

339426

CASO TD. 1903



SECCION TECNICA
REGISTRACION I. P. G.
CASE <u>B</u> <u>01</u>
SUBCLASE <u>D</u>

PATENTE DE INVENCION  
per 20 años

per "Un procedimiento cíclico a vapor para la separación de componentes absorbibles por un sólido selectivo absorbente de otros componentes con los que están mezclados no absorbibles por dicho sólido" - - - - -

a favor de: THE BRITISH PETROLEUM COMPANY LIMITED, de nacionalidad británica, domiciliada en Britannic House, Finsbury Circus, LONDON, E.C.2 GRAN BRETAÑA.

- - - - -

MEMORIA DESCRIPTIVA

La presente invención se refiere a un procedimiento cíclico para la separación por medio de un sólido selectivo absorbente de componentes absorbibles de mezclas de los mismos con componentes no absorbibles.

5 Es conocido que los materiales sólidos absorbentes pueden ser usados para separar componentes de adecuadas mezclas. Ejemplos de absorbentes típicos que pueden ser empleados para varias separaciones comprenden la sílice gelatinosa, alúmina activada, bauxita, carbón vegetal activado y tamices de silicato de aluminio cristalino.  
10

El procedimiento de la presente invención es particularmente aplicable al uso de tamices moleculares para la resolución de mezclas de hidrocarburos y por ello viene particularmente descrito

339426

5 A



- 2 -

con referencia a tal separación de mezclas de hidrocarburos. Mas especialmente el procedimiento está comprometido con la separación de hidrocarburos de cadena recta de mezclas de los mismos con hidrocarburos de cadena ramificada y/o cíclicos empleando tamices moleculares. El objeto de la invención no obstante no está limitado al uso de tamices moleculares sino que es aplicable al uso de cualquier material sólido selectivo absorbente.

Es bien conocido que ciertas zeolitas naturales o sintéticas tienen la propiedad de absorber preferentemente ciertos tipos de hidrocarburos. Estas zeolitas, conocidas como tamices moleculares, tienen estructura cristalina conteniendo un gran número de poros de tamaño uniforme. En diferentes zeolitas estos poros pueden ser de 4 Å a 15 Å de diámetro, pero en cualquier determinada zeolita los poros son sustancialmente de tamaño uniforme.

Se ha propuesto previamente tratar las mezclas de hidrocarburos con tamices moleculares, por ejemplo se ha propuesto tratar fracciones de petróleo del orden de la gasolina a gas-oils y más elevados con tamices moleculares que tienen poros de diámetro alcanzando de 4 Å a 15 Å. Con el fin de separar los hidrocarburos de cadena recta de los hidrocarburos de cadena ramificada y/o cíclicos es apropiado un tamiz que tenga poros de diámetro de 5 Å. Un procedimiento tal puede ser empleado para recuperar una fracción desnormalizada, por ejemplo gasolina de número octano elevado debido a la separación de parafinas normales de bajo octano. El material de cadena recta absorbido puede también ser recuperado si se requiere.

Para la posibilidad comercial es generalmente necesario que el proceso empleando sólido selectivo absorbente sea cíclico y ca-

339426



- 3 -

da ciclo comprenda a lo menos una etapa de absorción seguida de una etapa de desabsorción. En adición, una etapa intermedia de purga puede ser empleada en el ciclo para separar el material retenido entre las partículas absorbentes el cual material, si-  
5 no es apartado, disminuiría la pureza del producto recuperado durante la etapa de desabsorción.

En los procesos de separación por absorción el mayor problema está situado en la operación de desabsorción. Por ejemplo, en el caso de la separación de hidrocarburos de cadena recta, particularmente, n-parafinas, por medio de tamiz molecular 5 Å, las n-parafinas son fácilmente absorbidas dentro los poros del tamiz pero son menos fácilmente apartadas. La desabsorción puede, no obstante, ser efectuada por diversos caminos, por ejemplo por elución con un medio de desplazamiento apropiado tal como una parafina de bajo  
10 punto de ebullición, o por evacuación parcial de la cámara que contiene el lecho absorbente.  
15

Un ejemplo de un procedimiento que emplea una depuración al vacío y técnica de desabsorción se describe en la patente número 1.026.116 del Reino Unido, propiedad de la Solicitante, en la cual se reivindica un procedimiento para separar hidrocarburos de cadena recta de mezclas del mismo con hidrocarburos de cadena ramificada y/o cíclicos, las mezclas hirviendo dentro del orden de los C<sub>4</sub> - 450°C, por ejemplo 150-300°C. y que comprende la puesta en contacto de la mezcla con un lecho fijo de tamiz molecular 5Å en  
20 una primera etapa selectivamente para absorber los hidrocarburos de cadena recta, una segunda etapa de purga del lecho tamiz para apartar de la superficie absorbente e intersticiamente del lecho tamiz los hidrocarburos retenidos y una tercera etapa de desabsorción de los hidrocarburos de cadena recta absorbidos, todas las

339426



- 4 -

tres etapas conducidas isotérmicamente en fase vapor, efectuándose la purgación y desabsorción por solamente variación de presión.

El procedimiento reivindicado en la citada patente nº 1.026116 opera de preferencia a una temperatura dentro del orden de los 300-450°C, y particularmente las temperaturas preferidas para distintos órdenes de materiales de carga son 325-375°C para la gasolina, 350-400°C para kerosina, y 380-420°C para gas-oil. En la presente especificación los términos gasolina, kerosina, y gas-oil tienen su normal significado como se usa en la industria del petróleo, es decir, ellos se refieren respectivamente a fracciones que hierven sustancialmente dentro los órdenes C<sub>4</sub>-200°C, 150-300°C y 200-450°C.

La purga se efectúa por reducción de la presión en la etapa de purga a un nivel intermedio más bajo que el de la etapa de absorción, siendo la desabsorción seguidamente conducida por descenso de la presión en la etapa de desabsorción a un todavía más bajo nivel. La etapa de absorción es deseablemente operada a una presión máxima de 0.204-11 atmósferas, la presión preferida además variando con el material de carga siendo de 2'726-7'03 atmósferas para la gasolina, 1'022-2'385 atmósferas para la kerosina, y 0'344-2'044 atmósferas para el gas-oil. La presión preferida dependiendo del orden de ebullición del material de carga. Por ejemplo, cuando se trata una fracción de gasolina con un término medio de número de carbono de alrededor C<sub>7</sub> hirviendo en el orden de C<sub>4</sub>-180°C se prefiere una presión de purga del orden de 0'136-0'681 atmósferas, mientras que se prefiere de 0'068-0'204 atmósferas para fracciones del orden de la kerosina con un término medio de número carbono de alrededor C<sub>11</sub> que hierve entre

339426



- 5 -

150-250°C y 0'0068-0'068 atmósferas para fracciones gas-oil y fracciones de elevada punto de ebullición que alcance entre los 200-450°C. De manera similar la presión de desabsorción está entre el orden de 0'0034-0'136 atmósferas, la presión preferida variando de acuerdo con el orden del punto de ebullición del material de carga siendo de preferencia 0'0136-0'136 atmósferas para fracciones de gasolina, 0'0068-0'204 atmósferas para de kerosina y 0'0034-0'0204 atmósferas para de gas-oil.

