



(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 I554497 B

(45) 公告日：中華民國 105 (2016) 年 10 月 21 日

(21) 申請案號：101144553 (22) 申請日：中華民國 101 (2012) 年 11 月 28 日

(51) Int. Cl. : C07C7/13 (2006.01) B01D53/02 (2006.01)

(30) 優先權：2011/12/20 日本 2011-278031

(71) 申請人：住友精化股份有限公司 (日本) SUMITOMO SEIKA CHEMICALS CO., LTD. (JP)  
日本(72) 發明人：川上純一 KAWAKAMI, JUNICHI (JP)；田井慎一 TAI, SHINICHI (JP)；田中沙  
織 TANAKA, SAORI (JP)

(74) 代理人：陳長文

(56) 參考文獻：

GB 1375900 US 4935580

H. D. Do et. al., "Surface diffusion and adsorption of hydrocarbons  
in activated carbon", AIChE Journal, Volume 47, Issue 11, November  
2001, Pages 2515-2525.

審查人員：黃智詮

申請專利範圍項數：7 項 圖式數：2 共 41 頁

(54) 名稱

丙烷之純化方法及純化系統

PURIFYING METHOD AND PURIFYING SYSTEM FOR PROPANE

(57) 摘要

本發明提供一種用以自低純度丙烷獲得高純度丙烷之簡便且能量效率優異的於工業上有利之方法及系統。藉由較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石、較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性碳、及較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳，吸附氣相之低純度丙烷中之水、二氧化碳、乙烷及丙烯中之至少一者、以及異丁烷及正丁烷中之至少一者。藉由於分凝器中導入氣相之低純度丙烷，於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝。自分凝器取出氣相之氮及氧。

指定代表圖：

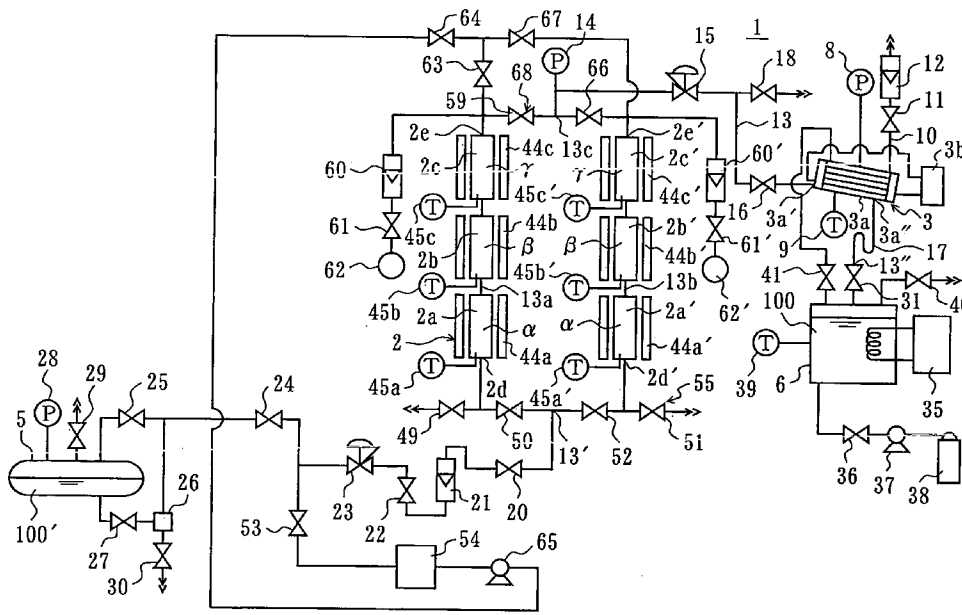


圖1

符號簡單說明：

- 1 . . . 純化系統
- 2 . . . 吸附器
- 2a、2a' . . . 第1吸附塔(第1吸附部)
- 2b、2b' . . . 第2吸附塔(第2吸附部)
- 2c、2c' . . . 第3吸附塔(第3吸附部)
- 2d . . . 第1吸附塔2a之入口
- 2d' . . . 第1吸附塔2a'之入口
- 2e . . . 第3吸附塔2c之出口
- 2e' . . . 第3吸附塔2c'之出口
- 3 . . . 分凝器
- 3a . . . 熱交換器
- 3a' . . . 分凝器3之丙烷入口
- 3a'' . . . 分凝器3之丙烷出口
- 3b . . . 恆溫流體循環裝置(冷卻機構)
- 5 . . . 低純度丙烷供給源
- 6 . . . 高純度丙烷回收容器
- 8 . . . 壓力計
- 9 . . . 溫度計
- 10 . . . 排氣流路
- 11 . . . 開閉閥
- 12 . . . 流量調整器
- 13 . . . 丙烷流路
- 13' . . . 丙烷流路13之一端
- 13'' . . . 丙烷流路13之另一端

- 13a . . . 第 1 分支流  
路
- 13b . . . 第 2 分支流  
路
- 13c . . . 連接部
- 14 . . . 壓力計
- 15、23 . . . 壓力調  
整閥(壓力調整機構)
- 16 . . . 開閉閥
- 17 . . . 捕集配管
- 18 . . . 開閉閥
- 20 . . . 開閉閥
- 21 . . . 流量調整器
- 22 . . . 開閉閥
- 24 . . . 開閉閥
- 25 . . . 開閉閥
- 26 . . . 氣化器
- 27 . . . 開閉閥
- 28 . . . 壓力計
- 29 . . . 開閉閥
- 30 . . . 排洩閥
- 31 . . . 開閉閥
- 35 . . . 恆溫流體循  
環裝置
- 36 . . . 開閉閥
- 37 . . . 壓縮機
- 38 . . . 填充容器
- 39 . . . 溫度計
- 40 . . . 開閉閥
- 41 . . . 開閉閥
- 44a、44a'、44b、  
44b'、44c、  
44c' . . . 加熱器(溫  
度調整機構)
- 45a、45a'、45b、  
45b'、45c、  
45c' . . . 溫度計
- 49 . . . 開閉閥

- 50 . . . 開閉閥
- 51 . . . 開閉閥
- 52 . . . 開閉閥
- 53 . . . 開閉閥
- 54 . . . 暫時保存容  
器
- 55 . . . 第 1 連接切  
換機構
- 59 . . . 開閉閥
- 60 . . . 流量調整器
- 60' . . . 流量調整器
- 61 . . . 開閉閥
- 61' . . . 開閉閥
- 62 . . . 再生用氣體  
供給源
- 62' . . . 再生用氣體  
供給源
- 63 . . . 開閉閥
- 64 . . . 開閉閥
- 65 . . . 壓縮機
- 66 . . . 開閉閥
- 67 . . . 開閉閥
- 68 . . . 第 2 連接切  
換機構
- 100 . . . 高純度丙烷
- 100' . . . 低純度丙  
烷
- $\alpha$  . . . 分子篩沸石
- $\beta$  . . . 分子篩活性碳
- $\gamma$  . . . 活性碳

發明專利說明書

(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：101144553

※申請日：101.11.28

※IPC 分類：C07C; B01J; C01B 2/3(2006.01)

B01D 53/02 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

丙烷之純化方法及純化系統

PURIFYING METHOD AND PURIFYING SYSTEM FOR PROPANE

二、中文發明摘要：

本發明提供一種用以自低純度丙烷獲得高純度丙烷之簡便且能量效率優異的於工業上有利之方法及系統。藉由較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石、較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性碳、及較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳，吸附氣相之低純度丙烷中之水、二氧化碳、乙烷及丙烯中之至少一者、以及異丁烷及正丁烷中之至少一者。藉由於分凝器中導入氣相之低純度丙烷，於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝。自分凝器取出氣相之氮及氧。

三、英文發明摘要：

#### 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：

1	純化系統
2	吸附器
2a、2a'	第1吸附塔(第1吸附部)
2b、2b'	第2吸附塔(第2吸附部)
2c、2c'	第3吸附塔(第3吸附部)
2d	第1吸附塔2a之入口
2d'	第1吸附塔2a'之入口
2e	第3吸附塔2c之出口
2e'	第3吸附塔2c'之出口
3	分凝器
3a	熱交換器
3a'	分凝器3之丙烷入口
3a''	分凝器3之丙烷出口
3b	恆溫流體循環裝置(冷卻機構)
5	低純度丙烷供給源
6	高純度丙烷回收容器
8	壓力計
9	溫度計
10	排氣流路
11	開閉閥
12	流量調整器

