



P.- 21065

26 JUN 1961
266785

OZ 192

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

de

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

formulada el 21 de Abril de 1961, con el número 266.785

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de INVENTA A.G. FÜR FORSCHUNG UND PATENTVER-
WERTUNG, entidad suiza, establecida en Tiefenhöfe 10,
Zurich, Suiza, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA LA DEVOLUCION DE DIOXIDO DE
CARBONO Y AMONIACO EN LA SINTESIS DE UREA".

La invención se refiere a un procedimiento
para la devolución de los gases de salida no transfor-
mados en la síntesis de la urea a partir de NH_3 y CO_2 ,
sin una separación previa. Se conocen desde hace tiem-
5 po procedimientos para la síntesis de la urea, en los
cuales se devuelven al reactor, en parte o totalmente,
los gases de salida no transformados, sin que éstos se
separen previamente.

Así, se ha propuesto p/ej. (Porter), introducir
10 en NH_3 líquidos los gases de transformación liberados en

266785



la expansión de las fusiones de reacción y en la aportación de calor subsiguiente, con lo cual se forma una suspensión de carbamato amónico sólido en NH_3 líquido. Esta suspensión debe ser vuelta a bombear, por una parte para ceder su calor en el ciclo por un refrigerador exterior, y, por otra parte al reactor por medio de una bomba de alta presión. Los depósitos en el condensador de gas, en el refrigerador y en las conducciones, así como el bombeo sin trastornos, de una suspensión semejante, por lo común de una elevada concentración en partículas sólidas, a la presión de síntesis, ofrecen grandes dificultades técnicas. Por ello, hasta ahora, no se ha realizado el procedimiento en gran escala.

Otras propuestas (Miller, De Ropp, Fauser, Toyo Koatsu, Stamicarbon) soslayan las dificultades anteriormente indicadas añadiendo suficiente agua a los productos de carga no transformados, destinados al retorno, de tal manera que la solución de circulación no contenga partículas sólidas a las temperaturas empleadas. La cantidad de agua añadida puede ser más pequeña cuanto más elevada se mantenga la temperatura a la cual se consigue la formación del líquido que se devuelve. Por otra parte, una temperatura más elevada exige también una presión mayor sobre la correspondiente solución, para que se puedan mantener las partículas que la componen en estado condensado. La característica de todos los procedimientos anteriormente indicados sin embargo es que la formación de la solución que contiene la parte principal del carbomato que se devuelve, tiene lugar aproximadamente a la misma presión a la cual suce



203785

día la separación de las correspondientes mezclas de carbamato de la urea fundida. Ya que la separación a elevada presión de una gran proporción de carbamato contenido en la urea fundida, exige también una temperatura de transformación correspondientemente elevada, deben utilizarse, para una devolución total o casi total de los productos de carga no transformados, bien cantidades de agua de adición relativamente grandes y/o temperaturas de descomposición extremadamente elevadas.

Debido a que, como es sabido, una adición importante de agua a la disolución que se devuelve rebaja en proporción importante la transformación de carbamato a urea en el reactor debido al equilibrio de la reacción, se aumenta con ello fuertemente el caudal de peso a través del reactor y de las instalaciones de recuperación. Este aumento de la carga exige, por su parte, un aumento correspondiente del suministro de calor para la separación de las cantidades en exceso de carbamato amónico y agua contenidas en la mezola de síntesis, desde la urea a obtener.

Es conocido que la urea fundida es muy sensible al calor, en relación con la formación del biuret, ya perjudicial en pequeñas cantidades para muchos fines de utilización y por ello indeseadas, por lo cual son de influencia decisiva tanto el grado de temperatura, como también la duración de la acción de la temperatura o las cantidades de calor introducidas con ello. Si se limitan las temperaturas de descomposición a un grado todavía permisible, hay que contar para la consecución de una devolución total o casi total según los procedimientos



tos mencionados, con una adición de agua importante y con el aumento de carga por ella exigida, junto con los efectos desventajosos descritos. El procedimiento de acuerdo con la invención evita las dificultades y desventajas indicadas, utilizando un principio que permite, por una parte, la descomposición a baja presión y con ella también a una temperatura relativamente baja, de, por lo menos, una parte de los productos de reacción no transformados en urea, mientras la formación de la disolución de devolución tiene lugar a presión elevada y a una temperatura a la cual dicha solución no contiene ya partículas constituyentes sólidas, incluso con un contenido en agua tan bajo que la transformación en el reactor queda solamente un poco por debajo del valor para la carga exenta de agua.

