



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA



Delegatura de Propiedad Industrial

División de Nuevas Creaciones

PCT

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

10-10754

21. EXPEDIENTE No.

54. TÍTULO

UN REACTOR CATALITICO DE LECHO MOVIBLE OPERADO A BAJA
TEMPERATURA PARA EL CONTROL DE EMISIONES DE NOX DE LA
COMBUSTION DEL CARBON

51. CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL

71. SOLICITANTE

BABCOCK & WILCOX POWER GENERATION GROUP, INC.

DOMICILIO

BARRETTON, OHIO, ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

74. APODERADO

LUZ CLEMENCIA DE PAEZ
C.C. 35.456.344 de Usaquén

22. BOGOTÁ, D.C.,

(FORMA P-10)

Podu, C.
Fr. 02-03-2010



PETITORIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-010754- -00000-0000

Fecha: 2010-02-02 16:58:45 Dep. 2010 DIR. NUEVASOR
Tra. 11 PATENTE IYII Eva: 378 FASE NACIONAL
Act. 411 PRESENTACION Folio: 114

FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

1 SOLICITUD DE:			
☒ Patente de Invención.		☐ Patente de Modelo de Utilidad.	
☒ Capítulo I.		☐ Capítulo II.	
2 SOLICITANTE (71)	Nombre: BABCOCK & WILCOX POWER GENERATION GROUP, INC. Sociedad constituida y existente bajo las leyes del Estado de Ohio, Estados Unidos de América. Dirección: 20 S. Van Buren Avenue, Barberton, Ohio 44203, Estados Unidos de América Domicilio: Barberton, Ohio 44203, Estados Unidos de América		
		IDENTIFICACIÓN C.C. ☐ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número _____	
3 REPRESENTANTE O APODERADO	Nombre: LUZ CLEMENCIA DE PAEZ Dirección: Carrera 4ª. No. 72-35 Teléfono: 347 36 11 Fax: 211 86 50 E-mail: clientes@cavelier.com Domicilio: Bogotá, Colombia.		
		IDENTIFICACIÓN C.C. ☒ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número <u>35.456.344</u> T.P <u>23.555</u>	
4 INVENTOR (ES) (72)	1. William DOWNS 8645 Schubert Avenue, Alliance, Ohio 44301, Estados Unidos de América 3. Ralph T. BAILEY 11672 Meadow Lane Avenue, NW Uniontown, Ohio 44685, Estados Unidos de América		
		2. Sayed B. GHORISHI 3964 Corby Street NW, Uniontown, Ohio 44685, Estados Unidos de América 4. Kevin J. ROGERS 277 Crestwood Avenue, Wadsworth, Ohio 44281, Estados Unidos de América	
5 PCT (86) Solicitud Internacional No. <u>PCT/US2008/072103</u> Fecha: <u>04 de agosto de 2008</u> Publicación Internacional No. <u>WO 2009/018573 A1</u> Fecha: <u>05 de febrero de 2009</u>			
6 Título (54) UN REACTOR CATALÍTICO DE LECHO MOVIBLE OPERADO A BAJA TEMPERATURA PARA EL CONTROL DE EMISIONES DE NO_x DE LA COMBUSTIÓN DEL CARBÓN			
7 Clasificación Internacional (51) <u>B01D 053/034</u> , <u>B01J 8/12</u> , <u>C01B 21/02</u>			
8 Prioridad SI ☒ NO ☐	(33) País de Origen	(32) Fecha	(31) Número de Solicitud
	<u>US</u> <u>US</u>	<u>02 de agosto de 2007</u> <u>18 de julio de 2008</u>	<u>60/953,608</u> <u>12/175,540</u>

9

Comprobante de pago No.: 10-7,881Fecha: 1 de febrero de 2010Comprobante de pago No.: 10-7,879Fecha: 1 de febrero de 2010Comprobante de pago No.: 10-5,644Fecha: 25 de enero de 2010Comprobante de pago No.: 10-7,954Fecha: 1 de febrero de 2010

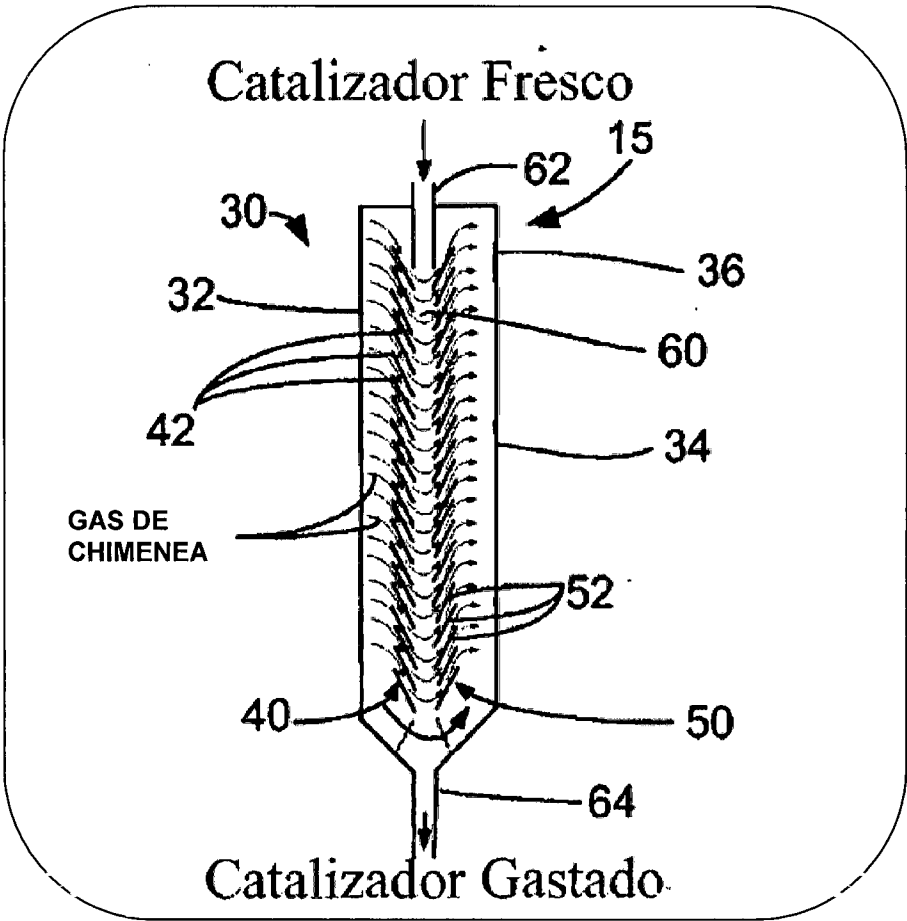
10

Anexos:

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud por \$ 554.000.00.
- ☒ Comprobante de pago 23 por reivindicaciones adicionales después de la décima reivindicación por \$598.000.00.
- ☐ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☐ Poderes, si fuere el caso.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☐ Declaraciones.
- ☒ Copia de la solicitud internacional. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar efectuado por la IPEA.
- ☐ Traducción del examen preliminar efectuado por la IPEA.
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☒ Arte final 12x12
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☒ Otros: VER HOJA DE DOCUMENTOS ANEXOS

11

FIGURA CARACTERÍSTICA



12

Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: LUZ CLEMENCIA DE PAEZ

FIRMA : *LUZ CLEMENCIA DE PAEZ*
C.C. 35.456.344 de Usaquén T.P. 23.555

SCT

DOCUMENTOS ANEXOS

1. ☒ Publicación Internacional WO 2009/018573 A1

Descripción:

Páginas 30 en el idioma original

Páginas 39 en español

Reivindicaciones: Número (s) 33

Figuras: Número (s) 8

2. ☒ **Forma PCT/ISA/210.** Informe de Búsqueda Internacional.

3. ☒ Extracto de publicación.

**NO SE REALIZARON MODIFICACIONES EN LA FASE
INTERNACIONAL**

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
5 February 2009 (05.02.2009)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2009/018573 A1

(51) International Patent Classification:
B01D 53/34 (2006.01) C01B 21/02 (2006.01)
B01J 8/12 (2006.01)

(74) Agent: MARICH, Eric; Babcock & Wilcox Power Generation Group, Inc., I.P. Dept. - EVCE2Y, 20 S. Van Buren Avenue, Barberton, OH 44203 (US).

(21) International Application Number:
PCT/US2008/072103

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BE, BG, BH, BR, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GE, GD, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KZ, LA, LC, LK, LF, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, PO, PS, PU, SC, SD, SE, SG, SH, SI, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TH, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(22) International Filing Date: 4 August 2008 (04.08.2008)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
60/953,608 2 August 2007 (02.08.2007) US
12/175,540 18 July 2008 (18.07.2008) US

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): APIPO (BW, GH, GM, IE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GE, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, NO, PL, PT, PO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GU, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

(71) Applicant (for all designated States except US): BABCOCK & WILCOX POWER GENERATION GROUP, INC. [US/US]; 20 S. Van Buren Avenue, Barberton, OH 44203 (US).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): DOWNS, William [US/US]; 3645 Schubert Avenue, Alliance, OH 44601 (US). GHORISHI, Seyed, B. [US/US]; 3964 Corby Street NW, Uniontown, OH 44685 (US). BAILEY, Ralph, T. [US/US]; 11672 Meadow Lane Avenue, NW, Uniontown, OH 44685 (US). ROGERS, Kevin, J. [US/US]; 277 Crestwood Avenue, Wadsworth, OH 44281 (US).

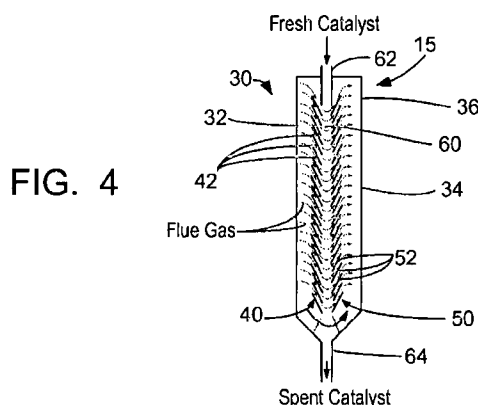
Declaration under Rule 4.17:

— as to applicant's entitlement to apply for and be granted a patent (Rule 4.17(ii))

Published:

— with international search report

(54) Title: A LOW-TEMPERATURE, MOVING BED CATALYTIC REACTOR FOR CONTROL OF NO_x EMISSIONS FROM COAL COMBUSTION



(57) Abstract: An apparatus for low-temperature NO_x-reduction is disclosed, which is useful in boiler installations used at electric-generating plants. The apparatus employs one or a plurality of moving-bed reactors wherein a moving bed of common base-metal catalyst is used for selective catalytic reduction of NO_x present in flue gas. The moving bed permits continuous introduction of fresh or regenerated catalyst, thus obviating the conventional problems of sulfur-poisoning and consequent reduction in catalytic activity with such catalysts. Due to the lower activation energies of such catalysts, an SCR utilizing the moving-bed reactors disclosed herein can be located downstream of the air heater, further improving electric-generating efficiency. Methods for low-temperature NO_x reduction are also disclosed.

A LOW-TEMPERATURE, MOVING BED CATALYTIC REACTOR FOR CONTROL OF NO_x EMISSIONS FROM COMBUSTION

CROSS-REFERENCE TO RELATED APPLICATION

[0001] This application claims the benefit of U.S. Provisional Patent Application Serial No. 60/953,608 filed August 2, 2007, which is incorporated herein by reference.

FIELD AND BACKGROUND OF THE INVENTION

[0002] This invention relates to selective catalytic reduction of NO_x present in flue gas from combustion, for example coal combustion in power-generation plants. More particularly, it relates to selective catalytic reduction of NO_x at low temperatures.

[0003] Selective Catalytic Reduction, SCR, technology is used worldwide to control NO_x emissions from combustion sources at higher temperatures (550-750°F). SCR/direct destruction of NO_x and catalytic oxidation of Hg⁰ at low temperature (below 350 °F) is a relatively new field awaiting major breakthroughs to reach commercial viability.

[0004] High temperature SCR technology has been used in Japan for NO_x control from utility boilers since the late 1970's, in Germany since the late 1980's, and in the US since the late 1990's. The function of the SCR system is to react NO_x with ammonia (NH₃) and oxygen to form molecular nitrogen and water. Industrial scale SCR's have been designed to operate principally in the temperature range of 500°F to 900°F but

- 2 -

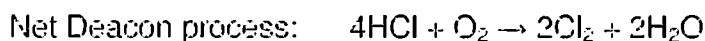
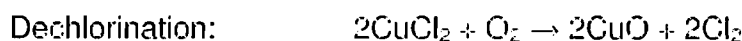
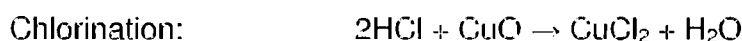
most often in the range of 550°F to 750°F. Catalysts used in this application are sulfation-resistant metals such as vanadium, titanium and tungsten and a variety of their oxides. As used herein, a sulfation-resistant metal is one that resists reaction (or that does not readily react) with sulfur-containing species such as sulfates and sulfur-based acidic gases to form metal-sulfur (sulfate or sulfite) salts. Such sulfation-resistant metals and select oxides can support redox reactions while still being resistant to forming sulfur-based salts. These catalysts are generally preferred because they exhibit good resistance to sulfur poisoning. Other researchers in this field (Teng et al., 2001; Long et al., 2002; Chen et al., 2000; Moreno-Tost et al., 2004) have identified several metals and their oxides that showed catalytic qualities for SCR, including chromium, manganese, iron, cobalt, nickel, copper, and zinc. While these catalysts are effective for SCR-NO_x reduction at lower temperatures (e.g. 350°F or lower), they are also subject to sulfur poisoning; i.e. they are not sulfation-resistant. Such metals (and their oxides) that are not sulfation-resistant are referred to herein as common base metals. Conversely, even though conventional SCR catalysts are resistant to sulfur poisoning, they are generally ineffective at lower temperatures due to their low reactivity at the low temperature ranges (260-350 °F).

[0005] The application of base metal compounds for combined SO_x and NO_x control has been studied and to a limited extent practiced for three decades, although the focus has been on SO_x removal. These systems operated generally in the same temperature regime as the conventional SCR (550 °F to 750 °F), and utilized means to regenerate the metal compounds after they reacted to remove SO_x from the flue gas, to produce various sulfur products that could be separately removed or disposed of, such as sulfur, sulfuric acid, and ammonium sulfate. As noted above, the focus of these processes was SO₂ capture, with NO_x capture a secondary effect. By contrast, the present invention aims particularly to reduce or destroy NO_x in flue gas, as well as mercury oxidation. Sulfur capture to the extent that it happens in the novel SCR constructions disclosed herein, within the prevailing low temperature range, would be considered an interferent in the following description.

- 3 -

[0006] Very little is known on the direct catalytic destruction of NO_x in the absence of NH_3 . Yokomichi et al. (2000) presented results on direct NO_x decomposition by copper-exchanged zeolites at high temperatures (570-1110 °F). The presence of oxygen in the flue gas and lowering the catalyst temperature had a negative impact on the activity of these catalysts.

[0007] Catalytic oxidation of Hg^0 to its oxidized forms (Hg^{2+}) is of interest due to the solubility and ease of control of Hg^{2+} in wet scrubbers. Ghorishi (1998) studied the effect of several common metal oxide catalysts on Hg^0 oxidation. That study suggested that cupric oxide (CuO) and ferric oxide (Fe_2O_3) are very active in promoting the oxidation of Hg^0 in the presence of hydrogen chloride (HCl) in the flue gas. CuO exhibited a much higher activity in that work. The Hg^0 oxidation activities of these two metals were hypothesized to be caused by the Deacon process in which chlorine gas (Cl_2) is catalytically produced from HCl over these two oxides. Hg^0 was then oxidized by reacting with Cl_2 in the vicinity of the surface of the catalyst. In a follow up study, Ghorishi (1999) showed that cuprous chloride (CuCl) has a far superior catalytic activity than CuO . It was found that CuCl was so reactive that it caused the oxidation of Hg^0 even in the absence of HCl in the flue gas. In a later study, Ghorishi et al (2005) used a two-step global Deacon reaction scheme (Niesen and Watzenberger, 1999) to explain the superior activity of CuCl . This two-step mechanism divides the Deacon process into a chlorination step (which results in the formation of an intermediate surface species, CuCl_2 or perhaps CuCl , and the release of gas-phase H_2O) and a dechlorination step (which results in the formation of Cl_2 and the regeneration of the original CuO catalysts):



[0008] Ghorishi et al. (2005) hypothesized that by using a copper chloride catalyst the chlorination step and thus the presence of HCl in flue gas would no longer be

- 4 -

needed. Elimination of the chlorination step would also lead to a faster Hg^0 oxidation reaction and thus the superior activity of the CuCl catalyst. It should be noted that in the case of $\text{CuCl}_2/\text{CuCl}$ catalyst and the absence of HCl in the flue gas, there would be no regeneration and the catalyst would be eventually exhausted to CuO. At that time, the chlorination step would become important and the presence of HCl may be needed to regenerate the copper chloride catalyst material according to the Chlorination reaction shown above.

[0009] SO_2 poisoning of CuCl and/or CuCl_2 is also major concern regarding activity of Hg^0 oxidation catalyst. As noted above in the context of NO_x reduction, some transition metal compounds such as CuCl and CuCl_2 are susceptible to sulfur poisoning, which can result in production of the metal sulfate and depletion of the useful catalyst material (metal halide).

[0010] Accordingly, an apparatus and method for the continuous regeneration of the these-metal oxide catalysts (or the continuous introduction of fresh catalyst) is desirable to reverse or minimize the effects of sulfur poisoning. Such a system would enable sulfation prone metal or metal oxide catalysts to be used in low-temperature NO_x -reduction and Hg-oxidation reactors, such as in a low-temperature SCR operating in an electric power generation plant. Operating the SCR at low temperature would open up a broad range of boiler-installation designs (including SCR-retrofit locations) that would no longer require the SCR to be located upstream of the air heater (which preheats combustion air entering the boiler via heat exchange with exiting flue gas) relative to the flue-gas flow path.

SUMMARY OF THE INVENTION

[0011] Accordingly, one aspect of the present invention is drawn to an apparatus which includes a combustion chamber for combustion of a fuel, which during operation

- 5 -

generates a flue gas that may contain a quantity of NO_x that it is desired to remove; and a SCR reactor for reducing at least a portion of NO_x present in the flue gas.

[0012] The SCR reactor has a moving-bed reactor that comprises first and second opposed boundaries spaced apart from one another to thereby define a substantially vertical catalyst-bed pathway therebetween. Flue gas traveling through the moving-bed reactor follows a path through the bed pathway.

[0013] More particularly, another aspect of the present invention involves an SCR reactor has a moving-bed reactor that includes first and second opposed louver stacks, wherein each of the louver stacks has a series of vertically-spaced first or second louvers, respectively. The first and second louvers in the respective first and second louver stacks are inclined away from one another, and the first and second louver stacks are spaced apart from one another to thereby define a substantially vertical catalyst-bed pathway there between. Flue gas traveling through the moving-bed reactor follows a path between the vertically-spaced first louvers, through the bed pathway, and then exiting between the vertically-spaced second louvers.

[0014] Alternatively, the first and second opposed boundaries may comprise, respectively, a first louver stack disposed adjacent an inlet of said reactor and a perforated plate disposed adjacent an outlet of said reactor. The catalyst-bed pathway is defined between the first louver stack and the perforated plate.

[0015] Still further, the first and second opposed boundaries may comprise, respectively, first and second perforated plates, the catalyst-bed pathway being defined between the first and second perforated plates.

[0016] Yet another aspect of the present invention is drawn to a method to treat flue gas exiting a combustion chamber to remove NO_x therein, which includes the following steps: providing a moving-bed reactor that has first and second boundaries defining a substantially vertical catalyst bed pathway therebetween. The first and second boundaries may comprise opposed louver stacks, wherein each of the louver stacks

- 6 -

includes a series of vertically-spaced first or second louvers, respectively, and wherein the first and second louvers in the respective first and second louver stacks are inclined away from one another, and wherein the first and second louver stacks are spaced apart from one another to thereby define a substantially vertical catalyst-bed pathway therebetween; providing a bed of catalyst particles flowing downward through the catalyst-bed pathway and guided by the opposed first and second louver stacks; and flowing at least a portion of the flue gas exiting the combustion chamber along a pathway through the moving-bed reactor such that it travels between the vertically-spaced first louvers, through the bed pathway, and then exits between the vertically-spaced second louvers. Alternatively, the first and second opposed boundaries may comprise, respectively, a first louver stack disposed adjacent an inlet of said reactor and a perforated plate disposed adjacent an outlet of said reactor, or they may comprise, respectively, first and second perforated plates. The catalyst-bed pathway is defined between the first louver stack and the perforated plate, or between the first and second perforated plates.

[0017] The various features of novelty which characterize the invention are pointed out with particularity in the claims annexed to and forming a part of this disclosure. For a better understanding of the invention, its operating advantages and the specific benefits attained by its uses, reference is made to the accompanying drawings and descriptive matter in which preferred embodiments of the invention are illustrated.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

[0018] Fig. 1 is a schematic view of a conventional boiler installation as may be found in an electric-generating plant;

[0019] Fig. 2 is a schematic view of a boiler installation wherein a low-temperature SCR as disclosed herein is disposed within an electrostatic precipitator downstream of the air heater relative to the flue-gas pathway;

- 7 -

- [0020]** Fig. 3 is a schematic view of a further embodiment of a boiler installation wherein a low-temperature SCR as disclosed herein is located downstream of the electrostatic precipitator;
- [0021]** Fig. 4 is an end cross-sectional view of a moving-bed reactor for use in or as a SCR reactor as disclosed herein;
- [0022]** Fig. 4A is a perspective view of the first and second louver stacks in the moving-bed reactor of Fig. 4, with the housing removed;
- [0023]** Fig. 4B is a perspective view of an alternative embodiment of the moving-bed reactor of Fig. 4, wherein perforated plate is substituted for the louver arrangement at the downstream side;
- [0024]** Fig. 4C is an enlarged view of a portion of the perforated plate of Fig. 4B;
- [0025]** Figs. 4D through 4F are end views of the embodiment of Fig. 4B, respectively illustrating how the inlet louvers, outlet perforated plate, or both may be slightly sloped from vertical in order to enhance solids flow down through the moving-bed reactor;
- [0026]** Fig. 4G is an end cross-sectional view of the alternative embodiment of the moving-bed reactor of Fig. 4B;
- [0027]** Fig. 4H is an end cross-sectional view of an alternative embodiment of the moving-bed reactor for use in or as a SCR reactor as disclosed herein, wherein perforated plate is substituted for the louver arrangement at the upstream and downstream sides;
- [0028]** Fig. 5 is a plan view of a SCR reactor that includes a plurality of moving-bed reactors as disclosed herein, arranged in an accordion configuration and in parallel relative to the flue-gas pathway through the SCR;

- 8 -

- [0029] Fig. 5A is a plan view of a SCR reactor that includes a plurality of moving-bed reactors as disclosed herein, arranged in an orthogonal configuration and in parallel relative to the flue-gas pathway through the SCR;
- [0030] Fig. 6 is a plan view illustrating first and second banks of moving-bed reactors as disclosed herein, wherein the second bank is arranged downstream in series relative to the first bank, and wherein each bank includes a plurality of moving-bed reactors arranged in parallel and in accordion configuration;
- [0031] Fig. 7 is a schematic diagram of one embodiment of catalyst-regeneration equipment; and
- [0032] Fig. 8 is a schematic diagram showing the main components of a moving-bed reactor and catalyst-regeneration system according to the present invention.

DESCRIPTION OF PREFERRED EMBODIMENTS

[0033] As used herein, when a range such as 5-25 (or 5 to 25) is given, this means preferably at least 5 and, separately and independently, preferably not more than 25. Also as used herein, in addition to disclosing the endpoints, every numerical range shall and is intended to constitute a disclosure of all intermediate values within that range. For example, the range 5-25 is also intended to disclose all values therebetween, e.g. 7, 9, 12, 13.9, 17.25, etc.

[0034] One feature of this invention provides means whereby catalysts effective at low temperatures but subject to chemical deactivation (e.g. through sulfur poisoning) over time can be used to catalyze the reduction of oxides of nitrogen at low temperatures, such as in the range of 250°F to 350°F, or any range therewithin. This is the temperature range typical of flue gases from modern fossil fuel fired power plants in the region between the air heater and the flue gas desulfurization apparatus; i.e.

- 9 -

downstream of the air heater in the direction of flue-gas flow. In preferred embodiments, such catalysts can simultaneously be used to oxidize elemental mercury to higher oxidation states (e.g. Hg^{2+}) that are easier and safer to handle or remove, also in the same temperature ranges. In certain embodiments, different catalysts can be used for each of these reactions, in which case a combination of catalysts would or may be used in the same reactor, such as a low-temperature SCR reactor in an otherwise conventional boiler installation. Alternatively, the same metal or metal oxide catalysts could be used to achieve both NO_x -reduction and Hg-oxidation.

[0035] Referring to the drawings generally, wherein like reference numerals designate the same or functionally similar elements throughout the several drawings, and to Fig. 1 in particular, Fig. 1 illustrates a typical boiler installation in a power plant, including a conventional selective catalytic reduction reactor (SCR), in the conventional location between the boiler exit and the air heater, in-line with the flue-gas stream. That is, conventionally the SCR is placed between the boiler 3, and the air heater 8. This is done to ensure that the catalyst will operate at sufficiently high temperature to achieve adequate catalytic activity for the conventionally-used sulfation-resistant catalysts based on vanadium or tungsten. Most SCR catalysts used today have a minimum use temperature of about 550°F. At full load the temperature of the flue gas 5 leaving the economizer 4 will be in the vicinity of 650°F to 700°F. But at low loads the temperature leaving the economizer could easily fall below the effective use temperature of these sulfation-resistant catalysts. So, to ensure the flue gas temperature entering the SCR is within the necessary temperature range so the sulfation-resistant catalysts will be effective, some hot flue gas 6 is drawn around (bypasses) the economizer and mixes with the flue gas leaving the economizer. This conventional feature is also illustrated in Fig. 1. Not only does this create a power penalty, it greatly increases the complexity to retrofit an existing boiler installation to include an SCR, because the bypass pathway must be installed.

13

[0036] As a result of the NO_x SIP call of 1998, SCR's were installed on a number of existing coal-fired power plants in the U. S. In virtually every case the retrofit was difficult to engineer and erect. Retrofit refers here to the process of modifying existing equipment and/or adding new equipment to an existing boiler. The difficulty arises from the fact that the boiler is generally close-coupled to the air heater and frequently requires changes to the pressure parts on the boiler.

[0037] The NO_x reduction efficiency across an SCR is generally expressed by the following relationship:

$$eff = 1 - e^{-ka_p\tau} \tag{1}$$

where

k = reaction rate constant

a_p = interfacial surface area of the catalyst, area per unit volume of reactor

τ = residence time.

[0038] The reaction rate constant will depend upon the activity of the catalyst and upon the temperature of the reactor. The temperature dependence of reactivity follows the well known Arrhenius' Law:

$$k = Ae^{-E_a/RT} \tag{2}$$

where

E_a = activation energy, j/mol

R = the gas constant, j/mol*K

A = proportionality constant

T = reactor temperature, °K

[0039] The activation energy for conventional sulfation-resistant SCR catalyst is around 46,000 J/mol. The change in reaction rate constant between say 600 °F (588 °K) and 300 °F (422 °K) can be computed by:

$$\ln \left[\frac{k_2}{k_1} \right] = \frac{E}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] = \frac{46,000}{8.314472} \left[\frac{1}{588} - \frac{1}{422} \right] = -3.701 \tag{3}$$

$$\frac{k_2}{k_1} = e^{-3.701} = 0.0247 \tag{4}$$

[0040] This calculation shows that conventional SCR catalysts would be only about 2.5% as effective at 300 °F as they would be at 600 °F. Therefore, an SCR that was 90% efficient at 600 °F would be only 2.25% efficient at 300 °F. So, to achieve NO_x control at 300 °F there are two basic approaches. Either more reactive catalysts such as the noble metals platinum or palladium must be used, or the product $a_p \tau$ (see Eq. 1) must be significantly increased. The former approach requires more costly catalysts, while the latter can be achieved by increasing the catalyst volume. The approach utilized herein follows the latter option. In the below-disclosed embodiments, a significant portion of the volume of an SCR reactor can be filled with catalyst while allowing the flue gas to pass through and achieve intimate contact with the catalyst particles, while preferably also maintaining the pressure drop across the catalyst bed in the SCR at levels substantially equal to or below conventional monolith catalysts utilized in a typical SCR. An additional feature includes means for continuous withdrawal and regeneration of these catalysts for continuous reuse. This permits substantially lower-cost materials (e.g. common base metal compounds) to be used as SCR catalysts,

21

- 12 -

even though they are susceptible to sulfur poisoning over time. This is a desirable feature, especially considering the greater volumes of catalyst material that are used to increase the quantity $a_p\tau$ described above. Common base metal compounds would include primarily compounds of chromium, manganese, iron, cobalt, nickel, copper, zinc and tin.

