PLANTA DE ACIDO SULFURICO
ESTUDIO TECNICO DE FACTIBILIDAD

DOE RUN PERU S.A.
LA OROYA
PERÚ

FCll Contract No. 444
Marzo 31, 2005
Preparado por

FLECK Chemical Industries lnc.
10 Milner Business Court, Suite 200
Toronto, ON, MIB 3C6
CANADA
Tel: (416) 291-0071 Fax: (416) 291-8996
e-mai I: *FleckChemical@.cs. corn*
Web site: *www. Fleckchemical. corn*

CONFIDENCIAL

La información técnica y comercial contenida en esta propuesta es propiedad de Fteck Industrias químicas Inc. (llamado desde ahora FCII) y no será revelado a cualquier tercera parte o utilizado salvo la evaluación de los volúmenes de este estudio por Doe Run Company (llamado desde ahora DOE RUN).

1.0 PREÁMBULO

La fundición de Doe Run Perú ubicada en La Oroya se localiza aproximadamente a 4 horas de manejo de Lima a una elevación de 3,720 m. La primera fundición de cobre en este sitio fue creada en 1922.
Hoy el sitio tiene fundiciones y refinerías para cobre, plomo y zinc y una planta de ácido para el tratamiento del gas de salida de SO2 del tostador de zinc de cama fluida Lurgi.
Los concentrados de mineral se obtienen de las minas vecinas. En 1999 DOE RUN PERÚ compró el sitio completo de la fundición y sus operaciones de Centromin - una organización minera del gobierno.

La existente planta de ácido de 170 tpd se construyó por Panamerican en 1967 usando una Licencia Monsanto Envirochem. Es de un solo proceso de absorción con un convertidor de dos camas. La mayoría del equipo todavía es original, con las excepciones siguientes:
(i) Un segundo precipitador de plomo Joy idéntico se ha agregado en paralelo con la unidad original. La unidad original ha sido quitada.
(ii) Un segundo Soplador Principal Modelo C80 Elliot que se ha agregado en paralelo con el original C60 Elliot Soplador. El Soplador Principal original no está actualmente operacional y requiere de un nuevo impulsor.
(iii) El Intercambiador de Calor Caliente, el Intercambiador de Calor Frío y el Enfriador de SO3 son todos nuevos
(iv) El Enfriador de SO3 se ha convertido para tomar el gas del proceso en ambos lados para que pueda complementar el funcionamiento del Intercambiador de Calor Frío y mantenga la operación auto termal con una menor fuerza de gas de SO2.
(v) Todas las partes internas en la Torre Absorbente, incluso el revestimiento de ladrillo, ha sido recientemente reemplazado con nuevos materiales.
La planta de ácido fue originalmente diseñada para tomar todo el flujo de gas del Tostador de cama Fluida al operar a su diseño de capacidad de producción zinc de 35,000 tons/año.
Las recientes negociaciones entre el Gobierno de Perú y DOE RUN PERÚ han resultado en un compromiso de la compañía de reducir sus emisiones de SO2 de las operaciones de la fundición para lograr una fijación de valores de azufre de 83%. Una opción bajo consideración es tratar el mineral de zinc usando un proceso hidro-metalúrgico, y usar la planta de ácido existente para tratar el gas de salida de la Máquina de Sinter de Plomo. El gas de salida de las operaciones de fundición de cobre se trataría entonces en una nueva Planta del Ácido Sulfúrico.
Este estudio presenta la investigación de FCII en la viabilidad técnica de modificar la existente planta del ácido sulfúrico para tratar el gas de salida de la máquina de sinter de plomo.

2.0 RESUMEN EJECUTIVO

Este estudio investiga la viabilidad e implicaciones de modificar la existente planta de ácido sulfúrico para tratar una porción del flujo de gas de la Máquina de Sinter de Plomo con un contenido de 57 % del SO2 generado en la operación de fundido de plomo. Para lograr este objetivo se requerirá que la planta de ácido trate 40,000 Nm3/h del gas de salida con un contenido de 7.0% de SO2 (en una base de gas seco). La planta de ácido debe convertir no menos de 97% del SO2 en este gas para producir 285, tpd de producto de ácido sulfúrico. Este nuevo criterio operacional representa un 43% de aumento en la capacidad de manejo de gas de la planta de ácido y un 68% de aumento en su producción de ácido comparado con su diseño original.

Las conclusiones de nuestro estudio son que la planta de ácido puede modificarse para lograr las nuevas condiciones. Las modificaciones que se requerirán son como sigue:

(i) El Limpiador Peabody existente se reemplazará con uno nuevo Torre de Apagado y la Torre del limpiador asociado más una nueva Torre de enfriamiento de gas.

