

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



Concedido el Registro de acuerdo
con los datos que figuran en la pre-
sente descripción y según el con-
tenido de la Memoria adjunta.

ENCLOSURE	11	NUMERO	471811	10	A 1
	21	FECHA DE PRESENTACION	17-7-78		

PATENTE DE INVENCION

30 PRIORIDADES: 31 NUMERO 729.459	32 FECHA 4 de octubre de 1.977	33 PAIS EE.UU. de A.
47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL C01C	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
64 TITULO DE LA INVENCION Procedimiento para la síntesis de amoniaco.		
71 SOLICITANTE (S) PULLMAN INCORPORATED.		
DOMICILIO DEL SOLICITANTE 200 South Michigan Ave. Chicago, Illinois, EE.UU. de A.		
72 INVENTOR (ES) Colman L. Becker.		
73 TITULAR (ES)		
74 REPRESENTANTE GOMEZ-ACEBO.		

La presente invención se relaciona con un procedimiento para la producción de amoniaco. Más específicamente, la presente invención se relaciona con un proceso de sin tesis de baja energía para la producción de amoniaco.

5 Uno de los aspectos de la invención reside en que la síntesis de amoniaco se efectúa a bajas presiones, es decir a presiones inferiores a 100 atmósferas. Otro aspecto es que el amoniaco se recupera de la corriente efluente de la síntesis mediante lavado con agua o con
10 un sistema de absorción de agua y ulterior destilación de la mezcla amoniaco-agua utilizando el calor de bajo nivel recuperado del proceso utilizado para la producción del gas de síntesis. Otro aspecto más de la invención reside en refrigerar el amoniaco producto en un sistema de absorción de amoniaco y utilizar un sistema de destilación simple para reconstituir el absorbente y purificar
15 el amoniaco para el sistema de absorción de agua y para el sistema de refrigeración.

En la Patente USA No. 3.441.393 se describe un
20 proceso de amoniaco comercial. En dicho proceso, el gas de síntesis en bruto se produce en una serie de etapas. Se forma un gas de síntesis en bruto o gas rico en hidrógeno mediante oxidación parcial o reformado primario de un hidrocarburo, el cual puede ser líquido o gaseoso a
25 temperatura y presión normales. El monóxido de carbono en el gas de síntesis en bruto se convierte en una zona de conversión a dióxido de carbono y más hidrógeno. El gas rico en hidrógeno se lava entonces para separar el dióxido de carbono. Se pueden utilizar ulteriores etapas de purificación, tal como metanación, para obtener un gas
30 de síntesis que tiene hidrógeno y nitrógeno en una rela-

ción de 3 a 1 aproximadamente. El gas de síntesis se convierte a amoníaco y este último se recupera utilizando compresores de refrigeración mecánicos.

5 La presión en los circuitos de síntesis de amoníaco comerciales, supera generalmente el valor de 100 atmósferas y la mayoría de ellos supera un valor de 150 atmósferas. Sin embargo, en la Patente USA No. 2.550.389 se describen presiones de 1 a 68 atmósferas; en la Patente USA No. 3.368.869 se describen presiones
10 de 20 a 400 atmósferas; y en la Patente USA No. 3.957.449 se describen presiones de 40 a 120 atmósferas; aunque se desconoce una planta comercial que opere a bajas presiones, es decir inferiores a 100 atmósferas.

15 La Patente USA No. 3.397.959 describe un proceso isopeístico (es decir esencialmente la misma presión durante todo el proceso) y un aparato para la producción de amoníaco. En este proceso, las etapas de preparación del gas de síntesis y la síntesis de amoníaco se llevan a cabo a una presión de 80 a 220 atmósferas.
20

En un artículo de Pagani y Zardi, "El nuevo proceso de separación proporciona un amoníaco más barato", publicado en Hydrocarbon Processing, julio, 1972 en páginas 106 a 110, se describe un proceso de
25 recuperación de agua para amoníaco.

Según un proceso específico que utiliza un ciclo cerrado de absorción-refrigeración de amoniac-agua, en la Patente USA No. 3.743.699 se describe un procedimiento que no requiere compresión mecánica del refrigerante.

5

La presente invención se relaciona con mejoras en el procedimiento para la producción de amoniac, en donde se hacen reaccionar hidrógeno y nitrógeno a presiones comprendidas entre 20 y 100 atmósferas, para producir un efluente que contiene amoniac. El amoniac del efluente se recupera por lavado con agua o con un sistema de absorción de agua, para formar una mezcla de agua-amoniac, recuperándose el amoniac de dicha mezcla de agua-amoniac por destilación utilizando el calor recuperado del gas de síntesis en bruto. El amoniac producido se refrigera en un sistema de absorción de amoniac y se utiliza el mismo sistema de destilación para reconstituir el absorbente y purificar el amoniac tanto para el sistema de absorción de agua como para el sistema de refrigeración.

10

15

20

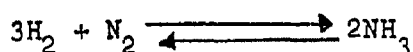
La figura 1 es un diagrama de flujos que ilustra una modalidad de la presente invención.

La figura 2 es un diagrama de flujos que ilustra el sistema de refrigeración de la presente invención.

