

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO
DE INGENIERO CIVIL QUIMICO

**“SIMULACION DINAMICA DE LAS TORRES
EMPACADAS DE LA FUNDICION DE CHAGRES”**

Alumno: **Juan Pablo Esturillo Lázaro**
Profesores: **José Torres Títus**
Ernesto Sáez Navarrete

ABRIL 2009

Declaración

La información que esta Memoria recoge y contiene respecto de las operaciones y actividades de Anglo American Chile Ltda. y/o de cualquiera de las divisiones mineras e industriales operativas, así como la integridad e interpretación de la información, los análisis y conclusiones derivadas de ella, sólo corresponden a su autor y, en consecuencia son de su exclusiva responsabilidad, por lo que no comprometen en forma alguna a Anglo American Chile Ltda. sus divisiones operativas o empresas propietarias, como tampoco a sus ejecutivos, profesionales o técnicos. Anglo American Chile Ltda. únicamente ha colaborado con el autor en facilitarle acceso a sus instalaciones e información para la realización de esta tesis y no tiene opinión ni participación alguna en su contenido.

Resumen

El trabajo de memoria consiste en estudiar el comportamiento de las Torres empacadas de la zona de contacto y sus respectivos intercambiadores de calor de la Planta de ácido Sulfúrico de la Fundición Chagres. El estudio se centrará en dos condiciones puntuales que se consideran como posibles en el futuro, en donde se estudian tanto cambios en el flujo de alimentación como en la concentración de SO_2 en la entrada de la planta de ácido. Las condiciones de estudio en este trabajo de memoria son:

1. 150.000 Nm^3/h y 13% SO_2
2. 160.000 Nm^3/h y 14% SO_2

El objetivo principal es determinar el % de inundación en las torres de relleno tanto de secado como en las de absorción, al igual que el cálculo de la caída de presión y un análisis de sensibilidad con la finalidad de explorar los límites operacionales de las 4 torres involucradas:

- TWR 200 Torre de Secado N°1
- TWR 204 Torre de Secado N°2
- TWR 206 Torre de Absorción Intermedia
- TWR 202 Torre de Absorción Final.

La herramienta destinada a predecir tales situaciones es el simulador denominado DYSSAP de (Dynamic Simulator of Sulphuric Acid Plants) .Desarrollado en Simulink de Matlab, el software realiza la integración de los modelos matemáticos desarrollados para cada equipo a partir de consideraciones fenomenológicas.

Se buscará simular diferentes condiciones de operación con el fin de determinar límites operacionales y zonas de restricción en las torres de absorción y sus respectivos intercambiadores de calor. Además, será también utilizado como una herramienta de consulta técnica para los Ingenieros de Proceso

En base a las respuestas entregadas por el simulador, al tenerlo caracterizado frente a las principales perturbaciones (Caudal de entrada y %SO₂), variables manipuladas (bypass) y parametrización de los principales equipos es posible utilizarlo como una herramienta para la validación de diferentes estrategias de control y optimización de la zona de absorción y de secado. Hay que considerar que el análisis de funcionalidad de los equipos de secado y absorción a las condiciones potenciales de operación tanto de flujo como de concentración de SO₂ se considerara como zonas independientes aisladas del sistema, por lo que en el análisis no se consideraran factores como por ejemplo, las limitaciones de diseño de equipos independientes a las zonas mencionadas o pérdidas de carga y calor en tuberías. Gracias a los algoritmos desarrollados a través del uso de esta poderosa herramienta los porcentajes de inundación estarán visibles en todo momento durante una simulación, mediante los *displays* creados.

De los resultados obtenidos se aprecia que la torre empacada que estaría más cercana a los límites operacionales es la torre de absorción intermedia (TWR 206), las demás torres presentan una mayor holgura. El procedimiento para determinar, el porcentaje de inundación al igual que la caída de presión de las torres empacadas fue el que entrega el gráfico de Eckert, basado en su antigüedad y el ser el método más usado en la actualidad. En el análisis de los intercambiadores de calor Acido-Acido el que presenta mayor problema ante las potenciales operaciones futuras es el intercambiador C-249, el cual presentaría menor exceso de área en caso de retirar los excesos de calor generados por un incremento en la concentración de SO₂ en la corriente gaseosa.

Por lo tanto ante operaciones futuras ya sea de incremento de concentración de SO₂ o un incremento en el flujo de ácido, la torre empacada donde se generarían los primeros problemas sería la Torre de Absorción Intermedia y sus equipos asociados, los cuales si bien es cierto no presentarían un colapso completo en su operación serían un factor a considerar ante futuras políticas de crecimiento por parte de la Planta de Acido de la Fundición Chagres

Agradecimientos

Finalmente llegó este momento. Con gran alegría y emoción termina una de las etapas más importantes de mi vida y no puedo dejar de agradecer a todas las personas que me apoyaron en este largo camino y sé que lo seguirán haciendo en mis metas futuras.

Agradezco a mi familia quienes siempre me alentaron y apoyaron en todo momento.

A mis Padres Juan y Cecilia quienes hicieron todo lo posible por entregarme una buena educación, además de enseñarme con su infinita bondad a ser una persona de bien y luchar por lo que quiero.

A mi hermano Tomás por mostrarme que con pasión y dedicación todo se puede alcanzar en la vida.

A mis compañeros y amigos, ya que sin la ayuda incondicional de ustedes jamás hubiera logrado este gran sueño.

A todo el cuerpo Docente de la Escuela de Ingeniería Química y a las personas que conocí en la Planta de Acido de Chagres, de quienes me llevo la mejor recuerdo.

Agradezco a todas las personas que de me dieron ánimo y fuerzas para continuar.

A todos Ustedes muchas gracias

INDICE GENERAL

CAPITULO 1: INTRODUCCION Y OBJETIVOS	1
1.1 Introducción	1
1.2 Objetivo General	2
1.2.1 Objetivos Específicos.....	3
CAPITULO 2: INFORMACION DE LA EMPRESA Y DEL ACIDO SULFURICO	3
2.1 Origen	4
2.2 Información Básica	6
2.2.1 División Los Bronces.....	7
2.2.2 División Mantos Blancos.....	7
2.2.3 División El Soldado.....	7
2.2.4 División Mantoverde.....	7
2.2.5 División Fundición Chagres.....	8
2.3 Descripción del Proceso Productivo de la Fundición Chagres	8
2.3.1 Almacenamiento y Secado.....	9
2.3.2 Fusión de Concentrado y Recuperación de Calor.....	11
2.3.3 Conversión.....	11
2.3.4 Limpieza escoria.....	12
2.3.5 Refino y Moldeo.....	12
2.3.6 Plantas Auxiliares.....	13
2.3.7 Planta de Acido.....	12
2.4 El Acido Sulfúrico	14
2.4.1 Diagrama de fases.....	14
2.4.2 Propiedades químicas.....	17
2.5 Mercado del Acido Sulfúrico	18
2.5.1 El contexto Internacional.....	18
2.5.2Calidades de Acido Sulfúrico.....	21
CAPITULO 3: DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA DE ACIDO	24
3.1 Generalidades	25
3.2 Zona de Limpieza	28
3.3 Zona de Secado y Contacto	29
3.3.1 Secado de gases.....	29
3.3.2 Conversión de SO ₂ a SO ₃	31
3.3.3 Absorción del SO ₃	32
CAPITULO 4: SIMULADOR DYSSAP	37
4.1 Introducción	37
4.2 Cómo trabaja Simulink	37
4.3 Bases Conceptuales	38

4.4 Estrategia de construcción del Simulador.....	40
4.5 Modelo de los Equipos y Parámetros.....	42
4.6 Construcción del simulador.....	46
4.7 Ejecución del Programa.....	49
4.8 Adaptación de la Planta.....	52
4.9 Parámetros de equipos.....	54
4.10 Determinación de los factores Alfa y Beta.....	58
4.11 Sistema de Control en el Convertidor.....	61
4.12 Validación de la Modelación.....	66
4.12.1 Predicción del Simulador en la Zona de Conversión.....	68
CAPITULO 5: BALANCES DE MASA Y ENERGIA	73
5.1 Torres de Secado.....	74
5.2 Torres de Absorción.....	78
5.3 Reactor de Conversión.....	81
5.4 Intercambiadores de Calor.....	86
5.4.1 Determinación de UA	90
CAPITULO 6: TORRES DE ABSORCION DE LA FUNDICION DE CHAGRES	91
6.1 Concepto de Absorción.....	91
6.2 Columnas de Relleno	93
6.3 Torres de secado.....	94
6.3.1 Torre de Secado TWR-200	94
6.3.2 Torre de Secado TWR-204	95
6.4 Torres de Absorción.....	95
6.4.1 Torre de Absorción Intermedia TWR-206.....	95
6.4.2 Torre de absorción final TWR -202.....	95
6.5 Marco Teórico sobre la inundación de las Torres Empacadas.....	96
6.6 Porcentajes de Inundación.....	103
6.6.1 Curvas de Eckert.....	103
6.6.2 Modelo de Fair.....	105
6.3 Pérdida de carga en torres de relleno.....	106
6.3.1 Modelo de Leva	107
6.3.2 Modelo De Prahl.....	107
CAPITULO 7 : ANALISIS Y RESULTADOS	109
7.1 Análisis de las Torres Empacadas.....	110
7.2 Flujos de acido de alimentación a las Torres Empacadas.....	113
7.3 Análisis de los Intercambiadores de calor	116
7.3.1 Intercambiador C-240	117
7.3.2 Intercambiador C-267	118
7.3.3 Intercambiador C-249	119
7.3.4 Intercambiador C-241	120

7.4 Observaciones generales de los casos a tratar	121
7.4.1 Incremento en la concentración de SO ₂	121
7.4.2 Efectos del aumento del Flujo Gaseoso.....	122
7.4.3 Velocidades en las Torres de Absorción.....	123
7.4.4 Incrementos en la Caída de Presión.....	124
7.4.5 Efecto de aumento de la corriente de agua de salida.....	125
CAPITULO 8: CONCLUSION	126

Índice Anexos

ANEXO A	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
Algoritmos del Simulador.....	
¡Error! Marcador no definido.	
A.1. Funciones asociadas a Proceso MIX.....	¡Error! Marcador no definido.
A.2 Función Asociada al Proceso Soplador.....	¡Error! Marcador no definido.
A.3 Funciones Asociadas a los Intercambiadores de calor.....	¡Error! Marcador no definido.
A.4 Function [DTS]=SEG_IQACIDO(u)	¡Error! Marcador no definido.
A.5 Funciones asociadas al Reactor de Conversión.....	¡Error! Marcador no definido.
A.6 function [SAL]=pasoITE2(u)	¡Error! Marcador no definido.
A.7 function [sal]=paso1EE(u).....	¡Error! Marcador no definido.
A.8 Función asociada a las Torres de Absorción	¡Error! Marcador no definido.
Función asociada a las Torres de Secado	¡Error! Marcador no definido.
A.9 Función asociada al Precalentador.....	¡Error! Marcador no definido.
A.10 Función asociada a la Caldera.....	¡Error! Marcador no definido.
Funciones Asociadas a la parametrización de alfa y beta.....	¡Error! Marcador no definido.
A.11 Archivo de Reparametrización.....	¡Error! Marcador no definido.
A.12 Archivo Guardar.....	¡Error! Marcador no definido.

ANEXO B ;Error! Marcador no definido.

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA Y OBTENCIÓN DE COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR GAS-GAS, INTERCAMBIADORES DE CALOR ACIDO-AGUA Y CALDERA DE RECUPERACIÓN DE CALOR..... ;Error! Marcador no definido.

- B.1 Capacidades Caloríficas ;Error! Marcador no definido.**
 - B.1.1 Capacidad calorífica de gases;Error! Marcador no definido.
 - B.1.2 Capacidad calorífica del agua líquida;Error! Marcador no definido.
 - B.1.3 Capacidad calorífica del ácido sulfúrico;Error! Marcador no definido.

 - B.1.4 Calores de Formación para Gases;Error! Marcador no definido.
 - B.1.5 Calores de Formación para Líquidos;Error! Marcador no definido.
- B.2 Balance de Energía ;Error! Marcador no definido.**
 - B.2.1 Intercambiador de Gas Frío E-260;Error! Marcador no definido.
 - B.2.2 Intercambiador de Gas Intermedio E-263;Error! Marcador no definido.
 - B.2.3 Intercambiador de Gas E-261;Error! Marcador no definido.
 - B.2.4 Caldera recuperadora de calor WHB – 264;Error! Marcador no definido.
 - B.2.5 Intercambiador de Gas Caliente Interpaso E-223;Error! Marcador no definido.
 - B.2.6 Intercambiador de Gas Frío Interpaso E-224;Error! Marcador no definido.**

ANEXO C 26

C.1.PUNTOS DE OPERACIÓN SELECCIONADOS PARA LA PARAMETRIZACIÓN DEL SIMULADOR..... 2

ANEXO D 1

ESPECIFICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE ACIDO-AGUA Y DIAGRAMA DE LOS EQUIPOS 1

- D.1 Especificaciones Enfriador Monsanto C-241 2
- D.2 Especificaciones Enfriador Monsanto C-267 3
- D.3 Especificaciones Enfriador Monsanto C-249 5
- D.4 Especificaciones Enfriador Monsanto C-240 6
- D.5 Diagrama de Proceso Zona de Contacto Planta de ácido 7
- D.6 Diagrama de Agua de Proceso 8
- D.7 Diagrama Torre De Secado TWR-200 9
- D.8 Diagrama Torre de Absorción Final TWR 202 9
- D.9 Diagrama Torre De Absorción Intermedia TWR-206 11

ANEXO E	1
DATOS TERMODINÁMICOS.....	1
E.1 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C.....	2
E.2 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C. (Continuación).....	3
E.3 Presión parcial de agua, bar., sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico.....	4
E.4 Presión parcial de agua, bar., sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico. (Continuación).....	5
E.5 Calor específico (Cp) de gases a la presión de 1 atm.....	6
E.7 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos. (Continuación).....	8
E.8 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos. (Continuación).....	9
E.9 Densidades de ácido Sulfúrico.....	10
E.10 Densidades de ácido Sulfúrico continuación.....	11
E.11 Tabla de Viscosidades de los Líquidos.....	12

Índice de Figuras

Figura 1.1: Fundición Chagres.....	5
Figura 2.1: Diagrama del Proceso productivo de la Fundición de Chagres.....	9
Figura 2.2: Conductividad Eléctrica del H ₂ SO ₄ y Oleum a 20°C.....	14
Figura 2.3: Curva de ebullición del Ácido Sulfúrico a 1.013 mbar.....	15
Figura 2.4: Presiones de vapor en equilibrio de H ₂ SO ₄ y oleum a 60°C.....	16
Figura 3.1: Diagrama Zona de Limpieza.....	25
Figura 3.2: Diagrama Zona de Secado y Zona de Contacto.....	26
Figura 3.3: Diagrama de la fase de Secado.....	30
Figura 3.4: Diagrama de la Fase de Conversión.....	32
Figura 3.5: Diagrama de la fase de de Absorción de SO ₃	33
Figura 4.1: Esquema de programación de modelo.....	39

Figura 4.2: Diagrama Simulador Zona de estanques DYSSAP.....	46
Figura 4.3: Diagrama Simulador Zona de secado DYSSAP.....	46
Figura 4.4: Bloques <i>display</i> y <i>scope</i> en una simulación.....	47
Figura 4.5: Bloque constant y su box de modificación de entradas.....	47
Figura 4.6: Ventana de Matlab mostrando área de comandos y directorio de trabajo.....	48
Figura 4.7: Botones para iniciar/pausa/detener una simulación.....	49
Figura 4.8: Area de workspace.....	50
Figura 4.9: Cambio variables en gas de entrada a planta.....	52
Figura 4.10: Cambio % By-pass.....	53
Figura 4.11: Parámetro Ua en intercambiador de calor.....	54
Figura 4.12: Parámetros de lecho catalítico.....	57
Figura 4.13: Pantalla procedimiento de búsqueda de alfa y beta.....	59
Figura 4.14: Pantalla tiempo de simulación para procedimiento de búsqueda de alfa y beta.....	59
Figura 4.15: Pantalla resultados de alfa y beta de acuerdo a conversiones deseadas.....	60
Figura 5.1: Diagrama de las torres de secado y absorción.....	74
Figura 5.2: Procedimiento de cálculo para las torres de Secado.....	78
Figura 5.3: Procedimiento de cálculo para las torres de Absorción.....	81
Figura 6.1: Correlación de Eckert.....	97
Figura 6.2: Correlación de Sherwood para inundación.....	98
Figura 6.3: Correlación Generalizada de Perdida de Carga.....	100
Figura 6.4: Correlación Generalizada para Perdida de Carga (CGPC) (Norton-Mayo de 1985).....	101
Figura 7.1: Diagrama de alimentación máxima a una torre de relleno.....	113

Índice de Gráficos

Gráfico 2.1: Origen de la Producción Mundial de ácido sulfúrico.....	19
Gráfico 2.2: Destino de Consumo Mundial de Ácido sulfúrico.....	20
Gráfico 2.3: Distribución de ingresos (US\$) del Ácido Sulfúrico.....	22
Gráfico 2.4: Distribución de Despacho.....	22
Gráfico 4.1: Efectos de la abertura de la válvula 4516 en la temperatura de entrada del primer paso.....	65
Gráfico 4.2: Efectos de la abertura de la válvula 4525 en la temperatura de entrada del cuarto paso.....	66
Gráfico 4.3: Alimentación de gases a zona de contacto en Nm ³ /h.....	68
Gráfico 4.4: Composición de SO ₂ (%) alimentado a zona de contacto.....	69

Gráfico 5.1: Conversión en los distintos pasos del reactor.....	86
Gráfico 5.2: Temperatura de entrada en los distintos pasos del reactor.....	87
Gráfico 5.3: Temperatura de salida en los distintos pasos del reactor.....	87
Gráfico7.1: Porcentaje de Inundación para L constante.....	112
Gráfico7.2: Porcentaje de Inundación para L/G constante.....	112
Gráfico 7.4: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-240.....	118
Gráfico7.5: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-267.....	119
Gráfico 7.6: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-249.....	120
Gráfico: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-241.....	121
Gráfico 7.8: Kg. moles de agua en la salida de las torres de secado ante aumentos en el flujo de alimentación.....	126

Índice de Tablas

Tabla 2.1: Calidades de Acido Sulfúrico.....	21
Tabla 4.1: Datos de Operación Seleccionados.....	70
Tabla 4.2: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Primer paso.....	70
Tabla 4.3: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Segundo paso.....	71
Tabla 4.4: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Tercer paso.....	71
Tabla 4.5: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Cuarto paso.....	71
Tabla 6.1: Rango de propiedades para la correlación.....	99
Tabla 6.2: Factores de Caracterización para la utilización de CGPC.....	102
Tabla 6.3: Factores de conversión para la determinación de C_{SBF}	103
Tabla 6.4: Factores de conversión para empaques estructurados.....	103

Tabla 7.1: Porcentaje de inundación en las torres Empacadas con L constante.....	110
Tabla 7.2: Porcentaje de inundación en las torres Empacadas con (L/G) cte.....	111
Tabla 7.3: Porcentaje de Inundación máximos.....	111
Tabla 7.4: Flujos máximos de Operación de las Torres de Absorción.....	115
Tabla 7.5: Flujos de Operación de las Torres de Absorción para situaciones propuestas.....	115
Tabla 7.6: Resumes de operación de Intercambiador C-240.....	118
Tabla 7.7: Resumes de operación de Intercambiador C-267.....	119
Tabla 7.8: Resumes de operación de Intercambiador C-249.....	120
Tabla 7.9: Resumes de operación de Intercambiador C-241.....	121
Tabla 7.10: Velocidades estimadas para las Torres de Absorción a las distintas condiciones propuestas.....	124
Tabla 7.11: Caídas de Presión estimas para las Torres de Absorción a las distintas condiciones propuestas.....	125

CAPITULO I

Introducción y Objetivos

1.1 Introducción

En el proceso de fundición de minerales sulfurados se produce como desecho gases con una alta concentración de dióxido de azufre, compuesto altamente contaminante para la atmósfera.

Para evitar la emisión de material particulado y gases con contenido de azufre a la atmósfera las fundiciones de cobre tratan estos desechos en las llamadas plantas de ácido, las cuales buscan transformar el dióxido de azufre gaseoso y convertirlo en ácido sulfúrico.

La planta de ácido sulfúrico de la Fundición Chagres tiene una capacidad de producción de 1.884 toneladas métricas de ácido sulfúrico al 100% cada 24 horas, alimentada en forma continua con gas de proceso de 150.000 Nm³/h una composición definida de alimentación de 12% de SO₂ y con una conversión de SO₂ a SO₃ de 99,7%. La composición del ácido producto es de 98 a 98,5% en H₂SO₄.

Por otro lado, la simulación de procesos se ha consolidado como una de las principales herramientas de diseño y análisis en la ingeniería de procesos. La evolución en los software, hardware y tecnologías de información asociadas permiten formular poderosas plataformas de simulación que ofrecen una gran flexibilidad tanto en la formulación de modelos, fidelidad de solución y manejo de información.

En base a esto, la Superintendencia de planta de ácidos y suministros de Fundición Chagres, junto al Laboratorio de Sistemas e Informática de Procesos del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Santiago de Chile, crearon un simulador dinámico de tipo fenomenológico, con el objetivo de disponer una herramienta de simulación para determinar límites operacionales y zonas de restricción en los diferentes equipos.

1.2 Objetivo General

Determinar el porcentaje de Inundación de las torres Empacadas considerando dos potenciales condiciones de operación para la entrada de la Planta de Ácido. Las condiciones a estudiar son:

1. 150.000 Nm³/h. y 13% de SO₂
2. 160.000 Nm³/h. y 14% de SO₂

1.2.1 Objetivos Específicos

- Parametrizar el simulador en función de operación actual de la Planta para utilizarlo como una herramienta para la validación de diferentes estrategias de control y optimización de la zona de absorción y de secado.
- Se buscará simular diferentes condiciones de operación con el fin de determinar límites operacionales y zonas de restricción en las torres de absorción y sus respectivos intercambiadores de calor.
- Estudiar las diferentes metodologías existentes para explicar el comportamiento hidráulica de las Torres Empacadas.
- Incorporar los algoritmos necesarios al simulador obtener la información requerida.

CAPITULO II
INFORMACION DE LA EMPRESA Y DEL ACIDO
SULFURICO

2.1 Origen

El origen de la fundición se remonta a fines del 1800, cuando fue creada la compañía francesa, Minera y Fundición La Poza, ubicada en el interior de Catému. En aquellos años la fundición obtenía sus minerales principalmente de las minas La Poza, La Unión, Los Mantos, La Cordillera y El Soldado y desarrollaba en cada sitio los procesos de concentración y fusión.

Las instalaciones que dieron origen a la Fundición Chagres se construyeron entre 1914 y 1917, iniciándose así las operaciones en este lugar. Desde entonces se distinguen dos períodos de paralización de las operaciones: por tres años durante la crisis de 1929 y por 15 años desde el fin de la Segunda Guerra Mundial en 1946 hasta el año 1960.

En 1960 se restablecen las operaciones bajo la propiedad Minera y Metalúrgica Peñarroya. De 1963 es la primera regulación ambiental. A partir de la década del 70, Chagres fue incorporando diversos mejoramientos a sus procesos productivos, con el fin de aumentar la producción de cobre y cumplir con las normativas ambientales emergentes.

En 1972 la Planta Ácido captura 70% de Azufre. En este mismo año la Fundición Chagres pasa a ser propiedad de una empresa del estado chileno y posteriormente de una empresa norteamericana.

En la década de los 80, destaca la instalación de un sistema de monitoreo ambiental en 1986. En 1992 se amplía el decreto ambiental y a comienzos de 1995, habiendo completado una inversión de más de 200 millones de dólares, se puso en marcha una nueva Fundición. Está incorporó la tecnología de fusión flash en reemplazo del horno reverbero, incluyó una planta de ácido de gran capacidad y todas las transformaciones necesarias para contar con un proceso moderno, compatible con las regulaciones ambientales y económicamente competitivo. La producción de cobre llegó a 118.000 ton/ año.

En 1998 con una inversión de más de 13 millones de dólares, la Planta de Ácido a doble absorción captura 96 % de Azufre. Este mismo año la producción de cobre aumenta a 129.000 ton/año. EL año 2000 se invierten más de 8 millones de dólares. Se inicia la producción de ánodos y se cuenta con un horno nuevo.

En Noviembre de 2002, Fundición Chagres pasó a propiedad de Anglo American Chile, una empresa del grupo Anglo American plc.

En el año 2003, continuando por la senda de progreso y desarrollo, se da inicio a la producción de Eje como producto en Fundición Chagres. En el año 2005, se produjo expansión de Chagres que busca mediante la incorporación de un cuarto convertidor, aumentar la capacidad de producción.



Figura 1.1: Fundición Chagres

2.2 Información Básica

Anglo American plc, es una empresa multinacional de recursos naturales con sede en Londres, conformada por subsidiarias, alianzas y asociaciones estratégicas. Actualmente tiene más de 120 operaciones y proyectos en los cinco continentes, dando empleo a más de 200 mil personas. En América Latina mantiene una activa política de exploraciones y además desarrolla importantes actividades productivas en Chile, Venezuela, Brasil, Colombia y Argentina. Las acciones de la compañía se cotizan principalmente en la Bolsa de Londres.

Anglo American Chile es parte de la División Metales Básicos de Anglo American plc. Anglo American Chile comenzó sus operaciones en el país en 1998, a través de la Empresa Minera de Mantos Blancos. Posteriormente, compró el 44% de la propiedad de la compañía minera Doña Inés de Collahuasi. En el 2002 adquirió la Compañía Minera Disputada de Las Condes, hoy Minera Sur Andes.

Es la segunda minera privada más importante del país, con una producción anual que en 2004 alcanzó a 667 mil toneladas de cobre fino y con ventas cercanas a US\$ 2 mil millones anuales, incluyendo el 44% de participación de la compañía en la propiedad de Collahuasi. Está dedicada a la exploración, explotación, procesamiento y comercialización de cobre, como concentrado, Ánodo/ Blíster y cátodos. También comercializa subproductos, como el molibdeno y el ácido sulfúrico.

Anglo American Chile cuenta con cinco divisiones operacionales: Los Bronces, Mantos Blancos, El Soldado, Mantoverde, Fundición Chagres y el 44% de las acciones de la Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi.

2.2.1 División Los Bronces

Los Bronces es una mina a tajo abierto ubicada en la Cordillera de Los Andes a 50 kilómetros de Santiago en la Región Metropolitana. Tiene una vida útil de más de 30 años y grandes reservas potenciales, lo que permite futuras expansiones de producción. La planta concentradora Las Tórtolas está ubicada en Colina, donde se encuentra la planta de flotación y el tranque de relaves.

2.2.2 División Mantos Blancos

La División Mantos Blancos está ubicada en la Segunda Región, a 45 kilómetros al noreste de Antofagasta. Contempla una mina a tajo abierto, con una vida útil estimada en 5 años, y plantas de chancado, extracción por solventes y electro-obtención para el tratamiento de minerales oxidados, además de una planta para el tratamiento de minerales sulfurados, que produce concentrado de cobre con contenido de plata.

2.2.3 División El Soldado

El Soldado se ubica en Nogales, Quinta Región, a 132 kilómetros de Santiago en plena Cordillera de la Costa. Comprende una mina subterránea y otra a tajo abierto, con una vida útil estimada en 20 años. Además, cuenta con plantas de tratamiento de minerales oxidados y sulfurado

2.2.4 División Mantoverde

La División Mantoverde está ubicada a 50 kilómetros del puerto de Chañaral, en la Tercera Región. Comprende una mina de cobre a tajo abierto, que tiene una vida útil

estimada en 10 años, una planta de chancado, sistema mecanizado de transporte y apilamiento del material, lixiviación en pilas y un proceso de extracción por solventes y electro-obtención.

2.2.5 División Fundición Chagres

División Chagres es una Fundición de cobre más moderna del país, que inició sus operaciones en 1917. Está localizada en la V Región de Chile, en la Comuna de Catému y cercana a la localidad de Llay Llay a 100km al norte de la ciudad de Santiago. Su producto final es cobre anódico. También se obtiene como subproducto ácido sulfúrico.

Los concentrados que procesa la Fundición provienen principalmente de las Divisiones Los Bronces y El Soldado. Estos contienen en promedio 30% de cobre, 31% de azufre, 22% de fierro, 10% de sílice y otros elementos menores.

Su proceso productivo se realiza mediante un horno Flash y la capacidad actual de procesamiento de la Fundición alcanza las 165 mil toneladas de cobre fino al año. La captura de azufre bordea el 95%, lo que la convierte en una de las fundiciones líderes del país en materia ambiental.

2.3 Descripción del Proceso Productivo de la Fundición Chagres

Fundición Chagres como faena productiva se subdivide en dos Plantas; la fundición y la planta de ácido. Estas dos plantas productivas cuentan con el más moderno equipamiento de tecnología, es por eso que el subproducto como el producto principal, son tan cotizados en el mercado nacional e internacional respectivamente. La figura 2.1 muestra un diagrama del Proceso productivo de la Fundición Chagres.

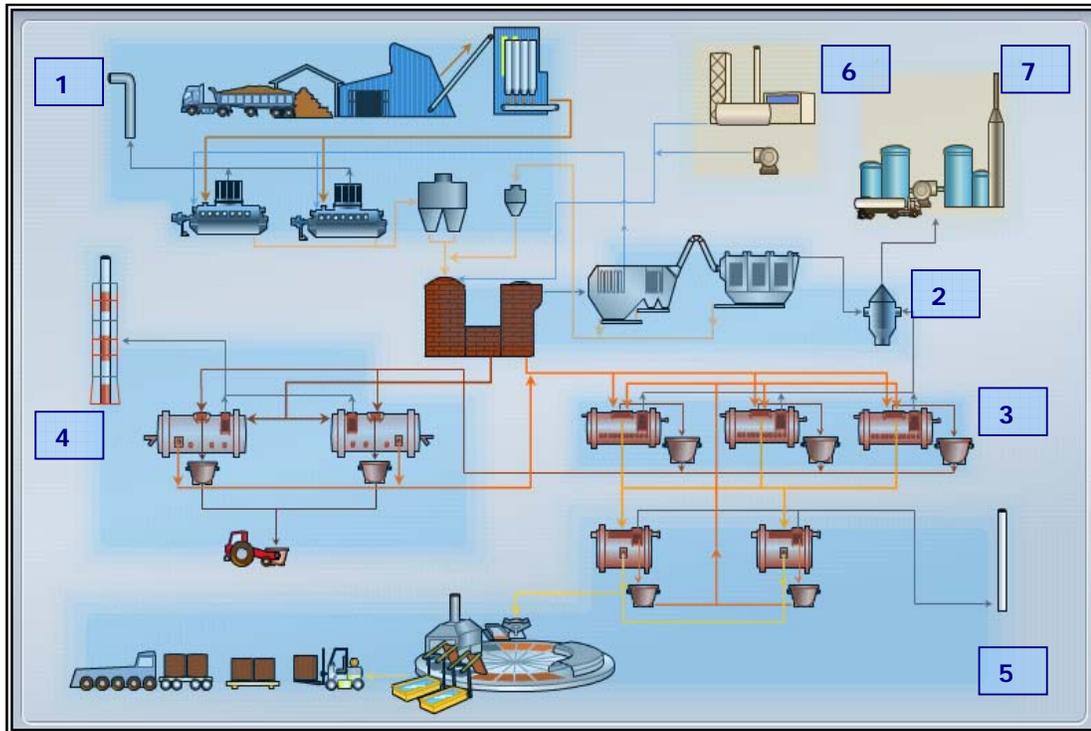


Figura 2.1: Diagrama del Proceso productivo de la Fundición de Chagres

1

2.3.1 Almacenamiento y secado.

El proceso de producción de Fundición Chagres, comienza con la recepción y almacenamiento del concentrado de cobre – polvo fino de color gris oscuro con un contenido de cobre del orden del 30 %, y con 8 a 9 % de humedad – el cual proviene de diversas plantas concentradoras que posee Anglo American Chile en la zona central del país, específicamente las divisiones de “Los Bronces” y “El Soldado”. El concentrado es almacenado en un edificio de acopio con una capacidad para 10.000 toneladas. Luego, es enviado mediante correas a tolvas de 2000 toneladas cada una, donde se dosifica con sílice –usada para la formación de escoria – y posteriormente transportado mediante un sistema de correas al área de secado. En el secado, al concentrado se le reduce el contenido de humedad de 9 % a 0.2 %, a través de dos secadores cuya fuente de calor es el vapor

producido en el proceso de enfriamiento de gases de fusión. Finalmente el concentrado seco se almacena en una tolva 400 toneladas, ubicada sobre el horno Flash.

2

2.3.2 Fusión de Concentrado y Recuperación de Calor.

La fusión del concentrado seco se realiza en un horno flash con una tasa promedio de 75 toneladas por hora. La tecnología de este horno permite fundir el concentrado por medio del calor que se libera en la oxidación del fierro y azufre contenidos en el concentrado, constituyendo un proceso de fusión autógena. El concentrado fundido se deposita en la zona inferior del Horno Flash –Settler- separando el material por sedimentación en dos fases, denominadas eje y escoria. La escoria (fase superior), es una mezcla de óxido de fierro combinado con sílice que contiene del orden de 1 a 2 % de Cobre. Esta, se extrae por la parte superior del “Settler” y es enviada directamente a los Hornos de Limpieza Escoria mediante canales, donde se recuperará el cobre que aún contiene. El eje (fase inferior), es una mezcla de sulfuros de cobre y fierro, con un contenido de 60 a 65 % de cobre, el cual se vierte en ollas, mediante las cuales es transportado a los convertidores Pierce Smith para continuar su procesamiento.

3

2.3.3 Conversión.

El eje extraído periódicamente del Horno Flash es transportado en ollas mediante puentes grúas a lo largo de la nave de conversión y vaciado en uno de los cuatro convertidores Pierce Smith (CPS). La Conversión consta de dos etapas:

- En primer lugar el “soplado al fierro” que consiste en la inyección de aire en baño fundido oxidando todo el fierro y parte del azufre contenidos en el eje. El óxido de fierro se combina con sílice formando una capa de escoria la que se extrae por la boca del convertidor para ser enviadas en ollas a los Hornos de Limpieza de Escoria. De este modo el producto que queda en el convertidor se denomina metal blanco el cual contiene del orden de un 75% de cobre.

- La segunda etapa es el “soplado a cobre”, en donde todo el fierro y el azufre son oxidados debido a la inyección de aire por toberas. Obteniendo de este modo un producto final de la conversión denominado “cobre blister” con una pureza de un 99.2%.

Los gases metalúrgicos generados en estos hornos son enviados hacia la Planta de Ácido.

4

2.3.4 Limpieza escoria

La escoria proveniente del Horno Flash tiene cobre en alguna medida oxidado y principalmente atrapado mecánicamente. Es por esto que la escoria es enviada a un proceso de limpieza en los Hornos de Limpieza de Escoria (HLE) para extraer el cobre y conformar así un material de descarte: Escoria final con menos de 1% de cobre, la cual se transporta mediante un camión especialmente equipado a un botadero.

Una vez sangrada la escoria del HLE, queda sólo sulfuro de cobre también llamado “plateado”. Este producto es enviado a los CPS para ser mezclado junto con el eje proveniente del horno flash y continuar con su proceso de purificación.

5

2.3.5 Refino y Moldeo

El cobre blister es retirado de los convertidores y transportado mediante ollas a dos hornos de refinación. En éstos se realiza un proceso que consta de dos etapas:

La primera consiste en la inyección de aire en baño fundido que permite la oxidación del azufre.

La segunda, en la cual se elimina el exceso de oxígeno adquirido en la etapa anterior, mediante una reducción con petróleo o gas natural. Al final de la segunda etapa el cobre con una pureza del orden de 99.6%, está en condiciones de continuar a la etapa de moldeo. Los gases generados son capturados por campanas y enviados a las chimeneas de horno de refinó. En el proceso de moldeo, el cobre se extrae del Horno de Refinó a través del orificio de sangría y se vierte en una canala que lo conduce a la rueda. Se dispone para ello de una rueda simple de 16 moldes con una capacidad de 40 toneladas por hora de ánodos. El peso de los ánodos fluctúa entre los 278 y 420 Kg., dependiendo del cliente y destino. Un sistema mecanizado los retira desde la rueda de moldeo y los deposita en un estanque para su enfriamiento y manejo posterior de almacenamiento y despacho.

6

2.3.6 Plantas Auxiliares

Para la operación de los procesos mencionados, se requiere de insumos y planta anexas, entre las cuales mencionamos las Plantas de Oxígeno, Planta de aire, Tratamiento de Agua y Efluentes entre otras.

7

2.3.6 Planta de Ácido

La Planta de Ácido procesa los gases metalúrgicos generados en el Horno Flash y en los convertidores Pierce Smith – ricos en dióxidos de azufre y con algún contenido de polvo-

2.4 El Acido Sulfúrico

El ácido sulfúrico es un líquido viscoso, de densidad 1,83g/ml., transparente e incoloro cuando se encuentra en estado puro, y de color café cuando contiene impurezas. Es un ácido fuerte que, cuando se calienta por encima de 30°C se desprenden vapores y por encima de 200°C emite trióxido de azufre. En frío reacciona con todos los metales y en caliente su reactividad se intensifica. Tiene gran afinidad por el agua y es por esta razón que extrae el agua de las materias orgánicas, carbonizándolas. Por la acción corrosiva sobre los metales, el ácido sulfúrico genera hidrógeno molecular, gas altamente inflamable y explosivo.

Su fusión ocurre a los 10.4 °C, y su ebullición a los 279.6°C. Puede ser mezclado con agua en cualquier proporción. Las soluciones de ácido sulfúrico son definidas por su contenido en peso. El ácido sulfúrico anhidro (100% H₂SO₄) es llamado ácido “monohidratado”, lo que simplemente se refiere a la monohidratación del trióxido de azufre. El ácido sulfúrico puede disolver trióxido de azufre, formando el oleum o ácido sulfúrico fumante. La concentración del oleum se expresa en porcentaje en peso de SO₃ disuelto en un 100% de H₂SO₄.

Las propiedades físicas del ácido sulfúrico y oleum dependerán de sus concentraciones de H₂SO₄ y SO₃, de la temperatura y la presión.

La conductividad eléctrica del ácido sulfúrico a 20°C se muestra en la Figura 2.2 en función de la concentración. La forma peculiar de la curva está dada por la disociación iónica del sistema H₂O/H₂SO₄/SO₃ a diferentes concentraciones. La medición de la conductividad, es por lo tanto un método para determinar la concentración del ácido sulfúrico.

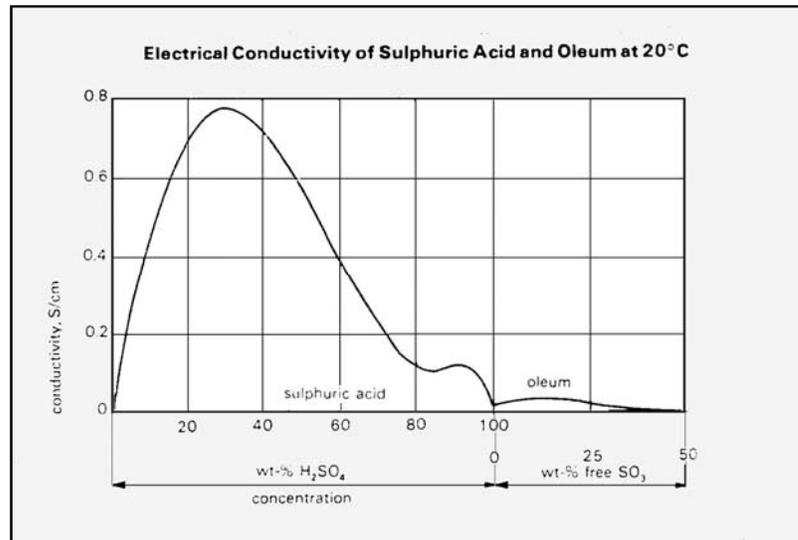


Figura 2.2: Conductividad Eléctrica del H₂SO₄ y Oleum a 20°C

2.4.1 Diagrama de fases

En la Figura 2.3 se presenta un diagrama de fase de soluciones acuosas de ácido sulfúrico, basado en su punto de ebullición. La curva inferior muestra la relación entre el punto de ebullición del ácido sulfúrico y su concentración, mientras que la curva superior presenta la concentración de ácido sulfúrico en el vapor producido por la ebullición del ácido en función de la temperatura.

Cuando una solución acuosa de ácido sulfúrico hierve, el vapor contiene una mayor cantidad de agua que de ácido, así la concentración del ácido aumenta, como también su punto de ebullición. Esto continúa hasta que el punto de ebullición alcanza un valor máximo a los 339°C, a una concentración de ácido sulfúrico de 98.3%. En este punto las fases vapor y líquido tienen una composición idéntica.

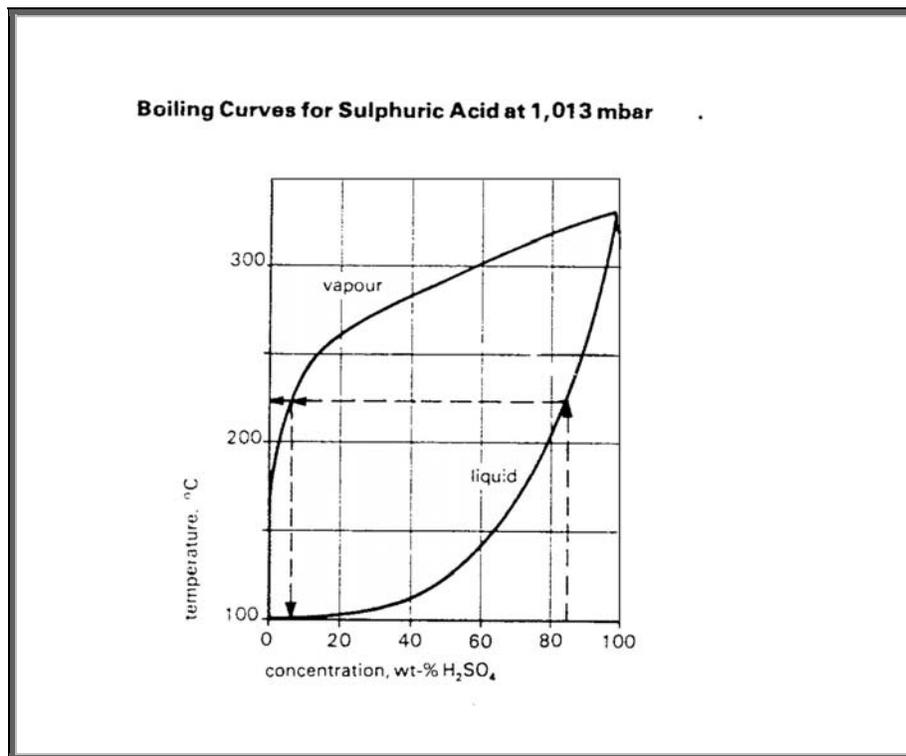


Figura 2.3: Curva de ebullición del Ácido Sulfúrico a 1.013 mbar.

Como puede verse, en las líneas punteadas de la figura, si el vapor en equilibrio con el ácido sulfúrico de 85% y a 223°C fuese condensado, contendría cerca de un 7% de H₂SO₄. A concentraciones bajo 75% de H₂SO₄, sólo se evapora agua. La conducta de ebullición del ácido sulfúrico es sumamente importante en la industria de proceso que produce ácido sulfúrico por concentración.

Los vapores de ácido sulfúrico de más de 98.3% de concentración no sólo contienen una gran cantidad de H_2SO_4 en el líquido, sino que también cantidades considerables de SO_3 .

La Figura 2.4 muestra las presiones de vapor de equilibrio de H_2O , H_2SO_4 y SO_3 de ácido sulfúrico a $60^\circ C$ en concentraciones de ácido por sobre el 85% y hasta un 15% de oleum. Estas curvas de presión de vapor son importantes en el secado de gases y en la absorción de SO_3 , del proceso de producción de ácido sulfúrico por contacto.

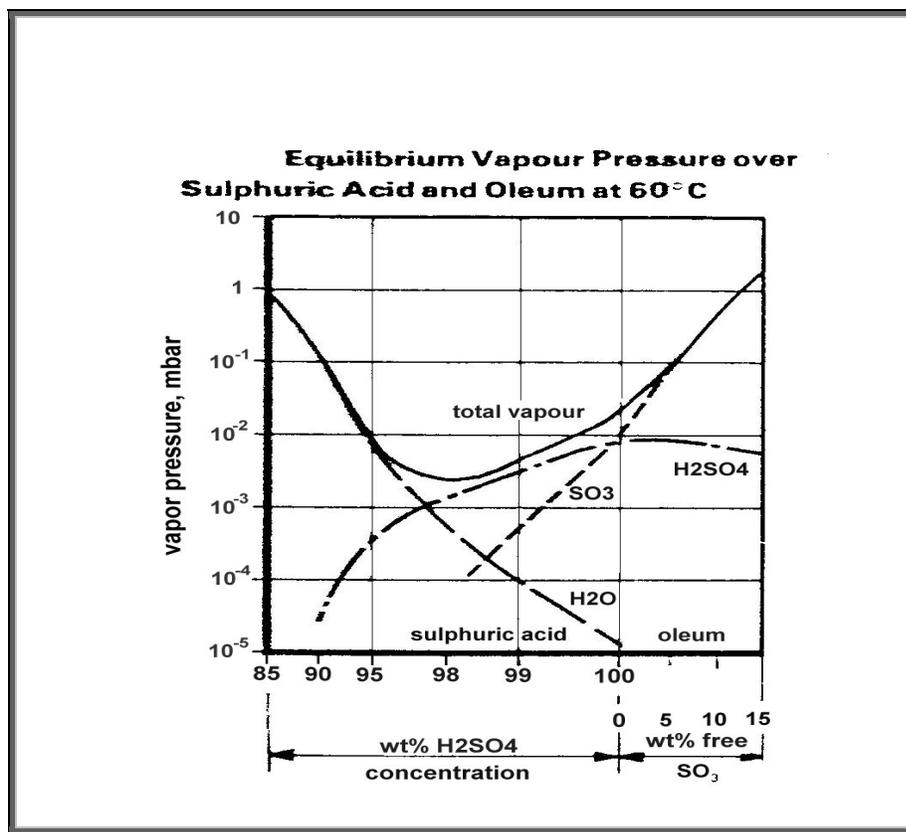


Figura 2.4: Presiones de vapor en equilibrio de H_2SO_4 y oleum a $60^\circ C$

2.4.2 Propiedades químicas

El ácido sulfúrico es un ácido fuerte con características higroscópicas y propiedades oxidantes. El ácido sulfúrico, más bien el ión sulfato es química y térmicamente estable. Es por eso que sólo a muy altas temperaturas se descompone en su anhídrido, trióxido de azufre y vapor de agua, según la siguiente ecuación:



La reversibilidad de esta reacción es la ruta global por la cual se forma el ácido sulfúrico en la etapa de absorción de la Planta de Contacto. Sin embargo, en la práctica no es posible producir ácido sulfúrico por absorción de trióxido de azufre en agua, ya que el trióxido de azufre reacciona con el vapor de agua en equilibrio con el líquido, formando inicialmente vapor de ácido sulfúrico. Éste rápidamente condensa como una llovizna de finas gotitas, las cuales son prácticamente imposibles de retener. Sin embargo el ácido sulfúrico reacciona con el trióxido de azufre formando ácido disulfúrico, el que luego se convierte en ácido sulfúrico, una vez que ha reaccionado con agua.



