

UNIVERSITAT AUTÒNOMA DE BARCELONA

ESCOLA D'ENGINYERIA



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CFC-13

PROYECTO FINAL DE GRADO

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

TUTOR: JOSEP HUIX VIDAL



EDUARD CACHÀ

IRENE DEL POZO

ELENA ILZARBE

SARA ORTEGO

POLINA TSVETKOVA

CERDANYOLA DEL VALLÈS, JUNIO 2015

CAPÍTULO 12. AMPLIACIONES Y MEJORAS

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CFC-13



CAPÍTULO 12. AMPLIACIONES Y MEJORAS

12.1. INTRODUCCIÓN.....	12-2
12.2. MEJORAS	12-2
12.2.1. OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA.....	12-2
12.2.2. RECIRCULACIÓN DE PURGAS.....	12-3
12.3. AMPLIACIONES.....	12-4
12.3.1. SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE HCl ANHIDRO.....	12-4
12.3.2. CALOR DE ABSORCIÓN PARA AGUA SANITARIA.....	12-5
12.3.3. REGENERACIÓN IN SITU DE SbCl ₅	12-5
12.3.4. RECUPERACIÓN DE CONCENTRADO DE LA OSMOSIS INVERSA	12-6
12.3.5. SINTETIZAR CCl ₄ EN PLANTA A PARTIR DE GAS NATURAL Y Cl ₂	12-7

12. AMPLIACIONES Y MEJORAS

12.1. INTRODUCCIÓN

En este apartado se explican las ampliaciones y mejoras que no se han podido implementar por falta de tiempo y recursos.

Se entiende por ampliaciones los añadidos al diseño original de la planta que mejorarían la producción, el tratamiento de residuos o reducirían costes y que podrían implementarse antes o después de la construcción de la planta.

Se entiende por mejoras los cambios en el diseño original de la planta que aumentarían la eficiencia de esta pero que no se han realizado por falta de tiempo, estas mejoras deberían realizarse, en su mayoría, durante el diseño detallado de la planta.

12.2. MEJORAS

12.2.1. OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA

La planta de CFC-13 tiene muchos cambios de temperatura en el proceso debido al amplio rango de temperaturas de ebullición de tienen los distintos componentes del proceso. Hay partes de la planta a -80°C y otras hasta 200°C , con toda una gama de temperaturas entremedio. Estos cambios de temperatura, necesarios por las necesidades de cada operación, suponen una pérdida de energía en el balance global de energía. Los reactivos llegan a temperatura atmosférica y los productos se van a temperatura atmosférica, por tanto toda la energía aportada o quitada del proceso supone un gasto.

Este gasto energético puede reducirse aprovechando las diferencias de temperaturas entre corrientes, si hay una corriente fría que hay que calentar y una caliente que hay que enfriar se puede hacer un intercambio de calor entre ellos para aprovechar la energía previamente aportada/quitada de las corrientes y así ahorrar.

En el diseño original de la planta ya se ha implementado una optimización energética con varios intercambiadores de proceso, sin embargo otras corrientes con temperaturas aprovechables no se han tenido en cuenta por falta de tiempo.

Actualmente el aprovechamiento de corrientes ha permitido reducir el uso de los servicios en un 7,4%. Un objetivo conservador podría ser una reducción del 20%, que reduciría la potencia necesaria de servicios en 1376 kW.

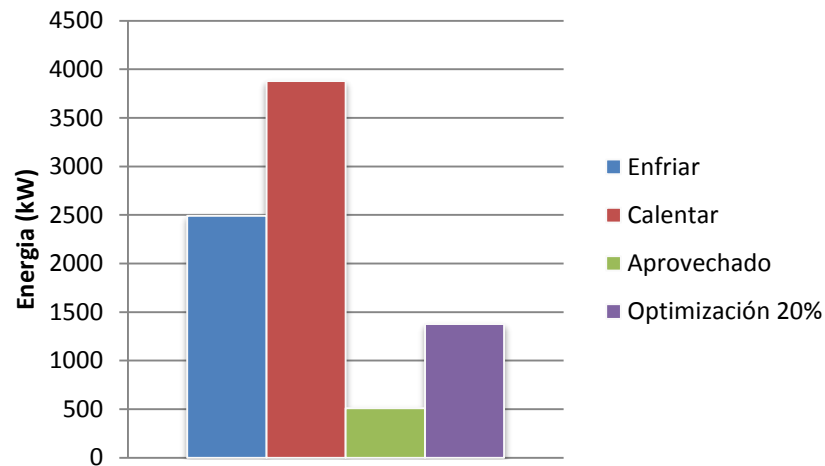


Figura 12-1 Energía usada en calentar, enfriar, aprovechada y el objetivo propuesto.

