

PATENTE DE INVENCION

Your file S&W-68

===== 22



355

## *Memoria Descriptiva*

*sobre:*

"Procedimiento para la producción de etileno"

-----

*Solicitante:* STONE & WEBSTER ENGINEERING CORPORATION, entidad -  
norteamericana, residente en 225 Franklin Street,  
Boston, Massachusetts 02107, EE. UU. de A.

-----

Esta solicitud se relaciona con -  
un procedimiento para la producción de etileno median  
te cracking de hidrocarburos. Más particularmente,  
se relaciona con un procedimiento para la producción  
5. de etileno, que incluye un método perfeccionado para

22 JUN 1950



la separación de impurezas acetilénicas del producto etilénico, para producir un etileno purificado y un subproducto acetilénico purificado.

En la producción de etileno mediante

5. te el cracking térmico a elevada temperatura de hidrocarburos tales como etano, propano, butano, pentano, nafta, gasoil y similares, se produce generalmente acetileno como subproducto menor. Ordinariamente es necesario separar este acetileno del producto etilénico a fin de satisfacer los requisitos comerciales de pureza del etileno, puesto que la presencia del acetileno en el producto etilénico, incluso en pequeñas proporciones, puede ser nociva en el uso subsiguiente del etileno. Por ejemplo, el etileno que ha de polimerizarse para preparar plásticos polietilénicos ha de estar esencialmente libre de acetileno. Además, el etileno que ha de reaccionarse con otros productos químicos, tales como benceno, en presencia de ciertos catalizadores de haluros metálicos, ha de estar libre de acetileno, puesto que éste puede actuar como contaminador respecto a tales catalizadores.

Anteriormente ha sido propuesta la

25. separación del acetileno del producto etilénico de procedimiento de cracking mediante hidrogenación y absorción en un disolvente selectivo. Estos dos procedimientos se usan en la actualidad comercialmente y ambos son satisfactorios para conseguir unos elevados niveles deseados de separación de acetileno. Aunque el procedimiento de hidrogenación requiere una inferior inversión de capital para equipo, presenta



22 JUN 1966

las desventajas de destruir una porción del producto etilénico (convirtiéndole en etano) y de destruir por completo el subproducto acetilénico.

- El procedimiento de absorción en disolvente tiene la ventaja de recuperar el subproducto acetilénico sin ninguna destrucción valorable del etileno producto. La única desventaja mayor de tales procedimientos de absorción consiste en la elevada inversión de capital requerida para el equipo necesario para llevarlos a cabo a escala comercial.
- 5.
- 10.

- El equipo convencional del arte anterior para la separación de acetileno subproducto del producto etilénico del cracking de hidrocarburos, ha incluido absorbedores para poner en contacto la mezcla etileno-acetileno con un disolvente que sea selectivo respecto al acetileno, y columnas de destilación para separar el subproducto acetilénico del disolvente. Generalmente, se usan varios tipos de equipo separador adicional junto con el absorbedor y la columna de destilación, para separar etileno residual de la solución acetileno-disolvente.
- 15.
- 20.

- Deberá ponerse un cuidado extremo en la etapa de estos separadores de etileno residual, porque las corrientes de etileno residual generalmente contienen cantidades sustanciales de acetileno y la manipulación de tales corrientes acetilénicas concentradas es difícil y peligrosa. Las mezclas de acetileno concentrado pueden manipularse con seguridad sólo a bajas presiones y a temperaturas relativamente bajas. Por estas razones, han sido necesarios unos
- 25.
- 30.



equipos particularmente voluminosos para manipular las corrientes etilénicas residuales. Así antes de que tal etileno residual pueda reciclarse al absorbedor de disolvente a elevada presión para su ulterior tratamiento, es necesario en los procedimientos del arte anterior, pasarlo a través de complicados y costosos refrigeradores, absorbedores, separadores y compresores.

5.

En consecuencia, y en vista de los

10.

citados problemas de los procedimientos de producción de etileno del arte anterior, un objeto principal de esta invención es proporcionar un procedimiento perfeccionado de producción de etileno, que produce un etileno purificado y un subproducto acetilénico purificado, de manera mucho más económica de lo que ha sido posible hasta ahora y con unos requisitos muy reducidos en cuanto a inversión de capital para el equipo de tratamiento.

15.

Otro objeto de esta invención es

20.

el de proporcionar un procedimiento de producción de etileno, que incluye una etapa perfeccionada para la separación de acetileno del producto etilénico y que elimina la necesidad de gran parte del costoso equipo hasta ahora usado en tales procedimientos de tratamiento por absorción.

25.

Otro objeto de la invención es el

30.

de proporcionar un procedimiento perfeccionado para la producción de etileno, que incluye una etapa perfeccionada para la separación del acetileno subproducto en forma purificada del producto etilénico me-



diante absorción en disolvente, cuya operación de separación del acetileno permite la separación de etileno residual en la cola del absorbedor de acetileno-disolvente mediante técnicas convencionales, sin necesidad de especiales unidades de enfriamiento, absorción, separación y compresión.

Otro objeto de la invención es proporcionar un procedimiento, perfeccionado para la producción de etileno, que proporciona una separación de etileno-acetileno que puede integrarse en el procedimiento general de producción de etileno para conseguir una producción más económica del etileno producto y del acetileno purificado subproducto.

Otros objetos y ventajas de la invención se expondrán en parte en la siguiente descripción y en parte resultarán evidentes por la misma o podrán deducirse mediante la práctica de la invención, realizándose y consiguiéndose los objetos y ventajas por medio de los métodos, procedimientos, mejoras y combinaciones particularmente indicadas en las adjuntas reivindicaciones.