Por consiguiente, es bastante factible absorber trióxido de azufre en ácido sulfúrico de 98% o a una concentración más alta, ya que la presión parcial de vapor de agua es muy baja y así se evita el problema de llovizna o mist. Sin embargo, las presiones de vapor del H_2SO_4 y del SO_3 aumentan progresivamente a concentraciones sobre el 99% de H_2SO_4 , luego la eficiencia máxima de absorción se encuentra cuando se utiliza ácido de concentraciones del 98-99%

2.5 Mercado del Acido Sulfúrico

2.5.1 El contexto Internacional

El ácido sulfúrico es reconocido como el principal ácido inorgánico y reactivo de la Industria química por sus propiedades, abundancia y bajo valor. La figura 2.5 muestra que el mercado del ácido sulfúrico está determinado tanto por el origen de la materia prima como por sus propiedades corrosivas que condicionan significativamente su producción, manejo y consumo.

Su producción se realiza mayoritariamente por tostación de azufre y de piritas (mineral de hierro sulfurado). Generalmente esta operación se realiza en las cercanías de los lugares de consumo y de acuerdo a la demanda, a fin de evitar transporte y almacenamientos significativos, es lo que se llama “producción voluntaria”. Ella explica el 75% de la producción mundial.

Siendo el azufre la materia prima principal para la producción de ácido sulfúrico, cabe distinguir que su oferta ha estado crecientemente dominada por el producto obtenido de la separación obligada del azufre contenido en el petróleo y gas natural.

Ello ha desplazado el uso de azufre elemental de origen minero y de piritas (minerales de hierro sulfurado).

A su vez la producción obligada de ácido sulfúrico aporta el restante 25%. Esta forma se denomina “obligada” porque se realiza en plantas integradas a fundiciones y otras usinas generadoras de gases sulfurados, en virtud de las normas ambientales cada vez más estrictas en todos los países.

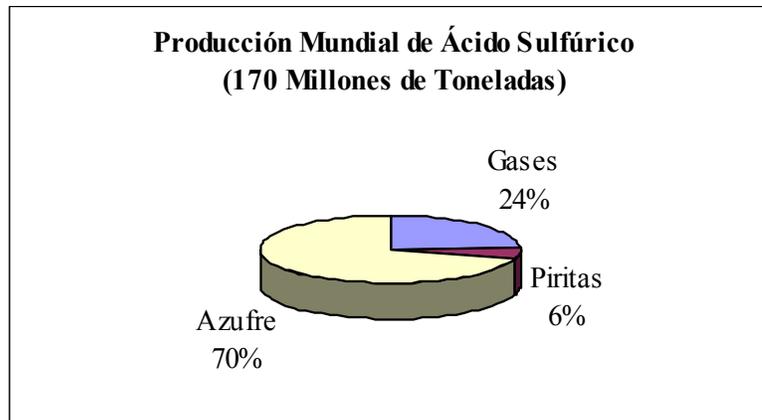


Gráfico 2.1.: Origen de la Producción Mundial de ácido Sulfúrico

Es necesario resaltar que ello ha determinado que la producción de ácido partir de gases de fundición ha crecido a una tasa del 3,8% anual, más del doble que el crecimiento de la producción voluntaria

Por su parte, la figura 2.6 muestra el consumo mundial de ácido sulfúrico es de similar magnitud y está dominado por la industria de los fertilizantes fosfatados con un 69% del total.

A su vez, la diversidad de aplicaciones de la industria química y otros usos explica el 24% del consumo global, mientras que la minería ha alcanzado un 7% de participación. El consumo de ácido sulfúrico en minería es relevante como reactivo de lixiviación de minerales de cobre para la obtención de cátodos Sx-Ew y, en menor medida para lixiviar minerales de níquel.

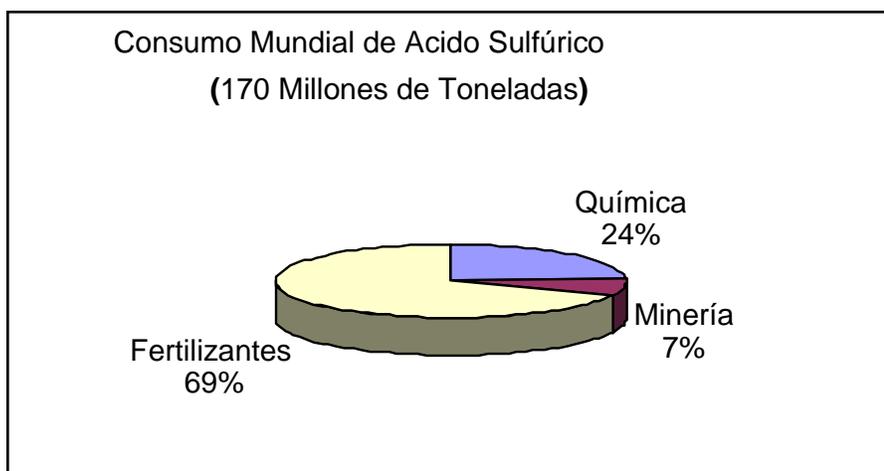


Gráfico 2.2: Destino de Consumo Mundial de Acido Sulfúrico

Chile es el principal productor de este tipo de cobre refinado, lo que le otorga relevancia en el mercado internacional del ácido sulfúrico, situándose entre los primeros 10 países productores y consumidores de esta sustancia.

La logística del ácido sulfúrico es compleja debido a su condición de sustancia corrosiva. Por ello el comercio internacional no supera al 7% del consumo mundial y, por cierto proviene de las fuentes de producción obligada que deben buscar mercados, aún lejanos, para colocar oportunamente el ácido.

Las zonas estructuralmente deficitarias en la actualidad son América, el Medio Oriente y Norte de África, China, India y Oceanía. A su vez, acusan excedentes el Sudeste asiático y Europa.

2.5.2 Calidades de Acido Sulfúrico

Debido a las crecientes exigencias del mercado, Anglo American Chile, Fundición Chagres, ha implementado un sistema de aseguramiento para obtener una calidad papelera del ácido Sulfúrico. Tal calidad está relacionada con altos parámetros de concentración de ácido sulfúrico, (superior al 98%), además de altos estándares de color y turbidez. La tabla 2.1 muestra los distintos destinos de consumo del ácido sulfúrico producido por la Fundación Chagres dependiendo como parámetro principal de la concentración de ácido además de las ppm de SO_2 , color y turbidez

	H_2SO_4	SO_2	Color	Turbidez	RED	Fe	Cu	As
	%	ppm	APHA	NTU	Me q/l	ppm	ppm	ppm
Papelero	>98	< 50	< 30	< 8	4	50	1	1
Químico	>98	50	< 40	8 a 15	5	50	1	1
Minero	> 40	> 15

Tabla 2.1: Calidades de Acido Sulfúrico

Las figuras 2.7 y 2.8 muestran respectivamente la distribución anual de despachos e ingresos que significó la venta de ácido sulfúrico para la Fundación Chagres en el año 2006.

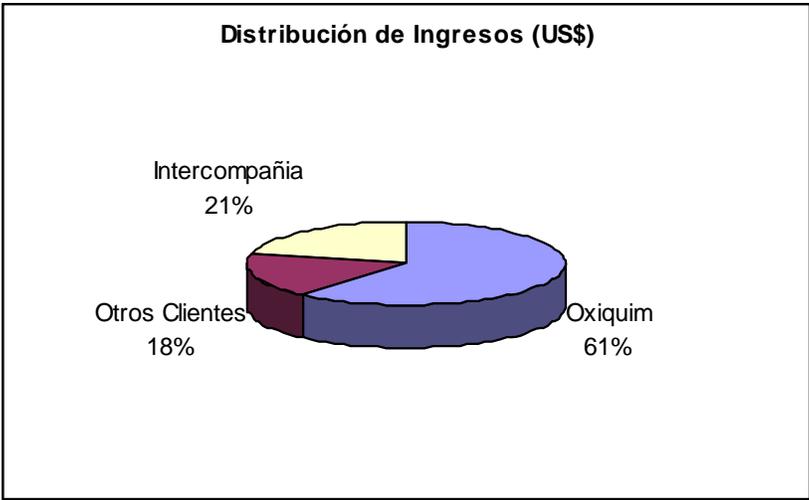


Gráfico 2.3: Distribución de ingresos (US\$) del Acido Sulfúrico

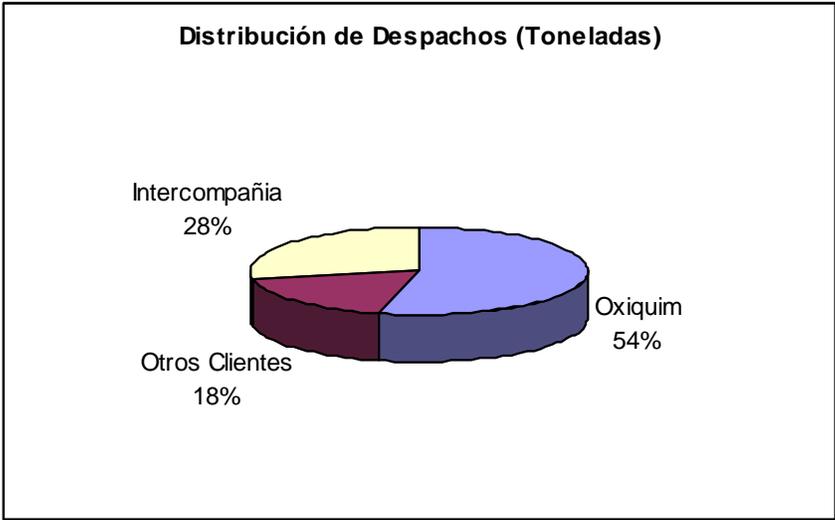


Gráfico2.4: Distribución de Despacho

CAPITULO III

DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA

DE ACIDO

3.1 Generalidades

La planta de ácido sulfúrico tiene una capacidad de 18000 toneladas métricas de ácido sulfúrico al 100% cada 24 horas, alimentada en forma continua con gas de proceso, de composición definida y con una conversión de SO_2 a SO_3 de 99.7%. La composición del ácido producto es de 98 a 98.5% en H_2SO_4 .

A continuación se presenta una tabla con los datos técnicos de diseño:

Índice de Diseño	Base de Diseño	Auto termal
Flujo de gas (base seca) Mm^3/h	150.000	
SO_2	12,0	5,0(min.)
SO_3	0	0
O_2	13,1	14,0
CO_2	0,6	0
N_2	balance	balance
H_2O	Saturado	Saturado
Temperatura($^{\circ}\text{C}$)	40	40
Presión(mmc.a)	≤ 1400	≤ 990

Tabla 3.1: Datos Técnicos de Diseño

Los pasos principales en este proceso son los siguientes:

- Limpieza de Gases
- Secado
- Conversión de SO_2 A SO_3
- Absorción de SO_3

Las Figuras 3.1 y 3.2 muestran la zona de Limpieza, Zona de Secado y la Zona de Contacto:

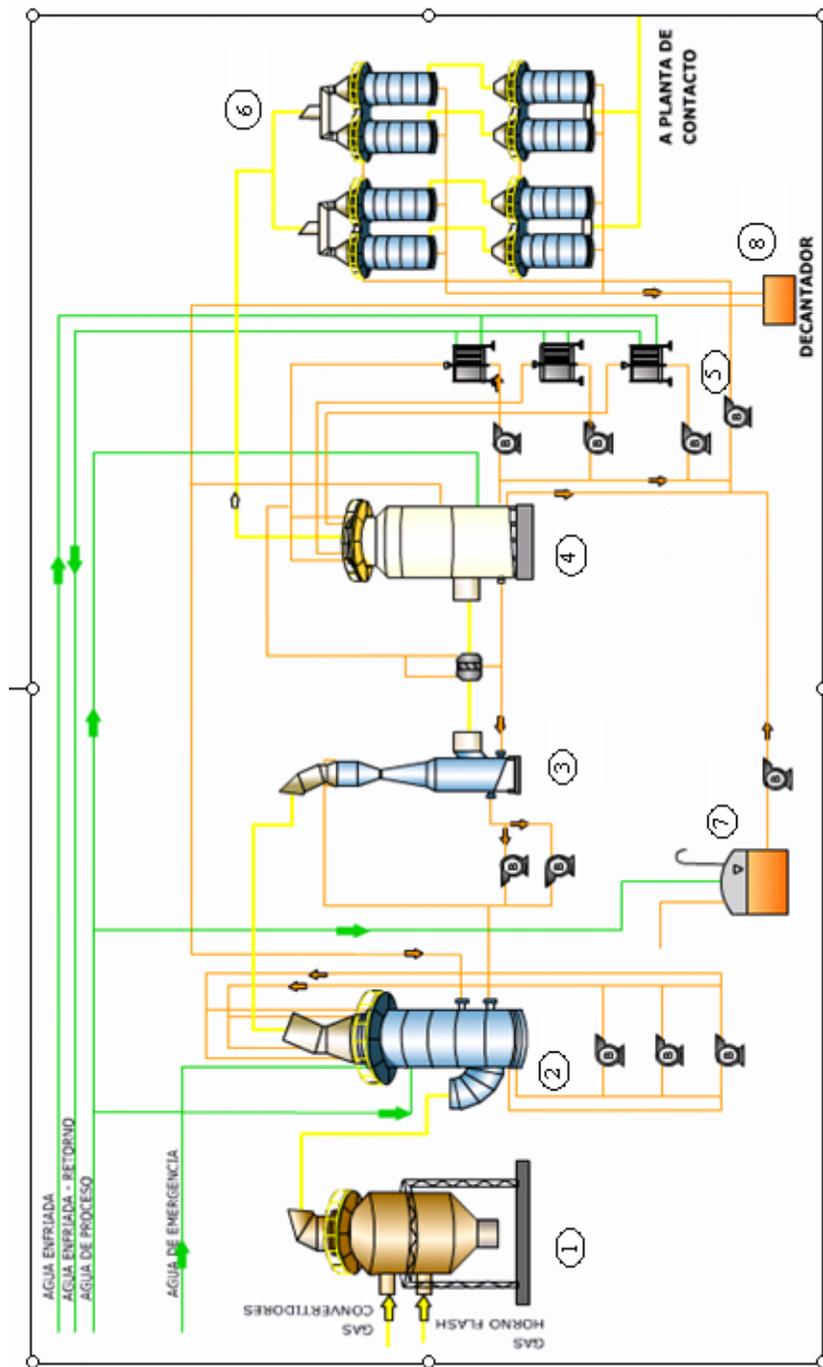


Figura 3.1: Diagrama Zona de Limpieza

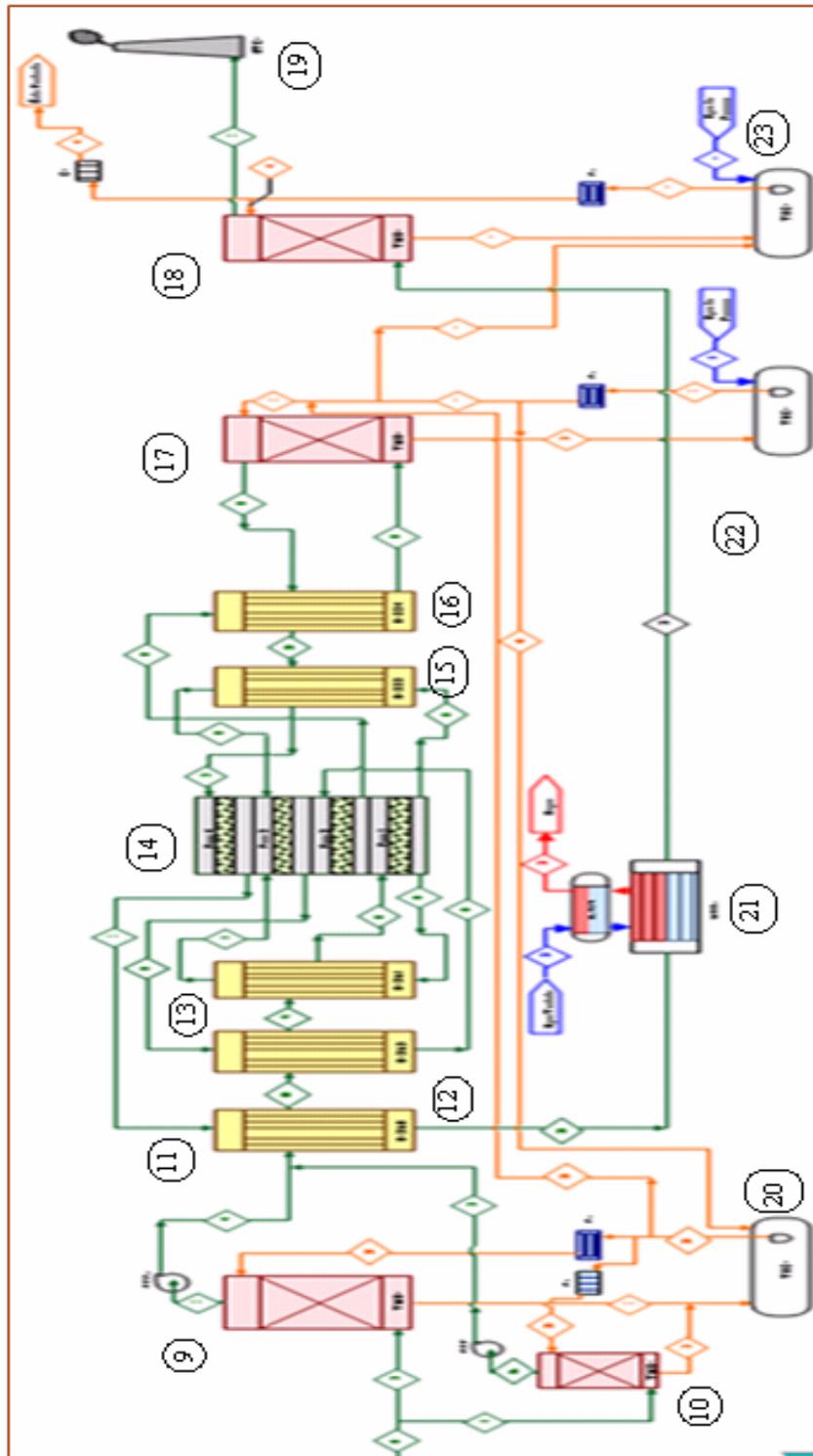


Figura 3.2: Diagrama Zona de Secado y Zona de Contacto

Diagrama Zona de Limpieza

1. Cámara de Mezcla
2. Torre de Humificación
3. Ventura Scrubber
4. Torre de Enfriamiento
5. Enfriadores de Torre de Enfriamiento
6. Precipitadores Electroestáticos Húmedos
7. Tanque de Acido C
8. Decantado

Diagrama Zona de Secado y Zona de Contacto

9. Torre de Secado Primaria
10. Torre de Secado Secundaria
11. Intercambiador Gas Frío
12. Intercambiador Gas Intermedio
13. Intercambiador Gas Caliente
14. Convertidor
15. Intercambiador Gas Caliente Interpaso
16. Intercambiador Gas Frío Interpaso
17. Torre de Absorción Intermedia
18. Torre de Absorción Final
19. Chimenea
20. Tanque de Acido de Secado
21. Caldera
22. Tanque de Absorción Intermedia
23. Tanque de Absorción Final

3.2 Zona de Limpieza

En esta etapa el gas que contiene SO_2 abandona el horno flash y el convertidor conteniendo nitrógeno, oxígeno, polvo, humo metálico, vapor de agua y algunas impurezas del mineral como halógenos (flúor, cloro), selenio y arsénico.

El gas proveniente de la cámara de mezcla, entra a 320°C aproximadamente, a la Torre de Humidificación, la cual no contiene relleno en su interior. El gas se lava por medio de nozzles o boquillas con ácido débil, cuya concentración varía alrededor de 45% en H_2SO_4 , de este modo el gas se enfría por el contacto con el líquido en contra corriente a $< 80^\circ\text{C}$. El ácido débil es recirculado en la torre sin enfriarlo y el líquido sobrenivel es enviado a estanques de almacenamientos.

Desde la Torre de Humidificación el gas se envía al Venturi Scrubber, donde entra en co-corriente con ácido débil inyectado a través de toberas o nozzles.

El gas nuevamente se enfría y se retienen la totalidad de las impurezas, principalmente, arsénico y selenio.

De este modo el gas es conducido a la Torre de Enfriamiento, la cual contiene relleno en su interior. Nuevamente ácido débil se recircula en su interior a través del relleno en contra corriente lo que permite retirar parte de la neblina ácida, los cloruros, el vapor de agua, como también todos los compuestos fluorados.

Debido al contacto de ácido de concentración inferior a 3% en H_2SO_4 con el gas húmedo; el líquido es enfriado en intercambiadores de calor, para seguir posteriormente recirculando el ácido a través de la torre.

El ácido es mezclado con una solución de silicato de sodio, necesaria para hacer reaccionar el flúor del gas y de este modo retirarlo del sistema. La presencia de flúor en el gas en etapas posteriores, como son secado y absorción produce daños estructurales en el revestimiento del ladrillo antiácido de las torres.

El gas frío, parcialmente purificado, pasa a los Precipitadores Electrostáticos Húmedos, que son unidades que operan de a pares en paralelo. En estos la mayor parte de la neblina ácida y partículas de polvo, es eliminada por precipitación eléctrica.

El ácido débil acumulado en el fondo de los precipitadores es enviado al estanque de la Torre de Enfriamiento, así mismo este ácido es utilizado desde la torre, para el lavado de las unidades de Electrofiltros a través de nozzles ubicadas en el techo de cada unidad. EL propósito de ello es mantener los electrodos limpios de polvo, para favorecer el contacto eléctrico.

Todo el transporte de gas a lo largo del tren de limpieza se efectúa por succión de un ventilador que transporta desde la entrada a la Torre de Humidificación hasta la Torre de Absorción.

Con el propósito de evitar un posible colapso en los ductos que transportan el gas, el sistema de ductos incorpora a la salida de los Precipitadores Electrostáticos, un dispositivo de seguridad capaz de hacer ingresar aire falso al sistema en caso de aumentar por sobre el nivel de control, la presión de succión en los ductos.

3.3 Zona de Secado y Contacto

La zona de secado consiste en el secado de gases, mientras que la etapa de contacto, ocurren los siguientes procesos: Conversión de SO_2 a SO_3 y Absorción del SO_3

3.3.1 Secado de gases

El gas limpio y frío es conducido a la etapa de secado en donde se reduce la humedad constituida por vapor de agua.

Los equipos principales están dados por:

- Torres de Secado
- Intercambiadores de Calor

- Estanque de ácido Torres de Secado
- Sopladores

La figura 3.3 muestra el proceso. Aquí el gas es puesto en contacto con ácido al 96% de concentración, en dos torres de relleno cerámico con flujo en contra corriente. Debido a que la reacción de agua y ácido es exotérmica, el calor debe ser retirado mediante un enfriador de tubos y carcaza, con agua refrigerante circulando por los tubos y el ácido por la carcaza en T_1 y mediante un enfriador de placas en la T_2 . El ácido, de este modo circula desde el estanque de almacenamiento impulsado por una bomba, hacia el tope de las Torres de Secado, así mismo el gas que abandona las torres lo hace libre de humedad. Para evitar el transporte de neblina en el gas, las torres tienen dispositivos para capturar el rocío o neblinas ácidas que de lo contrario llegarían al ventilador de la planta y luego a la etapa de conversión.

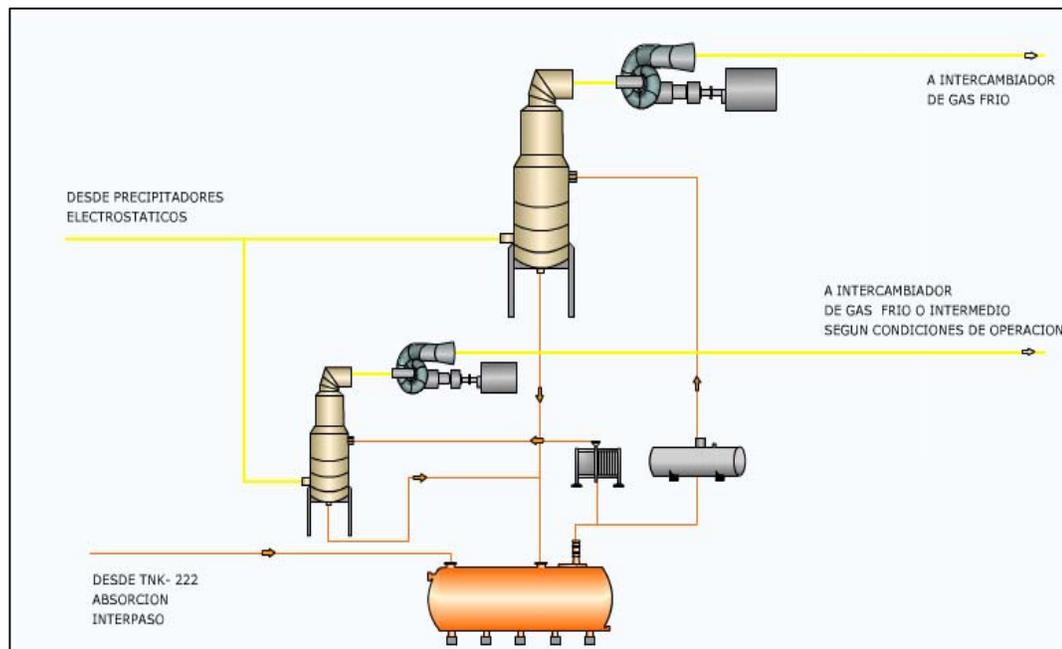


Figura 3.3: Diagrama de la fase de Secado

3.3.2 Conversión de SO₂ a SO₃

Los gases al abandonar la torre de secado, son conducidos mediante los sopladores a la etapa de conversión.

El equipamiento esta compuesto por:

- Intercambiadores de calor gas-gas
- Convertidor Catalítico
- Precalentador
- Caldera de calor residual

La figura 3.4 muestra el proceso. El gas es conducido mediante dos ventiladores hacia los intercambiadores de calor frío, intermedio, caliente, frío-interpaso, y caliente-interpaso de este modo el gas entra al convertidor con una temperatura cercana a 400 - 420°C.

El paso por cuatro etapas de este convertidor generará el calor necesario que se aprovechará en los intercambiadores gas-gas para calentar o enfriar, según sea el caso, el gas que está en proceso. Dicho aumento de temperatura en el convertidor se debe a que la reacción de formación del SO₃ a partir de oxígeno y SO₂, efectuada en presencia de un catalizador llamado pentóxido de vanadio y cesio, es exotérmica, por lo tanto se genera un calor de reacción que es aprovechado para calentar el gas frío que entra al convertidor.

Esta etapa además cuenta con una unidad de precalentamiento compuesta por: Un quemador a petróleo y/o gas, y un intercambiador de calor semejante a los anteriores, utilizado en la etapa de calentamiento del convertidor durante la puesta en marcha o cuando la concentración de SO_2 en los gases es insuficiente para mantener las temperaturas en los cuatro pasos del convertidor. De este modo el Precalentador calienta aire que se hace circular por el convertidor hasta alcanzar la temperatura de operación en cada etapa ($\sim 420^\circ\text{C}$).

Por otro lado el calor excesivo generado durante la conversión es retirado por medio de una Caldera de Calor Residual para producir vapor saturado.

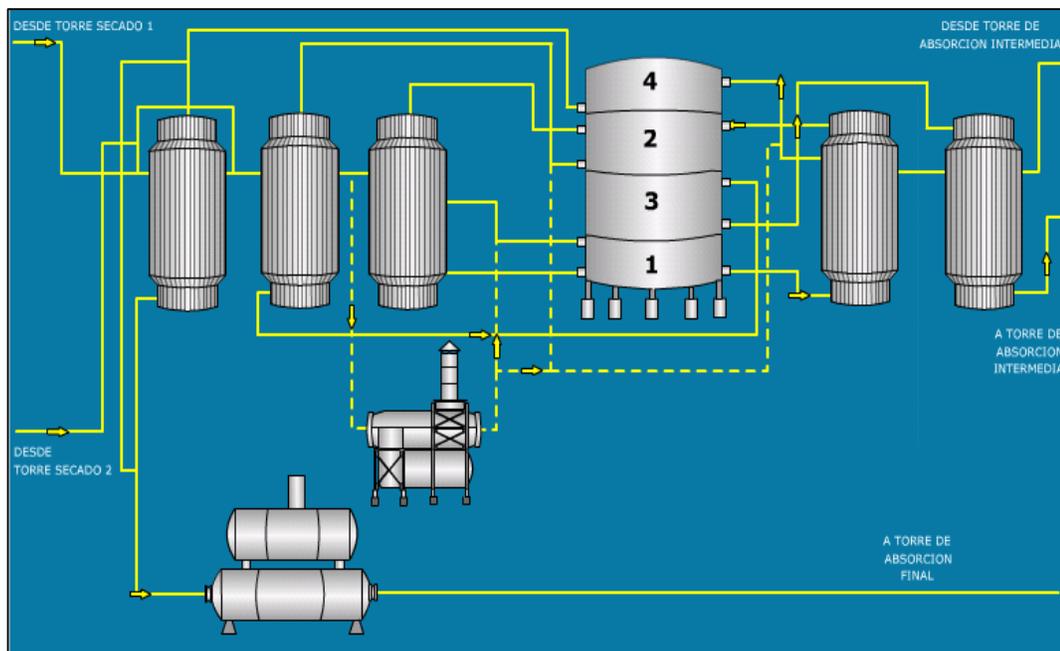


Figura 3.4: Diagrama de la Fase de Conversión

3.3.3 Absorción del SO₃

El gas convertido en la etapa anterior pasa a la siguiente para producir ácido sulfúrico.

Los equipos principales son:

- Torres de Absorción
- Intercambiadores de calor
- Estanques de almacenamiento
- Intercambiadores ácido producto
- Estanque ácido producto
- Chimenea de gases a la atmósfera

La figura 3.5 muestra el proceso. El gas que entra a las Torres de Absorción a una temperatura cercana a 75°C, se pone en contacto con ácido en contra corriente de 98% de concentración. Las torres están compuestas de relleno cerámico del tipo Intalox, que permite la absorción del SO₃ del gas en el ácido. Producto de esta absorción se genera calor, el cual es retirado de la torre por medio de dos intercambiadores de tubos y carcaza. El ácido es conducido desde los estanques por medio de bombas verticales hacia el tope de las torres por donde escurre por gravedad. El gas abandona las torres pasando por un dispositivo que capta el rocío y luego por una serie de eliminadores de neblina tipo Vela, para dirigirse a la chimenea de gases libre de SO₂.

El SO₃ absorbido genera un ácido más concentrado el cual se nivela a la concentración de 98 - 98,5% que es la de producción. El volumen en exceso de ácido en estas torres es enviado a estanques de almacenamiento de producto donde es enfriada por los intercambiadores a 35°C.

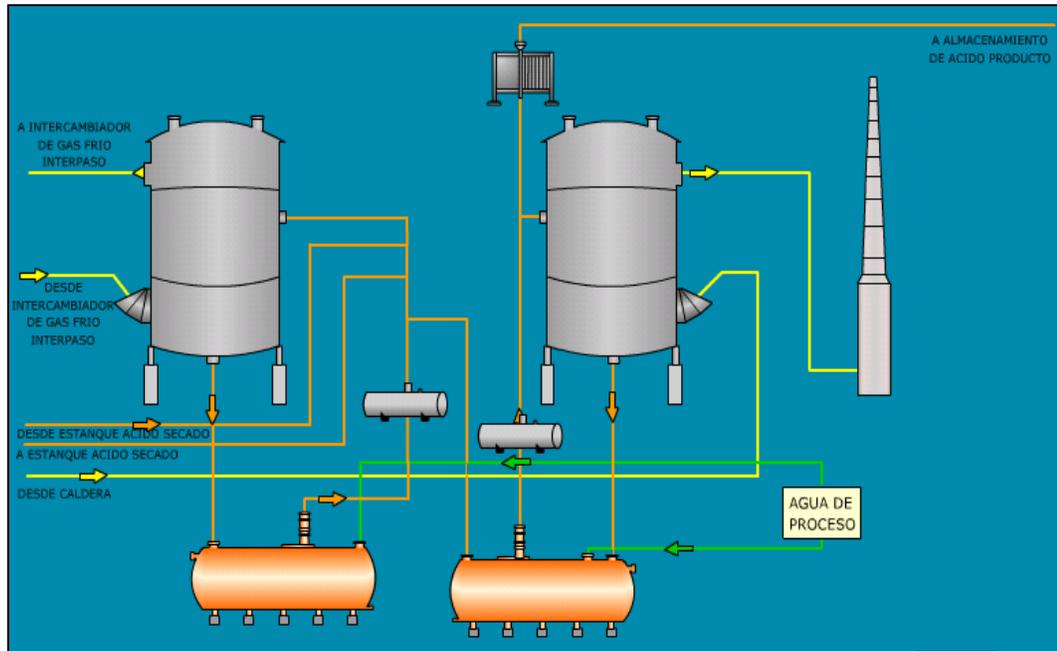


Figura 3.5: Diagrama de la fase de de Absorción de SO_3

Sistema de Enfriamiento de agua

El sistema de enfriamiento de agua de la planta de ácido usa agua recirculada desde las torres de enfriamiento ubicadas fuera de los límites de batería de la planta de ácido. El suministro de agua enfriada es dirigido a todos los enfriadores que operan en paralelo. Mezclas de agua caliente desde los enfriadores se traen a un lugar en los límites del perímetro de la planta en forma de agua de enfriamiento retornada.

Sistema de vapor y alimentación de agua a la caldera

El agua tratada y el condensado es traída desde los límites de batería del desaerador, donde son calentados y los gases disueltos son removidos mediante la introducción de un vapor de baja presión. Esta agua fluye por gravedad a las bombas de alimentación

CAPITULO IV

SIMULADOR DYSSAP

4.1 Introducción

Fundición Chagres, en conjunto con el Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Santiago de Chile han desarrollado un proyecto de simulación de la Planta de Acido que incluye el desarrollo de un simulador dinámico del proceso.

El simulador denominado **DYSSAP** de (Dynamic Simulator of Sulphuric Acid Plants) es capaz de entregar los estados de la planta en el tiempo como función de las variables operacionales más relevantes del proceso.

Desarrollado en Simulink de Matlab, el software realiza la integración de los modelos matemáticos desarrollados para cada equipo a partir de consideraciones fenomenológicas.

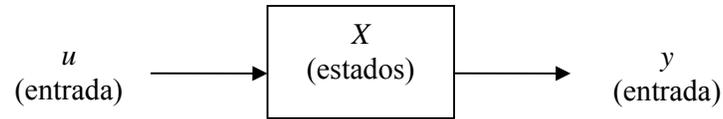
Simulink es una herramienta interactiva para modelar, simular y analizar sistemas dinámicos. Nos permite construir diagramas de bloque gráficos, evaluar el rendimiento del sistema y refinar sus diseños.

Simulink tiene dos fases de uso: la definición del modelo y el análisis del modelo. La definición del modelo significa construir el modelo a partir de elementos básicos construidos previamente, tal como, integradores, bloques de ganancia o servomotores. El análisis del modelo significa realizar la simulación, linealización y determinar el punto de equilibrio de un modelo previamente definido.

Simulink puede simular cualquier sistema que pueda ser definido por ecuaciones diferenciales continuas y ecuaciones diferenciales discretas. Esto significa que se puede modelar sistemas continuos en el tiempo, discretos en el tiempo o sistemas híbridos. Simulink usa diagramas de bloques para representar sistemas dinámicos. Mediante una interfase gráfica con el usuario se pueden arrastrar los componentes desde una librería de bloques existentes y luego interconectarlos mediante conectores y alambre.

4.2 Cómo trabaja Simulink

Cada bloque mediante un modelo de **Simulink** tiene estas características generales: Un conjunto de entradas u , un conjunto de salidas y y un conjunto de estados x .



El vector de estado puede constar de estados continuos, estados discretos o una combinación de ambos.

La simulación consta de dos fases: inicialización y simulación. Algunas acciones tienen lugar durante la fase de inicialización.

En primer lugar, los parámetros del bloque se pasan a MATLAB para su evolución. Los valores numéricos resultantes se utilizan como los parámetros actuales de bloque.

En segundo lugar, la jerarquía del modelo se reduce a su nivel inferior. Es decir, cada subsistema se sustituye por los bloques que contiene.

En tercer lugar, los bloques se disponen en el orden en que se necesita que se actualicen. El algoritmo de ordenación construye una lista tal que cualquier bloque con alimentación directa no se actualiza hasta que se calculan los bloques que excitan sus entradas. Es durante este paso cuando se detectan los lazos algebraicos.

Finalmente, se comprueban las conexiones entre bloques para asegurar que la longitud del vector de salida de cada bloque coincide con la entrada que esperan los bloques a los que se conecta.

Ahora la simulación está preparada para poder ejecutarse.

4.3 Bases Conceptuales

El objetivo del simulador dinámico es la entrega de las condiciones de los equipos de la planta como función del tiempo cuando cambian las condiciones de entrada o los parámetros de los equipos.

La base para el desarrollo del simulador es el planteamiento de las ecuaciones de balance en estado no- estacionario para cada equipo, según:

$$\frac{dS_j}{dt} = S_{in} - S_{out} \pm G$$

Donde S es cualquier propiedad conservativa. S_{in} y S_{out} son los flujos de entrada y salida de la propiedad en el volumen de control y G es la velocidad de generación o desaparición de la propiedad en el volumen de control.

La ecuación anterior es aplicada al balance de masa global, balance por componentes, balance de energía y de cantidad de movimiento en cada volumen de control del equipo.

Las ecuaciones obtenidas resultan ser habitualmente sistemas algebro-diferenciales no-lineales que deben resolverse por algún método numérico de integración.

En este caso se utiliza como plataforma de desarrollo a Simulink de Matlab, que en un entorno de programación de bloques, permite introducir las ecuaciones del modelo de cada equipo e integrarlas según el siguiente esquema:

- El modelo dinámico está definido por un sistema de ecuaciones del tipo

$$\begin{aligned}\frac{dX_j}{dt} &= f(x, u, p, t) \\ Y(t)_j &= g(x, u, p, t)\end{aligned}$$

Donde t es el tiempo, u el vector de entradas, Y el vector de salidas, X el vector de estados a integrar y P los parámetros del equipo

- Las ecuaciones superiores se programan como una función de Matlab en un modelo de bloques que determina las derivadas, las integra y calcula las salidas, según se muestra en la Figura 4.1 siguiente.

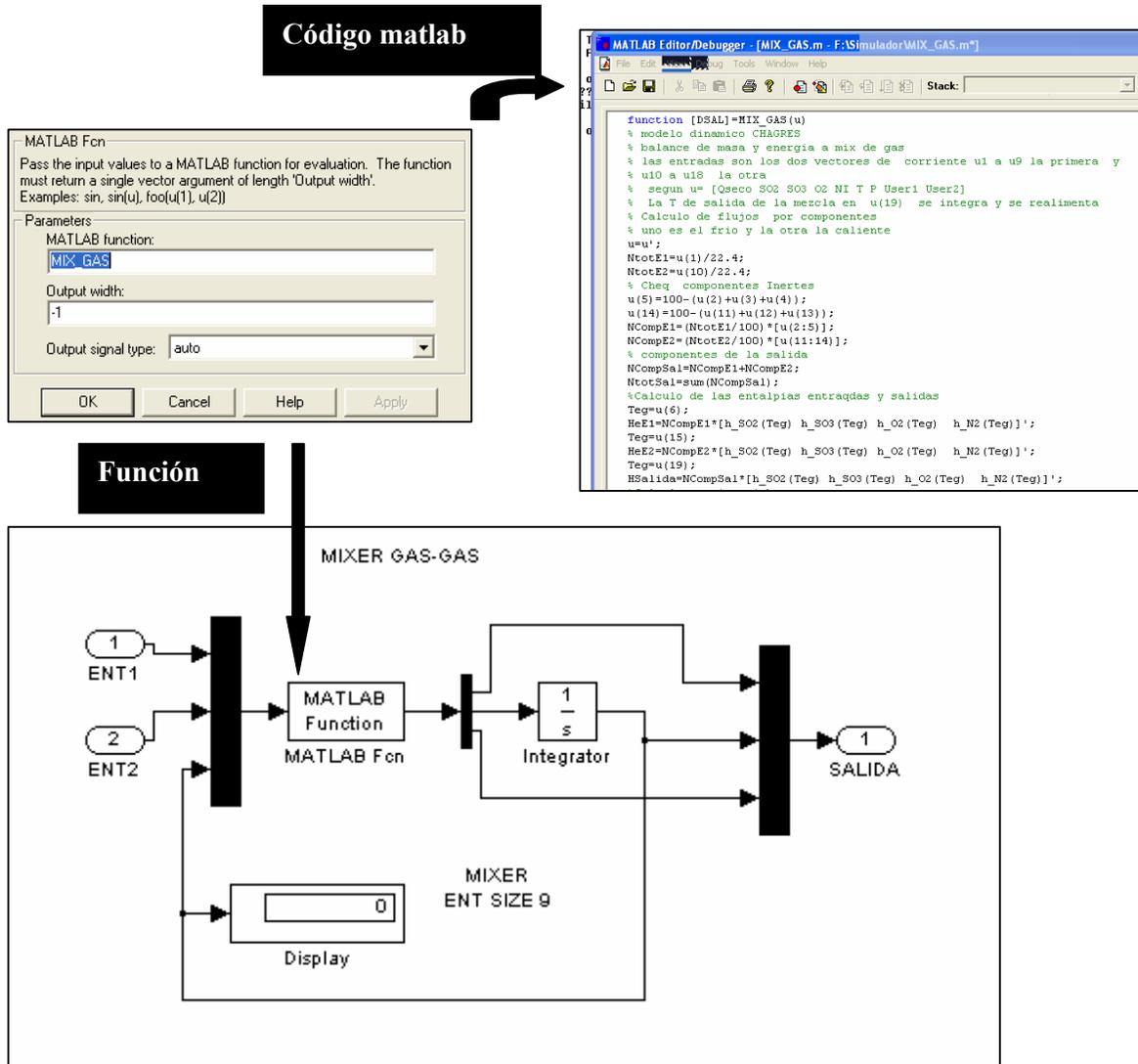


Figura 4.1: Esquema de programación de modelo

4.4 Estrategia de construcción del Simulador

A partir de los fundamentos dados anteriormente, la estrategia de construcción del simulador consiste en el desarrollo de modelos para todos los equipos del proceso y conectarlos de acuerdo al diagrama de flujos de la planta mediante un vector común de información para cada fase (Gas y Líquidos)

Vector de Información:

Corresponde a la información que acepta como entrada y salida cada equipo.

Para el caso del gas el vector tiene 8 componentes dados por:

$$\left[Q \text{ (Nm}^3\text{/h)}, \%SO_2, \%SO_3, \%O_2, \%I, T(^{\circ}C), P(\text{mmH}_2O), \frac{\text{gr}}{\text{Nm}^3} \text{ agua} \right]$$

Para el caso de flujo de líquido se utiliza un vector de 3 componentes dados por:

$$\left[W \left(\frac{\text{kg}}{\text{min}} \right), T(^{\circ}C), X \text{ peso de H}_2\text{SO}_4 \right]$$

Los vectores de información se muestran en todos los equipos de simulador mediante el bloque **Display** para conocer los estados en todo momento.

4.5 Modelo de los Equipos y Parámetros

Los equipos programados son los siguientes:

- Split Gas y Acido ; Divide corrientes y especifica By-pass

- MIX Gas y Liquido : Mezcla 2 corrientes de procesos
- Intercambiadores de Calor Gas-Gas y Liquido-Gas
- Pasos Reactor : Zona de conversión catalítica SO₂ a SO₃
- Torre de Secado : Simula la torres de secado
- Torre de Absorción: Simula torres de Absorción
- Precalentador y Caldera
- Soplador KKK : Soplador de gas
- Estanques de acido.

Los modelos se programan de acuerdo al esquema de simulación y se *enmascaran* para incorporar un icono gráfico y parametrizar sus entradas características (parámetros de equipo).

A continuación se dan detalles de los modelos para cada proceso, la función asociada para cada proceso se adjunta en el Anexo A

Split:

Divide el flujo en dos corrientes según la fracción especificada. El resto de las propiedades se mantiene constante.

Función asociada (solo bloques)

Mix:

Realiza la mezcla de dos corrientes del mismo tipo. La salida se calcula resolviendo los balances de masa y energía en el punto de mezcla. La presión de salida se toma como la menor de las entradas.

Función asociada: **ssmix.m , mixacido.m (Anexo A página 2)**

Soplador KKK:

El soplador KKK realiza el cálculo de la presión de salida y la temperatura del gas como función de las condiciones de succión y las RPM del soplador. Inicialmente se ha programado una función lineal sin efecto dinámico (cambio instantáneo)

Función asociada: **kkk.m (Anexo A página 4)**

Intercambiadores de Calor:

Tanto los Intercambiadores Gas-Gas como los de Acido son operaciones espacialmente distribuidas por lo que el modelo consiste en una discretización en segmentos paralelos en la zona de tubos y en la carcaza. Cada segmento se considera totalmente mezclado y transfiriendo calor entra las zonas de tubo y la zona de carcaza.

