

12 ENE. 1977

CONCEDIDA

nº 443.792

PATENTE DE INVENCION

por VEINTE años

cuyo privilegio se solicita para España,
sus territorios y plazas de soberanía, a
favor de:

Francis van HECKE

de nacionalidad belga, domiciliado en 183,
avenue de Tervueren, B-1040 Bruselas, Bél-
gica, relativa a:

"PROCEDIMIENTO PARA LA REGENERACION DE SO-
LUCIONES DE DEPURACION AGUOSAS REGENERA-
BLES"

Prioridad: Solicitud de patente en Gran Bretaña nº
55851/1974 de fecha 24 diciembre 1974.

**POOR
QUALITY**

Int. Cl.: B01D; C02B

MEMORIA DESCRIPTIVA

5. Esta invención se refiere a mejoras en la regeneración de soluciones de depuración acuosas regenerables que se utilizan para la eliminación en masa de gases ácidos, tales como CO_2 , H_2S , HCl , SO_2 , mercaptanos SO_2 , etc., por absorción a partir de mezclas de gases que contienen estos gases ácidos, en un proceso cíclico en que se regeneran dichas soluciones de depuración acuosas por extracción con vapor antes de reciclarse a la etapa de absorción. - - - - -

10. La invención se refiere particularmente a un proceso para la regeneración de soluciones de depuración acuosas regenerables que se utilizan para la eliminación en masa de gases ácidos, por absorción a partir de mezclas de gases que contienen estos gases ácidos, en un proceso cíclico en el que se regeneran dichas soluciones de depuración acuosas en un sistema de regeneración por extracción con vapor antes de reciclarse en la etapa de absorción, regenerándose una parte de las soluciones de depuración en una sección principal de regeneración del sistema de regeneración, mientras que la otra parte de las soluciones de depuración se regenera en una sección de regeneración auxiliar del sistema de regeneración. - - - - -

15.

20.

La mezcla de gas que debe depurarse puede ser bien una corriente de gas natural o bien un gas de proceso industrial. - - - - -

- Las soluciones de depuración acuosas de uso más corriente utilizadas en un proceso cíclico son soluciones de carbonatos alcalinos particularmente el carbonato potásico que puede contener cualquiera de los conocidos aditivos de activación tales como los arsenitos, boratos, aminoácidos, alcanolaminas, u otros aditivos que aumenten los regímenes de absorción y de desorción del gas ácido en la solución de depuración. Además de la solución de carbonato alcalino, se utilizan bien por separado bien en mezcla otras soluciones regenerables tales como soluciones acuosas de las etanolaminas, y otras alcanolaminas, de las sales de metales alcalinos de aminoácidos, de fosfatos alcalinos, fosfatos alcalinos, boratos alcalinos y otros componentes similares. Para la absorción de SO_2 a veces se prefiere utilizar una solución de sulfitos y bisulfitos de metal alcalino. Es una práctica común incorporar un inhibidor de corrosión en estas soluciones. - - - - -
- 5.
 - 10.
 - 15.
 - 20.

La regeneración de la solución de depuración agotada mediante extracción con vapor y ebullición tiene lugar a una presión de regeneración que suele ser próxima a la presión atmosférica, correspondiente a temperaturas de ebullición que están comprendidas comúnmente en la gama de 70°C a 150°C. - - - - -

- 25.

Puede producirse el vapor de extracción haciendo hervir la solución de depuración acuosa en un variador del calor calentado indirectamente o puede obtenerse a partir de una fuente exterior de vapor que suministra vapor vivo.

5. La solución de depuración agotada que sale del absorbedor donde se ha realizado normalmente la absorción del gas ácido bajo presión superatmosférica, se somete primero a una reducción de presión y evaporación antes de introducirse en una zona de extracción con vapor de la sección de regeneración. -----
- 10.

El equipo de regeneración utilizado comúnmente comprende una columna de regeneración equipada de materiales de relleno, platos de casquete de barboteo, bandejas de colar y otros medios apropiados para asegurar un contacto íntimo entre la solución y el vapor de extracción. Se utiliza en la etapa de absorción un equipo de tipo similar. --

15.

Según la temperatura a que se recibe la solución de depuración regenerada al absorbedor y a que la solución de depuración agotada sale de dicho absorbedor, el proceso cíclico puede definirse como "isotérmico", "óptimo" o "clásico". En el ciclo clásico el absorbedor funciona a una temperatura moderada que puede ser próxima a la temperatura ambiente. Dado que la regeneración por extracción con vapor tiene lugar a una temperatura más elevada, se necesitarán varios intercambiadores térmicos y/o calentadores y enfriadores de solución además del equipo corriente de absorción

20.

25.

y regeneración. Se prefiere por ejemplo un tal ciclo clásico para la eliminación de CO_2 cuando la solución de depuración es una solución acuosa de monoetanolamina. - - - - -

5. Cuando se dispone de la mezcla gaseosa que se ha de depurar a una presión tal que la presión parcial del constituyente gaseoso ácido que ha de eliminarse es relativamente elevada, es posible aumentar la temperatura de la etapa de absorción. Entonces el proceso cíclico preferido será bien del tipo isotérmico o bien del tipo óptimo. - - -

10. La diferencia entre el denominado ciclo isotérmico y el ciclo óptimo puede ilustrarse más fácilmente en el caso de un proceso de absorción y regeneración de dos etapas. En el ciclo corriente de absorción y regeneración de dos etapas, se envía al caudal total de solución de depuración agotada a la parte superior del regenerador, desde donde se retira una parte principal de solución parcialmente regenerada a un nivel intermedio, mientras que la parte menor restante de solución se regenera más completamente. Se envía únicamente esta parte menor de solución "pobre" a la parte superior del absorbedor, mientras que la corriente principal de solución "semipobre" se recicla al absorbedor a un nivel intermedio. - - - - -

15.

20.

25. En el llamado ciclo "isotérmico" se enfría únicamente la corriente menor de solución pobre antes de introducirse en la parte superior del absorbedor, mientras que se recicla la corriente principal de solución semipobre al

5. absorbedor sin ningún enfriamiento intermedio. En el ciclo "óptimo", se enfría la corriente menor de solución pobre antes de reciclarla a la parte superior del absorbedor, a fin de ajustar la presión de vapor de la solución a un valor correspondiente al grado requerido de depuración, mientras que se ajusta la temperatura de la solución semipobre que se recicla a un nivel intermedio por enfriamiento a un valor tal que se pueda lograr el perfil de temperatura óptimo para un proceso de absorción eficiente. - - - - -

10. Este perfil térmico óptimo es a veces importante para controlar o restringir algunas reacciones secundarias no deseadas. - - - - -

15. Cuando se ha de aplicar el ciclo óptimo a un sistema de regeneración de caudal partido de una sola etapa, se enfría tanto el caudal menor de solución regenerada que se recicla a la parte superior del absorbedor como el caudal principal de solución que se recicla a un nivel intermedio, si bien en grado diferente. En comparación, en el llamado sistema isotérmico de caudal partido de una sola etapa, se enfría sólo el caudal menor de solución regenerada, mientras
20. que se recicla el caudal mayor de solución regenerada a un nivel intermedio del absorbedor sin enfriamiento. - - - - -

25. Ya se sabe que se puede reducir la exigencia térmica global de estos procesos cíclicos si se utiliza un sistema de regeneración de presión doble, en el que se regenera la parte principal de la solución de depuración agotada

en una columna de regeneración principal que funciona a un nivel de presión más elevado, mientras que se regenera la parte menor de la solución en una segunda columna de regeneración auxiliar que funciona a un nivel de presión inferior, por un caudal de vapor de extracción que se ha producido exclusivamente por evaporación instantánea a continuación de una baja de presión, de la parte mayor de solución regenerada desde el nivel de presión superior al nivel de presión inferior. - - - - -

10. Según este sistema, se introduce esencialmente todo el calor requerido para producir el vapor de extracción utilizado para regeneración tanto en la columna de regeneración de presión superior como en la columna de regeneración de presión inferior en el sistema en el nivel de presión superior, donde el aumento de temperatura de la solución sirve como almacén de calor desde el cual se obtendrá el vapor de extracción para la columna de regeneración de presión inferior al producirse la baja de presión hacia el nivel de presión inferior. - - - - -

20. La eficacia térmica de este sistema de regeneración de doble presión aumenta cuando aumenta la diferencia de presión entre los dos niveles de presión. Dado que, por lo general, los gases ácidos que se desabsorben durante el proceso de regeneración han de recogerse para un tratamiento posterior, suele ser preferible hacer funcionar la columna de regeneración de presión inferior a una presión que es ligeramente superatmosférica, a fin de disminuir las necesi

25.

dades de energía para mover el gas desabsorbido a la próxima etapa de proceso. - - - - -

5. En la práctica ello quiere decir que el ahorro relativo de calor dependerá del aumento de presión, y por lo tanto de temperatura, en la columna que funciona al nivel más elevado de presión. - - - - -

10. A veces este aumento de temperatura constituye un inconveniente importante vistas las reacciones secundarias indeseables conocidas tales como la degradación térmica de distintos agentes de depuración, notadamente de las almagra laminas o aminocidos, o la formación de formatos, así como un riesgo más importante de corrosión. - - - - -

15. Según una modificación del proceso de regeneración de doble presión arriba citada, puede producirse parte del vapor de extracción requerido en la columna que funciona a la presión de regeneración inferior en un variador del calor de la solución que funciona a dicho nivel de presión de regeneración inferior. Por lo tanto, si se desean condiciones de trabajo más suaves, ya no hace falta que la mayor parte de la solución se regenere al nivel de presión más elevada ni tampoco es necesario aumentar la presión en el nivel de presión más elevado en el mismo grado. - - - - -

25. No obstante, tales reducciones en la dureza de funcionamiento sólo pueden lograrse a costa de un aumento del calor global necesitado. Esta exigencia aumentada de ca

lor se introduce en el sistema a través de dos variadores del calor de la solución, uno al nivel de presión más elevado y uno al nivel de presión inferior. En esta versión de dos variadores del calor del sistema de regeneración de doble presión, aumentan los problemas específicos asociados con los variadores del calor de la solución, o sea, el riesgo de sobrecalentamiento de la solución y corrosión del variador en relación con el servicio aumentado del variador del calor. - - - - -

10. Según la presente invención, se ha encontrado que, contrariamente a lo esperado, puede reducirse simultáneamente la dureza de funcionamiento y la exigencia global de calor junto con una reducción del servicio del variador del calor de la solución. - - - - -

15. El procedimiento según la presente invención, en el que se regenera una parte de la solución de depuración acuosa agotada en una columna o sección de regeneración principal mientras que se regenera la otra parte de dicha solución de depuración agotada en una columna o sección de regeneración auxiliar del sistema de regeneración, se caracteriza esencialmente por el hecho de que se escoge la presión en la sección de regeneración auxiliar con independencia de la presión en la sección de regeneración principal y se obtiene al menos una parte del vapor de extracción requerido en la sección de regeneración auxiliar por medio de evaporación instantánea de la solución de depuración en una

20. - - - - -

25. - - - - -

zona de presión reducida comentada al lado de aspiración de un termocompresor a chorro de vapor, descargándose la mezcla del vapor actor del termocompresor y el vapor evaporado recomprimido directamente en dicha sección de regeneración auxiliar. - - - - -

5.

En una realización particular del procedimiento según esta invención, la presión en la sección de regeneración auxiliar es inferior que la presión en la sección de regeneración principal y se obtiene una parte del vapor de extracción requerido en dicha sección de regeneración auxiliar por evaporación directa de la solución de depuración al producirse una reducción de presión desde la presión superior de la sección de regeneración principal a la presión inferior de la sección de regeneración auxiliar. - - - - -

10.

Al contrario que en la práctica conocida, se encontró sorprendentemente que la presión en la sección de regeneración auxiliar puede ser también igual o más elevada, según esta invención, que la presión en la sección de regeneración principal. - - - - -

15.

