



(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 I482656 B

(45)公告日：中華民國 104 (2015) 年 05 月 01 日

(21)申請案號：098132087

(22)申請日：中華民國 98 (2009) 年 09 月 23 日

(51)Int. Cl. : **B01D53/12 (2006.01)****B01D53/48 (2006.01)****B01J20/34 (2006.01)**

(30)優先權：2008/11/10 美國

61/113,100

2009/08/31 美國

12/551,190

(71)申請人：祿幕斯科技公司 (美國) LUMMUS TECHNOLOGY INC. (US)

美國

(72)發明人：布朗 朗諾 E BROWN, RONALD E. (US)；費諾 丹尼爾 T FERNALD, DANIEL

T. (US)

(74)代理人：陳長文

(56)參考文獻：

CN 1829561A

US 2004/0121906A1

審查人員：李嘉修

申請專利範圍項數：24 項 圖式數：3 共 43 頁

(54)名稱

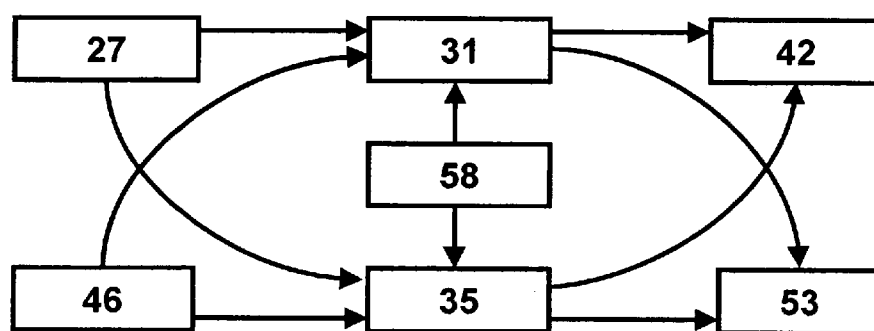
用於污染物移除之多重固定流體化床之方法及系統

PROCESS AND SYSTEM WITH MULTIPLE FIXED-FLUIDIZED BEDS FOR CONTAMINANT REMOVAL

(57)摘要

本發明大體上係關於自氣流移除污染物。在某些實施例中，本發明係關於一種利用並聯操作之反應器之獨特排列經在高溫及高壓下與可再生吸附劑接觸而自氣流移除一或多種污染物的方法。

The present disclosure relates generally to contaminant removal from gas streams. In certain embodiments, the present disclosure relates to a process for removing one or more contaminants from a gas stream via contact with a regenerable sorbent at high temperature and pressure, utilizing a unique arrangement of reactors operating in parallel.



27 . . . 無微粒輸入
氣體源/輸入氣體

31 . . . 吸附/再生反
應器/第一反應器

35 . . . 吸附/再生反
應器/第二反應器

42 . . . 產物氣體使
用者

46 . . . 再生氣體

53 . . . 廢氣使用者

圖 1

I482656

TW I482656 B

58 . . . 加壓惰性氣
體

103年6月11日修正替換頁

發明專利說明書

公告本

中文說明書替換頁(103年6月)

(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：098132087

※ 申請日：98年9月23日

※IPC 分類：B01D 53/12 (2006.01)

B01D 53/48 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

B01J 20/34 (2006.01)

用於污染物移除之多重固定流體化床之方法及系統

PROCESS AND SYSTEM WITH MULTIPLE FIXED-FLUIDIZED BEDS
FOR CONTAMINANT REMOVAL

二、中文發明摘要：

本發明大體上係關於自氣流移除污染物。在某些實施例中，本發明係關於一種利用並聯操作之反應器之獨特排列經在高溫及高壓下與可再生吸附劑接觸而自氣流移除一或多種污染物的方法。

三、英文發明摘要：

The present disclosure relates generally to contaminant removal from gas streams. In certain embodiments, the present disclosure relates to a process for removing one or more contaminants from a gas stream via contact with a regenerable sorbent at high temperature and pressure, utilizing a unique arrangement of reactors operating in parallel.

四、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第(1)圖。

(二)本代表圖之元件符號簡單說明：

27	無微粒輸入氣體源/輸入氣體
31	吸附/再生反應器/第一反應器
35	吸附/再生反應器/第二反應器
42	產物氣體使用者
46	再生氣體
53	廢氣使用者
58	加壓惰性氣體

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自氣流移除污染物。在某些實施例中，本發明係關於一種利用並聯操作之反應器之獨特排列經在高溫及高壓下與可再生吸附劑接觸而自氣流移除一或多種污染物的方法。

本申請案主張同在申請中之2008年11月10日申請之美國臨時專利申請案第61/113,100號在35 U.S.C.§119(e)下的優先權，該文獻以全文引用的方式併入本文中。

【先前技術】

近年來，甲烷及其他氣相燃料已成為較普遍的能源。此現象之一實例為使用氣化製程自諸如煤或生物質之能源產生動力迅速增長。然而，愈發嚴格的政府法規已限制由使用此等能源產生之某些污染物(例如，硫物質、酸氣及其他具有環境問題之化合物)之容許量。產生與諸如燃料氣、煙道氣及廢氣之氣流中存在經還原之硫氣體(諸如 H_2S 、 COS 及 CS_2)相關聯的另一問題在於此等氣體為腐蝕性的，尤其對於鋼渦輪葉片。因此，用以為渦輪提供動力之燃料氣中存在經還原之硫氣體引起嚴重葉片腐蝕。此促使燃料氣生產者發展更有效方法以減少污染物排放使得符合此等提高之標準。

處理氣流以移除不合需要組份之已知方法包括使氣流與物理或化學溶劑接觸。用於此目的之化學溶劑之實例包括諸如甲基二乙醇胺(MDEA)及二乙醇胺(DEA)之胺類。通

常，化學溶劑之選擇性可能存在問題。舉例而言，儘管胺類能夠自氣流有效移除硫化氫(H_2S)，但胺類通常不能夠吸收其他不合乎需要的含硫化合物，諸如羰基硫化物(COS)。因此，在氣流可用作燃料前必須進行額外製程步驟(例如， COS 水解)。除移除 H_2S 外，大部分胺類亦移除二氧化碳，其可增加後續廢氣處理設施之負擔。基於胺之沖洗製程亦具有諸如形成熱穩定鹽、胺類分解之技術問題，且此外為設備密集型，因此需要大量資本投資。

大部分利用化學溶劑自合成氣流移除硫之方法需要將進入氣流大幅冷卻至 38°C 至 0°C 以下之範圍。酸性合成氣通常在至少 340°C 之溫度下離開氣化爐，所以為執行大量硫移除而必須移除的熱量等於 300°C 或更高。此熱量移除量需要有時藉由昂貴、高合金冶金製得之大型、昂貴熱交換設備。需要額外設備以藉由將水轉化為自胺溶劑移除所吸收之污染物所需要的大量蒸汽來重新捕獲所移除之熱量。總而言之，該方法在部署及操作兩方面均為昂貴的。

最近，使用可再生固體吸附劑之改良技術已發展為自合成氣移除污染物之更有效方式。該等可再生吸附劑通常由金屬氧化物組份(例如， ZnO)及促進劑金屬組份(例如， Ni)形成。當在約 375°C 之溫度下與含硫合成氣接觸時，可再生吸附劑之促進劑金屬及金屬氧化物組份協同自煙移除硫且經金屬氧化物組份(例如， ZnO)轉化為金屬硫化物(例如， ZnS)而將所移除之硫儲存於吸附劑上/中。可接著藉由使「載有硫」之吸附劑與含氧再生氣流接觸而使所得載

有硫之吸附劑再生。

再生期間，載有硫之吸附劑中之金屬硫化物(例如， ZnS)經與含氧再生氣流反應而恢復其原始金屬氧化物形式(例如， ZnO)。此外，再生期間，促進劑金屬經氧化以形成經氧化促進劑金屬組份(例如， NiO)。再生後，吸附劑藉由與含氫合成氣流接觸而再一次經還原以用於進一步脫硫。藉由氫氣還原經氧化促進劑金屬組份，藉此使吸附劑恢復具有金屬氧化物組份(例如， ZnO)及原子價經還原促進劑組份(例如， Ni)的最佳硫移除狀態。還原後，經還原之吸附劑又能夠與合成氣中之硫污染物反應。

傳統上，用於煙脫硫製程之固體吸附劑組合物已成塊狀，利用於固定床應用中。習知固定床具有藉由固定吸附劑來降低吸附劑消耗速率之優勢，因此提供最長吸附劑使用壽命。然而，快速阻塞需要固定床吸附劑頻繁再生，且需要大量轉換時間。

流體化床與固定床相比具有三個主要優勢，其為(1)其可更有效地分散由於催化劑床之持續混合產生之反應熱，(2)可容易地就地替換變為惰性的催化劑及(3)催化劑具有高表面積以使大量硫移除最大化。在利用連續再生之典型流化床吸附劑系統中，一部分載有硫之催化劑持續傳遞至獨立再生容器，接著在再生後返回主反應器。此系統對於自液態煙進料移除硫污染物運作良好。然而，典型合成氣進料中之相對高硫含量(1%至2%)對催化劑床快速裝載硫，需要催化劑循環至再生室之速率顯著增加。一般而