(ii) Dos (1 operando y 1 suplente) nuevas Bombas del Limpiador Apagado circularán el ácido débil alrededor de la nueva Torre Apagado y la Torre del Limpiador.

(iii) Dos (1 operando y 1 suplente) nuevas Bombas de Ácido Débil circularán el ácido débil alrededor la Torre de enfriamiento de gas.

(iv) Un nuevo Enfriador de Ácido Débil se agregará para enfriar el ácido débil circuIante alrededor de la Torre de enfriamiento de gas.

(v) Un nuevo Tanque de Bomba Apagado de Limpiador se agregará. Este recipiente también actuará como un separador de lodo. El lodo separado se quitará del fondo de este tanque de la bomba vía una nueva Bomba de Traslado de Lodo.

(vi) Un nuevo despojador de efluente se requiere para limpiar el flujo reducido del efluente del ácido débil que sale de la Sección de Limpieza de Gas de la planta de ácido.

(vii) El trabajo de limpieza del gas requiere dos Precipitadores Electrostáticos Húmedos operando en serie. Ya sea el WESP no-operativo existente debe rehabilitarse y debe conectarse en serie con el WESP actualmente en operación o el WESP no-operativo debe reemplazarse con una nueva unidad y conectada en serie con la unidad operativa.

(viii) Un nuevo Tanque WESP y una Bomba WESP de descarga de agua que se requiere para colectar y reciclar el drenaje de los dos WESPs al Apagado / tanque de Bomba Limpiador.

(ix) Un nuevo Soplador Principal y un motor se requiere para manejar el flujo de gas aumentado y la alta presión diferencial.

(x) Para lograr una conversión mayor de SO2, se requiere tres fases de conversión catalizadora. Un nuevo Convertidor de acero inoxidable se propone para contener el catalizador para las Camas 1 y 2. Este Convertidor también contendría un Intercambiador de Calor Caliente en su núcleo central. El Convertidor de dos camas existente será entonces usado para contener el catalizador para la Cama 3. Nuevos catalizadores se requerirá para las camas 1 y 2 y posiblemente para la Cama 3 dependiendo de su actividad.

(xi) Las carcasas recubiertas de ladrillo de la Torre de secado y las Torres Absorbentes son adecuadas en tamaño para el nuevo trabajo operativo, pero las modificaciones a las partes internas de ambas Torres incluirán nuevos Distribuidores, nuevo embalaje y un agrandamiento de las boquillas de salida acida de ladrillo.

(xii) Nuevas bombas de circulación de ácido y conductos de ácido se requieren para ambas, las torres Seca y la absorbente para manejar las aumentadas tasas de circulación de acido.

(xiii) Nuevos Enfriadores de ácido tipo plato se requieren para ambas torres, la Seca y la Absorbente para manejar las aumentadas cargas de calor.

(xiv) Un nuevo Enfriador del Ácido Producto se requerirá para enfriar el incrementado flujo de ácido producto.

(xv) Una complementaria Torre de enfriamiento de Agua se requerirá para manejar los aumentados requisitos de enfriamiento de agua.

(xvi) Nuevas instalaciones eléctricas se requerirán para proporcionar el aumentado poder eléctrico requerido por el Soplador Principal y las bombas de circulación de ácido débil y fuerte.

(xvii) El volumen del efluente de ácido débil descargado de la Sección de Limpieza de Gas será dramáticamente reducido a aproximadamente 3-5 m3/h Asumiendo que todos los intercambiadores de calor gas/gas estén en buenas condiciones mecánicas y aptos en su capacidad de traslado de calor original, pueden ser reutilizados para las nuevas condiciones. Sin embargo deben repararse las fugas reportadas en estos intercambiadores de calor.

3.0 BASE DE DISEÑO

Esta sección fija el criterio que se ha de aplicar para los futuros requisitos operacionales de la Planta de ácido existente. Para propósitos de comparación, las correspondientes bases de diseño para el original Panamerican también son proporcionadas.