El procedimiento según esta invención permite una mejora substancial de la eficacia térmica del proceso de regeneración, debido al hecho de que se obtiene sólo una parte del vapor de extracción requerido al nivel de presión de regeneración inferior por la evaporación resultante de la baja de presión de la solución de depuración desde la sección de regeneración de presión más elevada a la sección de

25.

regeneración de presión inferior, mientras que se obtiene la parte restante de dicho vapor de extracción requerido por medio de la evaporación adicional de la solución de depuración a un nivel de presión aún inferior y recompresión de la mezcla de vapor evaporado por medio de un termocompresor a chorro de vapor. Esta técnica evita todo riesgo de sobrecalentamiento de la solución en un variador del calor de la solución adicional, y recupera bajo la forma de vapor de extracción útil una cierta cantidad del calor almacenado en la solución que de otra manera se perdería en los enfriadores que se utilizan para recortar la temperatura de la solución antes de reciclarla al absorbedor. - - - - -

Según una característica adicional de la invención, la evaporación a la presión reducida inducida por la operación del eyector a chorro de vapor se realiza sobre una solución de depuración parcial o totalmente regenerada obtenida bien de la sección de regeneración principal bien de la sección de regeneración auxiliar. - - - - -

Según otra característica de la invención, se descarga una parte de la mezcla de vapor motor del termocompresor y vapor evaporado recomprimido en la sección de regeneración principal. - - - - -

Aparecerán otros detalles y características de la invención en la siguiente descripción detallada, en la que se hace referencia a las Figuras 1 a 4 de los planos anexos que representan cuadros de circulación que ilustran, a título

lo de ejemplo no limitativo, cuatro realizaciones del proceso
descrito según esta invención. - - - - -

5. En la siguiente descripción, se hace referencia,
a título de ejemplo, a una operación específica, o sea, la
eliminación en masa de CO_2 de mezclas de gas, utilizando,
como solución de depuración, una solución acuosa concentra-
da de carbonato potásico que contiene los aditivos apropia-
dos conocidos. - - - - -

10. El cuadro de circulación ilustrado en la Figura 1
se refiere a un ciclo óptimo de regeneración de la solución
de depuración agotada que debido a su posibilidad de ajuste
selectivo de temperatura de tanto la corriente de solución
de depuración pobre como de la corriente de solución semipre
bre permite bastante flexibilidad para lograr el perfil de
temperatura deseado en el absorbedor. - - - - -

15. Así es posible mantener las condiciones de salida
de solución agotada constantes en la etapa de absorción aún
cuando modificaciones en la sección de regeneración tiendan
a modificar la temperatura de las corrientes de solución de
depuración semipobre y pobre que han de reciclarse. - - - - -

20. Un gas de proceso que ha de depurarse se introduce
por una línea 30 en la base del absorbedor 1 y sale de la
parte superior de dicho absorbedor por una línea 31 después
de eliminación del gas ácido. - - - - -

25. La solución de depuración agotada caliente que sa

le de la parte inferior del absorbedor 1 a través de la línea 21 se envía parcialmente a una columna principal 2 de regeneración a través de una válvula manorreductora 52 y una línea 22 y parcialmente a una columna auxiliar 3 de regeneración a través de una válvula manorreductora 53 y línea 23.

5. En la zona 7 de evaporación de la columna principal 2 de regeneración que funciona al nivel de presión más elevado, se desprende cierta cantidad de vapor y gas ácido, mientras que la solución restante, que ha sido enfriada por evaporación a su temperatura de ebullición bajo la presión reinante, fluye hacia abajo hacia la zona 15 de extracción.

10. En esta zona de extracción la solución fluye en sentido contrario al vapor de extracción y se calienta progresivamente por dicho vapor de extracción manteniendo de esta forma la solución a su temperatura de ebullición a medida que se regenera progresivamente. - - - - -

15. Se retira parte de la solución en un nivel intermedio desde un plato 40 de retirada después de haberse regenerado parcialmente, mientras que el resto de la solución fluye hacia abajo a través de la sección 16 de extracción hacia la base de la columna principal 2 donde se calienta en el variador 90 del calor de la solución. - - - - -

20. La solución "pobre" totalmente regenerada que sale de la base de la columna 2 de regeneración por la línea 25 fluye a través de la válvula manorreductora 57 al reci-

5. pienta 4 de expansión que se mantiene a la misma presión que la base de la columna auxiliar 3 de regeneración. La mezcla de gas evaporado liberada en 4 fluye hacia la parte inferior de la columna 3 donde se utiliza como vapor de extracción, mientras que la solución pobre, que se ha enfriado por evaporación, sale del recipiente 4 por la línea 26 y fluye hacia un intercambiador 99 donde precalienta el condensado de regeneración antes de bombearse por una bomba 81 a la parte superior del absorbedor 1 después de su ajuste de temperatura en el enfriador 91. -----

10.

La solución "semipobre" parcialmente regenerada que se retira del plato 40 de retirada fluye a través de la válvula manorreductora 56 y línea 24 a la zona 9 de evaporación en la base de la columna auxiliar 3. -----

15. La mezcla de gas que se genera por evaporación se mezcla con el vapor que procede del recipiente 4 de expansión y fluye hacia arriba en la columna 3 donde se utiliza como vapor de extracción. -----

20. En la parte superior de dicha columna auxiliar 3, la solución que se alimenta a través de una válvula manorreductora 53 fluye hacia una zona 8 de evaporación hacia una sección 17 de regeneración donde se regenera por el caudal de vapor de extracción que sube desde la base de la columna. -----

25. Después de regeneración, la solución que se reco-

- ge en un plato 41 de retirada se retira a través de una línea 271 y se mezcla con solución procedente de la zona 9 de evaporación que fluye a través de una línea 27. Estas corrientes combinadas fluyen a través de una válvula menorreductora 58 a un recipiente 5 de expansión que está conectado al lado de aspiración de un termocompresor o eyector 80 a chorro de vapor. El eyector 80 a chorro de vapor se acciona por el vapor motor suministrado por la línea 34 para mantener en el recipiente 5 de expansión una presión de aspiración que sea inferior a la presión reinante en la columna 3 de regeneración auxiliar, mientras que se ajusta la presión de descarga del eyector 80 de modo que se vuelva a comprimir la mezcla de vapor evaporado agotado del recipiente 5 de expansión a la presión reinante en la columna auxiliar 3 de regeneración. - - - - -
- 5.
- 10.
- 15.

Se suministra la mezcla nuevamente comprimida de vapor evaporado y vapor motor por la línea 35 a la columna auxiliar 3 de regeneración donde se utiliza como vapor de extracción. - - - - -

- 20.
- 25.
- Así la cantidad total de vapor de extracción disponible en la columna auxiliar 3 de extracción estará compuesta en parte del vapor liberado por evaporación de la solución suministrada desde la columna principal 2 de extracción por las líneas 24 y 33 y en parte por la mezcla de vapor evaporado y vapor motor suministrada por el termocompresor 80 a chorro de vapor a través de la línea 35. - - - - -

Según las diferencias relativas de presión que existen entre las columnas 2 y 3 por una parte, y la columna 3 y recipiente de expansión 5 por otra parte, las cantidades relativas de este suministro de vapor variarían en importancia. - - - - -

5.

Después de evaporada en el recipiente 5 de expansión, la solución siempre fluye a través de una línea 28 y se bombea por una bomba 82 a un nivel intermedio del absorbedor 1 por una línea 281 y un enfriador 92 donde puede ajustarse su temperatura al nivel deseado. La mezcla de gas ácido desabsorbido y vapor de extracción residual en la parte superior de la columna auxiliar 3 fluye por una línea 32 donde se mezcla con la mezcla de gas ácido desabsorbido y de vapor liberada por la columna principal 2 a través de una válvula manorreductora 54. - - - - -

10.

15.

Se enfrían los caudales combinados en un enfriador 93 donde condensa la mayor parte del vapor. El condensado de regeneración que se recoge en un tambor 6 de reflujo, de donde el gas ácido sale de la unidad a través de una línea 37, fluye por una línea 29 a una bomba 83. Después de precalentarse en el intercambiador 99, se suministra bien a un caldero 95 donde se vaporiza para producir vapor motor para su uso en el eyector a vapor o vuelve a través de una válvula 62 a la columna principal 2 de regeneración como reflujo de proceso o si se desea se evacúa del sistema por una válvula 63. Puede realizarse de distintas formas el precalentamiento del condensado que, en este caso, tiene lugar

20.

25.

en un intercambiador 99. - - - - -

5. A veces se prefiere recuperar a este efecto el calor contenido en la mezcla de gas ácido y vapor de la línea 32 antes de que se enfríe en el intercambiador 93, o se puede escoger utilizar la solución semipobre caliente de la línea 28 como medio de calentamiento. Estas distintas modificaciones tienen en común el que se logra el precalentamiento del condensado con el calor disponible dentro del sistema de regeneración, para reducir las exigencias globales de calor externo. Si se proporcionan un enfriador y un tambor de condensado separados para el vapor saliente procedente de la columna 2, es posible evitar cualquier reducción de presión de dicha corriente de gas ácido que de esta forma puede suministrarse al mismo nivel de presión superior a que ha sido desabsorbido. - - - - -
- 10.
- 15.

20. Cuando el gas de alimentación del proceso que ha de depurarse en el absorbedor 1 se encuentra disponible a una temperatura suficientemente elevada tal como es el caso de algunos gases de proceso industrial, puede utilizarse convenientemente como medio de calentamiento en el caldero 95 donde puede producirse el vapor motor. Dado que suele necesitarse el vapor motor a una presión de 5 a 6 kg/cm², la temperatura del gas de proceso que sale del caldero 95 a través de la línea 36 será todavía lo bastante alta para utilizarse como medio de calentamiento en el variador 90 del calor de la solución. - - - - -
- 25.

Después de atravesar los serpentines 36 de calentamiento del variador 90 del calor, ha de enfriarse más el gas de proceso y ello, por ejemplo, puede tener lugar en un calentador de agua de relleno de caldera. - - - - -

5. Después de dicha serie de operaciones de enfriamiento, entonces se puede introducir el gas de proceso en la columna 1 de absorción a través de la línea 30. - - - - -

10. Cuando el gas de proceso que ha de depurarse se encuentra disponible a una temperatura inferior, tal como es el caso con algunas corrientes de gas natural, suele ser más conveniente utilizar vapor de presión media o baja como medio de calentamiento en el variador 90 del calor de la solución y en el caldero 95 de vapor. - - - - -

15. El diagrama de circulación de la Figura 1 indica claramente la diferencia entre el proceso según esta invención y los métodos anteriormente conocidos de regeneración a doble presión, según los cuales la solución de la columna auxiliar 3 que funciona al nivel de presión inferior, fluye directamente a través de las líneas 27 y 27i a la línea 229 y bomba 82 de donde se devuelve al absorbedor 1 después de ajuste de temperatura en el enfriador 92. - - - - -

25. Una diferencia evidente entre los dos métodos de funcionamiento es que en el nuevo método de esta invención una parte del enfriamiento de la solución se efectúa en el recipiente 5 de expansión y que por consiguiente una parte

importante del calor que de otra forma debería echarse a perder en el enfriador 92 se recupera de manera útil por vía del termostato 80 a chorro de vapor. - - - - -

5. Una ventaja del procedimiento según esta invención es que puede utilizarse toda esta economía de calor bien para reducir la exigencia global de calor del sistema bien para reducir la dureza de las condiciones de operación sin aumentar, supiero, el consumo de calor. - - - - -

10. La investigación ha ilustrado que puede lograrse la misma eficacia térmica global aún cuando la diferencia de presión entre la columna principal 2 de regeneración y la columna auxiliar 3 de regeneración es reducida, siempre que se aplique una diferencia de presión suficiente por el termostato a chorro de vapor entre el recipiente de expansión en que se evapora la solución y la columna de regeneración donde se descarga la mezcla evaporada recomprimida. - - - - -
- 15.

20. De esta forma, es posible, tal como se ilustra en la Figura 2, ajustar el esquema de circulación del proceso de regeneración de tal forma que se evite la evaporación directa de la solución desde el nivel de presión de la columna principal 2 de regeneración al nivel de presión de la columna auxiliar 3 de regeneración, de modo que toda la evaporación tenga lugar al producirse la baja de presión entre
25. los niveles de presión de una cualquiera de las dos columnas de regeneración y el nivel de presión de un recipiente

de expansión conectado al lado de aspiración de un eyector a chorro de vapor. - - - - -

5. Dado que la transferencia de calor y de vapor de extracción desde la columna principal 2 de regeneración, que recibe el calor del variador del calor, a la columna auxiliar 3 que no tiene variador del calor ahora está controlada por la operación de los termocompresores 80 y 88 a chorro de vapor, se hace posible variar los niveles relativos de presión de las columnas principal y auxiliar de tal forma, que, si se desea, la columna principal 2 de regeneración con variador 90 del calor de la solución pueda funcionar a una presión inferior que la columna auxiliar 3 de regeneración. - - - - -

15. También se ha encontrado que es posible ajustar las condiciones de operación de modo que el servicio térmico del variador 90 del calor de la solución correspondiente a la columna principal 2 de regeneración se reduzca en un grado tal que se suministre menos que la mitad de la exigencia térmica total para la producción de vapor de extracción en el sistema de regeneración a través del variador del calor de la solución. Si bien es posible siempre eliminar por completo el variador del calor de la solución utilizando vapor vivo, dicha práctica exige que se elimine también del sistema una cantidad equivalente de condensado del proceso.

