

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL QUIMICO

**“FACTIBILIDAD OPERACIONAL EN  
PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES,  
FUNDICION CALETONES, CODELCO  
DIVISION EL TENIENTE”**

**Cristian Muñoz Hevia**

Profesores Guías:  
Gianni Olguín C.  
Horacio Aros M.

**2008**

## RESUMEN

La necesidad de encontrar soluciones a los constantes problemas de ataque químico dentro de la Planta de Limpieza de Gases N°2 de la división el Teniente se enmarca en las tareas realizadas en este trabajo de memoria, sin embargo para generar estas soluciones se necesita conocer el ¿Por qué? de estos problemas, por lo cual es necesario analizar múltiples parámetro de funcionamiento de la planta para poder desarrollar un trabajo eficaz.

El alcance de este trabajo considera abordar diversas tareas como son el estudio del proceso de producción de ácido sulfúrico, además de variados análisis tanto en los equipos de la Planta de Limpieza de Gases como en las corrientes líquidas y Gaseosas que circulan en esta. Dentro de estos se analiza en profundidad las variables de operación principales de los equipos además de los materiales utilizados, también se detectan agentes externos que pueden producir problemas de corrosión en ductos, cañerías y equipos.

La metodología de trabajo se realiza en base al análisis del proceso de producción de ácido sulfúrico en sus variadas etapas. Abarcando desde conocimientos generales como el proceso de conversión-absorción de los gases sulfurosos, hasta el de casos puntuales como el análisis de variables y análisis de corrosión en materiales, todo esto con el propósito de encontrar soluciones a los problemas de ataque químico, además de establecer parámetros normales de operación en los equipos principales.

Con este trabajo se identifican variados problemas operacionales y presencia de fluoruros, agente externo que produce corrosión acelerada en los materiales, principalmente en los aceros inoxidable y el catalizador utilizado en el convertidor catalítico. Dentro de los resultados se indican algunos problemas puntuales, como concentración y temperatura de ácido fuera de los rangos límites en el área de contacto, además de proponer un sistema de abatimiento de Fluoruro, sobre la base de adición de silicato de sodio, este sistema es un método de abatimiento seguro, económico y fácil de implementar en una Planta de Limpieza de Gases.

## INDICE DE CONTENIDO

RESUMEN .....	2
CAPITULO 1:.....	9
INTRODUCCION.....	10
1.1.- Problemática.....	10
1.2.- Objetivos .....	10
1.3.- Metodología .....	11
1.4.- Presentación de la Empresa (CODELCO) .....	11
CAPITULO 2.....	12
DESCRIPCION PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES .....	13
2.1.- Base de diseño Planta de Acido N°2 Tecnología Kvaerner Chemetics:.....	13
2.1.1.- Características Típicas de Operación:.....	13
2.1.2.- Distribución en el Tiempo de las diferentes condiciones de operación:.....	14
2.1.3.- Condiciones del gas de Entrada: .....	14
2.1.4.- Impurezas en el gas desde los Convertidores Teniente (CT): .....	15
2.1.5.- Polvo en el gas desde los CT: .....	15
2.1.6.- Polvo en el gas desde los Convertidores Pierce Smith (CPS): .....	16
2.1.7.- Calidad del Acido: .....	17
2.2.- Descripción Equipos Planta de Limpieza de Gases N°2.....	17
2.2.1.- Zona de Limpieza y Enfriamiento de gases.....	19
2.2.2.- Quench Venturi: (6510-D-1/2). .....	21
2.2.3.- Torre de Retención: (6511-U-1/2). .....	22
2.2.4.- Venturi Scrubber: (6520-D-1/2). .....	23
2.2.5.- Torre de Enfriamiento: (6530-U-1/2). .....	24
2.2.6.- Precipitadores Electroestáticos: (6560-D), (6570-D), (6562-H), (6561-C).....	26
2.2.7.- Lavador de Acido débil: (6580-U).....	30
2.2.8.- Enfriadores de Acido débil: (6540-H-1/A/B/C). .....	32
2.2.9.- Estanque de Condensado: (6551-T).....	33
2.2.10.-Zona Contacto de gases. ....	37
2.2.11.- Torre de Secado: (7506-U). .....	39
2.2.12.- Soplador Principal: (7510-C-1 A/B).....	40
2.2.13.- Convertidor Catalítico: (7540-R).....	41
2.2.14.- Torre de Absorción: (7565-U). .....	44
2.2.15.- Torre de Flujo Cruzado: (7860-U).....	46
2.2.16.- Enfriador acido Producto: (7876-H).....	47
2.2.17.- Sistema de Precalentamiento: (7591-H). .....	49
2.2.18.- Intercambiadores Torre de Secado: (7813-H-A & 7813-H-B).....	51
2.2.19.- Intercambiadores Torre de Absorción: (7823-H-A & 7823-H-B).....	52
2.2.20.- Intercambiador Frío: (7530-H). .....	53
2.2.21.- Intercambiador Intermedio: (7532-H). .....	54
2.2.22.- Intercambiador Caliente: (7531-H).....	55
2.2.23.- Intercambiador 3-4 (Enfriador 3-4): (7546-H). .....	56
2.2.24.- Intercambiador SO <sub>3</sub> (Enfriador SO <sub>3</sub> ): (7550-H). .....	57
2.2.25.- Intercambiadores de Calor Tubo y Caracaza Anódicos.....	61
CAPITULO 3.....	67
ANALISIS VARIABLES DE OPERACIÓN.....	67
3.1.- Quench Venturi: .....	67
3.2.- Torre de Retención:.....	70
3.3.- Venturi Scrubber: .....	73
3.4.- Torre de Enfriamiento de Gases:.....	74

3.5.- Precipitadores Electrostáticos: .....	76
3.6.- Torre de Secado: .....	79
3.7.- Convertidor Catalítico:.....	83
3.8.- Torre de Absorción: .....	87
3.9.- Torre de flujo Cruzado:.....	90
3.10.- Soplador Principal:.....	92
CAPITULO 4.....	94
CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS MATERIALES .....	94
4.1.- Configuración estructural Torres Zona de Contacto .....	94
4.2.- Aceros Inoxidables zona de Contacto:.....	95
4.2.1.- Acero Inoxidable AISI 304: (SS 304).....	96
4.2.2.- Acero inoxidable AISI 304L: (SS 304L).....	96
4.2.3.- Acero inoxidable AISI 316: (SS 316).....	97
4.2.4.- Acero inoxidable AISI 316L: (SS 316L).....	97
4.3.- Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio: (FRP) .....	99
4.4.- Acero al carbono: .....	100
4.5.- Teflón: .....	101
4.6.- Tecnología SARAMET:.....	103
4.6.1.- SARAMET 23: .....	104
4.6.2.- SARAMET 35: .....	108
4.6.3.- SARAMET 21: .....	110
4.7.- Influencia de Fluoruros en proceso de corrosión: .....	111
4.7.1.- Corrosión en aceros inoxidables: .....	111
4.7.2.- Corrosión material zona de Limpieza PLG2: .....	114
4.7.3.- Mecanismo de Ataque de los fluoruros .....	114
CAPITULO 5.....	116
IDENTIFICACION DE FALLAS Y ANALISIS DE VARIABLES.....	116
5.1.- Identificación de Fallas: .....	116
5.1.1.- Utilizando órdenes y avisos de mantenimiento. ....	116
5.1.2.- Mediante información Mantenimiento general del año 2006.....	122
5.2.- Análisis de variables: .....	124
5.2.1.- Problemas Zona de Limpieza que generan corrosión Zona de Contacto: .....	124
5.2.2.- Corrosión zona de Contacto:.....	128
5.2.3.- Corrosión por agentes externos: .....	139
CAPITULO 6.....	143
ANALISIS DE RESULTADOS Y PROPUESTAS.....	143
6.1.- Análisis de Resultados: .....	145
6.1.1.- Circuito Torre de Secado: .....	145
6.1.2.- Circuito Torre de Flujo Cruzado.....	147
6.1.3.- Circuito Torre de Absorción:.....	151
6.2.- Propuestas: .....	154
6.2.1.- Abatimiento de Flúor:.....	154
6.2.2.- Reemplazo del material distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado: .....	160
6.2.3.- Enfriar Corriente de Acido antes de ingresar a Torre de Flujo Cruzado .....	162
CAPITULO 7.....	165
DISEÑO SISTEMA DE SILICATO DE SODIO.....	165
7.1.- Instalación típica Sistema de Silicato de Sodio: .....	165
7.2.- Recorrido solución Silicato de Sodio:.....	166
7.3.- Silicato de Sodio: .....	166
7.4.- Criterios de Diseño:.....	167

7.5.- Sistema indicador remoción de fluoruros .....	169
7.6.- Diseño Básico de los Equipos. ....	170
7.6.1.- Estanque de Mezclado .....	170
7.6.2.- Diseño Mecánico Estanque:.....	173
7.6.3.- Diseño de Agitador: .....	176
7.6.4.- Diseño del Sistema de Impulsión: .....	180
7.7.- Costos asociados a los equipos .....	185
7.8.- Conclusiones Capitulo: .....	188
CAPITULO 8.....	189
CONCLUSIONES .....	189
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS: .....	191
ANEXO A.....	192
ANTECEDENTES GENERALES:.....	192
A.1.- Codelco Chile:.....	192
A.2.- División el Teniente: .....	194
A.3.- Fundición Caletones:.....	194
A.4.- Limpieza de Gases (LIGA): .....	196
A.5.- Proceso de Manejo de Gases de Fundición (MAGA).....	196
A.6.- Plantas de Limpieza de Gases (PLGs). ....	198
A.7.- Plantas de Tratamiento de Efluentes (ETPs):.....	200
ANEXO B.....	202
TABLAS Y FIGURAS:.....	202
B.1.- Selección de órdenes y avisos más representativos.....	202
B.2.- Tablas de graficas sección análisis de variables.....	207
B.3.- Graficas faltantes sección 5.2 análisis de variables.....	216
APENDICE A.....	224
INFORMACION REFERENTE AGITADOR:.....	224
APENDICE B.....	225
COTIZACIONES: .....	234

## INDICE DE FIGURAS.

RESUMEN .....	2
CAPITULO 1:.....	9
INTRODUCCION.....	10
CAPITULO 2.....	12
DESCRIPCION PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES .....	13
Figura 2.1.- Diagrama de Flujo Zona de Limpieza y Enfriamiento de Gases.....	19
Figura 2.2.- Continuación Diagrama de Flujo Zona de Limpieza y Enfriamiento.....	20
Figura 2.3.- Diagrama de Flujo Zona de Contacto de Gases.....	37
Figura 2.4.- Continuación Diagrama de Flujo Zona de Contacto de Gases.....	38
Figura 2.5.- Intercambiadores de Calor Secado y Absorción.....	62
Figura 2.6.- Área de operación Segura Intercambiadores Secado y Absorción.....	64
Figura 2.7.- Zona segura operación protección anódica.....	65
CAPITULO 3.....	67
ANALISIS VARIABLES DE OPERACIÓN.....	67
Figura 3.1.- Quench Venturi.....	67
Figura 3.2.- Torre de Retención.....	70
Figura 3.3.- Venturi Scrubber.....	73
Figura 3.4.- Torre de Enfriamiento.....	74
Figura 3.5.- Precipitadores Electroestáticos.....	76
Figura 3.6.- Torre de Secado.....	79
Figura 3.7.- Convertidor Catalítico.....	83
Figura 3.8.- Torre de Absorción.....	87
Figura 3.9.- Torre de Flujo Cruzado.....	90
Figura 3.10.- Soplador Principal.....	93
CAPITULO 4.....	94
CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS MATERIALES .....	94
Figura 4.1.- Configuración Torres Zona de Contacto.....	94
Figura 4.3.- Ducto FRP planta de acido.....	99
Figura 4.5.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 98 – 98,5% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	107
Figura 4.6.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 96% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	107
Figura 4.7.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 93 – 93,5% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	108
Figura 4.8.- SARAMET®35 Carta de Isocorrosión.....	109
Figura 4.9.- Tasa Corrosión SARAMET 23 en H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , contaminado con flúor.....	112
Figura 4.10.- Imagen daño producido por fluoruros Documento SARAMET.....	113
Figura 4.11.- Imagen daño producido por fluoruros PLG2.....	113
CAPITULO 5.....	116
IDENTIFICACION DE FALLAS Y ANALISIS DE VARIABLES.....	116
Figura 5.1.- Órdenes y avisos de Mantenimiento.....	118
Figura 5.2.- Pantalla de una Orden de Mantenimiento.....	120
Figura 5.3.- Pantalla de un aviso de Mantenimiento.....	121
Figura 5.4.- Grafica temperatura salida gas Torre de Enfriamiento.....	125
Figura 5.5.- Grafica temperatura salida Enfriadores acido débil.....	126
Figura 5.6.- Grafica Voltaje precipitador electroestático.....	128
Figura 5.7.- Grafica Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> Torre de Secado.....	129
Figura 5.8.- Grafica temperatura salida acido enfriadores de Secado.....	130
Figura 5.9.- Grafica temperatura entrada acido enfriadores Secado.....	131
Figura 5.10.- Grafica operación segura SARAMET circuito Torre Secado.....	132
Figura 5.11.- Grafica área operación segura Intercambiadores anódicos secado.....	133

Figura 5.12.- Grafica Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> Torre de Absorción. ....	134
Figura 5.13.- Grafica temperatura entrada acido Torre de Absorción. ....	135
Figura 5.14.- Grafica Temperatura salida acido Torre de Absorción.....	135
Figura 5.15.- Grafica operación segura SARAMET circuito Torre de Absorción .....	136
Figura 5.16.- Grafica área operación segura Intercambiadores anódicos Absorción.....	137
Figura 5.17.- Caso de corrosión Electroquímica. ....	139
Figura 5.18.- Cantidad de Fluór zona de Limpieza. ....	141
Figura 5.19.- Cantidad de Fluór Zona de Contacto .....	142
CAPITULO 6.....	143
ANALISIS DE RESULTADOS Y PROPUESTAS.....	143
Figura 6.1.- Análisis Circuito Acido Concentrado.....	144
Figura 6.2.- Distribuidor SARAMET 23 dañado Mantenimiento año 2005.....	150
Figura 6.3.- Distribuidor SARAMET 23 dañado Mantenimiento año 2006.....	150
Figura 6.4.- Diagrama de Flujo Zona de Limpieza. ....	158
Figura 6.5.- Diagrama de Flujo Zona de Limpieza con Sistema de Silicato de Sodio...	159
Figura 6.6.- Propuesta 1: Colocar Intercambiador de calor corriente de acido.....	163
Figura 6.7.- Propuesta 2: Pasar corriente de acido por enfriadores de Secado. ....	164
CAPITULO 7.....	165
DISEÑO SISTEMA DE SILICATO DE SODIO.....	165
Figura 7.1.- Instalación Típica Sistema Silicato de Sodio.....	166
Figura 7.2.- Estanque de Mezclado. ....	172
Figura 7.3.- Bombas utilizadas, Sistema de Silicato de Sodio. ....	181
Figura 7.4.- Punto de empalme, solución silicato de sodio al circuito.....	182
Figura 7.5.- Inyección solución al circuito de la Torre de Enfriamiento. ....	183
Figura 7.6.- Configuración completa Sistema de Silicato de Sodio.....	184

## INDICE DE TABLAS

RESUMEN .....	2
CAPITULO 1:.....	9
INTRODUCCION.....	10
CAPITULO 2.....	12
DESCRIPCION PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES .....	13
Tabla 2.1.- Características típicas de operación PLG2.....	14
Tabla 2.2.- Distribución en el Tiempo distintas condiciones de operación PLG2.....	14
Tabla 2.3.- Condiciones Gas entrada PLG2.....	15
Tabla 2.4.- Impurezas en el Gas desde los CT.....	15
Tabla 2.5.- Polvos en el Gas desde los CT.....	16
Tabla 2.6.- Polvos en el Gas desde los CPS.....	16
Tabla 2.7.- Calidad del acido circulante PLG2.....	17
Tabla 2.8.- Características Estructurales y de Operacionales Quench Venturi.....	21
Tabla 2.9.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Retención.....	22
Tabla 2.10.- Características Estructurales y Operacionales Venturi Scrubber.....	23
Tabla 2.11.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Enfriamiento.....	25
Tabla 2.12.- Características Estructurales y Operacionales Precipitadores.....	28
Tabla 2.13.- Características Estructurales y Operacionales lavador de acido débil.....	31
Tabla 2.14.- Características Estructurales y Operacionales Enfriadores de Acido Débil.....	32
Tabla 2.15.- Características Estructurales y Operacionales Estanque de Condensado.....	33
Tabla 2.16.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Quench.....	34
Tabla 2.17.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Enfriamiento.....	35
Tabla 2.18.- Características y Condiciones de Servicio Bombas lavador de acido débil.....	36
Tabla 2.19.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Precipitadores.....	36
Tabla 2.20.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Secado.....	40
Tabla 2.21.- Características Estructurales Soplador Principal.....	41
Tabla 2.22.- Características Estructurales y Operacionales Convertidor Catalítico.....	43
Tabla 2.23.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Absorción.....	45
Tabla 2.24.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Flujo Cruzado.....	47
Tabla 2.25.- Características Estructurales y Operacionales Enfriador acido Producto.....	48
Tabla 2.26.- Características Estructurales y Operacionales Horno Precalentador.....	50
Tabla 2.27.- Características Estructurales y Operacionales Precalentador.....	50
Tabla 2.28.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiadores Secado.....	51
Tabla 2.29.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Absorción.....	52
Tabla 2.30.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Frío.....	53
Tabla 2.31.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Intermedio.....	54
Tabla 2.32.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Caliente.....	55
Tabla 2.33.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador 3-4.....	56
Tabla 2.34.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador SO3.....	57
Tabla 2.35.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Secado.....	58
Tabla 2.36.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Absorción.....	59
Tabla 2.37.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Flujo Cruzado.....	59
Tabla 2.38.- Características Físicas y de Diseño Intercambiadores de Secado.....	61
Tabla 2.39.- Características Físicas y de Diseño Intercambiadores de Absorción.....	62
Tabla 2.40.- Valores de Operación protección anódica.....	66
CAPITULO 3.....	67
ANALISIS VARIABLES DE OPERACIÓN.....	67
Tabla 3.1.- Corrientes entrada y salida Quench Venturi.....	68



Tabla 3.2.- Corrientes entrada y salida Torre de Retención.....	71
Tabla 3.3.- Corrientes entrada y salida Venturi Scrubber. ....	73
Tabla 3.4.- Corrientes entrada y salida Torre de Enfriamiento. ....	75
Tabla 3.5.- Corrientes entrada y salida Precipitadores Electroestáticos.....	77
Tabla 3.6.- Corrientes entrada y salida Torre de Secado.....	80
Tabla 3.7.- Corrientes entrada y salida Convertidor Catalítico. ....	84
Tabla 3.8.- Corrientes entrada y salida Torre de Absorción.....	88
Tabla 3.9.- Corrientes entrada y salida Torre de Flujo Cruzado. ....	91
Tabla 3.10.- Corrientes entrada y salida Soplador Principal. ....	93
CAPITULO 4.....	94
CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS MATERIALES .....	94
Tabla 4.1.- Materiales Torres zona de Contacto.....	95
Tabla 4.2.- Composición aceros inoxidable zona de Contacto. ....	98
Tabla 4.3.- Propiedades Mecánicas FRP.....	100
Tabla 4.4.- Composición Química aceros al Carbono.....	100
Tabla 4.5.- Propiedades mecánicas Teflón.....	102
Tabla 4.6.- Familia de Aleaciones SARAMET.....	103
Tabla 4.7.- Propiedades físicas promedio SARAMET 23 .....	105
Tabla 4.8.- Valores Esfuerzos Máximos Permisibles ASME SARAMET 23 .....	105
Tabla 4.9.- Composición SARAMET 23 .....	105
Tabla 4.10.- Contraste propiedades de resistencia a la corrosión SARAMET 35 y 23. ....	110
CAPITULO 5.....	116
IDENTIFICACION DE FALLAS Y ANALISIS DE VARIABLES.....	116
Tabla 5.1.- Orden de mantenimiento, identifica falla en un codo Torre de Secado. ....	138
Tabla 5.2.- Resultados análisis Fluór en acido Sulfúrico. ....	141
CAPITULO 6.....	143
ANALISIS DE RESULTADOS Y PROPUESTAS .....	143
Tabla 6.1.- Composicion Hierro Fundido ( Fundicion Gris + Cromo) .....	162
CAPITULO 7.....	165
DISEÑO SISTEMA DE SILICATO DE SODIO.....	165
Tabla 7.1.- Resultado análisis de fluor en acido sulfúrico. ....	167
Tabla 7.2.- Dimensiones Estanque de almacenamiento. ....	171
Tabla 7.3.- Densidad solución Silicato de Sodio.....	174
Tabla 7.4.- Características físicas material estanque.....	175

## CAPITULO 1:

## INTRODUCCION.

Las Plantas de Limpiezas de Gases son unidades complementarias a las Fundiciones de Cobre, estas tratan los gases metalúrgicos provenientes de la fundición evitando la emisión de gases tóxicos. El gas que abandona la Fundición es principalmente anhídrido sulfuroso gaseoso ( $\text{SO}_2$ ), el cual es toxico tanto para el medio ambiente como para el ser humano. Estas plantas son llamadas también plantas de acido ya que en el transcurso del proceso se transforma el azufre del anhídrido sulfuroso gaseoso en acido sulfúrico comercial.

Vale destacar que la división el Teniente posee dos plantas de Limpieza de Gases, Planta de Limpieza de Gases N°1 (Tecnología Mitsubishi – Lurgi) y Planta de Limpieza de Gases N°2 (Tecnología Kvaerner A.S.A.), ambas poseen un proceso similar, pero en este trabajo se analizara solamente la Planta N°2, ya que es la que ha sufrido mayores problemas por ataque químico.

### **1.1.- Problemática**

Debido a los constantes problemas de corrosión detectados en la Planta de Limpieza de Gases N°2 se vuelve trascendente conocer las causas de estos. Estos problemas derivan directamente en las variadas etapas del proceso dando por resultado, detención de la Planta, problemas ambientales por emisiones excesivas, además de baja producción de acido sulfúrico. Por lo que se debe desarrollar un trabajo acabado en lo que es el proceso de limpieza de Gases en cada una de sus etapas, seleccionando las alternativas adecuadas de solución.

### **1.2.- Objetivos**

Objetivo Principal:

El principal objetivo de este trabajo de memoria es encontrar soluciones a los constantes problemas de corrosión detectados en la Planta de Limpieza de Gases N°2.

Objetivos Específicos:

- Realizar una completa caracterización de los equipos, resaltando su estructura física y condiciones de operación.
- Estudiar condiciones de operación normal de los equipos, identificando las relevantes.
- Estudiar materiales, sus características físicas, además identificar cuales están siendo afectados por corrosión.
- Recopilar información de los problemas sufridos por la Planta de Limpieza de Gases N°2, filtrando y seleccionando la información relevante.
- Realizar análisis, identificando las posibles causas de los problemas por ataque químico.
- Realizar análisis en distintas corrientes gaseosas y líquidas, identificando presencia de agentes externos perjudiciales para la vida útil de los materiales.
- Idear algún método de abatimiento de fluoruros.

### **1.3.- Metodología**

Para encontrar las causas de corrosión y generar soluciones se estudia la Planta de Limpieza de Gases N°2 en todos sus procesos. La metodología de trabajo se realiza en base al análisis del proceso de producción de ácido sulfúrico en sus variadas etapas. Abarcando desde conocimientos generales como el proceso de conversión-absorción de los gases sulfurosos, gases provenientes de los convertidores de cobre que se tratan en la PLG2, hasta el análisis de casos puntuales, en los cuales se considera la realización de análisis químico tanto en las corrientes líquidas como gaseosas, todo esto con el fin de identificar presencia de agentes externos que estén contribuyendo al deterioro de los materiales de la Planta. Metodología desarrollada para encontrar las causas de corrosión y generar soluciones posibles, acordes con las necesidades de la PLG2.

### **1.4.- Presentación de la Empresa (CODELCO)**

Codelco Chile (acrónimo de Corporación del Cobre de Chile). La empresa es propiedad del Estado de Chile y su negocio principal es la exploración, desarrollo, explotación y procesamiento de recursos mineros de cobre, nacionalizados el 11 de Julio de 1971.

Por el tamaño de sus instalaciones y el volumen de producción es considerada una de las compañías mineras más grandes del mundo.

La corporación ejecuta sus operaciones a través de 5 divisiones:

1. División El Teniente: Es la mina subterránea mas grande del mundo posee mas de 2400 Km de galerías bajo tierra. Esta ubicada a 80 Km al sur de Santiago y a 2500 metros sobre el nivel del mar.
2. División Andina: Está ubicada a ochenta kilómetros al noreste de Santiago, entre 3.700 y 4.200 metros sobre el nivel del mar. En la actualidad esta división realiza la explotación de minerales en la mina subterránea de Río Blanco y en la mina a rajo abierto Sur Sur.
3. División Ventana: Se encuentra ubicada en la localidad de Las Ventanas, comuna de Puchuncaví, a unos 164 kilómetros de Santiago y unos 50 Km de Viña del Mar, en el sector norte de la provincia de Valparaíso. Esta fue inaugurada en 1964 por ENAMI y traspasada por la ley N° 19993 el 2005 a Codelco.
4. División El Salvador: Esta ubicada en la zona de la Cordillera de los Andes a 2600 metros de altura y a una distancia de 1100 Kilómetros al norte de Santiago. Esta división tiene a su cargo la mina "Inca" de explotación subterránea, y las minas "Campamento Antiguo" y "Damiana Norte" a rajo abierto.
5. División Codelco Norte (Fusión de división Chuquicamata y Radomiro Tomic).
  - Chuquicamata, ubicada a 16 Km al norte de Calama, es la mina de Cobre a cielo abierto más grande del mundo.
  - Radomiro Tomic es la primera División que Codelco desarrolla íntegramente desde la fase de exploración, estudios y construcción, explotación del yacimiento y comercialización de su producción, en operaciones desde 1997.

## CAPITULO 2

## DESCRIPCION PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES

En este capítulo se describe la Planta de Limpieza de Gases N°2, principalmente se caracterizan los equipos, se detallan las bases de diseño y las principales características estructurales y condiciones de operación normal de la Planta.

La planta de ácido sulfúrico N°2 de fundición Caletones tiene una capacidad de producción de ácido sulfúrico nominal de 2350 TM/día (como 100% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). La capacidad de tratamiento de gases de esta planta, diseñada por el conglomerado internacional Kverner A.S.A, es de 280000 Nm<sup>3</sup>/h de gas en las instalaciones dispuestas para tal efecto.

El gas con SO<sub>2</sub> proveniente del Convertidor Teniente y Convertidores Peirce Smith, pasan a través de la sección Limpieza y Enfriamiento de Gases (Torre de Lavado, Lavador Venturi, Torre Empacada de Enfriamiento de Gas y Precipitadores Electrostáticos Húmedos), en que el gas es purificado y luego introducido a la Sección de Contacto (Torre de Secado, Convertidor Catalítico y Torre de Absorción) para la conversión y producción de ácido sulfúrico.

El proceso propuesto está basado en el Proceso de Contacto Único y la Planta de Ácido consiste en las siguientes secciones:

- Sección de Planta de Purificación de Gas (GCP)
- Sección de Planta de Contacto de Ácido (CAP)
- Sección de Servicios (UF).

### **2.1.- Base de diseño Planta de Acido N°2 Tecnología Kvaerner Chemetics:**

La Fundición Caletones de la división El teniente posee 2 Convertidores Teniente (CT) y 3 Convertidores Peirce Smith (CPS), los cuales se distribuyen en 2 Plantas de Limpiezas de Gases PLG1, PLG2.

La PLG2 esta diseñada para trabajar a tres distintas condiciones. Las cuales debiesen respetarse para un óptimo funcionamiento de la planta.

#### *2.1.1.- Características Típicas de Operación:*

<b>Condición A: 1 CT – 2 CPS</b>		
Equipo	Nm <sup>3</sup> /H	% SO <sub>2</sub>
1 CT	104500	12,1
2 CPS	170500	9,1
Total	275000	10,2

<b>Condición B: 1 CT – 1 CPS</b>		
Equipo	Nm <sup>3</sup> /H	% SO <sub>2</sub>
1 CT	104500	12,1
1 CPS	85250	9,1
Aire de Dilución	65000	0
Total	254750	9

<b>Condición C: 2 CPS</b>		
Equipo	Nm <sup>3</sup> /H	% SO <sub>2</sub>
2 CPS	170500	9
Aire de Dilución	69500	0
Total	240000	6.4

Tabla 2.1.- Características típicas de operación PLG2.

*2.1.2.- Distribución en el Tiempo de las diferentes condiciones de operación:*

La Planta de Ácido está diseñada para manejar el porcentaje de distribución de tiempo indicado para las condiciones de operación indicadas:

Condición A	1 CT – 2 CPS	18 %
Condición B	1 CT – 1 CPS	74 %
Condición C	2 CPS	8 %

Tabla 2.2.- Distribución en el Tiempo distintas condiciones de operación PLG2.

*2.1.3.- Condiciones del gas de Entrada:*

	<b>Unidad</b>	<b>Rango</b>
Flujo (base húmeda)	Nm <sup>3</sup> /H	235000 – 280000
Temperatura	°C	280 – 370
Depresión	mm de H <sub>2</sub> O	(-10) – (-30)
<b>Composición</b>		
SO <sub>2</sub>	% V	9.8 – 8
O <sub>2</sub>	% V	12.6 – 11
N <sub>2</sub>	% V	64.5 – 65.9
CO <sub>2</sub>	% V	1.6 – 3.0
CO	% V	180 – 90
H <sub>2</sub> O	% V	11.4 – 12.4

Tabla 2.3.- Condiciones Gas entrada PLG2.

2.1.4.- Impurezas en el gas desde los Convertidores Teniente (CT):

<b>Componente</b>	<b>Rango (mg/Nm<sup>3</sup>, base húmeda)</b>
NO <sub>2</sub>	0
SO <sub>3</sub> (Gas)	1000 – 1300
As	450 – 1000
Sb	1.0 – 2.0
Pb	3.0 – 3.5
Zn	4.0 – 8.0
Bi	1.0 – 2.0
Ni	0
Se	0 – 1.3
Cr	0
F	40 – 70
Hg	0.1 – 0.3
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (como neblina acida)	500 – 3000

Tabla 2.4.- Impurezas en el Gas desde los CT.

2.1.5.- Polvo en el gas desde los CT:

Se espera que el gas desde el CT tenga 0.5 – 1.5 g/Nm<sup>3</sup> (base húmeda) de polvo con la siguiente composición:

<b>Componente</b>	<b>Rango (%)</b>
-------------------	------------------

<b>Cu</b>	2.0 – 4.0
<b>Fe</b>	2.0 – 4.0
<b>S</b>	10.0 – 15.0
<b>Si</b>	0.5 – 1.0
<b>Al</b>	0.2 – 0.6
<b>Ca</b>	0.2 – 0.6
<b>As</b>	10.0 – 15.0
<b>Se</b>	0.04 – 0.1
<b>Sb</b>	0.8 – 1.2
<b>Bi</b>	0.2 – 1.6
<b>Pb</b>	1.2 – 2.0
<b>Cd</b>	0.1 – 0.2
<b>Zn</b>	6.0 – 10.0
<b>Ni</b>	0.03 – 0.04

Tabla 2.5.- Polvos en el Gas desde los CT.

*2.1.6.- Polvo en el gas desde los Convertidores Pierce Smith (CPS):*

Se espera que el gas desde el CPS tenga 490 mg/Nm<sup>3</sup> (base húmeda) de polvo con la siguiente composición:

<b>Componente</b>	<b>Rango (mg/Nm<sup>3</sup>, base húmeda)</b>
As	10.7
Bi	0.4
Sb	0
Zn	2.4
Pb	15.2
Cu	12.3
Fe	4.2

Tabla 2.6.- Polvos en el Gas desde los CPS.



### 2.1.7.- Calidad del Acido:

La calidad del acido producido tendrá los siguientes valores máximos cuando sea alimentado según las condiciones anteriores.

<b>Componente</b>	<b>Especificación</b>	<b>Unidades</b>
Concentración	98.5	% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Temperatura	35	°C
SO <sub>2</sub>	50	ppmw
NO <sub>2</sub>	10	ppmw
Fe	50	ppmw
As	1	ppmw
Hg	1	ppmw
Pb	1	ppmw
Ni	0.5	ppmw
Mn	0.25	ppmw
No- volátil	100	ppmw
Turbiedad	25	APHA
Color (hazen)	30	APHA

Tabla 2.7.- Calidad del acido circulante PLG2.

### 2.2.- Descripción Equipos Planta de Limpieza de Gases N°2.

Aquí se especifica la mayoría de los equipos que componen la planta de limpieza de gases N°2, caracterizando su estructura y condiciones de operación, además de describir la función que cumplen y el proceso que desarrollan.

Para hacer una mayor distinción entre los equipos dentro de la PLG2, separaremos los componentes de la planta en tres áreas:

1. Área de Limpieza y enfriamiento de Gases (Área 65).
2. Área de Contacto (Área 75).
3. Área de Contacto, Circuito de acido concentrado (Área 78).

Cabe destacar que la planta de limpieza de gases N°2 (PLG2), el sistema de enfriamiento y limpieza de gases se divide en dos trenes (dos sectores) , por lo cual el gas que entra a la

planta se separa aproximadamente la misma cantidad de gas por ambos trenes, estos trenes poseen iguales cantidad de equipos. Se puede mencionar que el tren 1 y 2 poseen Quench Venturi, Torre de Retención, Venturi Scrubber, Torre de Enfriamiento, bombas de la misma características, y todos los equipos complementarios que permiten realizar un enfriamiento y limpieza adecuada. El gas de proceso que sale de las dos Torres de Enfriamiento se recombina antes de entrar a los Precipitadores Electroestáticos.

Para poder diferenciar los equipos, el equipo en el primer tren se denomina con la sigla -1, por ejemplo; Quench Venturi (6510-D-1). Donde hay equipos en paralelo en un tren, como las bombas en duplicado, se les da un sufijo -1 A, por ejemplo Bomba Quench (6513-P-1 A). Los Instrumentos en el Tren 1 toman sus números del equipo con que están asociados, por ejemplo TI-651101 es un indicador de temperatura asociado con el equipo 6511, que es la Torre Vacía o Torre de Retención (6511-U-1). En el Tren 2, el mismo instrumento tiene el número 50 agregado a su número, es decir, TI-651151 es el indicador de temperatura asociado con la Torre de Retención (6511-U-2).

2.2.1- Zona de Limpieza y Enfriamiento de gases.

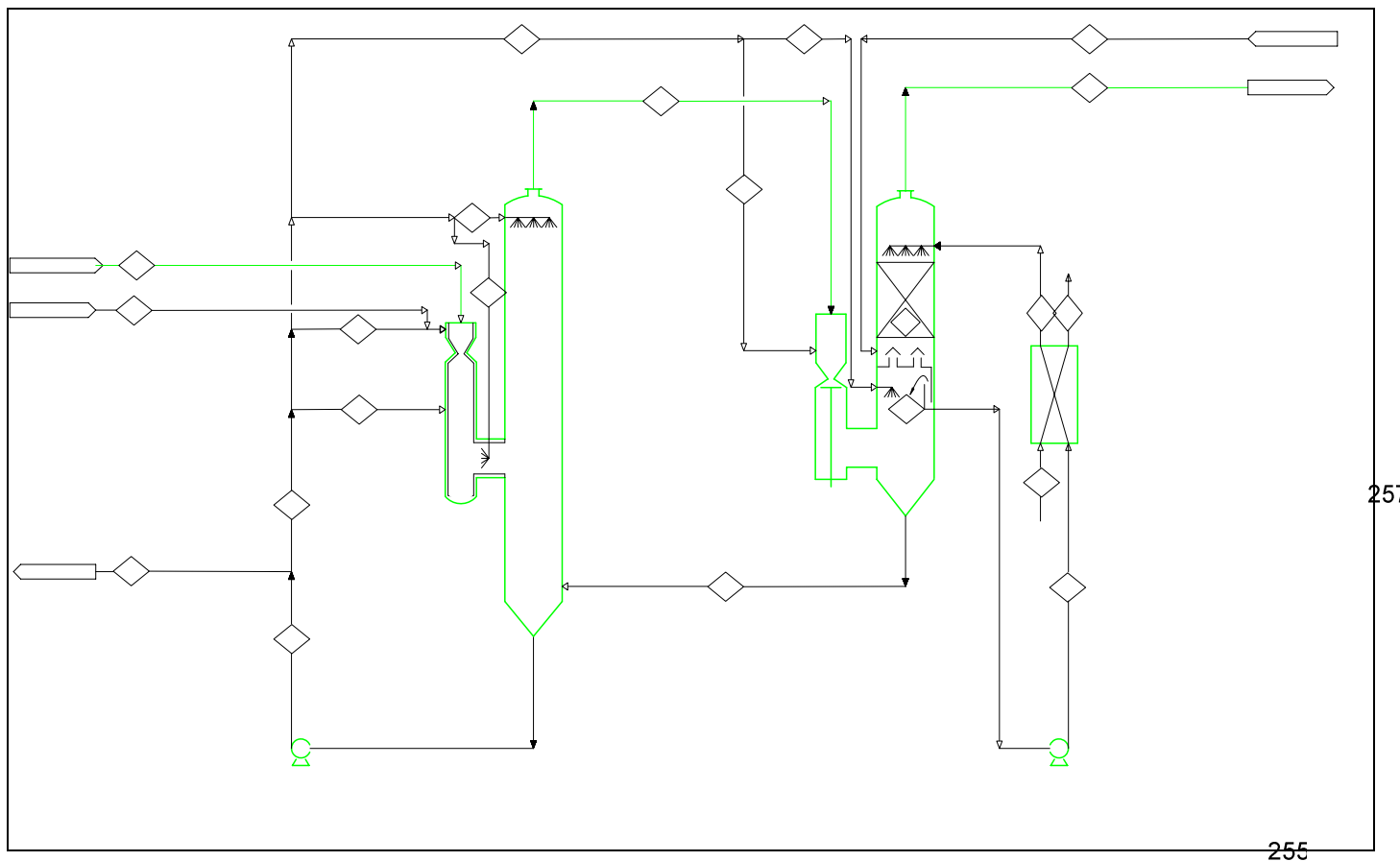


Figura 2.1.- Flujo Zona de Limpieza y Enfriamiento de Gases.

PFD-6501-3 201

EMERGENCY 291

B/L 291

WATER 291

256

254

RETENTION  
VESSEL  
6511-U-2

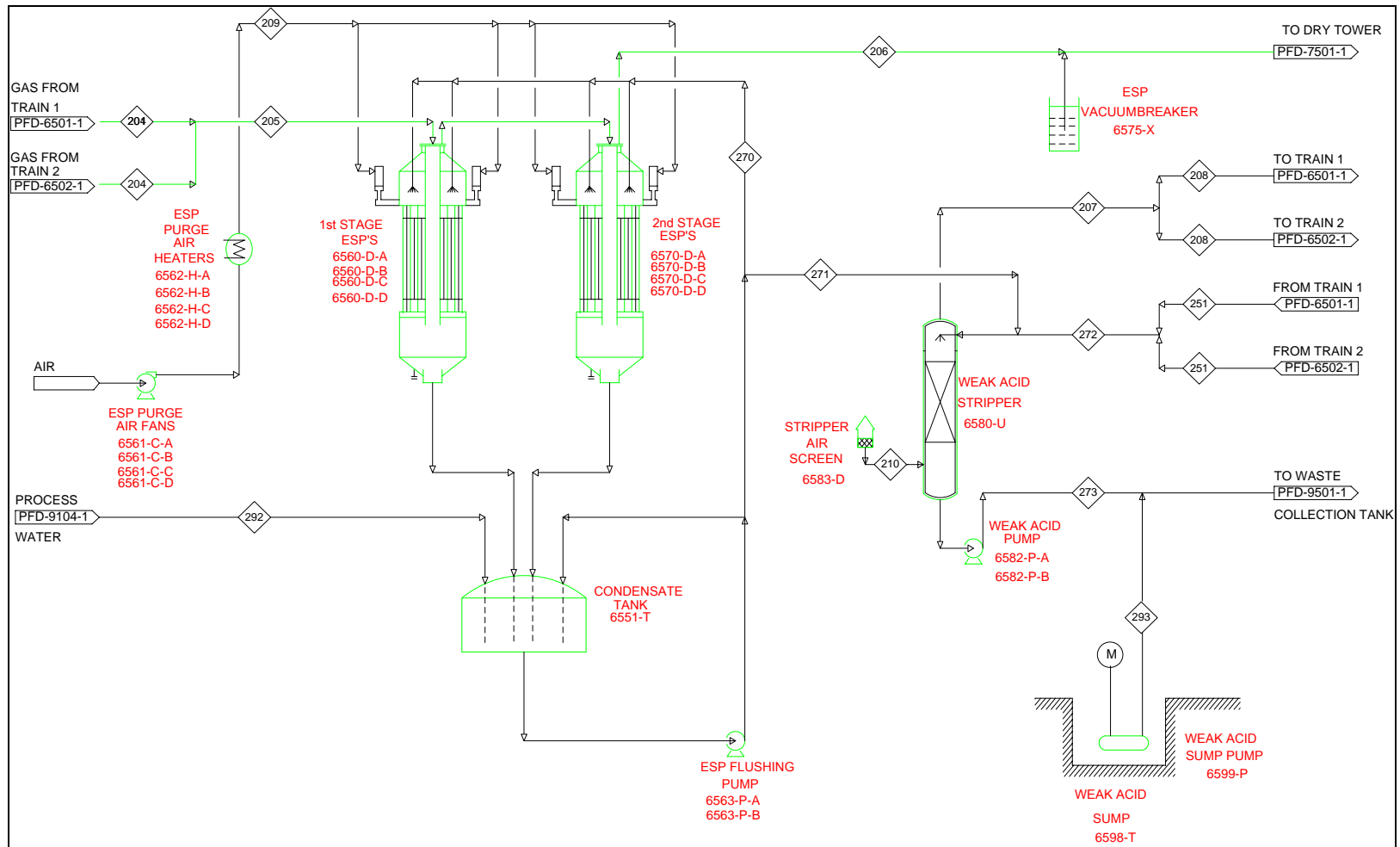


Figura 2.2.- Continuación Diagrama de Flujo Zona de Limpieza y Enfriamiento.

### 2.2.2.- Quench Venturi: (6510-D-1/2).

Es el primer equipo dentro de la zona de limpieza, es el que recibe el gas de fundición. Este es el encargado de saturar adiabáticamente (humedecer y reducir la temperatura) el gas.

Proceso:

El gas cargado con polvo y a aproximadamente 370°C, entra por la parte superior del Quench Venturi y fluye hacia abajo a través de una serie de rociadores que diluyen el ácido sulfúrico. El ácido diluido retira alguna de las partículas del gas y enfría rápidamente el gas hasta su temperatura de saturación (típicamente 63°C). En este proceso no se retira ningún calor del gas, pero su temperatura se ve reducida mediante la evaporación de agua en gas. Este proceso es conocido como el quenching adiabático.

Además el SO<sub>3</sub> (trioxido de azufre) contenido en el gas de entrada reacciona con el quench líquido para formar una neblina de ácido sulfúrico y algo de esta neblina es capturada en el Quench Venturi.

#### Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación Quench Venturi

Nombre del Equipo	Quench Venturi
Tipo	Estanque Vertical, garganta fija
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	405981
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> Acero al Carbono revestido con Caucho <b>Revestimiento:</b> Ladrillo Acido, Ladrillo Carbón. <b>Rociadores:</b> Alloy C-276 <b>Aislante:</b> Zyarock 75
Flujo de Gás Nm <sup>3</sup> /H (entrada)	405981
Flujo de Líquido m <sup>3</sup> /H (entrada)	634
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-149
T° diseño Ducto Entrada [°C]	425
T° diseño Venturi (max./min.) [°C]	-7.8/85
T° operación (Entrada/Salida) [°C]	370/62.7

Tabla 2.8.- Características Estructurales y de Operacionales Quench Venturi

### 2.2.3.- Torre de Retención: (6511-U-1/2).

Esta torre es la encargada de separar el líquido del gas mezclados en el Quench Venturi además se encarga de asegurar que el gas sea enfriado y saturado. También cumple la función de retirar las partículas adicionales y SO<sub>3</sub>, además de condensar algunos componentes volátiles.

Proceso:

Debido a que la torre de retención es de un diámetro mayor que el Quench Venturi, esta proporciona el espacio necesario para permitir la separación del líquido y los gases. La torre posee un sistema de inyección de ácido débil el que se encarga de asegurar que el gas sea enfriado y saturado.

La Torre de Retención también retira las partículas adicionales y el SO<sub>3</sub> además proporciona el tiempo de residencia requerido para que algunas partículas volátiles como el arsénico condensen.

#### Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de la Torre de Retención.

Nombre del Equipo	Torre de Retención
Tipo	Estanque Vertical
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	405981
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> FRP con velo Sintético. <b>Rociadores:</b> Teflón/ Hastelloy C
Flujo de Gas [Nm <sup>3</sup> /H] (salida)	264761
Flujo de Líquido [m <sup>3</sup> /H] (entrada)	1713
P diseño (máx./min) [mm de H <sub>2</sub> O]	150/-1500
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-287.4
T° diseño (max./min.) [°C]	90/-10
T° operación ( [°C]	62.5

Tabla 2.9.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Retención.

#### 2.2.4.- Venturi Scrubber: (6520-D-1/2).

El Venturi scrubber es el encargado de retirar las partículas que pasaron por el Quench Venturi y condensaron en la Torre de Retención.

Proceso:

En el Limpiador Venturi el gas es de nuevo mezclado con ácido débil y acelerado a través de la garganta del Venturi. La garganta del venturi puede ajustarse moviendo un impulsor para poder controlar la caída de presión. El Quench Venturi opera a una caída de presión de aproximadamente 125 mm de H<sub>2</sub>O y retira aproximadamente el 50% de las partículas que entran en la planta. El Venturi Scrubber opera a una caída de presión de aproximadamente 1000 mm de H<sub>2</sub>O y retira aproximadamente el 90% de las partículas que entran en él. Las partículas que atraviesan al Limpiador Venturi tienden a ser aquéllos de diámetro menor que 1 micra.

#### Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Venturi Scrubber.

Nombre del Equipo	Venturi Scrubber
Tipo	Venturi, garganta variable
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	405981
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> FRP con velo Sintético. <b>Rociadores:</b> Teflón/ Hastelloy C
Flujo de Gás [Nm <sup>3</sup> /H] (Entrada)	264761
Flujo de Líquido [m <sup>3</sup> /H]	265
P diseño (máx./min) [mm de H <sub>2</sub> O]	150/-1500
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-299.7
T° diseño (max./min.) [°C]	80/-10
T° operación ([°C]	62.5

Tabla 2.10.- Características Estructurales y Operacionales Venturi Scrubber.

### 2.2.5.- Torre de Enfriamiento: (6530-U-1/2).

La torre de enfriamiento se usa para enfriar el gas y retirar su humedad mediante condensación.

Proceso:

La mezcla de ácido/gas que deja el Limpiador Venturi fluye hacia el fondo de la Torre de Enfriamiento de Gases. Este equipo está dividido en dos secciones por una bandeja de chimenea. En la sección del fondo, el gas y el ácido del Limpiador Venturi se separan cayendo el ácido hacia el fondo de la torre donde fluye mediante gravedad de vuelta a la Torre de Retención. Se rocía ácido adicional por debajo de la bandeja de chimenea para ayudar a la captura de polvo y neblina formado en el Limpiador Venturi.

El gas fluye ascendentemente a través de la bandeja de chimenea hacia la sección condensada de la Torre de Enfriamiento de Gases. El gas continúa subiendo por la torre a través de una densa cama de empaque plástico, contactando un flujo descendente de ácido débil. El ácido débil en este flujo estará a aproximadamente 0.8% de  $H_2SO_4$ . El gas se enfría hasta aproximadamente  $27^{\circ}C$  y ocurre también una remoción adicional de  $SO_3$  y partículas. Debido a la reducción en la temperatura el contenido de agua en el gas también se reduce, sin embargo, el gas permanece saturado con agua. La temperatura del gas que deja la Torre de Enfriamiento de Gases debe mantenerse en aproximadamente  $27^{\circ}C$  para regular la cantidad de agua absorbida en el sistema de ácido fuerte (esto se llama “balance de agua”). Si demasiada agua deja el sistema de limpieza de gases, esto diluye el ácido fuerte en la sección del contacto de la planta, lo cual produce una pobre operación y la incapacidad de cumplir con la especificación de producción de ácido.



Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de la Torre de Enfriamiento.

Nombre del Equipo	Torre de Enfriamiento
Tipo	Torre empacada Vertical a Contracorriente
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	405981
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> FRP con velo Sintético. <b>Rociadores:</b> Teflón. <b>Relleno:</b> Monturas de Polipropileno (PP), 3" Intalox Saddles.
Flujo de Gas [Nm <sup>3</sup> /H] (Entrada)	287988
Flujo de Liquido [m <sup>3</sup> /H] Enfriador Acido	1040
Flujo de Liquido [m <sup>3</sup> /H] Quench Venturi	354
P diseño (máx./min) [mm de H <sub>2</sub> O]	150/-1500
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-812.8
T° diseño (max./min.) [°C]	80/-10
T° operación [°C] (Liquido) Enfriador Acido	62.7
T° operación [°C] (Liquido) Quench Venturi	25
T° operación [°C] (Gas) (Entrada / Salida)	62.7/27

Tabla 2.11.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Enfriamiento.

### *2.2.6.- Precipitadores Electroestáticos: (6560-D), (6570-D), (6562-H), (6561-C).*

Se tiene que destacar que hay cuatro juegos de precipitadores electroestáticos, cada juego contiene un primer y un segundo estado de precipitador electroestático (6560-D), (6570-D) respectivamente. Además de un calentador de aire de purga del Precipitador Electroestático (6562-H) y un ventilador de aire de purga del Precipitador Electroestático (6561-C).

El propósito de los precipitadores Electroestáticos es el de remover la neblina de ácido Sulfúrico y las partículas de polvo desde el gas saturado que deja las Torres de Enfriamiento de Gas.

Proceso:

El gas que proviene de ambos trenes de limpieza es recolectado y combinado. El gas luego separado y repartido a los cuatro juegos de Precipitadores Electroestáticos.

Durante la operación normal un mínimo de 99% de la neblina ácida y el polvo contenido en el gas de proceso que dejan las Torres de Enfriamiento de Gases (de los dos trenes) será retirado por los Precipitadores Electroestáticos. El gas cargado con neblina ingresa por la parte superior del primer estado del Precipitador Electroestático. Y es transportado hacia abajo por un alma central a la parte inferior de la unidad donde se distribuye a los tubos colectores mediante placas de distribución. Un electrodo instalado en el centro de cada tubo colector, imparte una carga positiva sobre las partículas de la neblina de entrada. A medida que el gas fluye ascendentemente a través de los tubos colectores las partículas positivamente cargadas son atraídas a estas, y recolectados en la superficie del colector negativamente cargado (a tierra). El gas parcialmente limpiado egresa a través del vestíbulo superior.

El gas que sale del primer estado del Precipitador Electroestático es dirigido a la parte inferior del segundo estado del Precipitador Electroestático y el flujo de gas entrante es nuevamente distribuido a los tubos colectores mediante las placas de distribución. El polvo y la neblina ácida son retiradas del flujo de gas mediante el mismo proceso de remoción que el empleado en primer estado del Precipitador Electroestático. El gas limpiado egresa por la parte superior del segundo estado del Precipitador Electroestático. Los gases de los

dos trenes de Precipitadores Electroestáticos se combinan y fluyen hacia la Torre de Secado.

Características estructurales:

Cada Precipitadores Electroestático está compuesto de 300 tubos de plomo circulares (la superficie recolectora) contenidos entre una placa superior de tubos cubierta por acero y una placa inferior de tubos de plomo común. Un tubo de bajada revestido en plomo en el centro de la malla de tubos transporta el gas hacia el vestíbulo inferior. Los vestíbulos superiores e inferiores están fabricados de FRP (Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio) y hay un soporte de acero al carbono en el exterior del atado de tubos. Los materiales en contacto con la neblina ácida que contiene el gas son de plomo o de FRP. Los electrodos de descarga fabricados contiene el gas son ya sea de plomo o de FRP. Los electrodos de descarga fabricados de plomo y cubiertos en ALLOY 20 están ubicados en el centro de cada uno de los tubos recolectores y están suspendidos de un bastidor superior y espaciados sobre el bastidor inferior.

El sistema de descarga eléctrica debe estar aislado del envolvente del Precipitador Electroestático para evitar su conexión a tierra. Los electrodos están suspendidos de un bastidor de soporte de electrodos fabricado en acero al carbono cubierto con plomo y está ubicado en la cámara superior del precipitador. El bastidor del soporte está suspendido a través del techo de aisladores por soportes de alúmina, que aíslan el sistema de alto voltaje del envolvente que esta conectado a tierra.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de los Precipitadores electrostáticos.

Nombre del Equipo	Precipitadores Electroestáticos.
Tipo	1 <sup>er</sup> y 2 <sup>ndo</sup> estado de precipitadores electrostático.
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	399593
Materiales de Construcción 1 <sup>er</sup> y 2 <sup>ndo</sup> estado.	<b>Vestíbulos:</b> FRP con velo sintético. <b>Manto Central:</b> Acero al Carbono. <b>Rociadores:</b> Polipropileno. <b>Electrodo Colector:</b> Tubo de Pb + 6% Sb. <b>Electrodo descarga:</b> Plomo cubierto con Alloy 20. <b>Marco Electrodo:</b> Acero Carbono/Plomo
Flujo máximo Gás [Nm <sup>3</sup> /H]	399593
Flujo de Líquido [m <sup>3</sup> /H] Acido diluido	150
Voltaje DC KV	126
P diseño (min) [mm de H <sub>2</sub> O]	-1500
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-1070
T° diseño (max./min.) [°C]	60/-8
T° operación [°C]	27
Corriente DC mA	1000

Tabla 2.12.- Características Estructurales y Operacionales Precipitadores.

Circuito de ácido débil:

El circuito de ácido débil dentro del área de limpieza y enfriamiento de gases, podríamos decir que se divide en dos ya que tenemos un líquido Quench (**circuito 1**) que va desde el estanque de la Torre de Retención, pasando por los rociadores del Quench Venturi, rociadores Torre de Retención, rociadores Venturi Scrubber y por último por debajo de la bandeja de chimenea de la Torre de Enfriamiento el cual por gravedad regresa al estanque de la torre de Retención, este ácido débil tiene una concentración de  $H_2SO_4$  aproximadamente de 6%.

El otro líquido Quench (**circuito 2**) es el que se utiliza en la Torre de Enfriamiento, el cual comienza en el estanque de la torre de Enfriamiento pasa por los enfriadores de ácido débil y ingresa por la parte superior de la Torre de Enfriamiento hacia los distribuidores, cayendo y luego recolectado en la base de la Torre de Enfriamiento, este ácido tiene una concentración de  $H_2SO_4$  aproximadamente de 0,8%.

#### *Circuito 1*

Este es el encargado de abastecer a los equipos de la zona de limpieza, la función principal que cumple es de limpiar y enfriar el gas de fundición que ingresa a la planta, pero también captura las partículas de polvo en las gotas líquidas que limpian parcialmente el gas.

#### *Circuito 2*

Este es el encargado de enfriar la corriente que está pasando a través de la Torre de Enfriamiento, mediante la absorción de la humedad del gas húmedo en el ácido.

### 2.2.7.- Lavador de Acido débil: (6580-U).

El Lavador de Ácido Débil es el encargado de retirar el dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) disuelto desde el ácido débil generado en los circuitos de enfriamiento y el Quench. Este posee un filtro de aire (6583-D) para la adición de aire del ambiente.

Proceso:

El ácido alimentado al Lavador de Ácido Débil es bombeado desde los Estanques de Retención (Tren 1, 2) y el Estanque de Condensado basado en controles de nivel. El ácido débil será de hasta 8%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dependiendo del nivel de  $\text{SO}_3$  en el gas de la fundición, y estará saturado con  $\text{SO}_2$ .

El ácido débil entra a la parte superior del lavador del ácido débil y fluye por gravedad en forma descendente a través de la cama de empaque donde el dióxido de azufre disuelto en el ácido débil es lavado por el flujo ascendente de aire. El ácido lavado es recolectado en la base del lavador de Ácido Débil que sirve como estanque de bombeo.

Ya que el lavador opera a una presión inferior que la atmosférica el aire es extraído del lavador por este proceso. El aire de entrada fluye a través del filtro de aire del lavador el cual impide que ingresen grandes ítems al proceso. En la medida que el aire asciende a través de la cama de empaque retira el  $\text{SO}_2$  del ácido débil.

El aire deja la torre que contiene el dióxido de azufre lavado y se separa en dos para ingresar a las torres de enfriamiento de gases sobre las bandejas de chimenea. El gas es retornado a las torres de enfriamiento a medida que deja en el lavador a una temperatura cercana a los  $60^\circ\text{C}$ .

El nivel del líquido en la base del lavador de ácido débil es controlado automáticamente mediante el bombeo de ácido débil al sistema de tratamiento de efluentes.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del lavador de ácido débil.

Nombre del Equipo	Lavador de ácido débil. (Desgasificador)
Tipo	Torre empacada vertical
Capacidad [m <sup>3</sup> /H <sub>aire</sub> ]	1711
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> FRP con velo sintético. <b>Relleno:</b> Polipropileno <b>Distribuidor:</b> FRP con velo sintético. <b>Boquilla distribuidor:</b> Polipropileno <b>Parilla:</b> FRP <b>Rociadores:</b> polipropileno
Flujo de Gas [Nm <sup>3</sup> /H] (Entrada)/(Salida)	1711/1443
Flujo de Líquido [m <sup>3</sup> /H] (Entrada)/(Salida)	15
P diseño [mm de H <sub>2</sub> O]	150
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-1066
T° diseño (max./min.) [°C]	80/-7.8
T° Operación [°C] Gas (Entrada)/(Salida)	30.5/61.2
T° Operación [°C] Líquido (Entrada)/(Salida)	62.5/46.4

Tabla 2.13.- Características Estructurales y Operacionales lavador de ácido débil.

2.2.8.- *Enfriadores de Acido débil: (6540-H-1/A/B/C).*

Estos son los encargados de enfriar el ácido débil antes que ingresa a la torre de enfriamiento.

Proceso:

Para cumplir con los requerimientos de temperatura en el gas, se retira calor de flujo del ácido débil circulante mediante los Enfriadores de Ácido Débil. Los Enfriadores de Ácido Débil son intercambiadores de placa y carcaza que usan agua como medio refrigerante.

Los enfriadores proveen suficiente enfriamiento como para mantener la temperatura del gas saturado que deja la Torre de Enfriamiento de gases bajo 27°C, reduciendo así el contenido de agua que ingresa a la planta de ácido fuerte y manteniendo el “balance de agua” de la planta.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de los Enfriadores de Acido Débil.

Nombre del Equipo	Enfriadores de Acido Débil
Tipo	Placa
Capacidad [Kg/H <sub>ácido</sub> ]	502956.5
Materiales de Construcción	<b>Placas:</b> Aleación 254. <b>Juntas:</b> Etileno Propileno Dieno (EPDM) <b>Marco:</b> Acero al Carbono.
Flujo [Kg/H] Caliente	520956.5
Flujo [Kg/H] Frío	700158.5
T° operación [°C] (Caliente)	45.3 ----- 25
T° operación [°C] (Frío)	22 ----- 37
Presión de Diseño [Kpag] (Caliente)	600
Presión de Diseño [Kpag] (Frío)	600
T° diseño [°C] (Caliente)	60
T° diseño [°C] (Frío)	60
Marca, Modelo	Alfa Laval, V-130

Tabla 2.14.- Características Estructurales y Operacionales Enfriadores de Acido Débil.



### 2.2.9.- Estanque de Condensado: (6551-T).

Se usa para recolectar el líquido de lavado de los Precipitadores Electrostáticos.

Proceso:

El Estanque de Condensado se localiza en un área cerrada bajo los Precipitadores Electrostáticos. Se usa para recolectar el líquido de lavado de los Precipitadores Electrostáticos. El líquido de lavado se extrae del fondo del estanque mediante la Bomba de Lavado de Precipitadores Electrostáticos y es devuelto a los Precipitadores Electrostáticos. El líquido de lavado regresa mediante gravedad al estanque de condensado. Las líneas de retorno pasan por el estanque para proveer un sello de vacío.

Principales Características Estructurales y condiciones de Operación el Estanque de Condensado.

Nombre del Equipo	Estanque de Condensado.
Tipo	Cilindro Vertical.
Capacidad [m <sup>3</sup> ]	19.6
Materiales de Construcción	FRP con velo sintético.
P diseño (máx./min) [mm de H <sub>2</sub> O]	150/-1500
T° diseño (max./min.) [°C]	50/-7,8

Tabla 2.15.- Características Estructurales y Operacionales Estanque de Condensado

Bombas importantes ocupadas en esta zona:

Es importante destacar que en la zona de limpieza y enfriamiento de gases hay dos trenes por lo que en la Torre de Retención y Torre de Enfriamiento existen 3 bombas por cada Tren. El ítem que este con un \* se debe entender que estas bombas están presentes en los dos trenes, con las mismas características.

- \*3 bombas en la T. de retención: Tren 1(6513-P-1/A/B/C), 2(6513-P-2/A/B/C).
- \*3 bombas en la T. de enfriamiento: Tren 1(6534-1/A/B/C), 2(6534-2/A/B/C).
- 2 bombas en el lavador de ácido débil: (6582-P-A/B).
- 2 bombas de lavado de precipitadores electrostáticos: (6563-P-A/B).

*Bombas en la torre de retención: (6513-P-1/A/B/C), (6513-P-2/A/B/C)*

Las Bombas Quench son bombas centrífugas horizontales eléctricamente impulsadas. Cada motor de la bomba está provisto con botones de parada y partida local.

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas Quench.

Servicio	Bomba Quench
Tipo	Horizontal
Total Requeridas	6
Operando	4
Reposo	2
Fluido	8% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	856
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	900
Temperatura Esperada [°C]	62.6
Temperatura Máx. [°C]	80
Presión de Vapor [mmHg]	142

Tabla 2.16.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Quench.

*Bombas de la torre de Enfriamiento: (6534-1/A/B/C), (6534-2/A/B/C).*

Las tres bombas de la torre de enfriamiento de gases son bombas centrífugas horizontales impulsadas eléctricamente. Cada motor está equipado con botones de partida y parada locales. En la sala de control está disponible el estado de la bomba los amperes del motor y la bomba.

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas de Enfriamiento.

Servicio	Bomba Torre de Enfriamiento
Tipo	Horizontal
Total Requeridas	6
Operando	4
Reposo	2
Fluido	1% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	523.5
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	550
Temperatura Esperada [°C]	45.2
Temperatura Máx. [°C]	60
Presión de Vapor [mmHg]	72

Tabla 2.17.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Enfriamiento.

*Bombas en el lavador de ácido débil: (6582-P-A/B).*

Hay instaladas dos bombas de ácido débil centrífugas horizontales con impulsión eléctrica una en operación y la otra de repuesto. Cada motor está equipado con botones de partida y parada local.

Las bombas son del tipo WENERT revestidas en plástico adecuadas para el servicio de ácido y resistentes a los sólidos presentes en el ácido.

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas en el lavador de ácido débil.

Servicio	Bomba lavador ácido débil
Tipo	Horizontal
Total Requeridas	2
Operando	1
Reposo	1
Fluido	8% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	15
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	25
Temperatura Esperada [°C]	46.4
Temperatura Máx. [°C]	60
Presión de Vapor [mmHg]	68

Tabla 2.18.- Características y Condiciones de Servicio Bombas lavador de ácido débil.

*Bombas de lavado de precipitadores electrostáticos: (6563-P-A/B).*

Hay instaladas dos bombas de ácido débil centrífugas horizontales con impulsión eléctrica una en operación y la otra de repuesto. Cada motor está equipado con botones de partida y parada local.

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas Precipitadores Electroestáticos.

Servicio	Bomba precipitadores Electroestáticos
Tipo	Horizontal
Total Requeridas	2
Operando	1
Reposo	1
Fluido	10% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	136
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	150
Temperatura Esperada [°C]	27
Temperatura Máx. [°C]	40
Presión de Vapor [mmHg]	22.6

Tabla 2.19.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Precipitadores.

2.2.10.-Zona Contacto de gases.