言，當固體顆粒以高速傳送時，固體顆粒之消耗增加。因此，使用通過容器及在容器之間的固體顆粒之稀相傳送的脫硫單元可引起顆粒之顯著消耗。當脫硫單元中使用之固體顆粒經歷高程度消耗時，必須以頻繁時間間隔替換固體顆粒，從而增加操作成本及單元之停工時間。儘管不希望受理論約束，但此增加之消耗速率可部分歸因於當再循環污染物移除裝置擴大至自商業合成氣流有效移除污染物所需之規模時吸附劑顆粒之間增加之壓力。此外，由於再生反應器能力之必要增加(及因此之較大計劃規模)以及操作可靠性降低，故增加之吸附劑循環速率在商業規模下變為成本過高。最終，此等系統並不有助於維持吸附劑上之相對恆定溫度及壓力，藉此加速其消耗速率。

因此，對自氣流移除污染物之更有成本效益之製程存在需要。本文中所述之發明提供自合成氣流移除污染物之獨特製程，使其更具能量效率、不太複雜且因此不太昂貴。

【發明內容】

本發明之一實施例包含：(a)在吸附反應器中使含硫氣流與初始吸附劑接觸以藉此產生消除硫之產物流及載有硫之吸附劑，其中初始吸附劑包含Zn及促進劑金屬；及(b)在再生條件下於再生反應器中使至少一部分載有硫之吸附劑與再生氣流接觸以藉此產生再生吸附劑及廢氣流，其中步驟(b)之接觸包括以約 100 h^{-1} 至約 $100,000\text{ h}^{-1}$ 範圍內之初始標準每小時之氣體空間速度(SGHSV)將再生氣體引入再生反應器中，其中步驟(b)之接觸包括使再生氣體之SGHSV

增加至高於初始SGHSV至少 $1,000 \text{ h}^{-1}$ 的最終SGHSV。

在本發明之某些實施例中，提供一方法，其包含：(a)將原料氣流引入吸附反應器中，其中原料氣流包含約10體積%至約75體積%範圍內之一氧化碳(CO)、約8體積%至約50體積%範圍內之氫(H_2)、約4體積%至約40體積%範圍內之水(H_2O)及約0.001體積%至約5體積%範圍內之硫化氫(H_2S)；(b)在吸附反應器中使至少一部分原料氣流與初始吸附劑接觸以藉此產生產物氣流及載有硫之吸附劑，其中初始吸附劑包含Zn及促進劑金屬；(c)乾燥至少一部分載有硫之吸附劑以藉此產生經乾燥之載有硫之吸附劑；及(d)在再生條件下於再生反應器中再生至少一部分經乾燥之載有硫之吸附劑以藉此產生再生吸附劑及廢氣流，其中再生吸附劑包含在步驟(d)之再生期間形成之小於約20重量%之損壞吸附劑之化合物。

在本發明之某些實施例中，提供一方法，其包含：(a)在氯化區中氯化含碳材料以藉此產生輸入氣流；(b)將至少一部分輸入氣流引入吸附反應器中，其中吸附反應器含有初始吸附劑，其中初始吸附劑包含Zn、膨脹珍珠岩(expanded perlite)及促進劑金屬，其中至少一部分初始吸附劑包含由式 $\text{M}_z\text{Zn}_{(1-z)}\text{Al}_2\text{O}_4$ 表徵之取代型固體溶液及由式 M_AZn_B 表徵之取代型固體金屬溶液，其中M為促進劑金屬組份且A、B及Z在約0.01至約0.99之範圍內；(c)在吸附反應器中用初始吸附劑自原料氣流吸附至少一部分含硫化合物以藉此產生載有硫之吸附劑及產物氣流，其中吸附係在約225°C至約550°C範圍內之

溫度下及約250磅/平方吋至約575磅/平方吋(表壓)(psig)範圍內之壓力下執行，其中載有硫之吸附劑具有約1重量%至約27重量%範圍內之硫負載，其中產物氣流包含小於50 ppmv之含硫材料及小於20 ppmv之HCl；(d)在乾燥區中乾燥至少一部分載有硫之吸附劑以藉此產生經乾燥之載有硫之吸附劑；(e)在再生區中經在再生條件下與再生氣體接觸來再生至少一部分經乾燥之載有硫之吸附劑以藉此產生再生吸附劑及含有SO₂之廢氣，其中再生氣體具有約1,000 h⁻¹至約80,000 h⁻¹範圍內之初始標準每小時之氣體空間速度(SGHSV)，其中再生係在約300°C至約600°C範圍內之初始溫度下進行；(f)使至少一部分再生吸附劑返回吸附反應器，其中返回吸附反應器之再生吸附劑包含由式M_xZn_yO表徵之取代型固體金屬氧化物溶液，其中M為促進劑金屬組份且X及Y在約0.01至約0.99範圍內，其中再生吸附劑具有小於6重量%之硫負載，其中再生吸附劑包含小於20重量%之在步驟(e)之再生期間產生的損壞吸附劑之化合物；及(g)將至少一部分含有SO₂之廢氣流引導至Claus單元。

本發明之某些實施例包括自煙氣移除污染物之方法，其包含以下步驟：在獨立操作之若干吸附反應器中之一者中於285°C-455°C之間的溫度範圍內及300 psig-800 psig之壓力範圍內使含有硫化合物之氣流與初始吸附劑接觸以藉此產生硫消除之產物流及載有硫之吸附劑，其中該初始吸附劑包含Zn及促進劑金屬；且在每一吸附反應器中含有流體化狀態之該初始吸附劑；且自含有硫化合物之氣流獨立地

移除一或多個吸附反應器以再生初始吸附劑；且在再生反應器中使至少一部分該載有硫之吸附劑與再生氣流接觸，同時將再生反應器內之溫度維持在450℃-565℃之間的範圍內且將壓力維持在20 psig-300 psig之間的範圍內，以藉此產生再生吸附劑及廢氣流。

在本發明之某些實施例中，一組三個反應器同時並聯操作，其中一個反應器處於吸附模式而其他兩個處於吸附模式或再生模式。然而，在任何既定時間三個反應器中之至少一個處於再生模式。在本發明之另一實施例中，一組四個反應器同時並聯操作，其中一個反應器處於吸附模式而其他三個處於吸附模式或再生模式。然而，在任何既定時間四個反應器中之至少一個處於再生模式。

本文中所述之發明之某些實施例包含至少兩個各自具有自含流體化吸附劑床之搖擺式反應器，該流體化吸附劑床組合固定床及流體化床反應器兩者之優勢成為一獨特組態。第一反應器中之吸附劑載有污染物且污染物移除效率降低後，饋入脫硫反應器之合成氣進料轉移至一個(或多個)與第一反應器並聯操作的額外搖擺式反應器中，同時第一反應器切換至再生模式。在維持高溫及壓力條件的同時在氧(空氣)存在下再生吸附劑催化劑。

【實施方式】

藉由以下描述且在參考隨附圖式後，本發明之優勢將為熟習此項技術者所顯而易見。

本發明以美國專利案第7,182,918 B2號、美國專利案第

6,656,877 B2號、美國專利案第6,878,669 B2號及美國專利申請案第11/862,013號為基礎，該等專利案之全部揭示內容以引用的方式併入本文中。

藉由圖1之流程圖說明本發明之污染物移除系統，且其基本上包含無微粒輸入氣體源27，至少兩個並聯操作之吸附/再生反應器31、35，產物氣體使用者42及再生廢氣使用者53。流體化吸附劑含於每一反應器內，且當輸入氣體27進入反應器31或35時，其接觸此吸附劑，藉此產生載有污染物之吸附劑及已消除污染物之產物氣體。產物氣流離開反應器31或35且被引導至產物氣體使用者42。吸附劑載有污染物且不再能夠自輸入氣體有效移除污染物後，使載有污染物之吸附劑經與再生氣體46接觸而再生。再生模式期間離開反應器之所得廢氣流被引導至廢氣使用者53，而至少一部分再生吸附劑隨後重新用於其他吸附循環。舉例而言，吸附模式之第一反應器31接收輸入氣體且自氣流移除污染物，而同時，處於吸附劑再生模式之第二反應器35利用包含經加熱及加壓之惰性氣體與空氣之混合物的再生氣體46來再生催化劑。使用加壓惰性氣體(諸如 N_2 或 CO_2)58之後續淨化步驟將反應器內之 O_2 含量降低至使反應器恢復吸附模式之安全含量。第二反應器35接著藉由重新輸入經加壓及加熱之無微粒輸入氣體27而恢復吸附模式。反應器35恢復吸附模式後，第一反應器31中載有污染物之吸附劑根據以上關於第二反應器所述之相同程序再生。此污染物移除製程及系統之關鍵特徵在於在吸附與再生模式

