

AÑO

Expediente núm. **238796**



238796

REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL

PATENTE DE INVENCIÓN.

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se acompaña a la solicitud de

una **PATENTE DE INVENCIÓN** por 20 años, en España

a favor de

LES USINES DE MELLE, entidad francesa, de nacionalidad
domiciliado en Saint-Léger-lès-Melle,
calle de Deux-Sèvres, Francia. núm.

por:

Procedimiento y aparato para efectuar una reacción entre un
gas y un líquido".

Nº 4789

Agente Sr. Gómez-Acebo y Modet.

PATENTE DE INVENCION

CAS.182.(65/194)

23 8796



MEMORIA DESCRIPTIVA

sobre:

"Procedimiento y aparato para la realización de
"una reacción entre un gas y un líquido".

=====

SOLICITANTES: LES USINES DE MELLE, entidad francesa, domiciliada en
SAINT-LEGER-LES-MELLE, Deux Sevres, Francia.

=====

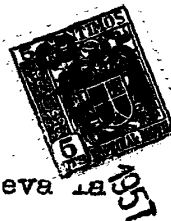
La presente invención tiene por objeto un procedimiento y un aparato que permite ejecutar, en condiciones excelentes, reacciones entre un gas y un líquido, si el caso lo requiere, en presencia de un catalizador, pudiendo estar este último en suspensión en un líquido.

5.

Segun la presente invención, se inyecta un exceso de gas en el líquido canalizado en una o varias venas de sección reducida, de modo que provoque, simultáneamente, la emulsión del gas en el líquido y la

10.

23 8796



puesta en movimiento rápida de este último, se lleva la emulsión a un espacio de desgasificación de sección ensanchada, se retira, separadamente, de este espacio, por una parte, el exceso de gas y, eventualmente, los vapores que se han desprendido en él: y por otra parte, el líquido desgasificado y se vuelve a llevar al punto de formación de la emulsión, en su totalidad o en parte, el líquido y eventualmente, el gas así retirados.

- 5.
- Debido al hecho de la inyección de gas en la porción canalizada de la corriente de líquido, el gas y el líquido se hallan en contacto íntimo y en estado de turbulencia, lo cual es particularmente favorable para su inter-reacción. Se puede regular el caudal gaseoso así como la sección y la longitud de las venas de líquido de modo que la emulsión recorra una trayectoria más o menos larga, sin interrupción o ruptura sensible, manteniéndose así, a lo largo de esta trayectoria, condiciones favorables al contacto entre las dos fases.
- 10.
- 15.

- Además, se puede, llegado el caso, aportar o extraer calorías en toda o en parte de la zona de emulsión, que es el sitio de la reacción entre gas y líquido. El coeficiente de compensación de calor es tanto más elevado cuanto más violenta es la turbulencia que reina en esta zona. También se puede, por cualesquiera medios conocidos, comprendidas en ellos una aportación de calor y /o una depresión, estimular la desgasificación en el espacio que le afecta.
- 20.
- 25.

- El líquido puede ser una dispersión, particularmente una solución, de una sustancia susceptible de reaccionar con el gas y de un diluyente más o menos inerte
- 30.



con relación a este gas; puede además, contener en disper-
sión, y si el caso lo requiere, en suspensión, una o
varias sustancias auxiliares ,en particular un catalizador.
El gas puede, por su lado, comprender un constituyente
5. activo acompañado de un diluyente inerte.

La invención se aplica, de un modo general,
a las reacciones entre gases y líquidos,tales como por
ejemplo,hidrogenaciones, oxidaciones,hidrataciones,etc.

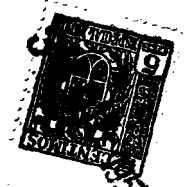
10. Para la ejecución del procedimiento objeto
de la invención, ha demostrado ser particularmente
eficaz utilizar, para la formación de la emulsión,un
haz de tubos ascendentes, abiertos por los dos extremos,
que desembocan en su parte superior en el espacio de
desgasificación y que presentan en su parte inferior

15. una multiplicidad de perforaciones para la admisión, en
forma dividida, del gas/^{conducido} en un manguito que rodea el haz
de tubos. El manguito puede definirse de un modo muy

20. sencillo,por una placa tubular que obtura el conducto de
conducción del líquido sensiblemente por encima de la
zona perforada,por ejemplo a la mitad de la altura del
haz de tubos, llegando el gas inmediatamente por debajo
de esta placa tubular. El gas se distribuye uniformemente
en el espacio tubular y desciende a lo largo de los
tubos hasta la parte perforada. Según las condiciones

25. de marcha, el nivel del líquido en la campana de gas
así constituida, puede variar descubriendo un mayor o
menor número de agujeros para la admisión del gas en los
tubos. Estas disposiciones permiten una equi-distribución
perfecta del gas en los tubos.