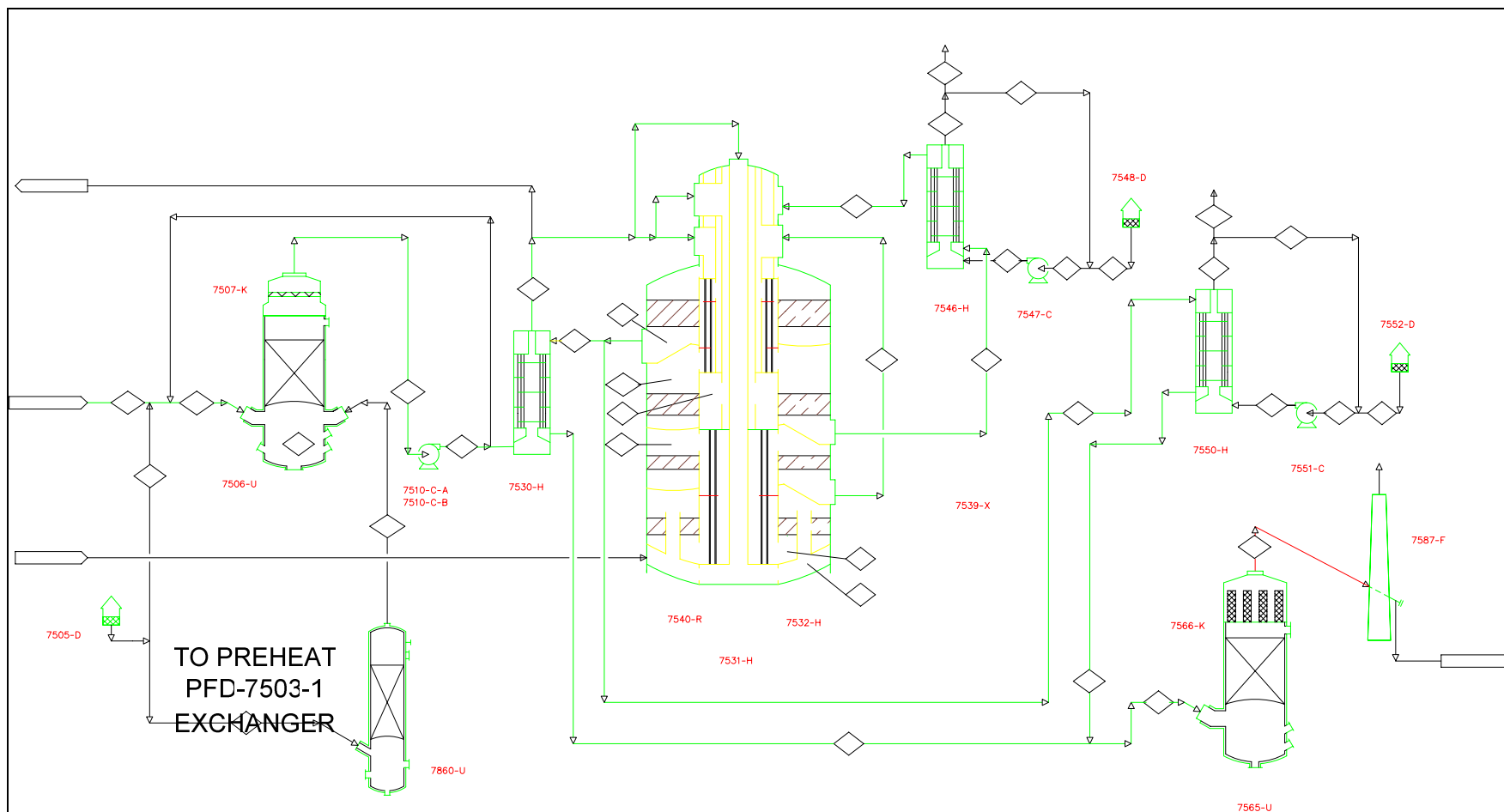


Figura 2.3.- Diagrama de Flujo Zona de Contacto de Gases.

DRY MIST  
ELIMINATOR

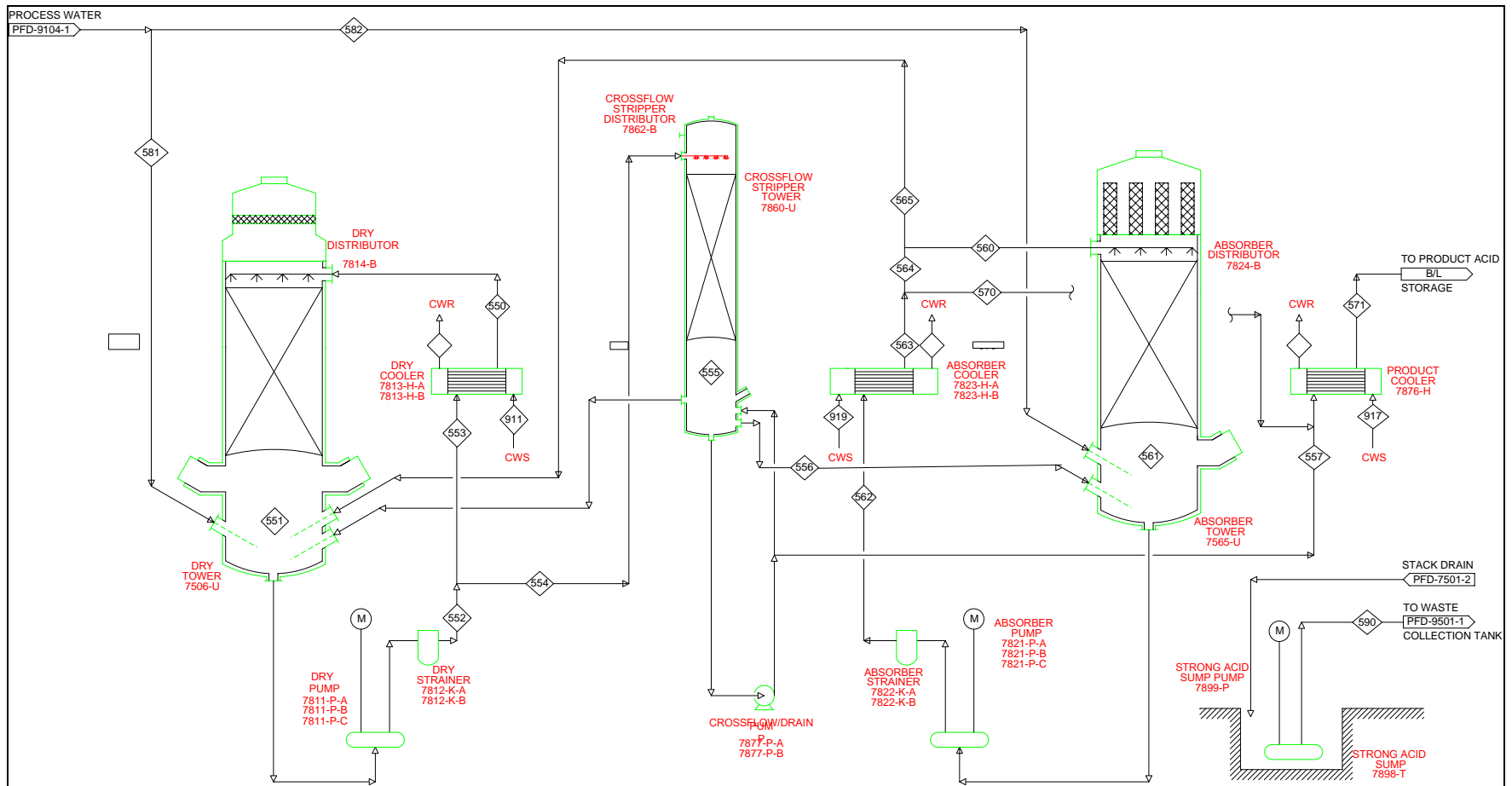


Figura 2.4.- Continuación Diagrama de Flujo Zona de Contacto de Gases.

### 2.2.11.- Torre de Secado: (7506-U).

La función del sistema de secado es la de remover la humedad del gas que entra a la Torre mediante su absorción en ácido sulfúrico.

Proceso:

Un flujo de 96% de ácido sulfúrico a aproximadamente 45°C ingresa a la parte superior de la Torre de Secado a través del Distribuidor. El ácido fluye en forma descendente a través de la cama retirando la humedad del gas que fluye en forma ascendente. Como resultado del proceso de absorción la concentración del ácido sulfúrico se reduce ligeramente y su temperatura aumenta hasta 63°C. El ácido se recolecta en la parte inferior de la torre y se drena de regreso a las bombas de secado. Para mantener la concentración del ácido seco en 96%, se alimenta ácido sulfúrico concentrado (98.5%) en forma automática desde el sistema de ácido de absorción a la Torre de Secado.

El nivel de la Torre de Secado se mantiene mediante el desvío del exceso de ácido sulfúrico al 95,6% hacia la Torre de Flujo Cruzado (Crossflow Tower).

El gas que deja la cama superior puede contener gotas de ácido sulfúrico que son atrapadas por efecto mecánico. Estas gotas deben ser retiradas para evitar la corrosión de los equipos corriente abajo. El arrastre de estas gotas se reduce pasando el gas a través del Eliminador de Neblina ubicado en la parte superior de la torre. El Eliminador de Neblina seca consiste de dos mallas de fibras del Teflón y alambre de Alloy 20. A medida que el gas asciende a través de las mallas se capturan las gotas de ácido. Las gotas capturadas se van uniendo hasta que caen de regreso a la torre.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de la Torre de Secado.

Nombre del Equipo	Torre de Secado.
Tipo	Torre empacada vertical a contracorriente
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	472078
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> Acero Al Carbono. <b>Manto parte Superior:</b> Acero inoxidable 316L <b>Revestimiento:</b> Ladrillo resistente al acido. <b>Relleno:</b> Monturas Cerámicos.
Flujo de Gas [m <sup>3</sup> /H] de limpieza de gases	416040
Flujo de Gas [m <sup>3</sup> /H] de lavador de acido débil	56294
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] al distribuidor	783
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] de stripper flujo cruzado	273
T° diseño (max./min.) [°C]	100/-7.8
T° Distrib. [°C] Gas (de lim gas/de lav aci deb)	21.7/65
T° Distrib. [°C] Liquido (al Distr.)/(de stripper)	45/75
P diseño [Kpa](int/ext)	35/-25

Tabla 2.20.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Secado.

2.2.12.- Soplador Principal: (7510-C-1 A/B).

El Soplador se usa para extraer los gases de proceso de la fundición a través del sistema de limpieza de gases y forzarlos a pasar a través de los intercambiadores de calor, las camas del catalizador y la torre de absorción.

Proceso:

Los gases de la Torre de Secado ingresan al soplador a una presión y temperatura aproximadas de -1605 mm de H<sub>2</sub>O y 45°C respectivamente.

El gas se comprime a aproximadamente 3073 mm de H<sub>2</sub>O para forzarlo a pasar a través de la sección de contacto de la planta de ácido.



## Principales Características Estructurales del Soplador Principal.

Nombre del Equipo	Soplador Principal.
Tipo	Compresor Centrifugo, una etapa, 4500 KW, 1500 rpm
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	247404
Materiales de Construcción	<p><b>Carcaza:</b> Fierro Fundido GGG: Grafito Nodular</p> <p><b>Rotor:</b> Acero inoxidable X5-CrNi 134</p> <p><b>Eje:</b> Acero de baja aleación 42 CrMo4.</p> <p><b>Alabes:</b> Acero inoxidable X5-CrNi 134</p>

Tabla 2.21.- Características Estructurales Soplador Principal

### 2.2.13.- Convertidor Catalítico: (7540-R).

En el convertidor, el gas dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) reacciona con el oxígeno (O<sub>2</sub>) para formar el trióxido de azufre (SO<sub>3</sub>). Debido a que la reacción bajo condiciones normales es demasiado lenta se utiliza un catalizador para acelerar la reacción.

El propósito del Convertidor es mantener el catalizador a su temperatura de operación y permitir que la mezcla de SO<sub>2</sub>/ O<sub>2</sub> entre en contacto con él.

Proceso:

En orden a que la reacción de dióxido de azufre al trióxido de azufre ocurra a una velocidad razonable, el gas comprimido que deja el soplador y que contiene 7.9% a 9.6% de SO<sub>2</sub>, a aproximadamente 104°C, debe ser calentado hasta 420°C antes de ingresar en la primera cama catalizadora. El calentamiento necesario se logra en tres fases mediante el uso de intercambiadores de calor de tubo y carcaza verticales. Primero, los gases pasan al Intercambiador Frío donde se calientan a 160°C. En el Intercambiador Frío el gas fluye por el lado de la carcaza y se calienta empleando el gas caliente que deja la cuarta cama catalizadora que fluye a través de los tubos del intercambiador. El gas que deja el Intercambiador Frío pasa al lado de los tubos del Intercambiador Intermedio, ubicado al

interior del Convertidor, dónde se calientan hasta 228°C, usando el gas caliente que deja la segunda cama catalizadora. El gas frío que deja el Intercambiador Intermedio fluye hacia el lado tubular del Intercambiador Caliente, ubicado también al interior del Convertidor, usando el gas caliente que deja la primera cama catalizadora, se calienta el gas que deja el Intercambiador Caliente hasta 420°C.

El gas que deja el Intercambiador Caliente entra en la primera cama catalizadora contenida dentro del Convertidor. Las camas catalizadoras contienen pentóxido de vanadio que acelera la velocidad de reacción del dióxido de azufre con oxígeno para producir trióxido de azufre. A medida que el gas pasa a través de la primera cama, aproximadamente el 77% del dióxido de azufre presente se oxida para producir trióxido de azufre. Dado que la reacción de dióxido de azufre al trióxido de azufre es exotérmica el calor que se produce aumenta la temperatura del gas hasta aproximadamente 610°C. A altas temperaturas la reacción alcanza condiciones de casi equilibrio y la conversión de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> se detiene. En orden a que la reacción siga ocurriendo se debe enfriar la mezcla de gases. Esto se logra en el lado de carcasa del Intercambiador Caliente, dónde el gas se enfría hasta 430°C. El gas fluye desde el Intercambiador Caliente hacia la segunda cama catalizadora donde la consiguiente oxidación de dióxido de azufre a trióxido de azufre aumenta la temperatura del gas hasta 498°C. En esta fase aproximadamente el 82% del SO<sub>2</sub> se ha convertido a SO<sub>3</sub>.

Para permitir una mayor conversión de dióxido de azufre el gas nuevamente se enfría hasta 435°C en el lado tubular del Intercambiador Intermedio. El gas luego ingresa a la tercera cama catalizadora donde la conversión de dióxido de azufre a trióxido de azufre aumenta la temperatura del gas a 449°C. En esta fase del proceso, aproximadamente el 96.8% del dióxido de azufre originalmente presente en el gas ingresando a la planta de ácido sulfúrico se ha convertido a trióxido de azufre.

El gas que deja la tercera cama catalizadora se enfría en el lado tubular del Enfriador 3-4. El ventilador del Enfriador 3-4 extrae aire frío de la atmósfera a través de la carcasa del Enfriador 3-4 para lograr el enfriamiento deseado.

El gas de proceso enfriado que deja el Enfriador 3-4 ingresa en la cama catalizadora y la reacción aumenta la temperatura del gas hasta 424°C y aumenta la conversión total de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> a 98.5%. El gas que deja la cuarta cama se enfría en el Intercambiador Frío y en el Enfriador SO<sub>3</sub> paralelo. El enfriamiento en el Intercambiador Frío se proporciona a través de gas frío desde el Soplador. En el Enfriador SO<sub>3</sub> se usa aire como el medio de refrigeración y el calor se rechaza a la atmósfera. En ambos Intercambiadores el gas se

enfría hasta 210°C. El gas enfriado de los Intercambiadores se recombina y pasa a la Torre de Absorción donde esencialmente todo el trióxido de azufre en el gas es retirado mediante absorción en ácido sulfúrico.

Las dos variables del proceso principal que afectan la operación del convertidor y el sistema de Intercambiador de calor, son la concentración del gas SO<sub>2</sub> y la temperatura de entrada a cada cama. La regulación apropiada de estas variables es esencial para aumentar al máximo la eficiencia de la conversión.

#### Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Convertidor Catalítico

Nombre del Equipo	Convertidor Catalítico.
Tipo	Cuatro Lechos
Capacidad [m <sup>2</sup> /Lecho]	150
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> 304H SS <b>Malla Alambre:</b> 304 y 310 SS <b>Catalizador:</b> Pentóxido de Vanadio (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ). <b>Capa Superior:</b> Cristales de Cuarzo. <b>Capa inferior:</b> Monturas Cerámicas y cuarzo. <b>Aislamiento:</b> Lana Mineral/Silicato de Calcio
Flujo de Gás [Nm <sup>3</sup> /H]	285080
T° Entrada/Salida [°C] Lecho 1	420/610
T° Entrada/Salida [°C] Lecho 2	430/497
T° Entrada/Salida [°C] Lecho 3	435/448
T° Entrada/Salida [°C] Lecho 4	420/424
P° diseño [mm de H <sub>2</sub> O] Lecho 1/2/3/4	2207/1937/1606/1169

Tabla 2.22.- Características Estructurales y Operacionales Convertidor Catalítico

#### 2.2.14.- Torre de Absorción: (7565-U).

La función del sistema de ácido absorbente es quitar el trióxido de azufre del gas que ingresa a la Torre de Absorción absorbiéndolo en el ácido sulfúrico. En la Torre de Absorción, se produce ácido sulfúrico y se genera calor. El sistema de absorción de ácido está diseñado para asegurar la absorción adecuada de trióxido de azufre desde el gas del proceso.

Proceso:

Dos de las Bombas de Absorción de Ácido continuamente bombean ácido al 98.5% a una temperatura de aproximadamente 108°C a través de los Enfriadores de Absorción que son Intercambiadores de calor de tubo y carcasa protegidos anódicamente, donde el ácido se enfría hasta aproximadamente 75°C mediante el rechazo de calor hacia el agua de enfriamiento. Una porción del flujo de ácido enfriado se envía a la Torre de Secado para controlar la concentración del circuito ácido al 96%. Otro pequeño flujo de ácido se envía al Enfriador del Producto y luego a almacenamiento. El grueso del flujo de ácido entra en la parte superior de la Torre de Absorción a través del Distribuidor de Absorción y fluye en forma descendente a través de una cama absorbiendo trióxido de azufre desde el gas en flujo ascendente. Debido a la absorción de trióxido de azufre, la concentración de ácido aumenta a aproximadamente 99.2% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y su temperatura aumenta a aproximadamente 110°C. El ácido sulfúrico se recolecta en la base de la Torre de Absorción y es drenado de regreso a las Bombas de Absorción.

El ácido que regresa desde la Torre de Absorción se mezcla con el flujo de recirculación del ácido que proviene de la Torre de Flujo Cruzado (Crossflow Stripper Tower) que sirve para recuperar la concentración a 98.5%. La concentración del ácido es controlada a 98.5% mediante la adición de un flujo pequeño de agua. El nivel de ácido en la Torre de Absorción se mantiene mediante la purga del ácido en exceso hacia Enfriador del Producto.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de la Torre de Absorción.

Nombre del Equipo	Torre de Absorción.
Tipo	Torre empacada vertical a contracorriente
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	541131
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> Acero Al Carbono. <b>Manto parte Superior:</b> Acero inoxidable 316L <b>Revestimiento:</b> Ladrillo resistente al acido. <b>Soporte Relleno:</b> Domo de ladrillo. <b>Relleno:</b> Monturas Cerámicos.
Flujo de Gás [m <sup>3</sup> /H] de Reactor	541131
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] al distribuidor	1708
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] de stripper flujo cruzado	273
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] de Agua de dilución	12.3
T° diseño (max./min.) [°C]	100/-7.8
T° Operación [°C] Gas (de Reactor)	210
T° Operación [°C] Liquido (distr/stripper/agua)	75/67.8/20
P diseño [KPa]	70
P operación [mm de Agua]	635

Tabla 2.23.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Absorción.

### 2.2.15.- Torre de Flujo Cruzado: (7860-U).

Esta torre cumple la misma función que el lavador de ácido débil, pero la diferencia es que esta lo hace con la corriente de ácido concentrado.

La Torre de flujo cruzado es la encargada de retirar el dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) disuelto desde el sistema ácido concentrado de la torre de Secado y la Torre de absorción.

Proceso:

El ácido del circuito de la Torre de Secado se bombea a la parte superior de la Torre de Flujo Cruzado. El ácido fluye en forma descendente a través de una cama de sillas de cerámica y contacta un flujo de aire ascendente. El aire despoja el SO<sub>2</sub> del ácido y se une al flujo de gases principales de proceso que entran en la Torre de Secado.

El ácido despojado a aproximadamente 68°C se acumula en el fondo de la Torre de Flujo Cruzado (Crossflow Stripper Tower) que actúa como un estanque de retención. Durante el funcionamiento normal que produce ácido al 96% los ácidos despojados fluyen mediante gravedad a la Torre de Absorción. El flujo de ácido es controlado por el controlador de nivel de la Torre de Secado. Alternativamente, las Bombas de Flujo Cruzado/Drenaje pueden bombear el ácido despojado al Enfriador del Producto para producir ácido al 96%.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de la Torre de Flujo Cruzado (Crossflow Stripper Tower).

Nombre del Equipo	Torre de flujo cruzado.
Tipo	Torre empacada vertical a contracorriente
Capacidad [Nm <sup>3</sup> /H]	47312
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> Acero Al Carbono. <b>Techo:</b> Acero inoxidable 316L <b>Revestimiento:</b> Ladrillo resistente al acido. <b>Soporte Relleno:</b> Domo de ladrillo resistente al acido <b>Relleno:</b> Monturas Cerámicos.
Flujo de Gas [Nm <sup>3</sup> /H] Aire ambiente	47312
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] al distribuidor	278
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] de bomba de recirculación	15
Flujo de liquido [m <sup>3</sup> /H] de deposito acido fuerte	25
T° diseño (max./min.) [°C]	100/-7.8
T° Operación [°C] Gas	30.5
T° Operación [°C] Liquido (distr/bomba/deposito)	66/65/75
T° diseño (max./min.) [°C]	100/-7.8
P operación [mm de H <sub>2</sub> O]	-533
P diseño [KPa]	70

Tabla 2.24.- Características Estructurales y Operacionales Torre de Flujo Cruzado

2.2.16.- *Enfriador acido Producto: (7876-H).*

Este equipo es el encargado de enfriar el acido producto a una temperatura menor a 40°C de modo que pueda ser almacenado. Ya que el ácido a temperaturas más altas es más corrosivo y dañaría los estanques del almacenamiento. La planta está diseñada para producir ácido a 35°C.

Proceso:

La Bomba de Absorción o la Bomba de Flujo Cruzado/Drenaje bombean el ácido hacia el área de almacenamiento fuera de los límites de la planta de ácido.

El Sumidero de Ácido Fuerte recolecta el líquido del área de contención bajo los equipos de ácido fuerte. Luego este ácido es enfriado a menos de 40°C en el enfriador que es un Intercambiador de calor de tubo y carcasa anódicamente protegido. El ácido fluye por el lado de carcasa del Intercambiador y el agua de enfriamiento fluye por los tubos. El enfriador depende de la formación de una capa protectora en todas las superficies humedecidas por ácido para minimizar la corrosión. Esta película se crea y mantiene mediante la aplicación de un voltaje o potencial eléctrico controlado hacia el Enfriador.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Enfriador del ácido Producto.

Nombre del Equipo	Enfriador del Acido Producto
Tipo	Tubo y Carcasa protegidos Anódicamente.
Capacidad [Kg/H] de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	119950
Materiales de Construcción	<b>Manto:</b> Acero Inoxidable 304L <b>Tubos:</b> Acero inoxidable 316L <b>Deflectores:</b> Acero inoxidable 316L <b>Canal:</b> Acero al Carbono <b>Placa Espejo Y Carcasa:</b> 304L
Flujo [Kg/H] (Carcasa/Tubos)	119950/278960
Numero de Pasos (Carcasa/Tubos)	1/1
T° Operación [°C] (Carcasa/Tubos)	75-35/22-28.3
Caída de Presión [KPa] (Carcasa/Tubos)	100-80/70-48.3
P diseño [KPa] (Carcasa/Tubos)	689/516.4
T° Operación [°C] Gas	30.5
T° diseño [°C] (Carcasa/Tubos)	135/95

Tabla 2.25.- Características Estructurales y Operacionales Enfriador ácido Producto.



### 2.2.17.- Sistema de Pre calentamiento: (759I-H).

El sistema de Pre calentamiento, para destacar sus características lo dividiremos en dos partes que serán el Horno Pre calentador y el intercambiador Pre calentador.

El propósito del Sistema de Pre calentamiento es aumentar la temperatura del catalizador en el convertidor al punto que la conversión de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  ocurra cuando a la planta se le proporcione gas rico en  $\text{SO}_2$ .

Proceso:

La operación del pre calentador se requiere a la partida de la planta después de un apagado largo que la temperatura en las camas este fuera de rango.

El sistema de Pre calentamiento está diseñado para calentar  $48,000 \text{ Nm}^3/\text{H}$  de aire seco de  $30^\circ\text{C}$  a  $500^\circ\text{C}$ . El aire es proporcionado por el Soplador hacia el lado tubular del Intercambiador de Pre calentamiento. El aire caliente fluye directamente hacia el Convertidor. El calor necesario para levantar la temperatura del aire es proporcionado por el Horno Pre calentador que quema petróleo para producir un gas de combustión caliente a  $750^\circ\text{C}$ , el cual pasa por el lado de la carcasa del Intercambiador de Pre calentamiento. La operación del Horno Pre calentador es controlada automáticamente para mantener la temperatura del gas de combustión a  $750^\circ\text{C}$  y controlar la temperatura del aire al Convertidor a  $500^\circ\text{C}$ .

El control se logra variando la dilución de la razón del flujo del aire, con la temperatura de salida del horno y mediante el ajuste del flujo de combustible, para mantener la temperatura del aire hacia el Convertidor.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Horno  
Precalentador.

Precalentador			
	Aire de Combustión	Aire dilución	Gas Combustión
T° [°C](min/norm/max)	-7.8/18.3/30.5	-7.8/18.3/30.5	Normal 750
P [mm de Agua]	Normal -25	Normal -25	Min 250
Flujo a llama Max. Kg/H	13930	36920	50850
Combustible	Comb Primario	Comb Alternatvo	
Descripción	Diesel Fuel oil	'-----'	
Flujo a llama Kg/H	Max. 1040.6		
Poder Calorifico Kcal/H	10.776		
Revestimiento del Hogar	Ladrillos Refractarios		
Aislamiento		Fibra Cerámica	

Tabla 2.26.- Características Estructurales y Operacionales Horno Precalentador.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador  
Precalentador.

Nombre del Equipo	Intercambiador Precalentador.
Tipo	Tubo y Carcasa, Paso radial
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Tubos:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Superior:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Inferior:</b> Acero al carbono revestido con refractario. <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero Inoxidable 304
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	Gas combustión/ SO <sub>2</sub>
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	140663/79095
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	103833/161662
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/6
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	750/302.3
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	252.76/5000
Caída presión [mm de H <sub>2</sub> O] carcasa	150/95
Caída presión [mm de H <sub>2</sub> O] tubos	225/231
P de diseño [mm de H <sub>2</sub> O] (carcasa/tubos)	254/2842.3

Tabla 2.27.- Características Estructurales y Operacionales Precalentador.

2.2.18.- Intercambiadores Torre de Secado: (7813-H-A & 7813-H-B).

Estos son los encargados de enfriar el ácido aproximadamente a 45 °C mediante el rechazo del calor hacia el agua de refrigeración con el propósito que la torre de secado pueda absorber eficientemente la humedad.

Proceso:

Dos de las Bombas de Secado bombean continuamente el ácido a través de Filtro Seco en línea, hacia el Enfriador Seco.

Los Enfriadores Secos son intercambiadores de calor de carcasa y tubo con protección anódica, en cuyo interior el ácido se enfría hasta aproximadamente 45°C mediante el rechazo del calor hacia el agua de refrigeración.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de los Intercambiadores Secos.

Nombre del Equipo	Intercambiador Seco.
Tipo	Tubo y Carcasa protegidos Anodicamente.
Capacidad [Kg/H] de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1419053
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304L <b>Tubos:</b> Acero inoxidable 316L <b>Deflectores:</b> Acero inoxidable 316L <b>Canal:</b> Acero al Carbono <b>Placa Espejo Y Carcasa:</b> 304L
Flujo [Kg/H] (Carcasa/Tubos)	1419053/1365315
Numero de Pasos (Carcasa/Tubos)	1/1
T° Operación [°C] Carcasa (Entrada/Salida)	66/45
T° Operación [°C] Tubos (Entrada/Salida)	22/29,9
Caída de Presión [KPa] Carcasa (Entrada/Salida)	100/80
Caída de Presión [KPa] Tubos (Entrada/Salida)	70/48
P diseño [KPa] (Carcasa/Tubos)	689/516.4
T° diseño [°C] (Carcasa/Tubos)	135/95

Tabla 2.28.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiadores Secado.

2.2.19.- Intercambiadores Torre de Absorción: (7823-H-A & 7823-H-B).

Estos son los encargados de enfriar el ácido de 108°C a aproximadamente 75 °C mediante el rechazo del calor hacia el agua de refrigeración con el propósito de asegurar la absorción adecuada de trióxido de azufre desde el gas.

Proceso:

Dos de las Bombas de Absorción de Ácido continuamente bombean ácido al 98.5% a una temperatura de aproximadamente 108°C a través de los Enfriadores de Absorción. Estos son Intercambiadores de calor de tubo y carcasa protegidos anódicamente, donde el ácido se enfría hasta aproximadamente 75°C mediante el rechazo de calor hacia el agua de enfriamiento.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación de los Intercambiadores Torre de Absorción.

Nombre del Equipo	Intercambiador de Absorción.
Tipo	Tubo y Carcasa protegidos Anódicamente.
Capacidad [Kg/H] de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3651924
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304L <b>Tubos:</b> Acero inoxidable 316L <b>Deflectores:</b> Acero inoxidable 316L <b>Canal:</b> Acero al Carbono <b>Placa Espejo Y Carcasa:</b> 304L
Flujo [Kg/H] (Carcasa/Tubos)	3651924/2313298
Numero de Pasos (Carcasa/Tubos)	1/1
T° Operación [°C] Carcasa (Entrada/Salida)	107,9/75
T° Operación [°C] Tubos (Entrada/Salida)	22/41,2
Caída de Presión [KPa] Carcasa (Entrada/Salida)	100/80
Caída de Presión [KPa] Tubos (Entrada/Salida)	70/48.3
P diseño [KPa] (Carcasa/Tubos)	689/516,3
T° diseño [°C] (Carcasa/Tubos)	135/95

Tabla 2.29.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Absorción.

2.2.20.- Intercambiador Frío: (7530-H).

Este intercambiador es el encargado de calentar el gas en su primera fase de 104,3 a 160°C aproximadamente, con el gas que esta dejando la cuarta cama catalizadora, que viene a una temperatura mayor.

Proceso:

Primero, los gases pasan al Intercambiador Frío donde se calientan a 160°C. En el Intercambiador Frío el gas fluye por el lado de la carcasa y se calienta empleando el gas caliente que deja la cuarta cama catalizadora que fluye a través de los tubos del intercambiador.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador Frío.

Nombre del Equipo	Intercambiador Frío.
Tipo	Tubo y Carcasa vertical, Paso radial
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Tubos:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Superior:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Inferior:</b> Acero al carbono revestido con refractario. <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero Inoxidable 304
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	SO <sub>2</sub> / SO <sub>3</sub>
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	347434/488026
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	485369/347203
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/2
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	104.3/160
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	422.9/210
Caída presión [mm de Agua] carcasa	150/95
Caída presión [mm de Agua] tubos	240/231

Tabla 2.30.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Frío.

2.2.21.- Intercambiador Intermedio: (7532-H).

Este intercambiador es el encargado de subir aun más la temperatura del gas para que entre a las camas catalizadora. Aquí la temperatura se eleva aproximadamente a 228 °C con el gas que esta dejando la segunda cama catalizadora, que viene a una temperatura mayor.

Proceso:

El gas que deja el Intercambiador Frío pasa al lado de los tubos del Intercambiador Intermedio, ubicado al interior del Convertidor, dónde se calientan hasta 228°C, usando el gas caliente que deja la segunda cama catalizadora

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador Intermedio.

Nombre del Equipo	Intercambiador Intermedio.
Tipo	Tubo y Carcasa vertical, Paso radial. Ubicado dentro convertidor
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Tubos:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Superior:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Inferior:</b> Acero al carbono revestido con refractario. <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero Inoxidable 304
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	SO <sub>2</sub> + SO <sub>3</sub> / SO <sub>2</sub>
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	722436/718885
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	410572/492761
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/2
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	505/435
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	160.1/231.2
Caída presión [mm de Agua] carcasa	150/71
Caída presión [mm de Agua] tubos	300/295

Tabla 2.31.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Intermedio.

2.2.22.- Intercambiador Caliente: (7531-H).

Este intercambiador es el encargado de subir aun más la temperatura del gas para que entre a la cama catalizadora. Aquí la temperatura se eleva aproximadamente a 420 °C, usando el gas caliente que deja la primera cama catalizadora.

Proceso:

El gas frío que deja el Intercambiador Intermedio fluye hacia el lado tubular del Intercambiador Caliente, ubicado también al interior del Convertidor. Usando el gas caliente que deja la primera cama catalizadora, se calienta el gas que deja el Intercambiador Caliente hasta 420°C.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador Caliente.

Nombre del Equipo	Intercambiador Caliente.
Tipo	Tubo y Carcasa vertical, Paso radial. Ubicado dentro convertidor
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Tubos:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Superior:</b> Acero Inoxidable 304. <b>Cámara Inferior:</b> Acero al carbono revestido con refractario. <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero Inoxidable 304
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	SO <sub>2</sub> + SO <sub>3</sub> / SO <sub>2</sub>
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	868101/699871
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	492761/695727
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/2
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	608.1/430
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	231/420
Caída presión [mm de Agua] carcasa	150/65
Caída presión [mm de Agua] tubos	275/266

Tabla 2.32.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador Caliente.

2.2.23.- Intercambiador 3-4 (Enfriador 3-4): (7546-H).

Este intercambiador es el encargado de enfriar la corriente gaseosa para que pueda ingresar a una temperatura adecuada a la cuarta cama catalizadora.

Proceso:

El gas deja la tercera cama catalizadora se enfría en el lado tubular del Enfriador 3-4. El ventilador del Enfriador 3-4 extrae aire frío de la atmósfera a través de la carcasa del Enfriador 3-4 para lograr el enfriamiento deseado. Para ingresar a la cuarta cama catalizadora a una temperatura adecuada.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador 3-4.

Nombre del Equipo	Enfriador 3-4
Tipo	Tubo y Carcasa vertical.
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero al carbono <b>Tubos:</b> Acero al carbono <b>Cámara Superior:</b> Acero al carbono <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero al carbono
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	Aire/ SO <sub>2</sub> + SO <sub>3</sub> (Gas)
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	131743/175656
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	744124/731021
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/2
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	82.8/191.8
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	448.6/420
Caída presión [mm de Agua] carcasa	125/93
Caída presión [mm de Agua] tubos	165/150

Tabla 2.33.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador 3-4.



2.2.24.- Intercambiador SO<sub>3</sub> (Enfriador SO<sub>3</sub>): (7550-H).

Este intercambiador es el encargado de enfriar la corriente gaseosa que sale de la cuarta cama catalizadora y que se dirige a la Torre de absorción, la corriente que deja la cuarta cama catalizadora se separa en dos para ser enfriada. La otra parte se dirige a el Intercambiador Frío para luego recombinarse y entrar a la Torre de Absorción.

Proceso:

El gas que deja la cuarta cama se enfría en el Intercambiador Frío y en el Enfriador SO<sub>3</sub> paralelo. El enfriamiento en el Intercambiador Frío se proporciona a través de gas frío desde el Soplador. En el Enfriador SO<sub>3</sub> se usa aire como el medio de refrigeración y el calor se rechaza a la atmósfera. En ambos Intercambiadores el gas se enfría hasta 210°C.

Principales Características Estructurales y Condiciones de Operación del Intercambiador SO<sub>3</sub>.

Nombre del Equipo	Enfriador SO <sub>3</sub> .
Tipo	Tubo y Carcasa vertical.
Materiales de Construcción	<b>Carcasa:</b> Acero al carbono <b>Tubos:</b> Acero al carbono <b>Cámara Superior:</b> Acero al carbono <b>Placa Espejo y Vestíbulo:</b> Acero al carbono.
Gas a contracorriente (carcasa/tubos)	Aire/ SO <sub>2</sub> + SO <sub>3</sub> (Gas)
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) carcasa	131743/175656
Flujo [m <sup>3</sup> /H] (Entrada/Salida) tubos	744124/731021
N° de Pasos (carcasa/tubos)	1/2
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) carcasa	82.8/191.8
T° Operación [°C] (Entrada/Salida) Tubos	448.6/420
Caída presión [mm de H <sub>2</sub> O] carcasa	125/93
Caída presión [mm de H <sub>2</sub> O] tubos	165/150

Tabla 2.34.- Características Estructurales y Operacionales Intercambiador SO<sub>3</sub>.

Bombas importantes ocupadas en esta zona:

- 3 bombas en la torre de Secado: (7811-P-/A/B/C).
- 3 bombas en la torre de Absorción: (7821-P-/A/B/C).
- 2 bombas en el lavador de acido Concentrado o T. flujo cruzado: (7877-P-A/B).

*Bombas en la torre de Secado: (7811-P-A/B/C).*

Las Bombas de Secado son bombas centrifugas verticales eléctricamente impulsadas.

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas de Secado.

Servicio	Bomba de Secado
Tipo	Bomba Lewis 8H, forma E, vertical
Total Requeridas	3
Operando	2
Reposo	1
Fluido	96.4% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	535
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	550
Temperatura Esperada [°C]	66
Temperatura Máx. [°C]	70

Tabla 2.35.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Secado.

*Bombas en la torre de Absorción: (7811-P-A/B/C).*

Las Bombas de Secado son bombas centrífugas verticales eléctricamente impulsadas,

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas de Secado.

	Bomba de Absorción.
Tipo	Bomba Lewis 12H, forma E, vertical
Total Requeridas	3
Operando	2
Reposo	1
Fluido	98.5% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	1042
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	1050
Temperatura Esperada [°C]	108
Temperatura Máx. [°C]	115

Tabla 2.36.- Características y Condiciones de Servicio Bombas de Absorción.

*Bombas en la torre de Flujo Cruzado: (7877-P-A/B).*

Las Bombas de Secado son bombas centrífugas horizontales eléctricamente impulsadas,

Principales Características y Condiciones de Servicio de las Bombas Flujo Cruzado.

Servicio	Bomba T. Flujo Cruzado
Tipo	Horizontal
Total Requeridas	2
Operando	1
Reposo	1
Fluido	96 – 98.5% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Condiciones de Servicio:</b>	
Flujo Normal [m <sup>3</sup> /H]	69
Flujo Esperado[m <sup>3</sup> /H]	100
Temperatura Esperada [°C]	68
Temperatura Máx. [°C]	80

Tabla 2.37.- Características y Condiciones de Servicio Bombas Flujo Cruzado.

Contacto de Gases. Circuito de ácido concentrado.

Esta área está compuesta por el circuito de ácido concentrado dentro de la zona de contacto.

El circuito de ácido concentrado, podríamos decir que se divide en dos ya que tenemos un flujo que circula desde las bombas de la Torre de Secado y otro que circula desde las bombas de la Torre de Absorción, pero estos siempre están en contacto ya que se mezclan.

*Circuito Torre de Secado.*

Este es un ácido de concentración aproximada 96%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , el cual es el encargado de quitar la humedad de la corriente que deja los Precipitadores Electroestáticos mediante absorción en ácido sulfúrico concentrado dentro de la Torre de Secado, manteniendo el nivel de ésta por el desvío del líquido en exceso a la torre de flujo cruzado.

*Circuito Torre de Absorción.*

Este es un ácido de concentración aproximada 98,5%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , el cual es el encargado de absorber el trióxido de Azufre ( $\text{SO}_3$ ) que viene en la corriente gaseosa. Una porción del flujo de ácido se envía a la Torre de Secado, otro pequeño flujo se envía al enfriador del producto y luego a almacenamiento, el grueso del flujo de ácido entra a la parte superior de la Torre de Absorción, manteniendo el nivel de ésta mediante la purga del ácido en exceso hacia el Enfriador del Producto.

2.2.25.- Intercambiadores de Calor Tubo y Caracará Anódicos.

La Torre de Secado y Absorción poseen intercambiadores de calor anódicos los cuales son los encargados de enfriar el ácido antes de entrar a cada una de las Torres, estos son similares entre sí, diferenciándose principalmente por la capacidad de enfriamiento y la orientación de los flujos de ácido y de agua (contracorriente y cocorriente), debido a que cumplen una función extremadamente relevante, estos se analizarán de forma separada. Debido a que han sufrido graves problemas de filtraciones, se entiende que si se produce una de estas fallas se mezclaría el ácido concentrado con el agua de refrigeración creándose un gran problema en la planta.

Intercambiadores de Secado y Absorción:

Como se puede apreciar en las siguientes tablas la construcción de los intercambiadores de Secado y absorción se realizó en base a dos familias de materiales, Acero al Carbono y Acero inoxidable. Todas las superficies metálicas en contacto con el ácido, como los tubos, interior carcasa, deflectores, baffles, boquillas de ácido están fabricadas en acero inoxidable y el material que está en contacto con agua, es de acero al carbono.

Intercambiadores Secado 7813-H-A/B				
Tipo		Dirección Flujo		
Horizontales		Contracorriente		
	Lado Carcasa		Lado Tubos	
Fluido	96,4% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> peso		Agua Refrigeración	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Flujo de Líquido [Kg/Hr]	1419053	1419053	1365315	1365315
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	1791,2	1811,3	994,7	994,3
Temperatura Operación [°C]	66	45	22	30,2
Temperatura Diseño [°C] max	135		95	
Presión Diseño [Kpa(g)]	689		516,4	
Detalles Intercambiador		Materiales		
Energía [Kcal/Hr]	5610000	Tubos	SA-249-TP316L	
Área Total [m <sup>2</sup> ]	231	Capa Tubos	SA-240-304L	
LMTD [°C]	28,9	Baffles	SA-240-316	
Número de pasos por carcasa	1	Carcasa	SA-240-304L	
Número de pasos por Tubos	1	Canal	SA-516-70	
Número de Tubos por Carcasa	427			

Tabla 2.38.- Características Físicas y de Diseño Intercambiadores de Secado.

Intercambiadores Absorción 7823-H-A/B				
Tipo		Dirección Flujo		
Horizontales		Cocorriente		
	Lado Carcaza		Lado Tubos	
Fluido	98,5% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> peso		Agua Refrigeración	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Flujo de Líquido [Kg/Hr]	3652046	3652046	2313321	2313321
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	1752,1	1782,4	994,7	991,5
Temperatura Operación [°C]	108	75	22	41,6
Temperatura Diseño [°C] max	135		95	
Presión Diseño [Kpa(g)]	689		516,4	
Detalles Intercambiador		Materiales		
Energía [Kcal/Hr]	22598400	Tubos	SA-249-TP316L	
Área Total [m <sup>2</sup> ]	393	Capa Tubos	SA-240-304L	
LMTD [°C]	55,6	Baffles	SA-240-316	
Número de pasos por carcaza	1	Carcaza	SA-240-304L	
Número de pasos por Tubos	1	Canal	SA-516-70	
Número de Tubos por Carcaza	728			

Tabla 2.39.- Características Físicas y de Diseño Intercambiadores de Absorción.

### Intercambiadores de Calor de Secado y Absorción.

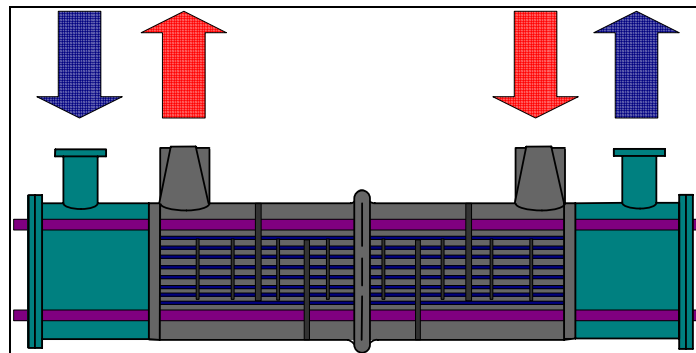


Figura 2.5.- Intercambiadores de Calor Secado y Absorción

Proceso de Transferencia de Calor: [Ref 1].

Para conocer el funcionamiento de los intercambiadores de calor de tubo y carcaza con protección anódica, tenemos que introducirnos en el proceso de transferencia de calor, estos equipos son tipo cerrado, ya que ocurre transferencia de calor entre dos corrientes de fluidos que no se mezclan o que no tienen contacto entre sí.

Existen tres mecanismos de Transferencia de Calor (conducción, convección, radiación):

- Conducción: Transferencia de Calor a través de un material fijo.
- Convección: Transferencia de Calor por movimiento del fluido.
- Radiación: Transferencia de Calor por propagación de energía en forma de ondas electromagnéticas.

El sistema de refrigeración de ácido elimina el exceso de calor generado por el proceso de secado y absorción, con el agua de refrigeración que circula por los tubos de los intercambiadores. Cada intercambiador tiene una disposición especial dependiendo de las necesidades de cada una de las torres.

En estos intercambiadores se combinan dos mecanismos de transferencia de calor conducción y convección, esto debido a que existe una superficie que separa los dos flujos, en consecuencia, la transferencia de calor ocurre por la convección desde el fluido más frío a la superficie sólida, por conducción a través del sólido y de ahí por convección desde la superficie sólida al fluido más caliente.

Corrosión y Protección Anódica:

Debido a las agresivas condiciones de trabajo en que están operando los intercambiadores, no basta con una buena selección de materiales además se utiliza un sistema de protección anódica, el cual genera una película protectora de óxido sobre la superficie humedecidas con ácido.

La característica principal del sistema de protección anódico es que aumenta considerablemente la capacidad de trabajo de los aceros inoxidables en el sector de ácido sulfúrico concentrado sin establecer ataque por corrosión, esto debido a que aumenta los rangos de aplicabilidad temperatura / concentración. Se han establecido límites de diseño

seguros y estos no deben sobrepasar durante la operación ya que generan graves problemas de corrosión.

La zona de trabajo segura para los intercambiadores con el sistema de protección anódica se aprecia en el siguiente gráfico:

Siempre se debe tener en cuenta que la concentración del ácido nunca debe bajar del 90%, ya que los materiales de construcción estarían expuestos al ácido concentrado sin protección anódica.

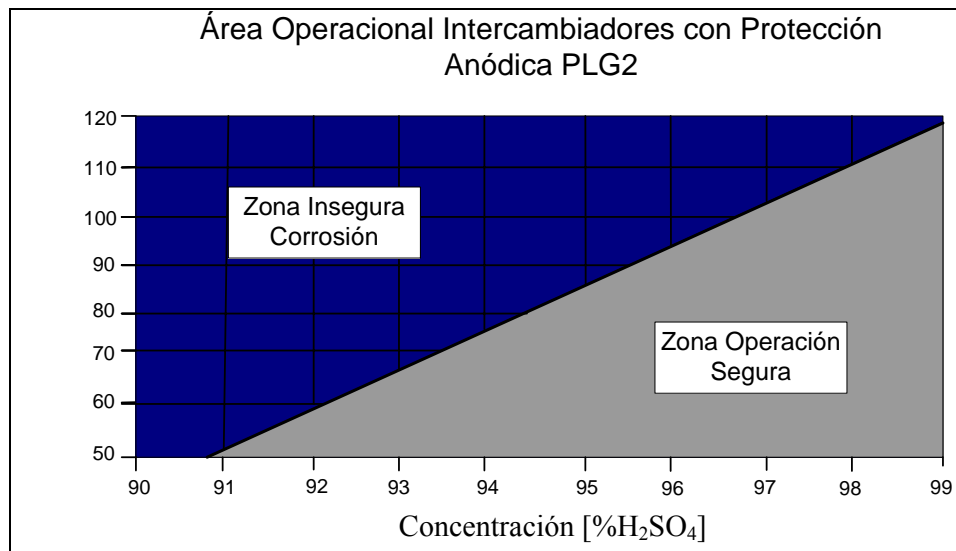


Figura 2.6.- Área de operación Segura Intercambiadores Secado y Absorción

La película anódica es generada pasando una corriente directa desde una fuente de energía externa a un cátodo de protección, y luego a través del ácido a la superficie del ánodo. Al hacerlo, el potencial de superficie del metal (ánodo), se polariza y el producto de corrosión formado (película anódica) se adhiere al metal y actúa como una barrera contra la corrosión adicional.

#### Operación Protección Anódica

En términos generales, la protección anódica regula la inducción de energía al intercambiador para mantener el potencial electroquímico en este dentro de una zona

temperatura [°C]



“pasiva”, ubicada en un rango (medidos por electrodos de referencia), entre -200 y 800 mV (ver siguiente grafico). En la zona pasiva la película anódica generada en los tubos, carcaza y baffles es firme y estable, previniendo la corrosión en estos elementos. Bajo los -200 mV existirá corrosión libre en estos elementos, y sobre los 800 mV el sistema entra en una zona de transpasividad. En esta ultima el alto potencial generado es dañino para los componentes del intercambiador que están en contacto con el acido sulfúrico. Bajo estos dos últimos casos, la vida útil del equipo es solamente unos pocos meses.

Cuando hay alteraciones en el proceso (flujo, temperatura, concentración de acido), varia el potencial electroquímico en el intercambiador, y con esto la capa anódica se vuelve inestable.

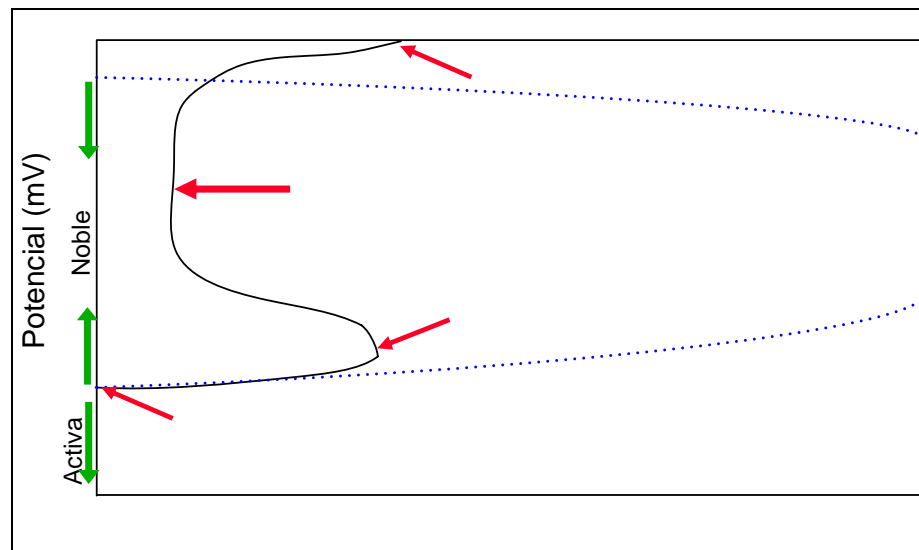


Figura 2.7.- Zona segura operación protección anódica

La configuración del punto de operación de la protección anódica esta relacionada con la concentración de acido que pasa por el intercambiador. De acuerdo a esto, los valores de operación y alarma para cada intercambiador son:

### Valores de Operación Protección Anódica

		Intercambiador Secado	Intercambiador Absorción y Producto
Setpoint Oper. Electrodo Control	mV	200	300
Alarma Alta Electrodo Control	mV	350	450
Alarma Baja Electrodo Control	mV	50	150
Alarma Alta Electrodo R1	mV	550	650
Setpoint Detención Seguridad	mV	600	600

Tabla 2.40.- Valores de Operación protección anódica.

De acuerdo a lo anterior, y la lógica de control del sistema, este reaccionará de la siguiente forma al alcanzar un estado de alarma:

- Alarma baja electrodo de control: El sistema alarmará con un sonido y en el display se podrá ver que el nombre CNTRL pestañea. Ante esto, el sistema no se detiene, solamente aumenta la intensidad de corriente para aumentar el potencial hacia el setpoint definido. Solamente se requiere reconocer la alarma.
- Alarma alta electrodo Control y Referencia: El sistema alarmará igual que en el caso anterior, indicando si el valor potencial se sobrepaso en el electrodo de control o de referencia (pestañea la indicación CNTRL o R1). Cuando el sistema llega a esta condición, este se detiene. Por lo tanto se requiere reconocer la alarma y dar partida nuevamente.
- Actúa Setpoint Detención Seguridad: Este actúa como segundo sistema de protección del equipo en caso que el sistema fallara en su modulo de control, o por algún motivo no alcanza a detenerse ante el valor de alarma alta designado. Cuando esto ocurre, se escuchara la alarma sonora pero no se indicara que el electrodo sobrepaso el umbral de 600 mV, el sistema de control de potencia se bloqueara permitiendo partir solamente desde terreno.

## CAPITULO 3

### ANALISIS VARIABLES DE OPERACIÓN.

En este capítulo se busca diferenciar las variables de operación que son fundamentales en el buen funcionamiento de cada uno de los equipos de la Planta de Limpieza de Gases. Con cada equipo se caracteriza las corrientes de entrada y salida, tanto gaseosas como líquidas identificando características de estas, los datos en cada una de las tablas de este capítulo son de referencia, tomados puntualmente en algún instante, lo cuales están dentro de los rangos comunes de operación pudiendo variar si se cambian las condiciones dadas.

#### 3.1.- Quench Venturi:

La operación del Quench Venturi debería ser normalmente muy simple y no presentar problemas. La operación consiste principalmente en observar la temperatura y presión del gas a medida que pasa a través del equipo.

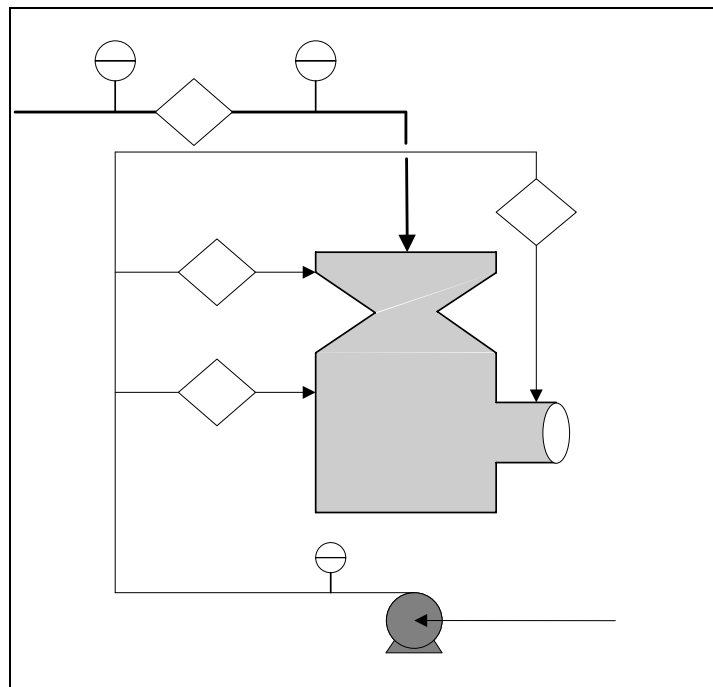


Figura 3.1.- Quench Venturi

Corriente	Tipo	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Presión [mmH <sub>2</sub> O]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
201	Gas	405981	370	-149,1	0	9,8
253	Liquido	434	62,7	360	7,85	0
254	Liquido	200	62,7	360	7,85	0
256	Liquido	54	62,7	360	7,85	0

Tabla 3.1.- Corrientes entrada y salida Quench Venturi.

Temperatura:

El Quench venturi es el primer equipo en ponerse en contacto con el gas de fundición (como se muestra en la figura 3.1), la temperatura de este gas normalmente debiera estar a menos de 370°C. Si la temperatura se desvía significativamente de este valor, se activarán las alarmas de temperatura.

Las bajas temperaturas pueden ocasionar la formación de ácido desde la corriente de gas debido al proceso de condensación, con consecuencias de daños por corrosión al ducto de entrada de la Planta y a la Torre Quench.

Si se presentan Altas Temperaturas a la salida del Quench Venturi, se corren riesgos que se produzcan daños flujo abajo en los equipos construidos con elementos de FRP.

Control de Temperatura: TI-500105, ver figura 3.1.

TAG	Corriente	Temperatura [°C]
TI-500105	201	300-370

Presión:

La presión en el ducto del gas en el Quench Venturi es controlada principalmente para saber si el soplador esta funcionando correctamente. Si se detecta alta presión en el flujo de gases desde la fundición produciría baja producción de ácido y altos niveles de emisiones a la atmósfera.

Control de Presión: PIC-500104, ver figura 3.1.

TAG	Corriente	Presión [mmH <sub>2</sub> O]
PIC-500104	201	-149,1

También se controla la presión a la salida de las bombas del Quench ya que una pérdida de presión puede ser señal de un gasto bajo en el flujo de líquido hacia el Quench Venturi, lo que puede causar altas temperaturas debido a mermas en la capacidad de enfriamiento, con consecuencias de daños flujo abajo en equipos construidos con elementos de FRP.

Control de Presión: PI-651156, ver figura 3.1.

TAG	Corriente	Presión [mmH <sub>2</sub> O]
PI-651156	253	360

### 3.2.- Torre de Retención:

Los principales parámetros de control para la Torre de Retención son la temperatura y el nivel. La temperatura es de importancia primordial ya que una temperatura excesiva puede dañar el FRP.

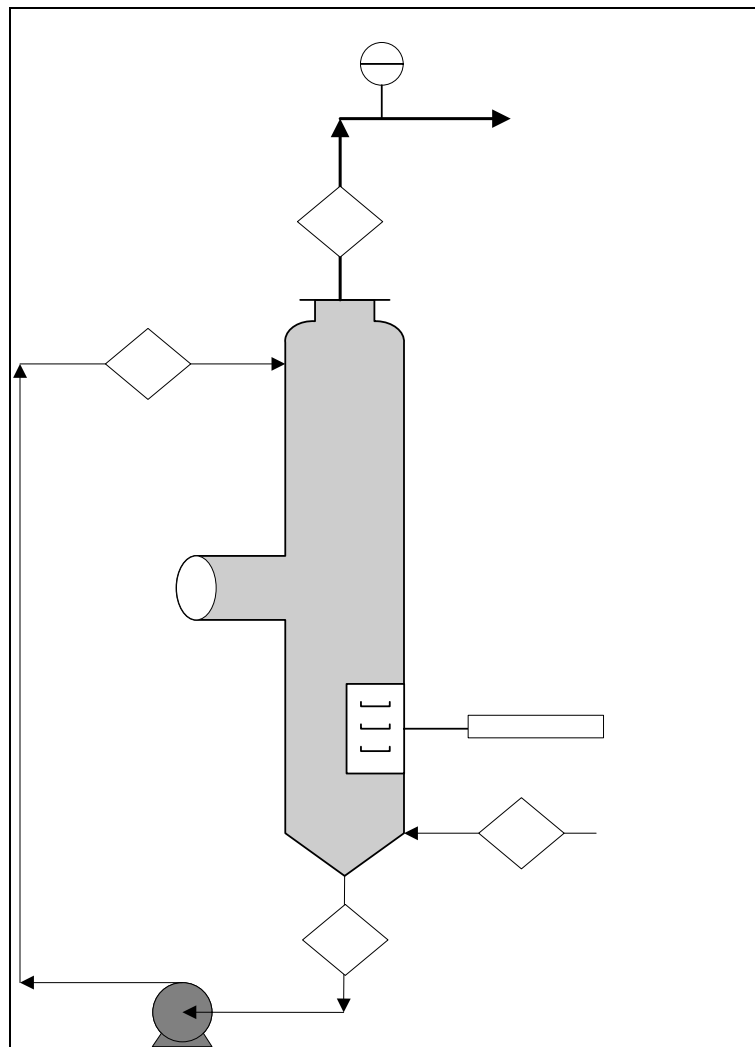


Figura 3.2.- Torre de Retención.

Corriente	Tipo	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
202	Gas	265060	62,7	0	7,98
250	Liquido	1713	62,7	7,85	0
255	Liquido	397	62,7	7,85	0
260	Liquido	653	61,7	7,5	0

Tabla 3.2.- Corrientes entrada y salida Torre de Retención.

Temperatura:

La temperatura de salida del gas variará de acuerdo con los cambios en la composición y contenido de humedad del gas de entrada, pero debiera estar normalmente en el orden de 63°C.

Las altas temperaturas son un gran problema en esta sección de la planta ya que afecta en gran medida al plástico reforzado con fibra de vidrio (FRP) en los equipos y ductos.

Control de Temperatura: TI-651154, ver figura 3.2.

En la Torre de Retención la temperatura esta controlada también por dos termocuplas. La primera acción de ambas termocuplas en el evento de un aumento de temperatura es el de activar una alarma. Si la temperatura continúa aumentando la primera termocupla activará el agua de emergencia cuando se alcance el nivel de alarma Alta/Alta. Si la temperatura aún continúa aumentando la segunda termocupla detendrá el flujo de gas a la planta mediante la detención de los Sopladores y mediante el cierre del damper de entrada. Esto significa que si aparece un problema de temperatura la primera acción es una alarma para alertar al operador. Si la temperatura continúa aumentando el agua de emergencia es activada para intentar controlar el problema y solo si no puede ser controlado se detiene la planta.

TAG	Corriente	Temperatura [°C]
TI-651154	202	≈ 63

Nivel:

El nivel de la torre de retención es controlado debido que es utilizado como estanque de almacenamiento para el líquido quench que se distribuye en esta zona, el líquido en exceso es enviado al lavador de ácido débil. Aquí se cuenta con alarmas de baja como de alta que avisan cuando la operación está fuera de su rango normal.

Si se llegase a un nivel insuficiente en la Torre se corre riesgo de la detención de una de las bombas y en consecuencia la paralización de la planta.

El nivel puede sobrepasar lo necesario hasta que el ácido se rebalse desde la Torre, lo que podría ocasionar la liberación de  $\text{SO}_2$  desde el ácido débil derramado.

Control de nivel: LIC-651153, ver figura 3.2.

TAG	Equipo	Nivel [%]
LIC-651153	Torre de Retención	≈ 40- 80%



### 3.3.- Venturi Scrubber:

El principal parámetro a controlar en el depurador venturi es la caída de presión. Este parámetro es esencialmente importante ya que permite el retiro de las impurezas desde el gas de fundición.

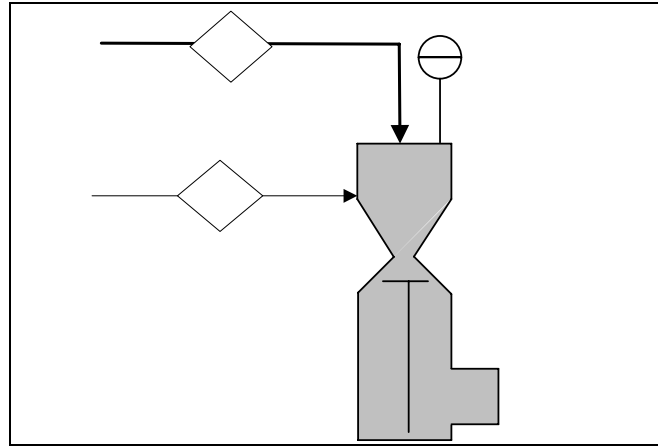


Figura 3.3.- Venturi Scrubber.

Corriente	Tipo	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Presión [mmH <sub>2</sub> O]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
202	Gas	265060	-225,8	0	7,98
258	Liquido	265	360	6,74	0

202

Tabla 3.3.- Corrientes entrada y salida Venturi Scrubber.

Acido de bombas  
De retención

Caída de Presión:

258

El Scrubber (Depurador) Venturi debe ser controlado por caída de presión. La caída de presión generalmente tendrá un valor aproximado de 560 mm H<sub>2</sub>O. Este se puede ajustar en base a las mediciones de impurezas en el flujo de gas. Si la fundición reduce el nivel de las impurezas en el gas entonces se podrá reducir la caída de presión.

Debido al polvo en el gas, los sellos y el rodamiento del Impulsor en el Depurador Venturi se lavan con agua de la Torre de Enfriamiento de Gases. La presión del agua hacia los sellos y los rodamientos está indicada en los manómetros de presión local.

Control de caída de presión: PDIC-653051, ver figura 3.3.

TAG	Equipo	Caída de Presión [mm de H <sub>2</sub> O]
PDIC-653051	Depurador Venturi	≈ 500-600

### 3.4.- Torre de Enfriamiento de Gases:

La temperatura es la principal variable que se controla en esta Torre.

