

385735



ESPAÑA	INDUSTRIA
SOCIETAT	
CLASE	601
SUBCLASE	C

P A T E N T E
D E
I N V E N C I O N

por "PROCEDIMIENTO DE OBTENCION DE SULFATO AMONICO EN UN REACTOR ROTATIVO", a favor de la firma española SOCIEDAD ANONIMA CROS; residente en BARCELONA, Pº de Gracia, 56.

= . =

MEMORIA DESCRIPTIVA

El procedimiento que se describe en esta Patente, es un sistema original que simplifica notablemente la fabricación de sulfato amónico, permitiendo obtener éste producto por reacción directa entre el NH_3 y el ácido sulfúrico en fase sólido-líquido, utilizando como soporte de la reacción un lecho en movimiento de sulfato amónico sólido. Cada gránulo, al humectarse de ambos reactantes, se transforma en un microreactor. El calor de reacción evapora el agua sobrante, precipitándose sobre el grano inicial, un microcristal de sulfato amónico.



= 2 =
38 5735

Controladas y estudiadas condiciones de pH, humedad y temperatura, permiten actuar sobre la velocidad de crecimiento de los gránulos originales de soporte; pudiéndose obtener productos de granulometrías variadas, dentro de un amplio margen.

5.

En nuestra innovación tiene especial importancia el tipo de reactor usado para lograr simultáneamente y de una forma continua, tener un lecho de gránulos, girando independientemente e individualmente, sobre los que se hace llegar amoníaco y ácido sulfúrico.

10.

Nuestro procedimiento supone una gran novedad, permitiendo reducir enormemente los costos de inversión.

Las ventajas principales que presenta nuestro sistema sobre los usuales y clásicos son los siguientes:

15.

a) No se usa ninguna clase de preneutralizador ni saturador para efectuar la reacción en fase líquida entre H_2SO_4 y el NH_3 . Es obvio el alto costo por razones de corrosión de estos elementos, así como los problemas inherentes de agitadores, válvulas, peligros de cristalización, manipulación de líquidos ácidos a alta temperatura, etc.

20.

b) No es preciso evaporador ó cristalizador-evaporador para obtener el sulfato amónico a partir de unas aguas madres. En nuestro procedimiento no aparecen fases fluidas. La cristalización se hace sobre los gránulos, el fuerte calor de reacción evapora el agua sobrante, sobresaturado la solución que rodea al cristal-gérmen y separando material nuevo.

25.

c) Permite utilizar ácidos sulfúricos residuales, ó diluidos, puesto que es preciso el concurso de agua para eliminar el calor de reacción y facilitar el crecimiento de las partículas.

30.

38 5735



d) No se precisan materiales especiales, al ser la reacción instantánea y sobre el lecho de cristales en movimiento, el ácido es neutralizado de inmediato; trabajándose a pH prácticamente neutro. No existen problemas de corrosión, pudiéndose construir el reactor de acero ordinario.

5. a) Se obtiene el producto en forma de gránulos esferoidales de aspecto muy uniforme, sin polvo. Soslayándose los problemas de apelmazamiento, permitiendo una revalorización comercial, al obtener un producto a base de esferitas de aspecto muy atrayente.

10. En la Fig. 1 esquematizamos uno de los tipos de reactores usados. Se trata de platos de inclinación regulable y de profundidad comprendida entre 200 a 700 mm., girando a revoluciones variables tales, que conjuntamente con el grado de inclinación tomado, permite efectuar dentro del propio reactor una

15. clasificación por tamaños y abandonando el reactor la partícula que ha alcanzado el tamaño deseado.

20. En la Fig. 2 representamos otro tipo de reactor usado. Consiste en un cilindro rotativo dispuesto con un grado de inclinación y girando a revoluciones adecuadas para conseguir un tiempo de residencia preciso, para obtener la granulación deseada.

Ambos reactores van provistos de sistemas de nuestra invención para efectuar la adición y reparto de los elementos reaccionantes, sobre y bajo la masa de sólidos en movimiento.

25. Fundamentalmente hemos prestado mucha atención a obtener un sistema de inyección de NH_3 , que suministra un fluido constante, sin problemas de obstrucciones, estudiando la velocidad de salida del fluido y diseñando boquilla, posición (2) Fig. 1, ó tubos protegidos con rejas, posición (2) Fig 2. Ambos sistemas los hemos ensayado en otros tipos de procesos de amonización con total éxito, y han sido descritas en otras patentes de

30. nuestra invención.