La modelación del equipo consiste en programar un segmento con las ecuaciones de balance no estacionario de energía y su posterior conexión entre ellos de acuerdo a las características de flujo del Intercambiador de calor.

En este simulador se han adoptado 4 segmentos de igual volumen para conformar un intercambiador de calor. El coeficiente global de transferencia de calor **UA** es el parámetro que caracteriza al equipo, junto a sus variables de diseño (Volúmenes).

Funciones asociadas: **seg_ical.m, segiq_acido.m (Anexo A página 8)**

Lecho de Reactor Catalítico:

Cada paso del reactor consiste en una porción de relleno de catalizador donde ocurre la reacción de conversión. Para modelar este equipo es necesario dividirlo en segmentos discretos y aplicarle los balances de masa y energía.

Las ecuaciones de balances de estado no estacionario son para el segmento j:

$$\frac{dn(so_2)_j}{dt} = n(so_2)_{j-1} - n(so_2)_j - \alpha * r * \Delta V_j$$
$$\Delta V_j * \rho * Cp \frac{dT_j}{dt} = \sum ni * Cpi * (T_{j-1} - T_j) + -r * \Delta Hr * \Delta V_j + \beta$$

Donde

r: velocidad de reacción del SO₂ por volumen de lecho

ΔV_j : Volumen de segmento de lecho catalítico

n_i : El flujo molar de componente i

ΔH_r : El calor de reacción

El modelo cinético incorporado en este simulador es el descrito en Fogler y Guermen (2006).

Dado que, dependiendo de las condiciones de entrada, es factible alcanzar las condiciones de equilibrio en algunos pasos, es necesario utilizar segmentos pequeños para reproducir eficazmente el efecto de equilibrio.

Específicamente en este modelo se utilizan segmentos de lecho de 1 m³, programándose una función para un elemento genérico. Las condiciones de salida del paso de reacción en cada lecho se obtiene a partir del calculo recursivo desde $j=1$ hasta $j=V_{lecho}$.

Con la finalidad de ajustar el modelo a las condiciones de operación de la planta y a los efectos del tiempo de operación se incorporaron 2 parámetros de ajuste:

- **α : Factor de canalización**, toma en cuenta la canalización y desactivación paulatina del catalizador que se traduce en una conversión menor que la teórica.
- **β : Efecto de radiación+conducción** en el lecho que tome en cuenta el calentamiento superadiabático en la mezcla reaccionante.

Funciones asociadas: **pasoite.m, pasoite2.m, pasoEE.m (Anexo A página 9-11)**

Torres de secado y Absorción:

Ambos equipos son conceptualmente similares, se trata de lechos de relleno con contacto líquido-gas donde ocurren transformaciones físico-químicas tales como Transferencia de masa, Transferencia de calor y Reacciones químicas.

Dado que las transformaciones son rápidas, las columnas se modelan como un sistema de parámetros concentrados (mezcla perfecta) considerando que las reacciones químicas son instantáneas y se alcanza el equilibrio en la transferencia de masa en una sola etapa.

Los cálculos incluidos en estas torres son:

- Cálculo de las condiciones de temperaturas de salida en ambas fases a partir del balance de energía considerando el efecto de reacción química
- Determinación de concentraciones de salida en el gas considerando 100% de conversión del SO₃ a ácido en la torres de absorción
- Determinación de la humedad de salida del gas a partir de condiciones de equilibrio liquido-vapor en el caso de las torres de secado.

Funciones asociadas: **tabSORCION53.m**, **tsecado53.m**, (Anexo A página 15-17)

Pre calentador y Caldera

Estos equipos se han programado de acuerdo a su función principal mediante balances estáticos simples de energía. En el caso del pre calentador, eleva la temperatura de la mezcla automáticamente cuando esta desciende de un valor determinado.

Funciones asociadas: **pret.m**, **segcaldera.m** (Anexo A página 19-20)

4.6 Construcción del simulador

El simulador se desarrolló en Simulink de Matlab, un simulador dinámico basado en bloques preprogramados y/o contruidos por el usuario que se conectan en un esquema de lógica de sistemas de bloques que traspasan información en forma continua o discreta. Un integrador resuelve las ecuaciones diferenciales en cada bloque por lo que siempre existe información en las líneas que conectan los bloques.

Una vez programados los equipos que forman parte del proceso se procede a darle la estructura de bloques (Enmascarar) y conectarlos de acuerdo al diagrama de flujo de la planta.

Las Figuras 4.2 y 4.3 muestran vistas parciales del simulador en las zonas más importantes.

Las líneas que conectan los bloques contienen el vector de información relativo al gas y al líquido

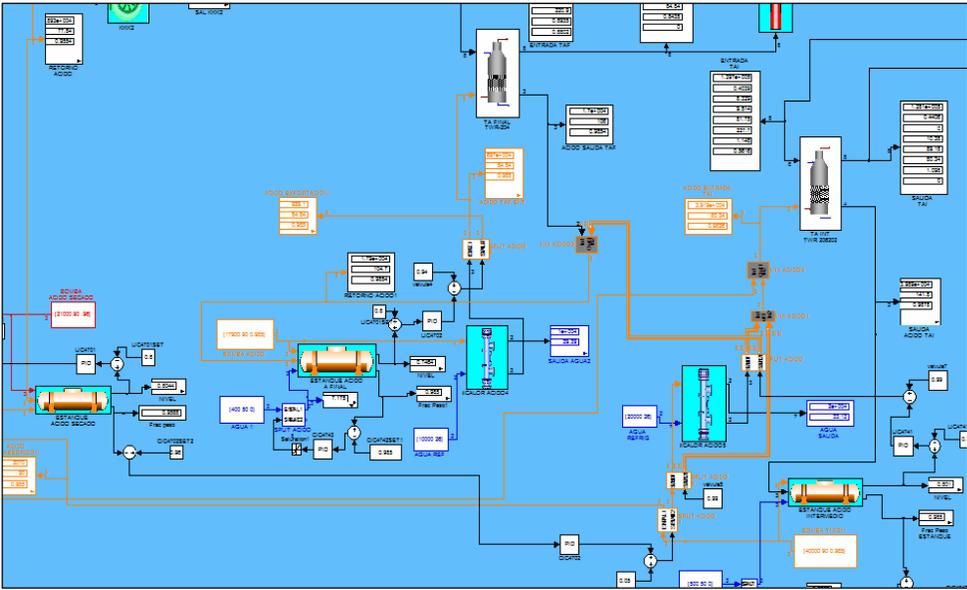


Figura 4.2: Diagrama Simulador Zona de estanques DYSSAP

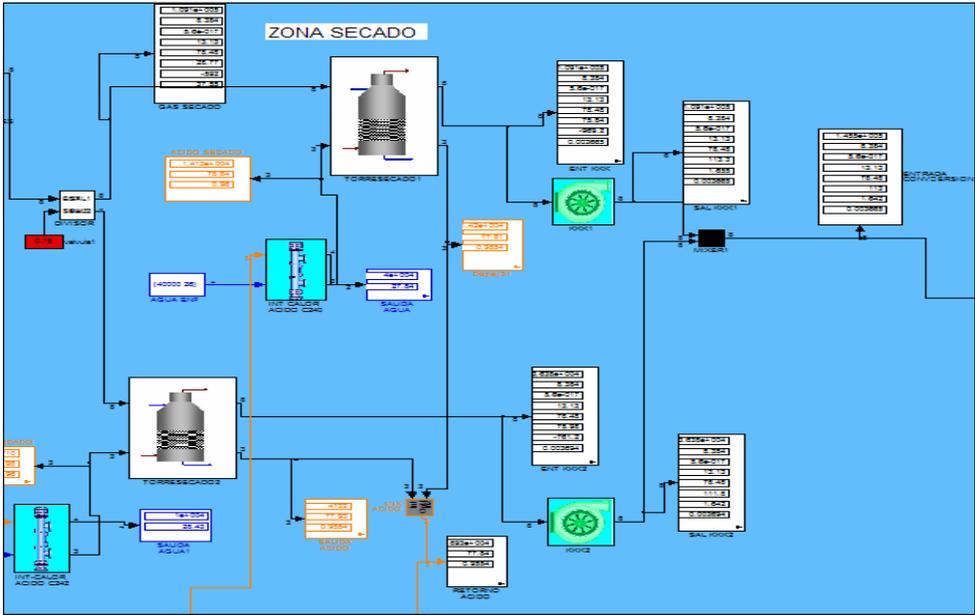


Figura 4.3: Diagrama Simulador Zona de secado DYSSAP

Información de la Simulación La información está disponible a cualquier tiempo mediante la conexión con bloques *display* o *scope*. El primero muestra instantáneamente el vector de información, mientras el segundo grafica la información con el tiempo.

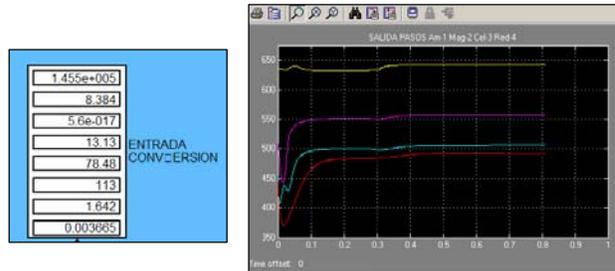


Figura 4.4: Bloques *display* y *scope* en una simulación

Entradas de Información: Muchos bloques tienen entradas independientes que se pueden modificar en cualquier momento y están asociadas fundamentalmente a las variables del líquido.

Para la especificación de estas variables se usan los bloques **constant**, que permite ingresar y/o cambiar los valores a voluntad, como se muestra en la entrada de ácido para la torre de absorción intermedia.

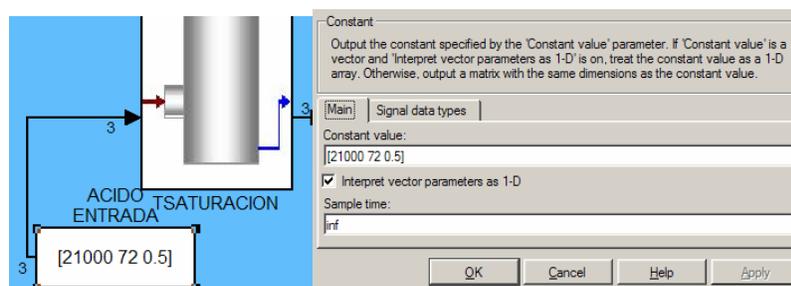


Figura 4.5: Bloque constant y su box de modificación de entradas

4.7 Ejecución del Programa

Abrir el simulador:

Para abrir el programa se puede realizar el siguiente procedimiento:

- Corto: Doble clic en el icono DYSSAP del escritorio.



- Secuencial:
 - Ejecutar Matlab desde escritorio
 - Activar el directorio *SIMULADOR* en la barra de directorios
 - Ejecutar en la línea de comandos `<<dyssap`

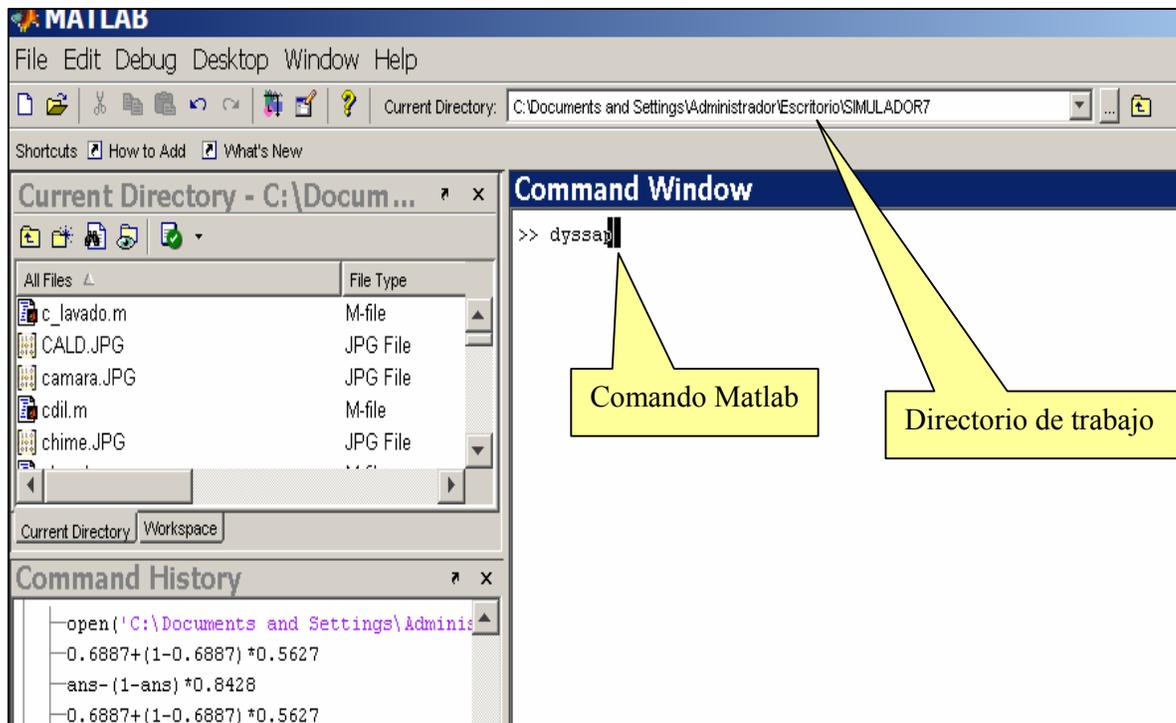


Figura 4.6: Ventana de Matlab mostrando área de comandos y directorio de trabajo

Corrida de una simulación:

El simulador se activa utilizando el comando **Start** del menú **Simulation** o apretando el botón **RUN** en la barra de herramientas.

Con esta acción el simulador comienza a entregar los estados de los equipos como función del tiempo, apareciendo en los scopes los perfiles de las temperaturas de entrada a los pasos, salida de los mismos y la conversión.

En cualquier momento se puede conocer el estado de otros equipos consultando el display respectivo dentro del modelo.

Parada de una simulación La simulación se puede detener temporalmente (pausa) o finalizar utilizando los comandos Stop o Pause en el menú Simulation.

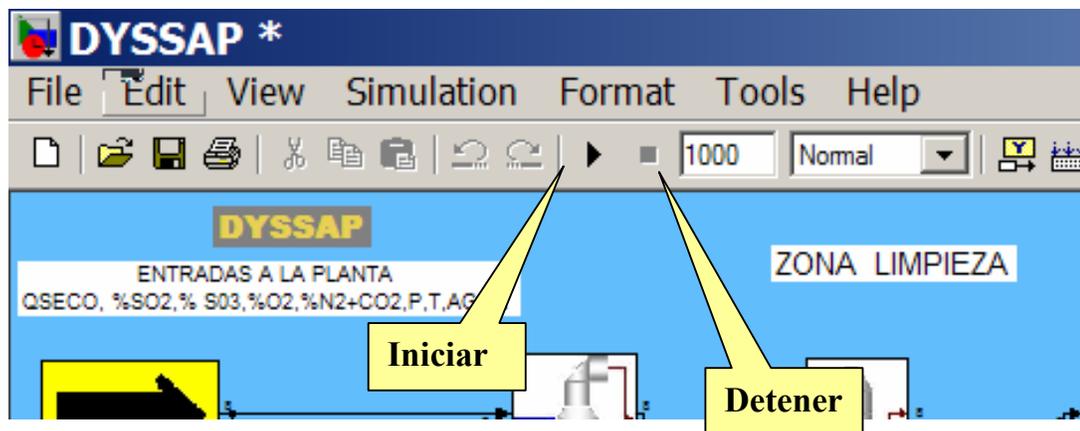


Figura 4.7: Botones para iniciar/pausa/detener una simulación

Guardar resultados de una simulación

La simulación dinámica es generadora de una gran cantidad de datos, por lo que la selección de la información a almacenar es importante para no recargar los sistemas de archivo.

El simulador está diseñado inicialmente para almacenar solo la información que se muestra en los scopes (temperatura pasos y conversión).

Las siguientes matrices de datos quedan registradas:

- ENTPASOS (tiempo, valores T entrada pasos)
- SALPASOS (tiempo, valores T salida pasos)
- CONVERSION (tiempo, valores conversión)

La información es guardada en espacio “workspace” de Matlab y es visible cuando la simulación se ha detenido.

Los valores se pueden consultar activando el espacio de trabajo workspace en el ambiente de desarrollo de Matlab como se muestra en la Figura 4.8.

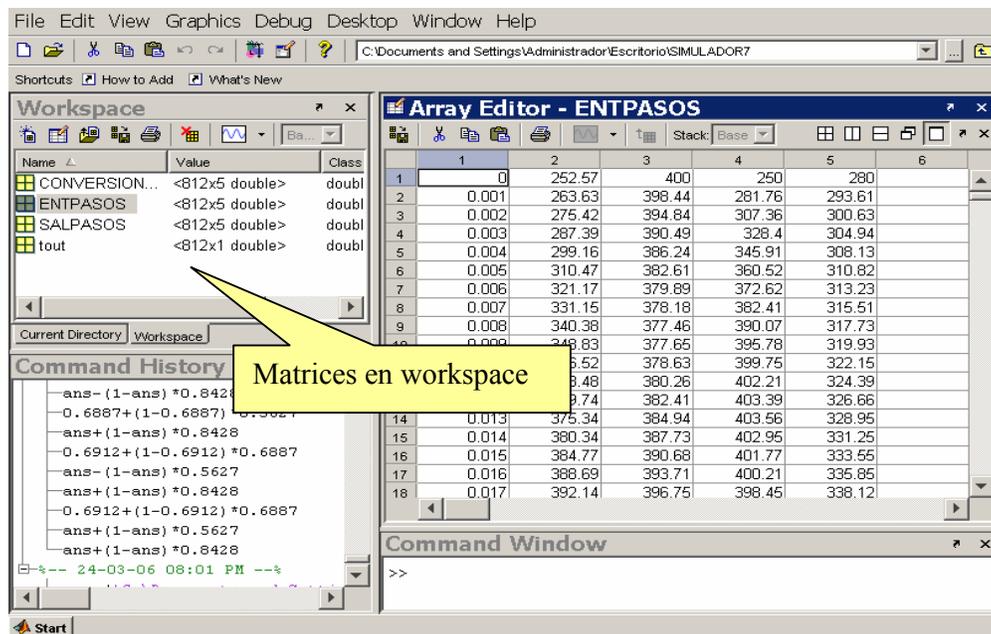


Figura 4.8: Area de workspace

Grabar workspace:

Usando el comando *save* nombre_ ZZ se guardan estos resultados en disco en formato .MAT (formato Matlab). Con el comando *load* nombre_ ZZ se pueden recuperar los resultados cuando el usuario lo desee. (Se recomienda usar nombres asociados a fechas ej: res1_032406)

Exportar a EXCEL u otros programas:

La manera más fácil de exportar los resultados es consultar directamente las matrices de datos usando el área de trabajo del workspace, seleccionar los datos necesarios y hacer procedimiento de copy/paste.

Otra alternativa es grabar directamente la matriz de interés en formato de texto (*save* NOMBRE MATRIZ –*ascii*) y después importarla desde el programa que se desea usar.

Graficar matriz y grabar Figura:

Otra manera de guardar resultados es hacerlo directamente como una figura de Matlab.

Primero se debe generar la figura con el comando **plot** (Matriz), apareciendo la figura de Matlab, luego en el menú de la figura seleccionar *save figure* dando un nombre adecuado.

El editor de figuras de Matlab contiene varias facilidades para darle un formato acorde a los requerimientos del usuario (títulos, ejes, grids, marcadores, etc.).

La figura puede ser rescatada directamente en Matlab invocando su nombre y copiada vía clipboard hacia cualquier otro programa Windows.

4.8 Adaptación de la Planta

El simulador ha sido diseñado para emular el comportamiento de la planta cuando se modifican las variables operacionales más relevantes. La modificación de estas variables es interactiva, sin necesidad de parar la simulación, y se toman a partir del tiempo en que se ingresan.

Podemos distinguir 3 tipos de variables de entrada:

Variables de Entrada. Sirven para modificar las condiciones del gas de entrada, fundamentalmente el flujo de gas seco y la composición.

La modificación se realiza haciendo **double-click** en la flecha amarilla situada en la corriente de entrada al simulador. La acción despliega una ventana grafica que permite ingresar el flujo seco, el % de SO₂ y el % de Oxígeno.

Las otras propiedades tales como Temperatura, Presión, Agua etc. se pueden modificar en el bloque constant de la entrada mediante el comando **look under mask**

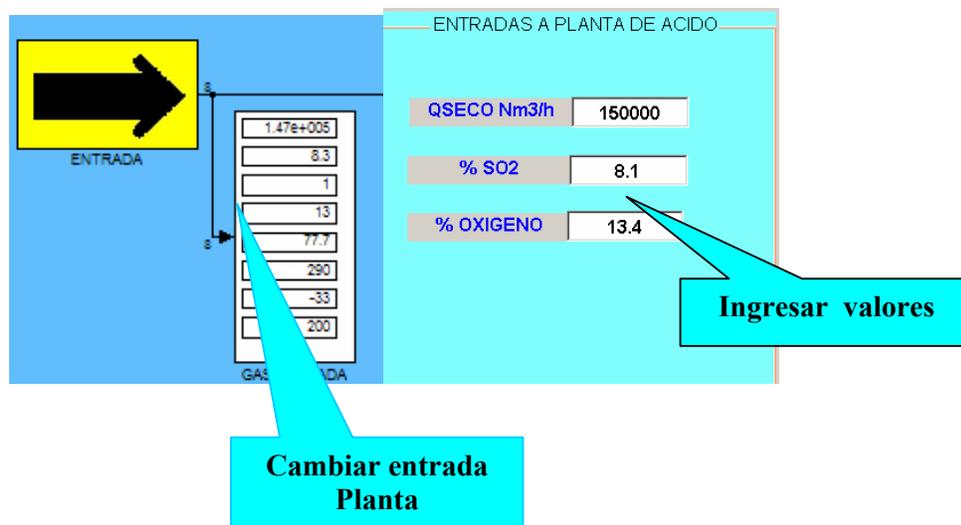


Figura 4.9: Cambio variables en gas de entrada a planta

Variables manipuladas: Consiste en las variables destinadas a operar el proceso para buscar las mejores condiciones de operación o para corregir desvíos no deseados.

Las variables consideradas son los % de los by-pass en los intercambiadores que posibilitan modificar la temperatura de entrada a los pasos de conversión.

En el simulador la fracción de by-pass es modificada manualmente haciendo double-click en el bloque split respectivo, como se muestra en la figura 4.8

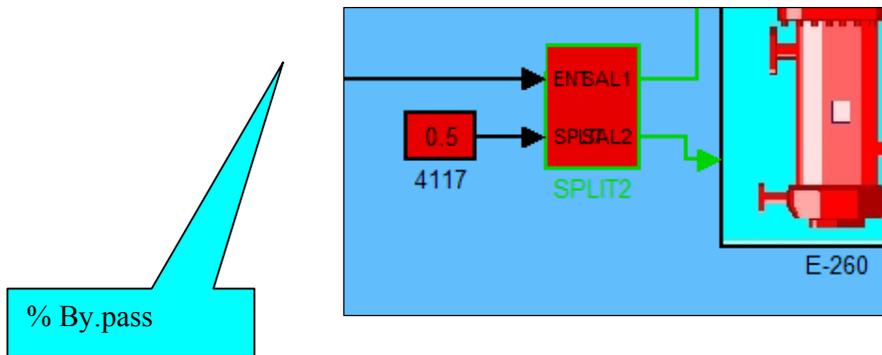


Figura 4.10: Cambio % By-pass.

4.9 Parámetros de equipos.

Los equipos poseen parámetros internos que caracterizan la eficiencia de su operación. Estos parámetros van cambiando con el tiempo producto de alteraciones superficiales o pérdidas de actividad.

En la simulación estos parámetros son de vital importancia ya que la modificación de sus valores permite ajustar las salidas del simulador a las observadas en la realidad obteniendo así una herramienta con capacidades predictivas.

Cada vez que se alteran las condiciones de los equipos es necesario recalibrar el simulador forma de predecir las nuevas condiciones de salida.

En los intercambiadores de calor el parámetro ajustable es el coeficiente global de intercambio de calor U_a . Se modifica simplemente pinchando el equipo, según se aprecia en la Figura 4.11.

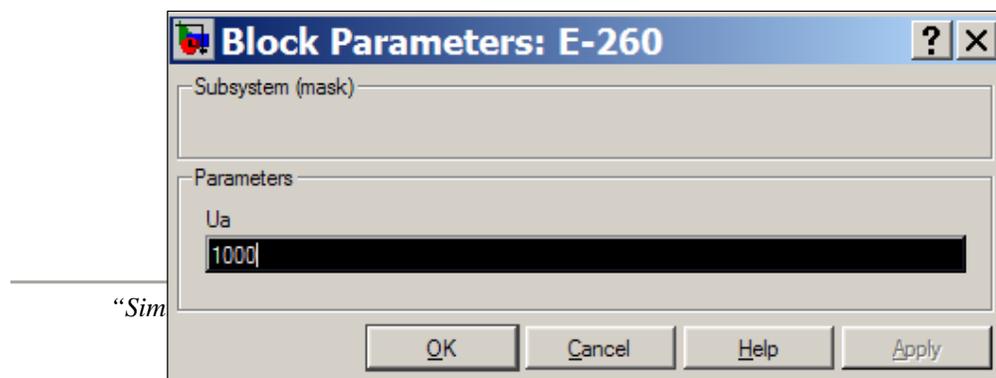


Figura 4.11: Parámetro Ua en intercambiador de calor.

Los equipos a determinar el UA, corresponden a los intercambiadores de calor de ácido, los intercambiadores de calor de gas y a la caldera a continuación se resumen los equipos y sus funciones.

El desarrollo de estos cálculos se encuentra en el Anexo B

Intercambiador de gas frío (E-260)

Los gases calientes de SO_3 del cuarto paso del convertidor bajan a través de los tubos y entregan su calor a los gases SO_2 (del Soplador) en el casco.

Intercambiador de gas intermedio (E-263)

Los gases calientes de SO_3 del segundo paso del convertidor bajan por los tubos de la unidad y ceden su calor a los gases SO_2 (del intercambiador de gas frío) por el casco.

Intercambiador de gas caliente (E-261)

Los gases calientes de SO_3 provenientes del primer paso del convertidor suben por los tubos de la unidad y entregan su calor a los gases de SO_2 (provenientes del intercambiador intermedio) en el casco.

Intercambiador de gases entre pasos de gases calientes (E-223)

Los gases de SO_3 calientes del primer paso del convertidor fluyen por los tubos de la unidad y ceden su calor a los gases de SO_2 (desde el intercambiador de gases entre pasos fríos) en el casco.

Intercambiador de gases entre pasos de gases fríos (E-224)

Los gases de SO_3 calientes del tercer paso del convertidor fluyen hacia abajo por los tubos de la unidad y ceden su calor a los gases de SO_2 (desde la torre de absorción entre pasos) en el casco.

Caldera de calor sobrante (WHB-264)

La caldera de calor sobrante es un intercambiador de calor horizontal, aislado, de tipo casco y tubo, fabricado en acero carbono. Gas cargado con SO_3 caliente, desde los tubos del intercambiador de gas frío fluye a través de los tubos de la unidad y cede su calor a la caldera de alimentación de agua por el casco, produciendo vapor en el tambor de vapor.

Enfriador de ácido de secado (C-240)

El enfriador de ácido de secado es un intercambiador horizontal tipo casco tubo. El enfriador está protegido contra la corrosión por un sistema de protección anódica. Antes de entrar a la torre de secado principal, el ácido proveniente de la bomba de ácido de secado se enfría en el casco del enfriador. Un flujo lateral extraído aguas arriba del enfriador es dirigido al estanque de bombeo de ácido de absorción entre pasos por medio de la torre de absorción entre pasos.

Enfriador de ácido de secado N° 2 (C-267)

El enfriador de ácido de secado es un intercambiador de tipo placa y marco. Antes de entrar a la torre de secado N°2, en esta unidad se enfría un flujo lateral proveniente de la descarga de la bomba de ácido de secado.

Enfriador de ácido de absorción entre pasos (C-249)

Este enfriador de ácido es similar en construcción al enfriador de ácido de secado. El ácido se enfría en esta unidad antes de ser entregado a la torre de absorción entre pasos. Un flujo lateral al estanque de bombeo de ácido de secado se saca de aguas abajo de este enfriador. H_2SO_4 al 98.5% también se saca de aguas abajo del enfriador y se transfiere al estanque de bombeo de ácido de absorción final.

Enfriador de ácido de absorción final (C-241)

Este enfriador de ácido es de construcción similar al enfriador de ácido de secado. El ácido se enfría en esta unidad antes de ser entregado a la torre de absorción final. Aguas abajo de este enfriador también se obtiene H_2SO_4 de producto al 98.5%.

El otro equipo parametrizado son los pasos de los convertidores a través de 2 parámetros: Factor de canalización que afecta la conversión en el lecho y un factor de calor súper-adiabático que da cuenta del sobrecalentamiento de la mezcla producto del calor liberado en la reacción.

Al seleccionar un paso de reacción se activa la máscara de ingreso de los parámetros, como se indica en la figura 4.12

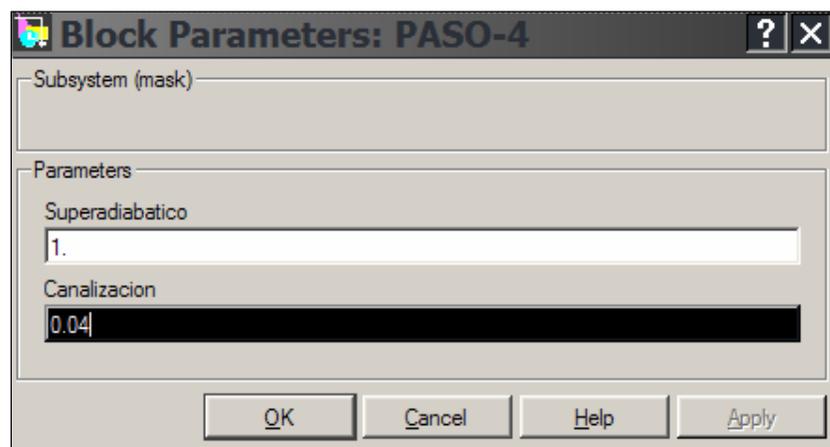


Figura 4.12: Parámetros de lecho catalítico.

4.10 Determinación de los factores Alfa y Beta

Con la finalidad de ajustar el modelo a las condiciones de operación de la planta y a los efectos del tiempo de operación uno de los mecanismos de control que entrega el simulador dinámico son los dos parámetros de ajuste en el reactor de conversión, el factor alfa y el factor beta

α : Factor de canalización, toma en cuenta la canalización y desactivación paulatina del catalizador que se traduce en una conversión menor que la teórica.

β : Efecto de radiación+conducción en el lecho que tome en cuenta el calentamiento superadiabático en la mezcla reaccionante.

La determinación de estos factores a través de técnicas analíticas en estado estacionario resulta imposible puesto que no entregaría resultados confiables debido a los múltiples reciclos presentes en la planta de acuerdo a su diseño altamente integrado desde el punto de vista energético.

Por lo mismo para determinar los parámetros de ajuste del convertidor, resulta necesario crear un algoritmo de búsqueda el cual nos permitirá definir de acuerdo a distintas variables (conversiones y temperaturas) los factores α y β los cuales determinaran el comportamiento del reactor durante nuestra simulación. Este algoritmo en una primera instancia busca almacenar y realizar combinaciones de pares α y β para cada paso del reactor. Estos pares quedan definidos después de nuestra experiencia en el uso del simulador.

Después de que el simulador realiza todas las combinaciones posibles se ingresan las conversaciones deseadas en cada paso, el programa entregara las combinaciones que mas se acercan a los datos pedidos de acuerdo a los pares α y β propuestos en un comienzo

.Junto con esto, el programa entregara la desviación estadar que representan están conversiones con respecto a las planteadas en un comienzo, lo cual nos permitirá tomar una decisión mas precisas con respecto a los pares finales a usar en el simulador

Procedimiento

El procedimiento creado para la determinación de tales factores será el siguiente.

- Seleccionar el archivo **Reparametrización**
- Seleccionar valores aleatorios y asignarles valores para alfa y beta.
- Ejecutar MATLAB desde escritorio
- Activar el directorio *SIMULADOR* desde la barra de directorios
- Ejecutar en la línea de comandos **Reparametrización**
- Repetir los valores propuestos para los parámetros sample time y duración par
- Matlab entregara el tiempo global en realizar la iteración
- Ejecutar en la línea de comandos *alfaybeta*



```
Command Window

To get started, select MATLAB Help or Demos from the Help menu.

>> reparametrizacion
sample time(0.001)=0.001
duración par (alfa,beta)0.2)=0.2

alfa123 =

    1.1000    1.3000

alfa4 =

    0.7000

beta =

    1.1000

En SIMULINK usar tiempo de simulación=1.899
>> alfoybeta
```

Figura 4.13: Pantalla procedimiento de búsqueda de alfa y beta

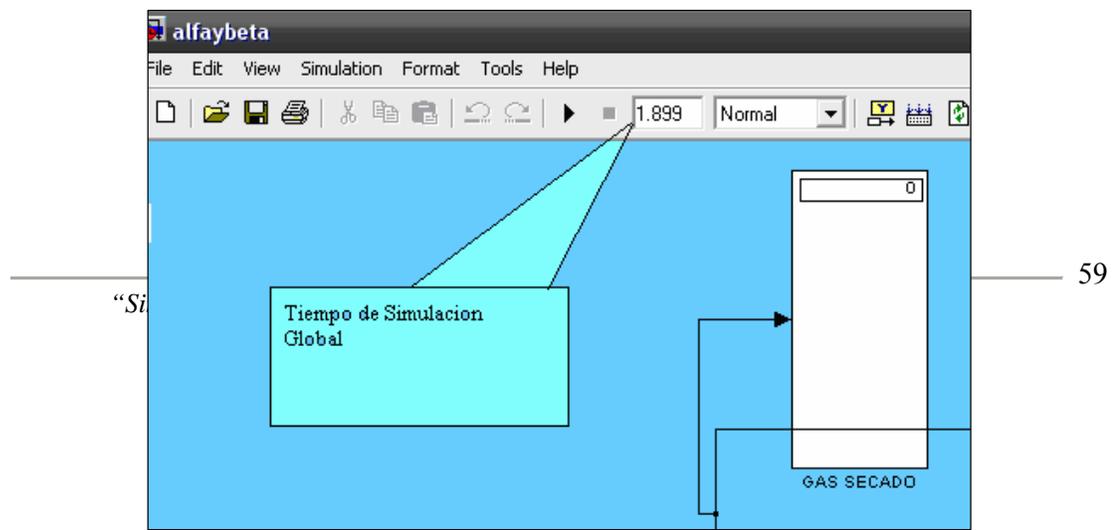


Figura 4.14: Pantalla tiempo de simulación para procedimiento de búsqueda de alfa y beta

- Copiar el tiempo en el archivo *alfaybeta*
- Comenzar la simulación
- Esperar que el simulador realice todas las iteraciones respectivas
- Seleccionar el archivo *guardar* en *workspace*
- El simulador preguntara cuales son las conversiones requeridas.
- Ingresar las conversiones deseadas según datos de Planta
- Después de ingresarlas el simulador entregara las combinaciones de alfa y beta para cada paso del reactor que mas cerca satisfacen la condición y las verdaderas conversiones para estos datos propuestos.
- Además se adiciona la desviación que existe entre las conversiones propuestas y las reales.

```
>> guardar
conversion deseada en paso 1(%)=61
conversion deseada en paso 2(%)=83.1
conversion deseada en paso 3(%)=91
conversion deseada en paso 4(%)=99.7
mejor combinación de alfas y betas es
1.3 1.1 1.3 1.1 1.3 1.1 0.7 1.1
conversiones reales
51.4753 82.8952 94.6447 99.7432
desviaciones 9.5247 0.20483 -3.6447 -0.043175
```

Figura 4.15: Pantalla resultados de alfa y beta de acuerdo a conversiones deseadas

Después de múltiples intentos se puede llegar a valores que representen porcentajes muy cercanos a la realidad industrial.

En el Anexo A (páginas 23-26) se adjuntan los archivos en donde se observa en detalle el proceso a seguir

Instalación y sistema de Archivos

El simulador está incluido en el CD del proyecto como una carpeta denominada DYSSAP.

La carpeta contiene el archivo **DYSSAP.mdl** que es el modelo de la planta en Simulink, y un conjunto de archivos con extensión ***.m** que son las funciones programadas para cada equipo.

Para instalar el simulador basta copiar esta carpeta en el escritorio y crear un acceso directo para una inicialización más rápida.

4.11 Sistema de Control en el Convertidor

El determinar las óptimas temperaturas de entrada a cada paso a fin de obtener máxima eficiencia de conversión es, hasta cierto punto, materia de experimentación. Debemos aclarar que lo que constituye una óptima temperatura de entrada para un grupo de condiciones de corriente gaseosa no será necesariamente la mejor para otro grupo de condiciones.

En general, las temperaturas de entrada para cada paso no deben caer bajo los 400° C en ningún momento durante la operación, ya que a bajas temperaturas la conversión se detiene por completo. Al envejecer o ensuciarse el catalizador, la temperatura de entrada requerida aumentará.

Control

La óptima temperatura de entrada al convertidor para conversión máxima varía de acuerdo a la concentración del ácido y también al volumen de gas que se esté procesando. La flexibilidad en el control de temperatura la entregan las válvulas de desvío que controlan la cantidad de gases que pasan por dentro o en torno a los intercambiadores de calor

El simulador en su carácter dinámico tiene la capacidad de entregar la evolución de las variables de los equipos y corrientes del proceso con el tiempo frente a cambios en las variables manipuladas del sistema de control (set-points) o de perturbaciones externas.

Las válvulas que participan como instrumento de control en la zona de conversión del simulador son las siguientes:

- TV-4517
- TV-4517A
- TV-4520
- TV-4523
- HV-4538^a
- TV-4526

A continuación se detallan los controles paso a paso:

Primer Paso

La temperatura de entrada al primer paso se regula ajustando la válvula TV-4517 de desvío del casco y la válvula TV-4517A de desvío de la tubería del intercambiador de gas frío. La temperatura de entrada al primer paso aumenta por medio de cerrar las válvulas TV-4517 y TV-4517A. Esto produce el efecto de absorber más calor del cuarto paso en los gases que ingresan por medio de forzar el paso de una mayor cantidad de gas por el casco del intercambiador. Además, el cierre de esta válvula reducirá la temperatura de entrada a la caldera de calor sobrante y eventualmente a la torre de absorción final. *Abrir* las válvulas TV-4517 y TV-4517A producirá la *baja* de temperatura de entrada al primer paso, dado que una mayor cantidad de gas se desvía del intercambiador frío y, por lo tanto, se absorbe menos calor a la salida del cuarto paso. *Abrir* las válvulas también hará que *suba* la temperatura del gas en la entrada a la caldera de calor sobrante.

Segundo Paso

La temperatura de entrada al segundo paso es controlada generalmente mediante el ajuste de la válvula de desvío del casco del intercambiador de gas frío (TV-4520). La temperatura de entrada al segundo paso *baja* al *cerrar* la TV-4520. Esto produce el efecto de entregar más gas “frío” del intercambiador de gas intermedio para absorber calor desde la salida del primer paso. Por el contrario, *abrir* la válvula TV-4520 *aumentará* la temperatura de entrada al segundo paso (una mayor cantidad de gas se desvía del intercambiador caliente). La posición de la válvula TV-4520 puede ser controlada manualmente desde el panel de control, o automáticamente vía el controlador TIC-4520, el cual recibe la señal desde un par térmico en el conducto de entrada del segundo paso. La temperatura de la entrada al segundo paso también se ve afectada por la cantidad de la salida del primer paso que se desvía al lado del intercambiador de gas entre pasos caliente.

Esto se ha medido en un 20% del flujo de gas del primer paso para recalentar el gas de la entrada del cuarto paso. La temperatura, o cantidad de flujo de gas, se puede controlar manualmente usando la válvula HV-4538A activada remotamente en la salida del lado del tubo del intercambiador entre pasos y la válvula HV-4538B en la salida del lado del tubo del intercambiador de gas caliente.

Tercer Paso

La temperatura de entrada al tercer paso se controla ajustando el desvío del casco del intercambiador de gas intermedio, TV-4523.

La temperatura de entrada al tercer paso *aumentará* cuando la válvula TV-4523 se *abra* a medida que una mayor cantidad de gas proveniente del casco del intercambiador de gas frío se desvíe al intercambiador intermedio, dando como resultado un menor enfriamiento de los gases de salida del segundo paso. Este desvío también tendrá el efecto de *disminuir* la temperatura de entrada al casco del intercambiador caliente, a medida que una mayor cantidad de gas frío se desvíe al

intercambiador de gas intermedio. Cerrar el TV-4523 bajará las temperaturas de entrada al tercer paso.

La posición de la válvula TV-4523 se controla manualmente desde el panel de control, o automáticamente vía el controlador TIC-4523, el cual recibe la señal desde un par térmico ubicado en el conducto de entrada del tercer paso.

Cuarto Paso

La temperatura de entrada al cuarto paso se controla ajustando la válvula TV-4526, la cual regula

el flujo de gas relativamente frío desde la salida de la torre de absorción entre pasos al desvío de casco del intercambiador de gas entre pasos frío. La temperatura del cuarto paso *disminuirá* cuando la TV-4526 se *abra* a medida que los gases fríos de la torre de absorción entre pasos desvíen los gases calientes de la salida de tercer paso. Esto aumentará la temperatura de los gases que ingresan a la torre de absorción entre pasos. Cerrar la válvula tendrá el efecto inverso. La operación de TV-4526 también afectará la temperatura de la entrada al paso 2. Sin embargo, el controlador de temperatura, TIC-4537, del segundo paso automáticamente hará los ajustes necesarios para compensar esto.

La posición de la TV-4526 se controla manualmente desde el panel de control o automáticamente desde el controlador TIC-4526, el cual recibe la señal desde un par térmico ubicado en el conducto de entrada al cuarto paso.

A modo de ejemplo se muestran simulaciones dinámicas con las válvulas de control para la entrada de gas del primer paso y del cuarto paso.

En las figuras 4.16 y 4.17 se muestra el comportamiento dinámico ante entrada del gas tanto en el primer paso como en la entrada del cuarto ante cambios en la apertura de las principales válvulas de control

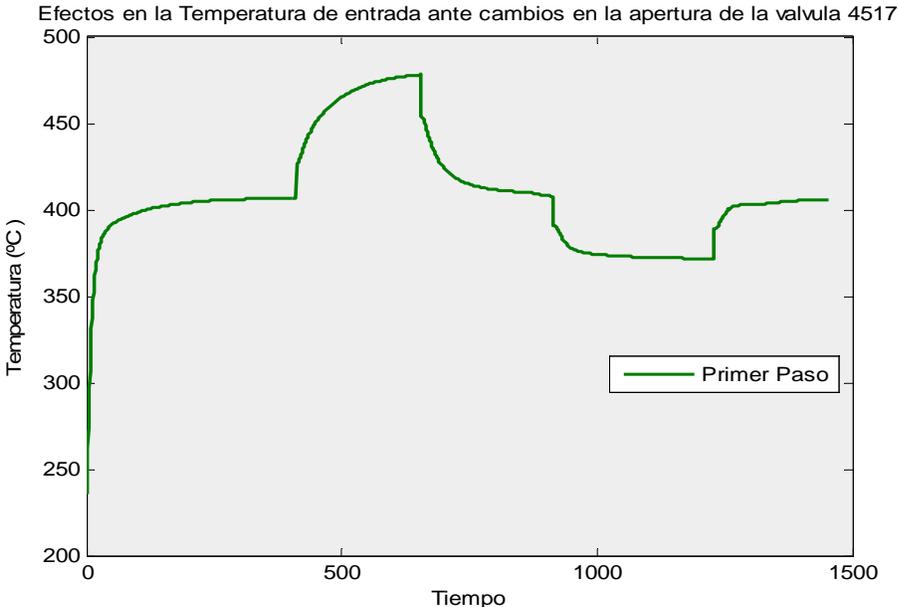


Gráfico 4.1: Efectos de la apertura de la válvula 4516 en la temperatura de entrada del primer paso

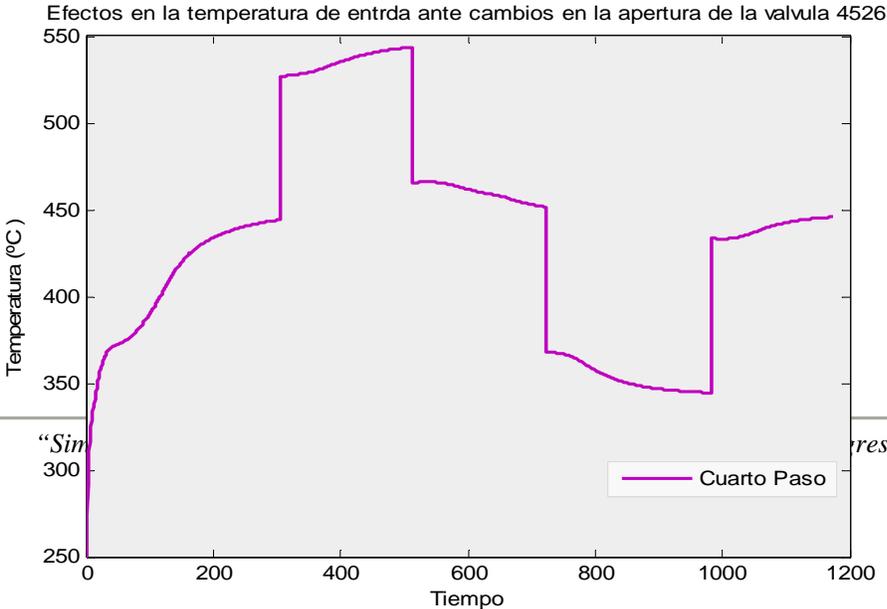


Gráfico 4.2: Efectos de la abertura de la válvula 4525 en la temperatura de entrada del cuarto paso

En un comienzo el simulador es caracterizado en condiciones nominales y apertura de válvulas estándar para posteriormente ser sometido al cierre de estas. Después de un cierto tiempo el sistema se estabiliza, volviendo a condiciones de flujo y temperaturas nominales, para después abrirlas y transcurrido cierto tiempo volver a apertura estándar tanto de las válvulas TV- 4517 como de TV- 4526.

