



La presente invención se refiere a un procedimiento flexible integrado para la producción de amoníaco y urea.

Se conocen ya procedimientos integrados para la producción de amoníaco y urea, entre los cuales cabe destacar particularmente el descrito en la Patente italiana  
5 No 907.469.

Según dicha Patente italiana, el procedimiento integrado amoníaco-urea se realiza utilizando la solución acuosa de amoníaco, obtenida absorbiendo con agua el amoníaco que  
10 sale del reactor, para formar carbamato amónico con el anhídrido carbónico contenido en los gases crudos de síntesis del amoníaco.

El carbamato así formado es sucesivamente enviado a un reactor para la síntesis de la urea, del cual se descarga una solución acuosa de carbamato y urea, siendo después  
15 descompuesto el carbamato en sus componentes en un separador de amoníaco, y siendo reciclados los productos de descomposición del carbamato, juntamente con el amoníaco gaseoso, en fase gaseosa al reactor de síntesis de la urea.

El procedimiento precedentemente descrito, y en general  
20 todos los procedimientos integrados, adolecen del notable inconveniente de que todo el amoníaco producido es utilizado para la síntesis de la urea.

Es evidente que puede fácilmente darse el caso de que  
25 se desee producir más amoníaco del necesario para la urea o que se desee producir menos urea. Los procedimientos integrados hasta ahora empleados no ofrecen esta flexibilidad, por lo que no es posible en ningún caso variar a voluntad

la producción de amoníaco o la de urea.

La finalidad de la presente invención consiste en proporcionar un procedimiento flexible integrado para la producción de urea y amoníaco mediante el cual sea posible superar  
5 los inconvenientes de los procedimientos integrados tradicionales arriba citados, al menos dentro de amplios límites.

El procedimiento objeto de la presente invención consiste en alimentar una corriente gaseosa, obtenida por reformaje por vapor de hidrocarburos y esencialmente constituida por  
10  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{N}_2$ , en parte a una zona de descarbonatación complementaria, en la que el  $\text{CO}_2$  es parcialmente extraído según la cantidad de urea que se desee producir, y luego, después de la descarbonatación, juntamente con la parte no descarbonatada,  
15 directamente a un aparato de absorción del  $\text{CO}_2$ , el cual forma parte de una instalación integrada de urea-amoníaco en la que el  $\text{CO}_2$  es absorbido por una solución acuosa amoniaca obtenida por absorción con agua del amoníaco que sale del reactor de síntesis.

En el aparato de absorción del  $\text{CO}_2$  se forma carbamato  
20 amónico, el cual es enviado a un reactor de síntesis de la urea y del cual se descarga una solución de urea que es tratada de manera convencional.

La solución amoniaca obtenida por absorción con agua, al ser superior a la necesaria para la absorción del  $\text{CO}_2$ ,  
25 a fin de obtener la deseada producción de urea, es enviada a una columna de rectificación con la cual es posible obtener amoníaco líquido.

Operando según el procedimiento objeto de la presente

invención resulta por tanto posible obtener amoníaco líquido simultáneamente con la urea y variar, dentro de amplios límites, las cantidades de amoníaco y urea producidas.

5 Durante el funcionamiento normal de la instalación, como ya se ha dicho, se obtendrá la producción simultánea de amoníaco líquido y urea a los límites de batería.

En este caso, la instalación de descarbonatación complementaria funcionará en condiciones más suaves que las normalmente previstas en las líneas convencionales de producción de amoníaco, en el sentido de que no se requerirá  
10 extraer el  $\text{CO}_2$  hasta contenidos residuales muy bajos, por lo que resultará menor el consumo de calor.