38 5735



La técnica operativa es la siguiente:

5. al reactor llega de manera continua, una cantidad de sulfato amónico, sólido y se inyecta también de manera continua ácido sulfúrico más o menos diluido, a la vez que se introduce debajo del sólido el amoníaco anhidro. Debe mantenerse en el reactor un cierto nivel de humedad, entre 1 y 10% de agua, una temperatura entre 30 y 120°C. y un pH comprendido entre 5'5/7.

10. El sulfato amónico a la salida del reactor, se conduce a un secadero convencional de los usuales para este tipo de sales. Del producto de salida se separa la fracción más fina, que vuelve al reactor para suministrar el lecho de material preciso, y constituyendo el resto, la producción.

15. Precisamente, en el hecho de que toda la reacción entre el ácido sulfúrico y el amoníaco se verifica en el reactor, sobre la gran superficie total que representan las superficies de todas las partículas del sólido en movimiento, reside una de las grandes ventajas de nuestro procedimiento. El reactor hace así de saturador, evaporador y cristizador, debido a esa gran superficie de contacto, se elimina la suficiente cantidad de agua para que el resto que le quede al producto que sale del reactor, sea fácil de quitar en un secadero clásico.

20. Trabajando en el reactor con un régimen estacionario en los flujos de alimentación de finos, ácido sulfúrico amoníaco y agua, y manteniendo el pH entre los límites citados, no hay pérdidas sensibles de amoníaco. No obstante, puede utilizarse un "Scrubber" para el lavado de los gases de extracción del reactor, antes de lanzarlos al exterior, utilizando bien agua ó bien ácido sulfúrico diluido para el lavado.

30.

EJ EMPLOS

Ejemplo 1

En una planta piloto equipada con reactor tipo plato,



secadero y grupo de separación de finos y gruesos, y capaz de dar una producción de 300/500 kg/h. de producto, se alimenta continuamente al reactor, en este caso repetimos del tipo de la Fig. 1, con unos 100/800 kg. de sulfato amónico. Se pulveriza sobre este lecho de material sólido un caudal de 300 Kg/h. de ácido sulfúrico y 10/70 Kg/h. de agua, a la vez que se inyecta en el fondo del lecho sólido un caudal de 72 Kg/h. de amoníaco. El pH se mantiene en el producto de salida del reactor, entre 6 y 7, y la temperatura del material en el plato se mantiene entre 30/120°C., y la humedad entre 2/9%.

El secadero, se lleva a un régimen de temperaturas de 100/300°C., en los gases de entrada y 30/90°C., a la salida.

Trabajando en éstas condiciones, se obtienen 250/275 Kg/h. de sulfato amónico de tamaño de grano entre 1/3 mm. y de forma esferoidal, con una riqueza en N de 20'8/21%.

= . =

REIVINDICACIONES

Descrito el objeto del presente invento, se declaran nuevas y de propia invención las siguientes reivindicaciones:

1.- Procedimiento de obtención de sulfato amónico, en un reactor rotativo, caracterizado porque se hace reaccionar de una forma continua en un reactor adecuado, directamente ácido sulfúrico diluido con amoníaco anhidro sobre un lecho reciclado de sulfato amónico sólido, manteniendo en el granulador una temperatura de 30/120°C., un pH entre 6 y 7, y una humedad entre 1 y 10%, sin el concurso de pronutralizadores, evaporadores ni cristalizadores.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque comprende un sistema de reactores para efectuar la reacción entre H_2SO_4 y NH_3 en un lecho de granos sólidos.

38 5735



lidos como soporte, para fabricar sulfato amónico sólido.

3.- Procedimiento, según la reivindicación 2, caracterizado porque comprende una disposición de elementos de adición de NH_3 y sulfúrico, según la reivindicación 2).

5. 4.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque el ácido sulfúrico utilizado es de concentración comprendida entre 40 y 60°Bé.

10. 5.- Procedimiento, según la reivindicación, caracterizado porque se utiliza amoníaco anhidro, o en solución acuosa, que se introduce en el interior del lecho de sólidos en el reactor a una profundidad entre 100/600 mm.

6.- Procedimiento según las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el pH del producto a la salida del granulador debe mantenerse entre 6 y 7.

