

334617

17 DIC



PATENTE DE INVENCION

=====

Your Case Nº 828-Spain

Memoria Descriptiva

sobre:

"PROCEDIMIENTO DE ABSORCION PARA LA
PURIFICACION DE UNA MEZCLA GASEOSA".

Solicitante: HALCON INTERNATIONAL, INC., entidad norteamericana, residente en : 2 Park Avenue, New York 16, New York, EE.UU. de A.

Esta invención se relaciona en general con procedimientos químicos orgánicos en los que se utiliza una operación de absorción para separar por lo menos un componente de una corriente de vapor que contiene varios componentes. Más específicamente:

5.



- camente, se relaciona con un procedimiento en el que la presión de vapor del componente o componentes que se separan en la operación de absorción es menor que la presión de vapor de otro componente, por lo menos, de la mezcla de vapor. Más específicamente aún, la invención se relaciona con un procedimiento en el que el medio absorbente usado para absorber selectivamente de la mezcla de vapor el componente o componentes que tienen presiones de vapor inferiores a la del componente más ligero de la mezcla es tratado a fin de incrementar la eficacia de la operación de absorción.
- 5.
- 10.

- La absorción selectiva de un componente de una mezcla de vapor, es bien conocida en el arte de los procedimientos químicos. Típicamente, cuando se desea separar un componente particular, se elige un medio absorbente que absorba selectivamente el deseado componente y no los otros componentes de la mezcla de vapor. Por ejemplo, con frecuencia se elige el carbonato potásico como medio absorbente selectivo para la separación de dióxido de carbono de corrientes de oxígeno o nitrógeno.
- 15.
- 20.

- En los procedimientos orgánicos, es frecuentemente difícil encontrar un medio absorbente que absorba selectivamente un componente específico al tiempo que no ejerce ningún efecto absorbente sobre los otros. En mezclas gaseosas de compuestos químicos similares, un medio absorbente determinado absorberá en cierto grado todos los componentes de la mezcla gaseosa. Generalmente, los componentes más ligeros, es decir los dotados de superiores presiones de vapor
- 25.
- 30.



- son absorbidos en menor grado que los componentes más pesados. Para efectuar la absorción selectiva de un componente, por ejemplo, un componente de ebullición intermedia, es necesario controlar las
5. temperaturas y presiones del procedimiento para reducir al mínimo la absorción de los componentes más ligeros. Sin embargo, es inevitable el que haya alguna absorción de los componentes más ligeros.
- El medio de absorción de tal operación,
10. rico en el componente deseado y en los componentes más ligeros, se trata de ordinario adicionalmente en una operación de destilación en la que son separados los componentes más ligeros. El medio de absorción destilado, que contiene sólo los componentes
15. deseados, se somete luego a destilación o a otras operaciones unitarias mediante las cuales se separa el componente deseado del medio de absorción. El medio de absorción empobrecido se utiliza de nuevo en la operación de absorción.
20. Cuando el componente más ligero de la mezcla gaseosa es mucho más ligero que el componente a absorber o se encuentra presente sólo en proporciones menores, el efecto de su absorción sobre el medio absorbente es insignificante. La cantidad de componen
25. te ligero absorbida es pequeña y no se produce ningún incremento apreciable en el tamaño de la corriente del medio de absorción ni se produce tampoco ningún efecto térmico apreciable. Sin embargo, cuando la presión de vapor del componente ligero no es muy diferente de la del componente a absorber, o aunque en
- 30.



5. en cantidades sustanciales, se encuentre presente mucho más componente más ligero, son absorbidas grandes cantidades de ese componente en el medio de absorción empobrecido y los efectos térmicos pueden tener una influencia importante sobre la eficiencia de la absorción.

10. El efecto primario de la absorción de componentes ligeros es la elevación de la temperatura del medio de absorción; el calor latente de condensación del componente ligero aparece como sensible incremento de calor en la corriente de absorción.

15. Esto reduce la cantidad de componente pesado que puede absorberse por unidad de flujo de medio absorbente a una determinada presión del proceso. Si se incrementa la presión del proceso o la relación entre líquido y vapor para contrarrestar el efecto de la temperatura sobre la condensación del componente ligero, se producen adicionales costos, tanto en el proceso, como en el equipo.

