

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 623 609**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/58 (2006.01)

C01C 1/10 (2006.01)

C01C 1/12 (2006.01)

B01D 61/36 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **11.01.2010 PCT/EP2010/000189**

87 Fecha y número de publicación internacional: **22.07.2010 WO10081707**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.01.2010 E 10702022 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **22.03.2017 EP 2382030**

54 Título: **Proceso y equipo para la recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa**

30 Prioridad:

13.01.2009 IT MI20090025

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

11.07.2017

73 Titular/es:

SAIPEM S.P.A. (100.0%)

Via Martiri di Cefalonia, 67

San Donato Milanese (Milano), IT

72 Inventor/es:

CASARA, PAOLO;

GIANAZZA, ALESSANDRO y

MIRACCA, IVANO

74 Agente/Representante:

UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 623 609 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso y equipo para la recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa

5 La presente invención se refiere a un proceso para la recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa.

El proceso, objeto de la presente invención, es especialmente adecuado para la recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa procedente de un proceso de síntesis de urea.

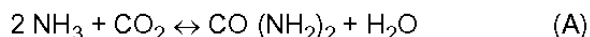
10 Las emisiones de amoníaco gaseoso a la atmósfera producidas por numerosas actividades industriales representan un problema medioambiental especialmente significativo.

15 Con el fin de limitar el impacto medioambiental asociado con este contaminante, las normas medioambientales nacionales e internacionales están imponiendo limitaciones cada vez más restrictivas a las emisiones a la atmósfera procedentes de procesos industriales. Por lo tanto, se siente intensamente la necesidad de hallar nuevas soluciones técnicas para reducir el amoníaco en las emisiones industriales o para recuperar amoníaco de estas corrientes, considerando el alto valor comercial de esta sustancia como materia prima en numerosos procesos industriales.

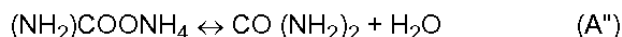
20 En particular, el proceso de síntesis de urea es un proceso industrial que genera altos volúmenes de corrientes gaseosas conteniendo amoníaco.

25 La síntesis de urea se efectúa por la reacción de amoníaco y dióxido de carbono a presión y temperatura altas, la posterior separación de la urea de la mezcla conteniendo los productos sin reaccionar y el reciclado de los mismos al reactor.

Por lo tanto, todos los procesos industriales para la preparación de urea se basan en la síntesis directa según la reacción siguiente:



30 Esta síntesis tiene lugar en dos pasos de reacción distintos:



35 En el primer paso (A') tiene lugar una reacción de equilibrio exotérmica que tiene una alta velocidad de reacción a temperatura ambiente, que, sin embargo, a las altas temperaturas que precisa el paso (A''), requiere altas presiones para llegar a un equilibrio favorable.

40 En el segundo paso (A'') tiene lugar una reacción endotérmica, que solamente alcanza una velocidad significativa a altas temperaturas (> 150°C), con un estado de equilibrio que, a 185°C, comenzando en una mezcla de reactivos en una relación estequiométrica, da lugar a una conversión de CO₂ ligeramente superior a aproximadamente 50%. Esta conversión insatisfactoria puede incrementarse convenientemente elevando la relación NH₃/CO₂.

45 Los procesos para la producción de urea por síntesis directa comenzando con amoníaco y dióxido de carbono han sido ampliamente ilustrados y descritos en la literatura específica de este campo. Una amplia revisión de los procesos más comunes para la producción de urea puede verse, por ejemplo, en "Encyclopedia of Chemical Technology" Ed. Kirk-Othmer, Wiley Interscience, 4ª ed. (1998), Suplemento, páginas 597-621.

50 Los procesos industriales para la producción de urea llevan a cabo normalmente la síntesis en un reactor alimentado con NH₃, CO₂ y con las soluciones acuosas de carbonato de amonio y/o carbamato procedente de las corrientes recicladas de los reactivos no convertidos, a temperaturas del orden de 150 a 215°C, a presiones de al menos 130 atm, con una relación molar de NH₃/CO₂ de entre 2,5 y 5, calculada con respecto a la suma de las corrientes de alimentación, incluyendo amoníaco en forma de sal de amonio. Además del agua formada y NH₃ excedente alimentado, el efluente del reactor todavía contiene cantidades considerables de CO₂, principalmente en forma de carbamato de amonio no convertido.

55 La urea fundida se solidifica en la sección final de la planta, en forma granular, en granuladores adecuados o torres de perlado, por enfriamiento con aire.

60 Muchos de los problemas medioambientales asociados con plantas de producción de urea están vinculados específicamente con dichas secciones de granulación o perlado.

De hecho, los procesos que son efectuados en esta sección producen actualmente la emisión a la atmósfera de grandes cantidades de aire contaminado por amoníaco (aproximadamente 50-250 mg/Nm³ aire), urea (aproximadamente 20-200 mg/Nm³ aire) y trazas de formaldehído.

5 También se encuentra amoníaco, también en concentraciones relativamente altas de hasta 10 g/Nm³, en corrientes gaseosas industriales tal como las producidas en la destilación de coque, del que puede extraerse convenientemente y usarse como materia prima en la industria.

10 La técnica actual describe varios procesos de reducción del amoníaco contenido en corrientes gaseosas. También se han desarrollado varios procesos industriales que permiten no solamente la separación, sino también la recuperación de amoníaco puro. Para la recuperación de amoníaco de gases de coquización, por ejemplo, la patente US 3.024.090 describe un proceso en el que los gases se someten a un lavado con una solución ácida de fosfato de amonio (mezcla de fosfato monoácido y fosfato diácido), seguido de un agotamiento de la solución. Sin embargo, este método no alcanza altas tasas de eficiencia y no puede aplicarse a corrientes gaseosas con bajo contenido de amoníaco.

15 US 4.424.072 describe un proceso de reducción de amoníaco contenido en una concentración baja en una corriente gaseosa por medio de lavado con ácido, por ejemplo con ácido nítrico, para obtener una sal de amonio en solución acuosa.

20 En particular, cuando la corriente gaseosa conteniendo amoníaco que se somete a lavado con ácido es una corriente gaseosa procedente de la sección final de perlado o granulación de un proceso de síntesis de urea, la solución acuosa conteniendo la sal de amonio también contiene urea y trazas de formaldehído.

25 La solución acuosa conteniendo la sal de amonio no puede ser reciclada como tal a las secciones de síntesis y/o concentración de urea, puesto que ésta última podría contaminarse así con sales de amonio, que son absolutamente indeseables a los efectos de algunos usos posteriores de la urea, por ejemplo para la síntesis de melamina.

