



335893

P A T E N T E
D E
I N V E N C I O N

por "UN PROCEDIMIENTO PARA LA SINTESIS DE UREA", a favor de la firma italiana, MONTECATINI EDISON S.p.A., residente en MILANO (Italia), Largo Guido Donegani, 1-2.

= . =

MEMORIA DESCRIPTIVA

El presente invento se refiere a la producción de urea mediante síntesis a partir de amoníaco y de dióxido de carbono de acuerdo a un procedimiento mejorado, que tiene el propósito de reducir al mínimo el requerimiento de energía del exterior, tal como vapor y/o energía eléctrica.

5.



335893

En todos los procedimientos conocidos, la síntesis de urea se efectúa partiendo de NH_3 y de CO_2 , introducidos en el reactor de síntesis en proporciones estequiométricas o no estequiométricas, a través del

5. equilibrio de deshidratación del carbamato de amonio hacia urea y agua, equilibrio que se encuentra influenciando por las condiciones de operación del reactor (temperatura, presión y relaciones de alimentación de NH_3/CO_2 y $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$); por lo tanto, la mezcla que sale
10. del reactor contiene siempre, en proporciones que dependen del equilibrio, urea, agua, carbamato de amonio y el exceso ocasional del reactivo introducido en el reactor que excede la cantidad estequiométrica.

- La utilización de reactivos - libres o en forma
15. de carbamato - contenidos en la mezcla que sale del reactor (para otros productos en el exterior o viceversa como mezcla de reciclaje en el reactor) clasifica el procedimiento en ciclo abierto, reciclaje parcial y reciclaje total, normalmente se definen
20. los procedimientos de reciclaje total como aquellos en los cuales por lo menos el 95% del NH_3 introducido en la planta se convierte en urea.

- Por lo tanto, en los procedimientos de reciclaje total, el amoníaco y el dióxido de carbono se
25. introducen en la planta en proporciones esencialmente estequiométricas; cuando la presión y la temperatura



335893

- de operación del reactor son fijas, el flujo de la mezcla de reciclaje depende solamente de la composición de dicha mezcla y puede, por lo tanto, fijarse en valores comparativamente arbitrarios, entre límites relativamente amplios determinados principalmente por las características del equipo instalado para el reciclaje.
- 5.

- La separación de la mezcla de reciclaje y de la urea (la cual, junto con su propia agua de formación, debe abandonar la planta de síntesis) se realiza siempre mediante evaporación de los componentes libres y la descomposición del carbamato que los forma mediante adiciones subsiguientes de calor, en varias etapas que operen a presiones gradualmente decrecientes desde la presión de síntesis hacia la presión atmosférica.
- 10.
- 15.

- Los métodos y los aparatos adoptados para devolver la mezcla de reciclaje obtenida en esta forma al reactor significaron durante mucho tiempo la principal diferencia entre los diversos procedimientos propuestos: sin embargo, debido a las dificultades y a las complicaciones inherentes tanto al reciclaje en la fase gaseosa como al reciclaje en la fase sólida o en suspensión, todos los procedimientos aplicados o publicados recientemente utilizan un reciclajes en fase
- 20.



335893

líquida, obtenido por condensación de la mezcla de reciclaje (con nueva formación del carbamato) mediante substracción de calor en una o más etapas, trabajando a presión y temperatura adecuadas.

5. Es evidente que puede obtenerse una reducción de los requerimientos de la energía de funcionamiento y de energía térmica reduciendo el flujo de la mezcla de reciclaje mediante un aumento del porcentaje de NI_3 y/o una reducción del porcentaje H_2O en dicha mezcla;
10. mientras que puede obtenerse una reducción en el requerimiento de energía térmica así como de agua de enfriamiento mediante el uso del calor de condensación, o de parte de él, de la mezcla de reciclaje para una o más etapas de evaporación de dicha mezcla.
15. La adopción separada o junta de los dos métodos mencionados y las formas de realización inherentes, caracterizan los diferentes procedimientos aplicados o propuestos, identificables en las siguientes variaciones de aplicación del esquema general descrito anteriormente (relacionadas especialmente a la primera etapa de evaporación y de condensación):
 - 1.- La evaporación y la condensación de la primera etapa se efectúa a la misma presión, considerablemente menor que la presión de síntesis (por ejemplo cincuenta contra 200 ata) y en todo caso una presión
25. tal que permita la descomposición del carbamato en equilibrio con sus propios gases; la condensación se efectúa



335893

a temperaturas comparativamente bajas, el límite inferior es la temperatura de cristalización de la mezcla de reciclaje. Por consiguiente, el calor de condensación no puede recuperarse en forma útil; la reducción del flujo de reciclaje mediante el aumento porcentual del NH_3 y la reducción del H_2O , está limitada por la presión de los vapores de la mezcla de reciclaje a la temperatura de condensación, la cual no debe exceder la presión que permita la evaporación de la primera etapa; no es necesario utilizar un compresor entre el evaporador y el condensador, mientras que una bomba entre el condensador y el reactor es necesaria.

2. - Igual al caso 1, con la diferencia que el flujo de reciclaje se divide en dos flujos que trabajan en paralelo, de los cuales uno consiste de solamente amoníaco; esto permite una reducción del flujo de reciclaje total, sin un aumento de presión en el evaporador y en el condensador de la primera etapa, pero determina la adición de aparatos para la separación, condensación y bombeo del flujo de reciclaje de amoníaco.

3. - Igual al caso 1, con la diferencia que la condensación se efectúa a una temperatura tanto más alta como para permitir el uso de su propio calor, o parte de su calor, mediante intercambio directo con



335893

el evaporador de la segunda o de la tercera etapa.