20. El objeto principal de esta invención es proporcionar una técnica mediante la cual los efectos negativos del proceso causados por la absorción, en un medio absorbente, de componentes ligeros de una mezcla gaseosa de la que ha de separarse un componente más pesado, son reducidos al mínimo.

25. Más específicamente, se desea proporcionar un método mediante el cual se evita la elevación de temperatura del medio absorbente empobrecido, debido a la absorción de componentes ligeros.

30. Otro objeto principal de la invención es



proporcionar una técnica que disminuya la cantidad de medio de absorción requerido para absorber de la mezcla gaseosa la cantidad deseada de componente más pesado.

5. Se desea también proporcionar técnicas mediante las cuales pueda reducirse al mínimo la presión en las operaciones de absorción sin sacrificar la eficacia de la absorción.

10. Se ha descubierto que los citados objetos pueden conseguirse efectivamente si el medio absorbente es saturado con componente ligero y simultáneamente enfriado para eliminar el calor latente de condensación del componente ligero antes de la introducción del medio absorbente en la zona de absorción.

15. Se ha descubierto igualmente que si el medio absorbente es saturado con componente ligero, no se produce condensación de componente ligero en la zona de absorción y por consiguiente ningún efecto térmico. Por el contrario, se ha comprobado que si

20. el medio absorbente se satura a una baja temperatura con componente ligero, y tiene lugar una elevación de temperatura del medio absorbente debido a la absorción de componente pesado, tiene lugar una vaporización de componente ligero que causa un agotamiento

25. del contenido térmico de la corriente total. Esto contrarresta la elevación de temperatura del medio absorbente e incrementa la eficacia de la operación de absorción.

30. Se ha comprobado que presaturando el medio absorbente como aquí se describe, es posible reducir



- drásticamente el grado de enfriamiento o refrigeración que puede requerirse para dicha corriente. Se consiguen unas correspondientes reducciones en los tamaños de los equipos y en los costos de explotación de las operaciones de absorción y separación.
5. Otro considerable beneficio para el procedimiento, derivado de un modo de operación como el que aquí se describe, consiste en que la presión de absorción puede reducirse notablemente, evitándose así los problemas de la compresión del vapor.
10. Otra ventaja del procedimiento es que la baja presión de la absorción puede permitir la incorporación de un absorbedor-separador en el esquema de absorción; es decir, la operación de separación y absorción puede efectuarse en una sola unidad del proceso operando a una sola presión. Hasta ahora, las elevadas presiones de absorción y/o la elevada relación de medio absorbente requerida para contrarrestar los efectos térmicos causados por la condensación de componente ligero en el medio absorbente, impidieron una operación de separación a la misma presión que para procedimientos en los que el producto se degradaba a las elevadas temperaturas del calderín que resultarían.
15. Otra ventaja del esquema de presaturación es la reducción de la presión y temperatura en el calderín del absorbedor-separador combinado, permitiendo así el uso de vapores del proceso o de vapor de agua atmosférico, que de lo contrario no hubieran podido utilizarse como medio térmico.
- 20.
- 25.
- 30.



Otra ventaja de este procedimiento se refiere a los casos en que se requiere un medio absorbente a temperatura extremadamente baja. En tales procedimientos, los efectos estabilizadores de la temperatura derivados de la presaturación del medio absorbente pueden elevar el nivel de refrigeración requerido y reducir así considerablemente la inversión de capital.

El medio absorbente empobrecido puede saturarse con componente ligero en distintos tipos de equipos de tratamiento. Uno de los métodos más eficaces de saturación del medio absorbente consiste en ponerlo en contacto con el componente ligero en un condensador-contactador de corrientes con flujo en corriente paralela, en el que la absorción tiene lugar simultáneamente con la separación del calor de condensación. Pueden usarse igualmente otros dispositivos de contacto vapor-líquido en combinación con un cambiador de calor. Naturalmente, no es necesario saturar el medio absorbente con componente ligero. Pueden obtenerse ciertos beneficios del contacto, aun cuando el medio absorbente no esté saturado.

