

UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

SEDE VIÑA DEL MAR – JOSE MIGUEL CARRERA



UNIVERSIDAD TECNICA
FEDERICO SANTA MARIA

Estrategias de Optimización Energética en proceso de Producción de Acido Sulfúrico

Trabajo de Titulación para
optar al título Profesional
de Ingeniero de Ejecución
en Gestión Industrial.

Alumno:

Patricio Arevalo Osorio

Profesor guía:

Sr. Cristian Pavez

DEDICATORIA

A mi amada esposa, mi compañera de vida, por su amor incondicional, su comprensión y su paciencia infinita. Gracias por ser mi apoyo en cada momento de esta travesía, por alentarme a seguir adelante incluso en los días más difíciles, y por asumir sacrificios para que yo pudiera alcanzar este logro. Tu presencia ha sido la luz que ha guiado este camino

A mis hijos, quienes son mi mayor inspiración y motor en la vida. Cada paso dado en este proceso ha sido con ustedes en mente, deseando ser un ejemplo de que los sueños se pueden alcanzar con esfuerzo, dedicación y perseverancia. Ustedes son mi orgullo y mi mayor motivo para luchar siempre.

A mis padres, quienes me inculcaron desde pequeño los valores del trabajo duro, la honestidad y la perseverancia. Gracias por creer en mí incluso cuando yo mismo dudaba, por sus palabras de aliento y por ser el cimiento sobre el cual construí este sueño. Este logro también les pertenece a ustedes, porque sus enseñanzas y sacrificios hicieron posible que yo llegara hasta aquí.

A mis hermanos, por estar a mi lado en cada etapa de mi vida, brindándome apoyo, consejos y ánimo cuando más lo necesitaba. Su compañía y amor han sido un refugio constante a lo largo de este proceso.

A mis compañeros de trabajo, quienes con generosidad y solidaridad me apoyaron en tantas ocasiones, permitiéndome asistir a clases y cumplir con mis compromisos académicos al cambiar turnos y asumir responsabilidades en mi lugar. Su ayuda desinteresada fue un pilar fundamental para que este sueño se hiciera realidad.

A cada una de estas personas que han sido parte de mi vida, este logro no habría sido posible sin ustedes. Les dedico este esfuerzo con todo mi agradecimiento y mi corazón.

Con gratitud eterna,

RESUMEN

La ley de eficiencia energética en Chile espera que se obtenga una reducción del 7% a partir del año 2035 y del 5.5% a 2030 en los grandes consumidores de energía, donde se encuentra la Fundición Chagres, que debe ajustar sus procesos para cumplir con la norma. Es por ello que se tomó la planta de ácido que representa un alto porcentaje del consumo energético como objetivo de estudio, presentando tres alternativas de reducción de consumo de energía: emplear solo el soplador KKK1, detener los sopladores KKK1 y KKK2 cuando no se tiene fuentes generadoras de SO₂ y modular la operación de los KKK1 y KKK2.

Así, se obtuvo que las tres estrategias planteadas son opciones viables, que permiten un ahorro proyectando 3 614 400 kwh anuales, que representa un 34% del consumo de 2024.

PALABRAS CLAVE: eficiencia energética, fundición Chagres, estrategias, consumo energético, costo.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1 : ANTECEDENTES.....	2
1. Ley y plan de eficiencia energética en Chile	2
1.1. Gestión energética de grandes consumidores	2
1.2. Obligaciones de los grandes consumidores	3
2. Anglo American Chile	4
2.1. Generalidades.....	5
2.2. Planta de producción de ácido sulfúrico	5
2.3. Mercado del ácido sulfúrico en Chile	6
3. Mercado nacional a 2023	6
Producción y consumo de ácido sulfúrico	6
Importaciones de ácido sulfúrico	8
Exportaciones de ácido sulfúrico	8
Proyección del mercado del ácido sulfúrico a 2033.....	8
CAPÍTULO 2 : IDENTIFICACIÓN DE LAS OPORTUNIDADES DE MEJORA ENERGÉTICA.....	12
1. Ácido sulfúrico.....	12
2. Proceso de producción de ácido sulfúrico.....	13
2.1. Generación de anhídrido sulfuroso (SO ₂).....	13
2.2. Conversión de SO ₂ a SO ₃	13
2.3. Absorción del Anhídrido Sulfúrico.....	13
3. Proceso de producción de ácido sulfúrico en la planta Chagres	14
3.1. Limpieza de gases y enfriamiento	14
3.2. Secado de los gases.....	20

3.3.	Conversión de SO_2 a SO_3	23
3.4.	Absorción del SO_3	27
3.5.	Almacenamiento y control de calidad del ácido	29
4.	Datos técnicos de la planta de producción de ácido sulfúrico Chagres	31
5.	Estimación de cantidades de SO_2 en el proceso de aspiración.....	32
6.	Calentamiento en el convertidor catalítico (TWR-203).....	38
CAPÍTULO 3 PLAN DE MEJORA PROPUESTO		41
2.1.	Usos significativos de energía (USE)	41
2.2.	Indicadores de Desempeño Energético (IDE)	41
2.3.	Estrategias de optimización energética.....	43
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	65
8.	BIBLIOGRAFÍA	66

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1: Ubicación de la fundición Chagres. Disponible en (Google, s. f.).....	6
Figura 2-1: Etapa de Conversión de SO_2 a SO_3 en la planta de ácidos Chagres.....	15
Figura 2-2: Esquema General de la Zona de Limpieza de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	15
Figura 2-3: Esquema de la Cámara de Mezcla de la Planta de Ácido Sulfúrico	16
Figura 2-4: Esquema de la Torre de Humidificación de la Planta de Ácido Sulfúrico....	17
Figura 2-5: Esquema de Torre Venturi Scrubber de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	17
Figura 2-6: Esquema de Torre de Enfriamiento de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	18
Figura 2-7: Esquema de Precipitadores Electrostáticos Húmedos.....	19
Figura 2-8: Etapa de secado de los gases en la planta de ácidos Chagres.	20
Figura 2-9: Esquema general del Secado de Gases de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	21
Figura 2-10: Esquema de la Torre de Secado de la Planta de Ácido Sulfúrico	22
Figura 2-11: Esquema del compresor de la Planta de Ácido Sulfúrico	23
Figura 2-12: Esquema de la etapa de Conversión de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	24
Figura 2-13: Esquema de Intercambiador Gas Caliente de la Planta de Ácido Sulfúrico	25
Figura 2-14: Esquema del Convertidor Catalítico de la Planta de Ácido Sulfúrico.	26
Figura 2-15: Esquema general de Absorción de la Planta de Ácido Sulfúrico.	27
Figura 2-16: Esquema de Torre Absorción Final de la Planta de Ácido Sulfúrico.....	28
Figura 2-17: Esquema de Intercambiador de calor de ácido de la Planta de Ácido Sulfúrico	29

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1: Propiedades del ácido sulfúrico	12
Tabla 2-2: Frecuencia de análisis de control de calidad realizados en la planta.....	30
Tabla 2-3: Caracterización del ácido sulfúrico	31
Tabla 2-4: Información técnica de diseño de la fábrica de ácido sulfúrico Chagres	32
Tabla 2-5: Condiciones de operación del soplador de SO ₂ KKK # 1 B-230	32
Tabla 2-6: Condiciones de operación del soplador de SO ₂ KKK # 2 B-237.....	33
Tabla 2-7: Condiciones de la corriente de gases.....	34
Tabla 2-8: % de SO ₂ según la producción de ácido sulfúrico.....	37
Tabla 2-9: Condiciones de operación (temperatura) planteadas para el convertidor catalítico.....	39
Tabla 2-10: Condiciones de operación (flujo y composición) planteadas para el convertidor catalítico.....	39
Tabla 3-1: Indicadores de Desempeño Energético para la planta de ácido en el periodo 2021-2023	41
Tabla 3-2: Indicadores de Desempeño Energético para la planta de ácido para el año 2024.	42
Tabla 3-3: Participación en el consumo de los diferentes procesos.....	43
Tabla 3-4: Costos ahorrados por detención de 6 h mensuales del soplador KKK2.....	44
Tabla 3-5: Condiciones de calentamiento con un solo, el soplador KK1	45
Tabla 3-6: Condiciones de calentamiento con los dos sopladores.....	46
Tabla 3-7: Cuantificación de la mejora en los ventiladores.....	46
Tabla 3-8: Cuantificación de la mejora en los ventiladores.....	47
Tabla 3-9: Tiempo de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, después de detención de Horno Flash sin detención de sopladores KKK (Planta en calentamiento con pre calentador operativo).....	50
Tabla 3-10: Tiempo de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, después de detención Horno Flash y CPS con Detención de Sopladores KKK	50

Tabla 3-11: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C sin el paso 3	51
Tabla 3-12: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C	52
Tabla 3-13: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por sobre los 300°C.....	53
Tabla 3-14: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por debajo de los 300°C	54
Tabla 3-15: Tiempo real de calentamiento de sopladores KKK1 Y KKK2 cuando es interrumpido el suministro de SO ₂	55
Tabla 3-16: Relación de los parámetros de consumo y producción en el periodo junio a agosto de 2024.	57
Tabla 3-17: Costos ahorrados por calentamiento del soplador KKK1 cuando es interrumpido el suministro de SO ₂	58
Tabla 3-18: Resultados de la modulación de los KKK.....	63

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 2-1: Curva de calentamiento real del convertidor catalítico, siendo la temperatura de entrada a convertidor al recibir gases: 1° paso 422°C, 2° paso 398°C, 3° paso 315°C y 4° paso 299°C.....	40
Gráfico 3-1: Indicador de Desempeño Energético (IDE) para la planta de ácido, año 2024.	42
Gráfico 3-2: Partida de prueba con solo el soplador KKK1, realizado en agosto de 2024.	45
Gráfico 3-3: Partida de prueba con los dos sopladores, realizado en 2023.....	45
Gráfico 3-4: Temperatura de los pasos 1, 2, 3 y 4 en 2023.....	47
Gráfico 3-5: Curva de calentamiento del primer paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.	48
Gráfico 3-6: Curva de calentamiento del segundo paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.	49
Gráfico 3-7: Curva de calentamiento del tercer paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.	49
Gráfico 3-8: Curva de calentamiento del cuarto paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.	50
Gráfico 3-9: Curva de enfriamiento del convertidor catalítico	54
Gráfico 3-10: Detenciones sopladores KKK1 y KKK2 en junio de 2024	55
Gráfico 3-11: Consumos eléctricos real y proyectado del año 2024 en la planta de ácido de Chagres	56
Gráfico 3-12: Curva de calentamiento del convertidor en junio 13 de 2024.	58
Gráfico 3-13: SO ₂ de entrada para el KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024.....	59
Gráfico 3-14: Operación del KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024.....	60

SIGLA Y SIMBOLOGÍA

CCGE: Consumidores con Capacidad de Gestión de Energía

CEE: Consumo energético externo

Cochilco: Comisión Chilena del Cobre

GEI: Gestión de la Energía y las Emisiones

IDE: Indicadores de Desempeño Energético

P: Presión

SGE: Sistema de gestión de la energía

SxEw: Solvent extraction electrowinning

T: Temperatura

USE: Usos significativos de energía

V: Volumen

INTRODUCCIÓN

La Ley de Eficiencia Energética es la primera en la historia de Chile. Para conseguir el objetivo de lograr la neutralidad de carbono para el año 2050, este eje de trabajo aportará con más del 35% de las disminuciones de gases de efecto invernadero requeridas. Esto significa que aquellos consumidores con la habilidad para administrar la energía (con consumos que superen los 50 Tcal/año) deben instaurar un sistema de gestión energética (SGE), entre los que se incluye Anglo American Chile con su fundición Chagres, donde se genera ácido sulfúrico.

Durante los últimos treinta años, el mercado del ácido sulfúrico en Chile ha reaccionado ante las variaciones en la capacidad de producción del producto, como el consumo interno, que se ve afectado por el costo del cobre y su impacto en la generación de reservas económicamente viables en las plantas hidrometalúrgicas. Así pues, a largo plazo (2029-2033), el consumo base sufrirá una disminución, pasando de las cifras proyectadas para 2028 a los 5.62 millones de toneladas estimadas para 2033, una caída del 20.2% durante el periodo, con un promedio anual del 8.4%. Esto último se fundamenta principalmente en el posible cierre de las líneas de óxidos en el futuro a 2029, reduciendo así la demanda en 892.1 mil toneladas. No obstante, las empresas están analizando proyectos que podrían alterar esta circunstancia. Entonces, el mercado del ácido sulfúrico se encuentra en vigencia, requiriendo realizar un acercamiento a sus procesos y en consecuencia consumo energético.

Una planta de ácido incluye las siguientes fases fácilmente reconocibles: limpieza y refrigeración de gases con el objetivo de reducir la temperatura del gas y eliminar el polvo arrastrado (SO_2), secado de los gases, conversión de SO_2 a SO_3 , absorción del SO_3 y almacenamiento y control de calidad del ácido, cada una con un consumo diferente, teniendo procesos que representan un mayor consumo energético. Es por ello que, por medio de este trabajo se presentan diferentes alternativas para disminuir el consumo energético de la planta de ácido de Chagres, ofreciendo tres estrategias a estudiar: i) emplear solo el soplador KKK1; ii) detener los sopladores KKK1 y KKK2 cuando no se tiene fuentes generadoras de SO_2 ; y iii) modular la operación de los KKK1 y KKK2.

CAPÍTULO 1 : ANTECEDENTES

1. Ley y plan de eficiencia energética en Chile

La Ley de Eficiencia Energética es la primera en Chile en la historia. Para lograr la meta de alcanzar la carbono neutralidad al año 2050, este eje de trabajo contribuirá con más del 35% de las reducciones de gases de efecto invernadero que se necesitarán (Ministerio de Energía, 2021).

Al 2030, con la implementación de las medidas establecidas en la ley, se logrará una disminución de la intensidad energética del 10%, un ahorro acumulado de US\$15200 millones y una disminución de 28.6 millones de toneladas de CO₂. Esto equivale a evitar la absorción anual de 1.8 millones de hectáreas de bosque nativo o el recorrido de 15.8 millones de vehículos livianos (Ministerio de Energía, 2021).

El Ministerio de Energía elaborará un Plan Nacional de Eficiencia Energética cada cinco años, según la ley, se presentará al Consejo de Ministros para la Sustentabilidad e incluirá procesos participativos (Ministerio de Energía, 2021).

La eficiencia energética en la edificación y el transporte, la eficiencia energética en las ciudades inteligentes, la eficiencia energética en la educación y la capacitación, la eficiencia energética en los sectores productivos y los estándares mínimos y el etiquetado de artefactos deben ser, al menos, parte del Plan. Adicionalmente, deberá establecer los objetivos a corto, mediano y largo plazo, así como los planes, programas y acciones necesarios para lograrlos (Ministerio de Energía, 2021).

1.1.Gestión energética de grandes consumidores

Se establece que los grandes consumidores de energía, que representan más de un tercio de la energía consumida en el país, deben realizar una gestión activa de su energía (Ministerio de Energía, 2021).

Esto implica que los consumidores que posean la capacidad de gestionar la energía (con consumos superiores a 50 Tcal/año) deben implementar un sistema de gestión de la energía (SGE). Es necesario que los grandes consumidores informen anualmente los consumos de energía y otros indicadores, para crear un reporte público anual. El grupo de empresas que deben reportar se establecerá mediante decreto; no se incluirán las empresas de menor tamaño, sino al menos las que consuman más de 50 Tcal/año (Ministerio de Energía, 2021).

Además de las empresas mineras, cementeras y forestales, esta ley tiene como objetivo fomentar la gestión de energía en otras industrias, como la inmobiliaria. Finalmente, se prevé una disminución del consumo energético del 7% a partir del año 2035 y del 5.5% a 2030 con esta ley (Enel X, 2022).

1.2.Obligaciones de los grandes consumidores

Cada cuatro años, el Ministro de Energía establecerá mediante un decreto supremo los criterios para determinar las compañías que deben comunicar al Ministerio de Energía sus consumos de energía y su intensidad energética. Esta última se refiere a los consumos de energía en sus ventas, en la forma y plazos establecidos por un reglamento emitido por el Ministerio de Energía (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

El Ministro de Energía establecerá anualmente, a partir de la información proporcionada por las empresas, un listado de consumidores que serán denominados "CCGE", o "Consumidores con Capacidad de Gestión de Energía". Esta lista será publicada en el Diario Oficial. Las empresas cuyo consumo de energía para uso final supere los 50 tera-calorías anuales en el año calendario anterior mencionado tendrán tal calidad (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

En un plazo de doce meses desde la publicación de las empresas, los CCGE deben implementar al menos un "Sistema de Gestión de Energía", también conocidos como "SGE", que cubran al menos un 80% de su consumo energético total. Este sistema deberá

mantenerse vigente durante todo el tiempo que sea considerado como CCGE, o por un año después de perder su calidad. Es posible que los SGE se integren o no con cualquier otro sistema de gestión que mantenga la empresa. Por lo menos, los SGE deben tener: una política energética interna, objetivos, metas, planes de acción e indicadores de desempeño energético; un gestor energético no necesariamente exclusivo, medición, verificación y control operacional, todo ello de acuerdo con los requisitos, plazos y forma establecidos por el reglamento (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

En el mismo plazo, se puede cumplir con la obligación mencionada mediante la certificación y mantenimiento de una norma chilena de sistema de gestión de energía creada por el Instituto Nacional de Normalización o su equivalente internacional, la cual deberá ser comunicada al Ministerio de Energía por los CCGE (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

Los CCGE, junto con el informe anual de sus consumos de energía para uso final definido, deberán comunicar al Ministerio de Energía y a la Superintendencia información sobre las oportunidades identificadas y las acciones de eficiencia energética realizadas y proyectadas, indicando también cómo se cumple con lo establecido en la ley (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

Los CCGE llevarán a cabo auditorías cada tres años para verificar que el SGE funcione y se mantenga de manera adecuada, según el reglamento. La empresa requerida será la encargada de contratar y financiar estas auditorías; la Superintendencia recibirá el informe de auditoría correspondiente. El reglamento establece que las empresas auditoras deben ser aprobadas por la Superintendencia, después de contar con una experiencia acreditable (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

Para la creación del Balance Nacional de Energía y para los propósitos mencionados en el inciso siguiente, así como para otros usos, el Ministerio deberá proteger la confidencialidad de la información que reciba (Biblioteca del Congreso Nacional, 2021).

2. Anglo American Chile

2.1.Generalidades

Anglo American es una compañía minera líder en todo el mundo con productos que son esenciales para casi todos los aspectos de la vida contemporánea. Muchos de los metales y minerales que posibilitan un mundo más limpio, verde y sustentable y que satisfacen las demandas diarias de miles de millones de consumidores se ofrecen a través del portafolio de operaciones, con una amplia gama de opciones de desarrollo futuro (Anglo American Chile, 2024).

La fundición Chagres y las minas Los Bronces y El Soldado, que administra y opera en Chile, constituyen el 50.1 % de su propiedad. Además, contando además con una participación del 44% en la mina Collahuasi (Anglo American Chile, 2024)

Para 2040, la empresa se encuentra comprometida con ser carbono neutral en todas sus operaciones como productor responsable de mineral de hierro, carbón metalúrgico de primera calidad para la fabricación de acero, con fertilizantes en desarrollo; además, como productores de cobre, níquel, metales del grupo del platino, diamantes (a través de De Beers) (Anglo American Chile, 2024).