Esto produce uniones de diversa naturaleza entre las condiciones de operación de las diferentes etapas de reciclaje, las cuales reducen parcialmente las ventaj

5. jas de la recuperación del calor; la reducción del flujo de reciclaje, especialmente, se encuentra limitada en forma mucho más estricta en el caso 1, debido a la mayor temperatura de condensación.

10. 4. - La evaporación de la primera etapa se efectúa tal como en el caso 1, a una presión considerablemente menor que la presión de síntesis y en todo caso una presión tal como para permitir la descomposición del carbamato en equilibrio con sus propios gases, en tanto que la condensación se efectúa a la presión de
15. síntesis y a una temperatura tan alta como permitir la utilización de todo su calor para la producción de vapor, utilizable en la planta para usos térmicos y de funcionamiento. Por consiguiente, es necesario un compresor entre el evaporador y el condensador,
20. mientras que no es necesaria una bomba entre el condensador y el reactor, que puede construirse en una sola pieza.

25. El alto requerimiento de energía externa para el compresor reduce en una gran parte las ventajas de alto rendimiento y de recuperación de calor.



335893

5. - La evaporación y la condensación de la primera etapa se efectúa a la misma presión, esencialmente igual a la presión de síntesis; la condensación se efectúa a una temperatura tan alta como para permitir
5. la utilización de su propio calor para la producción de vapor utilizable en la planta para diversos usos, pero no para la evaporación de la primera etapa.
- La descomposición del carbamato, imposible cuando está en equilibrio con sus propios gases, requiere el desplazamiento del equilibrio mediante la introducción en el evaporador de un considerable flujo de NH_3 desde el exterior, o en forma alternativa, de CO_2 , consistiendo esencialmente del flujo de alimentación de uno de los reactivos primarios mencionados.
- 10.
15. Los compresores de reciclaje en las bombas entre evaporador, condensador y reactor, los cuales pueden también construirse en una sola pieza, no son necesarios o deben trabajar para una diferencia de presión mínima.
20. Una primera característica común a todos los procedimientos descritos anteriormente es la necesidad de comprimir la totalidad de los reactivos primarios, amoníaco y dióxido de carbono, hasta la presión de síntesis.
25. Una segunda característica común a todos los



335893

- procedimientos descrito anteriormente es la necesidad de controlar la temperatura de síntesis, esencialmente para el equilibrio de deshidratación del carbamato a urea, mediante adición o sustracción de calor desde
5. el exterior a través de superficies de intercambio adecuadas, hacia o desde el reactor o los flujos que penetran en él, de acuerdo con el balance térmico del reactor cuando muestre deficit o exceso, esto dependerá del procedimiento y de las condiciones de operación
10. que se adopten; dichas superficies de intercambio, sujetas a las condiciones desfavorables de temperatura, presión y corrosión del reactor, se hacen bastante importantes en los casos de condensación con recuperación de calor efectuada a presión de síntesis (casos
15. 4 y 5).

- Una tercera característica común a todos los procedimientos descritos anteriormente es la necesidad de realizar la condensación a la presión de síntesis, con el objeto de obtener al mismo tiempo las ventajas
20. de un flujo de reciclaje reducido y de recuperación de calor, lo cual produce los inconvenientes mencionados en el primer párrafo y, en el caso 4, la compresión de los gases de reciclaje.



335093

Una primera característica del procedimiento mejorado propuesto aquí, consiste en el hecho de que una fracción considerable del dióxido de carbono de la alimentación primaria, no se introduce a presión de

5. síntesis sino a una presión considerablemente inferior; más exactamente, se introduce en el condensador de la primera etapa o, como una alternativa en el condensador de una etapa subsiguiente, junto con la mezcla de reciclaje gaseosa separada del evaporador respectivo;
10. esta mezcla gaseosa que contiene un gran exceso de amoníaco con respecto a la cantidad estequiométrica, reacciona con la fracción de dióxido de carbono de la alimentación, formando carbamato en dicho condensador.

- Una segunda característica del procedimiento aquí propuesto consiste en el hecho de que el control de la temperatura de síntesis no requiere ningún intercambio de calor al nivel térmico del reactor, el cual por consiguiente puede consistir de un recipiente simple, sino que se realiza regulando la cantidad de
20. calor de reacción desarrollado en el reactor; y, más exactamente, sin modificar el flujo de dióxido de carbono introducido directamente en el reactor en estado libre y el flujo de dióxido de carbono introducido junto con la mezcla de reciclaje y por lo tanto,
 25. combinado como carbamato de amonio con el exceso de



335893

amoníaco contenido en dicha mezcla de reciclaje.

- Una tercera característica del procedimiento aquí propuesto consiste en el hecho que la evaporación y la condensación de la primera etapa se efectúan a
5. la misma presión, considerablemente menor que la presión de síntesis y comprendida entre 50 y 120 ata; que esta presión, de acuerdo a lo que hemos encontrado, permite una descomposición suficiente en el evaporador del carbamato de amonio contenido en la mezcla de reciclaje
 10. junto con un exceso adecuado de NH_3 ; que esta misma presión, de acuerdo a lo que hemos encontrado, permite la condensación en el condensador de una solución concentrada que contiene esencialmente carbamato de amonio y poca cantidad de agua y que se obtiene agregando
 15. la mezcla de reciclaje que contiene dicho exceso de NH_3 a la fracción de CO_2 de la alimentación primaria introducida en el condensador y que, por lo tanto, el flujo de dicha mezcla de reciclaje que contiene como se mencionó mucho NH_3 y poca H_2O , resulta reducido
 20. considerablemente; que a dicha presión, de acuerdo a lo que hemos encontrado, la condensación de dicha solución concentrada es posible a una temperatura lo suficientemente alta como para permitir la utilización de todo el calor para la producción de vapor; que, finalmente,
 25. de acuerdo a lo que hemos encontrado dicha producción es suficiente, tanto en cantidad como en