	NUEVO CRITERIO DE DISEÑO	**BASE ORIGINAL DE DISEÑO**
Torre De apagado de ingreso de gas (Peabody)		
Flujo (húmedo)	40,645 Nm^3/h	26,403 Nm^3/h
Temperatura	350ºC	272ºC
Presión	-25 mm WG	-25 mm WG
Composición (por vol.)		
SO2	6.9%	6.5%
SO3	0.1%	0.1%
O2	9.8%	10.1%
N2	81.7%	76.8%
H2O	1.5%	6.5%
Adición de aire de dilución		
Flujo	Nil	2,776 Nm3/h
Soplador Principal de Ingreso de Gas		
Flujo	40,000 Nm3/h	27,925 Nm3/h
Composición (por vol.)		
SO2	7.0%	6.1%
O2	10.0%	12.0 %
N2	83.0%	82.0 %
Conversión Total de SO2	97.0 %	94.0 %
Producción de ácido (como 100% H2SO4)	285 tpd	170 tpd

Temperatura de agua de enfriamiento: 15ºC (DOE RUN PERÚ por confirmar)

Ubicación de la planta:	La Oroya, Perú.
Altura de la Planta:	3,720 mts sobre el nivel del mar
Presión atmosférica	639.2 mbar

4.0 LIMITES

El equipo siguiente en la planta de ácido existente fue incluido dentro del alcance de este estudio.

(i) El Limpiador Peabody

(ii) El Separador de Efluentes

(iii) Precipitador Electro-estático Húmedo (WESP)

(iv) Torre de secado y el Tanque de Bomba de Torre de secado asociado, Bomba y el Enfriador de Ácido

(v) Soplador Principal

(vi) Intercambiador de Calor - Frío

(vii) Intercambiador de Calor Caliente

(viii) Convertidor (incluyendo las camas del catalizador 1 & 2)

(ix) Enfriador de SO3

(x) Torre Absorbente y el Tanque Bomba asociado a la Torre Absorbente, Bomba & Enfriador de ácido

(xi) Enfriador de Ácido Producto

4.2 Puntos

Las definiciones de unión siguientes se proporcionan para clarificar el alcance de este estudio.

(i) Gas de Ingreso	A la salida del Precipitador Caliente
(ii) Gas de Escape	A la salida de la Torre absorbente
(iii) Ácido Sulfúrico	A la descarga del Enfriador de Acido Producto
(iv) Ácido Débil	A la salida del Separador de Efluentes
(v) Agua de Enfriamiento	En las boquillas del equipo

(vi) Poder eléctrico En terminales para manejo eléctrico

.

4.3 Exclusiones

Lo siguiente no es incluido en el estimado:

(i) Precipitador Gas Caliente
(ii) Sistema del Pre-calentador
(iii) Sistema de Oleum
(iv) Torre de Agua de enfriamiento
(v) Chimenea
(vi) Todo el trabajo eléctrico excepto los motores de manejo

5.0 DISCUSIÓN

Esta sección del Estudio discute las implicancias de las nuevas condiciones operacionales en la planta del ácido existente y detalla cómo la hoja de flujo y los equipos deben modificarse a fin de que la planta pueda acomodar las nuevas condiciones y cumplir el nuevo criterio de performance.

5.1 General

Para tratar el gas de salida de la Plomo la Máquina de Sinter, la planta de ácido existente tendrá que realizar los cambios siguientes:

(i) La Sección de Limpieza de Gas debe enfriar y debe limpiar 62% más gas en una base de gas seco.

(ii) La Sección del Contacto debe comprimir y debe tratar 43% más gas con un contenido mayor de concentración de SO2 (7.0% contra 6.1%). Al mismo tiempo la conversión de SO2 a SO3 debe aumentarse de 94% a 97%. Estos cambios requerirán:

(a) un aumento en la capacidad del equipo de condensación de gas para manejar el incrementado flujo de gas.

(b) un aumento en el volumen del catalizador para convertir la cantidad aumentada de SO2 en el gas a un nivel más alto de conversión.

(c) un aumento en el número de camas del catalizador de dos a tres para lograr la mayor 97% de conversión de SO2 a SO3. Esto producirá un cambio en el diagrama de flujo de gas y la suma de un nuevo convertidor de 2 camas y un nuevo intercambiador gas/gas.

La Sección de Ácido Fuerte debe ocuparse de cargas de calor aumentadas. La carga de calor en el circuito de la Torre de secado aumentará en 43% lo cual es igual al aumento en el flujo de gas. La carga de calor en el circuito de la Torre absorbente y la carga de calor del Enfriador del Ácido Producto aumentarán en 68% lo que es igual al aumento en la producción de ácido. A fin de mantener las temperaturas del ácido en ambos circuitos la Torre de secado y la Torre Absorbente por debajo de los límites fijados por las consideraciones de la corrosión, la circulación de ácido alrededor de estas Torres debe aumentarse y bombas de la circulación de ácido más grandes y los enfriadores de ácido deben instalarse.