2.2.Planta de producción de ácido sulfúrico

La planta de producción de ácido sulfúrico de Anglo American Chile, la cual se encuentra en la fundición Chagres, la cual se encuentra en la comuna de Catemu, en la Región de Valparaíso, a 400 metros sobre el nivel del mar, a 100 kilómetros al norte de Santiago, como se muestra en la Figura 1-1. 104800 toneladas de cobre fino se produjeron en Chagres en 2021 (Anglo American, 2022).

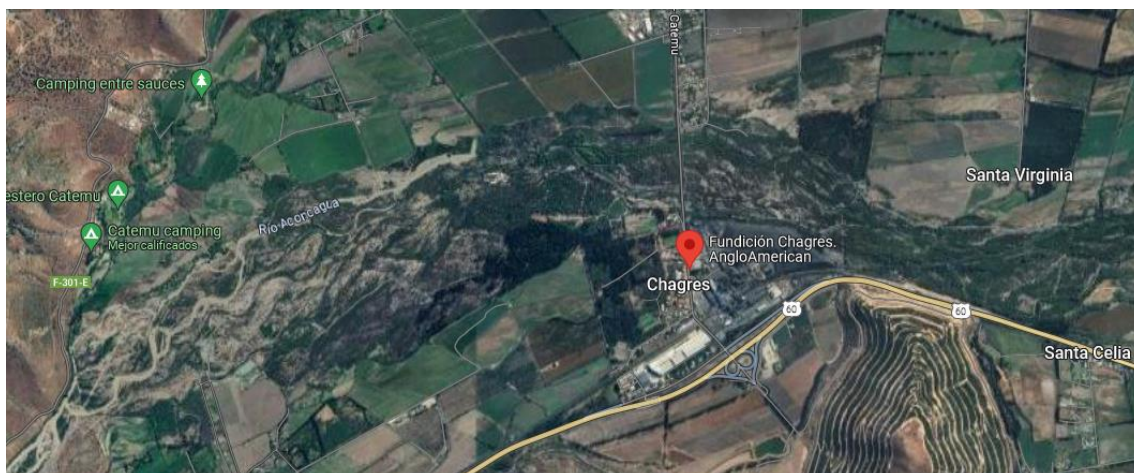


Figura 1-1: Ubicación de la fundición Chagres. Disponible en (Google, s. f.).

En esta locación se produjeron a 2023 110100 toneladas de ánodos de cobre y 436160 toneladas de ácido sulfúrico, con un personal de dotación real propia y de contratistas permanentes de 323 personas y 230 personas respectivamente (Consejo Minero, 2024).

2.3.Mercado del ácido sulfúrico en Chile

3. Mercado nacional a 2023

Los resultados de la encuesta a 2023 de "Consumo y Producción de Ácido Sulfúrico" recopilada por Cochilco muestran un aumento del 0.4% en la producción total de ácido sulfúrico en Chile en comparación con 2022.

Producción y consumo de ácido sulfúrico

Las áreas de Antofagasta y O'Higgins observaron las reducciones porcentuales más relevantes, con disminuciones del 6.4% (165 mil toneladas) y del 8.7% (98 mil toneladas) correspondientemente. Estas reducciones se equilibraron con los incrementos de producción en las fábricas de las regiones de Atacama y Valparaíso, que experimentaron incrementos del 21% (109 mil toneladas) y 30.5% (175 mil toneladas), respectivamente.

Este aumento es principalmente atribuible al Fundición Chagres, que se incrementó un 9.9% en relación con lo sucedido en el año 2022. Por otro lado, las disminuciones en la producción fueron mayormente atribuibles a los sucesos en Altonorte (principalmente a dificultades operacionales y a la gestión general de la fundición), con una disminución del 15.2, y en la División del Ministro Hales, con una disminución del 18.4% (COCHILCO, 2024).

En cuanto a la demanda, el consumo nacional sufrió una ligera reducción del 0.2% en comparación con el consumo registrado en 2022 (en 2022 el consumo había experimentado un aumento del 2.8%). Esto se atribuye a diversos dinamismos empresariales, dado que algunas empresas experimentaron un incremento en su consumo y otras una disminución. Las regiones de Tarapacá y O'Higgins registraron las disminuciones porcentuales más notables, con caídas del 43.8% (122 mil toneladas) y 49.4% (7 mil toneladas), respectivamente (COCHILCO, 2024).

Estas reducciones fueron compensadas por el incremento en el consumo en la región de Antofagasta, que, aunque se incrementó en un 1.5%, su consumo se refleja en 105 mil toneladas de ácido sulfúrico. En la región de Tarapaca, la disminución se debe principalmente al cierre de la línea de óxido de Cerro Colorado, lo que resulta en un consumo reducido en 123 mil toneladas, y Centinela Óxidos, que redujo su consumo en un 11.4%, gracias al tratamiento de una menor calidad de mineral, sumado a caídas en el consumo de Mantos Blancos (24.9%) y Franke (25.5%). No obstante, el aumento de consumo de Escondida (63.3%), Salvador (29.8%), Gabriela Mistral (23%) y Antucoya (10.6%) permitieron mantener el nivel de consumo del 2022 (COCHILCO, 2024).

El vínculo entre la generación de ácido sulfúrico y la fabricación de ánodos en fundición, denominada "tasa de producción unitaria de ácido sulfúrico", llegó a 3.64 toneladas de ácido producidas por cada tonelada de cobre producida en FURE en 2023. Esto implica un incremento del 4.8%. en comparación con 2022 y un incremento del 8.8% respecto a 2013 (0.7% promedio anual). Los factores principales que justifican el incremento en la tasa de producción unificada de ácido sulfúrico en 2023 en relación con 2022 son: primero, se observó un incremento en la generación de ácido, la producción de 46 mil toneladas de

sulfúrico (1.2%), impulsada por el aumento en la producción en la Fundición Chagres (9.9%) y Potrerillos (36.5%), contribuyó a atenuar la reducción en Altonorte (15.2%); simultáneamente, se observó un descenso del 3.4% en la producción de cobre fundido, principalmente atribuible a la producción más baja en Paipote (28.5%) (COCHILCO, 2024).

Importaciones de ácido sulfúrico

El balance nacional que surge de este resumen es deficitario, con un incremento significativo en la demanda de importación de 3 518 miles de toneladas de ácido sulfúrico, un valor que asciende a 3 518 miles de dólares, muy similar a lo necesario en 2022, cuando se registró un déficit de 3 558 miles de toneladas. La región de Antofagasta es la que muestra el déficit más significativo, con un total de 4 443 mil toneladas de ácido sulfúrico (COCHILCO, 2024).

En Chile, Perú lideró las importaciones (35.8% en 2023, tal como ha sucedido en los últimos diez años), seguido por China (13.3%) y Corea del Sur (10.3%). En relación con el transcurso del año 2024, las importaciones continúan mostrando la misma tendencia en Perú, con un total de 31% de participación, mientras que China posee un total de 33.6% (COCHILCO, 2024).

Exportaciones de ácido sulfúrico

En el año 2022, se exportaron 1062.8 toneladas de ácido sulfúrico, en tanto que, en el mismo periodo, se exportaron 44 125,2 toneladas durante el 2023 y hasta mayo de 2024, se han exportado 29 171.9 toneladas de ácido sulfúrico, en comparación con el volumen de exportaciones del mismo mes. El 86% de estas exportaciones se dirigió a Perú, pero en 2024 no se registraron exportaciones a este país, Brasil (37.0%) ha sido el principal destino de exportación y Bolivia (13.8%) ha sido el siguiente (COCHILCO, 2024).

Proyección del mercado del ácido sulfúrico a 2033

En los últimos treinta años, el mercado del ácido sulfúrico en Chile ha respondido a los cambios en la capacidad productiva del insumo, como el consumo interno, el cual está influenciado por el precio del cobre y cómo este afecta la creación de reservas económicamente extraíbles en las líneas hidrometalúrgicas (Ministerio de Minería, 2021).

- **Proyección del consumo de ácido sulfúrico**

De acuerdo con la información recolectada, el consumo base se mantiene estable a corto plazo (2024-2025), con un consumo medio en 7.88 millones de toneladas, lo que significa una reducción del 6.2% en relación a lo solicitado en 2023 (COCHILCO, 2024).

Durante el mediano plazo (2026-2028), se nota una reducción continua del consumo base, llegando a alcanzar un nivel de 7.05 millones de toneladas en 2028, lo que representa una reducción promedio anual del 7.0%. Esto ocurre a causa de modificaciones que ocurren en el periodo, como, por ejemplo, en 2027: se presenta el posible término de la vida útil de las líneas hidrometalurgias resultando en -166 mil toneladas, sumado a la reducción en el consumo de animales en los años recientes de vida útil (-193 mil toneladas de ácido sulfúrico) (COCHILCO, 2024).

En el largo plazo (2029-2033), el consumo base experimentará una reducción, desde los números previstos para 2028 hasta los 5.62 millones de toneladas proyectadas para 2033, un descenso del 20.2% durante el periodo, con un promedio anual del 8.4%. Esto último se basa principalmente en el posible cierre en el futuro a 2029 de líneas de óxidos, disminuyendo de esta manera la demanda en 892.1 mil toneladas. Sin embargo, las compañías están evaluando proyectos que podrían modificar esta situación (COCHILCO, 2024).

- **Proyección de la producción de ácido sulfúrico**

Principalmente, la generación de ácido sulfúrico se debe a la captura de gases sulfurosos, tanto en la industria del cobre como en otros complejos metalúrgicos del país. En los

últimos diez años, este sector ha visto un incremento en la producción de ácido sulfúrico. Así, los antecedentes recolectados señalan que la producción requerida para 2024 llegue al 78.3% de la producción total de ácido sulfúrico. Se proyecta que para el año 2033, la cifra de la participación de la producción obligada llegue al 91.2%, logrando su pico en 2027 con un máximo de 91.3% (COCHILCO, 2024).

La tendencia de la producción de ácido se analiza, como todos los años, en tres periodos (COCHILCO, 2024):

- Corto plazo (2024– 2025): Se prevé un aumento del 4,2% en la producción primaria de 2024 frente a 2023, estimulado por la recuperación productiva de plantas como Altonorte, Potrerillos y Chuquicamata. Es relevante subrayar que la producción prevista para 2023 no se logró, lo que derivó en números inferiores a los previstos. Así pues, se prevé alcanzar los niveles de producción esperados para 2024, con avances en Chuquicamata y un rendimiento superior en Paipote y Conchas. Sin embargo, se anticipa una pequeña reducción del 2.5% para 2025 en la producción de ácido sulfúrico.
- Mediano plazo (2026-2028): Se proyecta una reducción media anual de la producción base cercana al 3.4%. Sin embargo, si se materializan los posibles proyectos, la producción podría incrementarse en un promedio anual del 1.2% durante este lapso, con un impacto más notable en 2027, con una producción potencial de 5.46 millones de metros cúbicos. A pesar de que se anticipan aumentos significativos en Altonorte, Potrerillos y Caletones, las negociaciones vigentes de NORACID para mantener su operación siguen en marcha. Si NORACID interrumpe sus actividades, se proyecta que aproximadamente 660 mil toneladas de ácido sulfúrico serán retiradas del mercado, impactando de manera significativa el abastecimiento durante este lapso.
- Largo plazo (2029–2033): Se anticipa una generación continua de ácido sulfúrico alcanzando los 5.7 millones de toneladas para el año 2033 (teniendo en cuenta tanto la producción inicial como la producción base). En este lapso, la producción media fue de 5.6 millones de unidades. Se preservarán las toneladas debido a la

aportación de Potrerillos, Altonorte y Chuquicamata, Caletones, Fundición de Chagres y la eventual total producción de Nueva Paipote.

CAPÍTULO 2 : IDENTIFICACIÓN DE LAS OPORTUNIDADES DE MEJORA ENERGÉTICA

1. Ácido sulfúrico

El ácido sulfúrico es un líquido viscoso, que, en estado puro, es transparente e incoloro, pero cuando contiene impurezas, se vuelve marrón, cuyas propiedades se presentan en la Tabla 2-1. Es un ácido fuerte que se calienta hasta 30 grados Celsius y libera vapores de trióxido de azufre a 200 grados Celsius. Su reactividad con todos los metales aumenta cuando está frío y caliente. Por su gran atracción al agua, carboniza los componentes orgánicos para obtener el agua de estos. Cuando el ácido sulfúrico ejerce una acción corrosiva sobre los metales, genera hidrógeno molecular, un gas de alta inflamabilidad y explosión.

Tabla 2-1: Propiedades del ácido sulfúrico

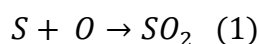
Propiedad	Descripción
Fórmula	H ₂ SO ₄
Estado Físico	Líquido
Color	Claro, de incoloro a turbio
Punto de inflamación	No tiene
Densidad	1.83 g/ml
Corrosión	Muy corrosivo a casi todos los metales sin hidrógeno.
Reactividad	Además de ser un oxidante potente, puede provocar inflamación al interactuar con materiales orgánicos y compuestos como cloratos y nitratos. El agua experimenta una reacción de exposición al calor.
Temperatura de ebullición	160 a 332°C dependiendo de su concentración.
Higroscopicidad	Sí.

2. Proceso de producción de ácido sulfúrico

Para producir ácido sulfúrico hay tres pasos fundamentales que deben completarse: i) generación de anhídrido sulfuroso (SO_2); ii) conversión de SO_2 en anhídrido sulfúrico (SO_3) y iii) formación de ácido sulfúrico (H_2SO_4) por absorción de SO_3 en una solución de agua.

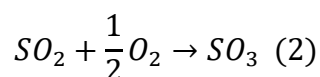
2.1. Generación de anhídrido sulfuroso (SO_2)

Esto se consigue durante los procesos de fusión de minerales sulfurados en los hornos de fundación. La siguiente es una ilustración de la respuesta global que ilustra este procedimiento.



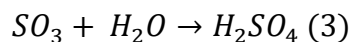
2.2. Conversión de SO_2 a SO_3

En este punto, el SO_2 reacciona con oxígeno en presencia de una sustancia catalizadora y en condiciones de temperatura adecuadas. La siguiente reacción explica este proceso:



2.3. Absorción del Anhídrido Sulfúrico

En esta fase, el SO_3 generado se combina con una solución de ácido sulfúrico en agua, lo que incrementa la absorción de SO_3 por el agua. La reacción química está descrita por la ecuación siguiente:



3. Proceso de producción de ácido sulfúrico en la planta Chagres

Una planta de ácido consta de las siguientes etapas claramente identificables: limpieza y enfriamiento de gases para bajar la temperatura del gas y eliminar el polvo arrastrado (SO_2), secado de los gases, conversión de SO_2 a SO_3 , absorción del SO_3 y almacenamiento y control de calidad del ácido.

3.1.Limpieza de gases y enfriamiento

En esta fase, el gas con SO_2 emerge del horno flash y el convertidor de cobre, donde se combina con nitrógeno, oxígeno, polvo, humo de metal, vapor de agua y impurezas minerales como los halógenos (flúor, cloro), selenio y arsénico. El tren de limpieza está equipado con los siguientes equipos, como se muestra en la Figura 2-1: Etapa de Conversión de SO_2 a SO_3 en la planta de ácidos Chagres., para eliminar impurezas gaseosas y líquidas de manera parcial o completa:

- Cámara de mezcla
- Torre de humidificación
- Venturi Scrubber
- Torre de enfriamiento
- Precipitadores electrostáticos de neblina ácida.

En esta fase, el gas con SO_2 deja el horno de fuego rápido y los CPS's, llevando nitrógeno, oxígeno, polvos y humo de metal, vapor de agua y ciertas impurezas minerales, como los halógenos (flúor, cloro), selenio y arsénico.

El esquema de la zona de limpieza y refrigeración de la Planta de Ácido Sulfúrico de la Fundición Chagres se muestra en la Figura 2-2.



Figura 2-1: Etapa de Conversión de SO_2 a SO_3 en la planta de ácidos Chagres.

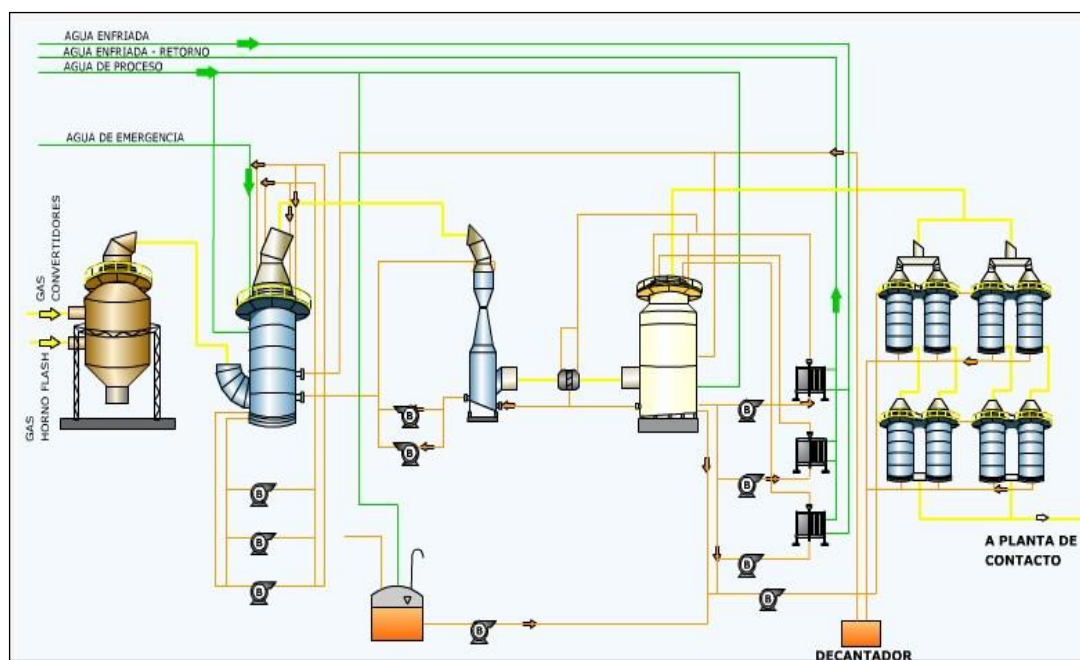


Figura 2-2: Esquema General de la Zona de Limpieza de la Planta de Ácido Sulfúrico

Los gases provenientes del Horno Flash y de los CPS's entran a la Cámara de Mezcla, como se muestra en la Figura 2-3, a una temperatura superior a los 320 °C, en esta cámara, los gases se mezclan y homogenizan decantando en el fondo parte de las partículas de polvos e impurezas contenidas.

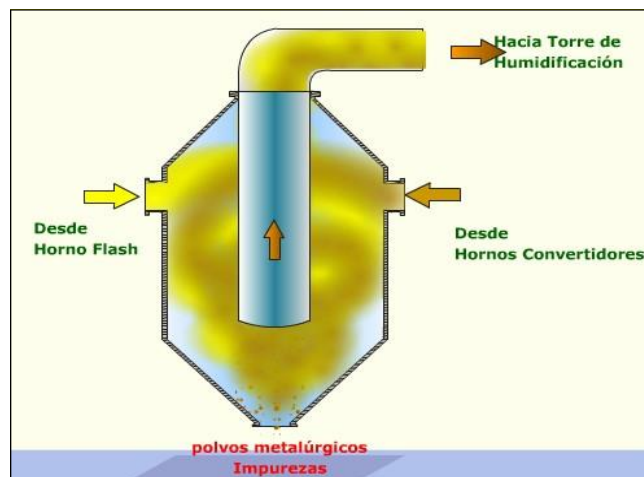


Figura 2-3: Esquema de la Cámara de Mezcla de la Planta de Ácido Sulfúrico

El gas de la cámara de mezcla ingresa a la torre de humidificación sin relleno a una temperatura de alrededor de 320°C. El gas se lava con agujas o boquillas con ácido débil, cuya concentración en H_2SO_4 es alrededor del 45%. Como resultado, el gas se enfría a menos de 80°C al contacto con el líquido. En la torre, el ácido débil se recircula sin enfriar y el líquido sobrenivel se envía a estanques de almacenamiento, como se presenta en la Figura 2-3.

