



TECNOLÓGICO  
NACIONAL DE MÉXICO

TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO  
CAMPUS TUXTLA



**“DISEÑO DE UN SISTEMA DE CRISTALIZACION PARA SULFATO DE AMONIO.”**

REPORTE FINAL DE RESIDENCIA PROFESIONAL QUE PRESENTA:

**Peralta Zuñiga Leonardo Martín (17271567)**

Como requisito para acreditar la Residencia Profesional de la Licenciatura en:

**INGENIERÍA QUÍMICA**

Asesor:

**Vázquez Solís Roberto David**

Revisores:

**Marco Antonio Mazariegos Morales**  
**José Luis Escobar Villagrán**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco al instituto Tecnológico Nacional de México, campus Tuxtla, en especial al Ingeniero Marco Antonio Méndez Ancheyta y al Ingeniero Roberto Vázquez Solís, por ayudarme a cumplir el sueño de graduarme como Ingeniero Químico y por toda la sabiduría que me compartieron a lo largo de mi carrera.

Agradezco a mi hijo Guillermo Peralta Lecea por ser mi inspiración, mi motivación y mi más grande amor. A mi madre que siempre estuvo para mí y que en ella encontré el impulso para no rendirme, mis amigos tanto los que hice durante mi carrera como aquellos que siempre estuvieron conmigo y finalmente a mi abuela Rosalba López Montesinos por siempre creer en mí desde el día cero y enseñándome que con paciencia y disciplina las metas se cumplen.

## Resumen

Palabras clave: Sulfato de amonio, cristalizador, amoniaco líquido, reacción exotérmica, simulación, Dwsim.

Se diseñó un sistema cristalización para la producción del sulfato de amonio, el cual es un fertilizante inorgánico de uso agrícola, las presentaciones de este pueden variar siendo desde gránulos, polvo y acuoso. En el caso de los gránulos facilitan en gran parte la aplicación y disolución de este sobre la tierra, siempre y cuando se disponga de un sistema de riego o lluvias aseguradas.

El proceso de producción de sulfato de amonio consiste en mezclar el amoniaco líquido con ácido sulfúrico que a su vez entran a un cristalizador, el cual tendrá una presión al vacío de 55 Kpa una temperatura de 80 °C, con una saturación del 49%. La mezcla del amoniaco y el ácido es una reacción exotérmica pudiendo llegar a 105 °C la cual debe de ser controlada. El sólido que sale del cristalizador es enviado a una centrífuga en la cual separa la fase líquida y sólida del magma para poder pasar a la etapa de secado.

Posteriormente el producto pasa a través de un separador ciclónico el cual se constituye de un cilindro vertical con fondo cónico, una entrada rectangular para los gases. Los ciclones son usados para separar partículas sólidas de gases cuyo diámetro oscila entre 5 y 200 micrones.

La simulación del proceso en el software Dwsim brindó resultados similares a lo calculado, esto nos indica que el proyecto es viable pudiendo obtener el producto deseado con las variables termodinámicas anteriormente propuestas.

## Abstract

Keywords: Ammonium sulfate, crystallizer, liquid ammonia, exothermic reaction, simulation, Dwsim.

A crystallization system was developed for the production of ammonium sulfate, which is an inorganic fertilizer for agricultural use, its presentations can vary from being granules, powder and aqueous. In the case of granules, they greatly facilitate its application and dissolution on the ground, as long as there is an irrigation system or guaranteed rainfall.

The ammonium sulfate production process consists of mixing liquid ammonia with sulfuric acid, which in turn enters a crystallizer, which will have a vacuum pressure of 55 Kpa at a temperature of 80 °C, with a saturation of 49%. The mixture of ammonia and acid is an exothermic reaction that can reach 105 °C which must be controlled. The solid that comes out of the crystallizer is sent to a centrifuge in which it separates the liquid and solid phases of the magma in order to proceed to the drying stage.

Subsequently, the product passes through a cyclone separator which is made up of a vertical cylinder with a conical bottom, a rectangular inlet for the gases. Cyclones are used to separate solid particles from gases whose diameter ranges from 5 to 200 microns.

The similar simulation of the process in the Dwsim software provided results as calculated, this indicates that the project is viable, being able to obtain the desired product with the previously proposed thermodynamic variables.

# Índice

Resumen.....	i
Abstract.....	ii
Hoja de firmas.....	vi
Capítulo 1. Generalidades del proyecto.....	1
1.1 Introducción.....	2
1.2 Descripción de la empresa.....	4
1.3 Problema a resolver.....	5
1.4 Objetivos.....	6
Objetivo general.....	6
Objetivos específicos.....	6
1.5 Justificación.....	7
Capítulo 2. Marco teórico.....	8
2.1 Cristalización.....	9
2.2 Sobresaturación.....	10
2.3 Nucleación.....	11
2.4 Nucleación primaria.....	12
2.5 Nucleación secundaria.....	13
2.5.1 Nucleación secundaria falsa.....	13
2.5.2 Nucleación secundaria verdadera.....	14
2.5.3 Nucleación secundaria de contacto.....	14
2.6 Equilibrio y rendimiento de la cristalización.....	15
2.7 Velocidad de crecimiento de cristales.....	16
2.8 Solubilidad.....	17
2.9 Reacción de neutralización.....	17
2.10 Calor de reacción.....	18
2.11 Equipo para cristalización.....	19
2.11.1 Cristalizador de vacío.....	19
2.11.2 Cristalizador de tubo extracción (DT).....	21
2.11.3 Cristalizador DTB (Draft Tube Baffle).....	21
2.12 Secado de cristales.....	23
2.13 Clasificación de secadores.....	24

2.14	Importancia del sulfato de amonio en la industria .....	24
2.15	Métodos de obtención del sulfato de amonio .....	25
2.15.1	Obtención como subproducto .....	26
2.15.2	Obtención por reactor tubular.....	26
2.15.3	Obtención por mezcla de reactivos en fase acuosa.....	27
2.16	Normativa mexicana de calidad para productos de uso agropecuario .....	28
2.16	Generalidades de las materias primas .....	29
2.5.1	Amoniaco.....	29
2.16.1	Ácido sulfúrico .....	31
2.6.	Generalidades del producto .....	33
2.6.1	Sulfato de amonio.....	34
2.7	Servicios Auxiliares.....	36
2.7.1	Agua de enfriamiento.....	36
Capítulo 3:	Desarrollo .....	37
4.1	Diagrama de procesos producción de sulfato de amonio .....	38
3.1	Balance de materia.....	39
3.2	Balance de energía .....	42
3.3	Dimensionamiento de cristalizador .....	45
3.5	Diseño termodinámico de la centrifuga .....	48
3.6	Diseño termodinámico del secador .....	51
3.7	Diseño termodinámico de condensador barométrico .....	60
Capítulo 4.	Resultado.....	67
4.2	Hoja de especificaciones del cristalizador .....	68
4.3	Reporte de simulación en DWSIM.....	69
Capítulo 5	Conclusiones .....	74
5.1	Conclusiones del proyecto y recomendaciones .....	75
Competencias	desarrolladas .....	76
Fuentes de	información .....	77
Figura 2.1	Ejemplo curvas de solubilidad.....	17
Figura 2.2	Esquema de un cristalizador a vacío tipo flash.....	20
Figura 2.3	Cristalizador tipo DT.....	21

<b>Figura 2.4</b>	<b>Cristalizador Draft-Tube-Baffle.....</b>	<b>21</b>
<b>Figura 2.5</b>	<b>Sulfato de amonio granular.....</b>	<b>25</b>
<b>2.1</b>	<b>Tabla de propiedades del agua de enfriamiento.....</b>	<b>36</b>
<b>3.1</b>	<b>Tabla de materias primas.....</b>	<b>38</b>
<b>3.2</b>	<b>Tabla de datos técnicos de centrifuga.....</b>	<b>48</b>

# Hoja de firmas

---

Ing. Mazariegos Morales Marco Antonio

Revisor

---

Ing. Escobar Villagrán José Luis

Revisor

---

Ing. Vázquez Solís Roberto David

Asesor



## **Capítulo 1. Generalidades del proyecto**

## 1.1 Introducción

La cristalización forma parte de los procesos unitarios, es una técnica simple y eficaz para la purificación de compuestos sólidos. Consiste en la disolución de un sólido impuro en la menor cantidad posible del solvente adecuado y en caliente. El proceso es dinámico puesto a que logra que las moléculas que están en la disolución estén en equilibrio con las que forman parte de la red cristalina. El elevado grado de ordenación de una red cristalina excluye la participación de impurezas misma. Si el enfriamiento es muy rápido las impurezas pueden quedar atrapadas en la red cristalina.

La producción de sulfato de amonio es muy variada debido a que puede provenir de la recuperación de subproductos de la producción de caprolactama (siendo este una de las materias primas para la producción de nilón), la reacción de los gases residuales del horno de coque con ácido sulfúrico y síntesis intencional por reacción de amoníaco anhidro y ácido sulfúrico. Entre muchas otras vías las cuales suelen ser subproductos.

El proceso de producción utilizado consta de la mezcla de amoníaco y ácido sulfúrico, ambos, en fase líquida, pasando a través de un cristalizador en el cual se genera una reacción de neutralización, esto nos indica que habrá una liberación de calor, la cual puede llegar hasta los 105 °C, requiriendo agua para el control de la temperatura. Dentro del cristalizador hay una agitación con paletas coaxiales, las cuales ayudan a generar el licor madre y magma. En la producción de magma es importante la calidad de sólidos suspendidos, normalmente debe de estar entre 50 y 60 porcientos. La presencia de mayor cantidad provoca obstrucciones en el equipo, pero una cantidad menor a esta, la producción baja. Requiriendo un tiempo de producción aproximado de 3.8 Horas.

La separación de los cristales debe constar de una centrífuga la cual es tipo decantadora. La centrífuga recibe la alimentación de una bomba que tendrá establecida una circulación constante. Los cristales centrifugados se depositan en el transportador de banda. El líquido o aguas madres se mandan por gravedad al tanque de recolección de esta. Finalmente las aguas madres se van a una línea de desfogue de vapores. Los cristales depositados en la banda pasan a un transportador helicoidal que los alimentara a un secador rotatorio que por medio de gases calientes fluyen en paralelo con los cristales, bajan la humedad de 1.5 a 0.15 por ciento. El producto final fino en el caso de polvos y partículas más pequeñas son llevados a un separador tipo ciclón, el cual por gravedad descarga a un tanque de disolución en donde el agua de reposición forma una solución que se derrama a un canal recolector, que llevará al tanque colector de aguas madres.

Entre las propiedades del sulfato de amonio, figuran la de presentarse como una sal blanca, que se cristaliza en el sistema rómbico. Su densidad es de  $\approx 1,77 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3}$  a  $20^\circ\text{C}$  siendo la del sulfato almacenado de 950 a 1.00 kg por metro cúbico. Se funde a  $140^\circ\text{C}$  y se descompone en sus elementos a  $280^\circ\text{C}$ . su solubilidad en el agua crece considerablemente con la temperatura.

El valor del sulfato de amonio como fertilizante depende en primer lugar de su contenido de nitrógeno, el cual teóricamente es aproximadamente de 21,2% correspondiente a un contenido en amoniaco del 25,78%.

## **1.2 Descripción de la empresa**

### **Misión**

Formar de manera integral profesionistas de excelencia en el campo de la ciencia y la tecnología con actitud emprendedora, respeto al medio ambiente y apego a los valores éticos.

### **Visión**

Ser una Institución de Excelencia en la Educación Superior Tecnológica del Sureste, comprometida con el desarrollo socioeconómico sustentable de la región.

### **Política de calidad**

El Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez establece el compromiso de implementar y orientar todos sus procesos estratégicos y actividades del proceso educativo, hacia la calidad del servicio educativo y respeto del medio ambiente, dando cumplimiento a los requisitos del estudiante y partes interesadas, mediante un sistema de gestión de la calidad conforme a la norma ISO 9001:2015/NMX-CC-9001-IMNC-2015.

### **Valores**

- El Ser Humano
- El Espíritu de Servicio
- El Liderazgo
- El Trabajo en Equipo
- La Calidad
- El Alto Desempeño
- Respeto al Medio Ambiente

### **1.3 Problema a resolver**

En diversos lugares la riqueza de nitrógeno en los plantíos es escasa de ya sea por la zona o por la sobre explotación de las tierras por ende se requiere un producto que pueda ayudar a la integración del nitrógeno y favorecer el crecimiento de las plantas.

Actualmente existen diversos fertilizantes que ayudan a obtener una mayor producción de plantas, desgraciadamente algunos llegan a ser levemente tóxicos medioambientalmente, puesto que el suelo puede haber una variación de pH, deterioro del suelo y en algunos casos deterioro de microfauna.

## **1.4 Objetivos**

### **Objetivo general**

Mediante cálculos termodinámicos diseñar un sistema de cristalización para sulfato de amonio, verificando su viabilidad con ayuda de un simulador.

### **Objetivos específicos**

- Seleccionar el sistema de cristalización más adecuado para el sulfato de amonio
- Realizar el diseño termodinámico para la cristalización del sulfato de amonio
- Comprobar el sistema de cristalización seleccionado por medio de la simulación
- Diseño mecánico para los equipos de proceso del sistema de cristalización seleccionado.

## 1.5 Justificación

En México la mayoría de los suelos padecen deficiencias de nitrógeno especialmente en aquellas que se han sido cultivados consecutivamente con maíz o algodón, la falta de nitrógeno provoca un desarrollo deficiente de la planta, con un aspecto verde amarillento en las hojas, árboles frutales pueden perder prematuramente las hojas, las raíces no se desarrollan convenientemente y los brotes laterales mueren.

