



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES

Máster en Ingeniería Industrial

MASTER EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

TRABAJO FIN DE MÁSTER

DIMENSIONADO DE UNA INSTALACIÓN INDUSTRIAL PARA LA RECUPERACIÓN DEL NITRÓGENO AMONIAICAL PROCEDENTE DE LAS AGUAS DE CONDENSACIÓN BAROMÉTRICA DE UNA INDUSTRIA AZUCARERA

Autora: Raquel Villahoz Lozano

Tutora: D^a. María Teresa García Cubero

Cotutora: D^a. Susana Lucas Yagüe

Valladolid, Junio, 2017

RESUMEN

Este proyecto tiene como fin, el diseño de los equipos necesarios para la recuperación de nitrógeno amoniacal de las aguas de condensación barométricas de una industria azucarera.

En el proceso de fabricación se genera un gran flujo volumétrico de aguas condensadas de 3100 m³/d, que contienen una concentración de nitrógeno amoniacal de 200mg/L que es necesario reducir para poder reutilizar en proceso o verterlas al cauce receptor. Parar ello se desarrolla un proceso de stripping-absorción mediante el cual se reduce esta concentración en el agua a 10mgNH₄/L y además se consigue recuperar este nitrógeno amoniacal en forma de sulfato amónico ((NH₄⁺)₂SO₄), que puede ser utilizado para uso comercial, obteniendo así un beneficio.

Palabras clave: Dimensionado de equipos, aguas de condensación, amonio, sulfato amónico.

Abstract:

This project aims to design the necessary equipment for the recovery of ammoniacal nitrogen from the barometric condensation waters of a sugar factory.

In the manufacturing process a large volume of 3100 m³/d of condensed water is generated. This water has a small concentration (200mg/L of ammoniacal nitrogen), which needs to be reduced.

That's why a stripping-absorption process is developed in order to reduce the concentration to 10mg NH₄/L. This ammoniacal nitrogen can also be recovered as ammonium sulphate ((NH₄⁺)₂SO₄) which can be used for commercial use.

Keywords: Equipment design, condensation waters, ammonia, ammonium sulphate.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR.....	1
1.2. ETAPA DE EVAPORACIÓN	3
1.2.3. AGUAS PROCIDENTES DE LA CONDENSACIÓN BAROMÉTRICA	4
2. OBJETIVOS	5
3. INGENIERÍA BÁSICA	7
3.1. BASES DE DISEÑO	7
3.2. ALTERNATIVAS.....	8
3.2.1 Uso de membranas.....	8
3.2.2. Precipitación de estruvita.....	9
3.2.3. Absorción y stripping.....	10
3.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	11
3.3.1 DIAGRAMA DE BLOQUES	11
3.3.2 DESCRIPCIÓN GENERAL.....	11
3.3.3 DIAGRAMA DE FLUJO	12
3.3.4. TABLA DE CORRIENTES.....	12
3.4. ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS.....	15
3.4.1 LISTA DE EQUIPOS	15
3.4.2. DIMENSIONADO DE EQUIPOS	16
3.4.3. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS.....	30
3.5. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	33
3.5.1 ESTRATEGIA DE CONTROL.....	33
3.5.2 DIAGRAMA DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.....	33
4. VIABILIDAD TÉCNICA, ECONÓMICA Y MEDIOAMBIENTAL	35
4.1. VIABILIDAD TÉCNICA	35
4.2. VIABILIDAD ECONÓMICA.....	35
4.3. VIABILIDAD MEDIOAMBIENTAL	40
5. CONCLUSIONES	41
6. BIBLIOGRAFÍA	43
7. ANEXOS	45
7.1. DIAGRAMAS.....	45

1. INTRODUCCIÓN

1.1. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR

El desarrollo de este trabajo parte del proceso de fabricación de azúcar, en el cuál se generan unos vertidos de nitrógeno amoniacal que es necesario eliminar.

En España prácticamente el 99% del azúcar producido se extrae de la remolacha azucarera. Este azúcar es un disacárido con formula molecular $C_{12}H_{22}O_{11}$. (1)

El ° brix determina la concentración de sólidos disueltos en una solución de sacarosa, basándose en una relación entre los índices refractivos a 20°C y el % de masa total de sólidos solubles de una solución acuosa de sacarosa pura. Este factor será clave para el desarrollo del estudio de este trabajo. (2)

El proceso de fabricación de azúcar consta de una serie de etapas que se muestran a continuación y que se pueden ver recogidas además en la Figura 1-1

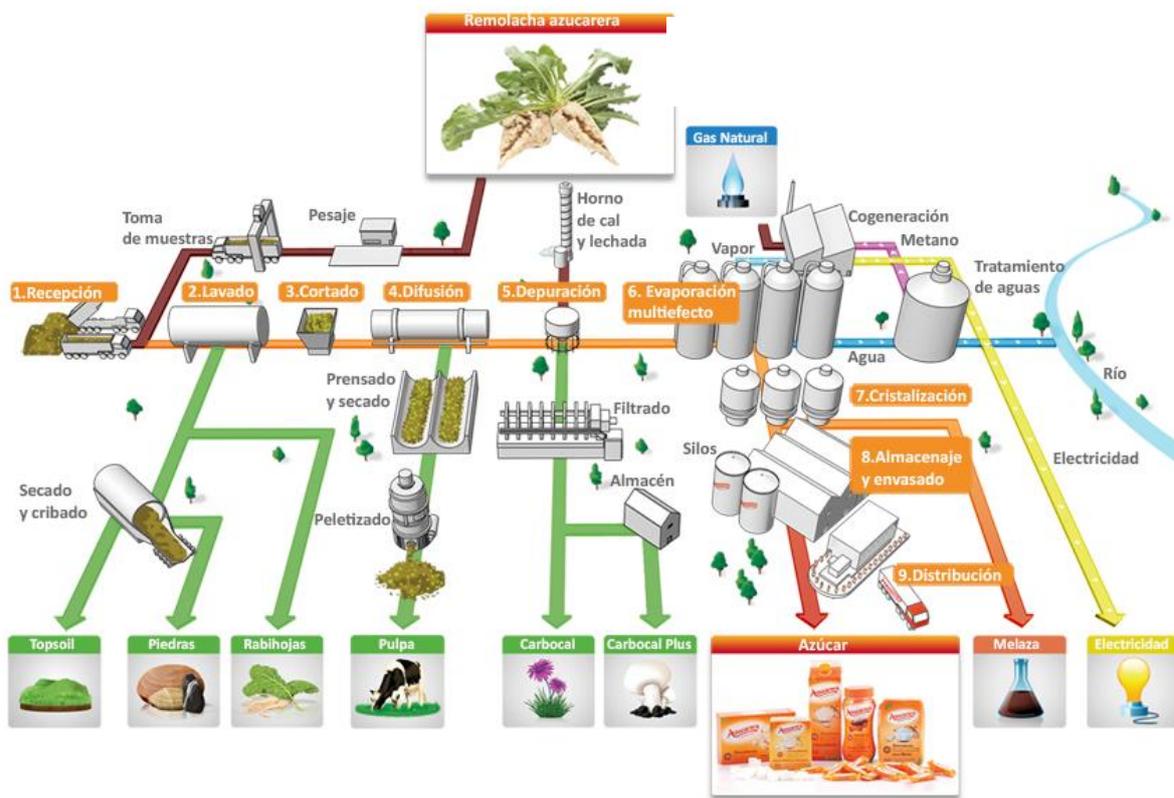


Figura 1-1. Proceso de fabricación de azúcar (3)

✓ Recepción y acondicionamiento de la materia prima

La remolacha llega a la fábrica en vehículos, dónde es pesada. Se toma una muestra para determinar en el laboratorio de recepción el porcentaje de impurezas de dicha remolacha, así como su contenido en azúcar. (1)

Los vehículos vuelcan las remolachas en las tolvas de descarga y por medio de cintas transportadoras se envían al carro distribuidor que las deposita en los silos de almacenamiento. Para un buen almacenaje se les insufla aire ambiente (en función de la temperatura y la cantidad de remolacha almacenada). (1)

Como la remolacha flota en el agua se transporta por arrastre con agua a lo largo de un canal (desde los silos a la fábrica). Sometiendo a la remolacha a un proceso de lavado de modo que la tierra, piedras, hojas y cualquier residuo sean eliminados. (1)

La remolacha ya lavada, llega a las tolvas de alimentación y de esta pasa a los cortarraíces para ser troceadas en tiras (llamadas cosetas). (1)

✓ Difusión

La extracción con agua caliente de la materia soluble contenida en las cosetas, se realiza por difusión de ésta a través de la pared celular. Se lleva a cabo en difusores continuos por cuyo interior avanza la coseta, empujada por dos tornillos sin fin inclinados circulando en contracorriente con el agua, que a su paso por el difusor, irá extrayendo la sacarosa de la remolacha convirtiéndose así en el jugo bruto o jugo de difusión. (1) (4)

Por el extremo opuesto del difusor se descarga la coseta ya agotada que se denomina pulpa. Esta pulpa contiene una gran cantidad de agua que se reduce mediante un proceso de prensado, para poder introducir de nuevo este agua en el difusor (recuperando así el posible azúcar que pudiera contener). La pulpa a su vez pasa a un posterior proceso de secado, para dejarla preparada para poder venderla, para un posterior uso. (1) (4)

✓ Depuración del jugo

El jugo bruto procedente de la difusión es ácido, lo que puede provocar la descomposición de la sacarosa, además contiene: partículas en suspensión, una gran cantidad de no azúcares disueltos y sustancias coloidales extraídas de la remolacha. (1)

La depuración del jugo consiste en separar las partículas en suspensión, obteniendo la mayor parte de los azúcares y eliminando los coloidales. Esto se logra mediante la adición de lechada de cal y anhídrido carbónico a partir de las siguientes etapas: (1)

1°. Preencalado: Mediante la adicción de lechada de cal se consigue alcalinizar el jugo. (1)

2°. Encalado: Consiste en la adicción de lechada de cal al jugo preencalado, que actúa con gran parte de los ácidos originando sales de cal insolubles que se separaran por sedimentación y filtración. (1)

3°. Primera Carbonatación: Consiste en añadir por borboteo, al jugo encalado el gas procedente del horno de cal que contiene dióxido de carbono después de pasar por un recalentador. Se consigue así precipitar en forma de carbonato cálcico la cal en exceso del jugo. Además se libera la sacarosa que estuviera contenida. (1)

Del jugo carbonatado se separa el carbonato cálcico junto con otras partículas mediante filtros o decantadores, obteniéndose un jugo clarificado que pasa a la siguiente fase y unos barros que se someten a un proceso de filtración, lavado y prensado con el objeto de recuperar el jugo que llevan incorporado. (1)

4°. Segunda carbonatación: Se añade de la misma forma que antes a la 1ª carbonatación, dióxido de carbono procedente del horno de cal al jugo clarificado de la etapa anterior, rebajando su alcalinidad. Se vuelve a realizar un filtrado y los lodos obtenidos se mandan al preencalado. (1)

Se somete al jugo a un proceso de desendurecimiento, que consiste en el intercambio de iones de calcio y magnesio por iones de sodio a través de resinas intercambiadoras. (1)

✓ Evaporación del jugo

El jugo procedente de la depuración es una disolución azucarada con una gran cantidad de agua y una pequeña cantidad de amonio y poco contenido en materia seca (Brix, la forma de medir esta cantidad). El objetivo es evaporar gran parte del agua contenido en el jugo obteniendo así un jugo concentrado llamado jarabe. La evaporación se realiza por medio de un sistema multiefecto en varios evaporadores consiguiendo así reducir el consumo de vapor reutilizando los vapores que se producen en cada efecto como fuente de calor para el siguiente. (1)

✓ Cristalización.

El objetivo es cristalizar la sacarosa disuelta en el jarabe y de este modo obtener el azúcar sólido cristalizado, apto para su comercialización. Se llevan a cabo una sucesión de cristalizaciones hasta que ya no es posible hacer más y se obtiene la melaza. Por último los cristales de azúcar son molidos y luego almacenados. (1)

1.2. ETAPA DE EVAPORACIÓN

En la Figura 1-2, se puede ver un esquema del proceso de fabricación, en el que se encuentra la etapa de evaporación.

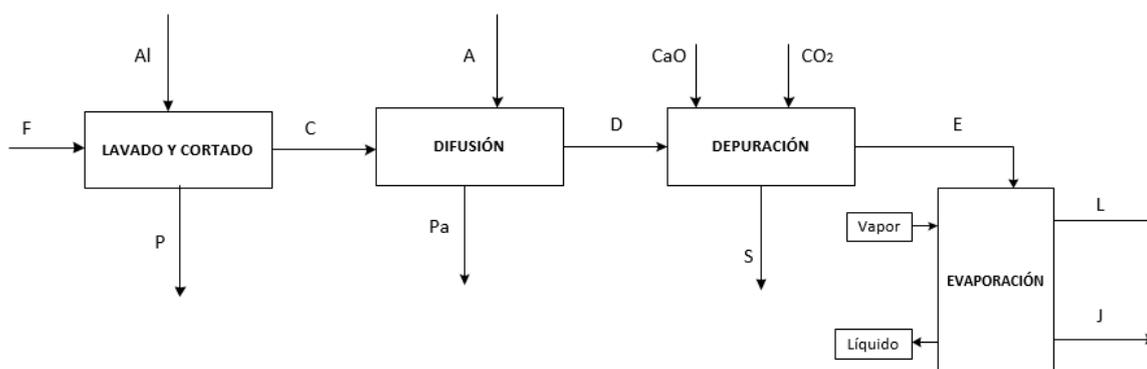


Figura 1-2. Diagrama de bloques del proceso de fabricación de azúcar, hasta la etapa de evaporación.

Como ya se ha comentado, en esta etapa se concentra el jugo previamente depurado y descalcificado mediante la vaporización de la mayor parte de agua del jugo, utilizando como medio calefactor vapor condensante. El uso de un sistema multiefecto para poder reducir el consumo de vapor, conlleva la reducción progresiva de la presión de los sucesivos efectos, operándose en el último por debajo de la presión atmosférica, y por ello a temperatura menor de 100°C. La evacuación de los vapores de este último efecto se realiza probando vacío en la última etapa de evaporación mediante condensación barométrica con agua fría que está en circuito cerrado tras enfriarse en las torres de refrigeración. (1), (5)

El jugo que entra en la primera etapa (E) ha sido previamente calentado hasta una temperatura de 125°C para tenerlo a su temperatura de ebullición y favorecer la expansión del jugo. La cámara de vapor de la que dispone el evaporador de la primera etapa es atravesada por el vapor de calentamiento a 2,45bar y 130°C, para que este vapor condense al ir circulando por el evaporador. El intercambio de calor se da entre el vapor y el jugo, ya que la temperatura del vapor es superior a la del jugo. (1) (5)

El jugo cae a través de unos distribuidores a un haz tubular, donde se efectúa la separación del jugo concentrado (J), que se denomina jarabe y de las aguas de

condensación barométrica (L) que se forman. Esta agua de condensación es el objeto de estudio en este proyecto. (1)

1.2.3. AGUAS PROCEDENTES DE LA CONDENSACIÓN BAROMÉTRICA

La remolacha azucarera está formada aproximadamente por un 75% de agua y el proceso para extraer el azúcar de la remolacha libera esa agua. Casi la mitad del agua se evapora en la instalación o queda incorporada en las diversas corrientes por las que pasa el producto. El líquido restante (aguas residuales de lavado y de proceso) debe ser adecuadamente tratado antes de ser descargado al medioambiente. La industria azucarera debe contar con instalaciones para el almacenamiento y tratamiento de esa agua. El proceso productivo debe diseñarse con el objetivo de minimizar la carga volumétrica de agua en el centro, minimizar la carga orgánica en esa agua, minimizar los efectos ambientales, y tratar el agua de acuerdo con las necesidades geográficas, las necesidades del medioambiente local y las características técnicas de la planta

Dentro de las aguas del proceso las procedentes de la condensación barométrica (L), son aguas limpias, con muy bajo contenido en carga orgánica y lo único que presentan en su composición prácticamente es amonio.