335893

- nivel térmico, para cubrir el requerimiento total de calor de la planta (excluyendo la evaporación de la primera etapa, incluyendo las evaporaciones de la segunda y de la tercera etapa e incluyendo la etapa final de
5. concentración de la solución de urea hasta 99.5%), directamente o después de termocompresión a una relación de compresión baja (comprendida entre 1:1 y 1:2), realizada mediante un eyector o mediante un equipo de turbina-compresor, funcionando en la energía del vapor
10. tomado desde el exterior y subsiguientemente reemplazado para usos térmicos en la planta, por ejemplo, para la evaporación de la primera etapa.

- Una ventaja del presente invento consiste en el hecho que permite al mismo tiempo reducir el flujo
15. de la mezcla de reciclaje mediante el aumento del porcentaje de NH_3 y disminución del porcentaje de H_2O en la misma mezcla, y recuperar el calor de condensación de la primera etapa de reciclaje, más una parte considerable del calor de formación del carbamato formado
20. a partir del CO_2 de la alimentación primaria; esto permite reducir al mínimo los requerimientos de energía de funcionamiento, de energía térmica y de agua de enfriamiento a partir del exterior.

- Una segunda ventaja del presente invento
25. consiste en el hecho que no necesita, ni para el control



335893

de la temperatura de síntesis ni para la recuperación de calor, de ningún aparato de intercambio de cualquier tipo sujeto a las condiciones desfavorables de temperatura, presión y corrosión del reactor; esto permite

5. reducir al mínimo los costos de instalación y de funcionamiento así como las pérdida de producción para el mantenimiento del reactor; y aún más, permite elevar la temperatura de síntesis hasta valores más convenientes para la conversión de carbonato en urea, sin limitaciones dictadas por el peligro de corrosión del intercambiador.
- 10.

Una tercera ventaja del presente invento consiste en el hecho que no necesita un compresor a alta presión y a alta relación de compresión funcionando

15. con la mezcla de reciclaje para llevar el calor de condensación de la mezcla de reciclaje hasta el nivel térmico necesario, sino solamente un compresor a baja presión y a baja relación de compresión funcionando con vapor; esto permite reducir al mínimo los costos de instalación y de funcionamiento así como las pérdidas de producción debidas al mantenimiento del compresor; y permite además emplear el procedimiento para plantas tanto de gran capacidad como de pequeña capacidad, sobrepasando el límite inferior de capacidad
 - 20.
25. ligado al uso de compresores a alta presión y a alta



335893

relación de compresión.

- Una cuarta ventaja del presente invento consiste en el hecho que la fracción de CO_2 de la alimentación primaria introducida en el condensador de la
5. primera etapa o, en forma alternativa, de una etapa subsiguiente, puede obtenerse a partir de una fase intermedia del compresor de alimentación de dicho CO_2 primario con reducción de los requerimientos de energía; esta reducción resulta especialmente considerable
10. en la alternativa en la cual dicha fracción o parte de dicha fracción de CO_2 primario se introduce en el condensador de una etapa que sigue a la primera; alternativa que sin embargo, produce obviamente una menor recuperación de calor.
15. Una forma de aplicación del presente invento se muestra, como un ejemplo no limitativo en la figura 1 de los dibujos adjuntos.
20. El NH_3 de la alimentación 1 se comprime mediante la bomba 2 a la presión de síntesis en 3. El CO_2 de la alimentación 4, en relación estequiométrica con el NH_3 de la alimentación 1 es aspirado por el compresor de etapas múltiples 5; alrededor de 1/3 del flujo 4 se obtiene a partir de la penúltima etapa en 6, mientras que el resto se comprime a partir de la
25. última etapa hasta presión de síntesis en 7.



335893

El NH_3 y el CO_2 7 se envían al reactor de síntesis 8, que trabaja a una presión comprendida entre 180 y 240 ata y a $180^\circ\text{C} - 210^\circ\text{C}$. La mezcla que sale del reactor 8 se expande mediante la válvula 9

5. hasta la presión del evaporador de la primera etapa 10, comprendida entre 60 y 120 ata, en el cual, a expensas del calor de condensación del vapor 11 condensado en 12, la mayor parte del NH_3 y del CO_2 que no se han transformado en urea se evaporan. La mezcla
10. 13 de líquido y gas se separa mediante el separador 14 en el líquido 15 y el gas 16.

- El líquido 15 se envía a las etapas de reciclaje subsiguientes segunda y tercera, cada una de las cuales se compone esencialmente de un evaporador, un
15. separador y un condensador, mediante las cuales se separa en una solución que contiene esencialmente la urea y el H_2O producidos por los reactivos 1 y 4 (que se concentra subsiguientemente hasta 99,5% para producir urea cristalizada) y una solución que contiene esencial-
20. mente el NH_3 y el CO_2 que no se han transformado en urea y el H_2O que excede al H_2O de reacción (la cual se reconduce viceversa en el ciclo en 17).

- El gas 16 junto con dicha solución 17 forma la mezcla de reciclaje la cual, junto con la fracción
25. de CO_2 de la alimentación 6 se introduce en el condensador de la primera etapa 18, donde a expensas del ca-



335893

lor de evaporación del vapor condensado 19, evaporado en 20, se condensa para ser subsiguientemente comprimido por la bomba 21 hasta la presión de síntesis y se recircula hacia el reactor en 22.