Aunque atmosféricamente existe el nitrógeno la planta no puede hacer uso de ella, puesto que no lo toma directamente de esta fuente, por lo tanto; es menester que se le proporcione de tal manera que se pueda administrar directamente. El sulfato de amonio llena plenamente los requisitos y además de su presentación granulada facilita su manejo y administración, esto debido a su solubilidad lenta.

El sulfato de amonio granulado es aplicado en etapas tempranas, es decir en la pre-siembra, aporta nitrógeno en forma amoniacal la cual es usado por las plantas en su periodo crítico de crecimiento vegetativo y en aplicaciones posteriores sirve como reserva de nitrógeno para que la planta aproveche todo su crecimiento.

Es la fuente más accesible de nitrógeno de baja concentración, tiene un uso muy generalizado en la agricultura y además es un componente relevante en la producción de fórmula.

## **Capítulo 2. Marco teórico**



## 2.1 Cristalización

Un cristal puede ser definido como un sólido compuesto de átomos arreglados de manera ordenada, las distancias interatómicas en un cristal de cualquier material definido son constantes y son característicos de ese material debido al patrón o disposición de los átomos repetido en todas las direcciones, hay restricciones definidas en los tipos de simetría que pueden poseer los cristales.<sup>1</sup>

La cristalización es un proceso unitario en la cual se presenta como una mezcla homogénea, la cual se forma una nueva fase sólida. En este proceso existe una formación de un sólido cristalino a partir de un producto fundido o a partir de una disolución. La mezcla de disolventes será seleccionada de acuerdo con la solubilidad del sólido y de las impurezas.

Se considera que el proceso total de cristalización en una solución sobresaturada consta de las etapas básicas de formación de núcleos (nucleación) y crecimiento de los cristales. Cuando la solución está libre de todo tipo de sólidos, ya sean extraídos o del propio material que cristaliza, entonces se requiere formación de núcleos antes de que los cristales puedan crecer. Durante su crecimiento se pueden formar otros nuevos. La fuerza impulsora para la nucleación y el crecimiento es la sobresaturación. Estos dos procesos solo se verifican en disoluciones sobresaturadas.<sup>2</sup>

Para poder llevar a cabo una cristalización se requieren dos etapas: nacimiento de una nueva partícula y su crecimiento hasta tamaño macroscópico. La primera etapa recibe el nombre de nucleación. El principal impulsor para ambas velocidades es la sobresaturación y en una solución no saturada no ocurre ni nucleación ni crecimiento.

---

<sup>1</sup> Perry, R.H. (1999) Perry's chemical engineers' handbook. United States of America: McGraw-Hill.

<sup>2</sup> Geankoplis, C.R. (1998) Procesos de transporte y operaciones unitarias. México: Compañía editorial continental.

## 2.2 Sobresaturación

La sobresaturación se refiere a la cantidad de soluto presente en la solución comparado con la cantidad de la cual debería estar presente si la solución se mantuviera durante un periodo muy largo de tiempo con la fase sólida en contacto con la solución. Este último valor es la solubilidad de equilibrio a la temperatura y presión bajo consideración.<sup>1</sup>

La sobresaturación puede generarse por uno o más de tres métodos. Si la solubilidad del soluto aumenta muy fuerte con el incremento de la temperatura, como ocurre en el caso de muchas sales inorgánicas, una solución saturada se transforma en sobresaturada por simple enfriamiento y reducción de la temperatura. Si la solubilidad es relativamente independiente de la temperatura, como en el caso de la sal común, una solución sobresaturada se puede generar por evaporación de una parte del solvente.<sup>3</sup>

Existen casos donde no es deseable ni enfriamiento ni evaporación, como cuando la solubilidad es muy elevada, la sobresaturación se genera mediante la adición de un tercer componente. También es posible mantener concentraciones más grandes de lo normal, esta condición sobresaturada es llamada metaestable.

La meta estabilidad es sensible a las perturbaciones mecánicas como la agitación, los ultrasonidos y la fricción y la introducción de partículas sólidas. Bajo esas condiciones, los sólidos se cristalizarán hasta un nivel más bajo de se logra la sobresaturación. La sobresaturación no puede eliminarse por completo, aunque en algunos casos la curva de saturación puede acercarse de cerca.<sup>4</sup>

---

<sup>3</sup> McCabe, W.L. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química. México D.F.: McGraw-Hill

<sup>4</sup> Couper, J.R. (2012). Chemical process equipment. United States of America: Elsevier.

## 2.3 Nucleación

Se considera que el proceso total de cristalización en una solución sobresaturada consta de las etapas básicas de formación de núcleos (nucleación) y crecimiento de los cristales. Cuando la solución está libre de todo tipo de sólidos, ya sean extrafinos o del propio material que cristaliza, entonces se requiere formación de núcleos antes de que los cristales puedan crecer. Durante su crecimiento se pueden formar otros nuevos.<sup>5</sup>

Se puede considerar la nucleación como una formación de nuevas estructuras apartir de un núcleo base, este proceso puede variar debido a que pueden existir impurezas que se encuentran en el sistema haciendo que funjan como soporte del ensamblaje. Existen dos tipos de nucleación, nucleación primaria (también conocida como homogénea y heterogénea) y nucleación secundaria (por contacto y esfuerzo cortante).

Existen crecimientos de cristales que son alejados de la nucleación, son imperfecciones en las cuales ocurren cuando existe una sobresaturación moderada, a este fenómeno se le conoce como crecimiento velado. La característica principal es que existe un atascamiento de líquido madre en el interior de las caras cristalinas, esto da lugar a una superficie lechosa y finalmente siendo un producto impuro. Este fenómeno ocurre debido a que el crecimiento de los cristales es demasiado rápido, haciendo que mantenga el líquido madre dentro de sus caras.

El crecimiento relacionado con la nucleación espuria ocurre para grandes sobresaturaciones o cuando la circulación del magma es deficiente. Se caracteriza por crecimientos anormales en forma

---

<sup>5</sup> Geankoplis, C.R., Op. Cit., (2) pp 822

de agujas o escobillas desde los extremos de los cristales que, en estas condiciones, pueden crecer mucho más rápido que las caras o lados.<sup>6</sup>

## 2.4 Nucleación primaria

La nucleación primaria es el resultado de fluctuaciones rápidas y localizadas a escala molecular en una fase homogénea. Las partículas o moléculas del soluto entran en contacto y forman aglomeraciones; algunas de éstas adicionan más moléculas de soluto y comienzan a crecer, mientras que otras se desprenden y vuelven a su situación de moléculas individuales.<sup>7</sup>

La nueva fase sólida no se encuentra condicionada ni influida por la presencia de la fase sólida que se origina. Afirmando el hecho este depende de si las partículas extrañas a la fase sólida influyen o no, ahí mismo se distinguen dos mecanismos la nucleación heterogénea y homogénea.

El fenómeno básico recibe el nombre de nucleación homogénea, que está restringida a la formación de nuevas partículas dentro de una fase no influenciada en absoluto por ningún tipo de sólidos, incluyendo las paredes del recipiente y también las partículas submicroscópicas de sustancias extrañas.<sup>8</sup>

Este tipo de nucleación se caracteriza por ser espontánea y requerir mayor sobresaturación debido a que cuanto mayor es el cristal menor es su solubilidad. Se puede describir como un modelo teórico completo, que permite la predicción del comportamiento del sistema en unas condiciones dadas y de una forma cuantitativa, pudiéndose comprobar su validez de forma experimental.

---

<sup>6</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 981

<sup>7</sup> Geankoplis, C.R., Op. Cit., (2) pp 822

<sup>8</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 982

## 2.5 Nucleación secundaria

La formación de núcleos atribuible a la influencia de los cristales macroscópicos que existen en el magma recibe el nombre de nucleación secundaria. Se conocen dos tipos, uno de ellos atribuible al esfuerzo cortante del fluido y el otro a las colisiones entre los cristales existentes o bien de los cristales con las paredes del cristizador y los rodets (impulsores) giratorios o con las palas de agitadores.<sup>9</sup>

Este tipo de nucleación esta catalizada por la presencia de cristales macroscópicos en el magma, por lo que para que tenga lugar es necesario que haya existido una cristalización previa o que se siembre cristales con ese mismo propósito, el de inducir a este tipo de nucleación.

Tambien puede producirse, en condiciones especiales, en la cristalización de sustancias poco solubles, como por ejemplo el BaSO<sub>4</sub>. A pesar de que la nucleación secundaria juega un papel importante en la cristalización a nivel industrial, y que además representa uno de los principales mecanismos de formación de nuevos cristales, los conocimientos hasta ahora adquiridos acerca de este proceso tienen carácter empírico e incompleto.<sup>10</sup>

### 2.5.1 Nucleación secundaria falsa

Uno de los mecanismos de nucleación secundaria falsa, el llamado *dust breeding* se manifiesta generalmente durante la siembra de cristales (*seeds*) en una disolución sobresaturada. El número de cristales formados es, por regla general mayor que el número de cristales introducidos.<sup>11</sup>

Este fenómeno se caracteriza por la presencia en la superficie de cristales introducidos, de partículas microscópicas en la fase sólida que se originan durante el secado de la superficie del

---

<sup>9</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 987

<sup>10</sup> Freixedas, F.G. (2000). Cristalización en disolución: Conceptos básicos. España: Editorial Reverté.

<sup>11</sup> Freixedas, F.G., Op. Cit., (10) pp 17

*seed*, la preparación de seeds, etc. Estas partículas son arrastradas hacia la disolución sobresaturada desde la superficie de los cristales mayores y al ser mayor que el germen crítico correspondiente a la sobresaturación existente, comienza a crecer y puede alcanzar una dimensión observable.

### **2.5.2 Nucleación secundaria verdadera**

El mecanismo de nucleación secundaria verdadera se produce por desintegración de dendritas (cristal con una configuración arborescente). Cuando los cristales crecen en un medio con una sobresaturación alta, su superficie no se desarrolla uniformemente y se puede originar dendritas.

En este fenómeno la presencia de cristales de soluto es prevista por la perturbación de la distribución de estado estable de los agregados ordenados o embriones presentes en la solución. La introducción de embriones más pequeños que el tamaño de cristal puede aparentemente sobrevivir y llegar a ser núcleos.

### **2.5.3 Nucleación secundaria de contacto**

En la nucleación secundaria de contacto, las partículas microscópicas de la fase en formación se generan por la acción de una fuerza mecánica sobre los cristales que hay en la disolución sobresaturada. Esta fuerza mecánica se desarrolla, ya sea por el contacto de un objeto sólido con la superficie del cristal (*Contact nucleation*), o en una suspensión agitada, por los choques mutuos entre cristales, entre los cristales y mezclador o con la pared del recipiente (*collision nucleation*).<sup>12</sup>

La energía que se requiere para golpear un cristal es muy baja, al extremo que se han construido pequeñas varillas para golpear, con cantidades conocidas de energía de impacto. Las caras

---

<sup>12</sup> Freixedas, F.G., Op. Cit., (10) pp 19

seleccionadas de cristales individuales situadas en una corriente de solución sobresaturada y se ha medido el número de núcleos que producen.

El exceso total de energía libre de estos embriones sobre el soluto en solución se compone de dos aportes: primero el requerido para crear nueva superficie, siendo esta positiva y proporcional al cuadrado del tamaño del embrión, en segundo lugar, la energía libre de volumen que es negativa y proporcional al tamaño al cubo. Por lo tanto, la energía libre total pasa por un máximo en algún tamaño crítico. Embriones más grandes que este tamaño crítico disminuirá su energía libre por un mayor crecimiento; son conocidos como 'núcleos estables' y crecerán para formar cristales macroscópicos.<sup>13</sup>

## **2.6 Equilibrio y rendimiento de la cristalización**

El equilibrio en los procesos de cristalización se alcanza cuando la solución está saturada y la relación de equilibrio para los cristales grandes es la curva de solubilidad. (Según se verá después, la solubilidad de los cristales extraordinariamente pequeños es mayor que la de los cristales de tamaño ordinario.)<sup>14</sup>

Se necesita un tiempo relativamente grande para alcanzar el equilibrio, sobre todo cuando una solución es viscosa o cuando los cristales se depositan en el fondo del cristalizador, de forma que la superficie de cristales expuesta a la solución saturada es pequeña. Siendo este el caso las aguas madres finales pueden contener una considerable sobresaturación y el rendimiento real será menor que el calculado a partir de la curva de solubilidad.

---

<sup>13</sup> Garside, J. (2007) Invited review secondary contact nucleation: Kinetics, growth and scale-up.

<sup>14</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 973

En mucho de los casos de procesos de cristalización es lenta y al final el licor madre entra en contacto con una superficie cristalina suficientemente grande para que la concentración del licor madre. Lo normal es calcular el rendimiento de la composición de la solución inicial y la solubilidad del material a la temperatura final. Si la cristalización por evaporación es involucrada, el solvente removido debe ser tomado en cuenta para determinar el rendimiento final.<sup>15</sup>

La clave para el cálculo de rendimientos de solutos hidratados consiste en expresar todas las masas y concentraciones en función de sal hidratada y agua libre. Como esta última permanece en la fase líquida durante la cristalización, las concentraciones y cantidades basadas en el agua libre se pueden restar para obtener el resultado correcto.

## **2.7 Velocidad de crecimiento de cristales**

La velocidad de crecimiento de una cara cristalina es la distancia de desplazamiento por unidad de tiempo en dirección perpendicular a dicha cara. El crecimiento de cristales es un proceso de superposición de capas, y puesto que sólo se puede verificar en la superficie exterior de la cara cristalina, el soluto debe ser transportado desde la solución general hasta dicha superficie.<sup>16</sup>

El crecimiento ocurre primero con la formación del núcleo y luego con su crecimiento gradual. En concentraciones arriba de la saturación, la nucleación es concebida como espontánea y rápida. En la región metaestable, la nucleación es causada por un golpe mecánico o por fricción y una nucleación secundaria puede resultar del rompimiento de cristales ya formados.