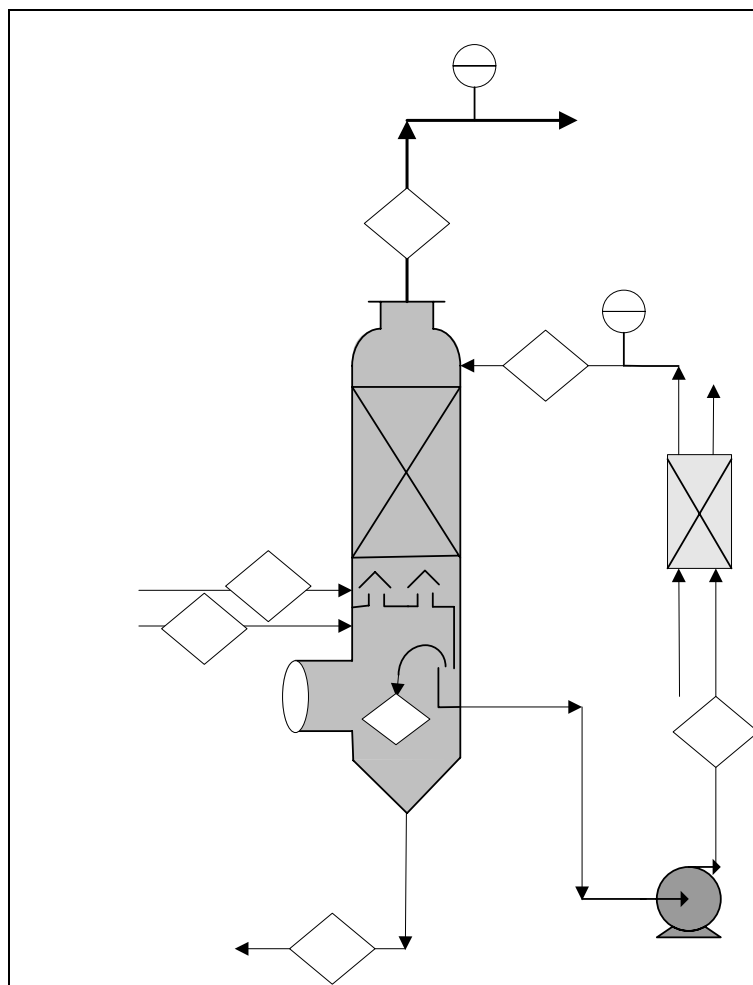


Figura 3.4.- Torre de Enfriamiento.

Corriente	Tipo	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
204	Gas	166414	27	0	6,9
208	Gas	1407	61,3	0	0
259	Liquido	354	62,7	7,85	0
260	Liquido	653	61,7	7,5	0
261	Liquido	1047	45,3	0,87	0
262	Liquido	1040	25	0,87	0
263	Liquido	34	45,3	0,87	0

Tabla 3.4.- Corrientes entrada y salida Torre de Enfriamiento.

Temperatura:

En esta Torre la variable principal es la Temperatura tanto de entrada y salida de Gases, como la temperatura a la que entra el ácido a la Torre.

Alarmas tanto de Alta como de Baja existen en la Torre de Enfriamiento respecto a alteraciones en el proceso. La temperatura Alta significa que el gas puede estar transportando un exceso de agua hacia la zona de ácido concentrado, lo cual puede resultar en que la planta sea incapaz de producir la concentración deseada de ácido, debido a que no se está cumpliendo con el balance de Agua. Una baja temperatura puede resultar en un desempeño reducido de los Precipitadores Electroestáticos con un producto que no cumple con las especificaciones deseadas.

El ajustar la temperatura de ácido a la Torre generalmente corrige los problemas de temperatura. La temperatura de entrada normalmente debiera ser 25°C. Un bypass alrededor de los enfriadores de Ácido Débil controla esta temperatura. Una alta temperatura pudiera indicar que los intercambiadores de placa están sucios y necesitan ser limpiados. Hay indicadores de temperatura local en la salida de cada intercambiador de modo que se pueda determinar el desempeño de cada unidad.

Control de Temperatura: TI-653053, salida de gases, ver figura 3.4.

TIC-654057, salida de enfriadores de placas, ver figura 3.4.

TAG	Corriente	Temperatura [°C]
TI-653053	204	25-30
TIC-654057	262	20-30

### 3.5.- Precipitadores Electroestáticos:

En esta sección de la planta el principal parámetro a controlar es el voltaje, el cual esta constantemente conectada a variados factores que pueden inducir en el rendimiento de los precipitadores como son: Características de las partículas (concentración, tamaño), Temperatura y contenido de SO<sub>2</sub> del gas, velocidad del flujo y composición de los gases.

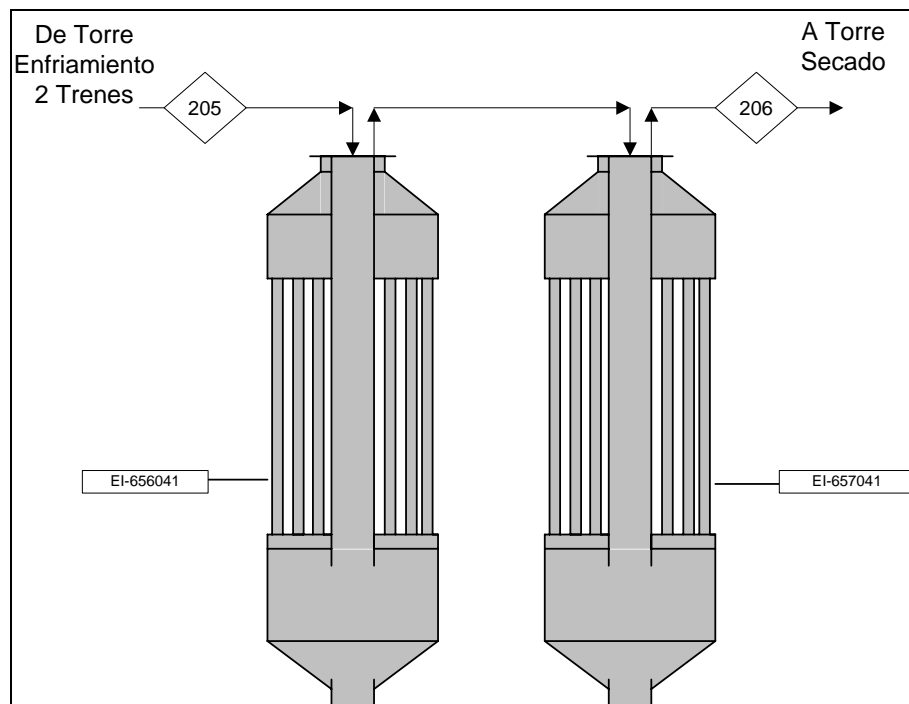


Figura 3.5.- Precipitadores Electroestáticos.

Corriente	Tipo	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
205	Gas	399,421	0	10,44
206	Gas	416044	0	10,30

Tabla 3.5.- Corrientes entrada y salida Precipitadores Electroestáticos.

Voltaje:

La planta posee cuatro precipitadores electroestáticos cada uno con dos etapas por lo tanto se podría decir que hay ocho equipos, cada uno de estos esta diseñado con su propio Controlador de Voltaje Automático (AVC).

Es primordial controlar este parámetro de operación ya que la velocidad a la cual las partículas de neblina de ácido sulfúrico y el polvo que vienen en el gas desde la Torre de Enfriamiento son eliminadas es proporcional al voltaje aplicado.

Este voltaje se aplica a un electrodo instalado en el centro de cada tubo colector, imparte una carga positiva sobre las partículas de la neblina de entrada. A medida que el gas fluye ascendentemente a través de los tubos colectores las partículas positivamente cargadas son atraídas a este, y recolectados en la superficie del colector negativamente cargado (a tierra). El gas parcialmente limpio egresa a través del vestíbulo superior.

Por lo tanto, es deseable mantener el voltaje del precipitador tan alto como sea posible en orden a maximizar la eficiencia de recolección.

Sin embargo, si el voltaje es continuamente aumentado eventualmente se alcanzará un potencial de electrodo donde se formará una chispa o una transferencia eléctrica entre el electrodo y la pared del tubo. Si el voltaje se aumenta más allá de éste punto se formará una chispa de alta frecuencia y se podría establecer un arco de poder continuo que puede dañar la superficie del colector, entonces se debe controlar la frecuencia de las chispas o la transferencia eléctrica.

Por lo tanto si el voltaje no se controla correctamente se producirán variados problemas en los equipos siguientes, el polvo y la neblina de ácido sulfúrico que no son retirados del flujo de gas pueden condensar en los equipos corriente abajo de la planta de ácido y corroer el Soplador y los intercambiadores de calor gas a gas. Las partículas finas y la neblina ácida pasarán también a través de la Torre de Secado y se recolectarán en las camas catalizadoras del convertidor. Esto resultará en una pérdida de la actividad del catalizador y un aumento en la caída de presión del mismo catalizador lo que a su vez

resultará en una reducción de la capacidad de operación de la planta y en la necesidad de una limpieza más frecuente del catalizador. Por lo tanto es vital que se mantenga en todo momento una alta eficiencia en la operación de los precipitadores electrostáticos.

Control de Voltaje: EI-656041, ver figura 3.5.

TAG	Equipo	Voltaje [KV]
EI-656041	1 <sup>er</sup> Estado Precipitador.	50-70
EI-657041	2 <sup>ndo</sup> Estado Precipitador.	50-70

### 3.6.- Torre de Secado:

La torre de Secado es el primer equipo dentro de la zona de Contacto, este es uno de los equipos en los cuales transita ácido sulfúrico concentrado por lo que se trabajara en forma mas acabada identificando los materiales de las distintas corrientes de entrada y salida de esta. Para el correcto funcionamiento de esta se necesitan controlar estos parámetros, Concentración, Temperatura de ácido y gas, además de Flujo de ácido sulfúrico.

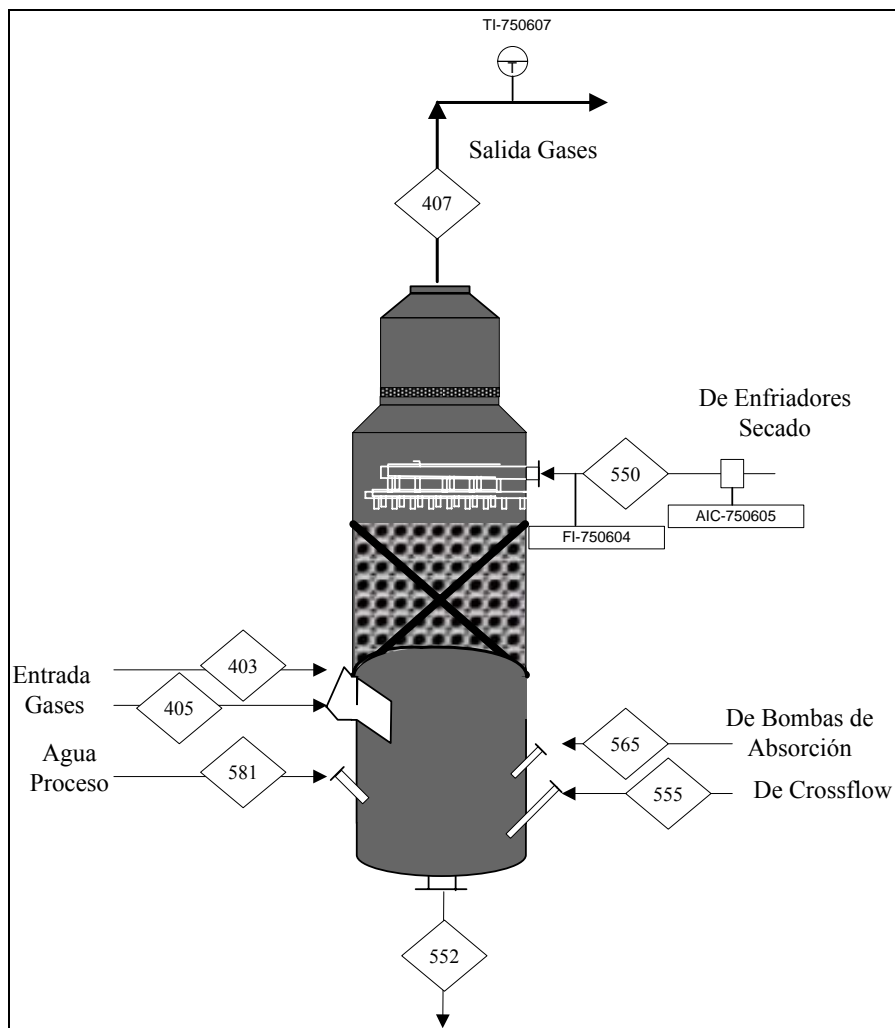


Figura 3.6.- Torre de Secado.

Corriente	Servicio (ducto, cañería)	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Presión [mmH <sub>2</sub> O]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]	Diametro [mm]	Material (ducto, cañería)	Material (junta)
403	SO2 Gas Humedo	347421	27,1	-1134,6	0	6,78	2600	FRP, ducto	EPDM, peroxido curado
405	SO2 Gas Seco	54938	63	-1134,6	0	0	900	Acero inoxidable 316, ducto	Fibra comprimida de carbon
407	SO2 Gas Seco	419503	45	-1445,3	0	6,21	2900	Acero inoxidable 316, ducto	Fibra comprimida de carbon
550	Acido sulfurico concentrado	783	45	318	96,4	0	300	SARAMET	Blue Gylon
552	Acido sulfurico concentrado	1070	66	398	96,4	0	500	SARAMET	Blue Gylon
555	Acido sulfurico concentrado	279	67,8	25	96,27	0	450	SARAMET	Blue Gylon
565	Acido sulfurico concentrado	273	75	496	98,5	0	200	SARAMET	Blue Gylon
581	Agua de Proceso	0	20	200	0	0	50	Teflon	Blue Gylon

Tabla 3.6.- Corrientes entrada y salida Torre de Secado.



### Concentración:

Una de las características principales de las plantas de ácido sulfúrico son los variados materiales de construcción usados, principalmente para tratar el medio agresivo a los que son sometidos. En la zona de contacto se utilizan materiales específicos por donde transita el ácido sulfúrico concentrado caliente. Una de las razones de controlar la concentración es debido a que estos se ven altamente afectados a bajo niveles de concentración en el ácido de secado. Si llegase a transitar ácido diluido en el circuito de secado, se aceleraría el ritmo de corrosión de las cañerías, distribuidor de ácido, intercambiadores de calor, etc. Con una alta concentración del ácido, también se producen problemas, existirá de una pérdida de control en los flujos cruzados y en consecuencia, cantidades relativamente grandes de SO<sub>2</sub> disueltas en el ácido de secado, las que circularan en las camas del catalizador dentro del convertidor, dando como resultado una baja eficiencia en la conversión, junto con altos niveles de emisiones a la atmósfera.

También se pueden detectar problemas en los intercambiadores de calor que enfrían el ácido de secado antes de entrar a la torre, midiendo el PH desde el sistema de agua de enfriamiento, si este es muy bajo se puede deducir que los tubos del intercambiador están afectados por corrosión y existe una filtración de ácido hacia el agua de enfriamiento.

Medidor de Concentración: AIC-750605, ver figura 3.6.

TAG	Corriente	% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
AIC-750605	550	93-96.5%

### Temperatura:

La temperatura en la Torre de Secado se debe controlar tanto a la entrada del gas como a la salida, debido a que si el gas ingresa a una temperatura elevada a la Torre, el ácido que viene de los enfriadores no cumpliría con la tarea de enfriar lo requerido. Con un secado inadecuado de los gases en la Torre de Secado, se producirán aumentos en los niveles de condensación de ácido en los intercambiadores de calor de gas a gas, produciendo corrosión en estos.

La temperatura del ácido también tiene que ser la adecuada para cumplir con la tarea de retirar la humedad desde la corriente gaseosa, si no el gas saldrá húmedo causando graves problemas de corrosión.

A raíz del nivel relevante de calor generado durante el proceso de secado de los gases, el sistema está diseñado para enfriar el ácido circulante y manejar en niveles adecuados su concentración y temperatura.

Control de Temperatura: TI-750607, ver figura 3.6.

TAG	Corriente	Temperatura [°C]
TI-750607	407	30-50

Flujo:

La Torre de Secado cumple con la tarea de quitar la humedad desde el gas, si existe un bajo nivel de flujo hacia la Torre, se producirá un secado inadecuado de los gases de proceso, generándose neblina ácida y ocasionándose bajas en el punto de rocío de los gases, con consecuencias de daños por corrosión en los equipos, junto con posibles daños al catalizador y altos niveles de emisiones por la chimenea. Si continúan las reducciones en el flujo, se paralizará la planta por activación de enclavamientos.

Control de Flujo: FI-750604, ver figura 3.6.

TAG	Corriente	Flujo [m <sup>3</sup> /H]
FI-750604	550	≈1000

**3.7.- Convertidor Catalítico:**

Las dos variables del proceso principal que afectan la operación del convertidor y el sistema de intercambio de calor, son la concentración del gas SO<sub>2</sub> y la temperatura de entrada a cada cama.

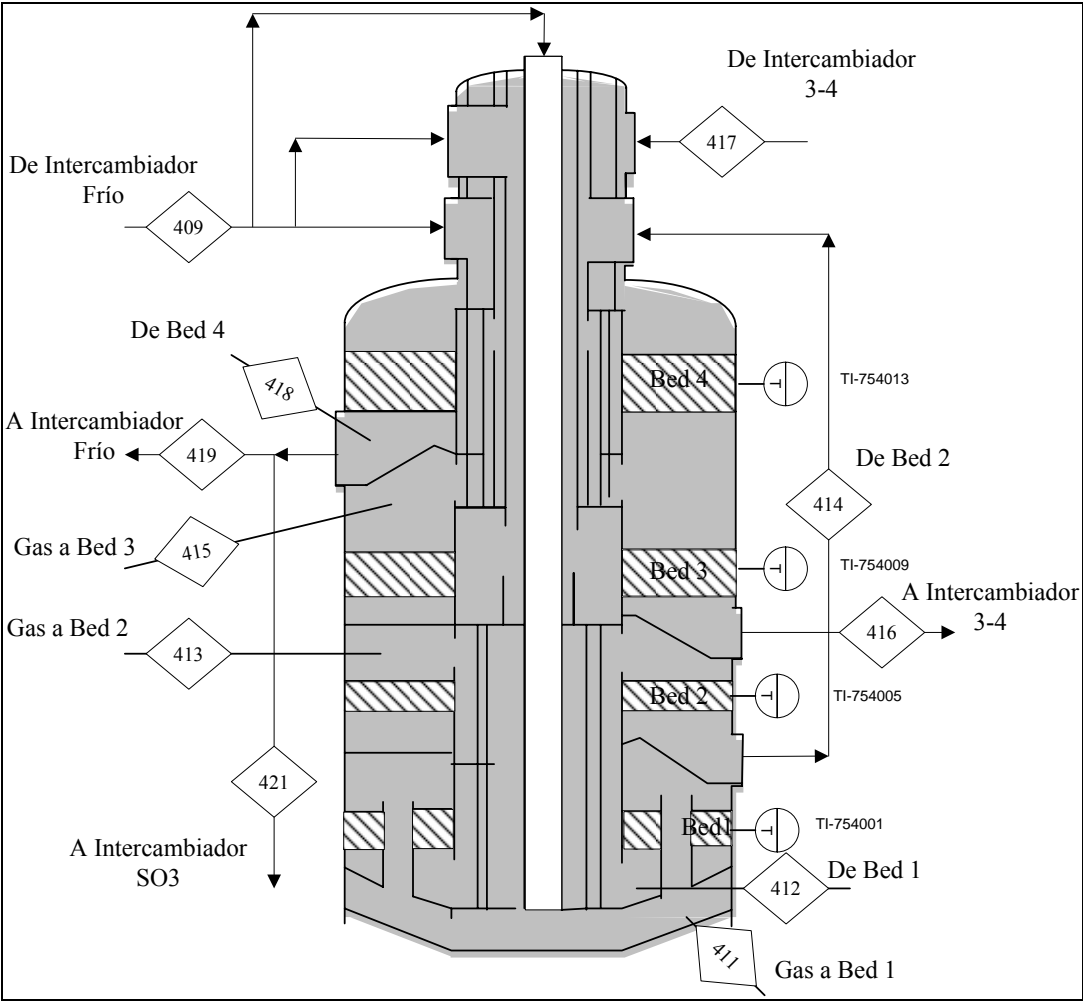


Figura 3.7.- Convertidor Catalítico.

Corriente	Tipo	Flujo [Nm <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
409	Gas	458183	249,7	0	6,21
411	Gas	637536	420	0	6,21
412	Gas	761581	564,9	0	1,39
413	Gas	643016	430	0	1,39
414	Gas	678082	462,8	0	0,27
415	Gas	660130	435	0	0,27
416	Gas	673158	438,7	0	0,14
417	Gas	664776	420	0	0,14
418	Gas	679850	421,5	0	0,09
419	Gas	473489	421,5	0	0,09
421	Gas	207649	421,5	0	0,09

Tabla 3.7.- Corrientes entrada y salida Convertidor Catalítico.

#### Concentración de SO<sub>2</sub>:

Si el gas ingresa al convertidor con una alta concentración de SO<sub>2</sub> (> 9,6%), se reflejaría en las altas concentraciones de este en el gas enviado a la chimenea debido a la mala conversión a trióxido de azufre, lo que produciría baja eficiencia, con niveles de emisión fuera de los parámetros adecuados.

La concentración SO<sub>2</sub> se puede controlar mediante dilución con aire. En general no habrá ajustes en la concentración de SO<sub>2</sub> desde la sección de limpieza de gas. Sin embargo para ciertas condiciones de operación habrá insuficiente O<sub>2</sub> en el gas desde la fundición para lograr una buena eficiencia en la conversión SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub>. Esto es generalmente un problema cuando la proporción O<sub>2</sub> a SO<sub>2</sub> es menor que 1,1:1.

Control de Concentración SO<sub>2</sub>: AI-751010, ver figura 3.7.

TAG	Equipo	% SO <sub>2</sub>
AI-751010	Convertidor	< 9,6

Temperatura:

El gas de alimentación al reactor catalítico tiene que estar completamente seco, por las siguientes razones:

1. Formación accidental de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  por reacción del agua con el  $\text{SO}_3$ .
2. Condensación del ácido sulfúrico en intercambiadores de calor.
3. Corrosión.

El gas comprimido que es enviado del soplador al convertidor debe ser calentado aproximadamente de  $104^\circ\text{C}$  a  $420^\circ\text{C}$  antes de ingresar a las cama catalizadora.

Esto se realiza en tres etapas, primero los gases pasan al convertidor frío donde son calentados aproximadamente de  $104^\circ\text{C}$  a  $160^\circ\text{C}$ , si este aumento de temperatura no se lleva a cabo satisfactoriamente y se detecta baja temperatura de gas en la salida del Intercambiador Frío, se generará condensación de  $\text{SO}_3$  en el Intercambiador acelerando como resultado el ritmo de corrosión del equipo, lo mismo para el intercambiador intermedio y para el intercambiador caliente donde la temperatura alcanza los  $420^\circ\text{C}$  necesaria para ingresar a las camas catalizadoras.

La temperatura de entrada y salida de las camas catalizadoras siempre tiene que estar en rangos adecuados, si estos no son los indicados se producen problemas los cuales son los mismos para todas las camas catalizadoras, mala conversión, baja eficiencia, altos niveles de emisiones. Asimismo, sobrecalentamiento y daños al catalizador y/o a los equipos.

Los intercambiadores 3-4 y  $\text{SO}_3$ , son los encargados de enfriar las corrientes gaseosas con aire extraído del ambiente para conseguir el enfriamiento deseado. Si se detecta baja temperatura de este aire al enfriador se correrán riesgos de producirse condensación de ácido en los enfriadores y si se detecta alta temperatura se producirá el mismo efecto que produce la temperatura en las camas catalizadoras.

Además el intercambiador  $\text{SO}_3$ , enfría el ácido que sale del convertidor y es enviado a la Torre de Absorción, si se detecta alta temperatura en el flujo de aire al Enfriador de  $\text{SO}_3$  se producirán insuficiencias en el enfriamiento, lo que derivará en altas temperaturas en el gas suministrado a la Torre de Absorción junto con la generación de niveles excesivos de neblina ácida.

Por ultimo un gas con exceso de SO<sub>2</sub> puede sobrecalentar al catalizador, produciendo problemas de eficiencia.

TAG	Entrada Cama	Temperatura [°C]
TI-754001	1	≈ 420
TI-754005	2	≈ 430
TI-754009	3	≈ 435
TI-754013	4	≈ 400

### 3.8.- Torre de Absorción:

Al igual que la torre de Secado, esta torre esta expuesta a acido sulfúrico concentrado caliente, por lo que se debe tener especial cuidado en la concentración del acido y su temperatura.

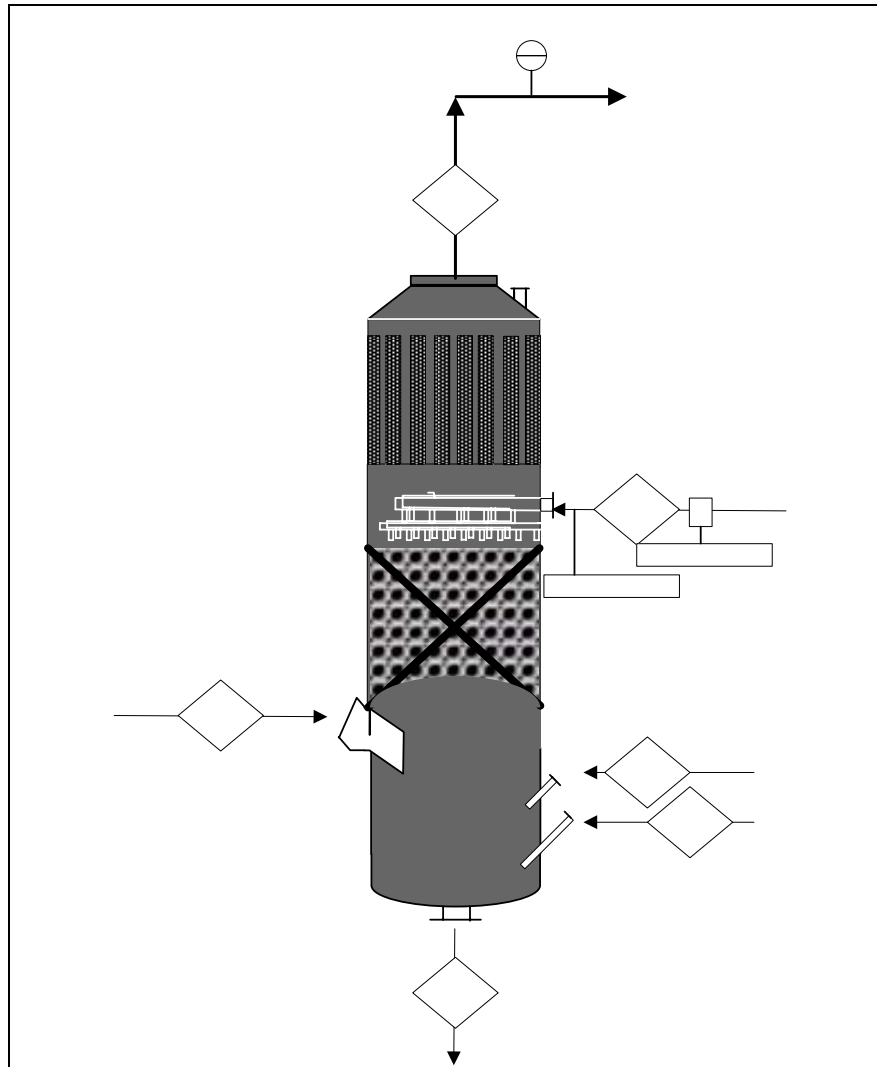


Figura 3.8.- Torre de Absorción.

Corriente	Servicio (ducto, cañería)	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]	Diametro [mm]	Material (ducto, cañería)	Material (junta)
423	SO3 Gas	540859	210	0	0,17	2800	Acero al Carbon, ducto	Fibra comprimida de carbon
424	SO2 Gas Seco	376217	75	0	0,19	2100	Acero al Carbon, ducto	Fibra comprimida de carbon
556	Acido sulfurico concentrado	279	67,8	96,27	0	300	SARAMET	Blue Gylon
560	Acido sulfurico concentrado	1708	75	98,5	0	450	SARAMET	Blue Gylon
562	Acido sulfurico concentrado	2084	107,9	98,5	0	700	SARAMET	Blue Gylon
582	Agua de Proceso	12	20	0	0	50	Teflon	Blue Gylon

Tabla 3.8.- Corrientes entrada y salida Torre de Absorción.



### Concentración:

Si se detecta baja concentración en el ácido de absorción estas derivarán en una mala absorción del SO<sub>3</sub> contenido en el flujo de gases, conduciendo a la formación de neblina ácida y a la generación de una descarga desde la chimenea, junto con altos niveles de emisiones a la atmósfera. Desde el punto de vista de ataque químico contra el material una baja concentración derivaría en una rápida corrosión en los ductos y cañerías.

Control de concentración H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>: AIC-756505, ver figura 3.8.

TAG	Corriente	% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
AIC-756505	560	96,5-98,5%

### Temperatura:

Los problemas con temperatura se pueden producir tanto en la entrada de la Torre de Absorción como a la salida, si el gas entra a una temperatura mayor puede derivar en niveles excesivos de formación de neblina ácida en la Torre, así como también en altos niveles de emisiones por la Chimenea . Si a la salida de la torre presenta problemas de temperaturas excesivas se produce aumentos en el ritmo de corrosión en el sistema de cañerías de ácido.

Control de Temperatura: TI-756508, ver figura 3.8.

TAG	Corriente	Temperatura [°C]
TI-756508	424	60-80

### Flujo:

Los bajos niveles de flujo hacia la Torre de Absorción, ocasionarán una absorción deficiente del SO<sub>3</sub> contenido en los gases de proceso que salen de la Cama N° 4 del convertidor, lo que derivará a su vez en la generación de neblina ácida desde la Chimenea. Si continúan las disminuciones del flujo, tendrán como resultado una paralización de la planta.

Control de Flujo: FI-756504, ver figura 3.8.

TAG	Corriente	Flujo [m <sup>3</sup> /H]
FI-756504	560	1500-2000

### 3.9.- Torre de flujo Cruzado:

Este equipo es el encargado de retirar el anhídrido sulfuroso que es absorbido por el ácido en la zona de contacto, se deben controlar principalmente los siguientes parámetros, flujo y nivel.

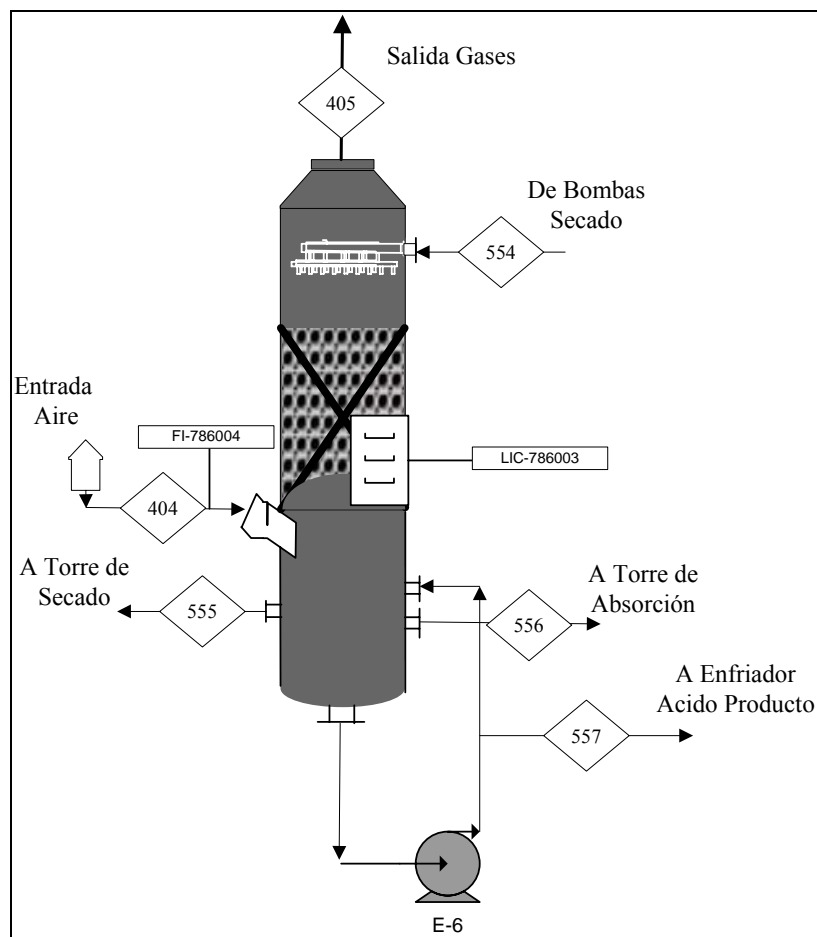


Figura 3.9.- Torre de Flujo Cruzado

Corriente	Servicio (ducto, cañería)	Flujo [m <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]	Diametro [mm]	Material (ducto, cañería)	Material (junta)
404	Aire	44321	30,5	0	0	2800	Acero al Carbon, ducto	Fibra comprimida de carbon
405	SO2 Gas Seco	54938	63	0	0	2100	Acero al Carbon, ducto	Fibra comprimida de carbon
554	Acido sulfurico concentrado	278	66	96,4	0	200	SARAMET	Blue Gylon
555	Acido sulfurico concentrado	279	67,8	96,27	0	450	SARAMET	Blue Gylon
556	Acido sulfurico concentrado	279	67,8	96,27	0	300	SARAMET	Blue Gylon
557	Acido sulfurico concentrado	0	67,8	96,27	0	150	SARAMET	Blue Gylon

Tabla 3.9.- Corrientes entrada y salida Torre de Flujo Cruzado.

Flujo:

El mayor problema se produciría si se detectara bajo flujo hacia la Torre ya que redundarán en una separación inadecuada del SO<sub>2</sub> contenido en el ácido de secado, con resultados de altos niveles de traspaso de SO<sub>2</sub> a la chimenea, así como también altos contenidos de SO<sub>2</sub> en el ácido de producción.

Control de flujo: FI-786004, ver figura 3.9.

TAG	Corriente	Flujo [Nm <sup>3</sup> /H]
FI-786004	404	≈50000

Nivel

Si se detecta un alto nivel se producirá el rebalse del Crossflow Stripper hacia la Torre de Secado, ocasionando problemas para controlar la concentración de ácido en el sistema de ácido de secado. Si se detecta un bajo nivel, las Bombas de Producto pueden dañarse por efectos de cavitación. Las bombas se detendrán al activarse la alarma de nivel bajo-bajo.

Control de Nivel: LIC-7886003, ver figura 3.9.

TAG	Equipo	Nivel [%]
LIC-786003	Torre de Flujo Cruzado	≈ 40- 80%

### **3.10.- Soplador Principal:**

Es el equipo encargado de traer el gas de proceso desde la fundición, pasando a través del sistema de limpieza de gases, y lo impulsa sucesivamente por los intercambiadores de calor, por las camas de catalizador y por la torre de absorción. Los principales parámetros ha controlar son concentración de SO<sub>2</sub>, y presión de succión y descarga.

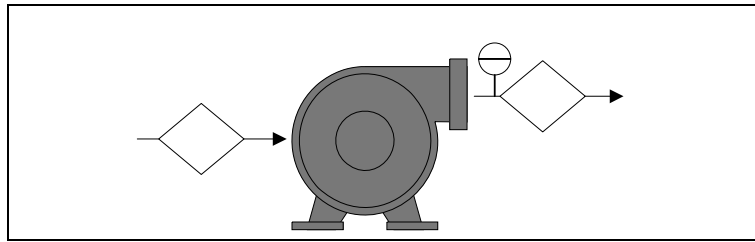


Figura 3.10.- Soplador Principal.

## Gases

Corriente	Tipo	Flujo [Nm <sup>3</sup> /H]	Temperatura [°C]	Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [%]	Concentración SO <sub>2</sub> [%]
407	Gas	44321	45	0	6,21
408	Gas	54938	96,4	0	6,21

Tabla 3.10.- Corrientes entrada y salida Soplador Principal.

Concentración de SO<sub>2</sub>:

Si el gas viniera con baja concentración la planta perderá su condición de autotermal. No podrá controlar las caídas de temperatura, y experimentará una mala conversión, junto con una baja eficiencia y altos niveles de emisiones a la atmósfera.

Control de concentración SO<sub>2</sub>: AI-751010, ver figura 3.10.

TAG	Equipo	% SO <sub>2</sub>
AI-751010	Convertidor	< 9,6

Presión:

Baja presión en lado de succión del soplador, si se detecta estos problemas se pueden desarrollar variados problemas como daños en equipos ubicados en el lado de succión de la planta y si se detecta alta presión la presión seguirá aumentando hasta que el soplador se detenga.

Control de Presión: PI-751013, ver figura 3.10.

TAG	Corriente	Presión [mmH <sub>2</sub> O]
PI-751013	408	1500-2000

## CAPITULO 4

### CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS MATERIALES

En este capítulo se describen algunos materiales utilizados en la Zona de Contacto de la PLG2. Principalmente se analizan los aceros utilizados en los equipos. Además de otros materiales de importancia.

La construcción de los equipos se ha desarrollado en base a dos familias de acero, acero al carbono y aceros inoxidable, el acero al carbono se utiliza principalmente en la construcción del manto de los equipos, y los aceros inoxidables en los sectores expuestos a ácido sulfúrico concentrado.

#### 4.1.- Configuración estructural Torres Zona de Contacto. [Ref 2].

La configuración estructural de las Torres que interactúan con el ácido sulfúrico concentrado, (Torre de Secado, Crossflow Stripper, Torre de Absorción), es como se aprecia en el siguiente recuadro, desde el exterior hacia el interior de la Torre:

Configuración Torres zona Contacto

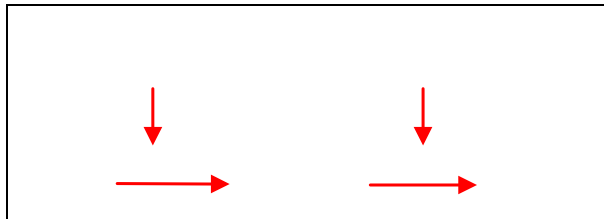


Figura 4.1.- Configuración Torres Zona de Contacto.

Los revestimientos utilizados en las torres de la zona de contacto de ambas plantas poseen una configuración similar a los revestimientos de la zona de limpieza de gases. El revestimiento se compone de una capa de Pecora Mastic (cemento asfáltico) que es aplicada sobre el acero, luego una lámina de Teflón® (PTFE) es colocada sobre la capa de Mastic mientras ésta se encuentra pegajosa. A continuación, sobre el teflón, se aplica una capa de mortero antiácido en donde es instalada la primera capa de ladrillos antiácidos, para seguir con las siguientes.

Existen unas pequeñas diferencias de configuración del revestimiento entre torres, por ejemplo, en la entrada de gases de la Torre de Secado de la PLG N°2, la lámina de Teflón® es reemplazada por una capa de 6 mm de caucho Clorobutilo.

En la planta, principalmente la zona de contacto existe establecida una gama de materiales de construcción, las tres torres de la zona de contacto que interactúan con ácido no difieren casi en nada una de otra. Una diferencia entre estas tres torres es el eliminador de neblina ácida. En la Torre de Secado éste es tipo malla de teflón y en la Torre de absorción es tipo vela de fibra de vidrio, por último en la Torre de Flujo Cruzado no posee eliminador de neblina.

En el siguiente recuadro se puede apreciar los tipos de aceros utilizados en las torres:

Materiales Torres Zona de Contacto expuestas ácido			
	Torre secado	Torre Absorción	Crossflow Stripper
Manto y Fondo	ASTM A 283 °C	ASTM A 283 °C	ASTM A 283 °C
Manto Cónico	SS 316L	SS 316L	SS 316L
Demister	Teflón (PTFE)(Tipo malla)	Fibra de Vidrio (Tipo vela)	
Carcasa Demister	SS 316L	SS 316L	
Soporte Demister	SS 316L	SS 316L	
Rejilla Demister	SS 316L	SS 316L	
Distribuidor	SARAMET 23	SARAMET 23	SARAMET 23

Tabla 4.1.- Materiales Torres zona de Contacto.

Como se aprecia en el capítulo tres, donde se especifican las corrientes de entrada y salida de las Torres de Secado, Absorción y Flujo Cruzado, el acero utilizado para el tránsito de ácido sulfúrico concentrado desde una torre a otra o desde las bombas hacia las torres es exclusivamente de SARAMET, acero inoxidable austenítico con alto contenido en silicio. Debido a la relevancia de este material se tratará con especial atención todo lo que es la Tecnología SARAMET.

#### 4.2.- Aceros Inoxidables zona de Contacto:

En la zona de contacto se dispone principalmente de aceros inoxidables de la serie 300, estos son los más utilizados dentro de la planta por sus propiedades apropiadas para las condiciones de operación existentes.

Los aceros inoxidable de la serie 300, son aceros austeníticos. En estos aceros el contenido de Cromo varía de 16 a 28%, el de Níquel de 3,5 a 22% y el de Molibdeno 1,5 a 6%.

Los tipos más comunes son el AISI 304, 304L, 316, 316L, 310 y 317. Las propiedades básicas son: Excelente resistencia a la corrosión, excelente factor de limpieza, fáciles de transformar, excelente soldabilidad, no se endurecen por tratamiento térmico, se pueden utilizar tanto a temperaturas criogénicas como a elevadas temperaturas. Los más utilizados en la planta son 304, 304L, 316 y el 316L.

La aleación SARAMET también es un acero inoxidable austenítico, pero este posee cualidades mejoradas para trabajar con ácido sulfúrico concentrado, estas características se apreciarán cuando se analice más adelante en este capítulo la tecnología SARAMET.

#### *4.2.1.- Acero Inoxidable AISI 304: (SS 304)*

El tipo 304 es un acero austenítico que posee un mínimo de cromo del 18% y de níquel del 8%, combinado con un máximo de 0.08% carbono. Es un acero no magnético que no puede ser endurecido por tratamiento térmico, sino que por el contrario debe trabajarse en frío para obtener fuerzas extensibles más altas.

El contenido mínimo de 18% cromo proporciona resistencia a la corrosión. Las características metalúrgicas de la aleación son establecidas sobre todo por el contenido del níquel 8%, que también amplía la resistencia a la corrosión. El carbón, una necesidad, se sostiene en un nivel (0.08% máximos) que sea satisfactorio para la mayoría de los usos y servicio. La aleación inoxidable resiste la mayoría de los ácidos.

#### *4.2.2.- Acero inoxidable AISI 304L: (SS 304L)*

Lo primero que se debe analizar es porque este tipo de acero tiene la letra “L”, esta letra indica que este acero posee bajo contenido en carbón. En este acero el contenido de carbón se debe mantener por bajo o igual a 0,03%, esto para evitar la precipitación del carburo. Al acero cuando se aumenta la temperatura hasta la llamada gama crítica 800 a 1600 °F, (426 a 872 °C), el carbón se desprende hacia la superficie del metal mezclándose con el cromo y recolectándose en los límites del grano. Esto priva al acero del cromo en solución y



promueve la corrosión adyacente a los límites del grano. Controlando la cantidad de carbón este problema es reducido al mínimo.

Uno de los inconvenientes de este acero en comparación al 304 es que es más costoso y que el carbón a altas temperaturas imparte gran fuerza al material.

Las propiedades de este acero no varía en demasía en comparación con el 304, la característica principal es que este tiene mayor resistencia a la corrosión en este tipo de plantas por las condiciones de proceso existentes.

#### *4.2.3.- Acero inoxidable AISI 316: (SS 316)*

El tipo 316 es también acero inoxidable austenítico, no magnético, y termal como el tipo 304. El contenido de carbón que posee es 0.08% como máximo, mientras que el contenido del níquel se aumenta levemente. Qué distingue el tipo 316 del tipo 304 es la adición del molibdeno hasta un máximo de 3%. El molibdeno aumenta la resistencia a la corrosión de esta aleación de cromo-níquel y particularmente, inhibe las picaduras causadas por los cloruros. En virtud de la adición del molibdeno, el tipo 316 puede soportar ataque corrosivo debido a soluciones de sodio y calcio, soluciones de hipoclorito y ácido fosfórico.

#### *4.2.4.- Acero inoxidable AISI 316L: (SS 316L)*

Tiene las mismas características que el acero 304 L, pero la adición de molibdeno mejora su resistencia a la corrosión frente a ciertos medios muy activos, como los siguientes: ácido sulfúrico diluido; ácido fosfórico; soluciones alcalinas; ciertas soluciones salinas. Debido a su bajo contenido de Carbono no presenta corrosión intergranular aun en estado recalentado. Se suelda fácilmente, para soldar hay que usar electrodos del mismo tipo de acero.

Como se aprecia en la tabla 4.2 la diferencia entre los aceros 304 y 316 es el contenido de molibdeno, este elemento mejora la resistencia a la corrosión en ácido sulfúrico, y el contenido de carbón diferencia a los aceros inoxidables comunes con los aceros tipo "L".

Composicion aceros inoxidable Zona Contacto [%]							
	Carbon [C] max	Manganeso [Mn] max	Silicio [Si] max	Fosforo [P] max	Nickel [Ni]	Cromo [Cr]	Molibdeno [Mo]
AISI 304	0,08	2	1	0,045	8-10,5	18-20	-----
AISI 304L	0,03	2	1	0,045	8-10,5	18-20	-----
AISI 316	0,08	2	1	0,045	10-14	16-18	2-3
AISI 316L	0,03	2	1	0,045	10-14	16-18	2-3

Tabla 4.2.- Composición aceros inoxidables zona de Contacto.

De estos cuatro aceros utilizados el que mas importancia tiene en la planta es el 316L, el cual esta presente en gran parte de las torres y en los intercambiadores anódicos. En la figura 4.2 se aprecia el diagrama Isocorrosión del Acero Inoxidable 316L, [Ref 3].

Diagrama Isocorrosión del Acero Inoxidable 316L.

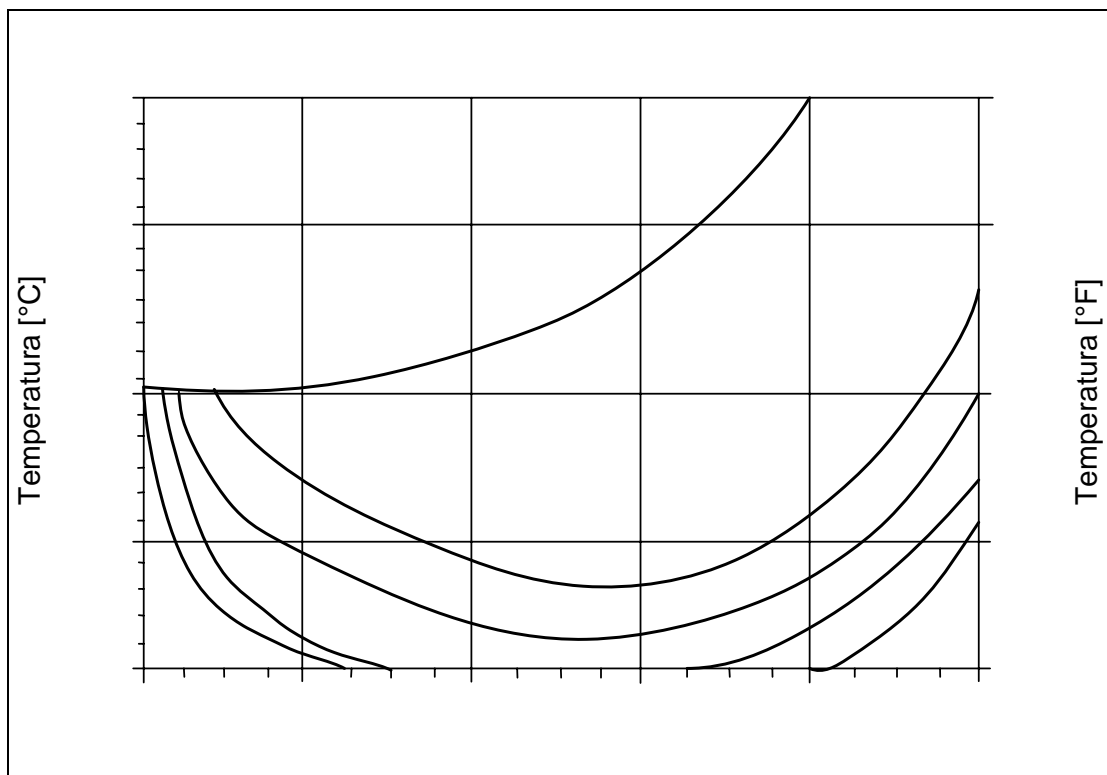


Figura 4.2.- Diagrama de Isocorrosión Acero Inoxidable 316L.

Acero Inoxidable 3

#### 4.3.- Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio: (FRP), [Ref 4]



Figura 4.3.- Ducto FRP planta de acido.

El Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio (FRP) es un material compuesto, constituido por una estructura resistente de fibra de vidrio y un material plástico que actúa como aglomerante de las mismas. El refuerzo de fibra de vidrio, provee al compuesto: resistencia mecánica, estabilidad dimensional, y resistencia al calor. La resina plástica aporta: resistencia química dieléctrica.

Para la fabricación de fibra de uso en plástico reforzado, se emplea el vidrio tipo “E”, el cual es un vidrio borosilico, con escaso contenido de álcalis, (menor a 1%).

Se fabrican diferentes tipos de refuerzo de fibra de vidrio, según las necesidades, en cuanto al diseño y al proceso de transformación a emplear.

El (FRP) es inerte a una gran cantidad de compuestos. La inercia química, está influenciada por la temperatura, el tipo de resina usada y la concentración del producto agresivo. La elección de la resina correcta, surgirá de un estudio de las condiciones y tipo de fluidos a tratar.

El (FRP) resiste perfectamente la corrosión de los medios más agresivos y al ser un material dieléctrico está excluido de los casos de corrosión electroquímica, una de las características más importantes es que tiene un alto desempeño y bajo costo lo que hace a este un material excepcional.

Este material es el mas utilizado en la construcción de los ductos que transportan el gas de fundición dentro de la planta, además de ser el material base del eliminador de neblina de la Torre de Secado.

La tabla 4.3 identifica las propiedades mecánicas del FRP:

Propiedades Mecánicas FRP	
Densidad [gr/cm <sup>3</sup> ]	1,66 - 2200
Resistencia a la Tracción [Kg/cm <sup>2</sup> ]	1500 - 1800
Resistencia a la Flexión [Kg/cm <sup>2</sup> ]	1700 - 1900
Resistencia a la Compresión [Kg/cm <sup>2</sup> ]	1270 - 2000
Coefficiente de dilatación Lineal [m/m°C]	27 - 36×10 <sup>-6</sup>

Tabla 4.3.- Propiedades Mecánicas FRP.

#### 4.4.- Acero al carbono:

El principal producto siderúrgico es el acero, siendo aproximadamente el 90% de la producción acero al carbono y el 10%, acero aleado. Por lo tanto, el material metálico más importante para la industria es el acero al carbono.

En la planta este material es usado principalmente para construir los mantos de las torres que reciben el gas de fundición, el cual proporciona resistencia estructural.

Como se menciona en el capítulo anterior los materiales que se utilizan en la zona de contacto son aceros inoxidable expuestos a ácido y acero al carbono que está por fuera del alcance de este. El principal acero al carbono utilizado es el ASTM 283 Gr. C, una de las principales características de este es que posee un alto grado de soldabilidad. En la PLG2 también especifican aceros de las normas ASTM A516 Gr. 60 y 70. En el siguiente recuadro se aprecia las diferencias entre los aceros al carbono utilizados:

Composición química [%] en peso máximo aceros al Carbono					
	Carbon [C]	Manganeso[Mn]	Silicio [Si]	Fosforo [P]	Sulfuro[S]
ASTM A283 °C	0,24	0,9	0,4	0,035	0,04
ASTM A516-60	0,27	0,9	0,15-0,4	0,035	0,035
ASTM A516-70	0,31	1,2	0,15-0,4	0,035	0,035

Tabla 4.4.- Composición Química aceros al Carbono.

Aunque es difícil establecer las propiedades físicas y mecánicas del acero debido a que estas varían con los ajustes en su composición y los diversos tratamientos térmicos, químicos o mecánicos, con los que pueden conseguirse aceros con combinaciones de

características adecuadas para infinidad de aplicaciones, se pueden citar algunas propiedades genéricas:

- Su densidad media es de 7850 Kg/ m<sup>3</sup>.
- En función de la temperatura el acero se puede encoger, estirar o derretir.
- El punto de fusión del acero depende del tipo de aleación. El de su componente principal, el hierro es de alrededor de 1510 °C, sin embargo el acero presenta frecuentemente temperaturas de fusión de alrededor de 1375 °C (2500 °F). Por otra parte el acero rápido funde a 1650 °C
- Su punto de ebullición es de alrededor de 3000 °C (5400°F).
- Es un material muy tenaz, especialmente en alguna de las aleaciones usadas para fabricar herramientas.
- Es maleable. Se pueden obtener láminas delgadas llamadas hojalata. La hojalata es una lamina de acero, de entre 0,5 y 0,12 mm de espesor, recubierta, generalmente de forma electrolítica, por estaño.
- La corrosión es la mayor desventaja de los acero ya que el hierro se oxida con suma facilidad incrementando su volumen y provocando grietas superficiales que posibilitan el progreso de la oxidación hasta que se consume la pieza por completo. Tradicionalmente los aceros se han venido protegiendo mediante tratamientos superficiales diversos. Si bien existen aleaciones con resistencia a la corrosión mejorada como los aceros de construcción «corten» aptos para intemperie (en ciertos ambientes) o los aceros inoxidable.

#### **4.5.- Teflón:**

El politetrafluoretileno (PTFE), más conocido como teflón (procedente de Teflón®, de Dupont con la que fue comercializado inicialmente), es un polímero similar al polietileno, donde los átomos de hidrogeno están sustituidos por fluór.

La virtud principal de este material es que es prácticamente inerte, no reacciona con otras sustancias químicas excepto en situaciones muy especiales. Esto se debe básicamente a la

protección de los átomos de flúor sobre la cadena carbonada. Esta carencia de reactividad hace que su toxicidad sea prácticamente nula; de hecho es el material con el coeficiente de rozamiento más bajo conocido. Otra cualidad característica es su impermeabilidad, por lo que mantiene sus cualidades en ambientes húmedos.

Es también un gran aislante eléctrico y sumamente flexible, no se altera por la acción de la luz y es capaz de soportar temperaturas desde -270°C hasta 300 °C. Su cualidad más conocida es la antiadherencia.

En la zona de contacto el eliminador de neblina de la Torre de Secado esta construido de este material, además de las boquillas. El Teflón es muy resistente al acido sulfúrico por lo que es utilizado para impermeabilizar el acero protegiéndolo del contacto con este evitando así problemas de ataque químico.

En la tabla 4.5 se aprecian algunas propiedades mecánicas del teflón:

Propiedades Mecánicas del Teflon		
Propiedades	Unidad	
Gravedad Específica		2,24
Resistencia Tensil	kg/cm <sup>2</sup>	160-200
Elongación a la Ruptura	%	80 - 90
Deformación bajo Presión (140 kgs/cm <sup>2</sup> 24 horas a 23 °C)	%	4,5 - 6
Temperatura de Fusión	°C	327
Temperatura de Servicio	°C	260

Tabla 4.5.- Propiedades mecánicas Teflón.

#### 4.6.- Tecnología SARAMET, [Ref5]:

SARAMET fue el primer acero inoxidable con contenido de silicio utilizado para fabricar equipos de proceso resistentes a la corrosión para el servicio de ácido sulfúrico caliente concentrado, es uno de los aceros más utilizados en la zona de contacto de la Planta de Limpieza de Gases N°2.

Este material posee una extraordinaria resistencia a la corrosión en ácido sulfúrico turbulento, caliente y concentrado. Igualmente posee propiedades mecánicas superiores a los aceros inoxidables de la serie 300 común y una capacidad de ser soldable similar a dicha serie.

Los materiales de construcción tradicionales de las plantas de ácido, tales como hierro fundido y ladrillos antiácido, no poseen estas cualidades siendo pesados, dependen de conexiones mecánicas para unirse y ductibilidad limitada.

SARAMET es un acrónimo de “Sulphuric Acid **R**esistant **A**lloyed **M**ETal”.

Para las plantas de ácido sulfúrico existen tres tipos de esta aleación SARAMET 21, 23 y 35. La elección de una de estas aleaciones va a depender principalmente del umbral de aplicaciones concentración/temperatura.

SARAMET 35 es considerado el material Premium seguido por SARAMET 23 y por último SARAMET 21 con el umbral de aplicaciones concentración/temperatura más estrecho.

En el recuadro siguiente se puede apreciar algunas diferencias de estas aleaciones:

Aleación SARAMET	Rango Aplicabilidad [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	Estructura Metalúrgica	Propiedades Mecánicas	Características de Soldadura y formación	Forma de Producto
23	>93%	Completamente Austenítico	Alta Resistencia Ductibilidad	Excelente	Placa/Laminas Tuberías
35	0-100%	Completamente Austenítico	Alta Resistencia Ductibilidad	Excelente	Placa/Lamina
21	>95%	Completamente Austenítico	Alta Resistencia Ductibilidad	Excelente	Placa/Lamina Tuberías

Tabla 4.6.- Familia de Aleaciones SARAMET.

SARAMET 23 es utilizada en la planta de limpieza de Gases N°2, esta aleación es ideal para condiciones de operación establecidas, generando graves problemas si se traspasan los límites de operabilidad de esta aleación. En comparación con SARAMET 35 el rango de concentración de ácido sulfúrico aplicable es menor, por lo que se debe tener especial cuidado en no sobrepasar este parámetro.

#### *4.6.1.- SARAMET 23:*

Las aplicaciones de SARAMET 23 en la planta incluyen los distribuidores de ácido de la Torre de Secado, Torre de Absorción y Torre de Flujo Cruzado, además de todas las cañerías por las cuales transita ácido sulfúrico concentrado caliente como se especifica en el capítulo 3.

Sin embargo esta aleación tiene variadas aplicaciones que van desde grandes Torres y estanques hasta insertos de boquillas y otras piezas pequeñas.

SARAMET 23 es fácilmente soldable usando buenas prácticas de aleaciones de acero inoxidable y níquel (limpieza y blindaje apropiados), y las soldaduras tienen una resistencia a la corrosión próxima a la del material base.

Las placas, piezas forjadas y tuberías de SARAMET 23, se encuentran cubiertas en las especificaciones ASME/ASTM, SA-240, SA-479, SA-182, SA-249 y SA-213 respectivamente. El número UNS del material es S30601.

Las propiedades físicas de SARAMET 23 se aprecian en la tabla 4.7 y las tensiones permisibles ASME se entregan en la tabla 4.8.



Propiedades Físicas	Temperatura [°C]	Valor
Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]	22	7,9
Conductividad Térmica [W/m°C]	38	11,7
	93	13,2
	204	14,3
Coeficiente de Expansión Térmica Por C (x 10-6)	21-38	15,4
	21 – 93	15,6
	21 – 204	16,2
	21 – 316	16,8
Capacidad Calorífica Especifica (promedio, en J/Kg°C)	21 – 427	17,5
	50 – 100	495
Modulo Dinámico Promedio de Elasticidad [GPa]	24	185
	100	179
	200	172
	300	167
	400	159
	500	152

Tabla 4.7.- Propiedades físicas promedio SARAMET 23

Temperatura Máxima, (°F)	Max. Esfuerzo Permissible, (ksi)	Donde es aceptable Mayor Deformación (<90% Y.S)
100	19,5	.....
200	19,5	.....
300	18,0	18,5
400	16,5	17,5
500	15,1	16,5

Tabla 4.8.- Valores Esfuerzos Máximos Permisibles ASME SARAMET 23

Como se aprecia en la carta de isocorrosión de SARAMET 23 figura 4.4 [Ref 6], esta aleación posee un excelente comportamiento en ácido concentrado a elevadas temperaturas, sin embargo su uso está limitado a concentraciones mayores al 93%p H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> debido que comienza a corroerse rápidamente bajo este límite.

A continuación se presentan composición química de SARAMET<sup>®</sup> 23.

Composición SARAMET 23											
Componente	Fe	C	Cr	Ni	Cu	Mo	Si	Mn	N	P	S
% Peso	58-60	0,015	17-18	17-18	0,35	0,2	5-5,6	0,5-0,8	0,05	0,03	0,01

Tabla 4.9.- Composición SARAMET 23

Diagrama isocorrosión SARAMET 23

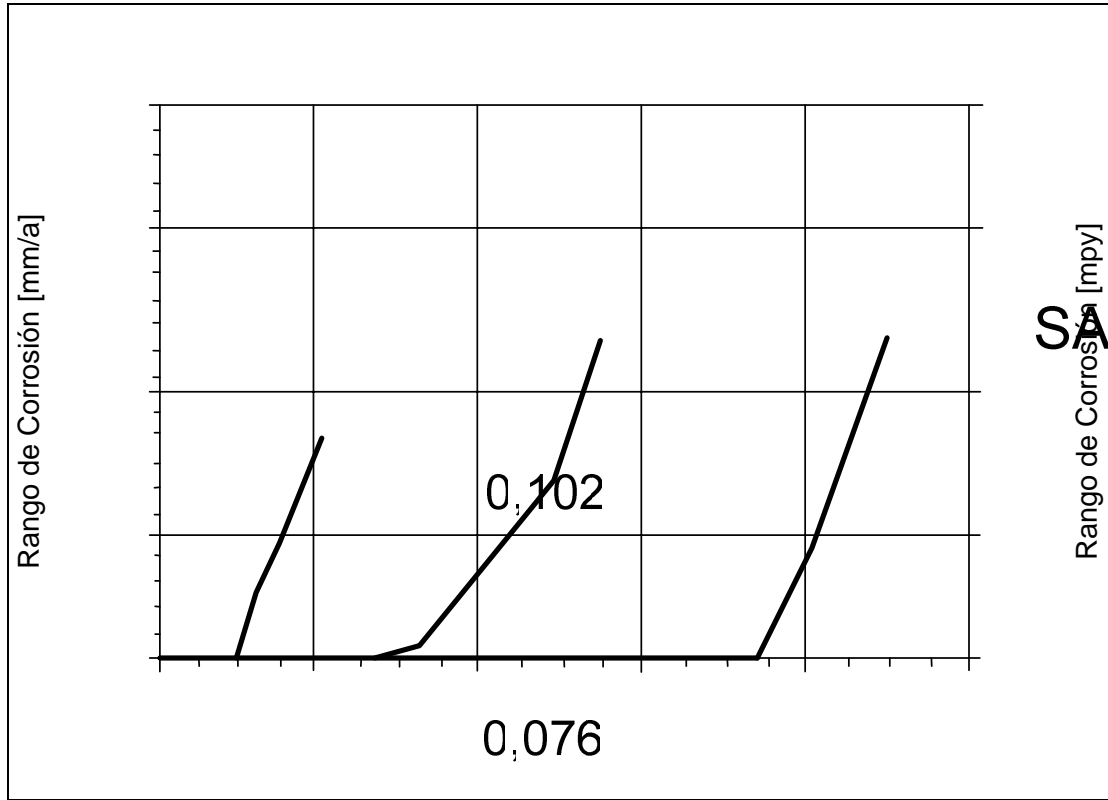


Figura 4.4.- Diagrama isocorrosión SARAMET 23

Un trabajo desarrollado por de Aker Kvaerner Chemetics diseñadores de la Planta Limpieza de Gases N°2, el cual compara la aleación 23 con otros aceros inoxidables demuestra la eficiencia de este el cual tiene una comprobada resistencia a la corrosión en ácido sulfúrico de 93 hasta 100%. Los datos que se muestran en la figura 4.5, 4.6, 4.7, reflejan razonablemente el desempeño de SARAMET 23. Aquí se puede apreciar el papel fundamental que juega la concentración de ácido sulfúrico en la corrosión de esta aleación. Vale mencionar que si se aumenta la concentración del ácido esta aleación muestra una mejor resistencia a la corrosión.

