

發明專利說明書 200744749

(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：

95147800

※申請日期：

95.12.20

※IPC 分類：B01J 19/00 (2006.01)

27/68 (2006.01)

C07D 301/10 (2006.01)

C07C 29/10 (2006.01)

213/08 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

在反應器中裝置環氧化催化劑之方法，製備烯烴氧化物或可衍生自烯烴氧化物之化學品之方法及適用於此方法之反應器

A METHOD OF INSTALLING AN EPOXIDATION CATALYST IN A REACTOR, A PROCESS FOR THE PREPARATION OF AN OLEFIN OXIDE OR A CHEMICAL DERIVABLE FROM AN OLEFIN OXIDE, AND A REACTOR SUITABLE FOR SUCH A PROCESS

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

荷蘭商蜆殼國際研究所

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.

代表人：(中文/英文)

亞伯特斯 威爾海莫斯 強司 希史崔坦

ZEESTRATEN, ALBERTUS WILHELMUS JOANNES

住居所或營業所地址：(中文/英文)

荷蘭海牙市卡爾文拜蘭特倫30號

CAREL VAN BYLANDTLAAN 30 2596 HR THE HAGUE,

THE NETHERLANDS

國 籍：(中文/英文)

荷蘭 THE NETHERLANDS

三、發明人：(共 8 人)

姓 名：(中文/英文)

1. 傑洛 威廉 伯克

BOLK, JEROEN WILLEM

2. 艾洛斯塞斯 尼可拉斯 瑞尼 伯斯

BOS, ALOUISIUS NICOLAAS RENEE

3. 韋恩 艾洛 伊文斯

EVANS, WAYNE ERROL

4. 約翰 羅伯 洛克米爾

LOCKEMEYER, JOHN ROBERT

5. 保羅 麥可 馬可里斯特

MCALLISTER, PAUL MICHAEL

6. 伯納杜斯 法蘭西寇斯 約瑟 瑪莉 雷瑪克

RAMAKERS, BERNARDUS FRANCISCUS JOSEF MARIE

7. 多明尼克 馬利 瑞克

REKERS, DOMINICUS MARIA

8. 馬提斯 約夫 保羅 史拉帕克

SLAPAK, MATHIAS JOZEF PAUL

國 籍：(中文/英文)

1. 荷蘭 THE NETHERLANDS

2. 荷蘭 THE NETHERLANDS

3. 美國 U.S.A.

4. 美國 U.S.A.

5. 美國 U.S.A.

6. 荷蘭 THE NETHERLANDS

7. 荷蘭 THE NETHERLANDS

8. 荷蘭 THE NETHERLANDS

四、聲明事項：

☐ 主張專利法第二十二條第二項 ☐ 第一款或 ☐ 第二款規定之事實，其事實發生日期為： 年 月 日。

☒ 申請前已向下列國家（地區）申請專利：

【格式請依：受理國家（地區）、申請日、申請案號 順序註記】

☒ 有主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

1. 美國；2005年12月22日；60/752,974

2.

☐ 無主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

1.

2.

☐ 主張專利法第二十九條第一項國內優先權：

【格式請依：申請日、申請案號 順序註記】

☐ 主張專利法第三十條生物材料：

☐ 須寄存生物材料者：

國內生物材料 【格式請依：寄存機構、日期、號碼 順序註記】

國外生物材料 【格式請依：寄存國家、機構、日期、號碼 順序註記】

☐ 不須寄存生物材料者：

所屬技術領域中具有通常知識者易於獲得時，不須寄存。

九、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明係關於一種在反應器中裝置環氧化催化劑之方法。本發明亦係關於一種用於烯烴環氧化之方法。本發明亦係關於一種用於製備可衍生自烯烴氧化物之化學品之方法。詳言之，該化學品可為1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺。本發明亦係關於一種適用於該方法之反應器。

【先前技術】

環氧乙烷及其他烯烴氧化物為重要之工業化學品，其用作製造諸如乙二醇、丙二醇、乙二醇醚、碳酸乙二酯、乙醇胺及清潔劑之化學品的原料。一種用於製造烯烴氧化物之方法為藉由烯烴環氧化，亦即以氧氣催化部分氧化烯烴而得到烯烴氧化物。如此所製造之烯烴氧化物可與水、醇、二氧化碳或胺反應，以產生1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺。該1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺之產生通常係與烯烴氧化物之製造分開進行，在任何情況下該兩種製程一般在獨立反應器中進行。

在烯烴環氧化過程中，使含有烯烴及氧氣之饋料通過保持在特定反應條件下之反應區中所含之催化劑床。市售環氧化反應器通常為殼管式熱交換器形式，其中複數個大體平行伸長、相對狹小之管子為成形催化劑顆粒所填充以形成填料床，且其中該殼含有冷卻劑。無關於所用環氧化催化劑之類型，在商業操作中內部管徑常常在20至40 mm範

圍內，且每個反應器之管子數目可在數千範圍內變化，例如高達12,000個。

烯烴環氧化通常係以相對低之烯烴轉化率及氧氣轉化率而進行。通常應用未轉化烯烴及氧氣之再循環以增強該方法之經濟性。通常該饋料另外包含大量所謂壓載氣體以有助於爆炸極限以外之操作。壓載氣體包括飽和烴，詳言之為甲烷及乙烷。因此，再循環通常涉及對大量包括未轉化烯烴、未轉化氧氣及壓載氣體之製程物料流之處理。如在烯烴環氧化工廠中通常應用之再循環物料流處理亦相當複雜，因為其涉及到烯烴氧化物回收、二氧化碳移除、水移除及再增壓。使用壓載氣體不僅有助於處理成本，其亦降低環氧化反應速率。

環氧化催化劑通常在成形載體材料上含有催化活性物質，通常為第11族金屬(詳言之為銀)及促進劑組份。成形載體材料通常經仔細選擇以滿足(例如)強度及耐磨性、表面積及孔隙率之要求。成形載體材料通常係藉由燒結所選無機材料直至達到其具有所要性質之程度而製得。

在環氧化期間，催化劑經受效能衰減，此本身代表催化劑之活性及形成所要烯烴氧化物之選擇性的損失。回應於活性之損失，環氧化反應溫度可加以升高以使得烯烴氧化物之生產率得以保持。市售反應器之操作一般就反應溫度而言而存在限制，且當已達到適當溫度限制時必須中斷烯烴氧化物之製造，以將現有環氧化催化劑裝料換成新鮮裝料。

若改良環氧化方法及改良環氧化反應器將變得可用時，其將具有極大價值。

【發明內容】

本發明提供如此之改良環氧化方法及改良環氧化反應器。本發明之實施例利用包含複數個微通道(下文中為"製程微通道")之反應器。該等製程微通道可經調適以便在該等微通道內可進行環氧化反應且視情況進行其他過程，且使得其與適於含有熱交換流體之通道(下文中為"熱交換通道")處於熱交換關係。包含製程微通道之反應器在本文中係藉由使用術語"微通道反應器"來提及。如本文中所用之術語"第11族"係指元素週期表中之第11族。

在一實施例中，本發明提供一種在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑之方法，該方法包含：將該催化劑於基本上無水之稀釋劑中之分散體系引入該或該等製程微通道中，及移除至少一部分該稀釋劑。

在另一實施例中，本發明提供一種用於烯烴環氧化之方法，其包含：

- 在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑，此藉由以下步驟來進行：

將該催化劑於基本上無水之稀釋劑中之分散體系引入該或該等製程微通道中；及

移除至少一部分該稀釋劑，以及

- 在裝置於該或該等製程微通道中之該環氧化催化劑存在的情況下使包含該烯烴及氧氣之饋料發生反應。

在另一實施例中，本發明提供一種用於製備1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺之方法，該方法包含：

- 在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑，此藉由以下步驟來進行：將該催化劑於基本上無水之稀釋劑中之分散體系引入該或該等製程微通道中；及移除至少一部分該稀釋劑，
- 在裝置於該或該等製程微通道中之該環氧化催化劑存在的情況下使包含烯烴及氧氣之饋料發生反應以得到烯烴氧化物，以及
- 使用水、醇、二氧化碳或胺使該烯烴氧化物轉化以形成該1,2-二醇、該1,2-二醇醚、該1,2-碳酸酯或該烷醇胺。

在另一實施例中，本發明提供一種適用於烯烴環氧化之反應器，該反應器為一包含一或多個其中已裝置呈催化劑填充床形式之環氧化催化劑之製程微通道的微通道反應器，且其中該環氧化催化劑包含第11族金屬，其中該第11族金屬之量處於10至500 kg/m³反應器體積之範圍內，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。

【實施方式】

使用根據本發明其中已裝置催化劑之微通道反應器導致下列優勢中之一或多者：

- 環氧化催化劑不涉及使用成形載體，此可消除對於一形成成形載體之步驟的需要。
- 在製程微通道內驟冷烯烴氧化物可實現當可處於爆炸極

限以內之條件將被應用於一習知殼管式熱交換器反應器時在該等條件下之操作。該等條件可藉由在製程微通道內使氧氣富集饋料組份與烯烴富集饋料組份接觸而達成，該氧氣富集饋料組份及該烯烴富集饋料組份一般在爆炸極限以外。在製程微通道內之驟冷亦減少諸如醛及羧酸之副產物的形成。

