



337636

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 6 de marzo de 1967, con el número 337.636

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de NORSK HYDRO-ELEKTRISK KVÆLSTOFAKTIESELSKAB,
entidad noruega, establecida en Bygdøy Allé 2, Oslo,
Noruega; por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE UREA A PARTIR DE
AMONIACO Y DIOXIDO DE CARBONO"

=====

El presente invento se refiere a un procedimien-
to para la producción de urea a partir de amoníaco y dió -
xido de carbono. El amoníaco y el dióxido de carbono for-
man en primer lugar carbamato de amonio, que es converti -
do entonces ulteriormente en urea y agua. La conversión
del carbamato en urea es incompleta y por lo tanto los reac
cionantes que no se han convertido deben ser recuperados y
reciclados al reactor de urea.

Ya se han desarrollado o propuesto un cierto



número de métodos para reciclar reaccionantes, que no se han convertido a la síntesis de urea. Así, es conocido reciclar los reaccionantes que no se han convertido al reactor de urea en forma de una solución de amoníaco y carbamato de amonio en agua, o en forma de una suspensión de carbamato de amonio en un hidrocarburo.

5

Estos métodos tienen 4 desventajas esenciales.

En primer lugar, es necesario, además del equipo de síntesis, tener equipos amplios para recuperar los reaccionantes que no se han convertido. El equipo de recuperación consiste en varias columnas de absorción cambiadores de calor y bombas, además de las tuberías necesarias entre las diferentes piezas del equipo. Este equipo complica y aumenta el costo de la instalación en un grado sustancial.

10

En segundo lugar, estos métodos proporcionan una mala economía de calor, a causa de que el calor exotérmico de reacción que se desarrolla en el equipo de recuperación, por formación de carbamato de amonio, se pierde en su mayor parte como calor de bajo valor en el agua de refrigeración.

15

En tercer lugar, es necesario en estos métodos bombear una solución o suspensión concentrada y caliente de carbamato de amonio de vuelta al reactor de urea, y la experiencia muestra que el bombeo de carbamato de amonio concentrado y caliente implica dificultades de funcionamiento, grandes gastos de mantenimiento, etc. En cuarto lugar, por estos métodos se alimenta relativamente mucha cantidad de agua o de un hidrocarburo al reactor de urea, con lo cual el grado de conversión de NH_3 y CO_2 es reducido, y se ha de aumentar el volumen del reactor.

20

25

30

Los inconvenientes y desventajas antes descritos

337636



pueden ser superados devolviendo los reaccionantes que no se han convertido al reactor de urea en la forma de una corriente de gas caliente, que es comprimida hasta la presión de síntesis a una temperatura relativamente alta
5 (patente alemana número 301.279). Sin embargo, este método tiene otros inconvenientes, tal como se describe seguidamente.

Si la compresión se efectúa por medio de compresores de pistón o émbolo, estos requerirán mucho espacio, y serán de adquisición, funcionamiento y mantenimiento
10 , costos. Además, se ha encontrado en la práctica muy difícil evitar la condensación y formación de costras del carbamato de amonio y las consiguientes dificultades de funcionamiento. Otro inconveniente es que el valioso calor de compresión se pierde en el agua de refrigeración o en
15 el aire de refrigeración en los refrigeradores intermedios de los compresores.

Si la compresión se efectúa por medio de turbocompresores, es decir compresores centrífugos (patente
20 USA número 3.200.148), se superan los inconvenientes o desventajas mencionados en el caso de compresores de émbolo pero en su lugar se incurre en los dos defectos siguientes. En lo que se refiere a la eficacia y la economía, los turbocompresores están restringidos a cantidades de gas
25 relativamente grandes, y el flujo de gas necesario, estimado o calculado como m³ en condiciones normales/hora, aumenta con la presión de salida aumentada.

Por lo tanto, los turbocompresores pueden ser utilizados solamente en instalaciones de producción muy grandes.
30 Así, en la revista "Chem. and Eng. News" del 6 de

337636



5 Septiembre de 1965, pag. 120, se dice que dichos compresores solo pueden ser ensayados en instalaciones de urea con una producción diaria de 1500 toneladas o más. La relación de presión relativamente alta, es decir de 20-25 atmósferas absolutas a 22 atmósferas absolutas, y el peso molecular medio relativamente bajo del gas, aproximadamente 21, requiere uno o varios turbocompresores con muchas etapas, y por lo tanto la instalación de compresores resulta muy costosa.

