

UNIVERSIDAD NACIONAL DE SAN AGUSTÍN DE AREQUIPA

FACULTAD DE INGENIERÍA DE PROCESOS

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA



**“DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAVADO DE GASES EN LA PLANTA
DE ÁCIDO SULFÚRICO DE LA REFINERÍA DE ZINC NEXA RESOURCES
CAJAMARQUILLA S.A.”**

Trabajo de Suficiencia Profesional

Presentado por la Bachiller:

MEZA ESQUIVEL, RUTH MELISSA

Para optar el Título Profesional de

INGENIERA METALURGISTA

AREQUIPA – PERÚ

2021

DEDICATORIA

A mis abuelos: Rosa, Zenón y Ernesto quienes desde el cielo guían mis pasos y sé que están orgullosos.

A mis padres y hermanos por su apoyo y motivación incondicional para la realización y culminación del presente informe.

A todos aquellos para los que les sea útil en su desarrollo profesional.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradecer a Dios por permitirme llegar hasta donde estoy y sostenerme en los momentos difíciles de la vida.

En segundo lugar, agradecer a mis padres Julián y Guadalupe por el esfuerzo, apoyo, motivación y paciencia que me brindaron a lo largo del desarrollo del presente estudio, mi eterna gratitud a ustedes que me han convertido en lo que soy ahora.

En tercer lugar, agradecer a mis hermanos: Alexis, Karen, Miriam, Rocío y a mi sobrino ahijado: Adrián; por formar parte de mi motivación diaria.

En cuarto lugar, agradecer a los docentes de la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica quienes me formaron en este camino profesional y confiaron en mi capacidad.

En quinto lugar, a mis amigos, compañeros de trabajo y estudios que me brindaron su apoyo en el desarrollo de este informe.

PRESENTACIÓN

Sr. Decano de la Facultad de Ingeniería de Procesos.

Sr. Director de la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica.

Señores Ingenieros Miembros del Jurado.

Cumpliendo con el reglamento de grados y títulos correspondientes de la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica, Facultad de Ingeniería de Procesos de la Universidad Nacional de San Agustín, pongo a vuestra disposición el presente trabajo titulado: “**DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAVADO DE GASES EN LA PLANTA DE ÁCIDO SULFÚRICO DE LA REFINERÍA DE ZINC NEXA RESOURCES CAJAMARQUILLA S.A.**”, que de ser aprobado me permitirá obtener el Título Profesional de Ingeniera Metalurgista.

Atentamente,

Bach: MEZA ESQUIVEL, RUTH MELISSA

RESUMEN

El presente informe laboral describe una de las etapas que se lleva a cabo en la planta de ácido de la Refinería de Cajamarquilla, cuyo objetivo principal es reducir las emisiones de SO_2 al medioambiente y aprovechar el subproducto en otra etapa del proceso.

Como parte de todo proceso de tostación de concentrados sulfurados, se produce un óxido metálico y un gas denominado anhídrido sulfuroso o dióxido de azufre (SO_2); en la industria minero-metalúrgica del Perú, este gas no puede enviarse al ambiente en toda su concentración, es por ello que como parte del Estudio de Impacto Ambiental que presenta toda compañía, debe estar alineado a la norma RM-315-96-EM/VMM la cual regula los límites máximos permisibles de elementos y compuestos presentes en emisiones gaseosas; para ello, una forma reducir la concentración de SO_2 en las emisiones, es aprovechando este compuesto para formar ácido sulfúrico como subproducto.

En el caso de la Refinería de zinc de Cajamarquilla, como parte de la oxidación del sulfuro de zinc principalmente, se libera un gas incoloro llamado SO_2 , el cual es previamente tratado en una etapa denominada Depuración Húmeda, para luego pasar a la planta de producción de ácido sulfúrico, donde la mayor parte del SO_2 es convertido a H_2SO_4 , la otra parte forma parte de las emisiones.

En el año 2016, como parte del compromiso ambiental que hizo la compañía con el medio ambiente y de acuerdo a la legislación minera de ese año, se desarrolló el proyecto de instalación de una planta de lavador de gases con la finalidad de reducir las emisiones de 500 ppm para 100 ppm a través de la oxidación del SO_2 con el uso de H_2O_2 , formando H_2SO_4 de baja concentración, el cual es enviado a la planta de ácido sulfúrico para ser usado en lugar de agua de proceso, sin embargo, el H_2O_2 industrial tiene un alto costo, por lo que si no es empleado de forma óptima en el proceso, conlleva a un alto costo de producción para la compañía.

En el presente informe se detalla la descripción del proceso, los principales indicadores, problemas comunes y finalmente se sugiere propuestas de solución.

Palabras clave: Tostación, RM-315-96-EM/VMM, peróxido de hidrógeno, ácido sulfúrico, lavador de gases.

ABSTRACT

This labor report describes one of the stages carried out in the acid plant of the Cajamarquilla Refinery, the main objective of which is to reduce SO₂ emissions to the environment and take advantage of the by-product in another stage of the process.

As part of any sulphide concentrates roasting process, a metal oxide and a gas called sulfur dioxide or sulfur dioxide (SO₂) is produced; In the mining-metallurgical industry of Peru, this gas cannot be sent to the environment in all its concentration, that is why as part of the Environmental Impact Study that every company presents, it must be aligned with the RM-315-96-EM standard / VMM which regulates the maximum permissible limits of elements and compounds present in gaseous emissions; To do this, one way to reduce the concentration of SO₂ in emissions is by taking advantage of this compound to form sulfuric acid as a by-product.

In the case of the Cajamarquilla zinc refinery, mainly as part of the oxidation of zinc sulfide, a colorless gas called SO₂ is released, which is previously treated in a stage called Wet Purification, and then passes to the production plant. of sulfuric acid, where most of the SO₂ is converted to H₂SO₄, the other part is part of the emissions.

In 2016, as part of the environmental commitment that the company made with the environment and in accordance with the mining legislation of that year, the project to install a gas scrubber plant was developed in order to reduce emissions of 500 ppm to 100 ppm through the oxidation of SO₂ with the use of H₂O₂, forming H₂SO₄ of low concentration, which is sent to the sulfuric acid plant to be used instead of process water, however, the industrial H₂O₂ It has a high cost, so if it is not used optimally in the process, it entails a high production cost for the company.

This report details the description of the process, the main indicators, common problems and finally suggests solutions.

Keywords: Roasting, RM-315-96-EM / VMM, hydrogen peroxide, sulfuric acid, scrubber.

INTRODUCCIÓN

Actualmente la refinería de Cajamarquilla es la única en el Perú que produce zinc metálico a partir de concentrados de sulfuro de zinc, mediante los procesos de tostación, lixiviación, purificación, electrodeposición y fundición; en paralelo, como parte de este proceso de transformación, se producen subproductos como: Ácido sulfúrico, Concentrado de Ag, Cemento de Cu, Cemento de Co, Cadmio.

Dentro del proceso de tostación, ocurren las reacciones de oxidación de sulfuros metálicos, produciendo óxidos metálicos y liberación de gas SO_2 , el cual se encuentra a una temperatura aproximada de 320°C y contiene impurezas como compuestos fluorados, ácido clorhídrico, mercurio y otros, es por ello que previamente pasa por una etapa denominada Depuración Húmeda, donde se eliminan las impurezas y se enfría el gas a la temperatura necesaria para la producción de ácido sulfúrico concentrado, donde la mayor parte del SO_2 se convierte en H_2SO_4 y un remanente forma parte de las emisiones al medioambiente.

Antes del año 2016, las emisiones de SO_2 cuya concentración era de 500 ppm se disponían al medioambiente a través de una chimenea de concreto construida sobre una colina hacia el N-NE de la refinería en la dirección predominante del viento, cuyo punto de emisión final se encuentra a una altura de 690 m.s.n.m. con referencia a la planta que está a 450 m.s.n.m.; sin embargo, como parte del compromiso ambiental que hizo la compañía con el medio ambiente y de acuerdo a la legislación minera de ese año, se desarrolló el proyecto de instalación de una planta de lavador de gases con la finalidad de reducir las emisiones de 500 ppm para 100 ppm a través de la oxidación del SO_2 con el uso de H_2O_2 , formando H_2SO_4 de baja concentración, el cual es enviado a la planta de ácido sulfúrico para ser usado en lugar de agua de proceso.

El H_2O_2 es un oxidante, cuyo precio es de 750 \$/t, su impacto en el costo de producción va a depender del consumo que se tenga en el proceso, es por ello la importancia de vigilar el comportamiento del proceso para optimizarlo y poder generar un ahorro para la compañía.

El principal indicador que determina el consumo de H_2O_2 es la concentración de SO_2 en los gases y éste a su vez depende de varios factores como: ritmo de tratamiento en la planta de tostación, cantidad de aire de dilución que ingresa al circuito de ácido y la presión (succión) del sistema.

**“DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAVADO DE GASES EN LA PLANTA DE
ÁCIDO SULFÚRICO DE LA REFINERÍA DE ZINC NEXA RESOURCES
CAJAMARQUILLA S.A.”**

INDICE GENERAL

DEDICATORIA	I
AGRADECIMIENTOS.....	II
PRESENTACIÓN.....	III
RESUMEN	IV
ABSTRACT.....	V
INTRODUCCIÓN.....	VI
CAPÍTULO I: GENERALIDADES.....	1
1.1. Historia de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla.....	1
1.2. Información sobre la empresa.....	2
1.3. Misión.....	3
1.4. Visión	3
1.5. Ubicación Geográfica	4
1.6. Clima y Metereología.....	5
1.7. Geología y Geomorfología	5
1.8. Suelos	5
1.9. Hidrología.....	6
1.10. Hidrogeología	6
1.11. Infraestructura	7
1.12. Productos y Subproductos.....	7
1.12.1. Productos.....	7
1.12.2. Subproductos.....	7
CAPÍTULO II: MARCO TEORICO.....	8
2.1. Conceptos y definiciones.....	8
2.1.1. Concentrados	8
2.1.2. Blenda.....	8
2.1.3. Tostacion	8
2.1.4. Dióxido de azufre (SO ₂).....	8
2.1.5. Trióxido de azufre (SO ₃).....	9
2.1.6. Ácido sulfúrico (H ₂ SO ₄)	9
2.2. El peróxido de hidrógeno (H ₂ O ₂) y sus propiedades	10
2.2.1. Propiedades físicas	10
2.2.2. Propiedades químicas.....	11

2.2.2.1.	Potencial Redox	11
2.2.2.2.	Reacciones de oxidación	12
2.2.2.3.	Descomposición, la estabilización y la estabilidad de las soluciones comerciales	12
2.2.2.4.	Efectos incendiarios y de promoción de fuego.....	14
2.2.2.5.	Riesgo de explosión.....	15
2.2.2.6.	Descomposición autoacelerada.....	16
CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TOSTACIÓN Y ÁCIDO SULFÚRICO EN LA REFINERÍA DE CAJAMARQUILLA NEXA RESOURCES S.A. ..		
3.1.	Descripción de Planta	17
3.2.	Flow Sheet General	18
3.3.	Etapas del Proceso.....	19
3.3.1.	Concentrados	19
3.3.1.1.	Preparación de Concentrado	19
3.3.2.	Tostación	22
3.3.2.1.	Carga del Concentrado	22
3.3.2.2.	Horno Tostador	22
3.3.2.3.	Indicadores de Calidad	24
3.3.3.	Caldera de Recuperación Térmica	24
3.3.4.	Ciclones	27
3.3.5.	Depuración de gas caliente electrostática	28
3.3.6.	Transporte del material de tostación.....	30
3.3.7.	Molienda de la calcina	31
3.3.8.	Ácido	32
3.3.8.1.	Planta 160K (Sección 30)	33
3.3.8.1.1.	Descripción de la instalación de depuración húmeda de gases.....	33
3.3.8.1.2.	Descripción de equipos.....	35
3.3.8.1.2.1.	Torre de vacío.....	35
3.3.8.1.2.2.	Torre de enfriamiento	36
3.3.8.1.2.3.	El Tanque de Bombeo	37
3.3.8.1.2.4.	El Decantador	37
3.3.8.1.2.5.	La Torre de Desgasificación del SO ₂	37
3.3.8.1.2.6.	Las Bombas de Acido Débil	37
3.3.8.1.2.7.	Electrofiltros Húmedos.....	38
3.3.8.1.2.8.	El Demister	39
3.3.8.1.3.	Descripción de la instalación de secado, de catálisis y de absorción	39
3.3.8.1.4.	Descripción del proceso doble catálisis doble absorción RALPH PARSONS	42

3.3.8.1.5.	Descripción de los equipos para los circuitos ácidos.....	44
3.3.8.1.5.1.	Las torres de acido	44
3.3.8.1.5.2.	Los Tarros "Demister"	46
3.3.8.1.5.3.	Las bombas de acido.....	47
3.3.8.1.5.4.	Los Refrigerantes con haz tubular	47
3.3.8.1.5.5.	Las tuberías de ácido	47
3.3.8.1.5.6.	Las válvulas de ácido	48
3.3.8.1.5.7.	Las tuberías y válvulas de agua desmineralizada	48
3.3.8.1.5.8.	Las tuberías de agua de circuito de enfriamiento.....	48
3.3.8.1.6.	Descripción de los equipos del circuito de los gases.....	48
3.3.8.1.6.1.	El filtro de aire (válvula "W")	48
3.3.8.1.6.2.	Los ventiladores de proceso.....	49
3.3.8.1.6.3.	La torre de catálisis.....	50
3.3.8.1.6.4.	Los intercambiadores gas-gas	51
3.3.8.1.6.5.	Las tuberías de gas	53
3.3.8.1.7.	Descripción del grupo de calentamiento.....	53
3.3.8.2.	Descripción de la instalación de almacenaje y de carga de ácido	55
3.3.8.3.	Planta 320K (Sección 35)	58
3.3.8.3.1.	Depuración Húmeda.....	58
3.3.8.3.1.1.	Equipamiento Especial	58
3.3.8.3.1.2.	Planta de limpieza de gas húmedo	58
3.3.8.3.1.2.1.	Depurador de enfriamiento OTOVENT: Torre Quench	59
3.3.8.3.1.2.2.	Separador de gotas.....	61
3.3.8.3.1.2.3.	Torre de refrigeración de gas.....	61
3.3.8.3.1.2.4.	Purificador	62
3.3.8.3.1.2.5.	Sistema de dosificación de silicato de sodio	62
3.3.8.3.1.2.6.	Precipitadores electrostáticos de gas húmedo.....	63
3.3.8.3.1.2.7.	Ventilador de puesta en marcha con pila	68
3.3.8.3.2.	Planta de Remoción de Mercurio	68
3.3.8.3.2.1.	Componentes Principales.....	68
3.3.8.3.2.2.	Descripción del Proceso	69
3.3.8.3.3.	Planta de ácido sulfúrico	71
3.3.8.3.3.1.	Sección de secado y absorción.....	73
3.3.8.3.3.2.	Sistema de secado	73
3.3.8.3.3.3.	Sistema de absorción intermedia	73
3.3.8.3.3.4.	Sistema de absorción final	74

3.3.8.3.3.5. Sistema de agua de refrigeración para la sección de secado y absorción	75
3.3.8.3.3.6. Sección del convertidor	77
CAPÍTULO IV: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAVADO DE GASES EN PLANTA DE ÁCIDO DE LA REFINERÍA DE ZINC DE CAJAMARQUILLA	79
4.1. Descripción del Proceso	79
4.2. Condiciones de operación	81
4.3. Descripción de la planta	82
4.3.1. Depurador Peracidox Venturi & Torre de Depurador Peracidox	82
4.3.2. Sistema de dosificación de H ₂ O ₂	84
4.3.3. Dosificación de agua de proceso	84
4.3.4. Instalaciones de circulación y almacenamiento de ácido	85
4.3.5. Secuencia de proceso y lógica de control	86
4.3.6. Principales KPIS del proceso	91
4.3.7. Problemas comunes en la planta de Lavador de Gases	92
CONCLUSIONES	95
RECOMENDACIONES	96
BIBLIOGRAFÍA	97
ANEXO 1: ACRÓNIMOS	98
ANEXO 2: DECRETO SUPREMO N° 003-2008-MINAM	101
ANEXO 3: RESOLUCIÓN MINISTERIAL N° 315-96-EM/VMM	102
ANEXO 4: REPORTE DE COSTOS DE H ₂ O ₂ DE NEXA RESOURCES (2021)	104

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Vista satelital de la Refinería de Cajamarquilla	4
Figura 3.1. Flujo del Proceso Productivo de la Refinería de Cajamarquilla	17
Figura 3.2. Flowsheet de Proceso de Producción de la Refinería de Cajamarquilla	18
Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso de manipulación de concentrados de la Refinería de Cajamarquilla	21
Figura 3.4. Horno Tostador Lurgi de lecho fluidizado	24
Figura 3.5. Caldera de Recuperación Térmica – LAMONT	26
Figura 3.6. Tanque de Alimentación y Desgasificación	27
Figura 3.7. Ciclón	27
Figura 3.8. Electrofiltros Secos.....	29
Figura 3.9. Efecto Corona en el precipitador electrostático.....	29
Figura 3.10. Transporte de calcina – Planta 1	30
Figura 3.11. Transporte de calcina – Planta 2	31
Figura 3.12. Molino de Bolas	32
Figura 3.13. Torre de Vacío.....	35
Figura 3.14. Torre de Enfriamiento	36
Figura 3.15. Tanque de Bombeo, Decantador y Desgasificador.....	37
Figura 3.16. Electrofiltro.....	39
Figura 3.17. Capas de filtro demister	46
Figura 3.18. Soplador KKK.....	49
Figura 3.19. Ventanilla de la válvula de admisión.....	49
Figura 3.20. Torre de Catálisis	51
Figura 3.21. Intercambiador GAS - GAS.....	52
Figura 3.22. Torre de Absorción Intermedia	52
Figura 3.23. Torre de Absorción Final.....	53
Figura 3.24. Pre Heater Pillard	55
Figura 3.25. Almacenamiento de ácido.....	56
Figura 3.26. Diagrama de Flujo de la Planta de Tostación – Ácido (20-30)	57
Figura 3.27. Diagrama de Flujo de la Etapa de Depuración Húmeda de la Planta de Ácido (35).....	67
Figura 3.28. Diagrama de Flujo de la Etapa de Remoción de Mercurio en la Planta de Ácido (35).....	70
Figura 3.29. Diagrama de Flujo de la Etapa de Torres de ácido y su almacenamiento en la Planta de Ácido (35)	76
Figura 3.30. Diagrama de Flujo del Convertidor en Planta de Ácido (35).....	78
Figura 4.1. Vista General de Planta Lavador de Gases en la Planta de Ácido (35)	80
Figura 4.2. Reacciones químicas en la Planta Lavador de Gases de la Planta de Ácido (35).....	83

Figura 4.3. Vista General de equipos de H ₂ O ₂ en la planta de Ácido (35).....	84
Figura 4.4. Diagrama del proceso por oxidación de H ₂ O ₂ para Lavadores de Gases SO ₂	85
Figura 4.5. Diagrama de Flujo de la Planta de Lavador de Gases en Planta de Ácido (35).....	88
Figura 4.6. Control de Operación de Lavador de Gases de SO ₂	89
Figura 4.7. Control de Operación de Peróxido de Hidrógeno	90
Figura 4.8. Defectos encontrados en los inyectores del Venturi	94
Figura 4.9. Orden de Canaletas de Riego del Venturi.....	94

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Ubicación Geográfica Cajamarquilla.....	4
Tabla 2.1. Comparación de datos físicos entre el peróxido de hidrógeno puro al 100% y el agua.....	10
Tabla 2.2. Propiedades de las soluciones comerciales de H ₂ O ₂	11
Tabla 2.3. Estabilidad del peróxido de hidrógeno comercial en función de la temperatura.....	14
Tabla 3.1. Especificación de la mezcla de concentrados para el proceso.....	19
Tabla 3.2. Tipo de catalizador por cama de la torre de catálisis y sus propiedades	50
Tabla 3.3. Equipos de la etapa de Depuración Húmeda	58
Tabla 3.4. Equipos de la etapa de Remoción de Mercurio	68
Tabla 4.1. Características de Diseño del Proceso.....	81
Tabla 4.2. Datos del proceso en condiciones normales de ingreso de 300 ppm	81
Tabla 4.3. Especificaciones del Proceso	91
Tabla 4.4. Acciones inmediatas para la corrección de anomalías del Proceso	92

CAPÍTULO I: GENERALIDADES

1.1. Historia de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla

La refinería de zinc Cajamarquilla entró en operación en 1981 como propiedad de la empresa estatal Minero Perú. Al iniciarse tenía una capacidad de 101500 t/año de zinc electrolítico de alta calidad, obteniéndose como subproductos 176000 t/año de ácido sulfúrico, 1000 t/año de concentrado de plata, 1600 t/año de cemento de Cu y 360 t/año de cadmio.

En febrero de 1995 se privatiza a favor de Teck–Cominco – Marubeni. En junio de 1998 se completó la ampliación a 120 000 t por año con una inversión de US \$ 32 Millones.

En diciembre del 2005, el consorcio brasilero Votorantim Metais adquiere la Refinería de Cajamarquilla y además adquiere el 24,9% de las acciones de Milpo, la cuarta mayor minera de zinc de Perú.

En el 2007, se la refinería de Cajamarquilla incrementa la producción a 160 000 t zinc al año y en el 2008, se inicia el proyecto de ampliación de planta a 320 000 t.

En el 2010 Votorantim Metais asume el control mayoritario de Milpo, ahora la tercera minera de zinc más grande de Perú. La unidad de metalurgia de Cajamarquilla en Perú es duplicada, aumentando su capacidad productiva de 160.000 a 330.000 toneladas de zinc por año.

En el 2016 Votorantim Metais amplía su participación accionaria en Milpo, adquiriendo el 80,24% de las acciones y enfoca su actividad en las operaciones de zinc y cobre en Brasil y Perú.

En el 2017 Votorantim Metais se transforma en Nexa. Del mundo de la minería al mundo de las personas.

Actualmente, es la fundidora de zinc más grande de América Latina y la séptima fundidora de zinc más grande del mundo en 2017, según Wood Mackenzie. Cajamarquilla utiliza la tecnología Roast Leach Electrowin. Con una capacidad de producción nominal de 335,000 toneladas por año, Cajamarquilla produjo 309,925 toneladas en 2017 y 334,261 toneladas en 2016. En 2017, el 42.6% del zinc contenido

en los concentrados utilizados por Cajamarquilla provino de las minas del Perú y el 57.4% fue comprado de terceros. En 2018, la unidad vendió 332.600 toneladas de zinc metálico, 6,4% más que en 2017.

El objetivo del negocio es producir zinc de la más alta pureza de 99,995% y con los más altos estándares de calidad del producto conforme a las especificaciones químicas y físicas indicadas en la norma ASTM B6; preservando el medioambiente, la salud y seguridad de las personas; así como también fomentar valores y prácticas en la sociedad, que contribuyan al desarrollo sostenible.

1.2. Información sobre la empresa

Nexa Resources es una empresa mundial de minería de zinc, cobre y plomo, integrada y de bajo costo, con más de 60 años de experiencia en el desarrollo y operación de activos de minería y metalurgia en América Latina. Forma parte del conglomerado de las empresas subsidiarias de Votorantim S.A., su principal accionista (64,7%). Nexa Resources S.A. se constituyó hace casi cuatro años, a partir de la integración entre las operaciones brasileñas y peruanas. Desde entonces, lleva la minería a la vida de las personas. El zinc que produce Nexa Resources se utiliza en plantaciones agrícolas, fabricación de aviones y el cobre es parte integrante en la producción de automóviles y teléfonos móviles, entre muchas otras aplicaciones.

Desde octubre de 2017, las acciones de Nexa Resources se cotizan en las bolsas de valores de Nueva York, Estados Unidos y de Toronto, Canadá. Además, las acciones de la subsidiaria Nexa Perú se negocian en la bolsa de Lima, Perú. Su matriz se encuentra en Luxemburgo y cuenta con oficinas administrativas en las ciudades de São Paulo (Brasil) y Lima (Perú). Sus oficinas comerciales se encuentran en Brasil, Perú, Estados Unidos y Luxemburgo.

Actualmente Nexa Resources opera 5 minas polimetálicas, tres en Perú (Cerro Lindo, El Porvenir y Atacocha), y dos en el estado de Minas Gerais, en Brasil (Vazante e Morro Agudo) – y continúa en el proceso de desarrollo de Aripuanã, su sexta mina polimetálica, en Mato Grosso, Brasil. Aripuanã se encuentra entre los tres proyectos greenfield de zinc en construcción más grandes del mundo y es su mayor inversión en el país, así como la mayor inversión en minería en el estado de Mato Grosso.

En 2020 Nexa Resources produjo 313 mil toneladas de zinc. Dos de sus minas, Cerro Lindo (Perú) y Vazante (Brasil), se encuentran entre las 15 minas de zinc más grandes del mundo y, junto con otras operaciones de minería, sitúa a Nexa Resources entre los 5 productores de zinc más grandes del mundo, según Wood Mackenzie.

Integrando la cadena productiva, la empresa tiene tres refinerías de zinc: uno en Perú (Cajamarquilla) y dos en Brasil (Três Marias y Juiz de Fora), que producen zinc metálico, óxido de zinc y subproductos. Cajamarquilla es la única operación de refinerías de zinc en Perú y está entre las siete más grandes del mundo por volumen producido, según el estudio de Wood Mackenzie, de 2020. Durante el año, sus refinerías comercializaron 585,4 mil toneladas, de las cuales 550,7 mil fueron de zinc metálico y 34,7 mil de óxido de zinc, vendidas a clientes de distintos segmentos industriales de todo el mundo, como automotriz, construcción civil, alimentación, agropecuaria, belleza e higiene, farmacéutico, entre otros.

La integración entre sus minas y refinerías, supera el 50% y tiende a aumentar con la entrada en operación de Aripuanã, es parte de sus diferenciales. En Brasil, los concentrados de zinc producidos en las minas de Vazante y Morro Agudo se transforman en productos metálicos en la unidad de Três Marias. La planta de Juiz de Fora, además de concentrados, también utiliza materiales reciclables (como chatarra y polvo de acería eléctrica) para la producción de zinc. En Perú, la mayor parte de los concentrados de zinc producidos en las minas de Cerro Lindo, El Porvenir y Atacocha se beneficia en la unidad de Cajamarquilla.

El ingreso neto de Nexa Resources en 2020 ascendió a cerca de US\$ 2 mil millones y el EBITDA ajustado totalizó US\$ 403 millones, con un margen del 20,7%. Al cierre del año 2020, la empresa tenía 5.349 empleados propios y 7.136 prestadores de servicios permanentes. Además, cuenta con otros 5.088 prestadores de servicios temporales, dedicados principalmente a la construcción del Proyecto Aripuanã.

1.3. Misión

Llevar la esencia de la minería a la vida de las personas, usando inteligencia y experticia para desarrollar una minería cada día mejor, con más productividad y responsabilidad, protegiendo el medio ambiente mediante la innovación, poniendo a sus clientes y personas en el primer lugar.

1.4. Visión

Crecer con competitividad, construyendo la minería del futuro y generando valor para todos los públicos con los que se relaciona con productos de calidad producidos de forma que causen el menor impacto ambiental, consolidando una empresa segura y sustentable que, en constante diálogo y relación con las comunidades, deje un legado relevante para la sociedad.

1.5. Ubicación Geográfica

La refinería de Cajamarquilla está ubicada en la quebrada de Cajamarquilla en el distrito de Lurigancho-Chosica, provincia de Lima, a la altura del km 9.5 de la carretera central en el desvío al puente Huachipa. Se encuentra a 22 km del centro de Lima en dirección NE, y a una altitud de 450 m.s.n.m. los terrenos circundantes son eriazos, con colinas que llegan hasta los 1,000 m.s.n.m, en dirección E-NE.

Cajamarquilla se ubica en la parte noreste del distrito de Lurigancho-Chosica, distrito que está al Este de Lima Metropolitana en la margen izquierda de la autopista Ramiro Prialé a la altura del kilómetro 9,5. Sus coordenadas geográficas en sistema UTM son las siguientes:

Tabla 1.1. Ubicación Geográfica Cajamarquilla

Coordenadas		
Por el Norte	288801 N – 8678342 E	Jicamarca
Por el Este	294942 N – 8675167 E	Cajamarquilla
Por el Sur	289834 N – 8671797 E	Huachipa – Nieveria
Por el Oeste	286554 N – 8674568 E	Jicamarca

Fuente: Tomado de OSELLMA NORTE DIPRE - CESAL



Figura 1.1. Vista satelital de la Refinería de Cajamarquilla

Fuente: Votorantim Metais

1.6. Clima y Meteorología

Según la clasificación climática basada en el Método de Thornthwaite (1953) se identificó un tipo climático E(d)B'1H3, el cual se describe como zona desértica semicálida, con deficiencia de lluvias en todas las estaciones del año, y con humedad relativa calificada como húmeda. Para realizar la caracterización climatológica, Nexa Resources utilizó información de la estación regional Ñaña, operada por el Servicio Nacional de Meteorología e Hidrología (SENAMHI) y la estación local SEC-40, operada por el Titular. La variación mensual de la temperatura (estación Ñaña) varía entre 16,90 °C en el mes de agosto y 22,36 °C en el mes de febrero, siendo la temperatura media máxima de 27,23 °C (febrero), y la temperatura media mínima de 10,03 °C (agosto). En la misma estación la humedad relativa oscila entre 86,44% (enero) hasta 89,02% (julio). Respecto a la precipitación, la precipitación total mensual máxima es de 1,7 mm (febrero) y de 0 mm en octubre y noviembre. La velocidad promedio mensual máxima es de 3,46 m/s (julio) y la mínima es 3,16 m/s (marzo), la dirección predominante del viento es Suroeste (SW), en base a su sismología, la zona se encuentra dentro de las placas tectónicas Sudamericana o Continental y Nazca y la Fosa de Lima.

1.7. Geología y Geomorfología

El área de estudio se caracteriza por la presencia de cerros bajos con flancos escarpados y presencia de quebradas de fuerte pendiente. Las unidades geomorfológicas identificadas son: Terrazas coluvio – aluviales, Laderas de loma, Laderas de cerro, Cima de cerros y Cima de lomas. Las unidades estratigráficas identificadas en el área de influencia ambiental indirecta son: Depósitos aluviales, Grupo Casma y Formación Quilmaná.

1.8. Suelos

Los suelos se consideran de escaso desarrollo genético y presentan una textura de media a gruesa, con presencia de materiales gruesos de diferentes formas y tamaños dentro del perfil, en cantidades variables. Según su origen, los suelos provienen de materiales transportados derivados de materiales aluviales (ubicados en el paisaje abanico aluvial de quebradas secas y coluviales (en derrames coluviales y laderas de cerros). Se identificaron seis consociaciones edáficas (Jicamarca, Huaycoloro, Río Seco, Camote, La Parra, Derrame Coluvial) y cinco consociaciones no edáficas (Misceláneo Cuace, Misceláneo Área Urbana, Misceláneo Zona Arqueológica, Misceláneo Zona Industrial y Misceláneo Plantación Forestal).

Respecto a la Capacidad de Uso Mayor (CUM), en el área de influencia ambiental se han identificado dos grupos de tierras: Tierras aptas para cultivos en limpio y Tierras de protección. Los componentes propuestos se ubican mayoritariamente sobre tierras de protección, las cuales no son aptas para ningún cultivos, pastos o producción forestal. Respecto al Uso actual de la tierra, se han identificado en el área de estudio de suelo las siguientes categorías: centros poblados y tierras no agrícolas (32,16%), cultivos anuales (5,86%), tierras boscosas (0,19%) y tierras improductivas (61,79%).

1.9. Hidrología

El curso de agua superficial en el área de estudio de la Refinería de Cajamarquilla es el río Rímac, el cual es un curso de agua principal y fuente de abastecimiento de agua para la Refinería, a través de la poza de regantes (instalación utilizada por la Refinería de Cajamarquilla, así como por terceros). Los caudales del río Rímac son regulados estacionalmente por las lagunas ubicadas en la cabecera del río Santa Eulalia y en el sistema de Marcapomacocha. Cabe mencionar que la Refinería de Cajamarquilla se encuentra emplazada en la margen izquierda de la quebrada Jicamarca, a la altura donde confluye con las quebradas menores la Parra y Quimarca, y al pie del cerro La Parra.

1.10. Hidrogeología

La hidrogeología del valle de Jicamarca se caracteriza por depósitos superficiales no consolidados unidos en los lados y parte inferior por lecho de roca granítica del grupo Batolito de la Costa de la Era Terciaria. El grupo Batolito de la Costa, a su vez instruido en andesitas volcánicas de la era Mesozoica. La precipitación media anual se encuentra por debajo de los 15 mm y con un decrecimiento continuo hacia la zona costera. La baja precipitación y alta evaporación potencial, de casi 1 000 mm/año, genera una ausencia de escorrentía superficial y una nula recarga del acuífero. Estas condiciones desérticas generan que la recarga del acuífero se produzca por infiltración directa de la precipitación y escorrentía superficial en las partes altas de las microcuencas La Parra y Quimarca y recarga las partes bajas de cuencas en épocas de máximas avenidas. El agua subterránea se localiza a una profundidad promedio de 95 m y migra pendiente debajo de a la zona de estudio, siendo que el flujo en este basamento granodiorítico se produce a través de la permeabilidad secundaria asociada principalmente a las fracturas.

1.11. Infraestructura

La infraestructura necesaria para la operación de la refinería incluye:

- Un ramal de vía férrea de 6.5 km que empalma con el ferrocarril central carretera asfaltada de 2° orden de 7.5 km que conecta con la carretera central
- Una sub-estación eléctrica para el suministro de 60mw
- Una planta de tratamiento de agua con estación de bombeo en el río Rímac, altura del puente Huachipa.
- 4 depósitos impermeabilizados para el almacenamiento de lodos de Jarosita provenientes de la lixiviación de calcina y 2 depósitos impermeabilizados para el almacenamiento de efluentes líquidos tratados.

1.12. Productos y Subproductos

1.12.1. Productos

Zinc SHG Barras – (60 % producción).

Zn al 99,995% de pureza

Barras de 25 Kg

Paquetes de 1 Ton. aprox.

Zinc Jumbos – (40 % de producción)

Peso aproximado 1 Ton

SHG – Zn al 99.995%

CGG - Aleación Zn – Al

Otras aleaciones de acuerdo a requerimiento del cliente.

1.12.2. Subproductos

Ácido Sulfúrico: Concentración 98.5%

Cadmio Metálico: 99.980% de pureza

Concentrado de Plata: 300 - 600 oz/tc

Cemento de Cobre: 55 - 70% de Cu

CAPÍTULO II: MARCO TEORICO

2.1. Conceptos y definiciones

2.1.1. Concentrados

Se refiere a los concentrados de zinc que son la materia prima para la producción del zinc refinado.

