



Memoria descriptiva que se acompaña a la Solicitud de Patente de Invención por VEINTE años, a favor de U n i v e r s a l Oil Products Co., residente en CHICAGO, Estados Unidos de América, por " UN PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DE HIDROCARBUROS NORMALMENTE GASEOSOS", presentada en el Ministerio de Industria y Comercio.

El presente invento se refiere a la conversión de hidrocarburos normalmente gaseosos, comprendiendo sustancialmente los de tres y cuatro átomos de carbono, y más particularmente a la conversión de las fracciones propano-butano de mezclas gaseosas de hidrocarburos, tales, por ejemplo, como el gas natural, mezclas gaseosas producidas incidentalmente en la primera destilación de petróleos crudos y los gases fijados producidos en las operaciones de cracking de aceites de hidrocarburos pesados. El término "fracción de propano-butano" se entiende, así, que comprende las fracciones que contienen las olefinas correspondientes (propileno y los butilenos), que constituyen una proporción variable de los gases crackinizados. Se entiende, también, que comprende fracciones producidas por instalaciones estabilizadoras que actúan sobre cualesquiera gasolinas directas o crackinizadas que poseen la composición aproximada de mezclas de propano-butano, aunque el orden de ebullición puede, en estos casos, ser algo más amplio debido al fraccionamiento crudo, por ejemplo puede contener pequeños porcentajes de miembros de más bajo punto de ebullición del grupo, tales como etano y metano, y de algunos miembros de más alto punto de ebullición, por ejemplo pentano. Los pentanos y amilenos que representan hidrocarburos con 5 átomos de carbono no son inconvenientes en las cargas que se han de tratar por el



presente invento, pero es preferible que el metano y el etano estén ausentes o sólo presentes en pequeñas cantidades, ya que claramente son perjudiciales según se explicará después en la presente memoria.

En un sentido más específico, el invento se refiere a un proceso pirolítico para convertir eficazmente las fracciones propano-butano, con rendimientos industriales, en buenas gasolinas antidetonantes, constituyendo una característica particular del procedimiento las condiciones limitativas de la operación, bajo las cuales se logra el punto óptimo de conversión en las gasolinas líquidas perseguidas.

Las fracciones de hidrocarburo, que sirven de material de carga para el presente invento, son demasiado ligeras para mezclarse con gasolinas por encima de cierto límite. También la cantidad total de los gases producidos en la refinación del petróleo, incluido el cracking, es demasiado grande y, desde el punto de vista del refinador, se consideran ordinariamente como un producto de desecho, puesto que, desde el punto de vista del combustible, se producen en exceso a lo que se necesita para el caldeo del procedimiento de cracking, y frecuentemente para el caldeo total de todas las instalaciones destiladoras de la refinería, y, en muchos casos, puede disponerse de combustibles de grado bajo.

Por consiguiente, el aprovechar más útilmente estas fracciones de propano-butano es un asunto de gran importancia, y el presente invento contribuye a conseguir este objeto.

En una forma específica de ejecución del presente invento, éste comprende el caldeo de mezclas de hidrocarburo, constituidas esencialmente por compuestos de tres y cuatro átomos de carbono, en condiciones seleccionadas convenientes de presión y de temperatura elevadas, atravesando los productos calentados por una zona ensanchada de reacción, en la que se mantienen a condiciones esencialmente constantes de presión y temperatura, durante el tiempo necesario para completar las reacciones requeridas de



conversión y polimerización, sometiendo los productos de la conversión al fraccionamiento a presión reducida con objeto de segregar los gases fijados, constituidos esencialmente por hidrógeno, metano, etano y etileno, que se eliminan del proceso, y la fracción intermedia constituida esencialmente por hidrocarburos de 3 y 4 átomos de carbono, la cual se vuelve a la zona calentada para su ulterior conversión, y los líquidos del orden de ebullición de la gasolina, los cuales constituyen el producto perseguido en el procedimiento.

El orden y relación recíproca del tiempo, temperatura, presión, etcétera, bajo los cuales se realiza la producción de gasolina de hidrocarburos de 3 y 4 átomos de carbono, se explicará en la siguiente descripción de las sucesivas fases de funcionamiento, hecha en relación con una instalación ilustrada esquemáticamente en el adjunto dibujo, en el que se representan los elementos, relacionados entre sí, mediante figuras convencionales, en alzado lateral y sin escala.