10 Es conocido descomponer el carbamato de amonio que no se ha convertido en la mezcla de reacción que abandona el reactor de urea, realizándolo una expansión en varias etapas de presión con o sin calentamiento, y reciclando el gas al reactor de urea comprimiéndolo, por ejemplo, en turbocompresores que trabajan sin enfriamiento intermedio indirecto, pero que son enfriados directamente por la adición entre cada compresor, del gas más frío procedente de los recipientes de expansión y del aparato de descomposición de carbamato (patente francesa núm. 1386,540) Sin embargo, este método adolece de dos graves inconvenientes. En primer lugar, es necesario expandir hasta una presión relativamente baja, por ejemplo 20 a 25 atmósferas absolutas, con el fin de eliminar la mayor cantidad posible de NH_3 y CO_2 . Esto implica una alta relación de presión en la recompresión del gas para reciclarlo al reactor de urea, y da como resultado, tal como ya se ha mencionado, una costosa instalación de compresores. Además, la expansión se debe realizar en relativamente numerosas etapas de presión, lo cual aumenta el costo de inversión en recipientes de expansión y de descomposición de carbamato, y además complica el procedimiento. En segundo lugar, no es practicable mediante este

15
20
25
30

337636



procedimiento expulsar suficiente gas NH_3 , para evitar una
 instalación de recuperación de gas NH_3 procedente de la ex-
 pnsión final hasta 1 atmósfera absoluta. Esta instalación
 de recuperación últimamente mencionada consiste de manera
 5 apropiada en una columna de absorción con los correspondien-
 tes cambiadores de calor y bomba de circulación y una bomba
 de émbolo buzo para transportar el NH_3 y el CO_2 recuperados
 en la forma de una solución de carbamato de amonio, de vuel-
 ta a los aparatos de descomposición de carbamato. Dicha ins-
 10 talación de recuperación aumenta el consumo de energía eléc-
 trica y agua de refrigeración, requiere inversiones aumenta-
 das y complica el procedimiento.

Es conocido descomponer el carbamato de amonio que
 no se ha convertido en la mezcla de reacción que abandona el
 reactor de urea, por medio de gas inerte(patente noruega
 15 número 101.781. Sin embargo, la gran cantidad de gas inerte
 que se debe mantener en circulación es desfavorable desde
 un punto de vista económico. En procedimientos de urea en
 que los reaccionantes que no se han convertido son devueltos
 20 al reactor en forma de solución de carbamato, el gas inerte
 será desventajoso para la condensación del gas expulsado. En
 procedimientos de urea en que los reaccionantes que no se han
 convertido son devueltos en forma de gas caliente, el gas
 inerte necesitará un aumento del volumen del reactor de urea.

Es conocido, además descomponer el carbamato que
 amonio que no se ha convertido la mezcla de reacción que
 abandona el reactor de urea, por separación a alta presión
 y alta temperatura con suministro simultáneo de gas amoníaco
 (patente francesa número 1.356.508). Este método adolece
 30 del importante inconveniente de que la mezcla contendrá una

337636



gran cantidad de NH_3 disuelto que posteriormente debe ser expulsado y recuperado. Esto hace al procedimiento de urea más costoso y complicado.

5 Finalmente, es conocido descomponer el carbamato de amonio que no se ha convertido en la mezcla de reacción que abandona el reactor de urea, por separación mientras se suministra calor a presiones mayores de 10 atmósferas absolutas y suministro simultáneo de gas de dióxido de carbono en contracorriente (patente noruega número
10 102.962). La realización de la descomposición introduciendo gas CO_2 en contracorriente con la masa fundida de urea tiene ciertas ventajas sobre los otros métodos conocidos para la descomposición del carbamato de amonio, pero el método que se describe en la patente antes mencionada tiene
15 varios inconvenientes sustanciales. Si la separación se realiza a la presión de síntesis, la presión de síntesis y la temperatura deben ser mantenidas relativamente bajas, y es necesario tener un gran volumen de reacto. Si la separación se realiza a presiones menores que la presión de síntesis, se debe bombear una solución concentrada y caliente
20 de carbamato de amonio de vuelta al reactor de urea, con los inconvenientes de funcionamiento que esto implica. Además, se debe añadir relativamente mucha cantidad de agua por la condensación del carbamato, siendo la cantidad de CO_2
25 la que determina la cantidad de agua que se debe añadir, y este agua tiene un efecto desfavorable sobre el equilibrio en el reactor de urea.

El objeto principal del presente invento es producir urea a partir de NH_3 y CO_2 que requiere una inversión de capital menor, implica menores costos de producción
30

337636



y que en lo que respecta al procedimiento, es más simple que los métodos hasta ahora conocidos de producción de urea.