El proceso de presaturación es aplicable a cualquier operación de absorción en la que se desee absorber selectivamente un componente pesado de un componente ligero y en el que el componente ligero es absorbido en grado sustancial en el medio absorbente. Este proceso ha sido desarrollado, por ejemplo, en conjunción con el diseño de plantas de tratamiento químico para la fabricación de cloruro de monovinilo



a partir de etileno.

- La primera operación del proceso es la cloración de etileno para producir 1,2-dicloroetano. El 1,2-dicloroetano es sometido a un cracking térmico para producir cloruro de monovinilo y cloruro de hidrógeno. La mezcla gaseosa de cloruro de monovinilo, cloruro de hidrógeno, 1,2-dicloroetano sin convertir y otros productos secundarios, se trata ulteriormente para separar dos productos: una corriente de cloruro de hidrógeno libre de materiales orgánicos y una corriente de cloruro de monovinilo-dicloroetano libre de cloruro de hidrógeno. Esta última corriente es subsiguientemente separada en sus dos componentes: una corriente producto de cloruro de vinilo y una corriente de recicló de 1,2-dicloroetano.
- 5.
- 10.
- 15.

El efluente del reactor de cracking térmico es separado en un absorbedor-separador combinado. El cloruro de hidrógeno es el componente ligero del gas, el cloruro de monovinilo tiene una presión de vapor intermedia y el 1,2-dicloroetano es el componente pesado.

20.

La figura 1 es un esquema de operaciones del proceso, que ilustra el proceso mediante el cual los diversos componentes de la mezcla gaseosa de cracking térmico eran separados antes de la presente invención.

25.

El efluente gaseoso de un horno de cracking térmico, no mostrado, se introduce a través del conducto 1 en un enfriador 2 de gases, en el que el gas es enfriado y condensada una porción de la corriente.

30.



- La mezcla gas-líquido enfriada pasa a través del conducto 3 a la columna absorbadora calentada 4, la cual realiza la doble función de absorber y separar. La columna absorbadora calentada 4 es una columna standard del tipo de destilación que contiene aproximadamente 60 platos para el contacto gas-líquido. La función de la columna es separar, como producto de cabeza, un gas de cloruro de hidrógeno libre de materiales orgánicos, y como producto de cola, una mezcla de 1,2-dicloroetano y cloruro de vinilo, libre de cloruro de hidrógeno. Como se describirá más adelante en el ejemplo I, la mezcla gaseosa introducida en el absorbedor calentado 4 contiene 1,2-dicloroetano sin craquear, cloruro de hidrógeno, cloruro de vinilo y otros productos secundarios orgánicos.
- 5.
- 10.
- 15.

- La sección absorbadora de la columna 4 es refluída con una corriente refrigerada de 1,2-dicloroetano relativamente puro. El 1,2-dicloroetano se introduce en el proceso a través del conducto 5, pasa en contracorriente con el producto de cloruro de hidrógeno en el cambiador de calor 6 y luego pasa a través del conducto 7 al refrigerador 8. En el refrigerador 8, se reduce la temperatura del 1,2-dicloroetano y la corriente enfriada es pasada a través del conducto 9 al primer plato del absorbedor calentado 4.
- 20.
- 25.

- Se suministra energía térmica para la parte separadora de la operación en el calderín 10. Una corriente de producto de cola pasa a través de los conductos 11 y 12 al calderín de termosifón 10, donde es parcialmente vaporizada; el líquido y el gas mez-
- 30.



clados pasan de nuevo, a través del conducto 13, al absorbedor calentado 4. Se utiliza un calderín de termosifón para evitar la degradación térmica de los materiales orgánicos.

5. El contacto gas-líquido se efectúa en el absorbedor calentado y la corriente de gas de cabeza es cloruro de hidrógeno, sustancialmente libre de cloruro de vinilo y que contiene sólo una pequeña cantidad de 1,2-dicloroetano. El cloruro de hidrógeno se separa
10. a través del conducto 14 y pasa al condensador superior 15, en el que es adicionalmente refrigerado para condensar la mayor parte del 1,2-dicloroetano que queda. El condensado de 1,2-dicloroetano del condensador 15 pasa a través del conducto 16 al conducto 9 y es devuelto a la columna 4. La corriente de cloruro de hidrógeno sustancialmente puro pasa luego por el conducto
15. 17 a través del cambiador de calor 6 y es retirado del proceso por el conducto 18. El producto de cola de la columna, que comprende una solución de cloruro de vinilo en 1,2-dicloroetano, libre de cloruro de hidrógeno, se retira del proceso a través del conducto 19.
- 20.