30 Además, la sal de amonio así obtenida tendría unas especificaciones tales que la harían inutilizable, puesto que no es de ningún modo adecuada para los intereses del mercado.

35 El tratamiento de la solución acuosa incluyendo la sal de amonio con un proceso de membrana electrolítica (MEP) se conoce por EP 1.695.755. Este tratamiento permite la recuperación del ácido usado para la extracción de amoníaco, evitando el reciclado de la solución acuosa conteniendo la sal de amonio a la planta de urea, superando así el problema de posibles contaminaciones.

40 La solución propuesta en EP 1.695.755 contempla el tratamiento de la solución acuosa incluyendo la sal de amonio con un proceso de membrana electrolítica (MEP) que permite la recuperación del ácido usado para lavar el amoníaco presente en la corriente gaseosa, que puede ser adecuadamente reciclado. También se obtiene una solución acuosa de amonio hidróxido, que puede ser tratada térmicamente para obtener una corriente de amoníaco gaseoso que puede ser reciclado a la planta de síntesis de urea.

45 Sin embargo, la solución propuesta en EP 1.695.755 tiene varios inconvenientes, en particular la producción de amoníaco a partir de la célula de electrodiálisis en forma de una solución diluida de hidróxido de amonio, que requiere un tratamiento de agotamiento térmico específico y caro antes de ser reciclada en forma suficientemente concentrada a la planta de síntesis de urea.

50 Además, el tratamiento de la solución acuosa incluyendo la sal de amonio con un proceso de membrana electrolítica (MEP), como el descrito en EP 1.695.755, también puede permitir el paso de iones no deseados que dan lugar a una solución acuosa de hidróxido de amonio que no puede ser reciclada completamente, o a una disminución de la eficiencia del proceso debido a la retromigración indeseada de NH₃ neutro a través de la membrana.

55 Una técnica alternativa que permite la recuperación de amoníaco gaseoso de soluciones en las que está disuelto, es la destilación por membrana por medio de dispositivos de membrana microporosa, conocidos como "contactores de membrana" (MC).

60 Los dispositivos MC son dispositivos con los que es posible poner una fase gaseosa en contacto con una fase líquido para permitir una transferencia de masa controlada de las especies químicas presentes, evitando la dispersión de una fase dentro de la otra.

65 En destilación por membrana, el proceso de transferencia de masa tiene lugar en la superficie de una membrana microporosa hidrófoba, más específicamente en la salida de los poros de la membrana. La fuerza de accionamiento de la difusión de una especie química del fluido en un lado de la membrana (fluido o corriente de alimentación) a la situada en el lado opuesto (fluido o corriente de transporte) es el gradiente de temperatura, presión y concentración existente entre los dos fluidos.

El proceso de separación por medio de dispositivos MC difiere de los procesos de micro-, nano- y ultrafiltración por ósmosis inversa puesto que no requieren la aplicación de altas diferencias de presión entre los dos fluidos en los lados opuestos de la membrana.

5 En procesos de destilación por membrana, puede usarse membranas hidrófobas que tienen configuraciones diferentes, por ejemplo membranas planas, membranas enrolladas en espiral o fibras huecas.

10 Gracias a la alta porosidad de la membrana, este tipo de proceso de destilación opera con una superficie de contacto mucho mayor entre los dos fluidos con respecto a la de una destilación tradicional, con obvias ventajas desde el punto de vista de la productividad y la reducción del tamaño del equipo usado.

15 El tratamiento de soluciones conteniendo amoníaco por medio de destilación por membrana es conocido, por ejemplo, por la publicación "Application of vacuum membrane distillation for ammonia removal" por EL-Bourawi y colaboradores (Journal of Membrane Science 301 (2007), 200-209).

20 Este documento describe que la recuperación de amoníaco es influenciada en gran medida por el pH de la solución, demostrando que solamente es efectiva si se aplica a soluciones conteniendo amoníaco en las que el pH se eleva a valores de alrededor de 11 por la adición de agentes basicantes. A escala industrial, la separación de amoníaco realizada en las condiciones anteriores tiene la clara desventaja de usar altas cantidades de agente basicante, con un aumento consiguiente de los costos del proceso de recuperación de amoníaco.

El solicitante ha hallado ahora un proceso que permite superar los inconvenientes de la técnica conocida descrita anteriormente, mejorando más el proceso de recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa.

25 Por lo tanto, un objeto de la presente invención se refiere a un proceso para la recuperación de amoníaco y urea contenidos en una corriente gaseosa, incluyendo dicho proceso las fases siguientes:

30 (a) someter la corriente gaseosa conteniendo amoníaco y urea a un lavado con una solución acuosa de lavado que tiene un pH del orden de 5 a 6,5, con la formación de una corriente gaseosa purificada y una solución acuosa conteniendo una sal de amonio;

35 (b) someter la solución acuosa conteniendo la sal de amonio procedente de la fase (a) a un proceso de destilación con una membrana microporosa hidrófoba a una temperatura del orden de 100 a 200°C y una presión del orden de la presión atmosférica a 2 MPa absoluto con la formación de una solución de lavado regenerada y una corriente gaseosa incluyendo NH_3 y H_2O

(c) reciclar dicha solución de lavado regenerada a la fase (a).

40 En el proceso anterior, la corriente gaseosa incluyendo NH_3 y H_2O que sale de la fase (b) es reciclada a una planta de síntesis de urea o a un proceso de síntesis de amoníaco

Un objeto de la presente invención también se refiere a equipo para llevar a cabo el proceso anterior, incluyendo:

45 - una unidad de lavado (depurador) en la que una corriente gaseosa conteniendo amoníaco y urea se pone en contacto con una solución acuosa de lavado,

50 - una unidad para someter una corriente acuosa de una sal de amonio a destilación con una membrana microporosa hidrófoba, con la formación de una corriente gaseosa incluyendo amoníaco y H_2O y una solución de lavado regenerada, estando conectada dicha unidad de destilación a la unidad de lavado de la que recibe la corriente acuosa de una sal de amonio; y

- un medio de calentamiento de la unidad de destilación por membrana que consta de dispositivos de generación de microondas.

55 La corriente gaseosa tratada según el proceso de la presente invención puede derivar de varios procesos industriales, y es preferiblemente una corriente de purga gaseosa procedente de un proceso de síntesis de urea.