El objeto de la presente invención es, por consiguiente, un procedimiento para la devolución de gases de salida no transformados en urea en la síntesis de urea a partir de NH_3 y CO_2 a presión y temperaturas elevadas, caracterizado porque la solución utilizada para la absorción de los gases transformados a presión baja, la cual contiene necesariamente mucha agua relativamente, se bombea a una presión esencialmente elevada, se extraen de nuevo los gases absorbidos y, con arrastre de una pequeña cantidad de agua, se los condensa a continuación y se los devuelve de nuevo al reactor.

En contraposición a los métodos conocidos, según los cuales se realiza la devolución de los gases de carbamato en forma de soluciones puras libres de partículas sólidas, según el procedimiento de la invención y a causa de la pequeña cantidad de agua, se puede mante-



26678

ner muy reducida ala carga y con ello el calor cedido a la solución de urea durante la descomposición del carbamato y la extracción del agua, con lo cual puede mantenerse también la temperatura tan baja en ciertas circunstancias, que la formación de biuret tenga lugar solo en muy pequeña cantidad. La figura 4 muestra una comparación del diagrama temperatura-calor para el caso de devolución total, como se podría conseguir en el caso más favorable según el principio del método conocido en una descomposición en dos etapas, con el correspondiente diagrama para el procedimiento de acuerdo con la invención (p.e. según la figura 2) en las mismas condiciones.

La figura 1 muestra una realización de la idea de la invención para una devolución aproximadamente completa del carbamato amónico no transformado en urea y una descomposición en una sola etapa.

Por las conducciones 1, 2, 3, se conducen los productos de carga NH_3 y CO_2 , así como la solución acuosa de carbamato circulante, al reactor 4 mantenido bajo una presión de 150-300 atm., donde transcurre de la manera conocida la reacción de transformación en urea y agua, a una temperatura de 150-200°C.

Después de la expansión, a través de la válvula de expansión 5 se suministra calor al descomponedor 6, para descomponer en sus componentes CO_2 y NH_3 la mayor parte de la cantidad de carbamato contenida en la urea fundida, así como extraer fuera de la fusión la porción principal del exceso de NH_3 juntamente con la porción de H_2O , correspondiente a la presión parcial.



En el separador 7, el cual está bajo una presión de 1-20 atm.abs., preferentemente, 3-6 atm.abs., se separan los gases extraídos de la masa fundida. La temperatura en el separador puede ser según el grado de recuperación deseado, de 80-140° C. La masa fundida separable del separador 7, que contiene junto a la urea agua y en general restos del carbamato no descompuesto, y algo de NH_3 libre, se lleva hacia las restantes manipulaciones, por ejemplo la cristalización o granulación.

Los gases separados del separador 7, NH_3 , CO_2 y el agua, se llevan al absorbedor 12, en donde se condensan casi por completo en una solución acuosa concentrada de carbamato, respectivamente de carbonato o de una mezcla de ambos con amoníaco libre. El calor a derivar al mismo tiempo, puede extraerse del sistema, por ejemplo, a través de un circuito refrigerante, a través de la bomba 12a y el cambiador de calor 12b.

La solución de absorción, denominada en lo que sigue solución de carbamato, puede contener a la entrada de 5-35 % de NH_3 (total), y a la salida de 10-50% NH_3 (total).

Los gases inertes introducidos por las conducciones 1 y 2 con el amoníaco nuevo y el CO_2 , pueden extraerse, ventajosamente del absorbedor 12 por la conducción 12 d, arrastrando una pequeña cantidad de NH_3 , CO_2 y agua, y ser sacados con ello, fuera del sistema.

La presión en el absorbedor 12, corresponde a aproximadamente a la presión en el separador 7, siendo la temperatura de la solución de 20-80° C, según las condiciones de agua de refrigeración, y preferentemente de 40-60° C.



266788

La solución fuertemente concentrada que sale del absorbedor 12, se lleva, por medio de la bomba 13, a través del cambiador de calor 14, donde se precalienta, a la columna de destilación 15. Suministrando calor la base de la columna se saca en la cabeza de la columna una mezcla pobre en agua de NH_3 y CO_2 . La columna de destilación 15 puede contener junto a una sección separadora, una sección concentradora con deflegmador, para determinar arbitrariamente el contenido en agua de los gases de salida, mientras sea ello posible en las condiciones dadas sin separación de carbamato sólido. En el siguiente absorbedor a presión 16 conectado, se condensa el gas, de manera normal, esto es cuando el exceso de amoniaco en el reactor alcanza aproximadamente 3,5:1 ó mas, sin entrada de amoniaco nuevo. Si el exceso de amoniaco es inferior a 3,5:1, resulta ventajoso según las circunstancias, introducir en este punto amoniaco nuevo.