0

40  
104

60  
140

106

80  
176

Te

Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 98 – 98,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

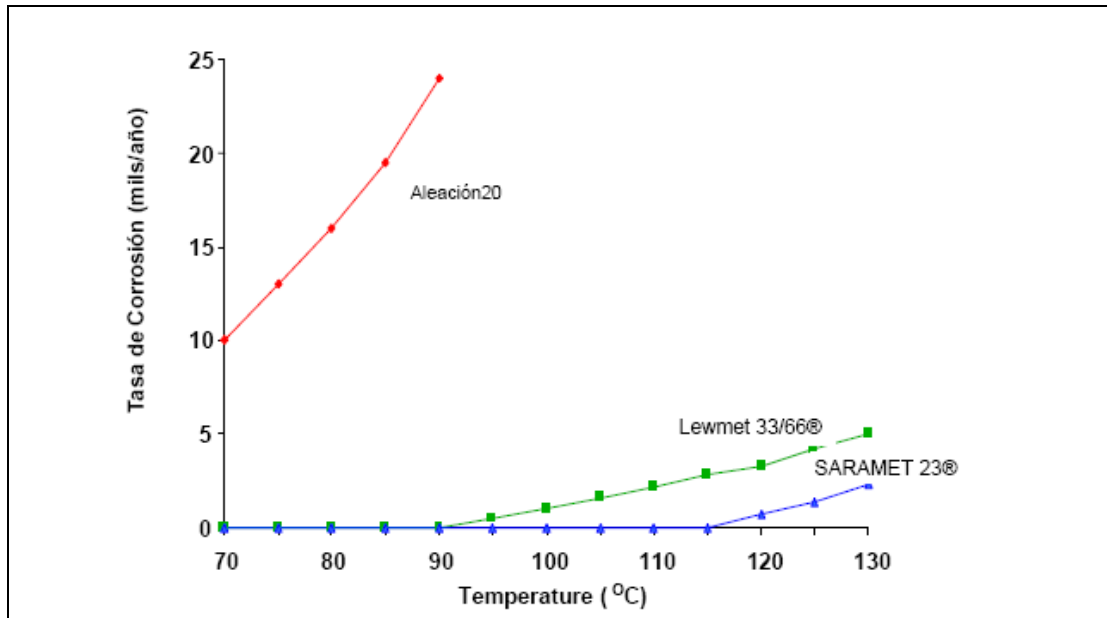


Figura 4.5.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 98 – 98,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 96% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

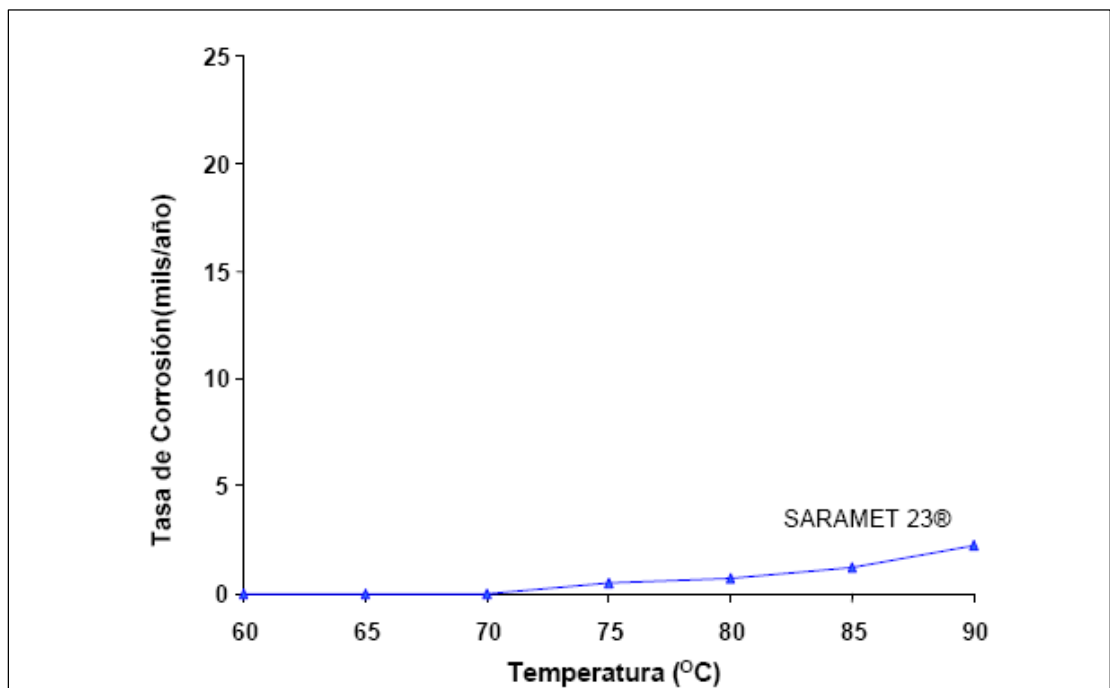


Figura 4.6.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 96% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

#### Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 93 – 93,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

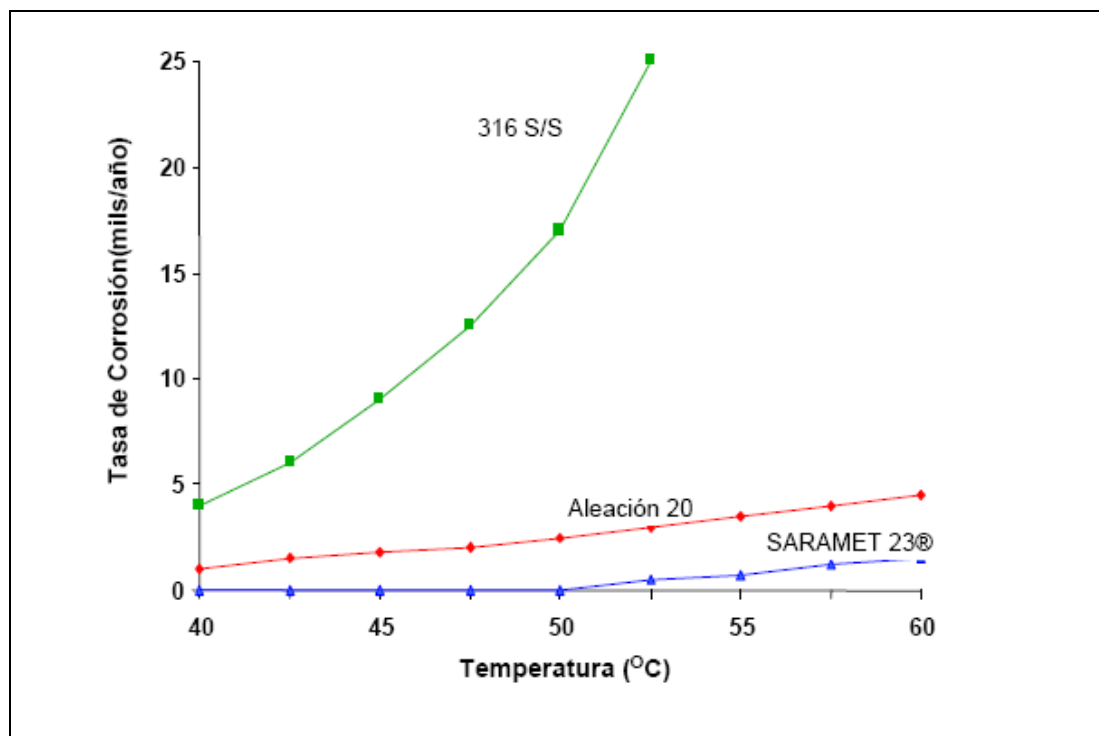


Figura 4.7.- Tasa de Corrosión para SARAMET 23, 93 – 93,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

#### 4.6.2.- SARAMET 35:

SARAMET 35 es considerado el material Premium en las familias de las aleaciones debido a que este posee características mejoradas a SARAMET 23, producto de significativas modificaciones químicas y mejoramiento en las prácticas de producción, muestra una resistencia notablemente mejor a la corrosión del ácido diluido (talón de Aquiles de SARAMET 23), a la vez que mantiene y aumenta la resistencia superior a la corrosión del ácido sulfúrico concentrado. La resistencia al ácido sulfúrico diluido es ventajosa en aplicaciones donde la alteración del proceso, el ingreso de la humedad del aire/atmosférica y la formación de ácido diluido a partir del agregado de agua al ácido concentrado, son materia de preocupación.

La figura 4.8 que se muestra a continuación muestra la carta de isocorrosión de SARAMET 35.

SARAMET<sup>®</sup>35 Carta de Isocorrosión

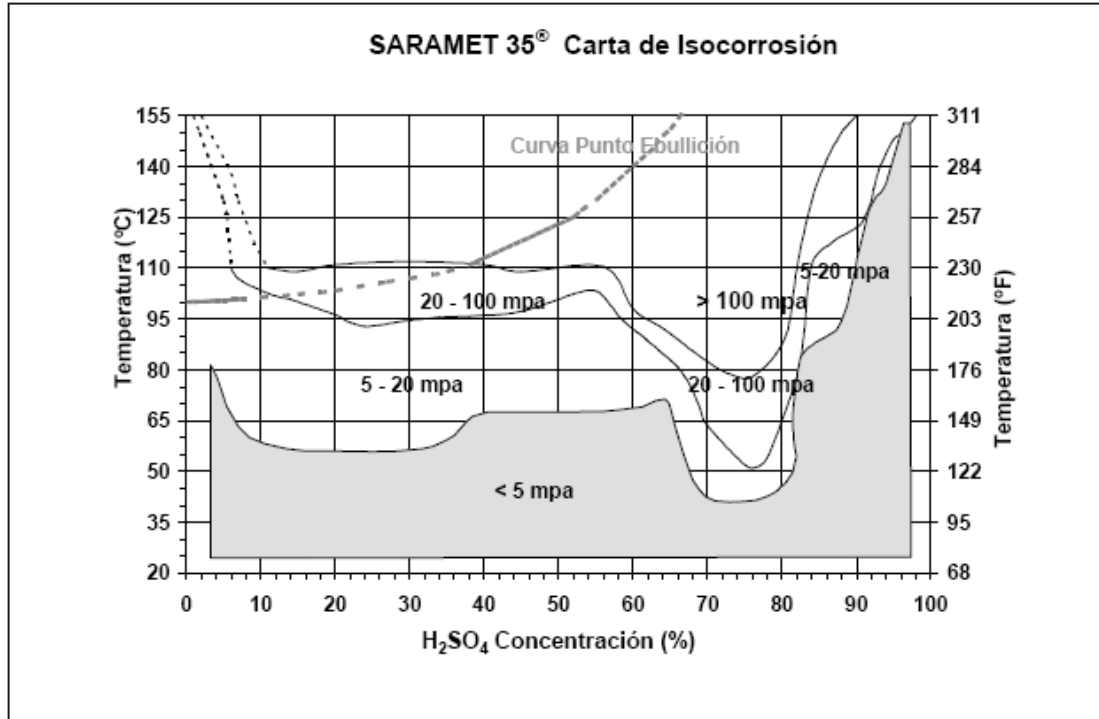


Figura 4.8.- SARAMET<sup>®</sup>35 Carta de Isocorrosión

Como se puede apreciar en la figura SARAMET 35 tiene una zona segura de operación a través de toda la región de concentración (0 – 100% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), a una temperatura de 30 a 45°C, una característica de desempeño similar a la de aleaciones mas caras en base a níquel y una excelente resistencia a la corrosión a elevadas temperaturas en el rango de concentración de 85 a 100%. La única zona de corrosión muy severa que existe para el material es el rango de concentración de 66 a 84% a temperaturas elevadas.

En la siguiente tabla se proporcionan los resultados de un experimento de corto plazo, diseñado para contrastar las propiedades de resistencia a la corrosión de SARAMET 35 y SARAMET 23. Las condiciones fueron seleccionadas sabiendo que serian agresivas para SARAMET 23, con el objeto de destacar las mejoras en SARAMET 35.

Muestra	Aleación SARAMET	Concentración %H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Temperatura [°C]	Duración [días]	Agitación	Tasa [mils/año] Corrosión
1	35	93	105	4	Moderada	4
	23	93	105	4	Moderada	200
2	35	90	105	4	Moderada	15
	23	90	105	4	Moderada	>1000

Tabla 4.10.- Contraste propiedades de resistencia a la corrosión SARAMET 35 y 23.

#### 4.6.3.- SARAMET 21:

SARAMET 21 es el miembro menos costoso de la familia SARAMET, con el umbral de aplicaciones concentración/temperatura mas estrecho. El material ofrece a todas las construcciones soldadas una economía mejorada y un desempeño de corrosión aceptable en ciertas áreas de las plantas de acido.

Esta aleación fue desarrollada originalmente para manejar acido nítrico en concentraciones y temperaturas elevadas.

Pero para el trabajo con acido sulfúrico posee una resistencia disminuida a la corrosión en comparación con la aleación 23, pero en algunas aplicaciones puede ofrecer un desempeño aceptable con economía mejorada. Las áreas de aplicación típica serian en circuitos de torres de absorción de acido sulfúrico concentrado al 98% a temperaturas inferiores o iguales a 95°C, en circuitos de secado de acido sulfúrico concentrado al 96% a temperaturas inferiores o iguales a 60°C y en enfriadores de acido concentrado de tubo y carcaza.

En conclusión SARAMET 21 es la aleación que tiene un menor rango de trabajo en comparación con SARAMET 23 y SARAMET 35 que es el mejor de estas tres aleaciones.

#### **4.7.- Influencia de Fluoruros en proceso de corrosión:**

##### *4.7.1.- Corrosión en aceros inoxidable:*

Los aceros inoxidable con contenido de silicio resultan atacados químicamente por lo fluoruros debido a que el silicio y el fluoruro tienen una alta afinidad química el uno por el otro. A falta de evidencia física, la teoría científica sostiene que los fluoruros en el ácido sulfúrico aceleran la corrosión del acero inoxidable con contenido de silicio al reaccionar con los compuestos de silicio, oxígeno / silicio, azufre en la capa pasiva, haciéndolos volátiles. Con el objetivo de probar esta teoría bajo las condiciones típicas de una planta de ácido, se organizaron ensayos de laboratorio por Kvaerner A.S.A (diseñadores PLG2), usando en todos ellos aparatos expuestos al ácido. Los experimentos fueron diseñados para incorporar las medidas del contenido de fluoruro en el ácido “antes” y “después” en los análisis.

Los resultados de las pruebas se entregan en la figura 4.9. A partir de este gráfico es evidente que aun niveles bajos de fluoruros (aproximadamente 5 ppm), producen un aumento notable de la corrosión del acero inoxidable. Los análisis tuvieron una buena correlación con los datos de corrosión, indicando la presencia de tetrafluoruro de silicio en fase gaseosa en cantidades consistentes a la tasa de corrosión. Las muestras de control confirmaron que los fluoruros son estables en el ácido sulfúrico concentrado y tasas de corrosión extremadamente bajas para SARAMET 23 en ácido no contaminado.

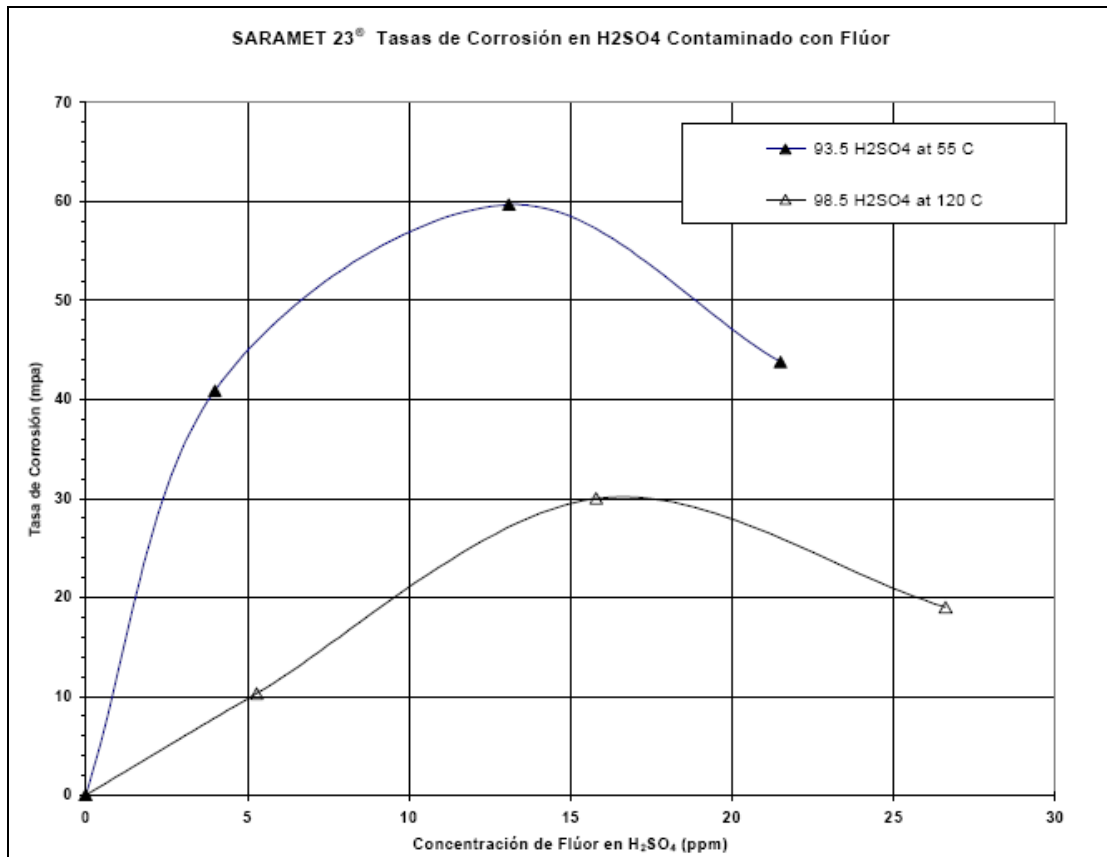


Figura 4.9.- Tasa Corrosión SARAMET 23 en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, contaminado con flúor.

En las siguientes figura 4.10, 4.11, se muestra fotografías del daño de corrosión que se sospecha fue inducido por el fluoruro en las cañerías de un distribuidor de ácido tipo SARAMET 23. En esta aplicación un, refrigerante fluorado se filtro en el sistema de ácido concentrado de la planta de ácido durante un periodo de tiempo significativo. Presumiblemente el ácido concentrado y caliente descompuso algo del refrigerante en fluoruro libre o compuestos activos de fluoruro.

Es muy interesante que sólo se hayan experimentado daños menores en los revestimientos de ladrillo de la torre de ácido concentrado, lo que implica concentraciones razonablemente bajas de fluoruro libre de ácido.

Las dos primeras imágenes representan el daño producido por fluoruros en el documento de los diseñadores de la Planta, las siguientes dos imágenes pertenecen a sectores de la Planta de Limpieza de Gases N°2.



Distribuidor de Cañería de SARAMET 23 dañado:



Figura 4.10.- Imagen daño producido por fluoruros Documento SARAMET.

Sectores dañados de la Planta de Limpieza de Gases N°2.



Figura 4.11.- Imagen daño producido por fluoruros PLG2.

Como se puede apreciar los daños son similares, por lo que se puede inferir la presencia de fluoruros en el ataque químico sufrido en las Plantas de Limpieza de Gases N°2.

#### *4.7.2.- Corrosión material zona de Limpieza PLG2:*

Si los fluoruros están presentes en el gas se deben emplear materiales adecuados para combatirlos así se previenen daños.

El primer equipo del proceso expuesto a los gases de fundición es el Quench Venturi el cual esta encargado de humedecer el gas. La torre es de acero al carbono con ladrillo alineado resistente al ácido el cual protege el acero contra altas temperaturas y la naturaleza corrosiva del ácido que circula por el equipo. Si el fluoruro está presente en el gas y el ácido débil que circula, la superficie expuesta del ladrillo a prueba de ácido será atacada rápidamente. La solución que posee la PLG2 para el ataque de fluoruros en la Torre Quench es una capa del ladrillo de carbón que es resistente al ataque del fluoruro.

Los ductos por donde transita el gas, la torre de retención el venturi scrubber y la torre de enfriamiento de la PLG2 son de Plástico reforzado con fibra de vidrio (FRP).

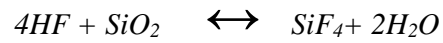
FRP es el material ideal debido a su resistencia al ácido débil y su bajo costo.

El equipo de FRP para el uso en una planta de ácido se construye generalmente con una capa para la corrosión que consista en una capa rica en resina con un revestimiento de vidrio (o velo) que da la fuerza y ayuda a mantener la capa contra la corrosión. Cuando los fluoruros están presentes, las fibras de vidrio en la capa serán atacadas fácilmente puesto que están cerca de la superficie. El ataque comienza por la fibra de vidrio, los fluoruros trabajaran su camino dentro de la estructura de FRP, debilitándola. Eventualmente los escapes pueden suceder o en el caso peor los equipos pueden presentar filtraciones.

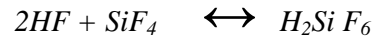
La solución es utilizar un revestimiento sintético para la corrosión de la capa de FRP. Esto proporciona una capa que no contiene vidrio pudiendo estar protegida contra el ataque de los fluoruros. El revestimiento sintético más popular el cual es usado en la PLG2 es un material de poliéster conocido por el nombre comercial Nexus® aunque otros materiales similares están disponibles. Si los fluoruros siguen avanzando llegando a las Torres de Secado y Absorción este atacara los aceros austeníticos con contenido de silicio que se utilizan en este sector de la Planta.

#### *4.7.3.- Mecanismo de Ataque de los fluoruros*

El mecanismo del ataque del fluoruro es la reacción del fluoruro del hidrógeno (HF) con la sílice o dióxido del silicio ( $\text{SiO}_2$ ) para formar tetrafluoruro del silicio. ( $\text{SiF}_4$ ).



El tetrafluoruro de silicio es soluble en agua y reaccionara con el fluoruro de hidrogeno adicional para formar acido fluosilisico.



Los efectos perjudiciales de fluoruros se pueden eliminar mediante la selección apropiada de los materiales, o con algún medio de abatimiento ya que un bajo porcentaje de esta impureza es perjudicial para la vida útil de los materiales, como se aprecia en la figura 4.9.

## CAPITULO 5

### IDENTIFICACION DE FALLAS Y ANALISIS DE VARIABLES.

Para identificar las zonas dentro de la planta que han sufrido daño se recurre al programa empresarial SAP, (Sistemas, Aplicaciones y Productos), este programa identifica las órdenes y avisos de mantenimiento. Se selecciona como intervalo de tiempo desde Enero a Diciembre del año 2006, utilizando además los datos recopilados de las mantenciones generales del año 2006 y 2007.

Dentro de las órdenes y avisos generados existe una sección donde se identifica las causas de la avería, esta característica será nuestro discriminante para filtrar la información obtenida.

Una vez identificadas estas fallas se realizara un análisis de variables, identificando las posibles causas de estos problemas.

#### **5.1.- Identificación de Fallas:**

##### *5.1.1.- Utilizando órdenes y avisos de mantenimiento.*

Para identificar las fallas se recurrió al programa SAP, seleccionando las órdenes de mantenimiento no planificadas, ordenes de trabajos realizados durante el año 2006. Dentro de los resultados se obtiene alrededor de 350 órdenes, las cuales comprende todas las plantas que forman parte del proceso de fundición de cobre.

En la tabla siguiente se aprecian algunas de estas órdenes, en las cuales se identifica:

1. Característica de la Orden: NP, No Planificada.
2. Numero de Orden.
3. Numero de aviso
4. Texto Breve: Se caracteriza el aviso.
5. Revisión: Quien la identifico.
6. Status: En que estado se encuentra la avería

7. Puesto Trabajo Responsable: Quien se hace cargo de la avería
8. Costos Reales.
9. Costos Planeados.
10. Inicio: Comienzo reparaciones
11. Fin reparaciones.

Órdenes y Avisos de Mantenimiento.

Salida dinámica de lista													1
Cl.	Orden	Aviso	Texto breve	Revisión	StatUsu	PtoTribRes	SumCosReal	SumCostPln	Autor	Inic.extr.	Fin extr.		
NP	93521221	12643710	Trabajos me	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	3.520,00	1.848,00	CSEPU009	01.01.2006	31.01.2006		
NP	93521225	12643712	Trabajos me	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	4.480,00	2.352,00	CSEPU009	01.01.2006	31.01.2006		
NP	93620726	12742876	Cambio de j	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	2.731,41	2.200,13	CSEPU009	01.01.2006	04.01.2006		
NP	93521270	12643787	Trabajos me	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	5.120,00	2.688,00	CSEPU009	01.01.2006	31.01.2006		
NP	93474131	12595137	1Cambiar c	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	7.421,44	5.172,00	CSEPU009	01.01.2006	04.01.2006		
NP	93535074	12658229	1Falla corre	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	1.292,32	685,25	CSEPU009	02.01.2006	03.02.2006		
NP	93497414	12618820	1Falla After	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	8.515,94	8.752,10	CSEPU009	05.01.2006	10.01.2006		
NP	93500612	12622395	CAMBIO CC	TEGARAN	CAPR	MA1TF548	2.016,00	2.016,00	GPARD001	09.01.2006	09.01.2006		
NP	93500613	12622406	CAMBIO CC	TEGARAN	CAPR	MA1TF548	2.016,00	2.016,00	GPARD001	09.01.2006	10.01.2006		
NP	93502424	12624241	REPARACION	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	672	672	GPARD001	09.01.2006	09.01.2006		
NP	93506520	12628448	REPARAR	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	8.467,20	8.467,20	GPARD001	11.01.2006	13.01.2006		
NP	93506521	12628449	REPARAR	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	8.467,20	8.467,20	GPARD001	11.01.2006	13.01.2006		
NP	93506518	12628446	CONEXIÓN	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	705,6	705,6	GPARD001	13.01.2006	14.01.2006		
NP	93506393	12628391	CAMBIO DE	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	705,6	705,6	GPARD001	13.01.2006	14.01.2006		
NP	93508941	12630804	CAMBIO TR	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	1.344,00	1.344,00	GPARD001	15.01.2006	15.01.2006		
NP	93518299	12639682	Falla Empal	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	2.424,16	2.424,16	CSEPU009	22.01.2006	23.01.2006		
NP	93521388	12644041	Linea desca	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	336	336	CSEPU009	25.01.2006	25.01.2006		
NP	93523551	12646546	Confinar de	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	320	168	CSEPU009	01.02.2006	10.02.2006		
NP	93607022	12729626	LIMPIEZA D	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	383,31	304,88	GPARD001	01.02.2006	01.02.2006		
NP	93620687	12742844	Reparación	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	3.193,04	3.024,00	CSEPU009	06.02.2006	06.02.2006		
NP	93539095	12662456	1Pagado en	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	4.002,12	4.548,00	CSEPU009	07.02.2006	10.02.2006		
NP	93539011	12662397	1Reparar pl	GASTOEX	CAPR	MA1TF548	10.447,27	8.728,00	CSEPU009	07.02.2006	12.02.2006		

Figura 5.1.- Órdenes y avisos de Mantenimiento

Debido al interés por identificar solamente las ordenes que involucren a la PLG2, se realiza una filtración de información identificando solamente los problemas sufridos por esta planta.

En el recuadro siguiente se aprecia estas órdenes:

Orden	C.I			
93372698	NP	02.12.2005	1Filtración en codos torre Secado.	
93465995	NP	01.12.2005	Trabajos menores Mecanicos PLG2.	
93521225	NP	01.01.2006	Trabajos menores Mecanicos PLG2.	
93539067	NP	07.02.2006	1Reparar placas Int. Calor placas PLG2.	
93578148	NP	01.03.2006	TRABAJOS MENORES PLG2.	
93598639	NP	20.03.2006	REPARAR CAÑERIA ROTA DE LINEA DE ACIDO E	
93620726	NP	01.01.2006	Cambio de junta entrada PLG2	
93633564	NP	01.04.2006	Trabajos menores mecánicos PLG2.	
93667947	NP	18.05.2006	Cambio junta expansión Bomba 6534 PLG2	
93677401	NP	16.05.2006	Reparar filtración bomba 6513-1B PLG2.	
93678586	NP	18.05.2006	Cambiar bomba Lewis T.Abs PLG2	
93679681	NP	01.05.2006	Trabajos Menores Mecanicos PLG2	
93680259	NP	17.05.2006	Falla bomba 9106-A Carbonato PLG2.	
93686205	NP	22.05.2006	Falla bomba 7877-B Flujo cruzado PLG2.	
93689963	NP	25.05.2006	Falla bomba 6513-B PLG2.	
93691028	NP	25.05.2006	Revizar soplador 7510-B PLG2.	
93696740	NP	30.05.2006	Cambiar bomba Lewis T.Secado PLG2	
93696744	NP	29.05.2006	Falla válvula 24" T. Absorción PLG2	
93697932	NP	31.05.2006	Limpiar interc. Calor 6540-2C.	
93707323	NP	03.06.2006	Eliminar Filtración bomba 7811-PB PLG2.	
93718052	NP	13.06.2006	Filtración Torre absorción PLG2.	
93719733	NP	13.06.2006	Reparar rotura Stripper PLG2.	
93723442	NP	19.06.2006	Falla bomba B est. Condensado. PLG2	
93728008	NP	20.06.2006	1Fallan Válvulas 3" Est. Condensado PLG2	
93728347	NP	29.06.2006	Reparar Distribuidor T. Absorción PLG2	
93739632	NP	29.06.2006	Falla Torre Quench trend A PLG2.	
93753005	NP	07.07.2006	Reparar filtración termocupla T.Abs PLG2	
93757256	NP	06.07.2006	Limpieza intercambiador 6540-1-B PLG2	
93758648	NP	11.07.2006	Falla bomba 7877-A Flujo Cruzado PLG2	
93766461	NP	20.07.2006	Limpieza de anillos T. Quench A/B PLG2	
93795215	NP	04.08.2006	Limpieza de atomizadores T.Quench PLG2	
93799592	NP	01.08.2006	Falla Línea Bomba 6513-2B PLG2	
93826070	NP	29.08.2006	Línea tapada bba. 6513-2C T.Quench 2 PLG	
93842071	NP	05.09.2006	Falla Bomba 6513-2C PLG2	
93861148	NP	20.09.2006	Limpieza intercambiador 6540-1	
93891061	NP	09.10.2006	Filtración Línea ácido T.Secado PLG2	
93901616	NP	15.10.2006	Filtración Línea ácido T.Secado PLG2	
93902928	NP	16.10.2006	Falla Bba 9182-A Enfriamiento agua PLG2	
93911589	NP	19.10.2006	Filtración Lanza dilución T. Absorción	
93942141	NP	09.11.2006	Filtración instrumentos T.secado	
93947576	NP	10.11.2006	Líneas tapadas T. Stripper PLG2	
93960297	NP	23.11.2006	Falla válvula descarga 12" Bba 6534-2B	
93982843	NP	25.11.2006	Filtración línea retorno T.Stripper PLG2	
93990644	NP	13.12.2006	Falla enfriador anódico B PLG2	

Para finalizar dentro de la selección de órdenes representativas se filtra la información, el criterio es identificando la causa de la avería: Ataque Químico. Dentro de las averías mas representativas se seleccionaron 10, las cuales se identifican en el anexo B.1.

Para mejorar la comprensión de lo que son las ordenes y avisos de Mantenimiento, se identifican las campos relevantes a además de la pantallas con la información obtenida.

Orden:

Campos Relevantes Orden				
Datos	Operador	Costos	Emplazamiento	Planificación
Inicio/Fin/Prioridad	Encargado	Planificados/Reales	Lugar	Quien realiza

Pantalla de una Orden de Mantenimiento

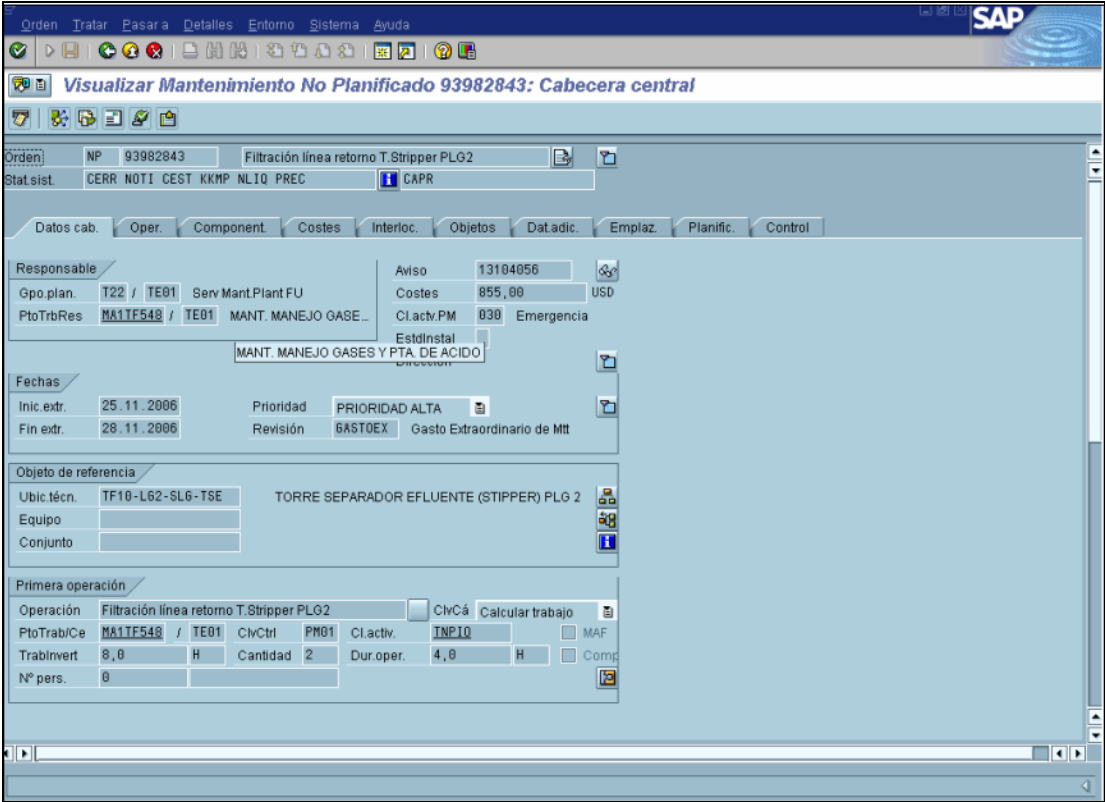


Figura 5.2.- Pantalla de una Orden de Mantenimiento



Aviso:

Campos relevantes Aviso			
Descripción	Objetivo de Referencia	Responsabilidad	Posición
Pequeña descripción acerca del aviso	Lugar donde se produce avería	Operador responsable de la avería	Parte Objeto Síntoma de la Avería Causas de la avería

### Pantalla de un aviso de Mantenimiento

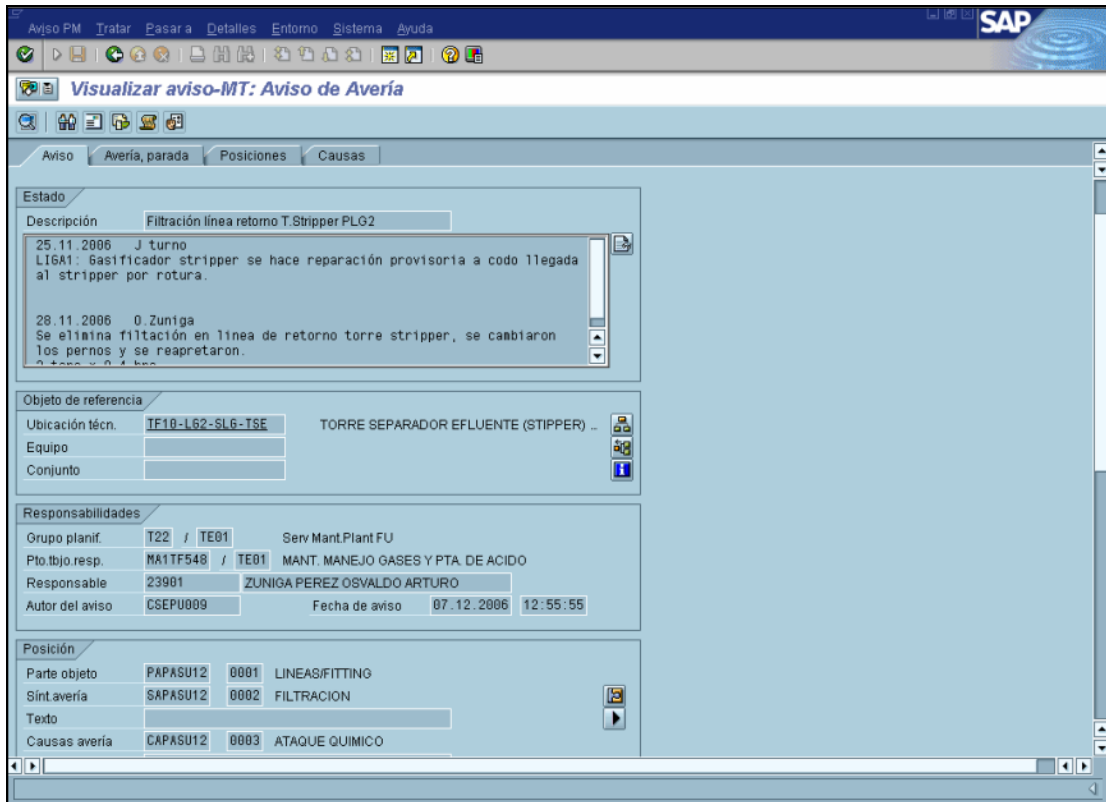


Figura 5.3.- Pantalla de un aviso de Mantenimiento.

5.1.2.- *Mediante información Mantenimiento general del año 2006.*

1. Ducto de recirculación de acido entre Torre de Flujo Cruzado y Torre de Secado deteriorado.



2. Distribuidor de Acido de la Torre de Flujo Cruzado Completamente destruido:

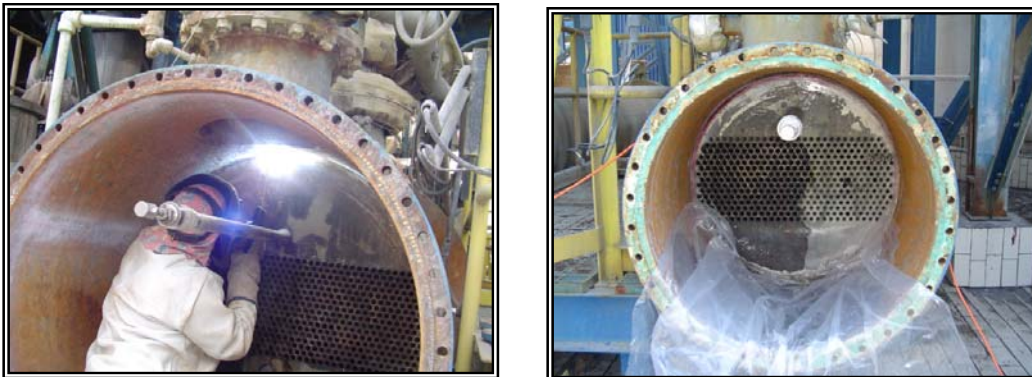
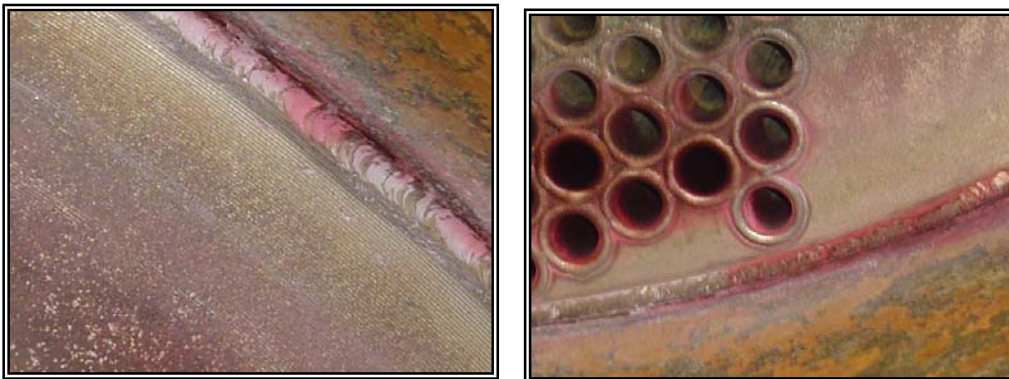


3. Sectores perforados en los lados de los flanges distribuidor Torre de Absorción.



4. Corrosión Intercambiadores Anódicos:

Presentan socavación entre el cordón de soldadura y la carcasa del intercambiador



## **5.2.- Análisis de variables:**

Los problemas de corrosión que sufre la PLG2, se deben a variados factores, en esta sección se analizarán las causas de algunos problemas detectados.

Los datos recopilados se obtienen mediante el programa PI sistem, el cual nos permite obtener información de variables de operación durante determinados rangos de tiempo. El intervalo de tiempo seleccionado será diario entre el 01/01/2006 y el 15/07/2007, esto debido a que interesa recopilar información lo mas actualizada posible. Para caracterizar la información recopilada se utilizan gráficos, los datos de estos gráficos no es recomendable adjuntarlos en este capítulo (muy extensos), por lo que estas se visualizaran en el anexo B.2 al final del trabajo.

Corrosión por problemas de Operación:

### *5.2.1.- Problemas Zona de Limpieza que generan corrosión Zona de Contacto:*



Vale recordar que en la Planta de Limpieza de Gases N<sup>o</sup>2 específicamente en la zona de limpieza posee dos trenes de proceso, por lo que los datos recopilados en los distintos trenes se deben diferenciar, los puntos azules en los gráficos representan al Tren uno y los plomos el tren 2.

Torre de Enfriamiento:

Como se describió en el Capítulo II la Torre de Enfriamiento es la encargada de enfriar el gas y retirar su humedad, esta torre posee intercambiadores de placa los cuales son los encargados de controlan la temperatura (enfriar) del ácido diluido para que el gas que deja la torre este a una temperatura menor a 27 °C. Esto es necesario para regular la cantidad de agua absorbida en el sistema de ácido débil. Si esta operación no se lleva a cabo se produciría un paso de agua en exceso hacia la zona de contacto, produciendo dilución del ácido concentrado en la sección de contacto de la planta, una pobre operación y la incapacidad de cumplir con la especificación de producción del ácido. Si se diluye el ácido concentrado además de no cumplir con especificaciones de producción se producen variados problemas de corrosión en los equipos de la zona de Contacto.

Temperatura de Salida Torre de Enfriamiento.

La temperatura de salida del gas desde la Torre de Enfriamiento es la variable a controlar, esta debe estar por debajo de los 27 °C.

	Tren 1 	Tren 2 
Tag	52-TI-653003	52-TI-653053
Promedio [°C]	<b>30,13</b>	<b>30,60</b>

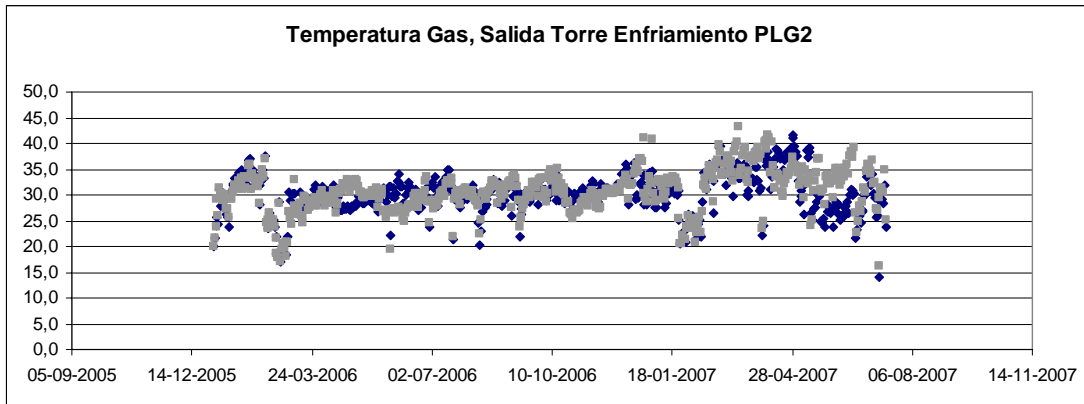


Figura 5.4.- Grafica temperatura salida gas Torre de Enfriamiento

Se puede apreciar en la Figura 5.4, la temperatura de salida del gas desde la Torre de Enfriamiento esta la mayor parte del tiempo sobre los 27 °C, inclusive el promedio de temperatura de cada uno de los trenes también supera la temperatura de operación. Lo que conlleva a que la Torre de enfriamiento no esta realizando un trabajo óptimo, generando los problemas antes mencionados. Probablemente el problema se deba a temperaturas excesivas a la salida de los intercambiadores de placa.

Como se puede apreciar en figura 5.5 la temperatura de salida de los enfriadores de acido débil esta fuera de su rango de operación (20-30 °C), llegando a temperaturas elevadas del orden de los 35 °C. Vale destacar que la temperatura máxima que se debe permitir aquí es 30 °C.

	Tren 2 <span style="color: gray;">■</span>	Tren 1 <span style="color: blue;">◆</span>
Tag	52-TIC-654057	52-TIC-654007
Promedio Temperatura [°C]	<b>29,0510</b>	<b>27,8670</b>

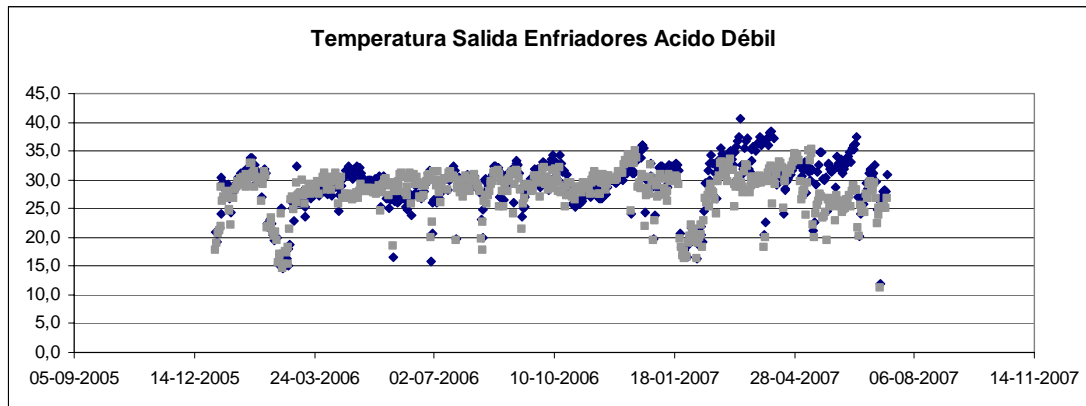


Figura 5.5.- Grafica temperatura salida Enfriadores acido débil.

La temperatura de salida del gas esta fuera del rango seguro de operación, este problemas se pueden deber a las constantes anomalías que han sufrido los intercambiadores de Placas, información detectada en las ordenes y avisos de mantenimiento, o a temperaturas elevadas a la llegada de los intercambiadores. Es recomendable realizar mantenimiento a los intercambiadores de placa periódicamente, para prevenir cualquier tipo de inconveniente y un control exhaustivo a las temperaturas de las corrientes de entrada y salida de esta Torre.

### Precipitadores Electroestáticos:

Los Precipitadores Electroestáticos es otro punto clave de la zona de Limpieza que afecta los equipos de la zona de Contacto, esta torre es la encargada de retirar la neblina de ácido sulfúrico y las partículas de polvo del gas saturado que proviene de la torre de enfriamiento.

El polvo y la neblina de ácido Sulfúrico que no son retirados del flujo de gas pueden condensar en los equipos corrientes abajo de la planta de ácido y corroer el Soplador y los intercambiadores de calor gas gas. Las partículas finas y la neblina ácida pasarán también a través de la Torre de Secado y se recolectarán en las camas catalizadoras del convertidor. Esto resultará en una pérdida de la actividad del catalizador y un aumento en la caída de presión del mismo catalizador lo que a su vez resultará en una reducción de la capacidad de operación de la planta y en la necesidad de una limpieza más frecuente del catalizador.

### Voltaje aplicado en los Precipitadores Electroestáticos:

La velocidad a la cual las partículas de neblina de ácido en el gas son atraídas a las paredes de los tubos en el precipitador, es proporcional al voltaje aplicado a los electrodos.

Por lo tanto, es deseable mantener el voltaje del precipitador tan alto como sea posible en orden a maximizar la eficiencia de recolección. Sin embargo, si el voltaje es aumentado eventualmente se alcanzará un potencial de electrodo donde se formará una chispa o una transferencia eléctrica entre el electrodo y la pared del tubo. Si el voltaje se aumenta más allá de éste punto se formará una chispa de alta frecuencia y se podría establecer un arco de poder continuo que puede dañar la superficie del colector. La máxima eficiencia del Precipitador Electroestático se logra cuando se controla la frecuencia de las chispas o la transferencia eléctrica.

Debido a que el voltaje al cual ocurre la transferencia eléctrica varía constantemente con los cambios en las condiciones del gas, tales como la temperatura, el contenido de SO<sub>2</sub>, el contenido de humedad y la cantidad y naturaleza de las otras impurezas presentes en el gas, se requieren continuos cambios en el voltaje en orden a mantener la frecuencia de la chispa.

Sin embargo el voltaje aplicado a los electrodos debe estar en un rango de operación normal entre 50 – 70 KV.

Como se aprecia en la figura 5.6 el rango de operación del precipitador electroestático ESP 6560-D-B esta entre los 52 y 60 KVolts la mayor parte del tiempo. Por lo que se concluye que los precipitadores en este lapso de tiempo analizado se comportan satisfactoriamente. Este grafico es representativo de los otros cuatro precipitadores electroestáticos ya que los datos recopilados en todos estos se comportaban de manera similar, dentro del rango de operación seguro.

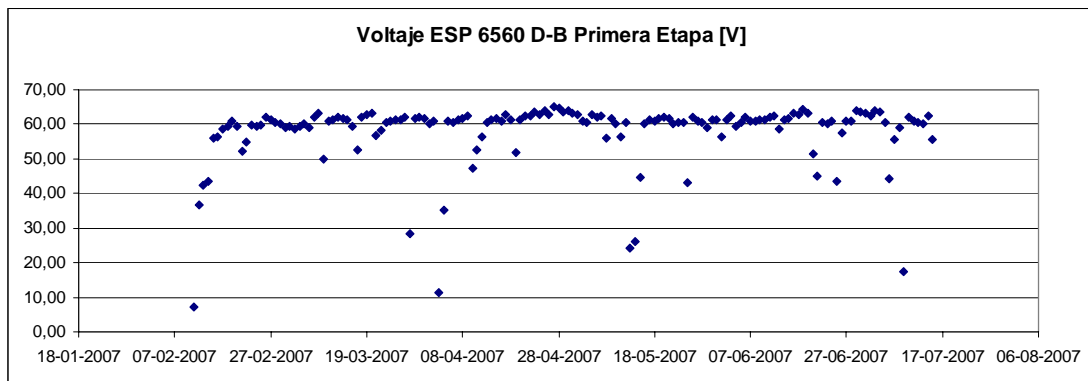


Figura 5.6.- Grafica Voltaje precipitador electroestático.

### 5.2.2.- Corrosión zona de Contacto:

Dentro de la información recopilada desde las órdenes y aviso de mantenimiento, la mayor parte seleccionada según el discriminante se focaliza a fallas producidas debido a ataque químico, la experiencia adquirida entorno a las plantas de ácido, hacen relevante dos variables de operación que son determinantes en la vida útil de los materiales expuestos a ácido sulfúrico concentrado. Estas son la Concentración de Ácido Sulfúrico y la Temperatura de este.

Como en la zona de limpieza el intervalo de tiempo seleccionado para el análisis fue diario entre el 01/01/2006 y el 15/07/2007, para un análisis más representativo en esta sección se eliminaron los periodos en que la Planta estuvo en mantenimiento.



Periodos de Mantenimiento:

Del 01/01/2006 hasta 04/01/2006.

Del 14/02/2006 hasta 04/03/2006.

Del 22/01/2007 hasta 10/02/2007.

### Torre de Secado:

La corrosión observada en las órdenes y avisos en la Torre de Secado es alta principalmente en las cañerías SARAMET y distribuidores de ácido, como se aprecia en algunas de las ordenes expuestas en el inicio de este capítulo, además de las reparaciones realizadas en las mantenciones generales del año 2006 y 2007. Se sospecha de operación a bajas concentraciones y altas temperaturas.

A continuación, a partir de los datos de concentración y temperatura recopilados para las Torres de la Planta de Acido N° 2, presentaremos una serie de gráficos para discusión.

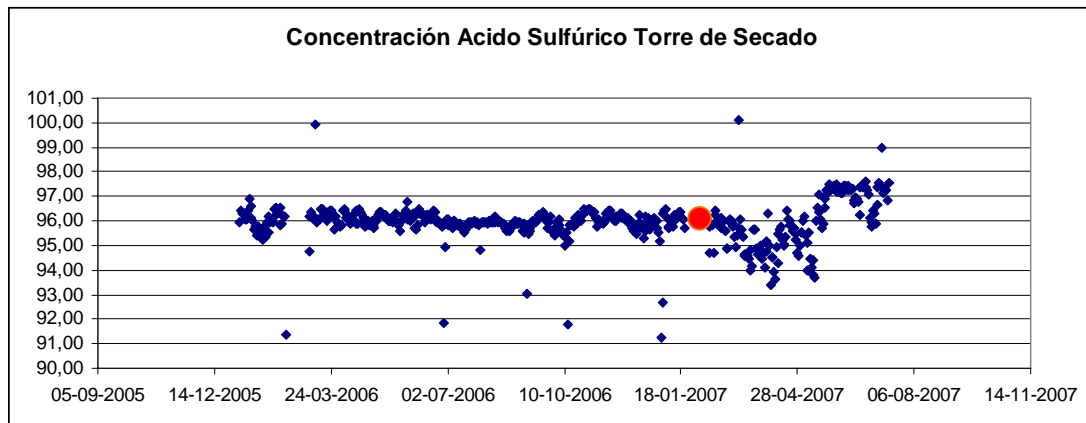


Figura 5.7.- Grafica Concentración H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Torre de Secado.

En la figura 5.7, se analiza la concentración de ácido sulfúrico en la Torre de Secado.

La concentración de ácido sulfúrico en la Torre de Secado debe permanecer aproximadamente a 96% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, como se ve en la figura, esta fluctúa, pero sin llegar a límites dañinos para la vida de los materiales involucrados, pero con el consiguiente costo en la operación de esta torre. Lo que parece extraño es que la concentración después del

mantenimiento del año 2007 (Del 22/01/2007 hasta 10/02/2007), después de círculo color naranja en el grafico, se desajusto totalmente los rangos operación llegando a concentraciones del orden del 93- 94%  $H_2SO_4$ , se puede inducir que los materiales utilizados sufren la rigurosidad del ácido sulfúrico, pero después del mantenimiento de enero del 2007 esta se ve acrecentada, siendo causal de corrosión acelerada.

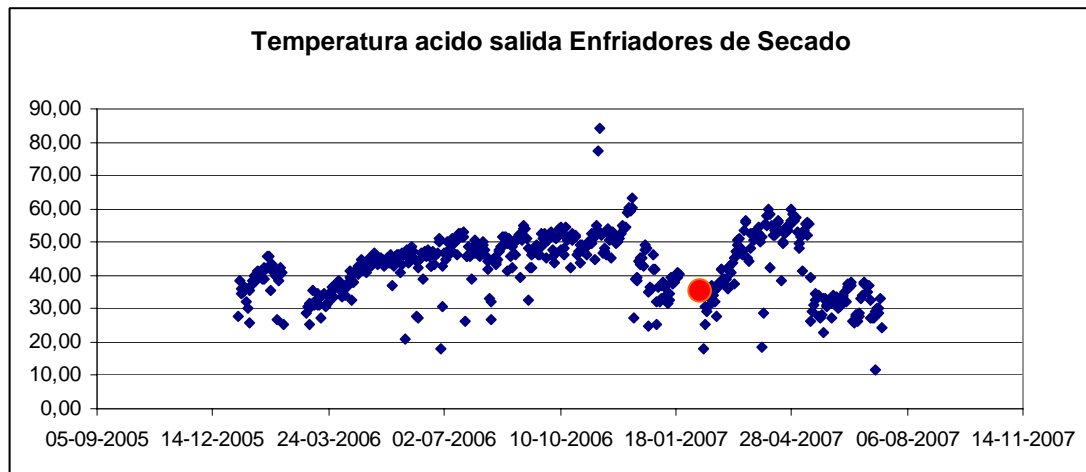


Figura 5.8.- Grafica temperatura salida acido enfriadores de Secado.

La figura 5.8 representa la Temperatura del ácido a la salida de los intercambiadores de secado, y la figura 5.9 la temperatura de entrada de los intercambiadores de secado, la elección de esta información a análisis se debe a que estos equipos son de suma importancia para el buen funcionamiento tanto de la Torre de Secado como la de Absorción.

Como se aprecia en la figura 5.9, temperatura de entrada a los enfriadores de secado, se mantiene aproximadamente constante a lo largo de todo el tiempo de análisis (109 a 110 °C). Esta temperatura hace suponer que la termocupla debe estar dañada, ya que la temperatura máxima de esta corriente puede llegar es de 100°C), información obtenida desde manual de operación PLG2.

Lo que no se refleja a la salida de los enfriadores de secado (figura 5.8), la temperatura promedio en esta corriente es de alrededor 50°C, por lo que hace imposible un delta de enfriamiento de alrededor de 50°C, ya que los intercambiadores anódicos pueden enfriar como máximo unos 30°C. Por lo que se corrobora que la termocupla pudiese estar dañada. Nuevamente el proceso se ve afectado ampliamente después de la mantención del 2007, donde la temperatura fluctúa demasiado.

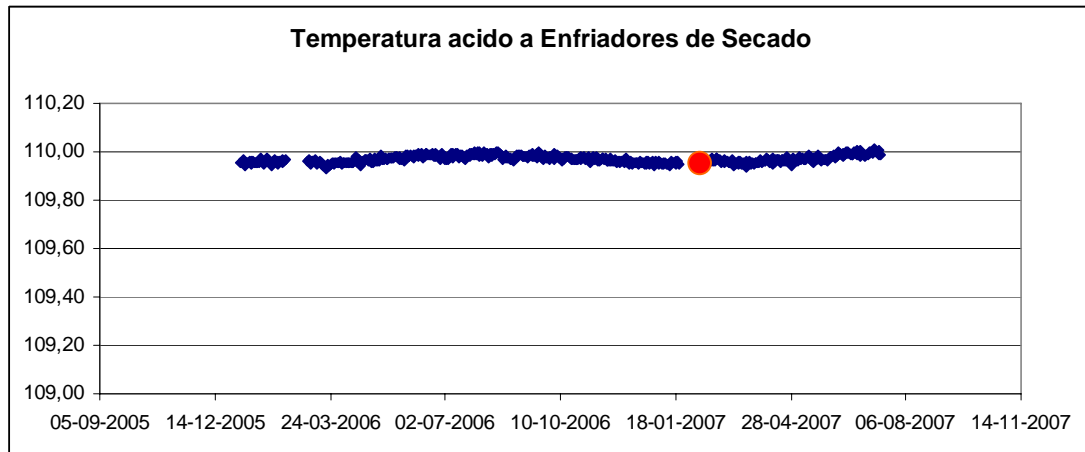


Figura 5.9.- Grafica temperatura entrada ácido enfriadores Secado.

Como se explicó en el capítulo 4, Tecnología SARAMET, el SARAMET<sup>®</sup> 23 es un material desarrollado para resistir la corrosión en ácido sulfúrico para concentraciones superiores al 93 %. Si la concentración baja del valor límite o si la temperatura del ácido se eleva sobre valores nominales, el material comienza a operar bajo condiciones corrosivas. Precisamente esta es la situación que se ha presentado en variadas ocasiones durante el tiempo de análisis (01/01/2006 hasta 15/07/2007), viéndose acrecentada en el intervalo de tiempo después del mantenimiento del año 2007. Para apreciar en mejor medida la operación segura del material SARAMET, la figura 5.10 representa zona de operación segura del SARAMET en el circuito de la Torre de Secado.

La figura 5.10 representa el intervalo de tiempo después del mantenimiento del año 2007, 11/02/2007 hasta el 15/07/2007. Como se puede apreciar existe una gran cantidad de puntos que se encuentran fuera de la zona segura, esto significa que la concentración bajo de 93% o la temperatura excedió los límites establecidos, se puede suponer que este echo provocará un aumento en las velocidades de corrosión del material

En el anexo B.3 se muestran los dos intervalos faltantes: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006, desde 05-03-2006 hasta 21-01-2007 del circuito de la Torre de Secado. En estos intervalos que representan mayor tiempo de análisis que el que se analizó en esta sección, se aprecia que la mayoría del tiempo analizado están dentro de la zona operación segura, por lo que se debe tener en cuenta que el próximo mantenimiento general se generarán

mayores problemas que los encontrados en el mantenimiento del año 2007 debido al umbral concentración/ temperatura fuera de rango en la Torre de Secado.

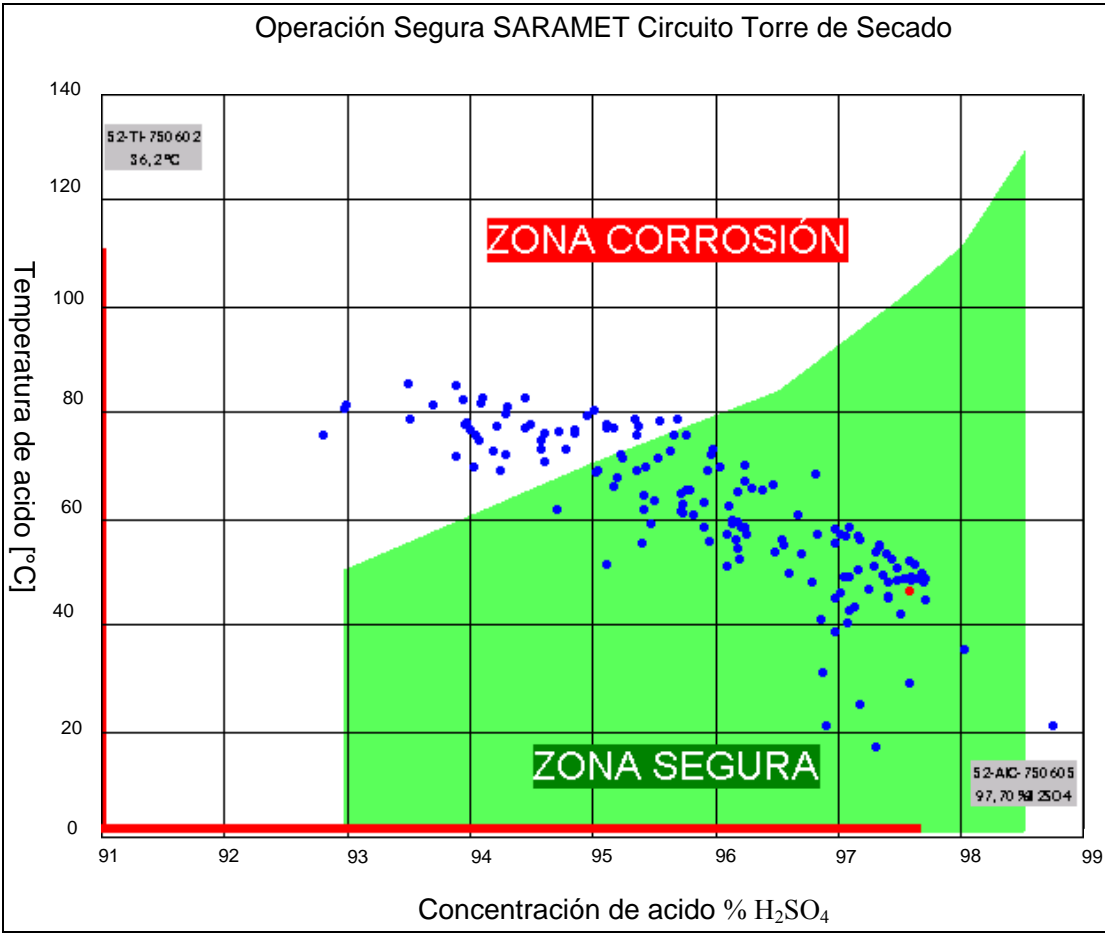


Figura 5.10.- Grafica operación segura SARAMET circuito Torre Secado

En la figura 5.11 se aprecia el área de operación segura de los intercambiadores anódicos de Secado, en estos también existen datos de operación fuera del rango, por lo que se pueden ver influenciados por una corrosión acelerada al igual que el distribuidor SARAMET.

La figura 5.11 también representa el intervalo de tiempo desde el 11/02/2007 hasta el 15/07/2007, los dos intervalos restantes están en el Anexo B.3.

Los principales problemas por filtraciones que se advertirán en los intercambiadores de tubo y caracaza será la filtración del ácido hacia el agua de enfriamiento, lo que conllevará

variados problemas en la operación. El resultado de esta acción se vera reflejado en el aumento de PH en el agua de enfriamiento.

Operación Segura para Intercambiadores Anódicos Secado.