El gas se lava y enfría adiabáticamente por medio de evaporación del agua del ácido de lavado. Este ácido de lavado, es recirculado a través de bombas a las toberas ubicadas en la parte superior de la torre. Una corriente by-pass envía el sobre flujo a los estanques E o piscinas para eliminar los sólidos y arsénico del circuito de lavado.

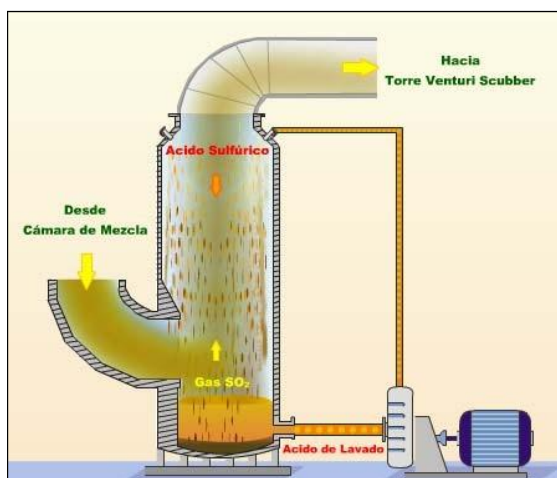


Figura 2-4: Esquema de la Torre de Humidificación de la Planta de Ácido Sulfúrico

El gas se envía a la torre de humidificación y luego se envía al Venturi Scrubber, donde entra a favor de la corriente con ácido débil inyectado a través de toberas o nozzles. Los gases provenientes desde la torre de humidificación, ingresan a la Torre Venturi Scrubber, como se muestra en la Figura 2-5, a una temperatura menor a los 80 °C.

Los gases y el ácido de lavado fluyen en co-corriente por la torre, el cual, por la forma geométrica del equipo, genera una pérdida de carga de 600 mmCA, así, la disminución del diámetro de la torre provoca un aumento en la velocidad de los gases entrantes, permitiendo el choque con el ácido del fondo de la torre precipitando las partículas más gruesas, retirando los sólidos del flujo de gas. El gas circulante depositará otra cantidad de sólidos importantes en el Eliminador de Gotas, Demister Chevron.

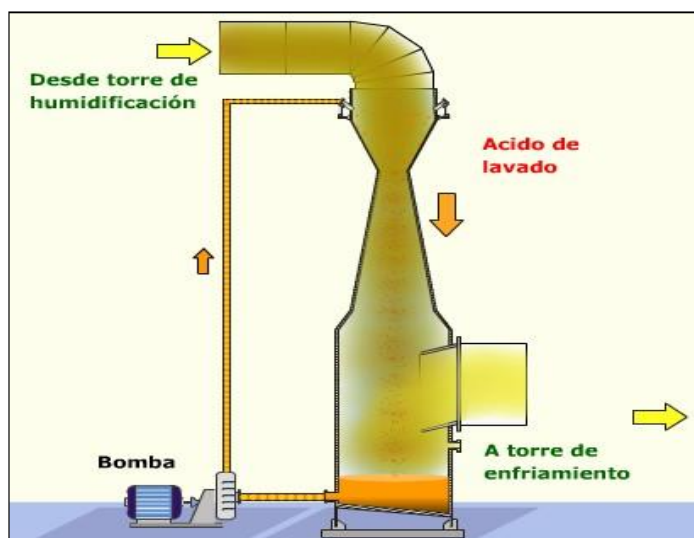


Figura 2-5: Esquema de Torre Venturi Scrubber de la Planta de Ácido Sulfúrico

El gas proveniente de la Torre de lavado Venturi tiene un alto contenido de humedad y una elevada temperatura, ingresando a la Torre de enfriamiento, cuyo esquema se presenta en la Figura 2-6. El gas se enfría otra vez y contiene todas las impurezas, principalmente arsénico y selenio. El gas se transporta de esta manera hacia la torre de enfriamiento, que tiene relleno dentro. A través del relleno en contracorriente, el ácido débil se recircula en su interior. Esto permite la extracción de vapor de agua, neblina ácida, compuestos fluorados y cloruros. Para retirar parcialmente la neblina ácida, los cloruros, el vapor de agua, como también todos los compuestos fluorados.

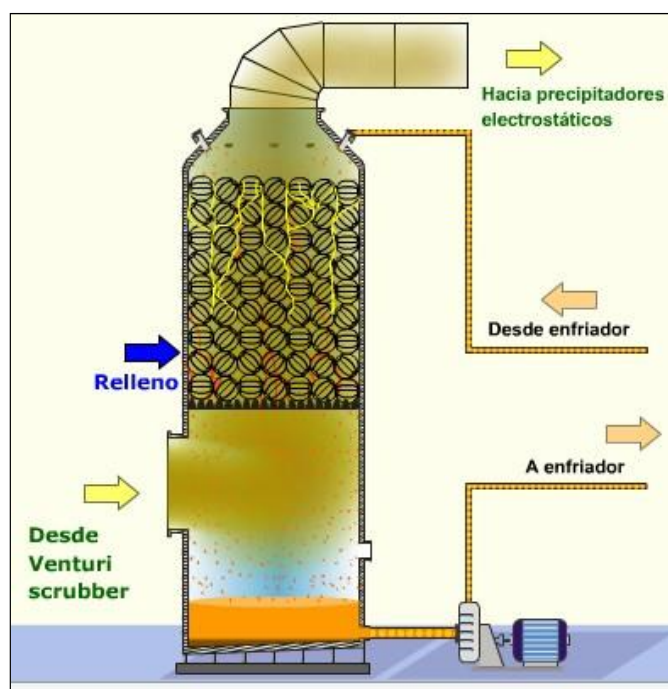


Figura 2-6: Esquema de Torre de Enfriamiento de la Planta de Ácido Sulfúrico

El circuito de ácido-gas fluye en contracorriente, donde el gas es saturado en agua, provocando una disminución en la temperatura a valores cercanos a 38 °C. La torre de enfriamiento contiene un relleno de carga, permitiendo una mejor distribución y contacto entre el líquido de enfriado y el gas.

El ácido de enfriado es recirculado, por una bomba, hacia la parte superior de la torre, pasando por enfriadores de placa enfriando el ácido a menos de 40 °C. El sobre nivel, se hace recircular hacia la Torre Venturi Scrubber. El ácido de concentración inferior a 3% en H_2SO_4 se mezcla

con el gas húmedo, lo que hace que el líquido se enfríe en intercambiadores de calor antes de que el ácido se recircule a través de la torre.

Para remover el contenido de flúor presente en el gas, se mezcla en ácido de enfriamiento con una solución de silicato de sodio ya que la presencia de flúor en el sistema en etapas posteriores, como en la etapa de secado y absorción produce daños estructurales en el revestimiento del ladrillo antiácido de las torres y también daños operacionales en el catalizador del convertidor.

Luego de ser lavados y enfriados, los gases ingresan a los precipitadores electrostáticos de gas húmedos. En el interior de este se produce una repulsión electrostática de las partículas que poseen la misma carga que el “Cable Estrella”. Estos tubos captan las partículas de polvo y líquido, neblina ácida, decantando por arrastre de la humedad. Los precipitadores electrostáticos húmedos funcionan de a pares en paralelo después de recibir el gas frío parcialmente purificado. La precipitación eléctrica elimina la mayor parte de la neblina ácida y las partículas de polvo en estos.

El ácido débil que se acumula en el fondo de los precipitadores se envía al estanque de la Torre de Enfriamiento, donde se utiliza este ácido para lavar las unidades de electrofiltros. Este ácido se utiliza desde la torre por los nozzles en el techo de cada unidad. Para facilitar el contacto eléctrico, el objetivo es mantener los electrodos sin polvo. En la Figura 2-7 se presenta el esquema de estos precipitadores.

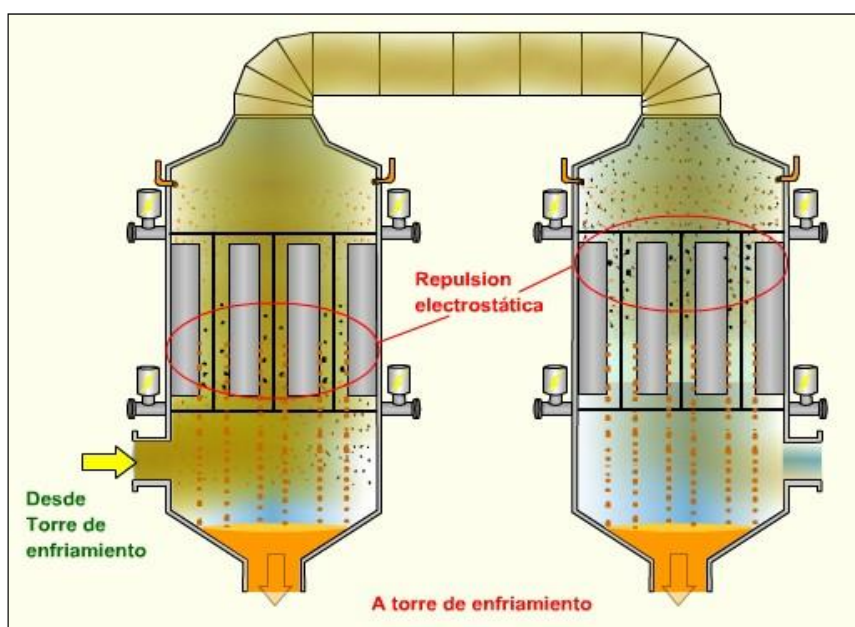


Figura 2-7: Esquema de Precipitadores Electrostáticos Húmedos

Todo el transporte de gas a lo largo del tren de limpieza se efectúa por la succión de dos sopladores que transportan los gases desde la entrada a la Torre de Humidificación hasta la Torre de Absorción Final de la Planta de Ácido Sulfúrico.

Para evitar colapsos en los ductos de gas, el sistema de ductos incorpora un dispositivo de seguridad a la salida de los precipitadores electrostáticos. Si la presión de succión en los ductos supera el nivel de control, este dispositivo puede hacer ingresar aire falso al sistema.

3.2. Secado de los gases

La fase de secado se realiza con gas frío y limpio, que disminuye la humedad del vapor de agua en la instalación representada en la Figura 2-8. Los equipos principales incluyen:

- Torres de secado
- Intercambiadores de calor
- Estanque de ácido torres de secado



Figura 2-8: Etapa de secado de los gases en la planta de ácidos Chagres.

El gas limpio y frío es conducido a la etapa de secado en donde se remueve la totalidad de humedad presente, constituida como vapor de agua. La Figura 2-9, presenta el esquema general del secado de los gases.

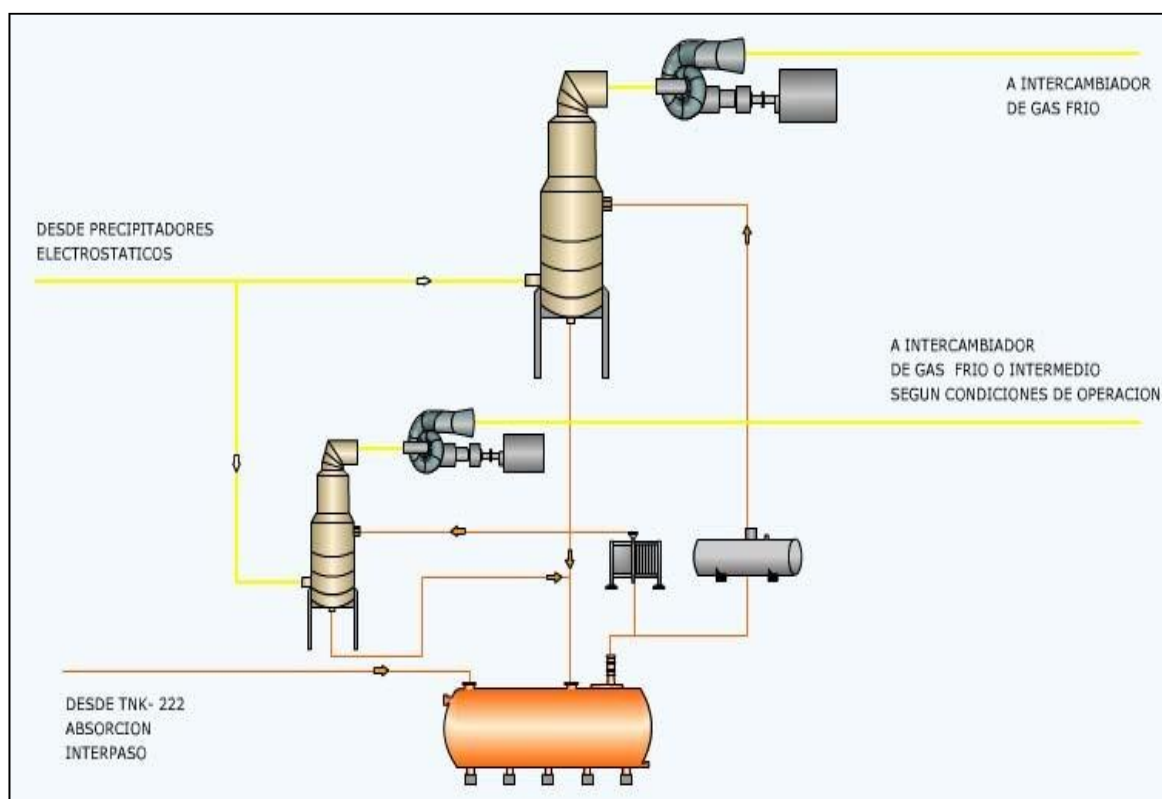


Figura 2-9: Esquema general del Secado de Gases de la Planta de Ácido Sulfúrico.

Los gases provenientes de la etapa de limpieza ingresan a las Torres de Secado, cuyo esquema se presenta en la Figura 2-10. En este lugar, el gas entra en contacto con el ácido en dos torres de relleno cerámico que fluyen en contracorriente al 96% de concentración. Un enfriador de tubos y carcaza debe funcionar para extraer el calor, con agua refrigerante circulando por los tubos y el ácido por la carcaza en T1 y un enfriador de placas en T2. El ácido fluye a través de un estanque de almacenamiento impulsado por una bomba hacia el borde de las torres de secado, mientras que el gas que sale de las torres queda libre de humedad.

Las torres tienen dispositivos que capturan el rocío o la neblina ácida que de lo contrario llegarían al ventilador de la planta y luego a la etapa de conversión.

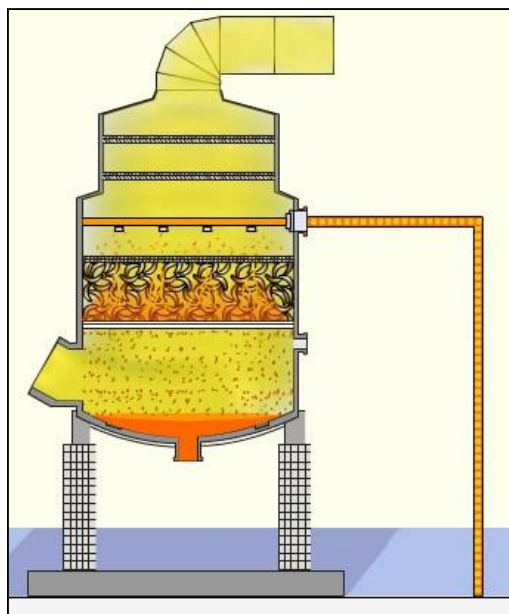


Figura 2-10: Esquema de la Torre de Secado de la Planta de Ácido Sulfúrico

El ácido, de este modo circula desde el estanque de almacenamiento impulsado por una bomba, hacia el tope de las Torres de Secado, de la misma manera, el gas que abandona las torres, lo hace libre de humedad. Para evitar el arrastre de neblina ácida en el gas, las torres de secado cuentan con dispositivos para capturar el rocío (velas), que de lo contrario llegarían al soplador de la planta y luego a la etapa de conversión, corroyendo los equipos.

El Soplador, que se muestra en la Figura 2-11, es un compresor radial con rodete dispuesto en voladizo cuya función operacional es la aspiración de los gases desde la Cámara de Mezcla hasta las Torres de Secado e impulsarlos hacia la zona de contacto.

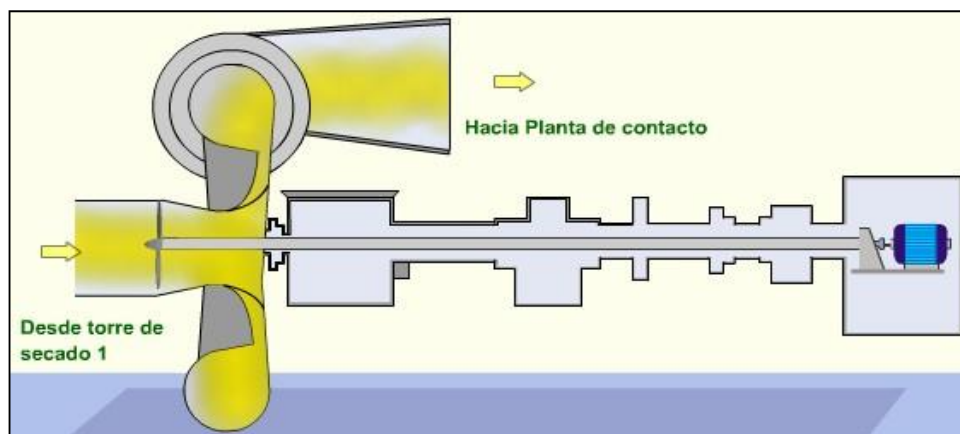


Figura 2-11: Esquema del compresor de la Planta de Ácido Sulfúrico

3.3. Conversión de SO_2 a SO_3

Los sopladores conducen los gases a la etapa de conversión al salir de la torre de secado, en la configuración que se presenta en la Figura 2-1. El equipamiento consta de:

- Ventiladores
- Caldera de calor residual
- Intercambiadores de calor gas-gas
- Precalentador
- Convertidor catalítico

Los gases al abandonar la torre de secado, son conducidos mediante los sopladores a la zona de conversión, en esta etapa el SO_2 contenido en los gases se convierte a SO_3 . La Figura 2-12, muestra el circuito de los gases de la etapa de conversión de anhídrido sulfuroso.