2.1.2. Blenda

Se refiere al mineral compuesto por sulfuro de zinc (concentrado de zinc).

2.1.3. Tostacion

Se refiere al proceso químico de oxidación de los sulfuros de zinc y transformarlos a óxidos de zinc (o también llamado calcina).

En este proceso, la blenda tiene que oxidarse y convertirse, progresivamente, en óxido a medida que el oxígeno penetra en las partículas sólidas y se evacua hacia su superficie el SO_2 .

Esta conversión en óxido de la blenda se exige tanto para la vía pirometalúrgica de tratamiento como para la hidrometalúrgica, puesto que el sulfuro no se ataca con facilidad por ácidos o bases y, además, es inerte a la reducción con carbón. No procede tampoco la fusión para mata al ser un metal muy poco noble.

2.1.4. Dióxido de azufre (SO_2)

El dióxido de azufre es un gas incoloro y un fuerte irritante para los ojos, la nariz y la garganta. El reactor de alimentación de gas contiene dióxido de azufre y los fluidos en la planta que entran en contacto con la corriente de gas se saturan con él. Si se expone a la atmósfera, estos fluidos se libere parte del dióxido de azufre que contienen, y los

derrames que se producen se deben lavar inmediatamente lejos con grandes cantidades de agua dulce.

El dióxido de azufre reacciona con cualquier humedad, incluyendo la transpiración humana, y producirá ácido sulfúrico, lo que provoca irritación de la piel después de un período de tiempo.

El control cuidadoso de los niveles de concentración de dióxido de azufre evitará efectos adversos incómodos para la salud. La norma máxima higiene industrial para la exposición diaria repetida es de 10 ppm.

2.1.5. Trióxido de azufre (SO₃)

El trióxido de azufre es un gas incoloro con un olor penetrante y penetrante. Cuando se introduce en la atmósfera, el trióxido de azufre se combina inmediatamente con el vapor de agua en el aire para formar H₂SO₄ en forma de niebla ácida. Es un irritante severo de ojos, piel y mucosas, capaz de causar problemas respiratorios agudos y crónicos.

Todo el personal es responsable de reconocer los peligros de trabajar con trióxido de azufre. El trióxido de azufre también se puede licuar a presión, pero en la planta de ácido solo está presente como gas o indirectamente como niebla ácida.

2.1.6. Ácido sulfúrico (H₂SO₄)

Uno de los productos químicos más conocidos y utilizados en todo el mundo es el ácido sulfúrico, presente en casi todos los sectores industriales. De hecho, es el compuesto químico más producido a nivel mundial, tanto que su volumen de producción sirve para medir la actividad industrial de un país.

A pesar de las ventajas del ácido sulfúrico para la industria química, es un compuesto muy reactivo y altamente corrosivo por lo que hay que manipularlo con un cuidado extremo.

Cuando el ácido sulfúrico diluido entra en contacto con el hierro, reacciona y crea una más intensa formación de hidrógeno que el ácido concentrado hace. El ácido sulfúrico concentrado absorbe la humedad del aire ambiente y, por tanto, se diluye continuamente.

La formación de hidrógeno es potencialmente peligrosa y podría explotar cuando se desató, o cuando entra en contacto con una llama abierta (es decir, soldadura). Por lo tanto, todos los trabajos de soldadura requieren autorización previa y una inspección de seguridad del lugar de trabajo antes del trabajo puede comenzar.

2.2. El peróxido de hidrógeno (H₂O₂) y sus propiedades

El peróxido de hidrógeno es un líquido transparente, incoloro e inodoro. Cuando se somete a calor excesivo o contaminación puede ser inestable y se descomponen. Es una mirada severa, la piel, la nariz, la garganta y el pulmón irritante, capaz de causar daño tisular irreversible en los ojos, incluyendo la ceguera.

Todo el personal es responsable de reconocer los peligros de trabajar alrededor de peróxido de hidrógeno. En la planta de limpieza de gas, estará presente como un líquido.

2.2.1. Propiedades físicas

El peróxido de hidrógeno es un líquido claro, incoloro, que es miscible con agua en todas las proporciones, y que es soluble en muchos medios orgánicos.

Peróxido de hidrógeno puro 100% es principalmente interés científico únicamente; en la Tabla 2.1. algunos datos físicos compilados en comparación con el agua.

Tabla 2.1. Comparación de datos físicos entre el peróxido de hidrógeno puro al 100% y el agua

		H ₂ O ₂	H ₂ O
Masa molecular	g/mol	34,016	18,016
Punto de congelación	°C	-0,43	0,00
Punto de ebullición	°C	150,2	100,0
Calor de fusión	kJ/kg	367,6	333,8
Calor de evaporación			
	a 25 °C	kJ/kg	1518,6
	al punto de ebullición	kJ/kg	2442,6
Temperatura crítica	°C	1386,7	2257,1
Presión crítica	Mpa	457	374,2
Calor específico			
sólido, a -25 °C	kJ/(kg*K)	20,99	21,40
líquido, a +25 °C	kJ/(kg*K)	1,712	1,978
vapor, a +25 °C	kJ/(kg*K)	2,629	4,182
Densidad			
	sólido, al punto de fusión	g/cm ³	1,71
	líquido, a +25 °C	g/cm ³	0,9164
Viscosidad			
	a 0 °C	mPa*s	1,819
	a 20 °C	mPa*s	1,792
Tensión superficial a 20°C	N/m	1,249	1,002
Índice de refracción a 20°C (línea Na-D)		0,804	0,728
		1,4084	1,3330

Fuente: Outotec, Control Philosophy & Operation Manual Gas Cleaning Plant Peracidox Scrubbing System

Los datos más importantes para las concentraciones comerciales están contenidos en la Tabla 2.2.

Para distintas aplicaciones, se encuentran disponibles calidades especiales.

Tabla 2.2. Propiedades de las soluciones comerciales de H₂O₂

Concentración H₂O₂	% en peso	27.5	30	35	50	60	70	87
(a 20 °C)	H ₂ O ₂ g/l	303	333	396	598	745	902	1197
	mol %	16,7	18,5	22,2	34,6	44,3	55,3	78,0
Cont., de oxígeno activo	pes,-%	12,9	14,1	16,5	23,5	28,2	32,9	40,9
Densidad a 20 °C	g/cm ³	1,101	1,111	1,132	1,196	1,241	1,288	1,376
Punto de congelación	°C	-23	-26	-33	-52	-56	-40	-16
Punto de ebullición (a 1013 mbar)	°C	105	106	108	114	119	125	139
Presión de vapor total (a 30 °C)	MPa	3,466	3,333	3,200	2,400	1,867	1,467	0,747
	Torr	26	25	24	18	14	11	6
Presión de vapor parcial H₂O₂ (a 30 °C)	MPa	0,027	0,033	0,040	0,080	0,120	0,173	0,269
	Torr	0,2	0,25	0,3	0,6	0,9	1,3	2,0

Fuente: Outotec, Control Philosophy & Operation Manual Gas Cleaning Plant Peracidox Scrubbing System

2.2.2. Propiedades químicas

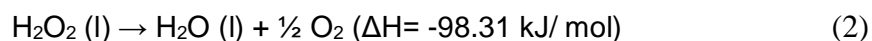
2.2.2.1. Potencial Redox

El peróxido de hidrógeno se distingue por la reactividad pronunciada. Su mejor uso más conocido es sin duda como agente oxidante.

El oxígeno en el peróxido de hidrógeno, con respecto a su etapa de oxidación, se encuentra entre la de oxígeno molecular y el oxígeno en el agua:



En condiciones normales, el peróxido de hidrógeno extremadamente pura es muy estable. La descomposición fuertemente exotérmica según la ecuación de resumen de reacción:



2.2.2.2. Reacciones de oxidación

El peróxido de hidrógeno es un agente oxidante fuerte y puede oxidar más orgánica, así como muchas sustancias inorgánicas. En contraste con muchos otros agentes oxidantes, peróxido de hidrógeno no introduce sustancias adicionales o distintas del agua que interfieren en el sistema de reacción.

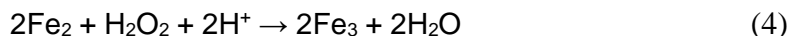
Peróxido de hidrógeno en exceso no es necesario para la oxidación puede ser fácilmente descompuesto en agua y oxígeno, y por lo tanto no interfiere con las etapas de reacción posteriores.

Se hace una diferenciación entre las reacciones de oxidación durante el oxígeno se transfiere, y aquellos en los que sólo la transferencia de electrones tiene lugar.

Ejemplos del primer tipo de reacción son la oxidación del dióxido de azufre:

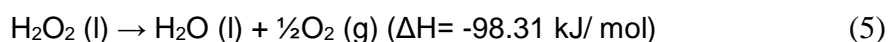


Un ejemplo de transferencia de electrones es la oxidación de bivalente a trivalentes iones de hierro:



2.2.2.3. Descomposición, la estabilización y la estabilidad de las soluciones comerciales

La propiedad de peróxido de hidrógeno se descomponga exotérmicamente en presencia de ciertas impurezas que actúan catalíticamente, con la formación de gas oxígeno y agua según la ecuación:



Es muy importante para el manejo durante el almacenamiento, así como durante las reacciones químicas. La descomposición se indica mediante el desarrollo de gas y - con sólo una ligera eliminación del calor - por un aumento de la temperatura.

La estabilidad de las soluciones de peróxido de hidrógeno está influenciada principalmente por la temperatura, la concentración, el valor de pH, y sobre todo por la presencia de impurezas con un efecto de descomposición.

Un aumento de la temperatura promueve la descomposición, por lo que la velocidad de reacción aumenta en un factor de aproximadamente 2,2 por 10 ° C, por ejemplo, si la temperatura se eleva desde 20°C a 100 ° C, la velocidad de descomposición se incrementa por un factor de 550. Estabilizadores sólo tienen poco efecto sobre estas características. Por lo tanto, sin refrigeración, la descomposición sigue un curso de auto-aceleración, y este hecho debe ser tomado a cuenta durante el almacenamiento de peróxido de hidrógeno.

Altamente peróxido de hidrógeno puro se descompone sólo muy ligeramente, y la estabilidad incluso se incrementa con la concentración, en general, la estabilidad se reduce a través de la dilución, incluso cuando el agua de dilución es de la más alta pureza. En la práctica, sin embargo, el peróxido de hidrógeno está contaminada adicionalmente por el agua de dilución; Además, la concentración de los estabilizadores se diluye simultáneamente.

El valor de pH tiene también una gran influencia de la estabilidad del peróxido de hidrógeno. Para una estabilidad óptima, el intervalo de pH de H₂O₂ puro es entre 3,5 y 4,5. Con peróxido de hidrógeno contaminado, efectos especiales de descomposición pueden ocurrir particularmente en este rango debido a la precipitación de hidróxidos metálicos. Por encima de pH 5, la descomposición aumenta bruscamente. Por lo tanto, las soluciones comerciales generalmente se ajustan a un valor pH inferior a 5.

La mayor parte de forma duradera, la vida útil de peróxido de hidrógeno se ve afectada negativamente por las impurezas de todo tipo, incluso cuando algunas de estas impurezas están presentes en las concentraciones más bajas (cantidades ppm). La descomposición puede ser inducida por iones disueltos de manera homogénea con un efecto catalítico, y aquí los metales pesados, hierro, cobre, manganeso, níquel y cromo son especialmente eficaces.

Una descomposición heterogénea se produce en superficies sólidas, incluyendo paredes del recipiente. Especialmente eficaz aquí son los óxidos o hidróxidos de manganeso, hierro, cobalto, níquel, plomo y mercurio. Los metales preciosos tales como el platino, osmio, iridio, paladio, rodio, plata y oro muestran la mayor actividad entre los metales.

El peróxido de hidrógeno también se descompone a través del efecto de la luz, así como por ciertas enzimas (catalasa).

Dado que las soluciones comerciales de peróxido de hidrógeno, como productos técnicos, siempre contienen trazas de impurezas que actúan catalíticamente a pesar de las medidas de purificación adecuadas, su estabilización es de gran importancia. Esta estabilización se basa en la inactivación de sustancias catalíticamente eficaces mediante la formación de complejos o adsorción en la superficie de un coloide o un precipitado.

Como resultado de estos estabilizadores, que generalmente se agregan solo en cantidades de ppm, las soluciones comerciales de peróxido de hidrógeno tienen una excelente vida útil. Utilizando el factor de influencia de la temperatura mencionado anteriormente, se puede derivar la siguiente dependencia aproximada de la estabilidad en función de la temperatura para el peróxido de hidrógeno comercial:

Tabla 2.3. Estabilidad del peróxido de hidrógeno comercial en función de la temperatura

Temperatura de almacenaje	Velocidad de descomposición relativa aproximada
20°C	menos de 2% por año
70°C	menos de 2% por semana
95°C	menos de 2% por día

Fuente: Outotec, Control Philosophy & Operation Manual Gas Cleaning Plant Peracidox Scrubbing System

Con un manejo normal y almacenamiento en frío, y cuando se observen las medidas de precaución necesarias, las pérdidas de peróxido de hidrógeno son muy leves, incluso durante largos períodos de almacenamiento.

2.2.2.4. Efectos incendiarios y de promoción de fuego

Mismas soluciones de peróxido de hidrógeno no son inflamables. Altamente peróxido de hidrógeno concentrado, sin embargo, puede encender materiales inflamables y el oxígeno liberado por la descomposición promueve, además, la combustión. Incluso a bajas concentraciones, la ignición puede ocurrir bajo condiciones favorables después

de una concentración gradual del peróxido de hidrógeno debido a la evaporación del agua.

2.2.2.5. Riesgo de explosión

Las soluciones acuosas de hasta aproximadamente 90 peso-% de H_2O_2 no son explosivos; concentraciones de 90...100 peso-% pueden ser inducidas a explotar solamente si se somete a fuerte ignición inicial.

Por otro lado, los vapores de peróxido de hidrógeno pueden explotar a presión normal y si la concentración de H_2O_2 en la fase de vapor alcanza un nivel por encima de 26 en moles-% (40 peso-%). Esta explosión puede ser provocada por las chispas, el contacto con un material catalíticamente activo, o - a temperaturas superiores 150 °C – incluso por materiales no activos catalíticamente.

Tales composiciones pueden producirse de vapor a presión normal y a una concentración de H_2O_2 de 74 peso-% y más alta en la solución. A mayor presión, la concentración de vapor crítico cae por debajo de 26 moles-%; a menor presión, la concentración se eleva. Aquí, lo hace sin importar si está presente como gas residual de oxígeno, nitrógeno, vapor de agua o cualquier otro gas inerte.

En condiciones normales de almacenamiento, es poco probable el desarrollo de concentraciones críticas de vapor. Cuidado, sin embargo, debe tener cuidado al peróxido de hidrógeno con una concentración del 74% y superior se calienta.

Mezclas explosivas sensibles a los golpes y están formadas por peróxido de hidrógeno concentrado con compuestos orgánicos.

Respecto a los límites de explosión en el sistema de peróxido de etanol/agua/hidrógeno. Como regla general, cuando el peróxido de hidrógeno se mezcla con sustancias orgánicas, el riesgo de seguridad debe tenerse siempre en cuenta, y si es necesario la compatibilidad se debe comprobar a través de la experimentación. Según los datos de la literatura, existe un riesgo general para detonaciones, si el contenido de peróxido de hidrógeno en la mezcla resultante está por encima de 30% en volumen. En cualquier caso, se deben tomar medidas para garantizar la inmediata mezcla, a fondo cuando se añada H_2O_2 para evitar el enriquecimiento local del H_2O_2 .

2.2.2.6. Descomposición autoacelerada

El peróxido de hidrógeno contaminado puede descomponerse a una alta tasa de tal manera que el equipo de ventilación del recipiente no puede hacer frente a los productos de descomposición resultantes. Este peligro existe principalmente en concentraciones más altas y cuando el calor de descomposición no se elimina suficiente rapidez. Con el aumento de la temperatura, la velocidad de descomposición y la presión aumentan continuamente hasta que se fractura el tanque.

Normalmente, un proceso de descomposición comienza lentamente y se puede notar en el tiempo a través del continuo incremento en la temperatura. Como medida preventiva, es recomendable comprobar la temperatura regularmente. La descomposición alcanzará dimensiones críticas en cuestión de horas sólo en el caso de contaminación grave y si las medidas correctivas no se toman a través del enfriamiento, dilución o estabilización adicional.

CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TOSTACIÓN Y ÁCIDO SULFÚRICO EN LA REFINERÍA DE CAJAMARQUILLA NEXA RESOURCES S.A.

3.1. Descripción de Planta

El proceso productivo de Cajamarquilla, inicia en la compra de concentrados de zinc para ser tratados en los tostadores y así producir óxido de zinc o “calcina” para el proceso de lixiviación en el área de hidrometalurgia. La solución resultante de este proceso se purifica con el fin de eliminar los metales tales como Cu, Co, Mn, Ni, etc. y obtener la solución de sulfato de zinc, que se envía al área de Electrometalurgia para que a partir de un proceso de electrodeposición se obtengan las láminas de zinc que son llevados al área de Fusión y Moldeo, donde se cuentan con cuatro líneas de producción de zinc refinado: 2 líneas para producción de barras (Zn-302 S SHG), y 2 líneas para producción de jumbos de 1 t y 2 t con diferentes porcentajes de aluminio.



Figura 3.1. Flujo del Proceso Productivo de la Refinería de Cajamarquilla

Fuente: Votorantim Metais

3.2. Flow Sheet General

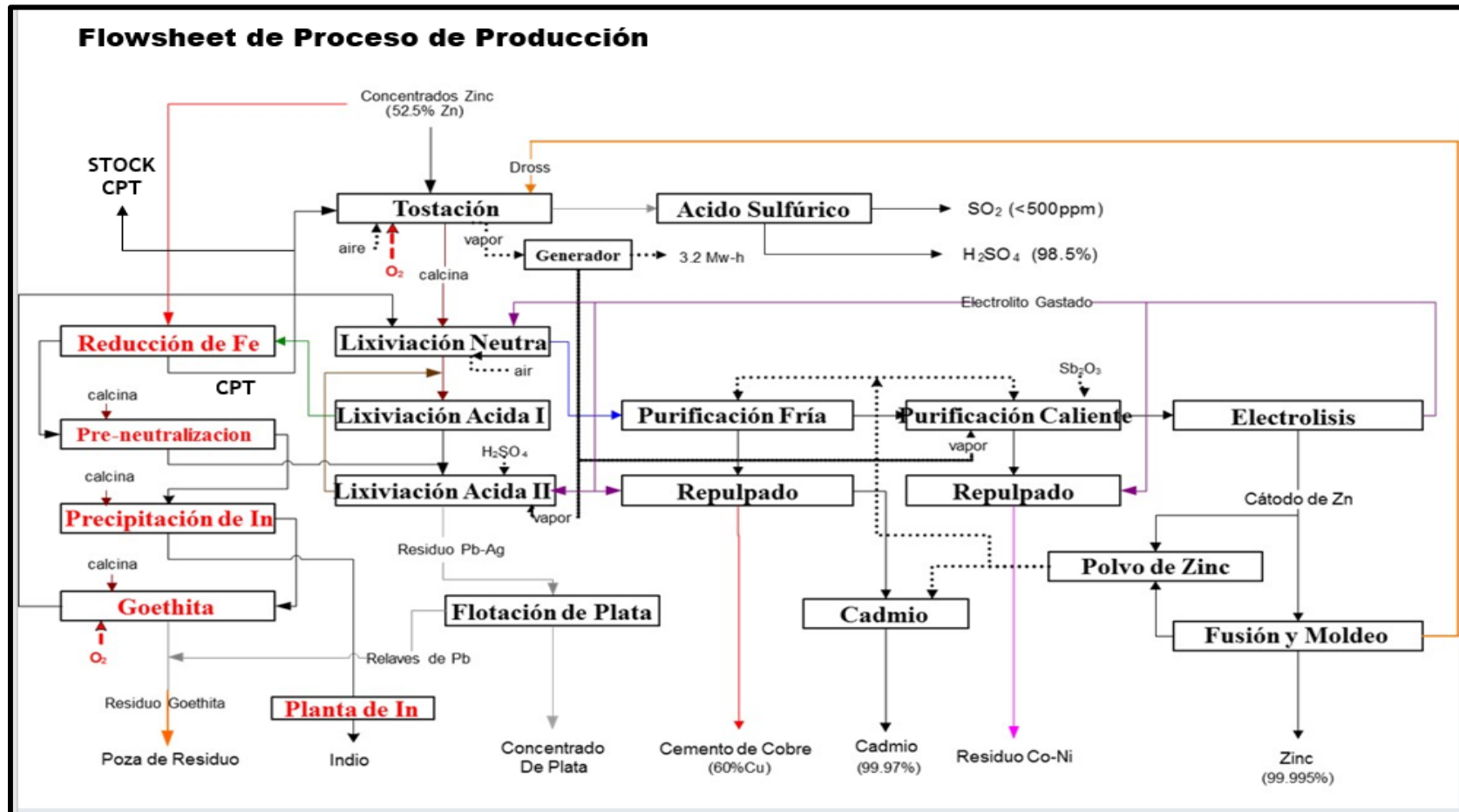


Figura 3.2. Flowsheet de Proceso de Producción de la Refinería de Cajamarquilla

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3. Etapas del Proceso

3.3.1. Concentrados

La refinera trata alrededor de 20 diferentes concentrados de zinc procedentes de unidades/empresas mineras tales como Cerro Lindo, Atacocha, El Porvenir, Huaron, Corona, Simsa, San Valentin, Argentum, Carahuacra, Mahr Tunel, Andaychagua, Quiruvilca entre otros, de los cuales aproximadamente el 60% se transporta por ferrocarril y la diferencia por camión. Todo el concentrado que se recibe es pesado y descargado formando pilas en el almacén que tiene una capacidad de 24,200 t (11 pilas de 2200 t cada una). Las pilas son los lugares de almacenamiento de los concentrados. Dicha zona de almacenamiento y preparación se encuentra cerca al área de Tostación. Utilizando cargadores frontales, se realizará la combinación y mezcla de los concentrados junto con óxido de zinc (dross) recirculante del horno de fusión de cátodos y CPT (Concentrado PreTratado) de la etapa de Reducción Ácida con el objetivo de alcanzar dos parámetros fundamentales: una humedad de 8 a 10% y una ley promedio de Zn > 52%.

Se trabaja con equipos de carguío para el almacenamiento y traslado de este material sólido.

3.3.1.1. Preparación de Concentrado

El proceso actual de tostación requiere de una calidad de concentrado homogénea y que cumpla con los siguientes requerimientos:

Tabla 3.1. Especificación de la mezcla de concentrados para el proceso

Descripción	Límites de Especificación
Fe	< 8.5%
Pb	< 1.0%
Cu	< 1.0%
SiO₂	< 3.0%
Co	< 50 ppm
Hg	< 40 ppm (< 100 ppm desde julio 2016)
H₂O	9.5% - 10.5%
Zn	> 52.0%

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Padrón de Proceso de Tostación.

La mezcla de concentrados que se alimenta al proceso de tostación está conformada por los siguientes materiales:

- Concentrados sulfurados de Zinc
- CPT (Concentrado Pre-Tratado, obtenido de la etapa de Reducción Ácida de Hidrometalurgia)
- Dross (Oxido de Zinc producido en la planta de Fusión y Moldeo)
- Calcina (Reproceso, eventualmente)

La mezcla de concentrados se prepara en función a proporciones dadas en una receta la cual debe cumplir las especificaciones descritas en el Padrón de Procesos de Tostación, ésta preparación se realiza con equipos móviles como cargadores frontales, posteriormente se alimenta hacia un sistema de fajas transportadoras, pasando por una zaranda vibratoria para clasificar el concentrado, de tal forma que la granulometría no exceda los 15 mm y además libre de piezas ferromagnéticas que se presentan eventualmente en el concentrado; finalmente el concentrado se almacena en 3 tolvas de almacenamiento, de capacidad de 180 tmh cada una.

En la parte inferior de cada una de las 3 tolvas de almacenamiento, se encuentran extractores de velocidad variable que permite extraer simultáneamente 3 calidades diferentes de concentrado, el cual se envía hacia la planta de Tostación, donde se almacena en tolvas, previo al ingreso a los hornos.

La planta de tostación está conformada por:

Planta 1:

- Tolva 1: Capacidad de 210 tmh
- Tolva 2: Capacidad de 210 tmh

Planta 2:

- Tolva 1: Capacidad de 250 tmh

A continuación, se muestra en la siguiente figura el diagrama del proceso del área de concentrados.

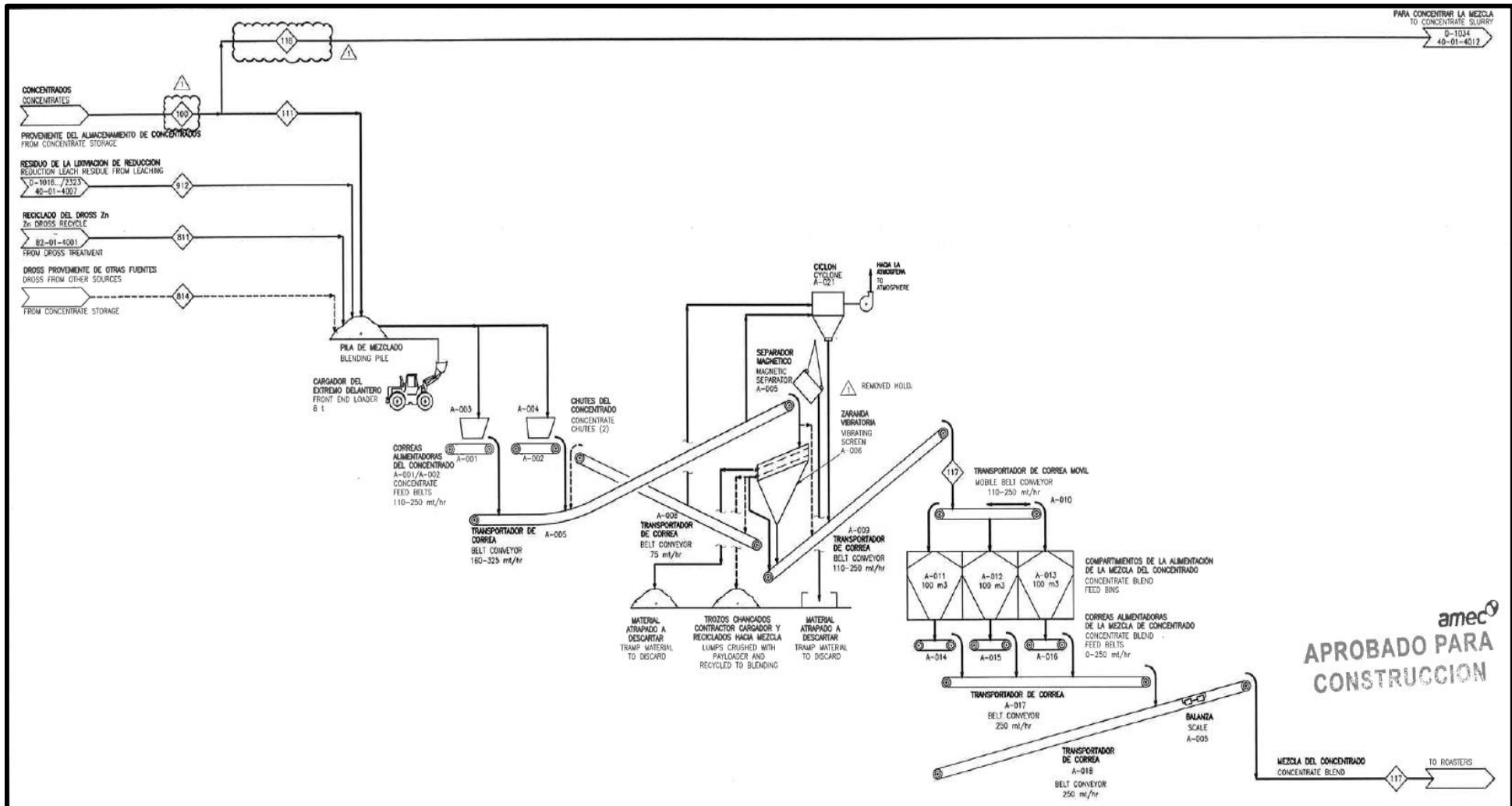


Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso de manipulación de concentrados de la Refinería de Cajamarquilla

Fuente: AMEC, Proyecto 320K Cajamarquilla, Nexa Resources

3.3.2. Tostación

3.3.2.1. Carga del Concentrado

El concentrado de la tolva de almacenamiento pasa por una banda ancha, de caucho, de marcha lenta y se descarga, sobre un plato giratorio. El plato giratorio no representa un órgano dosificador, sino que tiene por objeto distribuir uniformemente del concentrado sobre la cinta lanzadora, así como estrechar la sección transversal del material al ancho necesario de entrada para la cinta lanzadora.

Parte integrante esencial del proceso representa la cinta lanzado, o slinger empleada para la carga del material a continuación del plato giratorio. Permite una distribución muy suave, uniforme y fina, del concentrado que se carga al horno por la abertura de entrada a través de una sección transversal de parrilla relativamente grande. Sobre todo, la fina distribución del material en la superficie del lecho fluidizado impide localmente la formación de sedimentos de material; así como la formación de zonas de gas con diferente concentración de SO₂.

3.3.2.2. Horno Tostador

El horno tostador tiene como objetivos:

- Transformar ZnS (sulfuro de zinc) en ZnO (óxido de zinc).
- El azufre liberado se transforma en SO₂ que posteriormente se transforma en H₂SO₄

Reacción exotérmica en el horno:



Donde Me representa metales como: Zn, Fe, Cu, etc.

La temperatura de operación es una variable muy importante para el control del proceso y para garantizar la calidad de la calcina con respecto al contenido de ferritas (perjudicial para la recuperación de zinc) y la granulometría de la calcina, siendo el valor recomendable de 900 °C a 920 °C.

La tostación del concentrado cargado en el horno se realiza en un lecho fluidizado de granulación fina que se compone ampliamente de material tostado, en particular de ZnO. Por medio del sistema de precalentamiento se ha puesto esta capa a la temperatura de encendido del concentrado. Después de iniciarse la reacción, el cambio intensivo de materia y aire se encarga de mantener el curso de reacción deseado. El aire de combustión se sopla mediante un soplante de gran rendimiento a través de una parrilla de toberas de cerámica; toma al mismo tiempo la función como portadora de aire del lecho fluidizado.

Una variación de la cantidad de aire que lleva es posible dentro de ciertos límites. Los valores límites representan:

- Hacia abajo, la turbulencia homogénea de la capa, para evitar la separación de granulación gruesa.
- Hacia arriba, la disminución acrecentada de la concentración de SO₂ en el gas de tostación y la sobrecarga gaseosa en las partes siguientes de la instalación.

Para eliminar aprox. un 85% del calor de reacción excedente, sirven los elementos de refrigeración incorporados en el lecho fluidizado en forma de superficie de calentamiento por evaporación, los cuales van conectados al circuito La-Mont de la caldera. La temperatura deseada del lecho se mantiene constantemente por inyección de una cantidad reducida de agua. No son necesarias medidas para la regulación de la cantidad de agua de inyección, gracias a la alimentación uniforme de material mediante la banda de descarga de caucho. Por medio del enfriamiento combinado directo/indirecto del lecho fluidizado se consigue la flexibilidad necesaria para el servicio en el tratamiento de concentrado con valor calorífico distinto.

Una parte del concentrado cargado en el horno se aglomera en el lecho fluidizado, y si no se extrajese una cantidad de material correspondiente, habría un aumento continuo de la caída de presión de la capa de fluidización. El material del lecho se retira por el aliviadero del horno (en forma continua).

El horno de tostación posee hacia arriba una ampliación cónica con una parte superior cilíndrica. La así denominada "cámara de combustión posterior agrandada" ha de posibilitar una tostación total, aún de polvos finísimos en suspensión, sin que lleguen a producirse efectos de combustión posterior en la caldera de recuperación térmica.

Actualmente para atender el Ritmo de 330 ktpa de zinc refinado se cuenta con:

Un Horno de lecho fluido de 100 m² de área de parrilla, con inyección de aire enriquecido con oxígeno para un ritmo de alimentación de concentrado de 42 tmh/h (37.8 tms/h), considerando una humedad promedio de 10%.

Un Horno de lecho fluido de 123 m² de área de parrilla, con inyección solo de aire para un ritmo de 52 tmh/h o 46.8 tms/h.

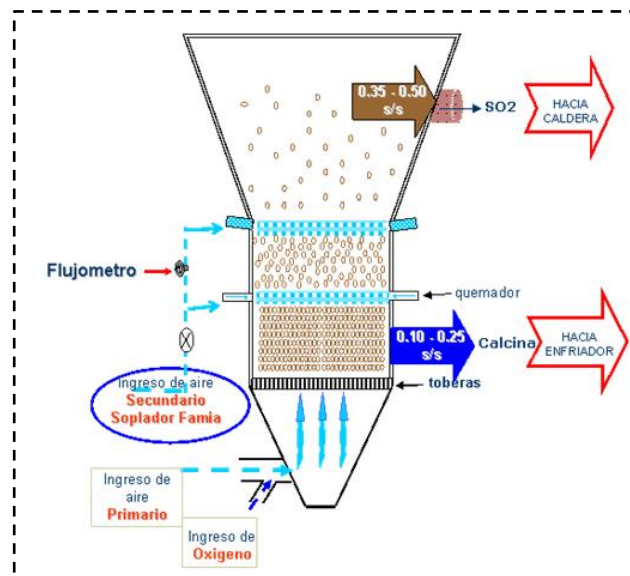


Figura 3.4. Horno Tostador Lurgi de lecho fluidizado

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.2.3. Indicadores de Calidad

Entre los indicadores de calidad de la calcina producida se tienen:

- Mantener una granulometría por encima del 70% en peso la malla menor a 75 μ .
- Mantener un contenido de S/S = menor a 0.32% en el tostador 1 y menor a 0.36% en el tostador 2.
- Mantener un contenido de Fe menor a 8.5%.

3.3.3. Caldera de Recuperación Térmica

Los objetivos de la caldera de recuperación térmica, son:

- Recuperar el calor proveniente del horno de tostado con generación de vapor saturado.

- Recuperar parte de ZnO que acompaña a los gases.

El bloque de la caldera está apoyado dentro de la estructura de construcción de la casa del horno. El bloque de la caldera se compone de: la estructura metálica con la camisa de chapa herméticamente soldada, revestimiento de chamota con aislamiento interior y exterior. Paso del gas horizontal. A la entrada del gas, la cámara "drop-out" (aislado solo con ladrillos refractarios) va instalado el Paquete Cero (Pre- evaporador instalado el 2007 en la ampliación al 160K). Preevaporador, sobrecalentador, re- evaporador. Sobrecalentador y superficie de calentamiento del evaporador están divididos en haces. Dispositivo de limpieza mecánico en los haces para la eliminación de costras de polvo.

