



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 360 421**

51 Int. Cl.:
B01D 53/56 (2006.01)
C10G 11/18 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **06845515 .3**
96 Fecha de presentación : **15.12.2006**
97 Número de publicación de la solicitud: **1971417**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **24.09.2008**

54 Título: **Reducción de CO y NO_x en el gas de combustión del regenerador.**

30 Prioridad: **21.12.2005 US 312596**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
03.06.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
03.06.2011

73 Titular/es: **PRAXAIR TECHNOLOGY, Inc.**
39 Old Ridgebury Road
Danbury, Connecticut 06810-5113, US

72 Inventor/es: **Rosen, Lee;**
Wu, Kuang-Tsai y
Ahmed, M., Mushtaq

74 Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

ES 2 360 421 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Reducción de CO y NO_x en el gas de combustión del regenerador.

Campo de la invención

5 Esta invención se refiere al tratamiento de gases de combustión procedentes de unidades de regeneración de catalizador.

Antecedentes de la invención

10 El craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) es una operación unitaria en la que las fracciones petrolíferas de mayor peso molecular se craquean en moléculas más pequeñas bajo el calor y con un catalizador. Durante el procedimiento de craqueo, se forman depósitos de coque sobre la superficie del catalizador, lo que hace necesaria la regeneración del catalizador. Por lo tanto, el catalizador se separa continuamente de los vapores generados por el procedimiento de craqueo y se regenera en un regenerador de FCC, donde los depósitos de coque se eliminan quemándolos y se restablece la actividad del catalizador.

15 El regenerador de FCC puede operar de dos modos: combustión completa o combustión parcial. En el modo de combustión completa, la mayor parte del carbono de los depósitos de coque se convierte en CO₂ al hacerlo reaccionar con el oxígeno de una corriente oxidante que también se alimenta al regenerador. Cuando el regenerador se opera en el modo de combustión parcial, el carbono reacciona con el oxígeno de una corriente oxidante y se convierte en CO y CO₂. En este caso, el CO del gas de combustión del regenerador típicamente se oxida a CO₂ en una caldera aguas abajo, para recuperar el calor de la oxidación del CO y también para limitar las emisiones de CO en el gas de combustión de la caldera. La caldera de CO tiene unos quemadores de combustión por aire para crear una zona de llama caliente que el gas de combustión del regenerador tiene que atravesar y en la que el CO se oxida a CO₂. Como combustible auxiliar para los quemadores de la caldera de CO se puede usar un gas de refinería efluente. El calor liberado por la oxidación del CO y por la combustión del gas de refinería se recupera en la caldera para producir vapor de agua de proceso. El gas de combustión de un regenerador de FCC también contiene otras especies en cantidades muy pequeñas, tales como SO₂, NO_x, y especies de nitrógeno reducido, tales como el NH₃ y el HCN. Típicamente, en el modo de combustión completa la mayor parte del nitrógeno de los depósitos de carbono se oxida a NO_x. En el modo de combustión parcial, algo del nitrógeno también se transforma en NH₃ y HCN, y algo del NH₃ y el HCN se oxida a NO_x en la caldera de CO aguas abajo. La cantidad de NO_x más la cantidad de otras especies de nitrógeno reducido, tales como el HCN, NH₃, CN, HNO, de aquí en adelante se llama convenientemente "nitrógeno fijado total" (o "NFT").

20 El modo más común de operación de un regenerador, actualmente en uso, es el modo de combustión completa. Recientemente, se ha renovado el interés por el modo de combustión parcial debido al deseo de los refinadores de maximizar la capacidad de producción del FCC, pero existen límites técnicos en cuanto a la cantidad de alimentación que se puede hacer pasar a través de una unidad FCC en un tiempo determinado. Por ejemplo, cuando se aumenta el caudal de alimentación a un FCC, el gas de combustión del regenerador de FCC contendrá más CO si el FCC ya está operando con unas limitaciones máximas de la soplante de aire. Para cumplir las regulaciones medioambientales, este aumento de CO en el gas de combustión del regenerador de FCC se debe quemar en la caldera de CO aguas abajo. Esto puede presentar un problema para algunas calderas, porque la caldera puede que no sea capaz de destruir el aumento de CO por debajo de los niveles de ppm (partes por millón) requeridos para cumplir con las regulaciones medioambientales. De este modo, la capacidad de la caldera para destruir el CO se vuelve un cuello de botella para cualquiera de las medidas de mejora de la capacidad del FCC aguas arriba.

25 La potencia térmica total de los quemadores de la caldera de CO está en gran parte impuesta por la necesidad de proporcionar una temperatura de llama suficientemente alta para la suficiente destrucción del CO por combustión en el gas de combustión del regenerador de FCC. Típicamente, se recomiendan unas temperaturas de llama de aproximadamente 982°C (1.800°F), aunque la temperatura de autoignición del gas CO es mucho más baja (aproximadamente 788°C (1.450°F)). Para una composición dada del gas de combustión del regenerador, existe una potencia térmica mínima de la caldera por debajo de la cual no es satisfactoria la cuantía de la destrucción térmica del CO que se consigue. En muchas ocasiones, esta potencia térmica mínima de la caldera produce un exceso de vapor de agua de proceso que en última instancia se purga a la atmósfera ambiente sin ningún uso. Esto representa una pérdida de energía del combustible.

30 Algunos sistemas de FCC tienen unos dispositivos de separación de NO_x y/o NO_x/SO_x a baja temperatura, aguas abajo de la caldera de CO. Normalmente, el procedimiento de separación de NO_x a baja temperatura requiere una cuantía específica del tiempo de residencia del gas para conseguir la eficacia deseada en la reducción de NO_x. Otro problema asociado con el aumento de la capacidad del FCC es que también puede aumentar el volumen del gas de combustión del regenerador de FCC. El aumento del volumen del gas de combustión del regenerador acorta el tiempo de residencia del gas disponible para los dispositivos de separación de NO_x aguas abajo y reduce su eficacia de reducción de NO_x. El aumento del volumen del gas de combustión del regenerador también fomenta el arrastre de fluido corrosivo de lavado y aumenta el riesgo de aceleración de la corrosión después del lavador.

Otros procedimientos que tratan el gas de combustión de un regenerador de FCC difieren de la presente invención,

pero difieren en condiciones importantes y no proporcionan las ventajas que consigue la presente invención. Por ejemplo, la patente de EE.UU. N° 5.240.690 enseña la adición de un gas que contiene oxígeno al gas de combustión de un regenerador para producir un gas efluente que tiene una temperatura entre 583°C (1.000°F) y 871°C (1.600°F), pero manifiesta que el objetivo es aumentar la formación de NO_x en el gas de combustión. La patente de EE.UU. N° 5.716.514 describe un método en el que el monóxido de carbono no se convierte preferencialmente en dióxido de carbono. La patente de EE.UU. N° 5.830.346 describe un método que requiere el uso de un catalizador para la conversión. La patente de EE.UU. N° 5.372.706 describe la reducción de las emisiones de óxidos de nitrógeno (NO_x) de un regenerador de FCC, operando el regenerador en el modo de combustión parcial del CO y añadiendo al gas de combustión aire sub-estequiométrico, o exactamente estequiométrico. La mayor parte del CO y la mayor parte de los NO_x y precursores de los NO_x se convierten térmicamente a 1.093°C (2.000°F), luego el gas se enfría por debajo de aproximadamente 980°C (1.800°F) y se completa la combustión del CO. La patente de EE.UU. N° 4.519.993 describe un procedimiento mejorado para la evacuación del nitrógeno enlazado químicamente en corrientes industriales de desecho. Una corriente efluente que contiene nitrógeno enlazado químicamente, tal como una corriente de amoníaco, se pone en contacto con una cantidad eficaz de un gas que contiene oxígeno y un exceso estequiométrico de un hidrocarburo, basado en la cantidad total de oxígeno disponible, a una temperatura mayor que aproximadamente 1.093°C (2.000°F) o menor que 1.649°C (3.000°F), para proporcionar un efluente de combustión. Después de eso, el efluente de combustión se pone en contacto con una cantidad eficaz de una corriente gaseosa que contiene menos oxígeno que el que sostiene la propagación de la llama, a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 871°C (1.600°F) a aproximadamente 982°C (1.800°F), para oxidar sustancialmente todos los combustibles presentes en el efluente de combustión y proporcionar un efluente de oxidación sin sustancialmente óxidos de nitrógeno (NO_x) y combustibles. El efluente de oxidación se puede enfriar en un equipo de intercambio de calor para recuperar energía, reciclar para sostener la combustión y/o la oxidación de los combustibles, o purgar a la atmósfera.