- 在製程微通道內之環氧化可有利地在烯烴、氧氣及烯烴氧化物之較高總濃度條件下進行，其可導致較高環氧化率及/或較低環氧化反應溫度。降低環氧化反應溫度可導致改良選擇性及改良催化劑壽命。採用烯烴、氧氣及烯烴氧化物之較高總濃度條件亦可消除使用壓載氣體之需要，其提供更有效之處理及再循環成本之降低。

- 在製程微通道中進行之環氧化可以氧氣或烯烴氧化物之高轉化率水平來操作。尤其當該製程係以高烯烴轉化率水平進行時，以單程操作來操作該環氧化製程係有利的，其意謂不應用再循環物料流。另外，在此情況下可將空氣代替自空氣分離之氧氣而饋入製程微通道中係有利的，其可消除對於空氣分離單元之需要。

- 在製程微通道內進行烯烴環氧化可實現在該等相同製程微通道內使所形成之烯烴氧化物轉化為1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺。此可消除對用於該進一步轉化之額外反應器之需要。其亦可消除對於烯烴氧化物回收單元及/或二氧化碳移除單元之需要，且其可減少對於熱交換設備之需要。因此，其可降低在製造廠中習知例如用

於產物回收之額外處理的複雜性。在製程微通道內烯烴氧化物之轉化亦減少了諸如醛及羧酸之副產物的形成。

適用於本發明之微通道反應器及其操作已在 WO-A-2004/099113、WO-A-01/12312、WO-01/54812、US-A-6440895、US-A-6284217、US-A-6451864、US-A-6491880、US-A-6666909、US-6811829、US-A-6851171、US-A-6494614、US-A-6228434及US-A-6192596中描述，該等案以引用之方式併入本文中。如在該等參照案中所述之製造微通道反應器、裝載催化劑及操作之方法通常可適用於本發明之實施。

參看圖1，微通道反應器100可包含一製程頂蓋102、複數個製程微通道104及一製程腳座108。該製程頂蓋102為流體提供一流入製程微通道104中之過道。該製程腳座108為流體提供一自製程微通道104流出之過道。

一微通道反應器中所含之製程微通道數可極大。例如，該數目可多達 10^5 個，或甚至多達 10^6 個或多達 2×10^6 個。通常，製程微通道數可為至少10個或至少100個，或甚至至少1000個。

該等製程微通道通常平行排列，例如其可形成一平面微通道陣列。該等製程微通道可具有至少一多達15 mm之高度或寬度之內部尺寸，例如0.05至10 mm，尤其為0.1至5 mm，更尤其為0.5至2 mm。高度或寬度之另一內部尺寸可為(例如)0.1至100 cm，尤其為0.2至75 cm，更尤其為0.3至50 cm。該等製程微通道之長度可為(例如)1至500 cm，尤

其為2至300 cm，更尤其為3至200 cm或5至100 cm。

微通道反應器100另外包含與製程微通道104進行熱交換接觸之熱交換通道(未在圖1中展示)。該等熱交換通道亦可為微通道。該微通道反應器經調適以便使熱交換流體可自熱交換頂蓋110經由熱交換通道流至熱交換腳座112。該等熱交換通道可經對準以提供相對於製程微通道104中之流動而言在並流、逆流或(較佳)交叉流方向上之流動。該交叉流方向係如箭頭114及116所示。

該等熱交換通道可具有至少一多達15 mm之高度或寬度之內部尺寸，例如0.05至10 mm，尤其為0.1至5 mm，更尤其為0.5至2 mm。高度或寬度之另一內部尺寸可為(例如)0.1至100 cm，尤其為0.2至75 cm，更尤其為0.3至50 cm。該等熱交換通道之長度可為(例如)1至500 cm，尤其為2至300 cm，更尤其為3至200 cm或5至100 cm。

製程微通道104與最近相鄰熱交換通道之間的間距可處於0.05 mm至5 mm、尤其0.2至2 mm之範圍內。

在本發明之一些實施例中，提供第一熱交換通道及第二熱交換通道，或第一熱交換通道、第二熱交換通道及第三熱交換通道，或甚至多達第五熱交換通道或甚至更多熱交換通道。因此，在此等情況下存在複數個熱交換通道組，且因此可存在複數個熱交換頂蓋110及熱交換腳座112，藉以該等熱交換通道組可適於自熱交換頂蓋110接收熱交換流體且將熱交換流體傳遞至熱交換腳座112中。

製程頂蓋102、製程腳座108、熱交換頂蓋110、熱交換

腳座112、製程微通道104及熱交換通道可獨立地由任何提供足夠強度、尺寸穩定性及熱轉移特徵之結構材料製成，以允許根據本發明之方法之操作。合適之結構材料包括(例如)鋼(例如不銹鋼及炭鋼)、蒙乃爾合金(monel)、鈦、銅、玻璃及聚合物組合物。熱交換流體之種類對於本發明並不重要，且該熱交換流體可選自多種種類。合適之熱交換流體包括蒸汽、水、空氣及油。在包括複數個熱交換通道組之本發明實施例中，該等熱交換通道組可以不同熱交換流體或以具有不同溫度之熱交換流體進行操作。

根據本發明之微通道反應器可包含複數個包含一或多個製程微通道及一或多個熱交換通道之重複單元。現參看圖2，其展示一典型重複單元及其操作。

製程微通道210具有一上游端220及一下游端230，且可包含一第一區240，該區可含有催化劑(未畫出)，例如環氧化催化劑。第一區240可與第一熱交換通道250進行熱交換接觸，允許製程微通道210之第一區240與第一熱交換通道250之間的熱交換。該重複單元可包含第一饋料通道260，其經由一或多個第一孔280終止於第一區240中。通常一或多個第一孔280可設置於相對於另一第一孔280之下游。在操作期間，包含烯烴及氧氣之饋料可經由上游端220中一開口及/或經由第一饋料通道260及一或多個第一孔280進入製程微通道210之第一區240中。

製程微通道210可包含一可適於或可不適於含有催化劑之第二區340。如本文中所述，第二區340可含有或可不含

有催化劑。第二區340係設置於第一區240之下游。第二區340可與第二熱交換通道350進行熱交換接觸，允許製程微通道210之第二區340與第二熱交換通道350之間的熱交換。在一些實施例中，第二區340適於藉由與第二熱交換通道350中之熱交換流體之熱交換來驟冷在第一區240中獲得且自第一區240接收之烯烴氧化物。在存在複數個(例如兩個或三個或四個)第二熱交換通道350之情況下，可以一或多個階段達成驟冷。該複數個第二熱交換通道350可適於含有具有不同溫度之熱交換流體，詳言之以便在第二區340之下游方向上，與含有具有較低溫度之熱交換流體的第二熱交換通道350發生熱交換。該重複單元可包含第二饋料通道360，其經由一或多個第二孔380終止於第二區340中。在操作期間，饋料可自製程微通道210中之上游及經由第二饋料通道360及一或多個第二孔380進入第二區340中。通常一或多個第二孔380可設置於相對於另一第二孔380之下游。在其中第二區340適於可供烯烴氧化物至1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺之轉化使用的實施例中，在操作期間經由第二饋料通道360及一或多個第二孔380進入之饋料可包含水、醇、二氧化碳或胺。催化劑亦可經由第二饋料通道360及一或多個第二孔380饋入。若需要，則可能存在具有一或多個第二孔(未畫出)之第二饋料通道獨立組(未畫出)，以適於饋料及催化劑之獨立饋入。

第一及第二饋料通道260或360與第一及第二孔280或380

組合，藉以一或多個第一或第二孔280或380分別設置於另一第一或第二孔280或380之下游，以允許對反應物之補充。反應物之補充為本發明之一些實施例中的特徵。

製程微通道210可包含一中間區440，其設置於第一區240之下游及第二區340之上游。中間區440可與第三熱交換通道450進行熱交換接觸，允許製程微通道210之中間區440與第三熱交換通道450之間的熱交換。在一些實施例中，例如在其中第二區340適於可供烯烴氧化物至1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺之轉化使用的實施例中，中間區440適於藉由與第三熱交換通道450中之熱交換流體之熱交換來驟冷在第一區240中獲得且自第一區240接收之烯烴氧化物。在存在複數個(例如兩個或三個或四個)第三熱交換通道450之情況下，可以若干階段達成驟冷。該複數個第三熱交換通道450可適於含有具有不同溫度之熱交換流體，詳言之以便在中間區440之下游方向上，與含有具有較低溫度之熱交換流體的第三熱交換通道450發生熱交換。