6 Un objeto más particular del invento es producir urea con recirculación de los reaccionantes que no se han convertido en forma de gas caliente, por medio de turbo-compresores también en instalaciones de producción más pequeñas que lo que anteriormente constituía una proposición práctica.

10 El procedimiento de acuerdo con el presente invento proporciona considerables ventajas técnicas y económicas en comparación con los anteriores métodos conocidos. Los defectos e inconvenientes que se han enumerado en la introducción, son eliminados o reducidos considerablemente por el nuevo procedimiento.

15 El invento se refiere a un procedimiento para la producción de urea a partir de NH_3 y CO_2 los cuales a presión y temperaturas aumentadas son convertidos en carbamato de amonio y urea, con enfriamiento indirecto con agua, con lo cual se produce simultáneamente vapor de agua, después de lo cual el carbamato de amonio que no se ha convertido es descompuesto en NH_3 y CO_2 expandiendo la mezcla de reacción en una o varias etapas de presión antes de la expansión final hasta aproximadamente la presión atmosférica, siendo suministrado calor en al menos una de estas etapas de presión y, al menos en la última etapa, la mezcla de reacción es tratada en contracorriente con gas CO_2 después de lo cual los gases expulsados de cada etapa de presión son llevados de vuelta a la etapa de síntesis de urea. El nuevo aspecto característico del procedimiento

20

25

30

337636



consiste en que la cantidad principal de la proporción de CO_2 de nueva aportación necesaria para la producción de urea es suministrada a la descomposición de carbamato en la forma de gas caliente, y en que el gas enriquecido en CO_2 expulsado y los gases expulsados de las otras etapas de presión, son comprimidos hasta la presión de síntesis y son devueltos en la forma de una corriente de gas caliente a dicha etapa de síntesis de urea. De acuerdo con una realización preferida del procedimiento, de acuerdo con el invento, toda la cantidad de CO_2 de nueva aportación requerido para la síntesis de urea es suministrada en forma de gas caliente a la descomposición de carbamato. Con el fin de liberar a la mezcla de reacción de la mayor cantidad posible de su contenido de NH_3 , se ha encontrado, además, ventajoso el que el gas CO_2 caliente que es suministrado a la descomposición de carbamato sea suministrado en su totalidad a la última etapa de presión.

Si la masa fundida de urea es expandida en dos etapas de presión, la presión en la primera etapa deberá ser de 50 a 150 atmósferas absolutas y en la segunda etapa de 30 a 100 atmósferas absolutas. La primera etapa de presión puede ser simplemente una etapa de expansión, pero usualmente será ventajoso suministrar también algo de calor en esta etapa, con el fin de descomponer más carbamato de amonio. Si la masa fundida de urea es expandida solamente en una etapa de presión, la presión en esta etapa deberá ser de 50 a 150 atmósferas absolutas, preferiblemente equivalente a una presión que es aproximadamente el 40 a 50% de la presión en el reactor de síntesis.

Una porción de la cantidad de gas CO_2 de nueva

337636



aportación suministrado al procedimiento de urea, además de a la descomposición de carbamato, puede ser suministrado también directamente a la etapa de síntesis, de la manera usual. En lugar de alimentar alguna cantidad de gas CO_2 de nueva aportación directamente a la etapa de síntesis, esta cantidad de gas puede ser suministrada también a la corriente de gas de reciclado en el lado de succion o aspiración de uno de los compresores. El método más conveniente consiste, sin embargo, en suministrar, la cantidad de gas CO_2 de nueva aportación, requerida para la síntesis de urea, en su totalidad para el tratamiento de a la masa fundida de urea en la última etapa de presión con lo cual se obtendrán las ventajas seguidamente enumeradas.

De acuerdo con el invento, se formarán urea y carbamato de amonio con enfriamiento indirecto con agua, de manera tal que se produce al mismo tiempo vapor de agua y la mezcla de reacción expandida en una o varias etapas de presión preferiblemente dos etapas con suministro de gas CO_2 caliente al menos a la última etapa de presión y los gases expulsados de todas las etapas de presión, son devueltos a la etapa de síntesis de urea siendo comprimidos, por ejemplo, en turbocompresores. En el caso de la expansión en una etapa, el gas es comprimido adiabáticamente; en el caso de la expansión en dos o más etapas, se utiliza en - friamiento directo por la adición entre cada compresor del gas más frío procedente de los recipientes de expansión y de los aparatos de descomposición de carbamato. Después de la expansión final hasta aproximadamente la presión atmosférica; la masa fundida de urea y agua es bombeada adicionalmente para su evaporación y pulverización de la

337636



manera usual. Se dará más tarde una descripción más detallada del procedimiento, en conexión con las figuras 1 y 2.