Breve compendio de la invención

El método de la invención para tratar una corriente de gas de combustión de un regenerador comprende:

(A) proporcionar una corriente de gas de combustión de un regenerador, procedente de un regenerador de catalizador, que contiene NO_x y monóxido de carbono;

(B) mezclar un combustible y oxígeno, y quemar una parte del oxígeno de la mezcla con dicho combustible, para formar una corriente oxidante caliente que tiene una temperatura de al menos 1.093°C (2.000°F) y que contiene oxígeno y productos de dicha combustión;

(C) alimentar la corriente oxidante caliente a la corriente de gas de combustión de un regenerador para formar una mezcla que tiene una temperatura mayor que 676°C (1.250°F), suficiente para convertir el monóxido de carbono de la mezcla en dióxido de carbono y para convertir los NO_x de la mezcla en N₂, de modo que la cantidad de NO_x en la mezcla después de dicha conversión es menor que la cantidad de NO_x en dicha corriente de gas de combustión de un regenerador antes de que se forme dicha mezcla;

en el que la corriente oxidante caliente formada en la etapa (B) se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador en la etapa (C) a una velocidad de al menos 152 metros (500 pies) por segundo.

Preferiblemente, cuando la mezcla se forma en la etapa (C) no se añade un catalizador que fomenta la conversión del monóxido de carbono o de los NO_x.

Según se usa aquí, la expresión "NO_x" indica compuestos de nitrógeno y oxígeno, y sus mezclas, que incluyen, pero no se limitan a ellos, NO, N₂O, NO₂, N₂O₄, y sus mezclas.

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es un diagrama de flujo que muestra una realización de la presente invención.

La Figura 2 es un diagrama de flujo de una parte de una realización alternativa de la presente invención.

La Figura 3 es un diagrama de flujo de una parte de otra realización de la presente invención.

La Figura 4 es un diagrama de flujo de todavía otra realización de la presente invención.

La Figura 5 es una representación esquemática de un generador de oxígeno caliente útil en la presente invención.

Descripción detallada de la invención

Aunque la siguiente descripción de la presente invención se refiere a las figuras, no se ha de considerar que la invención se limita a las realizaciones representadas en las figuras.

Con referencia a la Figura 1, un regenerador de FCC (10) recibe y regenera un catalizador usado (2) procedente de

una unidad FCC (no mostrada), y el catalizador regenerado (4) se mezcla con una corriente de alimentación de FCC (6) para formar la corriente (8) que se transporta de nuevo a la unidad FCC. Preferiblemente, la corriente (12) de gas de combustión del regenerador pasa a través de un dispositivo para separar del gas de combustión el catalizador arrastrado. Un dispositivo tal es un separador ciclónico (20) en el que el catalizador fino arrastrado por la corriente de gas de combustión se separa y descarga a través del conducto 22. La corriente (12) de gas de combustión del regenerador, opcionalmente, pero preferiblemente, pasa a través de una turbina (23) de recuperación de energía para convertir la energía cinética del gas de combustión del regenerador en energía fácilmente utilizable. Después de pasar a través de la turbina de recuperación de energía, la corriente (12) de gas de combustión del regenerador fluye adentro y a través del conducto (30) o cámara de gas de combustión del regenerador, desde el que el gas de combustión (12) puede pasar a una caldera (50) de CO aguas abajo.

Si el regenerador de FCC (10) se opera en el modo de combustión parcial, la corriente (12) de gas de combustión del regenerador que entra en el conducto (30) puede contener: NO_x , 1 a 8% de CO, y cientos o miles de ppm de precursores de NO_x , tales como NH_3 y HCN. Si el regenerador de FCC (10) se opera en el modo de combustión parcial con una condición suficientemente rica en combustible, la corriente (12) de gas de combustión del regenerador que entra en el conducto (30) puede no contener NO_x , y contener 1 a 8% de CO y cientos o miles de ppm de uno o ambos de los precursores de NO_x , NH_3 y HCN. Si el regenerador (10) de FCC se opera en el modo de combustión completa, la corriente (12) de gas de combustión del regenerador puede contener NO_x , hasta 1% de CO y cientos de ppm de precursores de NO_x . Es decir, la corriente de gas de combustión del regenerador contendrá NO_x , o no contendrá NO_x pero si contendrá uno o ambos de NH_3 y HCN, o contendrá NO_x junto con uno o ambos de NH_3 y HCN.

En cualquiera de estos modos, la corriente de gas de combustión del regenerador que entra en el conducto (30) tiene una temperatura en el intervalo de 593°C (1.100°F) a 760°C (1.400°F).

En el conducto (30) de gas de combustión del regenerador, o en cualquier cámara adecuada en lugar del conducto, al gas de combustión del regenerador se alimenta una corriente (32) de un oxidante gaseoso caliente con un momento alto. Se mezclan el oxidante caliente y el gas de combustión del regenerador, durante lo cual el oxígeno caliente quema el CO del gas de combustión del regenerador en CO_2 y convierte al menos algo de los NO_x (si están presentes) y los precursores de NO_x , NH_3 (si está presente) y HCN (si está presente), en N_2 medioambientalmente benigno. La mezcla de gases resultante como corriente (38) comprende los productos de estas reacciones entre el oxidante caliente y el gas de combustión del regenerador de FCC y está disponible para su aprovechamiento posterior o para purgarla a la atmósfera.

En una manera preferida de aprovechamiento de la corriente (38), esta se alimenta a la caldera de CO (50) a través de una abertura de entrada (51). En la caldera de CO (50), se suministra aire de combustión (52) y combustible auxiliar (54) a los quemadores de la caldera y se crea una zona de llama (56). El CO restante o que no ha reaccionado de la corriente (38) se quema transformándose en CO_2 cuando la corriente pasa a través de la zona de llama. La corriente total (58) de gas de combustión de la caldera, después de una recuperación de calor dentro de la caldera de CO para fabricar vapor de agua, sale de la caldera y fluye a la unidad (60) de eliminación de NO_x a baja temperatura. Luego, el gas de combustión de la caldera pasa a través de un lavador (70) por vía húmeda para el control de las emisiones, y finalmente el gas de combustión de la caldera limpio se envía a la chimenea (80) y se emite a la atmósfera (82). En otra realización posible, el calor generado en la combustión del gas se recupera mediante intercambio térmico con otra corriente química de proceso, en lugar de hervir agua de alimentación para formar vapor de agua.

Otras formas en las que se puede aprovechar toda o parte de la corriente (38) incluyen usarla como corriente de alimentación para reacciones de procesos químicos y hacerla pasar a través de un intercambiador de calor, en el que su calor se transfiere a otra corriente de proceso.

Para proporcionar la corriente (32) de oxígeno caliente de momento alto, con referencia a la Figura 5, la corriente (40) de oxidante que tiene una concentración de oxígeno de al menos 30 por ciento en volumen, y preferiblemente al menos 85 por ciento en volumen, se proporciona a un generador (42) de oxígeno caliente que, preferiblemente, es una cámara o un conducto que comunica con el conducto o cámara de gas de combustión de un regenerador, a través de una abertura adecuada. Lo más preferiblemente, el oxidante es oxígeno técnicamente puro que tiene una concentración de oxígeno de 99,5 por ciento en volumen o más. El oxidante alimentado al generador de oxígeno caliente tiene una velocidad inicial que, generalmente, está dentro del intervalo de 15 a 91 metros por segundo (m/s) (50 a 300 pies por segundo (fps)), y típicamente es menor que 61 m/s (200 fps).

En el generador (42) de oxígeno caliente, se proporciona la corriente (44) de combustible al oxidante por medio de una boquilla de combustible adecuada, que puede ser cualquier boquilla adecuada usada generalmente para la inyección de combustible. El combustible puede ser cualquier fluido combustible adecuado cuyos ejemplos incluyen gas natural, metano, propano, hidrógeno y gas de hornos de coque. Preferiblemente, el combustible es un combustible gaseoso. También se pueden usar combustibles líquidos, tales como el fuel-oil número 2, aunque con un combustible líquido es más difícil mantener una buena mezcla y una combustión fiable y segura con el oxidante que con un combustible gaseoso.

El combustible proporcionado al generador (42) de oxígeno caliente se quema allí con el oxidante para producir calor

y productos de la reacción de combustión, tales como dióxido de carbono y vapor de agua. Preferiblemente, con el combustible se quema no más de aproximadamente 20 por ciento del oxígeno del oxidante, de otro modo se puede proporcionar insuficiente oxígeno caliente al regenerador de gas de combustión. Además, si en el generador de oxígeno caliente se quema con el combustible más de aproximadamente 20 por ciento del oxígeno, entonces la temperatura del oxígeno restante puede aumentar a niveles indeseables.