---

<sup>15</sup> Perry, R.H., Op. Cit., (1) pp 18-36

<sup>16</sup> Geankoplis, C.R., Op. Cit., (2) pp 823



## 2.8 Solubilidad

La solubilidad es una medida de la cantidad de soluto que se disolverá en cierto disolvente a una temperatura específica. El dicho “lo semejante disuelve a lo semejante” es de gran ayuda para predecir la solubilidad de una sustancia en determinado disolvente.<sup>17</sup>

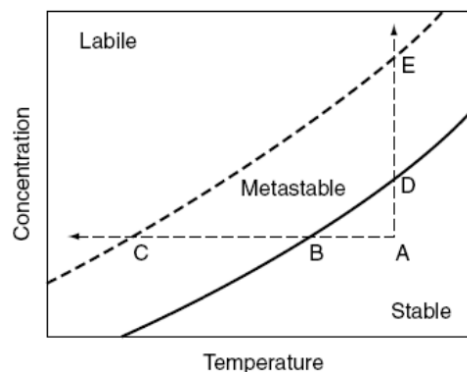


FIGURA 2.1 EJEMPLO CURVAS DE SOLUBILIDAD

La curva de solubilidad describe el equilibrio entre el soluto y el solvente y representa las condiciones bajo las cuales el soluto cristaliza y el licor madre coexiste en equilibrio termodinámico. Las curvas de saturación y sobresaturación dividen el campo de concentración-temperatura en tres zonas: región insaturada (a la parte derecha), región metaestable (entre las dos curvas), región sobresaturada o lábil (izquierda de la curva de saturación).

## 2.9 Reacción de neutralización

Desde una perspectiva macroscópica se considera la neutralización de los ácidos por las bases, o viceversa, como la desaparición de sus propiedades respectivas al formarse las sales.<sup>18</sup>

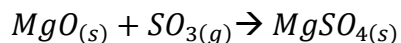
A grandes rasgos se puede afirmar que la neutralización es aquella en la que reacciona un ácido con una base y que generalmente nos produce agua, pero existen casos en los cuales no habrá formación de agua y es en el caso de la combinación de un óxido de un no metal con un óxido de un metal.

<sup>17</sup> Chang, R. (2013). Química. México D.F.: McGraw-Hill.

<sup>18</sup> Raviolo, A. (2017) Una alternativa del tema titulación ácido-base a través de una simulación. Argentina: Universidad de río negro

Ejemplo:

Oxido de metal + óxido de no metal → sal



Este tipo de reacciones se considera como reacciones de neutralización. Puesto que el óxido del metal es un anhídrido básico y el óxido de un no metal es un anhídrido ácido, la combinación de estos para formar la sal es realmente un tipo de reacción ácido-base.

En nuestro caso en particular la reacción de neutralización entre el amoníaco y el ácido sulfúrico nos dará una reacción exotérmica llegando a alcanzar una temperatura entre 90 y 110°C y por cada kilogramo neutro formado se liberan 220 calorías.

## 2.10 Calor de reacción

El calor de reacción (o entalpia de reacción)  $\Delta\hat{H}_r(T, P)$  es el cambio de entalpia para un proceso en el cual las cantidades estequiométricas de reactivos a temperatura T y presión P reaccionan en su totalidad en una reacción única para formar productos a las misma temperatura y presión.<sup>19</sup>

Observaciones importantes relacionados con los calores de reacción:

- 1.- Si  $\Delta\hat{H}_r(T, P)$  es negativo, la reacción es exotérmica a temperatura T y presión P, y si  $\Delta\hat{H}_r(T, P)$  es positivo, la reacción es endotérmica a T y P.
- 2.- A presiones bajas y moderadas,  $\Delta\hat{H}_r(T, P)$  es casi independiente de la presión.
- 3.- el valor del calor de una reacción depende de cómo está escrita la ecuación estequiométrica.
- 4.- El valor de un calor de reacción depende de los estados de agregación (sólido, líquido o gas)

---

<sup>19</sup> Felder, R. (2004). Principios elementales de los procesos. México: Limusa wiley.

5.- el calor estándar de reacción es el calor de reacción cuando reactivos y productos están a las temperatura y presión de referencia especificada, por lo general de 25°C y a 1 Atm.

## **2.11 Equipo para cristalización**

Los cristalizadores se clasifican en cuanto a su operación en continuos y por lotes. La operación por lotes se utiliza en aplicaciones especiales; la operación continua de los cristalizadores es el sistema más usual. La cristalización no puede ocurrir sin una sobresaturación. Una de las principales funciones de cualquier cristalizador es la de causar la formación de una solución sobresaturada.<sup>20</sup>

Los cristalizadores pueden clasificarse con base en el método empleado para producir la sobresaturación como sigue:

- Sobresaturación producida por enfriamiento de la solución con evaporación despreciable (cristalizadores de tanque y por lotes).
- Sobresaturación producida por evaporación del disolvente con poco enfriamiento o sin enfriamiento-evaporadores-cristalizadores o evaporadores cristalizantes.
- Sobresaturación por combinación de enfriamiento y evaporación en evaporadores adiabáticos (cristalizadores al vacío).

### **2.11.1 Cristalizador de vacío**

Los cristalizadores más modernos corresponden a las unidades de vacío que utilizan el enfriamiento por evaporación adiabática para generar la sobresaturación. En su forma original y

---

<sup>20</sup> Geankoplis, C.R., Op. Cit., (2) pp 820

más sencilla, un cristalizador de este tipo es un recipiente cerrado en el que se mantiene el vacío por medio de un condensador, por lo general con la ayuda de una bomba de vacío tipo eyector de vapor, o acelerador, colocado entre el cristalizador y el condensador.<sup>21</sup>

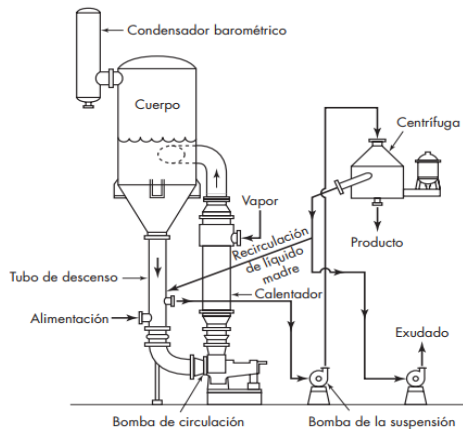


FIGURA 2.2 ESQUEMA DE UN CRISTALIZADOR A VACÍO TIPO FLASH.

Habitualmente se usa la cristalización al vacío cuando la solubilidad del compuesto a cristalizar depende fuertemente de la temperatura y si la presión de vapor del disolvente a la entrada del cristalizador es suficientemente elevada como para emplear un equipo convencional.

La solución saturada caliente superior al punto de ebullición a la presión del cristalizador se alimenta al tanque. Se mantiene en un volumen de magma controlando el nivel del líquido y del sólido que cristaliza el tanque, mientras que el espacio situado por encima del magma se utiliza para retirar el vapor y eliminar el arrastre.

La implementación del perfil de desplazamiento máximo de la bomba de vacío, favoreció la cristalización por lotes, incrementando el rendimiento y reduciendo el consumo de vapor. Para este cristalizador el suministro de presión de vapor debe ser bajo ( $< 0.15 \text{ kgcm}^{-2}$ ) para lograr una evaporación que favorezca tanto la MCF como el Diámetro promedio del cristal. El uso de herramientas de software es una parte fundamental que permite realizar caracterizaciones del proceso en estudio, brindando información valiosa en línea.<sup>22</sup>

<sup>21</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 993

<sup>22</sup> López-Zamora, L. (2008). Estudio preliminar del efecto de la presión de vacío y del vapor en un cristalizador por lotes a nivel planta piloto. Revista mexicana de ingeniería química.

### 2.11.2 Cristalizador de tubo extracción (DT)

El equipo entra en acción cuando es necesario hacer circular grandes cantidades de pulpa para minimizar los niveles de sobresaturación dentro del equipo. En general, este enfoque es necesario obtener largos ciclos de funcionamiento con material capaz de crecer en las paredes del cristalizador. Los diseños de DT y DTB se utilizan comúnmente en la producción de materiales

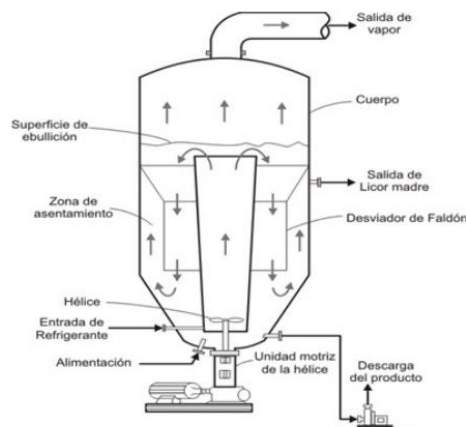


FIGURA 2.3 CRISTALIZADOR TIPO DT

granulares. como sulfato de amonio, cloruro de potasio, hipo fotográfico, y otros cristales orgánicos e inorgánicos cuyo producto en el Se requiere un rango de malla de 8 a 30.<sup>23</sup>

El cristalizador está compuesto por un recipiente cilíndrico de fondo cónico, previsto de un mezclador colocado en el difusor. El difusor es un cilindro abierto por ambos extremos o un embudo donde se encausa el flujo del líquido en el sentido de la flecha. Las disoluciones de los reactivos se introducen en el difusor justo debajo del agitador donde se mezclan rápidamente con un gran volumen de suspensión circulante. De esta forma disminuye la posibilidad de la formación de una alta sobresaturación.

### 2.11.3 Cristalizador DTB (Draft Tube Baffle)

La circulación mecánica influye en gran medida en el nivel de nucleación dentro del cristalizador, se han desarrollado una serie de diseños que usan circuladores ubicados dentro del cuerpo del cristalizador, por lo tanto reduciendo la cabeza contra la cual debe bombear el circulador. Esta

<sup>23</sup> Perry, R.H., Op. Cit., (1) pp 18-47

técnica reduce la potencia de entrada y la velocidad de la punta del circulador y, por lo tanto, la velocidad de nucleación.<sup>24</sup>

Dentro del cristalizador se encuentra una hélice la cual dirige la suspensión a la superficie del líquido para evitar que los sólidos cortocircuiten la zona de mayor intensidad sobresaturación. La suspensión que se ha enfriado se devuelve al fondo del recipiente y se recircula a través de la hélice. En la hélice, la solución calentada se mezcla con la suspensión recirculante.

Este cristalizador produce dos corrientes de descarga, una que contiene los cristales producto y otra que contiene pequeños cristales o núcleos finos que se recircula para eliminar los núcleos indeseados. El cristalizador DTB promueve el crecimiento del cristal y permite controlar el tamaño de los cristales.

En los cristalizadores DTB y DT, la tasa de circulación alcanzada es generalmente mucho mayor que la disponible en un cristalizador de circulación forzada similar. Por lo tanto, necesario hacer circular grandes cantidades de pulpa para minimizar los niveles de sobresaturación dentro del equipo.<sup>25</sup>

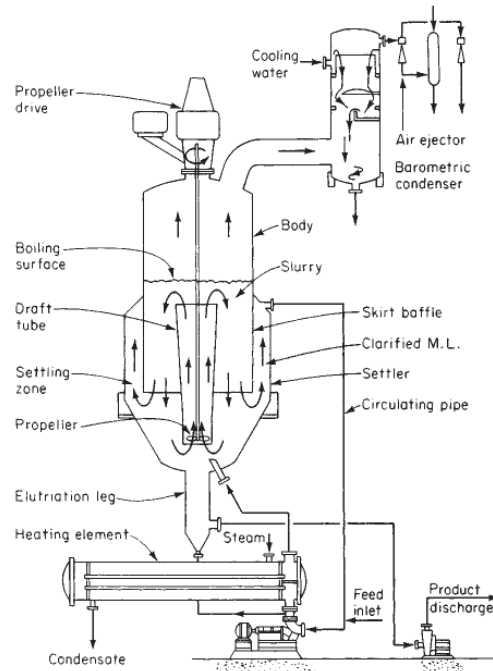


FIGURA 2.4 CRISTALIZADOR DRAFT-TUBE-BAFFLE

Características:

- Baja nucleación secundaria debido al bajo aporte de energía mecánica.

<sup>24</sup> Perry, R.H., Op. Cit., (1) pp 18-46

<sup>25</sup> Perry, R.H., Op. Cit., (1) pp 18-47

- Eliminación de los finos de la placa interna
- Destrucción eficaz de los finos por calentamiento
- Poco calor
- Tiempo de permanencia controlada para un crecimiento óptimo

Los núcleos que no son necesarios se retiran por medio de un espacio anular, o encamisado, o bien alargando el fondo cónico y utilizando la pared inferior del cuerpo del cristizador como una placa deflectora. El espacio anular proporciona una zona de sedimentación en la cual la clasificación hidráulica separa los cristales finos de los grandes por flotación, arrastrándolos en una corriente ascendente de líquido madre que se retira por la parte superior de la zona de sedimentación.<sup>26</sup>

## 2.12 Secado de cristales

El estudio del secado que se incluye en este capítulo se refiere a la eliminación de agua de los materiales de proceso y de otras sustancias. El término secado se usa también con referencia a la eliminación de otros líquidos orgánicos, como benceno o disolventes orgánicos, de los materiales sólidos. Muchos de los equipos y métodos de cálculo que se estudiaran para la eliminación de agua, también pueden aplicarse para la eliminación de los líquidos orgánicos.<sup>27</sup>

A grandes rasgos el secado significa la remoción de cantidades de agua relativamente pequeñas de cierto material a diferencia de la evaporación en la cual elimina cantidades de agua bastante grandes. En este caso en particular el agua se elimina en forma de vapor a su punto de ebullición. El secado por otra parte el agua casi siempre se elimina en forma de vapor con aire.

