

P - 23.645

Case 975

282 531



16 NOV. 1962

MEMORIA DESCRIPTIVA

para solicitar

282531

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY, entidad norteamericana, establecida en 30 Algonquin Road, Des Plaines, Illinois, Estados Unidos de América, por:

" UN PROCEDIMIENTO CONTINUO PARA DESINTEGRAR UNA CORRIENTE DE CARGA DE HIDROCARBURO ".

5 El presente invento se refiere a un método mejorado para la operación de una unidad de desintegración catalítica fluida para la producción de gasolina, partiendo de los hidrocarburos de petróleo más pesados y más específicamente a un método para producir rendimientos mejorados del producto de una corriente de carga de hidrocarburos.

Ha sido convencional para los ingenieros de diseño y operación, diseñar y operar las unidades de desintegración catalítica fluida como unidades "balanceadas térmicamente".



16

En otras palabras, con base en experiencias anteriores para el diseño de la unidad, era usual estimar el rendimiento de gasolina y el grado de producción de coque y luego calcular para obtener un balance térmico con una proporción de alimentación combinada particular (que puede ser definida como la proporción del volumen combinado de abasto fresco y petróleo reciclado con relación al volumen de abasto fresco) y/o la temperatura de abasto combinada que parecería proporcionar una operación de "estado estacionario".

10 Sin embargo, el error en tal diseño fué asumir que el "coque ganado" o el rendimiento de coque, o sea el porcentaje en peso de coque producido sobre una base de abasto de hidrocarburo fresco, era una función de conversión en vez de un grado de circulación catalítica y un tiempo de residencia catalizadora en la zona de reacción. Aquellas unidades que fueron diseñadas para operar a bajos niveles de conversión y por tanto a bajos promedios de coque estuvieron frecuentemente escasos de calor de manera que los calentadores de abasto se proporcionaron para llenar los requisitos térmicos. Las unidades de alta conversión, por otro lado, tenían el problema de demasiado coque ganado para los requisitos de balance térmico, de manera que se proporcionó un reciclo a manera de corriente enfriadora para transferir el calor excesivo en la columna principal en donde tal calor podía ser usado para regenerar corriente. En otros casos, los enfriadores catalizadores se proporcionaron para evitar lo que se pensaba era temperatura excesiva de regeneración. Era usual operar regeneradores abajo de 620°C. en la presunción de que una alta temperatura reduciría la actividad catalizadora y resultara en una más



corta vida catalizadora.

5 Debe ser también señalado en conexión con la operación de las unidades de desintegración fluidizadas convencionales que, pueden surgir varias dificultades en el así llamado "estado estacionario", como por ejemplo, puede haber una pérdida en la corriente de recicló, un contratiempo en la administración del precalentamiento al reactor, o una dificultad que incluya un enfriados catalizador o un sistema rociador de agua, asociado con el regenerador. En

10 cada caso, se ha encontrado que las unidades, instrumentadas y controladas se estabilizarán térmicamente ellas mismas aún cuando los rendimientos de producto que sigan estén lejos de ser óptimos. Existe la siempre demanda y necesidad de obtener de las unidades desintegradoras un máximo de provecho y un rendimiento óptimo de los productos, y con aditamentos mejorados de control siendo incorporados como una

15 parte del presente método mejorado de operación para prevenir el daño a la unidad debido al quemado posterior (esto es alta temperatura indeseable en la combustión del monóxido de carbono a dióxido de carbono dentro de la zona de fase ligera o salida de gas fluido del regenerador), se ha encontrado ventajoso variar los aditamentos operantes de control para establecer y mantener niveles más altos de temperatura en la unidad, estando los niveles de temperatura del

20 regenerador entre los 620°C. a 677° C., con la metalurgia del sistema regenerador incluyendo los internos, gobernando el límite de temperatura más alto.

25

30 Es por lo tanto un objeto principal del presente invento efectuar una operación mejorada de desintegración catalítica fluida continua por medio de una temperatura incre-



mentada diferencial entre el reactor y generador y un alto nivel de temperatura en la zona de regeneración.

Un objeto posterior del invento es proporcionar que una o más variables de operación independientes son utilizadas de una manera integrada en la unidad fluidizada para asegurar un depósito de coque sobre el catalizador que dará por resultado un incremento de temperatura esparcido entre las zonas de contacto y un nivel de temperatura resultante en la zona de regeneración de sobre 620°C.

Como es bien conocido en la industria del petróleo y como será señalado más completamente de aquí en adelante en conexión con los grabados diagramáticos adjuntos, una unidad desintegradora catalítica de fluido hace uso de un reactor, un separador, una válvula deslizante catalizadora, un regenerador, una columna reguladora, una válvula deslizante catalizadora regenerada y una línea elevadora que se regresa al reactor, con el catalizador fluyendo a través de varias secciones de la unidad, en el orden mencionado. Un gran fraccionador o "columna principal" es utilizado para recibir la corriente de producto vaporoso desintegrado desde el reactor. Tal fraccionador proporciona gasolina y otros productos de corriente deseados de ahí, así como las corrientes de petróleo reciclado que son cambiados de vuelta a la zona de reacción. La mezcla de la corriente de abasto de hidrocarburo fresca y el repaso, referida al "abasto combinado", es vaporizada poniendo en contacto partículas catalizadoras regeneradas calentadas en la base de la línea elevadora y efectúa la elevación del catalizador en el reactor. Los productos del reactor, junto con una mínima cantidad de catalizador son introducidos en la columna principal



en donde, por supuesto, los productos son fraccionados en las varias y diversas corrientes, de acuerdo con su volatilidad.

5 La temperatura del reactor controla la válvula deslizante de regeneración para proporcionar, a su vez, variaciones en el flujo catalizador, del regenerador al reactor. La válvula catalizadora de gasto, regulando el flujo catalizador del reactor al regenerador, es operada por aditamentos de control del nivel del catalizador en el reactor.

10 Existen diversas variables de control independiente que efectuarán la conversión de una corriente de gasóleo de hidrocarburo y/o abasto combinado que es introducido en la zona de reacción. Como está usado aquí, el término "conversión" es definido como el porciento en volumen del abasto que es convertido a materiales más ligeros que el petróleo de ciclo ligero, separado de la columna principal, pero corregido para 15 tomar en cuenta la cantidad de gasolina en la corriente de carga. La proporción en peso actual del catalizador al promedio de flujo de abasto fresco es denominada la proporción del catalizador al petróleo (proporción C/O) y es una variable importante para controlar la exactitud de la reacción 20 desintegradora. Con un grado dado de abasto de hidrocarburo un incremento en la proporción catalizador-aceite produce un aumento en el flujo del catalizador a través de la zona de reacción. Aunque se formará menos coque en cada unidad de catalizador debido a un tiempo de contacto más corto en 25 la zona de reacción, el grado de coque total aumenta. Por otra parte, un tiempo de contacto aumentado o disminuido entre el petróleo y el catalizador puede ser acompañado por un cambio en la velocidad de espacio ("velocidad de espacio en peso cada hora" siendo definido como el peso de abasto 30



fresco cargado por hora dividido por el peso del catalizador dentro de la zona de reacción). Por lo tanto, un decrecimiento en la velocidad de espacio en peso por hora significa que una menor cantidad de petróleo está haciendo contacto con una cantidad dada de catalizador por hora, o un tiempo dado, de tal manera que existe un incremento en la conversión por razón de un tiempo de contacto más largo con el catalizador. Inversamente, un incremento en la velocidad de espacio provoca que pase una mayor cantidad de petróleo a través de la zona de reacción por unidad de tiempo de modo que, con otras variables permaneciendo constantes, puede haber menos conversión y menos depósito de carbón o coque sobre las partículas catalizadoras (menor proporción coque/catalizador).