(iv) Se requerirá de una Torre de Enfriamiento de Agua suplementaria y las bombas de la circulación asociadas para proporcionar el agua refrescante necesitada para el incrementado Enfriador de Ácido de Torre de secado, El Enfriador de la Torre absorbente de Ácido, el Enfriador del Ácido Producto y el nuevo Enfriador del Ácido Débil.

5.2 Equipo

La filosofía seguida para actualizar la planta para lograr la nueva base operacional ha sido reutilizar en lo máximo posible todo equipo existente. Esto a veces ha involucrado el re-uso del equipo existente para un trabajo diferente en la planta. De esta manera ha sido posible utilizar todos los intercambiadores de calor gas/gas existente y el Convertidor existente. Debe notarse, sin embargo que nada del equipo de la planta se ha inspeccionado internamente. En todos los casos dónde se propone re-usar el equipo, ha sido supuesto que está en buena condición mecánica y todavía es capaz de lograr su performance del diseño original.

Para esos casos dónde éste no es el caso, nuevo equipo adicional puede requerirse.

5.2.1 Limpiador Peabody

El propósito del Limpiador Peabody era apagar y luego enfriar el gas de la entrada caliente (aproximadamente 270°C) y al mismo tiempo quitar la mayoría de particulado sólido que todavía permanece en el gas saliente de los Precipitadores Secos.

El Limpiador Peabody existente parece estar en mala condición con la evidencia de fugas en el recubrimiento externa. También es demasiado pequeño para el nuevo flujo de gas.

En la sección inferior del Limpiador Peabody el gas enfriado a su temperatura de saturación adiabatica es un flujo circulante de ácido débil. En la sección superior del Limpiador el gas es enfriado por el contacto directo con un flujo de entrada de agua fresca del río. No hay reciclaje ni enfriamiento del agua agregada a la sección superior de enfriamiento del limpiador Peabody. Como consecuencia se informa que deben alimentarse por encima de 80 m3/h de agua fresca continuamente a la cima del Limpiador Peabody para lograr el enfriamiento requerido del gas. Un volumen similar de efluente se descarga por consiguiente del Limpiador Peabody al Limpiador del efluente y luego al río.

Para lograr la nueva meta, y al mismo tiempo reducir la cantidad de descarga del efluente se propone reemplazar el Limpiador Peabody con tres nuevos vasos y proporcionar un nuevo Enfriador del Ácido Débil para enfriar el ácido débil circulante.

El primer vaso es la Torre de apagado. Esto es un vaso de ladrillo recubierto de acero al carbón. Un flujo de ácido débil es circulado en este vaso a través de las boquillas de rociado. El intenso rociado generado dentro de la Torre de Apagado por las boquillas de rociado causan el rápido enfriamiento del gas de su temperatura de entrada de 350°C a su temperatura de saturación adiabatica de 50°C. La mayoría de las partículas sólidas todavía presentes en el gas son mojadas por los rociados y quitadas del flujo de gas mientras que las gotas las transportan.

El rápido enfriamiento del gas causa una garúa de ácido sulfúrico fino a ser creado del SO3 presente en el gas. Esta garúa también es quitada parcialmente del gas en la Torre de Apagado.

El segundo vaso es la Torre del Limpiador. Esta es una torre vacía hecha de FRP con un velo de revestimiento interior Nexus. Se conecta directamente a la Torre de Apagado. Se diseña para que mantenga 2.7 segundos de tiempo de residencia del flujo de gas. Este tiempo de residencia permite que la fina garúa y las partículas de polvo crezcan en tamaño lo que facilita grandemente su subsiguiente captura en los Precipitadores Electro Estático Húmedos (WESPs). Las partículas más grandes llevadas de la Torre de apagado se asientan fuera del gas en su vaso mientras él sigue un camino ciclónico alrededor de las paredes. El limpiado suplementario del gas también se logra por la inyección de rociados de ácido débil a través de múltiples boquillas localizadas en el vaso.

El tercer vaso es la Torre de enfriamiento de gas. Éste también es un vaso de FRP con un velo de revestimiento interior Nexus. Dentro de la Torre hay una cama de 4.5m de profundidad de plástico 3” de embalaje "Hiflo." El ácido débil enfriado se circula alrededor de esta Torre y se descarga vía un Distribuidor por encima de la cima del embalaje. Los goteos de licor abajo a través de la contra corriente del embalaje al flujo de gas elevándose que entra en la Torre por debajo de la reja de apoyo de embalaje. El ácido débil que se acumula en el fondo de la Torre es arrastrado afuera por las bombas de la Torre de Enfriamiento y reciclado de regreso a la cima de la Torre a través del nuevo Enfriador de Ácido Débil. Mientras el gas sube es enfriado por el licor de ácido

débil a un par de grados de la temperatura del licor de entrada. El gas enfriado deja la cima de la Torre de Enfriamiento a 28°C saturado con el vapor de agua.