La caldera con paso de gas horizontal para un rápido enfriamiento de los gases polvorientos de tostación se encuentra post-conectado al horno. Se trata de una caldera tipo La-Mont para la producción de vapor saturado/sobrecalentado. Las superficies de calentamiento del evaporador y del re- calentador se reúnen en haces, dispuestos en forma colgante. Para la separación preliminar de polvo se encuentra a la entrada de la caldera una cámara "drop-out" con tubos.

En la superficie de calentamiento del evaporador se encuentra igualmente la superficie de enfriamiento incorporada en el horno. Para un funcionamiento seguro de la caldera es necesaria agua de alimentación tratada, la cual se ha de hallar libre de dureza. Para el tratamiento entra en consideración una desrnineralización parcial o total.

El agua tratada contiene aún, sin embargo, oxígeno y CO₂, y por esta razón ha de ser desgasificada antes de su entrada a la caldera. Esto se realiza con vapor reducido que se extrae de una red de baja presión. El desgasificador se encuentra en cima del tanque de almacenamiento de agua de alimentación. El agua desgasificada se presiona en el tambor de caldera por medio de la bomba de alimentación. Desde allí fluye a la bomba de circulación, que conduce el agua de la caldera a los evaporadores conectados paralelamente entre sí. Las toberas La-Mont se encargan de la correspondiente distribución del agua de circulación según el rendimiento del evaporador, en los distribuidores individuales a la entrada del evaporador.

Debido a la absorción de calor se evapora parte del agua en circulación en los tubos y se produce una mezcla de vapor/agua, que es conducida al tambor. En el tambor se

realiza la separación del agua y vapor. El vapor saturado abandona el tambor y al pasar el sobrecalentador, se le pone a la temperatura de vapor caliente exigida.

Un refrigerador incorporado presta su servicio para la regulación de la temperatura en el tambor en unión de una compuerta mezcladora de vapor caliente. Es usual una regulación de temperatura automática. Después de pasar una válvula de sostenimiento de presión, se conduce el vapor caliente producido a la red de fábrica. El agua extraída de la mezcla agua/vapor vuelve a caer a la cámara de agua del tambor y regresa a la bomba de circulación. Para proteger a la caldera de deterioros se mide la cantidad de agua en circulación. Por razones de seguridad el medidor del caudal de circulación posee 2 contactos "Low" (bajo). El contacto 1 reacciona si la cantidad de circulación descende al 80% del valor de régimen y da alarma. El contacto 2 conecta automáticamente la bomba de reserva, si la cantidad de circulación ha descendido al 70% del valor de régimen. La regulación del nivel de agua del tambor se encarga de que, entre la misma cantidad de agua de alimentación fresca, correspondiente a la cantidad de agua evaporada.

El gas de tostación se enfría a la salida de la caldera de recuperación térmica a unos 350°C. Al mismo tiempo se separa en los tubos de la caldera una parte del polvo en suspensión contenido en el gas. Las cantidades de polvo separadas se hacen caer por medio de un dispositivo de limpieza mecánico que se conecta automáticamente en intervalos determinados. Se recomienda inspeccionar a ciertos intervalos, durante el servicio, la tolva de cenizas de la caldera por si se han formado acumulaciones de polvo. Los polvos producidos en la caldera se recogen en un transportador de cadena de artesa que corre a lo largo debajo de la caldera.

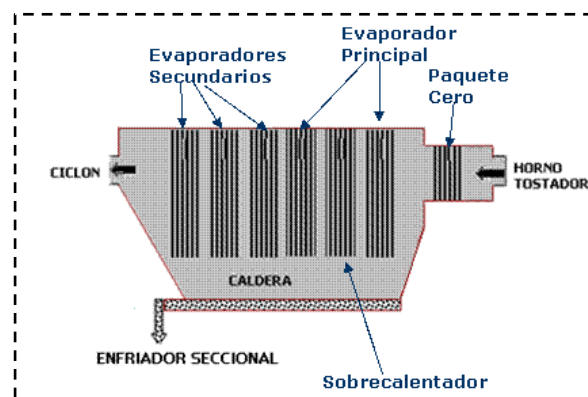


Figura 3.5. Caldera de Recuperación Térmica – LAMONT

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

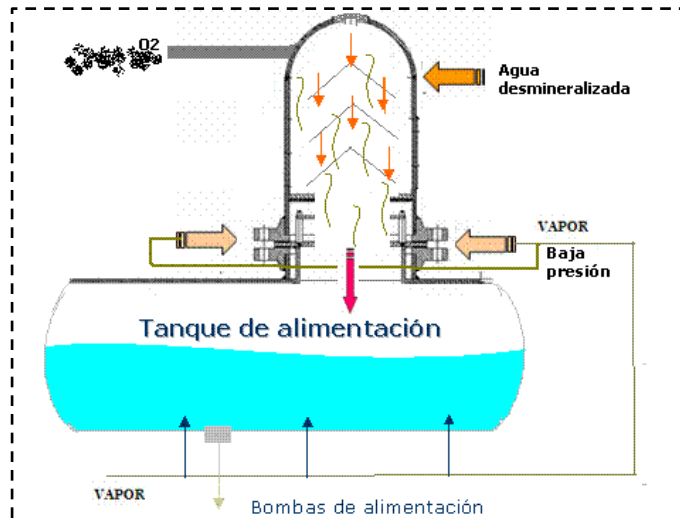


Figura 3.6. Tanque de Alimentación y Desgasificación

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.4. Ciclones

Su objetivo es recuperar los finos de calcina de manera electrostática.

El gas de tostación a depurarse, proveniente de la caldera de recuperación térmica se conduce para su desempolvado preliminar a uno/dos ciclones calorífugos (conectados en paralelo). El gas entra tangencialmente y sale hacia arriba centralmente. El polvo separado cae en la parte inferior del ciclón dispuesta como tolva de polvo cónica y se extrae desde allí en forma continua por medio de una esclusa de rueda circular.

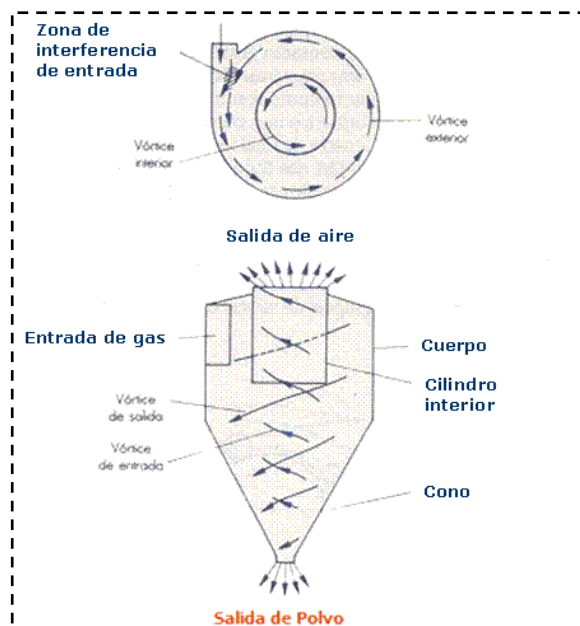


Figura 3.7. Ciclón

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.5. Depuración de gas caliente electrostática

Para el desempolvado de los gases se han previsto de electrofiltros de gas caliente. El equipo interior del filtro se compone principalmente del sistema de ionización y de los electrodos de precipitación. Los electrodos de ionización bajo tensión de 40.000 - 60.000 V de corriente continua (negativa) producen una descarga de corona (Efecto Corona), la cual ioniza el gas. Las partículas de polvo que lleva el gas se cargan por esta razón eléctricamente y se produce una migración de iones a los electrodos de precipitación (positivos) conectados a tierra. El sistema de ionización está sostenido por medio de aisladores de cuarzo colocados y protegidos contra contactos involuntarios en vigas de techo en forma de caja en el techo del filtro. Para evitar una condensación de humedad sobre los aisladores al poner en marcha la instalación, se calientan éstos eléctricamente.

Los electrodos de precipitación están dispuestos en paralelo a la corriente del gas y se componen de una cantidad de tiras, Los extremos inferiores de las tiras de los electrodos están atornillados fijamente por medio de hierros planos dispuestos en paralelo, cuyos extremos van provistos de yunques. Martillos de caída libre van sujetos a un árbol de golpeo situado transversalmente a la corriente de gas; que caen consecutivamente sobre los yunques citados, sacudiendo y limpiando así las tiras correspondientes de los electrodos. El árbol de golpeo es accionado por un motor reductor. De forma parecida se verifica el golpeo de los electrodos de ionización, respectiva mente de los marcos tubulares, a los que están sujetos los electrodos de ionización.

La carcasa del filtro está ejecutada en chapa de acero, soldada herméticamente y obtiene un aislamiento térmico. Para una distribución uniforme de los gases en la sección transversal del filtro, se han dispuesto a la entrada del gas dispositivos guía del mismo. Para evitar incrustaciones de polvo se golpean estos dispositivos igualmente por accionamiento motriz.

El abastecimiento de energía a los electrofiltros con corriente continua de alta tensión se realiza por medio de 2 grupos transformadores/rectificadores, compuestos cada uno de 1 rectificador de semiconductor y de 1 transformador, que están reunidos cada vez en una caldera de aceite común. La conexión de los grupos de alta tensión se ejecuta de tal forma que un grupo alimenta el campo de depuración posterior y el otro el campo de depuración previa. Todos los órganos de regulación y todos los instrumentos de medición necesarios para el mando de las -instalaciones de alta tensión están colocados

en armarios de distribución. La alta tensión se regula automáticamente al valor óptimo posible, quedando así garantizado un funcionamiento óptimo del electrofiltro.

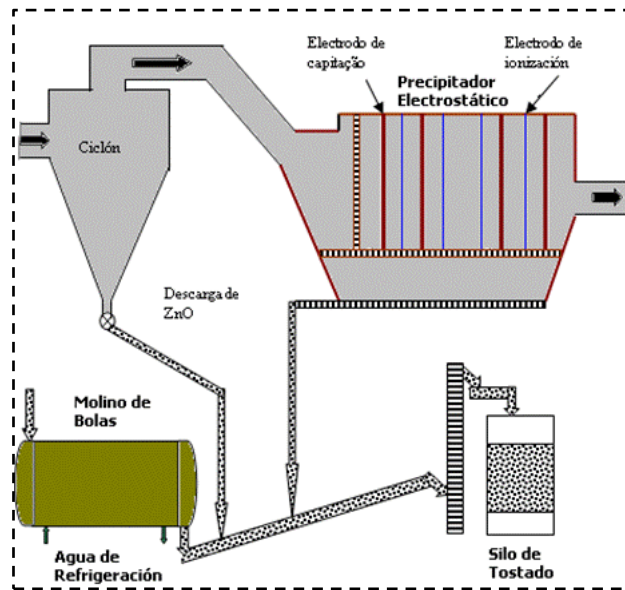


Figura 3.8. Electrofiltros Secos

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

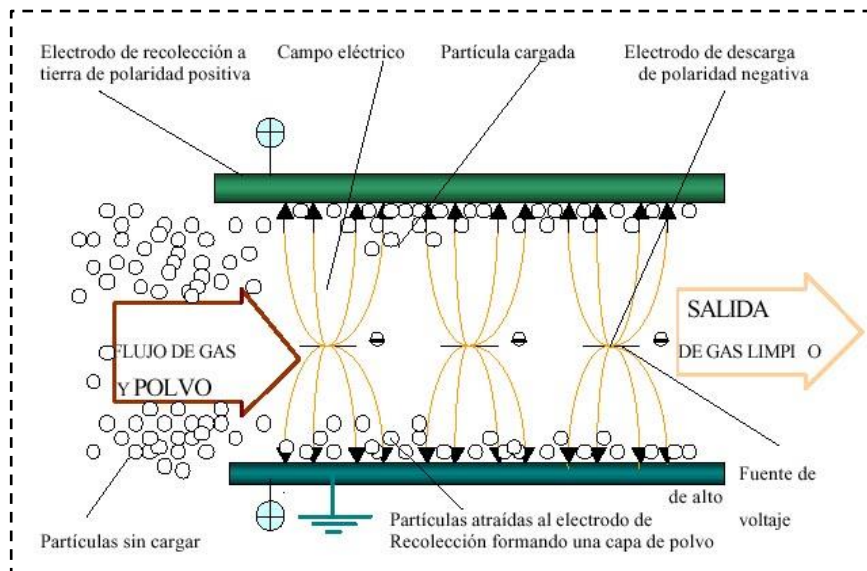


Figura 3.9. Efecto Corona en el precipitador electrostático

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

El efecto corona: es un fenómeno eléctrico que se produce en los conductores de las líneas de alta tensión y se manifiesta en forma de halo luminoso a su alrededor.

3.3.6. Transporte del material de tostación

Mientras que el polvo producido en el ciclón y en la depuración eléctrica de gas se encuentra relativamente frío y con suficiente granulación fina, el material de tostación procedente del horno y de la caldera de recuperación térmica, en cambio, se tiene que enfriar previamente, así como también se tiene que moler a la granulometría exigida para la lixiviación. Por esta razón resulta la siguiente disposición del transporte del material de tostación:

La calcina del horno pasa a un enfriador seccional. Del cierre del gas del transportador de cadena de artesa de la caldera se encarga una esclusa celular. En la descarga del enfriador seccional se espera una temperatura del material de 250 °C como máximo. La calcina previamente enfriada, ingresa a un molino de bolas a través de un transportador de cadena de artesa transversal. Pasado el molino de bolas se descarga al elevador de cangilones y luego a un transportador de cadena para alimentar a un segundo transportador de cadena y de este a un elevador de cangilones y descarga luego al silo de almacenamiento (actualmente se tiene 3 silos de calcina, cada uno con una capacidad de 4000 t). El molino de bolas, la tolva y los dispositivos de transporte se mantienen bajo tiro y se desempolvan por medio de un filtro de mangas.

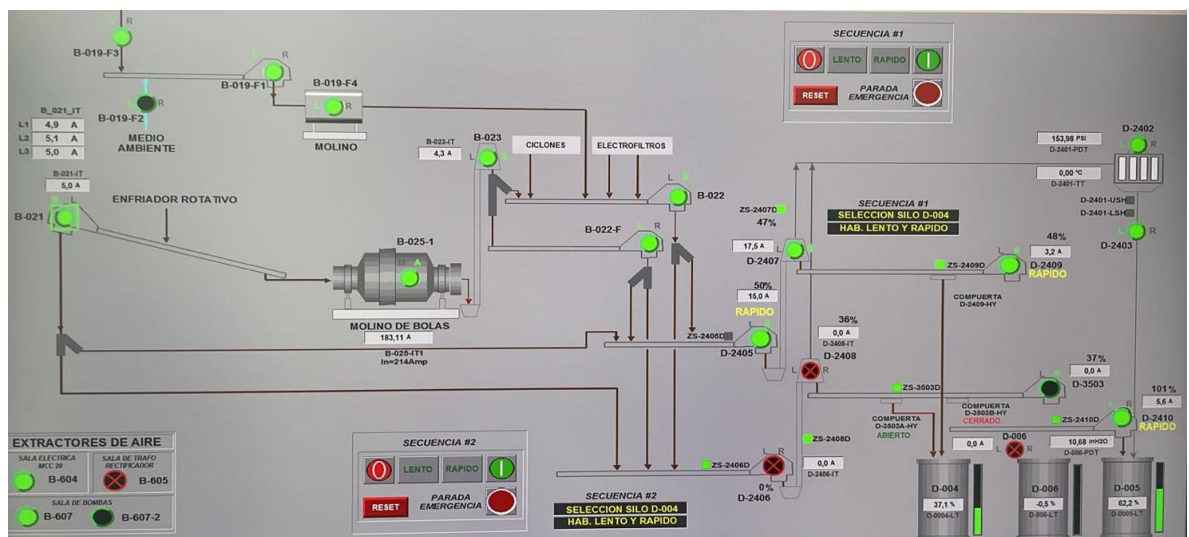


Figura 3.10. Transporte de calcina – Planta 1

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

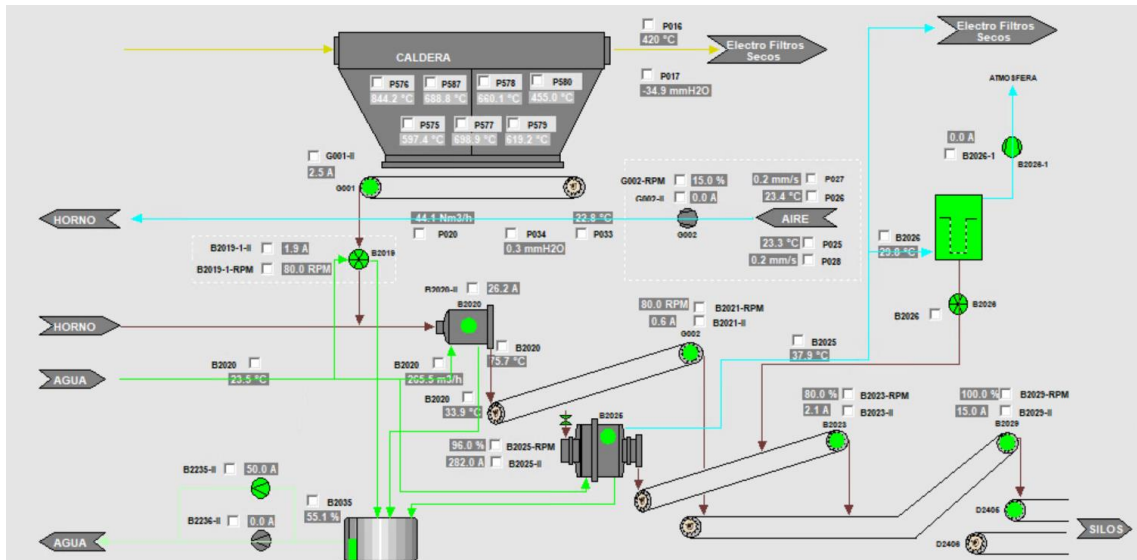


Figura 3.11. Transporte de calcina – Planta 2

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

3.3.7. Molienda de la calcina

Para la molienda de la calcina se tiene:

Para el Horno 1: se hace sólo con la alimentación de la calcina de cama.

Para el Horno 2: se hace a la salida de la cama y parte de los gases de tostación.

Para ambos casos la granulometría de salida del molino es la variable más importante para la calidad de la calcina única, siendo así que si se by pasea el molino, granulometría total cae significativamente.

Una de las variables de control muy importante es la temperatura de operación en el horno, la cual no se debe superar los 920 °C, ya que sobrepasado estos valores es muy difícil mantener valores de granulometría alta, además de incrementar la formación de ferritas para la calcina.

Bajo el proceso actual, Tostacion debe de tener un consumo constante de CPT (Concentrado Pre-tratado en la etapa de reducción acida) de por lo menos 10% en la mezcla de alimentación.

El producto principal de Tostación es el óxido de zinc (o también llamado calcina), el cual es almacenado en los dos silos de 4,000 ton cada uno.

A su vez, la salida de gases del horno contiene niveles muy altos de SO_2 los cuales no pueden ser enviados al ambiente, pues se incumpliría el reglamento de emisiones para este tipo de industrias, el cual es de 1500 ppm de SO_2 .

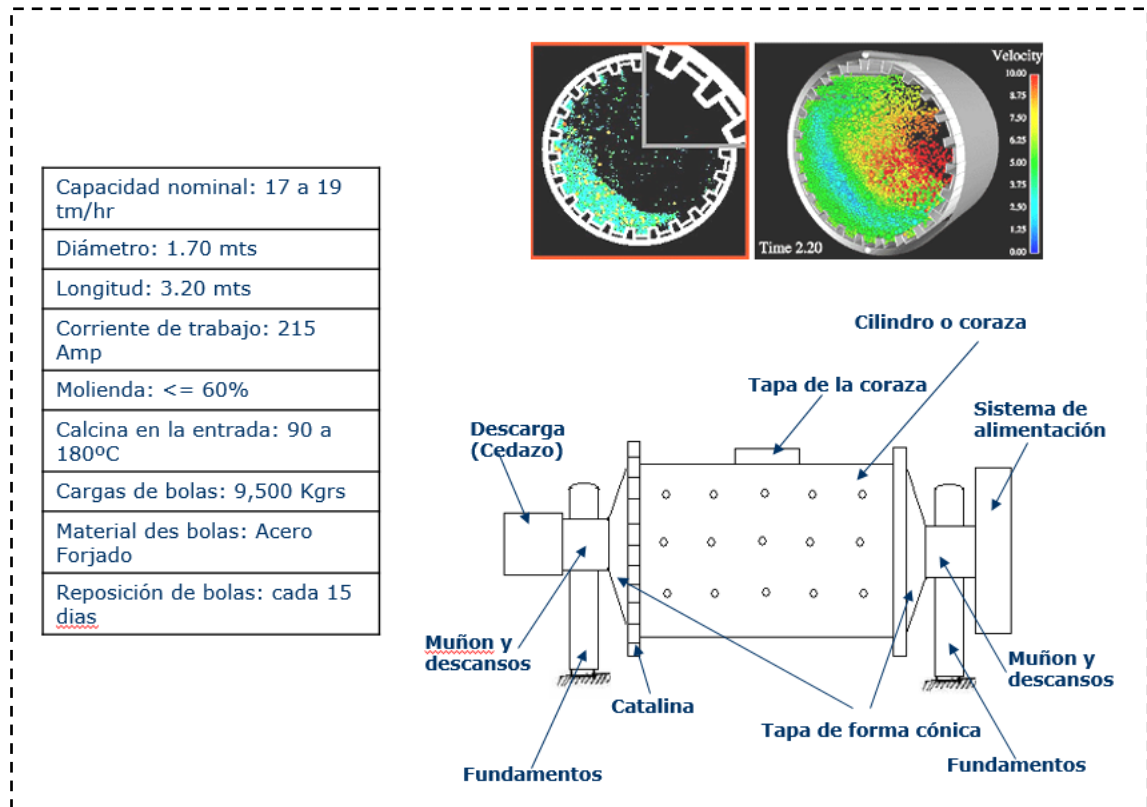


Figura 3.12. Molino de Bolas

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8. Ácido

La función principal de esta planta es la de aprovechar los gases con alto contenido de SO_2 a la salida del horno de tostación para producir el sub-producto ácido sulfúrico al 98.5%.

Actualmente existen dos plantas de ácido sulfúrico para las dos líneas de producción existentes, siendo la última puesta en operación el 2010. Y la operatividad de la planta, como en cualquier otra instalación, depende en gran medida de una práctica operacional apropiada, verificación rutinaria y cuidadosa de las variables de control, inspección regular y mantenimiento preventiva.

La planta de ácido operará en condiciones de auto-termia, es decir sostenible sin calor externo, a una concentración de SO_2 de 6.8% en volumen (en base seco) y un flujo de

gas de entrada al Convertidor de 85,000 Nm³/h en la planta 1 y 114,000 Nm³/h en la planta 2.

En el 2016 - 2017 entran en operación dos proyectos muy importantes que aseguran la sustentabilidad de nuestra refinería en el largo plazo como empresa ambientalmente responsable y financieramente saludable. Se trata de las Plantas de Tratamiento de Gas Residual de las dos plantas de ácido sulfúrico y una Planta de Eliminación (Remoción) de Mercurio de los gases antes de la fabricación del ácido sulfúrico que comercializamos asegurando su calidad respecto a las exigencias del contenido de mercurio con una posición mejor en el mercado. El sistema depurador de gas residual es parte de las plantas de ácido sulfúrico y emplea la tecnología Peracidox patentada por Outotec y es capaz de procesar hasta 114.400 Nm³/h (base seca) de gas procedente de la torre de absorción final de la planta de ácido sulfúrico.

3.3.8.1. Planta 160K (Sección 30)

3.3.8.1.1. Descripción de la instalación de depuración húmeda de gases

A la entrada de la instalación de depuración húmeda, los gases procedentes de la tostación y que están a una temperatura de 350° C contienen polvos, anhídrido sulfúrico, compuestos fluorados, ácido clorhídrico y mercurio.

La depuración húmeda tiene por objeto eliminar aquellas impurezas de los gases y enfriarlos a la temperatura necesaria para el secado posterior.

El circuito de gas de la instalación comprende una torre vacía, una torre de enfriamiento con cuerpos de relleno, electrofiltros húmedos y un "demister".

El circuito del líquido de riego comprende un tanque de bombeo, una torre de desgasificación, un decantador, una fosa de colecta de los efluentes, intercambiadores para el enfriamiento en placas y bombas de agua acidulada.

En la torre vacía los gases se riegan a contracorriente por pulverización fina de una solución de ácido sulfúrico débil, cuya concentración varía en función del SO₂ libre contenido en los gases. El contacto íntimo del gas y de los polvos con el líquido dividido en gotitas finas asegura la fijación de una gran parte de las partículas sólidas y el enfriamiento de los gases por evaporación parcial del agua. Los gases salen de la torre vacía a unos 60° - 62° C.

El líquido de lavado fluye por gravedad fuera de la torre en un tanque de bombeo y recircula en la torre mediante bombas horizontales. Una toma permanente de líquido (conteniendo al menos la cantidad de polvos llevados por los gases) se efectúa antes del tanque de bombeo y es dirigida hacia el decantador donde los polvos sedimentan formando un lodo concentrado.

El líquido clarificado rebosando del decantador retorna en el tanque de bombeo.

El techo de la torre vacía se enfría por circulación exterior de agua que luego se envía a la torre de enfriamiento.

Después de pasar en la torre vacía, los gases sulfurosos se dirigen hacia la parte inferior de la torre refrigerante donde también se riegan a contracorriente por pulverización fina de solución de ácido sulfúrico débil. Esta torre se guarnece con cuerpos de relleno tipo "sillas Intalox" destinados a aumentar la superficie de contacto entre gases y solución de ácido, asegurando así un buen enfriamiento y lavado de los gases. El flúor presente en los gases se fija sobre los cuerpos de relleno en arenisca y los corroe muy lentamente. Al enfriarse, los gases condensan una cantidad de agua superior a la evaporada a la torre vacía. Se manda el rebose de la torre de enfriamiento hacia el tanque de bombeo de la torre vacía.

Continuamente se recircula la solución de ácido de riego en la torre por medio de dos bombas centrífugas horizontales y se la enfría por pasaje en refrigerantes o enfriadores de placas Alfa Laval.

Luego, los gases lavados y enfriados a unos 35° C atraviesan un grupo de filtros electrostáticos fríos en los cuales las finas gotitas de ácido sulfúrico y los polvos residuales se eliminan por pasaje del flujo gaseoso en un campo electrostático creado por corriente continua de alto voltaje. Los condensados fluyen continuamente hacia el tanque de bombeo de la torre vacía.

Finalmente, los gases que salen de los electrofiltros atraviesan un "demister" destinado a captar las últimas gotas del líquido recogido. A la salida de este, los gases aparecen claros a la vista y listos para ser tratados en la instalación de contacto.

El circuito de las aguas de lavado presenta un balance de agua excedente, constituido por el agua condensada durante el enfriamiento de los gases, por el agua de enfriamiento del techo de la torre vacía y por el agua inyectada a las empaquetaduras mecánicas y a las juntas de agua. Esta agua excedente, saturada en SO₂, deja el circuito por el rebosadero del tanque de bombeo y se desgasifica en la torre 108 por

corriente de aire fresco aspirada gracias a la depresión existente a la entrada de los electrofiltros antes de llegar a la fosa de colecta de los efluentes.

3.3.8.1.2. Descripción de equipos

3.3.8.1.2.1. Torre de vacío

La torre de vacío es una estructura vacía en láminas de plomo laminado, sostenida por una estructura metálica. El fondo y la pared de la torre están revestidos de ladrillos antiácidos y de ladrillos en carbono. Los ladrillos de carbono resisten muy bien al ataque del flúor.

El techo no enladrillado de las torres se enfría por riego exterior al agua, a fin de proteger el plomo. Se envía a continuación el agua de riego hacia la torre de enfriamiento.

Se efectúa el riego interior mediante dos tubos de riegos independientes provistos de pulverizadores en polipropileno cada uno alimentado por una bomba, flujo: 240 m³/h.

A fin de proteger el plomo, se instala en la torre vacía un tercer tubo de riego constituyendo un riego independiente de socorro el cual funciona cuando la temperatura de salida de los gases excede la consigna de seguridad indicada (set point).

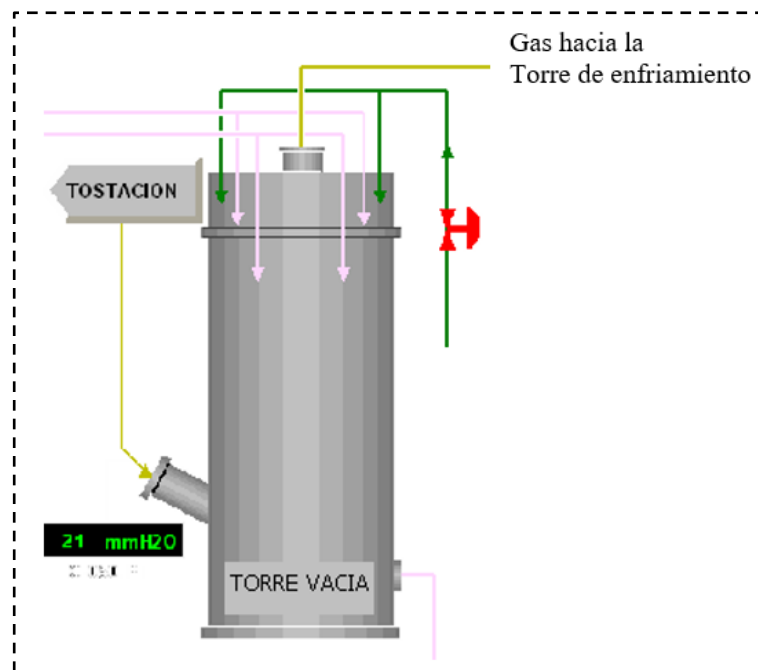


Figura 3.13. Torre de Vacío

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.2.2. Torre de enfriamiento

La torre de enfriamiento es de la misma construcción que la torre vacía, pero ella contiene además cuerpos de relleno sostenidos por una reja asentada sobre pilares de sostén.

La parte inferior de la torre sirve de tanque de circulación para el circuito de riego.

El relleno está constituido sucesivamente de:

- Dos camas de anillos en carbono duro, tamaño 150 x 120 x 60.
- Una cama de anillos en carbono duro, tamaño 80 x 60 x 60.
- Un apilado de 4,5 m de alto compuesto de rellenos tipo "sillas intalox 3" en arenisca, dispuestos en desorden.

Se construyen la reja y los pilares de sostén con ladrillos en carbono.

La parte superior de la torre se equipa de dos tubos de riego, cada uno llevando nueve pulverizadores en polipropileno.

Cada tubo de riego se alimenta independientemente por bomba resistente a los ácidos, flujo 210 m /h.

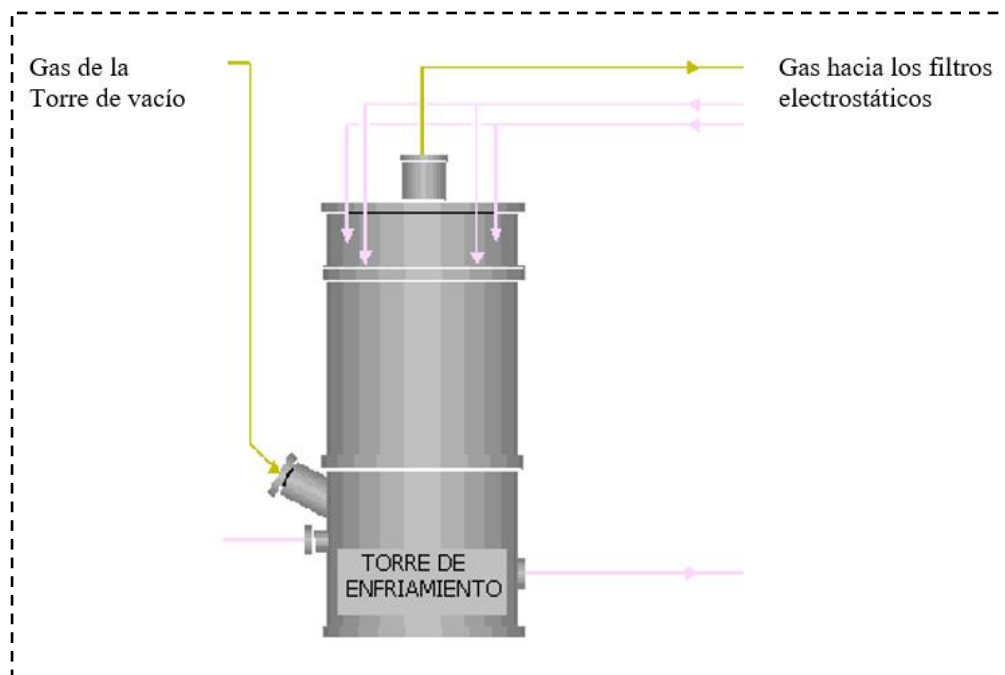


Figura 3.14. Torre de Enfriamiento

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.2.3. El Tanque de Bombeo

El tanque de bombeo se compone de una estructura en plomo laminado, sostenido por una estructura metálica, capacidad: 3,5 m.

3.3.8.1.2.4. El Decantador

El decantador es de la misma construcción que el tanque de bombeo, diámetro interior: 5.7 m.

3.3.8.1.2.5. La Torre de Desgasificación del SO₂

La torre de desgasificación del SO₂ es de la misma construcción que el tanque de bombeo. Altura cilíndrica: 2.4 m; diámetro: 1.2 m.

La torre se rellena a 1.42 m con anillos alveolados PALL en polipropileno, tamaño: 35 x 35 x 1.5 sobre una chapa perforada en polipropileno. Se colocan las tres primeras camas de anillos, el resto se echa en desorden.

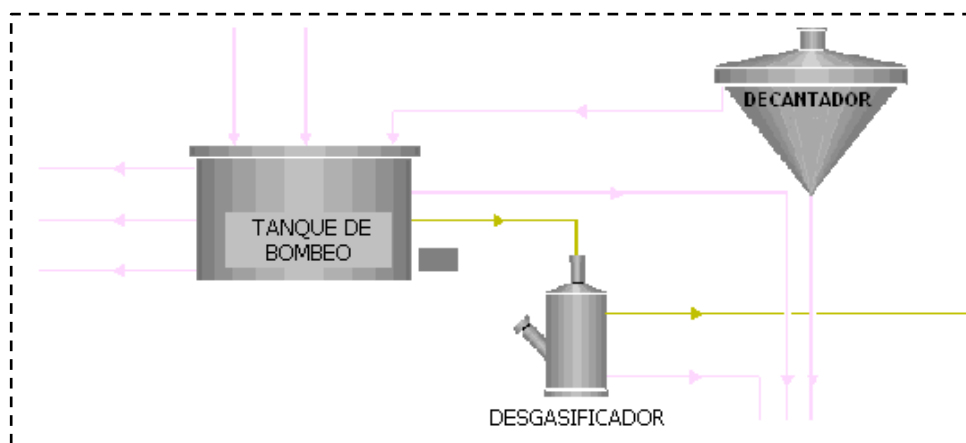


Figura 3.15. Tanque de Bombeo, Decantador y Desgasificador

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.2.6. Las Bombas de Acido Débil

Las bombas utilizadas son centrífugas, horizontales y construidas por WERNERT. Todas las partes en contacto con el fluido son en polietileno de peso molecular elevado, resistiendo muy bien a la corrosión y a la abrasión.