- El siguiente ejemplo, muestra un típico balance de materiales para el absorbedor calentado anteriormente descrito. El balance de materiales corresponde a una unidad de producción de 900.000 kgs. por año. Los números de las diversas corrientes del proceso son los de la figura 1.
- 25.



EJEMPLO I -

	<u>Alimen- tación</u>	<u>Medio ab- sorbente</u>	<u>Producto de cabeza</u>	<u>Producto de cola</u>
	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>
Corriente N ^o	1	5	18	19
<u>Componentes</u>				
Cloruro de hidró- geno	403.8		403.8	5 ppm
Cloruro de mono- vinilo	403.4	3.4	0.7	406.1
1,2-dicloroetano	304.0	423.0	0.3	726.7
Tricloroetano	2.9	10.3		13.2
Total :	<u>1.114.1</u>	<u>436.7</u>	<u>404.8</u>	<u>1.146.0</u>

15. La figura 2 es un esquema de operaciones del proceso, que ilustra la invención aquí descrita. El resultado global del proceso es igual al de la figura 1, es decir el cloruro de hidrógeno y el cloruro de vinilo del efluente del reactor de cracking térmico
20. son separados en un absorbedor calentado; sin embargo, mediante presaturación del reflujo de 1,2-dicloroetano con cloruro de hidrógeno antes de su introducción en el absorbedor calentado, se consiguen sustanciales economías.
25. El efluente del reactor de cracking térmico se introduce a través del conducto 31 en el refrigerador 32, donde el gas es enfriado y condensada una porción. La mezcla gas-líquido pasa a través del conducto 33 al absorbedor calentado 34, donde tiene lugar la separación antes descrita de los componentes.
- 30.



- El medio absorbente, 1,2-dicloroetano, se introduce en el proceso a través del conducto 35. Pasa a través del cambiador de calor 36 en contracorriente con el producto de cloruro de hidrógeno. El
5. 1,2-dicloroetano enfriado pasa luego a través del conducto 37 al conducto 38. Se mezcla en el conducto 38 con todo el gas producto de cabeza del absorbedor calentado 34. La mezcla del gas cloruro de hidrógeno y medio absorbente 1,2-dicloroetano enfriado pasa a
10. través del conducto 38 al refrigerador-condensador 40 de flujos de corrientes paralelas. En este refrigerador-condensador 40 se separa el calor de absorción del cloruro de hidrógeno en el 1,2-dicloroetano y la corriente de 1,2-dicloroetano saturada de cloruro de
15. hidrógeno es enfriada más.
- La corriente saturada y enfriada pasa a través del conducto 41 al separador 42 de gas y líquido. El cloruro de hidrógeno sin condensar pasa a través del conducto 43 al cambiador de calor 36, donde enfría
20. al 1,2-dicloroetano y luego pasa a través del conducto 44 fuera del proceso. El medio absorbente saturado y enfriado pasa a través del conducto 45 al absorbedor calentado 34.
- La energía térmica necesaria para la separación se suministra a través del calderín de termosifón
25. 46. Como según se mostrará adicionalmente en el ejemplo II, el proceso perfeccionado requiere sustancialmente menos medio absorbente, se forma una solución de cloruro de vinilo más concentrada y la temperatura en
30. el fondo del absorbedor calentado es muy inferior a la



- del proceso antiguo. Esto permite el suministro de la energía térmica mediante otra corriente del procedimiento o a través de vapor de agua atmosférico, que de otro modo habría de ser ventilado. Por ejemplo, el
5. gas de cabeza de la columna que separa productos secundarios pesados del 1,2-dicloroetano puede condensarse en el calderín. El gas de esta columna es introducido en el calderín a través del conducto 47, retirándose el condensado a través del conducto 48. Como
10. es convencional, se retira una corriente de producto de cola a través del conducto 49, se vaporiza en el calderín 46 y subsiguientemente se devuelve al absorbedor calentado a través del conducto 50. La solución de cloruro de vinilo libre de cloruro de hidrógeno es
15. retirada como producto de cola a través del conducto 56.