25

La presente invención está dirigida a un proceso de síntesis para la producción de amoníaco que reduce materialmente las necesidades de energía con respecto a los procesos comerciales de la actualidad. Se ha encontrado, según la presente invención, que las necesidades de energía se reducen por la integración de un proceso de síntesis a baja presión con un sistema de recuperación de agua que utiliza el calor de bajo nivel de temperatura en el gas de síntesis en bruto para recuperar el amoníaco de calidad anhidra.

Según un proceso para la producción de amoníaco, se forma un gas de síntesis que contiene al menos 3 moles de hidrógeno por cada mol de nitrógeno, según la siguiente reacción:



La fuente de hidrógeno es normalmente un hidrocarburo y la fuente de nitrógeno es normalmente aire o un aparato de separación de aire. Los procesos comerciales comunes para producir el gas de síntesis en bruto, consisten en un reformado con vapor de agua y una oxidación parcial (incluyendo gasificación de carbón) aunque pueden emplearse otros procedimientos para producir el gas de síntesis en bruto. Para producir este último se puede utilizar una amplia variedad de alimentaciones hidrocarbonadas y alimentaciones que contienen carbono-hidrógeno, oscilando desde materiales normalmente gaseosos a materiales

sólidos.

En el proceso de reformado con vapor de agua, los hidrocarburos se ponen en contacto con vapor de agua en presencia de un catalizador de reformado con vapor de agua bajo condiciones que favorecen la producción de un gas rico en hidrógeno en bruto. Los hidrocarburos gaseosos o hidrocarburos líquidos que pueden ponerse en forma gaseosa, tal como gas natural, LPG o naftas que hierven en la gama de la gasolina, y vapor de agua, se pasan a través de tubos que contienen catalizador de reformado con vapor de agua en el proceso de reformado primario. Puesto que el proceso de reformado primario es endotérmico, se suministra calor para producir el gas rico en hidrógeno en bruto a partir del material hidrocarbonado. El reformado primario viene seguido por un reformado secundario en donde el gas rico en hidrógeno en bruto, que contiene todavía hidrocarburos, se pone en contacto con vapor de agua y oxígeno (como aire o aire enriquecido en oxígeno) en presencia de un catalizador para el reformado con vapor de agua, para producir el gas de síntesis en bruto.

Los catalizadores para el reformado con vapor de agua que pueden utilizarse en el reformado primario y reformado secundario, son níquel, óxido de níquel, cromia, molibdeno, mezclas de los anteriores, etc.

Los detalles de catalizadores de reformado con vapor de agua son ya conocidos, así como las condiciones operativas, véase, por ejemplo, patente USA No. 3.119.667.

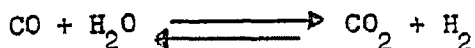
5 En el proceso de oxidación parcial, los hidrocarburos se ponen en contacto con oxígeno comercialmente puro o aire enriquecido en oxígeno y normalmente algo de vapor de agua, en ausencia de un catalizador, bajo condiciones que favorecen la producción de un gas rico en hidrógeno en bruto. Las alimentaciones hidrocarbónicas que pueden emplearse en la oxidación parcial
10 son las alimentaciones pesadas tales como petróleo en bruto, aceites residuales y carbón. Los detalles del proceso de oxidación parcial son conocidos y no constituyen parte de la presente invención.

15 Las presiones usadas para producir el gas de síntesis en bruto pueden variar entre 1 y 100 atmósferas aproximadamente o mayores, en función del proceso específico usado. Según la presente invención, es preferible que la presión de un proceso de reformado con vapor de agua, para producir gas rico en hidrógeno en
20 bruto, esté comprendida entre 20 y 70 atmósferas aproximadamente. Las presiones empleadas en la oxidación parcial pueden variar entre 7 y 70 atmósferas o más. Un aspecto significativo de la presente invención es que
25 la síntesis de amoniaco, que se describirá más adelan-

te detalladamente, se efectúa a una presión que es la esencialmente utilizada en el proceso para producir el gas de síntesis.

5 El gas de síntesis en bruto obtenido del re-
formado con agua, oxidación parcial o similares, compren-
de hidrógeno, nitrógeno y monóxido de carbono, junto con
diversos gases distintos. La cantidad de aire usado en el
reformado con vapor de agua u oxidación parcial, se de-
termina para proporcionar la cantidad adecuada de nitró-
10 geno en el gas de síntesis. El gas de síntesis en bruto
procedente del reformado con vapor de agua u oxidación
parcial, se encuentra a una temperatura de efluente de
aproximadamente 540 a 1.210°C, debido al calor requerido
para producir el gas de síntesis en bruto. En consecuen-
15 cia, el efluente del proceso de gas de síntesis en bruto
específico utilizado, se enfría normalmente y se recupe-
ra energía del gas efluente antes de llevar a cabo el
proceso de conversión. Esta etapa de proceso de conver-
sión, consiste en convertir el monóxido de carbono pre-
20 sente en el efluente de gas de síntesis en bruto, por
reacción con vapor de agua en presencia de un cataliza-
dor, para formar dióxido de carbono e hidrógeno adicio-
nal, por la reacción de conversión de desplazamiento de
gas de agua:

25



Puesto que la conversión de desplazamiento

de gas de agua es exotérmica, es preferible llevar a cabo la reacción en una serie de lechos catalíticos. Las necesidades de enfriamiento entre los lechos se determinará por las temperaturas de reacción, volúmenes relativos de los lechos catalíticos y cantidad de monóxido de carbono a reaccionar. La conversión de desplazamiento se puede efectuar a temperaturas elevadas, es decir temperaturas de entrada de 315 a 425°C aproximadamente, o se puede realizar a bajas temperaturas, es decir temperaturas de entrada de 220 a 275°C aproximadamente, o puede ser una combinación de temperaturas altas y bajas. Los catalizadores para la conversión de desplazamiento, que pueden utilizarse en dicho proceso de conversión de desplazamiento, son óxido de hierro, óxido de níquel, óxido de cobalto, óxido de tungsteno, cromo, molibdeno, etc., los cuales son conocidos en la técnica como catalizadores de desplazamiento de alta temperatura y catalizadores de desplazamiento de baja temperatura, por ejemplo, los consistentes en cobre, zinc y uno o más de los elementos seleccionados del grupo consistente en cromo, tungsteno, silicio, vanadio y molibdeno, estando presentes todos estos elementos en un estado libre o químicamente enlazado (Patente USA No. 1.809.978). Los catalizadores para la conversión de desplazamiento, tanto si son de desplazamiento a baja temperatura como a elevada temperatura,

son bien conocidos y se encuentran en el comercio. Las presiones utilizadas en la conversi3n de desplazamiento son practicamente las mismas que las utilizadas en la etapa del procedimiento de obtenci3n del gas de s3ntesis en bruto.

5

Seg3n una modalidad preferida del proceso de conversi3n por desplazamiento, el mon3xido de carbono se convierte en una zona de conversi3n de desplazamiento a elevada temperatura seguido por una zona de conversi3n de desplazamiento a baja temperatura. El gas de s3ntesis en bruto se introduce en la zona de conversi3n de desplazamiento de alta temperatura a una temperatura de entrada de 315 a 425°C aproximadamente, con preferencia 340 a 400°C aproximadamente, y tiene una temperatura de salida de 370 a 485°C aproximadamente, con preferencia 395-430°C aproximadamente. El gas de la zona de conversi3n de desplazamiento de alta temperatura, se puede enfriar por medio de un intercambio t3rmico indirecto con una corriente m3s fr3a o por intercambio t3rmico directo mediante inyecci3n de agua o vapor de agua. El gas enfriado se introduce en la zona de conversi3n de desplazamiento a baja temperatura, a una temperatura de entrada de 190 a 225°C aproximadamente, y debido al calor de reacci3n liberado, tiene una temperatura de salida de 230 a 290°C aproximadamente.

10

15

20

25

En cuanto a la presente invención, el efluente del proceso de conversión de desplazamiento es una fuente de bajo nivel térmico. Este calor de bajo nivel de temperatura se utiliza en los circuitos de síntesis de amoniaco, tal y como se describirá a continuación de forma más detallada. El efluente del proceso de conversión de desplazamiento comprende ahora hidrógeno, nitrógeno y dióxido de carbono además de otros gases. En consecuencia, el dióxido de carbono presente en el efluente del proceso de conversión por desplazamiento se separa por cualquier modo adecuado.

En general, es preferible poner en contacto el efluente del proceso de conversión por desplazamiento con un material que sea un absorbente selectivo de dióxido de carbono. Se puede utilizar cualquiera de los sistemas absorbentes bien conocidos, tanto químicos como físicos. El dióxido de carbono se separa normalmente poniendo en contacto o lavando el efluente del proceso de conversión por desplazamiento con el absorbente en una zona de absorción, preferiblemente una torre rellena o con bandejas en contracorriente. La solución absorbente rica, es decir absorbente que contiene dióxido de carbono, se puede regenerar fácilmente para su nueva utilización. Normalmente, la regeneración se efectúa en una columna de separación en donde la solución absorbente rica

se calienta y/o reduce en presión, para separar el dióxido de carbono y absorbente.

5 Después de la separación del dióxido de carbono, el gas lavado se trata adicionalmente para purificar el gas y producir el gas de síntesis deseado. La composición del efluente del proceso de lavado de dióxido de carbono es hidrógeno y nitrógeno en la relación adecuada, junto con una pequeña cantidad de óxidos de carbono. Puesto que los óxidos de carbono son venenos para los catalizadores de síntesis de amoníaco, estos gases se hacen reaccionar con hidrógeno, según un proceso de metanación, para producir metano y vapor de agua. Además de un proceso de metanación, el gas lavado se puede tratar con tamices moleculares para separar impurezas del gas incluyendo agua, o el gas de síntesis en bruto, recuperado del proceso de metanación, se enfría para condensar el agua formada. Alternativamente, el gas de síntesis en bruto se puede purificar por lavado con nitrógeno.

10

15

De acuerdo con la presente invención, el circuito de síntesis de amoníaco es único. La presión del circuito de síntesis es baja, es decir inferior a 100 atmósferas. Más específicamente, la presión en el circuito de síntesis oscila entre 20 y 70 atmósferas y, de este modo, corresponde en magnitud o puede ser inferior a la presión utilizada en el proceso específico

20

25

para la producción del gas de síntesis en bruto. Adicionalmente, y según la presente invención, la energía requerida para la recuperación del amoniaco producido en el circuito de síntesis de amoniaco a baja presión, se obtiene sustancialmente del calor de bajo nivel recuperado del gas de síntesis después del proceso de conversión por desplazamiento. Más específicamente, el efluente del convertidor de síntesis de amoniaco se lava con agua para formar una mezcla de agua-amoniaco y esta mezcla se destila en una columna de destilación que se calienta por intercambio térmico con el gas de síntesis en bruto efluente del proceso de conversión por desplazamiento. El circuito de síntesis de amoniaco de la presente invención es un circuito de síntesis de amoniaco de baja energía.