30. El aparato puede presentarse en forma de un



- conducto en forma de U que tiene unas tuberías separadas de llegada de gas y de líquido y cuyas ramas o brazos comunican respectivamente con los dos extremos de una cuba alargada horizontal, provista de una salida de gas y de vapores, comprendiendo una de las ramas el dispositivo de formación de la emulsión. La presencia, en el haz tubular, de una gran proporción de gas emulsionado, disminuye considerablemente la densidad del líquido en esta parte del aparato en relación con la del líquido de la otra rama y la ruptura de equilibrio que de ello resulta, provoca una puesta en movimiento muy rápida del líquido en el circuito constituido por el haz tubular, la cuba de desgasificación y el conducto de retorno.
- 5.
- 10.

- La descripción siguiente, comparada con el dibujo adjunto, dado a título de ejemplo, no limitativo, permitirá comprender el modo en que la invención puede ejecutarse, sobrentendiéndose que las particularidades que resulten, tanto del texto como del dibujo forman parte integrante de la referida invención.
- 15.

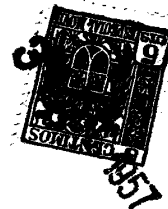
- La fig. 1 es un esquema del aparato que permite la ejecución del invento.
- 20.

La fig. 2 representa un detalle a mayor escala.

La fig. 3 representa la combinación del aparato de la fig. 1 con una instalación destilatoria.

- La fig. 4 representa un detalle modificado del dispositivo de extracción de líquido.
- 25.

- El reactor que vá representado en la fig. 1, comprende un haz tubular 1, teniendo cada tubo, en la proximidad de la base, una zona perforada 3 cuyo detalle se representa en forma esquemática en la figura 2.
- 30.



Una placa tubular 2 vá dispuesta a la mitad de la altura del haz de tubos, de tal modo que los tubos excedan en cierta longitud (del orden de 1 metro) por debajo de esta placa. Este reactor tubular vá dispuesto en uno de los brazos 8a de un conducto en U 8.

Los tubos desembocan por su parte superior en una cuba de desgasificación 5, cuyo otro extremo está en comunicación con la rama 8b del conducto 8. Entre la placa tubular 2 y el fondo de la cuba 5 se establece un espacio 2a que puede recibir un fluido caliente o refrigerante si se desea (admisión en 2b y evacuación por 2c).

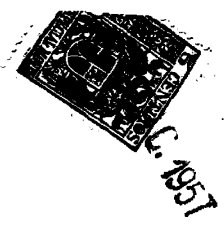
El gas se introduce por un tubo 4 inmediatamente por debajo de la placa tubular 2. Se distribuye de un modo uniforme por el espacio inter-tubular, lanza el líquido hacia abajo hasta que deja libre en su totalidad o en parte, la zona perforada 3 y penetra en los tubos al nivel de esta zona. El gas se eleva por los tubos arrastrando el líquido que contiene el catalizador en solución o en suspensión.

A la salida del haz tubular, la mezcla emulsionada atraviesa la cuba de desgasificación o separador horizontal 5, en cuyo extremo, el gas y eventualmente los vapores se evacuan por un tubo 6, mientras que el líquido que contiene el catalizador vuelve a la base de la zona tubular por el conducto 8.

El producto a transformar se introduce por un tubo 9 en el circuito líquido por encima del reactor tubular.

Quando el producto que se haya de obtener sea

23 8796

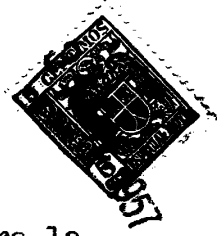


más volátil que los otros cuerpos que se hallen presentes, se puede enviar la mezcla de gas y de vapores que escapan de la cuba de desgasificación por el tubo 6 a una columna de rectificación 7 (figura 3) cerca de la parte superior de la cual, se extrae por 19 el producto requerido en estado puro. El gas en exceso, después de haber sido refrigerado en un condensador 10, puede enviarse de nuevo, eventualmente, al reactor por un tubo 11, un ventilador 12 y el tubo 4. En 13 hay prevista una salida para eliminar las impurezas gaseosas eventualmente formadas en el curso de la reacción o que existieran ya en el gas de partida y se introduce gas fresco o nuevo por un tubo 14 según las necesidades de la reacción.