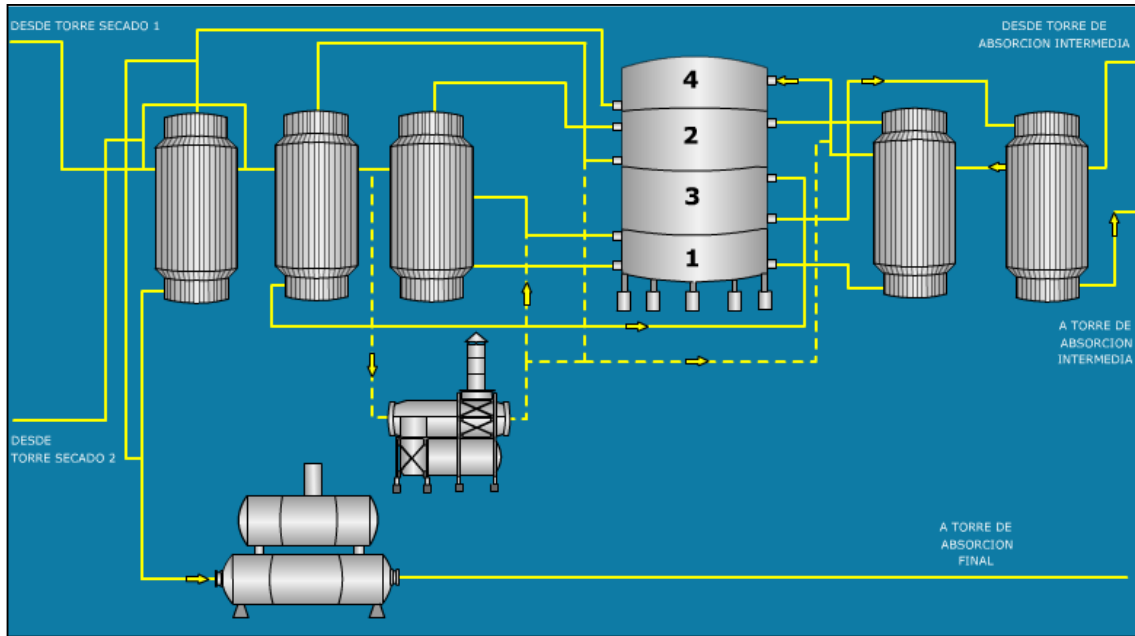


Figura 2-12: Esquema de la etapa de Conversión de la Planta de Ácido Sulfúrico.

El gas seco, ingresa a una temperatura de 136°C , la cual se debe elevar a unos 410°C para que el catalizador actúe sobre la reacción de oxidación de SO_2 . Para ello se hace pasar por una serie de intercambiadores de calor tipo gas-gas, estos son: intercambiador de gas frío, intermedio, caliente, frío-interpaso, y caliente-interpaso, de este modo el gas entra al convertidor catalítico con una temperatura cercana a $400 - 420^{\circ}\text{C}$.

Además, en esta etapa se utiliza una unidad de precalentamiento que consta de: un quemador de petróleo o gas, y un intercambiador de calor similar al anterior, utilizado durante la etapa de calentamiento del convertidor durante la puesta en marcha o cuando la concentración de SO_2 en los gases es insuficiente para mantener las temperaturas en los cuatro pasos del convertidor. De esta manera, el aire que circula a través del convertidor se calienta a través del precalentador hasta alcanzar la temperatura de operación en cada paso ($\sim 420^{\circ}\text{C}$).

En sus cuatro etapas, que se muestran en la Figura 2-13, este convertidor producirá el calor necesario para los intercambiadores de gas y gas para calentar o enfriar el gas en el proceso. La formación de SO_3 de oxígeno y SO_2 en presencia de pentóxido de vanadio y cesio es lo que hace que la temperatura del convertidor aumente. El gas frío que entra al convertidor se calienta con el calor producido en la reacción. El convertidor cuenta con cuatro pasos para permitir el 99.7% de conversión de SO_2 a SO_3 , generando el calor necesario para calentar los gases de entrada que pasan por el lado de carcaza de los intercambiadores gas-gas. Del mismo modo, los gases convertidos salen a temperaturas elevadas por la reacción exotérmica, por lo cual deben ser enfriados para su ingreso al paso siguiente, así se hacen pasar por el lado de tubo de los intercambiadores gas-gas, este enfriamiento se hace por el aporte energético de los gases fríos de entrada.

Dicho aumento de temperatura en el convertidor, se debe a la reacción exotérmica de la formación del SO_3 a partir de oxígeno y SO_2 efectuada en presencia de un catalizador de pentóxido de vanadio y cesio, por lo tanto, dicho exceso de calor es aprovechado para calentar el gas frío que ingresa al convertidor.

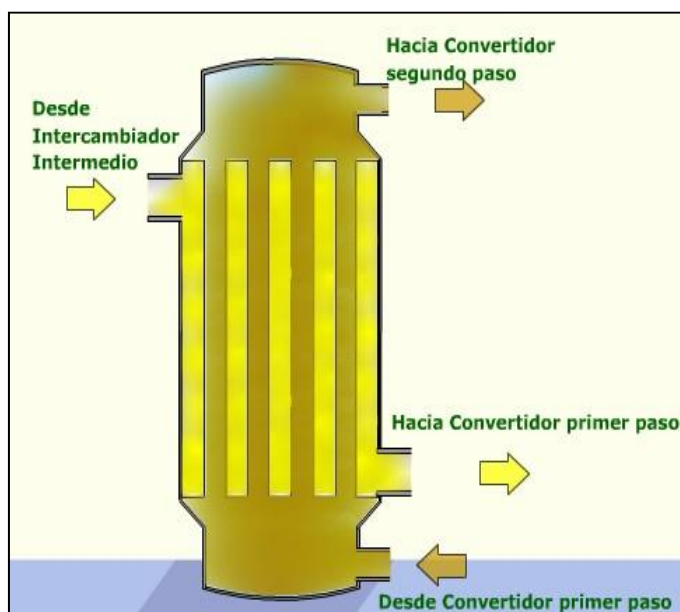


Figura 2-13: Esquema de Intercambiador Gas Caliente de la Planta de Ácido Sulfúrico

El Convertidor Catalítico, que se muestra en la Figura 2-14, es una torre de carcasa de acero inoxidable, separada en cuatro pasos, con condiciones de operaciones diferentes según corresponda la temperatura de entrada, siendo la de diseño de 410, 437, 455 y 410 °C respectivamente. Cada paso tiene una cama con catalizador de Pentóxido de Vanadio.

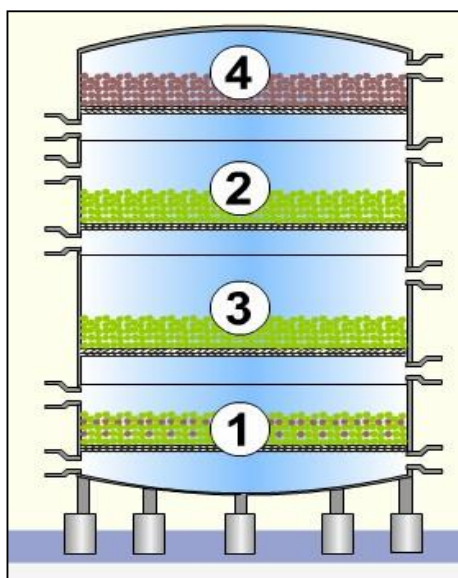


Figura 2-14: Esquema del Convertidor Catalítico de la Planta de Ácido Sulfúrico.

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

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

3.4.Absorción del SO_3

El ácido sulfúrico se produce al pasar el gas convertido en la etapa anterior a la siguiente. Los equipos más importantes son:

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

En esta fase, el SO_3 producido durante la fase de conversión es absorbido para generar ácido sulfúrico con un peso del 98.5%. La Figura 2-15, muestra el esquema general del circuito de absorción de SO_3 .

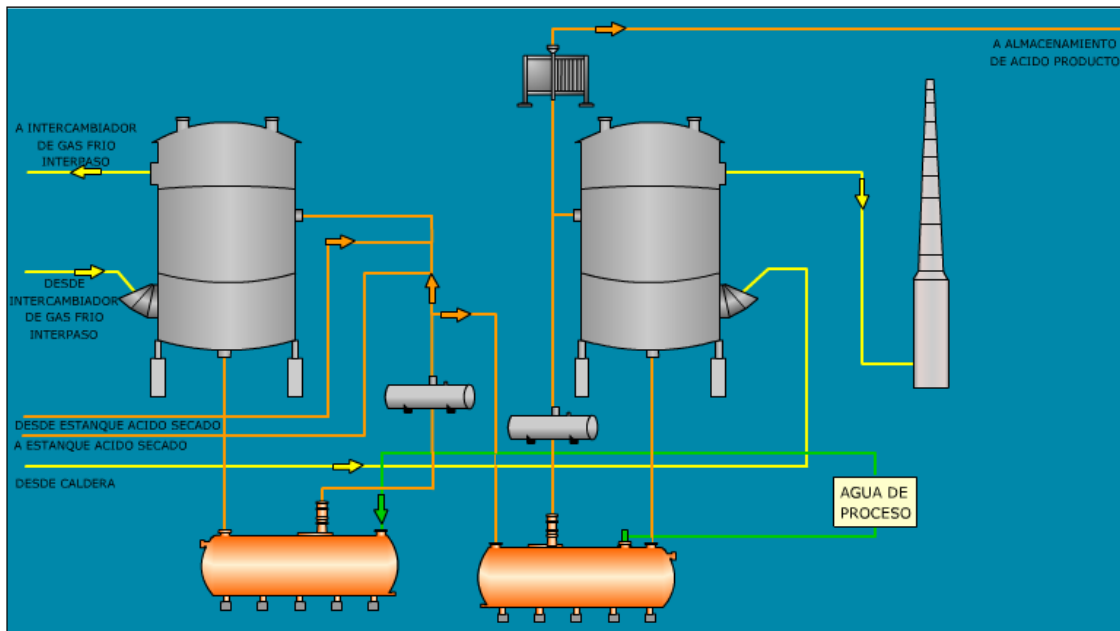


Figura 2-15: Esquema general de Absorción de la Planta de Ácido Sulfúrico.

La operación cuenta con dos Torres de Absorción, una intermedia y otra final. La primera recibe los gases provenientes del tercer paso del convertidor, absorbiendo la totalidad del

anhídrido sulfúrico presente. Los gases libres de SO_3 son calentados por los intercambiadores de calor gas-gas interpaso, el excedente de SO_2 se oxida en el cuarto paso del convertidor catalítico, obteniendo una conversión global del orden del 97%. El SO_3 formado en este paso es absorbido en la Torre de Absorción Final de la Planta, emitiendo a la atmósfera cerca de $54 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de anhídrido sulfuroso.

El gas que entra a las Torres de Absorción, tienen una temperatura cercana a 75°C , el cual se pone en contacto con ácido sulfúrico en contra corriente que tiene una concentración de 98 % en peso. Ambas torres, están compuestas de relleno cerámico del tipo Intalox, que permite una mayor área de contacto para una mejor absorción de SO_3 presente en el gas en el ácido. La Figura 2-16, muestra el esquema de la torre de absorción final de la Planta de Ácido. El ácido se transporta al tope de las torres desde los estanques a través de bombas verticales. Allí, escurre por gravedad. El gas sale de las torres a través de un captador de rocío y varios eliminadores de neblina, incluido Vela, antes de llegar a la chimenea de gas sin SO_2 .

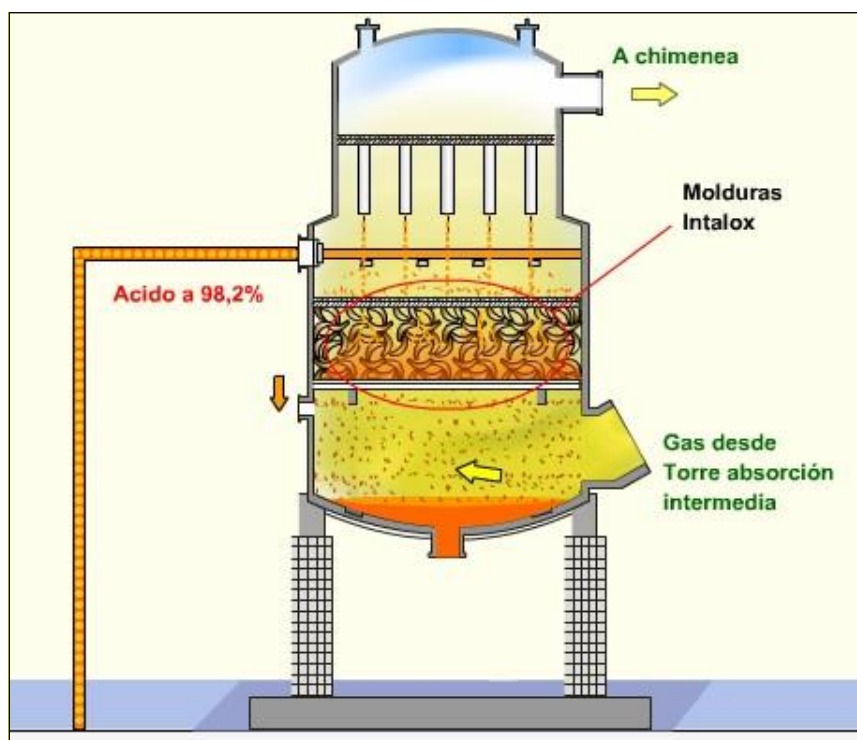


Figura 2-16: Esquema de Torre Absorción Final de la Planta de Ácido Sulfúrico

Producto de la reacción exotérmica de absorción SO_3 , el calor generado se retira de la torre por medio de dos intercambiadores de calor de tubos y carcaza. El ácido es conducido desde los estanques por medio de bombas verticales hacia el tope de las torres por donde escurre por gravedad. Como se observa en la Figura 2-17. El gas abandona las torres pasando por eliminadores de neblina tipo Vela, para dirigirse a la chimenea de gases con un bajo contenido de SO_2 .

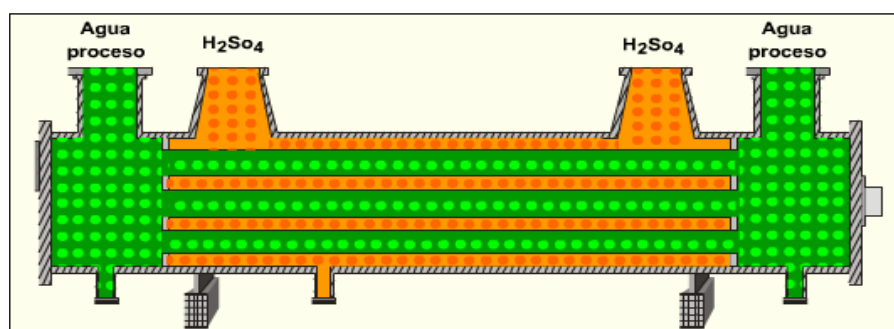


Figura 2-17: Esquema de Intercambiador de calor de ácido de la Planta de Ácido Sulfúrico

El SO_3 absorbido genera un ácido más concentrado el cual se diluye con agua para llegar a una concentración de 98 – 98.5%, correspondiente a ácido de producto. El volumen en exceso de ácido en estas torres es enviado a estanques de almacenamiento de producto donde se enfría por intercambiadores de ácido producto a 35°C.

3.5.Almacenamiento y control de calidad del ácido

Se controla el ácido en proceso y producto para obtener ácido de 98% de concentración como parámetro principal y de SO_2 color y turbidez.

- Concentración: La concentración se regulará dependiendo de la información que le entrega el equipo analizador en línea, modificando los flujos cruzados de ácido entre los circuitos de secado y absorción o accionando el agua de dilución. Esta acción permite mantener la calidad del ácido evitando las fumarolas de SO_3 .

- SO₂: Luego del análisis y en caso de salirse del estándar, el operador deberá chequear las condiciones operacionales de las torres e intercambiadores en busca de fugas de SO₂.
- Color y Turbidez: Luego del análisis el operador tomará acciones destinadas a modificar la operación en los convertidores y/o Flash y a separar del circuito el ácido sucio, avisando al Jefe de Planta.

- **Control de Calidad**

Se realiza usando técnicas normalizadas según manual de procedimientos de Control de Calidad, con análisis de proceso en la torre humidificación, la torre de enfriamiento, la torre Venturi, el secado y la absorción. El operador de planta de ácido analizará las siguientes muestras con la frecuencia que se indica en la Tabla 2-2.

Tabla 2-2: Frecuencia de análisis de control de calidad realizados en la planta

Identificación	Análisis	Frecuencia
Estanques D (2 Estanques)	Concentración Color Aparente Turbidez SO ₂	1 / Turno
Torre Lavado	Concentración T.S.S.	1 / Turno
Absorción	Concentración Color Turbidez SO ₂	1 / Turno C / 1 hora
Secado	Concentración Color Turbidez	1 / Turno C / 1 hora

Identificación	Análisis	Frecuencia
	SO ₂	
Venturi	Concentración	1 / Turno
Torre enfriamiento	Concentración	1 / Turno

- **Caracterización del ácido**

El ácido se analiza diariamente siguiendo lo establecido en la Tabla 2-3, y el compósito semanal se realiza y se examina utilizando los siguientes parámetros: Concentración, Color Verdadero, Color Aparente, Turbidez, SO₂ Reductores, As, Cu, Fe, Pb, Zn, Ni, Cd, Al, Mn, F-, Cl-, Hg, Mo.

Tabla 2-3: Caracterización del ácido sulfúrico

Identificación	Análisis	Frecuencia
Estanques de Despacho M (6 Estanques)	Concentración Color Verdadero Turbidez SO ₂ Reductores	3 Diarios
Efluentes	Concentración As	2 / día

4. Datos técnicos de la planta de producción de ácido sulfúrico Chagres

La planta de Chagres de ácido sulfúrico posee una capacidad para producir 1800 toneladas métricas de ácido sulfúrico al 100% cada 24 horas, alimentada de forma continua con gas de proceso, de composición específica, y con una conversión del SO₂ al SO₃ del 99.7%. El ácido producto tiene una composición del 98 al 98.5% en H₂SO₄. Los datos de diseño específicos se presentan en la Tabla 2-4.

Tabla 2-4: Información técnica de diseño de la fábrica de ácido sulfúrico Chagres

Índices de diseño	Base de Diseño	Autotermal
Flujo de gas (base seca Mm ³ /h)	150 000	122 000
Consumo de gas (%)		
SO ₂	12.0	5.0 (mín)
SO ₃	0	0
O ₂	13.1	14.0
CO ₂	0.6	0
N ₂	balance	balance
H ₂ O	Saturado	Saturado
Temperatura (°C)	40	40
Presión (mm c. a.)	< 1400	< 990
Flujo de gas (base seca Mm ³ /h)	150 000	122 000

5. Estimación de cantidades de SO₂ en el proceso de aspiración

El proceso de aspiración se realiza en dos etapas:

- En un soplador de SO₂ KKK # 1 B-230. El Soplador es un compresor radial con rodete dispuesto en forma de voladizo, cuyo objetivo operativo es la aspiración de gases de la planta de limpieza y la Torre de Secado N°1, e impulsarlos hacia la planta de contacto, teniendo como condiciones de operación las que se presentan en la Tabla 2-5.

Tabla 2-5: Condiciones de operación del soplador de SO₂ KKK # 1 B-230

Parámetro	Valor
Caudal de aspiración	105 000 Nm ³ /h
SO ₂	12 %
O ₂	13.2 %

Parámetro	Valor
N ₂	76.8 %
Temperatura de aspiración	83 °C
Densidad de aspiración	1.03 Kg/m ³
Presión de aspiración	830 mbar abs.
Aumento de presión total	524 mbar manométricas
Número de revoluciones del compresor	4200 mm
Número de revoluciones del accionamiento	1480 mm
Protección absorbida de la máquina accionante	2600 Kw
Flujo agua de refrigeración	16 m ³ /h
Temperatura entrada agua de refrigeración	27°C
Temperatura salida agua de refrigeración	37°C

- En un soplador de SO₂ KKK # 2 B-237. El Soplador es un compresor radial que presenta un rodete dispuesto en forma de voladizo, cuya función operativa es la aspiración de los gases que provienen de la planta de limpieza y la Torre de Secado N°2, y conducirlos hacia la planta de contacto, manteniendo las condiciones operativas siguientes que se muestran en la Tabla 2-6.