Las duraciones de las tres etapas pueden ser tales que la duración de desabsorción más purga es un múltiplo simple de la duración de absorción. Alternativamente, y de preferencia, no obstante las duraciones de la absorción y desabsorción son números enteros múltiples de la purga. La duración de la purga no debe exceder los 3 minutos, 1-2 minutos son los preferidos los períodos de absorción y desabsorción pueden ser, respectivamente, 1-5 de preferencia 1-2 minutos y 2-10 de preferencia 3-8 minutos.

El proceso es preferiblemente operado empleando un número de lechos fijos de tamiz de modo que en cualquier momento, uno o más lechos son absorbentes, purgados y desabsorbidos. La proporción de números de lechos respectivamente, absorbentes, purgados y desabsorbidos en cualquier momento dado es de preferencia la misma que la proporción de las duraciones de las etapas de absorción, purga y desabsorción. Esta proporción puede ser 1:1:n donde n es un número entero entre 1 y 6, 1:1:3 siendo la preferida. Así, por ejemplo, con una proporción de 1:1:3, un total de 5 lechos tamiz se requieren. Un lecho adicional aún puede también ser provisto para permitir la regeneración periódica, por ejemplo por quemación, para apartar los depósitos carboná-

339426



- 6 -

ceos sin interrumpir el ciclo absorción-purga-desabsorción.

La proporción de alimento para la etapa de absorción es de preferencia 0.5-2.5 volumen por volumen por hora, en particular 1'0-2'0 v/v/hr.

5 Según una realización preferida del proceso de la mencionada patente 1,026,116, la evacuación del lecho tamiz durante la etapa de desabsorción es conducida a lo menos desde ambos extremos del lecho. Por desabsorción desde ambos extremos del lecho simultáneamente de manera opuesta a un extremo solamente, 10 el rendimiento de producto puede ser aumentado considerablemente. Se cree que el principal criterio que determina el rendimiento del producto es la presión media de vapor que existe en el lecho al final de la etapa de desabsorción. El incremento moderado en la resistencia del lecho, es decir la caída de presión a lo largo del lecho, limitará la proporción de desabsorción. 15 Las proporciones de desabsorción son proporcionales a la diferencia de presión que existe entre el lado de entrada y el lado de salida de los poros del tamiz. Por desabsorción desde ambos extremos del lecho el recorrido medio de moléculas desabsorbidas 20 atravesando el lecho es efectivamente dividido y la presión media reducida y así las proporciones de desabsorción serán más elevadas y en consecuencia los rendimientos serán aumentados. Además de la evacuación desde ambos extremos, la evacuación puede ser conducida también desde posiciones intermedias a lo largo del lecho, reduciendo así más aún la longitud efectiva del lecho. 25 La longitud efectiva del lecho es de preferencia 1-15 pies especialmente 3-8 pies.

La dirección de la purga es también importante. Cuando se opera con materiales de carga del orden de la gasolina la purga

339426



- 7 -

debe ser de preferencia efectuada en una dirección co-corriente. Cuando se opera con materiales de carga del orden del gas-oil no obstante, no es siempre posible alcanzar productos satisfactoriamente puros empleando la purga co-corriente solamente en cuyo  
5 caso simultáneamente se prefiere la purga a co- y contra-corriente. Es de creer que un hecho esencial del proceso de purga es que una pequeña cantidad de parafinas normales deben ser desabsorbidas del tamiz para desplazar el material no-normal de los espacios vacíos y de la superficie del tamiz. En el caso de parafinas normales del orden de la gasolina y kerosina alguna desabsorción de  
10 n-parafinas se produce a presiones sobre la presión de purga recomendada y por eso este desplazamiento es relativamente fácil.

Además, las n-parafinas no-absorbidas en el extremo de entrada del lecho al final de la etapa de absorción son absorbidas  
15 con los insaturados en el extremo de salida del lecho durante la primera parte de una purga co-corriente, por el contrario con una contra-corriente, y con una menor extensión con una purga co- y contra-corriente, éstas pueden pasar directamente fuera del lecho de nuevo. El eficaz rendimiento y extracción del proceso son  
20 por esta razón aumentados empleando una purga co-corriente. Con materiales de carga del orden del gas-oil no obstante se produce una desabsorción muy pequeña de n-parafinas hasta que presiones muy bajas son obtenidas y por esta razón es importante que, como en la etapa de desabsorción, la presión media de vapor a lo largo  
25 del lecho deba ser relativamente baja al final de la etapa de purga. Cuando simultáneamente se establece la purga a co- y contracorriente por necesidad la válvula en el sistema de purga a la entrada del alimento al lecho puede convenientemente ser abierta después que la válvula de purgación a la salida del alimento del le-



- 8 - 339426

cho. De esta forma el material alimentado retenido a la entrada del alimento y del lecho referido antes, es pasado por el lecho cediendo las parafinas normales presentes en este material retenido para ser absorbidas en el extremo de salida de los insaturados del lecho.

Según un hecho más preferido del proceso de la mencionada patente 1,026,116, el efluente recuperado en la etapa de purga es reciclado al alimento de la etapa de absorción. El efluente de la etapa de purga invariablemente contiene una proporción de hidrocarburos de cadena recta que han sido desabsorbidos durante la purga. Por reciclación de este efluente puede obtenerse un incremento del producto en hidrocarburos de cadena recta. Alternativamente el mismo rendimiento puede ser obtenido con una más elevada extracción eficientemente por reducción del flujo de material de carga fresco en proporción al contenido de hidrocarburos de cadena recta del efluente de la purga.

La presente invención es particularmente, pero no exclusivamente, aplicable al proceso descrito en la repetidamente mencionada patente nº 1.026.116.

Según la presente invención en una fase cíclica a vapor del proceso absorción-desabsorción para la separación de componentes absorbibles de mezclas de los mismos con componentes no-absorbibles por medio de un lecho fijo de un selectivo sólido absorbente, a lo menos la etapa de desabsorción es efectuada por formación de un vacío parcial en el lecho absorbente por condensación inmediata con un líquido que enfríe rápidamente los vapores efluentes del lecho absorbente durante la etapa de desabsorción.