13	丙烷流路
13'	丙烷流路13之一端
13''	丙烷流路13之另一端
13a	第1分支流路
13b	第2分支流路
13c	連接部
14	壓力計
15、23	壓力調整閥(壓力調整機構)
16	開閉閥
17	捕集配管
18	開閉閥
20	開閉閥
21	流量調整器
22	開閉閥
24	開閉閥
25	開閉閥
26	氣化器
27	開閉閥
28	壓力計
29	開閉閥
30	排洩閥
31	開閉閥
35	恆溫流體循環裝置
36	開閉閥

37	壓縮機
38	填充容器
39	溫度計
40	開閉閥
41	開閉閥
44a、44a'、44b、 44b'、44c、44c'	加熱器(溫度調整機構)
45a、45a'、45b、 45b'、45c、45c'	溫度計
49	開閉閥
50	開閉閥
51	開閉閥
52	開閉閥
53	開閉閥
54	暫時保存容器
55	第1連接切換機構
59	開閉閥
60	流量調整器
60'	流量調整器
61	開閉閥
61'	開閉閥
62	再生用氣體供給源
62'	再生用氣體供給源
63	開閉閥



64	開閉閥
65	壓縮機
66	開閉閥
67	開閉閥
68	第2連接切換機構
100	高純度丙烷
100'	低純度丙烷
$\alpha$	分子篩沸石
$\beta$	分子篩活性碳
$\gamma$	活性碳

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】

本發明係關於一種包含乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧及二氧化碳作為雜質之低純度丙烷之純化方法及純化系統，適於將低純度丙烷例如高純度化至99.99 vol%以上。

### 【先前技術】

液化石油氣(LPG, Liquefied Petroleum Gas)或火力發電用燃料等中所使用之丙烷通常係藉由將作為原料之石油分餾而進行工業性純化。因此，尋常普及之丙烷含有乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧及二氧化碳作為雜質，其純度較低，為98.5 vol%左右，且存在差異。

另一方面，近年來，雜質濃度較低之高純度丙烷之需求性逐漸升高。例如，作為高耐壓碳化矽(SiC)半導體之原料，丙烷之需求逐漸升高。為了實現此種碳化矽之高耐壓性，要求將丙烷之各雜質之濃度設為未達1 volppm，尤其要求將氮濃度設為未達0.1 volppm。

因此，考慮藉由蒸餾尋常普及之純度98.5 vol%左右之低純度丙烷而純化為高純度丙烷。然而，於藉由蒸餾低純度丙烷而純化為純度丙烷之情形時，設備將大規模化，需要極大之能量。尤其於包含丙烯作為雜質之情形時，由於丙烷與丙烯之沸點差較小，故而利用蒸餾之純化變得更加困難。再者，眾所周知如下方法，即，為了將作為烯烴之丙

烯自作為石蠟烴之丙烷分離，而將丙烯選擇性地吸收至包含硝酸銀之水溶液中(參照專利文獻1)。然而，由於該方法無法將作為石蠟烴之丙烷、乙烷、異丁烷、正丁烷相互分離，故而即便採用該方法，亦無法純化為高純度丙烷。

[先前技術文獻]

[專利文獻]

[專利文獻1]國際公開2009/110492號

### 【發明內容】

[發明所欲解決之問題]

於先前之純化技術中，若不利用精密蒸餾技術，則無法使低純度丙烷中所含之作為雜質之乙烷、丙烯、異丁烷、正丁烷、水、氮、氧及二氧化碳極微量化。因此，存在為了獲得高純度丙烷而設備大規模化、能量消耗增大的問題。本發明之目的在於提供一種可解決此種先前技術之問題的丙烷之純化方法及純化系統。

[解決問題之技術手段]

本案發明者著眼於構成低純度丙烷之丙烷、乙烷、丙烯、異丁烷、正丁烷、氮、氧、水及二氧化碳各自之特性，發現藉由組合使用了分子篩沸石、分子篩活性碳、活性碳之吸附操作與使用了分凝器之分凝操作，可將雜質自低純度丙烷分離而高純度化，從而想到本發明。

即，本發明方法之特徵在於：其係包含乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧、及二氧化碳作為雜質之低純度丙烷之純化方法，其包括：

藉由較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石，吸附氣相之低純度丙烷中之水及二氧化碳的吸附步驟；藉由較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性碳，吸附氣相之低純度丙烷中之乙烷及丙烯中之至少一者的吸附步驟；藉由較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳，吸附氣相之低純度丙烷中之異丁烷及正丁烷中之至少一者的吸附步驟；藉由於分凝器中導入氣相之低純度丙烷，於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝的分凝步驟；以及自上述分凝器將氣相之氮及氧與冷凝之丙烷分開取出的排氣步驟；藉由上述各吸附步驟、上述分凝步驟及上述排氣步驟，將雜質自低純度丙烷分離。

本發明基於以下見解。

若將分子篩之細孔之有效孔徑設定為使異丁烷、正丁烷之分子進入細孔內之值，則丙烷分子亦會進入細孔內，故而無法僅藉由分子篩將雜質自丙烷分離。另一方面，乙烷、丙烯、水分及二氧化碳相較於異丁烷、正丁烷，更難以吸附於活性碳，因此於僅藉由無分子篩功能之活性碳吸附雜質之情形時，異丁烷、正丁烷優先吸附於吸附劑，從而阻礙乙烷、丙烯、水分、二氧化碳之吸附。因此，亦無法僅藉由活性碳而將雜質自丙烷分離。尤其是乙烷，由於分子量小於異丁烷、正丁烷，於活性碳上之吸附力較弱，故而難以僅藉由活性碳而自丙烷分離。進而，由於氮、氧於吸附劑上之吸附力明顯低於其他雜質，故而難以藉由分子篩或活性碳來吸附。

根據本發明方法，可藉由分子篩沸石及分子篩活性碳而將相較於異丁烷、正丁烷更難以吸附於活性碳之乙烷、丙烯、水及二氧化碳自丙烷分離。此處，藉由與極性分子之親和性較強之親水性分子篩沸石，可有效吸附二氧化碳及水。又，藉由乙烷及丙烯之吸附速度較快之疏水性分子篩活性碳，可有效吸附乙烷及丙烯。又，由於異丁烷及正丁烷之分子量大於丙烷，凡得瓦力較大，故導致活性碳上之吸附力較強，因此可藉由活性碳將異丁烷及正丁烷自丙烷分離。進而，由於氮及氧對於丙烷之溶解度極低，故而可藉由分凝而自丙烷分離。藉此，可藉由雜質之分離而將低純度丙烷高純度化。

本發明中之各吸附步驟之順序並無限定。於提高丙烷之回收率方面，較佳為於利用分子篩沸石之吸附後進行利用分子篩活性碳之吸附，之後進行利用活性碳之吸附。分凝步驟可於所有吸附步驟之前或之後進行，亦可於任意吸附步驟之間進行。藉由於所有吸附步驟之後進行分凝步驟，而無需將於分凝器中冷凝之丙烷氣化即可以液相之高純度丙烷之形式加以回收。

於將所獲得之高純度丙烷用作碳化矽半導體之原料方面，較佳為藉由本發明方法將低純度丙烷高純度化至純度99.995%以上，更佳為高純度化至純度99.999%以上。根據本發明方法，可容易地進行此種高純度化。

本發明系統之特徵在於：其係包含乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧及二氧

化碳作為雜質之低純度丙烷之純化系統，且包括：第1吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石；第2吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性碳；第3吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳；及分凝器；且上述第1吸附部、上述第2吸附部、上述第3吸附部及上述分凝器係以形成丙烷流路之方式串列連接，於上述丙烷流路之一端連接有低純度丙烷之供給源，於上述丙烷流路之另一端連接有高純度化之丙烷之回收容器，設置有壓力調整機構，該壓力調整機構係以將氣相之低純度丙烷導入至上述第1吸附部、上述第2吸附部、上述第3吸附部及上述分凝器中之方式調整上述丙烷流路之壓力，上述分凝器以於上述分凝器中於氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝之方式具有低純度丙烷之冷卻機構，且設置有用以自上述分凝器取出氣相之氮及氧之排氣流路。

根據本發明系統，丙烷流路之壓力係以將低純度丙烷於氣相狀態下導入至各吸附部及分凝器中之方式進行調整。藉此，氣相之低純度丙烷經由丙烷流路之一端而導入至各吸附部及分凝器中。於各吸附部中，可在超過大氣壓之壓力下，藉由分子篩沸石吸附水及二氧化碳，藉由分子篩活性碳吸附乙烷及丙烯中之至少一者，藉由活性碳吸附異丁烷及正丁烷中之至少一者。將導入至分凝器中之低純度丙烷冷卻，於氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝。自分凝器中將氣相之氮及氧與冷凝之丙烷分開而自排氣流路取