Tabla 2-6: Condiciones de operación del soplador de SO₂ KKK # 2 B-237.

Parámetro	Valor
Caudal de aspiración	45 000 Nm ³ /h
SO ₂	12 %
O ₂	13.2 %
N ₂	76.8 %
Temperatura de aspiración	83 °C
Densidad de aspiración	1.03 Kg/m ³
Presión de aspiración	830 mbar abs.

Parámetro	Valor
Aumento de presión total	524 mbar manométricas
Número de revoluciones del compresor	4200 mm
Número de revoluciones del accionamiento	1480 mm
Flujo agua de refrigeración	35.3 m ³ /h
Temperatura entrada agua de refrigeración	27°C
Temperatura salida agua de refrigeración	30°C

A continuación, se presenta el ejemplo de cálculo de la producción de ácido sulfúrico de acuerdo con el contenido de SO₂ de la corriente de gases, tomando como condiciones de la corriente las que se presentan en la Tabla 2-7.

Tabla 2-7: Condiciones de la corriente de gases.

Parámetro	Valor
Caudal de aspiración	150 000 Nm ³ /h
SO ₂	10.3%
O ₂	12.3 %
Presión absoluta	963 mbar
Temperatura	325°C

- Se inicia calculando el flujo real de la corriente de entrada.

$$P_N \times V_N = n \times R \times T_N \quad (1)$$

donde N: Condiciones normales

$$P_R \times V_R = n \times R \times T_R \quad (2)$$

donde R: Condiciones reales

La cantidad de moles no varía entre la condición real y la condición normal y el valor de R no varía, ya que se trata de una constante, por lo tanto:

$$n \times R = \frac{P_N \times V_N}{T_N} \quad (3) \quad \text{y} \quad n \times R = \frac{P_R \times V_R}{T_R} \quad (4)$$

Igualando los términos $n \times R$ se tiene que:

$$\frac{P_N \times V_N}{T_N} = \frac{P_R \times V_R}{T_R}$$

Al despejar el término V_R

$$V_R = \frac{P_N \times V_N \times T_R}{T_N \times P_R} \quad (5)$$

Para realizar el cálculo debemos tener unidades consistentes, ambas presiones (real y normal) deben estar en las mismas unidades y deben ser cantidades absolutas, al igual que las temperaturas;

$$T_N = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ K}$$

$$T_R = 325^\circ\text{C} = (325 + 273) = 598 \text{ K}$$

$$P_N = 1 \text{ atm (abs)}$$

$$P_R = 963 \text{ mbar (abs)} = 0.95 \text{ atm}$$

Luego

$$V_R = \frac{1 \text{ atm} * 150.000 \text{ m}^3 * 598 \text{ K}}{273 \text{ K} * 0.95 \text{ atm}}$$

$$V_R = \frac{1 \text{ atm} \times 150\,000 \text{ m}^3 \times 598 \text{ K}}{273 \text{ K} \times 0.95 \text{ atm}} = 345\,864.7 \text{ m}^3/\text{h de gas}$$

- Posteriormente se establece cuantos kilogramos de SO₂ ingresan en dicha corriente de entrada.

Flujo alimentado: 150 000 Nm³/h

% SO₂ = 10.3%

Flujo de **SO₂** = 150 000 x 0.103 = 15 450 Nm³/h

De acuerdo con la ley de los gases ideales, en condiciones normales 1 kgmol de cualquier sustancia ocupa un volumen de 22.415 Nm³, por lo tanto:

$$15\,450 \text{ Nm}^3 \times \frac{1 \text{ kgmol SO}_2}{22.415 \text{ Nm}^3} = 689.27 \text{ kgmol SO}_2$$

El peso molecular del SO₂ es: 64 kg/ kgmol, luego

$$\text{masa de SO}_2 = 689.27 \text{ kgmol} \times \frac{64 \text{ kg}}{\text{kgmol}} = 44\,113.3 \text{ kg de SO}_2$$

- Luego se determina cuantos kilogramos de azufre ingresan en dicha corriente de entrada.

$$44\,113.3\text{ kg de }SO_2 \times \frac{1\text{ kgmol de }SO_2}{64\text{ kg de }SO_2} \times \frac{1\text{ kgmol S}}{1\text{ kgmol }SO_2} \times \frac{32\text{ kg S}}{1\text{ kgmol S}} \\ = 22\,056.65\text{ kg de azufre}$$

- Finalmente, teniendo como referente si en la etapa de conversión, todo el azufre se combina para formar ácido sulfúrico, se estima cuantas toneladas podría producir la planta por hora.

$$22\,056.65\text{ kg S}_2 \times \frac{1\text{ kgmol S}}{32\text{ kg S}} \times \frac{1\text{ kgmol }H_2SO_4}{1\text{ kgmol S}} \times \frac{98\text{ kg }H_2SO_4}{1\text{ kgmol }H_2SO_4} \times \frac{1\text{ Ton }H_2SO_4}{100\text{ kg }H_2SO_4} \\ = 67.55\text{ Ton }H_2SO_4\text{ al }100\%$$

Sin embargo, como el ácido producido realmente es al 98%, se producen:

$$\text{Ácido al }98\% = \frac{67.55}{0.98} = 68.93\text{ Ton}$$

Sin embargo, el ingreso de un gas concentrado permite producir más ácido que una corriente de gas diluido, entonces realizando el mismo procedimiento descrito anteriormente, se calculan los valores que se muestran en la Tabla 2-8.

Tabla 2-8: % de SO₂ según la producción de ácido sulfúrico.

%SO ₂ en gas	Producción de ácido (Ton/día)	Toneladas año
12	1890	680 400
11.5	1811.25	652 050
11	1732.5	623 700
10.5	1653.75	595 350

%SO ₂ en gas	Producción de ácido (Ton/día)	Toneladas año
10	1575	567.000
9	1417.5	510 300
8	1260	453 600
7.5	1181.25	425 250
6.5	1023.75	368 550
6	945	340 200

6. Calentamiento en el convertidor catalítico (TWR-203)

El convertidor catalítico es una torre de carcasa hecha de acero inoxidable, dividida en cuatro fases o fases, cada una con sus particularidades de diseño y funcionamiento.

El primer paso del convertidor está relleno de un 85% de Pentóxido de Vanadio y un 15% de Cesio que actúan como agentes catalizadores. En esta fase, el SO₂ a una temperatura de 420°C, que proviene de la carcasa del intercambiador caliente, se transforma en parte en SO₃ (aproximadamente el 65%). El flujo de descarga de la mezcla de SO₂ y SO₃ se dirige en dos corrientes: una hacia los tubos intercambiadores calientes caliente (Doble absorción) a una temperatura inferior a 640°C.

El segundo paso está relleno completamente de Pentóxido de Vanadio. Esta fase acoge dos flujos de la combinación de SO₂ y SO₃ a una temperatura de 435°C, originados desde los dos tubos de intercambio caliente. El flujo de descarga que incluye aproximadamente el 80% de SO₃ y el resto de SO₂ se dirige al intercambiador de gas intermedio en tubos a una temperatura inferior a 550°C.

El tercer paso está relleno completamente de Pentóxido de Vanadio. En esta fase, la combinación de SO₂ y SO₃, que llega a una temperatura de 430° C desde el Intercambiador Intermedio de Tubos, se transforma en SO₃ en un 95% aproximadamente a una temperatura cercana a los 500°C. La descarga de SO₃ se dirige al Intercambiador Caliente

Interpaso lado tubos (doble absorción), aunque bajo condiciones operativas, podría llegar al Cuarto paso a través de un by-pass.

El Cuarto paso está relleno completamente de Cesio. En esta fase, el SO_3 , con un 95% y una temperatura superior a 400°C , que proviene del Intercambiador Caliente lado carcasa o tercer paso, dependiendo de las condiciones operativas, se transforma en aproximadamente un 99.70% y a una temperatura inferior a 450°C . El flujo de descarga de SO_3 se dirige al Intercambiador Frío lado tubos.

De acuerdo con los pasos llevados a cabo en el convertidor catalítico se tienen establecidas las condiciones de operación que se presentan en la Tabla 2-9 y la Tabla 2-10, sin embargo, las temperaturas reales alcanzadas en la operación de la planta se muestran en el Gráfico 2-1.

Tabla 2-9: Condiciones de operación (temperatura) planteadas para el convertidor catalítico.

Temperatura	1er paso	2do paso	3er paso	4to paso
Entrada	420°C	440°C	440°C	438°C
Salida	619°C	519°C	456°C	439°C

Tabla 2-10: Condiciones de operación (flujo y composición) planteadas para el convertidor catalítico.

	Flujo	1er paso	2do paso	3er paso	4to paso
Entrada	SO_2	18 000	6 456	2376	1 041
	SO_3	0	7 944	15624	0
Nm^3/h	Total	150 000	116 028	142 188	124 591
Salida	SO_2	1 614	2 376	1 041	49
	SO_3	1 986	15 624	16 959	991
Nm^3/h	Total	129 007	142 188	141 520	124 065

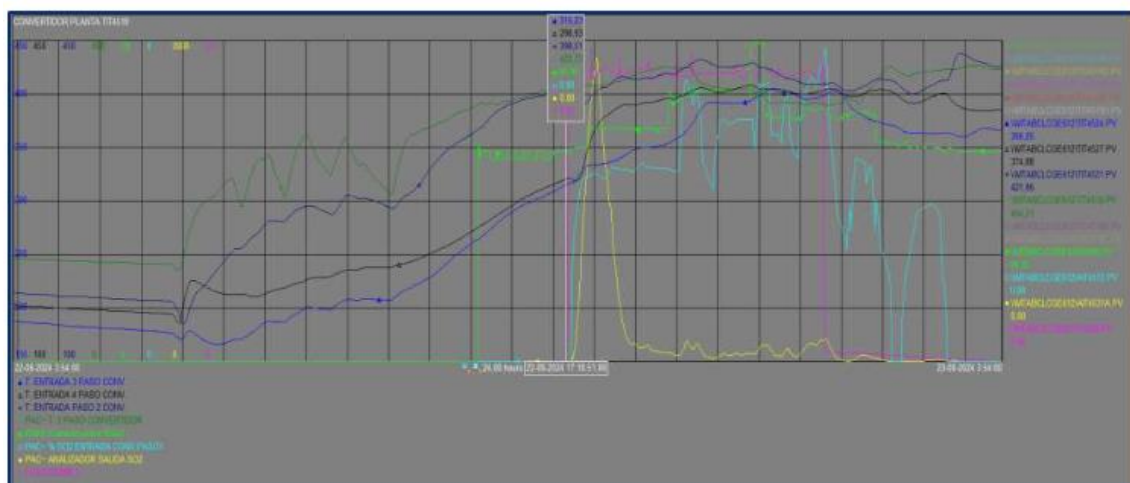


Gráfico 2-1: Curva de calentamiento real del convertidor catalítico, siendo la temperatura de entrada a convertidor al recibir gases: 1° paso 422°C, 2° paso 398°C, 3° paso 315°C y 4° paso 299°C.

CAPÍTULO 3 PLAN DE MEJORA PROPUESTO

2.1. Usos significativos de energía (USE)

Se establecen como etapas/procesos de alto consumo de energía:

- Planta de oxígeno: 14.92%
- Planta de ácido: 14.57%
- Horno flash: 15.12%
- Hornos de refino: 11.31%

En este plan de mejora el enfoque se realizará en la planta de ácido.

2.2. Indicadores de Desempeño Energético (IDE)

El consumo energético se calcula según:

$$CEE \left(\frac{MWh}{Ton} \right) = \frac{\text{Consumo eléctrico Planta de Ácido (MWh)}}{\text{Producción de ácido (Ton)}}$$

Así, se obtienen los valores que se presentan en la Tabla 3-1, donde se observa que el desempeño se mantiene estable con el pasar de los años.

Tabla 3-1: Indicadores de Desempeño Energético para la planta de ácido en el periodo 2021-2023 .

2021	2022	2023
0.108	0.109	0.108

Tabla 3-2: Indicadores de Desempeño Energético para la planta de ácido para el año 2024.

Mes	Real	Cumplimiento del objetivo
Enero	0.110	●
Febrero	0.116	●
Marzo	0.112	●
Abril	0.104	●
Mayo	0.107	●
Junio	0.103	●
Julio	0.107	●
Agosto	0.126	●
Total	0.110	

Verde: $0,109 \geq X$

Amarillo: $0,120 \geq X > 0,109$ Rojo: $X > 0,120$

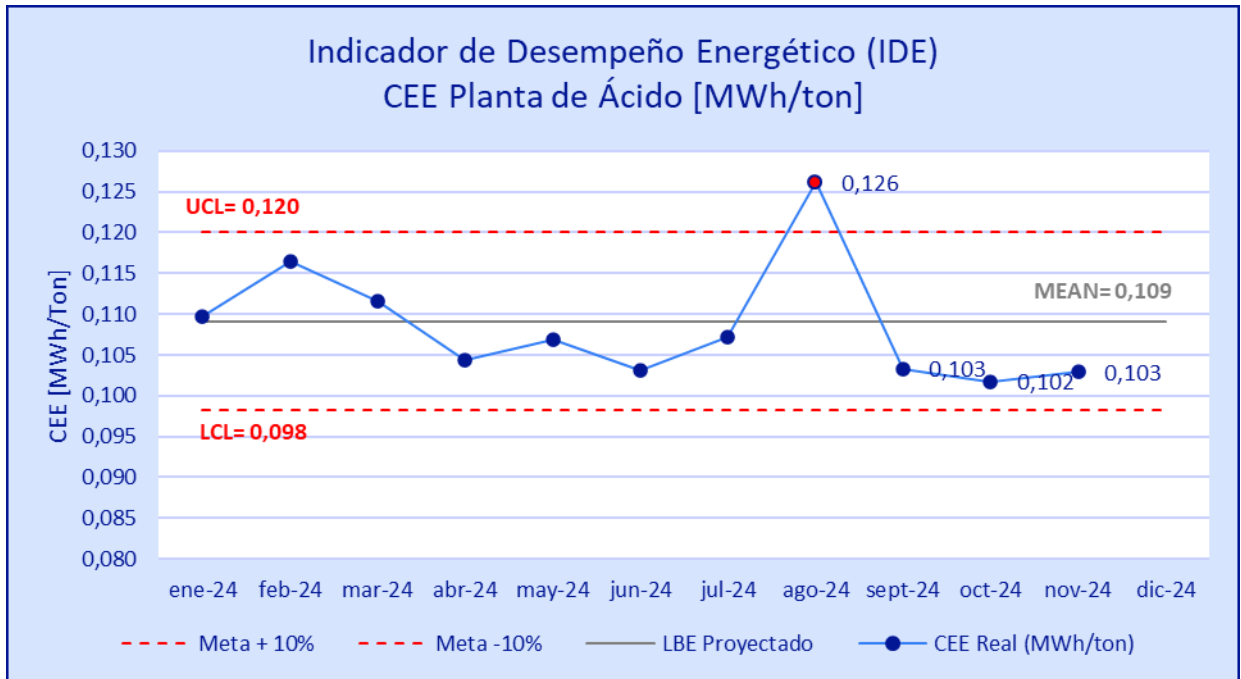


Gráfico 3-1: Indicador de Desempeño Energético (IDE) para la planta de ácido, año 2024.

Realizando un análisis a detalle para el año 2024, aunque se tiene como objetivo mantenerlo por debajo de 0.11, de acuerdo a lo que se observa en la Tabla 3 2 y el Gráfico 3 1, solo se ha podido mantener en algunos meses, teniendo una alta desviación en el mes de agosto, mes en el cual se superó incluso el límite superior de la meta, por lo cual se plantean diferentes estrategias.

2.3.Estrategias de optimización energética

Se plantean como estrategias el calentamiento de planta de ácido solo con soplador KKK1, la detención de soplador KKK1 y KKK2 al momento de quedar sin fuentes generadoras de SO₂ y la modulación de la operación de los KKK1 y KKK2 en la planta de ácido

- Calentamiento de planta de ácido solo con soplador KKK1

El soplador KKK2 representa el 24.35% del valor total del consumo, siendo los consumos los presentados en la Tabla 3-3.

Tabla 3-3: Participación en el consumo de los diferentes procesos

Proceso	Participación en el consumo
Soplador KKK1	53.12%
Soplador KKK2	24.35%
Limpieza	10. 45%
Contacto	9.04%
Almacenamiento	2.63%
PAC	0.37%

Realizando un acercamiento al soplador KKK2, se planea como opción detener el soplador por un tiempo de 6 horas mensual, en la Tabla 3-4 se presenta a detalle la cantidad de energía ahorrada en cada mes tomando esta alternativa, así como el dinero ahorrado en

energía. Así, en el acumulado del año de enero a septiembre se habrían ahorrado 2636 USD, con un promedio de 293 USD mensuales, generando un acumulado año proyectado de 3515 USD.

Tabla 3-4: Costos ahorrados por detención de 6 h mensuales del soplador KKK2.

Mes	kwh consumidos	kwh consumidos en 6 h	Precio kwh (USD)	Dinero ahorrado (USD)
Enero	969274	4039	0.079	318
Febrero	879687	3665	0.079	288
Marzo	954611	3978	0.078	311
Abril	867193	3613	0.077	279
Mayo	969893	4041	0.080	325
Junio	824492	3435	0.078	267
Julio	931614	3882	0.070	274
Agosto	746995	3112	0.085	265
Septiembre	900519	3752	0.083	311
Total	8044278	33518	0.709	2636

Tomando como referente un escenario real, como se muestra en el Gráfico 3-2 y la Tabla 3-5, donde se presenta la prueba realizada en agosto 2024 de calentamiento con solo el soplador KKK1, teniendo un consumo promedio de 2016 kwh, se observa una disminución en el consumo comparado con el escenario inicial con los dos sopladors, correspondiente al años 2023, presentado en el Gráfico 3-3 y la Tabla 3-6, donde el consumo promedio es de 2804 kwh. Así, como se evidencia en la Tabla 3-7 se puede alcanzar un ahorro de 7880 kwh, correspondiente al 28%.

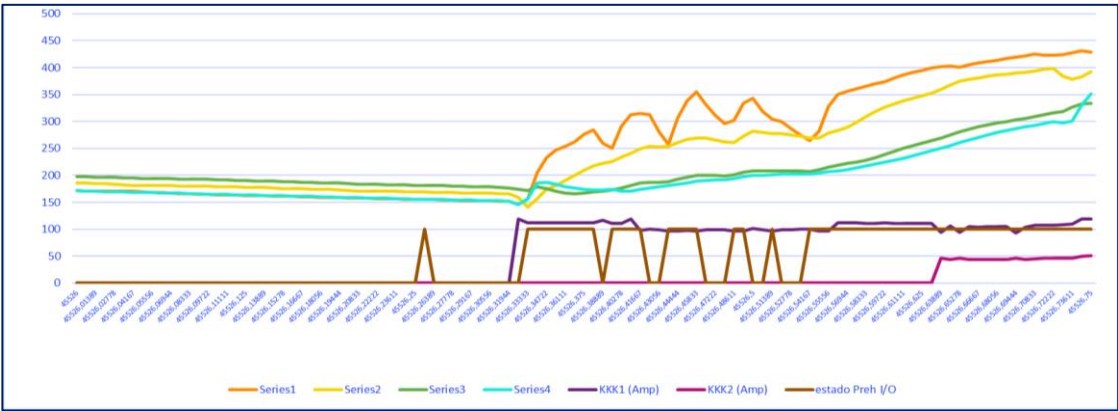


Gráfico 3-2: Partida de prueba con solo el soplador KKK1, realizado en agosto de 2024.