Los productos de la reacción de combustión generados en el generador (42) de oxígeno caliente se mezclan con el oxígeno restante del oxidante, proporcionando de este modo calor al oxígeno restante y elevando su temperatura. Preferiblemente, el combustible se proporciona al generador (42) de oxígeno caliente a una velocidad alta, típicamente mayor que 61 m/s (200 fps) y generalmente dentro del intervalo de 152 a 457 m/s (500 a 1.500 fps). La velocidad alta sirve para arrastrar el oxidante a la reacción de combustión, estableciendo de este modo una llama estable. La velocidad alta posibilita el arrastre adicional de los productos de la reacción de combustión y del oxidante a la reacción de combustión, esto mejora la mezclado de los productos calientes de la reacción de combustión con el oxígeno restante de dentro del generador de oxígeno caliente, y de este modo un calentamiento más eficaz del oxígeno restante.

Generalmente, la temperatura del oxidante restante de dentro del conducto de suministro de oxidante se eleva en al menos aproximadamente 260°C (500°F), y preferiblemente en al menos aproximadamente 538°C (1.000°F). Sin embargo, se prefiere que la temperatura del oxidante restante no supere aproximadamente 1.648°C (3.000°F) porque por encima de esa temperatura aumenta considerablemente la disociación de los productos de la reacción de combustión, lo que provoca problemas de sobrecalentamiento en los conductos y boquillas de suministro.

Conforme aumenta la temperatura del oxígeno restante de dentro del generador (42) de oxígeno caliente, disminuye la presión requerida de suministro del oxidante para conseguir una velocidad dada de inyección de oxidante en el gas de combustión del regenerador. Cuando el oxígeno está a temperatura ambiente, la presión requerida supera 150 kPa (7 libras por pulgada cuadrada manométricas (psig)) con el fin de inyectar el oxígeno en el gas de combustión del regenerador a una velocidad de 244 m/s (800 fps). Conforme aumenta la temperatura del oxígeno, la presión requerida disminuye pronunciadamente. A una temperatura de 815°C (1.500°F) la presión requerida es 113 kPa (1,65 psig), y a una temperatura de 1.649°C (3.000°F) la presión requerida solamente es 108 kPa (0,91 psig). A temperaturas que superan 1.649°C (3.000°F) hay un pequeño beneficio adicional, lo que proporciona de este modo otra razón para no superar el 20 por ciento de combustión del oxígeno con el combustible. De este modo, la generación de oxígeno caliente de esta manera puede proporcionar al gas de combustión del regenerador una corriente (42) oxidante caliente de velocidad alta, sin necesidad de una presión alta de suministro, reduciendo o eliminando de este modo la necesidad de comprimir el oxidante antes de hacerlo pasar al gas de combustión del regenerador, lo que de lo contrario sería necesario si la presión de la fuente de oxidante no fuera alta.

La corriente (42) de oxígeno caliente obtenida de esta manera se hace pasar desde el generador de oxígeno caliente al gas de combustión del regenerador, a través de una abertura o lanza adecuada, como una corriente de oxígeno caliente de alta velocidad que tiene una temperatura de al menos 1.093°C (2.000°F). Generalmente, la velocidad de la corriente de oxígeno caliente está dentro del intervalo de 152 a 914 metros por segundo (m/s) (500 a 3.000 pies por segundo (fps)), preferiblemente 152 a 610 ó a 762 m/s (500 a 2.000 ó a 2.500 fps), y supera la velocidad inicial en al menos 91 m/s (300 fps).

La composición de la corriente de oxígeno caliente depende de las condiciones bajo las que se genera la corriente, pero preferiblemente contiene al menos 75% (en volumen) de O₂. Una composición típica para esta corriente es aproximadamente 80% de O₂, 12% de H₂O, 6% de CO₂ y algunos radicales altamente reactivos, tales como OH, O y H. Estos radicales reactivos son particularmente eficaces para iniciar y oxidar el CO en CO₂. La corriente de gas oxígeno caliente sale por la boquilla o lanza y se alimenta al gas de combustión del regenerador con una velocidad y un momento altos, que dan lugar a una mezclado acelerada entre el gas caliente y el gas de combustión del regenerador de FCC.

La formación de una corriente de oxígeno caliente de momento alto se puede llevar a cabo de acuerdo con la descripción de la patente de EE.UU. N° 5.266.024, cuyo contenido se incorpora aquí como referencia.

Se cree que la corriente de oxígeno caliente de velocidad alta arrastra el gas (12) de combustión del regenerador de FCC a través de los contornos del chorro, mediante gradientes de velocidad o esfuerzo cortante. La mezcla resultante del gas de combustión del regenerador y la corriente de oxígeno caliente tiene una temperatura de al menos 677°C (1.250°F), y preferiblemente al menos 760°C (1.400°F), aunque se pueden producir ventajas cuando la temperatura de esta mezcla está por encima de 871°C (1.600°F).

En otras realizaciones de la invención, a la corriente de gas de combustión de un regenerador se alimentan dos o más corrientes oxidantes calientes de momento alto. La Figura 2 representa una realización tal. En la Figura 2, la corriente (12) de gas de combustión de un regenerador de FCC entra al conducto (30), donde se mezcla con una corriente (32) oxidante caliente de momento alto formada y alimentada como se describió anteriormente con respecto a la corriente (32) de la Figura 1. Durante esta mezclado, se destruye parte del CO y del NFT contenidos en la corriente (12) de gas de combustión del regenerador, formando la corriente (31) de mezcla que ha reaccionado, a la que se alimenta y se mezcla una segunda corriente (32b) oxidante caliente de momento alto (también formada y

alimentada como se describió anteriormente con respecto a la corriente (32)). La segunda corriente (32b) se mezcla con la corriente (31) de mezcla que ha reaccionado y en la corriente (31) se reduce más la cantidad de CO, NO_x y precursores de NO_x. La corriente (38) de la mezcla resultante se puede alimentar a la abertura de entrada (51) de una caldera de CO o, como se describió anteriormente, se puede aprovechar de otras formas.

5 En esta realización, la conversión de CO en CO₂ en el gas de combustión de un regenerador se produce bajo condiciones sub-estequiométricas, en múltiples etapas, porque no se suministra de una vez todo el oxígeno caliente. Bajo esta configuración, las reacciones de destrucción del NFT se producen con tiempos de residencia más largos bajo estas condiciones ricas en combustible, debido a la destrucción escalonada del CO por combustión. Por lo tanto, se esperan unas eficacias más altas de destrucción de los precursores de NO_x o de NFT.

10 Otra realización de la presente invención es añadir oxígeno para mejorar la combustión dentro de la cámara de combustión de la caldera de CO. Esta realización se representa en la Figura 3, en que los números de referencia que aparecen en la Figura 3 tienen los significados dados en la Figura 1. En esta realización, la corriente (57) de oxígeno se puede alimentar a la corriente (52) de aire de combustión, o el oxígeno se puede alimentar directamente a la cámara de combustión, tal como con una lanza (53) adecuada, o el oxígeno se puede añadir de ambas formas, como las corrientes (57) y por medio de las lanzas (53). Otra práctica es cambiar algunos o todos los quemadores de combustión por aire de la caldera por quemadores de combustión por oxi-combustible (no mostrados en la Figura 3). El oxígeno añadido de cualquiera de estas formas debe formar una corriente que contiene más de 21% en volumen de O₂, y más preferiblemente más de 90% en volumen de O₂.

20 Para las unidades que son excedentes en vapor de agua, el uso del oxígeno da lugar a una reducción del caudal de gas de combustión de la caldera, para una temperatura de referencia de la llama de la caldera. Puesto que la reducción del caudal de gas de combustión disminuye la pérdida del calor sensible transportado por los humos de la caldera, se puede reducir la potencia térmica de la caldera de CO mientras que la temperatura de la llama se mantiene constante. La reducción del caudal de gas de combustión y de la potencia térmica de la caldera conduce a un aumento del tiempo de residencia del gas de combustión disponible para los dispositivos de separación de NO_x aguas abajo para conseguir una mayor eficacia de destrucción de NO_x.

25 En cambio, para las unidades que son deficitarias en vapor de agua, el uso del oxígeno permite a la caldera de CO tratar más gas de combustión de un regenerador y generar más vapor de agua, para la misma potencia térmica de referencia. En este caso, el volumen total de gas de combustión de la caldera se puede mantener en aproximadamente el mismo nivel que el de referencia, incluso aunque la caldera de CO trate más gas de combustión de un regenerador de FCC. Por lo tanto, con el uso del oxígeno aumenta la capacidad de la caldera de CO, en términos del tratamiento del flujo de gas de combustión del regenerador de FCC. Por ejemplo, los cálculos del balance de masas y energía han mostrado que si el aire se enriquece para tener 23,5% en moles de O₂, la capacidad de la caldera de CO puede aumentar en 7%. Cuando la caldera de CO se convierte para que quemee oxi-combustible, su capacidad puede aumentar en 30%. Si esta aptitud para aumentar la capacidad de la caldera de CO se transfiere a la unidad FCC aguas arriba y al regenerador, la caldera de CO ya no será un cuello de botella para las medidas de mejora de la capacidad de las unidades FCC aguas arriba, y los beneficios económicos para el operador de refinería pueden ser sustanciosos.