[0041] In summary, in a desirable embodiment the reactor (e.g. SCR) possesses the following two characteristics: (1) it facilitates contact of flue gas with the maximum possible quantity of catalyst in such a way that the flow resistance of the flue gas through the catalyst bed can be maintained within reasonable limits, preferably about or below 4 inches of water pressure drop; and (2) it has the ability to withdraw catalyst on a continuing basis so the catalyst can be reactivated outside of the bed, and then reintroduce the catalyst into that bed once reactivated. As will be appreciated, catalyst regeneration may be achieved in a variety of ways, for example to convert metal sulfates back to the corresponding oxides either thermally or chemically thereby removing the sulfur products from the catalyst.

[0042] Since most applications of SCR technology are likely to be to existing coal-fired power plants for the next 10 to 20 years and since most of these plants utilize electrostatic precipitators (ESPs) for removing particulates entrained in the flue gas (e.g. fly ash), one desirable option is to utilize a portion of the existing ESP 10 to house a low-temperature SCR 15. This is illustrated in Fig. 2. If the power plant is equipped with a flue gas desulfurization (FGD) system 13 following the dust collector (ESP) 10, the SCR would replace the last field of the ESP. Any dust created by the SCR should be coarse enough to be captured by the FGD system. If the unit does not have an FGD system 13, then the SCR 15 could be placed in the next to last field of the ESP 10 so that the last field could be used to collect any dust generated in the SCR 15. Fig. 3 illustrates the use of a separate low temperature SCR 15; in the illustrated embodiment, the SCR 15 is located downstream of the ESP 10 and before the FGD 13. This may be appropriate for systems where the ESP particulate-removal performance is marginal.

- 13 -

[0043] Having disclosed certain advantages and locations where a low-temperature SCR 15 may be used, attention is now turned to specific embodiments therefor. In one exemplary embodiment, a moving bed reactor design is utilized for the SCR 15. In this embodiment, the SCR 15 includes one or a plurality of moving-bed reactors 30, wherein a moving bed of catalyst contacts the flue gas flowing therethrough, and is effective to promote the reduction of NO_x (optionally and preferably through reaction with ammonia) and preferably oxidation of present Hg therein. As the catalyst moves through the reactor 30, gradually it may become degraded or inactivated through sulfur poisoning by contact and reaction with SO_x that may also be present in the flue gas. Therefore, on exiting the SCR the catalyst material may undergo a reactivation treatment to regenerate the catalyst and reverse the effects of sulfur poisoning, prior to being reintroduced at the bed inlet for the SCR.

[0044] A reactor design of the type illustrated in Fig. 4 can be used for the moving-bed reactor(s) 30 of the SCR. Fig. 4 is an end view, in cross-section, of a moving-bed reactor 30. In the embodiment illustrated in Fig. 4, flue gas from the boiler enters the reactor 30 from the left, corresponding to the upstream side 32, travels through the first (upstream) and second (downstream) louver stacks 40 and 50, and then exits the reactor 30 from the right, corresponding to the downstream side 34 of the reactor 30. The first and second louver stacks 40 and 50 can be housed and retained within a reactor housing 36. The housing 36 preferably is open or substantially open at each of the upstream and downstream sides 32 and 34 to permit the flue gas to pass through. Alternatively, the upstream and downstream sides 32 and 34 can be or comprise perforated plates or plates with openings or slats to accommodate the flow of flue gas. As such, the terms boundary or boundaries may be employed in the following description to refer to the structures used to retain and convey the catalyst particles through the moving-bed reactor(s) 30, as described herein.

[0045] Still referring to Fig. 4, the upstream louver stack 40 includes a plurality of vertically-spaced first louvers 42, which are angled at a decline from the upstream side

- 14 -

32 of the reactor toward the opposite or downstream side 34 thereof. Preferably, the first louvers 42 are parallel to one another. The downstream louver stack 50 similarly includes a plurality of vertically spaced second louvers 52, but which are angled at an incline from adjacent the upstream louver stack 40 toward the downstream side 34 of the SCR 30. In a preferred embodiment, the downstream louvers 52 are parallel to one another as well. Fig. 4A shows a perspective view of the upstream and downstream louver stacks 40 and 50, wherein the housing 36 has been removed. The vertical spacing of the respective first and second louvers 42 and 52 accommodates the flow of flue gas through the reactor 30, entering at the upstream side 32 and exiting at the downstream side 34 thereof. The louvers 42 and 52 are supported at their respective ends by attachment to lateral or end walls of the housing 36. Optionally, spacers (not shown) can be provided in between adjacent louvers to support them and maintain appropriate spacing along their expanse between the opposing end walls.

[0046] As will be appreciated from the above description and from Fig. 4, the moving-bed reactor 30 in this embodiment includes first and second opposed louver stacks 40 and 50, each having a respective series of vertically spaced and preferably parallel first or second louvers 42 and 52 extending between opposing ends of the reactor, wherein the first and second louvers 42 and 52 are inclined away from one another. The first and second louvers 42 and 52 are also spaced from one another in the direction of flue-gas flow so as to define a substantially vertical catalyst-bed pathway 60 between the louver stacks 40 and 50. The catalyst bed pathway 60 accommodates a moving bed of catalyst particles that can be fed from the bed inlet 62 located at the top of the reactor 30. Because the first and second louvers 42 and 52 are inclined away from one another, and away from the pathway 60 therebetween, catalyst particles 60 traveling vertically downward through that pathway will not readily exit laterally, toward either the upstream or downstream sides 32 or 34 of the reactor. Instead, catalyst particles in the bed pathway 60 will be guided downward toward the bed outlet 64 at the base of the housing 36. From there, the catalyst particles 60 can be conveyed to separate regeneration equipment, which can be located proximate or distant from the

- 15 -

SCR. Although it is not required, the first and second louver stacks 40 and 50 may be mirror images of one another, meaning that the respective louvers 42 and 52 may be disposed at the same angle, although opposite in direction, from an imaginary central plane passing vertically in between the louver stacks 40 and 50. Alternatively, the louvers 42 and 52 may be at non-equivalent angles to said imaginary central plane. In a further alternative, there may be more or fewer louvers 42 than louvers 52, which may be spaced further apart or closer together than the louvers in the opposite stack.

[0047] Preferably, catalyst material is conveyed through the bed pathway 60 within the reactor, exits the outlet 64 via discharge equipment 66 (see Fig. 8) and is fed to other processing equipment or unit operations via an outlet conveyor to regenerate the catalyst. The regenerated particles are then preferably delivered back to the bed inlet 62 via an inlet conveyor to be recycled in a closed, continuous loop. The precise mechanism for conveying the catalyst particles, and the method to regenerate them, are not critical to the present embodiment and will be selected based on appropriate considerations, including available space for conveying equipment and appropriate chemistry to regenerate the catalyst particles from their spent state (on exiting the reactor 30). Herein, the 'outlet conveyor' and 'inlet conveyor' can be or include any suitable or conventional apparatus to convey catalyst particles between two points or stations. Such apparatus will be familiar to those having ordinary skill in the art. For example, it is contemplated that conveyor belts (not shown -- preferably having side shields) can continuously convey spent catalyst particles from the outlet 64, to and through regeneration equipment where regenerating reactions are carried out, and then back to the inlet 62. It is to be appreciated that the outlet conveyor and inlet conveyor referred to above may not be discrete, but can comprise one continuous conveyor system from the outlet 64, through the regeneration equipment and then back to the inlet 62. In that case, the outlet conveyor refers to that portion thereof between the outlet 64 and the regeneration equipment, and the inlet conveyor refers to that portion thereof between the regeneration equipment and the inlet 62. Appropriate catalyst-

- 16 -

regeneration chemistry in the case of sulfur poisoning of common base metal oxide salt catalysts, such as CuCl, is described elsewhere herein.

[0048] In certain embodiments, it may be desirable to incorporate vibrating conveyors or elevators to transport the catalyst material between the moving bed and the regeneration equipment. When used, vibration may reduce or minimize particle attrition and consequent degradation of the particles as they traverse the conveying equipment. Vibrating conveyor- and elevator-equipment known in the art may be used for this purpose. Optionally, vibrating or non-vibrating conveyor equipment may be combined with heating elements or other apparatus to deliver thermal energy to the particles, thus contributing to the regeneration thereof while in transit to or from the regeneration equipment. Alternatively, pneumatic conveyors as known in the art may be used to convey catalyst particles between the regeneration equipment and the moving-bed reactor(s). In addition, hoppers (not illustrated) may be included to collect bed material from the bottom or base of the moving-bed reactors to deliver them to conveyor equipment, which conducts them to the regeneration equipment. Alternatively, the conveyors or other pellet-removal/conveying equipment may be flush mounted to the base of the reactor without hoppers (such as when using screw feeders) or could have hoppers of either a conventional design or a specialized transitional design to mate with other types of material-discharge flow rate control equipment (such as vibratory feeders, double-dump valves, lock-hoppers, rotary vane feeder/air-locks, etc.) as known in the art. The specific configuration will depend on the installation being retrofitted with the moving-bed reactor(s) described herein to provide an SCR, including such considerations as available space, unit operations already in place and their locations, etc. Selection of appropriate conveying equipment may also depend on specific bed material characteristics (pellets vs spheres vs other). In addition, the particular discharge equipment 66 used to remove the catalyst from the moving-bed reactors 30 must be selected to achieve a mass flow profile of the particles downwardly through the moving-bed(s) 30; that is, all the particles need to be in motion throughout the bed. It is undesirable to have, for example, a central core flow portion which flows

- 17 -

through the bed 30 while other particles remain essentially stationary because the flue gas to be treated will not be uniformly exposed to catalyst particles of the same activity, nor will all the catalyst particles be uniformly removed from the bed(s) 30 for subsequent regeneration. The particle properties are measured (via shear tests, etc.) and used to arrive at an appropriate design of any hoppers and/or screw feeders, etc. which may form a part of the discharge equipment 66 to provide a mass flow profile of particles through the moving-bed(s) 30. A schematic flow diagram schematic diagram showing the main components of a moving-bed reactor and catalyst-regeneration system according to the present invention including an exemplary embodiment of the piping and instrumentation for regeneration equipment that can be used in conjunction with one or more moving-bed reactors as disclosed herein is illustrated in Fig. 8. As seen in Fig. 8, the regeneration equipment may include a cyclonic receiver 82 to separate dust and particulate fines from usable catalyst particles that may be regenerated. The regenerable catalyst particles may optionally be delivered from the cyclonic receiver 82 to a secondary fines sorting device 84 to provide secondary fines removal. The fines from both the cyclonic receiver 82 and the sorting device 84 may be combined and conveyed to the catalyst regeneration equipment 86. Ash particles separated in sorting device 84 may be sent to disposal, while catalyst particles suitable for recycle may be sent via metering/weigh device 88 to recycle facilities for reuse in the manufacture of new catalyst pellets. In this embodiment, a scale may be used to determine the precise quantity of catalyst particles that are removed from the closed-loop system. This may be useful, for example, should it be desirable to introduce a certain percentage of fresh catalyst to the closed-loop system periodically, to ensure that the amount of fresh catalyst added corresponds to the amount being removed. Following regeneration in the catalyst regeneration equipment 86, fresh catalyst is conveyed back to the bed inlet(s) of the moving-bed reactors 30 as shown, along with fresh make-up catalyst from catalyst make-up source 90 via a suitable metering/weigh device 92. As noted above, the catalyst-particle conveying equipment between any device may be belt-drive, pneumatic, bucket elevators, screw conveyors, or a combination of same as required with or without other conveying mechanisms as known in the art.

- 18 -

[0049] As will be appreciated, the reactor 30 is thus configured so that flue gas from the boiler approaches the upstream side 32. The gas then enters the reactor and travels between the vertically-spaced first louvers 42, through the bed pathway 60, and then exits between the vertically-spaced second louvers 52 and out the downstream side 34. (See arrows in Figs. 4 and 4A). During operation, the bed pathway 60 is packed with catalyst particles so that NO_x and optionally mercury present in the flue gas will undergo catalytic reduction or oxidation, respectively, on contact with the catalyst in the presence of other necessary or desirable reactants, if any. For example, ammonia can also be delivered into the reactor via conventional means (e.g. spray or aerosol mist delivered to the flue gas prior to entering the SCR) to act as a reductant for NO_x in the presence of the catalyst bed.

[0050] Figs. 4B through 4H illustrate alternative embodiments of the moving bed reactor 30 where perforated plate is substituted for the louver arrangement at either or both of the inlet or upstream side 32 and the outlet or downstream side 34. Figs. 4B through 4G illustrate substitution of a perforated plate 51 having a plurality of apertures 53 for the downstream side louvers 52. Advantageously, the apertures 53 are small enough to retain the catalyst particles within the catalyst bed pathway 60 and the porosity of the perforated plate 51 as determined by the number and spacing of the apertures 53 is large enough to minimize pressure drop as flue gas exits the moving bed SCR 30. On the outlet side, a perforated plate with ~25% open area and hole diameters ~1/2 the diameter of the catalyst bed material or pellets may thus be employed in lieu of the louver arrangement. In an exemplary embodiment, the catalyst particles are cylindrical and have a mean particle diameter of about 3mm, and an L/D ratio of about 1 up to about 4. In any event, the apertures 53 in the plate 51 have a diameter so that the area of each aperture is approximately 25% of the mean particle diameter of the catalyst particles. In order to enhance solids flow down through the moving bed pathway 60, the inlet louvers 42 may be slightly sloped from vertical, as shown in Fig. 4D. Alternatively, the downstream perforated plate 51 may be slightly sloped from vertical, as shown in Fig. 4E, or both the inlet louvers 42 and the

- 19 -

downstream perforated plate 51 may be slightly sloped from vertical, as shown in Fig. 4F. In the preceding sentence, "slightly sloped from vertical" means that the array of louvers 42 or plate 51 is/are angled slightly away from the center of the catalyst bed pathway 60 in a downward direction corresponding to the direction of flow of catalyst particles through the bed pathway 60. It is believed this will assist in the flow of catalyst particles through the pathway 60 and reduce the tendency for particle entrainment therein. See, for example, U.S. Patent Nos. 5,167,931 and 5,266,288. Fig. 4G shows an inlet louver/outlet perforated plate arrangement as provided in housing 36.

[0051] The inlet louvers 42 are preferred to reduce the possibility of pluggage by fly ash particles conveyed by the flue gas entering the moving bed 30. However, if the likelihood of pluggage is slight, and/or if particulate collection devices are employed upstream of the moving bed 30, it is possible to employ both an upstream perforated plate 41 and a downstream perforated plate 51, the catalyst particles being conveyed down through the catalyst bed pathway 60. This embodiment is shown in Fig. 4H. Similarly as mentioned above, the perforated plate 41 can also be sloped from vertical to facilitate the passage of catalyst particles through the bed pathway 60.

[0052] As will be appreciated, the moving-bed reactor 30 described above will have a substantial lateral expanse between opposite ends thereof, with the louvers 42 and 52 (or perforated plates 41, 51, or a combination of louvers 42 and plate 51) described above preferably extending between those ends. Consequently, it will be further appreciated that during operation the catalyst particles disposed in and moving through the bed pathway 60 will form a substantially planar, vertically-extending particle bed moving generally downward through the reactor 30 in between the opposing louver stacks 40 and 50, or perforated plates 41, 51, or combination of louvers 42 and plate 51. The catalyst bed will have a thickness in the gas-flow direction that approximates the distance in the same direction between adjacent edges of the respective first and second louvers 42 and 52, or between the perforated plates 41, 51, or between louvers 42 and plate 51, depending on the particular embodiment. Preferably, the linear speed

- 20 -

of the bed particles downward through the moving bed reactor 30 is relatively slow, such that it approximates a fixed bed as will be explained in more detail below.

[0053] Referring now to Figs. 5 and 5A, an SCR can be equipped with a plurality of moving-bed reactors 30 as described above, arranged in an array to provide desirable NO_x reduction (and Hg oxidation). Preferably, the SCR includes a plurality of the reactors 30 arranged in parallel relative to the flue-gas flow direction through the SCR. Two such arrangements are illustrated in Figs. 5 and 5A, respectively. Specifically, Fig. 5A shows a plan view of one possible arrangement, wherein several moving-bed reactors 30 are arranged in an accordion configuration in between opposing end walls 72 and 74 of the SCR 70. As indicated by the arrows in Fig. 5, flue gas approaches the SCR in the superficial flow direction through the SCR 70 (vertically in Fig. 5), and follows a lateral path (relative to the superficial flow direction) through the moving-bed reactors 30 before exiting the SCR 70. By 'superficial flow direction,' what is meant is the general or overall direction of flue gas flow through the SCR along a flue-gas pathway, between the entrance and exit of the SCR along that pathway. In the illustrated accordion configuration, the proximal end of each reactor 30 is in contact with the proximal end of one adjacent reactor 30 but not the other (or the wall 72, 74 as the case may be). Flue gas is thereby permitted to enter via spaces in between non-contacting adjacent reactors 30 and to be redirected laterally through the reactors 30 before exiting via alternate openings between adjacent reactors on the downstream side of the SCR 70. Fig. 5A illustrates an alternative embodiment wherein the reactors 30 in the SCR are arranged in an orthogonal configuration, all parallel to one another and extending in the superficial flow direction of the SCR 70 between the walls 72 and 74. In this embodiment, flue gas is prevented from entering the openings between every other pair of adjacent reactors 30 by a series of panels 75 closing off those openings. A second series of panels 76 is used to close off the alternate openings at the downstream end of the SCR 70.

- 21 -

[0054] A moving bed is an excellent particulate collection device in its own right and would in general have the particulate collection ability of the fourth or last field of a conventional ESP because mostly what is collected in the last field of an ESP is the rapping entrainment from the preceding fields. However, if an ESP is barely making performance with all four fields in full use, then sacrificing a single field for use as an SCR may be too risky. Under those conditions, the arrangement depicted in Fig. 3 above would be preferred.

[0055] In general, mixtures of catalysts, one optimized for SCR NO_x reduction or direct NO_x destruction and the other catalyst/reactant optimized for mercury oxidation, will be utilized together in the same moving beds. In this configuration both catalysts would undergo the same regeneration steps to be described later. An alternative configuration where two moving-bed reactors or banks of moving-bed reactors 78 and 79 are placed in series in an SCR 70 is illustrated in Fig. 6. In this embodiment, each bank of moving-bed reactors 30 could utilize a separate hopper, particle-conveyor and regeneration system, so that the different circulating catalyst/reactants in each of the respective banks 78 and 79 can be treated according to separate regeneration steps utilizing distinct reactions. This embodiment may be employed, for example, where it is desired to employ separate catalysts and separate catalyst-regeneration systems for NO_x reduction, which can be carried out by the catalyst in the first bank 78, and mercury oxidation, which can be carried out by the catalyst in the second bank 79.

[0056] The pressure drop across conventional SCRs is on the order of 4 inches water gauge (~1kPa). Every inch of pressure drop in the power train is generally estimated to equate to a loss of about 0.05% of power-plant cycle efficiency. As a consequence, conventional SCRs typically degrade the power-generation cycle efficiency by around 0.2%. Power-plant operators and electric-generating utilities consider this loss to be significant. Therefore, it is desirable to consider a pressure drop of 4 inches water gauge to be an upper permissible limit in the design of a new SCR, including the novel construction disclosed herein comprising one or more moving-bed

- 22 -

reactors 30. The challenge therefore is to significantly increase the product $a_p \tau$ in Eq. 1 above without significantly increasing pressure drop.

[0057] The requirements of low pressure drop, high $a_p \tau$ and continuous regeneration and recycle of catalyst are all met using a moving catalyst bed in the moving-bed reactors 30 shown in Figs. 4 and 5 and described above. A moving bed as illustrated here comprises a substantially vertical plane of granular solids and has a thickness approximately defined by the distance between the opposing louvers 42 and 52, as explained previously. The particle bed can move downward by gravity at a relatively slow rate, preferably less than one foot per minute, preferably much less than one foot per minute, for example not more than 8 inches per minute, 6 inches per minute, 4 inches per minute or 2 inches per minute. The bed is supported by a multiplicity of angled louvers at the center of each reactor 30, namely the first and second louvers 42 and 52 described above. From a fluid-dynamics standpoint the flue gases pass through the moving bed as if it were a fixed bed when the bed travels at sufficiently low linear speeds, such as those described herein. Therefore, the following set of equations describing the pressure drop through fixed beds can be used to describe the pressure drop through slowly moving beds:

$$N_{Eu} = \left(\frac{1000}{7.5 N_{Re}} + 2.33 \right) \frac{L}{D_{eq}}$$

$$N_{Eu} = \frac{\Delta P}{\rho_f v_m^2 / 2g_c}$$

$$v_s = v_m \mathcal{E}$$

$$D_{eq} = \frac{2}{3} \left(\frac{\mathcal{E}}{1 - \mathcal{E}} \right) \frac{\overline{D}_{32}}{\phi}$$

- 23 -

$$N_{Re} = \frac{\rho_f v_m D_{eq}}{\mu_f}$$

 N_{Eu} = Euler's Number v_m = Mean fluid velocity N_{Re} = Reynolds Number v_s = Superficial velocity D_{eq} = Equivalent diameter ε = Void fraction $\overline{D}_{32}$ = Sauter mean diameter μ_f = Fluid viscosity ϕ = Shape factor ρ_f = Fluid density

[0058] The variables in these equations that can be readily controlled are the path length, L , the catalyst size as expressed by $\overline{D}_{32}$, and the superficial velocity. The fluid properties and void fraction of the catalyst are not variables that can be easily manipulated. The specific surface is related to the $\overline{D}_{32}$ by the following relationship:

$$S_p = \frac{6}{\phi \rho_p \overline{D}_{32}}$$

Where ρ_p = the particle density

[0059] The residence time is simply $\tau = \frac{L}{v_m}$. It is clear that in order to maximize $a_p \tau$, in Eq. 1 above the moving-bed reactors 30 should be designed to maximize the thickness (depth in the gas-flow direction) of the moving bed within prevailing space

- 24 -

constraints, and to minimize velocity of the gas through the bed as well as the Sauter mean diameter consistent with the desired maximum pressure drop of four inches of water.

[0060] The embodiment in Fig. 5, previously described, provides an arrangement of moving-bed reactors 30 for an SCR that maximizes flue gas flow area and therefore minimizes the gas velocity through the beds. As shown in Fig. 5, the reactors 30 can be arranged in accordion style. In an exemplary embodiment, the reactors 30 can be dimensioned to fit and be arranged in accordion configuration in the last field of an electrostatic precipitator sized to treat flue gas from a 100 MW boiler burning bituminous coal. Typical envelope (exterior) dimensions for a moving-bed reactor 30 in this embodiment may be, for example, 34 feet wide by 39 feet high, by 20 feet deep (in the direction of flow). The louvers 42 and 52 can correspondingly be dimensioned to provide a spacing of 10 inches between the adjacent edges thereof, providing a nominal bed thickness (in the direction of gas flow) of ten inches, with further dimensions of 39 feet high by approximately 20 feet wide.

[0061] As indicated above, when a common base-metal catalyst such as a common base metal halide or oxide that is susceptible to sulfur poisoning is used, for example to enable adequate NO_x reduction at low temperatures such as below 350°F , a regeneration system may be used to return the poisoned catalyst back to its fresh state. Fig. 7 shows an embodiment of a regeneration system that can be used in conjunction with the moving-bed reactors described above, preferably in a closed-loop catalyst-circulating system. Catalyst drawn from the bed outlet 64 of a reactor 30 can be fed to the regenerator reactor 80, which can operate in a moving- or fluidized-bed configuration. Catalyst poisoning would principally be due to sulfation reactions from SO_x in the flue gas, e.g.: $\text{CuO} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CuSO}_4$. This sulfur poisoning reaction proceeds at a measurable rate at about 750°F . The moving-bed reactors 30 disclosed herein preferably will operate at about 300°F ; that is, preferably downstream from the air heater in the flue-gas flow direction. As such, the rate and extent of sulfur poisoning will

- 25 -

be small, meaning the regenerator reactor 80 can be sized for a relatively small duty of desulfation. In a preferred embodiment, injection of natural gas (methane, CH₄) at elevated temperature, e.g. about 840°F, for the regeneration of the sulfated catalyst will be employed. This reaction proceeds according to: $\text{CuSO}_4 + \frac{1}{2}\text{CH}_4 \Rightarrow \text{Cu} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$. Cu is subsequently oxidized in the presence of O₂ and returned to their active "SCR-of-NO_x" state. The exhaust of the sulfate regeneration system mainly consists of air and small amounts of SO₂ and CO₂. As shown in Fig. 7, this stream can be delivered into the wet scrubber that typically will be located downstream of the moving-bed reactor 30 or SCR 70 for cleanup.

[0062] In the moving-bed catalytic reactor 30, a fraction of the Hg⁰ oxidation catalyst (CuCl/CuCl₂ or CuBr/CuBr₂) will be irreversibly converted to CuO according to $\text{Hg}^0 + \text{CuX}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \Rightarrow \text{HgX}_2 + \text{CuO}$, where X denotes Cl or Br. Following the desulfurization/regeneration of the catalyst by natural gas, halogens (X₂) or hydrogen halides (HX) will be contacted with the Hg⁰ oxidation catalyst to regenerate its active species (see Fig. 7). The regeneration of Hg⁰ oxidation catalyst initiates in the temperature range of 230-300°F. It should be noted that for the combustion of high chlorine bituminous coals, the halogenation step may not be required. In this case the Hg⁰ oxidation catalysts may be continuously halogenated in-situ by hydrogen chloride in the flue gas. Regeneration of the catalyst may also involve the use of wash materials such as gases, vapors, fluids, solids or a combination thereof to return the catalyst to restore catalyst activity. In addition, although not shown in the Figures, it may be desirable to provide for gas preheating upstream of the moving-bed reactor(s) 30 if a specific temperature window entering same is required. Alternatively, such gas preheating may permit relocation of the moving-bed reactor(s) 30 to a position downstream of the flue gas desulfurization equipment 13. At this location, the flue gas 14 has been cleansed of flyash and most sulfur oxide and other contaminants species, but is too cool for proper catalytic activity of low temperature catalyst; gas preheating to a desired temperature would then be required.

- 26 -

[0063] The moving-bed reactor 30 disclosed herein presents numerous advantages when incorporated into an SCR 70 for NO_x reduction. These advantages include the capability for simultaneous low-temperature NO_x reduction and mercury oxidation, the use of less costly catalyst, easier retrofitting than conventional SCRs, the capability to place the reactor(s) 30 in an existing ESP casing, lower impact on power plant cycle efficiency, low impact of fly ash, elimination of ammonium bisulfate fouling of air heater surfaces, and low impact of load swings on performance.

[0064] Specifically, conventional sulfation-resistant metal SCR catalysts cost on the order of \$10,000 per megawatt of power plant capacity. Copper oxide catalysts sufficient to achieve the necessary $a_p \tau$ at equivalent performance to conventional SCR catalysts, but at the air heater exit temperatures (e.g. 250-350°F), cost about \$2,000 per megawatt. Iron oxide catalyst is somewhat less costly, yet. The use of conventional monolith catalyst configuration for SCR at the air heater exit temperature would require noble metal catalysts such as platinum at a cost in excess of \$50,000/MW.

[0065] Mixing catalysts to meet the dual objectives of NO_x reduction and mercury oxidation is straight forward in the moving bed. This provides the ability to tailor the catalysts to the specific requirements for NO_x reduction and mercury oxidation, depending upon the specific needs of the power plant.

[0066] Of the \$50,000 to \$60,000 per megawatt to retrofit an SCR into an existing power plant, about one third of that cost results from the difficulties of fitting the SCR into the limited space available between the boiler economizer and air heater. Because of the way power plants have been generally designed and built, the location of the SCR installation is generally in excess of 100 feet above grade. This construction causes the boiler to be taken out of service for an extended period of time to facilitate the construction of the SCR. During this period, the power plant operator cannot generate power, and consequently loses sales revenues during this construction period. By contrast, an SCR capable to effectively reduce NO_x (and oxidize elemental Hg) at

- 27 -

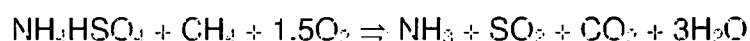
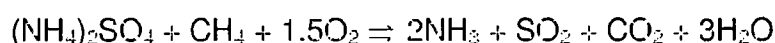
low temperatures prevalent in the flue gas after exiting the air heater can be constructed at grade level and simply cut into the power train between the dust collector (ESP) and stack (or FGD system) during a relatively short power outage. This obviates problems associated with space constraints upstream of the air heater, between it and the economizer in conventional installations. If an evacuated field of the ESP is to be used to house the moving-bed reactors 30 described herein, and thereby to essentially be converted into a low temperature SCR, then the top of the ESP field to be used can be removed, the electrical internals (electrodes and collection plates) hoisted out of the ESP, and the new reactors 30 lifted and set into place with all work being performed at grade level. If the boiler has multiple flue gas trains at the backend including multiple ESPs, then each ESP can be fitted one at a time permitting the unit to continue power generation at reduced load while construction continues.