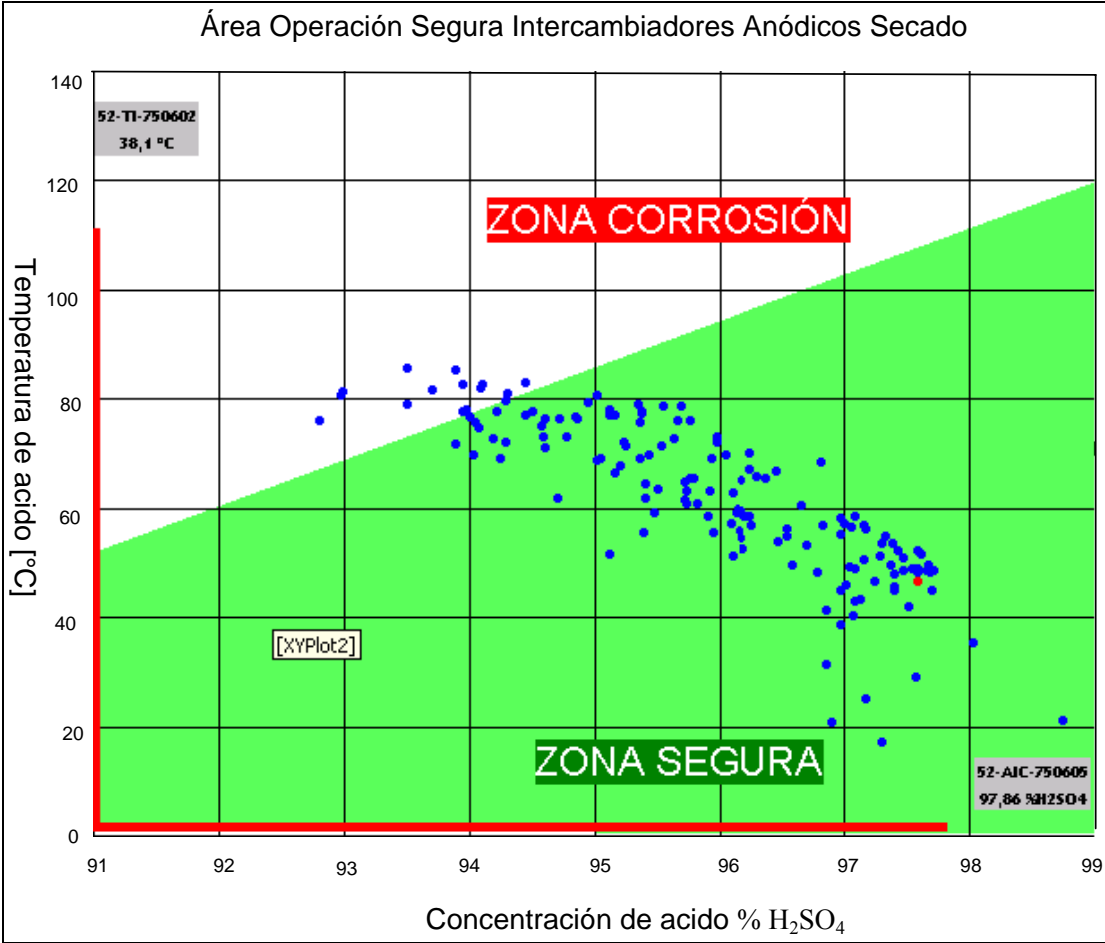


Figura 5.11.- Grafica área operación segura Intercambiadores anódicos secado

Torre de Absorción:

Al igual que la Torre de Secado, la concentración es uno de los puntos de importancia a analizar, la figura 5.12 representa la concentración del ácido sulfúrico en la Torre de Absorción, la concentración se mantiene constante y cercana al 98.1%, en un amplio rango de tiempo, nuevamente después de el mantenimiento del año 2007 la concentración presenta variaciones, que oscilan entre 95,2% y 99.7%. En el grafico se representa después del círculo naranja. Por lo que se puede deducir que con tan bajas concentraciones y posibles oscilaciones de temperatura, se producirá corrosión en distintos sectores de la Torre.

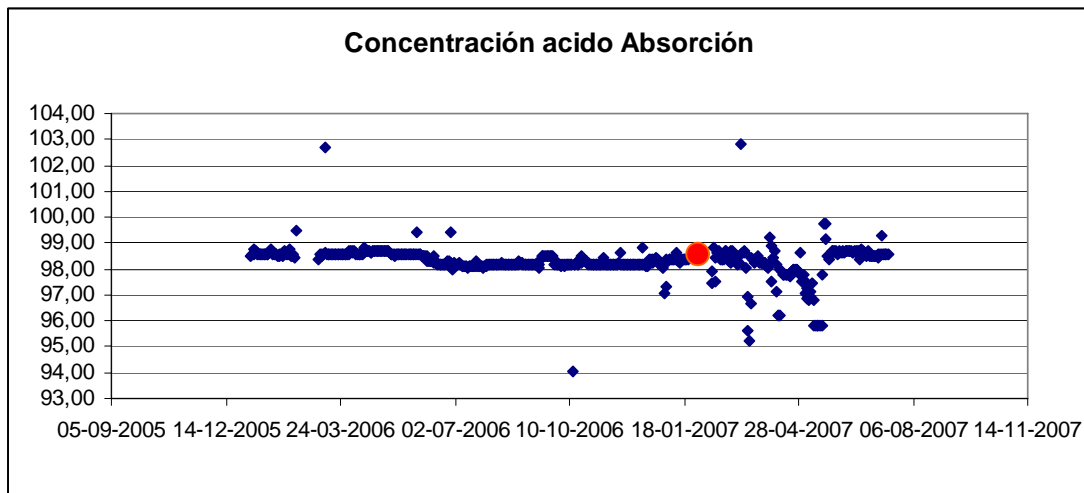


Figura 5.12.- Grafica Concentración H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Torre de Absorción.

Aproximadamente a 108°C debe pasar el ácido a través de los Enfriadores de Absorción, donde el ácido se enfría hasta aproximadamente 75°C. Las temperaturas óptimas de absorción del SO<sub>3</sub> fluctúan entre 75°C a 85°C, por lo tanto, la Temperatura de Salida del ácido no debería superar los 120°C, temperaturas más altas que ésta generaran corrosión acelerada de las partes metálicas como también neblina ácida.

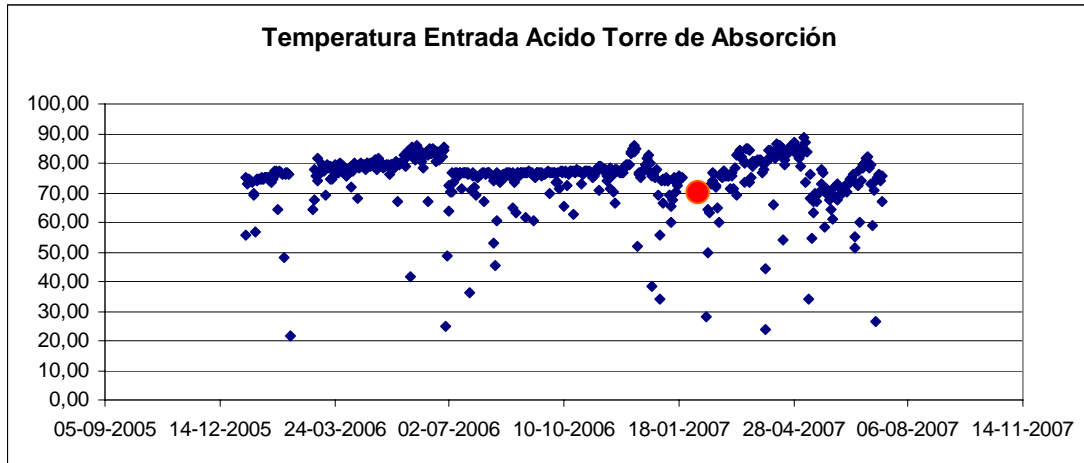


Figura 5.13.- Grafica temperatura entrada acido Torre de Absorción.

En la figura 5.14 representa la temperatura de salida desde la Torre de Absorción, se puede apreciar que la temperatura del acido en algunos instantes superan los 150°C, siendo factor fundamental de posibles causas de corrosión en los materiales dentro de la Torre de Absorción. Las temperaturas salen de los parámetros deseados después del mantenimiento realizado a la Planta en Enero del 2007.

La figura 5.13 representa la Temperatura del acido entrante al distribuidor de la Torre de Absorción, esta temperatura debe estar alrededor de los 75 °C

Se puede apreciar que la temperatura se mantiene la mayor parte del tiempo bajo los 80°C, nuevamente después del mantenimiento del año 2007 los valores superan los 85°C en variadas ocasiones produciéndose fluctuación de temperaturas, esto sumado con concentraciones bajas produce inconvenientes.

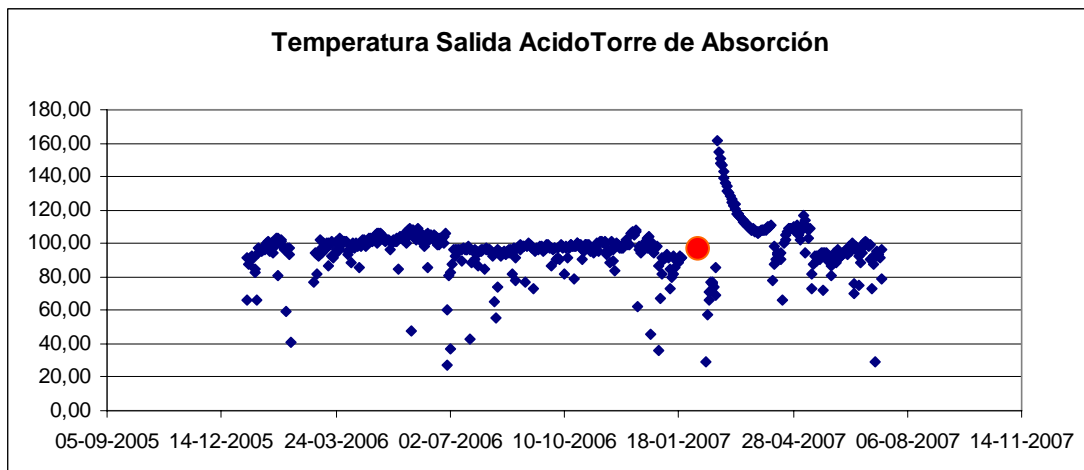


Figura 5.14.- Grafica Temperatura salida acido Torre de Absorción.

Como en la Torre de Secado, la torre de Absorción también posee una curva donde se aprecia la zona segura de operación para el material SARAMET, figura 5.15. Para apreciar en mayor medida se analizara en intervalos de tiempos, se selecciono el intervalo de tiempo después del mantenimiento general del año 2007, de 11/02/2007 hasta el 15/07/2007. Como se puede apreciar existe una gran cantidad de puntos que se encuentran fuera de la zona segura, vale destacar que en la Torre de Absorción se aprecian un mayor porcentaje de tiempo en que la concentración esta fuera de su rango de operación, en comparación con la Torre de Secado, lo que provocara un aumento acelerado en la velocidad de corrosión del material. En el anexo B.3 se muestran los dos intervalos faltantes: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006, desde 05-03-2006 hasta 21-01-2007, circuito Torre de absorcion.

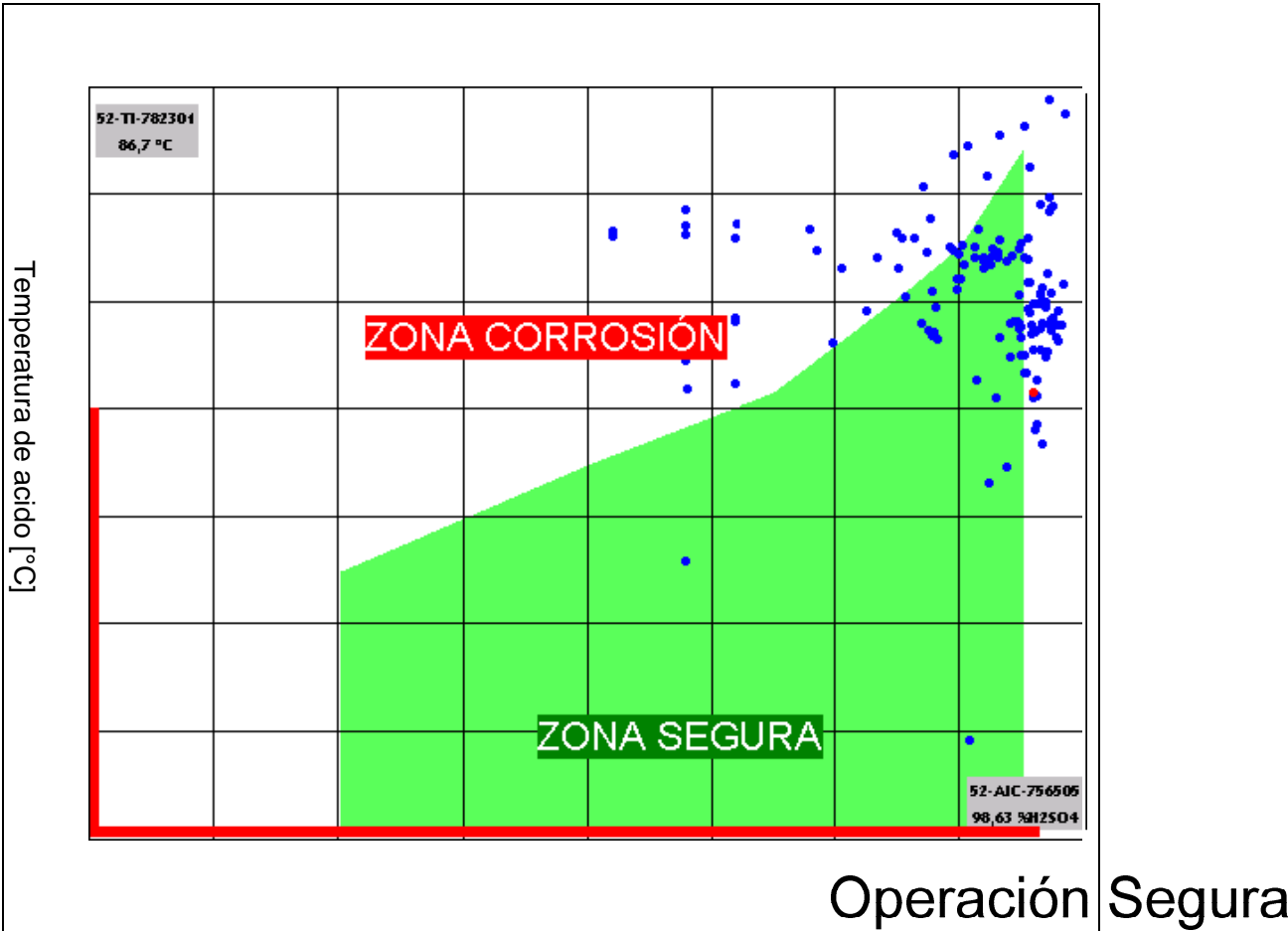


Figura 5.15.- Grafica operación segura SARAMET circuito Torre de Absorción



Los intercambiadores anódicos de absorción al igual que los intercambiadores anódicos de Secado, poseen una zona segura de operación, en la figura 5.16 se aprecia que existe una gran cantidad de puntos que se encuentran fuera de la zona segura, lo cual provocará un aumento en las velocidades de corrosión del material, este grafico representa el intervalo de tiempo desde el 11/02/2007 hasta el 15/07/2007, los dos restantes están en el Anexo B.3.

Operación Segura para Intercambiadores Anódicos Absorción.

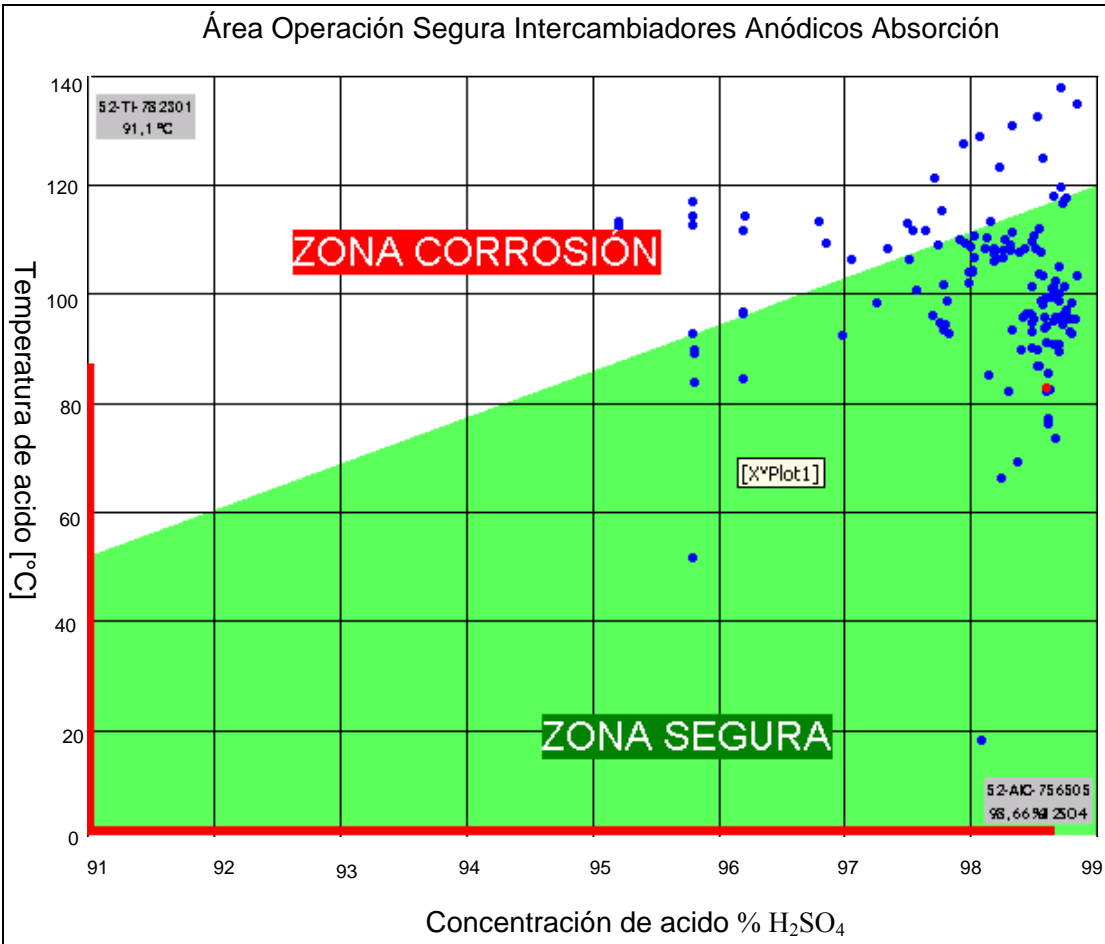


Figura 5.16.- Grafica área operación segura Intercambiadores anódicos Absorción

Filtraciones debido al medio:

Como se aprecia en las órdenes y avisos de mantenimiento la mayoría de las filtraciones identificadas, en los ductos de recirculación, Torre de Secado, Torre de Absorción, son problemas puntuales debido al medio agresivo en la que se encuentran interactuando los materiales en esta zona de la Planta, por lo que los equipos sufren un desgaste natural.

La corrosión siempre se vera incrementada en zonas de turbulencia, donde existan singularidades, salida de codos, válvulas, etc.

Razón por la cual es necesario realizar inspecciones, mantenimiento y reparaciones periódicas, todo esto para garantizar la operación normal de la Planta.

Sin embargo la corrosión se ve acelerada por periódicas disminuciones de Concentración de ácido sulfúrico, aumentos excesivos de Temperatura, presencia de impurezas desde el gas de Fundición o muchos otros factores, como puede ser velocidades excesivas, altas presiones, etc. Siendo los tres primeros los más importantes parámetros ha controlar.

Como se observo en los análisis realizados en las Torres mencionadas, estos parámetros no están totalmente controlados, por lo que la mayoría de estos problemas se deben ha desgaste natural acrecentado por una mala operación de los equipos.

En la tabla 5.1, se muestra una de las órdenes de mantenimiento, la cual identifica una falla típica en un codo, singularidad que siempre tienen mayores problemas por que es una zona donde presenta turbulencia, por ende aumentando en los índices de corrosión.

Tipo Orden	N°Orden	Filtración Linea ácido Torre de Secado PLG2
No Planificada	93901616	
Prioridad	Alta	Servicio Mantención Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TSE	Torre de Secado Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	13024749	
Fechas	Inicio	Fin
	15-10-2006	15-10-2006
Descripción:		
Soplador detenido por trabajos mecanicos por filtración en codos Torre de Secado.		
Posición		
Parte Objeto	Ductos	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

Tabla 5.1.- Orden de mantenimiento, identifica falla en un codo Torre de Secado.

### 5.2.3.- Corrosión por agentes externos:

#### A.- Impurezas en corriente líquida, [Ref 7]:

Las impurezas como  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{F}^-$ ,  $\text{Br}^-$ , producen corrosión Electroquímica, por un diferencial de concentración que genera una diferencia de potencial, es decir aparecen zonas anódicas y zonas catódicas (micro electrodos), que convierten al cuerpo metálico junto con el medio agresivo en un gran conjunto de micropilas electroquímicas.

La forma de ataque de estas impurezas sucede debido a que la zona del metal con mayor concentración de iones se comporta catódicamente, y estos tienden a desplazarse a la zona del metal de baja concentración, que se comporta anódicamente. Debido a este flujo de iones, se inducirá un flujo de electrones desde la zona anódica hasta la catódica, que corroerá el material en la zona anódica debido al flujo de electrones. Este tipo de corrosión electroquímica es sumamente localizada.

A modo de ejemplo en la siguiente figura se muestra este tipo de corrosión localizada, específicamente en el lado de los flanges de la Torre de Absorción.

Corrosión electroquímica:



Figura 5.17.- Caso de corrosión Electroquímica.

## B.- Corrosión por ataque de Fluoruros:

Como se describió en la sección 4.7 (Influencia de Fluoruros en proceso de corrosión), este agente externo ingresa a las Plantas de Limpieza de Gases en el gas de fundición, es sumamente nocivo para la vida útil de los materiales de estas Plantas.

No se recomienda concentraciones de fluoruros ya que este elemento ataca cualquier equipo hecho de vidrio, o que contenga sílice. Esto incluye el plástico reforzado con fibra de vidrio (FRP), la sílice a prueba de ácido en ladrillo y en empaques cerámicos.

Si los fluoruros se permiten entrar en los convertidores catalíticos de la planta, estos atacarán al catalizador. Además de atacar los aceros inoxidable con contenido de silicio que se utilizan en la zona de contacto como SARAMET 23, utilizado en cañerías y principalmente en los distribuidores de ácido de la Torre de Secado, Absorción y Flujo Cruzado.

Debido a los indicios de presencia de Fluoruro en los procesos, se realizó análisis a las corrientes líquidas para conocer que cantidades de este elemento estaban ingresando a la Planta.

### Análisis de Fluoruros:

Durante una semana del mes de Junio se realizó una campaña de muestreo, en la cual desde los puntos de toma de muestras de la Planta de Limpieza de Gases N°2, se obtuvieron alrededor de 50 muestras de ácido sulfúrico concentrado y ácido sulfúrico diluido. En la zona de limpieza se obtuvieron muestras desde las bombas de la Torre de Retención y de las bombas de la Torre de enfriamiento y en la zona de contacto desde los puntos de muestreo de la Torre de Secado y Torre de Absorción.

Todas estas muestras se enviaron al Laboratorio externo CIMM, para que se realizaran análisis de flúor y Cloro, como iones.

Este análisis se llevó a cabo debido a las sospechas que existían que el flúor pudiese estar corroyendo elementos como aceros Austeníticos, materiales de fibra de vidrio y ladrillos antiácidos. El flúor estaría como ácido fluorhídrico, ácido altamente agresivo con la sílice de estos materiales.

En la siguiente tabla se puede apreciar los resultados obtenidos:

Tabla de Resultados para Flúor:

Resultados análisis Flúor en ácido sulfúrico				
N° Muestra	Flúor Torre de Retención [ppm]	Flúor Torre de Enfriamiento [ppm]	Flúor Torre de Secado [ppm]	Flúor Torre de Absorción [ppm]
1	800	350	5	5
2	750	300	5	5
3	750	213	9	5
4	900	325	19	5
5	800	360	17	5
6	925	226	5	5
7	600	195	9	5
8	650	415	5	5
9	800	150	22	18
10	750	124	5	5
11	650	275	18	5
12	700	178	5	5
13			25	20

Tabla 5.2.- Resultados análisis Fluór en ácido Sulfúrico.

Todos los resultados en ppm.

El cloro, tanto en la Torre de Secado como en la Torre de Absorción dio como resultado valores menores a 30 ppm, los cuales son aceptables.

Las siguientes graficas representan los resultados obtenidos:

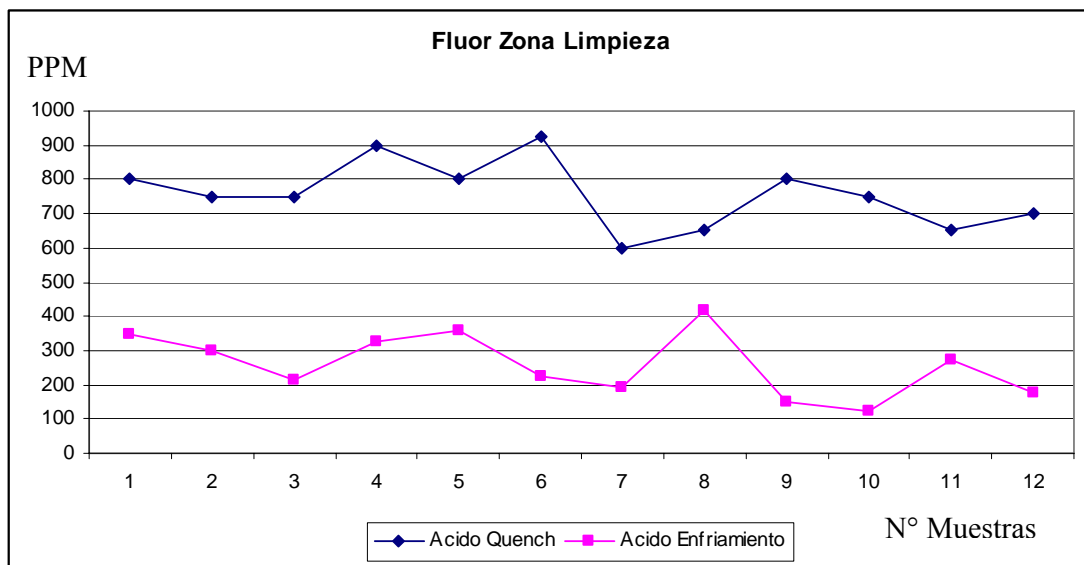


Figura 5.18.- Cantidad de Fluór zona de Limpieza.

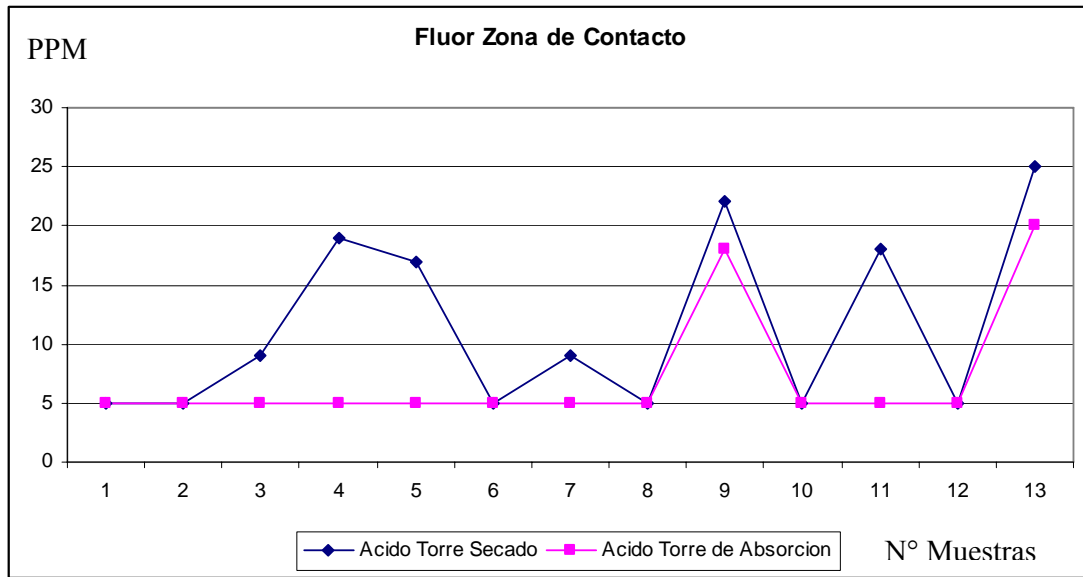


Figura 5.19.- Cantidad de Fluór Zona de Contacto

Los resultados obtenidos son preocupantes debido a la presencia en exceso de este agente externo, en una planta de acido los niveles de fluoruros en el acido concentrado deberían estar bajo los 3 PPM (información obtenida desde pacer SARAMET), para prevenir cualquier tipo de daño en los aceros, como se observa en las graficas este limite es superado ampliamente por los ácidos de Secado y Absorción, siendo el valor mínimo obtenido 5 PPM.

Por lo que este echo, sumado a los problemas de operación, pueden estar causando las graves anomalías sufridas por la Planta de Limpieza de Gases N°2.

## CAPITULO 6

### ANALISIS DE RESULTADOS Y PROPUESTAS

El interés principal de este trabajo de memoria es encontrar soluciones a los problemas de corrosión, sin embargo en el desarrollo de este se encontró, que la mayoría de las anomalías se producían en la zona de Contacto, zona que involucra principalmente a la Torre de Secado, Torre de Absorción, Torre de Flujo Cruzado.

Por lo que en el análisis se refiere principalmente a este sector de la Planta.

La figura siguiente identifica el sector de transito de acido sulfúrico concentrado, donde se analizara el conjunto de equipos con los resultados obtenidos.

# Circuito Acido Concentrado

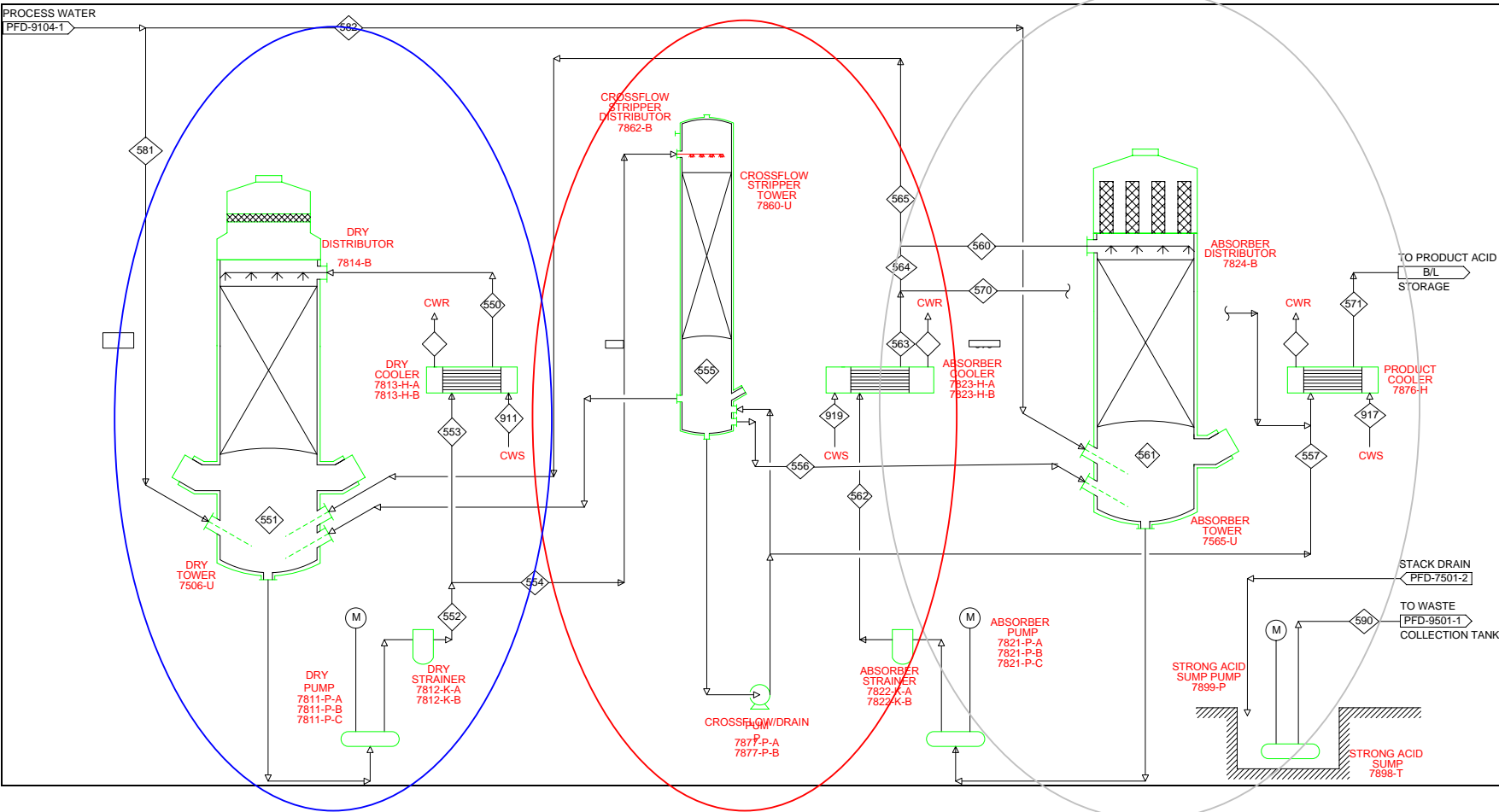


Figura 6.1.- Análisis Circuito Acido Concentrado



## **6.1- Análisis de Resultados:**

### *6.1.1.- Circuito Torre de Secado:*

#### 1.- Concentración:

Para el correcto funcionamiento de la Torre de Secado, la concentración de ácido sulfúrico debe permanecer en un rango de operación 96 – 96,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, en el Circuito demarcado con círculo azul en figura 6.1.

Si la concentración de ácido baja del 96%, se producen graves problemas de operación, debido al pobre secado que tendría el gas, con los consiguientes problemas en los equipos siguientes en el proceso, pero si la concentración baja de 94%, además de problemas de operación, los equipos en el circuito de la Torre de Secado sufrirán graves problemas de corrosión, debido a que el material utilizado en este sector de la Planta no está diseñado para soportar concentraciones de ácido en estas proporciones. Este hecho se puede ratificar en la figura 4.4 que muestra el Diagrama isocorrosión del SARAMET 23, donde se aprecian los índices de corrosión de este material en determinadas condiciones.

En la figura 5.7 se grafica la concentración de ácido sulfúrico en el circuito de Secado, los datos obtenidos, muestran que la mayor parte del tiempo la concentración de ácido sulfúrico se mantiene dentro de los rangos seguros de operación, con puntos que salen de estos en un porcentaje menor, sin embargo después del mantenimiento del año 2007, (Del 22/01/2007 hasta 10/02/2007), se presentan graves problemas de fluctuaciones de concentración, con un alto porcentaje de tiempo en que la concentración está baja del 95% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, provocando problemas de operación y posiblemente problemas de ataque químico.

En conclusión, la corrosión que se produce debido al medio hostil en el cual están involucrados los materiales se ve acrecentada a través de las variaciones de concentración de ácido sulfúrico, variable no controlada rigurosamente.

#### 2.- Temperatura:

Son de suma importancia para el buen funcionamiento de la Torre de Secado, los intercambiadores de calor, estos enfrían la corriente líquida antes de ingresar al distribuidor

de ácido de la Torre. Para identificar el correcto funcionamiento de los intercambiadores, se analiza las corrientes de ácido de entrada y salida de este, como se aprecia en las figuras 5.9 y 5.8, respectivamente.

Como se ve en la figura 5.9, temperatura de entrada a los enfriadores de secado, se mantiene aproximadamente constante a lo largo de todo el tiempo de análisis (109 a 110 °C), esta temperatura es excesiva para este sector ya que el límite máximo debe estar bordeando los 100°C, nunca superarlos, según indica el manual de operaciones de la PLG2. Esta temperatura hace suponer que la termocupla debe estar dañada o existen graves problemas de excesos de temperaturas. Lo cual se descarta debido a que la termocupla a la salida de la Torre de Secado, marca una temperatura cercana a los 50°C, y no hay ningún medio que pueda ascender la temperatura 50°C más en el trayecto desde la salida del ácido de la Torre de Secado y la entrada de los intercambiadores.

Este hecho se pudo corroborar mediante la figura 5.8, aquí se identifica la temperatura de salida de los enfriadores de secado la cual se mantiene en rango que va de los 30 a los 50°C, si la termocupla que marca 110°C estuviese en buen funcionamiento, la temperatura debiese estar cercana a los 80°C, debido a que los intercambiadores de secado pueden enfriar como máximo unos 30°C. Nuevamente el proceso se ve afectado después del mantenimiento del 2007, donde la temperatura fluctúa demasiado.

Los parámetros analizados Concentración/ Temperatura, son de suma importancia en este sector de las Plantas de Limpieza de Gases, ya que están ligados entre sí para el correcto funcionamiento de los equipos además de alargar la vida útil de los aceros inoxidable utilizados, como es el SARAMET 23 y el acero inoxidable 316L, en las figuras 4.2 y 4.4 se puede apreciar los límites establecidos para estos aceros.

### 3.- Umbral Concentración / Temperatura.

El umbral Concentración/ Temperatura, es el parámetro a controlar para evitar corrosión en los materiales utilizados en la Torre de Secado, y los intercambiadores anódicos. Los principales aceros inoxidable utilizados son el SARAMET y 316L, este en los intercambiadores anódicos.

SARAMET<sup>®</sup> 23 es un material desarrollado para resistir la corrosión en ácido sulfúrico para concentraciones superiores al 93 %. Si la concentración baja del valor límite o si la

temperatura del ácido se eleva sobre valores nominales, el material comienza a operar bajo condiciones corrosivas. Al igual que el 316L, si no se controlan los parámetros se hace insuficiente la protección anódica.

En conclusión es trascendental controlar estos parámetros para resguardar la vida útil de los materiales, y para realizar el correcto proceso de Secado.

En la figura 5.10, se aprecia el área de operación segura del SARAMET en el circuito de la Torre de Secado, aquí se muestra el intervalo de tiempo después del mantenimiento del año 2007 (11/02/2007 hasta el 15/07/2007), como los parámetros de operación no se han mantenido estables en este rango de tiempo, un alto porcentaje de puntos en la grafica salen de la zona segura de operación (alrededor de un 32%), para ingresar a la zona de corrosión.

La figura 5.11 se aprecia el área de operación segura de los intercambiadores anódicos de Secado, en estos también existen datos de operación fuera de la zona segura de operación (10 %), para ingresar a la zona de corrosión, por lo que se pueden ver influenciados por una corrosión acelerada al igual que el circuito con acero inoxidable SARAMET.

Se debe destacar que cada punto de la grafica que se encuentra en la zona de corrosión, es sumamente perjudicial para la conservar las características del material, ya que cada instante en que el material se expone a esta zona, comienza la corrosión sin importar que las condiciones de operación se reestablezcan inmediatamente, esta continuara durante un tiempo prolongado y así sucesivamente. En conclusión se necesita un control operacional exhaustivo en este sector de la planta, para reestablecer los valores indicados.

#### *6.1.2.- Circuito Torre de Flujo Cruzado.*

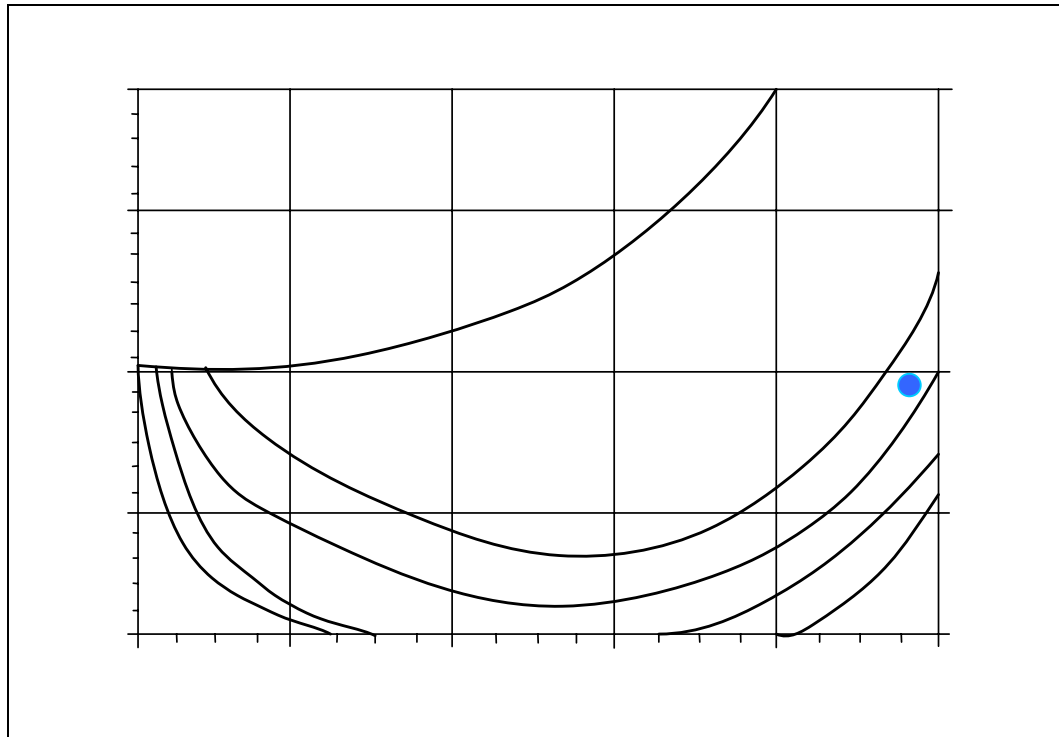
Debido a que la Torre de Flujo Cruzado esta en constante interacción con la Torre de Secado y Torre de Absorción, el mal funcionamiento de estas dos da como resultado el mal funcionamiento de esta Torre. La Torre de Secado es la encargada de enviar el ácido sulfúrico concentrado a la Torre de Flujo Cruzado la cual mediante aire extraído desde la atmósfera se limpia del exceso de  $\text{SO}_2$  que pudiese tener este ácido. Además la Torre de Flujo Cruzado envía una porción de ácido a la Torre de Secado y a la Torre de Absorción. La mayoría de los problemas se producen en el transito de ácido entre las Torres, además en el distribuidor de ácido en la Torre de Flujo Cruzado. La temperatura de salida del ácido

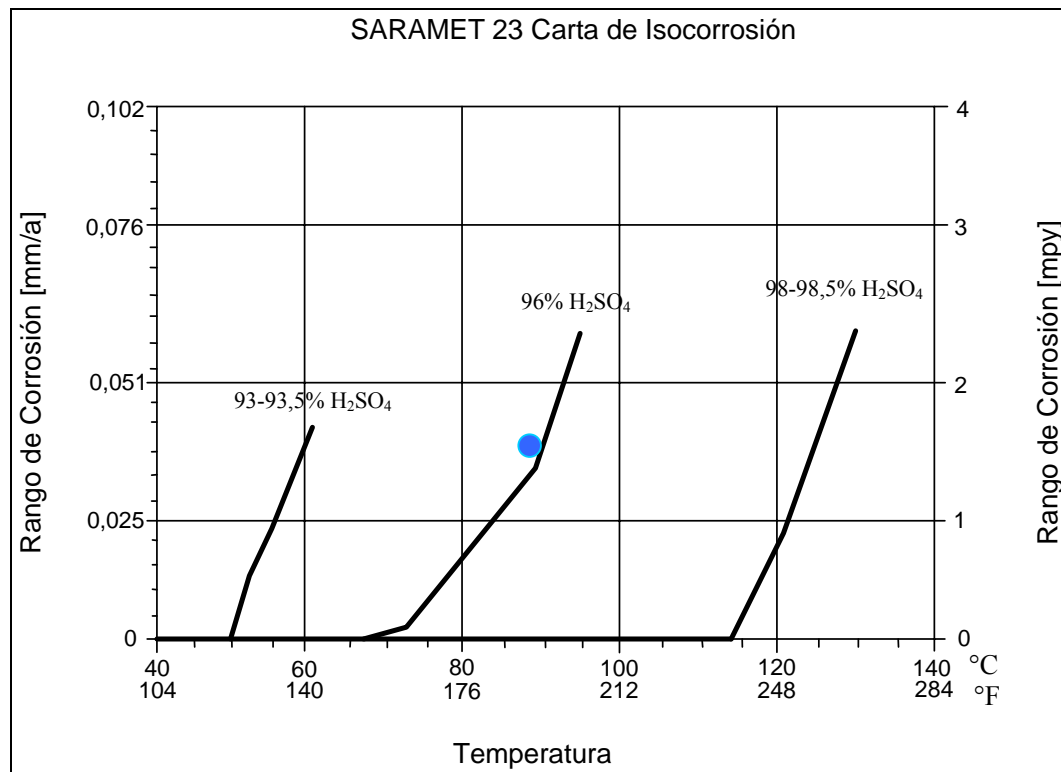
en la Torre de Secado es una de las variables importantes a controlar en la Torre de Flujo Cruzado, ya que este ácido llega directamente al distribuidor de esta Torre, sin un enfriamiento previo.

El circuito de la Torre de Flujo Cruzado se demarca con color rojo en la figura 6.1.

Distribuidor Torre de Flujo Cruzado:

El distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado de la Planta de Limpieza de Gases N°2 ha sufrido graves problemas de Corrosión, debido a esto ha sido reemplazado en el mantenimiento general del año 2005, 2006 y 2007. En el mantenimiento realizado en el año 2005 el distribuidor de ácido fue construido de acero inoxidable 316L, este material de construcción no es el apropiado ya que el original es de SARAMET 23, SARAMET 23 posee condiciones mejoradas para el trabajo con ácido sulfúrico concentrado caliente, como se puede apreciar en la siguientes figura donde se comparan los diagramas de isocorrosión de ambos materiales a condiciones de operación similares.





Para igual condiciones de operación, el SARAMET 23 se comporta de mejor forma que el acero inoxidable 316L.

Como podemos apreciar a modo de ejemplo con los puntos azules en los gráficos de isocorrosión de ambos materiales, a una Temperatura de 90°C y una concentración de ácido sulfúrico del 96%, los índices de corrosión en el acero inoxidable 316L, son alrededor de 1,3 [mm/a], en comparación con el SARAMET 23, que solamente tendría un índice de corrosión mucho menor a 0,051 [mm/a].

Por lo que la selección de este material fue inadecuada, dando como resultado el cambio de este en las siguientes mantenciones. En la mantención del año siguiente 2006, también se utilizó el mismo material acero inoxidable 316L, por lo que en el año 2007 nuevamente estaba estropeado.

Además de la mala selección del material se produce otro problema en la Torre de Flujo Cruzado, el ácido que es enviado desde las bombas de Secado no es enfriado como sucede en la Torre de Secado, por lo que llega a temperaturas elevadas de alrededor de 110°C, claramente los problemas de operación en el control de la temperatura y la concentración provocan corrosión.

En la figura 6.2 se aprecia de que forma se encuentra el distribuidor después de un año de operación, claramente las partes en que el espesor es menor son las mas afectadas por este echo.

Distribuidor SARAMET 23. Mantenimiento año 2005



Figura 6.2.- Distribuidor SARAMET 23 dañado Mantenimiento año 2005.

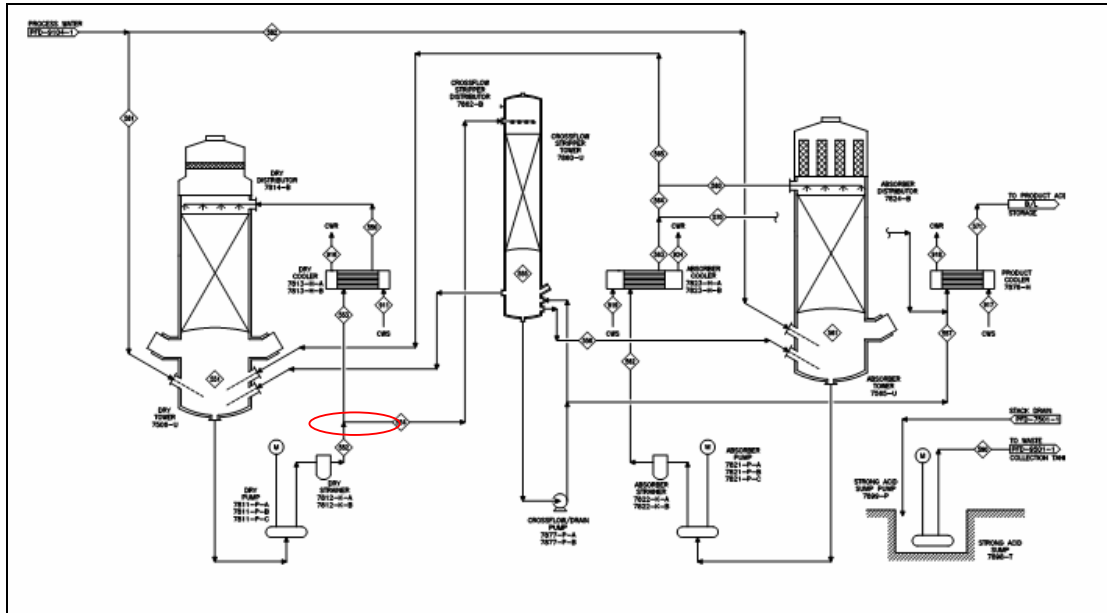
Distribuidor Acero Inoxidable 316L. Mantenimiento año 2006.



Figura 6.3.- Distribuidor SARAMET 23 dañado Mantenimiento año 2006.

El acido que es enviado de las bombas de Secado al distribuidor de la Torre de Secado y a la Torre de Flujo Cruzado es el mismo, pero existe una gran diferencia ya que el acido que ingresa al distribuidor de Secado la temperatura es inferior, en comparación con el acido que entra al distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado, ya que este es enfriado antes de ser

recirculado. En la figura siguiente se aprecia el lugar donde el ácido es derivado hacia la Torre de Flujo Cruzado, sector se marca con un círculo rojo en la figura siguiente. Esto se realiza antes de pasar por los enfriadores de secado, dando como resultados excesos de temperaturas esto sumado con concentraciones bajas, el resultado es el deterioro del distribuidor en un rango corto de tiempo, por lo que ha debido ser reemplazado en los mantenimientos del año 2005, 2006 y 2007.



### 6.1.3.- Circuito Torre de Absorción:

#### 1.- Concentración:

Para el correcto funcionamiento de la Torre de Absorción, la concentración de ácido sulfúrico debe permanecer en un rango de operación cercano al 98,5%, circuito demarcado con círculo plomo en la figura 6.1.

Si la concentración de ácido baja del 98,5%, se producen graves problemas de operación, debido a la mala absorción de  $\text{SO}_3$  en el ácido, o problemas ambientales debido al exceso de  $\text{SO}_3$  en la Chimenea, no cumpliendo con los parámetros ambientales vigentes, sin embargo si la concentración baja de 94%, además de problemas de operación, los equipos en el circuito de la Torre de Absorción sufrirán graves problemas de corrosión, debido a

que el material utilizado en este sector de la Planta no está diseñado para soportar concentraciones de ácido en estas proporciones. Este hecho se puede ratificar en la figura 4.4 que muestra el Diagrama isocorrosión del SARAMET 23, donde se aprecian los índices de corrosión de este material en determinadas condiciones.

En la figura 5.12 se grafica la concentración de ácido sulfúrico, la concentración se mantiene constante aproximadamente en la totalidad del rango de tiempo de análisis entre 98 y 99%  $H_2SO_4$ , sin embargo después de el mantenimiento del año 2007 se presentan fluctuaciones llegando concentraciones cercanas al 95%  $H_2SO_4$ .

En conclusión se puede anticipar que el circuito de la Torre de Absorción sufrirá problemas similares a los de la Torre de Secado por este hecho, los cuales se verán acrecentados si la temperatura del ácido sulfúrico no es controlada con rigurosidad.

## 2.- Temperatura:

Al igual que en el circuito de la Torre de secado los intercambiadores de calor son de importancia en el buen funcionamiento de la Torre de Absorción, es crucial tener controlada la temperatura del ácido concentrado que circula por la Torre, esto debido a que la temperatura óptima de absorción del  $SO_3$  está entre 75 y 85°C, si el trióxido de azufre no fuese retirado, este pasaría a la chimenea y generaría un problema de contaminación y un riesgo a la salud.

La temperatura óptima de absorción de  $SO_3$  está entre 75 y 85°C, por lo que la temperatura de salida del ácido no debiera superar los 120°C, temperaturas más altas que ésta generarán corrosión acelerada de las partes metálicas como también neblina ácida.

La figura 5.14 representa la temperatura de salida del ácido de la Torre, esta se mantiene constante un buen porcentaje del tiempo de análisis, cerca de los 110°C, un porcentaje bajo alrededor de un 5% del tiempo supera los 120°C, estos resultados corroboran los bajos índices de escape de  $SO_3$  en la chimenea, obtenidos en el periodo de análisis.

Los parámetros analizados Concentración/ Temperatura, son de importancia en este sector de las Plantas de Limpieza de Gases, ya que están ligados entre sí para el correcto funcionamiento de los equipos además de alargar la vida útil de los aceros inoxidables utilizados. La figura 5.13 representa la Temperatura del ácido entrante al distribuidor de la



Torre de Absorción, esta temperatura debe estar alrededor de los 75 °C, en el análisis la temperatura se mantiene cercana a esta, con un porcentaje menor que esta sobre esta temperatura cercana a los 90°C, siendo un porcentaje razonable, sin embargo con las fluctuaciones de concentración pueden producir problemas de corrosión.

### 3.- Umbral Concentración / Temperatura.

El umbral Concentración/ Temperatura, es el parámetro a controlar para evitar corrosión en los materiales utilizados en la Torre de Absorción, y los intercambiadores anódicos al igual que en la Torre de Secado.

En la figura 5.15 se aprecia el área de operación segura del SARAMET en el circuito de la Torre de Absorción, aquí se muestra el intervalo de tiempo después del mantenimiento del año 2007 (11/02/2007 hasta el 15/07/2007), como los parámetros de operación no se han mantenido estables en este rango de tiempo, un alto porcentaje de puntos en la grafica salen de la zona segura de operación (alrededor de un 60%), para ingresar a la zona de corrosión, la cantidad de puntos fuera de la zona segura de operación es extremadamente alta, inclusive duplica a la de la Torre de Secado

En la figura 5.16 se aprecia el área de operación segura de los intercambiadores anódicos de Absorción, en estos también existen datos de operación fuera de la zona segura de operación (20 %), para ingresar a la zona de corrosión, lo que significa que los intercambiadores se pueden ver influenciados por una corrosión acelerada al igual que el circuito con material SARAMET.

El bajo control en la concentración sumado a las temperaturas elevadas en algunos instantes, es la causa principal de corrosión tanto en equipos como en cañerías utilizadas en la Torre de Absorción, este problema de bajo control operacional hace necesario al igual que en la Torre de Secado un control mas elevado de estos parámetros.

## 6.2.- Propuestas:

Las propuestas de solución siguientes se desarrollan debido a causas puntuales detectadas en el correcto funcionamiento de la PLG2, como son el abatimiento de fluor, reemplazo del material distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado y enfriar corriente de ácido antes de entrar al distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado.

### 6.2.1.- Abatimiento de Flúor:

#### A.- Flúor en Gas de Fundición:

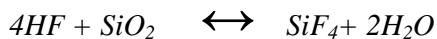
El flúor (F) que proviene del gas de fundición puede estar presente en formas volátiles o no volátiles. Las formas Volátiles pueden incluir fluoruro de hidrógeno (HF) y el tetrafluoruro de silicio (SiF<sub>4</sub>). La forma no volátil puede incluir el fluoruro de sodio (NaF), y el fluoruro del aluminio (AlF<sub>3</sub>). En las plantas de ácido el flúor ingresa en el gas principalmente como fluoruro de Hidrógeno.

La cantidad y la forma de los contaminantes de fluoruro en el gas de salida dependerán del proceso piro metalúrgico, de los contaminantes en la alimentación, la operación en contracorriente del sistema de gas caliente, etc.

En una planta de ácido, los niveles de fluoruro de hidrógeno en el gas deberán estar bajo de 0.3 a 0.5 mg/Nm<sup>3</sup> (0.27 a 0.56 PPM), para prevenir cualquier tipo de daño, **Referencia 4.**

#### B.- Mecanismo de Ataque:

El mecanismo de ataque del fluoruro es la reacción del fluoruro del hidrógeno (HF) con la sílice o dióxido del silicio (SiO<sub>2</sub>) para formar tetrafluoruro del silicio. (SiF<sub>4</sub>).



El tetrafluoruro de silicio es soluble en agua y reaccionará con el fluoruro de hidrógeno adicional para formar ácido fluosilícico.



Los efectos perjudiciales de fluoruros se pueden eliminar mediante la selección apropiada de los materiales, o con algún medio de abatimiento ya que un bajo porcentaje de esta impureza es perjudicial para la vida útil de los materiales, como se especifico en la sección. 4.7, “Influencia de fluoruros en proceso de corrosión”.

#### C.- Detección de los fluoruros

Una de las maneras más sencillas es determinar cualitativamente la presencia de fluoruros es observando el efectos del ataque de estos contra una varilla de vidrio que se inserte en la corriente del sistema de gases antes de la torre de secado.

La varilla de vidrio es colocada en la corriente del gas con un sostenedor que apoye la varilla en el ducto así se previene cualquier tipo de fractura. La varilla de vidrio se quita y se examina periódicamente para determinar si los fluoruros la han atacado. Si el ataque de fluoruros es evidente, se debe implementar un sistema para la eliminación de estos.

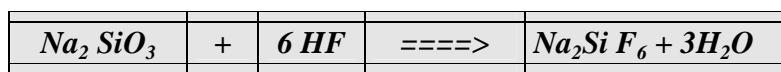
Una de las formas para detectar el ataque de fluoruros es observando el revestimiento a prueba de acido de ladrillos y los empaques de cerámica en la torre de secado ya que en estos lugares se aprecia en mayor medida el ataque, debiendo ser examinados para determinar si han ocurrido algunos daños.

La solución más práctica, conveniente y sencilla para abatir los fluoruros en una planta de limpieza de gases es un sistema de silicato de sodio.

#### D.- Sistema de silicato de sodio

Para remover los fluoruros el silicato de sodio se adiciona en el circuito de acido débil de la torre de enfriamiento, el silicato se pone en contacto con el acido en las bombas de enfriamiento siguiendo el circuito hasta entrar a la torre, el acido mezclado con el silicato pasan por los enfriadores de acido para llegar al distribuidor donde se pone en contacto con el gas que ingresa por la parte inferior de la Torre.

El silicato de Sodio ( $\text{Na}_2\text{SiO}_3$ ) se introduce al proceso para hacerlo reaccionar con el fluoruro de hidrogeno (HF) en el gas o el acido fluorhídrico en la corriente liquida produciendo Hexafluorosilicato de disodio ( $\text{Na}_2\text{SiF}_6$ ) y agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ) según se aprecia en la reacción siguiente.



El  $Na_2SiF_6$  es un polvo granular blanco que pasa a fase líquida el cual se une al efluente líquido y va a parar a la Planta de tratamientos de efluentes como un inerte, no interfiriendo con los demás procesos de limpieza de Gases.

E.- Sistema de silicato de Sodio en Planta de Limpieza de Gases N°2.

Como se describió en la sección anterior la adición de Silicato de Sodio se realiza en la corriente que se dirige a la Torre de Enfriamiento en la Zona de Limpieza de Gases, el ácido mezclado con el silicato pasan por los enfriadores de ácido para llegar al distribuidor donde siguen el circuito removiendo el fluoruro de hidrógeno en el gas y el ácido fluorhídrico en la corriente líquida, esto debido a que un porcentaje de los fluoruros se absorbe en el ácido de proceso como se indica en las pruebas de laboratorio en que analiza fluoruros en ácido concentrado y diluido, en la sección 5.2.3 corrosión por agentes externos.

Es interesante mencionar que para conocer el consumo necesario de silicato de sodio, se debe recurrir a ensayos de prueba y error, ya que no existe ninguna forma de medir la cantidad de fluoruros presentes en la corriente gaseosa.

Este ensayo cualitativo se realiza observando los efectos del ataque de los fluoruros provenientes en gas, contra una varilla de vidrio como se explica en la sección C de este capítulo, para luego incrementar o reducir la adición de silicato en el proceso, además de pruebas de laboratorio que se realizan en las corrientes líquidas tanto en la zona de limpieza como zona de contacto, esto hasta encontrar concentraciones en el ácido de la zona de contacto inferiores o iguales a 3 ppm.

Además para conocer si debe incrementar la adición de silicato de sodio alternativamente se realizan análisis en el concentrado de cobre antes de ingresar al proceso de fundición, esto no da nuevos parámetros para conocer que cantidades de fluoruros ingresan a la Planta, sin embargo estos análisis son solamente para conseguir un aproximado, ya que es

imposible conocer la cantidad exacta de flúor que ingresa a las Plantas de limpieza de Gases provenientes en el gas de fundición.

La configuración de la zona de Limpieza de la Planta de Limpieza de Gases N°2 se muestra en la figura 6.4. Luego en la figura 6.5 se aprecia la zona de Limpieza de la Planta de Limpieza de Gases N°2, sumado con el sistema de Silicato de Sodio.

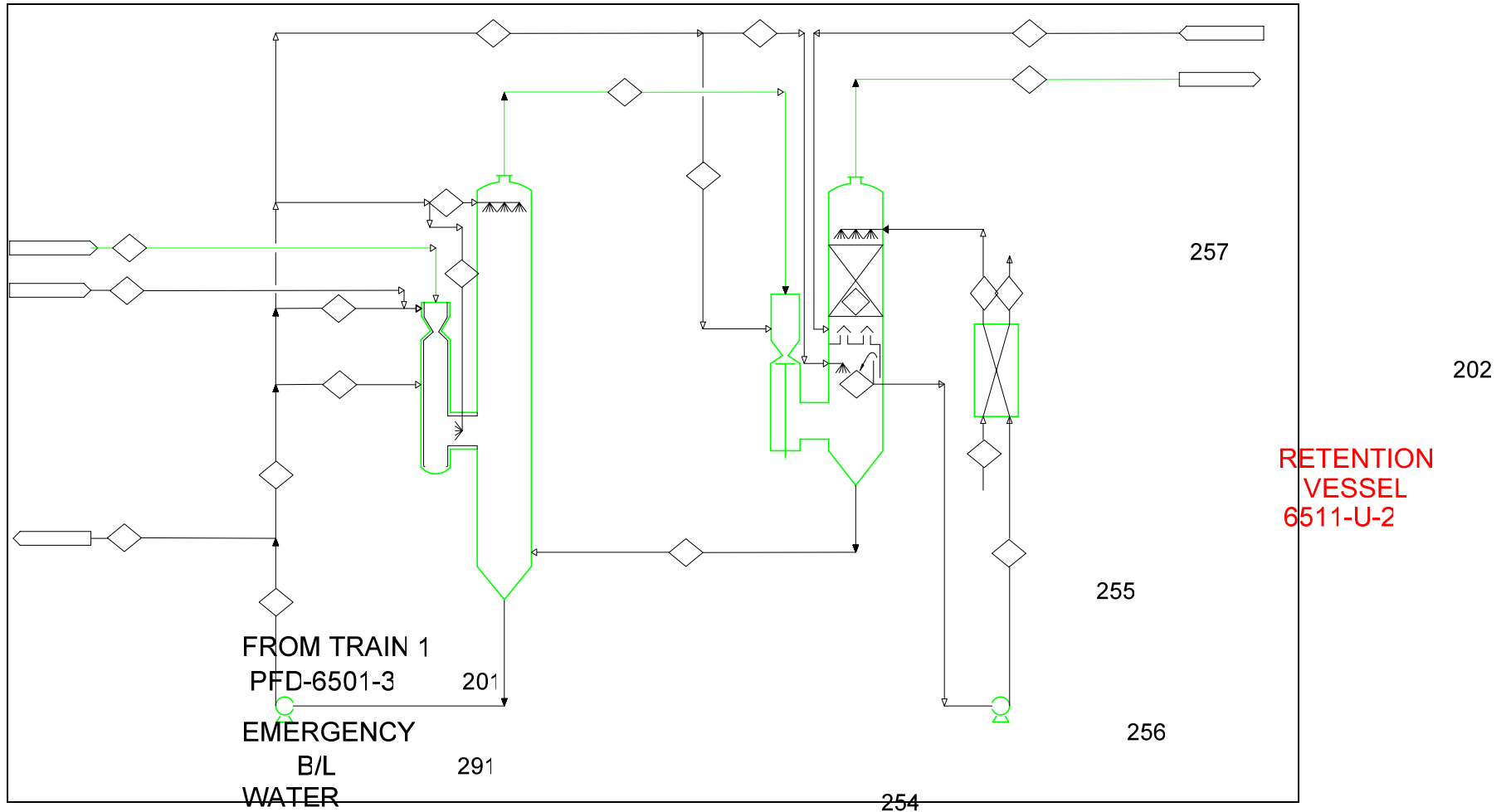


Figura 6.4.- Diagrama de Flujo Zona de Limpieza.