---

<sup>26</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 996

<sup>27</sup> Geankoplis, C.R., Op. Cit., (2) pp 579

## 2.13 Clasificación de secadores

Los equipos de secado se clasifican en:

- 1) secadores en los que el sólido se encuentra directamente expuesto a un gas caliente (por lo general aire)
- 2) secadores en los que el calor es transferido al sólido desde un medio externo tal como vapor de agua condensante, generalmente a través de una superficie metálica con la que el sólido está en contacto.
- 3) secadores que son calentados por energía dieléctrica, radiante o de microondas.<sup>28</sup>

La finalidad de los secadores es exponer a los sólidos a un gas caliente el cual se le denomina secadores directos o adiabáticos; aquellos en los que el calor es transferido desde un medio externo reciben el nombre de secadores indirectos o no adiabáticos. También existen unidades en las cuales combinan el secado adiabático con el no adiabático y se denomina secadores directos-indirectos.

## 2.14 Importancia del sulfato de amonio en la industria

La obtención de este fertilizante en cristales gruesos es más fácil de neutralizar, secar, manejar y almacenar sin que se aglomeren. Por otra parte facilita a la agricultura una sal que se derrama fácilmente, distribuyéndose de una manera uniforme y regular sobre los suelos cultivables, la cual no ocasiona daños a las plantas por su acidez.<sup>29</sup>



FIGURA 2.5 SULFATO DE AMONIO GRANULAR

<sup>28</sup> McCabe, W.L., Op. Cit., (3) pp 834

<sup>29</sup> Fernández-Moyano, J.A. (1952). Perfeccionamientos en la fabricación de sulfato amónico sintético. Revista de ciencias.



El sulfato de amonio es la fuente más accesible de nitrógeno de baja concentración, tiene un uso muy generalizado en la agricultura y además es un componente relevante en la producción de fórmulas balanceadas de fertilización. Se aplica ampliamente al suelo en forma directa como mono producto, es una excelente fuente de fertilización en cultivos que extraen grandes cantidades de azufre del suelo como los cultivos forrajeros, hortalizas, cereales y gramíneas.

Otras aplicaciones industriales: Potenciador de glifosato, Retardante de llama, Aditivo alimentario, Purificación de proteínas mediante precipitación fraccionada y últimamente utilizado como floculante. También uno de sus beneficios para los cultivos es la fuente económica de nutrientes, fabricación de mezclas sólidas más uniformes con otros productos granulados, versatilidad, favorecimiento del crecimiento rápido y respetuoso con el medio ambiente.<sup>30</sup>

## **2.15 Métodos de obtención del sulfato de amonio**

El sulfato de amonio cristalino se puede preparar de muchas maneras, tanto como subproducto y producto principal de la reacción entre el ácido sulfúrico y el amoníaco. Se usa de forma muy frecuente en mezclas con otros tipos de fertilizantes. Sin embargo, el sulfato de amonio cristalino tiene un gran número de inconvenientes importantes, que incluyen el hecho de que sus granos tienen un tamaño pequeño y tienen una forma irregular, no fluyen fácilmente, tienen tendencia a aglomerarse, y carecen de dureza. Esto hace difícil su uso como fertilizante, dado que los fertilizantes requieren uniformidad de dispersión y propiedades de grano específicas (formas y dimensiones).<sup>31</sup>

---

<sup>30</sup> Dfgrupo. (7 de junio de 2022). Dfgrupo. Obtenido de Dfgrupo: Nutriendo la tierra: <https://www.dfgrupo.com/sulfato-amonico-uno-de-los-nitrogenados-mas-practicos-de-utilizar/>

<sup>31</sup> Lipasmaton, D. B. (1999). España patente N° ES2234551T3

### **2.15.1 Obtención como subproducto**

Uno de los métodos de obtención de sulfato de amonio es obtenerlo como subproducto o neutralizando el gas amoníaco o el ácido sulfúrico. Los cristales de la sal se obtienen mediante un cristalizador, sin embargo las partículas obtenidas parecen tener un tamaño de 0,5 a 2 mm que no es la granulometría actual deseada, esto también depende de las normativas que apliquen para cada lugar donde se produce. Uno de tales procesos es la producción de hidroquinona química a partir de la hidrólisis de p-amino fenol por bisulfato de amonio.

Otro proceso que produce un subproducto de sulfato de amonio es la producción de biocombustibles o productos químicos a partir de materias primas que contienen celulosa, como desechos agrícolas, pastos y desechos forestales. El proceso más común para producir biocombustibles o productos químicos a partir de la celulosa consiste en descomponer el material fibroso con un pretratamiento, seguido de una conversión casi completa de la celulosa en glucosa mediante el uso de enzimas de celulasa.

### **2.15.2 Obtención por reactor tubular**

La patente (Tokio Patente n° GB 2116159A, 1983)<sup>32</sup> utiliza un método de fabricación del fertilizante mediante el uso de un reactor tubular seguido de un tanque de reacción y un granulador de lecho fluidizado. La suspensión producida tiene una temperatura de entre 80- 130°C y un contenido líquido de entre 40-90% en volumen. Sin embargo este método es mayormente usado para tasas de producción bajas.

El mecanismo de acción es concentrar el magma y se usa como alimentación para la granulación se pasa a un concentrador o evaporador de llama sumergida. En este tipo de evaporador, se quema

---

<sup>32</sup> Corp, T.E. (1983). Tokio patente N° GB 2116159A.

un gas como el gas natural por debajo del nivel de líquido del material que contiene para suministrar calor para la evaporación del agua. Para obtener la máxima eficacia en la granulación del sulfato de amonio, es un requisito previo que el magma alimentado al blunger contenga un alto porcentaje de pequeños cristales que no deben tener una estructura alargada en forma de aguja. El magma de mi invención es de tal carácter. El blunger es un dispositivo mezclador que comprende un tubo hueco con un eje que corre a lo largo de su eje al que se unen una serie de cuchillas o "paletas" que cuando el eje gira mezclan cualquier material que se introduzca en él.<sup>33</sup>

### **2.15.3 Obtención por mezcla de reactivos en fase acuosa**

Se hace que el medio acuoso de amoníaco fluya a través de un segundo reactor aguas abajo del primer reactor en el que se inyecta ácido sulfúrico y se mezcla con el medio acuoso de amoníaco dando como resultado una reacción exotérmica entre el amoníaco y el ácido sulfúrico a altas temperaturas y presiones. La entrada de ácido sulfúrico del segundo reactor comprende un accesorio inclinado que se extiende dentro del segundo reactor para formar un deflector para facilitar la mezcla del ácido sulfúrico y la mezcla acuosa de amoníaco. La mezcla de amoníaco/ácido sulfúrico luego fluye hacia una cuba en la que se reducen la temperatura y la presión del compuesto. El compuesto ácido se enfría aún más haciendo que el compuesto fluya desde la tina hacia una torre de enfriamiento, y luego el compuesto ácido enfriado regresa a la tina.<sup>34</sup>

---

<sup>33</sup> Robinson, S.P. (1948). Estados unidos patente N° US2631084A

<sup>34</sup> Sorber, K. (1986). Estados unidos patente N° 4564504

## **2.16 Normativa mexicana de calidad para productos de uso agropecuario**

La norma mexicana para los productos de uso agropecuario como fertilizantes (NMX-Y-033-1986)<sup>35</sup> da las siguientes especificaciones de producto:

Características geométricas:

El tamaño de la partícula deberá ser de:

%+ malla de 850 micrómetros de abertura: 15.0 mínimo y

%- malla de 425 micrómetros de abertura: 30.0 máximo.

Características fisicoquímicas:

Contenido de nitrógeno: 20.5% como mínimo

Contenido en azufre: 23.4% como mínimo

Contenido en acidez libre (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>): 0.05% como máximo

Agua total: 0.2% como máximo.

---

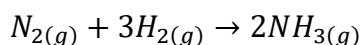
<sup>35</sup> Industrial, S.D. (1986). Productos para uso agropecuario-fertilizantes-sulfato de amonio- especificaciones de calidad. Dirección general de normas.

## 2.16 Generalidades de las materias primas

### 2.5.1 Amoniac

El amoniac se produce naturalmente por la descomposición de la materia orgánica y también se fabrica industrialmente. Se disuelve fácilmente en el agua y se evapora con rapidez. Se estima que la cantidad de amoniac producido industrialmente cada año es casi igual a la producida por la naturaleza (generado naturalmente en el suelo por bacterias, por plantas y animales en descomposición y por desechos animales).

El amoniac se obtiene exclusivamente por el método denominado proceso de Haber-Bosch, el cual consiste en la reacción directa entre el nitrógeno y el hidrogeno gaseoso.



La reacción se lleva de manera lenta, puesto que tiene una energía de activación, consecuencia de la estabilidad del nitrógeno. Por lo tanto se utiliza un catalizador de óxido de hierro y aumenta la presión, ya que esto favorece a la formación de producto. La reacción idealmente es mejor a bajas temperaturas pero la síntesis se realiza a altas temperaturas para favorecer la energía cinética de las moléculas y aumentar así la velocidad de reacción. Además se va retirando el amoniac a medida que se va produciendo para favorecer todavía más la síntesis de productos.

Más del 80% del amoniac producido en plantas químicas es utilizado para fabricar abonos y para su aplicación directa como abono. El resto es usado en textiles, plásticos, explosivos, en la producción de pulpa y papel, alimentos y bebidas, productos de limpieza domésticos y refrigerantes.

### ***2.16.1.2 Propiedades termodinámicas del Amoniacó<sup>36</sup>***

- ✓ **Aspecto:** Gas incoloro
- ✓ **Masa molecular:** 17.03 g/mol
- ✓ **Olor:** penetrante y desagradable
- ✓ **Densidad:** 0.6818 mg/ml @ -33.4°C
- ✓ **Solubilidad:** 33.1 g/100g de agua @25°C
- ✓ **PH:** 11.1
- ✓ **Punto de ebullición:** -33.4°C
- ✓ **Punto de fusión:** -77.7°C
- ✓ **Densidad de vapor (Aire=1):** 0.6
- ✓ **Presión de vapor:** 760 mm Hg @20°C
- ✓ **Temperatura de autoignición:** 651°C

### ***2.16.2.3 Riesgos y consejos de prudencia en manipulación***

#### Riesgos

- ✓ Inflamable
- ✓ Tóxico por inhalación
- ✓ Causa de quemaduras
- ✓ Muy tóxico para los organismos acuáticos

#### Consejos de prudencia

- ✓ Mantener fuera del alcance de los niños.
- ✓ Mantener el envase en un lugar bien ventilado

---

<sup>36</sup> Facultad de Química UNAM (2016). Hoja de seguridad XVIII Amoniacó.

- ✓ Mantener la sustancia lejos de las fuentes de ignición
- ✓ En caso de contacto con los ojos aclarar inmediatamente con agua y buscar un médico.

### **2.16.1 Ácido sulfúrico**

La producción actual de ácido sulfúrico consiste en un proceso de doble contacto-absorción y de cámaras. Primero se quema el elemento azufre para producir dióxido de azufre y a continuación se limpia el dióxido de azufre resultante, se seca y oxida para obtener trióxido de azufre utilizando oxígeno en presencia de un catalizador. Finalizando el proceso en la absorción del trióxido de azufre en una solución fuerte de Ácido sulfúrico añadiendo agua, en el trióxido de azufre disuelto, se mantiene una concentración constante y se aumenta la cantidad de ácido sulfúrico. El proceso de cámaras de plomo es el más antiguo de los dos procesos y es utilizado actualmente para producir gran parte del ácido consumido en la fabricación de fertilizantes. Este método produce un ácido relativamente diluido (62 % a 78 %  $H_2SO_4$ ). En ambos procesos el dióxido de azufre ( $SO_2$ ) es oxidado y disuelto en agua. El óxido de azufre (IV) es obtenido mediante la incineración de azufre, tostando piritas ( $FeS_2$ ), tostando otros sulfuros no ferrosos, o mediante la combustión de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) gaseoso.

En condiciones normales el ácido sulfúrico se presenta como un líquido aceitoso y viscoso, transparente o ligeramente amarillo y en función de su concentración, con un olor bastante particular. Es soluble en agua y tiene un gran efecto deshidratante, porque puede utilizarse para el secado de gases y líquidos. Además es un potente agente oxidante y a altas temperaturas reacciona con diversos metales.

### **2.5.1.1 Propiedades termodinámicas del Ácido sulfúrico** <sup>37</sup>

- ✓ **Aspecto:** Líquido aceitoso incoloro o café. Concentrado es sofocante e higroscópico.
- ✓ **Solubilidad:** totalmente miscible en agua
- ✓ **Densidad:** 1.84 g/ml (98%)
- ✓ **PH:** 0.3 (1N en solución acuosa)
- ✓ **Punto de ebullición:** 274°C
- ✓ **Punto de fusión:** 3°C
- ✓ **Densidad del vapor (Aire=1):** 3.4
- ✓ **Presión de vapor:** 0.3 mm Hg @20 °C

### **2.5.1.2 Riesgos y consejos de prudencia en manipulación**

#### Riesgos

- ✓ Corrosivo
- ✓ Provoca quemaduras químicas
- ✓ Puede ser combustible en combinación con otros materiales
- ✓ Produce gases tóxicos

#### Consejos de prudencia

- ✓ Mantener alejado de fuentes de ignición
- ✓ Usar protección dérmica y ocular
- ✓ Prohibido comer, beber o fumar durante su manipulación
- ✓ Evitar contacto con los ojos y lavarse manos, brazos y uñas después de manipularlo

---

<sup>37</sup> Facultad de Química UNAM (2016). Hoja de seguridad Ácido sulfúrico.