5.2.2 Bombas de Circulación de Ácido débil

Dos nuevas Bombas Circulación Apagado/Limpieza (1 que opera y 1 en estado de espera) son requeridas para circular el licor de ácido débil alrededor de la Torre de Apagado y la Torre de Limpieza y dos nuevas Bombas de la Torre de Enfriamiento de Gas (1 que opera y 1 en estado de espera) son requeridas para circular el licor de ácido débil alrededor de la Torre de enfriamiento de gas.
Las Bombas de Circulación Apagado/Limpieza toman el ácido débil de un nuevo Tanque de Bombas Apagado/Limpieza. Las Bombas de la Torre de Enfriamiento de Gas toman su alimentación del fondo de la Torre de Enfriamiento de Gas que actúa un sumidero.

5.2.3 Tanque Bomba Apagado/Limpieza

El ácido débil que sale de la Torre de Apagado y la Torre del Limpiador lleva con él las partículas de polvo que ha capturado. Cuando este ácido débil entra en el Tanque de Bombas Apagado/Limpieza éstas partículas de polvo se asientan y acumulan afuera en el fondo del tanque bomba. Una nueva Bomba de Traslado de Lodo se usa periódicamente para sacar afuera el lodo.

5.2.4 Enfriador de Ácido débil

Un nuevo intercambiador de calor enfriado con agua de tipo plato se requerirá para enfriar el ácido débil circulando alrededor de la Torre de enfriamiento de gas. Las placas en este intercambiador de calor son hecho de Avesta 254 SMo o su equivalente.

5.2.5 Despojador de Efluente

La adición de este Enfriador de Ácido Débil significa que la cantidad de adición de agua fresca para enfriar el gas ya no se requiere. La consecuencia de esto es que el volumen del efluente de la Sección de Limpieza de Gas se reducirá grandemente de un reportado 80 m3/h a aproximadamente 3 m3/h. Este efluente contendrá ácido sulfúrico y sales metálicas disueltas. También será saturado con SO2. Para quitar el SO2 el efluente será alimentado a la cima del Despojador de Efluente. Éste es un vaso de FRP pequeño que contiene una cama de embalaje plástico. Mientras que el efluente gotea abajo encima del embalaje el SO2 es despojado fuera por un flujo de contra corriente de aire el cual es arrastrado a través del Despojador de Efluente del flujo principal del proceso entrando a la Torre de secado. Este despojador de efluente reemplazará la unidad existente, la cual fue diseñada para un flujo mucho mayor de efluente.
El licor que deja el fondo del despojador es luego enviado al área de tratamiento de efluente donde puede ser neutralizado.

5.2.6 Precipitador Electrostáticos Húmedos (WESP)

El WESP existente que opera puede ocuparse del flujo de gas incrementado, sin embargo el tiempo de residencia del gas en los tubos de colección y por consiguiente la eficiencia de retiro del particulado se verá reducido significativamente. Por consiguiente

una segunda unidad de WESP se requiere la qué operaría en serie con la unidad existente. Hay dos posibles opciones. Una es comprar una unidad completamente nueva y la otra es rehabilitar la unidad existente no operativa.

5.2.7 Torre de secado

La cáscara de la Torre de secado y el revestimiento del ladrillo es adecuado en tamaño para permitir a la Torre manejar el flujo de gas aumentado y lograr el adecuado secado del gas. Hay sin embargo varias modificaciones que deben hacerse a las partes internas de la Torre. Estas modificaciones se describen abajo.

(i) Será necesario aumentar el flujo del ácido sulfúrico circulante 93.5% a la cima de la torre a 175 m3/h. Esto requerirá un nuevo distribuidor de tipo tubería que sea instalado sobre el embalaje. Esto puede fabricarse de hierro fundido o SX (Un austenitico de silicio alto de acero inoxidable). Los fabricados por el distribuidor de SX darán una vida casi indefinida, pero es más caro.

(ii) Para transferir la cantidad incrementada de vapor de agua de la fase de gas en el el ácido circulante, la Torre debe llenarse del nuevo embalaje a un nivel sólo por debajo del nuevo distribuidor de tipo de tubería.

