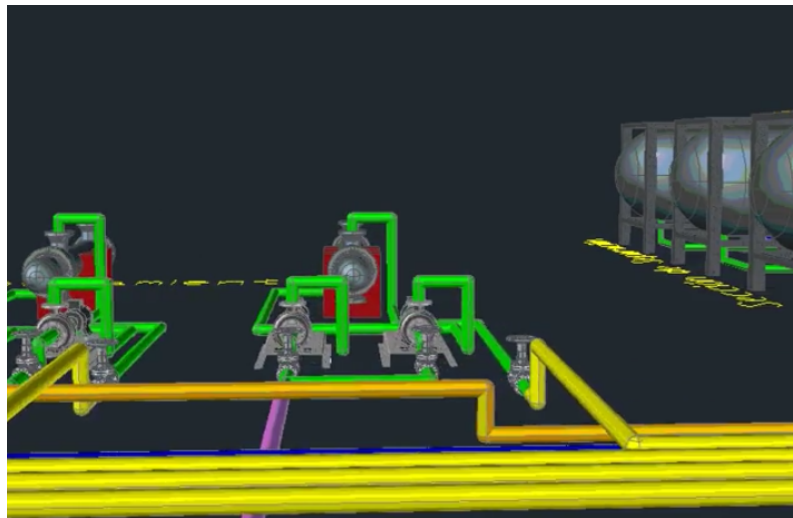
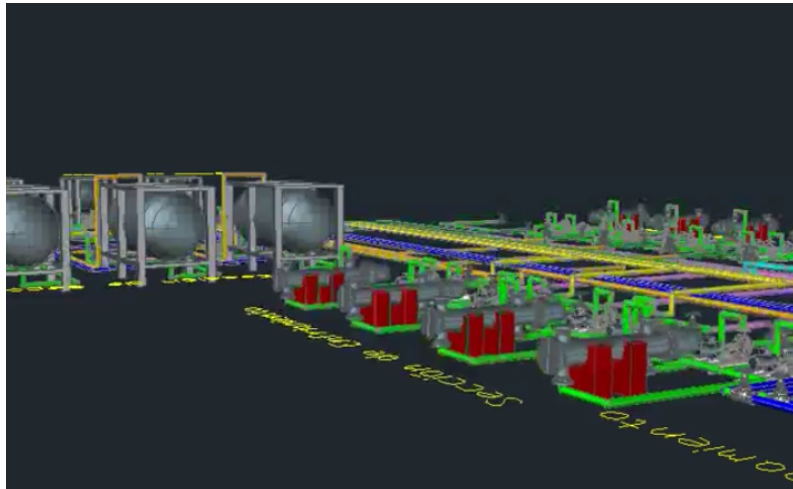


Figura 2.5. Vistas de la planta en AutoCAD 3D.

## CAPÍTULO 3. EVALUACIÓN TECNOLÓGICA

### 3.1. Métodos de recuperación de Azufre.

#### 3.1.1. Recuperación de Azufre por el Método de Claus

Es un proceso en fase gaseosa donde el H<sub>2</sub>S es parcialmente reaccionado formando SO<sub>2</sub>, posteriormente el resto de H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> es tratado con catalizadores de alúmina para formar azufre.

Condiciones: El gas alimentado está normalmente a presiones bajas. La temperatura de flama adiabática está entre los 850 a 1650 °C. El convertidor catalítico opera entre los 200 a 315 °C. Este proceso tiene algunas variaciones dependiendo la concentración de H<sub>2</sub>S.

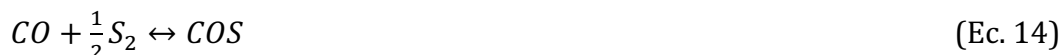
Para concentración de H<sub>2</sub>S menor al 50% masa: "Straight though Claus".

Aplicaciones: El proceso ha sido aplicado para recuperar azufre de varios tipos de gas con concentración de H<sub>2</sub>S mayor al 20% masa.

Las reacciones que toman parte en la fase térmica del proceso Claus pueden ser resumidas a la reacción principal:



Si la concentración de la alimentación de gas contiene en gran cantidad CO<sub>2</sub>, COS Y CS<sub>2</sub>, pueden ocurrir reacciones de formación de estos subproductos, tales como:



Todas estas reacciones involucran subproductos, y están simplificadas para los fines de este proyecto. Se enlistarán más adelante las condiciones de cada una de ellas.

La máxima conversión de H<sub>2</sub>S a azufre elemental es limitada por el equilibrio termodinámico.

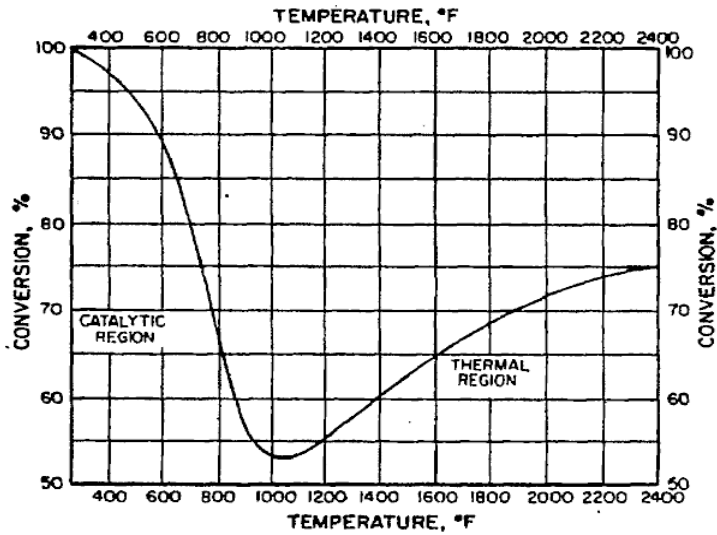


Figura 3.1. Cover A.E. (1985). Conversión teórica de H<sub>2</sub>S a azufre fase vapor

Las plantas típicas del proceso Claus tienen cuatro escenarios, los cuales consisten en una etapa térmica, seguida de tres etapas catalíticas.

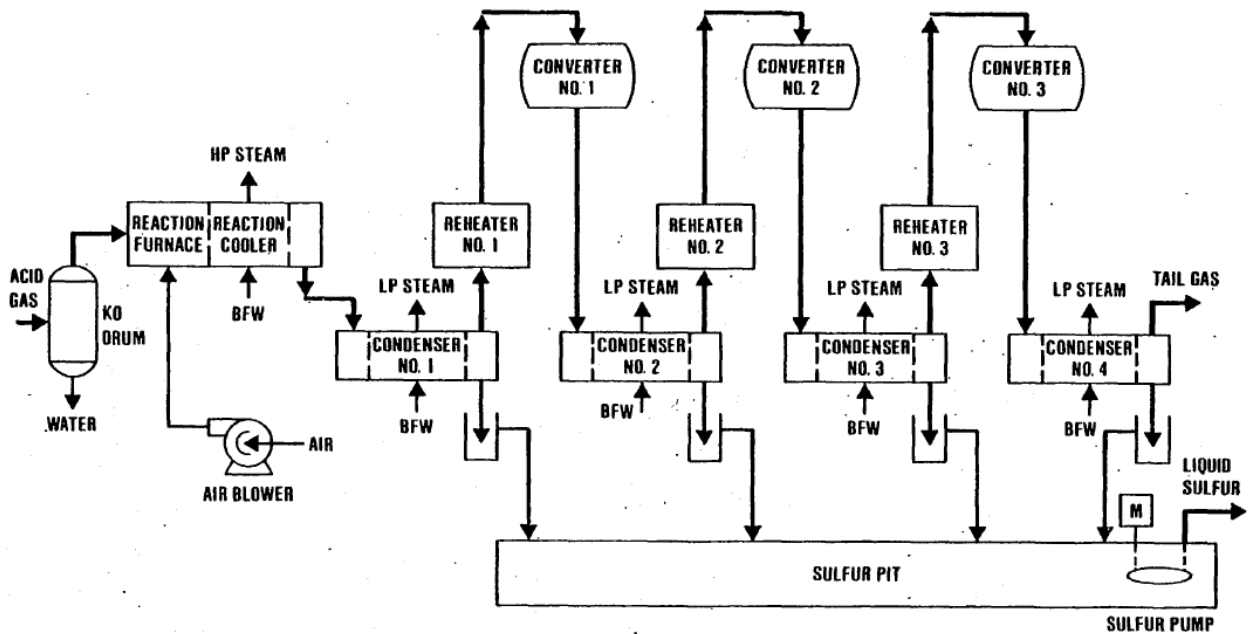


Figura 3.2. Cover A.E. (1985). Proceso Claus de recuperación de azufre de cuatro escenarios.



Ventajas:

- Está probado que el proceso es eficiente para la recuperación de azufre proveniente de vapor de gas ácido.

Desventajas:

- El proceso no es económicamente viable cuando la concentración de H<sub>2</sub>S es menor al 20% masa.
- La presencia de hidrocarburos más pesados que C<sub>3</sub>, pueden dirigir el mecanismo de reacción de la etapa catalítica hacia productos no deseados, disminuyendo la eficiencia de producción de azufre, así como su pureza y calidad.

### 3.1.2. AMOCO - Oxidación Directa y Recuperación de azufre

Un proceso catalítico en fase gaseosa donde el H<sub>2</sub>S es oxidado por aire en catalizador de alúmina, formando azufre.

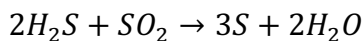
Condición: La presión de operación es cercana a la atmosférica. La máxima temperatura alcanzada en los reactores está entre los 218 y 282 °C. Las corrientes que contienen menos del 15% masa de H<sub>2</sub>S pueden ser procesadas.

Aplicación: El proceso ha sido aplicado para recuperar azufre de unidades de amina libres de gas.

La química de este proceso heterogéneo catalítico es muy similar al proceso Claus. En el primer reactor, H<sub>2</sub>S es oxidado a S y a SO<sub>2</sub> por el O<sub>2</sub>. De acuerdo con la cantidad de inyección del aire al reactor, ocurren las siguientes reacciones:



La oxidación parcial del H<sub>2</sub>S a azufre y agua predomina sobre la oxidación completa a SO<sub>2</sub> y agua. Los productos de la reacción mostrada en la Ec. 15 reaccionan con el H<sub>2</sub>S no reaccionado, llegando a un equilibrio y regresando a la Ec. 11.



(Ec. 11)

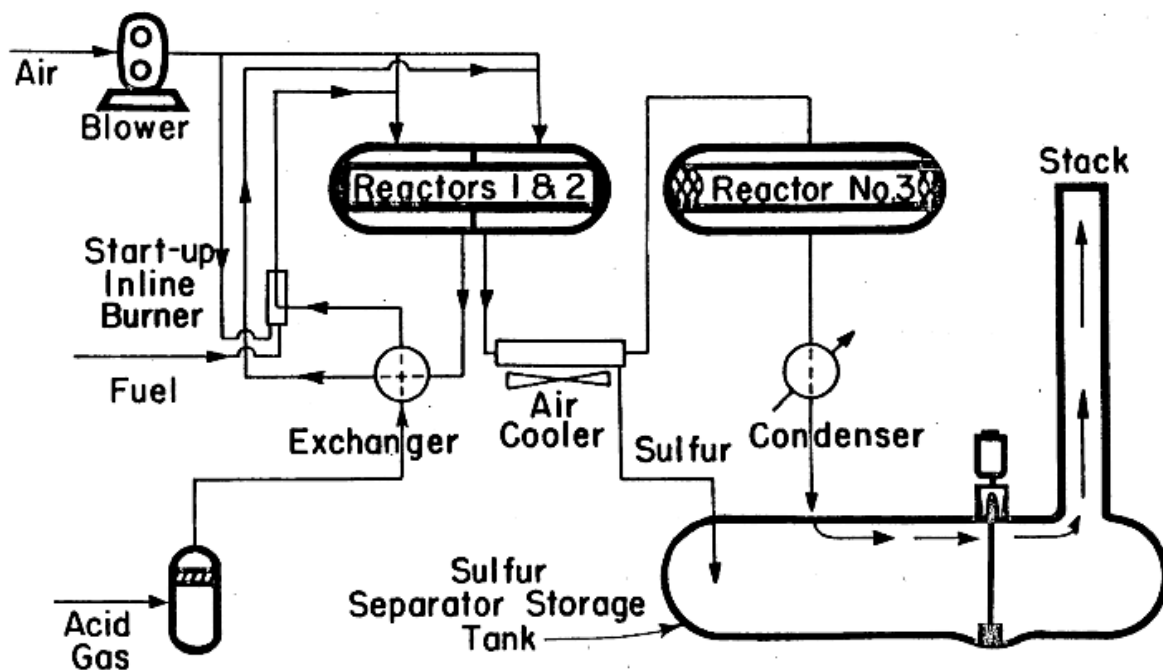


Figura 3.3. Cover A.E. (1985). Oxidación directa.

Ventajas:

- Se puede procesar gas con concentración menor del 15% masa.

Desventajas

- Se puede procesar únicamente gas que contenga poco contenido de hidrocarburos no pesados.
- Solo 90% del azufre puede ser recuperado. El azufre restante tiene que ser enviado a una unidad de tratamiento de gas de cola.

### 3.1.3. LO-CAT recuperación de azufre

Es un proceso de oxidación en fase líquida el cual usa un complejo quelante de hierro no tóxico como agente catalítico.

Condiciones: La absorción y regeneración se lleva a cabo a temperatura ambiente. La alimentación del gas se lleva a cabo en un rango de presión que va de la presión ambiente a 188 bar. El H<sub>2</sub>S contenido en la alimentación puede ir en un intervalo de

concentraciones de 100 g/100 SFC (cromatografía de flujo superficial) a 30% masa. A través de gas aeróbico y anaeróbico puede ser procesado.

Aplicaciones: El proceso ha sido aplicado a tratamiento de gas ácido.

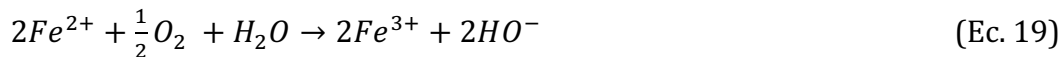
El proceso LO-CAT usa quelante de hierro como catalizador para promover la siguiente reacción:



En el absorbedor, los iones de azufre son oxidados por los iones de hierro:



En el oxidador, la reducción de iones de hierro es regenerada (oxidada) por oxígeno disuelto:



El quelante orgánico está presente para prevenir la precipitación del hidróxido de hierro o el sulfuro de hierro.

La presencia de alta presión de CO<sub>2</sub> en el proceso permite la reducción del pH de la solución. La absorción de H<sub>2</sub>S ocurre de forma rápida, por lo que se logra una alta remoción de H<sub>2</sub>S.

El proceso LO-CAT se divide en dos sistemas básicos. El primero es un sistema aerobio, donde el oxígeno está presente junto al H<sub>2</sub>S en la corriente de proceso. El segundo es un sistema anaerobio, donde la corriente procesada no contiene O<sub>2</sub> y un separador de corriente de aire es usado para la regeneración de la solución.

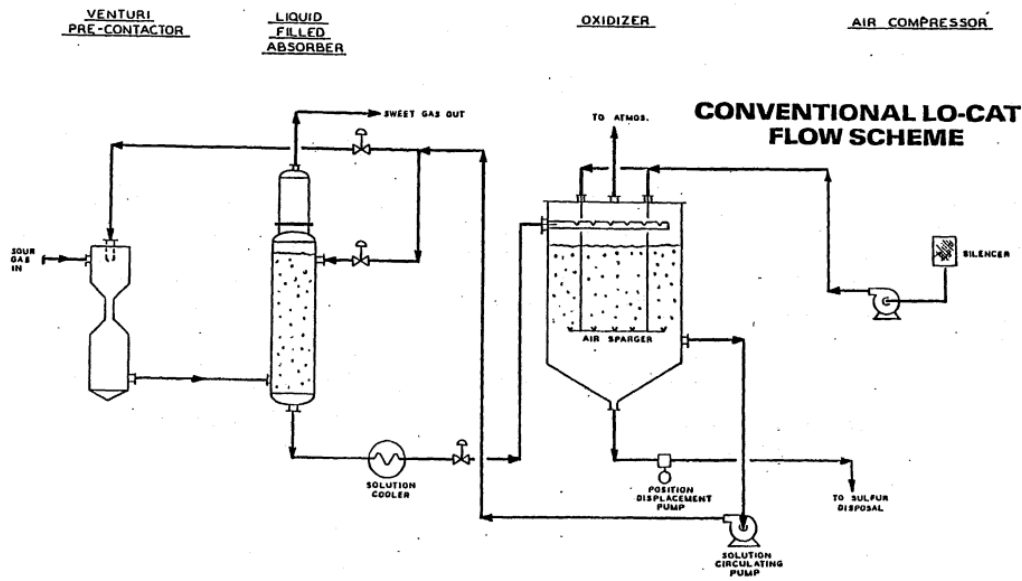


Figura 3.4. Cover A.E. (1985). Proceso convencional LO-CAT.

Ventajas:

- Sustancias no tóxicas son usadas en el proceso.
- El catalizador tiene un costo bajo y es estable en cualquier pH.
- Produce azufre sin flotación.
- El proceso es adaptable a una corriente de vapor aeróbica o anaeróbica.
- Esencialmente se remueve todo el H<sub>2</sub>S contenido.

Desventajas:

- El agente catalítico es medianamente corrosivo, así que el equipo tiene que ser fabricado de material anticorrosivo, lo que aumenta el costo fijo del equipo.
- El proceso puede remover únicamente H<sub>2</sub>S.

### 3.1.4. Recuperación de azufre SELECTOX

Proceso de oxidación selectiva catalítica en fase gas.

Condiciones: Opera a una presión cerca de la atmosférica. La temperatura de operación va de los 175 a 370 °C en el reactor SELECTOX. La concentración másica de H<sub>2</sub>S en el vapor alimentado va de 1 a 40%.

Aplicaciones: El proceso ha sido aplicado en tratamiento de gas de cola de plantas Claus.

La química de este proceso catalítico heterogéneo es muy similar al del proceso Claus. El proceso emplea un catalizador activo que oxida selectivamente al H<sub>2</sub>S con oxígeno formando azufre elemental. Una tercera parte de H<sub>2</sub>S forma SO<sub>2</sub>:



Simultáneamente una porción de SO<sub>2</sub> es reducida a azufre elemental por la reacción con H<sub>2</sub>S:



La reacción principal ocurre en el catalizador SELECTOX (Catalizador de Cobalto Molibdeno):



Así los productos que salen del reactor son azufre en fase vapor, H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> sin reaccionar, en una relación 2:1 molar.

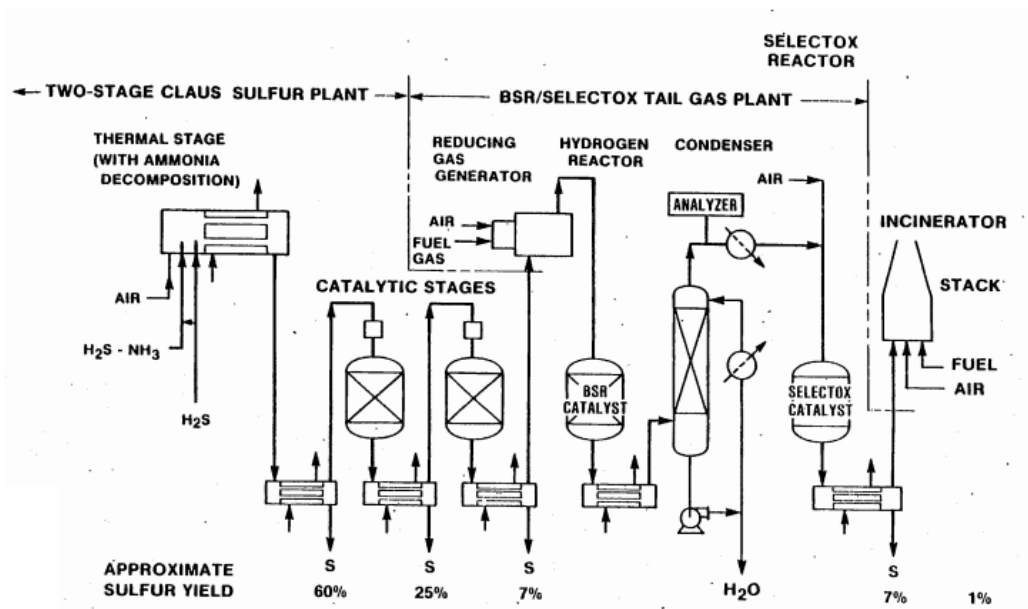


Figura 3.5. Cover A.E. (1985). Proceso BSR/SELETOX.

Ventajas:

- El proceso puede alimentar gas con contenido alto de  $H_2S$ .
- El proceso catalítico SELECTOX puede servir como catalizador para la incineración catalítica.

Desventajas:

- El contenido de olefinas y compuestos aromáticos no puede ser procesado por el catalizador, por el contrario, tienden a contaminar el catalizador.
- Únicamente el 96% del total de azufre puede ser recuperado.

### 3.2. Criterios de selección

Tras una evaluación de las ventajas y desventajas de cada tecnología, se consideraron los siguientes criterios para la selección de la tecnología adecuada:

Tecnología / Criterio	Oxidación de todo componente	No requiere Planta de tratamiento de gas de cola	Recuperación alta (>95%)
Straight though Claus	✓	✓	✓
AMOCO	X	X	X
LO-CAT	X	X	✓
SELECTOX	X	✓	✓

*Tabla 3.1. Criterios de selección de la tecnología*

Tras la evaluación tecnológica, se llegó a la conclusión de que el proceso Straight Thorough Claus representa la opción óptima para la propuesta en cuestión. Cabe mencionar que hay criterios importantes que tomar en cuenta en las bases de diseño para cumplir con la selección, especialmente la concentración de H<sub>2</sub>S en la alimentación, la cual deberá ser menor al 20% en masa.

## CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se debe de realizar un análisis más minucioso con el fin de alcanzar un valor óptimo de capacidad. Es importante explicar previamente tanto el modelo termodinámico como el diagrama de proceso, aunque ambos se aborden ampliamente más adelante.

En ambas etapas se utilizará un modelo ideal. En la primera etapa esto es válido por la naturaleza del proceso, donde la temperatura está por encima de los 1000 °C y la presión constante a 1.01 bar. En la segunda se requiere de un modelo termodinámico para la cinética de las reacciones. Este se considera ideal debido a bajas presiones y a una nula interacción entre los gases y el azufre líquido obtenido. De la misma manera, dentro del reactor se consideran condiciones de estado estacionario y condición adiabática.

Por otro lado, se presenta de manera breve un diagrama básico del proceso para entenderse mejor los factores a considerar en el análisis de sensibilidad.

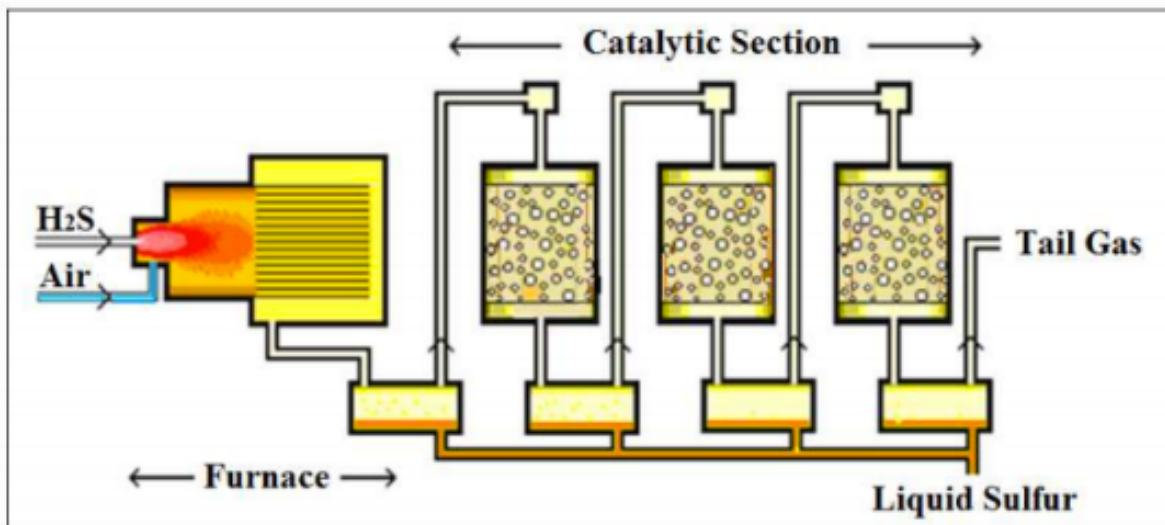


Figura 4.1. Diagrama básico del proceso Claus

Tras una extensa revisión del proceso, se llegó a la conclusión de que los factores principales a considerar para el análisis de sensibilidad son los siguientes:

- Las emisiones a la atmósfera de  $SO_2$  (tail gas) con el fin de cumplir con la normatividad.
- La producción de azufre para cada nueva alimentación (liquid sulfur).



- La recuperación en cada una de las simulaciones, calculada como:

$$100 - \left( \frac{H_2S_{Salida}}{H_2S_{Entrada}} \right) \times 100.$$

Dicho análisis se realizó de manera extensa, examinando las variables que más repercutían en el proceso, llegando a la conclusión de que existen dos variables principales:

- Alimentaciones
- Temperaturas

#### 4.1. Alimentaciones

La cantidad de materia que entra a la Planta Recuperadora de Azufre es un dato esencial en el cálculo de sus factores principales, repercutiendo en todos ellos de manera directa. Estudiamos las tres alimentaciones por separado, notando algunos puntos clave.

- El flujo de aguas amargas es fijo para la Refinería “Héctor R. Lara Sosa” en Cadereyta, Nuevo León.
- El flujo de Gas Natural repercute en subproductos que no tienen incidencia directa en el proceso.
- **El flujo de aire es crucial, debido a que el Oxígeno (O<sub>2</sub>) es un reactivo principal en las reacciones principales de Claus (de obtención de azufre).**

##### 4.1.1. Resultados

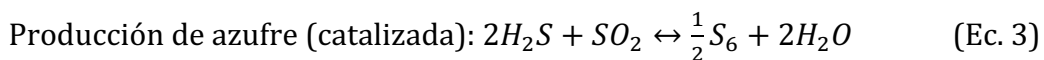
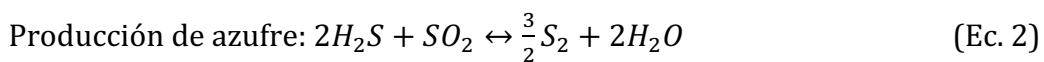
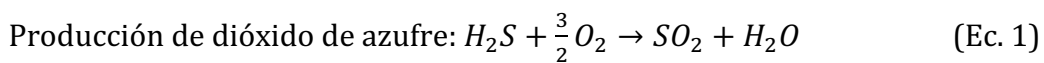
Se comenzó por estudiar la alimentación de aire, para posteriormente ir revisando la temperatura de cada reactor. La carga para todos los casos es de 9,655 kg/h de aguas amargas con una composición de 31% de H<sub>2</sub>S provenientes de la planta hidrodesulfuradora de Cadereyta, N.L.

Tabla 4.1. Resultados del análisis de sensibilidad de alimentación de aire

Simulación No.	Status	Aire	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		Kg/h	ppm	Kg/h	%
1	OK	16,000	1.5	2,579.64	91.39
2	OK	16,105	2.4	2,611.20	92.51
3	OK	16,211	4.1	2,643.23	93.65
4	OK	16,316	8.4	2,679.20	94.95
5	OK	16,421	16.0	2,706.23	95.94
6	OK	16,526	33.3	2,731.33	96.90
7	OK	16,632	70.4	2,749.89	97.71
8	OK	16,737	130.9	2,758.50	98.27
9	OK	16,842	218.7	2,758.98	98.66
10	OK	16,947	318.3	2,753.85	98.90
11	OK	17,053	426.0	2,745.47	99.07
12	OK	17,158	536.0	2,735.34	99.19
13	OK	17,263	647.1	2,724.13	99.27
14	OK	17,368	760.3	2,712.06	99.34
15	OK	17,474	874.0	2,699.47	99.40
16	OK	17,579	987.2	2,686.53	99.44
17	OK	17,684	1,104.3	2,672.87	99.48

Cada una de las simulaciones se llevó a cabo con un flujo de aguas amargas de 9,655 kg/h. En color azul se señaló el valor máximo de producción de azufre, mientras que en color rojo se remarcan los valores tanto de ppm como de % Recuperación que están por fuera de los valores permisibles (ppm>600 y %Rec<94.5, respectivamente).

Se busca un valor en el cual se optimice la alimentación de aire. Analicemos las ecuaciones Ec.1, Ec. 2 y Ec. 3:



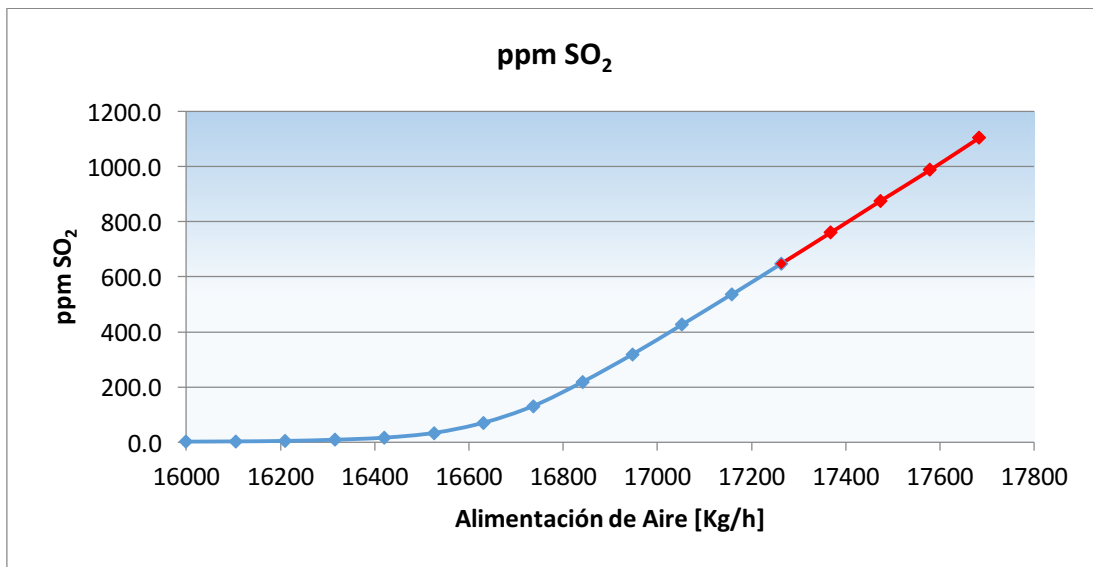
Aquí notamos que la primera reacción que se lleva a cabo es la oxidación de H<sub>2</sub>S a SO<sub>2</sub>; posteriormente, este SO<sub>2</sub> producido vuelve a reaccionar con el H<sub>2</sub>S para la formación de azufre, ya sea S<sub>2</sub> o S<sub>6</sub> (dependiendo de la etapa del proceso). Por consiguiente, se debe limitar la producción de SO<sub>2</sub> para que no exista en exceso en la Ec. 2 pero que

exista suficiente para que se consuma el H<sub>2</sub>S y se produzca azufre (este concepto es el denominado % de Recuperación de azufre).