Antes de ser retrogradado a la parte superior de la columna, el condensado procedente de 10 puede ser enviado por un tubo 15 a un decantador 16 para retirar en 17, a la velocidad deseada, el agua eventualmente contenida en el producto a transformar inicial, siendo la capa superior retrogradada sobre la columna 7 por un tubo 18. Este montaje permite extraer en 19 el producto buscado en estado sensiblemente anhidro, mientras que, si se efectúa la extracción o retirada, completamente en cabeza de la columna, se obtendrá el producto saturado de agua.

Se vuelve a enviar por un tubo 20 al circuito de reacción el líquido que circula por la base de la columna 7, después de haberlo extraído, eventualmente, por un tubo 21, la cantidad necesaria para mantener constante el volumen del baño.

Este montaje permite, cuando se trate de una



reacción exotérmica, utilizar íntegramente, para la calefacción de la columna de rectificación, las calorías desprendidas por la reacción y que son vehiculadas por la corriente gaseosa.

5. Cuando el producto que se desée obtener no es volátil, en las condiciones operatorias, se le puede extraer directamente del circuito por un tubo 22, (fig.1) mezclado con los otros cuerpos que se hallen presentes. Si la reacción se efectúa en presencia de un catalizador en suspensión en el líquido, es conveniente efectuar la extracción por el tubo 22 en el vértice de una campana 22a sumergida en el líquido (fig.4) lo cual permite obtener, por el tubo 22, un líquido totalmente exento de catalizador.
- 10.
15. Las condiciones operatorias, particularmente la temperatura, la presión y la relación molecular entre el gas y el producto a transformar, pueden variar en amplios límites según el tipo de reacción, la naturaleza de los productos, etc...
20. Cuando, como se ha dicho anteriormente, se utiliza un diluyente, este último puede ser de una naturaleza cualquiera con la condición de que no reaccione, en las condiciones operatorias, con los productos que se hallen presentes, que sea miscible en ellos y que su punto de ebullición sea superior a la temperatura de reacción a la presión de marcha considerada, sin que sea necesario que posea un punto de ebullición muy elevado. Por ejemplo, para la ejecución de las reacciones de hidrogenación, se puede utilizar un alcohol, como el butanol o el octanol, o también un éster tal
- 25.
- 30.



como el butirato de butilo o el octoato de octilo.

En el caso de la oxidación del acetaldehído, con objeto de obtener ácido y anhídrido acético, se puede utilizar, con ventaja, un éster aromático, tal como por ejemplo, un ftalato o un benzoato.

5.

Sin embargo, el líquido de partida, se vá progresivamente en ciertos casos reemplazando por productos pesados procedentes, ya sea de la transformación de las impurezas contenidas en el líquido de alimentación, cuando éste no es rigurosamente puro (lo cual es prácticamente el caso general para los productos industriales) ya sea de la polimerización de una pequeña fracción del líquido de alimentación mismo.

10.

Los ejemplos siguientes permitirán comprender con facilidad el modo de ejecutar la presente invención.

15.

EJEMPLO 1 -

Hidrogenación del crotonaldehído en butiraldehído.

Se opera en el aparato representado en la figura 3.

20.

El reactor se compone de siete tubos de 150 mm. de diámetro. El volumen del baño líquido es de 1500 l. conteniendo 150 kg. de catalizador de níquel sobre tierra de infusorios en estado finamente dividido, que se introduce en el reactor después de reducción en un aparato separado.

25.

Como constituyente esencial del baño se utiliza octanol para encebar la reacción, pero este producto se reemplaza progresivamente por los productos pesados procedentes de la hidrogenación de las impurezas contenidas en el crotonaldehído técnico hasta que el

30.



baño alcanza un equilibrio. Estos productos pesados están constituidos por una mezcla que contiene sobre todo alcoholes y que hierve entre 150 a 320° a la presión ordinaria.

5. La temperatura de reacción es de 130°.

Por el tubo 4, se insuflan 400 m³/h. de hidrógeno y se introduce por 9 crotonaldehído técnico hidratado a 10% de agua a la velocidad de 250 kg./h.

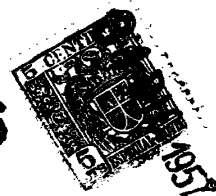
Después de condensación en 10 y decantación del agua contenida en el crotonaldehído, este agua se elimina del aparato por el tubo 17, se retrogradan en cabeza de la columna, por el tubo 18, 900 kg./h. de capa superior rica en butiraldehído. Se extrae por el tubo 19, 210 kg. de producto que contiene 98,3% de butiraldehído, 1,7% de agua y menos de 0,05% de crotonaldehído.

