

A continuación de la torre de enfriamiento de gases, se tiene una nueva fase de limpieza realizada en el lavador final. Este lavador opera de igual forma que el lavador primario pero con pulverizadores de mayor presión que permite operar con una mayor eficiencia. Aquí se remueve más impurezas del gas y neblina ácida.

Luego del lavador final, los gases pasan por un equipo eliminador de neblina en donde se recolecta el remanente de neblina ácida y agua. En este equipo se inyecta el agua de proceso que va en cascada hacia el lavador final, hacia la torre de enfriamiento del gas y hacia el lavador primario, produciendo la corriente de ácido débil.

El gas enfriado que viene del eliminador de neblina es alimentado a la torre de secado con el objeto de removerle completamente el agua. Este secado se hace en la torre con la recirculación de un ácido sulfúrico de alta concentración proveniente de la torre de absorción interpaso de la sección de absorción. A la torre de secado se agrega una corriente de ácido sulfúrico de una concentración de 99,2 % y del circuito de recirculación se retira una fracción de ácido sulfúrico de 95 % de concentración, la dilución es causada por el agua retirada en el secado.

En la línea de gas que alimenta la torre de secado se inyecta aire de dilución para asegurar la oxigenación suficiente para la oxidación catalítica de SO_2 a SO_3 dentro del convertidor de la sección de reacción.

El gas de proceso seco y limpio procedente de la torre de secado es comprimido y enviado al recuperador para aumentar su temperatura hasta $420\text{ }^\circ\text{C}$ y ser alimentado al convertidor de la zona de reacción.

2.8.1.3 Sección de Conversión.

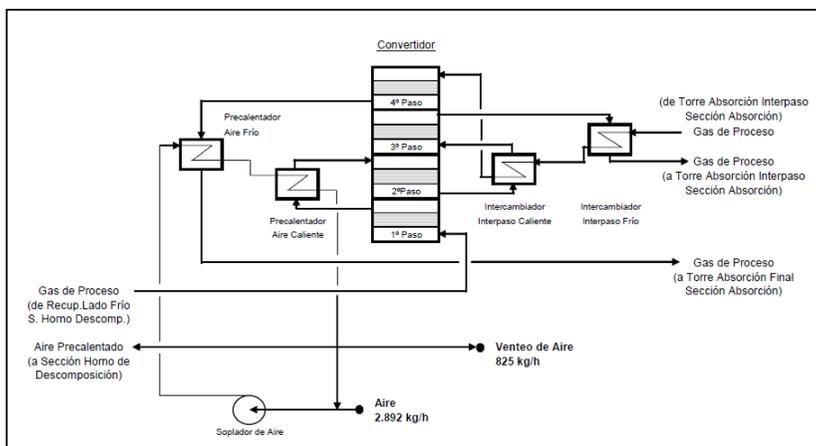


Figura 11 - Diagrama de Flujo - Unidad de Regeneración de Ácido Sulfúrico – Sección Conversión

La conversión de dióxido de azufre (SO_2) a trióxido de azufre (SO_3) se produce en un convertidor de cuatro pasos en presencia de oxígeno y un catalizador de vanadio cesio (Figura 11). La reacción de conversión consume oxígeno y genera calor. La disminución del oxígeno disponible y el aumento de temperatura limitan la reacción de conversión. Por ello, para restablecer la capacidad de conversión se tienen cuatro pasos de conversión, reduciendo la temperatura del gas de proceso entre pasos.

El gas de proceso que viene del recuperador a 420°C es alimentado al primer paso, de éste sale a 603°C . Esta corriente es enfriada a 435°C precalentando aire.

Luego se alimenta al segundo paso y sale de éste a una temperatura de 497°C . Esta corriente es enfriada a 435°C precalentando otra corriente de gas de proceso.

Luego se alimenta al tercer paso y sale de éste a 452 °C. Esta corriente es enfriada a 201 °C calentando gas de proceso proveniente de la torre de absorción interpaso de la sección de absorción. La corriente enfriada a 201 °C contiene ya una gran concentración de trióxido de azufre (SO₃) porque es enviada a la torre de absorción interpaso de la sección de absorción de forma de retirar este SO₃.

Luego esta corriente retorna al cuarto paso del convertidor siendo calentada primero con la corriente que sale del tercer paso y a continuación con la corriente que sale del segundo paso para alcanzar una temperatura de 420 °C a la entrada del cuarto paso. Sale del cuarto paso a una temperatura de 435 °C, el incremento de temperatura es menor que en los otros tres pasos previos debido a que la cantidad de SO₂ es menor. Esta corriente de gas caliente es enfriada a 193 °C precalentando aire antes de enviarla a la torre de absorción final de la sección de absorción.