Debido a que el gas contiene un mínimo de agua y a que a la elevada presión, podría tener lugar una separación de carbamato sólido sobre las paredes del refrigerador relativamente frías, es conveniente construir el absorbedor de presión 16 de tal manera que el gas a condensar sea introducido directamente en el condensado, y, por medio de una bomba de circulación, conducirlo en circuito a través de un refrigerador, con lo cual el calor de condensación se transporta al medio refrigerante, a través de una superficie refrigerante regada continuamente con líquido. Para evitar una separación de carbamato sólido, se mantiene la temperatura de la pa-

266785



red aproximadamente al mismo grado de la temperatura de separación. Para este fin se transporta el calor, ventajosamente, por un circuito secundario.

5 El condensado que contiene 3-15 % en peso de H₂O aproximadamente, se vuelve a bombear, por medio de la bomba de alta presión 17, a través de la conducción 3, al reactor 4. La composición y cantidad de la solución de retorno, viene dada por la relación de carga elegida (mol de NH₃/ mol de CO₂) y las condiciones de
10 reacción en el reactor 4.

La temperatura en el absorbedor de presión 16 debe permanecer con un margen suficiente por encima de la temperatura de separación de la solución, que se determina por su parte, principalmente por el contenido
15 en agua. De las relaciones de presión de vapor, se deduce también la presión que debe mantenerse en el absorbedor 16 y respectivamente, en el destilador 15. La temperatura en el absorbedor 16, puede variar entre 65 y 110°C, preferiblemente entre 80 y 100°C, y la presión
20 entre 30 y 70 atm. abs., del fondo de la columna de destilación 15 se extrae una disolución empobrecida en CO₂ y NH₃, correspondientemente a la cantidad de gas separada. La temperatura del fondo de la columna de destilación 15 viene dada por el medio de calentamiento de
25 que se dispone, esto es por la presión del vapor de calefacción. En el cambiador de calor 14 se extrae el calor de la solución de salida y se lleva a 14 con la solución de entrada, que circula en contracorriente. La mayor parte de la solución se devuelve al absorbedor
30 12, después de un enfriamiento adicional en el refrige-

266785



5 rador 18, y una expansión a través de la válvula estranguladora 19, y se concentra allí de nuevo por absorción de los gases. El resto de la solución se introduce en la columna de destilación 20, donde la cantidad de agua necesaria para completar el balance de H_2O , se separa del sistema, con lo cual el NH_3 y CO_2 presentes se expulsan y se devuelven al absorbedor 12.

10 En el siguiente ejemplo 1 se ilustra numéricamente un procedimiento, que corresponde a la realización de la idea de la invención representada según la figura 1 y anteriormente descrita.

Ejemplo 1

Realización según la figura 1

Carga del reactor:

Conducción: 1: 590 kgs./h NH_3

2: 740 kgs./h CO_2

3: 1672 kgs./h de solución de retorno consistente en:

41 % en peso de NH_2 libre

49 % en peso de carbamato

10 % en peso de agua.

15

20

La reacción de los productos de alimentación transcurre en el reactor 4 a 200 atm. abs. y 180°C.

Masa fundida que sale del reactor: 1000 kg/h de urea

697 kg/h NH_3 libre

833 kg/h de carbamato

472 kg/h H_2O

3002 kg/h/ de masa fundida.

25

30

Después de la expansión y de la posterior aportación de calor en el descomponedor 6, se extraen del separador 7 las siguientes cantidades de gas:

266785



NH ₃	1049 kg/h
CO ₂	466 kg/h
H ₂ O	343 kg/h
<u>total</u>	<u>1858 kg/h</u>

5 quedan en la masa fundida

Urea	1000 kg/h
NH ₃	11 kg/h
CO ₂	4 kg/h
H ₂ O	129 kg/h
<u>total</u>	<u>1144 kg/h de masa fundida</u>

10

La descomposición del carbamato transcurre también en un 99% aproximadamente, a una presión de 4 atm. y una temperatura de 130°C en el separador 7.

15

La masa fundida se expande y se conduce a las posteriores manipulaciones. Mientras se introducen los gases de descomposición en el absorbedor 12 y se condensan allí prácticamente en su totalidad, junto con el gas procedente de la columna de destilación 20, la solución que entra en el absorbedor 12 se enriquece por medio de la condensación de gas y abandona el aparato (con una composición de p.ej. 37 % en peso de NH₃, 20% en peso de CO₂ y 43 % en peso de H₂O), a una temperatura de 50°C aproximadamente. La solución se precalienta en el cambiador de calor 14 hasta una temperatura de aproximadamente 135° C, y entra en la columna de destilación, de cuya cabeza se extraen 1672 kg/h de una mezcla gaseosa, constituida por 1037 kg/h de NH₃, 463 kg/h de CO₂ y 172 kg/h de H₂O. Estos gases se conducen a la absorción a presión 16 y se condensan, totalmente, a 80-90° C y a una presión de 50 atm. abs., sin adición de un medio de absorción,

20

25

30

266785



por contacto directo con el condensado. En estas condiciones el condensado permanece libre de materia sólida y se puede devolver al reactor y como solución de retorno sin dificultades grandes, a través de bombas calentadas.