Para conseguir los citados objetos y de acuerdo con su finalidad, tal como queda incorporada y ampliamente descrita, la presente invención proporciona una mejora en un procedimiento de producción de etileno mediante cracking de hidrocarburos; este procedimiento comprende el cracking de un gas-hidrocarburo; la compresión de los productos gaseosos procedentes del cracking en dos etapas por lo menos de compresión, incrementándose la presión en cada -



- una de las sucesivas etapas de compresión; el fraccio-  
namiento de los gases de cracking y comprimidos para  
separar una fracción que comprende una porción mayor  
de etileno y una porción menor de acetileno; y la se-  
paración del acetileno del etileno para producir un  
etileno purificado y un acetileno purificado subpro-  
ducto. La mejora proporcionada por la presente in-  
vención comprende la separación del acetileno del eti-  
leno mediante:
5. (a) la puesta en contacto íntimo de un di-  
solvente selectivo con la mezcla etileno-acetileno a  
una presión elevada para disolver y separar sustancial-  
mente todo el acetileno de la mezcla etileno-acetile-  
no en una solución de acetileno-disolvente que contie-  
ne una proporción menor de etileno como impurezas;
  10. (b) la separación de la impureza etilénica  
de la solución acetileno-disolvente, sometiendo la -  
solución por lo menos a dos etapas de evaporación por  
vacío, reduciéndose la presión de la solución aceti-  
leno-disolvente en cada etapa sucesiva de evaporación  
por vacío, siendo la presión aplicada a la solución  
en la última etapa de evaporación por vacío por lo -  
menos tan grande como la presión de entrada de una de  
las etapas de compresión de los gases hidrocarburos  
procedentes del cracking en la operación de compresión  
del procedimiento de producción de etileno;
  15. (c) la destilación de acetileno de la solu-  
ción acetileno-disolvente libre de etileno, el aisla-  
miento del acetileno purificado y el reciclado del resi-  
duo disolvente sustancialmente puro desde la etapa de
  - 20.
  - 25.
  - 30.

22



destilación hasta la etapa de absorción de acetileno del procedimiento; y

- (d) la mezcla del etileno evaporado por vacío procedente de cada etapa de evaporación por vacío, con la corriente de gas hidrocarburo crackeado en la operación de compresión del procedimiento de producción de etileno.
- 5.

- En una versión preferida del presente procedimiento, la solución acetileno-disolvente que sale de la última etapa de evaporación por vacío es tratada para la ulterior separación de impurezas etilénicas antes de la destilación del acetileno de la solución. Esta ulterior separación de etileno se efectúa mediante contacto de la solución a presión aproximadamente atmosférica con suficiente calor o acetileno puro para preseparar todo etileno residual de la solución como gas. El etileno así separado es comprimido y pasado a la etapa de compresión del procedimiento de producción de etileno.
- 10.
- 15.

20. La invención consiste en los nuevos métodos, procedimientos, operaciones, combinaciones y mejoras mostrados y descritos. El dibujo adjunto, que se incorpora en la presente descripción y constituye una parte de la misma, ilustra una versión de la invención y, junto con la descripción, sirve para explicar los principios de la invención.
- 25.

- El dibujo es un diagrama de flujos del procedimiento de la presente invención, que muestra la integración efectiva de la etapa perfeccionada de separación de acetileno de la invención en un
- 30.



procedimiento completo de producción de etileno.

Se comprenderá que, tanto la anterior descripción general como la siguiente descripción detallada, son ejemplificativas y explicativas, pero no son restrictivas de la invención.

5.

Seguidamente se hará referencia detallada a la presente versión preferida de la invención, de la que se ilustra un ejemplo en el dibujo adjunto introducida.

10.

Como se muestra en el mismo, la alimentación de hidrocarburo es introducida inicialmente a una sección de cracking de la planta de producción de etileno. Este material de alimentación puede comprender etano, propano, butano, pentano, nafta,

15.

gasoil o mezclas de estos hidrocarburos y así, por ejemplo, puede comprender aproximadamente 97 moles% de etano y 3 moles % de metano y propano; o bien puede comprender aproximadamente un 90% en peso de propano, un 2% en peso de etano y un 8% en peso de buta

20.

no. Cualquiera de estos materiales de alimentación puede contener proporciones menores de impurezas, tales como azufre, agua y nitrógeno. Estas impurezas se encuentran presentes sólo en pequeñas proporciones.

25.

Generalmente, es deseable convertir estos materiales de alimentación en productos que contengan un mínimo del 99,9% en peso de etileno y menos de 5 ppm en peso de acetileno.

30.

Generalmente, los gases hidrocarburos se pasan a presión al horno de cracking a temperatura ambiente y se calientan en este horno a tempera

22



turas muy elevadas, superiores a unos 800°C, con vapor de agua sobrecalentado para conseguir el cracking deseado. Los procedimientos de cracking predominantemente de etano o propanos, son bien conocidos por los expertos en el arte.

5. Los gases hidrocarburos crackeados que salen de la sección de cracking 10 son preferiblemente enfriados inmediatamente después de salir de los hornos de cracking, en un cambiador de calor de línea de transferencia; este inmediato enfriamiento asegura la producción de un material crackeado dotado de un elevado contenido en etileno.