En base a las respuestas entregadas por el simulador, es posible observar que éste entrega la variación de las principales variables de proceso con el tiempo con una visión global de la planta lográndose representar de muy buena manera los efectos de alto acoplamiento entre los equipos debido a los múltiples ciclos presentes en la planta de acuerdo a su diseño altamente integrado desde el punto de vista energético. Esto es prácticamente imposible de analizar separadamente por medios analíticos o simulación estacionaria principal vía de control. El simulador muestra la efectividad de estas variables manipuladas en el ajuste de las condiciones de operación.

4.12 Validación de la Modelación.

Al desarrollar un modelo de simulación de un proceso industrial es necesario validar y evaluar sus resultados entregados respecto a la realidad industrial. Para esto es necesario seleccionar un conjunto de datos industriales de los principales flujos de entrada y salida de acuerdo a un cierto criterio definido y comparar los resultados del modelo con respecto a los resultados de la realidad industrial, si estas diferencias están bajo un porcentaje predefinido el modelo se considera aceptable y está en condiciones de realizar simulaciones para evaluar condiciones hipotéticas de operación, obtener tendencias, etc.

Lo ideal es escoger un conjunto de días que tengan una alta continuidad operacional, así como una cantidad de datos suficientemente alta que permita dar robustez a la validación.

El procedimiento de validación fue el siguiente:

- Ingresar los datos recogidos al modelo para el día seleccionado y registrar resultados entregados por el modelo.
- Los resultados del modelo compararlos con los datos de la operación recogidos para cada día.
- Si la diferencia en los resultados es en general inferior a un % razonable se dice que el modelo está validado para esas condiciones. En caso contrario se hacen los ajustes necesarios.
- En consecuencia a continuación se indican las variables que se ajustaban dentro de un rango operacional conocido, cabe notar que de estas variables no se tiene una medición en línea y sólo se dispone de un valor de referencia dado por el fabricante en algunos casos, en otros, se conoce el rango en el cual puede moverse la variable pero no su valor exacto.
 - T° del agua de entrada a los intercambiadores de ácido
 - T °del agua de entrada de la caldera
 - Flujo de agua a los intercambiadores

4.12.1 Predicción del Simulador en la Zona de Conversión

Con la finalidad de evaluar la capacidad predictiva del simulador, se ilustra una serie de corrida de predicción de salidas de la zona de contacto usando el simulador DYSSAP. Los datos se obtienen de una corrida de 24 hrs. de operación entre los días del día 25/02/006 y 26/02/06. Los datos completos obtenidos del Sistema de Control Distribuido se encuentran en el Anexo C

La evolución de las entradas se muestra en las figuras 4.18 y 4.19:

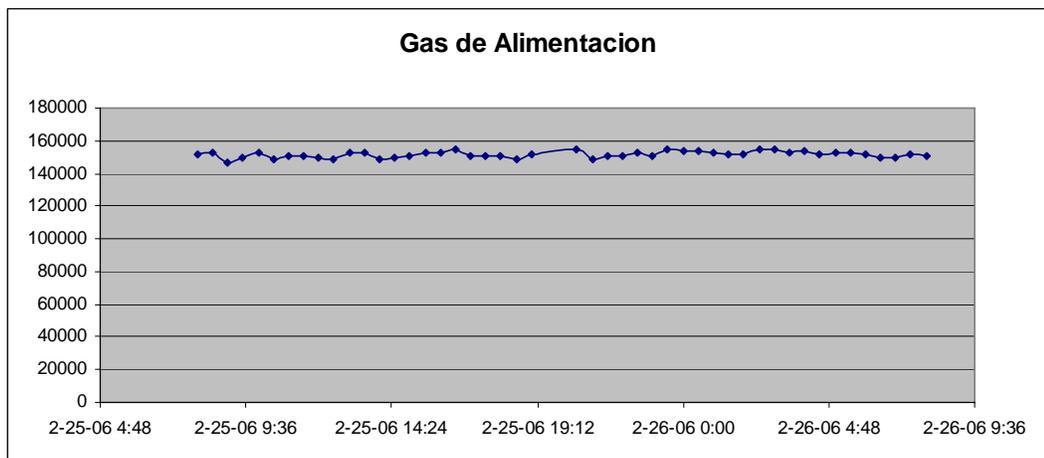


Gráfico 4.3: Alimentación de gases a zona de contacto en Nm³/h

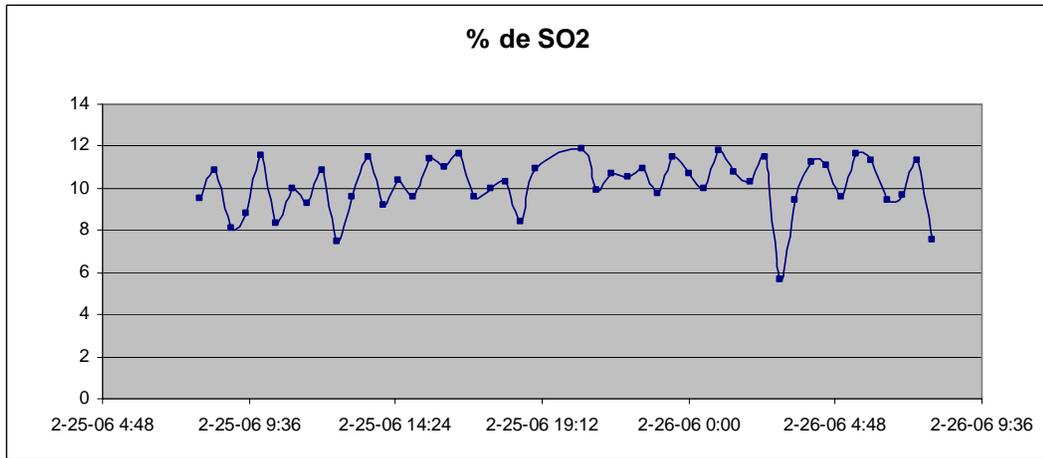


Gráfico 4.4: Composición de SO₂ (%) alimentado a zona de contacto

Puntos de Operación Considerados

Para realizar la adaptación y predicción se elige una corrida base representativa del promedio de la planta para ajustar los parámetros del simulador (principalmente UA de intercambiadores y los factores de canalización y radiación que se ocupan como parámetro de ajuste en el convertidor.

La tabla 4.2 resume los puntos de operación seleccionados.

Corrida	Q (Nm ³ /h)	%SO ₂	hora
Promedio de la muestra			
1	153.148	11,63%	5:30
2	154.552	11,5%	23:30
3	153.806	10%	24:30
4	153.141	11,6%	10:00

Tabla 4.1: Datos de Operación Seleccionados

Predicciones

Las variables usadas para comparar las predicciones del simulador (variables observadas) son las temperaturas de entrada en cada paso del convertidor.

En las tablas 4.3 a 4.6 se muestran los resultados del simulador con respecto a las mediciones registradas. También se muestra la predicción de la conversión acumulada en cada paso.

PASO 1

Corrida	1	2	3	4
T° Salida simulada °C	413,3	412,8	407,5	413,2
T° Entrada simulada °C	406	404	394	405
% de Error	1,78	2,2	3,32	1,93
Conversión simulada	62,73	63,11	67,92	62,82

Tabla 4.2: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Primer paso

PASO 2

Corrida	1	2	3	4
T° Salida simulada °C	447,7	442,8	437,7	448,4
T° Entrada simulada °C	416	415	401	415
% de Error	7,12	6	8,44	7,45
Conversión simulada	88,23	88,45	92,87	88,16

Tabla 4.3: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Segundo paso

PASO 3

Corrida	1	2	3	4
T° Salida simulada °C	440,7	436,2	431,9	437,8
T° Entrada simulada °C	414	413	391	414
% de Error	6,03	5	9,77	5,43
Conversión simulada	93,2	93,22	94,8	93,29

Tabla 4.4: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Tercer paso

PASO 4

Corrida	1	2	3	4
T° Salida simulada °C	441,8	448,9	445,8	454,3
T° Entrada simulada °C	443	440	417	442
% de Error	0,31	2	6,46	2,36
Conversión simulada	99,72	99,73	99,88	99,72

Tabla 4.5: Resúmenes de errores en la temperatura de entrada al Cuarto paso

De los resultados de adaptación se puede concluir que el simulador entrega resultados aceptables con respecto al porcentaje de error en la zona de contacto. Es así como el paso que presenta menor porcentaje de error es el primero con un error promedio con los puntos considerados de un 2,3% y el más alejado es el segundo paso con un promedio de 7,25%, y aunque por el carácter dinámico de la planta es muy difícil obtener parámetros con una gran certeza, los datos operacionales posibilitan la caracterización de la planta para la toma de decisiones y exploración de otros puntos de operación.

CAPITULO V

BALANCES DE MASA Y ENERGIA

5.1 Torres de Secado

La función de las torres TWR-200 y TWR-204 es la de absorber el agua contenida en el gas mediante un flujo de ácido al 96% en contracorriente con el gas. Debido a que la reacción del ácido y el agua es exotérmica, el calor debe ser retirado a través de intercambiadores de calor.

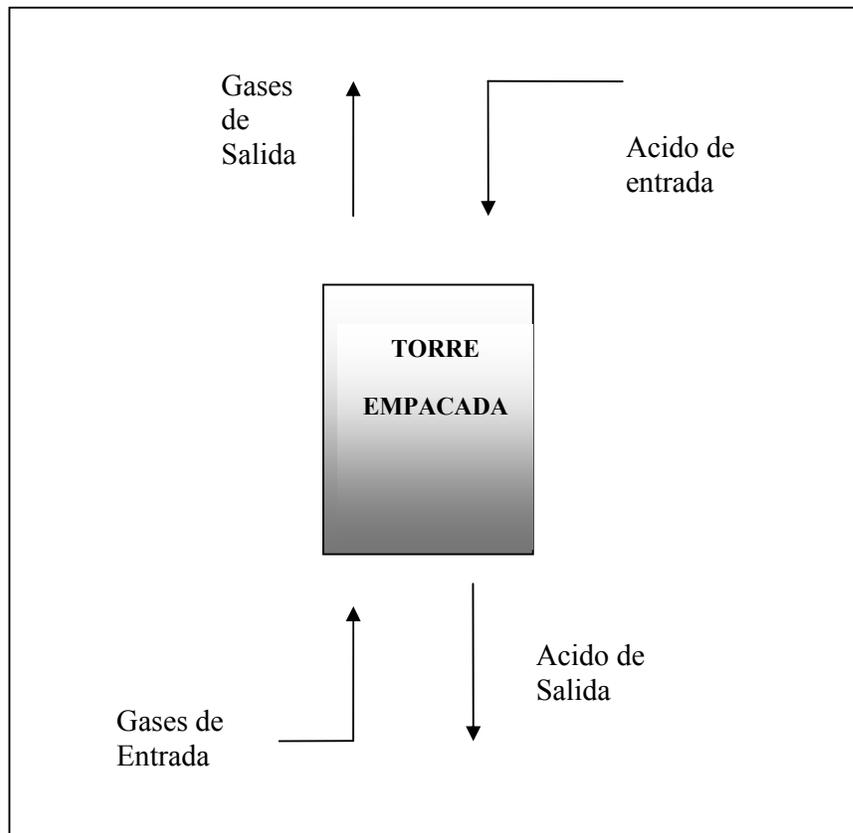


Fig. 1.1 : Diagrama de las torres de secado y absorción

Calculo del agua de Salida

Para el cálculo de la cantidad de agua absorbida N_{agua} se considera que el gas sale con la mínima cantidad de agua, es decir, en equilibrio con el ácido de entrada. De esta forma, la concentración de agua en el gas se determina por la presión de vapor del agua en el ácido. La presión de vapor de una solución de ácido sulfúrico se puede obtener de la bibliografía, donde se encuentran tablas de presión a distintas temperaturas y concentración (Anexo Páginas 4-5).

Para poder usar esta información en el modelo, se correlaciona el sector útil de los datos tabulados para obtener la siguiente ecuación:

$$P^v = 5,891 \cdot 10^{-14} \cdot T^{4,198} \cdot X^2 - 1,146 \cdot 10^{-11} \cdot T^{4,2} \cdot X + 5,576 \cdot 10^{-10} \cdot T^{4,204}$$

Donde

- P^v: Presión de vapor de la mezcla.
- T: Temperatura del ácido en la entrada.
- X: Concentración en peso del ácido.

La ecuación es valida en el rango de 40 a 90°C y 92 a 98% de concentración, encontrando un error en la correlación menor al 4%.

Con P^v calculado y conocida la presión total se obtiene la fracción molar de agua en el gas de salida de la torre mediante:

$$y_2 = \frac{P_{G2}^v}{P_T}$$

Luego, la cantidad de agua transferida se obtiene de:

$$N_{agua} = y_1 \cdot G_1 - y_2 \cdot G_2$$

El calor asociado a la transferencia de masa se considera proporcional al agua transferida:

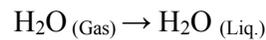
$$Q = K \cdot N_{agua}$$

K se obtiene a partir de los resultados operacionales de la torre de secado.

Torres de Secado

Para los balances suponemos que solo ingresan a la torre las siguientes especies en forma gaseosa SO₂, SO₃, H₂O, O₂ y compuestos inertes; y como líquidos ingresan agua y ácido sulfúrico en una concentración de 96% en peso.

Para el balance de masa se asume que solo existe una reacción de cambio de fase. La reacción es:



Para el balance de Energía se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_e = Q_s + \lambda_{H_2O(T_0)}$$

Donde

$$Q_e = n_{e-g}^j \times \left(h_{f-g}^{oj} + \int_{TO}^{TE_g} Cp^j dt \right) + n_{e-l} \times \left(h_{f-l}^{oj} + \int_{TO}^{TEL} Cp^j dt \right)$$

$$Q_s = n_{s_g}^j \times \left(h_{f_g}^{oj} + \int_{TO}^{TS_g} Cp^j dt \right) + n_{s_l} \times \left(h_{f_l}^{oj} + \int_{TO}^{TSL} Cp^j dt \right)$$

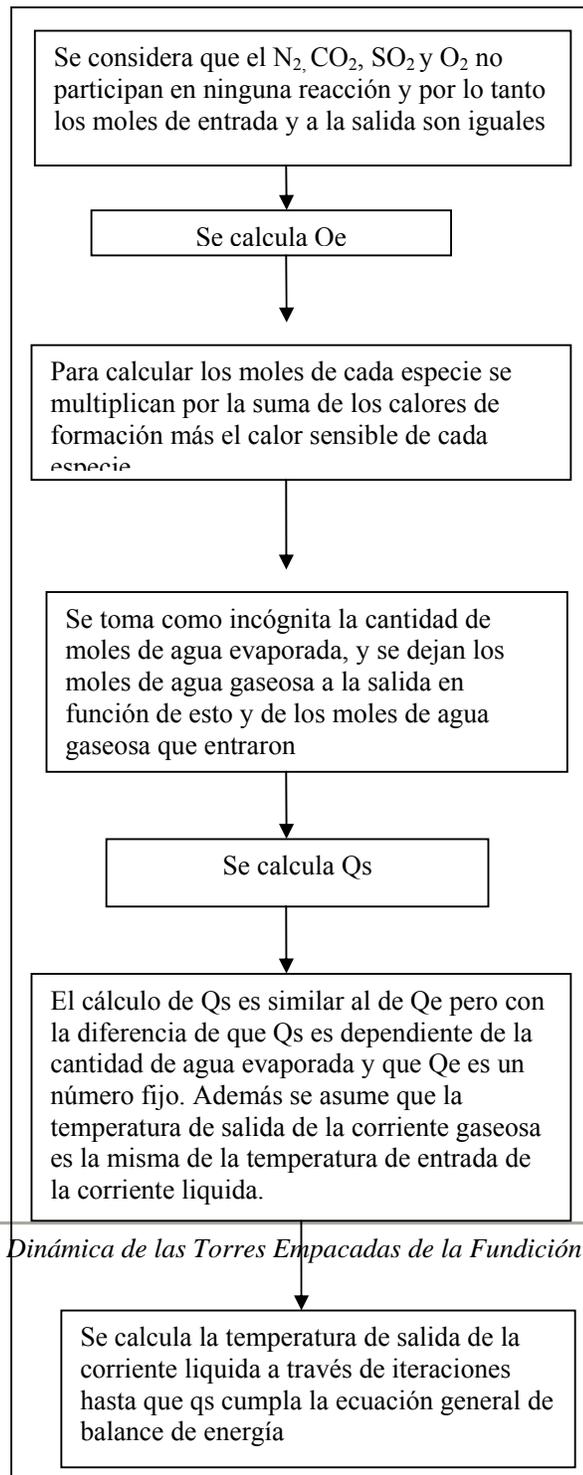


Figura 5.2: Procedimiento de cálculo para las torres de Secado

n_{e-g}^j = Moles de entrada para cada especie en la fase gas

h_{f-g}^{oj} = Energías de formación de cada especie gaseosa

h_{f-l}^{oj} = Energías de formación de cada especie líquida

n_{s-g}^j = Moles de salida para cada especie en la fase gas

n_{e-l}^j = Moles de entrada para cada especie en la fase líquida

n_{s-l}^j = Moles de salida para cada especie en la fase líquida

TE_g = Temperatura de entrada en la fase gas

TS_g = Temperatura de salida en la fase gas

TE_l = Temperatura de entrada en la fase líquida

TS_l = Temperatura de salida en la fase líquida

T_o = Temperatura de referencia

5.2 Torres de Absorción

La función de las torres de absorción TWR-206 y TWR-202 es transformar todo el SO_3 de la corriente gaseosa y formar ácido sulfúrico, para lo cual, se hace pasar un flujo de ácido al 98% en contracorriente al gas.

La reacción considera que el SO₃ del gas reacciona con el agua de la corriente de ácido de acuerdo a la siguiente reacción:



El cálculo del ácido formado se realiza por estequiometría como si fuese una reacción de conversión al 100%. El balance de energía considera el calor de la reacción exotérmica.

Para el balance de Energía se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_e = Q_s + \Delta H_{f\text{H}_2\text{SO}_4}$$

Donde:

$$Q_e = n_{e-g}^j \times \left(h_{f-g}^{oj} + \int_{TO}^{TE_g} Cp^j dt \right) + n_{e-l} \times \left(h_{f-l}^{oj} + \int_{TO}^{TEL} Cp^j dt \right)$$

$$Q_s = n_{s-g}^j \times \left(h_{f-g}^{oj} + \int_{TO}^{TS_g} Cp^j dt \right) + n_{s-l} \times \left(h_{f-l}^{oj} + \int_{TO}^{TSL} Cp^j dt \right)$$

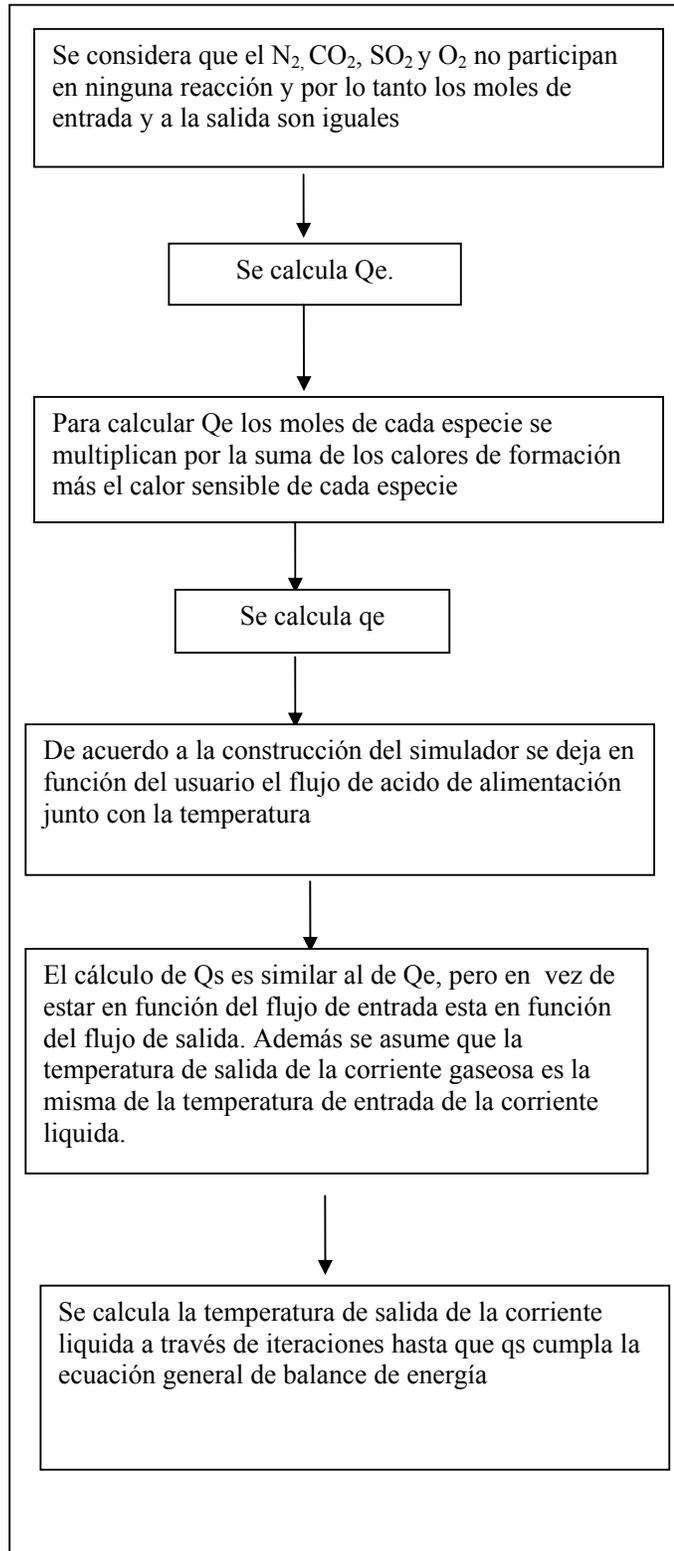
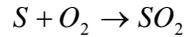


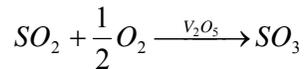
Figura 5.3: Procedimiento de cálculo para las torres de Absorción

5.3 Reactor de Conversión

En la fabricación de ácido sulfúrico el primer paso consiste en la formación de dióxido de azufre a través de la siguiente reacción



En el paso siguiente el dióxido de azufre es convertido en trióxido de azufre usando como catalizador el pentóxido de vanadio (V_2O_5).



Como ya se ha mencionado anteriormente, la reacción del SO_2 para formar SO_3 es exotérmica (produce calor). Este calor debe ser disipado a fin de permitir que el catalizador funcione como corresponde

El catalizador de cuatro pasos también contiene un promotor de cesio que aumenta su actividad y permite la operación a temperatura más bajas de la entrada de gas.

El catalizador tiene un diámetro de 8mm y un largo de 8mm, con una densidad del lecho de 33, 8.(lb./pie³)

En la literatura existe diferentes modelos cinéticos para estimar la velocidad de reacción para el sistema en estudio .Específicamente para este simulador se usa una descrita por Fogler S y M Guermen y esta dada por

$$r_{so_2} = k \times \sqrt{\frac{P_{SO_2}}{P_{SO_3}}} \times \left(P_{O_2} - \frac{P_{SO_3}}{K_p \times P_{SO_2}} \right)^2$$

$$k = \exp\left(\frac{176008}{T} - (110,1 \times \ln T) + 912,8\right)$$

Donde:

r : velocidad de desaparición del reactivo base. (mol/ (°T×vol del lecho))

P_i : Presiones parciales de los componentes (a.m.)

T : Temperatura, (°R)

k : Constante cinética (lbmol/ (lb de catalizador×s×atm.))

K_p : Constante de equilibrio (atm^{0,5})

La relación de equilibrio se expresa en función de la constante de equilibrio

$$K_p = \exp\left(\frac{42311}{R \times T} - 11,24\right)$$

Donde:

R : Constante universal de los gases. (cal/mol°K)

Procedimiento General de solución

1. Aplicar la ecuación de diseño del reactor de lecho catalítico flujo pistón en la relación al peso del catalizador a la velocidad de reacción y a la conversión. Estequiometricamente utilizar las relaciones y las especificaciones de alimentación para expresar el tipo de reacción en función de la conversión.

2. Aplicar el balance de energía en relación al peso del catalizador y a la temperatura
3. Valores de las variables de estado, k Kp H r y sus respectivas dependencias de temperaturas necesaria para llevar a cabo los cálculos.
4. Integrar numéricamente la ecuación de diseño, el balance de energía y al mismo tiempo para determinar la salida de la conversión y la temperatura junto con los perfiles de concentración. Los límites de integración determinados por el volumen del reactor van desde 0 a 50.3 m^3

Es así como:

La ecuación general que queda determinada de la siguiente forma

$$F_{Ao} \frac{\partial x}{\partial w} = -\alpha \times r_A$$

Donde α , representa un parámetro de entrada al convertidor, el cual busca ajustar el modelo a la operación de la planta. Este toma en cuenta la canalización y desactivación paulatina del catalizador que se traduce en una conversión menor que la teórica.

El balance de masa queda determinada por la formación o la desaparición de los distintos compuestos considerando el coeficiente estequiométrico. Al estar en función del volumen del reactor las ecuaciones quedan determinadas de la siguiente manera

$$\frac{\partial n_{SO_2}}{\partial V} = -\alpha \times r_A$$

$$\frac{\partial n_{SO_3}}{\partial V} = \alpha \times r_A$$

$$\frac{\partial n_{O_2}}{\partial V} = -\alpha \times r_A \times \frac{1}{2}$$

Balance de energía

Considerando el calor de reacción y la entalpía local por paso, este queda expresado a través de la siguiente ecuación

$$\frac{\partial T}{\partial V} = \frac{\beta \times r_A \times H_R}{\sum F_i \times cp_i}$$

Donde β representa otro parámetro de entrada por el convertidor, este toma en cuenta el calentamiento súper adiabático en la mezcla reaccionante

Las variables de salida quedan determinadas

Balance de Masa

$$\frac{\partial n_{so_2}}{\partial V} = f_1(T, P, X), \quad \frac{\partial n_{so_3}}{\partial V} = f_2(T, P, X), \quad \frac{\partial n_{o_2}}{\partial V} = f_3(T, P, X)$$

Balance de Energía

$$\frac{\partial T}{\partial W} = f_2(T, P, X)$$

Los datos de salida de cada paso quedan determinados por la resolución de las ecuaciones diferenciales los cuales deben ser resueltos simultáneamente.

A partir de la resolución de estas ecuaciones se obtiene el vector de salida en cada paso del convertidor.

El algoritmo completo de resolución se encuentra en el Anexo A (paginas 11-14)

A continuación en la figura 5.6 a 5.8 se grafica una corrida del simulador con la distinta información que este puede entregar con respecto al convertidor.

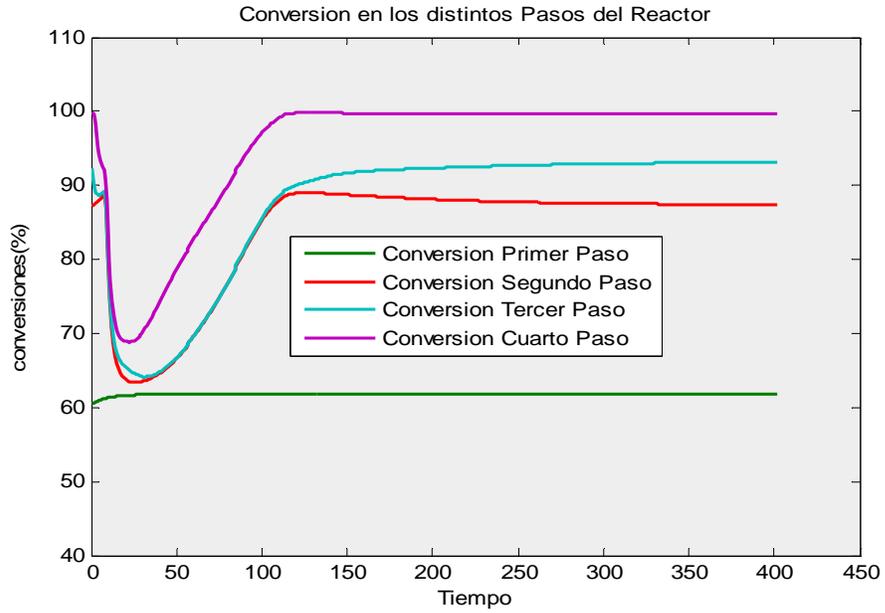


Gráfico 5.1: Conversión en los distintos pasos del reactor

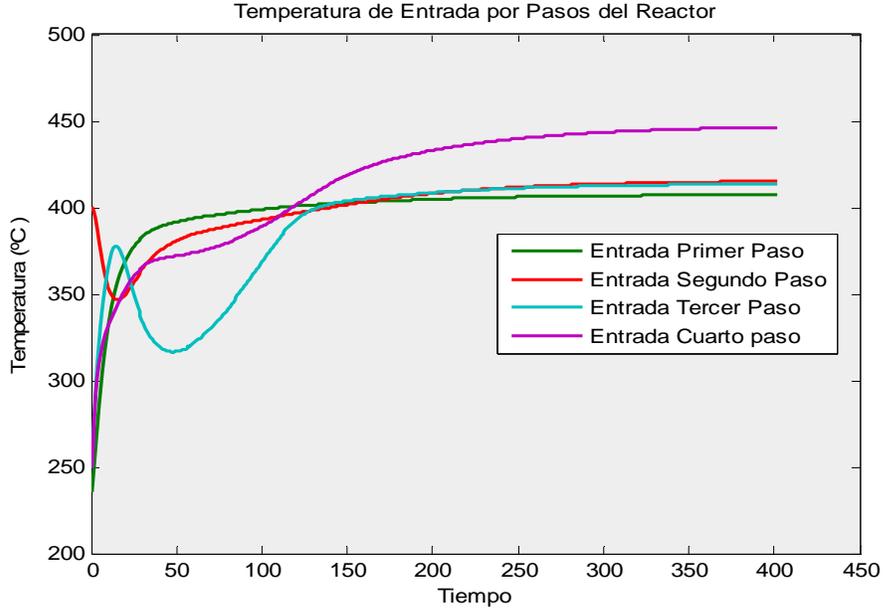


Gráfico 5.2: Temperatura de entrada en los distintos pasos del reactor

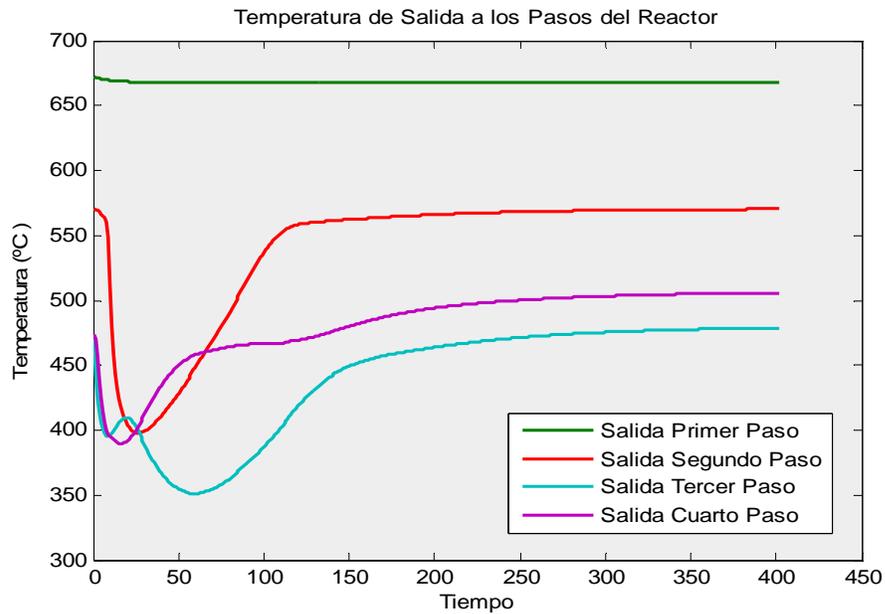


Gráfico 5.3: Temperatura de salida en los distintos pasos del reactor

5.4 Intercambiadores de Calor

El simulador considera a las operaciones en los intercambiadores Gas –Gas, como los de ácido son espacialmente distribuidas, por lo que cada volumen de control se divide en segmentos en serie, programándose cada segmento para producir en efecto de la variación con la posición. Por lo que calcula las derivadas del fluido frío y caliente como si fuera un CSTR. El parámetro ajustable de cada equipo es el coeficiente global de transferencia de calor UA. Los algoritmos propios de estos cálculos se encuentran en el Anexo A (páginas 5-8)

5.4.1 Determinación de UA

Introducción

En un proceso continuo como son los que ocurren en la planta de ácido, los cálculos que se realizan para calcular UA, se efectúan considerando un “estado estacionario”, el cual es definido con el estado de un proceso en el que no hay cambio con respecto al tiempo de alguna condición del proceso, esto incluye la cantidad y composición promedio del material que ingresa al proceso. De esta forma se dice que un proceso continuo está operando en estado estacionario, por lo tanto la masa acumulada es igual a cero.

La ecuación general para un proceso continuo es la siguiente:

$$\left[\frac{\text{Masa}_{\text{Entrada}}}{\text{tiempo}} \right] = \left[\frac{\text{Masa}_{\text{Salida}}}{\text{Tiempo}} \right] + \left[\frac{\text{Acumulación}}{\text{Tiempo}} \right]$$

El cálculo del balance de energía está basado en el principio de conservación de la energía: “Siempre que se produce una cantidad de cierta clase de energía, debe gastarse una cantidad equivalente de otra clase (o clases)”

La ecuación general de balance de energía para un sistema en un proceso continuo es:

$$\text{Energía que ingresa} = \text{Energía que sale} + \text{Energía generada}$$

En las operaciones de intercambiadores de calor, al no ocurrir cambio de fase y solo transferencia de calor sensible las dependencias de presión no son muy significativas por lo que se considera que las reacciones involucradas ocurren a presión constante, por lo tanto las variaciones de entalpía son iguales a las de calor.

De esta manera la entalpía para un compuesto o elemento esta dada por:

$$n \cdot \Delta H = n \cdot \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

Para determinar el parámetro ajustable UA, coeficiente global de transferencia de calor, el balance de energía se realizara siguiendo la ecuación de diseño de los intercambiadores de calor, la cual recibe el nombre de ecuación de Fourier.

$$Q = WC_p(T_2 - T_1) = wC_p(t_1 - t_2) = UA(\Delta T_{\ln})$$

W,w = flujos máscicos lado caliente y frio

T,t = Temperaturas fluidos caliente y frío

ΔT_{Li} = Diferencia media logarítmica = $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$

Conocemos:

Calor transferido (de balance de energía)

Área de transferencia (de planos del equipo)

ΔT_{LMTD} : Según plano N 012481-4100-01-02-400 del 15/12/1997 Con flujo de 150.000 Nm³ / h y un 12% de SO₂

Las ecuaciones para determinar los balances de energía junto con el cálculo de los coeficientes globales de cada equipo se encuentra en el Anexo B

CAPITULO VI

**TORRES DE ABSORCION DE LA FUNDICION
DE CHAGRES**

6.1 Concepto de Absorción

Las operaciones que se producen en las torres empacadas torre de absorción intermedia, torre de absorción final y torres de secado, son operaciones de absorción.

La absorción es un proceso de transferencia de masa que se caracteriza por que un componente de la corriente gaseosa es cedido y pasa a formar parte de la corriente líquida.

En el proceso de absorción se ponen en contacto una corriente líquida con una corriente gaseosa. La fuerza impulsora que tienen los gases, hace que algún componente presente en el gas, que puede ser componente químico o vapor de agua se integre a la corriente líquida.

En el caso específico de la operación de absorción que ocurre en la torre de secado, el vapor de agua forma parte de la corriente gaseosa, pasa al agua líquida.

Como consecuencia, el gas que sale de dicha torre sale con menor humedad, por lo que el nombre de torre de secado, en esencia es un proceso de absorción.

El proceso de absorción ocurre en las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

El relleno tiene como función aumentar el área de contacto entre el líquido y el gas.

El líquido moja el relleno y su flujo se va dividiendo tantas veces como oposición encuentra a su flujo, y así va bajando por la columna.

De la misma forma, el gas va subiendo pero al irse encontrando con el relleno, va dividiendo su flujo, y este va cambiando de dirección y se pone en contacto, de esta forma con el líquido.

El relleno provoca que tanto el gas como el líquido no tengan una trayectoria fija y ambos logran recorrer una distancia varias veces mayor a la altura de la torre.

Cuando el líquido y el gas se ponen en contacto, el gas “cede” uno de sus componentes al líquido. El líquido lo incorpora a su corriente y sigue bajando por la torre, siendo capaz de absorber más componente desde el gas, si las condiciones de operación lo permiten.

El líquido absorbente tiene cierta capacidad para incorporar a su flujo, el componente que se transfiere desde el gas. Si esta capacidad ya se ha copado, no es capaz de absorber más componente desde el gas.

La presión de operación la torre influye en forma conjunta con la temperatura en la capacidad de absorción.

Un gas a cierta temperatura, tendrá cierta capacidad de mantener a todos sus componentes formando parte de su corriente. Esa capacidad esta dada por la presión de vapor o presión de saturación.

Al mismo tiempo la presión de saturación y la presión de operación del equipo definirán el contenido de la corriente gaseosa

Uno de los aspectos más importantes en el proceso de absorción es la distribución del líquido.

En operación normal el líquido debe mojar todo el relleno, para que el gas tenga la oportunidad de ponerse en contacto con el líquido.

Si por alguna razón el líquido se canaliza, el gas pasa por zonas donde no hay líquido y por lo tanto, no hay absorción.

Las canalizaciones de liquido provocan que el liquido fluya por solo un sector de la columna. Esto hace que la columna tenga solo una zona útil, operando en forma ineficiente.

Las fuerzas impulsoras que provocan que un componente del gas pase a la corriente líquida, son mayores a ciertas temperaturas. Existen rangos de temperatura en donde estas fuerzas impulsoras se anulan y a pesar de que las condiciones de flujos sean las correctas, el proceso de absorción no ocurre, u ocurre en forma deficiente solo como efecto de una mayor temperatura

6.2 Columnas de Relleno

Las columnas de relleno son columnas verticales llenas con packing o elementos de gran área superficial. El líquido se distribuye en el tope y fluye a través del relleno exponiendo una gran área superficial al contacto del gas. El esquema en contracorriente resulta ser el más eficiente ya que la concentración del soluto en el gas disminuye a medida que sube por la columna y se pone en contacto con solvente más fresco.

La distribución de líquido juega un rol importante en la eficiencia de una columna de relleno. Un buen relleno, puede ver reducida su eficiencia por una distribución pobre de líquido.

La columna de relleno debe tener un diámetro suficiente para acomodar el gas y el líquido y una altura suficiente para asegurar que la cantidad requerida de masa se transfiera con la fuerza impulsora disponible.

Para un funcionamiento satisfactorio de la columna, el flujo de líquido debe ser lo bastante grande para asegurar un mojado óptimo del packing, pero no debe exceder el punto de carga.

Por lo tanto en las torres empacadas de secado y absorción es de importancia conocer las condiciones hidráulicas de operación para cuidar de no entrar en régimen de inundación.

En esta parte se entregan datos relacionados con el cálculo de la caída de presión y el % de inundación en las torres rellenas tanto de secado como en las de absorción

En este informe se detalla el procedimiento de cálculo, y un análisis de sensibilidad con la finalidad de explorar los límites operacionales de las 4 torres involucradas:

- TWR 200 Torre de Secado N°1
- TWR 204 Torre de Secado N°2
- TWR 206 Torre de Absorción Intermedia
- TWR 202 Torre de Absorción Final

6.3 Torres de secado

Las torres de secado son estanques verticales de acero carbono, cilíndricos, de fondo cóncavo. Están revestidas con ladrillo refractario al ácido y rellenas con monturas de cerámica “Intalox”.

Los gases húmedos de proceso provenientes del área de limpieza de gases de la planta ingresan por debajo de la torre de secado y suben a través del relleno principal, en sentido contrario a un flujo de ácido sulfúrico al 96%. El ácido extrae el agua del flujo de gases y reduce su concentración. Después que el gas ha salido del relleno principal, pasa a través de una pequeña capa de relleno que atrapa el rocío y sigue por un eliminador de neblina de doble malla. Esta unidad está diseñada para extraer la neblina arrastrada por el flujo de gas. El gas sale de las torres de secado y entra al lado de succión de los sopladores de SO₂.

6.3.1 Torre de Secado TWR-200

El gas húmedo proveniente de la zona de limpieza pasa en un 70% a esta torre con el objetivo de secar los gases mediante la circulación en contracorriente de ácido de una concentración de 96%. Los gases secados son aspirados por el soplador KKK#1

6.3.2 Torre de Secado TWR-204

El gas restante pasa a esta torre con el objetivo de secar los gases también mediante la circulación en contracorriente de ácido de una concentración de 96%. Los gases secados son aspirados por el soplador KKK#2

6.4 Torres de Absorción

Las torres de absorción TR- 206 y TWR-202 son recipientes verticales cilíndrico de acero carbono, de fondo cóncavo con estanques de bombeo en el fondo. Estos estanques están revestido con ladrillos refractarios al ácido y relleno con monturas cerámicas “Intalox”, los cuales permiten una mejor distribución del gas y el ácido

6.4.1 Torre de Absorción Intermedia TWR-206

El gas SO₃ proveniente desde el tercer paso del convertidor catalítico y luego de haber pasado por el intercambiador caliente frío interpuesto, ingresa a la torre de Absorción Intermedia a una temperatura de 230°C, donde será absorbido en contracorriente por medio de ácido sulfúrico que se encuentra a una concentración de 98,5%.

6.4.2 Torre de absorción final TWR -202

Por la parte inferior de la torre de absorción final ingresa gas rico en SO_3 que proviene del cuarto paso del convertidor a través del intercambiador frío y la caldera de calor sobrante. Éste pasa por el relleno principal en sentido contrario a un flujo de ácido sulfúrico al 98.5%. El ácido remueve el SO_3 del flujo de gas, incrementando la concentración del ácido. Luego de salir del relleno principal de la torre, pasa a través de una pequeña capa de relleno que atrapa el rocío, seguido por una serie de eliminadores de neblina tipo vela 'ES' de Monsanto. Estos elementos de alto rendimiento eliminan la neblina de ácido arrastrado en el flujo de gas. El gas sale de la torre de absorción final y pasa a través de conductos a la chimenea de evacuación de gases.

6.5 Marco Teórico sobre la inundación de las Torres Empacadas

La velocidad de inundación para una corriente de gas de una torre con relleno no ordenado puede ser calculada por varias ecuaciones. El sistema más antiguo y todavía más usado es la que se muestra en la figura 6.1

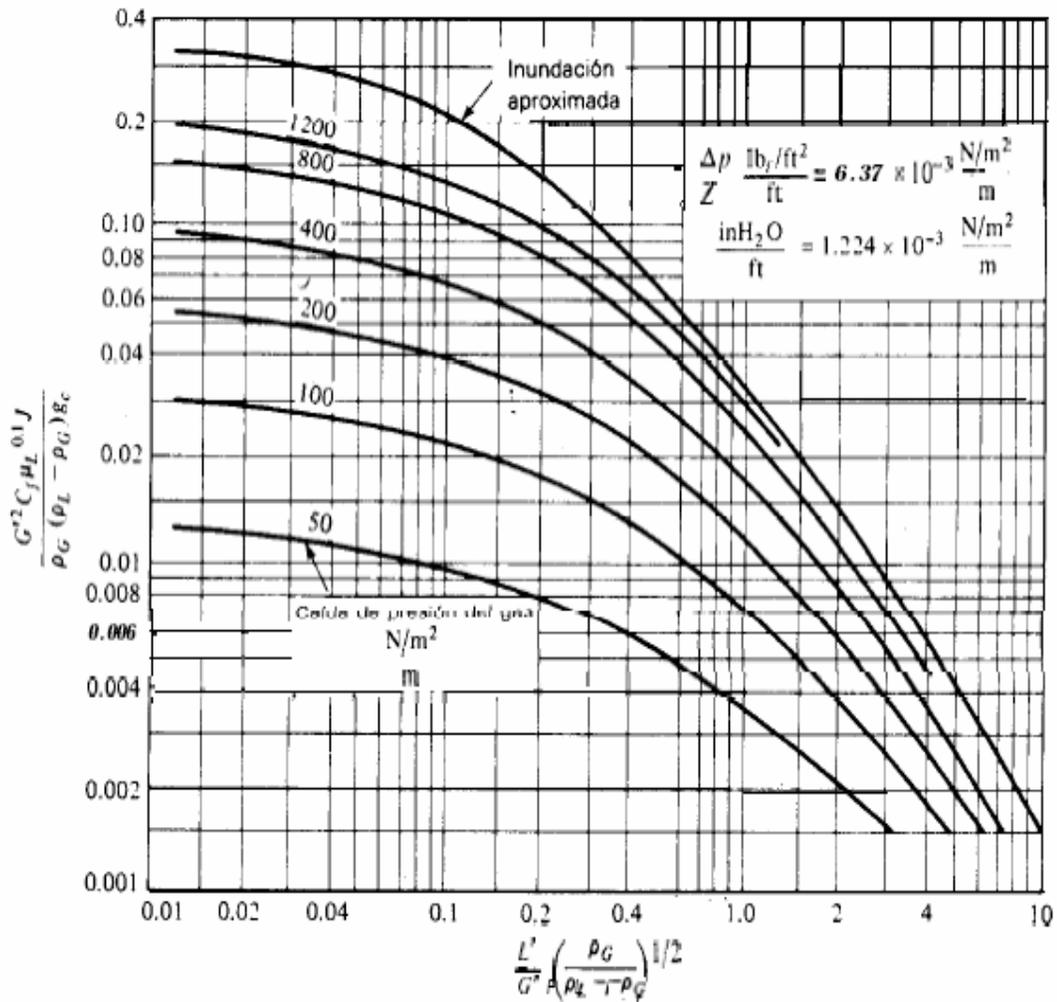


Figura 6.1: Correlación de Eckert

La primera correlación propuesta para lechos empacados fue propuesta por Walter el año (1937) englobando los empaques existentes en aquel momento esferas de calcáreo y anillos rasching. Sherwood el año (1938) propuso modificaciones a la correlación de Walter, agregando relleno arreglado a las experiencias. El trabajo de Sherwood, de velocidades de inundación fueron obtenidas por observación visual de acumulación de liquido en la parte superior de de un lecho empacadas y la perdida de de cantidades de liquido que escurría por las paredes de la columna .Un empaque era caracterizado por la relación (ap / ε^3) .Lobo (1945) propuso para un rango de datos mayor , una nueva manera

de caracterizar un empaque a través de un factor empírico C_F , llamado factor de caracterización del empaque, pues la aplicación de la relación (ap / ε^3) propuesto por Sherwood, no correlacionaba bien los datos experimentales como se puede verificar a través de la figura en donde la dispersión de los puntos experimentales a la correlación es bastante elevado.