5 Como muestra el ejemplo 1, se puede obtener también un retorno de aproximadamente 99% con una descomposición en un solo escalón y a una temperatura de descomposición de 130° C.

10 En el caso en que baste un grado de retorno más pequeño, esto es en el caso en que no exista una posibilidad de utilización apropiada para las porciones de CO₂ y NH₃ no retornables, se puede conseguir, bien un ahorro de aparatos utilizando una presión mas elevada en el descomponedor, respectivamente, en el absorbedor 12 y
15 salida de la columna de destilación 20, o bien una mejora en la calidad del producto en relación con el contenido en biuret, por medio de una temperatura de descomposición más baja (p.ej. 90° en vez de 130°) por las razones mencionadas.

20 El procedimiento según la invención, muestra por tanto, también para la recirculación parcial, ventajas significativas en relación a la calidad del producto, frente a los procedimientos conocidos.

25 Si es preciso alcanzar también un contenido en biuret mínimo incluso con un retorno total, se puede conseguir éste utilizando una descomposición en dos o mas escalones, como se ilustra en la figura 2.

30 Frente a la forma de realización según la figura 1 se añaden: el descomponedor posterior 8, el separador 9, el condensador 10 y la bomba 11.

2607



Debido a que en las mismas condiciones, por lo demás, la temperatura en el separador 7 se mantiene más baja (disminución del contenido en biuret), la descomposición en el descomponedor 1 tiene lugar en un grado menor. Después de la expansión de la masa fundida, después de la salida del separador 7, debe suministrarse, aún, una parte del calor de descomposición al segundo descomponedor 8. En el separador 9, en el cual se puede trabajar aproximadamente a la presión atmosférica o incluso a un vacío moderado y a 100-130° C., se separa la urea fundida, prácticamente libre de carbamato y NH₃, de los gases extraídos, los cuales se conducen al condensador 10, donde se condensan por adición de una pequeña cantidad de H₂O, ó una solución acuosa de carbamato débilmente concentrada. Por medio de la bomba 11 se lleva la solución de salida formada a la presión del absorbedor 12, y se introduce en la cabeza de la sección de lavado 12 c de esta columna. A causa de la reducida concentración de esta solución lavadora, frente a la concentración de la solución de entrada restante, se pueden extraer con mayor pureza que en el ejemplo 1, los gases inertes que se deben separar del absorbedor 12 a través de la conducción 12 b. Para una ilustración cuantitativa de la ejecución del procedimiento según la figura 2, se dan en el siguiente ejemplo 2 los correspondientes datos numéricos transformados:

Ejemplo 2 de la realización según la figura 2

Carga del reactor Conducción 1: 570 kh/h NH₃
 2: 735 kg/h CO₂
 3: 1697 kg/h solución de retorno constituida por



41% en peso de NH_3 libre

49% en peso de carbamato

10% en peso de H_2O

Gas de descomposición procedente del primer descomponedor
5 a 4 atm, abs. de presión y una temperatura de 100°C en el
separador

NH_3	1015 kg/h
CO_2	452 kg/h
H_2O	170 kg/h/

10

total 1637 kg/h.

Masa fundida del primer descomponedor

Urea	1000 kg/h
NH_3	45 kg/h
CO_2	18 kg/h
H_2O	302 kg/h

15

total 1365 kg/h

Gas de descomposición del segundo descomponedor

20

a 1 atm. abs. y 118°C .

NH_3	42 kg/h
CO_2	16 kg/h
H_2O	126 kg/h

25

total 184 kg/h

Masa fundida del segundo descomponedor

Urea	1000 kg/h
NH_3	3 kg/h
CO_2	2 kg/h
H_2O	176 kg/h

30

total 1181 kg/h



Por tanto, el grado de descomposición alcanza, después del primer descomponedor, 96% aproximadamente y después del segundo descomponedor 99,5% aproximadamente, a una temperatura de 100° C después del primer descomponedor, donde se suministra la parte principal del calor de descomposición.

Condensador 10

Gas procedente del segundo convertidor	184 kg/h
Agua de adición	122 kg/h

	306 kg/h
Salida del condensador, consistente en	14% en peso de NH_3
	5% en peso de CO_2
	81% en peso de H_2O .

