

407728

407728



P.- 52.224

FF 1350.31

Memoria descriptiva

f.c. 16-5-75

Int. Cl.<sup>2</sup>: C07C

para solicitar PATENTE DE INVENCION

por 20 años

a nombre de IVO MAVROVIC

nacionalidad norteamericana

con domicilio en 530 East 72nd Street, Nueva York, N.Y.,  
Estados Unidos de America

por: "PROCEDIMIENTO DE SINTESIS DE UREA"

Prioridad reivindicada: Estados Unidos de América 19 de Octu-  
bre de 1.971 N° 190.519

407728



18 Oct. 1972

P.- 52.224

La presente invención se refiere a la síntesis de urea a partir de  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$ . Más específicamente, se refiere a un nuevo método para eliminar calor de un reactor de síntesis exotérmica de urea que trabaja en el margen de presión de 130 a 400  $\text{kg/cm}^2$ , en el margen de temperatura de 160 a 220°C, con una proporción molar de alimentación global al reactor, de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$ , de 2,7 - 7 a uno, y con una proporción molar de alimentación global al reactor, de  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$ , de 0 - 1,5 a uno. También se refiere a un nuevo método para aumentar la conversión en el reactor.

La urea se produce generalmente por el bien conocido método de poner en contacto  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  para formar carbamato amónico, y deshidratar este último a urea. La primera reacción es instantánea y sustancialmente completa; la segunda es mucho más lenta e incompleta, y solo tiene lugar en fase líquida. También es sabido que en presencia de exceso de  $\text{NH}_3$  es promovida la conversión de carbamato amónico en urea, y que es perjudicada en presencia de exceso de agua.

La formación de carbamato amónico es fuertemente exotérmica, y la deshidratación de carbamato amónico a urea es endotérmica, pero en menor grado. Por esta razón, en general, se ha de eliminar del reactor de síntesis de urea el exceso de calor, si la formación de

407728



carbamato amónico y la deshidratación del carbamato a urea se efectúan simultáneamente en el mismo recipiente.

El exceso de calor exotérmico de reacción se elimina usualmente del reactor de síntesis de urea produciendo vapor de agua en un serpentín sumergido en la mezcla de síntesis de urea. Los inconvenientes comunes de tal método de eliminación del exceso de calor de reacción de un reactor de síntesis de urea son los siguientes:

1. Se requiere usualmente un serpentín relativamente grande en el reactor, debido a la pequeña diferencia de temperaturas normalmente disponible entre la mezcla del reactor de síntesis y el condensado en ebullición en el serpentín del reactor. Este problema se hace mucho más pronunciado en el caso de que el vapor de agua haya de ser producido en el serpentín del reactor a su nivel relativamente alto y utilizable, y al mismo tiempo se haga funcionar el reactor a una proporción molar relativamente alta de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la alimentación al reactor, por ejemplo mayor que 3,4:1. Es un hecho bien conocido que en presencia de exceso de  $\text{NH}_3$  en la mezcla de reacción de síntesis de urea aumenta la presión de vapor de la mezcla de reacción y disminuye su punto de ebullición, requiriendo así una menor temperatura de trabajo en el reactor cuando se trabaja

407728



18 OCT. 1972

a un nivel de presión en el reactor previamente determinado y constante.

5 2. Tienen lugar sobrecalentamientos locales de la mezcla de reacción de síntesis de urea, debido a la deficiente velocidad de transferencia de calor al serpentín, con la consiguiente evaporación de los reaccionantes  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$ , y la consiguiente pérdida de conversión de carbamato amónico en urea.

10 Hay dos casos específicos en que usualmente no se requiere el serpentín del reactor, debido al hecho de que el exceso de calor exotérmico disponible en el reactor de síntesis de urea es absorbido por una cantidad relativamente grande de exceso de  $\text{NH}_3$  o de solución de recirculación de carbamato, o de ambas, introducidas en el reactor de síntesis de urea a una temperatura relativamente menor. Por ejemplo, en los llamados  
15 "PROCEDIMIENTOS DE SINTESIS DE UREA DE UN SOLO PASO", los reaccionantes sin convertir presentes en el efluente del reactor no son recirculados de nuevo al reactor,  
20 sino que son separados como gas de la solución acuosa de urea producto, por calentamiento con vapor de agua a presión reducida, y son enviados a una instalación adyacente para recuperación y para producción de sulfato amónico o nitrato amónico. En tales PROCEDIMIENTOS DE  
25 UN SOLO PASO, la cantidad de alimentación al reactor de

407728



18 OCT. 1972

5 NH<sub>3</sub> líquido puede ser aumentada en la práctica hasta el punto en que todo el exceso de calor exotérmico disponible en el reactor de síntesis de urea sea usado internamente para el calentamiento de la corriente de alimentación de exceso de NH<sub>3</sub> líquido al reactor, hasta la temperatura de trabajo del reactor dentro del reactor. Habitualmente, en este caso las temperaturas de la alimentación de NH<sub>3</sub> líquido al reactor, y de trabajo en el reactor, son mantenidas, respectivamente, en 20°C y 180-10 -185°C.

Además, en los llamados "PROCEDIMIENTOS DE SINTESIS DE UREA CON RECIRCULACION PARCIAL O TOTAL DE SOLUCION DE CARBAMATO", los reaccionantes sin convertir antes mencionados, separados de la solución acuosa de urea producto en forma de mezcla gaseosa, en vez de ser usados para la producción de sulfato o nitrato amónico son absorbidos en agua, formando una solución acuosa amoniaca de carbamato amónico, y son recirculados al reactor de síntesis de urea parcial o totalmente, a una temperatura usual de 90-100°C. En este último caso, el exceso de calor exotérmico disponible en el reactor es usado internamente para elevar la temperatura de la corriente de recirculación de solución de carbamato desde 20 90-100°C hasta la temperatura de trabajo del reactor antes mencionada, de 180-185°C. Evidentemente, en tal 25

407728



caso, si la cantidad de solución de carbamato recircula-  
da es relativamente grande, se ha de añadir al reactor  
la correspondiente cantidad de calor en defecto, si se  
desea mantener su temperatura de trabajo a un cierto  
5 nivel de temperatura óptimo y deseado. Esta cantidad de  
calor en defecto es añadida usualmente a la corriente de  
alimentación al reactor desde la temperatura antes men-  
cionada de 20°C a 80°C. Hay un inconveniente común a am-  
bos casos específicos, con respecto a la conversión en  
10 el reactor, como se explicará más adelante.

Como se ha discutido antes, se hace evi-  
dente que en ambos casos, ya sea en un PROCEDIMIENTO DE  
SINTESIS DE UREA DE UN SOLO PASO, o en el de RECIRCULA-  
CION DE SOLUCION DE CARBAMATO, el calor exotérmico de  
15 reacción disponible en el reactor de síntesis de urea  
es desaprovechado al ser usado internamente para el fin  
exclusivo de llevar las corrientes de alimentación al  
reactor, relativamente más frías, hasta la temperatura  
de trabajo a que se mantiene el reactor de síntesis de  
20 urea. Por tanto, tal reactor funciona de forma completa-  
mente adiabática, sin eliminación de calor ni adición  
de calor, una vez introducidas en el reactor las corrien-  
tes de alimentación al reactor. Sin embargo, si las co-  
rrientes de alimentación al reactor, relativamente más  
25 frías, son precalentadas más allá del punto en que un

407728



18 OCT. 1972

reactor de síntesis de urea trabaja adiabáticamente, como por ejemplo, según el método descrito en la patente de los EE.UU. nº 3.579.636, se hace necesario eliminar del reactor la cantidad equivalente de calor añadido a las corrientes de alimentación al reactor en exceso respecto al requisito normal de un reactor adiabático. En tal caso, el reactor de síntesis de urea se vuelve a hacer exotérmico, tal como, por ejemplo, en el caso de los PROCEDIMIENTOS DE SINTESIS DE UREA DE UN SOLO PASO, antes mencionados.