Tabla 3-5: Condiciones de calentamiento con un solo, el soplador KK1

Estado C/MEJ			
Año	Variable	Unidad	Valor
2024	Horas de operación	h	10
	Consumo promedio KKK1	kwh	2016
	N° KKK operando	No	1
	Consumo hora	kwh	2016
	Consumos acumulados	kwh	20160

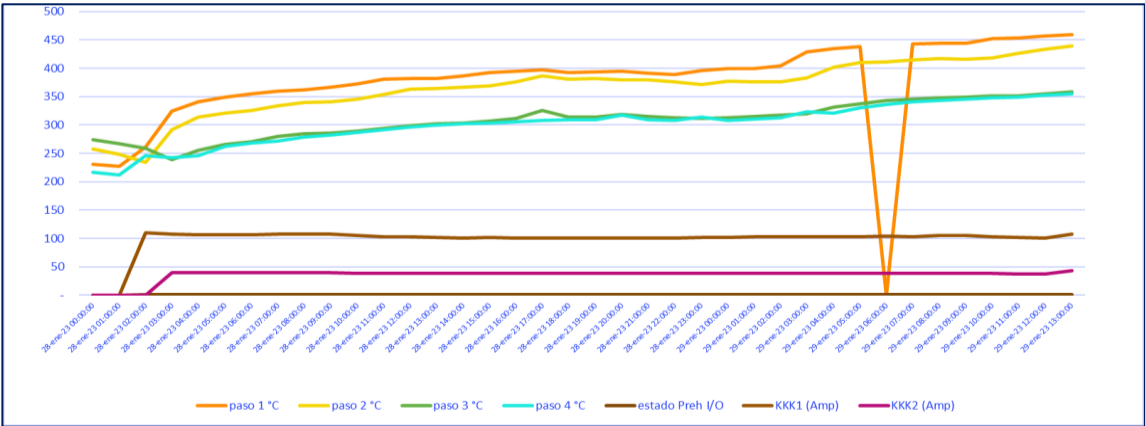


Gráfico 3-3: Partida de prueba con los dos sopladores, realizado en 2023.

Tabla 3-6: Condiciones de calentamiento con los dos sopladores

Estado C/MEJ			
Año	Variable	Unidad	Valor
2023	Horas de operación	h	22
	Consumo promedio KKK1	kwh	2050
	Consumo promedio KKK2	kwh	754
	N° KKK operando	No	2
	Consumo hora	kwh	2804
	Consumos acumulados	Mwh	61688
	Condición base	kwh	28040
	Condición base	Mwh	28

Tabla 3-7: Cuantificación de la mejora en los ventiladores

Año	Variable	Unidad	Valor
2024	Ahorro energético	kwh	7880
		(%)	28.10

Realizando el análisis de la temperatura de los pasos 1, 2, 3 y 4 como se muestra en el Gráfico 3-4 y la Tabla 3-8, se tiene que, en la partida el ahorro proyectado es de 7880 kwh, correspondientes a 47280 kwh anuales con un ahorro en dinero de 4728 USD.

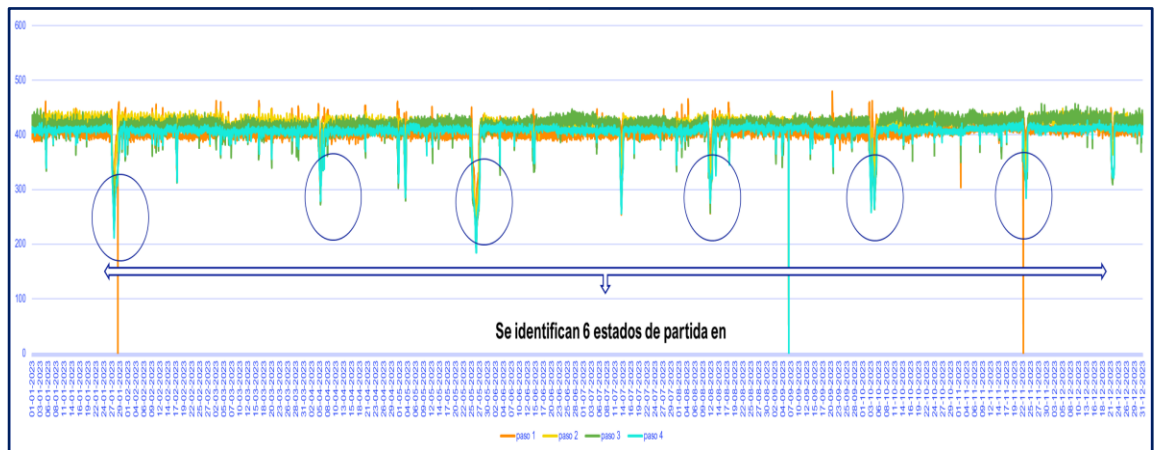


Gráfico 3-4: Temperatura de los pasos 1, 2, 3 y 4 en 2023.

Tabla 3-8: Cuantificación de la mejora en los ventiladores

Cuantificación anual	
Cantidad de partidas al año	6
Ahorro por partida (kwh)	7880
Potencial ahorro en 1 año (kwh)	47280
Potencial ahorro en 1 año (Mwh)	47.3
Valorización ahorro (USD)	4728
Consumo planta de ácido 2023 (Mwh)	47334
Impacto de la mejora al USE (%)	0.10
Impacto de la mejora al sitio	0.01

- **Detención de soplador KKK1 y KKK2 al momento de quedar sin fuentes generadoras de SO₂**
 - **Calculo del tiempo de calentamiento después de la Detención de Sopladores KKK (datos a 2012)**

Inicialmente, se parte estableciendo el tiempo que se requiere de calentamiento en cada paso para alcanzar las temperaturas de operación necesarias para recibir los gases. El

Gráfico 3-5, Gráfico 3-6, Gráfico 3-7 y Gráfico 3-8 muestran las curvas de calentamiento de cada paso, a partir de los cuales se obtuvieron los datos presentados en la Tabla 3-9 y en la Tabla 3-10, donde se presenta el tiempo requerido en cada paso para alcanzar la temperatura requerida en dos escenarios, después de detención de Horno Flash sin detención de sopladores KKK (Planta en calentamiento con pre calentador operativo) y después de detención Horno Flash y CPS con Detención de Sopladores KKK (Detención de sopladores sobre 8 horas), respectivamente. Teniendo los resultados, se tiene que, en general, para el segundo escenario se tienen tiempos de calentamiento menores.

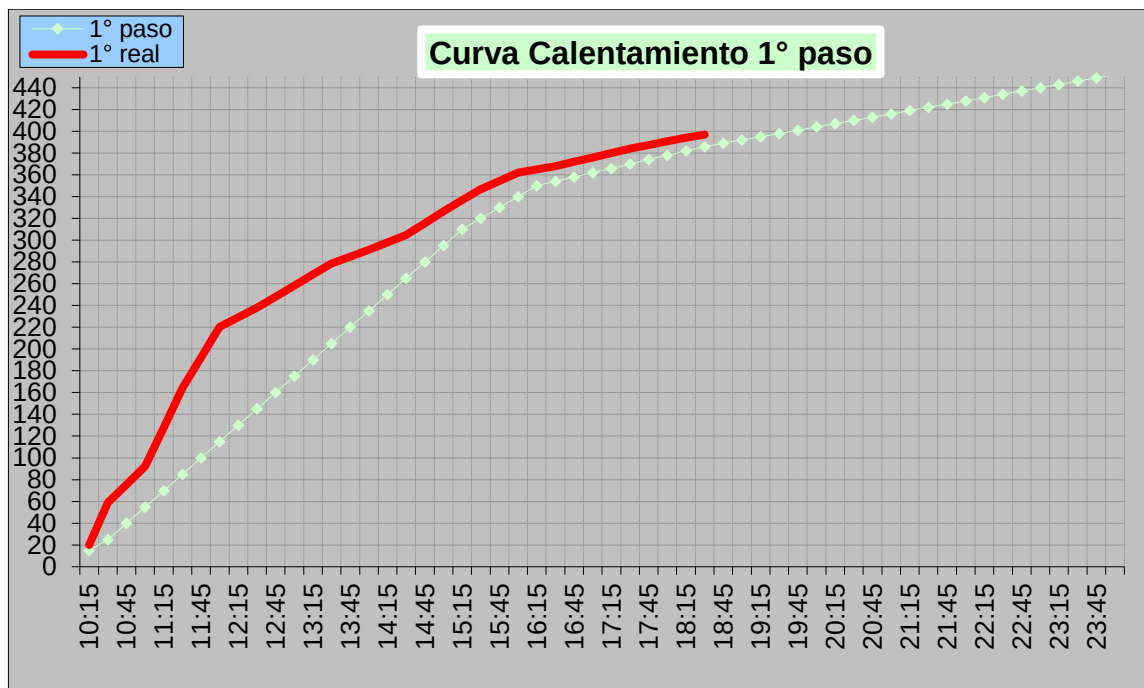


Gráfico 3-5: Curva de calentamiento del primer paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.

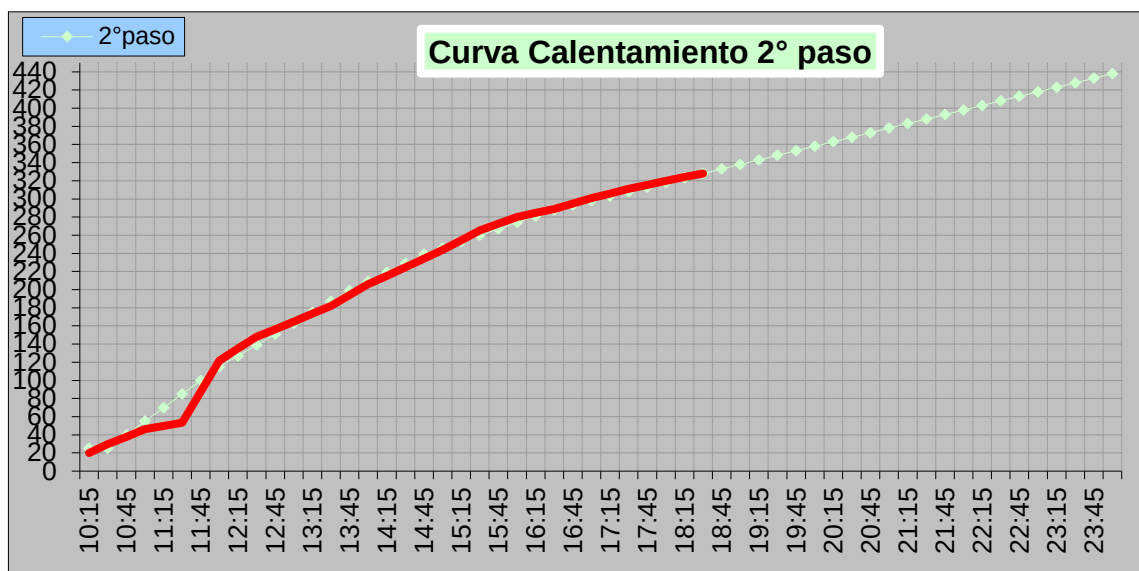


Gráfico 3-6: Curva de calentamiento del segundo paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.

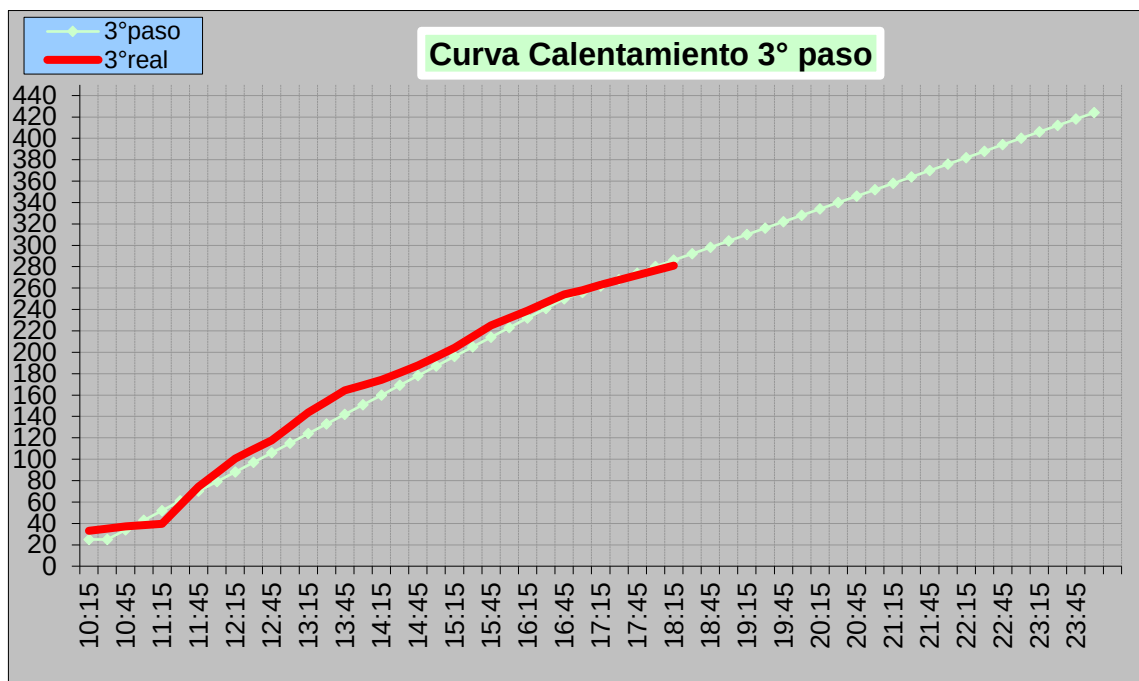


Gráfico 3-7: Curva de calentamiento del tercer paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.

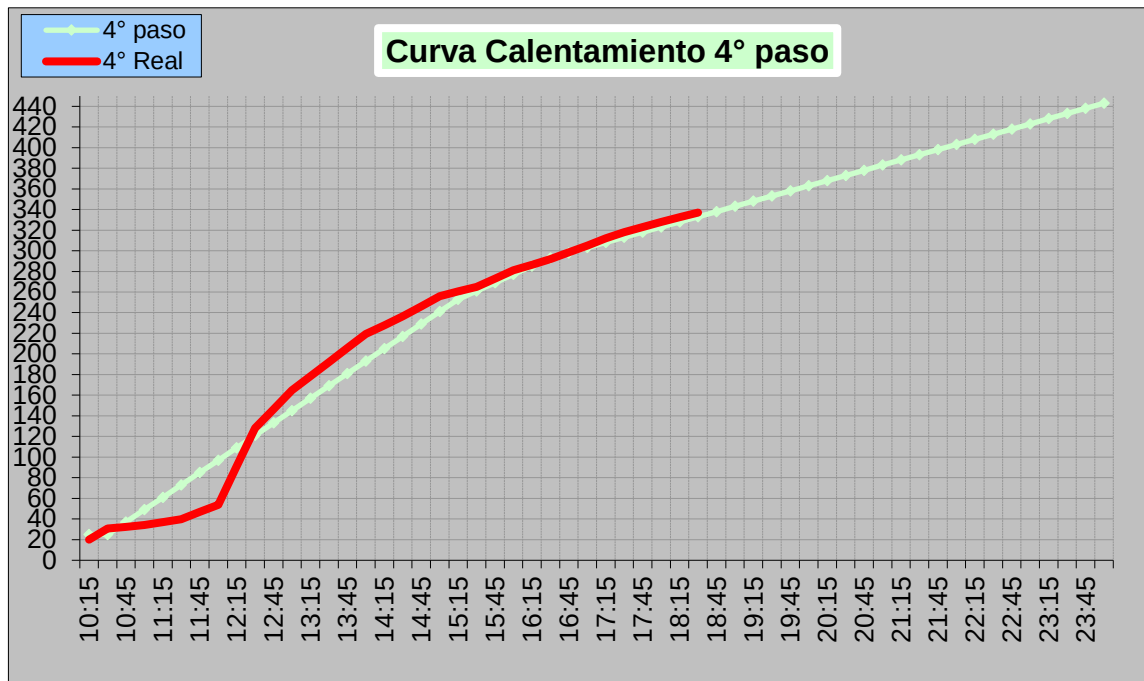


Gráfico 3-8: Curva de calentamiento del cuarto paso del convertidor catalítico, real, febrero 14 de 2012.

Tabla 3-9: Tiempo de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, después de detención de Horno Flash sin detención de sopladores KKK (Planta en calentamiento con pre calentador operativo)

Temperatura	1er paso	2do paso	3er paso	4to paso
Entrada	420°C	400°C	340°C	340°C
Tiempo requerido (h)	11	12	10.5	9

Tabla 3-10: Tiempo de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, después de detención Horno Flash y CPS con Detención de Sopladores KKK

Temperatura	1er paso	2do paso	3er paso	4to paso
Entrada	420°C	380°C	320°C	320°C
Tiempo requerido (h)	11	11	10	8

Sin embargo, con el objetivo de establecer la relación entre el calentamiento del convertidor catalítico y el consumo energético, se procede a realizar el análisis en diferentes escenarios.

1. Caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C, sin el paso

Se toman como temperaturas de partida del calentamiento las siguientes:

Paso 1: 331°C

Paso 2: 328°C

Paso 3: 333°C

Paso 4: 312°C

Y se toma como flujo gas promedio 105 554 Nm³/h, obteniendo los resultados que se presentan en la Tabla 3-11, de donde se obtiene que en total se requieren 271063,80 kwh con un costo de 21352 USD para alcanzar las temperaturas del convertidor catalítico.

Tabla 3-11: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C sin el paso 3

	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Tiempo de calentamiento (h)	8	5	0	2
Δ Temperatura (°C)	103	64	0	24
Energía consumida (kwh)	154215.66	86391.42	0	30456.72

2. Caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C

Se toman como temperaturas de partida del calentamiento las siguientes:

Paso 1: 319°C

Paso 2: 336°C

Paso 3: 331°C

Paso 4: 316°C

Y se toma como flujo gas promedio 104 029 Nm³/h, obteniendo los resultados que se presentan en la Tabla 3-12, de donde se obtiene que en total se requieren 376 373.44 kwh con un costo de 29648 USD para alcanzar las temperaturas del convertidor catalítico.

Tabla 3-12: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por encima de los 300°C

	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Tiempo de calentamiento (h)	9	5	2	5
Δ Temperatura (°C)	107	58	25	61
Energía consumida (kwh)	175337.55	84853.97	30559.22	85622.70

3. Caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por sobre los 300°C

Se toman como temperaturas de partida del calentamiento las siguientes:

Paso 1: 300°C

Paso 2: 326°C

Paso 3: 325°C

Paso 4: 289°C

Y se toma como flujo gas promedio 102 328 Nm³/h, obteniendo los resultados que se presentan en la Tabla 3-13, de donde se obtiene que en total se requieren 1 063 966.09 kwh con un costo de 83811 USD para alcanzar las temperaturas del convertidor catalítico.