5 Las ventajas del presente invento con relación a los métodos anteriormente conocidos, son las siguientes:

En primer lugar, la instalación de compresores es considerablemente más simple y más barata y proporciona una mayor eficacia. Utilizando gas CO_2 durante la descomposición del carbamato de amonio, es suficiente expandir solo
10 hasta aproximadamente 40 a 50 atmósferas absolutas, con el fin de expulsar el NH_3 que no se ha convertido, mientras que de otra manera era necesario expandir hasta aproximadamente 20-25 atmósferas absolutas. Con una presión de síntesis por ejemplo de 220 atmósferas absolutas, la relación
15 de presión para la recompresión del gas, será reducida por lo tanto desde aproximadamente 10 hasta aproximadamente 5. La relación reducida de presión hace posible en la práctica reducir el número de turbocompresores, por ejemplo desde 3 a 2. Además, alimentando la cantidad principal del CO_2
20 de nueva aportación, necesario para la síntesis de urea, a la descomposición de carbamato, se aumentará el peso molecular medio de los gases expulsados desde aproximadamente 21 hasta aproximadamente 28-32, lo cual hace posible reducir el número de rodets de los turbocompresores. El presente
25 invento aporta otras dos ventajas en lo que respecta a la compresión de los gases. En turbocompresores, la presión de salida que se puede obtener de manera económica es aproximadamente proporcional a la cantidad de gas, calculada en m^3 en condiciones normales/hora. En la realización preferida del invento, en la cual la cantidad principal de CO_2
30

337636



de nueva aportación para la síntesis de urea es añadida a la última etapa de descomposición de carbamato, la presión de salida del compresor de CO_2 es considerablemente menor que la presión de síntesis, mientras que la cantidad de gas at través de los turbocompresores para la recirculación de gas caliente al reactor de urea aumenta con la cantidad añadida de gas CO_2 de nueva aportación. La presión más baja hace posible en la práctica utilizar turbocompresores también para suministrar toda la cantidad de CO_2 de nueva aportación mientras que, al mismo tiempo, debido a la mayor cantidad de gas, se obtiene una mayor eficacia en los turbocompresores que comprimen gas caliente hasta la presión de síntesis.

En segundo lugar, la expansión se puede efectuar en menos etapas de presión con relación a los procedimientos anteriormente propuestos, con recirculación de gas caliente por medio de turbo-compresores. Esto reduce el número de recipientes de expansión y de aparatos de descomposición de carbamato, y simplifica el procedimiento.

En tercer lugar, el invento evita la necesidad de una instalación para recuperar NH_3 del gas de la expansión final hasta 1 atmósfera absoluta, siendo la pérdida de NH_3 en la masa fundida de urea por expansión hasta 40-50 atmósferas absolutas con separación con gas CO_2 , solo aproximadamente una cuarta parte de las pérdidas de NH_3 por la expansión convencional hasta 20-25 atmósferas absolutas. Sin embargo, si se permite una pérdida de NH_3 algo mayor en la expansión final hasta 1 atmósfera absoluta, o si el gas es utilizado para la producción de ácido nítrico, nitrato de amonio, sulfato de amonio, etc., la expansión se pue-

337636

11 8 ABR



realizar solamente en una etapa de presión, por ejemplo a aproximadamente 100 atmósferas absolutas.

5 El presente invento hace posible en la práctica utilizar recirculación de gas caliente y turbocompresores para la compresión global en instalaciones considerablemen-
te más pequeñas que en los métodos anteriormente conocidos para la producción de urea. Con el fin de utilizar las ventajas proporcionadas por la recirculación de gas caliente y los turbocompresores para la compresión global, era
10 necesario en los métodos anteriormente conocidos tener una capacidad mínima de producción de 1400-1500 toneladas de urea por día, mientras que el presente invento hace posible reducir este límite hasta menos de aproximadamente 1000 toneladas de urea por día.

15 Así, el procedimiento de acuerdo con el invento es en su conjunto considerablemente más simple que los procedimientos anteriormente conocidos, y esto reduce las inversiones de construcción, simplifica la instrumentación de la instalación, hace a la instalación más fácil de fun-
20 cionar y más segura, reduce los costos de mantenimiento y reduce el área de terreno requerido para la instalación.