253

QUENCH  
VENTURI  
6510-D-2

158

252

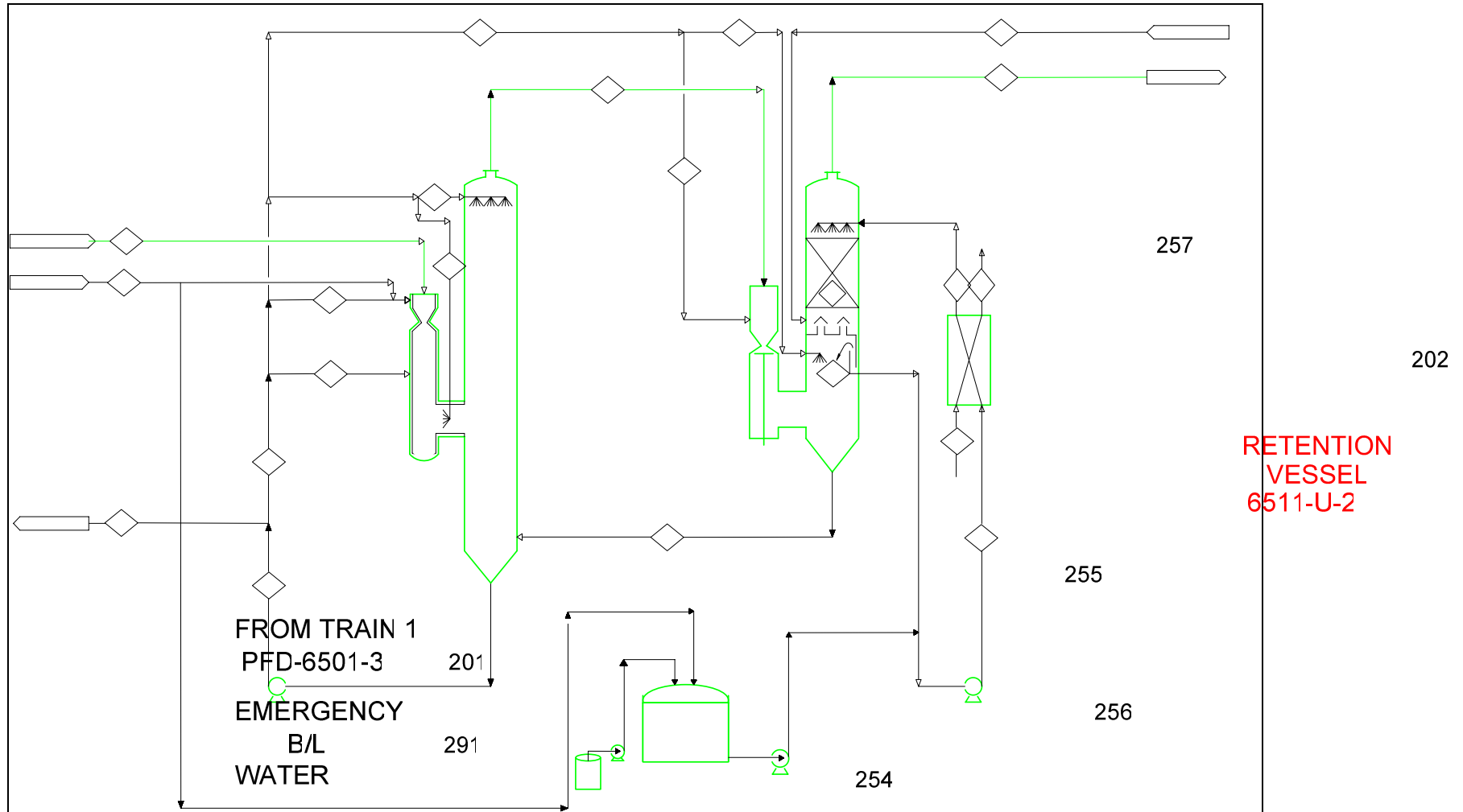


Figura 6.5.- Diagrama de Flujo Zona de Limpieza con Sistema de Silicato de Sodio

253

QUENCH  
VENTURI  
6510-D-2

### 6.2.2.- Reemplazo del material distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado:

Debido a las bajas concentraciones de ácido y las constantes variaciones en la Temperatura, se hace necesario reemplazar el material del distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado.

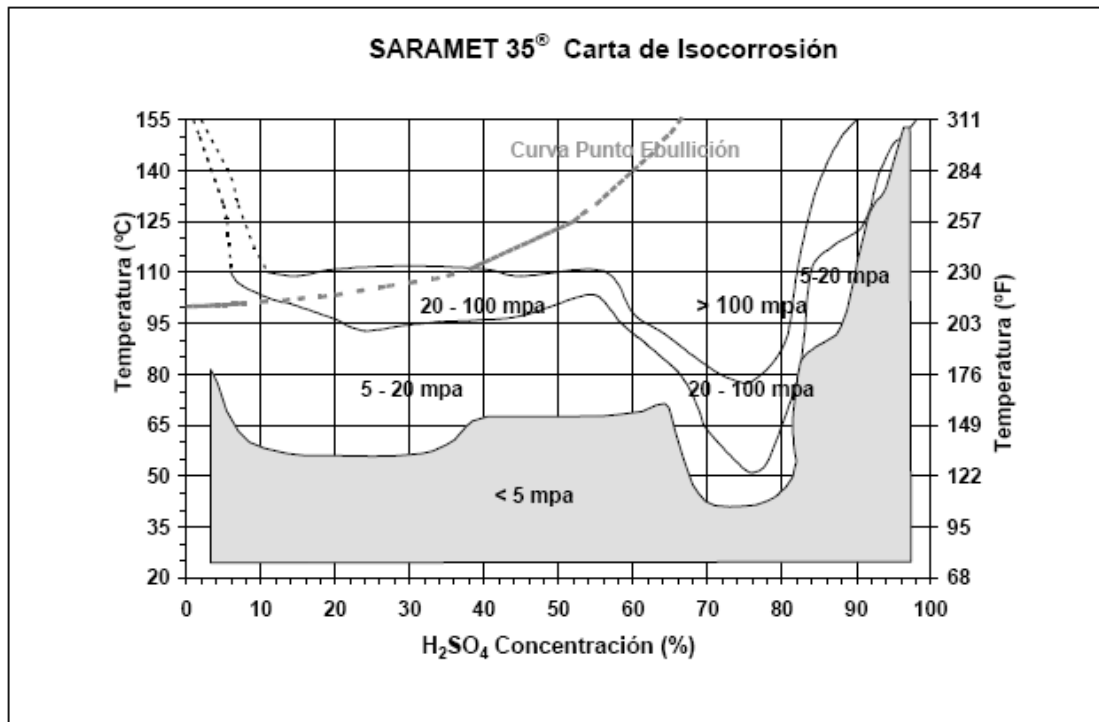
Se debe mencionar que este distribuidor se ha reemplazado durante tres mantenimientos, año 2005, 2006 y 2007. El material de diseño es SARAMET 23, el cual no soporto los embates de la corrosión, luego se utilizó acero inoxidable 316L, el cual posee propiedades con menor rango de aplicabilidad que SARAMET 23, por lo cual también sucumbió por los embates de la corrosión.

La solución es escoger algún material que posea mejor resistencia que el material original, SARAMET 23, lo que implicaría un costo mayor.

SARAMET 35 es una posibilidad real, este es considerado el material Premium de la familia de los aceros inoxidables SARAMET. Este material fue desarrollado para aumentar el rango de aplicaciones, trabaja a concentraciones menor del 93%  $H_2SO_4$ , lo cual es nefasto para SARAMET 23, a la vez que mantiene y aumenta la resistencia superior a la corrosión del ácido sulfúrico concentrado, como se aprecia en la siguiente tabla, donde se diferencian la tasa de corrosión de los dos materiales a iguales condiciones de operación.

Muestra	Aleación SARAMET	Concentración % $H_2SO_4$	Temperatura [°C]	Duración [días]	Agitación	Tasa [mils/año] Corrosión
1	35	93	105	4	Moderada	4
	23	93	105	4	Moderada	200
2	35	90	105	4	Moderada	15
	23	90	105	4	Moderada	>1000





SARAMET®35 Carta de Isocorrosión

La otra posibilidad es considerar reemplazar el material de diseño por otro, el cual no posee condiciones mejoradas, además del punto de vista de costos es menor. Sin embargo con esta solución se pierden cualidades importantes como la ductibilidad, además de ser pesados y de depender de conexiones mecánicas para unirse.

Nos referimos al Hierro fundido, su composición pertenece a la de una Fundición Gris de baja resistencia aleada con pequeñas cantidades de Cromo (<1% Cr), que proporciona una aceptable resistencia a la corrosión en concentraciones desde 90% a 99% de  $H_2SO_4$ , y a temperaturas de hasta 120°C. También posee alta resistencia a la abrasión y erosión, pero son muy sensibles al SCC (Stress Corrosión Cracking), la cual es inducida por la formación de sulfatos en las láminas de grafito. Se utilizan grandes espesores de paredes proporcionando espesores de corrosión admisibles.

A continuación se presenta una tabla con la composición de la Fundición Gris que se puede utilizar.

Cr-FC (Fundición gris + Cromo)			
Componente	%p	Componente	%p
C	3,65	Cr	0,665
Si	2,07	Ni	0,04
Mn	0,86	Mo	0,04
P	< 0,003	Cu	0,1
Si	0,015	Ti	0,043

Tabla 6.1.- Composición Hierro Fundido ( Fundición Gris + Cromo)

### 6.2.3.- Enfriar Corriente de Acido antes de ingresar a Torre de Flujo Cruzado

En la Torre de Secado la corriente de acido que es enviada al distribuidor es enfriada antes de ingresar a esta, lo cual no sucede en la Torre de Flujo Cruzado, el acido es el mismo sin embargo este se dirige al distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado sin someterse a ningún tipo de enfriamiento, como se puede apreciar mediante el circulo rojo en las figuras siguientes, este exceso de temperatura sumado con las constantes fluctuaciones de concentración que suceden en la Torre de Secado y Absorción producen cuantiosos problemas en los materiales de construcción de la Torre de Flujo Cruzado.

Por lo que se vuelve imperante enfriar la corriente que se dirige al distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado, por lo que se identifican dos propuestas de solución:

Propuesta 1: Colocar intercambiador de calor en corriente que se dirige a distribuidor Torre de flujo Cruzado.

Propuesta 2: Pasar corriente de acido por enfriadores de Secado antes de derivarla al distribuidor de la Torre de Flujo Cruzado.

Estas soluciones sumado con un control riguroso de temperaturas y concentraciones de acido, pueden extender la vida útil de los materiales.

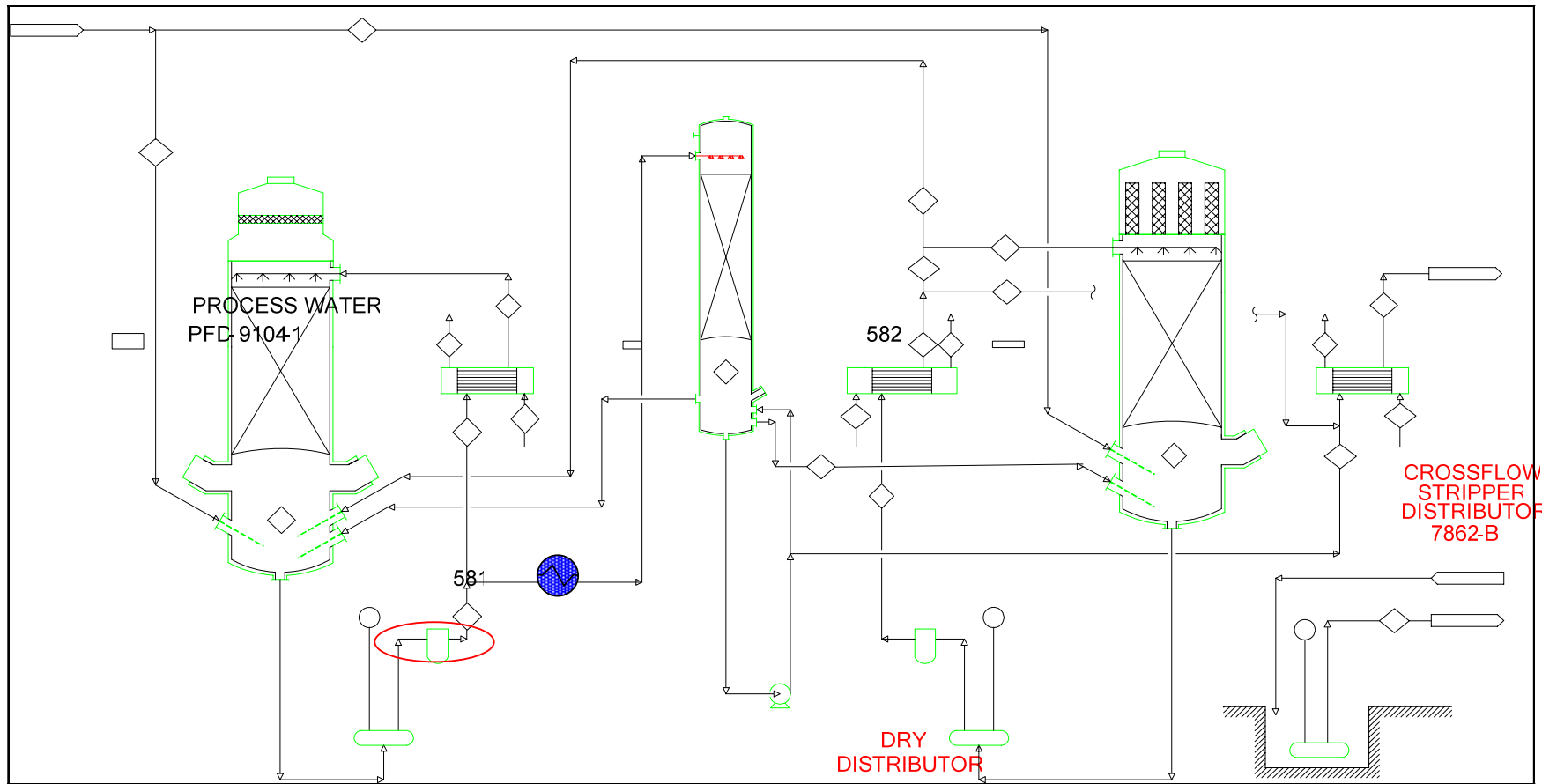


Figura 6.6.- Propuesta 1: Colocar Intercambiador de calor corriente de acido.

7814-B  
 DRY COOLER  
 7813-H-A  
 7813-H-B

CWR 550

916

926

193

555

553

911

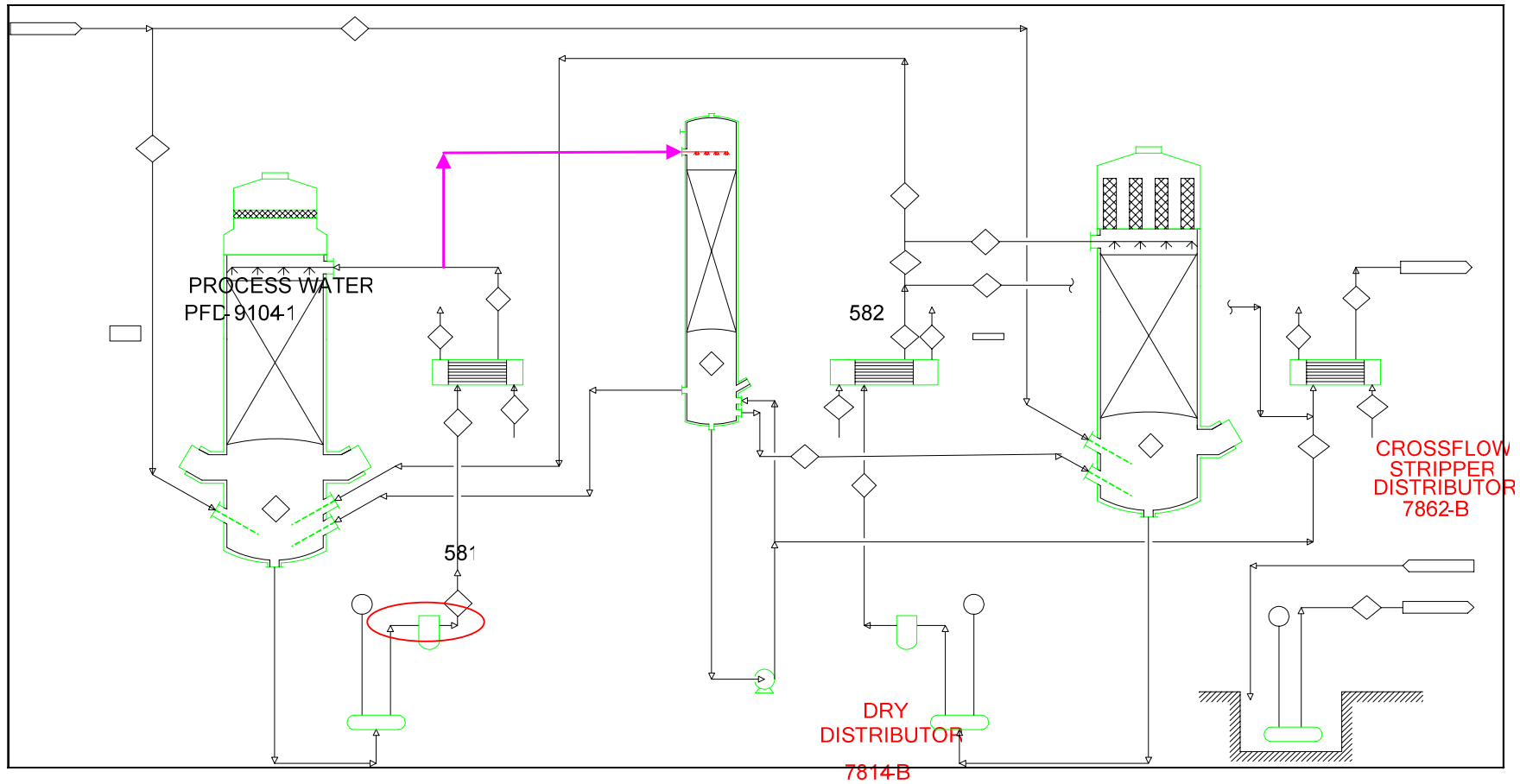


Figura 6.7.- Propuesta 2: Pasar corriente de acido por enfriadores de Secado.

916

DRY  
COOLER  
7813-H-A  
7813-H-B

164 555

553

911

CWS

## CAPITULO 7

### DISEÑO SISTEMA DE SILICATO DE SODIO.

Debido a la necesidad de una rápida solución a los problemas de corrosión, es determinante en este informe de memoria diseñar un sistema para abatir fluoruros, debido a que estos son un gran aporte en la corrosión acelerada detectada en la Planta de Limpieza de Gases N°2, como se menciona en la sección 4.7 influencia de fluoruros en proceso de corrosión.

Es importante destacar, que no se conoce con exactitud la cantidad de Fluoruros que ingresan a la Planta, ya que esta impureza viene en estado gaseoso desde el proceso de fundición y no existe ningún instrumento que pueda medir fluoruros en gas.

Por lo que, para realizar el diseño del Sistema de Silicato de Sodio se deberá encontrar una condición limite, para dimensionar el sistema.

#### **7.1.- Instalación típica Sistema de Silicato de Sodio:**

La instalación típica para un sistema de adición de silicato de sodio consistirá de un estanque de dilución con agitador, bomba transferencia, y la bomba de inyección de silicato al estanque.

El estanque de almacenaje debe ser de tamaño tal para llevar a cabo la suficiente solución concentrada de silicato de sodio para asegurar la fuente continua entre las entregas. El tamaño del estanque de almacenaje debe también tomar en consideración el tamaño normal de envío. Se puede utilizar un estanque de acero al carbono para almacenar silicato de sodio.

El silicato de sodio concentrado es diluido con agua en el estanque de dilución agitado, esto se puede hacer en base batch o en base continua, dependiendo del índice de consumo de la solución diluida y el tamaño del estanque de dilución. La dilución continua puede ser desarrollada controlando la adición del agua en proporción a la cantidad de silicato de sodio concentrado que es agregado al estanque de dilución.

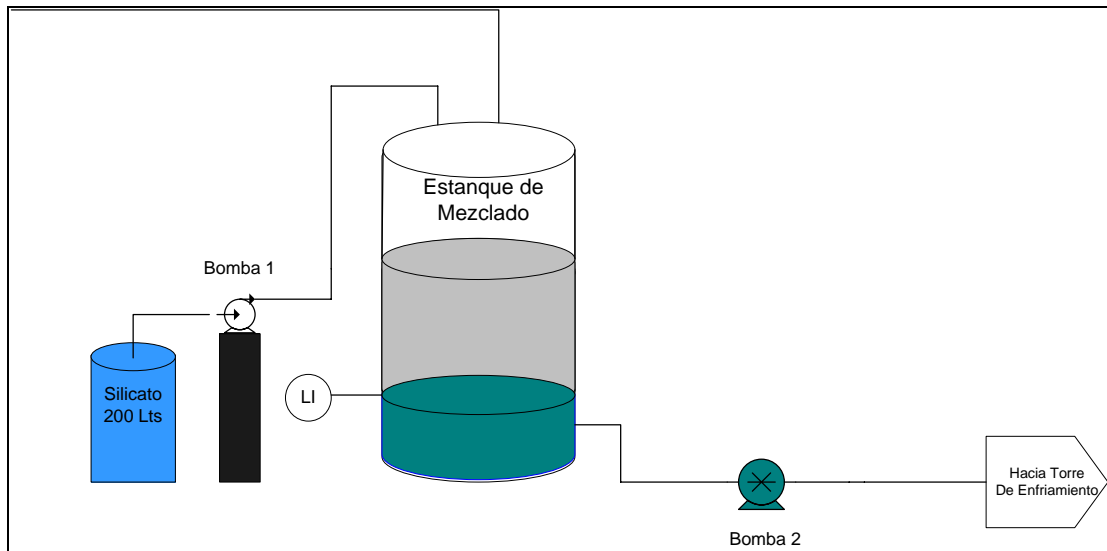


Figura 7.1.- Instalación Típica Sistema Silicato de Sodio.

Los medidores de flujo se pueden utilizar para medir el flujo y las válvulas automáticas usadas para controlar el flujo en las proporciones apropiadas. La adición de silicato concentrado de sodio es controlada por el nivel en el estanque de dilución.

### 7.2.- Recorrido solución Silicato de Sodio:

Para remover los fluoruros el silicato de sodio se adiciona en el circuito de ácido débil de la torre de enfriamiento, el silicato se pone en contacto con el ácido en la succión de las bombas de enfriamiento siguiendo el circuito hasta entrar a la torre, el ácido mezclado con el silicato pasa por los enfriadores de ácido para llegar al distribuidor donde se pone en contacto con el gas que ingresa por la parte inferior de la Torre, una fracción de los fluoruros también se absorben en el ácido de enfriamiento en donde el silicato también remueve fluoruros.

### 7.3.- Silicato de Sodio:

El silicato de sodio está disponible como solución en agua de 25 a 40% en peso. Es un líquido viscoso que es deslizadizo al tacto. Las soluciones de silicato de sodio están disponibles en una variedad de envases y tamaños.

El silicato de sodio concentrado no puede ser utilizado directamente, puesto que reaccionaría con el ácido débil de la torre de enfriamiento y formaría una emulsión que se depositaría en el relleno endureciéndolo. Por esto antes del uso el silicato de sodio es diluido, generalmente por un factor de 8 a 9 antes de inyectarlo al ácido de la torre de enfriamiento.

#### 7.4.- Criterios de Diseño:

Como se menciona, la cantidad de fluoruros entrantes a la Planta no se puede determinar por lo que es necesario utilizar información referencial para estimar la adición de silicato de sodio al proceso.

Vale mencionar que el proceso de remoción de fluoruros mediante silicato de sodio, está implementado en fundición Chagres, por lo que utilizando información de este proceso más la información obtenida de los análisis realizados en la Planta de Limpieza de Gases N°2 de fundición Caletones, se estimará la cantidad de silicato que se adicionará al Proceso.

De acuerdo a los resultados obtenidos de los análisis desarrollados a las corrientes líquidas de la PLG2, los que se aprecian en la siguiente tabla.

Resultados análisis Flúor en ácido sulfúrico				
N° Muestra	Flúor Torre de Retención [ppm]	Flúor Torre de Enfriamiento [ppm]	Flúor Torre de Secado [ppm]	Flúor Torre de Absorción [ppm]
1	800	350	5	5
2	750	300	5	5
3	750	213	9	5
4	900	325	19	5
5	800	360	17	5
6	925	226	5	5
7	600	195	9	5
8	650	415	5	5
9	800	150	22	18
10	750	124	5	5
11	650	275	18	5
12	700	178	5	5
13			25	20

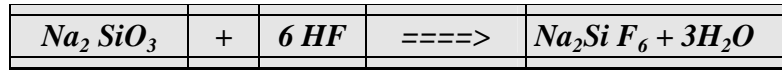
Tabla 7.1.- Resultado análisis de fluor en ácido sulfúrico.

Se determinará la cantidad de solución de silicato de Sodio a adicionar.

La concentración de fluor en [ppm] máxima detectada tanto en la Torre de Secado, como Torre de Absorción es de 25 [ppm].

Con base a requerimientos estequiométricos para esta concentración máxima, se determinará la cantidad necesaria de adición de silicato de sodio al Proceso mediante la siguiente reacción:

El silicato de Sodio ( $\text{Na}_2\text{SiO}_3$ ) se introduce al proceso para hacerlo reaccionar con el fluoruro de hidrogeno (HF) en el gas o el ácido fluorhídrico en la corriente líquida produciendo Hexafluorosilicato de disodio ( $\text{Na}_2\text{SiF}_6$ ) y agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ) según se aprecia el recuadro:



Según la reacción y la concentración de fluoruro máxima detectada se estima la cantidad de silicato de sodio a adicionar, según se aprecia en el siguiente recuadro:

Adición Silicato de Sodio	
Concentración de Fluoruros en ácido [ppm]	Volumen solución Silicato de Sodio necesario [Lts/hr]
25	21,28
30	25,54
88	74,97

El sector donde se han detectado mayores problemas de corrosión principalmente por concentración de Fluoruro es en la Zona de Contacto, que comienza con la Torre de Secado, en esta Torre se identificarán las condiciones de proceso tanto de fundición Chagres y fundición Teniente, comparando la información obtenida.

Información Fundición Chagres Sistema de Secado:

Concentración Acido: 96%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Temperatura ácido: alrededor 45 °C.

Temperatura Gas: 40 a 60 °C.

Concentración Fluoruros: entre 10 a 30 [ppm].

Concentración Fluoruros: < 3 [ppm], con adición de silicato al proceso.



### Información Fundición El Teniente Sistema de Secado:

Concentración Acido: 96% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Temperatura acido: alrededor 45 °C.

Temperatura Gas: de 40 a 60 °C.

Concentración Fluoruros: entre 5 a 25 [ppm].

Concentración Fluoruros: Se pretende < 3 [ppm], con adición de silicato al proceso.

Con los datos obtenidos de la estequiometria de la reacción y contrastando la información de las dos Plantas se determinó que el volumen de adición de silicato al estanque de mezclado debe estar bordeando los 2 tambores de 200 litros por Semana, esto es equivalente a enviar 21,43 [Lts/hr] de solución al sistema.

#### **7.5.- Sistema indicador remoción de fluoruros**

La forma que se utilizará para determinar si se están abatiendo fluoruros del proceso será observando el efectos del ataque de estos contra una varilla de vidrio que es insertada en la corriente del sistema de gases antes de la torre de secado.

La varilla de vidrio es colocada en la corriente del gas examinándose periódicamente para determinar si los fluoruros la han atacado, si fuese este el escenario, se deduce que la adición de silicato de sodio es insuficiente por lo que se debe aumentar.

Además se realizaran análisis al acido de Secado, determinando la concentración de fluoruros en este, cuando la concentración de fluoruros sea menor a 3 [ppm], la adición de silicato estará determinada.

Sin embargo se debe seguir observando la varilla y realizando análisis a las corrientes acidas, ya que la concentración de fluoruros se puede incrementar debido al proceso de fundición.

## 7.6.- Diseño Básico de los Equipos.

En el sistema de Silicato se utilizará alimentación **CONTINUA** al proceso y preparación de la solución, **BATCH**.

### 7.6.1.- Estanque de Mezclado

El estanque de mezclado tiene como función almacenar y mezclar la solución de Silicato de sodio con agua la que es enviada de forma continua al circuito de la Torre de Enfriamiento.

Debido que la preparación de la solución es Batch, para estimar el volumen del estanque se condiciona las características de este solamente pensando en la adición de 1 tambor de 200 litros de silicato de Sodio, más la cantidad de agua para la dilución. Con estos requerimientos se determinan las proporciones del estanque, la cantidad de Silicato que se adiciona al proceso es independiente a las características del estanque, ya que una vez establecida esta cantidad de Silicato, solamente va a depender de cuantas veces se prepare la mezcla en el estanque.

#### Determinación dimensiones Estanque:

El diseño básico del estanque se realiza mediante el siguiente procedimiento de cálculo:

- a) Determinación de Volumen necesario de solución.

El volumen de la solución se calcula, conociendo el volumen de silicato necesario más el factor de dilución que se utilizara:

Silicato: Agua= 1: 8

<b>Preparación</b>			
Silicato	200	Lts	
H2O	1600	Lts	
Volumen	1800	Lts	

Se condiciona el estanque a que posea un 20% más en relación al volumen ocupado por la solución, el volumen del estanque se estima en **2160 litros**, 2,16 [m<sup>3</sup>].

- b) Determinar una proporción entre altura y diámetro del estanque, según las condiciones de espacio existentes:

$$1h = 1,5\phi$$

- c) Calculo dimensiones del estanque:

$$V_E = \pi \times r^2 \times h \quad (\text{ec. 1})$$

Donde:

$V_E$ : Volumen del estanque [ $m^3$ ].

$r$ : radio del estanque [m].

$h$ : altura del estanque [m].

$\phi$ : Diámetro [m].

Con la proporción entre diámetro y altura se tiene:

$$V = 3\pi \times r^3 \quad (\text{ec. 2})$$

Con lo que se obtiene:

Dimensiones Estanque	
Volumen [ $m^3$ ]	2,16
Diámetro [m]	1,24
Altura [m]	1,86

Tabla 7.2.- Dimensiones Estanque de almacenamiento.

El volumen del estanque estimado es en base a la preparación de la solución con solo un tambor de 200 litros de silicato de Sodio, si fuese necesario incrementar la adición de silicato al proceso, la mezcla se debe preparar las veces que sea necesario dependiendo a las necesidades del proceso de abatimiento de Fluoruros.

Control nivel estanque:

Un punto de control que se utilizará, al quedar 10% de solución se active una alarma de nivel, la cual dará aviso al operario, donde se producirá la mezcla para volver a las condiciones normales.

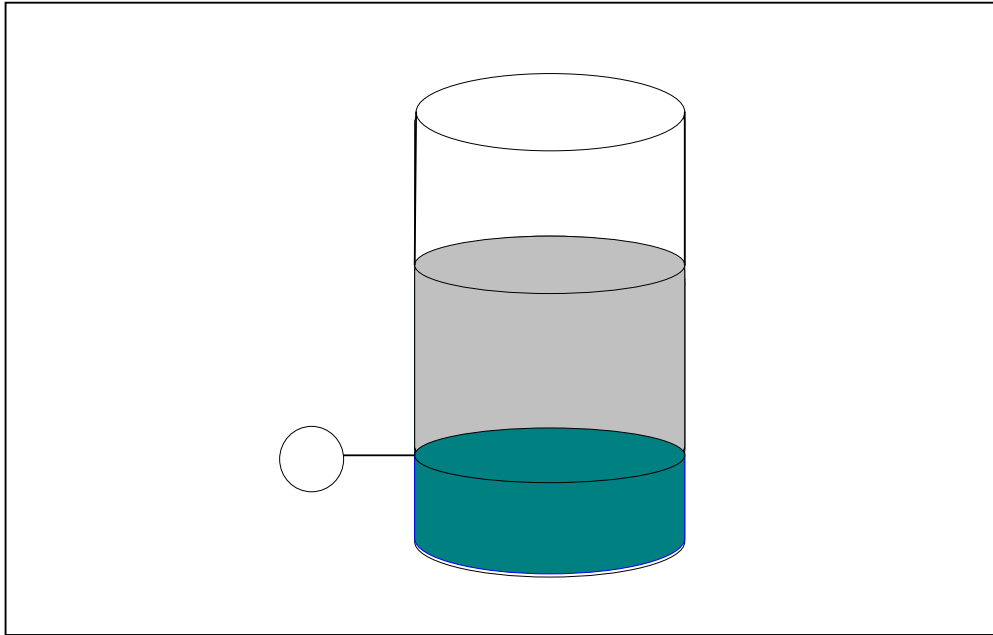


Figura 7.2.- Estanque de Mezclado.

La condición es que se debe recargar cuando quede un 10% de solución en el estanque, equivalente a 180 litros se determina la altura en que debe estar el sensor:

Utilizando un Volumen de 180 litros equivalentes al 10% de la solución en el estanque se determina la altura del sensor, en este punto se recarga el estanque con la solución.

Despejando la altura de la ecuación 1 y reemplazando el valor de r obtenido y utilizando el 10% del volumen total del estanque,  $V_{10\%}$ , obteniendo que:

$$h_s = \frac{V_{10\%}}{\pi \times r^2}$$

Altura sensor, $h_s = 15$ [cm]
--------------------------------

LI

Como el Volumen del estanque es de 2160 litros y se tiene un volumen de solución de 1800 litros más el 10% que va quedando por la alarma de nivel instalada, eso nos da un volumen de solución en el estanque máximo de 1980 litros, por lo que en el estanque queda un volumen de seguridad de 180 litros.

#### 7.6.2.- Diseño Mecánico Estanque:

##### **Presión interna:**

Utilizaremos la siguiente ecuación para calcular la Presión Hidrostática:

$$P = \rho \times g \times h . \text{ (ec.3)}$$

Donde

P= Presión [Kg/m\*s<sup>2</sup>].

$\rho$  = [Kg/m<sup>3</sup>]

g = Aceleración de gravedad 8,9 [m/s<sup>2</sup>].

h = altura del estanque [m].

Para el diseño a presión interna se necesita conocer la densidad de la mezcla calculada con la siguiente ecuación:

$$\rho_s = \frac{M_T}{V_s} \text{ (ec. 4)}$$

Donde

$\rho_s$  = densidad de la solución.

M<sub>T</sub> = Masa Total.

V<sub>s</sub> = Volumen de la solución.

Densidad Solución		
Masa Silicato	250	Kg
Masa Agua	1600	Kg
Volumen Silicato	200	Lt
Volumen Agua	1600	Lt
Masa Total	1850	Kg
Volumen Solución	1800	Lt

Tabla 7.3.- Densidad solución Silicato de Sodio

Con la cual se obtiene:

$$\rho_s = 1,0278 \text{ [Kg/Lts]} = 1027,8 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$$

En la ecuación 3, conocida la altura del estanque 1,86 m y reemplazando el valor obtenido  $\rho_s$ , se obtiene que:

$$P = 18615,84 \text{ [Pa]} = 2,7 \text{ [Psi]}$$

***Espesor estanque:***

Se necesita conocer el espesor que tendrá el estanque por lo que se recurre a la ecuación ASME:

$$t = \frac{P * r}{(F * E - 0,6 * P)} + C \quad (\text{ec. 5})$$

Donde

P= Presión [Psi].

r = radio [m].

F= Esfuerzo Admisible [Psi].

E= Eficiencia de Soldadura [adimensional].

C= Factor de corrosión [adimensional].

Debido a que no es una solución corrosiva se utiliza acero al carbono, [Ref 8].

Diseño Mecánico Estanque		
Material	Acero al Carbono A36	
Limite Elástico	36000	Psi
Factor de Seguridad	3	
Efecto Soldadura	0,8	
Esfuerzo Admisible	12000	Psi
Factor de Corrosión	2	

Tabla 7.4.- Características físicas material estanque.

Por lo que el espesor es  $t = 0,0018 \text{ [m]} = 0,18 \text{ [mm]}$  estandarizado 1 [mm] mas un factor de corrosión de 2 mm tenemos 3 mm de espesor.

$t = 3 \text{ mm.}$
---------------------

***Fondo y Tapas:***

Para Fondo y Tapas se utiliza un espesor de 4[mm], 1 milímetro más que el utilizado por el manto del estanque.

### 7.6.3.- Diseño de Agitador:

La función que cumple el agitador, es la de mejorar la disolución entre el agua y el silicato de sodio.

Para el cálculo de la velocidad de rotación del agitador y de la potencia requerida por el motor, se utilizan ecuaciones que relacionan las propiedades físicas de la solución. Las ecuaciones utilizadas son las siguientes, [Ref 9]:

$$N = \frac{565,55 \times (z - 0,5) \times Dj^2}{N_Q \times L^3} \quad (\text{ec. 6})$$

$$P = 1,06 \times 10^{-13} \times f_u \times Sg \times N^3 \times L^5 \quad (\text{ec. 7})$$

$$N_Q = N_Q^* \times \left( \frac{0,394}{L/Dj} \right)^{1/2} \quad (\text{ec. 8})$$

$$N_{RE}^* = N_{RE} \times \left( \frac{L/Dj}{0,394} \right)^{1/2} \quad (\text{ec. 9})$$

$$N_{RE} = \frac{10,7 \times L^2 \times N \times Sg}{\mu} \quad (\text{ec. 10})$$

Donde:

N = Velocidad de rotación del agitador [rpm].

z = factor de nivel de agitación, (adimensional).

Dj = diámetro del estanque [pulg].

L = diámetro del agitador [pulg].

P = potencia del agitador [hp].

$f_u$  = factor de corrección de viscosidad, (adimensional).

Sg = gravedad específica de la solución (adimensional).

$N_Q$  = número de bombeo corregido, (adimensional).



$N_Q^*$  = numero de bombeo generalizado, (adimensional).

$N_{RE}^*$  = numero de Reynolds generalizado, (adimensional).

$N_{RE}$  = numero de Reynolds corregido, (adimensional).

$\mu$  = viscosidad de la solución [cp].

Para el cálculo del diámetro del agitador se utiliza la relación  $L = 0,3 \times Dj$ . El diámetro del estanque esta determinado en la tabla 7.1, dimensiones del estanque  $Dj = 1,24 \text{ [m]} = 48,81 \text{ [pulg]}$ , por lo tanto:

$$L = 14,64 \text{ [pulg]}$$

Del apéndice A, se obtiene que el nivel de agitación,  $z$ , apropiado para este caso es de:

$z = 6$
---------

Antes de realizar los cálculos de velocidad y potencia del agitador, se deben calcular las propiedades físicas requeridas de la solución.

Viscosidad de la solución:

Silicato: 1800 [cp].

Agua: 1 [cp].

Viscosidad de una mezcla de líquidos:

$$u = u_1^{x_1} \times u_2^{x_2}$$

Donde:

$u_L$  = viscosidad de la mezcla [cp].

$u_1, u_2$  = viscosidad de cada liquido [cp].

$x_1, x_2$  = Composición volumétrica de cada liquido.

Las composiciones volumétricas se calculan de la siguiente manera.

$$x_i = \frac{V_i}{V_T}$$

$$V_T = \sum V_i$$

$x_i$  = composición volumétrica del compuesto i.

$V_i$  = volumen del compuesto i.

$V_T$  = Volumen Total.

$$x_{\text{Agua}} = \frac{1600}{1800} = 0,89 \quad , \quad x_{\text{Silicato}} = \frac{200}{1800} = 0,11$$

Por lo que:

$$u = 2,3 \text{ [cp]} = 0,00154 \text{ [lb/pie*s]}.$$

Gravedad específica:

$$Sg = \frac{\rho_s}{\rho_{\text{Agua}}} \quad (\text{ec. 11})$$

donde:

$Sg$  = gravedad específica de la solución.

$\rho_s$  = densidad de la solución [ $\text{Kg/m}^3$ ].

$\rho_{\text{Agua}}$  = densidad del agua [ $\text{Kg/m}^3$ ].

La densidad del agua es conocida  $\rho_{\text{Agua}} = 1000 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$  y la densidad de la solución fue calculada anteriormente  $\rho_s = 1027,8 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$ . Por lo que la gravedad específica de la solución, según la ecuación 11 es:

$$Sg = 1,027$$

La velocidad y la potencia del agitador se calculan por medio de iteraciones, de la siguiente manera:

1. Se calcula una velocidad de agitación por medio de la siguiente ecuación

$$N = \frac{L^{\frac{5}{2}}}{131,8 \times (z - 0,5) \times Dj^{\frac{3}{2}}} \quad (\text{ec. 12}).$$

2. Con el valor de N se calcula  $N_{RE}$  de la ecuación 10.
3. Con el valor de  $N_{RE}$  se calcula  $N_{RE}^*$  de la ecuación 9.
4. Con el valor del  $N_{RE}^*$  se obtiene  $N_Q^*$  del apéndice A.
5. Con el valor de  $N_Q^*$  se calcula  $N_Q$  de la ecuación 8.
6. Se calcula un nuevo valor de N de la ecuación 6.
7. Si el valor de N obtenido por la ecuación 12 es el mismo de la ecuación 6, se ha encontrado la velocidad de rotación. Si los valores obtenidos son diferentes, se realiza una nueva iteración comenzando los cálculos desde el punto 2, y tomando como valor inicial N obtenido en el punto 6.
8. Una vez encontrado el valor N se obtiene el factor de corrección de viscosidad de acuerdo a los datos del apéndice A, y se calcula la potencia del agitador por medio de la ecuación 7.

Para el caso del estanque de mezclado, según los datos calculados anteriormente, se obtiene que:

$$N_{RE} = 309263,70$$

$$N_{RE}^* = 269810,62$$

$$N_Q^* = 0,683$$

$$N_Q = 0,782$$

$$f_u = 1$$

Por lo tanto, la velocidad de rotación y la potencia del agitador son:

$N = 301 \text{ [rpm]}$
$P = 2 \text{ [hp]}$

#### *7.6.4.- Diseño del Sistema de Impulsión:*

Con el diseño del estanque y conocido el volumen de este, se necesita determinar las características de las dos bombas necesarias. La bomba numero 1 será la encargada de enviar el silicato de sodio al estanque de mezclado y la bomba numero 2 es la encargada de enviar la solución al proceso, como se aprecia en la figura 7.2.

La condición limite seleccionada es la alimentación de 75 litros/hora, de solución silicato de sodio en agua a las bombas de la Torre de Enfriamiento, esto es equivalente a utilizar 7 tambores de Silicato de Sodio concentrado de 200 litros a la semana. Con esto se pretende tener un limite de seguridad por si la concentración de fluoruro aumentara, como se aprecia en la sección criterios de diseño, con este envío el sistema de silicato seria capaz de abatir alrededor de 90 [ppm], en el acido de secado. Teniendo en cuenta que la concentración en esa sección es aproximadamente de 5-25 [ppm], con esta concentración se pretende utilizar solamente 2 tambores de silicato a la semana.

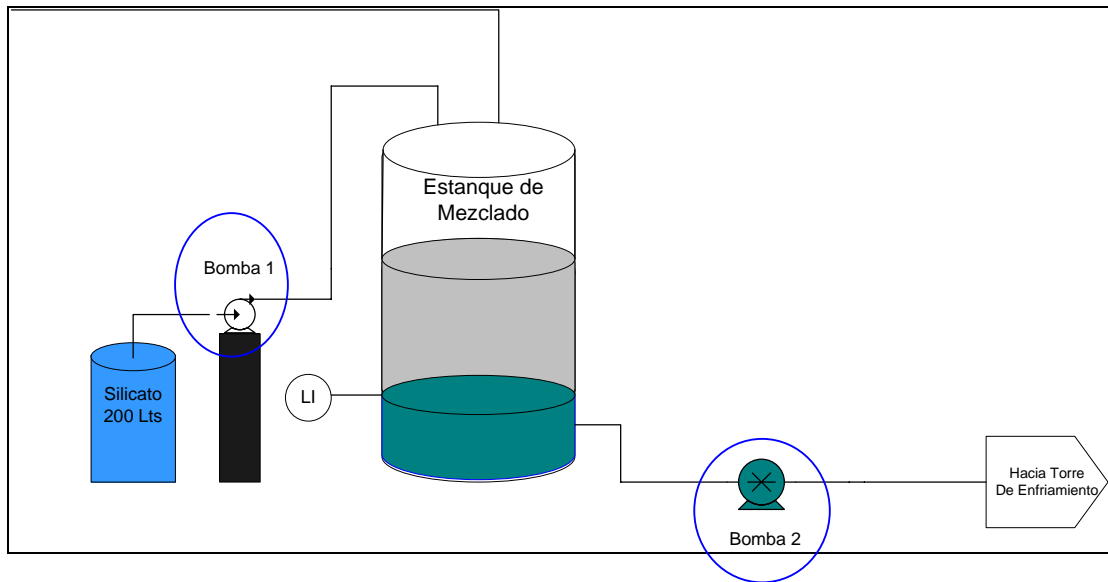


Figura 7.3.- Bombas utilizadas, Sistema de Silicato de Sodio.

### Bomba N°1:

La bomba N°1 del sistema de impulsión puede ser de cualquier tamaño, la condición de operación es que trasvasije el tambor de 200 litros de Silicato de Sodio al estanco de mezclado, antes que se acabe la solución en este, después de activada la alarma de nivel. Por lo que esta deberá tener la capacidad de enviar el silicato de sodio antes que se consuma la solución restante en el estanco. El tiempo que tarde en consumir la solución restante va a depender de la cantidad de solución enviada al circuito de la Torre de Enfriamiento.

A las condiciones operacionales determinadas se selecciona la siguiente bomba, para trasvasijar 200 litros/hora de silicato de sodio al estanco de mezclado, el equipo más adecuado es el siguiente:

<b>Bomba Neumatica de 1/2" para trasvasije de 200 lph de Silicato de Sodio, viscosidad 1800 cp</b>	
Tipo	Bomba de Diafragma P/N 01-10320
Marca	Wilden
Modelo	P100/PPPP/WSF/WF/PWF
Diámetro Succión/Descarga	1/2" / 1/2"

Las especificaciones técnicas de la bomba estarán disponibles en el apéndice B.

**Envío de Solución a circuito Torre de Enfriamiento:**

El lugar seleccionado donde se inyectará la solución de Silicato de Sodio es la succión de las Bombas de la Torre de Enfriamiento, como se aprecia en la figura 7.3. La Torre de Enfriamiento posee tres bombas, de las cuales dos están en operación y una esta en reposo.

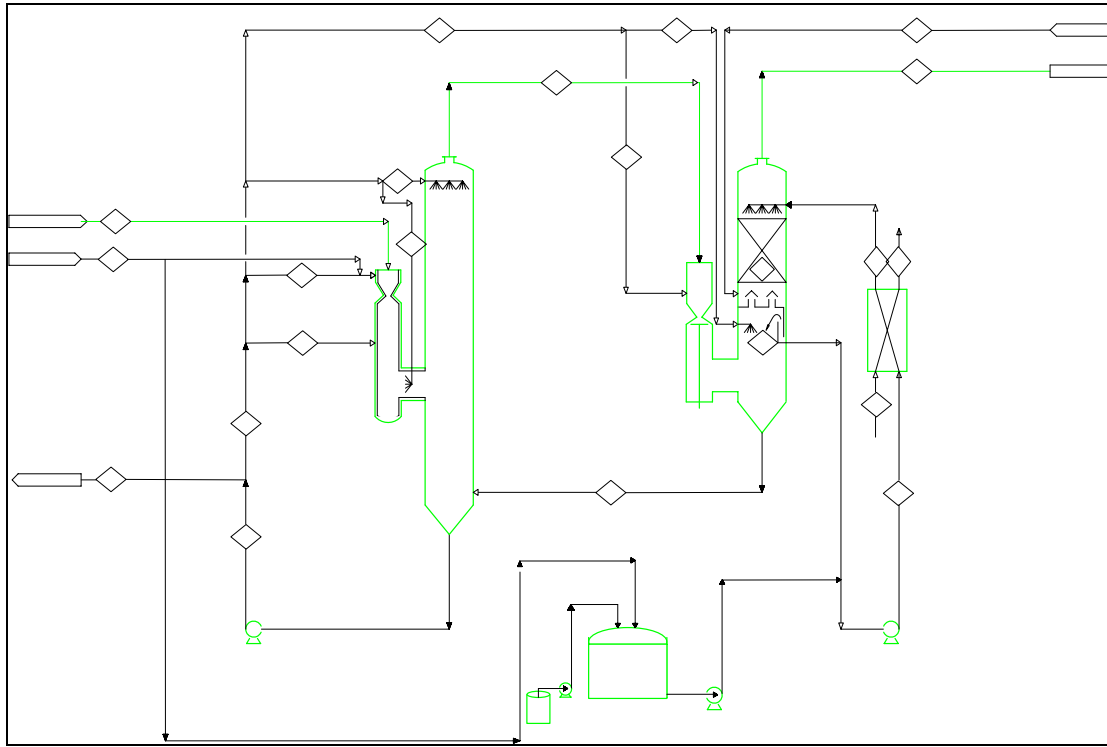


Figura 7.4.- Punto de empalme, solución silicato de sodio al circuito.

257

RETE  
VES  
6511-

FROM TRAIN 1  
PFD-6501-3 201

EMERGENCY

La selección de la succión de las bombas de enfriamiento para inyectar la solución de Silicato de Sodio no es al azar, es el punto de empalme adecuado más próximo a la Torre de Secado, comienzo de la Zona de Contacto.

WATER

Dentro de la configuración de la planta esta la Torre de Enfriamiento seguida por los Precipitadores Electroestáticos y Torre de Secado, por las características de los precipitadores es inadecuado inyectar aquí la solución de Silicato de Sodio, el propósito de estos es el de remover la neblina de ácido Sulfúrico y las partículas de polvo desde el gas,

TO WEAK  
PFD-6503-3 251  
ACID STRIPPER

182

en el proceso no trabajan con ácido sulfúrico, lo que hace imposible la inyección de la solución en esta sección de la Planta.

La Torre de Enfriamiento posee una variedad de características que hacen adecuada la inyección de la solución. Es el equipo más próximo a la Torre de Secado, es empacada (posee relleno) por lo que tiene un área de contacto mayor, además interactúa con ácido dentro del proceso que desarrolla, estas características dan las cualidades para que la adición de la solución de Silicato de Sodio se realice en esta sección de la Planta y se cumpla mejor el trabajo de remover fluoruros.

### **Bomba N°2:**

Para conocer los requerimientos de la bomba N°2, se selecciona la condición límite necesaria de envío según las deducciones realizadas **75 lts/hora**, la cual equivale a inyectar 1 tambor diario de Silicato de Sodio.

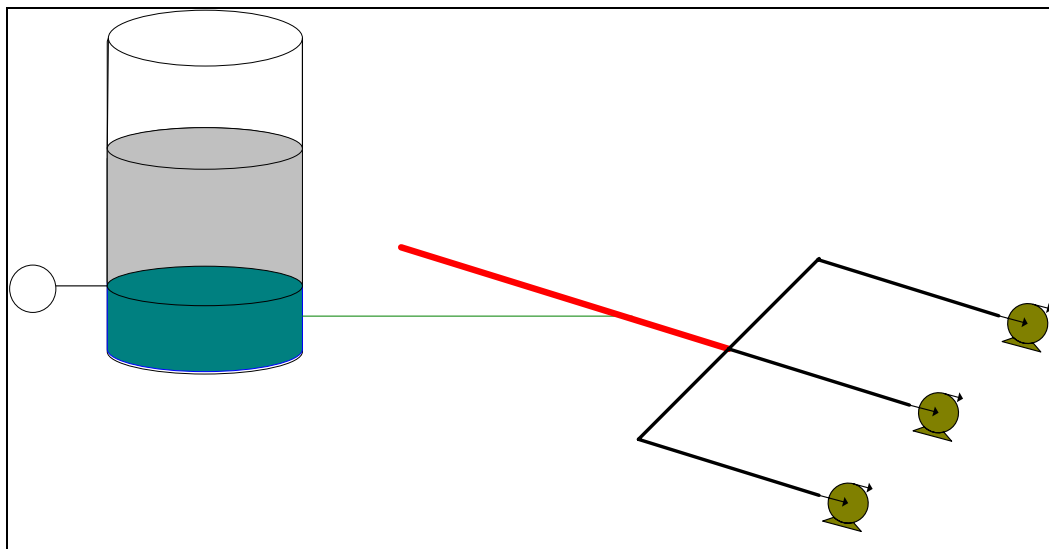


Figura 7.5.- Inyección solución al circuito de la Torre de Enfriamiento.

La solución se inyectará en línea de color rojo como se aprecia en la Figura 7.3, donde la presión en ese punto es 0,96 [bar], se determina las características de esta bomba:

Como la condición límite seleccionada es 75 lts/hora de solución se inyectará al circuito de la Torre de Enfriamiento, se determina las condiciones de la bomba, las que por ser de bajo caudal se utilizará una bomba desplazamiento positivo y no será necesario calcular las condiciones de esta, solamente es necesario cumplir las siguientes condiciones de envío:

Estanque de  
Mezclado

Caudal necesario: Como máximo 75 lts/hora

Presión de descarga: > 1 [bar].

La bomba seleccionada es la siguiente:

<b>Bomba dosificadora para solución Silicato de Sodio Agua.</b>	
Tipo	Bomba dosificadora LMI
Marca	LMI
Modelo	C143-36S
Caudal máx	76 [lph]
Caudal min	0,076[lph]
Presión Descarga	25 [psi] (1,7 bar)
Alimentación Eléctrica debe ser 220 Volts, 1 fase, 50 Hz	
<b>Control MANUAL</b>	

Las especificaciones técnicas de la bomba estarán disponibles en el apéndice B.

El sistema de Silicato de Sodio quedaría de la siguiente forma:

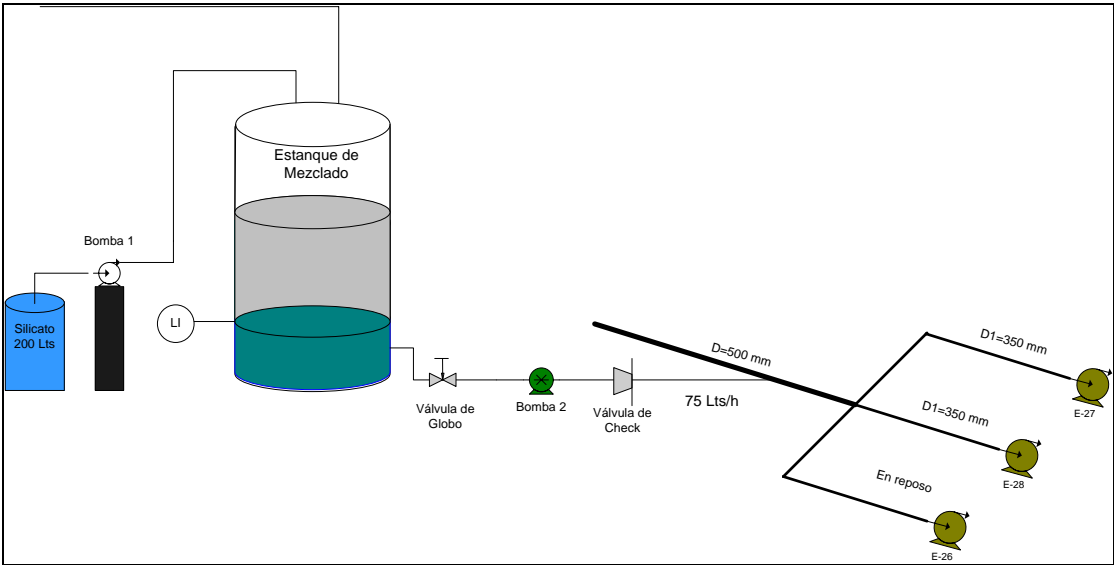


Figura 7.6.- Configuración completa Sistema de Silicato de Sodio.



## 7.7.- Costos asociados a los equipos

*Estanque Acero de Carbono:*

<b>Estanque Acero de Carbono</b>	
Capacidad [Lts]	2200
Diámetro [mm]	1240
Altura [mm]	1800
Fabricación Mantos	Planchas 3 mm
Fabricación Fondos y Tapas	Planchas 4 mm
Incluye	1 válvula de despiche de 1". 1 válvula de alimentación de 1". 1 válvula de alivio. 4 patas verticales para empotrar a piso.
Valor Total Trabajo	<b>\$ 1.015.104 mas I.V.A</b>

*Agitador:*

<b>Agitador</b>	
Tipo montaje	Vertical
Marca	ARCO
Modelo	Tra 1
Tipo mezcla	Continua
Potencia [KW]	0,75
Voltaje [volt]	380
Velocidad motor [rpm]	1850
Velocidad agitador [rpm]	350
Material	acero inoxidable 304
Presión de descarga [bar]	2
Potencia [HP]	2
Comentarios	Hélice tipo turbina de alta eficiencia con ángulo de paletas, efectivo para producir un movimiento combinado de flujo axial y turbulencia de la solución.
Costos Asociados	<b>\$ 568.500 + I.V.A</b>

*Bomba N°1:*

<b>Bomba N°1</b>	
Marca	Wilden
Modelo	P100/PPPP/WSF/WF/PWF
Diámetro succión [pulg]	½
Diámetro descarga [pulg]	½
Accionamiento	Aire Comprimido
Presión Máxima [bar]	8,6
Costos asociados	<b>\$382.000 + I.V.A.</b>

*Bomba N°2:*

<b>Bomba N°2</b>	
Marca	LMI
Modelo	C143-36S
Tipo	Dosificadora
Accionamiento	Eléctrico
Caudal Máximo [litros/hora]	76
Presión Descarga [bar]	1,7
Costos asociados	<b>\$937.000 + I.V.A.</b>

*Conjunto de accesorios para aire Comprimido:*

<b>Conjunto de accesorios para aire Comprimido</b>	
Conjunto Fr. Modelo	AW20-02BCE (1/4")
Incluye	filtro, línea de cañería, regulador (con manómetro 0 a 150 [psi]), válvula de control de aire y accesorios.
Costos asociados	<b>\$85.730 + I.V.A.</b>

*Conjunto de accesorios para bomba dosificadora:*

<b>Conjunto de accesorios para Bomba Dosificadora</b>	
Incluye	Conjunto de válvulas, accesorios, línea de cañerías
Costos asociados	<b>\$99.880 + I.V.A.</b>

*Alarma de Nivel:*

<b>Alarma de Nivel</b>	
Descripción	Medidor de Nivel
Marca	FISHER
Modelo	IMT-25
Sensor	Transmisor
Valor	<b>\$78.500 + I.V.A</b>

*Resumen de Costos por Equipos.*

<b>Resumen de Costos por equipos</b>	
	<b>Costos</b>
Estanque de Acero al Carbono	\$ 1.207.973
Agitador	\$ 676.515
Bomba N°1, Aire Comprimido	\$ 454.580
Bomba N°2, Dosificadora	\$ 1.115.030
Conjunto de Accesorios para Aire Comprimido	\$ 102.018
Conjunto de Accesorios para Bomba Dosificadora	\$ 118.857
Alarma de Nivel	\$ 93.415
<b>Total</b>	<b>\$ 3.768.388</b>

## **7.8.- Conclusiones Capitulo:**

El costo asociado a la implementación del Sistema de Silicato de Sodio es mínimo, en comparación con los beneficios que se obtendrían al disminuir los índices de corrosión en la Planta.

Sin embargo, no solamente con la instalación de este sistema se logrará corregir los problemas de corrosión, además se debe tener mayor control en dos variables de operación, temperatura y concentración de ácido. El control de estas dos variables sumada a la implementación del Sistema de Silicato de Sodio, extendería la vida útil de los materiales obteniéndose mayores beneficios, disminuyendo las paradas de planta y costos de mantención de piezas, equipos, etc.

A modo de apreciación general, sólo el costo de un distribuidor de ácido utilizado en la Torre de Secado, Flujo Cruzado o Absorción fabricado de acero inoxidable SARAMET 23 es alrededor de \$ 20.000.000, con una vida útil de 10 años. A las condiciones de operación existentes la vida útil de uno de estos distribuidores es de alrededor de 2 a 3 años. Extendiendo la vida de un distribuidor, solamente 1 año sería necesario para costear la implementación del Sistema de Silicato de Sodio, además se obtendrían múltiples beneficios adicionales.

## CAPITULO 8

### CONCLUSIONES

En el desarrollo de este trabajo de memoria se realizan múltiples análisis, como la identificación de los tipos de materiales utilizados, condiciones normales de operación, identificación de fallas relevantes, análisis químico, etc. Todo esto con el objetivo de encontrar las causas de los problemas de corrosión sufridos por la Planta de Limpieza de Gases.

A medida que se recopilaba información se fue dilucidando que la mayor parte de los problemas de corrosión sufridos estaban ubicados en la zona de contacto de gases, zona que involucra principalmente, Torre de Secado, Torre de Absorción, Torre de Flujo Cruzado. Vale destacar que estas Torres para desarrollar cada una de ellas su trabajo utilizan ácido sulfúrico concentrado, el cual circula principalmente por cañerías, distribuidores de ácido, intercambiadores de calor, de aceros inoxidable diseñados especialmente para tratar en este medio hostil, lo cuales han sufrido los embates de la corrosión.

En resumen la zona de contacto es el sector de la Planta mas afectada por corrosión, y principalmente los aceros inoxidable que intervienen en los distintos procesos, con estos resultados más la información recopilada de las condiciones normales de operación además de los parámetros óptimos de trabajo de los aceros inoxidable, se identifican dos variables operacionales principales a controlar, temperatura y concentración de ácido. Conocidas estas dos variables principales, se determinan mediante el análisis de ellas, en las Torres de la zona de Contacto, algunas medidas a tomar para mejorar el control, por lo que se debe:

- Disponer de más sistemas de medición de concentración en cada Torre. Estos sensores también deben ser complementados con análisis de laboratorio.
- Verificar y asegurar el funcionamiento de las alarmas de Proceso y alarmas críticas, las cuales tienen la misión de avisar al Operador que los parámetros están fuera de los estándares de control.
- Asegurar el cumplimiento de pautas de mantenimiento para los sensores de concentración, calibrándolos con la debida periodicidad.

- Disponer de más sistemas de medición de Temperaturas en cada Torre.

Sin embargo estos no son los únicos indicios de causas de corrosión, durante el trabajo de recopilación de información se identifico algunos lugares en que el ataque químico era particular, con lo que se infirió presencia de fluoruros. Debido a esto se realizaron análisis, en las corrientes líquidas de algunas Torres de la Zona de Limpieza y Contacto, los resultados ratificaron las sospechas, los fluoruros ingresan en cantidades excesivas a la Planta, se detecto alta presencia de estos en el ácido de Secado y Absorción.

La presencia de fluoruros es perjudicial para los aceros inoxidable austeníticos utilizados, como acero inoxidable 316 y SARAME 23, además de otros materiales como ladrillos antiácidos, FRP. Por lo que se vuelve imperante eliminar este agente externo, por lo que se debe implementar algún método para el abatimiento de estos. La solución más práctica, conveniente y sencilla para abatir fluoruros en una planta de limpieza de gases es un sistema de silicato de sodio, este sistema ya este implementado en otras plantas de ácido del país.

A continuación un párrafo textual de SARAME:

*“El efecto de la contaminación en el ácido sulfúrico por flúor sobre la corrosión del acero inoxidable austeníticos ha sido un “importante” tópico industrial por algún tiempo. Las pruebas de laboratorio han arrojado que la contaminación fluorada tiene un severo impacto negativo sobre la resistencia de la corrosión de SARAME 23 y de los aceros inoxidable austeníticos en general. Inclusive niveles bajos de flúor son inaceptables”.*

El costo asociado a la implementación del Sistema de Silicato de Sodio es mínimo, en comparación con los beneficios que se obtendrían al disminuir los índices de corrosión en la Planta.

La implementación de un sistema de abatimiento de Fluoruros mas el control riguroso de algunos parámetros operacionales, influirán directamente en los costos de mantención de piezas, equipos además extendería la vida útil de los materiales obteniéndose mayores beneficios, disminuyendo los problemas asociados a ataque químico.

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS:

1. Donald Q. Kern. "Proceso de Transferencia de Calor", [13-85].
2. Centro de Investigación Minero Metalúrgico CIMM E&G "Manual Plantas de Limpieza de Gases. Fundición Caletones", 2003.
3. Louis, Douglas K. "Handbook of sulphuric acid and manufacturing". Section 16 "Materials", 16-15.
4. William Fortune Smith, Hashemi, Javad. "Fundamentos de la ciencia e ingeniería de materiales. Cuarta Edición, Propiedades mecánicas, 75.
5. Grant Harding, Aker Kvaerner Chemetics "Desarrollo en Metales Resistentes al Acido Sulfúrico Tecnología SARAMET.
6. Louis, Douglas K. "Handbook of sulphuric acid and manufacturing". Section 16 "Materials", 16-59.
7. V. S. Sastri "Corrosion inhibitors: principles and applications". Primera Edición., pag 176.
8. Robert H. Perry, Don W. Green y James O. Maloney. "Manual del Ingeniero Químico". Cuarta Edición. Pag 325.
9. Chemical Engineering 9 Enero 1984.

