



(21) 申請案號：109140390

(22) 申請日：中華民國 109 (2020) 年 11 月 18 日

(51) Int. Cl. : *B01J8/24 (2006.01)**C07C253/26 (2006.01)**C07C255/08 (2006.01)*

(30) 優先權：2019/11/20

中國大陸

201911152105.8

(71) 申請人：大陸商中國石油化工科技開發有限公司 (中國大陸) CHINA PETROCHEMICAL TECHNOLOGY COMPANY LTD. (CN)

中國大陸

(72) 發明人：趙樂 ZHAO, LE (CN)；吳糧華 WU, LIANGHUA (CN)

(74) 代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：15 項 圖式數：10 共 44 頁

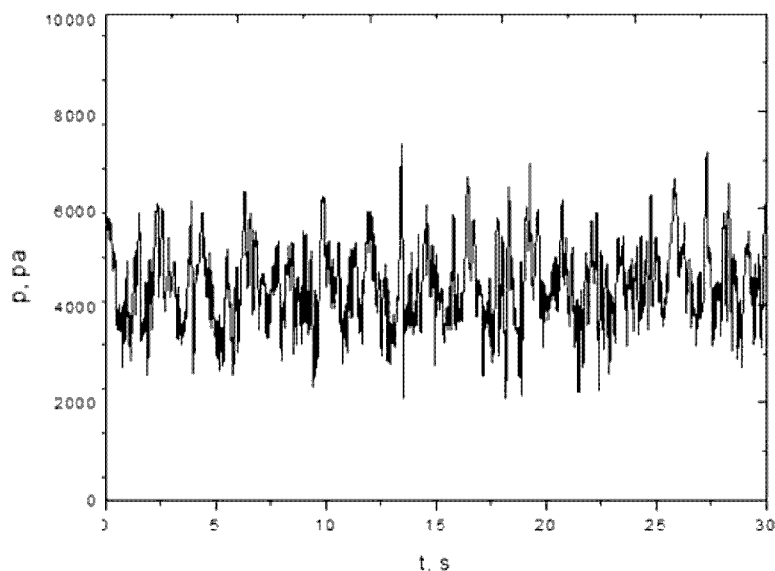
(54) 名稱

一種流體化床反應器、除熱水管及其在丙烯腈製造中的應用

(57) 摘要

本發明係關於一種流體化床反應器及除熱水管及其在丙烯腈製造中的應用。上述流體化床反應器至少包括反應除冷段及設置在上述反應除冷段中的立式內構件。在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述立式內構件之橫截面之外輪廓周長為 $L1$ (單位係 m)，則 $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ 。上述流體化床反應器可以促進氣泡儘早破碎，有效限制氣泡生長。

指定代表圖：



(實施例1)

【圖8】



202138053

【發明摘要】**【中文發明名稱】**

一種流體化床反應器、除熱水管及其在丙烯腈製造中的應用

【中文】

本發明係關於一種流體化床反應器及除熱水管及其在丙烯腈製造中的應用。上述流體化床反應器至少包括反應除冷段及設置在上述反應除冷段中的立式內構件。在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ （單位係 m^2 ），上述立式內構件之橫截面之外輪廓周長為 $L1$ （單位係 m ），則 $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ 。上述流體化床反應器可以促進氣泡儘早破碎，有效限制氣泡生長。

【指定代表圖】

圖8

【代表圖之符號簡單說明】

無

【發明說明書】

【中文發明名稱】

一種流體化床反應器、除熱水管及其在丙烯腈製造中的應用

【技術領域】

【0001】 本發明係關於一種流體化床反應器及除熱水管，上述除熱水管特別適合設置在上述流體化床反應器中。本發明進一步關於上述流體化床反應器及上述除熱水管在丙烯腈製造中的應用。

【先前技術】

【0002】 丙烯腈係石油化工的重要化工原料。世界各國普遍採用丙烯氨氧化一步法生產丙烯腈，亦即在流體化床氨氧化催化劑作用下，在一定的反應溫度及壓力下，丙烯氨氧化生成丙烯腈，同時副產乙腈、氫氰酸等，亦會有CO、CO₂深度氧化產物之生成。該反應為強放熱反應，反應過程中伴隨著大量的熱量產生。

【0003】 典型的丙烯腈流體化床反應器內構件包括丙烯氨分佈器、空氣分佈板、除熱水管(亦稱為冷卻盤管)及旋風分離器，其中除熱水管及旋風分離器之料腿作為流體化床的垂直構件位於催化劑床層中。除熱水管可以將大量產生的反應熱及時移出反應系統，並將反應溫度維持在一個穩定的狀態，而旋風分離器捕獲隨氣體向上運動時所夾帶之催化劑，並將催化劑藉由料腿返送回催化劑床層，以減少催化劑跑損。

【0004】 流體化床反應器習知的垂直構件如圖1及圖2所示。圖1為垂直構件軸向圖，圖2為垂直構件截面佈置圖。垂直構件包括除熱水管及旋風分離器料腿。除熱水管包括冷卻水管及過熱水管，過熱水管產生的高壓蒸汽通常作為空壓機及冰機透平使用。或者，根據裝置實際情況，除熱

水管可以只設有冷卻水管。在此，上述除熱水管一般包括入口、直管段及出口，相鄰兩個直管段藉由U型管流體連通。

【0005】 中國專利申請案CN104941532A及CN104941529A揭示了一種用於氨氧化反應器的冷卻盤管設計。該冷卻盤管可藉由提供以橫向佈置而並非線性排列來限定冷卻盤管的獨立線路來進行更緊密地封裝。

【0006】 中國專利申請案CN104624401A揭示了一種改進的旋風分離器構造。該旋風分離器的各多級組包括具有第一級入口的第一級旋風分離器，該第一級旋風分離器構造為接收自反應器中之流體化催化劑床向上流動的反應器流，並且自反應器流分離催化劑中的至少一部分。每平方公尺反應器的可用剖面面積的第一級入口面積的平方公尺比率為大約0.03至大約0.05。

【發明內容】

【0007】 在利用流體化床反應器進行丙烯氨氧化反應來製造丙烯腈時，丙烯氨氧化反應為氣-固非均相催化反應，氣體在反應器內的流動狀況不同於自由鼓泡床，氣體藉由分佈板產生的氣泡會隨著床層的升高而變大。本發明之發明人發現，垂直內構件的存在有助於打破氣泡，相比於大的氣泡，小氣泡更有利於傳質的進行，提高有效產物之生成。本發明之發明人進一步發現，除熱水管及旋分分離器除了其自身的基本功能外，作為垂直構件亦有破碎氣泡的作用，亦有助於降低氣固相的返混程度，減少深度氧化產物之生成。此等垂直構件在反應器截面上之分佈情況直接關係到能否有效地限制氣泡變大或者破碎氣泡，亦即直接影響到反應結果。本發明基於該發現而完成。

【0008】 具體而言，本發明係關於以下態樣的內容：

1. 一種流體化床反應器，其至少包括反應除冷段及設置在上述反應除冷段中的立式內構件，其中設上述反應除冷段沿著上述流體化床反應器中心軸線方向之長度為 L (單位係 m)，則在上述反應除冷段上述長度 L 的整個區域內，較佳在上述反應除冷段中心點上下49% L 之區域內(更佳在上述反應除冷段中心點以上45% L 以下38% L 之區域內，更佳在上述反應除冷段中心點以上40% L 以下8% L 之區域內)，在任意位置處沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述立式內構件之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L1$ (單位係 m)，則 $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ ，較佳 $L1/S1=2.2-4.1 m^{-1}$ ，更佳 $L1/S1=2.4-3.9 m^{-1}$ 。

【0009】 2. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，其中上述立式內構件係除熱水管或者除熱水管與氣固分離裝置(較佳旋風分離器)之組合。

【0010】 3. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，其中上述立式內構件係除熱水管，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述除熱水管(以直管段計)之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L2$ (單位係 m)，則 $L2/S1=1.7-3.6 m^{-1}$ ，較佳 $L2/S1=1.9-3.5 m^{-1}$ ，更佳 $L2/S1=2.1-3.3 m^{-1}$ ，上述立式內構件視情況亦包括氣固分離裝置(較佳旋風分離器)，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述氣固分離裝置(以料腿計)之橫截面之外輪廓周長(存在多

個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L3$ (單位係 m)，則 $L3/S1=0.25-0.85\ m^{-1}$ ，較佳 $L3/S1=0.30-0.75\ m^{-1}$ ，更佳 $L3/S1=0.35-0.65\ m^{-1}$ 。

【0011】 4. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，其中上述除熱水管(以直管段計)之數量係220-5000，較佳300-2400，及/或，上述氣固分離裝置(以料腿計)之數量係16-516，較佳16-210，及/或，上述直管段與上述料腿之數量之比為8.5-24.0，較佳10.0-23.0，更佳11.5-21.0。

