

MINISTERIO DE INDUSTRIA  
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



Se concede el Registro sin  
discriminación de nacionalidades

(19) ES	(11) NUMERO 466.855	(10) A1
	(21) FECHA DE PRESENTACION 10-2-1978	

**PATENTE DE INVENCION**

(20) PRIORIDADES: (31) NUMERO 767.916	(32) FECHA 11-2-1977	(33) PAIS EE.UU.
---	-------------------------	---------------------

(47) FECHA DE PUBLICIDAD	(61) CLASIFICACION INTERNACIONAL B01D	(62) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
--------------------------	--	--

(54) TITULO DE LA INVENCION  
"UN METODO DE RECUPERAR ETILENO, ACETILENO Y MONOXIDO DE CARBONO DE UNA MEZCLA GASEOSA"

(71) SOLICITANTE (S)  
USS ENGINEERS AND CONSULTANTS, INC. (Case No.R 57601)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE  
600 Grant Street, Pittsburgh, Pensilvania, EE.UU.

(72) INVENTOR (ES)  
Marvin Chester Fields, David Lawrence Cliver y Arthur Raymond Snyder

(73) TITULAR (ES)

(74) REPRESENTANTE  
Don Alberto de Elzaburu Marquez (P.-68.165)

POOR QUALITY

La presente invención se refiere a la recuperación de gases, en particular etileno, acetileno y monóxido de carbono, desde mezclas gaseosas.

5 Pueden utilizarse ciertos agentes formadores de complejos, para separar monóxido de carbono, etileno y/o acetileno desde mezclas gaseosas, por métodos descritos por ejemplo, en las patentes de Estados Unidos 3.592.865; 3.651.159; 3.754.047; 3.755.487; 3.758.606; 3.758.607; 3.845.188 y 3.857.869.

10 Los métodos descritos en estas patentes emplean, generalmente, sorbentes de la fórmula  $\text{CuAlX}_4$ , donde X es un átomo de cloro, flúor o bromo, en un disolvente aromático  $\text{C}_6\text{-C}_{20}$ . El sorbente es capaz de formar complejos con CO, etileno y acetileno, los cuales complejos pueden ser tratados para liberar los gases que han formado complejos, separadamente, desde el resto de la mezcla gaseosa original, y el sorbente puede ser regenerado.

15 Se ha observado que en una mezcla gaseosa del tipo descrito arriba, el sorbente de halogenuro de aluminio cuproso absorberá el etileno con preferencia al monóxido de carbono. Sin embargo, la corriente debe estar exenta de agua, metanol,  $\text{CS}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , puesto que éstos reaccionan con el sorbente; el propileno y los hidrocarburos insaturados más pesados, pueden formar complejos y pueden interferir con un tratamiento deseado de separación de etileno, monóxido de carbono o acetileno. Por consiguiente, deben separarse compuestos tales como agua, metanol,  $\text{CS}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e hidrocarburos no saturados superiores al etileno, antes de hacer pasar la mezcla a la solución formadora de complejos en la que ha de recuperarse prefe-

20

25

30

rentemente etileno, monóxido de carbono o acetileno.

Anteriormente a la presente invención se conocía el uso del sorbente líquido propiamente dicho (patente de Estados Unidos 3.960.910 y 3.927.176) para separar las impurezas. También ha sido corriente, desde luego, separar diversas impurezas desde gases, por otros medios.

Los procedimientos que podrían separar agua, metanol, disulfuro de carbono, sulfuro de hidrógeno, propano e hidrocarburos no saturados más pesados, desde un gas que contiene etileno, acetileno y/o monóxido de carbono, pueden agruparse en dos categorías; sistemas de adsorción de lecho fijo y sistemas de absorción con disolvente.

Un sistema de adsorción de lecho fijo, típico, contiene dos lechos de adsorbente en paralelo. En cualquier momento dado, uno de los lechos está en funcionamiento y el otro está sometido a regeneración. A intervalos regulares (antes de que la unidad en funcionamiento resulte saturada de contaminantes), se invierten las funciones de los lechos. Para la regeneración se utiliza vapor de agua o gas caliente. Las desventajas asociadas al uso de los procedimientos de adsorción para la separación anterior son: (1) se necesitarían para su funcionamiento sistemas de control complicados y caros; (2) se consumiría una cantidad excesiva de energía para la regeneración de los lechos; (3) a las temperaturas a que se realiza la regeneración, se produciría la polimerización de los insaturados adsorbidos sobre los lechos; y (4) una cantidad sustancial de etileno y acetileno sería adsorbida simultáneamente con los contaminantes y, subsiguie-

temente, se perdería durante la regeneración.

