



UNIVERSIDAD
TECNOLÓGICA
NACIONAL
FACULTAD
REGIONAL
DELTA

PROCESO PRODUCTIVO DE FOSFATO DIAMÓNICO

INGENIERÍA DE PROCESOS

Antúñez Rosell, Candela
Guerra, Maya
Magalú, Iara Belén
Pelloli, María del Pilar

Índice

6.1 Diagrama de bloques	2
6.2 Flow sheet	2
6.3 P&ID (Piping and Instruments Drawings).....	2
6.4 Balance de materia y energía.....	2
6.4.1 Balance de materia	2
6.4.2 Balance de energía.....	3
6.4.3 Descripción del proceso	4
6.4.3.1 Acondicionamiento de materias primas.....	4
6.4.3.1.1 Ácido fosfórico	4
6.4.3.1.2 Amoníaco	5
6.4.3.2 Etapa reacción.....	5
6.4.3.3 Etapa secado y enfriado.....	5
6.4.3.4 Etapa de separación y preparación de producto.....	6
6.5 Servicios Auxiliares.....	7
6.5.1 Sistema de enfriamiento – Torre de enfriamiento	7
6.5.2 Planta de ablandamiento de agua	7
6.5.3 Sistema de vapor.....	8
6.5.4 Sistema de aire comprimido	8
6.5.4.1 Compresores.....	9

Ingeniería de Procesos

En este capítulo se detallará en mayor profundidad el proceso de obtención de **Fosfato Diamónico** granulado utilizando la tecnología **TVA (Tennessee Valley Authority)**.

Para el cálculo de los balances de materia y energía se llevaron a cabo dos enfoques diferentes, dependiendo del equipo en cuestión. Se utilizó el simulador ASPEN PLUS V11 y, también, se realizaron cálculos manuales empleando tablas de propiedades obtenidas del propio simulador.

6.1 Diagrama de bloques

Puede encontrarse el diagrama de bloques del proceso productivo en el **Anexo C.01 – Diagrama de bloques**.

6.2 Flow sheet

Puede encontrarse el Flow sheet del proceso productivo en el **Anexo C.02 – Flowsheet**.

6.3 P&ID (Piping and Instruments Drawings)

Puede encontrarse el P&ID del proceso productivo en el **Anexo C.03 – P&ID Fosfato Diamónico**.

6.4 Balance de materia y energía

6.4.1 Balance de materia

Puede encontrarse la tabla resumen del balance de materia en el **Anexo C.04 – Balance de Materia y Energía**.

Para los cálculos del balance de materia utilizamos como referencia los datos obtenidos de una planta piloto de producción de Fosfato Diamónico que opera a una tasa de 0,50 tn/h. Posteriormente, adaptamos estos resultados para que fueran aplicables a nuestro proceso.

Es importante destacar que, en el primer proceso de cálculo, utilizando como referencia datos obtenidos de una planta piloto, se consideraron algunas suposiciones importantes. Entre ellas:

- La principal impureza que puede encontrarse en la producción de Fosfato Diamónico es el sulfato de amonio, el cual se forma por medio de la reacción entre el trióxido de azufre disuelto en agua en el ácido fosfórico fresco y amoníaco. Se asume que la totalidad del trióxido de azufre que ingresa al sistema con el ácido fosfórico fresco reacciona por completo en el preneutralizador.
- El bloque de reacción del proceso se compone, en primer lugar, del preneutralizador y luego del granulador. En la etapa de reacción inherente al preneutralizador, con una relación molar $\text{NH}_3:\text{H}_3\text{PO}_4 = 1,29$, el ácido fosfórico reacciona con amoníaco en exceso para obtener un slurry compuesto por Fosfato Monoamónico (MAP), amoníaco que no ha reaccionado, agua e impurezas. Para efectuar el cálculo de la composición de MAP se asume que la conversión del ácido fosfórico en esta etapa es del 100%.
- En la etapa de reacción inherente al granulador, con una relación molar $\text{NH}_3:\text{H}_3\text{PO}_4 \approx 2,2$, el Fosfato Monoamónico reacciona con amoníaco para producir Fosfato Diamónico. Para efectuar los cálculos pertinentes, se realizan dos suposiciones importantes. En primer lugar, se presume que la conversión del Fosfato Monoamónico en esta etapa es del 100%. Además, que la humedad total que ingresa en el granulador, incluyendo el reciclo proveniente del screener, es del 8,70%.