El flujo aumentado de ácido a la cima de la Torre de secado producirá un aumento similar en el flujo ácido que debe descargarse del fondo de la Torre en la Bomba de la Torre de secado

Para mantener un flujo estable de ácido de regreso al Tanque de Bomba de la Torre de secado será necesario agrandar el diámetro de la boquilla de salida del ácido revestido de ladrillo e instalar la cañería de hierro fundido de un diámetro más grande al Tanque de Bomba de la Torre de secado.

5.2,8 Bombas de Ácido de las Torres secas

Para lograr el secado deseado del gas en la Torre de secado, la circulación de 93.5% del ácido sulfúrico a la cima de la Torre debe aumentarse a 177 m3/hr. La Bomba de acido de la torre de secado existente es una Lewis 6 con un diseño de capacidad de 136 m3/h. Una nueva Bomba Lewis y motor vertical más grande tendrán que ser instalados en la cima de la Bomba de la Torre de secado para manejar las nuevas condiciones. Una segunda bomba también debe comprarse y debe guardarse como repuesto no instalado.

5.2.9 Tanque de Bomba de Torre de secado.

El Tanque de Bomba de la Torre de Secado será adecuado para las nuevas condiciones, y puede acomodar la Bomba más grande de acido de la Torre de secado.

5.2.10 Enfriador de Ácido de la Torre de secado

El calor generado cuando el vapor de agua en el gas es absorbido en el ácido es quitado en el Enfriador de Ácido de la Torre de Secado. El flujo de gas aumentado a la Torre de Secado aumenta la carga de calor en el Enfriador de Ácido de la Torre de Secado en la misma proporción. El enfriador de acido de serpentina de hierro fundido es demasiado pequeño para el nuevo trabajo enfriador así que se propone reemplazarlo con un nuevo intercambiador de calor de tipo de plato compacto. Los platos son hechos de Hastelloy C o su equivalente y se sella con las empaquetaduras de Viton. Estos intercambiadores de calor son bien probados para este trabajo y es una solución económica para este trabajo en plantas pequeñas de ácido sulfúrico. Un beneficio adicional será el valioso espacio que se vuelve disponible cuando los enfriadores de serpentina sean reemplazados.

5.2.11 Soplador principal

Ambos, el Soplador Elliott 60P operativo y el Elliott 70P no operativo están diseñados para manejar de 30,000 cfm de gas y levantar la presión de gas de 8.68 psi a la succión a una presión de 13 psia en la descarga. En las unidades métricas consistentes la tabulación mostrada abajo compara el trabajo de uno de los Sopladores Elliott existentes con el trabajo requerido para las nuevas condiciones de gas.

	Unidad	**Soplador existente**	**Nuevo trabajo**
Flujo de Gas	Nm3/h	25,550	40,000
Presión de descarga	mm WG	2,624	3,110
Presión de succión	mm WG	-418	-1,040
Aumento de presión	mmWC	3042	4,150
Poder	Kw	492	1,050

Para ocuparse del nuevo trabajo de compresión de gas un nuevo Soplador y el motor serán requeridos.
El Control del flujo a través de este Soplador puede lograrse por el uso de veletas guía localizadas en la succión del Soplador o por el ajuste de la velocidad de rotación del Soplador usando un modulador de frecuencia variable.

5.2.12 Intercambiador de Calor frío

Una simulación del funcionamiento de este intercambiador de calor a las nuevas condiciones propuestas indica que si:
(i) está limpio en el lado de la cáscara y el lado del tubo
(ii) no tiene ninguno de sus tubos tapados
(iii) tiene la fuga reportada por otros reparada.

Entonces será adecuado para el nuevo trabajo.

5.2.13 Intercambiador de Calor intermedio

Se propone usar lo que fue el intercambiador de Calor Caliente en el diseño original de de la planta de ácido como el intercambiador de Calor Intermedio para el nuevo diagrama de flujo de la planta. Una simulación del funcionamiento del intercambiador de calor para el nuevo trabajo indica que si:

(i) está limpio en el lado de la cáscara y el lado del tubo
(ii) no tiene ninguno de sus tubos tapados
(iii) tiene la fuga reportada por otros ya reparada.

Entonces estará adecuado para el nuevo trabajo.

5.2.14 Nuevo Convertidor (Camas 1 & 2) y el Intercambiador de Calor Caliente

Basado en el nuevo análisis de gas propuesto, no es posible lograr una conversión de 97% del SO2 con un proceso de Convertidor de dos camas. Para lograr la deseada conversión de 97% de SO2 una planta de Convertidor de tres camas se requiere. Las cargas del catalizador original y futuro están tabuladas en la tabla siguiente.