出。高純度化之丙烷自丙烷流路之另一端流出，回收於回收容器中。

根據本發明系統，可實施本發明方法。

上述分子篩沸石較佳為4A型。進而，上述分子篩活性碳較佳為4A型。藉此，可使用通用之分子篩。

於本發明系統中，較佳為上述丙烷流路具有相互並列連接之複數個分支流路，於上述各分支流路中，串列連接有上述第1吸附部、上述第2吸附部及上述第3吸附部，且設置有對上述第1吸附部、上述第2吸附部及上述第3吸附部之內部溫度進行調整之溫度調整機構，設置有可將上述各分支流路之一端切換為與上述低純度丙烷之供給源連接之狀態、及與大氣壓區域連接之狀態的第1連接切換機構，且設置有可將上述各分支流路之另一端切換為與上述回收容器連接之狀態、與再生用氣體之供給源連接之狀態及閉鎖狀態的第2連接切換機構。

藉由該構成，可於藉由任一支流路中之吸附部而進行雜質之吸附期間，對作為其他分支流路中之吸附部之吸附劑的分子篩沸石、分子篩活性碳及活性碳進行再生。

即，於藉由任一支流路中之吸附部吸附雜質時，將該分支流路之一端設為與低純度丙烷之供給源連接之狀態，將另一端設為與回收容器連接之狀態。於對任一支流路中之吸附部之吸附劑進行再生時，將分支流路之一端設為與大氣壓區域連接之狀態，將另一端設為閉鎖狀態，從而將殘留於吸附部之內部之氣體排放至大氣壓區域中。繼

而，提高吸附部之內部溫度，使雜質自吸附劑脫附。又，將分支流路之另一端設為與再生用氣體之供給源連接之狀態，使再生用氣體向分支流路之一端流動，從而使脫附之雜質向大氣壓區域排出。藉此，可連續進行雜質之吸附。

於本發明系統中，較佳為設置有具有與上述各分支流路之另一端連接之吸入口之壓縮機，且設置有與上述壓縮機之出口連接之暫時保存容器，且上述第1連接切換機構可將上述各分支流路之一端切換為閉鎖狀態、及與上述暫時保持容器連接之狀態，上述第2連接切換機構可將上述各分支流路之另一端切換為與上述壓縮機之吸入口連接之狀態、及與大氣壓區域連接之狀態。

藉由該構成，可於在吸附步驟之後進行再生之前，回收殘留於吸附部之丙烷。該回收之丙烷可用於在再次開始吸附步驟之初使殘留於吸附部之再生用氣體排出。

即，於分支流路中之吸附部中之吸附步驟結束後，將分支流路之一端設為閉鎖狀態，將另一端設為與壓縮機連接之狀態。藉此，可將殘留於吸附部之丙烷抽吸而保存於暫時保存容器中。繼而，於進行吸附部中之吸附劑之再生後、開始吸附步驟之前，將分支流路之一端設為與暫時保存容器連接之狀態，將另一端設為與大氣壓區域連接之狀態。藉此，可藉由保存於暫時保存容器中之丙烷之流動而使殘留於吸附部之再生用氣體排放至大氣壓區域。之後，將分支流路之一端設為與低純度丙烷之供給源連接之狀態，將另一端設為與回收容器連接之狀態，藉此可進行低



純度丙烷之純化。

[發明之效果]

根據本發明，可提供一種用以自低純度丙烷獲得高純度丙烷的、簡便且能量效率優異的於工業上有利之方法及系統，可將所獲得之高純度丙烷例如用作碳化矽半導體之原料。

【實施方式】

圖1所示之第1實施形態之丙烷之純化系統1包括吸附器2及分凝器3，用以將自供給源5供給之低純度丙烷100'高純度化，並將高純度丙烷100回收於回收容器6中。

藉由純化系統1純化之低純度丙烷100'係包含乙烷、丙烯、異丁烷、正丁烷、水、氮、氧及二氧化碳作為雜質。進行純化之低純度丙烷100'之純度並無特別限定，較佳為設為95~99 vol%，通常可使用藉由將石油分餾而進行工業性純化之純度98.5 vol%以下之低純度丙烷。藉由本純化系統1而獲得之高純度丙烷100之純度為99.99 vol%以上，通常可製成99.995 vol%以上，亦可製成99.999 vol%以上。即，可容易地獲得適於用作碳化矽半導體之原料的高純度丙烷。

吸附器2具有2個第1吸附塔2a、2a'作為第1吸附部，具有2個第2吸附塔2b、2b'作為第2吸附部，具有2個第3吸附塔2c、2c'作為第3吸附部。於第1吸附塔2a、2a'中填充有較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石 $\alpha$ 。於第2吸附塔2b、2b'中填充有較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯

之分子篩活性碳 $\beta$ 。於第3吸附塔2c、2c'中填充有較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳 $\gamma$ 。

填充於第1吸附塔2a、2a'中之分子篩沸石 $\alpha$ 之細孔之有效孔徑係設定為使水分子及二氧化碳分子進入細孔內，且不使丙烷分子進入之值。

填充於第2吸附塔2b、2b'中之分子篩活性碳 $\beta$ 之細孔之有效孔徑係設定為使乙烷分子及丙烯分子進入細孔內，且不使丙烷分子進入之值。

本實施形態之分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 係分別設為4A型。藉此，分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 各自之細孔之有效孔徑為0.4 nm(4 Å)。分子篩沸石 $\alpha$ 為親水性且與極性分子之親和性較強，另一方面，分子篩活性碳 $\beta$ 為疏水性且乙烷及丙烯之吸附速度較快。藉此，可藉由分子篩沸石 $\alpha$ 比吸附丙烷更優先有效吸附水及二氧化碳，又，可藉由分子篩活性碳 $\beta$ 比吸附丙烷更優先有效吸附乙烷及丙烯。再者，分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 之形態並無特別限定，例如可設為粒狀或片狀。

於分子篩沸石 $\alpha$ 中，若細孔之有效孔徑為0.3 nm，則無法使二氧化碳分子進入，若為0.5 nm，則亦使異丁烷分子及正丁烷分子進入。於分子篩活性碳 $\beta$ 中，若細孔之有效孔徑為0.3 nm，則無法使乙烷分子進入，若為0.5 nm，則亦使異丁烷分子及正丁烷分子進入。因此，於使用4A型以外者作為分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 之情形時，為了發揮根據尺寸而分選分子之分子篩功能，細孔之有效孔徑設

修正  
104年5月27日

定為0.3 nm~0.5 nm之間之均一化之值即可。藉此，可使水及二氧化碳優先於丙烷而進入分子篩沸石 $\alpha$ 之細孔中，可使乙烷分子及丙烯分子優先於丙烷分子而進入分子篩活性碳 $\beta$ 之細孔中，且可防止異丁烷分子及正丁烷分子進入。再者，於在低純度丙烷100'中含有僅乙烷及丙烯中之一者作為雜質之情形時，分子篩活性碳 $\beta$ 之細孔之有效孔徑設定為使其中一種分子進入細孔且不使丙烷分子進入之均一化之值即可，亦可藉由設為0.4 nm而使用4A型之分子篩活性碳 $\beta$ 。

填充於第3吸附塔2c、2c'中之活性碳 $\gamma$ 為具有比吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之特性者即可。作為活性碳 $\gamma$ ，較佳為細孔徑未均一化而不具有分子篩功能、且細孔之平均有效孔徑為0.5 nm以上者。

不具有分子篩功能之通常之活性碳中，其細孔之平均有效孔徑為0.5 nm以上，可使異丁烷及正丁烷之分子進入至細孔內。又，為了防止雜質混入高純度丙烷，較佳為使用未浸漬有酸、鹼等化學品者作為活性碳 $\gamma$ 。例如，可使用椰殼活性碳或煤系活性碳。活性碳 $\gamma$ 之形態並無特別限定，例如可設為粒狀或片狀。再者，活性碳 $\gamma$ 若對於乙烷、丙烯、丙烷、異丁烷、正丁烷、水及二氧化碳而言不具有分子篩功能，則其細孔徑亦可均一化，該情形之細孔之有效孔徑較佳為設為0.5 nm以上，以使異丁烷及正丁烷之各分子可進入細孔。