30 La Figura 4 muestra todavía otra realización de esta invención. En la Figura 4, la corriente (32) oxidante caliente de momento alto se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador, después del separador ciclónico (20) y aguas arriba de la turbina (23) de recuperación de energía. En esta realización, el calor proporcionado por el oxígeno caliente y el calor liberado por la destrucción del CO por combustión pueden aumentar la temperatura del gas de combustión de un regenerador de 107°C (225°F) a 271°C (520°F), antes de que la corriente de gas entre en la turbina (23) de recuperación de energía. La alimentación de la corriente (32) de oxígeno caliente, para la destrucción del CO por combustión, también aumenta el caudal másico total del gas de combustión de un regenerador de aproximadamente 0.6 a 2%. El aumento del flujo másico y de la temperatura del gas aumentan la capacidad de la turbina de recuperación de energía, debido al aumento del momento de la corriente de gas que entra en la turbina. La cuantía del flujo de oxígeno caliente y el alcance de la destrucción del CO por combustión se pueden controlar para cumplir los límites de temperatura de la turbina.

35 Existen otras combinaciones de configuraciones. Por ejemplo, después de la turbina (23) se puede alimentar una segunda corriente opcional de momento alto de oxidante (32b) caliente. En este caso, la destrucción del CO por combustión es escalonada; de este modo se espera que sea mayor la eficacia de la destrucción del NFT o los precursores de NO_x.

Se espera que esta invención tenga las siguientes ventajas únicas y no evidentes:

55 Se mitigan o eliminan los límites operativos en la caldera de CO. Es decir, la unidad FCC aguas arriba puede operar en un modo de combustión parcial más profunda (es decir, más rica en combustible) para aumentar la capacidad, es decir, se aumenta el caudal de la alimentación al FCC mientras que el caudal de aire se mantiene en un máximo permisible. Bajo esta condición de operación, el gas de combustión de un regenerador de FCC contiene más CO y más especies de NFT. Sin embargo, este gas de combustión de un regenerador de FCC se mezcla rápidamente con el oxígeno caliente de momento alto inyectado, para la destrucción del CO por combustión y para la destrucción del

NFT. La cantidad de oxígeno caliente inyectado se puede ajustar de modo que cualquier CO y NFT restantes en el gas de combustión del regenerador se pueden destruir adecuadamente en la caldera de CO aguas abajo. En esencia, esta invención elimina las limitaciones impuestas por la caldera de CO en la manipulación de gas de combustión de un regenerador que contiene altas concentraciones de CO y NFT. De este modo, la invención permite a las unidades FCC existentes operar con capacidades mayores con una pequeña inversión de capital.

El consumo de combustible en la caldera de CO se reduce, y la incidencia de la producción de vapor de agua en exceso se produce menos frecuentemente. Es decir, la temperatura del gas de combustión de un regenerador de FCC, normalmente en el intervalo de 677°C (1.250°F) a 732°C (1.350°F) a la salida de la unidad FCC, puede que no sea suficientemente alta para sostener la destrucción del CO por combustión. La alimentación de oxígeno caliente al gas de combustión de un regenerador proporciona el oxígeno necesario para la destrucción del CO por combustión y suministra el calor adicional para elevar la temperatura del gas de combustión de un regenerador. La combinación de estos dos factores permite que el CO de los humos de un regenerador se oxide a CO₂ y libere calor, lo que aumenta la temperatura del gas de combustión de un regenerador de FCC que entra en la caldera de CO. Por lo tanto, para mantener una temperatura deseada de la llama de la caldera, se puede reducir el flujo de combustible auxiliar a la caldera de CO. La reducción del flujo de combustible de la caldera también reduce la tasa de producción de vapor de agua de la caldera. En las situaciones en que hay un exceso de vapor de agua que se debe purgar, las reducciones del flujo de combustible de la caldera y de la purga del vapor de agua presentan ventajas económicas para los operadores de refinería.

El volumen de gas de combustión se reduce, y el tiempo de residencia del gas de combustión se aumenta. La reducción del flujo de combustible auxiliar de la caldera, como se describe en el párrafo previo, también reduce el volumen de gas de combustión de la caldera de CO. Esta reducción del volumen se traduce en unos tiempos más largos de residencia del gas disponibles para cualquier procedimiento de eliminación de NO_x aguas abajo para conseguir una eficacia superior de destrucción de NO_x. La reducción del volumen de gas de combustión también reduce la velocidad del gas en cualquier lavador aguas abajo de la caldera de CO, reduciendo de este modo el riesgo de una corrosión severa inducida por el arrastre de fluidos corrosivos de lavado.

La caldera de CO se puede eliminar cuando no sea necesaria para la generación de vapor de agua, y el equipo asociado de control de la contaminación se puede reducir de tamaño. Es decir, si se alimenta suficiente oxígeno caliente al gas de combustión de un regenerador de FCC para eliminar por combustión todo el CO contenido y para reducir el NFT presente en el gas nitrógeno, entonces, si no es necesario el vapor de agua, no es necesario instalar una caldera de CO aguas abajo. En este caso, el gas de combustión caliente de un regenerador de FCC puede pasar directamente a través de un dispositivo de recuperación de calor, tal como uno o más intercambiadores de calor, para la recuperación de energía. Debido a que el combustible auxiliar de la caldera y el aire de combustión para la caldera de CO ya no serían necesarios tampoco, es mucho menor el volumen de gas de combustión que entra en los dispositivos de eliminación de NO_x a baja temperatura y los lavadores aguas abajo. Esto reduce el tamaño de todos los dispositivos de control de la contaminación aguas abajo.

El caudal de alimentación del oxidante caliente se puede optimizar para una destrucción máxima del NFT. Cuando la unidad FCC se opera en un modo de combustión parcial más rica en combustible, el gas de combustión de un regenerador de FCC contiene especies de nitrógeno fijadas. Los dos componentes principales de las especies de nitrógeno fijadas son el NH₃ y el HCN. Las simulaciones por ordenador de esta invención encontraron que la destrucción del HCN favorece los entornos gaseosos a temperaturas mayores bajo condiciones de combustión subestequiométricas o cerca de las estequiométricas. Por lo tanto, el caudal de alimentación del oxígeno caliente se debe ajustar para una destrucción máxima del NFT, dependiendo de la composición del gas de combustión de un regenerador de FCC. Por ejemplo, si el gas de combustión de un regenerador contiene en su mayor parte HCN y poco NH₃, entonces se inyecta más oxígeno caliente para la destrucción del CO por combustión y producir una temperatura mayor de gas, lo que a su vez fomenta la destrucción del HCN en N₂.

La inyección del oxígeno caliente puede tener un efecto sinérgico en el aumento de la capacidad de la turbina de recuperación de energía. Es decir, cuando una corriente oxidante caliente de momento alto se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador, aguas arriba de la turbina de recuperación de energía, el calor proporcionado por el oxígeno caliente y el calor liberado por la destrucción del CO por combustión puede aumentar la temperatura del gas de combustión de un regenerador. La inyección del oxígeno caliente para la destrucción del CO por combustión también aumenta el caudal másico total del gas de combustión de un regenerador. El aumento del caudal másico y de la temperatura del gas aumenta la capacidad de la turbina de recuperación de energía, debido al aumento del momento de la corriente de gas que entra en la turbina.

Además, se reduce o elimina el consumo de los promotores de combustión de CO en el regenerador. A saber, muchos regeneradores de FCC usan promotores de combustión de CO a base de platino para acelerar la destrucción del CO por combustión y controlar la post-combustión del CO. Se ha informado que el uso de promotores de combustión a base de platino aumenta la concentración de NO_x en el gas de combustión de un regenerador. Por lo tanto, la cuantía de la reducción del CO se debe equilibrar con la cantidad máxima permitida de NO_x, por medio de la cuantía de promotores de combustión usados en el lecho del regenerador. Los promotores de combustión puede que no se recuperen completamente, luego hay unas pérdidas económicas asociadas con la pérdida de promotores de combustión caros. Si a la corriente de gas de combustión del regenerador se alimenta una corriente de oxígeno

caliente de momento alto, como se describe aquí, se puede reducir la cuantía de estos promotores de combustión en uso. Esto se debe a que el oxígeno caliente puede destruir el CO en el gas de combustión del regenerador aguas abajo. La reducción del consumo de los promotores de combustión disminuye, a su vez, la cantidad de promotores no recuperables, reduciendo de este modo los costes de operación de la unidad FCC.