20. La reducción del servicio del variador del calor a que se hace referencia corresponde a un equilibrio acuoso del sistema de regeneración que se mantiene en equilibrio, de modo

25.

que no hay necesidad de evacuar el condensado de proceso del sistema. - - - - -

5. Tal como se ilustra en las Figuras 1 y 2, la solución de depuración agotada procedente del absorbedor 1 se divide en dos fracciones que se regeneran por separado, en dos columnas 2 y 3 de regeneración. Dado que se puede ajustar independientemente de la presión en cada columna, también sigue que pueden obtenerse las dos fracciones de gas ácido desabsorbido a dos niveles diferentes de presión. - -

10. Ello implica que, para la fracción que se obtiene al nivel de presión más elevada, se reduce el coste de recompresión para su elaboración posterior. - - - - -

15. Tal como se ilustra en la Figura 2, se enfrían separadamente las dos corrientes de gas ácido desabsorbido de las columnas 2 y 3 en enfriadores 93 y 96 y se evacúan a través de líneas separadas 37 y 39. No obstante, se pueden mezclar convenientemente en una línea 29 para su uso posterior los condensados del proceso que han sido recogidos por separado en dos tambores 6 y 10 de reflujo diferentes. - -

20. Si se desea obtener la totalidad del gas ácido desabsorbido a la misma presión, puede ser más ventajoso entregar toda la solución de depuración agotada procedente del absorbedor 1 a una sola zona de evaporación después de lo cual se regenera una fracción de la solución evaporada en la columna principal 2 de regeneración y se regenerará

25.

una segunda fracción en la columna auxiliar 3, en la cual, según la presente invención, se suministra el vapor de extracción bien exclusivamente bien parcialmente por evaporación de la solución que ha sido inducida por una reducción de presión producida por un eyector a chorro de vapor que también vuelve a comprimir la mezcla de vapor evaporado al nivel de presión requerido, obteniéndose la otra parte del suministro de vapor por la evaporación de la solución al producirse una reducción de presión desde el nivel de presión de regeneración superior al nivel de presión de regeneración inferior. - - - - -

La investigación ha revelado que el proceso de esta invención también es de aplicación al, después de la evaporación inicial de la corriente única de solución agotada procedente del absorbedor 1, se ha realizado cierto grado de regeneración en la columna principal de regeneración y tiene lugar la separación de la solución en dos fracciones bajo la forma de retirada de una corriente lateral de solución ya parcialmente regenerada que entonces se regenera más por separado en una columna auxiliar con vapor de extracción que viene suministrado según el método de esta invención. - - - - -

Para mejor comprensión de esta realización de la invención, se hace referencia a la Figura 3 de los dibujos.

La solución de depuración agotada que sale de la base del absorbedor 1 por la línea 21 fluye a través de la

válvula reductor 52 a la columna principal 2 de regeneración. Después de evaporación en la zona 7 de evaporación, la solución fluye hacia abajo a la zona 18 de regeneración. Se retira una primera parte de la solución parcialmente regenerada del plato 42 de retirada mientras que la parte restante de la solución fluye a la zona 15 de regeneración. Puede retirarse una segunda fracción de la solución de la columna en el plato 40 de retirada y la parte restante de la solución fluye a la sección 16 de regeneración y de ahí al variador 90 del calor de la solución y al fondo de la columna 2 de regeneración. - - - - -

Según la realización de la invención, tal como se representa en la Figura 3, la columna auxiliar 3 de regeneración está situada en un nivel inferior que el plato 42 de retirada. La primera fracción de solución retirada del plato 42 de retirada fluye a través de la línea 23 a la válvula 53 y columna auxiliar 3. La diferencia en nivel entre el plato 42 de retirada y la columna auxiliar 3 de regeneración puede ajustarse fácilmente de modo que la carga hidrostática creada en la línea 23 sea suficiente para superar la presión de trabajo más elevada que se mantiene en la columna auxiliar 3. - - - - -

A medida que la solución procedente del plato 42 de retirada penetra en la columna 3, no hay evaporación en la zona 8 de evaporación, a causa de la presión de trabajo más elevada. En la columna auxiliar 3, la solución fluye a la zona 17 de regeneración, donde se calienta a su tempera-

tura de ebullición bajo la presión más elevada reinante, y se regenera por la contracorriente de vapor de extracción que sube desde la base de la columna 3. - - - - -

5. El vapor de extracción y el gas ácido desabsorbido fluyen a través de la línea 321 y válvula 55 a la columna principal 2 de regeneración. La solución regenerada que se recoge en la base de la columna 3 fluye a través de la línea 27 y válvula manorreductora 58 al recipiente 5 de expansión que está conectado al lado de aspiración del eyector 80 a chorro de vapor, que mantiene la deseada presión inferior en dicho recipiente. - - - - -

10. La mezcla de vapor desprendida por evaporación vuelve a comprimirse en el termocompresor 80 a chorro de vapor y se descarga junto con el vapor motor a través de una línea 35 en la base de la columna auxiliar 3. - - - - -

15. La solución evaporada que se recoge en la base del recipiente 5 de expansión fluye a través de una línea 28 y se bombea por una bomba 82 a un nivel intermedio del absorbedor 1 después de ajuste de su temperatura en el enfriador 92. Una segunda fracción de solución parcialmente regenerada que puede retirarse del regenerador principal 2 en el plato 40 de retirada fluye a través de la válvula manorreductora 56 y línea 24 hacia el recipiente 5 de expansión donde se evapora la mezcla de vapor evaporado y recomprimida por el eyector 80 a chorro de vapor que se descarga a través de una línea 35 en la columna 3. La solución pobre

20.

25.

que se recoge en la base de la torre principal 2 de regeneración fluye a través de una línea 25 y válvula manorreductora 57 al recipiente 4 de expansión que está conectado al lado de aspiración de un eyector 88 a chorro de vapor. La mezcla de vapor evaporado se evacúa y vuelve a comprimirse por el eyector 88 a chorro de vapor a la presión reinante en la columna 3 y se descarga la mezcla de vapor motor y vapor evaporado recomprimida a través de la línea 33 y válvula 60 a la columna auxiliar 3. -----

10. De esta forma el suministro de vapor de extracción en la columna auxiliar 3 de regeneración está compuesto del caudal de descarga de los termocompresores 80 y 88 a chorro de vapor. -----

15. Tal como se ilustra en la Figura 3, es posible, si el suministro total de vapor de extracción supera las necesidades de la columna 3, descargar parte o toda la salida del termocompresor 88 a chorro de vapor a la columna 2 a través de la válvula 61. -----

20. La solución evaporada pobre en el recipiente 4 de expansión fluye a través de la línea 25 a la bomba 81 y se bombea en una circulación partida parcialmente por la línea 261 a la parte superior del absorbedor 1 después de enfriamiento en el enfriador 91 y parcialmente por la línea 262 a un nivel intermedio del absorbedor 1 después de ajuste de temperatura en el enfriador 94. En la parte superior de la columna principal 2 de regeneración, se enfría la mezcla de

25.

5. gas ácido desabsorbido y vapor saliente y se enfría en el condensador-enfriador 93 de gases salientes. Se evacúa el gas ácido del tambor 6 de refugio de condensado a través de la línea 37. El condensado de regeneración fluye a través de la línea 29 y bomba 83 al caldero 95 de vapor. - - - - -

10. La aplicación de la invención no está limitada a la regeneración de una sola solución de depuración. También es apropiada para mejorar la regeneración de un sistema de depuración de gas ácido en el que se utilizan dos soluciones de depuración diferentes, para lograr una eliminación más completa del gas ácido. - - - - -

15. Se hace referencia a la Figura 4 de los dibujos que ilustra el esquema de circulación de una unidad de eliminación de CO_2 , en que se utiliza una primera solución de depuración para la eliminación de la mayor fracción del gas ácido, y en que se utiliza una segunda solución acuosa para eliminar más completamente la fracción restante del gas ácido. - - - - -

20. La primera solución por ejemplo es una solución de carbonato potásico que contiene cualquiera de los aditivos activantes usuales, tales como la dietanolamina, mientras que la segunda solución puede ser otra solución acuosa capaz de reducir más efectivamente la presión parcial residual del gas ácido en el gas de proceso que ha de depurarse. Es muy conveniente utilizar como segunda solución de depuración una solución acuosa de dietanolamina o solución
25.

soluosa de la sal potásica de un aminoácido tal como la dimetilglicina. -----

5. La corriente de gas de proceso que contiene el gas ácido se introduce por la línea 30 en la base del absorbedor 1, desde donde fluye hacia arriba sucesivamente a través de una primera zona de absorción 14 que suele mantenerse a una temperatura cerca de la temperatura de ebullición atmosférica de la solución y una segunda zona 12 de absorción que se mantiene a una temperatura significativamente inferior, y sale de la parte superior del absorbedor 1 después de depuración por una línea 31. -----

15. La solución de depuración caliente agotada, procedente de la primera zona 14 de absorción se recoge en la base del absorbedor 1 y fluye a través de una línea 21, en parte a la columna principal 2 de regeneración y en parte a la columna auxiliar 3. La parte de la solución que fluye a la columna 2 a través de la válvula menorreductora 52 y línea 22 se evapora en la zona 7 de evaporación y fluye hacia la zona 15 de regeneración donde se regenera por el vapor de extracción que sube desde la parte inferior de la columna, y se recoge en el plato 40 de retirada. Esta solución regenerada sale de la columna 2 a través de la línea 24 y fluye a través de la válvula menorreductora 56 al recipiente 5 de expansión que se mantiene a la presión inferior por el lado de aspiración del eyector 50 a chorro de vapor. -----

25. La segunda parte de la solución de depuración pro

cedente de la línea 21 fluye a través de la válvula manorreductora 53 y línea 23 a la columna auxiliar 3, donde después de atravesar la zona 8 de evaporación fluye hacia abajo en la zona 17 de regeneración, a contracorriente con respecto a la circulación ascendente del vapor de extracción. La solución regenerada se recoge en la base de la columna 3 y fluye a través de una línea 27 y la válvula manorreductora 58 al recipiente 5 de expansión donde el eyector 80 a chorro de vapor mantiene una presión inferior. - - - - -

19. El caudal total de la primera solución de depuración así se recoge en el recipiente 5 de expansión y fluye a través de la línea 28 a la bomba 82 desde donde se recicla a la primera zona 14 de absorción del absorbente 1, después de ajuste de temperatura en el enfriador 92. - - - - -

19. La segunda solución de depuración procedente de la segunda zona 12 de absorción más fría sale del absorbente 1 en el plato 43 de retirada por la línea 29 y fluye al intercambiador térmico 100 donde se vuelve a calentar por la solución regenerada reciclada, y desde donde procede a través de la válvula manorreductora 64 a la sección inferior de regeneración de la columna principal 2 de regeneración.

20. Después de evaporación en la zona 9 de evaporación, fluye a la zona 16 de regeneración y al variador 99 del calor de la solución donde se produce el vapor de extracción. La solución regenerada sale de la base de la columna 2 a través de una línea 25 que fluye a través de la válvula manorreductora 57 al recipiente 4 de expansión donde se mantiene una

25.

presión inferior por el lado de aspiración del eyector 88 a chorro de vapor. - - - - -

5. Se evacúa el vapor evaporado y vuelto a comprimir por el eyector 88 a chorro de vapor que descarga la mezcla de vapor motor y vapor evaporado recomprimido a través de la línea 33. - - - - -

10. Según las exigencias relativas de vapor de las dos columnas 2 y 3 de regeneración, es posible suministrar la mezcla de vapor de extracción producida por el termocompresor 88 a cualquiera de las columnas, o adjudicar parte de la misma a cada una. - - - - -

15. Después de evaporación, la solución regenerada sale del recipiente 4 de expansión a través de la línea 26 y se bombea por la bomba 81 al intercambiador de calor 100 donde precalienta la solución agotada de la línea 20 que fluye hacia la sección de regeneración. Después de un ajuste final de temperatura en el enfriador 91 vuelve a la segunda zona 12 de absorción del absorbente 1. - - - - -

20. El gas ácido que ha sido desabsorbido en la columna auxiliar 3 se enfría en el enfriador 96 y se evacúa del tambor 10 de reflujo de condensado por una línea 39, mientras que el gas ácido desabsorbido en la columna principal 2 fluye a través de una línea 32 al intercambiador térmico 99 donde precalienta el condensado del proceso y luego al enfriador-condensador 93. Sale del tambor 6 de condensador

25.