[0067] Conventional SCRs impact the power plant efficiency negatively in at least two ways. The first has to do with pressure drop as noted earlier. The moving-bed reactors 30 disclosed here may not offer any improvement here, principally because pressure drop has a beneficial effect on NO_x-reduction performance by forcing uniform flue gas flow across the moving beds. The other large energy penalty of conventional SCR retrofits is the bypass of flue gas around the economizer to provide means of temperature control at the SCR inlet, especially as load varies or catalyst ages. A portion of the thermal energy in this stream is lost to the steam cycle. Some (but not all) of that lost energy will be recovered by the air heater. For example, a 100°F rise in the flue gas temperature at the SCR inlet will result in about a 50°F rise in the flue gas temperature leaving the air heater. That example would cause a loss of boiler efficiency of around 0.5%.

[0068] Ammonia can be injected upstream of the SCR reactor to provide the reductant for reaction with NO and NO₂ as noted above. Unwanted side reactions that occur at the elevated operating temperatures of conventional SCRs include reactions among ammonia, water vapor and sulfur trioxide to form ammonium sulfate and

- 28 -

ammonium bisulfate aerosols. The former forms a solid aerosol that is inconsequential to the operation of the power plant. But, the latter, ammonium bisulfate (NH_4HSO_4) has a melting point of 297F. Since it is the salt of a strong acid and weak base, this aerosol is both acidic and liquid. It tends to deposit on air heater surfaces where it gathers fly ash and creates operating problems and longer term corrosion problems. By contrast, most surfaces downstream of the air heater (flue gas flow direction), including a low-temperature SCR installed downstream, are near or below the melting point of the ammonium bisulfate. Surface fouling by ammonium bisulfate is thus not a significant problem for the low temperature SCR herein disclosed. For the moving-bed reactors 30, even if ammonium sulfate or bisulfate were to deposit on the catalyst surface, the periodic, continuous regeneration of the catalyst with natural gas as disclosed above offers a mechanism to remove or decompose this deposit on a continuous basis according to the following reactions:



[0069] Incorporating a series or bank of moving-bed reactors 30 in an existing ESP downstream of the air heater as described above would be the least costly means to implement a moving-bed SCR in a retrofit environment. However, it will be understood that a stand-alone moving-bed reactor 30 or bank of reactors could be disposed in-line with the flue gas stream to provide an SCR according to the disclosed embodiments at any point downstream of the air heater or ESP.

[0070] It will be appreciated from the foregoing that by implementing one or a plurality of moving-bed reactors to contact flue gas with a moving catalyst bed in an SCR, more plentiful and less costly common base metal catalysts can be used for NO_x and Hg abatement, despite their susceptibility to sulfur poisoning by SO_x compounds that may also be present in the flue gas. This is because fresh catalyst can be continuously introduced into the catalyst bed. Spent catalyst, e.g. catalyst particles that

- 29 -

have been degraded through sulfur poisoning, are also continuously removed from the catalyst bed, and can be either discarded or regenerated and re-introduced into that bed (the latter being preferred). Also, because many of these common base-metal catalysts result in lower activation energies for the reduction of NO_x than their sulfation-resistant metal oxide counterparts, an SCR utilizing these common base-metal catalysts in a moving-bed reactor can be disposed downstream of the air heater because the flue gas need not be as hot to facilitate NO_x reduction. This results in improvement in the efficiency of electric-generating boiler installations because the SCR no longer needs to be located upstream of the air heater, which results in a loss of thermal energy that otherwise could be used to preheat the incoming combustion air. In addition, the need for a bypass line around the economizer to ensure adequate flue-gas temperature for sulfation-resistant metal catalysis in the reduction of NO_x is completely eliminated. This removes another source of lost efficiency in the traditional SCR-retrofit designs. It is preferred that the catalyst particles used in the moving-bed reactors disclosed herein are substantially devoid of costly sulfation-resistant metals, meaning that these sulfation-resistant metals, if present, are present only as unavoidable impurities or otherwise in small amounts normally present in conventional sources of the preferred common base metal or metal-oxide catalyst compounds, such as CuCl or CuCl_2 . Using common base-metal catalysts in the moving-bed reactors disclosed herein, preferably at least 40%, more preferably at least, 50, 60, 70, 80, 90 or 95, percent of all NO_x present in the flue gas is reduced on contacting the catalyst particles in the moving bed (e.g. through catalyzed reaction with ammonia reductant, also present), at a temperature in the range of 250-350°F. In preferred embodiments, at least 40%, more preferably at least, 50, 60, 70, 80, 90 or 95, percent of all elemental mercury present in the flue gas is also oxidized to an elevated oxidation state on contacting the catalyst particles, which may contain separate catalyst species effective for NO_x -reduction and Hg-oxidation, respectively. As mentioned above, such separate catalyst species may be blended to form a composite catalyst blend, or the SCR may include two separate banks of moving-bed reactors arranged in series, one with NO_x -reduction catalyst and the other with Hg-oxidation catalyst.

- 30 -

[0071] While the invention has been disclosed with respect to certain embodiments, it is to be recognized that the invention is not limited thereby, and numerous modifications and adaptations thereto, as well as other embodiments, are possible and could be made by a person of ordinary skill in the art who has reviewed the present disclosure. For example, though the foregoing description is provided primarily with respect to coal-burning boilers, it will be appreciated that the moving-bed SCR technology described herein can be applied to control or abate NO_x and other emissions (such as Hg) in the flue gas exiting any other type of boiler or combustion chamber, including those burning other fuels, such as wood waste, bio-mass, municipal waste, and trash, wherein such undesirable species are generated. As a further example, common base metal oxide or salt compounds other than those based on copper may also be used in the moving-bed reactors disclosed above. All of the foregoing are to be considered within the spirit and the scope of the present invention as set forth in the appended claims.

- 31 -

CLAIMS

What is claimed is:

1. An apparatus comprising:
a combustion chamber for combustion of a fuel, which during operation generates a flue gas that may contain a quantity of NO_x that it is desired to remove; and
a SCR reactor for reducing at least a portion of NO_x present in the flue gas, said SCR reactor comprising a moving-bed reactor that comprises first and second opposed boundaries spaced apart from one another to thereby define a substantially vertical catalyst-bed pathway therebetween,
wherein flue gas traveling through said moving-bed reactor follows a path through the bed pathway.
2. The apparatus of claim 1, said first and second opposed boundaries comprising, respectively, a first louver stack and a second louver stack, each said louver stack comprising a series of vertically-spaced first or second louvers, respectively, said first and second louvers in the respective first and second louver stacks being inclined away from one another, said catalyst-bed pathway being defined between said first and second louver stacks,
wherein flue gas traveling through said moving-bed reactor follows a path between the vertically-spaced first louvers, through the bed pathway, and then exiting between the vertically-spaced second louvers.
3. The apparatus of claim 1, said first and second opposed boundaries comprising, respectively, a first louver stack disposed adjacent an inlet of said reactor and a perforated plate disposed adjacent an outlet of said reactor, said first louver stack comprising a series of vertically-spaced first louvers that are inclined away from said perforated plate, said catalyst-bed pathway being defined between said first louver stack and said perforated plate,

- 32 -

wherein flue gas traveling through said moving-bed reactor follows a path between the vertically-spaced first louvers, through the bed pathway, and then exiting through apertures provided in said perforated plate.

4. The apparatus of claim 1, said first and second opposed boundaries comprising, respectively, first and second perforated plates, said catalyst-bed pathway being defined between said first and second perforated plates,

wherein flue gas traveling through said moving-bed reactor follows a path through a first set of apertures provided in said first perforated plate, through the bed pathway, and then exiting through a second set of apertures provided in said second perforated plate.

5. The apparatus of claim 1, said SCR reactor comprising a plurality of said moving-bed reactors arranged in parallel relative to a pathway for flue gas through the SCR reactor.

6. The apparatus of claim 5, said plurality of moving-bed reactors being arranged in an accordion configuration when viewed from above.

7. The apparatus of claim 1, said SCR reactor comprising:
a first bank of said moving-bed reactors arranged in parallel relative to a pathway for flue gas through the SCR reactor; and
a second bank of said moving-bed reactors arranged in parallel relative to said flue-gas pathway;
said second bank being arranged in series with and disposed downstream of said first bank relative to said flue-gas pathway.

8. The apparatus of claim 1, further comprising an air heater located downstream of said combustion chamber relative to a pathway for flue gas exiting said combustion chamber, said air heater being effective to preheat combustion air entering

- 33 -

the combustion chamber via heat exchange with flue gas exiting said combustion chamber, said SCR reactor being located downstream of said air heater relative to said flue-gas pathway.

9. The apparatus of claim 8, further comprising an electrostatic precipitator for removing particulates entrained in said flue gas located downstream of said air heater relative to said flue-gas pathway, said SCR reactor being disposed within said electrostatic precipitator.

10. The apparatus of claim 1, further comprising an electrostatic precipitator for removing particulates entrained in said flue gas located downstream of said combustion chamber relative to a pathway for flue gas exiting said combustion chamber, said SCR reactor being disposed within said electrostatic precipitator.

11. The apparatus of claim 1, said first and second opposed boundaries being effective to guide a moving bed of catalyst particles downward through said catalyst-bed pathway from a bed inlet located at a top of said moving-bed reactor toward a bed outlet located at a base thereof.

12. The apparatus of claim 11, further comprising bed-regeneration equipment effective to regenerate spent catalyst particles exiting said bed outlet, an outlet conveyor to convey spent catalyst particles from said bed outlet to said bed-regeneration equipment for regeneration thereof, and an inlet conveyor to convey regenerated catalyst particles from said regeneration equipment to said bed inlet.

13. The apparatus of claim 12, said outlet conveyor and inlet conveyor being adapted to continuously convey catalyst particles from said bed outlet, through said regeneration equipment and to said bed inlet in a closed loop.

- 34 -

14. The apparatus of claim 12, said SCR reactor comprising a plurality of said moving-bed reactors arranged in parallel relative to a pathway for flue gas through the SCR reactor, wherein said outlet conveyor is adapted to convey spent catalyst particles exiting the bed outlets of all said moving-bed reactors to said regeneration equipment, and said inlet conveyor is adapted to convey regenerated catalyst particles from said regeneration equipment to the bed inlets of all said moving-bed reactors.

15. The apparatus of claim 12, at least one of said outlet conveyor and inlet conveyor comprising vibratory means to deliver vibrations to catalyst particles conveyed thereby.

16. The apparatus of claim 1, said combustion chamber being a coal-burning boiler, said fuel comprising coal.

17. The apparatus of claim 1, further comprising a bed of catalyst particles disposed in said catalyst-bed pathway, said catalyst particles comprising one or a plurality of particle species selected from the group consisting of common base-metal oxides and common base-metal salts.

18. The apparatus of claim 17, said catalyst particles being substantially devoid of sulfation-resistant metal catalyst.

19. A method to treat flue gas exiting a combustion chamber to remove NO_x therein, comprising:

providing a moving-bed reactor that comprises opposed first and second boundaries defining a substantially vertical catalyst bed pathway therebetween, said first boundary comprising a louver stack and said second boundary comprising a perforated plate, said louver stack comprising a series of vertically-spaced louvers that are inclined away from said perforated plate, said louver stack and said perforated plate

- 35 -

being spaced apart from one another to thereby define said substantially vertical catalyst-bed pathway therebetween;

providing a bed of catalyst particles flowing downward through said catalyst-bed pathway, guided by the opposed first and second boundaries; and

flowing at least a portion of the flue gas exiting said combustion chamber along a pathway through said moving-bed reactor such that it travels between said vertically-spaced louvers, through said bed pathway, and then exits through apertures provided in said perforated plate .

20. The method of claim 19, wherein an air heater is provided downstream of said combustion chamber relative to a pathway of said flue gas to preheat combustion air before entering said combustion chamber via heat exchange with said flue gas, said moving-bed reactor being disposed downstream of said air heater relative to said flue-gas pathway.

21. The method of claim 19, comprising providing a plurality of said moving-bed reactors arranged in parallel relative to a pathway of said flue gas therethrough.

22. The method of claim 21, wherein an electrostatic precipitator for removing particulates entrained in said flue gas is disposed downstream of said combustion chamber, and wherein said plurality of moving-bed reactors are disposed within said electrostatic precipitator.

23. The method of claim 19, further comprising delivering spent catalyst particles exiting said moving-bed reactor to regeneration equipment for regeneration thereof, and delivering regenerated catalyst particles from said regeneration equipment back into said catalyst pathway in a closed loop.

- 36 -

24. The method of claim 23, further comprising vibrating catalyst particles while in transit from said moving-bed reactor to said regeneration equipment, from said regeneration equipment to said moving-bed reactor, or both.

25. The method of claim 19, said combustion chamber being a coal-burning boiler, said fuel comprising coal.

26. The method of claim 20, comprising providing a plurality of said moving-bed reactors downstream of said air heater and arranged in parallel relative to said flue-gas pathway.

27. The method of claim 19, said flue gas having a temperature in the range of 250-350°F when it travels through said bed pathway and contacts said catalyst particles, and wherein at least 40% of NO_x present in said flue gas is thereby reduced.

28. The method of claim 27, wherein at least 40% of elemental Hg present in said flue gas is thereby oxidized to a higher oxidation state.

29. The method of claim 19, said catalyst particles comprising one or a plurality of particle species selected from the group consisting of common base-metal oxides and common base-metal salts.

30. The method of claim 19, said catalyst particles being substantially devoid of and sulfation resistant catalyst.

31. The method of claim 19, said moving-bed reactor resulting in a pressure drop of not greater than 4 inches water gauge in flue gas traveling therethrough.

32. The method of claim 19, said bed of catalyst particles flowing downward through said catalyst-bed pathway at a linear speed less than one foot per minute.

- 37 -

33. The method of claim 19, at least one of said first and second boundaries being slightly sloped from vertical.

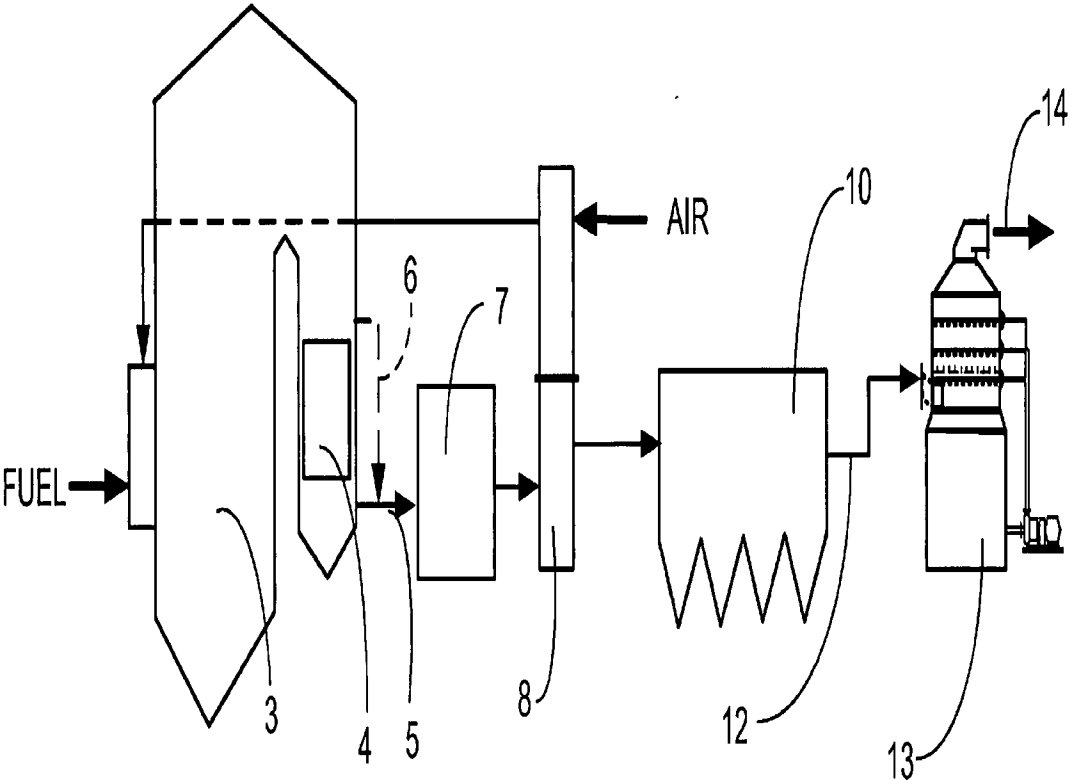


FIG. 1

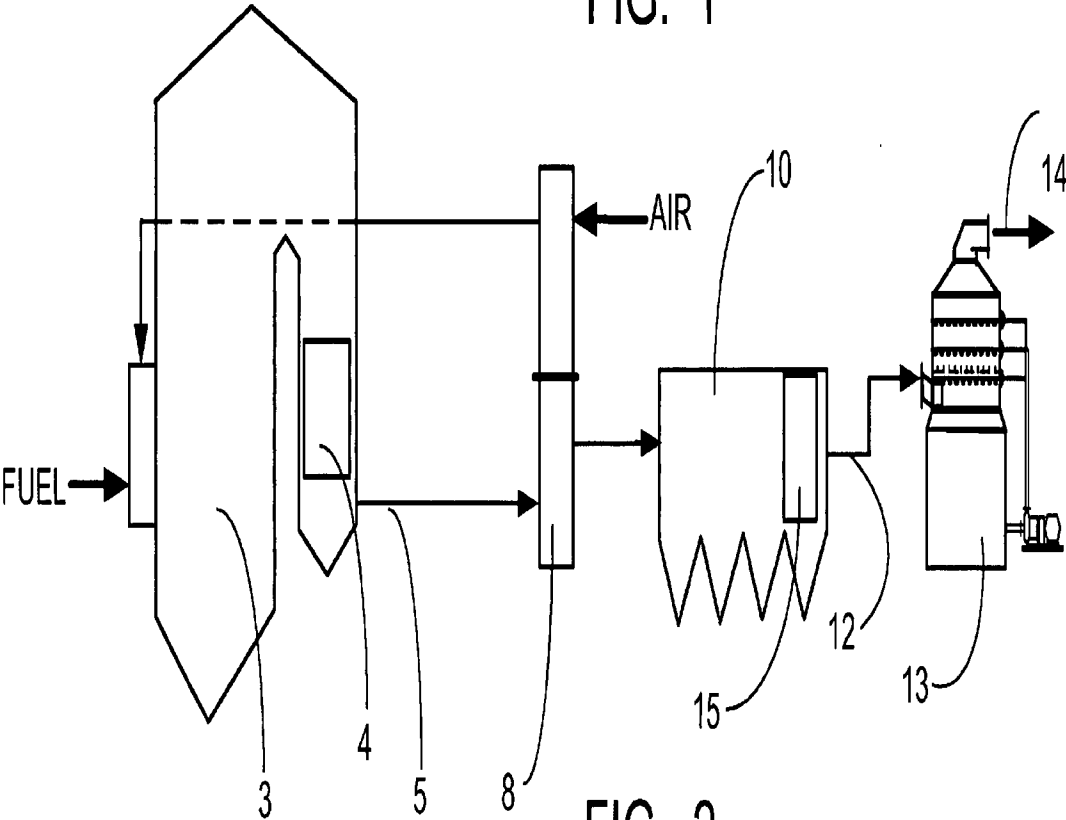


FIG. 2

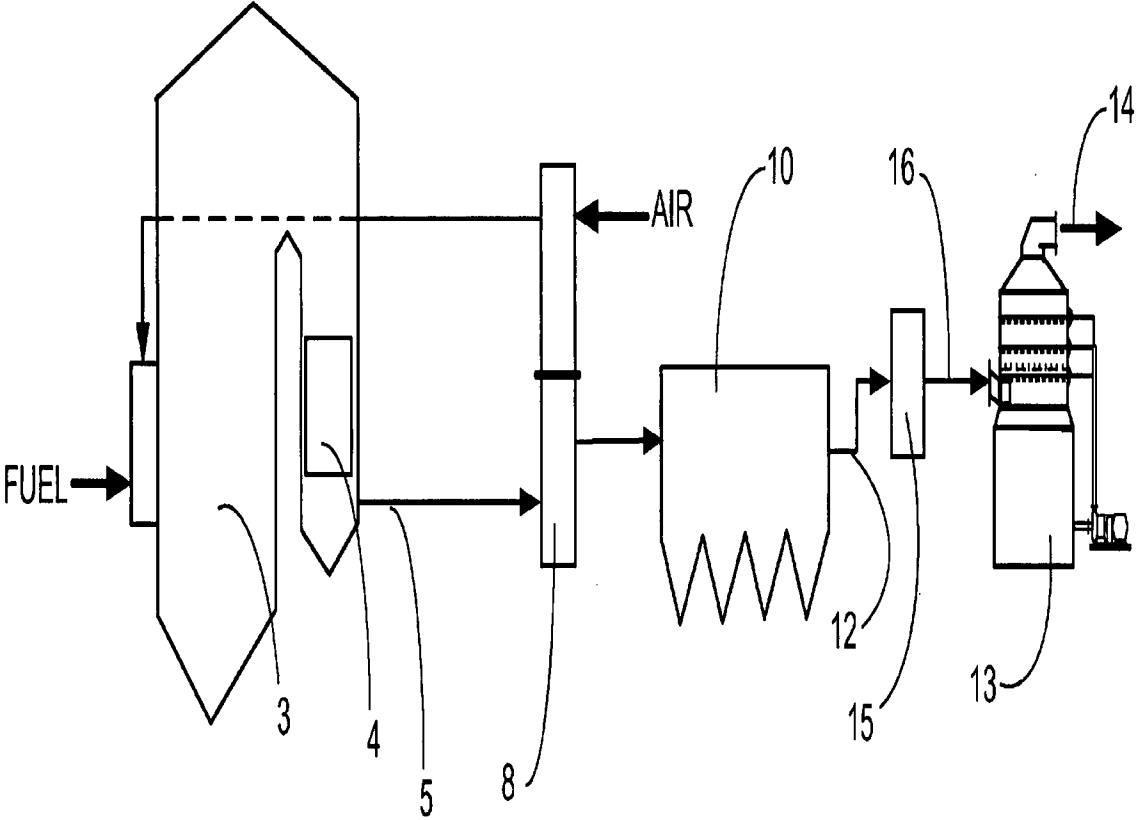


FIG. 3

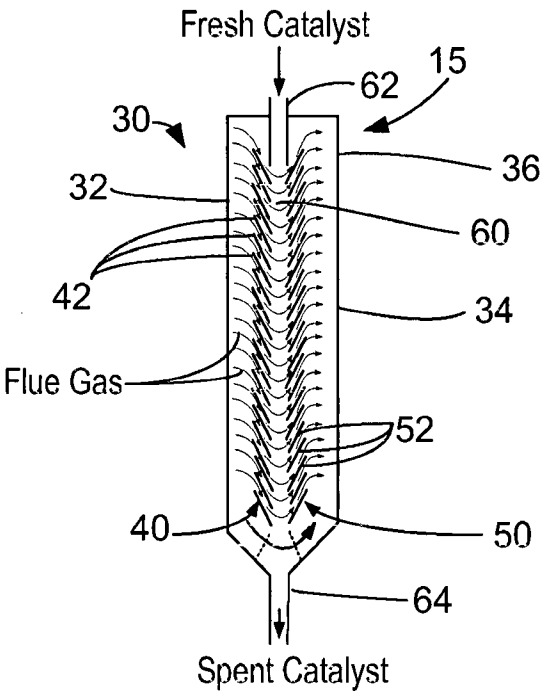


FIG. 4

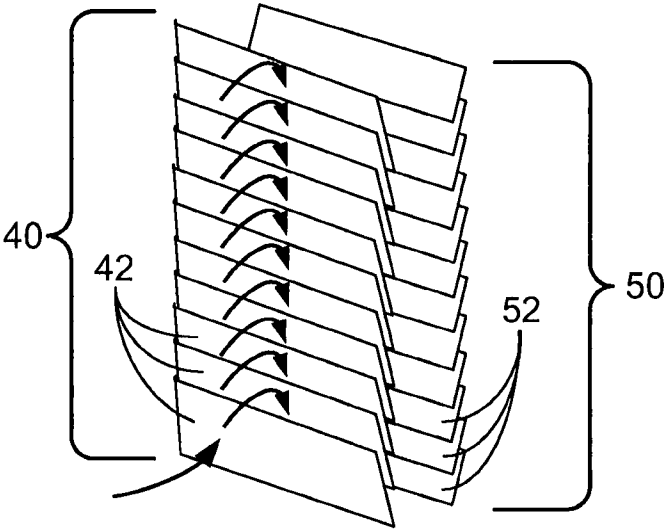
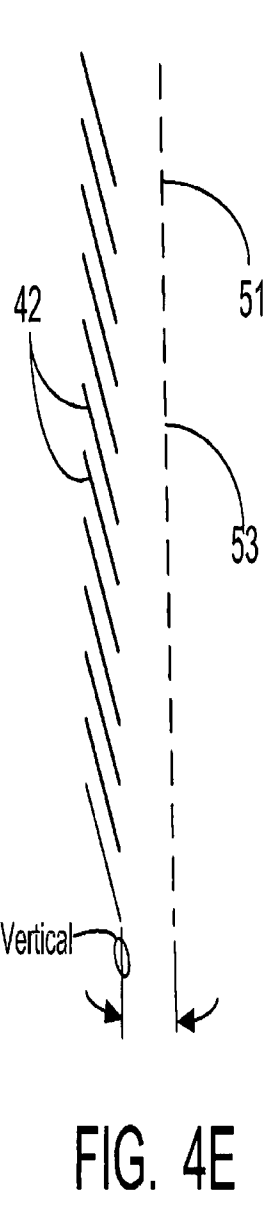
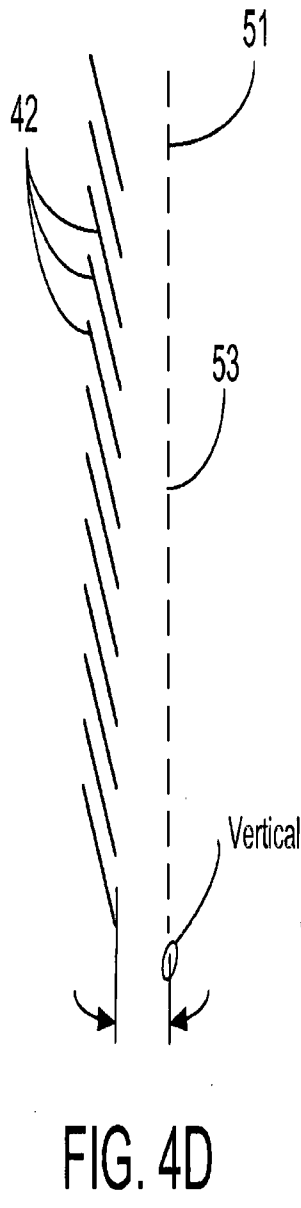
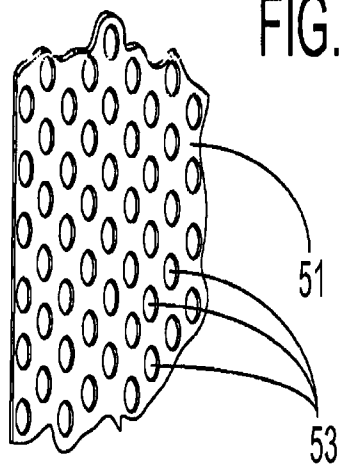
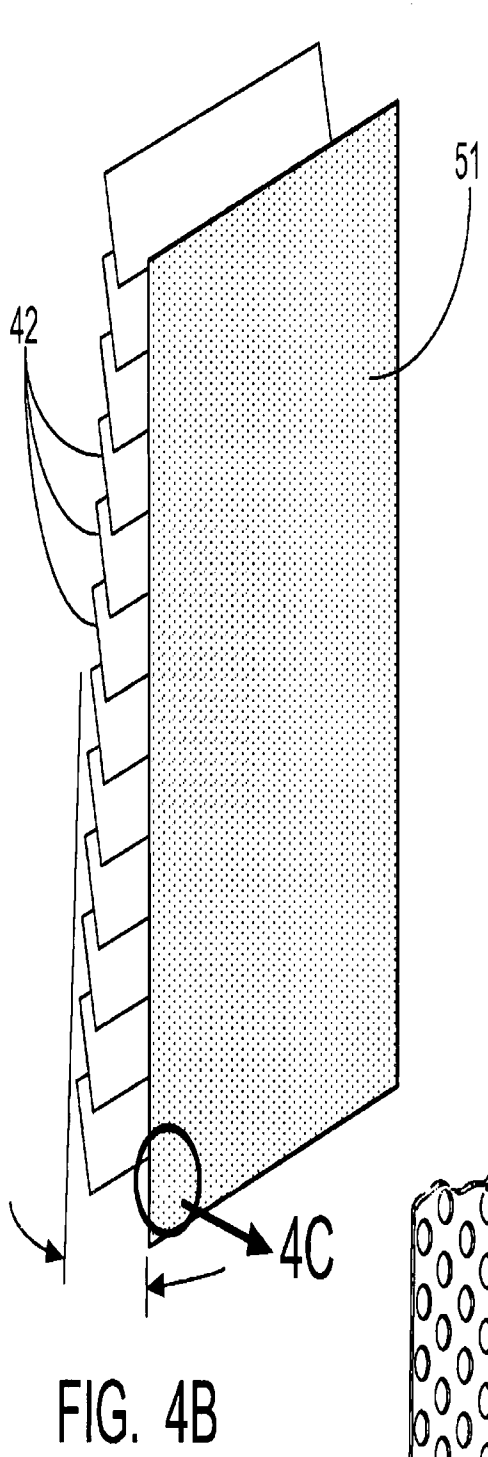