En un proceso preferido donde una etapa de purga intermedia es también empleada, la cual etapa de purga es también opera-

339426



- 9 -

da en el principio del vacío, por ejemplo como el descrito en la patente nº 1,026,116 del Reino Unido, propiedad de la Solicitante, ya mencionada, la etapa de purga puede también ser efectuada por los mismos medios, a saber, por condensación directa del efluente del lecho absorbente durante la etapa de purga.

Hasta ahora, en los procesos de separación por absorción que han empleado una técnica de desabsorción al vacío, la evacuación de los recipientes ha sido efectuada por el uso de una o más bombas de vacío. No obstante, debido a las condiciones extraordinarias bajo las cuales tales bombas de vacío han de operar es difícil el sistema de bombas de vacío apropiado.

A fin de operar económicamente un proceso tal es necesario emplear más de un lecho fijo de absorbente con el fin de permitir una operación continua. En un ejemplo típico de un procedimiento con tamiz molecular para la separación de n-parafinas de un material de carga derivado del petróleo, en cualquier momento un lecho tamiz molecular debe estar absorbiendo, otro lecho debe estar pasando por la purga, mientras uno o de preferencia más de un lecho adicional debe estar pasando la desabsorción. Además, para la utilización eficiente del absorbente es esencial emplear ciclos de corta duración.

Las dificultades que acompañan el uso de bombas de vacío para proceder al requerido vacío parcial están ilustradas con referencia al ejemplo siguiente:

Una kerosina hidrofinaada conteniendo 22% en peso de n-parafinas del orden de número de carbono  $C_9-C_{14}$  fué tratada bajo las condiciones siguientes:

339426



	Minutos de duración	Temperatura °C	Presión en atmósferas	
Absorción	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	380	0'0136	1'703
Purga	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	380	1'703	0'102
Desabsorción	4 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	380	0'102	0'0136

Empleando una proporción de alimento de 1.5 volumen por volumen de tamiz por hora un rendimiento de 5.8lb/ 100 bbl. de tamiz por hora de producto conteniendo 9% en peso de n-parafinas se obtuvo.

5 El absorbedor usado para contener el tamiz molecular fué de 8 pies de largo y fué purgado de la absorción de salida y desabsorbido desde ambos extremos.

Si el efluente de purga es reciclado con el alimento se puede obtener el mismo rendimiento de producto con 15% menos de alimento.

10 En la figura 1 que se acompaña está representado un diagrama simplificado para una instalación a escala comercial operando bajo estas condiciones. Cinco absorbedores son empleados de modo que, por medio de tubos fabricados interconectados y válvulas convenientemente colocadas (no mostradas) el proceso puede ser operado de

15 forma continua.

Son empleadas bombas de vacío para evacuar los recipientes para las etapas de purga y desabsorción. La presión de succión para la purga con la bomba de vacío resulta de 1<sup>1</sup>/<sub>2</sub> minuto ciclo patrón según la actividad de la proporción de flujo. La presión preferida perfilada es una en la que la presión a la salida del absorbedor es reducida favorablemente de manera rápida a un valor final de 80mm. Hg abs y luego mantenida en la misma (véase la figura 2 que se acom-

20



1967

339426

- 11 -

pañía). La correspondiente proporción de flujo efluente está también mostrada en la figura 2. Ya que en general la masa de flujo a través de una bomba de vacío dada es proporcional a la presión de succión, es posible seleccionar una bomba de vacío que reproduzca los perfiles de la presión y del flujo. Ambos perfiles han sido alterados o provistos de equipo de control para modificar las características normales de las bombas de vacío. Tal modificación puede resultar de un menos eficiente uso del absorbedor, o pérdida en la eficiencia de la bomba.

Las mismas consideraciones se aplican durante la etapa de desabsorción con una complicación adicional cuando una quinta instalación absorbidora es diseñada. Cada absorbedor comienza la desabsorción a la presión de 0,102 atmósferas del final de la etapa de purga y es rápidamente evacuado de modo que su presión de salida alcance 0'0136 atmósferas cuando está detenido mientras continúa la desabsorción. Si hay solamente un recipiente desabsorbiendo en cualquier momento la bomba de vacío puede ser designada para tomar ventaja del periodo de alta presión al comienzo de la desabsorción durante el cual puede extraer del recipiente una masa mayor de efluente que la última cuando la presión ha caído a su valor final. No obstante, cuando tres recipientes son desabsorbidos en paralelo esto no es posible sin tres sistemas separados de bombas de vacío.

En la figura 1 se muestran los enfriadores provisionalmente entre el sistema absorbedor y las bombas de vacío. Estos serán necesarios a menos que se empleen bombas especiales capaces de resistir las elevadas temperaturas de los vapores efluentes. Estos enfriadores son costosos ya que han sido diseñados para caídas de presión muy bajas y también para suministrar adecuado enfriamiento para

339426

- 12 -



valores máximos de proporciones de masas de flujo.

Cuando los efluentes son enfriados a temperaturas (por ejemplo 0°F) tales que la presión de vapor es menor que la presión requerida para efectuar la purga y la desabsorción, las desventajas inherentes del empleo de bombas de vacío pueden ser superadas por el empleo de condensadores de contacto directo. Esta situación se obtiene por ejemplo cuando se tratan materiales de carga hidrocarburos que hierven en el orden de C<sub>5</sub> y por encima.

La condensación directa de efluentes de los lechos absorbentes de acuerdo con la presente invención puede ser activada por el empleo de cualquier forma de condensador directamente diseñado. Por ejemplo, el condensador puede tomar la forma de un recipiente sustancialmente inobstruible dentro del cual el vapor efluente es introducido por la parte inferior del mismo. Los recipientes pueden, no obstante, contener un dispositivo protector o conveniente envolvente de modo de mejorar el contacto entre el vapor ascendente y el líquido enfriador que desciende. La presión en la parte superior del condensador puede ser controlada por un conveniente sistema eyector, por ejemplo un eyector de vapor, para separar los indicios de gases incondensables que de otra manera se acumularían en la parte superior del recipiente. En el propósito de un satisfactorio condensador el fin es suministrar el máximo cambio de calor entre el vapor y el líquido para asegurar la máxima condensación del vapor, junto con mínima caída de presión en el recipiente condensador.

Un dispositivo tal tiene diversas ventajas cuando es empleado junto con el proceso cíclico antes descrito. Además de su bajo coste y simplicidad de operación, un condensador de contacto direc-

339426



- 13 -

to puede tratar un amplio orden de proporciones de flujo de vapor con solamente una pequeña variación de presión. Esto permite ajustar la presión y perfiles de proporción de flujo de acuerdo a los requerimientos del proceso. También, porque el condensador puede  
5 tratar grandes proporciones de flujo a baja presión, es posible conectar diversos recipientes a varias etapas de dicha desabsorción a un condensador.