## **2.6. Generalidades del producto**

## 2.6.1 Sulfato de amonio

El sulfato de amonio es un compuesto químico con fórmula molecular  $(NH_4)_2SO_4$ , fue uno de los primeros fertilizantes nitrogenados utilizados en cultivos. Su alta solubilidad da versatilidad en su uso en diferentes aplicaciones agrícolas e industriales. La producción de sulfato de amonio es a partir de la reacción química del ácido sulfúrico y amoníaco caliente formando cristales, los cuales son secados y se tamizan en diferentes tamaños de partículas específicos dependiendo del uso. También es un coproducto del proceso de fabricación del nylon o algunos productos que contienen amoníaco o ácido sulfúrico y que son transformados en sulfato de amonio para uso agrícola.

### 2.6.1.2 Propiedades termodinámicas del Sulfato Amonio <sup>38</sup>

- ✓ **Aspecto:** En estado puro son cristales blancos en forma de rombos (Placas, aglomerados), pero en estado comercial de abono presente ligero tono amarillo debido al Sulfuro de Arsénico (proveniente de coquerías).
- ✓ **Solubilidad:** En el agua es muy grande y aumenta considerablemente con la temperatura. La solubilidad en kg de sulfato de amonio por litro de agua es: a 0 °C, de 70.6; a 20 °C, de 75.4; a 60 °C, de 88.0 y a 100 °C, de 103.3
- ✓ **Densidad:** 1.77 g/ml
- ✓ **PH:** 7.5 - 8.5
- ✓ **Punto de ebullición:** no ebulle
- ✓ **Temperatura de descomposición:** >540°C
- ✓ **Punto de fusión:** 235°C
- ✓ **Presión de vapor:** 17.2 mm Hg @20 °C

---

<sup>38</sup> Buffon SRL (2017). Hoja de datos de seguridad, Sulfato de amonio.

### ***2.6.1.3 Riesgos y consejos de prudencia en manipulación***

#### Riesgos

- ✓ Irritación del tracto digestivo, náuseas y vomito
- ✓ Irritación del tracto respiratorio, tos.
- ✓ Liger a irritación en la piel
- ✓ En cantidades muy elevadas es ligeramente toxico a la vida acuática.

#### Consejos de prudencia

- ✓ Almacenar en bodegas diseñados para este propósito
- ✓ Si excede los limites permisibles use mascarilla adecuada
- ✓ Usar guantes de piel o carnaza
- ✓ Uso de lentes o Goggles
- ✓ Ropa protectora de trabajo con manga larga, mandil de piel.

## 2.7 Servicios Auxiliares

### 2.7.1 Agua de enfriamiento

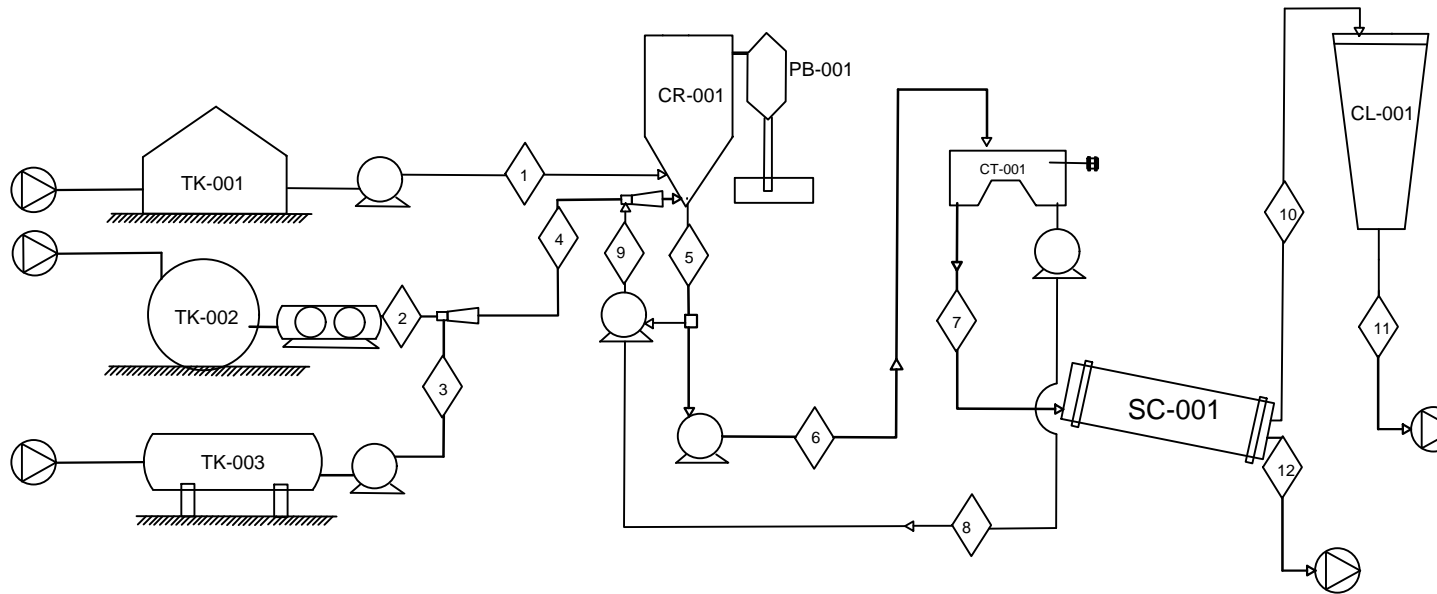
Para el proceso de producción es necesario añadir agua de enfriamiento al cristalizador, debido a que la reacción del ácido sulfúrico-amoniaco es muy exotérmica y la temperatura puede alcanzar hasta 110°C, por ende la integración del agua al proceso nos dará valores de temperatura de 100°C. puesto que la literatura aconseja tener un control de la temperatura para optimizar la producción.

Para dicho fin es necesario que el agua cuente con las siguientes especificaciones:

<b>Características</b>	<b>parámetros</b>
<b>Sólidos suspendidos</b>	Nada
<b>Conductividad</b>	50-600 uS/cm
<b>pH</b>	7.8
<b>CO2 agresivo</b>	Nada
<b>Dureza</b>	8° dH Max
<b>Cloruros</b>	< 250 mg/L
<b>Bacterias</b>	< 1000 UFC/ml
<b>DQO</b>	< 40 mg/L

2.1 Tabla de propiedades del agua de enfriamiento.

## **Capítulo 3: Desarrollo**

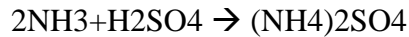


LISTA DE EQUIPOS	
TK-001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO AGUA
TK-002	TANQUE DE ALMACENAMIENTO NH3
TK-003	TANQUE ALMACENAMIENTO H2SO4
PB-001	CONDENSADOR BAROMETRICO
CR-001	CRISTALIZADOR
CT-001	CENTRIFUGA
SC-001	SECADOR
CL-001	CICLÓN

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Fracion de vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura °C	25	-33.5	25	-31.49	105	105	28.5	200	28.5	28.5	28.5	28.5
Presion Kpa	101.32	10	101	55.66	55	55	55	55	55	55	55	55
Caudal masico Kg/H	21696.7	5369.9	15777.4	211804	211804	204.73	20442.45	20.135	211834.835	0.135	0.135	20411.79
Fracion de NH3	0	1	0	0.66	0.25	0	0	0	0.2	0	0	0
Fracion de H2SO4	0	0	0.98	0.33	0.25	0	0	0	0.1	0	0	0
Fracion de (NH4)2SO4	0	0	0	0.49	0.985	0.985	0.985	0.985	0.49	0.9	1	1
Fracion de H2O	1	0	0.02	0.02	0.0165	0.0165	0.0165	0.015	0.3	0.1	0	0

APROBADO POR:	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS PARA LA PRODUCCIÓN DE SULFATO DE AMONIO	ELABORÓ:	
		PERALTA ZUÑIGA LEONARDO MARTÍN	
		LUGAR	TUXTLA GUTIERREZ, CHIAPAS

### 3.1 Balance de materia



Para la producción de 500 toneladas por día de  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  (sulfato de amonio) con una pureza del 98.5% y con 1.5% de contenido de humedad, trabajando con una eficiencia del 98% se requiere de un cristizador tipo Draft Tube conectado con una pierna barométrica la cual favorece a mantener una presión al vacío dentro del mismo. No hay un medio de calentamiento debido a que la reacción es exotérmica, debido a ello requiere agua de enfriamiento. El amoniaco se encuentra en estado gaseoso y a una presión de 200 Kpa, necesarios para pasarlo a líquido, Los materiales para utilizar y las cantidades son las siguientes:

FORMULA	NOMBRE	PESO MOLECULAR	TEMPERATURA	PUREZA	DENSIDAD	CANTIDAD
$\text{NH}_3$	Anhidro líquido	$17.03 \frac{\text{Kg}}{\text{mol}}$	6.85 °C	100%	$683 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$	$5.3973 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$
$\text{H}_2\text{SO}_4$	Ácido sulfúrico	$98.07 \frac{\text{Kg}}{\text{mol}}$	25 °C	98%	$1836 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$	$15.8579 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	Sulfato de Amonio	$132.14 \frac{\text{Kg}}{\text{mol}}$	105 °C	98.5%	$1770 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$	$20.9396 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$

3.1 Tabla de materias primas

#### Flujo masico:

$$\text{NH}_3 = \frac{(500 \text{ TPD})(0.985)(17.03)(2)}{(24 \text{ horas})(0.98)(132.14)} = 5.3699 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{(500 \text{ ton. diarias de } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4)(0.985)(98.07)}{(24 \text{ horas})(0.98)(132.14)(0.98)} = 15.7774 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = \frac{(500 \text{ TPD})(0.985)}{(24 \text{ horas})(0.98)} = 20.9396 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$$

#### Flujo volumétrico:

$$\text{NH}_3 = \frac{\left(5.3699 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}\right) \left(\frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}\right)}{681.48 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 7.9021 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{\left(15.7774 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}\right) \left(\frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}\right)}{11866.80 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 1.3295 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = \frac{\left(20.9396 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}\right) \left(\frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}\right)}{1770 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 11.8303 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

**Flujo Molar:**

$$NH_3 = \frac{(5.3699E^6)}{17.03} = 315320.02 \text{ Moles}$$

$$H_2SO_4 = \frac{(15.7774E^6)}{98.07} = 160878.96 \text{ Moles}$$

$$(NH_4)_2SO_4 = \frac{(11830.3)}{132.14} = 89.528 \text{ Moles}$$

$$F_i = 21147.3 \frac{Kg}{h}$$

$$x_f = 0.4769$$

$$C = 20473.16 \frac{Kg}{h}$$

$$x_C = 0.4925$$

$$D = 21147.3 \frac{Kg}{h}$$

$$x_R = 0.4925$$

$$R = 716.56 \frac{Kg}{h}$$

$$F_f = 21861.87 \frac{Kg}{h}$$

$F_i$  = alimentación inicial

$x_f^*$  = concentración en peso de la solución de  $(NH_4)_2SO_4$  en la alimentación

$C^*$  = producción de cristales de  $(NH_4)_2SO_4$  que salen del cristalizador más 50% de solución saturada.

$x_C^*$  = concentración en peso de los cristales de  $(NH_4)_2SO_4$  que salen del cristalizador.

D = solución de NH3 y H2SO4 sale del cristalizador.

R = recirculación de solución NH3 y H2SO4 al evaporador.

$F_f$  = Alimentación final.

Se entiende que:

$$C = \frac{FixF}{x_C}$$

$$\therefore C = \frac{\left(21147.3 \frac{ton}{H}\right)(0.4768)}{0.4925} = 20473.16 \frac{Kg}{h}$$

$$FixF = Cx_C + Vx_V$$

$F_i = D$

$$F_i x_F = C x_C$$

$$x_F = \frac{Cx_C}{F_i}$$



$$\therefore xF = \frac{(20473.16 \frac{\text{Ton}}{\text{h}})(0.4925)}{42.9519 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}} = 0.4767$$

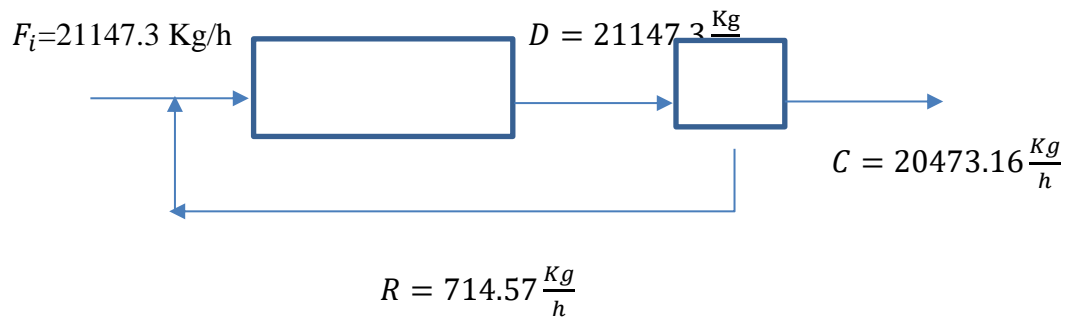
$$R = C(0.035) = 716.56 \text{ kg}$$

$$R = 716.56 \text{ Kg}$$

según el manual de operaciones (Fertirey, 1991)<sup>39</sup> recomienda que el recirculado sea un aproximado de 3.5% de la salida de C

$$Ff = Fi + R$$

$$Ff = 21147.3 + 714.57 = 21861.87 \frac{\text{Kg}}{\text{H}}$$



Donde:

$F_i$  = Entrada de alimentación al cristizador

$D$  = entrada de trampa

$R$  = reciruculación

$C$  = Salida de trampa a centrifuga

<sup>39</sup> Fertirey. (1991). Manual de operaciones, planta Torreón. México: Fertirey.