Los sistemas de absorción con disolvente contienen típicamente dos columnas: un absorbedor y un separador. La unidad funciona de manera continua y el control es relativamente sencillo. Disolvente pobre entra por la parte alta del absorbedor, desciende en contracorriente con el flujo de gas, y absorbe los contaminantes desde el gas. La solución se calienta y entra en la columna separadora, donde el disolvente se regenera expulsando por ebullición los contaminantes absorbidos. Una considerable cantidad del gas producto puede ser absorbido simultáneamente con los contaminantes, pero puede evitarse su pérdida evaporando rápidamente o separando previamente el disolvente rico y reciclando el vapor formado a la alimentación del absorbedor. Sin embargo, en el caso de la separación descrita arriba podría tener lugar la polimerización de los compuestos insaturados en el separador y ensuciaría rápidamente su rehervidor y sus platos.

De acuerdo con la presente invención, se proporciona un método de recuperar etileno, acetileno y monóxido de carbono desde una mezcla gaseosa, que comprende separar agua por lavado de la mezcla gaseosa, por lo menos una vez, con un alcohol o glicol inferiores; separar uno o más de los compuestos  $CS_2$ ,  $H_2S$ , propileno e hidrocarburos  $C_4$  a  $C_{10}$ , por absorción con disolvente; separar los contaminantes desde el disolvente para volver a utilizar el disolvente mediante separación del mismo con un gas y, subsiguientemente, separar etileno, acetileno y monóxido de carbono desde dicha mezcla y producir, de este modo, un gas de escape, utilizándose dicho gas de

escape como gas para separar los contaminantes desde el disolvente.

La invención se describe adicionalmente, a modo de ejemplo, con referencia al dibujo que se acompaña, el cual es una representación esquemática de un método de recuperación de acuerdo con la invención.

En el método mostrado en el dibujo, han de recuperarse simultáneamente etileno y acetileno desde una corriente de gas de horno de coque, mediante absorción con ligando. Los principales constituyentes del gas en la conducción 1, son hidrógeno, etileno, dióxido de carbono y metano. También están presentes cantidades importantes de etano, nitrógeno, monóxido de carbono, propileno y acetileno. Una composición típica (con relación a la materia seca) de una corriente de sublimación procedente de una unidad de concentración criogénica que funciona con gas de horno de coque, se muestra a continuación:

Componente	Flujo, moles/hora	Flujo, kg/hora
Argón	2,16	86,3
Hidrógeno	489,86	987,5
Nitrógeno	110,78	3.104,1
Monóxido de carbono	70,83	1.984,0
Oxígeno	14,35	460,2
Dióxido de carbono	289,86	12.756,7
Sulfuro de carbonilo	1,08	64,9
Disulfuro de carbono	1,79	136,8
Sulfuro de hidrógeno	5,39	183,8
Metano	293,48	4.707,4
Etano	105,33	3.167,4
Etileno	351,55	9.861,2
Acetileno	17,97	468,1
Propano	2,88	127,3
Propileno	23,37	983,5
Propadieno	1,79	72,0
Butano	1,08	62,7
1-buteno	1,08	60,6
1,3-butadieno	4,53	245,0
2-metil, 1,3-butadieno	0,44	30,2
Ciclopentadieno	1,79	118,8
Benceno	4,53	353,8
Tolueno	1,79	165,6
Total	1.797,84	40.187,9

El flujo total de gas es  $1271 \text{ MM/m}^3$  C.N. día y está saturado con agua a  $37,8^\circ\text{C}$  y  $4,9 \text{ kg/cm}^2$  absolutos.

Aunque mediante la presente invención pueden tratarse muchas mezclas de gases, se prefiere que, si dicha mezcla contiene amoníaco, el amoníaco sea separado antes de la primera etapa, aunque la primera etapa podría incluir medios convencionales para conseguir esta separación. El gas de horno de coque debe ser tratado, por lo menos, para separar alquitranes y amoníaco.

