



.....
.....
.....
.....
.....

PATENTE DE INTRODUCCION
=====

Ref: Case No. R 57106.

428350

Memoria Descriptiva

sobre:

Procedimiento para recuperar amoniaco.

=====

Solicitante: USS ENGINEERS AND CONSULTANTS INC., entidad norteamericana, residente en 600 Grant Street, Pittsburgh, - Estado de Pensilvania, Estados Unidos de América.

=====

La presente invención se refiere a la recuperación de amoniaco, especialmente de los gases de los hornos de coque. En particular, supone un procedimiento que utiliza soluciones de fosfato para absorber amoniaco y a continuación extraer el amoniaco de las mismas mientras

5.



se encuentran a elevada presión, por ejemplo, de más de aproximadamente 7 Kg/cm².

5. Se conocen procesos para recuperar amoníaco de una corriente de gas en los que el amoníaco se absorbe en una solución de amoníaco, ácido fosfórico y agua y posteriormente se extrae de la misma. En estos procesos, la solución absorbente extraída, pobre o regenerada - tiene una relación molar entre el NH₃ y el H₃PO₄ de menos de 1,5. Después de la absorción del amoníaco de un gas, la solución rica tiene - una relación molar superior a 1,5 antes de extraer el amoníaco absorbido para regenerar una solución pobre.

10. La absorción y extracción son separadas y pueden realizarse a presiones diferentes. En general, la absorción se realizará a la -- presión disponible del gas. La presión de extracción puede ser la atmosférica o bien algo por debajo o por encima de la atmosférica. Las implicaciones técnicas ordinarias de las presiones elevadas en la extracción y otras operaciones de destilación aconsejan la evitación de presiones muy superiores a la atmosférica excepto cuando la temperatura del agua de refrigeración disponible es demasiado elevada para condensar el producto que sale de la parte superior y necesitaría refrigeración para actuar de este modo a presiones normales. De igual modo el equilibrio y la termodinámica de los procesos de extracción y destilación generalmente se hacen menos favorables cuando aumentan la -- presión y la temperatura correspondientes. También en este caso las - pruebas de corrosividad con soluciones de fosfato de amonio, indican

15. que los aceros al carbono son inadecuados como materiales de ingeniería para un extractor accionado incluso a la presión atmosférica. Esto es especialmente cierto con las soluciones pobres que se hacen más ácidas progresivamente a medida que la relación molar entre el NH₃ y el H₃PO₄ disminuye por debajo de 1,5. Los aceros inoxidable austeníticos tales como los tipos AISI 304 y 316 muestran una resistencia

20.

25.

30.



5. satisfactoria a los ataques corrosivos por parte de las soluciones pobres a sus temperaturas de ebullición únicamente a presión atmosférica o moderadamente elevada. Su porcentajes de corrosión aumenta desproporcionalmente a presiones superiores a $6,3 \text{ Kg/cm}^2$, y desaconsejan la extracción a estas presiones por ser antieconómica.

10. A pesar de lo que cabría esperar de estas pruebas, hemos descubierto que por encima de una cierta presión crítica, el porcentaje de corrosión no es excesivo. Cuando nuestro proceso cíclico se utiliza para retirar el amoníaco de los gases de los hornos de coque, hemos comprobado que los porcentajes de corrosión de estos y otros aceros inoxidables a presiones superiores a 7 Kg/cm^2 son inesperadamente moderados y aceptables. Hemos encontrado, además, que a presiones superiores a 7 Kg/cm^2 la operación de extracción produce un amoníaco acuoso más rico y más puro y una solución absorbente extraída más pobre y más acídica con menor consumo de vapor o calor de extracción. -
15. Estos efectos permiten una ulterior economía de equipo y de explotación en todo el proceso cíclico de absorción y de extracción y en el fraccionamiento del amoníaco acuoso producir amoníaco sustancialmente anhidro.