Cada bomba se dota con un sistema de inyección continuo de agua limpia que penetra en el fluido bombeado.

3.3.8.1.2.7. Electrofiltros Húmedos

La instalación de depuración de los gases dispone de cuatro electrofiltros dispuestos en paralelo. Cada electrofiltro se compone de un cajón de entrada inferior y de un cajón de salida superior, reunidos por un haz tubular comprendiendo 132 tubos en plomo de 244 mm de diámetro interior y 4.57 m de longitud.

Los cajones se componen de una estructura en acero revestida en el interior de plomo laminado. Todas las piezas en contacto con los gases se revisten de plomo.

En el centro de cada tubo se dispone un electrodo emisor en hilo de acero inoxidable "Uranus B.6" de 2-5 mm de diámetro, fijando en un marco portante colocado en el cajón superior y tendido por un contrapeso en plomo.

Un marco guía colocado en el cajón inferior mantiene los electrodos en el centro de los tubos.

Los aisladores del marco portante y del marco de guía, así como el aislador superior sirviendo a la alimentación de alta tensión están encerrados en cajones en chapa para evitar todo contacto accidental y todos se calientan a fin de evitar la humedad.

Cada electrofiltro se equipa de su propio grupo transfo-rectificador suministrando la alta tensión continua requerida. Esta se regula automáticamente al valor máximo posible.

En servicio, cada electrofiltro puede aislarse del circuito de los gases gracias a una junta hidráulica, al lado de entrada y a una válvula mariposa, al lado de la salida. La puesta fuera de servicio de un electrofiltro se hace sin perturbar ni la marcha de la instalación ni la calidad del desnieblado.

Cada electrofiltro dispone además de un dispositivo de lavado comprendiendo un tubo interior de riego llevando 17 pulverizadores de chorro de agua.

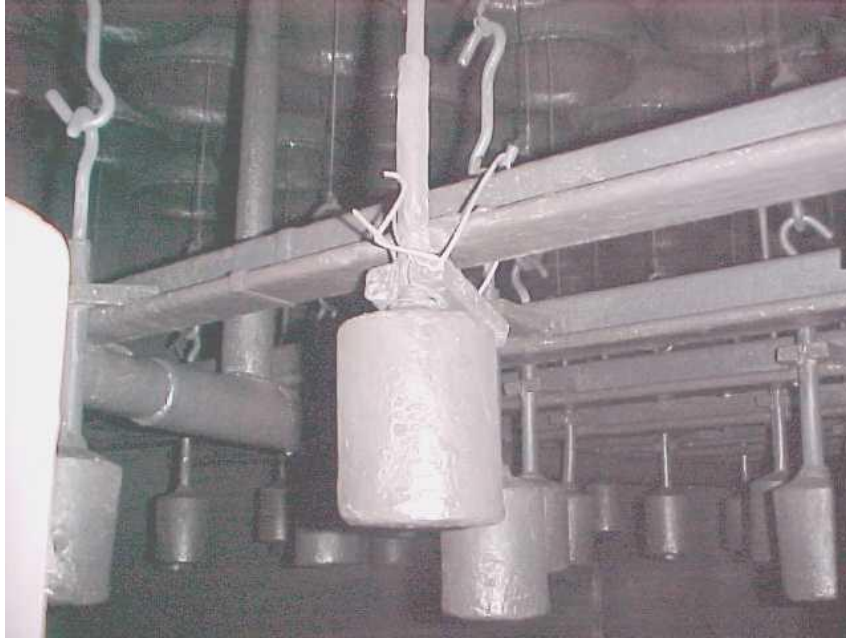


Figura 3.16. Electrofiltro

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.2.8. El Demister

El "demister" se compone de una estructura en acero revestida de laminado. Contiene en su parte superior una junta hidráulica de seguridad con contrapeso, a fin de proteger los equipos en plomo de la instalación de depuración contra una depresión demasiado fuerte.

3.3.8.1.3. Descripción de la instalación de secado, de catálisis y de absorción

Las partes esenciales de esta instalación son:

- Una torre de secado permitiendo la eliminación de la humedad en los gases.
- Sopladores centrífugos.
- Intercambiadores gas-gas.
- Una torre de catálisis efectuando la oxidación del SO_2 en SO_3 .
- Dos torres de absorción en las cuales se absorbe el gas SO_3 .
- Un grupo de calentamiento (Horno Pillard ò Puesta en Marcha) cuya función, cuando se pone en marcha tras una parada prolongada, es llevar la masa catalítica a una temperatura permitiendo el comienzo de la oxidación del SO_2 .

Antes de abordar la descripción de la instalación y de los equipos varios, vamos a estudiar las operaciones de secado, de catálisis y de absorción:

Catálisis:

La oxidación del anhídrido sulfuroso en anhídrido sulfúrico es una reacción reversible de catálisis heterogénea:



La reacción haciéndose con contracción de volumen, un aumento de presión desplaza el equilibrio en el sentido de una formación de SO_3 . En la industria no se explota el efecto de la presión, pues no solo es necesario comprimir los reactivos SO_2 y O_2 , sino también la enorme cantidad de nitrógeno que los acompaña (85% del volumen total).

La reacción siendo exotérmica, una baja de temperatura favorece la formación de SO_3 , pero disminuye desde luego la velocidad de reacción.

Bajo un cierto umbral de temperatura propio de cada catalizador (unos 20°C), la reacción catalítica no se inicia.

Como para toda reacción química, un aumento de temperatura hace crecer la velocidad de reacción. Sin embargo, a partir de una cierta temperatura, la velocidad de disociación del SO_2 aumenta más rápidamente que la de la reacción de formación y la conversión disminuye.

Así, pues, es necesario a cierto momento enfriar los gases, si se quiere que la reacción de formación del SO_3 siga progresando.

En la fabricación industrial se saca el mejor partido posible de estas constataciones al realizar la operación de catálisis en varias etapas sucesivas entre las cuales los gases se enfrían a una temperatura favoreciendo la formación del SO_3 .

El proceso de doble catálisis doble absorción permite terminar casi totalmente la reacción al realizar una absorción intermediaria del SO_3 producido después de una primera fase catalítica, donde más del 90% de la cantidad de SO_2 presente ha reaccionado.

Una concentración en oxígeno superior a la relación estequiométrica favorece la formación de SO_3 . El valor óptimo de la relación de concentración O_2/SO_2 para una instalación de doble catálisis doble absorción es de 1.2.

Absorción

La afinidad del gas SO_3 para el agua es muy grande, la absorción de SO_3 por el agua debería en principio ser muy rápida y muy completa.

En realidad, el SO_3 presenta también una afinidad no despreciable para el vapor de agua y hay formación de neblina de ácido, cuya coalescencia es lenta y difícil. Por esta razón, uno está obligado de absorber el SO_3 por ácido sulfúrico concentrado presentando al mismo tiempo una tensión débil de vapor de agua y de SO_3 . El ácido a 98.3% responde lo mejor a esas condiciones, ya que corresponde al punto de ebullición máximo del ácido.

Más allá de esa concentración, la tensión del SO_3 , vapor crece y se observa la presencia de SO_3 , en los gases evacuados por la chimenea. En cambio, de este lado de 98.3% hay formación de neblinas de ácido no-absorbibles que se escapan por la chimenea.

La concentración generalmente utilizada es de 98.5%. La temperatura óptima para el ácido es del orden de 80° C.

La reacción de absorción siendo exotérmica, es necesario enfriar el ácido circulante tras haber reducido su título a 98.5%.

Secado

El secado de los gases responde a cuatro necesidades:

- Evitar las corrosiones tanto por el anhídrido sulfuroso húmedo antes de conversión, como por el anhídrido sulfúrico después de conversión;
- Impedir la dilución de los ácidos durante la absorción;
- Proteger el catalizador evitando la obstrucción por condensación de ácido sulfúrico durante paradas;
- Evitar las pérdidas al final (en cola) por formación de neblina sulfúrica (contaminación).

Se obtiene el secado por lavado de los gases en el ácido sulfúrico concentrado (95% peso) cuya avidez por el agua es bien conocida.

La absorción del agua causa una dilución del ácido sulfúrico secante, lo que obliga provocar un intercambio continuo de ácido entre la torre de secado y la torre de absorción intermediaria que contiene ácido sulfúrico de alta concentración.

El agua captada a la torre de secado se usa pues como agua de combinación en la torre de absorción intermediaria. Sin embargo, la cantidad de agua contenida en los gases antes de secado debe ser inferior a la cantidad necesaria para formar con el anhídrido sulfúrico recogido en la torre, el ácido de producción a la concentración deseada. Pues bien, esto supone, para gases de concentración en SO₂ fijada, un límite superior de temperatura. Esto pues, pone en evidencia la necesidad del enfriamiento de los gases operado durante la depuración.

Como la dilución es exotérmica, es necesario proceder al enfriamiento del ácido secante.

Los parámetros adoptados para el secado de los gases son:

- Concentración del ácido: 95% peso.
- Temperatura del ácido: 50° C.
- Temperatura de los gases a la entrada de la torre de secado: 35° C.

3.3.8.1.4. Descripción del proceso doble catálisis doble absorción RALPH PARSONS

Descripción del circuito recorrido por los gases

Antes de penetrar en la torre de secado, se diluyen los gases procedentes de la instalación de depuración por medio de aire previamente filtrado a fin de ajustar la relación de las concentraciones O₂/SO₂ al valor 1.0 a 1.2.

Luego, dos sopladores situados más abajo de esta torre proporcionan a los gases secados la presión requerida para dominar las pérdidas de carga de la instalación.

Tras los ventiladores, se recalientan los gases en los intercambiadores (frio), y en el intercambiador caliente, antes de abordar la torre de catálisis a la temperatura de 410°C a 420° C.

A la salida de la primera cama del catalizador, los gases alcanzan una temperatura de 590°C a 600°C, y pasan por la carcasa del intercambiador caliente, y dirigirse a la entrada de la segunda cama o paso a una temperatura de 420°C.

A la salida de la segunda cama, la temperatura se incrementa llegando de 465°C a 480°C los gases se dirigen hacia los tubos del intercambiador intermedio (recalentamiento), y de aquí los gases ingresan a la tercera cama a una temperatura entre 415 a 425°C.

A la salida de la tercera cama, los gases alcanzan una temperatura de 450° a 460°C, y antes de ingresar a la torre de absorción intermedia ingresan a los tubos del enfriador de SO₃ intermedio, donde son enfriados a 220°C a 230°C. Entonces los gases penetran en la torre de absorción intermedia en la cual el gas SO₂ formado en las tres primeras camas (aproximadamente el 95% del SO₂ entrando en catálisis) es captado por el ácido sulfúrico concentrado.

Los gases salen de la torre de absorción intermedia a 80° C y son recalentados en el intercambiador frio recalentado (ingresando por la carcasa), y de aquí salen e ingresan a la carcasa del intercambiador intermedio recalentado 603, y luego ingresan a la entrada de la cuarta cama a una temperatura entre 410°C a 416°C.

Después de una transformación casi total del SO₂ restante en el SO₃ en la última cama del catalizador, se enfrían de nuevo los gases entre 190°C a 215°C C por pasaje en el intercambiador frio antes de ingresar en la torre de absorción final.

Antes del 2016, se evacuaba a la atmósfera, los gases residuales casi libres de SO₂ por un largo conducto de concreto o chimenea final, sin embargo, desde la instalación de la planta de lavador de gases, las emisiones de SO₂ se evacua por la chimenea de los lavadores a un máximo de 100 ppm al día.

Características del proceso R. PARSONS

En el proceso R. PARSONS, la primera fase de catálisis es autónoma en el sentido térmico; se recalienta el gas SO₂ fresco llegando al cajón de catálisis por aportaciones de calor procedentes únicamente de la primera fase catalítica. Esa disposición asegura a la unidad una gran estabilidad de marcha comparable a la de la unidad de simple catálisis.

El recalentamiento de los gases después de la absorción Intermedia y antes de la segunda fase catalítica se opera por pasaje en los intercambiadores.

Descripción del circuito de los ácidos

En la torre de secado, el ácido a 95% circula en circuito cerrado, impulsado por una bomba que lo envía hacia el sistema de distribución instalado encima de la torre, vía un intercambiador tubular de pasivación anódica, que lo enfría a unos 50° C. Sobre este circuito, una derivación instalada antes del intercambiador permite enviar el ácido a 95% hacia la parte baja de la primera torre de absorción. Como señalado anteriormente, esa aportación a la torre de absorción permite transferir allí el agua sacada de los gases a la torre de secado y evitar el desbordamiento del tanque de circulación de ésta.

Además, para mantener la concentración del ácido de la torre de secado a 95%, se transfiere allí cierta cantidad de ácido, tomado del circuito de circulación de la primera torre de absorción.

La bomba 154 envía en frente (en cabeza) de la primera torre de absorción el ácido a 98,5% pasando a través de un intercambiador tubular de pasivación anódica donde su temperatura baja hasta unos 80° C.

Asimismo, la bomba 159 asegura la circulación del ácido de riego de la segunda torre de absorción y el intercambiador, su enfriamiento a 80° C.

El ajuste de título de los ácidos de circulación de las torres de absorción se hace automáticamente por adición de agua de proceso.

Se toma el ácido producido a la segunda torre de absorción por regulación de nivel de la cuba de circulación, a la salida del refrigerante 17 y se lo envía a la primera torre de absorción.

Por un sistema semejante de regulación, se toma la producción total de ácido a la salida del refrigerante 167 y se envía hacia el refrigerante de producción 173 donde se baja la temperatura del ácido a 40°C.

A continuación, el ácido fluye hasta la cuba de producción 156 donde se bombea hacia uno de los 4 tanques de almacenaje por medio de la bomba 157.

3.3.8.1.5. Descripción de los equipos para los circuitos ácidos

3.3.8.1.5.1. Las torres de ácido

Las torres de secado y de absorción intermedia y final son de construcción similar.

Las torres se componen de una estructura cilíndrica en acero de 5.5 m de diámetro y 10.5 m de alto con fondo soldado y cajón cónico de acero inoxidable para alojar los tarros "demister".

Las torres encierran cuerpos de relleno soportados por una reja autoportante y componiéndose en sucesión de:

- Una cama de anillos alveolados de 150 x 150 x 15 mm.
- Un apilado de 3 m de alto de cuerpos de relleno tipo "sillas intalox 3"
- Un apilado de cuerpos de relleno de 1 m de alto tipo "sillas intalox 2"

La reja autoportante y los cuerpos de relleno son en material -antiácido.

Las torres se guarnecen con revestimiento de ladrillos antiácidos de dos espesores de respectivamente 30 mm y 100 mm encima de la reja autoportante y de 3 espesores de 65 mm debajo de esta reja. Se realizará el enladrillado del fondo de las torres de manera a darles un fondo abombado.

Además, se reviste con lámina de Rhepanol de 1.5 mm de espesor, las paredes de la torre de secado debajo de la reja autoportante y en el conducto de entrada de los gases, para asegurar su protección contra infiltraciones de ácido a través del enladrillado no se utiliza el Rhepanol al nivel de las torres de absorción, puesto que esta materia se carboniza a temperaturas superiores a 85° C.

La repartición uniforme del ácido de riego sobre la sección de las torres se opera en cada torre a partir de cuatro artesas en hierro fundido, dispuestas paralelamente y apoyándose sobre una corona de ladrillos. Cada artesa se alimenta por un tubo de alimentación. Las artesas forman cubas de nivel constante y alimentan un gran número de conductos en hierro fundido (canalones), los cuales distribuyen el ácido sulfúrico en un gran número de puntos repartidos juiciosamente sobre la sección de la torre.

Cada torre tiene un tanque cilíndrico de bombeo en acero con paredes laterales revestidas de 2 espesores de ladrillos antiácidos de 30 mm y 65 mm y con fondo de 3 espesores de ladrillos de 65 mm. Los fondos enladrillados de los tanques son abombados. Se reviste también la pared del tanque de la torre de secado con una lámina de Rhepanol. El diámetro de estructura de los tanques es de 2.6 m. Para la torre de absorción intermedia, esta altura ha sido llevada a 2.8 m.

3.3.8.1.5.2. Los Tarros "Demister"

El "demister" de la torre de secado se compone de 6 módulos en forma de paralelepípedo, verticales, conteniendo cada uno elementos BRINK tipo SC de forma rectangular ensamblados por un soporte en acero inoxidable.

Se empernan los módulos sobre una placa tubular soporte. El "demister" tiene una eficiencia de 100% para las partículas de dimensiones superiores a 3 micrones y de 15 a 30% para las partículas inferiores a 3 micrones.

Después de la ampliación del 160K, se han cambiado de diseño los filtros demister, por dos capas de filtros en la torre de secado. Una primera capa de 10 filtros tipo coalescer, y una segunda capa de 20 unidades de filtros tipo Mesh Pad.

Los "demister" de las torres de absorción intermedia y final están constituidos respectivamente de 5 y 6 elementos BRINK tipo HP de forma cilíndrica empernados sobre una placa tubular. Ambos "demister" tienen una eficiencia de 100% para las partículas encima de 3 micrones, de 95 a 99% para las partículas comprendidas entre 3 y 1 micrón y de 70 hasta 95% para las partículas comprendidas entre 1 y 0,5 micrones. Los elementos BRINK de tipo SC y HP están constituidos de un medio filtrante en fibra de vidrio puesto en una estructura metálica en acero inoxidable.

Los "demister" se alojan en cajones en acero inoxidable.

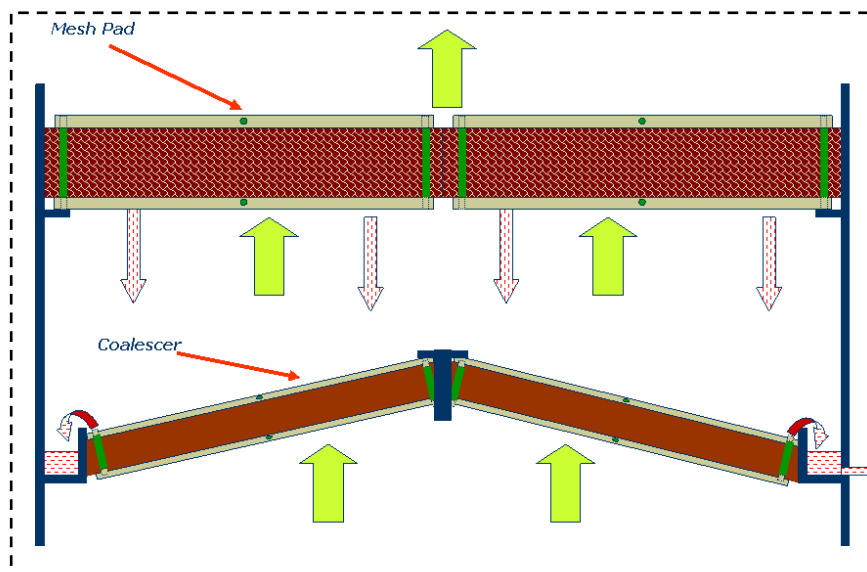


Figura 3.17. Capas de filtro demister

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.5.3. Las bombas de ácido

Las bombas de ácido y la bomba de expedición incluida, son de tipo monocelular, vertical, centrífugo y sumergido.

En el cuerpo, el eje gira en soportes de cojinetes lubricados por el líquido bombeado.

- Caudal de la bomba de la torre de secado: 440 m³/h.
- Caudal de la bomba de la torre de absorción intermediaria: 490 m³/h.
- Caudal de la bomba de la torre de absorción final: 440 m³/h.
- Caudal de la bomba de la cuba de producción: 20 m³/h.

3.3.8.1.5.4. Los Refrigerantes con haz tubular

Los 4 refrigerantes destinados a enfriar el ácido circulando en las torres y el ácido de producción, son intercambiadores tubulares de un paso, en acero inoxidable, en los cuales el agua de enfriamiento circula al interior de tubos y el ácido en el casco o carcaza ("shell").

Se instalan los intercambiadores en paralelo sobre el circuito de agua de enfriamiento.

Se someten a la pasivación anódica todas las superficies metálicas de los intercambiadores en contacto con el ácido.

Se efectúa y controla esta operación por medio de un sistema electrónico ANOTROL suministrado con cada intercambiador.

Las superficies de intercambios de los intercambiadores son:

- Para la torre de secado: 157.9 m²
- Para la torre de absorción intermediaria: 155.7 m²
- Para la torre de absorción final: 67.8 m²
- Para el ácido de producción: 21 m²

3.3.8.1.5.5. Las tuberías de ácido

Las tuberías de conducción del ácido son de hierro fundido dúctil antiácido, excepto la tubería de expedición del ácido de producción hacia el almacenaje, que es de acero al carbono.

3.3.8.1.5.6. Las válvulas de ácido

Las válvulas manuales de ácido caliente (temperatura superior a 40° C) tienen un cuerpo en materia 1.413% (hierro fundido conteniendo 30% de Cr y 2% de Mo), una varilla en acero inoxidable 1.4577 (25% de Cr - 1% de Mo y 25% de Ni) y una empaquetadura en PTFE.

Las válvulas manuales de ácido frío tienen un cuerpo en hierro fundido GG25, una varilla en acero inoxidable 316 y una empaquetadura en PTFE.

Las válvulas automáticas son de marca RHONA con cuerpo en hierro fundido y empaquetadura en teflón.

Las válvulas mariposa de derivación (by-pass) de los intercambiadores "chemetícs" tienen un cuerpo en hierro fundido dúctil guarnecido de una camisa en PTFE. El conjunto disco-varilla es de duramet 20.

3.3.8.1.5.7. Las tuberías y válvulas de agua desmineralizada

Las tuberías de adición de agua a las torres de ácido son de acero inoxidable. Los tubos de inyección de agua hundidos en las torres son de acero revestido de PTFE. Las válvulas expuestas al retorno de los vapores ácidos son idénticas a las válvulas de ácido caliente; las demás son de acero inoxidable.

3.3.8.1.5.8. Las tuberías de agua de circuito de enfriamiento

Todas estas tuberías son de acero ordinario.

3.3.8.1.6. Descripción de los equipos del circuito de los gases

3.3.8.1.6.1. El filtro de aire (válvula "W")

El filtro de aire comprende un cajón con tres celdas aislables independientemente y una vaina colectora para el aire depurado.

El filtro de aire está sobre una plataforma situada encima del suelo; la toma de aire se hace por el fondo de cada celda a través de un enrejado de protección en acero inoxidable.

Cada celda contiene 16 filtros insertados en guías transversales.

La superficie total de filtración es de 17.85m². El medio filtrante es de fibras poliéster calibradas, interconectadas con resinas inalterables. El medio se regenera y corresponde a la clase MI para la seguridad contra el incendio.

Cuando la instalación funciona, una celda puede aislarse para regenerar los filtros sin perturbar la marcha de la instalación.

A fin de proteger las paredes metálicas contra los vapores de ácidos, se recubren estas al exterior e interior de dos capas de pintura "epoxy".

3.3.8.1.6.2. Los ventiladores de proceso

La instalación se dota con tres ventiladores de marca KKK cada uno diseñado para impulsar un máximo de 40.000 Nm³/h de -gas a 4 m de columna de agua.

Uno de los ventiladores sirve de reserva, los otros dos funcionan en paralelo y poseen un mando único de las palas directrices de entrada.

Se equipa cada ventilador de un circuito para la lubricación con aceite de los cojinetes del aumentador de presión, del engranaje multiplicador, así como del acoplamiento a gran velocidad.



Figura 3.18. Soplador KKK

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

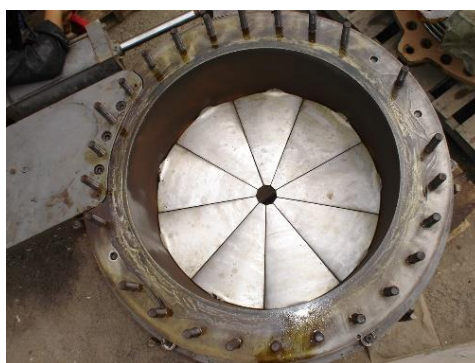


Figura 3.19. Ventanilla de la válvula de admisión

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.6.3. La torre de catálisis

La torre de catálisis se compone de una estructura cilíndrica en chapa de acero para caldera de 8.6 m de diámetro y 14.6 m de alto.

Se recubren de un revestimiento aislante la parte cilíndrica superior, el fondo de la torre y los tabiques de separación entre las camas. Se aluminizan en acero, las paredes que no están protegidas por este revestimiento y los conductos de entrada y de salida de los gases. Las rejas y los tabiques de separación se componen de elementos en hierro fundido ensamblados por encaje y sostenidos por columnas. La reja y las columnas de soporte de la primera cama son de hierro fundido especial refractario.

Los tabiques de separación y sus columnas soporte, así como las rejas y columnas de las demás camas son de hierro fundido "meehanite".

Cada cama catalítica se compone de:

- Un espesor de 70 mm de cuerpos alveolados en cerámica; su función es sostener la masa catalítica.
- De la propia masa catalítica.
- De un espesor de 70 mm de anillos Raschig en arenisca para la protección del catalizador.

El catalizador utilizado es a base de V_2O_5 y de K_2O ; el soporte es de sílice. El catalizador de tipo por extrusión, se presenta en forma de cilindros pequeños de 1/4 de pulgada de diámetro.

Se suministra el catalizador saturado de azufre de modo que no necesita tratamiento antes de la primera admisión del gas de proceso.

La tabla abajo indica para cada cama, el volumen, el tipo de catalizador utilizado, el grado de conversión alcanzado y las temperaturas aproximadas de entrada y de salida de los gases.

Tabla 3.2. Tipo de catalizador por cama de la torre de catálisis y sus propiedades

Cama	Tipo de Catalizador	Volumen (m3)	Temp. de entrada (°c)	Temp. de salida (°c)	Conversión (%)
I	VK-59 VK-38	17,400 17,400	410	588	66
II	VK-38	30,000	460	525	86
III	VK-48	35,000	435	452	92.6
IV	VK-69 VK-38	25,000 25,000	410	433	99,7

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Padrón de Proceso de Tostación.

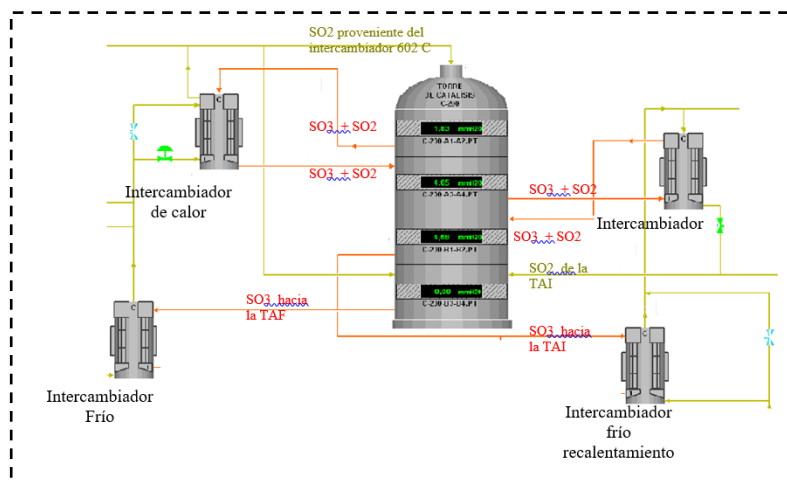


Figura 3.20. Torre de Catálisis

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.6.4. Los intercambiadores gas-gas

Para ésta sección véase la figura 3.26. Diagrama de Flujo de la Planta de Tostación – Ácido (20-30). Todos los intercambiadores gas-gas operan a contracorriente.

Los gases calientes conteniendo SO₂, recorre el intercambiador 7530H, por la carcasa, y sale para ingresar por los tubos del intercambiador 602C y luego va hacia la entrada de la primera cama del convertidor.

Los gases a la salida de la primera cama van hacia la carcasa del intercambiador 602, para salir de aquí y dirigirse a la entrada de la segunda cama.

De la salida de la segunda cama van los gases hacia la entrada lado tubos del intercambiador 7557H, para luego ingresar a la entrada a la tercera cama.

Las placas tubulares inferiores de los intercambiadores fríos, que están en contacto con gases a 80 y 90° C se calienten con -gases calientes llegando a través de una derivación interna (by pass) a fin de impedir el enfriamiento bajo el punto de rocío de una parte de los gases conteniendo SO₂.

De la salida de la tercera cama ingresan a los tubos del enfriador SO₃ 7555H, y luego ingresan los gases hacia la torre Absorción Intermedia, donde se produce la absorción del SO₃ para producir ácido sulfúrico.

De la salida de la torre de Absorción intermedia los gases ingresan a la carcasa del intercambiador 603, y salen luego para ingresar a la entrada de la cuarta cama del convertidor, y de allí al intercambiador 7557H, para finalmente ingresar a la torre de Absorción final, para producirse la absorción del SO₃ y obtener el restante del ácido sulfúrico.

A la salida de la torre de Absorción final, los gases se envían a la planta de lavador de gases y posteriormente los gases de SO₂ residuales se evacúan al ambiente por medio de sus chimeneas (máximo 100 ppm).

Los tubos de los intercambiadores son de acero 10 Cr M0 910.

Los cilindros (paredes) se construyen en acero 16 Cr M0 5 (ASTM A 204 B).

Los compartimientos superiores e inferiores de los intercambiadores calientes e intermedios son de acero 13 Cr MO kk (ASTM A 387-11), se aluminizan con el fin de evitar la formación de oxidación y prevenir el atasco de los tubos durante una parada.

Los compartimientos superiores (calientes) de los intercambiadores fríos se construyen en acero 19 Mn 5 (ASTM 515-70) mientras que los compartimientos inferiores son de acero HI I. Solo se aluminiza el compartimiento superior de estos Intercambiadores.

El fondo de los intercambiadores calientes e intermedios se guarnece con un revestimiento aislante de 150 mm.

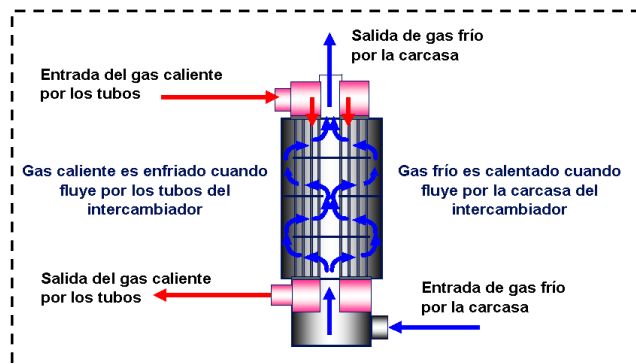


Figura 3.21. Intercambiador GAS - GAS

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

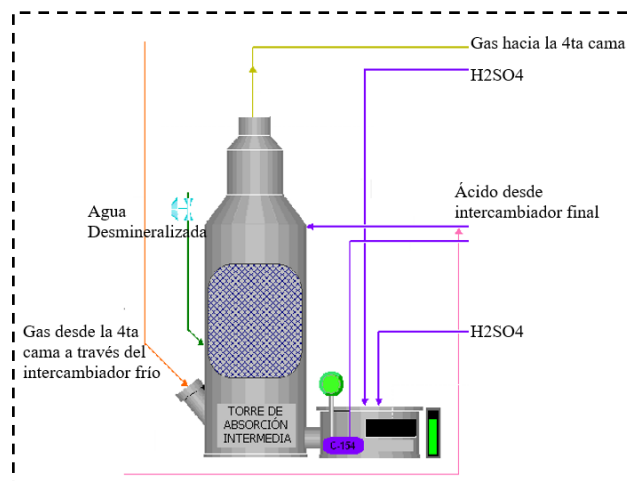


Figura 3.22. Torre de Absorción Intermedia

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

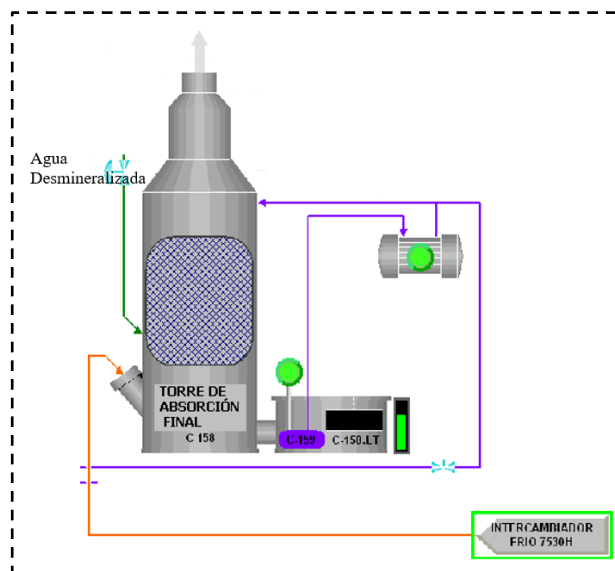


Figura 3.23. Torre de Absorción Final

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.1.6.5. Las tuberías de gas

El tipo de acero por utilizar depende de la temperatura de los gases circulando en las tuberías:

- De 0 a 300° C: acero St 37-2,
- De 300 a 500° C: acero HI,
- De 500 a 560° C: acero 13 Cr M0 hk.
- De 560 a 620° C: acero X5 Cr Ni 18,9.

Se aluminizan todas las tuberías recorridas por gases con temperaturas superiores a 300° C.

La tubería de conexión entre la torre de absorción intermediaría y el intercambiador 603 se equipaba inicialmente con un sistema de tubos exteriores y longitudinales de vapor a fin de evitar condensaciones de ácido sulfúrico, pero en la práctica se producía muchas picaduras en las tuberías de vapor que luego corroía al ducto de gases, produciéndose fugas de gases al ambiente.

3.3.8.1.7. Descripción del grupo de calentamiento

La función del grupo de calentamiento es recalentar la masa catalítica en vista de la puesta en marcha.

El grupo de calentamiento se compone de un generador de gases calientes con sus accesorios y un intercambiador aire-gas de combustión equipado de una chimenea de evacuación.

El intercambiador está conectado con el generador por una cámara de combustión de conexión revestida de ladrillos refractarios.

El generador se compone de un horno cilíndrico formado de elementos de poco espesor en carburo de silicio soportados por bóvedas en material refractario.

Estos determinan dos circuitos de aire de dilución de temperatura decreciente y forman pantalla a la radiación del horno sobre la pared. El aire de dilución se distribuye por cajón instalado sobre la parte frontal del generador y sobre el cual se fija el equipo de calentamiento.