El volumen de aguas condensadas que se producen en la planta es muy elevado ya que por cada tonelada de remolacha se producen 0,6 m³ de agua de condensación y además estas aguas tienen una alta concentración en nitrógeno amoniacal, de unos 200mg/l, por lo que no es posible su vertido al cauce receptor directamente, dado que los límites de vertido a una corriente cuyas aguas sean eutróficas o tengan tendencia a serlo en un futuro son de 10 mg/L. Por ello es necesario el diseño de una o varias etapas para la recuperación de este nitrógeno amoniacal. (6)

2. OBJETIVOS

El objetivo global de este proyecto es la propuesta y el dimensionado de una instalación industrial para la recuperación del nitrógeno amoniacal procedente de las aguas de condensación barométrica de una industria azucarera. La capacidad de tratamiento de la planta es de 3100m³/d de aguas de condensación.

Este trabajo se encuentra dividido en los siguientes objetivos específicos:

- Estudiar las diferentes alternativas de tratamiento tomando como base la bibliografía existente.
- Establecer la producción de aguas condensadas para una planta de producción de azúcar, con capacidad de tratamiento de 5000 t/día de remolacha.
- Realizar los balances de materia y energía globales del proceso a partir de parámetros de operación y diseño bibliográficos.
- Dimensionar y especificar los módulos de separación de stripping y absorción.
- Realizar un estudio de la viabilidad técnica, económica y medioambiental del proyecto.

3. INGENIERÍA BÁSICA

3.1. BASES DE DISEÑO

✓ Ubicación y capacidad de la planta:

La instalación industrial de stripping-Absorción se ubicará en Olmedo, provincia de Castilla y León.

Como base de cálculo se ha decidido tomar **3100m³/d** de alimentación de aguas de condensación barométrica, tras haber realizado un estudio previo para una planta de tratamiento de una capacidad de 5000 t/d de remolacha. Por lo que se tiene una relación de **0,6 m³ agua/t remolacha**.

✓ Temperatura ambiente:

Para poder fijar una temperatura ambiente, se ha llevado a cabo un análisis de las temperaturas máximas y mínimas que ha habido en Valladolid entre 2010 y 2012, que son los últimos años de los que se ha encontrado información en la base meteorológica de la Agencia Estatal de Meteorología (Aemet). Esta información se puede ver de forma resumida en la Figura 3-1. (7)

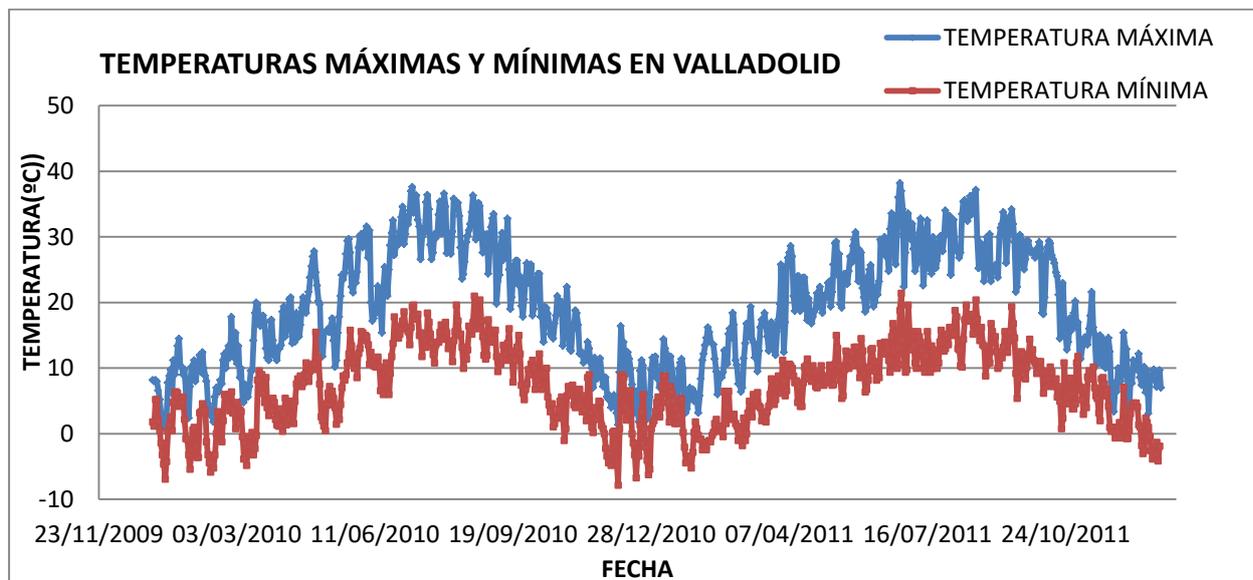


Figura 3-1. Resumen de las temperaturas máximas y mínimas en Valladolid entre 2010-2012. (7)

Observando las estadísticas recogidas en la Figura 3-1, y teniendo en cuenta que la campaña de Azúcar se realiza durante los meses de Octubre a Enero, se ha decidido tomar como temperatura media ambiente para este proyecto la **temperatura de 12°C** que es lo que más se asemeja a la temperatura media en Valladolid.

✓ Presión ambiente:

Para decidir que presión media tomar se hace lo mismo, se analizan las presiones máximas y mínimas que hubo en Valladolid durante los últimos años de los que se han encontrado datos completos, que es entre 2010-2012, y se pueden ver reflejados en la Figura 3-2. (8)

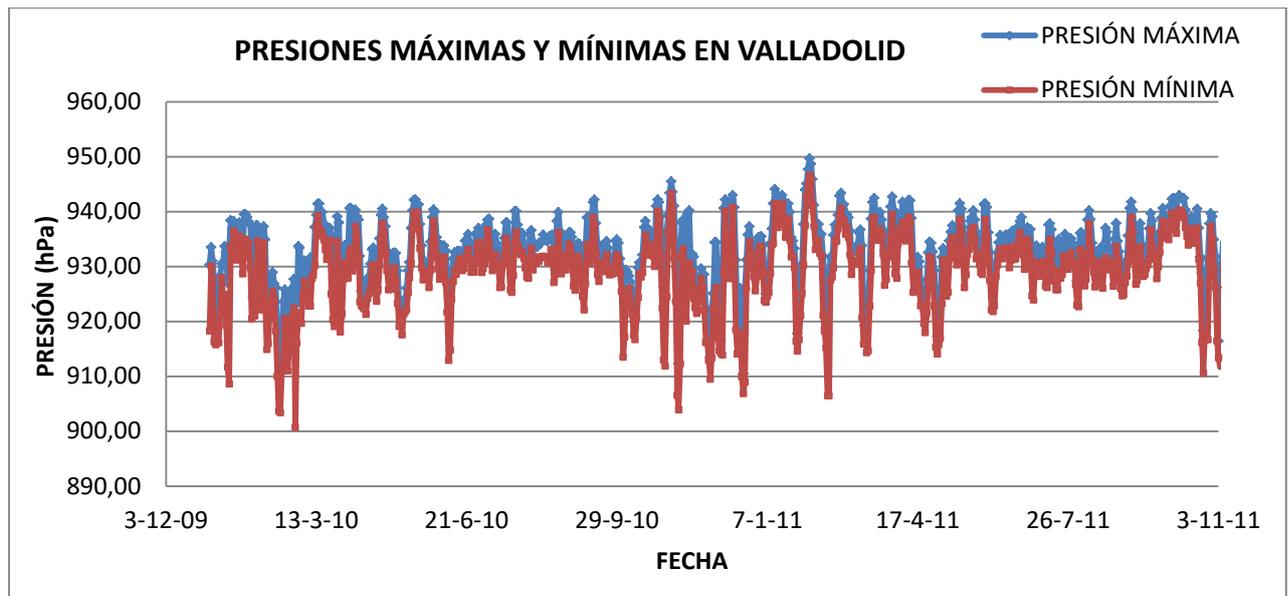


Figura 3-2. Resumen de las presiones máximas y mínimas en Valladolid entre 2010-2012. (8)

Observando la Figura 3-2 y viendo las oscilaciones, se ha decidido tomar como **presión ambiente 0,93bar**.

✓ **Parámetros de operación y diseño fijados:**

Para comenzar se fija la concentración de nitrógeno amoniacal en las aguas de condensación barométrica en **200mg/L**.

Siguiendo por el diseño de la torre de stripping se fijan una serie de parámetros necesarios para el diseño de la misma como son:

-La relación de flujos necesaria entre el líquido y el gas se fija en **1/400**. (9)

-La presión de 0,93bar, es decir la ambiente y la temperatura de **70°C** en la torre de stripping, ya que tras haber realizado unos estudios se llega a la conclusión de que son las mejores condiciones para un buen diseño. (9)

- El límite de vertido de nitrógeno amoniacal, para un posible uso de las aguas es de **10mg/L** obtenido del Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente. (6)

Por último en cuanto al diseño de la torre de absorción se fija el valor límite de exposición profesional para agentes químicos de aire con nitrógeno amoniacal en su corriente en **14mg/L** según el Instituto Nacional de seguridad e higiene en el trabajo. (10)

3.2. ALTERNATIVAS

Existen muchas tecnologías para realizar el tratamiento de aguas residuales industriales con nitrógeno amoniacal, cuyo propósito es modificar las propiedades físicas o químicas de los residuos, además de eliminar la toxicidad. Esto es necesario para garantizar la calidad que exige la legislación ambiental vigente y así poder verter el agua al cauce receptor final. Las diferentes técnicas de eliminación de nitrógeno amoniacal pueden ser las siguientes:

3.2.1 Uso de membranas.

Esta tecnología recupera nitrógeno amoniacal en una forma concentrada y purificada usando el concepto integrado de absorción de gas y separación por membranas. El

mecanismo de funcionamiento de esta tecnología se basa en una diferencia de concentraciones entre la solución amoniacal y una solución ácida, ya que en esta última la fracción de amoniaco libre tiende a ser prácticamente cero por las condiciones de pH bajo. Es decir, se basa en el paso de amoniaco (NH_3) gaseoso a través de membranas micro porosas hidrófobas, permeables a los gases, y su captura en una solución ácida recirculada o no, con la producción simultánea de una sal de amonio (NH_4^+) concentrada. Esto es posible una vez que el gas de NH_3 pasa a través de la membrana y está en contacto con la solución ácida, ya que reacciona con los protones libres (H^+) para formar iones amonio (NH_4^+) que a su vez podrán o no reaccionar con el ácido y formar sales. Estas sales se mantendrán retenidas y concentradas en la solución ácida. (11)

Una investigación llevada a cabo por *Hasanoğlu et al. en 2010* estudió los dos tipos de geometrías de módulos de membranas posibles, tubulares de fibra hueca y planos, fabricados polipropileno y teflón respectivamente, para la extracción de amonio en aguas residuales industriales. En este caso se realizaron una serie de experimentos para determinar el efecto que tenía en el rendimiento, la variación de temperatura, las velocidades de circulación de las soluciones o la variación de la concentración de ácido sulfúrico en la solución adsorbente en ambos módulos. (12)

Los resultados obtenidos mostraron que tenían efecto significativo sobre la tasa de extracción de amoniaco la variación de la temperatura y la velocidad de flujo, dado que a mayor temperatura y velocidad, independientemente el uno del otro, el flujo de transferencia de amoniaco se incrementaba. Por otro lado el aumento de concentración molar de ácido sulfúrico en la solución adsorbente no presentaba efectos significativos en la tasa de extracción de amoniaco. (12)

Otros estudios han abarcado el cálculo de las eficiencias de transferencia en diversas membranas de varios tipos de materiales. Como es el caso del estudio realizado por *Lauterböck et al 2013.*, que investigó el coeficiente de transferencia de 22 tipos de membrana diferentes en función de las características que presentaban cada una de ellas. (13)

Los resultados obtenidos ponen de manifiesto que la resistencia que ejercían las membranas, limitaba significativamente la transferencia de masa en aplicaciones de contactores de membrana para la extracción. (13)

La principal ventaja de este tipo de métodos se fundamenta en que es una forma de extracción directa de amonio, en sustratos muy ricos en este componente, sin necesidad de recurrir a altos requerimientos de energía. (11)

3.2.2. Precipitación de estruvita

Una de las técnicas para eliminar y recuperar el nitrógeno, y en su defecto también el fósforo, es la cristalización de estos elementos en forma de estruvita (fosfato doble de magnesio y amonio, $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$). La estruvita es un sólido cristalino blanco compuesto por magnesio, amonio y fósforo en concentraciones equimolares que se utiliza como fertilizante de liberación lenta en el suelo, ya que es poco soluble en agua. Este tipo de fertilizante es muy valorado porque disminuye la contaminación por nitratos en los acuíferos en comparación con otros fertilizantes. (11)

La precipitación de estruvita se encuentra influenciada por varios factores, pero el principal y el que necesita ser optimizado es el pH, que además necesita ser ajustado para incrementar la eficiencia de la eliminación. El pH provoca un cambio en la concentración de los iones libres susceptibles a reaccionar, por ejemplo en un estudio se vio que la concentración de (NH_4^+) disminuye significativamente de 99 a 64% cuando el

pH aumenta de 7 a 9 a causa de la volatilización de éste en forma de amoníaco (NH_3). Se necesitan valores de pH altos para unas condiciones óptimas de eliminación. (14)

El principal inconveniente de esta técnica es que las condiciones de pH óptimas se alteran fácilmente por ligeros cambios en la composición química y la temperatura de las muestras. (14)

3.2.3. Absorción y stripping.

Este es otro de los métodos utilizado para reducir el contenido de amoníaco en un efluente a tratar. La extracción con aire (stripping o desorción) en combinación con la absorción, se utiliza no solo para eliminar el amoníaco sino para recuperarlo de los efluentes. El amoníaco se transfiere desde la corriente acuosa al aire y a continuación es absorbido desde el aire a una solución de ácido fuerte, generando de ese modo una sal de amoníaco, que puede cristalizarse y comercializarse. (11)

Una torre de stripping consiste en una columna cilíndrica, o torre, equipada con una entrada de gas y un espacio de distribución en la parte inferior; una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior; salidas para el gas y el líquido por la parte superior e inferior, respectivamente, y una masa soportada de cuerpos sólidos inertes, conocido como el relleno de la torre. Se puede ver el proceso en la Figura 3-3.