20. Con la descripción y explicación detallada que sigue y que se refiere al dibujo adjunto que ilustra la práctica actualmente preferida, podrá conseguirse un conocimiento completo de la invención. La única figura que hay en el dibujo es una representación diagramática de un sistema para llevar a la práctica el procedimiento de nuestra -
25. invención.

30. Haciendo una referencia con detalle al dibujo, los gases de los hornos de coque se introducen por un tubo 10 a la parte del fondo 11 de un absorbedor 12. Los gases ascienden a través de la parte del fondo 11 y de la parte superior 13 a contracorriente de las pulverizaciones descendentes de solución absorbente suministradas por un tubo



14 a la parte superior 13. La solución rebosa de la misma a través de un tubo ascendente 15 hasta la parte del fondo 11. La solución absorbente se hace recircular en cada fase por medio de las bombas 16,17 a las boquillas de pulverización 18, 19 en las etapas 11 y 13, respectivamente para proporcionar unas pulverizaciones densas en cada zona de pulverización, La solución absorbente está compuesta por amoníaco, ácido fosfórico y agua y es evidente que la relación molar entre NH_2 y H_3PO_4 es inferior en el tubo 14, superior en la parte de arriba 13 y aún superior en la parte de abajo 11. El término "solución pobre", a efectos de describir nuestra invención se aplica a la parte más pobre suministrada a través del tubo 14, y el término "solución rica" se utiliza por la solución más rica producida por los pasos sucesivos de absorción. En la práctica de nuestra invención, la solución pobre tendrá una relación molar inferior a aproximadamente 1,5 y la solución rica tendrá una relación molar superior a 1,5. La relación molar entre NH_2 y H_3PO_4 en la solución, junto con la temperatura y concentración del agua, determinan el contenido de amoníaco en la solución y su capacidad para absorber más amoníaco.

Los gases de los hornos de coque pasan a través de un separador de arrastre 20 y abandonan el absorberdor a través de un tubo - 21, sustancialmente libre de amoníaco. La solución, enriquecida con amoníaco, sale de la parte inferior 11 pasando a una cámara 22 para ponerse en contacto con vapor destilado del líquido amoniacal en una alambique de amoníaco (no representado). La destilación de los líquidos amoniacales producidos en las plantas de coque es convencional. - El vapor se conduce a través de un tubo 23, después de ser comprimido si es necesario, y se introduce en la cámara 22 por debajo del nivel de la solución que hay en la misma. Una parte del vapor del alambique de amoníaco se condensa y es absorbido en la solución, enriqueciéndola aún más de amoníaco y calentándola hasta su temperatura de ebullición.



La parte no condensada del alambique de amoníaco, escapa de la cámara y asciende con los gases del horno de coque a través del absorbedor.

- De la cámara 22 la solución rica pasa a través de un tubo 24 a una bomba 25 que la bombea a través de un tubo 26 a una presión superior a 7 Kg/cm^2 hasta una columna de extracción 27. La solución -
5. primero se calienta con el material que sale de la parte alta del absorbedor desde el tubo 28 en el termointercambiador 29 y a continuación hasta su temperatura de ebullición en el termointercambiador 30. En la columna 27, la solución baja a contracorriente de una corriente
10. de vapor generada en el fondo, limpiándose allí de su amoníaco absorbido. El vapor de extracción puede generarse por la inyección directa de vapor a través de un tubo 31 o por calentamiento indirecto en un equipo de transferencia calorífica (no representada) o por una combinación de estos medios. El amoníaco acuoso comprendiendo amoníaco des-
15. orbido y vapor de agua, sale por la parte superior del extractor a través de un tubo 28. La mezcla se condensa parcialmente y se enfría en un termointercambiador 29, condensándose totalmente en un termointercambiador 32. Una bomba 33 la bombea entonces a través de un tubo
20. 34 a una presión superior a $10,5 \text{ Kg/cm}^2$ hasta una columna de fraccionamiento 35, por donde desciende a contracorriente de una corriente de vapor que sube desde el fondo, acelerada por el suministro de vapor a través de un tubo 36. En el fraccionador 35 la fracción del fondo -
25. que sale a través de un tubo 37 es sustancialmente agua, mientras que la fracción superior en el tubo 38 es sustancialmente amoníaco anhidro. Unos aceites neutros y básicos, absorbidos de los gases del horno de coque, tienden a acumularse en la zona central del fraccionador. - Pueden extraerse a través de un tubo 39 como una corriente lateral de vapor, condensarse en un termointercambiador 40 y decantarse en un de-
30. cantador 41. Como alternativa, puede extraerse una corriente lateral de líquidos y decantarse los aceites en un decantador 41. La capa de