5 La invención se ilustra además en los siguientes ejemplos predictivos simulados por ordenador.

Ejemplo 1

El siguiente ejemplo ilustra en detalle los aspectos térmicos y de procedimiento de esta invención, usando modelos informáticos de balances de masas y energía. Se definen cuatro casos modelo, y los resultados calculados y las características operativas de la caldera de CO se resumen en la Tabla 1.

10 Caso A. Operación real de la caldera de CO de referencia con 1,51% de CO en el gas de combustión de un regenerador.

Caso B. La concentración de CO en el gas de combustión de un regenerador aumentó a 3,64% y se asume que en el gas de combustión hay 500 ppm de NH₃ y 500 ppm de HCN; operación con alimentación de oxígeno caliente al gas de combustión de un regenerador, algo del CO se quemó con el oxígeno caliente.

15 Caso C. Igual que el Caso B, pero se inyectó más oxígeno al gas de combustión de un regenerador para una mayor destrucción del CO por combustión en el gas de combustión.

20 Caso D. Igual que el Caso B, pero la cantidad de oxígeno caliente alimentado se aumentó a 105% del oxígeno teórico requerido para quemar todo el CO del gas de combustión de un regenerador. Se eliminaron los quemadores de aire de la caldera de CO, que se usa como dispositivo de recuperación de calor pero sin que la combustión continúe dentro de ella.

25 En el Caso A, 210.924 kg/h (465.000 lb/hr) de un gas de combustión de un regenerador que contenía 1,51% de CO a 677°C (1.250°F) se alimentaron a una caldera de CO. El aporte total de calor transportado por el gas de combustión de un regenerador fue 8,411 MW (28,7 MMBtu/hr). Este gas de combustión de un regenerador se alimentó a una caldera de CO, a la que también se alimentaron 48,3 MW (164,8 MMBtu/hr) de gas de refinera y 22,37 m³/s (790 ft³/sec) de aire. Por lo tanto, el aporte térmico total a la caldera de CO fue 56,7 MW (193,5 MMBtu/hr). La temperatura calculada de la llama de la caldera fue 966°C (1.771°F) y el exceso de oxígeno a la chimenea fue 3%. La caldera generó 81.648 kg/h (180.000 lb/hr) de vapor de agua y el caudal másico total de los gases de combustión que salen de la caldera de CO fue 311.685 kg/h (687.136 lb/hr).

30 En el Caso B, el contenido de CO en el gas de combustión de un regenerador de FCC se aumentó a 3,64%, para reflejar que la unidad FCC aguas arriba se operó en condiciones más ricas de combustión parcial. Por simplicidad, se asumió que el caudal y la temperatura del gas de combustión de un regenerador entrante no cambiaron. La aportación térmica del gas de combustión de un regenerador de FCC fue mayor que 20,48 MW (69,9 MMBtu/hr), debido a la mayor concentración de CO de entrada. Una corriente de oxígeno caliente de momento alto, a una temperatura de 1.341°C (2.446°F), obtenida haciendo reaccionar 0,56 MW (1,9 MMBtu/hr) de gas natural y 31 t/día de oxígeno y que contenía 82% de O₂, 11,5% de H₂O, 5,5% de CO₂, 0,4% de CO y varios radicales altamente reactivos, tales como el OH, O y H, se alimentó a la corriente entrante de gas de combustión de un regenerador, dentro del conducto de gas de combustión de un regenerador, provocando que algo del CO del gas de combustión de un regenerador se convirtiera en CO₂ y calor liberado. La temperatura calculada de la mezcla final del gas de combustión de un regenerador de FCC y la corriente de oxígeno caliente fue 801°C (1.475°F), que también fue la temperatura de la mezcla que entra en la caldera de CO. La caldera de CO necesitó 16,27 MW (55,5 MMBtu/hr) adicionales de gas de refinera, quemados con 10,31 m³/s (364 ft³/sec) de aire, para completar la destrucción del CO por combustión y alcanzar la misma temperatura de la llama de referencia de 966°C (1.771°F). El exceso de oxígeno en los humos de la caldera se redujo a 1,5%, ya que una parte del CO se quemó combinándose con la corriente de oxígeno caliente. La aportación térmica total de la caldera, incluido el calor proporcionado por los humos del regenerador de FCC, el gas natural y el gas de refinera fue 37,34 MW (127,4 MMBtu/hr). La caldera generó 53.761 kg/h (118.521 lb/hr) de vapor de agua y el caudal másico total del gas de combustión que sale de la caldera fue 258.139 kg/h (569.089 lb/hr). Se debe advertir que mediante el uso de esta invención, tanto la generación de vapor de agua en la caldera como el caudal másico del gas de combustión de la caldera se redujeron en 34,2% y 17,2%, respectivamente, respecto a los del Caso A de referencia, mientras que la temperatura de la llama de la caldera se mantuvo constante en 966°C (1.771°F).

55 El Caso C usó el mismo gas de combustión de un regenerador de FCC que contenía 3,64% de CO. En el Caso C, una corriente de oxígeno caliente de momento alto a una temperatura de 1.341°C (2.446°F), obtenida mediante la reacción de 1,08 MW (3,7 MMBtu/hr) de gas natural y 59 t/día de oxígeno, se alimentó con un caudal mayor. Para mantener la temperatura de la llama de la caldera en 966°C (1.771°F) y el exceso de O₂ en el gas de combustión en 1,5%, se requirieron 13,7 MW (46,9 MMBtu/hr) adicionales de gas de refinera y 8,67 m³/s (306 ft³/sec) de aire. La potencia térmica total de la caldera de CO fue 35,29 MW (120,4 MMBtu/hr) y la producción de vapor de agua fue 50.820 kg/h (112.037 lb/hr). La reducción calculada de la producción de vapor de agua fue 37,8% y hubo una reducción correspondiente de 19,2% del caudal másico de gas de combustión.

En el Caso D, se eliminaron los quemadores de combustión por aire de la caldera de CO, de modo que el dispositivo solamente se usó para la recuperación de calor y no para una combustión adicional. Un corriente de oxígeno caliente de momento alto a una temperatura de 1.608°C (2.928°F), obtenida mediante la reacción de 2,7 MW (9,2 MMBtu/hr) de gas natural y 116 t/día de oxígeno, se alimentó al gas de combustión de un regenerador a una tasa adecuada para proporcionar 105% del oxígeno teórico requerido para quemar todo el CO del gas de combustión de un regenerador en CO₂. La corriente de oxígeno caliente se mezcló con el gas de combustión de un regenerador de FCC y reaccionó con el CO contenido para formar una mezcla final a 966°C (1.771°F) y con 0,1% de exceso de O₂. El aporte térmico total de la caldera fue 23,2 MW (79,1 MMBtu/hr) y el caudal de vapor de agua fue 33.394 kg/h (73.619 lb/hr). La reducción calculada de la producción de vapor de agua fue 59,1% y el caudal másico de gas de combustión se redujo en 30,9%.

Tabla 1

	Caso A	Caso B	Caso C	Caso D
Caudales:				
Humos del regenerador de FCC, kg/h (lb/hr)	210.924 (465.000)	210.924 (465.000)	210.924 (465.000)	210.924 (465.000)
Concentración de CO en los humos del regenerador (% en volumen)	1,51	3,64	3,64	3,64
Gas de refinera, m ³ /h a 16°C (ft ³ /hr a 60°F)	4,53 (160.000)	1,53 (53.928)	1,29 (45.504)	0 (0)
Caudal de gas natural, m ³ /h a 16°C (ft ³ /hr a 60°F)	0 (0,00)	0,02 (0,83)	0,03 (1,00)	0,07 (2,51)
Caudal de aire, m ³ /h a 16°C (ft ³ /hr a 60°F)	22,37 (790)	10,3 (364)	8,67 (306)	0 (0)
O₂ requerido:				
O ₂ requerido (t/día)	0	31	59	116
Aportes de calor:				
Humos del regenerador de FCC, MW (MMBtu/hr)	8,41 (28,7)	20,5 (69,9)	20,5 (69,9)	20,5 (69,9)
Gas de refinera, MW (MMBtu/hr)	48,3 (164,8)	16,27 (55,6)	13,74 (46,9)	0 (0,0)
Gas natural, MW (MMBtu/hr)	0,0 (0,0)	0,56 (1,9)	1,08 (3,7)	2,70 (9,2)
Suma de aportes de calor, MW (MMBtu/hr)	56,71 (193,5)	37,33 (127,4)	35,32 (120,4)	23,20 (79,1)
Caldera de CO:				
Temperatura de la llama, °C (°F)	966 (1.771)	966 (1.771)	966 (1.771)	966 (1.771)
O ₂ a la chimenea (%)	3,0	1,5	1,5	0,1
Caudal de vapor de agua, kg/h (lb/hr)	81.648 (180.000)	53.761 (118.521)	50.820 (112.037)	33.394 (73.619)
Reducción del caudal de vapor de agua de la caldera (%)	referencia	-34,2	-37,8	-59,1
Temperatura de los humos del regenerador que entran en la caldera, °C (°F)	677 (1.250)	802 (1.475)	861 (1.582)	966 (1.771)
Caudal total de gas de combustión de la caldera de CO:				
Caudal másico, kg/h (lb/hr)	311.685 (687.136)	258.139 (569.089)	251.871 (555.272)	215.495 (475.078)
Caudal volumétrico, m ³ /h a 16°C (ft ³ /hr a 60°F)	69,91 (2.469)	57,26 (2.022)	55,78 (1.970)	47,26 (1.689)
Reducción del caudal másico del gas de combustión de la caldera (%)	referencia	-17,2	-19,2	-30,9
Reducción del caudal volumétrico del gas de combustión de la caldera (%)	referencia	-18,1	-20,2	-32,4