之間的循環期間每一反應器內之壓力及溫度循環最小化。此顯著降低吸附劑消耗速率，且因此，增加污染物移除效率。

圖2為本發明之一實施例之更詳細示意圖，其利用兩個吸附/再生反應器93及97。此等反應器並聯操作，且每一反應器含有初始吸附劑之流體化床。在某些實施例中，電子控制系統167可使用來自若干光度分析器139、142、145之輸入來監控多個反應器中發生之吸附及再生製程。回應於此輸入，控制系統發送電信號至控制氣體流入及流出多個反應器之電致動電磁閥147、149、151、153、155、157、159、161、163、165、166。總而言之，電子控制系統調控每一反應器之吸附模式與再生模式之間的循環，藉此使循環期間吸附劑催化劑床上之熱及壓力變化最小化。控制系統亦確保本文中所述之吸附/再生製程中之操作安全。

在本發明之某些實施例中，每一個別反應器之吸附相與再生相之間的循環製程如下文所述，其中某些所描述之組件描繪於圖2中。初始起動製程以預吸附模式開始，包含使用經加熱惰性氣體117(諸如 N_2 或 CO_2)對第一反應器93加壓。開放電磁閥147以允許惰性氣體進入反應器，且繼續加熱及加壓直至反應器內含有之流體化吸附劑床達到自輸入氣流吸附污染物之適當溫度($285^{\circ}C$ 與 $455^{\circ}C$ 之間)及壓力(300 psig與800 psig之間)。

吸附模式以關閉惰性氣體閥147及開放無微粒輸入氣體閥151開始，允許第一反應器內含有之流體化吸附劑自熱及加壓輸入氣體吸附污染物。隨後不久允許開放反應器輸

出閥161，其中輸出產物氣體被引導至產物氣體使用者。吸附模式期間，反應器中之溫度維持在285°C與455°C之間的範圍內且壓力維持在300 psig與800 psig之間的範圍內。位於反應器139、142下游之光度分析器指示產物氣體中污染物之含量增加超過指示吸附劑載有污染物之臨限值後，預再生模式開始。在一些實施例中，可使用其他指示變數確定預再生模式何時開始，諸如以預吸附模式操作及準備開始吸附模式之其他並聯反應器之可用性。

預再生模式由開放閥門147以允許高壓、經加熱惰性氣體117進入反應器同時關閉閥門151以減少載有污染物之無微粒輸入氣體101之流入而開始。減少之流入第一反應器之輸入氣體立即轉移至已在高壓及高溫下保持預吸附模式之第二反應器97。此製程持續直至所有輸入氣體流均轉移至第二反應器97，然後在285°C與455°C範圍內之溫度及300 psig與800 psig之間範圍內之壓力下用惰性氣體117沖洗第一反應器。此步驟亦可允許在再生之前乾燥吸附劑。

使用惰性氣體沖洗反應器至可接受之程度後，自預再生模式轉變為再生模式以關閉沖洗用氣體入口閥147開始。在一些實施例中，可開放沖洗閥165以釋放超壓。開放入口閥149以允許引入惰性氣體與空氣之混合物使吸附劑再生。接著開放閥門165使得來自反應器之輸出氣體被引向廢氣使用者131以進一步清除SO₂及自再生吸附劑釋放之其他污染物。在此再生製程期間，反應器溫度維持在455°C與565°C之間範圍內之溫度下且壓力維持在20 psig與300

psig之間之範圍內。

自下游再生分析器145獲得之資料指示吸附劑以可接受之程度(由廢氣中SO₂含量大幅降低指示)再生後，隨後反應器藉由逐漸關閉空氣/惰性氣體入口閥149同時逐漸開放沖洗用氣體入口閥159而再一次切換至預吸附模式。接著將來自反應器之輸出物導向剩餘污染物處理製程、氣化製程或燃燒塔(未描繪)。沖洗模式期間，反應器維持在285°C與455°C之間範圍內之溫度及300 psig與800 psig之間範圍內之壓力下直至反應器恢復吸附模式之時。

在某些替代性實施例中，一組三個反應器同時並聯操作，其中一個反應器處於吸附模式而其他兩個處於吸附模式或再生模式。在本發明之其他替代性實施例中，一組四個反應器同時並聯操作，其中一個反應器處於吸附模式而其他三個處於吸附模式或再生模式。然而，在任何既定時間四個反應器中之至少一個處於再生模式。

在某些實施例中，由電子控制系統167控制並聯操作之多個反應器之吸附模式與再生模式之間的循環。電子控制系統包括接收來自各種聯線感測器之資料的電腦處理器，該等感測器可包含商業可用連續光度分析器139、142、145。來自此等分析器之資料輸入無線傳輸或經由有線連接133傳輸且由電子控制系統之電腦處理器根據電腦可讀媒體上預程式化之定義參數處理。定義參數係依照本發明之製程，且提供電腦處理器可讀取之指令集。此允許電子控制系統容易地比較來自各種感測器之資料與預期值，接

著藉由發送信號至調控合成氣、沖洗用氣體及再生氣體進入每一反應器以及污染物經消除產物氣體、廢氣及再生廢氣之排出的電致動雙隔斷電磁閥147、149、151、153、155、157、159、161、163、165、166來回應。電子控制系統167亦防止不安全操作條件。舉例而言，除非氧含量(由光度分析器量測)低於爆炸極限，否則控制系統阻止開放合成氣進料進入特定吸附區。在一些實施例中，利用冗餘分析器，在開放閥門前由控制系統比較來自多個分析器之資料以確保安全操作。

圖3說明某些實施例中所示之電子控制系統之更詳細表示。在某些實施例中，電子控制系統167包括處理器169、系統記憶體174及將各種系統組件(包括系統記憶體174)耦接至處理器169之系統通信匯流排177。系統記憶體174可包含唯讀記憶體(ROM)及/或隨機存取記憶體(RAM)。電子控制系統167可進一步包括電腦可讀媒體182，其提供電腦可讀指令、資料結構、程式模組、資料及其類似物之儲存。使用者(未展示)可經諸如鍵盤205、滑鼠196之輸入器件將指令及資訊輸入電子控制系統167。顯示器件209亦可包括用於輸入資訊至處理器169之諸如觸控式螢幕、光筆、光束柵格或其類似物之其他器件。諸如監控器、平板顯示器或其類似物之顯示器件209亦連接至控制系統167以用於輸出。通信器件221，其在一實施例中為數據機，提供與一或多個感測器139、142、145(其在某些實施例中包含光度或電流分析器)之通信。可用指令程式化處理器169

以與其他計算系統相互作用以便執行下文所述之方法。指令可儲存於記憶體174及/或電腦可讀媒體182中。處理器169可裝載有若干可購得之電腦操作系統中之任一者，如一般熟習此項技術者所知。電子控制系統167可利用通信器件221接收來自各種感測器139、142、145之輸入且控制至少兩個電致動電磁閥147、149、151、153、155、157、159、161、163、165、166之操作。某些實施例中通信器件221可包含數據機，且直接或經電腦網路與該等感測器及電磁閥通信。該網路可為網際網路、區域網路、廣域網路或其類似者。

本發明之較佳實施例包含部分歸因於包含各種要素之獨特且出乎意料有效的製程。然而，必須強調本發明不僅包含此等要素。而是其便利於本發明之額外態樣之實施，包括始終維持使吸附劑消耗以及吸附劑再生時間最小化之高壓及高溫環境。本發明之額外要素，諸如其自動控制系統，亦增加製程之總效率。

輸入氣體源可包含任何能夠產生氣流之來源或系統。一般而言，在標準條件下原料輸入氣流可具有大於約0.8、大於約0.9或大於0.95之蒸汽部分。在一實施例中，原料輸入氣流可包含小於約1體積%、小於約0.5體積%、小於0.05體積%或小於500體積百萬分率(ppmv)之C₆+烴材料。舉例而言，原料輸入氣體源可包含天然氣井、精煉廠或化學工廠製程流，或任何其他適當來源。一實施例(1)利用自含流體化吸附劑床，其由於易於接近吸附劑而與固定吸附劑床

相比更有效再生以再使用，及(2)在吸附及再生循環兩者期間將搖擺式反應器內之溫度位準維持在界定範圍內，藉此在吸附模式與再生模式之間的循環時防止催化劑冷卻至碳引燃溫度以下，及(3)在再生期間維持壓力位準以便使在重新進入吸附模式前再加壓反應器所需要之時間最小化。

本發明之某些較佳實施例自輸入氣流移除污染物。與較低濃相傳送系統相比，較高速度傳送系統由於滯留時間(濃相流化床之返混)移除硫之效率增加。實驗已展示當使用來自煤氣化器之合成氣體作為輸入時，基於吸附劑之連續傳送及再生之污染物移除系統可能在產物氣體中產生僅約10 ppm硫。然而，本發明之某些實施例應移除產物氣體中差不多1-2 ppm硫或甚至更少。

在一實施例中，無微粒輸入氣體源可包含氣化系統，該氣化系統可操作以經以固體為基礎之含碳材料(諸如，煤或石油焦)之氣化產生原料氣流。通常，固體含碳材料可經與包含蒸汽、氧、空氣、氫、二氧化碳或其任何組合之氣化流接觸來氣化。在一實施例中，管道中固體含碳材料之漿料可經在約530°C至約1950°C、約810°C至約1650°C或950°C至1510°C範圍內之溫度及約150 psig至約800 psig、約250 psig至約700 psig或300 psig至600 psig範圍內之壓力下與經該管道進入之含氧氣流接觸來氣化。