5. aceite se retira a través de un tubo 42 y la capa de amoníaco-agua es devuelta a través de un tubo 43 a la columna. El amoníaco anhidro en el tubo 38 se condensa en un termointercambiador 44, devolviéndose una parte a la columna 35 a través de un tubo 45 como reflujo, fluyendo el resto a un absorbedor de carbón activado 46 para retirar cualquier aceite restante y a continuación a través de un tubo 47 como almacenamiento como amoníaco calidad de refrigeración.

10. La solución regenerada, caliente y pobre, fluye desde la base de la columna de extracción 27 a través de un tubo 48 a un evaporador de vacío 49 para eliminar el exceso de agua a través de un tubo 50 como vapor, conteniendo sólo una cantidad despreciable de amoníaco. El vapor de agua se condensa en un condensador directo 51 por medio del agua que procede del tubo 52 y se descarga a través de un tubo barométrico 53. El vacío es sostenido por un eyector de chorro de vapor 54.

15. A la solución enfriada evaporativamente en el evaporador 49 se le puede ajustar su contenido de agua desde un tubo de agua 58 por medio de un controlador de peso específico (no representado). A continuación fluye desde el evaporador a través de un tubo 55 y la bomba 56 a un tanque de almacenamiento 57. Al tanque de almacenamiento 57 se le puede añadir cualquier relleno de iones de fosfato para compensar las pérdidas y el arrastre de la solución, en forma de ácido fosfórico o de una sal de fosfato de amonio. La solución pobre es bombeada a caudal controlado por la bomba 59 a través del conducto 14 hasta el absorbedor 12 para repetir el ciclo. Es evidente que el absorbedor 12,

20. las columnas 27 y 35, la cámara 22, los termointercambiadores y el resto del equipo anteriormente descrito puede tener cualquier diseño conocido para alcanzar los resultados deseados. En particular, el absorbedor, la columna de extracción y la columna de fraccionamientos son contactores gas-líquido pluriestáticos, tales como tomes de relleno, de chapas o de pulverización. Preferentemente, el absorbedor es una -

25. 30.



5. torre de pulverización dietática o trietática, y las columnas de extracción y fraccionamiento son torres de casquetes de burbujeo o de platillos perforados que contienen diez o más platillos. La cámara 22, que se representa como un recipiente simple incorporado al absorbedor 12 - puede ser un recipiente separado y puede ser una torre de relleno, de chapas o de pulverización, así como un simple recipiente. Como recipiente separado, la cámara 22 puede instalarse entre el absorbedor 12 y la bomba 25, para enriquecer la solución por contacto con vapor del alambique de amoníaco, siendo conducida la parte no condensada de la misma a través de un tubo hasta el fondo del absorbedor.

10. A continuación damos un ejemplo específico de la práctica de la invención, incluyendo las cantidades que intervienen.

15. En una planta típica de horno de coque, que produce -- 47.200 l/seg. de gas de horno de coque, conteniendo un 0,8% en volumen de NH_3 , y 3.100 kg/hora de vapor de alambique de amoníaco, conteniendo un 10% en peso de amoníaco, se utilizan 1.200 l/min. de una solución pobre que contiene un 41% en peso de sales de fosfato de amonio, para absorber el amoníaco en un absorbedor dietático tal como se ha descrito anteriormente. Las sales de la solución pobre tienen una relación molar entre el NH_3 y el H_3PO_4 de 1,25. La solución entra a través del tubo 14 a 60°C . Los gases del horno de coque entran a través del tubo 10 a 45°C , se saturan con agua a dicha temperatura y a una presión algo superior a la atmosférica. La solución sale de la parte inferior 11 hasta la cámara 22. El vapor del alambique de amoníaco entra en la cámara 22 a través del tubo 23 a 99°C . el gas sale del absorbedor a través del tubo 21 conteniendo un 0,004% en volumen de NH_3 , correspondiente a una recuperación del 99,6% del amoníaco total en los gases del horno de coque y los vapores del alambique de amoníaco.

