



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公告本

(11)證書號數：TW I475178 B

(45)公告日：中華民國 104 (2015) 年 03 月 01 日

(21)申請案號：098120703

(22)申請日：中華民國 98 (2009) 年 06 月 19 日

(51)Int. Cl. : F23G5/30 (2006.01)

(30)優先權：2008/06/19 美國

12/142,509

(71)申請人：能源工業集團有限公司 (英國) THE POWER INDUSTRIAL GROUP LIMITED
(GB)

英國

(72)發明人：希金斯 布萊恩 S HIGGINS, BRIAN S. (US)

(74)代理人：陳長文

(56)參考文獻：

TW 5710491

CN 19997441A

CN 86102820A

CN 86104626A

US 4506608

US 2007/0119387A1

審查人員：陳暉文

申請專利範圍項數：56 項 圖式數：11 共 53 頁

(54)名稱

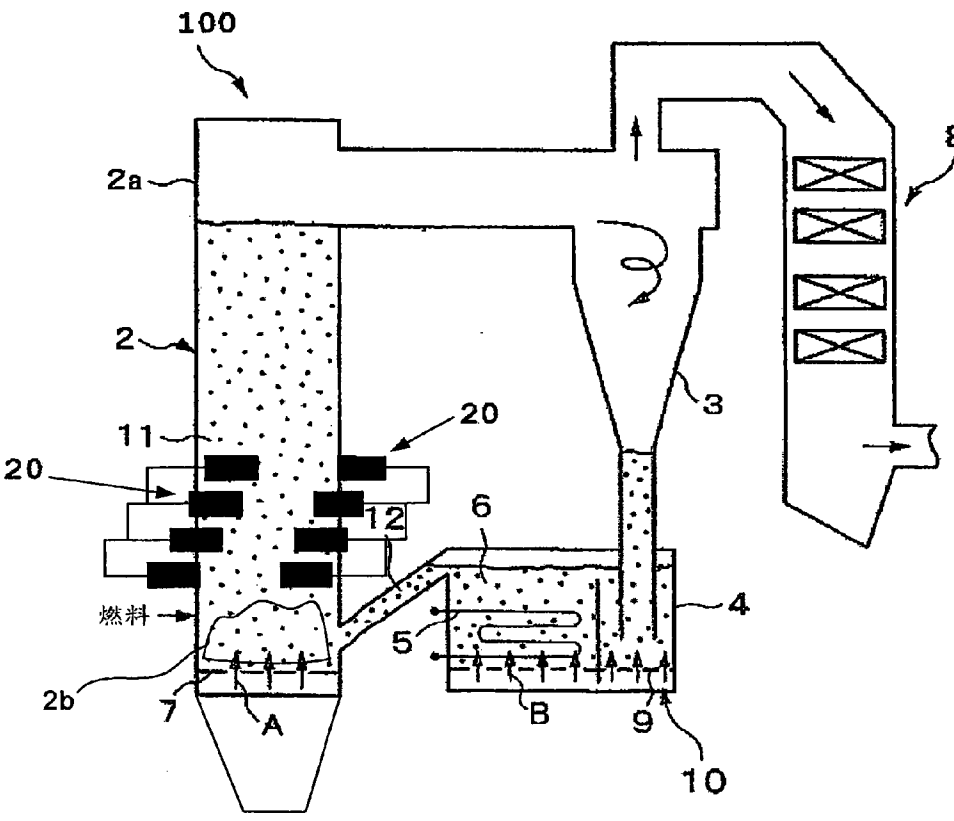
循環式流體化床鍋爐及其操作方法

CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER AND METHOD OF OPERATION

(57)摘要

一種具有改良反應物利用之循環式流體化床鍋爐。該循環式流體化床鍋爐包括一具有一密相床部分及在該密相床部分上方之一下部熔爐部分的循環式流體化床。至少一個二次空氣及再循環廢氣注射器件處於該循環式流體化床下游以用於在該密相床上方之熔爐中提供反應物與廢氣的混合。本發明亦包括操作流體化床鍋爐之方法。

A circulating fluidized bed boiler having improved reactant utilization. The circulating fluidized bed boiler includes a circulating fluidized bed having a dense bed portion and a lower furnace portion above the dense bed portion. At least one secondary air and recirculated flue gas injection device is downstream of the circulating fluidized bed for providing mixing of the reactant and the flue gas in the furnace above the dense bed. The present invention also includes methods of operating a fluidized bed boiler.



- 2 . . . 熔爐
- 2a . . . 水冷卻熔爐壁
- 3 . . . 旋風集塵器
- 4 . . . 密封盒
- 5 . . . 內埋管 5
- 6 . . . 外部熱交換器
- 7 . . . 空氣分配噴嘴
- 8 . . . 熱回收區域
- 9 . . . 空氣分配板
- 10 . . . 風箱
- 11 . . . 床材料
- 12 . . . 管道
- 20 . . . 二次空氣注射口或器件
- 100 . . . 系統
- A . . . 流體化空氣
- B . . . 向上流體化空氣

圖2

發明專利說明書

公告本

(本說明書格式、順序及粗體字，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※ 申請案號： 98120903

※ 申請日： 98.6.19

※IPC 分類：F23G 5/30 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

循環式流體化床鍋爐及其操作方法

CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER AND METHOD OF
OPERATION

二、中文發明摘要：

一種具有改良反應物利用之循環式流體化床鍋爐。該循環式流體化床鍋爐包括一具有一密相床部分及在該密相床部分上方之一下部熔爐部分的循環式流體化床。至少一個二次空氣及再循環廢氣注射器件處於該循環式流體化床下游以用於在該密相床上方之熔爐中提供反應物與廢氣的混合。本發明亦包括操作流體化床鍋爐之方法。

三、英文發明摘要：

A circulating fluidized bed boiler having improved reactant utilization. The circulating fluidized bed boiler includes a circulating fluidized bed having a dense bed portion and a lower furnace portion above the dense bed portion. At least one secondary air and recirculated flue gas injection device is downstream of the circulating fluidized bed for providing mixing of the reactant and the flue gas in the furnace above the dense bed. The present invention also includes methods of operating a fluidized bed boiler.

四、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第 (2) 圖。

(二)本代表圖之元件符號簡單說明：

2	熔爐
2a	水冷卻熔爐壁
3	旋風集塵器
4	密封盒
5	內埋管 5
6	外部熱交換器
7	空氣分配噴嘴
8	熱回收區域
9	空氣分配板
10	風箱
11	床材料
12	管道
20	二次空氣注射口或器件
100	系統
A	流體化空氣
B	向上流體化空氣

五、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：

(無)

六、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明大體上係關於循環式流體化床鍋爐，且更明確地說，係關於具有改良反應物利用及/或非所要燃燒產物之減少的循環式流體化床鍋爐。

【先前技術】

含硫碳質化合物(尤其煤)之燃燒產生含有高得不可接受之含量之二氧化硫的燃燒後氣體。二氧化硫為無色氣體，其適度可溶於水及水性液體中。其主要在含硫燃料或廢物之燃燒期間形成。一旦二氧化硫被釋放至大氣，其即緩慢地起反應以形成硫酸(H_2SO_4)、無機硫酸鹽化合物及有機硫酸鹽化合物。大氣中之 SO_2 或 H_2SO_4 導致非所要的「酸雨」。

根據美國環境保護署，酸雨造成湖泊及河流的酸化且促使損害高海拔處之樹木及許多敏感性森林土壤。另外，酸雨加速建築材料及油漆之腐化，包括不可恢復原狀之建築物、雕像及雕塑。在落地之前， SO_2 及 NO_x 氣體及其顆粒物質衍生物、硫酸鹽及硝酸鹽亦促使可見度降級且危害公共衛生。

用於二氧化硫移除之空氣污染控制系統通常依賴於用鹼將所吸收之二氧化硫中和至無機鹽以防止硫散發至環境中。最常用的用於該反應之鹼包括方解石質或白雲石質石灰石、漿料或快乾及水合石灰，及來自Theodoric石灰及天然鹼氫氧化鎂(trona magnesium hydroxide)的商業產品及副

產物。 SO_2 一旦由石灰石吸收便被俘獲於諸如靜電聚塵器或袋濾室之現有微粒俘獲設備中。

循環式流體化床鍋爐(CFB)利用煤灰及石灰石或類似鹼的流體化床以減少 SO_2 散發。該床可包括諸如砂或耐火材料之其他添加顆粒。循環式流體化床鍋爐在減少 SO_2 及 NO_x 散發方面為大體上有效的。 SO_2 散發的92%之減少為典型的，但可高達98%。在多數情況下，達成此減少所需的Ca/S之莫耳比設計成約2.2，其為鈣與硫之反應之化學計量比率的2.2倍。然而，歸因於低效混合，Ca/S莫耳比通常增加至3.0或3.0以上以達成所要 SO_2 俘獲程度。Ca/S之愈高比率需要在該過程中利用愈多石灰石，從而增加操作成本。另外，低效混合導致促進 NO_x 之形成的燃燒「熱點」之形成。

圖1展示習知循環式流體化床鍋爐1之一實施例。循環式流體化床鍋爐1通常包括熔爐2、旋風集塵器3及密封盒4。時常，此等單元包括外部熱交換器6。

空氣分配噴嘴7將流體化空氣A引入至熔爐2以在熔爐2中創造流體化條件。噴嘴7通常配置於熔爐2之底部部分中。由熔爐2中之燃燒產生的廢氣流動至旋風集塵器3中。

旋風集塵器3將微粒與廢氣分離。由旋風集塵器3捕獲之微粒流動至密封盒4中。外部熱交換器6執行在循環微粒與熱交換器6中之內埋管(in-bed tube)之間的熱交換。風箱10配置於密封盒4之底部中以便經由空氣分配板9來吸入向上流體化空氣B。在流體化條件下將密封盒4中之微粒引入至

外部熱交換器6且引入至內埋管5中。

旋風集塵器3亦與熱回收區域8連接，且由熔爐2中之燃燒產生的一些廢氣亦流動至熱回收區域8中。熱回收區域8通常包括過熱器及節熱器。如所描繪，熔爐2亦包括水冷卻熔爐壁2a。

在習知CFB鍋爐中，在下部熔爐中(例如，在密相床中)可存在良好混合或動能。然而，申請人已發現在上部熔爐中(例如，密相床上方)可能存在不足以更充分地利用經添加以減少廢氣散發之反應物的混合。如本文所使用，密相床通常為氣體及微粒密度比鍋爐出口氣體/微粒密度大兩倍之處。

在下部熔爐(其通常在煤進料口正前方)中，來自煤之揮發性物質(氣相)與可用氧快速混合且反應。此產生相對於周圍含微粒流而言非常可浮的低密度、熱氣體羽流。此可浮羽流快速上升，形成自下部熔爐至頂壁之通道、煙囪或羽流。吸收及減少 SO_2 之石灰石在該通道中不存在。在碰撞到熔爐之頂壁後，已發現此高 SO_2 廢氣可離開該熔爐並逃離該旋風器而未進行充分 SO_2 反應。熔爐出口管道之量測已展示在該出口管道之上部部分中相對於該管道之底部高出近10倍的 SO_2 濃度。

在習知循環式流體化床鍋爐之熔爐中，包含灰、砂及/或石灰石等等之床材料11藉由流體化條件而處於懸浮狀態。廢氣夾帶之微粒中的多數逃離熔爐2且由旋風集塵器3捕獲且引入至密封盒4中。因此引入至密封盒4之微粒由流