分凝器3為可藉由利用冷卻機構將低純度丙烷100'冷

104年5月27日修正

第 101144553 號專利申請案  
中文說明書替換頁(104年5月)

卻，而於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝者即可，可使用工業用中所使用之通常之分凝器。本實施形態之分凝器3包括殼管式熱交換器3a及作為冷卻機構而發揮功能之恆溫流體循環裝置3b。藉由恆溫流體循環裝置3b而循環之恆溫流體於熱交換器3a之殼內流動，對自分凝器3之丙烷入口3a'導入至熱交換器3a之管中之低純度丙烷100'進行冷卻。該恆溫流體例如包含水與乙醇之混合液。該管之軸向係以使藉此冷凝之丙烷向分凝器3之丙烷出口3a"流動之方式而相對於水平方向例如傾斜1度~5度。再者，為了對丙烷於分凝器3中冷凝之區域之壓力及溫度進行測定，設置有壓力計8及溫度計9。

設置有用以自分凝器3取出氣相之氮及氧之排氣流路10。即，排氣流路10自分凝器3中之丙烷之流路分支，經由開閉閥11及流量調整器12而與大氣壓區域連接。藉此，可將氣相之氮及氧自分凝器3排放至大氣壓區域。

其中一個第1吸附塔2a、其中一個第2吸附塔2b及其中一個第3吸附塔2c經由配管而串列連接，藉此形成第1分支流路13a。又，另一個第1吸附塔2a'、另一個第2吸附塔2b'及另一個第3吸附塔2c'經由配管而串列連接，藉此形成第2分支流路13b。兩分支流路13a、13b經由配管而相互並列連接，又，經由配管而與分凝器3串列連接。藉此，使第1吸附部、第2吸附部、第3吸附部及分凝器3串列連接，形成丙烷流路13。

將作為第1分支流路13a之一端之其中一個第1吸附塔2a

之入口 2d 與作為第 2 分支流路 13b 之一端之另一個第 1 吸附塔 2a' 之入口 2d' 之連接部設為丙烷流路 13 之一端 13'。

作為第 1 分支流路 13a 之另一端之其中一個第 3 吸附塔 2c 之出口 2e 與作為第 2 分支流路 13b 之另一端之另一個第 3 吸附塔 2c' 之出口 2e' 之連接部 13c，係經由壓力計 14、壓力調整閥 15、開閉閥 16 而與分凝器 3 之丙烷入口 3a' 連接。將與分凝器 3 之丙烷出口 3a'' 連接之捕集配管 17 之前端設為丙烷流路 13 之另一端 13''。又，連接部 13c 經由壓力計 14、壓力調整閥 15、開閉閥 18 而與大氣壓區域連接。

丙烷流路 13 之一端 13' 與低純度丙烷 100' 之供給源 5 連接。即，於丙烷流路 13 之一端 13' 串列連接有開閉閥 20、流量調整器 21、開閉閥 22、壓力調整閥 23、開閉閥 24。開閉閥 24 經由開閉閥 25 而與構成供給源 5 之儲槽之上部空間連接，並經由氣化器 26 及開閉閥 27 而與該儲槽之下部空間連接。自開閉閥 24 向供給源 5 之上部空間之流路與自開閉閥 24 向供給源 5 之下部空間之流路並列。藉由開閉閥 25、27 之開閉，丙烷流路 13 之一端 13' 可擇一性地與供給源 5 之上部空間與下部空間連接。

本實施形態之供給源 5 儲留液相之低純度丙烷 100'。因此，可使供給源 5 之下部空間中所儲留之低純度丙烷 100' 於液相狀態下經由開閉閥 27 流出之後進行氣化、亦可於在供給源 5 之上部空間氣化後經由開閉閥 25 流出。再者，連接有供給源 5 之內壓測定用壓力計 28，供給源 5 之上部空間經由開閉閥 29 而與大氣壓區域連接，且於氣化器 26 上連接有

排洩閥30。開閉閥29平時閉鎖。

丙烷流路13之另一端13"經由開閉閥31而與儲留高純度化之丙烷之回收容器6連接。回收容器6中所回收之液相之高純度丙烷100藉由恆溫流體循環裝置35而冷卻。高純度丙烷100經由開閉閥36、壓縮機37而自回收容器6填充至填充容器38中。設置有測定回收容器6之溫度之溫度計39，根據溫度計39之測定溫度而藉由恆溫流體循環裝置35冷卻高純度丙烷100。回收容器6之上部空間經由開閉閥40而與大氣壓區域連接，並經由開閉閥41而與分凝器3中之丙烷之流路連接。開閉閥40、41平時閉鎖。

壓力調整閥23係以使丙烷流路13中所導入之低純度丙烷100'之壓力低於供給源5中之壓力之方式進行調整。壓力調整閥15係以使作為吸附部之吸附塔2a、2a'、2b、2b'、2c、2c'之背壓低於經壓力調整閥23調整之低純度丙烷100'之壓力之方式進行調整。藉此，壓力調整閥15、23作為對丙烷流路13之壓力進行調整之壓力調整機構而發揮功能。藉由調整丙烷流路13之壓力，可對吸附塔2a、2a'、2b、2b'、2c、2c'各者及分凝器3導入氣相之低純度丙烷。

作為用以調整吸附塔2a、2a'、2b、2b'、2c、2c'各者之內部溫度之溫度調整機構，設置有電加熱器44a、44b、44c、44a'、44b'、44c'。為了測定吸附塔2a、2a'、2b、2b'、2c、2c'各者之內部溫度，設置有溫度計45a、45b、45c、45a'、45b'、45c'。

作為第1分支流路13a之一端之其中一個第1吸附塔2a之

入口 2d 係經由開閉閥 49 而與大氣壓區域連接，並經由開閉閥 50 而與丙烷流路 13 之一端 13' 連接。作為第 2 分支流路 13b 之一端之另一個第 1 吸附塔 2a' 之入口 2d' 係經由開閉閥 51 而與大氣壓區域連接，並經由開閉閥 52 而與丙烷流路 13 之一端 13' 連接。丙烷流路 13 之一端 13' 係如上述般與低純度丙烷 100' 之供給源 5 連接，又，經由與壓力調整閥 23 之入口連接之開閉閥 53 而與暫時保存容器 54 連接。藉此，設置有第 1 連接切換機構 55，其可將各分支流路 13a、13b 之一端切換為與低純度丙烷 100' 之供給源 5 連接之狀態、與大氣壓區域連接之狀態、閉鎖狀態、及與暫時保持容器 54 連接之狀態。

作為第 1 分支流路 13a 之另一端之其中一個第 3 吸附塔 2c 之出口 2e 係經由開閉閥 59 而與連接部 13c 連接，並經由流量調整器 60 及開閉閥 61 而與再生用氣體供給源 62 連接，並經由開閉閥 63、開閉閥 64 而與壓縮機 65 之吸入口連接。壓縮機 65 之出口與暫時保存容器 54 連接。作為第 2 分支流路 13b 之另一端之另一個第 3 吸附塔 2c' 之出口 2e' 係經由開閉閥 66 而與連接部 13c 連接，並經由流量調整器 60' 及開閉閥 61' 而與再生用氣體供給源 62' 連接，並經由開閉閥 67、開閉閥 64 而與壓縮機 65 之吸入口連接。如上述般，連接部 13c 經由開閉閥 16 而與回收容器 6 連接，並經由開閉閥 18 而與大氣壓區域連接。藉此，構成第 2 連接切換機構 68，其可將各分支流路 13a、13b 之另一端切換為與回收容器 6 連接之狀態、與再生用氣體之供給源 62、62' 連接之狀態、與

壓縮機65之吸入口連接之狀態、及與大氣壓區域連接之狀態。

以下敘述上述純化系統1之低純度丙烷100'之純化順序。此處，對使用有作為第1分支流路13a之吸附部之吸附塔2a、2b、2c之純化順序進行敘述，而使用有作為第2分支流路13b之吸附部之吸附塔2a'、2b'、2c'之純化順序亦相同。

首先，藉由進行初始吸附步驟，而利用低純度丙烷之導入將吸附塔2a、2b、2c內之壓力設為特定值，且將下述之再生步驟中所使用之再生用氣體自吸附塔2a、2b、2c內逐出。

