

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL  
QUÍMICO

**“ANÁLISIS DEL USO DE LOS RECURSOS  
ENERGÉTICOS, HÍDRICOS Y MATERIA  
PRIMA EN LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO  
SULFÚRICO EN LA PLANTA DE ÁCIDO DE  
HALDEMAN MINING COMPANY”**

**Xiao Luy Quezada**

Profesor Guía:  
Robinson Constanzo

**2015**

---

## RESUMEN

La empresa minera Haldeman Mining Company está ubicada en la primera región, a 110 km al interior de la ciudad de Iquique. Sus instalaciones datan desde los años 60, produciendo hasta la fecha cátodos de cobre y ácido sulfúrico concentrado. En la actualidad, la planta de ácido sulfúrico aún cuenta con la mayoría de sus instalaciones originales, salvo unos cuantos equipos que se han renovado a lo largo del tiempo para asegurar el buen funcionamiento de la planta.

El proceso utilizado para la producción de ácido es la del método de contacto simple a partir de azufre sólido, donde la producción de ácido habitual es de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$ . El proceso se inicia con la fusión de azufre para luego ser combustionado junto con aire formando dióxido de azufre ( $S_{(l)}^{\circ} + O_2 \rightarrow SO_{2(g)}$ ). Luego, el dióxido de azufre se oxida catalíticamente con pentóxido de vanadio ( $V_2O_5$ ) para formar trióxido de azufre ( $SO_{2(g)} + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow SO_{3(g)}$ ). Se finaliza con el proceso de contacto simple (o absorción simple), el cual consiste en pasar trióxido de azufre por una torre de absorción junto con ácido sulfúrico con bajo contenido de agua (1,5 - 4%) y así formar ácido sulfúrico concentrado al 98,5% ( $SO_{3(g)} + H_2O_{(l)} \rightarrow H_2SO_{4(l)}$ ).

La operación de la planta carece de estándares fijos y protocolos de operación, funcionando en base al conocimiento y experiencia de los operadores más experimentados. Por ello se propuso diagnosticar el actual funcionamiento de la planta, además de crear un Flowsheet actualizado del proceso. Se estudió la planta en profundidad y en base a esto, se realizaron balances de masa y energía a la línea principal del proceso con el fin de caracterizar cada operación unitaria y definir rangos óptimos de operación.

Las expresiones obtenidas de los balances fueron programadas en una planilla Excel con la función de simular el comportamiento óptimo que debiese tener la planta según la producción diaria a especificar. Luego de obtener esta planilla, se simuló el *perfil óptimo de operación* a una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$  de ácido sulfúrico con la finalidad de realizar un análisis comparativo entre el *perfil óptimo* versus la *operación actual* de la planta.

De esta manera, se concluye que la operación actual de la planta no está del todo alejado del funcionamiento óptimo propuesto, existiendo puntos débiles de operación en la carga de azufre de los fundidores con una desviación del 6,9% mayor respecto al óptimo; la mayor cantidad de aire ingresado al proceso altera las temperaturas óptimas de operación, afectando la conversión en el convertidor y disminuyendo un 8,4% la cantidad de vapor disponible para uso en equipos; el gasto de agua actual en la planta supera el óptimo recomendado, existiendo así la posibilidad de generar un ahorro económico de hasta USD 6,0 millones anuales.

---

# Índice General

## INDICE DE CONTENIDOS

<b>CAPITULO I: INTRODUCCION .....</b>	<b>1</b>
1. Introducción.....	2
2. Objetivos .....	3
2.1. Objetivos generales .....	3
2.2. Objetivos específicos .....	3
3. Justificación del proyecto .....	3
4. Trabajo a realizar .....	4
<b>CAPITULO II: ANTECEDENTES GENERALES .....</b>	<b>5</b>
1. Historia de Haldeman Mining Company .....	6
2. Ubicación de Haldeman Mining Company .....	7
3. Productos comerciales de Haldeman Mining Company .....	8
4. Situación actual de la planta de ácido en Haldeman Mining Company .....	9
5. Descripción del proceso de formación de ácido sulfúrico en Haldeman Mining Company .....	10
5.1. Línea de fundición de azufre sólido comercial .....	11
5.2. Línea de gases de combustión, conversión y preabsorción .....	12
5.3. Línea de generación y acondicionamiento de ácido sulfúrico .....	13
5.4. Sistema de vapor para enchaquetado y equipos accionados por vapor .....	14
5.5. Sistema de enfriamiento del agua de intercambiadores de calor .....	16
<b>CAPITULO III: MARCO TEORICO .....</b>	<b>17</b>
1. Mecanismo de formación de ácido sulfúrico a partir de azufre .....	19
1.1 Combustión de azufre .....	19
1.2 Conversión catalítica de SO <sub>2</sub> .....	21
1.3 Absorción de SO <sub>3</sub> en ácido sulfúrico .....	24
1.4 Deshidratación de gases con ácido sulfúrico concentrado .....	25

---

2. Balances de masa y energía aplicados al proceso de formación de ácido sulfúrico .....	26
2.1 Balances de masa .....	26
2.2 Balances de energía .....	27
2.3 Entalpía de mezclado .....	29
<b>CAPITULO IV: METODOLOGIA DE TRABAJO .....</b>	<b>31</b>
1. Metodología .....	33
1.1 Cálculo de la carga de azufre ingresada al proceso .....	33
1.2 Planteamiento al quemador de azufre .....	34
1.3 Planteamiento a la caldera N°1 .....	35
1.4 Planteamiento a la caldera N°2 .....	36
1.5 Planteamiento al primer y segundo paso del convertidor .....	37
1.6 Planteamiento al tercer y cuarto paso del convertidor .....	39
1.7 Planteamiento a la torre de absorción de SO <sub>3</sub> .....	41
1.8 Planteamiento a la torre de secado de aire atmosférico .....	42
1.9 Planteamiento al tanque de recirculación de ácido .....	43
1.10 Planteamiento para el cálculo del agua para intercambiadores de calor .....	46
<b>CAPITULO V: RESULTADOS Y ANALISIS .....</b>	<b>48</b>
1. Flowsheet de proceso actualizado de la planta de ácido sulfúrico .....	50
2. Resultados y análisis .....	52
2.1 Análisis a la carga de azufre diaria .....	52
2.2 Análisis comparativo al quemador de azufre .....	53
2.3 Análisis comparativo a las calderas N°1 y N°2 .....	54
2.4 Análisis comparativo al convertidor .....	56
2.5 Análisis comparativo a la torre de absorción de SO <sub>3</sub> .....	60
2.6 Análisis comparativo a la torre de secado de aire .....	61
2.7 Análisis comparativo al tanque de recirculación de ácido .....	63
2.8 Análisis comparativo al agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor .....	64
2.9. Análisis detallado al aire ingresado al proceso .....	65

2.10 Análisis detallado al gasto de agua de enfriamiento .....	67
2.11 Simulación del perfil óptimo de la planta en Planilla Excel .....	68
<b>CAPITULO VI: CONCLUSIONES .....</b>	<b>70</b>
1. Conclusiones .....	72
2. Recomendaciones .....	73
<b>CAPITULO VII: BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>75</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>77</b>

## INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Ubicación geográfica de HMC .....	7
Figura 2.2. Diagrama de bloques del proceso de fabricación de ácido .....	10
Figura 2.3. Línea de fundición de azufre .....	11
Figura 2.4. Línea de gases de combustión, conversión y preabsorción .....	12
Figura 2.5. Línea de generación y acondicionamiento de ácido sulfúrico .....	14
Figura 2.6. Sistema de generación de vapor .....	15
Figura 2.7. Sistema de enfriamiento del agua de intercambiadores de calor .....	16
Figura 3.1. Porcentaje volumétrico de SO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> por combustión de azufre con aire en exceso a la salida del quemador en función de la proporción (kg Aire/kg Azufre) .....	20
Figura 3.2. Temperatura de gases de salida por combustión de azufre con aire en exceso en función de la proporción (kg aire/kg Azufre) .....	20
Figura 3.3. Curva de equilibrio de la reacción de conversión del SO <sub>2</sub> v/s temperatura para una composición volumétrica de los gases del quemador del 10% SO <sub>2</sub> , 11% Oxígeno y el resto Nitrógeno .....	21

---

Figura 3.4. Esquema de un Convertidor Catalítico de 4 pasos con enfriamiento interpaso. .....	22
Figura 3.5. Diagrama del funcionamiento de un convertidor catalítico .....	23
Figura 3.6. Efecto de la temperatura de entrada en la conversión máxima a alcanzar .....	23
Figura 3.7. Efecto de la concentración de SO <sub>2</sub> en el aumento de temperatura .....	24
Figura 3.8. Esquema de un proceso químico cualquiera .....	26
Figura 3.9. Esquema de un proceso químico y las energías involucradas en éste .....	27
Figura 3.10. Diagrama entalpía/concentración para H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /H <sub>2</sub> O .....	29
Figura 4.1. Diagrama de la planta como una unidad de proceso .....	33
Figura 4.2. Quemador de azufre .....	34
Figura 4.3. Caldera N°1 y filtro de gases .....	35
Figura 4.4. Caldera N°2 a la salida del 1° paso .....	36
Figura 4.5. Primer y segundo paso del convertidor .....	37
Figura 4.6. Tercer y cuarto paso el convertidor .....	39
Figura 4.7. Zona de mezclado en el tercer paso del convertidor .....	39
Figura 4.8. Torre de absorción .....	41
Figura 4.9. Torre de secado .....	43
Figura 4.10. Tanque de recirculación de ácido .....	44
Figura 4.11. Diagrama entalpía/concentración para H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /H <sub>2</sub> O .....	45
Figura 4.12. Enfriadoras de ácido .....	46
Figura 4.13. Condensadores de vapor débil .....	47
Figura 5.1. Flowsheet de proceso actualizado de la planta de ácido sulfúrico .....	51

---

Figura 5.2. Porcentaje volumétrico de SO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> por combustión de azufre con aire en exceso a la salida del quemador en función de la proporción (masa aire/masa azufre).....	65
Figura 5.3. Temperatura de gases de salida por combustión de azufre con aire en exceso en función de la proporción (masa aire/masa azufre). .....	65
Figura 5.4. Curvas de equilibrio para concentraciones de SO <sub>2</sub> de un 8% y 11%.....	66

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1: Especificaciones ácido sulfúrico HMC .....	8
Tabla 2.2: Especificaciones cátodos de cobre HMC .....	8
Tabla 5.1. Datos técnicos para la obtención de la carga de azufre al proceso .....	52
Tabla 5.2. Comparación entre la carga teórica de azufre y la operacional actual .....	53
Tabla 5.3. Perfil óptimo del quemador con una producción de 300 [ton/día] de ácido sulfúrico .....	53
Tabla 5.4. Comparación entre el perfil óptimo y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	54
Tabla 5.5. Perfil óptimo de la caldera N°1 con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	54
Tabla 5.6. Perfil óptimo de la caldera N°2 con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	55
Tabla 5.7. Comparación entre la generación de vapor del perfil óptimo y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	55
Tabla 5.8. Perfil óptimo del primer paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	56
Tabla 5.9. Comparación entre el perfil óptimo del primer paso y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	56

---

Tabla 5.10. Perfil óptimo del segundo paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	57
Tabla 5.11. Comparación entre el perfil óptimo del segundo paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	57
Tabla 5.12. Perfil óptimo del tercer paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	58
Tabla 5.13. Comparación entre el perfil óptimo del tercer paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	58
Tabla 5.14. Perfil óptimo del cuarto paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	59
Tabla 5.15. Comparación entre el perfil óptimo del cuarto paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	59
Tabla 5.16. Perfil óptimo de la torre de absorción con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	60
Tabla 5.17. Comparación entre el perfil óptimo de la torre de absorción y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	60
Tabla 5.18. Perfil óptimo de la torre de secado con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	61
Tabla 5.19. Comparación entre el perfil óptimo de la torre de secado y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	61
Tabla 5.20. Perfil óptimo del tanque de recirculación con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	63
Tabla 5.21. Comparación entre el perfil óptimo del tanque de recirculación y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	63
Tabla 5.22. Perfil óptimo de los equipos de enfriamiento, con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	64

---

Tabla 5.23. Comparación entre el perfil óptimo del sistema de enfriamiento y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico .....	64
Tabla 5.24. Estimación del sobregasto económico por consumo excesivo de agua .....	67
Tabla 5.25. Perfil óptimo de operación de la planta de ácido para una producción de 300 $\frac{Ton}{Día}$ , simulado por la planilla Excel a partir de balances de masa y energía .....	69
Tabla 6.1. Ahorro total posible al operar dentro del perfil óptimo .....	70

---

**CAPITULO I**  
**INTRODUCCION**

---

# 1. Introducción

En el presente trabajo se hace referencia a la importancia del manejo de herramientas básicas propias de la Ingeniería Química, específicamente a la importancia que tiene la aplicación de balances de masa y energía aplicados al proceso de producción de una planta de ácido sulfúrico.

Como se revisará, la planta de ácido sulfúrico utilizada para el estudio no cuenta con herramientas necesarias para poder llevar el control preciso de su operación, algunas tan fundamentales como el desconocimiento de la carga de azufre que se ingresa al fundidor.

Este tipo de información se puede obtener fácilmente mediante balances de masa, herramienta prácticamente de uso cotidiano para un ingeniero de procesos. El uso adecuado de esta información permitirá utilizar de mejor manera las materias primas disponibles, mejorar el funcionamiento operacional de la planta como también generar beneficios económicos para la empresa; todo esto relacionado con la optimización de los recursos en la planta.

Es así que en las siguientes páginas se podrá apreciar el gran aporte que puede entregar la aplicación de conceptos básicos propios de la Ingeniería Química.

---

## **2. Objetivos**

### **2.1. Objetivo general**

Optimizar el uso de los recursos energéticos, hídricos y materia prima en la producción de ácido sulfúrico en la planta de ácido de HMC.

### **2.2. Objetivos específicos**

- Actualizar flowsheet de la planta.
- Realizar balances de materia de la planta de ácido sulfúrico.
- Realizar balances de energía de la planta de ácido sulfúrico.
- Simular en Excel los balances de masa y energía en función de la producción diaria de ácido.

## **3. Justificación del proyecto**

La planta de ácido sulfúrico está periódicamente variando la producción de ácido, debido a esto, varían los requerimientos de azufre ingresado a los fundidores, temperaturas de equipos y la cantidad necesaria de agua de enfriamiento entre otras variables.

Es por esto que se hace necesario tener algún parámetro que indique los valores adecuados de las variables a manejar, primero por un tema de seguridad del personal e instalaciones, y por otro lado, para definir un estándar óptimo de operación con el fin de mejorar y optimizar el uso de los recursos, equipos y materias primas involucradas.

---

## 4. Trabajo a realizar

El objetivo final del presente trabajo es realizar una simulación de la operación de la planta que entregue un perfil óptimo de las variables en el proceso, tales como materias primas y temperaturas necesarias, en base a la producción diaria que se requiera.

Con esta herramienta se tendrá una referencia de cómo debería comportarse la planta, lo que al compararlo con las condiciones actuales de operación, ayudará a detectar eventuales problemas de operación, diagnosticar el mal funcionamiento de algún equipo o detectar puntos donde sea necesario llevar un seguimiento más continuo y riguroso.

La importancia que tienen los balances de masa y energía estará reflejada en el funcionamiento de la planilla Excel dinámica, en la cual se programarán las expresiones obtenidas de estos balances de manera que se pueda obtener el perfil óptimo de operación para cualquier producción que se especifique.

En la planilla, sólo con modificar la cifra de producción diaria de ácido se entregarán de manera automática los requerimientos de azufre para la alimentación a los fundidores, aire requerido en el quemador, cantidad de  $\text{SO}_2$  eliminado hacia el ambiente, como también temperaturas esperadas en el quemador, torres de absorción y secado entre otros.

También se creará un Flowsheet actualizado de la planta, que mostrará los equipos actuales con que se cuentan en la planta de ácido, el cual se complementará junto con la planilla Excel para identificar las corrientes representadas en la planilla.

---

**CAPITULO II**

**ANTECEDENTES GENERALES**

---

# 1. Historia de Haldeman Mining Company

HMC tiene sus operaciones mineras en la Faena Sagasca (I Región, Chile), con actividades de mina y planta para producir 19.000 toneladas anuales de cátodos de cobre, incorporando tecnología de punta en minería subterránea, lixiviación, extracción por solventes (SX) y electro-obtención (EW).

Desde su puesta en marcha en el mes de Septiembre del 2004, los cátodos de cobre producidos por la compañía se han destacado por su alto nivel de calidad y pureza, superando los requerimientos para Cobre Grado A de la Bolsa de Metales de Londres y abasteciendo a las plantas más exigentes de colada continua de Europa.

Los accionistas de Haldeman Mining Company S.A., eligieron este nombre en homenaje a Robert M. Haldeman, de nacionalidad norteamericana, por sus aportes a la minería chilena, y en particular a la mediana minería. Robert Haldeman se desempeñó como Vicepresidente Ejecutivo de la firma estadounidense Braden Copper Company, subsidiaria de Kennecott Corporation, donde llegó a ser Gerente General en la mina El Teniente. Posteriormente fue Gerente General de Sociedad Minera Pudahuel Ltda. y Cía. empresa de la mediana minería, donde fue uno de los precursores para el desarrollo de tecnologías de lixiviación en pilas. (1)

## 2. Ubicación de Haldeman Mining Company

La Faena minera Sagasca se encuentra ubicada en la Quebrada de Sagasca, a 110 kilómetros al interior de Iquique, Región de Tarapacá (I región), en el norte de Chile, como se muestra en la Figura 2.1:



Figura 2.1. Ubicación geográfica de HMC

---

### 3. Productos comerciales de Haldeman Mining Company

La empresa comercializa principalmente cátodos de cobre grado A. Además, fabrica su propio ácido sulfúrico para las operaciones de lixiviación dentro de sus faenas. Los excedentes de ácido también se comercializan.

En las Tablas 2.1 y 2.2 se detallan los productos de HMC. (1)

Tabla 2.1: Especificaciones Ácido Sulfúrico HMC.

<b>Ácido sulfúrico</b>	
Producción máxima	140.000 Ton/año
Calidad	Grado Minero
Consumo Propio	105.000 Ton / año
Excedente de Producción	Venta a otras mineras

Tabla 2.2: Especificaciones Cátodos de Cobre HMC

<b>Cátodos de cobre SX-EW</b>	
Producción	19.000 Ton/año
Dimensión	1000 x 950 x 9 mm.
Peso Cátodo	70 a 75 Kg.
Calidad	Cátodo grado A Plomo < 2ppm Azufre < 8 ppm.

---

## **4. Situación actual de la planta de ácido en Haldeman Mining Company**

La planta de ácido sulfúrico data desde los años 1960 a la fecha. Durante el transcurso de su funcionamiento se han realizado diversos cambios y renovaciones en los equipos del proceso y en el personal.

La planta produce ácido a partir de azufre sólido y usa el método de contacto simple para la conversión del  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  y luego éste último es absorbido en agua.

La planta no cuenta con una automatización ni tecnología moderna, ya que conserva gran parte de sus instalaciones originales y carece de la instrumentación necesaria para realizar una operación precisa. En la actualidad el proceso de fabricación de ácido sulfúrico se caracteriza por el manejo operacional de parte de los operadores a lo largo de cada jornada de trabajo.

A través de los años el conocimiento sobre el funcionamiento y la operación de la planta y sus equipos, ha sido adquirido mayoritariamente a través de la experiencia en la operación de los trabajadores, en conjunto con lo que pudieran enseñarse unos a otros.

No existe información respaldada actual de los estándares adecuados a los cuales debería ser operada la planta, sólo se cuenta con documentos de fechas antiguas que no han sido revisados ni corregidos y menos actualizados.

Es por esto, que en base a información obtenida mediante herramientas básicas de ingeniería de procesos, será posible llevar un control más próximo a cómo debería trabajar la planta según la producción de ácido necesario, y así utilizar las materias primas de manera eficiente. Con esto, todos los operadores estarán en conocimiento de la forma más correcta, segura y adecuada de intervenir la planta en caso de un comportamiento anormal a los parámetros establecidos.

## 5. Descripción del proceso de formación de ácido sulfúrico en Haldeman Mining Company

En líneas generales el proceso consiste en quemar con aire atmosférico el azufre proveniente desde los fundidores para generar  $SO_2$ , oxidarlo en  $SO_3$  en contacto con un catalizador ( $V_2O_5$ ) y absorber el  $SO_3$  en ácido sulfúrico con un 1,5% de agua para formar ácido sulfúrico concentrado al 99,9%. Luego pasa por un sistema de enfriamiento para su posterior almacenaje. En la Figura 2.2 se ilustra el proceso de producción en un diagrama de bloques.

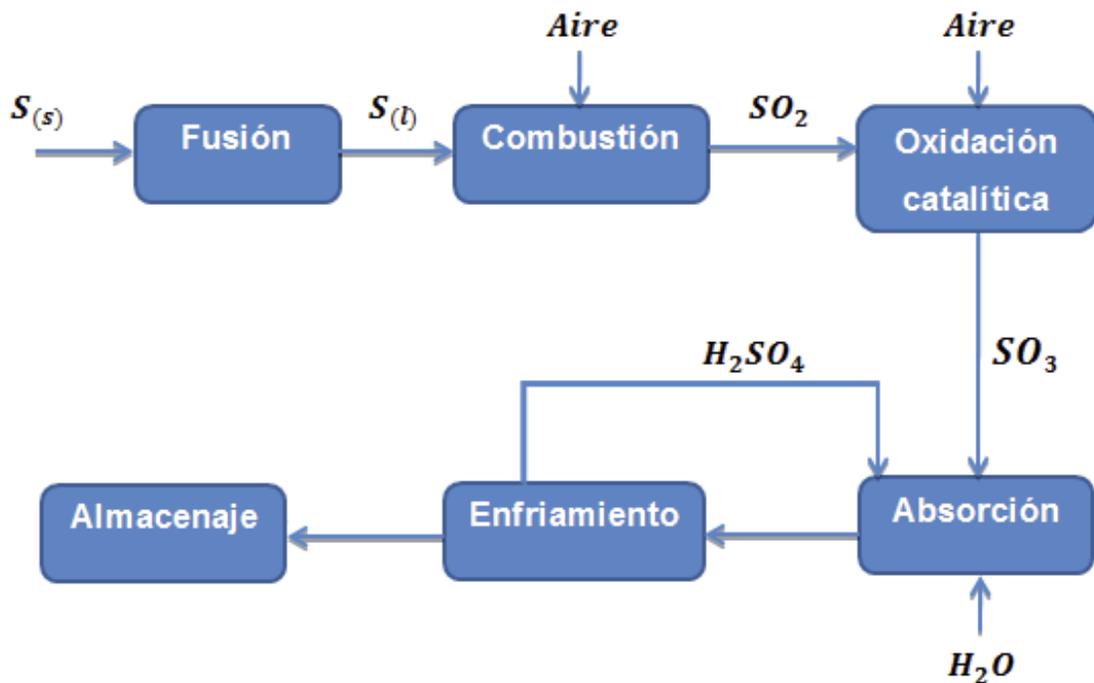


Figura 2.2. Diagrama de bloques del proceso de fabricación de ácido

A continuación se detallan las distintas líneas del proceso de producción de ácido sulfúrico en HMC:

## 5.1. Línea de fundición de azufre sólido comercial

El azufre se adquiere como azufre sólido comercial, éste se alimenta a una fosa provista de serpentines de vapor (fundidor), donde se funde. Luego, el azufre en estado líquido fluye por rebalse desde el fundidor a un primer decantador y luego a un segundo, desde el cual se bombea a un filtro para remover las impurezas sólidas. Desde el filtro fluye a una serie de estanques de almacenamiento, en los que se decantan las impurezas que no fueron retenidas en el filtro. Desde el tanque de almacenamiento de azufre líquido se bombea (el azufre) hacia el quemador de azufre, donde se le atomiza por presión.