En caso de paro de la sección de urea, la producción de amoníaco líquido podrá ser mantenida al valor nominal,  
15 mientras que las secciones de preparación de gas y de síntesis de  $\text{NH}_3$  funcionarán a carga reducida. Las secciones complementarias de absorción de  $\text{CO}_2$  y de rectificación de la solución acuosa amoniaca funcionarán evidentemente a plena carga; en particular, todo el gas convertido deberá ser  
20 descarbonatado hasta aproximadamente 1000 ppm de  $\text{CO}_2$  residual.

En el caso de que, por el contrario, no se requiriera producir amoníaco líquido y se deseara mantener al 100 % la producción de urea, las secciones complementarias de descarbonatación y rectificación deberán ser puestas fuera de  
25 trabajo, mientras que la sección de urea funcionará a plena carga. Evidentemente, las secciones de preparación de gas y de síntesis de  $\text{NH}_3$  operarán a carga reducida.

Un análisis del funcionamiento del compresor de síntesis

sis en las diversas condiciones de marcha ha demostrado que no existen particulares problemas de regulación y que la instalación puede trabajar en condiciones de rendimiento aceptables incluso durante este funcionamiento a carga reducida.

De todo lo arriba expuesto resulta evidente el notable grado de flexibilidad que presenta el ciclo combinado arriba descrito.

El procedimiento flexible integrado objeto de la presente invención se ilustrará a continuación, de manera no limitativa, mediante el esquema del dibujo adjunto.

El gas natural es alimentado por 1 a un aparato de desulfuración 2; después de enfriamiento por 3, el mismo es sometido a un reformaje 4 con vapor 5 y, a través de 6, a un reformaje final 8 con aire introducido por 7.

El gas reformado que sale de 8 es enviado, después de calentamiento del mismo en 9, por 10 a un aparato 11 para la conversión de CO a CO<sub>2</sub>.

El gas que sale del aparato 11, constituido esencialmente por CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, es enviado, después de calentamiento en 12, por el conducto 13, a un sistema de absorción del CO<sub>2</sub>, el cual comprende un aparato de absorción 14 y un aparato de destilación 15 para recuperar el disolvente utilizado para la absorción.

Los gases más o menos exentos de CO<sub>2</sub> son enviados, por el conducto 16, a un punto de mezcla con el gas del conducto 17 y después, a través del conducto 19 y el compresor 20, a un aparato de absorción 18 del CO<sub>2</sub>.

En este aparato de absorción 18 del  $\text{CO}_2$  (reactor de carbamato) el  $\text{CO}_2$  reacciona casi completamente con el amoníaco de la solución amoniaca alimentada por 21, formando una solución de carbamato amónico que se descarga por el conducto 22 y es alimentada al reactor de síntesis 23 de la urea.

La parte de  $\text{CO}_2$  no reaccionada en el aparato de absorción 18 sale por la parte superior del mismo, juntamente con el gas para la síntesis del amoníaco, a través del conducto 24, y es absorbida por una solución de carbonato amónico, rica en amoníaco, en el aparato de absorción 25, formando una solución de carbamato amónico que es descargada y enviada por 26 al fondo del aparato de absorción 18.

Los gases para la síntesis del amoníaco, exentos de  $\text{CO}_2$ , que salen del aparato 25 por el conducto 27 son alimentados a un aparato de metanación 28 en el que el CO contenido es transformado en metano.

Los gases que salen del aparato de metanación 28 son después mezclados con los gases no absorbidos en el aparato de absorción 29 del amoníaco, que salen por el conducto 30, esencialmente constituidos por  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2$ , y que son después alimentados por 31 a la instalación de deshidratación, desde la cual son enviados, después de compresión, por el conducto 32 al reactor 33 de síntesis del amoníaco.

Del aparato de absorción 29 del amoníaco es extraída una solución amoniaca concentrada que es parcialmente alimentada, por 21, al aparato de absorción del  $\text{CO}_2$  y, en su parte restante, es alimentada a una columna de rec-

tificación 35, de la cual se obtiene  $\text{NH}_3$  líquido.