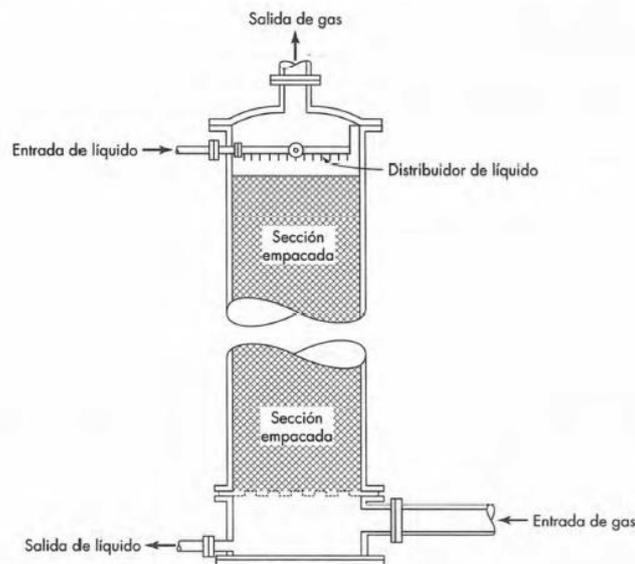


Figura 3-3. Proceso de stripping con relleno. (15)

La cantidad de amoníaco que puede ser eliminado de un residuo líquido depende en gran medida de dos equilibrios termodinámicos. Por un lado depende de la estabilidad del amoníaco entre la fase gas y líquida y por el otro del equilibrio de disociación en la fase acuosa, es decir, el equilibrio entre las especies ion amonio NH_4^+ (no volátil) y amoníaco NH_3 (volátil). El equilibrio del nitrógeno amoniacal en la fase líquida depende en gran medida de su concentración, del pH y de la temperatura. Cuanto mayor es el valor de pH y de temperatura, mayor es la fracción de amoníaco libre. (11)

Analizando las posibles alternativas para llevar acabo la recuperación del nitrógeno amoniacal en las aguas de condensación barométrica se selecciona la absorción y stripping debido a una serie de razones que se enumeran a continuación:

1. Por razones de consumo energético con respecto a la utilización de membranas, este método consume menor cantidad de energía, dado que en la primera torre

de stripping solo se necesita introducir aire, y en la segunda torre de absorción, ácido sulfúrico, por ejemplo en ningún momento es necesario aumentar la presión dado que se puede trabajar a presión ambiente, y en cuanto a las temperaturas, aunque en stripping es necesario elevar la temperatura no es necesario tener temperaturas excesivas.

2. *Los volúmenes de tratamiento*, en este caso son menores que los empleados en plantas de precipitación con estruvita.
3. Mediante esta técnica no solo se consigue eliminar o reducir la concentración de amonio en la corriente de agua condensada, sino que además se forma una sal en el absorvedor, que tras ser cristalizada puede ser vendida.

3.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

3.3.1 DIAGRAMA DE BLOQUES

En la Figura 3-4 se puede ver un esquema del diagrama de bloques del proceso, pero en el apartado de anexos, en diagramas se puede encontrar en primer lugar de forma completa.

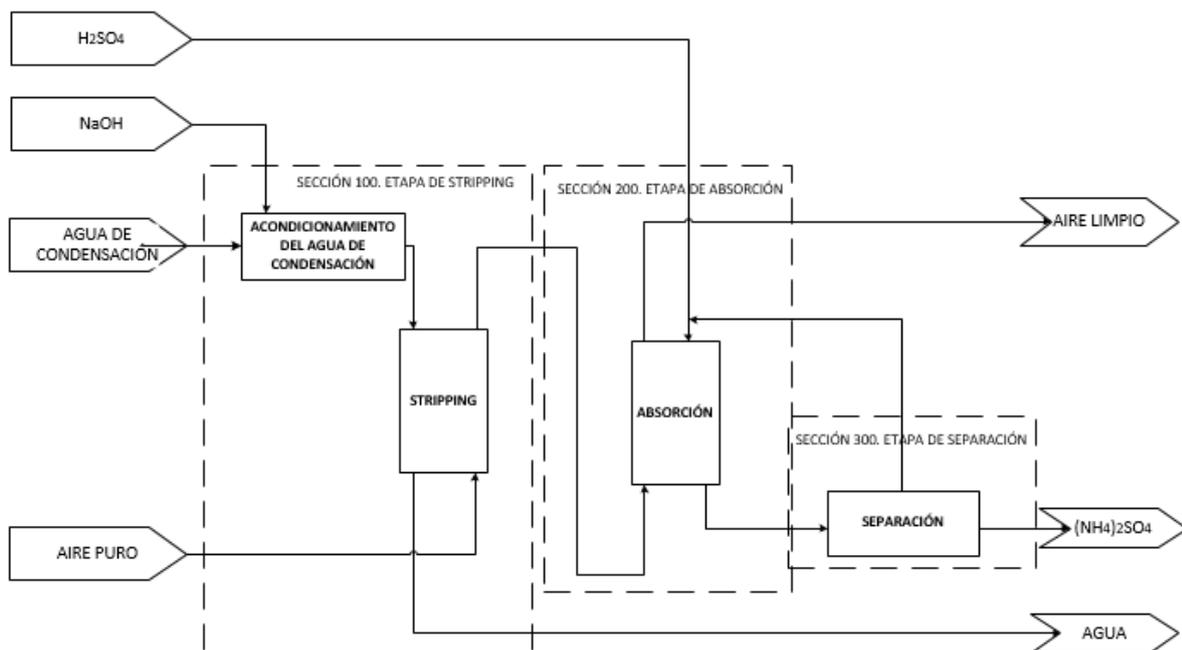


Figura 3-4. Esquema del diagrama de bloques del proceso.

3.3.2 DESCRIPCIÓN GENERAL

El flujo de alimentación de la planta proviene del agua de condensación barométrica que sale en la etapa de evaporación del proceso de fabricación de azúcar, como ya se ha explicado en la introducción. Esta corriente sale del evaporador y al llegar a la planta inicialmente se almacena en un tanque, donde además se añade una base de hidróxido de sodio (NaOH) para aumentar el pH de la corriente, ya que será necesario un pH básico de 10, en el proceso de recuperación de nitrógeno amoniacal.

El flujo de agua con nitrógeno amoniacal entra en la torre de stripping a una temperatura de 85°C y a contracorriente se introduce por la parte inferior de la torre, aire mediante un compresor a una temperatura de 30°C, que es la que proporciona el propio compresor. En la torre de stripping se produce el contacto entre el gas y el líquido, de manera que el amonio pasa al aire, el cual sale por la parte superior de la torre a una temperatura de 70°C, y mientras el agua sale por la parte inferior de la torre, con una mínima concentración de nitrógeno amoniacal. Estas temperaturas se fijan para poder tener una temperatura en la torre de stripping de 70°C.

Tras salir de la torre de stripping el aire está caliente y es necesario enfriarlo para posteriormente entrar en la torre de absorción por la zona inferior de la torre, con una temperatura de 60°C. En la torre de absorción es necesario mantener una temperatura de 25°C y en este caso se requiere un pH ácido. Se introduce por la parte superior una disolución de ácido sulfúrico a un pH=1,5 y mediante el equilibrio ácido-base se forma una sal de sulfato amónico $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ que sale líquida por la parte inferior, y por la parte superior de la torre sale el aire con menor cantidad de nitrógeno amoniacal. Esta cantidad de nitrógeno amoniacal presente en el aire de salida de la torre, se ha fijado tomando como referencia el límite de exposición profesional para agentes químicos en España según el Instituto Nacional de seguridad e higiene en el trabajo, tal y como se ha explicado en el apartado de bases de diseño. (10)

La corriente líquida que sale de la torre de absorción además de llevar la sal, contiene una pequeña cantidad de ácido sulfúrico que es interesante separar por dos razones: primero porque para poder cristalizar la sal y venderla es mejor cuanto mayor pureza tenga, y además si se quita parte de este ácido, se puede recircular de nuevo a la torre de absorción, consiguiendo así reducir la cantidad de ácido sulfúrico fresco.

3.3.3 DIAGRAMA DE FLUJO

El diagrama de flujo (PFD) se encuentra en el apartado de anexos, en diagramas, en segundo lugar.

3.3.4. TABLA DE CORRIENTES

La tabla de corrientes se presenta a continuación en las Tabla 3-1y Tabla 3-2 y hace referencia a las corrientes nombradas según el diagrama de flujo.

Tabla 3-1. Tabla de corrientes primera parte.

CORRIENTES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
DE	AGUAS DE CONDEN.	TK-110	P-110	XV-01	T-110	E-210	C-210	T-210	S-310	XV-07	T-110
A	TK-110	P-110	XV-01	T-110	E-210	C-210	T-210	S-310	XV-07	(NH ₄) ₂ SO ₄	XV-03
FLUJO, kg/h	128880	129375	129375	64687	33480	33480	33480	17280	1389	2778	32344
FLUJO, m ³ /h	131,8	129,4	129	65	25875	25874,9	25874,9	17,4	1,4	2,8	64,7
P (bar)	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
T (°C)	99	85	85	85	81	80	60	40	40	40	80
Componentes, kg/h											
H ₂ SO ₄	-	-	-	-	-	-	-	17,9	3,6	7,2	-
NaOH	-	0,03	0,03	0,03	-	-	-	-	-	-	0,03
AIRE	-	-	-	-	33471	33471	33471	-	-	-	-
AGUA	128854	129349	129349	64674	-	-	-	16891	1051	2103	32343
NH ₄	25,9	25,9	25,9	12,9	9,1	9,1	9,1	-	-	-	0,6
(NH ₄) ₂ SO ₄	-	-	-	-	-	-	-	370,9	333,8	667,6	-

Tabla 3-2. Tabla de corrientes segunda parte.

CORRIENTES	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
DE	XV-03	AIRE	C-110	XV-102	NaOH	H ₂ SO ₄	XV-04	XV-05	S-310	P-310	T-210
A	AGUA	C-110	XV-102	T-110	TK-110	XV-04	XV-05	T-210	P-310	XV-05	AIRE
FLUJO, kg/h	64687	16689	16689	33379	396	66906,1	33453,0	17411,4	16041,7	16041,7	33480
FLUJO, m ³ /h	129,4	12937	12937	25875	669,3	66,7	33,4	17,4	16,0	16,0	25874,9
P (bar)	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
T (°C)	80	25	30	30	25	25	25	25	35	36	25
Componentes, kg/h											
H ₂ SO ₄	-	-	-	-	-	136	68	54	14	14	-
NaOH	0,05	-	-	-	79	-	-	-	-	-	-
AIRE	-	16689	16689	33379	-	-	-	-	-	-	33480
AGUA	64686	-	-	-	317	66621	33311	17320	15990	15990	-
NH ₄	1,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,4
(NH ₄) ₂ SO ₄	-	-	-	-	-	-	-	37	37	37	-

3.4. ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS

3.4.1 LISTA DE EQUIPOS

 Universidad de Valladolid					<h2>LISTA DE EQUIPOS</h2>	
REV.						
FECHA	01/06/2017				UNIDAD	
POR	RAQUEL				CLIENTE	UVA
APROB.					LOCALIZACIÓN	VALLADOLID
REV.	EQUIPOS	CANTIDAD	DESCRIPCION	DRIVER	NOTAS	
1	TK-110	1	TANQUE DE ALIMENTACIÓN DEL AGUA DE CONDENSACIÓN			
2	P-110	2	BOMBA CENTRIFUGA DE AGUA	M	CENTRÍFUGA	
3	T-110	1	TORRE DE STRIPPING			
4	T-120	1	TORRE DE STRIPPING			
5	E-210	1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE AIRE			
6	E-220	1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE AIRE			
7	C-110	2	COMPRESOR DE AIRE	M	DE TORNILLO	
8	C-210	2	COMPRESOR DE AIRE ENTRE TORRES	M	DE TORNILLO	
9	C-220	2	COMPRESOR DE AIRE ENTRE TORRES	M	DE TORNILLO	
10	T-210	1	TORRE DE ABSORCIÓN			
11	T-220	1	TORRE DE ABSORCIÓN			
12	S-310	1	SEPARADOR DE MEMBRANAS			
13	S-320	1	SEPARADOR DE MEMBRANAS			
14	P-310	2	BOMBA CENTRIFUGA DE LA DISOLUCIÓN	M	CENTRÍFUGA	
15	P-320	2	BOMBA CENTRIFUGA DE LA DISOLUCIÓN	M	CENTRÍFUGA	
16						
17						

LEYENDA
 1- DRIVER: M - MOTOR ELECTRICO T - TURBINA

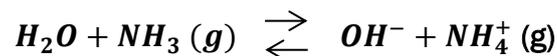
3.4.2. DIMENSIONADO DE EQUIPOS

3.4.2.1 Dimensionado de la torre de Stripping:

La torre de Stripping es la primera etapa más importante en el proceso de recuperación del nitrógeno amoniacal presente en las aguas de condensados. Se compone de las corrientes de entrada y salida de: agua y amoniaco, y aire, del relleno, así como de los elementos internos.

✓ Curva de equilibrio y línea de operación de la Torre

Para comenzar con el diseño de esta torre se plantean los dos equilibrios necesarios que se producen en el correcto funcionamiento de esta. El equilibrio gas-líquido entre la solución líquida de amoniaco y la corriente de aire, y el equilibrio ácido-base:



El par ácido-base amonio-amoniaco es un equilibrio de carácter débil. Se tiene que la constante de disociación del amoniaco es $pK_a=9,24$, por ello el equilibrio esta desplazado hacia la formación de NH_3 . En función a esta constante se tomo como pH en la torre de Stripping un $pH=10$, para asegurar la completa formación de amoniaco en el equilibrio. (16)

En cuanto al equilibrio gas-líquido, la solución de amoniaco está muy diluida y por eso se puede aplicar la ley de Henry para representar este equilibrio. Por otro lado la constante de Henry es función de la temperatura como se muestra en Tabla 3-3.

Tabla 3-3. Influencia de la temperatura con la constante de Henry

T (°C)	10	20	30	40	50	60	70
H (fracción molar)	0,64	1,03	1,65	2,54	3,8	4,595	5,11

Expresando la ley de Henry según la ec. (I) se puede obtener la curva de equilibrio de la torre.

$$m = \frac{y_i}{x_i} = \frac{H}{P} \quad (I)$$

Donde la constante de Henry H y la presión total P están en bar y la composición de la fase líquida y gas en fracción molar. Para un sistema diluido en el cuál el equilibrio es una línea recta, m es la pendiente de la curva de equilibrio. Para una temperatura media de $70\text{ }^\circ\text{C}$ y una presión de $0,93\text{ bar}$ se puede obtener la curva de equilibrio de la torre como $y = 5,11x$, obteniéndose así la Figura 3-5.