## ANEXO A

### ANTECEDENTES GENERALES:

Este anexo presenta la descripción de Codelco, sus divisiones, principalmente la división el Teniente, y todo lo referido con la fundición Caletones enfocándonos principalmente en la Planta de Limpieza de Gases N°2.

#### **A.1.- Codelco Chile:**

Codelco Chile (acrónimo de Corporación del Cobre de Chile). La empresa es propiedad del Estado de Chile y su negocio principal es la exploración, desarrollo, explotación y procesamiento de recursos mineros de cobre, nacionalizados el 11 de Julio de 1971.

Por el tamaño de sus instalaciones y el volumen de producción es considerada una de las compañías mineras más grandes del mundo.

La corporación ejecuta sus operaciones a través de 5 divisiones:

6. División El Teniente: Es la mina subterránea mas grande del mundo posee mas de 2400 Km de galerías bajo tierra. Esta ubicada a 80 Km al sur de Santiago y a 2500 metros sobre el nivel del mar.
7. División Andina: Está ubicada a ochenta kilómetros al noreste de Santiago, entre 3.700 y 4.200 metros sobre el nivel del mar. En la actualidad esta división realiza la explotación de minerales en la mina subterránea de Río Blanco y en la mina a rajo abierto Sur Sur.
8. División Ventana: Se encuentra ubicada en la localidad de Las Ventanas, comuna de Puchuncaví, a unos 164 kilómetros de Santiago y unos 50 de Viña del Mar, en el sector norte de la provincia de Valparaíso. Esta fue inaugurada en 1964 por ENAMI y traspasada por la ley N° 19993 el 2005 a Codelco.
9. División El Salvador: Esta ubicada en la zona de la Cordillera de los Andes a 2600 metros de altura y a una distancia de 1100 Kilómetros al norte de Santiago. Esta



división tiene a su cargo la mina "Inca" de explotación subterránea, y las minas "Campamento Antiguo" y "Damiana Norte" a rajo abierto.

10. División Codelco Norte (Fusión de división Chuquicamata y Radomiro Tomic).

- Chuquicamata, ubicada a 16 Km al norte de Calama, es la mina de Cobre a cielo abierto más grande del mundo.
- Radomiro Tomic es la primera División que Codelco desarrolla íntegramente desde la fase de exploración, estudios y construcción, explotación del yacimiento y comercialización de su producción, en operaciones desde 1997.

### A.2.- División el Teniente:

El Teniente, yacimiento de cobre de Chile, situado en la provincia de Cachapoal, en la región del Libertador General Bernardo O'Higgins. Es la mayor mina de cobre subterránea del mundo, sus reservas se cifran en 300 millones de toneladas. Sus instalaciones están diseminadas a lo largo de 40 km, con una red de galerías subterráneas de unos 400 km de longitud. El cobre extraído se procesa en el mismo complejo minero y se envía a la fundición de Caletones para su refinado. Después se transporta por ferrocarril hasta San Antonio para su exportación. Ha sido explotada desde 1905 por empresas extranjeras, hasta que en 1971 fue nacionalizado; en la actualidad lo administra la Corporación Nacional del Cobre de Chile. Produce más de 200.000 toneladas de cobre anuales.

### A.3.- Fundición Caletones:

La fundición Caletones se encuentra ubicada a 40 km al Este de Rancagua y a 1560 m sobre el nivel del mar.

En el proceso de fundición el cobre se somete a procesos pirometalúrgicos en hornos a elevadas temperaturas, mediante los cuales el cobre del concentrado es transformado en cobre metálico y se separa de los otros minerales como el fierro, azufre, sílice y otros.

En el siguiente recuadro se presenta las subdivisiones del proceso de fundición, los cuales se lleva a cabo por la superintendencia de fundición.

Superintendencia Plantas FU (SPF)	Limpieza de Gases (LIGA)	Manejo de Gases (MAGA)
		Plantas Limpieza de Gases (PLG)
		Plantas Tratamiento de Efluentes (PTE)
	Plantas de Oxígeno, Aire y Nitrógeno (POAN)	Plantas de Oxígeno (POXI)
		Plantas de Aire (PAIRE)

Equipos principales del proceso de fundición:

- 3 Plantas de Secado de lecho fluidizado
- 2 Convertidores Teniente
- 4 Hornos de Limpieza de Escoria
- 4 Convertidores Peirce Smith
- 2 Hornos de Refinación Anódica +1 Rueda de Moldeo Ánodos
- 3 Hornos de Refinación a Fuego +2 Ruedas de Moldeo RAF
- **2 Plantas de Limpieza de Gases**
- 2 Plantas de Tratamiento de Efluentes
- Suministros
  - 2 Plantas de Oxígeno
  - 1 Planta de Aire Alta Presión
  - 1 Planta de Aire Baja Presión

La siguiente figura nos presenta un esquema general de la fundición:

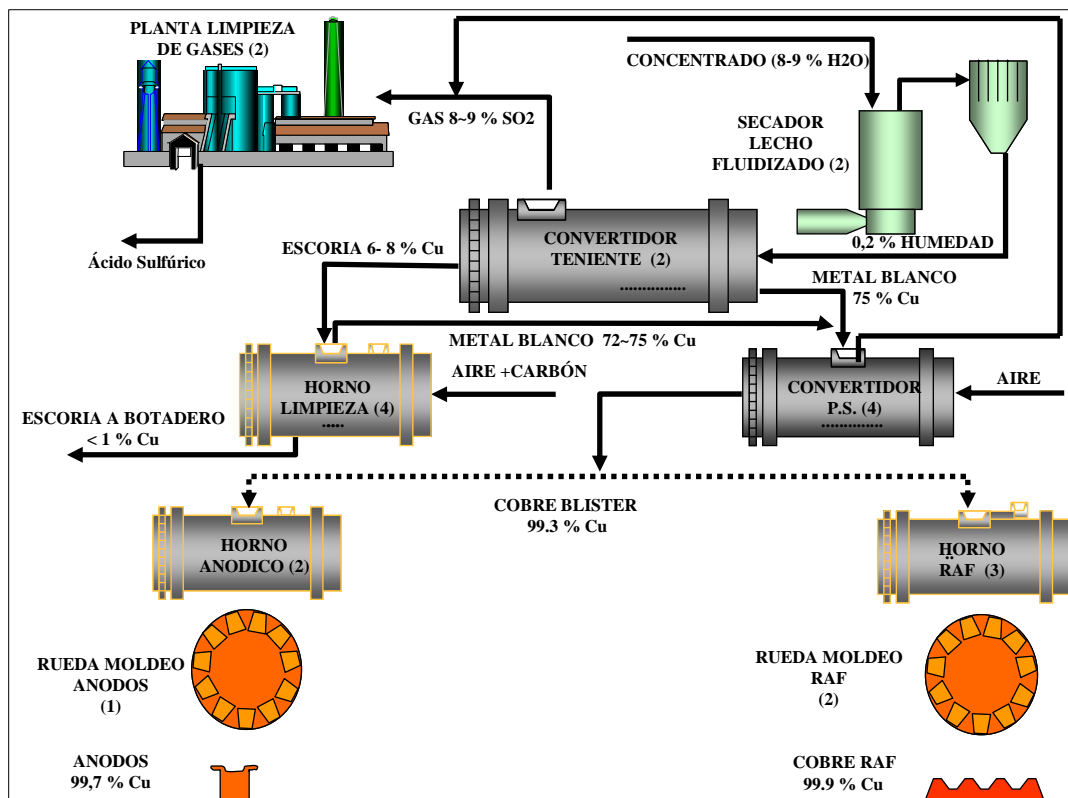


Figura A.1

#### **A.4.- Limpieza de Gases (LIGA):**

Aquí se lleva a cabo el tratamiento completo a los gases, además de tratar los desechos que se generan, este sector de la Fundición es la que comprende Manejo de Gases (MAGA), Plantas de Limpieza de Gases (PLG1, PLG2) y las Plantas de Tratamiento de Efluentes (ETP1 y ETP2).

#### **A.5.- Proceso de Manejo de Gases de Fundición (MAGA).**

El Proceso MAGA tiene como objetivo manejar el total de los gases primarios generados por la Fundición, y conducirlo hacia las Plantas de Limpieza de Gases. Este proceso está dividido en dos zonas: Manejo de Gases de Convertidores Teniente (MAGA-CT) y Manejo de Gases Convertidores Peirce Smith (MAGA-CPS).

El Proceso de Manejo de Gases debe captar, enfriar, limpiar y acondicionar los gases del proceso de fusión y conversión que ocurre en los Convertidores Teniente y Peirce Smith de la fundición para luego fijar el SO<sub>2</sub> como ácido sulfúrico en las Plantas de Limpieza de Gases y el material particulado como residuos sólidos estables.

El proceso de Manejo de Gases consta de varias etapas:

- Captación y Enfriamiento de los gases en campana.
- Enfriamiento de los gases.
- Precipitación Electrostática.
- Impulsión de los Gases para el caso de MAGA – CPS.

El proceso permite la evacuación de los gases desde los Convertidores, el enfriamiento de estos y la separación de los polvos en suspensión que son arrastrados por los gases de fundición. Los polvos que son separados en los Precipitadores Electrostáticos son recolectados y enviados en un camión sellado a unas tolvas para luego ser lixiviados con el propósito de desarsenizar los polvos recuperados, la borra resultante de la lixiviación es retornada al proceso de fusión en los CT. Finalmente, los gases preenfriados y prepurificados son dirigidos mediante ductos hacia las Plantas de Limpieza de Gases.

En la Fundición Caletones, se encuentran instalados dos Convertidores Teniente (CT) y tres Convertidores Peirce-Smith (CPS), de los cuales dos están normalmente en operación

y uno stand-by, esto debido a los compromisos ambientales del Plan de Descontaminación de Caletones, al tener los tres CPS en servicio se sobrepasaría las emisiones permitidas. Sin embargo, no existiría problema en operar con los tres CPS al mismo tiempo si la capacidad de las Plantas de Acido de la Fundición fuese mayor.

Tanto los Convertidores Teniente como los Peirce Smith poseen su propio sistema de captación de gases de campana y sistema de enfriamiento. Los gases de cada CT, provenientes de los sistemas de enfriamiento, ingresan a sus respectivos Precipitadores Electroestáticos, y luego son enviados a las Plantas de Limpieza de Gases, a diferencia de los gases de los CPS que son mezclados en un ducto de alta velocidad a la salida de las cámaras de Enfriamiento para entrar a los dos Precipitadores Electroestáticos donde luego se juntan nuevamente en un ducto de alta velocidad y son impulsados hacia las Plantas de Limpieza de Gases mediante ventiladores de tiro inducido (VTI).

Por lo tanto los gases de los CPS son impulsados por los ventiladores de tiro inducido (VTI), en comparación de los CT que sus gases son aspirados por las Plantas de Limpieza de Gases debido al tiraje generado por los sopladores de esta.

Las diferencias de tecnologías utilizadas en MAGA-CT y MAGA-CPS se aprecian en el siguiente recuadro:

<b>ETAPA DE PROCESO</b>	<b>MAGA-CT</b>	<b>MAGA-CPS</b>
Captación	Campana	Campana
Enfriamiento	Evaporativo	Radiativo
Limpieza	Precipitadores Electroestáticos	Precipitadores Electroestáticos
Entrega	Succión Planta de Limpieza de Gases.	Por medio de Ventiladores de Tiro Inducido.

El siguiente diagrama muestra las dos zonas que posee el manejo de gases con respecto a los Convertidores Teniente y Convertidores Peirce Smith, con las diferencias de los equipos utilizados en ambas zonas:

Diagrama de Flujo Proceso Manejo de Gases.

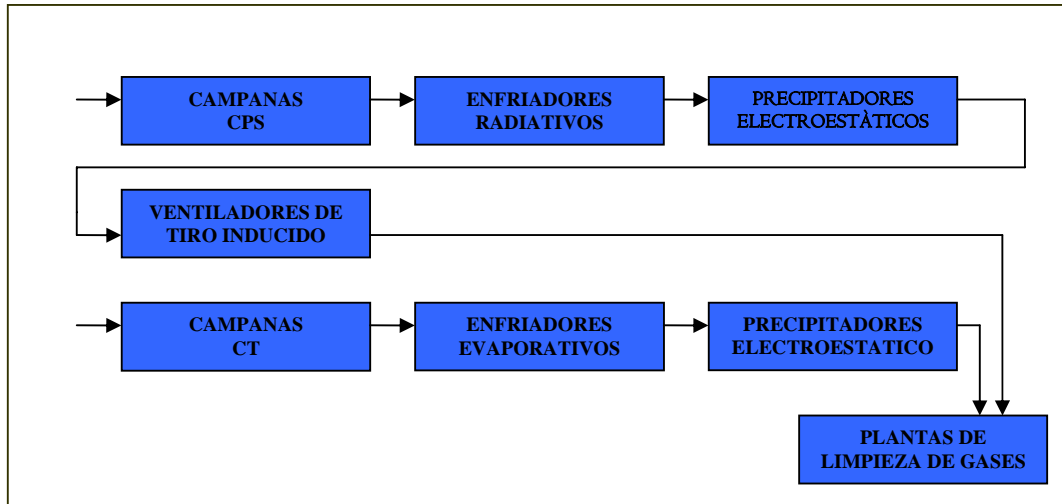


Figura A.2

#### A.6.- Plantas de Limpieza de Gases (PLGs).

La Fundición Caletones genera gases metalúrgicos debido al proceso de fusión - conversión de los concentrados sulfurados de cobre. Estos gases deben ser tratados debido que, al ser liberados a la atmósfera, son perjudiciales tanto para la comunidad como para el medio ambiente. El gas que abandona la Fundición es principalmente anhídrido sulfuroso gaseoso o dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ),  $\text{N}_2$  y  $\text{O}_2$ , además posee polvos, humos metálicos, vapor de agua y varias otras impurezas, como el arsénico, flúor y Mercurio. Para el tratamiento de estos gases, la Fundición de Caletones ha dispuesto de dos Plantas de Limpieza de Gases, producto de las cuales, el azufre de los concentrados es fijado como ácido sulfúrico comercial.

La Planta de Ácido N° 1 de Fundición Caletones es de Tecnología Mitsubishi – Lurgi, del tipo contacto único. Esta Planta tiene una capacidad de tratamiento de gases de 154.000  $\text{Nm}^3/\text{hr}$  y una capacidad de producción de ácido sulfúrico nominal de 1.500 TM/día de Ácido Sulfúrico (como ácido al 100% peso-peso).

La Planta de Ácido Sulfúrico N°2 de Fundición Caletones tiene una capacidad de producción de ácido sulfúrico nominal de 2.350 TM/día (como 100% de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). La capacidad de tratamiento de gases de esta planta, diseñada por el Conglomerado

Internacional Kvaerner A.S.A., es de 280.000 Nm<sup>3</sup>/hr de gas en las instalaciones dispuestas para tal efecto.

Ambas plantas poseen un proceso similar que consiste en las siguientes etapas principales:

- Purificación y Limpieza de Gases (acondicionamiento), donde se eliminan los contaminantes de los gases captados (polvos metálicos, arsénico).
- Sección de Contacto, donde se convierte el Dióxido de Azufre en Trióxido de Azufre o anhídrido sulfúrico gaseoso (SO<sub>3</sub>).
- Sección de Absorción, donde el gas anhídrido sulfúrico (SO<sub>3</sub>) es transformado en ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) mediante Absorción.

Los gases antes de ingresar a las plantas de ácido son sometidos a un pre enfriamiento y acondicionamiento en una etapa anterior (Manejo de Gases MAGA.).

El Efluente generado por las zonas de Purificación y Limpieza es enviado a las Plantas de tratamiento de Efluentes ETPs, donde los polvos metálicos son precipitados y principalmente el arsénico es estabilizado como arseniato de Calcio.

El siguiente esquema muestra la disposición de cada etapa en el proceso:

Proceso del gas de Fundición en las Platas de Limpieza de Gases.

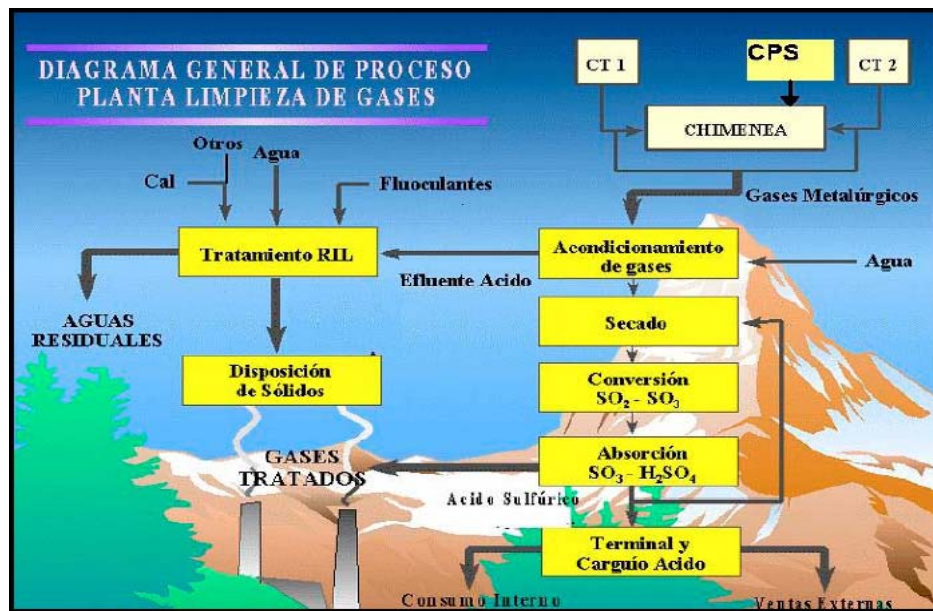


Figura A.3

#### **A.7.- Plantas de Tratamiento de Efluentes (ETPs):**

Fundición Caletones, posee dos plantas para el Tratamiento de Efluentes: ETP 1 y la ETP 2. Estas trabajan en dos trenes diferentes de operación, es decir, la ETP1 capta los efluentes generados por el proceso de limpieza de la Planta de Ácido Sulfúrico 1 (PLG1) y la Planta ETP2 los de la Planta de Ácido Sulfúrico 2 (PLG2). Ambas utilizan el mismo concepto fisicoquímico en el tratamiento de efluentes, la única diferencia entre una y otra son los equipos utilizados y algunos reactivos químicos que se emplean.

El Propósito principal de la planta de efluentes es recibir los efluentes de desecho de ácido desde la Planta de Ácido con el objeto de tratarlos obteniendo así residuos sólidos y líquidos que sean seguros desde el punto de vista de su manejo y que cumplan con los reglamentos medioambientales.

Los residuos líquidos que salen de la planta de efluentes deben contener menos de 1 mg/l de arsénico, un máximo de 50 ppm de  $\text{SO}_2$  y menos de 50 ppm  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Por su parte los residuos sólidos en su forma de Arseniato de Calcio encapsulado en una matriz de sulfato de Calcio no contendrán más de 2.3 mg/l de arsénico. La estabilidad del este último tendrá que ser verificada a través del test EPA TCLP.

En ambas plantas el reactivo utilizado para neutralizar las soluciones ácidas es la lechada de cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ), la cual es preparada en una planta especialmente diseñada para tal propósito, esta posee una capacidad y un sistema de distribución capaz de satisfacer las necesidades de ambas plantas.

El Tratamiento de Efluentes consiste en 4 etapas características:

- Neutralización del Ácido Sulfúrico.
- Precipitación de los iones metálicos y retiro parcial del Arsénico desde el proceso.
- Precipitación final de Arsénico.
- Secado y Calcinación de los sólidos captados en los filtros, obteniendo como resultado Arseniato de Calcio encapsulado en una matriz de sulfato de calcio, con aproximadamente 0.2% de humedad.



La siguiente figura nos muestra el diagrama del proceso de tratamiento de efluentes:

Proceso de tratamiento de efluentes.

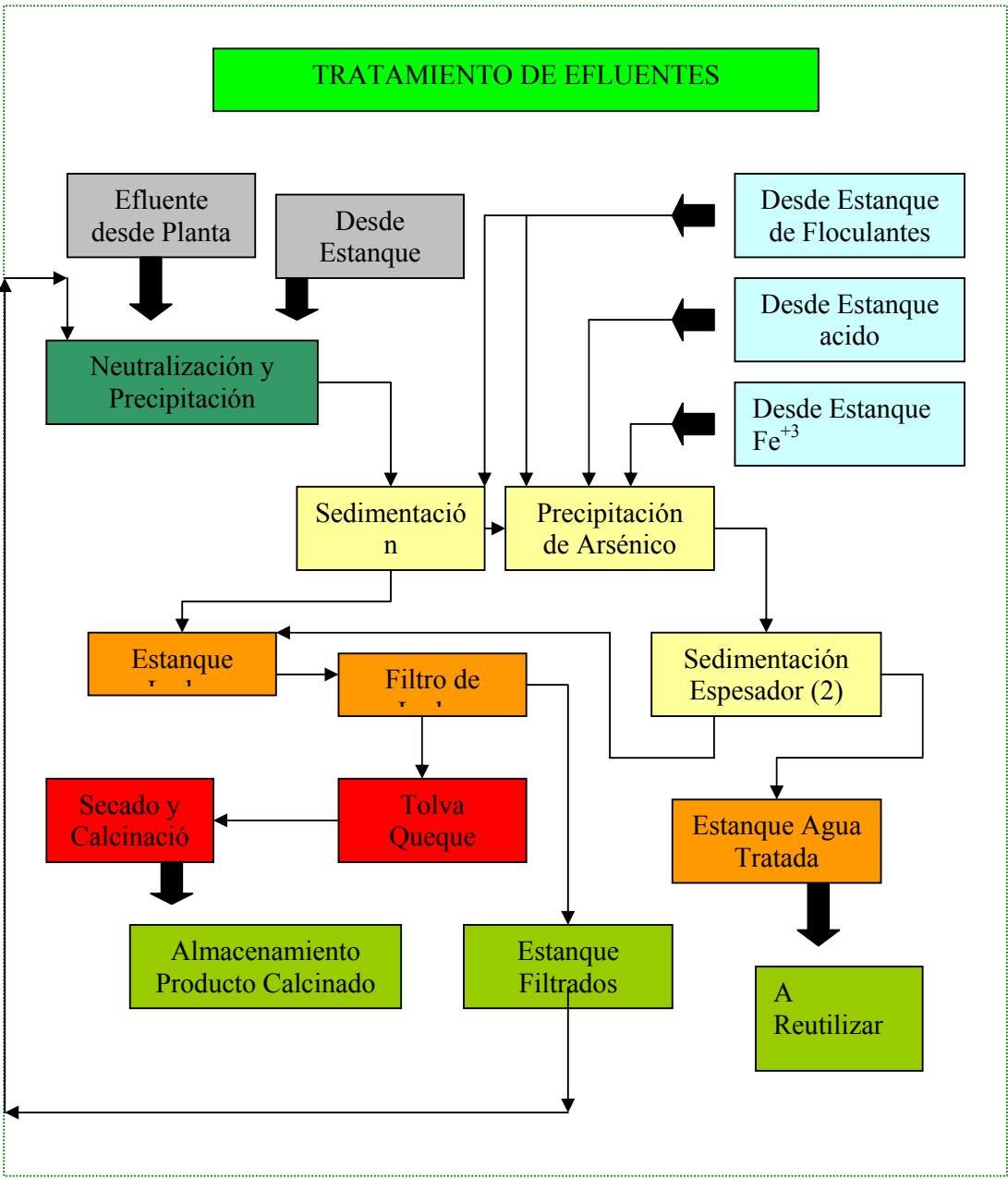


Figura A.4

## ANEXO B

### TABLAS Y FIGURAS:

#### B.1.- Selección de órdenes y avisos más representativos

##### 1. Filtración Línea de Acido Torre de Secado:

Tipo Orden	N°Orden	Filtración línea de acido Torre de Secado PLG2
No Planificada	93891061	
Prioridad	Alta	Servicio Mantención Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TSE	Torre de Secado Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	13013946	
Fechas	Inicio	Fin
	09-10-2006	10-10-2006
Descripción:		
Filtración en la línea de descarga de filtros, en la torre de Secado se coloca envarillado, la filtración disminuye en forma importante		
Posición		
Parte Objeto	Ductos	
Síntoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

##### 2. Filtración entre Línea Torre de Secado y Torre de Absorción:

Tipo Orden	N°Orden	Reparar cañería rota
No Planificada	93598639	
Prioridad	Alta	Servicio Mantención Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-CAA	Circuito acido Zona de Cotacto PLG2
N°Aviso	12721475	
Fechas	Inicio	Fin
	20-03-2006	20-03-2006
Descripción:		
Línea acido entre Torre de Secado y Absorción, reparar en línea 1 1/2" SARAMET.		
Posición		
Parte Objeto	Líneas/fitting	
Síntoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

3. Falla Bomba Torre Flujo Cruzado:

Tipo Orden	N°Orden	Falla bomba 7877-B Flujo cruzado PLG2.
No Planificada	93686205	
Prioridad	Media	Servicio Mantención Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TFC	Motobomba "AB" Torre Flujo Cruzado PLG2
N°Aviso	12808462	
Fechas	Inicio	Fin
	22-05-2006	28-05-2006
Descripción:		
Cambio de juntas de expansión lado succión bomba 6534		
Cambio de juntas de expansión lado descarga bomba 6534		
Posición		
Parte Objeto	Bomba	
Síntoma Avería	-----	
Causas Avería	-----	

4. Falla Válvula Torre de Absorción PLG2:

Tipo Orden	N°Orden	Falla válvula 24" T. Absorción PLG2
No Planificada	93696744	
Prioridad	Alta	Servicio Mantención Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	Torre de Absorción Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	12819008	
Fechas	Inicio	Fin
	29-05-2006	29-05-2006
Descripción:		
Se realiza cambio de válvula Lewis salida del filtro B		
Posición		
Parte Objeto	Prensa Estopa	
Síntoma Avería	Roto	
Causas Avería	Ataque Químico	

5. Filtración Torre de Absorción PLG2.

Tipo Orden	N°Orden	Filtración Torre absorción PLG2.
No Planificada	93718052	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	Torre de Absorción Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	12840849	
Fechas	Inicio	Fin
	13-06-2006	13-06-2006
Descripción:		
Filtración de acido en filtros Torre de Absorción, se instalan fundas para prevenir posibles nuevas fugas		
Posición		
Parte Objeto	Cañerías	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

6. Distribuidor Torre de Absorción:

Tipo Orden	N°Orden	Reparar Distribuidor Torre Absorción PLG2
No Planificada	93728347	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	Torre de Absorción Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	12851023	
Fechas	Inicio	Fin
	29-06-2006	29-06-2006
Descripción:		
Torre de Absorción, se instalaron 4 parches en línea de distribución de 6" con abrazaderas por rotura de línea.		
Posición		
Parte Objeto	Cañerías	
Sintoma Avería	Tapado	
Causas Avería	Fatiga de material	

7. Filtración Torre de Absorción PLG2.

Tipo Orden	NºOrden	Filtración Torre absorción PLG2.
No Planificada	93718052	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	T. ABS. SIS. CONTACTO PLG2
NºAviso	13013946	
Descripción:		
Filtración en la línea de descarga de filtros, en la torre de Secado		
Posición		
Parte Objeto	Ductos	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

8. Termocupla Torre de Absorción:

Tipo Orden	NºOrden	Reparar filtración termocupla Torre Absorción PLG2
No Planificada	93753005	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	Torre de Absorción Sistema de Contacto PLG2
NºAviso	12875464	
Fechas	Inicio	Fin
	07-07-2006	07-07-2006
Descripción:		
Cambio termocupla 782301 por rotura. Línea de acido 8" soldar rotura en termocupla de 1".		
Posición		
Parte Objeto	Líneas/fittings	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Fatiga de material	

9. Filtración Línea de ácido Torre de Secado:

Tipo Orden	N°Orden	Filtración Línea ácido Torre de Secado PLG2
No Planificada	93901616	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TSE	Torre de Secado Sistema de Contacto PLG2
N°Aviso	13024749	
Fechas	Inicio	Fin
	15-10-2006	15-10-2006
Descripción:		
Soplador detenido por trabajos mecanicos por filtración en codos Torre de Secado.		
Posición		
Parte Objeto	Ductos	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

10. Intercambiadores de Calor Torre de Absorción:

Tipo Orden	N°Orden	Falla enfriador anódico B PLG2
No Planificada	93990644	
Prioridad	Alta	Servicio Mantenición Planta FU
Ubicación técnica	TF10-LG2-SCG-TAB	Intercambiadores de Calor "AB", Torre de Absorción
N°Aviso	13111865	
Fechas	Inicio	Fin
	13-12-2006	13-12-2006
Descripción:		
Al detectarse una baja sostenida del PH, se identifico filtración en enfriador ánodico 7823-H-B de la Torre de Absorción por lo que la planta fue detenida.		
Posición		
Parte Objeto	Carcaza o Tubos	
Sintoma Avería	Filtración	
Causas Avería	Ataque Químico	

## B.2.- Tablas de graficas sección análisis de variables.

### 1. Torre de Enfriamiento, temperatura gas salida Torre de Enfriamiento.

Tag	52-TI-653003	52-TI-653053
Promedio	<b>30,13</b>	<b>30,60</b>
Fecha	PLG2- Tren1- Torre Enfriamiento- T°Salida Gas [°C]	PLG2- Tren2- Torre Enfriamiento- T°Salida Gas [°C]
01-01-2006	20,0	20,1
02-01-2006	21,6	21,7
03-01-2006	24,1	23,8
04-01-2006	25,7	29,3
05-01-2006	24,4	25,9
06-01-2006	31,2	31,3
07-01-2006	27,8	29,9
08-01-2006	29,1	30,2
09-01-2006	28,7	28,8
10-01-2006	29,6	29,5
11-01-2006	29,9	29,9
12-01-2006	26,1	27,4
13-01-2006	25,7	27,2
14-01-2006	23,8	25,6
15-01-2006	30,0	29,2
16-01-2006	30,7	29,2
17-01-2006	32,0	30,4
18-01-2006	31,9	30,6
19-01-2006	33,1	31,8
20-01-2006	32,0	31,0
21-01-2006	32,5	31,2
22-01-2006	34,4	32,7
23-01-2006	33,5	32,1
24-01-2006	34,9	33,3
25-01-2006	33,5	32,2
26-01-2006	31,6	31,1
27-01-2006	34,6	33,5
28-01-2006	32,0	31,5
29-01-2006	34,0	33,1
30-01-2006	36,8	35,8
31-01-2006	37,0	36,0
01-02-2006	34,8	34,0
02-02-2006	31,3	31,1
03-02-2006	35,0	34,1
04-02-2006	34,0	33,1
05-02-2006	33,9	32,8
06-02-2006	33,0	32,1
07-02-2006	32,3	31,7
08-02-2006	28,0	28,5
09-02-2006	32,0	32,7
10-02-2006	32,8	33,2
11-02-2006	34,8	34,9
12-02-2006	33,3	33,4
13-02-2006	37,5	37,1
14-02-2006	24,6	24,5
15-02-2006	23,5	23,6
16-02-2006	25,4	25,2
17-02-2006	26,4	26,4

26-05-2007	28,1	33,5
27-05-2007	28,1	33,8
28-05-2007	26,8	32,5
29-05-2007	26,6	32,2
30-05-2007	26,6	32,3
31-05-2007	26,9	32,6
01-06-2007	23,9	29,5
02-06-2007	27,2	33,1
03-06-2007	28,7	35,2
04-06-2007	28,0	34,2
05-06-2007	26,4	32,8
06-06-2007	28,0	35,2
07-06-2007	25,1	31,8
08-06-2007	25,9	32,8
09-06-2007	26,2	33,6
10-06-2007	26,1	33,6
11-06-2007	27,6	35,0
12-06-2007	27,8	35,2
13-06-2007	28,7	36,0
14-06-2007	26,4	34,0
15-06-2007	30,0	37,5
16-06-2007	31,0	38,3
17-06-2007	30,8	37,4
18-06-2007	30,0	38,3
19-06-2007	30,3	39,3
20-06-2007	21,7	26,6
21-06-2007	23,2	22,7
22-06-2007	26,6	24,9
23-06-2007	25,8	27,8
24-06-2007	24,6	26,8
25-06-2007	26,9	28,7
26-06-2007	26,7	28,7
27-06-2007	30,0	31,2
28-06-2007	29,9	30,6
29-06-2007	33,5	34,7
30-06-2007	34,6	36,1
01-07-2007	33,7	35,5
02-07-2007	32,0	34,0
03-07-2007	32,2	34,6
04-07-2007	34,0	36,7
05-07-2007	30,2	32,3
06-07-2007	29,4	32,4
07-07-2007	25,6	27,2
08-07-2007	26,0	27,1
09-07-2007	14,0	16,3
10-07-2007	28,9	29,4
11-07-2007	29,2	31,0
12-07-2007	29,2	31,2
13-07-2007	28,5	30,6
14-07-2007	32,0	35,0
15-07-2007	23,7	25,2

2. Torre de Enfriamiento, Temperatura salida enfriadores acido débil.

Tag	52-TIC-654057	52-TIC-654007	26-05-2007	32,6	26,7
Promedio	<b>29,0510</b>	<b>27,8670</b>	27-05-2007	32,9	26,6
Fecha	PLG2- Tren1- Torre Enfriamiento- T°Salida Enfriadores Acido Debil	PLG2- Tren2- Torre Enfriamiento- T°Salida Enfriadores Acido Debil	28-05-2007	31,8	25,6
01-01-2006	20,8	17,8	29-05-2007	31,4	25,4
02-01-2006	19,3	19,0	30-05-2007	31,6	25,5
03-01-2006	21,1	20,6	31-05-2007	31,9	25,8
04-01-2006	21,5	21,1	01-06-2007	28,7	22,8
05-01-2006	24,1	21,8	02-06-2007	32,3	26,0
06-01-2006	30,4	28,8	03-06-2007	34,1	27,2
07-01-2006	29,4	26,3	04-06-2007	32,8	26,2
08-01-2006	29,5	27,0	05-06-2007	31,9	25,3
09-01-2006	28,2	26,7	06-06-2007	33,7	26,4
10-01-2006	28,9	27,6	07-06-2007	31,1	24,3
11-01-2006	29,1	27,9	08-06-2007	31,9	24,8
12-01-2006	26,9	24,8	09-06-2007	32,6	25,1
13-01-2006	26,9	24,7	10-06-2007	32,7	25,0
14-01-2006	24,3	22,1	11-06-2007	33,9	26,4
15-01-2006	28,2	26,7	12-06-2007	34,1	26,6
16-01-2006	28,0	26,9	13-06-2007	34,8	27,4
17-01-2006	29,2	28,2	14-06-2007	33,0	25,3
18-01-2006	29,5	28,6	15-06-2007	35,6	28,0
19-01-2006	30,4	29,6	16-06-2007	35,9	29,0
20-01-2006	29,8	29,0	17-06-2007	35,3	29,0
21-01-2006	30,0	29,2	18-06-2007	36,3	28,3
22-01-2006	31,1	30,1	19-06-2007	37,4	28,1
23-01-2006	30,6	29,6	20-06-2007	26,9	21,7
24-01-2006	31,5	30,4	21-06-2007	20,1	20,2
25-01-2006	30,6	29,5	22-06-2007	24,1	25,5
26-01-2006	29,9	28,7	23-06-2007	27,0	25,0
27-01-2006	31,8	30,8	24-06-2007	26,5	24,3
28-01-2006	30,3	29,3	25-06-2007	25,8	24,3
29-01-2006	31,5	30,6	26-06-2007	27,1	24,4
30-01-2006	33,8	32,9	27-06-2007	29,5	27,4
31-01-2006	33,9	32,8	28-06-2007	28,4	26,7
01-02-2006	32,1	31,1	29-06-2007	31,1	29,1
02-02-2006	29,1	28,7	30-06-2007	31,9	29,7
03-02-2006	32,5	31,3	01-07-2007	31,5	29,1
04-02-2006	31,5	30,4	02-07-2007	30,6	28,0
05-02-2006	31,3	30,2	03-07-2007	31,1	28,1
06-02-2006	30,8	29,8	04-07-2007	32,7	29,4
07-02-2006	30,6	29,6	05-07-2007	29,8	26,9
08-02-2006	27,1	26,2	06-07-2007	24,9	22,4
09-02-2006	30,1	29,2	07-07-2007	26,4	23,8
10-02-2006	30,7	30,1	08-07-2007	26,6	24,9
11-02-2006	31,9	31,5	09-07-2007	12,0	11,1
12-02-2006	31,2	30,7	10-07-2007	26,9	25,3
13-02-2006	22,3	21,7	11-07-2007	27,9	25,0
14-02-2006	22,0	21,9	12-07-2007	28,2	25,2
15-02-2006	23,0	21,6	13-07-2007	27,9	25,0
16-02-2006	21,1	23,5	14-07-2007	30,8	26,8
17-02-2006	22,5	22,5			



3. Precipitadores Electroestáticos, Voltaje ESP 6560 D-B primera etapa.

Tag	52-EI-656021
Promedio	<b>51,3920</b>
Fecha	PLG2- Precipitadores Electroestáticos- ESP 6560-D-B Primera Etapa [V]
01-01-2006	-
02-01-2006	-
03-01-2006	-
04-01-2006	-
05-01-2006	51,32
06-01-2006	63,01
07-01-2006	62,44
08-01-2006	63,38
09-01-2006	64,99
10-01-2006	64,47
11-01-2006	63,03
12-01-2006	62,60
13-01-2006	61,23
14-01-2006	50,92
15-01-2006	64,83
16-01-2006	63,71
17-01-2006	64,47
18-01-2006	64,29
19-01-2006	65,12
20-01-2006	63,83
21-01-2006	64,94
22-01-2006	66,01
23-01-2006	65,36
24-01-2006	65,94
25-01-2006	64,98
26-01-2006	64,80
27-01-2006	66,78
28-01-2006	65,14
29-01-2006	65,57
30-01-2006	66,72
31-01-2006	66,48
01-02-2006	66,49
02-02-2006	51,45
03-02-2006	67,63
04-02-2006	66,81
05-02-2006	65,82
06-02-2006	64,44
07-02-2006	63,88
08-02-2006	35,76
09-02-2006	65,09
10-02-2006	65,15
11-02-2006	65,70
12-02-2006	66,66
13-02-2006	3,88
14-02-2006	-
15-02-2006	-
16-02-2006	-
17-02-2006	-

26-05-2007	62,04
27-05-2007	61,07
28-05-2007	60,42
29-05-2007	59,21
30-05-2007	61,49
31-05-2007	61,20
01-06-2007	56,31
02-06-2007	61,28
03-06-2007	62,57
04-06-2007	59,32
05-06-2007	60,42
06-06-2007	62,24
07-06-2007	60,96
08-06-2007	60,99
09-06-2007	61,33
10-06-2007	61,31
11-06-2007	62,16
12-06-2007	62,28
13-06-2007	58,53
14-06-2007	61,36
15-06-2007	61,57
16-06-2007	63,32
17-06-2007	62,91
18-06-2007	64,22
19-06-2007	63,19
20-06-2007	51,46
21-06-2007	45,06
22-06-2007	60,53
23-06-2007	60,22
24-06-2007	60,91
25-06-2007	43,66
26-06-2007	57,58
27-06-2007	61,03
28-06-2007	60,82
29-06-2007	63,88
30-06-2007	63,48
01-07-2007	63,14
02-07-2007	62,62
03-07-2007	63,78
04-07-2007	63,66
05-07-2007	60,55
06-07-2007	44,29
07-07-2007	55,61
08-07-2007	58,92
09-07-2007	17,30
10-07-2007	61,92
11-07-2007	60,86
12-07-2007	60,71
13-07-2007	60,07
14-07-2007	62,33
15-07-2007	55,79

4. Torre de Secado, Concentración de Acido Sulfúrico.

Tag	52-AIC-750605
Promedio	<b>95,5409</b>
Fecha	PLG2- Torre de Secado- Concentración H2SO4
01-01-2006	-
02-01-2006	-
03-01-2006	-
04-01-2006	-
05-01-2006	95,96
06-01-2006	96,42
07-01-2006	96,33
08-01-2006	96,30
09-01-2006	96,17
10-01-2006	96,05
11-01-2006	96,05
12-01-2006	96,42
13-01-2006	96,91
14-01-2006	96,61
15-01-2006	96,11
16-01-2006	96,01
17-01-2006	95,63
18-01-2006	95,74
19-01-2006	95,43
20-01-2006	95,77
21-01-2006	95,76
22-01-2006	95,52
23-01-2006	95,59
24-01-2006	95,26
25-01-2006	95,62
26-01-2006	95,74
27-01-2006	95,35
28-01-2006	95,97
29-01-2006	96,18
30-01-2006	95,52
31-01-2006	95,92
01-02-2006	96,07
02-02-2006	95,92
03-02-2006	96,20
04-02-2006	96,46
05-02-2006	96,52
06-02-2006	96,34
07-02-2006	96,35
08-02-2006	96,54
09-02-2006	95,83
10-02-2006	95,87
11-02-2006	96,21
12-02-2006	96,16
13-02-2006	91,37
14-02-2006	-
15-02-2006	-
16-02-2006	-
17-02-2006	-

26-05-2007	97,24
27-05-2007	97,41
28-05-2007	97,39
29-05-2007	97,40
30-05-2007	97,40
31-05-2007	97,19
01-06-2007	97,48
02-06-2007	97,20
03-06-2007	97,22
04-06-2007	97,14
05-06-2007	97,23
06-06-2007	97,14
07-06-2007	97,46
08-06-2007	97,42
09-06-2007	97,38
10-06-2007	97,42
11-06-2007	97,26
12-06-2007	97,30
13-06-2007	97,23
14-06-2007	97,31
15-06-2007	96,86
16-06-2007	96,75
17-06-2007	96,97
18-06-2007	96,89
19-06-2007	96,75
20-06-2007	97,38
21-06-2007	96,26
22-06-2007	97,44
23-06-2007	97,36
24-06-2007	97,35
25-06-2007	97,61
26-06-2007	97,36
27-06-2007	97,24
28-06-2007	97,06
29-06-2007	96,13
30-06-2007	95,77
01-07-2007	95,97
02-07-2007	96,40
03-07-2007	96,31
04-07-2007	95,92
05-07-2007	96,68
06-07-2007	97,35
07-07-2007	97,56
08-07-2007	97,45
09-07-2007	98,96
10-07-2007	97,13
11-07-2007	97,31
12-07-2007	97,34
13-07-2007	97,28
14-07-2007	96,86
15-07-2007	97,54

5. Torre de Secado, Temperatura acido salida enfriadores de Secado.

Tag	52-TI-750607
Promedio	<b>41,0353</b>
Fecha	PLG2- Torre de Secado- Temperatura Acido a distribuidor Torre de Secado
01-01-2006	-
02-01-2006	-
03-01-2006	-
04-01-2006	-
05-01-2006	-
06-01-2006	38,60
07-01-2006	34,74
08-01-2006	35,84
09-01-2006	35,22
10-01-2006	36,02
11-01-2006	36,38
12-01-2006	32,11
13-01-2006	30,18
14-01-2006	25,78
15-01-2006	35,54
16-01-2006	36,89
17-01-2006	38,21
18-01-2006	38,26
19-01-2006	39,78
20-01-2006	38,43
21-01-2006	39,18
22-01-2006	41,13
23-01-2006	39,89
24-01-2006	41,26
25-01-2006	39,84
26-01-2006	38,72
27-01-2006	42,29
28-01-2006	39,15
29-01-2006	41,69
30-01-2006	45,50
31-01-2006	45,50
01-02-2006	42,61
02-02-2006	35,37
03-02-2006	43,09
04-02-2006	41,39
05-02-2006	40,98
06-02-2006	39,93
07-02-2006	39,19
08-02-2006	26,68
09-02-2006	38,60
10-02-2006	40,29
11-02-2006	42,28
12-02-2006	40,69
13-02-2006	25,07
14-02-2006	-
15-02-2006	-
16-02-2006	-
17-02-2006	-

26-05-2007	32,90
27-05-2007	32,99
28-05-2007	31,09
29-05-2007	30,80
30-05-2007	31,48
31-05-2007	31,80
01-06-2007	27,25
02-06-2007	31,86
03-06-2007	33,95
04-06-2007	32,89
05-06-2007	31,39
06-06-2007	33,34
07-06-2007	30,11
08-06-2007	30,88
09-06-2007	31,51
10-06-2007	31,74
11-06-2007	33,76
12-06-2007	34,08
13-06-2007	35,18
14-06-2007	31,93
15-06-2007	36,33
16-06-2007	37,31
17-06-2007	36,29
18-06-2007	36,92
19-06-2007	37,79
20-06-2007	26,42
21-06-2007	25,58
22-06-2007	28,41
23-06-2007	27,80
24-06-2007	26,18
25-06-2007	27,66
26-06-2007	28,84
27-06-2007	32,95
28-06-2007	34,18
29-06-2007	37,25
30-06-2007	38,19
01-07-2007	37,00
02-07-2007	35,23
03-07-2007	35,22
04-07-2007	37,06
05-07-2007	32,58
06-07-2007	27,29
07-07-2007	27,21
08-07-2007	27,23
09-07-2007	11,77
10-07-2007	29,09
11-07-2007	30,17
12-07-2007	30,11
13-07-2007	28,65
14-07-2007	33,04
15-07-2007	24,35

6. Torre de Secado, Temperatura acido a enfriadores de secado

Tag	52-TI-781301	26-05-2007	109,97
Promedio	<b>109,9672</b>	27-05-2007	109,97
Fecha	PLG2- Torre de Secado- Temperatura a Enfriadores de Secado	28-05-2007	109,97
01-01-2006	-	29-05-2007	109,97
02-01-2006	-	30-05-2007	109,96
03-01-2006	-	31-05-2007	109,97
04-01-2006	-	01-06-2007	109,98
05-01-2006	109,95	02-06-2007	109,98
06-01-2006	109,95	03-06-2007	109,98
07-01-2006	109,95	04-06-2007	109,98
08-01-2006	109,97	05-06-2007	109,98
09-01-2006	109,94	06-06-2007	109,97
10-01-2006	109,95	07-06-2007	109,98
11-01-2006	109,96	08-06-2007	109,99
12-01-2006	109,95	09-06-2007	110,00
13-01-2006	109,96	10-06-2007	109,99
14-01-2006	109,96	11-06-2007	109,99
15-01-2006	109,95	12-06-2007	109,99
16-01-2006	109,96	13-06-2007	109,98
17-01-2006	109,96	14-06-2007	109,99
18-01-2006	109,96	15-06-2007	110,00
19-01-2006	109,96	16-06-2007	110,00
20-01-2006	109,96	17-06-2007	109,99
21-01-2006	109,96	18-06-2007	109,99
22-01-2006	109,96	19-06-2007	109,99
23-01-2006	109,97	20-06-2007	109,99
24-01-2006	109,96	21-06-2007	109,99
25-01-2006	109,96	22-06-2007	110,00
26-01-2006	109,95	23-06-2007	109,99
27-01-2006	109,96	24-06-2007	110,01
28-01-2006	109,98	25-06-2007	109,99
29-01-2006	109,97	26-06-2007	110,00
30-01-2006	109,96	27-06-2007	110,00
31-01-2006	109,96	28-06-2007	109,98
01-02-2006	109,94	29-06-2007	109,99
02-02-2006	109,96	30-06-2007	109,99
03-02-2006	109,96	01-07-2007	109,99
04-02-2006	109,97	02-07-2007	109,98
05-02-2006	109,95	03-07-2007	109,98
06-02-2006	109,96	04-07-2007	109,99
07-02-2006	109,95	05-07-2007	110,00
08-02-2006	109,96	06-07-2007	109,99
09-02-2006	109,96	07-07-2007	110,00
10-02-2006	109,97	08-07-2007	109,99
11-02-2006	109,95	09-07-2007	110,01
12-02-2006	109,96	10-07-2007	110,01
13-02-2006	109,97	11-07-2007	110,00
14-02-2006	-	12-07-2007	110,00
15-02-2006	-	13-07-2007	109,99
16-02-2006	-	14-07-2007	110,01
17-02-2006	-	15-07-2007	109,99

7. Torre de Absorción, Concentración Acido Sulfúrico.

Tag	52-AIC-756505	26-05-2007	98,54
Promedio	<b>98,3993</b>	27-05-2007	98,69
Fecha	PLG2- Torre de Absorción- Concentración Acido Torre Absorción [%]	28-05-2007	98,67
01-01-2006	-	29-05-2007	98,67
02-01-2006	-	30-05-2007	98,67
03-01-2006	-	31-05-2007	98,62
04-01-2006	-	01-06-2007	98,59
05-01-2006	-	02-06-2007	98,65
06-01-2006	98,58	03-06-2007	98,68
07-01-2006	98,57	04-06-2007	98,62
08-01-2006	98,77	05-06-2007	98,61
09-01-2006	98,67	06-06-2007	98,68
10-01-2006	98,64	07-06-2007	98,66
11-01-2006	98,56	08-06-2007	98,68
12-01-2006	98,56	09-06-2007	98,67
13-01-2006	98,59	10-06-2007	98,67
14-01-2006	98,59	11-06-2007	98,68
15-01-2006	98,59	12-06-2007	98,67
16-01-2006	98,56	13-06-2007	98,68
17-01-2006	98,57	14-06-2007	98,65
18-01-2006	98,55	15-06-2007	98,66
19-01-2006	98,57	16-06-2007	98,66
20-01-2006	98,58	17-06-2007	98,66
21-01-2006	98,60	18-06-2007	98,69
22-01-2006	98,77	19-06-2007	98,68
23-01-2006	98,63	20-06-2007	98,73
24-01-2006	98,57	21-06-2007	98,37
25-01-2006	98,57	22-06-2007	98,76
26-01-2006	98,57	23-06-2007	98,67
27-01-2006	98,54	24-06-2007	98,61
28-01-2006	98,50	25-06-2007	98,57
29-01-2006	98,54	26-06-2007	98,51
30-01-2006	98,50	27-06-2007	98,67
31-01-2006	98,58	28-06-2007	98,64
01-02-2006	98,50	29-06-2007	98,52
02-02-2006	98,61	30-06-2007	98,49
03-02-2006	98,67	01-07-2007	98,48
04-02-2006	98,65	02-07-2007	98,49
05-02-2006	98,59	03-07-2007	98,49
06-02-2006	98,56	04-07-2007	98,50
07-02-2006	98,55	05-07-2007	98,52
08-02-2006	98,75	06-07-2007	98,45
09-02-2006	98,51	07-07-2007	98,57
10-02-2006	98,55	08-07-2007	98,59
11-02-2006	98,50	09-07-2007	99,27
12-02-2006	98,45	10-07-2007	98,58
13-02-2006	99,47	11-07-2007	98,58
14-02-2006	-	12-07-2007	98,59
15-02-2006	-	13-07-2007	98,57
16-02-2006	-	14-07-2007	98,59
17-02-2006	-	15-07-2007	98,55

8. Torre de Absorción, Temperatura entrada ácido Torre de Absorción.

Tag	52-TIC-756507	26-05-2007	71,33
Promedio	<b>70,9013</b>	27-05-2007	71,09
Fecha	PLG2- Torre de Absorción- Temperatura Salida Torre Absorción	28-05-2007	69,10
01-01-2006		29-05-2007	67,75
02-01-2006		30-05-2007	69,99
03-01-2006		31-05-2007	64,33
04-01-2006		01-06-2007	60,99
05-01-2006	55,92	02-06-2007	68,88
06-01-2006	74,89	03-06-2007	71,70
07-01-2006	73,18	04-06-2007	67,87
08-01-2006	74,72	05-06-2007	67,54
09-01-2006	74,00	06-06-2007	72,76
10-01-2006	74,29	07-06-2007	68,99
11-01-2006	73,77	08-06-2007	69,29
12-01-2006	69,54	09-06-2007	70,55
13-01-2006	69,26	10-06-2007	70,53
14-01-2006	56,92	11-06-2007	71,89
15-01-2006	73,87	12-06-2007	72,45
16-01-2006	74,57	13-06-2007	72,22
17-01-2006	74,84	14-06-2007	70,45
18-01-2006	74,53	15-06-2007	72,82
19-01-2006	74,91	16-06-2007	74,56
20-01-2006	74,80	17-06-2007	73,35
21-01-2006	74,84	18-06-2007	75,18
22-01-2006	75,00	19-06-2007	76,00
23-01-2006	74,89	20-06-2007	51,28
24-01-2006	74,99	21-06-2007	55,31
25-01-2006	74,97	22-06-2007	72,99
26-01-2006	74,32	23-06-2007	72,62
27-01-2006	74,95	24-06-2007	77,45
28-01-2006	73,35	25-06-2007	59,77
29-01-2006	74,52	26-06-2007	74,02
30-01-2006	75,46	27-06-2007	78,22
31-01-2006	77,03	28-06-2007	79,62
01-02-2006	77,03	29-06-2007	79,93
02-02-2006	64,49	30-06-2007	81,56
03-02-2006	76,98	01-07-2007	79,74
04-02-2006	77,04	02-07-2007	82,31
05-02-2006	77,01	03-07-2007	78,19
06-02-2006	76,84	04-07-2007	79,41
07-02-2006	76,39	05-07-2007	73,02
08-02-2006	48,01	06-07-2007	58,68
09-02-2006	76,13	07-07-2007	71,01
10-02-2006	76,68	08-07-2007	73,71
11-02-2006	76,97	09-07-2007	26,43
12-02-2006	76,37	10-07-2007	75,09
13-02-2006	21,78	11-07-2007	76,01
14-02-2006	-	12-07-2007	75,42
15-02-2006	-	13-07-2007	73,83
16-02-2006	-	14-07-2007	75,47
17-02-2006	-	15-07-2007	66,82

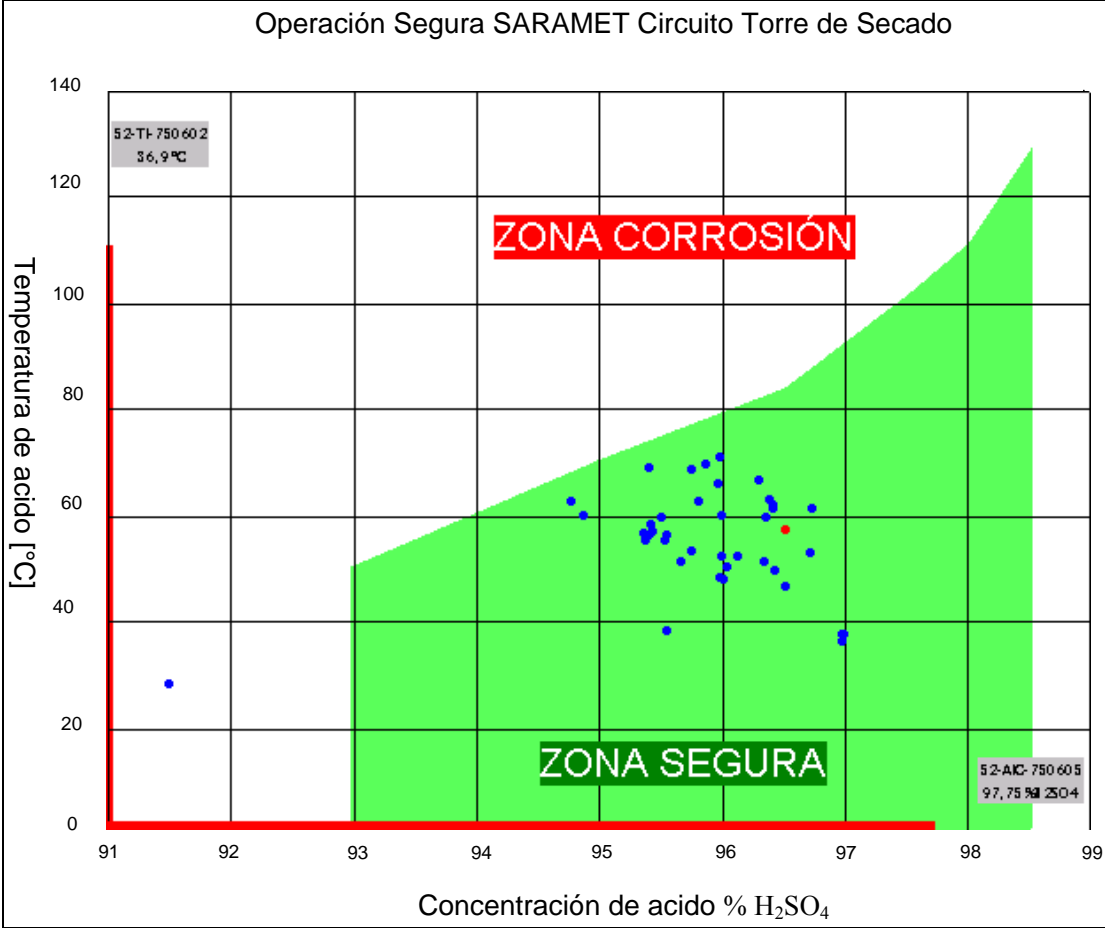
9. Torre de Absorción, Temperatura salida Torre de Absorción.

Tag	52-TI-782301
Promedio	<b>91,3473</b>
Fecha	PLG2- Torre de Absorción- Temperatura acido de absorcion a enfriadores
01-01-2006	-
02-01-2006	-
03-01-2006	-
04-01-2006	-
05-01-2006	66,52
06-01-2006	91,78
07-01-2006	87,48
08-01-2006	91,49
09-01-2006	91,71
10-01-2006	92,23
11-01-2006	91,90
12-01-2006	84,80
13-01-2006	82,99
14-01-2006	66,38
15-01-2006	94,24
16-01-2006	97,51
17-01-2006	96,78
18-01-2006	94,95
19-01-2006	97,01
20-01-2006	96,08
21-01-2006	96,44
22-01-2006	99,92
23-01-2006	98,84
24-01-2006	100,73
25-01-2006	98,82
26-01-2006	95,45
27-01-2006	100,35
28-01-2006	93,91
29-01-2006	98,26
30-01-2006	100,70
31-01-2006	102,90
01-02-2006	102,74
02-02-2006	81,13
03-02-2006	100,61
04-02-2006	102,05
05-02-2006	101,43
06-02-2006	98,38
07-02-2006	95,98
08-02-2006	58,96
09-02-2006	96,79
10-02-2006	97,35
11-02-2006	97,29
12-02-2006	93,81
13-02-2006	41,09
14-02-2006	-
15-02-2006	-
16-02-2006	-
17-02-2006	-

26-05-2007	94,67
27-05-2007	94,34
28-05-2007	91,61
29-05-2007	89,85
30-05-2007	92,81
31-05-2007	87,05
01-06-2007	80,54
02-06-2007	90,89
03-06-2007	94,22
04-06-2007	88,76
05-06-2007	88,71
06-06-2007	96,69
07-06-2007	91,24
08-06-2007	91,48
09-06-2007	93,35
10-06-2007	93,12
11-06-2007	94,44
12-06-2007	95,12
13-06-2007	94,62
14-06-2007	93,14
15-06-2007	95,32
16-06-2007	97,95
17-06-2007	95,58
18-06-2007	98,35
19-06-2007	100,16
20-06-2007	69,95
21-06-2007	75,79
22-06-2007	97,98
23-06-2007	95,05
24-06-2007	91,99
25-06-2007	74,55
26-06-2007	88,73
27-06-2007	94,66
28-06-2007	96,99
29-06-2007	99,85
30-06-2007	101,07
01-07-2007	99,21
02-07-2007	100,55
03-07-2007	98,33
04-07-2007	99,60
05-07-2007	90,52
06-07-2007	72,55
07-07-2007	87,17
08-07-2007	92,41
09-07-2007	29,15
10-07-2007	92,88
11-07-2007	95,45
12-07-2007	93,87
13-07-2007	91,76
14-07-2007	95,86
15-07-2007	79,08

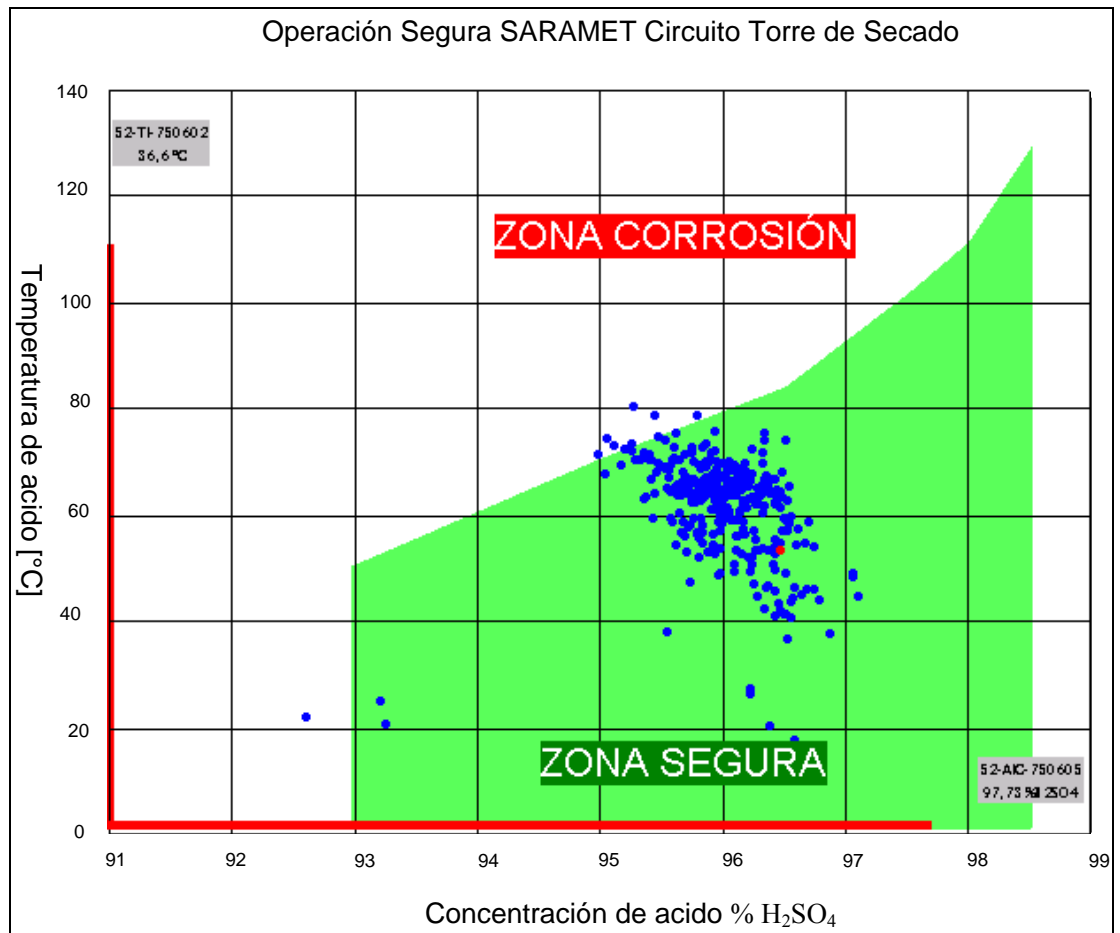
**B.3.- Graficas faltantes sección 5.2 análisis de variables.**

- 1. Operación segura SARAMET circuito Torre de Secado: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006.