Todavía otra variable independiente que afectará la zona de reacción y la conversión de la corriente de abasto es la cantidad de precalentado proporcionada por la corriente fresca de abasto a la zona de reacción. El abasto precalentado puede variar directamente por la cantidad de calor transferida a la corriente de abasto por un calentador de petróleo o por un cambiador térmico, o alternativamente, por la cantidad y temperatura de la corriente de repaso la cual está combinada con la corriente de abasto fresco para proporcionar la combinada proporción de abasto.

Importantes variables que operan independientes pueden ser consideradas por lo tanto la combinada proporción de abasto, la combinada temperatura de abasto y la velocidad de espacio, aunque, por supuesto, otras variables tales como la presión del reactor y la actividad catalizadora o calidad pueden tener efecto sobre la conversión. El grado de circulación catalizadora en el sistema puede ser



16 M

fácilmente variado; sin embargo, se regula respondiendo a un controlador de temperatura en turno, que conecta con la zona de reacción. Consecuentemente, el grado de circulación y la proporción de petróleo catalizador son variables dependientes en la operación de unidades fluidizadas comerciales.

5 El presente invento concierne por lo tanto a procesos continuos para desintegrar una corriente de carga de hidrocarburos comprendiendo abasto fresco de petróleo y petróleo de repaso en presencia de partículas catalizadoras subdivididas en donde la corriente de carga de hidrocarburos efectúa un contacto fluidizado de las partículas en una zona de reacción confinada, los productos de conversión son separados de las partículas de contacto, partículas separadas catalizadoras conteniendo un depósito de coque son regeneradas por contacto en un estado fluidizado con una corriente de gas que contiene oxígeno en una zona de regeneración confinada separada, productos de la combustión gaseosa son separadas de las partículas catalizadoras regeneradas y las partículas catalizadoras regeneradas con un contenido de coque reducido son regresadas a la zona de reacción para que hagan contacto con la corriente de carga de hidrocarburo, y en tal procedimiento, el presente invento proporciona lo necesario para obtener óptimos rendimientos mejorados de producto partiendo de una corriente de carga de hidrocarburo con un alto nivel de temperatura en la zona de regeneración por el método que comprende variar la temperatura de la zona de reacción y el tiempo de contacto de la corriente de hidrocarburo con un catalizador ahí que responde a las características refractarias de la mencionada corriente de carga de hidrocarburos y efectuando un depósito de coque sobre



5 las partículas catalizadoras proporcionando una temperatura de sobre 620°C. en la zona de regeneración cuando se oxida el coque sobre las partículas catalizadoras en presencia de una corriente controlada que contiene oxígeno introducida a tal zona de regeneración, estando la introducción de tal corriente conteniendo oxígeno regulada directamente en relación a una temperatura predeterminada diferencial entre la sección de salida del gas y la sección que contiene el catalizador de la zona de regeneración para hacer mínimo el exceso de oxígeno ahí y para evitar un excesivo y descontrolado post- quemado en la porción más alta de la zona de regeneración.

10 En una versión más específica, el método mejorado para efectuar una distribución de producto superior de una corriente de carga de hidrocarburos comprende, incrementar la temperatura de precalentado de la corriente fresca de abasto para a su vez proporcionar una temperatura de abasto fresco incrementada al mismo tiempo que se reduce el grado de circulación catalizadora, y para efectuar un incremento de temperatura esparcida entre las zonas de regeneración y de reacción, tal que el nivel de temperatura en la zona de regeneración es de sobre 620°C. y arriba de los límites metalúrgicos de ellos mientras la zona de regeneración oxida el coque en las partículas catalizadoras en presencia de una corriente que contiene oxígeno introducida a la zona de regeneración.

25 En todavía otra versión específica, el método para efectuar rendimientos mejorados de producto de hidrocarburo cuando se opera de acuerdo con el presente invento a un alto nivel de temperatura en el regenerador comprende, para un grado de carga de abasto fresco dado y un nivel de tempera-

972531



16

tura, variar la proporción combinada de abasto fresco para repasar petróleos para aumentar el contenido de petróleo pesado y simultáneamente incrementar la temperatura del reactor y una temperatura diferencial entre el reactos y el regenerador y un depósito de coque sobre las partículas catalizadoras proporcionando una temperatura resultante de sobre 620°C. sobre la oxidación del coque sobre tales partículas en presencia de una corriente controlada que contiene oxígeno que se introduce en la zona de regeneración.

10 Debe señalarse, sin embargo, cuando uno considera variables operantes, que se debe incrementar la temperatura esparcida entre las zonas de contacto y la temperatura de regeneración o la exactitud de la desintegración, que no es suficiente hacer solamente un cambio que altera la conversión, puesto que el aspecto importante del presente método
15 mejorado de operar un sistema fluidizado incluye efectuar la deseada distribución del producto a la misma conversión. Por ejemplo, una operación muy precisa cuando se usa una pequeña cantidad de repaso, proporcionará una menor cantidad de gasolina, debido a la desintegración de la gasolina en
20 gases ligeros en la zona de reacción. Por ejemplo, puede uno mantener la conversión constante, disminuir el gasto de coque y mejorar el rendimiento del producto, o puede uno aumentar la conversión y mantener el gasto de coque constante y efectuar rendimientos mejorados de producto. El término
25 "rendimientos mejorados de producto" como se usa aquí, significa mayor rendimiento en economía de la corriente de carga por razón del incremento del rendimiento de gasolina y materiales más ligeros que tienen más salida en el mercado.

30 Con el objeto de referirse más fácilmente a la opera-



ción de una unidad desintegradora catalítica fluida y a las variables operantes en conexión con ella, se hace referencia a los grabados diagramáticos adjuntos y a la siguiente descripción.

5 El abasto fresco de hidrocarburo pasa a través de la línea 1 y de la válvula de control 2 a una bomba 3 que a su vez descarga en la línea 4 conectando con un precalentador de abasto 5. Este último proporciona una variable predeter-

10 minada o controlada de calentamiento a la corriente de abasto y lo pasa a un extremo inferior de la línea elevadora 6 en donde las partículas catalizadoras calentadas se combinan con ella desde la columna de control 7, que tiene una

15 válvula de control 8, de manera que una mezcla de vapor catalizador se eleva en una columna fluidizada ascendente, al extremo inferior del reactor 9. En el reactor 9, un contacto fluidizado posterior entre la corriente de abasto vapo-

20 rosa y las partículas catalizadoras tiene lugar en un lecho fluidizado relativamente denso 10, dentro de la porción más baja de la cámara, aunque una porción mayor de la desinte-

25 gración necesaria y un contacto con partículas catalizadoras tiene lugar en la línea elevadora 6, de manera que un lecho o un catalizador de bajo nivel de densidad es utilizado en la cámara 9. El catalizador en una mezcla de petró-

30 leo puede ser combinado con la corriente fresca de abasto en la línea elevadora 6 de la línea 11 que tiene una válvula de control 12, mientras que además, el petróleo de repaso puede ser combinado con eso por medio de la línea 13, que tiene una válvula de control 14. Como se ha hecho notar anteriormente, la proporción de abasto combinado variará de acuerdo con la cantidad de petróleos de repaso combi-



nados con la corriente fresca de abasto para ser introducida a la zona de reacción.