El generador va equipado de un grupo de combustión de petróleo D-2, de una bomba de petróleo, de un ventilador de aire de combustión y de un ventilador de aire de dilución. El volumen de aire de combustión y la cantidad de petróleo inyectados se ajustan con arreglo a la temperatura deseada para el aire caliente saliendo del intercambiador 207 por medio de un regulador de temperatura, de servomotor y de un sistema doble de varas. La señal procedente del regulador manda también al servomotor de ajuste del volumen de aire de dilución.

Dispositivos de seguridad contra excesos de temperatura, instalados a la salida del generador y a la salida del aire caliente del intercambiador para el quemador cuando se sobrepasa el límite fijado y así protegen el intercambiador y el catalizador contra todo exceso brusco de temperatura.

El intercambiador 207 es vertical y comprende dos haces tubulares dispuestos horizontalmente el uno encima del otro. Los haces tubulares cuentan respectivamente 21 y 20 filas de 20 tubos soldados sobre placas tubulares. El aire por calentar recorre el interior de los tubos y efectúa así dos pasajes. Se precurvan los tubos para poder absorber las dilataciones.

Los tubos del primer haz (bloque caliente) están previstos de un convector en espiral, a fin de comunicar una gran turbulencia al aire.

Los 100 primeros tubos del primer haz son de acero al 27% de Cr, 231 tubos son de acero al 13% de Cr y 69 tubos son de acero al 5% de Cr.

Los tubos del segundo (bloque frío) son de acero ordinario, excepto en la parte baja con 13 tubos de acero al 13% de Cr y 13 tubos de acero al 5% de Cr.

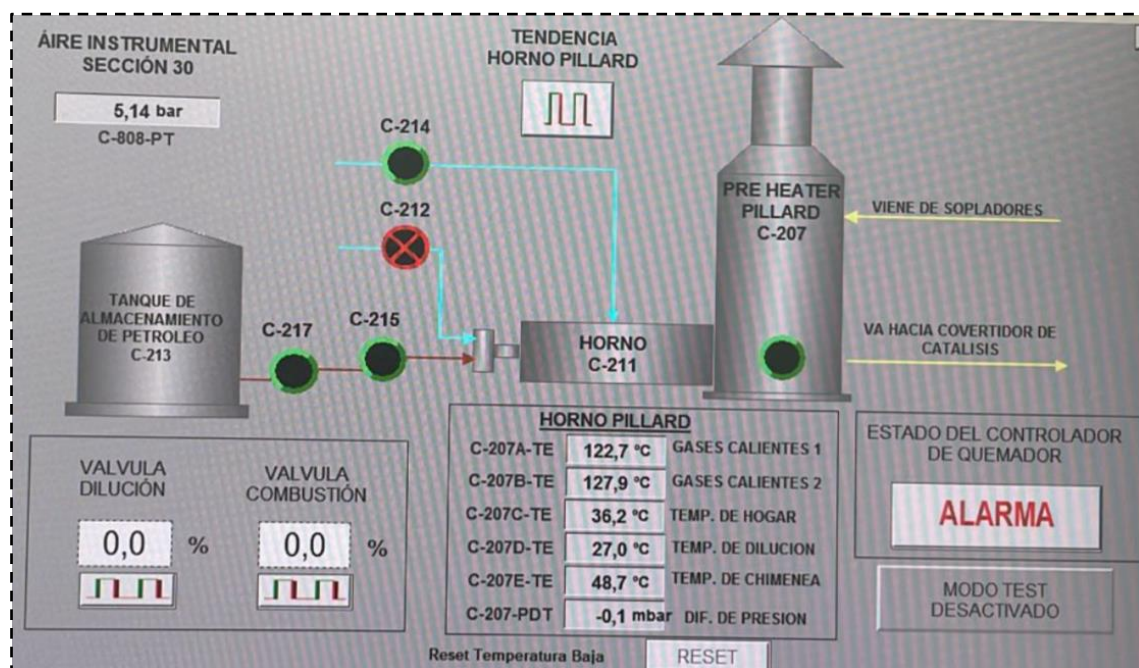


Figura 3.24. Pre Heater Pillard

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

3.3.8.2. Descripción de la instalación de almacenaje y de carga de ácido

El almacenaje de ácido se opera en cuatro tanques de una capacidad unitaria de 2,000 toneladas métricas los dos primeros tanques y de 3,000 toneladas métricas los dos últimos. Cada tanque se equipa de un indicador de nivel automático, de una alarma local y, una alarma de nivel alto en la sala de control.

En marcha normal, uno de los tanques recibe el ácido de producción mientras que el otro está en descarga y alimenta los circuitos de expedición. La tubería de descarga de cada tanque se equipa de una válvula neumática, cuya apertura o cerradura se acciona desde el pequeño cuarto de la instalación y también de una válvula manual.

Dos circuitos independientes, cada uno alimentado por bombas horizontales aseguran la carga de camiones, y de los vagones. La carga misma se efectúa por medio de brazos de carga articulados que se hunden en el tanque por llenar. Cada brazo se equipa de una válvula manual y de una caja eléctrica permitiendo accionar la apertura o la

cerradura de la válvula neumática instalada a la aspiración de la bomba de alimentación y la puesta en marcha o parada de esta bomba. La persona encargada de la carga puede así vigilar la evolución del llenado de un tanque teniendo los botones de mando al alcance de la mano. En caso de avería grave, un botón único, situado sobre la pasarela de carga, permite el cierre instantáneo de las válvulas neumáticas de los fondos de tanques de almacenaje.

Un cuarto circuito, alimentado por la bomba 255, permite el suministro a la instalación de lixiviación y a las torres de ácido durante una puesta en marcha. A fin de evitar todo derrame, la cuba de almacenaje de la lixiviación cuenta con una alarma de nivel alto, que además provoca el cierre de la válvula de la tubería de aspiración de la bomba 255 y su parada.

La cuba 257, instalada a proximidad de los tanques de almacenaje, se destina a recoger el ácido de vaciado de las tuberías de los cuatro circuitos de expedición. La bomba vertical 256 permite bombear de nuevo este ácido en los tanques.

En el proyecto 130K, se ha implementado un sistema de carguío de ácido vía vagones, los cuales están implementados con las bombas 360, 361 y 362, con un sistema semi-automático de carguío de ácido, además se ha instalado un sistema de drenaje en dicha zona, para posibles derrames de ácido, con su respectiva bomba de retorno 355, hacia el pond N°1.

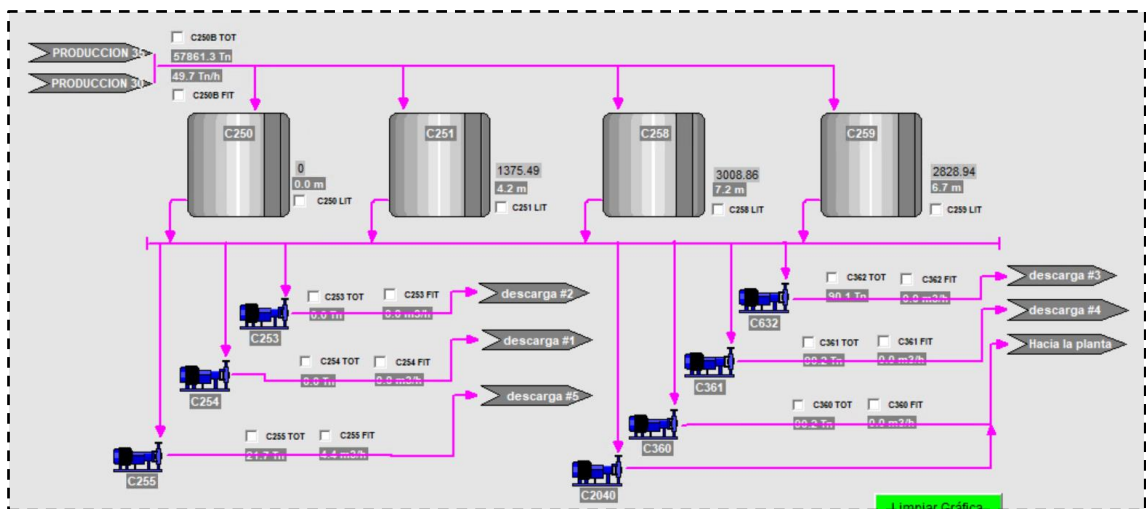


Figura 3.25. Almacenamiento de ácido

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

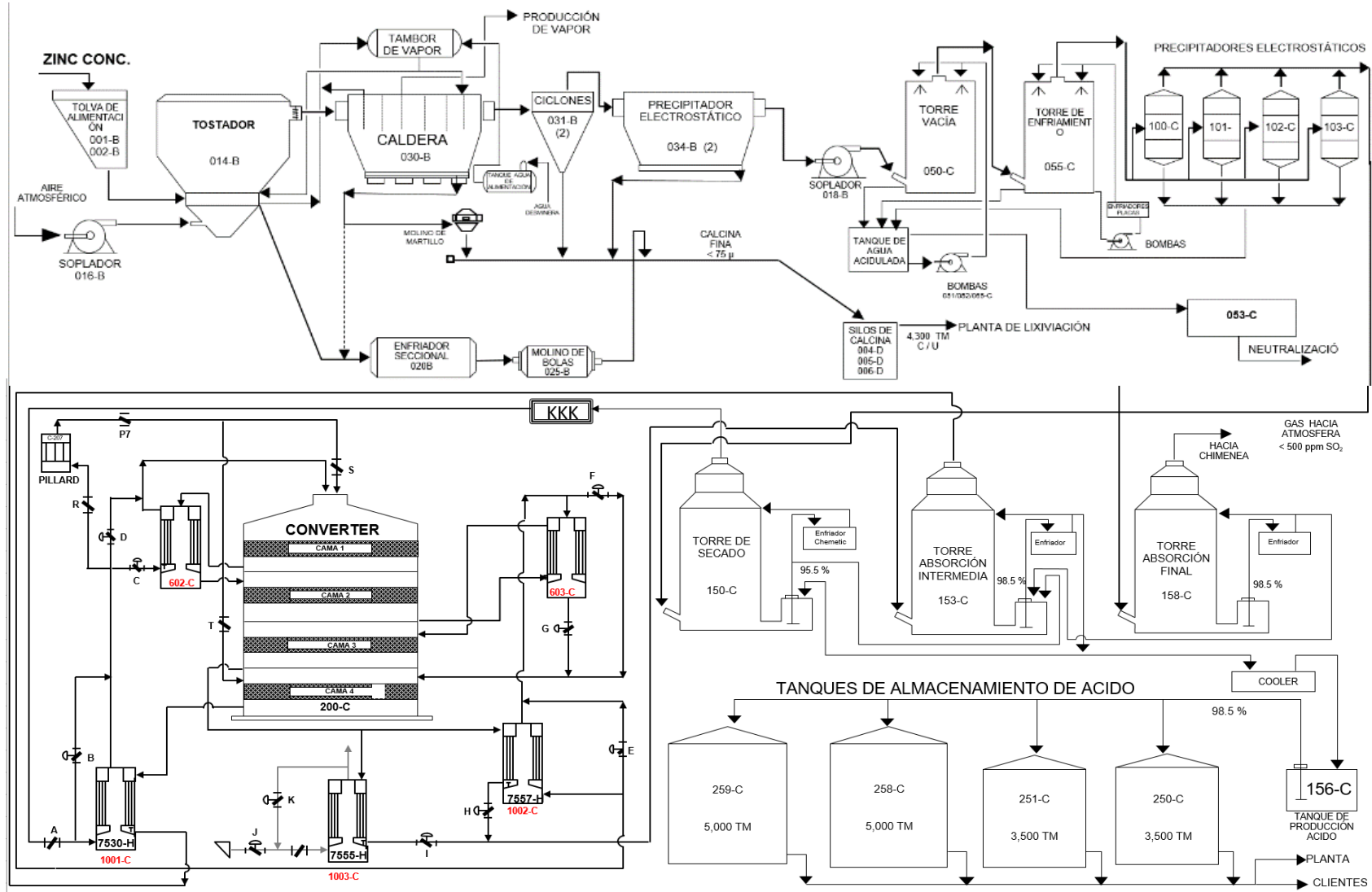


Figura 3.26. Diagrama de Flujo de la Planta de Tostación – Ácido (20-30)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.3. Planta 320K (Sección 35)

3.3.8.3.1. Depuración Húmeda

La etapa de Depuración húmeda es la etapa donde se realiza una limpieza del gas y preparación previa en cuanto a temperatura para su ingreso a torres de ácido y torre de catálisis.

3.3.8.3.1.1. Equipamiento Especial

Siguen a continuación:

Tabla 3.3. Equipos de la etapa de Depuración Húmeda

Número de equipo	Equipo	Proveedor, ciudad/país
CC01 E002/003/004	Refrigeradores de ácido débil	APV, Kolding/Dinamarca
CQ_01 G001/2/3; CQ_01 G005/6/7; CC_01 G001/2/3; CE_01 G001/2/3	Bombas de ácido débil	Friatec, Wiesbaden/Alemania
CC_01 G004/5	Bomba de dosificación de Na-SiO ₂	Sera, Immenhausen/Alemania
CE_01 V001/2/3/4	ESP (ElectroStatic Precipitator – precipitador electrostático) húmedo	GEA Bischoff, Essen/Alemania
CP_01 G001	Soplante de puesta en marcha	Rotamill, Siegen/Alemania
CQ_01 F004	Torre de refrigeración	Envimac, Oberhausen/Alemania
	Purificador de SO ₂	Envimac, Oberhausen/Alemania
CC_01 G006	Agitador de Na ₂ SiO ₂	Geppert, Erzhausen/Alemania Getriebbau Nord, Bargteheide/Alemania
	Toberas	Lechler, /Alemania
CQ_01 G008	Agitador de purificador	Geppert, Erzhausen/Alemania Getriebbau Nord, Bargteheide/Alemania

Fuente: Outotec, Manual de servicio – Limpieza de gas húmedo, Cajamarquilla 320K

3.3.8.3.1.2. Planta de limpieza de gas húmedo

La planta de limpieza de gas húmedo incluye principalmente lo siguiente:

- 1 depurador de enfriamiento OTOVENT y bombas de circulación.
- 1 separador de gotas.
- 1 torre de refrigeración de gas con intercambiador de calor plano y bombas de circulación.

- 4 precipitadores electrostáticos de gas húmedo (W-ESP).
- 1 depósito y bombas de enjuague.
- 1 purificador de SO₂ y bombas de descarga.
- 1 depósito decantador.
- 1 sistema de dosificación de silicato de sodio.
- 1 ventilador de puesta en marcha con pila.

3.3.8.3.1.2.1. Depurador de enfriamiento OTOVENT: Torre Quench

El depurador de enfriamiento OTOVENT sirve para refrigerar y saturar el gas (temperatura aprox.: 350°C) con agua. El efecto de humedecimiento mejora la aglomeración de impurezas gaseosas condensables. Parte de las impurezas son eliminadas en este depurador.

El depurador de enfriamiento OTOVENT se compone de un recipiente cilíndrico revestido de ladrillos, provisto de toberas de pulverización en su parte superior. El gas fluye de arriba hacia abajo a través del depurador venturi. En paralelo con el flujo de gas, el ácido depurado se inyecta en la parte superior de la torre por medio de las toberas. El ácido depurado recircula a través de dos bombas que funcionan con una tercera unidad que tiene funciones de reserva (standby). En el proceso, el gas se enfría adiabáticamente hasta aproximadamente 62 - 64°C y se predepura al mismo tiempo.

Junto a las mencionadas toberas de ácido depurado, se instalan unas toberas adicionales que permiten la inyección de emergencia de agua dulce en caso de exceso de temperatura. La cantidad de agua necesaria ha de extraerse de un depósito de agua de emergencia. La presión de alimentación de la tobera es de 1 bar como mínimo.

Aunque el gas crudo contiene un gran porcentaje de vapor de agua, una cantidad sustancial de agua tiene que evaporarse para saturar el gas totalmente con agua (refrigeración adiabática). Para la compensación de agua en la planta de ácido, este contenido total de agua tiene que reducirse por el tramo de refrigeración de gas, y la cantidad equivalente de agua condensada (ácidos débiles) fluye desde la torre de refrigeración de gas hasta el depurador venturi.

Drenaje de ácido débil

El drenaje de ácido débil, que se trata en la planta de tratamiento de agua (por el cliente), contiene impurezas y H₂SO₄ eliminados del gas de proceso.

La cantidad de impurezas puede variar, y depende de la composición del concentrado suministrado al calcinador.

La concentración de estas impurezas en el drenaje de ácido débil puede controlarse con el volumen de agua de reposición añadida al colector de la torre de refrigeración.

La concentración de impurezas no debería superar determinados límites, a fin de mejorar el funcionamiento de la planta de limpieza de gas y evitar problemas en la planta de H_2SO_4 y la planta de tratamiento de agua.

Deberían considerarse los siguientes criterios:

Durante el funcionamiento normal, los sólidos contenidos en el ácido débil ascienden a aprox. 1.0 g / l; sin embargo, en condiciones de recaladura (fallo de ESP caliente), no debería superarse el límite superior de sólidos en el ácido débil (de aprox. 10 g/l), a fin de evitar sedimentos en los equipos.

El contenido de cloro no debería superar 1 g/l, a fin de reducir la presión parcial, y como consecuencia de ello, reducir la introducción de este elemento en la planta de ácido.

Para evitar daños del equipamiento en el ácido H_2SO_4 por ataque de flúor, se ha incluido un sistema de dosificación de silicato de sodio. El contenido de flúor en el gas de proceso se reduce formando la composición química Na_2SiF_6 .

El rango normal de la concentración de H_2SO_4 de ácido débil es aprox. un 5 -15%. Las mayores concentraciones de ácido provocarían un aumento de la salida de la temperatura adiabática del depurador de enfriamiento OTOVENT.

Teniendo en cuenta todas esas limitaciones, una concentración de ácido de aprox. el 8% de H_2SO_4 es adecuada para la planta a fin de garantizar que la cantidad de todas las demás impurezas sea inferior a las cifras mencionadas arriba.

Una parte del vapor de agua contenido en el gas de proceso se condensa. De acuerdo con el balance hidrológico de la entrada/salida de la planta de limpieza de gas, un porcentaje menor de esta agua condensada forma el drenaje de ácido débil, pero como esta cantidad de agua condensada no es suficiente para alcanzar los valores necesarios de impurezas, se requiere agua de proceso adicional para diluir el drenaje de ácido débil.

La cantidad de drenaje de ácido débil, y consiguientemente la cantidad de impurezas, se controlan muy fácilmente de la siguiente forma:

Durante la primera fase de funcionamiento de la planta, cada día ha de analizarse el drenaje de ácido débil de la planta de tratamiento de agua. Si una o varias de las impurezas mencionadas arriba supera las cantidades recomendadas, la introducción de agua de proceso al colector de la torre de refrigeración tiene que aumentarse a mano abriendo ligeramente la válvula manual. Esta agua adicional inunda el depurador venturi. El nivel de líquido en el depurador venturi aumenta y el controlador de nivel automático transfiere más ácido débil al purificador de SO_2 . Tan pronto como se

alcanzan unas condiciones de servicio estables, este procedimiento sólo ha de seguirse una vez a la semana o menos.

3.3.8.3.1.2.2. Separador de gotas

El separador de gotas, que se encuentra situado en el conducto de gas de paso entre OTOVENT y la torre de refrigeración, reduce el transporte de ácido depurado y cargado de sólidos hasta el circuito de líquido de la torre de refrigeración. La caída de presión en el lado de gas del separador no debe superar 4-5 mbar a fin de mantener el suficiente grado de separación. Si este valor supera 5 mbar, el separador tiene que lavarse con agua de proceso por el sistema de enjuague instalado. Este sistema debería funcionar con frecuencia.

3.3.8.3.1.2.3. Torre de refrigeración de gas

A continuación, el gas pasa a través de una torre de refrigeración compacta, donde se enfría como mínimo a la temperatura final de 40°C, o menos, dependiendo de la temperatura de agua de refrigeración disponible.

El gas fluye por la torre de abajo hacia arriba. A contracorriente, el ácido depurado se inyecta por debajo del techo de la torre. Este ácido depurado – con una concentración de H₂SO₄ inferior al 1% - es recirculado por dos bombas (y una tercera unidad utilizada como reserva) - con una unidad de reserva – a través de refrigeradores de ácido planos. El embalaje se compone de esferas huecas especiales acabadas en PP (polipropileno) con una alta superficie específica.

La acumulación de agua condensada en la torre de refrigeración se transporta al sistema de depuración venturi por gravedad a fin de compensar pérdidas por evaporación.

Como la refrigeración a 40°C constituye un factor importante para el balance hidrológico del tramo de H₂SO₄, esta temperatura es controlada manualmente por la variación del flujo de agua de refrigeración hacia los refrigeradores planos.

La torre de refrigeración está equipada con 3 refrigeradores planos (1 de reserva y 2 en funcionamiento).

La superficie de la placa de refrigeración se ha definido teniendo en cuenta una cantidad mínima de depósitos provenientes del ácido y del agua. Si existe una mayor cantidad de depósitos que requieran limpieza, consulte la información detallada del manual de

servicio del fabricante. La disposición de tuberías y toberas en el lado del agua de refrigeración también permite un enjuague de retorno de los refrigeradores planos.

En la salida de agua de refrigeración de todos los refrigeradores planos se hallan instaladas unas toberas que permiten detectar fugas de ácido de las placas en el agua por medio de un papel indicador (la presión del ácido es superior a la presión del agua). Si el refrigerador plano estuviera dañado, la unidad tiene que retirarse de la corriente deteniendo la bomba de ácido y desconectando las bombas de agua correspondientes, mientras que la unidad de reserva (bomba y refrigerador plano) ha de ponerse en funcionamiento.

3.3.8.3.1.2.4. Purificador

El ácido débil bombeado al purificador de SO₂ contiene hasta 3.0 g de SO₂ por litro. Para evitar molestias por mal olor, la mayor parte del SO₂ tiene que eliminarse del ácido débil mediante purificación.

El aire se utiliza para purificar el drenaje del SO₂ disuelto, a fin de obtener un contenido de SO₂ residual inferior a 50-100 mg/l. La tobera de gas maloliente del purificador está conectada al conducto principal de gas de proceso, a la salida de la torre de refrigeración, para descargar el aire cargado de SO₂ a la corriente de gas principal. El ácido débil purificado se transporta a la planta de tratamiento de efluente del cliente por medio de una bomba horizontal o de su unidad de reserva, controlándose el nivel por medio de la válvula de control.

A la salida de aire del purificador puede esperarse una presión negativa de aproximadamente - 50 mbar. Como el purificador tiene una caída de presión de sólo 5 mbar, la tasa de alimentación de aire a la entrada del purificador ha de controlarse por medio de la válvula de control manual; el criterio principal es el contenido de SO₂ en el ácido débil, el cual no debe superar 50-100 mg/l.

3.3.8.3.1.2.5. Sistema de dosificación de silicato de sodio

Como existe el requisito de que el contenido máximo de flúor en el gas no debe superar 5 mg/Nm³ (seco) a la salida de la planta de lavado y refrigeración, es necesaria una dosificación de silicato de sodio si el contenido previsto de flúor se mantiene a un nivel alto en el producto concentrado.

Como producto de la reacción entre el contenido de flúor en el gas y la solución de silicato de sodio, se forma flúor silicato de sodio (Na_2SiF_6) y luego pasa a la planta de tratamiento de efluente junto con éste último.

El depósito de almacenamiento está acabado en FRP (Fibre Glass Reinforced - plástico reforzado con fibra de vidrio) y equipado con un impulsor vertical tipo agitador. En este depósito se prepara una solución de silicato de sodio al 5%, diluyendo en agua una solución concentrada existente en el mercado (p. ej., 30% en peso). La capacidad de dosificación del depósito de almacenamiento depende del contenido de flúor en el gas de proceso. Desde este depósito, la solución es alimentada a la tubería de líquido de la torre de refrigeración, a la salida de los refrigeradores de ácido, por medio de una bomba de dosificación con membrana ajustable.

La cantidad de silicato de sodio debería alimentarse de forma que el nivel de HF (hidrógeno fluorado) a la salida de gas de la planta de limpieza de gas húmedo sea inferior a 2 mg/Nm^3 . Por otra parte, es importante dosificar cuidadosamente el silicato de sodio para evitar la precipitación de ácido silícico en el líquido de lavado (depósito viscoso). Esto ha de controlarse con análisis periódicos del ácido de circulación de la torre de refrigeración. La cantidad de silicato de sodio que ha de dosificarse se establece durante la puesta en servicio de la planta.

3.3.8.3.1.2.6. Precipitadores electrostáticos de gas húmedo

Los gases tratados en la planta de depuración y refrigeración pasan a una etapa primaria de precipitadores electrostáticos húmedos, y para la limpieza final, a una etapa secundaria de ESP húmedo para la separación y recogida de partículas constituyentes refinadas. Cada etapa se compone de dos unidades ESP húmedo dispuestas en paralelo. Estos precipitadores son elementos electrostáticos tubiformes. La carcasa está acabada en FRP. Cada precipitador tiene un campo compuesto básicamente por los electrodos de descarga en los centros de los 148 electrodos colectores tubulares acabados en PPS (polifenilsiloxano). El gas pasa a través de ambos ESP de arriba hacia abajo, y se ioniza por la descarga en corona de los electrodos de descarga.

Cada unidad puede aislarse del flujo de gas por medio de amortiguadores y placas de deslizamiento que se colocan en los conductos de entrada y salida.

Las partículas finas y la niebla de ácido que no se eliminan en el equipo precedente debido a su tamaño (generalmente inferior a 1 micra), se separan del gas para permitir un gas visualmente limpio a la salida de la segunda etapa ESP.

El agua condensada que circula hacia abajo se recoge en el tramo inferior del precipitador. El agua condensada y el líquido nebulizado se recogen en un depósito de enjuague del ESP húmedo. Desde este depósito, el líquido es bombeado continuamente al depósito decantador. Los dos precipitadores poseen un controlador de microprocesador, un transformador y un rectificador de semiconductores. La tensión se ajusta automáticamente al mayor valor posible, a fin de lograr una eficacia óptima de recogida del precipitador.

Los sistemas de descarga se hallan suspendidos y separados por medio de aisladores que permiten la purga de aire caliente, los cuales están montados en carcasas metálicas aisladas para protección por contacto. El sistema de aire de purga se compone de compresores de aire individuales para cada carcasa del aislador. Los grupos T/R (transformador/rectificador) se hallan dispuestos al aire libre, en la plataforma superior, junto a cada ESP húmedo, y los controladores están situados en el MCC.

enjuague del interior. La bomba de enjuague suministra el líquido necesario desde un depósito separado de agua condensada situado debajo de los W-ESPs. El ciclo de enjuague - desconexión de la alimentación de la unidad W-ESP seleccionada, arranque de la bomba de enjuague, apertura de la válvula de alimentación del líquido de enjuague, enjuague durante 3 minutos, cierre de la válvula, desconexión de la bomba, permite 2.5 minutos de ausencia de goteo, conexión de la alimentación - es controlado por un programa automático. El programa ha de arrancarse manualmente.

La segunda etapa del ESP húmedo está equipada además con un sistema de nebulización, el cual suministra continuamente pequeñas cantidades de agua fina nebulizada, para aumentar el contenido de humedad en los tubos colectores de plástico e incrementar el efecto de autolimpieza (depósitos) de los tubos.

El volumen de agua nebulizada es de $1\text{m}^3/\text{h}$ para cada W-ESP. El sistema no se encuentra actualmente en servicio debido a que, gracias a la alta eficacia de eliminación del H-ESP, cantidades de sólidos de tamaño ínfimo penetran en el W-ESP.

Las partículas separadas del gas se eliminan continuamente en la parte inferior junto con el agua condensada, y se transportan al depósito de agua condensada/enjuague. El agua condensada excesiva es bombeada al depósito decantador en el circuito de depuración OTOVENT.

Los ESP están provistos de mirillas a la salida, lo cual permite evaluar visualmente la eficacia de la precipitación. Si la precipitación es altamente eficaz, no se visualiza ninguna niebla por las mirillas a la salida de la segunda etapa ESP. En el conducto de gas común también se ha instalado una mirilla con una bombilla de 40 W a 5 m de

distancia. Ello permite un control visual del gas. El mismo debería ser visualmente claro a esta distancia iluminada de 5 m.

En el conducto de gas común de la salida de los ESPs húmedos se encuentra instalada una válvula de liberación de presión gas. Esta válvula interrumpe automáticamente la presión de gas negativa gas si se supera el valor prefijado, el cual puede ajustarse dentro del rango de diseño de la planta. Si la presión de gas es menor que el valor prefijado preestablecido, la válvula cierra automáticamente.

Electrodos colectores:

Los electrodos colectores son tubos circulares extruidos y acabados en PPS, con una longitud de 5.4 metros y un diámetro de 240 mm. Cada precipitador electrostático tiene 148 tubos. Los tubos se combinan para formar haces, los cuales se suministran con una brida para el soporte superior. Los tubos están rodeados por una carcasa común que se ha diseñado para resistir la presión negativa del sistema. Para garantizar una buena conductividad, la superficie del tubo está especialmente preparada para favorecer el establecimiento de una película líquida continua y consistente. Esta película líquida (electrolito) forma el conductor eléctrico. Adicionalmente, los dos extremos del tubo se suministran con conexiones de grafito para la puesta a tierra, la cual se conecta a la carcasa con la tierra general de la planta a través de una tobera de tierra.

Sistema de descarga:

Los electrodos de descarga son hilos de plomo con un núcleo de acero, suspendidos del soporte superior y marco de guía. Los electrodos están colocados en una posición central dentro de los tubos. Un marco de guía inferior garantiza la separación exacta de los electrodos de descarga sin tener ninguna función de soporte. Los marcos superior e inferior están acabados en acero homogéneo revestido de plomo y apoyados por un aislador lateral purgado de aire. Este electrodo de descarga tiene que centrarse en el tubo colector. No debería superarse la tolerancia de más/menos 5 mm.

Aisladores de alta tensión:

Los aisladores que soportan el marco superior e inferior están alojados en compartimentos revestidos de plomo en el lado de la carcasa del precipitador, y se hallan protegidos del contacto con niebla ácida. Los compartimentos del aislador están purgados continuamente con aire caliente, se hallan distribuidos uniformemente sobre el aislador y a lo largo de la barra de suspensión por el interior. Ello evita que la niebla y el gas saturado con vapor de agua penetren en los compartimentos del aislador.

Cada aislador está equipado con un compresor de aire de purga, el cual suministra el aire caliente requerido para el aislador.

Carcasa y accesorios del precipitador:

La carcasa del precipitador tiene autosoporte y está diseñada para resistir una presión negativa de aproximadamente 50 mbar. Una válvula mecánica de seguridad colocada en el conducto de gas de la salida del ESP garantiza que no se supere este valor de diseño. Para garantizar una buena distribución de gas, dos placas perforadas de PP se hallan colocadas en serie en el cono de entrada de gas de cada precipitador. La forma de la tobera de entrada de gas en combinación con el sistema de placas de distribución está optimizada por un modelo CFD para garantizar una distribución de gas uniforme. La parte superior de cada precipitador está equipada con un sistema para el enjuague periódico de las partes internas. El líquido de enjuague utilizado es ácido débil proveniente del depósito colector de agua condensada. El sistema de enjuague funciona automáticamente con una bomba y válvulas controladas por un selector automático de frecuencia. La frecuencia para la 1ª etapa debería ser de aprox. una vez por turno de 12 horas, y para la 2ª etapa, una vez cada 3 días. La frecuencia es ajustable, y puede seleccionarse de acuerdo con los requisitos de funcionamiento.

Suministro de alta tensión

Para permitir el pleno aprovechamiento de las capacidades de rendimiento del ESP húmedo, se halla instalado un grupo formado por un transformador-rectificador de diseño avanzado que incluye un rectificador de semiconductores y un control de tiristores. Existe un sistema automático totalmente transistorizado para el control de tensión del precipitador que permite la limitación y el corte de la corriente de cortocircuito en el mínimo tiempo posible. El grupo T/R está diseñado para instalación al aire libre. La cabina de control correspondiente se instala dentro del MCC.

Sistema mecánico de enclavamiento (sistema de llaves)

Por razones de seguridad, todas las puertas de agujero de hombre y aberturas de inspección están equipadas con un sistema mecánico de enclavamiento. Este sistema se compone de un juego de llaves que enclavan las aberturas de acceso a la zona de alta tensión del ESP húmedo, del sistema de puesta a tierra de los grupos T/R y del disyuntor del circuito principal de la fuente de alimentación para el controlador T/R. El sistema de alta tensión no puede activarse si alguna abertura de acceso se encuentra abierta.

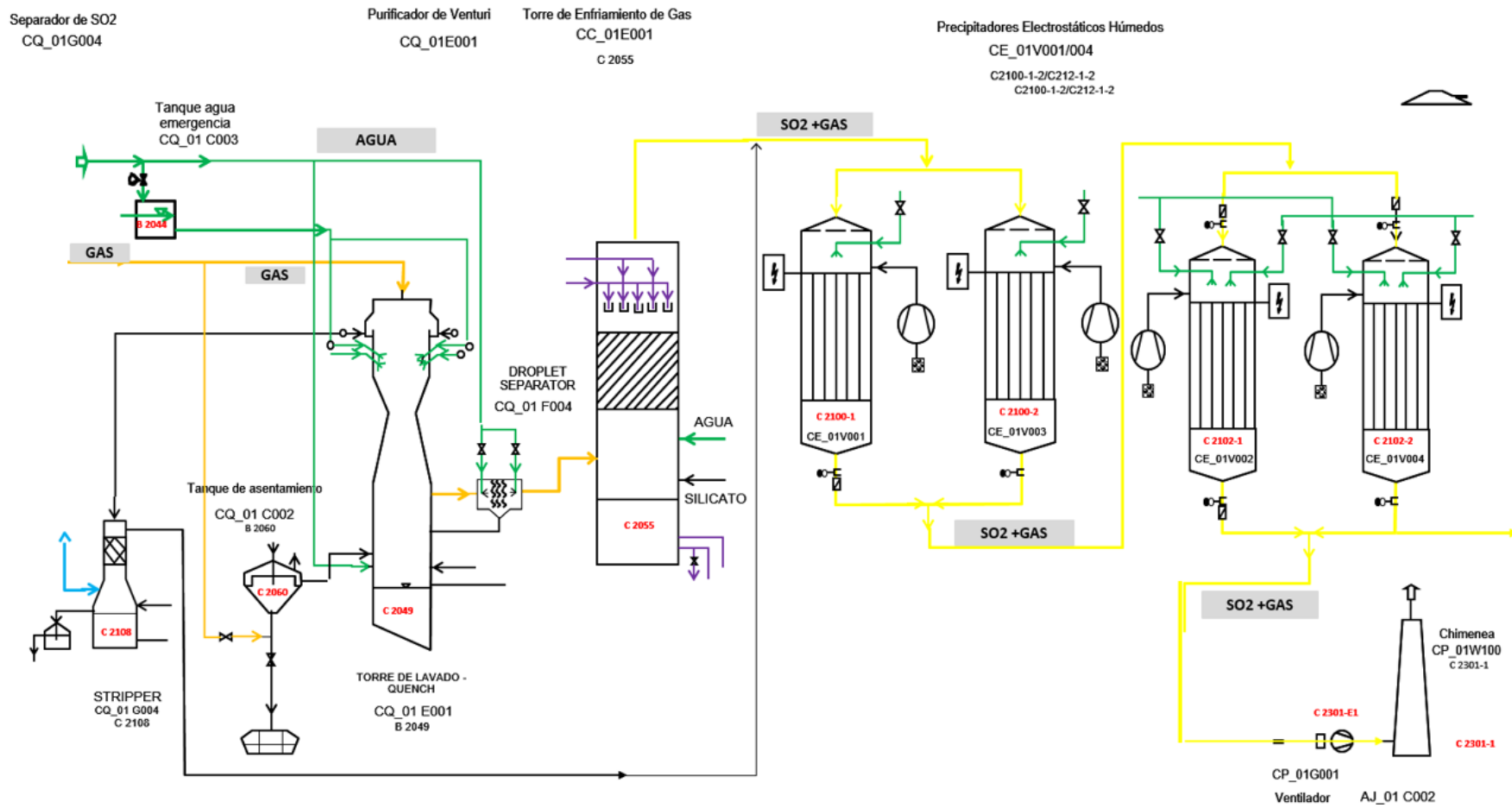


Figura 3.27. Diagrama de Flujo de la Etapa de Depuración Húmeda de la Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.3.1.2.7. Ventilador de puesta en marcha con pila

Durante la puesta en marcha del calcinador, el gas de combustión de escape se elimina a través del ventilador de puesta en marcha y se apila en la atmósfera después de pasar por el tramo de limpieza de gas para la limpieza previa. El ventilador y la pila están dispuestos en un conducto de derivación a la salida de la segunda etapa del ESP húmedo. La vía de gas se selecciona por medio de amortiguadores motorizados en el conducto de gas. La misma vía de gas también puede utilizarse durante una parada de emergencia o fallo de alimentación y servicio de emergencia.