於初始吸附步驟中，打開開閉閥50、開閉閥20、開閉閥22及開閉閥53，以使第1分支流路13a之一端與暫時保存容器54連接。又，打開開閉閥59及開閉閥18，以使第1分支流路13a之另一端與大氣壓區域連接。開閉閥16、開閉閥24、開閉閥49、開閉閥52、開閉閥61、開閉閥63及開閉閥66閉鎖。此時，自暫時保存容器54流出之低純度丙烷100'之流量由流量調整器21調整，壓力由壓力調整閥23調整。又，吸附塔2a、2b、2c內之壓力由壓力調整閥15調整為吸附壓力，吸附塔2a、2b、2c內之溫度調整為室溫。經壓力調整閥23調整之低純度丙烷之壓力高於經壓力調整閥15設定之吸附器2內之吸附壓力。為了有效利用作為吸附劑之分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 及活性碳 $\gamma$ 之吸附容量，吸附壓力係調整為超過大氣壓且於常溫下丙烷不液化之壓



力。吸附壓力例如較佳為調整為以錶壓計0.5~0.6 MPa左右。藉此，吸附塔2a、2b、2c內之再生用氣體被自暫時保存容器54供給之氣相之低純度丙烷100'逐出至大氣壓區域，又，低純度丙烷100'之雜質由吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 吸附。較理想為藉由該初始吸附步驟使吸附塔2a、2b、2c內之再生用氣體濃度變為100 volppm以下且利用低純度丙烷100'充滿剩餘部分。該吸附塔2a、2b、2c內之再生用氣體係於後續之吸附步驟中藉由分凝器3而自丙烷分離，故而無需對再生用氣體進行分離之步驟。

再者，於系統開始運行之初，於暫時保存容器54內未保存有低純度丙烷100'，亦未進行再生步驟。於該情形時，藉由預先於吸附塔2a、2b、2c內填充再生用氣體之後，打開開閉閥24，關閉開閉閥53，打開開閉閥25及開閉閥27中之一者，而使用自供給源5供給之低純度丙烷100'代替暫時保存容器54內之低純度丙烷100'而進行初始吸附步驟即可。

於初始吸附步驟之後進行吸附步驟。即，打開開閉閥50、開閉閥20、開閉閥22、開閉閥24、開閉閥25及開閉閥27中之一者，以使第1分支流路13a之一端與低純度丙烷100'之供給源5連接。又，打開開閉閥59、開閉閥16及開閉閥31，以使第1分支流路13a之另一端與回收容器6連接。開閉閥18、開閉閥25及開閉閥27中之另一者、開閉閥49、開閉閥52、開閉閥53、開閉閥61、開閉閥63及開閉閥66閉鎖。

藉此，低純度丙烷100'以氣相導入至第1分支流路13a之各吸附塔2a、2b、2c中。低純度丙烷100'之流量由流量調整器21適當調整。於第1吸附塔2a中，進行藉由分子篩沸石 $\alpha$ 而吸附氣相之低純度丙烷中之水及二氧化碳的吸附步驟。於第2吸附塔2b中，進行藉由分子篩活性碳 $\beta$ 而吸附氣相之低純度丙烷中之乙烷及丙烯的吸附步驟。於第3吸附塔2c中，進行藉由活性碳 $\gamma$ 而吸附氣相之低純度丙烷中之異丁烷及正丁烷的吸附步驟。各吸附步驟中之吸附壓力、低純度丙烷100'之流量、吸附塔2a、2b、2c內之溫度係與初始吸附步驟同樣地調整。

低純度丙烷100'通過第1分支流路13a後，以氣相導入至分凝器3中。藉此，於分凝器3中進行於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝之分凝步驟。此時，藉由對由分凝器3之恆溫流體循環裝置3b循環之恆溫流體之溫度進行調節，而進行由溫度計9測量之分凝器3之管內之溫度設定。該溫度設定以如下方式進行即可：由壓力計8測量之壓力低於由壓力計14測量之吸附部之壓力，並於該壓力下於低純度丙烷100'之氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝。

分凝器3中之氣相之氮及氧自排氣流路10排放至大氣壓區域中。藉此，進行將氣相之氮及氧自冷凝之丙烷分離而自分凝器3取出的排氣步驟。藉由上述各吸附步驟、上述分凝步驟、上述排氣步驟，而自低純度丙烷100'分離出雜質。藉此，於分凝器3中冷凝之丙烷以液相之高純度丙烷之形式回收至回收容器6中。由流量調整器12調整之來自

排氣流路10之排氣流量以回收容器6中所回收之高純度丙烷中之氧濃度及氮濃度變為所需之值之方式設定即可。例如，若第3吸附塔2c、2c'之出口處之氮濃度為10 ppm，則相對於流量調整器21所致之調整流量，將流量調整器12所致之調整流量設為5~10 vol%左右，藉此可將回收容器6中之高純度丙烷之氮濃度設為1 ppm以下。吸附步驟係於在吸附塔2a、2b、2c中吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 喪失所需之吸附功能而開始失效之前結束。至該失效開始為止之時間藉由實驗而預先求出即可。

於吸附步驟之後進行暫時保存步驟。即，閉鎖開閉閥50以閉鎖第1分支流路13a之一端，閉鎖開閉閥59並打開開閉閥63、開閉閥64，以使第1分支流路13a之另一端與壓縮機65之吸入口連接。之後，藉由壓縮機65抽吸殘留於吸附塔2a、2b、2c內之低純度丙烷100'而保存於暫時保存容器54內。暫時保存容器54中所保存之低純度丙烷100'通過供給部，故其純度高於供給源5中之低純度丙烷100'之純度。因此，可減少於初始吸附步驟中吸附於吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 之雜質。利用壓縮機65之低純度丙烷100'之抽吸例如係進行至吸附塔2a、2b、2c之壓力變為大氣壓程度為止。

於暫時保存步驟之後進行再生步驟。即，閉鎖開閉閥50、開閉閥59，並打開開閉閥49、開閉閥61，以使第1分支流路13a之一端與大氣壓區域連接，並使第1分支流路13a之另一端與再生用氣體之供給源62連接。於該狀態下，藉由電加熱器44a、44b、44c而於利用溫度計45a、

45b、45c進行確認之狀態下，使吸附塔2a、2b、2c之內部溫度上升。又，一面藉由流量調整器60對來自供給源62之再生用氣體進行流量調整，一面自第1分支流路13a之另一端導入至吸附塔2a、2b、2c中，並自第1分支流路13a之一端排放至大氣壓區域中。藉由該溫度上升，使雜質自吸附塔2a、2b、2c中之吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 脫附，脫附之雜質與再生用氣體一併排放至大氣壓區域中。藉此，可進行再生步驟，該再生步驟使再生用氣體沿與吸附步驟中之低純度丙烷100'之流動方向相反之方向而於吸附塔2a、2b、2c內流通。

再生步驟中之吸附器2內之溫度較佳為 $200^{\circ}\text{C}\sim 300^{\circ}\text{C}$ ，更佳為設為 $250^{\circ}\text{C}$ 左右。若該溫度未達 $200^{\circ}\text{C}$ ，則再生時間變長，若超過 $300^{\circ}\text{C}$ ，則有能量消耗上升，且分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 及活性碳 $\gamma$ 產生粉化之虞。只要將自第1分支流路13a之一端排出之再生用氣體中所含之各雜質之濃度設為50 ppm以下，則可將吸附容量恢復至分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 及活性碳 $\gamma$ 之初始吸附容量之90%以上。至吸附容量如此恢復為止之再生時間係根據再生用氣體之流量、雜質之吸附量、吸附塔2a、2b、2c內之溫度而變動，因此最好以實驗方式求出。再者，作為再生用氣體，較佳為使用對於在再生步驟中接觸之丙烷、分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 、及活性碳 $\gamma$ 、純化系統1之結構材料等無活性之氣體，例如氮氣或氬氣等惰性氣體。若再生步驟結束，則返回上述初始吸附步驟。

於在第1分支流路13a之吸附塔2a、2b、2c與第2分支流路13b之吸附塔2a'、2b'、2c'中之一者中進行初始吸附步驟及吸附步驟期間，可在另一者中進行暫時保存步驟及再生步驟。藉此，可連續進行來自低純度丙烷100'之雜質之吸附。

圖2表示第2實施形態之丙烷之純化系統1a，與第1實施形態相同之部分以相同符號表示。第2實施形態之純化系統1a包括：第3連接切換機構83，其設置於第1分支流路13a中之第1吸附塔2a與第2吸附塔2b之間；及第4連接切換機構84，其設置於第2分支流路13b中之第1吸附塔2a'與第2吸附塔2b'之間。