	Nuevo Diseño	**Diseño Original**
Catalizador Cama 1	12,600 litros	13,500 litros
Catalizador Cama 2	17,600 litros	19,500 litros

Catalizador Cama 3ª	10,100 litros	-
Catalizador Cama 3b	50,400 litros	-
TOTAL		**33,000 litros**

Aumentando la producción de la planta de ácido y la conversión requerida de SO2 aumenta la carga total del catalizador para la planta a 63,200 litros. Esto es un aumento de 92% en el catalizador comparado con la carga del catalizador original requerido para la planta.

Se propone acomodar el catalizador para las camas 1 y 2 en un nuevo convertidor de dos camas de acero inoxidable y para retener las dos camas en el Convertidor existente mantener todo el catalizador para la Cama 3.
Un nuevo Intercambiador de Calor Caliente de acero inoxidable también se requerirá para el nuevo diagrama de flujos. Este intercambiador de calor se localizará dentro del núcleo central del nuevo Convertidor.

La tecnología para el diseño y construcción de este tipo de Convertidores de acero inoxidable está ahora bien probada. Hay 12 Convertidores similares diseñados por FCII en funcionamiento actualmente o en construcción.
Las ventajas del diseño de FCII son:
(i) Ventaja del costo significante
(ii) Materiales superiores de construcción con tasas de corrosión muy bajas
(iii) Eliminación de conductos de gas, incluso el mantenimiento del conducto de gas caliente que sale de Cama 1
(iv) El diseño de la planta más Simple.
(v) La distribución de gas radial mejorada por las camas del catalizador
(vi) Mejorado acceso a las camas del catalizador para revisión.
(vii) Retención de calor Extendida en las camas del catalizador durante una parada.
(viii) Más rápido calentamiento de las camas del catalizador durante el arranque.

Se propone que las dos nuevas camas del catalizador sean llenadas de catalizador fresco.

5.2.1 5 Convertidor existente (Cama 3)

El Convertidor existente ahora mantendrá todo el catalizador para la Cama 3. Esto se hará llenando ambas camas con el catalizador y modificando la entrada y conductos de gas de forma tal que el gas entra y sale de las dos camas en paralelo. Si el catalizador existente todavía tiene actividad buena puede ser posible re-usarlo. Para verificar esto, la prueba del catalizador tendrá que ser enviada al fabricante para prueba y análisis.

5.2.1 6 Enfriador de SO3

La Planta de ácido original tenía un Enfriador de SO3 localizado inmediatamente arriba de la torre Absorbente. El gas del proceso fluía a través de lado del tubo de este intercambiador de calor y un ventilador enfriador de SO3 proporcionaba un flujo de aire de enfriamiento en el lado de la carcasa. Este intercambiador de calor fue subsecuentemente sacado de este servicio y se conectó en serie en ambos lado de la carcasa y del tubo con el Intercambiador de Calor Frío para aumentar el tamaño eficaz y la efectividad del trabajo del Intercambiador de Calor Frío.

Para el funcionamiento de la planta con las nuevas condiciones de gas, se propone revertir el enfriador SO3 de regreso a su trabajo original. Una simulación del funcionamiento de este intercambiador de calor a las nuevas condiciones propuestas indican que si:

(iii) (i) está limpio en el lado de la cáscara y el lado del tubo
(iv) no tiene ninguno de sus tubos tapados
(iii) tiene la fuga reportada por otros ya reparada.

Entonces con el ventilador enfriador SO3 para proporcionar el aire de enfriamiento, el intercambiador de calor será adecuado para el nuevo trabajo.

5.2.1 7 Sistema de Oleum

Ningún cambio se propuso para el Sistema de Oleum que se supone todavía es capaz de su trabajo original.

5.2.1 8 Torre absorbente

La Carcasa de ladrillo revestido de la Torre Absorbente es bastante grande para permitirle manejar los incrementados flujos de gas y la circulación ácida requerida para absorber el SO3.

Sin embargo, las partes internas de la Torre tendrán que ser modificadas para las nuevas condiciones. Las modificaciones requeridas se describen abajo.

(i) Será necesario aumentar el flujo de circulante ácido sulfúrico de 98.5% a la cima de la torre a 300 m3/h. Esto exigirá un nuevo distribuidor tipo cañería que sea instalado sobre el embalaje para manejar este mayor flujo. El Distribuidor o puede fabricarse de hierro fundido o SX (un austenitico de silicio alto de acero inoxidable). El Distribuidor fabricado de SX tendrá una vida casi indefinida, pero es más caro que la versión de hierro fundido.