15. Para evitar el aumento de volumen del baño, debido a la acumulación de los productos pesados procedentes de las impurezas del crotonaldehído de alimentación es necesario efectuar una extracción del líquido procedente de la base de la columna. En las condiciones operatorias, se hace preciso extraer, por el tubo 21, 15 kg./h. de una mezcla cuya composición ponderal es la siguiente:

25.	Butiraldehído	12%
	Crotonaldehído	6%
	Butanol	38%
	Productos pesados	43,8%
	Agua	0,2%

En estas condiciones, el baño se mantiene a un nivel constante.

30.



La mezcla extraída puede hidrogenarse para que se recupere, en forma de butanol, el butiraldehído y el crotonaldehído que contiene. También se la puede destilar, de modo que se separe la fracción que contiene el butiraldehído, el crotonaldehído y el butanol que pueden enviarse al reactor.

- 5.

El consumo de vapor para la calefacción es de 120 kg./h.

10. Por el tubo 13, se retiran 5 m³/h. de hidrógeno impuro y se inyectan 83 m³/h. de hidrógeno fresco por el tubo 14 de modo que se mantenga una presión de 500 g. a la aspiración de un ventilador 12.

Las composiciones de los fluidos medidas durante la marcha del procedimiento, son las siguientes.

- 15.

	Butiraldehído.	Crotonaldehído.	Butanol.	Productos pesados.	Agua.
Baño de reacción	1,5%	1%	4%	93,3%	0,2%
20. Vapores que salen del reactor (tubo 6)	29 %	5%	32%	32 %	2 %
25. Reflujo de la base de la columna de destilación (tubo 20)	12 %	6%	38%	43,8%	0,2%

Los análisis dados anteriormente, caracterizan bien el papel que desempeña la columna de destilación que permite separar el butiraldehído puro en cabeza y volver a enviar el crotonaldehído y el butanol al circuito de reacción. La presencia, en el baño de reacción,

- 30.



de una cantidad importante de butanol con relación al crotonaldehído y al butiraldehído impide la reacción de hidrogenación del butiraldehído en butanol.

5. En las condiciones de marcha anteriormente indicadas, la actividad del catalizador era incambiable después de 5000 h. de marcha.

EJEMPLO 2 -

Hidrogenación del crotonaldehído en butiraldehído.

10. Se emplea el mismo aparato que en el ejemplo 1. El reactor tiene tres tubos de 150 mm. de diámetro y funciona a una presión de 3 kg. absolutos a la aspiración del ventilador 12. Se introducen en el reactor 700 l. de butanol conteniendo en suspensión 15. 70 kg. de catalizador de níquel. Por el tubo 4, se insuflan 200 m³/h de hidrógeno (calculados a la presión atmosférica) y se alimenta con crotonaldehído anhidro rectificado a la velocidad de 100 kg./h.

20. Se extraen por el tubo 19, en cabeza de la columna, 95 kg./h de butiraldehído puro a 99,8% en peso.

EJEMPLO 3 -

Hidrogenación del etil propil acroleína en etil exanal.

25. Se opera en el reactor descrito en el ejemplo 1 que se carga con 1500 l. del baño líquido a 10% de catalizador de níquel definido en el ejemplo 1.

Las condiciones de marcha o funcionamiento son las siguientes:

30. - circulación de hidrógeno: 1000 m³/h.
- alimentación en etil propil acroleína (tubo 9): 200 kg./h.



- retrogradación en cabeza de la columna: 750 kg./h.
- extracción de etil hexanal puro en 19 : 180 kg./h.
- 5. - extracción por la base de la columna (tubo 21) : 20 kg./h.
- temperatura de reacción : 135^o.
- consumo de vapor : 160 kg./h.
- presión a la aspiración del ventilador 10. 12 : 20 cm. de agua.

EJEMPLO 4 -

Hidrogenación del óxido de mesitilo en metil isobutilcetona.

Se utiliza el aparato descrito en el Ejemplo 1 y se le carga con 1500 l. de octanol que contiene 10% de catalizador de níquel. Los productos pesados se obtienen exentos de catalizador por extracción mediante el tubo 22 provisto de la campana sumergida 22a representada en la fig. 4.