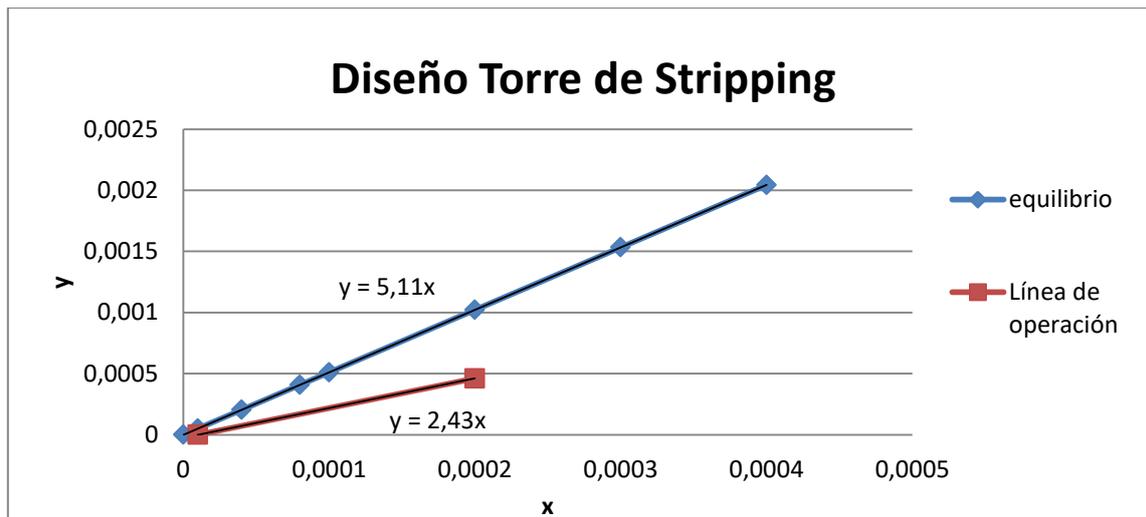


Figura 3-5. Curva de equilibrio y línea de operación de la torre de stripping

Además de la curva de equilibrio, es necesario obtener la línea de operación de la torre para poder obtener la altura de relleno. Se parte de un flujo líquido de entrada $L_0=64,7$ m^3/h con una concentración de amonio de $x_0=0,0002$, lo cual es obtenido sabiendo que dicha corriente tiene $200mg NH_4/L$. En contracorriente se introduce la corriente de aire $G_0=25875m^3/h$ sabiendo que la relación de flujos necesaria entre el líquido y el gas es $1/400$, tal y como se ha comentado en el apartado de bases de diseño. Dado que lo que se quiere es transferir el amonio al aire, en esta corriente $y_0=0$. (9)

Otro dato conocido es el límite de vertido de amonio al medio ambiente, el cual es de 10 $mg NH_4/L$ como ya se ha dicho anteriormente, por lo que se obtiene la concentración de la solución de salida de $x_s = 9,99 * 10^{-6}$. Por último dado que las soluciones son diluidas $L_0=L_s$ y $G_0=G_s$, se puede obtener la concentración de salida del líquido con un balance de materia a la torre, expresado en la ec. (II)

$$L_0X_0 + G_0y_0 = L_sx_s + G_sy_s \quad (II)$$

Despejando se obtiene así la concentración de amonio en el gas de salida $y_s=0,00046$. Y con los datos de las concentraciones se obtiene la línea de operación que se puede ver en la Figura 3-5.

✓ Selección del tipo de relleno y del diámetro:

Para seleccionar el mejor tipo de relleno para esta torre se plantean las diferentes alternativas que pueden darse ya citadas anteriormente. Una vez decidido que lo mejor es usar un relleno con una distribución al azar, se tiene una amplia variedad de tipos de relleno, y para poder tomar la decisión de cual es el mas apropiado se hace en función del que proporcione un diámetro de torre adecuado y el de menor perdida de carga ocasione.

Para realizar los cálculos se utiliza la gráfica de Eckert en la cual se pre-seta la caída de presión hasta el punto de inundación, en función de las propiedades físicas del gas y el líquido, de las características del relleno y de la relación L'/G' , como se ve en la Figura 3-6. (17)

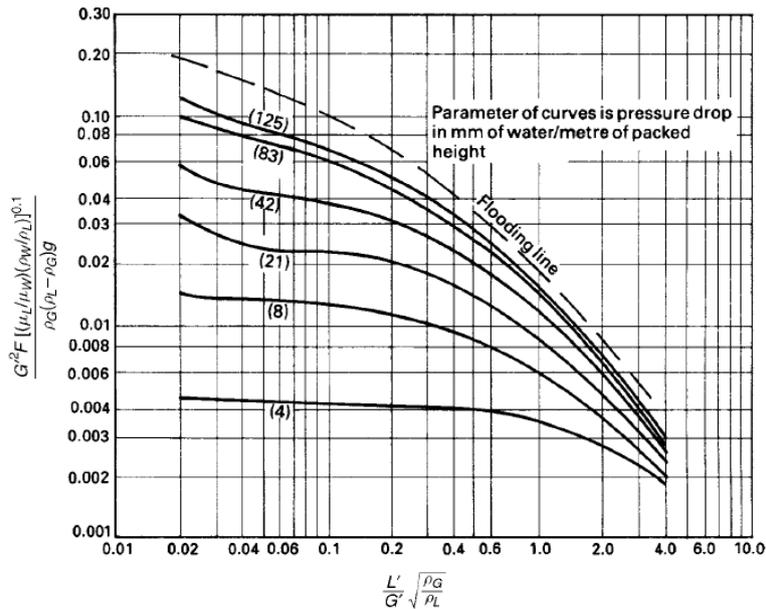


Figura 3-6. Gráfica de Eckert. Correlaciones de caída de presión. (17)

1°. Se parte del eje x, hasta la curva de límite de inundación de la torre, y de ahí se obtiene un valor en el eje y, para poder obtener la densidad de flujo del gas para la cual el lecho está inundado. En el eje x los datos son conocidos, se tiene la relación $L/G=1/400$ en unidades de flujo volumétrico, pero en la gráfica se necesitan densidades de flujo $L' = G' [=] \frac{kg}{m^2 s}$ para eso se utilizan las ec. (III) y ec. (IV)

$$L' = \frac{F_l}{A} \text{ (III)}$$

$$G' = \frac{F_G}{A} \text{ (IV)}$$

Conociendo las densidades a la presión y temperatura ya indicadas $\rho_l = 977,7 \text{ kg/m}^3$ y $\rho_G = 1,029 \text{ kg/m}^3$ se obtienen los flujos máscicos y sustituyendo todo en la ec. (V) se obtiene la relación L'/G' .

$$\frac{L'}{G'} = \frac{\frac{F_l}{A}}{\frac{F_G}{A}} = \frac{17,97 \left(\frac{kg}{s}\right)}{7,40 \left(\frac{kg}{s}\right)} = 2,43 \text{ (V)}$$

Una vez obtenidos los datos se sustituye en la coordenada x en la ec. (VI) y se obtiene un valor de $x=0,079$, que llevado en la gráfica hasta el punto de inundación, da un valor en el eje $y=0,12$.

$$x' = \frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_G}} \text{ (VI)}$$

Una vez obtenido el valor de 'y' se sustituye en la ec. (VII) para obtener el valor de la densidad de flujo del gas para el caso de inundación del relleno. Esto se hace en función de varios tipos de relleno para después decidir cuál escoger, las características y algunos de los resultados obtenidos para cada tipo de estos se pueden ver en Tabla 3-4.

Tabla 3-4. Resumen de resultados obtenidos para diferentes tipos de rellenos, con diferentes diámetros de partícula

	Dp(m)	Sb (m ² /m ³)	e(%)	F(m ² /m ³)	G' (kg/m ² *s)	G'(0,8) (kg/m ² *s)	D (m)	A(m ²)	y para G'=0,92	(-ΔP/L) (mmH ₂ O/m altura lecho)	y para G'=3,99	(-ΔP/L) (mmH ₂ O/m altura lecho)
Raschig ceramico	0,012	368	64	2100	0,8	0,6	3,9	11,8	0,17	inundación	3,1	inundación
	0,025	190	71	525	1,6	1,3	2,7	5,9	0,04	42	0,8	inundación
	0,05	95	74	210	2,5	2,0	2,2	3,7	0,02	21	0,3	inundación
Raschig Metal	0,012	417	85	980	1,1	0,9	3,2	8,1	0,08	130	1,5	inundación
	0,025	207	92	375	1,9	1,5	2,5	5,0	0,03	42	0,6	inundación
	0,076	72	95	105	3,5	2,8	1,8	2,6	0,01	8	0,2	inundación
Raschig Carbon	0,025	187	74	525	1,6	1,3	2,7	5,9	0,04	42	0,8	inundación
	0,05	95	74	210	2,5	2,0	2,2	3,7	0,02	21	0,3	inundación
	0,025	210	94	160	2,8	2,3	2,0	3,3	0,01	8	0,2	inundación
Pall metal	0,031	128	95	92	3,7	3,0	1,8	2,5	0,01	8	0,1	inundación
	0,05	102	96	66	4,4	3,5	1,6	2,1	0,01	8	0,1	140
	0,076	65	97	52	5,0	4,0	1,5	1,9	0,00	4	0,1	130
Pall plástico	0,025	207	90	170	2,8	2,2	2,1	3,4	0,01	8	0,3	inundación
	0,038	128	91	130	3,2	2,5	1,9	2,9	0,01	8	0,2	inundación
	0,05	102	92	82	4,0	3,2	1,7	2,3	0,01	8	0,1	inundación
	0,088	85	92	52	5,0	4,0	1,5	1,9	0,004	4	0,1	130

$$y' = \frac{G'^2 F \left[\frac{\mu_l / \mu_w}{\rho_w / \rho_l} \right]^{0,1}}{\rho_w (\rho_l - \rho_g) g} \text{ (VII)}$$

Y resumidamente los principales rellenos estudiados se encuentran en Tabla 3-5.

Tabla 3-5. Características de los diferentes tipos de rellenos.

	Raschig cerámico		Raschig Metal		Raschig Carbón		Pall metal		Pall plástico	
Dp(m)	0,012	0,025	0,012	0,025	0,025	0,05	0,025	0,076	0,025	0,088
Sb (m2/m3)	368	190	417	207	187	95	210	65	207	85
e(%)	64	71	85	92	74	74	94	97	90	92
F(m2/m3)	2100	525	980	375	525	210	160	52	170	52

Además se conocen los valores de las viscosidades del líquido y del gas en las condiciones indicadas de presión y temperatura: $\mu_l = 4,04 * 10^{-4} \text{ kg/ms}$ y $\mu_g = 2,05 * 10^{-5} \text{ kg/ms}$, así como la densidad y viscosidad del agua en condiciones normales: $\rho_w = 1000 \text{ kg/m}^3$ $\mu_w = 1 * 10^{-3} \text{ kg/ms}$

Finalmente se obtienen unos valores de G' en el caso de inundación para cada tipo de relleno, pero como lo que se quiere es trabajar es por debajo de esta condición, se toma un 80% de este valor, para poder obtener de la misma gráfica (Figura 3-6) una caída de presión adecuada, como se ve en la Tabla 3-4.

2° Comparando los valores obtenidos se concluye que los anillos Pall de plástico con un diámetro de partícula: $D_p=88\text{mm}$ produciendo un caída de presión en el relleno de $\frac{\Delta P}{L} = 130 \frac{\text{mmH}_2\text{O}}{\text{m altura de relleno}}$ son los ideales para el diseño de esta torre.

3° Con estos datos ya se puede calcular el diámetro de la torre mediante la ec.(VIII)

$$G' = \frac{F_G}{A} = \frac{F_G}{\frac{\pi}{4} D^2} \text{ (VIII)}$$

Despejando se obtiene un $D=1,5\text{m}$, un $A=1,7\text{m}^2$.

El último paso es calcular la altura del relleno, y con esto la altura de la torre.

✓ **Cálculo de la altura de relleno:**

En las torres de stripping la fase que controla el equilibrio es la líquida, que es la que mayor resistencia a perder el amonio ofrece. Por lo tanto la altura del relleno se puede calcular por diferentes métodos, el seleccionado en este caso se puede ver en la ec. (IX).

$$z = HETP * N_t \text{ (IX)}$$

Donde N_t es el número de etapas teóricas y HETP es la altura equivalente al número de platos teóricos. La HETP en casos de Stripping se considera un valor de HETP=0,5m. Por otro lado el N_t se puede calcular de forma teórica calculando el número de platos físicos

que podría tener la torre si en vez de, de relleno fuera de platos, o dado que se tienen soluciones diluidas se puede aplicar el método de Colburn según la ec. (X)

$$N_{ol} = \frac{X_{in} - X_{out}}{(X - X^*)_{in} - (X - X^*)_{out}} * \ln \left(\frac{(X - X^*)_{in}}{(X - X^*)_{out}} \right) \quad (X)$$

Como se puede apreciar en la Tabla 3-6 se obtienen prácticamente el mismo resultado:

Tabla 3-6. Resultados obtenidos de la altura de relleno.

	Teórico	Colburn
Nt	4,2	4,6
HETP(m)	0,5	0,5
z(m)	2,1	2,3

Por lo tanto la altura de relleno de la torre se considera de **z=2,3m**.

✓ **Cálculo de la altura de la torre:**

Para poder calcular la altura final de la torre es necesario diseñar los elementos internos. Para el diseño interno de cada elemento interno se ha tomado de guía el libro de E. Ludwig 1997 que se indica en la bibliografía. (18)

✓ **Distribuidor de líquido**

La distribución uniforme del líquido en cabeza de la columna es esencial para que está funcione eficazmente. Esto se consigue mediante un dispositivo que rocíe uniformemente el líquido a través del plano superior del lecho de relleno. Un distribuidor ideal tendría las siguientes características: (19)

- ✓ *Distribución uniforme del líquido*
- ✓ *Resistencia al ensuciamiento*
- ✓ *Elevada flexibilidad de operación (máximo intervalo entre los caudales máximo y mínimo con los que puede operar)*
- ✓ *Elevada área libre para el flujo de gas.*
- ✓ *Adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción.*
- ✓ *Construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación.*

Los dos distribuidores más utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero. *El distribuidor tipo vertedero* proporciona buena distribución en un amplio intervalo de caudales de gas y de líquido. Este puede fluir sobre esclusas con muescas en forma de V, o a través de tubos que extienden los vertederos hasta cerca del nivel superior del relleno. *El distribuidor de orificios* se diseña para depositar el líquido cuidadosamente en el interior del lecho, manteniendo un mínimo contacto con el gas durante el proceso. (19)

Para el diseño del distribuidor primero se elige un distribuidor de tipo vertedero, para asegurar una buena distribución de los flujos.

Y una vez seleccionado para realizar el diseño completo del distribuidor se parte del diámetro de torre que es conocido, y a partir de él se pueden obtener las dimensiones

básicas del distribuidor utilizando la Figura 3-7 y la Tabla 3-7 que se toman de la bibliografía. (18)

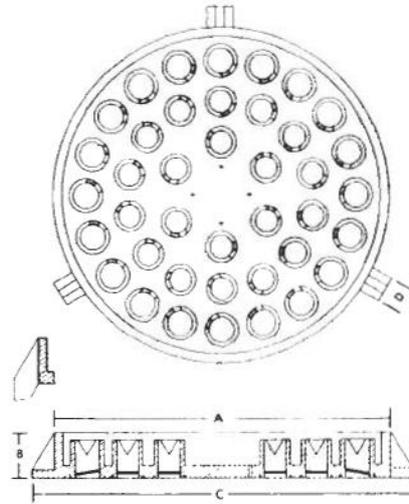


Figura 3-7. Distribuidor de tipo vertedero (18)

Tabla 3-7. Dimensiones generales del distribuidor tipo vertedero. (18)

Tower Dia.	Plate Dia. "A"	Overall Dia. "C"	Overall Dia. "B"	Width of Lugs "D"	Nº of Weirs	Flow (Gallons Per Minute)	Approx. Net Weight
24"	20"	5"	23"	3"	3	16	55
30"	24"	5,25"	29"	3"	13	36	70
36"	30"	5,25"	35"	3"	13	36	120
42"	35"	5,5"	41"	3"	35	72	150
48"	40"	5,5"	46"	3"	40	80	190
60"	50"	6"	58"	4"	48	96	270

A partir de estos datos, y utilizando las unidades del sistema internacional se define el distribuidor de la torre de Stripping en la Tabla 3-8.