El aire empleado en la descomposición del ácido gastado es precalentado hasta una temperatura de 500 °C aprovechando el calor de las corrientes de salida del cuarto y primer paso. Como el calor a retirar es mayor al requerido en el proceso de descomposición, se genera un excedente de aire caliente que es venteado a la atmósfera.

2.8.1.4 Sección de Absorción.

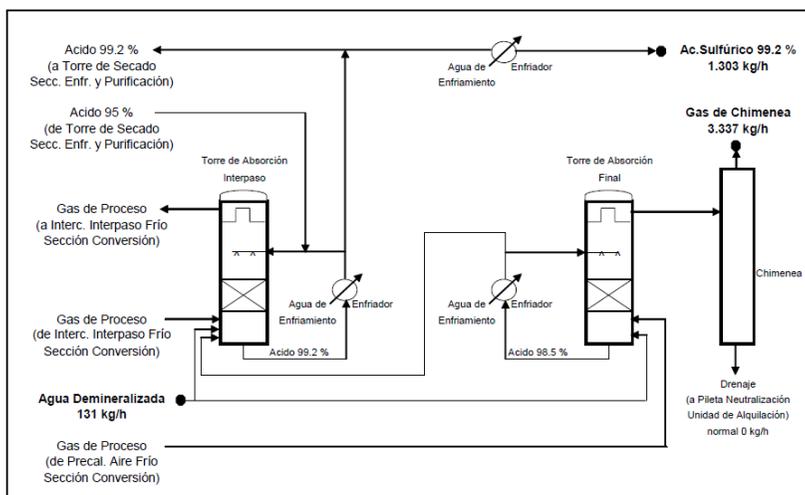


Figura 12 - Diagrama de Flujo - Unidad de Regeneración de Ácido Sulfúrico – Sección Absorción.

El trióxido de azufre (SO_3) producido en el convertidor no se combina eficientemente con agua, por esta razón debe ser combinado indirectamente mediante su absorción en ácido sulfúrico concentrado (mayor o igual a 98 %). Por ello, los sistemas de absorción y secado están interconectados para permitir el control de la concentración de ácido (Figura 12).

En la torre de absorción interpaso se produce el ácido sulfúrico de 99,2 % de concentración. Para ello, el gas de proceso que sale del tercer paso del convertidor de la sección de reacción y que contiene la mayor cantidad de SO_3 es contactado con ácido sulfúrico concentrado. Esta torre recibe además la corriente de ácido sulfúrico de 95 % proveniente de la torre de secado de la sección de enfriamiento y purificación y recibe agua demineralizada, de modo que con el SO_3 absorbido se produzca ácido sulfúrico de 99,2 %.

Parte del ácido sulfúrico de 99,2 % es retornado a la torre de secado y la otra se destina a ácido producto para su envío a la unidad de Alquilación.

Los gases libres de SO₃ pero que aún contiene SO₂ es enviado al cuarto paso del convertidor de la sección de reacción, para convertir este SO₂ remanente a SO₃. Luego este gas convertido es dirigido a la torre de absorción final, para absorber el SO₃ generado en el cuarto paso del convertidor en una solución concentrada de ácido sulfúrico. En esta torre se mantiene una recirculación de ácido de 98,5 %. Para mantener esta concentración se agrega agua demineralizada, para con el SO₃ producir el ácido de 98,5 %. La producción de este ácido de 98,5 % es enviado a la torre de absorción intermedio.

Los gases que salen de la torre de absorción final están libres de SO₃ y sólo tienen trazas de SO₂. Estos gases son enviados a la chimenea de la unidad.

2.9 Proceso de Alquilación de Auto-Refrigeración. [5]

En la sección anterior se mostraron los equipos utilizados en la alquilación utilizando el proceso de “Refrigeración de efluentes” patentado por Stratford. A continuación se muestra el proceso de “Auto-refrigeración” patentado por Exxon, el cual utilizaremos en el proyecto.

