



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公開本

(11)公開編號：TW 202442641 A

(43)公開日：中華民國 113 (2024) 年 11 月 01 日

(21)申請案號：113109763

(22)申請日：中華民國 113 (2024) 年 03 月 15 日

(51)Int. Cl. : C07D317/38 (2006.01)

(30)優先權：2023/03/16 日本

2023-041979

(71)申請人：日商旭化成股份有限公司 (日本) ASAHI KASEI KABUSHIKI KAISHA (JP)
日本

(72)發明人：越智裕之 OCHI, HIROYUKI (JP)；林文範 HAYASHI, FUMINORI (JP)

(74)代理人：洪武雄；陳昭誠

申請實體審查：有 申請專利範圍項數：13 項 圖式數：3 共 34 頁

(54)名稱

碳酸伸乙酯之製造方法

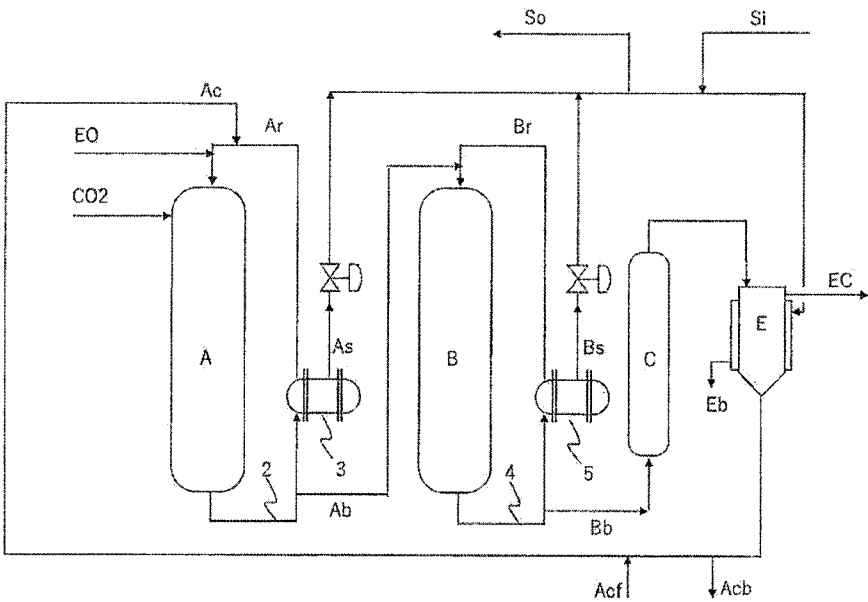
(57)摘要

本發明之碳酸伸乙酯之製造方法，係包含下列步驟：

第 1 反應步驟，其係藉由在第 1 反應器內使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及，第 1 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體之第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發；其中，前述第 1 反應步驟中之前述第 1 反應器內的反應溫度為 150 至 200°C，且前述第 1 反應步驟中之前述反應溫度、與在前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。

A method for manufacturing ethylene carbonate contains: a first reaction step of obtaining a reaction mixture containing ethylene carbonate by reacting ethylene oxide and carbon dioxide in a first reactor, and a first steam generation step of evaporating water by heat exchange by introducing the reaction mixture into the path and introducing water into the shell using a first kettle heat exchanger having a plurality of paths and shells; wherein the reaction temperature in the first reactor in the first reaction step is 150 to 200°C, and the difference between the reaction temperature in the first reaction step and the steam temperature generated from the shell in the first steam generation step is 5 to 20°C.

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

- A:第 1 反應器
- Ac:觸媒供給管線
- Ar:第 1 反應器循環管線
- As:產生蒸氣取出管線
- Ab:反應液供給管線
- 2:第 1 反應液導出管線(外部循環回路)
- 3:第 1 鍋型熱交換器
- B:第 2 反應器
- Br:第 2 反應器循環管線
- Bs:產生蒸氣取出管線
- Bb:反應液供給管線
- 4:第 2 反應液導出管線(外部循環回路)
- 5:第 2 鍋式熱交換器
- C:第 3 反應器
- E:分離回收裝置
- Eb:蒸氣排出管線
- Acl:新觸媒供給管線
- Acb:廢液排出管線
- So:蒸氣釋出管線
- Si:蒸氣供給管線