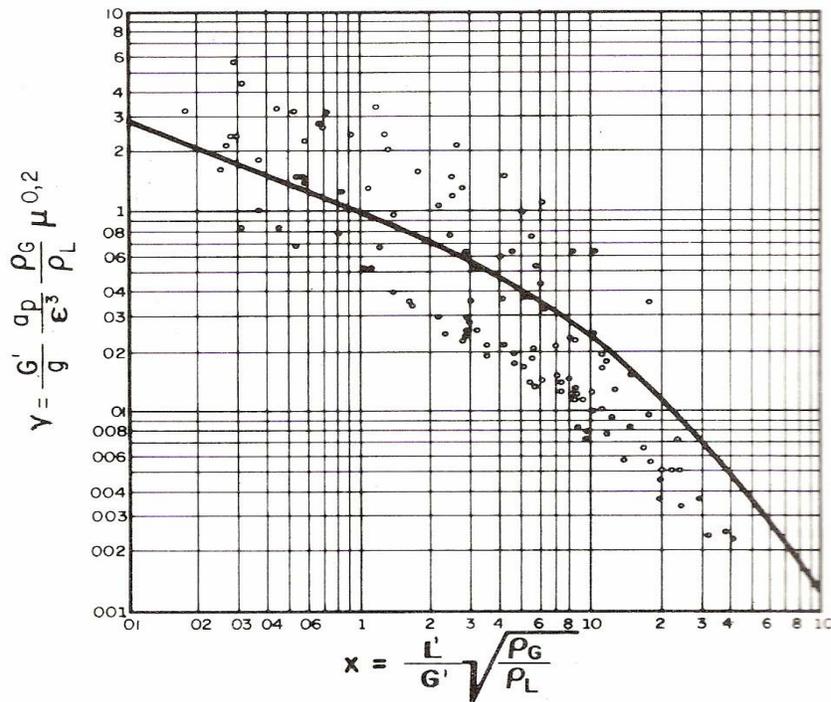


Figura 6.2: Correlación de Sherwood para inundación

Mas tarde, Leva introdujo nuevas modificaciones a ala correlación .Introdujo un factor de corrección de densidades de líquidos a otras curvas del mismo grafico para perdidas de de carga constantes, sirviendo el grafico también para determinar la perdida de carga en lechos empacados.

La forma mostrada en la figura 6.1 fue propuesta por Eckert (1966) que modifico el concepto del factor de caracterización propuesto por Lobo (1945), que era obtenido en condiciones de inundación a través de la introducción de un factor medio obtenido por perdidas de carga de 542,83 y 125 mm de agua /m de empaque, divulgo valores para este nuevo C_F para una serie de empaques. Desde este momento la correlación paso a ser llamada Correlación Generalizada de Perdida de Carga siendo esta bastante usada en el dimensionamiento del diámetro y determinación de perdida de carga de torres empacadas.

Norton divulgo a través del Boletín DC-11 de 1977, una nueva versión de CGPC, con algunas modificaciones introducidas por la experiencia acumulada por el proyecto de torres comerciales en ese periodo, que incluía la eliminación de la curva de inundación. Las torres pasaron a ser dimensionadas por la perdida de carga recomendada por la operación. Esta correlación fue testada para una amplia rango de propiedades, ampliando así su aplicabilidad.

	Valor Mínimo	Valor Máximo
Presión (atm)	0,0013	32
Masa especifica de gas (Kg./m ³)	0,057	83
Peso Molecular	2	338
Masa especifica de liquido (Kg./m ³)	353	1830
viscosidad (cp)	0,07	18
Tensión Superficial	7	78

Tabla 6.1: Rango de propiedades para la correlación

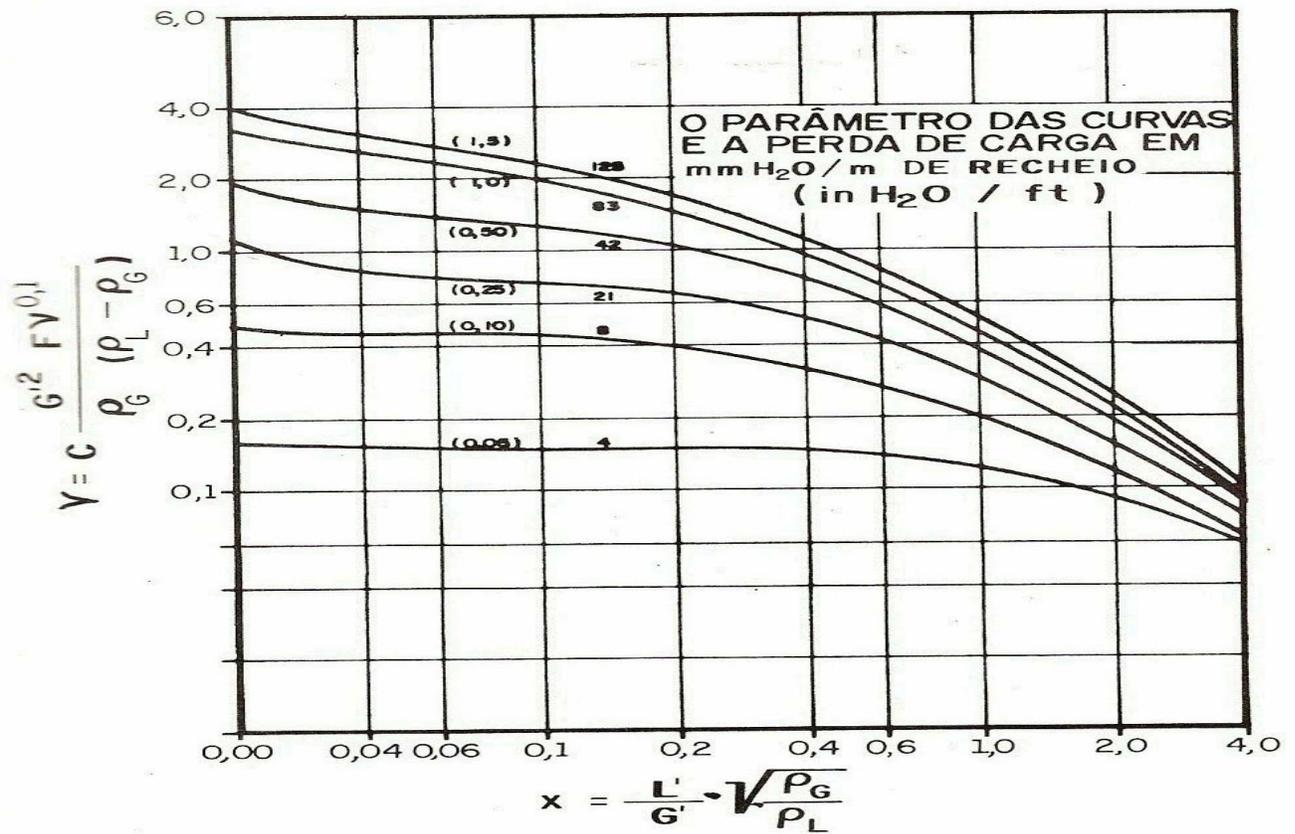


Figura 6.3: Correlación Generalizada de Pérdida de Carga (Norton-Bulletin DC-11/1977)

La mas nueva versión de CGPC se debe también a Norton (Hausch, 1986) con un nuevo factor de caracterización C_F mostrado en la figura 6.4.

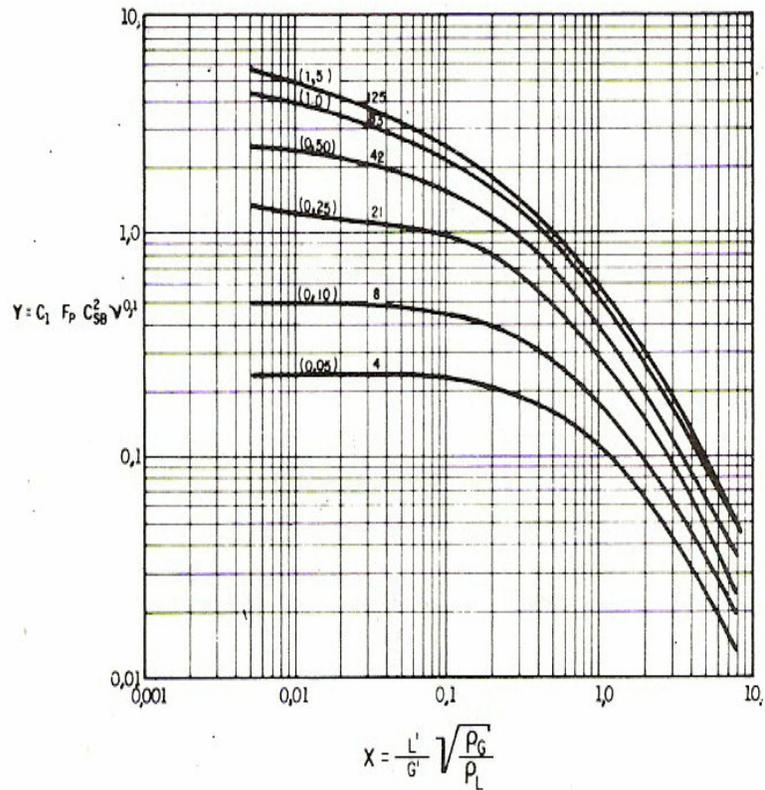


Figura 6.4: Correlación Generalizada para Perdida de Carga (CGPC) (Norton-Mayo de 1985)

Donde:

ν : Viscosidad cinemática del líquido, cm^2/s

F_p : Factor de caracterización de empaque

C_1 : Factor de corrección, para obtención de C_{SB} en m/s usar $C_1:19,756$, para obtención de C_{SB} en ft/s usar $C_1:1$

$$Y: C_1 F_T C_{SB}^2 \nu^{0,2}$$

Tipo	Material	Tamaño Nominal mm			
		38 hasta 40	50	70 hasta 75	89
IMPT	Metal	23,5	18,1	12,5	
HY-PACK	Metal	29,3	18,1		16,4
Anel-Pall	Metal	40,0	26,1		17,8
Anel-Pall	Plástico		27,3		16,9
Super Intalox	Plástico		25,6		17,7
Super Intalox	Cerámica		27,9		
Instalox	Cerámica		40,2	22,5	
Anel de Rasching	Metal de 1/16 in	93	62		

Tabla 6.2: Factores de Caracterización para la utilización de CGPC de Norton , Mayo 1985

Curvas generalizadas fueron también construidas por Fair (1985) basadas en datos experimentales de sistemas de destilación de Billet (1984). A través de estas curvas fueron obtenidas velocidades de inundación de diversos empaques por medio del de Souders-Brown, C_{SB} el cual determinara el diámetro de la torre.

Para los diferentes tipos de material de relleno los factores de conversión para la determinación de C_{SBF} , existe la tabla 6.3:

Tipo tamaño, mm	Pall Metálico	Reaching Metálico	Reaching Cerámica	Instalox Cerámica	Berl Cerámica
50 (2,0 in)	1,00	0,79	0,78	0,89	0,84
38 (1,5 in)	0,91	0,71	0,65	0,75	0,70
25 (1,0 in)	0,70	0,66	0,50	0,60	0,54

13 (0,5 in)	0,65	0,55	0,37	0,40	0,37
-------------	------	------	------	------	------

Tabla 6.3: Factores de conversión para la determinación de C_{SBF} :

Para empaques estructurados los siguientes factores deben ser usados:

Empaque	Factor de Conversión
Sulzer-BX	1,0
Flexipac #1(Mellapack 500Y)	0,69
Flexipac #1(Mellapack 250Y)	1,08
Flexipac #1(Mellapack 125Y)	1,35

Tabla 6.4: Factores de conversión para empaques estructurados

En este estudio se ha incorporado el cálculo de los límites de inundación en las torres de secado y absorción, se trabaja con dos modelos distintos: las curvas de Eckert (1966) y un modelo matemático de Fair (1985):

6.6 Porcentajes de Inundación

6.6.1 Curvas de Eckert

La figura 6.1 muestra las curvas de Eckert, donde se puede obtener la velocidad de inundación de la lectura del gráfico. Para usar este gráfico en la simulación se desarrolla un modelo matemático para correlacionar la curva de inundación.

$$Y = \frac{0,00001652587 + 82408595,99999 \cdot X}{(1 + 343005540 \cdot X + 3176211300 \cdot X^{2,008601911}) \cdot 0,5}$$

Donde el valor Y corresponde al valor de la ordenada y X corresponde a la abscisa de la figura y esta representado por:

$$X = \frac{L'}{G'} \times \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5}$$

Donde:

L= Flujo másico del acido (Kg. /seg.)

G= Flujo másico del gas (Kg. /seg.)

ρ_G = Densidad del gas (Kg. / m³)

ρ_L = Densidad del liquido (Kg. /m³)

Posteriormente el flujo de inundación queda representado por:

$$G_f = \sqrt{\frac{Y \times \rho_G \times (\rho_G - \rho_L) \times g_c}{C_F \times \mu^{0,1} \times J}}$$

Donde:

G_f = Flujo de inundación (Kg. /seg. m²)

C_F = Factor de parking (adimensional)

ψ = Densidad del agua /densidad del liquido

u =viscosidad del liquido (Kg. / m seg.)

En este caso con $C_F = 22$ para un relleno de sillas instalox y $J=1$ en unidades S.I.

Para obtener un % de inundación se calcula la velocidad del gas dentro de la torre a partir del área interna y el flujo,

$$G_{OP} = \frac{G}{A}$$

A = Área interna de la torre (m^2)

Así el porcentaje de inundación quedara determinado por:

$$\% \text{ inundación} = \frac{G_{OP}}{G_f}$$

El flujo de inundación se debe evaluar usando los flujos totales de las fases en el fondo de la columna, ya que aquí, tanto L como G tendrán el máximo valor

6.6.2 Modelo de Fair

Para determinar las velocidades de inundación por medio de Fair se tiene la siguiente expresión:

$$C_{SBf} = 0,30448 \times \left[0,13435 - 0,089144 \cdot (Z) - 0,010369 \cdot (Z)^2 \right]$$

Donde:

$$Z = Ln(X)$$
$$X = \frac{L'}{G'} \times \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

Como este modelo está aplicado a un sistema con anillos Pall metálico de 50mm el valor de C_{SBf} obtenido de la ecuación debe ser corregido con el factor 0,92 para un relleno de sillas Instalox cerámica.

Obtenido C_{SBf} se despeja V_G (velocidad de inundación) de la siguiente ecuación:

$$C_{SBf} = V_G \times \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

Para obtener un % de inundación se calcula la velocidad del gas dentro de la torre a partir del área interna y el flujo, ecuación:

$$V_g = \frac{Q}{Area}$$

Luego el porcentaje de inundación queda expresado por:

$$In_{\%} = \frac{(V_G - V_g)}{V_G} \cdot 100$$

6.3 Pérdida de carga en torres de relleno

Para el cálculo de la pérdida de carga en torres de relleno se proponen dos modelos matemáticos, Leva y Prah, el simulador en su carácter dinámico permite elegir el método a utilizar. En un comienzo el simulador esta programado para utilizar la correlación de Leva que entrega una caída de presión mayor.

6.3.1 Modelo de Leva

Cuando la operación de una torre esta bajo el régimen de inundación, Leva propone la utilización de la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{z} = \alpha \cdot 10^{\beta \cdot \left(L \cdot \frac{\rho_w}{\rho_L} \right)} \cdot \frac{G^{1.2}}{\rho_G}$$

Donde:

$\Delta P/z$ = queda expresado en Pa/m.

$\alpha = 76,92$ para un relleno de sillas instalox

$\beta = 0,02$ para un relleno de sillas instalox

z: corresponde a la altura de relleno

6.3.2 Modelo De Prah.

Basado en la curvas de Eckert y Norton, Prah desarrolla ecuaciones aritméticas que correlacionan datos experimentales, la ecuación es general para todos los tipos de relleno.

$$\frac{\Delta P}{z} = \frac{Y \cdot n}{1 - Y \cdot m}$$

Donde

$\Delta P/z$ = queda expresado en mm H₂O/m.

Y: ordenada de la figura 1

X: abcisa de la figura 1.

$$m = 35 \times X + 3$$

$$n = 1,116 \times X + 500$$

CAPITULO VII
ANALISIS Y RESULTADOS

7.1 Análisis de las Torres Empacadas

Utilizando el simulador se determinaron los % de inundación parametrizando el flujo de gas alrededor del flujo normal a la fecha. Los resultados se muestran en la tabla 7.1.

Porcentaje de Inundación en torres Empacadas como función del flujo de gas									
Qseco (Nm ³ /hr.)	141.831	148.922	156.369	164.187	172.397	181.017	190.067	199.570	209.549
TWR-204	35,86%	37,10%	38,39%	39,74%	41,15%	42,61%	44,13%	45,74%	47,42%
TWR-200	53,74%	55,60%	57,53%	59,55%	61,66%	63,85%	66,12%	68,53%	71,05%
TWR-206	75,47%	78,25%	81,17%	84,27%	87,53%	91,00%	94,66%	98,50%	102,60%
TWR-202	49,59%	51,77%	54,07%	56,50%	59,07%	61,84%	64,82%	68,04%	71,49%

Tabla 7.1: Porcentaje de inundación en las torres Empacadas con L constante.

En los resultados anteriores se consideró constante el flujo de líquido en las torres por lo que la razón L/G en cada torre disminuye a medida que el flujo de gas aumenta.

La alimentación del flujo de ácido para cada torre empacada queda determinada por el flujo, la temperatura y concentración de que dispone cada estanque dentro de la planta de ácido.

Sin embargo, desde un punto de vista operacional debería existir un aumento equivalente en los flujos de ácido para mantener las composiciones del ácido de salida de las torres bajo especificación.

Tomando en cuenta el aspecto anterior, un segundo análisis se puede desarrollar, se considera que la razón L/G se mantiene constante en los valores operacionales normales. En este caso un aumento en el flujo de gas se traduce en un aumento en el flujo de ácido en las torres.

Los resultados se muestran en la tabla 7.2.

Porcentaje de Inundación en torres Empacadas como función del flujo de gas								
Qseco (Nm ³ /hr)	141831	1489223	156369	164187	172397	181017	190067	199570
TWR-204	35,86%	37,10%	38,93%	40,84%	42,89%	45,00%	47,22%	49,57%
TWR-200	53,74%	55,60%	58,32%	61,16%	64,26%	67,41%	70,72%	74,28%
TWR-206	75,47%	78,25%	82,59%	87,17%	92,01%	97,12%	102,50%	108,30%
TWR-202	49,59%	51,77%	54,68%	57,73%	61,00%	64,38%	67,97%	71,94%

Tabla 7.2: Porcentaje de inundación en las torres Empacadas con (L/G) cte.

Se puede observar que los valores de % de inundación aumentan levemente con respecto a los resultados con líquido constante.

De los resultados obtenidos se aprecia que la torre empacada que estaría en los límites operacionales es la torre de absorción intermedia (TWR 206) las demás torres presentan una mayor holgura.

En las figuras 7.1 y 7.2 se muestran los resultados obtenidos presentando el % Inundación como función del flujo de gas y nos permite estimar el valor del flujo máximo a operar para producir inundación en este caso en la torre de Absorción Intermedia

La tabla 7.3 muestra el valor de flujo máximo:

Q seco (Nm ³ /h) para 100% de inundación en TWR-206
--

L Cte.	197.900
L/G Cte.	188.100

Tabla 7.3: Porcentaje de Inundación máximos

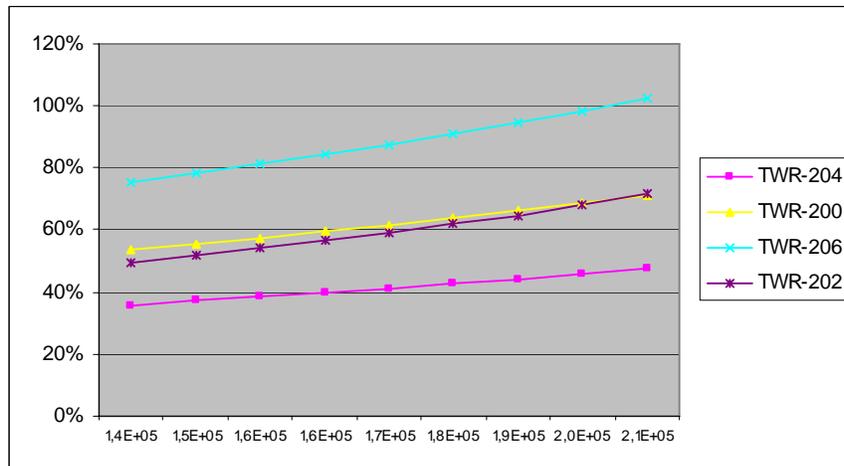


Gráfico 7.1: Porcentaje de Inundación para L constante

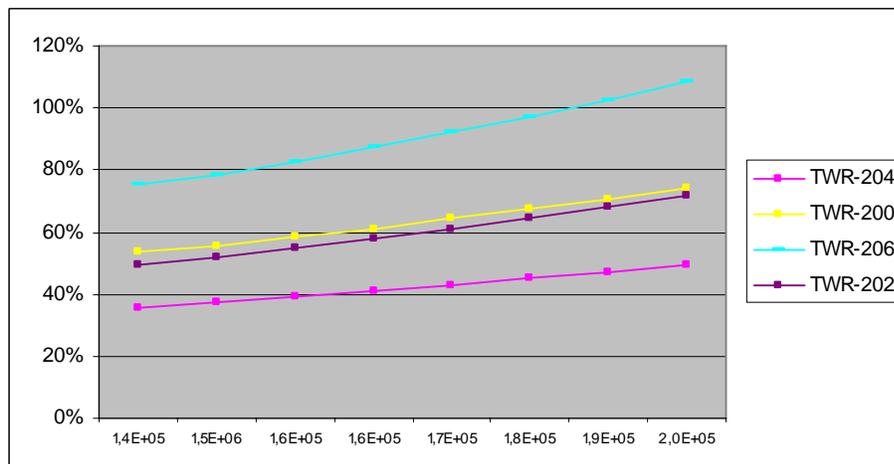


Gráfico 7.2: Porcentaje de Inundación para L/G constante

7.2 Flujos de ácido de alimentación a las Torres Empacadas

Desde el punto de vista operacional es necesario comprobar el buen funcionamiento de la torre ante incrementos de tanto de la corriente gaseosa como de la corriente líquida.

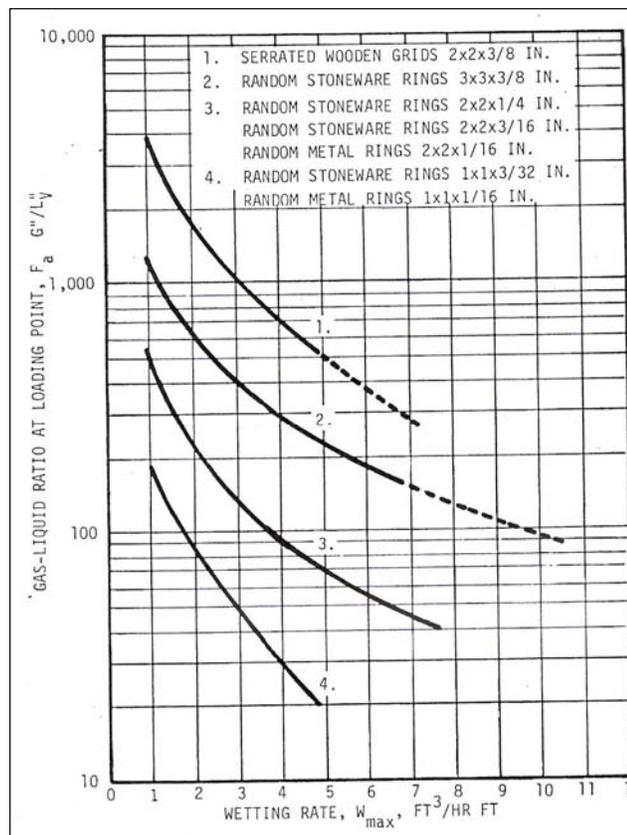


Figura 7.1: Diagrama de alimentación máxima a una torre de relleno

Para calcular la carga máxima de líquido se procede de la siguiente forma:

Calcular

$$\frac{G''}{L \times v''} = \left(\frac{V' \times \rho_L}{L' \times \rho_G} \right)$$

Donde

G'' = Flujo volumétrico de gas, pie³/hr.

Lv'' = Flujo volumétrico de líquido, pie³/hr.

V' = Flujo másico de gas, lb. /hr.

L' = Flujo másico de líquido, lb. /hr.

ρ_L = Densidad del líquido, lb./pie³

ρ_G = Densidad del gas, lb./pie³

Luego calcular el valor de la ordenada y con la curva correspondiente al relleno especificado, leer el W máximo para la razón gas –líquido definida en la figura 7.3.

Esto corresponderá a una carga de líquido de:

$$Amas = W_{max} \times \rho_L \times a \text{ (lb. /hr pie}^2\text{)}$$

Luego de seguir tal procedimiento y en base a los flujos de ácido de entrada a las torres de absorción que indica plano N 012481-4100-01-02-400 del 15/12/1997 desarrollado por FENCO (Anexo D página 7) encontramos los siguientes resultados, los cuales se resumen en la tabla 7.4, en donde L_{max} representa el mayor flujo de ácido que podría soportar la torre por consideraciones de diseño y el % de exceso representa el exceso de este flujo respecto a las condiciones de diseño.

Torre de Absorción	Lmax (Kg./hr)	% de Exceso
TWR-200	1.677.187	49,62
TWR-204	690.260	47,54
TWR-206	2.439.289	16,88
TWR-202	1.752.513	62,15

Tabla 7.4: Flujos máximos de Operación de las Torres de Absorción

Asumiendo la razón (L/G) en las torres de absorción de diseño del plano N 012481-4100-01-02-400 del 15/12/1997 desarrollado por FENCO (Anexo D página 7) como constante, y sabiendo el flujo másico de alimentación de la corriente de gas como conocida por el simulador se procede a calcular la cantidad de flujo de ácido de alimentación necesaria para conservar la razón L/G en los puntos de operación de estudio, tal como se observa en la tabla 7.5.

Torre de Absorción	150.000 y 13% (Kg. /min.)	160.000 y 14% (Kg. /min.)
TWR-200	14.218	15.322
TWR-204	6.093	6.566
TWR-206	34.171	36.833
TWR-202	11.074	11.765

Tabla 7.5: Flujos de Operación de las Torres de Absorción para situaciones propuestas

De esta forma con estos nuevos flujos, las condiciones de operación se mantendrían óptimas desde el punto de vista operacional para los dos posibles puntos de operaciones futuras.

En base a estos cálculos habría que corroborar la capacidad de funcionamiento de los intercambiadores de calor con los nuevos flujos de ácido.

7.3 Análisis de los Intercambiadores de calor

Para la transferencia de calor en intercambiadores consideramos el calor transferido como:

$$Q = WC_p(T_2 - T_1) = wc_p(t_1 - t_2) = UA(\Delta T_{\ln})$$

Donde:

W, w = flujos máxicos lado caliente y frío

T, t = Temperaturas fluidos caliente y frío.

ΔT_{\ln} = Diferencia media logarítmica = $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$

Q = calor (Kcal./h)

A = área de transferencia (m²)

U = coeficiente de transferencia global (Kcal. /°C*h)

Conocemos:

- Área de transferencia (de planos del equipo)
- ΔT_{LMTD} Según plano N 012481-4100-01-02-400 del 15/12/1997 Con flujo de 150.000 Nm³ / h y un 12% de SO₂.
- U = coeficiente de transferencia global (Kcal./°C*h) .Se adjuntan en el Anexo D (páginas 2, 3, 5, 6)

En el informe superior se conocen los flujos necesarios de ácido para la óptima operación de las torres de absorción. Estos flujos, sin embargo provienen de los correspondientes enfriadores ácido-agua que posee cada torre.

Adicionalmente la operación de estos intercambiadores de calor está condicionada mutuamente al compartir parte del circuito frío (flujo y capacidad de evaluación total de calor), por lo que una acción de regulación puede afectar en diferente forma a más de un intercambiador, por lo que se hace importante evaluar la vulnerabilidad operacional por medio de un análisis de sensibilidad. En este se varía el flujo de agua de refrigeración circulando por el intercambiador, determinándose su efecto en la temperatura de descarga de agua y en el calor transferido.

El procedimiento para determinar la factibilidad del uso de los intercambiadores para estos nuevos flujos será la siguiente:

1. Realizar el balance de energía con los nuevos flujos de ácido.
2. Con este nuevo calor obtenido y en base al coeficiente de Transferencia Global, U de diseño, obtener una nueva Área de transferencia.
3. Comparar esta nueva Área con el Área de diseño.
4. Se considerará óptimo el intercambiador cuando el Área obtenida resulte inferior a la de diseño.

El área de diseño de los intercambiadores junto con todas sus especificaciones se puede encontrar en el Anexo D (páginas 2, 3, 5, 6)

Siguiendo tal procedimiento encontramos los siguientes resultados

7.3.1 Intercambiador C-240

	150.000 12%	150.000 13%	160.000 14%
Flujo de ácido (Kg. /min.)	14.082	14.218	15.322
Calor Retirado (Kcal./h)	6.282.576	6.342.806	6.835.347
% de exceso de Área	23,49	22,32	13,5

Tabla 7.6: Resúmenes de operación de Intercambiador C-240

La figura 7.4 muestra el análisis de sensibilidad efectuado, en el cual se varió el flujo de agua de refrigeración circulando por el intercambiador, determinándose su efecto en la temperatura de descarga de agua y el calor transferido.

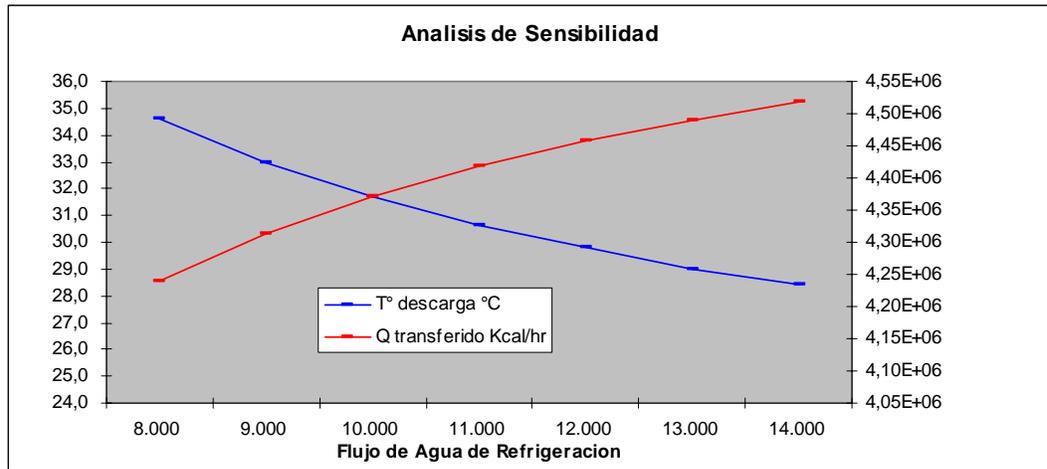


Gráfico 7.3: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-240

Se puede observar que el intercambiador de calor está trabajando en una zona que presenta respuesta relativamente proporcional al flujo de agua de refrigeración. Es decir, no está trabajando en una zona asintótica (flujo excesivo de agua de refrigeración) o muy inestable (déficit de agua de refrigeración).

7.3.2 Intercambiador C-267

	150.000 12%	150.000 13%	160.000 14%
Flujo de ácido (Kg. /min.)	6035	6093	6566
Calor Retirado (Kcal./h)	2.771.967	2.798.607	3.015.863
% de exceso de Área	409,07	404,23	367,90

Tabla 7.7: Resúmenes de operación de Intercambiador C-267

La figura 7.5 muestra el análisis de sensibilidad efectuado, en el cual se vario el flujo de agua de refrigeración circulando por el intercambiador, determinándose su efecto en la temperatura de descarga de agua y el calor transferido

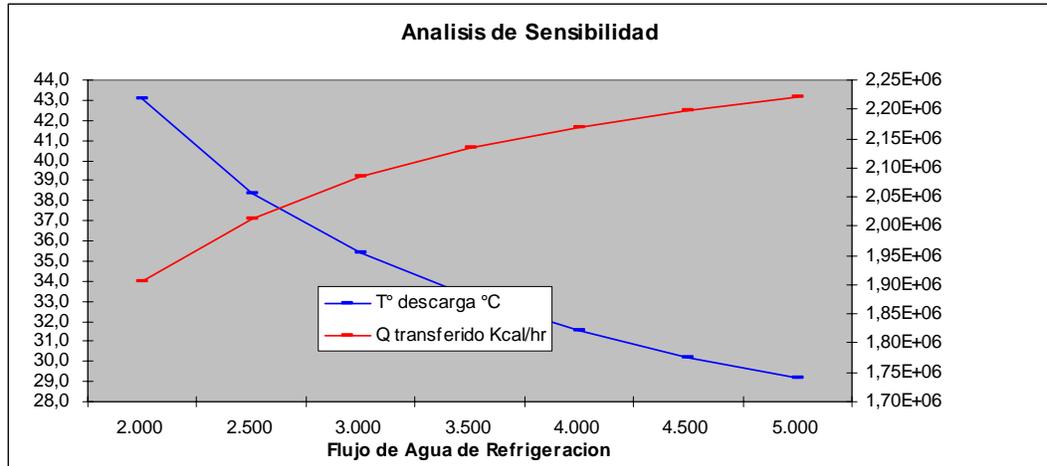


Gráfico 7.4: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-267

Se puede observar que el intercambiador de calor esta trabajando en una zona que presenta respuesta relativamente invariable, es decir, esta trabajando en una zona asintótica definida por un flujo excesivo de agua de refrigeración

7.3.3 Intercambiador C-249

	150.000 12%	150.000 13%	160.000 14%
Flujo de acido (Kg. /min.)	33.792	34.171	36.833
Calor Retirado (Kcal./h)	28.318.998	28.623.206	30.384.558
% de exceso de Área	7,16	6,16	0,39

Tabla 7.8: Resumes de operación de Intercambiador C-249

La figura 7.6 muestra el análisis de sensibilidad efectuado, en el cual se vario el flujo de agua de refrigeración circulando por el intercambiador, determinándose su efecto en la temperatura de descarga de agua y el calor transferido

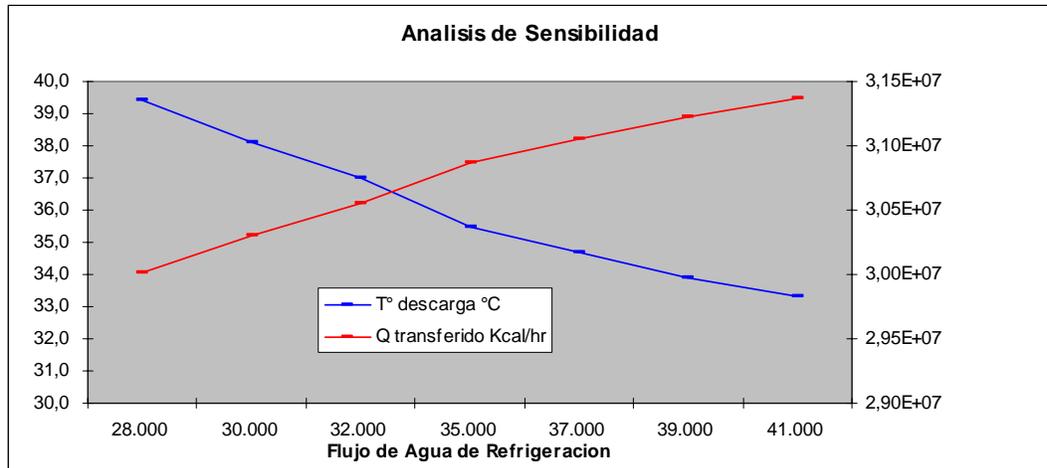


Gráfico 7.5: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-249

Se puede observar que el intercambiador de calor está trabajando en una zona que presenta respuesta relativamente proporcional al flujo de agua de refrigeración. Es decir, no está trabajando en una zona asintótica (flujo excesivo de agua de refrigeración) o muy inestable (déficit de agua de refrigeración)

7.3.4 Intercambiador C-241

	150.000 12%	150.000 13%	160.000 14%
Flujo de ácido (Kg. /min.)	11.054	11.074	11765
Calor Retirado (Kcal./h)	8.727.003	8.742.793	9.288.527
% de exceso de Área	40,7	40,4	36,9

Tabla 7.9: Resúmenes de operación de Intercambiador C-241

La figura 7.7 muestra el análisis de sensibilidad efectuado, en el cual se vario el flujo de agua de refrigeración circulando por el intercambiador, determinándose su efecto en la temperatura de descarga de agua y el calor transferido

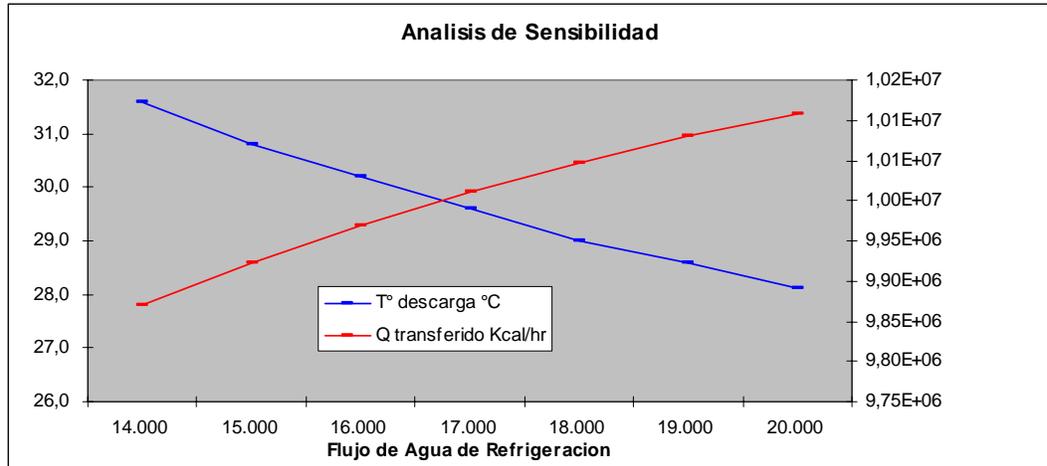


Gráfico 7.6: Análisis de Sensibilidad del Intercambiador C-241

Se puede observar que el intercambiador de calor esta trabajando en una zona que presenta respuesta relativamente proporcional al flujo de agua de refrigeración. Es decir, no esta trabajando en una zona asintótica (flujo excesivo de agua de refrigeración) o muy inestable (déficit de agua de refrigeración)

7.4 Observaciones generales de los casos a tratar

7.4.1 Incremento en la concentración de SO₂

La oxidación de SO_2 a SO_3 es una reacción exotérmica, lo que implica la liberación de calor. Consecuentemente, la temperatura del gas aumenta mientras que pasa con cada capa del catalizador

El calor generado por la reacción de SO_2 en el convertidor termina en última instancia por arribar en el gas que entra en las torres de absorción. Por lo tanto, como el convertidor, la temperatura del gas que entra en las torres aumentará en proporción con la concentración de la SO_2 del gas que entra en la planta ácida.

Las altas temperaturas del gas también promueven la formación de neblina ácida. Estas partículas pasarán a través del embalaje de la torre, donde el buen funcionamiento de los eliminadores de neblina, se hace fundamental para asegurar que la neblina ácida no sea descargada a la atmósfera. La temperatura que Fenco-Monsanto recomienda generalmente es de 260°C como la temperatura máxima para el gas que entra en las torres empacadas con una temperatura de preferencia inferior a 230°C

La operación de las torres de absorción y secado consiste en mantener la circulación de ácido a una capacidad, concentración y temperatura determinadas. Estos parámetros se mantienen constantes y no se ajustan aunque varíe la capacidad de producción de la planta según el manual de operación. Si cualquiera de estos parámetros se aparta demasiado de las condiciones de diseño, se verá reducido el rendimiento de la torre.

Un óptimo desempeño de cualquier torre de absorción se obtiene por lo general con concentraciones de ingreso de ácido en los rangos de 98.5% y 99.0%. Concentraciones más bajas resultarán en un aumento de neblina, mientras que concentraciones más altas darán por resultado un escape de SO_3 . La mayoría de las torres de absorción operan adecuadamente con temperaturas de ingreso de ácido de 75 a 82°C . Las temperaturas inferiores minimizan la corrosión del sistema, mientras que las temperaturas más altas mejoran la eficiencia de absorción y la recuperación de energía. La temperatura recomendada considera todos estos aspectos.

7.4.2 Efectos del aumento del Flujo Gaseoso

La planta fue diseñada originalmente para tratar 110.000 Nm³/h y aumentada posteriormente para tratar 150.000 Nm³/h. de corriente gaseosa, como parte de esta modificación se instaló una nueva torre de secado y un nuevo soplador de SO₂ para complementar y permitir el buen funcionamiento de los equipos existentes. Con excepción de estos cambios no han existido nuevas modificaciones a la planta por lo tanto es posible que ante nuevos aumentos en la corriente gaseosa existan algunos problemas.

7.4.3 Velocidades en las Torres de Absorción

Al igual que cualquier equipo de transferencia de masa, el tamaño de las torres se basa en criterios de velocidad del gas, el cual es necesario para alcanzar una óptima absorción.

Los estándares del diseño de Fenco/Monsanto estiman que la velocidad de la corriente gaseosa en las torres de absorción debe estar bajo los 3.4 a 3.7 m/s. Mediante el uso del simulador la tabla 7.9 entrega una comparación de las velocidades de la salida del gas de la torre de Chagres bajo condiciones estudiadas ante el aumento de flujo de funcionamiento de la planta.

Velocidades en las torres (m/s)	150.000 Nm³/h	160.000 Nm³/h
TWR-200	2,4	2,57
TWR-204	1,79	1,92
TWR-206	1,75	1,87
TWR-202	1,9	2,02

Tabla 7.9: Velocidades estimadas para las Torres de Absorción a las distintas condiciones propuestas

Cuando la planta primero fue aumentada a 150.000 Nm³/h, la velocidad de salida de la corriente gaseosa en la torre de secado existente habría aumentado a 5.1 m/s, vale decir sin la presencia de la torre de secado secundaria

Cuando la planta fue convertida a la absorción doble, el flujo del gas a la torre de absorción final fue reducido a cerca de 4 m/s, y no se han conocido ningún problema, como puede ser una dislocación del embalaje en la región acida de la distribución o lo que hubiera sido mas grave aun problemas de inundación

En el rango de 160.000 Nm³/h, las dos torres empacadas estarán en lo que se considera un rango normal de velocidad. Debe ser observado que el flujo ácido es también un factor significativo en la capacidad de la torre y su potencial de inundar.

7.4.4 Incrementos en la Caída de Presión

Incrementos en la corriente gaseosa trae consigo aumentos en la caída de presión en las torres.

A medida que aumenta la corriente gaseosa, esta impedirá que la corriente del líquido fluya libremente, generando una acumulación de este ultimo, bloqueando toda la sección del flujo generando un incremento en la caída de presión de las torres empacadas, tal como se observa en la tabla 7.10.

Caída de Presión (mmH₂O/m)	150.000 Nm³/h	160.000 Nm³/h
TWR-200	23	27
TWR-204	8	12
TWR-206	150	170
TWR-202	200	230

Tabla 7.10: Caídas de Presión estimas para las Torres de Absorción a las distintas condiciones propuesta

7.4.5 Efecto de aumento de la corriente de agua de salida

Después que el gas ha salido del relleno principal de las torres de secado, pasa a través de una pequeña capa de relleno que atrapa el rocío y sigue por un eliminador de neblina de doble malla. Esta unidad está diseñada para extraer la neblina arrastrada por el flujo de gas. El gas sale de las torres de secado y entra al lado de succión de los sopladores de SO₂.

La función de los eliminadores de neblina es quitar las brisas liquidas, en este caso el agua que no se elimino en la zona de limpieza o de sólidos solubles en la corrientes de gas. Dentro de los procesos, ayudan a proteger los equipos y a prevenir la contaminación del producto.

Una alta velocidad del gas puede causar corrosión y/o erosión en la malla metálica que soportan el empaque.

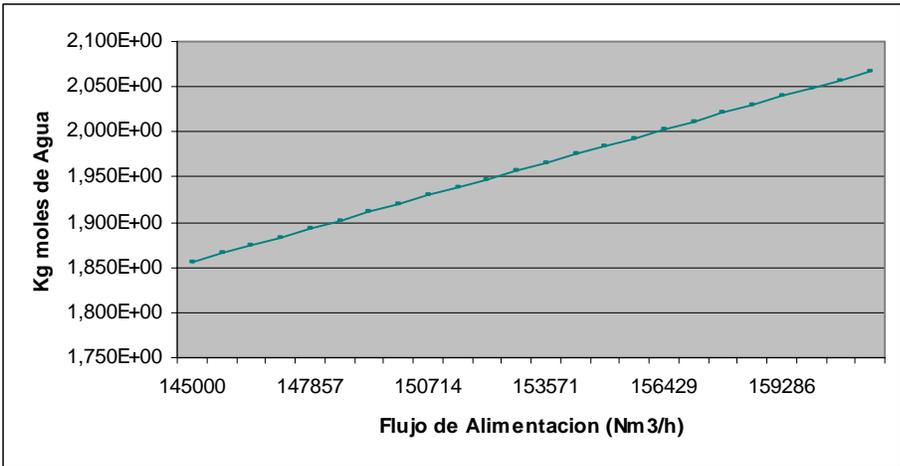


Gráfico 7.7: Kg. moles de agua en la salida de las torres de secado ante aumentos en el flujo de alimentación

CAPITULO IIX
CONCLUSIONES

En base a las respuestas entregadas por el simulador, es posible observar que éste entrega la variación de las principales variables de proceso con el tiempo con una visión global de la planta lográndose representar de muy buena manera los efectos de alto acoplamiento entre los equipos debido a los múltiples reciclos presentes en la planta de acuerdo a su diseño altamente integrado desde el punto de vista energético.