Todas las líneas donde fluye el azufre fundido están enchaquetadas, por las cuales circula vapor saturado para mantener el azufre en estado líquido. Los equipos involucrados pueden apreciarse en la Figura 2.3:

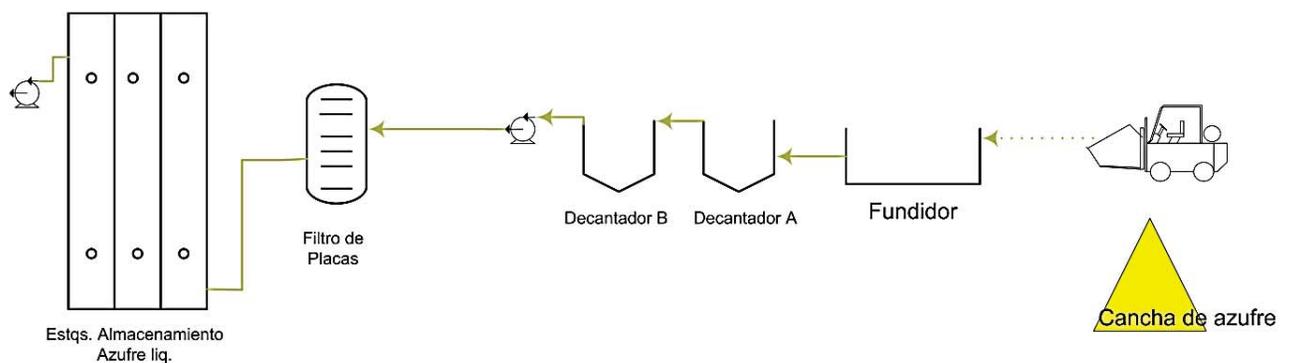


Figura 2.3. Línea de fundición de azufre

## 5.2. Línea de gases de combustión, conversión y preabsorción

Consiste en un soplador centrífugo impulsado por una turbina de vapor, el cual aspira aire del ambiente a través de un filtro y lo impulsa hacia la torre de secado, donde es puesto en contacto con ácido sulfúrico de 98,5% para secar el aire, el cual fluye en contra corriente. Un eliminador de neblina en la parte superior de la torre retiene cualquier arrastre de ácido. El aire seco se utiliza para quemar el azufre en el quemador.

El azufre se introduce al quemador en forma atomizada por presión a través de boquillas rociadoras. La combustión del azufre genera una mezcla caliente de aproximadamente 10% de  $\text{SO}_2$ , con una temperatura del orden de  $1000^\circ\text{C}$ . El gas caliente es utilizado para generar vapor saturado en una caldera, el cual se enfría hasta  $420^\circ\text{C}$ . La temperatura de los gases de combustión a la salida de la caldera se controla por medio de un bypass.

La Figura 2.4 ilustra la secuencia de equipos involucrados en la línea de gases:

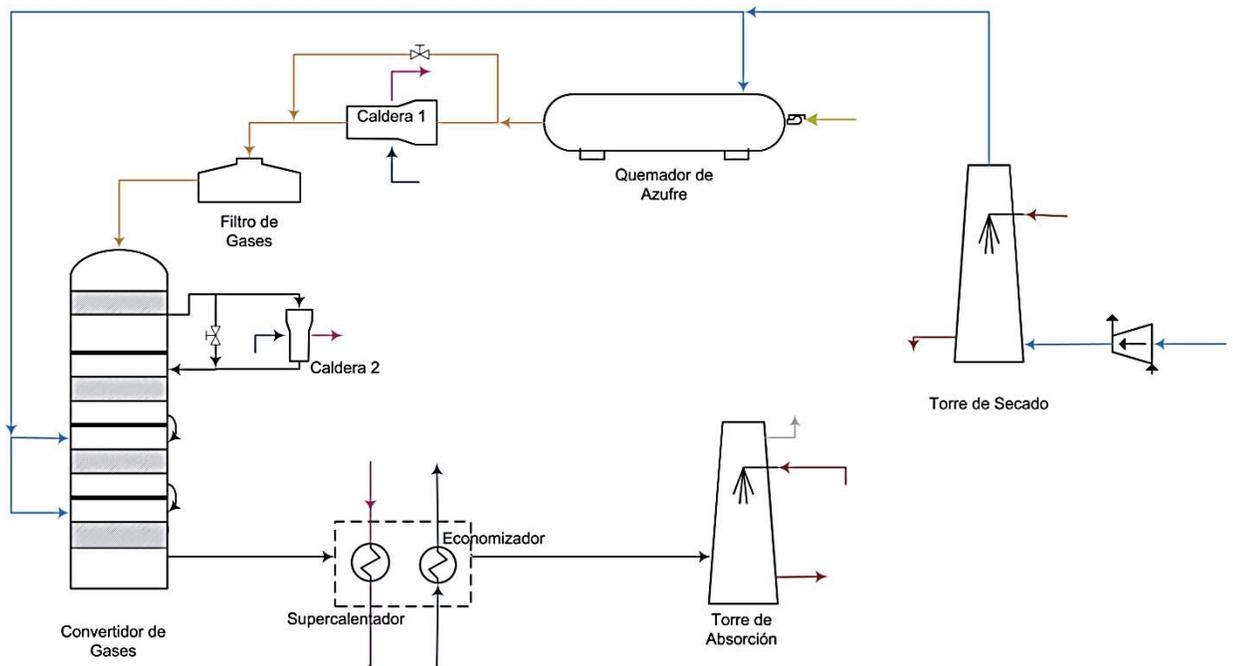


Figura 2.4. Línea de gases de combustión, conversión y preabsorción.

Como se muestra en la Figura 2.4, el gas pasa luego por un filtro de gases, donde se retienen las impurezas remanentes. El gas de salida del filtro ingresa al primer paso del convertidor, donde se convierte alrededor de un 63% del  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ . Esta reacción es exotérmica, debido a lo cual se eleva su temperatura. Por este motivo es necesario enfriar el

---

gas antes de introducirlo al segundo paso, lo que se efectúa pasándolo por una segunda caldera que reduce su temperatura hasta 440°C. En el segundo paso la conversión aumenta aproximadamente a un 88%. La reacción aumenta nuevamente la temperatura del gas, por lo que se inyecta aire seco proveniente de la torre de secado al tercer paso para ajustar la temperatura a 435°C. El gas de salida del tercer paso se enfría nuevamente con aire de salida de la torre de secado antes de entrar al cuarto y último paso, donde la conversión final alcanza un 98,5%.

El gas de salida del cuarto paso de conversión pasa por un supercalentador, donde el vapor generado en las calderas se sobrecalienta para uso en turbinas; luego por un economizador, donde se calienta el agua de alimentación a las calderas, enfriándose así el gas a una temperatura del orden de 250°C para entrar a la torre de absorción.

En la torre de absorción el  $\text{SO}_3$  se absorbe en un flujo en contra corriente de ácido al 98,5% y el gas remanente, con una pequeña cantidad de  $\text{SO}_2$ , sale a la atmósfera por la chimenea. Un eliminador de neblina en la parte superior de la torre de absorción retiene cualquier arrastre de ácido que se pueda producir.

### **5.3. Línea de generación y acondicionamiento de ácido sulfúrico**

El ácido que circula por las torres de secado y absorción es de 98,5% de concentración. El ácido se calienta en la torre de secado por la absorción de la humedad del aire y se calienta en la torre de absorción por la reacción de  $\text{SO}_3$  con agua. El ácido de ambas torres es recolectado en un estanque de recirculación. Una bomba hace circular el ácido desde este estanque a través de un intercambiador de tubos y carcasa (enfriadora Monsanto), para luego entrar a la torre de absorción a unos 85°C. Un bypass antes del intercambiador permite dirigir una corriente a través de un intercambiador de calor de placas para ajustar su temperatura a unos 60°C antes de entrar a la torre de secado.

El ácido destinado como producto es retirado del circuito de recirculación por medio de un flujo lateral antes de la entrada a la torre de secado, el que se hace pasar por otro

intercambiador de calor de placas para bajar su temperatura a unos 35°C y luego enviar a almacenamiento.

La concentración del ácido se mantiene constante por medio de la adición de agua de dilución al estanque de recirculación. Esta dilución se controla por medio de un sensor que ajusta el flujo de agua de manera automática.

La Figura 2.5 muestra la Línea de generación y acondicionamiento de ácido sulfúrico.

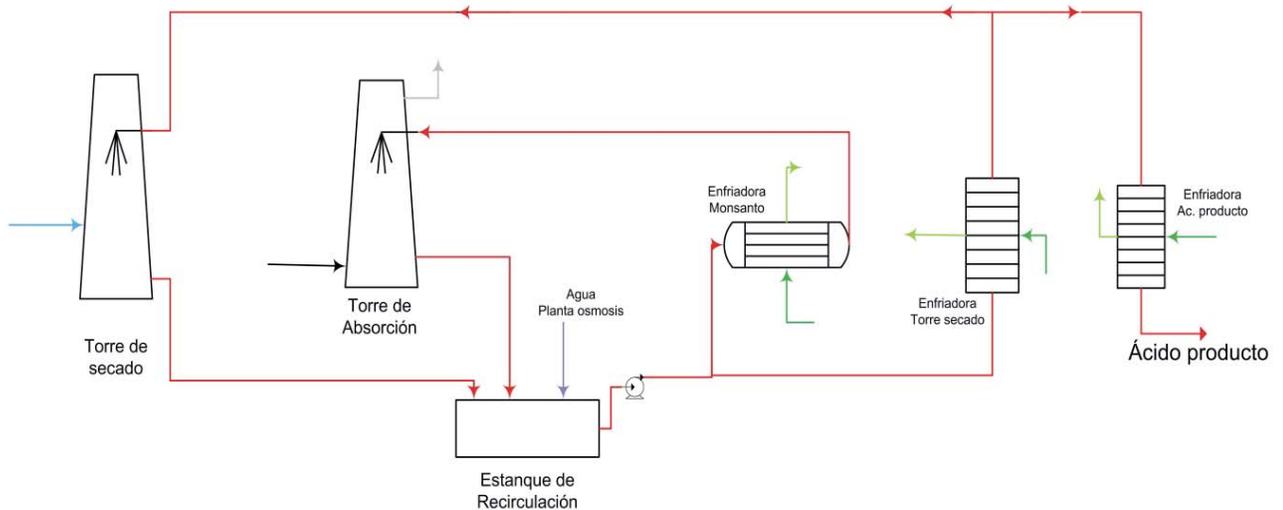


Figura 2.5. Línea de generación y acondicionamiento de ácido sulfúrico

## 5.4. Sistema de vapor para enchaquetados y equipos accionados por vapor

El sistema de vapor consiste en dos calderas, ambas conectadas a un domo común, un desgasificador y un supercalentador-economizador. El agua, proveniente principalmente de la planta de osmosis y de vapores condensados, se alimenta al desgasificador donde se elimina el aire disuelto en el agua y, al mismo tiempo, se precalienta entre 93 y 95 grados Celsius. El agua desgasificada fluye por gravedad a la bomba de alimentación de caldera, la que impulsa el agua a través del economizador, donde se calienta, y luego se dirige al domo calderas.

La función del domo de calderas es proporcionar el agua a éstas y a la vez recolectar el vapor que generan las mismas. El vapor saturado se genera a unas 250 psi como máximo. Parte de este vapor saturado es enviado a la zona de fundición y la otra al supercalentador.

Una porción del vapor enviado a fundición se ajusta a 100 psi, la que se emplea en los serpentines para fundir el azufre. La otra porción del vapor es reducida hasta 50 psi para usar en las cañerías enchaquetadas que transportan el azufre fundido.

El vapor que se dirige al supercalentador eleva su temperatura a unos 400°C, el que se usa para impulsar la turbina del soplador principal y otros equipos impulsados por vapor. El vapor débil se condensa, y junto con el condensado de los serpentines del fundidor de azufre, retorna al desgasificador.

El sistema de generación de vapor se muestra en la Figura 2.6.

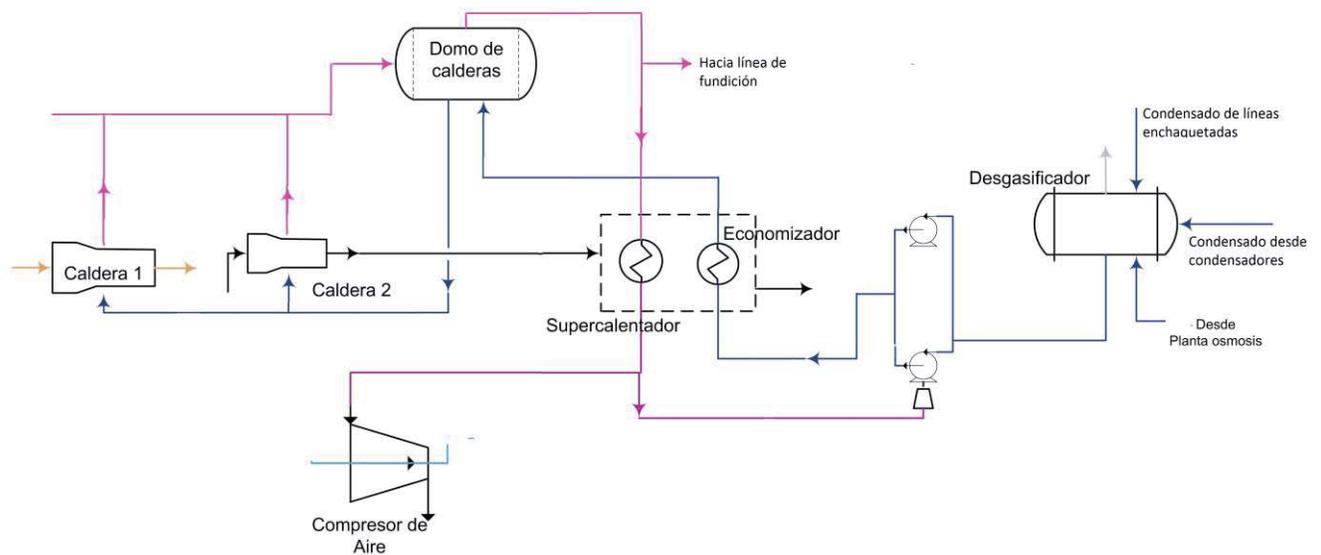


Figura 2.6. Sistema de generación de vapor

## 5.5. Sistema de enfriamiento del agua de intercambiadores de calor

Se requiere agua de enfriamiento para condensar la descarga de las turbinas y enfriar el ácido del sistema. Para ello se dispone de torres de enfriamiento de agua, las cuales toman el agua empleada en los intercambiadores y condensadores para luego dejarla en el pozo de agua fría para disposición de los equipos de acondicionamiento de ácido (intercambiadores de calor).

La Figura 2.7 muestra los equipos involucrados en el sistema de enfriamiento.

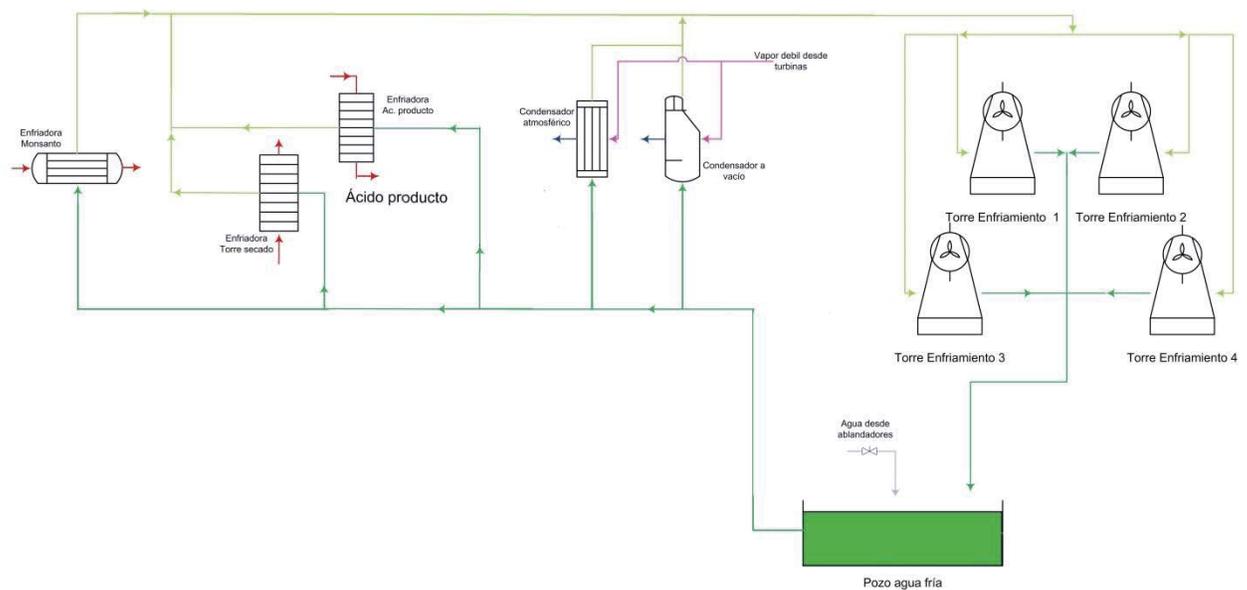


Figura 2.7. Sistema de enfriamiento del agua de intercambiadores de calor.

---

## **CAPITULO III**

### **MARCO TEORICO**

---

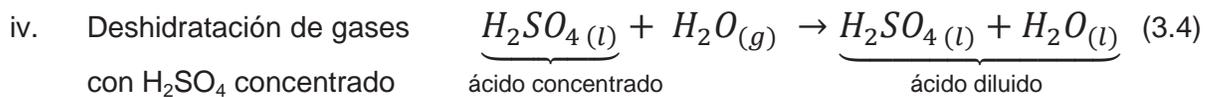
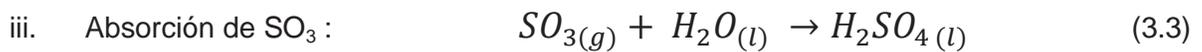
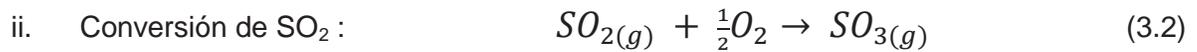
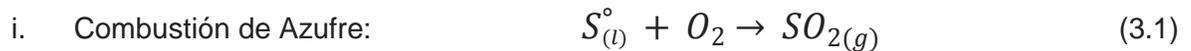
Es importante tener conocimiento sobre los fenómenos involucrados en cualquier proceso. Esto porque, ante un eventual problema, falla o necesidades de optimización, se sabrá cómo atacar la falla y qué variables modificar para concretar una optimización.

En el presente capítulo se realizará un repaso de las principales bases teóricas que sirvieron para construir esta memoria. Se repasan las reacciones involucradas y los equipos principales donde se llevan a cabo. También se hará un repaso por las principales herramientas que todo ingeniero de procesos debe manejar: balances de masa y energía.

---

# 1. Mecanismo de formación de ácido sulfúrico a partir de azufre

El ácido sulfúrico producido por HMC es a partir de azufre y se utiliza el método de contacto simple en la etapa de absorción. Es por ello que las reacciones químicas involucradas están descritas mediante las siguientes ecuaciones estequiométricas:



## 1.1. Combustión de azufre

La reacción de combustión ocurre en un quemador. El azufre líquido se atomiza y combustiona con aire seco. Esta reacción es altamente exotérmica por lo cual es muy común que se recupere esta energía en forma de vapor. La reacción es:



También ocurre la conversión de  $SO_2$  a  $SO_3$ , pero en menor medida, ya que la constante de equilibrio es muy baja a 1400 K ( $K=0.06$ , (2)), por lo que su composición a la salida no supera el 0,2% en volumen.

Las temperaturas y las composiciones de salida del quemador dependerán de la proporción entre el aire y azufre alimentado al quemador según la expresión 3.5:

$$\frac{kg \text{ aire}}{kg \text{ de azufre}} \quad (3.5)$$

Las siguientes Figuras 3.1 y 3.2 muestran gráficas preestablecidas para ciertas condiciones de operación que utilizan este parámetro para saber el comportamiento del quemador. (3)

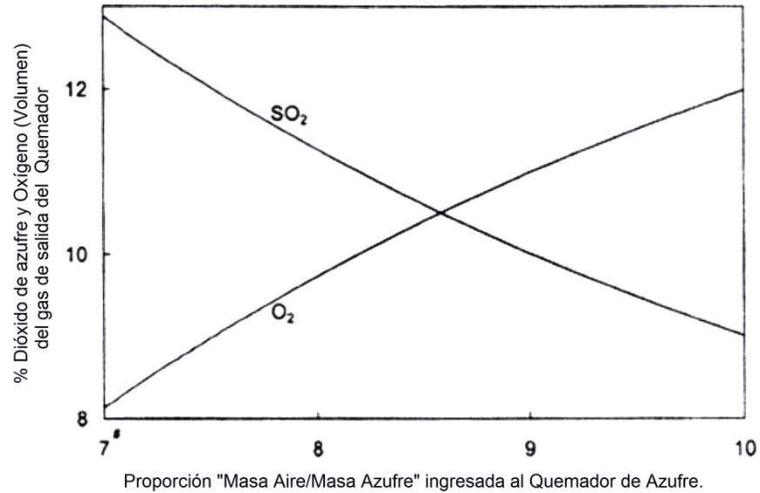


Figura 3.1. Porcentaje volumétrico de  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$  por combustión de azufre con aire en exceso a la salida del quemador en función de la proporción (kg Aire/kg Azufre). La concentración de  $\text{N}_2$  es de 79% en todas las proporciones. Esto porque el consumo de un mol  $\text{O}_2$  genera uno de  $\text{SO}_2$ .