Con referencia al dibujo, la carga de hidrocarburo del carácter general antes especificado (la cual a continuación se designará como mezclas de "propano-butano") se introducirá en la instalación por medio del tubo 1, con su válvula de control 2 y mediante una bomba 3 se llevará por un tubo 4, con su válvula de control 5, a/y através de un elemento tubular calentador 6, convenientemente proyectado, alojado en un horno 7. Durante el paso de los gases a través del elemento calentador y la subsiguiente zona de reacción, los factores, entre sí relacionados, de temperatura, presión y tiempo se regulan de manera que aproximadamente del 50 al 80% en peso de la carga original aparezca finalmente como producto intermedio que se torna al ciclo. Se ha descubierto que, si son más elevadas las proporciones de conversión por paso, entonces no sólo el último rendimiento en hidrocarburos liquidables de gasolina se reduce, sino que también se presentan perturbaciones debidas al carbón en el elemento



calentador, de suerte que pueden producirse sobre-calentamientos
perjudiciales en los tubos, si no se procuran frecuentemente
períodos de parada. Además, controlando debidamente las condi-
ciones de funcionamiento mientras se mantiene una conversión
restringida por paso, puede, prácticamente, eliminarse la formación
de alquitranes pesados, de suerte que no se formen estos productos
secundarios del cracking, ordinariamente inútiles. Si se utilizan
proporciones inferiores de conversión por paso, entonces se ha
visto que el equipo puede resultar demasiado grande, desde el
punto de vista económico. Como medida general, cuando se trabaja
con mezclas de propano-butano obtenidas ordinariamente de
instalaciones estabilizadoras, la producción de 60% de material
de recirculación es un coeficiente medio para obtener los
mejores rendimientos totales.

El orden de temperatura, empleada a la salida del elemento
calentador, es de 450 a 575°C, y en la mayoría de los casos de
525 a 550°C, y la presión puede variar desde, aproximadamente,
25 a 100 at. aunque, como regla general, cuando se trabaja con
mezclas ordinarias de propano-butano, las 50 a 75 at. producen
el mejor resultado por lo que se refiere al rendimiento de
gasolina. Por lo que toca a la temperatura, puede observarse
que los órdenes inferiores son preferibles cuando el gas tratado,
por ejemplo un gas de una instalación de cracking de aceites,
contiene un porcentaje relativamente elevado de olefinas, por
ejemplo de 30 a 40%, mientras que las temperaturas más elevadas
producen efectos más convenientes cuando el contenido en ole-
finas de los gases originales es bajo o aproximadamente de 0 a
20% de concentración en volumen. El tiempo durante el cual las
sustancias reaccionantes se mantienen en estas condiciones de
temperatura y presión puede variar de aproximadamente 40 a 120
segundos, habiéndose descubierto que este factor debe relacio-
narse con el contenido de olefinas de los productos gaseosos de
recirculación de la fase de conversión, punto que se discutirá



más ampliamente en relación con el material de recirculación.

Los productos calentados por el elemento calentador 6 atraviesan por el tubo transportador 8, que contiene su válvula de control 9, y entran en la zona de reacción 10 sin ninguna reducción esencial de presión si no es un descenso diferencial pequeño, debido al rozamiento del fluido en el tubo. Las reacciones de polimerización, que se producen en esta cámara, son de carácter exotérmico y, para los mejores resultados, la cámara puede enfriarse algo para mantener la temperatura óptima de polimerización para la producción de líquidos del orden de ebullición de la gasolina, más bien que polímeros más pesados que son de un orden de ebullición demasiado elevado para usarse en la gasolina. La refrigeración puede verificarse exponiendo, en forma controlable, la cámara a las condiciones atmosféricas, o estableciendo en ella serpentines de cambio térmico indirecto, por los que, si se quiere, se hará pasar, en contracorriente por medio de una bomba, la carga que entra en los aparatos.