Como se ha mencionado antes, el problema de eliminar calor del reactor de síntesis de urea se hace más complicado cuando se usa exceso de  $\text{NH}_3$  en el reactor, con el fin de alcanzar un mayor grado de conversión de carbamato amónico en urea.

Se ha hallado que eliminando el exceso de calor de reacción, disponible en un reactor exotérmico, en un cambiador de calor exterior de alta presión, que trabaja sustancialmente a la misma presión del reactor y con una proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  relativamente menor que el reactor, y que por subsiguiente puesta en contacto de la mezcla de reacción resultante con un exceso adicional de  $\text{NH}_3$ , en un reactor de síntesis de urea sustancialmente adiabático, se alcanzan ventajas considerables, según se describe más a continuación.

407728



Según la presente invención se proporciona un procedimiento en el que la mayor parte o todo el  $\text{CO}_2$  gaseoso de reposición de nueva aportación para la producción de urea es mezclado con  $\text{NH}_3$  en una proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  de 2,2 - 3,5 a 1, a la presión de síntesis del reactor, ya sea en el lado de carcasa o en el lado de tubos de un cambiador de calor usual de carcasa y tubos. Una corriente que contiene uno o más de los siguientes compuestos: agua, carbamato amónico, amoníaco y urea, puede ser mezclada con la mezcla, antes mencionada, de  $\text{CO}_2$  gaseoso de reposición de nueva aportación y  $\text{NH}_3$ . En tal caso, la proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la mezcla total resultante es mantenida en desde 2,2 - 1 a 3,5 - 1. La temperatura de la mezcla de reacción total dentro del cambiador de calor es mantenida constante dentro de un margen de  $160^\circ\text{C}$  a  $220^\circ\text{C}$ , eliminando calor del cambiador de calor. Tal calor es eliminado del cambiador de calor por circulación de un fluido relativamente más frío, en contacto indirecto con la mezcla de reacción, o produciendo vapor de agua a partir de condensado, en contacto indirecto con la mezcla de reacción.

Las ventajas de la invención se harán evidentes para los expertos en la técnica de la siguiente descripción detallada, considerada conjuntamente con los

407728



dibujos, donde:

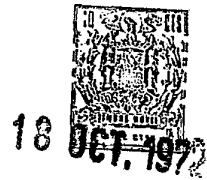
Las figuras 1 a 5, inclusive, son diagramas de flujo esquemáticos del sistema de reactor de síntesis de urea; y

5 La figura 6 es un diagrama esquemático de un reactor de síntesis de urea que tiene en él medios de intercambio de calor.

La cantidad de calor eliminada del cambiador de calor antes mencionado es controlada regulando el flujo de  $\text{NH}_3$  a la mezcla de reacción del cambiador de calor, y regulando así la proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la mezcla de reacción del cambiador de calor. Según este nuevo método, en el caso de eliminación de una cantidad excesiva de calor del cambiador de calor (lo cual causará una caída de temperatura en el reactor adiabático subsiguiente, como se explicará más a continuación) o de sobrecalentamiento de la mezcla de reacción, se aumenta la velocidad de alimentación de  $\text{NH}_3$  mezclado a la mezcla de reacción. En consecuencia, debido al aumento de contenido de  $\text{NH}_3$  libre en exceso en la mezcla de reacción, la presión de vapor de la mezcla de reacción aumentará o el punto de ebullición de la mezcla de reacción disminuirá cuando se trabaja a un nivel de presión constante, como se ha mencionado antes. Como otra consecuencia, una cantidad de calor más pequeña será

10  
15  
20  
25

407728



transferida al medio de enfriamiento relativamente más  
frío que se hace circular por el cambiador de calor, de-  
bido a la disminución de la diferencia de temperatura  
entre la mezcla de reacción y el medio de enfriamiento  
que absorbe calor. En el caso específico en que se eli-  
mine del cambiador de calor la cantidad correcta de ca-  
lor, pero al mismo tiempo la temperatura de la mezcla de  
reacción sea demasiado alta, un aumento de la velocidad  
de alimentación de  $\text{NH}_3$  a la mezcla de reacción hará que  
la temperatura de la mezcla de reacción caiga dentro del  
margen de temperatura deseado, como se ha explicado an-  
tes. Para llevar de nuevo la eliminación de calor a la  
cantidad correcta será necesario reducir la temperatura  
del medio de enfriamiento que absorbe calor, o aumentar  
su velocidad de circulación, o producir vapor de agua a  
menor presión en el cambiador de calor, si se elimina  
calor por ebullición de condensado. En cualquier caso,  
la eliminación de la cantidad de calor será devuelta al  
valor correcto, pero a una temperatura de trabajo más  
baja de la mezcla de reacción, como se desee.

En el caso de eliminar del cambiador de  
calor una cantidad de calor insuficiente, hecho que cau-  
sará un aumento de temperatura en el reactor adiabático  
subsiguiente, como se explicará más a continuación, se  
disminuye la velocidad de alimentación de  $\text{NH}_3$  mezclado

407728



a la mezcla de reacción, con el fin de disminuir el contenido de exceso de  $\text{NH}_3$  libre en la mezcla de reacción, y por tanto de aumentar el punto de ebullición de la mezcla de reacción. En consecuencia, la diferencia de temperatura entre la mezcla de reacción y el medio de enfriamiento que absorbe calor aumentará, así como la velocidad de eliminación de calor del cambiador de calor.

Una vez eliminada de la mezcla de reacción la cantidad de calor requerida, dicha mezcla es reducida al estado termodinámico y a las condiciones que prevalezcan en y sean características de las corrientes de alimentación al reactor adiabático. La mezcla de reacción procedente del cambiador de calor es mezclada luego con  $\text{NH}_3$  adicional, con el fin de aumentar la proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la mezcla total hasta desde 2,8 - 1 a 7:1, y es introducida en un reactor adiabático para conversión de carbamato amónico en urea. La temperatura del reactor se controla eliminando la cantidad requerida de calor del cambiador de calor a alta presión precedente, de modo muy análogo pero de forma opuesta a los métodos usuales para precalentar la corriente de alimentación de  $\text{NH}_3$  líquido al reactor, de un reactor usual, con el fin de controlar la temperatura de tal reactor adiabático usual, según se explicó antes.

En el procedimiento según la invención,

407728

18



la presión en el reactor es mantenida a sustancialmente la misma presión reinante en el lado de procedimiento del cambiador de calor de alta presión antes descrito.

5 Como se ha mencionado antes, hay aún algunos problemas que son comunes a los reactores usuales, exotérmicos o adiabáticos, diseñados para trabajar según los métodos usuales usados hasta ahora. Normalmente, los reaccionantes son introducidos en la sección del fondo de tal reactor adiabático usual, y la mezcla de síntesis, 10 una vez completada la reacción, es descargada de su sección superior. Tal reactor usual exotérmico o adiabático consiste generalmente en un recipiente vertical cilíndrico con una proporción de altura a diámetro de 6 - 20 a 1, con el fin de aproximarse lo más posible al modelo ideal, 16 y preferido en la práctica, de un flujo del tipo de tapón ascendente para la mezcla de síntesis a través del reactor. Sin embargo, debido a los hechos antes mencionados, según los cuales la reacción de deshidratación de carbamato a urea es una reacción lenta, y es endotérmica en 7.000 kcal/mol de urea formado, la sección del 20 fondo de tal reactor adiabático usual trabaja generalmente a una temperatura que es de 10 a 15°C mayor que la temperatura de la mezcla de síntesis una vez completada la reacción a la salida del reactor. En pocas palabras, parte del calor exotérmico e instantáneo de reac- 25