Para transferir la cantidad aumentada de vapor de agua de la fase de gas en el ácido circulante la Torre del Absorbente debe llenarse del nuevo embalaje a un nivel sólo por debajo del nuevo distribuidor de tipo de cañería.

El flujo aumentado de ácido a la cima de la Torre del Absorbente producirá un aumento similar en el flujo ácido que debe descargarse del fondo del Tanque de Bomba de la Torre Absorbente

Para mantener un flujo de retorno estable de ácido en el Tanque Bomba de la Torre Absorbente, será necesario agrandar el diámetro de la boquilla de ladrillo revestido e instalar una tubería de diámetro más grande dentro del tanque bomba de la Torre Absorbente.

5.2.19 Bomba de Ácido de la torre absorbente

Para lograr la absorción aumentada de SO3 en la torre Absorbente, la circulación de 98.5% ácido sulfúrico a la cima de la Torre del Absorbente debe aumentarse a 310 m3/hr.

5.2.19 Bomba Ácida de la Torre absorbente

Para lograr la absorción aumentada de SO3 en la Torre Absorbente, la circulación de 98.5% de ácido sulfúrico a la cima de la Torre del Absorbente debe aumentarse a 310 m3/hr. La Bomba Ácida de la Torre Absorbente existente es Lewis 6 con una capacidad del diseño de 136 m3/h. Un nuevo tipo vertical más grande que la Bomba de Acido

Lewis y motor tendrán que ser instalados por consiguiente en la cima del Tanque Bomba de la Torre Absorbente. Una segunda bomba normalmente se compra y se guarda como repuesto.

5.2.20 Tanque de la Bomba de la Torre absorbente

La Bomba Tanque de la Torre Absorbente es adecuada para las nuevas condiciones, y puede acomodar la la Bomba Ácida más grande en la Torre del Absorbente.

5.2.21 Enfriador de Acido de la torre absorbente

El calor generado cuando el SO3 en el gas es absorbido en el ácido está quitado en el enfriador de la Torre absorbente. El 70% de aumento en la cantidad de SO3 que debe ser absorbido aumenta la carga de calor en el Enfriador de Acido de la Torre Absorbente en una cantidad similar.

Se propone reemplazar la serpentina de hierro fundido existente en el enfriador de ácido con una nueva intercambiador de calor de tipo plato compacta. Los platos son hechos de Hastelloy C o su equivalente y las empaquetaduras son hechas de Viton. Estos intercambiadores de calor compactos han sido bien probados para este trabajo y brindan una solución económica para este trabajo en plantas pequeñas de ácido sulfúrico.

5.2.22 Enfriador del Acido Producto

Para enfriar el flujo aumentado de ácido producto, un nuevo enfriador de acido tipo de plato se ha propuesto. Los platos se harán de Hastelloy C y la empaquetadura y sellos de Viton.

5.2.23 Sistema de Pre-calentamiento

Asumiendo que el sistema de Pre-calentamiento está en buen estado de funcionamiento, entonces debe ser adecuado para la planta de ácido actualizada. Sin embargo, se requerirá de los nuevos conductos para la entregar del gas caliente al nuevo Convertidor de 2 camas.

5.2.24 Sistema de Enfriamiento de agua

En la Planta de Ácido existente se circula el agua de enfriamiento alrededor del enfriador de la torre de secado, el enfriador de la torre Absorbente y el Enfriador del Ácido Producto. Para las nuevas condiciones de operación la carga de calor en cada uno de estos enfriadores de acido aumentará y además la torre de enfriamiento será requerida a entregar el agua refrigerante para el nuevo Enfriador de Ácido Débil.

Estas cargas de calor se resumen en la tabla abajo.

TRABAJO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	CARGA DE CALOR
Enfriador de acido débil	3.60×10^6 Kcal/hr
Enfriador de la torre de secado de ácido	2.32×10^6 Kcal/hr
Enfriador de la torre absorbente	4.34×10^6 Kcal/hr
Enfriador del ácido producto	0.15×10^6 Kcal/hr
TOTAL	**10.41×10^6** Kcal/hr

Así la carga de calor en la nueva Torre de Agua Refrigerante será 10.4×10^6 Kcal/h. Esto representa un aumento sustancial en la carga de calor impuesta por la planta de ácido en la Torre de enfriamiento existente.