饋料通道可為微通道。其可具有至少一多達15 mm之高度或寬度之內部尺寸，例如0.05至10 mm，尤其為0.1至5 mm，更尤其為0.5至2 mm。高度或寬度之另一內部尺寸可為(例如)0.1至100 cm，尤其為0.2至75 cm，更尤其為0.3至50 cm。該等饋料通道之長度可為(例如)1至250 cm，尤其為2至150 cm，更尤其為3至100 cm或5至50 cm。

製程微通道區之長度可彼此獨立地根據(例如)所需熱交

換容量或該區中可含有之催化劑量而進行選擇。該等區之長度較佳為至少 1 cm，或至少 2 cm，或至少 5 cm。該等區之長度較佳為至多 250 cm，或至多 150 cm，或至多 100 cm，或至多 50 cm。該等區之其他尺寸係由製程微通道 210 之相應尺寸所支配。

本發明之微通道反應器可使用已知技術來製造，例如習知機械加工、雷射切割、成型、衝壓及蝕刻以及其組合。本發明之微通道反應器可藉由形成其中特徵經移除以允許流通之薄片而製造。藉由使用已知技術，例如擴散黏結、雷射焊接、冷焊、擴散釐焊及其組合，可將該等薄片之堆疊進行組裝以形成一積體裝置。本發明之微通道反應器包含適當之頂蓋、腳座、閥門、管線及其他特徵以控制反應物之輸入、產物之輸出及熱交換流體之流動。該等者未在圖式中顯示，但其可由熟習此項技術者容易地提供。亦存在其他熱交換設備(未圖示)，其用於饋料之溫度控制，尤其用於在饋料或饋料組份進入製程微通道前將其加熱，或用於產物之溫度控制，尤其用於在產物已離開製程微通道後將其驟冷。如此之其他熱交換設備可與微通道反應器整合在一起，但其更通常地將為獨立設備。該等者未在圖式中顯示，但其可由熟習此項技術者容易地提供。可例如藉由使用環氧化製程之反應熱用於加熱饋料組份或用於其他加熱目的來應用熱整合。

通常，在環氧化反應條件下環氧化催化劑為固體催化劑。該等催化劑可在製程微通道之指定區中形成填料床，

且/或其可在製程微通道之指定區之至少一部分壁上形成塗層。熟習此項技術者將理解該塗層將設置於製程微通道之內壁上。另外，該等催化劑中之一或多者可為可置於製程微通道之指定區中之插入物上的塗層形式。

可用於本發明之環氧化催化劑通常為包含一或多種第11族金屬之催化劑。第11族金屬可選自由銀及金組成之群。該第11族金屬較佳包含銀。詳言之，根據銀金屬之重量相對於第11族金屬總重量(按金屬計)而計算，第11族金屬包含至少90%w之量之銀，其更尤其為至少95%w，例如至少99%w或至少99.5%w。通常，環氧化催化劑另外包含一或多種促進劑組份。更通常，環氧化催化劑包含第11族金屬、一或多種促進劑組份及額外之一或多種包含一或多種其他元素之組份。在一些實施例中，環氧化催化劑可包含載體材料，在該材料上可沈積第11族金屬、任意促進劑組份及任意包含一或多種其他元素之組份。合適促進劑組份及包含一或多種其他元素之合適組份及合適載體材料可如下文中所描述。

在一些實施例中，其上可沈積第11族金屬或陽離子第11族金屬組份之製程微通道之壁係至少經部分粗糙化或波紋化。粗糙化或波紋化可提供凹槽及凸起，以便使經粗糙化或波紋化之壁表面被有效地增大，例如相對於該粗糙化或波紋化壁表面由其外部尺寸所界定之表面積而言，可有效地增大0.5至10倍，或1至5倍。此可增加沈積於壁上之環氧化催化劑之黏著力，且將導致更多環氧化催化劑表面幫

助催化該環氧化反應。粗糙化及波紋化可藉由此項技術中已知之方法，例如藉由蝕刻或施加研磨力而達成。

在一實施例中，本發明提供一種在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑之方法，該方法包含：將分散於基本上無水之稀釋劑中之該催化劑分散體系引入該或該等製程微通道中，及移除該稀釋劑。

該基本上無水之稀釋劑可為液體，或其可呈氣體形式。如本文中所用，對於液體稀釋劑，"基本上無水"意謂該稀釋劑之水含量相對於該稀釋劑重量而言為至多20%w，尤其至多10%w，更尤其至多5%w，例如至多2%w，或甚至至多1%w，或至多0.5%w。詳言之，對於氣體稀釋劑，"基本上無水"意謂存在於製程微通道中時該稀釋劑處於露點溫度以上。相較於應用含水稀釋劑之情況，該稀釋劑中大體上或完全無液態水使得催化劑能夠在裝置期間更佳地維持其在形態、組成及性質中之一或多個方面之完整性。合適之基本上無水之液體稀釋劑包括有機稀釋劑，例如烴、鹵化烴、醇、酮、醚及酯。合適之醇包括(例如)甲醇及乙醇。可存在於該液體稀釋劑中之催化劑的量相對於該催化劑與該液體稀釋劑之總重量而言可處於1至50%w、尤其2至30%w之範圍內。

合適之基本上無水之氣相稀釋劑包括(例如)空氣、氮氣、氫氣及二氧化碳。可存在於該氣體稀釋劑中之催化劑的量按照該催化劑重量相對於該氣相稀釋劑體積而計算可處於10至500 g/l、尤其22至300 g/l之範圍內。

存在於分散體系中之環氧化催化劑可藉由粉碎習知之成形催化劑且繼而視情況加以篩分而獲得。存在於分散體系中之該催化劑之粒徑通常為如此以便使 d_{50} 處於0.1至100 μm 、尤其0.5至50 μm 之範圍內。如本文中所用稱為" d_{50} "之平均粒徑係如藉由Horiba LA900粒徑分析儀量測，且表示存在大於及小於該所述平均粒徑之顆粒的相等球當量體積時之顆粒直徑。該量測方法包括藉由超音處理來分散顆粒，由此使次級顆粒分解為初級顆粒。持續該超音處理直至 d_{50} 值無進一步可察覺之變化，當使用Horiba LA900粒徑分析儀時此通常需要5分鐘超音處理。較佳地，該環氧化催化劑包含具有如此之尺寸以便使其穿過一具有大小為製程微通道最小尺寸之至多50%、尤其至多30%之開口的篩之顆粒。

習知之成形環氧化催化劑通常包含經分散於成形載體材料上的第11族金屬、一或多種促進劑組份及視情況之一或多種包含其他元素之組份。就第11族金屬、促進劑組份及包含其他元素之組份之量而言，合適載體材料、合適促進劑組份、合適之包含其他元素之組份及合適催化劑組合物可如下文中所描述。

另外，且較佳地，存在於分散體系中之催化劑係如本文中所述來製備。

可將該催化劑分散體系引入，以便在一或多個製程微通道之指定區中形成催化劑填充床，或另外以便使該等區之至少一部分壁為催化劑所覆蓋。在前者情況下，在引入該

催化劑分散體系之前，可先將一支撐設備(例如篩或級配微粒材料)置於該或該等製程微通道之指定區的下游部分中，以支撐該催化劑且防止其進一步向下游移動。在後者情況下，可在組裝製程微通道之前或之後將催化劑沈積於製程微通道壁上，或催化劑可存在於經置於製程微通道之指定區中的插入物上。

存在於製程微通道之第一區中之第11族金屬總量對於本發明並不重要，且可在廣泛範圍內進行選擇。通常，第11族金屬之總量可在10至500 kg/m³反應器體積之範圍內，更通常在50至400 kg/m³之範圍內，尤其在100至300 kg/m³之範圍內，其中反應器體積係由製程微通道為環氧化催化劑(以填料床及/或以壁上之環氧化催化劑存在)所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。為避免疑義，如此所定義之反應器體積不包括不包含環氧化催化劑之製程微通道的部分。在其中饋料包含總量為至少50莫耳%之烯烴及氧氣的本發明之實施例中，第11族金屬之總量可在5至250 kg/m³反應器體積之範圍內，更通常在20至200 kg/m³之範圍內，尤其在50至150 kg/m³之範圍內，其中反應器體積如上文中定義。

一種製備微粒環氧化催化劑之方法包含沈積第11族金屬及一或多種促進劑組份於具有一孔徑分佈以便使具有0.2至10 μm範圍內之直徑之孔隙為總孔隙體積之至少70%的微粒載體材料上。

可用於本發明之載體材料可為天然或人工無機材料，且

其可包括耐火材料、碳化矽、黏土、沸石、炭及鹼土金屬碳酸鹽，例如碳酸鈣。較佳為耐火材料，諸如氧化鋁、氧化鎂、氧化鋯及二氧化矽。最佳材料為 α -氧化鋁。通常，載體材料包含相對於載體重量而言為至少85%w、更通常至少90%w、尤其至少95%w之 α -氧化鋁，往往包含高達99.9%w之 α -氧化鋁。 α -氧化鋁之其他組份可包含(例如)二氧化矽、鹼金屬組份(例如鈉及/或鉀組份)及/或鹼土金屬組份(例如鈣及/或鎂組份)。