407728



ción de formación de carbamato amónico a partir de  $\text{NH}_3$   
y  $\text{CO}_2$  en la sección de fondo de reactor de un reactor  
usual es almacenada como calor sensible en la mezcla de  
síntesis, con el consiguiente aumento de temperatura de  
5 la mezcla de síntesis, para ser liberado lentamente más  
tarde para suministrar la cantidad de calor endotérmico  
requerida para la deshidratación de carbamato amónico a  
urea durante el flujo ascendente de la mezcla de síntesis  
a través del reactor. Tal estado conduce invariablemente,  
10 en un reactor usual, a un sobrecalentamiento local in-  
deseable de la mezcla de síntesis en la sección del fon-  
do del reactor, con la consiguiente pérdida de reaccio-  
nantes gaseosos  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  de la fase líquida de la mezcla  
de síntesis, y con la consiguiente disminución de con-  
15 versión del  $\text{CO}_2$  total en urea. Como otra desventaja de  
tal estado reinante en un reactor usual, la temperatura  
de la mezcla de síntesis en la porción superior del reac-  
tor cilíndrico disminuye en proporción a la cantidad de  
urea formada por el procedimiento endotérmico de la des-  
20 hidratación de carbamato a urea y agua. Debido a esta  
caída gradual de temperatura de la mezcla de síntesis  
durante su flujo ascendente a través del reactor, se  
retarda la velocidad de deshidratación de carbamato a  
urea, con evidentes efectos negativos sobre la conver-  
25 sión global en urea del  $\text{CO}_2$  total presente en la mezcla

407728



de síntesis.

Según los nuevos métodos aquí descritos,  
o bien la mezcla de las corrientes de alimentación al  
reactor, del reactor adiabático, son puestas en contac-  
5 to en contracorriente, en intercambio de calor indirecto,  
con la mezcla de síntesis; o las corrientes de ali-  
mentación al reactor son precalentadas por debajo del  
punto en que alcanzan el equilibrio de temperatura adia-  
bática en el reactor, a un cierto nivel preferido de tem-  
10 peratura de trabajo, y la mezcla del reactor es calenta-  
da en el reactor; o bien se elimina calor de la sección  
del fondo del reactor, y se calienta al mismo tiempo la  
sección superior del reactor. En el último caso, el en-  
friamiento de la sección del fondo y calentamiento si-  
15 multáneo de la sección superior del reactor pueden ser  
conseguidos prácticamente sumergiendo un serpentín en  
la mezcla de síntesis del reactor, evaporando condensa-  
do en la parte del fondo del serpentín, en contacto con  
la mezcla de síntesis, relativamente más caliente, y  
20 condensando el vapor de agua así formado en la parte  
superior del serpentín, en contacto con la mezcla de  
síntesis relativamente más fría. Por este método, el  
exceso de calor procedente de la sección del fondo del  
reactor es transferido a la sección superior del reac-  
25 tor, donde es requerido para el procedimiento endotér-

407728



18 OCT. 1972

5 mico de deshidratación de carbamato a urea. Tal serpen-  
tín del reactor puede tener forma de un recipiente supe-  
rior e inferior cilíndrico y esférico conectado con nu-  
merosos tubos en paralelo, donde el condensado está a  
reflujo internamente; más exactamente, es evaporado en  
la sección del fondo y condensado en la sección superior  
del serpentín. Este tipo de reactor es ilustrado en la  
fig. 6, y es discutido más adelante.

10 En el segundo caso mencionado antes, o  
bien las corrientes de alimentación al reactor son pre-  
calentadas por debajo del punto de consecución del equi-  
librio de temperatura adiabático en el reactor, a una  
cierta temperatura de trabajo preferida y óptima, o bien  
se elimina de las corrientes de alimentación del reactor  
15 a alta presión, antes descritas, hacia el cambiador de  
calor más calor que el que se requiere para reducir la  
temperatura del reactor hasta la temperatura de trabajo  
óptima preferida. En cualquier caso, la cantidad equiva-  
lente de tal calor sustraído en exceso del reactor, o  
20 insuficientemente suministrado a las corrientes de ali-  
mentación al reactor, ha de ser suministrada al reactor  
a partir de una fuente exterior, para mantener la tempe-  
ratura del reactor al mismo nivel óptimo preferido. Esto  
se efectúa introduciendo vapor de agua en un serpentín  
25 sumergido en la mezcla de síntesis, y extrayendo el con-



407728



del reactor, desprende parte de su calor de reacción,  
y sale del serpentín a la sección del fondo del reac-  
tor. La porción restante de la corriente o corrientes  
de alimentación al reactor, no introducida en el ser-  
5 pentín del reactor, es introducida en la parte del fon-  
do del reactor y mezclada con la mezcla que sale del  
serpentín del reactor. La mezcla total resultante se  
eleva por el reactor, en contracorriente con el fluido  
que circula descendentemente por dentro del serpentín  
10 del reactor, y a medida que progresa la deshidratación  
de carbamato a urea, con la consiguiente caída de tem-  
peratura de la mezcla de síntesis del reactor, se trans-  
fiere indirectamente calor desde el fluido que circula  
descendentemente por el serpentín del reactor a la mez-  
15 cla de síntesis de urea, que circula ascendentemente  
por el reactor.

La mezcla de síntesis del reactor, una  
vez completada la deshidratación de carbamato a urea,  
es retirada de la sección superior del reactor para  
20 seguir siendo tratada, lo que no se describe aquí.

Los siguientes ejemplos sirven para ilus-  
trar realizaciones preferidas de la invención.

EJEMPLO 1

25 Se hace funcionar a una temperatura de

407728



188°C y una presión de 270 atmósferas un reactor cilíndrico vertical usual, de un solo paso, provisto de un serpentín interior de vapor de agua.

5 Se introducen en el reactor 4.400 kg/h de CO<sub>2</sub> a 10°C y 6.800 kg/h de NH<sub>3</sub> a 16°C, en proporción molar global aproximada de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> de 4 a 1, proporcionando 4.200 kg/h de urea, 2.300 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.400 kg/h de exceso de NH<sub>3</sub> y 1.260 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión global calculada de CO<sub>2</sub> en urea es del orden de 70 por ciento.

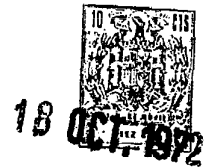
10 Para mantener la temperatura del reactor constante a 188°C es necesario eliminar del reactor el exceso de calor. Esto se efectúa produciendo vapor de agua en un serpentín del reactor, sumergido en la mezcla de síntesis, a una presión absoluta de 9 atmósferas y a 176°C, en cantidad de aproximadamente 1080 kg/h.

15 El área superficial del serpentín del reactor es aproximadamente equivalente a 64 m<sup>2</sup>, y la diferencia de temperaturas disponible entre la mezcla de síntesis del reactor y el condensado a ebullición que produce vapor de agua dentro del serpentín del reactor es de 11°C.

20 Haciendo referencia a la figura 1, 4,400 kg/h de CO<sub>2</sub> a 10°C en la tubería 1, y 4.420 kg/h de NH<sub>3</sub> a 16°C en la tubería 2 son introducidos en la sección

25

407728



3 del fondo del lado de tubos de un cambiador 4 de calor  
de carcasa y tubos, vertical, que trabaja a 270 atm de  
presión. La proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la  
alimentación al cambiador 4 de calor es 2,6 - 1. Se ha-  
5 cen pasar aproximadamente 1.000 kg/h de condensado por  
la tubería 5, al lado 6 de carcasa del cambiador 4 de  
calor, para producir vapor de agua a 9 atmósferas de  
presión absoluta y 176°C, el cual es retirado por la  
tubería 7. La presión del vapor de agua en el lado 6 de  
10 carcasa es controlada mediante una válvula 8 situada en  
la tubería 7 de salida de vapor de agua.