【發明摘要】

【中文發明名稱】 碳酸伸乙酯之製造方法

【英文發明名稱】 METHOD TECHNOLOGY FOR MANUFACTURING
ETHYLENE CARBONATE

【中文】

本發明之碳酸伸乙酯之製造方法，係包含下列步驟：

第 1 反應步驟，其係藉由在第 1 反應器內使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及，第 1 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體之第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發；其中，前述第 1 反應步驟中之前述第 1 反應器內的反應溫度為 150 至 200°C，且前述第 1 反應步驟中之前述反應溫度、與在前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。

【英文】

A method for manufacturing ethylene carbonate contains: a first reaction step of obtaining a reaction mixture containing ethylene carbonate by reacting ethylene oxide and carbon dioxide in a first reactor, and a first steam generation step of evaporating water by heat exchange by introducing the reaction mixture into the path and introducing water into the shell using a first kettle heat exchanger having a plurality of paths and shells; wherein the reaction temperature in the first reactor in the first reaction

step is 150 to 200°C, and the difference between the reaction temperature in the first reaction step and the steam temperature generated from the shell in the first steam generation step is 5 to 20°C.

【指定代表圖】 圖1

【代表圖之符號簡單說明】

A:第 1 反應器

Ac:觸媒供給管線

Ar:第 1 反應器循環管線

As:產生蒸氣取出管線

Ab:反應液供給管線

2:第 1 反應液導出管線（外部循環回路）

3:第 1 鍋型熱交換器

B:第 2 反應器

Br:第 2 反應器循環管線

Bs:產生蒸氣取出管線

Bb:反應液供給管線

4:第 2 反應液導出管線（外部循環回路）

5:第 2 鍋式熱交換器

C:第 3 反應器

E:分離回收裝置

Eb:蒸氣排出管線

Acf:新觸媒供給管線

Acb:廢液排出管線

So:蒸氣釋出管線

Si:蒸氣供給管線

【特徵化學式】 無。

【發明說明書】

【中文發明名稱】 碳酸伸乙酯之製造方法

【英文發明名稱】 METHOD TECHNOLOGY FOR MANUFACTURING
ETHYLENE CARBONATE

【技術領域】

【0001】 本發明係有關碳酸伸乙酯之製造方法。

【先前技術】

【0002】 碳酸伸乙酯係例如可被廣泛使用於塑膠、染料、高分子合成、氣體淨化分離、電子工業及有機合成工業等之領域，更具體而言，可使用來作為極性有機溶劑及有機合成中間體。因此，已開發出一種工業上生產碳酸伸乙酯之大規模的工業生產裝置。例如，在專利文獻 1 至 3 中，已記載一種在碳酸伸乙酯之合成方法中，收集蒸氣，並進行再利用。

[先前技術文獻]

[專利文獻]

【0003】

專利文獻 1：國際公開第 2004／108696 號公報

專利文獻 2：中國專利申請案公開第 106608865 號說明書

專利文獻 3：日本特開平 05－271218 號公報

【發明內容】

[發明所欲解決的課題]

【0004】如專利文獻 2 所示，為了在高溫回收熱，亦有將反應溫度設為 300°C 以上，並回收 170°C 左右之蒸氣之例，但若反應溫度變高，副反應量會增加，造成裝置內汙染的原因之高沸點物質（HB）會大量生成，並增加維護之負荷，並且使單位原料消耗量變差。

【0005】藉由使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得碳酸仲乙酯之反應因為是發熱反應，故在碳酸仲乙酯之工業生產中，若使用熱交換器去除反應熱，在熱交換器之反應液側流路會生成附著汙染物質。其結果，熱交換器之除熱能力降低，無法穩定且連續地製造碳酸仲乙酯。又，為了洗淨附著有汙染物質之熱交換器，必須耗費許多的時間與勞力。

【0006】本發明之課題在於提供一種降低來自外部之供給熱量，以及容易維護的碳酸仲乙酯之製造方法。

[解決課題的手段]

【0007】亦即，本發明係包含下列之實施型態。

<1>

一種碳酸仲乙酯之製造方法，係包含下列步驟：

第 1 反應步驟，其係藉由在第 1 反應器內使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得包含碳酸仲乙酯之反應混合物；以及，

第 1 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體，以藉由熱交換使水蒸發；

其中，前述第 1 反應步驟中之前述第 1 反應器內的反應溫度為 150 至 200°C，

且前述第 1 反應步驟中之前述反應溫度、與前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。

<2>

如<1>所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，在前述第 1 蒸氣生成步驟中之前述蒸氣溫度為 145°C 以上。