Tabla 3-13: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por sobre los 300°C

	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Tiempo de calentamiento (h)	21	13	5	15
Δ Temperatura (°C)	148	91	32	104
Energía consumida (kwh)	453245.53	242605.75	78191.73	289923.09

4. Caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por debajo de los 300°C

Se toman como temperaturas de partida del calentamiento las siguientes:

Paso 1: 262°C

Paso 2: 296°C

Paso 3: 314°C

Paso 4: 280°C

Y se toma como flujo gas promedio 96 239 Nm³/h, obteniendo los resultados que se presentan en la Tabla 3-14, de donde se obtiene que en total se requieren 753784.65 con un costo de 59 377 USD para alcanzar las temperaturas del convertidor catalítico.

Tabla 3-14: Tiempo y gasto energético real de calentamiento requerido para ingreso de gases en cada paso del convertidor catalítico, con caída de la temperatura en los pasos del convertidor catalítico por debajo de los 300°C

	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Tiempo de calentamiento (h)	15	10	4	8
Δ Temperatura (°C)	170	112	47	93
Energía consumida (kwh)	340658.66	197381.90	65628.27	150115.82

Así, se observa que, el escenario 1 es en el que menos consumo energético y por tanto en el que el costo en energía es menor, seguido por el escenario 2, indicando que, lo ideal es no permitir que las temperaturas de los 4 pasos del convertidor catalítico caigan por debajo de los 300°C.

En el Gráfico 3-9 se muestra la curva de enfriamiento del convertidor, en sus 4 pasos, donde se evidencia que en 6 horas se logra el enfriamiento, lo cual debe tenerse en cuenta para realizar la detención del equipo.

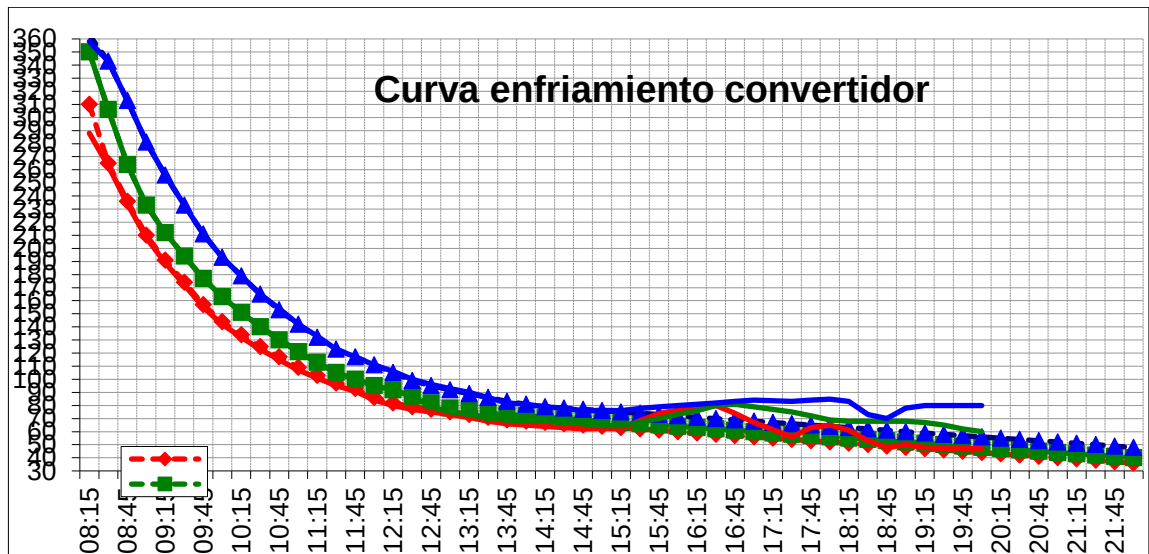


Gráfico 3-9: Curva de enfriamiento del convertidor catalítico

○ **Tiempos de calentamiento después de la Detención de Sopladores KKK (datos a 2024)**

Tomando como referencia los eventos del mes de junio de 2024, donde se detuvo los sopladores en 5 días diferentes, como se muestra en el Gráfico 3-10, en que no hubo suministro de gas, se identifica que los tiempos de calentamiento se reducen como se muestra en la Tabla 3-15.

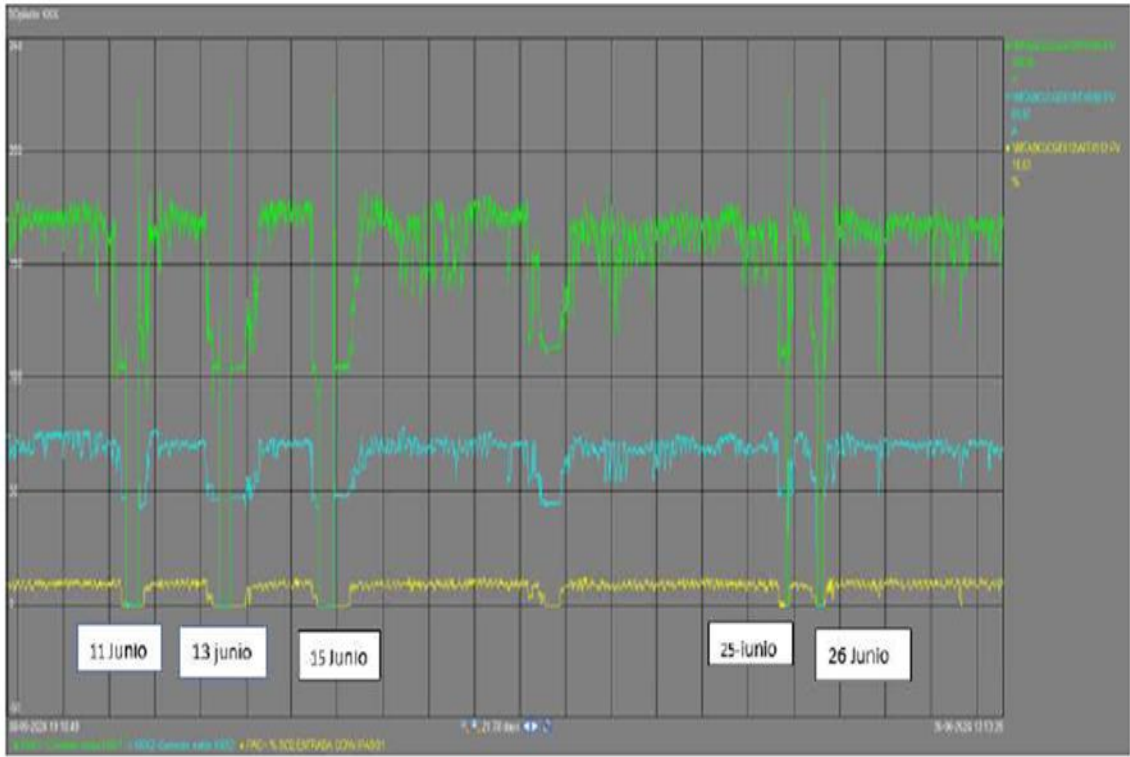


Gráfico 3-10: Detenciones sopladores KKK1 y KKK2 en junio de 2024

Tabla 3-15: Tiempo real de calentamiento de sopladores KKK1 Y KKK2 cuando es interrumpido el suministro de SO₂

Día	Hora inicio interrupción suministro de gas	Hora de detención de KKK1 Y KKK2	Hora partida KKK1 Y KKK2	Hora inicio suministro de gas	Tiempo de calentamiento (h)
Junio 11	6:47	9:33	15:35	18:48	3.5

Día	Hora inicio interrupción suministro de gas	Hora de detención de KKK1 Y KKK2	Hora partida KKK1 Y KKK2	Hora inicio suministro de gas	Tiempo de calentamiento (h)
Junio 13	6:54	10:18	15:45	23:59	8
Junio 15	13:34	14:22	22:05	6:30 (Junio 16)	8
Junio 25	16:00	19:40	20:40	21:20	1
Junio 26	11:57	12:10	15:41	16:15	1.3

Adicionalmente, en el Gráfico 3-11 se muestra el consumo eléctrico de la planta de ácido en al año 2024, donde se muestra que el consumo es no lineal y presenta meses con mayor o menor consumo dependiendo de diferentes factores asociados a la producción y la operación de la planta. Esto toma especial relevancia si se tiene en cuenta que en este mes se logró el menor IDE del año con 0.103, indicando que se alcanzó una mejor relación de producción de ácido con menor consumo energético.

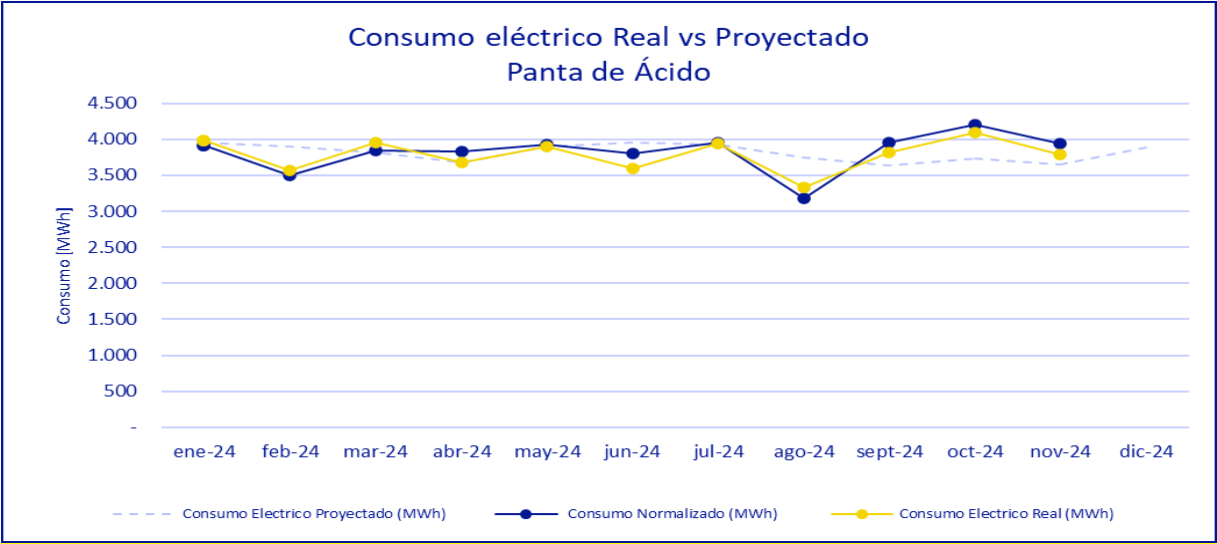


Gráfico 3-11: Consumos eléctricos real y proyectado del año 2024 en la planta de ácido de Chagres

Finalmente, como se observa en la Tabla 3-16, existe una clara relación entre el gas promedio y para el calentamiento respecto al IDE, así se puede observar que, en agosto a pesar de tener el promedio de gas más bajo, se tiene el mayor IDE, ya que se produjo menos ácido con un consumo energético alto, asociado a no parar el calentamiento cuando no se tenía la disponibilidad del gas. Para el mes de junio, destaca que, a pesar de la parada de los sopladores, se alcanzó una producción similar al mes de julio en que no se presentaron novedades.

Tabla 3-16: Relación de los parámetros de consumo y producción en el periodo junio a agosto de 2024.

Parámetro	Junio	Julio	Agosto
Promedio SO ₂ (%)	8.29	8.56	6.31
Promedio caudal (Nm ³ /h)	138 285	139 226	116 548
Producción de ácido mes (ton)	34 883	36 843	26 438
Consumo energético (KWh)	3 598	3 948	3 336
Costo consumo energético (USD)	256 209.99	278 276	288 488
IDE	0.103	0.107	0.126

Para realizar un comparativo, se toma el tiempo de 8 horas de calentamiento de junio 13 (ver Gráfico 3-12) y junio 15 como referencia, generando un ahorro de tiempo de 8 horas de calentamiento, frente a las 14 horas inicialmente requeridas. En la Tabla 3-17 se presentan los ahorros que se obtienen, así en el acumulado año, para el soplador KKK1 se hubiera ahorrado 6317 USD con 702USD mensuales promedio, generando un acumulado año proyectado de 8423 USD.

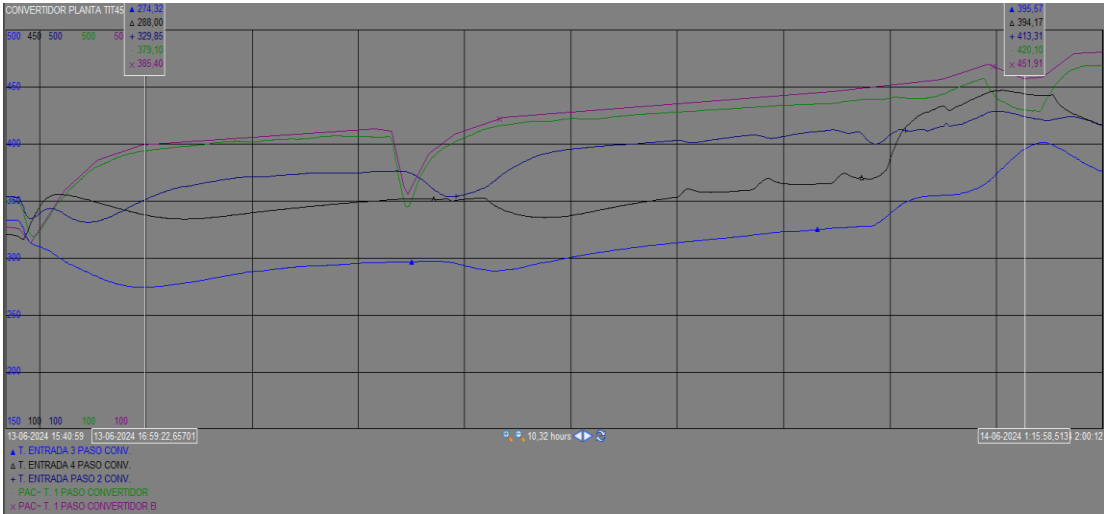


Gráfico 3-12: Curva de calentamiento del convertidor en junio 13 de 2024.

Tabla 3-17: Costos ahorrados por calentamiento del soplador KKK1 cuando es interrumpido el suministro de SO₂

Mes	kwh consumidos en 8 h	Costo en 8 h (USD)	kwh consumidos en 14 h	Costo en 14 h (USD)	Dinero ahorrado (USD)
Enero	23489	1849	32885	2565	716
Febrero	20639	1622	28894	2270	648
Marzo	22978	1795	32169	2512	717
Abril	22464	1732	31449	2425	693
Mayo	23530	1893	32942	2649	756
Junio	22698	1763	31778	2468	705
Julio	23585	1662	33020	2327	665
Agosto	19230	1635	26922	2288	653
Septiembre	23064	1910	32289	2674	764
Total	201680	15861	282348	22178	6317

- **Modulación de la operación de los KKK1 y KKK2 en la planta de ácido.**

Finalmente, se establece como alternativa la modulación de los KKK, para lo cual se parte de la caracterización de cada uno de los procesos.

1. KKK1

En el Gráfico 3-13, Gráfico 3-14 y Gráfico 3- se presenta la operación normal del KKK1 para el periodo de enero a septiembre de 2024, donde se observa que el SO₂ de entrada se mantuvo por debajo del 10%, manteniéndose por debajo del límite superior establecido, mientras que el IDE fue de 0.031.

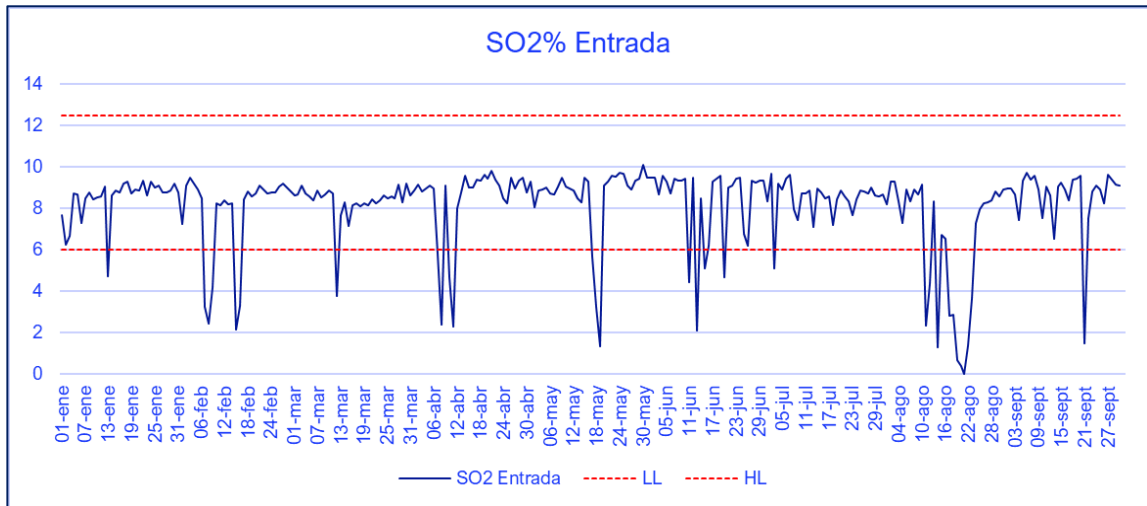


Gráfico 3-13: SO₂ de entrada para el KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024

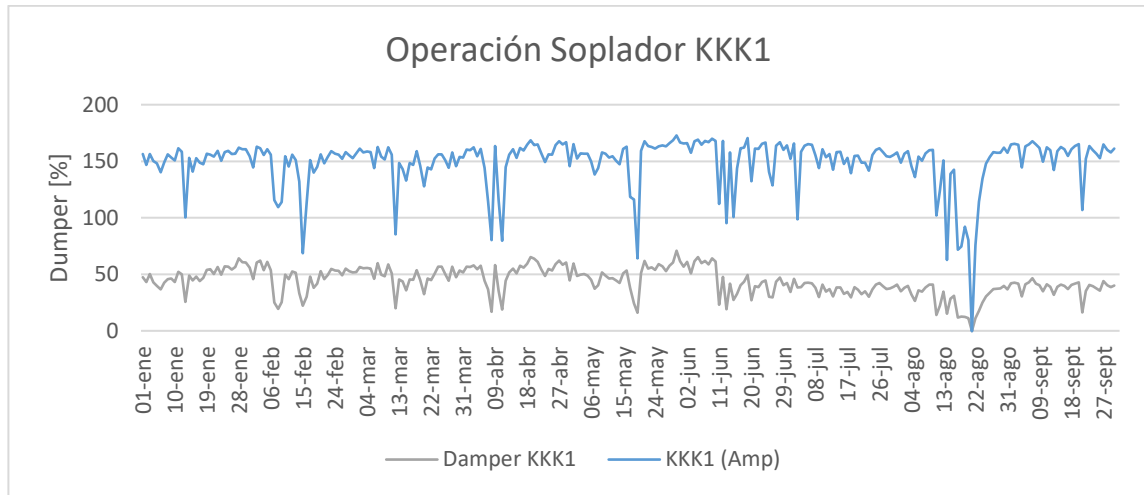


Gráfico 3-14: Operación del KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024