La tendencia muestra que, entre más baja sea la alimentación de aire, menor será el % de Recuperación, debido a una menor producción de azufre por una menor cantidad de oxígeno consumible para la reacción. Asimismo, si el flujo de aire (oxígeno) es mayor que la cantidad que se puede consumir, se verá reflejado en un aumento en la concentración de SO<sub>2</sub>.

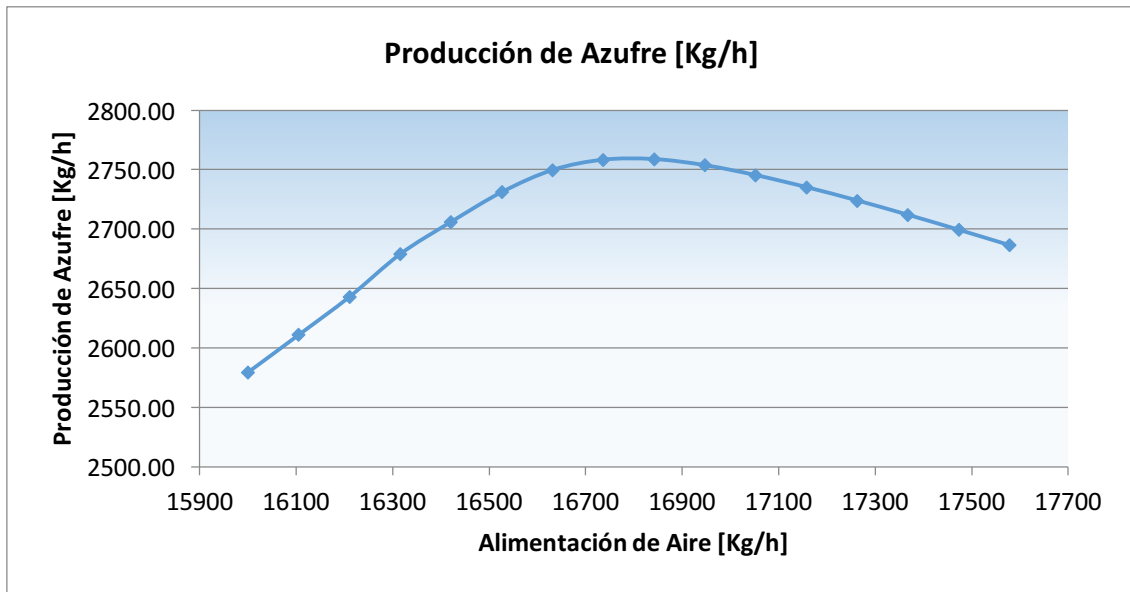
La línea coloreada de azul fue el dato tomado para la simulación final.

Gráfica 4.1. ppm SO<sub>2</sub> vs Alimentación de aire (Kg/h)

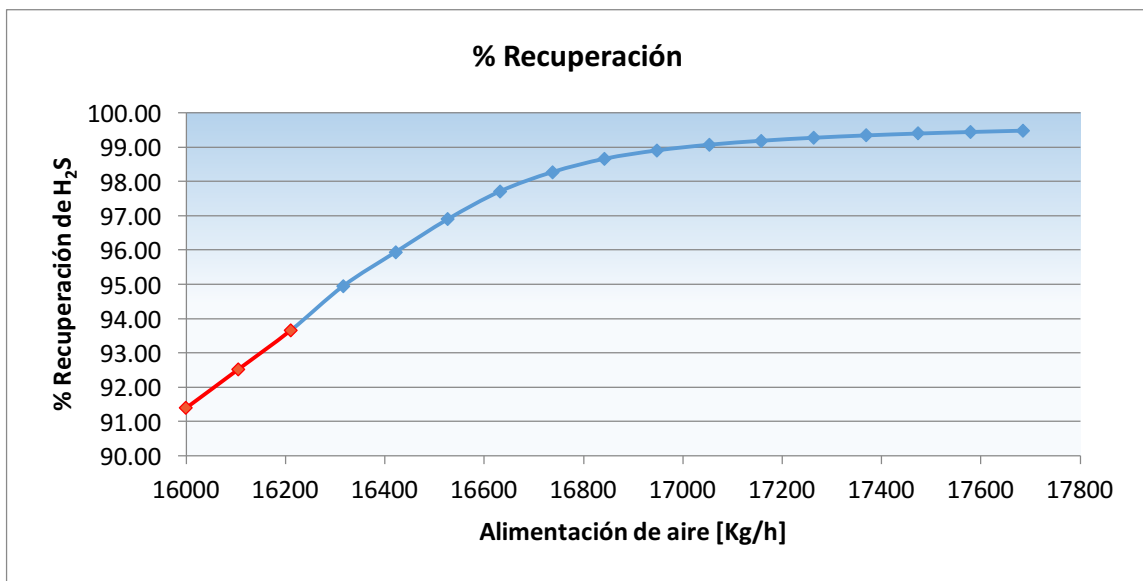


Notamos un comportamiento creciente de ppm de SO<sub>2</sub>. Esto se debe a una mayor cantidad de oxígeno en el aire que provoca una mayor generación de SO<sub>2</sub>. Este SO<sub>2</sub> debe reaccionar a su vez con el H<sub>2</sub>S para la generación de azufre. La cantidad de H<sub>2</sub>S alimentada es la misma, por lo que, al ya no reaccionar con el SO<sub>2</sub>, provoca que exista un exceso del mismo, el cual queda como un gas residual y se emite a la atmósfera.

Gráfica 4.2. Producción de azufre (Kg/h) vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica 4.3. % de Recuperación de H<sub>2</sub>S vs Alimentación de aire (Kg/h)



Como se puede observar, el comportamiento de la recuperación es asintótico y cada vez presenta un menor aumento. Conforme se alimenta más aire, existe más oxígeno para la reacción. Mientras tanto, la producción de azufre presenta un decrecimiento conforme alimentamos más aire.

De esta manera, resulta necesario hallar un punto óptimo para todas estas variables del proceso. El valor máximo de producción de azufre resulta la opción evidente, no

sólo debido a que alcanzamos la mayor cantidad de azufre producido, sino porque tendremos un valor de recuperación muy elevado de 98.7% (únicamente 0.2% más bajo que el valor máximo de recuperación) con una emisión de 219 ppm<sub>v</sub> de SO<sub>2</sub>, muy por debajo del valor permisible de 600 ppm.

#### 4.2. Capacidad mínima

Para la determinación de capacidades mínima y máxima se aumentó y disminuyó el flujo de alimentación de aguas amargas hasta el valor máximo y mínimo operable, respectivamente. Se elaboró un análisis de sensibilidad a partir del cambio en la alimentación de la planta con el fin de determinar el valor mínimo de la misma. Al ser la capacidad dependiente al mismo tiempo tanto de la alimentación de aguas amargas como de aire, se evaluaron ambas variables al mismo tiempo, obteniéndose el siguiente resultado resumido. El análisis completo se encuentra en el Anexo B.

*Tabla 4.2. Análisis de sensibilidad para capacidad mínima*

Status	Aire	Aguas Amargas	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
	Kg/h	Kg/h	ppm	Kg/h	%
OK	15,290	7,295	353.2	2,074.89	98.96
OK	15,290	7,590	146.5	2,167.37	98.35
OK	15,290	7,885	29.0	2,225.94	96.69
OK	16,095	8,180	565.1	2,311.18	99.21
OK	16,095	8,475	324.8	2,415.08	98.91
OK	16,095	8,770	122.6	2,504.50	98.21
OK	16,095	9,065	28.8	2,559.79	96.71
OK	16,095	9,360	6.9	2,587.59	94.58
OK	16,900	9,360	493.1	2,655.04	99.14
OK	16,900	9,655	273.0	2,756.61	98.81

Como observamos en la tabla, el valor resaltado no sólo es el valor más bajo para la alimentación de aguas amargas, sino que también tiene un valor muy elevado de recuperación. Los resultados más bajos de dicha alimentación de aguas amargas frente a la otra alimentación de aire, así como otras variables, se presenta en el Anexo X. Esta simulación y ambos valores de alimentaciones resultan la opción más idónea,

de manera que la capacidad mínima es de 7295 Kg/h de aguas amargas (75.6% de la capacidad nominal, o sea, un 24.4% menor de la capacidad nominal) con una alimentación de aire de 15290 Kg/h (90.8% de la alimentación de aire en la capacidad nominal, 9.2% menor de la alimentación de aire en la capacidad nominal).

### 4.3. Capacidad máxima

Al igual que para la capacidad mínima, se elaboró un análisis de sensibilidad tomando en cuenta las mismas variables que en el caso de la capacidad mínima a partir del cambio en la alimentación de la planta para obtener el valor máximo de la misma. El análisis completo se encuentra en el Anexo B.

*Tabla 4.3. Análisis de sensibilidad para capacidad máxima*

Status	Aire	Aguas Amargas	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
	Kg/h	Kg/h	ppm	Kg/h	%
OK	17,556	10,421	369.7	2,969.65	98.99
OK	17,556	11,188	22.9	3,151.94	96.45
OK	19,111	12,720	231.3	3,637.64	98.70
OK	19,111	13,486	16.4	3,784.30	96.04
OK	20,667	14,253	528.0	4,049.85	99.18
OK	20,667	15,019	117.5	4,293.11	98.20
OK	22,222	16,552	380.7	4,724.72	99.01

Como observamos en la tabla, el valor resaltado no sólo es el valor máximo para la alimentación de aguas amargas (junto con el valor máximo en alimentación de aire), sino que también tiene un valor muy elevado de recuperación. Los resultados más altos de dicha alimentación de aguas amargas frente a la otra alimentación de aire, así como otras variables, se presenta en el Anexo B. Esta simulación y ambos valores de alimentaciones resultan la opción más idónea, de manera que la capacidad máxima es de 22,222 Kg/h de aguas amargas (171.4% de la capacidad nominal, o sea, un 71.4% mayor de la capacidad nominal) con una alimentación de aire de 16,552 Kg/h (131.9% de la alimentación de aire en la capacidad nominal, 31.9% mayor de la alimentación de aire en la capacidad nominal).

## CAPÍTULO 5. BASES DE DISEÑO

### 5.1. Generalidades

El plan principal de la construcción de la planta de recuperación de azufre (SRU) se encuentra restringido por dos puntos principales:

- El proceso de Claus tiene por definición, una recuperación de azufre de entre 94.5 y 98%, dependiendo de las características de la alimentación de aguas amargas. Entre más compuestos provenientes de la planta hidrodesulfuradora (como el amoniaco) tenga esta alimentación, la recuperación será más baja.
- Se debe evitar que las emisiones a la atmósfera de sustancias nocivas generadas en el proceso (más adelante se explicará más concretamente en qué equipo) quede dentro de la normatividad aplicable, en este caso la Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT, la cual trata de los niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición.

Para cumplir con estos requisitos y para la obtención de azufre líquido como producto se ha desarrollado la ingeniería conceptual de la planta de recuperación de azufre.

### 5.2. Funciones de la planta

La planta tiene la función de recuperar el azufre contenido en las aguas amargas, que se encuentra disuelto en agua como  $H_2S$ . El proceso consta de una etapa térmica y una etapa catalítica.

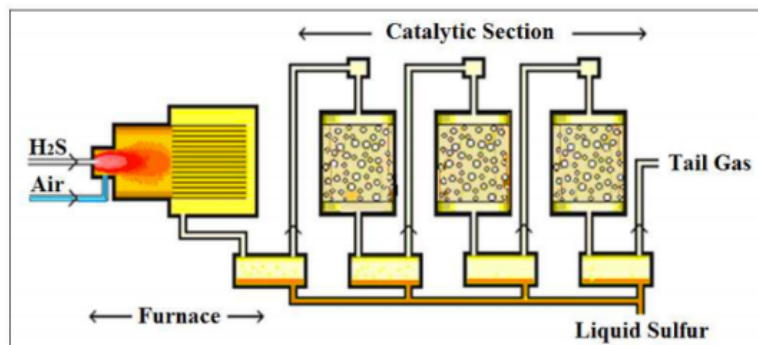


Figura 4.1. Diagrama básico del proceso Claus

La etapa térmica del proceso comienza con la vaporización de las aguas amargas provenientes de la planta hidrosulfuradora en estado líquido, las cuales se alimentan posteriormente a un quemador a fuego directo donde se efectúan procesos de combustión. En ellos, está presente la oxidación de parte del ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) a dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ), mientras que también se efectúa la oxidación del  $\text{H}_2\text{S}$  a azufre. El compuesto  $\text{H}_2\text{S}$  es el principal a tratar en el proceso. Posteriormente, se alimenta el producto obtenido de la combustión a un condensador, donde se extrae el azufre en su forma líquida. La mezcla restante se alimenta a la siguiente etapa: la etapa catalítica.

En la etapa catalítica se tiene una configuración de diversos equipos, la cual se realiza por triplicado de la siguiente manera:

1. El flujo de vapor es calentado mediante un intercambiador de calor de tubos y coraza que tiene la finalidad de llevarlo a la temperatura óptima de reacción en la alimentación del reactor catalítico.
2. En el reactor catalítico se lleva a cabo la reacción de oxidación catalítica del  $\text{H}_2\text{S}$ .
3. Posterior a la reacción, el flujo de vapor es enfriado mediante otro intercambiador de tubos y coraza.
4. Finalmente, se alimenta el flujo a un condensador para la extracción del azufre en forma líquida.

La mezcla restante en fase vapor es alimentada a la segunda configuración, realizándose una vez más el proceso mencionado. Al finalizar el proceso por segunda vez, la mezcla restante es alimentada a la tercera configuración.

Finalmente terminando la etapa catalítica del proceso "Súper Claus", el vapor restante cuenta con únicamente trazas de  $\text{H}_2\text{S}$  y éste se alimenta a un horno con chimenea. En el horno, se asegura que las trazas de los compuestos nocivos sean oxidadas a su forma menos dañina para la salud y el medio (ejemplo, de  $\text{H}_2\text{S}$  a  $\text{SO}_2$ ), asegurándose a su vez que se cumpla con la normatividad mexicana vigente.



### 5.3. Tipo de proceso

El proceso de recuperación de azufre consiste en reacciones a altas temperaturas y catalíticas de los compuestos de azufre presentes en la carga y su posterior separación.

El proceso "Súper Claus" tiene como propósito la recuperación de entre el 94.5 y 98% de azufre contenido en las aguas amargas, logrando alcanzar una pureza del mismo del 99.9%.

El proceso está fundamentado en el uso de tecnología plenamente establecida y probada a nivel comercial que utiliza catalizadores de mayor actividad y nueva generación para la obtención de azufre líquido con una pureza mayor al 99.8%.

### 5.4. Cinética

Como se ha mencionado anteriormente, el proceso de Súper Claus consta de dos partes; la parte térmica y la parte catalítica. Ambas partes tienen distintos tipos de reacciones; mientras que en la primera parte imperan las reacciones de combustión, en la segunda se tiene únicamente una reacción de tipo catalítico. Sin embargo, ambas etapas tienen una reacción en común, la cual es la reacción más importante del proceso: la producción de azufre. Aunque en ambas etapas se tenga producción de azufre, las distintas condiciones encontradas en cada etapa provocan la formación de distintos alótopos del azufre, premisa que explicaremos con mayor detenimiento a continuación.

#### 5.4.1. Cinética en etapa térmica

La etapa térmica se lleva a cabo en el reactor térmico o quemador (furnace). A él, se alimenta el flujo de aguas amargas proveniente de la planta HDS, al igual que aire y gas natural.

Componente	% masa
Gas Natural (Metano)	88
Etano	9
Propano	3
Etil mercaptano*	17 - 28 ppm

\*únicamente presente como odorífico

Figura 5.1. Composición de Gas Natural de PEMEX

El aire es tomado de la atmósfera mediante un compresor, considerándose la composición universal de 32% masa de Oxígeno y 68% de Nitrógeno, mientras que el gas natural se obtiene de la misma refinería de Cadereyta. La composición del gas natural de PEMEX se presenta en la Figura 5.1.

Después de mezclar los gases amargos con aire, la mezcla restante se alimenta junto con el gas natural al reactor térmico. La temperatura se eleva de manera drástica, a valores por encima de los 1000 °C. A tan elevadas temperaturas, el azufre obtenido se encuentra en su forma diatómica (véase Figura 1.6.), es decir, se forma el alótropo S<sub>2</sub>

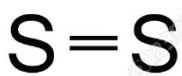
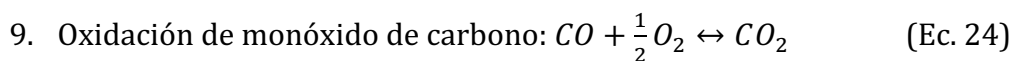
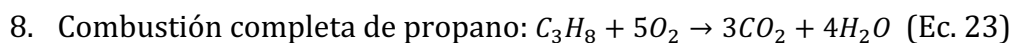
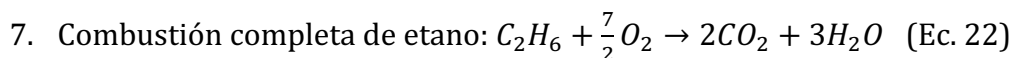


Figura 5.2. Azufre diatómico o disulfuro

del azufre (Figura 4.2). Este alótropo es el más abundante a temperaturas por encima de los 720 °C y comprende el 99% del vapor de azufre a presiones bajas.

En el reactor térmico se llevan a cabo múltiples reacciones de combustión. El estudio de dichas reacciones es muy amplio, existiendo cerca de 50 especies con diversas reacciones. En el presente trabajo se pretende simplificar el estudio para realizar una propuesta de ingeniería básica con un modelo termodinámico aproximado, de manera que únicamente se consideraron las siguientes reacciones:

1. Combustión completa de metano:  $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$  (Ec. 20)
2. Producción de dióxido de azufre:  $H_2S + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$  (Ec. 16)
3. **Producción de azufre:  $2H_2S + SO_2 \leftrightarrow \frac{3}{2}S_2 + 2H_2O$  (Ec. 2)**
4. Subproducto disulfuro de carbono:  $CH_4 + 2S_2 \rightarrow CS_2 + 2H_2S$  (Ec. 13)
5. Combustión incompleta de metano:  $CH_4 + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow CO + 2H_2O$  (Ec. 21)
6. Subproducto sulfuro de carbonilo:  $CO + \frac{1}{2}S_2 \leftrightarrow COS$  (Ec. 14)



El proceso se atañe de manera intrínseca a la cinética de las reacciones descritas, de manera que resulta imperativa su descripción. El software Aspen Plus V8.8 nos permitió la descripción de la cinética de todas las reacciones, descripción que se explicará más adelante. En las Tablas 5.1. y 5.2. se mostraron las ecuaciones cinéticas, así como las constantes de cada reacción (Nader Javanmardi Nabikandi, Shohreh Fatemi, 2015):

Tabla 5.1. Ecuaciones cinéticas para la parte térmica, escritas para concentración

No.	Modelo cinético
1	$r_{CH_4} = -A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{CH_4}^{-0.3} C_{O_2}^{1.3}$
2	$r_{H_2S} = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{H_2S} C_{O_2}^{1.5}$
3	$r_{H_2S} = A_f \exp\left(\frac{-E_{af}}{RT}\right) C_{H_2S} C_{SO_2}^{0.5} - A_r \exp\left(\frac{-E_{ar}}{RT}\right) C_{H_2O} C_{S_2}^{0.75}$
4	$r_{CS_2} = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{CH_4} C_{CS_2}$
5	$r_{CH_4} = -A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{CH_4}^{0.7} C_{O_2}^{0.8}$
6	$r_{COS} = A_f \exp\left(\frac{-E_{af}}{RT}\right) C_{CO} C_{S_2} - A_r \exp\left(\frac{-E_{ar}}{RT}\right) C_{COS} C_t$
7	$r_{C_2H_6} = -A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{C_2H_6}^{0.1} C_{O_2}^{1.65}$
8	$r_{C_3H_8} = -A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{C_3H_8}^{0.1} C_{O_2}^{1.65}$
9	$r_{CO} = -A_f \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{CO} C_{H_2O}^{0.5} C_{O_2}^{0.25}, \quad r_{CO_2} = -A_r \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{CO_2}$

Tabla 5.2. Constantes cinéticas para cada una de las reacciones de la etapa térmica

No.	$A_f$	$E_{a_f} \left( \frac{J}{mol} \right)$	$A_r$	$E_{a_r} \left( \frac{J}{mol} \right)$
1	$1.324 * 10^8 \text{ (1/s)}$	$1.02 * 10^8$	-	-
2	$4.728 * 10^8 \text{ (m}^3/\text{mol)}^{0.5} / \text{s}$	$4.6 * 10^4$	-	-
3	$5.325 * 10^{11} \text{ (m}^3/\text{mol)}^{0.5} / \text{s}$	$2.08 * 10^5$	$3.071 * 10^{11} \text{ (m}^3/\text{kmol)}^{0.75} / \text{s}$	$1.879 * 10^5$
4	$5.325 * 10^7 \text{ (m}^3/\text{mol s)}$	$1.6 * 10^6$	-	-
5	$1.585 * 10^{13} \text{ (m}^3/\text{mol s)}$	$2.026 * 10^5$	-	-
6	$3.181 * 10^2 \text{ (m}^3/\text{mol s)}$	$5.58 * 10^4$	$2.18 * 10^6 \text{ (m}^3/\text{mol s)}$	$1.8 * 10^5$
7	$1.1 * 10^{12} \text{ (m}^3/\text{mol)}^{0.75} / \text{s}$	$6.32 * 10^7$	-	-
8	$8.6 * 10^{11} \text{ (m}^3/\text{mol)}^{0.75} / \text{s}$	$6.32 * 10^7$	-	-
9	$2.239 * 10^{12} \text{ (m}^3/\text{mol)}^{0.75} / \text{s}$	$1.67 * 10^5$	$5.021 * 10^8 \text{ 1/s}$	$1.67 * 10^5$

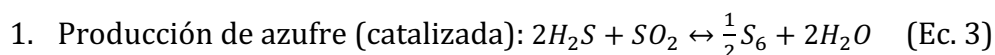
#### 5.4.2. Cinética en etapa catalítica

Una vez que termina la etapa térmica, la corriente de proceso entra a una etapa denominada etapa catalítica. En ella, se lleva a cabo una secuencia de tres reactores catalíticos en serie para la producción de azufre.

Dicho paso tiene por objetivo la mayor recuperación de azufre y una optimización de su producción, es por ello que se emplean tres reactores en serie, que aseguran una alta recuperación (entre 94.5-98%). El catalizador es de Alúmina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) y sus propiedades serán presentadas posteriormente en la presente tesis.

A diferencia de la etapa térmica, el alótropo de azufre obtenido es el Hexazufre, S<sub>6</sub>. Como se puede observar en el diagrama de fases del azufre, a estas temperaturas más bajas (con un límite inferior de 200 °C), el azufre se encuentra en estado líquido. El estudio de los diferentes alótropos del azufre es muy complejo e incompleto a la fecha. En el artículo de Shimin Tong, Ivo G. & Karl T. Chuang, se explica cómo se comporta la mezcla alotrópica del azufre en la fase vapor. En este proyecto de tesis, se consideró que la fase vapor del azufre está compuesta únicamente por S<sub>6</sub>, con la cinética establecida por Nader Javanmardi Nabikandi & Shohreh Fatemi.

La reacción que se lleva a cabo en esta etapa es la siguiente:



A continuación, en la Tabla 5.3. se encuentra el modelo cinético para la reacción anterior. Dicho modelo sigue la ecuación de Langmuir (Shimin Tong, Ivo G. & Chuang, 1997), con los valores de cada constante presentados en la Tabla 5.4.:

Tabla 5.3. Modelo cinético para la etapa Catalítica, escritas para presión parcial

No.	Modelo cinético	Donde
1	$r_{H_2S} = \frac{-k_s \left( P_{H_2S} P_{SO_2}^{0.5} - \left( \frac{1}{K} \right) P_{H_2O} P_{S_6}^{0.25} \right)}{\left( 1 + K_{H_2O} P_{H_2O} \right)^2}$	$K = \sqrt{K_E}$ $K_{H_2O} = K_{0,H_2O} \exp\left(-\frac{\Delta H_{H_2O}}{RT}\right)$ $k_s = k_{0,S} \exp\left(-\frac{E_S}{RT}\right)$

Tabla 5.4. Constantes del modelo cinético para la etapa catalítica

No.	$k_{0,S} \left( \frac{kmol}{kg \cdot h \cdot (kPa)^{1.5}} \right)$	$E_S \left( \frac{kJ}{mol} \right)$	$K_{0,H_2O} \left( \frac{1}{kPa} \right)$	$\Delta H_{H_2O} \left( \frac{kJ}{mol} \right)$	$K_E \left( \frac{1}{(kPa)^{0.5}} \right)$
1	6.91	30.77	0.338	-	$9.502 \cdot 10^{-7} \exp\left(1.11 \cdot \frac{10^4}{T}\right)$

#### 5.4.3. Configuración de cinética en Aspen

La herramienta de simulación Aspen Plus V8.8 permite realizar la simulación incluyendo la cinética de reacción. El software tiene maneras predeterminadas de como introducir las ecuaciones y constantes cinéticas.

Comenzamos por establecer un modelo termodinámico para cada etapa, en ambas etapas o en todo el proceso. Los modelos escogidos fueron los mismos establecidos por Nader Javanmardi Nabikandi y Shohreh Fatemi:

#### 5.4.4. Etapa térmica (*Furnace*)

Por la naturaleza de esta etapa, se empleó el modelo de gas ideal (a temperatura por encima de los 1000 °C y presión de 1.01 bar). A diferencia de Nader Javanmardi Nabikandi y Shohreh Fatemi, el modelo cinético aquí utilizado sigue la expresión denominada "POWERLAW", la cual depende de la unidad de concentración empleada en las ecuaciones cinéticas.

Al momento de fijar las constantes cinéticas se debe tener cuidado con las unidades, con el fin de que toda la velocidad de reacción quede en unidades de  $\text{kmol s}^{-1} \text{m}^{-3}$ . Asimismo, el software permite establecer los exponentes de las concentraciones de las especies encontradas en la ecuación cinética, de manera que resulta muy sencillo introducir el modelo cinético.

#### 5.4.5. Etapa catalítica

- Condiciones de gas ideal debido a bajas presiones (1.01 bar).
- Condiciones de estado estacionario.
- Condición adiabática del reactor (completamente aislado).
- Reactor actúa como un PFR por el alto flujo de entrada.
- No existe dispersión radial.

Para esta etapa se debe conocer más a fondo la naturaleza del catalizador, ya que se requieren al menos dos propiedades del mismo (en este caso, se especificó densidad de partícula y porcentaje de espacios vacíos). Más adelante, en el apartado Agentes Químicos de las Bases de Diseño se presentan las características del catalizador.

La ecuación utilizada por Aspen Plus es la ecuación de Langmuir-Hinshelwood Hougen-Watson o LHHW, la cual caracteriza al modelo cinético en 3 partes esenciales:

- Factor cinético.
- Expresión del “Driving Force”.
- Adsorción.

$$r_{H_2S} = \frac{-k_s \left( P_{H_2S} P_{SO_2}^{0.5} - \left( \frac{1}{K} \right) P_{H_2O} P_{S_6}^{0.25} \right)}{\left( 1 + K_{H_2O} P_{H_2O} \right)^2}$$

El factor cinético comprende únicamente a la constante  $k_s$  (todas las expresiones de la etapa catalítica se mostraron arriba en la Tabla 5.3. con sus valores de las constantes en la Tabla 5.4.).

La expresión denominada “Driving Force” es todo aquello que se encuentra regido por el factor cinético (numerador de la razón). En ella, se encuentran dos términos; el primero contiene únicamente las dos presiones parciales, y en el segundo las presiones parciales del agua y del S6 vienen divididos por una constante, la cual se debe de introducir en Aspen con una expresión del tipo  $\ln(K) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T$ . Cada constante A, B, C y D tiene un valor determinado. La transformación de la expresión de la Tabla 5.3. y 5.4. a una expresión como la antes mencionada queda de la siguiente manera:

$$K_E = 9.502 * 10^{-7} \exp\left(1.11 * \frac{10^4}{T}\right) ; k = (K_E)^{-1/2} ; k = a^{-1/2} \cdot \exp\left(-\frac{b}{2} \cdot \frac{1}{T}\right) ;$$

$$\ln(k) = -\frac{1}{2} \ln(a) - \frac{b}{2} \cdot \frac{1}{T} \quad \text{con} \quad A = -\frac{1}{2} \ln(a) \quad \text{y} \quad B = -\frac{b}{2}$$

$$\text{Donde } a = 9.502 * 10^{-7} \quad \text{y} \quad b = 1.11 * 10^4$$

En cuanto a la adsorción, es el denominador de la expresión. En él, encontramos dos términos; uno es un valor constante de 1, mientras que el otro contiene una constante que multiplica la presión parcial del agua. Esta constante no resulta tan complicada como la del Driving Force, ya que, como observamos en las Tablas 3 y 4, se simplifica la ecuación a  $K_{H_2O} = K_{0,H_2O}$ , de manera que  $\ln(K_{H_2O}) = \ln(K_{0,H_2O})$ .

Con esto, queda especificado el modelo cinético para el proceso.

## 5.5. Capacidad de planta

Como dato proporcionado por PEMEX Refinación, sabemos que el flujo a la salida de su planta Hidrodesulfuradora es de 9,655 kg/h, dividido en 6,654.7 kg/h de agua (fracción = 0.689) y 3,000.3 kg/h de Ácido Sulhídrico (H<sub>2</sub>S) (fracción = 0.31). Por tanto, nuestra SRU tendrá una capacidad nominal de 9,655 kg/h de alimentación de aguas amargas.

### 5.5.1. Capacidad mínima

La capacidad mínima de la planta fue calculada tras un análisis de sensibilidad y estipulada a 7,295 Kg/h (alrededor de 3/4 de la capacidad nominal).

### 5.5.2. Capacidad máxima

La capacidad máxima de la planta fue calculada tras un análisis de sensibilidad y estipulada a 16,551.7 Kg/h, es decir, 71% por encima de la capacidad nominal.

## 5.6. Especificaciones al límite de batería

### 5.6.1. Determinación de equipos principales

A continuación, se muestra un cuadro resumiendo la selección de tecnologías por subproceso, de acuerdo a la evaluación tecnológica realizada. Dicho resumen servirá como introducción a la descripción del proceso que se llevará a cabo en la SRU.