- Un aspecto discrecional, que constituye sólo una versión separada de la invención básica, puede incluirse para disminuir más el tamaño de la corriente
20. de absorción de 1,2-dicloroetano. Se retira una corriente de medio absorbente de un plato de la sección de absorción del absorbedor calentado 34. La corriente es enfriada y devuelta a un plato superior de la sección de absorción. Por ejemplo, se retira una corriente de
25. medio absorbente a través del conducto 51 y se bombea a través de la bomba 52 y del conducto 53 al refrigerador 54 y luego se devuelve a través del conducto 55 al absorbedor calentado 34. La corriente fría absorberá más cloruro de hidrógeno que tras su ulterior vaporización en la columna tenderá a limitar toda elevación
- 30.



de temperatura en aquélla, debido a la absorción de cloruro de monovinilo.

5. El siguiente ejemplo del proceso demuestra las notables ventajas derivadas de la incorporación del esquema de presaturación aquí descrito. Los números de las corrientes corresponden a los de la figura 2 anteriormente descrita.

EJEMPLO II :

	<u>Alimen- tacion</u>	<u>Medio ab- sorbente</u>	<u>Producto de cabeza</u>	<u>Producto de cola</u>
	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>	<u>Moles/ hora</u>
Corriente Nº	31	35	44	56
<u>Componentes</u>				
Cloruro de hidró- geno	403.8		403.8	5 ppm
Cloruro de mono- vinilo	404.4	.3	.7	402.9
1,2-dicloroetano	304.0	117.3	.3	421.0
Tricloroetano	2.9	.5		3.4
Total	<u>1.114.1</u>	<u>118.1</u>	<u>404.8</u>	<u>827.3</u>

25. El siguiente ejemplo compara los tamaños de los equipos y los servicios necesarios para los dos ejemplos anteriores del proceso.

EJEMPLO III -

<u>Equipo</u>	<u>Tamaño o trabajo del equipo Proceso antiguo</u>	<u>Tamaño o trabajo del equipo Nuevo proceso</u>
Refrigerador de alimentación	2.268.000 cal/hr	1.479.240 cal/hr
Condensador superior	47.880 cal/hr	232.344 cal/hr
Refrigerador	403.200 cal/hr	-----
Cambiador de calor superior	50.400 cal/hr	45.360 cal/hr
Refrigerador de corrientes secundarias	-----	68.796 cal/hr
Calderín	2.520.000 cal/hr	1.360.800 cal/hr
Absorbedor-separador	1'8 metros, 0 mm de diámetro 33 metros, 0 mm de longitud	1'2 metros, 0 mm de diámetro 25'8 metros, 0 mm de longitud
<u>Servicios</u>		
Nivel de refrigeración		
-34'4°C	434 toneladas	100 toneladas
-17'8°C	208 toneladas	227 toneladas
1'7°C	258 toneladas	261 toneladas
	900 toneladas	588 toneladas
Vapor de agua a baja presión	4.725 Kgr/hr	0

- Como exponen los siguientes ejemplos, el método de presaturación es particularmente efectivo cuando se aplica a la separación de cloruro de monovinilo del efluente del reactor de cracking térmico. Para disminuir la carga de calor del condensador superior refrigerado del absorbedor-separador, es necesario enfriar y refrigerar el efluente del cracking térmico
- 25.
- 30.



antes de su introducción en el absorbedor-separador. La mezcla de gases puede enfriarse a temperatura ambiente, pero se consiguen mejores resultados si se enfría a menos de 10°C, obteniéndose mejores resultados aun cuando el efluente se enfría a -12'2°C aproximadamente.

5.

La presión con que funciona el absorbedor-separador se determina equilibrando las ganancias de eficiencia en la absorción a superiores presiones, con las pérdidas en el contenido de la columna, causadas por degradación química a las elevadas temperaturas del calderín causadas por una elevada presión de la columna. Se ha descubierto que se obtienen buenos resultados con presiones en la columna, del orden de 0'70 a 5'95 kg/cm². Se obtienen mejores resultados cuando la presión es de 1'76 a 5'25 kg/cm² y el funcionamiento más eficiente es del orden de 2'81 a 4'2 kg/cm². Es deseable mantener una presión suficientemente baja en la columna para permitir el uso de una

10.