Tabla 3-8. Dimensiones del distribuidor de la torre de Stripping.

D torre (m)	D (A) (m)	H (b) (m)	D (c) (m)	W (D) (m)	Nº vert.	Peso (kg)
1,5	1,3	0,17	1,5	0,1	48	121,5

En torres de relleno de gran altura es necesario dividir el relleno para poder colocar unos soportes de los mismos que aguanten el peso, en este caso se tiene una altura de relleno de 2,3m, es necesario tener 1,15m en cada altura y entre medias se colocan unas placas de soporte así como un redistribuidor de líquido.

✓ **Placas de soporte:**

Las placas de soporte además de utilizarse como soporte del peso del relleno, deben estar diseñadas de modo que el flujo en contracorriente del gas y del líquido se vea alterado lo menos posible. La superficie límite entre el relleno y la reja soporte es

especialmente crítica ya que puede ejercer como factor limitante de la capacidad hidráulica de la columna. (19)

Al igual que en el distribuidor se utilizan las tablas y figuras de la bibliografía, como se muestra en la Figura 3-8 y en la Tabla 3-9.

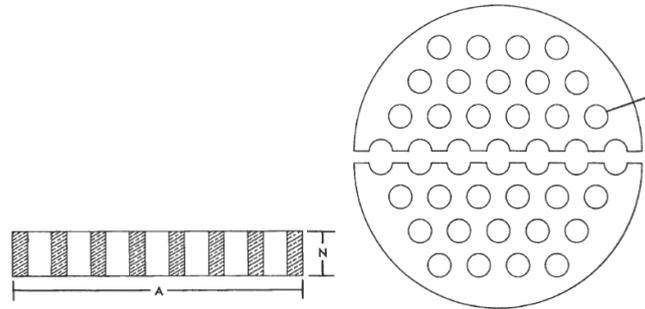


Figura 3-8. Placa de soporte perforada (18)

Tabla 3-9. Dimensiones generales de placas de soporte perforadas. (18)

Tower Diameter in Inches.....	12	15	18	20	24	30	36	42	48	60
Diameter of Plate "A".....	11	14	17	19	23	29	35	40	45½	57½
Height of Plate "N".....	1	1	1	1	1	1½	2	2½	3	4
Diameter of Holes "C".....	1	1¼	1¼	1½	2	2	2½	3	3½	3½
Number of Holes.....	22	31	31	38	37	61	61	55	61	101
Approximate Weight (lbs.).....	16	19	23	28	35	85	150	185	260	425

En función de estos datos se hace el diseño de la placa de soporte perforada utilizada como se muestran en la Tabla 3-10, además hay que tener en cuenta que es necesario colocar 2 para sujetar los dos rellenos.

Tabla 3-10. Dimensiones seleccionadas de la placa de soporte.

D torre (m)	D placa --A (m)	H placa--N (m)	D agujeros--C (m)	Nº agujeros	Peso (kg)
1,5	1,5	0,1	0,09	101	191,2

✓ **Redistribuidores del líquido:**

Los redistribuidores mezclan y distribuyen de nuevo el líquido.

A partir de la bibliografía como en los casos anteriores se toman los datos necesarios, llegando a obtener los resultados de la Tabla 3-11.

Tabla 3-11. Dimensiones seleccionadas del redistribuidor

D (torre) (m)	h (lecho) (m)	D (redistribuidor) (m)	h (redistribuidor) (m)
1,5	2,3	1,15	0,089

Finalmente se puede obtener la altura de la torre, que tiene que ser la suma de todas las alturas de cada elemento, más el relleno y un porcentaje que hay que dejar para el espacio de líquido y aire, en las zonas superior e inferior de la torre, como se muestra en la ec. (XI)

$$H = [h(\text{relleno}) + h(\text{distribuidor}) + 2 * h(\text{placas de soporte}) + h(\text{redistribuidor})] * 1,3 \text{ (XI)}$$

Obteniéndose así una altura de la torre de **H=3,6m**.

Por último se calcula el espesor que hay que darle a este equipo y previamente se fijan las condiciones de diseño:

-Poperación=1bar → Pdiseño= 3,5bar

-Toperación=70°C → Tdiseño=70°C+20=90°C

-pH=10

-El tiempo de vida de la torre es de 15 años.

-El material seleccionado es de acero inoxidable

-Fondo del reactor cilíndrico.

Para calcular el espesor de la torre se ha utilizado la norma ASME sección VIII, División 1. Representada por la ec. (XII)

$$t = \left(\frac{PR}{SE-0,6P} + c \right) * M \text{ (XII)}$$

Con:

S=15800PSI (esfuerzo permitido para acero inoxidable).

c=7,5 mm (sobreespesor por corrosión)

E=0,85 (eficacia de la soldadura)

M=1,125 (tolerancia de fabricación)

Siendo P=1bar y R=0,75m.

Se obtiene un espesor de **t (pared)=8,4mm**

Pero hay que tener en cuenta que el fondo del recipiente tiene que soportar el peso del relleno, así como del agua, por lo tanto será ligeramente superior al espesor de pared y para ello es necesaria la ec. (XIII)

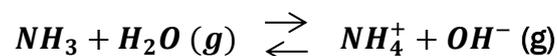
$$t = \left(\frac{PD}{2SE-0,2P} + c \right) * M \text{ (XIII)}$$

Se obtiene un espesor de **t (fondo)=9,3mm**

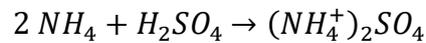
3.4.2.2 Dimensionado de la torre de Absorción:

El funcionamiento de la torre de Absorción, es el contrario a la de stripping, en este caso se introduce el aire, con el amoniaco por abajo en la torre, y por arriba en contracorriente se introduce en este caso una disolución de ácido sulfúrico. De esta forma el amonio reacciona con el ácido sulfúrico, formando una sal disuelta en el agua, que saldrá por la parte inferior de la torre, dejando así el aire con una concentración mínima de amonio.

Antes de comenzar con el diseño de esta torre hay que tener en cuenta el equilibrio ácido-base, primero entre el amoniaco y el amonio, y posteriormente con el ácido elegido para el correcto funcionamiento de la torre.



En este caso el amoniaco es una base capaz de en disolución transformarse en amonio, por ello el equilibrio esta desplazado en ese sentido con una $pK_b=4,76$. En este caso se hacen sucesivas pruebas y para tener el equilibrio bien desplazado hacia la formación de amonio es necesario un $pH=1,5$ en la torre de absorción. Posteriormente se dará la reacción de equilibrio entre el amonio (en el aire que pasará al agua), con el ácido sulfúrico, disuelto en el agua, dando lugar a una sal. (16)



Donde $a=2$, $A \rightarrow NH_4$, $b=1$, $B \rightarrow H_2SO_4$, $c=1$, $C \rightarrow (NH_4)_2SO_4$

Sabiendo el pH necesario de 1,5 para que el equilibrio se desplace en la formación de amonio, se puede calcular la cantidad de ácido sulfúrico necesaria para la formación de la sal mediante la ec. (XIV)

$$pH = -\log(SO_4^{2-}) \quad (XIV)$$

Obteniendo una concentración de $C_{B0}=3,1$ g/l, siendo C_{B0} la concentración de $B \rightarrow H_2SO_4$, al introducirlo en la torre.

✓ Cálculo del volumen de relleno

Para comenzar con el diseño, se toma la torre como un reactor gas-líquido, y se aplican las ecuaciones propias para una torre de relleno, para ello primero se plantea la ecuación de continuidad, ec. (XV).

$$-\frac{F_G}{P} dP_A = N_a a'_v dV \quad (XV)$$

Y para poder resolverla se aplica un balance materia a toda la torre obteniendo la ec. (XVI)

$$\frac{F_G}{P} [P_{A0} - P_{As}] = \frac{a}{b} L [C_{B0} - C_{Bs}] \quad (XVI)$$

El flujo de gas es conocido ya que proviene de las torres de Stripping, $G=25875$ m³/h, también se conoce la presión de $P=0,93$ bar. Se necesita calcular las presiones del componente $A=NH_4$. Para ello se parte de la fracción molar de amonio obtenida anteriormente $y=0,00046$. Mediante la ec. (XVII) se obtiene el flujo molar de este compuesto, conociendo el flujo molar total $F_G=0,32$ kmol/s, el cual se pasa a flujo másico mediante el peso molecular de 17g/mol de NH_3 y con ello, mediante la ec. (XVIII) se puede calcular la concentración inicial de amonio en la torre.

$$y_A = \frac{F_{molA}}{F_{mol,t}} \quad (XVII)$$

$$G = \frac{F_{G,A}}{C_A} \quad (XVIII)$$

La concentración de amonio a la entrada es la que sale de la torre de stripping, $C_{A0}=0,00035$ g/l. Y mediante la ecuación de los gases ideales se obtiene una $P_{A0}=0,0006$ bar.

Por otro lado la presión de salida del gas se calcula en base a la concentración máxima permitida en el aire que se expulsa al exterior conteniendo amoniaco, y esto se establece a partir de los valores límite de exposición profesional para agentes químicos (amoniaco) en España en 2017, (10) tales como $\rightarrow C_{As}=0,000014$ g/l, y de la misma forma que en el

caso anterior, la presión de salida se obtiene mediante la ley de los gases ideales $P_{AS}=2,4 \cdot 10^{-5}$ bar.

Para poder resolver el balance de materia, inicialmente se hace para un flujo de líquido mínimo, en el cuál la concentración de ácido a la salida tiene que ser 0, $C_{BS}=0$ g/l. Obteniendo así un $L_{min}=0,003$ m³/s.

Considerando un flujo de líquido de operación 50% superior al valor mínimo (L_{min}), se tiene \rightarrow , $L=0,005$ m³/s, por lo tanto se vuelve a plantear la ecuación (XVI), pero esta vez también influye el amonio tal y como se muestra en la ec. (XIX)

$$\frac{G}{P} [P_{A0} - P_{As}] = \frac{a}{b} L [C_{B0} - C_{Bs}] + L [C_{AS} - C_{A0}] \quad (XIX)$$

De esta forma se obtiene una concentración de ácido a la salida $\rightarrow C_{BS}=1$ g/l.

Una vez obtenida la concentración, es necesario calcular la velocidad de transferencia de NH₄ en el ácido en la fase líquida, para ello se utiliza la ecuación simplificada, ec. (XX)

$$N_A = k_{AG} p_{AG} \quad (XX)$$

Esto se sustituye en la ecuación de continuidad para poder obtener el volumen de relleno de la torre de absorción.

$$V = -\frac{G}{P} \frac{1}{k_{AG} a'_v} \int_{P_{A0}}^{P_{AS}} \frac{dP_A}{P_A}$$

El valor del coeficiente de transferencia, junto con el valor del área interfacial gas-líquido/volumen de reactor, se han obtenido a partir de datos de bibliografía para torres de relleno (operación absorción) de características similares, obteniendo:

$$k_{AG} a'_v = 250 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \text{bar s}}$$

Y sustituyendo los valores ya conocidos, se obtiene un volumen de reactor de 4,5m³.

A partir del volumen se puede calcular la altura con la ec. (XXI), obteniendo previamente el diámetro como se hizo en el apartado anterior.

$$V = \pi H \frac{d^2}{4} \quad (XXI)$$

✓ Cálculo del diámetro de la torre

En este caso se parte del flujo másico o volumétrico del aire, y se calcula el del agua, y con ello se obtiene la línea operación $L'/G'=0,5$. Además el relleno para esta torre se considera el mismo que en el caso de stripping Anillos Pall de plástico con diámetro de $d_p=88$ mm.

Se siguen los mismos pasos que con en el diseño de la torre de Stripping, utilizando la gráfica de Eckert que se muestra en la Figura 3-6. (17)

1°. Se parte del eje x, hasta la curva de límite de inundación de la torre, y de ahí se obtiene un valor en el eje y, para poder obtener la densidad de flujo del gas para la cual el lecho esta inundado. En el eje 'x' los datos son conocidos $\rightarrow \rho_l = 1030$ kg/m³ y $\rho_g = 1,3$ kg/m³ y se pueden sustituir en la ec. (VI) obteniendo así un valor de $x=0,014$, que llevado en la gráfica hasta el punto de inundación, da un valor en el eje $y=0,21$.

Una vez obtenido el valor de 'y' se sustituye en la ec. (VII) para obtener el valor de la densidad de flujo del gas para el caso de inundación del relleno $\rightarrow G'=10,4$ kg/m²s.

Teniendo en cuenta que se trabaja con un valor igual al 80% del de inundación la densidad de flujo real es $G'=8,4 \text{ kg/m}^2\text{s}$ y, a partir de este dato se puede calcular el diámetro con la ec.(VIII) y la caída de presión mediante la Figura 3-6. Obteniendo así:

$$D=1,2\text{m y } \frac{\Delta P}{L} = 125 \frac{\text{mmH}_2\text{O}}{\text{m altura de relleno}}.$$

✓ **Cálculo de la altura de relleno**

Basta con sustituir el valor del volumen y diámetro en la ec. (XXI) obteniendo así, altura $H=4\text{m}$.

Debido a los flujos de tratamiento se hace necesaria la instalación de dos torres idénticas de absorción.

✓ **Cálculo de la altura de la torre**

Para poder calcular la altura final de la torre es necesario diseñar los elementos internos. Para el diseño interno de cada elemento interno se ha tomado de guía el libro de E. Ludwig 1997 que se indica en la bibliografía. (18)

✓ **Distribuidor de líquido**

Para el diseño del distribuidor se siguen los mismos pasos que en el diseño de la torre de Stripping tomando las tablas y figuras de la bibliografía para realizar el diseño completo, que se pueden ver en la Figura 3-7 y la Tabla 3-7. (18) Y a partir de esos datos, y utilizando las unidades del sistema internacional se define el distribuidor de la torre de Absorción en la Tabla 3-12.

Tabla 3-12. Dimensiones del distribuidor de la torre de Absorción.

D torre (m)	D (A) (m)	H (b) (m)	D (c) (m)	W (D) (m)	Nº vert.	Peso (kg)
1,2	1,0	0,14	1,1	0,076	38	76,5

En torres de relleno de gran altura como ya se ha comentado, es necesario dividir el relleno por ello, teniendo una altura de relleno de 4m, es necesario tener 2m en cada altura y entre medias se colocan unas placas de soporte así como un redistribuidor de líquido.