載體材料之表面積相對於載體重量而言可適當地為至少 $0.1 \text{ m}^2/\text{g}$ ，較佳為至少 $0.3 \text{ m}^2/\text{g}$ ，更佳為至少 $0.5 \text{ m}^2/\text{g}$ ，且尤其為至少 $0.6 \text{ m}^2/\text{g}$ ；且該表面積相對於載體重量而言可適當地為至多 $10 \text{ m}^2/\text{g}$ ，較佳為至多 $5 \text{ m}^2/\text{g}$ ，且尤其為至多 $3 \text{ m}^2/\text{g}$ 。如本文中所用之"表面積"係理解為係關於如藉由Journal of the American Chemical Society 60 (1938)第309-316頁中所述之B.E.T.(Brunauer, Emmett and Teller)方法測定之表面積。高表面積載體材料，尤其當其為視情況另外包含二氧化矽、鹼金屬及/或鹼土金屬組份之 α -氧化鋁時，提供改良效能及操作穩定性。

該載體材料之吸水率通常在 0.2 至 0.8 g/g 之範圍內，較佳在 0.3 至 0.7 g/g 之範圍內。較高吸水率可有利於更有效地沈積第11族金屬、促進劑沈積及包含一或多種元素之組份。如本文中所用之吸水率係根據ASTM C20量測，且將吸水率表示為相對於載體重量而言可吸收至載體孔隙中之水的重量。

微粒載體材料可具有一孔徑分佈以便使具有0.2至10 μm 範圍內之直徑之孔隙為總孔隙體積之至少70%。如此相對狹窄之孔徑分佈可有助於催化劑之活性、選擇性及耐久性中之一或多者。耐久性可與維持催化劑活性及/或維持選擇性有關。如本文中所用之孔徑分佈及孔隙體積係如使用Micromeretics Autopore 9200型(130°接觸角，汞具有0.473 N/m之表面張力，且對汞壓縮進行校正)藉由達 3.0×10^8 Pa之壓力的壓汞法(mercury intrusion)來量測。

較佳地，該孔徑分佈係使具有0.2至10 μm 範圍內之直徑之孔隙為總孔隙體積之75%以上，尤其80%以上，更佳85%以上，最佳90%以上。通常，孔徑分佈係使具有0.2至10 μm 範圍內之直徑之孔隙為總孔隙體積之99.9%以下，更通常為99%以下。

較佳地，該孔徑分佈係使具有0.3至10 μm 範圍內之直徑之孔隙為包含在具有0.2至10 μm 範圍內之直徑之孔隙中的孔隙體積的75%以上，尤其為80%以上，更佳85%以上，最佳90%以上，尤其高達100%。

通常，該孔徑分佈係使具有小於0.2 μm 之直徑之孔隙為總孔隙體積之10%以下，尤其為5%以下。通常，具有小於0.2 μm 之直徑之孔隙為總孔隙體積之0.1%以上，更通常為0.5%以上。

通常，該孔徑分佈係使具有大於10 μm 之直徑之孔隙為總孔隙體積之20%以下，尤其為10%以下，更尤其為5%以下。通常，具有大於10 μm 之直徑之孔隙為總孔隙體積之

0.1%以上，尤其為0.5%以上。

包含一或多種經分散於載體材料上之第11族金屬的環氧化催化劑在該第11族金屬含量相對於該催化劑重量而言為至少10 g/kg時展現明顯之催化活性。該催化劑較佳包含量為50至500 g/kg、更佳100至400 g/kg之第11族金屬。

促進劑組份可包含一或多種選自銻、鎢、鉬、鉻及其混合物之元素。該促進劑組份較佳包含作為其元素之一的銻。

該促進劑組份通常可以按照元素(亦即銻、鎢、鉬及/或鉻)總量相對於第11族金屬重量而計算為至少0.05毫莫耳/kg、更通常至少0.5毫莫耳/kg及較佳至少1毫莫耳/kg之量存在於環氧化催化劑中。該促進劑組份可以按照元素總量相對於第11族金屬重量而計算為至多250毫莫耳/kg、較佳至多50毫莫耳/kg、更佳至多25毫莫耳/kg之量存在。該促進劑組份可得以沈積之形式對本發明並不重要。例如，該促進劑組份可適當地作為氧化物或作為氧陰離子(例如，作為銻酸鹽、高銻酸鹽或鎢酸鹽)，以鹽或酸之形式提供。

當環氧化催化劑包含含銻促進劑組份時，銻通常可以按照元素量相對於第11族金屬重量而計算為至少0.5毫莫耳/kg、更通常至少2.5毫莫耳/kg及較佳至少5毫莫耳/kg、尤其至少7.5毫莫耳/kg之量存在。基於相同算法，銻通常係以至多25毫莫耳/kg、較佳至多15毫莫耳/kg、更佳至多10毫莫耳/kg、尤其至多7.5毫莫耳/kg之量存在。

另外，當環氧化催化劑包含含銻促進劑組份時，該催化劑可較佳包含銻共促進劑，作為沈積於載體上之其他組份。該銻共促進劑可適當地選自包含選自鎢、鉻、鉬、硫、磷、硼及其混合物之元素的組份。該銻共促進劑較佳係選自包含鎢、鉻、鉬、硫及其混合物之組份。該銻共促進劑尤其較佳包含鎢作為元素。

該銻共促進劑通常可以按照元素(亦即鎢、鉻、鉬、硫、磷及/或硼之總量)相對於第11族金屬重量而計算為至少0.05毫莫耳/kg、更通常至少0.5毫莫耳/kg及較佳至少2.5毫莫耳/kg之總量存在。基於相同算法，該銻共促進劑可以至多200毫莫耳/kg、較佳至多50毫莫耳/kg、更佳至多25毫莫耳/kg之總量存在。該銻共促進劑可得以沈積之形式對本發明並不重要。例如，其可適當地作為氧化物或作為氧陰離子(例如，作為硫酸鹽、硼酸鹽或鉬酸鹽)，以鹽或酸之形式提供。

環氧化催化劑較佳包含第11族金屬、促進劑組份及包含其他元素之組份。適當之其他元素可選自氮、氟、鹼金屬、鹼土金屬、鈦、鉛、鋳、釩、鉭、鈷、鉭、鉍、鎳及鎳及其混合物之群。鹼金屬較佳係選自鋰、鉀、銣及銻。鹼金屬最佳為鋰、鉀及/或銻。鹼土金屬較佳係選自鈣及鎂。通常，該其他元素係以按照元素相對於第11族金屬重量而計算為0.05至2500毫莫耳/kg、更通常0.25至500毫莫耳/kg之總量存在於該環氧化催化劑中。該等其他元素可以任何形式提供。例如，鹼金屬鹽或鹼土金屬鹽為合適。

如本文中所用，存在於環氧化催化劑中之鹼金屬的量被認為係在其可使用去離子水於100°C下自該環氧化催化劑中得以萃取之範圍內的量。該萃取方法包含藉由在100°C下於每份為20 ml之去離子水中加熱5分鐘將10公克催化劑樣品萃取三次，及藉由使用已知方法(例如原子吸收光譜)在經組合萃取物中測定相關金屬。

如本文中所用，存在於環氧化催化劑中之鹼土金屬的量被認為係在其可使用去離子水中之10%w硝酸於100°C下自該環氧化催化劑中得以萃取之範圍內的量。該萃取方法包含藉由與每份為100 ml之10%w硝酸一起蒸煮30分鐘(1 atm，亦即101.3 kPa)來對10公克催化劑樣品進行萃取，及藉由使用已知方法(例如原子吸收光譜)在經組合萃取物中測定相關金屬。參考US-A-5801259，該案以引用之方式併入本文中。

用於載體材料上沈積第11族金屬、該或該等促進劑組份及該或該等包含其他元素之組份的方法在此項技術中為已知，且該等方法可應用於本發明之實施中。可參考US-A-5380697、US-A-5739075、EP-A-266015及US-B-6368998，該等案以引用之方式併入本文中。該等方法適當地包括以包含陽離子第11族金屬-胺錯合物及還原劑之液體混合物浸漬微粒載體材料。

在一些實施例中，本發明提供用於烯烴環氧化之方法，其包含使包含烯烴及氧氣之饋料在一微通道反應器之一或多個製程微通道中所含有的如上文所述之環氧化催化劑存

在的情況下發生反應。

用於本發明之烯烴可為芳族烯烴，例如苯乙烯；或共軛或非共軛之二烯烴，例如1,9-癸二烯或1,3-丁二烯。可使用烯烴混合物。通常，該烯烴為單烯烴，例如2-丁烯或異丁烯。該烯烴較佳為單 α 烯烴，例如1-丁烯或丙烯。最佳之烯烴為乙烯。