【0012】 5. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，其中各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm，及/或，各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm，及/或，各直管段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13 m，較佳5.5-12.0 m，及/或，各料腿之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為150-410 mm，較佳200-360 mm，及/或，各料腿之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為130-400 mm，較佳180-350 mm，及/或，各料腿之長度彼此相同或不同，各自獨立地為6-14 m，較佳10-13 m，及/或，上述反應除冷段之直徑為5-29 m，較佳7-20 m，上述面積為 $S1$ 為19.6-660 m^2 ，較佳38.5-314 m^2 ，及/或，上述長度 $L=4-12.5\ m$ ，較佳5.5-11.5 m。

【0013】 6. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，自頂至底順次包括封頭、稀相區、上述反應除冷段、預反應段及錐體，亦包括設置在上述預反應段中之氣體分佈板以及視情況選用之流體分佈器。

【0014】 7. 前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器，其中上述反應除冷段之橫截面為基本上圓形，及/或，上述立式內構件之橫截面的

內輪廓及外輪廓為基本上圓形，及/或，上述立式內構件之橫截面的內輪廓為基本上圓形而外輪廓為具有凸起的基本上圓形，及/或，上述立式內構件包括除熱水管，上述除熱水管包括除熱介質入口、 n 個直管(較佳直圓管)段及除熱介質出口，其中第1個直管段之首端與上述除熱介質入口連通，第 n 個直管段之尾端與上述除熱介質出口連通，第 i 個直管段之尾端與第 $i+1$ 個直管段之首端以U型管連接，其中 n 為2至100之整數(較佳2至20之整數)， i 為1至 $n-1$ 之間的任意整數，並且在一部分或全部(比如1-100%、5-80%或者10-40%)上述直管段的外壁上具有凸起。

【0015】 8. 一種除熱水管，包括除熱介質入口、 n 個直管(較佳直圓管)段及除熱介質出口，其中第1個直管段之首端與上述除熱介質入口連通，第 n 個直管段之尾端與上述除熱介質出口連通，第 i 個直管段之尾端與第 $i+1$ 個直管段之首端以U型管連接，其中 n 為2至100之整數(較佳2至20之整數)， i 為1至 $n-1$ 之間的任意整數，並且在一部分或全部(比如1-100%、5-80%或者10-40%)上述直管段的外壁上具有凸起。

【0016】 9. 前述或後述任一態樣所述之除熱水管，其中各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm，及/或，各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm，及/或，各直管段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13.0 m，較佳5.5-12.0 m，及/或，任意相鄰兩個直管段之中心線彼此平行且任意相鄰兩個直管段之中心線的距離彼此相同或不同(較佳彼此相同)，各自獨立地為160-540 mm，較佳180-430 mm。

【0017】 10. 前述或後述任一態樣所述之除熱水管，其中上述凸起沿著上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸，及/或，上述凸起環繞

上述直管段之中心線連續或不連續延伸(比如以環狀或者螺旋狀形式連續或不連續延伸)。

【0018】 11. 前述或後述任一態樣所述之除熱水管，其中在上述凸起沿著上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸時，上述凸起的延伸長度 L_t 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 L_t/L_z 為0.05-0.95，更佳0.1-0.6)，及/或，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以環狀形式連續或不連續延伸時，上述環形之高度 H_h 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 H_h/L_z 為0-0.5，更佳0.01-0.3)，或者，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以螺旋狀形式連續或不連續延伸時，上述螺旋之高度 H_t 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 H_t/L_z 為0.1-0.95，更佳0.2-0.6)，及/或，上述凸起之高度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍(較佳0.008-0.1倍)，及/或，上述凸起之寬度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍(較佳0.008-0.2倍)。

【0019】 12. 前述或後述任一態樣所述之除熱水管，其中上述凸起環繞上述直管段之中心線連續或不連續延伸，並且上述凸起之中心線與上述直管段之中心線之夾角大於 0° 且不大於 90° (較佳不小於 5° 且不大於 75° ，更佳不小於 10° 且不大於 60°)。

【0020】 13. 一種流體化床反應器，自頂至底順次包括封頭、稀相區、密相區及錐體，其中在上述密相區中設置至少一個前述或後述任一態樣所述之除熱水管。

【0021】 14. 一種前述或後述任一態樣所述之流體化床反應器之用途，其係用於在烯烴(比如丙烯)氧化法或氨氧化法製造環氧化合物(比如環氧丙烷)或不飽和腈(比如丙烯腈)。

【0022】 15. 一種不飽和腈之製造方法，其包括在前述或後述任一態

樣所述之流體化床反應器中使烯烴(比如丙烯)發生氨氧化反應而生成不飽和腈(比如丙烯腈)之步驟。

【圖式簡單說明】

【0023】

圖1係先前技術之流體化床反應器之正視示意圖。

圖2係先前技術之流體化床反應除冷段之橫切示意圖。

圖3係本發明之流體化床反應除冷段之橫切示意圖。

圖4係本發明之流體化床反應器之正視示意圖。

圖5係本發明之除熱水管的示例性實施方式之示意圖。

圖6係比較例1之壓力脈動強度圖形。

圖7係比較例2之壓力脈動強度圖形。

圖8係實施例1之壓力脈動強度圖形。

圖9係實施例2之壓力脈動強度圖形。

圖10係實施例3之壓力脈動強度圖形。

附圖標記說明

- 1：流體化床反應器
- 2：原料混合氣入口管線
- 3：旋風分離器入口
- 4：除熱水管
- 5：旋風分離器筒體
- 6：旋風分離器錐體
- 7：旋風分離器灰斗
- 8：旋風分離器二(三)級料腿

9：旋風分離器一級料腿

技術效果

根據本發明之流體化床反應器，可以儘早促進流體化床內流型的改變，促進氣泡的破碎。

根據本發明之流體化床反應器，可以有效地限制氣泡的生長，從而達到提高原料氣轉化率，增加目標反應產物收率之目的。

根據本發明之流體化床反應器，可以降低氣固相的返混程度，減少深度氧化產物之生成。

根據本發明之流體化床反應器，可以提高傳熱傳質效率，延長裝置運作週期。

【實施方式】

【0024】 下面對本發明之具體實施方式進行詳細說明，但是需要指出的是，本發明之保護範圍並不受此等具體實施方式之限制，而是由附錄的申請專利範圍來確定。

【0025】 本說明書提到之所有出版物、專利申請案、專利及其他參考文獻全均引於此供參考。除非另有定義，本說明書所用之所有技術及科學術語均具有熟習此項技術者習知理解之含義。在有衝突之情況下，以本說明書之定義為準。

【0026】 當本說明書以詞頭「熟習此項技術者公知」、「先前技術」或其類似用語來導出材料、物質、方法、步驟、裝置或部件等時，該詞頭導出的對象涵蓋本申請案提出時此項技術中習知使用之彼等，但亦包括目前尚不常用，卻將變成此項技術中公認為適用於類似目的之彼等。

【0027】 在本說明書之上下文中，所謂「基本上」係指允許存在對

於熟習此項技術者而言可以接受或認為合理的偏差，比如偏差在 $\pm 10\%$ 以內、 $\pm 5\%$ 以內、 $\pm 1\%$ 以內、 $\pm 0.5\%$ 以內或者 $\pm 0.1\%$ 以內。

【0028】 在沒有明確指明之情況下，本說明書內所提到之所有百分數、份數、比率等均係以重量為基準的，而且壓力係表壓。

【0029】 在本說明書之上下文中，本發明之任何兩個或多個實施方式均可以任意組合，由此而形成的技術方案屬於本說明書原始揭示內容的一部分，同時亦落入本發明之保護範圍。

【0030】 根據本發明之一個實施方式，關於一種流體化床反應器，尤其為丙烯腈製造用流體化床反應器。在此，上述流體化床反應器至少包括反應除冷段及設置在上述反應除冷段中的立式內構件。

【0031】 根據本發明之一個實施方式，設上述反應除冷段沿著上述流體化床反應器中心軸線方向之長度為 L (單位係 m)，則在上述反應除冷段上述長度 L 的整個區域內，在任意位置處沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，在上述橫切面平面上獲得上述反應除冷段之橫截面及上述立式內構件之橫截面。而且，在存在多個上述立式內構件時，獲得多個上述立式內構件之橫截面。此等橫截面具有外輪廓，該外輪廓具有面積及周長(稱為外輪廓周長)，比如圖3中由4、8及9所代表的圓圈。在此，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述立式內構件之橫截面之外輪廓周長(在存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L1$ (單位係 m)，則 $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ 。在此，較佳在上述反應除冷段中心點上下 $49\% L$ 之區域內，更佳在上述反應除冷段中心點以上 $45\% L$ 以下 $38\% L$ 之區域內，更佳在上述反應除冷段中心點以上 $40\% L$ 以下 $8\% L$ 之區域內， $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ 。較佳的是，