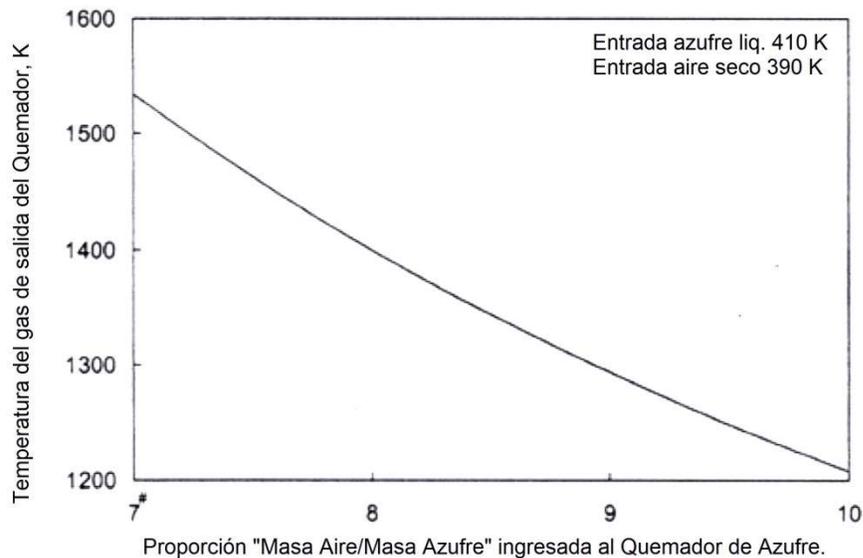
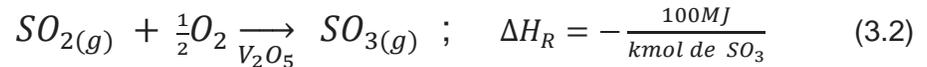


Figura 3.2. Temperatura de gases de salida por combustión de azufre con aire en exceso en función de la proporción (kg aire/kg Azufre). La temperatura de salida decrece con el aumento de la proporción. Esto porque: (i) El aire en exceso aumenta con el aumento de la proporción (kg aire/kg Azufre). (ii) El aire en exceso absorbe el calor de la combustión de azufre.

## 1.2. Conversión catalítica de SO<sub>2</sub>

La conversión del SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> en presencia de oxígeno ocurre de manera espontánea muy lentamente. Es por ello que industrialmente se utiliza un catalizador de pentóxido de vanadio (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) para acelerar esta reacción. La reacción es óptima industrialmente entre 400°C y 650°C y también es de carácter exotérmica. La reacción es: (3)



La curva de equilibrio para esta reacción se ilustra en la Figura 3.3:

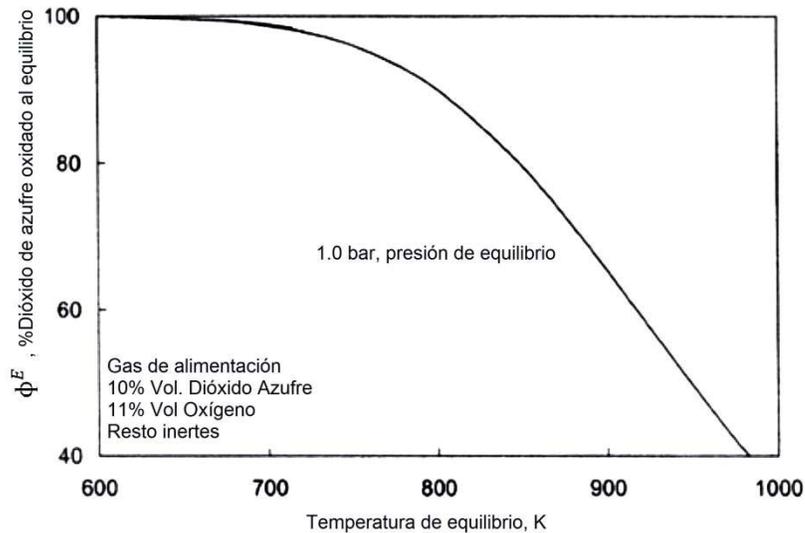


Figura 3.3. Curva de equilibrio de la reacción de conversión del SO<sub>2</sub> v/s temperatura para una composición volumétrica de los gases del quemador del 10% SO<sub>2</sub>, 11% Oxígeno y el resto Nitrógeno.

En la Figura 3.3 se puede apreciar que a mayor temperatura, el porcentaje de conversión máxima decrece, lo que dificulta el grado de conversión total. Considerando que la reacción es de carácter exotérmica, se dificulta el avance de la reacción. Es por ello que la reacción debe ser completada por “pasos”.

El equipo para la reacción es un convertidor catalítico, el cual está dividido en 4 secciones (4 pasos). Cada paso cuenta con una cama de catalizador que es atravesada por

los gases de combustión del quemador. A la salida de cada paso, los gases son sometidos a una etapa de enfriamiento previo a ingresar al siguiente paso. La Figura 3.4 muestra un convertidor de 4 pasos con un sistema de enfriamiento interpaso.

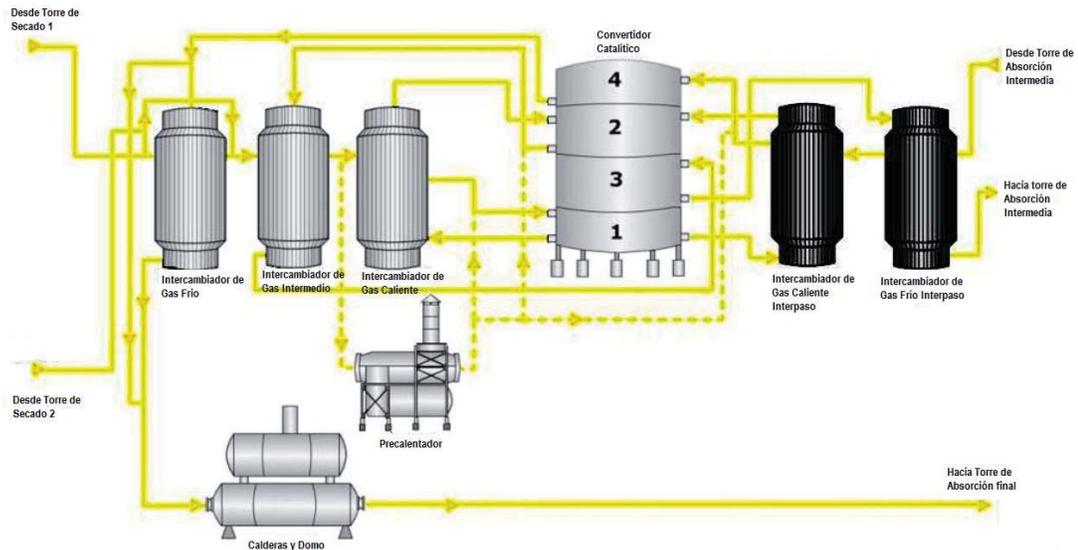


Figura 3.4. Esquema de un convertidor catalítico de 4 pasos con enfriamiento interpaso. En él se muestran los equipos recuperadores de calor.

La Figura 3.5 muestra gráficamente el funcionamiento del convertidor a medida que va convirtiendo el  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ . Se aprecia que una vez alcanzado el equilibrio, pasa por un enfriamiento para posteriormente ingresar al siguiente y así sucesivamente hasta alcanzar entre un 98%-99 % de conversión. (3)

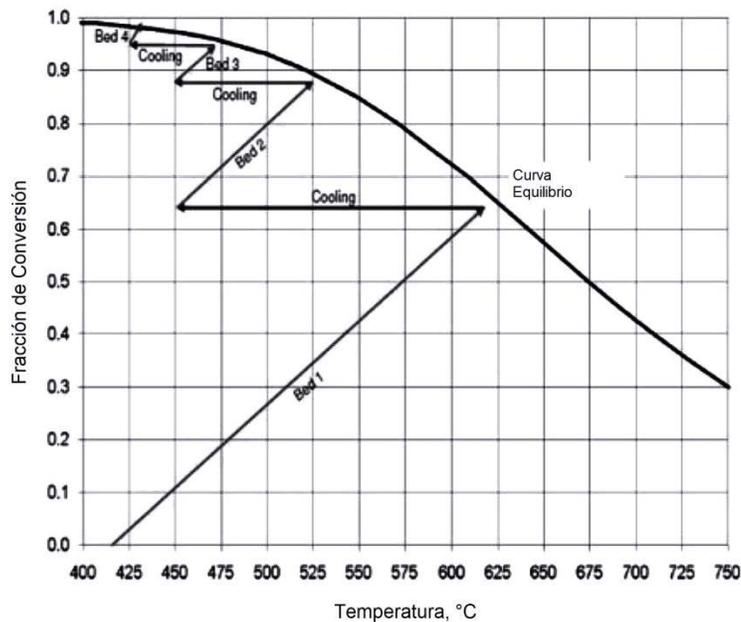


Figura 3.5. Diagrama del funcionamiento de un convertidor catalítico. Las líneas diagonales indican el gas a través de los pasos, aumentando la conversión del  $\text{SO}_2$  a la vez que va aumentando la temperatura. Las líneas horizontales indican el paso por los equipos enfriadores del gas, en donde no ocurre reacción, pero sí un descenso de temperatura para ingresar al siguiente paso.

Cabe destacar el efecto de la temperatura de entrada del gas a conversión. Una elevación en la temperatura afecta el grado de conversión máxima a alcanzar, como se muestra en la Figura 3.6:

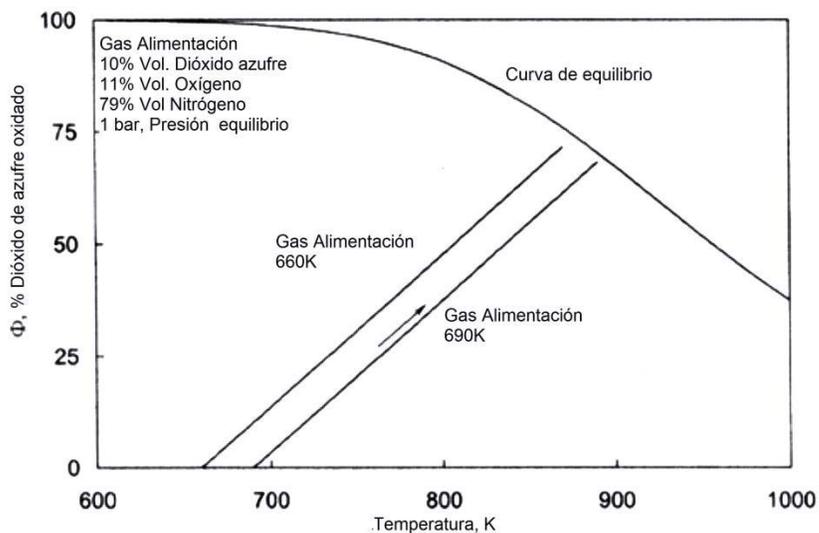


Figura 3.6. Efecto de la temperatura de entrada en la conversión máxima a alcanzar. Es posible ver que un aumento de 30 grados reduce desde 75% a un 70% en la conversión máxima.

Otro efecto importante a destacar es la concentración de SO<sub>2</sub> con la que se ingresa a conversión, la cual afecta al aumento de temperatura que se genera en la reacción. En la Figura 3.7 a continuación es posible ver este efecto:

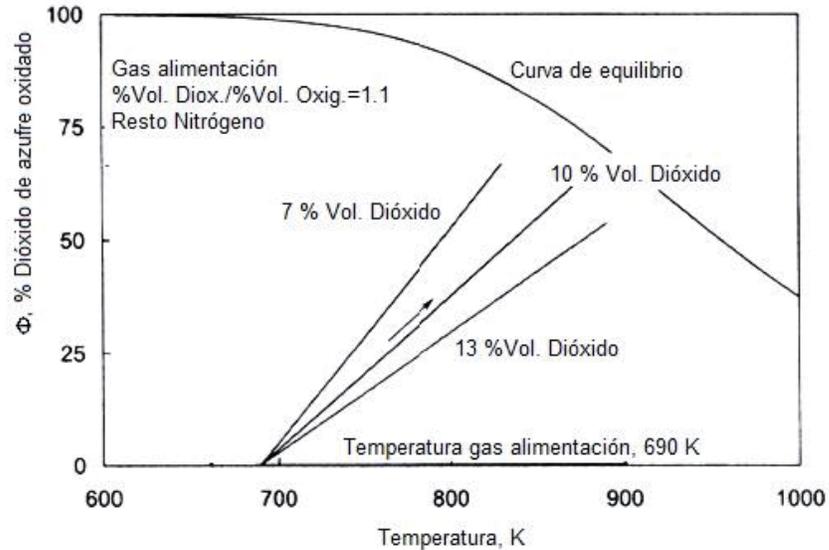
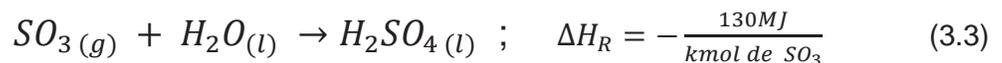


Figura 3.7. Efecto de la concentración de SO<sub>2</sub> en el aumento de temperatura. Un aumento en la concentración generará un mayor aumento de temperatura. Esto principalmente a que hay más cantidad de SO<sub>2</sub> y, consecuentemente, se oxida una mayor cantidad liberando mayor energía (reacción exotérmica).

### 1.3. Absorción de SO<sub>3</sub> en ácido sulfúrico

La reacción de absorción es por la cual el SO<sub>3</sub> reacciona con agua para formar el ácido sulfúrico. Esta reacción, al igual que las anteriores es de carácter exotérmico. La reacción es la siguiente. (3)



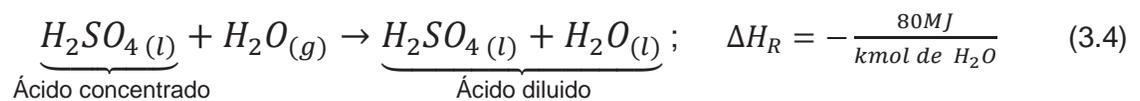
Industrialmente, el SO<sub>3</sub> es absorbido en ácido sulfúrico con una concentración al 98,5% en peso. Esto es debido a que la reacción de absorción es tan exotérmica que el ácido producto se evaporaría. La reacción estequiométrica con los reactivos a 350K genera vapor de ácido sulfúrico a 840K (Punto ebullición H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ≈ 550K, (4)) y la condensación de ácido sulfúrico es difícil y muy costosa de realizar.

---

La pequeña cantidad de agua contenida en el ácido al 98,5% soluciona este problema, mientras que la gran cantidad de ácido que debe circularse para absorción tan solo sube 35°C aprox. por la absorción del calor de la reacción (3)

#### 1.4. Deshidratación de gases con ácido sulfúrico concentrado

La manera industrial de remover humedad desde aire/gases de proceso, es pasarlos a través de una corriente descendente de ácido sulfúrico, comúnmente realizada en una torre de secado. Esta reacción es de carácter exotérmico, pero en menos medida que las otras reacciones, como se presenta a continuación (3)



---

## 2. Balances de masa y energía aplicados al proceso de formación de ácido sulfúrico

En términos generales, se sabe que “la materia no se crea ni se destruye, solo se transforma”, al igual que “la energía no se crea ni se destruye, solo se transforma”. Estos principios interpretados de forma matemática son las bases para poder montar, seguir, interpretar e incluso optimizar una planta de procesos.

### 2.1. Balances de masa

El primer principio es aplicable en una única unidad de proceso, varias unidades, o a una planta o complejo industrial. Implica que la masa involucrada no aumentará ni disminuirá, solo cambiará a otras formas químicas o estados físicos, como se muestra en la Figura 3.8, se tendrá lo siguiente:



Figura 3.8. Esquema de un proceso químico cualquiera.

$$\textit{Entradas} + \textit{Generación} - \textit{Salidas} - \textit{Consumo} = \textit{Acumulación} \quad (3.6)$$

Teniendo en cuenta el proceso actúa de manera estacionaria, no habrá acumulación dentro del proceso:

$$\textit{Entradas} + \textit{Generación} = \textit{Salidas} + \textit{Consumo} \quad (3.7)$$

---

Es común trabajar con datos volumétricos, molares o másicos. En el caso de los gases, es útil la expresión del comportamiento de los gases ideales para poder hacer una transformación entre su volumen y cantidad de moles.

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (3.8)$$

Donde:

*P = Presión absoluta*

*V = volumen del gas*

*n = Cantidad de moles*

*R = Cte. universal de gases ideales*

*T = Temperatura absoluta*

- **Porcentaje de Conversión**

El porcentaje de conversión es un parámetro que sirve para poder llevar el seguimiento de la eficiencia dentro de un proceso. Una conversión bajo lo esperado nos indicará problemas en dicha etapa, lo cual servirá de alerta para poder llevar un control de la planta.

Se expresa de la siguiente manera:

$$\% \text{ Conv.} = \frac{\text{Moles consumidos}}{\text{Moles alimentados}} \times 100 \quad (3.9)$$

## 2.2. Balances de energía

En todos los procesos químicos se involucran de alguna manera intercambios energéticos entre el sistema (proceso) y el entorno, que se manifiestan en forma de calor o trabajo. La Figura 3.9 muestra esquemáticamente este efecto.

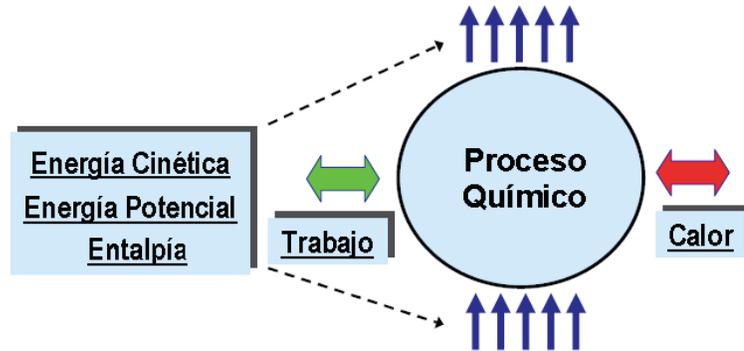


Figura 3.9. Esquema de un proceso químico y las energías involucradas en éste.

Cuando se requiere relacionar los flujos de procesos con temperaturas o el calor involucrado en una etapa se debe considerar la primera Ley de la Termodinámica, que matemáticamente indica:

$$E_c + E_p + \Delta H = Q + W \quad (3.10)$$

Donde:

$E_c$  = Energía cinética

$E_p$  = Energía potencial

$\Delta H$  = Cambio de entalpía

$Q$  = Calor

$W$  = trabajo

---

Esta ecuación es válida para sistemas continuos en régimen estacionario. Por otra parte, en gran parte de los procesos utilizados en la industria, el aporte energético que contribuyen los términos de energía cinética y potencial son muy pequeños o nulos comparados con los demás, por lo que lo anterior podemos simplificarlo según: (5)

$$\Delta H = Q + W \quad (3.11)$$

Y mientras no haya trabajo realizado por el sistema se tiene:

$$\Delta H = Q \quad (3.12)$$

La variación de entalpía para un proceso continuo y estacionario esta expresado por la siguiente expresión: (5)

$$\Delta H = \sum_{salida} n_i \cdot h_i - \sum_{entrada} n_i \cdot h_i \quad (3.13)$$

La entalpía específica de un compuesto se calcula a partir de polinomios, según: (3)

$$h = A \cdot T + B \quad (3.14)$$

## 2.3. Entalpía de mezclado

Cuando un sólido o gas es disuelto en un líquido, o se realizan mezclas entre 2 soluciones de distinta concentración ocurre un efecto térmico. Este efecto es llamado “calor de mezclado” que se refiere al cambio de entalpía cuando 2 especies se mezclan.

La siguiente ecuación define el cambio energético para un sistema binario:

$$H = x_1H_1 + x_2H_2 + \Delta H \quad (3.15)$$

Las entalpías de mezclado son muy similares en muchos aspectos a los calores de reacción. Cuando ocurre una reacción química, la energía de los productos es diferente de la energía de los reactivos debido al reordenamiento químico de los átomos constitutivos. Cuando se forma una mezcla, ocurre un cambio de energía similar, porque las interacciones son distintas entre los campos de fuerza de las moléculas semejantes y diferentes.

El diagrama de entalpía/concentración es un método muy conveniente para representar la información de la entalpía de soluciones binarias. Estos diagramas son gráficos de la entalpía en función de la composición, con la temperatura como parámetro (5). La Figura 3.10 corresponde al sistema binario ácido sulfúrico-agua.

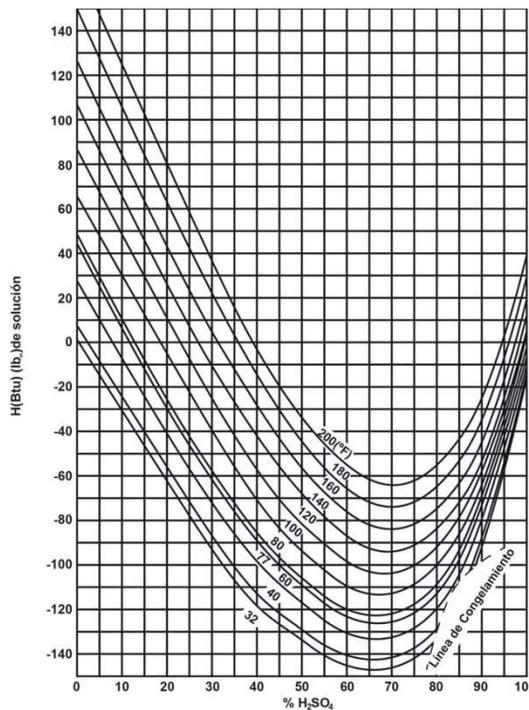


Figura 3.10. Diagrama entalpía/concentración para  $H_2SO_4/H_2O$

---

**CAPITULO IV**

**METODOLOGÍA DE TRABAJO**

---

En el capítulo anterior se presentaron los principales conceptos que se utilizan en el presente trabajo. Ahora cabe destacar cómo son aplicables estos conceptos en la planta de ácido sulfúrico.

En el siguiente capítulo se profundizará en la metodología utilizada en la memoria de cálculo. Se repasará la base teórica con que se construyeron los balances de masa y energía aplicados a cada equipo, los cuales son el pilar principal del trabajo realizado. A partir del planteamiento de cada balance de masa y energía, se obtuvo una expresión matemática, la cual se programó en la planilla Excel para simular el perfil óptimo de funcionamiento de la planta de ácido.

---

# 1. Metodología de trabajo

## 1.1. Cálculo de la carga de azufre ingresada al proceso

Para comenzar con el balance de la planta de ácido, es necesario definir la cantidad de ácido a producir, para así definir cuánto azufre será necesario ingresar al proceso. La Figura 4.1 a continuación encierra la totalidad de la planta como una unidad.