La planta piloto utilizada como referencia para los cálculos iniciales presenta algunas diferencias respecto de aquel propuesto para la producción de Fosfato Diamónico en este proyecto. Entre ellas podemos observar:

- Se ha incorporado un tanque intermedio con agitación continua entre el preneutralizador y el granulador. Esta adición tiene como objetivo anticipar posibles mantenimientos necesarios en alguno de los reactores principales del proceso, lo cual permite intervenirlos sin necesidad de purgar todo el sistema.
- Incorporación de un ciclón con el objetivo de separar las partículas finas de producto de la corriente gaseosa que egresa del secador. Estas partículas finas recuperadas poseen la misma composición que el producto final bajo especificación, lo que permite que pueda extraerse como subproducto. Dicho subproducto puede ser comercializado para su utilización en la fertilización a través de riego por goteo.
- A diferencia de la planta piloto, se remite tanto el efluente gaseoso del preneutralizador como el del granulador al scrubber. En el mismo, se someten estas corrientes al tratamiento con ácido fosfórico fresco con el objetivo de recuperar el amoníaco presente en ambas.

Debido a las discrepancias mencionadas anteriormente, en el proceso de ajuste del balance de materia al proceso propuesto en este proyecto, se consideraron los siguientes aspectos:

- El caudal másico de agua presente en el licor que egresa del scrubber (19), junto con el amoníaco recuperado, se mantiene constante, de acuerdo con los cálculos previos basados en la planta piloto. De esta manera, se preserva la masa de agua que ingresa al bloque de reacción, de modo que no se alteren las humedades obtenidas en el slurry y en el producto final.
- Se conservan los caudales y las composiciones de los cálculos previos basados en la planta piloto para las siguientes corrientes: el efluente gaseoso que egresa del granulador (8), el líquido de lavado (1) y el gas que se emite a la atmósfera (18).
- Debido a la introducción de una corriente adicional al scrubber (corriente 4 que egresa del preneutralizador), la composición de la corriente recuperada que ingresa al preneutralizador experimentará modificaciones. No obstante, se opta por mantener constante el caudal másico de la corriente de slurry que egresa del preneutralizador, con el propósito de conservar los valores obtenidos en los cálculos previos basados en la planta piloto. En consecuencia, la corriente de amoníaco que ingresa (2) permanece inalterada en cuanto a caudal y composición, ya que estos fueron determinados a través del balance global del proceso.
- El caudal másico de ácido fosfórico obtenido en la corriente 19 debe coincidir con el que ingresa por la corriente 1, ya que esta última es la única fuente de ácido fosfórico fresco.
- En el granulador, se mantienen constantes en caudal y composición las corrientes de producto (9) y de reciclo de finos procedente del screener (7).
- En el secador, se mantienen constantes en caudal y composición las corrientes de producto seco (12), de aire (13) y la corriente que egresa como efluente (11), compuesta de aire y finos de producto que se arrastran.

6.4.2 Balance de energía

Puede encontrarse la tabla resumen del balance de energía en el **Anexo C.04 – Balance de Materia y Energía**.

Para los cálculos del balance de energía utilizamos como referencia las temperaturas indicadas en los resultados de una planta piloto. Para aquellas temperaturas que nos faltaban como dato, definimos una dentro de un rango recomendado por el libro “Manual of Fertilizer Processing”.