Los productos de la zona de reacción, constituidos por gases fijados, gasolina y pequeñas cantidades de polímeros más pesados, se conducen luego por el tubo 11, con su válvula de control 12, a una cámara 13, prevista principalmente como separador de los posibles alquitranes pesados, que se depositan y se expulsan por el tubo 14 con su válvula de control 15. La presión se reduce preferentemente en la válvula 12 hasta un orden comprendido en el de 10 a 20 atmósferas, dependiendo de las cantidades relativas de los tres tipos de producto, a saber: los gases de dos átomos de carbono o menos, del material intermedio que se vuelve al ciclo, constituido por compuestos de 3 y 4 átomos de carbono, y los hidrocarburos de la gasolina. Dentro de este orden de presión, a temperaturas ordinarias, se ha descubierto que los compuestos del material intermedio que se vuelve al ciclo son líquidos bien estando solos o, al menos, completamente solubles en la gasolina condensada.



155 Los productos vaporosos del separador de alquitrán atraviesan
el tubo 16 con su válvula de control 17 y van a un fracciona-
dor 20 que funciona para separar finalmente los compuestos
más pesados que la gasolina y del carácter de destilados
intermedios del petróleo, los cuales se expulsan por el tubo
160 18 con su válvula de control 19, para emplearlos en los usos
a que se prestan, mientras que los vapores de cabeza, que
comprenden la porción mayor de los productos introducidos,
atraviesan por el tubo 21, la válvula de control 22, el
condensador 23, el tubo 24 y la válvula 25 y van al depósito
165 26, que se mantiene, preferentemente, a la misma presión que
la existente en el precedente separador de alquitrán y en
el fraccionador, tomándose en consideración las caídas
diferenciales de presión.

Bajo un orden de presiones de aproximadamente 10 a 20
170 atmósferas, los productos gaseosos existentes en el depósito
26 se ha comprobado que están principalmente constituidas
por hidrógeno, metano, etano y etileno, y, generalmente,
la separación es suficientemente precisa, de manera que
estos gases pueden expulsarse, más o menos completamente,
175 del depósito por el tubo 27 con su válvula de control 28.
La eliminación del hidrógeno y de las parafinas de bajo
peso molecular, en este punto, es de un valor positivo,
mientras la pérdida de etileno carece de consecuencias, ya
que este compuesto no se ha de polimerizar en grado
180 importante para formar gasolina, en las condiciones preferi-
das de funcionamiento.

Los líquidos del depósito 26 comprendiendo esencialmente
propano, propileno, butanos, butilenos e hidrocarburos
líquidos de la gasolina se hacen pasar, mediante la bomba 31,
185 por el tubo 29, con su válvula de control 30, y se someten
al tratamiento conveniente para separar el material de 3 y
4 átomos de carbono que se vuelve al ciclo y el producto de



gasolina perseguido.

La descarga de la bomba 31, que pasa por el tubo 32 y su
190 válvula de control 33, se separa en el material de vuelta al
ciclo y en gasolina refinada, por cualquiera de los métodos
generales de estabilización ordinariamente empleados. La cuestión
de la temperatura y presión empleadas en el fraccionamiento, para
eliminar esencialmente todos los hidrocarburos de 3 y 4 átomos
195 de carbono, dependerá de su porcentaje en la mezcla, de las
proporciones relativas de los compuestos de 3 y 4 átomos de
carbono, etcétera. Cuando el porcentaje del material de
vuelta al ciclo es relativamente elevado, pueden eliminarse
los mismos a, esencialmente, la misma presión que la que se
200 tiene en el depósito 26, esto es, de 10 a 20 at. En este caso,
la mezcla puede calentarse medianamente durante su paso a través
del serpentín calentador 34 colocado en el horno 35, y ponerse
a una temperatura de aproximadamente 55 a 66°C, abandonando
al elemento calentador por el tubo 36 con su válvula de control
205 37, y entrando en el fraccionador o estabilizador 38. Empleando
convenientemente los dispositivos de reflujo en este fraccionador,
el material de 3 y 4 átomos de carbono puede separarse exacta-
mente de la gasolina, de suerte que la presión del vapor del
producto final se halle en el punto requerido, ordinariamente
210 en la proximidad de 10 libras por pulgada cuadrada en el
aparato Reid de comprobación de la presión del vapor. Por lo
demás, debe entenderse que puede emplearse cualquier estabili-
zador convencional.