5 En el extremo superior del reactor 9, las partículas catalizadoras son separadas de los productos de reacción desintegrados por medios de separación centrífuga 15 y luego transferidos por la línea 16 al extremo inferior del fraccionador o columna principal 17. Las partículas catalizadoras separadas de la zona de fase ligera en la parte superior del reactor 9 son regresadas al lecho de fase densa 10 por una aguja adecuada 18, resultando partículas catalizadoras con un depósito de coque e hidrocarburos que van de la porción más baja del reactor 9 a una sección separadora 19 de manera que pueden pasar en contracorriente a una corriente de gas separadora introducida a través de 15 la línea 20, teniendo una válvula 21. Vapor, nitrógeno o cualquier otro medio separador sustancialmente inerte puede ser utilizado en la sección separadora para efectuar la remoción de los componentes vaporosos de hidrocarburos absorbidos. La separación resultante y las partículas catalizadoras con coque se mueven desde la porción más baja 20 de la sección separadora 19 a la columna de control 22, teniendo una válvula de control 23, de manera que puedan ser transferidos, en un grado controlado, al regenerador 24.

25 En la cámara regeneradora 24, las partículas catalizadoras carbonizadas están sujetas a oxidación y a remoción de carbón en presencia de aire que se introduce por medio de la parrilla de distribución 25. La corriente de aire oxidante penetra al regenerador por medio de la línea 30 26, la válvula 27 y el soplador 28, el que a su vez



conecta por medio de la línea 29 al calentador de aire 30. En la presente versión, el soplador está indicado como estando conectado directamente con el extremo inferior del regenerador 24 y la tubería de parrilla distribuidora 25. El calentador de aire 30 es utilizado solamente para calentar el aire durante el procedimiento inicial de comienzo. Una línea de paso 31, que tiene una válvula de control 32, conecta con la línea de aire 29 con objeto de ventear una porción de la corriente de aire que está siendo introducida al sistema desde el soplador 28 y regular así la cantidad de aire que está siendo introducido en el extremo inferior del regenerador 24, como se describirá mejor más adelante.

En la porción más baja del regenerador 24, un lecho fluidizado en fase densa 33 proporciona el contacto entre las partículas catalizadoras con coque y la corriente de aire oxidante, mientras que en la porción más alta de la cámara, una zona de fase ligera permite la separación de las partículas catalizadoras de la corriente de gas fluido que está siendo descargado por medio de la línea 34 y la válvula 35. Adecuados medios de separación centrífuga 36 proporciona la remoción de las partículas catalizadoras de la corriente del producto de combustión y las regresa por medio de la aguja 37 a un lecho de fase densa mas baja 33. Un aditamento silenciador adecuado 38, conectando con la línea 35, sirve para reducir el nivel de ruido de la corriente de gas de combustión que pasa al tubo de salida 39.

En la columna principal 17, la corriente vaporosa de producto desintegrado es fraccionada para proporcionar una corriente vaporosa deseada que pasa por medio de la línea 40 y de la válvula 41, a un equipo adecuado de concentra-

16 N



ción de gas, no visible en los grabados adjuntos. Además, varias corrientes accesorias y de repaso pueden ser tomadas del lado del fraccionador 17 de acuerdo con productos de peso molecular deseado. Una corriente ligera de petróleo de repaso se indica como estando siendo tomada de la columna 16 por medio de la línea 42 y del acumulador lateral 43. Una línea de retorno de vapor 44 regresa los vapores no condensados del acumulador 43 a la columna principal 17 mientras que una fracción de petróleo ligero condensado es tomado del extremo inferior del acumulador 43 por medio de la línea 45, la bomba 46 y la línea 57, teniendo una válvula 48. Similarmente, una corriente más pesada de aceite de repaso puede ser tomada de la columna principal por medio de la línea 49 y del acumulador lateral 50. Una corriente de vapor no condensado puede ser regresada a la columna principal por medio de la línea 51 mientras que una fracción condensada de petróleo más pesado pasa del extremo inferior del acumulador 50 por la línea 52, la bomba 53 y la línea 54 que tiene una válvula 55. Líneas adecuadas, no indicadas en el presente grabado, pueden ser utilizadas para transferir las corrientes ligera y pesada del petróleo de repaso desde las líneas 47 y 54 a la línea de entrada de repaso 13 que a su vez conecta con la línea elevadora catalizadora 6, de manera que el petróleo de repaso puede ser combinado con una corriente fresca de abasto de hidrocarburo desde la línea 1 para proporcionar una proporción deseada de abasto combinado al reactor 9.

Un petróleo del fondo, conteniendo partículas catalizadoras que fueron metidas con la corriente de producto vaporoso en la línea 16, puede ser transferido por medio de



la línea de salida mas baja 56, la bomba 57 y la línea 58, a una cámara catalizadora adecuada 59. El sedimentador 59 sirve para proporcionar una corriente de petróleo sustancialmente libre de partículas, por medio de la línea 60, de la válvula 61; mientras que al mismo tiempo efectúa el regreso del catalizador que contiene una corriente aguada a través de la válvula de control 12 para transferir la línea 11 de manera que las partículas catalizadoras puedan retornar al lecho fluidizado por medio de la línea elevadora 6. Una línea 62, con válvula de control 63, es utilizada para pasar una porción de la corriente del fondo desde la columna principal 17 a través de un intercambiador térmico 64 de manera que el petróleo calentado pueda ser regresado por medio de la línea 65 al extremo inferior de la columna principal 17 y proporcionar un abastecimiento de calor a tal columna.

A manera de mantener control de la unidad fluidizada, aditamentos de control de instrumentación están asociados con las zonas de regeneración y reacción para mantener niveles de lecho de fase densa apropiados en tales zonas y un grado de circulación catalítica entre tales zonas. En el reactor 9, un controlador de nivel LC, con indicadores de nivel 66 y 67, está conectado con la pared lateral del reactor. Una línea de control 68 del controlador LC conecta con la válvula deslizando LC23 en la columna de control catalizadora que hace contacto 22 y proporciona medios para mantener un nivel de lecho 10 de fase densa deseado y cantidad de catalizador en la porción más baja del reactor 9. Generalmente, los medios de control de válvula deslizando, tales como los usados en conexión con la válvula deslizando 23, son neumáticos en operación de manera que los me-



16 N

dios de control de nivel LC pueden ser de cualquier tipo convencional adecuado para regular los medios de control de motor neumáticos de la válvula, aunque se pueden usar medios de motor y control eléctrico.

5 Dentro de la porción superior del reactor 9, medios para indicar la temperatura 69 conectan a través de la línea de control 70 a un controlador de temperatura LC y una línea de control 71 el que a su vez conecta con un pistón de aire u otros medios motores para la regulación de la válvula deslizable 8 en la columna de control catalizadora regenerada 7.