<3>

如<1>或<2>所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有第 1 循環步驟，其係經過前述第 1 蒸氣生成步驟之後，使前述反應液之至少一部分在前述第 1 反應器中循環，

將循環之反應液的流通量設為第 1 反應器之循環管線流通量 $Ar(t/h)$ ，並將最後製造之碳酸伸乙酯的量設為碳酸伸乙酯之生產量 $Ap(t/h)$ 時，「 $Ar(t/h)$ 」／「 $Ap(t/h)$ 」之比為 50 至 150。

<4>

如<1>至<3>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，供給至前述第 1 鍋型熱交換器之前述殼體內的水之溫度為 140°C 以上。

<5>

如<1>至<4>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣之壓力為 0.40 至 0.80MPaG。

<6>

如<1>至<5>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有以噴嘴洗淨前述第 1 鍋型熱交換器之管體的出入口之步驟。

<7>

如<1>至<6>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，在前述第1鍋型熱交換器中之道次數為2至8。

<8>

如<1>至<6>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，前述鍋式熱交換器之前述反應混合物之流路中的折返數為1至7。

<9>

如<1>至<8>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有從經過前述第1反應步驟之反應混合物中分離回收碳酸伸乙酯之分離回收步驟，

且將藉由前述第1蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。

<10>

如<1>至<9>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係包含下列步驟：
第2反應步驟，其係使經過前述第1反應步驟之反應混合物的至少一部分，在第2反應器內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及

第2蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第2鍋式熱交換器，將藉由前述第2反應步驟所得到的反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體中，以藉由熱交換使水蒸發。

<11>

如<10>所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有從經過前述第2反應步驟之反應混合物中分離回收碳酸伸乙酯之分離回收步驟，

且將藉由前述第1蒸氣生成步驟及第2蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。

<12>

如<10>或<11>所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，將前述第1蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 As (kg/h)，將前述第1蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 Bs (kg/h)，並將前述分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 Eb (kg/h) 時，以 $\{ [As$ (kg/h) + Bs (kg/h)] / Eb (kg/h) $\} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 Eb 中之回收蒸氣使用率為 40%以上。

<13>

如<1>至<12>中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，將前述分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 Eb (kg/h)，並將來自外部之蒸氣供給量設為 Si (kg/h) 時，以 $\{ Si$ (kg/h) / Eb (kg/h) $\} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 Eb 中之外部蒸氣使用率為 60%以下。

[發明效果]

【0008】 依據本發明，可提供一種降低來自外部之供給熱量，以及容易維護的碳酸伸乙酯之製造方法。

【圖式簡單說明】

【0009】

圖 1 係表示碳酸伸乙酯之製造方法之概略構成。

圖 2 係第 1 鍋型熱交換器之概略構成圖。

圖 3 係在比較例所使用的雙層管之概略構成圖。

【實施方式】

[用以實施發明之形態]

【0010】 以下，依需要而一邊參照圖式，一邊詳細說明本發明之實施的形態（以下，稱為「本實施型態」），惟本發明係不限定於此，在不超出其要旨的範圍可做各種的變更。又，在圖式中，上下左右等之位置關係只要無特別言及，設為根據圖式所示之位置關係者。再者，圖式之尺寸比率係不限定於圖示之比率。

【0011】 有關本實施型態之碳酸伸乙酯的製造方法，係包含下列步驟：

第 1 反應步驟，其係藉由在第 1 反應器內使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及

第 1 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體，以藉由熱交換使水蒸發；

其中，前述第 1 反應步驟中之前述第 1 反應器內的反應溫度為 150 至 200°C，且前述第 1 反應步驟中之前述反應溫度、與前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。

【0012】 又，有關本實施型態之碳酸伸乙酯的製造方法可包含下列步驟：

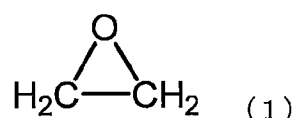
第 2 反應步驟，其係使經過前述第 1 反應步驟之反應混合物，在第 2 反應器內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及

第 2 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 2 鍋式熱交換器，將藉由前述第 2 反應步驟所得到的反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發。