Ejemplo 2

El aspecto de la reducción de CO y NO_x de esta invención se evalúa e ilustra usando un modelo informático de cinética química detallada. En este caso, la composición de los humos de un regenerador de FCC se ajustó de modo que se añadieron 500 ppmv de NH₃ y 500 ppmv de HCN y se redujo en 0,1% en volumen la concentración del nitrógeno, como N₂, de modo que permaneció igual la cantidad total de nitrógeno que entra en una forma cualquiera. Se usaron como modelo para cálculos los mismos tres casos (Casos B, C y D) que se definieron en el Ejemplo 1 y los resultados se resumen en la Tabla 2.

En el Caso B, 210.924 kg/h (465.000 lb/hr) de gas de combustión de un regenerador de FCC que contenían 3,64% de CO a 677°C (1.250°F) entraron en un conducto de gas de combustión de un regenerador que conducía a una caldera de CO. El nitrógeno fijado total (NFT) contenido en el gas de combustión del regenerador fue 100,38 kg/h (221,3 lb/hr), de los que 50,19 kg/h (110,65 lb/hr) provenían del NH₃ y los otros 50,19 kg/h (110,65 lb/hr) provenían del HCN. El caudal másico total entrante de CO fue 7,30 kg/h (16,109 lb/hr). Una corriente de oxígeno caliente de momento alto que contenía 82% de O₂, 11,5% de H₂O, 5,5% de CO₂, 0,4% de CO y varios radicales altamente reactivos, tales como el OH, O y H, a una temperatura de 1.341°C (2.446°F), obtenida haciendo reaccionar 0,56 MW (1,9 MMBtu/hr) de gas natural y 31 t/día de oxígeno, se alimentó al conducto de gas de combustión de un regenerador por medio de una lanza. Con la combinación de esta corriente de oxígeno caliente con el gas de combustión de un regenerador entrante dentro del conducto de humos del regenerador, algo del CO y del NH₃ y el HCN contenidos en el gas de combustión de un regenerador reaccionaron con el oxígeno caliente, según un conjunto de mecanismos de reacción fundamentales. Se asumió que el arrastre y la mezclado del gas de combustión de un regenerador con la corriente de oxígeno caliente necesitaron aproximadamente 0,5 segundos para completarse. También se asumió que la mezcla resultante necesitó otros 0,5 segundos para alcanzar la entrada de la caldera de CO. Durante este espacio de tiempo se produjeron otras reacciones químicas que implicaron a los NO_x y al CO. Se calculó que el caudal total de nitrógeno fijado a la salida del conducto de gas de combustión de un regenerador (es decir, antes de entrar en la caldera de CO) fue 38,78 kg/h (85,5 lb/hr), de los que 32,09 kg/h (70,75 lb/hr) eran de HCN que no había reaccionado. El CO sin quemar total fue 3,35 kg/h (7,382 lb/hr) a la salida del conducto de humos del regenerador. Por lo tanto, la inyección de oxígeno redujo el contenido total de nitrógeno fijado y de CO en los humos del regenerador de FCC en 61,4% y 54,2%, respectivamente. Debido al calor proporcionado por la corriente de oxígeno caliente y por la destrucción parcial del CO por combustión, la temperatura del gas de combustión de un regenerador aumentó de 677°C (1.250°F) a 802°C (1.475°F) a la salida del conducto de gas de combustión de un regenerador. El 1,67% de CO restante en el gas de combustión de un regenerador de FCC se quemó en la caldera de CO mediante quemadores de aire convencionales como se describe en el Ejemplo 1, Caso B.

En el Caso C, se asumieron las mismas propiedades para el gas de combustión de un regenerador de FCC, por lo tanto el contenido de nitrógeno fijado total y de CO en el gas de combustión de un regenerador fueron los mismos que los del Caso B. Una corriente de oxígeno caliente de momento alto a una temperatura de 1.341°C (2.446°F), obtenida haciendo reaccionar 1,08 MW (3,7 MMBtu/hr) de gas natural y 59 t/día de oxígeno, se alimentó al gas de combustión de un regenerador en el conducto. El caudal de nitrógeno fijado calculado a la salida del conducto de gas de combustión de un regenerador fue 25,03 kg/h (55,17 lb/hr) que representa una reducción de 75,1% del caudal másico de nitrógeno fijado. Asimismo, el caudal másico de CO a la salida del conducto de humos de un regenerador fue 2.136 kg/h (4.708 lb/hr), lo que supuso una reducción de 70,8% del caudal másico de CO. La concentración de CO en los humos del regenerador se redujo de 3,64% a 1,06% en volumen a la salida del conducto de humos del regenerador. La temperatura del gas de combustión de un regenerador de FCC a la entrada de la caldera de CO aumentó a 861°C (1.582°F), debido a que en el conducto se quemó más CO. El 1,06% de CO restante en el gas de combustión de un regenerador se quemó en la caldera de CO mediante quemadores de aire convencionales, antes de salir a la chimenea de la caldera.

El Caso D también se basó en las mismas propiedades del gas de combustión de un regenerador de FCC que se describen en los dos casos previos. En este caso, se preparó una corriente de oxígeno caliente de momento alto que contenía 105% del oxígeno teórico requerido para la destrucción completa del CO por combustión en el gas de combustión de un regenerador de FCC. Para proporcionar esta corriente, la tasa calculada de consumo de gas natural fue 2,7 MW (9,2 MMBtu/hr) y el caudal calculado de oxígeno fue 116 t/día. La temperatura de la corriente de oxígeno caliente fue 1.609°C (2.928°F). El caudal total de nitrógeno fijado a la salida del conducto de la caldera de CO fue 11,43 kg/h (25,19 lb/hr), que representa una reducción de 88,6% del caudal másico de nitrógeno fijado. El caudal másico calculado de nitrógeno fijado a la salida del conducto de gas de combustión del regenerador fue 67 kg/h (148 lb/h), lo que representa una reducción de 99,1% del caudal másico de CO. La concentración de CO en el gas de combustión de un regenerador se redujo de 3,64% a 333 ppm en volumen a la salida del conducto de humos del regenerador, cuando la temperatura de los humos del regenerador alcanzó 966°C (1.771°F).

Estos gases de escape calientes pueden pasar a través de un dispositivo de recuperación de calor. Cuando el gas de combustión caliente se enfría gradualmente en el dispositivo de recuperación de calor, la concentración de CO se puede reducir más ya que el equilibrio térmico favorece la formación de CO₂, en lugar de la disociación de CO₂ para formar CO. Por lo tanto, se eliminaron por completo los quemadores de combustión por aire aguas abajo instalados normalmente para la destrucción del CO por combustión.

Al comparar los componentes de los flujos de nitrógeno fijado a la salida del conducto de humos del regenerador en la Tabla 2, también se pone de manifiesto que los entornos gaseosos a alta temperatura bajo condiciones subestequiométricas o cerca de las estequiométricas son favorables para la destrucción eficaz del HCN. Por ejemplo, hubo 32,09 kg/h (70,75 lb/hr) de N del HCN que no había reaccionado a 802°C (1.475°F) (Caso B), y el N del HCN que no había reaccionado se redujo a 0,27 kg/h (0,60 lb/hr) cuando la temperatura del gas fue mayor que 966°C (1.771°F) (Caso D). Este hallazgo sugiere, como se ilustra en este ejemplo, que se puede ajustar esta invención para proporcionar una destrucción máxima del nitrógeno fijado dependiendo de la composición de los flujos de nitrógeno fijado en los humos del regenerador de FCC. Por ejemplo, si los humos del regenerador de FCC entrantes contuvieran altas concentraciones de HCN pero poco NH₃, entonces la cuantía de la inyección de oxígeno en el conducto de humos del regenerador aumentaría de modo que se quemara más CO, pero todavía bajo condiciones

sub-estequiométricas. Una mayor destrucción del CO por combustión aumenta la temperatura del gas, lo que a su vez fomenta la destrucción del HCN en N₂ en el conducto de gas de combustión del regenerador.