En el reactor 23 de síntesis de la urea se mezcla la solución de carbamato con amoníaco 34 procedente de la purificación de la solución de urea a baja presión.

5 Una parte 36 del amoníaco procedente de la purificación de la solución de urea a baja presión es utilizada para la deshidratación del gas de síntesis del amoníaco.

La solución de urea es tratada ulteriormente hasta ser descargada por 37.

10 Es sorprendente el hecho, al trabajar con el procedimiento según la presente invención, de que la disminución de la presión parcial del  $\text{CO}_2$  en la corriente enviada al reactor de carbamato, con respecto al caso en que todo el  $\text{CO}_2$  sea enviado a dicho reactor de carbamato, no tiene  
15 influencia alguna sobre la conversión a carbamato, contrastando ello con las enseñanzas de la técnica según las cuales, para aumentar la conversión a carbamato, es necesario aumentar la presión del  $\text{CO}_2$ . A continuación se expone un ejemplo cuya finalidad consiste en ilustrar mejor la  
20 invención sin limitarla en modo alguno.

#### EJEMPLO

Los datos de partida son:

- materia prima	$\text{CH}_4$
- producciones requeridas	
25 $\text{NH}_3$ líquido	400 t/día
urea granulada	1000 t/día
	27.000 $\text{Nm}^3/\text{h}$ de gas natural, considerado como $\text{CH}_4$

100 %, son transformados según técnicas conocidas (reforma-

je primario, reformaje secundario, conversión CO a alta y baja temperatura) en una mezcla de gas convertido con las siguientes características (en seco):

Caudal 146.500 Nm<sup>3</sup>/h Presión: 31,7 ata

5 Composición:

	H <sub>2</sub>	61,30 % en volumen
	N <sub>2</sub>	20,00 % " "
	CO	0,42 % " "
	CO <sub>2</sub>	17,35 % " "
10	A	0,24 % " "
	CH <sub>4</sub>	0,49 % " "

De este gas se separan 74.500 Nm<sup>3</sup>/h de la corriente principal y se envían a la sección complementaria de des-carbonatación (14 en la figura) en la que son extraídos 15 9.850 Nm<sup>3</sup>/h de CO<sub>2</sub>.

Se obtiene el siguiente gas parcialmente descar-bonatado (descargado por 16):

Caudal 64.600 Nm<sup>3</sup>

Composición:

20	H <sub>2</sub>	70,65 % en volumen
	N <sub>2</sub>	23,00 % " "
	CO	0,48 % " "
	A	0,28 % " "
	CH <sub>4</sub>	0,56 % " "
25	CO <sub>2</sub>	5,03 % " "

Este gas se mezcla sucesivamente con la corriente principal de gas convertido 17 y se obtiene la siguiente mezcla de gas de síntesis cruda:

Caudal 136.650 Nm<sup>3</sup>/h

Composición:

	H <sub>2</sub>	65,86 % en volumen
	N <sub>2</sub>	21,40 % " "
5	CO	0,45 % " "
	A	0,26 % " "
	CH <sub>4</sub>	0,53 % " "
	CO <sub>2</sub>	11,50 % " "

Este gas es comprimido hasta 200 kg/cm<sup>2</sup> y enviado primero a los aparatos de absorción de película 18 y 25 para la absorción del CO<sub>2</sub> y luego a la fase de metanación 28.

Se obtienen 118.000 Nm<sup>3</sup>/h de gas metanado con la siguiente composición (en seco):

	H <sub>2</sub>	72,83 % en volumen
15	N <sub>2</sub>	24,29 % " "
	A	0,29 % " "
	CH <sub>4</sub>	1,09 % " "
	NH <sub>3</sub>	1,50 % " "

Este gas se mezcla con el gas de reciclado 30 procedente de la separación de amoníaco y el todo se seca mediante inyección y lavado con NH<sub>3</sub> líquido conducido por 36.