20. La solución rica sale de la cámara 22 a través del tubo 24 conteniendo un 44% de sales y a una relación molar de 1,95. La solución rica se -

25.

30.



bombee a una presión de 14 Kg/cm^2 con la bomba 25, se calienta a 165°C con el extractor que está en la parte superior en el termointercambiador 29 y por vapor a 180°C en el termointercambiador 30 antes de entrar en la columna de extracción de 20 placas 27, accionada 14 Kg/cm^2 y --

5. que recibe del tubo 849.800 Kg. de vapor por hora. La solución caliente y pobre sale del fondo de la columna a 198°C a través del tubo 48 que contiene un 39% en peso de sales y a una relación molar de 1,25. La solución se enfría a unos 60°C y se concentra a un 41% en peso de sales en el evaporador de vacía 49, que es accionado a 180 mm. de mercurio absoluto y recibe una corriente de agua a través del tubo 58 para controlar su peso específico. La cantidad neta de agua retirada es de aproximadamente 343 Kg/hora y los 32.664 Kg/hora de solución pobre, enfriada, se bombean al tanque de almacenamiento 57, para ser devueltas al absorbedor.

10.

15. El vapor sale de la parte superior del extractor 27 a -- 4.437 Kg/hora, 14 Kg/cm^2 y 180°C , conteniendo un 29% de amoníaco y el resto agua, con trazas de contaminantes orgánicos e inorgánicos. El vapor se condensa parcialmente en el termointercambiador 29, se condensa totalmente en el termointercambiador 32 y se bombea a 120°C y $16,8 \text{ Kg/cm}^2$ a la columna de fraccionamiento 35, que recibe en el fondo --

20. 1.933 Kg/hora de vapor del tubo 36. Una pequeña corriente lateral de vapor relativamente rica en aceites tomada de los gases del horno de coque, fluye desde el fraccionador a través del tubo 39 hasta el condensador 40 y el decantador 41 para separación del aceite y devolución de la capa de amoníaco-agua a través del tubo 43 hasta la columna. Los fondos del agua que salen del fraccionador a través del tubo 37 contienen no más de un 0,3% aproximadamente en peso de amoníaco. El amoníaco anhidro del tubo 38 que contiene no más de aproximadamente un --

25. 0,01% en peso de agua se condensa en el condensador 44, devolviéndose una parte como refluo al fraccionador, eliminándose el aceite al res

30.



to hasta menos de 3 ppm de aceites en el absorbedor de carbón activo 46 para producir alrededor de 1.280 Kg/hora de amoniaco que responde a las especificaciones de la calidad para refrigeración.

- Si bien el ejemplo anterior ilustra un procedimiento preferido de funcionamiento, pueden utilizarse otras condiciones de funcionamiento sin apartarse por ello del espíritu de la invención. La relación molar del NH_3 y el H_3PO_4 en la solución pobre puede variarse de 1,1 a 1,3 aproximadamente, cuando se utiliza para absorber amoniaco - del gas del horno de coque a una presión aproximadamente igual a la atmosférica en un absorbedor dietático. Puede ser incluso de 1,4 a 1,5 en los casos en que se dispone de gas a presión y superior o temperatura inferior, o humedad inferior o bien cuando las condiciones locales hacen convenientes el uso de un absorbedor trietático o cuadrietático. La solución rica puede tener una relación molar superior o inferior a 1,95, por ejemplo, de 1,5 a 2,2 aproximadamente, según la concentración de amoniaco en el gas, la temperatura y la presión a la que se acciona el absorbedor, el número de etapas del absorbedor y la forma de manejar los vapores del alambique de amoniaco derivados de la destilación del licor amoniacal, el cual se separó inicialmente del gas del horno de coque.