60 La corriente de purga gaseosa puede derivar de varias secciones y equipo del proceso de síntesis de urea. En el caso preferido y más relevante, como resultado de los volúmenes de gas normalmente implicados, procede de la sección de solidificación de urea que, como es conocido, representa la parte de la planta de síntesis en la que la urea, fundida o en una solución concentrada, se enfría y solidifica a una forma generalmente granular, adecuada para transporte y uso en agricultura. Varias tecnologías de solidificación son posibles, conociéndose la más común y preferida, como se ha descrito previamente, como granulación y perlado, que usan, como agente refrigerante, una corriente gaseosa en grandes volúmenes.

65 También hay, sin embargo, otras fuentes de purgar o ventilar corrientes gaseosas conteniendo amoníaco como

agente contaminante en plantas de urea, que no pueden liberarse sin un tratamiento de recuperación adecuado, tal como las corrientes en los conductos de aspiración situados en diferentes zonas de la instalación, en las zonas de almacenamiento, o las corrientes para purgar los productos inertes. Todas estas corrientes pueden ser tratadas según la presente invención, obteniendo la doble ventaja de una mejora del impacto medioambiental y otra recuperación de amoníaco a reciclar a la planta.

La corriente de purga gaseosa procedente del proceso de síntesis de urea consta en general de un gas contaminado por amoníaco (aproximadamente 50 ± 250 mg/Nm³ gas), urea (aproximadamente 30 ± 200 mg/Nm³ gas) más trazas de formaldehído.

Este gas consta normalmente de aire, pero los procesos que usan un gas inerte diferente de aire no quedan excluidos del alcance de la presente invención; en estos casos, dicha corriente de purga gaseosa consta principalmente de dicho gas inerte.

La corriente de purga gaseosa procede preferiblemente de la planta de síntesis de urea a una temperatura de aproximadamente 45-100°C y se somete a un lavado preliminar con agua para eliminar la mayor parte de la urea y formaldehído presentes. También en este caso, sin embargo, la corriente de purga gaseosa que se somete a la fase a) del proceso según la presente invención, todavía contiene urea y trazas de formaldehído.

Mediante el tratamiento de la fase posterior (b), la urea hidroliza al menos parcialmente dando CO₂ y NH₃; esto representa una ventaja particular con respecto a los procesos de la técnica actual, puesto que la acumulación de urea en la solución de lavado, como resultado del reciclado (fase (c)) de la solución de lavado regenerada procedente de la destilación por membrana, puede reducir progresivamente la eficiencia del depurador. Además, gracias a la hidrólisis parcial de la urea, es posible recuperar más amoníaco de la urea, evitando al mismo tiempo su liberación al entorno.

La fase (a) se lleva a cabo con una solución acuosa de lavado que tiene un pH del orden de 5 a 6,5. La temperatura de la solución de lavado se mantiene convenientemente a 15 a 70°C.

La solución acuosa de lavado usada en la fase (a) es preferiblemente una solución tampón que consta de un par ácido-base conjugado cuyo pH cae dentro del rango definido anteriormente. Soluciones tampón típicas adecuadas para la finalidad son, por ejemplo, las que constan de un par ácido-base conjugado que deriva de ácido ftálico, ácido oxálico, ácido fosfórico, ácido cítrico, ácidos aril- y alquil-fosfónicos. La relación molar entre ácido y base conjugados se determina en base al pH deseado según las leyes de equilibrio químico.

El lavado en la fase (a) se realiza más preferiblemente con una solución tampón que consta del par ácido-base conjugado H₂PO₄⁻/HPO₄²⁻ (a continuación también indicado como "par fosfato diácido/fosfato monoácido"), a una temperatura del orden de 40 a 60°C.

En este caso, durante el tratamiento de la corriente gaseosa en la fase (a), las especies del par ácido-base conjugado H₂PO₄⁻/HPO₄²⁻ reaccionan con el amoníaco gaseoso, desplazando el equilibrio hacia la formación de (NH₄)HPO₄⁻. Incluso más preferiblemente, la solución tampón consta de una mezcla en equilibrio de las mismas sales de amonio (NH₄)₂HPO₄ y (NH₄)H₂PO₄, presentes en la solución acuosa de la fase (a) en forma disociada. La absorción de amoníaco, sin embargo, produce más formación de (NH₄)₂HPO₄ y la solución que sale de la fase (a) se enriquece por lo tanto con el amoníaco presente en la corriente gaseosa tratada.

La concentración molar general del par ácido-base conjugado en la solución de lavado usada en la fase (a) es preferiblemente del rango de 0,5 M a 5 M, más preferiblemente de 1 M a 4 M. Las soluciones tampón adecuadas que constan del par fosfato diácido/fosfato monoácido tienen una concentración general de las especies H₂PO₄⁻ y HPO₄²⁻ del orden de 20 a 40% en peso, preferiblemente de 30 a 35% en peso.

Cuando el proceso según la presente invención se aplica a una corriente gaseosa conteniendo amoníaco procedente de una planta de síntesis de urea, la solución acuosa conteniendo la sal de amonio que sale de la fase (a) también contiene urea y trazas de formaldehído.

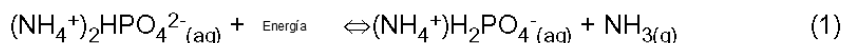
La corriente gaseosa que sale de la fase (a) del proceso según la presente invención es una corriente sustancialmente libre de amoníaco. La corriente gaseosa que sale de la fase (a) consta de aire sustancialmente puro u otro gas inerte (por ejemplo nitrógeno). Si la corriente gaseosa tratada en la fase (a) procede de un proceso de síntesis de urea, por ejemplo, la corriente gaseosa que sale de la misma fase (a) tiene típicamente un contenido de amoníaco del orden de 10 a 25 mg/Nm³ gas y un contenido de urea del orden de 5 a 30 mg/Nm³ gas. Si la corriente gaseosa purificada consta de aire o nitrógeno, puede ser liberada a la atmósfera sin tratamiento adicional puesto que cumple las normas medioambientales en vigor.

En la fase (b) del proceso según la presente invención, la solución acuosa conteniendo la sal de amonio procedente de la fase (a) se somete a un proceso de destilación por membrana hidrófoba (MD) a una temperatura del orden de 100 a 200°C y una presión del orden de la presión atmosférica a 2 MPa absoluto, con la formación de una solución

de lavado regenerada, es decir sustancialmente sin amoníaco, y una corriente gaseosa incluyendo amoníaco, que ha pasado a través de la membrana microporosa en forma de vapor. La corriente gaseosa también incluye agua en forma de vapor.