*Tabla 5.5. Equipos principales del proceso*

Subproceso	Equipo seleccionado
Etapa Térmica	
Alimentación de aire	Compresor isoentrópico (eficiencia 80%)
Evaporación de aguas amargas	Intercambiadores de coraza y tubos
Combustión de aguas amargas/Oxidación del H <sub>2</sub> S	Quemador a fuego directo (Furnace)
Extracción de azufre	Intercambiador de coraza y tubos (Condensador) y



	Separador
Etapa Catalítica	Tres reactores en serie
Calentamiento de mezcla	Intercambiador de coraza y tubos
Oxidación del H <sub>2</sub> S	Reactor PFR catalítico
Extracción de azufre	Intercambiador de coraza y tubos (Condensador) y Separador
Eliminación de desechos	Quemador con chimenea

## 5.6.2. Especificaciones de alimentaciones y productos de proceso

### 5.6.2.1. ALIMENTACIONES

Tabla 5.6. Propiedades de materia prima

Corriente alimentada Kg/h	Aguas amargas	Aire	Gas Natural
SO <sub>2</sub>	0	0	0
S <sub>2</sub>	0	0	0
S <sub>6</sub>	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0
CH <sub>4</sub>	0	0	470
O <sub>2</sub>	0	3,923	0
H <sub>2</sub> S	3,000	0	0
H <sub>2</sub> O	6,655	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0	0	48
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0	0	16
N <sub>2</sub>	0	12,919	0
CS <sub>2</sub>	0	0	0
COS	0	0	0
CO	0	0	0
Temperatura °C	60	30	60
Presión bar	1.5	1.01	2
Frac Vapor	0.19	1	1
Frac Líquido	0.81	0	0
Entalpía cal/g	-2,621	1.21	-1,034.8
Densidad g/cm <sup>3</sup>	5.91E-03	1.16E-03	1.23E-03
Masa Molar Promedio	21.11	28.85	17.09

### 5.6.2.2. PRODUCTOS Y/O SALIDAS

Tabla 5.7. Propiedades de emisiones y producto terminado

Corriente salida	Azufre producido	Emisiones
Kg/h		
SO <sub>2</sub>	0	67
S <sub>2</sub>	1235	0
S <sub>6</sub>	1522	0
CO <sub>2</sub>	0	1476
CH <sub>4</sub>	0	0
O <sub>2</sub>	0	385
H <sub>2</sub> S	0	35
H <sub>2</sub> O	0	9391
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0	0
N <sub>2</sub>	0	12919
CS <sub>2</sub>	0	0
COS	0	8.09E-05
CO	0	2.15
Temperatura °C	200	800
Presión bar	1.01	1.01
Frac Vapor	1	1
Frac Líquido	0	0
Entalpía cal/g	308.7	-1100.1
Densidad g/cm <sup>3</sup>	2.61E-03	2.67E-04
Masa Molar Promedio	101.48	23.56

### 5.7. Normatividad vigente para el producto

Se enlistan cada una de las normas oficiales mexicanas y marco jurídico referente a la producción y venta de azufre. Se asume que los proveedores de equipo y materia prima cumplirán con la normatividad inherente a sus productos y actividades.

El marco jurídico que rodea al producto se divide como sigue:

- Normatividad aplicable al manejo de azufre
- Normatividad referente a la protección ambiental
- Normatividad referente a salud, seguridad e higiene

#### 5.7.1. Normatividad aplicable al manejo de azufre:

- NOM-148-SEMARNAT-2006, Contaminación atmosférica - Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo.
- NOM-137-SEMARNAT-2013, Contaminación atmosférica - Complejos procesadores de gas - Control de emisiones de compuestos de azufre.

El almacenamiento del azufre se deberá realizar en una FOSA DE RECUPERACIÓN según la norma, donde se determinará el peso de azufre recuperado, en toneladas métricas por día, calculado a partir de la medición del nivel de azufre en las fosas de almacenamiento, que incluya el azufre extraído en un periodo.

- Ley de la Propiedad Industrial: Registro de marca por parte del IMPI.

#### 5.7.2. Normatividad referente a la protección ambiental:

- NOM-085-SEMARNAT-2011, Contaminación atmosférica- Niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición.

Se establece un límite de 600 ppm<sub>v</sub> de SO<sub>2</sub> a más tardar el 1 de enero del 2017.

#### 5.7.3. Normatividad referente a salud, seguridad e higiene:

- NOM-022-SSA1-2010, Salud ambiental. Criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). Valor normado para la concentración de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) en el aire ambiente, como medida de protección a la salud de la población.

Especifica que, a nivel nacional, la concentración de dióxido de azufre como contaminante atmosférico no debe rebasar el límite máximo normado de 66 µg/m<sup>3</sup> o 0.025 ppm promedio anual, para protección a la salud de la población.

- NOM-010-STPS-1999, Condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo donde se manejen, transporten, procesen o almacenen sustancias químicas capaces de generar contaminación en el medio ambiente laboral.

Determina límites máximos permisibles de exposición a contaminantes del medio ambiente laboral. Los valores de la tabla están calculados para condiciones normales de temperatura y presión, y para una jornada laboral de 8 horas diarias y 40 horas a la semana. El límite determinado para SO<sub>2</sub> es de 5 µg/m<sup>3</sup>.

### 5.8. Agentes químicos (combustible, mezcla alimentada, catalizadores)

Características tomadas de INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo), preparadas por el IPCS (International Programme on Chemical Safety)

Tabla 5.8. Propiedades del Ácido Sulfhídrico

Ácido sulfhídrico (H <sub>2</sub> S)			
Aspecto	Peligros físicos	Peligros químicos	Propiedades físicas
Gas licuado comprimido incoloro, de olor característico a huevos podridos.	El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.	El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. La sustancia se descompone al arder, produciendo gas tóxico (óxidos de azufre). Reacciona violentamente con oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión. Ataca a metales y algunos plásticos.	Punto de ebullición: -60°C Punto de fusión: -85°C Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0.5 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.19 Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 260°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 4.3-46

Tabla 5.9. Propiedades del Gas Natural

Gas Natural			
Aspecto	Peligros físicos	Peligros químicos	Propiedades físicas
Gas licuado o comprimido incoloro e inodoro.	El gas es más ligero que el aire.	Extremadamente inflamable. Las mezclas gas/aire son explosivas.	<p>Punto de ebullición: -161°C Punto de fusión: -183°C</p> <p>Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 3.3</p> <p>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.6 Punto de inflamación: gas inflamable</p> <p>Temperatura de autoignición: 537°C</p> <p>Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5-15</p>

Tabla 5.10. Propiedades del Azufre

Azufre (S)			
Aspecto	Peligros físicos	Peligros químicos	Propiedades físicas
El azufre es sólido a temperatura ambiente, de color amarillo limón, fácilmente desboronable, quebradizo y sin olor. En fase líquida (fundido) se torna color ámbar, emitiendo vapores amarillo rojizos.	Del azufre fundido se desprenden vapores tóxicos (ácido sulfhídrico y bióxido de azufre); es inflamable, puede incendiarse en presencia de una fuente de ignición: calor, flama, chispa, etc.	Su combustión produce gases irritantes o tóxicos, entre los que se incluye el bióxido de azufre, cuyos efectos contaminantes afectan al medio ambiente.	<p>Punto de Fusión: 119 °C Punto de Ebullición: 445°C</p> <p>Presión de los Vapores @ 183.8 °C: 1 mmHg Densidad Relativa (Agua = 1): 1.803 (@ 120 °C).</p> <p>Solubilidad en Agua @ 20 °C: Despreciable (menos de 0.1 %). Ligeramente soluble en alcohol y éter. Soluble en disulfuro de carbono, benceno y tolueno.</p>

### 5.8.1. Catalizador

Por su estabilidad térmica y su efectividad para la producción de azufre, se utilizará un catalizador no promovido esférico activado de alúmina. Las propiedades asociadas a un catalizador no promovido para el proceso de Claus incluyen una gran área de contacto, distribución apropiada de poros y propiedades físicoquímicas mejoradas.

Tabla 5.11. Propiedades del catalizador de alúmina

Alúmina (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	
Aspecto	Propiedades físicas
Polvo blanco	Forma de partícula: esférica Diámetro promedio de partícula (m): 4x10 <sup>-3</sup> Área de contacto: 325 m <sup>2</sup> /g Macroporosidad: 0.14 mL/g Radio de Macroporo: 5226 Å Densidad de partícula promedio (Kg/m <sup>3</sup> ): 1300 Factor de porosidad: 0.4–0.46

### 5.9. Servicios auxiliares

#### 5.9.1. Vapor de media y alta presión.

Tabla 5.12. Propiedades del vapor de media y alta presión

Tipo	Mínimo	Normal	Máximo
Vapor de media presión			
Presión, kg/cm <sup>2</sup> man	39.78	40.78	42.0
T °C	320	330	350
Calidad	Saturado		
Disponibilidad	La requerida		
Vapor de alta presión			
Presión, kg/cm <sup>2</sup> man	17.5	18.5	19.5
T °C	240	250	260
Calidad	Saturado		
Disponibilidad	La requerida		

### 5.9.2. Agua

Tabla 5.13. Propiedades del agua de enfriamiento

Sistema de enfriamiento			
Condiciones de suministro dentro del límite de batería.			
	MIN	NOR	MAX
Presión, kg/cm <sup>2</sup> man	3.5	4.0	5.3
T °C	20	32	33
Disponibilidad	La requerida		

### 5.9.3. Flama

Tabla 5.14. Propiedades de la flama adiabática para quemador

Propiedad	Valor	
Viscosidad	1.79e-05 cP	
Conductividad	2.54e-05 watt/m-K	
Densidad	1.225 kg/m <sup>3</sup>	
	Entrada	Salida
Temperatura (°C)	1000	400
Δ t mínimo (°C)	25	
Disponibilidad	La requerida	

### 5.10. Almacenamiento

Materias primas: no se requiere un almacenamiento de las aguas amargas, ya que se entregarán en línea con la planta previa. El aire alimentado se tomará del ambiente por medio del compresor. En cuanto al gas natural, la planta de Cadereyta posee un sistema de abastecimiento, por lo cual queda fuera de los límites de batería.

Producto: todas las líneas de producción de azufre salen directamente a los distribuidores, de manera que tampoco se contempla servicio de almacenamiento.

Residuos: ningún residuo se almacena. Los únicos residuos son aquellos quemados y emitidos por la chimenea.

## 5.11. Tratamiento de desechos

### 5.11.1. Emisiones a la atmósfera

Se determinaron las concentraciones en partes por millón (ppm) por componente. En su cálculo, se utiliza el flujo volumétrico total de emisiones, aproximando los valores atmosféricos a condiciones a nivel del mar. Se empleó la ecuación:

$$ppm_v = \frac{mg}{m^3} \cdot \left( \frac{RT}{MM} \right) \quad (\text{Ec. 25})$$

$$R = 0.08205 \text{ atm L mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$$

$$T = 298.15 \text{ K}$$

MM = masa molar del efluente



## CAPÍTULO 6. CRITERIOS DE DISEÑO

### 6.1. Compresión

Tabla 6.1. Criterios de diseño del compresor

Modelo compresor C-01	Compresor isoentrópico	
Presión de descarga (bar)	2	
Temperatura de descarga (°C)	111.08	
Temperatura isoentrópica de descarga (°C)	94.92	
	Entrada	Salida
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	10,311.5	6,600.1
Factor de compresibilidad	1	1

### 6.2. Separación

El software Aspen Plus utilizó el siguiente criterio de diseño para la temperatura de diseño de los separadores, los reactores y el horno:

$$T_{diseño} (^{\circ}F) = T_{operación} (^{\circ}F) + 82 \quad (\text{Ec. 26})$$

Tabla 6.2. Criterios de diseño de los separadores

ID	V-01	V-02	V-03	V-04
Temperatura de diseño (°C)	227.78	227.78	227.78	227.78
Temperatura de operación (°C)	200	200	200	200
Presión barométrica de diseño (bar)	1.03	1.03	1.03	1.03

### 6.3. Reacción

Tabla 6.3. Criterios de diseño de los reactores catalíticos

Reactores catalíticos	R-01	R-02	R-03
Temperatura de Diseño (°C)	275.86	241.80	238.96
Temperatura de Operación (°C)	248.08	214.02	211.18
Presión barométrica de Diseño (barg)	1.03	1.03	1.03

## 6.4. Furnace

Tabla 6.4. Criterios de diseño del horno (furnace)

Furnace	F-01
Temperatura de Diseño (°C)	1,259.46
Temperatura de Operación (°C)	1,231.68
Presión barométrica de Diseño (barg)	1.03
Temperatura Mínima (°C)	210.5
Temperatura Máxima (°C)	1,231.68
Carga Térmica Neta (cal/s)	-2.76E+06

## 6.5. Análisis de sensibilidad

### 6.5.1. Temperaturas

Así como las alimentaciones, las temperaturas del proceso juegan un papel muy importante en la cinética del proceso de Súper Claus. Dichas temperaturas se analizaron una vez realizado el análisis de las alimentaciones y se determinaron en cada uno de los reactores catalíticos, adquiriéndose resultados para cada uno. Es importante mencionar que las temperaturas a la entrada de los reactores son alcanzadas mediante intercambiadores de coraza y tubo, de manera que los resultados obtenidos son los datos de la temperatura a la que debe operar los intercambiadores de calentamiento.

#### 6.5.1.1. Resultados

Se resumen en la Tabla 6.5. los valores de temperatura de cada intercambiador. La tabla y gráficas con los resultados completos del análisis se encuentran en el Anexo A:

Tabla 6.5. Condiciones de salida del proceso con respecto a la temperatura de cada intercambiador

Status	Reactor	Temperatura	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		°C	ppm	Kg/h	%
OK	1	210.5	281.6	2756.18	98.83
OK	2	210.5	281.6	2756.18	98.83
OK	3	210.5	281.6	2756.18	98.83

Como se puede observar, las temperaturas de todos los intercambiadores son iguales, obteniendo resultados similares en los otros rubros analizados. Un estudio más detallado se encuentra en el Anexo A.

## 6.6. Intercambiadores de calor

### 6.6.1. Calentamiento

Tabla 6.6. Criterios de diseño de los intercambiadores de calor destinados a calentamiento

	E-01		E-02		E-04		E-06	
	Tubo	Coraza	Tubo	Coraza	Tubo	Coraza	Tubo	Coraza
Área de Transferencia (m <sup>2</sup> )	55.95		27.71		27.21		27.21	
Presión barométrica de Diseño (barg)	3	10	3	44	3	44	3	44
Temperatura de Diseño (°C)	150.0	210.0	248.9	287.8	250.0	285.0	250.0	285.0
Temperatura de Operación (°C)	111.1	175.0	210.5	250.0	210.5	250.0	210.5	250.0

### 6.6.2. Enfriadores

Tabla 6.7. Criterios de diseño de intercambiadores de calor destinados a enfriamiento

	E-03		E-05		E-07	
	Tubo	Coraza	Tubo	Coraza	Tubo	Coraza
Área de Transferencia (m <sup>2</sup> )	17.66		8.46		6.52	
Presión barométrica de Diseño (barg)	3	3	3	3	3	3
Temperatura de Diseño (°C)	290.0	290.0	255.5	255.0	250.0	250.0
Temperatura de Operación (°C)	248.8	25.0	214	25.0	211.2	25.0

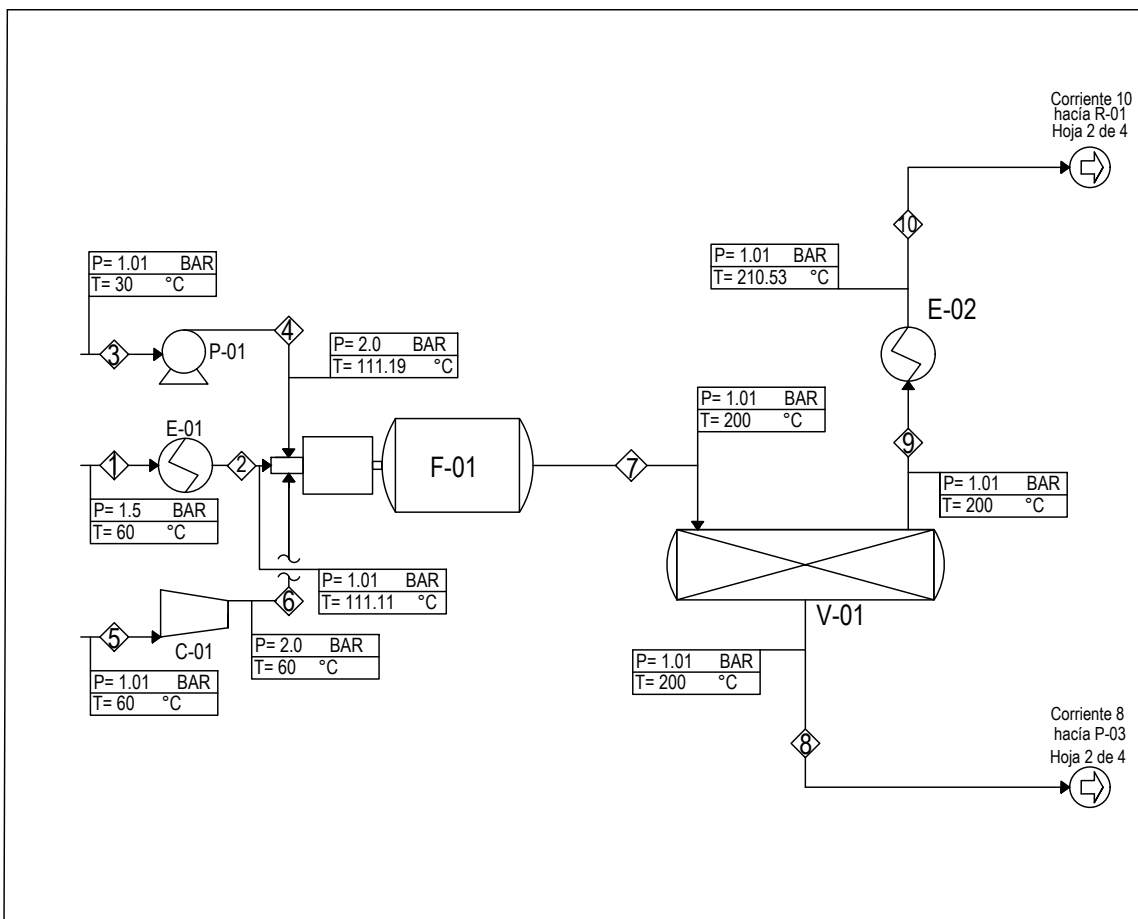
\* Corriente de proceso por tubos, corriente de servicio por coraza. Para Aspen, temperatura de diseño de coraza debe ser como mínimo igual que la de tubos.

## 6.7. Quemador

Tabla 6.8. Criterios de diseño del quemador con chimenea

Quemador	B-01
Temperatura de Diseño (°C)	1,027.78
Temperatura de Operación (°C)	800.00
Presión barométrica de Diseño (barg)	1.03
Temperatura Mínima (°C)	200
Temperatura Máxima (°C)	800
Carga Térmica Neta (cal/s)	1.46E+06

## CAPÍTULO 7. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

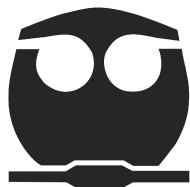


## DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

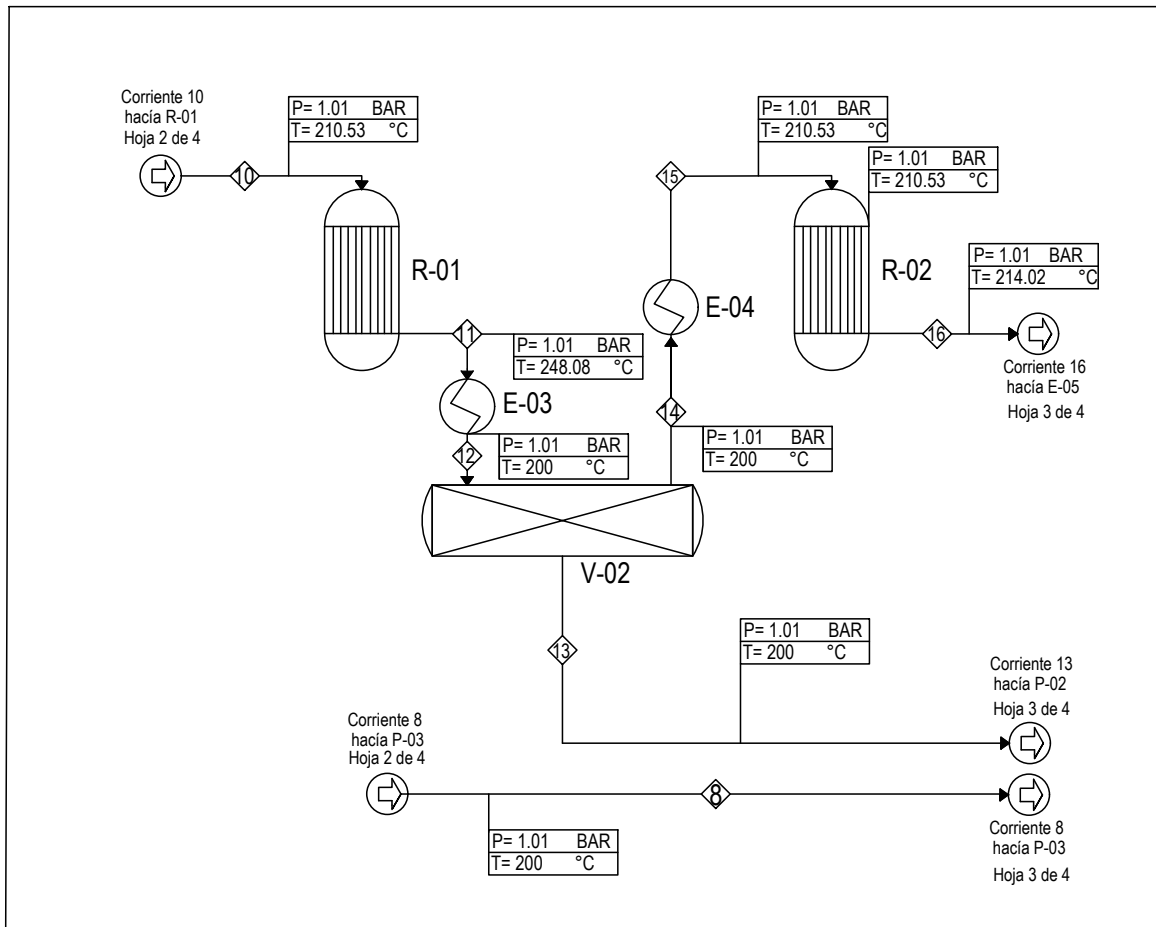
1 de 4

Función	Equipo	ID
Separación	Separador de fases Líquido-Vapor	V-01
Intercambio de Calor	Intercambiador de Calor	E-01
	Intercambiador de Calor	E-02
Reacción	Furnace	F-01
Compresión	Compresor	C-01
	Bomba de gases	P-01

PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.



JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA  
 JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN



# DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

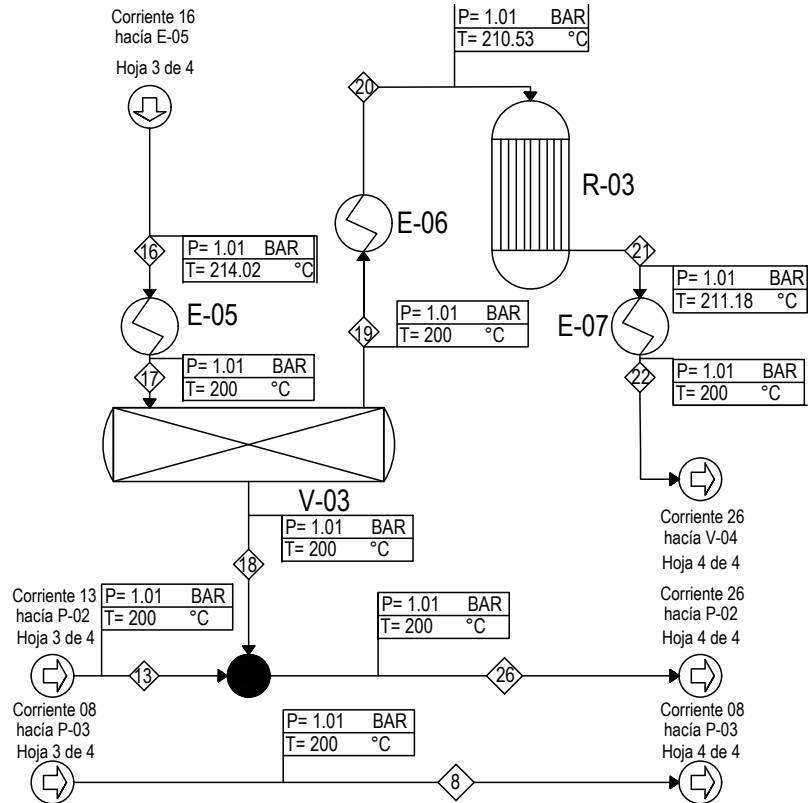
2 de 4

Función	Equipo	ID
Separación	Separador de fases Líquido-Vapor	V-02
Intercambio de Calor	Enfriador	E-03
	Intercambiador de Calor	E-04
Reacción	Reactor Catalítico	R-01
	Reactor Catalítico	R-02

PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.



JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA  
 JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN



# DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

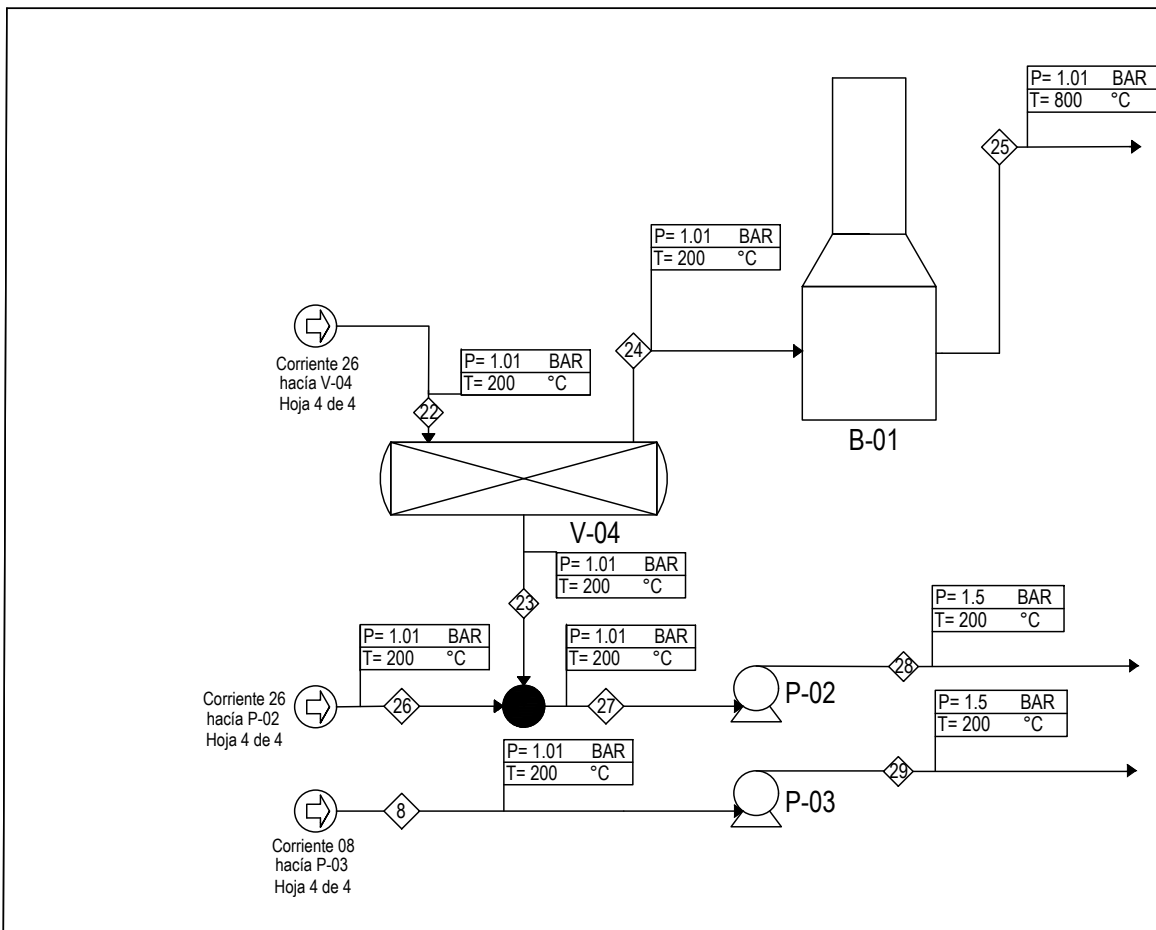
3 de 4

Función	Equipo	ID
Separación	Separador de fases Líquido-Vapor	V-03
Intercambio de Calor	Enfriador	E-05
	Intercambiador de Calor	E-06
Reacción	Reactor Catalítico	R-03

PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.



JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA  
 JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN

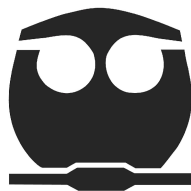


# DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

4 de 4

Función	Equipo	ID
Separación	Separador de fases Líquido-Vapor	V-04
Desfogue	Horno con Chimenea de desfogue	B-01
Compresión	Bomba para Azufre líquido a Tanque	P-02
	Bomba para Azufre líquido a Tanque	P-03

PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.



JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA  
 JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN



## CAPÍTULO 8. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

### 8.1. Tabla de corrientes

*Tabla 8.1. Tabla de corrientes*

Corriente	1	2	3	4	5	6
Flujo Másico	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
SO2	0	0	0	0	0	0
S2	0	0	0	0	0	0
S6	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0
CH4	0	0	470	470	0	0
O2	0	0	0	0	3,923	3,923
H2S	3,000	3,000	0	0	0	0
H2O	6,655	6,655	0	0	0	0
C2H6	0	0	48	48	0	0
C3H8	0	0	16	16	0	0
N2	0	0	0	0	12,919	12,919
CS2	0	0	0	0	0	0
COS	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0
Flujo total kmol/h	457	457	31	31	584	584
Flujo total kg/h	9,655	9,655	534	534	16,842	16,842
Flujo total L/min	27,225	241,158	7,217	7,217	242,805	155,457
Temperatura °C	60.00	111.11	60.00	60.00	30.00	111.19
Presión bar	1.50	1.01	1.01	2	1.01	2
Fracción Vapor	0.19	1	1	1	1	1
Fracción Líquido	0.81	0	0	0	0	0
Entalpía cal/mol	-55,320	-46,891	-17,680	-17,680	34.8	602
Entalpía cal/g	-2,621	-2,222	-1,035	-1,035	1.21	21
Entalpía cal/s	-7,029,200	-5,958,100	-153,550	-153,550	5,650	97,674
Entropía cal/mol-K	-27.19	-3.56	-20.74	-20.74	1.14	1.44
Entropía cal/g-K	-1.288	-0.168	-1.214	-1.214	0.040	0.050
Densidad mol/cm <sup>3</sup>	2.80E-04	3.16E-05	7.22E-05	7.22E-05	4.01E-05	6.26E-05
Densidad g/cm <sup>3</sup>	5.91E-03	6.67E-04	1.23E-03	1.23E-03	1.16E-03	1.81E-03
Masa Molar promedio	21.11	21.11	17.09	17.09	28.85	28.85

Corriente	7	8	9	10	11	12
Flujo Másico	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
S02	1,080	0	1,080	1,080	165	165
S2	1,235	1,235	0	0	0	0
S6	0	0	0	0	1,374	1,374
CO2	1,476	0	1,476	1,476	1,476	1,476
CH4	0	0	0	0	0	0
O2	385	0	385	385	385	385
H2S	1,113	0	1,113	1,113	140	140
H2O	8,821	0	8,821	8,821	9,336	9,336
C2H6	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0
N2	12,919	0	12,919	12,919	12,919	12,919
CS2	0	0	0	0	0	0
COS	8.09E-05	0	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05
CO	2.15	0	2.15	2.15	2.15	2.15
Flujo total kmol/h	1,065	19	1,046	1,046	1,039	1,039
Flujo total kg/h	27,032	1,235	25,797	25,797	25,797	25,797
Flujo total L/min	691,520	12,498	679,022	694,129	742,918	674,386
Temperatura °C	200.00	200.00	200.00	210.53	248.08	200.00
Presión bar	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Fracción Vapor	1	1	1	1	1	1
Fracción Líquido	0	0	0	0	0	0
Entalpía cal/mol	-28,873	32,140	-29,996	-29,913	-30,119	-30,505
Entalpía cal/g	-1138	501	-1,216	-1,213	-1,213	-1,228
Entalpía cal/s	-8,543,700	171,874	-8,715,500	-8,691,400	-8,691,400	-8,802,800
Entropía cal/mol-K	2.02	42.94	1.08	1.25	1.31	0.53
Entropía cal/g-K	0.079	0.670	0.044	0.051	0.053	0.021
Densidad mol/cm3	2.57E-05	2.57E-05	2.57E-05	2.51E-05	2.33E-05	2.57E-05
Densidad g/cm3	6.52E-04	1.65E-03	6.33E-04	6.19E-04	5.79E-04	6.38E-04
Masa Molar promedio	25.38	64.13	24.66	24.66	24.83	24.83

Corriente	13	14	15	16	17	18
Flujo Másico	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
SO2	0	165	165	82	82	0
S2	0	0	0	0	0	0
S6	1,374	0	0	124	124	124
CO2	0	1,476	1,476	1,476	1,476	0
CH4	0	0	0	0	0	0
O2	0	385	385	385	385	0
H2S	0	140	140	52	52	0
H2O	0	9,336	9,336	9,382	9,382	0
C2H6	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0
N2	0	12,919	12,919	12,919	12,919	0
CS2	0	0	0	0	0	0
COS	0	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05	0
CO	0	2.15	2.15	2.15	2.15	0
Flujo total kmol/h	7	1,032	1,032	1,031	1,031	0.6
Flujo total kg/h	1,374	24,423	24,423	24,423	24,423	124
Flujo total L/min	4,637	669,749	684,649	689,165	669,330	419
Temperatura °C	200.00	200.00	210.53	214.02	200.00	200.00
Presión bar	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Fracción Vapor	1	1	1	1	1	1
Fracción Líquido	0	0	0	0	0	0
Entalpía cal/mol	29,347	-30,919	-30,837	-30,856	-30,966	29,347
Entalpía cal/g	153	-1,306	-1,303	-1,303	-1,307	153
Entalpía cal/s	58,227	-8,861,000	-8,837,400	-8,837,400	-8,868,900	5,260
Entropía cal/mol-K	51.81	0.09	0.26	0.26	0.03	51.81
Entropía cal/g-K	0.269	0.004	0.011	0.011	0.001	0.269
Densidad mol/cm3	2.57E-05	2.57E-05	2.51E-05	2.49E-05	2.57E-05	2.57E-05
Densidad g/cm3	4.94E-03	6.08E-04	5.95E-04	5.91E-04	6.08E-04	4.94E-03
Masa Molar promedio	192.40	23.67	23.67	23.69	23.69	192.40

Corriente	19	20	21	22	23	24
Flujo Másico	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
SO2	82	82	67	67	0	67
S2	0	0	0	0	0	0
S6	0	0	23	23	23	0
CO2	1,476	1,476	1,476	1,476	0	1,476
CH4	0	0	0	0	0	0
O2	385	385	385	385	0	385
H2S	52	52	35	35	0	35
H2O	9,382	9,382	9,391	9,391	0	9,391
C2H6	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0
N2	12,919	12,919	12,919	12,919	0	12,919
CS2	0	0	0	0	0	0
COS	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05	8.09E-05	0	8.09E-05
CO	2.15	2.15	2.15	2.15	0	2.15
Flujo total kmol/h	1,030	1,030	1,030	1,030	0.1	1,030
Flujo total kg/h	24,299	24,299	24,299	24,299	23	24,275
Flujo total L/min	668,911	683,792	684,636	668,833	78	668,755
Temperatura °C	200.00	210.53	211.18	200.00	200.00	200.00
Presión bar	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Fracción Vapor	1	1	1	1	1	1
Fracción Líquido	0	0	0	0	0	0
Entalpía cal/mol	-31,004	-30,921	-30,925	-31,013	29,347	-31,020
Entalpía cal/g	-1,315	-1,311	-1,311	-1,315	153	-1,316
Entalpía cal/s	-8,874,200	-8,850,600	-8,850,600	-8,875,600	981	-8,876,600
Entropía cal/mol-K	-0.01	0.16	0.16	-0.02	51.81	-0.03
Entropía cal/g-K	0.000	0.007	0.007	-0.001	0.269	-0.001
Densidad mol/cm3	2.57E-05	2.51E-05	2.51E-05	2.57E-05	2.57E-05	2.57E-05
Densidad g/cm3	6.05E-04	5.92E-04	5.92E-04	6.05E-04	4.94E-03	6.05E-04
Masa Molar promedio	23.58	23.58	23.58	23.58	192.40	23.56

Corriente	25	26	27	28	29
Flujo Másico	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
SO2	67	0	0	0	0
S2	0	0	0	0	1,235
S6	0	1,498	1,522	1,522	0
CO2	1,476	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0
O2	385	0	0	0	0
H2S	35	0	0	0	0
H2O	9,391	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0
N2	12,919	0	0	0	0
CS2	0	0	0	0	0
COS	8.09E-05	0	0	0	0
CO	2.15	0	0	0	0
Flujo total kmol/h	1,030	8	8	8	19
Flujo total kg/h	24,275	1,498	1,522	1,522	1,235
Flujo total L/min	1,516,800	5,056	5,134	5,134	12,498
Temperatura °C	800.00	200.00	200.00	200.00	200.00
Presión bar	1.01	1.01	1.01	2	2
Fracción Vapor	1	1	1	1	1
Fracción Líquido	0	0	0	0	0
Entalpía cal/mol	-25,922	29,347	29,347	29,347	32,140
Entalpía cal/g	-1,100	153	153	153	501
Entalpía cal/s	-7,417,900	63,487	64,468	64,468	171,874
Entropía cal/mol-K	6.85	51.81	51.81	51.81	42.94
Entropía cal/g-K	0.291	0.269	0.269	0.269	0.670
Densidad mol/cm3	1.13E-05	2.57E-05	2.57E-05	2.57E-05	2.57E-05
Densidad g/cm3	2.67E-04	4.94E-03	4.94E-03	4.94E-03	1.65E-03
Masa Molar promedio	23.56	192.40	192.40	192.40	64.13

## 8.2. Emisiones a la atmósfera

Las producidas por esta actividad son:

*Tabla 8.2. Condiciones de las emisiones producidas*

Corriente salida	Emisiones	Emisiones	Masa	ppm
Kg/h		mg/m <sup>3</sup>	Molecular	
SO2	67.04	736.62	64	281.42
S2	0	0	64.12	0
S6	0	0	192	0
CO2	1,475.57	16,213.65	44	9,009.96
CH4	0	0	16	0
O2	385.18	4,232.42	32	3,233.95
H2S	35.19	386.67	34	278.07
H2O	9,390.97	103,188.35	18	140,169.33
C2H6	0	0	30	0
C3H8	0	0	44	0
N2	12,919.29	141,957.74	28	123,964.09
CS2	0	0	76	0
COS	0	0	60	0
CO	2.15	23.68	28	20.68
Flujo (L/min)	1,516,800			

Como podemos observar, las emisiones de SO2 están dentro de la NOM-085-SEMARNAT-2011.

## 8.3. Servicios

### 8.3.1. Agua de enfriamiento

*Tabla 8.3. Cantidad usada de agua de enfriamiento*

Equipo	Tipo de equipo	Energía	Cantidad
		cal/sec	kg/h
E-03	Intercambiador de calor	107,877	77,742
E-05	Intercambiador de calor	28,884	20,815
E-07	Intercambiador de calor	21,694	15,634

### 8.3.2. Vapor de alta presión

Tabla 8.4. Cantidad usada de vapor de alta presión

Equipo	Tipo de equipo	Energía	Cantidad
		cal/sec	kg/h
E-02	Intercambiador de calor	20,632	181
E-04	Intercambiador de calor	20,136	176
E-06	Intercambiador de calor	20,087	176

### 8.3.3. Vapor de media

Tabla 8.5. Cantidad usada de vapor de media presión

Equipo	Tipo de equipo	Energía	Cantidad
		cal/sec	kg/h
E-01	Intercambiador de calor	1,070,905	7,928

### 8.3.4. Flama

Tabla 8.6. Cantidad usada de flama adiabática

Equipo	Tipo de equipo	Energía	Cantidad
		cal/sec	kg/h
B-01	Quemador	1,246,156	31,304

## CAPÍTULO 9. DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR

Se definieron ciertas características que ayuden a la determinación de las dimensiones del equipo. El software de Aspen Plus permitió aproximar las dimensiones de equipos, como fue el caso de los intercambiadores de Calor y los separadores.

### 9.1. Separadores

*Tabla 9.1. Dimensiones de los separadores*

ID	V-01	V-02	V-03	V-04
Volumen de líquido (L)	13,077	11,276	11,276	11,276
Diámetro tanque (m)	2.13	1.98	1.98	1.98
Altura tangencial (m)	3.66	3.66	3.66	3.66

### 9.2. Intercambiadores

En el caso de los intercambiadores de calor, la herramienta Aspen Exchanger Design & Rating facilitó la tarea del dimensionamiento de los mismos, proponiendo dimensiones para los 7 intercambiadores del proceso. Los resultados de las dimensiones de los intercambiadores se enunciarán de manera breve y simplificada, mientras que los planos se encuentran en el Anexo C.



Tabla 9.2. Dimensiones del intercambiador E-01

E-01				
Tamaño (m)	0.387	Ancho	3.45	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	55.95			
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	MP (Vapor de media)		1	
Flujo Total (kg/h)	7,934.6		9,655	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	7,934.6	1.4	2,826.4	9,655
Líquido (kg/h)	0	7,933.2	6,828.6	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	5.99	18.89	18.1	70
Calor intercambiado (cal/h)	3.86E+09		LMTD (°C)	60.21
Diseño de una Unidad				
No. de tubos	415	OD (cm)	1.27	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	3.45	Pitch (cm)	1.588	
Coraza	OD (m)	0.406	ID (m)	0.387
Sketch				

Tabla 9.3. Dimensiones del intercambiador E-02

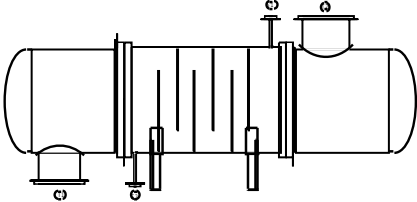
E-02				
Tamaño (m)	0.787	Ancho	1.575	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	27.71			
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	HP (Vapor de alta)		9	
Flujo Total (kg/h)	181.1		21,019.5	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	181.1	0	21,019.5	21,019.5
Líquido (kg/h)	0	181.1	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.04	0.10	47.34	48.82
Calor intercambiado (cal/h)	7.43E+07		LMTD (°C)	25.81
Diseño de una Unidad				
No. de tubos	121	OD (cm)	5.08	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.575	Pitch (cm)	6.350	
Coraza	OD (m)	0.826	ID (m)	0.787
Sketch				

Tabla 9.4. Dimensiones del intercambiador E-03

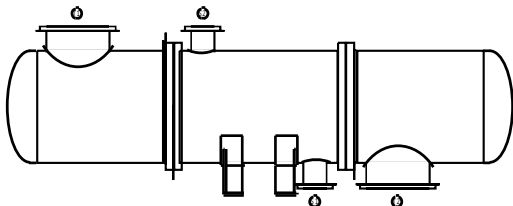
E-03				
Tamaño (m)	0.625	Ancho	1.250	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	17.66			
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	CW (Agua de enfriamiento)		11	
Flujo Total (kg/h)	77,810.6		21,019.5	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	0	0	21,019.5	21,019.5
Líquido (kg/h)	77,810.6	77,810.6	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.14	0.14	90.70	92.90
Calor intercambiado (cal/h)	3.89E+08		LMTD (°C)	185.98
Diseño de una Unidad				
No. De tubos	130	OD (cm)	3.81	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.250	Pitch (cm)	4.763	
Coraza	OD (m)	0.645	ID (m)	0.625
Sketch				

Tabla 9.5. Dimensiones del intercambiador E-04

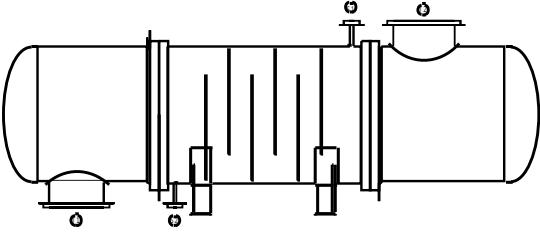
E-04				
Tamaño (m)	0.775	Ancho	1.550	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	27.21			
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	HP (Vapor de alta)		14	
Flujo Total (kg/h)	176.6		19,643.9	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	176.6	0	19,643.9	19,643.9
Líquido (kg/h)	0	176.6	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.04	0.10	47.02	49.01
Calor intercambiado (cal/h)	7.25E+07		LMTD (°C)	25.81
Diseño de una Unidad				
No. De tubos	121	OD (cm)	5.08	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.550	Pitch (cm)	6.350	
Coraza	OD (m)	0.813	ID (m)	0.775
Sketch				

Tabla 9.6. Dimensiones del intercambiador E-05

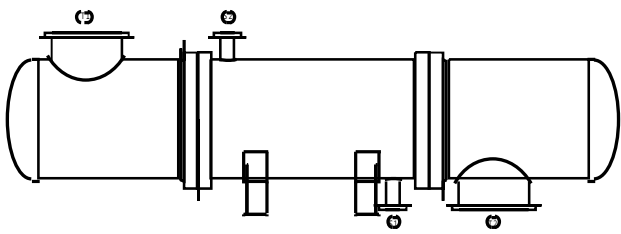
E-05				
Tamaño (m)	0.600	Ancho	1.500	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )		8.46		
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	CW (Agua de enfriamiento)		16	
Flujo Total (kg/h)	20,846.8		19,643.9	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	0	0	19,643.9	19,643.9
Líquido (kg/h)	20,846.8	20,846.8	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.04	0.04	91.56	92.49
Calor intercambiado (cal/h)		1.04E+08	LMTD (°C)	167.22
Diseño de una Unidad				
No. De tubos	27	OD (cm)	7.62	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.500	Pitch (cm)		24.194
Coraza	OD (m)	0.620	ID (m)	0.600
Sketch				

Tabla 9.7. Dimensiones del intercambiador E-06

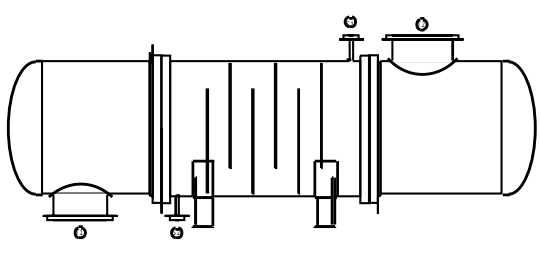
E-06				
Tamaño (m)	0.775	Ancho	1.550	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )		27.21		
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	HP (Vapor de alta)		19	
Flujo Total (kg/h)	176.2		19,506.5	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	176.2	0	19,506.5	19,506.5
Líquido (kg/h)	0	176.2	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.04	0.10	46.94	48.91
Calor intercambiado (cal/h)		7.24E+07	LMTD (°C)	25.81
Diseño de una Unidad				
No. De tubos	12	OD (cm)	5.08	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.550	Pitch (cm)		6.350
Coraza	OD (m)	0.813	ID (m)	0.775
Sketch				

Tabla 9.8. Dimensiones del intercambiador E-07

E-07				
Tamaño (m)	0.600	Ancho	1.200	Largo
Área de intercambio (m <sup>2</sup> )		6.52		
Desempeño de una Unidad				
Localización del flujo	Coraza		Tubo	
Nombre del fluido	CW (Agua de enfriamiento)		21	
Flujo Total (kg/h)	15,645.7		19,506.5	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Vapor (kg/h)	0	0	19,506.5	19,506.5
Líquido (kg/h)	15,645.7	15,645.7	0	0
	Media	Máxima	Media	Máxima
Velocidad (m/s)	0.03	0.03	91.00	92.18
Calor intercambiado (cal/h)	7.81E+07		LMTD (°C)	165.39
Diseño de una Unidad				
No. De tubos	27	OD (cm)	7.62	Acero al carbón
Longitud tubo (m)	1.200	Pitch (cm)	9.525	
Coraza	OD (m)	0.620	ID (m)	0.600
Sketch				

### 9.3. Compresor

Asimismo, el software brindó información importante sobre el compresor indispensable para su dimensionamiento.

Tabla 9.9. Dimensiones del compresor

Modelo compresor	Compresor isoentrópico	
Potencia indicada (kW)	272.68	
Potencia al freno (kW)	340.85	
Potencia neta requerida (kW)	340.85	
Pérdida (kW)	68.17	
Eficiencia	0.8	
Eficiencia	0.8	
Fracción de vapor	1	
Cabezal (m-kgf/kg)	6,644.22	
Potencia isoentrópica requerida (kW)	218.14	
Razón de capacidad térmica de entrada	1.399	
	Isoentrópico	Real
Exponente volumétrico promedio	1.397	1.531
Exponente de temperatura promedio	1.397	1.531

### 9.4. Reacción

Tanto para los reactores PFR catalíticos como para el Furnace, se configuraron en el software de Aspen Plus tomando los datos proporcionados por Nader Javanmardi Nabikandi y Shohreh Fatemi donde se especifican los datos de longitud y diámetro tanto para los 3 PFR como para el Horno. (Los datos del catalizador se tomaron de este mismo artículo y se encuentran en la sección de Agentes Químicos).

Tabla 9.10. Dimensiones de los reactores catalíticos

Reactores PFR catalíticos	R-01	R-02	R-03
Longitud (m)	6.0	6.0	6.0
Diámetro (m)	2.7	2.7	2.7
Tiempo de residencia (s)	1.42	1.52	1.53



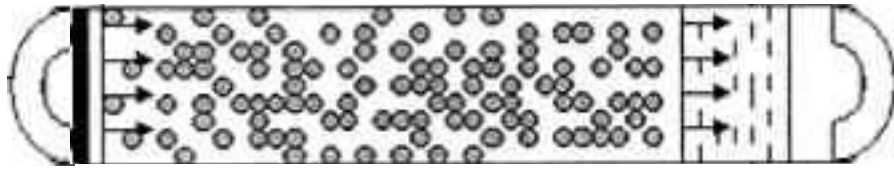


Figura 9.1. Esquema del reactor catalítico

Tabla 9.11. Dimensiones del horno (furnace)

Furnace	F-01
Longitud (m)	6.5
Diámetro (m)	3.4

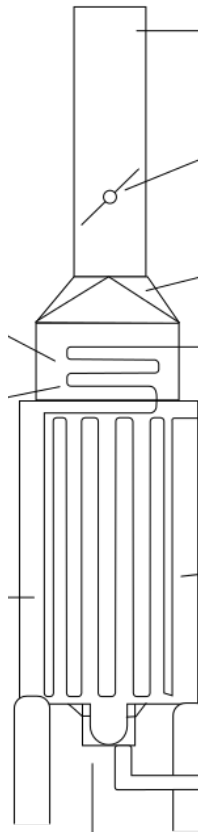
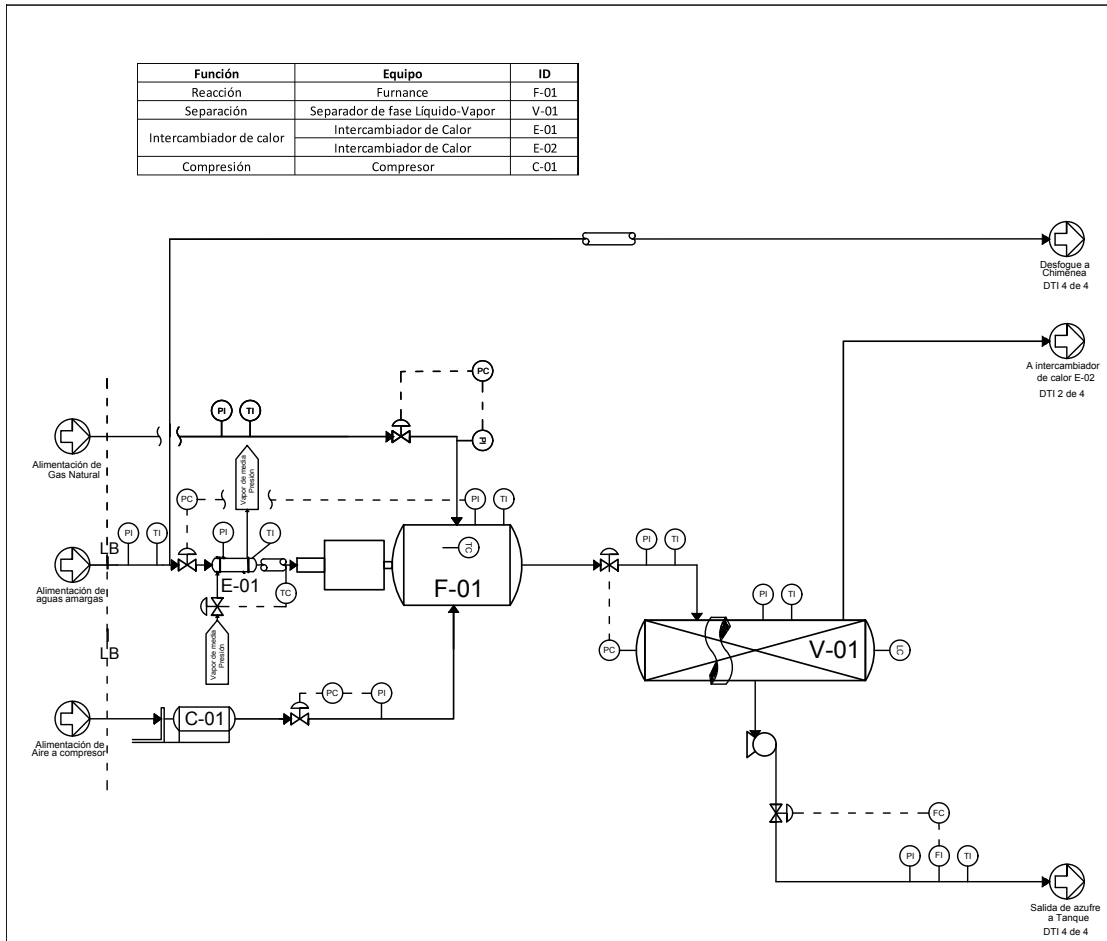


Figura 9.2. Esquema del horno

# CAPÍTULO 10. DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN



## DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN

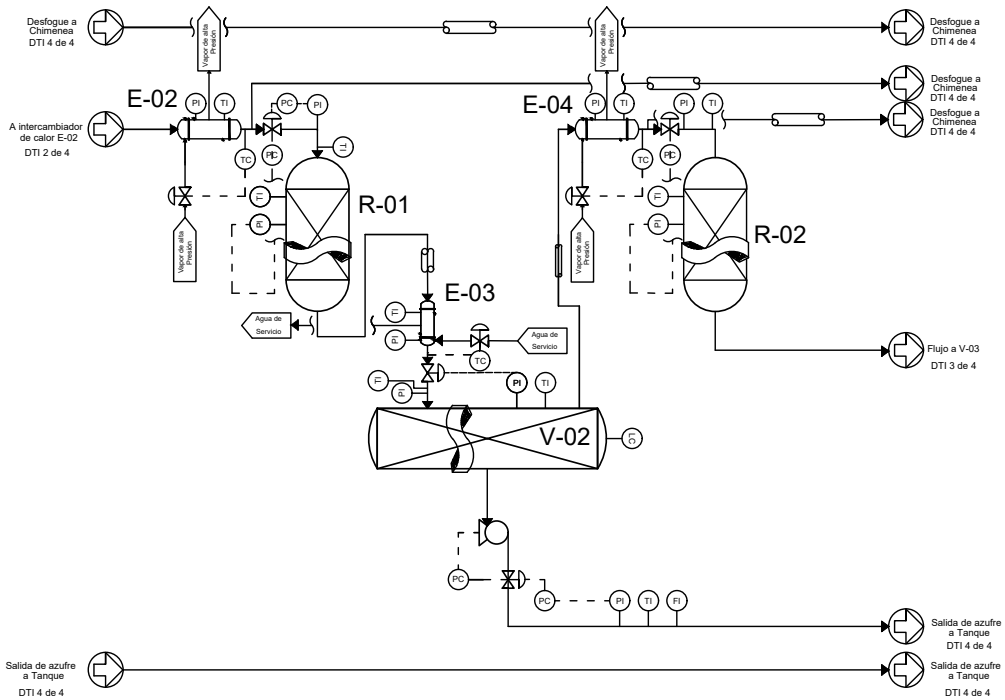
1 de 4



PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.

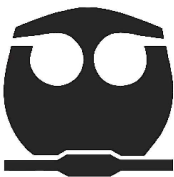
JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA  
 JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN

Función	Equipo	ID
Reacción	Reactor Catalítico	R-01
	Reactor Catalítico	R-02
Separación	Separador de fase Líquido-Vapor	V-02
Intercambio de calor	Eenfriador	E-02
	Intercambiador de Calor	E-03
	Eenfriador	E-04



## DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN

2 de 4

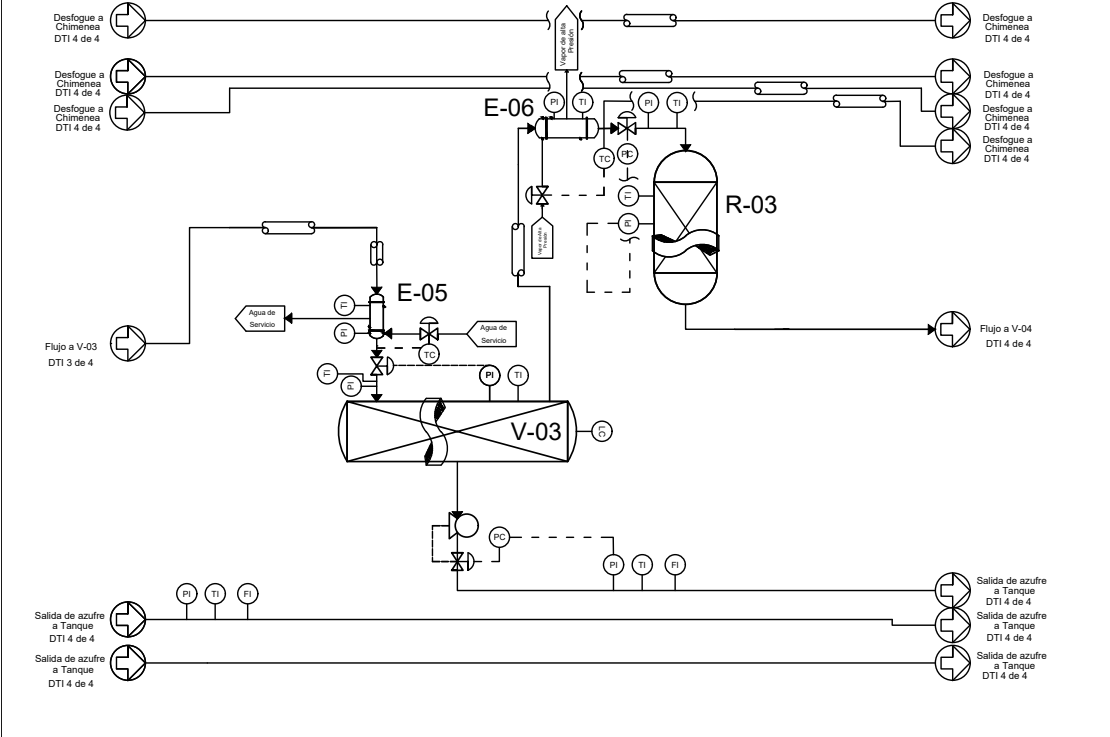


PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.

JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA

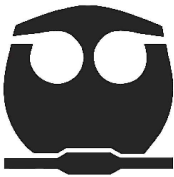
JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN

Función	Equipo	ID
Reacción	Reactor Catalítico	R-03
Separación	Separador de fase Líquido-Vapor	V-03
Intercambio de calor	Enfriador	E-05
	Intercambiador de Calor	E-06



## DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN

3 de 4

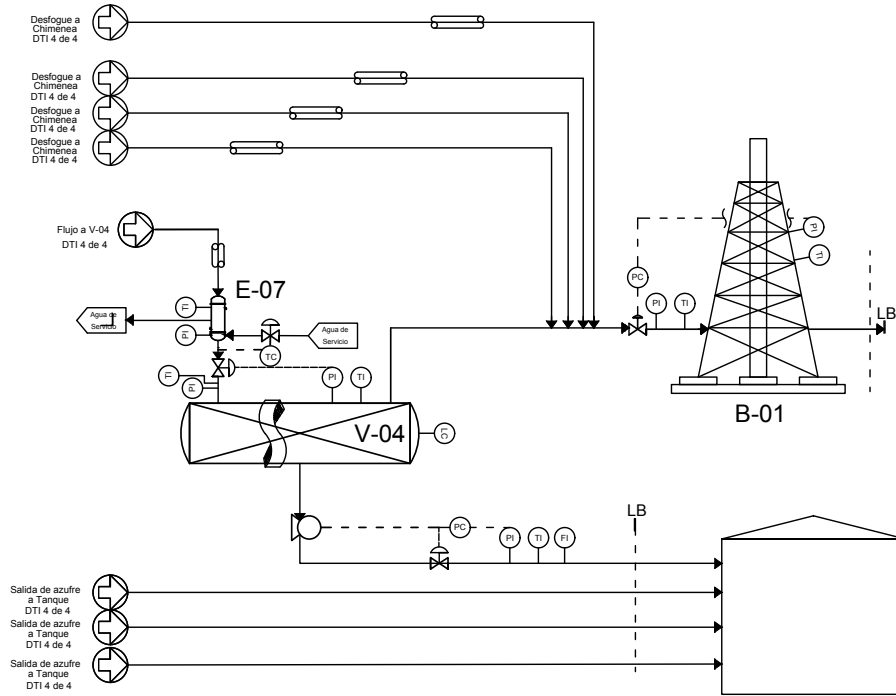


PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.

JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA

JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN

Función	Equipo	ID
Separación	Separador de fase Líquido-Vapor	V-04
Intercambio de calor	Intercambiador de Calor	E-07
Desfogue	Chimenea de desfogue	B-01



## DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN

4 de 4



PROPUESTA DE INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE MEDIANTE EL PROCESO DE SÚPER CLAUS PARA LA REFINERÍA "ING. HECTOR R. LARA SOSA" DE CADEREYTA, N.L.

JOSÉ LUIS AGUILAR MEJÍA

JOSÉ JULIÁN BARQUERA GUZMÁN

## CAPÍTULO 11. FILOSOFÍA BÁSICA DE OPERACIÓN

La operación de la planta contempla un flujo de entrada de la mezcla recibida a una temperatura estimada de 60 °C, proveniente del proceso de hidrosulfuración, entregando un flujo promedio de 9,655 kg/h de una solución de ácido sulfhídrico 30% masa.

El azufre total contenido en la carga de aguas amargas será procesado según el diseño de operación para la obtención de azufre líquido, con una recuperación mayor al 98% mediante el proceso de recuperación de azufre denominado "Straight Through Claus".

### 11.1. Sección Térmica

#### 11.1.1. Alimentación de aguas amargas

##### 11.1.1.1. Flujo

El proceso será alimentado por las aguas amargas provenientes de la planta Hidrosulfuradora, la cual genera en su proceso una mezcla que está compuesta por agua y ácido sulfhídrico a 31.07% masa.

El flujo normal de entrada se considera a 9,655 Kg/h de la mezcla.

##### 11.1.1.2. Composición

La composición de la mezcla de alimentación se describe a continuación:

Tabla 11.1. Composición de la mezcla alimentada

Compuesto	Flujo másico [Kg/h]	Composición másica
H <sub>2</sub> S	3,000	0.31
H <sub>2</sub> O	6,655	0.69

#### 11.1.2. Alimentación de gas Natural.

Para el funcionamiento óptimo del horno F-01 se considera la alimentación de gas natural de PEMEX. La alimentación será suministrada directamente al horno.

Se considera un flujo normal de operación del gas natural de 534 kg/h a una presión de entrada de 2.0 bar al horno.

### 11.1.3. Alimentación de aire.

Para el suministro de oxígeno necesario para llevar a cabo las reacciones de oxidación, tanto en la fase térmica como en la catalítica, se alimenta aire atmosférico utilizando el compresor C-01. Se determinó el aire necesario para llevar a cabo las reacciones sin que haya exceso de oxígeno sin reaccionar como 16,842 kg/h.

Se considera la siguiente composición del aire para las relaciones estequiométricas de reacción.

*Tabla 11.2. Composición del aire alimentado*

Compuesto	% mol
O <sub>2</sub>	21
N <sub>2</sub>	79

Se obtuvo una presión de descarga del compresor de 2.0 bar a la alimentación del quemador F-01.

## 11.2. Sección de reacción.

### 11.2.1. Flujo

A partir del cabezal de descarga del quemador F-01 se envía al proceso de reacción de la planta de recuperación de azufre. Se envía la señal de ajuste de los controladores de carga amarga a la salida de F-01 la cual se ajusta a una carga en estado vapor.

### 11.2.2. R-01

La carga en estado vapor es alimentada al reactor catalítico R-01 el cual alcanza una temperatura de 248.08 °C. Esta temperatura resulta de la conjunción entre la temperatura de entrada de 210.52 °C alcanzada gracias al intercambiador de calor E-02 (el cual calienta la mezcla de proceso mediante la corriente de servicio de vapor de

alta presión) y el calor generado por las mismas reacciones que se desarrollan. Mientras que la temperatura de entrada se logra gracias al intercambiador E-02, la temperatura de salida de 248.08 °C debe ser disminuida para la separación del azufre y su posterior extracción como líquido. Esta disminución de temperatura se logra gracias al intercambiador E-03 (el cual enfría la mezcla de proceso a través de la corriente de servicio de agua de enfriamiento), el cual baja la temperatura hasta los 200 °C.

#### 11.2.3. R-02

La entrada al segundo reactor R-02 será en fase gaseosa a una temperatura de entrada de 210.52 °C, lograda a partir del intercambiador de calor E-04 (con la corriente de servicio de vapor de alta presión), mientras que la salida de dicho reactor tendrá una temperatura de 214 °C, disminuida a 200 °C por el intercambiador E-05 (con la corriente de servicio de agua de enfriamiento).

#### 11.2.4. R-03

La entrada al tercer reactor R-03 será en fase gaseosa a una temperatura de entrada de 210.52 °C, lograda a partir del intercambiador de calor E-06 (con la corriente de servicio de vapor de alta presión), mientras que la salida del mismo será a 211.18 °C, disminuida a 200 °C por el intercambiador E-07 (con la corriente de servicio de agua de enfriamiento).

#### 11.2.5. Temperatura

Las temperaturas de operación de los reactores serán las siguientes

*Tabla 11.3. Temperaturas de operación de los reactores catalíticos*

Reactor	Temperatura de operación °C
R-01	248.08
R-02	214.02



R-03	211.18
------	--------

#### 11.2.5.1. Presión

La presión de operación para todo el sistema será la misma, la cual será de 1.01bar.

### 11.3. Sección de separación

La sección de separación estará compuesta por 4 separadores de fase líquida y vapor, V-01, V-02, V-03 y V-04.

Los separadores estarán diseñados para la separación de fase líquida y vapor, donde la fase líquida únicamente será azufre a las condiciones de operación a las cuales estará trabajando. Esto sucede debido a que los gases de salida del reactor no son solubles en el azufre líquido.

#### 11.3.1. Separador V-01

La alimentación del separador de fase será mediante la corriente 7 del diagrama de flujo de proceso, con un flujo másico de operación de 27,032 kg/h, extrayendo una cantidad de azufre de 1,235 kg/h. La temperatura de entrada al separador será de 200 °C a una presión de operación normal de 1.01 bar manométrico. Esta separación será de azufre diatómico S<sub>2</sub> generado en la combustión en el horno.

#### 11.3.2. Separador V-02

La alimentación del separador de fase será mediante la corriente 12 del diagrama de flujo de proceso, con un flujo másico de 25,797 kg/h, extrayendo una cantidad de azufre de 1,374 kg/h. La temperatura de entrada al separador será de 200 °C a una presión de operación normal de 1.01 bar manométrico. Esta separación será la primera de tres de azufre S<sub>6</sub> obtenido de las reacciones catalíticas.

#### 11.3.3. Separador V-03

La alimentación del separador de fase será mediante la corriente 17 del diagrama de flujo de proceso, con un flujo másico de 24,423 kg/h, extrayendo una cantidad de azufre de 124 kg/h. La temperatura de entrada al separador será de 200 °C a una presión de operación normal de 1.01 bar manométrico.

#### 11.3.4. Separador V-04

La alimentación del separador de fase será mediante la corriente 22 del diagrama de flujo de proceso, con un flujo másico de 24,299 kg/h, extrayendo una cantidad de azufre de 23 kg/h. La temperatura de entrada al separador será de 200 °C a una presión de operación normal de 1.01 bar manométrico.

#### 11.4. Sección de bombas

Las bombas que operarán en el proceso de recuperación de azufre deberán de ser de alta calidad.

La presión de descarga de todas las bombas será de 2 bar.

11.5. Arranque y paro de planta (extraído y reescrito de d'Haêne, Paul y Cicerone, Doug, 2011):

##### 11.5.1. Arranque

###### 11.5.1.1. Consideraciones de arranque

Existen dos clasificaciones de arranque de Plantas de Recuperación de Azufre: “en frío” y “en caliente”.

El arranque en frío se refiere a la primera ocasión en la que se arranca una planta de recuperación de azufre y al arranque subsecuente a una planta previamente ejecutada o acondicionada. El arranque en caliente se refiere al reinicio de una planta que ha sido parada rápidamente por unos minutos o unos cuantos días, sin acondicionamiento previo del catalizador o eliminación de los gases de proceso de producción de azufre del sistema.

###### 11.5.1.2. Arranque en frío:

Para el arranque en frío, el operador debe verificar que el equipo de la planta ha sido revisado minuciosamente previo al arranque:

Sopladores de aire                    - ¿sistema de control de oleaje operable?

Quemador principal                - ¿sistema de control de gas natural operable?

- ¿purgas de aire operables?
  - ¿encendedor operable?
- Camas de catalizador
- ¿el espesor del catalizador es uniforme? ¿El soporte de catalizador de cerámica esférica es una capa?
  - ¿catalizador fresco o usado?
  - ¿soporte de rejilla en buenas condiciones?
  - ¿Se eliminaron los escombros?
- Condensadores
- ¿Se verificó el escape de los tubos?
  - ¿almohadillas antiderrapantes en su lugar? ¿Se están usando almohadillas multi-densidad?
  - ¿Se eliminaron los escombros?
- Quemadores en línea
- ¿sistema de control de gas operable?
  - ¿encendedor operable?
- Rehervidores indirectos
- ¿Se verificó el escape de los tubos?
  - si se opera con estilo de disparo, ¿el sistema de control y de encendido de gas combustible operable están operando?
- Ollas de sello
- ¿Chaquetas de vapor encendidas? ¿Derriten el azufre en el exterior?
  - ¿están precargados con azufre? O, ¿se cargarán en línea después del inicio?
- Chaquetas de vapor
- ¿Están todas encendidas? ¿todas derriten el azufre en el exterior?
  - cualquier nuevo sistema de tuberías/trampas de vapor debe soplar en la atmósfera durante 24 horas para la eliminación de escombros.

### *11.5.1.3. Prueba del sistema ESD*

Si se ha instalado un catalizador nuevo (fresco) en los lechos del convertidor (reactor), es mejor "soplar aire" a cada lecho en secuencia para retirar tanto catalizador del sistema como sea posible. Esto requiere el bloqueo de la tubería de salida del convertidor y el soplado de aire a través de una vía abierta en la salida del reactor a la atmósfera hasta que no se vea más emisión de polvo. A continuación, barrer o aspirar el fondo del reactor (no olvide retirar la cubierta interna temporal cuando se hace el soplado a un convertidor). También se han utilizado los ciclos de presión/depresión para sacar el polvo.

Para una puesta en marcha por primera vez, se recomienda que los sellos de azufre también sean soplados por aire (así como cualquier sello nuevo de azufre instalado en plantas existentes). Al abrir y cerrar la válvula en la descarga del condensador a la olla de sellado, el aire puede fluir a través del sello a la atmósfera a través de una caja de vista abierta para quitar polvo ligero y escombros (un trapo debe ser colocado en la tubería de descarga de azufre de la caja de vista durante este procedimiento --- no se olvide de quitar el trapo cuando el soplado se completo). Los golpes de aire minimizan el riesgo de formar y depositar "hormigón azufrado" (principalmente azufre con algún catalizador de polvo y hierro) en los sistemas de descarga durante el funcionamiento de la planta, lo que resulta en la restricción o bloqueo de los flujos de azufre líquido en el sistema.

A continuación, toda la SRU se calienta primero a los niveles nominales de temperatura utilizando sólo el aire del compresor de aire. La temperatura del aire de descarga está típicamente entre 70° C y 120° C, dependiendo de la temperatura ambiente y si se ha instalado o no un precalentador de aire. Es deseable tener temperaturas de lecho de catalizador mayores a 70° C antes de encender cualquier quemador de gas natural para evitar la condensación de agua en el catalizador (el punto de rocío del agua de un gas de combustión de llama activado estequiometricamente está entre 120°F Y 140°F [49° C y 60° C]).

Si la SRU tiene refractario nuevo o ha tenido reparaciones refractarias importantes llevadas a cabo en el área del quemador principal/horno de reacción, entonces se

debe realizar un secado refractario (curado). Esto se puede hacer usando un sistema de calentamiento seco temporal (preferido y fuertemente recomendado debido a las características de control superiores) o usando el quemador principal encendido en gas natural con alto exceso de aire. El procedimiento de secado utilizado debe ser revisado y acordado con el fabricante refractario, e implica típicamente lo siguiente:

- Caliente hasta 250° F [120° C] a 50° F [30° C] por hora y manténgalo de 2 a 4 horas;
- Calentar hasta 350 °F [175 ° C] a 50 °F [30 ° C] por hora y mantener durante unas 20 horas;
- Calentar hasta 600 °F [315 ° C] a 50 °F [30 ° C] por hora y mantener durante 5 a 10 horas;
- Calentar a 1.000<sup>a</sup> F [538° C] a 50° F [30° C] por hora y mantenerlo durante 5 a 10 horas. En realidad, es mejor calentar lentamente a la temperatura de funcionamiento normal y mantener allí durante otras 5 horas antes de comenzar el enfriamiento.
- Controlar cualquier enfriamiento a 100°F [55° C] por hora como máximo.

Los procedimientos de lecho de convertidor e incinerador de secado normalmente se llevan a cabo utilizando quemadores en línea alimentados con gas natural o quemador de incinerador e implican lo siguiente:

- Caliente hasta 250° F [120° C] a 50° F [30° C] por hora y manténgalo de 2 a 4 horas;
- Caliente hasta 400°F [204° C] a 50°F [30° C] por hora y manténgalo presionado durante unas 5 horas;
- Calentar hasta 313° C a 50°F [30° C] por hora y mantenerlo durante unas 5 horas para los convertidores y hasta 1.000<sup>a</sup>F [538° C] a 50°F [30° C] por hora y retener durante aproximadamente 5 horas para el incinerador.
- Controlar cualquier tiempo de reutilización a 100°F [55° C] por hora como máximo.

Los procedimientos anteriores son seguros, es decir, evitan el daño refractario o se elevan retirando lentamente el agua presente en los materiales refractarios. Acelerar el proceso puede resultar en fallas refractarias que conducen a puntos calientes en los revestimientos de metal después del calentamiento del quemador principal. Esto requiere otro corte de la SRU para afectar las reparaciones y otro procedimiento de secado, que cuesta otros 4 a 6 días de tiempo de inactividad.

Debe tenerse en cuenta que los quemadores en línea (con gas natural) o los recalentadores indirectos deben utilizarse según se requiera para mantener las temperaturas del lecho de catalizador a temperaturas mayores a los 70° C para evitar la condensación del agua sobre el catalizador durante los procedimientos de secado. Este enfoque elimina la posibilidad de daño del catalizador durante el paso de calentamiento de la SRU que sigue.

El calentamiento de la SRU hasta temperaturas normales de operación se realiza usando los quemadores principales y los quemadores en línea, encendiendo gas natural y usando exceso de aire, a una velocidad entre 30° C y 55° C por hora (NO ENJUAGAR). Utilice el quemador principal y los quemadores en línea según se requiera (entre 30 y 100 a 1 relaciones aire/gas para mantener las llamas frías). Por razones de seguridad, todas las líneas de alimentación de gas natural del quemador deben estar equipadas con un sistema de bloqueo y purga automático; todos los quemadores deben estar equipados con un sistema de encendido de alta energía; todas las secuencias de apagado de la luz del quemador deben comenzar con un ciclo de purga (se prefiere la purga de nitrógeno); y, todos deben tener un límite automatizado del contador de tiempo de 5 a 10 segundos en un intento de apagado (se prefiere 5 segundos). Son recomendables los lazos automatizados del control del gas natural para todos los quemadores.

Se recomienda que el bucle de disparo de gas natural para el quemador principal sea automatizado. El flujo de gas natural (presión y temperatura compensada) debe introducirse en la computadora y utilizarse para determinar la demanda de aire para el controlador de la válvula de aire principal. Esto puede hacerse tomando el flujo de gas natural, multiplicando por 9,5 a 10 (compruebe esta relación por cálculo) y

sumando el resultado al cálculo de la demanda de aire de gas ácido (que es cero en este momento) antes de enviar al controlador de flujo de aire su señal. Esto permite entonces al operador controlar automáticamente el flujo de aire en la relación deseada y es muy superior al enfoque de control manual poco fiable y muy complicado.

Junto con un quemador de mezcla buena este enfoque es más importante cuando se quema gas natural a bajas tasas o al usar gas natural y gas ácido cuando el gas ácido se introduce en el quemador principal. Un sistema automatizado siempre añade la cantidad correcta de aire para la cantidad de gas natural y gas ácido que entra en el quemador principal.

El procedimiento para la introducción de gas ácido es bastante sencillo:

1. Asegúrese de que los quemadores en línea estén quemando aproximadamente al 95% de la estequiometría y de que el incinerador esté en condiciones de diseño, requiriendo un exceso de aire superior al normal entre el 15% y el 25% (es muy importante usar P y T de flujos corregidos).
2. Tire de las persianas en las líneas de gas ácido usando todas las precauciones de seguridad.
3. Aumente el flujo de gas natural y disminuya el flujo de aire al quemador principal lentamente hasta que se alcance del 95% al 100% de la estequiometría, agregando vapor moderado (a una velocidad que oscila entre 4 a 10 libras de vapor por libra o kilogramo por kilogramo de gas natural) con el fin de mantener la temperatura del horno de reacción por debajo de los 3000 ° F [1650 ° C]. Manténgase por encima del flujo mínimo de diseño del quemador para evitar que se encienda prematuramente.
4. Asegúrese de que las temperaturas están por encima de 250 ° F y luego introduzca gas ácido en el quemador principal (a una velocidad mayor que el apagado de bajo caudal). Si el sistema está automatizado, como se describió anteriormente, el controlador garantizará la adición de la cantidad correcta de aire para la cantidad de gas natural y gas ácido que entra en el quemador

principal; si no es así, el operador debe calcular el aire requerido y establecer el punto fijo del flujo de aire de los controladores (una operación muy difícil).

5. Retirar lentamente el flujo de gas natural y aumentar el flujo de gas ácido al nivel requerido. Apague el vapor. Purgue el gas natural y la modulación de las líneas de vapor al quemador principal.
6. Cambie cualquier quemador en línea del gas ácido de gas natural a gas ácido.
7. Introduzca el control del analizador de gases de cola (ADA) en los controles del sistema (si se tiene).
8. Introduzca alguno de los gases ácidos del separador de agua amarga en el quemador principal. Algunas jurisdicciones pueden requerir que esto suceda en el paso 4.

Si los sellos de azufre NO estaban previamente cargados con azufre, entonces cada válvula de salida de azufre del condensador debe ser abierta y cerrada cada 15 minutos hasta que estén llenas de azufre líquido. Dado que los gases ácidos que se ventilan durante este procedimiento pueden contener hasta un 10% de  $H_2S$ , deben tomarse las precauciones de seguridad apropiadas en esas áreas. Esta es la razón por la cual cada vez más operadores se inclinan hacia precargar los sellos de azufre con azufre triturado antes de la puesta en marcha, aunque el trabajo se considera desordenado y es laborioso (varias refinerías de Shell y ExxonMobil han instalado un sistema de descarga de azufre, que les permite volver a descargar en los condensadores y detener la operación, así como proporcionar la capacidad de precargar los sellos antes de la puesta en marcha).

El paso siguiente y final es ajustar las temperaturas de entrada del lecho para lograr las temperaturas de diseño de salida del lecho y reducir la temperatura del gas de salida final del condensador de  $124^{\circ}C$  a  $130^{\circ}C$  (para minimizar las pérdidas de vapor de azufre al incinerador).

Finalmente, se ajusta el exceso de  $O_2$  en el gas de combustión del oxidante térmico (incinerador) típicamente hasta un 2% (o 10% de aire en exceso).



#### *11.5.1.4. Arranque en caliente:*

Esto requiere que el quemador principal de gas natural esté apagado por debajo de la relación de combustión estequiométrica (típicamente se usa la relación de flujo volumétrico de aire a gas de 9.5 para obtener el 95% deseado del objetivo y para dejar un margen de seguridad). A continuación, se añade vapor moderado para mantener la temperatura del horno de reacción a por debajo de 3.000 °F [1650 °C].

Los quemadores en línea se encienden (en gas natural a la misma proporción de 9.5 aire a gas) y el incinerador se pone en marcha. En los sistemas de incinerador de prueba natural, el incinerador puede encenderse con seguridad antes de encender el quemador principal. Asegúrese de que las temperaturas del lecho del catalizador sean superiores a 300 °F [150° C] antes de que el gas ácido sea introducido en el quemador principal.

Después, se introduce el gas ácido y retire el gas natural/vapor moderado. A continuación, cambie todos los quemadores de gas ácido de gas natural a gas ácido.

Compruebe las caídas de presión del lecho de catalizador para comprobar si hay problemas de formación de azufre. Si la caída de presión de una cama resulta alta, se aumenta la temperatura de entrada hasta que la caída de presión disminuya a niveles normales.

Finalmente, se vuelve a las temperaturas óptimas (generalmente las temperaturas de diseño) en toda la SRU.

#### NOTAS:

Algunas empresas permiten el apagado con gas ácido si la temperatura del Horno de Reacción es aún mayor a 1600 °F [870 °C].

En otros casos se permite el apagado del gas en el refractario caliente por encima de esa temperatura.

Esto no es recomendable, ya que un enfoque seguro no es difícil ni requiere mucho tiempo de uso (siempre que se suministre un buen equipo al operador).

## 11.5.2. Paro de planta

### 11.5.2.1. Corto plazo o paro de planta "caliente"

Se trata de una parada de emergencia que dura de minutos a pocos días. Todos los quemadores están apagados y el sistema se asienta y se enfría lentamente. Es una buena idea introducir un pequeño flujo de purga de nitrógeno (u otro gas inerte - NO aire) al generador principal para barrer continuamente el sistema e impedir que se invierta el flujo de aire atmosférico desde el incinerador (para evitar incendios de azufre en el último lecho de catalizador evitando la entrada de aire).

Se recomienda que los paros en caliente se limiten de 3 a 5 días para evitar que la congelación de azufre (o incrustaciones) se produzca a gran medida. Esta condición puede tener un impacto desastroso en la capacidad de reiniciar la SRU.

Otro método de apagado en caliente es el "modo de espera en caliente", que implica la circulación de gases de proceso calientes a través de la SRU mediante el uso de un soplador de gas de reciclado. Este tipo de modo se logra fácilmente en plantas que vienen equipadas con sopladores como parte del proceso (por ejemplo, unidades de reciclaje Selectox y unidades COPE) siempre que la línea de gas de cola también esté atada a la succión del ventilador. Dichos sistemas permiten una operación de espera en caliente indefinida y han demostrado ser útiles para los operadores de tales unidades.

### 11.5.2.2. Paros de planta a largo plazo:

Este tipo de parada significa preparar o condicionar la SRU para la entrada (abierta a la atmósfera) o para el lay-up a largo plazo. La colocación a largo plazo requeriría la eventual presurización con nitrógeno seco para prevenir la corrosión interna de la planta, siguiendo el proceso de acondicionamiento.

El primer paso es calentar los lechos de catalizador, es decir, operar entre 30 °C y 45 °C por encima de las temperaturas de entrada normales durante dos días (los lechos también pueden ser sometidos a condiciones de entrada ricas en H<sub>2</sub>S, llamadas "rejuvenecimiento" para eliminar un poco de sulfato durante un tiempo también típicamente utilizando relaciones H<sub>2</sub>S:SO<sub>2</sub> entre 5:1 y 6:1). A continuación, baje el flujo

de gas ácido, cambie de gas ácido a gas natural en los quemadores en línea y finalmente cambie de gas ácido a gas natural en el quemador principal (inversa del procedimiento de puesta en marcha, agregando flujo de vapor moderado al quemador principal antes de la adición de Gas natural, usando entre 2 y 4 libras [kilogramos] de vapor por libra [kilogramo] de gas natural). Las relaciones de combustión de aire a gas deberían ser de aproximadamente 9,5 (es decir, aproximadamente 95% de estequiometría) para prevenir incendios con azufre en la SRU. Este proceso se conoce comúnmente como "barrido de gas natural" o "barrido de gas combustible".

Mantener el barrido en condiciones sub-estequiométricas hasta que todos los residuos de azufre dejen de fluir; típicamente toma de uno a dos días. A continuación, rodar los residuos para asegurarse de que los condensadores están vacíos de azufre. Esta precaución asegura que los condensadores no se puedan llenar con azufre líquido. Después de doce horas sin el flujo de azufre de los residuos, apagar los quemadores en línea y cerrar sus purgas de aire asociadas. Aumentar lentamente la relación de aire a gas hasta que la concentración de oxígeno de los gases de combustión alcance aproximadamente 1% y mantenerla durante al menos 6 horas (se prefieren 12 horas). Vigilar las temperaturas del lecho y reducir el flujo de aire a la subestequiométrica necesaria para prevenir incendios de azufre. Es sumamente importante disponer de un buen sistema de control en el circuito de combustión de gas natural para el quemador principal y un buen quemador para esta fase de barrido para evitar tanto la formación de carbono en el catalizador como un incendio de azufre. Apague el vapor moderado cuando la temperatura del Horno de Reacción caiga por debajo de 2400 °F [1315 °C].

Cuando las temperaturas están por debajo de los 400 °F [204 °C] en los lechos de catalizador (para evitar la autoignición del azufre, que puede ocurrir en el rango de aire de 230 °C a 250 °C), apague el quemador principal y continúe con el flujo de aire de refrigeración a través de la SRU hasta que las temperaturas de la planta estén debajo del rango de 200 °F a 250 °F [95 °C a 120 °C]; Entonces comience a despresurizar la caldera de calor residual y los condensadores de azufre en el lado del vapor.

Por último, apague el soplador y abra los canales de la SRU.

Un método anticuado y de alto riesgo (NO recomendado) usado en el pasado para intentar eliminar el carbono del catalizador, involucra temperaturas altas (mayores a 600 °F [315 °C]) y gas de proceso que contiene 0.5% a 1% de oxígeno en exceso. Este método se denomina frecuentemente "agotamiento" o "regeneración" y tiene una baja probabilidad de éxito, es decir, una alta probabilidad de incendios capaces de dañar el catalizador y el equipo debido a temperaturas incontrolables de fugas.

Un método de enfriamiento rápido de una SRU implica el uso de nitrógeno, entre 100 °F y 200 °F [40 °C a 90 °C], el cual purga el quemador principal a una tasa de alrededor del 20% del flujo normal durante aproximadamente un día. Este método acelera la parada de una planta de azufre, pero el catalizador tendrá que ser removido y reemplazado (ya que tendrá azufre tanto en la superficie como en el interior de las bolas de catalizador/extruidos). La entrada al recipiente debe ser con máscara solamente.

## CAPÍTULO 12. CONCLUSIONES

- Se eligió la tecnología correcta con el proceso Straight Through Claus, teniendo un porcentaje de masa de H<sub>2</sub>S de entrada de 31%, cubriendo el criterio de que era necesario un valor mayor al 20%.
- El valor de emisiones de SO<sub>2</sub> de 218.7 ppm cumple con la normatividad establecida por la SEMARNAT, que establece un límite de 600 ppm.
- Las condiciones óptimas para las alimentaciones de aire y de gas natural son de 16,840 kg/h y 534 kg/h respectivamente.
- La recuperación de azufre es de 98.7%. Esta recuperación está claramente por encima del límite inferior de 94.5%.
- Se describió el proceso en cuestión con el uso de un Diagrama de Flujo de Proceso, mediante el cual se planteó el Balance de Materia y Energía, seguido de un dimensionamiento preliminar.
- Se detalló una filosofía de operación, en la cual se establecieron las características y se describió el proceso a través de cada una de las etapas, analizando lo dicho en los equipos principales a utilizarse. A su vez, se añadió un procedimiento de arranque y paro de la planta tanto en “frío” como en “caliente”.

## Anexo A

### A.1. Análisis de sensibilidad de temperatura de los reactores

Tras realizar el análisis de sensibilidad con las alimentaciones, se realizó uno con las temperaturas de los reactores catalíticos. Se fue haciendo uno por uno a los distintos intercambiadores previos a cada reactor catalítico; revisando las distintas temperaturas de salida y como se comportaban las variables principales del proceso al cambio de éstas, y encontrando resultados muy interesantes.

Cómo se planteó previamente, al observar el diagrama de fases de los alótropos del azufre, estamos seguros de que, para que este sea líquido, nos debemos de encontrar a temperaturas mayores a 200 °C, por lo cual todas nuestras temperaturas deben cumplir con esto.

Tras realizar el estudio en los reactores, se concluyó que la temperatura para todos los intercambiadores es de 210.5 °C, ya que a dicha temperatura encontramos un valor máximo tanto en azufre producido como en porcentaje de recuperación, mientras que encontramos un valor mínimo en ppm de SO<sub>2</sub>. A su vez, facilita al dimensionamiento tener 3 intercambiadores diseñados con la misma temperatura.