第3連接切換機構83包括：2個開閉閥85、86，其設置於第1吸附塔2a之出口與第2吸附塔2b之入口之間之流路上；開閉閥87，其連接於第1吸附塔2a之出口與開閉閥85之間；及開閉閥88，其連接於第2吸附塔2b之入口與開閉閥86之間。於開閉閥87上經由流量調整器89而連接有再生用氣體供給源62a。開閉閥88與大氣壓區域連接。藉此，藉由打開開閉閥85、86，並關閉開閉閥87、88，可切換為使第1吸附塔2a之出口與第2吸附塔2b之入口連接之狀態，藉由關閉開閉閥85、86，並打開開閉閥87、88，可切換為使第1吸附塔2a之出口與再生用氣體供給源62a連接、使第2吸附塔之入口2b與大氣壓區域連接之狀態，藉由關閉開閉閥85、86、87、88，可切換為使第1吸附塔2a之出口及第2吸附塔2b之入口閉鎖之狀態。

第4連接切換機構84包括：2個開閉閥90、91，其設置於第1吸附塔2a'之出口與第2吸附塔2b'之入口之間之流路上；開閉閥92，其連接於第1吸附塔2a'之出口與開閉閥90之間；及開閉閥93，其連接於第2吸附塔2b'之入口與開閉閥91之間。於開閉閥92上經由流量調整器94而連接有再生用氣體供給源62a'。開閉閥93與大氣壓區域連接。藉此，藉由打開開閉閥90、91，並關閉開閉閥92、93，可切換為使第1吸附塔2a'之出口與第2吸附塔2b'之入口連接之狀態，藉由關閉開閉閥90、91，並打開開閉閥92、93，可切換為使第1吸附塔2a'之出口與再生用氣體供給源62a'連接、使第2吸附塔之入口2b'與大氣壓區域連接之狀態，藉由關閉開閉閥90、91、92、93，可切換為使第1吸附塔2a'之出口及第2吸附塔2b'之入口閉鎖之狀態。

其他構成與第1實施形態相同。

於第2實施形態之暫時保存步驟中，閉鎖第1吸附塔2a之出口及第2吸附塔2b之入口。藉此，殘留於第2吸附塔2b、2b'內及第3吸附塔2c、2c'內之低純度丙烷100'與第1實施形態同樣地藉由壓縮機65而抽吸、保存於暫時保存容器54內。另一方面，藉由使第1吸附塔2a、2a'之入口2d、2d'與大氣壓區域連接，而廢棄殘留於第1吸附塔2a、2a'內之低純度丙烷100'。其原因在於，殘留於第1吸附塔2a、2a'內之低純度丙烷100'之純度低於殘留於第2、第3吸附塔2b、2b'、2c、2c'內之低純度丙烷100'。

又，於第2實施形態之再生步驟中，使第1吸附塔2a、2a'

104年5月27日 修正

之出口與再生用氣體供給源62a、62a'連接，使第2吸附塔2b、2b'之入口與大氣壓區域連接。藉此，來自供給源62、62'之再生用氣體得以供給至第2、第3吸附塔2b、2b'、2c、2c'中，來自再生用氣體供給源62a、62a'之再生用氣體得以供給至第1吸附塔2a、2a'中。

第2實施形態之初始吸附步驟及吸附步驟係藉由使第1吸附塔2a、2a'之出口與第2吸附塔2b、2b'之入口連接而與第1實施形態同樣地進行。

根據上述各實施形態，可藉由分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 而將低純度丙烷中所含之雜質中相較於異丁烷、正丁烷更難以吸附於活性碳之水、二氧化碳、乙烷及丙烯自丙烷分離。又，可藉由活性碳 $\gamma$ 而將異丁烷及正丁烷自丙烷分離。進而，可藉由分凝器3之分凝而將氧及氮自丙烷分離。藉此，可藉由雜質之分離而將低純度丙烷高純度化。該分子篩沸石 $\alpha$ 及分子篩活性碳 $\beta$ 係設為4A型，故而可使用通用者。又，可藉由於超過大氣壓之壓力下吸附雜質而提高吸附效率，進而，吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 於吸附能力降低之情形時，可進行再生。

#### [實施例1]

使用第1實施形態之純化系統1，於以下之條件下將低純度丙烷純化。

第1吸附塔2a係設為直徑42.6 mm $\phi$ 、高度1500 mm之圓管狀，並填充有分子篩沸石 $\alpha$ 。使用直徑3.0 mm之粒狀且為4A型之分子篩沸石(東梭製造，MS-4A)作為分子篩沸石

104年5月27日 修正

α。第2吸附塔2b係設為直徑95.6 mm、高度1930 mm之圓管狀，並填充有分子篩活性碳β。使用直徑2.3 mm之粒狀且為4A型之分子篩活性碳(Japan Enviro Chemicals製造，CMS-4A-B)作為分子篩活性碳β。第3吸附塔2c'係設為直徑28.4 mm、高度1800 mm之圓管狀，並填充有活性碳γ。使用粒度為10~20篩目之椰殼破碎碳(Kuraray Chemical製造，Kuraray Coal GG)作為活性碳γ。

作為初始步驟，將含有氮2 volppm、氧未達0.1 volppm、二氧化碳0.2 volppm、水2 volppm、乙烷4595 volppm、丙烯2.5 volppm、異丁烷484 volppm及正丁烷15 volppm之低純度丙烷自供給源5導入至吸附器2中。藉此，將於初始步驟前設為大氣壓之吸附器2內所填充的作為再生用氣體之氮氣置換為低純度丙烷，並將由氣相層析導熱偵測器(GC-TCD，Gas Chromatograph-Thermal Conductivity Detector)測定之氮濃度設為1 vol%以下。又，藉由壓力調整閥15，將吸附塔2a、2b、2c內之吸附壓力設定為以錶壓計0.50 MPa。蓄壓至吸附壓力為止所需之時間為252分鐘。

繼而，將含有氮2 volppm、氧未達0.1 volppm、二氧化碳0.2 volppm、水2 volppm、乙烷4595 volppm、丙烯2.5 volppm、異丁烷484 volppm及正丁烷15 volppm之氣相之低純度丙烷導入至吸附塔2a、2b、2c及分凝器3中，將高純度丙烷回收至回收容器6中。此時，將壓力調整閥23之設定壓設為以錶壓計0.53 MPa、將流量調整器21之設定流量



於標準狀態下設為5 L/min、將分凝器3之丙烷冷凝區域中之壓力設為0.1 MPaG、將流量調整器12之設定流量設為0.15 L/min、將各吸附塔2a、2b、2c內之溫度設為室溫、將由恆溫流體循環裝置3b循環之恆溫流體之溫度設為-30°C、將純化時間設為195分鐘。該情形之高純度丙烷之獲取量為2241 g，產率為53.2 wt%。

丙烷純度及乙烷、丙烯、異丁烷、正丁烷之濃度係藉由氣相層析火焰游離偵測器(GC-FID, Gas Chromatograph-Flame Ionization Detector)進行測定，氧、氮、二氧化碳係藉由氣相層析脈衝放電光游離偵測器(GC-PDD, Gas Chromatograph-Pulse Discharge Photoionization Detector)進行測定，水係藉由靜電電容式露點計進行測定。

於將各雜質濃度之測定值達至1 volppm之時間點作為針對各雜質之吸附劑 $\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 各自之失效時間點之情形時，自純化開始190分鐘後，異丁烷失效。

於以下之表1中表示自純化開始190分鐘後之各吸附塔2a、2b、2c之出口及回收容器6中之雜質濃度。

根據實施例1可確認：若將純化時間設為190分鐘，則可純化含有氮未達0.1 volppm、氧未達0.1 volppm、二氧化碳未達0.1 volppm、水未達0.3 volppm、乙烷0.1 volppm、丙烯未達0.1 volppm、異丁烷0.1 volppm及正丁烷未達0.1 volppm之純度99.999 vol%以上之高純度丙烷。

[表 1]

(濃度單位：ppm)

	氮	氧	二氧化碳	水	乙烷	丙烯	異丁烷	正丁烷
丙烷之供給源	2	<0.1	0.2	2	4595	2.5	484	15
第1吸附塔出口	2	<0.1	<0.1	<0.3	4597	2.5	486	15
第2吸附塔出口	2	<0.1	<0.1	<0.3	<0.1	<0.1	486	15
第3吸附塔出口	2	<0.1	<0.1	<0.3	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
回收容器	<0.1	<0.1	<0.1	<0.3	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1