15. El hidrocarburo enfriado y crackeado entra luego en una sección de limpieza preliminar 20, donde es adicionalmente enfriado y sometido a fraccionamiento primario para separar hidrocarburos pesados. En la sección de limpieza 20, la corriente de gas crackeado se pasa a través de un reflujo de agua, en contracorriente, que condensa los hidrocarburos pesados y los separa de la cola de la torre de agua. El gas sin condensar sale de la sección de limpieza 20 como corriente superior y fluye a la primera etapa 32 de la sección 30 de compresión del gas crackeado, a través de una columna de extracción (no mostrado) que separa todo líquido arrastrado.

25. La corriente de gas crackeado se comprime en etapas a una presión muy elevada en la sección compresora 30. Esta compresión actúa condensando adicionales hidrocarburos de cadena más larga y purificando adicionalmente la corriente de etile-

30.



- no. Es preferible llevar a cabo esta compresión por lo menos en cuatro etapas, como se muestra en el dibujo adjunto, e incrementar la presión aplicada a la corriente de gas crackeado en cada etapa. Así, por ejemplo, el compresor 32 de la primera etapa puede comprimir la corriente gaseosa desde 1,76 hasta 3,52 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente; el compresor 34 de la segunda etapa puede comprimir adicionalmente el gas desde 3,52 a 7,03 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente; el compresor 36 de la tercera etapa puede comprimir adicionalmente el gas desde 7,03 a 14,06 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente; y el compresor 38 de la cuarta etapa puede comprimir adicionalmente la corriente gaseosa hasta 28,12 kg/cm<sup>2</sup> ó más.

15. Los separadores 42, 44 y 46, interpuestos entre las etapas de compresión, enfrían y separan hidrocarburos condensados y agua de la corriente de gas crackeado. Uno de estos separadores, preferiblemente el separador final 46, puede estar provisto de un lavador cáustico para la separación de constituyentes ácidos de la corriente gaseosa mediante absorción, si se desea.

25. La corriente de gas hidrocarburo crackeado que sale de la cuarta etapa 38 de la sección de compresión 30 se enfría y se seca mediante equipo adecuado (no mostrado) y se pasa a la sección de fraccionamiento preliminar 50 de la planta de producción de etileno. En la sección de fraccionamiento preliminar 50, la fracción etilénica primaria de la corriente de gas hidrocarburo crackeado se separa
- 30.



22 JUN 1966

por técnicas de fraccionamiento convencionales del me  
tano y el hidrógeno, que son primeramente separados  
como fracción de cabeza y luego del propileno e hidro-  
carburos más pesados, de los que se separa el etile-  
5. no como fracción de cabeza. La corriente de etileno  
que sale de la sección de fraccionamiento preliminar  
50 contiene proporciones menores de etano e impurezas  
acetilénicas.

La sección 60 de recuperación de  
10. acetileno separa las impurezas acetilénicas de esta  
corriente de etileno. La sección 60 comprende: (1)  
un absorbedor 62 en el que se efectúa la separación  
primaria de etileno-acetileno mediante absorción con  
disolvente en contracorriente; (2) las columnas de -  
15. evaporación por vacío 64 y 66 y el preseparator 68,  
que purifican el subproducto acetilénico mediante e-  
vaporación y separación de etileno residual de la so-  
lución acetileno-disolvente; y (3) el separador tér-  
mico 72, que separa un subproducto acetilénico purifi-  
20. cado del absorbente disolvente. Los lavadores de -  
agua 65, 67 y 69 lavan las corrientes etilénicas eva-  
poradas procedentes de las columnas 64 y 66 y del pre-  
separator 68, respectivamente, para separar proporció-  
25. nes menores de disolvente vaporizado presentes en di-  
chas corrientes, antes de que sean recicladas a la sec-  
ción de compresión 30 de la planta (mediante los con-  
ductos de transporte 74, 76 y 78) para su reciclado a  
través del sistema.

La corriente de etileno que sale  
30. por la cabeza de la columna absorbidora 62 es pasada



a la sección 90 de hidrogenación del acetileno residual, donde es puesta en contacto con hidrógeno de elevada pureza en presencia de un catalizador altamente selectivo para la hidrogenación de acetileno. La sección de hidrogenación 90 separa así toda impureza acetilénica residual presente en la corriente de etileno que sale por la cabeza del absorbedor 62.

5. La corriente etilénica libre de acetileno pasa luego desde la sección de hidrogenación 90 a la sección 100 de fraccionamiento del etileno, en la que el producto etilénico purificado es separado de todo metano introducido en la corriente de producto con el hidrógeno en la sección de hidrogenación 90, y también de la impureza de etano presente en la corriente etilénica. El metano se separa primeramente como fracción de cabeza de la mezcla líquida etileno-etano y luego se separa el etileno del etano líquido, que se retira como fracción de cola de la sección 100 de fraccionamiento del etileno.

10. En la práctica de la etapa perfeccionada de separación de acetileno del presente procedimiento, tal como se ilustra en el dibujo adjunto. La corriente gaseosa de etileno-acetileno procedente de la sección 50 de la fracción preliminar, se introduce en la cola del absorbedor 62, a través del conducto 55. Esta corriente gaseosa es pasada a través del absorbedor 62, donde se pone en íntimo contacto, en contracorriente, con una corriente descendente de un disolvente adecuado, que selectivamente absorbe acetileno de las corrientes gaseosas.

15. El disolvente es introducido por

la cabeza del absorbedor 62 a través del conducto 61.