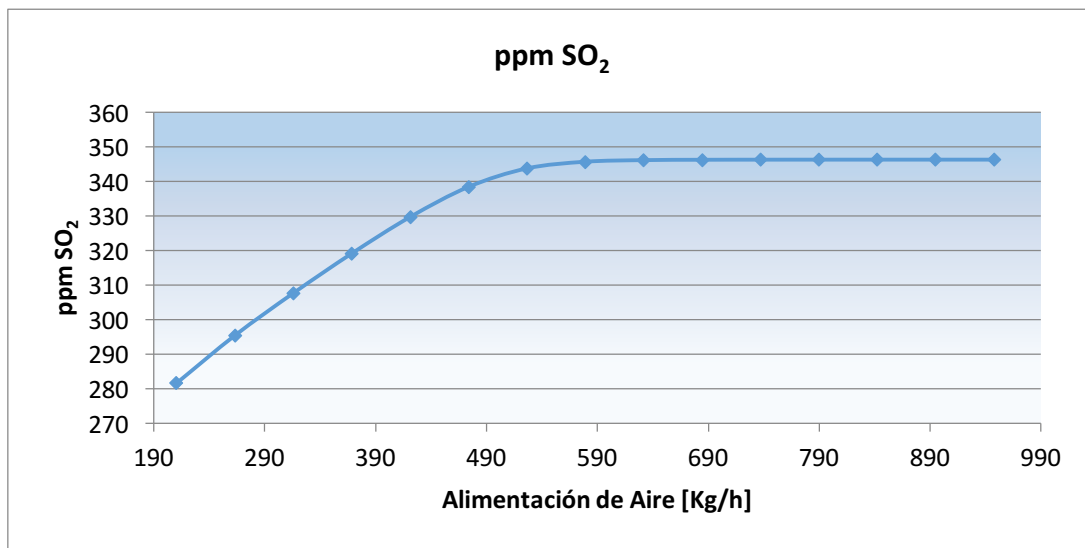
*Tabla A.1. Resultados del análisis de sensibilidad de temperatura en el primer reactor*

Simulación No.	Status	Temperatura	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		°C	ppm	Kg/h	%
1	Errors	0.00	141.89	2,806.14	100.00
2	Errors	52.63	141.89	2,806.14	100.00
3	OK	105.26	217.51	2,779.10	99.37
4	OK	157.89	262.38	2,763.04	98.99
5	OK	210.53	281.56	2,756.18	98.83
6	OK	263.16	295.39	2,751.23	98.71
7	OK	315.79	307.62	2,746.86	98.61
8	OK	368.42	319.09	2,742.75	98.51
9	OK	421.05	329.65	2,738.97	98.42
10	OK	473.68	338.35	2,735.85	98.35

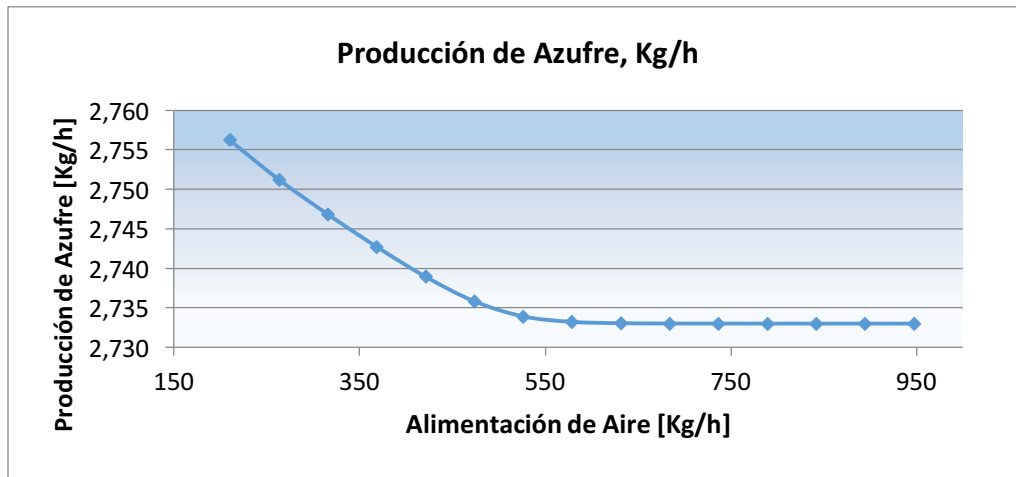
11	OK	526.32	343.69	2,733.94	98.30
12	OK	578.95	345.62	2,733.25	98.29
13	OK	631.58	346.08	2,733.09	98.28
14	OK	684.21	346.18	2,733.05	98.28
15	OK	736.84	346.21	2,733.04	98.28
16	OK	789.47	346.22	2,733.04	98.28
17	OK	842.11	346.22	2,733.04	98.28
18	OK	894.74	346.22	2,733.04	98.28
19	OK	947.37	346.22	2,733.04	98.28
20	Errors	1,000.00	346.22	2,733.04	98.28

No se tomaron en cuenta en las gráficas los resultados remarcados en rojo

Gráfica A.1. ppm SO<sub>2</sub> vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.2. Producción de azufre (Kg/h) vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.3. % de Recuperación de H2S vs Alimentación de aire (Kg/h)

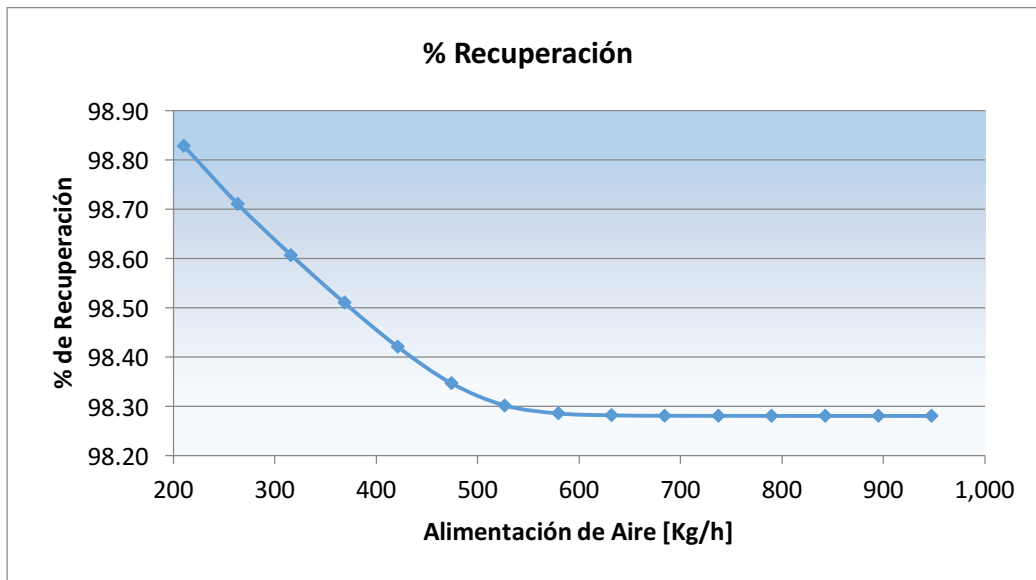


Tabla A.2. Resultados del análisis de sensibilidad de temperatura en el segundo reactor

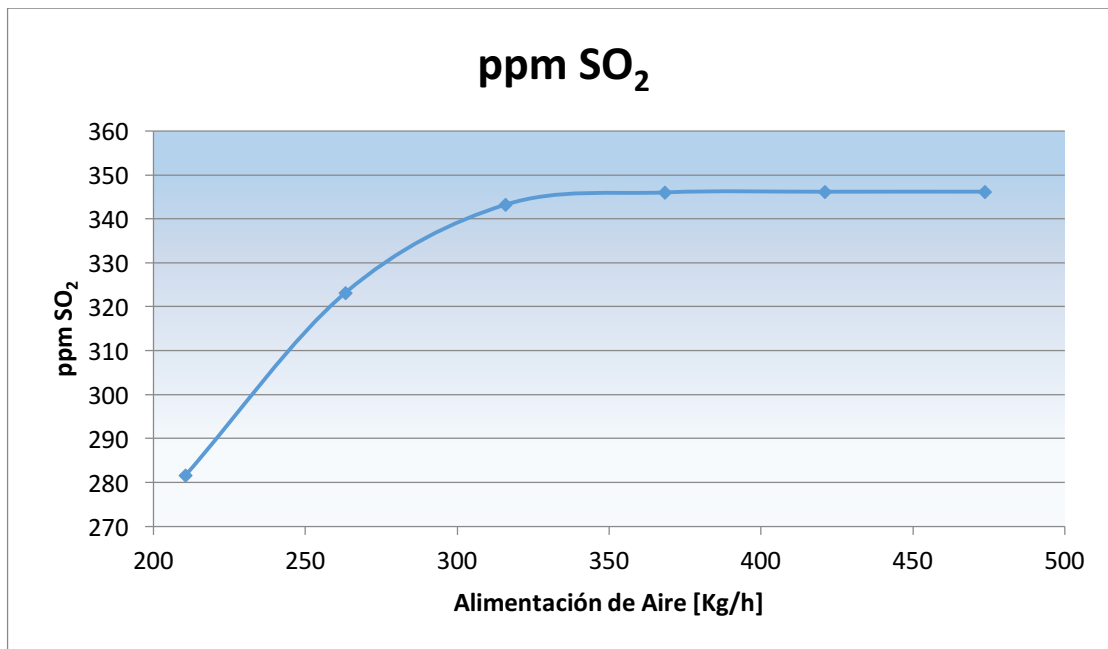
Simulación No.	Status	Temperatura	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		°C	ppm	Kg/h	%
1	Errors	0.0	138.7	2,807.29	100.00
2	Errors	52.6	138.7	2,807.29	100.00
3	Errors	105.3	158.6	2,800.21	99.87
4	OK	157.9	213.4	2,780.56	99.40
5	OK	210.5	281.6	2,756.18	98.83



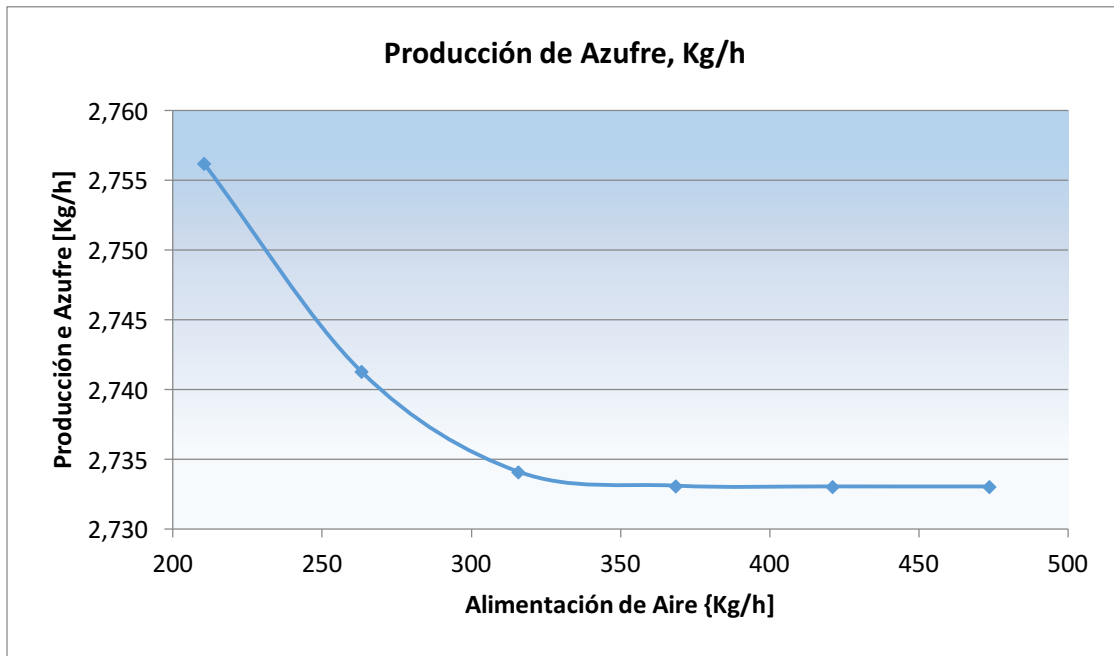
6	OK	263.2	323.2	2,741.29	98.48
7	OK	315.8	343.2	2,734.10	98.31
8	OK	368.4	346.1	2,733.10	98.28
9	OK	421.1	346.2	2,733.04	98.28
10	OK	473.7	346.2	2,733.04	98.28
11	Warnings	526.3	346.2	2,733.04	98.28
12	Errors	578.9	346.2	2,733.06	98.28
13	Errors	631.6	346.2	2,733.05	98.28
14	Errors	684.2	346.2	2,733.04	98.28
15	Errors	736.8	347.2	2,735.28	98.27
16	Errors	789.5	346.2	2,733.04	98.28
17	Errors	842.1	346.5	2,733.61	98.28
18	Errors	894.7	347.5	2,736.02	98.27
19	Errors	947.4	346.3	2,733.32	98.28
20	Errors	1,000.0	346.7	2,734.15	98.28

No se tomaron en cuenta en las gráficas los resultados remarcados en rojo

Gráfica A.4. ppm SO<sub>2</sub> vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.5. Producción de azufre (Kg/h) vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.6. % de Recuperación de H<sub>2</sub>S vs Alimentación de aire (Kg/h)

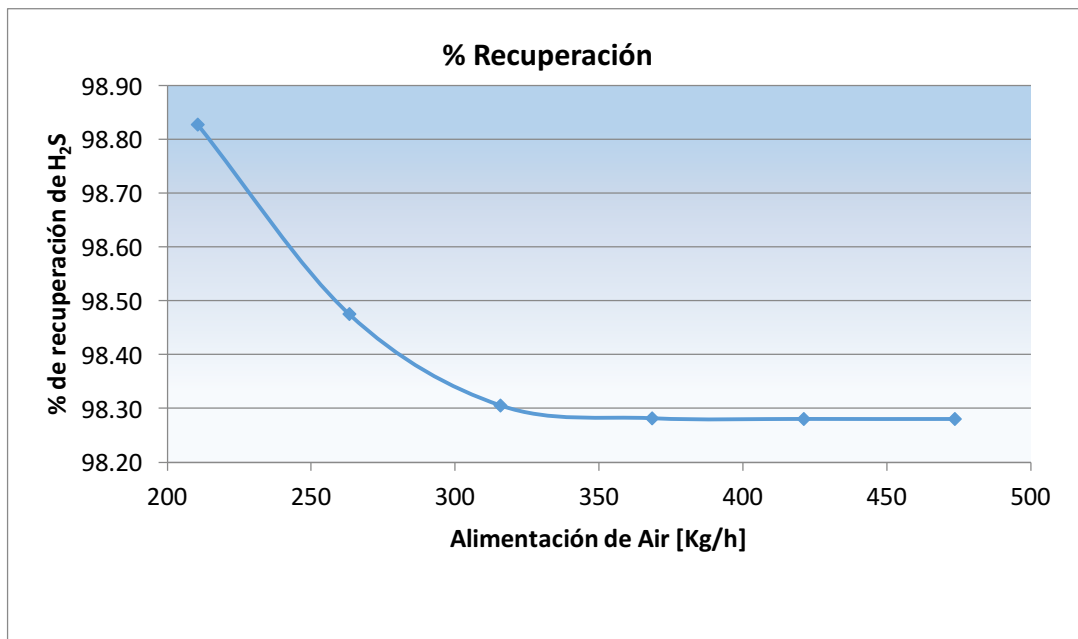
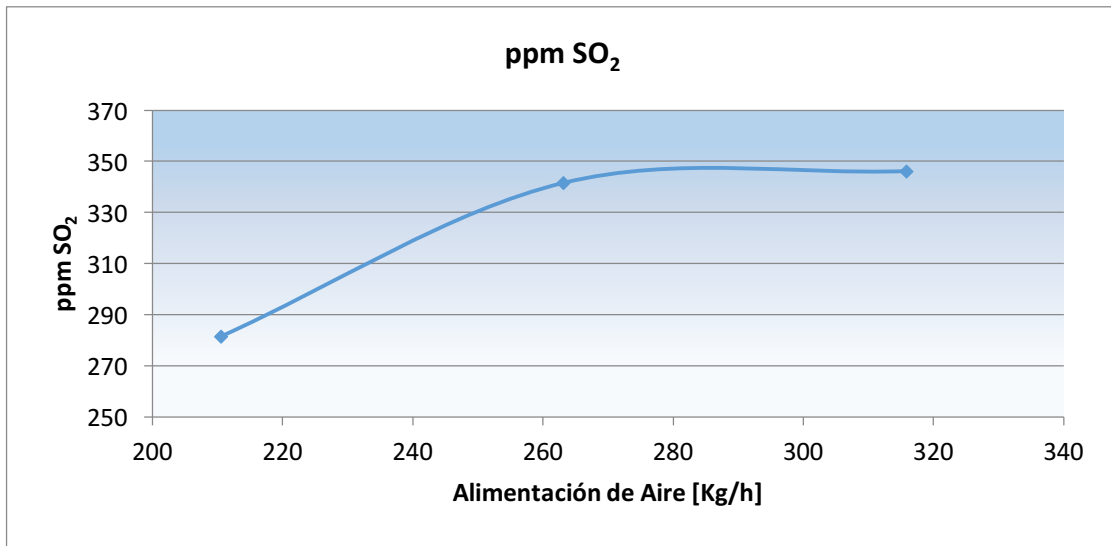


Tabla A.3. Resultados del análisis de sensibilidad de temperatura en el tercer reactor

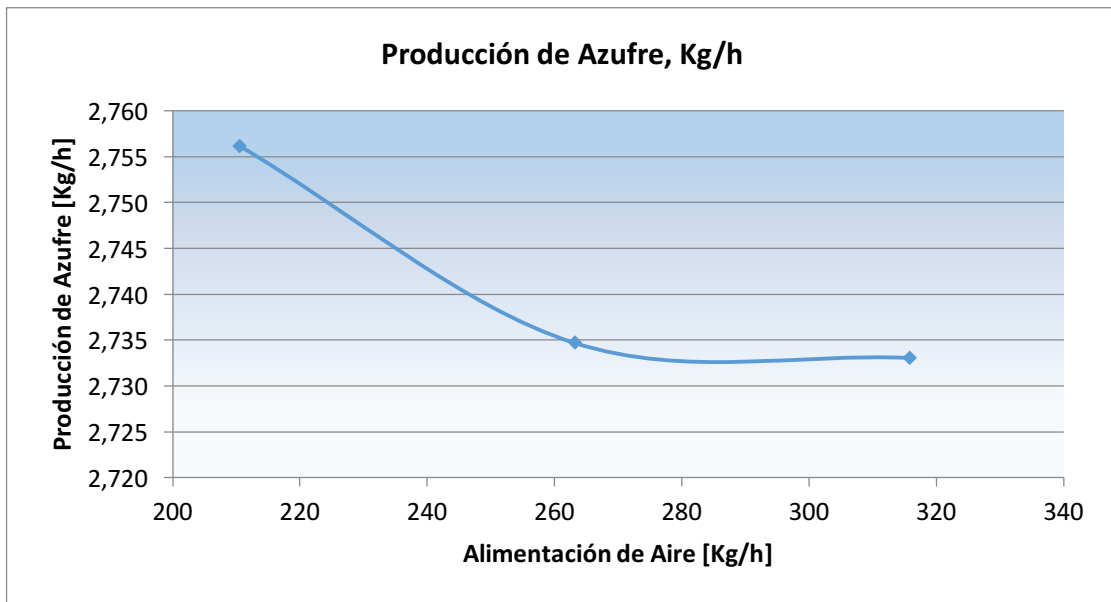
Simulación No.	Status	Temperatura	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		°C	ppm	Kg/h	%
1	Errors	0.0	141.9	2,806.15	100.00
2	Errors	52.6	141.9	2,806.15	100.00
3	OK	105.3	153.6	2,801.97	99.91
4	OK	157.9	195.2	2,787.09	99.56
5	OK	210.5	281.6	2,756.18	98.83
6	OK	263.2	341.5	2,734.72	98.32
7	OK	315.8	346.1	2,733.08	98.28
8	Errors	368.4	346.2	2,733.04	98.28
9	Errors	421.1	345.9	2,733.15	98.28
10	Errors	473.7	346.4	2,733.04	98.28
11	Errors	526.3	354.6	2,733.04	98.21
12	Errors	578.9	347.1	2,733.04	98.27
13	Errors	631.6	348.1	2,733.04	98.26
14	Errors	684.2	352.0	2,733.04	98.23
15	Errors	736.8	346.8	2,733.04	98.28
16	Errors	789.5	346.5	2,733.04	98.28
17	Errors	842.1	346.5	2,733.04	98.28
18	Errors	894.7	350.8	2,733.04	98.24
19	Errors	947.4	351.1	2,733.04	98.24
20	Errors	1000.0	346.4	2,733.04	98.28

No se tomaron en cuenta en las gráficas los resultados remarcados en rojo

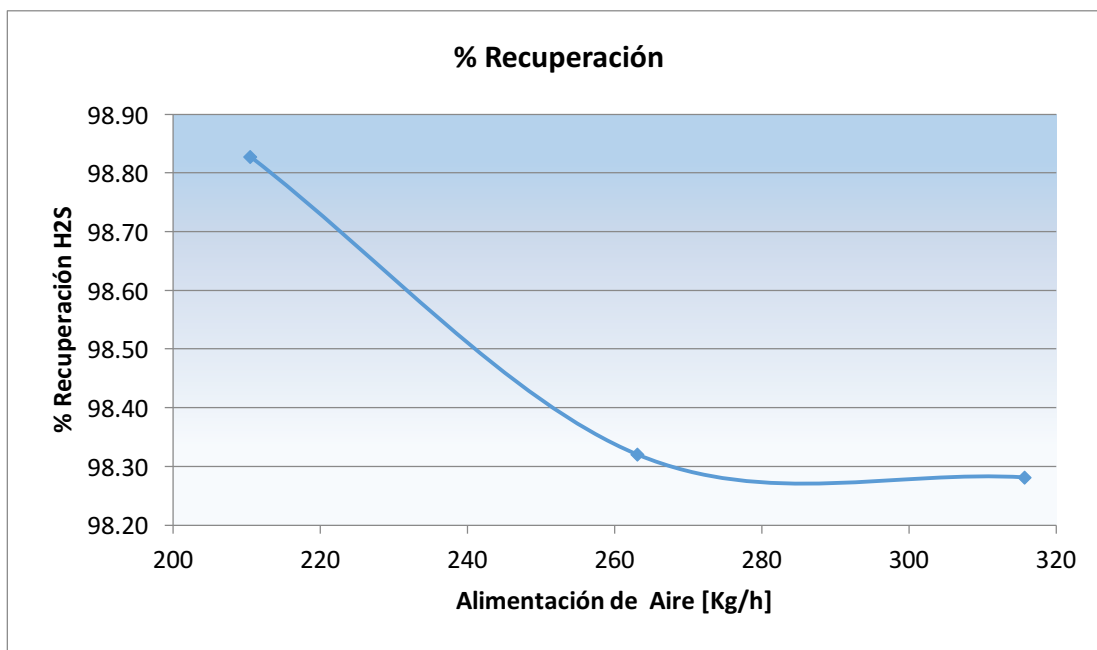
Gráfica A.7. ppm SO<sub>2</sub> vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.8. Producción de azufre (Kg/h) vs Alimentación de aire (Kg/h)



Gráfica A.9. % de Recuperación de H2S vs Alimentación de aire (Kg/h)



## Anexo B

Tabla B.1. Resultados de análisis de sensibilidad para capacidad mínima.

Simulación No.	Status	Aire	Aguas Amargas	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		Kg/h	Kg/h	ppm	Kg/h	%
1	Errors	9,655	7,000	0	214.12	10.46
2	Errors	9,655	7,295	0	216.26	10.14
3	Errors	9,655	7,590	0	217.55	9.80
4	Errors	9,655	7,885	0	218.59	9.48
5	Errors	9,655	8,180	0	220.77	9.22
6	Errors	9,655	8,475	0	220.35	8.89
7	Errors	9,655	8,770	0	220.57	8.60
8	Errors	9,655	9,065	0	223.66	8.43
9	Errors	9,655	9,360	0	224.48	8.20
10	Errors	9,655	9,655	0	213.31	7.55
11	Errors	10,460	7,000	0	533.67	26.07
12	Errors	10,460	7,295	0	536.97	25.17
13	Errors	10,460	7,590	0	542.98	24.47
14	Errors	10,460	7,885	0	544.17	23.60
15	Errors	10,460	8,180	0	546.82	22.86
16	Errors	10,460	8,475	0	552.62	22.29
17	Errors	10,460	8,770	0	554.08	21.61
18	Errors	10,460	9,065	0	556.66	20.99
19	Errors	10,460	9,360	0	558.44	20.39
20	Errors	10,460	9,655	0	562.68	19.88
21	Errors	11,265	7,000	0	843.69	41.22
22	Errors	11,265	7,295	0	852.13	39.95
23	Errors	11,265	7,590	0	853.81	38.47
24	Errors	11,265	7,885	0.17	863.72	37.46
25	Errors	11,265	8,180	0	868.00	36.29
26	Errors	11,265	8,475	0	873.03	35.23
27	Errors	11,265	8,770	0	879.56	34.29
28	Errors	11,265	9,065	0	881.38	33.26

29	Errors	11,265	9,360	0	886.31	32.39
30	Errors	11,265	9,655	0	889.40	31.51
31	Errors	12,070	7,000	0	1,138.89	55.65
32	Errors	12,070	7,295	0	1,150.76	53.95
33	Errors	12,070	7,590	0.01	1,158.88	52.22
34	Errors	12,070	7,885	0	1,168.79	50.70
35	Errors	12,070	8,180	0	1,174.99	49.13
36	Errors	12,070	8,475	0	1,183.02	47.74
37	Errors	12,070	8,770	0.05	1,190.52	46.43
38	Errors	12,070	9,065	0	1,195.50	45.11
39	Errors	12,070	9,360	0.09	1,201.79	43.92
40	Errors	12,070	9,655	0	1,209.49	42.83
41	OK	12,875	7,000	0.02	1,417.21	69.25
42	OK	12,875	7,295	0.01	1,430.88	67.09
43	OK	12,875	7,590	0.01	1,443.40	65.04
44	OK	12,875	7,885	0.01	1,455.34	63.13
45	Errors	12,875	8,180	0	1,467.07	61.34
46	Errors	12,875	8,475	0	1,477.39	59.62
47	Errors	12,875	8,770	0.11	1,486.56	57.98
48	Errors	12,875	9,065	0	1,497.38	56.50
49	Errors	12,875	9,360	0	1,505.27	55.01
50	Errors	12,875	9,655	0	1,512.07	53.57
51	OK	13,680	7,000	0.12	1,676.66	81.93
52	OK	13,680	7,295	0.08	1,699.07	79.66
53	OK	13,680	7,590	0.05	1,717.25	77.39
54	OK	13,680	7,885	0.03	1,730.35	75.06
55	OK	13,680	8,180	0.02	1,745.63	72.99
56	OK	13,680	8,475	0.02	1,762.08	71.11
57	OK	13,680	8,770	0.01	1,775.34	69.24
58	OK	13,680	9,065	0.01	1,786.62	67.41
59	OK	13,680	9,360	0.01	1,793.27	65.53
60	OK	13,680	9,655	0.01	1,808.36	64.06

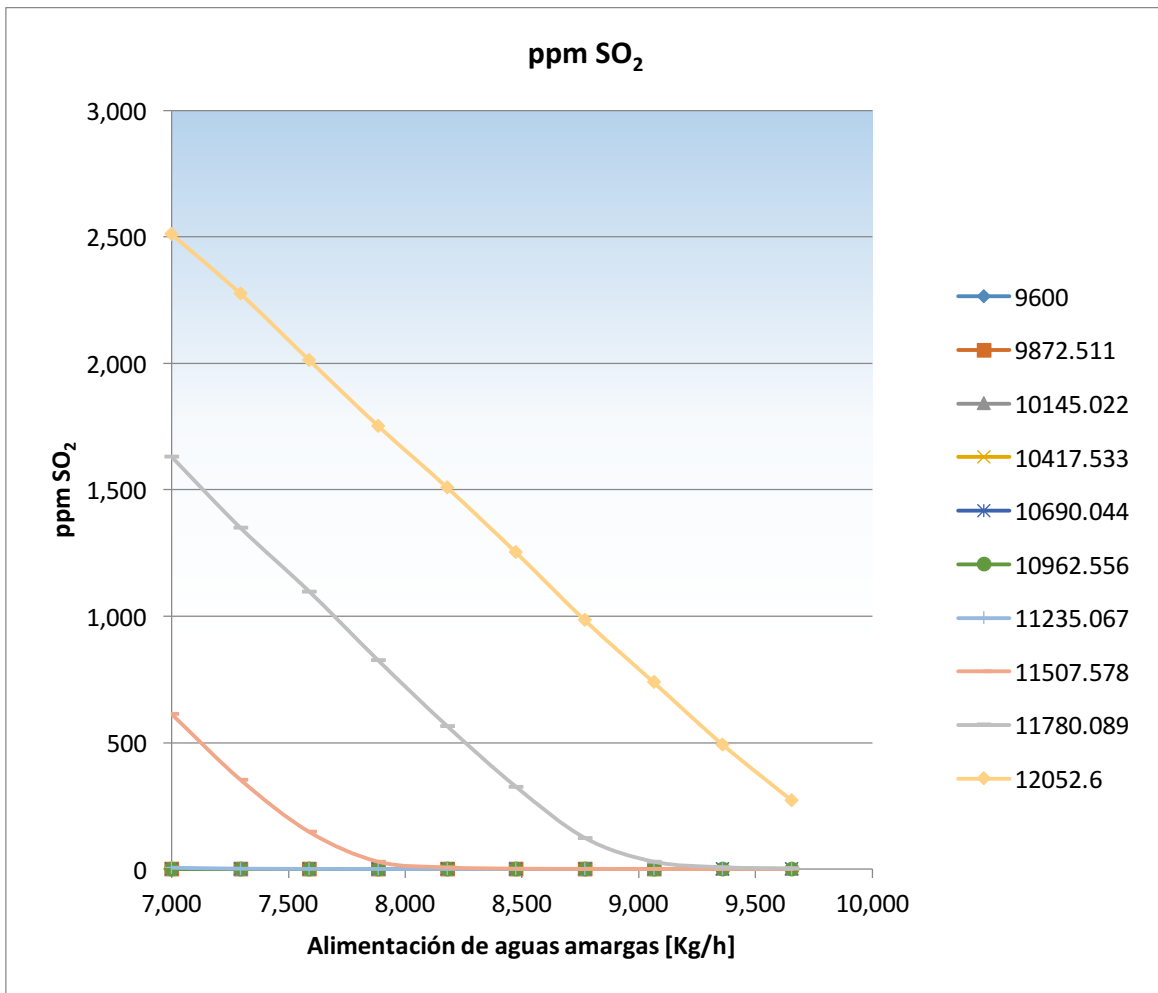
61	OK	14,485	7,000	5.37	1,923.39	94.01
62	OK	14,485	7,295	1.59	1,947.57	91.32
63	OK	14,485	7,590	0.67	1,972.72	88.90
64	OK	14,485	7,885	0.32	1,991.79	86.40
65	OK	14,485	8,180	0.17	2,006.98	83.92
66	OK	14,485	8,475	0.11	2,028.07	81.85
67	OK	14,485	8,770	0.07	2,042.68	79.67
68	OK	14,485	9,065	0.05	2,057.83	77.64
69	OK	14,485	9,360	0.04	2,072.44	75.73
70	OK	14,485	9,655	0.03	2,087.36	73.95
71	OK	15,290	7,000	613.12	1,969.98	99.25
72	OK	15,290	7,295	353.16	2,074.89	98.96
73	OK	15,290	7,590	146.52	2,167.37	98.35
74	OK	15,290	7,885	28.97	2,225.94	96.69
75	OK	15,290	8,180	6.58	2,258.36	94.46
76	Errors	15,290	8,475	1.63	2,266.97	91.50
77	OK	15,290	8,770	0.88	2,303.86	89.86
78	OK	15,290	9,065	0.44	2,322.28	87.62
79	OK	15,290	9,360	0.23	2,332.59	85.24
80	OK	15,290	9,655	0.15	2,354.77	83.42
81	OK	16,095	7,000	1630.81	1,870.40	99.60
82	OK	16,095	7,295	1349.53	1,982.14	99.54
83	OK	16,095	7,590	1097.34	2,091.27	99.48
84	OK	16,095	7,885	824.92	2,202.32	99.37
85	OK	16,095	8,180	565.12	2,311.18	99.21
86	OK	16,095	8,475	324.84	2,415.08	98.91
87	OK	16,095	8,770	122.62	2,504.50	98.21
88	OK	16,095	9,065	28.76	2,559.79	96.71
89	OK	16,095	9,360	6.87	2,587.59	94.58
90	OK	16,095	9,655	2.31	2,608.13	92.40
91	OK	16,900	7,000	2511.43	1,773.73	99.70
92	OK	16,900	7,295	2275.39	1,881.02	99.68



93	OK	16,900	7,590	2012.41	1,991.73	99.65
94	OK	16,900	7,885	1752.46	2,102.68	99.62
95	OK	16,900	8,180	1509.21	2,212.33	99.58
96	OK	16,900	8,475	1252.28	2,323.80	99.52
97	OK	16,900	8,770	984.43	2,436.53	99.44
98	OK	16,900	9,065	738.72	2,546.54	99.33
99	OK	16,900	9,360	493.07	2,655.04	99.14
100	OK	16,900	9,655	272.95	2,756.61	98.81
101	OK	16,842	9,655	218.16	2,758.98	98.66

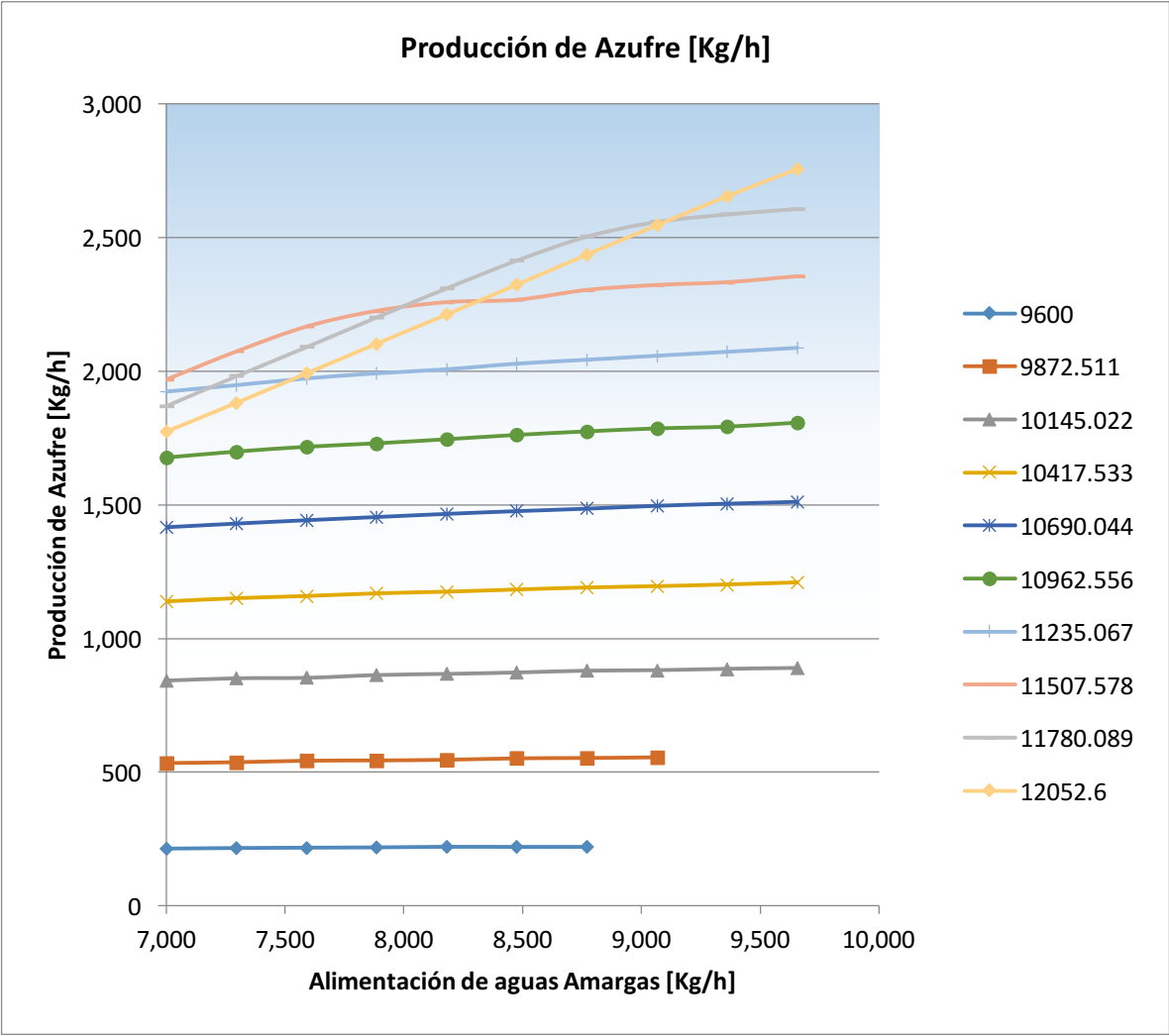
Se remarcan en color rojo los valores tanto de ppm como de % Recuperación que están por fuera de los valores permisibles (ppm>600 y %rec<94.5, respectivamente). Las simulaciones que marcaron "Errors" no fueron tomadas en cuenta.