$L1/S1=2.2-4.1 \text{ m}^{-1}$ ，更佳 $L1/S1=2.4-3.9 \text{ m}^{-1}$ 。上述 $L1/S1$ 低於 2.0 m^{-1} ，可能會造成裝置不穩定運作，而高於 4.3 m^{-1} ，則可能會造成過多地擠壓反應器內的維修空間。根據本發明之一個實施方式，作為上述立式內構件，具體比如可以舉出除熱水管或氣固分離裝置，尤其為上述除熱水管與上述氣固分離裝置之組合。

【0032】 根據本發明之一個實施方式，上述反應除冷段之橫截面之面積 $S1$ 一般為 $19.6-660 \text{ m}^2$ ，較佳 $38.5-314 \text{ m}^2$ 。

【0033】 根據本發明之一個實施方式，當上述外輪廓為基本上圓形時，外輪廓周長 $=3.14 \times D$ 。在此， D 為上述外輪廓之直徑(單位係 m)，相應於相關立式內構件(比如上述除熱水管的直管段或上述旋風分離器之料腿)之外徑(單位係 m)。

【0034】 根據本發明之一個實施方式，上述反應除冷段沿著上述流體化床反應器中心軸線方向之長度 L 一般為 $4-12.5 \text{ m}$ ，較佳 $5.5-11.5 \text{ m}$ 。

【0035】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管包括冷卻水管及過熱水管，冷卻水管的作用係利用管內冷卻劑的潛熱將反應產生的熱量帶離反應系統，過熱水管的作用係利用管內冷卻劑的顯熱將反應產生的熱量帶離反應系統。在此，上述冷卻水管及上述過熱水管的管徑尺寸可以取相同的直徑，亦可以取不同的直徑，亦可以參照此項技術中習知已知的尺寸，並沒有特別的限定。

【0036】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管的直管段基本上均位於上述流體化床反應器的密相區，用於將反應熱及時移出系統，維持系統的穩定運作。為此，在本說明書之上下文中，所謂「反應除冷段」，係指上述流體化床反應器中設置有除熱水管之區域，更特別係指上

述除熱水管的直管段在上述流體化床反應器中所處之區域，更尤其係指上述流體化床反應器的密相區中設置有上述除熱水管的直管段之區域。

【0037】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管包括入口、直管段及出口，相鄰兩個直管段一般用U型管連接並流體連通。在此，上述除熱水管可以只含有一個直管段，可以只含有1個U型管，亦可以由多個U型管串聯而成。U型管之數量越大，上述外輪廓周長L1亦越大。另外，上述除熱水管通常均勻分佈在上述流體化床反應器內。具體舉例而言，若將上述流體化床反應器分成ABCD四個象限，每個象限中上述除熱水管之外輪廓周長基本上相同。

【0038】 根據本發明之一個實施方式，作為上述氣固分離裝置，特別可以舉出旋風分離器。在此，上述旋風分離器包括氣體入口、圓錐形筒、灰斗、料腿及氣體出口，其中料腿作為垂直構件處於催化劑床層當中，亦即流體化床反應器的密相區，其他部件處於反應器上部之流體化床反應器的稀相區。在此，上述旋風分離器可以係單級的，亦可以係二個或超過二個串聯，一個旋風分離器對應一個料腿。一般來說，一級旋風分離器料腿伸入至催化劑床層的下端(相應於密相區下端)，二(三)級旋風分離器料腿則伸入至催化劑床層下端或中端或上端(相應於密相區的下端或中端或上端)的某一位置處。

【0039】 根據本發明之一個實施方式，上述旋風分離器一般為二個或超過二個串聯方式設置。上述流體化床反應器在運作過程中，部分細顆粒催化劑隨反應氣體脫離床層，被氣體夾帶之催化劑自一級旋風入口進入，經一級旋風，大部分催化劑沿一級旋風料腿回落至床層中，另一小部分催化劑隨氣體進入至二級旋風繼續進行氣固分離，催化劑則沿二級旋風

料腿送回至催化劑床層，二級旋風料腿末端設有翼閥，二級旋風可以繼續串接三級旋風，進一步進行氣固分離，催化劑沿料腿送回至催化劑床層，氣體向上經集氣室離開反應器。每個旋風分離器均有一個料腿用於分離之催化劑送回至催化劑床層中。一組多級旋風分離器有多個料腿。

【0040】 根據本發明之一個實施方式，上述立式內構件係上述除熱水管，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述除熱水管(以直管段計)之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L2$ (單位係 m)，則 $L2/S1=1.7-3.6 m^{-1}$ ，較佳 $L2/S1=1.9-3.5 m^{-1}$ ，更佳 $L2/S1=2.1-3.3 m^{-1}$ 。當該比值低於 $1.7 m^{-1}$ 時，可能會造成反應器長週期穩定運作的障礙，如除熱水管管壁上由於鉬片附著導致傳熱係數的降低，對溫度控制可能失效，而當該比值高於 $3.6 m^{-1}$ ，亦就意味著除熱水管管數的增加，雖然對破除氣泡係有利的，但會造成給技術人員在設備檢修時帶來不便。

【0041】 根據本發明之一個實施方式，在上述流體化床反應器中，上述除熱水管(以直管段計)之數量一般係220-5000，較佳300-2400。

【0042】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm。

【0043】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm。

【0044】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13 m，較佳5.5-12.0 m。

【0045】 根據本發明之一個實施方式，上述立式內構件係上述氣固

分離裝置，尤其為上述旋風分離器。為此，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ （單位係 m^2 ），上述氣固分離裝置(以料腿計)之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L3$ （單位係 m ），則 $L3/S1=0.25-0.85\ m^{-1}$ ，較佳 $L3/S1=0.30-0.75\ m^{-1}$ ，更佳 $L3/S1=0.35-0.65\ m^{-1}$ 。該比值低於 $0.25\ m^{-1}$ 時，可能存在催化劑分離不充分或料腿堵塞的風險。相反，當該比值高於 $0.85\ m^{-1}$ 時，一方面會增加設備費用，另一方面會多佔用反應器的有效空間，在相同的反應工況條件下，反應操作線速度的增加，造成催化劑夾帶量的進一步增加。

【0046】 根據本發明之一個實施方式，在上述流體化床反應器中，上述氣固分離裝置(以料腿計)之數量係16-516，較佳16-210。

【0047】 根據本發明之一個實施方式，在上述流體化床反應器中，上述直管段與上述料腿之數量之比為8.5-24.0，較佳10.0-23.0，更佳11.5-21.0。

【0048】 根據本發明之一個實施方式，上述氣固分離裝置之各料腿之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為150-410 mm，較佳200-360 mm。

【0049】 根據本發明之一個實施方式，上述氣固分離裝置之各料腿之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為130-400 mm，較佳180-350 mm。

【0050】 根據本發明之一個實施方式，上述氣固分離裝置之各料腿之長度彼此相同或不同，各自獨立地為6-14 m，較佳10-13 m。

【0051】 根據本發明之一個實施方式，上述流體化床反應器自頂至底順次包括封頭、稀相區、上述反應除冷段、預反應段及錐體，亦包括設置在上述預反應段中之氣體分佈板以及視情況選用之流體分佈器。在此，

作為上述流體化床反應器，較佳丙烯腈製造用流體化床反應器。此時，上述其他分佈板為空氣分佈板，上述流體分佈器為丙烯氨分佈器。關於上述流體化床反應器尤其為丙烯腈製造用流體化床反應器之結構及操作方法等，熟習此項技術者可以直接適用此項技術中的相關技術資訊，在此不再贅述。

【0052】 根據本發明之一個實施方式，上述反應除冷段之橫截面為基本上圓形。另外，上述反應除冷段之直徑一般為5-29 m，較佳7-20 m，但有時並不限於此。

【0053】 根據本發明之一個實施方式，上述立式內構件之橫截面的內輪廓及外輪廓為基本上圓形。為此，上述立式內構件係基本上圓管形狀，尤其為直圓管形狀。

【0054】 根據本發明之一個實施方式，上述立式內構件的內輪廓為基本上圓形而外輪廓為具有凸起的基本上圓形。為此，上述立式內構件的外形係帶凸起的基本上圓管形狀，內部係基本上圓管形狀。作為此種特定結構的立式內構件，特別可以舉出本說明書下文所述的本發明之除熱水管，該除熱水管之關鍵性特徵在於在一部分或全部直管段的外壁上具有凸起。

【0055】 根據本發明之一個實施方式，上述立式內構件包括本說明書下文所述的本發明之除熱水管。就此種特定結構的立式內構件而言，其橫截面的外輪廓不再係基本上圓形，而是具有凸起的基本上圓形(亦即異形形狀)。為此，需要根據該異形形狀的具體情況來計算上述外輪廓周長。雖然如此，無論該異形形狀為何種形狀，熟習此項技術者均可以參照已知的數學幾何方法來計算該形狀之外輪廓周長，在此不再贅述。