此設計藉由以下方式增加污染物移除製程之總效率(1)降低實施製程所需要之總資本支出，(2)藉由降低吸附劑在吸附模式與再生模式之間的循環期間發生之溫度及壓力變

化之量值來延長吸附劑使用壽命，及(3)藉由在吸附期間利用高溫及高壓使得對於既定量吸附劑，吸附製程之效率最大化，及(4)使用自含、流體化吸附劑床而非固定吸附劑床使吸附劑再生所需之時間最小化。

經管道離開氣體源之原料氣流可包含一或多個以下化合物：一氧化碳(CO)、二氧化碳(CO₂)、氫氣(H₂)、水(H₂O)、丙烷及輕烴(C₃+)、氮氣(N₂)及其類似物。此外，原料氣流可包含在將原料氣流用作燃料前應移除的一或多種不合乎需要的組份(亦即，污染物)。硫化合物，諸如，硫化氫(H₂S)、羰基硫化物(COS)、二硫化碳(CS₂)及甚至諸如硫醇之有機硫化合物及各種噻吩化合物為在原料氣流中發現之普通污染物之幾個實例。通常存在於原料氣流中之污染物之其他實例可包括(但不限於)氨(NH₃)、鹽酸(HCl)及氰化氫(HCN)。

下表1概述根據本發明之一實施例之輸入管道中原料氣流之組成。

表1			
組份	原料氣流中之組份(基於總氣流體積)		
	廣範圍	中間範圍	窄範圍
H ₂	8-50體積%	10-40體積%	15-35體積%
CO	10-75體積%	15-60體積%	25-50體積%
CO ₂	1-40體積%	5-30體積%	7-20體積%
H ₂ O	4-40體積%	8-30體積%	10-25體積%
H ₂ S	0.001-5體積%	0.1-2.5體積%	0.5-2體積%
CH ₄	0.05-10體積%	0.1至7.5體積%	0.5至5.0體積%
COS	100-5,000 ppmv	20-2,500 ppmv	350-1,500 ppmv
HCl	50-2,000 ppmv	100-1,500 ppmv	250-1,000 ppmv
NH ₃	50-2,000 ppmv	100-1,500 ppmv	250-1,000 ppmv
其他(全部)	< 2.5體積%	< 2.0體積%	< 1體積%

如圖1中所描繪，管道中至少一部分離開氣體源之氣流可被引導入若干獨立吸附反應器中之一者中，其中氣流可與吸附劑接觸以自進入之無微粒氣流移除至少一部分至少一種污染物。在一實施例中，原料氣流在進入吸附反應器前未經冷卻且可具有離開氣體源之原料氣流之溫度約200°C、約100°C或50°C內之溫度。一般而言，進入吸附區之原料氣流可具有約150°C至約700°C、約250°C至約600°C或350°C至450°C範圍內之溫度及約100 psig至約750 psig、約250 psig至約600 psig或350 psig至450 psig範圍內之壓力。

一般而言，吸附/再生器中使用之吸附劑可為任何具有足夠污染物移除能力之可充分再生之基於鋅氧化物的吸附劑組合物。儘管下文就自進入氣流移除硫污染物之能力對其加以描述，但應理解本發明之吸附劑亦可具有移除一或多種其他污染物(諸如，一或多種以上列舉之污染物)之顯著能力。

在本發明之一實施例中，吸附區中使用之吸附劑可包含鋅及促進劑金屬組份。促進劑金屬組份可包含一或多種選自由以下組成之群的促進劑金屬：鎳、鈷、鐵、錳、鎢、銀、金、銅、鉑、鋅、錫、鈦、鉬、銻、釩、鉻、鈮及其混合物。在一實施例中，至少一部分促進劑金屬組份以經還原之價態存在。可藉由使吸附劑與含氫氣流(諸如合成氣體)接觸來達成促進劑金屬組份之原子價還原。

在本發明之一實施例中，原子價經還原之促進劑金屬組

份可包含由式 M_AZn_B 表徵之取代型固體金屬溶液、由式 M_AZ_B 表徵之取代型固體金屬溶液組成或基本上由其組成，其中 M 為促進劑金屬且 A 及 B 各自為約 0.01 至約 0.99 範圍內之數值。在取代型固體金屬溶液之以上化學式中， A 可在約 0.70 至約 0.98 或 0.85 至 0.95 之範圍內且 B 可在約 0.03 至約 0.30 或 0.05 至 0.15 之範圍內。在一實施例中， $A+B=1$ 。

取代型固體溶液為藉由在晶體結構中以溶質金屬直接取代溶劑金屬原子而形成之合金子集。舉例而言，咸信取代型固體金屬溶液 M_AZn_B 係藉由溶質鋅金屬原子取代溶劑促進劑金屬原子形成。存在促進形成取代型固體金屬溶液的三個基本準則：(1)兩元素之原子半徑在彼此之 15% 內；(2)兩純相之晶體結構相同；及(3)兩組份之負電性類似。本文中所述之吸附劑中所使用之促進劑金屬(如元素金屬或金屬氧化物)及鋅(如元素金屬或金屬氧化物)通常滿足以上闡述之三個準則中的至少兩個。舉例而言，當促進劑金屬為鎳時，滿足第一準則及第三準則，但不滿足第二準則。鎳與鋅金屬原子半徑在彼此之 10% 內且負電性類似。然而，氧化鎳(NiO)優先形成立方晶體結構，而氧化鋅(ZnO)優先形成六方晶體結構。鎳鋅固體溶液保留氧化鎳之立方結構。迫使氧化鋅滯留於立方結構中增加相位能量，其限制可溶解於氧化鎳結構中之鋅之量。此化學計量控制在於還原期間形成之 92:8 鎳鋅固體溶液($Ni_{0.92}Zn_{0.08}$)中微觀地表現且在吸附劑之重複再生性能方面微觀地表現。

除鋅及促進劑金屬外，所使用之吸附劑可進一步包含孔隙率增強劑(PE)及鋁酸鹽。鋁酸鹽可包含由式 $M_ZZn_{(1-Z)}Al_2O_4$ 表徵之促進劑金屬鋁酸鋅取代型固體溶液，其中M為促進劑金屬且Z在0.01至0.99範圍內。若使用，則孔隙率增強劑可為任何最終增加吸附劑之巨觀多孔性之化合物。在一實施例中，孔隙率增強劑可包含珍珠岩。美國專利案第6,429,170號及第7,241,929號中詳細描述本發明中適用之吸附劑之實例及製造此等吸附劑之方法，該等專利案之全部揭示內容以引用的方式併入本文中。

下表2提供根據在開始吸附製程前即刻或在開始吸附製程同時進行吸附劑之還原之本發明實施例的吸附/再生反應器中使用的吸附劑之組成。

表2				
範圍	還原之吸附劑組成(重量%)			
	ZnO	M_AZn_B	PE	$M_ZZn_{(1-Z)}Al_2O_4$
廣	10-90	5-80	2-50	2-50
中間	20-60	10-60	5-30	5-30
窄	30-40	30-40	10-20	10-20

在進入吸附模式前不還原吸附劑之替代性實施例中，促進劑金屬組份可包含由式 M_xZn_yO 表徵之取代型固體金屬氧化物溶液，其中M為促進劑金屬且X及Y在約0.01至約0.99範圍內。在一實施例中，X可在約0.5至約0.9、約0.6至約0.8或0.65至0.75之範圍內且Y可在約0.10至約0.5、約0.2至約0.4或0.25至0.35之範圍內。通常， $X+Y=1$ 。

下表3提供根據在反應器進入吸附模式前不還原吸附劑

之實施例，至少一個圖1中之吸附反應器中所使用的未經還原之吸附劑之組成。

表3				
範圍	未還原之吸附劑組成(重量%)			
	ZnO	M _x Zn _y O	PE	M _z Zn _(1-z) Al ₂ O ₄
廣	10-90	5-70	2-50	2-50
中間	20-70	10-60	5-30	5-30
窄	35-45	25-35	10-20	10-20

如上所論及，當在一個吸附反應器中未經還原之吸附劑組合物與含氫氣體接觸時，反應器中可發生吸附劑之還原。因此，吸附反應器中與原料氣流接觸之初始吸附劑可為經還原之吸附劑(表2)與未經還原之吸附劑(表3)之混合物。

一般而言，進入之無微粒輸入氣流可在約150°C至約650°C、約225°C至約550°C或325°C至475°C範圍內之溫度及約100 psig至約750 psig、約250 psig至575 psig或350 psig至450 psig範圍內之壓力下於吸附反應器中接觸初始吸附劑。可藉由吸附劑吸附原料氣流中至少一部分含硫化合物(及/或其他污染物)，藉此產生硫消除之產物氣流及載有硫之吸附劑。在一實施例中，一個吸附區中之硫移除效率可大於約85%、大於約90%、大於約95%、大於約98%或大於99%。