El disolvente preferido es la dimetilformamida. Otros disolventes adecuados incluyen a la acetona, butirola cetona, dialquilacetamidas y tetraalquilureas del ti

5. po descrito en la patente estadounidense nº 2.146.448; y ésteres del ácido carbónico, cetonas alifáticas, líquidas, poliglicoles, éteres y ésteres poliglicólicos y lactonas, del tipo descrito en la patente estadounidense nº 2.762.453. ....

10. El disolventes es preferiblemente presaturado con vapor etilénico y enfriado a -15°C - aproximadamente, o menos, en un refrigerador, usando

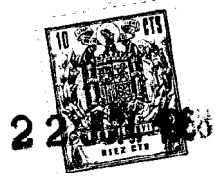
- un refrigerante de alto nivel, tal como propano, propileno, amoníaco o similares, para asegurar una absorción selectiva de acetileno. El uso de vapor de etileno como saturador y el subsiguiente enfriamiento con propileno líquido o similar, es preferible respecto al uso de un saturador etilénico líquido, debido al costo mucho menor del método preferido. Si se

20. desea, puede usarse naturalmente el procedimiento más costoso de saturación con etileno líquido.

El producto etilénico purificado procedente de la cabeza de la torre de absorción 62 contiene una proporción menor de disolvente arrastra

25. do, que se encuentra presente como vapor o niebla en la corriente gaseosa. El disolvente es separado mediante lavado de la corriente gaseosa con un disolvente adecuado, tal como etileno líquido, ya sea en unas bandejas situadas en la parte superior de la torre -

30. 62 ó en un recipiente lavador separado (no mostrado).



La corriente superior de etileno libre de disolvente es pasada luego a la sección de hidrogenación residual 90, que puede ser una unidad de muy baja capacidad destinada a actuar principalmente como protección para separar las cantidades - virtualmente insignificantes de acetileno que pueden estar presentes o no en el etileno después de la absorción con disolvente en el absorbedor 62. La corriente etilénica hidrogenada pasa a través de la sección de fraccionamiento etilénico final 100, donde se separa etileno purificado con proporciones menores de impurezas de etano y metano. Estas impurezas separadas son luego recicladas a la sección de cracking 10 ó a la sección de compresión 30.

El disolvente rico en acetileno, preferiblemente dimetilformamida, separado por la cola del absorbedor 62, es pasado a una serie de recipientes de evaporación instantánea 64 y 66, que operan a presiones correspondientes y ligeramente superiores a las presiones a las que son sometidos los gases hidrocarburos crackeados en varias etapas de compresión en la sección compresora 30. En una versión preferida del presente procedimiento, hay por lo menos tres (3) etapas de compresión de los gases hidrocarburos crackeados en la sección compresora 30 y dos etapas de evaporación instantánea, tales como las proporcionadas por las columnas 64 y 66 en la versión mostrada en el dibujo.

La presión aplicada a la mezcla disolvente-acetileno se reduce en cada columna suce-



- siva de evaporación por vacío para evaporar impurezas etilénicas residuales presentes en la citada mezcla. El uso de múltiples columnas de evaporación por vacío reduce la cantidad de acetileno que se evapora con las impurezas etilénicas y esta reducción en el contenido acetilénico del material superior de las columnas 64 y 66, junto con la provisión en el presente procedimiento del reciclo del etileno evaporado a la sección de compresión 30 de la planta, reduce el costo general del equipo de aquella, de acuerdo con los objetos de la presente invención.
- 5.
  - 10.

- Así, una típica planta de producción de etileno contiene normalmente una unidad de hidrogenación de acetileno que consta de tres recipientes para catalizador, así como incidentales cambiadores de calor e instalaciones de regeneración del catalizador. Las plantas que utilizan técnicas de separación por absorción de acetileno han de disponer generalmente de refrigeradores individuales, unidades de absorción de acetileno y compresores que funcionen conjuntamente con cada unidad de evaporación por vacío del sistema de separación de etileno residual. Sin embargo en el presente procedimiento se elimina todo este equipo costoso, con la mera provisión de conductos de reciclo 74 y 76 para el transporte del etileno superior procedente de las columnas de evaporación por vacío 64 y 66 hasta la sección de compresión 30, de la planta de producción de etileno.
- 15.
  - 20.
  - 25.

30. En el funcionamiento de las colum



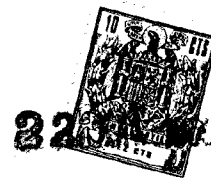
I

nas de evaporación por vacío, la mezcla disolvente-acetileno a elevada presión, que se encuentra generalmente bajo una presión superior a 21,09 kg/cm<sup>2</sup> en el absorbedor 62, entra en la columna de evaporación por

5. vacío 64, donde la presión es preferiblemente reducida a la correspondiente a la presión de entrada de la tercera etapa 36 de la sección de compresión 30, por ejemplo una presión ligeramente superior a 7,03 kg/cm<sup>2</sup>. El etileno residual, junto con algún acetileno, es evaporado por vacío mediante esta reducción de presión y pasa a través del conducto superior 63 al lavador de agua 65.

En el lavador 65, la corriente de etileno-acetileno se pone en contacto, en contracorriente, con una corriente de agua para separar el disolvente vaporizado o arrastrado de la corriente gaseosa. Los líquidos de lavado que contienen disolvente son preferiblemente enviados a la siguiente etapa lavadora 67 para lavar los gases evaporados, reduciendo así al mínimo la necesidad de agua y las pérdidas de disolvente. El material superior consistente en etileno-acetileno libre de disolvente, procedente del lavador 65, es pasado luego a través del conducto 74 al conducto 35, que se dirige a la tercera

20. etapa 36 de la sección de compresión 30. Como la presión en la columna de evaporación por vacío 64 es ligeramente superior a la presión de entrada del compresor 36 de la tercera etapa, por ejemplo de 7,52 a 7,03 kg/cm<sup>2</sup>, el producto superior etilénico procedente de
25. la columna de evaporación por vacío es fácilmente re
- 30.



ciclado al compresor 36 de la tercera etapa.