La síntesis de amoniaco según la presente invención se efectúa preferiblemente haciendo reaccionar una corriente combinada de gas de síntesis reciente y de reciclo en presencia de un catalizador de síntesis de amoniaco, a una presión inferior a 100 atmósferas. Según una modalidad específica, la presión puede oscilar entre 20 y 50 atmósferas, lo cual corresponde en magnitud a la presión de la mayoría de los procesos de reformado con vapor de agua comerciales que producen gas rico en hidrógeno o gas de síntesis en bruto. Se puede usar cualquier catalizador de síntesis de amoniaco. Por ejemplo,

el catalizador puede ser cualquiera de los catalizadores de síntesis de hierro o de hierro modificados bien conocidos y comercialmente utilizados. La reacción de síntesis de amoniaco se efectúa en un convertidor o convertidores de síntesis de amoniaco que alojan al lecho o lechos catalíticos. Se puede utilizar uno o más convertidores de síntesis de amoniaco. Un convertidor de síntesis de amoniaco vertical tiene los lechos de catalizador según una configuración vertical (Patente USA No. 3.475.136) mientras que los lechos están separados horizontalmente en un convertidor de síntesis de amoniaco horizontal (Patente USA No. 3.567.404). De acuerdo con una modalidad, se proporciona una configuración de tres lechos que maximiza la conversión del gas de síntesis por paso a través del convertidor o convertidores de síntesis de amoniaco a amoniaco. Cuando se utilizan los catalizadores de hierro comerciales, la temperatura dentro del convertidor de síntesis de amoniaco, se mantiene entre 260 y 540°C, con preferencia entre 315 y 424°C. Para mantener la temperatura en los lechos de catalizador de síntesis de amoniaco, se proporciona intercambio térmico indirecto o directo, introduciendo gas de síntesis frío en diversos puntos dentro del convertidor de síntesis de amoniaco.

El efluente del convertidor de síntesis de amoniaco se enfría. En el circuito de síntesis de amonia-

co de la presente invención, el efluente del convertidor
o convertidores de síntesis de amoniaco se lava con agua
para separar el amoniaco del gas de síntesis sin reaccio
nar. Los sistemas de lavado con agua que pueden utili-
5 zarse consisten en la absorción del amoniaco en agua y
separación del calor considerable de absorción. En general,
el sistema de absorción amoniaco-agua puede ser un siste-
ma que utiliza la absorción de intercambio de pared hu-
mectada, vertical, la absorción de torre rellena de etapas
10 múltiples, la absorción por intercambio térmico en etapas
múltiples concurrente o una columna de platos con un
área de transferencia térmica sobre cada plato. Cada
sistema puede reducir la cantidad de amoniaco en el gas
de síntesis sin reaccionar que se recicla a un nivel de
15 10 ppm aproximadamente. Cada sistema puede producir una
mezcla de amoniaco-agua o una concentración acuosa de
20 a 80% en peso aproximadamente en función de la presión
y concentración de amoniaco en el efluente del converti-
dor o convertidores de síntesis de amoniaco. Si bien cada
20 sistema de absorción es diferente en cuanto a detalle,
cada uno comprende un absorbedor que lava el efluente
del convertidor de síntesis de amoniaco con agua, para
absorber el amoniaco y formar una mezcla de amoniaco-agua.

Para recuperar el amoniaco de la mezcla
25 amoniaco-agua, dicha mezcla se destila. La mayoría de la

energía para la destilación de amoniaco se proporciona por el efluente de la conversión de desplazamiento. El amoniaco acuoso del ábsorbedor se fracciona para producir amoniaco por cabeza (con menos de 500 ppm de agua) y agua por cola (con menos de 100 ppm de amoniaco). El amoniaco líquido que se recupera por cabeza tiene una presión de vapor superior a 13 atmósferas, por lo que debe enfriarse para su envío al almacenamiento a presión atmosférica.

10 La columna de destilación usada de acuerdo con la presente invención, se calienta mediante un esquema de destilación integrado. Mediante este esquema, el líquido de la columna de destilación se calienta separando líquido a diversos niveles de la columna de destilación y pasando el líquido de cada nivel a un intercambiador de calor, con el cual el líquido se calienta para facilitar la separación de la mezcla amoniaco-agua. Cada nivel de extracción de líquido para el intercambio térmico se define como un calderín lateral. Se puede usar cierto número de calderines laterales, utilizándose el efluente de la conversión de desplazamiento como medio de calentamiento. Los calderines laterales pueden consistir en una serie de intercambiadores térmicos separados y distintos o agrupados preferiblemente en serie como uno o más intercambiadores de calor, fluyendo el efluente de la conversión de desplazamiento a través de los tubos y de una

serie de compartimentos que definen cada calderín lateral sobre la pared de la carcasa. La ventaja del esquema de destilación integrado de la presente invención consiste en el empleo del calor de bajo nivel del gas del proceso para proporcionar un conducto de síntesis de baja energía. En adición, dicho conducto de síntesis de baja energía permite la realización de un proceso de amoniaco de baja energía global.