15

Los restantes datos son iguales que en el ejemplo 1. Del ejemplo 2 se deduce que según el procedimiento de la invención, utilizando una forma de trabajo según la figura 2, por tanto con una descomposición en dos escalones, a una temperatura de solamente 100° C, se pueden retornar al reactor el 99% de los productos de carga no transformados, durante el suministro de la mayor parte del calor de descomposición. Mientras en las realizaciones de la idea de la invención anteriormente descritas, tiene lugar la separación de los gases de descomposición siempre a presiones relativamente bajas (inferiores a 20 atm.) y todos los productos de carga no transformados, previstos para el retorno se bombean en forma de solución acuosa desde estas presiones bajas a las altas presiones del absorbedor 16, debe describirse aún se

30



gún la figura 3, una realización, en la cual se conduce una parte de estos productos de retorno, directamente al absorbedor de presión 16. Esta forma de realización entra sobre todo en consideración, cuando se utiliza una elevada proporción de NH_3 a CO_2 en la carga a la entrada del reactor (p.ej. 6 moles de NH_3 por mol de CO_2). La figura 3 corresponde esencialmente a la figura 1, con la excepción de que se añaden los aparatos 21 y 22. La masa fundida procedente del reactor 4 se expande primeramente, hasta una presión de 30-70 atm. abs., con lo cual, por medio de la expansión y con o sin el menor suministro de calor, se separa de la fusión, en el descomponedor de presión 21 la mayor parte del exceso de NH_3 , así como proporcionalmente a la presión parcial una parte de CO_2 y H_2O en el separador 22, conduciéndose directamente al absorbedor de presión 16 para la condensación, sin necesidad de que esta parte de los productos de descomposición, circule por los restantes aparatos.

Debido a que para proporciones de carga grandes ($\text{NH}_3:\text{CO}_2$), es la transformación en el reactor (en relación al CO_2), esencialmente superior a la obtenida con proporciones de carga medias y pequeñas, y se evita la columna de destilación 15, en la recuperación de la mayor parte del exceso de amoníaco, el gasto de calor para la expulsión del gas en la columna de destilación 15 y, con ello, también, el gasto de calor total, es menor que con las formas de trabajo anteriormente descritas. Los aparatos, liberados de gran parte del exceso de NH_3 , pueden con ello ser de menores dimensiones, ya que están significativamente menos cargados. Por otra parte, el reactor 4 está más cargado y debe tener mayo-



res dimensiones, especialmente, también, a causa de la menor densidad de la masa fundida, que con la utilización de proporciones medias de carga (p.ej. 3,5 moles NH_3 / mol CO_2).

5 Ejemplo 3

Carga del reactor: Por la conducción: 1:580 kg./h de NH_3
2:744 kg/h de CO_2
3:2119 kg/h de solución de retorno consistente en
10 71% en peso de NH_3 libre.
19,5% en peso de carbamato
9,5% en peso de H_2O

Proporción de carga: 6 moles NH_3 /mol CO_2

15 En el reactor 4 transcurre la reacción de los productos de carga, a 300 atm. y 180° C.

Masa fundida que sale del reactor:

Urea	1000 kg/h
NH_3 libre	1510 kg/h
20 Carbamato	435 kg/h
H_2O	500 kg/h

Masa fundida 3445 kg/h

Del separador 22 al descomponedor de presión
25 21, se separan de la restante masa de fusión, a 50 atm. abs. de presión y temperatura de aproximadamente 135° C. 1215 kg/h, constituidos por
1135 kg/h de NH_3
57 kg/h de CO_2
30 23 kg/h de H_2O



la cual consiste en

- 1000 kg/h de urea
- 420 kg/h de NH_3 libre
- 333 kg/h de carbamato
- 5 477 kg/h de H_2O

2230 kg/h de masa fundida

y se condicen a través del descomponedor 6 al separador 7, con lo cual se separan de la masa fundida restante a

10 $p = 4 \text{ atm. abs}$ y $T = 130^\circ \text{ C}$,
1029 kg/h Gas constituido por:

- 550 kg/h de NH_3
- 128 kg/h de CO_2
- 301 kg/h de H_2O

15 la cual consiste aún en

- 1000 kg/h de Urea
- 15 kg/h de NH_3 total
- 10 kg/h de CO_2
- 176 kg/h de H_2O

20 1201 kg/h de masa fundida.

y para la manipulación posterior se expande y se separa.