101年6月5日修(更)正替換頁

第098120703號專利申請案
中文說明書替換頁(101年6月)

體化空氣B來通氣且與可選外部熱交換器6之內埋管5進行熱交換以便被冷卻。微粒經由管道12返回至熔爐2之底部以便經由熔爐2再循環。

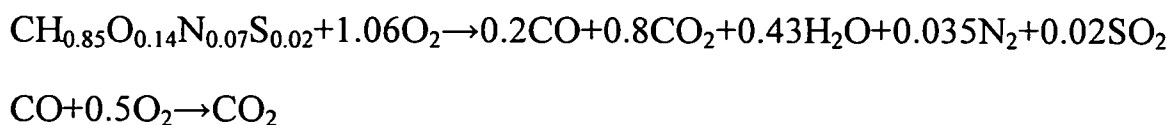
申請人先前發現可在密相床上方使用高速混合空氣注射以在循環式流體化床鍋爐中減少石灰石使用及減少 NO_x 散發，參見(例如)於2005年11月17日申請的共同擁有之美國專利申請案第11/281,915號(現在為美國專利第7,410,356號，於2008年8月12日發布)中含有的教示。在本申請案中，此技術通常被稱為過密相床空氣(ODBA)技術。圖2展示ODBA技術之一實例。在系統100(其類似於上述循環式流體化床鍋爐)中，熔爐2裝配有將ODBA注射至該流體化床中之處於密相床上方的二次空氣注射口或器件20。申請人通常以間隔開之方式來置放此等注射器件以產生流體化床區之旋流。舉例而言，該等二次空氣注射器件不對稱地間隔以在鍋爐中產生旋轉。由於許多鍋爐寬度比深度大，所以在一實施例中，使用者可設置兩組噴嘴以促進逆方向旋轉。如先前申請案中所陳述，申請人發現此等系統提供流體化床空間之劇烈混合，導致 SO_2 與石灰石之間的較高反應效率且藉此可使用較少石灰石來達成給定 SO_2 減少程度。申請人亦相信，增強之混合可使Ca/S之化學計量比率減少以達成相同程度之 SO_2 減少。部分基於可自Fluent, Inc.(Lebanon, NH)購得的計算流體動力分析軟體程式FLUENT來解釋此技術之效用及效率。

可自Fluent, Inc.(Lebanon, NH)購得的計算流體動力分析

軟體程式 FLUENT 用以模型化 CFB 發電站中之雙相熱流體現象。FLUENT 求出熔爐中之氣體及微粒的速度、溫度及物質濃度場。由於 CFB 中之微粒相的體積分數通常在約 0.1% 與 0.3% 之間，所以求解多相流之粒化模型 (granular model) 適用於此種情況。與微粒相由離散相模型求解的習知粉狀燃料燃燒模型相反，在粒化模型中，在一歐拉參考框架中求出氣相及微粒相守恒方程。

對於每一相而言，所求出之守恒方程包括連續性、動量、擾流及焓。在此多相模型中，氣相 (體積大於 99.7%) 為主要相，而將具有個別大小及 / 或微粒類型的微粒相模型化為次要相。在主要相與次要相之間求解出體積分數守恒方程。求解考量微粒相之動能的粒化溫度方程式，其中考慮歸因於 CFB 中之強微粒相互作用而造成的動能損失。此模型花費五天來收斂至穩定解 (在六台 CPU 上並行地執行)。

雖然灰及石灰石係在微粒相中處理的，但煤燃燒係在氣相中經模型化。將煤模型化為具有等效化學計量比率及燃燒熱的氣態揮發性物質。在 CFB 燃燒系統中考慮以下兩個化學反應：



化學動力學燃燒模型包括若干氣體物質，包括燃燒之主要產物：CO、CO₂ 及 H₂O。求解每一氣體物質之物質守恒方程。已在計算流體動力 (CFD) 教科書中廣泛地描述及用

公式表達此等守恆定律。在模擬中實施 $k-\varepsilon$ 擾流模型，且針對基線及發明情況假定不可壓縮流。

由於 CFB 鍋爐中之非穩定狀態水動力特性，在非穩定狀態下求解所有微分方程。在下一個時間步長開始之前，將每一方程求解至收斂標準。在該求解層遍數百個時間步長後，且該求解係以「準」穩定狀態方式來工作，增加時間步長以加速收斂。通常即時地在多於三十秒內求解該模型以達成逼真結果。

用於模型化之 CFD 計算域為 100 英尺高、22 英尺深及 44 英尺寬。該熔爐具有貫穿柵格之一次空氣進口及在所有四個壁上的 14 個一次口。其亦具有 18 個二次注射口(其中 8 個係關於石灰石注射)及在前壁及後壁上之 4 個啟動燃燒器。在前壁上之兩個煤進料器將廢煤運送至熔爐中。另兩個煤進料器在環封後連接至旋風管道中之每一者。經由在熔爐頂部處之兩個管道連接至熔爐的兩個旋風器收集固體材料(主要為煤灰及石灰石)，且再循環回至熔爐中底部處。含有主要燃燒產物及飛灰及細小之經反應(及/或未經反應)之石灰石微粒的廢氣離開旋風器頂部且在後煙道中繼續行進。水冷壁自熔爐之所有四側壁之頂部延伸至底部。過熱器存在三個級。過熱器 I 及 II 處於熔爐中，而過熱器 III 處於後煙道中。

旋風器不包括於 CFB 計算域中，因為旋風器中微粒相之水動力學過於複雜以致實際上不能包括於計算中。過熱附掛物(superheat pendant)包括於模型中以考量熱吸收及流層

化，且藉由熔爐中之附掛物的實際數目及實際距離來準確地描繪。請注意，熔爐幾何形狀在寬度方面為對稱的，因此計算域僅表示熔爐之一半。因此，計算柵格之數目僅為一半，此減少計算時間。

表1展示包括模型熔爐CFD基線模擬之鍵入的基線系統操作條件。在該基線系統中，將一些二次空氣注射至密相床中。

表 1

參數	單位	值
系統負載	MW _{gross}	122
淨負載	MW _{net}	109
系統燃燒速率	MMBtu/hr	1226
系統過量O ₂	%-濕	2.6
系統過量空氣	%	14.9
系統煤流	kpph	187
總空氣流(TAF)	kpph	1114
通過床柵格之一次空氣流動速率	kpph	476
通過14個口之一次空氣流動速率	kpph	182
一次空氣溫度	°F	434
通過18個注射口之二次空氣流動速率	kpph	262
通過4個啟動燃燒器之二次空氣	kpph	104
通過4個煤進料器之二次空氣	kpph	65
通過石灰石射流之空氣流動速率	kpph	11.5
通過環封之空氣流	kpph	12.8
二次空氣溫度	°F	401
石灰石注射速率	kpph	40
固體再循環速率	kpph	8800

表2展示基線情況之煤組合物。

表 2

樣本		
時間		
近似分析		
揮發性物質	[wt % ar]	15.09
固定碳	[wt % ar]	35.06
灰	[wt % ar]	42.50
水分	[wt % ar]	7.07
HHV(Btu/lb)	[Btu/lb]	6800.0
最終分析		
C	[wt % ar]	41.0
H	[wt % ar]	2.1
O	[wt % ar]	1.2
N	[wt % ar]	3.5
S	[wt % ar]	2.63
灰	[wt % ar]	42.5
H ₂ O	[wt % ar]	7.07

在 FLUENT 中，將煤模型化為一氣體燃料流及一固體微粒灰流，流動速率係自總煤流動速率及煤分析計算出。將該氣體燃料模型化為 $\text{CH}_{0.85}\text{O}_{0.14}\text{N}_{0.07}\text{S}_{0.02}$ 且給定 -3.47×10^7 J/kmol 之燃燒熱。此等效於該等表中煤之元素組成及熱值。

發現高速注射藉由相對均一地將空氣分配至熔爐中來改良混合。熔爐之混合係由變異係數(CoV)來量化，將該變異係數界定為除以均值O₂莫耳分數之在一橫截面內平均的O₂莫耳分數之標準差。在表3中將基線情況的O₂分配之變異係數($\sigma/\bar{x}$)與四個水平面上的先前發明情況進行比較。如可見，CoV相對於基線情況較低，此指示改良之混合。

表 3

熔爐高度[ft]	基線情況	ODBA
33	66%	43%
49	84%	40%
66	100%	47%
80	80%	46%

些許類似地，圖3展示相對於基線情況的質量加權CO。如在高速空氣注射口下方之下部床中可見，CO濃度相對於基線情況較高。在高速空氣注射口上方，CO濃度快速減小，且熔爐出口CO甚至低於基線情況中之熔爐出口CO。相對於基線之CO快速減少指示更好及更完全之混合。

圖4展示相對於基線情況之微粒分數分配。上部熔爐中之固體體積分數係在0.001至0.003之間。如可見，下部床比稀薄上部床稠密。該分配亦揭露床中之微粒叢集，其為CFB中微粒移動之典型特徵中之一者。空氣及廢氣混合物穿過此等叢集向上移動。然而，可見相對於基線情況之類

似微粒流特性，亦觀測到高速空氣射流下方的下部床比基線情況稍稠密，此歸因於下部床中低的總空氣流。上部床展示相對於基線情況的類似微粒體積分數分配。

圖5展示相對於基線情況的空氣噴流與床微粒的擾流混合。如可見，在基線情況中，最大擾流動能出現在下部熔爐中之密相床中且隨著噴流滲透至熔爐中且在熔爐中混合而快速地減少。藉由ODBA技術，峰值動能恰位於密相床上方，此允許顯著滲透及混合。申請人相信，經由渦流散逸使擾流散逸至整體流中，例如，大量動能導致高速空氣與廢氣之間的更好混合。

關於藉由石灰石反應而使 SO_2 及其他化學物質減少的所計算出之結果好於所預期的。預測使用此技術達成的增強混合將CFB中之Ca/S的化學計量比率自約3.0減少至約2.4，同時達成相同程度之 SO_2 減少(92%)。Ca/S之減少對應於操作鍋爐及滿足 SO_2 調節所需要的石灰石減少。由於用於CFB單元之石灰石通常比燃料(煤或雜石)成本高，所以此為CFB設施之操作預算的顯著降低。

不管此等效益，申請人發現在維持上述效益的同時改良ODBA技術的方法。舉例而言，申請人發現在於密相床上方注射為總空氣流(TAF)之百分比的某量之二次空氣後，石灰石節省及 SO_x 減少開始減少。本發明係針對於此等問題及其他問題。

【發明內容】

總言之，本發明尤其係針對用於改良反應物利用的系統

及方法。本發明之實施例亦針對改良 SO_x 減少。本發明之實施例亦針對改良燃燒。本發明之實施例亦針對改良反應物利用、改良 SO_x 減少，及改良燃燒。

在一實施例中，本發明包括一循環式流體化床鍋爐。該鍋爐包括一包括一密相床部分及在該密相床部分上方之一下部熔爐部分的循環式流體化床。該鍋爐亦包括反應物，其通常位於該熔爐中。該反應物用以減少廢氣中之至少一燃燒產物的散發。經組態以注射再循環廢氣及/或二次空氣的複數個注射器件定位於該密相床下游以用於在該密相床上方之熔爐中提供該反應物與該廢氣的混合。使用此組態，減少燃燒產物之散發所需的反應物之量可減少。