La temperatura de la mezcla de reacción  
dentro de los tubos del cambiador 4 de calor está en  
200°C, y, por tanto, la diferencia de temperaturas dis-  
15 ponible entre la mezcla de reacción contenida en los  
tubos 10 (que no se muestran) y el condensado a ebulli-  
ción contenido en la carcasa 6 es aproximadamente 24°C.  
La cantidad total de área superficial de tubos requeri-  
da en el cambiador 4 de calor es equivalente a 28 m<sup>2</sup>,  
20 solo 45 por ciento del área superficial de tubos re-  
querida para un serpentín de reactor usual. La mezcla  
de reacción de la tubería 9 es pasada al serpentín 11  
del reactor, provisto de un extremo 12 abierto próximo  
a la sección 13 de fondo del reactor 14. La mezcla de  
25 reacción de la tubería 9 fluye descendentemente por el

407728



serpentín 11, y es enfriada desde 200°C a 180°C. La mezcla de reacción sale del serpentín 11 por su extremo 12 abierto, y es mezclada con 2.380 kg/h de amoníaco a 16°C, pasado por la tubería 15 e introducido en la sección 13 del fondo del reactor 14, que trabaja a 270 atmósferas de presión. La mezcla de síntesis resultante es enfriada adicionalmente por debajo de 180°C, debido a dicha mezcla de la mezcla de reacción que sale del serpentín 11 por su extremo 12, y a la corriente, relativamente más fría, de amoníaco por la tubería 15. La mezcla de síntesis, ahora en proporción molar de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> de 4 a 1, fluye por el reactor ascendentemente y en intercambio de calor en contracorriente con la mezcla de reacción, relativamente más caliente, que fluye descendentemente por el serpentín 11 del reactor. La mezcla de síntesis es calentada hasta 188°C, y, una vez completada la reacción de conversión de carbamato a urea, es retirada de la sección 16 superior del reactor 14, por la tubería 17.

La corriente que fluye por la tubería 17 contiene 4.560 kg/h de urea, 1.872 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.400 kg/h de exceso de NH<sub>3</sub> y 1.368 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión, calculada a posteriori, de CO<sub>2</sub> total en urea, es aproximadamente 76 por ciento, en comparación con el 70 por

407728



ciento alcanzado en un reactor usual, antes descrito.

EJEMPLO 2

5 Se hace trabajar adiabáticamente un reactor cilíndrico vertical usual, en una instalación del procedimiento de síntesis de urea con recirculación total, a una temperatura de 190°C y a una presión de 220 atmósferas.

10 Se introducen en el reactor usual antes mencionado 3.124 kg/h de CO<sub>2</sub> a 120°C, 5.182 kg/h de NH<sub>3</sub> a 70°C y 5.246 kg/h de solución de recirculación de carbamato amónico a 85°C. La solución de recirculación de carbamato contiene 3.276 kg/h de carbamato amónico, 690 kg/h de NH<sub>3</sub> y 1.280 kg/h de agua. No se requiere enfriamiento ni calentamiento del reactor, por lo que el reactor trabaja adiabáticamente. La proporción molar global de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> en el reactor es de 3,8 a 1, y la proporción molar de agua a CO<sub>2</sub> es 0,629 a 1. Una vez completada la reacción, la corriente efluente del reactor contiene 4.200 kg/h de urea, 3.354 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.458 kg/h de exceso de NH<sub>3</sub> y 2.540 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión calculada de CO<sub>2</sub> total en urea es 62 por ciento.

25 Según la presente invención, y haciendo referencia a la figura 2, 3.124 kg/h de CO<sub>2</sub> a 115°C en

407728



la tubería 20, 4.821 kg/h de  $\text{NH}_3$  a 35°C en la tubería 21, y 4.407 kg/h de solución de recirculación de carbamato amónico a 80°C, en la tubería 22, son introducidos en la sección 23 de fondo del reactor 24 cilíndrico vertical, provisto interiormente de un serpentín 25 de calentamiento sumergido en la mezcla de reacción allí presente. La solución de carbamato de la tubería 22 comprende 2.496 kg/h de carbamato amónico, 745 kg/h de  $\text{NH}_3$  y 1.166 kg/h de agua. Se hace trabajar el reactor 24 a una presión de 220 atmósferas de presión, la proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en el reactor 24 es 3,8 a 1, y la proporción molar de agua a  $\text{CO}_2$  en el mismo es 0,629 a 1.

Se suministran al serpentín 25 de calentamiento del reactor, por la tubería 26, 750 kg/h de vapor de agua a 16 atmósferas absolutas de presión, con el fin de mantener la temperatura del reactor constante a 190°C. El condensado se retira del serpentín 25 de calentamiento por la tubería 27. Una vez completada la reacción, el efluente del reactor es retirado del reactor 24 por la tubería 28. El efluente contiene 4.200 kg/h de urea, 2.574 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.152 kg/h de exceso de  $\text{NH}_3$  y 2.426 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión global calculada a posteriori, de  $\text{CO}_2$  total en urea, es 68 por ciento, en comparación con

407728



la relativamente menor conversión de 62 por ciento conseguida en el reactor usual antes descrito, trabajando con las mismas proporciones molares de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  y de  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$ .

5

### EJEMPLO 3

Se hace trabajar adiabáticamente un reactor cilíndrico vertical usual, en una instalación del procedimiento de síntesis de urea con recirculación total, a una temperatura de  $190^\circ\text{C}$  y a una presión de 220 atmósferas. Se introducen en el reactor usual antes mencionado 3.124 kg/h de  $\text{CO}_2$  a  $120^\circ\text{C}$ , 5.499 kg/h de  $\text{NH}_3$  a  $75^\circ\text{C}$  y 4.728 kg/h de solución de carbamato amónico a  $85^\circ\text{C}$ . La solución de recirculación de carbamato contiene 2.918 kg/h de carbamato amónico, 600 kg/h de  $\text{NH}_3$  y 1.210 kg/h de agua. No se requiere enfriamiento ni calentamiento del reactor, por lo que el reactor trabaja adiabáticamente. La proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en el reactor es 4,0 a 1, y la proporción molar de agua a  $\text{CO}_2$  es 0,62 a 1. Una vez completada la reacción, la corriente efluente del reactor contiene 4.200 kg/h de urea, 2.996 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.685 kg/h de exceso de  $\text{NH}_3$  y 2.470 kg/h de  $\text{H}_2\text{O}$ . Sobre esta base, la conversión, calculada a posteriori, de  $\text{CO}_2$  total en urea es 64 por ciento.

5-10-72

407728



1972

Según la presente invención, y haciendo referencia a la figura 3, 3.124 kg/h de CO<sub>2</sub> a 115°C en la tubería 31, 2.729 kg/h de NH<sub>3</sub> a 46°C en la tubería 32, y 4.063 kg/h de solución de carbamato amónico a 80°C en la tubería 33 son mezclados y son introducidos en el serpentín 34 del reactor, dentro del reactor 35. La proporción molar global de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> en la mezcla en el serpentín 34 del reactor es 2,6 a 1. Esta mezcla fluye descendentemente por el serpentín 34 del reactor, sale del reactor 35 por su extremo 36 abierto, situado próximo a la sección 37 de fondo del reactor. La mezcla es mezclada con 2.400 kg/h de NH<sub>3</sub> a 46°C, que son añadidos a la sección 37 de fondo del reactor 35 por la tubería 38. La cantidad total de NH<sub>3</sub> introducido en el reactor en la tubería 39 es, por tanto, igual a 5.129 kg/h, y la proporción molar global de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> en la mezcla total resultante del reactor, en la sección 37 de fondo, es 4,0 a 1, mientras que la proporción molar de agua a CO<sub>2</sub> es 0,62 a 1. Se hace trabajar al reactor 35 adiabáticamente a 190°C y 220 atmósferas de presión. No se requiere calentamiento ni enfriamiento, y la temperatura del reactor es mantenida constante a 190°C variando la temperatura de una o más de las corrientes 31, 32, 33, 38 o 39 de alimentación al reactor, respectivamente. Una vez completada la reacción, el efluente

407728



18 OCT. 1972

del reactor es retirado por la tubería 40 de cabeza. El  
efluente contiene 4.200 kg/h de urea, 2.340 kg/h de car  
bamato amónico sin convertir, 3.400 kg/h de exceso de  
NH<sub>3</sub> y 2.376 kg/h de agua. Sobre esta base, la conver  
5 sión global, calculada a posteriori, de CO<sub>2</sub> total en  
urea, es 70 por ciento, en comparación con la conversión  
relativamente más baja de 64 por ciento alcanzada en el  
reactor usual antes descrito, y trabajando con las mis  
mas proporciones molares de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> y de H<sub>2</sub>O a CO<sub>2</sub>.