El amoniaco líquido recuperado de la columna de destilación se enfría, preferiblemente mediante refrigeración por absorción, para su almacenamiento a presión atmosférica. En la sección de refrigeración, el amoniaco líquido se enfría y los inertes disueltos se separan por refrigeración por absorción, es decir vaporización del amoniaco líquido en etapas múltiples (desde 16,2 atmósferas y 37,7°C a una atmósfera y -33,3°C en seis etapas). Los vapores generados en cada etapa se recuperan por absorción con agua y/o amoniaco acuoso de la columna de destilación. En la presente invención, el amoniaco absorbido se recicla como amoniaco acuoso a la misma columna de destilación para llevar a cabo el fraccionamiento. El gas de síntesis sin reaccionar del absorbedor de amoniaco, en la etapa de lavado con agua, es reciclado. Sin embargo, y antes del reciclo al convertidor de síntesis de amoniaco, el gas de reciclo debe secarse. Una modalidad preferida

consiste en pasar el gas de recicló a través de tamices moleculares que separarán agua y otras impurezas.

5 En el circuito de síntesis de amoniaco de baja energía de la presente invención, la única compresión requerida es aquella necesaria para comprimir el gas de recicló. El compresor de recicló está situado preferiblemente después de la separación de agua por los tamices moleculares u otro sistema separador de agua usado, tal como mediante empleo de trietilenglicol. Sin embargo, el compresor de recicló se puede situar antes del secado.

10

Para un mejor entendimiento de la presente invención, se hace referencia al siguiente ejemplo y modalidad específica mostrada en los dibujos.

15

Debe entenderse que para la práctica de esta invención se requiere las diversas válvulas, bombas, controles y equipos auxiliares relacionados. Al objeto de simplificar, dichos accesorios no han sido mostrados o descritos puesto que la necesidad de ellos, su situación y su forma de utilización son bien conocidos para los expertos en la técnica.

20

Con referencia a la figura 1, se ilustra una modalidad específica que utiliza un reformado primario y un reformado secundario para producir el gas de síntesis en bruto. Por la línea 11 se introduce una alimentación hidrocarbonada, que puede ser gas natural o nafta. Especi-

25

ficamente, por la línea 11 se introduce una alimentación de gas natural, 2.636,9 moles/hora (MPH), y se precalienta a unos 400°C en el precalentador 12, el cual puede estar en la sección convectiva del reformador primario 13. El

5 gas se pasa entonces por la línea 14 a un pretratador 15. La alimentación hidrocarbonada puede requerir un pretratamiento para eliminar o disminuir la concentración de componentes indeseables que pueden tener un efecto perjudicial en las ulteriores etapas del procedimiento. Por ejemplo, muchas alimentaciones hidrocarbonadas contienen azufre el cual es un veneno para el reformado con vapor de

10 agua. En dicho caso, el pretratador 15 es un desulfurador conocido tal como una cámara de seguridad de óxido de zinc. Con ciertas alimentaciones, el pretratador 15 puede preceder al precalentador 12. El efluente del pretratador

15 15 se separa por la línea 16 y se mezcla con 10.004 MPH de vapor de agua introducido por la línea 17, teniendo dicho vapor de agua una temperatura de unos 415°C y una presión de 47,6 atmósferas. La corriente mezclada se precalienta adicionalmente a 510°C y se introduce a las zonas de reacción tubulares de reformado primario con vapor de

20 agua, conteniendo un catalizador de reformado, tal como los tubos 18 localizados en el reformador primario 13. El reformado primario se efectúa a una presión de salida de unas 40 atmósferas y la temperatura del gas de síntesis en bruto, en la línea 19, es de unos 808°C. El gas

25

de síntesis en bruto del reformado primario con vapor de agua se alimenta al reformador secundario 20. En la línea 21, se introducen 4.122,9 MPH de aire de proceso el cual ha sido comprimido y mezclado con 389,7 MPH de vapor de agua. La corriente mezclada de vapor de agua y aire se encuentra a una temperatura de unos 693°C cuando se introduce al reformador secundario 20. El efluente del reformador secundario 20 o el gas de síntesis en bruto se pasa, por la línea 22, al intercambio térmico indirecto con diversas corrientes. El gas de síntesis en bruto se pasa a través del intercambiador de calor 23 en intercambio térmico indirecto con agua, para producir vapor de agua supercalentado a 510°C y 103 atmósferas. El gas de síntesis en bruto o el efluente se pasa entonces por la línea 24 a los convertidores de desplazamiento 25, que tienen una etapa de alta temperatura 26 y una etapa de baja temperatura 27. La alimentación a la etapa de desplazamiento de baja temperatura 26 se efectúa a una velocidad de 21.718,8 MPH y a una temperatura de entrada de unos 371°C. El efluente de la zona de desplazamiento a temperatura elevada 26 se encuentra a una temperatura de 430°C y se pasa, en intercambio térmico indirecto, a través del intercambiador 28 para reducir su temperatura de modo que el gas pasado a través de la línea 19 a la entrada de la etapa de desplazamiento a baja temperatura 27 se