3.3.8.3.2. Planta de Remoción de Mercurio

3.3.8.3.2.1. Componentes Principales

Tabla 3.4. Equipos de la etapa de Remoción de Mercurio

Equipo	Función
Torre de Reactor	Separación de Hg del gas de proceso.
Tanque de Circulación	Actuar como un colector para el líquido que circula sobre la torre del reactor
Colono 1	Separación de calomelano
Colono 2	Tanque de polvo de Zn (precipitación de exceso de Hg ²⁺)
Agitador	En colono 2, para mejorar la reacción química
Alimentador de Zn	Girar alimentador para polvo de zinc
Tanque de Calomelano	Tocar calomelano para más disposición
Tanque de cloración	Tanque de oxidación
Agitador	En el tanque de cloración. Agita la suspensión calomelano.
Estación de Cloro (Unidad de paquete)	Recipiente que incluye equipo para el almacenamiento y la adición de cloro
Eyector de Cloro (en unidad de paquete)	Expulsión de gas cloro a la solución
Tanque de Solución Fuerte	Tanque de almacenamiento de
Tanque de líquido residual	Recibe posibles desbordamientos de otros tanques y recipientes
Sumidero	Sumidero de emergencia
Bomba de circulación	Para la torre del reactor.
Bomba de cloración	Para cloración.
Bomba de líquido residual	Vacía el tanque de líquido residual.
Sumidero / colector de emergencia	Vacía el sumidero en el área de emergencia.

Fuente: Outotec, Manual de operación – Proceso de Eliminación de Mercurio, Cajamarquilla 320K

3.3.8.3.2.2. Descripción del Proceso

Muchos concentrados metálicos o materias primas contienen trazas o cantidades menores de mercurio, que durante el tostado o calcinación se transfieren en vapor de mercurio metálico. Algunos de los mercurios a partir de la calcinación se pueden condensar o volver a combinar con otros componentes en el gas para formar compuestos insolubles.

Tales partículas o compuestos de mercurio se separarán en las unidades convencionales de tratamiento de gases y enfriamiento antes de los gases van a una planta de ácido sulfúrico.

Siempre hay una cantidad considerable de vapor de mercurio, el cual puede pasar el gas de refrigeración convencional, y el sistema de purificación en forma de vapor metálico. Este vapor de mercurio será capturado y contamina el ácido sulfúrico producido, si no se toman medidas adicionales.

El proceso de eliminación de mercurio de Outotec fue desarrollado originalmente para el propósito de eliminar el vapor de mercurio de los gases de calcinación de concentrado de zinc, después de estos gases hubieren sido tratados en el sistema de limpieza, lavado y refrigeración convencional en un tipo estándar de planta de limpieza de gas. Sin embargo, el proceso es también bien aplicable para el tratamiento de proceso contaminado de mercurio o gases Vent en general, que se originó a partir de la fundición, de tostado, la sinterización o calcinación de cualquier tipo de material que contiene mercurio en concentración alta o baja. El proceso de eliminación de mercurio de Outotec es un procedimiento de lavado de gas continuo, en el que los gases se lavan con una solución acidificada de un complejo de cloruro mercúrico (Hg^{2+} -) disuelto en agua.

Una reacción muy completa y rápida tendrá lugar entre los iones de mercurio disuelto en el licor de lavado y el vapor de mercurio metálico en el gas, y este mercurio está prácticamente completo transferido de la fase gaseosa del gas de proceso a la fase de agua del depurador. El producto de reacción del proceso es una suspensión densa de cristales puros de calomelanos insolubles (Hg_2Cl_2). Este calomelanos se puede muy fácilmente separa de la solución por decantación. Algunos de los calomelanos producidos es próxima re-oxidado a soluble en agua HgCl_2 en un proceso de oxidación con cloro en una etapa de proceso independiente.

La fuerte solución de HgCl_2 así preparada se recicla de nuevo al circuito de solución de lavado como compensación por el consumo, debido a la reacción principal del proceso. El exceso de calomelano producida será sacado para su eliminación como un lodo denso, que se instala en un pequeño volumen.

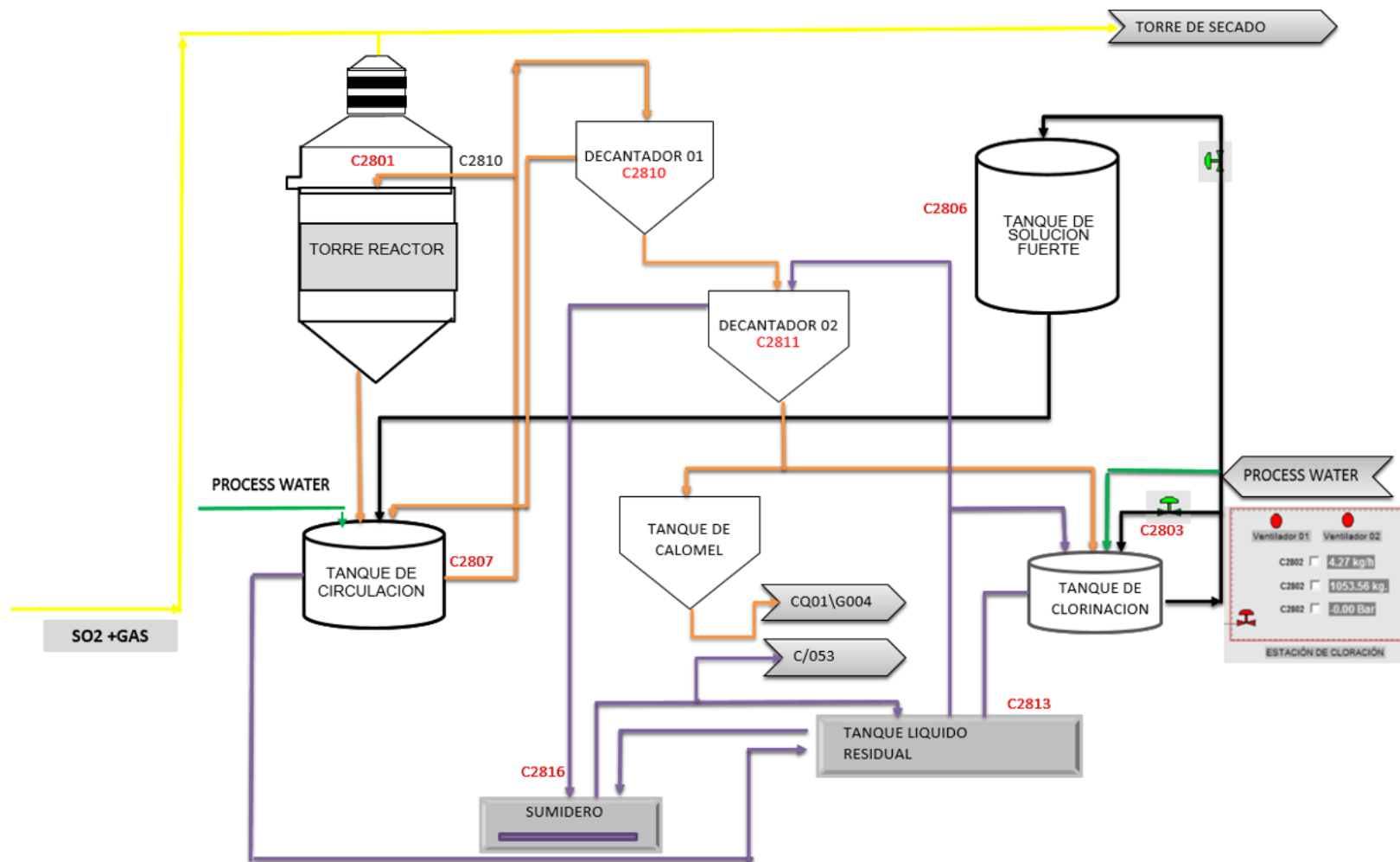


Figura 3.28. Diagrama de Flujo de la Etapa de Remoción de Mercurio en la Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.3.3. Planta de ácido sulfúrico

Los gases de proceso tratados y saturados, procedentes de la planta de depuración de gases, son diluidos con aire, proporcionando una concentración máxima de SO_2 del 7.91% (en vol.) con carga nominal. En la torre de secado se retira la mayor parte del agua saturada, mientras que el gas de proceso seco sigue siendo transportado por la soplante de SO_2 a la sección del convertidor.

Antes de entrar en el 1er lecho catalizador, se calienta el gas de proceso a una temperatura de reacción de entre 425°C y 435°C , primero en los lados carcasa del intercambiador de calor IV, (lado tubos para el gas de proceso detrás del 4º lecho del convertidor) y del intercambiador de calor II, (lado tubo para el gas de proceso detrás del 2º lecho del convertidor), y después por el lado tubos del intercambiador de calor I, (dentro del convertidor, lado carcasa para el gas de proceso que sale del 1er lecho del convertidor).

Con carga nominal, la temperatura de salida del 1er lecho del convertidor es de unos 585°C . En la entrada radial al segundo lecho del convertidor se enfrió el gas de proceso a unos 440°C en el lado carcasa del intercambiador I.

Con base en la siguiente reacción catalítica, la temperatura de salida del 2do lecho del convertidor será de aprox. 495°C con carga nominal.

Más abajo, el gas de proceso se enfría nuevamente a aprox. 440°C en el intercambiador de calor II, antes de ser transportado al 3er lecho del convertidor.

Con una temperatura de 454°C aprox. y un grado de conversión SO_2/SO_3 que ya alcanzó el 95% en la salida del 3er lecho del convertidor, el gas de proceso es transportado por los lados tubo de ambos intercambiadores IIIA y IIIB a la torre de absorción intermedia, para ser enfriado a aprox. 184°C (base de diseño).

Sin embargo, la temperatura de entrada del gas a la torre de absorción intermedia puede variar entre 160°C y 190°C , aunque nunca deberá superar los 200°C . En la salida de la torre de absorción intermedia, la temperatura también puede variar entre 70°C y 80°C . En esta torre de absorción intermedia, el SO_3 que ha sido formado en las primeras tres bandejas catalíticas es absorbido del gas de proceso por medio de ácido sulfúrico con un 95% en peso circulando en contracorriente. Por esta absorción de SO_3 , el equilibrio de reacción en la última bandeja es cambiado nuevamente para obtener un aumento de la formación de SO_3 .

El ácido sulfúrico acumulado en el suelo de la torre de absorción intermedia y después en el tanque de bombeo adjunto es bombeado a través del refrigerante de ácido al sistema de riego, instalado encima del prensa-estopas de la torre de absorción

intermedia. Las pequeñas gotitas de ácido y nieblas se eliminan del gas de proceso por medio de filtros de candelas posicionados en la parte superior de la torre de absorción intermedia.

Detrás de la torre de absorción intermedia, el gas de proceso vuelve a pasar por los intercambiadores IIIB y IIIA, donde se calientan a aprox. 405°C - 415 °C antes de entrar en el 4to lecho catalizador.

A continuación, se produce la conversión casi total del SO₂ restante en SO₃, obteniéndose un rendimiento de conversión total mínimo del 99.6%.

Detrás del 4º lecho catalizador el gas de proceso es enfriado primero en el lado tubos del intercambiador IV (con el fin de utilizar este calor para el gas seco) y finalmente en el economizador de 160°C a 180°C, para ser transportado después a la torre de absorción final.

El SO₃ formado en el 4to lecho catalizador será absorbido después en la torre de absorción final. Similar a la torre de absorción intermedia, en la parte superior de la torre de absorción final se han previsto filtros de candelas para separar gotitas de ácido y nieblas de menos de 80 mg/Nm³ antes de que el gas final sea dirigido hacia la chimenea del Cliente. Antes de que el ácido sulfúrico de la torre de absorción final sea distribuido uniformemente en la parte superior del prensa-estopas, será transportado desde el correspondiente tanque de bombeo a través de la bomba de ácido y a través del refrigerante de ácido conectado.

La concentración del circuito de ácido en la torre de secado se efectúa por adición de ácido sulfúrico del absorbedor intermedio mediante una válvula de regulación.

El control de la concentración del ácido en ambas torres de absorción (intermedia y final) se efectúa por adición de agua de proceso con regulación automática.

El nivel de la torre de secado se mantiene constante por medio del trasiego de ácido sulfúrico de aprox. el 96.0% al 97.0% en peso hacia la torre de absorción intermedia mediante una válvula de regulación.

El nivel del absorbedor intermedio también se controla automáticamente por medio de una válvula de trasiego a la torre de absorción final.

Finalmente, el control de la torre de absorción final se efectúa automáticamente por medio del trasiego de ácido sulfúrico producido hacia los tanques de almacenaje del Cliente por medio de la bomba de ácido producido.

3.3.8.3.3.1. Sección de secado y absorción

La sección de secado y absorción abarca la soplante de SO₂, las torres de relleno para las etapas de secado, absorción intermedia y final con sus correspondientes tanques de bombeo y los correspondientes sistemas de circuito de ácido, con bombas de ácido, refrigerantes de ácido, tuberías y valvulería.

3.3.8.3.3.2. Sistema de secado

De acuerdo a la función de saturación contra temperatura, el gas de proceso procedente de la sección de depuración de gas húmedo está saturado con agua, por lo cual se debe secar en la torre de secado.

Para alcanzar un grado óptimo de secado y el balance de agua total, se deben observar los siguientes puntos:

La concentración de ácido se debe mantener constante en el circuito de la torre de secado, en aprox. un 96.0% al 97.0% en peso. Así el ácido sulfúrico de aprox. Un 98.5% en peso es dirigido desde el circuito de absorción intermedia hacia la torre de secado por medio del lazo de control AIC P014.

El nivel de ácido en el tanque de bombeo de la torre de secado se debe mantener constante dentro de ciertos límites (60% al 65%); la regulación del nivel se realiza automáticamente mediante la descarga de ácido sulfúrico que se envía a la torre de absorción intermedia (válvula LCV P015).

La temperatura del ácido a la entrada del sistema de distribución de ácido de la torre de secado (después del refrigerante de ácido), se debe regular entre 50°C y 55 °C aprox. La temperatura del gas de proceso a la salida de la planta de depuración de gases se debe mantener preferiblemente en 35°C (máx. 40°C).

3.3.8.3.3.3. Sistema de absorción intermedia

El SO₃ que se formó en los tres primeros lechos catalizadores del convertidor es absorbido en ácido sulfúrico con aprox. un 98.5% en peso y así transformado en ácido sulfúrico.

Para alcanzar una absorción intermedia óptima, se deben observar los siguientes puntos:

La concentración de ácido sulfúrico se debe mantener entre aproximadamente un 98.5% en peso y un máximo de un 99.2% en peso (mín. 98.3% en peso). Tener en cuenta que

la concentración de ácido es influenciada también por el trasiego de ácido sulfúrico procedente de la torre de secado, sin embargo, el control final se realiza mediante adición de agua de proceso a la sección inferior del recipiente de la torre mediante una válvula de regulación automática (lazo de control AIC P008).

El nivel de ácido sulfúrico en el tanque de bombeo de la torre de absorción intermedia también se debe mantener constante dentro de ciertos límites (recomendación: del 73% al 78%). Tener cuenta que el nivel también es influenciado por los flujos de trasiego desde el circuito de ácido del absorbedor intermedio a la torre de secado, y al revés de la torre de secado a la torre de absorción intermedia. El control del nivel se realiza principalmente descargando ácido sulfúrico hacia la torre de absorción final mediante una válvula de regulación automática.

La temperatura del ácido sulfúrico detrás del refrigerante de ácido se debe ajustar entre los 70°C y 80°C. En el muy cercano futuro se podrá controlar la temperatura del ácido después de la instalación de un bypass del lado del ácido. Por medio de una válvula manual, se podrá dirigir una determinada cantidad de ácido alrededor del refrigerante de ácido de la torre de absorción intermedia para controlar las temperaturas antes indicadas del ácido a la salida: Abrir la válvula bypass significa una temperatura más alta, cerrarla una temperatura más baja.

El caudal de agua de refrigeración que pasa por los refrigerantes de ácido no deberá ser reducido en caso de una carga más baja.

3.3.8.3.3.4. Sistema de absorción final

El SO₃ que se formó en el 4to lecho es finalmente absorbido en ácido sulfúrico con aprox. un 98.5% en peso y así transformado en ácido sulfúrico.

Para alcanzar una absorción final óptima, se deben observar los siguientes puntos:

La concentración de ácido sulfúrico se debe mantener entre aproximadamente un 98.5% en peso y un máximo de un 99.2% en peso (mín. 98.3% en peso). El control se realiza mediante adición de agua de proceso a la sección inferior del recipiente de la torre mediante una válvula de regulación automática.

El nivel de ácido sulfúrico en el tanque de bombeo de la torre de absorción final también se debe mantener constante dentro de ciertos límites (del 70% al 75%). Tener en cuenta que el nivel también es influenciado por el flujo de trasiego desde el circuito de ácido del absorbedor intermedio. El control del nivel se realiza principalmente descargando ácido sulfúrico producido por la bomba de ácido producido hacia los tanques de

almacenamiento de ácido producido del Cliente mediante una válvula de regulación automática.

La temperatura del ácido sulfúrico detrás del refrigerante de ácido se debe ajustar entre 75°C y 76°C. Esta temperatura del ácido será controlada por medio del tubo bypass del lado del ácido. Por medio de una válvula manual, se podrá dirigir una determinada cantidad de ácido por el refrigerante de ácido de la torre de absorción final para controlar las temperaturas antes indicadas del ácido a la salida: Abrir la válvula bypass significa una temperatura más alta, cerrarla una temperatura más baja.

El caudal de agua de refrigeración que pasa por los refrigerantes de ácido no deberá ser reducido en caso de una carga menor.

3.3.8.3.3.5. Sistema de agua de refrigeración para la sección de secado y absorción

El agua de refrigeración procedente de la torre de refrigeración entra en la sección de secado y absorción pasando por la válvula principal de agua.

Para alcanzar una operación correcta, se han de observar los siguientes puntos:

- La presión detrás de la válvula principal de agua se ha de mantener en una presión mínima de 3 bar a nivel del suelo de los límites de baterías.
- La presión de agua para cada refrigerante debe ser ajustada de forma que la presión lado ácido es siempre más alta que la presión del agua.
- La temperatura máxima del agua a la entrada de los refrigerantes es de 27 °C.
- La temperatura de agua a la salida de cada refrigerante no debe pasar de 41 °C.
- El valor pH del agua a la salida de los refrigerantes no debe ser inferior a 7; una disminución rápida indica una pérdida de ácido en uno de los refrigerantes de ácido; en este caso hay que parar inmediatamente la planta, identificar el refrigerante picado, aislarlo y vaciarlo.
- El caudal de agua por cada refrigerante no debe quedar en ningún caso por debajo del caudal mínimo definido por el fabricante.

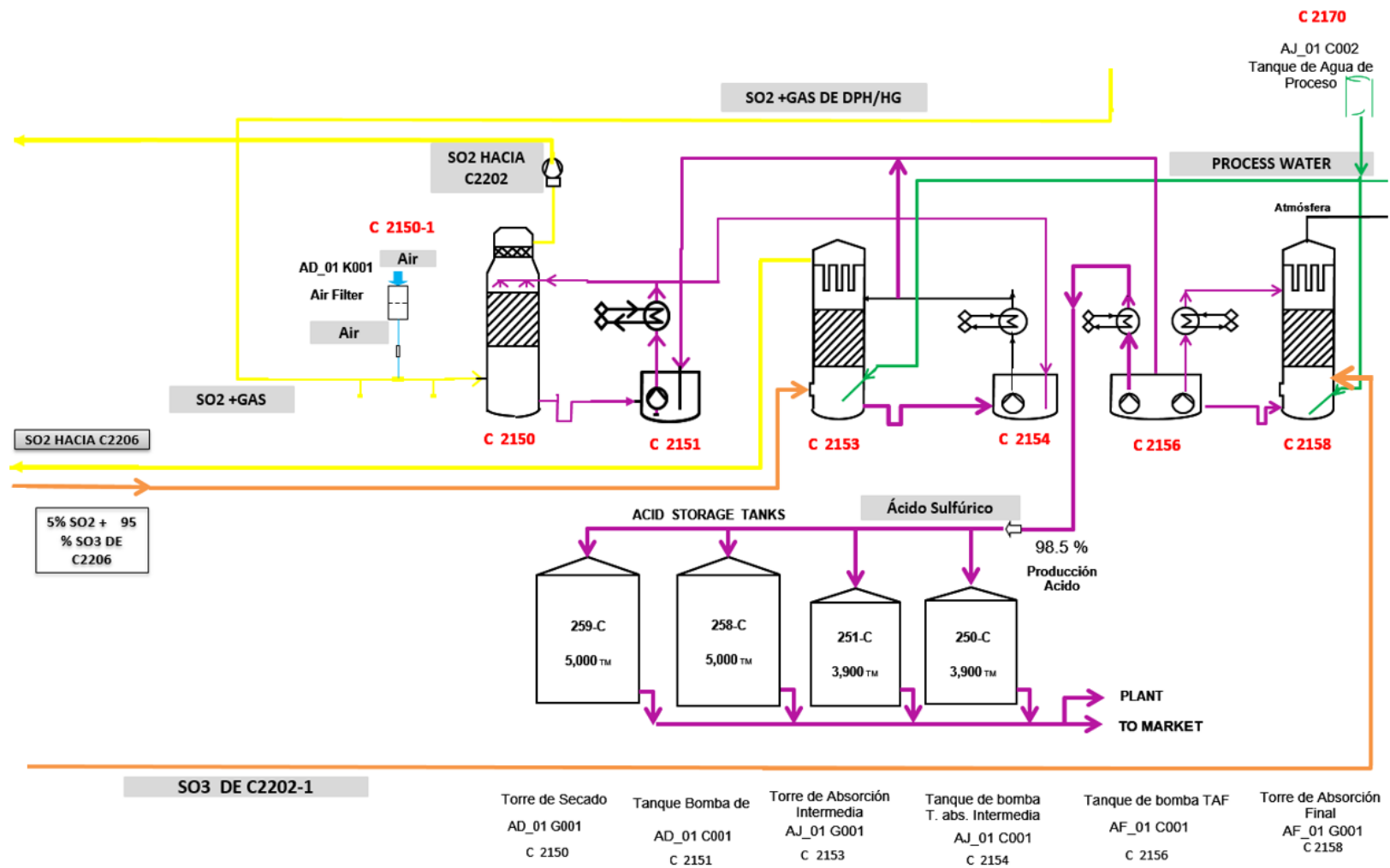


Figura 3.29. Diagrama de Flujo de la Etapa de Torres de ácido y su almacenamiento en la Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

3.3.8.3.3.6. Sección del convertidor

Para alcanzar valores de conversión óptimos de SO_2 en SO_3 , se han de adoptar las medidas siguientes: El contenido de SO_2 antes del convertidor, se debe ajustar del 7.0% al 8.5% en volumen como máximo, preferiblemente en el 7.91% en volumen de acuerdo a la base de diseño. La regulación de la concentración de SO_2 se realiza por medio de una válvula de mariposa añadiendo aire de dilución, que es aspirado a través del filtro de aire y mezclado con el gas de proceso saturado antes de la entrada de la torre de secado. Sin embargo, la relación entre la concentración de O_2 y la concentración de SO_2 debe ser mayor que 1.1, contenidos demasiado elevados de SO_2 simultáneamente con contenidos demasiado bajos de O_2 reducen de forma dramática la relación de conversión del catalizador. El ajuste de las temperaturas de entrada de los lechos catalizadores individuales se realiza de la siguiente forma:

Temperatura de entrada del lecho catalizador 1: 425°C - 430°C

Control automático por medio de adición de gas frío al flujo de gas directamente antes del lecho 1.

Temperatura de entrada del lecho catalizador 2: 440°C - 445°C

Control automático de la válvula bypass alrededor del intercambiador térmico II (lado carcasa) añadiendo o reduciendo gas frío de proceso detrás del intercambiador térmico I.

Temperatura de entrada del lecho catalizador 3: 440°C - 445°C

Control automático del flujo de gas frío de proceso (que contiene SO_2) por el intercambiador térmico II lado carcasa.

Abrir esta válvula significa temperatura de entrada más baja, cerrar temperaturas más altas.

Temperatura de entrada del lecho catalizador 4: 405°C - 415°C

Control por medio del bypass de gas frío alrededor del intercambiador IIIB lado carcasa por la válvula de gas.

En condiciones de servicio normales, la sección de la planta que incluye la soplante de SO_2 , todos los intercambiadores térmicos externos (lado carcasa y lado tubos) y el economizador se deben controlar por lo menos una vez al día respecto al condensado. En caso de formación de condensado, éste se debe evacuar con cuidado, debiéndose anotar la cantidad y el origen (equipo) donde se ha formado.

Mayores cantidades de condensado (< 0,5 l/día) son el resultado de un bajo rendimiento de los electrofiltros húmedos y/o de los sistemas de secado y/o de eliminación de nieblas del absorbedor intermedio y/o de una fuga de agua dentro del economizador.

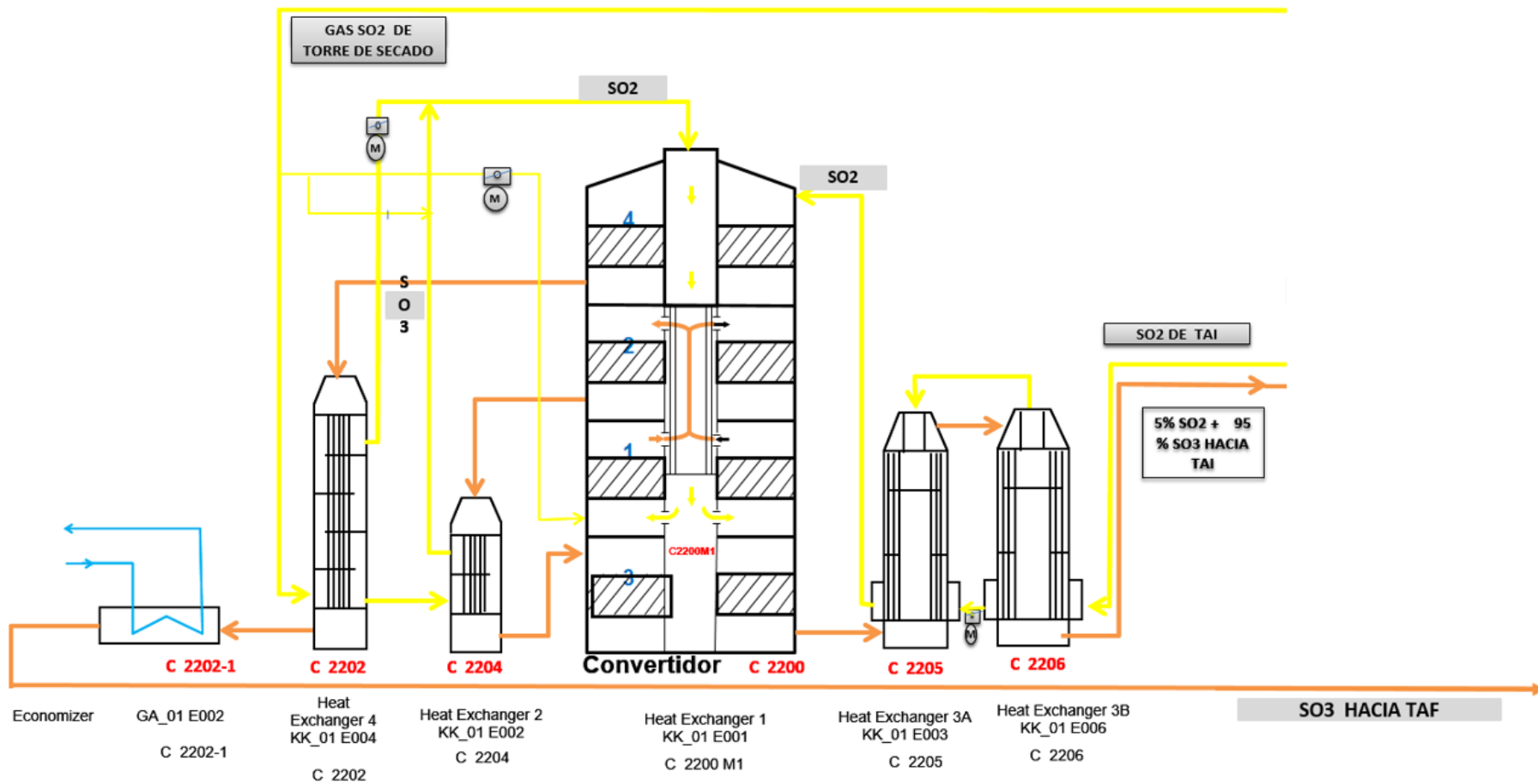


Figura 3.30. Diagrama de Flujo del Convertidor en Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

CAPÍTULO IV: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAVADO DE GASES EN PLANTA DE ÁCIDO DE LA REFINERÍA DE ZINC DE CAJAMARQUILLA

En el año 2016, como parte del compromiso con el medioambiente de la compañía Nexa Resources, se instala una planta de lavador de gases, por donde pasarán los gases provenientes de las torres de absorción Final de cada planta (sección 30 y sección 35).

4.1. Descripción del Proceso

El proceso de lavado de gases es un sistema de depuración según el proceso Peracidox, el cual es un proceso de eliminación de dióxido de azufre para purificar el gas SO₂ residual mediante el uso de peróxido de hidrógeno como agente de oxidación. Este proceso no da lugar a ningún subproducto o desperdicio, produciendo solo ácido sulfúrico que se recicla a la planta de ácido sulfúrico existente. El sistema opera continuamente para reducir la concentración de SO₂ en el gas proveniente de la TAF de la planta de ácido sulfúrico durante los procedimientos de arranque o parada de una planta o en un caso de emergencia y durante el funcionamiento normal de la planta.

La planta es capaz de procesar hasta 114.400 Nm³/h (base seca) de gas procedente de la torre de absorción final de la planta de ácido sulfúrico de la refinería de Cajamarquilla, sin embargo, en condiciones operativas normales, la corriente de gas a ser tratada de la planta 1 tiene un flujo de 86.500 Nm³/h (base seca). En estas condiciones el gas SO₂ contiene no más de 300 ppm, mientras que la concentración de SO₂ puede alcanzar hasta 3.000 ppm (pico de concentración) por un período de 24 horas. Un tercer caso la operación, definido como caso máximo, prevé una concentración de SO₂ de hasta 500 ppm.

En el proceso Peracidox, el peróxido de hidrógeno se usa para oxidar el SO₂ en el gas residual para producir ácido sulfúrico:



El gas SO₂ se lava en un lavador Peracidox de dos etapas (el Peracidox Scrubber Venturi y el Peracidox Scrubber Tower) con aprox. Ácido sulfúrico al 50% en el que se disuelve el oxidante. La eficacia de eliminación de dióxido de azufre alcanzable es superior al 95%.

El peróxido de hidrógeno utilizado como oxidante se introduce en la primera etapa del sistema de lavado a una velocidad estequiométrica proporcional al dióxido de azufre a eliminar. La primera etapa del depurador es un depurador tipo venturi con boquillas para el suministro de ácido sulfúrico al 50% y el suministro de peróxido de hidrógeno (H₂O₂) inyectado en la corriente de gas de escape. Cualquier oxidante residual en la solución que se desborda a la segunda etapa finalmente reacciona allí con los gases de cola prelavados que salen de la primera etapa del lavador de H₂O₂. La reacción es exotérmica (genera calor) y, por lo tanto, el agua de proceso se agrega al sumidero de la empresa para fines de dilución y compensación.

Después del proceso de la etapa Venturi, el gas que aún contiene una pequeña cantidad de SO₂ ingresa a la torre del depurador Peracidox donde fluye en contracorriente desde la parte inferior hacia la parte superior, reaccionando con la corriente circulante de ácido sulfúrico al 50% y peróxido de hidrógeno. El contenido de SO₂ en el gas que sale de la torre se reduce a 40 ppm mediante esta reacción final con el peróxido de hidrógeno.

El ácido sulfúrico al 50% producido se transfiere desde la torre depuradora Peracidox mediante control de nivel a un tanque amortiguador y desde allí se bombea a las plantas de ácido sulfúrico.