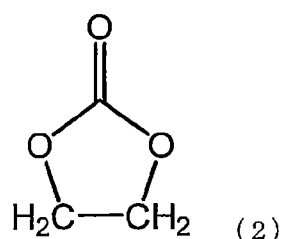
【0013】再者，有關本實施型態之碳酸仲乙酯之製造方法可包含第 3 反應步驟，其係使經過前述第 2 反應步驟之反應混合物，在第 3 反應器內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸仲乙酯之反應混合物。

【0014】又，在本說明書中所謂第 1、第 2 及第 3 並非意指順序，而是以區別單元、相異的裝置、相異的步驟之含意，稱為第 1、第 2 及第 3。

【0015】在有關本實施型態之碳酸仲乙酯之製造方法中使用來作為原料之環氧乙烷係以式 (1) 所示的化合物。原料可包含源自生質之環氧乙烷及／或因源自生質的環氧乙烷之製造而副生成的二氧化碳。



【0016】屬於本實施型態之製造方法中的目標化合物之碳酸仲乙酯係以式 (2) 所示的化合物。



【0017】在本說明書中，所謂「道次」係意指在鍋式熱交換器中，管側流體通過殼體內之次數。亦即，所謂「複數之道次」係意指在鍋式熱交換器中之管側流體的折返數為 2 以上。

【0018】繼而，說明有關在本實施型態之碳酸仲乙酯的製造方法中所使用的裝置之概略。圖 1 係表示碳酸仲乙酯之製造方法之概略構成。有關本實施型態之碳酸仲乙酯之製造方法 1 係具有：第 1 反應器 A、第 1 反應液導出管線 2、第 1 鍋型熱交換器 3、第 2 反應器 B、第 2 反應液導出管線 4、第 2 鍋式熱交換器

5、第 3 反應器 C、及分離回收裝置 E。說明有關使用製造方法 1 而在有關本實施型態之碳酸仲乙酯的製造方法中之各步驟。

【0019】 <第 1 反應步驟>

在第 1 反應步驟中，係在第 1 反應器 A 內使環氧乙烷與二氧化碳，以獲得包含碳酸仲乙酯之反應混合物。

【0020】 就第 1 反應器 A 而言，可使用完全混合之反應器、塞流反應器等之一般所使用的反應方式之反應器。此等之中，就第 1 反應器 A 而言，係以使用完全混合之反應器為較佳。

【0021】 完全混合之反應器較佳係使用使二氧化碳溶解於反應液之反應器，可列舉噴灑嘴式反應器、噴射方式反應器、及氣泡塔反應器。就完全混合之反應器而言，亦較佳係使用具備文丘里(Venturi)攪拌件的完全混合槽反應器。

【0022】 在第 1 反應器 A 中，係從第 1 反應器 A 之上部供給環氧烷及二氧化碳。預先以碳酸仲烷酯作為溶劑並調整成預定濃度之後，定量地從第 1 反應器 A 之下部供給至外部循環回路 2，可對第 1 蒸氣生成步驟提供反應觸媒。

【0023】 在第 1 反應步驟中可使用觸媒。就觸媒而言，只要為通常所使用的觸媒即可，並無特別限定，例如可列舉四乙基溴化銨、5 員環／6 員環烴之鹵素化物、硫氰酸銨或其熱分解生成物之有機物質系觸媒、金屬或鹼金屬之溴化物或碘化物等之無機物質系觸媒、以及在此等中添加少量之醇類或水而成者等。此等之中，以容易回收觸媒之無機物質系的觸媒為較佳。

【0024】 相對於反應系統總量，觸媒之使用量較佳係 0.1 至 3 質量%，更佳係 0.1 至 2 質量%。

【0025】如圖 1 所示，第 1 反應器 A 係與觸媒供給管線 Ac 連接，並對第 1 反應器 A 內供給觸媒。

【0026】從使由後述第 1 鍋型熱交換器 3 所回收的蒸氣之溫度上昇，並提高作為熱源之汎用性，以及抑制造成裝置內汙染的原因之高沸點物質（HB）之生成的觀點而言，第 1 反應步驟中之反應溫度為 150 至 200°C。在第 1 反應步驟中之反應溫度較佳係 155 至 195°C，更佳係 160 至 190°C。

【0027】在第 1 反應步驟中之反應壓力較佳係 2 至 15MPaG，更佳係 4 至 12MPaG，再更佳係 6 至 10MPaG。

【0028】在第 1 反應步驟中之反應時間係依作為原料之環氧乙烷與二氧化碳的組成比、使用觸媒之種類與濃度、反應溫度等而異。從完全混合反應器之滯留液量與全供給液量所求得之平均滯留時間較佳係 0.5 至 10 小時，更佳係 1 至 5 小時。