Realizamos los balances energéticos equipo por equipo con la siguiente fórmula:

$$\Delta \dot{H} + \Delta \dot{E}_k + \Delta \dot{E}_p = \dot{Q} - \dot{W}_s$$

Donde:

- $\Delta \dot{H}$: variación de entalpía [kJ/h]
- $\Delta \dot{E}_k$: variación de energía elástica [kJ/h]
- $\Delta \dot{E}_p$: variación de energía potencial [kJ/h]
- \dot{Q} : calor absorbido o liberado [kJ/h]
- \dot{W}_s : trabajo de fuerzas externas [kJ/h]

Despreciamos la energía elástica, potencial y el trabajo, ya que nos enfocaremos únicamente en cada sistema sin considerar bombas y/o ventiladores.

Por lo tanto,

$$\dot{Q} = \Delta \dot{H} = \sum \dot{m}_s \cdot h_s - \sum \dot{m}_e \cdot h_e$$

Donde:

- \dot{m}_s : caudales másicos de salida del sistema [kg/h]
- h_s : entalpía específica de salida del sistema [kJ/kg]
- \dot{m}_e : caudales másicos de entrada al sistema [kg/h]
- h_e : entalpía específica de entrada al sistema [kJ/kg]

Con ayuda del simulador ASPEN PLUS V11 se obtuvieron las entalpías específicas. Los caudales másicos son los obtenidos en el capítulo 6.4.1.

Es importante aclarar que para los cálculos de energía para el caso de las sustancias sólidas (tales como el DAP, MAP e impurezas provenientes del ácido fosfórico) nos basamos en la Primera Ley de la Termodinámica que, aplicada a los sólidos, se simplifica de la siguiente manera:

$$\Delta H \approx \Delta U$$

Donde:

- ΔU : variación de energía interna

Esta simplificación es factible debido a que los sólidos no experimentan cambios en su volumen, es decir, son isocóricos. Las energías internas también fueron obtenidas del simulador.

6.4.3 Descripción del proceso

Este capítulo tiene como objetivo describir detalladamente el proceso de producción de DAP. Cada corriente y equipo mencionado estará correlacionado con el diagrama P&ID, que se encuentra en el **Anexo III**.

6.4.3.1 Acondicionamiento de materias primas

6.4.3.1.1 Ácido fosfórico

El ácido fosfórico se comercializa en concentraciones de 75% y 85%. Se opta por adquirir el ácido fosfórico al 85% debido a que posee menor contenido de impurezas y mayor concentración del componente de interés (H_3PO_4). Este ácido, se almacena en el TK-01 y se alimenta al TK-02, donde se diluye con agua para alcanzar una concentración de ácido fosfórico de aproximadamente 64% y se almacena en el TK-03. Esta es la concentración necesaria para la recuperación de los vapores amoniacales procedentes del preneutralizador y del granulador en el SC-01.

6.4.3.1.2 Amoníaco

El amoníaco se adquiere presurizado a 10 bar y 25°C, y se almacena en el TK-05. Luego, se expande a 1 bar y -33,6°C para ser alimentado en estado de vapor saturado hacia los reactores RX-01 y RX-02.

6.4.3.2 Etapa reacción

La corriente de ácido fosfórico recuperado [3'] se alimenta a una temperatura aproximada de 60°C al reactor RX-01, en donde se encuentra con una corriente de amoníaco en fase gaseosa [2']. En este reactor ocurre la preneutralización del ácido a una temperatura de 115,5°C (240°F), produciéndose como producto principal Fosfato Monoamónico (MAP). Esta reacción ocurre en un rango típico de temperatura de 114 – 117 °C. Estas temperaturas elevadas son consecuencia de la liberación de calor que ocurre naturalmente durante la reacción exotérmica. Por otro lado, también es importante conservar una relación molar amoníaco:ácido entre 1,29 y 1,45. Es importante respetar el rango de relación molar ya que para ratios menores el exceso de amoníaco no es suficiente para que ocurra la conversión del 100%, y de manera inversa, para ratios mayores se obtienen pérdidas excesivas de amoníaco.