Los productos de cabeza del fraccionador pasan, por el tubo
215 46, la válvula de control 47, el condensador 48, el tubo 49
y la válvula de control 50, al recipiente 51 que actúa como un
acumulador para las fracciones vueltas al ciclo. Los posibles
residuos de los gases fijados, hasta ahora presentes en este
punto, pueden expulsarse por el tubo 52 de salida del gas con
220 su válvula de control 53, y utilizarse, si se quiere, como



combustible.

El material que se vuelve al ciclo y que se acumula en el depósito 51 se torna al primer elemento calentador. Para obtener los mejores resultados, la mezcla combinada de este material con la alimentación bruta no debe comprender más de 35% de olefinas, tales como propileno y butilenos. Cuando las condiciones se han regulado debidamente en la instalación primaria del cracking, pocas veces se excederá este porcentaje, ya que en la mayoría de los casos parece que se establece un equilibrio, de suerte que el material de vuelta al ciclo no contiene más de 25% de olefinas de 3 y 4 átomos de carbono, sea que el equilibrio se aproxime de un lado o del otro. Si el porcentaje en olefinas más elevadas en la mezcla combinada introducida es superior al 35%, puede reducirse mezclando otras mezclas de propano-butano de carácter más parafínico, por ejemplo las que se obtendrían de los estabilizadores que trabajan sobre corriente directa de gasolina. La importancia de este punto reside en el hecho de que, si las olefinas en la alimentación son demasiado elevadas, se produce un depósito excesivo de carbón en los tubos calentadores, y una correspondiente pérdida en gases fijados de menos de 3 átomos de carbono en las condiciones óptimas de tratamiento. El material de vuelta al ciclo se lleva de nuevo a la zona calentadora por medio del tubo 54, la válvula de control 55, la bomba de recirculación 56, el tubo 57 y la válvula 58, para entrar en el tubo 4 de alimentación combinada.

La gasolina, que representa el producto final del procedimiento, aparece, en la instalación que se describe, como un reflujo del fondo del traccionador 38, del que puede expulsarse por el tubo 39, con su válvula de control 40, y llevarse al depósito 41 con la refrigeración intermedia necesaria, aunque, para este objeto, no se han ilustrado ningunos medios en el dibujo. El depósito está provisto de un tubo 42 de escape de gas con su válvula de control 43 y de otro tubo 44 de salida de



líquido, con su válvula de control 45 para extraer el producto
rinal.

Para dar un ejemplo de la relación existente entre el tiempo,
la temperatura y el porcentaje de olefinas más elevadas en el
material de carga, dentro de un intervalo definido de tempera-
tura, se aducen los siguientes datos. En los experimentos de que
se deducen estos datos, la presión se mantuvo constante a 48
atmósferas, el material de recirculación era el 60% de la carga
y comprendía aproximadamente 25% de propileno y butilenos.

Para calcular el tiempo de contacto actual se utilizó la
siguiente fórmula:

$$\text{Tiempo de contacto (segundos)} = \frac{t \times P \times V_a \times 273}{V_v \times (T + 273)}$$

en la que:

- t es el tiempo del experimento, en segundos,
- P es la presión, en atmósferas,
- V_a es el volumen de los aparatos (zona calentada)
en las mismas unidades que V_v,
- V_v es el volumen que debe tener la carga cuando se
gasifica completamente a 0°C y 760mm de presión
más el volumen de los productos, corregido a 0°C
y 760 mm, dividido por dos. Los dos volúmenes pueden
expresarse en cualesquiera unidades convenientes,
siempre que V_a y V_v sean de las mismas unidades,
- T es la temperatura, en °C.

La compresibilidad de los gases no se tiene en cuenta en
estos cálculos. Se supone que a estas elevadas temperaturas
tienen valor las leyes de los gases perfectos.

El tiempo calculado de contacto se obtuvo empleando la
siguiente fórmula empírica:

$$\log_{10} t = (7,114 - 0,0105T - 0,0112U) \log_{10} d$$

en la que:

- t = tiempo de reacción (tiempo de contacto) en segundos,
- T = temperatura, en grados centígrados,
- U = porcentaje de olefinas más elevadas en el gas. Por
ejemplo, U = 10 para un contenido del gas del 10%
en olefinas más elevadas.
- d = Porcentaje en peso de la carga no recuperada como
material de recirculación. Por ejemplo, si el 60% en
peso de la carga se recupera como material de re-
circulación, entonces d = 40.