15.

20.

columna de dicloroetano (la columna que separa dicloroetano de productos secundarios más pesados), vapor de cabeza o vapor de agua atmosférico en el calderín. Como la temperatura del fondo depende, tanto del flujo del medio absorbente, 1,2-dicloroetano, como de la presión de la columna, es tarea de los expertos en el arte equilibrar las diversas variables a fin de conseguir unas máximas eficiencias globales. Se ha observado que la temperatura de los fondos en el absorbedor-separador no debe exceder de 104'4°C aproximadamente, a fin de

25.

30.

evitar la degradación del contenido químico del mismo.



El nivel a que se enfría y refrigera el medio absorbente depende también de la discreción de los expertos en el arte. Se ha observado que si el medio absorbente se enfría entre -40 y -6.7°C mientras está en contacto con cloruro de hidrógeno en el condensador superior, se obtienen buenos resultados. Se consiguen mejores resultados si el 1,2-dicloroetano es refrigerado entre -34.4 y -17.8°C y se logran los mejores resultados cuando la corriente es refrigerada entre -31.7 y -26.1°C . Cuando el medio absorbente se satura con cloruro de hidrógeno, se requiere menos refrigeración.

El flujo de medio absorbente 1,2-dicloroetano depende de la presión de la columna, del nivel a que es refrigerado el 1,2-dicloroetano y saturado con cloruro de hidrógeno y de la cantidad de cloruro de monovinilo en el efluente del reactor de cracking térmico. Generalmente, se ha observado que una velocidad de flujo de 0,1 a 2,0 moles de 1,2-dicloroetano por mol de alimentación de cloruro de monovinilo, asegura un satisfactorio funcionamiento del absorbedor-separador. Se obtienen mejores resultados si la velocidad de flujo del 1,2-dicloroetano es de 0,15 a 1,2 moles por mol de alimentación de cloruro de monovinilo, obteniéndose los mejores resultados si se usan de 0,2 a 0,4 moles.

Por la anterior explicación, los expertos en el arte podrían idear operaciones de absorción que incorporen al esquema de presaturación, para satisfacer los requisitos de sus propios procesos. La invención pretende abarcar todas las variaciones y modificaciones



del esquema básico del proceso aquí descrito, salvo cuando no entren en el ámbito de las adjuntas reivindicaciones.

- N O T A -

5. Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas, son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.
10. También se hace constar que el invento corresponde a una solicitud de patente presentada en Norteamérica, con fecha 17 de Diciembre de 1965, bajo el Nº Ser. 514.508, acogiéndose, por lo tanto, a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se solicita Patente de Invención, por 20 años en España: "PROCEDIMIENTO DE ABSORCION PARA LA PURIFICACION DE UNA MEZCLA GASEOSA"; caracterizándose por lo siguiente:
20. 1ª.- Procedimiento de absorción para la purificación de una mezcla gaseosa de componentes químicos orgánicos en el que se pone en contacto dicha mezcla con un medio absorbente a fin de separar selectivamente de dicha mezcla gaseosa un componente
25. dotado de una presión de vapor inferior, por lo menos, a la de otro componente de la mezcla gaseosa, caracterizado porque comprende el contacto del medio absorbente con un componente ligero antes de su introducción en la operación de absorción.
30. 2ª.- Procedimiento, según la reivindicación



1ª, caracterizado porque el medio absorbente y el componente ligero son simultáneamente puestos en contacto y enfriados.