如圖1中描繪，至少一部分已消除污染物之產物氣流可經出口管道離開吸附反應器。在一實施例中，產物氣流可包含小於約50 ppmv、小於約20 ppmv、小於約10 ppmv、

小於約 5 ppmv 或小於 1 ppmv 之 H_2S 。此外，產物氣流可包含小於約 20 ppmv、小於約 10 ppmv、小於約 5 ppmv、或小於 2 ppmv 之 HCl 及 / 或 COS 。此與通常不能夠有效移除諸如 H_2S 及 COS 之含硫化合物同時移除諸如 HCl 之其他污染物的習知硫移除吸附劑形成對照。

如圖 1 所示，已消除污染物之產物氣流可接著被引導至產物氣體使用者。產物氣體使用者可包含已消除污染物之產物氣流之任何工業、商業或民用用途或應用。在一實施例中，產物氣體使用者可包含位於用以共同產生蒸汽及電之設施中的工業燃氣渦輪機。

在本發明之一些實施例中，載有硫之吸附劑可具有約 1 重量%至約 27 重量%、約 3 重量%至約 26 重量%、約 5 重量%至約 25 重量%或 10 重量%至 20 重量%範圍內之硫負載。可在藉由使溫度在約 100°C 至約 550°C 、約 150°C 至約 500°C 或 200°C 至 475°C 範圍內之沖洗用惰性氣流流經吸附劑歷時至少約 15 分鐘之時段、或約 30 分鐘至約 100 小時、約 45 分鐘至約 36 小時或 1 小時至 12 小時範圍內之時段而在再生前乾燥至少一部分載有硫之吸附劑。此經加熱之惰性沖洗用氣體在 20 psig 至 300 psig 範圍內之壓力下進入再生區，但較佳在使吸附劑上壓力循環效應及再生後及重新進入吸附模式前所需要之重新加壓時間最小化之此範圍壓力下。在沖洗步驟後，接著使所得經乾燥之載有硫之吸附劑再生。

在本發明之一些實施例中，再生模式可使用能夠經在吸附劑再生條件下與再生氣流接觸而自載有硫之吸附劑移除

至少一部分硫(或其他所吸附之污染物)的再生製程。在一實施例中，再生模式下進入反應器之再生氣流可包含含氧氣流，諸如，空氣(例如，約21體積%氧)。在另一實施例中，再生氣流可由惰性氣體環境中空氣之次要部分(或 O_2)組成，其中惰性氣體可包含，例如， N_2 或 CO_2 。在另一實施例中，再生氣流可為包含至少約50體積%、至少約75體積%、至少約85體積%或至少90體積%氧之富含氧之氣流。在另一實施例中，再生氣流可包含實質上純氧氣流。

在本發明之一些實施例中，所使用之再生製程可為逐步再生製程。一般而言，逐步再生製程包括以兩個或兩個以上增量調整(亦即，步進)將至少一個再生變數自初始值調整至最終值。可調整之再生變數之實例可包括(但不限於)溫度、壓力及再生氣流速率。在一實施例中，再生區中之溫度之增加總量可為高於初始溫度至少約 $75^{\circ}C$ 、至少約 $100^{\circ}C$ 或至少 $150^{\circ}C$ ，其可在約 $250^{\circ}C$ 至約 $650^{\circ}C$ 、約 $350^{\circ}C$ 至約 $600^{\circ}C$ 或 $400^{\circ}C$ 至 $575^{\circ}C$ 之範圍內。在另一實施例中，可調整再生氣流速率使得與吸附劑接觸之再生氣體之標準每小時的氣體空間速度(SGHSV)的增加總量可為高於初始SGHSV值至少約1,000、至少約2,500、至少約5,000或至少10,000氣體體積/吸附劑體積/小時($v/v/h$ 或 h^{-1})，其可在約 $100\ h^{-1}$ 至約 $100,000\ h^{-1}$ 、約 $1,000\ h^{-1}$ 至約 $80,000\ h^{-1}$ 或 $10,000\ h^{-1}$ 至 $50,000\ h^{-1}$ 範圍內。

在本發明之一些實施例中，增量調整之大小(亦即，增量步進大小)可在所需總變化之量值(亦即，最終值與初始

值之差)之約2%至約50%、約5%至約40%或10%至30%範圍內。舉例而言，若需要約150°C之總溫度變化，則增量步進大小可在約3°C至約75°C、約7.5°C至約60°C或15°C至45°C範圍內。在另一實施例中，增量步進大小之量值可在初始變數值之量值之約2%至約50%、約5%至約40%或10%至30%之範圍內。舉例而言，若初始再生溫度為250°C，則增量步進大小可在約5°C至約125°C、約12.5°C至約100°C或25°C至75°C範圍內。一般而言，連續增量步進可具有相同增量步進大小，或者，一或多個增量步進大小可大於或小於先前或後續步進之增量步進大小。

在本發明之一實施例中，可以預定時間間隔進行對再生變數之後續調整。舉例而言，可在約1分鐘至約45分鐘、約2分鐘至約30分鐘或5分鐘至20分鐘範圍內之時間間隔後進行調整。在另一實施例中，可基於一或多個「指示」變數之值進行調整。指示變數為系統中經監控以確定吸附劑再生進程之變數。指示變數之實例可包括(但不限於)吸附劑碳負載或硫負載、再生吸附劑床溫度、再生區溫度曲線(亦即放熱曲線)及廢氣流組成。在一實施例中，由氣體分析器監控廢氣流中之二氧化硫(SO₂)濃度以確定何時增量式調整再生氣體之流動速率及/或再生溫度。

可在再生區中進行再生製程直至達成至少一個再生終點。在一實施例中，再生終點可為達成一或多個所調整再生變數之所需值。舉例而言，可進行再生製程直至溫度達成約300°C至約800°C、約350°C至約750°C或400°C至700°C

範圍內之最終值或SGHSV達到約 $1,100\text{ h}^{-1}$ 至約 $110,000\text{ h}^{-1}$ 、約 $5,000\text{ h}^{-1}$ 至約 $85,000\text{ h}^{-1}$ 或 $25,000\text{ h}^{-1}$ 至 $60,000\text{ h}^{-1}$ 範圍內之最終值。在另一實施例中，可在預定數目之變數調整後完成再生製程。舉例而言，再生製程可進行足夠長時間以進行至少1個或約2個至約8個或3個至5個範圍內之增量調整。在另一實施例中，可進行再生製程直至達成所選擇指示變數之最終值。舉例而言，可進行再生製程直至離開再生反應器之廢氣中 SO_2 之濃度下降至小於約1體積%、小於約0.5體積%、小於約0.1體積%或小於500 ppmv之值。與所選擇之特定終點無關，再生製程之總長度可小於約100小時，或在約30分鐘至約48小時、約45分鐘至約24小時或1.5小時至12.5小時範圍內。

在一實施例中，上述之再生製程可具有至少約75%、至少約85%、至少約90%、至少約95%、至少約98%或至少99%之吸附劑再生效率。再生吸附劑可具有小於約10重量%，或約0.05重量%至約6重量%，或0.1重量%至4重量%範圍內之硫負載。

一般而言，再生至少一部分上述吸附劑可致使形成一或多種損壞吸附劑之化合物。損壞吸附劑之化合物可為任何吸附於吸附劑中或吸附劑上且不利地影響吸附劑在吸附區中自進入氣流中吸附硫之能力的化合物。損壞吸附劑之化合物之實例可包括(但不限於)含氧硫酸鋅及矽酸鋅。在本發明之一實施例中，與暴露於習知再生製程之傳統吸附劑相比，再生區中暴露於上述再生製程之再生吸附劑可包含

小於預期量的損壞吸附劑之化合物。舉例而言，經出口管道離開再生區之再生吸附劑可包含小於約20重量%之損壞吸附劑之化合物，或0重量%至約15重量%、或0重量%至約10重量%、或0重量%至5重量%範圍內之損壞吸附劑之化合物。

返回參考圖1，可隨後將離開再生模式下反應器之廢氣流引導至廢氣使用者。廢氣使用者可包含任何能夠處理廢氣流之單元，諸如，Claus硫處理單元。在本發明之一實施例中，經出口管道離開再生區之廢氣流可包含至少約5體積%、至少約10體積%、至少約20體積%或至少25體積%之 SO_2 。在一實施例中，與經管道進入吸附區之原料氣流相比，廢氣流包含較少 H_2S 。在另一實施例中，廢氣流可實質上不包含 H_2S 。

以下實例意欲說明本發明之一實施例以教示一般熟習此項技術者製造及使用本發明且不意欲以任何方式限制本發明之範疇。

實例1

將未經還原之Zn促進劑金屬吸附劑(可自Sud-Chemie Inc., Louisville, Kentucky購得之SZorb™第IV代吸附劑)粉碎且篩分以獲得100+/200-篩目大小顆粒。將15公克經粉碎之吸附劑與45公克剛鋁石組合且將所得混合物裝入固定床、下向流反應容器。使原料氣流(其組成概述於下表5中)通過反應容器且在 420°C 之溫度及408 psig之壓力下與吸附劑混合物接觸。