5. El vapor generado en 20 a alrededor de 3 - 4 ata se comprime mediante el compresor 23 hasta alrededor de 4.5 - 5.5 ata y se envía en 24 hacia los evaporadores de la segunda y de la tercera etapa, así como hacia la etapa de la concentración final de la urea a 10. 99.5%, donde pierde su calor de condensación formando nuevamente vapor condensado en 19.

15. El compresor 23 se opera mediante la turbina 25 en la cual el vapor 26, tomado desde el exterior a 30 - 35 ata se expande hasta que alcanzan la presión de descarga 11 y luego entrega su calor de condensación al evaporador de la primera etapa 10, del cual sale condensado en 12.

20. El requerimiento total de vapor desde el exterior está representado por el flujo 26, condensado completamente en 12; el calor apreciable del condensado 12 puede utilizarse para precalentar el NH_3 de la alimentación en 3.

25. De acuerdo con el nivel térmico del vapor disponible, son posibles muchas otras combinaciones; una de ellas se muestra en la figura 2, para la cual tanto



335893

- el significado de los símbolos como la descripción precedente son válidos excepto por lo siguiente: el compresor 23 se opera mediante la turbina 25 en la cual el vapor 26, tomado desde el exterior a alrededor de
5. 20 ata se expande hasta que alcanza 4.5 - 5.5 ata en 24, desde donde se envía junto con el vapor recuperado comprimido a la misma presión por el compresor 23, hacia los evaporadores de la segunda y de la tercera etapa, así como a la etapa de concentración final a
10. 99.5%, donde pierde su calor de concentración, nuevamente convirtiéndose en condensado en 10.

En este caso el requerimiento total de vapor desde el exterior está representado por el flujo 26 y por el flujo 11.

= . =



335893

N O T A

Descrito el objeto del presente invento se declaran nuevas y de propia invención las siguientes reivindicaciones, con prioridad italiana número provisional 13.674 del 21.1.66.

5. 1. - Un procedimiento para la síntesis de urea caracterizado porque comprende: la conversión del NH_3 y del CO_2 de la alimentación en urea y H_2O a presión y temperatura de síntesis, comprendidas entre 190 y 240 ata y 190 y 210°C , dicha conversión será, sin tomar en cuenta las
10. pérdidas, parcial o total debido al efecto de la presencia a presión y a temperatura de síntesis de una mezcla de reciclaje que consiste de carbamato de amonio, exceso de amoníaco y agua en proporciones adecuadas; la separación de dicha mezcla de reciclaje de los
15. productos de la reacción por medio de la descomposición del carbamato y de la evaporación del NH_3 y del H_2O que se efectúa con absorción de calor, dicha separación se efectúa en más de una etapa subsiguiente (entre 2 y 4) trabajando a presiones gradualmente de-
20. crecientes a partir de la primera hasta la última etapa y todas ellas inferiores a 120 ata; la eliminación del



335893

- agua a partir del líquido residual de la última de dichas etapas de separación, que consiste esencialmente de los productos de la reacción, mediante la concentración o la cristalización de la urea; la condensación del gas separado de una o más de todas dichas etapas de separación en una o más etapas de condensación, cada una de ellas operando a la misma presión de la etapa de separación correspondiente, con formación de carbamato y desarrollo de calor, y finalmente
5. la recirculación del líquido condensado de cada una de dichas etapas de condensación hacia la etapa de condensación precedente y desde la primera etapa hasta la presión de síntesis; el procedimiento se caracteriza por el hecho que sólo el NH_3 y parte del CO_2 de la alimentación se comprimen a presión de síntesis,
 10. mientras que una fracción considerable, comprendida entre el 25 y el 50% del CO_2 de la alimentación se comprime solamente a la presión de una o más de las etapas de condensación, formando en ellas carbamato
 15. de amonio con el exceso de NH_3 contenido en la mezcla de reciclaje y que dicho carbamato de amonio es bombeado subsiguientemente a la presión de síntesis junto con dicha mezcla de reciclaje.
 - 20.



335893

2. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 1, caracterizado por el hecho que la primera etapa de separación y de condensación de la mezcla de reciclaje opera a una presión comprendida entre 60 y 120 ata.
- 5.
3. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 2, caracterizado además por el hecho que el calor desarrollado en la primera etapa de condensación de la mezcla de reciclaje se recupera con el objeto de producir vapor y que el vapor se produce en una cantidad suficiente para cubrir los requerimientos técnicos del procedimiento entero, excluyendo la primera etapa de separación de la mezcla de reciclaje, incluyendo todas las etapas de separación subsiguientes de la mezcla de reciclaje e incluyendo la concentración final para remover el H_2O de reacción y producir urea fundida.
- 10.
- 15.
4. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 3, caracterizado además por el hecho que el calor recuperado a partir de la primera etapa de condensación comprende no solamente el calor de condensación y el calor de formación del carbamato contenido en la mezcla de reciclaje, sino también el calor de condensación del exceso de NH_3 ; el procedimiento no incluye
- 20.

335893



una condensación separada de dicho exceso de NH_3 .

5. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 3, caracterizado además por el hecho que el calor recuperado a partir de la primera etapa de condensación comprende no solamente el calor de condensación de la mezcla de reciclaje, sino también el calor de formación del carbamato producido por la reacción de la fracción de CO_2 de la alimentación introducida en dicha primera etapa de condensación con el exceso de NH_3 contenido en la mezcla de reciclaje.
- 10.
6. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 3, caracterizado además por el hecho que todo el calor desarrollado por el procedimiento a un nivel térmico útil y no absorbido por el procedimiento mismo, y exactamente tanto el calor desarrollado por la mezcla de reciclaje como el calor producido por la reacción de la mezcla de reciclaje con los reactivos o con la fracción de los reactivos de la alimentación, se recuperan en un solo aparato que trabaja entre 60 y 120
- 15.
20. ata y entre 140 y 160°C.
7. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 3, caracterizado además por el hecho que el nivel térmico de todo o de parte del vapor generado

335893



se eleva mediante compresión adiabática de dicho vapor utilizando medios de termocompresión, tanto estáticos tal como eyectores y dinámicos tal como turbo-compresores, a expensas de la energía de expansión del vapor

5. proveniente del exterior, cuyo calor de condensación se utiliza subsiguientemente para cubrir otros requerimientos térmicos del procedimiento.

8. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 7, caracterizado además por el hecho que el calor de condensación del vapor utilizado para proveer energía de funcionamiento para la termocompresión, se utiliza subsiguientemente para la primera etapa de separación de la mezcla de reciclaje.
- 10.

9. - Un procedimiento de acuerdo a una o más de las Reivindicaciones precedentes, caracterizado además por el hecho que el control de la temperatura de síntesis se efectúa regulando, a un flujo de alimentación total de CO_2 igual, la relación entre la fracción de dicho CO_2 introducido en estado libre a la presión de síntesis y la fracción introducida en una o más etapas de condensación y bombeada subsiguientemente a la presión de síntesis en forma de carbamato de amonio junto con la mezcla de reciclaje.
- 15.
- 20.



335893

5. 10. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 9, caracterizado además por el hecho que el aparato en el cual se realiza la síntesis de urea, sujeta a la presión y a la temperatura de síntesis, consiste de un recipiente simple, sin superficies de intercambio aptas para proveer o para substraer calor tanto para control de temperatura como para recuperación del calor.
10. 11. - Un procedimiento de acuerdo a la Reivindicación 10, caracterizado porque no existen superficies intercambiadoras de calor sujetas a la presión y a la temperatura de síntesis, aunque se trata de un procedimiento con una relación de conversión (CO_2 convertido en urea dividido por el CO_2 total presente, como alimentación o como reciclaje, a la temperatura y a la presión de síntesis) mayor que 0.6 y con una relación de recuperación de calor (calor recuperado y utilizado en el procedimiento dividido por el requerimiento total de calor del procedimiento) mayor que 0.4.
15. 12. - Un procedimiento para la síntesis de urea.
- 20.



335893

Según se describe y reivindica en la presente memoria descriptiva que consta de 23 páginas, foliadas y escritas a máquina por una sola de sus caras, acompañadas de dos láminas de dibujo.

5. Madrid, a 20 de enero de 1967.

p. a.

JAIMESERRA
Jose Rodriguez

Firmado: JOSE RODRIGUEZ

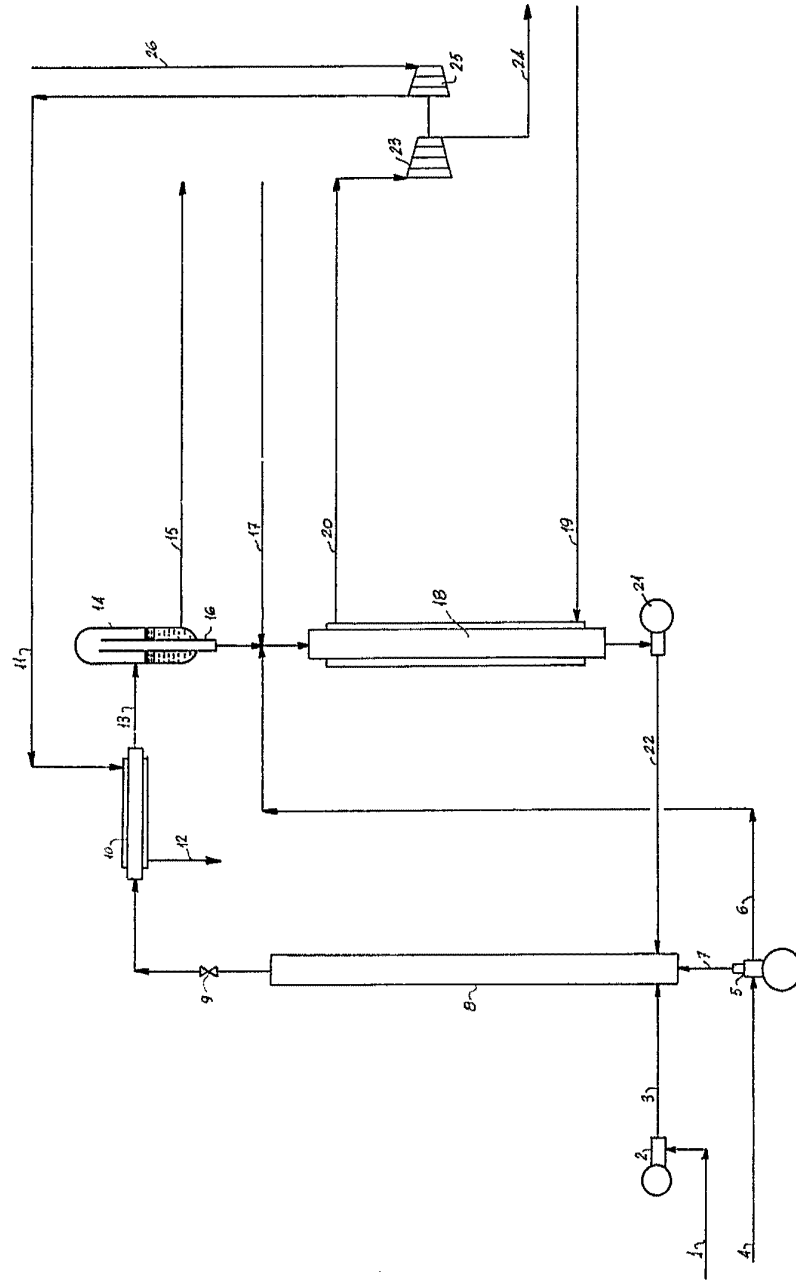
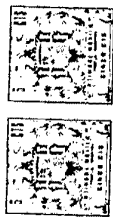