10 Por lo tanto, una cantidad variable de catalizador regenerado caliente puede ser sacado de la columna de control 7 para pasar a la línea elevadora 6 y entrar a la cámara del reactor 9 de acuerdo con variaciones en temperatura en la última zona,

15 como son proporcionadas por los medios sensitivos de temperatura 69 y el controlador 70. Un medio sensitivo de presión 72 está también colocado en la porción superior del reactor 9 mientras que un aditamento separado indicador de presión 73 está colocado en la porción superior del regenerador 24. Tales aditamentos indicadores están conectados, a través de las

20 respectivas líneas 74 y 75, a un regulador de presión diferencial DPR a manera de proporcionar aditamentos para mantener una presión diferencial deseada entre las dos zonas separadas de contacto. El regulador de presión diferencial DPR

25 conecta a través de la línea de control 76 con la válvula de control 35 a manera de regular el flujo de gas fluido a través de la línea 34 y a su vez variar la presión interna dentro de la porción superior del regenerador 24, en donde una predeterminada diferencia de presión puede ser mantenida entre el reactor y el regenerador. Generalmente, la presión

30



diferencial entre las dos zonas, del orden de cerca de 0,42 Kg./cm², es necesaria para mantener la adecuada presión diferencial a través de las válvulas deslizantes en las dos líneas de columnas de control y una circulación continua de las partículas catalizadoras entre las dos zonas separadas. Las presiones en la unidad fluidizada son, por supuesto, relativamente bajas, siendo generalmente menores de 2.1 Kg./cm² sobre la temperatura atmosférica debido al gran tamaño de los recipientes utilizados. La variación de presión en el reactor puede ser una variable operante de control, pero debido a los aspectos estructural y mecánico, es preferible utilizar presiones superatmosféricas bajas de cerca de 1.76 Kg./cm² que son suficientes para asegurar diferenciales adecuadas y flujo correcto entre las diversas porciones de la unidad.

Un aditamento de contro mejorado integrado en conexión con operaciones de alta temperatura e indicadas en la presente versión diagramática, es el uso de un aditamento de control de temperatura diferencial entre las zonas de fase densa y fase ligera del regenerador 24 a manera de regular la cantidad de aire que está siendo introducida en la zona de regeneración. Los aditamentos indicadores de temperatura 77 y 78, dentro de las porciones mas alta y mas baja del regenerador 24, conectan a través de las respectivas líneas de transmisión 79 y 80 a un controlador de temperatura diferencial DFC, que a su vez conecta a través de una línea de control 81 con la válvula 32 en la línea de respiración de aire 31. De este modo, cuando la temperatura diferencial entre la porción superior e inferior del regenerador excede una diferencia predeterminada, cuando colocada



dentro del control de temperatura DTC, entonces la válvula
32 es ajustada para pasar una porción más grande del aire
que pasa a través de la línea 29 y efectúa la reducción
del aire que está siendo introducido por medio de una pa-
5 rrilla de distribución 25 en una porción más baja del re-
generador. Las personas familiarizadas con la operación de
unidades de desintegración fluidizadas se dan cuenta que
un post-quemado no controlado puede ser un problema grave
ya que la alta temperatura resultante de la oxidación del
10 monóxido de carbono a dióxido de carbono en una fase dilui-
da y los separadores centrífugos a la salida del regenera-
dor pueden causar serios daños mecánicos. En la operación
anterior de las unidades más actuales, ha sido costumbre
dotar de rociadores de agua y/o cambiadores de calor como
15 medios enfriadores, o utilizar análisis de gas fluido y
aparatos de control para reducir grandemente la introduc-
ción de oxígeno en la zona de regeneración y como medios
para controlar la temperatura del regulador por debajo de
los 607°C. Sin embargo, el uso de rociador de agua ha com-
20 probado ser indeseable debido a (1) daño al catalizador por
sinterización o rotura por choque térmico de las partículas,
y (2) su efecto nulificador sobre el precalentado de abas-
to. Intentos anteriores para reducir el flujo de la corrien-
te de aire y la introducción de oxígeno en la zona de rege-
25 neración ha requerido aditamentos sensibles para detectar
pequeñas concentraciones de oxígeno y ajuste del grado de
introducción de aire, todo lo cual es difícil desde el pun-
to de vista práctico. En el presente invento en donde se
requiere tener operaciones de desintegración que mantengan
30 un alto nivel de temperatura en el regenerador, en otras

282531



palabras, sobre 620°C., es similarmente deseable tener aditamentos para evitar los problemas del post-quemado. Se ha encontrado que una temperatura diferencial entre las fases densa y diluida o entre la fase densa y la línea de salida de gas fluido es un indicador muy sensible para mostrar variaciones en el contenido de oxígeno del gas que abandona la fase densa por sí misma. Con este procedimiento, el post-quemado puede ser controlado de manera que las temperaturas de regenerador puedan ser mantenidas a un nivel de estado estacionario. En la práctica, se ha encontrado que del 1% al 2% del total de aire puede ser ventilado y que una elevación de temperatura, sobre y debajo de la diferencial predeterminada en la DTC puede ser utilizada para controlar la válvula 32 y el grado de ventilación a través de la línea 31. En el presente, es generalmente necesario determinar por prueba y error sobre cualquier unidad particular la temperatura diferencial o elevación que, cuando es mantenida constante, regenerará el catalizador a un más bajo nivel de coque sobre el catalizador a un nivel deseado mas bajo, generalmente 0,3-0,4 por ciento en peso, y manteniendo la concentración de oxígeno libre en un gas fluido abajo del 0,2%.

A manera de evaluar la presente operación mejorada, utilizando altos niveles de temperatura en el sistema, puede uno considerar dos diferentes stocks de carga: un stock "A" que es de base parafínica que tiene un alto valor "K", denominado también factor de caracterización y es bajo en metales y en carbón Conradson; así como el stock "B" que tiene un bajo valor "K" y que es alto en contaminantes. En una unidad desintegradora catalítica fluida que está sien-



16

do operada y controlada de la manera asentada anteriormente con referencia a los grabados adjuntos, con una proporción de abasto combinado de 1,5, una velocidad de espacio en peso por hora igual a 2,0, y una temperatura de abasto fresco a 205°C. a la línea elevadora del reactor, estando la temperatura del reactor ajustada para proporcionar una conversión de 65 volúmenes por ciento a gasolina, entonces la operación de estado estacionario resultante proporciona una temperatura de reactor de 477°C., temperatura de regenerador de 593°C y 7.7 por ciento en peso de coque. Con el stock "B" siendo cargado a la unidad bajo las mismas condiciones y con la temperatura del reactor ajustada para proporcionar una conversión de un 65 por ciento en volumen a gasolina, se encuentra una temperatura de reactor de 491°C, una temperatura de regenerador de 649°C. y una cantidad de coque de 8.3 por ciento en peso. El 0.6 por ciento en peso de diferencia en gasto de coque es debido al calor sensible en el reactor y/o a los vapores del regenerador.