10

#### EJEMPLO 4

Se hace trabajar adiabáticamente un reac  
tor cilíndrico vertical usual, en una instalación del  
procedimiento de síntesis de urea con recirculación to  
15 tal, a una temperatura de 188°C y una presión de 220  
atmósferas. Se introducen en el reactor usual antes  
descrito 3.124 kg/h de CO<sub>2</sub> a 120°C, 5.928 kg/h de NH<sub>3</sub>  
a 72°C y 4.510 kg/h de solución de recirculación de  
carbamato amónico a 88°C. La solución de recirculación  
20 de carbamato contiene 2.730 kg/h de carbamato amónico,  
630 kg/h de NH<sub>3</sub> y 1.150 kg/h de agua. No se requiere  
enfriamiento ni calentamiento del reactor. La propor  
ción molar global de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> en el reactor es 4,3 a  
1, y la proporción molar de agua a CO<sub>2</sub> es 0,60 a 1. Una  
25 vez completada la reacción, la corriente efluente del

5-10-72

407728



3 OCT. 1972

reactor contiene 4.200 kg/h de urea, 2.808 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 4.144 kg/h de exceso de  $\text{NH}_3$  y 2.410 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión calculada de  $\text{CO}_2$  total en urea es 66 por ciento.

5                    Según la presente invención, y haciendo referencia a la figura 4, se introducen en el lado 44 de tubos del cambiador 45 de calor vertical de carcasa y tubos 3.124 kg/h de  $\text{CO}_2$  a 120°C en la tubería 41, 3.661 kg/h de solución de recirculación de carbamato amónico a 120°C en la tubería 42, y 2.560 kg/h de  $\text{NH}_3$  a 120°C en la tubería 43. La solución de recirculación de carbamato en la tubería 42 contiene 1.950 kg/h de carbamato amónico, 670 kg/h de  $\text{NH}_3$  y 1.041 kg/h de agua. El calor de reacción es eliminado del cambiador 45 de calor produciendo 1.870 kg/h de vapor de agua a 179°C y 9,8 atmósferas absolutas de presión en el lado 46 de carcasa del cambiador 45 de calor. Se introduce condensado en el lado 46 de carcasa por la tubería 47, y el vapor de agua producido es eliminado por la tubería 48. La mezcla del reactor sale del cambiador 45 de calor a 200°C, por la tubería 49 de cabeza, con una proporción molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  de 2,5 a 1, y es introducida en la sección 50 de fondo del reactor 51. También se introducen en la sección 50 de fondo, y se mezclan con la mezcla del reactor procedente de la tubería 49, 2.937 kg/h de  $\text{NH}_3$

407728



a 120°C en la tubería 52, de manera que la proporción molar global total de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la mezcla del reactor resultante, en la sección 50 de fondo, es igual a 4,3 a 1, mientras que la proporción molar de agua a  $\text{CO}_2$  es 0,60 a 1. El reactor 51 y el lado 44 de tubos del cambiador 45 de calor trabajan a sustancialmente la misma presión de 220 atmósferas. El reactor 51 está provisto de un serpentín 53 de vapor de agua sumergido en la mezcla de síntesis en él presente. La temperatura dentro del reactor 51 es mantenida constante a 190°C, suministrando 600 kg/h de vapor de agua a 210°C, y a 18,8 atmósferas absolutas de presión, al serpentín 53 de calentamiento por la tubería 54. Se extrae el condensado del serpentín 53 por la tubería 55. Una vez completada la reacción, la mezcla de reacción resultante es extraída del reactor 51 por la tubería 56, situada en la parte superior del reactor 51. La mezcla en la tubería 56 contiene 4.200 kg/h de urea, 2.028 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.753 kg/h de exceso de  $\text{NH}_3$  y 2.301 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión calculada de  $\text{CO}_2$  total en urea es 73 por ciento, en comparación con la conversión del 66 por ciento alcanzada en el reactor usual antes descrito, y trabajando con la misma proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  de 4,3 a 1, y con la misma proporción molar de  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$ , de 0,60 a 1.

407728



EJEMPLO 5

Según la presente invención, y haciendo referencia a la figura 5, se introducen en la lado 64 de tubos del cambiador 65 de calor vertical de carcasa y tubos 3.124 kg/h de CO<sub>2</sub> a 120°C en la tubería 61, 3.661 kg/h de solución de recirculación de carbamato amónico a 120°C, en la tubería 62, y 2.560 kg/h de NH<sub>3</sub> a 120°C en la tubería 63. La solución de recirculación de carbamato en la tubería 62 contiene 1.950 kg/h de carbamato amónico, 670 kg/h de NH<sub>3</sub> y 1.041 kg/h de agua. El calor de reacción procedente de la mezcla de dichas corrientes de alimentación al reactor es eliminado del cambiador 65 de calor produciendo 1.250 kg/h de vapor de agua a 179°C y 9,8 atmósferas absolutas de presión, en el lado 66 de carcasa del cambiador 65 de calor. El condensado se introduce en el lado 66 de carcasa por la tubería 67, y el vapor producido es retirado por la tubería 68.

La mezcla de reacción en los tubos 64, a 220 atmósferas de presión y 200°C, es retirada del cambiador 65 de calor por la tubería 69 de cabeza. La mezcla de reacción tiene una proporción molar de NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> de 2,5 a 1. La corriente 69 es introducida en el serpentín 70 del reactor por la sección 71 superior del reactor 72. El serpentín 70 del reactor está sumergido en la mezcla de síntesis del reactor, y se extiende desde su

407728



sección 71 superior, descendentemente, hasta su sección  
74 de fondo. El serpentín 70 del reactor está abierto  
por su extremo 73 en la sección 74 de fondo. La corrien-  
te, relativamente más caliente, de la tubería 69 fluye  
5 descendentemente por el serpentín 70 del reactor y en  
contracorriente con la mezcla de síntesis del reactor,  
que se está elevando por el reactor 72. La mezcla de  
reacción que sale del serpentín 70 por su extremo 73  
abierto inferior se mezcla en la sección 74 de fondo del  
10 reactor con 2.937 kg/h de  $\text{NH}_3$  a aproximadamente  $120^\circ\text{C}$   
procedentes de la tubería 75, de manera que la proporción  
molar global de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en la mezcla de síntesis del  
reactor, en la sección 74 de fondo, y en el reactor 72,  
es 4,3 a 1, y la proporción molar de  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$  es 0,60 a  
15 1, similar al anterior Ejemplo 4.

La mezcla de síntesis del reactor en la  
sección 74 de fondo del reactor es enfriada por debajo  
de  $186^\circ\text{C}$  debido a la mezcla con la corriente 75 de  $\text{NH}_3$ ,  
relativamente más fría, introducida en el reactor 72, se  
20 eleva por el reactor 72 y es calentada por intercambio  
indirecto de calor con la corriente 69, relativamente más  
caliente, que fluye en contracorriente por el serpentín  
70 del reactor, como se ha explicado antes. Una vez com-  
pletada la reacción, la resultante mezcla de síntesis  
25 del reactor es retirada de la sección 71 superior del

407728



reactor por la tubería 76 de cabeza, a 220 atmósferas de presión y 190°C. La mezcla en la tubería 76 contiene 4.200 kg/h de urea, 2.028 kg/h de carbamato amónico sin convertir, 3.753 kg/h de exceso de  $\text{NH}_3$  y 2.301 kg/h de agua. Sobre esta base, la conversión de  $\text{CO}_2$  total en urea es 73 por ciento, en comparación con la conversión del 66 por ciento alcanzada en un reactor usual, descrito en el Ejemplo 4, y trabajando con las mismas proporciones molares de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$ , respectivamente.