En particular se inyectan 7.750 kg/h de NH<sub>3</sub> líquido, de los cuales se evapora el 93 %.

Se obtiene finalmente un gas seco por 32, con las siguientes características:

Caudal 584.000 Nm<sup>3</sup>/h

Composición:

H<sub>2</sub> 63,95 % en volumen

N <sub>2</sub>	21,32 % en volumen
A	2,64 % " "
CH <sub>4</sub>	9,46 % " "
NH <sub>3</sub>	2,63 % " "

5 Este gas es enviado al reactor de síntesis 33 del NH<sub>3</sub>. Los gases reaccionados, con las siguientes características:

Caudal 530.000 Nm<sup>3</sup>/h

Composición:

10	H <sub>2</sub>	55,25 % en volumen
	N <sub>2</sub>	18,43 % " "
	A	2,91 % " "
	CH <sub>4</sub>	10,41 % " "
	NH <sub>3</sub>	13,00 % " "

15 pasan al aparato de absorción de NH<sub>3</sub> de película, en el cual el NH<sub>3</sub> es separado hasta un contenido residual del 1 % en volumen mediante absorción con agua.

Se producen 61.000 kg/h de solución amoniacal con la siguiente composición en peso:

20	NH <sub>3</sub>	80 % en peso
	H <sub>2</sub> O	20 % en peso

De esta solución se derivan 20.900 kg/h y se envían a la sección complementaria de rectificación 35, en la que se producen 16.700 kg/h de NH<sub>3</sub> líquido al 91,9 %, correspondientes a 400 t/día de NH<sub>3</sub>, que se extraen por el conducto 25 38.

La parte restante es enviada por 21 al aparato de absorción de película 18 de CO<sub>2</sub> arriba descrito, en el cual se

producen 71.300 kg/h de solución de carbamato con la siguiente composición:

	NH <sub>3</sub>	45,0 % en peso
	CO <sub>2</sub>	43,8 % en peso
5	H <sub>2</sub> O	41,2 % en peso

Se hace notar que el NH<sub>3</sub> presente se halla en un exceso del 32 % respecto al NH<sub>3</sub> ligado al CO<sub>2</sub> como carbamato, y gracias a este exceso la tensión de vapor del carbamato resulta sensiblemente disminuida.

10 Esta solución es enviada al reactor de urea que funciona según el procedimiento integrado descrito en la Patente italiana Nº 907.469, concedida el 15 de Febrero de 1972, en el cual se producen 41.670 kg/h de urea, correspondientes a 1000 t/día.

15 Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de ponerlo en práctica, se hace constar que todo cuanto no altere, cambie o modifique su principio fundamental, puede quedar sometido a variaciones de detalle. También se hace constar que esta invención corresponde a

20 la descrita en la Solicitud de Patente Nº 21778 A/75, depositada en Italia en 28 de Marzo de 1975, cuya prioridad se reivindica de acuerdo con los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo esencial y por lo que se solicita Patente de Invención, por veinte años, lo que queda resumido en las

25 siguientes reivindicaciones:

---

REIVINDICACIONES

1<sup>a</sup>.- Procedimiento flexible integrado para la producción de amoníaco y urea, comprendiendo las etapas de alimentar una corriente gaseosa constituida por CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> a una zona de absorción del CO<sub>2</sub> con una solución amoniacal acuosa obtenida por dilución con agua del amoníaco procedente de la síntesis, de enviar la solución de carbamato amónico así formada a una zona de síntesis de la urea y de tratar la solución de urea descargada de la zona de síntesis de la urea de manera convencional, caracterizado porque una parte de la corriente gaseosa constituida por CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> se alimenta a una zona de descarbonatación complementaria y luego, después de la descarbonatación, se mezcla con la parte de la corriente no descarbonatada antes de entrar en la zona de absorción del CO<sub>2</sub> arriba mencionada, y una parte de la solución amoniacal acuosa obtenida por dilución con agua del amoníaco procedente de la síntesis se envía a una columna de destilación de la cual se obtiene amoníaco líquido.