De la cabeza de la columna de destilación 15, se expulsan 960 kg/h. de una mezcla de gases, compuesta de 605 kg de NH_3 178 kg/h de CO_2 y 177 kg/h de H_2O , y

25 se llevan al absorbedor 16. Debido a que estas cantidades de gas solo contienen, aproximadamente, un 60% de la cantidad de gas correspondiente según el ejemplo 1, las cargas a que son sometidas las columnas 12 a 15 son correspondientemente menores, así como la necesidad de calor para la expulsión de esta cantidad de gases.

30

258785



Esta solicitud que corresponde a la presentada en Suiza, el 28 de Julio de 1960, bajo el número 8597/60, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial

5

- N O T A -

10

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

15

1º.- Un procedimiento para la devolución, en la síntesis de urea a partir de amoníaco y dióxido de carbono, a presión incrementada y temperatura aumentada, del carbamato amónico no transformado en urea, caracterizado porque la formación de la solución de retorno que contiene la parte principal del carbamato amónico a devolver, se realiza a una presión mayor que aquella a la cual se separa la cantidad correspondiente de carbamato amónico de la mezcla de síntesis.

20

25

2º.- Un procedimiento según el punto 1º, caracterizado porque la separación de la parte principal del CO_2 a devolver se realiza a una presión de 1 a 20 atmósferas de sobrepresión y a una temperatura de 80 a 140º y la formación de la solución de retorno se realiza a una presión de 30 a 70 atmósferas absolutas y a una temperatura de 65 a 110º C.

30

266785



3º.- Un procedimiento según el punto 1º, caracterizado porque con una devolución aproximadamente total, la separación del CO_2 a devolver se realiza en una fase de separación y a temperaturas de 80 a 120º.

5 4º.- Un procedimiento según el punto 1º., caracterizado porque en caso de separación en varias fases, desde la mezcla de síntesis con retorno total, la separación de las cantidades principales del carbamato amónico a retornar se realiza a temperaturas de 80 a 100º.

10 5º.- Un procedimiento según el punto 1º, caracterizado porque la separación de la cantidad principal del NH_3 en exceso desde la mezcla de síntesis junto con una parte menor del carbamato amónico a devolver se realiza a la presión de la formación de la solución de retorno.

15 6º.- Un procedimiento según el punto 1º, caracterizado porque el transporte de la parte principal del carbamato amónico a retornar se realiza desde la presión a la cual se hace la separación desde la mezcla de síntesis hasta la presión a la cual tiene lugar la formación de la solución de retorno; porque los gases separados son absorbidos en la solución acuosa de carbamato amónico, la solución concentrada obtenida se bombea a la presión mayor y luego se separa de nuevo por vaporización del agua concomitante.

20 7º.- Un procedimiento según los puntos 1º. y 6º, caracterizado porque la formación de la solución de retorno se realiza por el hecho de que los gases puestos en libertad por evaporación desde la solución de transporte se condensan totalmente por contacto directo con el propio condensado enfriado.

30 8º.- Un procedimiento para la devolución de dióxido

266785



do de carbono y amoniaco en la síntesis de urea.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y con los fines que se han especificado.