【0029】在第 1 反應步驟中之二氧化碳相對於環氧乙烷的莫耳比較佳係 1 至 5，更佳係 1 至 2。以第 1 反應器 A 之壓力成為一定之方式，調整二氧化碳供給量，以將二氧化碳朝反應器進行供給為較佳。

【0030】＜第 1 蒸氣生成步驟＞

在第 1 蒸氣生成步驟中，係使用具有複數之道次及殼體的第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於該道次內，且將水導入於該殼體內，以藉由熱交換使水蒸發。如圖 1 所示，第 1 反應器 A 內之反應液係從第 1 反應液導出管線 2 導出，其至少一部分係被送液至第 1 鍋型熱交換器 3。從第 1 鍋型熱交換器 3 所產生之蒸氣係從產生蒸氣取出管線 As 取出。又，被導入至第 1 反應液導出管線 2 的反應液之至少一部分係經由反應液供給管線 Ab，朝第 2 反應器 B 送液。

【0031】圖 2 係第 1 鍋型熱交換器之概略構成圖。第 1 鍋型熱交換器 3 係具有：框體狀之殼體 31、及貫穿殼體 31 之筐體內的複數條管體 32（僅一部分圖示）。殼體 31 係具備：用以導入水之導入孔（未圖示）、及取出藉由熱交換產生的蒸氣之蒸氣導出孔（未圖示）。管體 32 係貫穿殼體 31 之頂面及底面內，並形成反應液之流路。又，管體 32 內之流路係為了與殼體 31 之水為互相不混合，而獨立地形成流路。

【0032】在貫穿殼體 31 內之複數條管體 32 中，係藉由與管體 32 之組合，裝設有形成反應液之流路的通路蓋套 33 及 34。通路蓋套 33 及 34 係將與殼體 31 鄰接之側的內部予以劃分，形成第 1 鍋型熱交換器 3 內之反應液流路。在通路蓋套 33 係具有導入反應液之導入孔 331 及導出反應液之導出孔 332。在圖 2 中，反應液流路係具有第 1 道次 P1、第 2 道次 P2、第 3 道次 P3、及第 4 道次 P4 之 4 個道次。反應液係從導入孔 331 導入，並依序通過第 1 道次 P1、第 2 道次 P2、第 3 道次 P3、及第 4 道次 P4，與殼體 31 內之水進行熱交換之後，從導出孔 332 導出。如此，在第 1 鍋型熱交換器 3 內，形成複數個道次，反應液流路具有 3 次折返數。當反應液流路折返之際，在反應液內所含有的聚合物等之高沸點成分（HB）被離心分離而沉澱於通路蓋套。如此，高沸點成分（HB）會蓄積於通路蓋套，故卸下該通路蓋套並進行洗淨，可去除熱交換器之聚合物，故熱交換器之維持管理變得容易。

【0033】第 1 鍋型熱交換器 3 之反應液流路側的材質較佳係對於反應液具有耐蝕性者，具體而言，以不銹鋼為較佳。

【0034】第 1 鍋型熱交換器較佳係發揮預熱器與冷卻器之兩者的功能之裝置。如此的熱交換器係啟動時作為使反應液升溫至反應開始溫度為止之預熱器使用，在平常運轉中可作為用以去除反應熱之冷卻器使用。

【0035】從容易維持管理熱交換器之觀點而言，在第 1 鍋型熱交換器中之道次數較佳係 2 至 8，更佳係 3 至 7，再更佳係 3 至 6。

【0036】從容易維持管理熱交換器之觀點而言，在第 1 鍋型熱交換器中之反應混合物的流路中之折返數較佳係 1 至 7，更佳係 2 至 6，再更佳係 2 至 5。

【0037】在第 1 反應步驟中之反應溫度、與第 1 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。在如此之範圍的溫度產生蒸氣，水蒸氣用途之選項增加，可有效率地再利用反應器使用之熱。例如，如後所述，可在薄膜蒸發器、蒸餾塔等之分離回收步驟中使用。在第 1 反應步驟中之反應溫度、與第 1 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度之差較佳係 5 至 15°C，更佳係 6 至 15°C。