El gas de entrada 1 se enfría a  $4,44^\circ\text{C}$  en el refrigerante refrigerado A. La mayor parte del agua (400 kg/hora) del gas se condensa y se separa en el separador B, quedando 58 kg/hora de agua en el gas en la conducción 2. El gas entra en la columna C de lavado de metanol, en la cual se separa la totalidad del agua del gas, a excepción de 0,454 kg/hora, y se enfría el gas a  $-29^\circ\text{C}$ . La columna C contiene tres zonas. En la primera,  $C_1$ , se hace circular una solución en metanol al 40%; en la segunda,  $C_2$ , se hace circular una solución en metanol al 75%; y en la tercera,  $C_3$ , se hace circular una solución al 93%. El líquido que circula por las zonas 1ª y 3ª, se enfría a  $-18^\circ\text{C}$  y a  $-29^\circ\text{C}$ , respectivamente. A la zona  $C_3$  se añaden aproximadamente 102 kg/hora de metanol de nueva aportación procedente de la conducción 3; el metanol agotado de la conducción 4 que contiene 57,5 kg/hora de agua y 38,5 kg/hora de metanol, se retira de la zona  $C_1$ . El resto del metanol, 63,5 kg/hora, sale del sistema por la conducción 6 de gas seco. Algunos aromáticos se condensan en la columna y se separan desde la solución en metanol al 40%, en el decantador D. La corriente de aromáticos 5

contiene 231,5 kg/hora de benceno y 151 kg/hora de tolueno

En el primer lavador de aromáticos o primer  
absorbedor de colas pesadas E, el gas seco procedente de  
la conducción 6 se pone en contacto con una corriente re-  
lativamente pequeña (53 litros/minuto) de tolueno a  $-28^{\circ}\text{C}$ ,  
con lo que desde el gas se separan metanol, disulfuro  
de carbono e hidrocarburos  $\text{C}_5$  y más pesados. La solución  
toluénica rica de la conducción 8, se calienta por inter-  
cambio con el tolueno regenerado procedente de la conduc-  
ción 7 y regenerado en la columna de separación F conven-  
cional. Puede disponerse un accesorio paralelo (no muestra-  
do) para la columna F de tal modo que ésta pueda limpiarse  
periódicamente. El gas que sale del absorbedor E de  
colas pesadas se satura con tolueno (15 kg/hora), pero,  
por lo demás, no contiene cantidades importantes de com-  
puestos menos volátiles que el butano.

El gas fluye por la conducción 9 desde el absor-  
bedor E de colas pesadas, al absorbedor G de propileno-  
butadieno. Aquel entra en contacto con el absorbedor G,  
con una corriente de 2.660 litros/minuto de tolueno proce-  
dente de la conducción 10, a  $-1^{\circ}\text{C}$ . Casi la totalidad del  
propileno y del  $\text{H}_2\text{S}$  (98,7%) y esencialmente la totalidad  
(más de 99,98%) del propadieno, buteno y 1,3-butadieno,  
son absorbidos. Asimismo, será absorbida una gran canti-  
dad del agua residual. La solución toluénica rica de la  
conducción 11 procedente del absorbedor, contiene también  
1.282,5 kg/hora de etileno y 175 kg/hora de acetileno.

El tolueno rico de la conducción 11 se calien-  
ta en G1 a  $13^{\circ}\text{C}$ , antes de que entre en el separador pre-  
vio H, donde una pequeña parte (es decir, de 5 a 10%) del

gas de escape de la conducción 16 procedente del sistema K de separación y recuperación de ligando susceptible de formar complejos, que contiene un sorbente de halogenuro de aluminio cuproso, separa 1.273,5 kg/hora de etileno y 145 kg/hora de acetileno desde el tolueno. El separador previo H funciona a 3,9 kg/cm<sup>2</sup> absolutos y un pequeño compresor J recicla el vapor de cabezas procedente del separador previo H, a través de la conducción 13, hasta la toma del absorbedor G. Las pérdidas netas de etileno y acetileno en la conducción 18 de tolueno sometido a separación previa, son pequeñas, a saber, de 9 y 29,5 kg/hora, respectivamente.

El gas de la conducción 14, que sale del absorbedor G, una vez que ha sido calentado puede utilizarse como alimentación para una unidad K de separación y recuperación de ligando susceptible de formar complejos. El sorbente, una solución de halogenuro de aluminio cuproso en tolueno, se utiliza para absorber selectivamente el etileno y el acetileno desde el gas, de una manera conocida. El sistema K funciona de tal manera que queda monóxido de carbono en el gas de escape procedente del absorbedor. La unidad recupera 10.291 kg/hora de producto de etileno y acetileno, de alta pureza, recogido a través de la conducción 15.