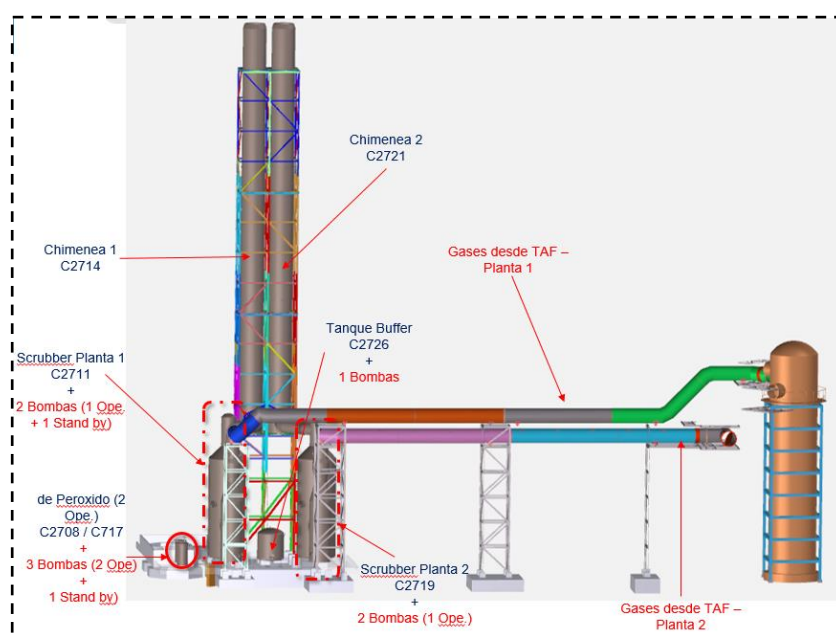


Figura 4.1. Vista General de Planta Lavador de Gases en la Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

4.2. Condiciones de operación

Como se muestra en la siguiente tabla, las características de diseño del proceso se definen como:

Tabla 4.1. Características de Diseño del Proceso

Parameter	Unit	Acid Plant 1	Acid Plant 2
Acid Plant Operating factor	%	97.5	97.5
Actual Operating Conditions			
AP Tail gas flow	Nm ³ /h, wet	86,541	114,440
Pressure at Scrubber Inlet	kPa	2.0	2.5
Gas Temperature	°C	80	80
Gas Composition			
SO ₂			
Nominal	ppm	300	300
Maximal	ppm	500	500
Peak (during Start Up)	ppm	3,000	3,000
O ₂	v/v %	5.3	5.3
CO ₂	v/v %	0	0
H ₂ O	v/v %	0.01	0.01
N ₂	v/v %	94.4	94.4

Fuente: Outotec, Planta de limpieza de gases Sistema de depuración Peracidox.

Se define como condiciones normales una concentración de SO₂ en la entrada de cada depurador Peracidox de 300 ppm. Teniendo en cuenta estas características de diseño y en condiciones normales, se espera que el gas residual de las nuevas chimeneas informe los siguientes valores:

Tabla 4.2. Datos del proceso en condiciones normales de ingreso de 300 ppm

Parameter	Unit	Acid Plant 1	Acid Plant 2
Tail gas flow	Nm ³ /h, wet	89,295	118,082
Pressure at Stack Inlet	kPa	0.5	0.5
Gas Temperature	°C	36	36
Gas Composition			
SO ₂			
Nominal/Max/Peak	ppm	40	40
O ₂	v/v %	5.1	5.1
CO ₂	v/v %	0	0
H ₂ O	v/v %	5	5
N ₂	v/v %	89.9	89.9

Fuente: Outotec, Planta de limpieza de gases Sistema de depuración Peracidox.

4.3. Descripción de la planta

El Sistema de Depurador Peracidox se compone principalmente de los siguientes componentes:

- Depurador Peracidox Venturi
- Torre de depurador Peracidox
- Sistema de almacenamiento y de dosificación de H_2O_2
- Proceso de dosificación de agua
- Instalaciones de circulación y almacenamiento de ácido

4.3.1. Depurador Peracidox Venturi & Torre de Depurador Peracidox

El depurador de gas es una unidad de lavado de dos etapas que consiste en un Venturi y una torre de riego.

La primera etapa del depurador de gas es un tipo depurador Venturi que comprende una boquilla para el circuito de ácido y una pieza de conexión para la adición de agua de proceso en el sumidero Venturi. El flujo de ácido se pulveriza en paralelo a la corriente de gas.

La salida de gas del depurador Venturi está conectado a la segunda etapa de la torre del depurador en la parte inferior del equipo. El sumidero del depurador Venturi está conectado al sumidero de la torre del depurador con una línea de tubería.

En la torre del depurador el ácido de regadío se rocía por el sistema de riego en contracorriente a la corriente de gas. En la salida de gas en la parte superior de la torre de riego se instala un filtro de gas de malla de alambre. La mayor parte de la niebla ácida y todas las gotas se eliminarán aquí del gas.

El Sistema Depurador Peracidox libera su gas residual después del lavado de SO_2 a la atmósfera a través de unas pilas de FRP con una altura de 60 metros.

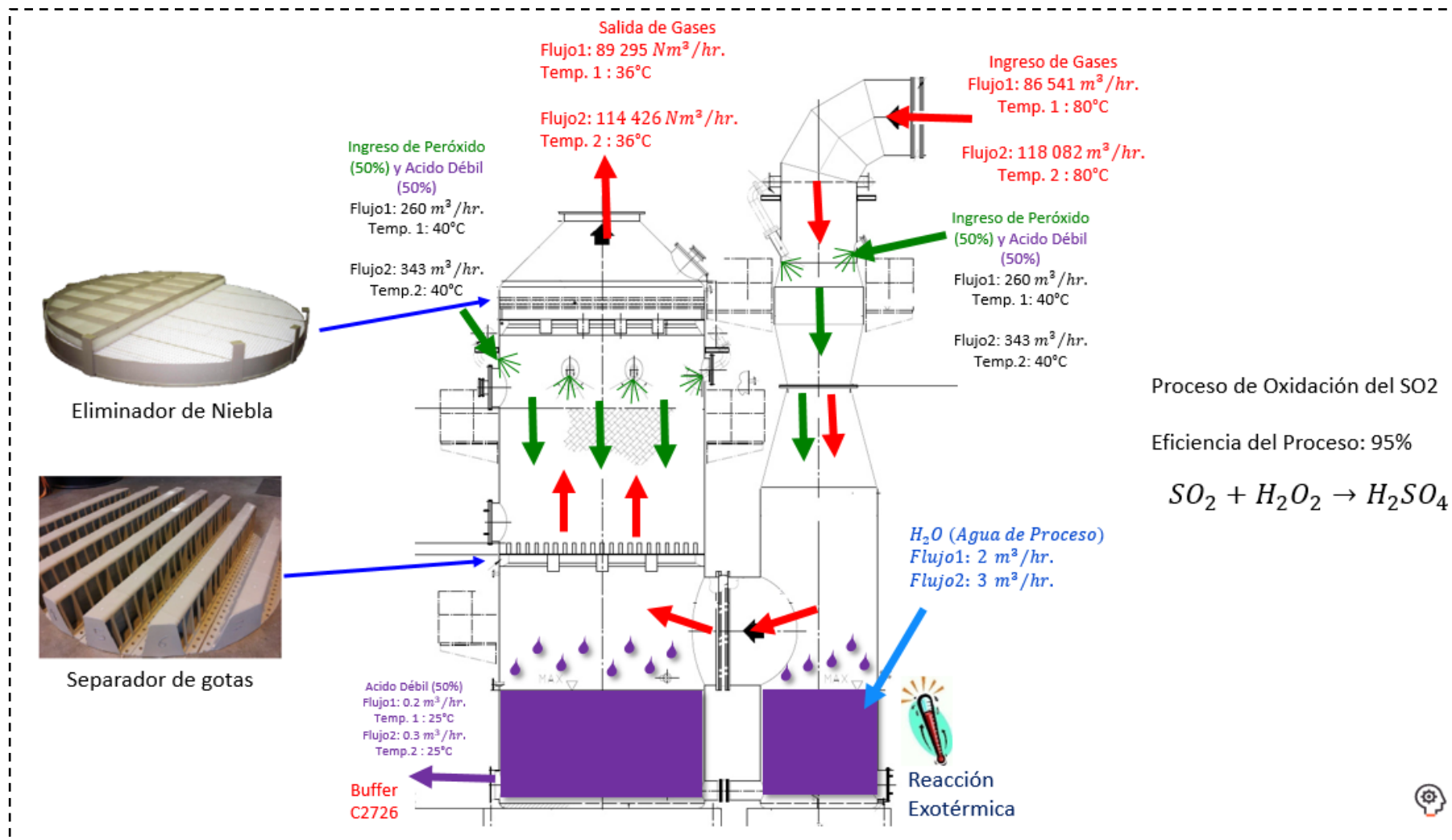


Figura 4.2. Reacciones químicas en la Planta Lavador de Gases de la Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

4.3.2. Sistema de dosificación de H₂O₂

La solución de peróxido de hidrógeno con una concentración de 50% en peso se bombea desde el tanque de almacenamiento hacia el tanque de dosificación de H₂O₂. A partir de ahí, en condiciones de funcionamiento normales, el H₂O₂ se bombea por medio de la bomba de dosificación H₂O₂ a la tubería de circulación de ácido en la entrada de la etapa Venturi del depurador de gases. A la salida de la torre del depurador se mide el contenido de SO₂. Esto controlará la frecuencia de la bomba y el motor, si es necesario, una segunda dosis de H₂O₂ en la tubería de circulación de ácido a la entrada de la torre del depurador.

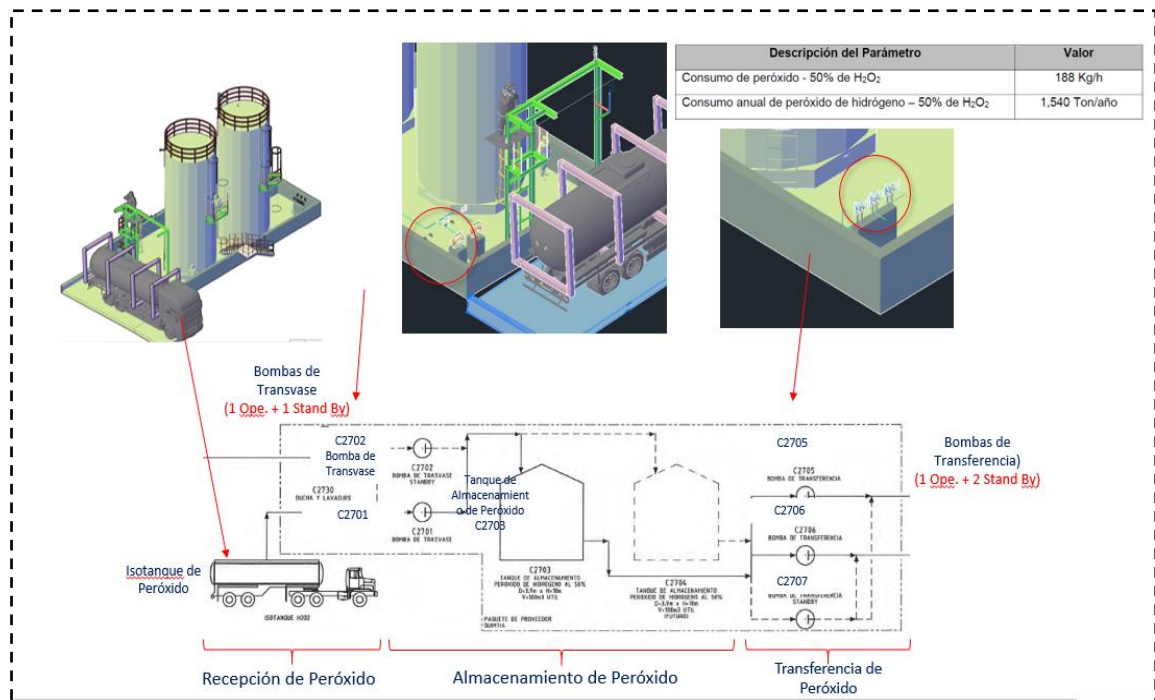


Figura 4.3. Vista General de equipos de H₂O₂ en la planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

4.3.3. Dosificación de agua de proceso

El agua de proceso se agrega al sumidero Venturi, en condiciones normales controladas por la concentración del ácido circulante y en el caso de apagado controlado por la temperatura del ácido circulante.

4.3.4. Instalaciones de circulación y almacenamiento de ácido

La circulación y la distribución de ácido comprende dos bombas de circulación de ácido, una bomba stand-by, la tubería de ácido desde los sumideros de la torre depuradora hasta la parte superior del Venturi y la torre de riego, respectivamente, así como al tanque de almacenamiento de ácido débil.

El Sistema Depurador Peracidox tiene una bomba de circulación de ácido en funcionamiento; la otra bomba es stand-by para asegurar una alta disponibilidad del sistema de lavado. En condiciones normales de funcionamiento el ácido se produce con una concentración de 45 a 50% en peso. El ácido producido en la unidad depuradora se extrae de forma controlada desde los sumideros de la torre hasta el tanque de almacenamiento de ácido. Desde aquí, el ácido se bombea a las plantas de ácido sulfúrico 1 y 2, donde se puede utilizar como agua de proceso.

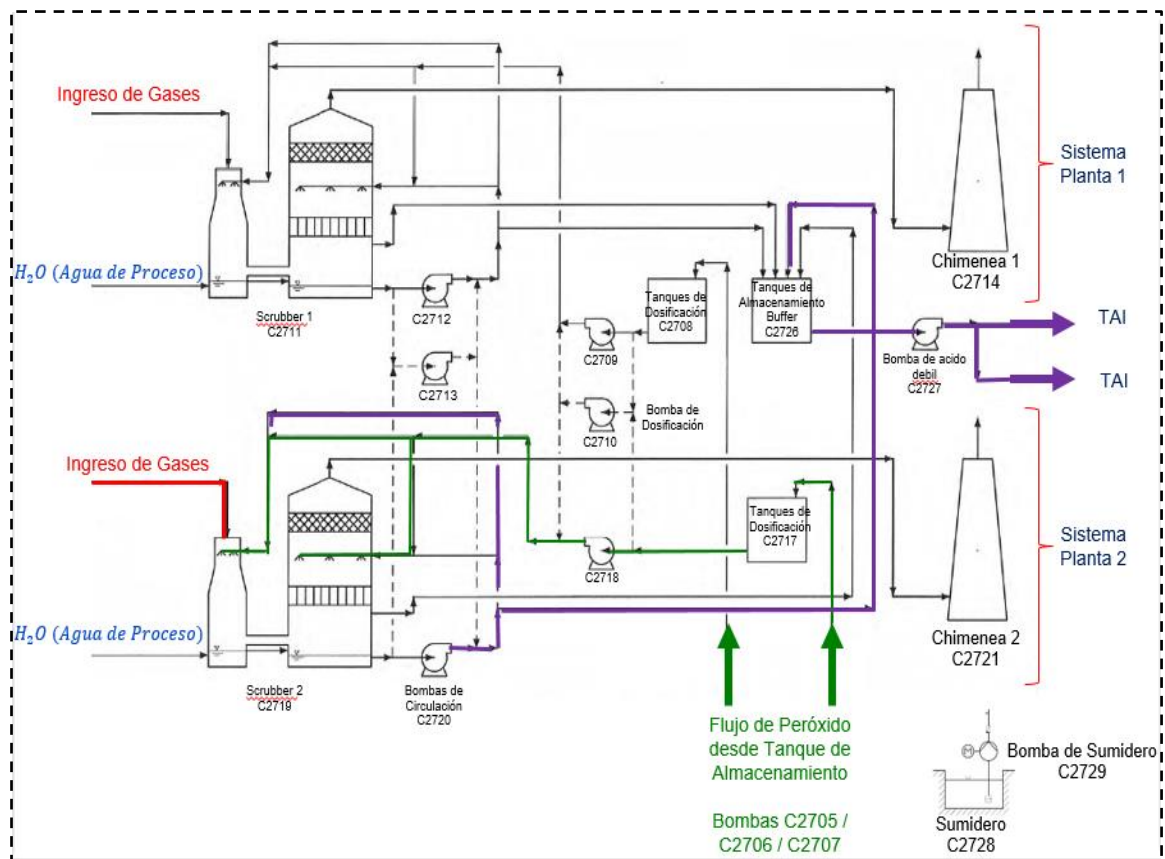


Figura 4.4. Diagrama del proceso por oxidación de H_2O_2 para Lavadores de Gases SO_2

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

4.3.5. Secuencia de proceso y lógica de control

El sistema de lavado de gas residual de SO₂ está diseñado para procesar 86 540 Nm³/h de gas SO₂ proveniente de la torre de absorción final del ácido sulfúrico 160K. El gas residual de SO₂ del segundo sistema de lavado está diseñado para procesar 114 440 Nm³/h SO₂ gas proveniente de la torre de absorción final del ácido sulfúrico 320K.

El gas SO₂ procedente del absorbedor final de la planta de ácido sulfúrico 1 con una temperatura de aprox. 80°C y un contenido de SO₂ de 700 ppm se alimenta a la torre de Venturi, la primera etapa del depurador de gas residual, allí, aprox. 50% de ácido sulfúrico y la solución de 50% de H₂O₂, previamente añadido en el ácido, se inyectan en co-corriente con el flujo de gas.

La adición de agua de proceso en el sumidero Venturi del depurador Peracidox está regulada por dos puntos de medición.

Por un lado, el calor de reacción y dilución resultante se elimina con la evaporación del agua.

En caso de un mayor contenido de SO₂ en el gas residual, se introduce adicionalmente agua de proceso en el sumidero del Peracidox Scrubber Venturi para controlar el aumento de la temperatura del sistema debido a la mayor cantidad de calor de reacción.

Por otro lado, en condiciones normales de funcionamiento, la concentración de ácido requerida de aprox. el 50% de H₂SO₄ se controla y mantiene constante ajustando el agua del proceso de reposición.

Después de la etapa Venturi, el gas de escape, que aún contiene cantidades residuales de SO₂, llega a la segunda etapa del depurador de gas, la torre del depurador Peracidox, donde es conducido en dirección ascendente a la unidad de eliminación de niebla en contracorriente al riego ácido. En esta torre de riego, el contenido de SO₂ del gas residual se reduce al valor deseado mediante la reacción con H₂O₂ que todavía está contenido en el ácido de circulación.

La cantidad de solución de H₂O₂ añadida en el cabezal Venturi se regula de acuerdo con la concentración de SO₂ medida en la línea de gas a la salida de la torre depuradora Peracidox. Si es necesario, se agrega una segunda dosis de H₂O₂ a la línea de

circulación de ácido de la torre depuradora Peracidox mediante una válvula de regulación, también en función de la medición de SO_2 en la salida de gas.

Al salir del sistema de depuración, el gas de cola pasa a través de la unidad de desempañado donde se elimina el rocío de ácido arrastrado. El nivel de la torre del depurador Peracidox se controla transfiriendo el ácido del producto resultante de la conversión de SO_2 con el nivel de H_2O_2 controlado en un rango de concentración de aprox. 50% al tanque de compensación. Desde el tanque intermedio, la corriente de ácido es bombeada por la bomba de ácido a las plantas de ácido sulfúrico existentes, donde se puede utilizar en la planta de ácido sulfúrico existente en lugar del agua de proceso.

El peróxido de hidrógeno al 50% se transfiere a los tanques de bombeo para mantener el suministro de alimento para el depurador Peracidox. Hay dos bombas dosificadoras disponibles para transferir el peróxido de hidrógeno del tanque de la bomba al sistema de circulación de ácido de cada depurador Peracidox. Para fines de mantenimiento, también se prevé una bomba de reserva en esta área del sistema.

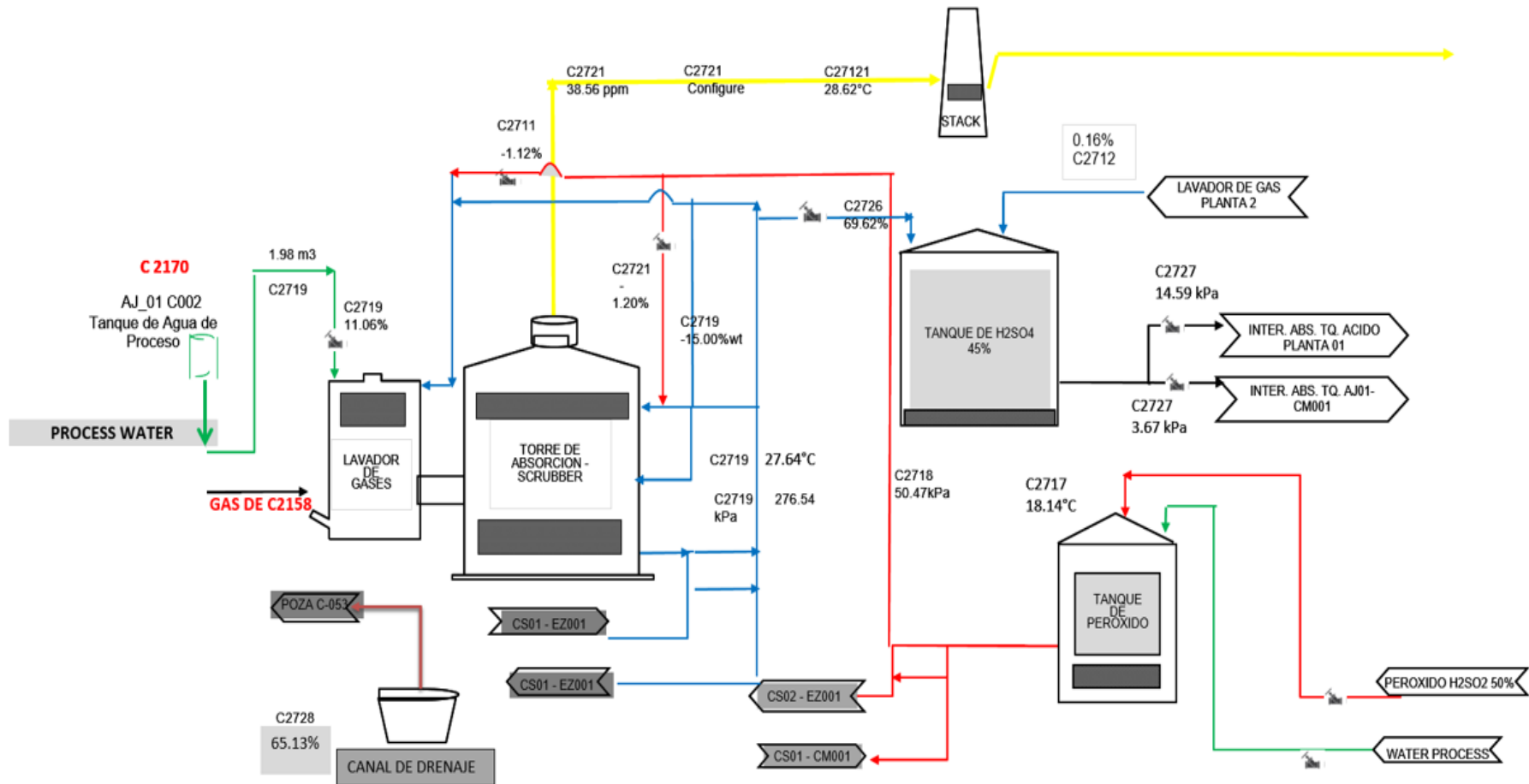


Figura 4.5. Diagrama de Flujo de la Planta de Lavador de Gases en Planta de Ácido (35)

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Matriz de Producción

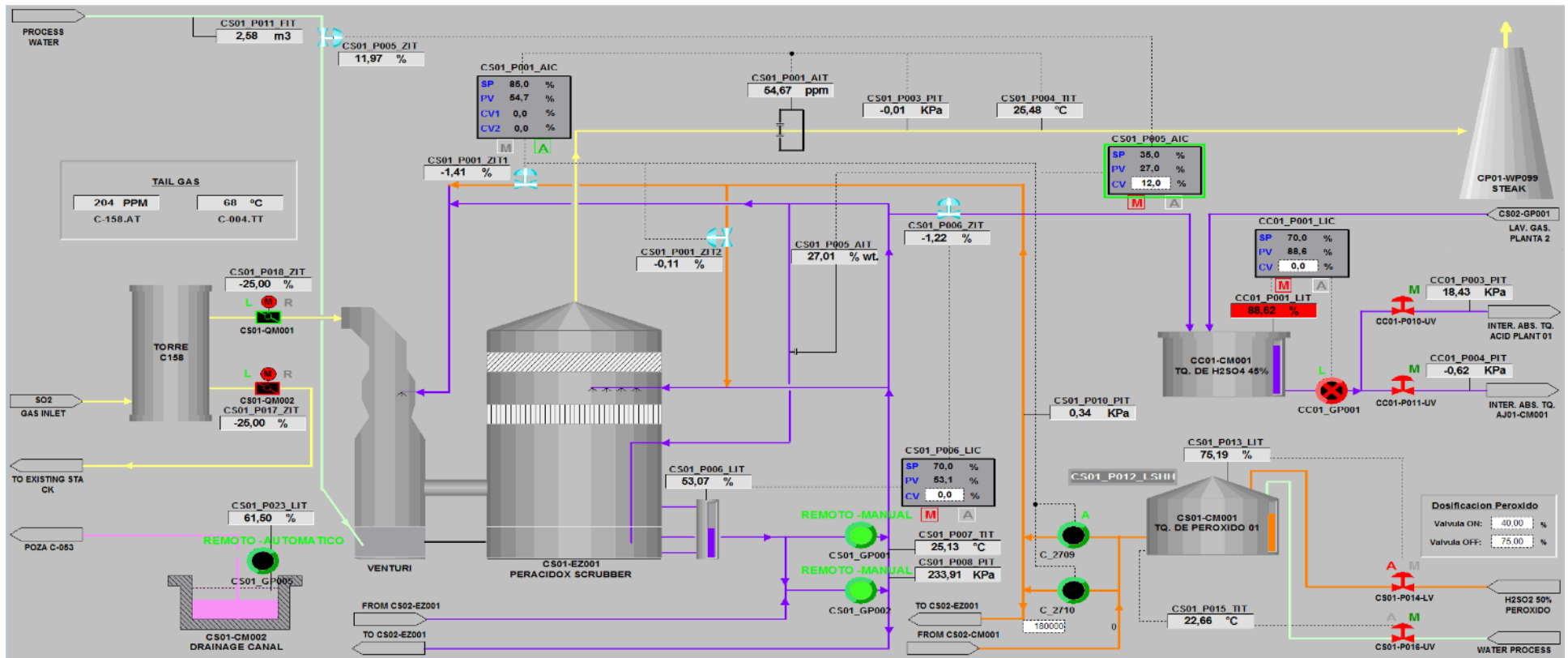


Figura 4.6. Control de Operación de Lavador de Gases de SO₂

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

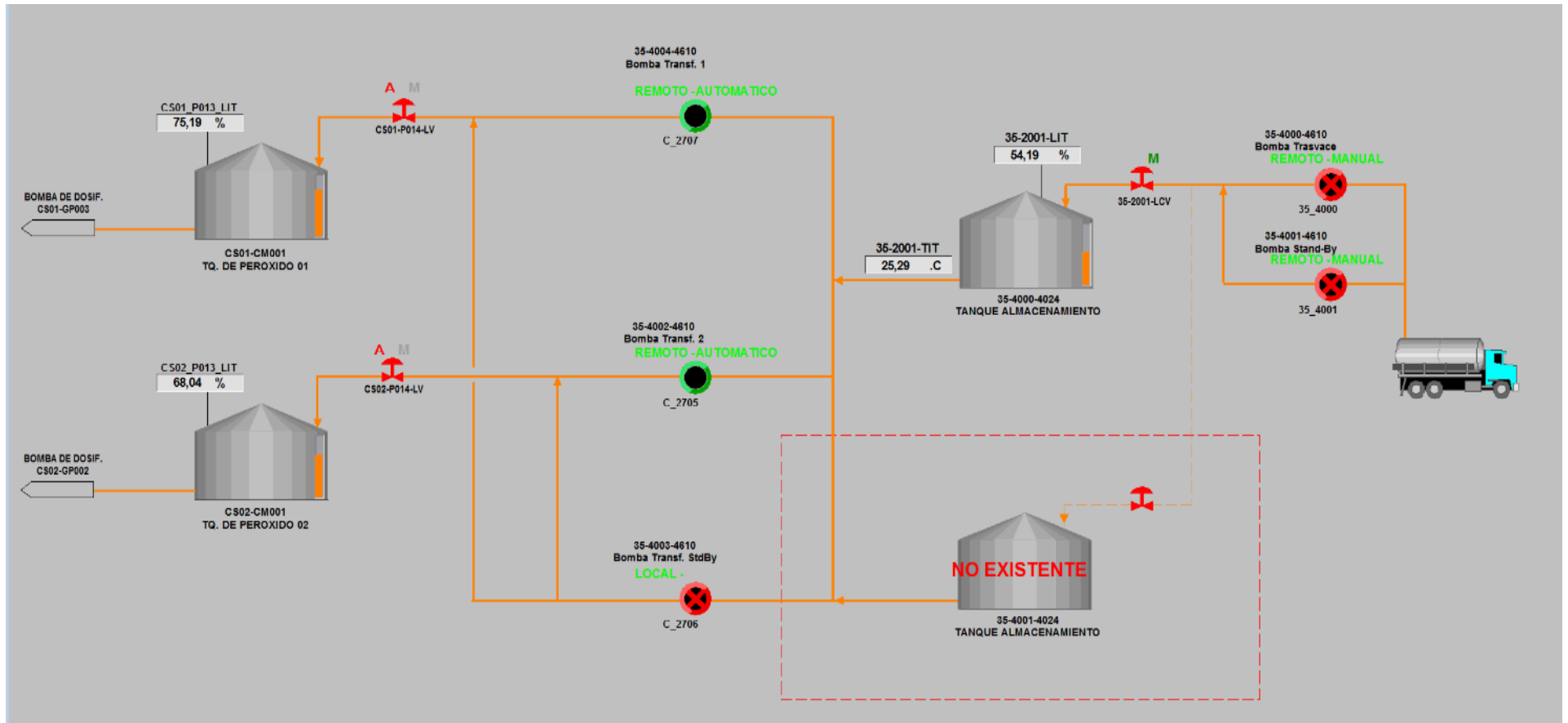


Figura 4.7. Control de Operación de Peróxido de Hidrógeno

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Panel de Operaciones Tostación

4.3.6. Principales KPIS del proceso

Los principales indicadores que van a definir la eficiencia del proceso de lavado de gases con el objetivo de enviar al ambiente gases residuales con máximo 100 ppm de concentración de SO₂, son los siguientes:

Tabla 4.3. Especificaciones del Proceso

DESCRIPCION	ESPECIFICACION
Nivel de tanque de dosificación H ₂ O ₂ al 50%	40% - 100%
Temperatura de Gas a la Salida de la TAF	<85°C
Nivel de Venturi Scrubber	50% - 70%
Acidez de solución de Riego	40% - 50%
Presión a la salida de la bomba de Acido de riego	190 - 270 Kpa
Presión a la salida de bomba de peróxido	> a la presión de salida de bomba de ácido de riego
Emisiones de SO ₂ a la Salida del Lavador de gases	< 100 ppm

Fuente: Outotec, Planta de limpieza de gases Sistema de depuración Peracidox.

Estos indicadores impactan directamente en la eficiencia de la reacción entre el SO₂ y el H₂O₂.

Cabe mencionar que a mayor concentración de SO₂ en los gases a la salida de las torres de absorción final, mayor será el consumo de H₂O₂ si es que no se toman las acciones previas correspondientes como:

- Aumentar flujo de aire de dilución al circuito, mediante el incremento de la presión (-) en el sistema.
- Monitoreo constante del promedio de ppm de SO₂ del día.
- Ahorro de consumo de H₂O₂ cuando no sea necesario en el proceso.
- Regular ritmo de tratamiento en planta de tostación.

4.3.7. Problemas comunes en la planta de Lavador de Gases

A lo largo de los años en los que está operando la planta de lavador de gases se han atravesado por típicos problemas, para los que se ha estudiado las posibles causas y las acciones a tomar para restablecer la estabilidad operacional:

Tabla 4.4. Acciones inmediatas para la corrección de anomalías del Proceso

ANOMALIAS	POSIBLES CAUSAS	ACCIONES
<ul style="list-style-type: none"> • Tanque dosificador, C-2708, C-2717, de H₂O₂ está vacío. 	<ul style="list-style-type: none"> • Sensor de nivel con falla de lectura • Válvulas de trasvase de H₂O₂ de tanque de almacenamiento cerradas. • Bombas de trasvase inoperativas. 	<ul style="list-style-type: none"> • Verificar del equipo de medición de nivel. • Verificar correcta posición de válvulas. • Poner en servicio la bomba stand by de trasvase de ácido.
<ul style="list-style-type: none"> • Aumento de la temperatura del gas a la salida del Scrubber, más de 55°C, la bomba, C-2712 de circulación de ácido débil sale fuera de servicio. 	<ul style="list-style-type: none"> • Falla en la apertura de la válvula de control de agua, incremento en la concentración del ácido, incremento en el ingreso de SO₂, verificar el flujo de ácido a través del instrumento. • Niveles bajo-bajo. • Temperatura del motor de la bomba. 	<ul style="list-style-type: none"> • Verificar apertura y cierre de la válvula de control de agua de proceso, comprobar el correcto flujo de ácido por el visor, muestrear concentración de ácido que no supere más de 50%. • Controlar nivel. • Poner en servicio bomba, stand by C-2720, previa modificación de válvulas.
<ul style="list-style-type: none"> • Rebose del tanque de ácido débil C-2726. 	<ul style="list-style-type: none"> • Bomba C-2727 de trasvase de ácido débil detenida. • Válvula manual y/o automática de llegada de ácido hacia tanques de TAI cerradas. • Falla en bomba C-2727 de ácido débil. 	<ul style="list-style-type: none"> • Revisar el selector de operación y poner en servicio. • Revisar la correcta posición de las válvulas de descarga de ácido débil. • Revisión mecánica y eléctrica del equipo. • Adicionar agua en abundancia en el sumidero para diluir el ácido y evacuar hacia la poza C-053.
<ul style="list-style-type: none"> • Analizador de Acido digital/fuera de servicio. 	<ul style="list-style-type: none"> • Cristalización de peróxido en conductímetro. 	<ul style="list-style-type: none"> • Muestrear y reportar análisis al inicio del turno al panelista. • Cerrar válvula de entrada y salida del instrumentos para mantenimiento
<ul style="list-style-type: none"> • Fuga de H₂O₂ y/o ácido débil. 	<ul style="list-style-type: none"> • Falla de bombas, rotura de bridas y/o válvulas, fisuras en línea de bombeo. 	<ul style="list-style-type: none"> • Parada de etapa de lavador de gases. • (bloqueo de bomba de recirculación, bomba de H₂O₂ y válvulas de gases) • Derribar el flujo de gas hacia la chimenea de concreto.
<ul style="list-style-type: none"> • Lectura de SO₂ inestable a la salida de las chimeneas de lavador de gases 	<ul style="list-style-type: none"> • Falla en el instrumento de medición • Baja luminosidad en la lectura del OPSIS • Filtración de solución de ácido de riego al ducto del analizador. 	<ul style="list-style-type: none"> • Revisar instrumento de medición • Revisar estado de lámparas del OPSIS • Limpieza de ducto del OPSIS

ANOMALIAS	POSIBLES CAUSAS	ACCIONES
<ul style="list-style-type: none"> • Pluma de gas por chimenea del lavador. 	<ul style="list-style-type: none"> • Falta de riego hacia TAF y/o temperatura baja • Baja concentración del Ácido < 97.5% • Alta concentración del Ácido de riego > 99%. • Riego deteriorado o sucio de la TAF. • Descontrol de la temperatura de ácido de riego en las Torres de Absorción Intermedia y Final (TAF y TAI), cuando no se cumple con lo siguiente: <ul style="list-style-type: none"> - En la sección 30, la temperatura de riego para la TAI y TAF debe estar entre 70°C-82°C. - En la sección 35, la temperatura de riego para la TAI y TAF debe estar entre 70°C-82°C. 	<ul style="list-style-type: none"> • Abrir válvula Durco hasta obtener temperatura de 80°C, flujo de riego 420 m3/h, válvula by pass Durco entre 45 a 55%. • Realizar análisis de laboratorio de planta e incrementar Set Point de concentración. • Realizar análisis de Laboratorio de Planta y bajar Set Point de concentración. • Parar la planta para limpiar/arreglar. • Controlar las temperaturas del ácido por las válvulas Durco (By pass) de los intercambiadores de calor, tomando en cuenta lo siguiente: <ul style="list-style-type: none"> - En la sección 30, para controlar la temperatura de riego de ácido para la TAI y TAF (C153/C158) debe abrir la válvula Durco (Válvula de by pass hacia los refrigerantes) para bajar la temperatura o cerrarla para subir la temperatura. - En la sección 35, para controlar la temperatura de riego de ácido para la TAI (C2153) debe abrir la válvula manual (by pass) de ácido para bajar la temperatura o cerrarla para subir la temperatura. - En la sección 35, para controlar la temperatura de riego de ácido para la TAF (C2158) debe abrir la válvula manual (by pass) de ácido (Q001A362) para bajar la temperatura o cerrarla para subir la temperatura.
<ul style="list-style-type: none"> •Falla de las bombas de circulación del lavado. 	<ul style="list-style-type: none"> • Falla eléctrica en la bomba. • Falla mecánica en la bomba. 	<ul style="list-style-type: none"> • Comunicar la falla al Jefe de guardia y al área de mantenimiento. • Desviar el flujo de gas hacia la chimenea de concreto en coordinación de SSMA. (NOTA: el gas no puede pasar por el lavador de gases sin el funcionamiento de las bombas ya que ocasionará deterioro en las resinas interna de la torre de lavado).
<ul style="list-style-type: none"> • Emisión de gas SO₂ por chimenea, cuando es mayor a 100 ppm. 	<ul style="list-style-type: none"> • Falla de bombas de circulación. • Falla de bombas de dosificación de H₂O₂. • Falta de nivel en el tanque de peróxido, cuando es igual a 30%. • Baja presión en las bombas de circulación. • Falla en el riego del scrubber (inyectores obstruidos) 	<ul style="list-style-type: none"> • Hacer cambio de las bombas de circulación. • Parada de Planta de Lavador de gases, enviar por chimenea de concreto. • Acumulación de fibra en el impulsor. • Parar lavador de gases. • Parar lavador de gases, llenar agua. • Parar lavador de gases para limpiar o cambiar inyectores.