- 20. Las condiciones operatorias son las siguientes:
 - circulación de hidrógeno : 800 m³/h.
 - alimentación en óxido de mesitilo (tubo 9); 150 kg./h.
 - retrogradación en cabeza de columna: 900 kg./h.
- 25. - extracción de metil isobutil cetona pura en 19: 145 kg./h.
- extracción por el decantador sumergido 22 (mezcla de metil isobutil carbinol y de productos pesados : 2 kg./h.
- temperatura de reacción : 140^o
- consumo de vapor: 165 kg./h.
- 30. - presión a la aspiración del ventilador de circulación de hidrógeno (12) : 20 g.



EJEMPLO 5 -

Oxidación del acetaldehído en ácido y anhídrido acéticos.

5. El aparato objeto de la invención es particularmente conveniente para la ejecución del procedimiento de oxidación del acetaldehído descrito en la patente española nº 193.892 de 13 de julio de 1950.

10. Se opera en el aparato de la fig. 1, que tiene diecinueve tubos de 175 mm. de diámetro interior y de 2 m. de alto. El tubo 6 vá unido a una serie de condensadores de agua y después de salmuera (no representados en el dibujo), a la salida de los cuales se extraen los productos de la reacción, mientras que el gas en exceso vuelve a enviarse al reactor por el tubo 4, mediante un ventilador en el que se introduce, por

15. su parte superior, aire fresco por un tubo análogo al tubo 14 (fig. 3) yendo practicada una salida por un tubo análogo al tubo 13 (fig. 3).

20. Se carga el aparato con 500 litros de un baño de reacción que tiene la composición siguiente:

Etanal	15 g./l.
Acido acético	150 g./l.
Anhídrido acético	275 g./l.
Ftalato de metilo	760 g./l.

25. Catalizador
(acetato de cobalto
+ acetato de cobre)= 0,2 % en peso.

30. Por el tubo 4 se insuflan 3200 m³/h. de gas que son vehiculados por el ventilador de reciclado. A la aspiración de este último, se introducen 450 m³ por hora de aire fresco, mientras que se dejan escapar



400 m³ de gas de expulsión.

5. Por el tubo 9 se introducen en el aparato 250 kg./h. de etanal. La temperatura del baño de reacción se mantiene a 55/56° por medio de una corriente de agua fría circulante alrededor de los tubos en la zona situada por encima de la placa tubular 2.

10. A la salida del reactor, los fluidos se envían por el tubo 6 a una serie de condensadores donde son refrigerados a 12°. Se recogen así 270 kg./h. de una mezcla que tiene la composición siguiente:

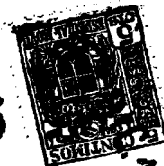
Etanal	92 g./l.
Acido acético	310 g./l.
Anhidrido acético	580 g./l.
Agua	110 g./l.

15. Esta mezcla se trata en un sistema de destilación apropiado para separar el ácido y el anhidrido en estado puro y recuperar el etanal que se vuelve a enviar al reactor. Se utilizará de preferencia el procedimiento de destilación con arrastrador descrito en las patentes españolas
20. Números 136.518 de 7 de Febrero de 1935, n° 147.936 de 5 Febrero de 1940 y n° 213.008 de 4 de enero de 1954.

Los gases de salida se lavan con agua para recuperar el ácido acético y el etanal que contienen.

EJEMPLO 6 -

25. Hidratación del propileno.
El aparato objeto de la presente invención tiene aplicación especial en la ejecución del procedimiento de hidratación del propileno, descrito en la solicitud de patente francesa de 1° de agosto de 1955, a nombre de la
30. misma sociedad solicitante.



Se utiliza un reactor del mismo tipo que el que se ha descrito en el ejemplo 2, es decir, que tiene tres tubos de 150 mm. de diámetro, pero completamente emplomado. En esta instalación se cargan 1000 kg. de un baño que tenga la composición siguiente:

5.

Acido sulfúrico puro	58 % en peso
Agua	19 % en peso
Isopropanol	23 % en peso

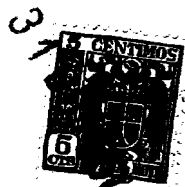
Se insuflan en el reactor, por el tubo 4, 400 m³ por hora de propileno a la temperatura de 40^o, conteniendo 40 g. de agua y 80 g. de óxido de isopropilo por m³. Se mantiene la temperatura a 75^o en el reactor calentando al vapor en el espacio intertubular 2a.

Los gases que salen del reactor por el tubo 6 contienen 42 g. de isopropanol por m³, o sean 16,8 kg. por hora y 82 g. por m³ de óxido de isopropilo; se refrigeran, después se lavan con agua en una columna, con 200 l/h de agua refrigerada a 10^o. Se recoge en la base de la columna una solución acuosa que contiene 84 g.

de isopropanol y 4 g. de ^{óxido de} isopropilo por litro; se la trata por los medios conocidos para separar el isopropanol y el óxido de isopropilo en estado puro. Los gases que salen de la columna de lavado se envían a una torre regada con agua caliente a fin de reajustar su proporción en agua a 40 g. por m³, después se envían de nuevo al reactor por medio de un ventilador. La alimentación en propileno fresco y la retirada de propileno impuro se efectúan por encima de dicho ventilador.