La figura 6 ilustra un reactor alternativo que tiene unas tuberías 51, 52 y 53 de alimentación conectadas al mismo, y una tubería 54 de salida para retirar del mismo la mezcla de reacción. Dentro del reactor 50 hay un cambiador 55 de calor que comprende un colector 56 de condensado en la porción inferior del reactor, y un colector 57 superior en la porción superior del reactor. Los conductos 58 interconectan los colectores inferior y superior. En los colectores y conductos de los dispositivos de intercambio de calor está contenido un medio de intercambio de calor. Opcionalmente, se proporciona para el colector 57 superior una tubería 59 de entrada para suministrar un medio de intercambio de calor, y se proporciona para el colector 56 inferior de condensado una tubería de salida para retirar el medio de intercambio de calor.

407728



En la realización en que no se proporcionan las tuberías 59 y 60 de entrada y salida, el dispositivo 55 de intercambio de calor comprende un sistema cerrado consistente en colectores 56 y 57 y conductos 58 que tienen en ellos un medio de intercambio de calor. El calor de reacción en la porción inferior del reactor es transferido al medio de intercambio de calor en el colector 56, y es convertido preferiblemente en calor latente. Es decir, en caso de que el medio de intercambio de calor sea vapor de agua, el calor de reacción en la porción inferior del reactor convierte al condensado en vapor de agua en la porción inferior del dispositivo de intercambio de calor. El vapor de agua calentado asciende luego por los conductos 58, igual que el producto de reacción en el reactor. Durante el flujo ascendente, el calor del vapor de agua es transferido al producto de reacción, y el vapor de agua, tras ser gastado, se convierte en condensado y vuelve por los conductos 58 al colector 56 de condensado en la porción inferior del reactor. De esta manera, el producto de reacción es calentado en las porciones superiores del reactor, de manera eficaz y sencilla.

Opcionalmente, el medio de intercambio de calor gastado puede ser retirado del colector 57 superior y ser recirculado de nuevo al colector 56 de condensado.

407728



sado, mediante tubería exterior. Incluso otra alternativa consiste en suministrar un medio calentado de intercambio de calor al colector 57 superior, siendo forzado descendentemente el medio de intercambio de calor por los conductos 58 al colector 56 de condensado, y retirado luego del sistema por el conducto 60. Este es un sistema de tipo abierto, mientras que las realizaciones precedentes son sistemas de tipo cerrado.

Así, con el reactor de la fig. 6, un medio líquido de intercambio de calor es evaporado en la sección de fondo del cambiador de calor situado en una porción inferior del reactor, por el calor de reacción generado por los reaccionantes introducidos en el reactor a través de las tuberías 51-53. A medida que el medio de intercambio de calor, calentado, pasa a una porción superior del sistema, su calor es transferido a los reaccionantes que se elevan y se enfrían, y eventualmente es condensado en la sección superior del reactor. El condensado puede ser llevado como reflujo interiormente (por los conductos 58) o exteriormente, o puede ser retirado del sistema y se puede suministrar al sistema medio de nueva aportación para intercambio de calor. Se pueden usar vapor de agua y otros medios usuales de intercambio de calor.

25

5-10-72

407728



REIVINDICACIONES

5

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 que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10

1ª.- Procedimiento de síntesis de urea en el que se pone en contacto, presión y temperatura a elevadas  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido para formar una mezcla de síntesis de urea que contiene carbamato de amónico en un reactor de síntesis de urea a fin de formar urea, caracterizado por cargar corrientes de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido en dicho reactor y suministrar calor a dicho reactor para proporcionar calor endotérmico requerido para producir urea por deshidratación de dicho carbamato amónico.

15

20

25

2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado porque se carga también en dicho reactor una solución acuosa que comprende carbamato amónico.

15.4.75

407728



3ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o la 2ª, caracterizado porque se suministra dicho calor a dicho reactor por intercambio de calor indirecto con un medio calentado.

5 4ª.- Procedimiento según la reivindicación 3ª, caracterizado porque dicho medio de intercambio de calor es vapor que se hace pasar a través de un conducto situado en dicho reactor.

10 5ª.- Procedimiento según la reivindicación 3ª, caracterizado porque dicho medio de intercambio de calor es una corriente de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido,  $\text{CO}_2$  fluido, carbamato amónico acuoso o una mezcla de dos o más de ellos.

15 6ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª o 2ª, caracterizado porque una solución acuosa que comprende carbamato amónico es puesta en contacto de este modo con dicho  $\text{NH}_3$  fluido y dicho  $\text{CO}_2$  fluido a temperatura y presión elevadas.

20 7ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado por cargar desde aproximadamente 5 hasta aproximadamente 100 por ciento en moles de cada una de una corriente de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido y una corriente de alimentación al reactor de  $\text{CO}_2$  fluido en un conducto situado en dicho reactor  
25 para formar dicha mezcla en intercambio de calor indi

15.4.75



407728

16 APR 1975

recto en contracorriente con una mezcla de síntesis de urea contenida en el reactor, y mantener condiciones sustancialmente adiabáticas en dicho reactor.

5 8ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª. o la 7ª, caracterizado porque la proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  dentro de dicho conducto es mantenida en desde aproximadamente 2,2 a aproximadamente 3,5 a 1, y se introduce  $\text{NH}_3$  adicional en la sección de fondo del reactor, y es mezclado allí con una corriente descargada de dicho conducto en las proximidades de la sección de fondo del reactor, proporcionando una mezcla resultante que tiene una proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  de aproximadamente 2,8 a aproximadamente 7 a 1.

15 9ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 7ª y 8ª, caracterizado porque también se introduce así  $\text{CO}_2$  adicional a la sección de fondo del reactor.

20 10ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 7ª, 8ª y 9ª, caracterizado porque dicha mezcla de síntesis de urea es formada con dichas corrientes de  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido, y una corriente de alimentación al reactor de una solución acuosa que contiene carbamato amónico.

25 11ª.- Procedimiento según cualquiera de

15.4.75

- 35 -



407728

16 ABR 1974

las reivindicaciones 1ª, 7ª, 8ª, 9ª y 10ª, caracterizado porque se carga en la sección inferior de dicho reactor una solución acuosa que comprende carbamato amónico.

5                    12ª.- Procedimiento según la reivindicación  
1ª, caracterizado por poner en contacto desde aproximadamente 5 a aproximadamente 100 por ciento en moles de cada una de una corriente de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido, sustancialmente a la  
10                    presión del reactor, en un cambiador de calor exterior respecto al reactor de síntesis de urea, y eliminar de dicho cambiador de calor exterior el calor de reacción desprendido de la reacción de  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$ ; y cargar la mezcla de reacción resultante en un con  
15                    ducto situado en dicho reactor de síntesis de urea, en relación de intercambio de calor indirecto en contracorriente con la mezcla de síntesis de urea contenida en dicho reactor, donde la proporción molar de  
20                     $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  dentro de dicho conducto es mantenida en desde aproximadamente 2,2 a aproximadamente 3,5 a 1, y se introduce  $\text{NH}_3$  adicional en la sección de fondo del reactor, y se mezclan allí con una corriente descargada de dicho conducto en las proximidades de la  
25                    sección de fondo del reactor, para proporcionar una mezcla resultante que tiene una proporción molar de



407728



16 ABR. 1975

NH<sub>3</sub> a CO<sub>2</sub> de aproximadamente 2,8 a aproximadamente 7 a l.

5 13ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o la 12ª, caracterizado porque también se introduce así CO<sub>2</sub> adicional en la sección de fondo del reactor, y se mezcla allí con una corriente descargada de dicho conducto en las proximidades de la sección de fondo del reactor.

10 14ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 12ª y 13ª, caracterizado porque una corriente de alimentación al reactor, de una solución acuosa que comprende carbamato amónico, es puesta en contacto en dicho cambiador de calor exterior con dichas corrientes de alimentación de NH<sub>3</sub> y de  
15 CO<sub>2</sub>.

