



19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 277 817**

51 Int. Cl.:  
**B01D 53/60** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Número de solicitud europea: **00302031 .0**

86 Fecha de presentación : **14.03.2000**

87 Número de publicación de la solicitud: **1040863**

87 Fecha de publicación de la solicitud: **04.10.2000**

54 Título: **Procedimiento para eliminar NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> de un gas de escape.**

30 Prioridad: **15.03.1999 US 268385**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**01.08.2007**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**01.08.2007**

73 Titular/es: **Cannon Technology, Inc.**  
**P.O. Box 1, 510 Constitution Boulevard**  
**New Kensington, Pennsylvania 15068, US**

72 Inventor/es: **Skelley, Arthur P.;**  
**Koltick, John M. Jr.;**  
**Suchak, Naresh J. y**  
**Rohrer, Wesley M. Jr.**

74 Agente: **Curell Suñol, Marcelino**

ES 2 277 817 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

Procedimiento para eliminar NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> de un gas de escape.

5 **Campo de la invención**

La presente invención se refiere a un procedimiento para la separación de contaminantes de los gases de escape generados por la combustión de combustibles fósiles, incineración, hornos o corrientes de gas de los procedimientos químicos y más particularmente, a la eliminación de los óxidos de nitrógeno y azufre de una corriente de gas de escape.

10 **Descripción de la técnica anterior**

Los óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y los óxidos de azufre (SO<sub>x</sub>) son los principales contaminantes que se encuentran en los gases de chimenea de la fuentes de combustión y plantas químicas. Los sistemas destinados a la eliminación de los gases de SO<sub>x</sub> mediante depurado en seco o húmedo han alcanzado un estado de desarrollo elevado. También se dispone de otros procedimientos basados en adsorbentes regenerativos. Las tecnologías secas se basan en la adsorción y las tecnologías húmedas se basan en la absorción.

Es bien sabido en la técnica, cómo eliminar los óxidos de nitrógeno de los gases de escape mediante una multiplicidad de procedimientos secos y húmedos. Los procedimientos secos generalmente utilizan la descomposición catalítica o la adsorción, mientras que los procedimientos húmedos normalmente utilizan procedimientos de absorción. La mayor parte de los procedimientos secos de tratamiento de los gases de escape (FGT) utilizan descomposición catalítica o descomposición homogénea a temperaturas elevadas. Los procedimientos de tratamiento del gas de escape en seco se realizan normalmente después del procedimiento de combustión. A veces se añade CaO/CaCO<sub>3</sub> en el lecho fluido durante el procedimiento de combustión. Los principales procedimientos secos destinados a la eliminación del NO<sub>x</sub> consisten en: la reducción catalítica selectiva (SCR) con NH<sub>3</sub>, la reducción selectiva (no catalítica) con NH<sub>3</sub>, la reducción catalítica no selectiva y la adsorción.

Los procedimientos húmedos se incluyen generalmente corriente abajo de todo el equipo antes de entrar en la chimenea. Los principales procedimientos húmedos destinados a la eliminación del NO<sub>x</sub> consisten en: absorción con oxidación en fase líquida, absorción con reducción en fase líquida y oxidación en fase gaseosa seguida de absorción.

Las patentes US n° 3,473.298, n° 4.681.744 y n° 4.799.941 dan a conocer procedimientos y dispositivos en los que primero se enfrían los gases de escape mediante pulverización directa y a continuación los contaminantes sólidos y las sustancias solubles en agua se eliminan del gas poniéndolas en contacto con pulverizaciones de agua en una cámara de rociado. El agua se combina con los gases solubles en agua, tales como el SO<sub>x</sub>, contenido en los gases para formar ácido sulfuroso y sulfúrico, que se recoge con la pulverización de agua en una cámara. La patente US n° 3.881.004 da a conocer la recuperación de ácido nítrico mediante el depurado de un gas de escape con una disolución ácida o alcalina que minimiza la descarga de óxidos de nitrógeno en la atmósfera. La publicación titulada "Selection of reactive Solvents for Pollution Abatement of NO<sub>x</sub>" by K. R. Jethani *et al.*, Gas Separation & Purification, vol. 4, March 1990, revisa sistemáticamente diez sistemas químicos reactivos destinados a la eliminación del NO<sub>x</sub>.

Múltiples patentes estadounidenses dan a conocer NO<sub>x</sub> oxidado o reducido, antes o después de la absorción en una disolución líquida con SO<sub>x</sub>. Las patentes estadounidenses representativas que dan a conocer el estado de la técnica incluyen las siguientes. La patente US n° 4.011.298 da a conocer la eliminación de NO<sub>x</sub> mediante la oxidación inicialmente con ozono y la absorción en una disolución ácida que contiene un compuesto de hierro. Las patentes US n° 4.541.999 y n° 4.564.510 dan a conocer la oxidación del NO<sub>x</sub> a NO<sub>2</sub> mediante la adición de ozono seguido de la reacción con amoníaco formando nitrito y nitrato al absorberse y oxidarse con aire para formar nitrato durante el procedimiento de desulfurización. La patente US n° 4.247.321 da a conocer la oxidación del NO<sub>x</sub> con ozono y la absorción en óxido de calcio o carbonato cálcico o en una disolución de fosfato cálcico. La patente US n° 4.107.271 da a conocer la utilización de una disolución de yoduro y ozono. La patente US n° 3.957.949 da a conocer la utilización de ozono con el fin de convertir NO<sub>x</sub> en NO<sub>2</sub> y absorberlos en un medio reactivo como clorita sódica. La patente US n° 3.997.415 da a conocer la reducción de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> mediante la irradiación de la corriente de gas. La patente US n° 4.971.777 da a conocer la oxidación de una corriente de gas que contiene NO<sub>x</sub> con la ayuda de un compuesto orgánico a una temperatura comprendida entre 300 y 900°C y a continuación absorbiendo con amoníaco. La patente US n° 4.119.702 da a conocer la oxidación de NO con ozono, H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, dióxido de cloro y dióxido de nitrógeno seguido de la reducción con urea. La patente US n° 4.035.470 da a conocer un procedimiento en el que los gases que contienen NO<sub>x</sub> se oxidan inicialmente con ozono y dióxido de cloro y a continuación se absorben en sulfitos, sulfuros, polisulfuros o tiosulfatos de metales alcalinos o alcalinotérreos. Las patentes US n° 4.999.167; n° 5.206.002 y n° 5.316.737 dan a conocer la disminución de la temperatura de los gases de salida hasta una temperatura próxima a la ambiental, es decir 51,7°C (151°F), antes de mezclarlos con ozono con el fin de disminuir el NO<sub>x</sub>. Los contaminantes oxidados se absorben en agua o en un medio alcalino con el fin de eliminar el NO<sub>x</sub>.

Es bien sabido que el NO es relativamente inerte y a bajas concentraciones, su eliminación del vapor de gas es difícil e ineficaz. Se conoce asimismo que el NO se puede oxidar mediante una multiplicidad de diferentes oxidantes para generar NO<sub>2</sub>. Con un oxidante, tal como el ozono, el NO<sub>2</sub> se oxida todavía más a N<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, lo que no únicamente incrementa su reactividad sino que también incrementa su solubilidad múltiples veces facilitando su eliminación mediante absorción o adsorción con o sin reacción química.