El simulador muestra la efectividad de estas variables manipuladas en el ajuste de las condiciones de operación. Al tener correctamente caracterizado el simulador frente a las principales perturbaciones (Q y SO_2), variables manipuladas (by-pass) y parametrización de los principales equipos es posible utilizar al simulador como una herramienta de entrenamiento de ingenieros de procesos así como para la validación de diferentes estrategias de control y optimización de la zona de secado y de absorción.

La creación del algoritmo de búsquedas para parámetros de alfa y beta en el convertidor, hace que el simulador pueda predecir comportamientos con mayor precisión

A través del uso de esta poderosa herramienta se llegó a estudiar las condiciones hidráulicas de operación de las torres con el objetivo principal de determinar el régimen de inundación que presentaban las torres empacadas de la Zona de Contacto. Los porcentajes de inundación estarán visibles en todo momento durante una simulación, mediante los *displays* creados.

De los resultados obtenidos se aprecia que la torre empacada que estaría más cercana a los límites operacionales es la torre de absorción intermedia (TWR 206), las demás torres presentan una mayor holgura. La torre presentaría una inundación completa con un flujo de alimentación de gases a la planta de $197.900 \text{ Nm}^3/\text{h}$, manteniendo una alimentación constante de ácido de alimentación. Ante un aumento equivalente en el flujo de ácido, o sea para mantener la relación L/G constante la torre una inundaría a los $188.100 \text{ Nm}^3/\text{h}$

El procedimiento para determinar, el porcentaje de inundación al igual que la caída de presión de las torres empacadas fue el que entrega el gráfico de Eckert, basado en su antigüedad y el ser el método más usado en la actualidad.

De acuerdo a lo calculado, en las torres de secado las capacidades diseñadas de circulación de ácido son cercanas al mínimo para obtener una cobertura adecuada del relleno. Por lo que ante un incremento en la corriente gaseosa, las torres de secado tienen la capacidad de recibir de buena manera un incremento en el flujo de ácido de alimentación para mantener la relación L/G constante. Aunque de acuerdo a consideraciones de diseño una reducción del flujo de más del 10% podría reducir la eficiencia del secado. El exceso de circulación sólo malgasta energía y puede aumentar la generación de neblina.

Lo mismo ocurre en las torres de absorción la capacidad de circulación será más cercana al máximo, pero presentan holgura suficiente, para el sistema de empaquetadura de la torre. Lo más importante en este punto es el incremento cercano a los límites recomendados que se presentan en la caída de presión de las Torres de absorción, a diferencia de las de Secado las cuales presentan una mayor holgura.

Los intercambiadores de calor ácido-agua, estos en general no tendrían inconvenientes en ver incrementada el flujo de ácido a enfriar, sin embargo el que presenta mayor problema ante las potenciales operaciones futuras es el intercambiador C-249, el cual presentaría menor exceso de área en caso de retirar los excesos de calor generados por un incremento en la concentración de SO_2 en la corriente gaseosa. Este intercambiador ante los nuevos requerimientos energéticos presentaría un incremento de diseño del 0,26% en la situación más extrema de estudio la cual corresponde a una alimentación de $160.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ y 14% de SO_2 .

Por lo tanto ante operaciones futuras ya sea de incremento de concentración de SO_2 o un incremento en el flujo de ácido a tratar la zona de las estudiadas donde se generarían los primeros problemas sería la Torre de Absorción Intermedia y sus equipos asociados, los cuales si bien es cierto no presentarían un colapso completo en su operación sería un factor a considerar ante futuras políticas de crecimiento por parte de la Planta de Ácido de la Fundición Chagres.

ANEXO A

Algoritmos del Simulador

A.1.Funciones asociadas a Proceso MIX

```
function [DSAL]=SSMIX_GAS(u)
% ANGLOAMERICAN DIB CHAGRES

% modelo dinámico CHAGRES
% balance de masa y energía a mix de gas
% Mezcla perfecta
% las entradas son los dos vectores de corriente u1 a u9 la primera y
% u10 a u18 la otra
% según u= [Qseco SO2 SO3 O2 NI T P User1 User2]

% Cálculo de flujos por componentes
% uno es el frío y la otra la caliente
u=u';
NtotE1=u(1)/22.4;
u(10:17)=u(9:16);
NtotE2=u(10)/22.4;
% Cheq componentes Inertes
u(5)=100-(u(2)+u(3)+u(4));
u(14)=100-(u(11)+u(12)+u(13));
NCompE1=(NtotE1/100)*[u(2:5)];
NCompE2=(NtotE2/100)*[u(11:14)];
% componentes de la salida
```

```

NCompSal=NCompE1+NCompE2;
NtotSal=sum(NCompSal);

%Cálculo de la T de salida
TSAL=(u(1)*u(6)+u(10)*u(15))/(u(1)+u(10));

CompSal=(NCompSal/NtotSal)*100;
QSal=(u(1)+u(10));
PSal=min.(u(7),u(16));

DSAL=[QSal CompSal TSAL PSal u(8)];

end
function [sal]=MIXacid(u)
% ANGLOAMERICAN DIB CHAGRES
% modelo dinámico CHAGRES
% balance de masa y energía a mix de ácidos
%
% las entradas son los dos vectores de corriente u1 a u3 la primera y
% u4 a u6 la otra
% según u= F T X

% balance de masa
Fsal=u(1)+u(4);
% acido de salida
Xsal=(u(1)*u(3)+u(4)*u(6))/Fsal;

% T de salida
% Cp acido = 0.46
Tsal= (u(1)*u(2)+u(4)*u(5))/Fsal;

```

```
sal=[Fsal Tsal Xsal];
```

```
end
```

A.2 Función Asociada al Proceso Soplador

```
function [SAL]=KKK(u)
```

```
% función soplador
```

```
% RPM en u(9)
```

```
u(6)=u(6)+ 25*(u(9)/3000);
```

```
u(7)=(u(7)+10340)/10349 + u(9)/6000;
```

```
%presión
```

```
%u(7)=5500
```

```
%temperatura
```

```
%u(6)=130;
```

```
SAL=u(1:8);
```

```
end
```

A.3 Funciones Asociadas a los Intercambiadores de calor

```
function [DTS]=SEG_ICAL(u)

% modelo dinámico CHAGRES
% segmento intercambiador de calor GAS-GAS
% Calcula las derivadas del fluido frío y caliente en una cámara como si
% fuera CSTR
% Un Intercambiador se arma poniendo estas funciones en serie y conectadas según
contra o Co-Co

% las entradas son los dos vectores de corriente u1 a u9 la caliente y
% u10 a u18 EL FRIO
% según u= [Seco SO2 SO3 O2 NI T P User1 User2]
% ESTADOS: T Salida Caliente en u(9) T Salida frío en u(18)
%%%%%%%%% PARAMETROS AJUSTABLES %%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%% UA en u(19)      %%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%% DP en u(20)     %%%%%%%%%%%
```

```

% Cálculo de flujos por componentes
u=u';
NtotCal=u(1)/22.4;
NtotFrio=u(10)/22.4;
% Cheq componentes Inertes
u(5)=100-(u(2)+u(3)+u(4));
u(14)=100-(u(11)+u(12)+u(13));
NCompCal=(NtotCal/100)*[u(2:5)];
NCompFrio=(NtotFrio/100)*[u(11:14)];

%Cálculo de las entalpías entradas y salidas
%Caliente
Teg=u(6);
HeCAL=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
Teg=u(9);
HsCAL=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
% Frio
Teg=u(15);
HeFRIO=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
Teg=u(18);
HsFRIO=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
% CALCULO DE UA
%NS es el numero de segmentos usados para armar el Intercambiador
NS=1;
UA=u(19)/NS;

%Calculo termino v*rho
% VCAL es el volumen del segmento ocupado por el lado caliente
VCAL=30;
VFRIO=30;

VC=VCAL/NS;

```

```

VF=VFRIO/NS;
% Densidad fluido caliente
PM=[64 86 32 30];
PMCAL=(NCompCal/NtotCal)*PM';
PMFRIO=(NCompFrio/NtotFrio)*PM';
%% P en atmosferas
rhoCAL=u(7)*PMCAL/0.082/(u(9)+273);
rhoFRIO=u(16)*PMFRIO/0.082/(u(18)+273);

% cp
T=u(9);
CPCAL=(NCompCal/NtotCal)*[cp_SO2(T) cp_SO3(T) cp_O2(T) cp_N2(T)]';
CPFRIIO=(NCompFrio/NtotFrio)*[cp_SO2(T) cp_SO3(T) cp_O2(T) cp_N2(T)]';
T=u(18);
VrhoCAL=rhoCAL*VC*CPCAL;
VrhoFRIO=rhoFRIO*VF*CPFRIIO;

%Balance de energia

DTCAL=(1/VrhoCAL)*((HeCAL-HsCAL)-UA*(u(9)-u(18)));
DTFRIO=(1/VrhoFRIO)*((HeFRIO-HsFRIO)+UA*(u(9)-u(18)));

DTS=[DTCAL DTFRIO];
% Las ecuaciones se integran afuera de la función mediante s function o
% bloque
end

```

A.4 Function [DTS]=SEG_IQACIDO(u)

```
% segmento intercambiador de calor ACIDO
% Calcula las derivadas del fluido frío y caliente en una cámara como si
% fuera CSTR
% Un Intercambiador se arma poniendo estas funciones en serie y conectadas según
contra o Co-Co
% las entradas son los dos vectores de corriente u1 a u3 acido flujo,T X
% agua u4 u5 flujo T de agua
% ***** u6 es el UA *****
% u7 u8 las T de salida de acido y gas
```

```

% %%%PARAMETROS AJUSTABLES %%%
%UA en u(6) %
% %
%Balance de energia
VrhoCAL=1000*0.1*(1600*10*0.36);
QT=u(6)*(u(7)-u(8));
DTCAL=(1/VrhoCAL)*( u(1)*0.36*(u(2)-u(7))-QT);
VrhoFrio=0.1*1000;
DTFRIO=(1/VrhoFrio)*( u(4)*0.98*(u(5)-u(8))+QT);
DTS=[u(1) u(7) u(3) u(4) u(8) DTCAL DTFRIO];
% Las ecuaciones se integran afuera de la función mediante s function o
% bloque
end

```

A.5 Funciones asociadas al Reactor de Conversión

```

function [SAL]=pasoITE(u)

%P en atmósferas absolutas
%u(7)=(u(7)+10341)/10341;
SO2IN=u(1)*u(2);
% efecto radiación
u(6)=u(6)+20;
Foz j=1:55

```

```

[sal]=paso1EE(u);
u(1:8)=sal;
%TS(j)=u(6);
%CNV(j)=u(8);
end
SO2OUT=u(1)*u(2);
conv=(SO2IN-SO2OUT)/SO2IN;
%sal(7)=u(7)*10341-10341;
sal(8)=conv;
SAL=sal;

```

A.6 function [SAL]=pasoITE2(u)

```

%P en atmosferas absolutas
%u(7)=((u(7)+10341)/10341);
% u(9) canalización u(10) superadiabático
u(7)=u(7)+0.5;
SO2IN=u(1)*u(2);
u(6)=u(6)+30;
for j=1:100

```

```

[sal]=paso1EE(u);
u(1:8)=sal;
% TS(j)=u(6);
% CNV(j)=u(8);
end
SO2OUT=u(1)*u(2);
conv=(SO2IN-SO2OUT)/SO2IN;
sal(8)=conv;

sal(7)=u(7)-0.5;
%sal(7)=u(7)*10341-10341;
SAL=sal;

```

A .7 function [sal]=paso1EE(u)

```

%modelo de Eklund
%función de reactor estacionario conversión de un paso en convertidor
% integración en el volumen de catalizador %
% se integra de 0 a 50.5 m3 de catalizador en 5 volúmenes
%Las entradas son: Flujo volumétrico Nm3/h por ciento molares Temperatura
%presión u=[ F so2 so3 o2 N2+Co2 T P]

```

% Las salidas son flujos molares conversión T y P

% todo en Kmol,h,oC Kcal., m3, atm

% asignamos entradas

%%%%%%%%%% parámetro superadiabático

beta=u(10);

%%%%%%%%%%

%%%%%%%%%% parámetro de canalización %%%%%%%%%%

alfa=u(9);

%%%%%%%%%%

%%%

Vc=1;

T=u(6); Pt=u(7);

Ftot=(u(1)/22.4); % Kmol/h totales a la entrada

u(5)=100-(u(2)+u(3)+u(4));

FSO2=Ftot*u(2)/100;

FSO3=Ftot*u(3)/100;

FO2=Ftot*u(4)/100;

FINE=Ftot*u(5)/100; % Kmol/h inertes

% presiones parciales

pso2=Pt*FSO2/Ftot;

pso3=Pt*FSO3/Ftot;

po2=Pt*FO2/Ftot;

% constantes cinéticas y de equilibrio con T en °R

TR=(T+273)*1.8;

TK=T+273;

% % constante de equilibrio atm ^{-1/2}

Kf=exp(42311/(1.989*TR)-11.24);

% constante cinética

$Kc = \exp(-176008/TR - (110.1 * \log(TR)) + 912.8)$; % constante cinética (lbmolso3/at
s lb. lechocat)

% velocidad de reacción

%CONVERSION LOCAL

% $X_{conv} = (F_{tot} * P(2) / 100 - FSO2(1)) / (F_{tot} * P(2) / 100)$ % conversión so2

$X_{conv} = u(8)$;

if $FSO3 \leq 0.005$

 %velocidad a 5% de conversión

$F_{tot} = (u(1) / 22.4)$; % Kmol/h totales a la entrada

$FSO2_5 = F_{tot} * (u(2) * 0.95) / 100$; $FSO3_5 = F_{tot} * (u(2) * 0.05) / 100$;

$FO2_5 = F_{tot} * u(4) / 100 - FSO3_5 / 2$;

$FINE = F_{tot} * u(5) / 100$; % Kmol/h inertes

$F_{totx} = F_{tot}$; %Kmol totales en posición x

 % presiones parciales

$p_{so2_5} = P_t * FSO2_5 / F_{totx}$;

$p_{so3_5} = P_t * FSO3_5 / F_{totx}$;

$p_{o2_5} = P_t * FO2_5 / F_{totx}$;

$rav = Kc * (p_{o2_5} - (p_{so3_5} / (K_f * p_{so2_5}))^2) * (p_{so2_5} / p_{so3_5})^{.5}$; % Lbmol

so3/seg. lb. lechocat

else

$rav = Kc * (p_{o2} - (p_{so3} / (K_f * p_{so2}))^2) * (p_{so2} / p_{so3})^{.5}$; % Lbmol so3/seg. lb. lechocat

end

 % densidad lecho 33,8 lb./cuf

 % 0.35

$rav1 = \alpha * rav * 35.314 * 0.454 * 3600 * 33.8$; % en Kgmol so3/h/ m3 lechocat

```

if rav1 <= 0
    rav1=0;
end

% balances de masa a los componentes so2 so3 y o2

% formación de so3 kmol/h/m3

dnso2dv=-rav1; % desaparición de so2
SO2Sal=dnso2dv*Vc+FSO2;

if SO2Sal <= 0
    rav1=0;
end

dnso2dv=-rav1; % desaparición de so2

dnso3dv=rav1;

dno2dv=-rav1*0.5; %consumo oxigeno

% balance de energia
% calor de reacción como f de T
%
HRo=(42471+1.563*(TR-1260)- 1.36e-3*(TR^2 - 1260^2)+ 2.459e-7*(TR^3 -
1260^3))/1.8; %Btu/lbmol
%HRo =24000 % Kcal/Kmol

% entalpía local

FCPtot=sum([FSO2*cp_SO2(T)      FSO3*cp_SO3(T)      FO2*cp_O2(T)
FINE*cp_N2(T)]);

```

%balance energia reactor adiabático

$dTdv=(rav1 * HRo * beta) / FCptot$; % cambio de T con volumen de reactor

% caída de presión

$dpdv=-(230/10333/50)$; % caída de presión empírica en atms/m3 lecho

%sal=[dnso2dv dnso3dv dno2dv dTdv dpdv]

$SO2Sal=dnso2dv * Vc + FSO2$;

$SO3Sal=dnso3dv * Vc + FSO3$;

$O2Sal=dno2dv * Vc + FO2$;

$FINESal=FINE$;

$TSal=dTdv * Vc + u(6)$;

$PSal=dpdv * Vc + u(7)$;

salpar=[SO2Sal SO3Sal O2Sal FINESal TSal PSal];

$FTSAL=(SO2Sal+SO3Sal+O2Sal+FINESal)$;

$Frax=salpar(1:4)*100/FTSAL$;

$Conv=(FSO2-SO2Sal)/FSO2$;

sal=[FTSAL*22.4 Frax TSal PSal Conv];

A.8 Función asociada a las Torres de Absorción

function [SAL]=taborcion53(u)

%Funcion que realiza el balance de masa y de energia en torre de absorción

% u= [Seco, SO2, SO3, O2, N2+CO2, T, P, Agua, Macido, T, X]

% parámetros de caída de presión en u(12:15)

% convierte la fracción peso de ácido

$$u(11)=u(11)*100;$$

%Balance lado gas

$$\% u(1)=u(1)/22.4$$

$$Qsalida=(u(1)*u(2)+u(1)*u(4)+u(1)*u(5))/100;$$

$$SO2= u(1)*u(2)/Qsalida;$$

$$SO3= 0;$$

$$O2= u(1)*u(4)/Qsalida;$$

$$N2= u(1)*u(5)/Qsalida;$$

%Balance lado líquido

$$H2SO4= u(9)*u(11)/100 + u(1)*u(3)*98/(22.4*100*60);$$

$$H2O= u(9)*(100-u(11))/100 - u(1)*u(3)*18/(22.4*100*60);$$

$$Fsalida=H2O+H2SO4;$$

$$Xa=H2SO4*100/Fsalida;$$

%Balance de energía

$$Qe= (u(1)*1000/(0.082*273)) *$$

$$((u(2)/100)*h_SO2(u(6))+(u(3)/100)*h_SO3(u(6))+(u(4)/100)*h_O2(u(6))+(u(5)/100)*h_N2(u(6))) + u(1)*u(8)/18*h_H2Og(u(6)) + u(1)*u(8)*1075.8*(0.252/453.59);$$

$$qe= u(9)*0.3404*(u(10)-20)*60*1000;$$

$$Qs= (Qsalida*1000/(0.082*273)) *$$

$$(SO2/100*h_SO2(u(10))+SO3/100*h_SO3(u(10))+O2/100*h_O2(u(10))+N2/100*h_N2(u(10))) + Qsalida*u(8)/18*h_H2Og(u(10)) + Qsalida*u(8)*1075.8*(0.252/453.59);$$

$$qs= Qe+qe-Qs+u(1)*u(3)*98/(22.4*100)*854633;$$

$$\%P=\text{delta}P(u(1:11),u(12:15));$$

$$\%aux=P1(4);$$

$$\%Psalida=u(7)-P(aux);$$

$$Psalida=u(7)-0.05;$$

$$T = q_s / (F_{\text{salida}} * 60 * 0.3404 * 1000) + 20;$$

$$SAL = [Q_{\text{salida}} \text{ SO}_2 \text{ SO}_3 \text{ O}_2 \text{ N}_2 \text{ u}(10) \text{ P}_{\text{salida}} \text{ O} \text{ F}_{\text{salida}} \text{ T} \text{ X}_a / 100];$$

Función asociada a las Torres de Secado

```
function [SAL]=tsecado53(u)

%Funcion que realiza el balance de masa y de energia en torre secado
%
% u= [Seco, SO2, SO3, O2, N2+CO2, T, P, Agua, Macido, T, X]
% U(12:14) PARAMETROS DE CAIDA D EPRESION
% u(15) fracción en peso de salida del acido
%Calculo de agua en la salida

% % peso de acido
%
u(11)=u(11)*100;
pv=(5.89149562705803E-14*(u(10)^4.19773246798868)*(u(11)^2)-
1.14629379139998E-11*(u(10)^4.2008565143913)*u(11)+5.5760623289951E-
10*(u(10)^4.2040332276907))*10341/1.01325;

ye=pv/(u(7)-pv+10341)*18/0.0224; % Humedad de equilibrio, [gr/Nm3]

% ecuación empírica obtenida de hysys

%factor de arrastre
ye=0.1*ye;

% fracción peso de acido
u(11)=u(11)/100;
```

$N_AGUA = u(1) * (u(8) - ye) / 60000$; % agua transferida

% $Xa = u(9) * u(11) / Fsalida$;

$Fsalida = (u(9) + N_AGUA)$;

% balance al acido en fracción peso

$dXdT = (1/100) * (u(9) * u(11) - u(16) * (u(9) + N_AGUA))$;

$Xa = u(16)$;

%Balance de energia

$Qe = (u(1) * 1000 / (0.082 * 273))$ *

$((u(2)/100) * h_SO2(u(6)) + (u(3)/100) * h_SO3(u(6)) + (u(4)/100) * h_O2(u(6)) + (u(5)/100) * h_N2(u(6))) + u(1) * u(8) / 18 * h_H2Og(u(6)) + u(1) * u(8) * 1075.8 * (0.252 / 453.59)$;

$qe = u(9) * 0.3404 * (u(10) - 20) * 60 * 1000$;

$Qs = (u(1) * 1000 / (0.082 * 273))$ *

$((u(2)/100) * h_SO2(u(10)) + (u(3)/100) * h_SO3(u(10)) + (u(4)/100) * h_O2(u(10)) + (u(5)/100) * h_N2(u(10))) + u(1) * ye / 18 * h_H2Og(u(10)) + u(1) * ye * 1075.8 * (0.252 / 453.59)$;

$qs = Qe + qe - Qs + 560 * u(1) * (u(8) - ye)$;

%caída de presión deshabilitado

$u(11) = u(11) * 100$;

$P1 = u(12:15)$;

$P = \text{delta}P(u, P1)$;

$aux = P1(4)$;

$Psalida = u(7) - P(aux)$;

$T = qs / (Fsalida * 60 * 0.3404 * 1000) + 20$;

$SAL = [u(1:5) \ u(10) \ Psalida \ ye \ Fsalida \ T \ Xa \ dXdT]$;

A.9 Función asociada al Pre calentador

```
function [SAL]=preHeat(u)

% funcion pre calentador u(9) es el setpoint

if u(6) < 410
    u(6)=u(9);
end
SAL=u(1:8);
```

A.10 Función asociada a la Caldera

```
function [DTS]=SEG_CALDERA(u)

% modelo dinámico CHAGRES
% segmento intercambiador CALDERA
% Calcula las derivadas del fluido frío y caliente en una cámara como si
% fuera CSTR
% Un Intercambiador se arma poniendo estas funciones en serie y conectadas según
contra o Co-Co
% las entradas son los dos vectores de corriente u1 a u9 la caliente y
% u10 a u18 EL FRIO
% según u= [Seco SO2 SO3 O2 NI T P User1 User2]
% ESTADOS: T Salida Caliente en u(9)
```

```

%%PARAMETROS AJUSTABLES
%% UA en u(10)
%% U(11) FLUJO AGUA
%% U(12) TSAT
% Calculo de flujos por componentes
u=u';
NtotCal=u(1)/22.4;

% Cheq componentes Inertes
u(5)=100-(u(2)+u(3)+u(4));

NCompCal=(NtotCal/100)*[u(2:5)];

%Calculo de las entalpías entradas y salidas
%Caliente
Teg=u(6);
HeCAL=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
Teg=u(9);
HsCAL=NCompCal*[h_SO2(Teg) h_SO3(Teg) h_O2(Teg) h_N2(Teg)];
% frío
% CALCULO DE UA
%NS es el numero de segmentos usados para armar el Intercambiador
NS=1;
UA=u(10)/NS;
%Calculo termino v*rho
% VCAL es el volumen del segmento ocupado por el lado caliente
VCAL=10;
VC=VCAL/NS;
% Densidad fluido caliente
PM=[64 86 32 30];
PMCAL=(NCompCal/NtotCal)*PM';

```

```

%% P en atmosferas
rhoCAL=u(7)*PMCAL/0.082/(u(9)+273);
% cp
T=u(9);
CPCAL=(NCompCal/NtotCal)*[cp_SO2(T) cp_SO3(T) cp_O2(T) cp_N2(T)]';
%VrhoCAL=rhoCAL*VC*CPCAL;
VrhoCAL=1000;
%Balance de energia AL GAS
DTCAL=(1/VrhoCAL)*((HeCAL-HsCAL)-UA*(u(9)-u(12)));
% BALANCE DE ENERGIA AL AGUA
QTRANSF= UA*(u(9)-u(12));
QVAP=550;
QLAT=u(11)*QVAP;

TSALVAP=(QTRANSF-QLAT)/u(11)/10 + u(12);

DTS=[DTCAL QTRANSF TSALVAP];

% Las ecuaciones se integran afuera de la funcion mediante s function o
% bloque

```

Funciones Asociadas a la parametrización de alfa y beta

A.11 Archivo de Reparametrización

```

clear;
dt=input('sample time(0.001)=');
Tab=input('duración par (alfa,beta)0.2=');
T_estabilización=0.3;% no bajar de este tiempo, es recomendable usar =1, pero igual
funciona así
alfa123=[1.1]

```

```

alfa4=[0.5]
beta=[1.1 1.2]% 1.4]
%%
%T=tiempo total de la simulación
N=length(alfa123)^3*length(alfa4)^1*length(beta)^4;
T=Tab*N+T_estabilización;
fprintf(['En SIMULINK usar tiempo de simulación=',num2str(T-dt),'\n'])
simin=zeros(T/dt,9);
tiempo=0:dt:T;
t_inic=0;
a0=alfa123(1);
aa0=alfa4(1);
b0=beta(1);
fila=0;
for t=t_inic:dt:T_estabilización-dt
    AB=[a0 b0 a0 b0 a0 b0 aa0 b0];
    fila=fila+1;
    simin(fila,:)=t AB];
end
t_inic=T_estabilización;
for a1=alfa123
    for b1=beta
        for a2=alfa123
            for b2=beta
                for a3=alfa123
                    for b3=beta
                        for a4=alfa4
                            for b4=beta
                                AB=[a1 b1 a2 b2 a3 b3 a4 b4];
                                for t=t_inic:dt:t_inic+Tab-dt
                                    fila=fila+1;
                                    simin(fila,:)=t AB];
                                end
                            end
                        end
                    end
                end
            end
        end
    end
end

```



```

T_sal(n,4)=temp_4_out(round((T_estabilización+n*Tab)/dt-1));
T_sal(n,3)=temp_3_out(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_sal(n,2)=temp_2_out(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_sal(n,1)=temp_1_out(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_entr(n,4)=temp_4_in(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_entr(n,3)=temp_3_in(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_entr(n,2)=temp_2_in(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
T_entr(n,1)=temp_1_in(round((T_estabilizacion+n*Tab)/dt-1));
end
desv_est=sqrt((con(1)-CON(:,1)).^2+(con(2)-CON(:,2)).^2+...
(con(3)-CON(:,3)).^2+(con(4)-CON(:,4)).^2);
[desv INDICE]=min(desv_est);
fprintf(['mejor combinación de alfas y betas es\n']);
for k=1:1:8
    fprintf([num2str(AB(INDICE,k)), ' ']);
end
fprintf(['\n conversiones reales\n']);
for k=1:1:4
    fprintf([num2str(CON(INDICE,k)), ' ']);
end
fprintf(['\n desviaciones %\n']);
for k=1:1:4
    fprintf([num2str(con(k)-CON(INDICE,k)), ' ']);
end
fprintf(['\n TEMPERATURA EN CADA SALIDA PASO\n']);
for k=1:1:4
    fprintf([num2str(T_sal(INDICE,k)), ' ']);
end
e

```

ANEXO B

Balance de Masa y Energía y Obtención de coeficiente de transferencia de calor para los Intercambiadores de calor gas-gas, intercambiadores de calor ácido-agua y Caldera de Recuperación de calor

B.1 Capacidades Caloríficas

En el presente anexo se desarrollan las expresiones de las capacidades caloríficas promedio en función de la temperatura para los siguientes compuestos:

- SO₂
- SO₃
- O₂
- Inertes (CO₂ +N₂)
- H₂O
- H₂SO₄

Los balances de energía se realizan asumiendo una base de entalpía de 25°C

Se expresa las ecuaciones con las siguientes variables:

T₂ = Temperatura de salida del equipo en [K].

T₁ = Temperatura base asumida, 298,15 [K].

C_p= Capacidad caloríficas promedio del compuesto, [Kcal. / Kg.]

Δf H_{298,15}= Calor de formación a 298,15 K, [Kcal./Kg.]

B.1.1 Capacidad calorífica de gases

El cálculo de las capacidades caloríficas para la corriente gaseosa se realiza con la siguiente ecuación

$$\int C_p dT = \frac{1}{4.184} \times \left[a \times (T_2 - T_1) + \frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) + \frac{e}{5} \times (T_2^5 - T_1^5) \right]$$

Las constantes para dichos cálculos se especifican en la siguiente tabla

	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>e</i>
SO₂	25,7725	5,78938E-02	-3,80844E-05	8,60626E-09	0
SO₃	15,507	1,45719E-01	-1,13253E-04	3,24046E-08	0
O₂	29,8832	-1,13842E-02	4,33779E-05	-3,70082E-08	1,01006E-11
CO₂	19,0223	7,96291E-02	-7,37067E-05	3,74572E-08	-8,13304E-12
N₂	29,4119	-3,00681E-03	5,45064E-06	5,13186E-09	-4,25308E-12
H₂O	34,0471	-9,65064E-03	3,29983E-05	-2,04467E-08	4,30228E-12

Capacidades Calóricas para líquidos

B.1.2 Capacidad calorífica del agua líquida

El cálculo de las capacidades caloríficas para la corriente de agua líquida que circula por los intercambiadores de calor se realiza con la siguiente ecuación

$$\int C_p dT = a \times (T_2 - T_1) + b \times (T_2^2 - T_1^2) + c \times (T_2^3 - T_1^3)$$

Las constantes para dichos cálculos se especifican en la siguiente tabla

<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>
9,618E-01	6,900E-05	-6,624E-09

B.1.3 Capacidad calorífica del ácido sulfúrico

El cálculo de las capacidades caloríficas para la corriente de ácido sulfúrico que circula por los intercambiadores de calor se realiza con la siguiente ecuación

$$\int C_p dT = (a + b \times X) \times (T_2 - T_1) + (c + d \times X) \times (T_2^2 - T_1^2) + e \times (1 - X) \times (T_2^3 - T_1^3)$$

Donde:

X: Concentración másica de la solución.

Las constantes para dichos cálculos se especifican en la siguiente tabla

<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>e</i>
0,962	-0,642	6,90E-05	3,10E-05	-6,62E-09

Calores de formación estándar

B.1.4 Calores de Formación para Gases

Los calores de Formación estándar a la temperatura de referencia para la corriente gaseosa se obtendrán de la siguiente tabla

Compuesto	$H_f^0_{298,15}$ (Kcal./Kmol)
SO₂	-70.944,10
SO₃	-94.050,91
CO₂	-94.579,35

B.1.5 Calores de Formación para Líquidos

Los calores de Formación estándar a la temperatura de referencia para los líquidos se obtendrán de la siguiente tabla

Compuesto	$H_f^0_{298,15}$ (Kcal./Kmol)
H₂O	-68.315
H₂SO₄	-194.548

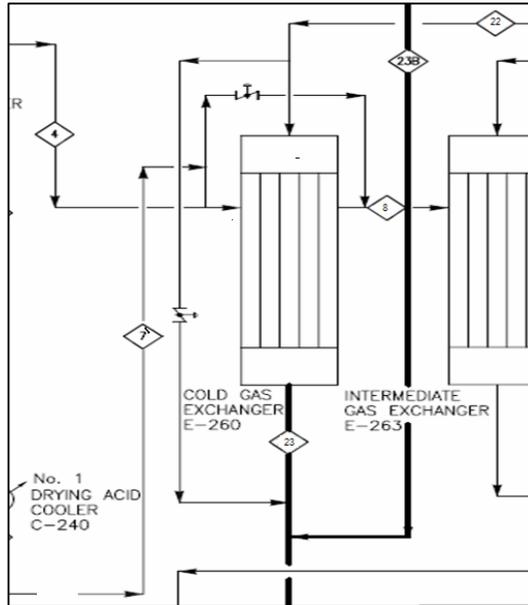
B.2 Balance de Energía

En este anexo se presentan los balances de materiales, balances de energía y resultados de cálculos realizados mediante planilla Excel, confeccionados con el propósito de verificar la información disponible, para cada uno de los Intercambiadores de proceso de la zona de contacto de la planta de ácido sulfúrico diseñada de acuerdo al plano N **012481-4100-01-02-400** del **15/12/1997**

Equipos de proceso

- Intercambiador Gas-Gas: E-260
- Intercambiador Gas-Gas: E-263
- Intercambiador Gas-Gas: E-261
- Caldera: WHB – 264
- Intercambiador Gas-Gas: E-223
- Intercambiador Gas-Gas: E-224
- Intercambiador Acido-Acido : C-240
- Intercambiador Acido-Acido : C-267
- Intercambiador Acido-Acido : C-249
- Intercambiador Acido-Acido : C-241

B.2.1 Intercambiador de Gas Frio E-260



Balance de Materia

Compuesto	Unidad	Entrada		Salida		
		4	7	8	22	23
SO ₂	Nm ³ /h	12600	5400	18000	49	49
SO ₃	Nm ³ /h	0	0	0	991	991
O ₂	Nm ³ /h	13755	5895	19650	10675	10675
N ₂	Nm ³ /h	78645	33705	112350	112350	112350
Total Seco	Nm ³ /h	105000	45000	150000	124065	124065
H ₂ O	Nm ³ /h	0	0	0		0
Total Húmedo	Nm ³ /h	105000	45000	150000	124065	124065
Temperatura	°C	135	135	185	435	372
Presión	mm WC	5029	5029	4940	1194	1067
			150000	150000	124065	124065

BALANCE DE ENERGÍA

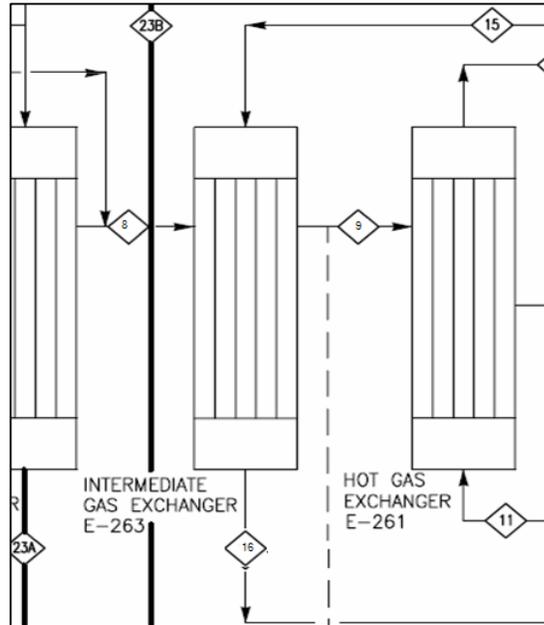
Entradas					Entradas				
4+7					22				
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h
SO2	18000	803,21	1099,42	883066	SO2	49	2,19	4508,14	9857
SO3	0	0,00	1425,74	0	SO3	991	44,22	6210,83	274651
O2	19650	876,84	784,33	687734	O2	10675	476,35	3048,91	1452347
N2	112350	5013,39	768,17	3851135	N2	112350	5013,39	2915,55	14616803
Total Seco	150000				Total Seco	124065			
H2O	0				H2O				
Total Húmedo	150000				Total Húmedo	124065			
Temperatura °K	408,15				Temperatura °K	708,15			
Presión mm WC	5029				Presión mm WC	1194			
				5421935					16353657

Salidas					Salidas				
8					23				
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Mcal/h		Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Mcal/h
SO2	18000	803,21	1629,98	1309223	SO2	49	2,19	3752,73	8205
SO3	0	0,00	2141,68	0	SO3	991	44,22	5122,51	226524
O2	19650	876,84	1147,54	1006207	O2	10675	476,35	2556,66	1217864
N2	112350	5013,39	1118,97	5609829	N2	112350	5013,39	2455,21	12308924
Total Seco	150000				Total Seco	124065			
H2O	0				H2O				
Total Húmedo	150000				Total Húmedo	124065			
Temperatura °K	458,15				Temperatura °K	645,15			
Presión mm WC	4940				Presión mm WC	1194			
				7925259					13761518

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	-2592140
Enfriamiento	2503324
Q perdido	-88816

Dimensiones del equipo	°c	UA	10648	Kcal./h°c
delta calientes	250			
delta frías	237			
lmtd	243,4			

B.2.2 Intercambiador de Gas Intermedio E-263



BALANCE DE MATERIA		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Compuesto	Unidad	8	9	15	16
SO ₂	Nm ³ /h	18000	18000	2376	2376
SO ₃	Nm ³ /h	0	0	15624	15624
O ₂	Nm ³ /h	19650	19650	11838	11838
N ₂	Nm ³ /h	112350	112350	112350	112350
Total Seco	Nm ³ /h	150000	150000	142188	142188
H ₂ O	Nm ³ /h	0	0	0	0
Total Húmedo	Nm ³ /h	150000	150000	142188	142188
Temperatura	°C	185	279	544	455
Presión	mm WC	4940	4763	3569	3226
		150000	150000	142188	142188

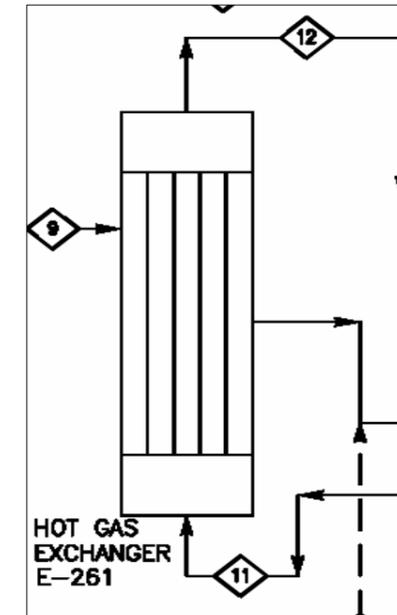
BALANCE DE ENERGÍA

Entradas 8					Entradas 15				
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h
SO2	18.000	803	1.630	1.309.223	SO2	2.376	106	5.852	620.423
SO3	0	0	2.143	0	SO3	15.624	697	8.167	5.694.208
O2	19.650	877	1.148	1.006.929	O2	11.838	528	3.920	2.070.571
N2	112.350	5.013	1.120	5.613.855	N2	112.350	5.013	3.727	18.682.458
Total Seco	150.000				Total Seco	142.188			
H2O	0				H2O	0			
Total Húmedo	150.000				Total Húmedo	142.188			
Temperatura °K	458				Temperatura °K	817			
Presión mm WC	4.940				Presión mm WC	3.569			
				7.930.006					27.067.660
Salidas 9					Salidas 16				
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h
SO2	18.000	803	2.672	2.146.354	SO2	2.376	106	4.751	503.765,30
SO3	0	0	3.587	0	SO3	15.624	697	6.563	4.575.888,45
O2	19.650	877	1.846	1.618.682	O2	11.838	528	3.207	1.694.050,20
N2	112.350	5.013	1.786	8.952.047	N2	112.350	5.013	3.063	15.355.707,82
Total Seco	150.000				Total Seco	142.188			
H2O	0				H2O	0			
Total Húmedo	150.000				Total Húmedo	142.188			
Temperatura °K	552				Temperatura °K	728			
Presión mm WC	4.763				Presión mm WC	3.226			
				12.717.082					22.129.411,76

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	-4.938.248
Enfriamiento	4.787.076
Q perdido	-151.172

Dimensiones del equipo	°C	UA	18.461	Kcal./h°C
delta calientes	265			
delta frías	270			
lmtd	267			

B.2.3 Intercambiador de Gas E-261



BALANCE DE MATERIALES		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Compuesto	Unidad	9	10	11	12
SO ₂	Nm ³ /h	18.000	18.000	6.456	6.456
SO ₃	Nm ³ /h	0	0	7.944	7.944
O ₂	Nm ³ /h	19.650	19.650	11.748	11.748
N ₂	Nm ³ /h	112.350	112.350	89.880	89.880
Total Seco	Nm ³ /h	150.000	150.000	116.028	116.028
H ₂ O	Nm ³ /h	0	0		
Total Húmedo	Nm ³ /h	150.000	150.000	116.028	116.028
Temperatura	°C	279	412	600	437
Presión	mm WC	4.763	4.318	4.077	3.785
		150.000	150.000	116.028	116.028

BALANCE DE ENERGÍA

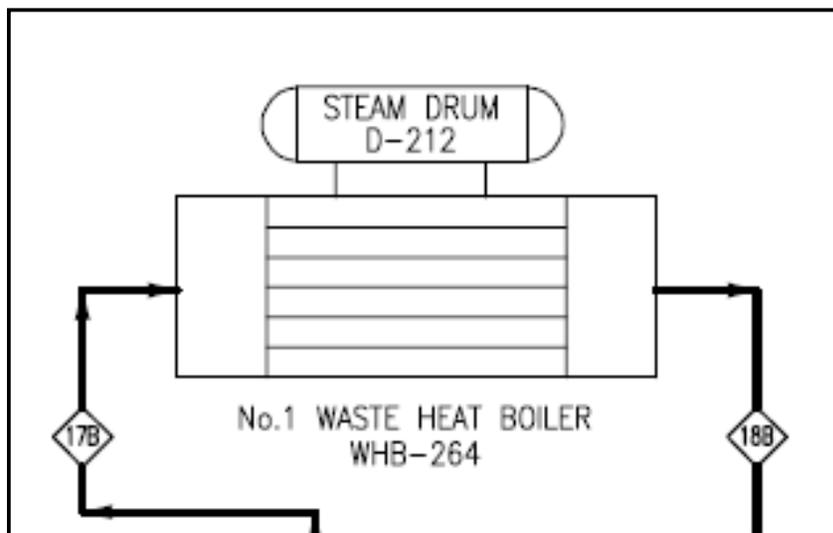
Entradas					9		Entradas					11	
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo				Compuesto	Flujo		
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h					Nm3/h		
SO2	18.000	803	2.672	2.146.354	SO2	6.456				SO2	6.456		
SO3	0	0	3.590	0	SO3	7.944				SO3	7.944		
O2	19.650	877	1.847	1.619.843	O2	11.744				O2	11.744		
N2	112.350	5.013	1.787	8.958.470	N2	89.880				N2	89.880		
Total Seco	150.000				Total Seco	116.020				Total Seco	116.020		
H2O	0				H2O					H2O			
Total Húmedo	150.000				Total Húmedo	116.020				Total Húmedo	116.020		
Temperatura °K	552				Temperatura °K	873				Temperatura °K	873		
Presión mm WC	4.763				Presión mm WC	4.077				Presión mm WC	4.077		
				12.724.667									

Salidas					10		Salidas					12	
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo				Compuesto	Flujo		
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h					Nm3/h		
SO2	18.000	803	4.230	3.397.890	SO2	6.456				SO2	6.456		
SO3	0	0	5.809	0	SO3	7.944				SO3	7.944		
O2	19.650	877	2.868	2.514.964	O2	11.744				O2	11.744		
N2	112.350	5.013	2.747	13.770.844	N2	89.880				N2	89.880		
Total Seco	150.000				Total Seco	116.020				Total Seco	116.020		
H2O	0				H2O					H2O			
Total Húmedo	150.000				Total Húmedo	116.020				Total Húmedo	116.020		
Temperatura °K	685				Temperatura °K	710				Temperatura °K	710		
Presión mm WC	4.318				Presión mm WC	3.785				Presión mm WC	3.785		
				19.683.698									

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	-7.213.179,2
Enfriamiento	6.959.031,0
Q perdido	-254.148,3

Dimensiones del equipo	°c	UA	41.799,6	Kcal./h°c
delta calientes	188,0			
delta frías	158,0			
lmtd	172,6			

B.2.4 Caldera recuperadora de calor WHB – 264



BALANCE DE MATERIA

Entrada	Salida	Entrada	Salida
---------	--------	---------	--------

Compuesto	Unidad	23	24	27	25
SO2	Nm3/h	49,0	49,0		
SO3	Nm3/h	991,0	991,0		
O2	Nm3/h	10.675,0	10.675,0		
N2	Nm3/h	112.350,0	112.350,0		
Total Seco	Nm3/h	124.065,0	124.065,0		
H2O	Kg./hr	0,0	0,0	2.722,0	527,0
Total Húmedo	Nm3/h	124.065,0	124.065,0		
Temperatura	°C	372,0	243,0	186,0	217,0
Presión	mm WC	1.067,0	787,0	3.569,0	3.226,0
		124.065,0	124.065,0	0,0	0,0

BALANCE DE ENERGÍA

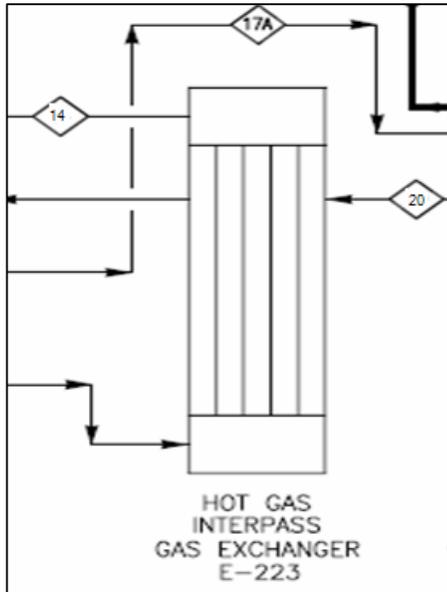
Entradas					23		Entradas					27	
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo							
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Kg./hr							
SO2	49,0	2,2	727,3	1.590,3	H2O	2.722,0							
SO3	991,0	44,2	932,6	41.242,2	Total Húmedo								
O2	10.675,0	476,3	524,2	249.722,8	Temperatura °K								
N2	112.350,0	5.013,4	515,0	2.582.136,2	Presión mm WC								
Total Seco	124.065,0												
H2O	0,0												
Total Húmedo	124.065,0												
Temperatura °K	372,0												
Presión mm WC	1.067,0												
	124.065,0			2.874.691,5									