De acuerdo con el invento, se suministra a la etapa de síntesis de urea amoníaco y gas de retorno caliente que consiste en amoníaco, dióxido de carbono y un poco de vapor de agua. El amoníaco de nueva aportación, que es añá-
25 dido en forma de gas o de líquido, es mezclado con los gases de retorno calientes antes de penetrar en la etapa de síntesis. La etapa de síntesis de urea puede comprender uno o varios reactores conectados en serie, por ejemplo un
30 cambiador de calor solo o utilizado como reactor previo,

337636



seguido por uno o más reactores convencionales. La producción de vapor de agua en esta etapa de síntesis será normalmente suficiente para cubrir las necesidades de vapor de agua de todo el procedimiento. Los gases inertes que penetran en el procedimiento, principalmente junto con el dióxido de carbono, pueden ser dejados escapar, de manera acostumbrada, bajo la presión total de síntesis, que puede ser de 100 a 400 atmósferas absolutas, preferiblemente de 200 a 250 atmósferas absolutas. La temperatura en la etapa de síntesis puede ser de 180-220°C, dependiendo de la presión y de la relación molar de NH_3/CO_2 en la alimentación, que puede ser de 2:1 a 4:1, preferiblemente de 2:1 a 3:1. La descomposición del carbamato de amonio que no se ha convertido en la masa fundida que abandona la etapa de síntesis se puede efectuar en una o varias etapas de presión, preferiblemente una a dos etapas de 30-150 atmósferas absolutas.

En el caso de descomposición en una etapa de presión, la descomposición se realiza en forma de una separación con gas CO_2 caliente como gas separador. Enfrente de la columna de separación se puede situar un recipiente de expansión o un aparato de descomposición y separación de una manera usual, de manera que parte de la descomposición transcurra en este aparato de expansión o descomposición, con lo que se alivia a dicha columna, o se puede instalar un precalentador sin separador independiente. En cualquier caso, se debe suministrar calor durante la descomposición, y este calor puede ser suministrado en su totalidad o en parte durante la separación con gas CO_2 por ejemplo, mediante serpentines de vapor de agua o cam-

337636



biadores de calor interiores, o cambiadores de calor ex-
teriores conectados con la columna de separación. En el
caso de descomposición en dos o más etapas de presión, la
última etapa se realiza en forma de una separación por
5 medio de gas CO₂ caliente, si se desea combinada con el
recipiente de expansión aparato de descomposición o preca-
lentador, tal como se indica para la realización de una
única etapa. Las mismas combinaciones o realizaciones úni-
cas pueden ser utilizadas en las otras etapas de presión
10 pero estas se realizan preferiblemente como simples eta-
pas de descomposición de una manera usual, mientras que
solo la última etapa de presión se realiza en forma de una
etapa de separación, tal como se describe anteriormente.

Se debe añadir calor en al menos una etapa de
15 presión. Los gases que son expulsados son devueltos al
reactor de síntesis en forma de una corriente de gas ca-
liente por medio de turbocompresores. La solución de urea
así tratada que abandona la última etapa de presión, está
prácticamente exenta de amoníaco y puede proseguir hasta
20 la evaporación y tratamientos adicionales.

El procedimiento de acuerdo con el invento será
descrito seguidamente con mayor detalla haciendo referen-
cia a las figuras 1 y 2. Estos ejemplos están dados con
el fin de ilustrar el invento y no deben ser considerados
25 como limitativos.

La figura 1 es un ejemplo de una realización de
acuerdo con la cual la masa fundida de urea de un único
reactor de síntesis es expandida en dos etapas de presión
con descomposición de carbamato y suministro de calor en
30 ambas etapas, mientras que la figura 2 muestra una reali-

337636



zación de acuerdo con la cual la masa fundida de urea es expandida en solamente una etapa de presión, con adición de calor.

5 De acuerdo con la figura 1, se alimenta amoníaco líquido 1 por medio de la bomba 2 a través de 3 a un evaporador de amoníaco o precalentador de amoníaco 4. La corriente de amoníaco 5 que abandona al mismo es mezclada con la corriente de gas de reciclado 6, que primeramente ha sido enfriada en el cambiador de calor 7. La corriente combinada 8 penetra entonces en el reactor cambiador de calor 9. La línea de puntos 10 indica que una porción del dióxido de carbono puede ser añadido también, si se desea por el frente del reactor de síntesis, pero la cantidad principal del CO_2 de nueva aportación necesario para la síntesis de urea es añadida a la última etapa de descomposición de carbamato. En el reactor cambiador de calor 9, en el cual se añade agua por 11, se produce vapor de agua 12, que puede ser utilizada en la forma de vapor de agua saturado 44 para cubrir las necesidades de calor del procedimiento y/o puede ser recalentado en el cambiador de calor 7 durante el enfriamiento de los gases de retorno calientes 15 y puede ser utilizado como vapor de agua recalentado 45 en una turbina de vapor de agua para el funcionamiento del compresor. Desde el reactor 9 la mezcla de reacción 14, que contiene urea, agua, carbamato de amonio que no se ha convertido y NH_3 disuelto, penetra en el separador de gas inerte 15, en el cual los gases inertes 16 son dejados escapar por la tubería 17 y la válvula 18. En lugar de la tubería 17 se puede utilizar, si se desea, un dispositivo para enfriar los gases con la finalidad de condensar gas amoníaco y reducir de esta manera