20 15ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 12ª, 13ª y 14ª, caracterizado porque una corriente de alimentación al reactor, de una solución acuosa que comprende carbamato amónico, es introducida en dicha sección de fondo de dicho reactor.

25 16ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado por suministrar un medio de intercambio de calor calentado a un intercambiador de calor sumergido en dicha mezcla de síntesis de urea pa

15.4.75

- 37 -



407728

16 ABR. 1975

ra suministrar calor a dicha mezcla de síntesis en relación de intercambio de calor indirecto con dicha mezcla de síntesis cargada cerca del fondo de dicho reactor y que circula a través de dicho reactor, estando comprendida la cantidad de calor añadida de este modo a dicha mezcla de síntesis entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 12.000 Kcal/kg-mol de urea formada en dicho reactor, y mantener condiciones sustancialmente isoterma en dicho reactor.

10 17ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o la 16ª, caracterizado porque la proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  en dicha mezcla de síntesis es de aproximadamente 2,8 a aproximadamente 7 a 1.

15 18ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado por (a) poner en contacto de aproximadamente 5 a aproximadamente 100 por ciento en moles de cada una de una corriente de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido, a sustancialmente la presión del reactor, en un cambiador de calor exterior respecto al reactor de síntesis de urea, y eliminar de dicho cambiador de calor exterior el calor de reacción desprendido de la reacción entre  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$ ; (b) cargar la mezcla de reacción resultante en un reactor isotérmico que tiene un cambiador (2) de calor situado en él; (c) suministrar un medio de

15.4.75

- 38 -

407728

16 ABR. 1975

intercambio de calor a dicho cambiador (2) de calor, para suministrar calor a dicha mezcla de síntesis en relación de intercambio de calor indirecto respecto a dicha mezcla de reacción resultante de (a), cargada

5 en las proximidades del fondo de dicho reactor y que fluye por dicho reactor, siendo la cantidad de calor así añadida a dicha mezcla de reacción resultante de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 12.000 Kcal/Kg-

10 -mol de urea formada en dicho reactor, donde la proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  dentro de dicho cambiador de calor exterior es mantenida en desde aproximadamente 2,2 a aproximadamente 3,5 a 1, y se introduce  $\text{NH}_3$  adicional en la sección de fondo del reactor, y es mezclado allí con una corriente descargada de di-

15 cho cambiador de calor exterior a dicho reactor, en las proximidades de la sección de fondo del reactor, para proporcionar una mezcla resultante que tiene una proporción molar de  $\text{NH}_3$  a  $\text{CO}_2$  de aproximadamente 2,8 a aproximadamente 7 a 1.

20 19ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o la 18ª, caracterizado porque también se introduce así  $\text{CO}_2$  adicional a dicha sección de fondo del reactor, y se mezcla allí con una corriente descargada de dicho cambiador de calor exterior a dicho reactor,

25 tor, en las proximidades de dicho fondo del reactor.

15.4.75

- 39 -



407728

16 ABR. 1975



5 20ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 18ª y 19ª, caracterizado porque la mezcla de síntesis de urea es formada con dichas corrientes de  $\text{NH}_3$  fluido y  $\text{CO}_2$  fluido, y una corriente de alimentación al reactor de una solución acuosa que comprende carbamato amónico.

10 21ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado por cargar corrientes de alimentación al reactor de  $\text{NH}_3$  fluido,  $\text{CO}_2$  fluido y una solución acuosa que comprende carbamato amónico, a una porción inferior de dicho reactor que tiene un dispositivo de intercambio de calor indirecto en él, que se extiende desde una porción inferior a una porción superior del reactor, incluyendo dicho dispositivo de  
15 intercambio de calor un medio de intercambio de calor; comunicar calor de reacción de dicha mezcla de  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y carbamato amónico a dicho medio de intercambio de calor, en la porción inferior de dicho reactor; y hacer pasar la mezcla de reacción resultante  
20 y dicho medio de intercambio de calor a la porción superior de dicho reactor, para transferir calor desde dicho medio de intercambio de calor a dicha mezcla de reacción.

25 22ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o la 21ª, caracterizado porque el medio de inter-



407728

16 ABR 1975

cambio de calor es hecho descender subsiguientemente a la porción inferior del dispositivo de intercambio de calor, donde es calentado de nuevo.

5                   23ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª, 21ª y 22ª, caracterizado porque el medio gastado de intercambio de calor es retirado de la porción superior del dispositivo de intercambio de calor, y es devuelto a la porción inferior del dispositivo de intercambio de calor.

10                   24ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª y 21ª-23ª, caracterizado porque el medio nuevo de intercambio de calor es cargado a la porción inferior del dispositivo de intercambio de calor.

15                   25ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª y 21ª-24ª, caracterizado porque el calor comunicado a dicho medio de intercambio de calor en la porción inferior del dispositivo de intercambio de calor es calor latente.

20                   26ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª y 21ª-25ª, caracterizado porque dicho dispositivo de intercambio de calor incluye un colector en la porción superior del reactor, un segundo colector en la porción inferior del reactor,  
25                   y unos medios de conducto en dicho reactor, inter-

15.4.75

- 41 -



407728

  
16 ABR. 1975

conectando a dichos colectores para pasar medio de intercambio de calor entre ellos.

27ª.- Procedimiento de síntesis de urea.

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

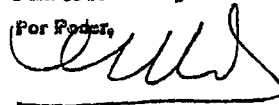
Esta Memoria consta de cuarenta y dos hojas escritas a máquina por una sola cara.

10

Madrid, 16 ABR. 1975  
P.A.

Alberto de Elizalde

Por Poderes



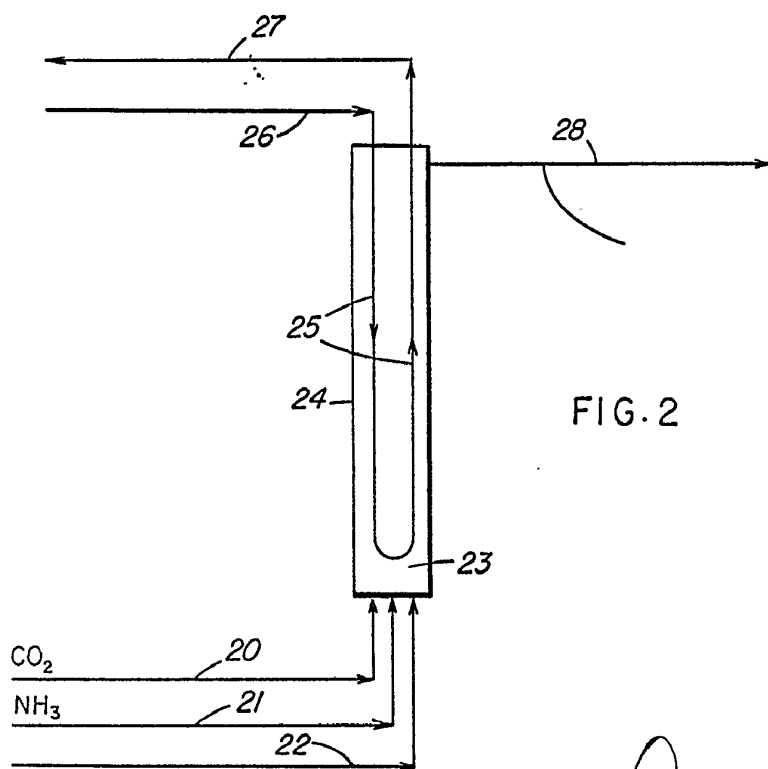
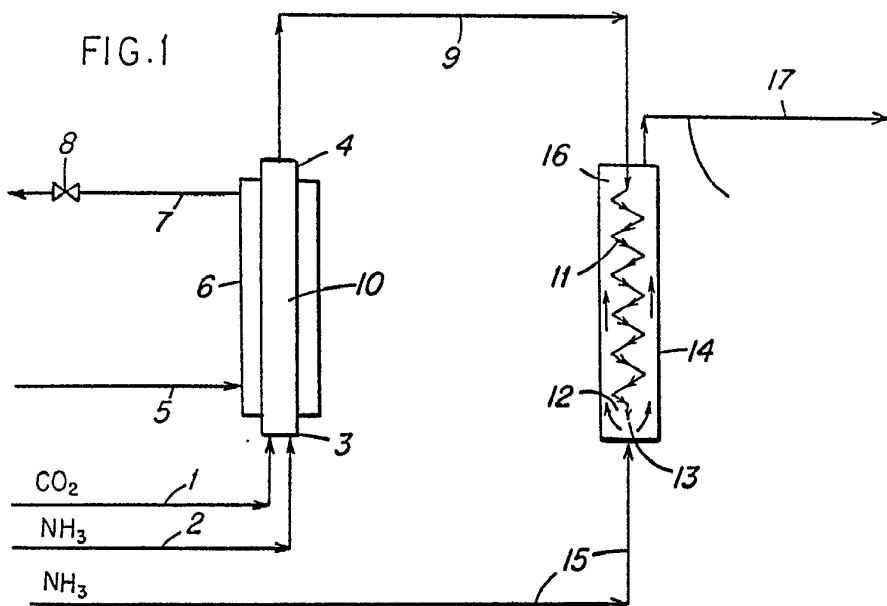
15.4.75