2<sup>a</sup>.- PROCEDIMIENTO FLEXIBLE INTEGRADO PARA LA PRODUCCION DE AMONIACO Y UREA,

tal y como queda descrito y reivindicado en la presente memoria que consta de doce hojas mecanografiadas por una

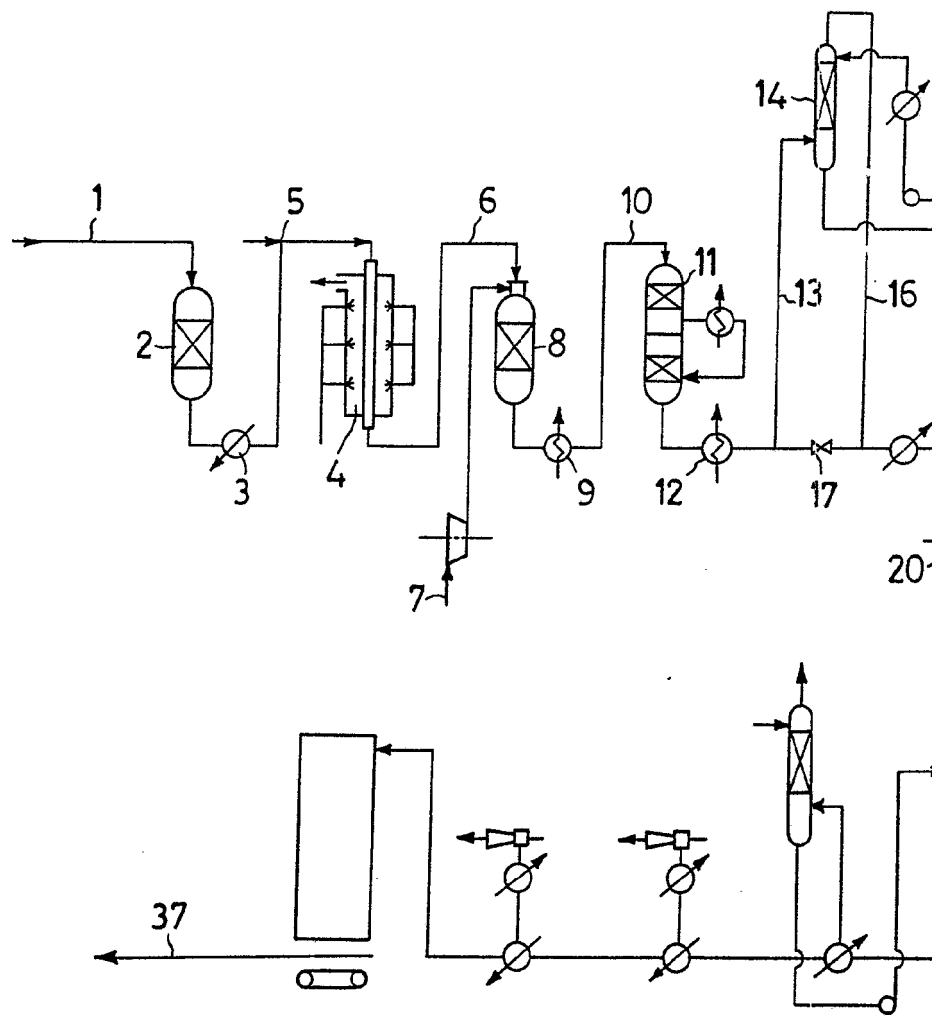
sola cara y de una lámina de dibujos.

BARCELONA, 26 de Marzo de 1976.