用於本發明之環氧化製程之饋料包含烯烴及氧氣。如本文中所示，對於一製程之饋料應理解為代表饋入其中發生所述製程之製程微通道區中的反應物及其他組份之總和。一些饋料組份可經由製程微通道210之上游端220中的一開口饋至環氧化製程中。一些饋料組份可經由第一饋料通道260及一或多個第一孔280饋入。例如，烯烴富集饋料組份可經由製程微通道之上游端中的開口饋入，而氧氣富集饋料組份可經由第一饋料通道及該或該等第一孔饋入。或者，氧氣富集饋料組份可經由製程微通道之上游端中的開口饋入，而烯烴富集饋料組份可經由第一饋料通道及該或該等第一孔饋入。特定饋料組份可經由製程微通道之上游端中的開口且經由第一饋料通道及該或該等第一孔饋入。例如，烯烴可部分經由製程微通道之上游端中的開口饋入，且部分經由第一饋料通道及該或該等第一孔饋入。又例如，氧氣可部分經由製程微通道之上游端中的開口饋入，且部分經由第一饋料通道及該或該等第一孔饋入。

有機鹵化物可作為反應改質劑存在於饋料中，以便相對於烯烴氧化物之所要形成而言提高選擇性，抑制烯烴或烯

烴氧化物至二氧化碳及水之非所要的氧化過程。該有機鹵化物可作為液體或蒸汽饋入。該有機鹵化物可經由製程微通道210之上游端220中的一開口或經由第一饋料通道260及一或多個第一孔280與其他饋料組份分別饋入或一同饋入。經由複數個第一孔饋入有機鹵化物之一態樣為，沿著環氧化催化劑之長度有機鹵化物之含量可增加，由此可根據EP-A-352850之教示來控制環氧化催化劑之活性及/或選擇性，該案以引用之方式併入本文中。例如，當使用含銻環氧化催化劑時，該環氧化催化劑之活性可沿著該環氧化催化劑之長度而增強。此可允許相較於饋入氧氣及烯烴之區域而言在氧氣或烯烴空乏之區域中對環氧化催化劑之利用更佳。

有機鹵化物尤其為有機溴化物，且更尤其為有機氯化物。較佳之有機鹵化物為氯烴或溴烴。其更佳係選自由氯甲烷、氯乙烷、二氯化乙烯、二溴化乙烯、氯乙烯或其混合物之群。氯乙烷及二氯化乙烯為最佳。

除有機鹵化物外，可採用有機或無機氮化合物作為反應改質劑，但此通常為次佳。應認為在環氧化製程之操作條件下，含氮反應改質劑為硝酸鹽或亞硝酸鹽之前驅體(例如參考EP-A-3642及US-A-4822900，該等案以引用之方式併入本文中)。可採用有機氮化合物及無機氮化合物。合適有機氮化合物為硝基化合物、亞硝基化合物、胺、硝酸鹽及亞硝酸鹽，例如硝基甲烷、1-硝基丙烷或2-硝基丙烷。合適無機氮化合物為(例如)氮氧化物、肼、胍或氨。

合適之氮氧化物具有通式 NO_x ，其中 x 處於1至2之範圍內，且包括(例如) NO 、 N_2O_3 及 N_2O_4 。

有機鹵化物及有機或無機氮化合物在以較低總濃度(例如相對於總饋料而言為至多0.01莫耳%)使用時，作為反應改質劑通常係有效的。該有機鹵化物較佳係以相對於總饋料而言為至多 50×10^{-4} 莫耳%、尤其至多 20×10^{-4} 莫耳%、更尤其至多 15×10^{-4} 莫耳%且相對於總饋料而言為較佳至少 0.2×10^{-4} 莫耳%、尤其至少 0.5×10^{-4} 莫耳%、更尤其至少 1×10^{-4} 莫耳%之濃度存在。

除烯烴、氧氣及有機鹵化物外，饋料可另外包含一或多種其他組份，例如飽和烴(作為壓載氣體)、惰性氣體及二氧化碳。該或該等其他組份可經由製程微通道210之上游端220中的一開口或經由第一饋料通道260及一或多個第一孔280與其他饋料組份分別饋入或一同饋入。

饋料中之烯烴濃度可在一廣泛範圍內選擇。通常，饋料中之烯烴濃度相對於總饋料而言將為至多80莫耳%。基於相同算法，其較佳將處於0.5至70莫耳%、尤其1至60莫耳%之範圍內。

饋料中之氧氣濃度可在一廣泛範圍內選擇。通常，所應用之氧氣濃度將處於總饋料之1至15莫耳%、更通常2至12莫耳%之範圍內。

飽和烴包含(例如)甲烷及乙烷。除非在本文中另外說明，否則飽和烴可以相對於總饋料而言為至多80莫耳%、尤其至多75莫耳%之量存在，且通常其係以基於相同算法

為至少30莫耳%、更通常至少40莫耳%之量存在。

二氧化碳可存在於饋料中，此係因為其係由於烯烴及/或烯烴氧化物之非所要的氧化而形成，且其因此可存在於再循環物料流中所存在之饋料組份中。二氧化碳通常對催化劑活性具有不利影響。二氧化碳之量相對於總饋料而言有利地為(例如)低於2莫耳%，較佳低於1莫耳%，或在0.2至1莫耳%之範圍內。

惰性氣體包括例如氮氣或氬氣。除非在本文中另外說明，否則惰性氣體可以30至90莫耳%、通常40至80莫耳%之濃度存在於饋料中。

本發明之環氧化方法可為基於空氣或基於氧氣的，參看"Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology"，第3版，第9卷，1980，第445-447頁。在基於空氣之方法中，採用空氣或富含氧氣之空氣作為氧化劑源；而在基於氧氣之方法中，採用高純度(至少95莫耳%)氧氣作為氧化劑源。目前多數環氧化工廠係基於氧氣的，且在本發明之特定實施例的實施中其為較佳。本發明之其他實施例的優勢在於可將空氣作為氧化劑源饋入製程中。

可使用選自一廣泛範圍之反應溫度來進行環氧化製程。該反應溫度較佳處於150至340°C之範圍內，更佳在180至325°C之範圍內。通常，存在於第一熱交換通道中之熱轉移液體可具有通常低於該反應溫度0.5至10°C之溫度。

該環氧化製程較佳在如於製程微通道210之上游端220處量測處於1000至3500 kPa範圍內的壓力下進行。

離開含有環氧化催化劑之製程微通道區之烯烴氧化物係包含在可進一步包含未反應烯烴、未反應氧氣及其他諸如二氧化碳之反應產物的反應混合物中。通常，在反應產物中烯烴氧化物之含量一般處於1至25莫耳%、更通常2至20莫耳%、尤其2至5莫耳%之範圍內。

該環氧化製程可包含使包含相對於總饋料而言總量為至少50莫耳%之烯烴及氧氣的饋料發生反應。在該實施例中，烯烴及氧氣可以相對於總饋料而言為至少80莫耳%、尤其至少90莫耳%、更尤其至少95莫耳%且相對於總饋料而言通常為至多99.5莫耳%、尤其至多99莫耳%之總量存在於饋料中。烯烴與氧氣之莫耳比可處於3至100、尤其4至50、更尤其5至20之範圍內。飽和烴及惰性氣體可大體上不存在。如本文中所用，在該內容中"大體上不存在"意謂饋料中之飽和烴之量相對於總饋料而言為至多10莫耳%、尤其至多5莫耳%、更尤其至多2莫耳%，且饋料中之惰性氣體之量相對於總饋料而言為至多10莫耳%、尤其至多5莫耳%、更尤其至多2莫耳%。在該特定實施例中，使用可使環氧化反應混合物中之烯烴氧化物之量處於4至15莫耳%、尤其5至12莫耳%(例如6至10莫耳%)之範圍內之製程條件。如本文所述較佳將該包括烯烴氧化物之環氧化反應混合物加以驟冷。

該環氧化製程可包含使用可使饋料發生反應以便使烯烴轉化率或氧氣轉化率為至少90莫耳%之條件。烯烴轉化率可為至少90莫耳%，且氧氣轉化率可為至少90莫耳%。詳

言之，在該實施例中，饋料可包含相對於總饋料而言量為至多50莫耳%的烯烴及氧氣，且該饋料可另外包含飽和烴(作為壓載氣體)及惰性氣體。通常，使用製程條件以便使烯烴轉化率或氧氣轉化率為至少95莫耳%，尤其至少98莫耳%，更尤其至少99莫耳%。如本文中所用，轉化率為經轉化反應物相對於饋料中之反應物之量的量，其以莫耳%表示。烯烴之轉化率較佳為至少95莫耳%，尤其至少98莫耳%，更尤其至少99莫耳%；且氧氣可至少部分地加以補充。饋料中相對於烯烴而言過量氧氣之存在有助於達成烯烴之高轉化率。例如，在饋料中氧氣比烯烴之莫耳比可為至少1.01，通常至少1.05，尤其至少1.1，更尤其至少1.2；且例如至多5，尤其至多3，更尤其至多2。在該實施例中，在烯烴至烯烴氧化物之轉化中達成相對較高的選擇率。如本文中所用，選擇率為所形成之烯烴氧化物相對於經轉化烯烴之量的量，其以莫耳%表示。此外，如此高之烯烴轉化率使得該製程可經濟地以單程模式進行，其意謂不應用未轉化反應物之再循環；且可將空氣饋入環氧化製程中，其意謂有效地消除對於空氣分離單元之需要。