Fig. 1

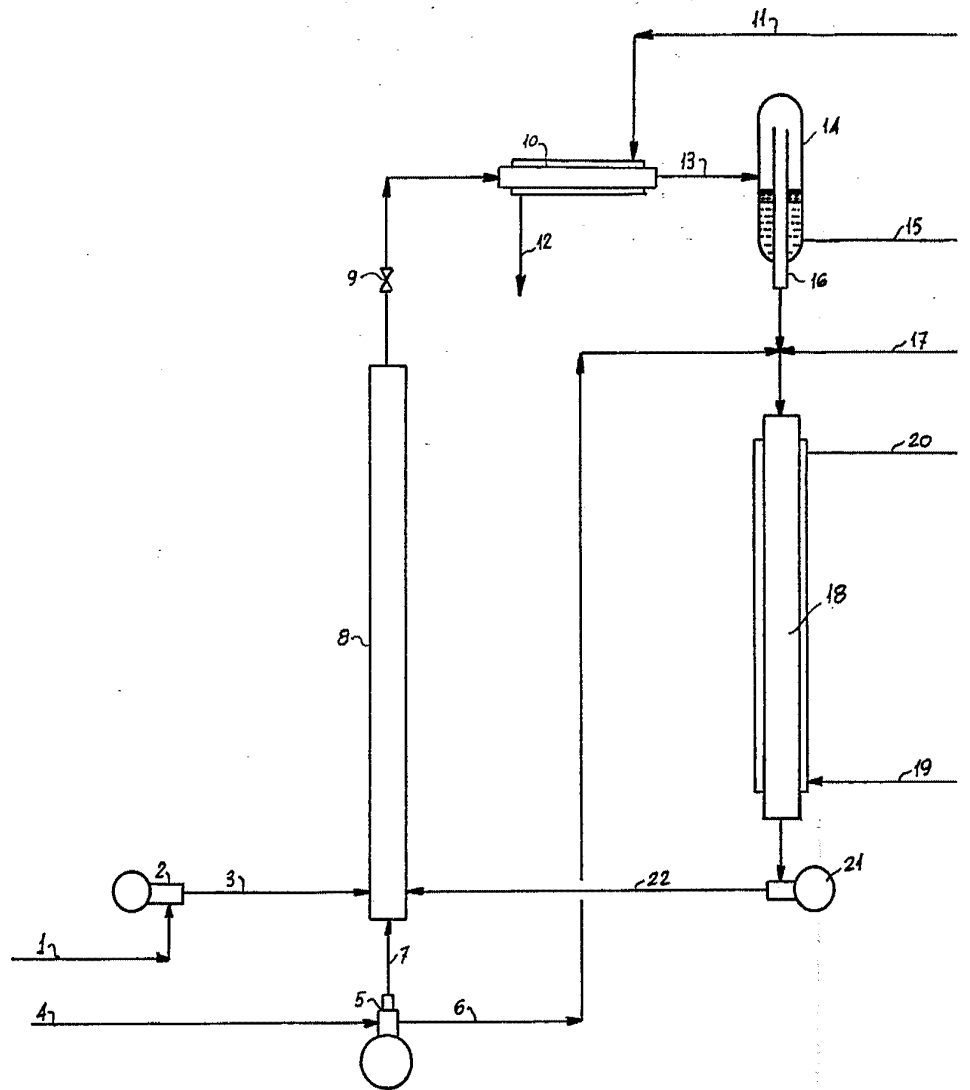
Madrid, 20 ENE. 1961

Jaime Iserra

BOYD-ROBERTSON

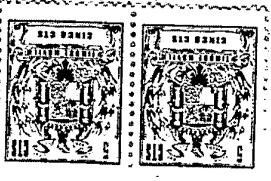
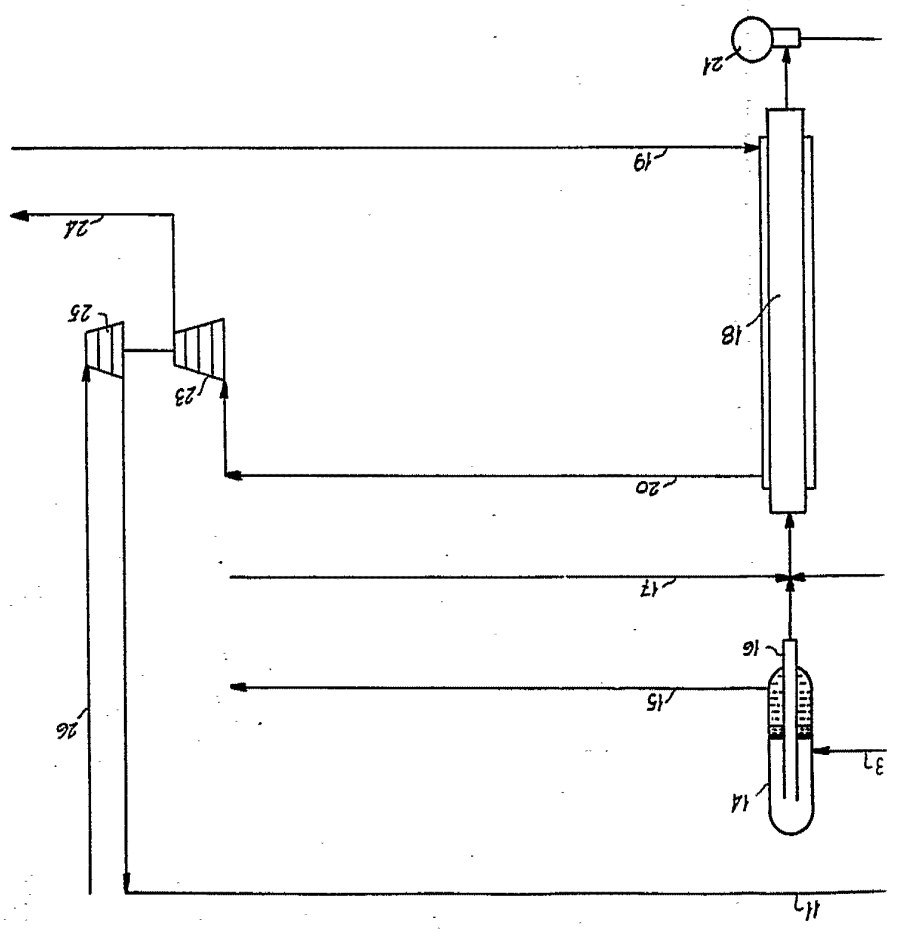
335893

MONTELATINI EDISON S.p.A.