En las figuras adjuntas se puede notar que el stock de carga "mas sobre", "B", puede ser desintegrado en la unidad de conversión a un nivel de conversión de alta temperatura para proporcionar un por ciento relativamente alto de conversión de 65, y no existirán problemas en mantener una operación de estado estable mientras los 649°C de temperatura en el regenerador estén por debajo de los límites de cualquier problema metalúrgico encontrado en la sección del regenerador del sistema. Por otra parte, se ve claro que el stock de carga "A" podría ser tratado en el sistema para proporcionar sustancialmente mayores rendimientos de gasolina o de materiales ligeros efectuando cambios en las variables operan-



16

tes a manera de proporcionar una incrementada temperatura del generador del orden de 649°C. En otras palabras, puede existir un aumento en el precalentamiento de la corriente de abasto, digamos del orden de 371°C, en lugar de los 204°C, de la temperatura de abasto, un incremento en la temperatura del regenerador, digamos del orden de 42°C. y proporcionar una reducción en el gasto de coque de cerca de 7.7 a menos de 5.5 por ciento en peso; la conversión es mantenida constante incrementando la temperatura del reactor. La menor cantidad de gasto de coque indica una cantidad incrementada de gasolina y de productos ligeros. El precalentado de abasto incrementado y el nivel incrementado de temperatura del reactor permite a la válvula deslizando catalítica regenerada ser cerrada hacia abajo y a un grado más bajo de circulación catalítica en el sistema, de manera que los catalizadores entran a la zona de reacción en un grado reducido y a una temperatura más alta con el efecto resultante que habrá un tiempo más prolongado de contacto de las partículas catalizadoras pero una reducción en el depósito de carbón total debido a la reducción del grado de circulación catalizadora. El "canje" entre el gasto de coque y el más valioso rendimiento efectúa una mejora en el aspecto económico de la unidad. Es importante también notar que una unidad desintegradora catalítica fluida puede ser variada en su operación de acuerdo con las características refractarias del abasto y, en fin, evalúa un stock de carga particular en términos de niveles de temperatura de reactor y regenerador de tal manera que con los mejores stocks de carga es posible incrementar consistentemente los rendimientos, operando para mantener un alto nivel de temperatura en el regenerador mientras el alto nivel



16 No

de temperatura no perjudique a la unidad en su metalurgia.

En otro ejemplo, una serie de pruebas se llevaron a cabo en una unidad desintegradora catalítica fluida de una manera que ilustra la ventaja de un alto nivel de temperatura en el sistema y una incrementada temperatura diferencial entre las zonas del reactor y del regenerador. En las pruebas de funcionamiento particulares, se usaron tres diferentes niveles de abasto precalentado, siendo la conversión mantenida constante por ajustes en la temperatura del reactor. Específicamente, el grado de introducción de petróleo en bruto fué mantenido en 44,510 hectolitros por día, la proporción de abasto combinado fué mantenida constante para cada prueba de funcionamiento a 2.30, y el contenido de catalizador en el reactor o velocidad de espacio en paso por hora fué mantenido sustancialmente constante. Además, para mantener la uniformidad durante las pruebas tan consistente como fuese posible, hubo una mezcla cruda constante mantenida en la carga a la unidad de preparación de abasto, de manera que el grado de abasto de petróleo en bruto fué consistente y los niveles en los recibidores y en los recalentadores se mantuvo constante. En una Prueba No. 1, el abasto fresco fué mantenido a una temperatura de 212°C. para proporcionar una temperatura de abasto combinado de 260°C. La temperatura de reactor resultante para una conversión de 69,7 volúmenes por ciento fué de 466°C y la temperatura del regenerador de 620°C. El grado de circulación catalítica se niveló a 2.031×10^6 Kg. por hora y el gasto de coque fué de 9.4 por ciento en peso. Gasolina debutanada fué medida a 49.6 volúmenes por ciento mientras que otros rendimientos de producto se determinaron para estar de acuerdo con



16

las cantidades asentadas en la siguiente Tabla I, bajo la columna nominada Prueba No. 1.

5 En la Prueba No. 2, el abasto fresco fué precalentado a una temperatura de 298°C. de manera que la temperatura de abasto combinado fué de 297°C. y la temperatura de reactor resultante y la temperatura del regenerador fueron respectivamente 472°C y 631°C. El grado de circulación catalítica en este ejemplo fué 1.724×10^6 mientras que el grado de gas to fué de 8.6 por ciento en peso. La gasolina debutanizada en su producción fué de 50.1 volúmenes por ciento mientras que otros rendimientos estuvieron de acuerdo con las cantidades mostradas en la Tabla I, bajo la columna denominada Prueba No. 2.

15 En la Prueba No. 3, el abasto fresco fué precalentado a una temperatura de 370°C para proporcionar una temperatura de abasto combinado de 327°C. y temperaturas resultantes del reactor y regenerador, respectivamente, de 476°C y 641°C. El grado de circulación catalítica fué de 1.497×10^6 Kg. por hora y el gasto de coque fué de 7.9 por ciento en peso. La gasolina debutanizada fué de 51.2 volúmenes por ciento mientras que otros rendimientos de producto estuvieron de acuerdo con las cantidades asentadas en la columna denominada Prueba No. 3 de la Tabla I.

25 Con referencia específica a la Prueba No. 3 y la data en la Tabla I, se nota una Delta T (ΔT) de 165°C., que es la diferencia entre la temperatura del reactor y la temperatura del regenerador, que es mayor que cualquiera de las otras que ocurren en las otras operaciones de prueba. También se puede notar que existe un rendimiento de gasolina significativamente mayor en la Prueba No. 3, junto con menor



16

producción de hidrógeno en la C_3 y gases ligeros, mostrando que existe menos hidrógeno y gasto de coque que da por resultado un incremento en el rendimiento de gasolina del sistema. De esa manera, en la operación de nivel de temperatura más alto para el regenerador, como se muestra en la prueba No. 3, existe un incremento en el depósito de coque sobre las partículas catalizadoras particulares, debido a un más prolongado periodo de contacto en el reactor, y el nivel resultante de temperatura más alta en el regenerador debido a la oxidación del coque de las partículas catalizadoras. Sin embargo, por razón de un grado de circulación catalizadora reducido, el grado sobrante en la producción de coque es reducido en el sistema y el gasto de coque, que se indica como por ciento en peso del abasto, es un valor menor en la Prueba No. 3., que en las otras dos pruebas.

Como vía de sumario, se puede notar en la Tabla I que la reducción de coque en turno aparece como producto de gasolina aún cuando la temperatura de reacción haya sido elevada.

La fracción de peso de C_4 y los componentes más ligeros permanecen sustancialmente constantes, pero las fracciones C_3 y C_4 decrecen con un correspondiente incremento en el C_2 y en las fracciones más ligeras.

El contenido de olefina de las fracciones C_3 y C_4 aumenta, estando el mayor cambio en la fracción C_4 .

El contenido de isobutano de las parafinas C_4 permanece sustancialmente sin cambiar así como las propiedades del producto líquido.

Las pruebas anteriores indicaron cambios en los niveles de temperatura del regenerador y rendimiento de producto



5 variando el precalentado de abasto, sin embargo, otras variables de control independientes pueden ser modificadas para elevar la temperatura del regenerador justamente por debajo del diseño máximo. Por ejemplo, puede existir una disminución en el rendimiento de la corriente del fondo de la columna principal (indicado en el grabado como la corriente de petróleo clarificado pasando vía la línea 60), reciclando al reactor una cantidad mas alta de petróleo en la corriente del fondo aguada, (tal como la corriente que pasa vía la línea 11 al elevador 6 en el grabado.