- 5 Si la corriente gaseosa alimentada a la fase (a) es una corriente de purga procedente de una planta de síntesis de urea, la corriente gaseosa que sale de la fase (b) también incluye preferiblemente CO₂.

10 En la fase (b), debido a las condiciones de tratamiento aplicadas, el desplazamiento de equilibrios del par ácido-base conjugado de la solución tampón tiene lugar, conjuntamente con la formación de amoníaco neutro que es liberado en forma gaseosa a través de los poros de la membrana. En el caso no limitador en el que se usa una solución acuosa de lavado en la fase (a), que consta de una solución tampón conteniendo el par ácido-base conjugado H₂PO₄⁻/HPO₄²⁻, se produce la reacción siguiente (1) en la fase (b):



15 donde el término "Energía" representa la energía total suministrada a la solución conteniendo la sal de amonio sometida a destilación por membrana en la fase (b), dependiendo dicha energía de las condiciones operativas de temperatura, presión, irradiación con ondas electromagnéticas, etc, que contribuyen a desplazar el equilibrio hacia la formación del ion fosfato diácido y amoníaco libre.

20 Las condiciones operativas de la fase (b) las seleccionan los expertos en la materia con el fin de garantizar el desplazamiento de equilibrio de la reacción (1) hacia la formación de amoníaco libre en forma gaseosa.

25 El amoníaco libre obtenido por el desplazamiento de equilibrio de los iones fósforo y amonio en solución acuosa, migra en la fase vapor según el equilibrio de fase bajo las condiciones de presión y temperatura del proceso y se separa como una corriente gaseosa.

30 La fase (b) se lleva a cabo calentando la unidad de destilación por membrana favoreciendo que llegue a la temperatura deseada y extrayendo el amoníaco.

Las condiciones de temperatura y presión en la fase (b) deben seleccionarse con el fin de llegar a la formación de la solución de lavado regenerada y la corriente gaseosa conteniendo amoníaco. En particular, las condiciones operativas deben ser tales que se obtenga el desprendimiento de amoníaco gaseoso.

35 La corriente gaseosa alimentada a la fase (a) también contiene urea (por ejemplo, una corriente de purga procedente de una planta de síntesis de urea). La fase (b) se lleva a cabo a una temperatura del orden de 100 a 200°C, preferiblemente de 130 a 180°C, y a una presión del orden de la presión atmosférica a 2 MPa absoluto, preferiblemente de 0,15 a 1,5 MPa absoluto.

40 En una realización preferida de la presente invención, efectuando la fase de destilación por membrana de una solución acuosa incluyendo también urea a aproximadamente 0,3 MPa y una temperatura de aproximadamente 150°C, es posible obtener una corriente incluyendo NH₃, H₂O y CO₂ caracterizada por una concentración de amoníaco del orden de 5 a 35% en peso, más preferiblemente de 10 a 25% en peso.

45 En la fase (b), la presión de la corriente gaseosa incluyendo amoníaco, que fluye en un lado de la membrana (lado de vapor), debe mantenerse a un valor inferior o igual a la presión de la solución a tratar que fluye en el lado opuesto (lado de líquido). Además, la diferencia entre la presión del lado de líquido y la del lado de vapor debe ser inferior a la presión de humectación de poro, con el fin de evitar el paso del solvente en la fase líquido (agua) a través de los poros de la membrana y su mezcla posterior con la corriente gaseosa incluyendo amoníaco. La presión de humectación de poro es variable y depende de las características constructivas de la membrana y del tipo de material que forma la membrana propiamente dicha.

50 El proceso de destilación por membrana microporosa se lleva a cabo preferiblemente por medio de dispositivos MC incluyendo cualquier forma de membranas microporosas hidrófobas, tal como, por ejemplo, fibras huecas, membranas planas, membranas enrolladas en espiral, etc.

55 El proceso de destilación por membrana microporosa se lleva a cabo preferiblemente por auto-agotamiento, es decir en la ausencia de una corriente de transporte adicional. Con el fin de obtener una mayor extracción de NH₃, se puede usar posiblemente una corriente de gas o líquido como corriente de transporte, mantenida a una presión próxima a la de la solución conteniendo la sal de amonio (corriente de alimentación). Aunque, en este caso, la corriente de transporte es preferiblemente una corriente de vapor de agua, también puede ser una corriente de CO₂ u otro gas inerte, o una corriente de líquido (por ejemplo agua), a condición de que se garanticen las condiciones de presión anteriores.

65 Las membranas usadas para los fines de la presente invención constan típicamente de materiales a base de

5 polímeros hidrófobos, por ejemplo polímeros fluorados y copolímeros, tal como politetrafluoroetileno (PTFE), fluoruro de polivinilideno o Nafion®, algunas poliolefinas con una cristalinidad alta, tal como polipropileno isotáctico, poliacrilonitrilo, polisulfonas. Estos materiales ofrecen una alta resistencia térmica (hasta 220-250°C), resistencia química y mecánica. La diferencia máxima de presión que pueden soportar estas membranas es de aproximadamente 100 kPa. Este tipo de membrana se puede obtener en el mercado en forma de dispositivos MC modulares.

10 En el proceso según la presente invención, el calentamiento del dispositivo MC se efectúa preferiblemente por irradiación con radiaciones electromagnéticas que tienen una frecuencia dentro del rango de microondas. Para ello, pueden usarse los dispositivos de generación de microondas conocidos en la técnica actual. La ventaja del uso de microondas es que puede obtenerse un calentamiento selectivo de las moléculas de agua, amoníaco y otras moléculas polares presentes en la fase líquido, evitando un calentamiento significativo de las moléculas presentes en forma de vapor. Esto permite suministrar energía térmica a la corriente de alimentación, favoreciendo la posterior permeación de amoníaco gaseoso y posiblemente CO₂ a través de la membrana.

15 Además, el uso de microondas también evita la humectación de los poros de la membrana. Si se produjese inundación de los poros debido a una sobrepresión en el lado de la membrana en el que fluye la solución a tratar, el calentamiento selectivo de las moléculas de agua líquida por medio de microondas permite que se evapore el agua líquida que haya penetrado dentro de los poros, regenerando así la membrana in situ sin interrumpir el funcionamiento del equipo y evitando la aplicación de contrapresiones.

20 Además, se ha hallado que el uso de microondas para calentar el líquido tiene la ventaja adicional de favorecer la dispersión del amoníaco en la posible corriente de transporte gaseosa, sin producir su calentamiento indeseado ni incrementar el consumo de energía.