Invenido: JOSE RODRIGUEZ
 H. J. O. S. S. S. S.
 Hoja 1
 20 ENE. 1961
 Hojeda
 Jaime Eisen

Fig. 1



335893
 2 Hojas
 Hoja 1

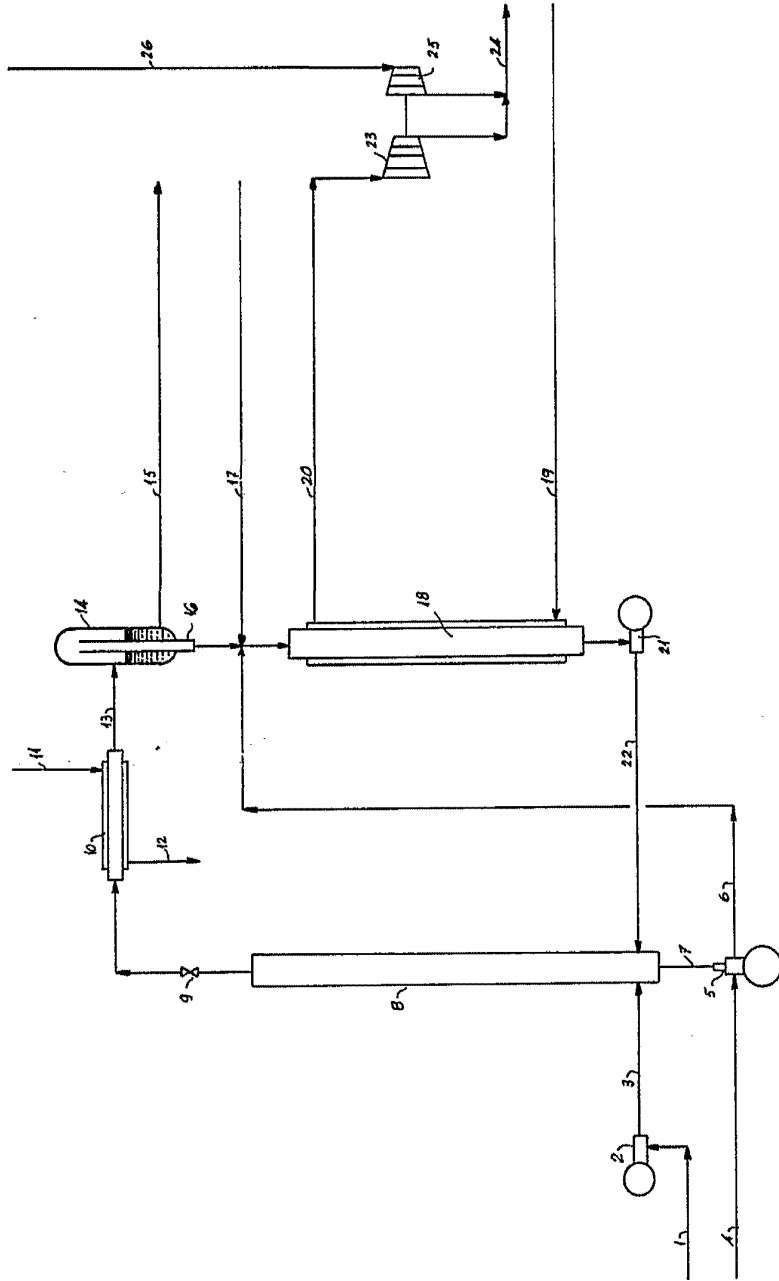
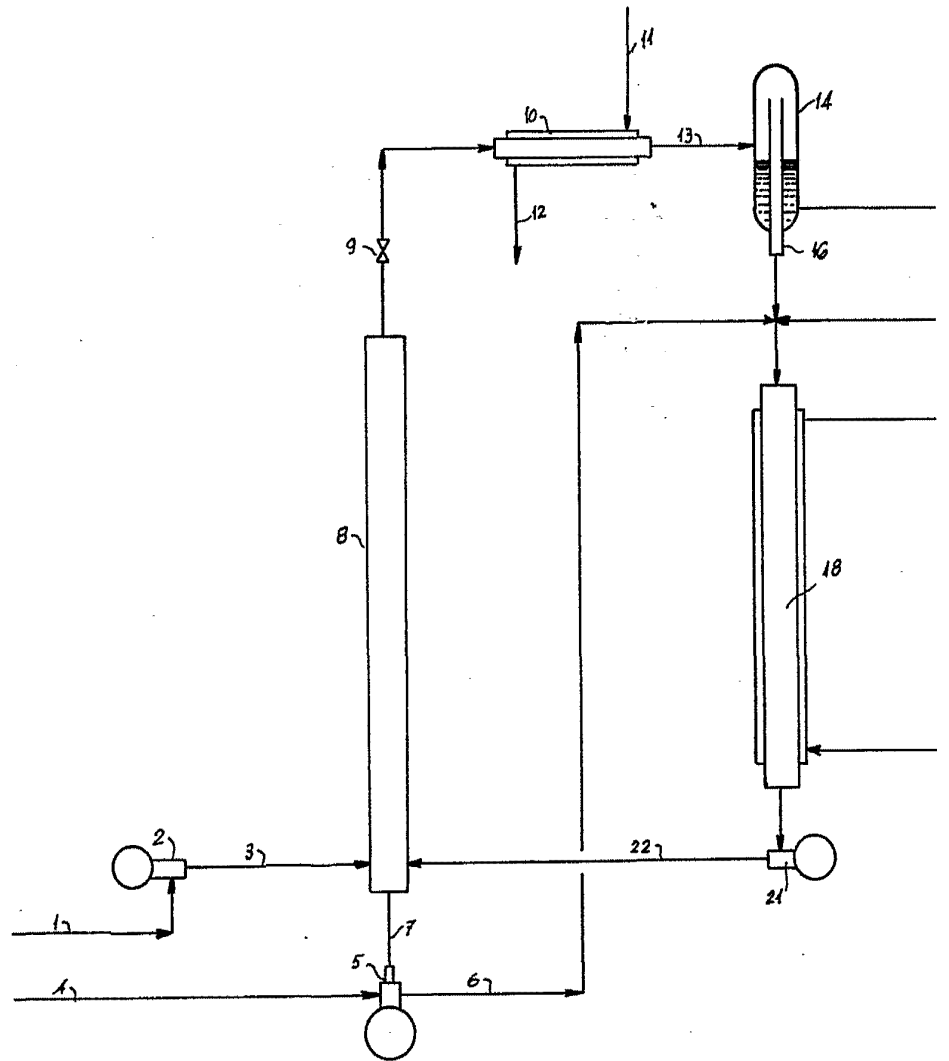