在多數實施例中，該循環式流體化床鍋爐之密相床部分為富燃料級(例如，維持在化學計量比率以下)，且下部熔爐部分為貧燃料級(例如，維持在化學計量比率以上)。

該反應物可在實施例間變化。舉例而言，各種反應物包括苛性鹼、石灰、石灰石、飛灰、氧化鎂、蘇打灰、重碳酸鈉、碳酸鈉、雙鹼、鈉鹼及方解石礦物群，方解石礦物群包括方解石(CaCO_3)、菱鎳礦($\{\text{Ni}, \text{Mg}, \text{Fe}\}\text{CO}_3$)、菱鎂礦(MgCO_3)、菱鎘礦(CdCO_3)、菱錳礦(MnCO_3)、菱鐵礦(FeCO_3)、菱鋅礦(ZnCO_3)、菱鈷礦(CoCO_3)或其混合物之任何變化。在許多實施例中，反應物為石灰石。

二次空氣及再循環廢氣注射器件亦可在實施例間變化。各種實施例可包括複數個器件(例如，2個至60個)，然而，本發明之某些實施例可包括單一器件。實施例可包括約10

個至15個、約15個至45個、約20個至40個等等。在多數實施例中，該等器件中之至少一者將具有在無對抗時大於熔爐寬度之約50%的噴流滲透。又，其他實施例可包括具有類似噴流滲透組態之器件中的至少兩個、至少三個、至少四個、至少五個、至少六個、至少七個、至少八個、至少九個、至少十個、至少十一個、至少十二個、至少十三個、至少十四個、至少十五個等等，直至全部。些許類似地，在各種實施例中，該等器件中之至少一者可具有大於爐壓之上約15英吋水柱的噴流停滯壓力。該噴流停滯壓力可在爐壓之上約15英吋水柱至約70英吋水柱之範圍內變動，或更高。舉例而言，時常，噴流停滯壓力可為爐壓之上約30、約35、約40、約45、約50、約55、約60、約65或約70英吋水柱。二次空氣及再循環廢氣注射器件在熔爐中之定位可變化，但最通常，其位於循環式流體化床鍋爐之在密相床上方的下部熔爐部分中。在一實施例中，二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送至鍋爐之總空氣流的約10%至約80%。如本文所使用，在適當時，總空氣流(TAF)亦意欲包括氣體流。

在另一實施例中，該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件與至少一二次空氣源及至少一再循環廢氣源流體連通。此等源可選自(例如)空氣加熱器上游之廢氣管道、空氣加熱器下游之廢氣管道、空氣加熱器上游之二次空氣源，及空氣加熱器下游之二次空氣源。此組態將尤其允許在密相床上方輸送至少一冷或熱再循環廢氣及至少一冷或

熱二次空氣源。使用此等組態，可達成對至注射器件之空氣及氣體之溫度調節。

在其他實施例中，本發明可包括一用於使來自廢氣之挾帶微粒返回至循環式流體化床的返回系統。通常，該返回系統將包括用於自廢氣移除挾帶微粒的分離器(例如，旋風分離器)。

本發明之其他實施例包括操作具有循環式流體化床之熔爐的方法。在一實施例中，該方法包含在一具有一密相床部分及相鄰於該密相床部分之一下部熔爐部分的流體化床中燃燒燃料。該方法亦包括將反應物注射至該熔爐中以減少廢氣中至少一燃燒產物的散發。該方法亦包括將再循環廢氣及/或二次空氣注射至該密相床上方之熔爐中。

根據本發明之系統及方法可達成的有益結果尤其包括減少該至少一燃燒產物之散發所需的反應物之量的減少。

在典型實施例中，在熔爐中柱體密度小於熔爐出口柱體密度之約165%的高度處注射二次空氣。些許類似地，在許多實施例中，將在熔爐中柱體密度小於熔爐出口柱體密度之約165%的高度處注射再循環廢氣。在一些實施例中，在密相床部分上方約10英尺與30英尺之間的位置處注射二次空氣。在一些實施例中，在密相床部分上方約10英尺與30英尺之間的位置處注射再循環廢氣。

在許多實施例中，二次空氣及再循環廢氣提供至鍋爐之總空氣流的約10%至約80%。二次空氣及再循環廢氣之量可在實施例間改變。舉例而言，二次空氣可按為總空氣流

之百分比的一量來注射，包括約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%及約35%至約40%；且再循環廢氣可按為總空氣流之百分比的一量來注射，包括約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%。

本發明之實施例亦包括注射熱及/或冷二次空氣及熱及/或冷再循環廢氣。

上述綜述意欲總結本發明之某些實施例。將在以下諸圖及詳細描述中更詳細地陳述本發明之裝置及方法連同論證功效的實例。然而，將顯見，該詳細描述不意欲限制本發明，本發明之範疇應由所附申請專利範圍適當地判定。

【實施方式】

在本發明中，「可還原酸」指代酸性可藉由酸之電化還原來減少或消除的酸。術語「口」用以描述在末端上不具有任何縮窄的試劑注射通路。術語「注射器」用以描述在末端上具有縮窄孔的試劑注射通路。該孔可為孔洞或噴嘴。「注射器件」或「注射口」為包括管道、口、注射器或其組合中之任一者的器件。最通常，注射口或器件包括至少一注射器。「ODB」為「過密相床」之縮寫。

圖8展示本發明之循環式流體化床鍋爐(通常表示為200)的一實施例。如所描繪，鍋爐200包括熔爐202、旋風集塵器204、密封盒206、外部熱交換器210、熱回收區域214、

廢氣管道216、二次空氣源218、空氣加熱器220、風箱222，及二次空氣及再循環廢氣注射器件224。

在一般操作方面，燃料在熔爐202中燃燒，此產生廢氣。廢氣流動至旋風集塵器204中。旋風集塵器204將微粒與氣體分離並將微粒儲存於密封盒206中。外部熱交換器210經定位成與密封盒206流體連通。風箱222將流體化空氣B向上傳送(通常經由空氣分配板222a)。在流體化條件下將密封盒206中之微粒引入至外部熱交換器210且引入至內埋管210a中。外部熱交換器210可用以執行在循環微粒與內埋管之間的熱交換。廢氣亦自熔爐202流動至熱回收區域214且至廢氣管道216。熱回收區域214可含有熱傳遞表面214a。過熱器及節熱器可含有於熱回收區域214中。

在此實施例中，空氣預熱器或加熱器220沿著管道216而定位。加熱器220亦經定位成與二次空氣源218流體連通。如所示，複數個管道226a至226d將管道216及二次空氣源218連接至注射器件224。其他實施例可包括較少管道，例如，類似於226a及226b、226a及226d、226c及226b、226c及226d等等之管道。又，其他實施例可包括三個管道或更多管道之類似組合。

熔爐202包括水冷卻熔爐壁202a。熔爐202亦包括一循環式流體化床，其包含密相床部分202b及下部熔爐部分202c。下部熔爐部分202c在密相床202b上方。上部熔爐部分202d位於下部熔爐部分下方。空氣分配噴嘴212位於熔爐202之底部處。空氣分配噴嘴212將流體化空氣A引入至

熔爐 202 以有助於創造流體化條件。通常，密相床部分 202b 為富燃料級(維持在化學計量比率以下)，且下部熔爐部分 202c 為貧燃料級(維持在化學計量比率以上)。在多數實施例中，密相床將具有大於熔爐出口密度約兩倍的密度。可經由此項技術中熟知之柱體壓力量測技術來給出密度。如所使用，柱體密度與氣體及/或微粒密度同義。圖 11 為 CFB 中氣體及微粒密度相對熔爐高度的關係之圖示。

二次空氣及再循環廢氣注射器件 224 定位於密相床 202b 下游。在一實施例中，器件 224 位於循環式流體化床鍋爐之下部熔爐部分 202c 中。注射器件將通常經定位以產生旋轉。舉例而言，器件 224 可相對於彼此而不對稱地定位。由於許多鍋爐寬度比深度大，所以在一實施例中，使用者可設置兩組或兩組以上之注射器件以促進逆方向旋轉。另外，注射器件可對置直列、對置交錯，或對置直列及對置交錯的。又，一些可希望非對置定位，其亦在本發明之範疇內。器件 224 通常設計成使廢氣旋轉，且因此進一步增加下游混合。在一實施例中，器件 224 包括經組態以引入高速、高動量及高動能擾流噴流的高壓空氣注射噴嘴。離開速度可在實施例間變化。在一些實施例中，離開速度可超過約 50 m/s。在多數實施例中，離開速度可超過約 100 m/s。

注射器件之高度或垂直定位亦可改變。舉例而言，在不同實施例中，注射器件可定位於密相床上方約 10 至約 30 英尺處。亦可基於熔爐內之密度來判定注射器件高度。舉例

而言，在一些實施例中，注射器件將定位於密相床上方的熔爐中之一高度處，其中出口柱體密度與密相床頂部之密度的比率大於約0.6。又，在其他實施例中，注射器件可定位於熔爐中之一高度處，其中氣體及微粒密度小於出口柱體密度之約165%。可在旋風集塵器之入口處進行熔爐出口柱體量測。

器件224可經進一步組態以具有多種噴流滲透。在一實施例中，器件224中之至少一者經組態以具有在無對抗時大於熔爐寬度之約50%的噴流滲透。注射器件224之噴流停滯亦可變化。舉例而言，在一實施例中，噴流停滯壓力可為爐壓之上約15英吋水柱至約70英吋水柱，或更高。舉例而言，時常，噴流停滯壓力可為爐壓之上約30、約35、約40、約45、約50、約55、約60、約65或約70英吋水柱。

器件224可經進一步組態以輸送至鍋爐之總空氣流的高達約80%，且更通常輸送至鍋爐之總空氣流的約10%至約80%。如在圖8中可見，器件224與二次空氣源218流體連通。注射器件亦與管道216流體連通，經由管道216可使廢氣再循環。使用此及類似組態，可改變空氣流。舉例而言，器件224可輸送為總空氣流之一百分比的某量之二次空氣及再循環廢氣，包括大於約20%、大於約25%、大於約30%、大於約35%、大於約40%、大於約45%、大於約50%、大於約55%、大於約60%、大於約65%、大於約70%、大於約75%，及大於約80%。在其他實施例中，二次空氣及再循環廢氣可為(為總空氣流之百分比)約10%至

約 80%、約 20%至約 80%、約 25%至約 80%、約 30%至約 80%、約 35%至約 80%、約 40%至約 80%、約 45%至約 80%、約 50%至約 80%、約 55%至約 80%、約 60%至約 80%、約 65%至約 80%、約 70%至約 80%，及約 75%至約 80%。

通常，器件 224 將經組態以輸送在量上為總空氣流之百分比的二次空氣，包括約 1%至約 40%、約 5%至約 40%、約 10%至約 40%、約 15%至約 40%、約 20%至約 40%、約 25%至約 40%、約 30%至約 40%，及約 35%至約 40%。在此等實施例中，器件 224 可經進一步組態以輸送在量上為總空氣流之百分比的再循環廢氣，包括約 1%至約 40%、約 5%至約 40%、約 10%至約 40%、約 15%至約 40%、約 20%至約 40%、約 25%至約 40%、約 30%至約 40%，及約 35%至約 40%。在多數實施例中，器件 224 將輸送為總空氣流之約 20%至約 40%的百分比之二次空氣且輸送為總空氣流之約 20%至約 40%的百分比之再循環廢氣。