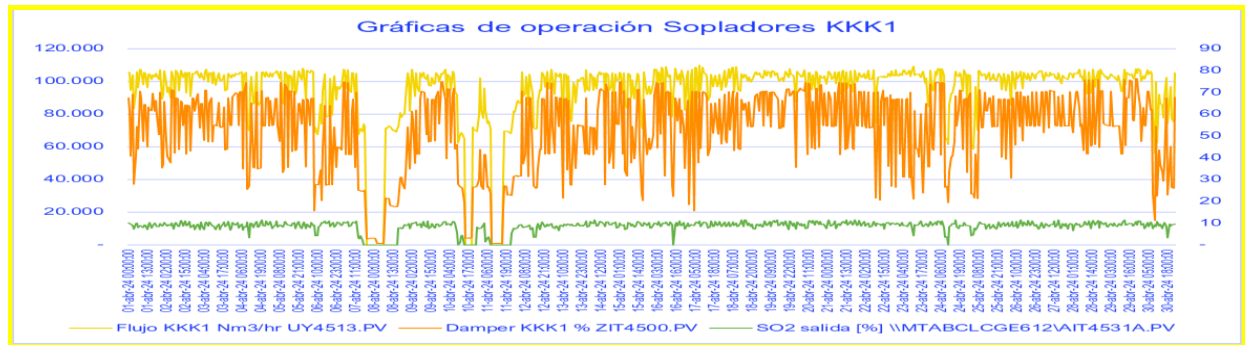


Gráfico 3-15: Detenciones sopladores KKK1 y KKK2 1

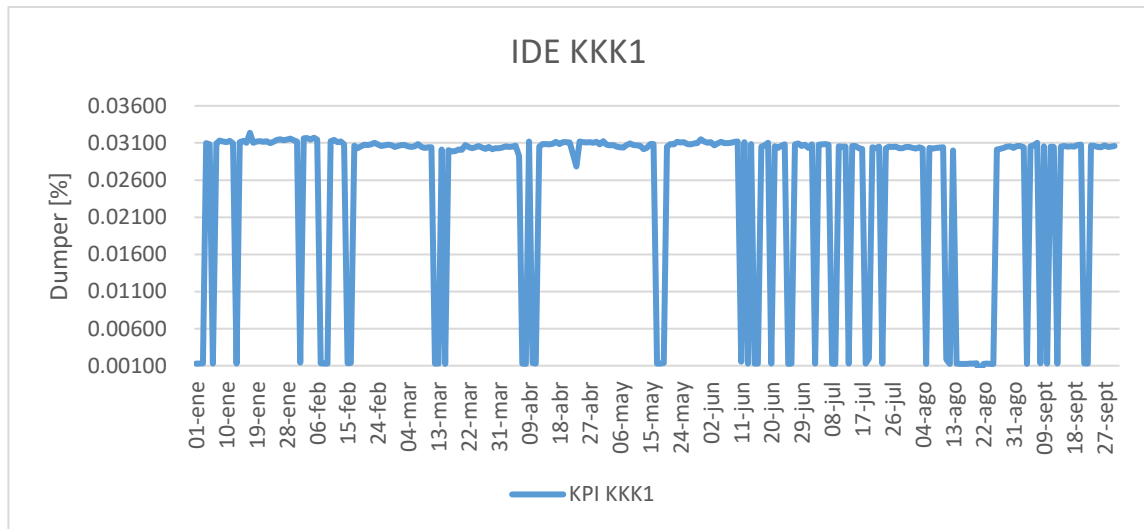


Gráfico 3-16: IDE del KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024

2. KKK2

En el Gráfico 3-, Gráfico 3-, Gráfico 3- y Gráfico 3-19 se presenta la operación normal del KKK1 para el periodo de enero a septiembre de 2024, donde se observa que el SO_2 de entrada se mantuvo por debajo del 10%, manteniéndose por debajo del límite superior establecido, mientras que el IDE fue de 0.031.

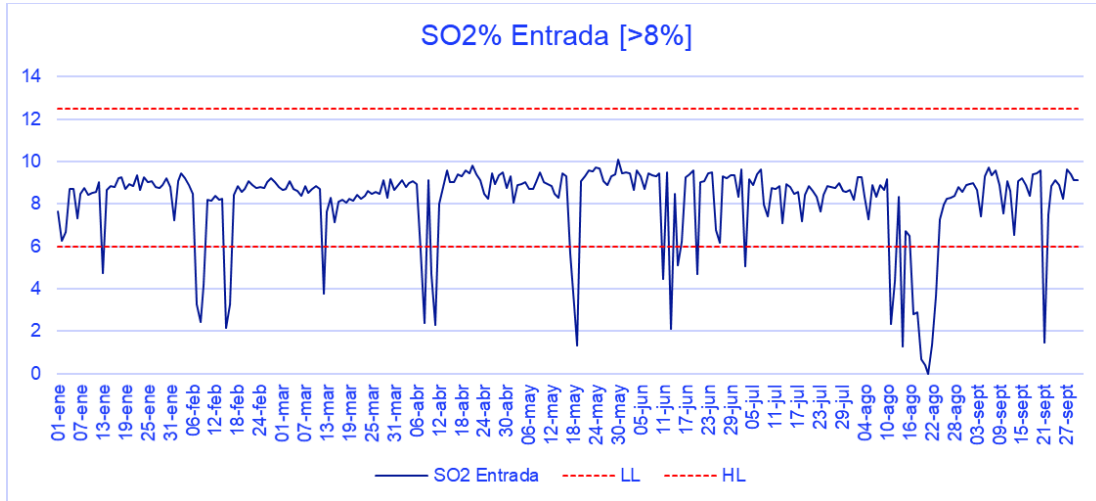


Gráfico 3-17: SO_2 de entrada para el KKK2 en el periodo enero a septiembre de 2024

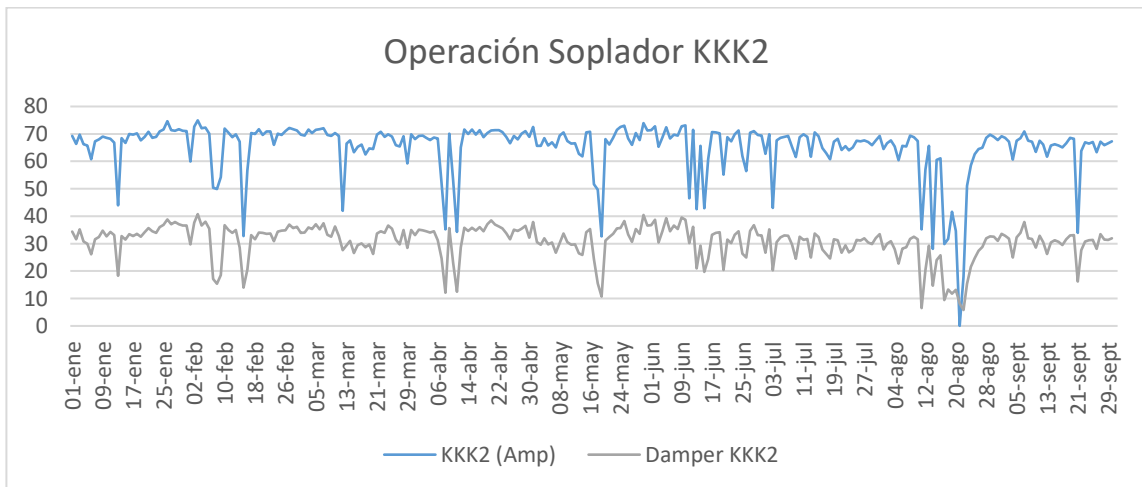


Gráfico 3-18: Operación del KKK2 en el periodo enero a septiembre de 2024

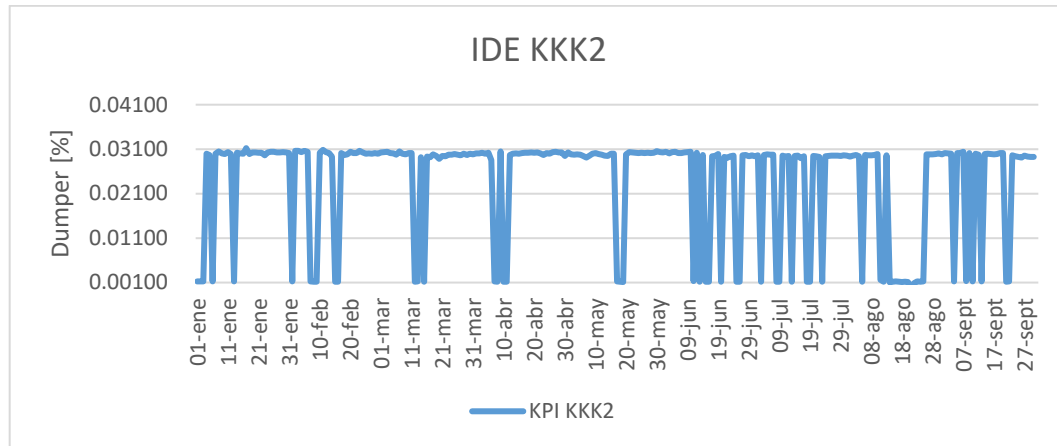


Gráfico 3-19: IDE del KKK1 en el periodo enero a septiembre de 2024

3. Detención del soplador KKK2

En el Gráfico 3-20 se presenta la operación del soplador KKK2, donde se puede observar que cuando se cae el flujo de SO₂ de salida, también cae la operación del soplador.

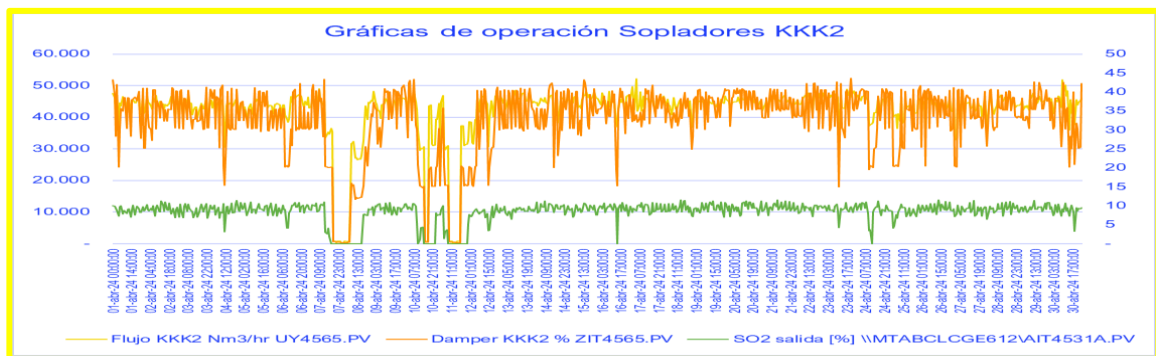


Gráfico 3-20: Detención del soplador KKK2

- Modulación de KKK

En la Tabla 3-18 y en el Gráfico 3-21 se muestran los resultados detallados de modular los KKK, de acuerdo con los cuales se proyecta un consumo de 47 250 MWh para 2025, representando un ahorro de 85.09 MWh por año, equivalente a un costo aproximado de 6 702 USD por año.

Tabla 3-18: Resultados de la modulación de los KKK

	Recuento	842	983	919	697	613	440	145	19	2
	horas:									
	Valores SO2>8%	Promedio								
Estadísticos	SO2 Entrada	[SO2] 8,0- 8,5	[SO2] 8,5- 9,0	[SO2] 9,0- 9,5	[SO2] 9,5- 10	[SO2] 10- 10,5	[SO2] 10,5- 11	[SO2] 11- 11,5	[SO2] 11,5- 12	[SO2] 12- 12,5
Promedio [SO2]	9,378	8,259	8,751	9,236	9,743	10,245	10,716	11,199	11,644	12,099
Desviación estándar	0,865	3,179	3,571	3,676	3,476	3,464	3,134	1,945	0,742	0,251
Promedio de %Damper KKK1	48,994	43,039	45,778	46,962	50,020	55,736	57,739	57,023	57,819	61,018
Promedio de %Damper KKK2	33,750	30,779	32,399	32,921	34,510	36,848	37,351	37,134	37,743	38,934
Promedio de Corriente (Amp) KKK1	159,333	152,375	155,550	157,257	160,478	166,532	169,192	170,684	172,599	178,198
Promedio de Corriente (Amp) KKK2	69,435	66,710	68,315	68,894	70,248	71,954	72,412	72,181	72,736	75,422
Promedio de Flujo KKK1	99.310,867	95.788,613	97.459,803	98.338,208	99.917,110	102.817,204	104.117,413	105.100,791	105.759,33 6	108.919,44 9
Promedio de Flujo KKK2	44.439,407	43.060,976	43.916,234	44.233,122	44.910,080	45.613,889	45.807,830	45.690,404	45.858,352	47.447,254
Suma de KKK1	742.334,768	128.299,759	152.906,034	144.362,318	111.853,122	102.084,139	74.444,401	24.749,218	3.279,380	356,397
Suma de KKK2	323.567,486	56.169,531	67.153,479	63.313,859	48.962,515	44.107,588	31.861,421	10.466,258	1.381,992	150,843
Suma de Flujo KKK1	462.192.774,9 14	80.462.435, 090	95.608.067, 020	90.274.475, 391	69.542.308, 801	63.026.946, 184	45.811.661, 500	15.239.614, 656	2.009.427,3 75	217.838,89 8
Suma de Flujo KKK2	207.087.634,9 89	36.257.341, 572	43.169.658, 072	40.650.238, 832	31.302.325, 442	27.961.313, 953	20.155.445, 410	6.625.108,5 20	871.308,68 0	94.894,508
IDE KKK1 Corriente[amp]/Flujo Nm3	0,00160	0,00159	0,00160	0,00160	0,00161	0,00162	0,00163	0,00162	0,00163	0,00164
IDE KKK2 Corriente[amp]/Flujo Nm3	0,00156	0,00155	0,00156	0,00156	0,00156	0,00158	0,00158	0,00158	0,00159	0,00159

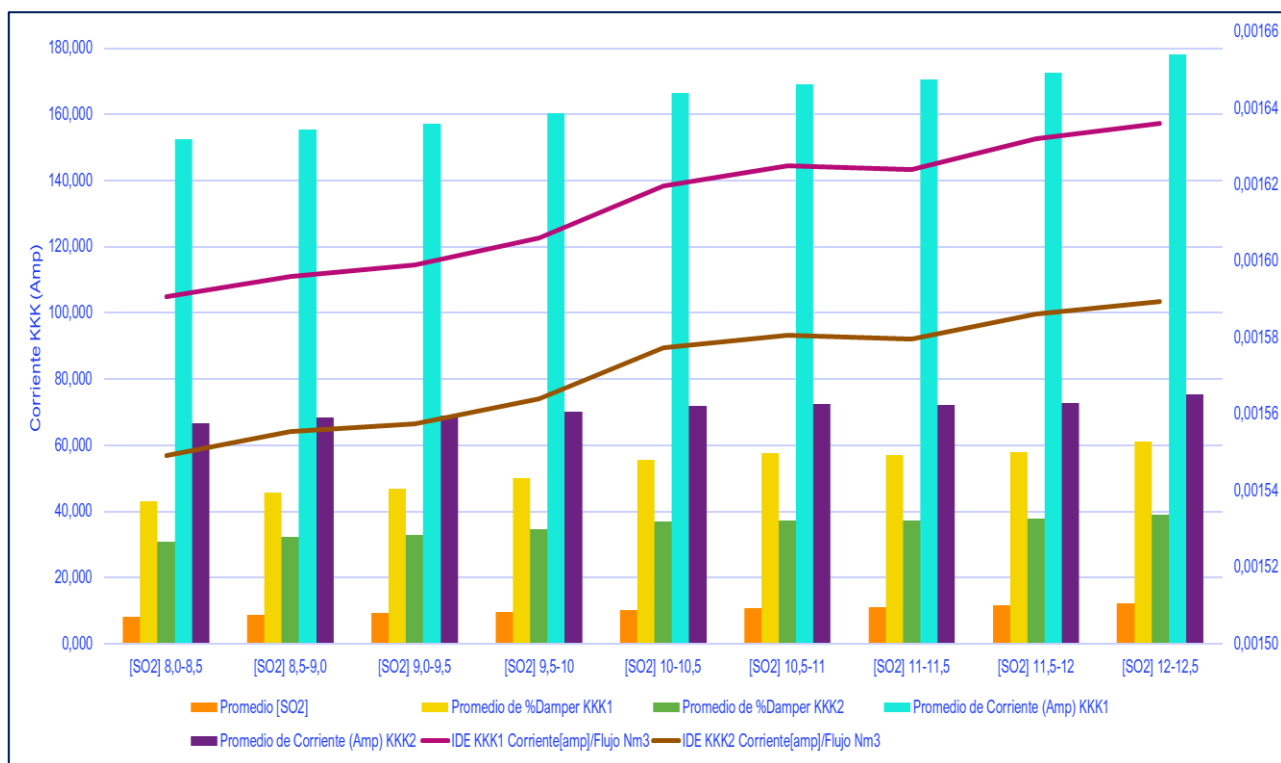


Gráfico 3-21: Tendencia Corrientes y % Apertura Damper en los KKK # 1 y 2

Además se observa que existe una relación directa de las variables concentración de SO₂ de entrada, corriente (Amp) y porcentaje de apertura de Alabes/Damper.

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De acuerdo con la ley de eficiencia energética se espera que se obtenga una reducción del 7% a partir del año 2035 y del 5.5% a 2030 en los grandes consumidores de energía, donde se encuentra la Fundición Chagres, por lo que se toma como proceso objetivo a trabajar la planta de ácido que representa el 14.57% del consumo de energía. Para ello se estudiaron tres estrategias de optimización energética.

La primera alternativa, en la cual se espera emplear solo el soplador KKK1, alternativa con la cual se genera un ahorro de 33517.82 kwh con un costo de 3515 USD anuales, siendo una alternativa viable.

La segunda alternativa, relacionada con detener el soplador KKK1 cuando no se tiene fuentes generadoras de SO₂, genera beneficios, ya que en el escenario estudiado se logra un ahorro total de 8423 USD anuales con un ahorro de 702 USD mensuales promedio.

Finalmente, se presentó la tercera alternativa modulando la operación de los KKK1 y KKK2, la cual permite un ahorro de 85.09 MWh anuales que representan aproximado de 6 702 USD ahorrados por año, siendo así, también una alternativa viable.

BIBLIOGRAFÍA

Anglo American. (2022). *Fundición Chagres – Anglo American Chile*.
<https://chile.angloamerican.com/acerca-de-nosotros/nuestras-operaciones-en-chile/fundicion-chagres.aspx>

Anglo American Chile. (2024). *¿Quiénes somos? – Anglo American Chile*.
<https://chile.angloamerican.com/acerca-de-nosotros/quienes-somos.aspx>

Biblioteca del Congreso Nacional. (2021). *Ley Chile - Ley 21305*.
<https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1155887>

COCHILCO. (2024). *Mercado Chileno del Ácido Sulfúrico al Año 2033*.

Consejo Minero. (2024). *Chagres – Consejo Minero*.
<https://consejominero.cl/nosotros/mapa-minero/chagres/>

Enel X. (2022). *Conoce la nueva Ley de Eficiencia Energética*.
<https://www.enelx.com/cl/es/historias/conoce-la-nueva-ley-de-eficiencia-energetica>

Google. (s. f.). *Fundición Chagres. AngloAmerican - Google Maps*. Recuperado 6 de agosto de 2024, de
<https://www.google.com/maps/place/Fundición+Chagres.+AngloAmerican/@-32.8035981,-70.9580131,2467m/data=!3m1!1e3!4m6!3m5!1s0x96883aff0e372607:0x7d447f2e7b00625a!8m2!3d-32.8035981!4d-70.9580131!16s%2Fg%2F11bvt2457k!5m1!1e4?entry=ttu>

Ministerio de Energía. (2021). *Ley y Plan de Eficiencia Energética | Ministerio de Energía*. <https://energia.gob.cl/ley-y-plan-de-eficiencia-energetica>