295

CUADRO I.

Relación entre el porcentaje de gas reaccionado, contenido en olefinas, temperatura y tiempo de contacto.

	% olefinas más elevadas	temperatura, °C	% d. Tiempo efectivo de contacto, según los.	Tiempo de contacto, según los.	Tiempo de contacto calculado, según los.	% diferencia del tiempo calculado y el efectivo.
300						
	37	500	23,5	110	98	- 10,9
305	37	500	26,5	115	120	+ 4,35
	37	525	37,5	70	72	+ 2,8
	37	525	40,4	75	78	+ 4,3
	37	525	40,6	74	78	+ 5,4
310	28	525	35,5	107	97	- 9,35
	28	550	46,7	67,7	53	- 21,7
	28	550	45,2	66,2	51	- 23,0
	24	525	32,8	126	105	- 16,7
	24	525	38,3	143	129	- 9,8
315	24	537	44,2	96	100	+ 4,2
	24	537	34,0	86	72	- 16,3
	24	537	26,0	67	52	- 22,2
	24	550	37,6	53,5	49	- 8,4
	24	550	34,7	45	45	0
	24	550	42,5	57,5	58	0
320	0	525	40	287	335	+ 23,6

Diferencia media = - 4,5%.

Los siguientes ejemplos experimentales son característicos para los resultados obtenibles por el presente procedimiento.

Ejemplo 1.- Empleando un material de carga que no contiene

325 olefinas y con un peso molecular medio de 60, proporciona una alimentación combinada que contiene 16% de olefinas más elevadas. Esta alimentación combinada requiere un tiempo de caldeo de 120 segundos a 537°C (1.000°F). A 550°C (1.022°F), sólo se necesitan 75 segundos, empleando en ambos casos una presión de 48 atmósferas.

350 En este caso, se obtuvo un rendimiento de 10 galones (37,85 litros) por 1.000 pies cúbicos (28316 litros) de mezcla gaseosa, o 500 litros de gasolina de 1.000 litros de material de carga liquidado. El producto líquido contenía 90% de gasolina con un peso específico A.I.P. de 61,5 a 60°F (peso específico, 0,7332 a

355 16°C) y un número octano de mezcla (método del motor) de 93.

La destilación Engler de la fracción de gasolina dió el resultado



siguiente:

		°F.	°C.
340	I.B.P.	87	31
	10%	110	43
	20	124	51
	<u>50</u>	<u>182</u>	<u>83</u>
	90	320	160
	E.P.	407	208
345	% sobre	96,5	
	% pérdida	2,5	
	% fondos	1,0	

Ejemplo 2.- Empleando material de carga que contenía 57% de olefinas más elevadas y un peso molecular medio de 51, se obtiene una alimentación combinada con 28% de olefinas. A 525°C (977°F) se necesita un factor de tiempo de 120 segundos, mientras que a 537°C se necesita un tiempo de 72 segundos para la conversión del 40%, a una presión de 48 atmósferas. El rendimiento en este caso es aproximadamente de 8 galones (30,28 litros) de producto líquido, por 1.000 pies cúbicos (28,316 litros) de material de carga. El producto contenía 90% de gasolina con un peso específico A.I.P. de 64,0 (peso específico de 0,7238) y un número octano de mezcla (método del motor) de 93. La destilación Engler dió los siguientes resultados:

360		°F.	°C.
	I.B.P.	89	32
	10%	108	42
	20	119	48
	<u>50</u>	<u>167</u>	<u>73</u>
365	90	309	154
	E.P.	392	200
	% sobre	97.0	
	% fondos	1.0	
	% pérdida	2.0	

Debe advertirse que el rendimiento de líquido en el primer ejemplo es de 10 galones por 1.000 pies cúbicos de gas entrado en reacción, mientras que en el segundo caso el rendimiento es de 8 galones por 1.000 pies de gas ya reaccionado. En el primer ejemplo, el gas posee un peso molecular medio de 60 mientras que en el segundo caso el peso molecular medio era de 50. Así, el rendimiento de productos líquidos depende del peso molecular del gas de carga, Para metano puro o etano puro, el rendimiento

143409



410 por que se separa un producto del orden de ebullición esencial-
mente de la gasolina del material fraccionado de bajo punto de
ebullición, que comprende hidrocarburos de menos de 5 átomos de
carbono, por que dicho material se enfría y recoge en un separador,
por que de este separador se eliminan los hidrocarburos gaseosos
de esencialmente menos de 3 átomos de carbono y por que el
415 producto remanente, reunido en dicho separador, se vuelve al ciclo
para tratarse nuevamente y convertirse, bajo presión y calor.