在本發明之實施中，包括烯烴氧化物之反應產物可藉由與熱交換流體之熱交換而驟冷。該驟冷可在製程微通道210之第二區340中藉由與存在於一或多個第二熱交換通道350中之熱交換流體熱交換而進行。通常，可將包括烯烴氧化物之反應產物的溫度降至至多250°C、更通常至多225°C、較佳在20至200°C範圍內、更佳在50至190°C範圍

內、尤其在80至180°C範圍內之溫度。該驟冷可導致在50至200°C、尤其70至160°C範圍內之溫度降低。驟冷可實現增加環氧化製程饋料中之烯烴氧化物及氧氣之總量，且消除對壓載氣體之需要或減少環氧化製程饋料中的壓載氣體之量。驟冷之又一結果為所產生之烯烴氧化物為較純淨產物，包含較少醛及羧酸雜質。

在一些實施例中，環氧化製程可包含：

- 如上文中所述，在一微通道反應器之一或多個製程微通道210之第一區240中所含有之環氧化催化劑存在的情況下使包含烯烴及氧氣之饋料發生反應，藉此形成包含烯烴氧化物及二氧化碳之第一混合物；
- 以如上文中所述之相同方式，在設置於第一區240下游之該或該等製程微通道210之中間區440中藉由與熱交換流體之熱交換將該第一混合物驟冷，及
- 在設置於中間區440下游之該或該等製程微通道210之第二區340中使該經驟冷之第一混合物轉化，以形成包含烯烴氧化物及1,2-碳酸酯之第二混合物。

由經驟冷之包含烯烴氧化物及二氧化碳之第一混合物形成包含烯烴氧化物及1,2-碳酸酯之第二混合物的轉化通常包含使至少一部分存在於第一混合物中之烯烴氧化物與至少一部分存在於第一混合物中之二氧化碳反應以形成1,2-碳酸酯。通常，存在於第一混合物中之二氧化碳為環氧化反應中共形成之二氧化碳。存在於第一混合物中之二氧化碳的莫耳量相對於每莫耳存在於該第一混合物中之烯烴氧

化物而言可處於0.01至1莫耳%、尤其0.02至0.8莫耳%、更尤其0.05至0.6莫耳%之範圍內。用於烯烴氧化物與二氧化碳之轉化的合適催化劑可為(例如)在苯乙烯/二乙烯苯共聚物基質上包含鹵化第四磷基團或鹵化第四銨基團之樹脂，其中該鹵化物可尤其為氯化物或溴化物。用於該轉化之該等催化劑自T. Nishikubo, A. Kameyama, J. Yamashita及M. Tomoi, Journal of Polymer Science, Pt. A. Polymer Chemist, 31, 939 - 947 (1993)中已知，該參考文獻以引用之方式併入本文中。用於烯烴氧化物與二氧化碳之轉化的其他合適催化劑為(例如)鹵化第四磷、鹵化第四銨及特定金屬鹵化物。一實例為碘化甲基三丁基磷。溫度可處於30至200°C、尤其50至150°C之範圍內。如上文中描述在第二饋料通道處所量測，壓力可處於500至3500 kPa之範圍內。通常，至少50莫耳%、尤其至少80莫耳%、更尤其至少90莫耳%之二氧化碳經轉化，例如至少98莫耳%，且在本發明之實施中，通常至多99.9莫耳%者經轉化。

包括烯烴氧化物之環氧化反應混合物可自製程微通道及微通道反應器中退出，且使用習知方法及習知設備以習知方式加以處理。分離系統可提供烯烴氧化物自任何未轉化烯烴、任何未轉化氧氣、任何壓載氣體及二氧化碳中之分離。諸如水之水性萃取流體可用於分離該等組份。含有烯烴氧化物之經富集萃取流體可經進一步處理以回收烯烴氧化物。所產生之烯烴氧化物可自經富集萃取流體例如藉由蒸餾或萃取而回收。包含任何未轉化烯烴、任何未轉化氧

氣、任何壓載氣體及二氧化碳且其中烯烴氧化物含量低之混合物可經萃取以至少部分地移除二氧化碳。所得的低二氧化碳含量之混合物可加以壓縮、乾燥且再循環以作為本發明之環氧化製程的饋料組份。

在本發明之環氧化製程中所產生之烯烴氧化物可藉由習知方法而轉化為1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺。

轉化為1,2-二醇或1,2-二醇醚可包含(例如)以熱方法或藉由使用可為酸性催化劑或鹼性催化劑之催化劑使環氧乙烷與水反應。例如，對於主要製造1,2-二醇且較次要製造1,2-二醇醚而言，烯烴氧化物可在酸性催化劑(例如基於總反應混合物為0.5至1.0%w之硫酸)存在情況下，在50至70°C及100 kPa絕對壓力下與十倍莫耳濃度之過量水發生液相反應；或較佳在無催化劑存在情況下，在130至240°C及2000至4000 kPa絕對壓力下發生氣相反應。該大量水之存在可有利於1,2-二醇之選擇性形成，且可充當反應放熱之散熱物質(sink)，有助於控制反應溫度。若水之比例降低，則反應混合物中1,2-二醇醚之比例升高。由此所產生之1,2-二醇醚可為二醚、三醚、四醚或後續醚。可藉由以醇(尤其為第一醇，諸如甲醇或乙醇)取代至少一部分水來使烯烴氧化物轉化，從而製備可選1,2-二醇醚。

藉由使烯烴氧化物與二氧化碳反應，可使烯烴氧化物轉化為相應1,2-碳酸酯。若須要，則可藉由隨後使1,2-碳酸酯與水或醇反應以形成1,2-二醇，從而製備1,2-二醇。關

於適用方法，參考US-A-6080897，該案以引用之方式併入本文中。

轉化為烷醇胺可包含使烯烴氧化物與胺(諸如氨、烷基胺或二烷基胺)反應。可使用無水氨或氨水。無水氨通常用於協助單烷醇胺之製造。關於適用於使烯烴氧化物轉化為烷醇胺之方法，可參考例如US-A-4845296，該案以引用之方式併入本文中。

1,2-二醇及1,2-二醇醚(例如乙二醇、1,2-丙二醇及乙二醇醚)可用於多種工業應用，例如用在食品、飲料、煙草、化妝品、熱塑性聚合物、固化樹脂系統、清潔劑、熱轉移系統等領域中。1,2-碳酸酯(例如碳酸乙二酯)可用作稀釋劑，尤其用作溶劑。舉例而言，乙醇胺可用於天然氣之處理("脫硫")。

除非另外指定，否則本文中所提及之有機化合物，例如烯烴、醇、1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯、乙醇胺及有機鹵化物，通常具有至多40個碳原子，更通常至多20個碳原子，尤其至多10個碳原子，更尤其至多6個碳原子。通常，該等有機化合物具有至少一個碳原子。如本文中定義，碳原子數(亦即碳數)之範圍包括對範圍界限指定之數目。

下列實例意欲說明本發明之優勢而不意欲不當地限制本發明之範疇。

實例

該預示實例描述可如何實施本發明之一實施例。

一微通道反應器將包含製程微通道、第一熱交換微通道、第二熱交換微通道及第一饋料通道。該等製程微通道將包含一上游端、一第一區及一第二區。

第一區將適於與在第一熱交換微通道中流動之熱交換流體進行熱交換。第二熱交換微通道將包含兩組適於與第二區進行熱交換之第二熱交換微通道，以便在第二區之下游部分可達成相較於第二區之上游部分更低之溫度。饋料微通道將經由孔終止於製程微通道之第一區中。該等孔將以大致相等之距離朝向第一區之下游方向自微通道之上游端設置至第一區長度之三分之二，且在垂直方向上該等孔將以大致相等之距離大致越過製程微通道之整個寬度而設置。

第一區將包含環氧化催化劑，其包含經沈積於微粒載體材料上之銀、銻、鎢、鉍及鋰。該微粒載體材料將為具有 $1.5 \text{ m}^2/\text{g}$ 之表面積、 0.4 ml/g 之總孔隙體積及特定孔徑分佈（該孔徑分佈使得具有 0.2 至 $10 \text{ }\mu\text{m}$ 範圍內之直徑之孔隙為總孔隙體積之 95% 且具有 0.3 至 $10 \text{ }\mu\text{m}$ 範圍內之直徑之孔隙為包含在具有 0.2 至 $10 \text{ }\mu\text{m}$ 範圍內之直徑之孔隙中的孔隙體積的 92% 以上）的 α 氧化鋁。