15. 7.- Procedimiento, según las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la humedad en el lecho de reacción, debe quedar comprendida entre 2 y 10% de agua.

20. 8.- Procedimiento, según las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la temperatura en el lecho de reacción, se halle comprendida entre 30/120°C.

9.- Procedimiento, según las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el proceso se verifica de una forma continua, en un reactor único, sin el concurso de preneutralizadores, evaporadores ni cristalizadores.

25. 10.- Procedimiento, según las reivindicaciones precedentes caracterizado por la obtención de sulfato amónico, de forma uniforme esferoidal, con tamaño de grano comprendido entre 1 y 3 mm.

30. 11.- Procedimiento de obtención de sulfato amónico en un reactor rotativo.

= 7 =

38 5735



Según se describe y reivindica en la presente memoria descriptiva que consta de 7 páginas foliadas y escritas a máquina por una sola de sus caras.

Madrid, a 20 NOV. 1970

p.a.

JAI ME BERN

mpc.

38 5735



Fig. 1

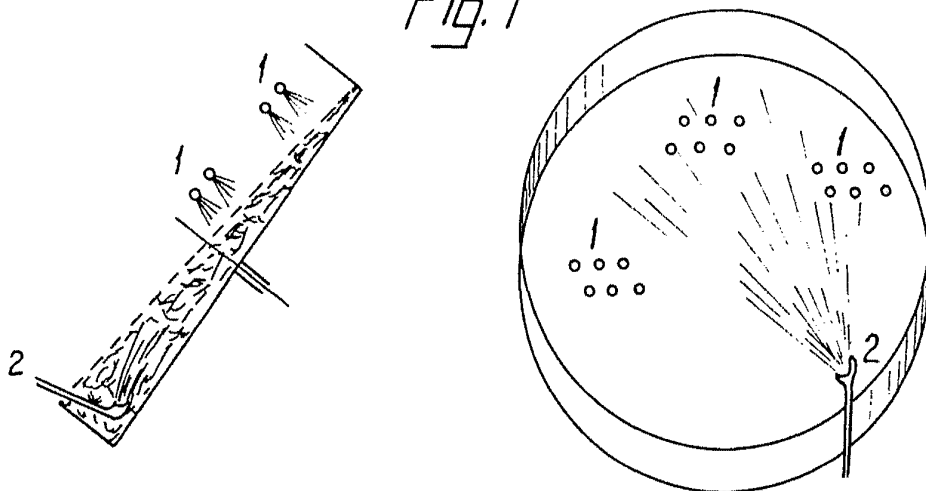
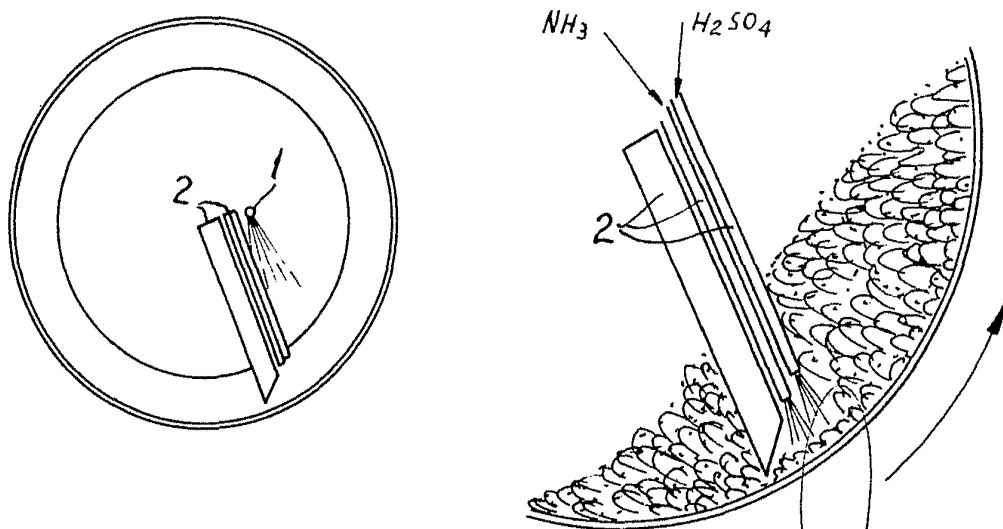


Fig. 2



Madrid, a 20 NOV. 1970
p.a. JAIMÉ ISERN

P. P.
Patronador JOSÉ RODRÍGUEZ