La fracción de cola líquida de la columna 64 son pasadas a la columna 66, donde la presión se reduce aún más, por ejemplo a algo más de -

5. 3,52 kg/cm<sup>2</sup>. Esta reducción de presión adicional e-vapora instantáneamente más impurezas etilénicas re-siduales, que también contienen una proporción menor de acetileno. Esta corriente de vapor pasa a través del conducto superior 71 a través del lavador de agua

10. 67 y luego a través del conducto 76 hasta el conducto de entrada 33 y al compresor 34 de la segunda etapa de la sección de compresión 30. El compresor 34 de la segunda etapa funciona a una presión de entrada ligeramente inferior a la presión mantenida en la columna de evaporación instantánea 66, para facilitar el

15. paso de la fracción de cabeza de la columna 66 al compresor 34.

Las fracciones de cola disolvente-acetileno de la columna 66 son pasadas a través del

20. conducto 73 al preseparador 68, donde el residuo etilénico restante es separado de la solución mediante destilación a presión atmosférica. Se suministran acetileno puro o calor externo, a ambas cosas, a la cola del preseparador 68 por cualquier medio adecuado (no mostrado) para causar la extracción del etileno restante en forma gaseosa de la solución de disolvente rica en acetileno.

25.

Es preferible llevar a cabo esta preseparación mediante calentamiento de la solución acetileno-disolvente a presión aproximadamente atmos

30.



- férica mientras se añade acetileno puro al preseparador 68. El material superior de etileno-acetileno - procedente del preseparador 68 es sometido a presión en el compresor 75, accionado por el motor 77, a una presión superior a la presión de operación del compresor 32 de la primera etapa de la sección de compresión 30. Así, por ejemplo, el compresor 75 puede comprimir el material superior procedente del preseparador 68 a una presión ligeramente superior a 1,76.- kg/cm<sup>2</sup>, cuando el compresor 32 está funcionando a una presión de entrada ligeramente inferior a 1,76.- kg/cm<sup>2</sup>. La corriente de cabeza comprimida procedente del separador 68 es pasada luego a través del lavador de agua 69 y del conducto 78 al conducto 31 y luego a la primera etapa 32 de la sección de compresión 30.
- 5.
  - 10.
  - 15.

Debe destacarse que el procedimiento de esta invención, tal como se incorpora y describe aquí, permite la mezcla de corrientes recicladas a baja presión de las columnas de evaporación instantánea 64 y 66 y del preseparador 68 con grandes volúmenes de gases hidrocarburos crackeados en los conductos 31, 33 y 35 antes de la recompresión de estas corrientes etilénicas de cabezas. Este premezclado, antes de la recompresión, evita los peligros de manipulación de elevadas concentraciones de acetileno a altas presiones, añadiendo así un importante factor de seguridad al procedimiento de la presente invención.

- 20.
- 25.

30. Este procedimiento, en su forma -



- preferida, permite el reciclo del material de cabeza etilénico procedente de cada una de las columnas de evaporación por vacío y del preseparador a diferentes etapas de la sección de compresión de la planta etilénica, que funcionan respectivamente a presiones de entrada ligeramente inferiores a la presión de evaporación por vacío en la correspondiente columna de evaporación o preseparador. Sin embargo, debe indicarse que las corrientes de vapor de cabeza de cada
5. columna de evaporación y del preseparador pueden devolverse a un solo punto de entrada en la sección de compresión 30 ó a cualquier número deseado de puntos en dicha sección. El único requisito es el de que la presión de evaporación instantánea sea por lo menos tan grande, y preferiblemente superior a la presión de entrada en el punto de la sección de compresión donde empiezan su reciclo las corrientes de gas evaporado.
- 10.
- 15.

- La solución de disolvente rica en acetileno y libre de etileno pasa desde el preseparador 68 al separador 72, donde el acetileno se extrae del disolvente mediante calor y enviado para su almacenamiento o a unidades de consumo. Parte de este etileno purificado puede reciclarse al preseparador -
20. 68.
- 25.

- El disolvente empobrecido que se retira de la cola del separador 72 es preferiblemente sometido a un intercambio térmico con la alimentación al separador 72 y al preseparador 68 en los cambiadores de calor 79 y 81, enfriado a  $-15^{\circ}\text{C}$  aproxima-
- 30.



5. madamente, o menos, por un medio refrigerante externo en un adecuado cambiador de calor (no mostrado) y luego devuelto al absorbedor 62 a través del conducto 82 para repetir el ciclo de absorción. La solución absorbidora reciclada, presente en el conducto 82, - es mezclada con solución absorbidora fresca, de reposición, que se introduce en el absorbedor 62 a través del conducto 61.

10. Para una comprensión más clara de la invención, se ofrece seguidamente un ejemplo específico. Este ejemplo es meramente ilustrativo y no deberá entenderse en modo alguno como limitativo del ámbito y principios de la invención. Todas las partes y porcentajes señalados en el mismo son en peso, salvo indicación en contrario.