25 Con el fin de suministrar calor por irradiación con microondas, hay que usar dispositivos MC en los que la caja exterior conste de materiales transparentes a microondas, por ejemplo materiales tales como PTFE, vidrio, Pyrex, etc.

30 El calentamiento por medio de microondas no solamente es fácil de aplicar, sino que también permite modular exactamente la energía térmica suministrada al dispositivo de destilación por membrana. Además, los dispositivos de calentamiento por microondas, que tienen eficiencias de conversión de energía eléctrica a microondas del orden de aproximadamente 70%, contribuyen a obtener un rendimiento energético general más alto del proceso de recuperación de amoníaco.

35 La destilación por membrana de la fase (b) devuelve los productos siguientes: una solución de lavado regenerada, preferiblemente con un pH del orden de 5 a 6,5 y una corriente gaseosa conteniendo amoníaco y CO₂ que deriva de la hidrólisis de urea.

40 La solución acuosa de lavado regenerada se usa posteriormente para reducir más el amoníaco de la corriente gaseosa inicial en la fase (a) del proceso según la presente invención, es decir, se recicla (fase c) a la denominada fase de depuración, después de la posible recuperación del calor que contiene y/o la concentración, por ejemplo por medio de evaporación bajo vacío. Antes de ser reciclada a la fase (a), la solución acuosa de lavado regenerada puede requerir la adición de la cantidad de agua y ácido o solución tampón necesaria para mantener la concentración deseada y pH (solución de relleno).

45 El amoníaco contenido en la corriente gaseosa que sale de la fase (b) puede ser usado en formas diferentes. En una realización preferida del proceso anterior, la corriente gaseosa incluyendo NH₃, H₂O y posible CO₂ procedente de la hidrólisis de las trazas de urea, que sale de la fase (b), es reciclado a un proceso de síntesis de urea. Alternativamente, la corriente gaseosa anterior puede ser alimentada a un proceso de síntesis de amoníaco. En ambos casos, antes de ser alimentada a estas plantas, la corriente gaseosa incluyendo amoníaco puede someterse opcionalmente a recuperación del calor que contiene por medio de un intercambiador de calor adecuado. La corriente gaseosa incluyendo amoníaco que sale de la fase (b) también puede condensarse para formar una solución acuosa de amoníaco que pueda ser reciclada a otros procesos industriales.

50 En una realización preferida que contempla el uso en la fase (a) de una solución de lavado que consta de una solución tampón en la que el par ácido-base conjugado es H₂PO₄⁻/HPO₄²⁻, la solución de (NH₄)₂HPO₄ y (NH₄)H₂PO₄ procedente de la fase (a) y enviada a la destilación por membrana tiene una concentración en iones NH₄⁺ que varía de 3 a 12% en peso.

60 En una realización, el dispositivo MC usado para la destilación devuelve los productos principales siguientes:

65 - una solución acuosa de lavado regenerada que consta de una solución tampón conteniendo la especie HPO₄²⁻ y H₂PO₄⁻, en una cantidad del orden de 20 a 40% en peso, preferiblemente de 30 a 35% en peso, que es reciclada a la denominada fase de depuración, después de la posible adición de la cantidad necesaria de agua y solución de relleno;

- una corriente gaseosa incluyendo de 5 a 35%, preferiblemente de 15 a 25%, en peso de amoníaco.

5 El proceso mejorado según la presente invención permite por lo tanto la recuperación de productos contaminantes tales como amoníaco y urea contenidos en una corriente gaseosa, permitiendo obtener ventajosamente soluciones de amoníaco concentradas. En consecuencia, estas soluciones no requieren un tratamiento térmico específico antes de ser recicladas a procesos industriales adicionales, tales como, por ejemplo, la síntesis de urea. Por lo tanto, el proceso tiene una alta eficiencia energética.

10 Además, el proceso según la presente invención tiene las siguientes ventajas adicionales que derivan del uso de destilación por membrana:

15 - una alta eficiencia de separación de amoníaco también en soluciones diluidas, puesto que, debido al hecho de que la superficie de interfaz consta de poros de la membrana, no cambia con una variación de las condiciones de flujo de la corriente de transporte y la corriente de alimentación;

- ausencia de la formación de emulsiones puesto que no hay fenómeno de dispersión entre los fluidos;

20 - los fluidos en contacto no tienen que tener una densidad diferente;

- los procedimientos de escala de los procesos de destilación por membrana se simplifican, puesto que un aumento del volumen de la corriente de alimentación a tratar corresponde a un aumento lineal del número de módulos (dispositivos MC);

25 - no hay arrastre de parte de la solución a regenerar o regenerada a la corriente gaseosa conteniendo amoníaco posiblemente alimentada a la planta de urea: esto evita que las corrientes de proceso de la planta de urea se contaminen con sustancias no relacionadas con el mismo proceso;

30 - no hay partes mecánicas móviles sujetas a desgaste o posible rotura;

- reducido gravamen del equipo necesario para la destilación.

35 Además, con respecto a los procesos de destilación por membrana conocidos en la técnica actual, el usado en el proceso de recuperación de amoníaco según la presente invención ofrece la ventaja de ser capaz de llevarse a cabo con soluciones sustancialmente no básicas, con los consiguientes consumos reducidos de compuestos basicantes.

El proceso según la presente invención también tiene una alta eficiencia energética que deriva del uso preferido de microondas para calentar los dispositivos de destilación por membrana.

40 En la aplicación del proceso según la presente invención a la recuperación de amoníaco de una corriente gaseosa incluyendo también urea, también se puede hallar otra ventaja en la posibilidad de eliminar sustancialmente toda la urea presente: en la fase (b), de hecho, las condiciones de temperatura y presión producen la hidrólisis de una fracción de urea, mientras que, dado que la fracción restante es reciclada a la fase (a), no se dispersa en el entorno.

45 Una realización preferida del proceso según la presente invención se ilustra en la figura 1 anexa, que representa esquemáticamente los pasos de tratamiento de una corriente de purga gaseosa que sale de la sección de perlado o granulación de un proceso de síntesis de urea.

50 Los detalles funcionales, como las bombas, las válvulas y otros elementos de equipo no significativos para una plena comprensión de los procesos esquematizados, no se representan en dicha figura 1. El proceso, objeto de la presente invención, en ningún caso deberá considerarse limitado a lo que se describe en la figura anexa, que tiene una función puramente ilustrativa.