EJEMPLO 7 -

30. Oxidación del crotonaldehído en ácido crotónico.



En un reactor del mismo tipo que el expresado anteriormente, pero de acero inoxidable, se cargan 600 kg. de un baño que tenga la siguiente composición:

5. Acido crotónico 75% en peso
 Crotonaldehido 25 % en peso

10. Se insuflan por el tubo 4 , 250 m³./h. de aire fresco y se alimentan por 9 con 500 kg./h. de crotonaldehido anhidro. La temperatura del reactor se mantiene a 80° por refrigeración con agua en el espacio intertubular 2a.

15. Los gases que salen del reactor por el tubo 6 se refrigeran en un condensador, después se lanzan, una vez que se ha recuperado por lavado el crotonaldehido, que encierran. El condensado vuelve a enviarse al reactor.

 Por el tubo 22 se extrae por desbordamiento el líquido contenido en el baño. En compensación, se retiran 610 kg. por hora de una mezcla que tiene la composición siguiente:

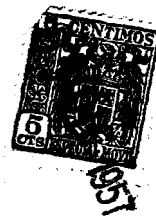
20. Crotonaldehido 380 kg.
 Acido crotónico 180 kg.
 Productos pesados 50 kg.

 El rendimiento en ácido crotónico es de 80% alrededor.

25. La invención no se limita a las formas de ejecución descritas para el aparato ni a los ejemplos dados a título ilustrativo.

N O T A

30. 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. Tambien se hace constar que el invento corresponde a una solicitud

5. de patente presentada en Francia con fecha 23 de enero de 1957, bajo el nº 730.203, acogiéndose, por lo tanto, a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor y siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se solicita Patente de
10. Invención, por 20 años en España: "Procedimiento y aparato para efectuar una reacción entre un gas y un líquido"; caracterizándose por lo siguiente:

15. 1º.- Procedimiento para efectuar una reacción entre un gas y un líquido, caracterizándose por el hecho de que se inyecta un exceso de gas en el líquido canalizado en una o varias venas de sección reducida, de modo que se provoque simultáneamente la emulsión del gas en el líquido y la puesta en movimiento rápida de este último, se conduce la emulsión a un espacio de desgaseificación de sección ensanchada, se retiran separadamente
20. de este espacio, por una parte, el exceso de gas y eventualmente los vapores que en él se desprenden, y por otra parte, el líquido desgaseificado y se vuelve a llevar al punto de formación de la emulsión, en
25. totalidad o en parte, el líquido y eventualmente el gas así retirados.

30. 2º.- Procedimiento, según se especifica en la reivindicación 1ª, caracterizándose por el hecho de que se aportan o se sustraen calorías en toda la zona de emulsión o en parte de ella.



5. 3^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, o en la reivindicación 2^a, caracterizándose por el hecho de que se aportan calorías y se reduce la presión por encima de la emulsión en el espacio de desgasificación.

10. 4^a.- Procedimiento según se especifica en una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizándose por el hecho de que el líquido comprende a la vez una substancia susceptible de reaccionar con el gas y un diluyente, si el caso lo requiere, acompañados de una o varias substancias auxiliares particularmente un catalizador.

15. 5^a.- Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizándose por el hecho de que el gas comprende un constituyente activo y un diluyente inerte.

20. 6^a.- Aparato para la ejecución del procedimiento especificado en las reivindicaciones precedentes, caracterizándose por el hecho de que comprende, para la formación de la emulsión, un haz de tubos ascendentes, abiertos por sus dos extremos, que desembocan por su parte superior en el espacio de desgasificación y que presentan en su parte inferior una multiplicidad de perforaciones para la admisión, en forma dividida, del gas conducido a un manguito que rodea el haz de tubos.

30. 7^a.- Aparato según la reivindicación 6^a, caracterizándose por el hecho de que el manguito de gas se define por una placa tubular que obtura el conducto de entrada del líquido sensiblemente por encima de la zona perforada, conduciéndose el gas inmediatamente



te por debajo de esta placa.