Dado que la reacción de preneutralización es altamente exotérmica, gran parte del agua que ingresa junto con el ácido recuperado se evapora y arrastra trazas de amoníaco, obteniendo una corriente de vapores [4] que requiere ser tratada en el lavador de gases SC-01.

Como resultado de la preneutralización del ácido se obtiene un slurry [5] compuesto mayormente por MAP y agua con pequeños porcentajes de impurezas. Dichas impurezas provienen del ácido fosfórico recuperado y de la reacción entre el trióxido de azufre (también proveniente del ácido) y el amoníaco, dando como resultado la impureza principal sulfato de amonio.

La corriente final [5] es dirigida inicialmente al tanque agitado TK-06 y luego se introduce en el reactor granulador RX-02 donde se mezcla con amoníaco en estado gaseoso [6] para continuar el proceso de producción de Fosfato diamónico (DAP). Al RX-02 se añade una corriente de finos de producto [7] para favorecer la nucleación y formación del gránulo. Esta reacción es exotérmica, tiene lugar a una temperatura aproximada de 87°C (188°F) y se lleva a cabo con una relación molar amoníaco:ácido de 2,2.

De manera similar a lo que ocurre en el reactor RX-01, como consecuencia de la liberación de calor por la reacción, se produce una corriente de vapores compuesta por agua y amoníaco [8], la cual debe ser tratada en el scrubber SC-01.

De la reacción se obtiene un producto granulado y húmedo compuesto principalmente por DAP, agua e impurezas [9].

	Etapa de reacción	
	RX-01	RX-02
<i>Q [kW]</i>	-459.14	-2250.04

6.4.3.3 Etapa secado y enfriado

El producto del granulador [9] egresa con una humedad aproximada de 4%, mientras que la humedad deseada para el producto terminado debe encontrarse en un rango de entre 1,5% y 2%. Por lo tanto, es necesario reducir la humedad de esta corriente en el secador rotatorio DR-01. El secado se efectúa de manera contracorriente y de contacto directo con una corriente de aire [10] a 115,5°C (240°F). Debido a esto último, el producto egresa del secador [12] a una temperatura de 96°C (204°F). Se recomienda que el producto no supere los 210°F debido a que para temperaturas superiores se producen pérdidas de amoníaco.

Asimismo, como consecuencia del contacto entre ambas fases, se produce inevitablemente el arrastre de partículas sólidas con la corriente gaseosa [11]. Por esto mismo, es necesario realizar la separación antes de efectuar la descarga de aire a la atmósfera, con el objetivo de reducir la polución del aire. Para este propósito se utiliza un ciclón, en donde el aire es liberado a la atmósfera [20] por acción del tiro inducido generado por el ventilador FN-04 mientras que los sólidos caen por gravedad y son recolectados en un bolsón [21]. Estos sólidos no son ni más ni menos que producto terminado fuera de especificación por bajo tamaño de partícula. El destino final del material particulado fino es su comercialización para fertilización a través de riego por goteo.

Por otra parte, para facilitar el transporte y almacenamiento del producto es necesario que el mismo se encuentre en un rango de temperaturas entre 27°C y 50°C (80°F y 120°F). Por esta razón, se requiere disminuir la temperatura del producto que egresa del secador [12] desde 204°F a 97°F [14]. Este descenso de temperatura resulta del contacto directo en contracorriente con una masa de aire a temperatura ambiente [13]. Tomamos como referencia una temperatura ambiente de 25°C.