Tabla 2

	Caso B	Caso C	Caso D
Caudal de humos del regenerador de FCC, kg/h	210.924	210.924	210.924
(lb/hr)	(465.000)	(465.000)	(465.000)
Temperatura de los humos del regenerador, °C	677	677	677
(°F)	(1.250)	(1.250)	(1.250)
Concentración de CO en los humos del regenerad. (% vol)	3,64	3,64	3,64
Nitrógeno fijado entrante en los humos del regenerador:			
Del NH ₃ , kg/h	50,19	50,19	50,19
(lb/hr)	(110,65)	(110,65)	(110,65)
Del HCN, kg/h	50,19	50,19	50,19
(lb/hr)	(110,65)	(110,65)	(110,65)
Nitrógeno fijado total, NFT, kg/h	100,38	100,38	100,38
(lb/hr)	(221,30)	(221,30)	(221,30)
CO entrante en los humos del regenerador, kg/h	7.307	7.307	7.307
(lb/h)	(16.109)	(16.109)	(16.109)
Gas natural usado por el HiMOL, MW	0,58	1,08	2,7
(MMBtu/hr)	(1,9)	(3,7)	(9,2)
O ₂ usado por el HiMOL (t/día)	31	59	116
Temperatura de los humos del HiMOL, °C	1.341	1.341	1.608
(°F)	(2.446)	(2.446)	(2.928)
Tiempo de mezclado de los humos del regenerador y efluente del HiMOL (segundos)	0,5	0,5	0,5
Tiempo de residencia adicional del gas después de la mezclado (segundos)	0,5	0,5	0,5
Tiempo de residencia total del gas en el conducto de humos del regenerador (segundos)	1,0	1,0	1,0
Nitrógeno fijado a la salida del conducto de humos del regenerador:			
Del NO, kg/h	2,05	3,54	10,81
(lb/hr)	(4,52)	(7,80)	(23,84)
Del NO ₂ , kg/h	0	0	0
(lb/hr)	(0,00)	(0,00)	(0,00)
Del N ₂ O, kg/h	1,76	0,80	0,33
(lb/hr)	(3,87)	(1,77)	(0,73)
Del NH ₃ , kg/h	2,88	0,77	0,0091
(lb/hr)	(6,36)	(1,89)	(0,02)
Del HCN, kg/h	32,09	19,92	0,27
(lb/hr)	(70,75)	(43,91)	(0,60)
Nitrógeno fijado total, NFT, kg/h	38,78	25,03	11,41
(lb/hr)	(85,50)	(55,17)	(25,19)
Reducción del nitrógeno fijado total (% en masa)	61,4	75,1	88,6
Caudal másico de CO a la salida del conducto de humos del regenerador, kg/h	3.348	2.136	76
(lb/hr)	(7.382)	(4.708)	(148)
Concentración de CO a la salida del conducto de humos del regenerador	1,67% en volumen	1,06% en volumen	333 ppmv
Reducción de CO (% en masa)	54,2	70,8	99,1
Temp. del gas a la salida del cond. de humos del reg., °C	802	861	966
(°F)	(1.475)	(1.582)	(1.771)

(Nota: El dispositivo que quema parcialmente oxígeno con combustible para producir la corriente oxidante caliente que se alimentó a la corriente de gas de combustión de un regenerador se refiere en la Tabla como "HiMOL".)

REIVINDICACIONES

1. Un método para tratar una corriente de gas de combustión de un regenerador, que comprende:
- (A) proporcionar una corriente de gas de combustión de un regenerador, procedente de un regenerador de catalizador, que contiene NO_x y monóxido de carbono;
- 5 (B) mezclar un combustible y oxígeno, y quemar una parte del oxígeno de la mezcla con dicho combustible, para formar una corriente oxidante caliente que tiene una temperatura de al menos 1.093°C (2.000°F) y que contiene oxígeno y productos de dicha combustión;
- (C) alimentar la corriente oxidante caliente a la corriente de gas de combustión de un regenerador para formar una mezcla que tiene una temperatura mayor que 677°C (1.250°F), suficiente para convertir el monóxido de carbono de la mezcla en dióxido de carbono y para convertir los NO_x de la mezcla en N_2 , produciendo de ese modo una corriente producto en la que la cantidad de NO_x en la corriente producto después de dicha conversión es menor que la cantidad de NO_x en dicha corriente de gas de combustión de un regenerador antes de que se forme dicha mezcla;
- 10 en el que la corriente oxidante caliente formada en la etapa (B) se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador en la etapa (C) a una velocidad de al menos 152 metros por segundo (500 pies por segundo).
- 15 2. El método según la reivindicación 1, en el que:
- en la etapa (B) se mezcla un combustible y oxígeno, y una parte del oxígeno de la mezcla se quema con dicho combustible para formar una primera corriente oxidante caliente que tiene una temperatura de al menos 1.093°C (2.000°F) y que contiene oxígeno y productos de dicha combustión; y
- en la etapa (C) la primera corriente oxidante caliente se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador para formar una mezcla primera que tiene una temperatura mayor que 677°C (1.250°F), suficiente para convertir el monóxido de carbono de la mezcla en dióxido de carbono y para convertir los NO_x de la mezcla en N_2 , produciendo de ese modo una corriente que comprende monóxido de carbono, dióxido de carbono, NO_x y N_2 ;
- 20 el método comprende además:
- (D) mezclar un combustible y oxígeno, y quemar una parte del oxígeno de la mezcla con dicho combustible, para formar una segunda corriente oxidante caliente que tiene una temperatura de al menos 1.093°C (2.000°F) y que contiene oxígeno y productos de dicha combustión;
- 25 (E) alimentar la segunda corriente oxidante caliente a la corriente producida en la etapa (C) para formar una mezcla segunda que tiene una temperatura mayor que 677°C (1.250°F) suficiente para convertir el monóxido de carbono de la mezcla segunda en dióxido de carbono y para convertir los NO_x de la mezcla segunda en N_2 , produciendo de ese modo una corriente producto en que la cantidad de NO_x de la corriente producto después de dicha conversión es menor que la cantidad de NO_x en dicha corriente de gas de combustión de un regenerador antes de que se forme dicha mezcla primera.
- 30 3. Un método según la reivindicación 1, en el que la mezcla que se forma en la etapa (C) de la corriente oxidante caliente y el gas de combustión de un regenerador tiene una temperatura de al menos 760°C (1.400°F) y preferiblemente de al menos 871°C (1.600°F).
- 35 4. Un método según la reivindicación 2, en el que la mezcla primera formada en la etapa (C), la mezcla segunda formada en la etapa (E), o ambas de dichas mezclas, tiene una temperatura de al menos 760°C (1.400°F), preferiblemente al menos 871°C (1.600°F).
- 40 5. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el gas de combustión de un regenerador proporcionado en la etapa (A) contiene al menos 1% en volumen de monóxido de carbono.
6. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que en la etapa (B) se quema no más de 20% del oxígeno mezclado con un combustible en la etapa (B).
7. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente oxidante caliente formada en la etapa (B) se alimenta a la corriente de gas de combustión de un regenerador en la etapa (C) a una velocidad de 152 a 914 metros por segundo (500 a 3.000 pies por segundo).
- 45 8. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente de gas de combustión de un regenerador se hace pasar a través de una turbina de recuperación de energía antes de que la corriente oxidante caliente se alimente a ella en la etapa (C).
9. Un método según la reivindicación 1, o según una cualquiera de las reivindicaciones 3 ó 5 a 8, en el que la corriente producto producida en la etapa (C) se hace pasar a través de una turbina de recuperación de energía.
- 50

10. Un método según la reivindicación 2, o según una cualquiera de las reivindicaciones 4 a 8 cuando se subordinan a la reivindicación 2, en el que la corriente producto producida en la etapa (E) se hace pasar a través de una turbina de recuperación de energía.
- 5 11. Un método según la reivindicación 2, o según una cualquiera de las reivindicaciones 4 a 8 cuando se subordinan a la reivindicación 2, en el que en la etapa (D) se quema no más de 20% del oxígeno mezclado con un combustible en la etapa (D).
12. Un método según la reivindicación 2, o según la reivindicación 7 cuando se subordina a la reivindicación 2, en el que la segunda corriente oxidante caliente formada en la etapa (D) se alimenta a la corriente producida en la etapa (C) a una velocidad de 152 a 914 metros por segundo (500 a 3.000 pies por segundo).
- 10 13. Un método según la reivindicación 2, en el que la corriente producida en la etapa (C) se hace pasar a través de una turbina de recuperación de energía antes de que la segunda corriente oxidante caliente se alimente a ella en la etapa (E).