【0056】 根據本發明之一個實施方式，亦關於一種除熱水管，包括除熱介質入口、 n 個直管段及除熱介質出口。在此，作為上述直管，較佳直圓管。

【0057】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，第1個直管段之首端與上述除熱介質入口連通，第 n 個直管段之尾端與上述除熱介質出口連通，第 i 個直管段之尾端與第 $i+1$ 個直管段之首端以U型管連接，並且在一部分或全部上述直管段的外壁上具有凸起。在此， n 為2至100之整數，較佳2至20之整數。 i 為1至 $n-1$ 之間的任意整數。另外，所謂一部分或全部，包括占總數量的比如1-100%、5-80%或者10-40%，但有時並不限於此。

【0058】 根據本發明之一個實施方式，上述凸起連接在上述直管段的外壁上。在此，對上述連接的方式沒有特別的限定，點焊、連續焊、一體化成型或其他方式均可。

【0059】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm。

【0060】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm。

【0061】 根據本發明之一個實施方式，上述除熱水管之各直管段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13.0 m，較佳5.5-12.0 m。

【0062】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，任意相鄰兩個直管段之中心線彼此平行且任意相鄰兩個直管段之中心線的距離彼此相同或不同(較佳彼此相同)，各自獨立地為160-540 mm，較佳180-430 mm。

【0063】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，上述凸起沿著(平行於)上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸。在此，上述凸起之數量可以係1至10個、1至4個、1或2個。

【0064】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，上述凸起環繞上述直管段之中心線連續或不連續延伸，比如以環狀或者螺旋狀形式連續或不連續延伸。在此，上述凸起之數量可以係1至20個、1至10個、1至4個、1或2個。

【0065】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，在上述凸起沿著上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸時，上述凸起的延伸長度 L_t 不大於上述直管段之長度 L_z ，較佳 L_t/L_z 為0.05-0.95，更佳0.1-0.6。在存在多個上述凸起時，不同凸起之間可以彼此平行亦可以互成角度，較佳彼此平行，更佳沿著上述直管段的徑向均勻設置。

【0066】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以環狀形式連續或不連續延伸時，上述環形之高度 H_h 不大於上述直管段之長度 L_z ，較佳 H_h/L_z 為0-0.9，更佳0.01-0.6。在此，所謂高度 H_h ，係指上述直管段上具有上述凸起的相應區段之長度。在存在多個上述凸起時，不同凸起之間的垂直間隔 l_1 不大於上述直管段之長度 L_z ，較佳 l_1/L_z 為0.01-0.5，更佳0.03-0.4。較佳的是，上述凸起之中心線與上述直管段之中心線之夾角 α_1 大於 0° 且不大於 90° ，較佳不小於 5° 且不大於 75° ，更佳不小於 10° 且不大於 60° 。

【0067】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以螺旋狀形式連續或不連續延伸時，上述螺旋之高度 H_t 不大於上述直管段之長度 L_z ，較佳 H_t/L_z 為0.1-0.95，更佳0.2-

0.6。在此，所謂高度 H_t ，係指上述直管段上具有上述凸起的相應區段之長度。另外，上述螺旋的螺距 l_1 不大於上述直管段之長度 L_z ，較佳 l_1/L_z 為0.01-0.5，更佳0.03-0.4。較佳的是，上述凸起之中心線與上述直管段之中心線之夾角 α_1 大於 0° 且不大於 90° ，較佳不小於 5° 且不大於 75° ，更佳不小於 10° 且不大於 60° 。另外，較佳的是，上述凸起沿直管段切線與上述直管段之中心線之夾角 α_2 不小於 0° 且不大於 90° ，較佳不小於 5° 且不大於 75° ，更佳不小於 10° 且不大於 60° 。

【0068】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，上述凸起之高度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍，較佳0.008-0.1倍。

【0069】 根據本發明之一個實施方式，在上述除熱水管中，上述凸起之寬度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍，較佳0.008-0.2倍。

【0070】 根據本發明之一個實施方式，亦關於一種流體化床反應器，其自頂至底順次包括封頭、稀相區、密相區及錐體。在此，在上述密相區中設置至少一個本發明如前任一態樣所述之除熱水管。較佳的是，上述除熱水管均勻分佈在上述流體化床反應器內。具體舉例而言，若將上述流體化床反應器分成ABCD四個象限，每個象限中上述除熱水管之外輪廓周長基本上相同。另外，作為上述流體化床反應器，較佳丙烯腈製造用流體化床反應器。關於上述流體化床反應器尤其為丙烯腈製造用流體化床反應器之結構及操作方法等，熟習此項技術者可以直接適用此項技術中的相關技術資訊，在此不再贅述。

【0071】 根據本發明之一個實施方式，在上述流體化床反應器中，除了本發明此種特定結構的除熱水管之外，亦可以設置此項技術中習知已知結構的除熱水管。較佳的是，本發明此種特定結構的除熱水管之數量占

全部除熱水管總數量的比如1-100%、5-80%或者10-40%，數量均以直管段計。較佳的是，此等除熱水管均勻分佈在上述流體化床反應器內。具體舉例而言，若將上述流體化床反應器分成ABCD四個象限，每個象限中除熱水管之外輪廓周長基本上相同。

【0072】 根據本發明之一個實施方式，亦關於本發明如前任一態樣所述之流體化床反應器在烯烴氧化法或氨氧化法製造環氧化合物或不飽和腈中的用途。在此，作為上述烯烴，尤其為丙烯，作為上述環氧化合物，尤其為環氧丙烷，而作為上述不飽和腈，尤其為丙烯腈。

【0073】 根據本發明之一個實施方式，特別涉及一種丙烯腈之製造方法，該製造方法包括在本發明如前任一態樣所述之流體化床反應器中使丙烯發生氨氧化反應而生成丙烯腈之步驟。

【0074】 根據本發明之一個實施方式，上述烯烴氧化法或氨氧化法可以按照此項技術中習知已知的任何方式及任何方法進行，此等資訊對於熟習此項技術者而言係已知的，本文在此不再贅述。雖然如此，作為上述氨氧化反應之操作條件，具體比如可以舉出丙烯/氨氣/空氣(以分子氧計)之莫耳比一般為1：1.1-1.3：1.8-2.0，反應溫度一般為420-440℃，反應壓力(錶壓)一般為0.03-0.14 MPa，並且重量每小時空間速度一般為0.04-0.10 h⁻¹。

【0075】

實施例

以下將藉由實施例及比較例對本發明進行進一步的詳細描述，但本發明不限於以下實施例。

【0076】 在以下的實施例及比較例中，丙烯腈收率及丙烯轉化率可

按以下公式計算：

$$\text{丙烯腈收率：AN\%} = C_{AN} / \Sigma C * 100$$

$$\text{丙烯轉化率：C}_{C_3}\% = (1 - C_{C_3\text{出}} / C_{C_3\text{進}}) * 100$$

其中：

C_{AN} ：反應器出口氣體中AN含的碳莫耳數(mol)

ΣC ：反應器出口氣體碳莫耳總數(mol)

$C_{C_3\text{出}}$ ：反應器出口氣體中 C_3 含的碳莫耳數(mol)

$C_{C_3\text{進}}$ ：反應器進口氣體中 C_3 含的碳莫耳數(mol)

在以下的實施例及比較例中，流體化床之流體化情況亦可以用壓力脈動強度圖形或數據加以表徵。

【0077】

比較例1

流體化床反應器如圖1所示，直徑為1.5公尺，切線高度16公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填3.8噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共13個，除熱水管直管段之外徑為30 mm，直管段長度為10公尺；內設旋風分離器2組，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為50 mm、50 mm。一級料腿長度為15.5公尺，二級料腿長度為14.7公尺。

【0078】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為1.5 m，長度L為8.5 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=1.74 \text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=1.39 \text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.36 \text{ m}^{-1}$ 。

【0079】 裝置運作條件：空氣進料量為3200 NM^3/h ，溫度為室溫，壓力為常壓。

【0080】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，見圖6。

【0081】

比較例2

流體化床反應器如圖1所示，直徑為1.5公尺，切線高度16公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填3.8噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共39個，除熱水管直管段之外徑為30 mm，直管段長度為10公尺；內設旋風分離器2組，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為50 mm、50 mm。一級料腿長度為15.5公尺，二級料腿長度為14.7公尺。

【0082】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為1.5 m，長度 L 為8.5 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=4.52 \text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=4.16 \text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.36 \text{ m}^{-1}$ 。