FIG. 4A



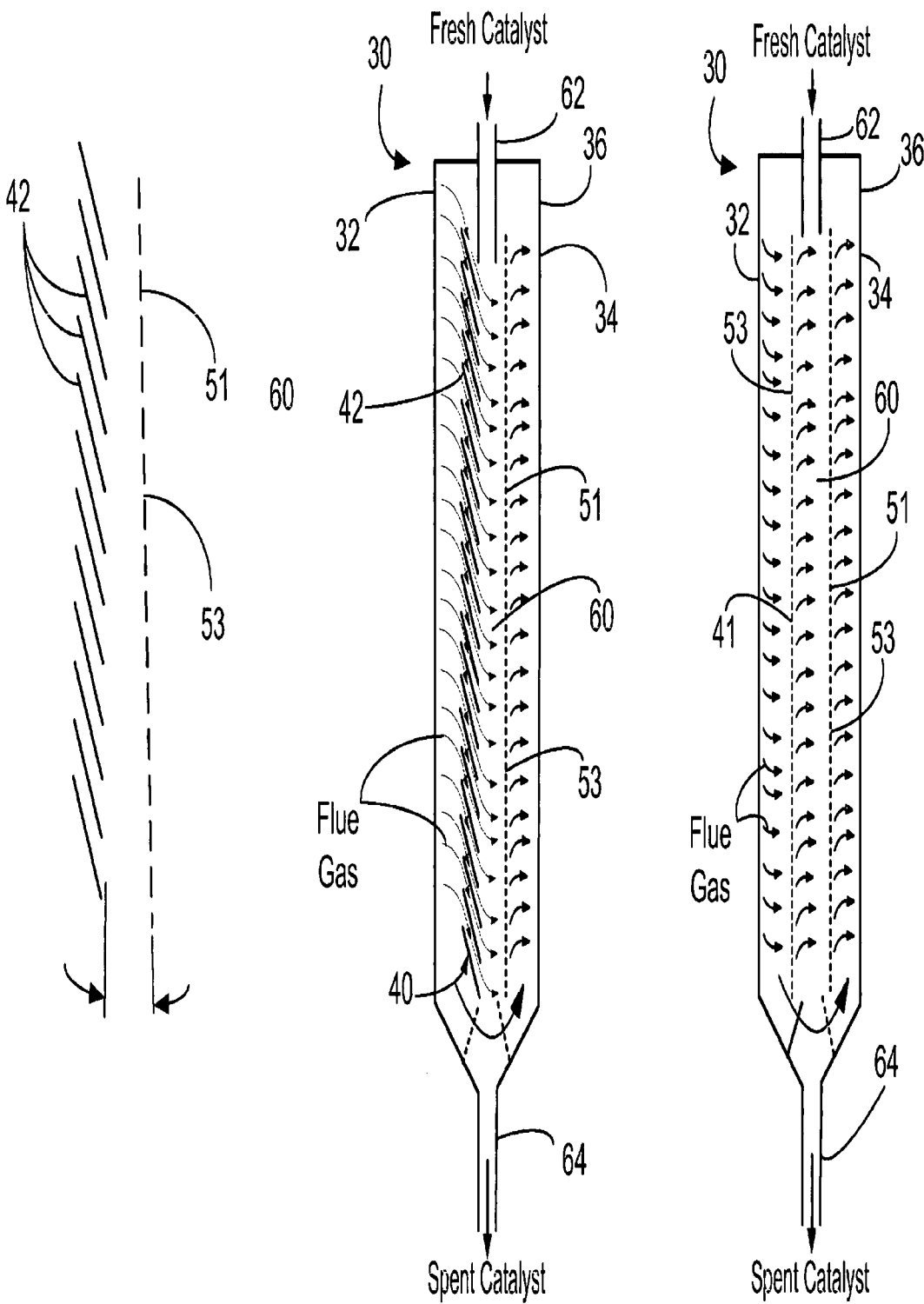


FIG. 4F

FIG. 4G

FIG. 4H

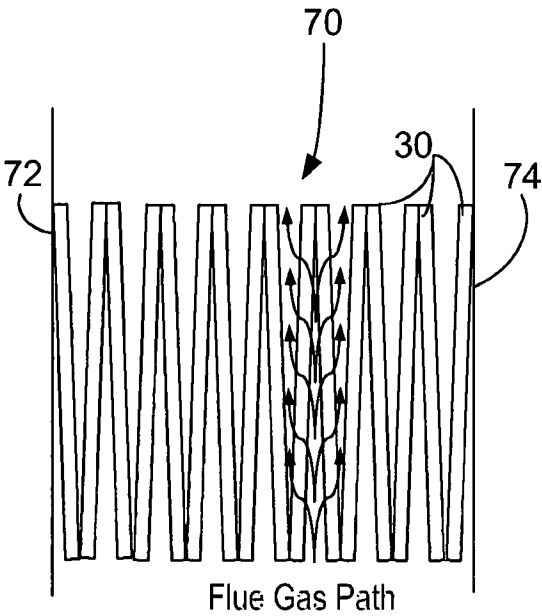


FIG. 5

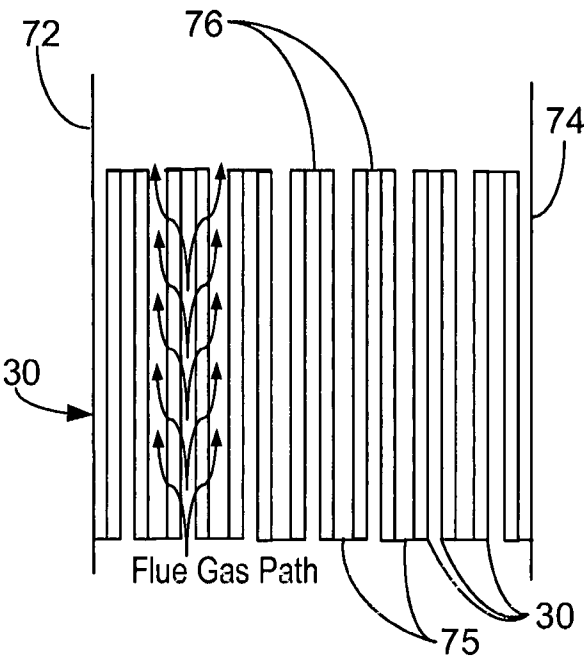


FIG. 5A

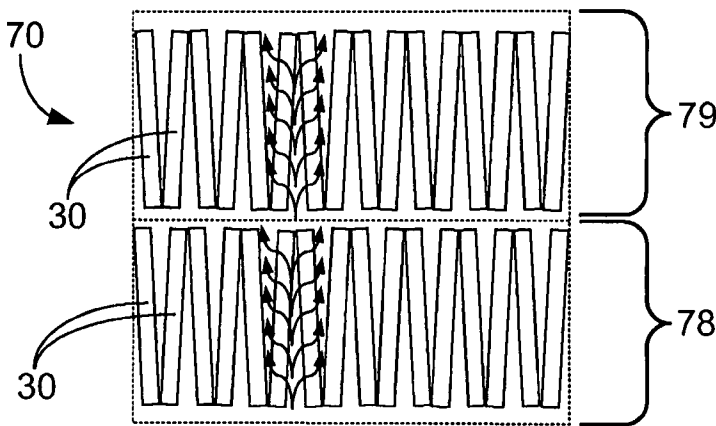


FIG. 6

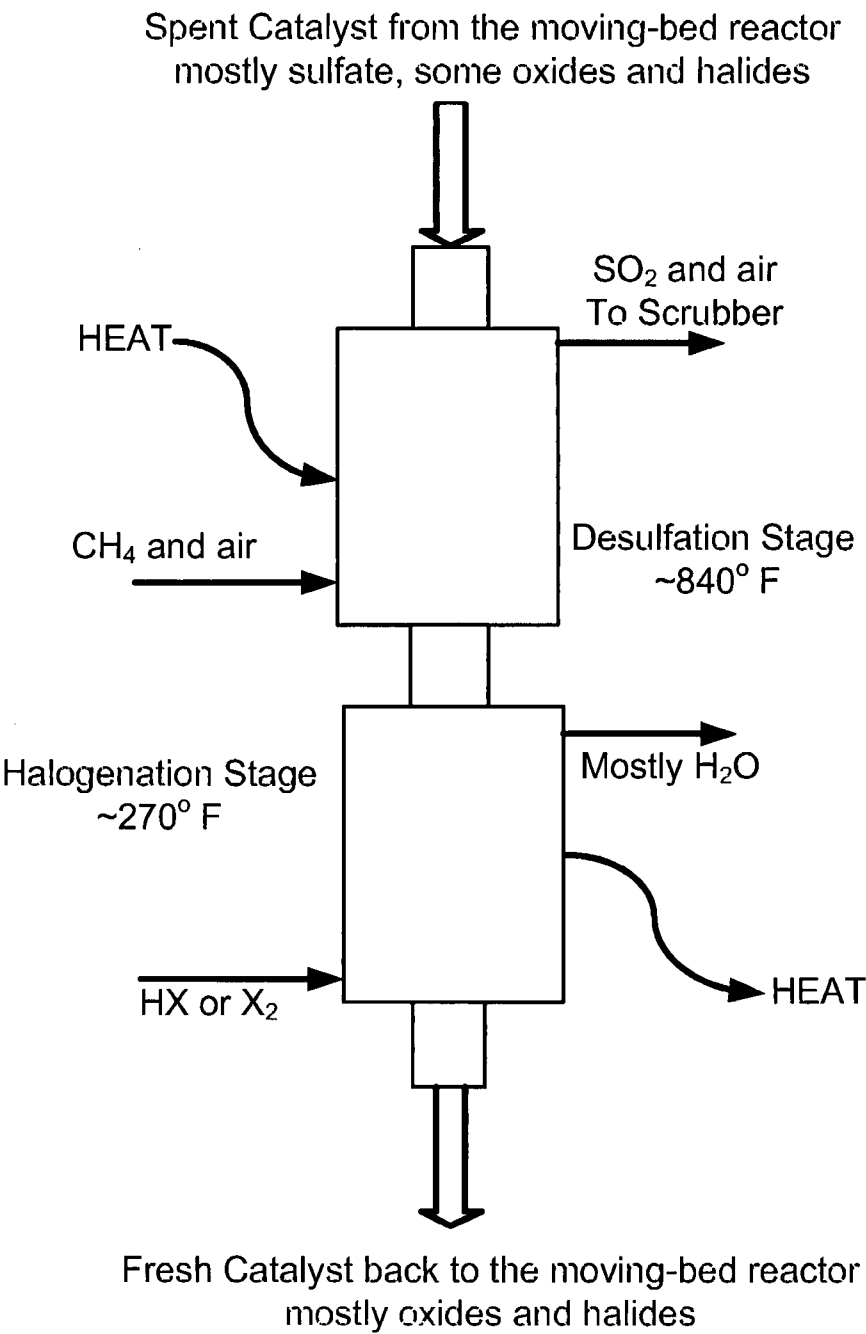


FIG. 7

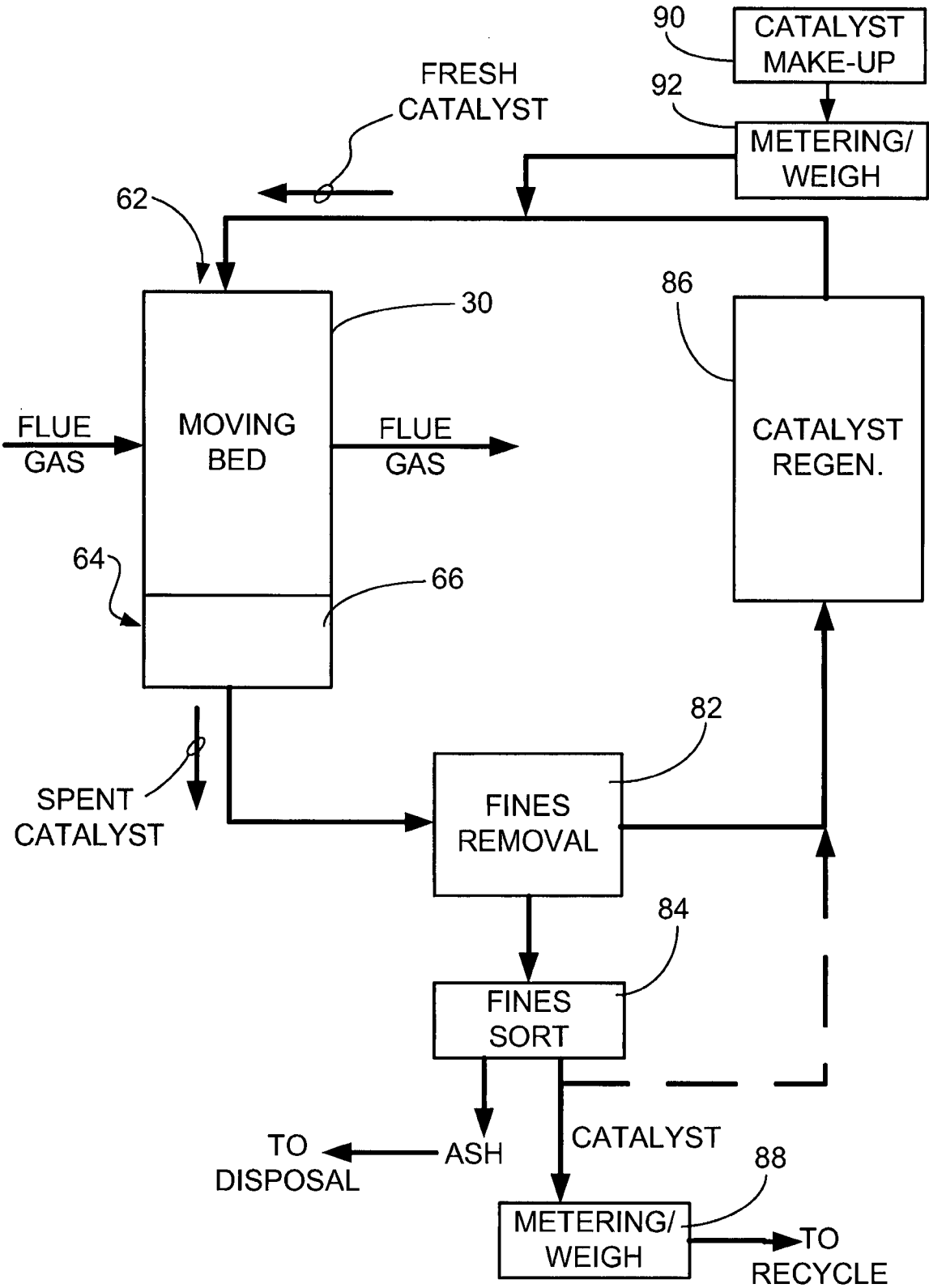


FIG. 8

UN REACTOR CATALÍTICO DE LECHO MOVIBLE OPERADO A BAJA
TEMPERATURA PARA EL CONTROL DE EMISIONES DE NO_x DE LA
COMBUSTIÓN DEL CARBÓN

5 REFERENCIA CRUZADA A SOLICITUDES RELACIONADAS

Esta solicitud reclama el beneficio de la Solicitud de Patente Provisional Estadounidense Serie No. 60/953,608 presentada en Agosto 2, 2007, la cual se incorpora aquí como referencia.

10 CAMPO Y ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Esta invención se relaciona con la reducción catalítica selectiva del NO_x presente en los gases de combustión de la combustión, por ejemplo de la combustión de carbón en plantas de generación de potencia eléctrica. Más particularmente, se relaciona con la reducción catalítica selectiva de NO_x a bajas
15 temperaturas.

La tecnología de la Reducción Catalítica Selectiva, SCR, es usada a nivel mundial para controlar las emisiones NO_x de las fuentes de combustión a altas temperaturas (550-750° F). La destrucción SCR/directa de NO_x y la oxidación
20 catalítica de Hg° a baja temperatura (por debajo de 350° F) es un campo relativamente nuevo que espera mejores oportunidades para alcanzar la viabilidad comercial.

La tecnología a alta temperatura SCR ha sido usada en Japón para el control
25 de NO_x de las calderas utilitarias desde entrados los años 1970, en Alemania desde entrados los años 1980, y en los Estados Unidos desde entrados los años 1900. La función del sistema SCR es hacer reaccionar el NO_x con amoníaco (NH₃)

y oxígeno para formar nitrógeno molecular y agua. Los SCR de escala mundial han sido diseñados para operar principalmente en el rango de temperaturas entre 500° F a 900° F pero más frecuentemente en el rango entre 550° F a 750° F. Los catalizadores usados en ésta solicitud son metales resistentes a la sulfatación tales como el vanadio, titanio y tungsteno y una variedad de sus óxidos. Como se usa aquí, un metal resistente a la sulfatación es aquel que resiste a la reacción (o el que prácticamente no reacciona) con especies que contienen azufre tales como sulfatos y gases ácidos con base en azufre para formar sales de metal-azufre (sulfatos o sulfitos). Tales metales resistentes a la sulfatación y óxidos seleccionados pueden soportar reacciones redox mientras que todavía son resistentes a formar sales con base en azufre. Estos catalizadores son preferidos generalmente porque ellos exhiben una buena resistencia al envenenamiento por azufre. Otros investigadores en éste campo (Teng et al., 2001; Long et al., 2002; Chen et al., 200; Moreno-Tost et al., 2004) han identificado varios metales y sus óxidos que mostraron cualidades catalíticas para SCR, incluyendo cromo, manganeso, hierro, cobalto, níquel, cobre, y zinc. Aunque éstos catalizadores son efectivos para la reducción SR del NO_x abajas temperaturas (por ejemplo 350° F o inferiores), éstos están sujetos al envenenamiento por azufre; es decir no son resistentes a la sulfatación. Tales metales (y sus óxidos) que no son resistentes a la sulfatación se han llamado aquí como metales comunes de base. Contrariamente, aún cuando los catalizadores convencionales SCR son resistentes al envenenamiento con azufre, ellos generalmente son inefectivos a temperaturas más bajas debido a su baja reactividad en rangos de temperatura bajos (260-350° F).

25

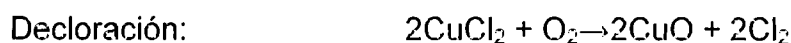
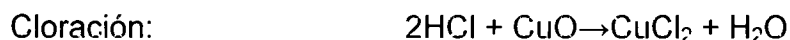
La aplicación de compuestos de metal base para el control combinado de SO_x y NO_x ha sido estudiado y hasta un grado limitado practicado por tres

décadas, aunque el foco ha sido en la remoción de SO_x . Estos sistemas operados en general al mismo régimen de temperatura que los SCR convencionales (550°F a 750°F), y los medios utilizados para regenerar los compuestos de metal después de que ellos han reaccionado para remover el SO_x del gas de combustión, para producir diversos productos de azufre que podrían ser separadamente removidos o desechados de, tales como azufre, ácido sulfúrico, y sulfato de amonio. Como se anotó anteriormente, el foco de éstos procesos era la captura del SO_2 , con captura de NO_x como un efecto secundario. En contraste, la presente invención busca particularmente reducir o destruir el NO_x en los gases de combustión, lo mismo que la oxidación por mercurio. La captura de azufre al grado que suceda en las construcciones SCR novedosas descritas aquí, dentro del rango de temperatura prevalentemente bajo, serían considerados un interferente en la siguiente descripción.

Muy poco se conoce en la descripción catalítica directa del NO_x en ausencia del NH_3 . Yokomichi et al. (2000) presento resultados sobre la descomposición directa del NO_x mediante zeolitas intercambiadas con cobre a altas temperaturas (670 - 1110°F). La presencia de oxígeno en el gas de combustión y la bajada en la temperatura del catalizador tenía un impacto negativo en la actividad de éstos catalizadores.

La oxidación catalítica de Hg^0 a sus formas oxidadas (Hg^{2+}) es de interés debido a la solubilidad y facilidad de control de Hg^{2+} en lavadores húmedos. Ghorishi (1998) estudio el efecto de varios catalizadores comunes de metal óxido sobre la oxidación de Hg^0 . Este estudio sugirió que el óxido cúprico (CuO) y el óxido férrico (Fe_2O_3) son muy activos para promover la oxidación de Hg^0 en la presencia de cloruro de hidrógeno (HCl) en el gas de combustión. El CuO exhibió

una actividad mucho mayor en este trabajo. Se tuvo la hipótesis Las actividades de oxidación del Hg^0 de éstos dos metales como causantes mediante procesos Deacon en los cuales el gas de cloro (Cl_2) es producido catalíticamente a partir del HCl sobre éstos dos óxidos. El Hg^0 fue entonces oxidado mediante reacción con el Cl_2 en la vecindad de la superficie del catalizador. En un estudio de seguimiento, Ghorishi (1999) mostró que el cloruro cuproso (CuCl) tiene una actividad catalítica muchas veces superior al de CuO . Se encontró que el CuCl era tan reactivo que causó la oxidación del Hg^0 aún en la ausencia de HCl en el gas de combustión. En un estudio posterior, Ghorishi et al (2005) usó un esquema de reacción Deacon global de dos etapas (Nieken y Watzenberger, 1999), para explicar la actividad superior del CuCl . Este mecanismo de dos etapas divide el proceso Deacon en una etapa de cloración (que resulta en la formación de una especie de superficie intermedia, CuCl_2 o quizás CuCl , y la liberación de la fase gaseosa H_2O) y una etapa de decloración (que resulta en la formación de Cl_2 y la regeneración de los catalizadores CuO originales):



Ghorishi et al. (2005) planteó la hipótesis de que al utilizar un catalizador de cloruro de cobre, no se requeriría más la etapa de cloración y por lo tanto la presencia de HCl en el gas de combustión. La eliminación de la etapa de cloración llevaría también a una reacción de oxidación de Hg^0 más rápida y por lo tanto la actividad superior del catalizador CuCl . Cabe notar que en el caso del catalizador $\text{CuCl}_2/\text{CuCl}$ y la ausencia de HCl en el gas de combustión, no habría regeneración y el catalizador eventualmente se agotaría en CuO . En ese momento, la etapa de cloración se volvería importante y la presencia de HCl puede ser requerida para

regenerar el material catalizador de cloruro de cobre de acuerdo con la reacción de cloración mostrada anteriormente.

El envenenamiento por SO_2 del CuCl y/o CuCl_2 es una preocupación principal con respecto a la actividad del catalizador de oxidación de Hg^0 . Como se anotó anteriormente en el contexto de la reducción de NO_x , algunos compuestos de metal de transición tales como CuCl y CuCl_2 son susceptibles al envenenamiento con azufre, lo que resulta en la producción de sulfato de metal y el vaciado del material catalizador útil (haluro de metal).

De acuerdo a lo anterior, un aparato y método para la regeneración continua de estos catalizadores de óxido de metal (o la introducción continua de catalizador fresco) es deseable para invertir o minimizar los efectos del envenenamiento por azufre. Tal sistema habilitaría la propensión a la sulfatación de los catalizadores del metal o de óxido de metal que son usados en los reactores de reducción de NO_x y oxidación de Hg a baja temperatura, tal como en el SCR a baja temperatura que opera en una planta de generación de potencia eléctrica. Operar el SCR a baja temperatura abriría un rango amplio de diseños de instalación de calderas (incluyendo localizaciones retroalimentadas SCR) que no requerirían más que el SCR esté localizado aguas arriba del calentador de aire (el cual precaliente el aire de combustión que ingresa a la caldera mediante el intercambio de calor con el gas de combustión existente) con relación al trayecto del flujo del gas de combustión.

RESUMEN DE LA INVENCION

De acuerdo a lo anterior, un aspecto de la presente invención es lograr un aparato que incluye una cámara de combustión para la combustión de un

combustible, el cual durante la operación genera un gas de combustión el cuál puede contener una cantidad de NO_x que se desea remover; y un reactor SCR para reducir por lo menos una porción del NO_x presente en el gas de combustión.

5 El reactor SCR tiene un reactor de lecho movable que comprende primero y segundo límites opuestos separados uno del otro para así deprimir un trayecto del lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellos. El gas de combustión que viaja por el reactor de lecho movable sigue un trayecto por el trayecto del lecho.

10 Más particularmente, otro aspecto de la presente invención involucra un reactor SCR que tiene un reactor de lecho movable que incluye primero y segundo pilas de persianas opuestas, en donde cada una de las pilas de persianas tiene una serie de primeras y segundas persianas separadas verticalmente, respectivamente. La primera y segunda persianas en las respectivas primera y
15 segunda pilas de persianas están inclinadas alejándose unas de otras, y la primera y segunda pilas de persianas están separadas una de la otra para definir así un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellas. El gas de combustión que viaja por el reactor de lecho movable sigue un trayecto entre las primeras persianas verticalmente separadas, por el trayecto del lecho, y luego sale
20 entre las segundas persianas verticalmente espaciadas.

Alternativamente, el primero y segundo límites opuestos pueden comprender, respectivamente, una primer pila de persianas dispuesta adyacente a una entrada de dicho reactor y una placa perforada dispuesta adyacente a una
25 salida de dicho reactor. El trayecto del lecho catalizador está definido entre la primera pila de persianas y la placa perforada.

Todavía adicionalmente, el primero y segundos límites opuestos pueden comprender, respectivamente, primeros y segundas placas perforadas, el trayecto del lecho del catalizador está definido entre las primera y segunda placas perforadas.

5

Todavía otro aspecto de la presente invención se dirige a un método para tratar gas de combustión que sale de una cámara de combustión para remover el NO_x en él, que incluye las siguientes etapas: suministrar un reactor de lecho movable que tenga primeros y segundos límites que definen un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellos. El primer y segundo límite puede comprender pilas de persianas opuestas, en donde cada una de las pilas de persianas incluye una serie de primeras y segundas persianas separadas verticalmente, respectivamente, y en donde la primera y segundas persianas en las respectivas primera y segunda pilas de persianas están inclinadas una alejándose de la otra, y en donde la primera y segunda pilas de persianas están separadas una de la otra para así definir un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ella; suministrar un lecho de partículas catalizadoras que fluyen hacia abajo por el trayecto de lecho de catalizador y están guiadas por las primeras y segundas pilas de persianas opuestas; y hacer fluir por lo menos una porción del gas de combustión que sale de la cámara de combustión a lo largo de un trayecto por el reactor de lecho movable de que éste viaje entre las primeras persianas verticalmente separadas, por el trayecto del lecho, y luego salga entre las segundas persianas verticalmente separadas. Alternativamente, el primero y segundo límites opuestos pueden comprender, respectivamente, una primer pila de persianas dispuesta adyacente a una entrada de dicho reactor y una placa perforada dispuesta adyacente a una salida de dicho reactor, o pueden comprender, respectivamente, primera y segundas placas perforadas. El trayecto

10

15

20

25

de lecho de catalizador está definido entre la primera pila de persianas y la paca perforada entre la primera y segunda placas perforadas.