5. 3ª.- Procedimiento, según la reivindicación 2ª, caracterizado porque la puesta en contacto y enfriamiento simultáneos tienen lugar en un condensador refrigerador de flujos de corrientes paralelas.
10. 4ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1ª, caracterizado porque el medio absorbente es saturado con un componente ligero antes de su introducción en la operación de absorción.
15. 5ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1ª, caracterizado porque se separa una corriente de medio absorbente de la operación de absorción, se enfría y ulteriormente se devuelve a la operación de absorción en un punto más rico en componente ligero, a fin de efectuar un nuevo contacto del medio absorbente con el componente ligero.
20. 6ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1ª, caracterizado porque el efluente gaseoso procedente del craqueado térmico del 1,2-dicloroetano se separa en una corriente de cloruro de hidrógeno libre de materiales orgánicos y una solución de cloruro de monovinilo en 1,2-dicloroetano, libre de cloruro de hidrógeno; se efectúa la operación de absorción del cloruro de monovinilo del efluente del craqueado térmico en una corriente de 1,2-dicloroetano que, antes de la operación de absorción, ha sido puesta en contacto con cloruro de
- 25.
- 30.

334615²⁰ -



hidrógeno.

5. 7^a.- Procedimiento, según la reivindicación 6^a, caracterizado porque el medio absorbente de 1,2-dicloroetano es simultáneamente enfriado y puesto en contacto con el cloruro de hidrógeno antes de su introducción en la operación de absorción.

10. 8^a.- Procedimiento, según la reivindicación 7^a, caracterizado porque el enfriamiento y puesta en contacto simultáneos tienen lugar en un condensador superior de flujos de corrientes paralelas.

15. 9^a.- Procedimiento, según la reivindicación 6^a, caracterizado porque la alimentación de la columna de absorción se enfría a menos de 10°C y el 1,2-dicloroetano puesto en contacto con cloruro de hidrógeno se enfría entre -40 y -67°C.

10^a.-Procedimiento, según la reivindicación 9^a, caracterizado porque la velocidad de flujo es de 0,1 a 2,0 moles de 1,2-dicloroetano por mol de cloruro de monovinilo en la alimentación.

20. 11^a.- Procedimiento, según la reivindicación 6^a, caracterizado porque la presión de la operación de absorción es de 0,70 a 5,95 Kg/cm² y se separa cloruro de hidrógeno de la solución de cloruro de monovinilo en 1,2-dicloroetano en una zona de separación incorporada en el mismo recipiente del proceso en que tiene lugar la operación de absorción.

25.

30. 12^a.- Procedimiento, según la reivindicación 11^a, caracterizado porque el producto de cabeza de la columna de absorción se usa como fuente de calor para el calderín que suministra vapor a la zona

334615

- 21 -



de separación de la unidad absorbadora separadora combinada.

5. 13ª.- "Procedimiento de absorción para la purificación de una mezcla gaseosa"; tal y como queda substancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en los dibujos adjuntos.