Ejemplo

15. En este ejemplo, se lleva a cabo un procedimiento de producción de etileno usando el diagrama de flujos del dibujo adjunto. La corriente de hidrocarburo introducida en la sección de cracking

20. es una nafta ligera que tiene la siguiente composición:

N-parafinas	75,7%
Iso-parafinas	16,2%
C <sub>5</sub>	7,0%
C <sub>6</sub>	1,0%
aromáticos	0,1%
Azufre total	23,0 p.p.m.



- Esta corriente de hidrocarburo es vaporizada y crackeada, sometida a limpieza preliminar y luego comprimida en cuatro (4) etapas, siendo la presión de entrada en el compresor de la primera etapa de 1,61 kg/cm<sup>2</sup>, en el compresor de la segunda etapa de 3,29 kg/cm<sup>2</sup> y en el compresor de la tercera etapa de 7,03 kg/cm<sup>2</sup>. El compresor de la cuarta etapa somete a presión a los gases crackeados, con una presión final de 33 bares (aproximadamente 33,75 kg/cm<sup>2</sup>), a cuya presión los gases crackeados son pasados a la sección de fraccionamiento preliminar.

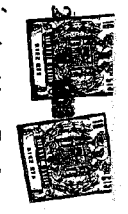
- En este ejemplo, la columna absorbedora funciona a una presión de 24,36 kg/cm<sup>2</sup> y a una temperatura de -17,8°C; la primera columna de evaporación por vacío funciona a una presión de 7,49 kg/cm<sup>2</sup> y a una temperatura de -17,8°C; y la segunda y última columna de evaporación por vacío funciona a una presión de 3,71 kg/cm<sup>2</sup> y a una temperatura de -17,8°C. El preseparador funciona a una temperatura de -3,9°C y a una presión de 1,05 kg/cm<sup>2</sup>, aproximadamente a presión atmosférica. La corriente de cabeza del preseparador es comprimida a 1,82 kg/cm<sup>2</sup> en el compresor para su transporte a la primera etapa de la sección de compresión.
- El separador funciona a una temperatura de 162,8°C y a una presión de 1,47 kg/cm<sup>2</sup> y utiliza vapor de agua a 18,5 kg/cm<sup>2</sup> como su medio de calentamiento.

- Se realiza un balance de materiales generales midiendo y analizando las corrientes de



alimentación y de producto que entran y salen de cada pieza de equipo en la sección de recuperación de acetileno, operando de la manera anteriormente indicada. El balance de materiales se indica en la siguiente tabla 1. Todas las cantidades son en moles por hora.

5.



	T A B L A I											
Corrientes	Alimentación - al absorbedor.	fracción de ca- beza del absor- bedor.	dimetil- formamida empobreci- da.	fracción de cola del absor- bedor.	Vapor de deflagra- ción de la prima ra etapa	Líquido - de defla- gración - de la pri- mera eta- pa.	Vapor de deflagra- ción de la segun- da etapa	Líquido - de defla- gración - de la se- gunda eta- pa.	Fracción - de cabeza del prese- parador	Fracción Aceti- leno - de se- parador para- ción	Produc- to sec- tiléne- o.	
Metano	1,90	1,90										
Acetileno	15,85	0,15		15,70	1,45	14,25	0,41	13,84	1,39	28,96	16,51	12,45
Etileno	1397,20	1338,54		58,66	43,95	14,71	7,22	7,49	7,44	0,11	0,06	0,05
Etano	303,93	297,20		6,78	5,75	1,03	0,65	0,38	0,38			
Propileno	5,01	4,90		0,11	0,09	0,02	0,02					
Dimetilformamida			135,00	135,00		135,00		135,00		135,00		
Total de moles/ hora	1/23,94	1642,59	135,00	216,25	51,24	165,01	8,30	156,71	9,21	164,07	16,57	12,50

22 JUN



- El citado balance de materiales - muestra que la alimentación al absorbedor es predominantemente etileno, que contiene un 15 moles% aproximadamente de etano, y cantidades sustancialmente menores de metano, acetileno y propileno. La alimentación de disolvente al absorbedor es dimetilformamida. La corriente de cabeza del absorbedor contiene todo el metano presente en la alimentación, más del 98% del etano y propileno de la misma, pero menos del 1% del acetileno que entró en el absorbedor con la alimentación.
- 5.
- 10.

- Estas impurezas de metano, etano, propileno y acetileno son, naturalmente, separadas de la corriente de producto etilénico en la sección de hidrogenación, y en la sección de fraccionamiento de etileno del procedimiento, como se ilustra en el dibujo adjunto.
- 15.

- La solución disolvente que forma la fracción de cola del absorbedor contiene más del 99% del acetileno presente en la alimentación a dicho absorbedor, todo el disolvente introducido en el mismo, cantidades sustanciales de impurezas etilénicas y cantidades menores de etano y propileno. La fracción de cola del absorbedor pasan a la primera columna de evaporación por vacío, donde se separan como vapores de cabeza aproximadamente un 75% de las impurezas etilénicas, un 85% de las impurezas de etano y más del 80% de las impurezas propilénicas. Menos del 10% del acetileno separado del absorbedor en la solución de disolvente es evaporado junto con estas impu
- 20.
- 25.
- 30.



- rezas. La segunda columna evapora aproximadamente la mitad de las restantes impurezas etilénicas, etánicas y propilénicas en su corriente superior y sustancialmente todas las restantes impurezas son separadas de la solución acetileno-disolvente en el preseparator.
5. Las corrientes de cabeza del preseparator, de la segunda columna de evaporación y de la tercera son lavadas con agua y pasadas a las etapas primera, segunda y tercera de la sección de compresión de gases hidrocarburos, respectivamente.
- 10.