El gas de escape de la conducción 16 procedente del absorbedor K de ligandos susceptibles de formar complejos, no contiene virtualmente etileno, acetileno ni hidrocarburos C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub>, y puede ser utilizado tanto para la separación previa, como para la regeneración del tolueno procedente del sistema de absorción de propileno-butadie-

no en la unidad I. El siete por ciento del gas (corriente 12) se utiliza para la separación previa; el resto (corriente 17) se utiliza para la regeneración. El tolueno sometido a separación previa se calienta a 54°C en el cambiador de calor HE1, antes de que entre en el separador I. El gas de escape de la conducción 17, a 2,8 kg/cm<sup>2</sup> absolutos, regenera el tolueno. La conducción 19 de cabezas, procedente del separador, se enfría a -29°C mediante intercambio y refrigeración en los cambiadores de calor HE2 y HE3, para condensar el tolueno, de tal manera que solamente se pierden en el gas combustible 20, 62,5 kg/hora.

En el sistema I de separación de propileno-butadieno entra más tolueno en el gas de escape 16, de lo que sale. La acumulación de tolueno en el sistema se evita mediante recirculación de 1.253 kg/hora (corriente 22) del tolueno 21 sometido a separación, a la unidad K de separación y recuperación de etileno-acetileno, por medios que no se muestran. Los restantes 138.016 kg/hora de tolueno regenerado, corriente 10, se enfrían mediante intercambio y refrigeración a -34°C en los cambiadores de calor G1 y HE4, antes de que entren en el absorbedor G.

Los caudales de circulación en el lavado de metanol, y los métodos de calentamiento y enfriamiento, pueden variarse según lo exijan las circunstancias.

La presión del gas 1 de entrada y en todo el sistema, a excepción de cuando se indique específicamente, puede variar significativamente, es decir, entre 0,007 y 70 kg/cm<sup>2</sup> absolutos, pero, preferiblemente, está comprendida entre 1,4 y 7 kg/cm<sup>2</sup> absolutos. El enfriamiento en la unidad A debe ser tal que condense proporciones sustan-

5  
10  
15  
20  
25  
30

ciales del agua presente, pero que no la congele, preferiblemente hasta justo por encima del punto de congelación del agua. El gas que sale de la unidad C puede estar a una temperatura comprendida entre 95 y 121°C, preferiblemente, entre -45 y -23°C. La cantidad residual que queda en el gas, varía con la temperatura de la zona superior y con el número de zonas. Puede haber cualquier número de zonas en la unidad C, pero el número (preferido) es de 3 a 6. La mayor parte del agua se separa en la primera zona  $C_1$ , en la cual circula una solución relativamente diluida (20 a 80% de disolvente). La solución que circula por cada una de las zonas sucesivas, es más rica en disolvente que la de la zona inferior. Debido a que la cantidad neta de disolvente utilizada puede ser pequeña, se puede hacer recircular disolvente dentro de cada zona, para obtener un buen contacto entre el gas y el líquido. Por la zona superior se añade disolvente de nueva aportación; la cantidad neta de disolvente agotado se retira de la zona inferior, y puede desecharse o incinerarse. El calor transferido al disolvente desde el gas en el absorbedor C, puede ser separado en una o más de las zonas, por refrigeración o intercambio. Los hidrocarburos pueden condensarse y formar una segunda fase líquida en la zona inferior; estos pueden decantarse desde la solución acuosa.

En la unidad E se separan desde el gas, metanol, disulfuro de carbono e hidrocarburos  $C_5$  y más pesados, antes del sistema de absorción de propileno debido a que, de otro modo, aquellos tenderían a acumularse en este sistema. Una corriente relativamente pequeña de disolvente aromático (5 a 380 litros por minuto, preferiblemente de

38 a 95 litros por minuto) a una temperatura por encima de su punto de congelación e inferior a 121°C, preferiblemente entre -45 y -23°C, se pone en contacto con el gas en la unidad E, y se regenera en una columna F de separación, convencional, que puede o no funcionar bajo vacío. La columna F de separación y su rehervidor, son pequeños y pueden disponerse accesorios, de tal modo que puedan limpiarse aquellos siempre que se produzca un ensuciamiento grave. El ensuciamiento puede reducirse mediante funcionamiento a vacío de la columna, o mediante la adición al disolvente de un inhibidor de polimerización no volátil.