表5：原料氣體組成

組份	量(體積%)	組份	量(體積%)
CO	38.6	N ₂	1.3
H ₂	25.6	Ar	0.9
CO ₂	14.6	COS	0.2
H ₂ O	15.7	HCl	0.02
CH ₄	1.7	NH ₃	0.07
H ₂ S	1.2	HCN	0.01

使用線上硫分析器(型號902D2，可自Galvanic Applied Sciences USA, Inc., Lowell, Massachusetts購得)連續監控離開反應容器之產物氣流中硫化合物(亦即，H₂S及COS)濃度，同時用線上質譜儀(EcoSys™，可自European Spectrometry Systems, Ltd., Northwich, Cheshire, United Kingdom購得)量測剩餘化合物之濃度。在離開反應容器之氣流中硫化合物之濃度超過0.1體積%(亦即，1000 ppmv)1.5小時後發生硫「突破」。觀測到突破後，停止進料氣體流入反應容器且自整個吸附劑床之各位置移除若干載有硫之吸附劑樣本以供後續分析。如X光螢光(XRF)分析測定，載有硫之吸附劑平均硫負載為25.9重量%。

用溫度為400℃且流動速率為100毫升/分鐘的氮氣流沖洗反應容器中剩餘之載有硫之吸附劑以在再生前乾燥吸附劑。1小時後，藉由將流動速率為100毫升/分鐘的空氣流引入吸附劑床(初始溫度為400℃)來起始再生。調整再生溫度(30℃-50℃增量)及空氣流動速率(100毫升/分鐘至250毫升/分鐘增量)兩者以維持離開反應容器之廢氣流中二氧化硫之合適一致的濃度。當SO₂含量實質上下降時，停止再

生製程且在整個床之各位置處獲取若干再生吸附劑樣本。後續XRF分析展示再生吸附劑具有3.52重量%之平均硫負載且XRD分析顯示含氧硫酸鋅與矽酸鋅(亦即，損壞吸附劑之化合物)之平均組合量為10.1%。

實例2

利用多個搖擺式反應器自酸性廢氣精煉氣體進料移除污染物來執行測試。此等反應器在固定(而非流體化)床中利用丸粒型或珠粒型性質之催化劑。中試測試證實製程有效且化學性質合理。然而，反應器內之催化劑固定床需要延長之時間以用於循環之間的再生。

數值範圍

本說明書使用數值範圍以定量與本發明相關之某些參數。應理解，當提供數值範圍時，該等範圍應理解為提供對僅列舉範圍較低值的申請專利範圍界限以及僅列舉範圍較高值之申請專利範圍界限的字面支持。舉例而言，所揭示的10至100之數值範圍提供對列舉「大於10」(無上限)之申請專利範圍及列舉「小於100」(無下限)之申請專利範圍的字面支持。

定義

如本文中使用的，術語「指示變數」係指經監控以確定吸附劑再生製程之變數。

如本文中使用的，術語「原子價經還原之促進劑金屬組份」係指具有小於普通氧化狀態下促進劑金屬組份之原子價之原子價的促進劑金屬組份。

如本文中使用的術語「再生條件」係指自載有硫之吸附劑移除至少一部分所吸附之硫所必需的條件。

如本文中使用的術語「再生效率」係指再生區自進入吸附劑移除一或多種所吸附之化合物之能力。可根據下式表示再生效率：
$$\frac{[(\text{載有硫之吸附劑之硫負載} \times \text{進入再生區之載有硫之吸附劑之質量}) - \text{再生吸附劑之硫負載} \times \text{離開再生區之再生吸附劑之質量}]}{(\text{載有硫之吸附劑之硫負載} \times \text{進入再生區之載有硫之吸附劑之質量})}$$
，以百分數表示。

如本文中使用的術語「吸附」係指任何類型之物理及/或化學吸附及/或吸收或其組合。

如本文中使用的術語「損壞吸附劑之化合物」係指吸附於吸附劑中或吸附劑上且不利地影響吸附劑自流體流移除硫或其他污染物之能力的化合物。

如本文中使用的術語「標準條件」係指1個大氣壓之壓力及15.5°C之溫度。

如本文中使用的術語「標準每小時之氣體空間速度」或「SGHSV」係指標準條件下量測之氣流之每小時的氣體空間速度。

如本文中使用的術語「硫負載」係指吸附劑上吸附之硫之平均重量百分比。

如本文中使用的術語「硫移除效率」係指吸附劑自進入流體流移除硫化合物或其他污染物之能力。可由下式計算硫移除效率：
$$\frac{(\text{流體流中進入吸附區之硫化合物之質量流率} - \text{流體流中離開吸附區之硫化合物之質量流率})}{(\text{進料流})}$$

中進入吸附區之硫化合物之質量流率)，以百分數表示。

為達成本發明之目的，術語「合成氣」與合成氣體或合成之氣體同義，術語「氣體」與甲烷、天然氣以及汽油或任何其他液烴燃料同義。

鑒於本說明書，本發明之各種態樣的其他修改及替代性實施例將為熟習此項技術者顯而易見。因此，本說明書應被認為僅為說明性的且係出於教示熟習此項技術者進行本發明之通用方式之目的。應理解，可將本文展示及描述之本發明之形式看作為實施例之實例。本文中說明及描述之要素及材料可為其他要素及材料所替代，各部分及製程可顛倒，且可獨立利用本發明之某些特徵，以上所有均為受益於本發明之此說明書之熟習此項技術者顯而易見。在不悖離如在以下申請專利範圍中所述的本發明之精神及範疇下，可對本文中所述之要素作出改變。

【圖式簡單說明】

圖1為根據本發明之實施例之污染物移除系統的流程圖，其中兩個吸附/再生反應器並聯操作以自輸入氣流移除污染物同時使每一反應器內含有之吸附劑床上的壓力及溫度循環最小化。所得清潔產物氣體傳遞至產物氣體使用者，而吸附劑再生期間產生之載有污染物之氣體傳遞至廢氣使用者；

圖2為根據本發明之實施例之簡圖，其使用兩個並聯操作之吸附/再生反應器以自輸入氣流移除污染物同時使每一反應器內含有之吸附劑床上的壓力及溫度循環最小化；及

圖3為本發明之實施例之示意圖，其提供圖2中所描繪之電子控制系統167之更詳細視圖。

本發明易做出各種修改及替代性形式，藉由圖式中之實例展示本發明之特定實施例。圖式可能未按比例。應理解圖式及其隨附詳細描述並非意欲將本發明之範疇限於所揭示之特定形式，而是意欲涵蓋屬於由隨附申請專利範圍所界定之本發明之精神及範疇內的所有修改、等效物及替代物。

【主要元件符號說明】

27	無微粒輸入氣體源/輸入氣體
31	吸附/再生反應器/第一反應器
35	吸附/再生反應器/第二反應器
42	產物氣體使用者
46	再生氣體
53	廢氣使用者
58	加壓惰性氣體
93	吸附/再生反應器/第一反應器
97	吸附/再生反應器/第二反應器
101	載有污染物之無微粒輸入氣體
117	惰性氣體
131	廢氣使用者
133	有線連接
139	反應器/光度分析器/感測器
142	反應器/光度分析器/感測器

145	再生分析器/光度分析器/感測器
147	電致動電磁閥/惰性氣體閥
149	電致動電磁閥/氣體入口閥
151	電致動電磁閥/無微粒輸入氣體閥
153	電致動電磁閥
155	電致動電磁閥
157	電致動電磁閥
159	電致動電磁閥/沖洗用氣體入口閥
161	電致動電磁閥/反應器輸出閥
163	電致動電磁閥
165	電致動電磁閥/沖洗閥
166	電致動電磁閥
167	電子控制系統
169	處理器
174	系統記憶體
177	系統通信匯流排
182	電腦可讀媒體
196	滑鼠
205	鍵盤
209	顯示器件
221	通信器件

七、申請專利範圍：

1. 一種自氣流移除污染物之方法，其包含以下步驟：

(a) 提供至少兩個並聯操作之反應器，

其中每一反應器包含能夠移除污染物之初始吸附劑之自含(self-contained)流體化床，

其中每一反應器始終維持在高於約100℃之溫度及高於約20 psig之壓力下，藉此增加該方法之速度及能量效率且降低該吸附劑之消耗速率；

(b) 在至少一個該等反應器中使載有污染物之輸入氣流與步驟(a)之該初始吸附劑接觸，藉此產生已消除污染物之產物氣流及載有污染物之吸附劑；

(c) 使該輸入氣流停止流入至少一個該等反應器中，接著使至少一部分該載有污染物之吸附劑與惰性沖洗用氣體接觸，藉此移除至少一部分內含於該吸附劑之濕氣及製造乾燥之載有污染物之吸附劑；