10 En otras palabras, cualquier combinación de variables de control puede ser empleada arriba de la temperatura límite del regenerador, establecido por los aspectos metalúrgicos de la porción del regenerador de la unidad, de manera que la temperatura pueda elevarse al orden de los 677°C. La alta temperatura, con buenas prácticas de operación, no provoca problema con la sinterización catalizadora o de activación y, de hecho, la operación del regenerador parece mejorar con respecto a una remoción de coque más uniforme. El post-quemado no controlado puede ser evitado a los niveles altos de temperatura por el sistema descrito anteriormente de utilizar métodos de control de temperatura diferencial a través de las porciones más alta y más baja de la cámara del regenerador para efectuar el control de la cantidad de aire que está siendo introducido en la zona de fase densa del regenerador. La temperatura diferencial se convierte en una medida sensible de la cantidad de oxígeno presente y por tener insuficiente oxígeno presente para permitir la oxidación del monóxido de carbono a dióxido de carbono en la zona de fase ligera de la unidad, existe control adecua-

15
20
25
30

2531



do para prevenir que la temperatura se pierda. Generalmente, una temperatura diferencial de 14°C como máximo, permitirá un controlador de temperatura diferencial para regular la proporción de aire al regenerador por ajuste de la válvula en la línea de ventilación de aire desde el ventilador de aire, para a su vez proporcionar una operación del regenerador de estado estable que evitará el post-quemado y al mismo tiempo efectúa una reducción adecuada en el nivel de coque a menos de 0,5 por ciento de coque por peso y preferentemente de 0.3 a 0.4 por ciento residual en las partículas catalizadoras. De igual importancia, sin embargo, el contenido de oxígeno, del gas fluido, permanece en 0.0-0.2 por ciento lo que reduce el grado de oxidación de los separadores centrífugos.

El grado de producción de coque y el grado de circulación de catalizador varían inversamente con la temperatura del regenerador, como por ejemplo, una temperatura de operación "fría" del regenerador a digamos 593°C da por resultado un alto grado de coque para una proporción de abasto combinado dada y una temperatura de abasto combinado. Asentado de otra manera, el grado de coque se opone a la dirección en la cual se mueve la temperatura del regenerador, de manera que las operaciones a altos niveles de temperatura en el regenerador están en dirección de rendimientos de producto mejorados.



TABLA I

<u>Condiciones de operación</u>	<u>Prueba No. 1</u>	<u>Prueba No. 2</u>	<u>Prueba No. 3</u>
Temperatura de abasto fresco, °C.	212	298	370
Temp. abasto combinado, °C	260	297	327
Proporción abasto combinado	2.30	2.30	2.30
Temperatura de reactor °C	466	472	476
Temperatura regenerador, °C	620	631	641
Δ T°C. (Temp. diferencial entre reactor y regenerador)	154	159	165
Presión reactor (1) Kg/cm ²	1.055	1.055	1.055
Conversión aparente, Vol.-%	69.7	69.7	69.7
Conversión corregida (2), Vol.-%	69.2	68.9	69.6
Grado circulación catalítica, Kg./hora x 10 ⁻⁶	2.031	1.724	1.497
<u>Rendimientos de producto</u>			
C ₃ y más ligeros, Peso-%	7.6	7.8	9.1
C ₄ total fracción, Peso-%	8.8	8.6	7.7
Gasolina debutenizada (2), Vol.-%	49.6	50.1	51.2
Petroleo ciclo ligero, Vol.-%	26.1	27.6	26.7
Lechada clarificada, Vol.-%	4.2	3.5	3.7
Coque, Peso-%	9.4	8.6	7.9
<u>C₃ y más ligero, Mol.-%</u>	17	16	14
H ₂	17	16	14
C ₁	26	27	29
C ₂	19	22	24
C ₃ =	25	24	23
C ₃	13	11	10
	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100
<u>C₁ Total, Vol. líquido-%</u>			
C ₄ H ₈	46	50	53
i-C ₄ H ₁₀	43	40	37
n-C ₄ H ₁₀	11	10	10
	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> 100

(1) Sobre la presión atmosférica.

(2) Gasolina con el 90% hirviendo a 196°C.

267



Esta solicitud, que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América el 29 de Junio de 1962, bajo el No. 206.271, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

5

N O T A

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

10 1ª. - Un procedimiento continuo para desintegrar una corriente de carga de hidrocarburo que comprende abasto de petróleo fresco y petróleo de repaso en presencia de partículas catalizadoras subdivididas, en donde la corriente de hidrocarburo efectúa un contacto fluidizado de las partículas en una zona de reacción confinada, los productos de conversión están separados de las partículas en contacto, las partículas catalizadoras separadas que contienen un depósito de coque son regeneradas por contacto en estado fluidizado con una corriente de gas que contiene oxígeno en una zona confinada separada de regeneración, los productos de combustión gaseosa son separados de las partículas catalizadoras regeneradas y las partículas catalizadoras regeneradas con un reducido contenido de coque son regresadas a la zona de reacción para hacer contacto con la corriente de carga de hidrocarburo, caracterizados por el método de efectuar rendimientos mejorados de producto de la corriente de carga de hidrocarburo con un alto nivel de temperatura en la zona de regeneración, que comprende,

15

20

25

30



16

5 variar la temperatura de la zona de reacción y el tiempo de
contacto de la corriente de hidrocarburo con el catalizador
que responde a las características refractarias de la mencio-
nada corriente de carga de hidrocarburo y efectuando un de-
pósito de coque sobre las partículas catalizadoras, lo que
proporciona una temperatura de sobre 620°C. en la zona de re-
generación cuando se oxida el coque sobre las partículas ca-
talizadoras en presencia de una corriente controlada que con-
tiene oxígeno introducida a la mencionada zona de regenera-
10 ción, la introducción de la mencionada corriente que contie-
ne oxígeno estando regulada directamente con respecto a una
predeterminada temperatura diferencial entre la sección de
salida del gas y la sección conectante catalizadora de la
zona de regeneración para minimizar el exceso de oxígeno
15 ahí y para evitar un post-quemado en la porción superior de
la zona de regeneración.

22. - El procedimiento de acuerdo con la cláusula 1,
caracterizado por el método de operación que comprende el
precalentar la corriente de abasto fresco y variar el gra-
do de circulación catalítica para efectuar un nivel de de-
pósito de coque sobre las partículas catalizadoras propor-
20 cionando una temperatura de sobre 620°C, en la zona de re-
generación cuando se oxida el coque sobre las partículas
catalizadoras en presencia de una corriente controlada que
contiene oxígeno introducida a la mencionada zona de rege-
neración, con la introducción de tal corriente que contie-
ne oxígeno estando regulada con relación directa a una pre-
25 determinada temperatura diferencial entre la sección de sa-
lida del gas y la sección catalizadora de contacto de la
zona de regeneración para minimizar el exceso de oxígeno
30



ahí y para evitar el post-quemado en la porción superior de la zona de regeneración.