DBF.



407728

18 OCT 1972



Alberto de Elizaburu  
Por Poder

407728

18 OCT 1974

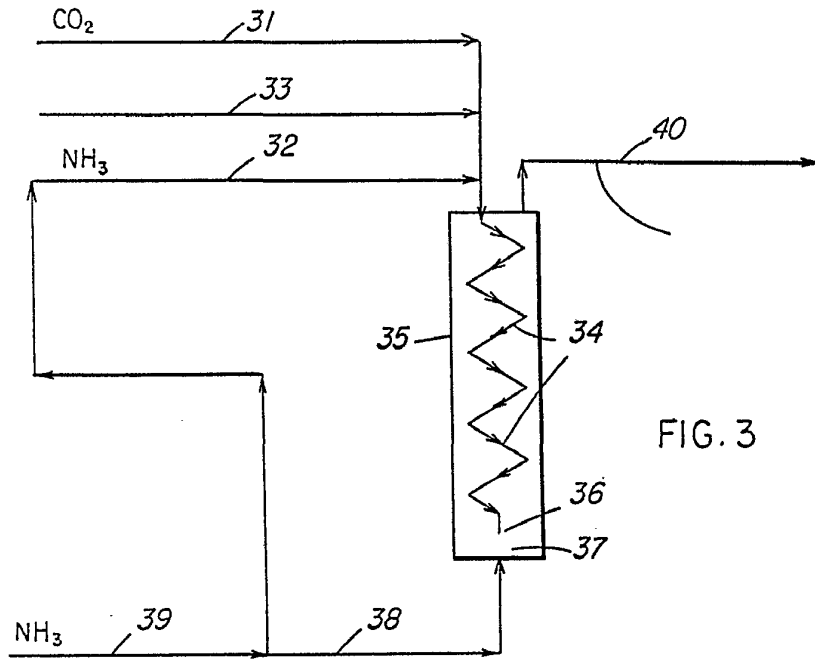


FIG. 3

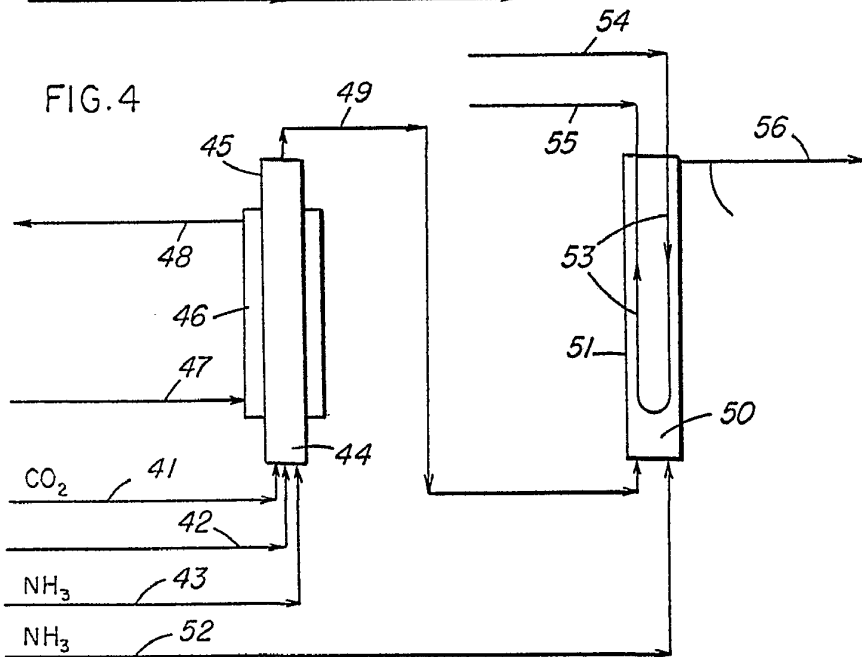


FIG. 4

Alberto de Elzaburu  
Per Poder

407728

18 00



FIG. 5

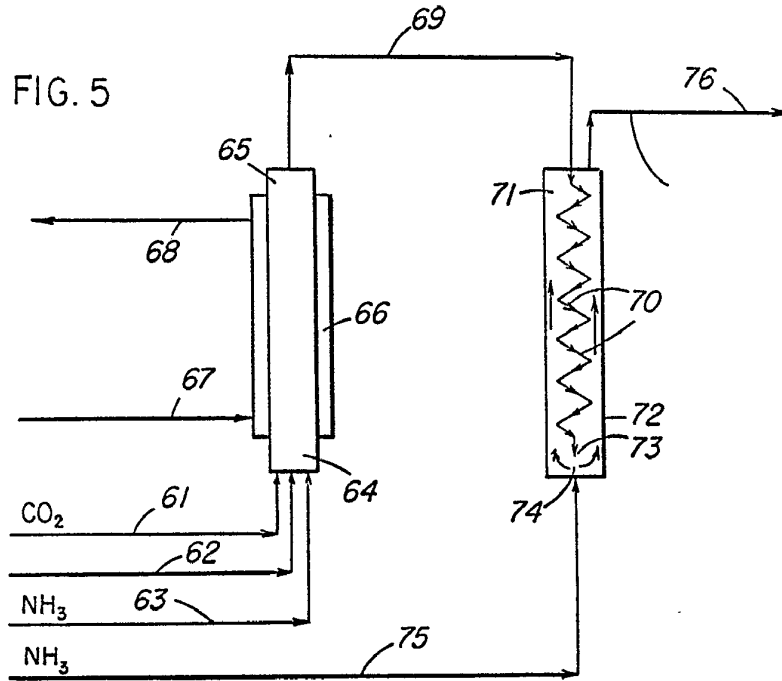
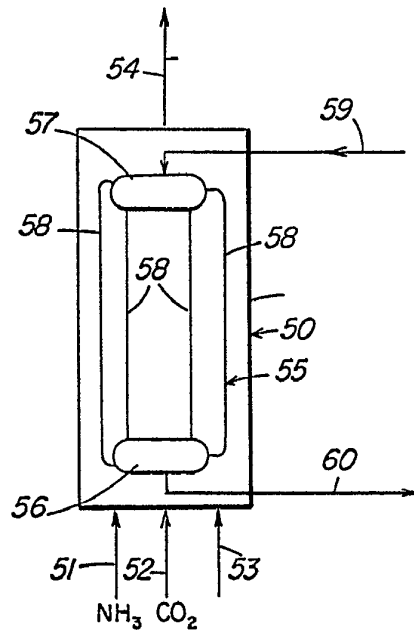


FIG. 6



Alberto de Elzaburu  
Per Podestà