Los varios rasgos novedosos que caracterizan la invención están resaltados con particularidad en las reivindicaciones adjuntas y forman una parte de ésta divulgación. Para un mejor entendimiento de la invención, sus ventajas operativas y los beneficios específicos logrados por sus usos, se hace referencia a los dibujos adjuntos y a la materia descriptiva en la cual las modalidades preferidas de la invención han sido ilustradas.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Fig. 1 es una vista esquemática de una instalación de caldera convencional como se encuentra en una planta de generación eléctrica;

La Fig. 2 es una vista esquemática de una instalación de caldera en donde un SCR a baja temperatura se ha descrito aquí dispuesto dentro del precipitador electrostático aguas abajo del calentador de aire con relación al trayecto del gas de combustión;

La Fig. 3 es una vista esquemática de una modalidad adicional de una instalación de caldera en donde un SCR a baja temperatura se ha descrito aquí localizado aguas abajo del precipitador electrostático;

La Fig. 4 es una vista en corte de sección transversal extremo de un reactor de lecho movable para uso en o como un reactor SCR según se describe aquí;

La Fig. 4A es una vista en perspectiva de las primeras y segundas pilas de persianas en el reactor de lecho movable de la Fig. 4, al cual se le ha retirado la caja;

5 La Fig. 4B es una vista en perspectiva de una modalidad alternativa del reactor de lecho movable de la Fig. 4, en donde la placa perforada es sustituida por el arreglo de persianas en el lado aguas abajo;

La Fig. 4C es una vista magnificada de una porción de la placa perforada de
10 la Fig. 4B;

Las Figs. 4D a 4F son vistas de extremo de la modalidad de la Fig. 4B, que ilustran respectivamente como las persianas de entrada, la placa perforada de salida, o ambos pueden estar ligeramente inclinados con respecto a la vertical
15 para poder mejorar el flujo de sólidos hacia abajo por el reactor de lecho movable;

La Fig. 4G es una vista en corte de sección transversal del extremo de una modalidad alternativa del reactor de lecho movable de la Fig. 4B;

20 La Fig. 4H es una vista en corte de sección transversal del extremo de una modalidad alternativa del reactor de lecho movable para uso en o como reactor SCR según se describe aquí, en donde la placa perforada es sustituida por el arreglo de persianas en los lados aguas arriba y aguas abajo;

25 La Fig. 5 es una vista en planta de un reactor SCR que incluye una pluralidad de reactores de lecho movable como se describió aquí, dispuestos en

una configuración tipo acordeón y en paralelo con relación al trayecto del gas de combustión por el SCR;

La Fig. 5A es una vista en planta de un reactor SCR que incluye una pluralidad de reactores de lecho movable según se describieron aquí, dispuesto en una configuración octogonal y en paralelo con relación al trayecto del gas de combustión por el SCR;

La Fig. 6 es una vista en planta que ilustra primero y segundos bancos de reactores de lecho movable como se describió aquí, en donde el segundo banco está dispuesto aguas abajo en serie con relación al primer banco, y en donde cada banco incluye una pluralidad de reactores de lecho movable dispuestos en paralelo y en configuración tipo acordeón;

La Fig. 7 es un diagrama esquemático de una modalidad del equipo de regeneración del catalizador; y

La Fig. 8 es un diagrama esquemático que muestra los componentes principales de un reactor de lecho movable y un sistema de regeneración de catalizador de acuerdo con la presente invención.

DESCRIPCIÓN DE LAS MODALIDADES PREFERIDAS

Como se uso aquí, cuando un rango tal como 5-25 (o 5 a 25) se da, esto significa preferiblemente por lo menos 5 y, separada e independientemente, preferiblemente no más de 25. También como se uso aquí, adicionalmente a describir los puntos de extremo, cada rango numérico deberá y tiene el propósito de constituir una divulgación de todos los valores intermedios dentro de éste

rango. Por ejemplo, el rango 5-25 también tiene el propósito de describir todos los valores dentro de éste, por ejemplo, 7, 9, 12, 13.9, 17.25, etc.

Uno de los rasgos de ésta invención suministra medios por los cuales los catalizadores efectivos a bajas temperaturas pero sujetos a desactivación química (por ejemplo, mediante envenenamiento con azufre) durante el tiempo pueden ser usados para catalizar la reducción de óxidos de nitrógeno a bajas temperaturas, tal como en el rango entre 250° F a 350° F, o cualquier rango intermedio de éste. Este es el rango típico de temperatura de los gases de combustión de las plantas de potencia activadas con combustibles fósiles modernos en la región entre el calentador de aire y el aparato de desulfuración del gas de combustión; es decir aguas abajo del calentador de aire en la dirección del flujo del gas de combustión. En las modalidades preferidas, tales catalizadores pueden ser usados simultáneamente para oxidar mercurio elemental a estados de oxidación mayores (por ejemplo Hg^{2+}) que son más fáciles y más seguros de manejar o remover, también en los mismos rangos de temperatura. En ciertas modalidades, diferentes catalizadores pueden ser usados para cada una de éstas reacciones, en cuyo caso una combinación de catalizadores podría o puede ser usada en el mismo reactor, tal como un reactor SCR a baja temperatura en una instalación de calderas convencionales. Alternativamente, los mismos catalizadores de metal u óxido de metal podrían ser usados para lograr tanto la reducción de NO_x como la oxidación de Hg.

Haciendo referencia a los dibujos en general, en donde los numerales de referencia similares designan el mismo o elementos con función similar a lo largo de los varios dibujos, y a la Fig. 1 en particular, la Fig. 1 ilustra una instalación de caldera típica en una planta de potencia eléctrica, que incluye un reactor de

reducción catalítica selectiva convencional (SCR), en la localización convencional entre la salida de la caldera y el calentador de aire, en línea con la corriente de gas de combustión. Esto es, convencionalmente el SCR está colocado entre la caldera 3, y el calentador de aire 8. Esto se hace para asegurar que el catalizador operara a la temperatura suficientemente alta para logara la actividad catalítica adecuada para los catalizadores convencionalmente usados para resistencia sulfatación con base en vanadio o tungsteno. La mayoría de los catalizadores SCR usados hoy tiene un uso mínimo de temperatura de alrededor de 550° F. A plena carga la temperatura del gas de combustión 5 que sale del economizador 4 estará en la vecindad entre 650° F a 700° F. Pero a cargas más bajas la temperatura que sale del economizador podría fácilmente caer por debajo de la temperatura de uso efectivo de éstos catalizadores resistentes a la sulfatación. Así, para asegurar que la temperatura del gas de combustión que ingresa al SCR está dentro del rango de temperatura necesario de modo que los catalizadores resistentes a la sulfatación puedan ser efectivos, algo del gas de combustión caliente 6 es retirado alrededor del o saltándose el economizador y se mezcla con el gas de combustión que sale del economizador. Este rasgo convencional también está ilustrado en la Fig. 1. No solamente esto crea una falla a la potencia, sino que incrementa grandemente la complejidad para la retroalimentación a una instalación de caldera existente que incluya un SCR, porque el salto en el trayecto debe ser instalado.

Como resultado del llamado SIP del NO_x de 1998, se instalaron SCR en un número de plantas de potencia eléctrica accionadas por carbón existentes en los Estados Unidos. Virtualmente en cada caso la retroadaptación fue difícil de logara por ingeniería y de erigir. Retroadaptación se refiere aquí al proceso de modificar el equipo existente y/o agregar nuevo equipo a una caldera existente. La dificultad

surge del hecho de que la caldera en general está acoplada muy cerca al calentador de aire y frecuentemente requiere cambios en las partes de presión en la caldera.

- 5 La eficiencia en la reducción de NO_x por el SCR en general se expresa por la siguiente relación:

$$eff = 1 - e^{-k\alpha_p\tau} \quad (1)$$

- 10 en donde

k = constante de tasa de reacción

α_p = área de superficie interfacial del catalizador, área por unidad de volumen del reactor

τ = tiempo de residencia.

- 15

La constante de tasa de reacción dependerá de la actividad del catalizador y de la temperatura del reactor, La dependencia a la temperatura de la reactividad sigue la Ley bien conocida de Arrhenius:

$$k = Ae^{-E_a/RT} \quad (2)$$

- 20 en donde

E_a = energía de activación, j/mol

R = constante de gas, j/mol °K

A = constante de proporcionalidad

T = temperatura del reactor, °K

- 25

La energía de activación para el catalizador convencional SCR resistente a la sulfatación es de alrededor de 46000 j/mol. El cambio en la constante de tasa

de reacción entre digamos 600° F (588° K) y 300° F (422° K) puede ser calculada por:

$$\ln \left[\frac{k_2}{k_1} \right] = \frac{E}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] = \frac{46,000}{8.314472} \left[\frac{1}{588} - \frac{1}{422} \right] = -3.701 \quad (3)$$

$$\left[\frac{k_2}{k_1} \right] = e^{-3.701} = 0.0247 \quad (4)$$

Este cálculo muestra que los catalizadores en el SCR convencional sólo serían 0.5% tan efectivos a 300° F como lo serían a 600° F. Por lo tanto, un SCR que fuera 90% eficiente a 600° F sólo sería 2.25% eficiente a 300° F. Así, para lograr control del NO_x a 300° F hay dos modelos básicos. Por un lado más catalizadores reactivos tal como metales nobles como platino o paladio deber ser usados, o el producto $\alpha_p \tau$ (ver Eq. 1) debe incrementarse significativamente. El primer modelo requiere catalizadores más costosos, mientras que el último puede lograrse incrementando el volumen de catalizador. El modelo utilizado aquí sigue la última opción. En las modalidades descritas adelante, una porción significativa del volumen de un reactor SCR puede llenarse con catalizador mientras que se permite que el gas de combustión pase y logre un contacto íntimo con las partículas del catalizador, aunque preferiblemente también se mantiene la caída de presión por el lecho de catalizador en el SCR a niveles sustancialmente iguales a o por debajo de los catalizadores monolíticos convencionales utilizados en un SCR típico. Un rasgo adicional incluye medios para el retiro continuo y la regeneración continua de estos catalizadores para su reutilización continua. Esto permite materiales sustancialmente con un costo más bajo (por ejemplo compuesto de metal base comunes) para ser usados como catalizadores SCR, aún cuando ellos sean susceptibles al envenenamiento con azufre durante el tiempo. Esto es un rasgo deseable, especialmente considerando en los volúmenes

más grandes de material de catalizador que son usados para incrementar la cantidad $\alpha_p \tau$ descrita anteriormente. Los compuestos de metal base comunes incluirían principalmente compuestos de cromo, manganeso, hierro, cobalto, níquel, cobre, zinc y estaño.

5

En resumen, en una modalidad deseable el reactor (por ejemplo SCR) posee las siguientes dos características: (1) facilita el contacto del gas de combustión con la cantidad posible máxima de catalizador de tal manera que la resistencia al flujo del gas de combustión por el lecho del catalizador pueda ser
10 mantenida dentro de límites razonables, preferiblemente alrededor o por debajo de 4 pulgadas de caída de presión de agua; y (2) tiene la habilidad de retirar catalizador en una base continua de modo que el catalizador pueda ser reactivado por fuera del lecho, y luego reintroducido el catalizador entro de ese lecho una vez ha sido reactivado. Como podrá apreciarse, la regeneración el catalizador puede
15 lograrse de varias maneras, por ejemplo convertir los sulfatos de metal de nuevo a los óxidos correspondientes sea térmica y químicamente removiendó así los productos de azufre del catalizador.

Ya que la mayoría de las aplicaciones de la tecnología SCR probablemente
20 existen en plantas de potencia eléctrica activadas por carbón durante los próximos 10 a 20 años y ya que la mayor parte de éstas plantas utilizan precipitadores electrostáticos (ESP) para remover los particulados arrastrados en el gas de combustión (por ejemplo cenizas volantes), una opción deseable es utilizar una porción del ESP existente 10 para envolver un SCR de baja temperatura 15. Esto
25 es ilustrado en la Fig. 2. Si la planta de potencia eléctrica está equipada con un sistema de desulfurización de gas (FGD) 13 después del recolector de polvo (ESP) 10, el SCR reemplazaría el último campo del ESP. Cualquier polvo creado

por el SCR tendría que ser lo suficientemente grueso para ser capturado por el sistema FGD. Si la unidad no tiene un sistema FGD 13, entonces el SCR 15 podría ser colocado en el siguiente al último campo del ESP 10 de modo que el último campo podría ser usado para recolectar cualquier polvo generado en el SCR 15. La Fig. 3 ilustra el uso de un SCR 15 de baja temperatura separado; en la modalidad ilustrada, el SCR 15 está localizado aguas abajo del ESP 10 y antes del FGD 13. Esto puede ser apropiado para sistemas en donde el desempeño de remoción de partículas ESP es marginal.

Habiendo descrito ciertas ventajas y localizaciones en donde un SCR 15 de baja temperatura puede ser usado, se llama la atención ahora a modalidades específicas del mismo. En una modalidad ilustrativa, un diseño de reactor de lecho movable es utilizado para el SCR 15. En esta modalidad, el SCR 15 incluye uno de una pluralidad de reactores de lecho movable 30, en donde un lecho movable de catalizador hace contacto con el gas de combustión que fluye por éste, y es efectivo para promover la reducción de NO_x (opcionalmente y preferiblemente mediante reacción con amoníaco) y preferiblemente la oxidación del Hg presente allí. A medida que el catalizador se mueve por el reactor 30, gradualmente se degrada o inactiva mediante envenenamiento con azufre por contacto y reacción con SO_x que puede también estar presente en el gas de combustión. Por lo tanto, el SCR existente el material catalizador puede sufrir un tratamiento de reactivación para regenerar el catalizador e invertir los efectos del envenenamiento con azufre, antes de ser reintroducido por la entrada del lecho para el SCR.

Un diseño del reactor del tipo ilustrado en la Fig. 4 puede ser usado para el reactores o reactores de lecho movable 30 del SCR. La Fig. 4 es una vista de extremo, en corte de sección transversal, de un reactor de lecho movable 30. En la

modalidad ilustrada en la Fig. 4, el gas de combustión que sale de la caldera entra al reactor 30 por la izquierda, correspondiente al lado aguas arriba 32, viaja por la primera (aguas arriba) y segunda (aguas abajo) pilas de persianas 40 y 50, y luego sale del reactor 30 por la derecha, correspondiendo al lado aguas abajo 34 del reactor 30. La primera y segunda pilas de persianas 40 y 50 pueden estar encerradas y retenidas dentro de una caja de reactor 36. La caja 36 preferiblemente está abierta o sustancialmente abierta en cada uno de los lados aguas arriba y aguas abajo 32 y 34 para permitir que el gas de combustión pase por allí. Alternativamente, los lados aguas arriba y aguas abajo 32 y 34 pueden ser o comprender placas perforadas o placas con aberturas o ranuras para acomodar el flujo del gas de combustión. Como tal, los términos límite o límites pueden ser empleados en la siguiente descripción para referirse a las estructuras usadas para retener y guiar las partículas de catalizador por el reactor de lecho movable o reactores 30, como se describió aquí.

Todavía haciendo referencia a la Fig. 4, la pila de persianas aguas arriba 40 incluye una pluralidad de primeras persianas separadas verticalmente 42, que están formando ángulo con una declinación desde el lado aguas arriba 32 del reactor hacia el lado opuesto o aguas abajo 34 del mismo. Preferiblemente, las primeras persianas 42 son paralelas unas a otras. La pila de persianas aguas abajo 50 similarmente incluye una pluralidad de segundas persianas espaciadas o separadas verticalmente 52, pero que están en ángulo con una inclinación desde la pila de persianas aguas arriba adyacente 40 hacia el lado aguas abajo 34 del SCR 30. En una modalidad preferida, las persianas aguas abajo 52 son paralelas unas a otras también. La Fig. 4A muestra una vista en perspectiva de las pilas de persianas aguas arriba y aguas abajo 40 y 50, en donde la caja 36 ha sido removida. La separación vertical de las primeras y segundas persianas 42 y 52

respectivas acomoda el flujo del gas de combustión por el reactor 30, ingresando por el lado aguas arriba 32 y saliendo por el lado aguas abajo 34 del mismo. Las persianas 42 y 52 están soportadas en sus extremos respectivos por sujeciones a las paredes laterales o de extremo de la caja 36. Opcionalmente, unos
5 espaciadores (no mostrados) pueden ser suministrados entre persianas adyacentes para soportarlas y mantener el espaciamiento apropiado a lo largo de su expansión entre las paredes de extremo opuestas.

Como podrá apreciarse de la anterior descripción y de la Fig. 4, el reactor
10 de lecho movable 30 de ésta modalidad incluye primeras y segundas pilas de persianas opuestas 40 y 50, cada una tiene una serie respectiva de primeras y segundas persianas 42 y 52 separadas verticalmente y preferiblemente paralelas que se extienden entre los extremos opuestos del reactor, en donde la primera y segunda persianas 42 y 52 están inclinadas alejándose una de la otra. La primera
15 y segunda persianas 42 y 52 también están separadas una de otra en la dirección del flujo el gas de combustión de modo que se defina un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical 60 entre las pilas de persianas 40 y 50. El trayecto de lecho catalizador 60 acomoda un lecho movable de partículas catalizadoras que pueden ser alimentadas desde la entrada del lecho 62
20 localizada en la parte superior del reactor 30. Debido a que la primera y segunda persianas 42 y 52 están inclinadas alejándose una de otra, y alejándose del trayecto 60 entre ellas, las partículas de catalizador 60 que viajan verticalmente por ese trayecto no se saldrán fácilmente lateralmente, hacia cualquiera de los lados aguas arriba o aguas abajo 32 o 34 del reactor. En su lugar las partículas de
25 catalizador en el trayecto de lecho 60 serán guiadas hacia abajo hacia la salida de lecho 64 en la base de la caja 36. De ahí, las partículas de catalizador 60 serán transportadas hacia el equipo de regeneración separado, el cuál puede estar

localizado cerca o distante del SCR. Aunque no se ha requerido, la primera y segunda pilas de persianas 40 y 50 pueden ser imágenes de espejo una con respecto a la otra, significando que las persianas respectivas 42 y 52 pueden estar dispuestas con el mismo ángulo, aunque opuestas en dirección, de un plano central imaginario que pasa verticalmente entre las pilas de persianas 40 y 50. Alternativamente, las persianas 42 y 52 pueden estar en ángulos no equivalentes a dicho plano central imaginario. En una alternativa adicional, puede existir más o menos persianas 42 que persianas 52 que puedan estar separadas adicionalmente o más cerca juntas que las persianas en la pila opuesta.

Preferiblemente, el material catalizador es dirigido por el trayecto de lecho 60 dentro del reactor, sale por la salida 64 por vía del equipo de descarga 66 (ver Fig. 8) y es alimentado a otro equipo de procesamiento o unidad de operaciones por vía de un transportador de salida para regenerar el catalizador. Partículas regeneradas son entonces preferiblemente suministradas de nuevo a la entrada del lecho 62 por vía del transportador de entrada para ser reciclado en un lazo continuo y cerrado. El mecanismo preciso para transportar las partículas de catalizador, y el método para regenerarlas, no son críticos para la presente modalidad y serán seleccionados con base en consideraciones apropiadas, incluyendo espacio disponible para el equipo de transporte y química apropiada para regenerar las partículas del catalizador de su estado gastado (a la salida del reactor 30). Aquí, el "transportador de salida" y "transportador de entrada" pueden ser o pueden incluir cualesquier aparato adecuado o convencional para transportar partículas de catalizador entre dos puntos o estaciones. Tal aparato puede ser familiar para aquellos que son versados en la técnica. Por ejemplo, se contempla que las cintas transportadoras (no mostradas, preferiblemente que tengan lados con pantalla) pueden transportar continuamente partículas de catalizador gastado

desde la salida 64, hacia y por el equipo de regeneración en donde las reacciones de regeneración se llevan a cabo, y luego de nuevo a la entrada 62. Podrá apreciarse que el transportador de salida y el transportador de entrada mencionados anteriormente pueden no ser discretos, sino que pueden

5 comprender un solo sistema transportador continuo desde la salida 64, por el equipo de regeneración y luego de nuevo a la entrada 62. En este caso, el transportador de salida se refiere a aquella porción del mismo entre la salida 64 y el equipo de regeneración, y el transportador de entrada se refiere a aquella porción del mismo entre el equipo de regeneración y la entrada 62. La química de

10 regeneración del catalizador apropiada en el caso de envenenamiento por azufre de catalizadores de sal de óxido de metal base, tales como CuCl , se describe en otra parte aquí.

En ciertas modalidades, puede ser deseable incorporar transportadores o

15 elevadores vibratorios para transportar el material catalizador entre el lecho movable y el equipo de regeneración. Cuando son usados, la vibración puede reducir o minimizar la atrición entre partículas y consecuentemente la degradación de las partículas a medida que ellas atraviesan el equipo de transporte. Los equipos transportadores y elevadores vibratorios son conocidos en la técnica y se

20 pueden usar para éste propósito. Opcionalmente, equipos transportadores vibratorios y no vibratorios pueden ser combinados con elementos de calefacción u otros aparatos para suministrar energía térmica a las partículas, contribuyendo así a la regeneración de las mismas mientras están en tránsito o desde el equipo de regeneración. Alternativamente, transportadores neumáticos como se conocen

25 en la técnica pueden ser usados para transportar las partículas de catalizador entre el equipo de regeneración y el reactor o reactores de lecho movable. Adicionalmente, tolvas (no ilustradas) se pueden incluir para recolectar el material

del lecho desde el fondo o base de los reactores de lecho movable para suministrarlos al equipo transportador, lo que los conduce al equipo de regeneración. Alternativamente, los transportadores u otros equipos de remoción de gránulos/transporte pueden estar montados a la par a la base del reactor con las tolvas (tal como cuando se usan alimentadores de tornillo) o podría tener tolvas de un diseño convencional o de un diseño transicional especializado para cansar con otros tipos de equipo de control de tasa de flujo de material de descarga (tal como alimentadores vibratorios, válvulas de doble volteo, tolvas con cierre, alimentadores/bloqueadores de aire con alabes giratorios, etc.) como se conoció en la técnica. La configuración específica dependerá de la instalación que va a ser retroadaptada con el reactor o reactores de lecho movable descritos aquí para suministrar un SCR, que incluye a tales consideraciones como espacio disponible, unidad de operaciones que ya están en su lugar y sus localizaciones, etc. La selección del equipo de transporte apropiado puede también depender de las características del material de lecho específico (gránulos contra esferas contra otros). En adición, el equipo de descarga particular 66 usado para remover el catalizador de los reactores de lecho movable 30 debe ser seleccionado para lograr un perfil de flujo de masa de las partículas hacia abajo por el lecho o lechos movibles 30, esto es, todas las partículas requieren estar en movimiento por todo el lecho. No es deseable tener, por ejemplo, una porción de flujo de núcleo central que fluya por el lecho 30 mientras que otras partículas permanecen esencialmente estacionarias porque el gas de combustión a ser tratado no es expuesto uniformemente a las partículas de catalizador de la misma actividad, ni serán todas las partículas de catalizador removidas uniformemente de los lechos 30 para la subsiguiente regeneración. Las propiedades de partículas son medidas (mediante ensayos de corte, etc.) y usadas para llegar a un diseño apropiado de cualesquier tolvas y/o alimentadores de tornillo, etc., que puedan formar una parte

del equipo de descarga 66 para suministrar un perfil de flujo de masa de partículas por los lechos móviles 30. Un diagrama de flujo esquemático muestra los componentes principales de un reactor de lecho móvil y un sistema de regeneración de catalizador de acuerdo con la presente invención el cual incluye

5 una modalidad ilustrativa de la tubería e instrumentación para el equipo de regeneración que pueden ser usados en conjunto con uno o más reactores de lecho móvil como se describió aquí según se ilustró en la Fig. 8. Como puede verse en la Fig. 8, el equipo de regeneración puede incluir un receptor ciclónico 82 para separar el polvo y los finos particulados de las partículas de catalizador

10 utilizables que puedan ser regenerados. Las partículas de catalizador regenerables pueden opcionalmente ser suministradas desde el receptor ciclónico 82 a un dispositivo de clasificación de finos secundario 84 para suministrar la remoción de finos secundarios. Los finos de ambos el receptor ciclónico 82 y el dispositivo de clasificación 84 pueden ser combinados y transportados al equipo de

15 regeneración de catalizador 86. Las partículas de ceniza separadas en el dispositivo de clasificación 84 pueden ser enviadas a desecho, mientras que las partículas de catalizador adecuadas para el reciclado pueden ser enviadas mediante el dispositivo de medición/peso 88 a las instalaciones de reciclado para la reutilización en la fabricación de nuevos gránulos de catalizador. En ésta

20 modalidad, una escala puede ser usada para determinar la cantidad precisa de partículas de catalizador que son removidas desde el sistema de lazo cerrado. Esto puede ser útil, por ejemplo, si fuera deseable introducir un cierto porcentaje de catalizador fresco al sistema de lazo cerrado periódicamente, para asegurar que la cantidad de catalizador fresco agregado corresponda a la cantidad que ha

25 sido removida. Luego de la regeneración en el equipo de regeneración de catalizador 86, catalizador fresco es transportado de nuevo hacia la entrada del lecho de los reactores de lecho móvil 30 como se muestra, junto con el

catalizador frescamente hecho de la fuente de fabricación de catalizador 90 mediante un dispositivo adecuado de medición/peso 92. Como se anotó anteriormente, el equipo de transporte de partículas catalizadoras entre cualquier dispositivo puede ser una cinta accionada, neumática, elevadores con cangilones, transportadores de tornillo, o una combinación de los mismos según se requiera con o sin mecanismos de transporte como es conocido en la técnica.

Como podrá ser apreciado, el reactor 30 está configurado por lo tanto de modo que le gas de combustión desde las calderas se acerque por el lado aguas arriba 32. El gas ingresa entonces al reactor y viaja entre las primeras persianas espaciadas verticalmente 42, por el trayecto del lecho 60, y luego sale entre las segundas ventanas verticalmente espaciadas 52 y hacia afuera por el lado aguas abajo 34. (Ver las flechas en las Figs. 4 y 4A). Durante la operación, el trayecto del lecho 60 es empacado con partículas de catalizador de modo que el NO_x y opcionalmente el mercurio presente en el gas de combustión sufran la reducción catalítica u oxidación, respectivamente, al entrar en contacto con el catalizador en la presencia de otros reactivos necesarios o deseables, si existen. Por ejemplo, el amonio puede también ser suministrado dentro del reactor mediante medios convencionales (por ejemplo rociado o aerosol suministrado al gas de combustión antes de ingresar al SCR) para que actúe como un reductor para el NO_x en la presencia del lecho catalizador.

Las Figs. 4B a 4H ilustran modalidades alternas del reactor de lecho movable 30 en donde la placa perforada es sustituida por la disposición de persianas sea en la entrada o lado aguas arriba 32 y en la salida o lado aguas abajo 34. Las Figs. 4B a 4G ilustran sustituciones de una placa perforada 51 que tiene una pluralidad de aberturas 53 para las persianas del lado aguas abajo 52.

Ventajosamente, las aberturas 53 son lo suficientemente pequeñas para retener las partículas del catalizador dentro del trayecto del lecho de catalizador 60 y la porosidad de la placa perforada 51 según se determinó por el número y espaciamiento de las aberturas 53 es lo suficientemente grande para minimizar la caída de presión a medida que el gas de combustión sale del lecho movable SCR 30. Sobre el lado de salida, una placa perforada con aproximadamente un 25% de área abierta y diámetros de agujero de aproximadamente $\frac{1}{2}$ del diámetro del material o gránulos del lecho de catalizador puede entonces ser empleado en lugar de la disposición de persianas. En una modalidad ilustrativa, las partículas catalizadoras son cilíndricas y tienen un diámetro de partícula medio de alrededor de 3mm, y una proporción L/D de alrededor de 1 hasta 4. En cualquier evento, las aberturas 53 en la placa 51 tienen un diámetro de que el área de cada abertura es aproximadamente 25% el diámetro medio de partícula de las partículas catalizadoras. Para poder promover el flujo de sólidos hacia abajo por el trayecto de lecho movable 60, las persianas de entrada 42 pueden ser inclinadas ligeramente con respecto a la vertical como se muestra en la Fig.4D. Alternativamente, la placa perforada aguas abajo 51 puede estar ligeramente inclinada con respecto a la vertical, como se muestra en la Fig. 4E, o ambas tanto las persianas de entrada 42 como la placa perforada aguas abajo 51 pueden estar inclinadas ligeramente con respecto a la vertical, como se muestra en la Fig. 4F. En la frase precedente, "ligeramente inclinadas con respecto a la vertical" significa que la disposición de persianas 42 o la placa 51 está o están anguladas ligeramente retirándose del centro del trayecto del lecho catalizador 60 en una dirección hacia abajo correspondiente a la dirección del flujo de las partículas de catalizador por el trayecto de lecho 60. Se cree que esto ayudará en el flujo de las partículas de catalizador por el trayecto 60 y reduce la tendencia de arrastre de partículas allí. Ver, por ejemplo, las Patentes Estadounidenses Nos. 5,167,931 y

5,266,233. La Fig. 4G muestra una persiana de entrada/placa perforada de salida como se ha provisto en la caja 36.