5. por una línea 37. El condensado de regeneración de los dos
tambores 10 y 6 de condensado fluye a la bomba 83 y después
de precalentarse en el intercambiador térmico 99, se envía
al caldero 95 de vaporización o puede devolverse también al
proceso como refluo a través de la válvula 62. Se suminis-
tra el vapor producido en el caldero 95 como vapor motor en
un selector 34 de vapor para los eyectores 80 y 88 a chorro
de vapor. - - - - -

10. Se observará que en la columna 2 la corriente de
extracción requerida en la segunda zona 16 de regeneración
se obtiene principalmente rehirviendo la segunda solución
de extracción en el variador 90 del calor. - - - - -

15. Después de atravesar esta zona inferior 16 de re-
generación, la mezcla de vapor de extracción y de gas ácido
que ha sido desabsorbido en dicha zona fluye hacia arriba
hacia la primera zona 15 de regeneración donde se utiliza
para regenerar la primera solución de depuración. Dado que
en el absorbedor 1, se ha absorbido sólo una fracción menor
20. del gas ácido en la segunda solución de depuración, la can-
tidad de gas ácido en la corriente de extracción que sale
de la segunda zona 16 de regeneración permanece pequeña, y
puede utilizarse dicha mezcla de vapor de extracción eficaz-
mente en la primera zona 15 de regeneración. - - - - -

25. Se suministra el vapor de extracción requerido en
la columna auxiliar 3 por la descarga de los termocompres-
ores 80 y 88. - - - - -

5. Tal como se indica anteriormente, la invención ha
 ca posible escoger para cada columna de regeneración el ni-
 vel de presión más apropiado, dado que el factor determinan-
 te es la diferencia en presión que se aplica entre cada una
 de las columnas de regeneración y los recipientes de expan-
 sión. - - - - -

10. Tal como se ha señalado ya, se ha optado por des-
 cribir las distintas modificaciones de cuadro de circulación
 de solución única con referencia a un absorbedor que funcio-
 na siempre bajo las mismas condiciones terminales (tempera-
 tura de la parte superior y de la parte inferior del absor-
 bedor), según un ciclo "óptimo" que lleva incorporada la po-
 sibilidad de ajuste de temperatura de todas las corrientes
 recicladas de solución. Se escogió esta característica deter-
 minada sólo al efecto de una comparación significativa de las
 distintas modificaciones. - - - - -

20. No obstante queda evidente a un técnico en la ma-
 teria que la aplicación de la invención no queda limitada
 al denominado ciclo "óptimo" de absorción. Los beneficios
 de la invención, que se refieren específicamente a la rege-
 neración de la solución de depuración, son igualmente apli-
 cables a cualesquiera otras condiciones de operación del ab-
 sorbedor, tanto si se aplica un ajuste de temperatura o un
 enfriamiento de las corrientes de solución recicladas como no.
 25. La invención se refiere de hecho al método según el cual se
 regeneran la corriente o corrientes de solución agotadas an-
 tes de reciclarse. - - - - -

Los siguientes ejemplos que ilustran la invención

III.

se refieren a la eliminación de CO_2 de un gas de proceso industrial resultante de la reformación catalítica por vapor de gas natural, y que después de la eliminación del CO_2 se utilizará para la síntesis de amoníaco. - - - - -

5. Es bien sabido que CO_2 es un gas ácido para el cual la cinética de absorción y desabsorción es relativamente lenta, como resultado de lo cual la regeneración de la solución de depuración agotada es algo más difícil que en el caso de otros gases ácidos tales como H_2S . Así es apropiado ilustrar la invención con referencia a un proceso de eliminación de CO_2 .
- 10.

EJEMPLO 1

15. Se hace referencia nuevamente a la Figura 1 de los dibujos que ilustra un proceso cíclico de eliminación de gas ácido en el cual se utiliza una solución de depuración acuosa de carbonato potásico. Se presenta la corriente de gas de proceso de la cual se ha de eliminar el CO_2 a una temperatura de 250°C , a una presión de $27,5 \text{ kg/cm}^2$ y con un caudal de $45.700 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (en seco). Contiene $0,44 \text{ Nm}^3$ de vapor de agua por Nm^3 de gas seco. - - - - -

20. Dado que se desea una temperatura de entrada al absorbedor de 80°C , la costumbre es recuperar el calor contenido en el gas de alimentación del proceso mediante el uso de uno o más intercambiadores térmicos que, si se desea, pueden utilizarse para suministrar parte o todas las exigencias térmicas del sistema de eliminación de gas ácido. Por ejemplo,
25. el gas de proceso caliente puede utilizarse primero para producir vapor a baja presión a una presión de 6 kg/cm^2 en el calde-

III

ro 95 de vapor en que entra a través de una línea 47. El gas de proceso que sale del caldero 95 a través de la línea 36 puede enviarse entonces al variador del calor de la solución para la producción de vapor de extracción en la columna principal 2 de regeneración, después de lo cual puede terminar su enfriamiento a 80°C en un calentador de agua de alimentación de caldera (no ilustrado). - - - - -

5.

Las cantidades relativas de vapor producidas en el caldero 95 y en el variador 90 del calor de la solución dependerán de la temperatura intermedia del gas de proceso en la línea 36. Correspondiente a una temperatura de 167°C, la producción de vapor en el caldero 95 será de 5.900 kg/h. - -

10.

Antes de entrar en el absorbedor 1 que funciona a una presión de 27 kg/cm², el condensado que se ha formado con el enfriamiento del gas de aportación se elimina en un tambor separador (no ilustrado). - - - - -

15.

El gas de proceso que penetra en el absorbedor 1 a través de la línea 30 contiene un 17,6% en volumen de CO₂. El CO₂ que es absorbido por la solución de extracción reacciona con el carbonato potásico para formar bicarbonato potásico según la reacción: - - - - -

20.



La solución de extracción así contiene una mezcla de carbonato potásico no convertido y de bicarbonato potásico. Las proporciones relativas de K₂CO₃ y KHCO₃ se indican por el porcentaje de conversión. - - - - -

25.

- Las expresiones "fracción de bicarbonato potásico" o "porcentaje de conversión" tal como se utilizan en la presente significan la proporción del K_2CO_3 original expresado en un tanto por cien que ha sido convertido a bicarbonato potásico por reacción con CO_2 . Por ejemplo, una solución que tiene un porcentaje de conversión de un 20% se obtiene por la conversión de 20 moles % del contenido en carbonato potásico de la solución original en bicarbonato potásico, de modo que la relación de los iones potásicos presentes como K_2CO_3 con respecto a los iones de potasio presentes como $KHCO_3$ es de 80/20. Dado que se producen dos moles de $KHCO_3$ por cada mol de K_2CO_3 , la relación molar de $K_2CO_3/KHCO_3$ a un 20% de conversión es de 80/40. Tal como se utiliza en la presente la concentración de la solución, indicada como porcentaje en peso de carbonato potásico, se refiere a la solución original libre de bicarbonato, o sea, con un 0% de conversión. - - - - -
- 5.
- 10.
- 15.

- La solución de depuración agotada que se recoge en la base del absorbedor 1 tiene una concentración del 29% en peso de K_2CO_3 y contiene, además de los inhibidores de corrosión corrientes, un 3% en peso de dietanolamina. A medida que el gas de alimentación de proceso fluye hacia arriba en el absorbedor 1 a través de las zonas 14 y 12 de absorción, se depura por la solución semipobre caliente que se introduce en un nivel intermedio y por la solución pobre enfriada que se introduce en la parte superior del absorbedor a una temperatura de 80°C. El contenido residual en CO_2 del gas de proceso depurado que sale del absorbedor, a una temperatura de 80°C
- 20.
- 25.

por la línea 31 no es superior a un 0,1% en volumen. - - -

La solución pobre que tiene una conversión del 22% se introduce en el absorbedor a un caudal equivalente a un 10% del caudal total de la solución de depuración agotada.

5. La solución semipobre que se introduce en el absorbedor a una temperatura de 101°C y con un caudal correspondiente al 82% del caudal total de la solución de depuración agotada tiene una conversión del 42,8%. - - - - -

10. La solución de depuración agotada que sale de la base del absorbedor 1 por una línea 21 con un caudal de 378.000 kg/h tiene una conversión del 84% y una temperatura de 108°C. El factor de carga de la solución corresponde a 0,45 mol de CO₂ por mol de K₂CO₃, que es equivalente a un cambio de porcentaje de conversión global del 45%. - - - -

15. Se divide el caudal de solución de depuración agotada en dos partes. La fracción mayor del 60% fluye a través de la válvula manorreductora 52 y línea 22 a la columna principal 2 de regeneración y zona 7 de evaporación donde se fija la presión de trabajo a 1,9 kg/cm². La fracción menor del 40% fluye a través de la válvula manorreductora 53 y línea 23 a la columna auxiliar 3 de regeneración y zona 8 de evaporación donde se fija la presión a 1,3 kg/cm². En la columna principal 2 de regeneración, la solución fluye hacia abajo, después de evaporación hacia la zona 15 de regeneración donde se depura por la contracorriente de vapor de extracción que desabsorbe el gas ácido. - - - - -
- 20.
- 25.

En el plato 40 de retirada, se retira una fracción del 70% de la solución regenerada parcialmente a una temperatura de 120°C y con una conversión del 46,3%, mientras que la fracción restante del 30% fluye hacia abajo a la zona 16 de regeneración y variador 90 del calor de la solución. El calor que se suministra en el variador 90 del calor por el gas de alimentación caliente suministrado por la línea 36, al enfriarse de 167°C a 128°C corresponde a una producción de vapor de 10.300 kg/h que satisface la exigencia de vapor de extracción en la columna principal 2 de regeneración. El régimen de desorción de CO₂ en la columna 2 corresponde a un 60% del caudal total de eliminación de gas ácido de 8.000 Nm³/h de CO₂. La exigencia de vapor de extracción en la columna 2 corresponde de esta forma aproximadamente a 2,14 kg de vapor por Nm³ de CO₂ desabsorbido en la columna. Parte del vapor que se suministra en la base de la columna se condensa en la zona de regeneración para satisfacer la exigencia de calor de desorción endotérmica y también para mantener la solución en su temperatura de ebullición. La parte restante sale de la parte superior de la columna como vapor de extracción residual. - - - - -

Debido a que el contenido térmico del suministro de vapor puede variar según la temperatura y presión del sistema, es preferible referirse a la exigencia de calor de regeneración en términos de kilocalorías por Nm³ de CO₂ desabsorbido, que en este caso corresponde a 1.165 kc/Nm³ de CO₂. - - - - -

La solución pobre que se recoge en la base de la columna 2 a una temperatura de 125°C tiene una conversión del 22%. -----

5. La fracción menor del 40% de la solución de depuración agotada en la columna auxiliar 3 debe regenerarse a una conversión del 39% para lograr el factor de carga especificado o cambio de porcentaje de conversión global del 45%. -----

10. La exigencia térmica para este servicio de regeneración corresponde a 1.090 kcal/Nm³ de CO₂ desabsorbido en la columna auxiliar 3, o aproximadamente a 5.400 kg de vapor para el servicio de desorción de 3.200 Nm³ de CO₂, o sea, un 40% del servicio total de eliminación de gas ácido, que ha de realizarse en dicha columna auxiliar. -----

15. La solución semipobre procedente del plato 40 de retirada fluye a un régimen de 156.000 kg/h, o sea un 42% del caudal total de la solución a través de la válvula reductora 56 y línea 24 a la zona 9 de evaporación en la base de la columna auxiliar 3 donde la presión de trabajo de 1,4 kg/cm² es ligeramente superior que en la parte superior de la columna. Evaporando la solución se producen 2.000 kg/h de vapor con lo que hay un enfriamiento a 110°C. Además del vapor, se libera una pequeña cantidad de CO₂. Debido a la lente cinética del proceso de desorción, la cantidad de CO₂ desprendida por el proceso de evaporación es suficientemente pequeña para no interferir de manera significativa

20.