### 3.2 Balance de energía

Cálculos para el calor de la reacción total, tomando en cuenta la temperatura de referencia de 25°C

y los calores de formación.

$H_R$  = Diferencia entre calor de formación de los productos y calor de formación de los reactantes.

$$H_R = (NH_4)_2SO_4 - 2NH_3 - H_2SO_4$$

$$H_R = (-279.33) - 2(-19.27) + (-214.8) = -25.99 \frac{Kcal}{mol}$$

Calor liberado por la reacción:

$$Q_R = \frac{(500E^6)(0.985)(-25.99)}{(24)(0.98)(132.14)} = -4.118E^6 \frac{Kcal}{h}$$

$$\text{Calor de dilución para el } NH_3 = -7.9 \frac{Kcal}{mol}$$

$$Q_{NH_3} = \frac{(5369.9)(-7.9)}{17.03} = -2491.02 \frac{Kcal}{h}$$

Calor que entra con el NH3

$$q_{NH_3} = \frac{(WNH_3)(CP)(\Delta T)}{PM}$$

$$q_{NH_3} = \frac{(5369.9)(7.204)(80^\circ K)}{17.03} = 181725.23 \frac{Kcal}{h}$$

$$\text{Calor de disolución para } H_2SO_4 = -7.69 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{(15777.4)(-7.69)}{98.07} = -12371.59$$

Calor que entra con el  $H_2SO_4$

$$q_{H_2SO_4} = (WH_{2SO_4})(Cp)(\Delta T)$$

$$q_{H_2SO_4} = (15777.4)(0.3404)(105 - 25) = 429650.15 \frac{Kcal}{h}$$

Calor que entra con el agua:

$$Q_{H_2O} = (WH_2O)(Cp)(\Delta T)$$

$$Q_{H_2O} = (21.6967E^6)(1)(80) = 1.73E^6 \frac{Kcal}{h}$$

Sumatoria de entalpias de entrada

$$Q_R = -4.118E^6 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{NH_3} = -2491.02 \frac{Kcal}{h}$$

$$q_{NH_3} = 181725.23 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{H_2SO_4} = -12371.59 \frac{Kcal}{h}$$

$$q_{H_2SO_4} = 429650.15 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{H_2O} = 1.74E^6 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{Total} = -1781487.23 \frac{Kcal}{h}$$

Total de entalpías de salida

$$Q_{mezcla} = 4.0685E^6 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{vapor} = 8.65E^6 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{Total} = 12.71E^4 \frac{Kcal}{h}$$

Perdidas de calor durante el proceso

Perdidas= Entradas- Salidas

$$\text{Perdidas} = -5.76E^6 \frac{Kcal}{h} - 12.71E^4 \frac{Kcal}{h} = -5.88E^4$$

### 3.3 Dimensionamiento de cristalizador

Alimentación de materias primas:

$$NH_3 = 5369.9 \frac{Kg}{h}$$

$$H_2SO_4 = 15777.4 \frac{Kg}{h}$$

Cantidad total de  $H_2O$ :

$$H_2O \text{ del acido} = 23.66 \frac{kg}{h}$$

$$H_2O \text{ en la recirculación} = 5.266 \frac{Kg}{h}$$

Cálculo del volumen promedio de la mezcla recirculada

$$v = \frac{m}{\rho} = \frac{716.52}{1.77} = 404.80 \text{ L}$$

Volumen total de los materiales  
 $11534.68 \frac{L}{h}$  de sulfato de amonio

$404.80 \frac{L}{h}$  de agua en la solución de sulfato de amonio

$15777.4 \frac{L}{h}$  de Acido sulfurico

$5369.9 \frac{L}{h}$  de Amoniaco

V total= 33086.78 L

A régimen permanente la alimentación es:

$$F_f = 21863.82 \frac{Kg}{h}$$

Peso molecular promedio de la entrada:

$$PM = PM_{NH_3} X NH_3 + PM_{H_2SO_4} X H_2SO_4 + PM_{H_2O} X H_2O + PM_{(NH_4)_2SO_4} X (NH_4)_2SO_4$$

$$PM = (17.03)(0.10) + (98.07)(0.31) + (18.01)(0.42) + (132.14)(0.15)$$

$$PM = 14.8724 \frac{g}{mol}$$

Recomienda (Perry, 1999)<sup>40</sup> un tiempo de residencia de 3.83 Horas.

Ecuaciones tomadas de (Neri, 2018)<sup>41</sup>

Volumen de alimentación=  $21.1804 \frac{m^3}{H}$

$$V = \frac{\pi d^2 h}{4}$$

Donde  $d=h$

$$\therefore V = \frac{\pi d^3}{4}$$

$$d = Dt$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = 2.99 \approx 3m$$

$$Da = 0.5(2.99) = 1.495 \approx 1.5m$$

$$C = \frac{1}{3}Dt = 0.99 \approx 1$$

$$W = \frac{1}{5}Da = 0.3m$$

---

<sup>40</sup> Perry, R.H., Op. Cit., (1) pp 18-44

<sup>41</sup> Neri, M.A. (2018). Diseño de tanque de agitación. México: Universidad de las Américas, Puebla.

$$Dd = \frac{2}{3}Da = 1m$$

$$L = \frac{1}{4}Da = 0.375m$$

$$J = \frac{1}{12}Dt = 0.25m$$

$$H = 1.3Dt = 3.9m$$

$$V = \pi(Dt)(H) = 36.75m^3$$

El techo del cristalizador requiere un volumen extra del 20% del volumen del cristalizador, para la cámara de vaporización.

$$V_t = 36.75 + 7.35 = 44.1m^3$$

### 3.5 Diseño termodinámico de la centrifuga

Para el proceso de separación de sólidos del líquido clarificado se hará uso de una centrifuga tipo decantadora, la cual hará una descarga a presión del líquido clarificado para la separación continua de suspensiones con un contenido muy elevado de sólidos, hasta obtener un 60%.

El tambor tiene un vórtice concéntrico que gira a una velocidad diferente a la del tambor decantador. Esta diferencia de velocidad permite que los vórtices transporte lodos separados. Esto permite la clarificación eficiente del líquido. El producto entra en la decantadora por la alimentación y a través del distribuidor llega hasta el recinto de separación. Por la acción de fuerza centrífuga las partículas sólidas se depositan en la parte del tambor y son transportadas mediante el tornillo a la salida.

La centrifuga está protegida por esmalte resistente al oxido y ácidos así como a los golpes. El tambor está revestido por acero inoxidable, lo cual evita que entre en contacto con el producto.

Datos técnicos

<b>Cantidad máxima</b>	$10000 \frac{L}{h}$
<b>Diámetro del tambor</b>	220 mm
<b>Relación L/D</b>	3.56
<b>Velocidad del tambor</b>	5500 min
<b>Momento de inercia del tambor</b>	4.27 Kgm
<b>Potencia del motor</b>	11Kw
<b>Revoluciones del motor</b>	3600 min
<b>Medidas del embalaje</b>	175 x 111 x 90 cm
<b>Peso</b>	160Kg

3.2 Tabla de datos técnicos de centrifuga



Volumen promedio que entra a la centrifuga:

$$V_T = V_2 + V_1$$

$$V_1 = \frac{m}{\rho}$$

Si se alimenta de 20473.16 Kg/H y se añade 6.323L de agua de lavado

$$m_1 = 10236.58 \frac{Kg}{H} \quad \rho_1 = 1.246 \text{ solucion}$$

$$m_2 = 10236.58 \frac{Kg}{H} \quad \rho_2 = 1.77 \text{ sulfato de amonio}$$

$$V_1 = \frac{20473.16}{1.77} = 11566.75L$$

$$V_{Total} = 11566.75 + 6.323 = 11573.073L$$

Para una mejor separación se recomienda dividir el volumen total entre cuatro centrifugas debido a que hay una alta concentración de sólidos en la alimentación.

Por lo tanto quedaría:

2893.26 Litros a la entrada a cada centrifuga y en la salida 7.6774L de sulfato de amonio más agua de lavado.

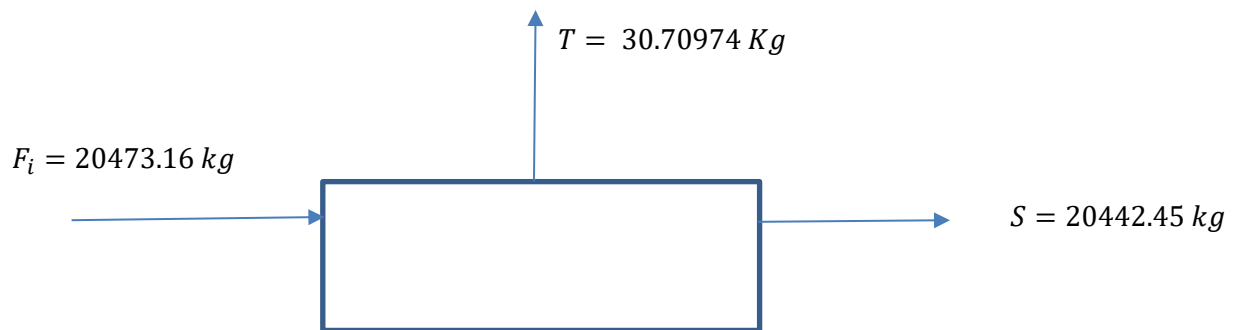
5110.61 Kg de sulfato de amonio

$$M_t = 20442.45 \text{ Kg}$$

La cantidad de agua necesaria para el lavado fue obtenida del manual de operación de planta.

$1.58 \frac{m^3}{h}$  por cada centrifuga por lo tanto en total obtenemos:  $6.323 \frac{m^3}{h}$  de agua de lavado.

El volumen de la solución y del agua del lavado son mandados al tanque de aguas madre, donde se toma una parte del agua alimentada.



Donde:

$F_i$  = Entrada de alimentación a la centrifuga

$T$  = Salida de centrifuga a secador

$S$  = *reciruculación*

### 3.6 Diseño termodinámico del secador

Para obtener 500 ton/día o 20.83 ton/H de sulfato de amonio se requiere un secador rotatorio de contacto directo, la velocidad másica permitida para el gas depende de la formación de polvos del material que se esté secando y por lo general varía entre 2000 y 2500  $\frac{Kg}{m^2 h}$ . Para el gas de entrada generalmente las temperaturas oscilan entre 120 a 175°C correspondiente al aire calentado con vapor y entre 550 y 800 °C para gases de combustión procedentes de un horno.

Datos:

Temperatura de bulbo seco: 28.5 °C

Temperatura de bulbo húmedo: 22.5 °C

Humedad relativa: 66.3%

Presión atmosférica: 101 Kpa

Humedad absoluta dada por:

$$H = \frac{18 P^0}{29(p - P^0)} = 0.62 \left( \frac{P^0}{P - P^0} \right)$$

Donde:

$P^0$ =presión parcial de vapor de agua

$P$ = presión atmosférica

La presión de vapor de agua del aire saturado a 28.5 °C es de 25 mmHg= Ps, para la humedad relativa es de 66.3 despejando:

$$H_r = \frac{P}{P_s}(100) = \frac{(66.3)(25)}{100} = 16.58 \text{ mmHg} = P$$

$$\therefore H = 0.62 \left( \frac{16.58}{760 - 16.58} \right) = 0.0138 \frac{\text{Kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

La humedad inicial y final en base seca viene dada por:

$$W_s = \frac{Wh_1}{1 - Wh} = \frac{0.015}{0.985} = 0.01522$$

$$W_s = 0.01522 \frac{\text{Kg de agua}}{\text{kg de material seco}}$$

$$W_{s1} = \frac{Wh}{1 - Wh} = \frac{0.0015}{0.9985} = 0.00150$$

Donde:

$W_{s1}$  = humedad inicial del sólido en base seca

$Wh_1$  = humedad inicial en base húmeda

$Wh$  = humedad final del sólido base húmeda

Porcentaje de humedad del sólido a la salida: 0.0015%

Cantidad de producto alimentado húmedo: 20442.45 Kg

Densidad del sólido seco:  $1.77 \frac{g}{cm^3}$

% de humedad del sólido a la entrada: 1.5%

Cantidad de agua que contiene el sólido final:

$$(20442.45 \text{ Kg})(0.0015) = 30.66 \text{ Kg de agua que contiene el sólido final}$$

$$W = S(W_s - W_{s_1}) = 20442.45(0.015 - 0.0015) = 275.97 \text{ kg}$$

$$W = 275.97 \text{ Kg de agua} \frac{\text{evaporada}}{\text{Hora}}$$

Donde:

$S$  = de material totalmente seco

$W$  = agua evaporada

Sólido húmedo para introducir:  $20442.45 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Calor necesario para evaporar los 275.97 Kg de agua por hora.

El producto que sale de la centrifuga es enviado al secador por medio de un sistema de bandas; la temperatura de dicho material al entrar al secador es de 88°C

El calor latente a 88°C es  $540.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$  y el calor específico del sólido es de  $0.2324 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \text{ } ^\circ\text{C}$

Calor del sólido seco:

$$Q_s = W_s C_p T = (20442.45)(0.2324)(88) = 418072.63 \frac{\text{Kcal}}{\text{H}}$$

$$Q_s = 418072.63 \frac{\text{Kcal}}{\text{H}}$$

Calor agua inicial que contiene el sólido:

$$Q_a = (31.2495)(88) = 2749.956 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

Calor total del sólido húmedo a la entrada del secador:

$$Q = 420822.58 \frac{Kcal}{h}$$

La temperatura de entrada del sólido es de alrededor de 28.5°C y llegando a una temperatura de 200°C puesto a que el sulfato de amonio se funde a 280°C, no hay problema de un cambio en el material.