Una desventaja que afecta a los procedimientos previos, tal como se dieron a conocer anteriormente, es la oxidación incompleta o el mezclado de un exceso de oxidante en un medio de absorción en el que el se desperdicia ozono. Tal como se expone en la patente US n° 5.206.002, la temperatura del gas de salida se reduce a una temperatura próxima a la del ambiente, 51,7°C (125°F) antes de mezclar ozono y proporcionar el tiempo de residencia necesario con el fin de convertir NO<sub>x</sub> a N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> con cantidades estequiométricas de ozono. También se conoce bien que la reducción de la temperatura reduce la velocidad de oxidación del NO. Además, cuando el ozono y el NO<sub>x</sub> se agotan hasta extinguirse en la cámara de oxidación, la velocidad de oxidación disminuye considerablemente. Además, la reducción de la temperatura mediante la recuperación del calor puede no ser una opción cuando el calor a baja temperatura no tiene una utilización provechosa.

En consecuencia, existe la necesidad de más mejoras en los procedimientos de oxidación conocidos para convertirlos en procedimientos comercialmente viables. Aunque se conoce que la oxidación del NO<sub>x</sub> a NO<sub>2</sub> mejora la solubilidad y reactividad, esto no es adecuado para eliminar el NO<sub>2</sub> de una manera económica. Por consiguiente, existe la necesidad de un procedimiento para la eliminación del NO<sub>x</sub> mediante el cual por lo menos la mitad del NO<sub>2</sub> se pueda oxidar a un estado más elevado, preferentemente NO<sub>3</sub>.

Además, existe la necesidad de proporcionar un procedimiento y un aparato adecuado para eliminar contaminantes, específicamente la emisión de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub>, de los gases de escape que se pueda aplicar a toda combustión (fuegos de carbón de elevado o bajo contenido en azufre, fuegos de gas o fuegos de petróleo, incineración u hornos) o gases de chimenea de procedimientos químicos. El NO<sub>x</sub> o SO<sub>x</sub> se deben eliminar simultáneamente pero independientemente entre sí. El procedimiento no debe depender de equipamientos costosos. El procedimiento no debe inducir un escalado o la pérdida de eficacia con el tiempo. El procedimiento de eliminación no debe producir emisiones secundarias de productos peligrosos y debe ser funcional dentro de un amplio intervalo de temperaturas. El procedimiento debe ser asimismo de aplicación para una multiplicidad de composiciones de NO<sub>x</sub> y a la vez reducir el contenido de los contaminantes en los gases de escape a los niveles que prescriben las regulaciones sobre la calidad del aire. Por consiguiente se necesita un sistema de emisión mejorado que no solamente reduzca el contenido en contaminantes de los gases de escape para que cumplan con los estándares de calidad del aire actuales, sino para que puedan asimismo cumplir los estándares futuros.

### 30 Sumario de la invención

De acuerdo con la presente invención, se proporciona un procedimiento para la eliminación de los óxidos de nitrógeno de una corriente de gas de escape que comprende las etapas que consisten en,

35 dirigir una corriente de gas de escape que contiene contaminantes de óxido de nitrógeno a una temperatura comprendida entre 4,4 y 163°C (40 a 325°F) desde un sistema de tratamiento a un conducto de escape (12),

conducir la corriente de gas a través del conducto de escape (12),

40 mezclar ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape con el fin de oxidar los contaminantes de óxido de nitrógeno con el fin de convertir los óxidos de nitrógeno en la corriente de gas de escape en proporciones equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub>,

45 transformar el NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> en presencia de ozono a N<sub>2</sub>O<sub>5</sub>,

mezclar un reactivo líquido con la corriente de gas de escape con el fin de convertir el N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> en ácidos de nitrógeno diluidos y neutralizar los ácidos a sales de nitrógeno, conduciendo la corriente de gas a una cámara de depuración (56) y

50 a continuación descargar la corriente de gases de escape sustancialmente libres de contaminantes de óxido de nitrógeno por el conducto de escape (12),

55 caracterizado porque los gases de escape no tratados que contienen NO<sub>x</sub> se introducen en una cámara de depurado (56) con el fin de reducir el exceso de ozono y recuperar el ozono de los gases de escape antes de emitirlos a la atmósfera.

Además la presente invención se refiere a un procedimiento destinado a eliminar los óxidos de nitrógeno y azufre de una corriente de gas de escape que incluye las etapas que consisten en conducir la corriente de gases de escape que contiene los contaminantes, que comprenden óxidos de nitrógeno y óxidos de azufre a una temperatura comprendida entre 4,4 y 163°C (entre 40 y 325°F) desde una corriente de proceso a un conducto de escape. La corriente de gases de escape se conduce a través del conducto de escape. Se mezcla ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape en una proporción molar comprendida entre 0,2 y 2,8 moles de ozono por cada mol de óxidos de nitrógeno con el fin de convertir los óxidos de nitrógeno en cantidades equimolares de NO<sub>2</sub> o NO<sub>3</sub>. Los contaminantes en la corriente de gases de escape se oxidan con el fin de incrementar la capacidad de absorción de los óxidos de nitrógeno y los óxidos de azufre en agua. El gas de escape se mantiene en contacto con una cantidad de ozono en exceso. El tiempo de residencia del gas de escape en contacto con el ozono se sigue para asegurar una conversión esencialmente completa de los óxidos de nitrógeno en el gas de escape en N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> o en una proporción equimolar de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> quedando en contacto con el gas de escape una cantidad marginal de ozono sin reaccionar. Los óxidos de azufre, el exceso de

ozono, los contaminantes oxidados que contienen  $N_2O_5$ , las cantidades equimolares de  $NO_2$  y  $NO_3$  se mezclan con una pulverización de reactivo con el fin de convertir el  $N_2O_5$ ,  $NO_2$  y  $NO_3$  y óxidos de azufre en ácidos diluidos que comprenden  $HNO_3$ ,  $H_2SO_3$  y  $H_2SO_4$ . La mezcla del reactivo de pulverización que contiene los ácidos diluidos, que comprenden  $HNO_3$ ,  $H_2SO_3$  y  $H_2SO_4$  y el exceso de ozono se absorbe en agua líquida. Los ácidos diluidos se convierten en sales que comprenden nitratos, sulfitos y sulfatos con el fin de eliminarlos de la corriente de gas de escape. El ozono disuelto en el reactivo se convierte en oxígeno con sulfito. A continuación, la corriente de gases de escape se descarga a aproximadamente la temperatura ambiental esencialmente libres de contaminantes por el conducto de escape.

En consecuencia, un objetivo principal de la presente invención consiste en proporcionar un procedimiento destinado a reducir el contenido en contaminantes, tales como  $NO_x$  y  $SO_x$ , en los gases de escape al nivel exigido por los estándares de calidad del aire a la vez que se proporciona la capacidad de eliminar esencialmente todos los contaminantes en los gases emitidos en una corriente de escape de combustión, de un procedimiento químico o de una corriente de un proceso de fabricación de productos químicos a una temperatura comprendida entre 4,4 y 163°C (40 y 325°F) sin generar emisiones secundarias de oxidante.

Otro objetivo de la presente invención consiste en proporcionar un procedimiento destinado al tratamiento de las emisiones de un procedimiento químico o de una combustión que incrementa la absorción de los contaminantes de emisión, tales como  $NO_x$  y  $SO_x$ , en una disolución con el fin de eliminar los contaminantes de los gases de escape o de los gases del procedimiento.