- 8^a.- Aparato según la reivindicación 6^a,
o la reivindicación 7^a, caracterizándose por el hecho
de que el aparato presenta la forma de un conducto o
tubería en forma de U que tiene unas tuberías separadas
de llegada de gas y de líquido y cuyos brazos comunican
respectivamente con los dos extremos de una cuba alargada
horizontal, provista de una salida de gas y de vapores,
comprendiendo uno de los brazos el dispositivo de
formación de la emulsión.

- 9^a.- Aparato según la reivindicación 8^a,
caracterizándose por el hecho de que el brazo distinto
del que comprende el dispositivo de formación de la
emulsión, está provisto de un dispositivo de extracción
de líquido, que llegado el caso, parte del vértice
de la campana sumergida en dicho líquido.

- 10^a.- Procedimiento y aparato para efectuar
una reacción entre un gas y un líquido; según queda
substancialmente descrito en la presente memoria, e
ilustrado en los adjuntos dibujos.

Esta memoria consta de diecinueve hojas,
escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 26 de Noviembre de 1957.

LES USINES DE MELLE.

J. GÓMEZ ACEBO Y MOBET

Fig: 1

ESCALA VARIABLE

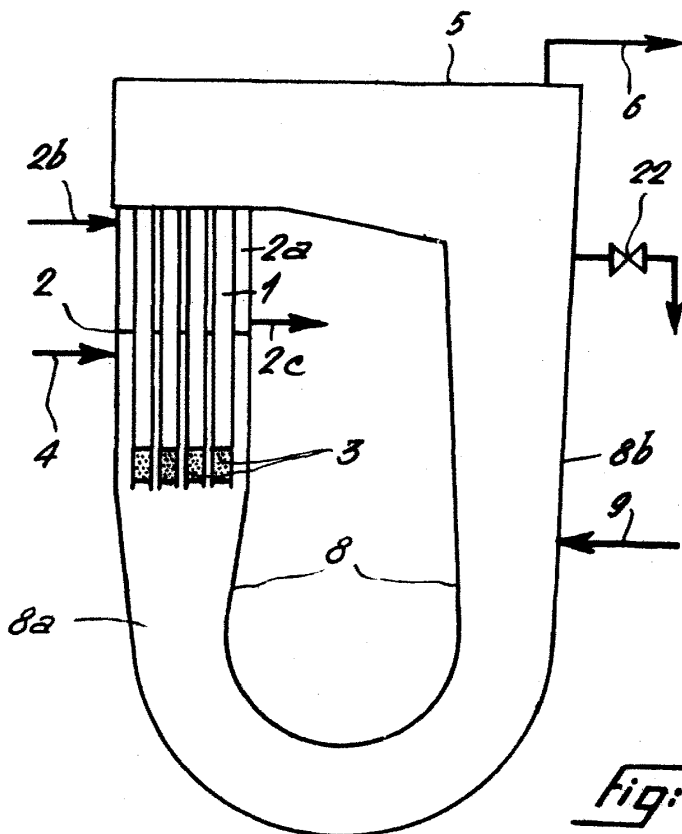


Fig: 2

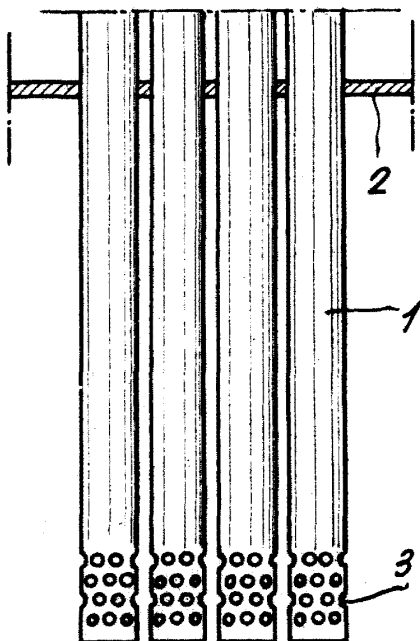
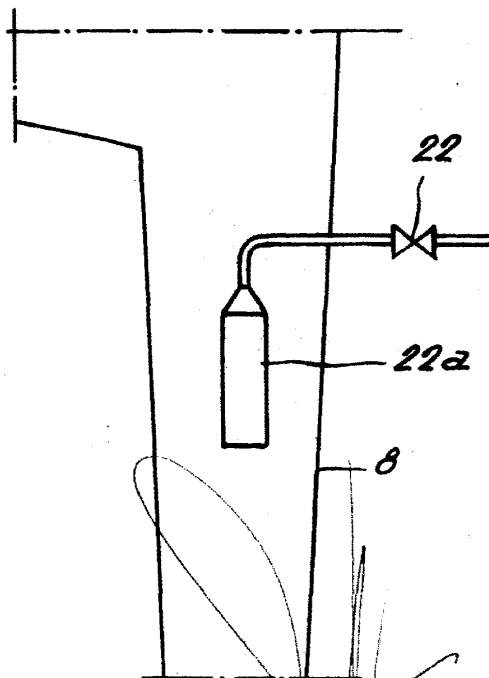