申請人相信，本發明提供流體化床空間之劇烈混合，從而導致 SO_2 與石灰石之間的較大反應效率且藉此准許使用較少石灰石來達成給定 SO_2 減少程度。該增強之混合允許 Ca/S 之化學計量比率減少，同時達成相同程度之 SO_2 減少。類似地，由本發明產生之劇烈混合亦可防止通道或羽流及因此造成的硫化合物之較低滯留時間，藉此允許化合物有更多時間在反應器中反應且進一步增加反應效率。該劇烈混合亦提供燃料之較均質燃燒，藉此減少鍋爐中可產

生 NO_x 之「熱點」。

在此實施例中，器件224連接至多種管道226a、226b、226c及226d。管道226a連接至空氣加熱器220上游之管道216，且藉此能夠將冷的再循環廢氣提供至器件224。管道226b連接至空氣加熱器220下游之管道216，且藉此能夠將熱的再循環廢氣提供至器件224。管道226c連接至空氣加熱器220下游之二次空氣源218，且藉此能夠將熱的二次空氣提供至器件224。管道226d連接至空氣加熱器220上游之二次空氣源，且藉此能夠將冷的二次空氣提供至管道224。二次空氣源通常包括周圍空氣。管道(例如，226a至226d)之使用亦可提供替代效益。舉例而言，藉由將不同量之熱及冷FGR與熱及冷SA摻和，有可能改變床溫度以改良 SO_x 俘獲，因為與石灰石之反應通常為依賴於溫度的。舉例而言，其他實施例可使用僅用於冷二次空氣及冷廢氣的管道。又，另一實施例可使用用於冷廢氣、冷二次空氣及熱二次空氣的管道。對於各種實施例而言，組合之任何變化為可能的。

本發明之多數實施例將包括在密相床上方注射二次空氣與再循環廢氣之組合。本發明之其他實施例可在密相床上方僅注射再循環廢氣。此等實施例通常包括將充足之二次空氣注射至密相床中以允許發生充分燃燒。

熱及冷的再循環廢氣及二次空氣的溫度可在實施例間變化。舉例而言，熱再循環廢氣可自約 550°F 至約 750°F 。冷再循環廢氣可自約 200°F 至約 350°F 。熱二次空氣可自約

350°F至約700°F。冷二次空氣通常為周圍空氣溫度，且可(例如)自約0°F至約100°F。

使用本發明之系統及方法，可克服上述問題。申請人亦相信，本發明達成上文在ODBA技術章節中論述的所有效益及進步，包括在與ODBA有關之曲線圖及表中含有的資訊。在下文論述本發明之額外功效及效益。

表4基於申請人之經驗來總結相對於單獨使用ODBA技術，可由本發明達成的例示性SO_x減少量。在圖9中用圖表來描繪此等結果。

表 4

通過ODB之質量流量 (TAF之%)	SO _x 減少 (ODBA)	SO _x 減少 (ODBA具有FGR)
0%	0%	0%
5%	24%	24%
10%	37%	37%
15%	45%	48%
20%	42%	56%
25%	32%	62%
35%		72%
50%		80%

表5基於申請人之經驗來總結相對於單獨使用ODBA技術，可由本發明達成的石灰石節省之百分比。在圖10中用圖表來描繪此等結果。

表 5

通過ODB之質量流量 (TAF之%)	石灰石節省 (ODBA)	石灰石節省 (ODBA具有FGR)
0%	0%	0%
5%	15%	15%
10%	23%	23%
15%	28%	30%
20%	26%	35%
25%	20%	39%
35%		45%
50%		50%

基於上述表及曲線圖，可見本發明提供優於相關技術之各種未預料到之改良。本發明係部分基於存在關於在上部熔爐中可使用多少二次空氣來進行混合的未預料到之極限的發現。不限於任何特定機制，申請人相信，再循環廢氣(FGR)連同二次空氣(SA)之使用允許上部熔爐中增加之混合，而未導致下部熔爐中燃燒空氣之缺少。

預測使用本發明達成的增強之混合將CFB中之Ca/S的化學計量比率自約3.0減少至約2.4，同時達成相同程度之SO₂減少(92%)。Ca/S之減少對應於操作鍋爐及滿足SO₂調節所需要的石灰石減少。由於用於CFB單元之石灰石通常比燃料(煤或雜石)成本高，所以此為CFB設施之操作預算的顯著降低。

已在上文論述經由混合藉由石灰石反應而使SO₂及其他

化學物質減少的機制。然而，所達成的計算出及觀測到的結果為未預料到的。再次，不限於任何特定機制，申請人相信，在主要級中使用深度分級減少在主要級中形成之氣體通道的量值，且密相床上方注射器件之添加減少通道形成且在其下方造成通道之崩陷。

表6提供申請人相信將可用於實踐本發明之不同實施例的各種ODB空氣及氣體源組合的實例。

表 6

	實例1	實例2	實例3	實例4	實例5	實例6	實例7	實例8	實例9	實例10
SA (在加熱器之前) TAF之%	≈5-15	≈15-30	≈0	≈0	≈30-40	≈0	≈5-10	≈5-10	≈1-5	≈10-20
SA (在加熱器之後) TAF之%	≈5-15	≈0	≈15-30	≈15-30	≈0	≈30-40	≈5-10	≈5-10	≈10-20	≈1-5
FGR (在加熱器之前) TAF之%	≈5-15	≈15-30	≈0	≈15-30	≈5-10	≈5-10	≈30-40	≈0	≈1-5	≈10-20
FGR (在加熱器之後) TAF之%	≈5-15	≈0	≈15-30	≈0	≈5-10	≈5-10	≈0	≈30-40	≈10-20	≈1-5

表7展示基線系統、以係總空氣流之20%之ODB空氣操作的系統、以係總空氣流之20%之ODB再循環廢氣操作的系統，及以係總空氣流之20%之二次空氣與再循環廢氣之組合操作的系統之操作條件的實例。

表 7

	單位	基線	ODB空氣 (20%)	ODB FGR (20%)	ODB 空氣 &FGR (20%)
系統負載	MW毛重	122	122	122	122
淨負載	MW淨重	109	109	109	109
系統燃燒速率	MMBtu/hr	1226	1226	1226	1226
系統過量O ₂	%-濕	2.6	2.6	2.6	2.6
系統過量空氣	%	14.9	14.9	14.9	14.9
系統煤流	kpph	187	187	187	187
總空氣流(TAF)	kpph	1114	1114	1114	1114
通過床柵格之一次空氣流動速率	kpph	476	476	476	476
通過14個口之一次空氣流動速率	kpph	182	182	182	182
一次空氣溫度	°F	434	434	434	434
通過18個注射口之二次空氣流動速率	kpph	262	40	262	151
通過4個啟動燃燒器之二次空氣	kpph	104	104	104	104
通過4個煤進料器之二次空氣	kpph	65	65	65	65
通過石灰石射流之空氣流動速率	kpph	11.5	11.5	11.5	11.5
通過環封之空氣流	kpph	12.8	12.8	12.8	12.8
二次空氣溫度	°F	401	401	401	401
石灰石注射速率	kpph	40	40	40	40
固體再循環速率	kpph	8800	8800	8800	8800
ODB空氣流	kpph	0	222	0	111
ODB FGR流	kpph	0	0	222	111

本發明亦包括操作具有(例如)類似於上述循環式流體化床之循環式流體化床的熔爐之方法。在多數實施例中，該等方法包含在流體化床中燃燒燃料，該流體化床通常包括一密相床部分及相鄰於該密相床部分之一下部熔爐部分。

密相床部分最常維持為富燃料級，而下部熔爐部分最常維持為貧燃料級。將反應物(例如，石灰石)注射至該熔爐中以減少廢氣中至少一種燃燒產物的散發。在多數實施例中，在密相床上方注射廢氣。在許多實施例中，亦在密相床上方注射二次空氣。

最通常，在密相床上方的循環式流體化床之下部熔爐部分中注射二次空氣及再循環廢氣。二次空氣之注射及再循環廢氣之注射可在下部熔爐部分中之各個位置進行。通常，在熔爐中柱體密度小於熔爐出口柱體密度之約165%的高度處注射二次空氣，且在熔爐中柱體密度小於熔爐出口柱體密度之約165%的高度處注射再循環廢氣。此密度區可在熔爐間變化或在流體化床間變化，且在一些情況下，可處於密相床部分上方約10英尺與30英尺之間的位置處。在其他實施例中，可在密相床上方的熔爐中之一高度處注射二次空氣，其中出口柱體密度與密相床頂部之柱體密度的比率大於約0.6。在其他實施例中，可在密相床上方的熔爐中之一高度處注射再循環廢氣，其中出口柱體密度與密相床頂部之柱體密度的比率大於約0.6。密相床部分之柱體密度可變化，但在多數情況下，其將大於熔爐出口柱體密度約兩倍。

二次空氣及再循環廢氣之注射可經由至少一注射器件來執行，但將通常由複數個器件來執行。在多數實施例中，該複數個注射器件經定位以在熔爐中產生旋轉。尤其為增強混合，多數實施例將以在無對抗時大於熔爐寬度之約

50%的噴流滲透來注射氣體及空氣。在許多實施例中，注射器件將以爐壓之上約15英吋水柱至約70英吋水柱或更高的噴流停滯壓力來注射氣體或空氣。舉例而言，時常，噴流停滯壓力可為爐壓之上約30、約40、約50、約60或約70等等英吋水柱。

所注射之二次空氣及再循環廢氣之量(為至鍋爐的總空氣流之百分比)可在實施例間變化。在多數實施例中，可注射為至鍋爐之總空氣流之約10%至約80%的氣體及空氣。在其他實施例中，二次空氣及再循環廢氣可按為總空氣流之百分比的以下量來注射：約20%至約80%、約25%至約80%、約30%至約80%、約35%至約80%、約40%至約80%、約45%至約80%、約50%至約80%、約55%至約80%、約60%至約80%、約65%至約80%、約70%至約80%，或約75%至約80%。又，在此等或其他實施例中，二次空氣之量及再循環廢氣之量亦可變化。舉例而言，在一些實施例中，二次空氣可按為約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%及約35%至約40%的係總空氣流之百分比之一量來注射，且再循環廢氣可按為約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%的係總空氣流之百分比之一量來注射。

如所提及，本發明之實施例亦包括注射冷或熱的二次空

氣及再循環廢氣。在許多實施例中，注射將包括冷或熱的二次空氣及冷或熱的再循環廢氣。在其他實施例中，注射可包括其他組合。冷及熱空氣及氣體的各種溫度類似於上述情況。使用此等方法及上述方法，可達成本發明之進步。

已在前文描述中陳述眾多特性及優點以及結構及功能之細節。在所附申請專利範圍中指出新穎特徵。然而，本揭示案僅為說明性的，且在本發明之原理內，在用以表達一般請求項的術語之廣泛一般涵義所指示的最大範圍內，可對細節進行改變，尤其關於零件之形狀、大小及配置。舉例而言，二次空氣及再循環廢氣注射口可直列安裝，且僅二次空氣及再循環廢氣注射口中的一些可在任何給定時間操作。或者，二次空氣及再循環廢氣注射口全部可執行，其中僅空氣口中的一些在全容量下執行。應理解，所有此等修改及改良完全在以下申請專利範圍之範疇內。