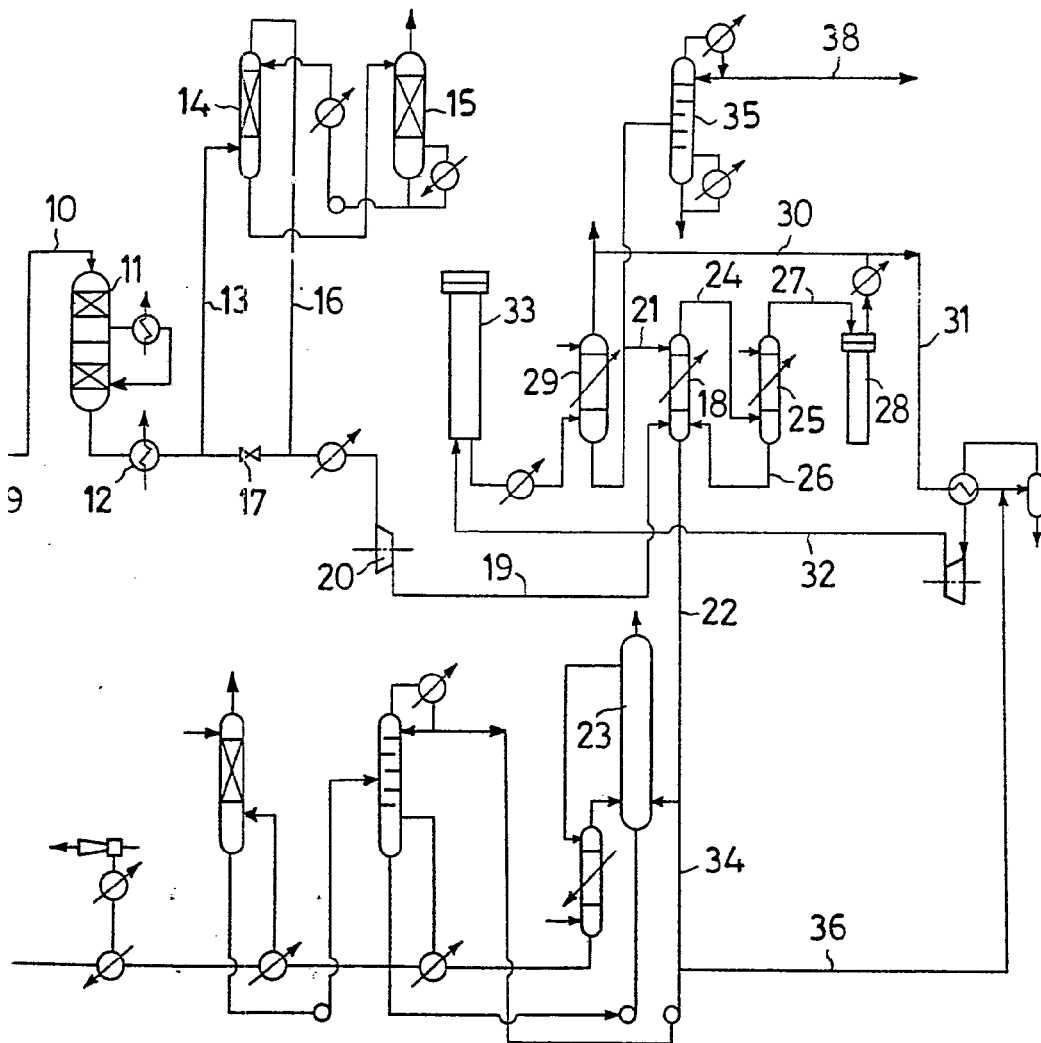
SNAMPROGETTI S.p.A.  
P.P.  
J. GOMEZ-ACEBO Y MODET  
P. D. Fdo. E. Ferrocarril Colón







ESQUEMA



BARCELONA, 26 de Marzo de 1976  
SNAMPROGETTI S.p.A.  
P.P.  
J. GÓMEZ-ACEBO Y MODÉ  
P. D. Fdo.: E. Ferreró del Cidón