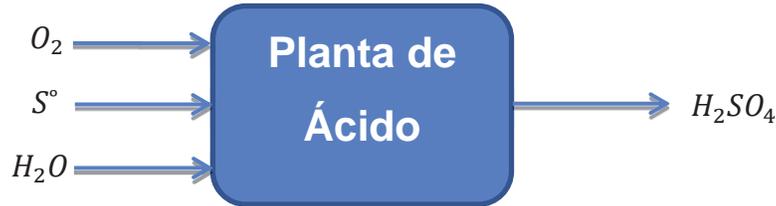


Figura 4.1. Diagrama de la planta como una unidad de proceso.

Mirando la planta como una unidad y en régimen estacionario se tendrá la siguiente igualdad. Se debe considerar que el azufre viene con impurezas no sedimentables que son retenidas por el filtro, por lo que la siguiente expresión entrega la masa de azufre que se debe ingresar al sistema:

$$Masa\ Azufre = Masa\ ácido \cdot \frac{PM_{Azufre}}{PM_{Ácido}} \cdot \frac{\%Conc.\ ácido\ producto}{\% Pureza\ del\ azufre} \quad (4.1)$$

Teniendo la carga de azufre, se procede a definir cada línea del proceso.

## 1.2. Planteamiento al quemador de azufre

El quemador es donde se inyecta el azufre líquido posterior a la etapa de fundición. Aquí se mezcla con aire para iniciar la combustión para la formación de SO<sub>2</sub>. La Figura 4.2 a continuación muestra el quemador y sus corrientes.

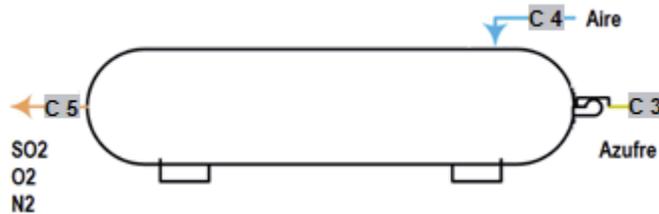


Figura 4.2. Quemador de azufre

La combustión del azufre se realiza con un 100% de conversión, formando solamente SO<sub>2</sub> en el quemador, así la cantidad de SO<sub>2</sub> formado en el quemador se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Masa salida } SO_2 = \text{Masa Azufre} \cdot \frac{PM_{SO_2}}{PM_{Azufre}} \quad (4.2)$$

Por diseño está especificado que la concentración de SO<sub>2</sub> a la salida del quemador debe ser del 10% volumétrico, lo que equivale a un 20% másico, así la salida del quemador se estima de la siguiente manera:

$$\text{Masa Gases de Salida} = \frac{\text{Masa salida } SO_2}{0,2} \quad (4.3)$$

El control de temperaturas del quemador es abordable con un balance de energía al equipo. Se asume que el quemador opera de manera adiabática, obteniéndose:

$$Q = \Delta H = 0 \quad (4.4)$$

Con el uso del algebra se despeja la temperatura de salida del quemador, obteniéndose:

$$T_5 = \frac{m_S^3 \cdot (A_S T_3 + B_S) + m_a^4 \cdot (A_a T_4 + B_a) - m_d^5 \cdot B_d - m_O^5 \cdot B_O - m_N^5 \cdot B_N}{m_d^5 \cdot A_d + m_O^5 \cdot A_O + m_N^5 \cdot A_N} \quad (4.5)$$

### 1.3. Planteamiento a la caldera N°1

La caldera N°1 viene directamente después del quemador con la función de recuperar la energía que contienen los gases de salida, y a la vez, entregar los gases a una temperatura óptima para su ingreso al filtro de gases seguido del convertidor. La Figura 4.3 ilustra las corrientes involucradas en la caldera N°1.

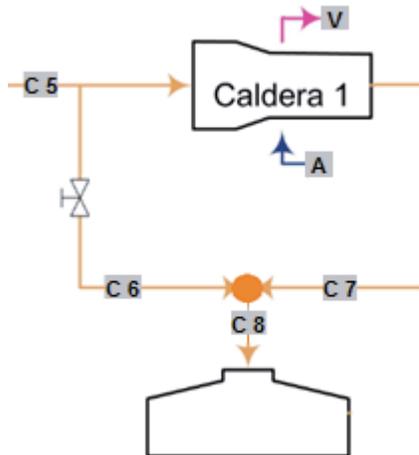


Figura 4.3. Caldera N°1 y filtro de gases

La caldera N°1 recupera la energía presente en los gases de salida del quemador produciendo vapor. Por otro lado, el flujo de gases hacia la caldera N°1 es regulado mediante un bypass de manera que la temperatura de entrada al filtro de gases y posteriormente al convertidor sea de 420°C.

La temperatura de salida de la caldera N°1 a una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$  es de 310°C. Con esto, se puede calcular la cantidad de vapor que puede ser generado en la caldera N°1

con la siguiente expresión, la que depende del calor que puedan entregar los gases del quemador:

$$m_{vapor} \cdot \lambda_{vaporización} = m_{gases\ por\ caldera} \cdot \overline{c_p} \cdot (T_5 - T_7) \quad (4.6)$$

Mientras que para ajustar la temperatura de entrada al filtro, se debe hacer pasar una determinada cantidad de gases por la caldera N°1. La expresión para determinar el flujo de gases por caldera N°1 es la siguiente:

$$m_{gases\ por\ caldera} = \frac{m_O^5 \cdot (h_O^6 - h_O^8) + m_N^5 \cdot (h_N^6 - h_N^8) + m_d^5 \cdot (h_d^6 - h_d^8)}{f_O^7 \cdot (h_O^6 - h_O^7) + f_N^7 \cdot (h_N^6 - h_N^7) + f_d^7 \cdot (h_d^6 - h_d^7)} \quad (4.7)$$

#### 1.4. Planteamiento de la caldera N°2

La caldera N°2 viene inmediatamente después del primer paso del convertidor, y cumple la misma función de la caldera N°1. La Figura 4.4 ilustra la caldera N°2 y las corrientes involucradas.

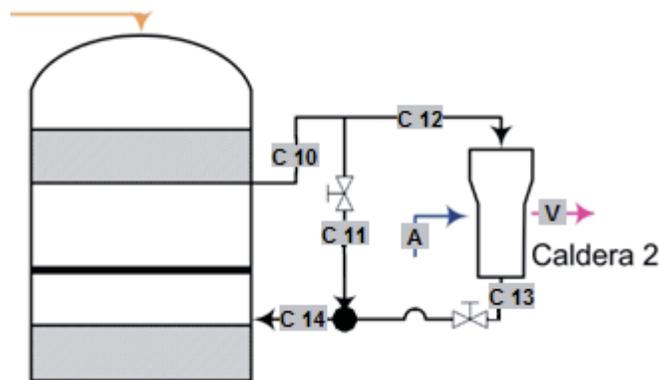


Figura 4.4. Caldera N°2 a la salida del 1° paso.

Al igual que la caldera N°1, se genera vapor por la recuperación del calor contenido en los gases de salida del primer paso; con un menor volumen producido, ya que esta reacción es menos exotérmica. La temperatura de salida de la caldera N°2 es de 354°C,

mientras que la temperatura de entrada al segundo paso se debe ajustar a 440°C. Las expresiones para determinar el vapor producido y la masa de gases por caldera son análogas a la caldera N°1 y se presentan a continuación:

$$m_{gases\ caldera} = \frac{m_O^{10} \cdot (h_O^{11} - h_O^{14}) + m_N^{10} \cdot (h_N^{11} - h_N^{14}) + m_d^{10} \cdot (h_d^{11} - h_d^{14}) + m_t^{10} \cdot (h_t^{11} - h_t^{14})}{f_O^{13} \cdot (h_O^{11} - h_O^{13}) + f_N^{13} \cdot (h_N^{11} - h_N^{13}) + f_d^{13} \cdot (h_d^{11} - h_d^{13}) + f_t^{13} \cdot (h_t^{11} - h_t^{13})} \quad (4.8)$$

$$m_{vapor} \cdot \lambda_{vaporización} = m_{gases\ por\ caldera} \cdot \bar{c}_p \cdot (T_{12} - T_{13}) \quad (4.9)$$

## 1.5. Planteamiento al primer y segundo paso del convertidor

Los gases luego de pasar por la caldera N°1, son enviados al filtro de gases para eliminar cualquier material particulado que pueda contaminar la cama de catalizador dentro del convertidor. La temperatura de entrada al primer paso es de 420°C y al segundo de 440°C. En la Figura 4.5 a continuación se presenta un esquema del primer y segundo paso.

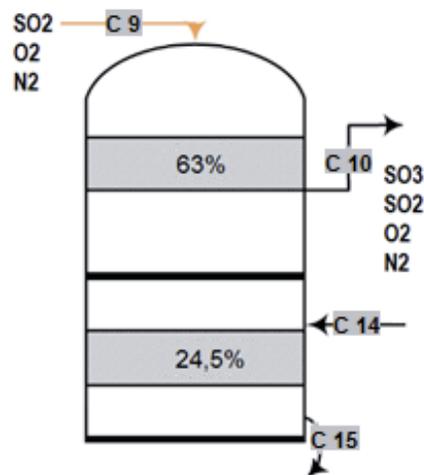


Figura 4.5. Primer y segundo paso del convertidor.

La conversión de  $SO_2$  a  $SO_3$  en el primer paso alcanza un 63%. Con esto, la masa de cada compuesto a la salida del convertidor se calcula según:

$$\text{Masa salida } SO_3 = \text{Masa entrada } SO_3 + \text{Masa entrada } SO_2 \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \quad (4.10)$$

$$\text{Masa salida } SO_2 = \text{Masa entrada } SO_2 \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100} \quad (4.11)$$

$$\text{Masa salida } O_2 = \text{Masa entrada } O_2 - \frac{1}{2} \cdot \text{Masa salida } SO_3 \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \quad (4.12)$$

De la misma manera se calcula para el segundo paso, pero con una conversión del 24,5%.

Para el control de temperaturas, al igual que el quemador, se desprecian las pérdidas de calor entre el convertidor con el entorno. Despejando las temperaturas se obtiene:

$$T_{10} = \frac{m_D^9 \cdot (A_D T_9 + B_D) + m_O^9 \cdot (A_O T_9 + B_O) + m_N^9 \cdot (A_N T_9 + B_N) - m_T^{10} \cdot B_T - m_D^{10} \cdot B_D - m_O^{10} \cdot B_O - m_N^{10} \cdot B_N}{m_T^{10} \cdot A_T + m_D^{10} \cdot A_D + m_O^{10} \cdot A_O + m_N^{10} \cdot A_N} \quad (4.13)$$

$$T_{15} = \frac{m_T^{14} \cdot (A_T T_{14} + B_T) + m_D^{14} \cdot (A_D T_{14} + B_D) + m_O^{14} \cdot (A_O T_{14} + B_O) + m_N^{14} \cdot (A_N T_{14} + B_N) - m_T^{15} \cdot B_T - m_D^{15} \cdot B_D - m_O^{15} \cdot B_O - m_N^{15} \cdot B_N}{m_T^{15} \cdot A_T + m_D^{15} \cdot A_D + m_O^{15} \cdot A_O + m_N^{15} \cdot A_N} \quad (4.14)$$

## 1.6. Planteamiento al tercer y cuarto paso del convertidor

Como se puede apreciar en la Figura 4.6, en los pasos tercero y cuarto se inyecta directamente aire seco proveniente de la torre de secado a 60°C para disminuir la temperatura de la mezcla de gases. La salida del segundo paso (corriente N°15) viene con 506°C, mientras que la entrada al tercer paso debe ser a 440°C. Para esto se utilizó un balance de energía para poder determinar la cantidad necesaria de aire que se debe inyectar, tanto al tercer y cuarto paso y se describe a continuación.

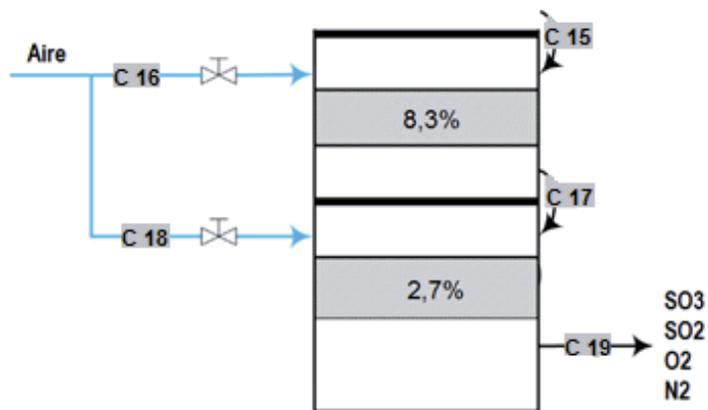


Figura 4.6. Tercer y cuarto paso el convertidor.

Se distingue que las corrientes de entrada al tercer paso son las N° 15 y 16. Mientras que la zona de mezclado está dentro del tercer paso, justo antes del catalizador (antes de la conversión) como indica la zona achurada en la Figura 4.7.

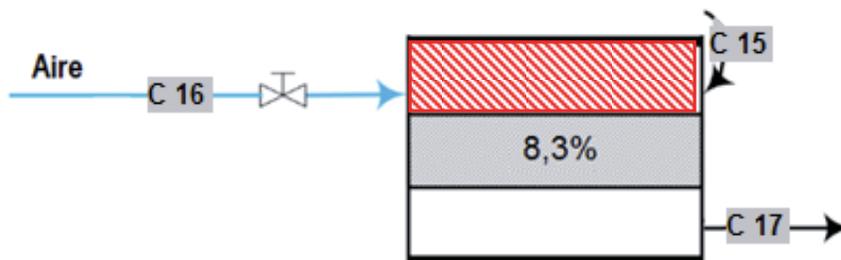


Figura 4.7. Zona de mezclado en el tercer paso del convertidor.

Asumiendo el proceso de mezclado de forma adiabática y mediante el álgebra se despeja la masa de aire, obteniéndose la siguiente expresión:

$$m_{aire} = \frac{m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{15}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{15}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{15}) + m_N \cdot (h_N^{ZM} - h_N^{15})}{-(h_{aire}^{ZM} - h_{aire}^{16})} \quad (4.15)$$

De forma análoga ocurre para el cuarto paso.

$$m_{aire} = \frac{m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{17}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{17}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{17}) + m_N \cdot (h_N^{ZM} - h_N^{17})}{-(h_{aire}^{ZM} - h_{aire}^{18})} \quad (4.16)$$

El balance de masa para determinar la composición de las corrientes de salida queda de la siguiente manera:

$$Masa\ salida\ SO_3 = Masa\ entrada\ SO_3 + Masa\ entrada\ SO_2 \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \quad (4.10)$$

$$Masa\ salida\ SO_2 = Masa\ entrada\ SO_2 \cdot \frac{(100 - \%Conv.)}{100} \quad (4.11)$$

$$Masa\ salida\ O_2 = Masa\ entrada\ O_2 - \frac{1}{2} \cdot Masa\ salida\ SO_3 \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \quad (4.12)$$

Mientras que el balance de energía para las temperaturas son análogos a los pasos uno y dos, y quedan de la siguiente manera:

$$T_{17} = \frac{m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} - m_T^{17} \cdot B_T - m_D^{17} \cdot B_D - m_O^{17} \cdot B_O - m_N^{17} \cdot B_N}{m_T^{17} \cdot A_T + m_D^{17} \cdot A_D + m_O^{17} \cdot A_O + m_N^{17} \cdot A_N} \quad (4.17)$$

$$T_{19} = \frac{m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} - m_T^{19} \cdot B_T - m_D^{19} \cdot B_D - m_O^{19} \cdot B_O - m_N^{19} \cdot B_N}{m_T^{19} \cdot A_T + m_D^{19} \cdot A_D + m_O^{19} \cdot A_O + m_N^{19} \cdot A_N} \quad (4.18)$$

## 1.7. Planteamiento a la torre de absorción de SO<sub>3</sub>

Los gases provenientes de conversión atraviesan un supercalentador de vapor y un economizador para el agua de calderas. Esto para aprovechar su alta temperatura (428°C) e ingresar a 250°C a la torre de absorción, donde se realiza la producción de ácido sulfúrico como lo ilustra la Figura 4.8.

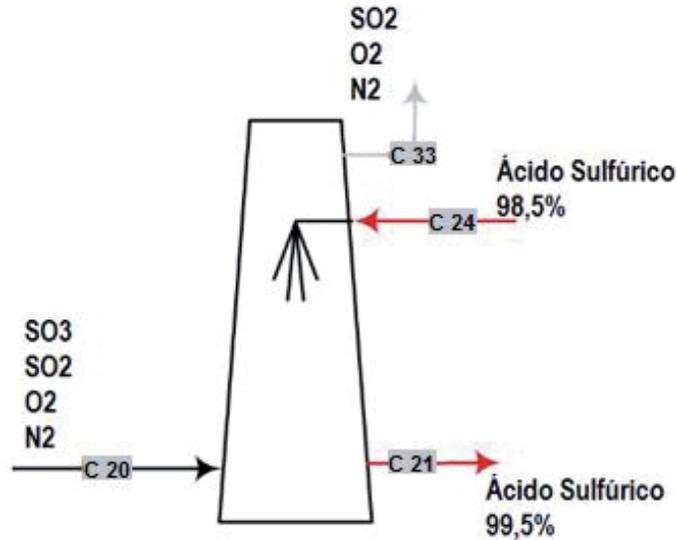


Figura 4.8. Torre de absorción

La absorción del SO<sub>3</sub> proveniente de la conversión no se realiza directamente con agua, ya que generaría problemas de evaporación del ácido debido a que la absorción es de carácter exotérmico, (3) es por ello que se absorbe con ácido al 98,5%. La concentración de salida del ácido se ajusta a 99,9%. Con esto, las expresiones para calcular el agua requerida y el ácido necesario para absorber el SO<sub>3</sub> son las siguientes:

$$\text{Agua Requerida para absorción} = \text{Masa } SO_3 \cdot \frac{PM_{\text{Agua}}}{PM_{SO_3}} \quad (4.19)$$

$$\text{Ácido al 98,5\% para absorción} = \frac{\text{Agua Requerida}}{0,015} \quad (4.20)$$

---

La expresión para la temperatura de salida del ácido generado en la torre de absorción es:

$$T_{21} = \frac{B + T_{20} \cdot A - m_{ac}^{21} \cdot \Delta H_{ac}^f - m_w^{21} \cdot \Delta H_w^f}{A + m_{ac}^{21} \cdot cp_{ac} + m_w^{21} \cdot cp_w} \quad (4.21)$$

Donde:

$$A = m_d^{20} \cdot cp_d + m_o^{20} \cdot cp_o + m_N^{20} \cdot cp_N \quad (4.22)$$

$$B = m_t^{20} \cdot h_t^{20} + m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} + m_w^{24} \cdot h_w^{24} \quad (4.23)$$

La temperatura de salida de los gases por la chimenea es la misma a la que entra el ácido a la torre de absorción.

## 1.8. Planteamiento a la torre de secado de aire atmosférico

El aire antes de ser ingresado en el proceso es secado, para evitar la formación de ácido en la línea de gases y evitar corrosión de las líneas. Para ello, se pone en contacto con ácido al 98,5% en una torre de secado para diluirlo hasta una concentración del 96%. Este ácido “diluido” es enviado junto con el ácido producido en la torre de absorción hacia el tanque de recirculación. La Figura 4.9 muestra las corrientes de la torre de secado.

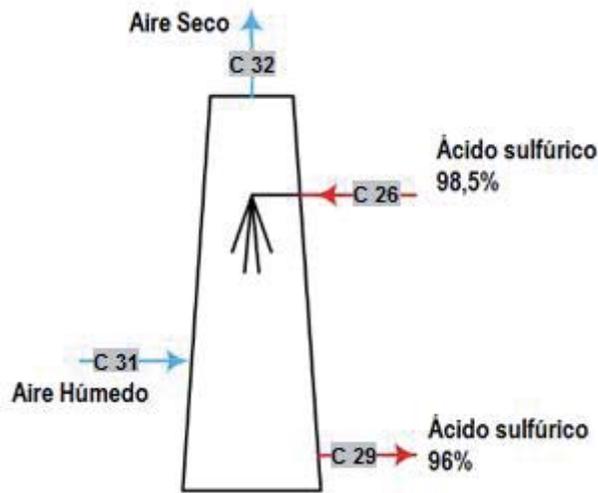


Figura 4.9. Torre de secado

La humedad relativa promedio del aire resultó ser de 23,3%, que corresponde a un 0,5% másico. La temperatura promedio resultó ser de 23°C. (6)

En esta ocasión, hay que considerar el calor de deshidratación que se genera por la absorción de la humedad del aire por parte del ácido.

Al igual que la torre de absorción, la temperatura de salida del aire seco se encuentra en equilibrio con la temperatura de entrada del ácido por tope. La temperatura de salida del ácido “diluido” es calculada según la siguiente expresión:

$$T_{29} = \frac{m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} + m_w^{26} \cdot h_w^{26} - m_w^{31} \cdot \Delta H_{desh.} + m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} \cdot T_{31} + m_w^{29} \cdot cp_w \cdot T_{31} + m_o^{32} \cdot cp_o \cdot T_{31} + m_N^{32} \cdot cp_N \cdot T_{31}}{m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} + m_w^{29} \cdot cp_w + m_o^{32} \cdot cp_o + m_N^{32} \cdot cp_N} \quad (4.24)$$

## 1.9. Planteamiento al tanque de recirculación de ácido

El ácido procesado en las torres de absorción y secado es recolectado en el tanque de recirculación, en el cual se agrega agua permeada proveniente desde la planta de osmosis para ajustar la concentración del ácido a un 98,5%. La Figura 4.10 ilustra las corrientes del tanque de recirculación.

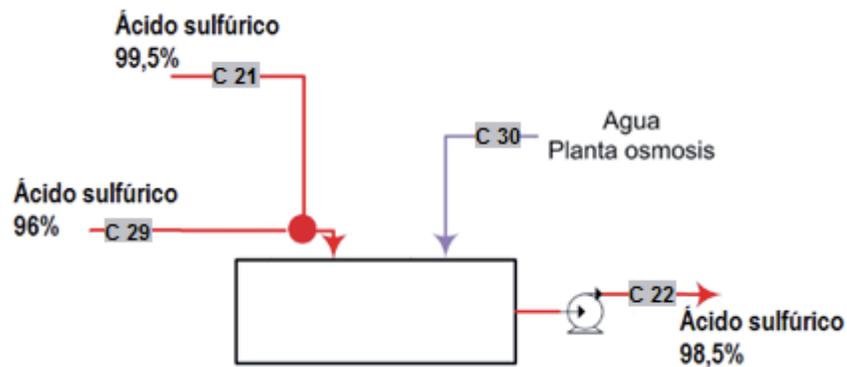


Figura 4.10. Tanque de recirculación de ácido

Dentro del estanque de recirculación se mezclan corrientes de ácido de distinta concentración, por lo que será necesario determinar el calor de mezclado que se genera. Para esto, se recurrió a una gráfica de entalpía/concentración como puede verse en la Figura 4.11.