Salidas					24		Salidas					16	
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo							
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Kg./hr							
SO2	49,0	2,2	-511,6	-1.118,6	H2O	527,0							
SO3	991,0	44,2	-623,0	-27.549,3	Total Húmedo								
O2	10.675,0	476,3	-386,3	-183.996,6	Temperatura °K								
N2	112.350,0	5.013,4	-383,3	-1.921.554,1	Presión mm WC								
Total Seco	124.065,0												
H2O	0,0												
Total Húmedo	124.065,0												
Temperatura °K													
Presión mm WC													
				-2.134.218,6									

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	-112.605,1
	-
Enfriamiento	5.008.910,1
	-
Q perdido	5.121.515,2

UA	4.331,0	Kcal./h °C
----	---------	------------

B.2.5 Intercambiador de Gas Caliente Interpaso E-223



Balance de Materia		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Compuesto	Unidad	13	14	20	21
SO ₂	Nm ³ /h	1.614,0	1.614,0	1.041,0	1.041,0
SO ₃	Nm ³ /h	1.986,0	1.986,0	0,0	0,0
O ₂	Nm ³ /h	2.937,0	2.937,0	11.170,0	11.170,0
N ₂	Nm ³ /h	22.470,0	22.470,0	112.350,0	112.350,0
Total Seco	Nm ³ /h	29.007,0	29.007,0	124.561,0	124.561,0
H ₂ O	Nm ³ /h	0,0	0,0	0,0	0,0
Total Húmedo	Nm ³ /h	29.007,0	29.007,0	124.561,0	124.561,0
Temperatura	°C	600,0	437,0	367,0	410,0
Presión	mm WC	4.077,0	3.785,0	1.727,0	1.600,0
		29.007,0	29.007,0	124.561,0	124.561,0

BALANCE DE ENERGÍA

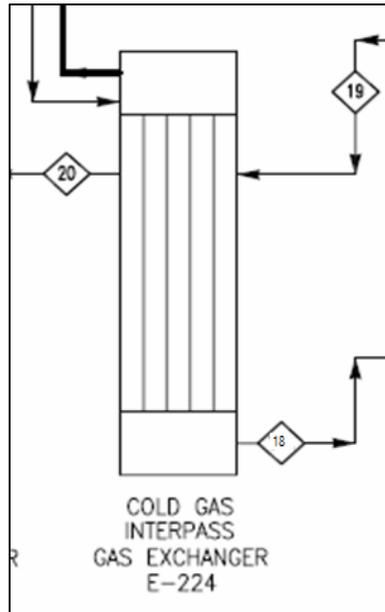
Entradas 13					Entradas 20		
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo	
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./Kcal.Nm3/h		Kmol/h	Kcal./Kmol
SO2	1.614,0	72,0	6.556,9	472.239,3	SO2	1.041,0	
SO3	1.986,0	88,6	9.208,9	816.101,0	SO3	0,0	
O2	2.937,0	131,1	4.378,7	573.857,6	O2	11.170,0	
N2	22.470,0	1.002,7	4.153,7	4.164.790,7	N2	112.350,0	5
Total Seco	29.007,0				Total Seco	124.561,0	
H2O	0,0				H2O	0,0	
Total Húmedo	29.007,0				Total Húmedo	124.561,0	
Temperatura °K	873,2				Temperatura °K	640,2	
Presión mm WC	4.077,0				Presión mm WC	1.727,0	
				6.026.988,6			

Salidas 14					Salidas 21		
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo	
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Mcal/h		Nm3/h	K
SO2	1.614,0	72,0	4.532,4	326.429,8	SO2	1.041,0	
SO3	1.986,0	88,6	6.245,9	553.521,8	SO3	0,0	
O2	2.937,0	131,1	3.064,7	401.648,6	O2	11.170,0	
N2	22.470,0	1.002,7	2.930,3	2.938.110,8	N2	112.350,0	5
Total Seco	29.007,0				Total Seco	124.561,0	
H2O	0,0				H2O	0,0	
Total Húmedo	29.007,0				Total Húmedo	124.561,0	
Temperatura °K	710,2				Temperatura °K	683,2	
Presión mm WC	3.785,0				Presión mm WC	1.600,0	
				4.219.711,0			

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	1.761.073,8
Enfriamiento	-1.807.277,7
Q perdido	-46.203,8

Dimensiones del equipo	°c	UA	14654	Kcal./h°c
delta calientes	190			
delta frías	70			
lmtd	120,2			

B.2.6 Intercambiador de Gas Frió Interpaso E-224



BALANCE DE MATERIALES		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Compuesto	Unidad	17	18	19	20
SO ₂	Nm ³ /h	1.041,0	1.041,0	1.041,0	1.041,0
SO ₃	Nm ³ /h	16.959,0	16.959,0	0,0	0,0
O ₂	Nm ³ /h	11.170,0	11.170,0	11.170,0	11.170,0
N ₂	Nm ³ /h	112.350,0	112.350,0	112.350,0	112.350,0
Total Seco	Nm ³ /h	141.520,0	141.520,0	124.561,0	124.561,0
H ₂ O	Nm ³ /h	0,0	0,0		0,0
Total Húmedo	Nm ³ /h	141.520,0	141.520,0	124.561,0	124.561,0
Temperatura	°C	479,0	257,0	80,0	367,0
Presión	mm WC	2.858,0	2.565,0	1.930,0	1.727,0
		141.520,0	141.520,0	124.561,0	124.561,0

BALANCE DE ENERGÍA

Entradas 17				Entradas 19		
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Kcal./h		Nm3/h
SO2	1.041,0	46,5	5.045,4	234.370,7	SO2	1.041,0
SO3	16.959,0	756,8	6.995,4	5.293.875,9	SO3	0,0
O2	11.170,0	498,4	3.400,1	1.694.726,2	O2	11.170,0
N2	112.350,0	5.013,4	3.243,0	16.258.184,4	N2	112.350,0
Total Seco	141.520,0				Total Seco	124.561,0
H2O	0,0				H2O	0,0
Total Húmedo	141.520,0				Total Húmedo	249.122,0
Temperatura °K	752,2				Temperatura °K	353,2
Presión mm WC	2.858,0				Presión mm WC	0,0
				23.481.157,3		

Salidas 18				Salidas 20		
Compuesto	Flujo		Entalpía	Entalpía total	Compuesto	Flujo
	Nm3/h	Kmol/h	Kcal./Kmol	Mcal/h		Nm3/h
SO2	1.041,0	46,5	2.423,4	112.574,7	SO2	1.041,0
SO3	16.959,0	756,8	3.238,6	2.450.816,4	SO3	0,0
O2	11.170,0	498,4	1.680,8	837.770,7	O2	11.170,0
N2	112.350,0	5.013,4	1.628,8	8.165.704,4	N2	112.350,0
Total Seco	141.520,0				Total Seco	124.561,0
H2O	0,0				H2O	0,0
Total Húmedo	141.520,0				Total Húmedo	124.561,0
Temperatura °K	530,2				Temperatura °K	640,2
Presión mm WC	2.858,0				Presión mm WC	1.727,0
				11.566.866,3		

Calor Transferido	Kcal./h
Calentamiento	11.414.069,2
Enfriamiento	-11.914.291,0
Q perdido	-500.221,8

Dimensiones del equipo	°c	UA	80364	Kcal./h°c
delta calientes	112			
delta frías	177			
lmtd	142,0			

ANEXO C

Puntos de Operación Seleccionados para la parametrización del Simulador

C.1 Puntos de Operación Considerados

	Flujo de Alimentación	% de so2	T entrada 1 paso	T entrada 2 paso	T entrada 3 paso	T e
2-25-06 8:00	152163	9	414	449	434	
2-25-06 8:30	152726	11	409	449	440	
2-25-06 9:00	146856	8	414	443	443	
2-25-06 9:30	149419	9	413	447	435	
2-25-06 10:00	153141	12	413	448	438	
2-25-06 10:30	148345	8	409	438	437	
2-25-06 11:00	150492	10	416	448	437	
2-25-06 11:30	150609	9	414	449	440	
2-25-06 12:00	149428	11	411	439	437	
2-25-06 12:30	149147	8	411	438	435	
2-25-06 13:00	152420	10	416	445	444	
2-25-06 13:30	153168	11	412	445	446	
2-25-06 14:00	149150	9	407	437	437	
2-25-06 14:30	149446	10	415	444	443	
2-25-06 15:00	151138	10	413	448	444	
2-25-06 15:30	153166	11	411	448	447	
2-25-06 16:00	152636	11	407	442	438	
2-25-06 16:30	154401	12	409	443	439	
2-25-06 17:00	150490	10	408	440	437	
2-25-06 17:30	150410	10	406	440	430	
2-25-06 18:00	151099	10	409	441	435	
2-25-06 18:30	148239	8	409	440	436	
2-25-06 19:00	151302	11	407	439	432	
2-25-06 20:30	154632	12	420	451	445	
2-25-06 21:00	149041	10	407	438	435	
2-25-06 21:30	150653	11	412	442	438	
2-25-06 22:00	150392	11	412	442	439	
2-25-06 22:30	152690	11	410	441	440	
2-25-06 23:00	151163	10	405	435	429	
2-25-06 23:30	154552	11	413	443	436	
2-26-06 0:00	154053	11	408	443	437	
2-26-06 0:30	153806	10	408	438	433	
2-26-06 1:00	152338	12	413	444	440	
2-26-06 1:30	151969	11	413	447	441	
2-26-06 2:00	151262	10	413	448	439	
2-26-06 2:30	154520	11	409	445	437	
2-26-06 3:00	154314	6	400	430	421	

2-26-06 3:30	153028	9	417	444	440
2-26-06 4:00	154063	11	412	441	436
2-26-06 4:30	151504	11	414	445	441
2-26-06 5:00	152478	10	415	449	440
2-26-06 5:30	153148	12	413	448	441
2-26-06 6:00	151390	11	413	446	439
2-26-06 6:30	149507	9	411	443	434
2-26-06 7:00	149895	10	412	445	436
2-26-06 7:30	151596	11	412	445	437
2-26-06 8:00	150548	8	409	440	430
	151530	10,1	411	443	438

ANEXO D

Especificaciones de intercambiadores de Acido-agua y Diagrama de los Equipos

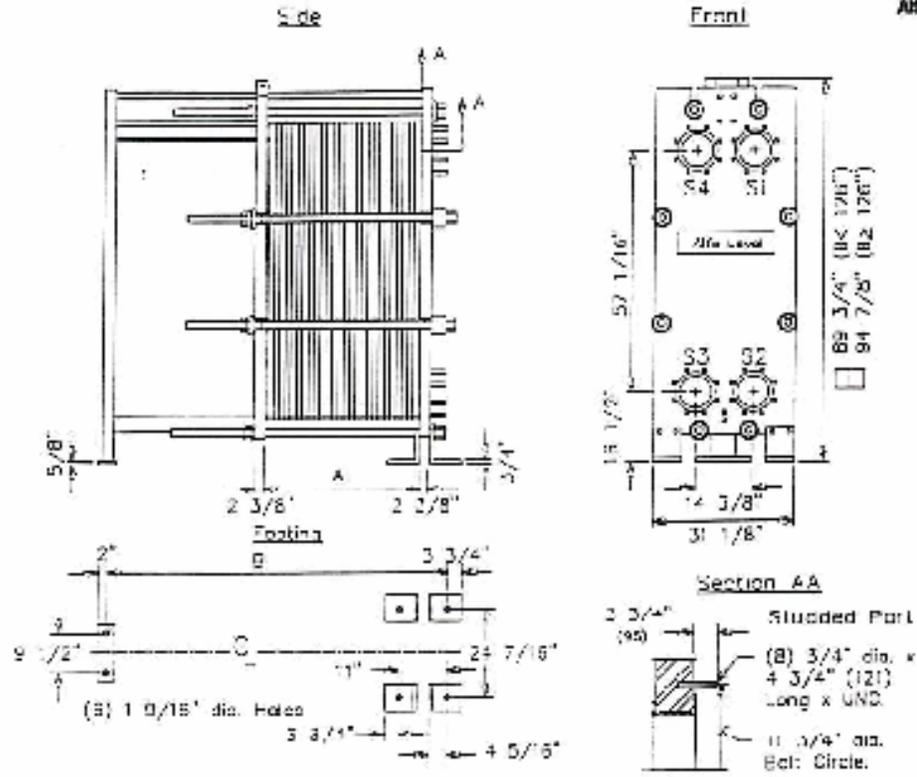
D.1 Especificaciones Enfriador Monsanto C-241

Monsanto Enviro-Chem SPECIFICATION FOR MEC ANODICALLY PROTECTED SULFURIC ACID COOLER		Chile	
		CLIENT/CIA Minera Disputada-	COOLER MEN 2876
		PROPOSAL NO 0422-036-91	PROJ. MEN 2-4519
		SPEC NO. CS-2876-X13	ITEM NO. C241
		DESCRIPTION Absorbing Tower Acid Cooler	
		NO. REQ'D 1	PAGE 1 OF 1
		BY GMO	CHK'D SKH
		03/17/92	03/18/92
		APP'D	APP'D
		/ /	/ /
INFORMATION AND KNOW-HOW HEREON ARE CONFIDENTIAL AND MAY NOT BE USED, REPRODUCED OR REVEALED TO OTHERS EXCEPT IN ACCORD WITH CONTRACT OR OTHER WRITTEN PERMISSION OF MONSANTO ENVIRO-CHEM SYSTEMS INC.			
FUNCTION Cool 98.5% sulfuric acid leaving the absorbing tower			
SHELL ARRANGEMENT Single		POSITION Horizontal	
SURFACE PER UNIT 4209.4 FT ²		SHELLS PER UNIT 1 SURFACE PER SHELL 4209.4 FT ²	
MATERIALS HANDLED & PERFORMANCE OF ONE UNIT			
		SHELL SIDE	TUBE SIDE
FLUID CIRCULATED		98.5 % H ₂ SO ₄	Cooling Water
TOTAL FLOW #/HR		3,814,099	2,891,857
TOTAL FLOW GPM		4365	5819
LIQUID HOLD-UP GALS			
DENSITY - LIQUID - IN/OUT #/CU FT		107.89 110.00	62.133 61.788
VISCOSITY - LIQUID - IN/OUT CP		3.62 5.40	0.860 0.64
SPECIFIC HEAT - IN/OUT BTU/(#)(°F)		0.379 0.365	1.000 1.00
CONDUCTIVITY - IN/OUT BTU/(HR)(FT ²)(°F)/FT		0.204 0.195	0.358 0.365
TEMPERATURE - IN/OUT/DESIGN °F		235 / 180 / 275	80.6 / 107.6 / 200
OPERATING PRESSURE PSIG		60 (Est)	45 (Est)
NUMBER OF PASSES PER SHELL		1	1
VELOCITY - MAX/DESIGN FT/SEC		3.2 2.10	11.0 10.0
PRESSURE DROP ALLOWED/DESIGN PSI		10 4.71	12.0 11.4
PRESSURE - DESIGN/TEST PSIG		75 115	75 115
REQUIRED TRANSFER COEFFICIENT BTU/(HR)(°F)(FT ²)		180.78	M.T.D (CORRECTED) 108.8 °F
HEAT EXCHANGED BTU/HR 79.14 x 10 ⁶		TOTAL FOULING RESISTANCE (HR)(°F)(FT ²)/BTU 0.0015	
MATERIALS AND DETAILS OF CONSTRUCTION CODE REQUIREMENTS ASME U, N, B, TEMA CLASS C			
TUBES - MAT 316L LAYOUT 30° NO 641 OD 0.75" BWG 16 min LENGTH 32' PITCH 1.250"			
SHELL - MAT 304L ID 41" OD 42" THICKNESS 0.375"			
CHANNEL - MAT Carbon Steel CHANNEL COVER - MAT Carbon Steel			
TUBESHEET - MAT 304L BAFFLES - MAT 304L			
CATHODES - MAT Hastelloy B-2 NO. REQ'D. 2 FLOW Cocurrent			
ACID NOZZLES 24 / 28 WATER NOZZLES 18"			
GASKETS - SHELL PER GEN. ARR'G. DWG. CHANNEL PER GEN. ARR'G. DWG.			
CORROSION ALLOWANCE SHELL SIDE 1/16" TUBE SIDE 1/8" on carbon steel only			
PAINT ON CARBON STEEL Carboline 188 Primer			
WEIGHTS - EACH COMPLETE SHELL (DRY) 32605 lb. (FULL OF WATER) 54220 lb.			
REMARKS		SKETCH	
1. Designer/Owner will confirm acid side pressure is greater than water side pressure throughout the cooler.			
O 1-05-037-02.			

D.2 Especificaciones Enfriador Monsanto C-267

ALFA - LAVAL THERMAL			
PLATE HEAT EXCHANGER Specification Sheet			
CUSTOMER:	SIMON-CARVES FENCO INC.	P.O.#: 06780-4100-05-009	
Supplier	Alfa Laval Thermal, Richmond, VA	Ref. 940143	
Agent	Alfa Laval, Canada	Ref. P93-092	
Quantity:	2 (TAC NO. C-266A & C-266B)		
Serial no.:	30101-98622 & 98623		
PHX Model Type:	AM20-WFG		
	HOT SIDE	COLD SIDE	
	-1-	-2-	
Fluids	:SULPH. ACID 98.5%	COOL. WATER	
Flow rates	gpm	1377	1593
Inlet temperature	F	218	81
Outlet temperature	F	167	110
Pressure drops	psi	12.4	9.35
Total surface area	:	510.3	SQ. FT.
Flow regimen fluids	:	counterflow	
Connection locations in	:	S4	S2
out	:	S3	S1
Material in connections	:	HAST. D-205	STAINLESS
Total number of Cassettes	:	20	
Plates material	:	Hastelloy D-205	
thickness	:	0.6mm	
Gasket material	:	EPDM/Viton	
(cold side only)	:		
Design pressure	:	150 psig	
Design temperature	:	220 F	
Liquid volumes	US gallon	43	42
Total unit dry weight	:	4200 lb	

Designed, Constructed and National Board Stamped in Accordance with latest 1992 A.S.M.E. Code and Addendum.



Ø = 55 1/8" A = See Plate Spec Documentation

Location	Function	Connections Material	Size	Rating
S3	Hotside Out	Hast. D-205	5"	150#
S4	Hotside In	Hast. D-205	5"	150#
S1	Coldside Out	Stainless	3"	150#
S2	Coldside In	Stainless	3"	150#

Notes: Job Name: CIA MINERA DESPUJADA
 Item: C-265 A&B ABSORBING ACID TRIM COOLER
 Paints: PER SUP SPEC. 502; Primer - Carboline 188 Primer (3 mils DFT avg.)
 Finish - Carboline 188 Finish (4-5 mils DFT avg.)
 Color: s/L Blue

Customer Name : SIMON-CARVET PENCE INC.
 P.O. Number : 06700-4100-CG-DC9
 Job # : CIA MINERA DESPUJADA
 A/L Order #: 940143/793-092
 A/L Serial(s) : 30101-09622 & 98623

Design Press/Temp.: 150 psi / 220 F.
 Plate/Gasket Mat'l: HAST. D-205 / EPDM
 Plates actual/Mat'l: 30 Cassettes / 40 (0.6mm)
 Weight Dry/Flooded: 4200# / 4555#
 Length (Bar/TBolt): 1200 mm / 1050 mm

AV20-WFG
 Plate Heat Exchanger

Alfa Laval Thermal Inc.
 Manufactured in Richmond, Virginia

REV.	DESCRIPTION	DATE	BY
1	Issued as per 2000 design, all items added	08/19/00	J.W.
2	150# Rev. Mat'l added to 11/23/00 rev. - 11/23/00	11/23/00	J.W.
3	150# Rev. Mat'l added to 11/23/00 rev. - 11/23/00	11/23/00	J.W.

By: Joleirock Date: 08/21/00
 Rev. No: AR950-4.3 Rev: C.C

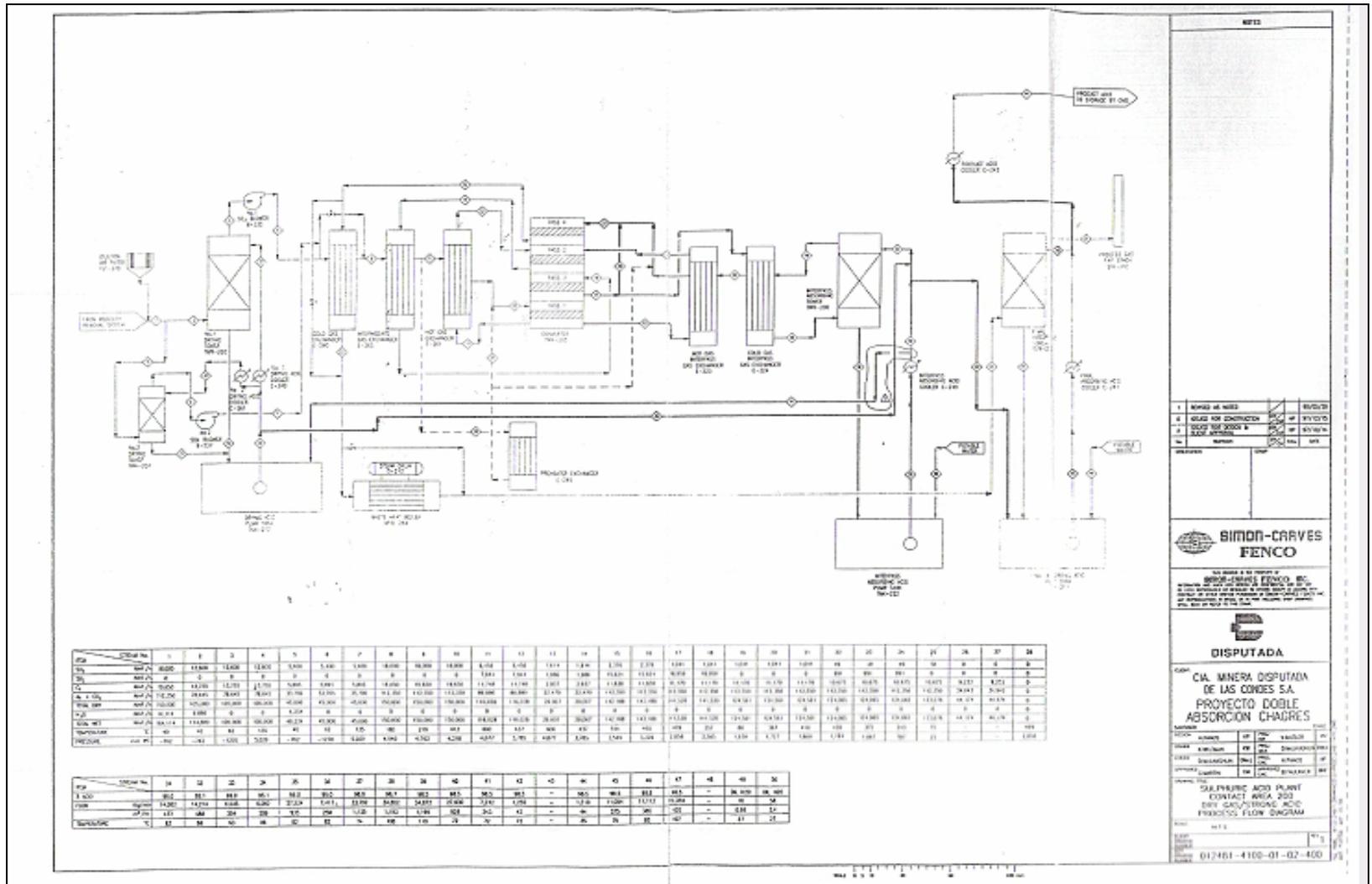
D.3 Especificaciones Enfriador Monsanto C-249

Monsanto Enviro-Chem		CLIENT	CIA MINERA DISPUTADA				
SPECIFICATION FOR MEC ANODICALLY PROTECTED SULFURIC ACID COOLER		DESCRIPTION	Interpass Tower Acid Cooler				
		PROPOSAL NO	MC-C-54029-97045	BY	AS	DATE	10/16/97
		ITEM NO	C-249	NO REQ'D	1	APP'D	DATE
		SPEC NO	CS-82954-X13	PAGE 1 OF	1	CHK'D	DATE
		COOLER MEN	62954	PROJECT MEN	50354		
FUNCTION To cool 98.5% H2SO4 from 229.7 F to 161.6 F							
MATERIALS HANDLED AND PERFORMANCE OF ONE SHELL							
	SHELL SIDE		TUBE SIDE		UNITS		
FLUID CIRCULATED	98.5% H2SO4		CoolingWater				
TOTAL FLOW	4,612,700		5,223,000		lb/hr		
VOLUMETRIC FLOW - IN	5,270		10,480		gpm		
DENSITY - IN / OUT	109.1 / 111.5		62.1 / 61.8		lb/ft3		
VISCOSITY - IN / OUT	3.45 / 6.80		0.884 / 0.678		cp		
HEAT CAPACITY - IN / OUT	0.390 / 0.377		0.98 / 0.99		Btu/lb-f		
THERMAL CONDUCTIVITY - IN / OUT	0.202 / 0.190		0.352 / 0.362		Btu/hr-ft-F		
TEMPERATURE - IN / OUT	229.7 / 161.6		80.6 / 104.0		F		
TEMPERATURE - DESIGN	275		200		F		
NUMBER OF PASSES	1		1				
VELOCITY - DESIGN / MAX	2.64 / 3.2		9.91 / 15.0		ft/s		
PRESSURE DROP - TOTAL / ALLOWED	7.9 / 10.0		10.6 / 15.0		psi		
PRESSURE - DESIGN / TEST (GAUGE)	75 / 115		75 / 115		psi		
CORROSION ALLOWANCE	0.0625		0.125		in		
UNIT CHARACTERISTICS							
REQUIRED TRANSFER COEFFICIENT	191.1 Btu/hr-ft2-F		HEAT EXCHANGED	120,550,000 Btu/hr			
TOTAL FOULING RESISTANCE	0.001490 hr-ft2-F/Btu		MTD (CORRECTED)	96.2 F			
SHELL ARRANGEMENT	NEN		POSITION	Horizontal			
FLOW	COCURRENT		SHELLS PER UNIT	1			
SURFACE PER UNIT	6557.3 ft2		SURFACE PER SHELL	6557.3 ft2			
MATERIALS			DETAILS OF CONSTRUCTION				
TUBES	316L		CODE REQUIREMENTS	ASME VIII, Div I			
SHELL	304L		TEMA CLASS	C			
TUBESHEET	304L		TUBE - NO	1056	LENGTH	32.0 ft	
BAFFLES	304L		TUBE - OD	0.75 in	BWG	18 avg	
CHANNEL	Carbon Steel		TUBE - LAYOUT	30 deg	PITCH	1.219 in	
CHANNEL COVER	Carbon Steel		SHELL - ID	47.25 in	THICKNESS	0.375 in	
CATHODES	HASTELLOY B-2		CATHODES - NO	3 main; one nozzle			
SHELL GASKETS	Per general arrangement drawing		NOZZLES - ACID	24X28 in	WATER	24 in	
CHANNEL GASKETS	Per general arrangement drawing		WEIGHT - OF ONE SHELL (DRY)	34,000 lb			
PAINT ON CARBON STEEL	Inorganic gray zinc primer		(FULL OF WATER)	65,000 lb			
REMARKS			SKETCH				
1. Acid pressure must exceed water pressure throughout cooler.							
6	12/97	AS	Revised water nozzle size, water pressure drop, and item # per client request				
5	10/97	AS	For fabrication - slight revision to acid side velocity and pressure drop				
NO	DATE	BY	DESCRIPTION				
INFORMATION AND KNOW-HOW HEREON ARE CONFIDENTIAL AND MAY NOT BE USED, REPRODUCED OR REVEALED TO OTHERS EXCEPT IN ACCORD WITH CONTRACT OR OTHER WRITTEN PERMISSION OF MONSANTO ENVIRO-CHEM SYSTEMS INC.							

D.4 Especificaciones Enfriador Monsanto C-240

Monsanto Enviro-Chem		Chile	
SPECIFICATION FOR MEC ANODICALLY PROTECTED SULFURIC ACID COOLER		CLIENT <u>CIA Minera Disputada</u>	COOLER MEN <u>2876</u>
		PROPOSAL NO. <u>0422-036-91</u>	PROJ. MEN <u>4519</u>
		SPEC NO. <u>CS-2876-X12</u>	ITEM NO. <u>C240</u>
		DESCRIPTION <u>Dry Tower Cooler</u>	
NO. REQ'D. <u>1</u>		PAGE <u>1</u> OF <u>1</u>	
BY <u>SKH</u>	CHK'D <u>GMO</u>	APP'D	APP'D
<u>03/17/92</u>	<u>03/18/92</u>	/ /	/ /
<small>INFORMATION AND KNOW-HOW HEREON ARE CONFIDENTIAL AND MAY NOT BE USED, REPRODUCED OR REVEALED TO OTHERS EXCEPT IN ACCORD WITH CONTRACT OR OTHER WRITTEN PERMISSION OF MONSANTO ENVIRO-CHEM SYSTEMS INC.</small>			
FUNCTION <u>To cool 96% acid circulating over the dry tower</u>			
SHELL ARRANGEMENT <u>Single</u>		POSITION <u>Horizontal</u>	
SURFACE PER UNIT <u>1728.5</u> FT ²		SURFACE PER SHELL <u>1728.5</u> FT ²	
MATERIALS HANDLED & PERFORMANCE OF ONE UNIT			
FLUID CIRCULATED		TUBE SIDE	
<u>96.0 % H₂SO₄</u>		<u>Cooling Water</u>	
TOTAL FLOW	#/HR	<u>1,839,299</u>	<u>1,086,361</u>
TOTAL FLOW	GPM	<u>2091</u>	<u>2184</u>
LIQUID HOLD-UP	GALS		
DENSITY - LIQUID - IN/OUT	#/CU FT	<u>109.05 / 110.32</u>	<u>62.13 / 61.86</u>
VISCOSITY - LIQUID - IN/OUT	CP	<u>5.08 / 7.44</u>	<u>0.86 / 0.68</u>
SPECIFIC HEAT - IN/OUT	BTU/(#)(°F)	<u>0.381 / 0.373</u>	<u>1.00 / 1.00</u>
CONDUCTIVITY - IN/OUT	BTU/(HR)(FT ²)(°F)/FT	<u>0.211 / 0.203</u>	<u>0.358 / 0.364</u>
TEMPERATURE - IN/OUT/DESIGN	°F	<u>184 / 150 / 225</u>	<u>80.6 / 102.2 / 200</u>
OPERATING PRESSURE	PSIG	<u>65 (Est)</u>	<u>40 (Est)</u>
NUMBER OF PASSES	PER SHELL	<u>1</u>	<u>1</u>
VELOCITY - MAX/DESIGN	FT/SEC	<u>3.2 / 2.68</u>	<u>11.0 / 8.67</u>
PRESSURE DROP ALLOWED/DESIGN	PSI	<u>10.0 / 6.53</u>	<u>10.0 / 9.14</u>
PRESSURE - DESIGN/TEST	PSIG	<u>75 / 115</u>	<u>75 / 115</u>
REQUIRED TRANSFER COEFFICIENT	BTU/(HR)(°F)(FT ²)	<u>179.84</u>	M.T.D. (CORRECTED) <u>41.9</u> °F
HEAT EXCHANGED	BTU/HR	<u>23.45 x 10⁶</u>	TOTAL FOULING RESISTANCE (HR)(°F)(FT ²)/BTU <u>0.0015</u>
MATERIALS AND DETAILS OF CONSTRUCTION			
TUBES - MAT <u>316L</u> LAYOUT <u>30°</u> NO <u>278</u>		CODE REQUIREMENTS <u>ASME U, N, B, TEMA CLASS C</u>	
SHELL - MAT <u>316L</u> ID <u>27.25"</u>		OD <u>0.75"</u> BWG <u>16 min</u> LENGTH <u>32'</u> PITCH <u>1.2500'</u>	
CHANNEL - MAT <u>Carbon Steel</u>		CHANNEL COVER - MAT <u>Carbon Steel</u>	
TUBESHEET - MAT <u>316L</u>		BAFFLES - MAT <u>316L</u>	
CATHODES - MAT <u>Hasrelloy B-2</u> NO. REQ'D. <u>1</u>		FLOW <u>Countercurrent</u>	
ACID NOZZLES <u>16 / 20</u>		WATER NOZZLES <u>10"</u>	
GASKETS - SHELL PER GEN. ARR'G. DWG. CHANNEL PER GEN. ARR'G. DWG.			
CORROSION ALLOWANCE - SHELL SIDE <u>1/16"</u>		TUBE SIDE <u>1/8"</u> on carbon steel only	
PAINT ON CARBON STEEL <u>Carboline 188 Primer</u>			
WEIGHTS - EACH COMPLETE SHELL (DRY) <u>15182 lb.</u>		(FULL OF WATER) <u>24788 lb.</u>	
REMARKS		SKETCH	
1. Designer/Owner will confirm acid side pressure is greater than water side pressure throughout the cooler.			
<u>01-05-037-01</u>			
161 - TYPE I (Rev. 9/84)	3/23/92	SMH	SKH
Decreased shell diameter. Changed to single segmental.			

D.5 Diagrama de Proceso Zona de Contacto Planta de acido



D.6 Diagrama de Agua de Proceso

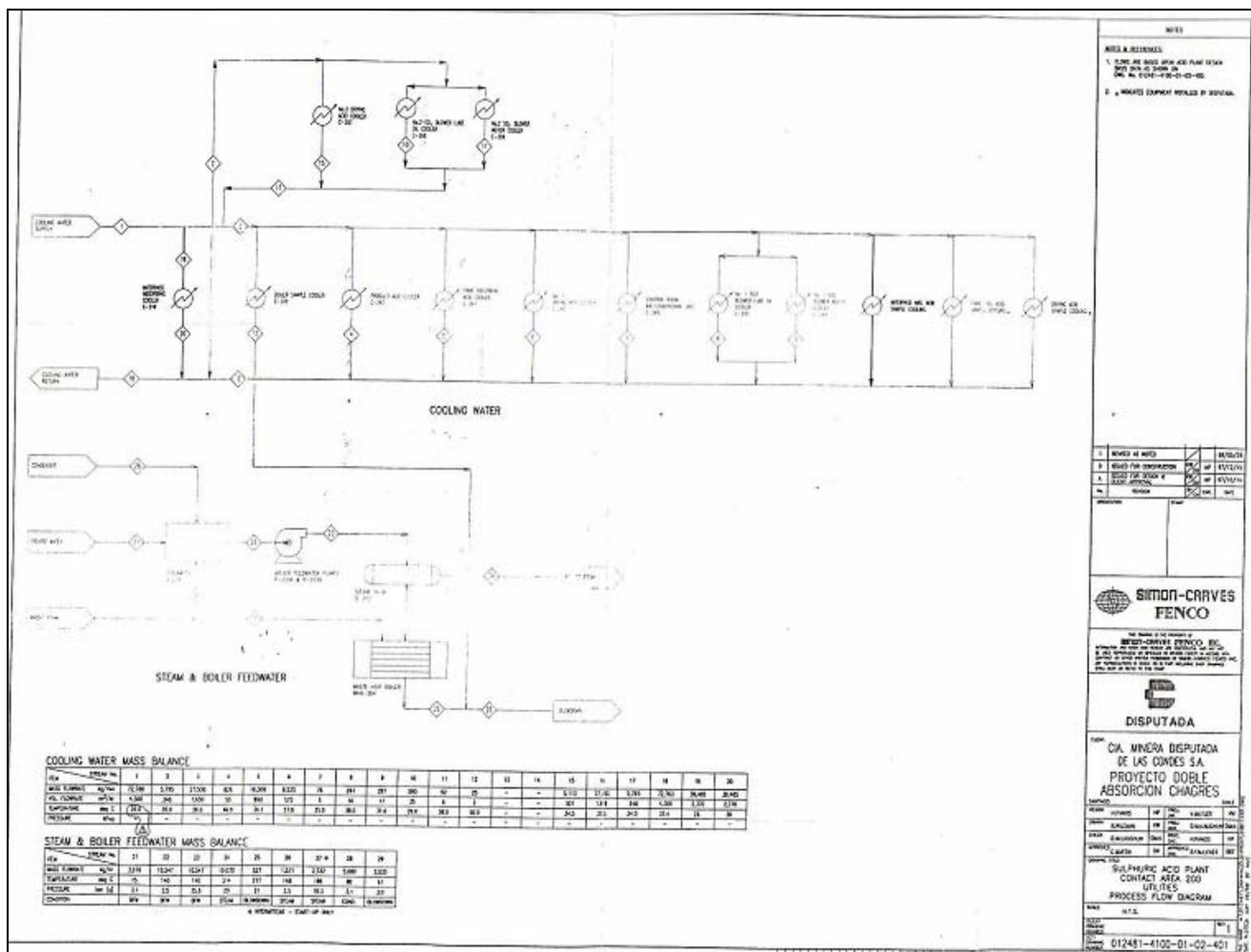
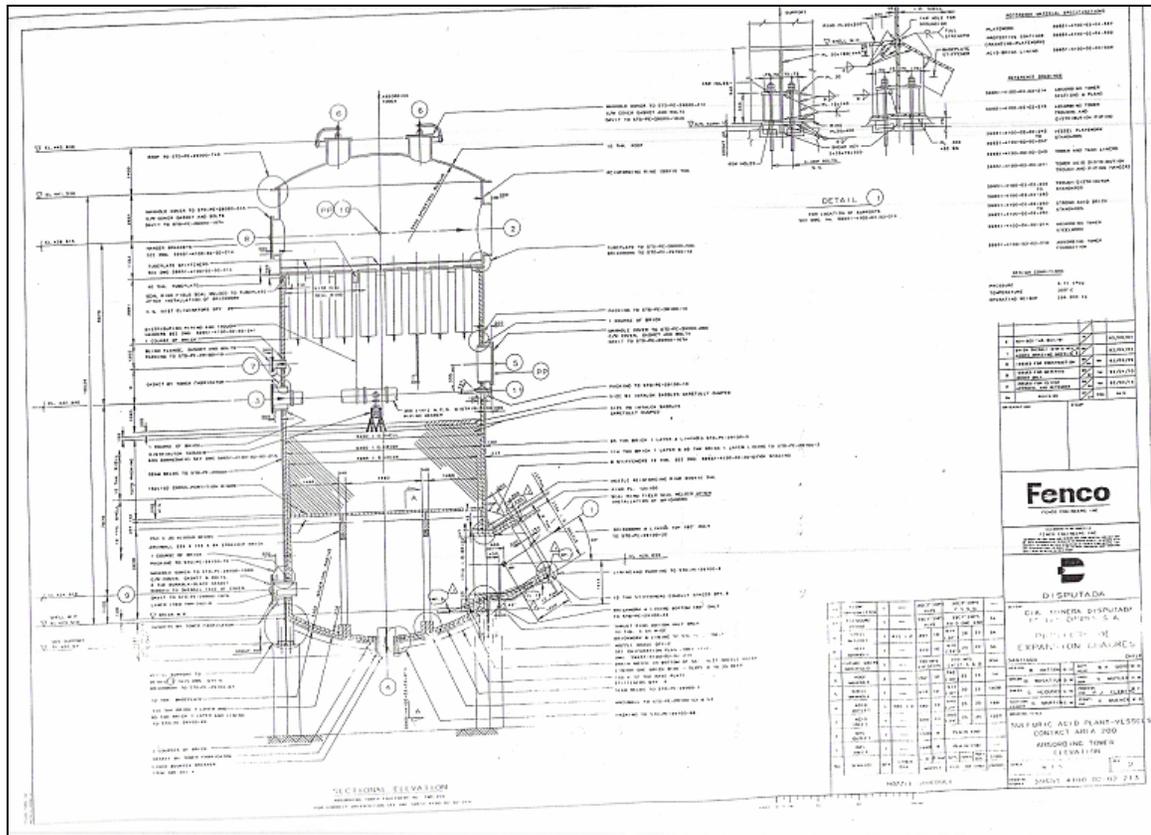


Diagrama Torre de Absorción Final TWR 202



ANEXO E

Datos Termodinámicos

E.1 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C.

$t, ^\circ\text{C.}$	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	4.579	4.613	4.647	4.681	4.715	4.750	4.785	4.820	4.855	4.890
1	4.926	4.962	4.998	5.034	5.070	5.107	5.144	5.181	5.219	5.256
2	5.294	5.332	5.370	5.408	5.447	5.486	5.525	5.565	5.605	5.645
3	5.685	5.725	5.766	5.807	5.848	5.889	5.931	5.973	6.015	6.058
4	6.101	6.144	6.187	6.230	6.274	6.318	6.363	6.408	6.453	6.498
5	6.543	6.589	6.635	6.681	6.728	6.775	6.822	6.869	6.917	6.965
6	7.013	7.062	7.111	7.160	7.209	7.259	7.309	7.360	7.411	7.462
7	7.513	7.565	7.617	7.669	7.722	7.775	7.828	7.882	7.936	7.990
8	8.045	8.100	8.155	8.211	8.267	8.323	8.380	8.437	8.494	8.551
9	8.609	8.668	8.727	8.786	8.845	8.905	8.965	9.025	9.086	9.147

E.2 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C. (Continuación)

$t, ^\circ\text{C.}$	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
10	9.209	9.271	9.333	9.395	9.458	9.521	9.585	9.649	9.714	9.779
11	9.844	9.910	9.976	10.042	10.109	10.176	10.244	10.312	10.380	10.449
12	10.518	10.588	10.658	10.728	10.799	10.870	10.941	11.013	11.085	11.158
13	11.231	11.305	11.379	11.453	11.528	11.604	11.680	11.756	11.833	11.910
14	11.987	12.065	12.144	12.223	12.302	12.382	12.462	12.543	12.624	12.706
15	12.788	12.870	12.953	13.037	13.121	13.205	13.290	13.375	13.461	13.547
16	13.634	13.721	13.809	13.898	13.987	14.076	14.166	14.256	14.347	14.438
17	14.530	14.622	14.715	14.809	14.903	14.997	15.092	15.188	15.284	15.380
18	15.477	15.575	15.673	15.772	15.871	15.971	16.071	16.171	16.272	16.374
19	16.477	16.581	16.685	16.789	16.894	16.999	17.105	17.212	17.319	17.427
20	17.535	17.644	17.753	17.863	17.974	18.085	18.197	18.309	18.422	18.536
21	18.650	18.765	18.880	18.996	19.113	19.231	19.349	19.468	19.587	19.707
22	19.827	19.948	20.070	20.193	20.316	20.440	20.565	20.690	20.815	20.941
23	21.068	21.196	21.324	21.453	21.583	21.714	21.845	21.977	22.110	22.243
24	22.377	22.512	22.648	22.785	22.922	23.060	23.198	23.337	23.476	23.616
25	23.756	23.897	24.039	24.182	24.326	24.471	24.617	24.764	24.912	25.060
26	25.209	25.359	25.509	25.660	25.812	25.964	26.117	26.271	26.426	26.582
27	26.739	26.897	27.055	27.214	27.374	27.535	27.696	27.858	28.021	28.185
28	28.349	28.514	28.680	28.847	29.015	29.184	29.354	29.525	29.697	29.870
29	30.043	30.217	30.392	30.568	30.745	30.923	31.102	31.281	31.461	31.642
30	31.824	32.007	32.191	32.376	32.561	32.747	32.934	33.122	33.312	33.503
31	33.695	33.888	34.082	34.276	34.471	34.667	34.864	35.062	35.261	35.462
32	35.663	35.865	36.068	36.272	36.477	36.683	36.891	37.099	37.308	37.518
33	37.729	37.942	38.155	38.369	38.584	38.801	39.018	39.237	39.457	39.677
34	39.898	40.121	40.344	40.569	40.796	41.023	41.251	41.480	41.710	41.942
35	42.175	42.409	42.644	42.880	43.117	43.355	43.595	43.836	44.078	44.320
36	44.563	44.808	45.054	45.301	45.549	45.799	46.050	46.302	46.556	46.811
37	47.067	47.324	47.582	47.841	48.102	48.364	48.627	48.891	49.157	49.424
38	49.692	49.961	50.231	50.502	50.774	51.048	51.323	51.600	51.879	52.160
39	52.442	52.725	53.009	53.294	53.580	53.867	54.156	54.446	54.737	55.030
40	55.324	55.61	55.91	56.21	56.51	56.81	57.11	57.41	57.72	58.03
41	58.34	58.65	58.96	59.27	59.58	59.90	60.22	60.54	60.86	61.18
42	61.50	61.82	62.14	62.47	62.80	63.13	63.46	63.79	64.12	64.46
43	64.80	65.14	65.48	65.82	66.16	66.51	66.86	67.21	67.56	67.91
44	68.26	68.61	68.97	69.33	69.69	70.05	70.41	70.77	71.14	71.51
45	71.88	72.25	72.62	72.99	73.36	73.74	74.12	74.50	74.88	75.26
46	75.65	76.04	76.43	76.82	77.21	77.60	78.00	78.40	78.80	79.20
47	79.60	80.00	80.41	80.82	81.23	81.64	82.05	82.46	82.87	83.29
48	83.71	84.13	84.56	84.99	85.42	85.85	86.28	86.71	87.14	87.58
49	88.02	88.46	88.90	89.34	89.79	90.24	90.69	91.14	91.59	92.05

$t, ^\circ\text{C.}$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
50	92.51	97.20	102.09	107.20	112.51	118.04	123.80	129.82	136.08	142.60
60	149.38	156.43	163.77	171.38	179.31	187.54	196.09	204.96	214.17	223.73
70	223.7	243.9	254.6	265.7	277.2	289.1	301.4	314.1	327.3	341.0
80	355.1	369.7	384.9	400.6	416.8	433.6	450.9	468.7	487.1	506.1
90	525.76	527.76	529.77	531.78	533.80	535.82	537.86	539.90	541.95	544.00
91	546.05	548.11	550.18	552.26	554.35	556.44	558.53	560.64	562.75	564.87
92	566.99	569.12	571.26	573.40	575.55	577.71	579.87	582.04	584.22	586.41
93	588.60	590.80	593.00	595.21	597.43	599.66	601.89	604.13	606.38	608.64
94	610.90	613.17	615.44	617.72	620.01	622.31	624.61	626.92	629.24	631.57
95	633.90	636.24	638.59	640.94	643.30	645.67	648.05	650.43	652.82	655.22
96	657.62	660.03	662.45	664.88	667.31	669.75	672.20	674.66	677.12	679.69
97	682.07	684.55	687.04	689.54	692.05	694.57	697.10	699.63	702.17	704.71
98	707.27	709.83	712.40	714.98	717.56	720.15	722.75	725.36	727.98	730.61
99	733.24	735.88	738.53	741.18	743.85	746.52	749.20	751.89	754.58	757.29
100	760.00	762.72	765.45	768.19	770.93	773.68	776.44	779.22	782.00	784.78
101	787.57	790.37	793.18	796.00	798.82	201.66	804.50	807.35	810.21	813.08

* Physikalische-technische Reichsanstalt, Holborn, Scheel y Henning, *Wärmetabellen*, Friedrich Vieweg & Sohn, Brunswick, 1909. Con autorización. Si se desean datos a 50(0.2) 101.8°C, véase *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a ed., pág. 2326, Chemical Rubber Publishing Co. Si se necesita una tabulación de temperaturas para una presión de 700(1)779 mm de Hg, véase de Atack, *Handbook of Chemical Data*, pág. 117. Reinhold, Nueva York, 1957. Puede encontrarse una tabulación de presiones para 105(5)200(10)370 °C en la obra de Atack, pág. 134, y para 100(1)374 °C, en *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a ed., págs. 2328-2330. Chemical Rubber Publishing Co.