Fig. 2

H Madrid, 20 ENE. 1904
Jaime Izerra
P. P. Izerra

335893
MONTECATINI EDISON S.p.A.



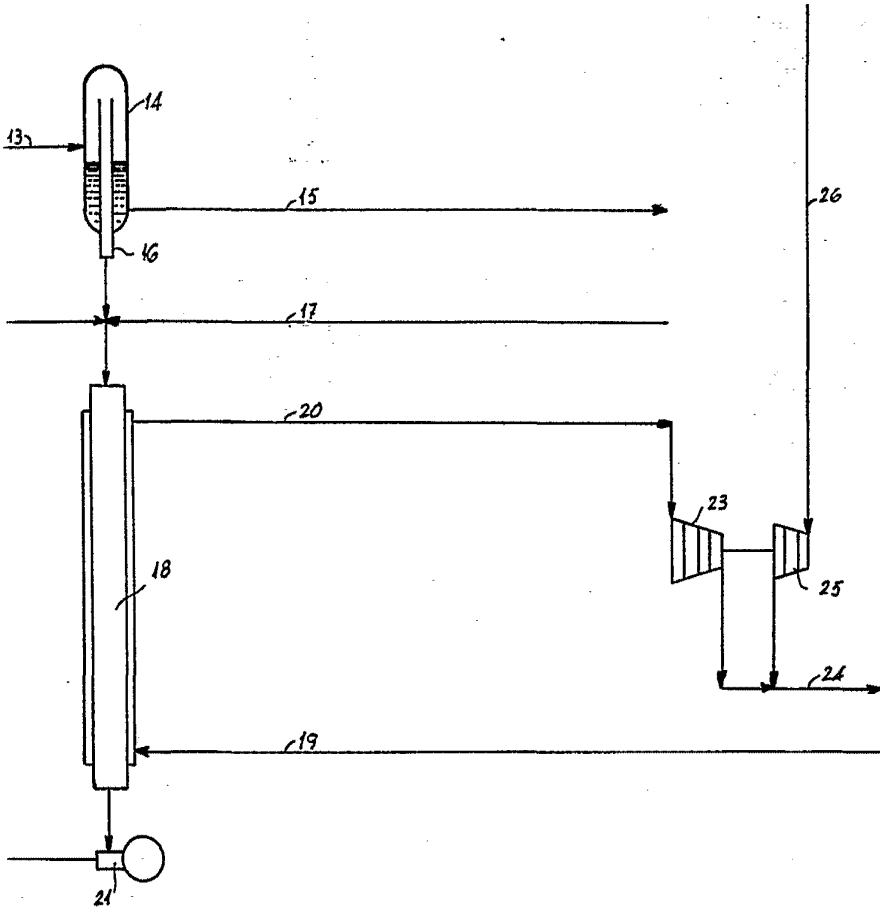


Fig.2

Madrid, 20 ENE. 1906
Jaime Isern
P. P. Lora