【0083】 裝置運作條件：空氣進料量為 $3200 \text{ NM}^3/\text{h}$ ，溫度為室溫，壓力為常壓。

【0084】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，見圖7。

【0085】 裝置運作過程中，發現裝置出口的氣相中，細顆粒催化劑濃度增多，說明催化劑磨損較大。

【0086】

實施例1

流體化床反應器如圖1所示，直徑為1.5公尺，切線高度16公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填3.8噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共30個，除熱水管直管段之外徑為30 mm，直管段長度為10公尺；內設旋風分離器2組，為二

級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為50 mm、50 mm。一級料腿長度為15.5公尺，二級料腿長度為14.7公尺。

【0087】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為1.5 m，長度L為8.5 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=3.56\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.20\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.36\text{ m}^{-1}$ 。

【0088】 裝置運作條件：空氣進料量為3200 NM^3/h ，溫度為室溫，壓力為常壓。

【0089】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，見圖8。

【0090】

實施例2

流體化床反應器如圖1所示，直徑為1.5公尺，切線高度16公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填3.8噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共18個，除熱水管直管段之外徑為30 mm，直管段長度為10公尺；內設旋風分離器2組，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為50 mm、50 mm。一級料腿長度為15.5公尺，二級料腿長度為14.7公尺。

【0091】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為1.5 m，長度L為8.5 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=2.28\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=1.92\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.36\text{ m}^{-1}$ 。

【0092】 裝置運作條件：空氣進料量為3200 NM^3/h ，溫度為室溫，壓力為常壓。

【0093】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，見圖9。

【0094】

實施例3

流體化床反應器如圖1所示，直徑為1.5公尺，切線高度16公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填3.8噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共36個，除熱水管直管段之外徑為30 mm，直管段長度為10公尺；內設旋風分離器2組，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為50 mm、50 mm。一級料腿長度為15.5公尺，二級料腿長度為14.7公尺。

【0095】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為1.5 m，長度L為8.5 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=4.20\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.84\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.36\text{ m}^{-1}$ 。

【0096】 裝置運作條件：空氣進料量為3200 NM^3/h ，溫度為室溫，壓力為常壓。

【0097】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，見圖10。

【0098】 裝置運作過程中，裝置出口的氣相中的細顆粒催化劑濃度在可接受範圍內。

【0099】

比較例3

流體化床反應器如圖1所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共100個，分為18組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為8公尺；內設旋風分離器9組18台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公

尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0100】 上述流體化床反應器的冷卻水管管數與旋風料腿數之比為11.11。

【0101】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為6.9 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=1.73 \text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=1.43 \text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.31 \text{ m}^{-1}$ 。

【0102】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與比較例1相似。

【0103】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM^3/h ，反應溫度為430°C，反應壓力為0.055MPa，丙烯：氮：空氣為1：1.2：9.6。

【0104】 裝置運作結果：AN收率為78.3%，丙烯轉化率為95.4%。

【0105】

實施例4

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共225個，分為40組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為10公尺，管間距為220 mm；內設旋風分離器11組20台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0106】 上述流體化床反應器的冷卻水管管數與旋風料腿數之比為20.45。

【0107】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為

7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=3.58\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.21\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.37\text{ m}^{-1}$ 。

【0108】在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似

【0109】裝置運作條件：丙烯進料量為 $5900\text{ NM}^3/\text{h}$ ，反應溫度為 430°C ，反應壓力為 0.04 MPa ，丙烯：氨：空氣為 $1:1.2:9.6$ 。

【0110】裝置運作結果：AN收率為 80.5% ，丙烯轉化率為 98.5% 。

【0111】

實施例5

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共110個，分為20組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為10公尺，管間距為220 mm；內設旋風分離器14組28台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0112】上述流體化床反應器的冷卻水管管數與旋風料腿數之比為7.85。

【0113】上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=2.04\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=1.57\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.48\text{ m}^{-1}$ 。

【0114】在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例2相似

【0115】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM³/h，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0116】 裝置運作結果：AN收率為79.3%，丙烯轉化率為96.8%。

【0117】

實施例6

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共266個，分為48組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為10公尺，管間距為215 mm；內設旋風分離器9組18台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0118】 上述流體化床反應器的冷卻水管管數與旋風料腿數之比為29.55。

【0119】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=4.10\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.79\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.31\text{ m}^{-1}$ 。

【0120】 在H₀為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例3相似

【0121】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM³/h，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0122】 裝置運作結果：AN收率為80.5%，丙烯轉化率為98.6%。

【0123】

實施例7

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共225個，分為40組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為10公尺，管間距為220 mm；內設旋風分離器4組12台，為三級串聯連接，一級、二級、三級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二、三級料腿長度為10.1米。

【0124】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=3.40\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.21\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.19\text{ m}^{-1}$ 。

【0125】 在 H_0 為2米處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似

【0126】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM^3/h ，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0127】 裝置運作結果：AN收率為79.5%，丙烯轉化率為97.6%。

【0128】

實施例8

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8米，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共225個，分為40組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為10公尺，管間距為220 mm；內設旋風分離器8組24台，為

三級串聯連接，一級、二級、三級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二、三級料腿長度為10.1公尺。

【0129】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=3.23\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=2.85\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.38\text{ m}^{-1}$ 。

【0130】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似

【0131】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM^3/h ，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0132】 裝置運作結果：AN收率為80.2%，丙烯轉化率為98.1%。

【0133】

實施例9

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共140個，分為26組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為8公尺；內設旋風分離器9組18台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0134】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.2 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=2.28\text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=2.00\text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.29\text{ m}^{-1}$ 。

【0135】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據

圖與實施例2相似。

【0136】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM³/h，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0137】 裝置運作結果：AN收率為79.6%，丙烯轉化率為97.3%。

【0138】

實施例10

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共190個，分為34組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度(Lz)為8公尺，95個直管段的管壁外設有翅片，如圖5f所示，4個翅片均勻分佈在外管壁上，翅片為長度(Lt) 3000 mm高度10 mm寬度20 mm。內設旋風分離器11組22台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二料腿長度為10.1公尺。

【0139】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處，L1/S1=3.12 m⁻¹，L2/S1=2.75 m⁻¹，L3/S1=0.37 m⁻¹。

【0140】 在H₀為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似。

【0141】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM³/h，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0142】 裝置運作結果：AN收率為80.7%，丙烯轉化率為98.8%。

【0143】

實施例11

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共190個，分為34組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度(Lz)為8公尺，95個直管段的管壁外設有翅片，如圖5a所示，8個翅片分佈在外管壁上，翅片之間的垂直間隔為500 mm， α_1 為 50° 。翅片為長度(Lt) 3500 mm高度10 mm寬度20 mm。內設旋風分離器10組20台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為326 mm、219 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0144】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.4 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L_1/S_1=3.15 \text{ m}^{-1}$ ， $L_2/S_1=2.78 \text{ m}^{-1}$ ， $L_3/S_1=0.37 \text{ m}^{-1}$ 。

【0145】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似。

【0146】 裝置運作條件：丙烯進料量為 $5900 \text{ NM}^3/\text{h}$ ，反應溫度為 430°C ，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0147】 裝置運作結果：AN收率為80.6%，丙烯轉化率為98.7%。

【0148】

實施例12

流體化床反應器如圖4所示，直徑為8公尺，切線高度18公尺(亦即為附圖中密相區與稀相區總高)，裝填160噸牌號為中國石化上海石油化工研

究院SANC系列丙烯腈催化劑，內設U型除熱水管共225個，分為40組，每組由2個U、5個U、6個U串聯而成，除熱水管直管段之外徑為114 mm，直管段長度為8公尺；內設旋風分離器21組42台，為二級串聯連接，一級、二級料腿管外徑分別為400 mm、325 mm。一級料腿長度為12.0公尺，二級料腿長度為10.1公尺。

【0149】 上述流體化床反應器的反應除冷段之直徑為8 m，長度L為7.2 m。在上述反應除冷段的中心點處， $L1/S1=4.16 \text{ m}^{-1}$ ， $L2/S1=3.21 \text{ m}^{-1}$ ， $L3/S1=0.95 \text{ m}^{-1}$ 。

【0150】 在 H_0 為2公尺處測壓力脈動強度數據，壓力脈動強度數據圖與實施例1相似。

【0151】 裝置運作條件：丙烯進料量為5900 NM^3/h ，反應溫度為430°C，反應壓力為0.04 MPa，丙烯：氨：空氣為1：1.2：9.6。

【0152】 裝置運作結果：AN收率為80.1%，丙烯轉化率為98.7%。

【符號說明】

【0153】

- 1: 流體化床反應器
- 2: 原料混合氣入口管線
- 3: 旋風分離器入口
- 4: 除熱水管
- 5: 旋風分離器筒體
- 6: 旋風分離器錐體
- 7: 旋風分離器灰斗
- 8: 旋風分離器二(三)級料腿