encuentre a unos 211°C. El efluente se separa de la etapa de desplazamiento a baja temperatura 27 por la línea 30, teniendo una composición de 9.311,1 MPH de hidrógeno, 3.041,2 MPH de nitrógeno, 53,8 MPH de metano, 39 MPH de argon, 2.761,8 MPH de dióxido de carbono, 45,8 MPH de monóxido de carbono y 6.466,1 MPH de agua, a una temperatura de unos 238°C. El efluente se pasa a través de un intercambiador de calor 31 que puede estar constituido por una serie de calderines laterales para el calentamiento del material en la columna de destilación 32 la cual se explicará con mayor detalle a continuación. El efluente del intercambiador de calor 31 se encuentra a una temperatura de unos 82°C y a una presión aproximada de 36 atmósferas. El efluente se pasa por la línea 32 a un condensador 34 en donde se separan, por la línea 35, 6.418,1 MPH de agua. El gas en bruto se separa por la línea 36 y se introduce a un absorbedor 37 de dióxido de carbono. El gas en bruto introducido al absorbedor 37 se pone en contacto con un absorbente introducido por la línea 38 el cual puede ser un absorbedor regenerable comercial para dióxido de carbono tal como, por ejemplo, dimetiléter de polietilenglicol como un disolvente físico (proceso Selexol de Allied Chemical). El absorbente rico que se pasa en contracorriente con los gases en el absorbedor 37, se separa por la línea 39. El gas introducido

en la línea 36 al absorbedor 37 contiene 2.761,8 MPH de dióxido de carbono, mientras que los gases separados por la línea 40 contienen 12,5 MPH de dióxido de carbono. El disolvente rico de la línea 39 se pasa a un separador de dióxido de carbono (no mostrado) para regenerar el disolvente para su nueva introducción por la línea 38. El gas de la línea 40 contiene también 45,8 MPH de monóxido de carbono y para separar los óxidos de carbono se pasa a un metanador 41. El efluente del metanador, separado por la línea 42, contiene 9.039,4 MPH de hidrógeno, 3.012,8 MPH de nitrógeno, 11 MPH de metano, 38,6 MPH de argón y 70,8 MPH de agua. Este gas se pasa a una zona de seca 43 de tamices moleculares. La zona de secado 43 seca también al gas de reciclaje del circuito de síntesis de amoníaco introducido por la línea 44. La corriente combinada de gas de síntesis fresco y gas de síntesis reciclado se introduce por la línea 45 a una temperatura de unos 38°C y presión de 33 atmósferas, a un compresor de gas de reciclaje 46, para proporcionar un gas de síntesis a una velocidad de 64.492,6 MPH a unos 47°C y 36 atmósferas por la línea 47 a un convertidor de síntesis de amoníaco 48. Este último tiene tres lechos catalíticos que contienen en total 304 m³ de catalizador de síntesis de amoníaco comercial. La presión de salida al convertidor de síntesis 48 es de 35 atmósferas y los gases tienen una temperatura de unos 377°C. El efluente de síntesis de amoníaco

5

10

15

20

25

niaco se separa por la línea 49 y después de enfriarse en el intercambiador de calor 50 se introduce por la línea 51 al absorbedor de amoniaco 52, para la separación del amoniaco del efluente de síntesis de amoniaco. El gas

5 de reciclo del lavador de agua de amoniaco 52 en la línea de reciclo 44, consiste en 33.347,4 MPH de hidrógeno, 11.116 MPH de nitrógeno, 6.319,5 MPH de metano, 2.450,5 MPH de árgon, esencialmente 0 MPH de amoniaco y 100,2 MPH de agua. Se toma una purga de gas de la línea 44 por la

10 línea 53 para evitar la acumulación de metano y argon en el circuito de síntesis de amoniaco. Se emplea un absorbedor de amoniaco en dos etapas como medio de lavado 52 y la mezcla de agua-amoniaco de la última etapa del absorbedor tiene una composición de 5.786,8 MPH de amoniaco

15 y 7.991,2 MPH de agua del total de 13.782,5 MPH que se hace circular por la línea 54 a la columna de destilación 32. La mezcla de agua-amoniaco introducida a la columna 32, se calienta por medio de intercambio térmico con el efluente del convertidor de desplazamiento pasando

20 al intercambiador 31 como se ha indicado anteriormente. El amoniaco se separa por cabeza en la línea 55, se enfría en el intercambiador de calor 56 y se introduce por la línea 57 a un recipiente de condensación 58. El amoniaco líquido del recipiente 58 se encuentra a una tempe-

25 ratura de unos 38°C y una presión de 15 atmósferas aproximada

madamente. Una pequeña cantidad de inertes se ventila por la línea 59 mientras que parte del amoniaco líquido se recicla por la línea 60 a la columna de destilación 32. El agua recuperada del fondo de la columna de destilación 32 se recicla por la línea 61 al lavador o absorbedor de amoniaco 52. Por la línea 62 se introduce agua de reposición a una velocidad de 160 MPH.

En ciertos casos, el amoniaco líquido, en las condiciones del recipiente de condensación 58, se puede utilizar en ciertos procedimientos; sin embargo, en la mayoría de los casos el amoniaco anhidro ha de ser almacenado a presión ambiente y, de este modo, se separa por la línea 63 en donde se enfría en una unidad de refrigeración por absorción 64, como se describe más detalladamente en relación a la figura 2, separándose para su almacenamiento por la línea 65. En la figura 2 se ilustra una modalidad específica de una unidad de refrigeración por absorción 64. Los números de referencia usados en la figura 2 se refieren a las mismas corrientes y piezas de equipo, mostradas en la figura 1. De este modo, y si bien no se muestra en la figura 2, la columna de destilación 32 se calienta por los calderines laterales o intercambiador de calor 31, tal y como se muestra detalladamente en la figura 1. Adicionalmente, en la figura 2, el absorbedor de amoniaco 52 se muestra como un absorbedor intercambia-

dor de pared humectada vertical.