25.

con el proceso de regeneración de la columna auxiliar y por lo tanto no hay necesidad, para la comprensión de este ejemplo, de tenerla en cuenta. -----

5. La solución pobre que sale de la base de la columna 2 a través de la línea 25 y válvula manorreductora 57 fluye al recipiente 4 de expansión donde reina esencialmente la misma presión de $1,4 \text{ kg/cm}^2$ que en la zona 9 de evaporación en la base de la columna 3. Se genera vapor por evaporación al régimen de 1.000 kg/h con lo que se enfría la solución a 113°C . -----

10. La relación de CO_2 a vapor en la mezcla de vapor generada por evaporación es en este caso aún más pequeña que en el caso de la evaporación de la solución semipobre, y la pequeña cantidad de CO_2 así liberada puede descuidarse al efecto del presente ejemplo. -----

15. La cantidad total de vapor evaporado producido tanto en la zona 9 de evaporación como en el recipiente 4 de expansión corresponde a 3.000 kg/h o aproximadamente a $0,94 \text{ kg}$ de vapor por Nm^3 de CO_2 desabsorbido en la columna 3. Dado que el calor así suministrado sólo equivale a 506 kc/Nm^3 de CO_2 , se necesitará una entrada adicional de calor de 581 kc/Nm^3 de CO_2 para satisfacer la exigencia de calor de regeneración. -----

20. Según la presente invención, este suministro adicional de calor se obtiene a través del uso del termocompresor 20 que funciona con el vapor motor de la línea 34 produ

cido a una presión de 6 kg/cm^2 en el caldero 95 por vaporización del condensado de proceso. - - - - -

5. Se recoge la fracción menor del 40% de solución de depuración que se regenera en la zona 17 de regeneración de la columna auxiliar 3 en el plato 41 de retirada a una temperatura de 111°C y con un porcentaje de conversión del 39%. - - - - -

10. Fluye por la línea 271 y válvula manorreductora 58 al recipiente 5 de expansión, junto con la solución sanipobre que sale de la parte inferior de la columna 3 a través de la línea 27. Este caudal combinado de 305.000 kg/h produce, al realizarse la evaporación a la presión reducida de $1,2 \text{ kg/cm}^2$ que se mantiene por el lado de aspiración del eyector 80 a chorro de vapor en el recipiente 5, 1.400 kg/h de vapor enfriando de esta forma a 107°C el caudal de solución combinado, que ahora tiene una conversión del 42,8%. - - - - -

20. La cantidad de vapor motor a una presión de 6 kg/cm^2 utilizado por el eyector 80 a chorro de vapor para recomprimir el vapor evaporado a la presión de $1,4 \text{ kg/cm}^2$ que existe a la base de la columna 3, sube a 2.000 kg/h . - - -

25. El caudal combinado de 3.400 kg/h de vapor evaporado recomprimido y vapor motor se descarga por la línea 35 en la base de la columna 3. Tal como se ha explicado anteriormente, la pequeña cantidad de CO_2 liberada por evapo

ración puede olvidarse a los efectos de la presente explicación; puede observarse que su importancia relativa queda disminuida aún más por el efecto diluyente del vapor motor.

5. Mediante el uso de este termocompresor 80 a chorro de vapor, que utiliza 1 kg de vapor motor a una presión de 6 kg/cm^2 para recomprimir 0,7 kg de vapor evaporado, produciendo de esta forma 1,7 kg de vapor de extracción, el suministro de calor externo que se requiere para satisfacer la demanda de calor de regeneración de la columna 3 sube a sólo un 59% de la demanda de calor adicional de 581 kc/Nm^3 de CO_2 .

De esta forma la entrada de calor exterior sube a 341 kc/Nm^3 de CO_2 de vapor motor, obteniéndose el resto de la solución misma por evaporación y recompresión.

15. La exigencia de calor de regeneración global del proceso cíclico se define combinando el suministro de calor externo a la torre principal 2 de regeneración a través del variador 90 del calor de la solución y el suministro de calor externo a la columna auxiliar 3 bajo la forma de vapor motor.

25. Debe añadirse al suministro de calor externo de regeneración en el variador del calor de la solución de 1.165 kc/Nm^3 de CO_2 , para la desorción de $4.500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 en la columna principal 2, el suministro de 341 kc/Nm^3 de CO_2 para los $3.200 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 desabsorbidos en la co-

lumna auxiliar 3. Ello corresponde a una exigencia de calor global de 836 kcal/Nm^3 de CO_2 calculada a base del servicio de eliminación de gas ácido total de $8.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 . - -

5. La solución semipobre que deja el recipiente 5 de expansión a través de la línea 28 se bombea por la bomba 82 a través de la línea 281 al nivel intermedio del absorbedor 1, después de haberse enfriado a 10°C en el enfriador 92.-

10. La solución pobre del recipiente 4 de expansión fluye al intercambiador térmico 99 donde precalienta el condensado de proceso hasta 100°C . Se bombea por la bomba 81 por la línea 261 al enfriador 91 donde se enfría a 80°C y de allí a la parte superior al absorbedor 1. - - - - -

15. El CO_2 desabsorbido y el vapor de extracción residual de la columna auxiliar 3 fluyen por la línea 32 y el enfriador-condensador 93 al tambor separador 6 de condensado que se mantienen todos esencialmente al mismo nivel de presión de $1,3 \text{ kg/cm}^2$. El CO_2 desabsorbido de la columna principal 2, que representa el 60% del CO_2 total o $4.800 \text{ Nm}^3/\text{h}$ fluye junto con el vapor de extracción residual a través de la válvula manorreductora 54 a la línea 32 donde se mezcla con el caudal procedente de la columna auxiliar 3 de regeneración. La corriente combinada de $8.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 desabsorbido se evacúa a una temperatura de 60°C de la unidad a través de la línea 37 mientras que el condensado del proceso que sale de la parte superior deja el recipiente 6 a través de la línea 29 a un régimen de 7.400 kg/h . Se bom

20.

25.

5. bea el condensado de proceso por la bomba 83 al intercambiador 99 donde se calienta de 60°C a 100°C, después de lo cual se envía parte del mismo al caldero 95 para producir la cantidad requerida de vapor motor para el eyector 80 a chorro de vapor y se devuelve el restante como reflujó de proceso a la columna principal de regeneración a través de la válvula 62. - - - - -

10. Es bien evidente que, si se desea, el caudal principal de 4.800 Nm³/h de CO₂ que ha sido desabsorbido a una presión de 1,9 kg/cm² puede descargarse fácilmente de la unidad de eliminación de gas ácido a esta presión más elevada por medio de una tubería apropiada establecida tal como se ilustra en la Figura 2. - - - - -

15. Puede compararse este ejemplo fácilmente con la práctica de regeneración de la técnica anterior. - - - - -

20. Se indicó que la demanda de vapor de extracción de la columna auxiliar 3 subía aproximadamente a 2 kg de vapor por Nm³ de CO₂ desabsorbida en la columna, o a un total de 6.400 kg/h, mientras que el vapor producido por evaporación en la zona 9 de evaporación y recipiente 4 de expansión subía únicamente a 3.000 kg/h. La exigencia adicional de 3.400 kg/h podría naturalmente satisfacerse por medio de un variador del calor de la solución. - - - - -

25. En vez de enviar las corrientes de solución semipobres de la columna 3 al recipiente 5 de expansión, podrían

hacerse circular a través de un variador del calor de la solución donde una entrada adicional de calor de 581 kc/Nm^3 de CO_2 produciría la cantidad requerida de vapor de extracción adicional. - - - - -

5. En comparación con el método de la invención, el uso del variador del calor requiere una mayor entrada de calor, junto con la mayor temperatura de solución que reina en un variador de calor, frente a un enfriamiento de solución en el recipiente 5 de expansión. - - - - -

10. Según otro método de la técnica anterior, es posible hacer funcionar el proceso cíclico de la Figura 1 sin un variador del calor adicional o sin el uso de la presente invención, si se envía el caudal combinado de solución semi pobre de la columna 3 directamente a través de la línea 229 a la bomba 82. Entonces deberán modificarse las condiciones de servicio para equilibrar la demanda de vapor y el suministro en la columna 3. Si se mantienen los mismos niveles de presión de regeneración de $1,9 \text{ kg/cm}^2$ y $1,3 \text{ kg/cm}^2$, la fracción mayor de solución regenerada en la columna 2 debe

15. aumentarse a 76,2% y el caudal de solución a la columna auxiliar debe disminuirse a un 23,8%. - - - - -

20. La entrada global de calor al sistema, que ahora está limitado al variador 90 de calor de la solución único, ha aumentado en la relación de caudal de solución a la columna principal y corresponde a 388 kc/Nm^3 de CO_2 . No obstante

25. es posible aumentar la eficacia térmica de este método de

trabajo aumentando la presión en la columna principal de regeneración para disminuir en lo posible la pérdida térmica resultante de la evaporación en la zona 7 de evaporación.

5. Si se aumenta la presión a un valor que es equivalente a la presión de vapor de la solución de depuración agotada, esencialmente no tendría lugar ninguna evaporación en la zona 7 de evaporación. En el caso de este ejemplo, se necesitaría una presión de 3 kg/cm^2 . Hay un aumento correspondiente de la exigencia de calor en la columna 2, que ahora sube a 1.435 kc/Nm^3 de CO_2 desabsorbido, pero se reduce la exigencia global de calor a 866 kc/Nm^3 dado que ha de regenerarse únicamente un 60,3% de la solución de depuración agotada en la columna 2. No obstante, la temperatura de la solución en la base de la columna 2 ha aumentado a 139°C . - - - - -
- 10.

15. Se resumen en la Tabla 1 los datos relativos al Ejemplo 1 y la comparación con las prácticas de la técnica anterior. El Experimento nº 1 se refiere a la práctica de la técnica anterior tal como se ilustra en la Figura 1 de los dibujos, donde las corrientes combinadas de solución se mipebre que salen de la columna 3 por las líneas 27 y 271 fluyen por la línea 229 directamente a la bomba 82 y se reciclan al absorbedor 1 sin tratamiento posterior. - - - - -
- 20.

25. El Experimento nº 2 se refiere a la práctica de la técnica anterior donde se utiliza un variador del calor adicional para la columna auxiliar 3. - - - - -

El Experimento nº 3 se refiere al Ejemplo 1 de la

Presente inversión. - - - - -

TABLA 1

Experimento nº	1	2	3
1 Presión en la parte superior de columna 2/3, kg/cm ²	3/1,3	1,9/1,3	1,9/1,3
2 Temperatura en la base de columna 2/3, °C	139/111	125/111	125/111
3 Entrada total de calor externo kcal/Nm ³ de CO ₂	865	931	836

EJEMPLO 2

Se hace referencia a la Figura 2 de los dibujos.

- Se utilizan el mismo gas de alimentación de proceso y solución de depuración que en el Ejemplo 1. Se elimina la misma cantidad de CO₂ del gas de alimentación en el absorbedor 1 donde las condiciones de trabajo son las mismas que en el Ejemplo 1, salvo la siguiente modificación. Se ha disminuído el caudal de solución pobre a un 15% del caudal total equivalente de la solución de depuración agotada. Se mantienen su temperatura y conversión a 80°C y 22%. Ahora el caudal de la solución semipobre es equivalente al 85% del caudal total de la solución de depuración agotada. Su conversión es ahora de un 42% y la temperatura es de 100°C. La solución de depuración agotada se recoge en la base del absorbedor a la misma temperatura y conversión de 108°C y 84% y su caudal permanece inalterado a 378.000 kg/h. El factor de carga de 0,45 mol de CO₂ por mol de K₂CO₃ permanece

inalterado. -----

5. Se divide la solución de depuración agotada que fluye a través de la línea 21 en dos fracciones iguales del 50% que se regeneran separadamente en la columna principal 2 de regeneración y la columna auxiliar 3. Se fija la presión de trabajo de la columna principal de regeneración a $1,3 \text{ kg/cm}^2$ mientras que se ajusta la presión de trabajo de la columna auxiliar a la presión ligeramente más elevada de $1,5 \text{ kg/cm}^2$. La solución que fluye a través de la válvula 52
10. y línea 22 hacia la columna principal 2 de regeneración se evapora en la zona 7 de evaporación y fluye hacia la zona 15 de regeneración. Una fracción de un 70% de la solución empobre parcialmente regenerada con un porcentaje de conversión de 46,3% se retira del plato 40 de retirada a una
15. temperatura de 109°C y la fracción restante del 30% equivalente a un 15% del caudal total de solución fluye a la zona 16 de regeneración de la columna principal 2 de regeneración y el variador 90 del calor de la solución. -----

20. Después de rehervir, se recoge la solución pobre con una conversión del 22% y una temperatura de 115°C en el fondo de la columna 2. -----

25. La segunda fracción del 50% de la solución de depuración agotada que fluye a través de la válvula manorreductora 53 y línea 23 a la columna auxiliar 3 de regeneración se evapora en la zona 8 de evaporación y fluye hacia la zona 17 de regeneración. -----