#### Ejemplo 1

Para ilustrar ésto se efectuaron una serie de experimentos en los cuales vapor de Kerosina (hirviendo en el orden de 180°-  
10 240°C) fué alimentado por la base de una torre con envolvente vertical en la cual hacia abajo fué lechada kerosina líquida fría. El vapor caliente se condensó a su paso por la torre. El líquido recuperado en la base de la torre fué reciclado a través de un enfriador a la parte superior de la torre. En equilibrio alcanzado  
15 el vapor y la circulación de enfriamiento fueron de la misma composición.

Los resultados característicos se dan en la Tabla 1.



1957

339426

T A B L A 1

: Flujo enfriador	lb/sq ft/h	: 5,220	: 5,220	: 5,220
: Flujo vapor (=flujo condensado)	lb/sq ft/h	: 488	: 757	: 946
: Presión en la parte superior de la torre	mmHg	: 2.3	: 2.4	: 7.2
: Presión en la base de la torre	mmHg	: 8.0	: 14.4	: 31.5
: Temperatura del vapor en la parte superior	°F	: 60	: 76	: 116
: Temperatura en la zona de condensación de la base	°F	: 120	: 171	: 205
: Temperatura de enfriamiento en la entrada	°F	: 70	: 80	: 89
: Temperatura del vapor a la salida del quemador	°F	: 751	: 746	: 750
: Temperatura del vapor a la entrada del condensador	°F	: 535	: 586	: 610
: Temperatura del líquido en la base	°F	: 140	: 184	: 219

Aunque estos fueron experimentos determinados ellos no obstante ilustran el proceder de los condensadores bajo proceso cíclico. Esto puede verse en la figura 4, la cual muestra las variaciones en la presión en la base del condensador (entrada del vapor) con la capacidad de vapor manipulado. A causa del recorrido de la proporción de líquido frío enfriador se ve que el condensador manipulará entre 0 y 300-500 lb/sq ft/h de vapor con solamente un pequeño cambio en la presión de entrada del vapor. Estas son las características ideales porque el condensador por término medio mantendrá una sustancialmente constante presión mientras es sometido a las amplias variaciones de proporción de flujo que ocurren durante cada ciclo. Esto tiene dos importantes ventajas sobre una

339426



1967

- 15 -

bomba de vacío:

1) - El perfil de presión preferido de una reducción rápida de la presión a la salida de la absorción puede ser activado ya que la fuente de vacío está constantemente a presión muy baja.

5 2) Los referidos problemas referentes a la operación con lechos múltiples y la necesidad de tomar ventaja del periodo de presión elevada para economía del volumen de la bomba de vacío son eliminados.

10 Además de que tal condensador es una pieza de equipo no costosa puede diseñarse de tamaño de modo que tenga efectivamente un espacio firme de vacío que ayude en la mojadura las repetidas fluctuaciones que ocurren en un ciclo.

#### Ejemplo 2

15 Una nueva serie de experimentos fué efectuada para probar la validez de estas conclusiones bajo las actuales condiciones cíclicas y con particular referencia a un proceso de acuerdo con la indicada patente 1.026.116.

20 El proceso comprende el paso por un tamiz molecular 5Å de un material de carga de petróleo vaporizado a una presión relativamente elevada en la etapa de absorción hasta que el tamiz es sustancialmente saturado con parafinas normales; reducción de la presión en la etapa de purga de modo que el material no-absorbido es separado; con reducción adicional de la presión en la etapa de desabsorción separar las parafinas normales absorbidas. Para una kerosina (hirviendo en el orden de 180°-240°C) la temperatura del  
25 proceso fué 700 °F, las presiones finales de cada etapa fueron 1'022 atmósferas, 80 mm Hg absoluta y 10 mm Hg absolutos respectivamente, y el tiempo total de la operación de un ciclo fué 6

339426



ABFE 1967

- 16 -

minutos (figura 3).

En estos experimentos el vapor de kerosina caliente fué alimentado por la parte superior del lecho tamiz en la etapa de absorción del ciclo y pasado bajo control de presión a la base del absorbedor. En la etapa de purga el absorbedor fué abierto a través de cualquier combinación de tres válvulas en su parte superior, media y base para purgar los condensadores, causando la reducción de la presión del absorbedor y variación del material del condensador.

Similarmente en la etapa de desabsorción, el material fué separado a través del mismo múltiple evacuador del absorbedor por el condensador de desabsorción.

Las condiciones de operación empleadas junto con los rendimientos y pureza obtenidos se dan en la Tabla 2 siguiente:

T A B L A 2

Temperatura media del lecho al final de la etapa de absorción	°F	685
Temperatura media del lecho al final de la etapa de desabsorción	°F	675
Presión al final de la etapa de absorción	atmósferas	1,499
Presión al final de la etapa de purga	mmHg	85
Presión al final de la etapa de desabsorción	mmHg	24
Duración total del ciclo	minutos	6
Duración efectiva de la etapa de absorción	segundos	90
Duración efectiva de la etapa de purga	segundos	90
Duración efectiva de la etapa de desabsorción	segundos	180
Proporción de alimento	lb/h	4,350
Rendimiento cíclico del condensador en la desabsorción	% tamiz en peso	0,58



Rendimiento cíclico del condensador en la purga	% tamiz en peso	1,27
Contenido de parafinas normales en el enfriamiento de desabsorción	% en peso	98

N O T A

Por la patente de invención a que se refiere la presente memoria descriptiva se REIVINDICA la propiedad y la explotación exclusiva de:

5 1.- Un procedimiento cíclico a vapor para la separación de componentes absorbibles por un sólido selectivo absorbente de otros componentes con los que están mezclados no absorbibles por dicho sólido, caracterizado por el hecho que consiste en emplear un lecho fijo de sólido selectivo absorbente para la absorción, efectuando luego la etapa de desabsorción produciendo un vacío parcial en dicho lecho absorbente por condensación directa con un líquido enfriador de los vapores efluentes del susodicho lecho absorbente durante la etapa.

15 2.- Un procedimiento, tal como el especificado en 1, caracterizado por el hecho que una etapa de purga viene interpuesta entre las etapas de absorción y desabsorción de modo de separar el material retenido en la superficie de absorción e intersticios del lecho absorbente, efectuándose la etapa de purga produciendo un vacío parcial en el lecho absorbente por condensación directa con un líquido enfriador de los vapores efluentes del lecho absorbente durante dicha etapa de purga, de modo de reducir la presión en el lecho absorbente durante la misma a un nivel intermedio de la presión de las etapas de absorción y desabsorción.