Se puede utilizar cualquier disolvente para el propileno o para cualquier otro material a separar (es decir, disolventes del H<sub>2</sub>S, butadieno, etc.) que no se congele a las temperaturas de funcionamiento. Entre los disolventes que pueden utilizarse en los absorbedores E y G, están el tolueno, el etilbenceno y el cumeno. Preferiblemente, el disolvente de las unidades E y G es el tolueno, aunque pueden ser igualmente utilizables el xileno, el etilbenceno y el cumeno. Cuando se utiliza tolueno, las temperaturas pueden estar comprendidas entre aproximadamente -95 y 121°C.

Desde el absorbedor E de colas pesadas el gas entra en la unidad de absorción principal G, donde se separan sulfuro de hidrógeno, propileno e hidrocarburos menos volátiles. El disolvente, a una temperatura por encima de su punto de congelación y comprendida entre -95 y 121°C, preferiblemente entre -40 y -23°C, absorbe casi la totalidad del sulfuro de hidrógeno y de los hidrocarburos C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub>, y una cantidad sustancial de etileno, acetileno y/o

monóxido de carbono.

El funcionamiento del absorbedor K y del equipo de desorción asociado, puede modificarse de una manera conocida, de tal manera que se separen y recuperen etileno, acetileno, monóxido de carbono, o alguna combinación de estos ligandos. Una pequeña parte (típicamente de 1 a 20%) del gas de escape procedente del absorbedor K, se utiliza para la separación previa (en la unidad H) del disolvente procedente del sistema de absorción de propileno; el disolvente sometido a separación previa se somete subsiguientemente a separación mediante el resto del gas de escape. El disolvente que sale del absorbedor G se calienta a  $-73-176^{\circ}\text{C}$ , preferiblemente a entre  $-1$  y  $38^{\circ}\text{C}$ . Este entra en un separador previo H a esta temperatura (en el ejemplo, a  $13^{\circ}\text{C}$ ), donde el gas de escape procedente del sistema de separación y recuperación de ligandos susceptible de formar complejos, separa los ligandos recuperables que fueron absorbidos simultáneamente con el sulfuro de hidrógeno, hidrocarburos  $\text{C}_3$  y  $\text{C}_4$ . El vapor procedente del separador previo H se recircula a la alimentación del absorbedor, de tal modo que solamente se produzca una pequeña pérdida neta de ligandos recuperables. La cantidad de gas de escape utilizada en el separador previo H es preferiblemente la suficiente para separar eficazmente los ligandos simultáneamente absorbidos, al tiempo que no provoque una excesiva recirculación de sulfuro de hidrógeno o de hidrocarburos  $\text{C}_3$ . El separador previo H funciona ventajosamente a una temperatura más baja que el separador principal, cuando ha de recuperarse etileno o acetileno, para aprovechar la mayor aptitud de separación a temperaturas más bajas.

El disolvente que sale del separador previo H se calienta (en HE1) a una temperatura comprendida entre -45 y 204°C, preferiblemente entre 45 y 77°C, antes de que entre en el separador I. El uso de gas de escape exento de hidrocarburos C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>, para la separación, y el funcionamiento a presión reducida en relación con la presión del absorbedor, hace posible una regeneración completa del disolvente a bajas temperaturas, de tal modo que se produce poco ensuciamiento o ninguno. El disolvente del gas que sale del separador I se recupera por enfriamiento y refrigeración del gas en HE2 y HE3. El disolvente regenerado se enfría por intercambio de refrigeración en G1 y HE4, antes de que aquél retorne al absorbedor.

Siempre que se utiliza el término "gas de escape", se quiere significar (1) típicamente, el gas que ha pasado por un sistema de separación y recuperación de ligando susceptible de formar complejos, tal como los sistemas de halogenuro de aluminio cuproso expuestos arriba el cual se desecha o se quema normalmente, después de separar CO, etileno y/o acetileno, (2) cualquier gas sustancialmente exento de etileno y de compuestos menos volátiles, o (3) cualquier gas que no contenga etileno, acetileno, ni monóxido de carbono, es decir el gas o los gases que han de ser recuperados, y que no se disolverán sustancialmente en el tolueno ni en otro medio utilizado en el separador. Es decir que cuando se ha de recuperar etileno, el gas de escape u otro gas utilizado en el separador previo y/o en el separador, no deben contener etileno, pero pueden contener CO.