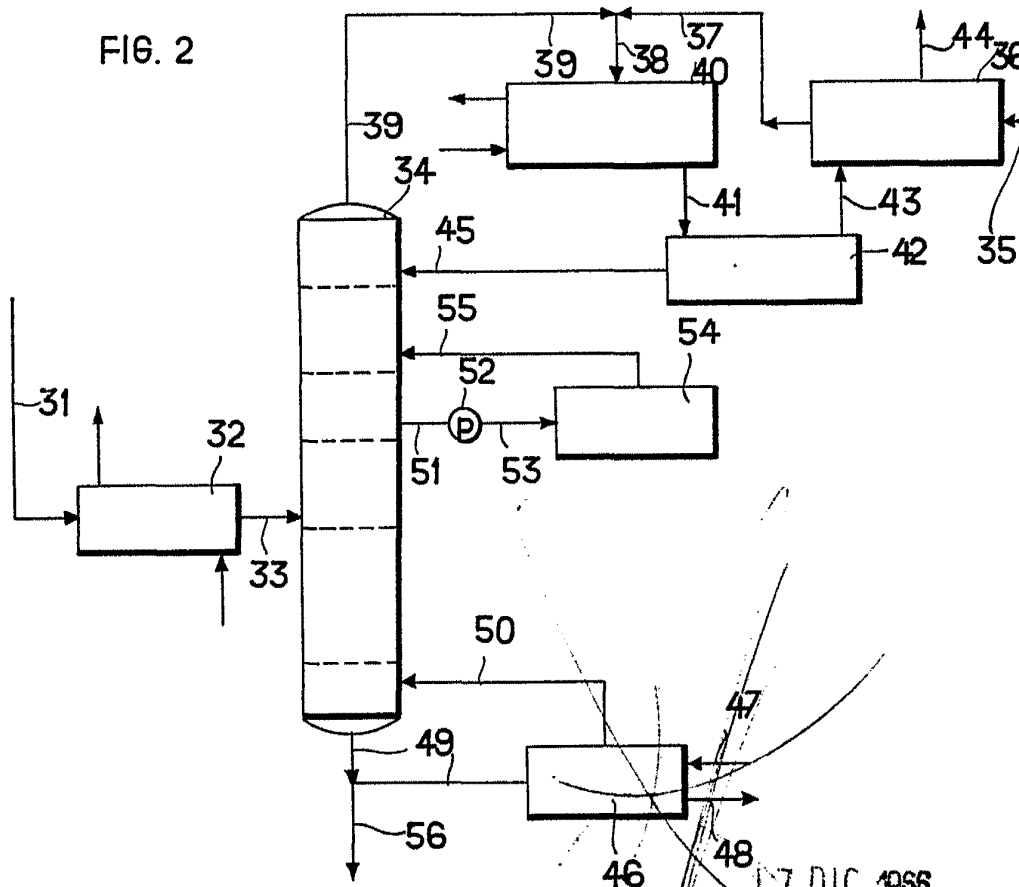
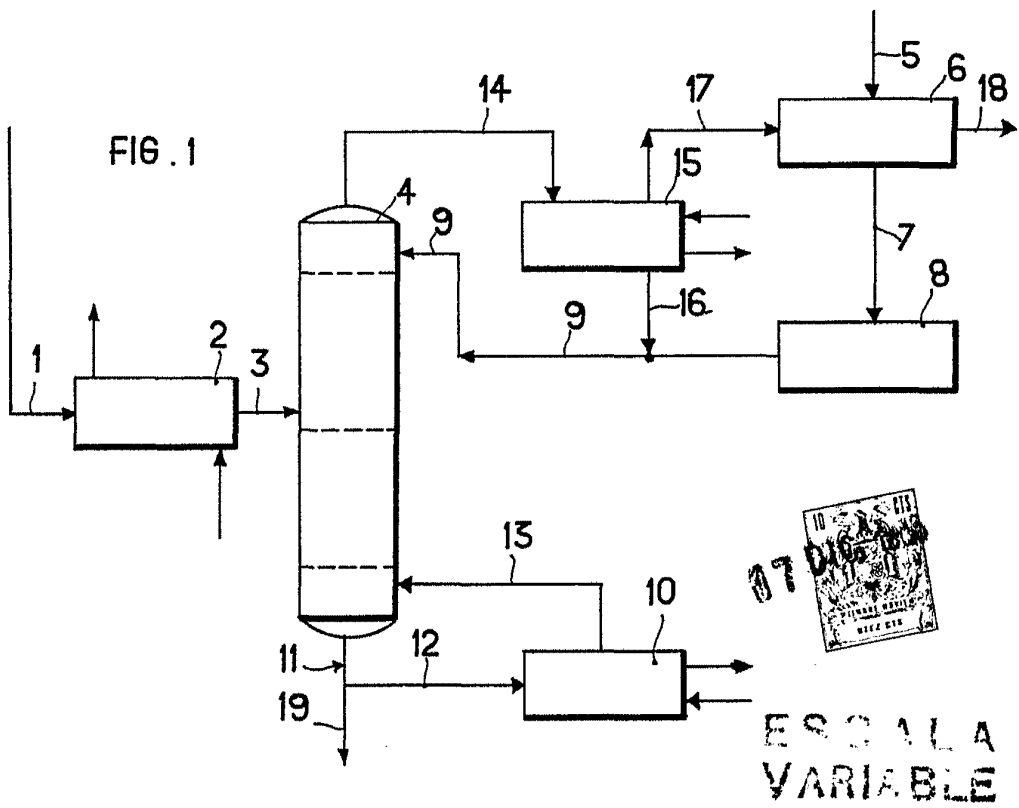
Esta Memoria consta de veintiuna hojas, escritas a máquina por una sola cara.

Madrid,

HALCON INTERNATIONAL, INC.,

GOMEZ ACEBO Y MODEI

p. p. Firmado: F. Hernández Ruiz



MADRID.
HALCON INTERNATIONAL INC.

60 12