20 3.- Un procedimiento, tal como el especificado en 1 o 2, caracte-



terizado por el hecho que el vacío parcial es efectuado haciendo pasar el vapor efluente ascendente por un condensador de tubo vertical por el cual desciende un flujo de líquido enfriador.

5 4.- Un procedimiento, tal como el especificado en 3, caracterizado por el hecho que el condensador de tubo vertical está provisto con dispositivo desviador para mejorar el contacto líquido-vapor.

10 5.- Un procedimiento, tal como el especificado en 3, caracterizado por el hecho que el condensador de tubo vertical está provisto con un envolvente para mejorar el contacto líquido-vapor.

6.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 3-5, caracterizado por el hecho que el líquido enfriador comprende una porción del líquido separado por la base del condensador de tubo vertical.

15 7.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 3-6, caracterizado por el hecho que cualquier gas incondensable es separado de la parte superior del condensador de tubo vertical.

20 8.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 1-7, caracterizado por el hecho que por el mismo se separan hidrocarburos de cadena recta de sus mezclas con hidrocarburos ramificados o cíclicos y de mezclas de estos dos últimos, las mezclas hirviendo en el orden  $C_1-450^{\circ}C$ , por medio de un tamiz molecular  $5\text{\AA}$ .

25 9.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, caracterizado por el hecho que es conducido sustancialmente de forma isotermalmente.

10.- Un procedimiento, tal como el especificado en 8 e 9, caracterizado por el hecho que la temperatura empleada se halla en el orden de los  $300-450^{\circ}C$ .

339426



1937

- 19 -

11.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-10, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de absorción se halla en el orden de 0,204-11 atmósferas aproximadamente.

5 12.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-11, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de purga se halla en el orden de 0,0068-1,703 atmósferas aproximadamente.

10 13.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-12, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de desabsorción se halla en el orden de 0,0034-0,123 aproximadamente.

15 14.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-13, caracterizado por el hecho que el material de carga hierve en el orden de la gasolina.

15 15.- Un procedimiento, tal como el especificado en 14, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de absorción se halla en el orden de 2,726-7,03 atmósferas.

20 16.- Un procedimiento, tal como el especificado en 14 o 15, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de purga se halla en el orden de 0,136-0,681 atmósferas.

25 17.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 14-16 caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de desabsorción se halla en el orden de 0,0136-0,681 atmósferas aproximadamente.

18.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-13, caracterizado por el hecho que el material de carga hierve en el orden de la kerosina.

339426



- 20 -

19.- Un procedimiento, tal como el especificado en 18, caracterizado por el hecho que la presión en la tapa de absorción se halla en el orden de 0,886-2,385 atmósferas.

5 20.- Un procedimiento, tal como el especificado en 18 o 19, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de purga se halla en el orden de 0,068-0,204 atmósferas.

10 21.- Un procedimiento, tal como el especificado en cualquiera de las reivindicaciones 18-20, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de desabsorción se halla en el orden de 0,0068-0,0204 atmósferas aproximadamente.

22.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-13, caracterizado por el hecho que el material de carga hierve en el orden del gas-oil.

15 23.- Un procedimiento, tal como el especificado en 22, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de absorción se halla en el orden de 0,340-2,044 atmósferas.

20 24.- Un procedimiento, tal como el especificado en 22 o 23, caracterizado por el hecho que la presión en la etapa de purga se halla en el orden de 0,0068-0,068 atmósferas aproximadamente.

25 25.- Un procedimiento, tal como el especificado en las reivindicaciones 22-24, caracterizada por el hecho que la presión en la etapa de desabsorción se halla en el orden 0,0034-0,0204 atmósferas aproximadamente.

26.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-25, caracterizado por el hecho que la duración de desabsorción más purga es un número entero múltiple de la duración de la absorción.

339426



16  
R. 1967

- 21 -

27.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-26, caracterizado por el hecho que la duración de la absorción y desabsorción son números enteros múltiples de la purga.

5 28.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-27, caracterizado por el hecho que la duración de la purga no excede a 3 minutos, y de preferencia es de 1-2 minutos.

10 29.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-28, caracterizado por el hecho que los periodos de absorción y desabsorción son respectivamente 1-5 de preferencia 1-2 minutos y 2-10 de preferencia 3-8 minutos.

15 30.- Un procedimiento, tal como el especificado en las reivindicaciones 8-24, caracterizado por el hecho que la proporción de los números de lechos tamiz respectivamente absorbente, purgante y desabsorbente en cualquier momento dado en el mismo que la proporción de la duración de las etapas de absorción, purga y desabsorción.

20 31.- Un procedimiento, tal como el especificado en 30, caracterizado por el hecho que dicha proporción es 1:1:n, donde n es un entero entre 1 y 6, de preferencia 3.

25 32.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-31, caracterizado por el hecho que la proporción de alimentación en la etapa de absorción es de 0,5-2,5 volumen por volumen por hora, de preferencia 1,0-2,0 volumen por volumen por hora.



33.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-32, caracterizado por el hecho que la desabsorción es conducida a lo menos desde ambos extremos del lecho simultáneamente.

5 34.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 8-33, caracterizado por el hecho que la longitud efectiva del lecho tamiz durante la desabsorción es 1-15 pies, de preferencia 3-8 pies.

10 35.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 14-21 e 26-34 como accesorios de las 14-21, caracterizado por el hecho que la purga es efectuada en una dirección co-corriente con aquella del alimento durante la etapa de absorción.

15 36.- Un procedimiento, tal como el especificado en una cualquiera de las reivindicaciones 22-25, caracterizado por el hecho que la purga es efectuada simultáneamente a co- y contra-corriente con aquella de la dirección del alimento.

20 37.- Un procedimiento, tal como el especificado en 26, caracterizado por el hecho que la válvula del sistema de purga del extremo de entrada del alimento al lecho se abre, después que la válvula del sistema de purga del extremo de salida del alimento del lecho.

25 38.- Un procedimiento, tal como el especificado en las reivindicaciones 8-37, caracterizado por el hecho que el efluente de la etapa de purga es reciclado al alimento de la etapa de absorción.

39.- Un procedimiento cíclico a vapor para la separación de componentes absorbibles por un sólido selectivo absorbente de otros componentes con los que están mezclados no absorbibles por dicho sólido.

339426



1967

- 23 -

Consta la presente memoria descriptiva de veintitres hojas foliadas, escritas por una sola cara.

Barcelona, 5 de Abril de 1967.