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., PETS de Operación y Arranque del sistema de lavador de gases de SO₂ (torre scrubber) sección 30 y 35 (PO-CJM-TAC-ACI-015-ES)



Figura 4.8. Defectos encontrados en los inyectores del Venturi

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Parada de Planta de Lavador de Gases en octubre 2021.



Figura 4.9. Orden de Canaletas de Riego del Venturi

Fuente: Nexa Resources Cajamarquilla S.A., Parada de Planta de Lavador de Gases en octubre 2021.

CONCLUSIONES

- a) La concentración de SO_2 (ppm) a la salida de las chimeneas de los lavadores de gases tiene una relación directamente proporcional a la concentración de SO_2 a la salida de las torres de absorción final (TAF) y al % SO_2 en el sistema.
- b) Diluir la concentración de SO_2 en el circuito, va a beneficiar reduciendo la concentración de SO_2 en las emisiones al medioambiente.
- c) Durante la dosificación de H_2O_2 en el sistema scrubber, la presión de descarga de H_2O_2 debe ser mayor a la presión de circulación de ácido débil.
- d) La presencia marcada de una pluma de gases a la salida de la chimenea de los lavadores de gases, indica que hay presencia de SO_3 , producto de una deficiente conversión en las etapas previas al lavador de gases.
- e) La concentración del ácido de riego en el sistema scrubber impacta en la eficiencia de la reacción entre el SO_2 y el H_2O_2 .

RECOMENDACIONES

- a) Para asegurar una adecuada inyección de H_2O_2 en el sistema scrubber, es preciso que la presión de descarga de H_2O_2 sea mayor a la presión de circulación de ácido, como mínimo una diferencia de 20 kpa, ya que se ha evidenciado que durante un sistema de inyección de H_2O_2 de forma automática, al no haber una diferencia significativa entre las presiones de ambas bombas, no se ha podido controlar la concentración de SO_2 a la salida de los lavadores de gases a menos de 100 ppm.
- b) Para reducir el tiempo de respuesta de activación o encendido de la bomba de dosificación de peróxido y que además supere a la presión de circulación, se recomienda reducir el tiempo que le toma a la bomba llegar a la frecuencia de 60 hz y además establecer de forma automática la estrangulación de los inyectores de H_2O_2 ; de ésta forma se evita la intervención manual del panelista.
- c) Se recomienda establecer una rutina de mantenimiento preventivo e inspección del analizador de SO_2 y OPSIS, ya que de este instrumento depende el consumo de un insumo tan importante y costoso como lo es el H_2O_2 .
- d) Cuando el sistema automático de dosificación no funcione, ya sea por falla del instrumento de medición de SO_2 o se tenga dificultades para controlar las emisiones, se recomienda implementar un sistema de dosificación de peróxido semiautomático que funcione en base al dinamismo del comportamiento del proceso, para evitar la manipulación manual del panelista y esté vulnerable a algún olvido por enfoque en otras etapas del proceso.
- e) Debido a los frecuentes eventos de un deficiente riego en el sistema scrubber venturi y torre depuradora por obstrucción de inyectores, se recomienda cambiar la calidad de agua que ingresa al sistema scrubber, actualmente se usa agua bruta, la cual proporciona un entorno favorable a la formación de sales como carbonato cálcico, generando incrustaciones que obstruyen las líneas; se recomienda usar agua desmineralizada.

BIBLIOGRAFÍA

1. Votorantim Metais, (2016), Matriz de Producción.
2. Outotec, (2015), Filosofía de Control y Manual de Operación de la Planta de Limpieza de Gas: Sistema Depurador de Peracidox en Planta 2.
3. Outotec, (2015), Descripción del Proceso de la Planta de Limpieza de Gas: Sistema Depurador de Peracidox.
4. Ministerio del Ambiente, (2019), M-ITS-00230-2019: Informe Técnico Sustentatorio para el Quinto Recrecimiento del Depósito de Lodos Neutros de la Refinería de Zinc de Cajamarquilla.
5. Votorantim Metais, (2015), Memoria descriptiva del Proceso.
6. Universidad Católica Sedes Sapientiae, (2018), Tesis “Estrategias Financieras para generar liquides y reducir los impactos de la crisis financiera internacional en Votorantim Metais Cajamarquilla Lima 2018 – 2010.
7. Outotec, Manual de servicio – Planta de limpieza de gas, Limpieza de gas húmedo Área 35.
8. Outotec, Manual de servicio – Planta de limpieza de gas, Ácido Sulfúrico Área 35.
9. Outotec, Manual de operación – Proceso de Eliminación de Mercurio de Outotec Área 35.
10. Nexa Resources S.A., (2020), Informe Anual 2020.
11. <https://www.nexaresources.com/es>

ANEXO 1: ACRÓNIMOS

- **RM-315-96-EM/VMM:** Resolución Ministerial N° 315-96-EM/VMM, aprueba los Niveles Máximos Permisibles de Emisiones de gases y partículas para las actividades minero metalúrgicas.
- **ASTM B6:** Especificación estándar ASTM B6 para zinc.
- **UTM:** Sistema de coordenadas universal transversal de Mercator.
- **SENAMHI:** Servicio Nacional de Meteorología e Hidrología del Perú
- **Jarosita:** Mineral de sulfato de potasio y hierro con hidroxilos.
- **Zinc SHG:** Special High Grade Zinc (SHG) 99.995%
- **CGG - Aleación Zn – Al:** Aleaciones para Galvanización (CGG-Continuous Galvanizing Grade)
- **CPT:** Concentrado Pre-tratado proveniente de la etapa de Reducción Ácida de Hidrometalurgia.
- **Dross:** Óxido de Zinc proveniente de la planta de Fusion y Moldeo.
- **Slinger:** Cinta de lanzado tipo catapulta para alimentación de concentrado al horno.
- **Caldera La-Mont:** es un tipo de caldera de tubos de agua de circulación forzada en la que el agua de la caldera se hace circular a través de una bomba externa a través de tubos de pequeño diámetro, largos y estrechamente espaciados. La bomba mecánica se utiliza para tener una circulación adecuada y positiva en las calderas de vapor y agua caliente.
- **Anillos alveolados PALL:** son cilindros con paredes ranuradas y costillas internas, siendo el diámetro y la altura iguales. Estas aberturas y superficies interiores eliminan el efecto de otros rellenos que impiden performances satisfactorias en las columnas, proporcionando un excelente contacto y redistribución de gases y líquidos contra todas las superficies internas y externas.
- **WERNERT:** Marca de bombas usadas en planta de ácido.
- **Proceso RALPH PARSONS:** Oxidación catalítica de SO_2 a SO_3 y absorción de SO_3 en ácido sulfúrico patentada por Ralph Parsons.
- **Demister:** Desnebulizador o eliminador de niebla, es un dispositivo empleado en tecnología de procesos e ingeniería química para la separación de un líquido, presente en forma de finas gotas, de una corriente de vapor o gas que lo arrastra, mediante la aplicación del fenómeno físico de la coalescencia.

- **Sillas INTALOX:** Cerámica silla intalox anillos son de uso más frecuente de embalaje de alto rendimiento y presentan ventajas para la mayoría de las aplicaciones en comparación con otras formas. Su superficie lisa imparte una alta resistencia química y proporciona la cerámica silla intalox anillos con un alto nivel de estabilidad.
- **Lámina de Rhepanol:** Lamina impermeabilizante de PVC-P poli cloruro de vinilo plastificado, armada con un fieltro de fibra de vidrio.
- **Sistema electrónico ANOTROL:** Protección contra la corrosión mediante la formación de una película protectora sobre las superficies para minimizar la corrosión. El potencial eléctrico suministrado para mantener esta película se monitorea continuamente mediante los electrodos de referencia. Un controlador ANOTROL ajusta automáticamente la potencia de salida para mantener el potencial en el punto de ajuste deseado.
- **PTFE:** Conocido químicamente como politetrafluoroetileno y coloquialmente como Teflon, es un fluoropolímero semicristalino con muchas características únicas.
- **GG25:** (Fundición GG25/30) Fundición Laminar Perlítica- Ferrítica GG-25/30. Calidad de dureza media (180-230 HB) Aconsejable para usos donde se requiera una buena combinación de fuerza y resistencia al desgaste mientras que sigue teniendo una buena maquinabilidad y un excelente acabado superficial.
- **RHONA:** Marca de válvulas.
- **Meehanite:** es una marca registrada para un proceso de ingeniería para hacer una gama de hierros fundidos producidos bajo condiciones específicas y cuidadosamente controladas con especificaciones precisas reconocidas internacionalmente.
- **Anillos Raschig:** son piezas de geometría tubular cuyo diámetro es aproximadamente igual a su longitud y que se emplean como relleno para columnas en procesos de destilación y en otros procesos químicos ingenieriles.
- **Pre Heater Pillard:** Horno Pre calentador Pillard para la planta de ácido.
- **Pond N°1:** Poza de Efluentes en la Refinería de Cajamarquilla.
- **Depurador de enfriamiento OTOVENT:** Torre de enfriamiento de gas conocido como Torre Quench en la Planta de Depuración Húmeda en la Refinería de Cajamarquilla perteneciente a la marca OUTOTEC.
- **ESP:** Precipitadores Electrostáticos.
- **W-ESP:** Precipitadores Electrostáticos de gas húmedo.

- **Depurador Venturi:** Los depuradores Venturi han sido diseñados para emplear de forma eficaz la energía de la entrada del flujo de gas en la atomización del líquido utilizado para la depuración del flujo de gas. Un depurador Venturi está formado por tres secciones: una sección convergente, una sección de garganta y una sección divergente.
- **FRP:** Fibre Glass Reinforced - plástico reforzado con fibra de vidrio.
- **MCC:** Centro de Control de Motores o Sala eléctrica.
- **Calomelano:** es un mineral formado por cloruro de mercurio, Hg_2Cl_2 , conocido antiguamente como mercurio córneo, que se forma por alteración del cinabrio, del metacinabrio y de otros sulfuros que contienen mercurio en algunos de sus yacimientos.
- **Válvula LCV:** La válvula de control/alivio de presión para cilindros de líquidos de la serie LCV está diseñada exclusivamente para su uso en cilindros de líquidos criogénicos DOT 4L. El LCV reduce drásticamente el ruido asociado con la descarga del dispositivo tradicional de descarga del cilindro.
- **Lazo de control AIC:** La serie AiC permite un control directo a través de conexión en red con un dispositivo maestro como PC y PLC.
- **Proceso Peracidox:** Tecnología patentada por Outotec para reducir el contenido de SO_2 en los gases residuales de la planta de ácido.
- **Scrubber:** Depurador es un dispositivo que depura la contaminación del aire eliminando partículas o gases de chimeneas o conductos de escape industriales. Tradicionalmente el término "depurador" se refiere a dispositivos que usan un líquido para eliminar el contaminante no deseado del conducto de escape de gases o chimenea.
- **TS:** Torre de Secado en planta de ácido.
- **TAI:** Torre de Absorción Intermedia en planta de ácido.
- **TAF:** Torre de Absorción Final en planta de ácido.
- **Válvula bypass Durco:** Valvula de mariposa para regular temperatura.
- **OP SIS:** Empresa que desarrolla, fabrica y comercializa sistemas innovadores de última generación para el análisis de gases y el control de procesos (Monitoreo Continuo de Emisiones).

ANEXO 2: DECRETO SUPREMO N° 003-2008-MINAM

378462

 **NORMAS LEGALES**

El Peruano
Lima, viernes 22 de agosto de 2008

Artículo 2°.- La presente Resolución Suprema será refrendada por el Presidente del Consejo de Ministros, el Ministro de Agricultura y la Ministra de Justicia.

Regístrese, comuníquese y publíquese.

ALAN GARCÍA PÉREZ
Presidente Constitucional de la República

JORGE DEL CASTILLO GÁLVEZ
Presidente del Consejo de Ministros

ISMAEL BENAVIDES FERREYROS
Ministro de Agricultura

ROSARIO DEL PILAR FERNÁNDEZ FIGUEROA
Ministra de Justicia

241991-4

AMBIENTE

Aprueban Estándares de Calidad Ambiental para Aire

**DECRETO SUPREMO
N° 003-2008-MINAM**

EL PRESIDENTE DE LA REPUBLICA

CONSIDERANDO:

Que, el numeral 22 del artículo 2° de la Constitución Política del Perú establece que toda persona tiene derecho a gozar de un ambiente equilibrado y adecuado al desarrollo de su vida;

Que, el artículo I del Título Preliminar de la Ley N° 28611- Ley General del Ambiente, establece que toda persona tiene el derecho irrenunciable a vivir en un ambiente saludable, equilibrado y adecuado para el pleno desarrollo de la vida, y el deber de contribuir a una efectiva gestión ambiental y de proteger el ambiente, así como sus componentes, asegurando particularmente la salud de las personas en forma individual y colectiva, la conservación de la diversidad biológica, el aprovechamiento sostenible de los recursos naturales y el desarrollo sostenible del país;

Que, mediante Decreto Legislativo N° 1013 se aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente, señalándose su ámbito de competencia sectorial y regulándose su estructura orgánica y funciones, estableciendo el literal d) de su artículo 7° como función específica elaborar los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) y Límites Máximos Permisibles (LMP), debiéndose aprobar mediante Decreto Supremo;

Que, los ECA se refieren a valores que no representen riesgo significativo para la salud de las personas ni al ambiente, siendo que el concepto de valor guía de la calidad del aire, desarrollado por la Organización Mundial de la Salud (OMS), se refiere al valor de la concentración de los contaminantes en el aire por debajo del cual la exposición no representa un riesgo significativo para la salud;

Que, el numeral 33.2 del Artículo 33° de la Ley N° 28611, establece que la Autoridad Ambiental Nacional, en el proceso de elaboración de los ECA, LMP y otros estándares o parámetros para el control y la protección ambiental debe tomar en cuenta los establecidos por la Organización Mundial de la Salud o las entidades de nivel internacional especializadas en cada uno de los temas ambientales;

Que, asimismo, el numeral 33.4 del Artículo 33° de la mencionada Ley, establece que en el proceso de revisión de los parámetros de contaminación ambiental, con la finalidad de determinar nuevos niveles de calidad, se aplica el principio de la gradualidad, permitiendo ajustes progresivos a dichos niveles para las actividades en curso;

Que, de acuerdo a lo establecido en el Cronograma de Priorizaciones para la aprobación progresiva de ECA y LMP, aprobado por Decreto de Consejo Directivo del Consejo Nacional del Ambiente N° 029-2006-CONAM/CD, se elaboró la propuesta de los ECA a aprobarse, tomando en consideración las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud y la opinión de los sectores involucrados;

Que, de conformidad con lo previsto en el Decreto Supremo N° 033-2007-PCM se han llevado a cabo los procesos de Consulta Pública aprobados por Resoluciones Presidenciales N°s 036 y 038-2008-CONAM/PCD, así como los talleres de coordinación interinstitucional

realizados los días 24 de abril, 21 de mayo y 4 de agosto del presente año, por lo que se recibió la opinión de los Ministerios de Salud, Producción, Vivienda y Construcción, Transportes y Comunicaciones y Energía y Minas; todos los Gobiernos Regionales; diversas Municipalidades y representantes de la sociedad civil, bajo el proceso de consulta pública;

Que la Segunda Disposición Transitoria del Decreto Supremo N° 074-2001-PCM, mediante el cual se aprobó el Reglamento de Estándares Nacionales de Calidad Ambiental del Aire, establece que el valor del estándar nacional de calidad ambiental del aire de Dióxido de Azufre (SO₂) para veinticuatro horas debe ser revisado en el período que se requiera, de detectarse que tienen un impacto negativo sobre la salud en base a estudios y evaluaciones continuas;

Que, tomando en consideración las nuevas evidencias halladas por la Organización Mundial de la Salud, resulta necesario aprobar nuevos Estándares de Calidad Ambiental de Aire para el Dióxido de Azufre, los mismos que entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009, así como establecer Estándares Ambientales de Calidad de Aire para Benceno, Hidrocarburos Totales, Material Particulado con diámetro menor a 2,5 micras e Hidrógeno Sulfurado;

De conformidad con lo establecido en Ley N° 28611- Ley General del Ambiente y el Decreto Legislativo N° 1013 que aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente;

En uso de las facultades conferidas por el artículo 118° de la Constitución Política del Perú;

DECRETA:

Artículo 1°.- Aprobación de Estándares de Calidad Ambiental para Aire

Aprobar los Estándares de Calidad Ambiental para Aire que se encuentran contenidos en el Anexo I del presente Decreto Supremo.

Artículo 2°.- Normas complementarias

El Ministerio del Ambiente dictará las normas para la implementación de los Estándares de Calidad Ambiental para Aire y para la correspondiente adecuación de los Límites Máximos Permisibles.

Artículo 3°.- Vigencia de Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el dióxido de azufre

Los Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el Dióxido de Azufre en el Decreto Supremo N° 074-2001-PCM mantienen su vigencia hasta el 31 de diciembre de 2008.

Conforme a lo establecido en el Anexo I del presente Decreto Supremo, los nuevos Estándares de Calidad Ambiental establecidos para el Dióxido de Azufre entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009.

Artículo 4°.- Refrendo

El presente Decreto Supremo será refrendado por el Ministro del Ambiente.

Dado en la Casa de Gobierno, en Lima, a los veintidós días del mes de agosto del año dos mil ocho.

ALAN GARCÍA PÉREZ
Presidente Constitucional de la República

ANTONIO JOSÉ BRACK EGG
Ministro del Ambiente

ANEXO 1

TABLA 1

**ESTANDAR DE CALIDAD AMBIENTAL PARA
EL DIÓXIDO DE AZUFRE SO₂**

Parámetro	Periodo	Valor µg/m ³	Vigencia	Formato	Método de análisis
Dióxido de azufre (SO ₂)	24 horas	80	1 de Enero de 2009	Media aritmética	Fluorescencia UV (método automático)
	24 horas	20	1 de enero del 2014		

ANEXO 3: RESOLUCIÓN MINISTERIAL N° 315-96-EM/VMM

Lima, viernes 19 de julio de 1996

NORMAS LEGALES

El Peruano

Pág. 141259

13.2 kV Derivación C.H. Guineamayo - San Antonio, con carácter permanente de acuerdo a la documentación técnica y los planos proporcionados por la empresa, conforme al siguiente cuadro:

Exp.Cód.	Salida/legada de la línea eléctrica	Tensión KV	N° de Tomas	Longitud (km.)	Ancho Faja(m.)
22000396	Derivación C.H. Guineamayo - San Antonio	13.2	1	2.370	06

Artículo 2°.- Los propietarios de los predios sirvientes no podrán construir obras de cualquier naturaleza ni efectuar y/o mantener plantaciones que superen las distancias mínimas de seguridad debajo de la línea, ni en la zona de influencia de los electroductos y en general no podrán realizar labores que perturben o enerven el pleno ejercicio de la servidumbre constituida.

Artículo 3°.- Empresa Regional de Servicio Público de Electricidad del Norte S.A. - ELECTRONORTE S.A., deberá adoptar las medidas necesarias a fin de que los predios sirvientes no sufran daño ni perjuicio por causas de la servidumbre, quedando sujeta a la responsabilidad civil pertinente en caso de incumplimiento.

Artículo 4°.- Empresa Regional de Servicio Público de Electricidad del Norte S.A. - ELECTRONORTE S.A., deberá velar permanentemente para evitar que en la faja de servidumbre se ejecute cualquier tipo de construcción.

Regístrase, comuníquese y publíquese.

DANIEL HOKAMA
Ministro de Energía y Minas

Aprueban niveles máximos permisibles de elementos y compuestos presentes en emisiones gaseosas provenientes de las unidades minero-metalúrgicas

**RESOLUCION MINISTERIAL
N° 315-96-EM/VMM**

Lima, 16 de julio de 1996

CONSIDERANDO:

Que, el Artículo 226° del Texto Único Ordenado de la Ley General de Minería, aprobado por Decreto Supremo N° 014-92-EM, establece que la autoridad competente para la aplicación de las disposiciones contenidas en el Decreto Legislativo N° 613 - Código del Medio Ambiente y los Recursos Naturales referidas a la actividad minera y energética, es el Sector Energía y Minas;

Que, los Estudios de Impacto Ambiental correspondientes a la actividad minero-metalúrgica deben estar formulados en base a los Niveles Máximos Permisibles que el Ministerio de Energía y Minas apruebe;

Que, los Programas de Adecuación y Manejo Ambiental tienen como objetivo que los titulares de la actividad minero-metalúrgica logren reducirse sus niveles de contaminación ambiental hasta alcanzar los Niveles Máximos Permisibles;

Que, es necesario establecer los Niveles Máximos Permisibles correspondientes a los elementos y compuestos presentes en las emisiones gaseosas, así como a las partículas y elementos metálicos arrastrados por éstas provenientes de las Unidades Minero-Metalúrgicas con la finalidad de controlar las emisiones producto de sus actividades y contribuir efectivamente a la protección ambiental;

De conformidad con la Disposición Complementaria del Reglamento aprobado por Decreto Supremo N° 016-93-EM, sustituida por el Artículo 4° del Decreto Supremo N° 069-93-EM;

Con la opinión favorable del Director General de Asuntos Ambientales, el Director General de Minería y el Vice-ministro de Minas,

SE RESUELVE:

Artículo 1°.- Aprobar los Niveles Máximos Permisibles de Anhídrido Sulfuroso, Partículas, Plomo y Arsénico presentes en las emisiones gaseosas provenientes de las Unidades Minero-Metalúrgicas.

Artículo 2°.- Los Niveles Máximos Permisibles de Emisión de Anhídrido Sulfuroso a los cuales se sujetarán

las Unidades Minero-Metalúrgicas están señalados en el Anexo 1, el cual forma parte de la presente Resolución Ministerial. La cantidad de Anhídrido Sulfuroso emitido será determinada en el punto o puntos de control y el ingreso de Azufre al proceso será el de la carga del día.

Artículo 3°.- El Nivel Máximo Permissible de Emisión de Partículas al cual se sujetarán las Unidades Minero-Metalúrgicas será de 100 mg/m³ medido en cualquier momento en el punto o puntos de control.

Artículo 4°.- El Nivel Máximo Permissible de Emisión de Plomo al cual se sujetarán las Unidades Minero-Metalúrgicas será de 25 mg/m³ medido en cualquier momento en el punto o puntos de control.

Artículo 5°.- El Nivel Máximo Permissible de Emisión de Arsénico al cual se sujetarán las Unidades Minero-Metalúrgicas será de 25 mg/m³ medido en cualquier momento en el punto o puntos de control.

Artículo 6°.- Las concentraciones de Gases y Partículas presentes en el ambiente de zonas habitadas ubicadas dentro del área de influencia de la Unidad Minero-Metalúrgica, no deberán superar los Niveles de Calidad de Aire vigentes en el país, por efecto de las emisiones de dicha Unidad.

Artículo 7°.- Los titulares mineros deberán asegurar que los parámetros no regulados por la presente Resolución Ministerial, no excedan los niveles máximos permisibles establecidos por las disposiciones legales vigentes sobre calidad de aire.

Artículo 8°.- Los titulares mineros están obligados a establecer en el EIA y/o PAMA, un punto de control por cada fuente emisora así como un número apropiado de estaciones de monitoreo a fin de determinar la cantidad y concentración de cada uno de los parámetros regulados, además del flujo de descarga. Dichos puntos de control y estaciones de monitoreo deberán ser identificados empleando la ficha del Anexo 2, la cual forma parte de la presente Resolución Ministerial. Además deberá indicarse el número y tipo de los equipos de detección a emplear.

Artículo 9°.- Para efectos del monitoreo de las emisiones y la calidad del aire, se considerarán como válidas las mediciones efectuadas de acuerdo a lo establecido en el Protocolo de Monitoreo de Calidad de Aire y Emisiones para el Subsector Minería, publicado por la Dirección General de Asuntos Ambientales del Ministerio de Energía y Minas.

Artículo 10°.- Los titulares mineros podrán eliminar o cambiar la ubicación de uno o más puntos de control o estaciones de monitoreo, previa aprobación de la Dirección General de Asuntos Ambientales, para lo cual será necesario presentar la documentación sustentatoria.

Artículo 11°.- La frecuencia de presentación de los reportes será trimestral y deberá coincidir con el último día hábil de los meses de marzo, junio, setiembre y diciembre. El reporte del mes de junio y el consolidado anual estarán contenidos en el Anexo 1 del Decreto Supremo N° 016-93-EM.

Artículo 12°.- Los titulares mineros llevarán un registro según los formatos que se especifican en el Protocolo mencionado en el Artículo 9°, el mismo que deberá ser presentado al Auditor Ambiental, cuando éste lo requiera.

Artículo 13°.- Para efectos de la presente Resolución Ministerial se tomará en consideración las siguientes definiciones:

Concentración media aritmética diaria.- Es la concentración obtenida al dividir la suma de las concentraciones medidas durante 24 horas entre el número de mediciones efectuadas. Para este efecto las muestras se tomarán en 16 horas como mínimo.

Concentración media aritmética anual.- Es la concentración obtenida al dividir la suma de los valores calculados para la concentración media aritmética diaria entre el número de días en que efectivamente se realizaron estas mediciones. Para tal efecto se tendrá en consideración la duración del año calendario.

Concentración media geométrica anual.- Es la concentración obtenida de extraer la raíz enésima (n es el número de valores calculados para la concentración media aritmética diaria) del producto de las concentraciones medias aritméticas.

Emisión.- Descarga de Anhídrido Sulfuroso, partículas, Plomo y Arsénico a la atmósfera medida en el o los puntos de control.

Partículas.- Son los sólidos sedimentables y en suspensión emitidos desde un punto de control.

Partículas en Suspensión.- Son las partículas con diámetro aerodinámico inferior a 10 micras.

Parámetro Regulado.- Aquel parámetro que se encuentra definido en la presente Resolución Ministerial.

Punto de Control.- Ubicación definida en el EIA o PAMA y aprobada por la Autoridad Competente, establecida para la medición de las emisiones, de acuerdo a los criterios establecidos en el Protocolo de Calidad de Aire y Emisiones, para el Subsector Minería.

Estación de Monitoreo.- Área en el que se ubican los equipos de monitoreo, definida en el EIA o PAMA y aprobada por la Autoridad Competente, establecida para la medición de la calidad del aire, de acuerdo a los criterios establecidos en el Protocolo de Calidad de Aire y Emisiones, para el Subsector Minería.

DISPOSICION COMPLEMENTARIA

Durante la ejecución del Programa de Adecuación y Manejo Ambiental a los Niveles Máximos Permisibles y en tanto la Dirección General de Minería compruebe el avance efectivo de dicho Programa, las Unidades Minero-Metalúrgicas podrán solicitar a dicha Dirección General, emitir Anhídrido Sulfuroso en niveles diferentes a los indicados en el Anexo 1 de la presente Resolución Ministerial, si es que han demostrado mediante un modelaje de dispersión, u otro sistema de mayor confiabilidad, que los Niveles de Calidad de Aire vigentes en el país no serán superados por efecto de las emisiones respectivas; debiendo corroborar dicha demostración mediante el monitoreo de las áreas de influencia de las Unidades. La suatentación de dicha emisión deberá ser aprobada con la opinión favorable de la Dirección General de Asuntos Ambientales del Ministerio de Energía y Minas.

DISPOSICION TRANSITORIA

En tanto no se fijen los Estándares Nacionales de Calidad de Aire a que hace referencia el Artículo 6°, regístran los Niveles establecidos en el Anexo 3, el cual forma parte de la presente Resolución Ministerial.

Regístrese, comuníquese y publíquese.

DANIEL HOKAMA
Ministro de Energía y Minas

ANEXO 1

NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES DE EMISION DE ANHIDRIDO SULFUROSO PARA LAS UNIDADES MINERO-METALURGICAS

AZUFRE QUE INGRESA AL PROCESO (t/d)	EMISION MAXIMA PERMITIDA DE ANHIDRIDO SULFUROSO (t/d)
<10	20
11 - 15	25
16 - 20	30
21 - 30	40
31 - 40	50
41 - 50	60
51 - 70	66
71 - 90	72
91 - 120	81
121 - 150	90
151 - 180	99
181 - 210	108
211 - 240	117
241 - 270	126
271 - 300	135
301 - 400	155
401 - 500	175
501 - 600	195
601 - 900	201
901 - 1200	207
1201 - 1500	213
> 1500	8.142 (B)*

* (B) = Total de Azufre que ingresa al proceso.

ANEXO 2

FICHA DE IDENTIFICACION

PUNTO DE CONTROL Y ESTACION DE MONITOREO

Unidad:

Nombre:
Coordenadas UTM (± 100 m.):
Descripción (Ubicación):
Equipo(s) utilizado(s):

ANEXO 3

NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES DE CALIDAD DE AIRE

PARAMETRO	CONCENTRACION MEDIA ARITMETICA DIARIA (µg/m³) (ppm)	CONCENTRACION MEDIA ARITMETICA ANUAL (µg/m³) (ppm)	CONCENTRACION MEDIA GEOMETRICA ANUAL (µg/m³)
ANHIDRIDO SULFUROSO	572 (0.25)*	172 (0.36)	-
PARTICULAS EN SUSPENSION	350*	-	150
PLOMO	-	0.5	-
ARSENICO	8	-	-

(*): No debe ser excedido más de una vez al año.

Además deberá considerarse:

- Concentración Mensual de Plomo = 1 µg/m³
- Concentración de Arsénico en 30 minutos = 30 µg/m³ (no debe ser excedido más de una vez al año).

Aceptan cooperación técnica internacional del Gobierno de Canadá a favor del Proyecto Línea de Contribución para el Suministro de Equipo Minero

RESOLUCION SECRETARIAL N° 048-96-EM/OGRES

Lima, 15 de julio de 1996

Visto el Oficio GEGE-385-96 de fecha 20 de junio de 1996, del Gerente General de la Empresa Minera del Centro del Perú - CENTROMIN PERU S.A. mediante el cual solicita aceptación de la Cooperación Técnica Internacional consistente en el envío de equipos, materiales y repuestos por intermedio de la Agencia Canadiense para el Desarrollo Internacional - ACDI;

CONSIDERANDO:

Que, con fecha 23 de noviembre de 1973, se suscribió entre el Gobierno de la República del Perú y el Gobierno de Canadá el Convenio Básico de Cooperación Técnica con la finalidad de colaborar en la ejecución de proyectos de desarrollo social en el Perú;

Que, en base al Memorandum de Entendimiento suscrito el 13 de diciembre de 1991, entre los Gobiernos de Canadá y Perú para el establecimiento de un Programa de Apoyo Económico, al Ministerio de Energía y Minas, a través de la empresa CENTROMIN PERU S.A. viene ejecutando el Proyecto "Línea de Contribución para el Suministro de Equipo Minero", con la cooperación del Gobierno de Canadá, por intermedio de la Agencia Canadiense para el Desarrollo Internacional - ACDI;

Que, según Nota P N° 360/96 de fecha 20 de junio de 1996, la Embajada de Canadá certifica un envío de equipos

ANEXO 4: REPORTE DE COSTOS DE H₂O₂ DE NEXA RESOURCES (2021)

\$	INSUMOS	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE
PPTO	REACTIVO ANA PEROXIDO HIDROGENO	30,000	29,518	29,518	29,518	29,518	29,518	29,518	29,518	29,518	29,518
PRECIO	REACTIVO ANA PEROXIDO HIDROGENO	750	762	762	762	762	762	762	762	762	762
FORECAST	REACTIVO ANA PEROXIDO HIDROGENO	58,989	50,800	101,740	58,998	76,335	61,866	72,336	122,206	70,000	70,412
REAL	REACTIVO ANA PEROXIDO HIDROGENO	142,994.70	171,185.00	212,357.02	149,250.78	76,066.00	83,658.00	94,200.79	132,495.00	71,248.00	24,630.20