Debe regenerarse la solución semipobre de la columna 3 a una conversión del 39% para lograr el cambio de porcentaje de conversión global especificado de 45%. Ello requiere un suministro de calor de regeneración de 1.115

5. kg/Nm^3 de CO_2 desabsorbido en la columna 3, que es equivalente aproximadamente a 3.200 kg/h de vapor de extracción. Se suministrará este vapor de extracción por el termocompresor 80 a chorro de vapor que descarga a través de la línea 35 en la columna 3. - - - - -

10. El lado de aspiración del eyector 80 a chorro de vapor está conectado al recipiente 5 de expansión donde se mantiene una presión de 1,1 kg/cm^2 . El caudal de solución semipobre de 130.000 kg/h que se retira del plato 40 de retirada fluye a través de la línea 24 y válvula manorreductora 56 al recipiente 5 de expansión donde se generan 900

15. kg/h de vapor por evaporación, enfriando la solución a 103°C de esta manera. La solución semipobre que se recoge en la base de la columna auxiliar 3 a una temperatura de 115°C y con una conversión del 39% fluye a razón de 185.000

20. kg/h a través de la línea 27 y válvula manorreductora 58 hacia el recipiente 5 de expansión donde se producen 2.200

kg/h de vapor por evaporación, enfriando de esta manera la solución a 105°C. Se suministra el vapor motor producido a una presión de 6 kg/cm^2 en el caldero 95 al eyector 80 a chorro de vapor a través de una línea 34 con un caudal de

25. 5.100 kg/h y la mezcla recomprimida de vapor evaporado y vapor motor se descarga por el termocompresor 80 a través

de la línea 35 a una presión de $1,64 \text{ kg/cm}^2$ que reina en la base de la columna 3, con un caudal de 8.200 kg/h . - - -

5. La demanda de calor de regeneración de la columna 3 así se ha satisfecho en un 62% por un suministro externo de vapor motor y en un 38% por calor extraído de la solución misma por la acción de termocompresión de un eyector a chorro de vapor. - - - - -

10. Por lo tanto el suministro de calor externo a la columna auxiliar 3 sube a un 62% de la exigencia de calor de regeneración de 1.115 kc/Nm^3 de CO_2 , o sea 692 kc por Nm^3 de CO_2 desabsorbido en la columna 3. - - - - -

15. Dado que la demanda de calor de la columna auxiliar 3 está satisfecha totalmente por el vapor suministrado por el termocompresor 80 a chorro de vapor, es posible utilizar el suministro adicional de vapor descargado por el termocompresor 88 como vapor de extracción en la columna principal 2 de regeneración. - - - - -

20. La solución pobre en la base de la columna 2 fluye a través de la línea 25 y válvula manorreductora 57 al recipiente 4 de expansión, que está conectado al lado de aspiración del eyector 88 a chorro de vapor, que mantiene en dicho recipiente una presión reducida de 1 kg/cm^2 . Se genera vapor por evaporación a un caudal de 600 kg/h , enfriando de esta forma la solución a 106°C . - - - - -

5. Se suministra vapor motor producido a una presión de 6 kg/cm^2 en el caldero 95 a través de la línea 34 con un caudal de 1.000 kg/h al eyector 88 a chorro de vapor y se descarga la mezcla recomprimada de vapor evaporado y vapor motor a través de la válvula 61 a la presión de $1,5 \text{ kg/cm}^2$ que reina en la base de la columna 2. - - - - -

10. Cuando de esta forma se escoge devolver la salida total de 1.600 kg/h de vapor del termocompresor 88 a la columna 2, se cierra la válvula 60 de la línea 33. La exigencia de calor de regeneración en la columna principal 2 sube a $1.044 \text{ kc por Nm}^3$ de CO_2 desabsorbido en la columna, que es equivalente a un suministro de vapor de extracción de 7.700 kg/h . Dado que el termocompresor 88 a chorro de vapor ya suministra aproximadamente un 20% de la demanda total de la columna 2, el suministro de calor por el variador 90 del calor de la solución quedará reducida en la misma proporción y subirá a 838 kc por Nm^3 de CO_2 desabsorbido en la columna 2. El suministro de calor de regeneración externo total a la columna 2 así se compondrá de 838 kc/Nm^3 de CO_2 del variador 90 del calor y de 62 kc/Nm^3 de CO_2 bajo la forma de vapor motor a un total de 900 kc/Nm^3 de CO_2 desabsorbido en la columna 2. Dado que el servicio total de regeneración está dividido en partes iguales entre la columna principal 2 y la columna auxiliar 3, donde las respectivas exigencias de calor externo son de 900 kc/Nm^3 de CO_2 y 692 kc/Nm^3 de CO_2 , el suministro total de calor externo combinado subirá a 796 kc por Nm^3 de CO_2 eliminado de la solución de depuración ago

15.

20.

25.

tada. -----

Después de evaporación en el recipiente 4, la solución pobre fluye a través del intercambiador térmico 99 donde se precalienta el condensado de regeneración a 100°C y se bombea por la bomba 81 por la línea 261 al enfriador 91 donde se enfría a 80°C antes de entrar en la parte superior del absorbedor 1. La solución semipobre combinada procedente del recipiente 5 de expansión con un porcentaje de conversión del 42% fluye a través de una línea 28 a la bomba 82 desde donde se recicla al absorbedor 1 después de enfriamiento en el enfriador 92 a una temperatura de 100°C. La mezcla saliente de vapor y CO₂ de la columna principal 2 fluye a través de una línea 32 al enfriador 93 y al tambor 6 de reflujo donde se separa el condensado mientras el CO₂ enfriado se descarga a una presión de aproximadamente 1,3 kg/cm² y a una temperatura de 60°C por la línea 37 con un caudal de 4.000 Nm³/h. La otra fracción de gas ácido que se desabsorbe en la columna auxiliar 3 se evacúa a la presión más elevada de 1,5 kg/cm² por la línea 39 después de enfriarse a 60°C en el enfriador 96. El condensado del tambor 10 de reflujo fluye a través de la válvula manorreductora 50 a la línea 29 por donde fluye conjuntamente con el condensado del tambor 6 de reflujo a un caudal combinado de 8.700 kg/h y a una temperatura de 60°C hasta la bomba 83. De allí se bombea al intercambiador térmico 99 donde se recalienta a 100°C después de lo cual fluye a un caudal de 6.100 kg/h al caldero de evaporación 95 donde se produce la

5. cantidad correspondiente de vapor motor a una presión de 6 kg/cm² por el gas de alimentación caliente que se suministra por la línea 47 y sale del caldero 95 por la línea 36 a una temperatura de 164°C. La parte restante del condensado de regeneración vuelve como reflujo a la columna principal 2 por medio de la válvula 62. - - - - -

10. Se observará que, según esta modalidad de operación, se hace funcionar el variador del calor de la solución a la presión de regeneración inferior y que se ha reducido el servicio térmico del variador del calor a 419 kcal/m³ de CO₂. - - - - -

EJEMPLO 3

15. Se hace referencia a la Figura 3 de los dibujos. La composición de la solución de depuración y el factor de carga son iguales que en el Ejemplo 2, así como lo son el porcentaje de conversión, la temperatura y el caudal de las corrientes de soluciones pobre y semipobre que entran en el absorbedor y de la solución de depuración agotada que sale del absorbedor. La línea 262 de reciclaje de solución y el enfriador 94 no se utilizan. Se utiliza el mismo gas de ali-
20. mentación que en el Ejemplo 2. - - - - -

25. La solución de depuración agotada, con una conversión del 84% y una temperatura de 108°C, fluye por la línea 21 y una válvula manorreductora 52 a la zona 7 de evaporación de la columna principal 2 de regeneración donde se ajusta

ta la presión a $1,5 \text{ kg/cm}^2$. - - - - -

- 5. En el plato 42 de retirada, por debajo de la zona 18 de regeneración, donde la presión es aproximadamente de $1,6 \text{ kg/cm}^2$, se retira una fracción del 50% de solución parcialmente regenerada a una temperatura de 110°C y con una conversión del 55%. La fracción del 50% restante fluye hacia abajo a la zona 15 de regeneración y el plato 40 de retirada donde se retira una fracción del 70% de la solución semipobre restante, o sea un 35% del caudal total que entra
- 10. en la parte superior de la columna, a una temperatura de 113°C y con una conversión de 46,3%. La fracción restante del 15% fluye a la zona 16 de regeneración y después de atravesar el variador 90 del calor de la solución, se recoge en el fondo de la columna a una temperatura de 118°C y
- 15. con una conversión del 32%. - - - - -

- La solución parcialmente regenerada retirada del plato 42 de retirada fluye por la línea 23 a la columna auxiliar 3, que está situada en una altura inferior, que es tal que la presión hidrostática de la solución en la línea
- 20. 23 es suficiente para superar la diferencia en presión entre las columnas 2 y 3. En este ejemplo, la diferencia en altura entre el plato 42 de retirada y la válvula manorreductora 52 es de 2 metros, que corresponde a una carga hidrostática de aproximadamente $0,25 \text{ kg/cm}^2$, y la presión de la columna auxiliar 3 es de $1,7 \text{ kg/cm}^2$, o sea $0,1 \text{ kg/cm}^2$ superior a
 - 25. la presión en el plato 42 de retirada. - - - - -

Dada la presión aumentada en la zona 2 de evaporación, no hay evaporación de la solución, y después de regeneración en la zona 17 de regeneración se recoge en la base de la columna. - - - - -

5. Para satisfacer el factor de carga constante de la solución de un 45% de cambio de porcentaje de conversión global, debe regenerarse la corriente de solución en la columna 3 a una conversión del 39%. Para este servicio de regeneración, no obstante se requiere una cantidad aumentada de vapor de extracción, de modo que la presión parcial del gas ácido en la mezcla de vapor que sale en la parte superior de la zona 17 de regeneración y que se devuelve subsecuentemente a la columna principal 2, a través de la línea 321, se mantiene a un valor que es lo suficientemente bajo para asegurar que dicha mezcla de vapor tenga todavía una eficacia de extracción apropiada cuando se transfiera a la columna principal 2. - - - - -
- 10.
- 15.

20. Dado que se realiza un cambio de conversión de tan sólo un 16% sobre una fracción del 50% de la solución total, éste corresponderá a una desorción de $1.420 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 . El vapor de extracción que debe suministrarse a la columna 3 corresponde a $5,7 \text{ kg}$ de vapor por Nm^3 de CO_2 , aproximadamente a 8.100 kg/h . - - - - -

25. Según la invención, se satisface esta demanda de vapor de extracción por el caudal de descarga del eyector 80 a chorro de vapor. La solución semipobre regenerada en la

5. columna 3 a una conversión del 39% y a una temperatura de 116°C fluye por la línea 27 y una válvula manorreductora 58 al recipiente 5 de expansión, donde el lado de aspiración del eyector 80 a chorro de vapor mantiene una presión reducida de 1,2 kg/cm². La evaporación inducida por esta reducción de presión genera 2.100 kg/h de vapor enfriando de esta forma la solución a 105°C. La solución semipobre que se retira de la columna principal 2 en el plato 40 de retirada fluye por la línea 24 y válvula manorreductora 56 al
10. recipiente 5 de expansión donde la evaporación genera 1.200 kg/h de vapor, enfriando de esta forma la solución a 105°C.

15. El vapor motor, que se suministra del caldero 95 por la línea 34, a una presión de 6 kg/cm² y con un caudal de 4.800 kg/h recomprime los vapores evaporados combinados a una presión de 1,8 kg/cm² que corresponde a la presión en la base de la columna 3, donde descarga la mezcla de vapor motor y vapor evaporado recomprimido por la línea 35. La exigencia de calor de regeneración de la columna auxiliar 3 ha sido satisfecha de esta forma por un suministro de calor externo bajo la forma de vapor motor vivo, equivalente a 1.851 kcal por Nm³ de CO₂ desabsorbido en dicha columna. -
- 20.