El combustible que se utiliza es gas natural, siendo su poder calorífico de 10 000  $\frac{Kcal}{Kg}$  de combustible.

Calor para eliminar la humedad:

$$\text{Calor latente a } 88^\circ\text{C} = 540.5 \frac{Kcal}{H}$$

Humedad inicial: 0.01523

Fracción de humedad: 0.0015

Masa sólido seco: 20442.45 Kg

Temperatura de bulbo húmedo: 47.2 °C

Temperatura a la entrada: 88°C

Calor para eliminación de humedad: 540.5 Kcal/H

Temperatura del gas a la salida: 81.29°C

Cálculo del diámetro del secador:

$$D = \left( (4) \frac{m_{aire} \frac{(1 + H_a)}{G}}{\pi} \right)^{0.5}$$

Donde:

$D = \text{diametro (m)}$

$m_{\text{aire}} = \text{velocidad del flujo de aire seco } \left( \frac{\text{Kg aire seco}}{\text{s}} \right)$

$H_a = \text{humedad del aire caliente } \left( \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de aire seco}} \right)$

$G = \text{velocidad masica del aire } \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \right)$

$C_{sa} = \text{calor humedo del aire seco para la humedad de entrada } \left( \frac{\text{Kj}}{\text{Kg}} \text{ } ^\circ\text{K} \right)$

Determinación de  $m_{\text{aire}}$  mediante el balance de energía del secador

$$q_T = m_{\text{aire}}(1 + H_a)C_{sa}(T_1 - T_2)$$

despejando

$$m_{\text{aire}} = \frac{q_T}{(1 + H_a)C_{sa}(T_1 - T_2)}$$

Valor de  $C_{sa}$  en grafica de humedad aire agua a 1 atm.

$$C_{sa} = 0.245 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} = 1.02577 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg } ^\circ\text{K}}$$

Cálculo de  $T_2$  mediante la ecuación de unidades de transferencia de calor. Para un secador rotatorio resulta más económico cuando el número de unidad de transferencia de calor varían entre 1.5 y 2.5, por ende se toma el valor de 1.5. suponiendo que el aire sigue la línea de humidificación adiabática ca una humedad de 0.0281 y temperatura de bulbo seco de 200 °C, la temperatura de bulbo húmedo es de 47.2 °C.

$$N_t = \ln\left(\frac{T_1 - T_2}{\Delta T}\right)$$

Elevando ambos lados por  $e^{Nt}$

$$e^{Nt} = e^{\ln\left(\frac{T_1 - T_2}{\Delta T}\right)}$$

$$\therefore T_2 = \left(\frac{200 - 47.2}{4.48}\right) + 47.2 = 81.30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde:

$T_1 = \text{temperatura del gas a la entrada } (^{\circ}\text{K})$

$T_2 = \text{temperatura del gas a la salida } (^{\circ}\text{K})$

$\Delta T = \text{Diferencia de temperatura entre el gas y el solido en todo el secador } (^{\circ}\text{K})$

$N_t = \text{unidades de transferencia de calor (1.5)}$

$$e^{Nt} = 4.48$$

La cantidad de aire por hora que se debe introducir, supondremos la temperatura de salida del solido seco para calcular la cantidad de aire la cuales de 110 °C.

La carga para el material sólido:

$$Q_1 = (Cp_s)(\text{material seco})(\Delta T)$$

$$Q_1 = (0.2324) (20442.45) (22) = 104518.15$$

Cálculo de  $q_T$

$$\frac{q_T}{\text{maire}} = C_{ps}(T_{sb} - T_{sa}) + X_a C_{pL}(T_v - T_{sa}) + (X_a - X_b)\lambda + X_b C_{pL}(T_{sb} - T_v)$$

$$+ (X_a - X_b)C_{pv}(T_{vb} - T_v)$$

$$\frac{q_T}{\text{maire}} = (0.2324)(361.15 - 354.44) + (0.01522)(4186.8)(361.15 - 312.04) + (0.01522 -$$

$$0.0015)2409.73 + 0.0015(4186.8)(354.44 - 312.04) + (0.01522 - 0.0015)(1884.06)(331.61 -$$

$$312.04) = 156.81 \frac{\text{KJ}}{\text{s}}$$

Sustitución:

$$\text{maire} = \frac{156.81}{(1 + 0.01)(1.02577)(88 - 81.30)} = 22.59 \text{ Kg aire seco}$$



Donde:

$T_{sa}$  = temperatura de alimentacion 361.15 °K

$T_v$  = temperatura de vaporización 312.04 °K

$T_{sb}$  = temperatura final de sólidos 354.44 °K

$T_{vb}$  = temperatura final del vapor = 331.61 °K

$\lambda$  = calor latente de vaporización  $\frac{\text{Kj}}{\text{Kg}} = 2409.73 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg}}$

$X_a$  = contenido inicial de humedad de sólido 0.01522

$X_b$  = contenido final de humedad de sólido 0.0015

$C_{ps}, C_{pv}, C_{pL}$  = calores especificos del sólido, líquido y vapor, respectivamente.

Reemplazando:

$$D = \left( (4) \frac{(22.59) \frac{(1 + 0.01)}{0.95}}{\pi} \right)^{0.5} = 5.52m$$

Calculo para longitud del secador mediante la velocidad de transferencia de calor  $q_t$

$$q_t = \frac{0.25G^{0.67}}{D} V \Delta T$$

Donde:

V= volumen del secador  $m^3$

L= longitud del secador m

$\Delta T$ = diferencia de temperatura

G= velocidad másica  $\frac{Kg}{m^2 s}$

D= diámetro del secador

Para el volumen de un cilindro:

$$V = \pi L \frac{D^2}{4}$$

Sustituyendo:

$$q_t = \frac{0.25G^{0.67}}{D} \pi L \frac{D^2}{4} \Delta T$$

$$q_t = 0.0437\pi DLG^{0.67} \Delta T$$

$$L = \frac{q_t}{0.0437\pi DG^{0.67} \Delta T}$$

Los datos obtenidos de los secadores rotatorios directos que usa la industria (Fertirey, 1991) indican que la longitud oscila entre 4 y 10 veces el diámetro. Por lo tanto, tomaremos 5.

La longitud del secador:

$$L=5(5.52m)$$

$$L=27.6 \text{ Metros}$$

El número de aspas:

$$\# \text{ de aspas} = 10D = 55$$

Altura de las aspas:

$$Ha = \frac{D}{8} = 0.69m$$

Velocidad de rotación del secador:

En los secadores rotatorios directos el número de revoluciones se determina de la siguiente manera:

$$ND=7-11$$

D= diámetro del ciclón

N= número de revoluciones por minuto

$$ND=10$$

$$N = \frac{10}{D} = 1.81 \text{ rpm}$$

La retención de materia en el secador es de 3 a 12% del volumen de este, para obtener un mejor margen se toma un 9%, puesto que el volumen total del secador es:

$$V_s = \frac{5.52^2}{4} = 7.61m^3$$

### 3.7 Diseño termodinámico de condensador barométrico

Temperatura de las corrientes

$$T_v = \frac{B}{A - \log_{10}(P_v(\text{bar}))} - C$$

Constantes de Antoine para:

$$A = 5.11564$$

$$B = 1687.537$$

$$C = 230.17$$

Sustituyendo:

$$T_v = \frac{1687.537}{5.11564 - \log_{10}(0.66\text{bar})} - 230.17 = 88.47 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Balance de masa

Entradas=Salidas

$$V + L_1 = L_2$$

Balance de energía

Entradas=Salidas

$$V\lambda_v + L_1 C_{pL1} T_{L1} = L_2 C_{pL} T_{L2}$$

Reemplazando  $L_2$

$$V\lambda_v + L_1 C_{pL} T_{L1} = (V + L_1) C_{pL} T_{L2}$$

Despejando  $L_1$

$$L_1 = \frac{V(\lambda_V - c_{pL}T_{L2})}{c_{pL}(T_{L2} - T_{L1})}$$

$$L_1 = \frac{\left[ \left( 0.3755 \frac{kg}{s} \right) \left( \frac{2243.1 KJ}{kg} \right) \right] - \left[ \left( 4.181 \frac{J}{kg \cdot C} \right) (83^\circ C) \right]}{\left( 4.181 \frac{J}{kg} \right) (83^\circ C - 25^\circ C)} = 2.9360 \frac{m}{s}$$

Reemplazando

$$V + L_1 = L_2 = 0.3755 \frac{kg}{s} + 2.9360 \frac{m}{s} = 3.3115 \frac{m}{s} = L_2$$

Calor retirado

$$Q = V\lambda_V$$

$$Q = \left( 0.375 \frac{kg}{s} \right) \left( 2243.1 \frac{KJ}{kg} \right) = 841.16225 \frac{KJ}{s}$$

Donde:

$V$ : Flujo masico de vapor ( $\frac{kg}{s}$ )

$\lambda_V$ : Entalpia de vaporización del agua ( $\frac{KJ}{kg}$ )

$L_1$ : Flujo masico del agua de enfriamiento ( $\frac{m}{s}$ )

$c_{pL}$ : Calor especifico del agua a  $25^\circ C$  ( $\frac{J}{kg \cdot C}$ )

$L_2$ : Flujo masico del agua del agua de descarga ( $\frac{Kg}{s}$ )

Numero de perforaciones

Flujo volumétrico:

$$Q_L = \frac{L_1}{\rho_L} = \frac{2.9360 \frac{kg}{s}}{997.13 \frac{kg}{m^3}} = 2.944E - 3 \frac{m^3}{s}$$

Flujo volumétrico que permite las perforaciones

$$q = A_{per} v_l$$

Reemplazando la velocidad de descarga de acuerdo con el principio de Torricelli y usando

valores recomendados para coeficiente de descarga y altura de bandeja:

$$v_l = C_D \sqrt{2gh} \therefore q = \frac{\pi}{4} d_{per}^2 C_D \sqrt{2gh}$$

Donde  $C_D = 0.5$   $h = 0.2m$  y  $d_{per} = 0.125m$

$$q = \frac{\pi}{4} (0.125)^2 (0.5) \sqrt{2(9.81)(0.2)} = 0.0121 \frac{m^3}{s}$$

Numero de perforaciones

$$N = 187.64$$

Diámetro de bandeja distribuidora. El área de perforación es un arreglo con forma de triangulo a

esta área se le conoce como área perforada por unida de arreglo  $A_{pu}$ :

$$A_{pu} * A_b = N * A_{per} \therefore \left( \frac{\pi}{2\sqrt{3}} * \frac{d_{per}^2}{p^2} \right) * \left( \frac{\pi}{4} * D_{bo}^2 \right) = N * \left( \frac{\pi}{4} * d_{per}^2 \right)$$

$$A_{per} = \frac{\pi}{4} * d_{per}^2 = 1.2271E-4$$

Despeje de diámetro de la bandeja:

$$D_{bo} = p \sqrt{2\sqrt{3} * \frac{N}{\pi}}$$

$$D_{bo} = (0.0375m) \sqrt{2\sqrt{3} * \frac{187.64}{\pi}} = 0.5394m$$

Uno de los factores de diseño establece que el agujero de purga en el centro de la bandeja debe de tener un diámetro correspondiente al 10% del diámetro total de la bandeja, posteriormente aumentar un valor de este último al 10% tal que  $D_b = 1.1D_{bo}$  y el diámetro de purga  $D_{pb} = 0.1D_b$ . de modo que el 90% afuera del agujero de purga corresponda al área con las perforaciones calculadas.

Por lo tanto:

$$D_b = 1.1(0.5394) = 0.59334 \text{ m y } D_{pb} = 0.1(0.59334) = 0.059334m$$

Diámetro del condensador:

$$D_c = 1.1(0.059334) = 0.6526 \text{ m}$$

Diámetro de pierna barométrica

Para la velocidad de descarga de agua del equipo (García, 1942) establece alrededor de  $2.1 \frac{m}{s}$  el

diámetro de la pierna se deduce apartir de:

$$d_{bar} = \sqrt{\frac{4Q_v}{\pi v_v}} \text{ donde } v_v \text{ es la velocidad del vapor y } Q_v = \frac{V}{\rho_v} \text{ es el caudal volumétrico del vapor}$$

$$d_{bar} = \sqrt{\frac{4(0.375)}{\pi(2.1)}} = 0.4768m$$

Diámetro de la tubería de descarga del agua de enfriamiento.

Se establece un promedio de velocidad de descarga alrededor de  $4.5 \frac{m}{s}$

$$d_{TL} = \sqrt{\frac{4Q_{L1}}{\pi v_L}} \text{ donde } Q_{L1} = \frac{L_1}{\rho_L} \text{ es el caudal de agua de enfriamiento } \left(\frac{m^3}{s}\right)$$

$$\therefore Q_{L1} = \frac{3.2440}{997.13} = 0.003253 m$$

$$d_{TL} = \sqrt{\frac{4(0.003253)}{\pi(4.5)}} = 0.03033m$$

La presión de vacío que reporta una pierna barométrica ronda entre los 600mmHg en el condensador.