5 3º.- El procedimiento de acuerdo con la cláusula 1 ó 2, caracterizado por el método de operación que comprende, variar la proporción de abasto combinado de abasto fresco de petróleo para repasar el petróleo para incrementar el contenido de petróleo pesado ahí y simultáneamente incrementando la temperatura de la zona de reacción para efectuar un nivel de depósito de coque sobre las partículas catalizadoras, proporcionando una temperatura de sobre 620°C. en la zona de regeneración cuando se oxida el coque sobre las partículas catalizadoras en presencia de una corriente controlada que contiene oxígeno introducida a tal zona de regeneración, con la introducción de tal corriente estando regulada en relación directa a una temperatura diferencial predeterminada entre la sección de salida del gas y la sección catalizadora de contacto de la zona de regeneración para minimizar el exceso de oxígeno ahí y para evitar el post-quemado en la porción superior de la zona de regeneración.

10

15

20

 4º. - El procedimiento de acuerdo con una de las cláusulas de la 1 a la 3, caracterizado en que la temperatura y el tiempo de contacto de la corriente de hidrocarburo con el catalizador fluidizado en la zona de reacción están ajustados de manera que la oxidación del depósito de coque resultante sobre las partículas catalizadoras en la zona de regeneración provoca una temperatura entre los 620º y 677º C. en la sección de contacto de la mencionada zona de regeneración, y la temperatura diferencial entre la sección de salida del gas y la sección de contacto de

25

30



la mencionada zona de regeneración es mantenida a un máximo de 14°C.

5 5º. - El procedimiento de acuerdo con la cláusula 4, caracterizado en que la temperatura diferencial entre la sección de salida del gas y la sección de contacto en la zona de regeneración, es mantenida a un nivel que corresponde a una concentración de oxígeno libre inferior a 0,2% en el tubo de gas proveniente de la mencionada sección de salida.

10 6º. - Un procedimiento continuo para desintegrar una corriente de carga de hidrocarburo.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en el dibujo que se acompaña y con los fines que se han especificado.

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

Madrid,

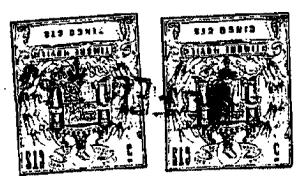
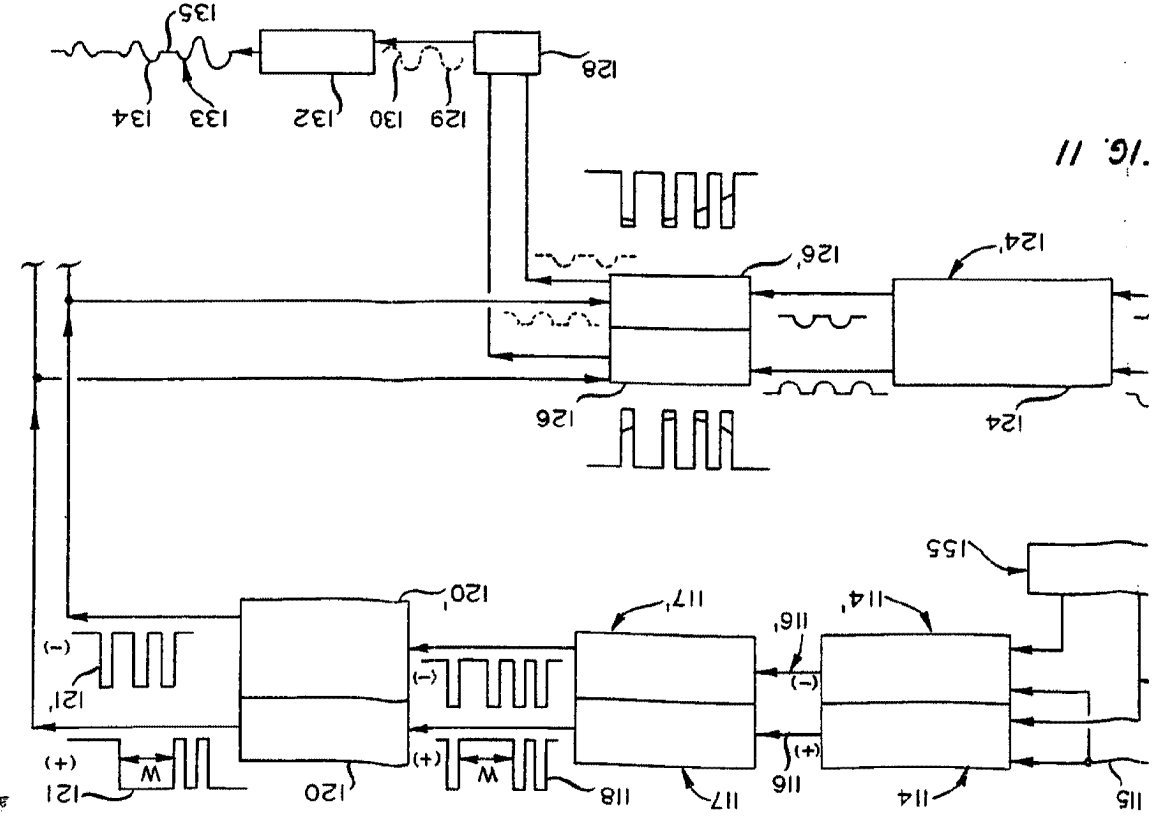
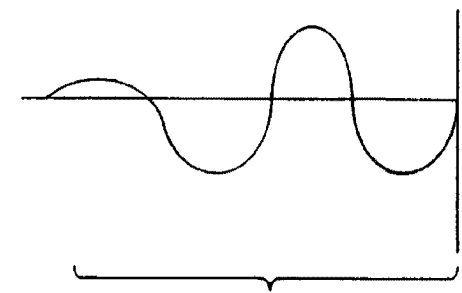
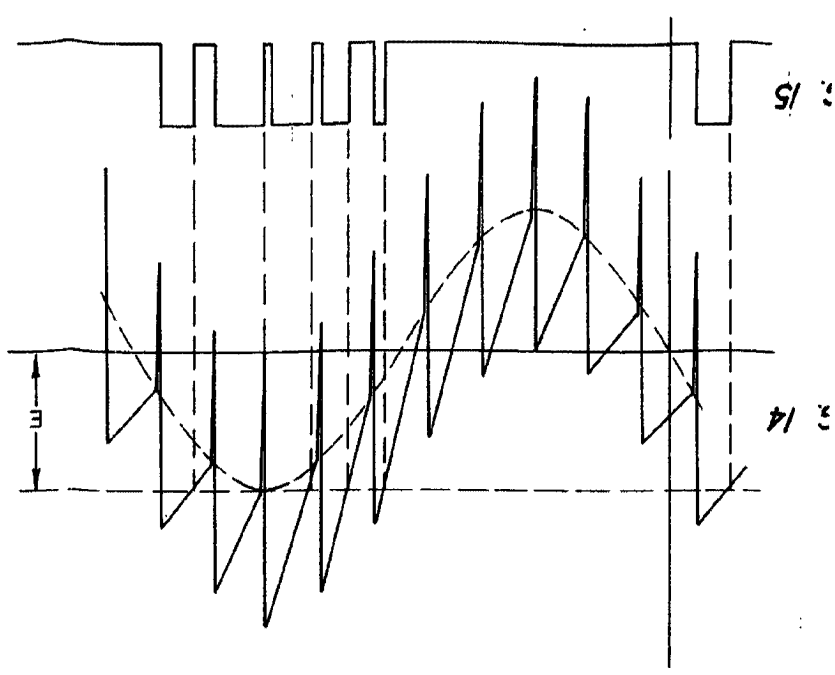
16 NOV. 1962