Las persianas de entrada 42 son preferidas para reducir la posibilidad de taponamiento por partículas de cenizas voladoras transportadas por el gas de combustión que ingresan al lecho movable 30. Sin embargo, si existe la posibilidad de taponamiento éste es ligero, y/o si los dispositivos de recolección de particulados son empleados aguas arriba en el lecho movable 30, es posible emplear tanto placas perforadas aguas arriba 41 y una placa perforada aguas abajo 51, las partículas de catalizador son transportada hacia abajo por el trayecto del lecho catalizador 60. Esta modalidad se muestra en la Fig. 4H. Similarmente como se mencionó anteriormente, la placa perforada 41 puede también estar inclinada con respecto a la vertical para facilitar el paso de partículas catalizadoras por el trayecto del lecho 60.

15

Como podrá ser apreciado, el reactor de lecho movable 30 descrito anteriormente tendrá una expansión lateral sustancial entre los extremos opuestos del mismo, con las persianas 42 y 52 (o placas perforadas 41, 51 o una combinación de persianas 42 y placa 51) descritas anteriormente preferiblemente que se extiende entre estos extremos. Consecuentemente, será apreciado además que durante la operación las partículas catalizadoras dispuestas en y moviéndose por el trayecto del lecho 60 formarán un lecho de partículas que se extiende verticalmente sustancialmente plano que se mueve generalmente hacia abajo por el reactor 30 entre las pilas de persianas 40 opuestas y 50, o las placas perforadas 41, 51, o la combinación de persianas 42 y placas 51. El lecho catalizador tendrá un espesor en la dirección del flujo del gas que se aproxima a la distancia en la misma dirección entre los bordes adyacentes de las respectivas

25

primera y segunda persianas 42 y 52, o entre las placas perforadas 41, 51, o entre las persianas 42 y placas 51, dependiendo de la modalidad particular. Preferiblemente, la velocidad lineal de las partículas del lecho hacia abajo por el reactor de lecho movable 30 es relativamente lenta, tal que se aproxima a un lecho fijo como será explicado en más detalle enseguida.

Haciendo referencia ahora a las Figs. 5 y 5A, un SCR puede ser equipado con una pluralidad de reactores de lecho movable 30 según se describió anteriormente, dispuestos en un arreglo para suministrar la reducción deseable del NO_x (y la oxidación de Hg). Preferiblemente, el SCR incluye una pluralidad de reactores 30 dispuestos en paralelo con relación a la dirección del flujo del gas de combustión por el SCR. Dos de tales arreglos son ilustrados en las Figs. 5 y 5A, respectivamente. Específicamente, la Fig. 5A muestra una vista en planta de un posible arreglo, en donde varios reactores de lecho movable 30 están dispuestos en una configuración de acordeón entre paredes de extremo opuestas 72 y 74 del SCR 70. Como se indicó por las flechas en la Fig. 5, el gas de combustión se acerca al SCR en la dirección de flujo superficial por el SCR 70 (verticalmente en la Fig. 5), y sigue un trayecto lateral (con relación a la dirección de flujo superficial) por los reactores de lecho movable 30 antes de salir del SCR 70. Por "dirección de flujo superficial", lo que se quiere decir es la dirección general del flujo de gas de combustión por el SCR a lo largo de un trayecto de gas de combustión, entre la entrada y la salida del SCR a lo largo de ese trayecto. En la configuración de acordeón ilustrada, el extremo próximo de cada reactor 30 está en contacto con el extremo próximo de un reactor adyacente 30 pero no del otro (o de la pared 72, 74 como puede ser el caso). Al gas de combustión se le permite por lo tanto entrar por vía de espacio entre reactores 30 adyacente y que no están en contacto y ser redireccionado lateralmente por los reactores 30 antes de salir por vía de las

aberturas alternas entre los reactores adyacentes en el lado aguas abajo del SCR 70. La Fig. 5A ilustra una modalidad alternativa en donde los reactores 30 en el SCR están dispuestos en una configuración ortogonal, todos paralelo unos a otros y extendiéndose en la dirección del flujo superficial del SCR 70 entre las paredes 72 y 74. En ésta modalidad, el gas de combustión se le impide ingresar por las aberturas entre cada otro par de reactores adyacentes 30 mediante una serie de paneles 75 que cierran esas aberturas. Una segunda serie de paneles 76 es usada para cerrar las aberturas alternas en el extremo aguas abajo del SCR 70.

Un lecho movable es un dispositivo de recolección de partículas excelente en su propio derecho y tendría en general la habilidad de recolectar particulados del cuarto o último campo de un ESP convencional porque la mayoría de lo que es recolectado en el último campo de un ESP es el arrastre por golpe de los campos precedentes. Sin embargo, si un ESP está apenas desempeñándose con todos los cuatro campos en uso completo, entonces sacrificar un único campo para uso como un SCR puede ser demasiado riesgoso. Bajo éstas condiciones, la disposición ilustrada en la Fig. 3 anterior sería preferida.

En general, las mezcla de catalizadores, una optimizada para la reducción de NO_x por SCR o la destrucción directa el NO_x y la otra optimizada por catalizador/reactivo para la oxidación de mercurio, serán utilizadas juntas en los mismos lechos movibles. En ésta configuración ambos catalizadores sufrirían las mismas etapas de regeneración descritas adelante. Una configuración alternativa en donde dos reactores o bancos de lechos movibles de los reactores de lecho movable 78 y 79 son colocados en serie en un SCR 70 y se ilustra en la Fig. 6. En ésta modalidad, cada banco de reactores de lecho movable 30 podría utilizar una tolva separada, un transportador de partículas y un sistema de regeneración

separados, de modo que el catalizador/reactivos circulantes diferentes en cada uno de los bancos respectivos 78 y 79 puede ser tratado de acuerdo con etapas de regeneración separadas utilizando distintas reacciones. Esta modalidad puede ser empleada, por ejemplo, en donde es deseado emplear catalizadores separados y sistemas de regeneración por catalizador empleados para la reducción de NO_x que se puedan llevar a cabo por el catalizador en el primer banco 78, y oxidación de mercurio, que se pueda llevar a cabo por el catalizador en el segundo banco 79.

La caída de presión en los SCR convencionales es del orden de 4 pulgadas de calibre de agua ($\sim 1\text{kPa}$). Cada pulgada de caída de presión en el tren de potencia es estimado en general igual a una pérdida de alrededor de 0.05% de la eficiencia del ciclo de la planta de potencia eléctrica. Como consecuencia, los SCR convencionales típicamente degradan la eficiencia del ciclo de generación de potencia en alrededor de un 0.2%. Los operadores de las plantas de potencia y las instalaciones de generación eléctrica consideran ésta pérdida como significativa. Por lo tanto, es deseable considerar una caída de presión de 4 pulgadas de calibre de agua como un límite permisible superior en el diseño de un nuevo SCR, incluyendo la construcción novedosa descrita aquí que comprende uno o más reactores de lecho movable 30. El reto por lo tanto es incrementar significativamente el producto $\alpha_p \tau$ en la Eq. 1 arriba dada sin incrementar significativamente la caída de presión.

Los requerimientos de una caída de presión baja, $\alpha_p \tau$ alta y regeneración continua y reciclado del catalizador se cumplen todas usando un lecho de catalizador movable en los reactores de lecho movable 30 mostrados en las Figs. 4 y 5 y descritos anteriormente. Un lecho movable como el ilustra aquí comprende un

plano sustancialmente vertical de sólidos granulados y tiene un espesor de aproximadamente definido por la distancia entre las persianas opuestas 42 y 52 como se explico previamente. La cama de partículas puede moverse hacia abajo por gravedad a una velocidad relativamente lenta, preferiblemente menos de un pie por minuto, preferiblemente mucho menos de un pie por minuto, por ejemplo no más de 8 pulgadas por minuto, 6 pulgadas por minuto, 4 pulgadas por minuto o 2 pulgadas por minuto. La cama está soportada por una multiplicidad de persiana en ángulo en el centro de cada reactor 30, particularmente la primera y segunda persianas 42 y 52 descritas anteriormente. Desde un punto de vista de dinámica de fluidos los gases de combustión pasan por el lecho movable como si éste fuera un lecho fijo cuando el lecho viaja a unas velocidades lineales suficientemente bajas, tal como aquellas descritas aquí. Por lo tanto, el siguiente conjunto de ecuaciones describe la caída de presión por los lechos fijos que pueden ser usadas para describir la caída de presión por lechos movibles que se mueven lentamente:

$$N_{Eu} = \left[\frac{1000}{7.5N_{Re}} + 2.33 \right] = \frac{L}{D_{eq}}$$

$$N_{Eu} = \frac{\Delta P}{\rho_f v_m^2 / 2g_c}$$

$$v_s = v_m \varepsilon$$

$$D_{eq} = \frac{2}{3} \left[\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right] = \frac{\bar{D}_{32}}{\phi}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho_f v_m D_{eq}}{\mu_f}$$

N_{Eu} = Número de Euler

V_m = Velocidad media del fluido

N_{Re} = Número de Reynolds

V_s = Velocidad superficial

D_{eq} = Diámetro equivalente

ϕ = Fracción vacía

$\bar{D}_{32}$ = Diámetro medio Sauter

μ_f = Viscosidad de fluido

ϕ = Factor de forma

ρ_f = Densidad de fluido

Las variables en éstas ecuaciones que pueden ser controladas fácilmente son la longitud del trayecto, L, el tamaño del catalizador como se expreso por $\bar{D}_{32}$, y la velocidad superficial. Las propiedades del fluido y la presión vacía del catalizador no son variables que puedan ser manipuladas fácilmente. La superficie específica está relacionada al $\bar{D}_{32}$ por la siguiente relación:

$$S_p = \frac{6}{\phi \rho_p \bar{D}_{32}}$$

en donde ρ_p = densidad de la partícula

El tiempo de residencia es simplemente $\tau = \frac{L}{v_m}$. Es claro que para poder maximizar $\alpha_p \tau$, en la ecuación 1 anterior los reactores de lecho movable deberían ser diseñados para maximizar el espesor (profundidad en la dirección del flujo del gas) del lecho movable dentro de las restricciones del espacio prevalente, y para minimizar la velocidad del gas por el lecho lo mismo que el diámetro medio Sauter consistente con la caída de presión máxima deseada de 4 pulgadas de agua.

La modalidad en la Fig. 5, previamente descrita, suministra un arreglo de reactores de lecho movable para un SCR que maximiza el área de flujo del gas de combustión y por lo tanto minimiza la velocidad de gas por los lechos. Como se muestra en la Fig. 5, los reactores pueden estar dispuestos en estilo acordeón. En una modalidad ilustrativa, los reactores pueden ser dimensionados para adaptarse y estar dispuestos en configuración de acordeón en el último campo de

un precipitador electrostático dimensionado para tratar gas de combustión desde una caldera de 100 MW que quema carbón bituminoso. Las dimensiones de la envoltura típica (exterior) para un reactor de lecho movable 30 en ésta modalidad, puede ser, por ejemplo, 34 pies de ancho por 39 pies de alto, por 20 pies de profundidad (en la dirección del flujo). Las persianas 42 y 52 pueden correspondientemente ser dimensionadas para suministrar un espacio del 10 pulgadas entre bordes adyacente del mismos, suministrando un espesor de lecho nominal (en la dirección del flujo de gas) de diez pulgadas, con dimensiones adicionales de 39 pies de altura por aproximadamente 20 pies de ancho.

Como se indico anteriormente, cuando un catalizador de base de metal común tal como un haluro de metal base u óxido que es susceptible al envenenamiento con azufre es usado, por ejemplo para permitir la reducción adecuada de NO_x a bajas temperaturas tal como por debajo de 350°F , un sistema de regeneración puede ser usado para retornar el catalizador envenenado de nuevo a su estado fresco. La Fig. 7 muestra una modalidad de un sistema de regeneración que puede ser usado en conjunto con los reactores de lecho movable descritos anteriormente, preferiblemente en un sistema de circulación de catalizador de lazo cerrado. El catalizador retirado de la salida de lecho 64 de un reactor 30 puede ser alimentado al reactor regenerador 80, el cual puede operar en una configuración de lecho fluidizado o movable. El envenenamiento del catalizador principalmente estaría causado por las reacciones de sulfatación de SO_x en el gas de combustión, por ejemplo: $\text{CuO} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \Rightarrow \text{Cu SO}_4$. Esta reacción de envenenamiento con azufre procede a una tasa medible en alrededor de 750°F . Los reactores de lecho movable 30 descritos aquí preferiblemente operaran alrededor de 300°F ; esto es, preferiblemente aguas abajo del calentador de aire en la dirección del flujo del gas de combustión. Como

tal, la tasa y el grado de envenenamiento con azufre será pequeño, significando que el reactor de regeneración 80 puede ser dimensionado para un trabajo relativamente pequeño de desulfuración. En una modalidad preferida, la inyección de gas natural (metano, CH₄) a temperatura elevada, por ejemplo cerca de 840° F, para la regeneración del catalizador sulfatado se podrá emplear. Esta reacción procede de acuerdo con: $\text{CuSO}_4 + \frac{1}{2} \text{CH}_4 \Rightarrow \text{Cu} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$. El Cu es oxidado subsecuentemente en la presencia de O₂ y regresado a su estado activo "SCR de NO_x". El agotamiento del sistema de regeneración de sulfato principalmente consiste de aire y pequeñas cantidades de SO₂ Y CO₂. Como se muestra en la Fig. 7, ésta corriente puede ser suministrada dentro del lavador húmedo para típicamente quedar localizada aguas abajo del reactor de lecho movable 30 o SCR 70 para su limpieza.

En el reactor catalítico de lecho moviente 30, una fracción del catalizador de oxidación de Hg° (CuCl/CuCl₂ o CuBr₂) será convertir irreversiblemente en CuO de acuerdo con $\text{Hg}^\circ + \text{CuX}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \Rightarrow \text{HgX}_2 + \text{CuO}$, en donde X denota Cl o Br. Luego de la desulfuración/regeneración del catalizador por gas natural, los halógenos (X₂) o haluros de hidrógeno (HX) serán puestos en contacto con el catalizador de oxidación de Hg° para regenerar su especie activa (Ver Fig. 7). La regeneración del catalizador de la oxidación de Hg° inicia en el rango de temperatura entre 230-300° F. Debe notarse que para la combustión de carbones bituminosos altamente clorados, en la etapa de halogenación puede no ser requerida. En este caso, los catalizadores de la oxidación de Hg° puede ser halogenada in-situ continuamente por cloruro de hidrógeno en el gas de combustión. La regeneración del catalizador puede también involucrar el uso de materiales de lavado tales como gases, vapores, fluidos, sólidos o una combinación de estos para retornar el catalizador a la actividad catalizadora

restaurada. Adicionalmente, aunque no se muestre en las Figuras, puede ser deseable suministrar corrientes arriba del precalentamiento del gas de los reactores de lecho moviente 30 si una ventana de temperatura específica que entra al mismo es requerida. Alternativamente. Tal precalentamiento con gas
5 puede permitir la relocalización de los reactores de lecho movable 30 a una posición aguas abajo del equipo de desulfuración de gas de combustión 13. En ésta localización, el gas de combustión 14 ha sido limpiado de cenizas volantes y la mayor parte del óxido de azufre y otras especies contaminantes, pero está demasiado frío para una actividad catalítica apropiada de catalizador a baja
10 temperatura; precalentar el gas a una temperatura deseada entonces sería requerida.

El reactor de lecho movable 30 descrito aquí presenta numerosas ventajas cuando se incorpora en un SCR 70 para la reducción de NO_x . Estas ventajas
15 incluyen la capacidad de reducción del NO_x a baja temperatura simultánea y simultánea con la oxidación del mercurio, el uso de menos catalizador costoso, mayor facilidad de retroadaptación que en los SCR convencionales, la capacidad para colocar el reactor o los reactores 30 en una caja ESP existente, menor impacto en la eficiencia del ciclo de las plantas de potencia eléctrica, menor
20 impacto de cenizas volantes, eliminación de contaminaciones del sulfato de amonio de las superficies del calentador de aire, y bajo impacto de balances de carga en el desempeño.

Específicamente, los catalizadores SCR convencionales de metal resistente
25 a la sulfatación cuestan en el orden de \$10,000 dólares por megavatio, de capacidad de planta de potencia. Los catalizadores de óxido de cobre suficientes para lograr la $\alpha_p \tau$ necesaria en el desempeño equivalente en catalizadores SCR

convencionales, pero en las temperaturas de salida del calentador de aire (por ejemplo 250-350° F), cuestan alrededor de \$3,000 dólares por megavatio. El catalizador de óxido de hierro es algo menos costoso todavía. El uso de la configuración de catalizador monolítico convencional para el SCR a la temperatura de salida del calentador de aire requeriría catalizadores de metal noble tal como platino con un costo superior a los \$50,000 dólares/MW.

Mezclar catalizadores para cumplir los objetivos dobles de reducción de NO_x y de oxidación de mercurio se hace directo en el lecho movable. Esto suministra la habilidad para adaptar los catalizadores a los requerimientos específicos para la reducción de NO_x y la oxidación del mercurio, dependiendo de las necesidades específicas de la planta de potencia.

De los \$50,000 a \$60,000 dólares por megavatio para retroadaptar un SCR en una planta de potencia existente, cerca de un tercio de ese costo resulta de las dificultades de adaptación de SCR en el espacio limitado disponible entre el economizador de caldera y el calentador de aire. Debido a la manera como las plantas de potencia han sido en general diseñadas y construidas, la localización de la instalación del SCR generalmente está en exceso de 100 pies por encima de grado. Esta construcción causa que la caldera tenga que estar fuera de servicio durante un periodo extendido de tiempo para facilitar la construcción del SCR. Durante este periodo, el operador de la planta de potencia no puede generar potencia eléctrica, y consecuentemente pierde ventas durante este periodo de construcción. En contraste, un SCR capaz de reducir NO_x efectivamente (y oxidar Hg elemental) a bajas temperaturas prevalentes en el gas de combustión después de la salida del calentador de aire puede construirse en un nivel de grado y simplemente cortar la cadena de potencia entre el colector de polvo (ESP) y la pila



(o sistema FGD) durante un tiempo de salida de potencia relativamente corto. Esto obvia los problemas asociados con restricciones de espacio aguas arriba del calentador de aire, entre éste y el economizador en instalaciones convencionales. Si un campo evacuado del ESP va a ser usado para incluir los reactores de lecho

5 moviente 30 descritos aquí, y por lo tanto para esencialmente ser convertidos a SCR de baja temperatura, entonces la parte superior del campo ESP que es usada puede ser removida, los internos eléctricos (electrodos y placas de recolección) pueden ser sacadas del ESP, y los nuevos reactores 30 levantados y colocados en su lugar con todo el trabajo llevado a cabo con un nivel de grado. Si

10 la caldera tiene múltiples trenes de gas de combustión en el extremo posterior incluyendo múltiples ESP, entonces cada ESP puede ser adaptada una a la vez permitiendo que la unidad continúe con la generación de potencia a carga reducida mientras continua la construcción.

15 Los SCR convencionales impactan la eficiencia de la planta de potencia negativamente en por lo menos dos maneras. La primera tiene que ver con la caída de presión como se anotó anteriormente. Los reactores de lecho moviente 30 descritos aquí puede que no ofrezcan ninguna mejora en esto, principalmente porque la caída de presión tiene un efecto benéfico en el desempeño de la

20 reducción del NO_x mediante forzar flujo de gas de combustión uniforme por los lechos movientes. La otra gran falla de energía de los SCR convencionales retroadaptados es el salto del gas de combustión alrededor del economizador para suministrar medios de control de temperatura en la entrada del SCR, especialmente a medida que la carga varía o el catalizador se envejece. Una

25 porción de la energía térmica de ésta corriente se pierde en el ciclo de vapor. Algo (pero no todo) de esa energía perdida será recuperada por el calentador de aire. Por ejemplo, una elevación a 100°F en la temperatura de gas de combustión en la

entrada del SCR resultará en cerca de 50° F de elevación en la temperatura del gas de combustión que sale del calentador de aire. Este ejemplo causaría una pérdida en la eficiencia de la caldera de alrededor de 0.5%.

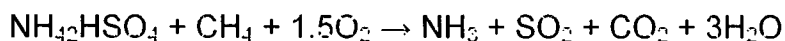
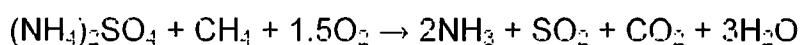
5 El amoníaco puede ser inyectado aguas arriba del reactor SCR para suministrar el reductor para la reducción con NO y NO₂ como se anotó anteriormente. Las reacciones colaterales no deseadas que ocurren a las temperaturas de operación elevadas de los SCR convencionales incluyen reacciones entre amoníaco, vapor de agua, y trióxido de azufre para formar sulfato

10 de amonio y aerosoles de bisulfato de amonio. Lo anterior forma un aerosol sólido que es inconsecuente con la operación de la planta de potencia. Pero, lo último, el bisulfato de amonio (NH₄HSO₄) tiene un punto de fusión de 297° F. Ya que es la sal de un ácido fuerte y base débil, éste aerosol es tanto ácido como líquido. Tiende a depositarse en las superficies del calentador de aire donde éste recoge

15 cenizas volantes y crea problemas operativos y problemas corrosión a más largo término. En contraste, la mayor parte de las superficies aguas abajo del calentador de aire (dirección de flujo del gas de combustión), incluye un SCR de baja temperatura instalado aguas abajo, están cerca o por debajo del punto de fusión del bisulfato de amonio. Las incrustaciones en las superficies por el bisulfato de

20 amonio por lo tanto no son un problema significativo para el SCR de baja temperatura descrito aquí. Para los reactores de lecho moviente 30, aún si el sulfato de amonio o bisulfato fueran a depositarse sobre la superficie del catalizador, la regeneración periódica y continua del catalizador con gas natural como se describió anteriormente ofrece un mecanismo para remover o

25 descomponer este depósito en una base continua de acuerdo con las siguientes reacciones:



Incorporar una serie o bancos de reactores de lecho movable 30 en una
 5 ESP existente aguas abajo del calentador de aire como se describió anteriormente
 sería los medios menos costosos para implementar un SCR de lecho movable en
 un ambiente retroadaptado. Sin embargo, se entenderá que un reactor de lecho
 movable independiente 30 o un banco de reactores podría disponerse en línea con
 la corriente del gas de combustión para suministrar un SCR de acuerdo con las
 10 modalidades descritas en cualquier punto aguas abajo del calentador de aire o el
 ESP.

Podrá apreciarse de lo anterior que mediante implementar uno o una
 pluralidad de reactores de lecho movable para poner en contacto el gas de
 15 combustión con un lecho catalizador movable en un SCR, se pueden usar
 catalizadores de metal base comunes más completos y menos costoso para el
 NO_x y el abatimiento del Hg, a pesar de su susceptibilidad al envenenamiento por
 azufre por los compuestos SO_x que pueden estar presentes en el gas de
 combustión. Esto es porque el catalizador fresco puede ser introducido
 20 continuamente en el lecho catalizador. El catalizador gastado, por ejemplo
 partículas de catalizador que han sido degradadas por el envenenamiento con
 azufre, también son removida continuamente del lecho catalizador, y puede ser o
 descartadas o regeneradas y reintroducidas dentro de ese lecho (lo último es lo
 preferido). También, debido a que muchos de estos catalizadores de base metal
 25 común resultan en energías de activación bajas para la reducción de NO_x de sus
 contrapartes de óxido de metal resistentes a la sulfatación, un SCR que utiliza
 estos catalizadores de base metal común en un reactor de lecho moviente puede

disponerse aguas abajo del calentador de aire porque el gas de combustión no requiere estar tan caliente para facilitar la reducción de NO_x . Esto resulta en una mejora en la eficiencia de las instalaciones de las calderas generadoras de electricidad porque el SCR ya no necesita quedar localizado aguas arriba del calentador de aire, lo que resulta en una pérdida de energía térmica que de otra manera pudiera utilizarse para precalentar el aire de combustión que ingresa. En adición, la necesidad de saltar la línea alrededor del economizador para asegurar una temperatura de gas de combustión adecuada para la catálisis de metal resistente a la sulfatación en la reducción de NO_x es completamente eliminada.

10 Esto remueve otra fuente de pérdida de eficiencia en los diseños de retroalimentación SCR tradicionales. Se hace preferido que las partículas catalizadoras usadas en los reactores de lecho moviente descritos aquí sean sustancialmente vaciadas de metales resistentes a la sulfatación que son costosos, significando que estos metales resistentes a la sulfatación, están

15 presentes, están presentes solamente como impurezas no evitables o de otra manera en cantidades pequeñas normalmente presentes en fuentes convencionales de metal común preferido o de compuestos catalizadores de óxido de metal, tales como CuCl o CuCl_2 . Usar catalizadores de base de metal común en los reactores de lecho moviente descritos aquí, preferiblemente al menos 40%,

20 más preferiblemente por lo menos 50, 60, 70, 80, 90 o 95 por ciento de todo el NO_x presente en el gas de combustión es reducido al contacto con las partículas catalizadoras en el lecho moviente (por ejemplo mediante reacción catalizada con reductor de amoníaco, también presente), a una temperatura en el rango entre 250 a 350° F. En modalidades preferidas, por lo menos 40%, más preferiblemente por

25 lo menos 50, 60, 70, 80, 90 o 95 por ciento de todo el mercurio elemental presente en el gas de combustión en también oxidado a un estado de oxidación elevado al contacto con las partículas catalizadoras, las cuales pueden contener especies

catalizadoras separadas efectivas para la reducción NO_x y las oxidación de Hg, respectivamente. Como se mencionó anteriormente, tales especies catalizadoras separadas pueden ser mezcladas para formar una mezcla compuesta de catalizadores, o el SCR puede incluir dos bancos separados de reactores de lecho moviente dispuestos en serie, uno con catalizador para la reducción de NO_x y el otro con catalizador para la oxidación de Hg.

Aunque la invención ha sido descrita con respecto a ciertas modalidades, debe reconocerse que la invención no está limitada por ellas, y numerosas modificaciones y adaptaciones de la misma, lo mismo que otras modalidades, son posibles y pudieran ser efectuadas por una persona ordinariamente versada en la técnica quien haya revisado o leído la presente divulgación. Por ejemplo, aunque la anterior descripción se suministra principalmente con respecto a calderas que queman carbón, podrá apreciarse que la tecnología de SCR de lecho moviente descrita aquí puede aplicarse para controlar o retirar el NO_x y otras emisiones (tales como Hg) en el gas de combustión existente en cualquier otro tipo de caldera o cámara de combustión, incluyendo aquellos quemadores de otros combustibles, tales como desechos de madera, biomasa, desechos municipales, y basura, en donde tales especies no deseables son generadas. Como ejemplo adicional, los compuestos de sal u óxido de metal de base común diferentes a aquellos con base en cobre pueden también ser usados en los reactores de lecho movable descritos anteriormente, todo lo anterior debe ser considerado entro del espíritu y alcance de la presente invención según se establece en las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un aparato comprende:

5 una cámara de combustión para la combustión de un combustible, el cual durante la operación genera un gas de combustión que puede contener una cantidad de NO_x que se desea remover; y un reactor SCR para reducir p olo menos una porción del NO_x presente en el gas de combustión, dicho reactor SCR comprende un reactor
10 de lecho movable que comprende primeros y segundos límites opuestos separados unos del otro para así definir un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellos, en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto por el trayecto del lecho.

15

2. El aparato de la reivindicación 1, dichos primero y segundo límites opuestos comprenden, respectivamente, una primer pila de persianas, y una segunda pila de persianas., cada una de dichas pilas de persianas comprende una serie de primeras o segundas persianas separadas
20 verticalmente, respectivamente, dichas primera y segunda persianas en las respectivas primera y segunda pilas de persianas están inclinadas alejándose una de otra, dicho trayecto del lecho de catalizador está definido entre dichas primera y segunda pilas de persianas,

25

en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto entre las primeras persianas separadas verticalmente, por el trayecto del lecho, y luego salen entre las segundas persianas verticalmente espaciadas.

3. El aparato de la reivindicación 1, dichos primeros y segundos límites opuestos comprenden una primer pila de persianas dispuesta adyacente a una entrada de dicho reactor y una placa perforada dispuesta adyacente a una salida de dicho reactor, dicha primera pila de persianas comprende una serie de primera persianas separadas verticalmente que están inclinadas alejándose de dicha placa perforada, dicho trayecto de lecho del catalizador está definido entre dicha primer pila de persianas y dicha placa perforada,

en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto entre las primeras persianas separadas verticalmente, por el trayecto del lecho, y luego sale por las aberturas provistas en dicha placa perforada.