Con referencia a la figura 2, el amoniaco líquido que se recupera por la línea 63 se divide en dos líneas 70 y 71. El amoniaco de la línea 70 se pasa a
5 través de una válvula de expansión de presión 72 antes de pasarse al recipiente de vaporización 73 en donde existen seis etapas. A medida que se vaporiza el amoniaco, se enfría y una porción del amoniaco se recupera como un líquido por la línea 74 mientras que una porción se separa
10 por la línea 75 en forma de vapor. Una porción del vapor se pasa en intercambio térmico a través del intercambiador 76 con una porción del amoniaco de la línea 71 pasado por la línea 77 a través de una válvula de expansión (no mostrada) a la primera etapa del recipiente de vaporización
15 73. Esta operación se repite en cada una de las etapas hasta que en la última etapa el líquido se separa por la línea 65 a presión ambiente y a una temperatura de $-33,3^{\circ}\text{C}$. El vapor de la línea 78 se encuentra a presión ambiente.

Los vapores del recipiente de vaporización
20 se recogen en un absorbedor de agua 79 el cual puede estar constituido por un intercambiador de calor de carcasa y tubo. En los tubos se introduce, por la línea 80, agua u otro medio de refrigeración, el cual se pasa a través de los tubos y se separa por la línea 81. El agua u otros
25 medios de refrigeración se calientan por el calor de absorción. El absorbedor 79 tiene seis etapas similares al

5 recipiente de vaporización 73. El agua se separa del fondo de la columna de destilación 32 y se introduce por la línea 82 a la primera etapa del absorbedor 79. El agua se introduce como una pulverización o de otro modo sobre el lado de carcasa al objeto de que entre en íntimo contacto con los vapores introducidos por la línea 78. La mezcla acuosa-amoniaco se separa por la línea 83 de la primera etapa de absorción y se introduce en la segunda etapa de nuevo como una pulverización u otro medio para proporcionar un contacto íntimo con el vapor introducido en dicha etapa del absorbedor 79. Esto se lleva a cabo en cada una de las etapas sucesivas hasta que el vapor introducido por la línea 75 es absorbido en la última etapa del absorbedor 79. La mezcla de agua-amoniaco de la última etapa se separa por la línea 84 y se introduce en la columna de destilación 32.

15 El circuito de síntesis de amoniaco, totalmente integrado, de la presente invención, proporciona unos ahorros sustanciales de energía con respecto al proceso de amoniaco comercial de hoy día. Utilizando el circuito de síntesis de la presente invención puede ser posible un ahorro estimado de 504 a 1.512 MMcal/ST de amoniaco.

20 Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarse en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la síntesis de amoniac. en donde se hacen reaccionar hidrógeno y nitrógeno a presión elevada en un convertidor de síntesis de amoniac, para producir amoniac, caracterizado porque comprende:

recuperar el amoniac del convertidor de síntesis de amoniac por absorción con agua, para formar una mezcla de agua-amoniac;

destilar la mezcla de agua-amoniac en una columna de destilación para recuperar amoniac anhidro;

vaporizar el amoniac en etapas a presión reducida, con lo cual se forma en cada etapa vapor y el amoniac líquido se enfria;

absorber dicho vapor con agua para formar una mezcla acuosa-amoniaca; y

destilar dicha mezcla acuosa-amoniaca en la misma columna de destilación que dicha mezcla en agua-amoniac.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque existen 6 etapas de vaporización.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la presión se reduce desde 20-70 atmósferas a presión ambiente.

4.- Procedimiento para la síntesis de amoniac, tal y como queda sustancialmente descrito en la pre-

sente Memoria, e ilustrado en los dibujos adjuntos.

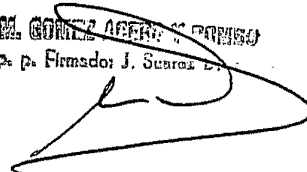
Esta Memoria consta de 27 hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, - 5 OCT. 1978

5

PULLMAN INCORPORATED.