12.2.2. RECIRCULACIÓN DE PURGAS

El sistema de purgas de la planta está diseñado para juntar todo tipo de purgas de proceso en un mismo tanque y enviarlos a una empresa de tratamiento de residuos químicos. En el diseño actual únicamente se aprovecha la parte de las purgas que vaporiza por la despresurización y va al sistema de venteo, que está preparado para recircular gran parte de los venteos.

Si se consiguiera aprovechar la mayor parte de las purgas se conseguiría una doble reducción de costes, tanto en la contratación de empresas de tratamiento de residuos como una reducción en el gasto en materia prima.

Un primer paso para hacer posible la recirculación es la separación del sistema de purgas único en varias redes independientes que terminarían en tanques de almacenamiento de purgas diferentes. Con este diseño tendríamos las purgas separadas por composición para posibilitar su inyección en el proceso.

Se debería estudiar con cuidado en que puntos del proceso poner las líneas de recirculación de purgas para no provocar un cambio apreciable en el estado estacionario.

12.3. AMPLIACIONES

12.3.1. SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE HCl ANHIDRO

Actualmente se produce un corriente de HCl con un 99,9% de pureza que tiene dos fines, la obtención de ácido clorhídrico al 36% y la venta directa como cloruro de hidrogeno de grado industrial.

El cloruro de hidrogeno totalmente anhidro es un producto de mayor valor añadido que el ácido clorhídrico, ya que es más difícil de obtener. El precio de mercado del ácido clorhídrico y cloruro de hidrogeno es de 160\$/tn y el 15000\$/tn respectivamente, dos órdenes de magnitud.

Debido a la diferencia de precio el HCl se venderá preferiblemente de forma anhidra, no obstante el mercado para el HCl anhidro es mucho más pequeño que para el ácido clorhídrico y resultaría imposible encontrar compradores para 10.000 tn/año. Debido a esto se ha optado para vender la mayor parte en forma de solución con perspectivas de ir ampliando las ventas de anhidro año a año.

Bajo este criterio del mercado se ha llegado a la conclusión de que si no se puede vender más cantidad se debe vender con más calidad. El cloruro de hidrogeno tiene varios grados de calidad. El objetivo de la ampliación sería purificar el HCl de grado industrial del 99,9% y obtener HCl de grado electrónico al 99,999%. Esto le daría más valor añadido a un producto que ya producimos y aumentaría las ganancias de la planta. Además las perspectivas de venta del grado electrónico son favorables debido al crecimiento presente y futuro del sector fotovoltaico.

Para la obtención de HCl al 99.999% de pureza la opción más sencilla consistiría en la instalación de otra columna de fraccionamiento, que sería de pequeñas dimensiones, que podría ser continua para una producción constante o discontinua para producción a demanda.

12.3.2. CALOR DE ABSORCIÓN PARA AGUA SANITARIA

La absorción de HCl en agua genera calor, específicamente 641 kW que deben disiparse con el uso de una torre de refrigeración y un caudal de 55 m³/h. La temperatura del agua resultante es de 45°C, demasiado baja para aprovecharla efectivamente dentro de la planta, sin embargo podría aprovecharse para la calefacción o como agua sanitaria de un grupo de viviendas cercano.

De media una vivienda usa 10.000 kWh para calefacción, que condensado en los meses de frío serían 20.000 kWh durante seis meses. Eso significa que con la generación de calor se podría abastecer las necesidades de calefacción de 250 hogares.

De media una vivienda usa 120 litros de agua al día. Eso significa que con la generación de agua caliente a 45°C se podrían abastecer 20 hogares.