Otro objetivo de la presente invención consiste en proporcionar un procedimiento destinado a la conversión de ácidos diluidos de nitrógeno y azufre en nitratos, sulfitos y sulfatos en disolución y su tratamiento, si es necesario, antes de deshacerse de la disolución.

Todavía otro objetivo de la presente invención consiste en proporcionar un procedimiento mejorado destinado a eliminar de manera económica los óxidos de nitrógeno y azufre de las corrientes de gases de productos de combustión o de otras corrientes de procedimientos gaseosos de manera que el contenido en óxidos de nitrógeno y azufre se reduce a un nivel aceptable dentro de los estándares de control de calidad del agua y el aire.

Estos y otros objetivos de la presente invención se describirán y darán a conocer con mayor detalle en la descripción, los dibujos y las reivindicaciones adjuntas siguientes.

### Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es un sistema de diagrama de flujo de un procedimiento destinado a la eliminación de contaminantes en los gases de escape de procedimientos químicos, calentadores por fuego calderas calentadas por fuego, hornos y semejantes.

La Figura 2 es una gráfica que ilustra cuantitativamente la eliminación de  $NO_x$  de los gases de escape emitidos por una caldera calentada por gas según la presente invención.

La Figura 3 es una gráfica que ilustra cuantitativamente la eliminación de  $NO_x$  del gas de escape emitido por una caldera calentada con carbón de una planta térmica según la presente invención.

### Descripción de las formas de realización preferidas

Haciendo referencia a la Figura 1, se ilustra el aparato de eliminación de  $NO_x$  y  $SO_x$  designado en general con el número 10 que se utiliza con calentadores de fuego o calderas calentadas por combustible fósil, tales como una caldera de tubo de humos empaquetada o una caldera de tubo de agua. La caldera puede ser del tipo asociado con plantas públicas de energía o las diseñadas con el fin de generar del orden de 586 kW (2 millones de BTU/h) de energía administrada como combustible a la caldera.

En una forma de realización, el aparato 10 se utiliza como un sistema de pulido para eliminar los contaminantes de  $NO_x$  y  $SO_x$  de la corriente de escape tratada mediante otros procedimientos que son incapaces de alcanzar los niveles de eliminación alcanzables mediante la presente invención. En general, se optimizan los costes de la eliminación del  $NO_x$  y  $SO_x$  mediante la incorporación del aparato 10 corriente abajo de un procedimiento determinado de reducción de polución.

La presente invención se puede combinar con procedimientos convencionales de reducción seca y mojada. Los ejemplos de procedimientos de tratamiento seco de gases de chimenea adaptables a la utilización con la presente invención incluyen la reducción catalítica selectiva (SCR) y la reducción no catalítica selectiva (SNCR). Los ejemplos de procedimientos húmedos incluyen la absorción con oxidación en fase líquida, absorción con reducción en fase líquida y oxidación en fase gaseosa seguida de absorción. Tanto con los procedimientos secos como con los húmedos, el aparato 10 se añade corriente abajo de todo el equipo antes de entrar en la chimenea. De este modo, la presente invención se utiliza con el fin de suplementar los equipos convencionales de reducción con el fin de alcanzar niveles inferiores de ppm de  $NO_x$  y  $SO_x$  en las emisiones de gases de escape no alcanzables mediante los equipos convencionales.

## ES 2 277 817 T3

Tal como se muestra en la Figura 1, se conduce una corriente de gases de chimenea de múltiples calderas públicas a una velocidad de flujo de 2.812 toneladas métricas/hora (6,2 millones de libras/hora) a través de una chimenea o conducto de escape 12. El conducto 12 está conectado a un conducto de administración 14 que incluye un ventilador 16 que desvía los gases de escape de la combustión desde la chimenea 12 al conducto de administración 14. El conducto de administración 14 está provisto de un amortiguador 18 situado corriente arriba del ventilador 16 con el fin de sellar el extremo del conducto 14 y permitir que los gases de escape se emitan desde el conducto 12 si se desea. El ventilador 16 desvía los gases de escape desde el conducto 14 a una temperatura elevada a través de un sistema de conductos 20 a un mezclador estático 122.

Se deberá apreciar que la presente invención es adaptable para su utilización en una multiplicidad de calderas o procedimientos químicos que incluyen calderas calentadas con gas, calderas principales de elaboración, calderas de recuperación de líquidos, así como también calentadores menores de elaboración calentados con fuego, calderas de vapor de elaboración, hornos, corrientes de procedimientos gaseosos y plantas de ácido nítrico. En el caso de las calderas públicas calentadas con carbón o calderas calentadas por gas, la temperatura de los gases de escape de la caldera que fluyen a través del tubo de escape 12 se encuentra entre aproximadamente 104 y 163°C (220 a 325°F).

El ventilador 16 conduce la corriente de gas de escape desde el conducto de escape 12 y conducto de administración 14 a través de un sistema de conductos 20 a un mezclador estático 22 a una temperatura comprendida entre aproximadamente 4,4 y 163°C (40 y 325°F). El mezclador estático 22 tiene las entradas 24 y 26. La entrada 24 está conectada al sistema de conductos 20, y la entrada 26 está conectada a un generador de ozono 28 mediante el conducto 30. El ventilador 16 también se puede hacer funcionar con el fin de mezclar el ozono. El generador de ozono 28 recibe a través del conducto 32 una alimentación de corriente de gas que puede ser aire seco, oxígeno o una mezcla de aire y oxígeno. La corriente fluida proporcionada por el generador 28 al mezclador estático 22 contiene entre un 1% y un 20% en peso de ozono.

El mezclador estático 22, el gas de chimenea se mezcla con ozono (O<sub>3</sub>) y se conduce a través del conducto 34 a una cámara de reacción 36 en la que se oxidan los contaminantes del gas de escape. En la cámara de reacción 36, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, CO y otros contaminantes se oxidan en presencia de ozono. El gas de escape conducido a la cámara 36 comprende aproximadamente 95% NO y 5% NO<sub>2</sub>. Las reacciones que tienen lugar en la cámara 36 para transformar NO a NO<sub>2</sub>, NO<sub>3</sub> y N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> incluyen la siguientes:



La reacción (1) que implica la oxidación de NO a NO<sub>2</sub> es casi instantánea. Entre las reacciones (2) y (3), la reacción (2) es más lenta que la reacción (3). La velocidad de oxidación del NO<sub>2</sub> a NO<sub>3</sub> aumenta con el incremento en la temperatura.

Tal como se da a conocer, en el manual CRC (1980-81) N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> se descomponen a una temperatura superior a 48,9°C (120°F). En una estrategia, la patente US n° 5.206.002, da a conocer la disminución de la temperatura a 51,7°C (125°F), antes de la administración de ozono y la conversión de NO<sub>x</sub> a N<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. Las patentes US n° 4.247.321, n° 4.541.999 y n° 4.564.510 proporcionan la mezcla de ozono a temperaturas más elevadas pero sin proporcionar un tiempo de residencia suficiente para la oxidación del NO<sub>x</sub> en la fase gaseosa. Además, el ozono se introduce directamente en el purificador, lo que conduce a la formación de nitrito en el purificador. Por el contrario, la absorción de N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> resulta en la formación selectiva de nitrato. La presencia de nitrito en el nitrato es indeseable en su utilización como fertilizante.