Gráfica B.1. Alimentación de Aguas Amargas vs ppm SO<sub>2</sub>, comparando distintas alimentaciones de aire

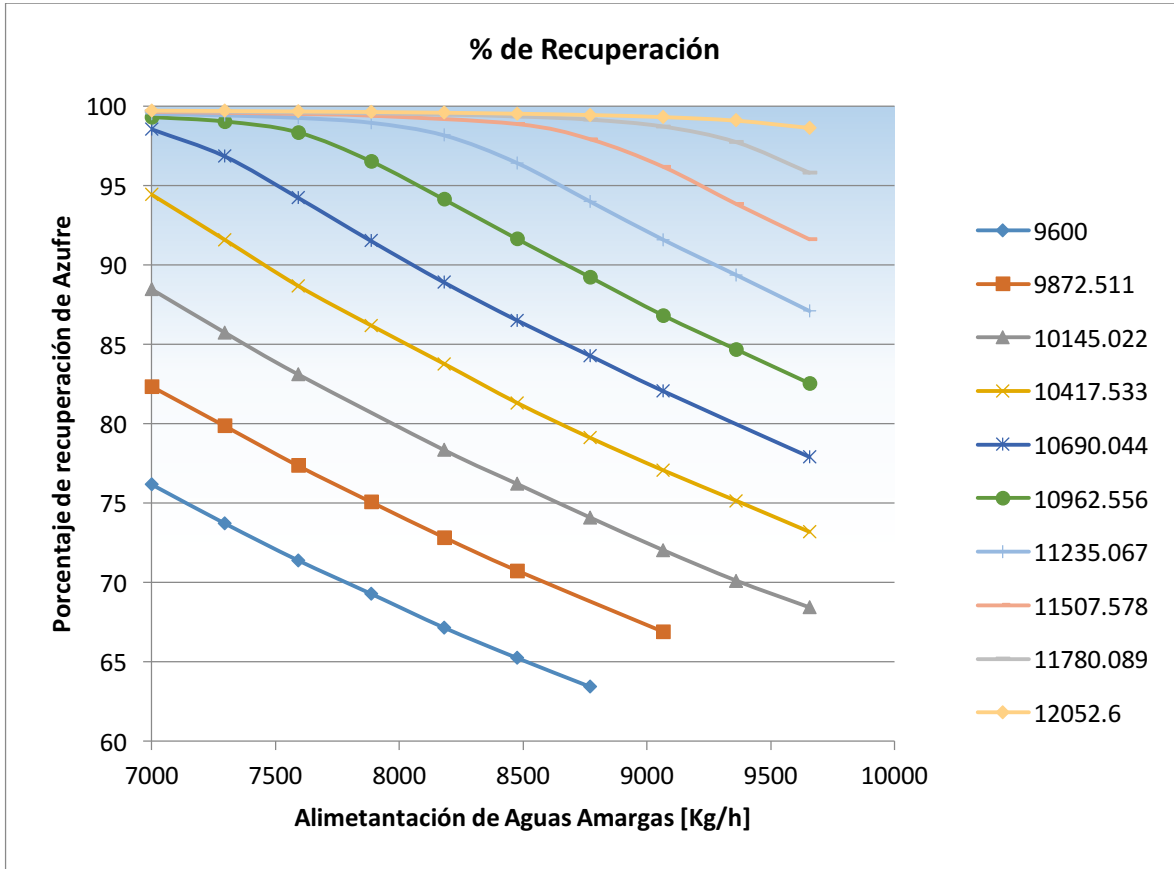


Notamos que a partir de la línea naranja (11,507.58 kg/h de alimentación de aire) existen valores de ppm SO<sub>2</sub> fuera de los límites permisibles, mientras que las primeras 7 líneas (alimentaciones de aire de 9600, 9872.5, 10145, 10417.5, 10690, 10962.56 y 11235 kg/h) se superponen una sobre la otra, cumpliendo todas en todos sus puntos con el límite permisible. Esto se debe a una mayor cantidad de oxígeno que provoca una generación de SO<sub>2</sub> más elevada,

Gráfica B.2. Alimentación de Aguas Amargas vs Producción de Azufre, comparando distintas alimentaciones de aire



Gráfica B.3. Alimentación de Aguas Amargas vs % de Recuperación, comparando distintas alimentaciones de aire



Se marca la tendencia de que entre más baja sea la alimentación de aire, menor será el % de Recuperación, debido a una menor producción de azufre por una menor cantidad de oxígeno consumible para la reacción. Los valores menores a 10,417.5 kg/h no cumplen con el límite de % de recuperación en ninguno de sus puntos.

Tabla B.2. Resultados de análisis de sensibilidad para capacidad máxima

Simulación No.	Status	Aire	Aguas Amargas	PPM SO <sub>2</sub>	Azufre producido	Recuperación
		Kg/h	Kg/h	ppm	Kg/h	%
1	OK	16,000	9,655	1.52	2,579.80	91.40
2	OK	16,000	10,421	0.29	2,629.47	86.30
3	Errors	16,00	11,188	0.39	2,670.22	81.64
4	OK	16,000	11,954	0.04	2,705.84	77.42
5	OK	16,000	12,720	0.02	2,735.48	73.55

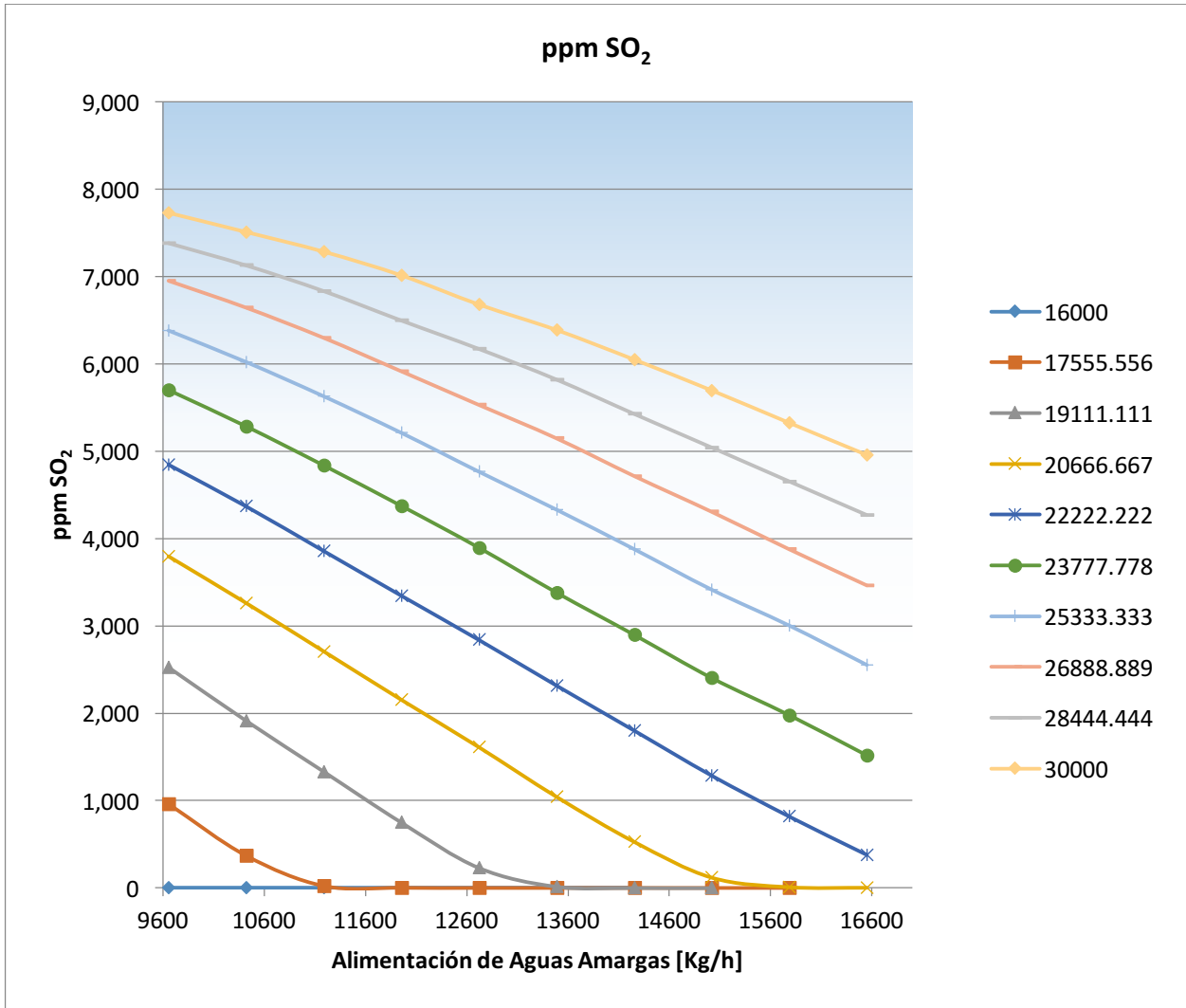
6	OK	16,000	13,486	0.01	2,755.03	69.87
7	OK	16,000	14,253	0.01	2,787.89	66.90
8	Errors	16,000	15,019	0	2,792.56	63.59
9	Errors	16,000	15,785	0	2,804.56	60.77
10	Errors	16,000	16,552	0.01	2,841.46	58.72
11	OK	17,556	9,655	962.10	2,689.42	99.43
12	OK	17,556	10,421	369.69	2,969.65	98.99
13	OK	17,556	11,188	22.91	3,151.94	96.45
14	OK	17,556	11,954	1.80	3,211.93	91.91
15	OK	17,556	12,720	0.40	3,258.23	87.61
16	OK	17,556	13,486	0.14	3,297.21	83.62
17	Errors	17,556	14,253	0.25	3,329.38	79.90
18	OK	17,556	15,019	0.04	3,362.94	76.58
19	OK	17,556	15,785	0.02	3,379.02	73.22
20	Errors	17,556	16,552	0.01	3,389.71	70.05
21	OK	19,111	9,655	2,521.63	2,491.08	99.70
22	OK	19,111	10,421	1,911.49	2,783.49	99.64
23	OK	19,111	11,188	1,330.93	3,075.07	99.54
24	OK	19,111	11,954	750.01	3,367.02	99.34
25	OK	19,111	12,720	231.27	3,637.64	98.70
26	OK	19,111	13,486	16.44	3,784.30	96.04
27	OK	19,111	14,253	1.76	3,830.35	91.93
28	OK	19,111	15,019	0.47	3,873.95	88.22
29	Errors	19,111	15,785	0.17	3,894.72	84.39
30	Errors	19,111	16,552	0.35	3,937.59	81.37
31	OK	20,667	9,655	3,796.59	2,306.08	99.78
32	OK	20,667	10,421	3,261.92	2,588.33	99.75
33	OK	20,667	11,188	2,708.51	2,876.87	99.72
34	OK	20,667	11,954	2,154.07	3,169.12	99.67
35	OK	20,667	12,720	1,611.08	3,462.77	99.59
36	OK	20,667	13,486	1,042.81	3,761.69	99.46
37	OK	20,667	14,253	527.98	4,049.85	99.18

38	OK	20,667	15,019	117.51	4,293.11	98.20
39	Errors	20,667	15,785	8.09	4,382.52	94.99
40	OK	20,667	16,552	1.82	4,454.09	92.05
41	OK	22,222	9,655	4,847.36	2,135.64	99.82
42	OK	22,222	10,421	4,369.79	2,409.40	99.80
43	OK	22,222	11,188	3,858.89	2,691.50	99.78
44	OK	22,222	11,954	3,347.58	2,977.30	99.76
45	OK	22,222	12,720	2,841.21	3,265.88	99.73
46	OK	22,222	13,486	2,318.50	3,560.29	99.68
47	OK	22,222	14,253	1,804.06	3,856.42	99.62
48	OK	22,222	15,019	1,288.13	4,154.89	99.53
49	OK	22,222	15,785	819.43	4,445.89	99.37
50	OK	22,222	16,552	380.66	4,724.72	99.01
51	OK	23,778	9,655	5,701.09	1,980.64	99.84
52	OK	23,778	10,421	5,285.27	2,245.04	99.83
53	OK	23,778	11,188	4,837.61	2,517.37	99.82
54	OK	23,778	11,954	4,374.45	2,795.42	99.80
55	OK	23,778	12,720	3,895.61	3,079.33	99.78
56	OK	23,778	13,486	3,381.49	3,372.39	99.76
57	OK	23,778	14,253	2,898.36	3,663.84	99.73
58	OK	23,778	15,019	2,403.85	3,960.38	99.69
59	OK	23,778	15,785	1,978.13	4,248.04	99.65
60	OK	23,778	16,552	1,517.81	4,543.78	99.58
61	OK	25,333	9,655	6,383.13	1,841.03	99.85
62	OK	25,333	10,421	6,022.59	2,096.85	99.85
63	OK	25,333	11,188	5,629.52	2,360.57	99.84
64	OK	25,333	11,954	5,210.91	2,631.37	99.83
65	OK	25,333	12,720	4,765.46	2,909.73	99.81
66	OK	25,333	13,486	4,330.35	3,189.60	99.80
67	OK	25,333	14,253	3,878.24	3,475.55	99.78
68	OK	25,333	15,019	3413.67	3,766.90	99.76
69	OK	25,333	15,785	3,001.94	4,051.96	99.74

70	OK	25,333	16,552	2,550.65	4,346.96	99.70
71	OK	26,889	9,655	6,950.41	1,711.13	99.87
72	OK	26,889	10,421	6,642.74	1,958.50	99.86
73	OK	26,889	11,188	6,297.45	2,214.43	99.85
74	OK	26,889	11,954	5,914.62	2,479.27	99.84
75	OK	26,889	12,720	5,530.03	2,747.32	99.83
76	OK	26,889	13,486	5,147.39	3,017.90	99.82
77	OK	26,889	14,253	4,716.37	3,299.96	99.81
78	OK	26,889	15,019	4,306.87	3,581.24	99.80
79	OK	26,889	15,785	3,877.62	3,869.14	99.78
80	OK	26,889	16,552	3,464.25	4,157.06	99.76
81	OK	28,444	9,655	7,383.60	1,596.23	99.87
82	OK	28,444	10,421	7,128.62	1,835.01	99.87
83	OK	28,444	11,188	6,833.95	2,082.55	99.86
84	OK	28,444	11,954	6,497.20	2,339.68	99.86
85	OK	28,444	12,720	6,171.56	2,597.40	99.85
86	OK	28,444	13,486	5,820.73	2,862.16	99.84
87	OK	28,444	14,253	5,427.41	3,137.41	99.83
88	OK	28,444	15,019	5,042.17	3,414.07	99.82
89	OK	28,444	15,785	4,653.74	3,694.17	99.81
90	OK	28,444	16,552	4,268.45	3,976.47	99.80
91	OK	30,000	9,655	7,728.44	1,491.08	99.88
92	OK	30,000	10,421	7,508.24	1,724.02	99.88
93	OK	30,000	11,188	7,283.04	1,959.58	99.87
94	OK	30,000	11,954	7,011.99	2,205.21	99.87
95	OK	30,000	12,720	6,678.06	2,464.47	99.86
96	OK	30,000	13,486	6,386.42	2,718.35	99.85
97	OK	30,000	14,253	6,047.48	2,983.51	99.85
98	OK	30,000	15,019	5,694.10	3,254.02	99.84
99	OK	30,000	15,785	5,322.25	3,530.84	99.83
100	OK	30,000	16,552	4,954.58	3,809.55	99.82
101	OK	16,842	9,655	219.59	2,758.95	98.66

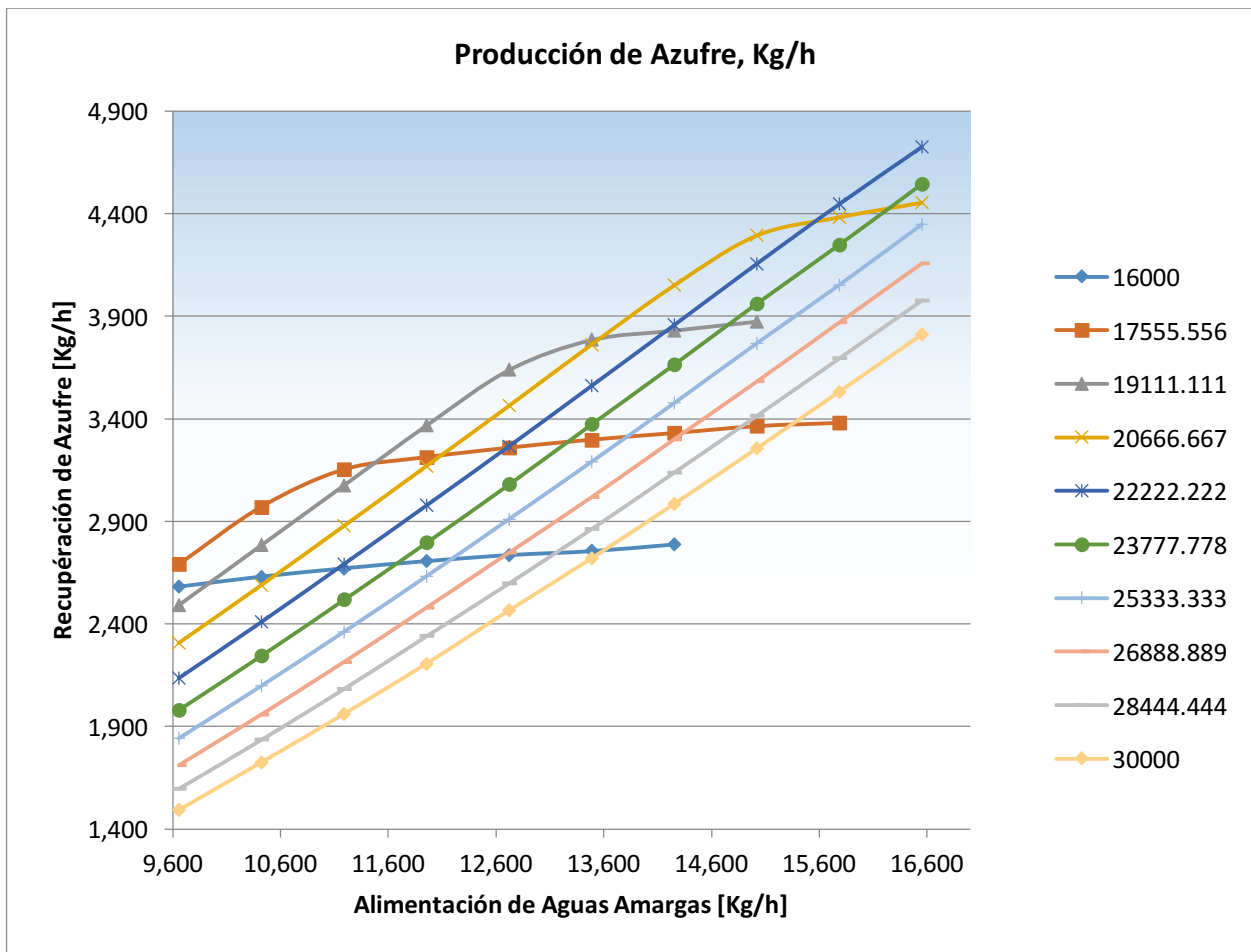
Se remarcan en color rojo los valores tanto de ppm como de % Recuperación que están por fuera de los valores permisibles (ppm>600 y %rec<94.5, respectivamente). Las simulaciones que marcaron "Errors" no fueron tomadas en cuenta.

Gráfica B.4. Alimentación de Aguas Amargas vs ppm SO<sub>2</sub>, comparando distintas alimentaciones de aire



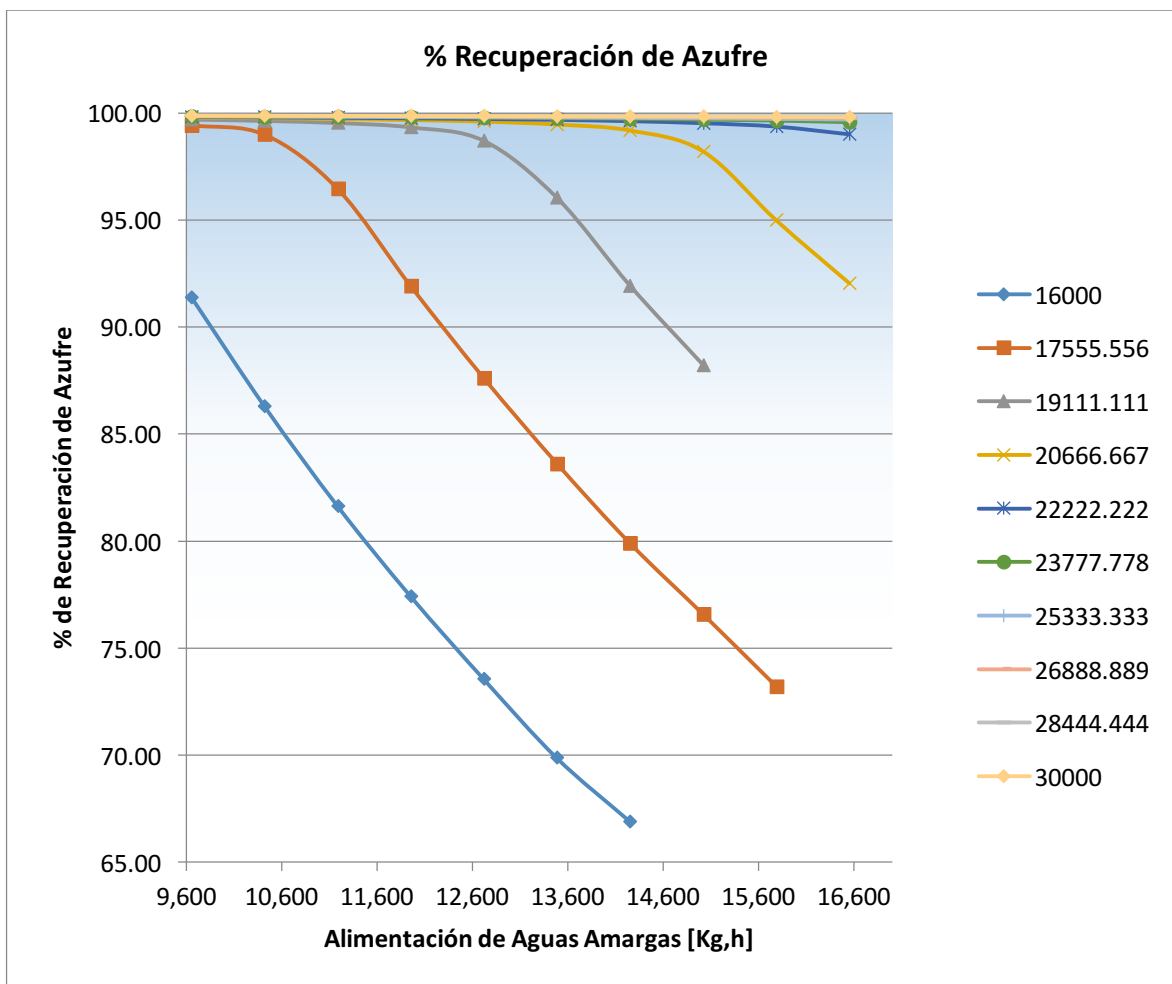
Las alimentaciones de aire mayores a 22,222.2 kg/h sobrepasan el límite en todos sus puntos, y todas las alimentaciones de aire por encima de 16,000 kg/h sobrepasan el límite permisible en algún punto.