La cantidad de viviendas que podría cubrir no es significativamente alto, pero con una subvención por parte del ayuntamiento este plan podría ser realizable.

Una opción más viable sería abastecer con agua sanitaria la propia planta de CFC-13 y las industrias vecinas.

12.3.3. REGENERACIÓN IN SITU DE SbCl₅

El SbCl₅ es el catalizador usado en el primer reactor para la obtención de CFC12. Este catalizador es caro y una carga completa cuesta un millón de euros. Por este motivo resultaría ventajosa la regeneración del catalizador en la misma planta y así evitar los altos costes de una empresa externa.

El origen de la pérdida de actividad del catalizador se origina en la acumulación de sustancias inorgánicas que provienen de la corrosión o de impurezas de las materias primas y de reacciones químicas secundarias que generan compuestos orgánicos pesados que desactivan la reacción.

El proceso para la regeneración no es simple y requiere de varias etapas y equipos. En resumen consiste en descomponer térmicamente el SbCl₅ en SbCl₃ y Cl₂, separar el SbCl₃ de los compuestos orgánicos mediante extracción, oxidar la solución

extraída con Cl_2 para obtener SbCl_5 y finalmente separar el SbCl_5 de las impurezas inorgánicas mediante destilación al vacío.

La regeneración de SbCl_5 se haría en discontinuo durante las paradas programadas de la planta y requeriría unos 8 equipos. Aunque sea un gran número de equipos para una sola operación el ahorro de sería significativo.

Además, una vez construida la infraestructura para la regeneración sería posible ofrecer el servicio a otras empresas que tengan SbCl_5 desactivado, generando así ingresos extras.

12.3.4. RECUPERACIÓN DE CONCENTRADO DE LA OSMOSIS INVERSA

Una de las etapas en la deionización del agua usada en la absorción de HCl consiste en un sistema de osmosis inversa con dos corrientes de salida, una de agua purificada y otra con alta concentración de sales.

Un sistema de desalinización típico tiene una salida de agua clarificada del 75% de la entrante, que puede aumentar con aguas con menor contenido de sales como el agua de red. Un mayor porcentaje de salida significa un mayor aprovechamiento del agua y un menor consumo de esta, lo que supone una reducción de costes y un aumento de la sostenibilidad medioambiental de la planta.

En el actual diseño de la planta el sistema tiene una recuperación del 65%, lo que significa que se desperdicia casi la mitad del agua consumida. Se ha elegido este diseño aparentemente ineficiente por el límite en concentración de sal en los vertidos industriales. Con un aumento en la recuperación del 80% o más no sería posible el vertido directo de concentrado al sistema de alcantarillado.

Para aumentar el porcentaje de recuperación y a la vez no superar el límite legal de sales la solución propuesta consistiría en evaporar y recuperar el agua de la corriente de concentrado y obtener así las sales sólidas, un residuo mucho más manejable. Hay muchas configuraciones posibles para llevar a cabo esta operación, un posible diseño podría consistir en un sistema de evaporador parcial en continuo para concentrar aún más el corriente y un evaporador-cristalizador discontinuo para obtener las sales sólidas.

12.3.5. SINTETIZAR CCl_4 EN PLANTA A PARTIR DE GAS NATURAL Y Cl_2

Es CCl_4 es una de las materias primas usadas en la producción de CFC-13 y por tanto su compra es un importante gasto de operación de la planta. La obtención de CCl_4 más barato supondría un aumento de los beneficios.

Aprovechando el servicio de gas natural, el cual se compone en más de un 90% de gas metano, se podría efectuar la síntesis de CCl_4 directamente en planta a partir de Cl_2 y CH_4 . Suponiendo que en Sabadell exista una industria que tenga el Cl_2 como subproducto se podría construir una canalización entre plantas y así obtener el Cl_2 como materia prima barata.

Los posibles equipos requeridos serían un reactor multitubular de lecho fijo para gases, una destilación previa en vacío para obtener metano más puro y una destilación posterior para separar el CCl_4 de posibles subproductos.

La síntesis de CCl_4 en planta tendría la complejidad añadida de obtener varios subproductos, algunos, como los hidrocarburos, se podrían aprovechar como combustible para la caldera de aceite pero otros serían posiblemente residuos.