儘管陳述本發明之廣泛範疇的數值範圍及參數為近似值，但在特定實例中陳述之數值係儘可能精確地報告。然而，任何數值固有地含有由見於其各別測試量測中之標準差而必然產生的某些誤差。此外，本文所揭示之所有範圍將理解為涵蓋包容於其中之任何及所有子範圍，及端點之間的每一數字。舉例而言，指定範圍「1至10」應被視作包括最小值1與最大值10之間(及包括1及10)的任何及所有子範圍；亦即，以最小值1或更大值(例如，1至6.1)開始且以最大值10或更小值(例如，5.5至10)結束的所有子範圍，

以及在該等端點內開始及結束的所有範圍，例如，2至9、3至8、3至9、4至7，及最後該範圍內含有之每一數字1、2、3、4、5、6、7、8、9及10。另外，提及為「併入於本文中」的任何參考案應理解為全文併入。

亦應注意，除非另有提及，否則上述各種實施例之特徵不相互排斥，且可在實施例間替換以達成本發明。

進一步注意，如本說明書中所使用，除非明確地且不含糊地限於一個對象，否則單數形式「一」及「該」包括複數個對象。

【圖式簡單說明】

圖1為習知循環式流體化床鍋爐(CFB)之說明；

圖2為根據申請人之發明的循環式流體化床鍋爐的說明；

圖3為申請人之發明對關於高度之重量加權CO的影響之圖示；

圖4為申請人之發明對關於高度之質量平均微粒體積分數的影響之圖示；

圖5為申請人之發明對關於高度之質量加權擾流動能的影響之圖示；

圖6為申請人所發現之一問題的圖示；

圖7為申請人所發現之另一問題的圖示；

圖8為根據本發明之一實施例的循環式流體化床鍋爐的說明；

圖9為根據本發明之一實施例的流動速率與SO_x減少之

間的關係之圖式；

圖 10 為流動速率與反應物利用之間的關係之圖示；及

圖 11 為 CFB 中氣體及微粒密度相對熔爐高度的關係之圖示。

【主要元件符號說明】

1	習知循環式流體化床鍋爐
2	熔爐
2a	水冷卻熔爐壁
3	旋風集塵器
4	密封盒
5	內埋管 5
6	外部熱交換器
7	空氣分配噴嘴
8	熱回收區域
9	空氣分配板
10	風箱
11	床材料
12	管道
20	二次空氣注射口或器件
100	系統
200	循環式流體化床鍋爐
202	熔爐
202a	水冷卻熔爐壁
202b	密相床部分

202c	下部熔爐部分
202d	上部熔爐部分
204	旋風集塵器
206	密封盒
210	外部熱交換器
210a	內埋管
212	空氣分配噴嘴
214	熱回收區域
214a	熱傳遞表面
216	廢氣管道
218	二次空氣源
220	空氣加熱器
222	風箱
222a	空氣分配板
224	二次空氣及再循環廢氣注射器件
226a-226d	管道
A	流體化空氣
B	向上流體化空氣

七、申請專利範圍：

1. 一種具有改良反應物利用之循環式流體化床鍋爐，該鍋爐包含：

一循環式流體化床，其包括

一密相床部分，及

在該密相床部分上方的一下部熔爐部分；

一反應物，其用以減少廢氣中之至少一燃燒產物的散發；及

在該密相床上方以彼此不相互對稱之方式定位之複數個再循環廢氣及二次空氣注射器件，其中該等器件經組態以在該密相床上方之該熔爐中將該反應物與該廢氣混合，且其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送至該鍋爐之該總空氣流的約20%至約80%，藉此使減少該至少一燃燒產物之該散發所需的反應物之量減少。

2. 如請求項1之鍋爐，其進一步包括一用於使來自該廢氣之挾帶微粒返回至該循環式流體化床的返回系統。
3. 如請求項2之鍋爐，其中該返回系統包括一用於將該等挾帶微粒自該廢氣移除的分離器。
4. 如請求項3之鍋爐，其中該分離器為一旋風分離器。
5. 如請求項3之鍋爐，其進一步包括在該分離器下游的一碎屑收集器。
6. 如請求項5之鍋爐，其中該碎屑收集器為一袋濾室。
7. 如請求項5之鍋爐，其中該碎屑收集器為一靜電聚塵器。

8. 如請求項1之鍋爐，其中該反應物係選自由以下各者組成的群：苛性鹼、石灰、石灰石、飛灰、氧化鎂、蘇打灰、重碳酸鈉、碳酸鈉、雙鹼、鈉鹼及方解石礦物群，方解石礦物群包括方解石 (CaCO_3)、菱鎳礦 ($\{\text{Ni}, \text{Mg}, \text{Fe}\}\text{CO}_3$)、菱鎂礦 (MgCO_3)、菱鎘礦 (CdCO_3)、菱錳礦 (MnCO_3)、菱鐵礦 (FeCO_3)、菱鋅礦 (ZnCO_3)、菱鈷礦 (CoCO_3)及其混合物。
9. 如請求項1之鍋爐，其中該反應物為石灰石。
10. 如請求項1之鍋爐，其中該循環式流體化床鍋爐之該密相床部分為一富燃料級。
11. 如請求項10之鍋爐，其中該循環式流體化床之該密相床部分係維持在化學計量比率以下。
12. 如請求項1之鍋爐，其中該下部熔爐部分為一貧燃料級。
13. 如請求項12之鍋爐，其中該下部熔爐部分係維持在該化學計量比率以上。
14. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件係位於該循環式流體化床鍋爐之該下部熔爐部分中。
15. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件係以一選自由對置直列、對置交錯及其組合組成之群的方式來配置。
16. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件係定位於該密相床上方約10英尺與約30英尺之

間。

17. 如請求項1之鍋爐，其中出口柱體密度與該密相床之頂部之柱體密度的比率大於約0.6，且其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件係定位於在該密相床之該頂部上方的該熔爐中之一高度處。
18. 如請求項1之鍋爐，其中各二次空氣及再循環廢氣注射器件之無對抗噴流滲透係大於熔爐寬度之約50%。
19. 如請求項1之鍋爐，其中噴流停滯壓力大於爐壓之上約15英吋水柱。
20. 如請求項19之鍋爐，其中該噴流停滯壓力為該爐壓之上約15英吋水柱至約70英吋水柱。
21. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件定位於該熔爐中之一高度處，其中柱體密度小於該出口氣體柱體密度的約165%。
22. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送至該鍋爐之該總空氣流的約20%至約70%。
23. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送為至該鍋爐之總空氣流之百分比的一量之空氣，該量係選自由以下各者組成之群：約25%至約80%、約30%至約80%、約35%至約80%、約40%至約80%、約45%至約80%、約50%至約80%、約55%至約80%、約60%至約80%、約65%至約80%、約70%至約80%及約75%至約80%。
24. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注

射器件輸送為總空氣流之百分比的一量之二次空氣，該量係選自由以下各者組成之群：約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%；且

其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送為總空氣流之百分比的一量之再循環廢氣，該量係選自由以下各者組成之群：約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%。

25. 如請求項1之鍋爐，其中該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送為總空氣流之約20%至約40%之百分比的二次空氣及為總空氣流之約20%至約40%之百分比的再循環廢氣。
26. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件之至少四者中包含至少四個定位於該密相床下游之注射器件，其係用於在該密相床上方之該熔爐中提供該反應物與該廢氣的混合。
27. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件中之至少一者經組態以提供冷再循環廢氣。
28. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件中之至少一者經組態以提供熱再循環廢氣。
29. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件中之至少一者經組態以提供冷二次空氣。

30. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件中之至少一者經組態以提供熱二次空氣。
31. 如請求項1之鍋爐，其中該複數個二次空氣及再循環廢氣注射器件經組態以提供至少冷或熱再循環廢氣及至少冷或熱二次空氣。
32. 如請求項27之鍋爐，其中該冷再循環廢氣具有約200°F至約350°F之溫度。
33. 如請求項28之鍋爐，其中該熱再循環廢氣具有約550°F至約750°F之溫度。
34. 如請求項29之鍋爐，其中該冷二次空氣具有約0°F至約100°F之溫度。
35. 如請求項30之鍋爐，其中該熱二次空氣具有約350°F至約700°F之溫度。
36. 一種操作一具有循環式流體化床之熔爐之方法，該方法包含：

在該流體化床中燃燒燃料，其中該流體化床包括一密相床部分及相鄰於該密相床部分的一下部熔爐部分；

將一反應物注射至該熔爐中以減少廢氣中至少一燃燒產物的散發；

將二次空氣注射至該熔爐中；及

將再循環廢氣注射至該密相床上方之該熔爐中，其中該第二空氣及再循環廢氣係經由複數個經定位以於該熔爐中產生旋轉之注射器件注入，並使得該等二次空氣及再循環廢氣注射器件輸送至該鍋爐之該總空氣流的約

20%至約80%，藉此使減少該至少一燃燒產物之該散發所需的反應物之量減少。

37. 如請求項36之方法，其中該二次空氣係在該熔爐中柱體密度小於熔爐出口柱體密度之約165%的一高度處注射。
38. 如請求項36之方法，其中該再循環廢氣係在該熔爐中柱體密度小於該熔爐出口柱體密度之約165%的一高度處注射。
39. 如請求項36之方法，其中該二次空氣係在該密相床部分上方約10英尺與30英尺之間的一位置處注射。
40. 如請求項36之方法，其中該再循環廢氣係在該密相床部分上方約10英尺與30英尺之間的一位置處注射。
41. 如請求項36之方法，其中該出口柱體密度與該密相床之頂部之柱體密度的比率大於約0.6，且該二次空氣係在該密相床頂部上方注射。
42. 如請求項36之方法，其中該出口柱體密度與該密相床頂部之該柱體密度的該比率大於約0.6，且該再循環廢氣係在該密相床頂部上方注射。
43. 如請求項36之方法，其中該密相床部分具有一大於該熔爐出口柱體密度約兩倍的柱體密度。
44. 如請求項36之方法，其中該複數個注射器件中之至少一者經操作以具有大於熔爐寬度之約50%的無對抗噴流滲透。
45. 如請求項36之方法，其中該複數個注射器件中之至少一者係以一大於爐壓之上約15英寸水柱的噴流停滯壓力來

操作。

46. 如請求項36之方法，其中該複數個注射器件中之至少一者係以該爐壓之上約15英吋水柱至約70英吋水柱的一噴流停滯壓力來操作。

47. 如請求項36之方法，其中該二次空氣及該再循環廢氣係按為總空氣流之百分比的一量來注射，該量選自由以下各者組成之群：約25%至約80%、約30%至約80%、約35%至約80%、約40%至約80%、約45%至約80%、約50%至約80%、約55%至約80%、約60%至約80%、約65%至約80%、約70%至約80%及約75%至約80%。

48. 如請求項36之方法，其中該二次空氣係按為總空氣流之百分比的一量來注射，該量選自由以下各者組成之群：約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%；且

其中該再循環廢氣係按為總空氣流之百分比的一量來注射，該量選自由以下各者組成之群：約1%至約40%、約5%至約40%、約10%至約40%、約15%至約40%、約20%至約40%、約25%至約40%、約30%至約40%，及約35%至約40%。