5 Esta Memoria consta de veinte hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid,

26 JUN 1934
P. A.

MB/

Fig. 1

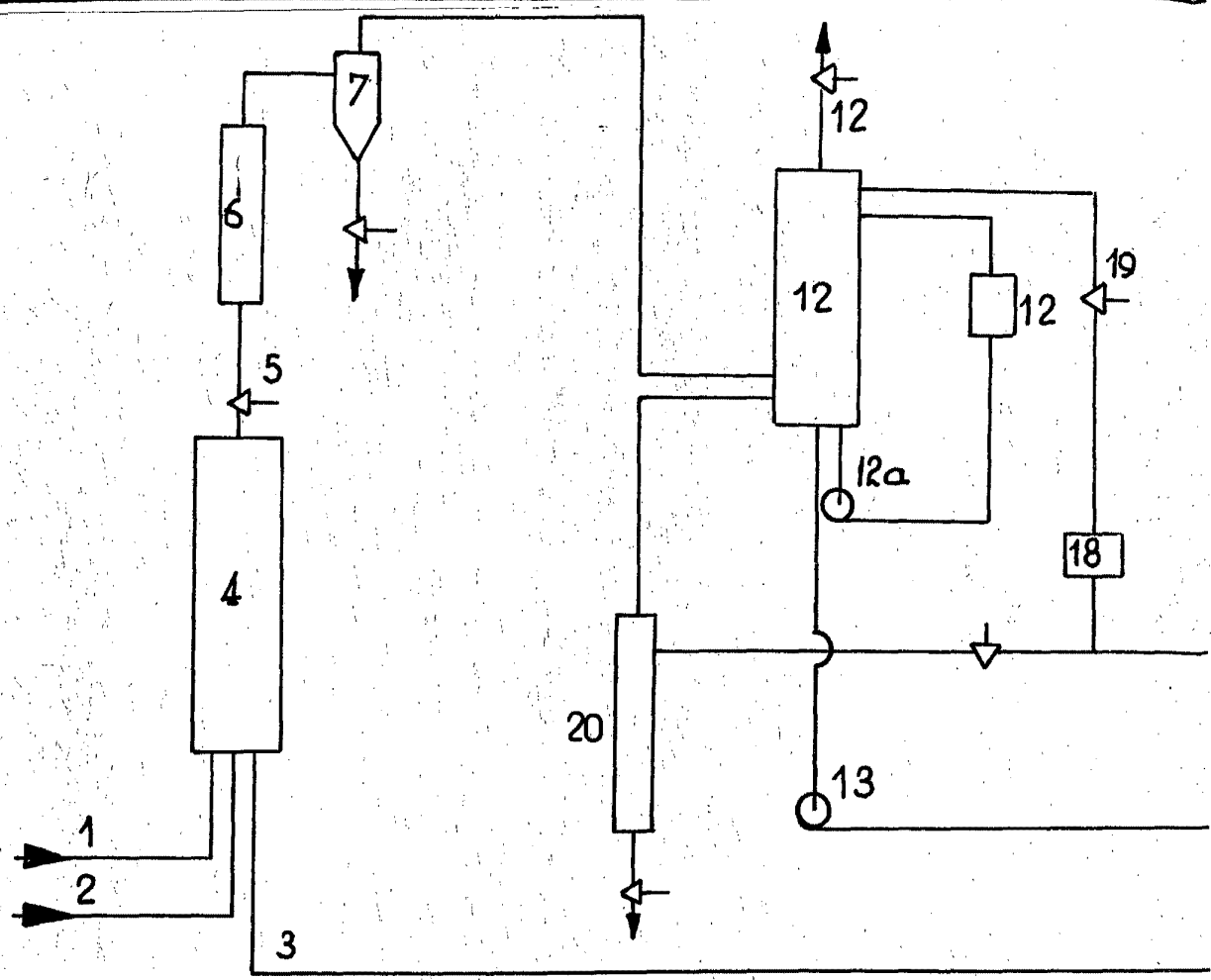
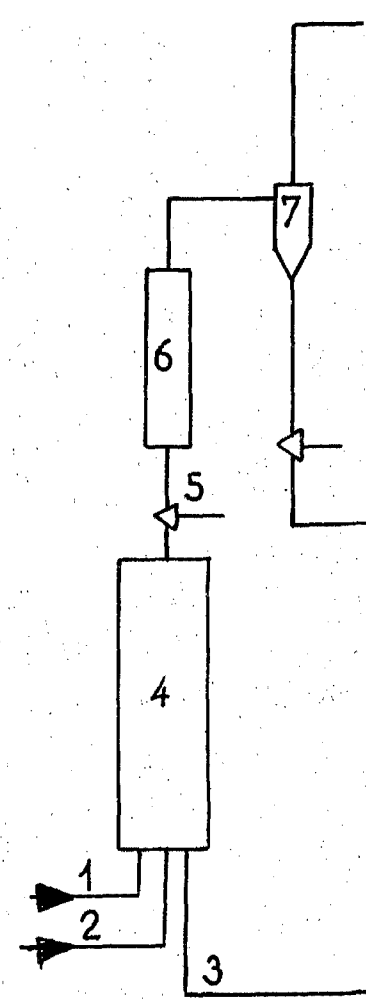