10

15

20

25

30

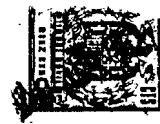
337636



la cantidad de amoníaco que sale con los gases inertes. La mezcla de reacción 19 es expandida entonces en la válvula 20, por ejemplo hasta 50-150 atmósferas absolutas, y penetra en el fondo del aparato 21 de descomposición de carbamato que está calentado con vapor de agua, después de lo cual la corriente saliente 22 penetra en el separador 23. Desde el separador 23, la corriente de líquido 24, que es expandida todavía más en la válvula 25, por ejemplo hasta 30-100 atmósferas absolutas, penetra en la parte superior de la columna de separación 26. En el fondo de ésta, se introduce dióxido de carbono caliente 27 en contracorriente con el líquido mientras que al mismo tiempo se suministra calor, tal como se indica en 28, con lo cual se logra una descomposición prácticamente completa del carbamato y eliminación del gas. Es también posible omitir el suministro de calor por 28 y permitir que el gas CO_2 caliente suministro por el turbocompresor 30 efectúe la descomposición de carbamato y la eliminación de gas a partir de la masa fundida de urea caliente precalentada.

Se suministra por 29 gas CO_2 de nueva aportación y es comprimido en el turbocompresor 30, por ejemplo hasta 30-100 atmósferas absolutas. El gas 31, que abandona la parte superior de la columna, es comprimido por el compresor 32 hasta la presión de la primera etapa y es mezclado con la corriente de gas 33. La corriente combinada de gas 34 es comprimida entonces por el compresor 35, es enfriada en el cambiador de calor 7 y es mezclada con amoníaco de nueva aportación, tal como se describe previamente. En lugar de utilizar los dos compresores 32 y 35, es posible utilizar solamente un compresor, en el cual el gas 33 pro-

337636



cedente de la primera etapa de presión es suministrado al compresor a una etapa correspondiente del mismo.

5 En lugar de suministrar alguna cantidad del CO_2 de nueva aportación al reactor de síntesis por 10, puede ser conveniente suministrar esta cantidad de gas, antes del compresor 32, por 36. La solución de urea 37, que sale del fondo de la columna 26, contiene, además de agua y de urea, menos de 1% en peso de amoníaco y menos de 4% en peso de dióxido de carbono. Después de la expansión hasta aproximadamente la presión atmosférica en la válvula 38, estas pequeñas cantidades residuales 39, juntamente con algo de vapor de agua, son separadas en el separador 40 de la solución de urea 41, la cual por medio de la bomba 42 es llevada por la conducción 43 a la evaporación y ulterior tratamiento.

15 La figura 2 muestra un método alternativo para ejecutar el invento, en el cual se realiza la descomposición de carbamato de amonio en una etapa de presión con suministro de calor y separación con gas CO_2 . En esta realización, la presión en el aparato 21 de descomposición de carbamato y en el separador 26 es mantenida en 50-150 atmósferas absolutas, preferiblemente el 40 a 50% de la presión de síntesis. De esta manera, se obtiene un procedimiento muy simple. Esta realización es especialmente apropiada si las pequeñas cantidades de amoníaco y dióxido de carbono de la solución de urea 37 procedente de la columna 26, pueden ser utilizadas en instalaciones conectadas. Si es necesario, los gases residuales pueden ser absorbidos de la manera usual en una pequeña cantidad de agua y pueden ser bombeados de vuelta a la columna sepa-

337636



radora 26.

Con el fin de ilustrar todavía más el procedimiento de acuerdo con el invento, se dan seguidamente dos ejemplos, con referencia a las figuras 1 y 2.

5

Ejemplo 1.- A un reactor de síntesis 9, mostrado en la figura 1, se suministraron 28,75 ton/hora de NH_3 por 1 y un total de 86,45 ton/hora de gas caliente por 6, que consistía en 31,95 ton/hora de NH_3 52,35 ton/hora de CO_2 y 2,15 ton/hora de H_2O . Las presiones y temperaturas en el reactor eran de 220 atmósferas absolutas y 200°C, respectivamente. La mezcla de reacción, que consistía en 50 ton/hora de urea, 32,35 ton/hora de NH_3 , 15,7 ton/hora de CO_2 y 17,15 ton/hora de H_2O , fue expandida hasta 100 atmósferas absolutas en la válvula de reducción 20 y fue calentada por vapor de agua en el cambiador de calor 21 hasta 180°C.