本發明並不限定於上述實施形態或實施例。例如，藉由本發明而純化之低純度丙烷由於雜質濃度存在差異，故而乙烷及丙烯方面，含有兩者中之至少一者作為雜質即可，異丁烷及正丁烷方面，含有兩者中之至少一者作為雜質即可，又，亦可含有氮、氧、水、二氧化碳、乙烷、丙烯、異丁烷及正丁烷以外之雜質。

雖然上述實施形態係於丙烷流路13中自上游側起按第1吸附塔2a、2a'、第2吸附塔2b、2b'、第3吸附塔2c、2c'、分凝器3之順序配置，但配置順序並無限定，可任意變更。即，利用分子篩沸石 $\alpha$ 之吸附、利用分子篩活性碳 $\beta$ 之吸附、利用活性碳 $\gamma$ 之吸附、利用分凝器3之分凝的順序並無限定。例如，亦可於利用分子篩沸石 $\alpha$ 之吸附之後進行利用分凝器3之分凝，繼而進行利用活性碳 $\gamma$ 之吸附，之後進行利用分子篩活性碳 $\beta$ 之吸附。

雖然上述實施形態係將分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 及活性碳 $\gamma$ 填充於互不相同之吸附塔中，但亦可填充於一個吸附塔中。於該情形時，在一個吸附塔內將分子篩沸石 $\alpha$ 、分子篩活性碳 $\beta$ 及活性碳 $\gamma$ 不加混合地堆積成層狀即

可。

雖然上述實施形態之丙烷流路13具有2個分支流路13a、13b，但分支流路之數量並無限定，亦可於3個以上之各分支流路中串列連接第1吸附部、第2吸附部及第3吸附部。

丙烷流路並非必需具有分支流路，亦可於不具有分支流路之丙烷流路中串列連接第1吸附部、第2吸附部、第3吸附部及分凝器。

雖然上述實施形態於吸附步驟之後進行使用壓縮機65及暫時保存容器54而回收殘留於吸附器2中之低純度丙烷100'的暫時保存步驟，但暫時保存步驟、或用於其之壓縮機65或暫時保存容器54並非必需。亦可藉由於吸附步驟之後使吸附器2與大氣壓區域連接，而將殘留於吸附器2中之低純度丙烷100'廢棄至大氣壓區域中，來代替暫時保存步驟。於該情形時，於初始吸附步驟中，藉由供給源5之低純度丙烷100'將再生用氣體自吸附器2內逐出即可。

### 【圖式簡單說明】

圖1係本發明之第1實施形態之丙烷之純化系統之構成說明圖。

圖2係本發明之第2實施形態之丙烷之純化系統之構成說明圖。

### 【主要元件符號說明】

1	純化系統
1a	純化系統
2	吸附器
2a、2a'	第1吸附塔(第1吸附部)

2b、2b'	第2吸附塔(第2吸附部)
2c、2c'	第3吸附塔(第3吸附部)
2d	第1吸附塔2a之入口
2d'	第1吸附塔2a'之入口
2e	第3吸附塔2c之出口
2e'	第3吸附塔2c'之出口
3	分凝器
3a	熱交換器
3a'	分凝器3之丙烷入口
3a''	分凝器3之丙烷出口
3b	恆溫流體循環裝置(冷卻機構)
5	低純度丙烷供給源
6	高純度丙烷回收容器
8	壓力計
9	溫度計
10	排氣流路
11	開閉閥
12	流量調整器
13	丙烷流路
13'	丙烷流路13之一端
13''	丙烷流路13之另一端
13a	第1分支流路
13b	第2分支流路
13c	連接部

14	壓力計
15、23	壓力調整閥(壓力調整機構)
16	開閉閥
17	捕集配管
18	開閉閥
20	開閉閥
21	流量調整器
22	開閉閥
24	開閉閥
25	開閉閥
26	氣化器
27	開閉閥
28	壓力計
29	開閉閥
30	排洩閥
31	開閉閥
35	恆溫流體循環裝置
36	開閉閥
37	壓縮機
38	填充容器
39	溫度計
40	開閉閥
41	開閉閥
44a、44a'、44b、	加熱器(溫度調整機構)

44b'、44c、44c'	
45a、45a'、45b、 45b'、45c、45c'	溫度計
49	開閉閥
50	開閉閥
51	開閉閥
52	開閉閥
53	開閉閥
54	暫時保存容器
55	第1連接切換機構
59	開閉閥
60	流量調整器
60'	流量調整器
61	開閉閥
61'	開閉閥
62	再生用氣體供給源
62'	再生用氣體供給源
62a	再生用氣體供給源
62a'	再生用氣體供給源
63	開閉閥
64	開閉閥
65	壓縮機
66	開閉閥
67	開閉閥

68	第2連接切換機構
100	高純度丙烷
100'	低純度丙烷
$\alpha$	分子篩沸石
$\beta$	分子篩活性碳
$\gamma$	活性碳

## 七、申請專利範圍：

1. 一種丙烷之純化方法，其特徵在於：其係包含乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧及二氧化碳作為雜質之低純度丙烷之純化方法，且包括：

藉由較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石，吸附氣相之低純度丙烷中之水及二氧化碳的吸附步驟；

藉由較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性炭，吸附氣相之低純度丙烷中之乙烷及丙烯中之至少一者的吸附步驟；

藉由較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性炭，吸附氣相之低純度丙烷中之異丁烷及正丁烷中之至少一者的吸附步驟；

藉由於分凝器中導入氣相之低純度丙烷，於將氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝的分凝步驟；及

自上述分凝器將氣相之氮及氧與冷凝之丙烷分開取出的排氣步驟；

上述分子篩沸石係細孔之有效孔徑被設定為 0.3 nm~0.5 nm 之間之均一化之值，

上述分子篩活性炭係細孔之有效孔徑被設定為 0.3 nm~0.5 nm 之間之均一化之值，

上述活性炭係細孔之平均有效孔徑被設定為 0.5 nm 以上之未均一化之值或細孔之有效孔徑被設定為 0.5 nm 以



上之均一化之值，

藉由上述各吸附步驟、上述分凝步驟、上述排氣步驟，將雜質自低純度丙烷分離。

2. 如請求項1之丙烷之純化方法，其中係將低純度丙烷高純度化至純度99.995%以上。
3. 一種丙烷之純化系統，其特徵在於：其係包含乙烷及丙烯中之至少一者、異丁烷及正丁烷中之至少一者、水、氮、氧及二氧化碳作為雜質之低純度丙烷之純化系統，且包括：

第1吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附水及二氧化碳之分子篩沸石；

第2吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附乙烷及丙烯之分子篩活性碳；

第3吸附部，其填充有較吸附丙烷更優先吸附異丁烷及正丁烷之活性碳；及

分凝器；且

上述第1吸附部、上述第2吸附部、上述第3吸附部及上述分凝器係以形成丙烷流路之方式串列連接，

於上述丙烷流路之一端連接有低純度丙烷之供給源，

於上述丙烷流路之另一端連接有高純度化之丙烷之回收容器，

設置有壓力調整機構，該壓力調整機構係以將氣相之低純度丙烷導入至上述第1吸附部、上述第2吸附部、上述第3吸附部及上述分凝器中之方式調整上述丙烷流路

之壓力，

上述分凝器以在上述分凝器中於氮及氧維持為氣相之狀態下使丙烷冷凝之方式具有低純度丙烷之冷卻機構，且

設置有排氣流路，該排氣流路係用以自上述分凝器取出氣相之氮及氧，

上述分子篩沸石係細孔之有效孔徑被設定為0.3 nm~0.5 nm之間之均一化之值，

上述分子篩活性碳係細孔之有效孔徑被設定為0.3 nm~0.5 nm之間之均一化之值，

上述活性碳係細孔之平均有效孔徑被設定為0.5 nm以上之未均一化之值或細孔之有效孔徑被設定為0.5 nm以上之均一化之值。

4. 如請求項3之丙烷之純化系統，其中上述分子篩沸石為4A型。
5. 如請求項3或4之丙烷之純化系統，其中上述分子篩活性碳為4A型。
6. 如請求項5之丙烷之純化系統，其中上述丙烷流路具有相互並列連接之複數個分支流路，