- Una porción del acetileno separado del disolvente de dimetilformamida en el separador se recicla al separador y el producto acetilénico restante que sale del separador se conduce para su almacenamiento o consumo. Este producto acetilénico final, tanto el separado para su almacenamiento o consumo, como el reciclado al preseparator, contiene como única impureza menos del 0,4 moles % aproximadamente de etileno.
- 15.

- La dimetilformamida purificada - que se separa del acetileno en el separador se somete a intercambio térmico con la alimentación al separador y al preseparator y luego se enfría a  $-15^{\circ}\text{C}$  - aproximadamente, con propileno líquido y devuelta a la cabeza de la torre absorbadora para ulterior absorción de acetileno.
- 20.
- 25.

- Puede verse por el anterior ejemplo específico que el procedimiento de la presente invención produce un material etilénico purificado y un subproducto acetilénico purificado.
- 30.



- La invención, en sus aspectos más amplios, no se limita a los detalles específicos mostrados y descritos, sino que pueden introducirse desviaciones de tales detalles dentro del ámbito de las adjuntas reivindicaciones, sin apartarse de los principios de la invención y sin sacrificar sus principales ventajas.
- 5.

N O T A

- Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental. También se hace constar que el invento corresponde a una solicitud de patente presentada en norteamérica con fecha 22 de junio de 1.957, bajo el número Ser. No. 648.035, accogiéndose por 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 sobre: "PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ETILENO"; caracterizándose por lo siguiente:
- 10.
- 15.
- 20.

- 1ª.- Procedimiento para la producción de etileno, mediante cracking de un hidrocarburo, compresión de los productos gaseosos crackeados en dos etapas por lo menos, incrementándose la presión en cada una de las etapas sucesivas de compresión, fraccionamiento de los gases crackeados y comprimidos para separar una fracción del producto que
- 25.
- 30.

22 J



- comprende una porción mayor de etileno y una porción menor de acetileno, y separación del acetileno de dicho etileno, para producir un material etilénico purificado y un subproducto acetilénico purificado, caracterizado porque comprende poner en íntimo contacto un disolvente selectivo del acetileno con la mezcla etileno-acetileno a una presión elevada para disolver y separar sustancialmente todo el acetileno de la mezcla etileno-acetileno, en una solución acetileno-disolvente que contiene una proporción menor de etileno como impureza, aislándose en forma purificada el resto del etileno de dicha mezcla; separar las impurezas etilénicas de la solución acetileno-disolvente mediante sujeción de la solución a dos etapas por lo menos de evaporación por vacío, reduciéndose la presión de la solución acetileno-disolvente en cada etapa sucesiva de evaporación, siendo la presión aplicada a dicha solución en cada una de las mencionadas etapas de evaporación por lo menos tan grande como la presión de entrada de una de las etapas de compresión de los gases hidrocarburos en la operación de compresión del proceso de producción de etileno; separar el acetileno de la solución acetileno-disolvente libre de etileno restante, aislar del acetileno purificado y reciclar el residuo disolvente sustancialmente puro para una adicional absorción de acetileno; y mezclar el etileno evaporado de cada etapa de evaporación por vacío con la corriente de gas hidrocarburo crackeado en la etapa de compresión del proceso de producción de etileno.
- 5.
  - 10.
  - 15.
  - 20.
  - 25.
  - 30.



2ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de a cetileno-disolvente que sale de la última etapa de evaporación por vacío se trata adicionalmente para la separación de impurezas etilénicas antes de la separación del acetileno de dicha solución mediante contacto de ésta a presión atmosférica aproximadamente con suficiente calor o acetileno puro para pre-separar todo etileno residual de dicha solución en forma gaseosa, sometiéndose el etileno gaseoso desprendido en la citada preseparación, a una presión por lo menos tan grande como la de entrada de la primera etapa de la operación de compresión del proceso de producción de etileno y mezclándose con la corriente de gas hidrocarburo que entra en la primera etapa de compresión citada.

3ª.- Procedimiento, según la reivindicación 2, caracterizado porque se disponen por lo menos tres etapas de compresión de los gases hidrocarburos crackeados y dos etapas de evaporación por vacío, operándose la primera etapa de evaporación a una presión por lo menos tan grande como la de entrada en la tercera etapa de dicha compresión, mezclándose el etileno desprendido en la primera etapa mencionada de evaporación por vacío con una corriente de gas hidrocarburo crackeado que entra en la tercera etapa mencionada de compresión y operándose la segunda etapa de evaporación a una presión por lo menos tan grande como la de entrada en la segunda etapa de compresión, mezclándose el etileno despren-

22 JUN



dido en esta segunda etapa de evaporación por vacío con la corriente de gas hidrocarburo crackeado que entra en la segunda etapa mencionada de compresión.

5. 4<sup>a</sup>. Procedimiento, según la reivindicación 2, caracterizado porque las corrientes etilénicas desprendidas de cada etapa de la evaporación por vacío y de la etapa de preseparación se lavan con agua para separar el disolvente arrastrado antes de que dichas corrientes se mezclen con las de los gases hidrocarburos crackeados.

10. 5<sup>a</sup>.- Procedimiento, según la reivindicación 2, caracterizado porque la preseparación del etileno se lleva a cabo calentando la solución acetileno-disolvente y simultáneamente poniendo en contacto la solución con acetileno purificado.