**E. LAVIN REYNALDO**  
**P. P.**

339426

339496

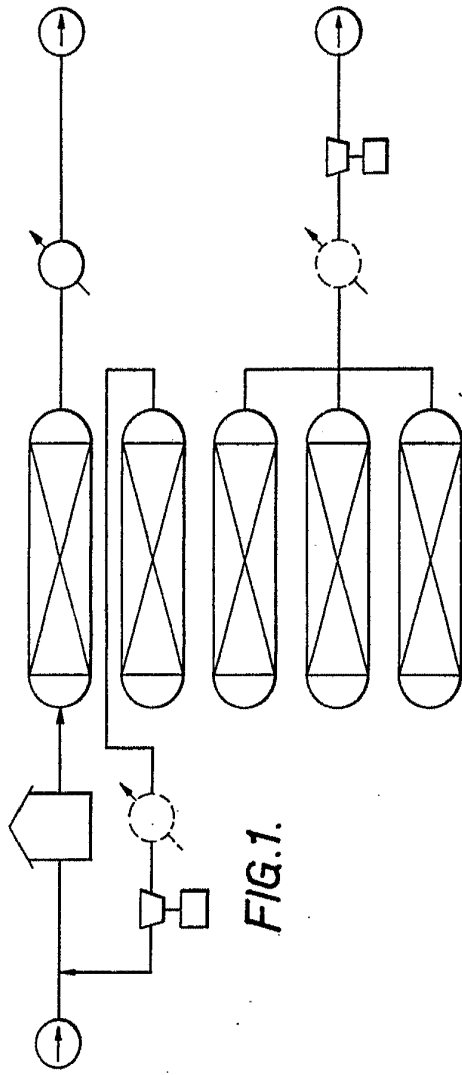
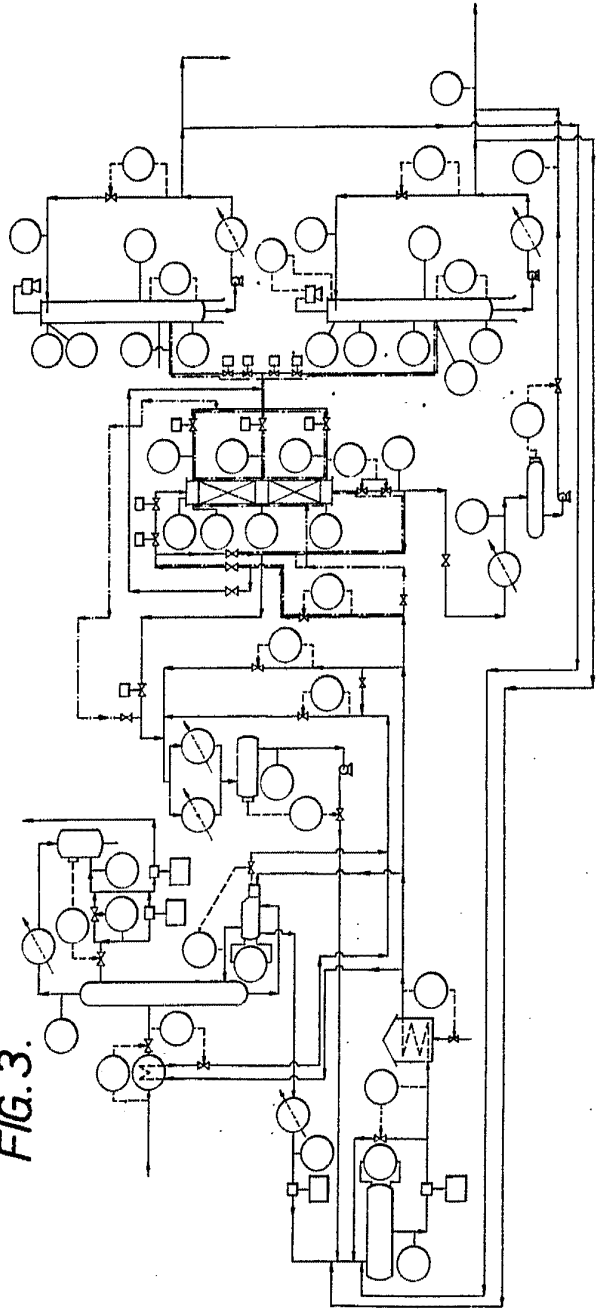


FIG. 3.



ESCALA VARIABLE  
 Microstone 5 ABR. 1977  
 E. LAVIN REYNALDO  
 PIP

339426

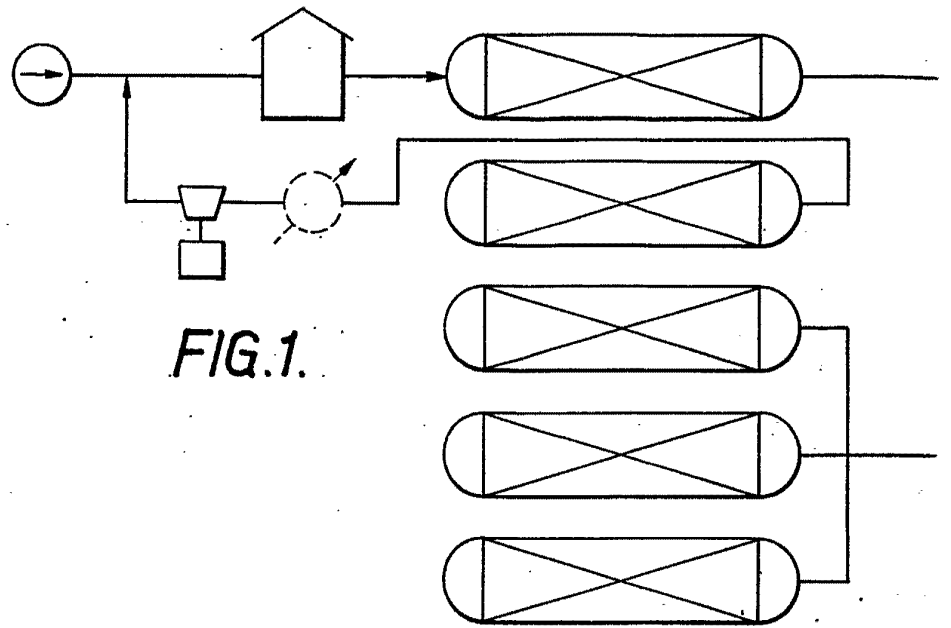


FIG.1.