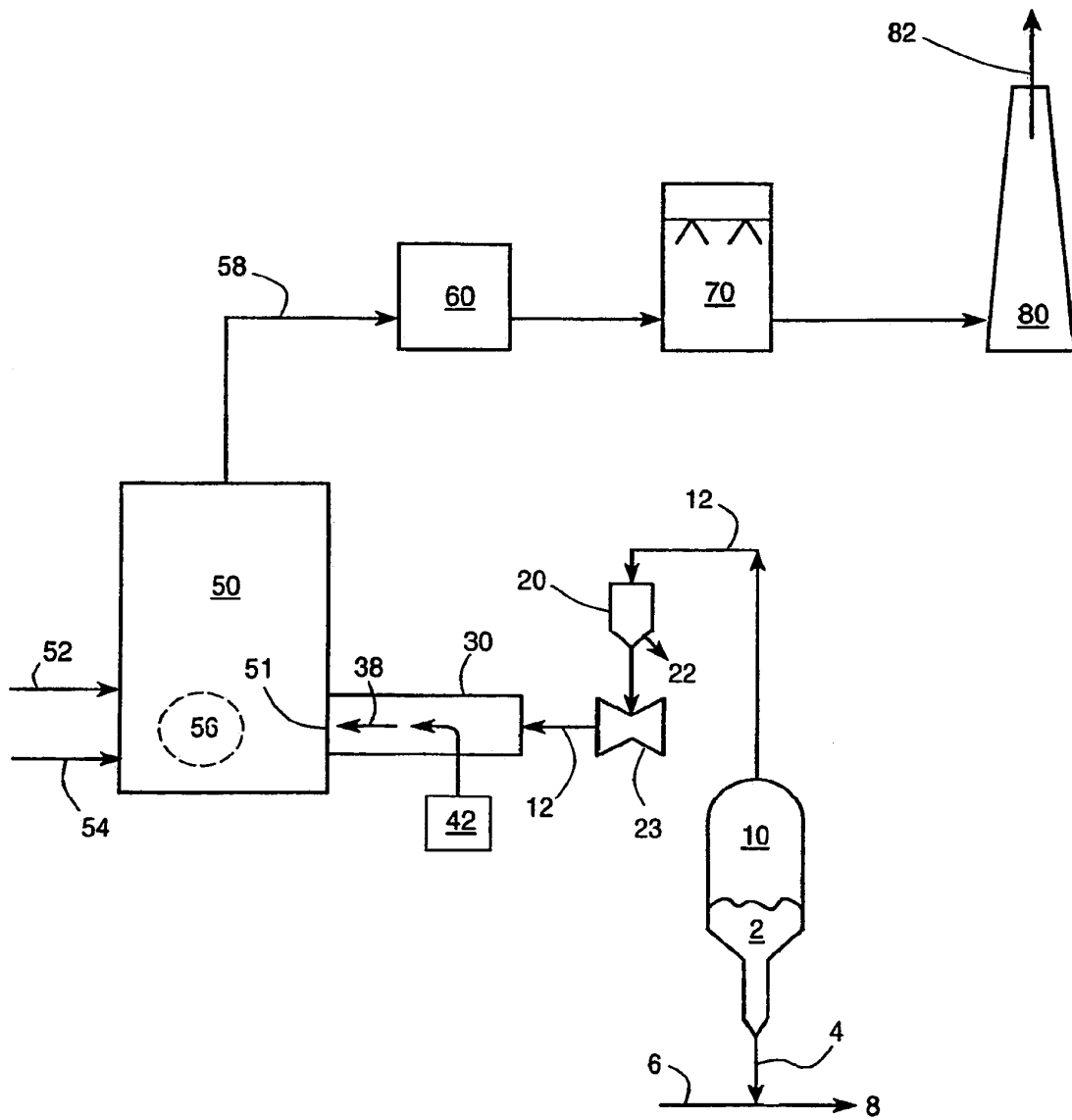


Fig. 1

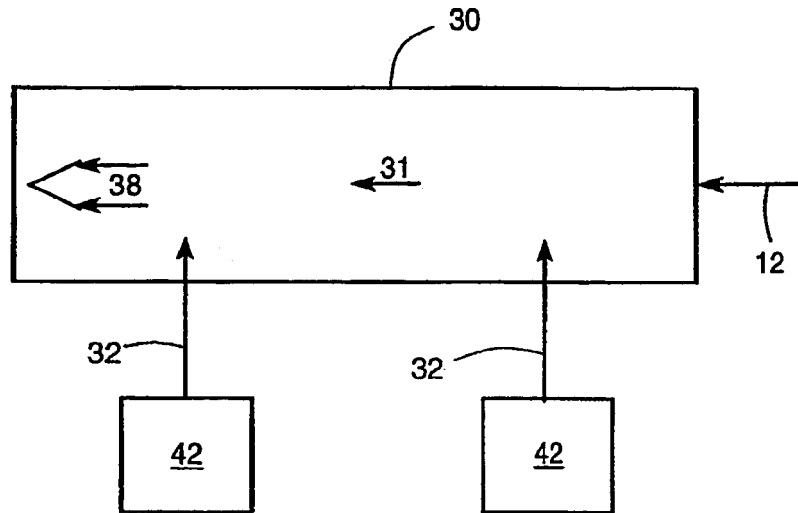


Fig. 2

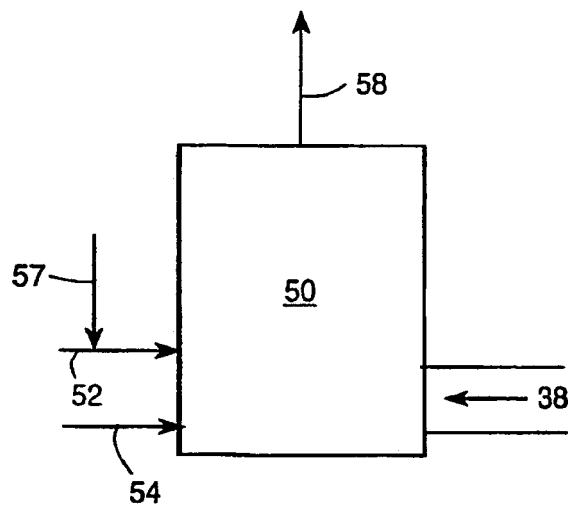


Fig. 3

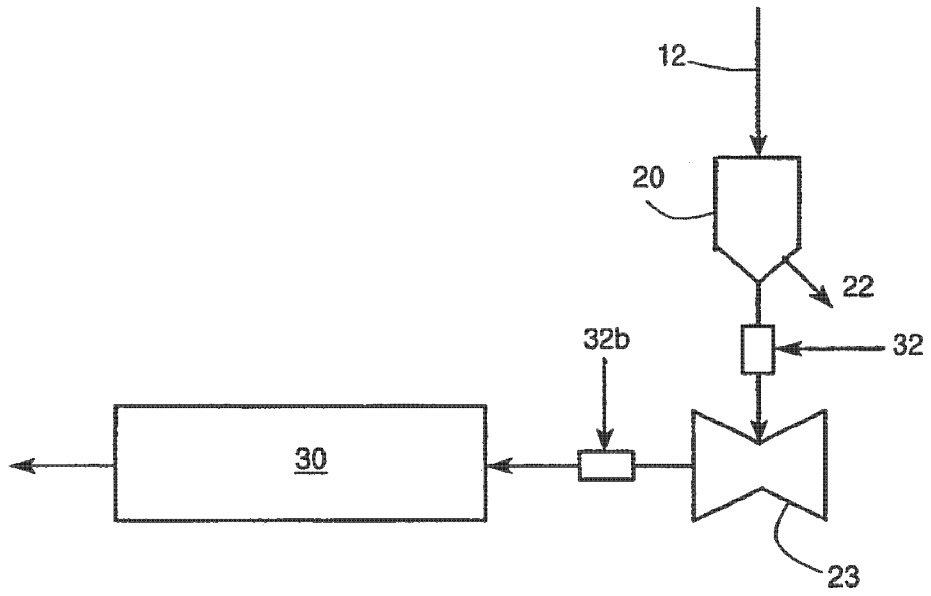


Fig. 4

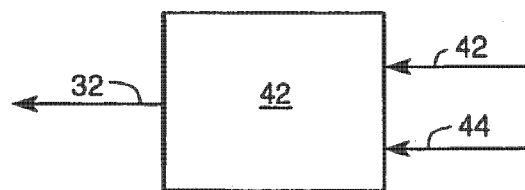


Fig. 5