Aplicando la ecuación de Bernoulli se utiliza como punto 1 en el condensador y como punto 2 el lugar de descarga, en este caso la piscina a presión atmosférica.

$$\frac{v_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho_L g} + Z_1 = h_f + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho_L g} + Z_2$$



Sustituyendo  $h_f = (Z_2 - Z_1) * \frac{f_D v^2}{2d_{bar}g}$  y  $v_2 = v_1$

$$\therefore H_{pb} = \frac{P_2 - P_1}{\rho_L g} * \frac{1}{1 - \frac{f_D v^2}{2\phi G}} = 2.229m = \text{altura de pierna barométrica}$$

Donde:

$P_2$  = presión atmosférica (101325 Pa)

$P_1$  = presión en el condensador (600 mmHg = 79993.4Pa)

$\phi$  = Diámetro de la tubería de descarga (0.4768m)

$g$  = Aceleración de la gravedad (9.81m/s)

$G$  = velocidad de descarga del agua a través de la pierna (2.1 m/s)

$$f_D = \text{Factor de Darcy } f_D = \frac{0.25}{\left[ \log\left(\frac{1}{3.7 * \frac{\phi}{\epsilon}}\right) + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right]^2} = 0.0100$$

$$Re = \frac{\phi \rho_L v}{\mu_L} = 8.86E6$$

Altura de la base cónica

Se sugiere un Angulo de inclinación de 15°, a partir de este dato y con el diámetro del equipo se establece la altura de esta sección.

$$h_{ci} = 0.47 \tan 15^\circ (0.6526 - 0.05933) = 0.0747m$$

Altura sección cónica inferior del equipo. (Esteban, 2016)<sup>42</sup> sugiere un Angulo de inclinación de 60° por lo tanto:

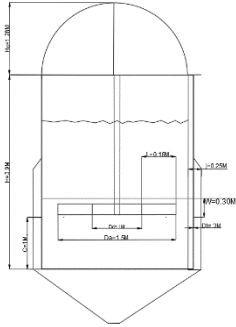
$$h_{ci} = 0.47 \tan 60^\circ (0.6526 - 0.4768) = 0.1431 \text{ m}$$

---

<sup>42</sup> Esteban, G.G. (2016). Diseño, construcción y montaje de un condensador barométrico. Cartagena: Universidad de san buenaventura.

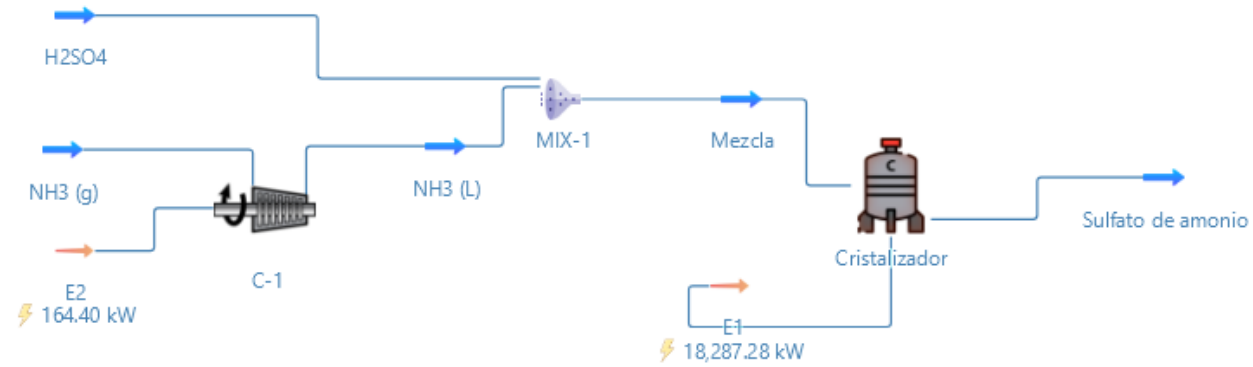
## **Capítulo 4. Resultado**

## 4.2 Hoja de especificaciones del cristalizador

Hoja de especificaciones Cristalizador		Descripción: Cristalizador tipo Draft Tube	
		N° de equipo: CR-001	
Datos de operación		Dimensiones	
Naturaleza del fluido	Líquido	Capacidad	44.1m <sup>3</sup>
Temperatura	105 °C	Posición	Vertical
Presión	55 Kpa	Tipo	Cilíndrico
Densidad del líquido	1.246 $\frac{gr}{cm^3}$	Diámetro total	3m
Volumen de alimentación	21.18 m <sup>3</sup>	Altura	3.9m
Presión de vapor	17.2 mm Hg	Diámetro interior	1m
Datos constructivos		Diámetro de agitación	1.5m
Aislamiento	No	Longitud de aspas	0.37m
Pintura	No	Ancho de deflectores	0.25m
Material constructivo	Acero al carbono	Altura del agitador	1m
Recubrimiento interno	No	Accesorios	
Tapa	cónica	Refrigeración	Si
Perdidas de calor	Sí	Condensador barométrico	Si
Diagrama: 	Calentamiento		No
	Tipo de agitación		Coaxial

### **4.3 Reporte de simulación en DWSIM**

### 4.3.1 Diagrama de simulación de la reacción en Dwsim



Propiedades						
Objeto	Sulfato de amonio	NH <sub>3</sub> (g)	NH <sub>3</sub> (L)	Mezcla	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	
Temperatura	105	7	114.34	108.709	20	C
Presión	100.663	101	210	155.663	101.325	kPa
Flujo másico	20471.6	5369.9	5369.9	21147.3	15777.4	kg/h
Density (Mixture)	4146.7	0.745873	402.918	626.29	11866.8	kg/m <sup>3</sup>

# Simulation Report

DWSIM 8.3

## Details

Title: MySimulation\_27

Comments:

**Object:** NH3 (L)

**Type:** Material Stream

Property	Value	
Temperatura	114.34	C
Presión	210	kPa
Flujo másico	5369.9	kg/h
Flujo molar	315310	mol/h
Flujo volumétrico	13.3275	m3/h
Density (Mixture)	402.918	kg/m3
Peso molecular (mezcla)	17.0305	kg/kmol
Entalpía específica (mezcla)	188.988	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	0.203356	kJ/[kg.K]
Entalpía molar (mezcla)	3218.56	kJ/kmol
Entropía molar (mezcla)	3.46326	kJ/[kmol.K]
Conductividad térmica (mezcla)	0.273787	W/[m.K]

**Object:** NH3 (g)

**Type:** Material Stream

Property	Value	
Temperatura	7	C
Presión	101	kPa
Flujo másico	5369.9	kg/h
Flujo molar	315310	mol/h
Flujo volumétrico	7199.48	m3/h
Density (Mixture)	0.745873	kg/m3
Peso molecular (mezcla)	17.0305	kg/kmol
Entalpía específica (mezcla)	-41.1385	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-0.136338	kJ/[kg.K]
Entalpía molar (mezcla)	-700.611	kJ/kmol
Entropía molar (mezcla)	-2.3219	kJ/[kmol.K]
Conductividad térmica (mezcla)	0.0229105	W/[m.K]

**Object:** H2SO4

**Type:** Material Stream

Property	Value	
----------	-------	--

# Simulation Report

DWSIM 8.3

## Details

Title: MySimulation\_27

Comments:

Temperatura	20	C
Presión	101.325	kPa
Flujo másico	15777.4	kg/h
Flujo molar	160863	mol/h
Flujo volumétrico	1.32954	m3/h
Density (Mixture)	11866.8	kg/m3
Peso molecular (mezcla)	98.08	kg/kmol
Entalpía específica (mezcla)	-1012.5	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-2.46694	kJ/[kg.K]
Entalpía molar (mezcla)	-99306.2	kJ/kmol
Entropía molar (mezcla)	-241.958	kJ/[kmol.K]
Conductividad térmica (mezcla)	0.153125	W/[m.K]

**Object:** Mezcla

**Type:** Material Stream

Property	Value	
Temperatura	108.709	C
Presión	155.663	kPa
Flujo másico	21147.3	kg/h
Flujo molar	476173	mol/h
Flujo volumétrico	33.766	m3/h
Density (Mixture)	626.29	kg/m3
Peso molecular (mezcla)	44.411	kg/kmol
Entalpía específica (mezcla)	-707.409	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-2.04038	kJ/[kg.K]
Entalpía molar (mezcla)	-31416.7	kJ/kmol
Entropía molar (mezcla)	-90.6153	kJ/[kmol.K]
Conductividad térmica (mezcla)	0.179247	W/[m.K]

**Object:** Sulfato de amonio

**Type:** Material Stream

Property	Value	
Temperatura	105	C
Presión	100.663	kPa
Flujo másico	20471.6	kg/h
Flujo molar	155070	mol/h
Flujo volumétrico	4.93685	m3/h



# Simulation Report

DWSIM 8.3

## Details

Title: MySimulation\_27

Comments:

Density (Mixture)	4146.7	kg/m3
Peso molecular (mezcla)	132.016	kg/kmol
Entalpía específica (mezcla)	-1776.58	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-1.778	kJ/[kg.K]
Entalpía molar (mezcla)	-234536	kJ/kmol
Entropía molar (mezcla)	-234.724	kJ/[kmol.K]
Conductividad térmica (mezcla)	2.25455E-07	W/[m.K]

**Object:** C-1

**Type:** Adiabatic Compressor

Property	Value	
Aumento de presión	109	kPa
Eficiencia adiabática	98	%
Diferencia de temperatura	53.3397	C.
Potencia requerida	164.401	kW
Presión de salida	210	kPa
PolytropicEfficiency	98.159	%
AdiabaticCoefficient	1.29863	
PolytropicCoefficient	1.30594	
AdiabaticHead	11033.2	m
PolytropicHead	11051.1	m
RotationSpeed	1500	rpm

## **Capítulo 5 Conclusiones**

## 5.1 Conclusiones del proyecto y recomendaciones

El proceso de producción de sulfato de amonio es posible, mediante el uso de un cristalizador tipo Draft Tube, con altura de 3.9 metros y con un volumen total de 44 metros cúbicos, el cual viene prevista de una entrada para agua refrigerada y se le adaptó una pierna barométrica, de esta forma ayuda a mantener una presión estable de 55kpa dentro del mismo. También se incorporó un agitador tipo coaxial, el cual nos da una ventaja de agitación diferente con distintas revoluciones y sentido de giro, es importante debido a que se requiere una mezcla homogénea de los dos reactivos. Se dispuso de 3.8 horas de tiempo de residencia, puesto a que la literatura nos indica que es un tiempo razonable para llevar a cabo toda la reacción. Debido a que la reacción es exotérmica no requiere un tipo de calentamiento previo de los reactivos, la temperatura de operación del cristalizador deberá ser en un rango de temperatura de 100 °C a 105 °C, esto debido a que en la literatura nos indica que mayor a esta temperatura el factor de conversión de los reactivos puede ser alterado y no podría obtenerse el mismo grado de pureza.

## Competencias desarrolladas

Durante la realización del proyecto fue menester hacer uso de diversas materias que se encuentran en el plan de estudios de la carrera, primordialmente se puso en práctica la termodinámica para los cálculos relacionados con el diseño de los diferentes equipos. Así como también se aplicó los conocimientos de procesos de transferencia de calor para el balance energético, en cuanto a la reacción, fue fundamental los conocimientos de fisicoquímica, debido al tipo de reacción y la energía que se libera al ser una reacción de neutralización. Grosso modo, la aplicación de procesos de separación II y seminario de plantas, donde en conjunto se pudo hacer tanto los planos del proceso como los cálculos correspondientes al balance de materia y el diseño del sistema de cristalización adecuado. Y finalmente los conocimientos de simulación de procesos, donde se pudo comprobar que los cálculos relacionados con el fenómeno de cristalización eran correctos. Cabe resaltar que durante el proceso se comprendieron mucho mejor los temas anteriormente vistos, puesto que ahora se pone a prueba estos conocimientos, se ratifica y corrige algunos temas que faltaba por profundizar.

## Fuentes de información

- Chang, R. (2013). *Química*. México D.F.: McGraw-Hill.
- Corp, T. E. (1983). *Tokio Patente nº GB 2116159A*.
- Couper, J. R. (2012). *Chemical process equipment*. United States of America: Elsevier.
- Dfgrupo. (7 de junio de 2022). *Dfgrupo*. Obtenido de Dfgrupo: nutriendo la tierra: <https://www.dfgrupo.com/sulfato-amonico-uno-de-los-nitrogenados-mas-practicos-de-utilizar/>
- Esteban, G. G. (2016). *Diseño, construcción y montaje de un condensador barométrico*. Cartagena: Universidad de san buenaventura.
- Felder, R. (2004). *Principios elementales de los procesos*. México: Limusa wiley.
- Fernandez-Moyano, J. A. (1952). Perfeccionamientos en la fabricación de sulfato amónico sintético. *Revista de ciencias*, 209.
- Fertirey. (1991). *Manual de operaciones planta Torreón*. México: Fertirey.
- Freixedas, F. G. (2000). *Cristalización en disolución conceptos básicos*. España: Editorial Reverté.
- García, C. R. (1942). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. México: McGraw-Hill.
- Garside, J. (2007). Invited review secondary contact nucleation: kinetics, growth and scale-up. *tandfonline*, 33.
- Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. México: Compañía editorial continental.
- Industrial, S. d. (1986). Productos para uso agropecuario fertilizantes sulfato de amonio especificaciones de calidad. *Dirección general de normas*, 5.
- Lipasmaton, D. B. (1999). *España Patente nº ES2234551T3*.
- López-Zamora, L. (2008). Estudio preliminar del efecto de la presión de vacío y del vapor en un cristalizador por lotes a nivel planta piloto. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 6.
- McCabe, W. L. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. México D.F.: McGraw-Hill.
- Neri, M. A. (2018). *Diseño de tanque de agitación*. México: Universidad de las Américas Puebla.
- Perry, R. H. (1999). *Perry's chemical engineers' handbook*. United States of America: McGraw-Hill.
- Raviolo, A. (2017). *Una evaluación alternativa del tema titulación ácido-base a través de una simulación*. Argentina: Universidad Nacional de Río Negro.
- Robinson, S. P. (1948). *Estados Unidos Patente nº US2631084A*.
- Sorber, K. (1986). *Estados Unidos Patente nº 4564504*.