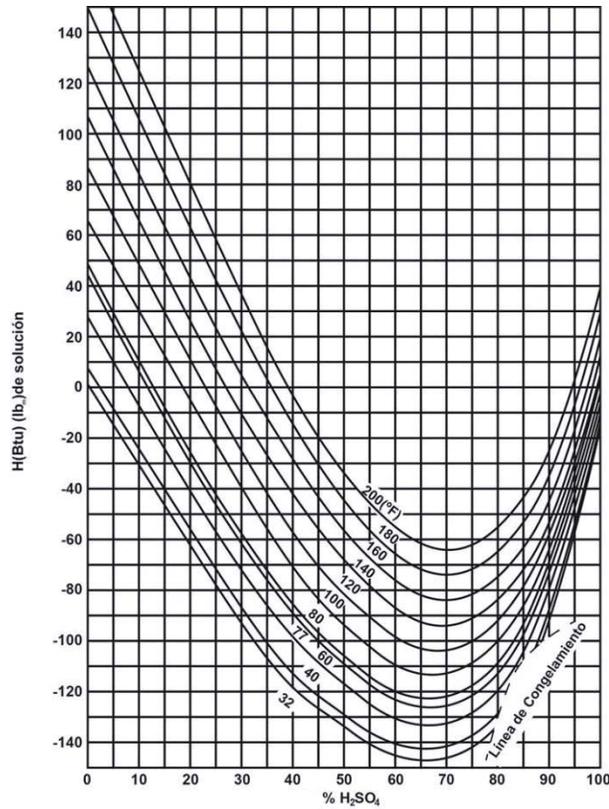


Figura 4.11. Diagrama entalpía/concentración para  $H_2SO_4/H_2O$

Para el cálculo de la temperatura del tanque de recirculación, se planteó el problema de la siguiente manera:

- Se tiene una corriente de ácido que ingresa a  $121^\circ C$  al 99,5% (C 21); otra que ingresa a  $52^\circ C$  al 96% (C 29) y la de salida al 98,5% (C 22) a una temperatura desconocida. Se agrega agua a  $17^\circ C$  para dilución (C 30).
- Se puede obtener la entalpía del agua a  $17^\circ C$  ( $h_w^{30}$ ), mientras que las entalpías de las corrientes de ácido al 99,5% ( $h_{ac}^{21}$ ) y 96% ( $h_{ac}^{29}$ ) desde la gráfica 4.11.
- Con un balance de energía, se puede obtener la entalpía de salida del ácido al 98,5% ( $h_{22}$ )

El balance de energía queda de la siguiente manera:

$$h_{22} = \frac{m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21} + m_{ac}^{29} \cdot h_{ac}^{29} + m_w^{30} \cdot h_w^{30}}{m_{ac}^{22}} \quad (4.25)$$

- Con la concentración en C 22 y la entalpía obtenida en el paso anterior se podrá obtener la temperatura desde la misma gráfica 4.11.

Nota: La planilla Excel trabaja según el planteamiento anterior. Para que trabaje de manera automática, se hizo una correlación entre la entalpía y la temperatura para una concentración fija de 98,5%.

## 1.10. Planteamiento para el cálculo del agua para intercambiadores de calor

El ácido debe de ser enfriado a cierta temperatura ya sea para ingresarlo a la torre de absorción, de secado o para almacenamiento como producto, además se debe condensar el vapor utilizado por las turbinas. Para esto, se cuentan con tres enfriadores independientes para cada proceso y don condensadores para el vapor proveniente de la turbina, los cuales trabajan con agua. La Figura 4.12 muestra los intercambiadores de calor, mientras que la Figura 4.13 muestra los condensadores.

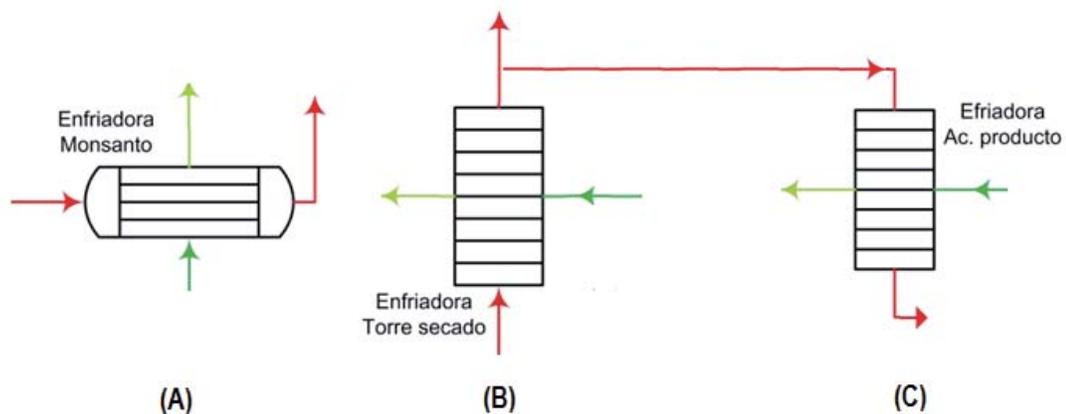


Figura 4.12 Enfriadoras de ácido. A) Enfriadora torre absorción (Monsanto), B) Enfriadora torre secado, C) Enfriadora ácido producto.

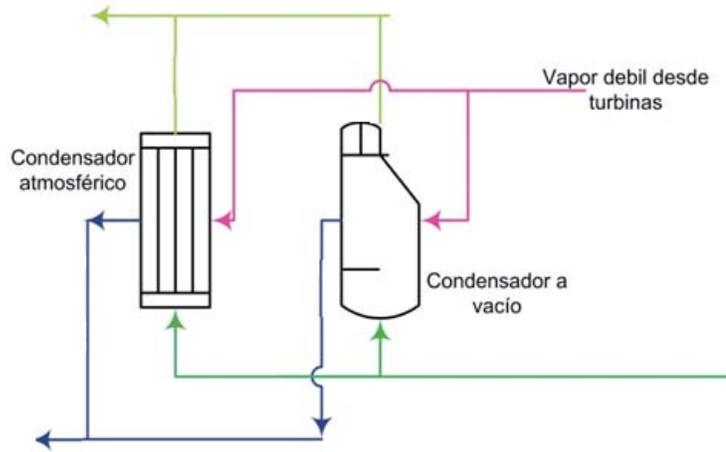


Figura 4.13. Condensadores de vapor débil.

El cálculo para el agua requerida por las enfriadoras y los condensadores se realiza con las siguientes expresiones, la primera para los intercambiadores de calor y la segunda para la condensación de vapor.

$$m_w = \frac{m_{ac} \cdot c_{p_{ac}} \cdot \Delta t_{ac}}{c_{p_w} \cdot \Delta t_w} \quad (\text{Int. calor}) \quad (4.26)$$

$$m_w = \frac{m_v \cdot (\lambda_v + c_{p_w} \cdot \Delta t_w)}{c_{p_w} \cdot \Delta t_w} \quad (\text{Condensadores}) \quad (4.27)$$

---

## **CAPITULO V**

# **RESULTADOS Y ANALISIS**

---

Este capítulo se centra en la comparación del perfil óptimo de operación versus la operación actual de la planta con el fin de diagnosticar qué tan óptima es la operación actual.

El análisis a la planta de ácido fijó como primer objetivo la actualización del flowsheet del proceso considerando los equipos utilizados en la planta. Luego se realizaron los balances de masa y energía, para así generar una planilla Excel que será programada a partir de los balances hechos anteriormente para así simular el perfil óptimo de operación de la planta de ácido.

Se analizarán también los resultados de la memoria de cálculo realizados en este trabajo, comparando los valores de las condiciones actuales de operación versus las condiciones teóricas propuestas por el perfil óptimo de operación; la que tomó como base una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$  de ácido sulfúrico al 98,5% de concentración.

---

# 1. Flowsheet de proceso actualizado de la planta de ácido sulfúrico

La primera tarea que se realizó fue la creación de un nuevo flowsheet de proceso, debido a que se han incorporado y descartado equipos a lo largo de los años de operación de la planta. Éste cumple con la función de describir la secuencia de las líneas del proceso, mostrando los equipos involucrados en cada etapa.

El flowsheet en conjunto con la planilla de simulación Excel, permiten identificar y caracterizar cada corriente de la línea del proceso de producción de ácido. Las tablas que se presentan en este capítulo se corresponden con la numeración presentada en el flowsheet.

En la página a continuación se presenta la Figura 5.1 que corresponde al flowsheet creado:

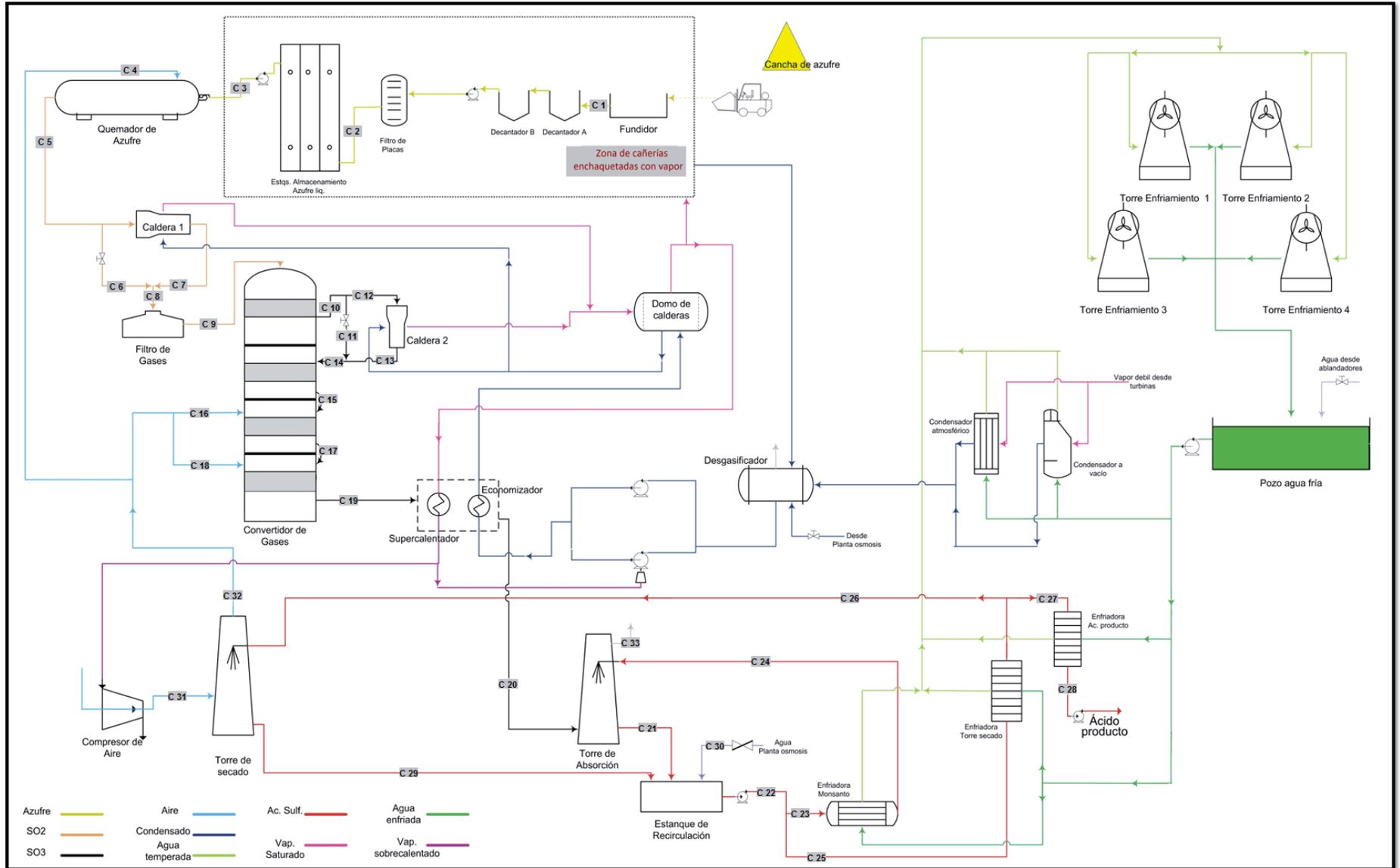


Figura 5.1. Flowsheet de proceso actualizado de la planta de ácido sulfúrico.

---

## 2. Resultados y análisis

### 2.1. Análisis a la carga de azufre diaria

Como se explicó en el capítulo anterior, lo primero será determinar la cantidad de azufre que se debe ingresar al proceso.

En la Tabla 5.1 se presentan los datos disponibles para la obtención de la carga de azufre:

Tabla 5.1. Datos técnicos para la obtención de la carga de azufre al proceso.

#### Carga de azufre

Masa de ácido [Ton/Día]	300
PM azufre [g/mol]	32
PM ácido [g/mol]	98
% Conc. Ácido producto	98,5
% Pureza del azufre	87

Aplicando la ecuación (4.1), se obtiene:

$$Masa\ Azufre = Masa\ ácido \cdot \frac{PM_{Azufre}}{PM_{Ácido}} \cdot \frac{\%Conc.\ ácido\ producto}{\% Pureza\ del\ azufre} \quad (4.1)$$

$$Masa\ Azufre = 110,9 \frac{Ton}{Día}$$

Actualmente no existe un protocolo formal para la adición de azufre a cargar al fundidor. En faena, los operadores determinan cuántas “paladas” se deben cargar al fundidor en base a su experiencia (una palada es una carga colmada del balde de un cargador frontal). Para una producción de  $300 \frac{Ton}{Día}$ , los operadores realizan una carga de azufre al fundidor de  $31 \frac{Paladas}{día} \left( 1,3 \frac{Paladas}{Hora} \right)$ .

Para ajustar el cálculo, se cubió el balde del cargador frontal y, por densidad aparente del azufre, se determinó cuánto pesa una “palada”. Se determinó que cada “palada” colmada equivale a 3,8 toneladas.

Así, se presenta en la Tabla 5.2 la comparación entre las condiciones teóricas óptimas versus la condición operacional actual utilizada por los operadores:

Tabla 5.2. Comparación entre la carga teórica de azufre y la operacional actual en planta.

### Carga de azufre

	Teórico	Operacional	% Desviación (toneladas)
Ton/día	110,9	117,8	6,22
Paladas/día	29	31	6,89

El primer análisis indica que la carga de azufre está siendo superada en  $6,9 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$  (2 paladas), un 6,89% más de lo adecuado. Considerando que la tonelada de azufre está cotizada a  $450 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}}$ , se estima un costo adicional de  $102.600 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$ .

## 2.2. Análisis comparativo al quemador de azufre

Teniendo la carga de azufre se puede caracterizar el quemador para que los gases de salida contengan un 10% volumen de SO<sub>2</sub>. En la Tabla 5.3 se resumen las corrientes del quemador en base a cálculos teóricos obtenidos del balance de masa y energía. (Las corrientes se encuentran enumeradas según la numeración del flowsheet creado):

Tabla 5.3. Perfil óptimo del Quemador con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Quemador de azufre	Corriente C 3	Corriente C 4	Corriente C 5
Azufre [ton/día]	95,0	-	-
Oxígeno [ton/día]	-	199,6	104,5
Nitrógeno [ton/día]	-	657	657,0
Dióxido azufre [ton/día]	-	0,0	190,1
Temperatura [°C]	139	60	1051

---

Se comparan las condiciones de operación actual que se registran en la planta contra las condiciones teóricas óptimas:

Tabla 5.4. Comparación entre el perfil óptimo y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

**Quemador de azufre**

	Teórico	Operacional	% Desviación
% SO <sub>2</sub> salida	10	8,087	19,1
Aire ingresado [Ton/Día]	856	1309,8	53
Temp. salida [°C]	1051	887	15,6

El porcentaje de SO<sub>2</sub> a la salida del quemador se desvía un 19% en comparación con el valor esperado. La disminución de la concentración va asociada a una mayor cantidad de aire ingresado al quemador. Esta mayor cantidad de aire ingresada es innecesaria ya que la propuesta por el perfil óptimo contempla el consumo de oxígeno necesario en el quemador y los dos primeros pasos del convertidor adicionalmente con un 46% de exceso de aire (la operación actual ingresa un 101,3% de exceso).

Esto conlleva una baja de temperatura a la salida del quemador, perdiendo energía disponible para su recuperación en la caldera N°1. Por otro lado, una menor concentración de SO<sub>2</sub> ayudará a obtener una mayor conversión máxima en el convertidor (3).

## 2.3. Análisis comparativo a las calderas N°1 y N°2

Las condiciones teóricas óptimas obtenidas de la caldera N°1 y N°2 se presentan en las siguientes Tablas 5.5 y 5.6 respectivamente:

Tabla 5.5. Perfil óptimo de la caldera N°1 con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Caldera N°1	Corriente C 6	Corriente C 7	Corriente C 8	Vapor generado
Oxígeno [ton/día]	15,5	89,0	104,5	233,9 [ton/día]
Nitrógeno [ton/día]	97,6	559,4	657,0	
Dióxido azufre [ton/día]	28,2	161,9	190,1	1200 [kPa]
Total [ton/día]	141,3	810,3	951,6	
Temperatura [°C]	1051	310	420	188 [°C]

Tabla 5.6. Perfil óptimo de la Caldera N°2 con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Caldera N°2	Corriente C 11	Corriente C 13	Corriente C 14	Vapor Generado
Oxígeno [ton/día]	25,3	49,3	74,6	62,35 [ton/día]
Nitrógeno [ton/día]	222,6	434,4	657,0	
Dióxido azufre [ton/día]	23,8	46,5	70,3	1200 [kPa]
Trióxido azufre [ton/día]	50,7	99,0	149,7	
Total [ton/día]	322,4	629,2	951,6	
Temperatura [°C]	605.1	354	440	188 [°C]

La comparación entre los registros de operación actual de la generación de vapor de la planta y los obtenidos mediante las condiciones teóricas óptimas son presentados en la Tabla 5.7:

Tabla 5.7. Comparación entre la generación de vapor del perfil óptimo y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

	Vapor Generado		
	Teórico	Operacional	% Desviación
Total [Toneladas/día]	296	271	8,4

---

Las calderas en conjunto deberían generar 296 Ton/día de vapor, con lo que se tiene una desviación del 8,4% respecto al vapor real que se genera en la planta. Esta desviación la asociamos a la baja temperatura alcanzada a la salida del quemador, existiendo menos energía disponible para recuperar; además de la baja conversión en el primer paso que se analizará más adelante.

Es importante llevar un registro de la producción de vapor, ya que la planta se sustenta a si misma con la generación de vapor, por lo que un déficit importante de vapor podría detener equipos vitales (Ej: fundidores, compresor).

## 2.4. Análisis comparativo al convertidor

En este punto se analizará cada paso del convertidor por separado para mayor claridad.

- **Análisis comparativo al primer paso del convertidor**

Las condiciones teóricas propuestas por el perfil óptimo para el primer paso del convertidor son presentados en la Tabla 5.8:

Tabla 5.8. Perfil óptimo del primer paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

1° paso del convertidor	Corriente C 9	Corriente C 10
Oxígeno [ton/día]	104,5	74,6
Nitrógeno [ton/día]	657,0	657,0
Dióxido azufre [ton/día]	190,1	70,3
Trióxido azufre [ton/día]	0,0	149,7
Temperatura [°C]	420	605

La Tabla 5.9 hace el análisis para comparar la condición de operación actual y las condiciones teóricas propuestas por el perfil óptimo de operación:

Tabla 5.9. Comparación entre el perfil óptimo del primer paso y la operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

**1° paso del convertidor**

	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada [°C]	420	425	1,2
Salida [°C]	605	596	1,5
Conversión %	63	59,6	5,3

Se puede observar que en la entrada, la temperatura operacional actual se eleva ligeramente a la teórica. Si bien no es un aumento excesivo, es bueno destacar que un aumento de temperatura en el ingreso a conversión reduce la conversión máxima que es posible alcanzar.

La temperatura de salida es menor a la esperada. Una razón para esto es una baja conversión, de la cual se tuvo una desviación del 5,3% respecto a la esperada. Esta baja de temperatura también reducirá la generación de vapor en la caldera N°2.

Razones a esto se pueden explicar por la disminución en la concentración de SO<sub>2</sub> a la salida del quemador, o a que el catalizador dentro del convertidor no ha tenido mantención recientemente.

• **Análisis comparativo al segundo paso del convertidor**

Al igual que con el 1° paso, se presentan los resultados en la Tabla 5.10, seguido por la Tabla 5.11 que compara las condiciones operacionales actuales y las condiciones teóricas óptimas de operación:

Tabla 5.10. Perfil óptimo del segundo paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>2° paso del convertidor</b>	<b>Corriente C 14</b>	<b>Corriente C 15</b>
Oxígeno [ton/día]	74,6	63,0
Nitrógeno [ton/día]	657,0	657,0
Dióxido azufre [ton/día]	70,3	23,8
Trióxido azufre [ton/día]	149,7	207,9
Temperatura [°C]	440	512

Tabla 5.11. Comparación entre el perfil óptimo del segundo paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>2° paso del convertidor</b>			
	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada [°C]	440	442	0,4
Salida [°C]	512	520,9	1,8
Conversión %	24,5	27,7	12,9

La temperatura de salida del segundo paso es mayor a la esperada. Esto puede deberse a que una mayor cantidad a la esperada de SO<sub>2</sub> se oxida en este paso, aumentando la conversión y generando mayor cantidad de calor.

Analizando las conversiones del perfil optimo versus las operacionales, al contrario al primer paso, se tiene un aumento de la conversión operacional por sobre lo calculado. A primera vista esto puede resultar beneficioso, pero hay que tomar en cuenta que para que este gas ingrese al tercer paso, se deberá diluir con más aire para reducir su temperatura.

Por otro lado, se espera que el primer paso realice la mayor conversión posible ya que cualquier aumento en la temperatura podrá ser aprovechado por la caldera N°2 para la generación de vapor.