9: 旋風分離器一級料腿

Hh: 環形之高度

Ht: 螺旋之高度

l1: 凸起之間的垂直間隔/螺旋的螺距

Lz: 直管段之長度

$\alpha 1$: 夾角

$\alpha 2$: 夾角

【發明申請專利範圍】

【請求項1】

一種流體化床反應器，期至少包括反應除冷段及設置在上述反應除冷段中的立式內構件，其中設上述反應除冷段沿著上述流體化床反應器中心軸線方向之長度為 L (單位係 m)，則在上述反應除冷段上述長度 L 的整個區域內，較佳在上述反應除冷段中心點上下49% L 之區域內(更佳在上述反應除冷段中心點以上45% L 以下38% L 之區域內，更佳在上述反應除冷段中心點以上40% L 以下8% L 之區域內)，在任意位置處沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述立式內構件之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L1$ (單位係 m)，則 $L1/S1=2.0-4.3 m^{-1}$ ，較佳 $L1/S1=2.2-4.1 m^{-1}$ ，更佳 $L1/S1=2.4-3.9 m^{-1}$ 。

【請求項2】

如請求項1之流體化床反應器，其中上述立式內構件係除熱水管或者除熱水管與氣固分離裝置(較佳旋風分離器)之組合。

【請求項3】

如請求項1之流體化床反應器，其中上述立式內構件係除熱水管，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 $S1$ (單位係 m^2)，上述除熱水管(以直管段計)之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 $L2$ (單位係 m)，則 $L2/S1=1.7-3.6 m^{-1}$ ，較佳 $L2/S1=1.9-3.5 m^{-1}$ ，更佳 $L2/S1=2.1-3.3 m^{-1}$ ，上述立式內構件視情況亦包括氣固分離裝置(較佳旋風分離器)，在沿著垂直於上述流體化床反應器中心軸線之方向橫切

時，設上述反應除冷段之橫截面之面積為 S_1 (單位係 m^2)，上述氣固分離裝置(以料腿計)之橫截面之外輪廓周長(存在多個上述橫截面時，係指全部上述橫截面之外輪廓周長之和)為 L_3 (單位係 m)，則 $L_3/S_1=0.25-0.85 m^{-1}$ ，較佳 $L_3/S_1=0.30-0.75 m^{-1}$ ，更佳 $L_3/S_1=0.35-0.65 m^{-1}$ 。

【請求項4】

如請求項2之流體化床反應器，其中上述除熱水管(以直管段計)之數量係220-5000，較佳300-2400，及/或，上述氣固分離裝置(以料腿計)之數量係16-516，較佳16-210，及/或，上述直管段與上述料腿之數量之比為8.5-24.0，較佳10.0-23.0，更佳11.5-21.0。

【請求項5】

如請求項4之流體化床反應器，其中各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm，及/或，各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm，及/或，各直管段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13 m，較佳5.5-12.0 m，及/或，各料腿之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為150-410 mm，較佳200-360 mm，及/或，各料腿之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為130-400 mm，較佳180-350 mm，及/或，各料腿之長度彼此相同或不同，各自獨立地為6-14 m，較佳10-13 m，及/或，上述反應除冷段之直徑為5-29 m，較佳7-20 m，上述面積為 S_1 為19.6-660 m^2 ，較佳38.5-314 m^2 ，及/或，上述長度 $L=4-12.5 m$ ，較佳5.5-11.5 m。

【請求項6】

如請求項1之流體化床反應器，自頂至底順次包括封頭、稀相區、上述反應除冷段、預反應段及錐體，亦包括設置在上述預反應段中之氣體分

佈板以及視情況選用之流體分佈器。

【請求項7】

如請求項1之流體化床反應器，其中上述反應除冷段之橫截面為基本上圓形，及/或，上述立式內構件之橫截面的內輪廓及外輪廓為基本上圓形，及/或，上述立式內構件之橫截面的內輪廓為基本上圓形而外輪廓為具有凸起的基本上圓形，及/或，上述立式內構件包括除熱水管，上述除熱水管包括除熱介質入口、 n 個直管(較佳直圓管)段及除熱介質出口，其中第1個直管段之首端與上述除熱介質入口連通，第 n 個直管段之尾端與上述除熱介質出口連通，第 i 個直管段之尾端與第 $i+1$ 個直管段之首端以U型管連接，其中 n 為2至100之整數(較佳2至20之整數)， i 為1至 $n-1$ 之間的任意整數，並且在一部分或全部(比如1-100%、5-80%或者10-40%)上述直管段的外壁上具有凸起。

【請求項8】

一種除熱水管，包括除熱介質入口、 n 個直管(較佳直圓管)段及除熱介質出口，其中第1個直管段之首端與上述除熱介質入口連通，第 n 個直管段之尾端與上述除熱介質出口連通，第 i 個直管段之尾端與第 $i+1$ 個直管段之首端以U型管連接，其中 n 為2至100之整數(較佳2至20之整數)， i 為1至 $n-1$ 之間的任意整數，並且在一部分或全部(比如1-100%、5-80%或者10-40%)上述直管段的外壁上具有凸起。

【請求項9】

如請求項8之除熱水管，其中各直管段之外徑彼此相同或不同，各自獨立地為80-180 mm，較佳90-170 mm，及/或，各直管段之內徑彼此相同或不同，各自獨立地為60-150 mm，較佳70-140 mm，及/或，各直管

段之長度彼此相同或不同，各自獨立地為4.0-13.0 m，較佳5.5-12.0 m，及/或，任意相鄰兩個直管段之中心線彼此平行且任意相鄰兩個直管段之中心線的距離彼此相同或不同(較佳彼此相同)，各自獨立地為160-540 mm，較佳180-430 mm。

【請求項10】

如請求項8之除熱水管，其中上述凸起沿著上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸，及/或，上述凸起環繞上述直管段之中心線連續或不連續延伸(比如以環狀或者螺旋狀形式連續或不連續延伸)。

【請求項11】

如請求項8之除熱水管，其中在上述凸起沿著上述直管段中心線之方向連續或不連續延伸時，上述凸起的延伸長度 L_t 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 L_t/L_z 為0.05-0.95，更佳0.1-0.6)，及/或，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以環狀形式連續或不連續延伸時，上述環形之高度 H_h 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 H_h/L_z 為0-0.5，更佳0.01-0.3)，或者，在上述凸起環繞上述直管段之中心線以螺旋狀形式連續或不連續延伸時，上述螺旋之高度 H_t 不大於上述直管段之長度 L_z (較佳 H_t/L_z 為0.1-0.95，更佳0.2-0.6)，及/或，上述凸起之高度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍(較佳0.008-0.1倍)，及/或，上述凸起之寬度為上述直管段之外徑的0.005-0.3倍(較佳0.008-0.2倍)。

【請求項12】

如請求項8之除熱水管，其中上述凸起環繞上述直管段之中心線連續或不連續延伸，並且上述凸起之中心線與上述直管段之中心線之夾角大於 0° 且不大於 90° (較佳不小於 5° 且不大於 75° ，更佳不小於 10° 且不大於