25. La demanda de calor de regeneración en la columna principal 2 ahora se satisface en parte por el vapor de extracción suministrado por la columna auxiliar 3 por la línea 321 y la exigencia adicional corresponde a un suministro de vapor de extracción de 7.800 kg/h en la base de la

columna, una parte de la cual será suministrada por el termo-compresor 88 por la línea 33 y válvula 61 y parte por el variador 90 del calor de la solución. - - - - -

5. La solución pobre en el fondo de la columna principal 2 fluye por la línea 25 y válvula manorreductora 57 al recipiente 4 de expansión donde el lado de aspiración del eyector 88 a chorro de vapor mantiene una presión reducida de 1.15 kg/cm^2 . La evaporación inducida genera 700 kg/h de vapor enfriando de esta forma la solución a 103°C .
10. El vapor motor que se suministra a una presión de 6 kg/cm^2 por el caldero 95 por la línea 34, con un caudal de 1.000 kg/h recomprime el vapor evaporado a la presión de 1.7 kg/cm^2 que reina en la base de la columna 2, donde descarga la mezcla de vapor motor y vapor evaporado recomprimido por la línea 33 y válvula 61 con un caudal de 1.700 kg/h. Durante esta operación la válvula 60 permanece cerrada de modo que no se permite la entrada de vapor descargada del termo-compresor 88 en la columna auxiliar 3. - - - - -
- 15.

20. Se obtiene el resto de 6.100 kg/h de vapor de extracción del variador 90 del calor que se calienta por el gas de alimentación de síntesis caliente. - - - - -

25. Si se relaciona el suministro de calor al variador del calor con el servicio global de eliminación de gas ácido de $8.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 , corresponde a 417 kc/Nm^3 de CO_2 desabsorbido (global). El vapor motor utilizado en los termocompresores 80 y 88 a chorro de vapor con un caudal

combinado de 5.800 kg/h corresponde a un suministro de calor, que se introduce en el sistema de regeneración a través del caldero 95 de vaporización, de 397 kc/Nm³ de CO₂ de absorbido global. - - - - -

5. De esta forma la demanda de calor de regeneración combinada de este método de regeneración sube a 814 kc/Nm³ de CO₂ eliminado. Se recoge todo el CO₂ que ha sido desabsorbido en el sistema de regeneración en la parte superior de la columna principal 2 de regeneración a una presión de 1,5 kg/cm², desde donde fluye por la línea 32 al enfriador 93 y la línea 37 de descarga donde sale de la unidad una temperatura de 60°C. - - - - -

10. El condensado de regeneración caliente que se recoge en el tambor 6 de reflujo con un caudal de 8.000 kg/h fluye por la línea 29 y se bombea por la bomba 83 al intercambiador térmico 99 donde se precalienta a 100°C, después de lo cual se suministra parte del mismo al caldero 95 para la producción de vapor motor y se devuelve el resto a la columna principal 2 como reflujo de proceso. - - - - -

15. Según la Figura 3, se ilustra que se devuelve este reflujo por la válvula 62 en la parte superior de la columna 2. No obstante se sabe que es igualmente satisfactorio devolver dicho reflujo bien a un nivel intermedio o bien en la base de la columna de regeneración o incluso directamente en la corriente lateral que fluye en el variador 90 del calor de la solución. - - - - -

20.

25.

Según otra práctica bien conocida, también es posible devolver el condensado frío de proceso en el sistema, sin precalentar en el intercambiador 99, directamente en la línea 26. -----

5. Estas distintas modificaciones son igualmente aplicables dentro del alcance de la presente invención. -----

Después de atravesar el intercambiador térmico 99, se recicla la solución pobre por la bomba 81 en la línea 261 a la parte superior del absorbedor 1 después de enfriamiento a 70°C en el enfriador 91. -----

La solución rica del recipiente 5 con una conversión del 42% se recicla al absorbedor 1 por la bomba 82 por la línea 281 y enfriador 92 donde se ajusta su temperatura a 100°C. -----

15. EJEMPLO 4

Se hace referencia a la Figura 4 de los dibujos, que ilustra un sistema de depuración de solución doble en que se utiliza una solución acuosa de carbonato potásico para la eliminación en masa de CO₂ en la primera zona 14 de absorción del absorbedor 1, y se utiliza una solución acuosa de dietanolamina (DEA) al 20% en peso en la segunda zona 12 de absorción del absorbedor 1 para una limpieza definitiva del gas. Se utiliza el mismo gas de alimentación de proceso como en el Ejemplo 1. Después de atravesar el caldero

20.

III

95, donde, al producirse su enfriamiento a 163°C, vaporiza 7.200 kg/h de vapor motor a una presión de 6 kg/cm², el variador 90 del calor de la solución y otro intercambiador térmico (no ilustrado), el gas de alimentación de proceso penetra en el absorbedor 1 que funciona a una presión de 27 kg/cm² a través de una línea 30 con un caudal de 45.700 Nm³/h (envase de gas seco). Después de atravesar la primera zona 14 de absorción donde se reduce el contenido en CO₂ a 1,6% en volumen, se depura aún más el gas en la segunda zona de absorción después de lo cual sale del absorbedor por una línea 31 a una temperatura de 45°C y con un contenido residual en CO₂ no superior a 0,01% en volumen. Se recicla la solución de carbonato potásico regenerado al absorbedor 1 por la línea 281 a una temperatura de 101°C y con una conversión de 41,5%. La solución de carbonato potásico agotada que se recoge en la base del absorbedor 1 tiene una concentración del 29% en peso de carbonato potásico y contiene, además de una pequeña cantidad de inhibidor de corrosión, un 3% en peso de dietanolamina. - - - - -

20. Sale por una línea 21 a una temperatura de 110°C y una conversión del 84% con un caudal de 371.000 kg/h. - -

25. Se recicla la solución pobre de DEA (dietanolamina) a la parte superior del absorbedor 1 por una línea 261 a una temperatura de 45°C y con una carga de gas ácido de 0,08 mol de CO₂ por mol de DEA. Se retira la solución de DEA agotada del absorbedor 1 en el plato 43 de retirada a

una temperatura de 77°C y con una carga de gas ácido de 0,38 mol por mol de DEA. - - - - -

- Fluye por la línea 20 con un caudal de 47.000 kg/h al intercambiador térmico 100 donde se precalienta a 95°C,
5. y después de una reducción de presión en la válvula 64, penetra en la sección inferior de regeneración de la columna principal 2 de regeneración. Después de evaporación en la zona 9 de evaporación donde la presión de trabajo es de 1,45 kg/cm², la solución fluye a la zona 16 de regeneración
10. y al variador 90 del calor de la solución. El calor suministrado por el gas de alimentación de proceso caliente de la línea 36, genera 4.800 kg/h de vapor. Parte de este vapor de extracción se utiliza en la zona 16 de regeneración para suministrar el calor para el proceso de desorción endotérmica
15. y para calentar la solución a su temperatura de ebullición, mientras que la parte restante, junto con el CO₂ desabsorbido fluye hacia arriba a la sección superior de regeneración donde se regenera la solución de carbonato potásico.

- Se divide la solución de carbonato potásico agotada que sale del absorbedor 1 en dos partes. Se envía una
20. fracción del 30% a través de una válvula manorreductora 52 y línea 22 a la columna principal de regeneración y zona 7 de evaporación donde se fija la presión a 1,3 kg/cm². - - -

- Después de evaporación, la solución fluye a la zona
25. 15 de regeneración y al plato 40 de retirada desde donde

- se retira a una temperatura de 109°C y con una conversión del 46%. La demanda de vapor de regeneración en la zona 15 sube a 4.600 kg/h de la cual sólo 2.550 kg/h suben de la sección de regeneración inferior. Para satisfacer la exigencia adicional, se conduce la solución pobre de DEA que sale del fondo de la columna principal 2 a través de la línea 25 a una temperatura de 112°C al recipiente 4 de expansión donde el lado de aspiración del eyector 83 a chorro de vapor mantiene una presión reducida de 1,05 kg/cm². La evaporación de esta solución con la reducción de presión a través de la válvula 57 genera 800 kg/h de vapor, que se comprime por el termostator 88, que funciona con 1,250 kg/h de vapor motor a una presión de 6 kg/cm², suministrado por el caldero 95 a través del colector 34 de vapor. El termostator 88 descarga la mezcla de vapor evaporado recomprimido y vapor motor por la línea 33 y válvula 611 a la zona 9 de evaporación con un caudal de 2.050 kg/h. Durante esta operación las válvulas 61 y 60 permanecen cerradas. -
- 5.
- 10.
- 15.

- Una segunda fracción del 70% de la solución de carbonato potásico agotada fluye por la válvula menorreductora 53 y línea 23 a la columna auxiliar 3 de regeneración y zona 8 de evaporación donde se fija la presión en 1,4 kg/cm². - - - - -
- 20.

- Para satisfacer el cambio de conversión global especificado del 42,5%, debe realizarse la regeneración en la columna auxiliar hasta una conversión del 39%. La deman
- 25.

da correspondiente de vapor de regeneración de 10.100 kg/h se suministra por el eyector 80 a chorro de vapor. - - - -

5. La solución regenerada procedente del plato 40 de retirada fluye por la línea 24 y válvula manorreductora 56 al recipiente 5 de expansión donde el lado de aspiración del eyector 80 a chorro de vapor mantiene una presión reducida de 1 kg/cm^2 . Al producirse la evaporación, se genera vapor a razón de 1.000 kg/h con lo que se enfría la solución a 101°C . La solución que se ha regenerado en la columna auxiliar 3 fluye por la línea 27 a una temperatura de 112°C a través de la válvula manorreductora 58 al recipiente 5 de expansión donde se genera un caudal de vapor de 3.100 kg/h, enfriando de esta forma la solución a 101°C . - - - - -

15. Se suministra una cantidad de 6.000 kg/h de vapor motor por la línea 34 al termocompresor 80 a chorro de vapor que recomprime el vapor evaporado a la presión de $1,54 \text{ kg/cm}^2$ que reina en la base de la columna 3, y descarga la mezcla de vapor motor y vapor recomprimido con un caudal de 10.000 kg/h a través de la línea 35. - - - - -

20. El caudal combinado de solución de carbonato potásico regenerada con una conversión del 41,5%, fluye a una temperatura de 101°C por la línea 28 a la bomba 82 y se recicla al absorbador 1 por la línea 281. - - - - -

25. No se requiere enfriamiento en el enfriador 92. La solución pobre de DEA que sale del recipiente 4 de ex-

III

pansión a una temperatura de 102°C fluye por la línea 26 a la bomba 81 y se bombea al intercambiador térmico 100 donde precalienta la solución de depuración agotada. De allí fluye al enfriador 91 donde se ajusta su temperatura a 45°C. Se enfría la corriente de CO₂ desabsorbido de la columna auxiliar 3 en el enfriador 96 y sale de la unidad de regeneración a una presión de 1,5 kg/cm² por la línea 39. El CO₂ que ha sido desabsorbido en la columna principal fluye por la línea 32 al intercambiador térmico 99 donde precalienta el condensado del proceso y luego al enfriador 93 antes de salir de la unidad por la línea 37 a una presión de 1,3 kg/cm². - - - - -

El condensado de regeneración que se recoge en los tambores 10 y 6 de condensado fluye por la línea 29 a un esudal combinado de 9.600 kg/h a la bomba 83 desde donde se bombea al intercambiador térmico 99. Este intercambiador térmico igualmente podría calentarse por el CO₂ y corriente de vapor saliente de la columna 3. Después de precalentar a 94°C, el condensado fluye al caldero 95 a un régimen de 7.250 kg/h y se devuelve la parte restante a través de la válvula 62 a la sección inferior de la columna principal de regeneración como reflujo de proceso. - - - - -

La exigencia de calor externo total del sistema de regeneración viene satisfecha por la producción de vapor del variador del calor de la solución de 4.800 kg/h y el suministro de vapor motor de 7.250 kg/h a los termocompreso-

res 80 y 88. Se ha eliminado una cantidad total de 8.040 Nm³/h de CO₂ del gas de proceso y el consumo específico de calor sube a 825 kc/Nm³ de CO₂ eliminado. - - - - -

5. En este Ejemplo, se combinaron las dos zonas 12 y 14 de absorción separadas en la misma columna de absorción. Es evidente que el método de regeneración según la presente invención se aplique igualmente bien si se disponen las zonas de absorción separadas en diferentes columnas.