Etapa de secado y enfriado del producto			
	DR-01	HX-01	HX-02
Q [kW]	445.57	584.24	464.73

6.4.3.4 Etapa de separación y preparación de producto

El producto que egresa del enfriador [14], que posee la composición de producto final deseada, se alimenta a un screener o zaranda (SY-01) por medio de un elevador de cangilones con el fin de separar el producto que cumple con el tamaño especificado (1,65 – 3,33 mm) [16] del material fino (< 1,65 mm) [7] y grueso (> 3,33 mm) [15]. La corriente de material particulado grueso se realimenta al screener luego de su paso por un triturador (TR-01), donde se disminuye su tamaño de partícula para recuperar parte de este material como producto final especificado. Todas las corrientes previamente mencionadas poseen una temperatura de aproximadamente 36°C (97°F) y se encuentran a presión atmosférica. El transporte de las corrientes de material particulado fino y grueso se realiza por medio de bandas transportadoras.

La corriente de producto bajo especificación [16] se transfiere hacia el silo de producto final (SL-01), a través de una banda transportadora, desde donde luego será enviada a la zona de despacho para ser preparada para comercialización. El producto terminado podrá adquirirse en el mercado en bolsas de 25 kg.

Etapa de separación y preparación de producto		
	SY-01	CY-01
Q [kW]	0.00	418.98

6.4.3.5 Etapa de recuperación de amoníaco

Las pérdidas de amoníaco resultantes de los reactores RX-01 y RX-02 por las corrientes [4] y [8] respectivamente, se unen en una única corriente [17] para que posteriormente se recuperen en un lavador de gases SC-01 en contacto con ácido fosfórico diluido al 64% [1] a 60°C. El ácido fosfórico fresco se precalienta antes de ingresar al scrubber de 25°C (temperatura de almacenamiento en TK-01) a 60°C a través del HX-03. Como resultado de la operación obtenemos dos corrientes: por un lado, ácido fosfórico con amoníaco recuperado a 60°C [19] y, por otro lado, una corriente de vapor de agua con trazas de amoníaco [18]. Esta última es liberada a la atmósfera por acción del tiro inducido generado por el ventilador FN-01, mientras que el ácido recuperado se almacena en el tanque TK-04 con el objetivo de asegurar el stock para recircular al sistema de reacción al RX-01.

Es importante destacar que en esta etapa de recuperación de amoníaco no se produce reacción alguna entre el ácido fosfórico fresco y el amoníaco presente en las corrientes residuales a lavar. Esto se debe

a que la relación molar amoníaco:ácido es aproximadamente 1, lo que resulta insuficiente para que tenga lugar reacción.

Etapas de recuperación de amoníaco		
	SC-01	HX-03
Q [kW]	-680.62	143.81

6.5 Servicios Auxiliares

Este apartado incluye aquellos sistemas y servicios complementarios necesarios para el funcionamiento eficiente y seguro del proceso. Entre los principales se encuentran el suministro de agua de refrigeración y vapor.

6.5.1 Sistema de enfriamiento – Torre de enfriamiento

Se suministra agua por medio de torres de enfriamiento para la refrigeración del proceso. Este sistema es fundamental para controlar la temperatura del reactor RX-01 debido a la generación de energía que se produce como consecuencia de las reacciones exotérmicas involucradas en el proceso.

El sistema se compone principalmente de una torre de enfriamiento de tiro inducido, ya que permite una distribución interna más uniforme del aire. El caudal total de agua a enfriar es de 30368 kg/h. El agua ingresará a la torre con una temperatura de 38°C y la temperatura de salida de la misma debe ser 25°C para cumplir con los requerimientos del RX-01.

El agua a enfriar se pulveriza desde la parte superior de la torre y desciende a través del relleno en el interior de la misma. Simultáneamente, se introduce aire desde el exterior por medio del tiro inducido del ventilador en la parte superior de la torre. El aire ingresa como corriente ascendente y entra en contacto con el agua a enfriar, provocando la evaporación de una parte de la misma y, por lo tanto, el enfriamiento de la parte restante de la corriente de agua.