(d) 使至少一部分該乾燥之載有污染物之吸附劑與再生氣流接觸，藉此產生再生吸附劑及廢氣流，

其中同時開放及關閉閥以控制該輸入氣流、該惰性沖洗用氣體及該再生氣流之流入及流出該至少兩個反應器，以減緩在該方法中溫度及壓力的改變速率以降低吸附劑消耗速率。

2. 如請求項1之方法，其中該步驟(b)之接觸產生已消除硫化化合物之產物氣流及載有硫之吸附劑。

3. 如請求項1之方法，其中在該步驟(b)之接觸期間，該反

應器內保持在約285°C-455°C之間的溫度範圍內及約300 psig-800 psig之間的壓力範圍內。

4. 如請求項1之方法，其中在該步驟(d)之接觸期間，該反應器內之該溫度保持在約450°C-565°C之間的範圍內且壓力保持在約20 psig-300 psig之間的範圍內。

5. 如請求項1之方法，

其中至少一個該等反應器在任何既定時間經歷步驟(c)或步驟(d)，而該輸入氣流同時轉移至一或多個並聯操作之其他反應器。

6. 如請求項1之方法，其中該初始吸附劑包含Zn及促進劑金屬。

7. 如請求項1之方法，其中該初始吸附劑包含由式 $MZnO$ 表徵之取代型固體金屬氧化物溶液，其中M為促進劑金屬組份，其中該再生吸附劑具有小於6重量%之硫負載，其中該再生吸附劑包含小於20重量%之在該再生步驟期間產生之損壞吸附劑的化合物。

8. 如請求項1之方法，其中電子控制系統控制該等反應器在吸附步驟與再生步驟之間的循環，該控制系統包含：

(a) 至少兩個能夠量測進入或離開該等反應器之特定氣體化合物含量的聯線感測器；

(b) 電腦處理器，其根據定義參數處理自該等聯線感測器獲得之資料，其中該等參數經程式化為儲存於電腦可讀儲存媒體上之機器語言，且其中該機器語言提供指令集至該處理器，允許該處理器傳播電子信

號；及

- (c) 至少兩個電致動雙隔斷電磁閥，其自該處理器接收該電子信號以控制該等各種製程氣體流入該等反應器同時使溫度及壓力變化最小化並減緩其變化速率以降低該吸附劑之該消耗速率。

9. 一種自氣流移除污染物之方法，其包含：

- (a) 提供至少兩個並聯操作之反應器，

其中每一反應器包含初始吸附劑之自含流體化床，該初始吸附劑包含由式 $MZnO$ 表徵之取代型固體金屬氧化物溶液及膨脹珍珠岩(expanded perlite)，其中 M 為促進劑金屬；

- (b) 在至少一個該等反應器中使載有污染物之輸入氣流與步驟(a)之該初始吸附劑接觸，藉此產生已消除污染物之產物氣流及載有污染物之吸附劑；

- (c) 使該輸入氣流停止流入至少一個該等反應器中，接著使該反應器內至少一部分該載有污染物之吸附劑與惰性氣體接觸，藉此產生經乾燥之載有污染物之吸附劑，

其中該接觸係在約 285°C - 455°C 範圍內之溫度及約300 psig-800 psig範圍內之壓力下執行；

- (d) 使惰性氣體停止流入步驟(c)之該反應器中且經在再生條件下與再生氣體接觸來再生至少一部分步驟(c)之該經乾燥之載有污染物的吸附劑以藉此產生再生吸附劑及含有 SO_2 之廢氣，

其中與再生氣體之該接觸係在約 455°C -565°C 範圍內之溫度及約 20 psig-300 psig 範圍內之壓力下執行，及

- (e) 使再生氣體停止流入步驟(d)之該反應器中，接著使該反應器內之該再生吸附劑與惰性氣體接觸，

其中該接觸在約 285°C -455°C 範圍內之溫度及約 300 psig-800 psig 範圍內之壓力下執行；

- (f) 停止惰性氣體之流動，接著重複方法步驟(b)至(f)，

其中每一反應器始終維持在高於約 100°C 之溫度及高於約 20 psig 之壓力下，藉此增加該方法之速度及能量效率且降低該吸附劑之消耗速率，

其中同時開放及關閉閥門以控制該輸入氣流、該惰性氣體及該再生氣流之流入及流出該至少兩個反應器，以減緩在該方法中溫度及壓力的改變速率以降低吸附劑消耗速率。

10. 如請求項9之方法，

其中至少一個該等反應器在任何既定時間經歷步驟(c)或步驟(d)，而該輸入氣流同時轉移至一或多個並聯操作之該等其他反應器。

11. 如請求項9之方法，

其中步驟(d)之該再生氣體之初始標準每小時的氣體空間速度(SGHSV)在約 1,000-80,000 h⁻¹ 範圍內。

12. 如請求項9之方法，

其中步驟(b)之該產物氣流包含小於 50 ppmv 之含硫化

合物及小於 20 ppmv 之 HCl。

13. 如請求項 9 之方法，其中自動控制系統控制該等反應器在吸附步驟與再生步驟之間的循環，該控制系統包含：

- (a) 至少兩個能夠量測進入或離開該等反應器之特定氣體化合物含量的聯線感測器；
- (b) 電腦處理器，其根據定義參數處理自該等聯線感測器獲得之資料，其中該等參數經程式化為儲存於電腦可讀儲存媒體上之機器語言，且其中該機器語言提供指令集至該處理器，允許該處理器傳播電子信號；及
- (c) 電致動雙隔斷電磁閥，其自該處理器接收信號以控制該等各種製程氣體流入該等反應器同時使溫度及壓力變化最小化並減緩其變化速率以降低該吸附劑之該消耗速率。

14. 一種自氣流移除污染物之方法，其包含：

- (a) 提供至少兩個並聯操作之反應器，

其中每一反應器包含由式 $M_zZn_{(1-z)}Al_2O_4$ 表徵之初始吸附劑之自含流體化床，其中 M 為促進劑金屬及 z 之範圍係自 0.01 至 0.99；

- (b) 在至少一個該等吸附反應器中使含有硫化合物之無微粒輸入氣流與步驟(a)之該吸附劑接觸以藉此產生載有硫之吸附劑及已消除硫化合物之產物氣流，

其中該接觸係在約 225°C - 550°C 範圍內之溫度及約 250 psig - 575 psig 範圍內之壓力下執行，

其中該載有硫之吸附劑之硫負載在約6重量%-27重量%範圍內，且

其中該產物氣流包含小於50 ppmv之含硫材料及小於20 ppmv之HCl；

- (c) 週期性地使該輸入氣流停止流入至少一個該等反應器中，接著使至少一部分該載有硫之吸附劑與惰性氣體接觸，

藉此移除至少一部分內含於該吸附劑中之濕氣且產生經乾燥之載有硫之吸附劑，

其中該接觸係在約100°C-550°C範圍內之溫度及約20 psig-300 psig範圍內之壓力下執行；

- (d) 使惰性氣體停止流入步驟(c)之該反應器中，接著經在再生條件下與再生氣體接觸來再生至少一部分步驟(c)之該經乾燥之載有硫的吸附劑以藉此產生再生吸附劑及含有SO₂之廢氣，

其中該再生氣體之初始標準每小時之氣體空間速度(SGHSV)在約1,000 h⁻¹至約80,000 h⁻¹範圍內，

其中該接觸係在約455°C-565°C範圍內之溫度及約250 psig-575 psig範圍內之壓力下進行；

- (e) 使再生氣體停止流入步驟(d)之該反應器中，接著使該反應器內之該再生吸附劑與惰性氣體接觸，

其中該接觸在約100°C-550°C範圍內之溫度及約20 psig-300 psig範圍內之壓力下執行；

- (f) 使惰性氣體之流動停止，接著重複方法步驟(b)至

(f) ,

其中每一反應器始終維持在高於約100°C之溫度及高於約20 psig之壓力下，藉此增加該方法之速度及能量效率且降低該吸附劑之消耗速率，

其中同時開放及關閉閥門以控制該輸入氣流、該惰性氣體及該再生氣流之流入及流出該至少兩個反應器，以減緩在該方法中溫度及壓力的改變速率以降低吸附劑消耗速率。

15. 如請求項14之方法，

其中至少一個該等反應器在任何既定時間經歷步驟(c)或步驟(d)，而該輸入氣流同時轉移至一或多個並聯操作之該等其他反應器。

16. 如請求項14之方法，其中自動控制系統控制該等反應器在吸附步驟與再生步驟之間的循環，該控制系統包含：

- (a) 至少兩個能夠量測進入或離開該等反應器之特定氣體化合物含量的聯線感測器；
- (b) 電腦處理器，其根據定義參數處理自該等聯線感測器獲得之資料，其中該等參數經程式化為儲存於電腦可讀儲存媒體上之機器語言，且其中該機器語言提供指令集至該處理器，允許該處理器傳播電子信號；
- (c) 至少兩個電致動雙隔斷電磁閥，其自該處理器接收該電子信號以控制該等各種製程氣體流入該等反應器中同時使溫度及壓力變化最小化並減緩其改變速