- **Análisis comparativo al tercer paso del convertidor**

A continuación se presentan los resultados del perfil óptimo para el 3° paso en la Tabla 5.12:

Tabla 5.12. Perfil óptimo del tercer paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>3° paso del convertidor</b>	<b>Corriente C 15</b>	<b>Corriente C 16</b>	<b>Corriente C 17</b>
Oxígeno [ton/día]	63,0	-	101,1
Nitrógeno [ton/día]	657,0	-	795,5
Dióxido azufre [ton/día]	23,8	-	8,0
Trióxido azufre [ton/día]	207,9	-	227,6
Aire Seco [ton/día]	-	180,6	-
Temperatura [°C]	512	60	455

La comparación entre condiciones teóricas óptimas y operacionales se presentan en la Tabla 4.13:

Tabla 5.13. Comparación entre el perfil óptimo del tercer paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>3° paso del convertidor</b>			
	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada [°C]	435	433	0,5
Salida [°C]	455	456,1	0,2
Conversión %	8,3	8,1	1,8

La Tabla 5.13 no muestra grandes desviaciones entre las condiciones operacionales y las teóricas, por lo que se puede afirmar que el tercer paso trabaja dentro de los rangos esperados y sin problemas.

- **Análisis comparativo al cuarto paso del convertidor**

Los resultados para el cuarto paso se resumen en la Tabla 5.14:

Tabla 5.14. Perfil óptimo del cuarto paso con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>4° paso del convertidor</b>	<b>Corriente C 17</b>	<b>Corriente C 18</b>	<b>Corriente C 19</b>
Oxígeno [ton/día]	101,1	-	111,9
Nitrógeno [ton/día]	795,5	-	835,4
Dióxido azufre [ton/día]	8,0	-	2,9
Trióxido azufre [ton/día]	227,6	-	234,0
Aire Seco [ton/día]	-	52,1	-
Temperatura [°C]	455	60	439

Las temperaturas de salida y la conversión de las condiciones teóricas óptimas y operacionales actuales son comparadas en la siguiente Tabla 5.15:

---

Tabla 5.15. Comparación entre el perfil óptimo del cuarto paso y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

<b>4° paso del convertidor</b>			
	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada [°C]	430	418	2,9
Salida [°C]	439	425	3,4
Conversión %	2,7	2,5	8,7

La temperatura de operación actual a la entrada del cuarto paso es óptima en comparación a la propuesta por el perfil óptimo (a menor temperatura, mayor conversión máxima), lo que debería ayudar a obtener una conversión más alta, pero aun así no se supera la esperada. La razón más probable puede ser un bajo rendimiento del catalizador dentro del convertidor.

A la salida del cuarto paso es deseable la mayor temperatura posible. Esto debido a que el gas producto del convertidor se hace pasar por un sobrecalentador y un economizador, con la función de transformar vapor saturado en vapor sobrecalentado para su utilización en turbinas dentro de la planta, por lo que una temperatura menor a la esperada no es del todo deseable.

## 2.5. Análisis comparativo a la torre de absorción de SO<sub>3</sub>

La Tabla 5.16 corresponde a las condiciones teóricas óptimas propuestas para la torre de absorción:

Tabla 5.16. Perfil óptimo de la torre de absorción con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Torre de absorción de SO <sub>3</sub>	Corriente C 20	Corriente C 21	Corriente C 24	Corriente C 33
Oxígeno [ton/día]	111,9	0	0	111,9
Nitrógeno [ton/día]	835,4	0	0	835,4
Dióxido azufre [ton/día]	2,9	0	0	2,9
Trióxido azufre [ton/día]	234,0	0	0	0
Ácido Sulfúrico [ton/día]	0	3762,0	3475,3	-
Agua [ton/día]	0	0,3	52,9	-
Temperatura [°C]	250	115	85	85

La comparación entre las condiciones operacionales actuales y las teóricas óptimas en la Tabla 5.17:

Tabla 5.17. Comparación entre el perfil óptimo de la torre de absorción y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Torre de absorción de SO <sub>3</sub>			
	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada ácido [°C]	85	96	12,5
Salida ácido [°C]	115	116	0,8

La torre de absorción sufre una desviación en la temperatura del ácido de entrada. Esta subida de temperatura puede afectar a la absorción del SO<sub>3</sub> volviéndola más lenta, pero no alcanza a ser lo suficiente para disminuir notoriamente la absorción.

Aun así, es importante llevar un control para que la absorción se realice de manera apropiada, ya que de aumentar la temperatura, se puede caer en emanaciones de SO<sub>3</sub> al ambiente por una mala absorción o la formación de neblina ácida (3).

## 2.6. Análisis comparativo a la torre de secado de aire

Los resultados del perfil óptimo de la torre de secado son presentados en la Tabla 5.18:

Tabla 5.18. Perfil óptimo de la torre de secado con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Torre de secado	Corriente C 26	Corriente C 29	Corriente C 31	Corriente C 32
Aire Seco [ton/día]	-	-	1089,2	1089,2
Ácido Sulfúrico [ton/día]	312,5	312,5	-	-
Agua [ton/día]	4,8	10,3	5,5	-
Temperatura [°C]	60	52	23	60

Se comparan las temperaturas de entrada y salida de las condiciones operacionales actuales y las teóricas óptimas del ácido de la torre de secado en la Tabla 5.19:

Tabla 5.19. Comparación entre el perfil óptimo de la torre de secado y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Torre de secado			
	Teórico	Operacional	% Desviación
Entrada [°C]	60	82	37,4
Salida [°C]	52	69	31,9

Ambas temperaturas están por sobre lo esperado. Lo más probable en esta situación es un mal funcionamiento de la enfriadora de placas que no reduce la temperatura del ácido de entrada a un valor óptimo.

Si el ácido entra a una temperatura mayor, también aumentará la salida de éste. El ácido de salida es dirigido al tanque de recirculación donde es diluido con agua generando más calor.

Debido a que el ácido sulfúrico se vuelve más corrosivo a menores concentraciones y a mayores temperaturas, el control de esta variable es importante; ya que un aumento de la temperatura dentro del tanque de recirculación puede generar el colapso en la estructura del tanque, pudiendo generar una situación de alto riesgo.

## 2.7. Análisis comparativo al tanque de recirculación de ácido

Los resultados del perfil óptimo del tanque de recirculación están resumidos en la Tabla 5.20:

Tabla 5.20. Perfil óptimo del tanque de recirculación con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Tanque de recirculación	Corriente C 21	Corriente C 22	Corriente C 29	Corriente C 30
Ácido Sulfúrico [ton/día]	3762,0	4057,2	312,5	-
Agua [ton/día]	0,3	62,0	10,3	51,4
Temperatura [°C]	115	115	52	17

Para la comparación, se antepondrán las concentraciones a la salida del estanque y el agua de dilución que es utilizada dentro de él, en la Tabla 5.21:

Tabla 5.21. Comparación entre el perfil óptimo del Tanque de Recirculación y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Tanque de recirculación			
	Teórico	Operacional	% Desviación
% Conc. Ácido salida	98,5	98,4	0,1
Agua dilución	51,4	119,04	131,6

La concentración no varía. Como se comentó previamente, el control de la concentración es sumamente importante, ya que una excesiva dilución del ácido puede llevar a la corrosión de líneas de ácido, las que sin una mantención adecuada podrían colapsar debido a corrosión acumulada.

La mayor desviación está en el agua de dilución. Esta está siendo superada excesivamente de lo que originalmente se necesita manteniéndose la concentración sin variaciones. Es recomendable realizar un análisis mucho más profundo en este punto de la planta, ya que una gran desviación en el agua utilizada debería coincidir con una desviación considerable en la concentración de salida del ácido.

## 2.8. Análisis comparativo al agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor

Por último, se presentan las condiciones teóricas propuestas por el perfil óptimo para el agua de enfriamiento de los intercambiadores encargados de enfriar el ácido en la línea de ácido en la Tabla 5.22:

Tabla 5.22. Perfil óptimo de los equipos de enfriamiento, con una producción de 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

Agua de enfriamiento	Ácido [Ton/Día]	Temp. entrada [°C]	Temp. salida [°C]	Delta T agua enfriamiento [°C]	Agua requerida. [Ton/Día]
Enfriadora Monsanto (ITC)	3528	115	85	25	1455
Enfriadora T. Secado (Int. placas)	617	115	60	25	465
Enfriadora Producto (Int. Placas)	300	60	35	25	102
Condensadores	282	100	98	25	6617
				<b>Total</b>	<b>8639</b>

La comparación entre las cantidades de agua de las condiciones operacionales actuales y las teóricas óptimas se muestran en la Tabla 5.23:

Tabla 5.23. Comparación entre el perfil óptimo del sistema de enfriamiento y su operación actual a 300[ton/día] de ácido sulfúrico.

	Agua de enfriamiento, [m3/día]		
	Teórico	Operacional	% Desviación
Enfriadora Monsanto	1455	9888	579,6
Enfriadoras de Placas	567	7104	1152,9
Condensadores	6617	4080	38,3
Total	8639	21072	143,9

Claramente hay un exceso de agua utilizada por parte de la planta. Es el punto más débil dentro del control de operación. Esta mala función de los intercambiadores es explicado en gran parte por el bajo rendimiento que tienen. La diferencia de la temperatura operacional que hay en la entrada y salida del agua de enfriamiento no supera los 11°C en promedio, lo que hace necesitar una mayor cantidad de agua.

## 2.9. Análisis detallado al aire ingresado al proceso

- **Efecto sobre el quemador**

Actualmente en el quemador se tiene un exceso de aire ingresado al proceso. El perfil propone un ingreso de un 46% en exceso respecto al azufre alimentado, distinto al 101,3% en exceso de aire que está siendo alimentado actualmente.

La proporción  $\frac{\text{masa aire}}{\text{masa azufre}}$  ingresada al quemador debiese ser de 9 para obtener una concentración del 10% en volumen de  $\text{SO}_2$  y una temperatura de alrededor de 1300 K ( $\approx 1030^\circ\text{C}$ ). Las imágenes 5.2 y 5.3 expresan lo descrito anteriormente. (3)

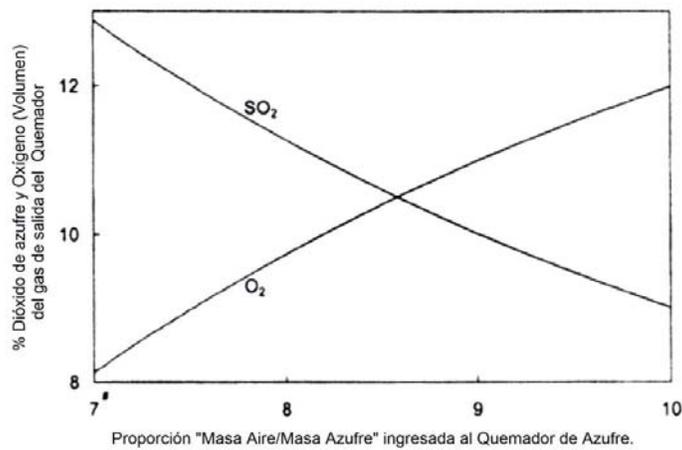


Figura 5.2. Porcentaje volumétrico de  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$  por combustión de azufre con aire en exceso a la salida del quemador en función de la proporción (masa aire/masa azufre).

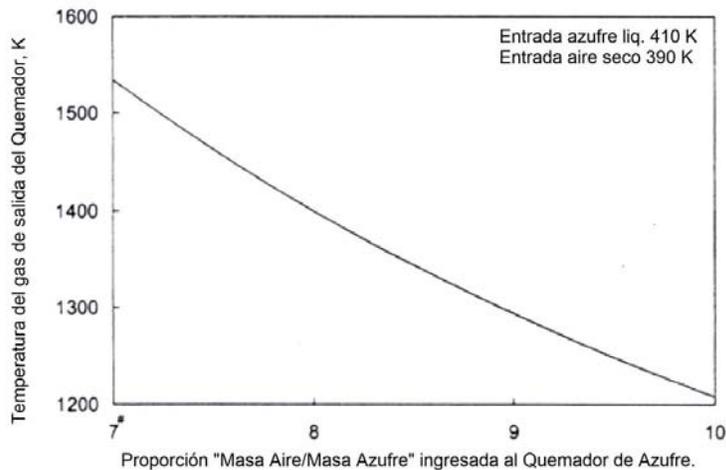


Figura 5.3. Temperatura de gases de salida por combustión de azufre con aire en exceso en función de la proporción (masa aire/masa azufre).

En la operación actual, el valor de esta proporción es de 11,1 con lo cual se obtiene una concentración de alrededor del 8% de  $\text{SO}_2$  y temperaturas próximas a 1100K ( $\approx 830^\circ\text{C}$ ).

- **Efecto sobre la conversión**

Desde el quemador proviene una mezcla de gases con un contenido de 8% de  $\text{SO}_2$  aproximadamente. La Figura 5.4 a continuación expresa que a menor concentración inicial de  $\text{SO}_2$  se podrá obtener una mayor conversión de  $\text{SO}_3$ . (3)

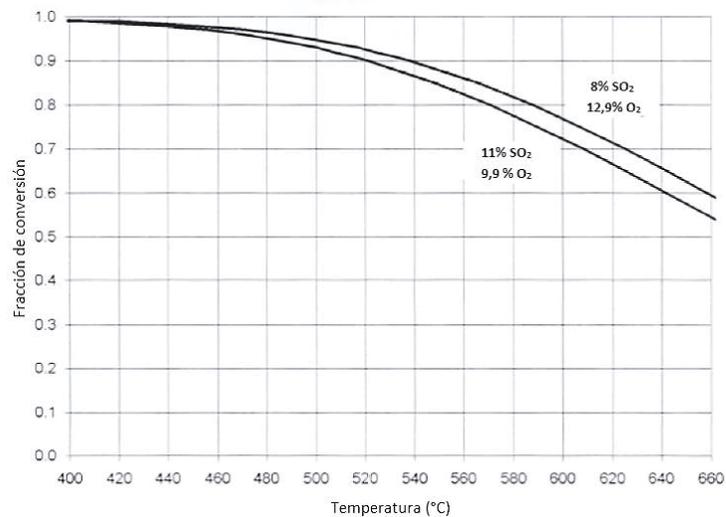


Figura 5.4. Curvas de equilibrio para concentraciones de  $\text{SO}_2$  de un 8% y 11%

Observando la operación actual del quemador, la concentración de  $\text{SO}_2$  a la entrada del convertidor es de un 8% (menor al 10% propuesto) por lo que se esperaría obtener una conversión mayor al 63% propuesto por el perfil óptimo. En la práctica se obtiene una conversión del 59,6%.

---

## 2.10. Análisis detallado al gasto de agua de enfriamiento

Vistos los puntos anteriores, el tema a destacar es el excesivo gasto de agua que se realiza en el sistema de acondicionamiento de ácido.

Se detectó en las torres de absorción y secado que las temperaturas del ácido de entrada estaban superadas, en 10 y 20 °C respectivamente. Estas altas temperaturas son producto de un mal funcionamiento en los intercambiadores de calor

Este complejo escenario es explicado debido al poco aprovechamiento del agua. La cantidad de agua actualmente utilizada para el enfriamiento tiene solo 6 °C de calentamiento versus los 25°C propuestos por el perfil óptimo, dándole un mejor aprovechamiento a la cantidad de agua.

Por otro lado, evaluando el impacto económico que tiene la aplicación de las condiciones teóricas propuestas por el perfil óptimo para el sistema de enfriamiento de agua, el ahorro puede bordear los USD 400.000 mensuales, como es posible apreciar en la Tabla 5.24:

Tabla 5.24. Estimación del sobregasto económico por consumo excesivo de agua.

### Agua de enfriamiento

	Teórico	Operacional	USD/m <sup>3</sup>	Potencial ahorro mensual USD/m <sup>3</sup>
Total [m <sup>3</sup> /día]	8639	21072	1,08	402829

---

## 2.11. Simulación de la planta de ácido sulfúrico en planilla Excel

En las páginas anteriores se propuso que para darle el máximo provecho a estos balances de masa y energía realizados, se programaría una planilla Excel la cuál simulara el funcionamiento de la planta de ácido en función de la producción diaria requerida y la concentración de salida del ácido de la torre de absorción.

Esta función de poder modificar la producción diaria es de gran utilidad para la planta, ya que su producción no se mantiene fija y está variando constantemente. Aun así, la Tabla 5.25 muestra el perfil óptimo de operación para una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$  (producción típica de la planta). En amarillo se destacan las celdas que son modificables, en la corriente 21 (C 21) se puede modificar la concentración de salida del ácido de la torre de absorción, y en la corriente 28 (C 28) la producción de ácido diaria requerida.

Tabla 5.25. Perfil óptimo de operación de la planta de ácido para una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$ , simulado por la planilla Excel programada a partir de balances de masa y energía.

	C 1	C 2	C 3	C 4	C 5	C 6	C 7	C 8	C 9	C 10	C 11	C 12	C 13	C 14	C 15	C 16	C 17
<b>Azufre</b>	110.9	95.0	95.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	0.0	0.0	0.0	199.6	104.5	15.5	89.0	104.5	104.5	74.6	25.3	49.3	49.3	74.6	63.0	42.1	101.1
<b>Nitrógeno</b>	0.0	0.0	0.0	657.0	657.0	97.6	559.4	657.0	657.0	657.0	222.6	434.4	434.4	657.0	657.0	138.5	795.5
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	190.1	28.2	161.9	190.1	190.1	70.3	23.8	46.5	46.5	70.3	23.8	0.0	8.0
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	149.7	50.7	99.0	99.0	149.7	207.9	0.0	227.6
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	110.9	95.0	95.0	856.6	951.6	141.3	810.3	951.6	951.6	951.6	322.4	629.2	629.2	951.7	951.7	180.6	1132.2
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	170	135	139	60	1051	1051	310	420	420	605	605	605	354	440	512	60	455

	C 18	C 19	C 20	C 21	C 22	C 23	C 24	C 25	C 26	C 27	C 28	C 29	C 30	C 31	C 32	C 33
<b>Azufre</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	12.1	111.9	111.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	253.8	253.8	111.9
<b>Nitrógeno</b>	39.9	835.4	835.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	835.4	835.4	835.4
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	2.9	2.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2.9
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	234.0	234.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	3762.0	4074.5	3475.3	3475.3	608.0	312.5	295.5	295.5	312.5	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.3	62.0	52.9	52.9	9.3	4.8	4.5	4.5	10.3	51.4	5.5	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	52.0	1184.2	1184.2	3762.3	4136.5	3528.2	3528.2	617.3	317.3	300.0	300.0	322.8	51.4	1094.7	1089.2	950.2
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	100.0	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	96.0	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	60	439	250	115	115	115	85	115	60	60	35	52	17	23	60	85

---

**CAPITULO VI**

**CONCLUSIONES**

---

Luego de realizar los análisis comparativos entre el perfil óptimo creado y la operación actual efectuada en la planta de ácido, se presentan las conclusiones obtenidas desde estos.

Se dejará a la vista que sin la necesidad de invertir en nuevo equipamiento y mejorando la operación de los equipos con que actualmente cuenta la planta, es posible realizar un ahorro anual de hasta USD 6,0 millones.

---

# 1. Conclusiones

Luego del análisis comparativo realizado en el capítulo anterior, se concluye que la operación actual de la planta, en general, no está alejada del estándar óptimo de operación propuesto. Aun así, hay puntos a destacar:

**-Carga de azufre:** El azufre utilizado en el proceso está siendo sobrepasado en un 6,89% respecto del óptimo propuesto. Esto equivale a un potencial ahorro de  $102.600 \frac{USD}{mes}$ .

**-Aire ingresado al Quemador:** La mayor cantidad de aire ingresado al proceso afecta el funcionamiento del convertidor y las calderas. Este exceso de aire disminuye la temperatura de entrada al convertidor (de 1051 a 887 Celsius), y por ende disminuye la conversión en el primer paso (-5,3%) y la cantidad de vapor generado (-8,4%).

**-Conversión:** Existe un desorden en el funcionamiento del convertidor. El primer paso logra un 59,6% de conversión (el óptimo es de 63%), mientras que el segundo paso alcanza un 27,7% excediendo el esperado (el esperado es de 24,5%).

Se espera una conversión mayor al 63% en el primer paso debido a una menor concentración de  $SO_2$  lo que sugiere problemas con el catalizador. La operación del tercer y cuarto paso no sufren diferencias significativas en comparación con el perfil óptimo.

**-Agua de enfriamiento:** El bajo delta de calentamiento del agua en los intercambiadores de calor genera altas temperaturas en las torres de absorción y secado además de utilizar casi el triple de agua de la cantidad necesaria. Este gasto excesivo de agua se traduce en un costo adicional de  $400.000 \frac{USD}{mes}$  aproximadamente.

Tomando en cuenta estos puntos, aplicando ciertas modificaciones operacionales y sin la necesidad de invertir dinero en la adquisición de nuevo equipamiento, es posible reducir los costos de operación en hasta alrededor de USD 500.000 al mes (USD 6.0 millones anual) como se detalla en la Tabla 6.1:

Tabla 6.1. Ahorro total posible al operar dentro del perfil óptimo.

<b>Ahorro Total</b>	<b>USD/Mes</b>	<b>MM USD/Año</b>
Ahorro por carga de azufre	102600	1,23
Ahorro por disminución agua enfriamiento	402829	4,83
<b>Total</b>	<b>505526</b>	<b>6,06</b>

## 2. Recomendaciones

**-Carga de azufre:** Se determinó que es posible realizar un ahorro de hasta 102.600  $\frac{USD}{mes}$  ajustando la alimentación de azufre ingresada al proceso. Esto puede hacerse efectivo con la implementación de un protocolo en la alimentación de azufre al proceso. Para esto es necesario que el ingeniero/supervisor a cargo se apoye de la planilla Excel e indique la cantidad de paladas que deben cargarse durante el día y la frecuencia de éstas.

**-Aire ingresado al quemador:** La menor temperatura alcanzada a la salida del quemador afecta a la producción de vapor generado por las calderas disminuyendo en un 8,4%. Es por ello que un simple ajuste del aire necesario para la combustión de azufre ayudaría a evitar problemas con equipos que funcionan a base de vapor (soplador, fundidores y bombas alimentadoras).

**-Conversión:** Si bien la conversión global alcanzada no varía a la del óptimo, es importante alcanzar siempre la máxima debido a un control de emisiones de SO<sub>2</sub> a la atmósfera. Este efecto puede ser paleado con una mantención del catalizador dentro del convertidor. Razones que bajan el rendimiento son la acumulación de impurezas, humedad y el propio desgaste del catalizador.

**-Agua de enfriamiento:** El excesivo gasto de agua en el sistema de enfriamiento es posible disminuirlo dándole mayor provecho al agua de enfriamiento. Aumentar el delta de calentamiento de 6°C a 25°C disminuiría la cantidad de agua utilizada a la tercera parte de la utilizada actualmente.

---

**-Agua de dilución:** El consumo de agua utilizado en el tanque de recirculación es excesivamente mayor al utilizado (131,6% mayor al óptimo) sin afectar a la concentración del ácido producto. Es posible que el medidor de flujo del agua de dilución no esté funcionando correctamente, como también es posible que existan fugas a lo largo de la línea, por lo que se hace necesario hallar la posible causa a esta anomalía.