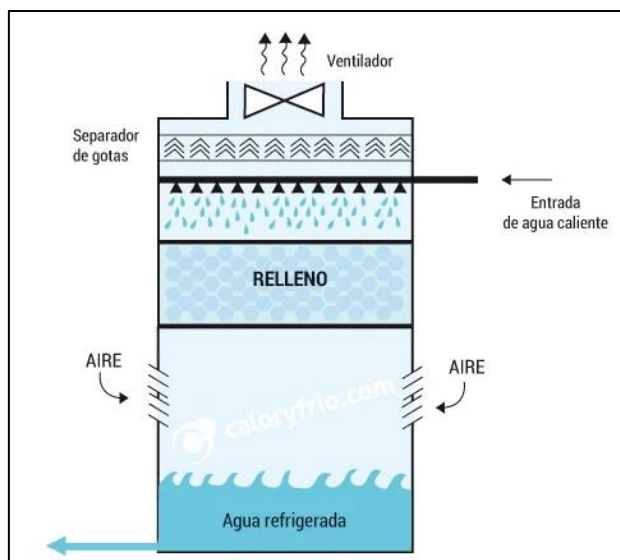


Imagen 1: Torre de enfriamiento de tiro inducido.

6.5.2 Planta de ablandamiento de agua

Este tipo de plantas se utilizan en procesos industriales para reducir la dureza del agua, eliminando los iones de calcio y magnesio que causan incrustaciones en los equipos. Consecuentemente, las plantas de ablandamiento de agua reducen los costos de mantenimiento y mejoran la eficiencia del proceso productivo.

En primer lugar, se le realiza un pretratamiento al agua cruda. Esta se hace pasar por filtros, que pueden ser de cartucho o de arena multimedia, para eliminar partículas sólidas y sedimentos que

puedan obstruir o dañar las resinas de intercambio iónico. A continuación, el agua pasa a través de resinas de intercambio iónico en una columna, donde los iones de calcio y magnesio se intercambian por iones de sodio, suavizando de esta manera el agua.

A medida que estas resinas se cargan con cationes y aniones indeseables, pierden gradualmente su eficacia, se saturan y deben regenerarse. Para el tipo de resinas que se utilizan para el ablandamiento de agua (resinas catiónicas), la regeneración generalmente se efectúa utilizando una solución salina concentrada (cloruro de sodio). Las resinas se liberan de los iones de calcio y magnesio y se recargan con iones de sodio nuevamente. Posterior a la regeneración, las resinas se enjuagan con agua para eliminar cualquier residuo de sal.

6.5.3 Sistema de vapor

La generación de vapor se realiza a través de caldera y se utiliza principalmente para el calentamiento de corrientes de proceso. Por un lado, se calienta la corriente de ingreso de ácido fosfórico fresco al proceso desde 25°C (temperatura de almacenamiento) a 60°C (temperatura de operación en SC-01) en el HX-03 y, por otro lado, se calienta la corriente de aire que egresa del HX-01 con una temperatura de aproximadamente 76°C para su posterior ingreso al DR-01 con una temperatura de 115,56°C en el HX-02, con la finalidad de secar el producto final.

La caldera calienta el agua utilizando gas natural. El calor convierte el agua en vapor a alta presión y temperatura, el cual luego se transporta a través del sistema de tuberías hacia el HX-02 y el HX-03.

Para el cálculo del servicio de la caldera se sobredimensiona con un coeficiente de seguridad del 10%.

Sistema de vapor – Calentadores	
	<i>Q [kW]</i>
<i>HX-02</i>	464.73
<i>HX-03</i>	143.81
<i>Requerimiento</i>	608.54
<i>Servicio Caldera</i>	669.40

6.5.4 Sistema de aire comprimido

El aire comprimido es un componente esencial, ya que se utiliza para una amplia variedad de aplicaciones como operar herramientas neumáticas, controlar válvulas, entre otras.