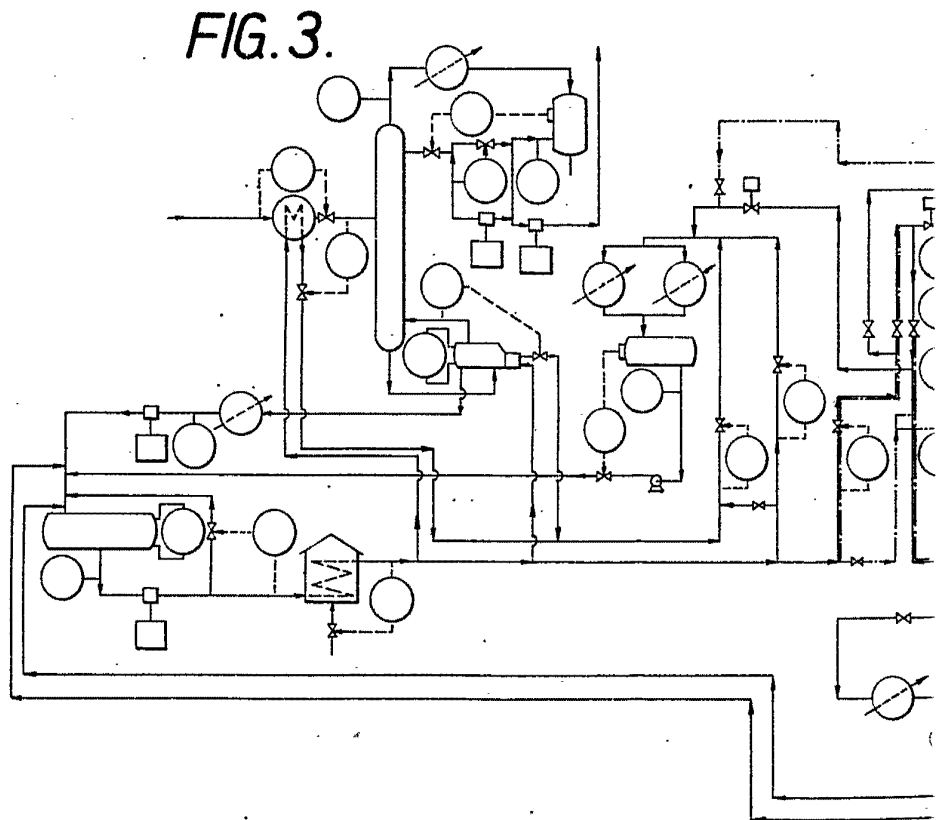
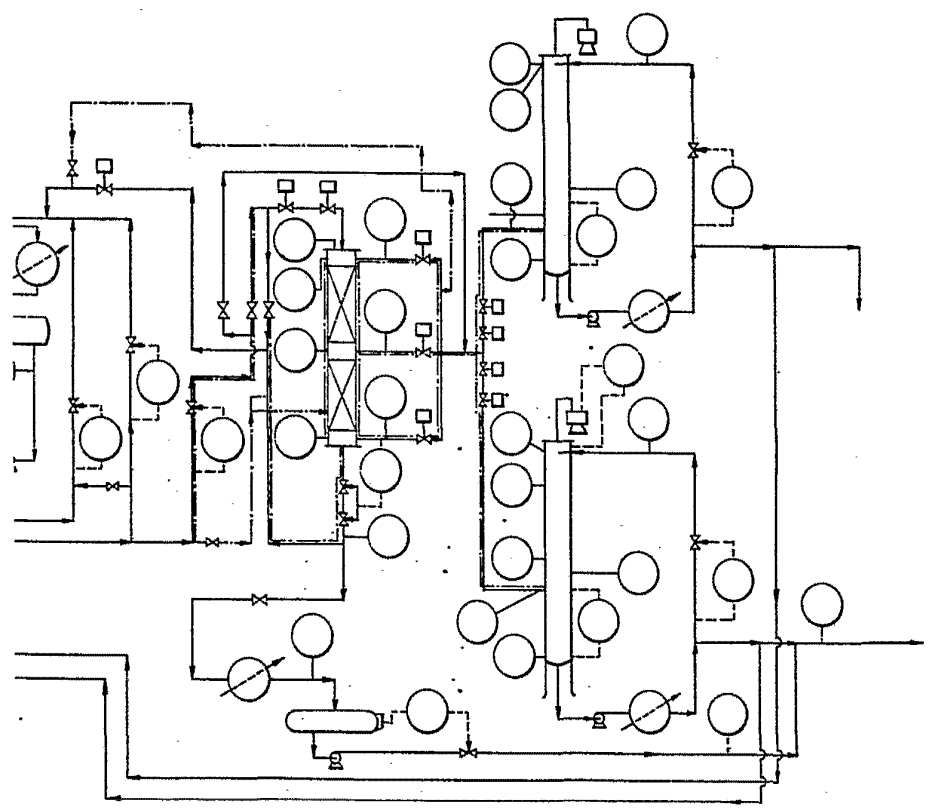
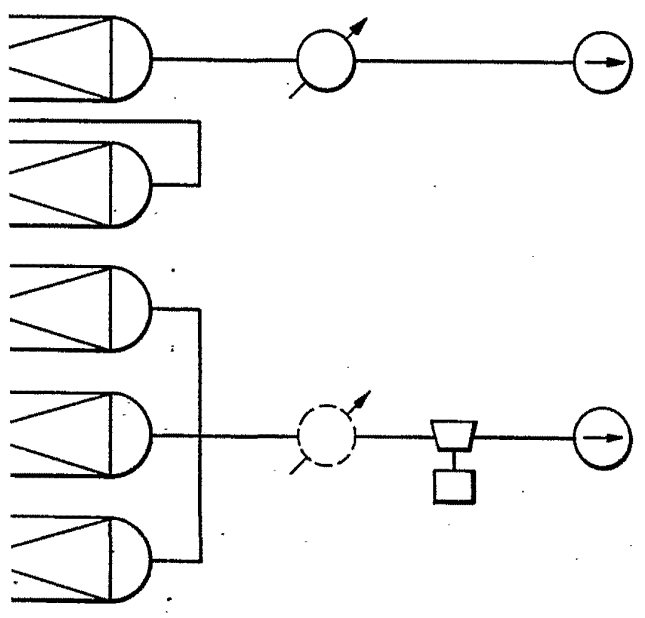


FIG.3.