---

## **CAPITULO VII**

## **BIBLIOGRAFIA**

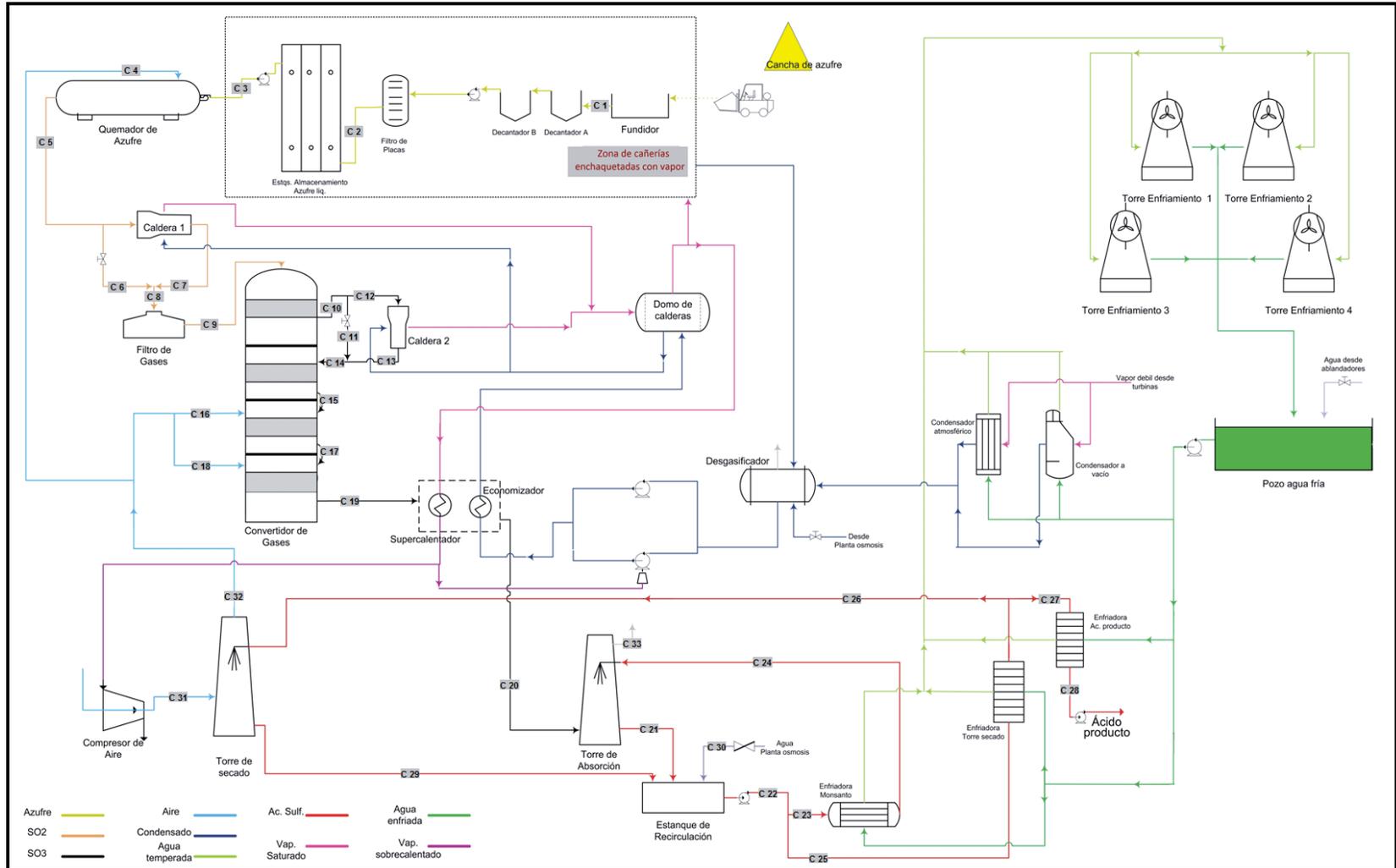
- 
- 1., **Haldeman Mining Company** <http://www.haldeman.cl/>. *Haldeman Mining Company*. [En línea] Haldeman Mining Company, 2004. [Citado el: 26 de Agosto de 2014.] <http://www.haldeman.cl/>.
  2. **Sander, U.H.F, Fischer, H., Rothe, U., Kola, R. And more, A.I.** Sulphur, Sulphur Dioxide and Sulphuric Acid: An Introduction to their Industrial Chemistry and Technology. London : British Sulphur Corp., 1984.
  3. **W.G. Davenport, M.J. King.** Sulfuric Acid Manufacture: Analysis, Control and Optimization. *Sulfuric Acid Manufacture: Analysis, Control and Optimization*. s.l. : Elsevier, 2006.
  4. **Green, Perry and.** *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 1997.
  5. **J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M. Abbott.** Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. s.l. : Mc Graw Hill, 2007, págs. 51-52.
  6. **View Weather.** World weather forecast. <http://es.viewweather.com/>. [En línea] [Citado el: 26 de Septiembre de 2014.] [http://es.viewweather.com/w997102-pronostico-del-tiempo-para-sagasca-region\\_de\\_tarapaca.html](http://es.viewweather.com/w997102-pronostico-del-tiempo-para-sagasca-region_de_tarapaca.html).

---

## **ANEXOS**

# Anexo A

## Flowsheet actualizado de la planta de ácido



## Anexo B

### Simulación del perfil óptimo de la planta de ácido variando la producción diaria.

Perfil óptimo de operación de la planta de ácido para una producción de  $300 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$ , simulado por la planilla Excel programada a partir de balances de masa y energía.

	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	C17
<b>Azufre</b>	110.9	95.0	95.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	0.0	0.0	0.0	199.6	104.5	15.5	89.0	104.5	104.5	74.6	25.3	49.3	49.3	74.6	63.0	42.1	101.1
<b>Nitrógeno</b>	0.0	0.0	0.0	657.0	657.0	97.6	559.4	657.0	657.0	657.0	222.6	434.4	434.4	657.0	657.0	138.5	795.5
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	190.1	28.2	161.9	190.1	190.1	70.3	23.8	46.5	46.5	70.3	23.8	0.0	8.0
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	149.7	50.7	99.0	99.0	149.7	207.9	0.0	227.6
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	110.9	95.0	95.0	856.6	951.6	141.3	810.3	951.6	951.6	951.6	322.4	629.2	629.2	951.6	951.6	180.6	1132.2
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	170	135	139	60	1051	1051	310	420	420	605	605	605	354	440	512	60	455

	C18	C19	C20	C21	C22	C23	C24	C25	C26	C27	C28	C29	C30	C31	C32	C33
<b>Azufre</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	12.1	111.9	111.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	253.8	253.8	111.9
<b>Nitrógeno</b>	39.9	835.4	835.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	835.4	835.4	835.4
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	2.9	2.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2.9
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	234.0	234.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	3762.0	4074.5	3475.3	3475.3	608.0	312.5	295.5	295.5	312.5	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.3	62.0	52.9	52.9	9.3	4.8	4.5	4.5	13.0	48.8	5.5	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	52.1	1184.3	1184.3	3762.3	4136.6	3528.3	3528.3	617.3	317.3	300.0	300.0	325.5	48.8	1094.7	1089.2	950.2
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	100.0	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	96.0	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	60	439	250	115	115	115	85	115	60	60	35	52	17	23	60	85

Perfil óptimo de operación de la planta de ácido para una producción de  $270 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$ , simulado por la planilla Excel programada a partir de balances de masa y energía.

	C 1	C 2	C 3	C 4	C 5	C 6	C 7	C 8	C 9	C 10	C 11	C 12	C 13	C 14	C 15	C 16	C 17
<b>Azufre</b>	99.8	85.5	85.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	0.0	0.0	0.0	179.6	94.1	14.3	79.8	94.1	94.1	67.1	22.7	44.4	44.4	67.1	56.7	37.9	91.0
<b>Nitrógeno</b>	0.0	0.0	0.0	591.3	591.3	89.8	501.4	591.3	591.3	591.3	200.3	390.9	390.9	591.3	591.3	124.7	715.9
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	171.1	26.0	145.1	171.1	171.1	63.3	21.4	41.9	41.9	63.3	21.4	0.0	7.2
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	134.7	45.6	89.1	89.1	134.7	187.1	0.0	204.9
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	99.8	85.5	85.5	770.9	856.5	130.1	726.3	856.5	856.5	856.5	290.2	566.3	566.3	856.5	856.5	162.5	1019.0
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	170	135	139	60	1051	1051	307	420	420	605	605	605	354	440	512	60	455

	C 18	C 19	C 20	C 21	C 22	C 23	C 24	C 25	C 26	C 27	C 28	C 29	C 30	C 31	C 32	C 33
<b>Azufre</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	10.9	100.7	100.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	228.4	228.4	100.7
<b>Nitrógeno</b>	35.9	751.9	751.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	751.9	751.9	751.9
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	2.6	2.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2.6
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	210.6	210.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	3385.8	3671.0	3127.8	3127.8	551.2	285.2	266.0	266.0	285.2	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.2	55.9	47.6	47.6	8.4	4.3	4.1	4.1	11.9	43.8	4.9	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	46.9	1065.8	1065.8	3386.1	3727.0	3175.4	3175.4	559.5	289.5	270.0	270.0	297.1	43.8	985.2	980.3	855.2
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	100.0	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	96.0	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	60	439	250	115	115	115	85	115	60	60	35	52	17	23	60	85

Perfil óptimo de operación de la planta de ácido para una producción de  $250 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}}$ , simulado por la planilla Excel programada a partir de balances de masa y energía.

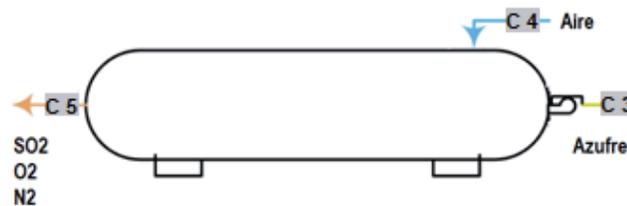
	C 1	C 2	C 3	C 4	C 5	C 6	C 7	C 8	C 9	C 10	C 11	C 12	C 13	C 14	C 15	C 16	C 17
<b>Azufre</b>	92.4	79.2	79.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	0.0	0.0	0.0	166.3	87.1	13.4	73.7	87.1	87.1	62.2	21.1	41.1	41.1	62.2	52.5	35.1	84.2
<b>Nitrógeno</b>	0.0	0.0	0.0	547.5	547.5	84.4	463.1	547.5	547.5	547.5	185.5	362.0	362.0	547.5	547.5	115.4	662.9
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	158.4	24.4	134.0	158.4	158.4	58.6	19.9	38.8	38.8	58.6	19.8	0.0	6.7
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	124.7	42.3	82.5	82.5	124.7	173.3	0.0	189.7
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	92.4	79.2	79.2	713.8	793.0	122.3	670.7	793.0	793.0	793.0	268.7	524.3	524.3	793.0	793.0	150.5	943.5
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	170	135	139	60	1051	1051	305	420	420	605	605	605	354	440	512	60	455

	C 18	C 19	C 20	C 21	C 22	C 23	C 24	C 25	C 26	C 27	C 28	C 29	C 30	C 31	C 32	C 33
<b>Azufre</b>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Oxígeno</b>	10.1	93.3	93.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	211.5	211.5	93.3
<b>Nitrógeno</b>	33.3	696.2	696.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	696.2	696.2	696.2
<b>Dióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	2.4	2.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2.4
<b>Trióxido azufre</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	195.0	195.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Ácido sulfúrico</b> <b>Ton/Día</b>	0.0	0.0	0.0	3135.0	3401.9	2896.1	2896.1	513.1	266.9	246.3	246.3	266.9	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Agua</b>	0.0	0.0	0.0	0.2	51.8	44.1	44.1	7.8	4.1	3.8	3.8	11.1	40.5	4.5	0.0	0.0
<b>Flujo másico total</b> <b>Ton/Día</b>	43.4	986.9	986.9	3135.3	3453.7	2940.2	2940.2	521.0	271.0	250.0	250.0	278.0	40.5	912.2	907.7	791.9
<b>Conc. Ácido</b> <b>% p/p</b>	-	-	-	100.0	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	98.5	96.0	-	-	-	-
<b>Temperatura</b> <b>°C</b>	60	439	250	115	115	115	85	115	60	60	35	52	17	23	60	85

# Anexo C

## Planteamientos algebraicos

### 1. Planteamiento al quemador



#### -Balance de masa

- $Masa\ salida\ SO_2 = Masa\ Azufre \cdot \frac{PM_{SO_2}}{PM_{Azufre}}$

$$C_5^{SO_2} = C_3 \cdot \frac{PM_{SO_2}}{PM_{Azufre}}$$

- $Masa\ Gases\ de\ Salida = \frac{Masa\ salida\ SO_2}{0,2}$

$$C_3 = \frac{C_5^{SO_2}}{0,2}$$

#### -Balance de energía

- $H_d^5 + H_O^5 + H_N^5 - (H_S^3 + H_a^4) = 0$

$$m_d^5 \cdot h_d^5 + m_O^5 \cdot h_O^5 + m_N^5 \cdot h_N^5 = m_S^3 \cdot h_S^3 + m_a^4 \cdot h_a^4$$

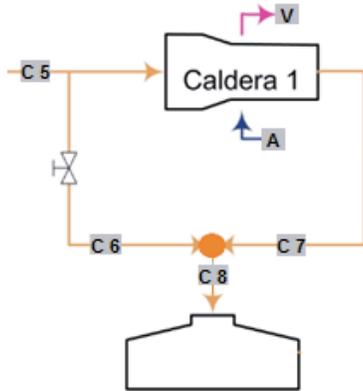
$$m_d^5 \cdot (A_d \cdot T_5 + B_d) + m_O^5 \cdot (A_O \cdot T_5 + B_O) + m_N^5 \cdot (A_N \cdot T_5 + B_N) = m_S^3 \cdot (A_S T_3 + B_S) + m_a^4 \cdot (A_a T_4 + B_a)$$

$$T_5 \cdot (m_d^5 \cdot A_d + m_O^5 \cdot A_O + m_N^5 \cdot A_N) + m_d^5 \cdot B_d + m_O^5 \cdot B_O + m_N^5 \cdot B_N = m_S^3 \cdot (A_S T_3 + B_S) + m_a^4 \cdot (A_a T_4 + B_a)$$

$$T_5(m_d^5 \cdot A_d + m_O^5 \cdot A_O + m_N^5 \cdot A_N) = m_S^3 \cdot (A_S T_3 + B_S) + m_a^4 \cdot (A_a T_4 + B_a) - m_d^5 \cdot B_d - m_O^5 \cdot B_O - m_N^5 \cdot B_N$$

$$T_5 = \frac{m_S^3 \cdot (A_S T_3 + B_S) + m_a^4 \cdot (A_a T_4 + B_a) - m_d^5 \cdot B_d - m_O^5 \cdot B_O - m_N^5 \cdot B_N}{m_d^5 \cdot A_d + m_O^5 \cdot A_O + m_N^5 \cdot A_N}$$

## 2. Planteamiento a la caldera #1



A considerar:

- $C^6 = C^5 - m_{gases \text{ por caldera}}$
- $m_i^8 = m_i^5$  ;  $i = O_2, N_2, SO_2$
- $m_i^6 = m_i^5 - m_i^7$  ;  $i = O_2, N_2, SO_2$
- $m_{gases \text{ por caldera}} = m_d^7 + m_o^7 + m_N^7$   
 $= (f_o^7 + f_N^7 + f_d^7) \cdot m_{gases \text{ por caldera}}$

### -Balance de energía

- $H^8 - H^6 - H^7 = 0$

$$m_d^8 \cdot h_d^8 + m_o^8 \cdot h_o^8 + m_N^8 \cdot h_N^8 - (m_d^6 \cdot h_d^6 + m_o^6 \cdot h_o^6 + m_N^6 \cdot h_N^6) - (m_d^7 \cdot h_d^7 + m_o^7 \cdot h_o^7 + m_N^7 \cdot h_N^7) = 0$$

$$m_d^5 \cdot h_d^8 + m_o^5 \cdot h_o^8 + m_N^5 \cdot h_N^8 - (m_d^5 - m_d^7) \cdot h_d^6 - (m_o^5 - m_o^7) \cdot h_o^6 - (m_N^5 - m_N^7) \cdot h_N^6 - m_d^7 \cdot h_d^7 - m_o^7 \cdot h_o^7 - m_N^7 \cdot h_N^7 = 0$$

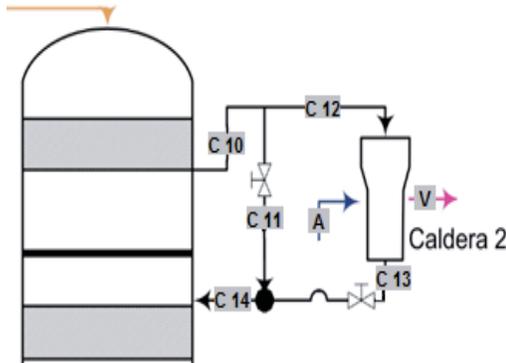
$$m_d^5 \cdot (h_d^8 - h_d^6) + m_o^5 \cdot (h_o^8 - h_o^6) + m_N^5 \cdot (h_N^8 - h_N^6) + m_d^7 \cdot (h_d^6 - h_d^7) + m_o^7 \cdot (h_o^6 - h_o^7) + m_N^7 \cdot (h_N^6 - h_N^7) = 0$$

$$m_d^7 \cdot (h_d^6 - h_d^7) + m_o^7 \cdot (h_o^6 - h_o^7) + m_N^7 \cdot (h_N^6 - h_N^7) = m_d^5 \cdot (h_d^6 - h_d^8) + m_o^5 \cdot (h_o^6 - h_o^8) + m_N^5 \cdot (h_N^6 - h_N^8)$$

$$m_{gases \text{ por caldera}} \cdot [f_d^7 \cdot (h_d^6 - h_d^7) + f_o^7 \cdot (h_o^6 - h_o^7) + f_N^7 \cdot (h_N^6 - h_N^7)] = m_d^5 \cdot (h_d^6 - h_d^8) + m_o^5 \cdot (h_o^6 - h_o^8) + m_N^5 \cdot (h_N^6 - h_N^8)$$

$$m_{gases \text{ por caldera}} = \frac{m_o^5 \cdot (h_o^6 - h_o^8) + m_N^5 \cdot (h_N^6 - h_N^8) + m_d^5 \cdot (h_d^6 - h_d^8)}{f_d^7 \cdot (h_d^6 - h_d^7) + f_o^7 \cdot (h_o^6 - h_o^7) + f_N^7 \cdot (h_N^6 - h_N^7)}$$

### 3. Planteamiento a la caldera #2



A considerar

- $C^{10} = C^{11} - m_{gases \text{ por caldera}}$
- $m_i^{14} = m_i^{10} \quad ; \quad i = O_2, N_2, SO_2, SO_3$
- $m_i^{11} = m_i^{10} - m_i^{13} \quad ; \quad i = O_2, N_2, SO_2, SO_3$
- $m_{gases \text{ caldera}} = m_d^{10} + m_o^{10} + m_N^{10}$
- $m_{gases \text{ caldera}} = (f_o^{10} + f_N^{10} + f_d^{10}) \cdot m_{gases \text{ caldera}}$

#### -Balance de energía

- $H^{14} - H^{11} - H^{13} = 0$

$$m_d^{14} \cdot h_d^{14} + m_o^{14} \cdot h_o^{14} + m_N^{14} \cdot h_N^{14} + m_t^{14} \cdot h_t^{14} - (m_d^{11} \cdot h_d^{11} + m_o^{11} \cdot h_o^{11} + m_N^{11} \cdot h_N^{11} + m_t^{11} \cdot h_t^{11}) - (m_d^{13} \cdot h_d^{13} + m_o^{13} \cdot h_o^{13} + m_N^{13} \cdot h_N^{13} + m_t^{13} \cdot h_t^{13}) = 0$$

$$m_d^{14} \cdot h_d^{14} + m_o^{14} \cdot h_o^{14} + m_N^{14} \cdot h_N^{14} + m_t^{14} \cdot h_t^{14} - (m_d^{10} - m_d^{13}) \cdot h_d^{11} - (m_o^{10} - m_o^{13}) \cdot h_o^{11} - (m_N^{10} - m_N^{13}) \cdot h_N^{11} - (m_t^{10} - m_t^{13}) \cdot h_t^{11} - m_d^{13} \cdot h_d^{13} + m_o^{13} \cdot h_o^{13} + m_N^{13} \cdot h_N^{13} + m_t^{13} \cdot h_t^{13} = 0$$

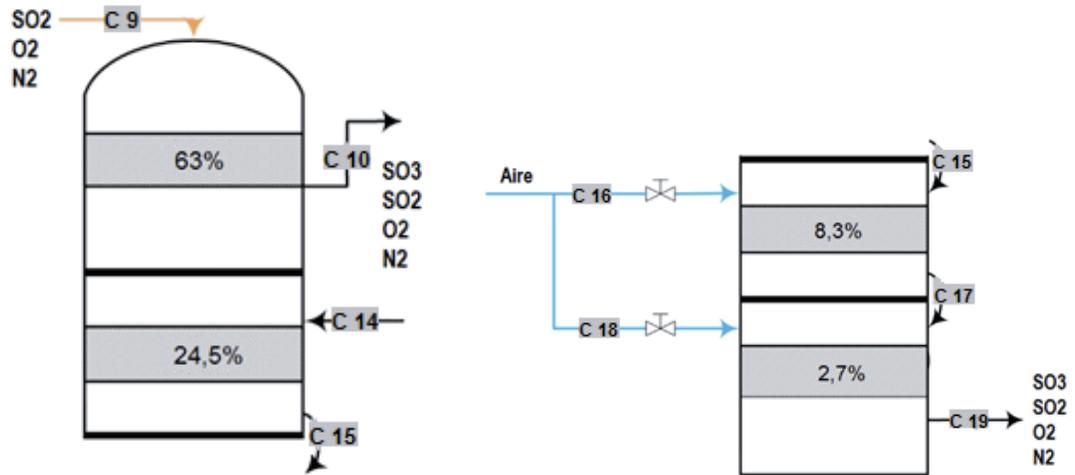
$$m_d^{10} \cdot (h_d^{14} - h_d^{11}) + m_o^{10} \cdot (h_o^{14} - h_o^{11}) + m_N^{10} \cdot (h_N^{14} - h_N^{11}) + m_t^{10} \cdot (h_t^{14} - h_t^{11}) + m_d^{13} \cdot (h_d^{11} - h_d^{13}) + m_o^{13} \cdot (h_o^{11} - h_o^{13}) + m_N^{13} \cdot (h_N^{11} - h_N^{13}) + m_t^{13} \cdot (h_t^{11} - h_t^{13}) = 0$$

$$m_o^{13} \cdot (h_o^{11} - h_o^{13}) + m_N^{13} \cdot (h_N^{11} - h_N^{13}) + m_d^{13} \cdot (h_d^{11} - h_d^{13}) + m_t^{13} \cdot (h_t^{11} - h_t^{13}) = m_o^{10} \cdot (h_o^{11} - h_o^{14}) + m_N^{10} \cdot (h_N^{11} - h_N^{14}) + m_d^{10} \cdot (h_d^{11} - h_d^{14}) + m_t^{10} \cdot (h_t^{11} - h_t^{14})$$

$$m_{gases \text{ por caldera}} \cdot [f_o^{13} \cdot (h_o^{11} - h_o^{13}) + f_N^{13} \cdot (h_N^{11} - h_N^{13}) + f_d^{13} \cdot (h_d^{11} - h_d^{13}) + f_t^{13} \cdot (h_t^{11} - h_t^{13})] = m_o^{10} \cdot (h_o^{11} - h_o^{14}) + m_N^{10} \cdot (h_N^{11} - h_N^{14}) + m_d^{10} \cdot (h_d^{11} - h_d^{14}) + m_t^{10} \cdot (h_t^{11} - h_t^{14})$$

$$m_{gases \text{ caldera}} = \frac{m_o^{10} \cdot (h_o^{11} - h_o^{14}) + m_N^{10} \cdot (h_N^{11} - h_N^{14}) + m_d^{10} \cdot (h_d^{11} - h_d^{14}) + m_t^{10} \cdot (h_t^{11} - h_t^{14})}{f_o^{13} \cdot (h_o^{11} - h_o^{13}) + f_N^{13} \cdot (h_N^{11} - h_N^{13}) + f_d^{13} \cdot (h_d^{11} - h_d^{13}) + f_t^{13} \cdot (h_t^{11} - h_t^{13})}$$