60°)。

【請求項13】

一種流體化床反應器，自頂至底順次包括封頭、稀相區、密相區及錐體，其中在上述密相區中設置至少一個如請求項8之除熱水管。

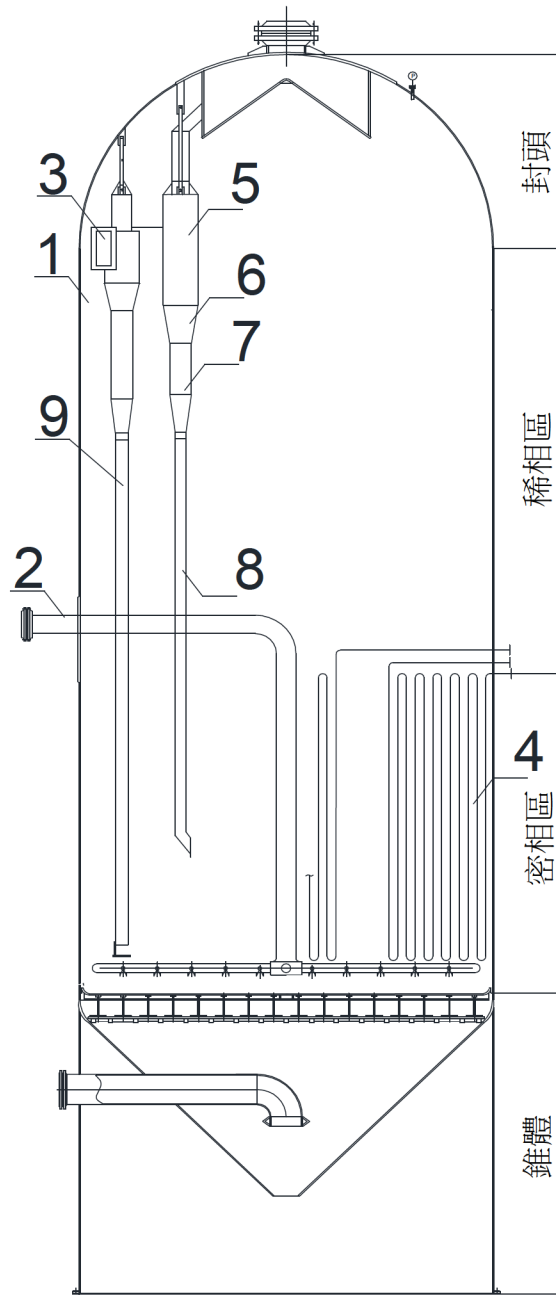
【請求項14】

一種如請求項1或13之流體化床反應器之用途，其係用於在烯烴(比如丙烯)氧化法或氨氧化法製造環氧化合物(比如環氧丙烷)或不飽和腈(比如丙烯腈)。

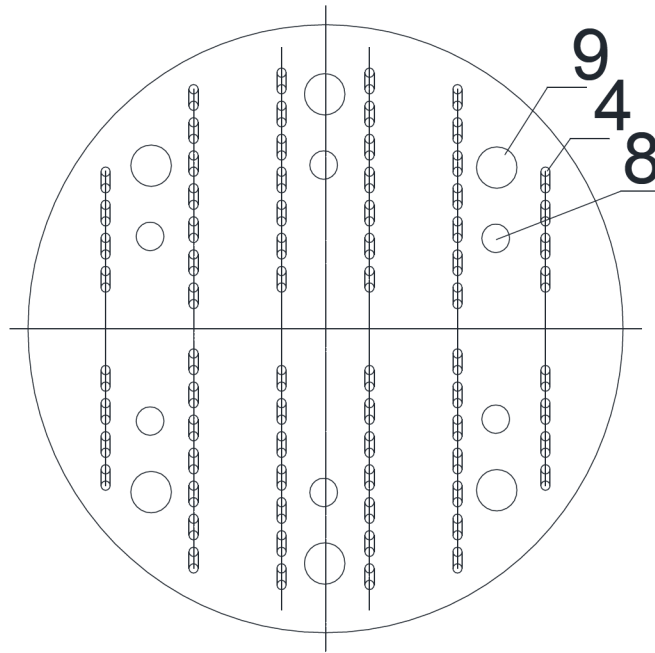
【請求項15】

一種不飽和腈之製造方法，其包括在如請求項1或13之流體化床反應器中使烯烴(比如丙烯)發生氨氧化反應而生成不飽和腈(比如丙烯腈)之步驟。

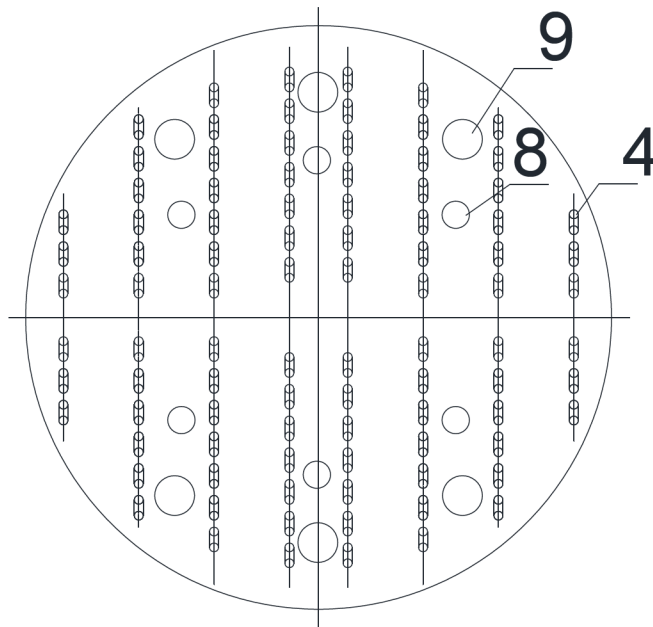
【發明圖式】