De acuerdo con la presente invención, el ozono se mezcla a una temperatura comprendida ente aproximadamente 4,4 y 163°C (40 a 325°F) con un tiempo de residencia preseleccionado en la cámara de reacción 36 con el fin de convertir los óxidos de nitrógeno en la corriente de gases de escape en cantidades equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> para formar N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> en la cámara de reacción 36. En la cámara de reacción 36 se mezcla el ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape en una proporción molar comprendida entre 0,2 y 2,8 moles de ozono por cada mol de óxido de nitrógeno.

En la reacción (4) anterior, el ozono se descompone a una temperatura comprendida entre aproximadamente 104 y 163°C (220 a 325°F). Por consiguiente, las dimensiones de la cámara de reacción 36 se seleccionan con el fin de

## ES 2 277 817 T3

permitir que el NOx se oxide a un nivel de oxidación superior y consuma esencialmente todo el ozono con un mínimo de descomposición.

Es una práctica convencional en el diseño de un sistema químico destinado a añadir un reactivo químico en un exceso estequiométrico sobre otro (reactivo limitante) con el fin de agotar la concentración del reactivo limitante hasta que se extinga a una velocidad razonablemente rápida. Sin embargo, esto conduce a una cantidad detectable del reactivo en exceso a la salida del sistema. En la presente invención, el funcionamiento de la cámara de reacción 36 a una temperatura superior a 51,6°C (125°F) con un incremento marginal en la necesidad de ozono reduce significativamente el tamaño que requiere la cámara de oxidación 36 con el fin de obtener el nivel deseado de reducción del NOx.

En un ejemplo que hace referencia a la Figura 2, se ilustran gráficamente los datos que representan la cantidad de NOx eliminada del gas de escape emitido de la caldera calentada por gas. El gas de la chimenea a una temperatura comprendida entre 51,6 54,4°C (125 y 130°F) necesitó solamente aproximadamente 20 segundos después de mezclarlo con ozono para que se redujesen los niveles de NOx a 2 ppm en la corriente de gases de escape tratada. El segundo conjunto de puntos de datos en la gráfica ilustra la eliminación de NOx a aproximadamente 118°C (245°F) con un incremento en la alimentación de ozono del 7% destinado a lograr el nivel preferido de oxidación en entre 3 y 4 segundos de tiempo de residencia en la cámara de reacción 36.

También de acuerdo con la presente invención, además de NOx, el monóxido de carbono y SO<sub>2</sub> se oxidan parcialmente a dióxido de carbono y trióxido de azufre en la cámara 36, una pequeña cantidad de ozono se descompone asimismo formando oxígeno a la temperatura comprendida entre aproximadamente 104 y 163°C (220 y 325°C). Sin embargo, en la mayoría de los casos, la proporción molar necesaria depende de la proporción de NO a NO<sub>2</sub>, la concentración de NOx y el grado de eliminación de NOx. En la presente invención, la proporción molar de ozono a NOx se encuentra preferentemente comprendida entre aproximadamente 0,2 y 2,8.

Desde la cámara de reacción 36, los contaminantes tratados se introducen en una combinación de pulverización/absorción designada generalmente con el número 38. Sin embargo, en una forma de realización de la presente invención, antes de introducir los contaminantes oxidados de los gases de escape en la cámara de absorción 38, se reduce la temperatura de la corriente de gas tratada. Ello se logra tal como se ilustra en la Figura 1 desviando el gas de escape tratado desde el conducto 40 al conducto 44, cerrando la válvula 41 en el conducto 40, para que fluya a un intercambiador de calor o economizador 42. El gas de escape tratado entra en el economizador 42 a una temperatura de aproximadamente 163°C (325°F). El economizador 42 incluye un tubo refrigerador 46 que se extiende en un serpentín dentro del economizador. El tubo 46 está provisto de aletas refrigeradoras, como es bien conocido en la materia. El calor se transfiere en el economizador 42 al agua en el tubo 46. El agua en el tubo se calienta y se conduce desde el economizador 42 a un tanque (no mostrado). Como resultado, tanto el calor latente como el sensible se recuperan del gas de escape al pasar a través del economizador 42.

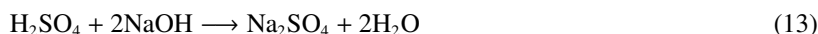
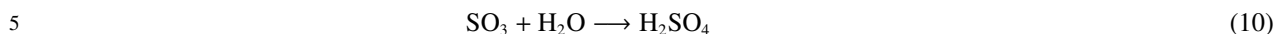
El economizador 42 sirve asimismo para depurar parcialmente o absorber los contaminantes contenidos en el gas de escape tratado. Ello se logra mediante la condensación de la humedad en el gas de escape en la superficie del tubo 46 y también en las aletas montadas en el tubo 46. La condensación de la humedad en el tubo 46 y en las aletas del tubo disminuye progresivamente la temperatura del gas de escape por debajo del punto de rocío del gas de escape. El condensado pasa del economizador 42 a través de una salida 48 a un colector del condensado 50 para su retención y tratamiento en el tanque 51.

Se deberá entender que la adición del economizador 42 con el fin de reducir la temperatura del gas de escape tratado y depurar y auxiliar en la absorción de los contaminantes que quedan en los gases de escape es selectiva. Con respecto a esto, el economizador 42 en otra forma de realización se evita mediante la función de la válvula 41 de modo que el gas de escape tratado de la cámara 36 se alimenta directamente a la cámara de absorción 38.

Una ventaja de la utilización del economizador 42 con el fin de reducir la temperatura de los gases de escape y condensar el vapor de agua en el gas de escape es lograr una máxima eficacia en la separación de los contaminantes de la corriente de gas de escape en la cámara de absorción. Mediante la reducción de la temperatura del gas de escape tratado a aproximadamente temperatura ambiente, se incrementa considerablemente la capacidad de absorción de los contaminantes en el gas de escape con una disolución de reactivo, particularmente en la absorción de dióxidos de nitrógeno, azufre y carbono. El gas de escape tratado, que se puede enfriar a aproximadamente la temperatura ambiente tal como se describió anteriormente, se conduce a través del sistema de conductos 52 a la cámara de absorción 38. Preferentemente, la cámara 38 incluye dos secciones o subcámaras. En la primera cámara generalmente designada con el número 54 la corriente de gas de escape se trata con un reactivo líquido, preferentemente mediante rociado. En la segunda cámara generalmente designada con el número 56, se depura la corriente de gas de escape.

La cámara 54 comprende una fila de toberas de rociadores 58 conectadas a un distribuidor de rociadores 60. El distribuidor de los rociadores 60 recibe una disolución de reactivo, tal como agua, del tanque 62 mediante la bomba 64. La corriente de gases de escape se apaga y enfría mediante los pulverizadores de agua o reactivo. El NOx y SOx se absorben en el líquido de rociado para formar oxiácidos de nitrógeno y azufre. Los ácidos diluidos se convierten *in situ* en nitratos, sulfitos y sulfatos en presencia de sosa cáustica según las siguientes reacciones. En una forma de realización se utiliza una pasta de carbonato cálcico; y se forman sales de calcio.