#### 4. Planteamiento a los cuatro pasos del convertidor



#### -Balance de masa

- $Masa\ salida\ SO_3 = Masa\ entrada\ SO_3 + Masa\ entrada\ SO_2 \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100}$

$$C_{SO_3}^{10} = C_{SO_3}^9 + C_{SO_2}^9 \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \text{ (Primer paso)}$$

$$C_{SO_3}^{15} = C_{SO_3}^{14} + C_{SO_2}^{14} \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \text{ (Segundo paso)}$$

$$C_{SO_3}^{17} = C_{SO_3}^{15} + C_{SO_2}^{15} \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \text{ (Tercer paso)}$$

$$C_{SO_3}^{19} = C_{SO_3}^{17} + C_{SO_2}^{17} \cdot \frac{PM_{SO_3}}{PM_{SO_2}} \cdot \frac{\%Conv.}{100} \text{ (Cuarto paso)}$$

- $Masa\ salida\ SO_2 = Masa\ entrada\ SO_2 \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100}$

$$C_{SO_2}^{10} = C_{SO_2}^9 \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100} \text{ (Primer paso)}$$

$$C_{SO_2}^{15} = C_{SO_2}^{14} \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100} \text{ (Segundo paso)}$$

$$C_{SO_2}^{17} = C_{SO_2}^{15} \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100} \text{ (Tercer paso)}$$

$$C_{SO_2}^{19} = C_{SO_2}^{17} \cdot \frac{(100-\%Conv.)}{100} \text{ (Cuarto paso)}$$

- Masa salida  $O_2 = \text{Masa entrada } O_2 - \frac{1}{2} \cdot \text{Masa salida } SO_3 \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}}$

$$C_{O_2}^{10} = C_{O_2}^9 - \frac{1}{2} \cdot C_{SO_3}^{10} \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \text{ (Primer paso)}$$

$$C_{O_2}^{15} = C_{O_2}^{14} - \frac{1}{2} \cdot C_{SO_3}^{15} \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \text{ (Segundo paso)}$$

$$C_{O_2}^{17} = C_{O_2}^{15} + C_{O_2}^{16} - \frac{1}{2} \cdot C_{SO_3}^{15} \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \text{ (Tercer paso)}$$

$$C_{O_2}^{19} = C_{O_2}^{17} + C_{O_2}^{18} - \frac{1}{2} \cdot C_{SO_3}^{15} \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{SO_3}} \text{ (Cuarto paso)}$$

### -Balance de energía

-Primer paso:

- $H^{10} - H^9 = 0$

$$H^{10} = H^9$$

$$m_D^{10} \cdot h_D^{10} + m_O^{10} \cdot h_O^{10} + m_N^{10} \cdot h_N^{10} + m_T^{10} \cdot h_T^{10} = m_D^9 \cdot h_D^9 + m_O^9 \cdot h_O^9 + m_N^9 \cdot h_N^9$$

$$m_D^{10} \cdot (A_D T_{10} + B_D) + m_O^{10} \cdot (A_O T_{10} + B_O) + m_N^{10} \cdot (A_N T_{10} + B_N) + m_T^{10} \cdot (A_T T_{10} + B_T) = m_D^9 \cdot (A_D T_9 + B_D) + m_O^9 \cdot (A_O T_9 + B_O) + m_N^9 \cdot (A_N T_9 + B_N)$$

$$T_{10} \cdot (m_T^{10} \cdot A_T + m_D^{10} \cdot A_D + m_O^{10} \cdot A_O + m_N^{10} \cdot A_N) + m_T^{10} \cdot B_T + m_D^{10} \cdot B_D + m_O^{10} \cdot B_O + m_N^{10} \cdot B_N = m_D^9 \cdot (A_D T_9 + B_D) + m_O^9 \cdot (A_O T_9 + B_O) + m_N^9 \cdot (A_N T_9 + B_N)$$

$$T_{10} = \frac{m_D^9 \cdot (A_D T_9 + B_D) + m_O^9 \cdot (A_O T_9 + B_O) + m_N^9 \cdot (A_N T_9 + B_N) - m_T^{10} \cdot B_T - m_D^{10} \cdot B_D - m_O^{10} \cdot B_O - m_N^{10} \cdot B_N}{m_T^{10} \cdot A_T + m_D^{10} \cdot A_D + m_O^{10} \cdot A_O + m_N^{10} \cdot A_N}$$

-Segundo paso:

$$\bullet \quad H^{15} - H^{14} = 0$$

$$H^{15} = H^{14}$$

$$m_D^{15} \cdot h_D^{15} + m_O^{15} \cdot h_O^{15} + m_N^{15} \cdot h_N^{15} + m_T^{15} \cdot h_T^{15} = m_D^{14} \cdot h_D^{14} + m_O^{14} \cdot h_O^{14} + m_N^{14} \cdot h_N^{14} + m_T^{14} \cdot h_T^{14}$$

$$m_D^{15} \cdot (A_D T_{15} + B_D) + m_O^{15} \cdot (A_O T_{15} + B_O) + m_N^{15} \cdot (A_N T_{15} + B_N) + m_T^{15} \cdot (A_T T_{15} + B_T) = \\ m_D^{14} \cdot (A_D T_{14} + B_D) + m_O^{14} \cdot (A_O T_{14} + B_O) + m_N^{14} \cdot (A_N T_{14} + B_N) + m_T^{14} \cdot (A_T T_{14} + B_T)$$

$$T_{15} \cdot (m_T^{15} \cdot A_T + m_D^{15} \cdot A_D + m_O^{15} \cdot A_O + m_N^{15} \cdot A_N) + m_T^{15} \cdot B_T + m_D^{15} \cdot B_D + m_O^{15} \cdot B_O + m_N^{15} \cdot B_N = T_{14} \cdot \\ (m_T^{14} \cdot A_T + m_D^{14} \cdot A_D + m_O^{14} \cdot A_O + m_N^{14} \cdot A_N) + m_T^{14} \cdot B_T + m_D^{14} \cdot B_D + m_O^{14} \cdot B_O + m_N^{14} \cdot B_N$$

$$T_{15} = \frac{m_T^{14} \cdot (A_T T_{14} + B_T) + m_D^{14} \cdot (A_D T_{14} + B_D) + m_O^{14} \cdot (A_O T_{14} + B_O) + m_N^{14} \cdot (A_N T_{14} + B_N) - m_T^{15} \cdot B_T - m_D^{15} \cdot B_D - m_O^{15} \cdot B_O - m_N^{15} \cdot B_N}{m_T^{15} \cdot A_T + m_D^{15} \cdot A_D + m_O^{15} \cdot A_O + m_N^{15} \cdot A_N}$$

-Tercer paso

$$\bullet \quad H^{17} - H^{ZM} = 0$$

$$H^{17} = H^{ZM}$$

$$m_D^{17} \cdot h_D^{17} + m_O^{17} \cdot h_O^{17} + m_N^{17} \cdot h_N^{17} + m_T^{17} \cdot h_T^{17} = m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} + m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM}$$

$$m_D^{17} \cdot (A_D T_{17} + B_D) + m_O^{17} \cdot (A_O T_{17} + B_O) + m_N^{17} \cdot (A_N T_{17} + B_N) + m_T^{17} \cdot (A_T T_{17} + B_T) = m_D^{ZM} \cdot \\ (A_D T_{ZM} + B_D) + m_O^{ZM} \cdot (A_O T_{ZM} + B_O) + m_N^{ZM} \cdot (A_N T_{ZM} + B_N) + m_T^{ZM} \cdot (A_T T_{ZM} + B_T)$$

$$T_{17} \cdot (m_T^{17} \cdot A_T + m_D^{17} \cdot A_D + m_O^{17} \cdot A_O + m_N^{17} \cdot A_N) + m_T^{17} \cdot B_T + m_D^{17} \cdot B_D + m_O^{17} \cdot B_O + m_N^{17} \cdot B_N = \\ T_{ZM} \cdot (m_T^{ZM} \cdot A_T + m_D^{ZM} \cdot A_D + m_O^{ZM} \cdot A_O + m_N^{ZM} \cdot A_N) + m_T^{ZM} \cdot B_T + m_D^{ZM} \cdot B_D + m_O^{ZM} \cdot B_O + m_N^{ZM} \cdot B_N$$

$$T_{17} = \frac{m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} - m_T^{17} \cdot B_T - m_D^{17} \cdot B_D - m_O^{17} \cdot B_O - m_N^{17} \cdot B_N}{m_T^{17} \cdot A_T + m_D^{17} \cdot A_D + m_O^{17} \cdot A_O + m_N^{17} \cdot A_N}$$

-Cuarto paso

$$\bullet \quad H^{19} - H^{ZM} = 0$$

$$H^{19} = H^{ZM}$$

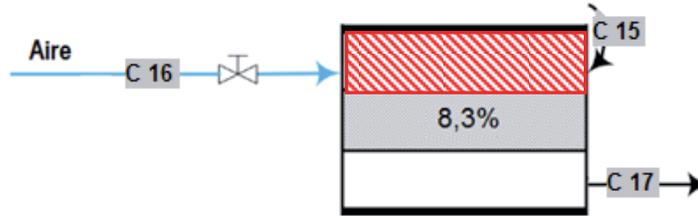
$$m_D^{19} \cdot h_D^{19} + m_O^{19} \cdot h_O^{19} + m_N^{19} \cdot h_N^{19} + m_T^{19} \cdot h_T^{19} = m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} + m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM}$$

$$m_D^{19} \cdot (A_D T_{19} + B_D) + m_O^{19} \cdot (A_O T_{19} + B_O) + m_N^{19} \cdot (A_N T_{19} + B_N) + m_T^{19} \cdot (A_T T_{19} + B_T) = m_D^{ZM} \cdot (A_D T_{ZM} + B_D) + m_O^{ZM} \cdot (A_O T_{ZM} + B_O) + m_N^{ZM} \cdot (A_N T_{ZM} + B_N) + m_T^{ZM} \cdot (A_T T_{ZM} + B_T)$$

$$T_{19} \cdot (m_T^{19} \cdot A_T + m_D^{19} \cdot A_D + m_O^{19} \cdot A_O + m_N^{19} \cdot A_N) + m_T^{19} \cdot B_T + m_D^{19} \cdot B_D + m_O^{19} \cdot B_O + m_N^{19} \cdot B_N = T_{ZM} \cdot (m_T^{ZM} \cdot A_T + m_D^{ZM} \cdot A_D + m_O^{ZM} \cdot A_O + m_N^{ZM} \cdot A_N) + m_T^{ZM} \cdot B_T + m_D^{ZM} \cdot B_D + m_O^{ZM} \cdot B_O + m_N^{ZM} \cdot B_N$$

$$T_{19} = \frac{m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} - m_T^{19} \cdot B_T - m_D^{19} \cdot B_D - m_O^{19} \cdot B_O - m_N^{19} \cdot B_N}{m_T^{19} \cdot A_T + m_D^{19} \cdot A_D + m_O^{19} \cdot A_O + m_N^{19} \cdot A_N}$$

## 5. Planteamiento zona de mezclado



-Tercer paso

$$\bullet \quad H^{ZM} - H^{15} - H^{16} = 0$$

$$m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} + m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_{aire}^{ZM} \cdot h_{aire}^{ZM} - m_T^{15} \cdot h_T^{15} - m_D^{15} \cdot h_D^{15} - m_O^{15} \cdot h_O^{15} - m_N^{15} \cdot h_N^{15} - m_{aire}^{16} \cdot h_{aire}^{16} = 0$$

$$m_{aire}^{ZM} \cdot (h_{aire}^{16} - h_{aire}^{ZM}) = m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{15}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{15}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{15}) + m_n \cdot (h_n^{ZM} - h_n^{15})$$

$$m_{aire} = \frac{m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{15}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{15}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{15}) + m_n \cdot (h_n^{ZM} - h_n^{15})}{(h_{aire}^{16} - h_{aire}^{ZM})}$$

-Cuarto paso

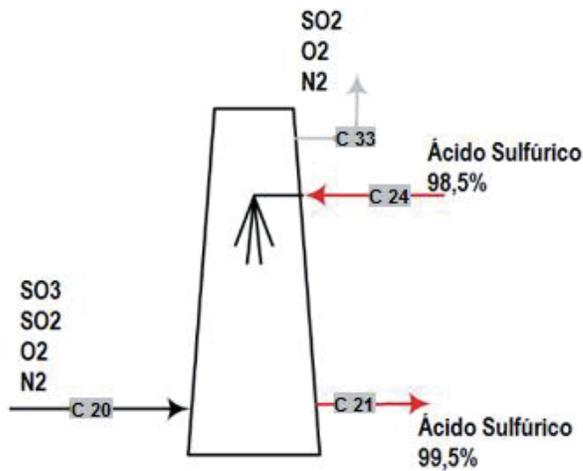
$$\bullet H^{ZM} - H^{17} - H^{18} = 0$$

$$m_D^{ZM} \cdot h_D^{ZM} + m_O^{ZM} \cdot h_O^{ZM} + m_N^{ZM} \cdot h_N^{ZM} + m_T^{ZM} \cdot h_T^{ZM} + m_{aire}^{ZM} \cdot h_{aire}^{ZM} - m_T^{15} \cdot h_T^{15} - m_D^{15} \cdot h_D^{15} - m_O^{15} \cdot h_O^{15} - m_N^{15} \cdot h_N^{15} - m_{aire}^{18} \cdot h_{aire}^{18} = 0$$

$$m_{aire} \cdot (h_{aire}^{18} - h_{aire}^{ZM}) = m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{17}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{17}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{17}) + m_n \cdot (h_n^{ZM} - h_n^{17})$$

$$m_{aire} = \frac{m_t \cdot (h_t^{ZM} - h_t^{17}) + m_d \cdot (h_d^{ZM} - h_d^{17}) + m_o \cdot (h_o^{ZM} - h_o^{17}) + m_n \cdot (h_n^{ZM} - h_n^{17})}{(h_{aire}^{18} - h_{aire}^{ZM})}$$

## 6. Plateamiento a la torre de absorción



A considerar :

$$\triangleright T_{21} = T_{33}$$

-Balance de masa

$$\bullet \text{ Agua Requerida para absorción} = \text{Masa } SO_3 \cdot \frac{PM_{Agua}}{PM_{SO_3}}$$

$$C_{agua}^{24} = C_{SO_3}^{20} \cdot \frac{PM_{Agua}}{PM_{SO_3}}$$

$$C_{24} = \frac{C_{agua}^{24}}{0,015}$$

## -Balance de energía

$$\bullet \quad H^{21} + H^{33} - H^{20} - H^{24} = 0$$

$$m_w^{21} \cdot h_w^w + m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21} + m_d^{33} \cdot h_d^{33} + m_o^{33} \cdot h_o^{33} + m_N^{33} \cdot h_N^{33} - m_t^{20} \cdot h_t^{20} - m_d^{20} \cdot h_d^{20} - m_o^{20} \cdot h_o^{20} - m_N^{20} \cdot h_N^{20} - m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} - m_w^{24} \cdot h_w^{24} = 0$$

$$m_d^{21} \cdot (h_d^{33} - h_d^{20}) + m_o^{21} \cdot (h_o^{33} - h_o^{20}) + m_N^{21} \cdot (h_N^{33} - h_N^{20}) - m_t^{20} \cdot h_t^{20} - m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} - m_w^{24} \cdot h_w^{24} + m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21} + m_w^{21} \cdot h_w^{21} = 0$$

$$m_d^{21} \cdot (h_d^{33} - h_d^{20}) + m_o^{21} \cdot (h_o^{33} - h_o^{20}) + m_N^{21} \cdot (h_N^{33} - h_N^{20}) + (m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21}) + m_w^{21} \cdot h_w^{21} = m_t^{20} \cdot h_t^{20} + m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} + m_w^{24} \cdot h_w^{24}$$

$$(T_{21} - T_{20}) \cdot [m_d^{21} \cdot Cp_d + m_o^{21} \cdot Cp_o + m_N^{21} \cdot Cp_N] + m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21} + m_w^{21} \cdot h_w^{21} = m_t^{20} \cdot h_t^{20} + m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} + m_w^{24} \cdot h_w^{24}$$

$$\Rightarrow A = [m_d^{21} \cdot Cp_d + m_o^{21} \cdot Cp_o + m_N^{21} \cdot Cp_N] ; \quad B = m_t^{20} \cdot h_t^{20} + m_{ac}^{24} \cdot h_{ac}^{24} + m_w^{24} \cdot h_w^{24}$$

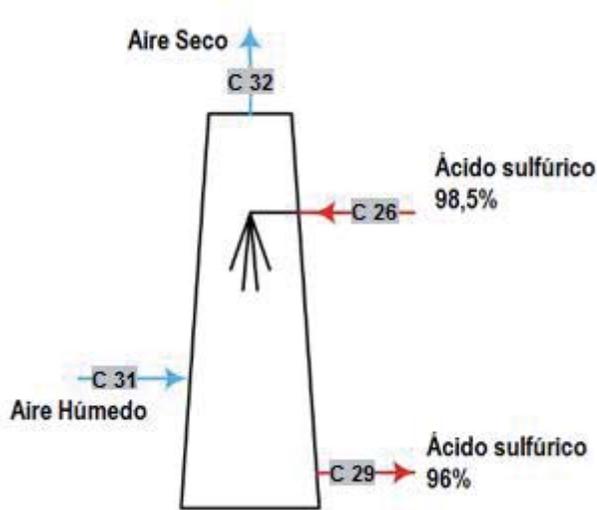
$$(T_{21} - T_{20}) \cdot A + m_{ac}^{21} \cdot h_{ac}^{21} + m_w^{21} \cdot h_w^{21} = B$$

$$(T_{21} - T_{20}) \cdot A + m_{ac}^{21} \cdot (\Delta H_{ac}^f + Cp_{ac} \cdot T_{21}) + m_w^{21} \cdot (\Delta H_w^f + Cp_w \cdot T_{21}) = B$$

$$A \cdot T_{21} + m_{ac}^{21} \cdot Cp_{ac} \cdot T_{21} + m_w^{21} \cdot Cp_w \cdot T_{21} = B + A \cdot T_{20} - m_{ac}^{21} \cdot \Delta H_{ac}^f - m_w^{21} \cdot \Delta H_w^f$$

$$T_{21} = \frac{B + T_{20} \cdot A - m_{ac}^{21} \cdot \Delta H_{ac}^f - m_w^{21} \cdot \Delta H_w^f}{A + m_{ac}^{21} \cdot cp_{ac} + m_w^{21} \cdot cp_w}$$

## 7. Planteamiento a la torre de secado



A considerar

$$\triangleright T_{29} = T_{32}$$

### -Balance de energía

Para este balance, se tomó como base de entalpía la temperatura de "C 31"

$$\bullet H^{29} + H^{32} - H^{31} - H^{26} + \Delta H_{desh.} = 0$$

$$m_{ac}^{29} \cdot h_{ac}^{29} + m_w^{29} \cdot h_w^{29} + m_o^{32} \cdot h_o^{32} + m_N^{32} \cdot h_N^{32} - m_o^{31} \cdot h_o^{31} - m_N^{31} \cdot h_N^{31} - m_w^{31} \cdot h_w^{31} - m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} - m_w^{26} \cdot h_w^{26} + m_w^{31} \cdot \Delta h_{desh.} = 0$$

$$m_{ac}^{29} \cdot h_{ac}^{29} + m_w^{29} \cdot h_w^{29} + m_o^{32} \cdot h_o^{32} + m_N^{32} \cdot h_N^{32} - m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} - m_w^{26} \cdot h_w^{26} + m_w^{31} \cdot \Delta h_{desh.} = 0$$

$$m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac}(T_{29} - T_{31}) + m_w^{29} \cdot cp_w(T_{29} - T_{31}) + m_o^{32} \cdot cp_o(T_{29} - T_{31}) + m_N^{32} \cdot cp_N(T_{29} - T_{31}) = m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} + m_w^{26} \cdot h_w^{26} - m_w^{31} \cdot \Delta h_{desh.}$$

$$T_{29} [m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} + m_w^{29} \cdot cp_w + m_o^{32} \cdot cp_o + m_N^{32} \cdot cp_N] = m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} + m_w^{26} \cdot h_w^{26} - m_w^{31} \cdot \Delta h_{desh.} + m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} \cdot T_{31} + m_w^{29} \cdot cp_w \cdot T_{31} + m_o^{32} \cdot cp_o \cdot T_{31} + m_N^{32} \cdot cp_N \cdot T_{31}$$

$$T_{29} = \frac{m_{ac}^{26} \cdot h_{ac}^{26} + m_w^{26} \cdot h_w^{26} - m_w^{31} \cdot \Delta h_{desh.} + m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} \cdot T_{31} + m_w^{29} \cdot cp_w \cdot T_{31} + m_o^{32} \cdot cp_o \cdot T_{31} + m_N^{32} \cdot cp_N \cdot T_{31}}{m_{ac}^{29} \cdot cp_{ac} + m_w^{29} \cdot cp_w + m_o^{32} \cdot cp_o + m_N^{32} \cdot cp_N}$$