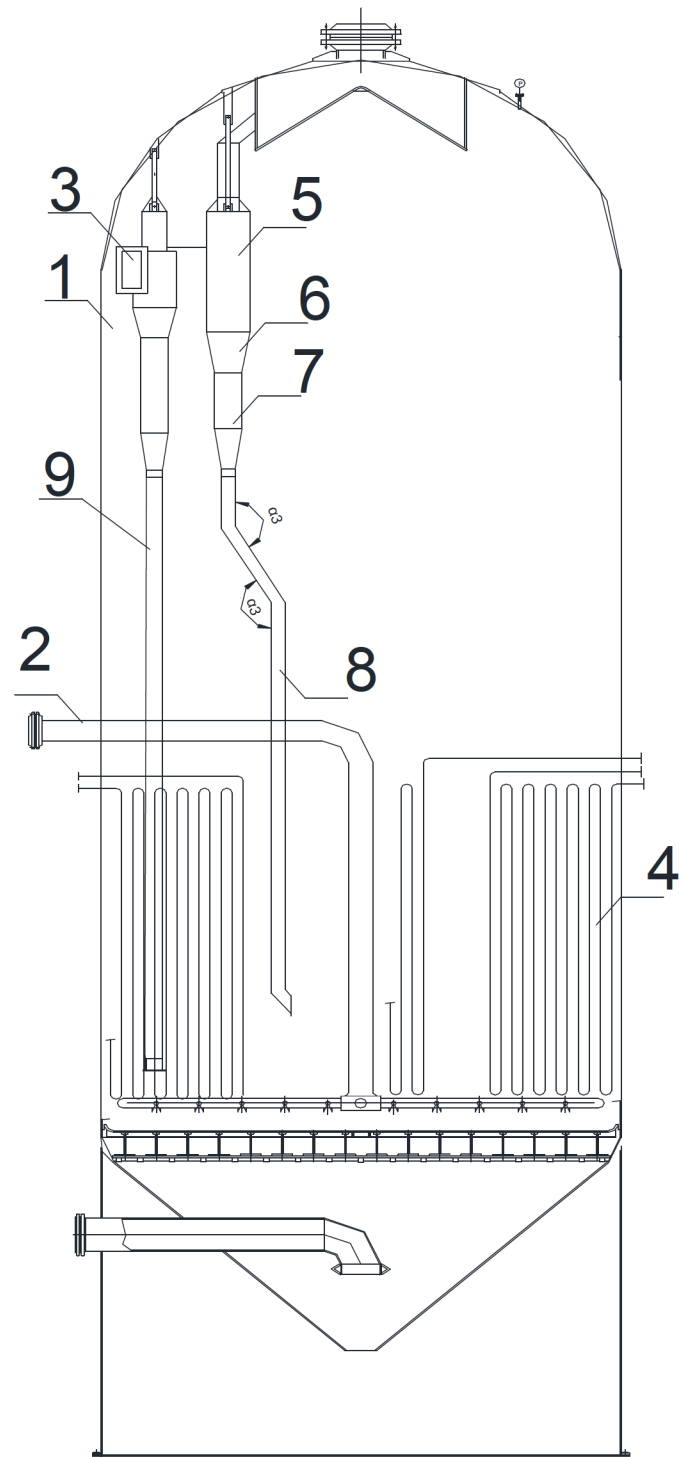
【圖1】



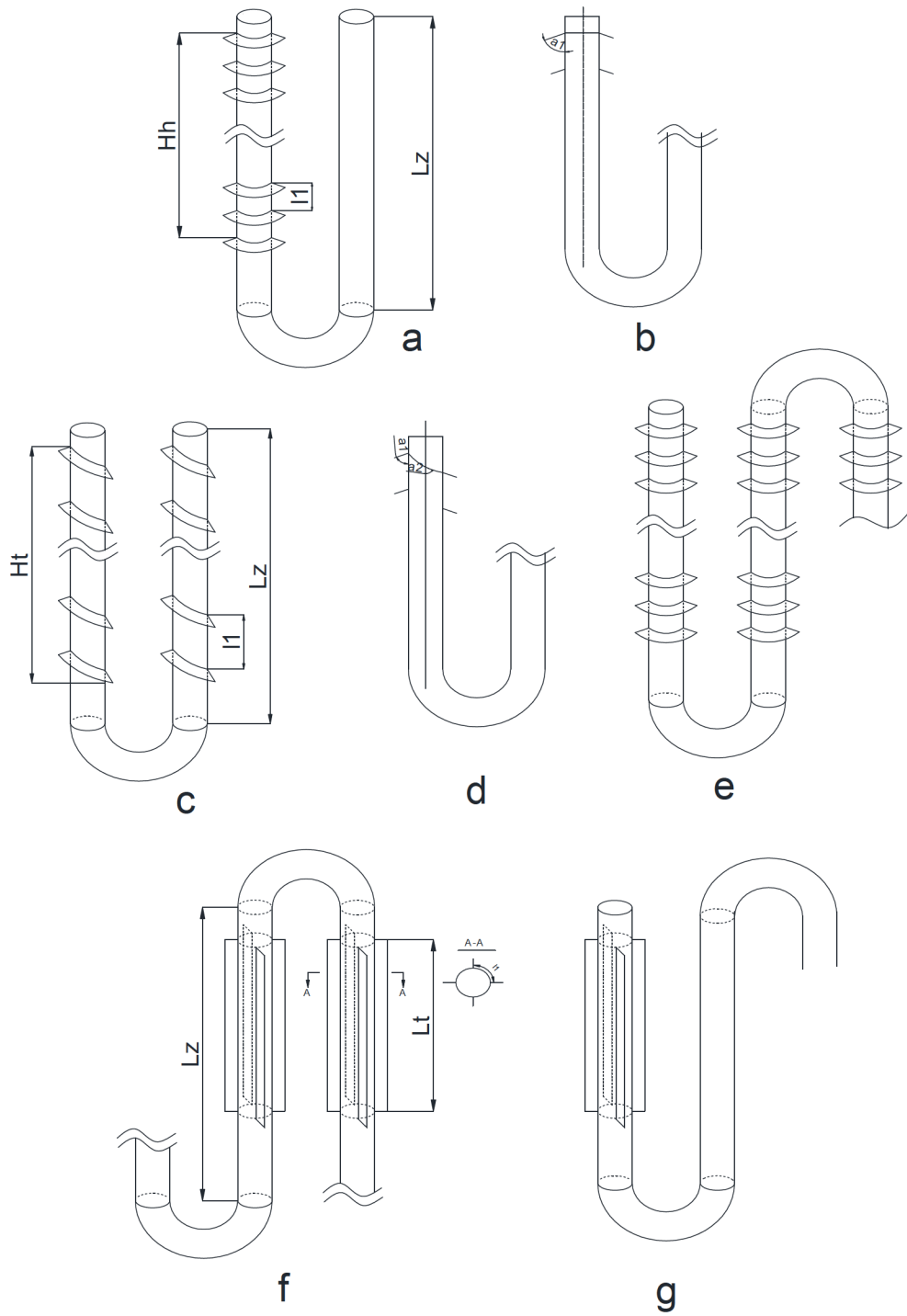
【圖2】



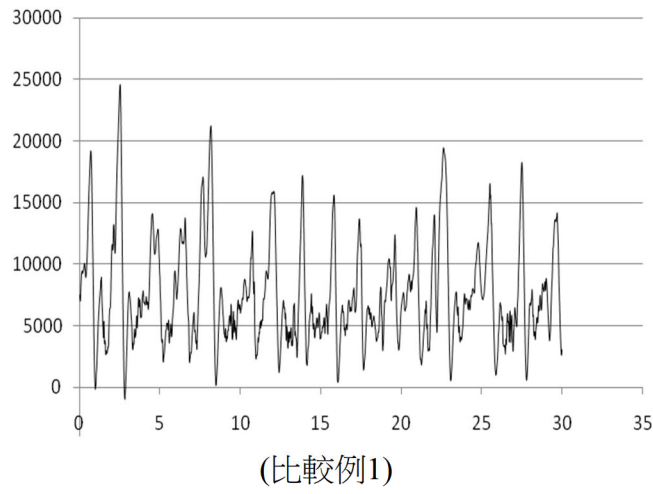
【圖3】



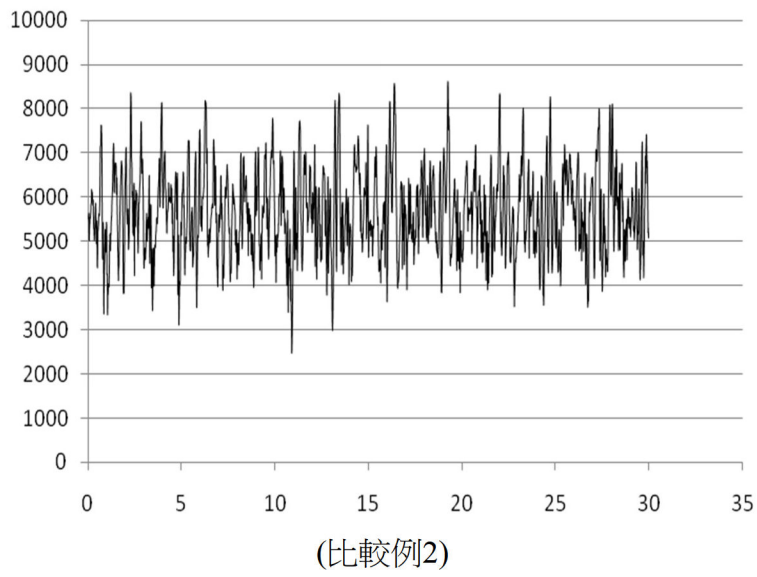
【圖4】



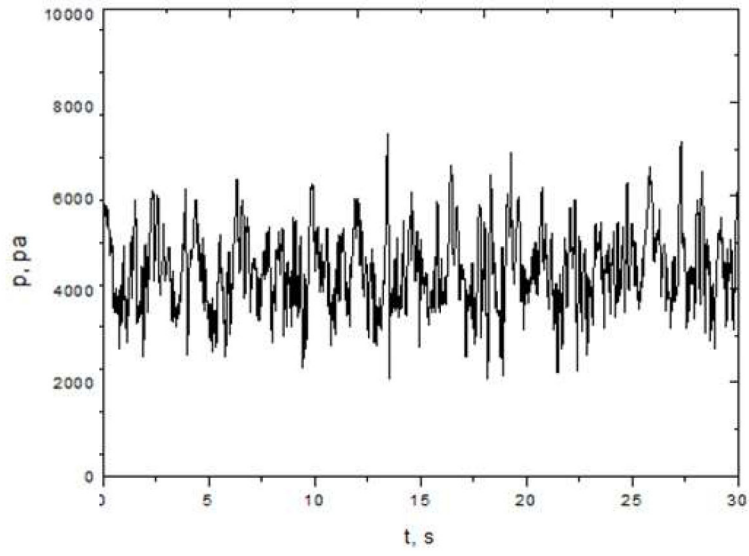
【圖5】



【圖6】

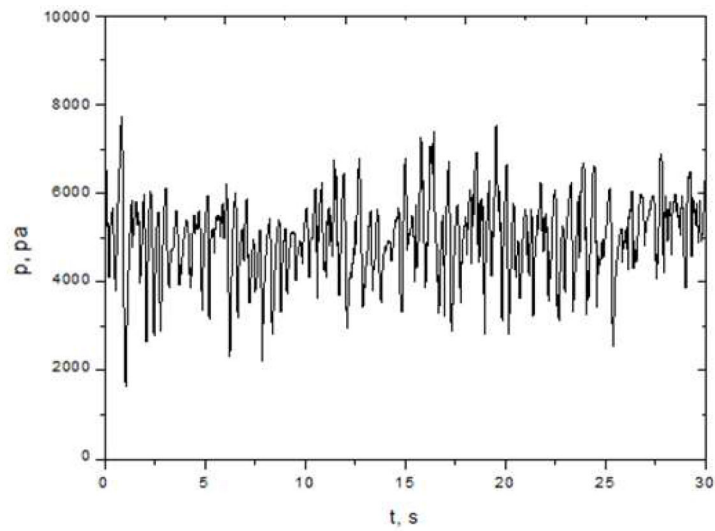


【圖7】



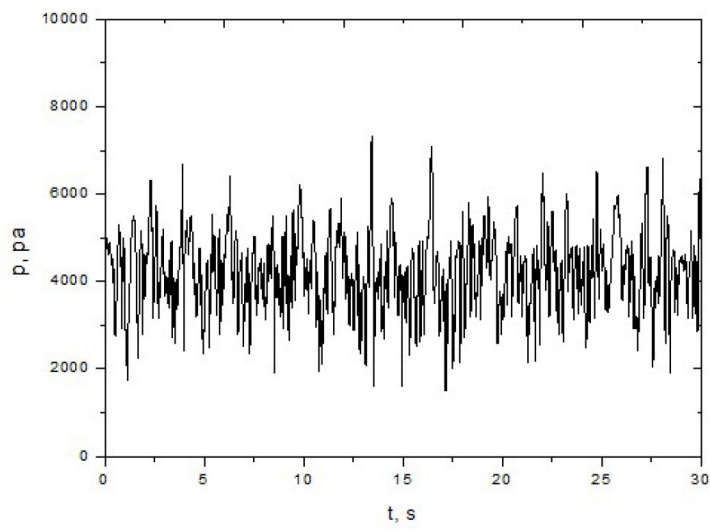
(實施例1)

【圖8】



(實施例2)

【圖9】



(實施例3)

【圖10】