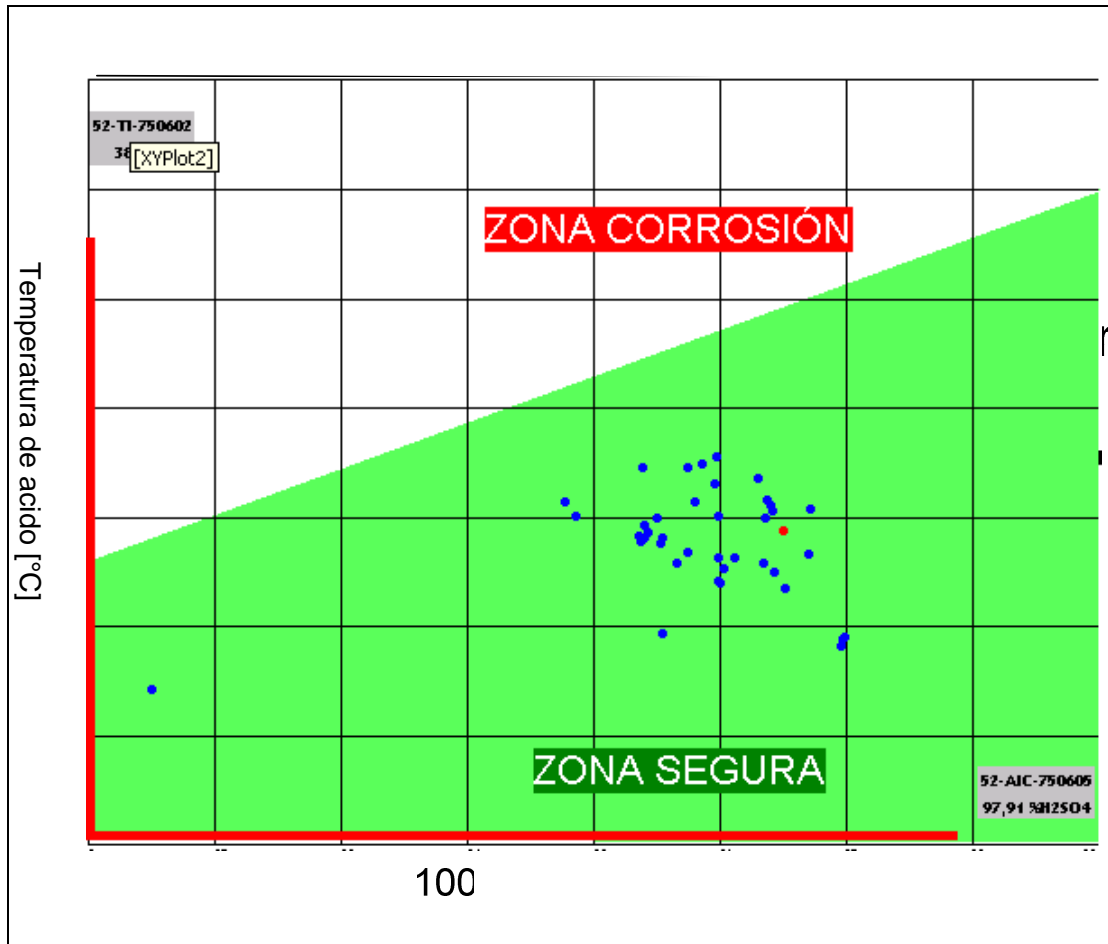




2. Operación segura SARAMET circuito Torre de Secado: 05-03-2006 hasta 21-01-2007.



3. Área operación segura Intercambiadores anódicos Secado: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006.



n Segura

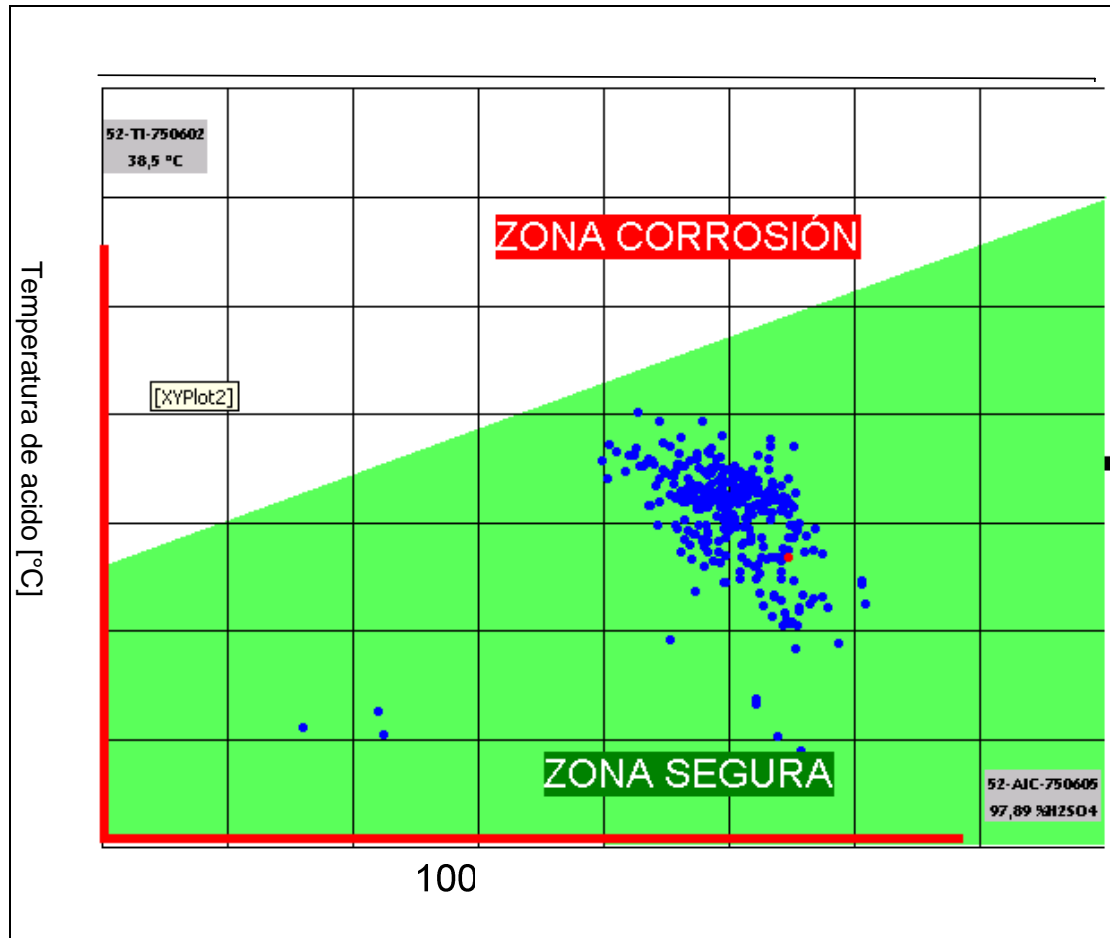
80

60

40

20

4. Área operación segura Intercambiadores anódicos Secado: 05-03-2006 hasta 21-01-2007.



Segura

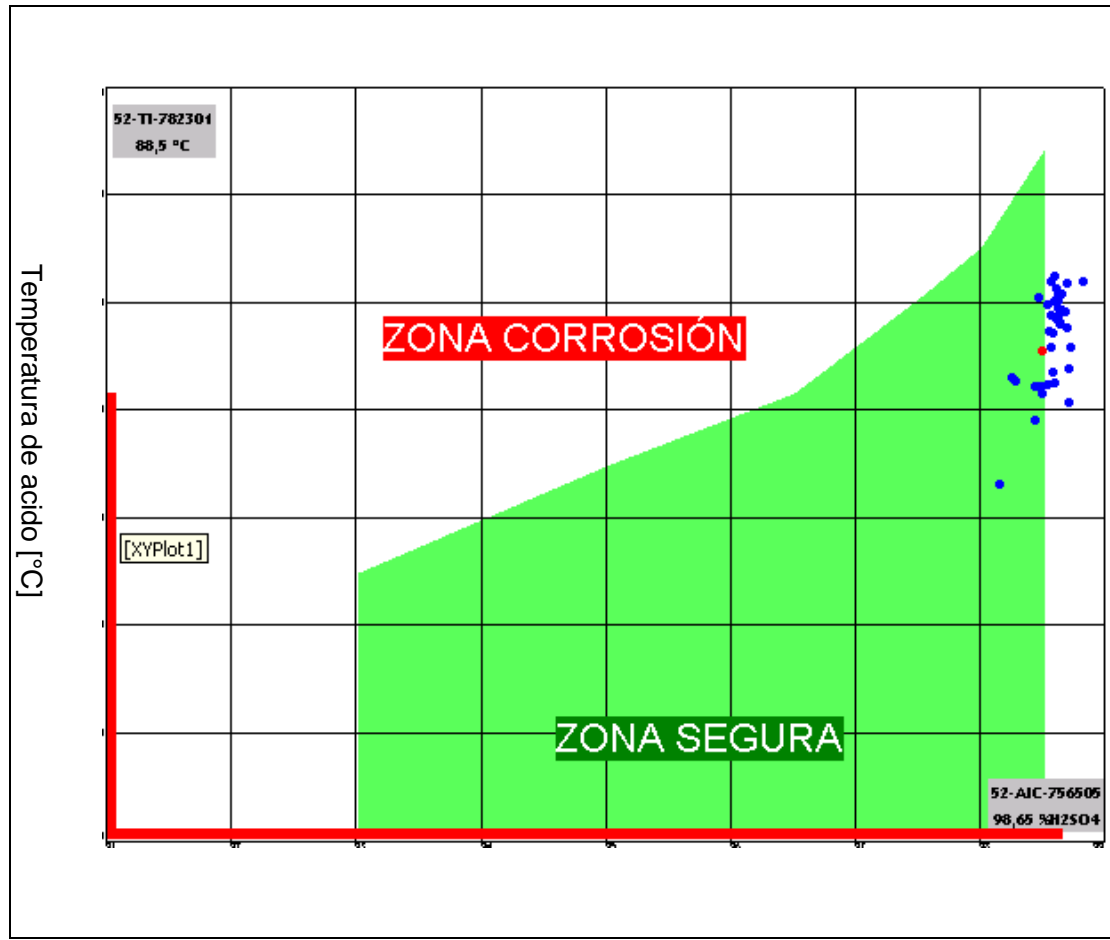
80

60

40

20

5. Operación segura SARAMET circuito Torre de Absorción: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006.



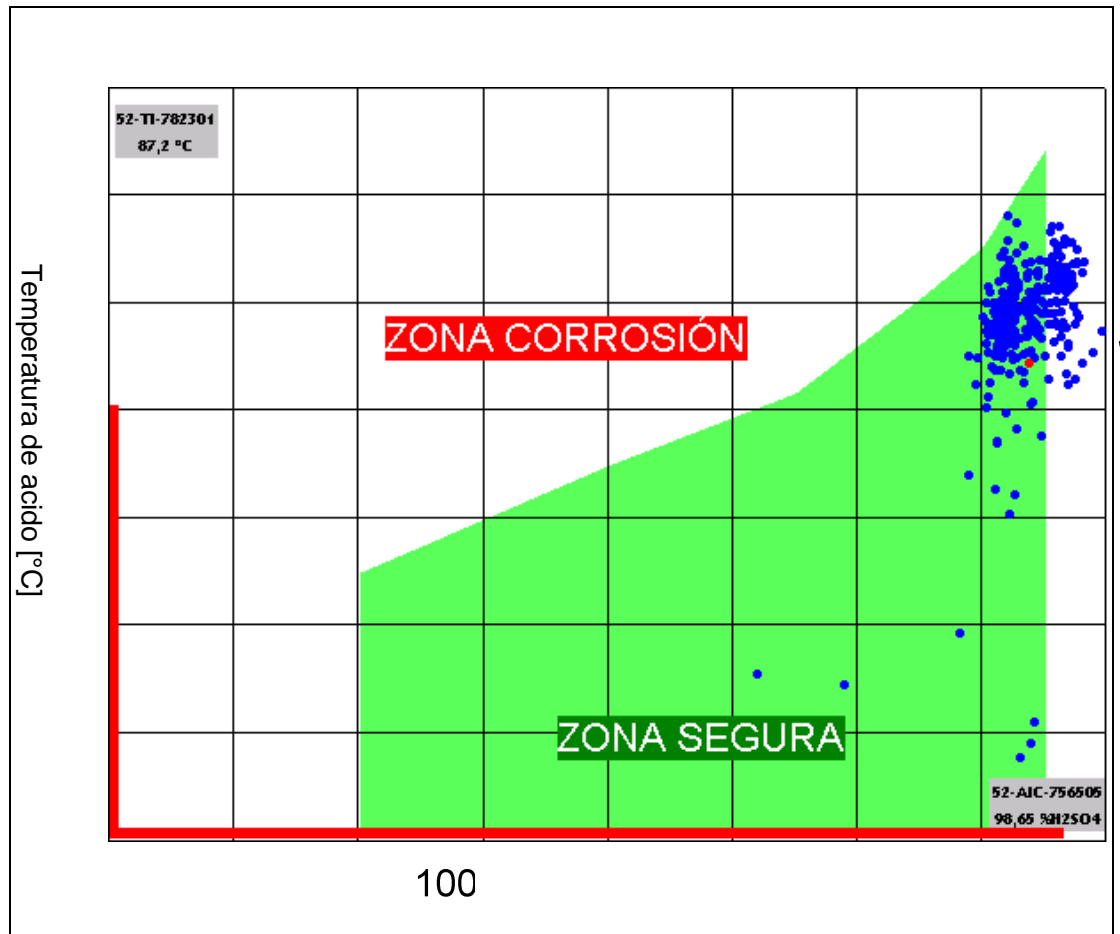
100

80

60

40

6. Operación segura SARAMET circuito Torre de Absorción: 05-03-2006 hasta 21-01-2007.



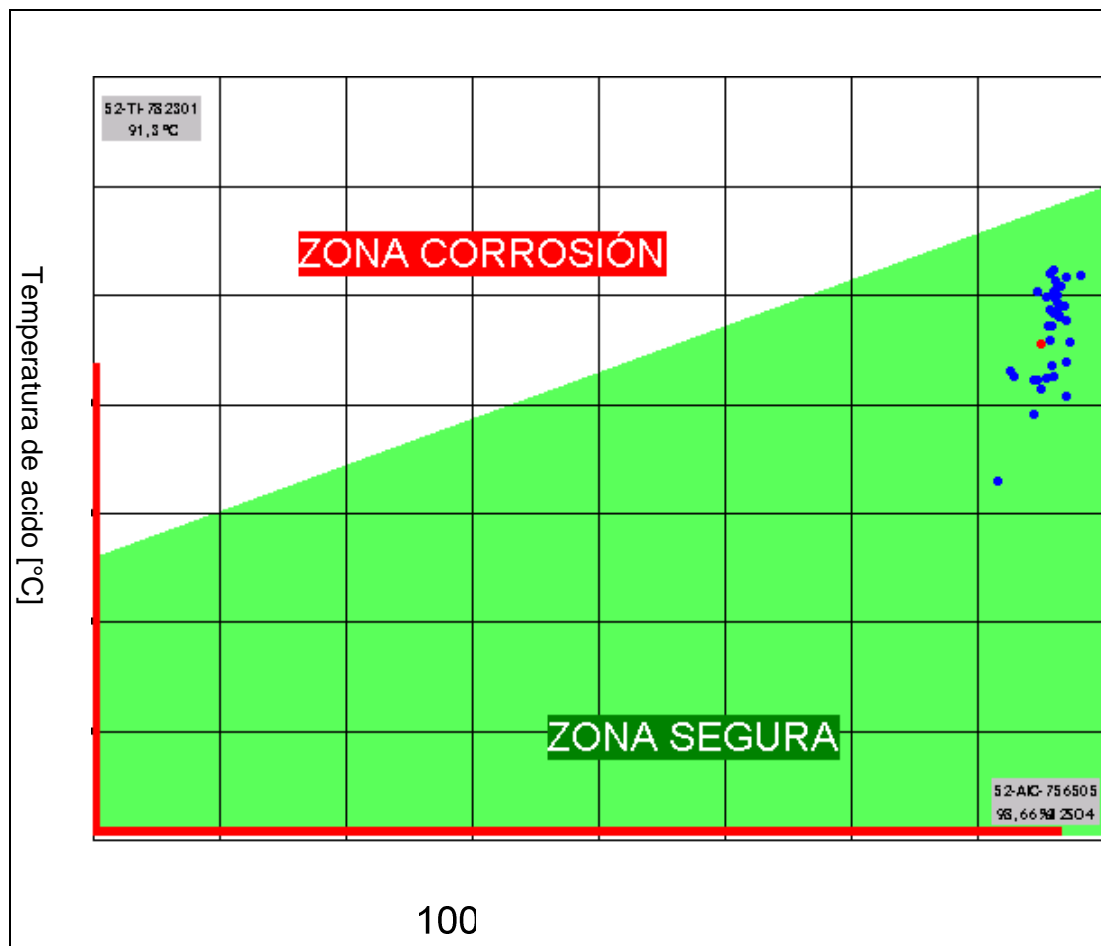
80

60

40

20

7. Área operación segura Intercambiadores anódicos Absorción: Del 05-01-2006 hasta 13-02-2006.



n Segura

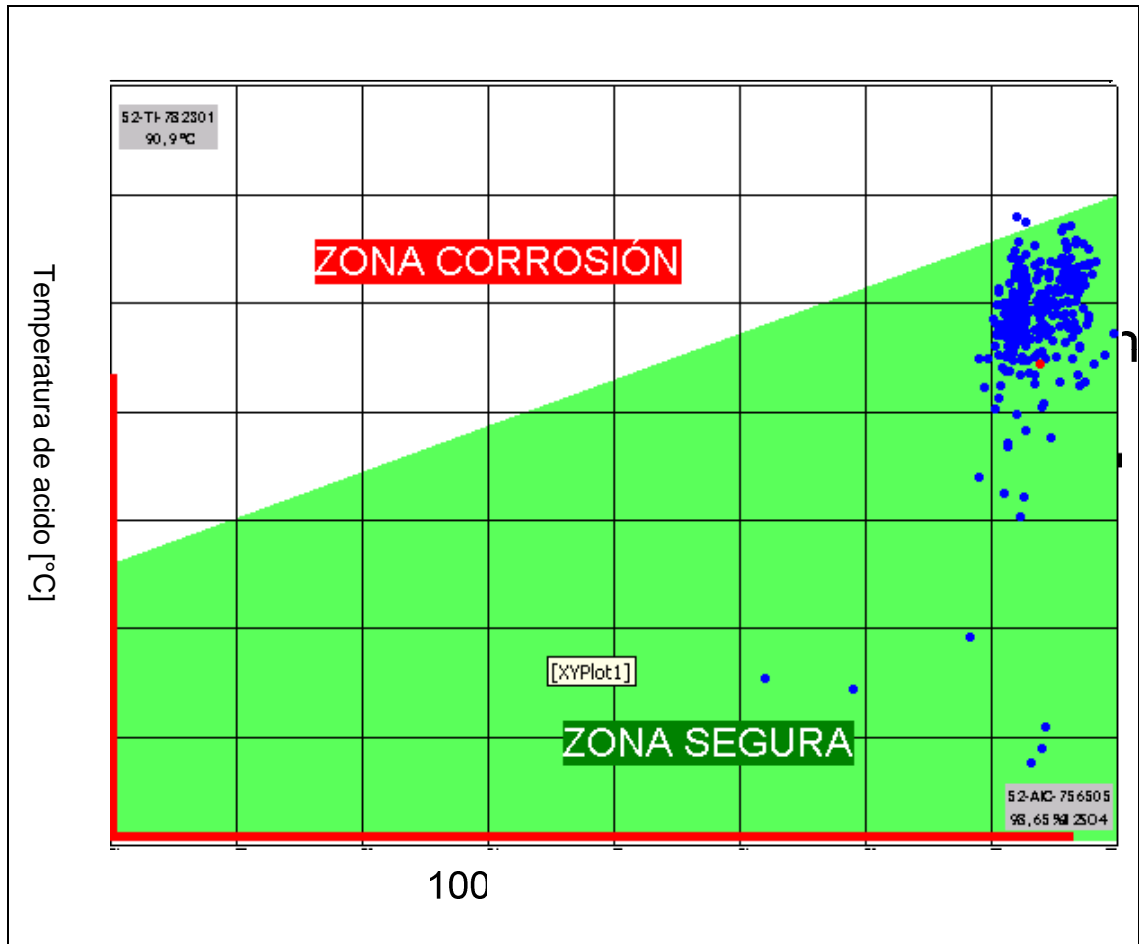
80

60

40

20

8. Área operación segura Intercambiadores anódicos Absorción: 05-03-2006 hasta 21-01-2007.



80

60

40

20

APENDICE A

INFORMACION REFERENTE AGITADOR:

# Program Chooses

## Agitator

### David S. Dickey



## Program chooses agitator

This program for the TI-59 programmable calculator selects impeller size and motor horsepower for mixing problems.

*David S. Dickey, Chemineer Inc.*

A complete design procedure for liquid agitation, using turbine agitators, was presented a few years ago in *ace Refresher* [1-12]. The procedure emphasized the systematic evaluation of process requirements and the selection of commercially available equipment. Because different combinations of motor horsepower and agitator shaft speed, with appropriately sized impellers, are capable of providing the same level of fluid agitation, computer generated design tables were presented for use in equipment selection.

The tabular form of equipment selection was chosen because of lengthy computations and multiple designs. The length of the computations results from iterative evaluation that often is required in order to use the empirical design correlations. Further computations are necessary because commercially available equipment only comes in incremental sizes, as determined by stand and motor horsepower and gear reductions. Multiple set of these design computations should be performed for each process situation, to evaluate the mechanical and economic feasibility of alternative selections.

The design procedure for blending and motion [4] will handle the majority of turbine agitator applications, including problems involving most liquids, some solids suspensions, and other processes where the materials to be agitated behave as a single fluid.

Three characteristic parameters must be established for any category or agitation problem: size, difficulty and dynamic response [1]. The problem size is equivalent volume,  $V_{eq}$ , as determined by the product of specific gravity,  $S_g$ , and actual volume,  $V$ :

$$V_{eq} = S_g V \quad (1)$$

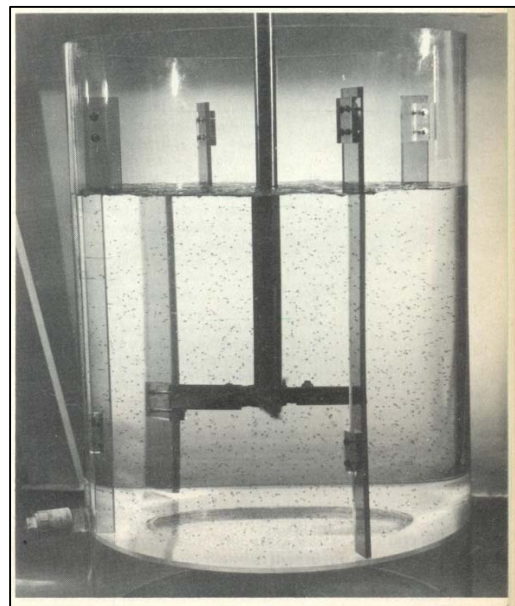
This represents the total mass of fluid to be agitated. The difficulty parameter for blending applications is the fluid viscosity,  $\mu$ . These two parameters establish the characteristics of the fluid batch.

The third parameter, dynamic response, quantifies what must be done to the batch in terms of the intensity of agitation. The dynamic response for

blending and motion problems is the bulk fluid velocity, which is defined as effective impeller pumping capacity divided by the cross-sectional area of a square-batch tank [4]. To simplify the designation of agitation intensity, a one-ten scale of agitation levels can be used. Agitation levels for blending and motion problems are directly proportional to the bulk fluid velocity.

The one-to-ten scale of agitation represents typical levels of agitation intensity in two ways. First, a level of *one* is typical of the minimum agitation required to move the entire batch of liquid, and ten is the maximum practical level of agitation for most process requirements. Second, the incremental change between one level and the next, from four to five for instance, is the minimum change required for observably different agitation intensity. Through previous experience, the scale of agitation and bulk fluid velocity can be related to typical process requirements as shown in Table I.

Based on the three design parameters—size (equivalent volume), difficulty (viscosity) and dynamic response



Process requirements set degree of agitation for blending and motion Table I

Level of agitation	Bulk fluid velocity, ft/min	Description
1	6	Agitation levels 1 and 2 are characteristic of applications requiring minimum fluid velocities to achieve the process result. Agitators capable of level 2 will: <ul style="list-style-type: none"> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 0.1.</li> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100 times that of the other.</li> <li>■ Establish complete fluid-batch control.</li> <li>■ Produce a flat, but moving, fluid-batch surface.</li> </ul>
3	18	Agitation levels 3 to 6 are characteristic of fluid velocities in most chemical-process-industries agitated batches. Agitators capable of level 6 will: <ul style="list-style-type: none"> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 0.6.</li> </ul>
4	24	<ul style="list-style-type: none"> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 10,000 times that of the other.</li> </ul>
5	30	<ul style="list-style-type: none"> <li>■ Suspend trace solids (&lt; 2%) with settling rates of 2 to 4 ft/min.</li> </ul>
6	36	<ul style="list-style-type: none"> <li>■ Produce surface rippling at lower viscosities.</li> </ul>
7	42	Agitation levels 7 to 10 are characteristic of applications requiring high fluid velocity for the process result, as in critical reactors.
8	48	Agitators capable of level 10 will: <ul style="list-style-type: none"> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 1.0.</li> <li>■ Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100,000 times that of the other.</li> </ul>
9	54	<ul style="list-style-type: none"> <li>■ Suspend trace solids (&lt; 2%) with settling rates of 4 to 6 ft/min.</li> </ul>
10	60	<ul style="list-style-type: none"> <li>■ Provide surging surfaces at low viscosities.</li> </ul>

bulk velocity) represented by agitation level—selection tables were presented [4]. These tables reflected combinations of horsepower and speed (commercially available) that provide the required level of agitation. Because of space limitations, only two tables, for 5,000 cP and 25,000 cP viscosities at eight different equivalent volumes, were published. A much more extensive series of tables covering thirteen different viscosities and twenty-four equivalent volumes are used in actual practice. The calculator program presented in this article will serve as a supplement to, or substitute for, the previously published tables.

### Nomenclature

$A$	Cross-sectional area of tank, ft <sup>2</sup>
$D$	Impeller dia., in.
$f$	Viscosity power correction factor
$H_p$	Motor horsepower
$L_a$	Level of agitation (see Table I)
$N_p$	Rotational speed, rpm
$N_Q$	Adjusted pumping number, see Eq. 8
$N_Q^*$	Generalized pumping number
$N_{Re}$	Reynolds number
$N_{Re}^*$	Adjusted Reynolds number, see Eq. (13)
$P$	Impeller power, hp
$Q$	Pumping capacity, ft <sup>3</sup> /min
$S_g$	Specific gravity
$T$	Tank dia., in.
$u_b$	Bulk velocity, ft/min
$V$	Volume, gal
$\mu$	Viscosity, cP

### Program for agitator design

About ten years ago, creation of the agitator selection tables required the full capabilities of a computer. Now a handheld calculator, such as the TI-59 Programmable, can perform approximately the same level of computations. The calculator program takes the basic design variables: volume, specific gravity, viscosity and level of agitation, and converts them into commercially available agitator horsepower and speed selections, comparable to those found in the design tables.

Table II contains a complete listing of the calculator program for agitator design. Subroutines for repetitive calculations and design correlations are grouped at the beginning of the program for efficient execution and so that another calculation procedure can be programmed using these same program elements. Program and variable entry as well as program execution will be discussed in a later section. Statement locations in the program will be referenced in conjunction with development of the computational procedure.

**Volume**—This is the most significant factor in determining the size of the fluid batch that must be agitated. The design computations are based on a square-batch geometry, i.e., liquid height equal to the tank diameter. For geometries other than a square batch, subsequent adjustments to the number and location of impellers, according to the design procedure [4], can be made once the horsepower and speed are determined. The formula for volume gallons based on the tank diameter ( $T$ ) in inches can be expressed as:

$$V = 7,48 \times \frac{\pi}{4} \left( \frac{T}{12} \right)^3$$

for a square batch. Rearranging this expression and solving for tank diameter:

$$T = 6,65V^{\frac{1}{3}}$$



Program listing for selection of impeller size and motor horsepower of turbine agitators

Table II

Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code
000	76	LBL	061	90	LST	122	06	6	183	65	x
001	49	PRD	062	76	LBL	123	07	7	184	93	.
002	53	(	063	60	DEG	124	75	-	185	00	0
003	01	1	064	03	3	125	43	RCL	186	05	5
004	00	0	065	00	0	126	12	12	187	06	6
005	93	.	066	00	0	127	65	x	188	05	5
006	07	7	067	77	GE	128	93	.	189	75	-
007	65	x	068	70	RAD	129	02	2	190	43	RCL
008	43	RCL	069	53	(	130	03	3	191	14	14
009	06	06	070	43	RCL	131	01	1	192	65	x
010	33	X <sup>2</sup>	071	12	12	132	75	-	193	93	.
011	65	x	072	45	YX	133	93	.	194	08	8
012	43	RCL	073	03	3	134	09	9	195	04	4
013	04	04	074	65	x	135	04	4	196	08	8
014	65	x	075	93	.	136	07	7	197	85	+
015	43	RCL	076	00	0	137	54	)	198	03	3
016	02	02	077	00	0	138	22	INV	199	93	.
017	55	+	078	06	6	139	23	LNx	200	01	1
018	43	RCL	079	04	4	140	61	GTD	201	05	5
019	03	03	080	75	-	141	90	LST	202	04	4
020	54	)	081	43	RCL	142	76	LBL	203	54	)
021	42	STD	082	12	12	143	80	GRD	204	22	INV
022	11	11	083	33	X <sup>2</sup>	144	93	.	205	23	LNx
023	92	RTN	084	65	x	145	03	3	206	92	RTN
024	76	LBL	085	93	.	146	76	LBL	207	76	LBL
025	48	EXC	086	01	1	147	90	LST	208	39	CDS
026	53	(	087	07	7	148	53	(	209	01	1
027	53	(	088	09	9	149	24	GE	210	77	GE
028	43	RCL	089	85	+	150	55	+	211	30	TAN
029	07	07	090	43	RCL	151	43	RCL	212	53	(
030	55	+	091	12	12	152	13	13	213	43	RCL
031	93	.	092	65	x	153	54	)	214	14	14
032	03	3	093	01	1	154	42	STD	215	45	YX
033	09	9	094	93	.	155	09	09	216	03	3
034	04	4	095	06	6	156	92	RTN	217	65	x
035	54	)	096	08	8	157	76	LBL	218	93	.
036	34	FX	097	03	3	158	58	FIX	219	00	0
037	42	STD	098	75	-	159	43	RCL	220	04	4
038	13	13	099	05	5	160	11	11	221	04	4
039	65	x	100	93	.	161	23	LNx	222	08	8
040	43	RCL	101	07	7	162	42	STD	223	75	-
041	11	11	102	01	1	163	14	14	224	43	RCL
042	54	)	103	54	)	164	43	RCL	225	14	14
043	23	LNx	104	22	INV	165	11	11	226	33	X <sup>2</sup>
044	42	STD	105	23	LNx	166	32	X:T	227	65	x
045	12	12	106	61	GTD	167	09	9	228	93	.
046	22	INV	107	90	LST	168	00	0	229	01	1
047	23	LNx	108	76	LBL	169	00	0	230	00	0
048	32	X:T	109	70	RAD	170	77	GE	231	06	6
049	02	2	110	02	2	171	38	SIN	232	75	-
050	00	0	111	05	5	172	01	1	233	43	RCL
051	00	0	112	77	GE	173	92	RTN	234	14	14
052	00	0	113	80	GRD	174	76	LBL	235	65	x
053	00	0	114	53	(	175	38	SIN	236	93	.
054	77	GE	115	43	RCL	176	08	8	237	09	9
055	60	DEG	116	12	12	177	77	GE	238	04	4
056	93	.	117	33	X <sup>2</sup>	178	39	CDS	239	02	2
057	06	6	118	65	x	179	53	(	240	85	+
058	08	8	119	93	.	180	43	RCL	241	03	3
059	03	3	120	00	0	181	14	14	242	93	.
060	61	GTD	121	04	4	182	33	X <sup>2</sup>	243	06	6
									244	04	4
									245	09	9
									246	54	)
									247	22	INV
									248	23	LNx
									249	92	RTN
									250	76	LBL
									251	30	TAN
									252	53	(
									253	03	3
									254	08	8
									255	93	.
									256	04	4
									257	55	+
									258	43	RCL
									259	11	11
									260	54	)
									261	92	RTN
									262	76	LBL
									263	59	INT
									264	43	RCL
									265	08	08
									266	32	X:T
									267	01	1
									268	77	GE
									269	95	=
									270	01	1
									271	93	.
									272	05	5
									273	77	GE
									274	95	=
									275	02	2
									276	77	GE
									277	95	=
									278	03	3
									279	77	GE
									280	95	=
									281	05	5
									282	77	GE
									283	95	=
									284	07	7
									285	93	.
									286	05	5
									287	77	GE
									288	95	=
									289	01	1
									290	00	0
									291	77	GE
									292	95	=
									293	01	1
									294	05	5
									295	77	GE
									296	95	=
									297	02	2
									298	00	0
									299	77	GE
									300	95	=
									301	02	2
									302	05	5
									303	77	GE
									304	95	=

Program listing for selection of impeller size and motor horsepower of turbine agitators (continued)

Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code
305	03	3	367	00	0	429	06	6	491	34	FX	553	15	15
306	00	0	368	77	GE	430	08	8	492	54	)	554	53	(
307	77	GE	369	95	=	431	61	GTD	493	22	INV	555	24	CE
308	95	=	370	85	+	432	15	E	494	45	YX	556	65	x
309	04	4	371	95	=	433	76	LBL	495	02	2	557	01	1
310	00	0	372	91	R/S	434	19	D'	496	93	.	558	93	.
311	77	GE	373	76	LBL	435	24	CE	497	05	5	559	00	0
312	95	=	374	95	=	436	05	5	498	54	)	560	06	6
313	05	5	375	42	STD	437	06	6	499	42	STD	561	52	EE
314	00	0	376	08	08	438	61	GTD	500	06	06	562	01	1
315	77	GE	377	92	RTN	439	15	E	501	66	PAU	563	03	3
316	95	=	378	76	LBL	440	76	LBL	502	76	LBL	564	94	+/-
317	06	6	379	11	A	441	10	E'	503	37	P/R	565	65	x
318	00	0	380	42	STD	442	24	CE	504	53	(	566	43	RCL
319	77	GE	381	00	00	443	04	4	505	43	RCL	567	02	02
320	95	=	382	92	RTN	444	05	5	506	06	06	568	65	x
321	07	7	383	76	LBL	445	76	LBL	507	55	+	569	43	RCL
322	05	5	384	12	B	446	15	E	508	43	RCL	570	04	04
323	77	GE	385	42	STD	447	42	STD	509	05	05	571	45	YX
324	95	=	386	01	01	448	04	04	510	54	)	572	03	3
325	01	1	387	53	(	449	71	SBR	511	42	STD	573	65	x
326	00	0	388	24	CE	450	76	LBL	512	07	07	574	43	RCL
327	00	0	389	22	INV	451	93	.	513	71	SBR	575	06	06
328	77	GE	390	45	YX	452	07	7	514	49	PRD	576	45	YX
329	95	=	391	03	3	453	05	5	515	71	SBR	577	05	5
330	01	1	392	65	x	454	32	XIT	516	48	EXC	578	54	)
331	02	2	393	06	6	455	53	(	517	53	(	579	22	INV
332	05	5	394	93	.	456	43	RCL	518	53	(	580	52	EE
333	77	GE	395	06	6	457	00	00	519	35	1/X	581	42	STD
334	95	=	396	05	5	458	75	-	520	65	x	582	08	08
335	01	1	397	54	)	459	93	.	521	05	5	583	71	SBR
336	05	5	398	42	STD	460	05	5	522	06	6	584	59	INT
337	00	0	399	05	05	461	54	)	523	93	.	585	53	(
338	77	GE	400	92	RTN	462	77	GE	524	05	5	586	53	(
339	95	=	401	76	LBL	463	89	π	525	05	5	587	43	RCL
340	02	2	402	13	C	464	32	XIT	526	65	x	588	08	08
341	00	0	403	42	STD	465	76	LBL	527	43	RCL	589	55	+
342	00	0	404	02	02	466	89	π	528	10	10	590	43	RCL
343	77	GE	405	92	RTN	467	53	(	529	54	)	591	15	15
344	95	=	406	76	LBL	468	24	CE	530	22	INV	592	55	+
345	02	2	407	14	D	469	65	x	531	45	YX	593	43	RCL
346	05	5	408	42	STD	470	43	RCL	532	03	3	594	02	02
347	00	0	409	03	03	471	05	05	533	54	)	595	55	+
348	77	GE	410	92	RTN	472	33	Xπ	534	66	PAU	596	43	RCL
349	95	=	411	76	LBL	473	55	+	535	53	(	597	04	04
350	03	3	412	16	A'	474	43	RCL	536	24	CE	598	45	YX
351	00	0	413	24	CE	475	04	04	537	75	-	599	03	3
352	00	0	414	01	1	476	54	)	538	48	EXC	600	54	)
353	77	GE	415	00	0	477	42	STD	539	06	06	601	22	INV
354	95	=	416	00	0	478	10	10	540	54	)	602	45	YX
355	03	3	417	61	GTD	479	53	(	541	50	I×I	603	05	5
356	05	5	418	15	E	480	53	(	542	32	XIT	604	65	x
357	00	0	419	76	LBL	481	24	CE	543	93	.	605	03	3
358	77	GE	420	17	B'	482	65	x	544	01	1	606	09	9
359	95	=	421	24	CE	483	01	1	545	22	INV	607	03	3
360	04	4	422	08	8	484	03	3	546	77	GE	608	93	.
361	00	0	423	04	4	485	01	1	547	37	P/R	609	05	5
362	00	0	424	61	GTD	486	93	.	548	71	SBR	610	54	)
363	77	GE	425	15	E	487	08	8	549	49	PRD	611	42	STD
364	95	=	426	76	LBL	488	55	+	550	71	SBR	612	06	06
365	05	5	427	18	C'	489	43	RCL	551	58	FIX	613	66	PAU
366	00	0	428	24	CE	490	05	05	552	42	STD	614	53	(



Table II

Step	Key	Code	Step	Key	Code	Step	Key	Code
615	24	CE	677	06	6	739	06	06
616	55	+	678	03	3	740	04	4
617	43	RCL	679	03	3	741	02	2
618	05	05	680	06	6	742	02	2
619	54	)	681	69	DP	743	04	4
620	42	STD	682	04	04	744	03	3
621	07	07	683	32	XIT	745	06	6
622	32	XIT	684	69	DP	746	01	1
623	93	.	685	06	06	747	05	5
624	02	2	686	32	XIT	748	69	DP
625	77	GE	687	76	LBL	749	04	04
626	98	ADV	688	97	DSZ	750	43	RCL
627	93	.	689	71	SBR	751	03	03
628	07	7	690	96	WRT	752	69	DP
629	77	GE	691	43	RCL	753	06	06
630	99	PRT	692	08	08	754	92	RTN
631	76	LBL	693	92	RTN	755	76	LBL
632	98	ADV	694	43	RCL	756	96	WRT
633	85	+	695	06	06	757	98	ADV
634	95	=	696	59	INT	758	02	2
635	91	R/S	697	92	RTN	759	03	3
636	76	LBL	698	91	R/S	760	03	3
637	99	PRT	699	76	LBL	761	03	3
638	71	SBR	700	76	LBL	762	69	DP
639	49	PRD	701	98	ADV	763	04	04
640	71	SBR	702	01	1	764	43	RCL
641	48	EXC	703	05	5	765	08	08
642	53	<	704	06	6	766	69	DP
643	53	<	705	03	3	767	06	06
644	24	CE	706	03	3	768	03	3
645	65	x	707	06	6	769	05	5
646	43	RCL	708	69	DP	770	03	3
647	04	04	709	04	04	771	03	3
648	65	x	710	43	RCL	772	03	3
649	43	RCL	711	00	00	773	00	0
650	06	06	712	69	DP	774	69	DP
651	45	YX	713	06	06	775	04	04
652	03	3	714	04	4	776	43	RCL
653	55	+	715	02	2	777	04	04
654	43	RCL	716	03	3	778	69	DP
655	05	05	717	02	2	779	06	06
656	33	X2	718	02	2	780	98	ADV
657	55	+	719	07	7	781	01	1
658	05	5	720	69	DP	782	06	6
659	06	6	721	04	04	783	02	2
660	93	.	722	43	RCL	784	04	4
661	05	5	723	01	01	785	01	1
662	05	5	724	69	DP	786	03	3
663	54	)	725	06	06	787	03	3
664	85	+	726	01	1	788	00	0
665	93	.	727	06	6	789	69	DP
666	05	5	728	01	1	790	04	04
667	54	)	729	07	7	791	43	RCL
668	59	INT	730	03	3	792	06	06
669	32	XIT	731	01	1	793	59	INT
670	43	RCL	732	03	3	794	69	DP
671	00	00	733	06	6	795	06	06
672	67	EQ	734	69	DP	796	98	ADV
673	97	DSZ	735	04	04	797	92	RTN
674	98	ADV	736	43	RCL	798	00	0
675	01	1	737	02	02	799	00	0
676	05	5	738	69	DP			

results in the equivalent square-batch tank diameter. This value will be used to determine the cross-sectional area of the tank and the impeller-to-tank-diameter ratio ( $D/T$ ). The value of the equivalent tank diameter will be computed and displayed when the volume is entered in the calculator program (Locations 383-400).

*Specific gravity*— This term is used as a convenient expression for liquid density, since many typical process fluids have a density near that of water ( $S_g = 1.0$ ). Although specific gravity enters into the computation of Reynolds number,  $N_{R_s}$ , which is the independent variable

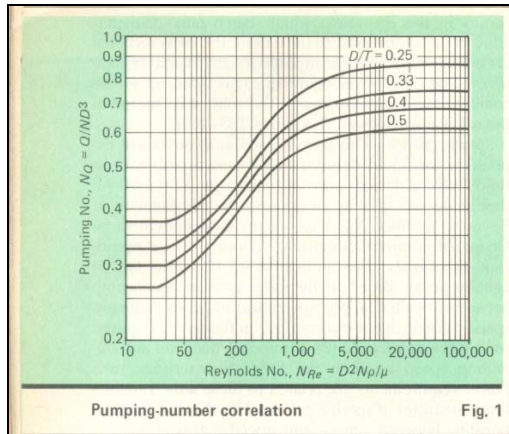
for the empirical design correlations, the most significant effect is the direct influence liquid density has on agitator power. Based on the power-number relationship between impeller power, speed and impeller diameter, specific gravity has a direct effect on the power required for a given application [2]. If impeller diameter and operating speed establish the flow characteristics, then power requirements are related to these same variables times the factor of specific gravity. The effect of this relationship between power and specific gravity was included in the selection tables by using equivalent volume [4]; this calculator program allows for direct use of specific gravity, rather than through equivalent volume.

Viscosity is the design variable associated with the difficulty in moving the fluid. Viscosity has a major effect on the value of the Reynolds number, which in turn is the correlating variable for the pumping number and the viscosity power factor. Because the Reynolds number is inversely proportional to viscosity, it decreases as viscosity increases, resulting in lower pumping-number values and higher power factors. The changes in both pumping number and power factor result in higher power requirements for the same agitation intensity in a batch of higher-viscosity liquid.

*Scale of agitation*—As indicated by numbers from one to ten, these levels must be specified according to the required process result. The level of agitation will be converted to a bulk velocity and pumping capacity, which establishes a minimum impeller diameter required for a given agitator speed. Finally, a power requirement can be determined for the agitator impeller diameter and speed.

*Agitator speed*—This was chosen as the most convenient starting point for the design computations, because typical process equipment applications require a relatively narrow range of standard speeds. Standard speeds are those that result from gear ratios (established by AGMA, the American Gear Manufacturers Assn.), applied to standard motor speeds for commercially available electric motors. The standard agitator speeds of 100, 84, 68, 56 and 45 rpm are precoded into the calculator program (Locations 411-444). Higher standard speeds, such as 125, 155, 190 and 230 rpm, may be encountered in smaller volumes (typically less than 5,000 gal), while lower speeds such as 37, 30, 25, 20 and 16 1/2 may be used in large volumes (typically greater than 50,000 gal). The additional standard speeds, as well as other nonstandard speeds, also may be used to initiate the design calculations.

The result of the design calculations will be a standard, commercially available, motor horsepower, which, when used with properly sized impellers, will provide the de-



sired level of agitation. Standard motor horsepower established by the calculator program include: 1,  $11^{1/2}$ , 2, 3, 5,  $7^{1/2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400 and 500 hp, which omits (because of program space limitations on the calculator) only 450 hp within that range. The agitator impeller diameter, for a single impeller application, is also determined by the calculator program.

**Minimum impeller diameter**— The diameter required for the desired dynamic response must be determined first in the design computations. The level of agitation, which is used to quantify the dynamic response, is directly proportional to the bulk velocity. The bulk velocity ( $\mu_b$ ), in the units of ft/min, is six times the level of agitation

$$\mu_b = 6L_a$$

The value of the level of agitation is always expressed as an integer, but for computational purposes a range of bulk velocities must be considered. For example, a level of 3 should be a bulk velocity of 18 ft/min, but a range from 15 to 21 ft/min will be considered. This is comparable to rounding off the level of agitation to the nearest whole number. Thus, the minimum impeller diameter corresponds to the smallest bulk velocity within the limits of round-off:

$$\mu_{b,\min} = 6(L_a - 0,5)$$

Fractional levels have no physical significance, but must be considered for computational purposes. The minimum value for a level of 1 is 0.75, or 4.5 ft/min bulk velocity.

Starting with the minimum level of agitation, a bulk velocity, pumping capacity, and finally an impeller diameter can be computed. But to determine pumping capacity, the impeller diameter must be known to compute  $D/T$  and Reynolds number. The empirical correlation can be evaluated explicitly only in the turbulent or extreme laminar range. The most convenient computational technique is to begin with the turbulent estimate for impeller diameter and then iterate by successive approximation until the

estimates of diameter converge.

By definition, the bulk velocity is the impeller pumping capacity, divided by the cross-sectional area of the tank:

$$\mu_b = Q / A$$

The area, in square feet, is based on the square-batch tank diameter:

$$A = \frac{\pi}{4} \left( \frac{T}{12} \right)^2$$

The correlation that is used to determine impeller pumping capacity uses a dimensionless pumping number,  $N_Q$  defined as:

$$N_Q = \frac{Q}{N(D/13)^3}$$

This dimensionless group can be developed, as an extension of the dimensionless velocity distribution, by dimensional analysis [2]. The pumping number is a function of the impeller Reynolds number:

$$N_{Re} = \frac{10,7D^2NS_g}{\mu}$$

By rearranging the definition of pumping number, Eq. (8), and substituting for pumping capacity,  $Q$ , expressions defining bulk velocity in terms of level of agitation, Eq. (5), (6) and (7), an expression for the minimum impeller diameter becomes:

$$D = \left( \frac{56,55(L_a - 0,5)T^2}{N(N_Q)} \right)^{1/3}$$

**Pumping number**— This is a function of both Reynolds number and geometry, as shown in Fig.1. In the turbulent range (high Reynolds number), pumping number is a constant for a given impeller-to-tank-diameter ratio ( $D/T$ ).

The turbulent pumping number for a standard pitched-blade turbine (blade-width to impeller-diameter ratio of 1/5) can be expressed as:

$$N_{Q,turbulent} = 0,683 \left( \frac{0,394}{D/T} \right)^{1/2}$$

When this expression is substituted into Eq. (10), an initial estimate of the minimum impeller diameter is obtained:

$$D = \left( \frac{131,8(L_a - 0,5)T^{3/2}}{N} \right)^{2/5}$$

This expression is evaluated (Locations 467–498) and then the diameter is used to compute  $D/T$  (Locations 504–510) and Reynolds number (Locations 002–020). Next, the actual pumping number is determined from an empirical correlation that duplicates the relationship shown in Eq. 1.

The Reynolds number used in the empirical expression is adjusted by a factor involving the impeller-to-tank-diameter ratio:

$$N_{Re}^* = N_{Re} \left( \frac{D/T}{0,394} \right)^{1/2}$$

Depending on the value of this modified Reynolds number, the correlation establishes a value for the generalized pumping number  $N_Q^*$

For  $N_{Re}^* > 20,000$  :

$$N_Q^* = 0,683$$

For  $20,000 > N_{Re}^* > 300$  :

$$N_Q^* = \exp[-5,71 + 1,683 \ln N_{Re}^* - 0,179(\ln N_{Re}^*)^2 + 0,0064(\ln N_{Re}^*)^3]$$

For  $300 > N_{Re}^* > 25$  :

$$N_Q^* = \exp[-0,497 - 0,231 \ln N_{Re}^* + 0,0467(\ln N_{Re}^*)^2]$$

For  $N_{Re}^* < 25$

$$N_Q^* = 0,3$$

The generalized value for  $N_Q^*$  is then corrected for the effect of D/T:

$$N_Q = N_Q^* \left( \frac{0,394}{D/T} \right)^{1/2}$$

The computations for the pumping-number correlations are carried out in a subroutine, Lbl Exc (Locations 024-156).

Once the pumping number has been determined, the impeller diameter can be recomputed according to Eq. (10) (Locations 517-533). Intermediate values of the impeller diameter are displayed momentarily by a Pause (at Locations 501, 534 and 613) during the computations. The new value for the impeller diameter is compared with the previous estimate; convergence occurs when successive estimates are within 0.1 in. (Locations 535-547). For turbulent conditions, successive estimates are equal after the initial computation.

**Horsepower**— Required power can be determined, once the impeller diameter and speed are known. Fluid density and viscosity also enter into the impeller power requirements. A four-blade, pitched-blade turbine consistent with the pumping-number correlation has a turbulent power number of 1.37. Power number is a dimensionless grouping of power, liquid density, agitator speed, and impeller diameter, which is used to correlate the behavior of agitator impellers [2]. For common units, a conversion factor is required to put power number in dimensionless form:

$$N_p = \frac{1,524 \times 10^{13} P}{S_g N^3 D^5}$$

The power in the power number is actual shaft horsepower; typical design motor-loadings would keep this power to only 85% of the motor rating:

$$P = 0,85Hp$$

Since power number is a constant for most impellers in a baffled tank under turbulent agitation, this value is a convenient starting point for the design of turbine agitators. At higher viscosities (lower Reynolds numbers), the power number will increase. The effect of this increase can be handled as a correction factor,  $f_u$  on the turbulent power number:

$$N_p = f_u N_{p,turbulent}$$

The viscosity-correction-factor relationship, shown in

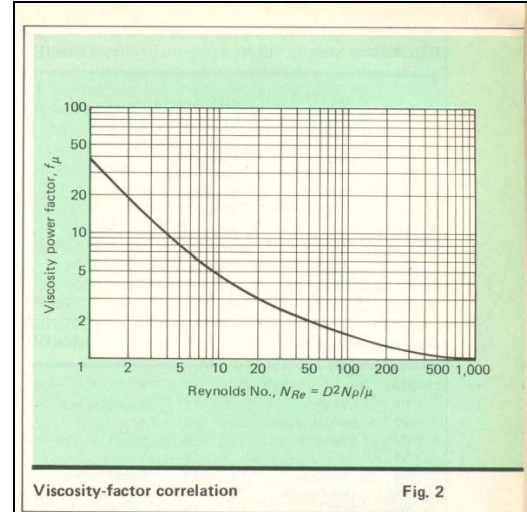


Fig. 2, closely approximates the power number relationship shown in Fig. 2 of Reference [2].

After recomputing Reynolds number based on the minimum impeller diameter for the process requirement, the viscosity correction factor,  $f_u$ , can be determined from the following correlation:

$N_{Re}^* > 900$  :

$$f_u = 1$$

$900 > N_{Re}^* > 8$

$$f_u = \exp[3,154 - 0,848 \ln N_{Re} + 0,0565(\ln N_{Re}^*)^2]$$

$8 > N_{Re}^* > 1$

$$f_u = \exp[3,649 - 0,942 \ln N_{Re} - 0,106(\ln N_{Re}^*)^2 + 0,0448(\ln N_{Re}^*)^3]$$

$N_{Re}^* < 1$

$$f_u = 38,4 / N_{Re}$$

The computations for this correlation are performed in another subroutine Lbl Fix (Locations 157-261). The viscosity correction factor, along with the other relationships for horsepower Eq. (19), (20) and (21), can be combined to compute the minimum-size motor that will drive the agitator for the desired process result:



$$HP = \frac{1,37 f_u S_g N^3 D^5}{(0,85)(1,524 \times 10^{13})}$$

$$= 1,06 \times 10^{-13} f_u S_g N^3 D^5$$

The result of this calculation (Locations 554-580) is the minimum-size motor, but the calculated horsepower is not likely to be a standard commercially available size. To select a commercially available motor, a search through a table of standard sizes is made to determine the next-larger motor horsepower beyond the value

User-defined keys		Table III	
A	Level of agitation		
B	Volume, gal		
C	Specific gravity		
D	Viscosity, cP		
E	Speed, rpm		
A'	100 rpm		
B'	84 rpm		
C'	68 rpm		
D'	56 rpm		
E'	45 rpm		

Data registers		Table IV	
00	Level of agitation	10	*
01	Volume	11	Reynolds No.
02	Specific gravity	12	*
03	Viscosity	13	*
04	Speed	14	*
05	Tank dia.	15	Power factor
06	Impeller dia.	16	
07	D/T	17	
08	Horsepower	18	
09	Pumping No.	19	

\* Intermediate calculation values

computed in Eq. (26). This search occurs in a subroutine, Lbl Int (Locations 262-377). If the computed size exceeds 500 hp, a flashing display value of 500 will be shown. By recalling the computed value (RCL 08), a standard size can be entered into the display and the calculations continued (R/S).

Because a larger horsepower is now available, as a result of selecting a standard-size motor, the impeller diameter can be recalculated on the basis of the new motor:

$$D = 393,5 \left( \frac{Hp}{f_u S_g N^3} \right)^{1/5}$$

This computed diameter (Locations 585-610) not only satisfies the minimum agitation requirements but also fully loads the standard motor. Although a recalculation of the viscosity correction factor could be performed, the minor change in diameter that typically results from Eq. (27) makes the computed diameter only slightly conservative.

**Checking**—A check of the impeller-to-tank-diameter ratio must be made following the calculations, to make sure the impeller size is not outside the range acceptable for design. If the initial estimate of agitator speed was too high, the impeller-to-tank-diameter ratio ( $D/T$ ) could be less than 0.2, which is outside the range of the pumping-number correlation and impractical for the application of a turbine agitator. If the speed is too low, then  $D/T$  may exceed 0.7, which is also unacceptable.

The calculator displays a flashing 0.2 or 0.7 if either of these limits is exceeded (Locations 622-635). To recover

from these errors, another speed should be chosen to initiate the calculations. A lower speed should be picked if a flashing 0.2 appears, or a higher speed for a flashing 0.7. If the actual agitator design is for a tank with other than a square-batch liquid level, then the actual  $D/T$  ratio should be checked manually at the end of the calculations; the ratio should conform to these same design limitations.

**Level of agitation**—The level of agitation is recomputed following the design calculations, according to the expression:

$$L_a = \text{Integer} \left[ \frac{ND^3 N_o}{56,55T^2} + 0,5 \right]$$

Increasing the horsepower to the next-largest standard motor and adjusting the impeller size will increase the agitation intensity slightly. To determine the magnitude of this effect, Reynolds number and pumping number are recomputed, before the calculation shown in Eq. (28) is performed. In some instances the level of agitation will be one or two levels higher than originally specified, especially in smaller-size tanks, where motor horse-powers make relatively large changes between standard sizes. The value of the computed level of agitation is retained in the t-register at the end of the design calculations, so that the result can be reviewed.

**Results**—The outputs of the design calculation are motor horsepower and impeller diameter. At the end of the computations, the calculator display will show the motor horsepower. This should be equivalent to the horsepower shown with the speed in the design tables [4].

Occasional discrepancies may occur due to roundoff errors and convergence of the iterations, but should not be significant to the design.

#### Example of agitator design program

The first step in programming the calculator is to enter the program. Because of the length of the program, the calculator must first be repartitioned by entering 2 and then pressing 2nd Op 17, to display 799.19. Then the program can be entered according to the listing in Table II.



For example, design an agitator capable of providing a moderate level of agitation (level of agitation = 5) to 10,000 gal of a liquid with a specific gravity of 1.0 and a viscosity of 5,000 cP. These design parameters can be entered into the program in any order, and subsequent calculations can be made by changing none, any, or all of these entries; previous values are retained. The user-defined keys are listed in Table III.

Enter the level of agitation by pressing 5 then A; for volume, enter 10,000 then B, the value of the equivalent tank diameter (143.27) will be displayed; for specific gravity, enter 1 then C; for viscosity, enter 5,000 then D. These entries place the design variables in the appropriate data registers, Table IV.

Next, an operating speed must be chosen to initiate the design calculations. For example, begin with a standard speed, such as 68 rpm, by pressing 2nd C' (value in the display will be ignored). Any of the speed entry keys will enter the appropriate speed and initiate the design calculations. If the calculator is mounted on a printer, the

design variables will be printed before the calculations begin. Intermediate values of the impeller diameter will be displayed at pauses in the calculations. Before the end of the calculations, the printer will print the results, as shown in Table V.

At the end of the calculations, provided no error was encountered, the motor horsepower will be displayed, 20 hp for this example. This means that a 20-hp turbine agitator operating at 68 rpm will provide the desired level of agitation. Pressing R/S will display the impeller diameter of 55 in. Pressing the x t exchange key will display 5, indicating that the desired level of agitation was achieved.

A complete listing of the data register values for this example, shown in Table VI, can be checked against the variable list in Table IV for convenience in debugging and editing; a listing of the labels and locations is shown in Table VII. If the entire calculation checks, the program can be recorded on four sides of two magnetic cards.

Most agitator designs should consider several possible speeds to examine mechanical alternatives [8] and the economics of capital and operating costs [9]. For example, 56 rpm can be tried by pressing 2nd D'. The result of this design is a 15-hp agitator with a 59-in.-dia. impeller. If a speed other than the five preprogrammed speeds is desired, such as higher or lower standard speeds or non-standard speeds, then the speed should be entered in the display, 125 rpm for example, and Key E pressed. The result of this design is a 30-hp agitator operating at 125 rpm, with a 42-in.-dia. impeller.

For further information about the design of turbine agitators, such as baffle recommendations and the number and location of impellers for different tank geometries [4], all of the references should be studied.

Roy V. Hughson, Editor

## References

- Gates, L. E., others, *Chem. Eng.*, Dec. 8, 1975, p. 110.
- Dickey, D. S., and Fenic, J. G., *Chem. Eng.*, Jan. 5, 1976, p. 139.
- Dickey, D. S., and Hicks, R. W., *Chem. Eng.*, Feb. 2, 1976, p. 93.
- Hicks, R. W., others, *Chem. Eng.*, Apr. 26, 1976, p. 102.
- Gates, L. E., others, *Chem. Eng.*, May 24, 1976, p. 144.
- Hicks, R. W., and Gates, L. E., *Chem. Eng.*, July 19, 1976, p. 141.
- Hill, R. S., and Kime, D. L., *Chem. Eng.*, Aug. 2, 1976, p. 89.
- Ramsey, W. D., and Zoller, G. C., *Chem. Eng.*, Aug. 30, 1976, p.

Printer output for example problem		Table V
5.	C/S	
10000.	VOL	
1.	DENS	
5000.	VISC	
20.	HP	
68.	RPM	
55.	DIAM	

Data register values for example		Table VI
5.	00	
10000.	01	
1.	02	
5000.	03	
68.	04	
143.2649069	05	
55.84766919	06	
0.389807385	07	
20.	08	
.5259907219	09	
1358.355853	10	
453.8713727	11	
5.112464762	12	
.9946652053	13	
6.003088223	14	
1.104591453	15	
0.	16	
0.	17	
0.	18	
0.	19	

Labels and locations for program				Table VII
Step	Key Code	Step	Key Code	
001	49 PRD	407	14 D	
025	48 EXC	412	16 A*	
063	60 DEG	420	17 B*	
109	70 RAD	427	18 C*	
143	80 GRD	434	19 D*	
147	90 LST	441	10 E*	
158	58 FIX	446	15 E	
175	38 SIN	466	33 a	
208	39 COS	503	37 P/R	
251	30 TAN	632	98 ADV	
263	39 INT	637	99 PRT	
374	95 =	688	107 DST	
379	11 A	700	176 LBL1	
384	12 B	756	96 WRT	
402	13 C			



APENDICE B

COTIZACIONES:



---

PATRICIO ROZAS GALLARDO  
10.124.145 -9  
CALLE CAMILO HENRIQUEZ N°79  
CIUDAD: LA CALERA  
GIRO: FAB. Y MONTAJE PRODUCTOS METALICOS  
[SOLDESP@GMAIL.COM](mailto:SOLDESP@GMAIL.COM)  
WEP: WWW.SOLDESP.CL

LA CALERA, FEBRERO 22 DEL 2008.

PRESUPUESTO N°: 333324 \_B

Señor : Cristian Muñoz  
Empresa : CODELCO  
División : El TENIENTE

**Descripción del Trabajo: ESTANQUE DE ACERO DE CARBONO CAPACIDAD 2200 LTS.**

- **ESPECIFICACIONES DEL TRABAJO:**
  - 1-. **DIAMETRO DE 1240 mm.**
  - 2-. **ALTURA DE 1800 mm.**
  - 3-. **FABRICADO EN PLANCHA DE 3mm. LOS MANTOS**
  - 4-. **FABRICADO EN PLANCHA DE 4mm. EL FONDO Y LAS TAPAS**
  
- **INCLUYE:**

- 1-. 1 VALVULA DE DESPICHE DE 1”
- 2-. 1 VALVULA DE ALIMENTACION DE 1”
- 3-. 1 VALVULA DE ALIVIO
- 4-. 4 PATAS VERTICALES PARA EMPOTRAR A PISO

- NO INCLUYE PINTURA
- EL PRODUCTO FABRICADO, ES PUESTO EN MAESTRANZA SOLDEP.

**VALOR TOTAL DEL TRABAJO ES DE \$ 1.015.104.- PESOS MÁS IVA**

CONTACTO EMPRESA: JEFE DE PROYECTO SR. LUIS BERNAL FLORES  
08-8186410 OFICINA 33-222877 ELIZABETH ARANCIBIA.

---

PATRICIO ROZAS GALLARDO

REPRESENTANTE LEGAL SOLDESP

---

APROBADO

CODELCO

De: José Lozano Vargas

---

**ALFA DELTA, INGENIERIA Y SERVICIOS LMTDA.**  
Av. Pedro de Valdivia 2421 – Casilla 13567, Correo 21 – Santiago – Chile /  
[www.alfadelta.com](http://www.alfadelta.com)  
Tel: (2) 2049555 – Telefax: (2) 2257448 / E-mail: [contact@alfadelta.com](mailto:contact@alfadelta.com)  
**Rut: 88.586.700-6**

---

**Ref:** Bomba neumática de 1/2" para trasvasije de 200 lph de silicato de Sodio de 1.800 cp de viscosidad y dosificación de 75 lph de Solución de Silicato de Sodio a 2 atm, con control manual, de acuerdo a datos proporcionados por el cliente.

Descripción y Precio

it.	cant.	detalles	unitario \$	Total \$
1	1	<b>Trasvasije de Silicato de Sodio</b> P/N 01- 10320 Bomba de diafragma marca Wilden modelo <b>P100/PPPP/WFS/WF/PWF</b>  Conjunto de accesorios para aire comprimido P/N P100 PA Conjunto <b>FR Mod. AW20-02BCE</b> (1/4") Incluye filtro y regulador (con manómetro 0-150 psi) válvula de caudal de aire y accesorios		382.000          85.730
2	1	<u>Dosificacion de Solucion de Silicato de Sodio</u> Bomba dosificadora <b>LMI</b> modelo <b>C143-36S</b> Caudal max.= <b>76 lph</b> Caudal min.= <b>0,076 lph</b> Presion de descarga.= 25 psi (1,7 bar) Alimentacion electrica debe ser 220 Volts, 1 fase, 50 Hz <b>Control Manual</b>		937.000

**Nota (1.1):** Los valores cotizados son valores unitarios netos sin (IVA), validos para el material puesto en su bodega en Santiago.

**Nota (1.2):** A cada precio cotizado es aplicable descuento "especial", de 7% el cual se mantendrá solo en tanto que el pago se efectúe dentro del plazo limite de pago.

**OBSERVACIONES:**

La bomba modelo P100/PPPP/WFS/WF/PWF (1/2 × 1/2"), con conexiones NPT, y sistemas de distribución de aire de configuración "PRO- FLO", es suministrada con los siguientes materiales: cuerpo y asientos de válvulas de POLIPROPILENO; diafragmas, bolas de válvulas y anillos o de asientos de válvulas de WILFLEX.

Id Cotización: 5446.

Despacho: Nuestras bodegas en Santiago.

País Oferente: Chile.

Comentarios Técnicos:

Agitador eléctrico de media velocidad marca arco, modelo tra 1, para mezcla de soluciones, compuesto por:

- Motor de 0,75 Kw, tipo trifásico, 380 volts, 1800 rpm.
- Hélice tipo turbina de alta eficiencia con ángulo de paletas efectivo para producir movimiento combinado de flujo axial y turbulencia de la solución.
- Eje y hélice de acero inoxidable.
- Reductor coaxial de engranajes helicoidales de alta eficiencia 98%.

**Valor total: \$ 568.500 PESOS MÁS IVA.**

De: José Lozano Vargas

---

**ALFA DELTA, INGENIERIA Y SERVICIOS LMTDA.**  
Av. Pedro de Valdivia 2421 – Casilla 13567, Correo 21 – Santiago – Chile /  
[www.alfadelta.com](http://www.alfadelta.com)  
Tel: (2) 2049555 – Telefax: (2) 2257448 / E-mail: [contact@alfadelta.com](mailto:contact@alfadelta.com)  
**Rut: 88.586.700-6**

---

**Ref:** Conjunto de accesorios bomba dosificadora y alarma de nivel.

it	cant	detalles	unitario \$	Total \$
1	1	Conjunto de válvulas, accesorios, líneas de cañerías, Bomba Dosificadora		99.880
2	1	Alarma de nivel		78.500

**Nota (1.1):** Los valores cotizados son valores unitarios netos sin (IVA), validos para el material puesto en su bodega en Santiago.

**Nota (1.2):** A cada precio cotizado es aplicable descuento “especial”, de 7% el cual se mantendrá solo en tanto que el pago se efectúe dentro del plazo limite de pago.