## ES 2 277 817 T3



Los reactivos concentrados se administran desde un tanque químico de dosificación y almacenamiento 66 al tanque de circulación 62. El agua suplente mantiene a través de la válvula 68 un nivel constante reestablecible de la disolución en el tanque 62 y el exceso de disolución se dirige al tanque de retención y tratamiento 70 a través de la válvula 72. La disolución de reactivo se mantiene a una concentración adecuada mediante el control de de la proporción de disolución gastada que se dirige al tanque de retención y tratamiento 70.

En otra forma de realización de la presente invención, se utiliza en lugar de la cámara de pulverización 54, como cámara de absorción para la eliminación de NOx, un purificador empaquetado, o un purificador de venturi, o una columna de placa con o sin ultrasonidos, o un purificador seco de inyector de carbonato cálcico. En funciones que necesitan que la temperatura del gas de escape se reduzca sustancialmente, se incorpora un intercambiador de calor a la cámara de absorción 54 con el fin de reducir la temperatura del gas y utilizarla como cámara de absorción. Se proporciona asimismo la recuperación del calor de la cámara 54 cuando se hace funcionar con un intercambiador de calor.

La corriente de gases de escape que entra en la cámara de absorción 54, también contiene ozono sin reaccionar. En la cámara de absorción 54, el ozono se absorbe en el líquido circulante. La solubilidad del ozono en agua es muy baja, lo que limita la eliminación mediante absorción. Sin embargo, cuando existe SO<sub>2</sub> en la fase gaseosa, se forma sulfito *in situ* en el líquido circulante. El sulfito reacciona fácilmente con el ozono formando sulfato tal como se indica en la reacción (14) a continuación, incrementando la absorción del ozono. En consecuencia, la presente invención incorpora ventajosamente estos fenómenos para agotar el ozono no reaccionado en el gas de escape utilizando la cámara de purificación 56.



Cuando la corriente de gas de escape emitida desde la caldera por el conducto de escape 12 no contiene SO<sub>2</sub>, los contaminantes tratados de la cámara 58, se introducen a través de un conducto conector 74 en una segunda cámara de pulverización/absorción 56 que dispone de toberas de rociado o de un sistema de distribución de líquido 76 conectado a un distribuidor de rociadores 78. El distribuidor de rociadores 78 recibe una disolución de reactivo, (secuestrador de ozono), tal como una disolución acuosa de sulfito sódico, de un tanque 80 a través de una bomba 82. La fase gaseosa de la corriente de gas de escape en la cámara 56 se pone en contacto íntimo con la fase líquida generada mediante el sistema distribuidor 76 hasta que casi todo el oxidante queda absorbido por la disolución de reactivo.

El gas tratado libre de contaminantes y oxidante se expelle de la cámara 56 a través de la chimenea 84. La disolución de reactivo se reemplaza periódicamente o continuamente con una carga reciente de secuestrador de ozono. En otra forma de realización de la presente invención, la cámara de absorción 56 destinada a la destrucción del ozono se reemplaza con una cámara de catalizador (no mostrada) que utiliza un catalizador tal como MnO<sub>2</sub>. El ozono que se escapa se elimina mediante la extracción de los conductos, antes de la mezcla con el ozono, de una pequeña cantidad de gas de escape sin tratar que contiene NOx que se reintroduce en la cámara de purificación 56. El NOx en el gas sin tratar reduce rápidamente todo el ozono presente en el gas tratado.

Haciendo referencia a la Figura 3, se ilustran gráficamente los datos de un ensayo de corriente de fuga realizado con una corriente de gas de escape emitida de una caldera calentada con carbón de una planta de energía. La temperatura de la corriente de gas está comprendida entre 116 y 121°C (240 a 250°F). El nivel de NOx está comprendido entre aproximadamente 250 y 300 ppm. Un conjunto de puntos de datos representa el estado en la que el ozono se introduce en la cámara de oxidación o reacción 36. Un segundo conjunto de puntos de datos representa el estado en la que el ozono se introduce en el sistema de conductos 52 corriente debajo de la cámara de oxidación o reacción 36 antes de que la corriente de gases de escape entre en la cámara de absorción 38. En el caso en que el tiempo de oxidación es inadecuado, se observa menos eliminación de NOx para una cantidad idéntica de ozono añadido.

El tiempo de residencia óptimo para los gases de escape en la cámara de reacción 36 depende de la concentración inicial de contaminantes, la temperatura y la proporción molar de O<sub>3</sub>/NOx. Cuando se desea que el nivel de NOx en el gas tratado sea inferior a 10 ppm, se necesita un exceso de ozono sobre la cantidad estequiométrica que sería necesaria para oxidar el NO a NO<sub>2</sub>. La presencia de un exceso de ozono en la corriente de gas de escape puede resultar en la entrada de algo de ozono sin reaccionar en la cámara de absorción. La solubilidad del ozono en un medio acuoso es limitada. Cuando existe SO<sub>2</sub> en la fase gaseosa, el sulfito o el ácido sulfuroso que se forma en la cámara de absorción

## ES 2 277 817 T3

54 puede auxiliar en la destrucción del ozono. La provisión de la cámara de purificación 58 tiene como finalidad evitar la emisión de ozono a la atmósfera.

5 En un ejemplo de la presente invención, un flujo de gas de escape con 300 ppm en volumen de NO<sub>x</sub> a 118°C (245°F) necesita un tiempo de residencia comprendido entre 2 y 3 segundos en la cámara de reacción 36 con una proporción O<sub>3</sub>/NO<sub>x</sub> de 1,68 en presencia de una cantidad de SO<sub>2</sub> comprendida entre 600 y 700 ppm y de CO<sub>2</sub> de entre 100 y 200 ppm.

10 Una de las ventajas de optimizar el tiempo de residencia en la cámara de reacción 36 es que solamente un exceso marginal de ozono entra en la sección de purificación 56. El ozono mojado es muy corrosivo. El ozono en el depurador convierte el sulfito en sulfato. En consecuencia, la introducción de una cantidad excesiva de ozono en el medio acoso con el fin de convertir sulfito en sulfato es antieconómica. El ozono se también se descompone en medio acuoso cuando el pH es alcalino. Además, cuando se utiliza óxido cálcico o carbonato cálcico, la absorción de SO<sub>2</sub> resulta en la formación de sulfito cálcico. El ozono lo termina de convertir en sulfato cálcico. El sulfato cálcico es relativamente más difícil de manejar en el residuo mojado ya que forma escamas abrasivas.

20 La eliminación de SO<sub>x</sub> es muy dependiente del pH del reactivo. El pH del reactivo tiene muy poco efecto sobre la eliminación del NO<sub>x</sub>. En la presente invención, la eliminación de SO<sub>x</sub> disminuye con la disminución del pH del reactivo por debajo de 8,5 mientras que la eliminación del NO<sub>x</sub> no es afectada por un pH del reactivo comprendido entre 3 y 12. En algunos casos a un pH más elevado, junto con una elevada eliminación de SO<sub>x</sub> se absorbe también CO<sub>2</sub> en la disolución de metal alcalino o alcalinotérreo formándose un precipitado de carbonato y de otras sales con éste. La utilización de reactivo para la eliminación de CO<sub>2</sub> es antieconómica e indeseable. Estos precipitados tienen la tendencia a formar escamas. La eliminación de NO<sub>x</sub> de acuerdo con la presente invención cuando se realiza a un pH inferior a 7 resulta en la eliminación de las escamas en la cámara de purificación 56.