55 Además, con el fin de simplificar la presente descripción, el término "líquido" se usa indiferentemente con referencia a corrientes o mezclas que constan de una sola fase líquido o una fase líquido-vapor mezclada. El término "gaseoso" se usa para corrientes o mezclas en las que la fase líquido está sustancialmente ausente.

60 El esquema representado en la figura 1 ilustra una sección de perlado o granulación P, conectada a través de la línea 1 a una sección de lavado con agua A, posiblemente procedente de la planta de urea y conteniendo impurezas de amoníaco y urea. Esta sección un incluye una línea de entrada de agua 2, una línea de salida 3, y está conectada, a través de la línea 4, a la sección de depurador S. La sección de depurador S incluye una línea de entrada 5a, una línea de salida de aire 6 y, a su vez, está conectada a un depósito de acumulación SA, a través de la línea 7. El depósito de acumulación SA está conectado, a través de las líneas 5 y 5a, al depurador S y a través de la línea 10a a un intercambiador de calor SC. El intercambiador de calor SC está conectado, a su vez, a través de la línea 10b a la unidad de destilación por membrana MD, que incluye dispositivos MC en base a membranas microporosas (no visibles en la figura 1). La unidad MD está conectada por medio de las líneas 16 y 16a y 5a a la

sección de depurador S. La unidad MD también incluye una línea de salida 18 de los vapores incluyendo el amoníaco recuperado de la corriente de purga gaseosa por medio del proceso de la presente invención.

5 Con referencia a la figura 1, una posible realización del proceso de la presente invención se describe más adelante, aunque esta descripción no limita el alcance general de la invención propiamente dicha.

10 La corriente de purga gaseosa que entra a través de la línea 1 procedente de la sección de perlado o granulación P, consta de aire contaminado por amoníaco (aproximadamente 50-150 mg/Nm³ aire), urea (aproximadamente 100-200 mg/Nm³ aire) y trazas de formaldehído. Esta corriente es enviada a una sección de lavado con agua A. Esta sección
 15 un tiene dos corrientes de alimentación, una corriente que consta de agua, que es alimentada a través de la línea 2, y una corriente de purga gaseosa procedente de la sección P, a través de la línea 1. La corriente gaseosa en la salida de la sección de lavado con agua A, a través de la línea 4, consta de aire, amoníaco, urea y trazas de formaldehído. Parte de la urea presente en la corriente gaseosa inicial ha sido eliminada por lo tanto por el lavado con agua y puede hallarse en la solución acuosa en la salida a través de la línea 3. Ésta es enviada preferiblemente a la sección de concentración por vacío (no representada en la figura) de la planta de síntesis de urea, para la recuperación de ésta última.

20 La corriente gaseosa en la salida de la sección de lavado con agua A, a través de la línea 4, es enviada a la sección de depurador S, donde se somete a un lavado con una solución acuosa ácida de (NH₄)₂HPO₄ y (NH₄)H₂PO₄ que tiene una concentración general de los iones fosfato del orden de 30 a 40% en peso, un pH del orden de 5 a 6 y una temperatura del orden de 30 a 50°C, con la formación de una corriente gaseosa incluyendo aire sustancialmente puro que es liberado a la atmósfera a través de la línea 6 y una solución acuosa enriquecida en (NH₄)₂HPO₄, que es alimentada a través de la línea 7 a un depósito de acumulación SA. En la sección de lavado con agua A se usa una
 25 cantidad de solución de lavado, que es suficiente para reducir el contenido de amoníaco al valor deseado, normalmente a un valor inferior a 20 mg/m³, y urea, normalmente a un valor inferior a 30 mg/m³, en la corriente gaseosa. El volumen de solución de lavado usada es preferiblemente del rango de 0,5 a 3 litros por Nm³ de corriente gaseosa.

30 La sección de lavado con agua A también puede faltar y en este caso la corriente de purga gaseosa 1 procedente de la sección P es enviada directamente a la sección de depurador S.

35 El depósito de acumulación SA, cuando está presente, permite disponer de un mayor volumen de solución de lavado a reciclar a través de las líneas 5 y 5a a la sección de depurador S. Por lo tanto, el proceso puede operar, según los modos de operación usuales con el reciclado, con una solución más concentrada del par ácido-base conjugado. La solución acuosa regenerada procedente de la sección MD a través de las líneas 16 y 16a se añade a la solución de lavado que sale del depósito de acumulación SA, a través de la línea 5, después de la adición de agua, a través de la línea 21, para compensar la evaporada en el depurador y en la destilación por membrana en la sección MD. Las corrientes 5 y 16a, así unidas, son recicladas por medio de la línea 5a al depurador S.

40 Una parte, más preferiblemente de 0,2 a 5% de la corriente usada en el depurador, de la solución acuosa ácida conteniendo (NH₄)₂HPO₄ y (NH₄)H₂PO₄, es enviada, a través de las líneas 10a y 10b, del depósito de acumulación SA a la sección de destilación por membrana MD, después de calentarse a una temperatura del orden de 80 a 100°C en el intercambiador de calor SC, por ejemplo por intercambio térmico con la corriente que sale de la sección MD a través de la línea 16 (el uso de la corriente que sale de la sección MD en el intercambiador de calor SC a
 45 través de la línea 16 no se representa en la figura 1).

50 En la unidad MD, la solución acuosa conteniendo (NH₄)₂HPO₄ y (NH₄)H₂PO₄ es tratada a una temperatura del orden de 120 a 180°C y una presión del orden de 0,2 a 1,5 MPa absoluto, con la formación de una corriente gaseosa incluyendo NH₃, H₂O y CO₂ que se quita a través de la línea de salida 18 y puede reciclarse a la sección de síntesis del proceso de urea o alternativamente a un proceso de síntesis de amoníaco.

55 La unidad de destilación por membrana de la sección MD puede constar de un aparato cilíndrico dispuesto horizontalmente, en el que están alineados una serie de elementos tubulares, que constan de membranas microporosas hidrófobas de forma cilíndrica, conectados en los extremos con una cámara de distribución y una cámara de recogida. La solución tampón a regenerar se pasa preferiblemente fuera de los elementos tubulares, es decir, en el espacio en el lado de envuelta. En este caso preferido, se liberan los vapores de agua, amoníaco y posible dióxido de carbono, a través de las membranas, al espacio dentro de los elementos tubulares, y luego se recogen en la salida en la línea 18.