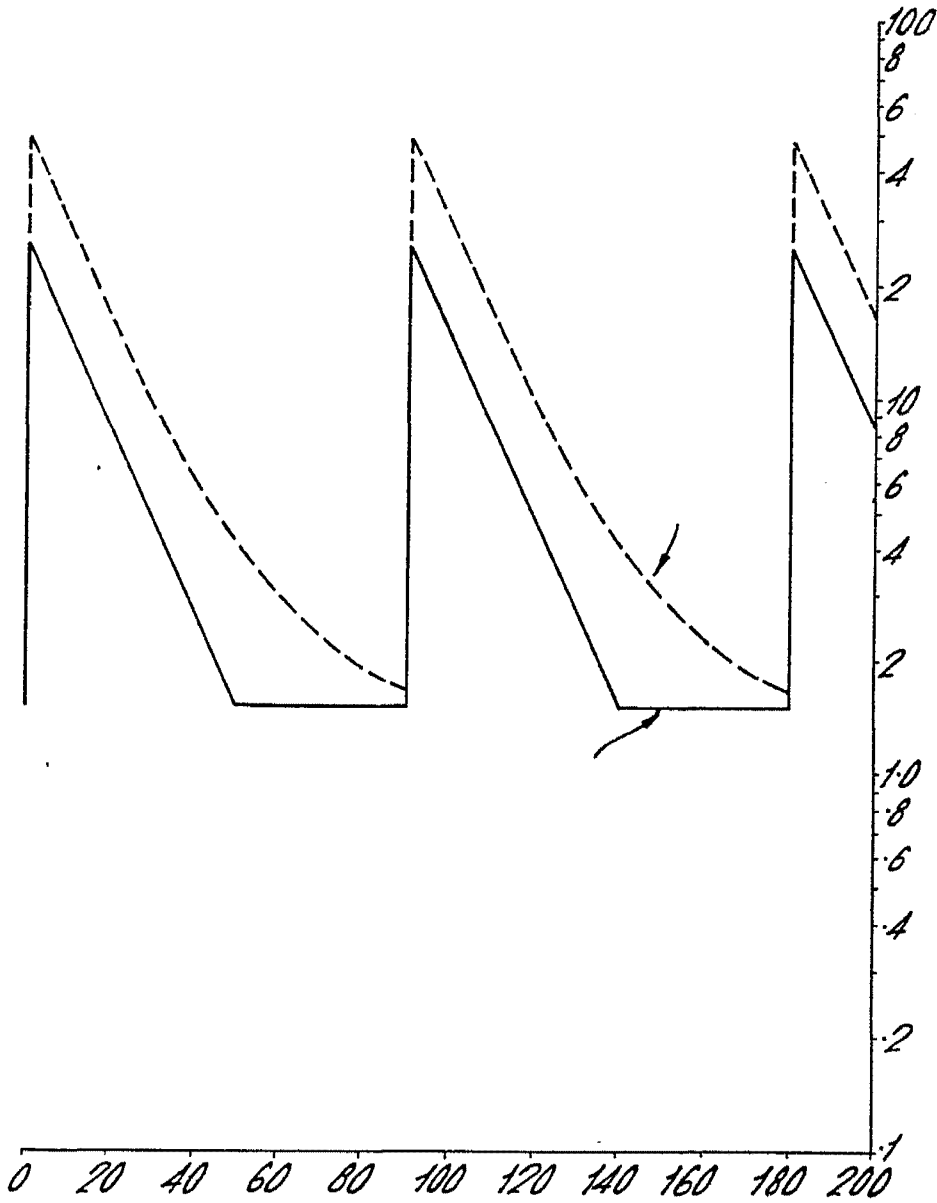
339426



ESCALA VARIABLE  
Barcelona = 5 ABR. 1907  
E. LAVIN REYNALDO  
P. P.

339426

FIG.2.



ESCALA VARIABLE

Barcelona - 5 ABR. 1967

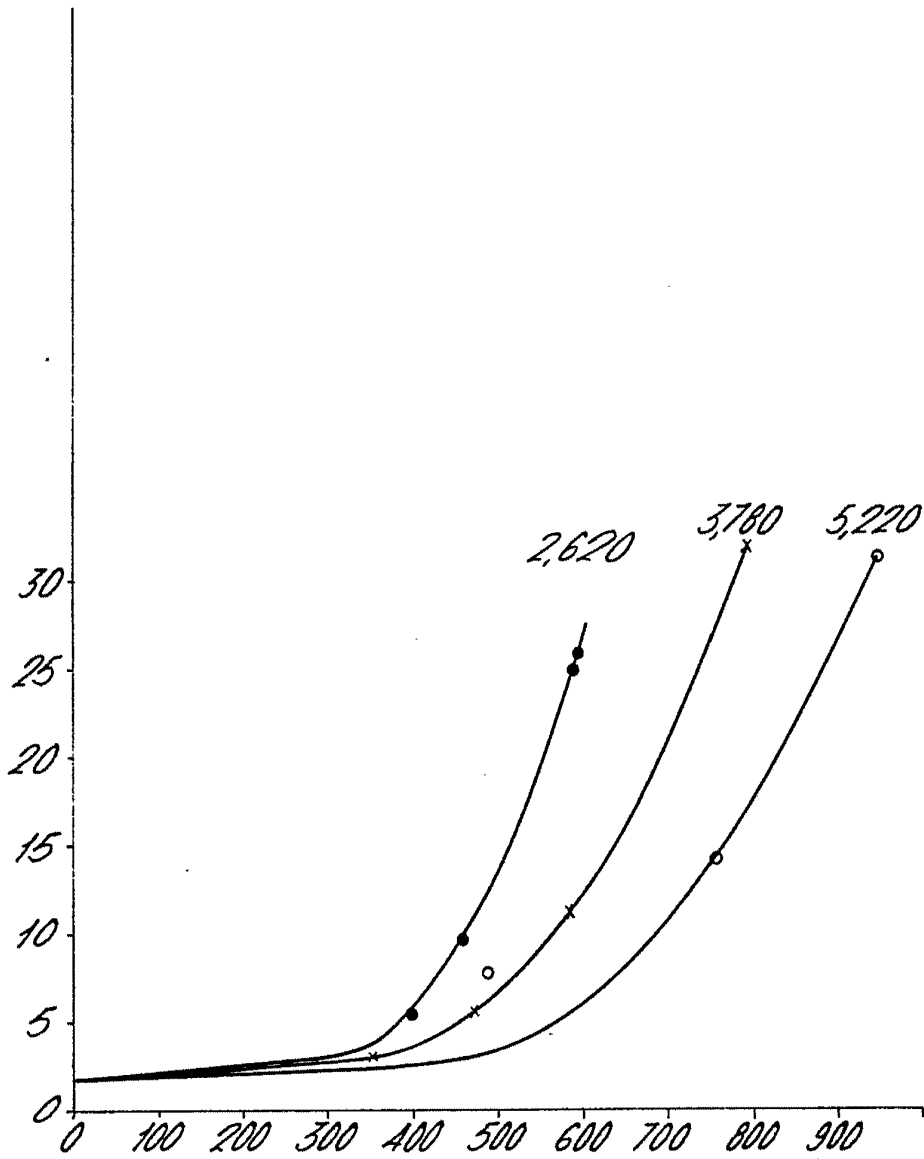
E. LAVIN REYNALDO.

P. P.

339426



FIG. 4.



ESCALA VARIABLE  
5 ABR. 1967

E. LAVIN REYNALDO  
P. D.