49. 如請求項36之方法，其中該二次空氣係按總空氣流之約20%至約40%來注射，且該再循環廢氣係按總空氣流之約20%至約40%來注射。

50. 如請求項36之方法，其中該二次空氣包括具有約0°F至

約 100°F 之溫度的冷二次空氣。

51. 如請求項 36 之方法，其中該二次空氣包括具有約 350°F 至約 700°F 之溫度的熱二次空氣。
52. 如請求項 36 之方法，其中該再循環廢氣包括具有約 200°F 至約 350°F 之溫度的冷再循環廢氣。
53. 如請求項 36 之方法，其中該再循環廢氣包括具有約 550°F 至約 750°F 之溫度的熱再循環廢氣。
54. 如請求項 36 之方法，其中該密相床部分係作為維持在化學計量比率以下的一富燃料級來操作。
55. 如請求項 36 之方法，其中該下部熔爐部分係作為維持在該化學計量比率以上的一貧燃料級來操作。
56. 如請求項 36 之方法，其中該反應物係選自由以下各者組成的群：苛性鹼、石灰、石灰石、飛灰、氧化鎂、蘇打灰、重碳酸鈉、碳酸鈉、雙鹼、鈉鹼及方解石礦物群，方解石礦物群包括方解石 (CaCO_3)、菱鎳礦 ($\{\text{Ni}, \text{Mg}, \text{Fe}\}\text{CO}_3$)、菱鎂礦 (MgCO_3)、菱鎘礦 (CdCO_3)、菱錳礦 (MnCO_3)、菱鐵礦 (FeCO_3)、菱鋅礦 (ZnCO_3)、菱鈷礦 (CoCO_3) 及其混合物。