60 La presión diferencial entre la solución tampón en el lado de envuelta y los vapores en el lado interno de los tubos microporosos se mantiene convenientemente a 40 a 150 kPa y en cualquier caso es inferior al límite de humectación de poros, para evitar el fenómeno de humectación de poros. Con el fin de tener una mayor tolerancia de la presión diferencial, las membranas microporosas pueden soportarse posiblemente con un material rígido permeable a vapores, que, en el caso preferido anterior, consta de un tubo hueco en el que se enrollan las membranas, aunque
 65 puede ser un tubo conteniendo las membranas en su interior, si la solución a regenerar se pasa en el lado de tubo del aparato en la unidad MD.

Puede suministrarse calor a la unidad MD, por ejemplo por medio de un medio o vapor a presión alta, enviado desde la línea 11, que pasa a través de un haz de tubos o una camisa de calentamiento y sale, condensado, a través de la línea 12. Más convenientemente, sin embargo, el calor puede proporcionarse irradiando adecuadamente la solución en contacto con las membranas microporosas por medio de un dispositivo MO que genera un haz de microondas a una frecuencia dentro del rango de 2.300 a 2.700 MHz, preferiblemente de 2.400 a 2.600 MHz. Las frecuencias más adecuadas para una absorción óptima de las moléculas polares presentes en la solución tratada, pueden seleccionarse fácilmente por los expertos en el campo en relación a la composición y la temperatura de la solución, en base a las características de absorción indicadas en la literatura o simples pruebas de exploración preliminares. En este caso, los materiales rígidos que forman el aparato (manta y posibles soportes cilíndricos hechos de material permeable a los vapores), deben seleccionarse a partir de los transparentes a microondas dentro del rango de frecuencia usado.

La sección MD también devuelve una solución de lavado regenerada, que tiene un contenido más alto de fosfato diácido con respecto a la solución acuosa de entrada, pero un pH sustancialmente idéntico, debido a la alta concentración general de las especies HPO_4^{2-} y H_2PO_4^- y al alto efecto tampón consiguiente. Esta solución es reciclada a la sección de lavado ácido S, a través de las líneas 16, 16a y 5a. Si es necesario, se puede añadir ácido fosfórico o fosfato de amonio a esta solución para compensar posibles pérdidas de solución tampón, por ejemplo, debido al arrastre de microgotitas de líquido en la fase de lavado (a) de la corriente gaseosa.

El ejemplo de realización siguiente se ofrece para fines puramente ilustrativos de la presente invención y no deberá considerarse de ninguna forma como limitación del alcance de protección definido por las reivindicaciones anexas.

Ejemplo 1

Una corriente de purga gaseosa procedente de una planta de urea de producción, que constaba de aire contaminado por amoníaco (94 mg/Nm³ aire), urea (185 mg/Nm³ aire) y trazas de formaldehído, se sometió al proceso según la presente invención. Funcionando la planta en condiciones de régimen, 300.000 Nm³/h de la corriente anterior se enviaron directamente a un depurador que operaba con una solución de lavado que constaba de una solución tampón de $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ y $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ con un pH igual a aproximadamente 5,3.

Así se obtuvieron los productos siguientes del depurador:

- una corriente gaseosa purificada (300.000 Nm³/h) que tiene una concentración de amoníaco igual a aproximadamente 9,4 mg/Nm³ (eficiencia de reducción del depurador igual a aproximadamente 90%) y una concentración de urea igual a aproximadamente 27,8 mg/Nm³ (eficiencia de reducción del depurador igual a aproximadamente 85%);

- una corriente de 607.381 kg/h de solución acuosa conteniendo la sal de amonio que consta de agua (323.944 kg/h), iones $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ (221, 129 kg/h), amoníaco en forma de NH_3 y NH_4^+ (52.638 kg/h) y urea (10, 120 kg/h).

La solución acuosa que salía del depurador se alimentó después a un depósito de acumulación (SA) del que se extrajo en continuo una corriente que tenía la misma composición, y luego se alimentó a una unidad de destilación por membrana hidrófoba (unidad MD) con un caudal de 2,34 m³/h, igual a 2831,4 kg/h (densidad de la solución 1210 Kg/m³). La corriente que entraba en la unidad de destilación por membrana, que tenía un pH igual a 5,3, constaba de agua (1509,0 kg/h), iones $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ (1030,1 kg/h), amoníaco en forma de NH_3 y NH_4^+ (245,2 kg/h) y urea (47,1 kg/h).

La unidad MD se mantuvo a una temperatura de 150°C y una presión de 0,3 MPa. Así se separaron los productos siguientes en la unidad MD:

- una corriente gaseosa (196,6 kg/h), conteniendo amoníaco y con la composición siguiente

Agua (vapor) = 123,2 kg/h

NH_3 = 38,8 kg/h

CO_2 = 34,6 kg/h

- una solución de lavado regenerada (2635,6 kg/h) con un pH igual a 5,3 y la composición siguiente

Agua (vapor) = 1385,8 kg/h

$\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ = 1030,0 kg/h

$\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ = 219,8 kg/h

Al comparar la cantidad de amoníaco presente en la corriente gaseosa 18 que salía de la unidad MD (38,8 kg/h) con el contenido de amonio (NH_4^+) en la corriente que entraba en la unidad MD (245,2 kg/h), se observó una eficiencia de separación del paso (b) de la presente invención igual a 15,5% en peso de amoníaco.