4. El aparato de la reivindicación 1, dichos primero y segundo límites opuestos comprenden, respectivamente, primera y segunda placas perforadas, dicho trayecto de lecho del catalizador está definido entredichas primera y segunda placas perforadas,

en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto por un primer conjunto de aberturas provistas en dicha primer placa perforada, por el trayecto del lecho, y luego sale por un segundo conjunto de aberturas provistas en dicha segunda placa perforada.

5. El aparato de la reivindicación 1, dicho reactor SCR comprende una pluralidad de dichos reactores de lecho movable dispuestos en paralelo

con relación a un trayecto para el gas de combustión por el reactor SCR.

5 6. El aparato de la reivindicación 5, dicha pluralidad de reactores de lecho movable están dispuestos en una configuración tipo acordeón cuando se ve por encima.

7. El aparato de la reivindicación 1, dicho reactor SCR comprende:

un primer banco de dichos reactores de lecho movable dispuestos en

10 paralelo con relación a un trayecto para el gas de combustión por el reactor SCR; y

un segundo banco de dichos reactores de lecho movable dispuestos en

paralelo con relación a dicho trayecto de gas de combustión;

dicho segundo banco está dispuesto en serie con y dispuesto aguas

15 abajo de dicho primer banco con relación a dicho trayecto de gas de combustión.

8. El aparato de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente un

calentador de aire localizado aguas debajo de dicha cámara de

20 combustión con relación a un trayecto para el gas de combustión que sale de dicha cámara de combustión, dicho calentador de aire es

efectivo para precalentar el aire de combustión que entra en la cámara

de combustión por vía del intercambiador de calor con el gas de

combustión saliendo de dicha cámara de combustión, dicho reactor

25 SCR está localizado aguas debajo de dicho calentador de aire con

relación a dicho trayecto del gas de combustión.

9. El aparato de la reivindicación 8, que comprende adicionalmente un precipitador electrostático para remover partículas arrastradas en dicho gas de combustión localizado aguas debajo de dicho calentador de aire con relación a dicho trayecto del gas de combustión, dicho reactor SCR está dispuesto en dicho precipitador electrostático.
- 5
10. El aparato de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente un precipitador electrostático para remover las partículas arrastradas en dicho gas de combustión localizado aguas debajo de dicha cámara de combustión con relación a un trayecto para el gas de combustión que sale de dicha cámara de combustión, dicho reactor SCR está dispuesto dentro de dicho precipitador electrostático.
- 10
11. El aparato de la reivindicación 1, dichos primero y segundo límites opuestos son efectivos para guiar un lecho movable de partículas catalizadoras aguas abajo por dicho trayecto del lecho de catalizador desde una entrada de lecho localizada en la parte superior de dicho reactor de lecho movable hacia una salida de lecho localizada en la base del mismo.
- 15
- 20
12. El aparato de la reivindicación 11, que comprende adicionalmente el equipo de regeneración de lecho efectivo para regenerar las partículas de catalizador gastadas que salen de dicha salida de lecho, un transportador de salida para transportar las partículas de catalizador gastadas desde dicha salida de lecho hasta dicho equipo de regeneración del lecho para la regeneración del mismo, y un transportador de entrada para transportar las partículas de catalizador
- 25

regeneradas desde dicho equipo de regeneración hacia dicha entrada de lecho.

5 13. El aparato de la reivindicación 12, dicho transportador de salida y dicho transportador de entrada están adaptados para transportar continuamente partículas de catalizador desde dicha salida de lecho, por dicho equipo de regeneración y hacia dicha entrada de lecho en un lazo cerrado.

10 14. El aparato de la reivindicación 12, dicho reactor SCR comprende una pluralidad de dichos reactores de lecho movable dispuestos en paralelo con relación a un trayecto para el gas de combustión por el reactor SCR, en donde dicho transportador de salida está adaptado para transportar las partículas de catalizador gastadas que salen de las salidas de lecho de todos los dichos reactores de lecho movable hacia 15 dicho equipo de regeneración, y dicho transportador de entrada está adaptado para transportar las partículas del catalizador regenerado desde dicho equipo de regeneración hacia las entradas del lecho de todos los dichos reactores de lecho movable.

20 15. El aparato de la reivindicación 12, por lo menos uno de dichos transportadores de salida y transportador de entrada comprenden medios vibratorios para suministrar vibraciones a las partículas de catalizador presentadas allí.

25 16. El aparato de la reivindicación 1, dicha cámara de combustión es una caldera accionada por carbón, dicho combustible comprende carbón.

17. El aparato de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente un lecho de partículas de catalizador dispuestas en dicho trayecto de lecho de catalizador, dichas partículas del catalizador comprenden una o una pluralidad de especies de partículas seleccionadas del grupo que consiste de óxidos de metal base común y sales de metal base común.

18. El aparato de la reivindicación 17, dichas partículas del catalizador están sustancialmente libres de catalizador de metal resistente a la sulfatación.

19. Un método para tratar el gas de combustión que sale de una cámara de combustión para remover NO_x en él, comprende:

suministrar un reactor de lecho movable que comprende primero y

segundo límites opuestos que definen un trayecto de lecho catalizador sustancialmente vertical entre ellos, dicho primer límite comprende una pila de persianas y dicho segundo límite comprende una placa perforada, dicha pila de persianas comprende una serie de persianas separadas verticalmente que están inclinadas alejándose de dicha placa perforada, dicha pila de persianas y dicha placa perforada están separadas una de otra para así definir dicho trayecto del lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellas;

suministrar un lecho de partículas de catalizador que fluye hacia abajo

por dicho trayecto de lecho de catalizador, guiadas por el primero y segundo límites opuestos; y

fluir por lo menos una porción del gas de combustión que sale de dicha cámara de combustión a lo largo del trayecto por dicho reactor de lecho movable de modo que viaje entre dichas persianas verticalmente separadas, por dicho trayecto de lecho, y luego salga por las aberturas provistas en dicha placa perforada.

20. El método de la reivindicación 19, en donde un calentador de aire está provisto aguas debajo de dicha cámara de combustión con relación a un trayecto de dicho gas de combustión para precalentar el aire de combustión antes de entrar a dicha cámara de combustión por vía del intercambio de calor con dicho gas de combustión, dicho reactor de lecho movable está dispuesto aguas debajo de dicho calentador de aire con relación a dicho trayecto de gas de combustión.

21. El método de la reivindicación 19, que comprende suministrar una pluralidad de dichos reactores de lecho movable dispuestos en paralelo con relación a un trayecto de dicho gas de combustión por ellos.

22. El método de la reivindicación 21, en donde un precipitador electrostático para remover las partículas arrastradas en dicho gas de combustión está dispuesto aguas debajo de dicha cámara de combustión, y en donde dicha pluralidad de reactores de lecho movable están dispuestos dentro de dicho precipitador electrostático.

23. El método de la reivindicación 19, que comprende adicionalmente suministrar partículas de catalizador gastado que sale de dicho reactor de lecho movable hacia el equipo de regeneración para la regeneración

de éstas, y suministrar las partículas de catalizador regenerado desde dicho equipo de regeneración de nuevo dentro de dicho trayecto de catalizador en un lazo cerrado.

- 5 24. El método de la reivindicación 23, que comprende adicionalmente vibrar las partículas de catalizador mientras están en tránsito desde dicho reactor de lecho movable hacia dicho equipo de regeneración, desde dicho equipo de regeneración hacia dicho reactor de lecho movable, o en ambos.
- 10 25. El método de la reivindicación 19, dicha cámara de combustión es una caldera accionada por carbón, dicho combustible comprende carbón.
- 15 26. El método de la reivindicación 20, que comprende suministrar una pluralidad de dichos reactores de lecho movable aguas abajo de dicho calentador de aire y dispuestos en paralelo con relación a dicho trayecto del gas de combustión.
- 20 27. El método de la reivindicación 19, dicho gas de combustión tiene una temperatura en el rango de entre 250 a 350° F cuando viaja por dicho trayecto de lecho y entra en contacto con dichas partículas de catalizador, y en donde por lo menos 40% del NO_x presente en dicho gas de combustión queda reducido.
- 25 28. El método de la reivindicación 27, en donde por lo menos 40% del Hg elemental presente en dicho gas de combustión es aquí oxidado a un estado de oxidación mayor.

29. El método de la reivindicación 19, dichas partículas de catalizador comprenden una o una pluralidad de especies de partículas seleccionadas del grupo que consiste de óxidos de metal base común y sales de metal base común.
30. El método de la reivindicación 19, dichas partículas de catalizador están sustancialmente libres de catalizador resistente a la sulfatación.
31. El método de la reivindicación 19, dicho reactor de lecho movable resulta en una caída de presión no mayor a 4 pulgadas de calibre de agua en el viaje del gas de combustión por éste.
32. El método de la reivindicación 19, dicho lecho de partículas catalizadoras fluye hacia abajo por dicho trayecto de lecho de catalizador a una velocidad lineal menor a un pie por minuto.
33. El método de la reivindicación 19, por lo menos uno de dichos primero y segundo límites está ligeramente inclinado con respecto a la vertical.

UN REACTOR CATALÍTICO DE LECHO MOVIBLE OPERADO A BAJA
TEMPERATURA PARA EL CONTROL DE EMISIONES DE NO_x DE LA
COMBUSTIÓN DEL CARBÓN

5

Resumen

Se describe un aparato para la reducción de NO_x a baja temperatura, el cual es útil en instalaciones de calderas usadas en plantas de generación eléctrica. El aparato emplea uno o una pluralidad de reactores de lecho movable en donde un

10 lecho movable de catalizador común base-metal es usado para la reducción catalítica selectiva de NO_x presente en los gases de combustión. El lecho movable permite la introducción continua de catalizador fresco o regenerado, obviando así los problemas convencionales de envenenamiento por azufre y consecuente con

reducción en la actividad catalítica con tales catalizadores. Debido a las bajas

15 energías de activación de tales catalizadores, un SCR que utiliza los reactores del lecho movable descritos aquí puede ser localizado aguas abajo del calentador de aire, mejorando adicionalmente la eficiencia de la generación eléctrica. También se describen los métodos para la reducción de NO_x a baja temperatura.

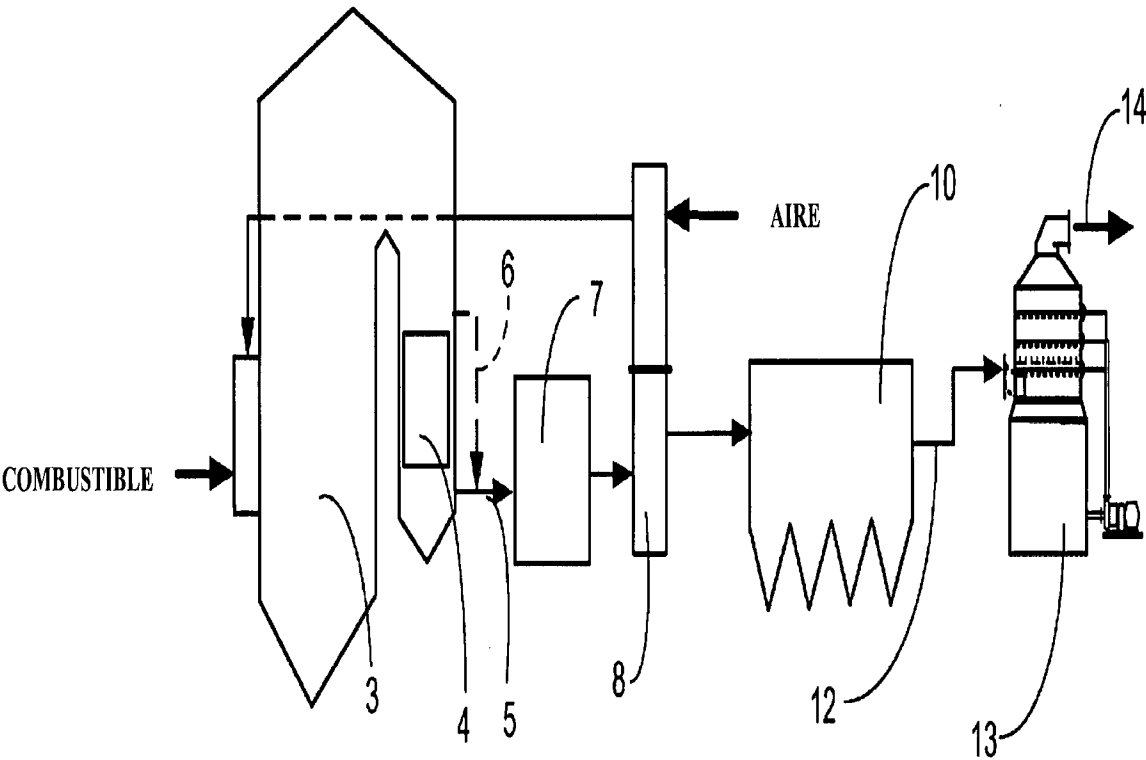


FIG. 1

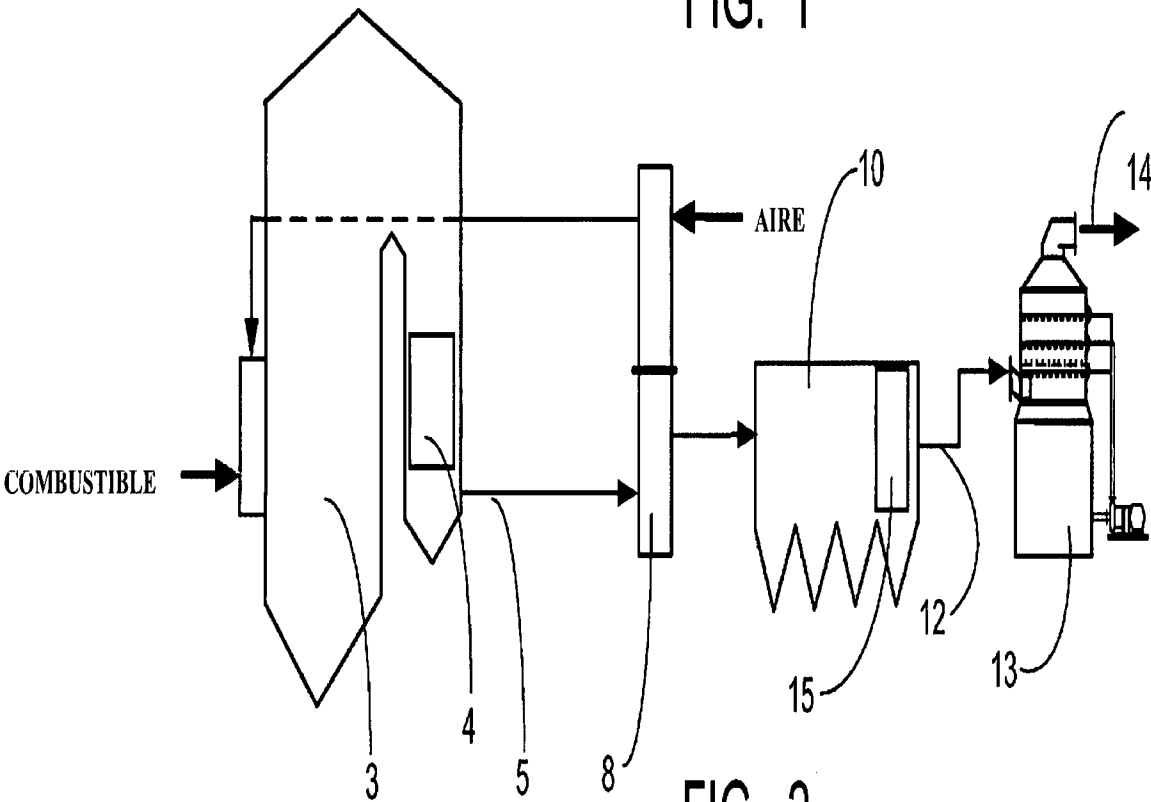


FIG. 2

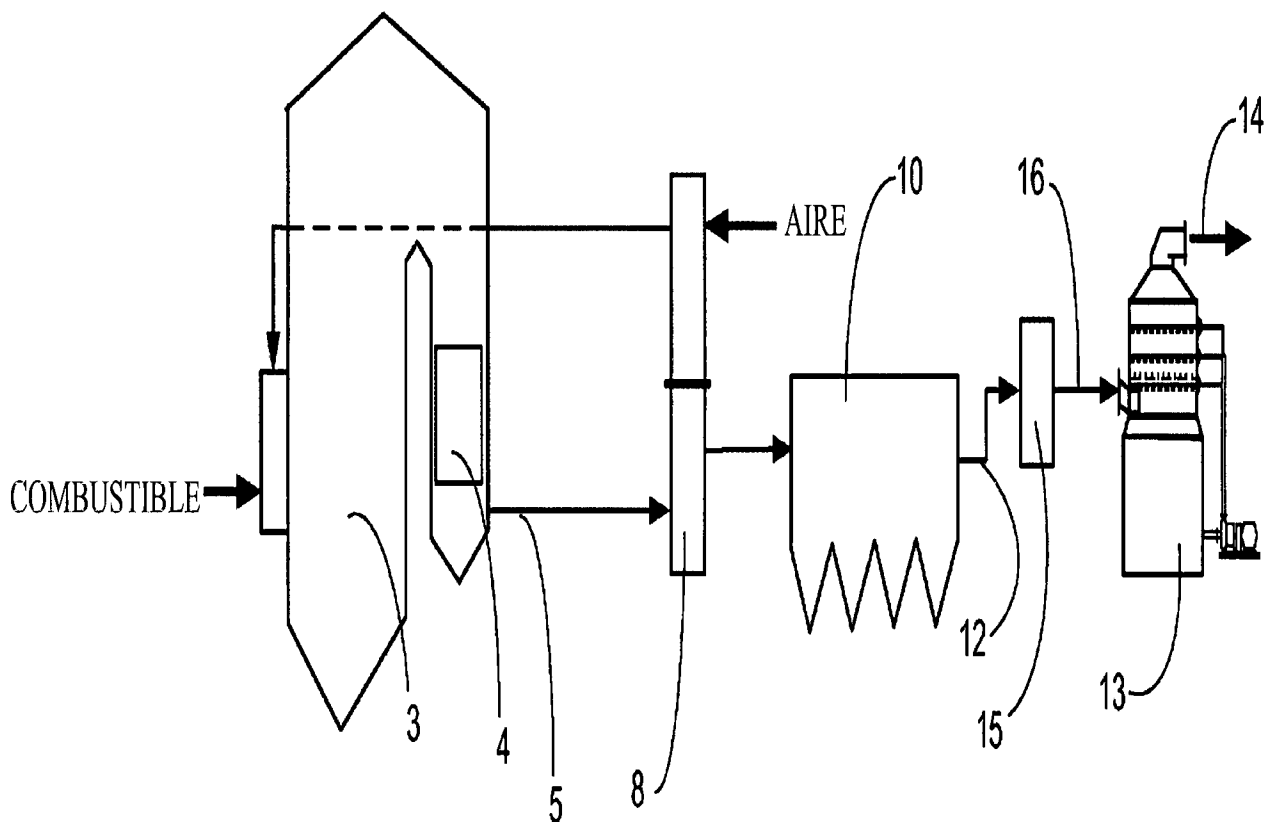


FIG. 3

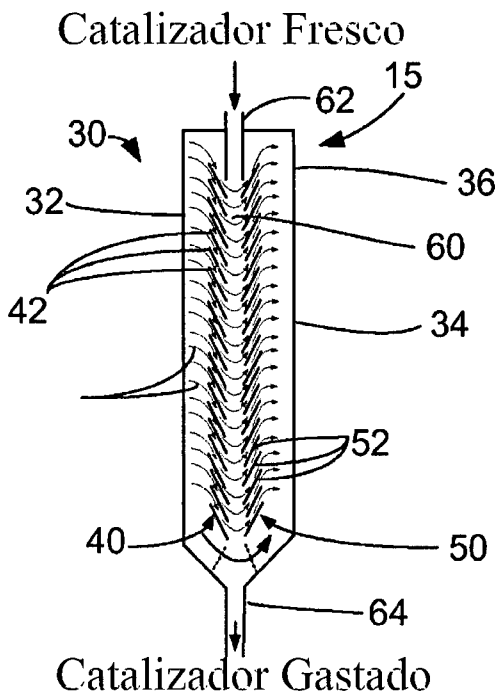


FIG. 4

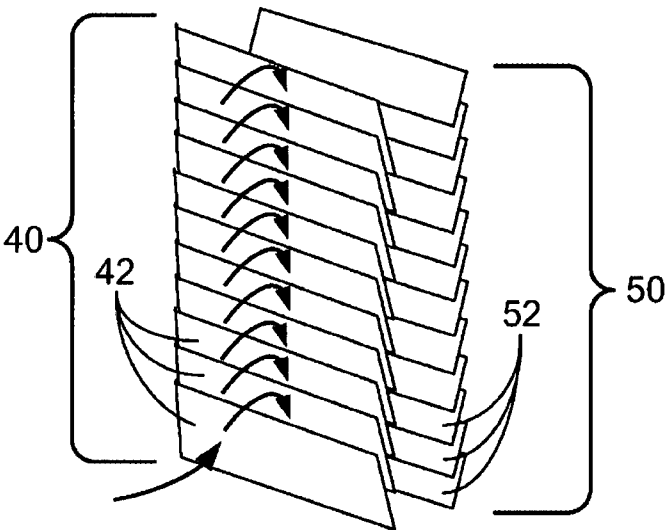


FIG. 4A

HOJA SUSTITUTA (REGLA 26)