15

20

25

30

Procedente del separador 23, pasa por la tubería una corriente de gas de 25,65 ton/hora que consiste en 18,15 ton/hora de NH_3 7,80 ton/hora de CO_2 y 0,70 ton/hora de H_2O . Desde el fondo del separador 23, pasan por la tubería 24, 88,55 ton/hora de solución de urea, que consiste en 50 ton/hora de urea, 14,20 ton/hora de NH_3 , 7,9 ton/hora de CO_2 y 16,45 ton/hora de H_2O . Esta solución fue expandida hasta 45 atmósferas absolutas en la válvula de reducción 25 y fue alimentada a la parte superior de la columna separadora 26, en donde fue tratada en contracorriente con 38,80 ton/hora de CO_2 caliente suministrado por 27 procedente del compresor centrífugo 30 y bajo simultaneo calentamiento con vapor de agua de la columna separadora 26 hasta 140°C. El vapor de agua es suministrado a la columna separadora desde

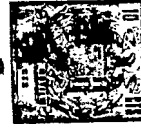
337636



la tubería 28. Desde la parte superior de la columna se-
paradora 26 salen 59,80 ton/hora de gas, que consiste en
13,80 ton/ hora de NH_3 , 44,55 ton/hora de CO_2 y 1,45 ton/hora
de H_2O . El gas a través de la tubería 31 al compresor
5 centrífugo 32 y es comprimido hasta 100 atmósferas absolu-
tas, es mezclado con la corriente de gas 33 procedente del
separador 23, y la mezcla de gas penetra en el compresor
centrífugo 25, en el cual es comprimida hasta la presión
de síntesis. El gas caliente es enfriado en el cambiador
10 de calor 7, es mezclado con NH_3 de nueva aportación sumini-
strado y es reciclado al reactor 9. Desde el fondo de
la columna separadora 26 se retiran por la tubería 37 con-
tinuamente 67,55 ton/hora de solución de urea que contiene
50 ton/hora de urea, 0,40 ton/hora de NH_3 2,15 ton/hora de
15 CO_2 y 15,0 ton/hora de H_2O .

Ejemplo 2.- De acuerdo con la figura 2 se sumi-
nistraron al reactor de síntesis 9, 29,10 ton/hora de NH_3
por 1, y un total de 92,45 ton/hora de gas caliente 6, que
consistía en 29,85 ton/hora de NH_3 61,10 ton/hora de CO_2 y
20 1,50 ton/hora de H_2O . La presión y la temperatura del reac-
tor 9 fueron mantenidas a 210 atmósferas absolutas y 200°C.
La mezcla de reacción, que consistía en 50 ton/hora de urea
30,6 ton/hora de NH_3 24,45 ton/hora de CO_2 y 16,50 ton/hora
de H_2O fue expandida hasta 100 atmósferas absolutas en la
25 válvula de reducción 20 y fue calentada con vapor de agua
en el cambiador de calor 21. Procedente del separador 23,
la masa fundida fue alimentada continuamente a la parte
superior de la columna separadora 26, en donde fue tratada en
contracorriente con 39,50 ton/hora de CO_2 , suministrado por
27, y bajo simultáneo calentamiento con vapor de agua de
30

337636



tal manera que la temperatura en el fluido saliente del fondo de la columna era de 145°C. La corriente total de gas procedente de la columna separadora 26 por la conducción 31 y procedente del separador 23 por la conducción 33, consiste en 29,85 ton/hora de NH₃, 61, 10 ton/hora de CO₂ y 1,50 ton/hora de H₂O, y es comprimida hasta la presión de síntesis por el compresor 32. El gas caliente es enfriado en el cambiador de calor 7, es mezclado con NH₃ de nueva aportación y es reciclado al reactor 9. Procede-
dente del fondo de la columna separadora 26 se retiran por la tubería 37, 68,60ton/hora de solución de urea, que contiene 50 ton/hora de urea, 0,75 ton/hora de NH₃, 2,85 ton/hora de CO₂ y 15 ton/hora de H₂O.