八、圖式：

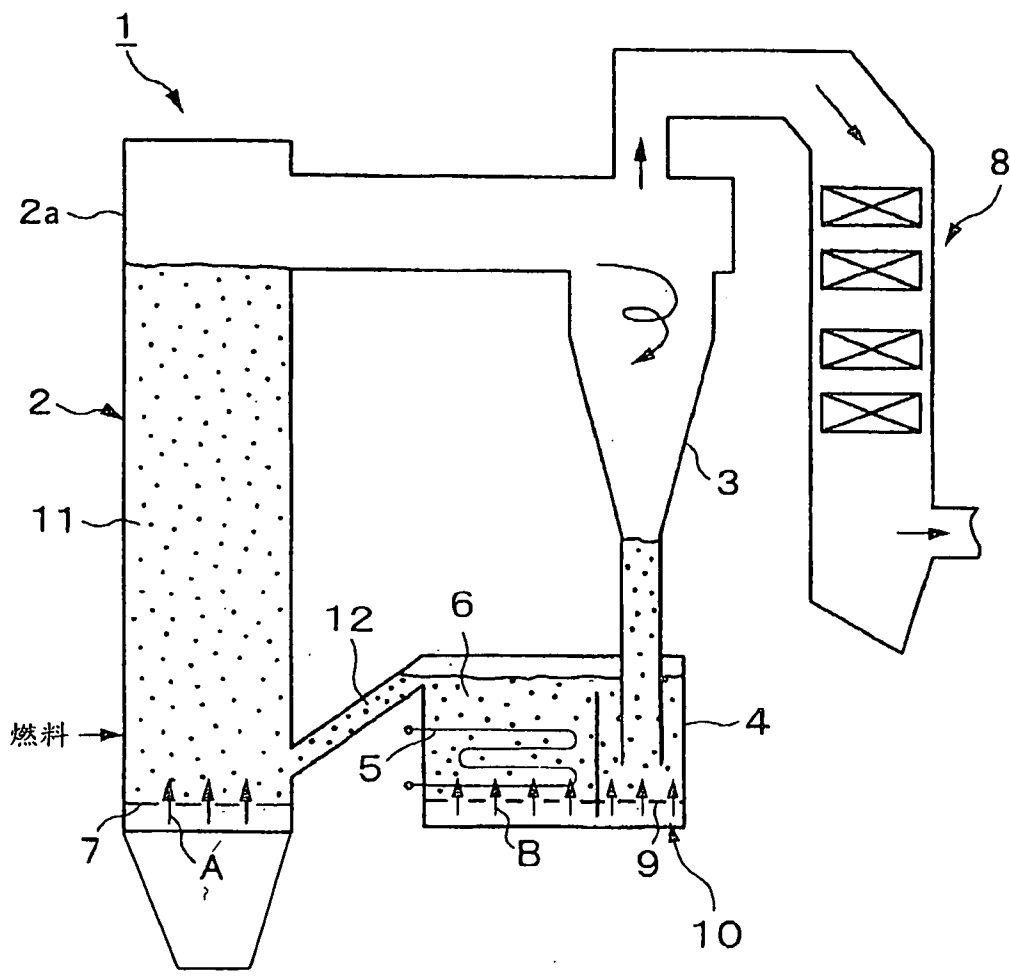


圖1

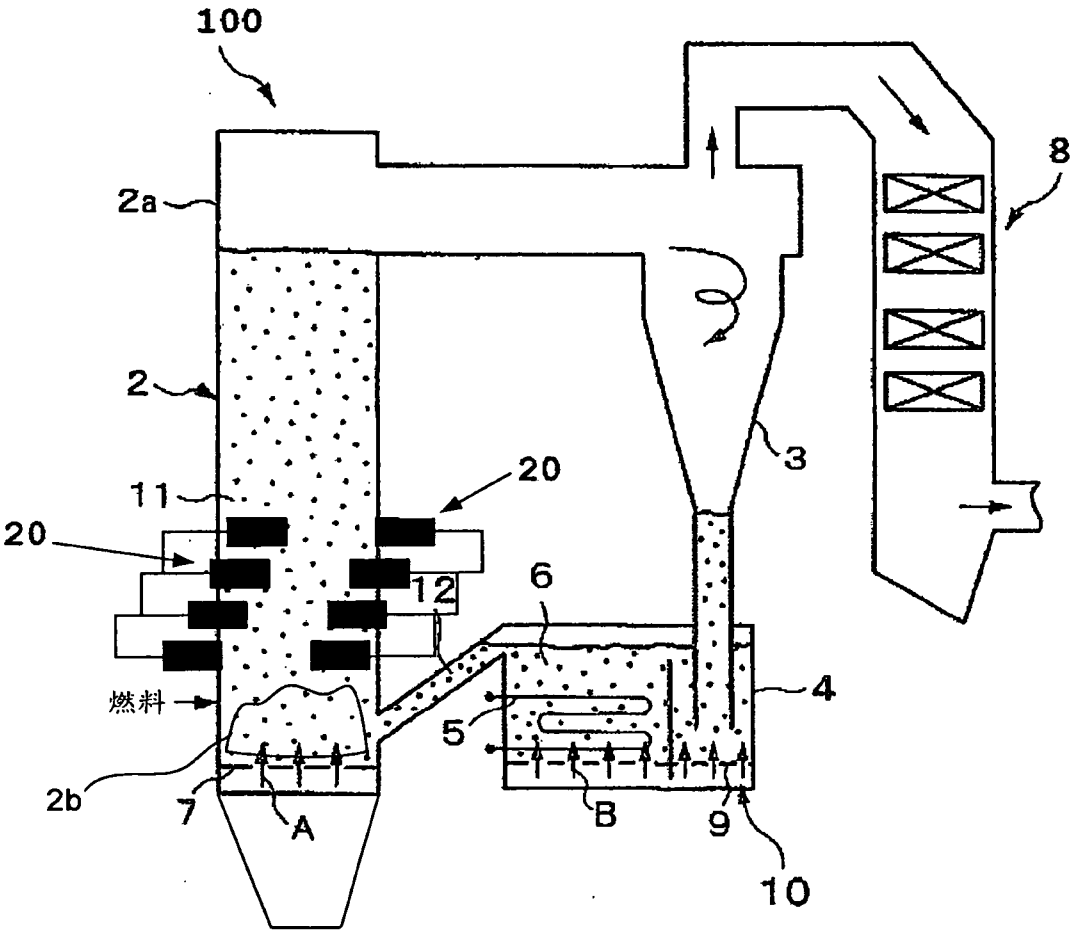


圖2

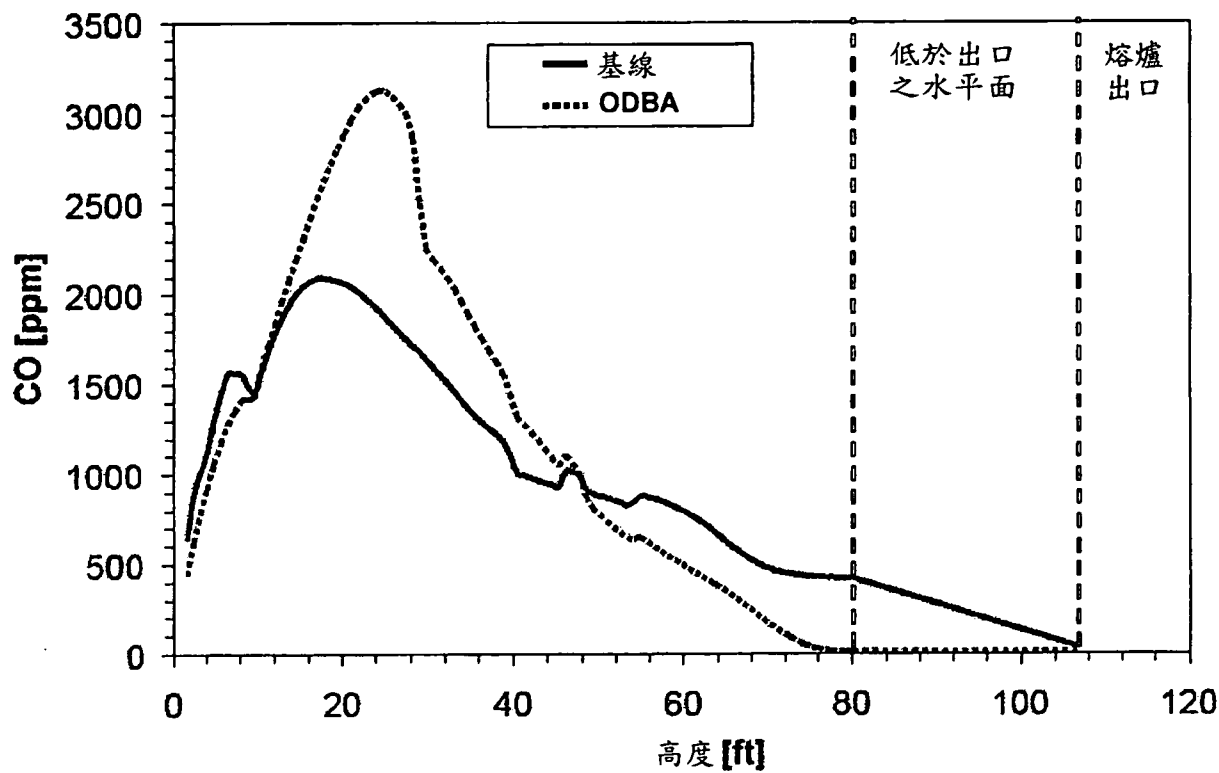


圖3

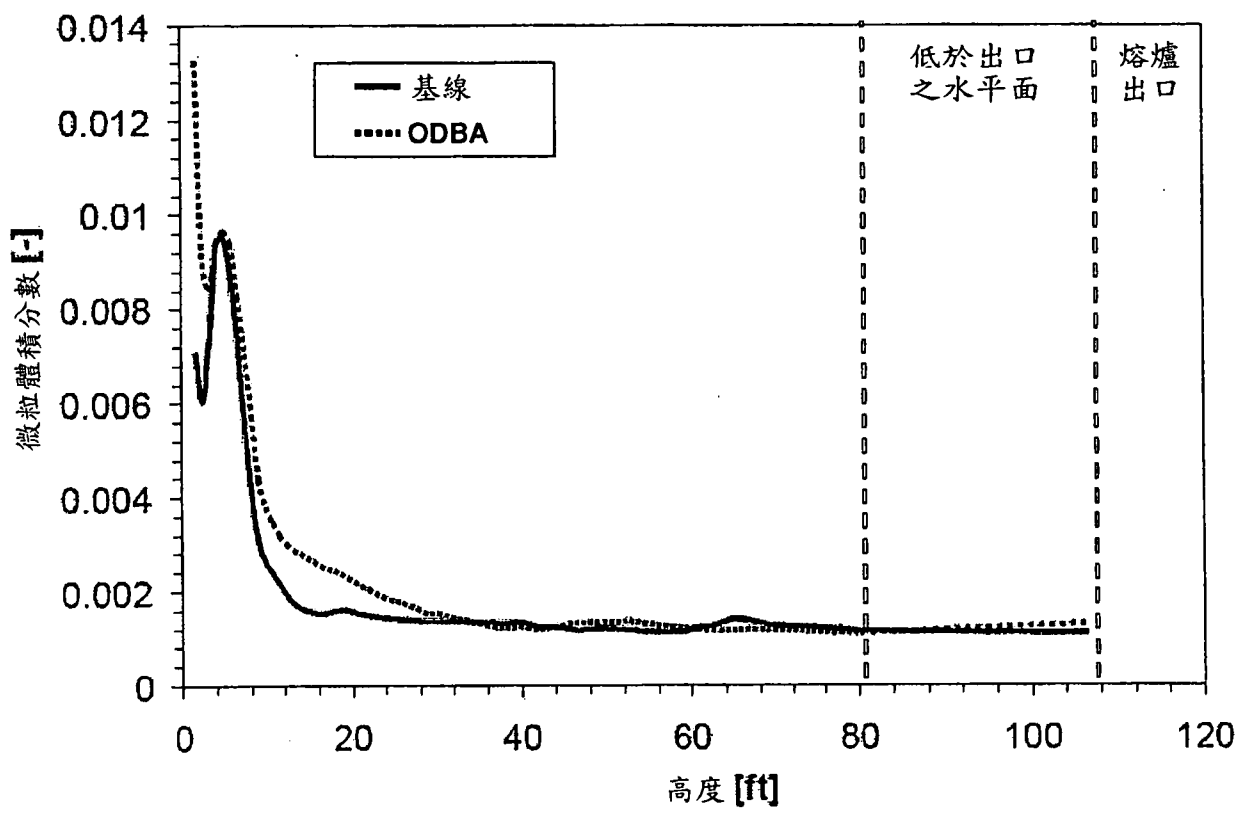


圖4

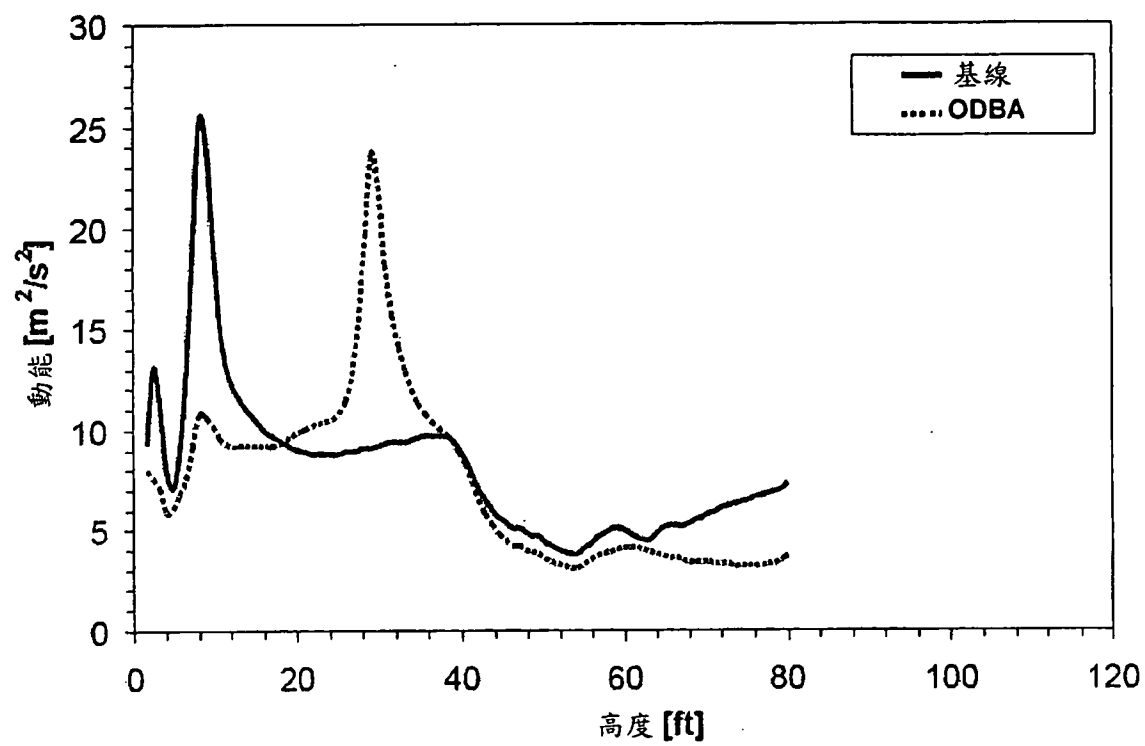


圖5