✓ **Placas de soporte**

En este caso también se siguen los mismos pasos que en el diseño de la torre de Stripping utilizando la Figura 3-8 y la Tabla 3-9. Y en función de esos datos se hace el diseño de la placa de soporte perforada utilizada como se muestran en la Tabla 3-13, teniendo en cuenta además que se necesitan dos placas de estas dimensiones.

Tabla 3-13. Dimensiones seleccionadas de la placa de soporte.

D torre (m)	D placa –A (m)	H placa–N (m)	D agujeros–C (m)	Nº agujeros	Peso (kg)
1,2	1,1	0,08	0,1	58	100,4

✓ **Redistribuidores del líquido:**

Los redistribuidores mezclan y distribuyen de nuevo el líquido.

A partir de la bibliografía como en los casos anteriores se toman los datos necesarios, llegando a obtener los resultados de la Tabla 3-14.

Tabla 3-14. Dimensiones seleccionadas del redistribuidor

D (torre) (m)	h (lecho) (m)	D (redistribuidor) (m)	h (redistribuidor) (m)
1,2	4	0,9	0,1

Finalmente se puede concluir la altura de la torre mediante la ec.(XI) mostrada en el apartado anterior $\rightarrow h=5,7m$.

Por último se calcula el espesor que hay que darle a este equipo y previamente se fijan las condiciones de diseño:

-Poperación=1bar \rightarrow Pdesigno= 3,5bar

-Toperación=25°C \rightarrow Tdesigno=25°C+20=45°C

-pH=1,5

-El tiempo de vida de la torre es de 15 años.

-El material seleccionado es de acero inoxidable

-Fondo del reactor cilíndrico.

Para calcular el espesor de la torre se ha utilizado la norma ASME sección VIII, División 1. Representada por la ec. (XII)

Con:

S=15800PSI (esfuerzo permitido para acero inoxidable).

c=7,5 mm (sobreespesor por corrosión)

E=0,85 (eficacia de la soldadura)

M=1,125 (tolerancia de fabricación)

Se obtiene un espesor de **t (pared)=9,1mm**

Pero hay que tener en cuenta que el fondo del recipiente tiene que soportar el peso del relleno, así como del agua, por tanto será ligeramente superior el espesor utilizando por tanto la ec. (XIII)

Se obtiene un espesor de **t (fondo)=10mm**

3.4.2.3 Etapa de separación del H₂SO₄ de la sal (NH₄)₂SO₄

La finalidad de esta etapa es separar la sal de sulfato amónico y recuperar recirculando a torre de absorción la corriente de ácido sulfúrico, de manera que se pueda reducir la cantidad de ácido sulfúrico fresco que hay que introducir en la torre. Además al obtener la sal limpia, es decir sin apenas ácido sulfúrico, se puede llevar a un proceso de cristalización y una vez obtenida la sal sólida se le puede dar un uso comercial.

En la Figura 3-9 se tiene un esquema del proceso de separación de esta sal, a pesar de que una descripción más detallada de esta etapa se muestra en los anexos (diagramas 3 y 4). Se va a trabajar con la corriente líquida que sale de la torre de absorción \rightarrow L y va al separador, la corriente que llevará la sal principalmente tras la separación \rightarrow S, y la corriente R \rightarrow que recircula prácticamente todo el ácido, para reducir la cantidad de H₂SO₄ fresco que hay que introducir al sistema.

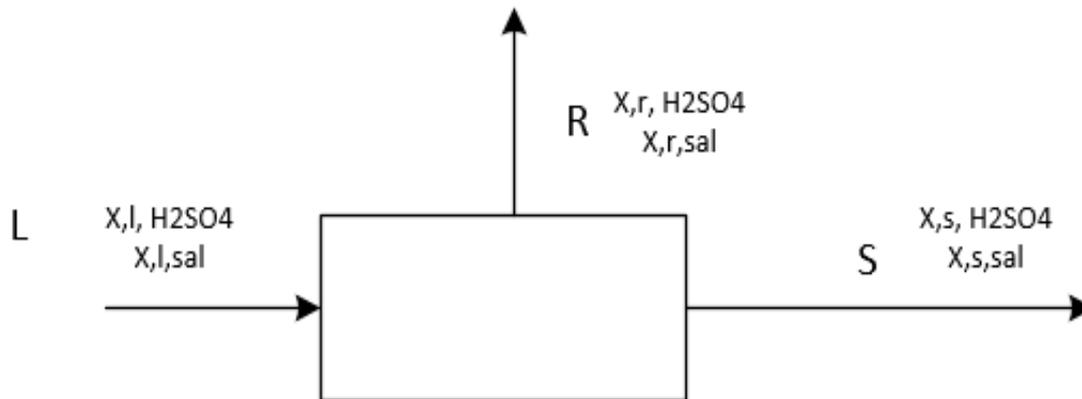


Figura 3-9. Bloque detallado del separador

Para llevar a cabo esta separación se han tenido en cuenta varias alternativas y se han analizado dos más en profundidad, la separación por membranas de osmosis inversa (RO), o por nanofiltración (NF). Esta última se caracteriza por tener un tamaño de poro de membrana menor de $0,006 \mu\text{m}$ y unas presiones de operación entre 5 y 35 bar. NF se utiliza para lograr una separación entre azúcares, otras moléculas orgánicas y sales multivalentes por un lado y sales monovalentes y agua por el otro. Por otro lado la osmosis inversa (RO) puede ser considerada como que no tiene poros. El transporte del disolvente se realiza a través del volumen libre entre los segmentos del polímero de los que está constituida la membrana. Las presiones de funcionamiento en RO son generalmente entre 15 y 150bar y esta técnica se utiliza principalmente para eliminar el agua. (20)

Las membranas de nanofiltración requieren un rango de presión de operación menor que la ósmosis inversa, lo que hace que los costos de energía sean satisfactorios y bajos. La nanofiltración (NF) también puede eliminar moléculas individuales dentro del rango de $0,0008$ a $0,006$ micrómetros de tamaño. Estas membranas podrían manejar un mayor rango de concentración y pH de medio ácido a alcalino. Recientemente, las membranas NF han sido ampliamente utilizadas en la desalinización parcial o total de agua y las remociones inorgánicas de aguas marinas y salobres. (20)

Por lo tanto el método más efectivo para realizar esta separación es mediante membranas por nanofiltración, debido a que el tamaño de poro con el que se trabaja es adecuado para separar sales y el requerimiento energético es menor porque se requiere una menor caída de presión.

La solución líquida con ácido, y la sal pasa por la membrana, la cual retiene parte de la sal dejando pasar prácticamente todo el líquido, esto está regulado por el porcentaje de retención de las membranas de osmosis inversa que en este caso se considera de un 90%.

Además es importante la solubilidad de la sal, la cual en este caso se ha podido comprobar que no varía prácticamente con la temperatura y es de 75587g/l .

A partir de estos dos datos, y conociendo todos los datos de la corriente que entra en el separador se plantean los balances de materia al separador. Obteniendo finalmente la Tabla 3-15.

Tabla 3-15. Resultados de las corrientes del separador

	L		R		S	
	H ₂ SO ₄	(NH ₄) ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	(NH ₄) ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	(NH ₄) ₂ SO ₄
FL(kg/h)	17,9	370,9	14,3	37,1	3,6	333,8
C(g/l)	1,03	21,3	0,9	2,3	2,6	75587,5

Y una vez conocidos los datos de las corrientes, se calcula cuanto ácido sulfúrico fresco es necesario alimentar, sabiendo el que se recircula y el necesario que entre en la torre, obteniendo la siguiente tabla Tabla 3-16.

Tabla 3-16. Características de las corrientes de ácido

	Ácido total	Ácido recirculado	Ácido fresco
FL(kg/ h)	53,9	14,3	39,6
C(g/l)	3,1	0,8	2,3

3.4.3. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS



Universidad de Valladolid

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE LA TORRE DE STRIPPING

REV.					Nº TRABAJO	1		
FECHA	20/05/2017				UNIDAD			
POR	RAQUEL				CLIENTE	UVA		
APROB.					LOCALIZACIÓN	VALLADOLID		
1	NÚMERO:	CANTIDAD		1				
2	SERVICIO: EXTRAER EL AMONIO DEL AGUA AL GAS							
3	FLUIDO: AGUA CON AMONIO							
4	CAPACIDAD: Nominal 6,62 m ³							
5	DIÁMETRO: 15 m		ALTURA: 3,6 m					
6	PRESIÓN EN LA TORRE		OPERACIÓN		1	Bar		
7			DISEÑO		3,5	Bar		
8	TEMPERATURA EN LA TORRE		OPERACIÓN		70	°C		
9			DISEÑO		90	°C		
10	pH EN LA TORRE		OPERACIÓN		10			
11	TIPO DE DISTRIBUIDOR:			VERTEDERO				
12	DIÁMETRO: 149 m		ALTURA: 0,17 m					
13	ANCHURA DE LENGÜETAS:			0,02 m				
14	TIPO DE PLACA DE SOPORTE:		2 PLACAS PERFORADA					
15	DIÁMETRO: 15 m		ALTURA: 0,1 m					
16	Nº AGUJEROS 101		DIÁMETRO 0,09 m					
17	TIPO DE REDISTRIBUIDOR							
18	DIÁMETRO: 1,4 m		ALTURA: 0,09 m		NOZZLES			
19		MATERIAL	ESPESOR	MÁXIMA CORR.	Mark N°	cantidad	tamaño	servicio
20	FONDO	ACERO INOXIDABLE	9,3 mm	10 mm	N1	1	0,01m	AIRE CON AMONIACO
21	PAREDES	ACERO INOXIDABLE	8,5 mm	7,5 mm	N2	1	0,01m	AGUA DE CONDENSACIÓN
22	TIPO:	TECHO CÓNICO	X	TECHO ELICOIDAL	N3	1	0,01m	AIRE PURO
23		ENCAMISADO		CILINDRICO	N4	1	0,01m	AGUA LIMPIA
24	FONDO:	X	CILINDRICO					
25			ESFERICO					
26			ELICOIDAL					
27	CÓDIGO:		ASME					
28								
29								
30	DATOS DE RELLENO							
31	TIPO RELLENO	ANILLOS PALL DE PLÁSTICO						
32	DIÁMETRO DE PART.	88	mm					
33	ÁREA ESPECIFICA	85	m ² /m ³					
34	ALTURA LECHO	2,3	m					
35	NOTAS:							
36								
37								
38								



Universidad de Valladolid

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE LA TORRE DE ABSORCIÓN

REV.					Nº TRABAJO	1		
FECHA	30/05/2017				UNIDAD			
POR	RAQUEL				CLIENTE	UVA		
APROB.					LOCALIZACIÓN	VALLADOLID		
1	NÚMERO:		CANTIDAD		1			
2	SERVICIO: EXTRAER EL AMONIACO DEL AIRE AL ÁCIDO							
3	FLUIDO: AIRE CON AMONIACO							
4	CAPACIDAD: Nominal 6,3 m ³							
5	DIÁMETRO: 12 m		ALTURA: 5,7 m					
6	PRESIÓN EN LA TORRE		OPERACIÓN		1		Bar	
7			DISEÑO		3,5		Bar	
8	TEMPERATURA EN LA TORRE		OPERACIÓN		25		°C	
9			DISEÑO		45		°C	
10	pH EN LA TORRE		OPERACIÓN		15			
11	TIPO DE DISTRIBUIDOR:			VERTEDERO				
12	DIÁMETRO: 1 m		ALTURA: 0,14 m					
13	ANCHURA DE LENGÜETAS: 0,08 m							
14	TIPO DE PLACA DE SOPORTE:			2 PLACAS PERFORADA				
15	DIÁMETRO: 1,1 m		ALTURA: 0,08 m					
16	Nº AGUJEROS 58		DIÁMETRO 0,09 m					
17	TIPO DE REDISTRIBUIDOR							
18	DIÁMETRO: 0,9 m		ALTURA: 0,097 m					
19	NOZZLES							
20	FONDO	MATERIAL	ESPESOR	MÁXIMA CORR	Mark Nº	cantidad	tamaño	Servicio
20	FONDO	ACERO INOXIDABLE	10 mm	10 mm	N1	1	0,01m	AIRE LIMPIO
21	PAREDES	ACERO INOXIDABLE	9,1 mm	9,5 mm	N2	1	0,01m	DISOLUCIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO
22	TIPO:	TECHO CÓNICO	X	TECHO ELICOIDAL	N3	1	0,01m	AIRE CON AMONIACO
23		ENCAMISADO		CILINDRICO	N4	1	0,01m	AGUA CON SULFATO DE AMONIO
24	FONDO:	X	CILINDRICO					
25			ESFERICO					
26			ELICOIDAL					
27	CÓDIGO: ASME							
28								
29								
30	DATOS DE RELLENO							
31	TIPO RELLENO		ANILLOS PALL DE PLÁSTICO					
32	DIÁMETRO DE PART.		88		mm			
33	ÁREA ESPECIFICA		85		m ² /m ³			
34	ALTURA LECHO		4		m			
35	NOTAS:							
36								
37								
38								

3.5. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

3.5.1 ESTRATEGIA DE CONTROL

El control es clave en una planta, es necesario controlar cada equipo de manera automática, mediante lazos de control, algunos simplemente son lazos simples, pero en los equipos más importantes se ha diseñado un control más específico.

Inicialmente se dispone de una válvula de tres vías para dividir el flujo de aguas de condensación barométrica en partes iguales a las dos torres de stripping (las cuales son iguales) (xv-01).

En el diseño de las torres de absorción y stripping, lo primero que se hace es poner un control simple de medidor del flujo en la corriente de aire que entra a las torres (FT-03, FT-04, FT-05, FT-06), de manera que manda una señal a un control de flujo (FC-03, FC-04, FC-05, FC-06), que regula la apertura de la salida de aire de las torres (T-110, T-120, T-210, T220) con las válvulas.

En cuanto a los intercambiadores de calor, que refrigeran el aire, se les pone un control en cascada de temperatura, de manera que se coloca un medidor de temperatura de la corriente de salida (TT-01), que manda la señal a un control de temperatura (TC-01), que a su vez manda una señal a un control de flujo (FC-01) al cual también le llega una señal de un medidor de flujo (FT-01) que se coloca en el agua refrigeradora que va entrar al intercambiador. Y este control de flujo es el que manda la señal a la válvula (xv-01) que manda más o menos flujo de agua.

Por otro lado se coloca un medidor de pH (NT-01) en el tanque de acondicionamiento de las aguas de condensación, el cual manda la señal a un control de pH (NC-01), que regula la válvula de apertura de la disolución de hidróxido de sodio (XV-010).

Por último se dispone de una válvula de tres vías para regular la disolución de ácido sulfúrico que entra líquido en la torre de absorción. Primero se tiene la válvula (xv-04) que divide el flujo en dos para las dos torres. Y después por duplicado se tienen las válvulas de mezcla de ácido (xv-05, xv-06) que mezclan el ácido fresco que entra en la planta así como el ácido que se recircula.

3.5.2 DIAGRAMA DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

El diagrama de flujo (P&ID) se encuentra en el apartado de diagramas el cuarto, previamente en tercer lugar se encuentra el diagrama de simbología.