該微通道反應器將根據自 WO-A-2004/099113 及其中所引用之參考文獻已知的方法而組裝。在組裝之後，以將藉由研磨及篩分可自 CRI Catalyst Company, Houston, Texas, USA 獲得之市售 HS-PLUS 環氧化催化劑而製備的微粒環氧化催化劑填充該第一區。為填充該第一區，將經研磨且篩

分之催化劑於甲醇中之分散體系引入該第一區中，且將甲醇自該第一區移除。銀之量為 350 kg/m^3 反應器體積，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。

將藉由與在第一熱交換微通道中流動之熱交換流體之熱交換而在 220°C 下加熱第一區，同時經由設置於製程微通道之上游端處的一開口饋入乙烯。氧氣與氯乙烷之混合物（以體積計 3 ppm ）將經由饋料通道饋入。氧氣與乙烯之莫耳比將為 $1:1$ 。離開第一區且進入製程微通道之第二區的混合物將在第二區中以兩個步驟被初始驟冷至 150°C 之溫度且隨後驟冷至 80°C 之溫度。乙烯及氧氣之溫度及饋料速率將經調整以便使乙烯之轉化率為 97% 。接著，將調整氧氣與氯乙烷之混合物中氯乙烷之量，以便優化對環氧乙烷之選擇性。

可藉由移除二氧化碳及未轉化氧氣及乙烯來純化該環氧乙烷富集產物。經純化環氧乙烷可使用水而轉化以得到乙二醇。

【圖式簡單說明】

圖1展示一微通道反應器及其主要構成之示意圖。

圖2展示一包含製程微通道及熱交換通道之重複單元及其在用於本發明之實施時之操作之典型實例的示意圖。本發明之微通道反應器可包含複數個該等重複單元。

【主要元件符號說明】

100 微通道反應器

102	製程頂蓋
104	製程微通道
108	製程腳座
110	熱交換頂蓋
112	熱交換腳座
114	箭頭
116	箭頭
210	製程微通道
220	上游端
230	下游端
240	第一區
250	第一熱交換通道
260	第一饋料通道
280	第一孔
340	第二區
350	第二熱交換通道
360	第二饋料通道
380	第二孔
440	中間區
450	第三熱交換通道

五、中文發明摘要：

本發明係關於一種改良環氧化方法及一種改良環氧化反應器。本發明利用一種包含複數個微通道之反應器。該等製程微通道可經調適以便在該等微通道中可進行環氧化且視情況進行其他過程，且使其與適於含有熱交換流體之通道處於熱交換關係。包含該等製程微通道之反應器係被稱為"微通道反應器"。本發明提供一種在一微通道反應器中裝置環氧化催化劑之方法。本發明亦提供一種用於烯烴環氧化之方法及一種用於製備可衍生自烯烴氧化物之化學品的方法。本發明亦提供一種微通道反應器。

六、英文發明摘要：

95147800

TH3181

5 A METHOD OF INSTALLING AN EPOXIDATION CATALYST IN A REACTOR,
A PROCESS FOR THE PREPARATION OF AN OLEFIN OXIDE OR A
CHEMICAL DERIVABLE FROM AN OLEFIN OXIDE, AND A REACTOR
SUITABLE FOR SUCH A PROCESS

Abstract of the Invention

10 The present invention relates to an improved epoxidation process and an improved
epoxidation reactor. The present invention makes use of a reactor which comprises a
plurality of microchannels. Such process microchannels may be adapted such that the
epoxidation and optionally other processes can take place in the microchannels and
that they are in a heat exchange relation with channels adapted to contain a heat
exchange fluid. A reactor comprising such process microchannels is referred to as a
15 "microchannel reactor". The invention provides a method of installing an epoxidation
catalyst in a microchannel reactor. The invention also provides a process for the
epoxidation of an olefin and a process for the preparation of a chemical derivable
from an olefin oxide. The invention also provides a microchannel reactor.

案號: 5042081 117072		國外相應案: ☒ 見申請書 ☐ 其他:	
中說份數: 1	☐ 漢中文 Title	☐ 規則 §17 但書	字數:
☒ 原文說明書檔名: p:\Foreign Spec\		-filing	存儲人:
譯者:	審稿者:	代表圖:	化學式:

十、申請專利範圍：

1. 一種在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑之方法，該方法包含：

將該催化劑於基本上無水之稀釋劑中之分散體系引入該或該等製程微通道中，及

移除至少一部分該稀釋劑。

2. 如請求項1之方法，其中該稀釋劑為液體稀釋劑，且具有相對於該稀釋劑重量而言至多5%w之水含量。
3. 如請求項2之方法，其中該水含量相對於該稀釋劑重量而言為至多1%w。
4. 如請求項2或3之方法，其中存在於該液體稀釋劑中之催化劑之量相對於該催化劑與該液體稀釋劑之總重量而言係處於1至50%w之範圍內。
5. 如請求項4之方法，其中該存在於該液體稀釋劑中之催化劑之量相對於該催化劑與該液體稀釋劑之總重量而言係處於2至30%w之範圍內。
6. 如請求項1之方法，其中該稀釋劑為存在於該等製程微通道中時處於露點溫度以上之氣體稀釋劑。
7. 如請求項6之方法，其中存在於該氣體稀釋劑中之催化劑之量按照該催化劑重量相對於該氣相稀釋劑體積而計算係處於10至500 g/l之範圍內。
8. 如請求項7之方法，其中該存在於該氣體稀釋劑中之催化劑之量按照該催化劑重量相對於該氣相稀釋劑體積而計算係處於22至300 g/l之範圍內。

9. 如請求項1至8中任一項之方法，其中存在於該分散體系中之該催化劑的平均粒徑 d_{50} 係處於0.1至100 μm 之範圍內。
10. 如請求項9之方法，其中該平均粒徑 d_{50} 係處於0.5至50 μm 之範圍內。
11. 如請求項1至10中任一項之方法，其中該催化劑為能夠穿過一具有大小為該製程微通道最小尺寸之至多50%之開口的ASTM篩之微粒材料。
12. 如請求項11之方法，其中該催化劑為能夠穿過一具有大小為該製程微通道最小尺寸之至多30%之開口的ASTM篩之微粒材料。
13. 如請求項1至12中任一項之方法，其中該方法包含以催化劑填充床之形式裝置該催化劑。
14. 如請求項1至13中任一項之方法，其中經沈積之第11族金屬之量係處於10至500 kg/m^3 反應器體積之範圍內，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。
15. 如請求項14之方法，其中經沈積之第11族金屬之量係處於50至400 kg/m^3 反應器體積之範圍內，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。
16. 如請求項1至15中任一項之方法，其中該催化劑包含銀作為該第11族金屬。
17. 如請求項16之方法，其中該催化劑另外包含包括一或多

種選自銻、鎢、鉬、鉻及其混合物之元素的促進劑組份，且另外包含選自鋰、鉀、銻及其混合物之鹼金屬。

18. 一種用於烯烴環氧化之方法，其包含：

藉由如請求項1至17中任一項之方法在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑，及

在裝置於一或多個製程微通道中之該環氧化催化劑存在的情況下，使包含該烯烴及氧氣之饋料發生反應。

19. 如請求項18之方法，其中該饋料包含相對於總饋料而言總量為至少50莫耳%之該烯烴及氧氣。

20. 如請求項18或19之方法，其中該方法包含使包含該烯烴及氧氣之饋料發生反應，及使用可使該烯烴之轉化率或該氧氣之轉化率為至少90莫耳%之條件。

21. 如請求項18至20中任一項之方法，其中該方法另外包含在該等製程微通道之下游區中將該反應產物驟冷。

22. 如請求項21之方法，其中該方法另外包含在一或多個製程微通道中使該經驟冷之反應產物轉化，以形成包含該烯烴氧化物及1,2-碳酸酯之混合物。

23. 一種用於製備1,2-二醇、1,2-二醇醚、1,2-碳酸酯或烷醇胺之方法，該方法包含：

藉由如請求項1至17中任一項之方法在一微通道反應器之一或多個製程微通道中裝置環氧化催化劑，

在裝置於一或多個製程微通道中之該環氧化催化劑存在的情況下，使包含烯烴及氧氣之饋料發生反應以得到烯烴氧化物，及

使用水、醇、二氧化碳或胺使該烯烴氧化物轉化以形成該1,2-二醇、該1,2-二醇醚、該1,2-碳酸酯或該烷醇胺。

24. 如請求項18至23中任一項之方法，其中該烯烴包含乙烯。

25. 一種適用於烯烴環氧化之反應器，該反應器為一包含一或多個已裝置呈催化劑填充床形式之環氧化催化劑於其中之製程微通道的微通道反應器，且其中該環氧化催化劑包含第11族金屬，其中該第11族金屬之量係處於10至500 kg/m³反應器體積之範圍內，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。

26. 如請求項25之反應器，其中經沈積之第11族金屬之量係處於50至400 kg/m³反應器體積之範圍內，反應器體積係由該等微通道為該環氧化催化劑所佔據部分之橫截面積及總長度所界定的總體積。