- Una elevada concentración de amoniaco en el gas, el uso de un absorbedor que contenga un gran número de etapas, la operación del absorbedor a elevada presión y baja temperatura y el uso separado de los vapores del alambique de amoniaco para enriquecer la solución de la cámara 22, en vez de mezclarlos con el gas antes del absorbedor, - son todos ellos factores que favorecen la formación de una solución rica con una elevada relación molar. La concentración de sal de la solución debe encontrarse por debajo de su valor de saturación y ser superior al 10%. El valor de saturación dependerá de la relación molar y de la temperatura de la solución. Así, por ejemplo, una solución ri



5. ca con una relación molar de 1,95 y una solución pobre con una relación molar de 1,25 a una temperatura del absorbedor de 40°C, tendrán ambas una concentración de sal de saturación de aproximadamente un 45%. Para un proceso en el que se emplean lodos de sulfato de amonio, la concentración de sal del lodo será superior al valor de saturación de la solución. Así, en el ejemplo anterior, en un proceso de lodo se utilizaría una concentración de sal superior al 45% pero inferior, por ejemplo, al 80%.

10. La temperatura y presión de funcionamiento del absorbedor se determinará en gran medida por la temperatura y presión de gas de horno de coque disponible. La temperatura de funcionamiento puede variar de 30° a 60°C. La presión se encontrará por lo general un poco por encima de la presión atmosférica, aunque serían preferibles presiones más elevadas, si se dispone de ellas. El extractor debe utilizarse a una presión de al menos 7 Kg/cm², y es probable que no deba accionarse a una presión superior a 21 Kg/cm². El fraccionador puede accionarse a cualquier presión suficientemente elevada como para permitir la condensación del producto deseado de amoníaco con el agua de refrigeración disponible. Normalmente, para un fraccionador que produce amoníaco anhidro esta presión se encontrará entre 10,5 y 21 Kg/cm².

15. La concentración de las sales en las soluciones absorbentes pueden controlarse con un equipo de transferencia calorífica de superficie cerrada con el extractor y por la evaporación de agua en la corriente de gas con el uso de una corriente más caliente, en vez de utilizar el evaporador de vacío. No obstante, el evaporador de vacío descrito enfría la solución pobre y al mismo tiempo elimina el agua en exceso. Por consiguiente, elimina la necesidad de un enfriador de solución pobre y de un equipo de transferencia calorífica de superficie cerrada en el extractor, transfiriendo el calor entre la solución rica y el producto que sale por la parte superior del extractor, se pre

20.

25.

30.



serva el contenido calorico de la solución pobre que abandona el extractor para su utilización en el evaporador de vacío. El producto que sale por la parte superior del extractor se condensa antes del fraccionamiento. Es evidente que cuando el extractor funciona a presión elevada, el vapor de la parte alta del extractor puede enviarse como alimentación de vapor al alimentador, accionando este último a la misma presión o algo inferior. La introducción del producto que sale por la parte superior del extractor en el fraccionador, como vapor en vez de como líquido, daría lugar a un menor consumo de vapor en el fraccionador, pero exigiría una superficie mayor total del condensador.

La invención se caracteriza por varias desventajas. En primer lugar, la realización de la extracción de soluciones ricas de presiones entre 7 y 14 Kg/cm² da como resultado un consumo mucho menor de vapor o calor. Si bien la cantidad de vapor necesaria para producir una solución pobre con una relación molar de 1,25 aumenta en aproximadamente un 5 0% cuando se reduce la presión de extracción de 14 a 7 Kg/cm², aumenta también desproporcionadamente cuando la presión de extracción se reduce a menos de 7 Kg/cm², hasta llegar a ser a la presión atmosférica aproximadamente 15 veces la cantidad necesaria a 14 Kg/cm².