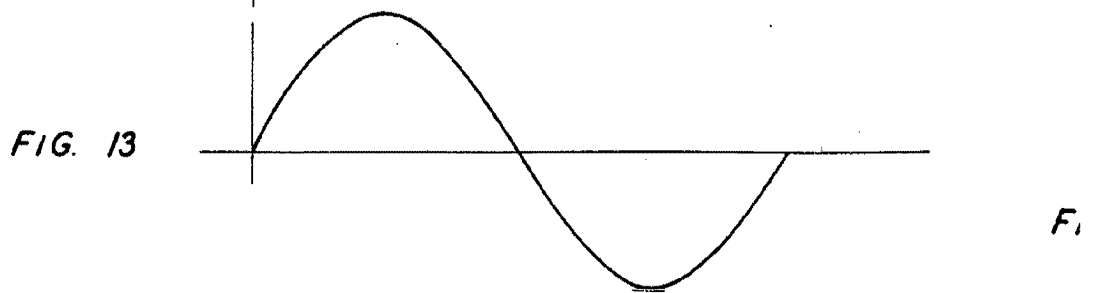
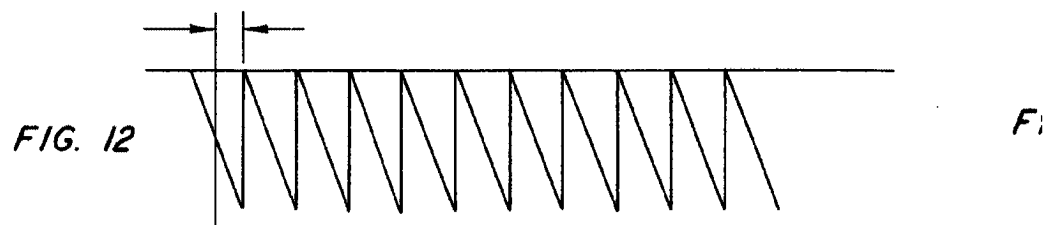
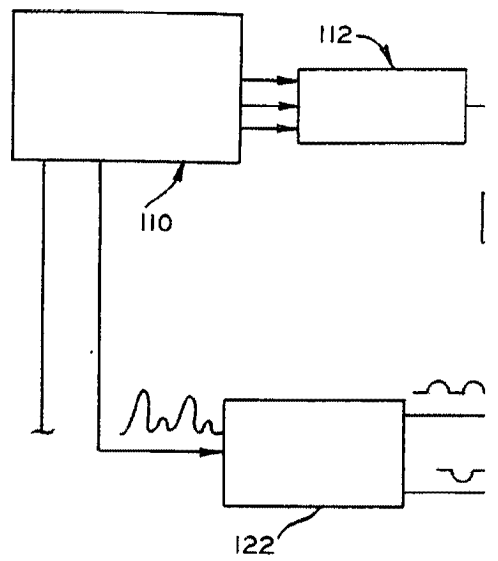
P. A.
Alberto de Elzaburu
Fon. 6044

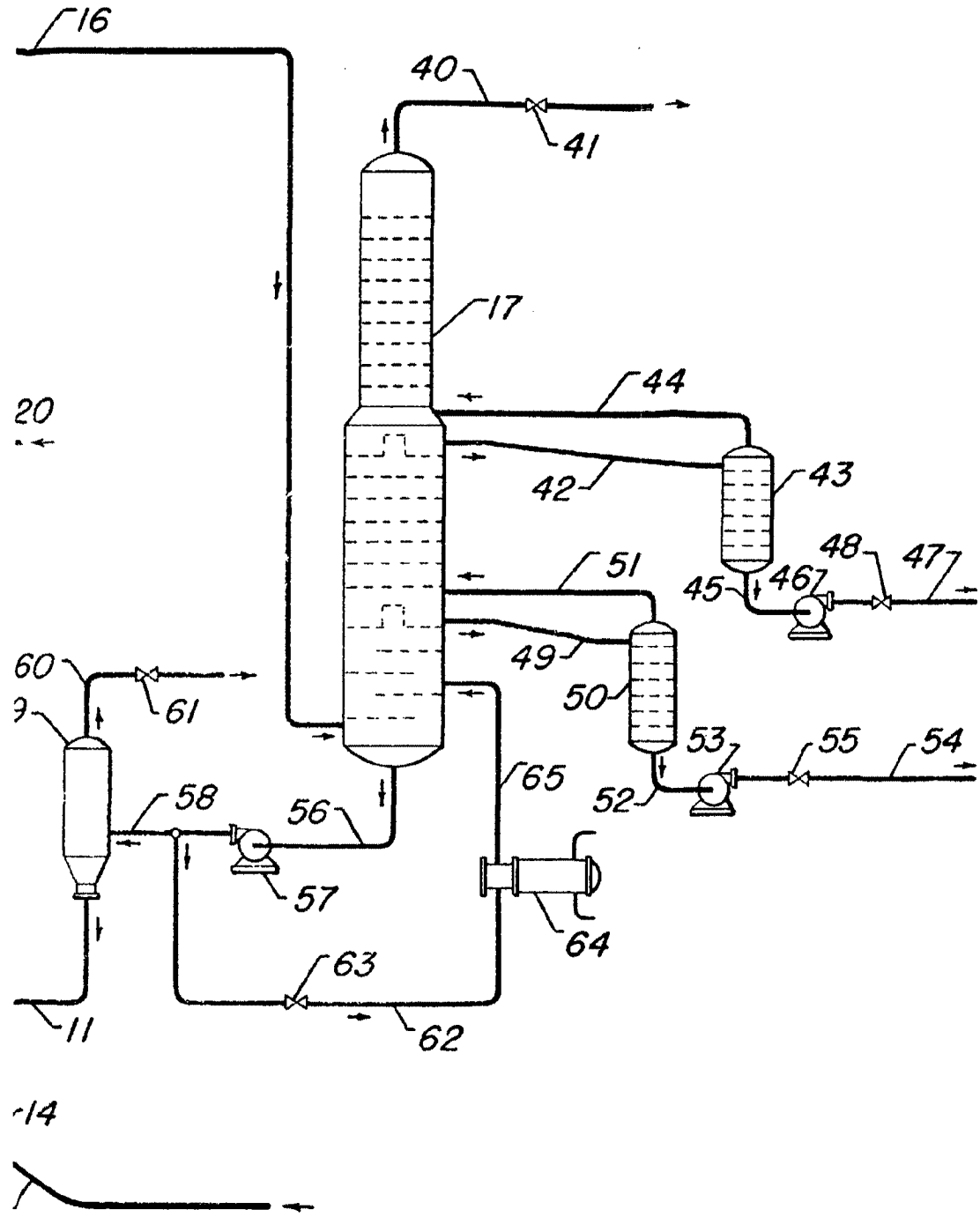
282531

Handwritten scribbles and markings at the top left of the page.

Handwritten number 42534.







Alberto de Elvira
Por Fidei