4. VIABILIDAD TÉCNICA, ECONÓMICA Y MEDIOAMBIENTAL

4.1. VIABILIDAD TÉCNICA

La tecnología que ha desarrollado durante este proyecto es ampliamente utilizada en la industria de procesos químicos, y se dispone de una gran variedad de libros, artículos, tesis, etc, donde poder consultar todo lo necesario, y comprobar que es factible su utilización para este proceso.

En cuanto a la recuperación de amoniaco, es necesario analizar la cantidad de sal que se puede obtener mediante este proceso a la cual además se le podrá dar uso comercial. Teniendo en cuenta que el nitrógeno amoniacal que entra en el proceso con las aguas de condensación barométrica tiene un flujo de 26kg/h y se obtiene la sal con un flujo de 668kg/h, se puede concluir que se obtienen buenos resultados al recuperar el amoniaco.

De esta forma se puede ver que el proceso es viable técnicamente.

4.2. VIABILIDAD ECONÓMICA

En este apartado, se ha estudiado la viabilidad económica del proyecto, teniendo en cuenta el coste de implantación de la planta, así como el precio de los equipos y materias primas necesarias, los beneficios recaudados y varios factores económicos que puedan influir sobre el proceso.

En primer lugar, la estimación del coste de los equipos se ha realizado con ayuda del programa informático CapCost, con un índice CEPCI igual a 607,2 (correspondiente al año 2017).

En la siguiente Tabla 4-1 se recogen los costes de cada equipo, teniendo en cuenta los costes de materiales, de puesta en marcha e indirectos relacionado con los equipamientos necesarios para su correcto funcionamiento.

Tabla 4-1. Coste de los equipos

IDENTIFICACIÓN	EQUIPOS	CANTIDAD	COSTE TOTAL (€)
TK-110	TANQUE	1	6950
T-110/120	TORRE DE STRIPPING	2	14293
T-210/220	TORRE DE ABSORCIÓN	2	20894
S-310	SEPARADOR DE MEMBRANA	1	6950
P-110 A/B	BOMBA CENTRÍFUGA	2	76105
P-310 A/B /320 A/B	BOMBA CENTRÍFUGA	4	152209
C-110 A/B	COMPRESOR	1	61191
C-210 A/B /220 A/B	COMPRESOR	4	244762
E-210/220	INTERCAMBIADOR	2	7183
TOTAL			708643

A partir de estos datos correspondientes a los costes fijos de inversión (los cuales engloban el coste de los equipos, montaje y la puesta en marcha), se empleó el método ISBL-OSBL para la determinación del resto de costes: tanto los variables de operación asociados al consumo de energía y servicios, así como los costes fijos relacionados con los sueldos de los trabajadores y mantenimiento:

- Los costes directos de la planta incluyen el precio de los equipos estimado mediante Capcost (1,5MM€) más el resto de equipos, instrumentación y planta fuera de los límites de batería del proceso (0,7 MM€), haciendo un total de unos 2MM€.
- Los costes indirectos se estiman en 0,6MM€, contabilizando gastos de ingeniería, diseño, administrativos, inspecciones (0,1 MM€) y un cierto porcentaje para contingencias (0,5 MM€)
- La suma de ambos, representan la inversión en capital fijo de la planta (2,8MM€), es decir, el valor de la infraestructura de la planta
- Se estiman unos gastos en operarios y trabajadores de 0,6 MM€ y un coste inicial en la puesta en marcha de la planta de 0,3 MM€

Por tanto, el presupuesto total sería de 3,6 MM€, tal y como se muestra en la Tabla 4-2 resumen, con los datos de los costes explicados con anterioridad:

Tabla 4-2. Total del coste de la inversión

COSTES DIRECTOS	2,2	MM€
ISBL	1,5	MM€
OSBL	0,7	MM€
COSTES INDIRECTOS	0,6	MM€
OWC	0,1	MM€
CO	0,5	MM€
FCI	2,8	MM€
WC	0,6	MM€
SUC	0,3	MM€
INVERSIÓN TOTAL	3,6	MM€

En la Figura 4-1 se puede ver una gráfica resumen del valor de estos costes.

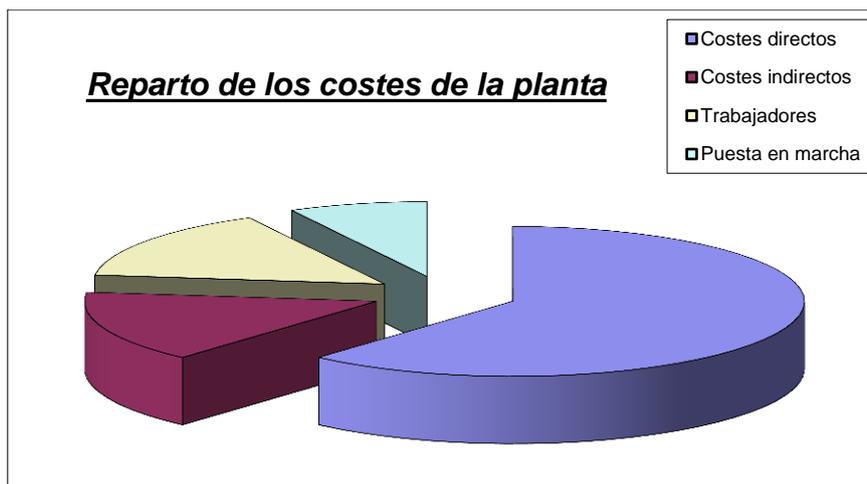


Figura 4-1. Reparto de los costes de la instalación

A continuación, se detalla el balance a las materias empleadas, con los precios de las materias primas y productos, con el fin de poder realizar posteriormente un balance de costes e ingresos y un flujo de caja. Se puede ver esto en la Tabla 4-3.

Tabla 4-3. Balance de materias primas y productos

Compuesto	Flujo	Precio	
	kg/h	€/kg	MM€
Materias primas			
H ₂ SO ₄	136	0,2	0,18
NaOH	0,03	0,4	0,00007
Anillos Pall de plástico	539	7,3	0,004
Productos			
(NH ₄) ₂ SO ₄	668	0,7	3,3

Indicar que los precios aquí seleccionados se han buscado y comparado por Internet, a partir de las páginas de las empresas suministradoras.

Con todo ello, se puede obtener la cuenta de resultados, fijando una amortización de los equipos y de la planta a los 10 años desde su inicio e imponiendo un impuesto del 30%. Se muestra a continuación en la *Tabla 4-4*.

Tabla 4-4. Cuenta de resultados del flujo de caja.

Cuenta de Resultados	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Descripción (MM€)											
A1. Capital Inmovilizado	0,6	2,2	2,8								
A2. Capital Circulante			0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
A. FI - Fondos Invertidos	-0,6	-2,2	-3,0	-0,2							
B1. Ingresos por Ventas			3	3	3	3	3	3	3	3	3
B2. Costes			-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1
B. Margen Bruto			1,9								
C1. Amortización			-0,4	-0,4	-0,4	-0,4	-0,4	-0,4	-0,4	-0,4	-0,4
C. BAI - Beneficio antes de Impuestos			1,5								
D1. Impuestos			-0,5	-0,5	-0,5	-0,5	-0,5	-0,5	-0,5	-0,5	-0,5
D. BDI - Beneficio después de Impuestos			1,1								
E. FGO - Fondos Generados por las operaciones	-0,6	-2,2	-1,9	0,9							
F. FGO-R - Movimiento de Fondos Cash Flow Acumulado	-0,6	-2,8	-4,7	-3,8	-2,9	-2,0	-1,2	-0,3	0,6	1,5	2,4

A la vista de estos resultados, se puede señalar que este proyecto cuenta con una rentabilidad viable, amortizando la inversión inicial en su sexto año desde el arranque de la planta, tal y como queda representado en la Figura 4-2.

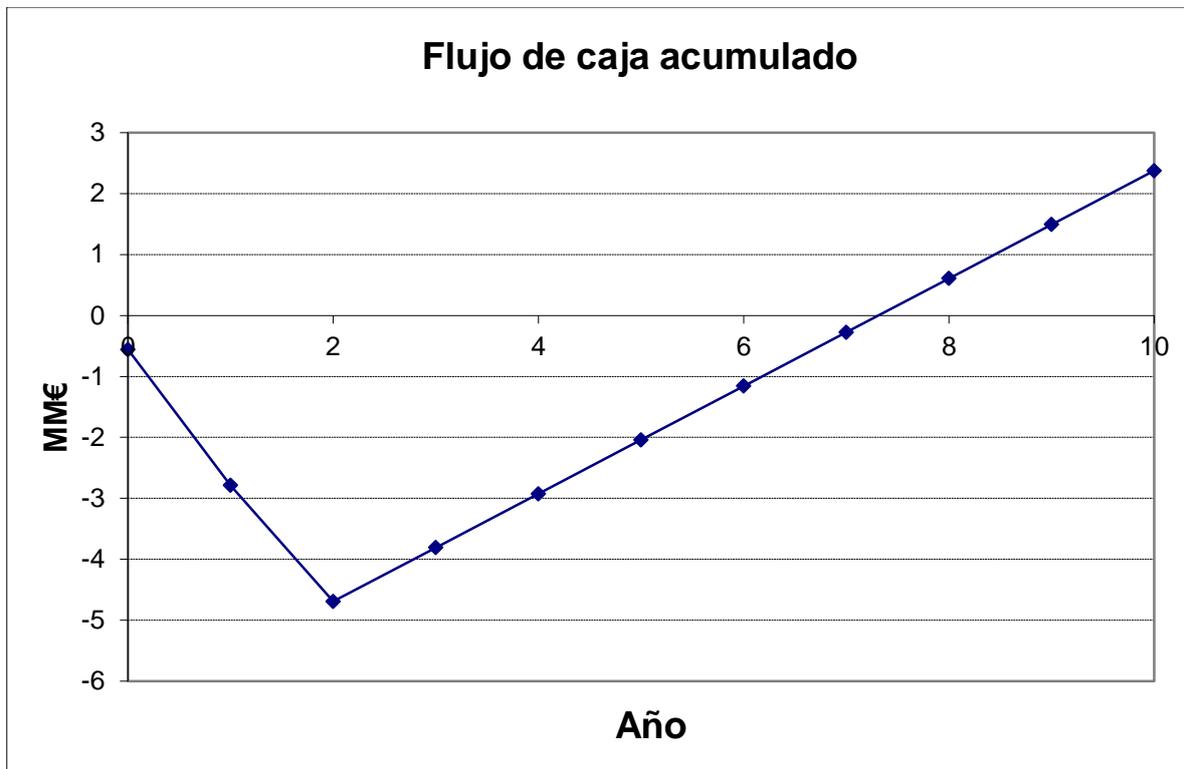


Figura 4-2. Flujo de caja acumulado.

Además, se cuenta con un **VAN positivo de 0,09 MM€**, lo que en principio, es aceptable, con una **rentabilidad del 2,4%** respecto de la inversión inicial (VAN/Inversión), lo que supone una ganancia de 0,024€ por cada uno invertido.

Por otra parte, el valor del **TIR es del 10%**, justo en el límite de la tasa de descuento del 10% exigible a proyectos de este tipo de riesgos.

El proyecto podría ser viable porque además hay que tener en cuenta que el hecho de llevar a cabo este proceso implica reducir los costes que supondría para la industria azucarera el tener que depurar esta agua de condensados mediante un proceso convencional de nitrificación-desnitrificación, que por otro lado no serían capaces de depurar todo este volumen de líquido, por lo que comparándolo con el ahorro que supone utilizar este método, se puede concluir que es viable económicamente.

4.3. VIABILIDAD MEDIOAMBIENTAL

El objetivo principal de esta instalación y de este proyecto, es la recuperación de nitrógeno amoniacal (un residuo contaminante), de las aguas de condensación barométricas en un proceso de fabricación de azúcar. Tal y como se ha explicado anteriormente estas aguas tienen un límite para poder ser vertidas y no contaminar el medio ambiente y es lo que se pretende conseguir con esta instalación.

Por otro lado se podrían analizar todas las corrientes que salen del proceso, y que pueden suponer riesgo ambiental, además de alguna corriente que se pueda considerar peligrosa simplemente por circular por la instalación. Pero tanto en las corrientes que se trabaja con ácido sulfúrico como con hidróxido de sodio, la cantidad es muy pequeña y en condiciones de presión y temperatura no muy excesivas por lo que no tendrían que suponer ningún problema, además son corrientes que circulan por el interior de la planta.

Y por último en cuanto a las corrientes de salida de la planta, el objetivo es poder reducir la cantidad de contaminante que llevan. Analizando los resultados obtenidos se puede ver primero en la torre de stripping como el flujo de nitrógeno amoniacal en la corriente acuosa se consigue reducir de 25,9kg/h a 1,3kg/h, que es aceptable dentro de los límites de vertido. Y en cuanto al aire que abandona la torre de absorción con una pequeña cantidad de este nitrógeno amoniacal se reduce de 9,1kg/h a una de 0,4kg/h que es lo aceptable para expulsar aire a un espacio ocupado por trabajadores.

Por lo tanto tras lo comentado se puede concluir que es perfectamente viable para el medioambiente la implantación de este proceso.

5. CONCLUSIONES

Como respuesta a los objetivos presentados inicialmente se presentan las siguientes conclusiones:

- Tras haber analizado las diferentes alternativas para recuperar el nitrógeno amoniacal presente en las aguas de condensación barométrica, tales como: el uso de membranas, o la precipitación de estruvita, se llega a la conclusión de que el mejor proceso es el método de stripping-absorción, tanto por razones energéticas, como por capacidad de volumen de tratamiento, así como por la posibilidad de dar un uso a este nitrógeno amoniacal.
- La producción de aguas condensadas que se generan en el proceso de fabricación es de 3100m³/d, para una capacidad de planta de 5000t/d de remolacha.
- Se realizan los balances de materia y energía globales del proceso, obteniendo como resultado la tabla de corrientes que se presenta en la memoria.
- Se dimensiona en primer lugar la torre de stripping con D=1,5m y H=3,6m y un relleno al azar de anillos Pall de plástico, obteniéndose así un volumen de torre de 6,4m³. Y se dimensiona también la torre de absorción con D=1,2m y H=5,6m y el mismo relleno al azar de anillos Pall de plástico, con un volumen total de 6,3m³.
- Se puede concluir que la planta es viable técnicamente ya que la tecnología seleccionada es ampliamente utilizada en la industria de procesos químicos, es viable desde un punto de vista económico con una amortización a 7 años y medio, y es viable medioambientalmente dado que se consigue dar un uso al nitrógeno amoniacal presente en estas aguas permitiendo tanto su reutilización en proceso como su vertido, minimizando el impacto sobre el medioambiente.

6. BIBLIOGRAFÍA

1. Web de Acor, la extracción.

<http://www.acor.es/Acor/Actividades/Remolacha/Az%FAcar/La%20extracci%F3n>.
Febrero de 2017.

2. Gallo Zambonino, Julia Angélica. "Análisis de alternativas para el tratamiento de aguas industriales del ingenio azucarero del norte IANCEM". Tesis de grado. Escuela de ingeniería ambiental de Quito, Ecuador en Enero de 2013
<http://www.dspace.uce.edu.ec:8080/bitstream/25000/609/1/T-UCE-0012-141.pdf>.
Abril de 2017.