En segundo lugar, la extracción en la gama de presión de 7 a 21 Kg/cm² dan lugar a un amoníaco acuoso más puro y más concentrado. Al mismo tiempo, la extracción a 14 Kg/cm² produce 4.437 Kg/hora de un vapor de amoníaco del 29% en peso, al extraer a 7 Kg/cm² se generan 6.362 Kg/hora de vapor que sale por la parte superior a una concentración de amoníaco de sólo un 17% en peso. De igual manera, el vapor generado y la dilución del amoníaco en el mismo, aumenta desproporcionadamente cuando se reduce la presión de extracción por debajo de unos 7 Kg/cm². Es evidente también que el fraccionamiento de un mayor volumen de amoníaco acuoso más diluido se hace también más costoso en va-



5. por, agua y consumo de energía y que el equipo de extracción, accionamiento y auxiliar sería mayor y más costoso. Esta mayor cantidad de amoniaco acuoso que sale por la parte superior contendría una cantidad mayor de impurezas que adulterarían y necesitarían su eliminación del producto final de amoniaco.

10. En tercer lugar, la extracción a 14 Kg/cm^2 hace económico producir una solución pobre con una relación molar de 1,25. Esta solución acídica rechaza o no co-absorbe los gases acídicos de los gases del horno de coque y permite el fraccionamiento de un producto más puro sin necesidad de utilizar álcali neutralizante en el fraccionador. A presiones atmosféricas u otras bajas presiones de extracción, la economía dicta la extracción a una solución menos ácida, por ejemplo, una que tenga una relación molar de 1,4. La elevada eliminación deseada de amoniaco del gas del horno de coque es difícilmente posible con esta solución menos acídica y exige un absorbedor que tenga muchas etapas, un mayor volumen de circulación de la solución y una ampliación del equipo auxiliar además de exigir la retirada de los gases acídicos co-absorbidos.

15. Finalmente, las mencionadas ventajas de la extracción a presiones de 7 a 21 Kg/cm^2 , aproximadamente, que da lugar a un producto más puro y a un menor coste de capital y de explotación, puede obtenerse inesperadamente cuando se recupera amoniaco de los gases de los hornos de coque sin una corrosión excesiva y creciente del equipo de acero inoxidable, que sería de esperar cuando se manejan soluciones pobres que se hacen progresivamente más ácidas cuando la relación molar disminuye por debajo de 1,5. Aunque no sabemos qué es lo que mide la actividad corrosiva de las soluciones después de depurar cíclicamente los gases de los hornos de coque, hemos comprobado que su corrosividad para los aceros inoxidables austeníticos, tales como los tipos AISI - 304 y 316, cuando se extrae a 14 Kg/cm^2 a una relación molar de 1,25,



se redujo en aproximadamente un 90% de lo que cabría esperar de acuerdo con las anteriores pruebas de corrosión. En estas pruebas anteriores, el porcentaje de soluciones de fosfato de amonio puro aumentaron desproporcionadamente por encima de $6,3 \text{ Kg/cm}^2$ y llegaría a ser prohibitivo cuando se actuara con presiones de extracción a los 7 Kg/cm^2 . Aunque los porcentajes de corrosión de los aceros inoxidable se reducen en gran medida en nuestro procedimiento, también aumentan cuando aumenta la presión de extracción. Por consiguiente, si la presión se aumenta por encima de los 14 Kg/cm^2 aumentará la corrosión así como las desventajas asociadas a las implicaciones técnicas ordinarias del equipo de alta presión. En consecuencia, no creemos conveniente accionar el extractor por encima de unos 21 Kg/cm^2 . En algunos casos, las ventajas descritas de la extracción entre unos 7 y unos 21 Kg/cm^2 puede contrarrestar el coste del equipo corrosivo-resistente cuando se recupera amoníaco de gases distintos de los gases de los hornos de coque. Nuestro procedimiento es particularmente aplicable a la recuperación económica del amoníaco de los gases de los hornos de coque y para responder a problemas peculiares de las plantas de coque, a saber, una recuperación virtualmente completa de amoníaco de baja concentración, para impedir la corrosión del equipo y su ensuciamiento en las operaciones subsiguientes del manejo del gas y en la recuperación de amoníaco de calidad para refrigeración de gases que contienen muchos contaminantes potenciales de este producto.