率，以降低該吸附劑之該消耗速率。

17. 一種自氣體移除污染物之系統，其包含：

(a) 至少兩個能夠並聯操作以自氣體移除污染物之反應器，

其中每一反應器包含能夠移除污染物之自含、流體化吸附劑床；且

其中每一反應器能夠再生該流體化吸附劑床以產生廢氣及再生吸附劑；

(b) 至少兩個能夠量測進入或離開該等反應器之特定氣體化合物含量的聯線感測器；

(c) 電子控制系統，其控制該等反應器在吸附模式與再生模式之間的循環，該控制系統包含：

1) 電腦處理器，其根據定義參數處理自該等聯線感測器獲得之資料，其中該等參數經程式化為儲存於電腦可讀儲存媒體上之機器語言，且其中該機器語言提供指令集至該處理器，允許該處理器傳播信號；

2) 至少兩個閥，其自該處理器接收該信號以控制該等各種製程氣體流入該等反應器中同時使溫度及壓力變化最小化並減緩其改變速率，以降低該吸附劑之該消耗速率；其中該控制系統係經配置以維持各反應器於高於約 100°C 之溫度及高於約 20 psig 之壓力。

18. 如請求項 17 之系統，其中該閥係電致動雙隔斷電磁閥。

19. 如請求項17之系統，其中用於控制該等反應器於吸附及再生模式間循環之該控制系統係經配置以：
- (A) 使載有污染物之輸入氣流與該初始吸附劑於該等反應器之至少一者中接觸，藉此產生已消除污染物之產物氣流及載有污染物之吸附劑；
 - (B) 使輸入氣流停止流入該等反應器之至少一者中，接著使該載有污染物之吸附劑之至少一部份與惰性沖洗用氣體接觸，藉此移除至少一部分來自該吸附劑之濕氣且產生經乾燥之載有污染物之吸附劑；及
 - (C) 使該載有污染物之吸附劑之至少一部份與再生氣流接觸，藉此產生再生吸附劑及廢氣流。
20. 如請求項19之系統，其中該控制系統係經配置以控制同時開關該等閥，控制該輸入氣流、該惰性沖洗用氣體及該再生氣流之流入及流出該至少兩個反應器，以減緩該反應器中溫度及壓力的改變速率。
21. 如請求項19之系統，其中該控制系統係經配置以在(A)中維持該反應器中該溫度在約285°C至455°C之範圍，以及壓力在約300 psig至800 psig之範圍。
22. 如請求項19之系統，其中該控制系統係經配置以在(C)中維持該反應器中該溫度在約400°C至565°C之範圍，以及壓力在約20 psig至300 psig之範圍。
23. 如請求項19之系統，其中該控制系統係經配置以在(B)中維持該反應器中該溫度在約285°C至455°C之範圍，以及壓力在約300 psig至800 psig之範圍。

24. 如請求項19之系統，其中，在(C)之後，該控制系統係經配置以循環地重複步驟(A)至(C)。

八、圖式：

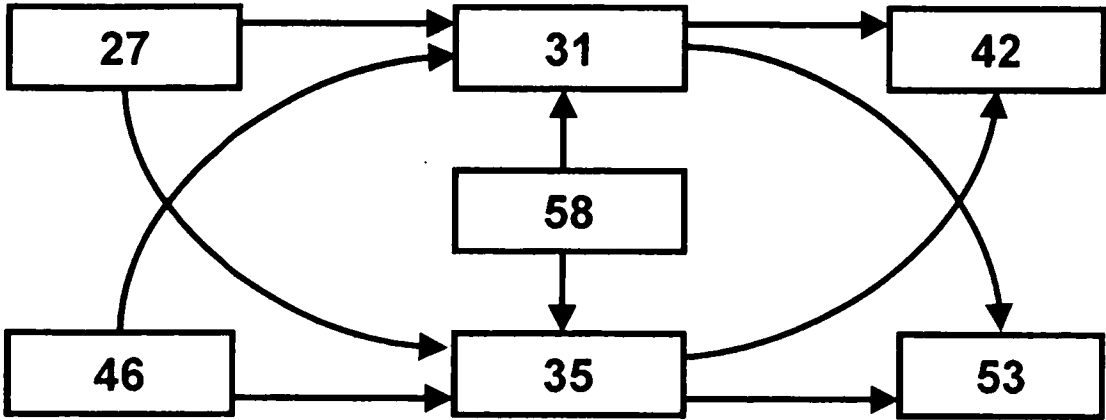


圖 1

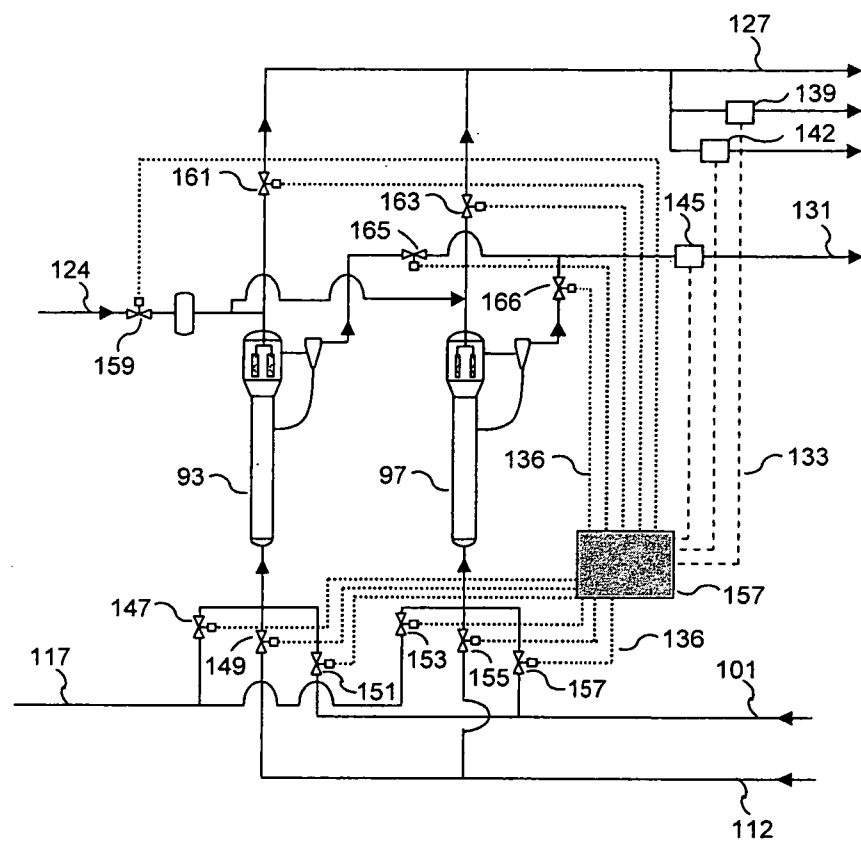


圖2

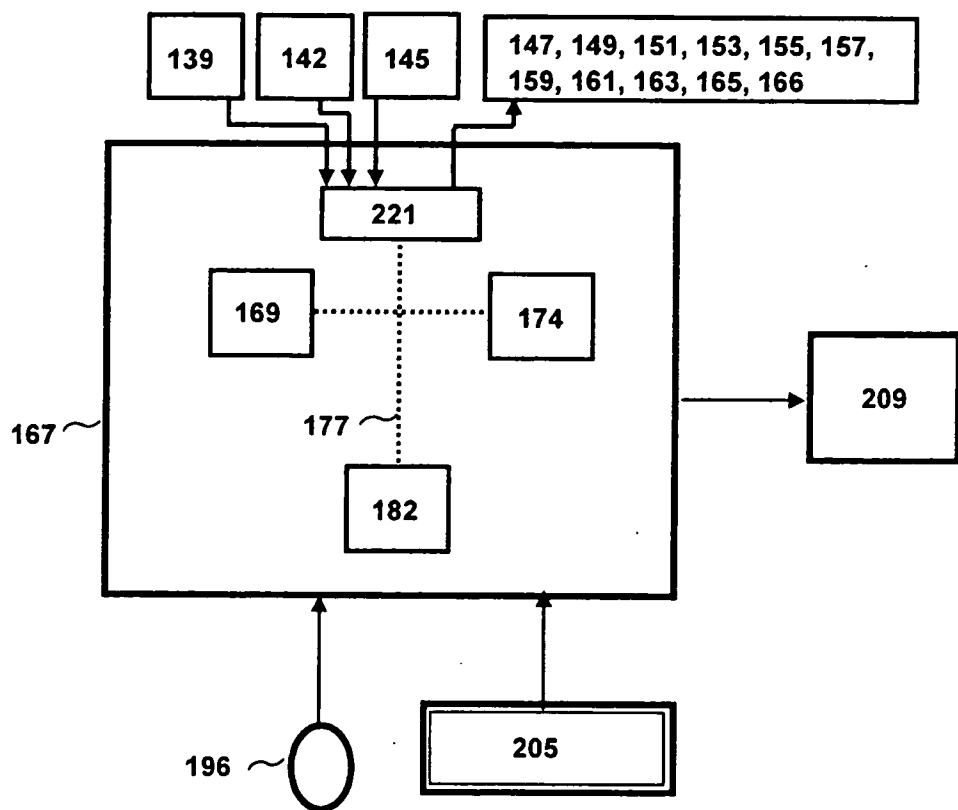


圖 3