2.-Un procedimiento según lo reivindicado en el punto 1,
caracterizado por que los hidrocarburos normalmente gaseosos
se someten al tratamiento térmico a presión en un serpentín
420 calentador y una cámara comunicante de reacción, y la presión
se reduce sobre los productos resultantes, los cuales luego se
separan en componentes no vaporosos residuales y en los gases
y vapores que se habrán de fraccionar.

425 3.-Un procedimiento según lo reivindicado en los puntos
1 ó 2, caracterizado por que el producto líquido, reunido en el
separador, se somete a un tratamiento estabilizador, que comprende
un caldeo moderado, y al fraccionamiento, para separar los
componentes líquidos de más alto punto de ebullición y los
430 hidrocarburos de esencialmente más de 2 átomos de carbono y
menos de 5 átomos de carbono, eliminándose dichos hidrocarburos
como producto de bajo punto de ebullición del fraccionamiento
últimamente mencionado, y volviéndose al ciclo a la zona calen-
tadora de la fase de conversión del procedimiento.

435 4.-Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de
los puntos 1 a 3, en una forma de ejecución caracterizada por
que los vapores y gases, resultantes del tratamiento térmico a
presión, se separan en una primera fase de fraccionamiento, en
líquidos hirvientes por encima del orden de ebullición de la
440 gasolina y en vapores y gases fraccionados, que hierven dentro
del orden o más bajo del orden de ebullición de la gasolina,
enfriándose dichos vapores y gases fraccionados, suficientemente



para que, esencialmente, se condensen todos los hidrocarburos de más de dos átomos de carbono, separándose los gases no condensados, en un primer separador, del condensado resultante, volviéndose dicho condensado a calentar moderadamente y a separarse, en una segunda fase de fraccionamiento, en un líquido de esencialmente el orden de ebullición de la gasolina y en una mezcla vaporosa de punto de ebullición inferior, enfriándose y condensándose dicha mezcla y privándose luego, en un segundo separador, de los posibles gases residuales no condensados de menos de tres átomos de carbono, y los hidrocarburos, así finalmente condensados, se vuelven, desde dicho segundo separador, al ciclo a la zona calentadora de la fase de conversión del procedimiento.

445
450
455 5.-Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, caracterizado por que la mezcla de hidrocarburos de refresco y los vueltos al ciclo se somete al tratamiento térmico a presión a una temperatura de 450 a 575°C.

460 6.-Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, en el que la mezcla de hidrocarburos de refresco y de los vueltos al ciclo se somete al tratamiento térmico a presión, a una presión de 25 a 100 atmósferas.

465 7.-Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, caracterizado por que la proporción de hidrocarburos que se han de volver al ciclo se mantiene entre 50% a 80%, en peso, de los hidrocarburos de refresco introducidos en el sistema.

470 8.- Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, caracterizado por que el contenido de olefinas del material sometido al tratamiento térmico a presión se controla de manera que sea inferior a 35%.

475 9.- Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, caracterizado por que el contenido de olefinas de los hidrocarburos vueltos al ciclo se controla de manera que no sea superior al 25%.



10.-Un procedimiento según lo reivindicado en cualquiera de los puntos precedentes, caracterizado por que la mezcla, de hidrocarburos de refresco y de los vueltos al ciclo, que se suministra a la zona calentadora de la fase de conversión del sistema, 480 constituye una mezcla separada en fracciones de órdenes de ebullición contiguos que, prácticamente, sólo contiene hidrocarburos de 3 y 4 átomos de carbono.

Esta patente recae sobre " UN PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DE HIDROCARBUROS NORMALMENTE GASEOSOS", como queda descrito en la presente memoria, caracterizado en la anterior nota y representado en el adjunto dibujo.

Madrid, 6 de Febrero de 1937.

A handwritten signature in dark ink, appearing to be 'García' or similar, written over a horizontal line.