27. 如請求項25或26之反應器，其中該催化劑包含銀作為該第11族金屬。

28. 如請求項27之反應器，其中該催化劑另外包含包括一或多種選自銻、鎢、鉬、鉻及其混合物之元素的促進劑組份，且另外包含選自鋰、鉀、鈉及其混合物之鹼金屬。

十一、圖式：

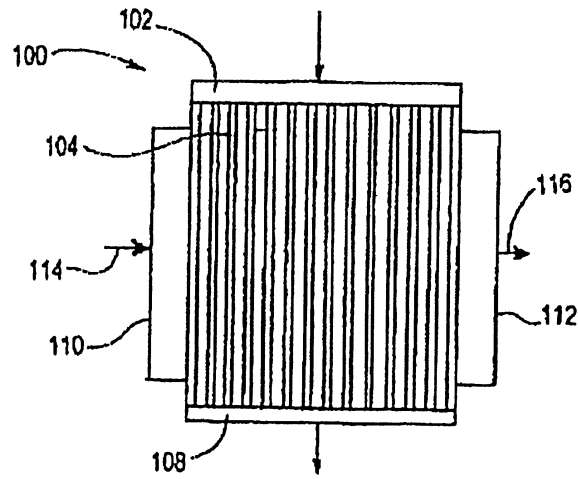


圖1

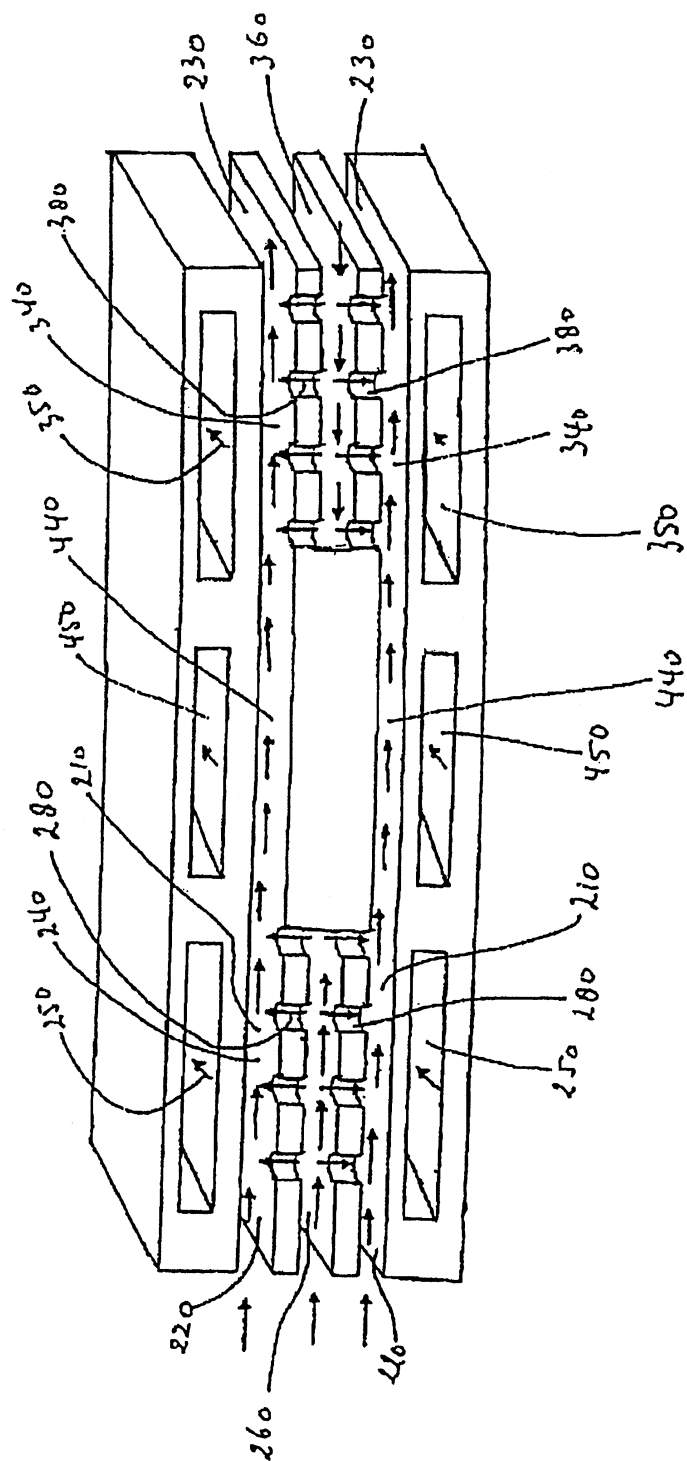


圖2

七、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：

210	製程微通道
220	上游端
230	下游端
240	第一區
250	第一熱交換通道
260	第一饋料通道
280	第一孔
340	第二區
350	第二熱交換通道
360	第二饋料通道
380	第二孔
440	中間區
450	熱交換通道

八、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：

(無)

十一、圖式：

修正
96 年 6 月 6 日 補充

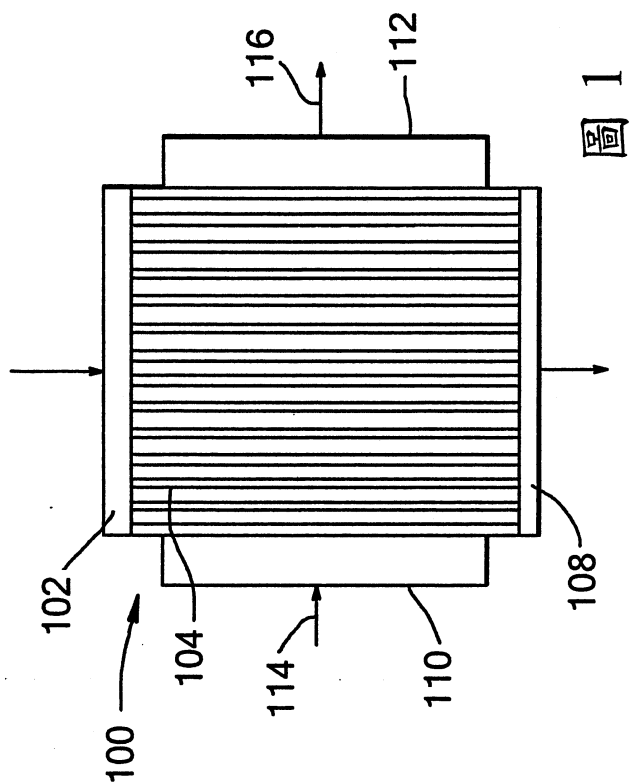


圖 1

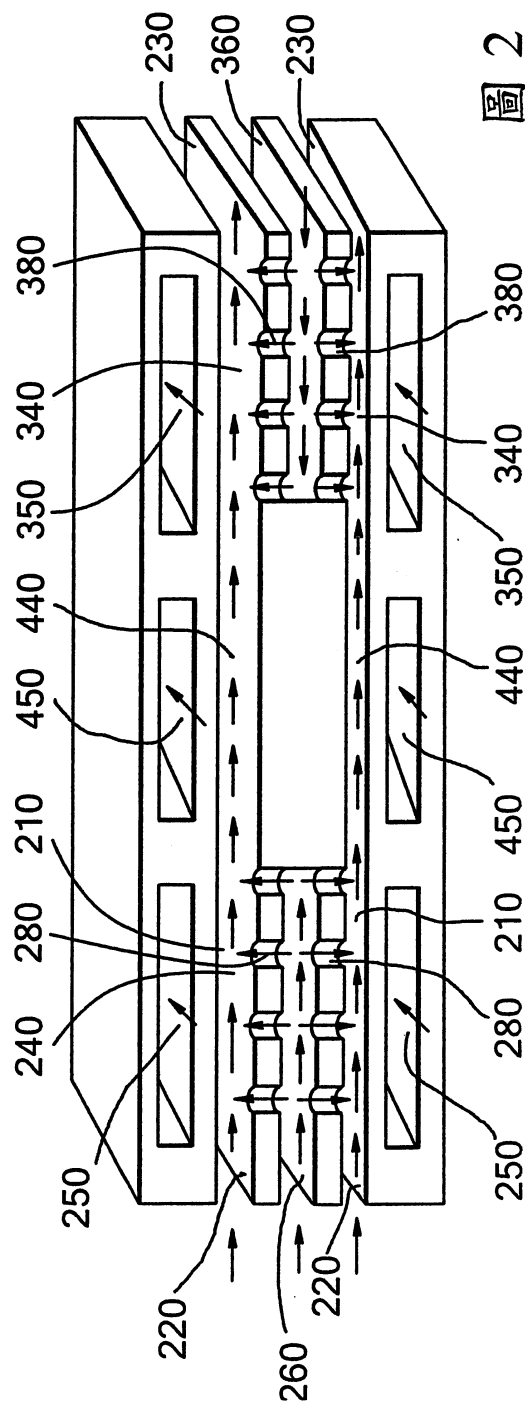


圖 2