Aunque hemos expuesto aquí la práctica preferida de la presente invención, pretendemos cubrir igualmente cualquier cambio o modificación de la misma que pueda introducirse sin apartarse con ello del ámbito de la invención.

- N O T A -

Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como



la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas, son susceptibles de modificaciones de detalle en cuando no alteren su principio fundamental, siendo lo que constituye la esencia del referido invento, y por lo que se solicita Patente de Introducción por 10 años en España, sobre: PROCEDIMIENTO PARA RECUPERAR AMONIACO; caracterizandose por lo siguiente:

5. 1º.- Procedimiento para recuperar amoniaco de los gases de los hornos de coque caracterizado porque comprende depurar dichos gases con una solución acuosa absorbente de amoniaco y ácido fosfórico, con lo que sustancialmente todo el amoniaco de dichos gases se absorbe en dicha solución, a continuación colocar la solución entre unas - 1.075 y 3.230 l/m², y someterla a extracción recuperando de este modo un producto de amoniaco-agua de la solución enriquecida.

10. 2º.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se coloca el producto de amoniaco-agua procedente de la columna de extracción bajo presión y se fracciona dicho producto, recuperando de ese modo amoniaco sustancialmente anhidro.

15. 3º.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se condensa el producto de amoniaco-agua procedente de la columna de extracción, se destila el condensado en una columna de fraccionamiento, se retira una corriente lateral que contiene vapor se condensa el vapor, se decatan los aceites del condensado y se devuelve la capa acuosa a la columna de fraccionamiento.

20. 4º.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se condensa el producto de amoniaco-agua procedente de la columna de extracción, se destila el condensado en una columna de fraccionamiento, se retira una corriente lateral de líquido, se decantan los aceites de la misma y se devuelve la capa acuosa a la columna de fraccionamiento.

25. 5º.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado

porque se destila amoniaco del licor amoniacal y se introduce el vapor resultante del alambique de amoniaco en dicha solución absorbente inmediatamente después de la citada etapa de depuración del gas.

5. 6^a.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque comprende depurar dichos gases con una solución absorbente acuosa de amoniaco y ácido fosfórico, con lo que se absorbe en dicha solución sustancialmente todo el amoniaco en dichos gases, se introduce vapor de amoniaco desde una fuente externa a dicha solución inmediatamente después de la citada etapa de absorción, se aplica a continuación, a dicha solución, una presión entre 1.075 y 3.230 l/m² y someterla a extracción recuperando, de este modo, de la misma, un producto de amoniaco-agua hasta que quede una solución absorbente extraída con una relación molar entre el amoniaco y el ácido fosfórico en la gama de 1,1 a 1,3 aproximadamente.
10. 7^a.- Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque se efectúa dicha etapa de extracción de la solución por contacto con acero inoxidable.
15. 8^a.- Procedimiento según la reivindicación 7, caracterizado porque se efectúa dicha etapa de extracción de la solución a una presión de unas 2.150 l/m².
20. 9^a.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se fracciona el producto de amoniaco-agua de la columna de extracción, conteniendo dicho producto aceites, se condensan los vapores resultantes, se devuelven una parte del condensado como reflujo, se pasa el restante condensado que contiene aceites y amoniacos a través de un absorbente de carbón activado para absorber los aceites del mismo, con lo que se recupera amoniaco anhidro libre de aceites.
25. 10^a.- Procedimiento para recuperar amoniaco, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria.
30. Esta memoria consta de 16 hojas, escritas a máquina por una



sola cara.