Hay varias modificaciones de la invención des-

crita arriba, que pueden ser utilizadas también. Por ejemplo, no es necesario que el gas que ha de ser purificado, contenga todos los contaminantes mencionados. Los ligandos susceptibles de formar complejos, que se separan y recuperan, pueden ser monóxido de carbono, acetileno o etileno, o cualquier combinación de ellos. Pueden emplearse agentes formadores de complejos con los ligandos, distintos del halogenuro de aluminio cuproso, por ejemplo, halogenuros de boro cuprosos o halogenuros de aluminio y plata. Si el gas estuviera seco, sería innecesario el sistema de separación de agua. Si no fueran necesarios rendimientos de producto elevados, no se requeriría un separador previo. Esto es así cuando el objetivo final es recuperar CO, etileno u otros gases.

No es necesario que los disolventes de los sistemas de absorción sean aquellos mencionados arriba específicamente. Cualquier disolvente que no reaccione con un componente del gas, que sea miscible con agua y que tenga un bajo punto de congelación, puede utilizarse en lugar de las aguas de lavado metanólicas. Por ejemplo, pueden utilizarse etilenglicol o propilenglicol. No es necesario que los disolventes utilizados en los sistemas de absorción segundo y tercero, sean compuestos aromáticos. Como disolvente puede utilizarse cualquier hidrocarburo líquido con un bajo punto de fusión. Aunque los sistemas de absorción segundo y tercero emplean preferiblemente el mismo disolvente, estos no necesitan estar separados en absoluto; el segundo, sin embargo, puede ser ventajosamente más pequeño que el tercero y funcionar con arreglo a un programa que permita, si es necesario, una ocasional limpieza. El

sistema de separación y recuperación de ligandos puede modificarse para que incluya un medio para separar cualquier disolvente arrastrado por el gas purificado.

5 No es necesario que el disolvente agotado procedente de la unidad B de secado, sea evacuado por incineración. Es similar al disolvente rico que sale del primer lavador de aromáticos, en que es una pequeña corriente. Puede ser regenerado por destilación o separación y puede disponerse un accesorio en la columna para utilizarlo siempre que se produzca un ensuciamiento grave. De manera similar, si la cantidad de disolvente requerida en el primer lavador de aromáticos fuera suficientemente pequeña, podría ser evacuado aquel por incineración.

10 El uso del gas de escape procedente del sistema de separación y recuperación de ligandos, para la regeneración del disolvente, reduce el empleo de energía y hace mínimos los problemas de ensuciamiento provocados por la polimerización de hidrocarburos insaturados durante la regeneración.

## REIVINDICACIONES

Los puntos de invención propios y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

5 1<sup>a</sup>.- Un método de recuperar etileno, acetileno y monóxido de carbono de una mezcla gaseosa, que comprende separar agua por lavado de la mezcla gaseosa, por lo menos  
10 una vez, con un alcohol o glicol inferiores, separar uno o más de los compuestos  $CS_2$ ,  $H_2S$ , propileno e hidrocarburos  $C_4$  a  $C_{10}$ , mediante absorción con disolvente, separar contaminantes desde el disolvente, para volver a utilizar el disolvente, sometiendo éste a separación con un gas, y se-  
15 parar etileno, acetileno y monóxido de carbono, desde dicha mezcla gaseosa, caracterizado porque se utiliza gas de escape procedente de la operación de separación de etileno, acetileno y monóxido de carbono, como gas empleado para la separación del disolvente.

20 2<sup>a</sup>.- Un método como se reivindica en la reivindicación 1<sup>a</sup>, caracterizado porque el gas utilizado para la separación es un gas de escape procedente de un procedimiento de separación y recuperación de ligandos susceptibles de formar complejos.

25 3<sup>a</sup>.- Un método como se reivindica en la reivindicación 2<sup>a</sup>, caracterizado porque dicho procedimiento de separación y recuperación comprende poner en contacto la mezcla gaseosa con una solución de halogenuro de aluminio cuproso, para separar el etileno, el acetileno y el  
30 monóxido de carbono.

1 4ª.- Un método como se reivindica en cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 3ª, caracterizado porque el disolvente sometido a separación con el gas de escape, es tolueno, xileno, etilbenceno o cumeno.

5 5ª.- Un método como se reivindica en cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 4ª, caracterizado por la etapa adicional de someter al etileno y al acetileno procedentes del disolvente contaminado, a separación con dicho gas de escape.

10 6ª.- Un método como se reivindica en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado porque la mezcla gaseosa procede de un gas de horno de coque tratado para separar alquitranes y amoníaco.

15 7ª.- Un método de recuperar etileno, acetileno y monóxido de carbono de una mezcla gaseosa.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

Madrid, 27. SET. 1978

P.A.

Alberto de Elizaburu  
Por Poderes