Fig: 4



Madrid,

26 NOV 1957

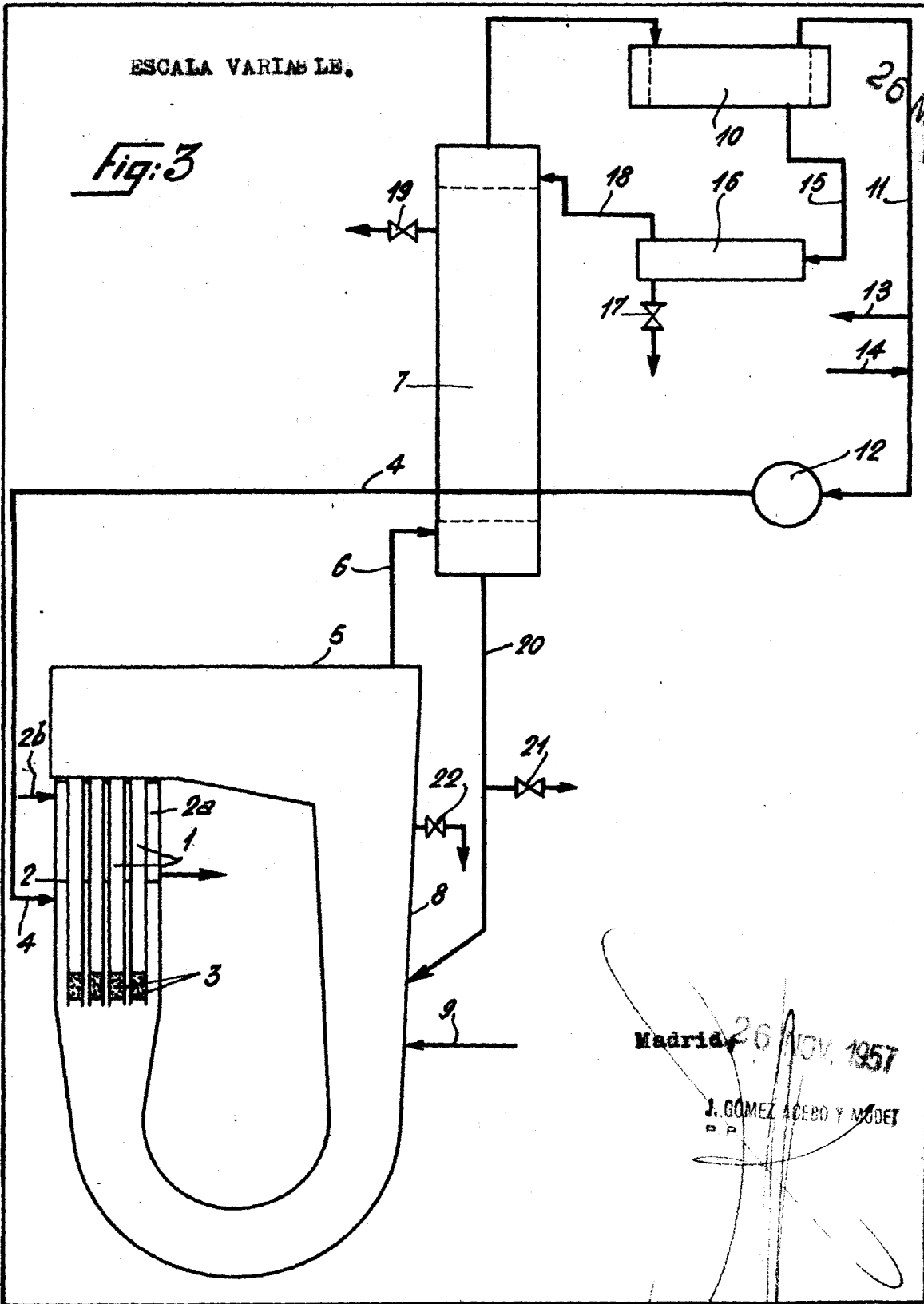
J. GÓMEZ ACERO Y MODA
P. P.



23 8796

ESCALA VARIABLE.

Fig: 3



Madrid, 26 NOV. 1957

J. GOMEZ ACEBO Y MODET