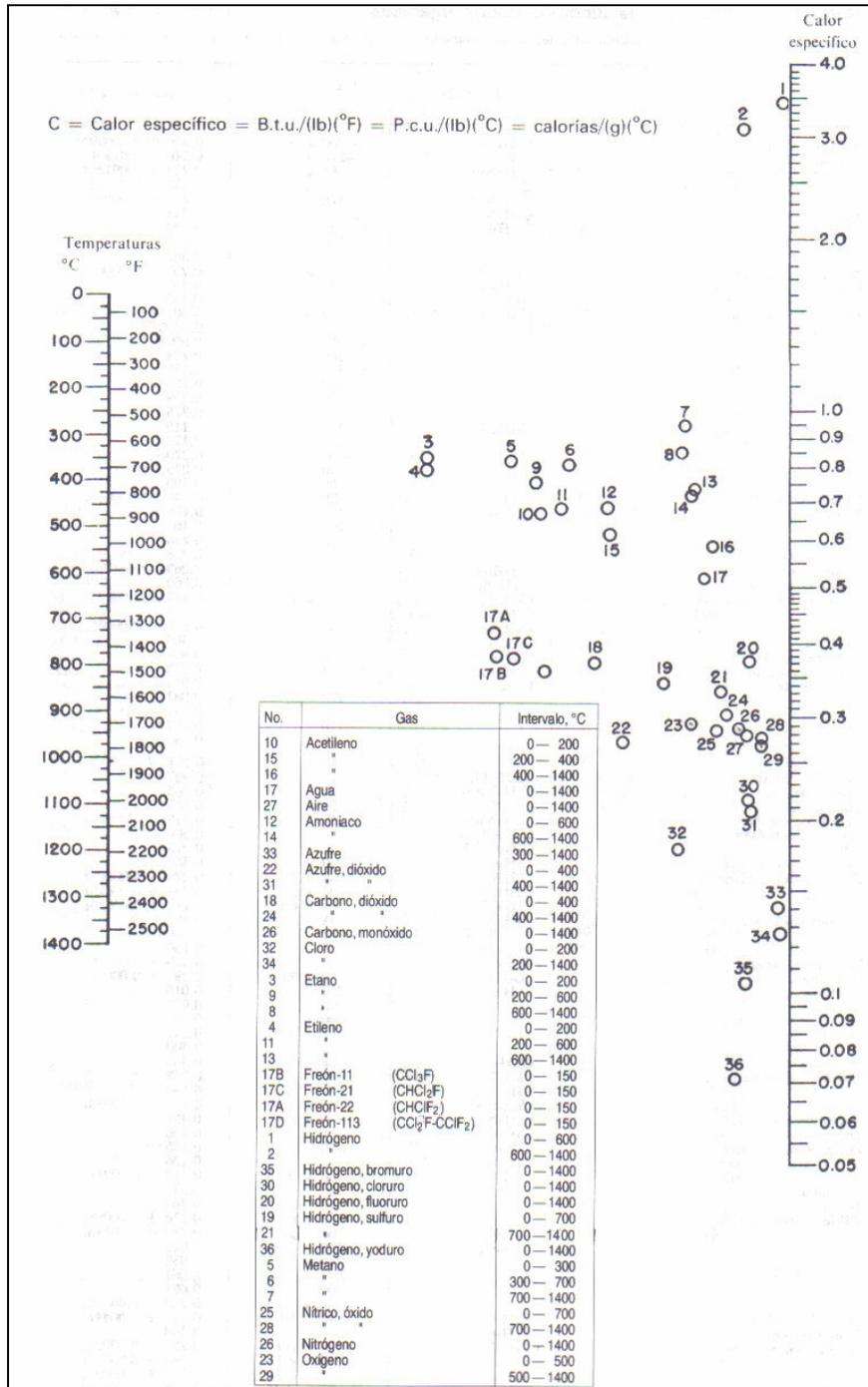
E.3 Presión parcial de agua, bar., sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico.

Porcentaje en peso H ₂ SO ₄										
°C	10.0	20.0	30.0	40.0	50.0	60.0	70.0	75.0	80.0	85.0
0	.582E-02	.534E-02	.448E-02	.326E-02	.193E-02	.836E-03	.207E-03	.747E-04	.197E-04	.343E-05
10	.117E-01	.107E-01	.909E-02	.670E-02	.405E-02	.180E-02	.467E-03	.175E-03	.490E-04	.952E-05
20	.223E-01	.205E-01	.174E-01	.130E-01	.802E-02	.367E-02	.995E-03	.388E-03	.115E-04	.245E-04
30	.404E-01	.373E-01	.319E-01	.241E-01	.151E-01	.710E-02	.201E-02	.811E-03	.253E-03	.589E-04
40	.703E-01	.649E-01	.558E-01	.427E-01	.272E-01	.131E-01	.387E-02	.162E-02	.531E-03	.133E-03
50	.117	.109	.939E-01	.725E-01	.470E-01	.232E-01	.715E-02	.309E-02	.106E-02	.286E-03
60	.189	.175	.152	.119	.782E-01	.395E-01	.127E-01	.565E-02	.204E-02	.584E-03
70	.296	.275	.239	.188	.126	.651E-01	.217E-01	.997E-02	.376E-02	.114E-02
80	.449	.417	.365	.290	.196	.104	.360E-01	.170E-01	.668E-02	.213E-02
90	.664	.617	.542	.434	.298	.161	.578E-01	.281E-01	.115E-01	.383E-02
100	.957	.891	.786	.634	.441	.244	.905E-01	.452E-01	.192E-01	.666E-02
110	1.349	1.258	1.113	.904	.638	.360	.138	.708E-01	.312E-01	.112E-01
120	1.863	1.740	1.544	1.264	.903	.519	.206	.108	.493E-01	.183E-01
130	2.524	2.361	2.101	1.732	1.253	.734	.301	.162	.760E-01	.291E-01
140	3.361	3.149	2.810	2.333	1.708	1.020	.431	.236	.115	.451E-01
150	4.404	4.132	3.697	3.090	2.289	1.392	.605	.339	.170	.682E-01
160	5.685	5.342	4.793	4.031	3.021	1.870	.837	.478	.246	.101
170	7.236	6.810	6.127	5.185	3.930	2.475	1.138	.662	.350	.147
180	9.093	8.571	7.731	6.584	5.045	3.233	1.525	.902	.489	.208
190	11.289	10.658	9.640	8.259	6.397	4.169	2.017	1.212	.673	.291
200	13.861	13.107	11.887	10.245	8.020	5.312	2.632	1.606	.913	.401
210	16.841	15.951	14.505	12.576	9.948	6.696	3.395	2.101	1.220	.542
220	20.264	19.225	17.529	15.287	12.217	8.354	4.331	2.714	1.609	.724
230	24.160	22.960	20.992	18.414	14.864	10.322	5.466	3.467	2.096	.952
240	28.561	27.188	24.927	21.992	17.929	12.641	6.831	4.381	2.699	1.237
250	33.494	31.939	29.364	26.056	21.452	15.351	8.458	5.480	3.435	1.587
260	38.984	37.240	34.334	30.642	25.472	18.496	10.382	6.788	4.326	2.012
270	45.055	43.116	39.865	35.784	30.030	22.121	12.640	8.333	5.395	2.525
280	51.726	49.590	45.984	41.514	35.168	26.274	15.269	10.142	6.663	3.136
290	59.015	56.681	52.715	47.865	40.926	31.003	18.311	12.242	8.155	3.857
300	66.934	64.407	60.081	54.868	47.346	36.360	21.808	14.665	9.897	4.701
310	75.495	72.781	68.100	62.553	54.470	42.395	25.804	17.438	11.912	5.680
320	84.705	81.816	76.792	70.947	62.337	49.164	30.343	20.591	14.227	6.806
330	94.567	91.518	86.172	80.077	70.988	56.721	35.473	24.153	16.867	8.093
340	105.083	101.894	96.252	89.969	80.463	65.123	41.240	28.154	19.855	9.551
350	116.251	112.946	107.043	100.646	90.802	74.426	47.692	32.622	23.217	11.193

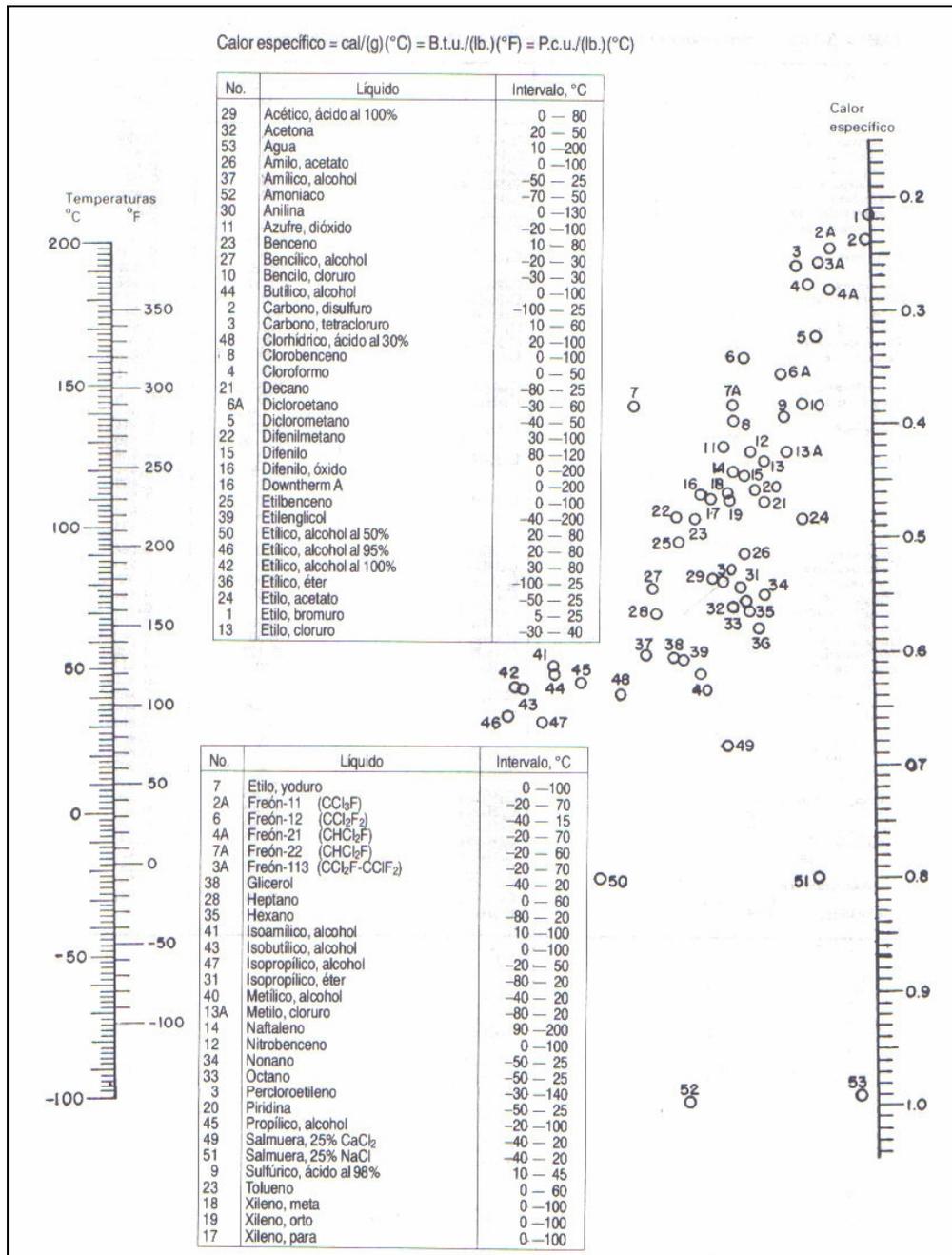
E.4 Presión parcial de agua, bar., sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico. (Continuación)

0	518E-06	.242E-06	.107E-06	.401E-07	218E-07	980E-08	569E-08	268E-08	.775E-09	.196E-09
10	.159E-05	.762E-06	.344E-06	.130E-06	.713E-07	.323E-07	.188E-07	.888E-08	.258E-08	.655E-09
20	.448E-05	.220E-05	.101E-05	.390E-06	215E-06	978E-07	572E-07	.271E-07	.789E-08	.201E-08
30	.117E-04	.587E-05	.275E-05	.108E-05	.598E-06	275E-06	.161E-06	.766E-07	.224E-07	.575E-08
40	.285E-04	.146E-04	.696E-05	.278E-05	.155E-05	.720E-06	.424E-06	.202E-06	.595E-07	.153E-07
50	.652E-04	.341E-04	.166E-04	.672E-05	.379E-05	.177E-05	.105E-05	.503E-06	.149E-06	.384E-07
60	.141E-03	.754E-04	.372E-04	.154E-04	.875E-05	.413E-05	.245E-05	.118E-05	.350E-06	.910E-07
70	.290E-03	.158E-03	.795E-04	.334E-04	.192E-04	.912E-05	.544E-05	.263E-05	.784E-06	.205E-06
80	.569E-03	.316E-03	.162E-03	.691E-04	.400E-04	.192E-04	.115E-04	.559E-05	.168E-05	.439E-06
90	.107E-02	.606E-03	.315E-03	.137E-03	.801E-04	.388E-04	.234E-04	.114E-04	.343E-05	.903E-06
100	.194E-02	.112E-02	.590E-03	.261E-03	.154E-03	.752E-04	.455E-04	.223E-04	.674E-05	.178E-05
110	.338E-02	.198E-02	.107E-02	.479E-03	.285E-03	.141E-03	.855E-04	.420E-04	.128E-04	.339E-05
120	.571E-02	.341E-02	.186E-02	.851E-03	.511E-03	.254E-03	.155E-03	.766E-04	.233E-04	.623E-05
130	.938E-02	.569E-02	.315E-02	.146E-02	.886E-03	.445E-03	.273E-03	.135E-03	.414E-04	.111E-04
140	.150E-01	.923E-02	.519E-02	.245E-02	.149E-02	.757E-03	.467E-03	.232E-03	.711E-04	.191E-04
150	.233E-01	.146E-01	.832E-02	.399E-02	.245E-02	.125E-02	.776E-03	.387E-03	.119E-03	.321E-04
160	.354E-01	.225E-01	.130E-01	.633E-02	.393E-02	.202E-02	.126E-02	.629E-03	.194E-03	.526E-04
170	.526E-01	.340E-01	.199E-01	.983E-02	.614E-02	.319E-02	.199E-02	.999E-03	.309E-03	.840E-04
180	.766E-01	.502E-01	.298E-01	.149E-01	.941E-02	.492E-02	.309E-02	.155E-02	.482E-03	.131E-03
190	.110	.729E-01	.438E-01	.222E-01	.141E-01	.744E-02	.469E-02	.236E-02	.735E-03	.201E-03
200	.154	.104	.631E-01	.325E-01	.208E-01	.110E-01	.698E-02	.352E-02	.110E-02	.300E-03
210	.213	.146	.894E-01	.467E-01	.300E-01	.161E-01	.102E-01	.516E-02	.161E-02	.442E-03
220	.290	.201	.125	.660E-01	.427E-01	.230E-01	.147E-01	.743E-02	.232E-02	.638E-03
230	.389	.273	.171	.918E-01	.598E-01	.325E-01	.208E-01	.105E-01	.329E-02	.906E-03
240	.514	.366	.232	.126	.825E-01	.451E-01	.290E-01	.147E-01	.460E-02	.127E-02
250	.673	.485	.310	.170	.112	.618E-01	.398E-01	.202E-01	.633E-02	.174E-02
260	.870	.635	.409	.227	.151	.835E-01	.540E-01	.274E-01	.858E-02	.237E-02
270	1.112	.822	.534	.300	.200	.111	.723E-01	.366E-01	.115E-01	.317E-02
280	1.407	1.052	.689	.391	.263	.147	.957E-01	.485E-01	.152E-01	.420E-02
290	1.763	1.335	.880	.505	.341	.192	.125	.634E-01	.199E-01	.548E-02
300	2.190	1.676	1.112	.646	.437	.248	.162	.820E-01	.257E-01	.708E-02
310	2.696	2.088	1.394	.817	.556	.316	.208	.105	.328E-01	.905E-02
320	3.292	2.578	1.732	1.025	.701	.400	.264	.133	.415E-01	.114E-01
330	3.990	3.159	2.133	1.274	.875	.502	.331	.167	.520E-01	.143E-01
340	4.801	3.843	2.608	1.571	1.083	.624	.413	.208	.646E-01	.178E-01
350	5.738	4.641	3.164	1.922	1.331	.770	.511	.256	.795E-01	.218E-01

E.5 Calor específico (Cp) de gases a la presión de 1 atm.



E.6 Calor específico de los líquidos.



**E.7 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos.
(Continuación)**

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Hidrógeno (cont.):			
HClH ₂ O ₂	l	-116.2	-93.56
	aq, 400	-116.74	-96.8
H ₂ C ₂ O ₄	c	-196.7	
	aq, 300	-194.6	-165.64
HCOOH	l	-97.8	-82.7
	aq, 200	-98.0	-85.1
H ₂ CO ₃	aq	-167.19	-149.0
HF	g	-64.2	-64.7
	aq, 200	-75.75	
HI	g	6.27	0.365
	aq, 400	-13.47	-12.35
HIO	aq	-38	-23.33
HIO ₃	c	-56.77	
	aq	-54.8	-32.25
HN ₃	g	70.3	78.50
HNO ₃	g	-31.99	-17.57
	l	-41.35	-19.05
	aq, 400	-49.210	
HNO ₃ , H ₂ O	l	-112.91	-78.36
HNO ₃ , 3H ₂ O	l	-252.15	-193.70
H ₂ O	g	-57.7979	-54.6351
	l	-68.3174	-56.6899
H ₂ O ₂	l	-45.16	-28.23
	aq, 200	-45.80	-31.47
H ₃ PO ₂	c	-145.5	
	aq	-145.6	-120.0
H ₃ PO ₃	c	-232.2	
	aq	-232.2	-204.0
H ₃ PO ₄	c	-306.2	
	aq, 400	-309.32	-270.0
H ₂ S	g	-4.77	-7.85
	aq, 2 000	-9.38	
H ₂ S ₂	l	-3.6	
H ₂ SO ₃	aq, 200	-146.88	-128.54
H ₂ SO ₄	l	-193.69	
	aq, 400	-212.03	
H ₂ Se	g	20.5	17.0
	aq	18.1	18.4
H ₂ SeO ₃	c	-126.5	
	aq	-122.4	-101.36
H ₂ SeO ₄	c	-130.23	
	aq, 400	-143.4	
H ₂ SiO ₃	c	-267.8	-247.9
H ₂ SiO ₄	c	-340.6	
H ₂ Te	g	36.9	33.1
H ₂ TeO ₃	c	-145.0	-115.7
	aq	-145.0	
	aq	-165.6	
Hierro:			
Fe	c, α	0.00	0.00
FeBr ₂	c	-57.15	
	aq, 540	-78.7	-69.47
FeBr ₃	aq	-95.5	-76.26
Fe ₂ C	c	5.69	4.24
Fe(CO) ₅	l	-187.6	
FeCO ₃	c, siderita	-172.4	-154.8
FeCl ₂	c	-81.9	-72.6
	aq	-100.0	-83.0
FeCl ₃	c	-96.4	
	aq, 2 000	-128.5	-96.5
FeF ₂	aq, 1 200	-177.2	-151.7
FeI ₂	c	-24.2	
	aq	-47.7	-45
FeI ₃	aq	-49.7	-39.5
Fe ₄ N	c	-2.55	0.862
Fe(NO ₃) ₂	aq	-118.9	-72.8
Fe(NO ₃) ₃	aq, 800	-156.5	-81.3
FeO	c	-64.62	-59.38
Fe ₂ O ₃	c	-198.5	-179.1
Fe ₃ O ₄	c	-266.9	-242.3
Fe(OH) ₂	c	-135.9	-115.7
Fe(OH) ₃	c	-197.3	-166.3
FeO·SiO ₂	c	-273.5	
Fe ₂ P	c	-13	
FeSi	c	-19.0	
FeS	c	-22.64	-23.23
FeS ₂	c, piritas	-38.62	-35.93
	c, marcasita	-33.0	
FeSO ₄	c	-221.3	-195.5
	aq, 400	-236.2	-196.4

**E.8 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos.
(Continuación)**

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal/mol	Energía libre de formación ΔF (formación) a 25 °C kcal/mol
Magnesio (cont.):			
MgCl ₂ · H ₂ O	c	-230.970	-205.93
MgCl ₂ · 2H ₂ O	c	-305.810	-267.20
MgCl ₂ · 4H ₂ O	c	-453.820	-387.98
MgCl ₂ · 6H ₂ O	c	-597.240	-505.45
MgF ₂	c	-263.8	
MgI ₂	c	-86.8	
	aq, 400	-136.79	-132.45
MgMoO ₄	c	-329.9	
Mg ₃ N ₂	c	-115.2	-100.8
Mg(NO ₃) ₂	c	-188.770	-140.66
	aq, 400	-209.927	-160.28
Mg(NO ₃) ₂ · 2H ₂ O	c	-336.625	
Mg(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	c	-624.48	-496.03
MgO	c	-143.84	-136.17
MgO · SiO ₂	c	-347.5	-326.7
Mg(OH) ₂	c, precipitado	-221.90	-200.17
	c, brucita	-223.9	-193.3
MgS	c	-84.2	
	aq	-108	
MgSO ₄	c	-304.94	-277.7
	aq, 400	-325.4	-283.88
MgTe	c	-25	
MgWO ₄	c	-343.2	
Manganeso:			
Mn	c, α	0.00	0.00
MnBr ₂	c	-91	
	aq,	-106	-97.8
Mn ₂ C	c	1.1	1.26
Mn(C ₂ H ₅ O ₂) ₂	c	-270.3	
	aq,	-282.7	-227.2
MnCO ₂	c	-211	-192.5
MnC ₂ O ₄	c	-240.9	
MnCl ₂	c	-112.0	-102.2
	aq, 400	-128.9	
MnF ₂	aq, 1 200	-206.1	-180.0
MnI ₂	c	-49.8	
	aq,	-76.2	-73.3
Mn ₂ N ₂	c	-57.77	-46.49
Mn(NO ₃) ₂	c	-134.9	
	aq, 400	-148.0	-101.1
Mn(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	c	-557.07	-441.2
MnO	c	-92.04	-86.77
MnO ₂	c	-124.58	-111.49
Mn ₂ O ₃	c	-229.5	-209.9
Mn ₂ O ₄	c	-331.65	-306.22
Mn ₂ O ₄	c	-301.3	-282.1
MnO · SiO ₂	c	-163.4	-143.1
Mn(OH) ₂	c	-221	-190
Mn(OH) ₃	c	-736	
Mn ₂ (PO ₄) ₂	c	-26.3	-27.5
MnSe	c	-47.0	-48.0
MnS	c, verde	-254.18	-228.41
MnSO ₄	c	-265.2	
	aq, 400	-635	
Mn ₂ (SO ₄) ₃	c	-657	
	aq		
Mercurio:			
Hg	l	0.00	0.00
HgBr	g	23	18
HgBr ₂	c	-40.68	-38.8
	aq	-38.4	-9.74
Hg(C ₂ H ₅ O ₂) ₂	c	-196.3	
	aq	-192.5	-139.2
HgCl ₂	c	-53.4	-42.2
	aq	-50.3	-23.25
HgCl	g	19	14
Hg ₂ Cl ₂	c	-63.13	
Hg(CN) ₂	c	62.8	
	aq, 1 110	66.25	
HgC ₂ O ₄	c	-159.3	
HgH	g	57.1	52.25
HgI ₂	c, rojo	-25.3	-24.0
HgI	g	33	23
Hg ₂ I ₂	c	-28.88	-26.53
Hg ₂ I ₂	c	-56.8	-13.09
Hg(NO ₃) ₂	aq	-58.5	-15.65
Hg ₂ (NO ₃) ₂	aq	-21.6	-13.94
HgO	c, rojo	-20.8	
	c, precipitado amarillo	-21.6	-12.80
Hg ₂ O	c	-21.6	
HgS	c, negro	-10.7	-8.80

E.9 Densidades de ácido Sulfúrico

TABLE 2-101 Sulfuric Acid (H ₂ SO ₄)											
%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0074	1.0068	1.0060	1.0051	1.0038	1.0022	0.9998	0.9944	0.9865	0.9770	0.9645
2	1.0147	1.0138	1.0129	1.0115	1.0104	1.0087	1.0060	1.0000	0.9920	0.9830	0.9705
3	1.0219	1.0206	1.0197	1.0184	1.0169	1.0152	1.0113	1.0067	1.0017	0.9900	0.9760
4	1.0291	1.0275	1.0264	1.0250	1.0234	1.0216	1.0176	1.0129	1.0078	0.9961	0.9827
5	1.0364	1.0344	1.0332	1.0317	1.0300	1.0281	1.0240	1.0192	1.0140	1.0022	0.9886
6	1.0437	1.0414	1.0400	1.0385	1.0367	1.0347	1.0305	1.0256	1.0203	1.0084	0.9950
7	1.0511	1.0485	1.0469	1.0453	1.0434	1.0414	1.0371	1.0321	1.0266	1.0146	1.0013
8	1.0585	1.0556	1.0539	1.0522	1.0502	1.0481	1.0437	1.0386	1.0330	1.0209	1.0076
9	1.0660	1.0628	1.0610	1.0591	1.0571	1.0549	1.0503	1.0451	1.0395	1.0273	1.0140
10	1.0735	1.0700	1.0681	1.0661	1.0640	1.0617	1.0570	1.0517	1.0460	1.0338	1.0204
11	1.0810	1.0773	1.0753	1.0731	1.0710	1.0686	1.0637	1.0584	1.0526	1.0403	1.0269
12	1.0886	1.0846	1.0825	1.0802	1.0780	1.0756	1.0705	1.0651	1.0593	1.0469	1.0335
13	1.0962	1.0920	1.0898	1.0874	1.0851	1.0826	1.0774	1.0719	1.0661	1.0536	1.0402
14	1.1039	1.0994	1.0971	1.0947	1.0922	1.0897	1.0844	1.0789	1.0729	1.0603	1.0469
15	1.1116	1.1069	1.1045	1.1020	1.0994	1.0968	1.0914	1.0857	1.0798	1.0671	1.0537
16	1.1194	1.1145	1.1120	1.1094	1.1067	1.1040	1.0985	1.0927	1.0868	1.0740	1.0605
17	1.1272	1.1221	1.1196	1.1168	1.1141	1.1113	1.1057	1.0998	1.0938	1.0809	1.0674
18	1.1351	1.1298	1.1271	1.1243	1.1215	1.1187	1.1129	1.1070	1.1009	1.0879	1.0744
19	1.1430	1.1375	1.1347	1.1318	1.1289	1.1261	1.1202	1.1142	1.1081	1.0950	1.0814
20	1.1510	1.1453	1.1424	1.1394	1.1365	1.1335	1.1275	1.1215	1.1153	1.1021	1.0885
21	1.1590	1.1531	1.1501	1.1471	1.1441	1.1410	1.1349	1.1288	1.1225	1.1093	1.0957
22	1.1670	1.1609	1.1579	1.1548	1.1517	1.1486	1.1424	1.1362	1.1299	1.1166	1.1029
23	1.1751	1.1688	1.1657	1.1626	1.1594	1.1563	1.1500	1.1437	1.1373	1.1239	1.1102
24	1.1832	1.1768	1.1736	1.1704	1.1672	1.1640	1.1576	1.1512	1.1448	1.1313	1.1176
25	1.1914	1.1848	1.1816	1.1783	1.1750	1.1718	1.1653	1.1588	1.1523	1.1388	1.1250
26	1.1996	1.1929	1.1896	1.1862	1.1829	1.1796	1.1730	1.1665	1.1599	1.1463	1.1325
27	1.2078	1.2010	1.1976	1.1942	1.1908	1.1875	1.1808	1.1742	1.1676	1.1539	1.1400
28	1.2160	1.2091	1.2057	1.2023	1.1989	1.1955	1.1887	1.1820	1.1753	1.1616	1.1476
29	1.2243	1.2173	1.2138	1.2104	1.2069	1.2033	1.1965	1.1898	1.1831	1.1693	1.1553
30	1.2326	1.2255	1.2220	1.2185	1.2150	1.2115	1.2046	1.1977	1.1909	1.1771	1.1630
31	1.2409	1.2338	1.2302	1.2267	1.2232	1.2196	1.2126	1.2057	1.1988	1.1849	1.1708
32	1.2493	1.2421	1.2385	1.2349	1.2314	1.2278	1.2207	1.2137	1.2068	1.1928	1.1787
33	1.2577	1.2504	1.2468	1.2432	1.2396	1.2360	1.2289	1.2218	1.2148	1.2006	1.1865
34	1.2661	1.2588	1.2552	1.2515	1.2479	1.2443	1.2371	1.2300	1.2229	1.2086	1.1945
35	1.2746	1.2672	1.2636	1.2599	1.2563	1.2526	1.2454	1.2383	1.2311	1.2168	1.2027
36	1.2831	1.2757	1.2720	1.2684	1.2647	1.2610	1.2538	1.2466	1.2394	1.2251	1.2109
37	1.2917	1.2843	1.2806	1.2769	1.2732	1.2695	1.2622	1.2550	1.2477	1.2334	1.2192
38	1.3004	1.2929	1.2891	1.2855	1.2818	1.2780	1.2707	1.2635	1.2561	1.2418	1.2276
39	1.3091	1.3016	1.2978	1.2941	1.2904	1.2866	1.2793	1.2720	1.2646	1.2503	1.2361
40	1.3179	1.3103	1.3065	1.3028	1.2991	1.2953	1.2880	1.2806	1.2732	1.2589	1.2446
41	1.3268	1.3191	1.3153	1.3116	1.3079	1.3041	1.2967	1.2893	1.2819	1.2675	1.2532
42	1.3357	1.3279	1.3241	1.3204	1.3167	1.3129	1.3055	1.2981	1.2907	1.2762	1.2619
43	1.3447	1.3369	1.3331	1.3294	1.3256	1.3218	1.3144	1.3070	1.2996	1.2850	1.2707
44	1.3538	1.3461	1.3423	1.3384	1.3346	1.3308	1.3234	1.3160	1.3086	1.2939	1.2796
45	1.3630	1.3553	1.3515	1.3476	1.3437	1.3399	1.3325	1.3251	1.3177	1.3029	1.2886
46	1.3724	1.3646	1.3608	1.3569	1.3530	1.3492	1.3417	1.3343	1.3269	1.3120	1.2977
47	1.3819	1.3740	1.3702	1.3663	1.3624	1.3586	1.3510	1.3435	1.3361	1.3211	1.3067
48	1.3915	1.3835	1.3797	1.3758	1.3719	1.3680	1.3604	1.3528	1.3453	1.3302	1.3159
49	1.4012	1.3931	1.3893	1.3854	1.3814	1.3775	1.3699	1.3623	1.3548	1.3396	1.3253
50	1.4110	1.4029	1.3990	1.3951	1.3911	1.3872	1.3795	1.3719	1.3644	1.3491	1.3348
51	1.4209	1.4128	1.4089	1.4049	1.4009	1.3970	1.3893	1.3816	1.3740	1.3586	1.3444
52	1.4310	1.4228	1.4189	1.4149	1.4109	1.4070	1.3993	1.3916	1.3840	1.3685	1.3543
53	1.4412	1.4330	1.4291	1.4251	1.4211	1.4172	1.4095	1.4018	1.3942	1.3786	1.3644
54	1.4515	1.4433	1.4394	1.4354	1.4314	1.4275	1.4198	1.4121	1.4045	1.3888	1.3746
55	1.4619	1.4537	1.4498	1.4458	1.4418	1.4379	1.4302	1.4225	1.4149	1.3991	1.3849
56	1.4724	1.4642	1.4603	1.4563	1.4523	1.4484	1.4407	1.4330	1.4254	1.4095	1.3953
57	1.4830	1.4748	1.4709	1.4669	1.4629	1.4590	1.4513	1.4436	1.4360	1.4199	1.4057
58	1.4937	1.4855	1.4816	1.4776	1.4736	1.4697	1.4620	1.4543	1.4467	1.4305	1.4163
59	1.5045	1.4963	1.4924	1.4884	1.4844	1.4805	1.4728	1.4651	1.4575	1.4412	1.4270
60	1.5154	1.5072	1.5033	1.4993	1.4953	1.4914	1.4837	1.4760	1.4684	1.4520	1.4378
61	1.5264	1.5182	1.5143	1.5103	1.5063	1.5024	1.4947	1.4870	1.4794	1.4629	1.4487
62	1.5375	1.5293	1.5254	1.5214	1.5174	1.5135	1.5058	1.4981	1.4905	1.4739	1.4597
63	1.5487	1.5405	1.5366	1.5326	1.5286	1.5247	1.5170	1.5093	1.5017	1.4850	1.4708
64	1.5600	1.5518	1.5479	1.5439	1.5399	1.5360	1.5283	1.5206	1.5130	1.4962	1.4820

E.10 Densidades de ácido Sulfúrico continuación

%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
65	1.5714	1.5623	1.5578	1.5533	1.5490	1.5446	1.5361	1.5277	1.5196	1.5031	1.4873
66	1.5925	1.5736	1.5691	1.5646	1.5602	1.5558	1.5472	1.5388	1.5305	1.5140	1.4981
67	1.5943	1.5900	1.5905	1.5900	1.5790	1.5715	1.5671	1.5594	1.5499	1.5349	1.5099
68	1.6039	1.5985	1.5920	1.5874	1.5829	1.5785	1.5697	1.5611	1.5525	1.5359	1.5198
69	1.6176	1.6081	1.6035	1.5999	1.5944	1.5899	1.5811	1.5724	1.5640	1.5470	1.5307
70	1.6283	1.6195	1.6151	1.6105	1.6059	1.6014	1.5925	1.5838	1.5753	1.5582	1.5417
71	1.6411	1.6315	1.6269	1.6221	1.6175	1.6130	1.6040	1.5952	1.5867	1.5694	1.5527
72	1.6529	1.6433	1.6385	1.6338	1.6292	1.6246	1.6155	1.6067	1.5981	1.5806	1.5637
73	1.6645	1.6551	1.6503	1.6456	1.6409	1.6363	1.6271	1.6182	1.6095	1.5919	1.5747
74	1.6768	1.6670	1.6622	1.6574	1.6526	1.6480	1.6387	1.6297	1.6209	1.6031	1.5857
75	1.6895	1.6799	1.6749	1.6702	1.6654	1.6607	1.6503	1.6412	1.6322	1.6142	1.5966
76	1.7008	1.6905	1.6855	1.6810	1.6761	1.6713	1.6619	1.6526	1.6435	1.6252	1.6074
77	1.7125	1.7020	1.6970	1.6927	1.6878	1.6829	1.6734	1.6640	1.6547	1.6361	1.6181
78	1.7247	1.7144	1.7093	1.7043	1.6994	1.6944	1.6847	1.6751	1.6657	1.6469	1.6286
79	1.7365	1.7261	1.7209	1.7158	1.7108	1.7058	1.6959	1.6862	1.6766	1.6575	1.6389
80	1.7492	1.7376	1.7323	1.7272	1.7221	1.7170	1.7069	1.6971	1.6873	1.6680	1.6495
81	1.7597	1.7489	1.7433	1.7383	1.7331	1.7279	1.7177	1.7077	1.6978	1.6782	1.6594
82	1.7709	1.7599	1.7544	1.7491	1.7437	1.7385	1.7281	1.7180	1.7080	1.6882	1.6692
83	1.7815	1.7704	1.7649	1.7594	1.7540	1.7487	1.7382	1.7279	1.7179	1.6979	1.6787
84	1.7916	1.7804	1.7748	1.7693	1.7638	1.7585	1.7479	1.7375	1.7274	1.7072	1.6878
85	1.8009	1.7897	1.7841	1.7786	1.7732	1.7678	1.7571	1.7466	1.7364	1.7161	1.6966
86	1.8095	1.7983	1.7927	1.7872	1.7818	1.7763	1.7655	1.7552	1.7449	1.7245	1.7050
87	1.8173	1.8061	1.8005	1.7951	1.7897	1.7842	1.7734	1.7632	1.7529	1.7324	1.7129
88	1.8243	1.8132	1.8077	1.8022	1.7968	1.7914	1.7806	1.7703	1.7600	1.7395	1.7200
89	1.8306	1.8195	1.8141	1.8087	1.8033	1.7979	1.7874	1.7770	1.7666	1.7461	1.7266
90	1.8361	1.8252	1.8198	1.8144	1.8091	1.8038	1.7933	1.7829	1.7729	1.7522	1.7327
91	1.8410	1.8302	1.8248	1.8195	1.8142	1.8090	1.7986	1.7883	1.7783	1.7575	1.7380
92	1.8453	1.8346	1.8293	1.8240	1.8188	1.8136	1.8033	1.7932	1.7832	1.7623	1.7430
93	1.8499	1.8394	1.8341	1.8289	1.8237	1.8185	1.8082	1.7981	1.7881	1.7671	1.7480
94	1.8539	1.8435	1.8383	1.8331	1.8280	1.8229	1.8126	1.8025	1.7925	1.7714	1.7525
95	1.8584	1.8480	1.8428	1.8377	1.8326	1.8275	1.8172	1.8071	1.7971	1.7760	1.7572
96	1.8626	1.8523	1.8471	1.8420	1.8369	1.8318	1.8215	1.8114	1.8014	1.7803	1.7615
97	1.8669	1.8566	1.8514	1.8463	1.8412	1.8361	1.8258	1.8157	1.8056	1.7845	1.7657
98	1.8707	1.8604	1.8552	1.8501	1.8450	1.8399	1.8296	1.8195	1.8094	1.7883	1.7695
99	1.8751	1.8648	1.8596	1.8545	1.8494	1.8443	1.8340	1.8239	1.8138	1.7927	1.7739
100	1.8791	1.8688	1.8636	1.8585	1.8534	1.8483	1.8380	1.8279	1.8178	1.7967	1.7779

%	d_4^{20}	%	d_4^{20}	d_4^{20}
0.005	1.000 0140	0.05	0.999 910	0.999 029
01	1.000 0576	1	1.000 185	999 490
02	1.000 1434	2	1.000 912	1.000 119
03	1.000 2276	3	1.001 625	1.000 820
04	1.000 3104	4	1.002 326	1.001 512
05	1.000 3920	5	1.003 025	1.002 197
06	1.000 4726	6	1.003 716	1.002 877
07	1.000 5523	7	1.004 399	1.003 557
08	1.000 6313	8	1.005 084	1.004 237
09	1.000 7098	9	1.005 761	1.004 917
10	1.000 7890	10	1.006 431	1.005 597
15	1.001 1732	15	1.008 510	1.008 583
20	1.001 5514	20	1.011 860	1.010 918
25	1.001 9254	25	1.015 290	1.012 252
30	1.002 2961	30	1.018 707	1.013 586
35	1.002 6639	35	1.022 104	1.014 919
40	1.003 0292			
45	1.003 3923			
50	1.003 7534			

E.11 Tabla de Viscosidades de los Líquidos

TABLE E-3-365 Viscosities of Liquids: Coordinates for Use with Fig. E-3-33

Liquid	X	Y	Liquid	X	Y
Acetaldehyde	15.2	4.8	Freon-113	12.5	11.4
Acetic acid, 100%	12.1	14.2	Glycerol, 100%	2.0	30.0
Acetic acid, 70%	9.5	17.0	Glycerol, 50%	6.9	19.6
Acetic anhydride	12.7	12.8	Heptane	14.1	8.4
Acetone, 100%	14.5	7.2	Hexane	14.7	7.0
Acetone, 35%	7.9	15.0	Hydrochloric acid, 31.5%	13.0	16.6
Acetonitrile	14.4	7.4	Isobutene	12.8	15.9
Acrylic acid	12.3	13.9	Isobutyl alcohol	7.1	16.0
Allyl alcohol	10.2	14.3	Isobutylene amf.	12.2	14.4
Allyl bromide	14.4	9.6	Isopropyl alcohol	9.2	16.0
Allyl iodide	14.9	11.7	Isopropyl bromide	14.1	9.2
Anomous, 300%	12.6	2.0	Isopropyl chloride	13.9	7.1
Anomous, 20%	10.1	13.9	Isopropyl iodide	13.7	11.2
Aryl acetate	11.8	12.5	Kerosene	10.2	16.9
Aryl alcohol	7.5	18.4	Liquid oil, raw	7.5	27.2
Atolene	8.1	18.7	Mexican	18.4	16.4
Atrolite	12.3	13.5	Methanol, 300%	12.4	10.5
Azobis trichloride	13.8	14.5	Methanol, 90%	12.3	11.8
Benzene	12.5	10.9	Methanol, 40%	7.8	15.5
Benz, CaCl ₂ , 25%	6.6	15.9	Methyl acetate	14.2	9.2
Benz, NaCl, 25%	10.2	16.6	Methyl acrylate	13.0	9.5
Bromine	14.2	13.2	Methyl butyrate	12.3	8.7
Bromobenzene	20.9	15.9	Methyl isobutyrate	13.2	10.1
Butyl acetate	12.3	11.0	Methyl chloride	15.0	3.8
Butyl acrylate	11.5	12.6	Methyl ethyl ketone	13.9	9.6
Butyl alcohol	9.8	17.2	Methyl formate	14.2	7.5
Butyric acid	12.1	15.3	Methyl iodide	14.3	9.3
Carbon dioxide	11.6	0.3	Methyl propionate	13.5	9.0
Carbon disulfide	10.1	7.5	Methyl propyl ketone	14.3	9.5
Carbon tetrachloride	12.7	13.1	Methyl sulfide	15.3	6.4
Chlorobenzene	12.3	12.4	Naphthalene	7.9	19.1
Chloroform	14.4	10.2	Nitro acid, 40%	12.8	13.8
Chloroformic acid	11.2	18.1	Nitro acid, 60%	10.8	17.0
Chloroform, ortho	13.0	13.3	Nitrobenzene	10.6	16.2
Chloroform, meta	13.3	12.5	Nitrogen dioxide	12.9	9.6
Chloroform, para	13.3	12.5	Nitroethane	11.0	17.0
Cosol. acet.	2.5	20.8	Octane	13.7	10.0
Cyclohexanol	2.9	24.3	Octyl alcohol	6.6	21.1
Cyclohexane	9.8	12.9	Permethenolone	10.9	17.3
Dibromomethane	12.7	15.8	Permeate	14.9	5.2
Dichloroethane	13.2	12.2	Phenol	6.9	20.8
Dichloromethane	14.6	9.9	Phosphorus trichloride	13.8	16.7
Dinitro ketone	13.3	9.2	Phosphorus trichloride	13.3	10.9
Dinitro malon	11.0	16.4	Propionic acid	12.8	13.8
Dinitrobenzyl glycol	5.0	24.7	Propyl acetate	13.1	10.3
Diphenyl	12.0	18.3	Propyl alcohol	9.1	16.5
Dipropyl ether	13.2	9.6	Propyl bromide	14.5	9.6
Dipropyl sulfate	10.3	17.7	Propyl chloride	14.4	7.5
Ethyl acetate	13.7	9.1	Propyl formate	13.1	9.7
Ethyl acrylate	12.7	10.4	Propyl iodide	14.1	11.6
Ethyl alcohol, 100%	10.5	13.8	Sodium	16.4	13.9
Ethyl alcohol, 50%	9.8	14.3	Sodium hydroxide, 50%	3.2	25.5
Ethyl alcohol, 40%	6.5	16.6	Stannic chloride	13.5	12.8
Ethyl benzoate	11.2	11.5	Stearic acid	10.1	20.8
Ethyl bromide	14.5	8.1	Sulfur dioxide	15.2	7.1
2-Ethyl butyl acrylate	11.2	14.0	Sulfuric acid, 110%	7.2	27.4
Ethyl chloride	14.8	6.0	Sulfuric acid, 100%	9.0	25.1
Ethyl ether	14.5	3.3	Sulfuric acid, 90%	7.0	24.8
Ethyl formate	14.2	8.4	Sulfuric acid, 80%	10.2	21.3
2-Ethyl hexyl acrylate	9.0	15.0	Sulfuryl chloride	15.2	12.4
Ethyl iodide	14.7	10.3	Tetrahydrofuran	11.9	15.7
Ethyl propionate	13.2	9.9	Thiophene	13.2	11.0
Ethyl propyl ether	14.0	7.0	Tetrahydrothiazole	14.4	12.3
Ethyl sulfide	13.8	9.9	Toluene	13.7	10.4
Ethylene bromide	11.9	15.7	Trichloroethylene	14.8	10.5
Ethylene chloride	12.7	12.2	Triethylamine glycol	4.7	24.8
Ethylene glycol	6.0	23.6	Turpentine	11.5	14.9
Ethylene chloride	14.1	8.7	Vinyl acetate	14.0	8.8
Fluorobenzene	13.7	10.4	Vinyl toluene	13.4	12.0
Formic acid	10.7	15.8	Water	10.2	13.0
Freon-11	14.4	9.0	Xylene, ortho	13.5	12.1
Freon-12	10.8	5.6	Xylene, meta	13.9	10.6
Freon-21	15.7	7.5	Xylene, para	13.9	10.9
Freon-22	17.2	4.7			