3. Proceso de extracción de la Azucarera.

http://www.azucarera.es/descubre_fases_proceso.php. Febrero de 2017.

4. Proceso industrial de la extracción de azúcar en Iquimicas.

<https://iquimicas.com/proceso-industrial-de-extraccion-del-azucar-de-la-remolacha-azucarera/>. Febrero de 2017.

5. Zamora, Marta Iglesias. "Planta de producción de jaraba de azúcar a partir de remolacha". Proyecto fin de carrera de Ingeniería Química de la universidad de Cadiz en Marzo de 2010. <http://rodin.uca.es/xmlui/handle/10498/9465>. Abril de 2017.

6. Agencia Estatal Boletín Oficial del Estado en BOE-A-1996-7159.

<https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-1996-7159>. Abril de 2017.

7. Base de datos Meteorológica. <https://datosclima.es/Aemethistorico/Tempestad.php>.
Marzo de 2017.

8. Base de datos meteorológica. <https://datosclima.es/Aemethistorico/Prestad.php>.
Marzo de 2017.

9. García Cubero, M.T., González Benito, G. (1996) "Ammonia elimination from beet sugar factory condensate streams by stripping-reabsorption system". en Zuckerind. Vol 121, N° 9, pag. 721-726.

10. Instituto nacional de seguridad e higiene en el trabajo. http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/LEP%20_VALORES%20LIMITE/Valores%20limite/LEP%202017.pdf. Mayo de 2017.

11. Martínez Campesino, Lorena. "Uso de membranas selectivas para la recuperación de nitrógeno amoniacal durante el proceso de digestión anaerobia". Trabajo fin de grado de la universidad politécnica de Cataluña el 10 de Julio de 2014. <http://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/22243/memoria.pdf?sequence=4&isAllowed=y>. Abril de 2017.

12. Hasanoğlu, A., Romero, J., Pérez, B. y Plaza, A. (2010) "Ammonia removal from wastewater streams through membrane contactors: Experimental and theoretical analysis of operation parameters and configuration" en Chemical Engineering Journal. Vol 160, N° 2, pag. 530– 537.

13. Lauterböck, B., Moder, K., Germ, T. y Fuchs, W. (2013) "Impact of characteristic membrane parameters on the transfer rate of ammonia in membrane contactor application" en Separation and Purification Technology. Vol 116, pag. 327–334.

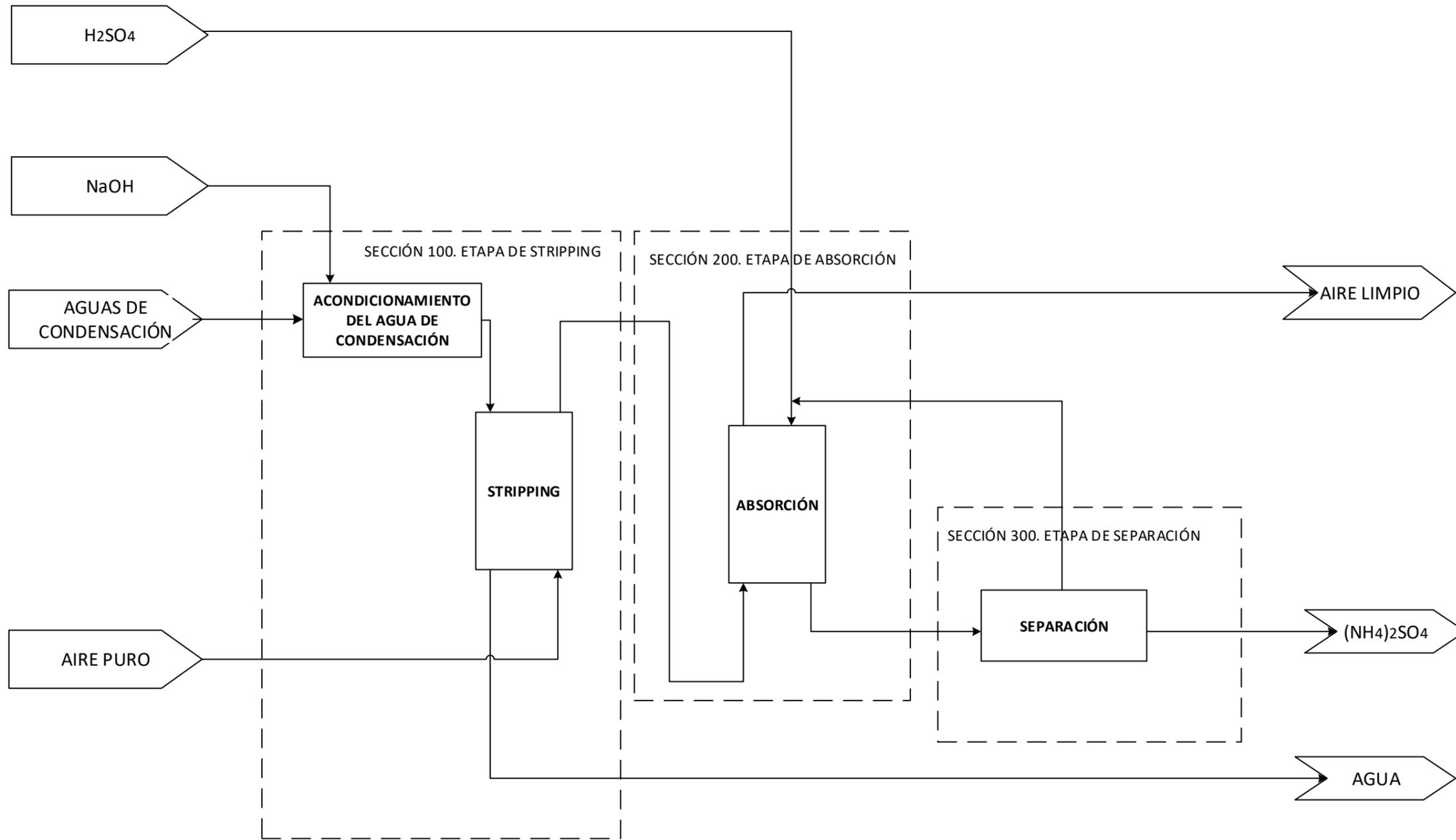
14. Uludag-Demirer, S., y Othman, M. (2009) "Removal of ammonium and phosphate from the supernatant of anaerobically digested waste activated sludge by chemical precipitation" en Bioresource Technology. Vol 100, N° 13, pag. 3236–3244.

15. M. McCabe, W.; M. Smith, J.; Harriott, P. (2007) Operaciones unitarias en ingeniería química. Séptima edición, Madrid: McGraw-Hill.
16. R. Lide, D. ed. (2005) CRC Handbook of Chemistry and Physics. 85th Edición. Boca Raton, Florida: Advisory Board.
17. F. Richardson, J.; H. Harker, J.; R. Backhursts, J. (2002) Coulson and Richardson's Chemical Engineering. Particle Technology and separation processes. Fifth edition. Great Britain: Bath Press, Volume 2.
18. Ludwig, Ernest E. (1997) Applied process design for chemical and petrochemical plants. Third edition. United States of America: Butterworth-Heinemann, Volume 2.
19. H. Perry, R.; Green, Don W. (2001) Manual del ingeniero químico. Séptima edición. McGraw-Hill, Volumen III.
20. S. Gawaad, R. ; K. Sharma, S.; S. Sambhi., S. (2011) "Sodium Sulphate Recovery from Industrial Wastewater Using Nano-Membranes". International Review of Chemical Engineering (I.RE.CH.E.). Vol. 3, N. 3.

7. ANEXOS

7.1. DIAGRAMAS

NOTAS GENERALES

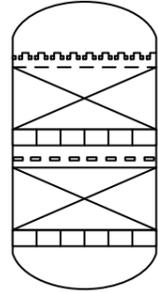


01	DIAGRAMA DE BLOQUES	29/05/17	RAQUEL		
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	REALIZADO POR	REVISADO POR	APROBADO POR
TÍTULO DE LA PLANTA Dimensionado de una instalación Industrial para la recuperación de nitrógeno amoniacal procedente de las aguas de condensación barométrica de una industria azucarera			SUSTITUIDO POR		
DESCRIPCIÓN			SUSTITUYE A		
DIAGRAMA DE BLOQUES			ESCALA SIN ESCALA		
Nº DE PLANO	HOJA	REV.			
01	01	01			

EQUIPOS



TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LÍQUIDOS



TORRE DE STRIPPING Y ABSORCIÓN



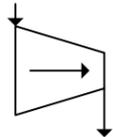
SEPARADOR DE MEMBRANAS



INTERCAMBIADOR DE CALOR



BOMBA CENTRIFUGA



COMPRESOR

VÁLVULAS Y ACCESORIOS



VÁLVULA DE EXPANSIÓN



VÁLVULA DE MEZCLA



VÁLVULA DE TRES VÍAS



VÁLVULA ANTI RETORNO



FILTRO EN Y



VENTEO



NOZZLE



POSIBLE APERTURA PARA EL HOMBRE



DRENAJE

NOMENCLATURA DE EQUIPOS			
C	COMPRESOR DE AIRE		
E	INTERCAMBIADOR DE CALOR		
P	BOMBA CENTRIFUGA		
S	SEPARADOR DE MEMBRANAS		
T	TORRES DE STRIPPING Y ABSORCIÓN		
TK	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA		
XV	VÁLVULA		
CÓDIGO DE EQUIPO	NÚMERO DE SECCIÓN	ORDEN DE APARICIÓN	SIEMPRE
EJEMPLO:			
E	1	1	0

ABREVIATURAS	
RW	AGUA REFRIGERADORA
HW	AGUA CALIENTE

INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL



MONTAJE LOCAL



EJEMPLO

1º LETRA: NIVEL (Variable)
 2º LETRA: INTERRUPTOR
 1º P&ID NÚMERO: 0
 2º NÚMERO: NÚMERO DEL INSTRUMENTO
 3º LETRA: a/b

1º LETRA:

T TEMPERATURA
 F FLUJO
 N pH

2º LETRA:

T MEDIDOR
 C CONTROL

NOMBRES DE LAS CORRIENTES

EJ.: H-102



FLUIDO-NÚMERO

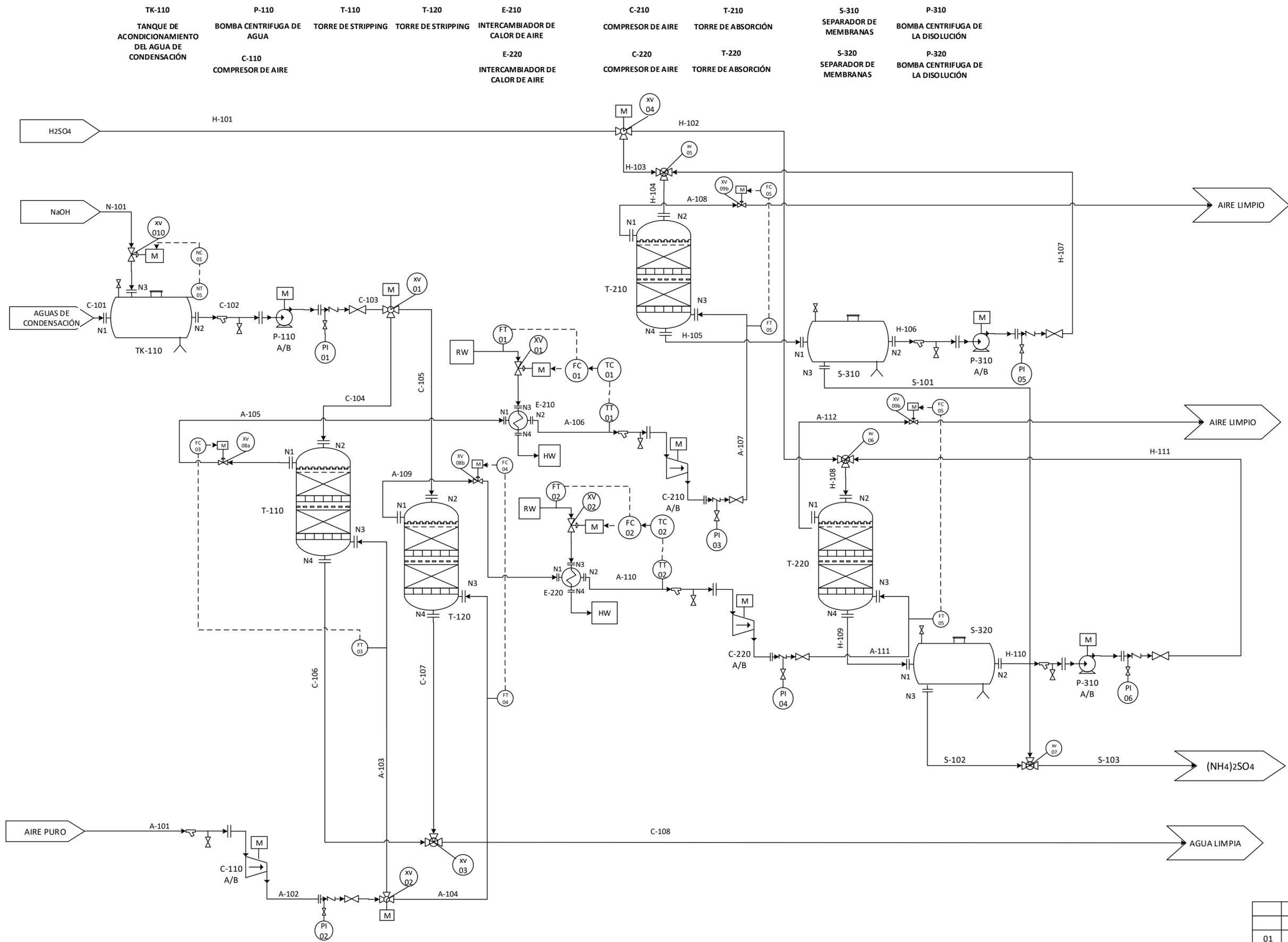
FLUIDO:

A AIRE
 C AGUAS DE CONDENSACIÓN
 H H₂SO₄
 N NaOH
 S (NH₄)₂SO₄

NOTAS GENERALES

01	SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA	30/05/17	RAQUEL		
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	REALIZADO POR	REVISADO POR	APROBADO POR
	TÍTULO DE LA PLANTA Dimensionado de un instalación Industrial para la recuperación de nitrógeno amoniacal procedente de las aguas de condensación barométrica de una industria azucarera		SUSTITUIDO POR		
			SUSTITUYE A		
	DESCRIPCIÓN SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA		ESCALA SIN ESCALA		
			Nº DE PLANO 03	HOJA 01	REV. 01

NOTAS GENERALES



01	P&ID	29/05/17	RAQUEL		
	DESCRIPCIÓN	FECHA	REALIZADO POR	REVISADO POR	APROBADO POR
TÍTULO DE LA PLANTA			SUSTITUIDO POR		
Dimensionado de una instalación Industrial para la recuperación de nitrógeno amoniacal procedente de las aguas de condensación barométrica de una industria azucarera			SUSTITUYE A		
DESCRIPCIÓN			ESCALA		
DIAGRAMA DE INSTRUMENTACIÓN			SIN ESCALA		
	Nº DE PLANO	HOJA	REV.		
	04	01	01		