- **Aire de servicios:** utilizado para servicios generales (bombas neumáticas, herramientas neumáticas, etc).
- **Aire de instrumentos:** utilizado en válvulas de control y válvulas on/off, así como en motores neumáticos.

El aire atmosférico pasa a través de un filtro, cuyo principal objetivo es retener partículas sólidas u otros contaminantes que puedan provenir del ambiente. Posteriormente, se introduce al compresor de tornillo para alcanzar las condiciones de presión adecuadas. Se cuenta con un tanque pulmón de aire, que permite adaptar el flujo de aire ante cambios de demanda, de manera que sea posible mantener el suministro.

El aire comprimido pasa a través de filtros de aire y aceite para retener contaminantes presentes en el aire comprimido. Esto permite proteger los equipos y garantiza la calidad del aire en las aplicaciones finales.

A continuación, la corriente de aire divide en dos ramas. Una parte se dirige directamente al tanque de almacenamiento destinado a servicios, mientras que la otra, destinada a instrumentos, se seca para eliminar la humedad. El secado del aire de instrumentos es de vital importancia, ya que la presencia de humedad puede causar problemas en las herramientas y equipos neumáticos, así como en los procesos de producción. Finalmente, el aire se almacena en su tanque correspondiente.

6.5.4.1 Compresores

Los compresores a tornillo se conforman principalmente de dos rotores que giran en paralelo y en sentido opuesto y, que tienen la forma de un tornillo helicoidal. Actuando en conjunto, estos rotores comprimen el aire.

Los dos rotores giran dentro de una carcasa impulsados por un motor externo y desplazan el aire longitudinalmente desde el punto de la admisión hacia el extremo contrario donde finalmente es comprimido debido a la reducción del espacio. La presión aumenta hasta el punto donde se produce la descarga por medio de una válvula cuya función es doble: mantener la presión interna de aire a los valores mínimos y máximos especificados y por otro, evitar el retroceso del aire desde las tuberías de la red.

Este tipo de compresores son conocidos por su eficiencia energética, ya que son capaces de producir una mayor cantidad de aire comprimido por unidad de energía consumida. Además, pueden funcionar de forma continua, lo que los hace ideales para aplicaciones donde se necesita un suministro de aire constante, suelen ser más compactos que otro tipo de compresores y tienen a requerir menos mantenimiento.

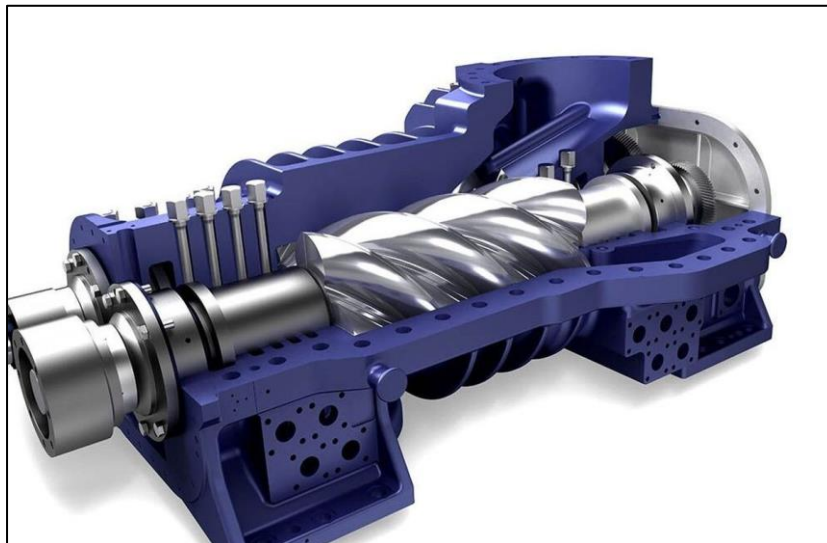


Imagen 2: Compresor a tornillo.