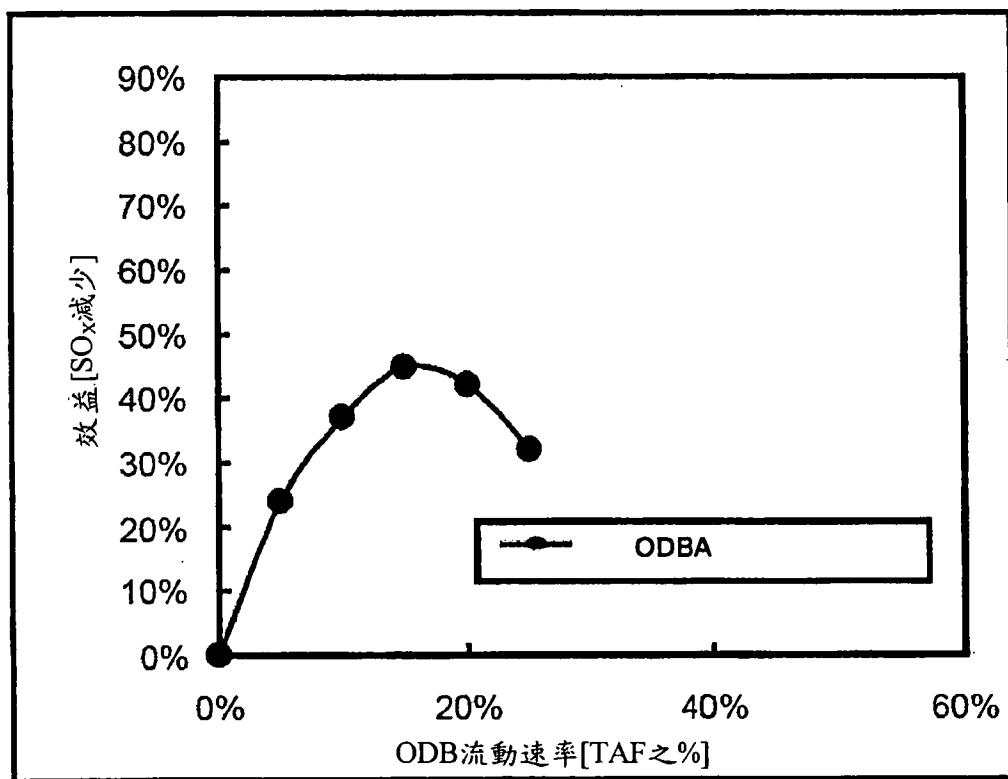


圖6

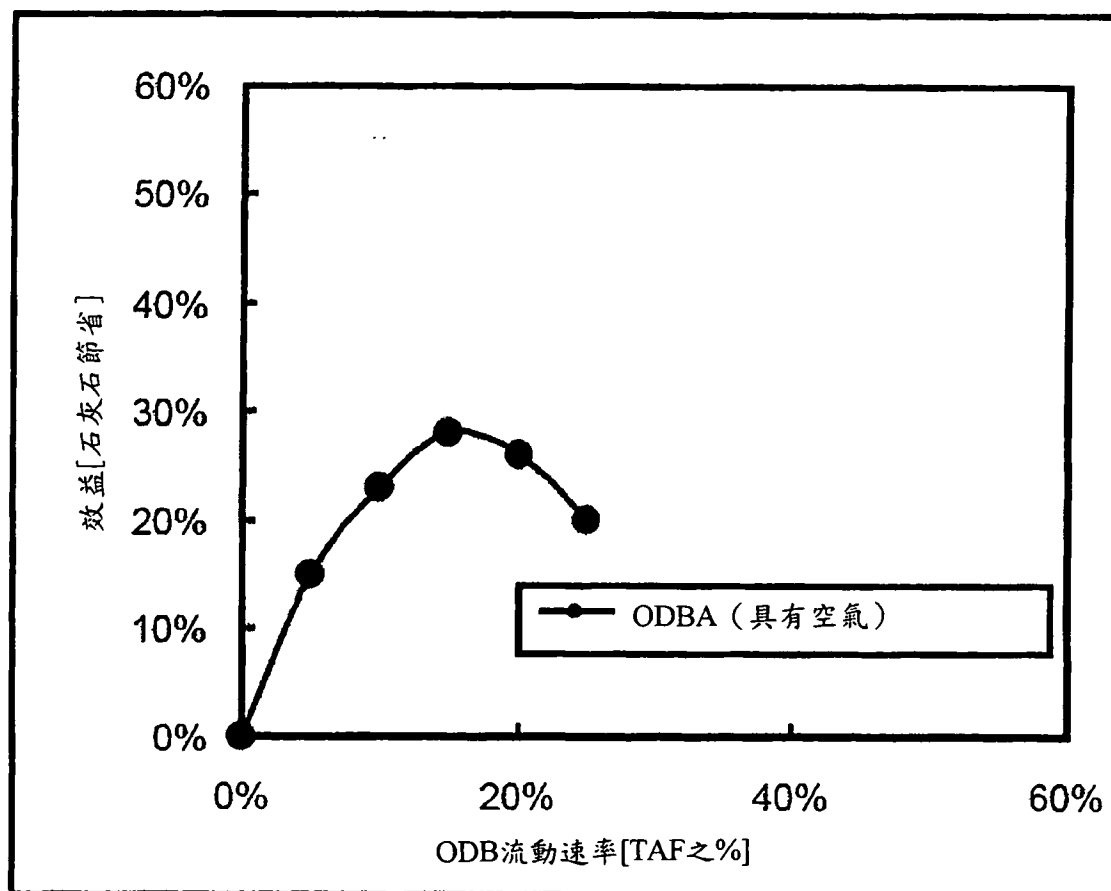


圖 7

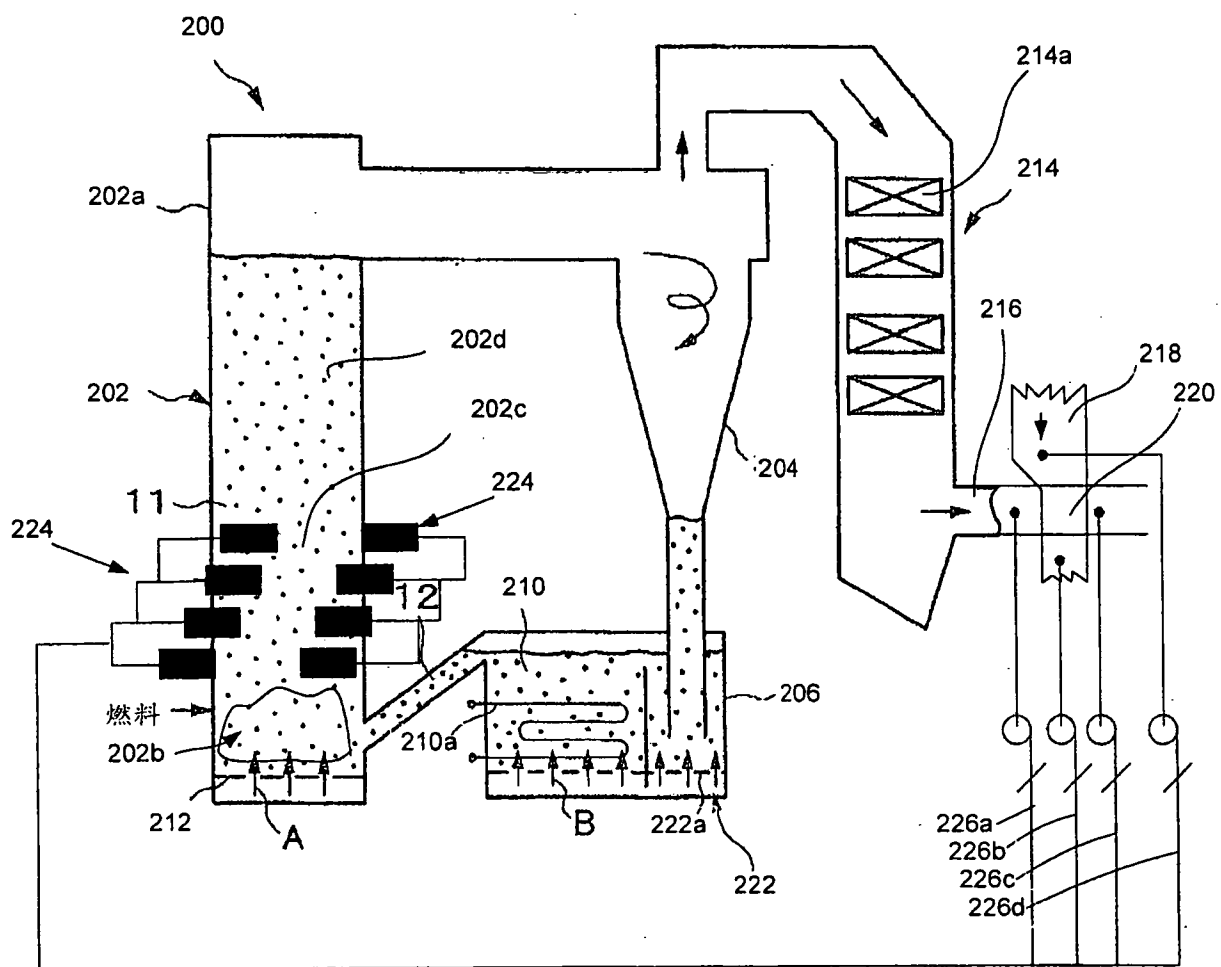


圖8

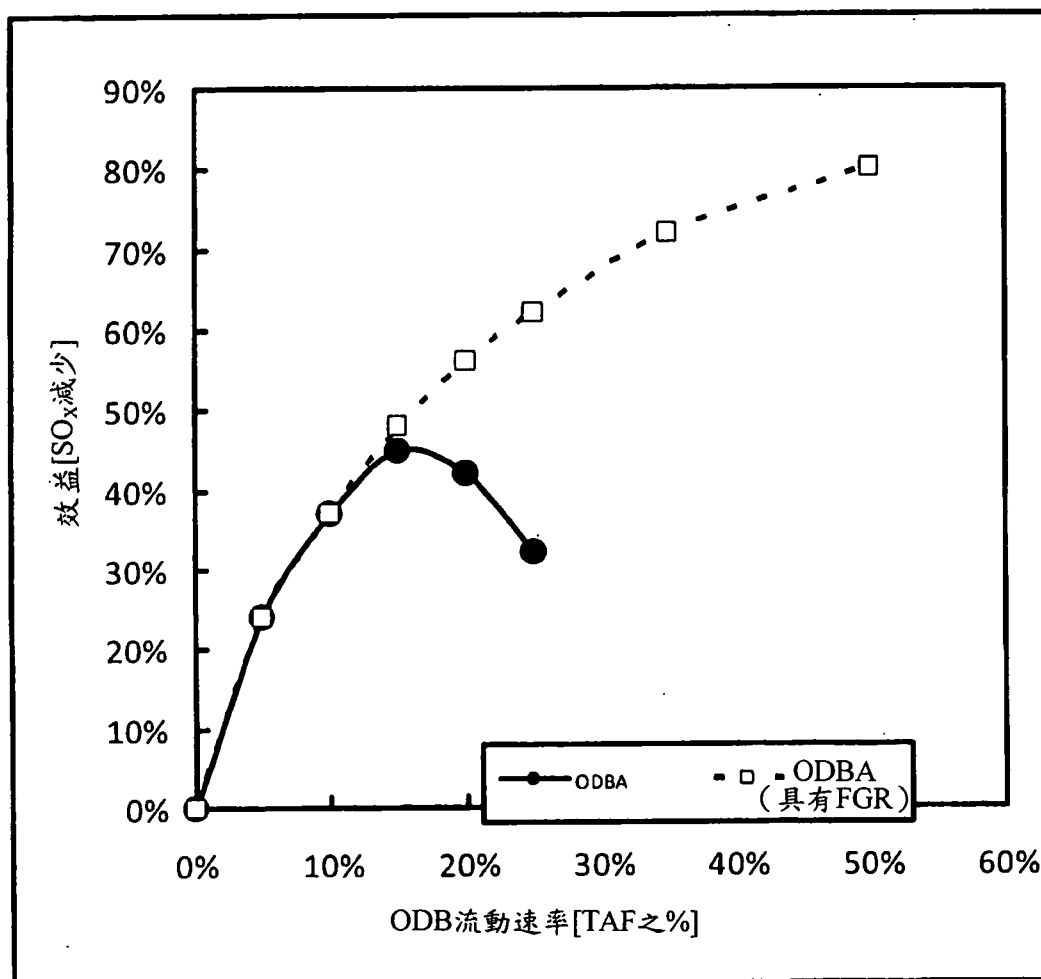


圖9

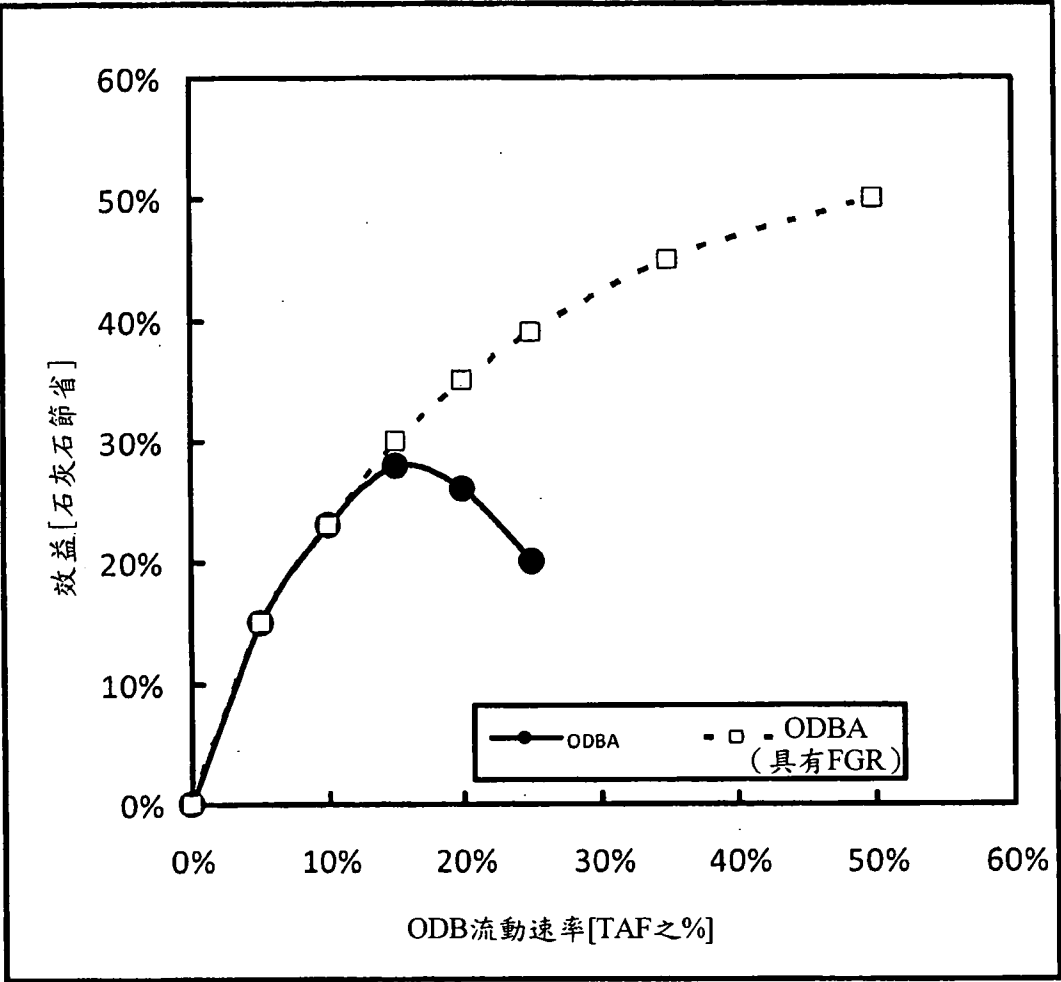


圖10

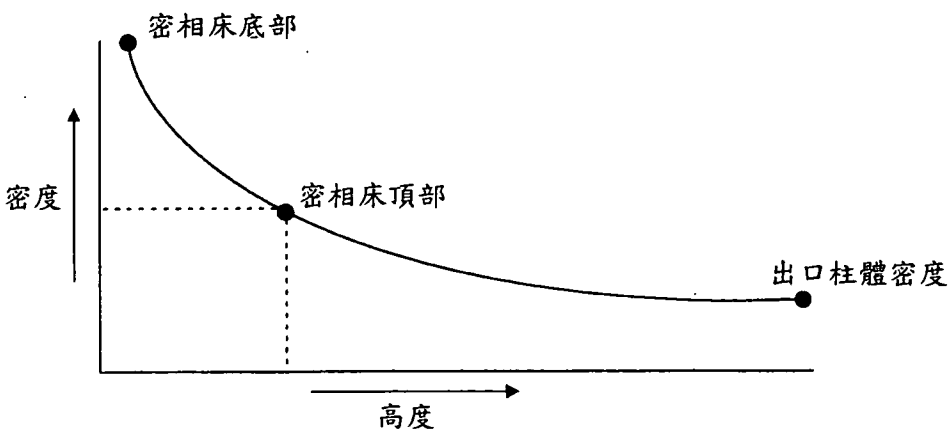


圖11