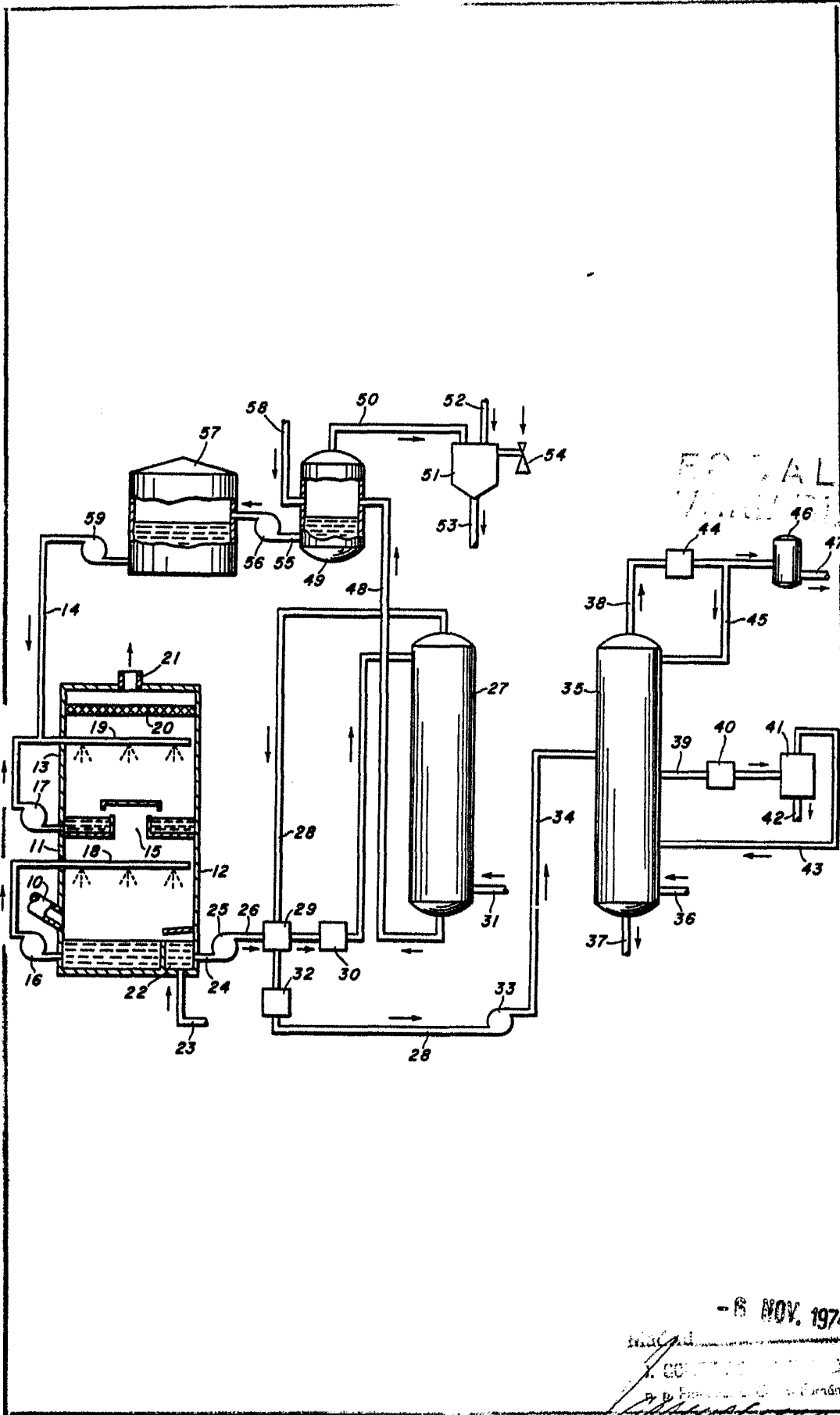
Madrid,

-6 NOV. 1974

USS ENGINEERS AND CONSULTANTS INC.;

A. ROREZ ACEBO Y SUEZ

p. p. Firmado: L. García Fernández



ESCALA
Variable

-6 NOV. 1974

Revised: _____
Checked: _____
By: _____

[Handwritten signature]