Fig. 2



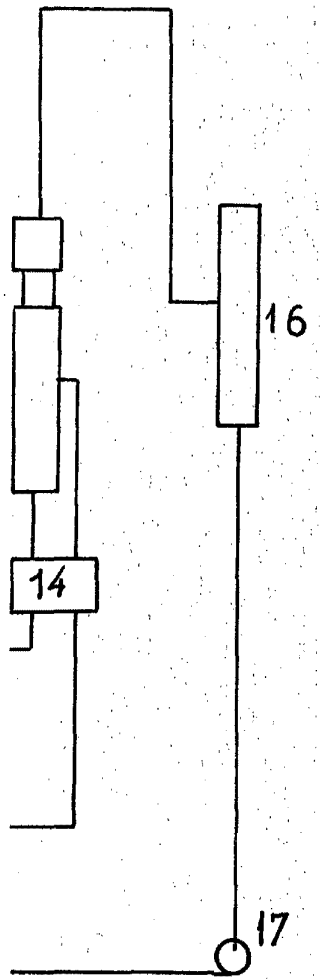
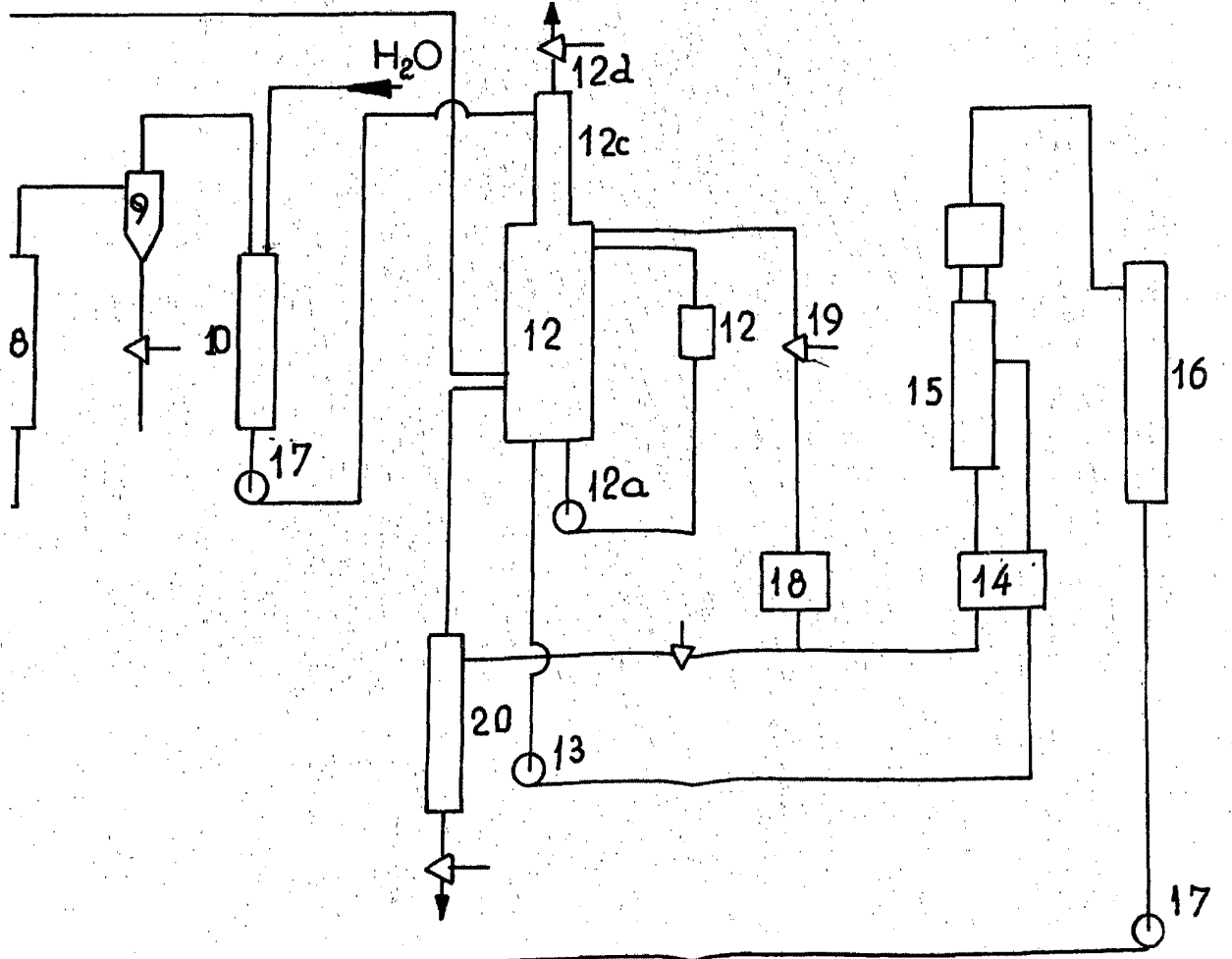


Fig. 1

30785



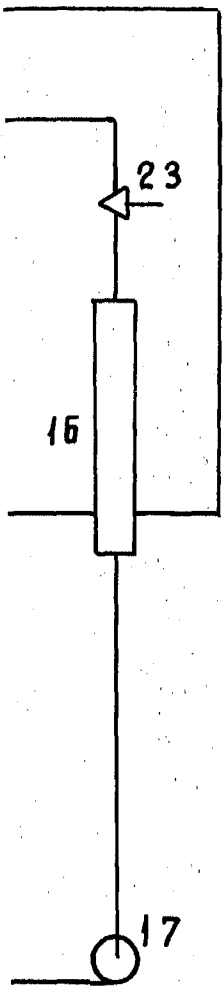


Fig. 3

286785