El diagrama de flujo para este proceso se muestra en la **Figura 13** y fue patentado por Exxon Research and Engineering. Este proceso utiliza la evaporación del iC₄ y C₄⁼ para enfriar la emulsión en el reactor y proveer la refrigeración necesaria. Este proceso utiliza un reactor de cascada multi-etapas con mezcladores en cada etapa para emulsionar la mezcla hidrocarburo-ácido. Se alimenta olefinas o una mezcla de olefinas e isobutano a cada compartimento de mezclador; además, se aporta toda la energía de mezcla necesaria para garantizar un óptimo contacto y selectividad en la reacción entre el catalizador ácido y los reactivos (hidrocarburos). El reactor trabaja a una presión de 10 psig (69 Kpag) y a una temperatura de 40°F (5°C).

El ácido y el isobutano entran a la primera etapa del reactor y en lo sucesivo van pasando a las próximas etapas. Las olefinas se separan en varias corrientes y entran en cada una de las etapas por separado. Dentro del reactor se mezclan las olefinas y el isobutano y en cada sección individual del reactor se ponen en contacto con el catalizador. Los gases que son vaporizados para remover los calores de reacción y la energía de mezcla son comprimidos y pasan por una licuefacción, cambiando de estado de fase. Una porción de este líquido es vaporizado en un economizador para enfriar la corriente de olefinas antes de que entre en el reactor. Los vapores son recirculados para una re-compresión y el producto de la licuefacción que no se vaporizó se lleva a una torre depropanizadora para separar el propano del isobutano. El isobutano separado en la torre depropanizadora es recirculado hacia el reactor.

La emulsión ácido-hidrocarburo es separada en una corriente de sólo ácido y otra de sólo hidrocarburo (isobutano, butano y alquilato) en un tanque de asentamiento de ácido. Para eliminar las trazas que hayan quedado de ácido se utiliza un baño cáustico seguido de un lavado con agua. La corriente de hidrocarburo que ya pasó por el baño cáustico se lleva a una torre deisobutanizadora, donde se separa el isobutano del butano y del alquilato. [4]

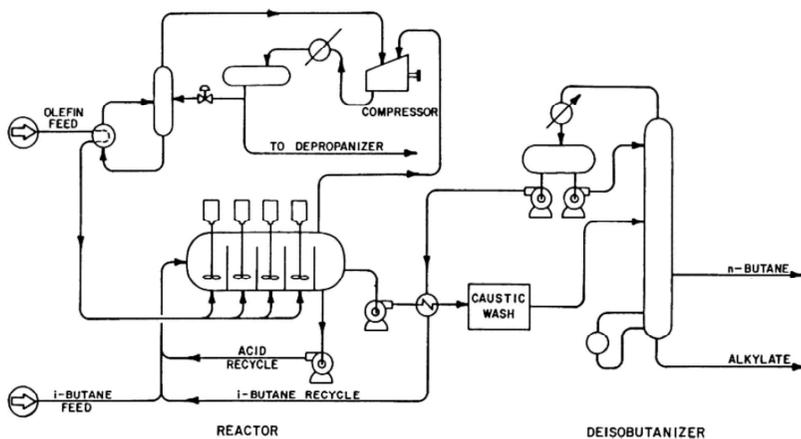


Figura 13 - Diagrama de flujo para un proceso de Alquilación con el reactor de Auto-Refrigeración

A continuación se puede observar mejor el reactor de auto-refrigeración:

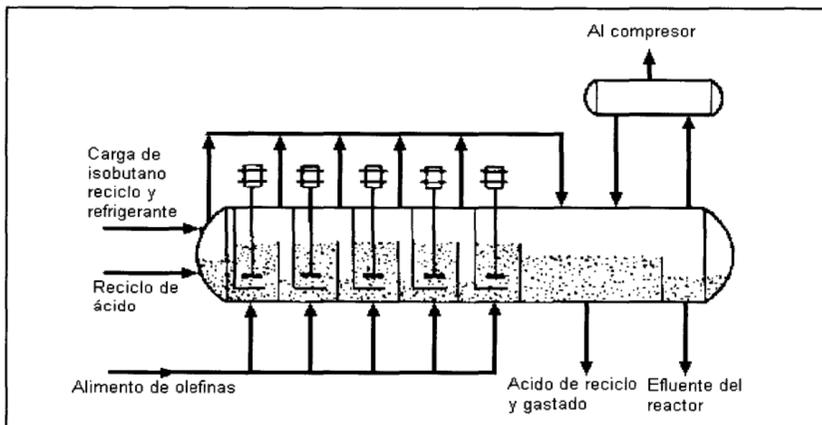


Figura 14-Reactor de Auto-Refrigeración o de Cascada