5 La solución de lavado regenerada anterior se recicló al depurador para integrar una corriente de solución procedente del depósito SA (605.000 kg/h). Para este reciclado, hubo que añadir una corriente de agua de relleno de 2123,2 kg/h a la solución de lavado regenerada, para compensar la cantidad de agua transferida a la corriente gaseosa purificada por evaporación durante el paso de lavado, y también el agua evaporada en el paso de destilación por
10 membrana.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la recuperación de amoníaco y urea contenidos en una corriente gaseosa, incluyendo dicho proceso las fases siguientes:
- 5 (a) someter la corriente gaseosa conteniendo amoníaco y urea a un lavado con una solución acuosa de lavado que tiene un pH del orden de 5 a 6,5, con la formación de una corriente gaseosa purificada y una solución acuosa conteniendo una sal de amonio;
- 10 (b) someter la solución acuosa conteniendo la sal de amonio procedente de la fase (a) a un proceso de destilación con una membrana microporosa hidrófoba
- con la formación de una solución de lavado regenerada y una corriente gaseosa incluyendo NH_3 y H_2O , reciclándose dicha corriente gaseosa incluyendo NH_3 y H_2O a un proceso de síntesis de urea o a un proceso de
- 15 síntesis de amoníaco;
- (c) reciclar dicha solución de lavado regenerada a la fase (a);
- donde la fase (b) se lleva a cabo a una temperatura del orden de 100 a 200°C y una presión del orden de la presión atmosférica a 2 MPa absoluto.
2. El proceso según la reivindicación 1, **caracterizado porque** la corriente gaseosa alimentada a la fase (a) es una corriente de purga gaseosa procedente de un proceso de síntesis de urea, preferiblemente de una sección de
- 25 solidificación, incluso más preferiblemente de una sección de granulación o perlado de urea.
3. El proceso según la reivindicación 2, **caracterizado porque** dicha corriente de purga gaseosa consta de aire contaminado por amoníaco, 50-250 mg/Nm³ aire, urea, 30-200 mg/Nm³ aire, y trazas de formaldehído.
4. El proceso según la reivindicación 2 o 3, **caracterizado porque** dicha corriente de purga gaseosa está a una
- 30 temperatura de 45-100°C, y se somete a un lavado preliminar con agua.
5. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado porque** la solución acuosa de lavado usada en la fase (a) es una solución tampón que consta de un par ácido-base conjugado que deriva de ácido ftálico, ácido oxálico, ácido fosfórico, ácido cítrico, ácidos aril- y alquilfosfónico.
- 35 6. El proceso según la reivindicación 5, donde dicha solución tampón tiene un pH del orden de 5 a 6,5 y una concentración molar general del par ácido-base conjugado del orden de 0,5 M a 5 M, preferiblemente de 1 M a 4 M.
7. El proceso según la reivindicación 5, donde la solución tampón se compone del par $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ en el que la concentración general de la especie $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ varía de 20 a 40% en peso, preferiblemente de 30 a 35% en peso.
- 40 8. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, **caracterizado porque** la fase (b) se lleva a cabo a una temperatura del orden de 130 a 180°C y una presión del orden de 0,15 a 1,5 MPa absoluto.
- 45 9. El proceso según la reivindicación 8, **caracterizado porque** la fase (b) se lleva a cabo a aproximadamente 0,3 MPa y a una temperatura de aproximadamente 150°C, con la formación de una corriente gaseosa incluyendo NH_3 , H_2O y CO_2 en la que la concentración de amoníaco varía de 5 a 35% en peso, preferiblemente de 10 a 25%.
- 50 10. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** dicha corriente gaseosa purificada que se forma en la fase (a) es liberada a la atmósfera.
11. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** dicha corriente gaseosa purificada que se forma en la fase (a) consta de aire u otro gas inerte que tiene un contenido de amoníaco del orden
- 55 de 10 a 25 mg/Nm³ aire y mg/Nm³ aire y un contenido de urea del rango de 5 a 30 mg/Nm³ aire.
12. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la fase (b) se lleva a cabo suministrando calor a la fase (b) por medio de ondas electromagnéticas, preferiblemente microondas.
- 60 13. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la cantidad de agua o ácido, necesaria para mantener la concentración y el pH deseados, se añade a la solución acuosa de lavado regenerada procedente de la fase (b).
- 65 14. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque**, en el proceso de destilación por membrana hidrófoba de la fase (b), se usa una corriente de transporte adicional, preferiblemente una corriente de vapor de agua.

15. Equipo para llevar a cabo el proceso según la reivindicación 1, **caracterizado porque** incluye:

- 5 - una unidad de lavado (S) en la que una corriente gaseosa conteniendo amoníaco y urea se pone en contacto con una solución acuosa de lavado,
- 10 - una unidad (MD) para la destilación con una membrana microporosa hidrófoba de una corriente acuosa de una sal de amonio con la formación de una corriente gaseosa incluyendo amoníaco y H₂O y una solución de lavado regenerada, conectándose dicha unidad de destilación a la unidad de lavado de la que recibe la corriente acuosa de una sal de amonio;
- un medio de calentamiento de la unidad de destilación por membrana que consta de dispositivos de generación de microondas (MO).

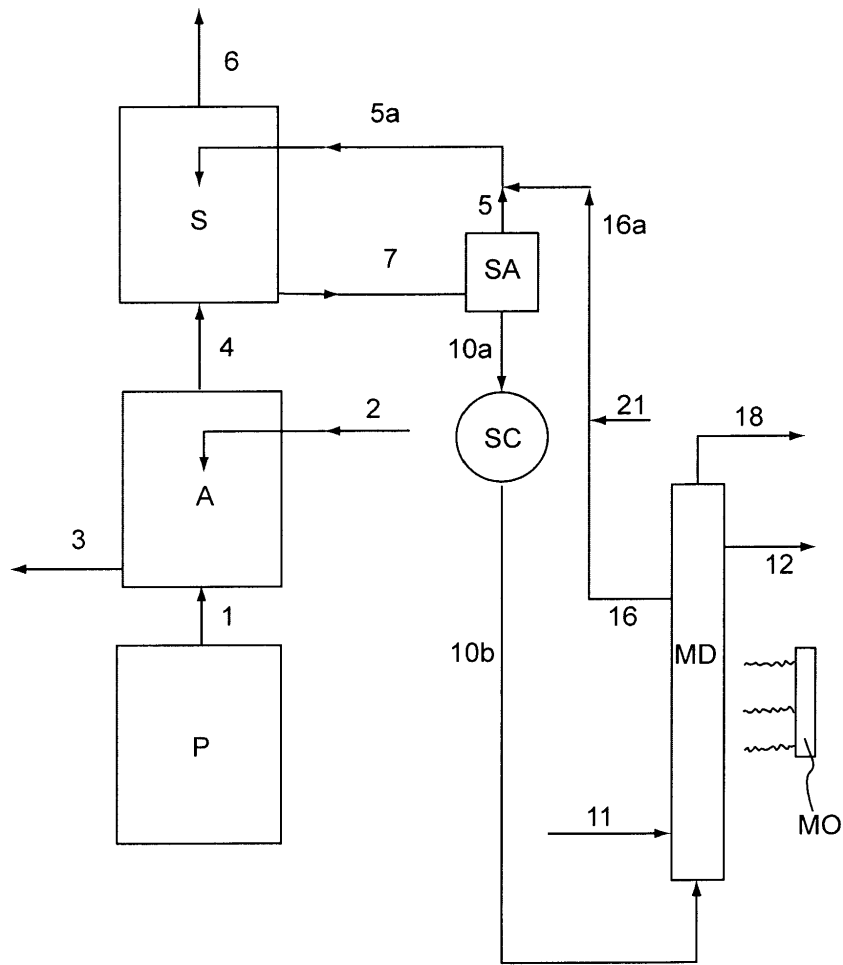


Fig. 1