15. 6<sup>a</sup>.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque el disolvente se presatura con etileno gaseoso y se enfría a temperaturas no superiores a  $-15^{\circ}\text{C}$  aproximadamente, antes de ponerse en contacto con la mezcla de etileno-acetileno.

20. 7<sup>a</sup>.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque el etileno purificado, aislado por el tratamiento con disolvente de la mezcla de etileno-acetileno, se somete a hidrogenación para asegurar que tal etileno purificado esté enteramente libre de acetileno.

25. 8<sup>a</sup>.- Procedimiento, según la reivindicación 7, caracterizado porque la corriente gaseosa de etileno purificado procedente de la opera-

30.

22



ción de tratamiento con disolvente se pone en íntimo contacto con etileno líquido para separar el disolvente arrastrado antes de someterse a hidrogenación.

- 5. 9ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque el residuo disolvente, esencialmente puro, de la operación de destilación se somete a intercambio térmico con la solución acetileno-disolvente que pasa a la operación de preseparación, se enfría a una temperatura no superior a -15°C aproximadamente, se satura con etileno y de nuevo se pone en contacto con una mezcla gaseosa de etileno-acetileno.

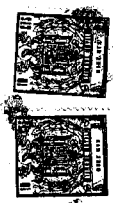
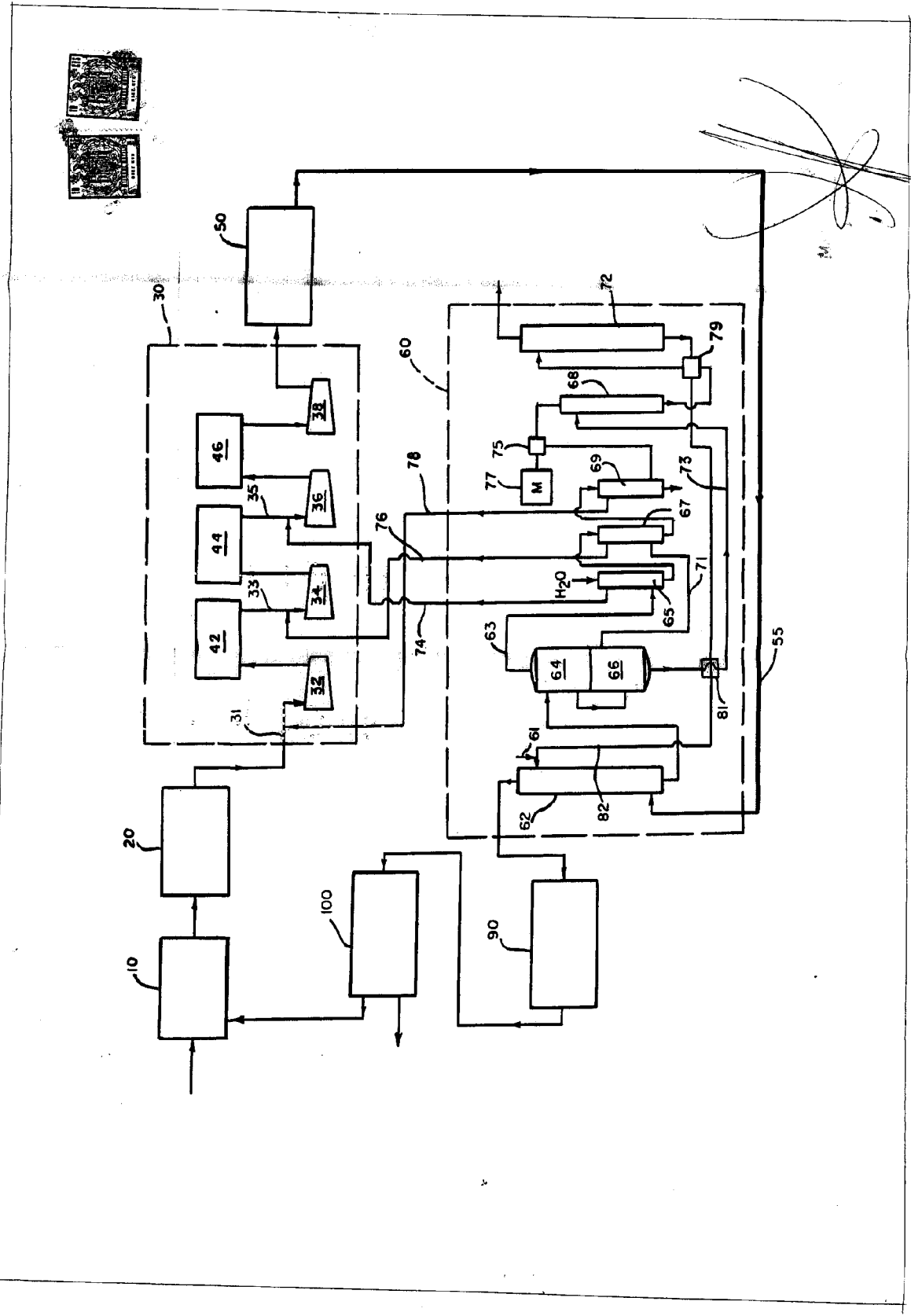
- 10. 10ª.- Procedimiento, según la reivindicación 1, caracterizado porque como disolvente se emplea dimetilformamida.

- 15. 11ª.- Procedimiento, para la producción de etileno; tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria y en el adjunto dibujo.

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

- 20. Madrid, 22 JUL 1968  
STONE & WEBSTER ENGINEERING  
CORPORATION,

A. GOMEZ Y MODET  
P. P. ... Indoz Rully



*[Handwritten signature]*