Gráfica B.5. Alimentación de Aguas Amargas vs Producción de Azufre, comparando distintas alimentaciones de aire

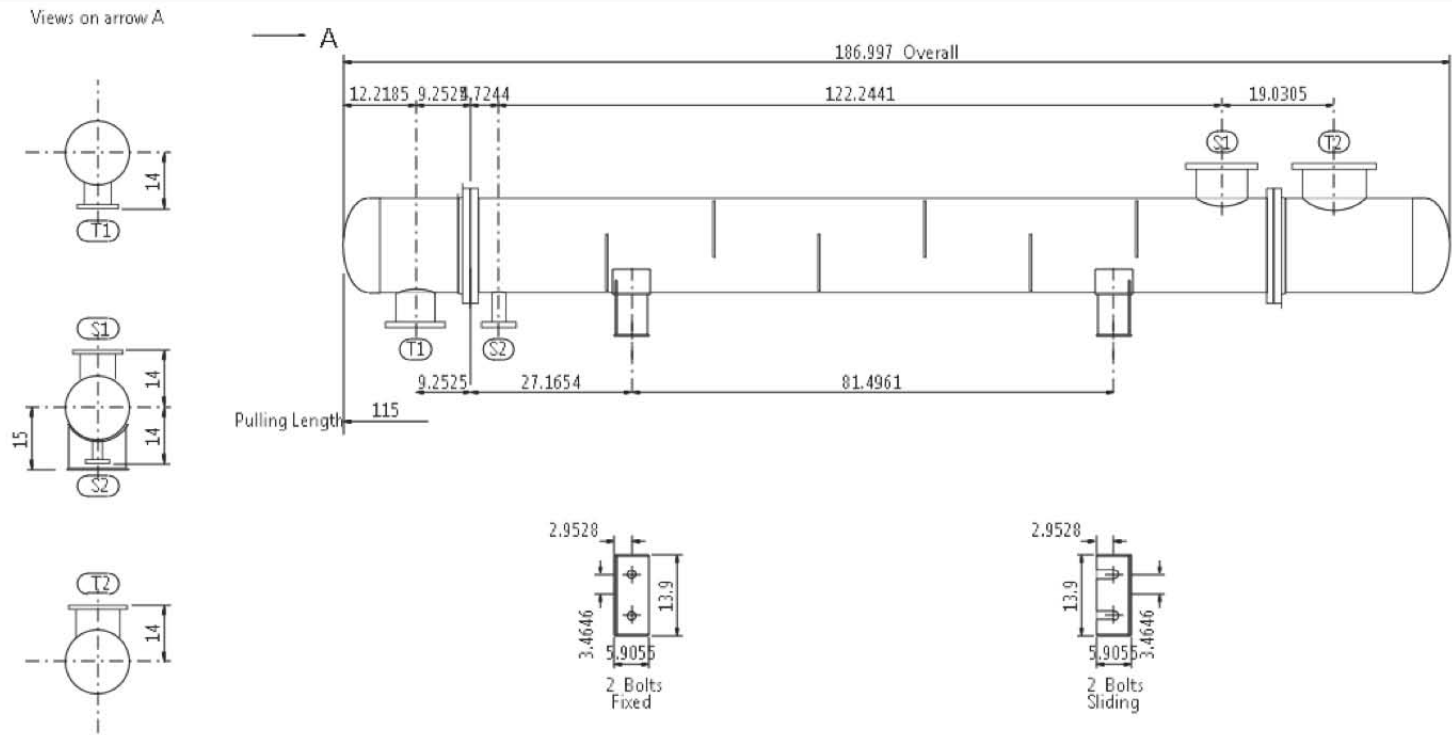




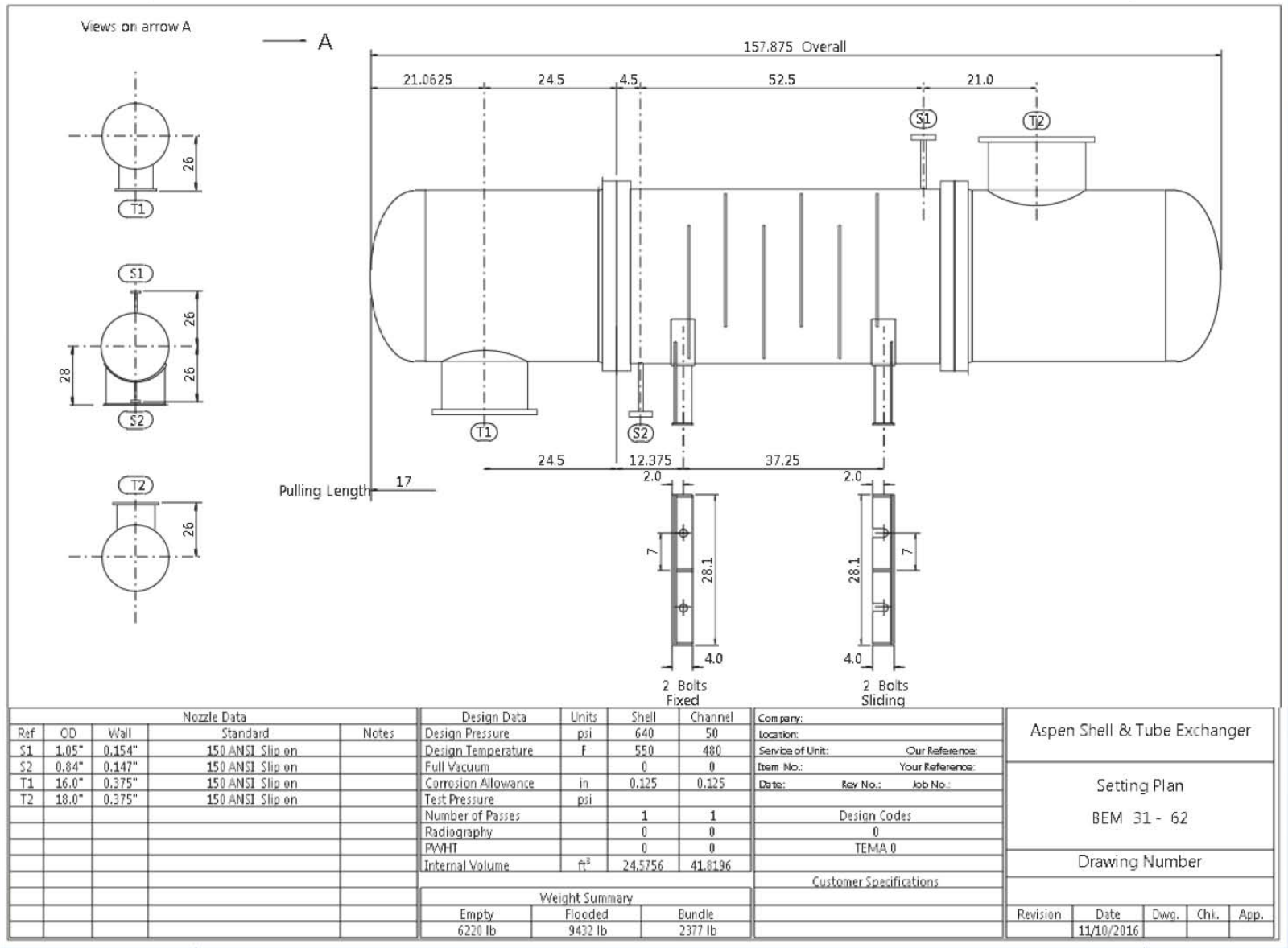
Gráfica B.6. Alimentación de Aguas Amargas vs % de Recuperación, comparando distintas alimentaciones de aire



Contrario a la gráfica de ppm SO<sub>2</sub>, todas las líneas de alimentación de aire por encima de 16,000 kg/h están dentro del límite en algún punto, y las líneas mayores a 20,666.7 kg/h tienen todos sus puntos dentro del límite.



Nozzle Data					Design Data		Units	Shell	Channel	Company		
Ref	OD	Wall	Standard	Notes	Design Pressure	psi	145.04	43.51	Location:			Aspen Shell & Tube Exchanger
S1	8.625"	0.322"	150 ANSI Slip on		Design Temperature	F	410	302	Service of Unit: Our Reference:			
S2	2.375"	0.154"	150 ANSI Slip on		Full Vacuum		0	0	Item No.: Your Reference:			
T1	6.625"	0.28"	150 ANSI Slip on		Corrosion Allowance	in	0.125	0.125	Date: Rev No.: Job No.:			
T2	10.75"	0.365"	150 ANSI Slip on		Test Pressure	psi			Design Codes			
					Number of Passes		1	1	BEM 15 - 136			
					Radiography		0	0	Drawing Number			
					PWHT		0	0	TEMA 0			
					Internal Volume	ft <sup>3</sup>	14.1877	5.9074	Customer Specifications			
					Weight Summary							
					Empty	Flooded	Bundle					
					2029 lb	3055 lb	733 lb					
								Revision	Date	Dwg	Chk.	App.
									11/10/2016			



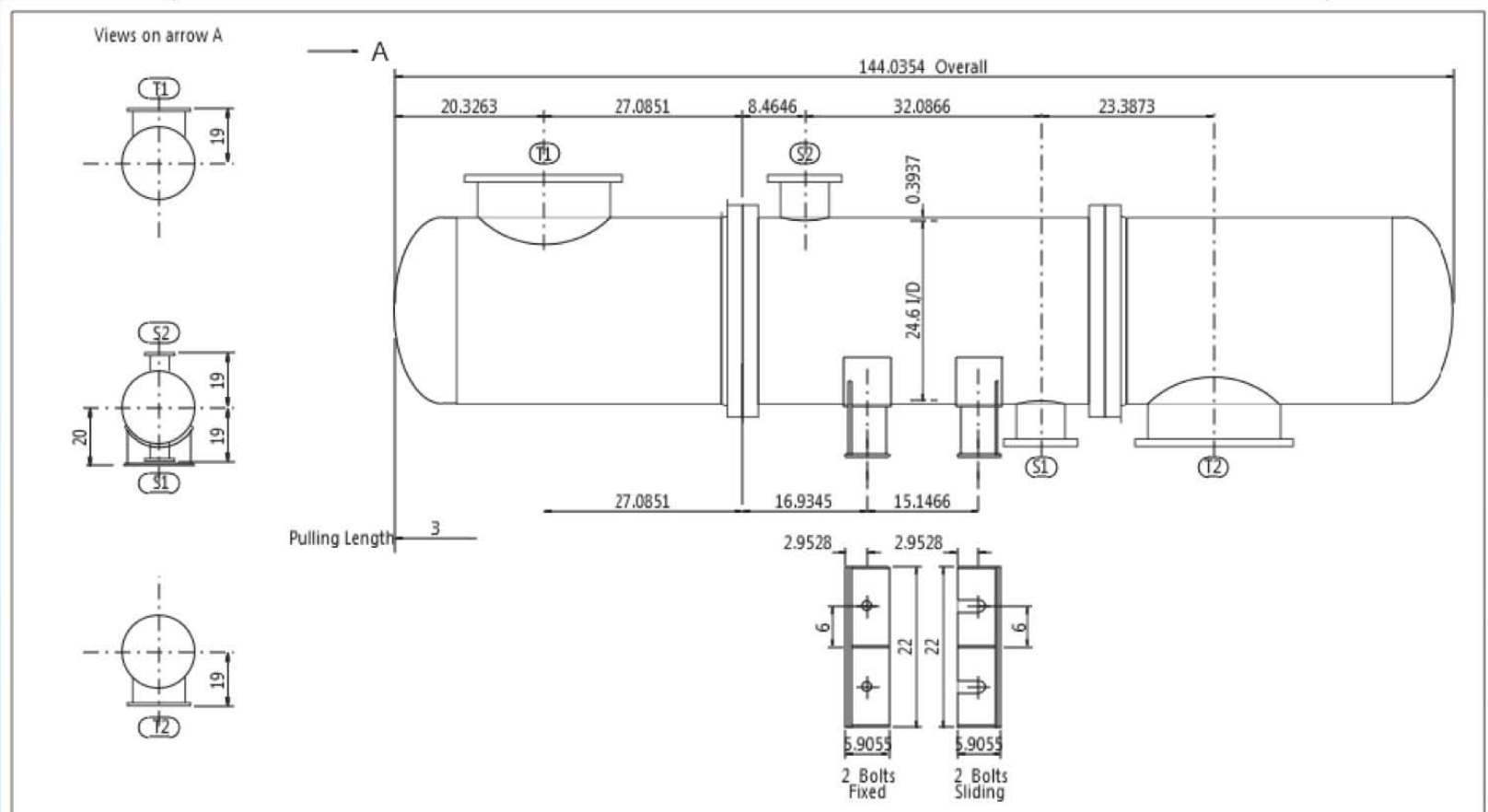
Ref	OD	Wall	Standard	Notes
S1	1.05"	0.154"	150 ANSI Slip on	
S2	0.84"	0.147"	150 ANSI Slip on	
T1	16.0"	0.375"	150 ANSI Slip on	
T2	18.0"	0.375"	150 ANSI Slip on	

Design Data	Units	Shell	Channel
Design Pressure	psi	640	50
Design Temperature	F	550	480
Full Vacuum		0	0
Corrosion Allowance	in	0.125	0.125
Test Pressure	psi		
Number of Passes		1	1
Radiography		0	0
PWHT		0	0
Internal Volume	ft <sup>3</sup>	24,575.6	41,819.6

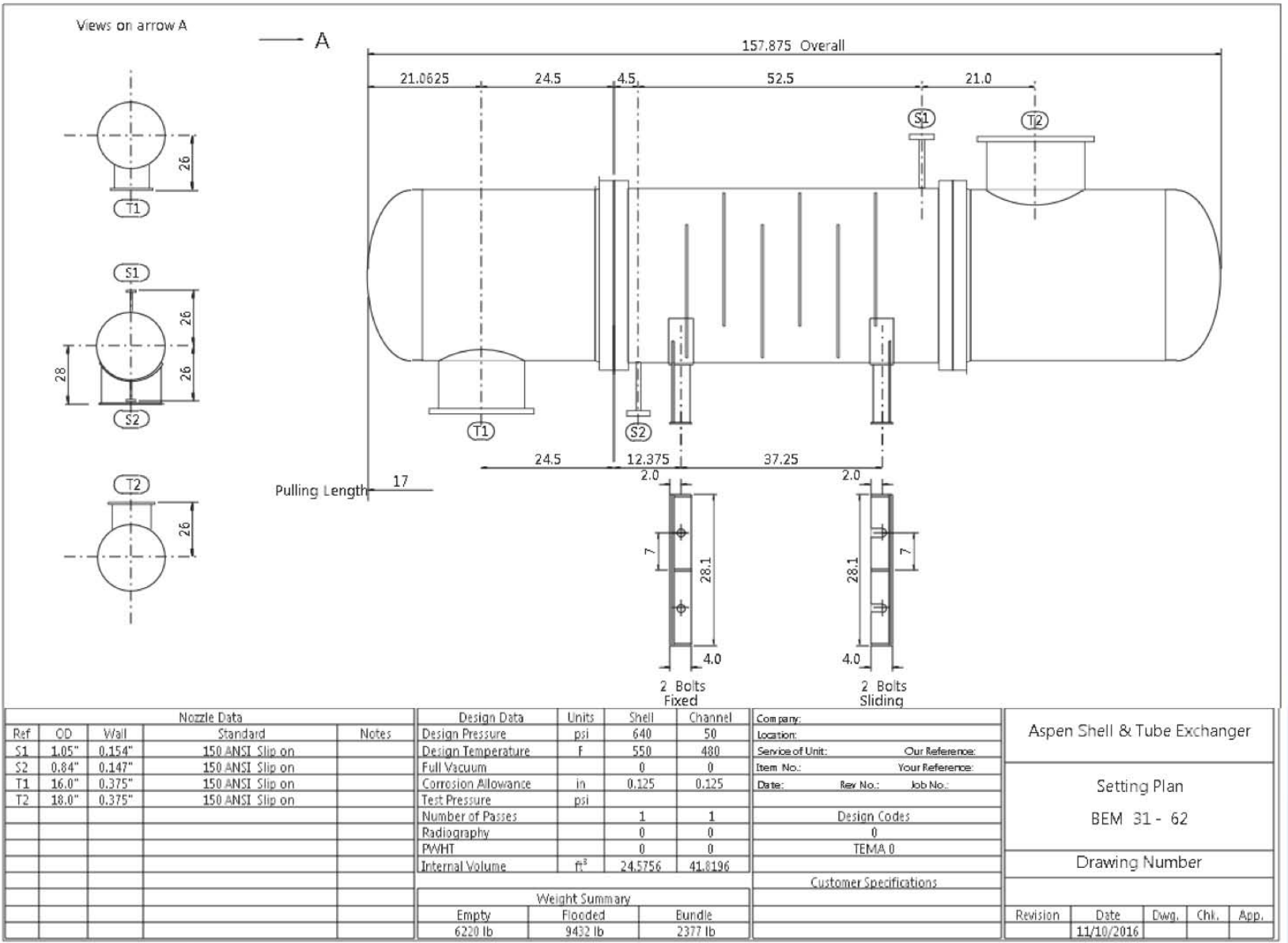
Company:	
Location:	
Service of Unit:	Our Reference:
Item No.:	Your Reference:
Date:	Rev No.:
	Job No.:

Aspen Shell & Tube Exchanger				
Setting Plan				
BEM 31 - 62				
Drawing Number				
Revision	Date	Dwg.	Chk.	App.
	11/10/2016			

Weight Summary		
Empty	Flooded	Bundle
6220 lb	9432 lb	2377 lb



Nozzle Data					Design Data		Units	Shell	Channel	Company:				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes	Design Pressure	psi	43.51	43.51	Location:					
S1	6.625"	0.28"	150 ANSI Slip on		Design Temperature	F	554	554	Service of Unit: Our Reference:					
S2	6.625"	0.28"	150 ANSI Slip on		Full Vacuum		0	0	Item No.: Your Reference:					
T1	18.0"	0.375"	150 ANSI Slip on		Corrosion Allowance	in	0.125	0.125	Date: Rev No.: Job No.:					
T2	18.0"	0.375"	150 ANSI Slip on		Test Pressure	psi								
					Number of Passes		1	1	Design Codes					
					Radiography		0	0	0					
					PWHT		0	0	TEMA 0					
					Internal Volume	ft <sup>3</sup>	12.5435	27.2515	Customer Specifications					
					Weight Summary									
					Empty	Flooded	Bundle							
					2978 lb	4890 lb	1159 lb							
										Aspen Shell & Tube Exchanger				
										Setting Plan				
										BEM 25 - 49				
										Drawing Number				
										Revision	Date	Dwg.	Chk.	App.
											27/10/2016			

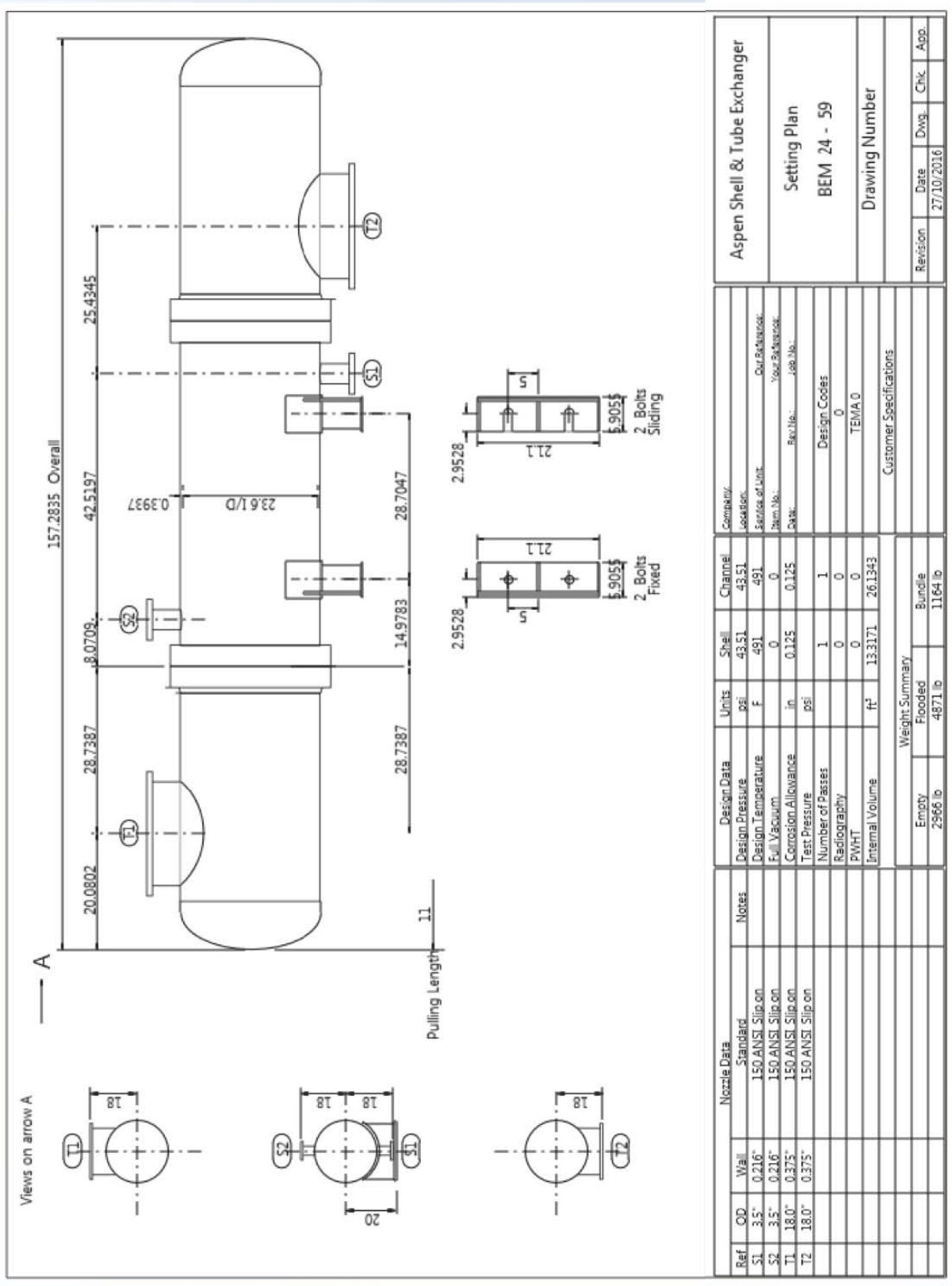


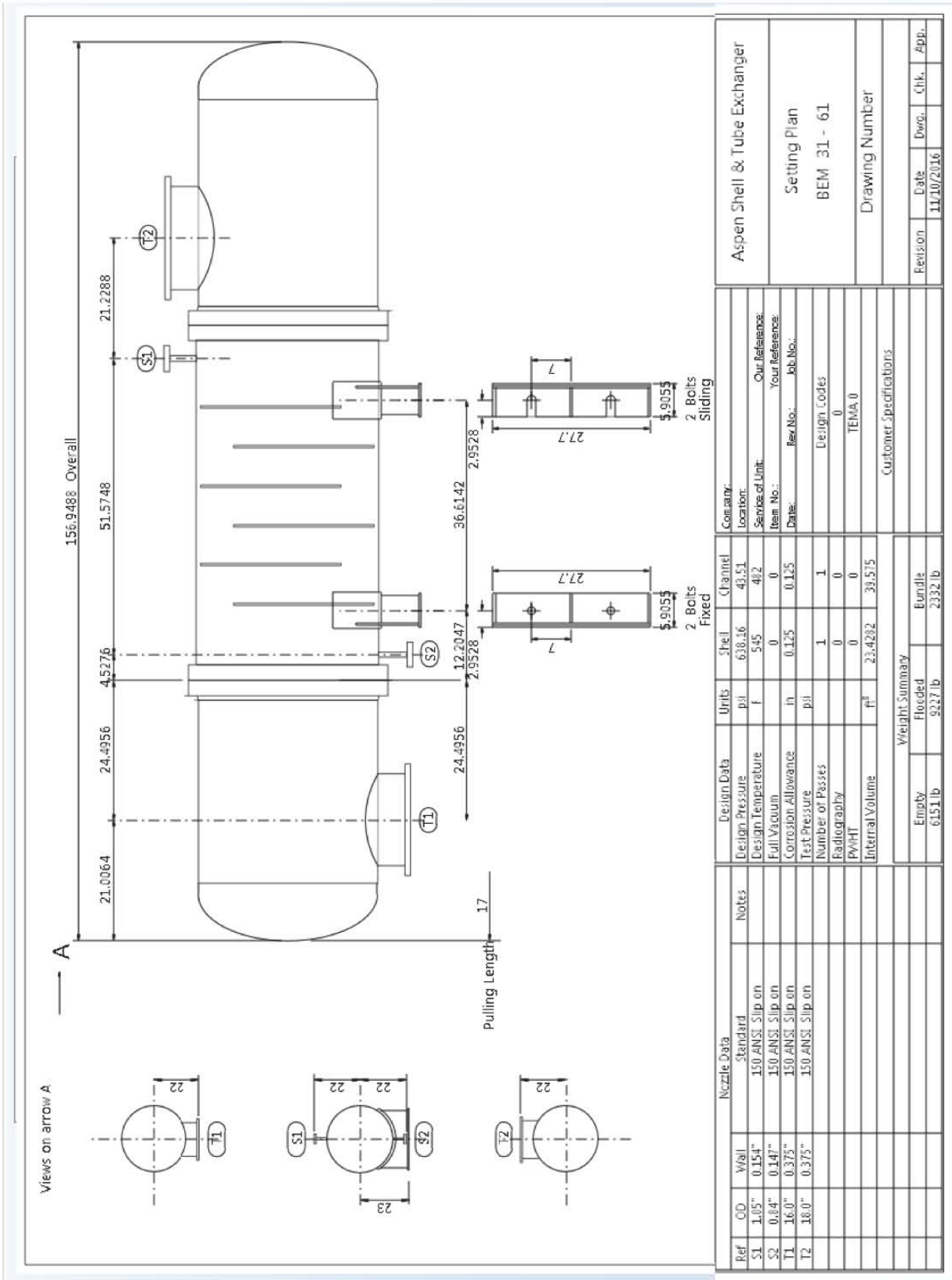
Nozzle Data				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes
S1	1.05"	0.154"	150 ANSI Slip on	
S2	0.84"	0.147"	150 ANSI Slip on	
T1	16.0"	0.375"	150 ANSI Slip on	
T2	18.0"	0.375"	150 ANSI Slip on	

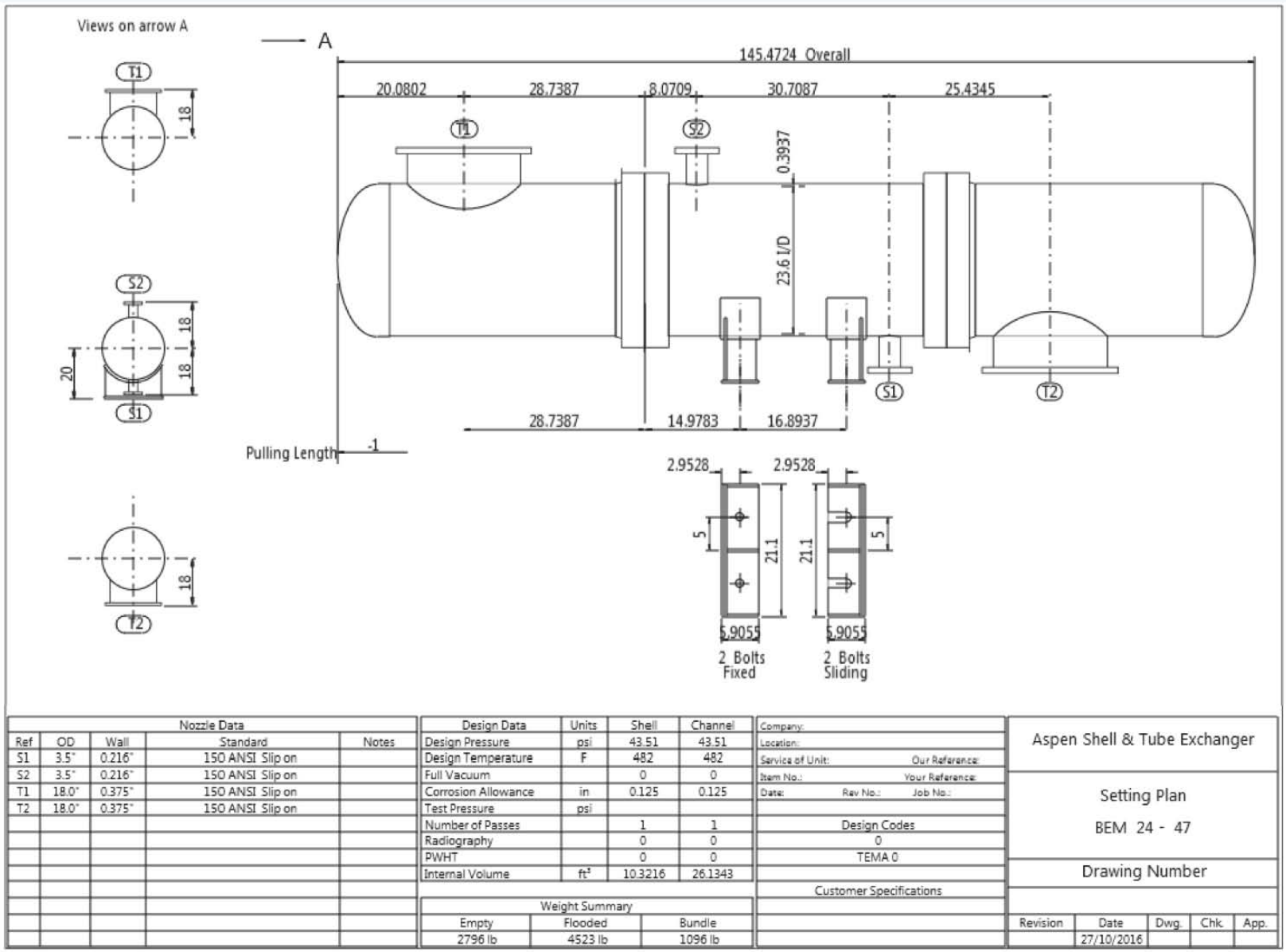
Design Data		Units	Shell	Channel
Design Pressure	psi	640	50	
Design Temperature	F	550	480	
Full Vacuum		0	0	
Corrosion Allowance	in	0.125	0.125	
Test Pressure	psi			
Number of Passes		1	1	
Radiography		0	0	
PWHT		0	0	
Internal Volume	ft <sup>3</sup>	24.5756	41.8196	
Weight Summary				
Empty	Flooded	Bundle		
6220 lb	9432 lb	2377 lb		

Company:		
Location:		
Service of Unit:	Our Reference:	
Item No.:	Your Reference:	
Date:	Rev No.:	Job No.:
Design Codes		
0		
TEMA 0		
Customer Specifications		

Aspen Shell & Tube Exchanger				
Setting Plan				
BEM 31 - 62				
Drawing Number				
Revision	Date	Dwg.	Chk.	App.
	11/10/2016			









## Bibliografía

### Normas

NOM-148-SEMARNAT-2006, Contaminación atmosférica - Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo.

NOM-137-SEMARNAT-2013, Contaminación atmosférica - Complejos procesadores de gas - Control de emisiones de compuestos de azufre.

NOM-085-SEMARNAT-2011, Contaminación atmosférica- Niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición.

NOM-022-SSA1-2010, Salud ambiental. Criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). Valor normado para la concentración de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) en el aire ambiente, como medida de protección a la salud de la población.

NOM-010-STPS-1999, Condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo donde se manejen, transporten, procesen o almacenen sustancias químicas capaces de generar contaminación en el medio ambiente laboral.

### Artículos

2011 Sulfur Recovery Symposium, (September 13 to 16, 2011, Vail Colorado, USA), Sulphur Plant and Tail Gas Treating Unit - Startup And Shutdown, Colorado, USA, The Brimstone Group of Companies, 2011

Steudei, Yana, Wong, Ming and Steudel, Ralf. Electrophilic Attack on Sulfur-Sulfur Bonds: Coordination of Lithium Cations to Sulfur-Rich Molecules Studied by Ab Initio MO Methods Article, Chemistry - A European Journal, Vol. 11 No. 4: 1281-1293, February, 2005

Nabikandi, NJ, Fatemi, Shohreh. Kinetic modelling of a commercial sulfur recovery unit based on Claus straight through process: Comparison with equilibrium model, Journal of Industrial and Engineering Chemistry, Vol 30: 50-63, February, 2015

Tong, Shimin, Dalla Lana, Ivo and Chuang, Karl. Effect of Catalyst Shape on the Hydrolysis of COS and CS<sub>2</sub> in a Simulated Claus Converter, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 36 No. 10: 4087-4093, 1997

Zarei, Samane, Gani, Hamid (et. al.). Kinetic modeling and optimization of Claus reaction furnace, *Research Institute of Petroleum Industry (RIPI)*, Vol. 31: 747-757, 2016

Gupta, A.K., Ibrahim, S. Advances in sulfur chemistry for treatment of acid gases, *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 54: 65-92, 2016

Adewale, Rasheed et. al. Simulation of hydrogen production from thermal decomposition of hydrogen sulfide in sulfur recovery units, *Journal of Cleaner Production*, Vol. 112: 4815-4825, 2016

Vezzoli, Gary, Dachille, Frank and Roy, Rustum. High-pressure studies of polymerization in sulfur, *Polymer chemistry*, Vol. 7 No. 6: 1557-1566, June, 1969

Cover, A.E., et. al. Review of selected sulfur recovery processes for SNG production Final Report, *Gas Research Institute*, Part 5: 410-511, July, 1985

## Libros

Donald R. Woods, *Rules of thumb in engineering practice*, Wiley, 2007, 1era ed.

Harry, Silla, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Marcel Dekker Inc., 2003, 1era ed.

*Elemental Sulfur and Sulfur-Rich Compounds I*, Volume Editor: Ralf Steudel, Springer, 2003, 1a ed.