La presente solicitud que corresponde a la presentada en Noruega con fecha 10 de Marzo de 1966 bajo el número 162.050, se acoge a los beneficios del artículos 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

N O T A

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

1.- Un procedimiento para la producción de urea a partir de amoníaco y dióxido de carbono, los cuales son hechos reaccionar a temperatura y presión elevadas para

337636



5 obtener carbamato de amonio y urea bajo enfriamiento indi-
recto con agua, con lo cual se produce simultáneamente vapor
de agua, después de lo cual el carbamato de amonio que no
ha reaccionado es descompuesto en NH_3 y CO_2 , expandiendo
10 la mezcla de reacción en una o más etapas de presión an-
tes de la expansión final hasta aproximadamente la presión
atmosférica, y se añade calor en al menos una de dichas eta-
pas de presión, y al menos en la última etapa de presión la
mezcla de reacción es tratada con gas CO_2 en contracorrien-
te, después de lo cual las corrientes de gas de escape de
cada etapa de presión son recicladas a la etapa de síntesis
de urea, caracterizado porque la cantidad principal del
gas CO_2 de nueva aportación necesario para la producción de
urea, es suministrada a la etapa de descomposición de car-
15 bamato en forma de gas caliente, y porque el gas rico en
 CO_2 expandido y las corrientes de gas salientes de las otras
etapas de presión son comprimidas hasta la presión de sín-
tesis y devueltas en forma de una corriente de gas caliente
a dicha etapa de síntesis de urea.

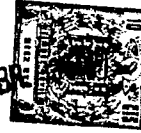
20 2.- Un procedimiento de acuerdo con la reivin-
dicación 1, caracterizado por el hecho de que la cantidad to-
tal de CO_2 de nueva aportación requerido para la síntesis
de urea es suministrada en la forma de gas caliente a la
etapa de descomposición de carbamato.

25 3.- Un procedimiento de acuerdo con una cualquiera
de las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado por el hecho
de que todo el gas CO_2 caliente que es suministrado a la
etapa de descomposición de carbamato, es suministrado a la
última etapa de presión.

30 4.- Un procedimiento para la producción de urea
a partir de amoniaco y dióxido de carbono.

337636

18 ABR



Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en el dibujo que se acompaña y con los fines que se han especificado.

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

Madrid,

18 ABR 1967

P.A.

Alberto de la Haza

337636

337636

FIG. 1

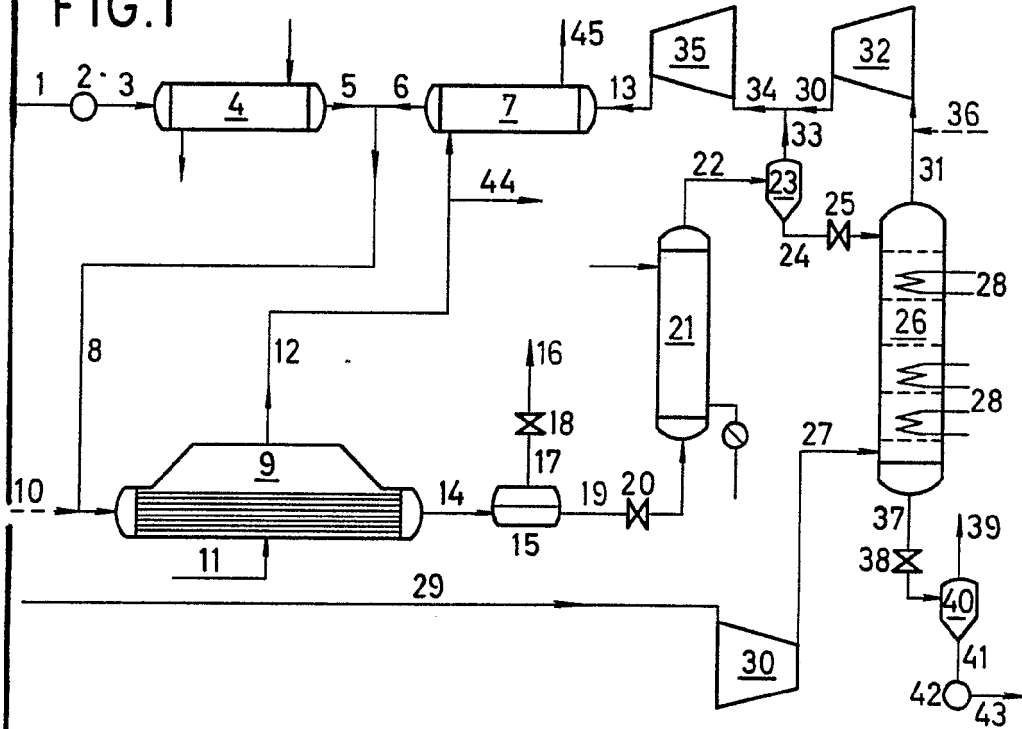


FIG. 2