J. M. GONZALEZ AGUIRRE S. R. L.
P. p. Firmado: J. Suarez



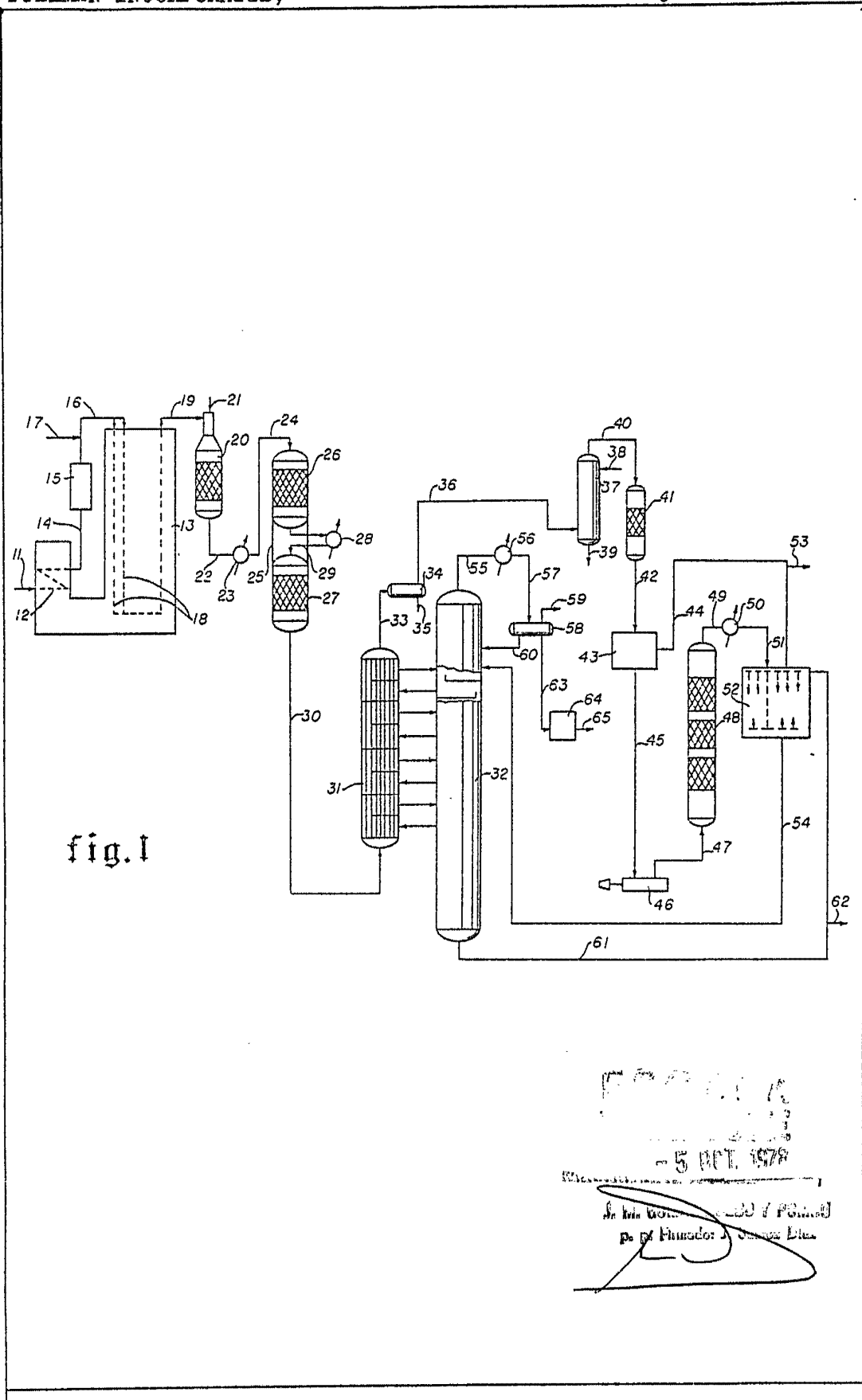


fig. 1

5 OCT 1978
In the Office of the Patent
Examiner of the Patent Office

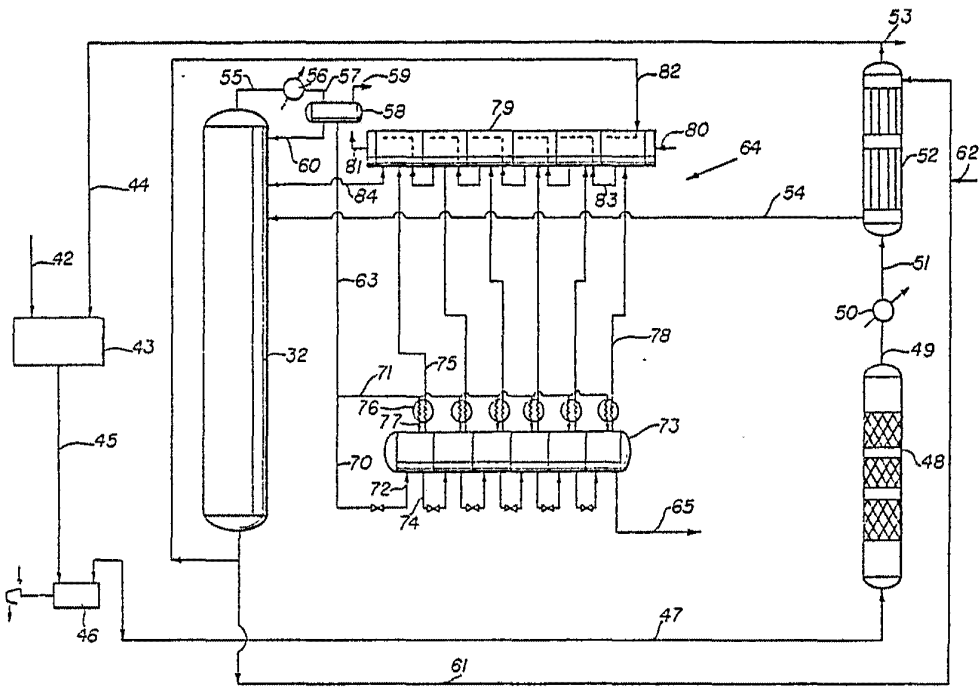


fig.2

BOGOTA
5 OCT 1978
J. M. GONZALEZ Y POMBO
p. p. Firmador: J. Gomez Diaz