25 Con la disposición descrita anteriormente los gases de escape se emiten desde la chimenea 84 a la atmósfera a un nivel de ppm que cumple con los estándares de calidad del aire establecidos por agencias públicas tales como la E.P.A. o la californiana South COSAT Air Quality Management District. Por ejemplo, con la presente invención la emisión de la chimenea 84 contiene menos de 2 ppm de contaminantes de NO<sub>x</sub>. El gas de escape se emite a una temperatura relativamente baja debido a la purificación húmeda.

30 Como ejemplo adicional, la presente invención elimina los óxidos de nitrógeno de una línea de decapado de lámina de acero que utiliza ácido nítrico como agente decapante. La mezcla de NO/NO<sub>2</sub> que se debe eliminar comprende 3 moles de NO<sub>2</sub> por cada mol de NO en los gases de escape mantenidos a 82,2°C (180°F). El NO<sub>x</sub> se convierte en cantidades equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub>. A una proporción molar de 0,75 a 1 de ozono a NO<sub>x</sub> se elimina el 95% del NO<sub>x</sub> de la corriente de gases de escape que dejan la cámara de depurado a través de la chimenea 84.

40 Según las provisiones de los estatutos de patentes, se han explicado el principio, la construcción preferida y el modo de puesta en práctica de la presente invención y se han ilustrado lo que se consideran sus formas de realización preferidas. Sin embargo, debe apreciarse que dentro del alcance de las reivindicaciones adjuntas la presente invención se puede poner en práctica de diferente manera que la ilustrada y descrita específicamente.

45

50

55

60

65



REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la eliminación de los óxidos de nitrógeno de una corriente de gas de escape que comprende  
5 las etapas que consisten en

dirigir una corriente de gas de escape que contiene contaminantes de óxido de nitrógeno a una temperatura en el  
intervalo comprendido entre 4,4 y 163°C (40 y 325°F) desde un sistema de tratamiento hasta un conducto de escape  
(12),

10 conducir la corriente de gas de escape a través del conducto de escape (12),

mezclar ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape con el fin de oxidar los contaminantes de óxido  
de nitrógeno para convertir los óxidos de nitrógeno en la corriente de gas de escape en proporciones equimolares de  
15 NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub>,

transformar el NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> en presencia de ozono en N<sub>2</sub>O<sub>5</sub>,

mezclar un reactivo líquido con la corriente de gas de escape con el fin de convertir el N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> en ácidos de nitró-  
geno diluidos y para neutralizar los ácidos a sales de nitrógeno, conducir la corriente de gas de escape a una cámara  
20 depuradora (56), y

a continuación descargar la corriente de gas de escape sustancialmente libre de contaminantes de óxido de nitró-  
geno desde el conducto de escape (12),

25 **caracterizado** porque el gas de escape no tratado que contiene NO<sub>x</sub> se introduce en la cámara depuradora (56)  
con el fin de reducir el exceso de ozono y eliminar el ozono del gas de escape antes de su emisión a la atmósfera.

2. Procedimiento según la reivindicación 1 que comprende

30 alimentar la mezcla de ozono y gas de escape a una cámara de reacción (36),

hacer funcionar la cámara de reacción (36) a temperatura superiores a 51,7°C (125°F) y

35 oxidar los contaminantes de NO<sub>x</sub> en la cámara de reacción (36) durante un período de tiempo comprendido entre  
aproximadamente 3 y 20 segundos.

3. Procedimiento según la reivindicación 2 que comprende

40 después de oxidar los contaminantes de NO<sub>x</sub>, reducir la temperatura del gas de escape y depurar los contaminantes  
en el gas de escape, y

recoger el condensado del gas de escape.

45 4. Procedimiento según la reivindicación 1, que comprende reducir la temperatura de la corriente de gas de escape  
a aproximadamente la temperatura ambiente después de oxidar los contaminantes de óxido de nitrógeno con el fin de  
mejorar la capacidad de absorción de los contaminantes en el reactivo líquido.

5. Procedimiento según la reivindicación 1, que comprende

50 introducir el gas de escape después de la oxidación de los contaminantes en un depurador que contiene una diso-  
lución alcalina para absorber N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> en el gas de escape en la disolución con el fin de generar ácidos diluidos y

convertir los ácidos diluidos en nitratos en presencia de sosa cáustica.

55 6. Procedimiento según la reivindicación 5, que comprende eliminar el exceso de ozono remanente en el gas de  
escape en el depurador mediante la pulverización del gas de escape con una disolución acuosa de sulfito sódico con el  
fin de absorber el exceso de ozono en la disolución.

60 7. Procedimiento según la reivindicación 5, que comprende poner en contacto el gas de escape con el reactivo  
líquido en un primer depurador seguido de la puesta en contacto del gas de escape con una disolución acuosa de sulfito  
sódico en un segundo purificador.

8. Procedimiento según la reivindicación 1, que comprende mezclar ozono con el gas de escape en un intervalo  
65 comprendido entre aproximadamente 0,2 y 2,8 moles de ozono por cada mol de óxido de nitrógeno en el gas de escape.

9. Procedimiento según la reivindicación 1, que comprende

## ES 2 277 817 T3

poner en contacto los contaminantes oxidados y el oxidante sin reaccionar en el gas de escape con el reactivo líquido en un depurador con el fin de generar  $\text{HNO}_3$  en el gas de escape,

absorber el  $\text{HNO}_3$  en agua líquida con el fin de generar ácidos de nitrógeno diluidos y

neutralizar los ácidos diluidos con el fin de generar nitratos en disolución.

10. Procedimiento según la reivindicación 1, que comprende reducir la temperatura de los contaminantes oxidados antes de mezclarlos con el reactivo líquido con el fin de depurar parcialmente los contaminantes del gas de escape.

11. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que los contaminantes de la corriente de gas de escape comprenden óxidos de nitrógeno y óxidos de azufre que comprende además las etapas que consisten en

mezclar ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape en una proporción molar en el intervalo comprendido entre aproximadamente 0,2 y 2,8 moles de ozono por cada mol de óxido de nitrógeno,

mantener el gas de escape en contacto con el ozono de manera que se conviertan los óxidos de nitrógeno en cantidades equimolares de  $\text{NO}_2$  y  $\text{NO}_3$  con el fin de formar  $\text{N}_2\text{O}_5$ ,

introducir un reactivo líquido en la corriente de gas de escape con el fin de transformar el  $\text{N}_2\text{O}_5$  y el  $\text{SO}_2$  en éste en ácidos diluidos de  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_3$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,

absorber los ácidos diluidos de  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_3$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en agua líquida y

convertir los ácidos diluidos en sales que comprenden nitratos, sulfitos y sulfatos con fin de eliminarlos de la corriente de gas de escape.

12. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende

conducir la corriente de gas de escape a una temperatura en el intervalo comprendido entre aproximadamente  $4,4^\circ\text{C}$  y  $163^\circ\text{C}$  ( $40$  a  $325^\circ\text{F}$ ) con el fin de mezclar con ozono, y

mezclar el ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape en un mezclador estático (22).

13. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende alimentar la mezcla de ozono y el gas de escape a una cámara de reacción (36) con el fin de oxidar los contaminantes de  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_x$  en el gas de escape para generar  $\text{N}_2\text{O}_5$ .

14. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende reducir la temperatura de los contaminantes oxidados antes de mezclarlos con el reactivo líquido con el fin de depurar parcialmente los contaminantes del gas de escape y recuperar el calor del mismo.

15. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende

después de mezclar el ozono con el gas de escape, reducir la temperatura del ozono y de la mezcla de gas de escape hasta aproximadamente la temperatura ambiente,

condensar la humedad en el gas de escape a la vez que se reduce la temperatura del mismo con el fin de generar un condensado,

eliminar los contaminantes del gas de escape mediante la absorción de los contaminantes en el condensado, y

recoger los contaminantes del gas de escape absorbidos en el condensado.

16. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende después de mezclar el ozono con el gas de escape, absorber el  $\text{N}_2\text{O}_5$  y el  $\text{SO}_2$  en un depurador líquido alcalino con el fin de generar oxiácidos de nitrógeno y azufre.

17. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende introducir sosa cáustica como el reactivo líquido en la corriente de gas de escape.

18. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende convertir los ácidos diluidos en presencia de cal en sales de calcio.

19. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende agotar el ozono no reaccionado de la corriente de gas de escape haciendo reaccionar el sulfito generado a partir del  $\text{SO}_2$  en el gas de escape con ozono con el fin de generar sulfato.

20. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende

## ES 2 277 817 T3

conducir la corriente de gas de escape que contiene contaminantes oxidados a una cámara de absorción de dos partes (54),

5     hacer pasar el gas de escape a través de un primer limpiador acuoso alcalino con el fin de generar ácidos diluidos,  
y

10     conducir el gas de escape desde el primer depurador acuoso alcalino a un segundo depurador acuoso alcalino con el fin de eliminar además los contaminantes y el exceso de ozono remanente en el gas de escape mediante su absorción en la disolución alcalina.

21. Procedimiento según la reivindicación 20, que comprende introducir gas de escape no tratado que contiene NO<sub>x</sub> en un segundo depurador acuoso alcalino para reducir el exceso de ozono remanente en el gas de escape con el fin de evitar la emisión del ozono junto con el gas de escape del segundo depurador a la atmósfera.

15     22. Procedimiento según la reivindicación 11, que comprende mezclar la corriente de gas de escape en una cámara depuradora (56) con un reactivo líquido a un pH inferior a 7 con el fin de desescamar los precipitados formados en las paredes interiores de la cámara depuradora (56).

23. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que los contaminantes en la corriente de gas de escape comprenden óxidos de nitrógeno y óxidos de azufre que comprende además las etapas que consisten en

25     mezclar ozono en un exceso estequiométrico con el gas de escape en una proporción molar en el intervalo comprendido entre aproximadamente 0,2 y 2,8 moles de ozono por cada mol de óxido de nitrógeno con el fin de convertir los óxidos de nitrógeno en cantidades equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub>,

oxidar los contaminantes en la corriente de gas de escape con el fin de incrementar la capacidad de absorción de los óxidos de nitrógeno y los óxidos de azufre en agua,

30     mantener el gas de escape en contacto con un cantidad de ozono en exceso,

controlar el tiempo de residencia del gas de escape en contacto con el ozono con el fin de asegurar la conversión esencialmente completa de los óxidos de nitrógeno en el gas de escape a N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> o a proporciones equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> con una cantidad marginal de ozono sin reaccionar que permanece en contacto con los gases de escape,

35     mezclar los óxidos de azufre, el exceso de ozono, los contaminantes oxidados que contienen N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> y cantidades equimolares de NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> con una pulverización de reactivo con el fin de convertir N<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, NO<sub>2</sub> y NO<sub>3</sub> y los óxidos de azufre en ácidos diluidos que comprenden HNO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>,

40     absorber la mezcla de pulverización de reactivo que contiene los ácidos diluidos que comprenden HNO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y el exceso de ozono en agua líquida,

convertir los ácidos diluidos en sales que comprenden nitratos, sulfitos y sulfatos con el fin de eliminarlos de la corriente de gas de escape,

45     convertir el ozono disuelto en el reactivo en oxígeno con sulfito.

24. Procedimiento según la reivindicación 23, que comprende reducir la temperatura de los contaminantes oxidados antes de mezclar con la pulverización de reactivo con el fin de depurar parcialmente los contaminantes de los gases de escape.

50     25. Procedimiento según la reivindicación 23, que comprende agotar el exceso de ozono, remanente en el gas de escape después de convertir los ácidos diluidos en sales, conduciendo la corriente de gases de escape a través de una cámara de catalizador que contiene MnO<sub>2</sub>.

55     26. Procedimiento según la reivindicación 23, que comprende alimentar la mezcla de ozono y de gas de escape a un economizador (42) y depurar los contaminantes del gas de escape mediante la colección del condensado del gas de escape formado en el economizador (42).