於上述各分支流路中串列連接有上述第1吸附部、上述第2吸附部及上述第3吸附部，

設置有溫度調整機構，該溫度調整機構係對上述第1吸附部、上述第2吸附部及上述第3吸附部之內部溫度進行調整，

設置有第1連接切換機構，該第1連接切換機構可將上述各分支流路之一端切換為與上述低純度丙烷之供給源連接之狀態、及與大氣壓區域連接之狀態，且

設置有第2連接切換機構，該第2連接切換機構可將上述各分支流路之另一端切換為與上述回收容器連接之狀態、與再生用氣體之供給源連接之狀態、及閉鎖狀態。

7. 如請求項6之丙烷之純化系統，其中設置有壓縮機，該壓縮機具有與上述各分支流路之另一端連接之吸入口；

設置有暫時保存容器，該暫時保存容器係與上述壓縮機之出口連接；

上述第1連接切換機構可將上述各分支流路之一端切換為閉鎖狀態、及與上述暫時保持容器連接之狀態，

上述第2連接切換機構可將上述各分支流路之另一端切換為與上述壓縮機之吸入口連接之狀態、及與大氣壓區域連接之狀態。

八、圖式：

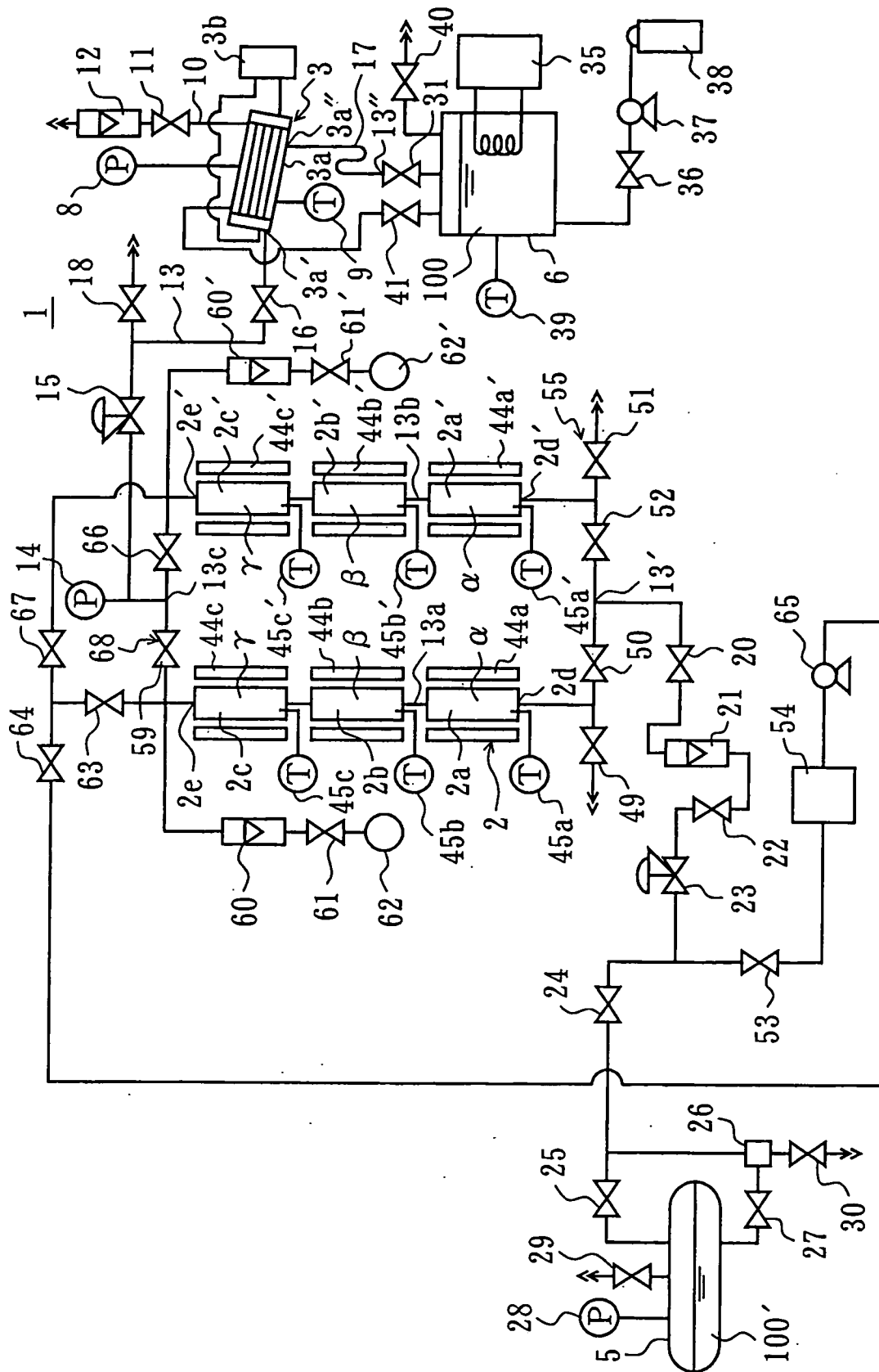


圖 1

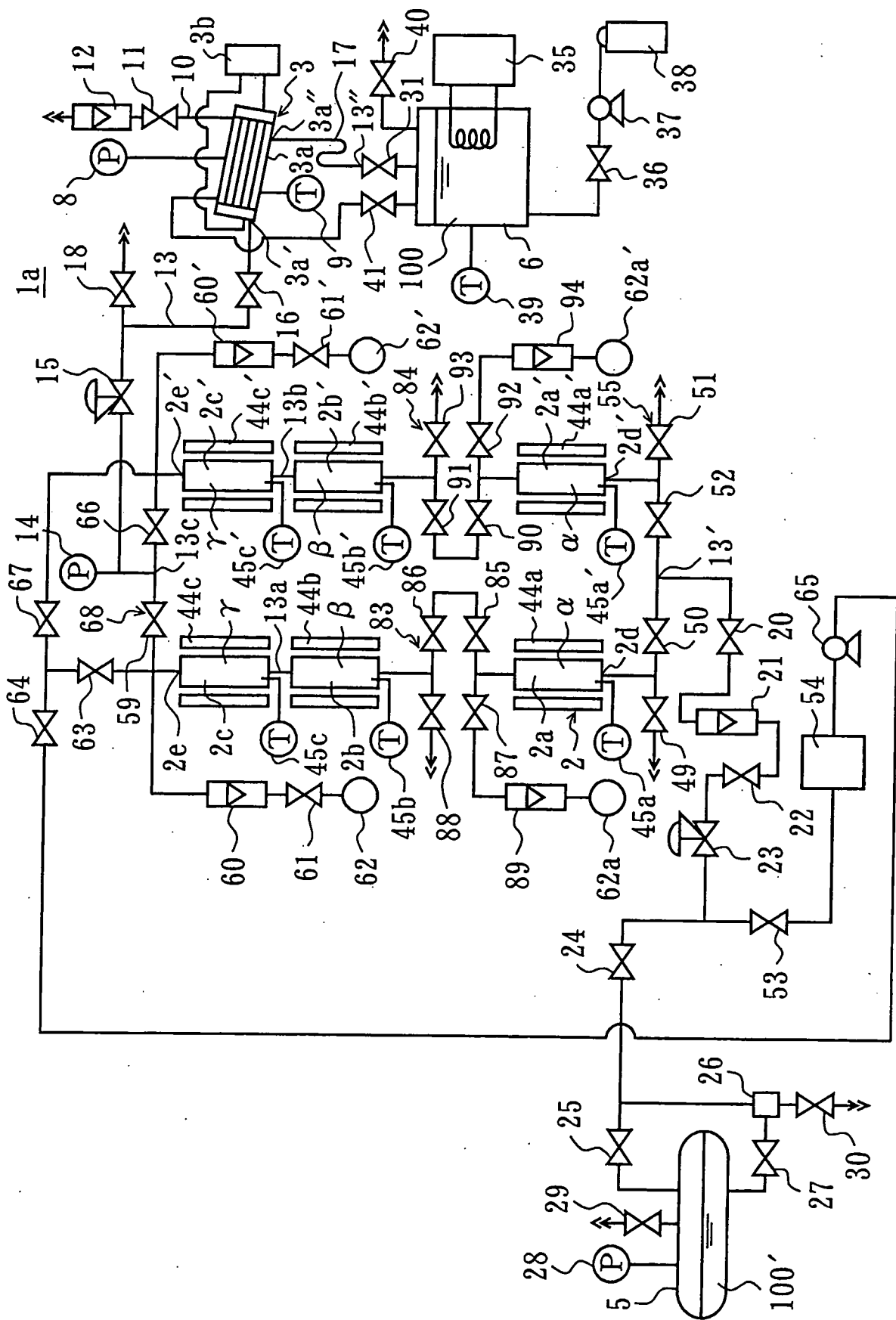


圖 2