10. También debe observarse que los esquemas de circulación de las Figuras 1 a 4 no incluyen todos los dispositivos necesarios para el funcionamiento de una planta industrial. No obstante los dispositivos adicionales requeridos para tal fin serán evidentes a los técnicos en la materia.-

15. También debe observarse que la invención no está limitada a las cuatro realizaciones arriba descritas y que los esquemas de circulación pueden modificarse dentro del alcance de esta invención. - - - - -

N O T A

20. Se declaran de novedad y propiedad para España, sus territorios y plazas de soberanía, las siguientes: - -

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la regeneración de soluciones de depuración acuosas regenerables, que se utilizan pa-

- ra la eliminación en masa de gases ácidos, por absorción a partir de mezclas de gases que contienen dichos gases ácidos, en un proceso cíclico en que se regeneran dichas soluciones de depuración acuosas en un sistema de regeneración por extracción con vapor antes de reciclarse a la etapa de absorción, regenerándose una parte de las soluciones de depuración en una sección principal de regeneración del sistema de regeneración, mientras que la otra parte de las soluciones de depuración se regenera en una sección auxiliar de regeneración del sistema de regeneración, caracterizado porque se escoge la presión en la sección auxiliar de regeneración con independencia de la presión en la sección principal de regeneración y al menos una parte del vapor de extracción requerido en la sección auxiliar de regeneración se obtiene por evaporación de la solución de depuración en una zona de presión reducida conectada al lado de aspiración de un termocompresor a chorro de vapor, descargándose directamente la mezcla del vapor motor del termocompresor y vapor evaporado recomprimido en dicha sección auxiliar de regeneración. - - - - -
- 5.
- 10.
- 15.
- 20.

- 2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque todo el vapor de extracción requerido en la sección auxiliar de regeneración se obtiene por evaporación de la solución de depuración en al menos una zona de presión reducida conectada al lado de aspiración de un termocompresor a chorro de vapor, introduciéndose directamente la mezcla del vapor motor del termocompresor y el vapor eva
- 25.

porado recomprimido en dicha sección auxiliar de regeneración. - - - - -

5. 3.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la presión en la sección auxiliar de regeneración es inferior a la presión en la sección principal de regeneración y porque se obtiene parte del vapor de extracción requerido en dicha sección auxiliar de regeneración por evaporación directa de la solución de depuración al producirse una reducción de presión desde la presión más elevada de la sección principal de regeneración a la presión inferior de la sección auxiliar de regeneración. - - - - -

10. 4.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque la presión en la sección auxiliar de regeneración es igual o superior a la presión en la sección principal de regeneración. - - - - -

15. 5.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la evaporación a una presión reducida, inducida por la operación del inyector a chorro de vapor, se realiza sobre una solución de depuración parcial o totalmente regenerada obtenida bien de la sección principal de regeneración bien de la sección auxiliar de regeneración. - - - - -

20. 6.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque parte de la energía del vapor motor del termocompresor y el vapor evaporado

25.

recomprimido se descarga en la sección principal de regeneración. -----

5. 7.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se separa la solución de depuración agotada en dos fracciones que se introducen respectivamente en la sección principal de regeneración y en la sección auxiliar de regeneración. -----

10. 8.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque toda la solución de depuración agotada se introduce en la sección principal de regeneración y se retira una corriente lateral de solución de depuración parcialmente regenerada de la sección principal de regeneración y se introduce en la sección auxiliar de regeneración. -----

15. 9.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que dos soluciones de depuración diferentes que se han utilizado en secciones separadas de absorción de gas se regeneran en un solo sistema de regeneración que comprende una sección principal de regeneración y una sección auxiliar de regeneración, caracterizado porque el vapor de extracción que se ha utilizado para la regeneración de una de las soluciones de depuración agotadas se vuelve a usar como vapor de extracción para la regeneración de al menos parte de la otra solución de depuración agotada. -----

20.

25.

5. 10.- Procedimiento según la reivindicación 9, ca-
 racterizado porque el vapor de extracción utilizado en la
 sección auxiliar de regeneración se obtiene por evaporación
 de una o ambas soluciones de depuración diferentes en una o
 más zonas correspondientes de presión reducida conectadas
 al lado de aspiración de uno o más termocompresores a cho-
 rro de vapor, descargándose directamente cada una de las
 mezclas de vapor motor del termocompresor y vapor evapora-
 do recomprimido en dicha sección auxiliar de regeneración.

10. 11.- Procedimiento según la reivindicación 9, ca-
 racterizado porque el vapor de extracción utilizado en la
 sección auxiliar de regeneración se obtiene evaporando una
 o ambas soluciones de depuración diferentes en una o más zo-
 nas correspondientes de presión reducida conectadas al lado
 de aspiración de uno o más termocompresores a chorro de va-
 por, descargándose cualquiera o cada una de las mezclas de
 vapor motor del termocompresor y vapor evaporado recomprimi-
 do parcial o totalmente en dicha sección auxiliar de regene-
 ración y parcial o totalmente en dicha sección principal de
 regeneración. - - - - -
 15. 20.

12.- "PROCEDIMIENTO PARA LA REGENERACION DE SOLU-
 CIONES DE DEPURACION ACUOSAS REGENERABLES". - - - - -

Todo ello conforme se describe y reivindica en la
 presente memoria que consta de sesenta y ocho hojas folia-
 das y mecanografiadas por una sola de sus caras y de cuatro

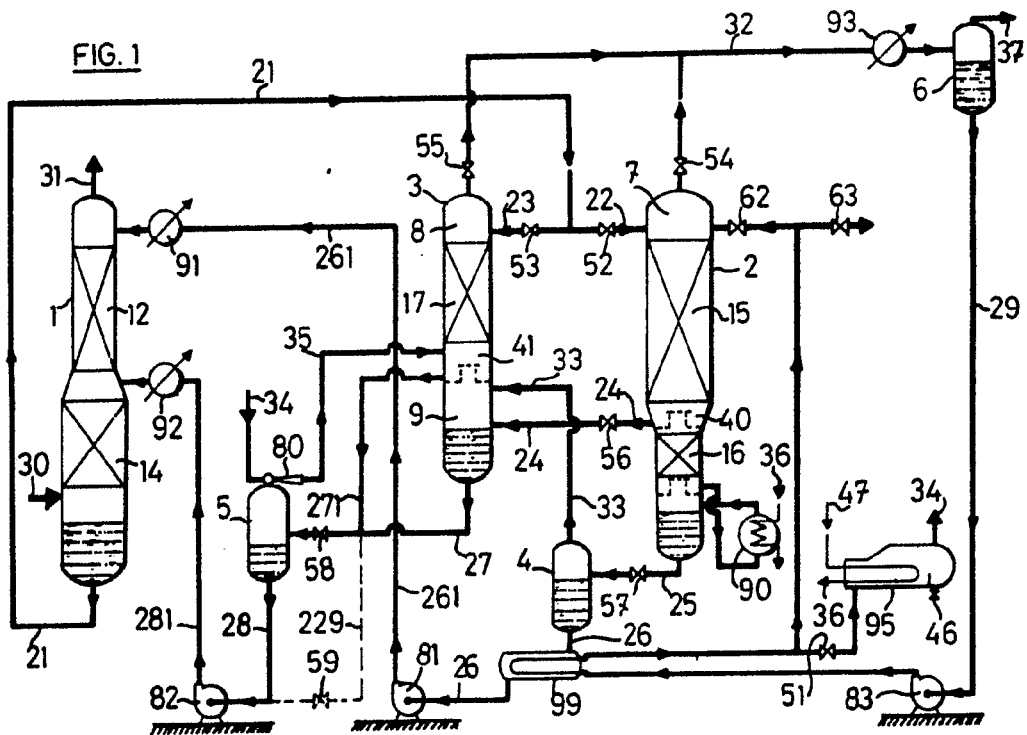
figuras que la ilustran.

MADRID, 23 DIC. 1975

B.A. M. CURELL SUÑOL

M. Curell Suñol

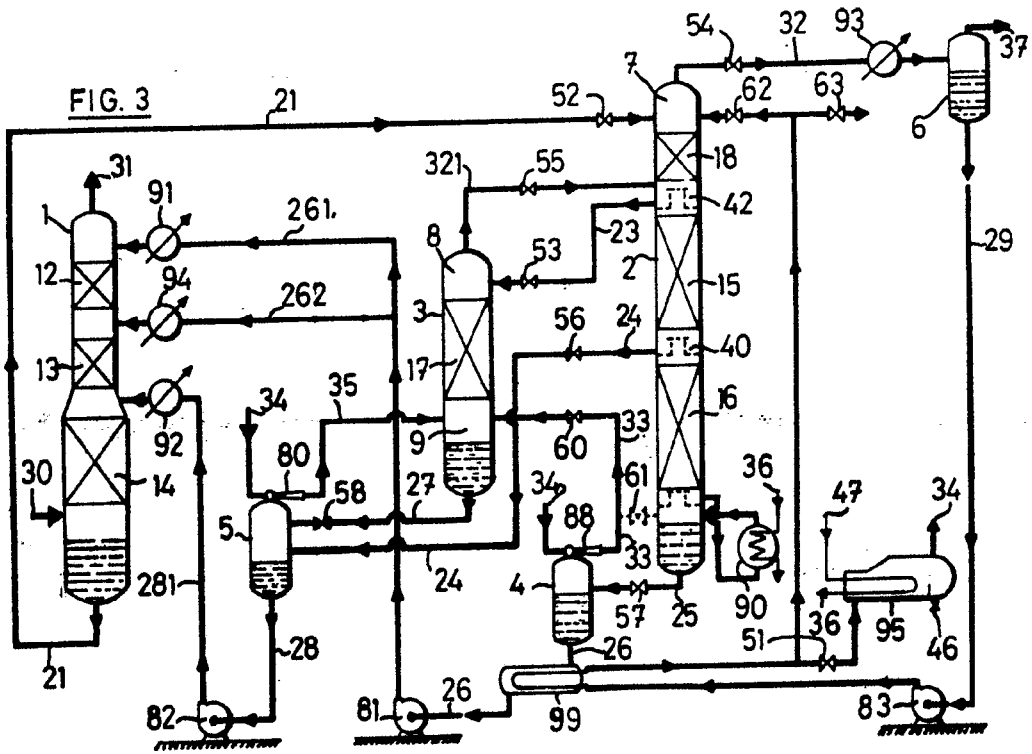
23 DIC 1975



MADRID, 23 DIC. 1975

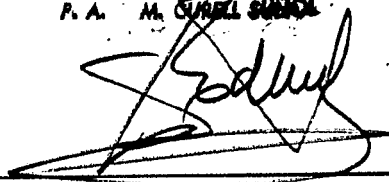
P. A. M. GURELL SUÑOL

23 DIC 1975

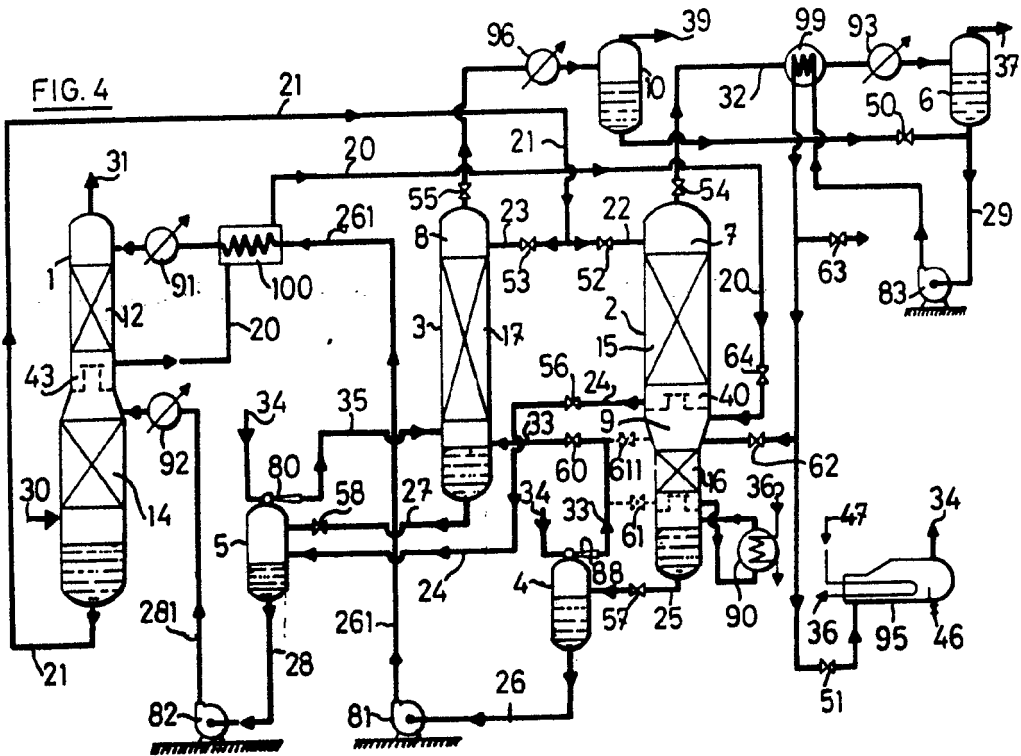


MADRID, 23 DIC. 1975

P. A. M. SURELL SURELL



23 DIC 1975



MADRID, 23 DIC. 1975

P. A. M. CURELL

[Handwritten signature]