60

65

FIG. 1

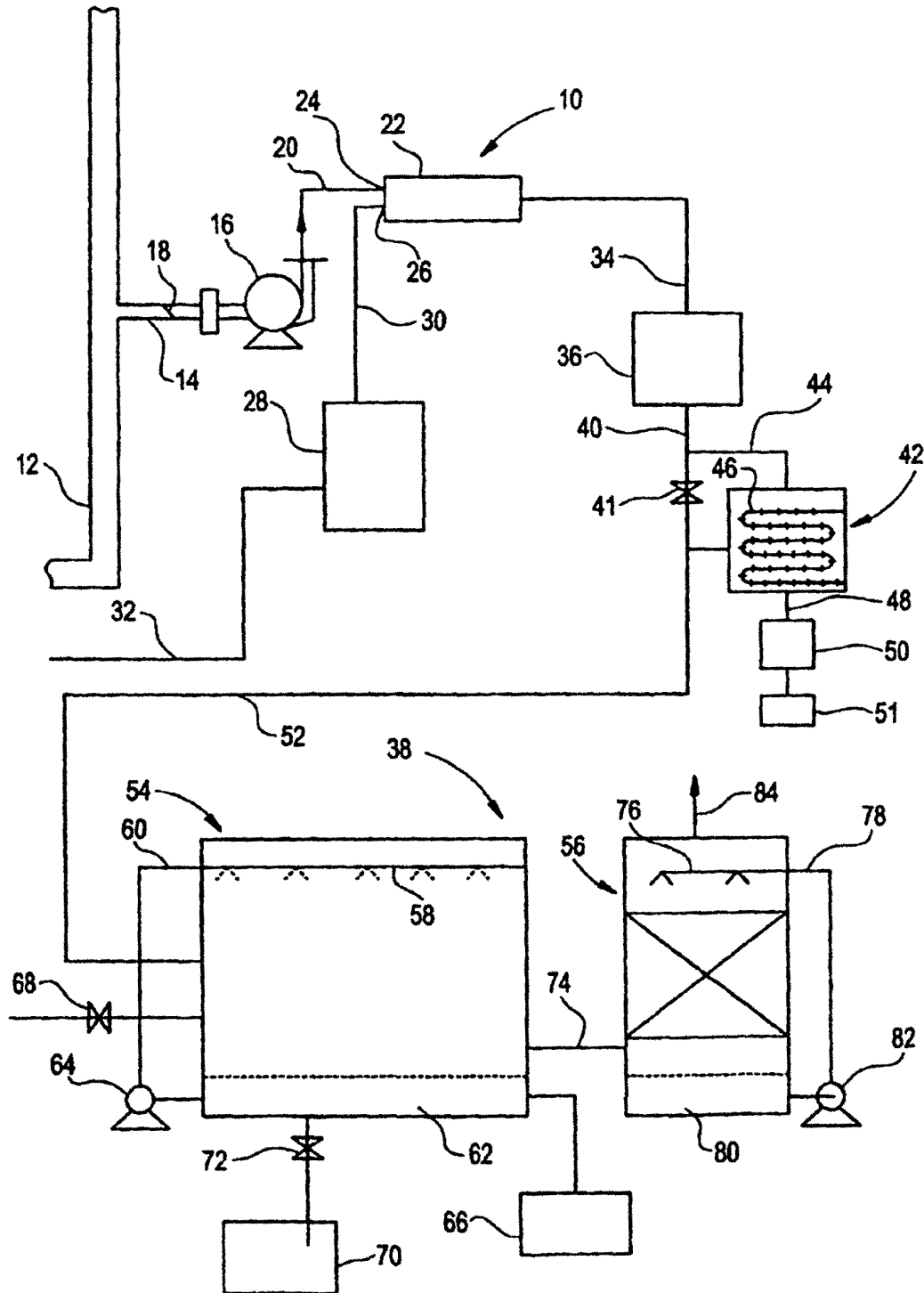


FIG. 2

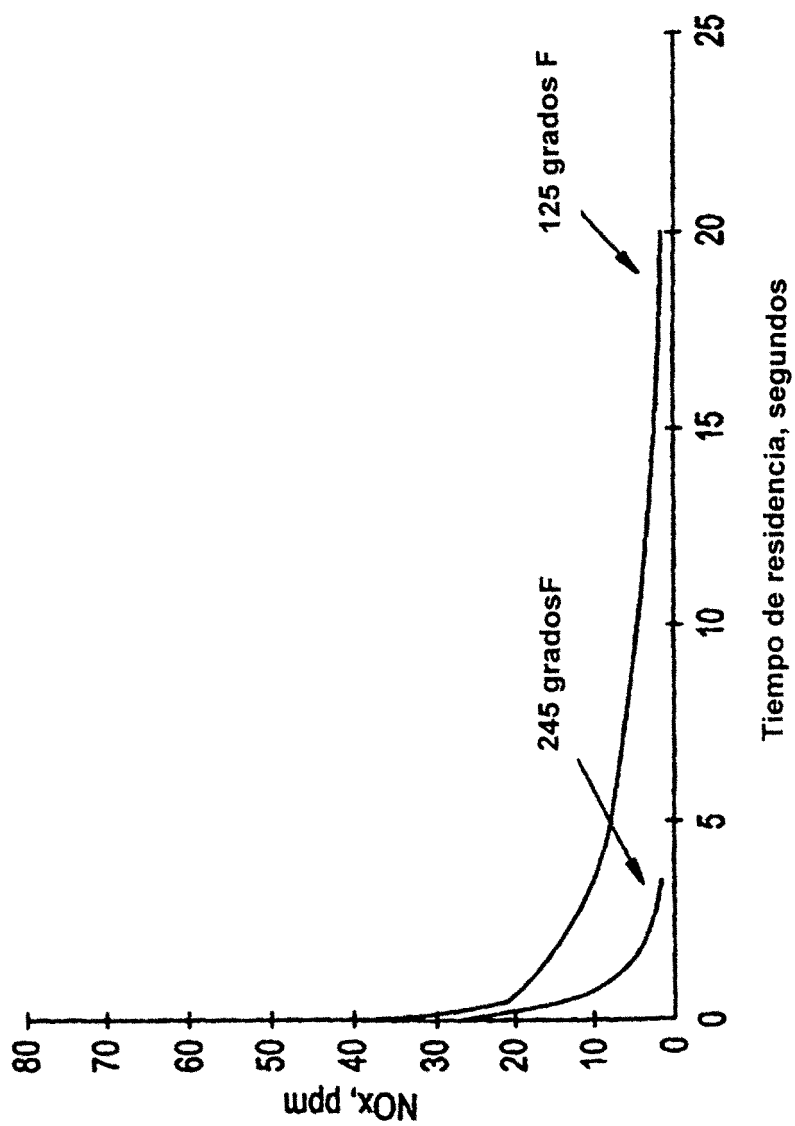
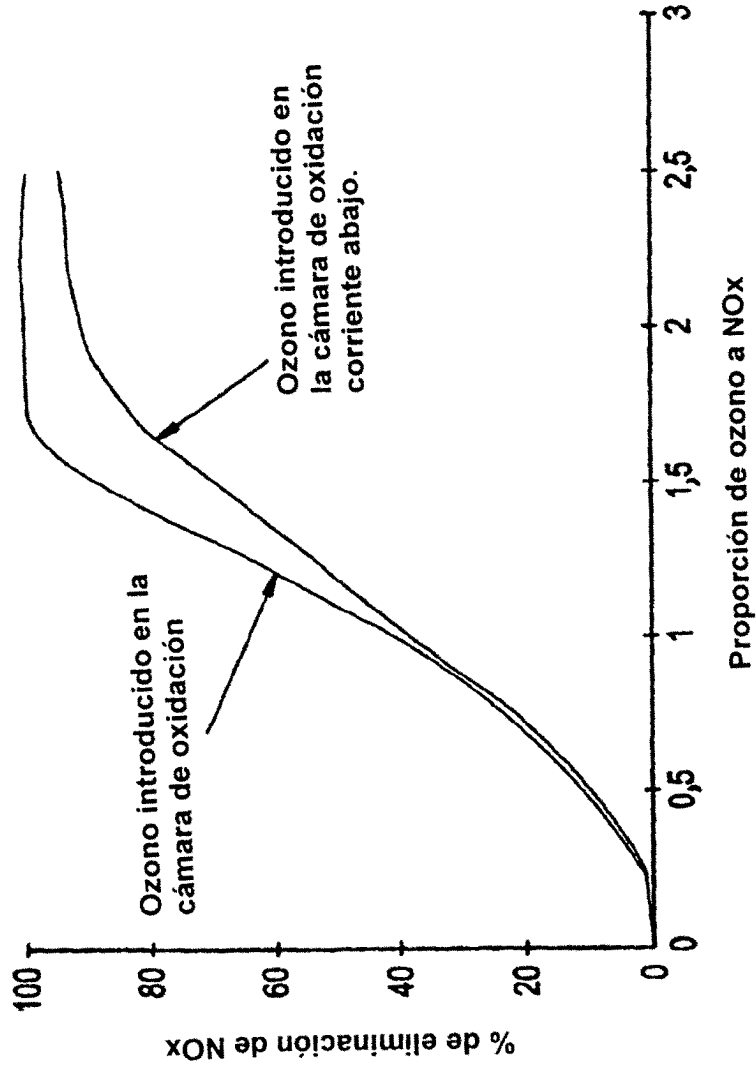


FIG. 3



Flujo de gas = 950 – 1000 acfm  
Nivel de NOx = 250 – 300 ppm  
Nivel de SOx = 750 – 800 ppm  
Temperatura = 240 – 250 grados F