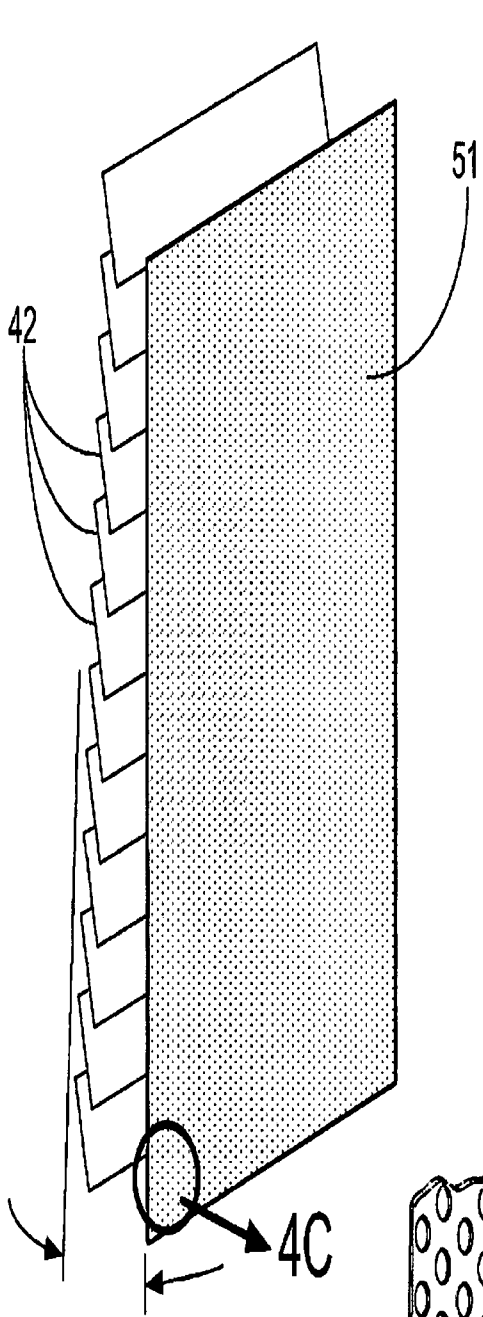


FIG. 4B

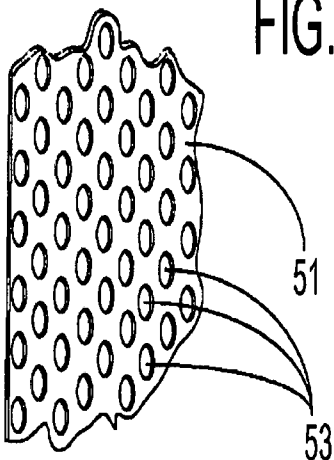


FIG. 4C

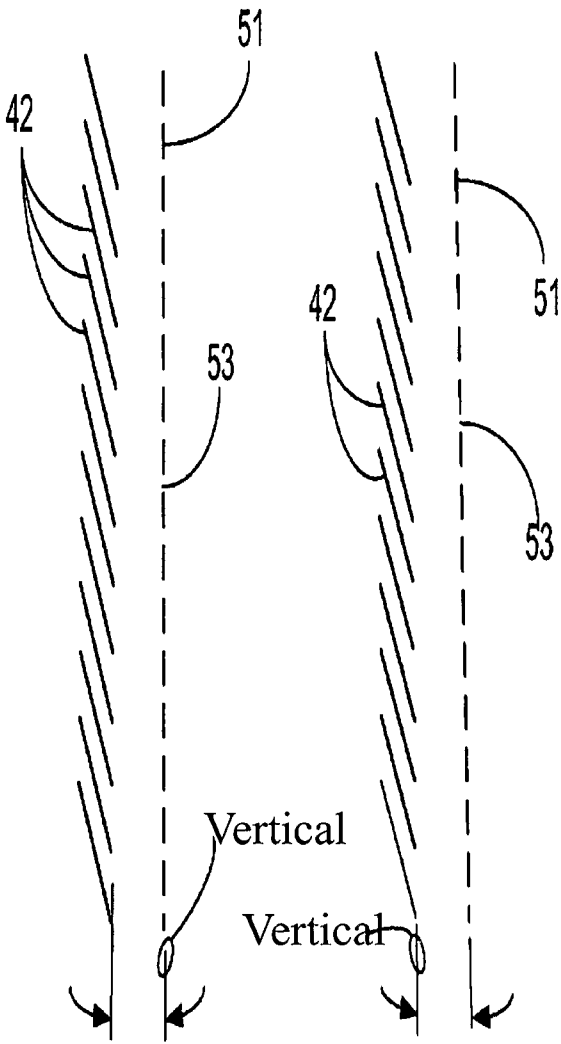


FIG. 4D

FIG. 4E

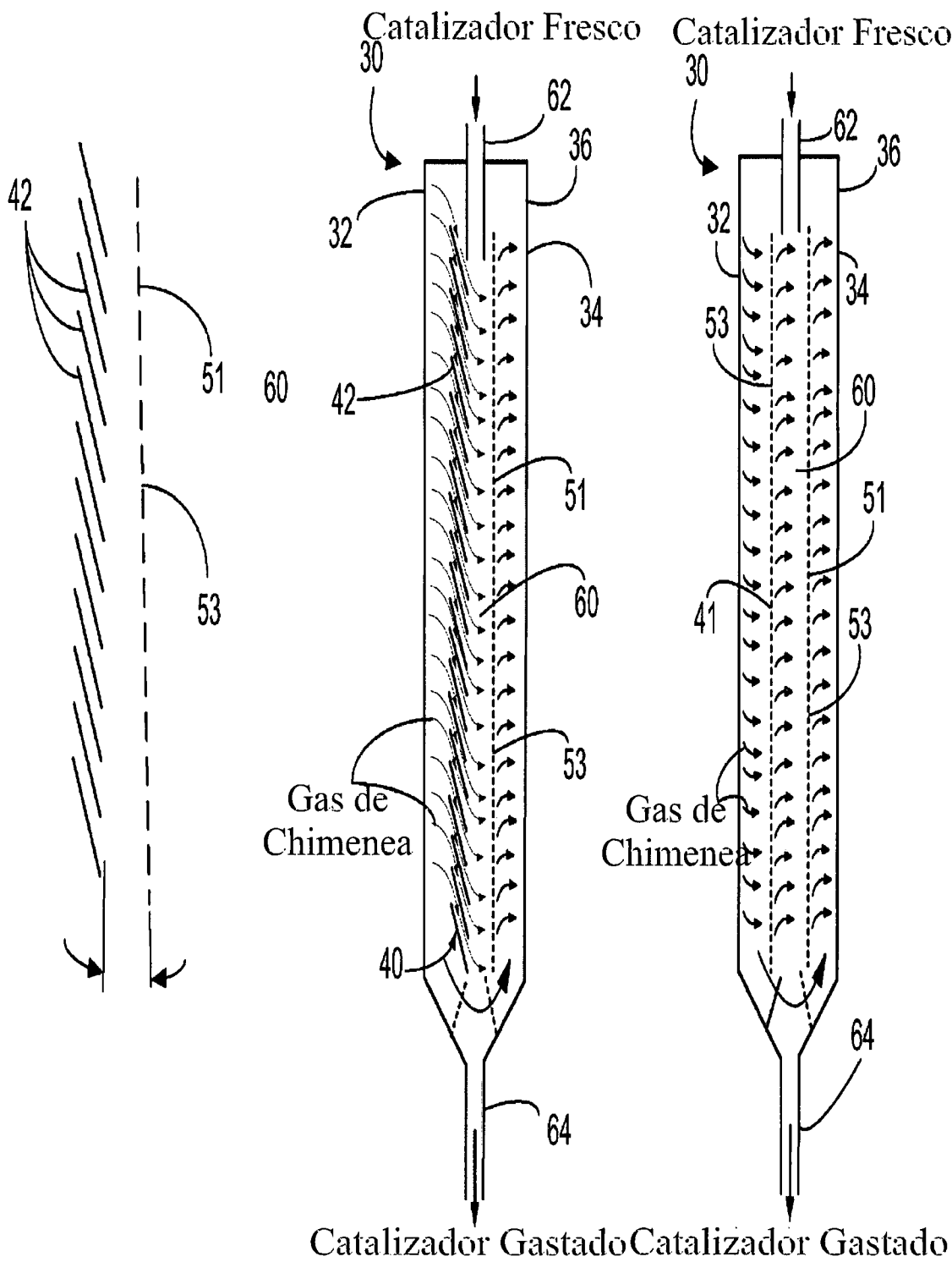


FIG. 4F

FIG. 4G

FIG. 4H

105

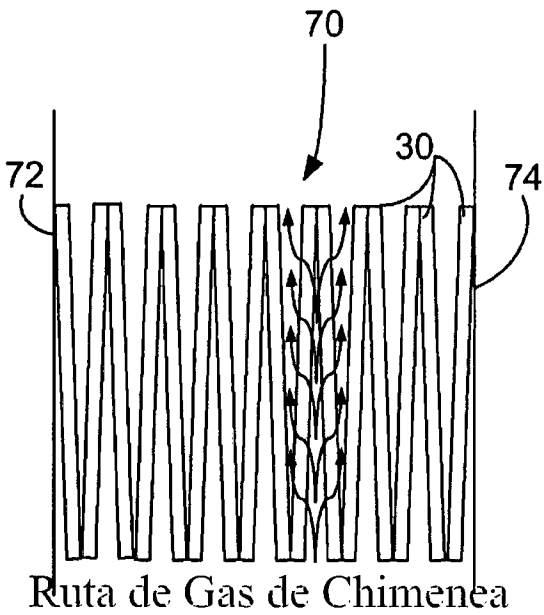


FIG. 5

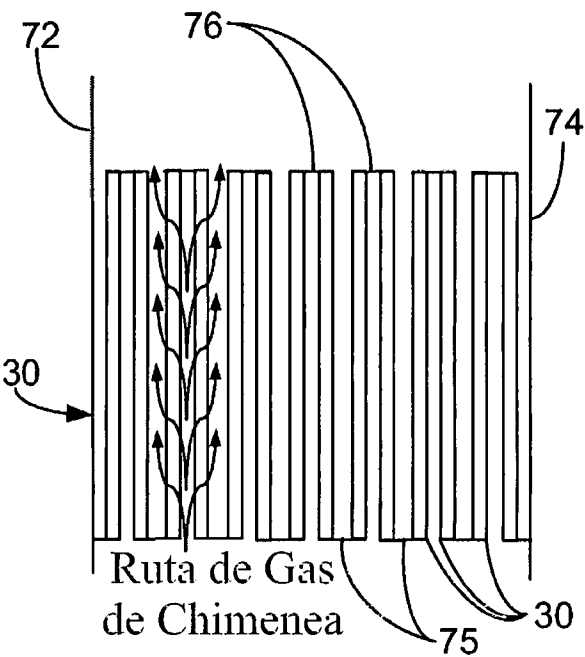


FIG. 5A

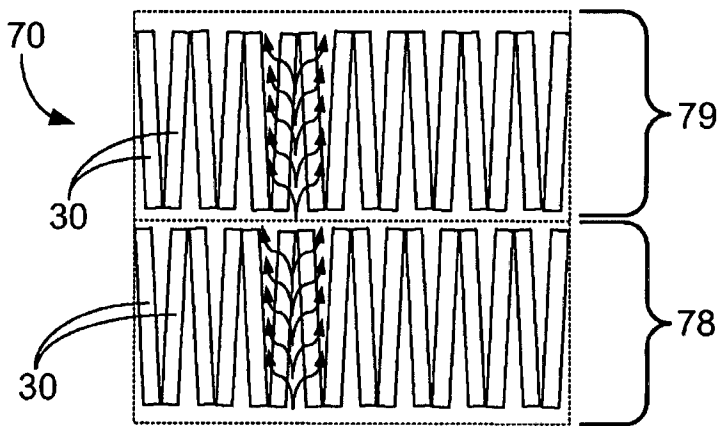
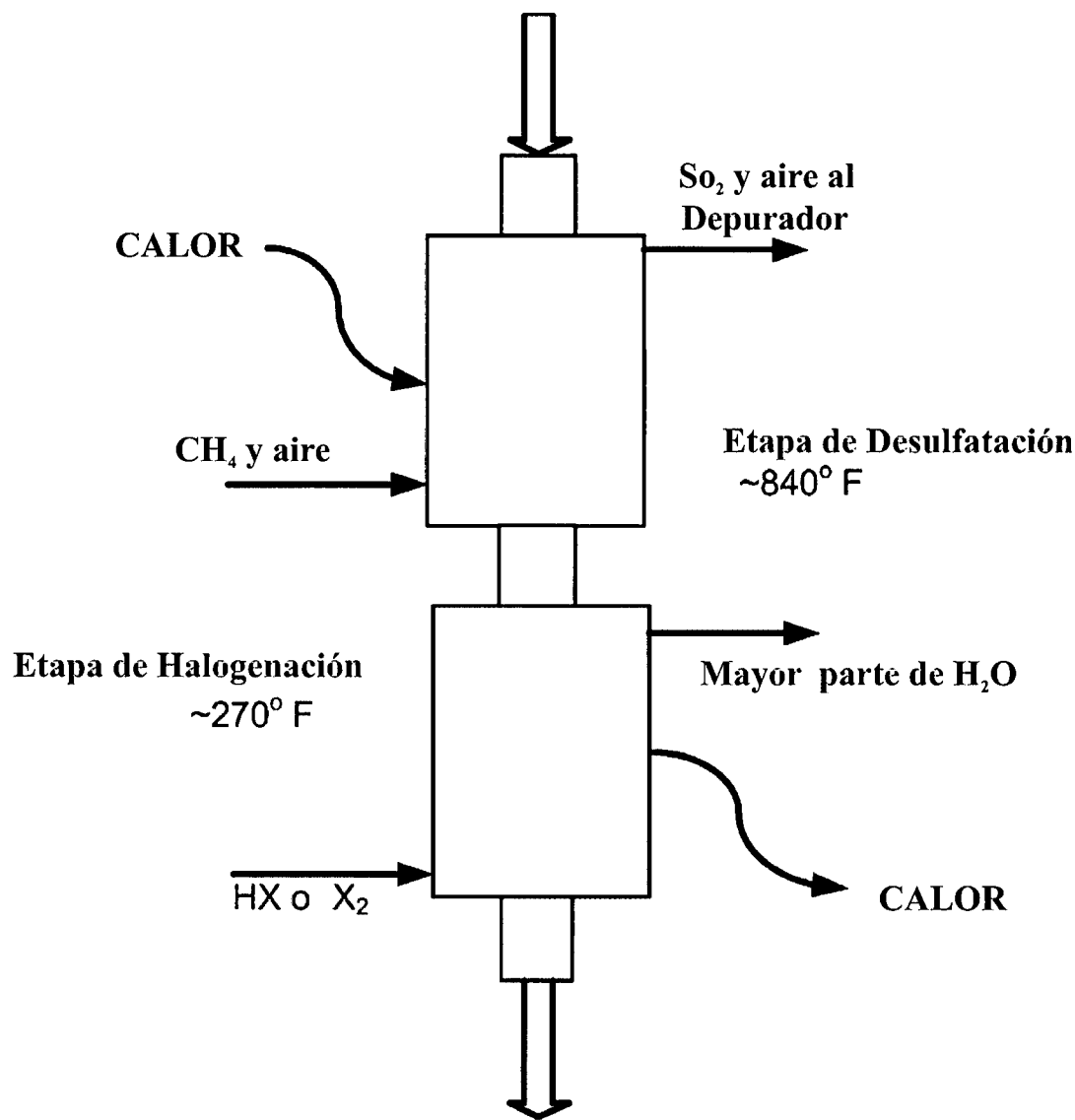


FIG. 6

**Catalizador Gastado desde el reactor de lecho móvil
la mayor parte de sulfato, algunos óxidos y haluros**



**El Catalizador fresco regresa al reactor de lecho
móvil la mayor parte óxidos y haluros**

FIG. 7

167

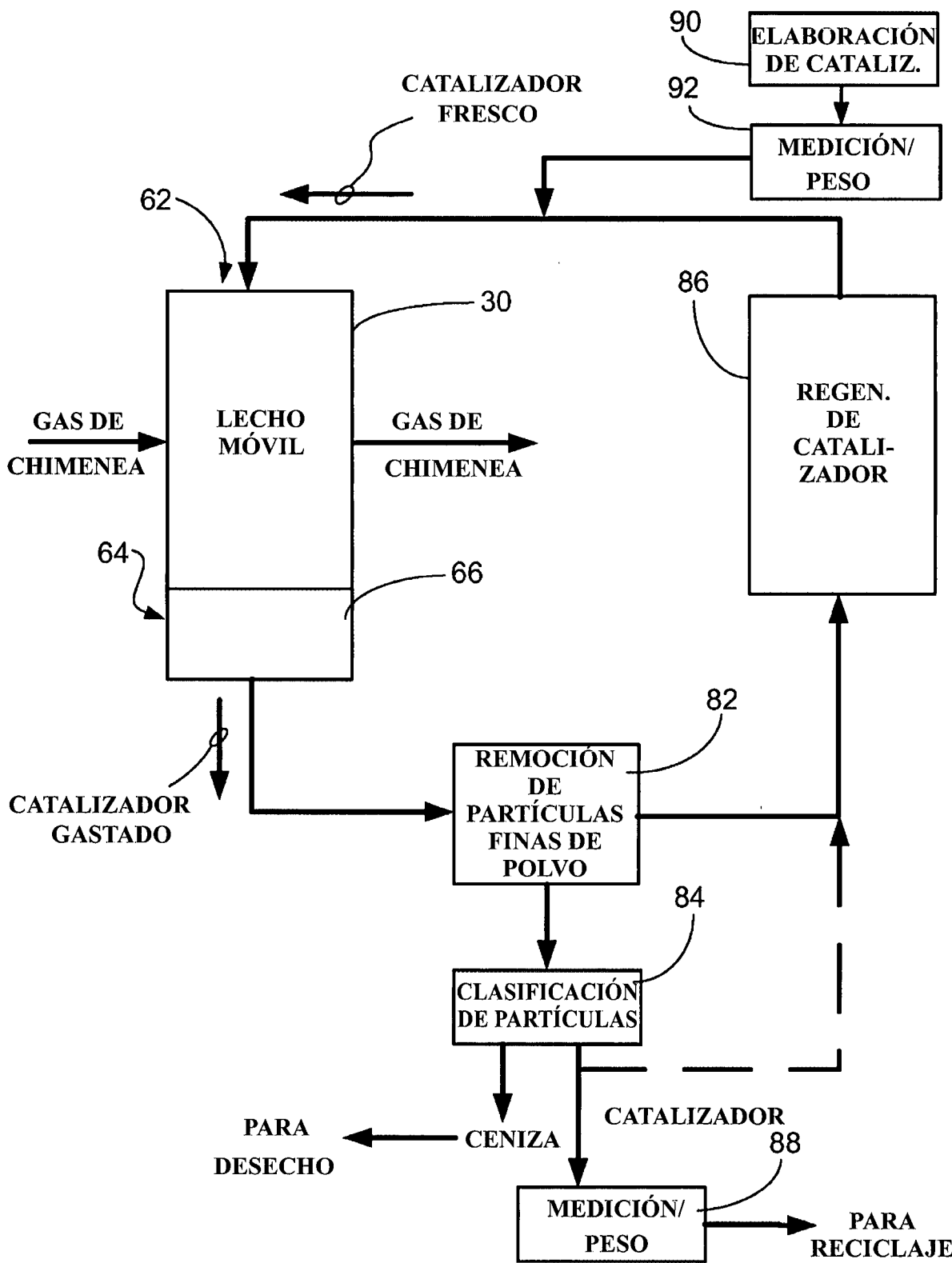


FIG. 8

208

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/US 08/72103

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER IPC(8) - B01D 53/34; B01J 8/12; C01B 21/02 (2008.04) USPC - 423/239.1 According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) IPC(8) - B01D 53/34; B01J 8/12; C01B 21/02 (2008.04) USPC - 423/239.1 Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched IPC(8) - B01D 53/34; B01J 8/12; C01B 21/02 (2008.04) USPC - 423/239.1 (text search) Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) PubWEST(USPT, PGPB, EPAB, JPAB); EBSCOHost, ECR; Google, Google Scholar. Search Terms: moving bed, selective catalytic reduction, regeneration, louver, slat, perforated plate, reduction, SCF, low temperature.		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	US 5,413,693 A (CHOU) 09 May 1995 (09.05.1995), col 3, ln 27-30; col 3, ln 40-42; col 4, ln 10-15; col 4, ln 25-col 6, ln 3-7; col 6, ln 10-12; col 6, ln 20-22 and figure 3.	1-33
Y	US 5,344,616 A (BRUGGENDICK) 06 September 1994 (06.09.1994), col 1, ln 45-45l col 1, ln 51-52; col 2, ln 21-23; col 4, ln 15-18; col 4, ln 42; col 4, ln 52-54; col 4, ln 67-68; col 5, ln 1-2; col 6, ln 19; figures 1 and 3.	1-33
Y	US 2007/014930 A1 (FAH et al.) 28 June 2007 (26.06.2007), para [0013], [0022]-[0029], [0051], [0053], [0054]; figure 2.	9-10, 16-18, 20, 22, 25-30
Y	US 6,322,613 B1 (WOJTOWICZ et al.) 27 November 2001 (27.11.2001), col 5, ln 1-5; col 5, ln 9; col 5, ln 16; figure 2.	12-15, 23-24
Y	US 4,960,147 (BRUGGENDICK et al.) 02 October 1990 (02.10.1990), col 1, ln 13-15; col 1, ln 18-20 and figure.	33
☐ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☐		
* Special categories of cited documents: "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 12 October 2008 (12.10.2008)		Date of mailing of the international search report 04 NOV 2008
Name and mailing address of the ISA/US Mail Stop PCT, Attn: ISA/US, Commissioner for Patents P.O. Box 1450, Alexandria, Virginia 22313-1450 Facsimile No. 571-273-3201		Authorized officer: Lee W. Young PCT Helpdesk: 871-272-1260 PCT OSP: 871-272-7774

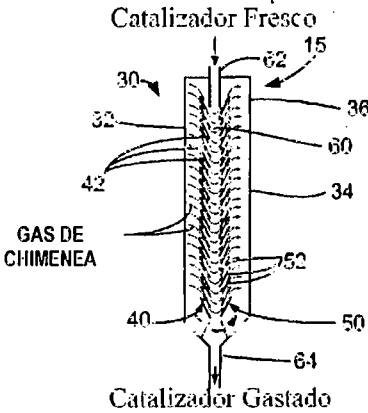
Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA		SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO DIVISION DE NUEVAS CREACIONES EXTRACTO PARA PUBLICACIÓN SOLICITUD DE PATENTE DE INVENCION PCT	
(21) N° de solicitud: (22) Fecha de solicitud: (30) Prioridad (31) Prioridad (32) Fecha (33) País 60/953,608 02/08/2007 US 12/175,540 18/07/2008 US		(51) Int Cl: B01D 053/034 (71) Solicitante(s) BABCOCK & WILCOX POWER GENERATION GROUP, INC. (72) Inventor(es) WILLIAM DOWNS Y OTROS (74) Apoderado: LUZ CLEMENCIA DE PAEZ	
(55) Fecha limite inicio fase nacional: 02/03/2010 (56) Datos relativos a la presentación de la solicitud PCT Fecha de presentación de la solicitud: 04/03/2008 No. de solicitud PCT//US2008/072103		(57) Publicación internacional Fecha: 05/02/2009 N° publicación: WO 2009/018573 A1	
(54) Título: UN REACTOR CATALÍTICO DE LECHO MOVIBLE OPERADO A BAJA TEMPERATURA PARA EL CONTROL DE EMISIONES DE NOx DE LA COMBUSTIÓN DEL CARBÓN			

Reivindicación(es):

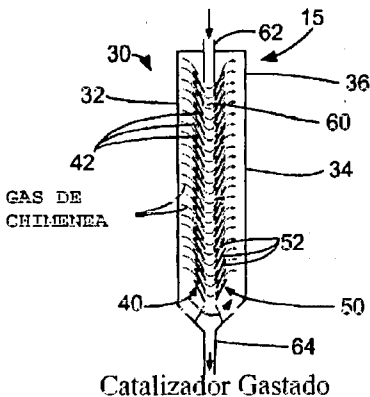
1. Un aparato comprende:
una cámara de combustión para la combustión de un combustible, el cual durante la operación genera un gas de combustión que puede contener una cantidad de NOx que se desea remover; y
un reactor SCR para reducir por lo menos una porción del NOx presente en el gas de combustión, dicho reactor SCR comprende un reactor de lecho movable que comprende primeros y segundos límites opuestos separados unos del otro para así definir un trayecto de lecho de catalizador sustancialmente vertical entre ellos, en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto por el trayecto del lecho.
2. El aparato de la reivindicación 1, dichos primero y segundo límites opuestos comprenden, respectivamente, una primer pila de persianas, y una segunda pila de persianas., cada una de dichas pilas de persianas comprende una serie de primeras o segundas persianas separadas verticalmente, respectivamente, dichas primera y segunda persianas en las respectivas primera y segunda pilas de persianas están inclinadas alejándose una de otra, dicho trayecto del lecho de catalizador está definido entre dichas primera y segunda pilas de persianas, en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto entre las primeras persianas separadas verticalmente, por el trayecto del lecho, y luego salen entre las segundas persianas verticalmente espaciadas.
3. El aparato de la reivindicación 1, dichos primeros y segundos límites opuestos comprenden una primer pila de persianas dispuesta adyacente a una entrada de dicho reactor y una placa perforada dispuesta adyacente a una salida de dicho reactor, dicha primera pila de persianas comprende una serie de primera persianas separadas verticalmente que están inclinadas alejándose de dicha placa perforada, dicho trayecto de lecho del catalizador está definido entre dicha primer pila de persianas y dicha placa perforada, en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto entre las primeras persianas separadas verticalmente, por el trayecto del lecho, y luego sale por las aberturas provistas en dicha placa perforada.

4. El aparato de la reivindicación 1, dichos primero y segundo límites opuestos comprenden, respectivamente, primera y segunda placas perforadas, dicho trayecto de lecho del catalizador está definido entredichas primera y segunda placas perforadas, en donde el gas de combustión que viaja por dicho reactor de lecho movable sigue un trayecto por un primer conjunto de aberturas provistas en dicha primer placa perforada, por el trayecto del lecho, y luego sale por un segundo conjunto de aberturas provistas en dicha segunda placa perforada.
5. El aparato de la reivindicación 1, dicho reactor SCR comprende una pluralidad de dichos reactores de lecho movable dispuestos en paralelo con relación a un trayecto para el gas de combustión por el reactor SCR.
6. El aparato de la reivindicación 5, dicha pluralidad de reactores de lecho movable están dispuestos en una configuración tipo acordeón cuando se ve por encima.

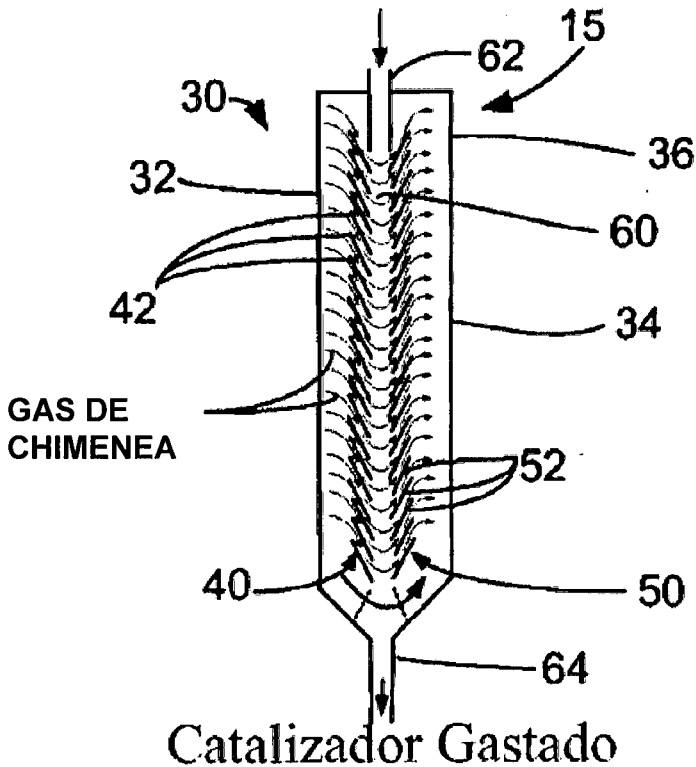
El aparato



Catalizador Fresco

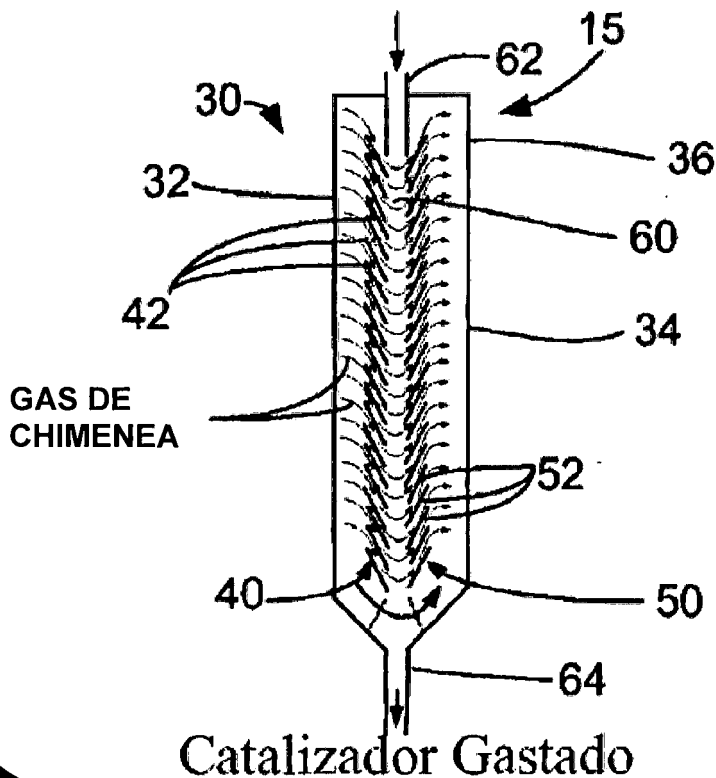


Catalizador Fresco



Catalizador Gastado

Catalizador Fresco



112

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 7,881
FECHA : FEBRERO 1 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-010754- -00000-0000

Fecha: 2010-02-02 16:58:45 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra 11 PATENTEIVII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACIÓN Folios: 114

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	325693432	01/02/2010	77,170,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	554,000.00
TOTAL :			\$ 554,000.00

SON: QUINIENTOS CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

COLO: 16695-841-CCIS

112

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 7,879
FECHA : FEBRERO 1 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-010754- -00000-0000

Fecha: 2010-02-02 16:58:45 Dep. 2020 DIR. NUEVAS CR
Tra. 11 PATENTE IYII Evs: 378 FASE NACIONAL I
Act. 411 PRESENTACION Folios: 114

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	Vr. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	325693432	01/02/2010	77,170,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-09	GTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD I *** TASA ANUAL C.RECARGO AÑOS 9 a 12	582,000.00

TOTAL :			\$ 582,000.00

SON: QUINIENTOS OCHENTA Y DOS MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

COLO : 16615 - 841 - CUI - 5

113

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - E, 644
FECHA : ENERO 25 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-010754- -00000-0000

Fecha: 2010-02-02 16:58:45 Dep. 2020 DIR. NUEVASCOR
Tra. 11 PATENTE/II Eje: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folio: 114

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	Nº. PAGO	FECHA PGO	V-L. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	082754387	325815291	25/01/2010	43.937.000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD I	
		21 CERTIFICACIONES	13,000.00
TOTAL :			13,000.00

SON: TRECE MIL PESOS

RESPONSABLE

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

CCLO: 16645 - E41 - CCL-5

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

J 14

CERTIFICACION DE EXCEDENTE : 10 - 7,954
FECHA : FEBRERO 1 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-010754- -00000-0000

Fecha: 2010-02-02 16:58:45 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTE/II Evt: 378 FASENACIONALI
Act 411 PRESENTACION Folios: 114

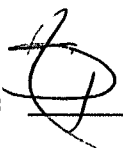
***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	325693432	01/02/2010	77,170,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD I	
		99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	5,000.00
		TOTAL :	\$ 5,000.00

SON: CINCO MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

ESTA CERTIFICACION DE EXCEDENTE DE PAGO SOLO PODRA SER UTILIZADA
COMO PARTE DE LA CANCELACION DE UNA TARIFA VIGENTE Y NO PODRA SER
SUSTITUIDA POR NINGUN RECIBO.

C010: 16645-841-C01-5



PATENTE DE INVENCION ☐

MODELO DE UTILIDAD ☐

- ☐ Indicación que se solicita una patente.
- ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
- ☐ Descripción de la invención
- ☐ Dibujos de ser estos pertinentes
- ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)
- Completa ☐ Incompleta ☐

PATENTE DE INVENCION PCT ☒ MODELO DE UTILIDAD PCT ☐ Art.33 Decisión 486/00, Circular Única

- ☒ Indicación que se solicita una PCT
- ☒ Copia de la solicitud en español, tal como fue presentada inicialmente (capítulo descriptivo, reivindicatorio, resumen)
- ☒ Dibujos de ser estos pertinentes
- ☒ Comprobante de pago de las tasas establecidas (de ser el caso formato de descuento)
- Completa ☐ Incompleta ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

(Art. 119 Decisión 486/00)

- ☐ Indicación que se solicita Diseño industrial
- ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
- ☐ Representación gráfica y fotográfica del Diseño industrial o muestra del material que incorpora el diseño
- ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas
- Completa ☐ Incompleta ☐

ESQUEMA DE TRAZADO ☐

(Art. 92 Decisión 486/00)

- ☐ Indicación que se solicita un esquema de trazado
- ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
- ☐ Representación gráfica de un esquema de trazado
- ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas
- Completa ☐ Incompleta ☐



Bogotá,
2020

Doctor(a)
SUAREZ DE PAEZ LUZ CLEMENCIA

REFERENCIA	Radicación No.	10 10754
	Solicitud internacional	PCT/US2008/072103
	Fecha inicio fase nacional	02/03/2010
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	430
	Oficio No.	4286

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 38 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, artículo 27 del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), regla 51 bis del Reglamento y Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se le comunica que:

1. La solicitud no contiene el poder debidamente otorgado, con el lleno de los requisitos exigidos por los artículos 63 y subsiguientes del Código de Procedimiento Civil. Adicionalmente, deberá presentar el documento que acredita la existencia y representación legal de la sociedad solicitante, cuando ésta fuere persona jurídica.

2. La solicitud no contiene la copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente del inventor al solicitante o a su causante, conforme a lo establecido por el artículo 26 literal k) de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina. Cuando se trate de documentos otorgados en el extranjero, estos deberán legalizarse de conformidad con lo dispuesto por los artículos 259 y 260 del Código de Procedimiento Civil. Cuando se trate de las declaraciones a que hace referencia la Regla 4.17 ii) del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes PCT., el alcance de las tales declaraciones se determinará según indiquen claramente una cesión de derechos del inventor al solicitante o su causante, de conformidad con lo dispuesto en el numeral 5.2.15 del Capítulo Quinto, Título X de la Circular Única de Superintendencia de Industria y Comercio.

En cumplimiento de lo dispuesto por el artículo 39 de la Decisión 486, se le requiere para que dentro del término de dos meses siguientes a la fecha de notificación del presente oficio, complete los requisitos anteriormente enunciados. En caso de no dar cumplimiento al presente requerimiento, la solicitud se considerará abandonada y perderá su prelación.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el numeral 5.2, literal e), del capítulo quinto del título primero de la Circular Única No.10 de 2001.

Continúa en la página siguiente...



Radicación No.: 10 10754


ALIX CARMENZA CESPEDES DE VERGEL
Directora de Nuevas Creaciones (c)

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de
fecha 26 MAR. 2010
adpall