【0038】第 1 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度，從增加水蒸氣用途之選項的觀點而言，較佳係 145°C 以上，更佳係 150°C 以上，再更佳係 150°C 至 200°C。

【0039】從增加水蒸氣用途之選項的觀點而言，第 1 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣壓力較佳係 0.40 至 0.80MPaG，更佳係 0.50 至 0.70MPaG。蒸氣之壓力係以壓力計測定出的值。

【0040】供給至第 1 鍋型熱交換器 3 之殼體內的水之溫度較佳係 140°C 以上，更佳係 145 至 200°C。該供給之水的溫度、與自殼體產生之蒸氣溫度的差較佳係 5 至 30°C，更佳係 10 至 25°C。

【0041】 在第 1 鍋型熱交換器 3 之進入口中，通過第 1 鍋型熱交換器 3 之道次內的反應液之溫度較佳係 150 至 200°C，更佳係 155 至 195°C，再更佳係 160 至 190°C。藉由設為該範圍之溫度，可抑制在第 1 鍋型熱交換器之反應液流路側的內壁生成附著有汙染物質。

【0042】 <第 1 洗淨步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 1 洗淨步驟，其係以噴嘴洗淨第 1 鍋型熱交換器之管體的出入口。

【0043】 <第 1 循環步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 1 循環步驟，其係經過第 1 蒸氣生成步驟之後，使前述反應液之至少一部分在前述第 1 反應器中循環。如圖 1 所示，第 1 循環步驟係例如經由第 1 反應器循環管線 Ar，將反應液供給至第 1 反應器 A 來實施。

【0044】 將循環之反應液的流通量設為第 1 反應器之循環管線流通量 $Ar(t/h)$ ，並將最後製造之碳酸伸乙酯的量設為碳酸伸乙酯之生產量 $Ap(t/h)$ 時，「 $Ar(t/h)$ 」/ $[Ap(t/h)]$ 之比較佳係 50 至 150，更佳係 55 至 140，再更佳係 60 至 130。在如此的範圍使反應液循環，以符合生產量之適合的循環動力可達成高的反應效率，並抑制原料損耗或 HB 之生成所造成的第 1 鍋型熱交換器之汙染。

又，以最終製造之碳酸伸乙酯的量作為碳酸伸乙酯之生產量 Ap 係有關本實施型態之碳酸伸乙酯的製造方法中之最後的製造量。

【0045】 使用完全混合方式之反應器時，較佳係以在反應混合物中溶解更大量之二氧化碳之方式，使大流量之反應液以泵浦進行循環之方法。通常，每單

位時間之循環次數係 10 至 70 次／小時，較佳係 20 至 50 次／小時。在使反應混合物進行泵浦循環之配管的中途設有第 1 鍋型熱交換器，進行反應熱之去除時，若進行大流量之循環，熱交換器之冷卻能力會提高，故為較佳。

【0046】 <第 2 反應步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 2 反應步驟，其係使經過第 1 反應步驟之反應混合物的至少一部分，在第 2 反應器 B 內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物。

如圖 1 所示，第 2 反應器 B 內之反應液係從第 2 反應液導出管線 4 導出，其至少一部分係被送液至第 2 鍋式熱交換器 5。從第 2 鍋式熱交換器 5 所產生之蒸氣係從發生蒸氣取出管線 Bs 取出。又，被第 2 反應液導出管線 4 導出的反應液之至少一部分係經由反應液供給管線 Bb，被送液至第 3 反應器 C。

【0047】就第 2 反應器 B 而言，與上述第 1 反應器 A 中的例示相同。在第 2 反應器 B 中，係與第 1 反應器 A 相同地，從第 2 反應器 B 之上部供給環氧乙烷及二氧化碳。預先以碳酸伸烷酯作為溶劑並調整成預定濃度之後，定量性從第 2 反應器 B 之下部供給至外部循環回路 4，以將反應觸媒朝第 2 蒸氣生成步驟供給。

【0048】從升高自後述第 2 鍋式熱交換器 5 所回收的蒸氣之溫度，並提高作為熱源之汎用性，以及抑制造成裝置內汙染的原因之高沸點物質（以下，亦稱為「HB」）之生成的觀點而言，在第 2 反應步驟中之反應溫度為 150 至 200℃。在第 2 反應步驟中之反應溫度較佳係 155 至 195℃，更佳係 160 至 190℃。

【0049】在第 2 反應步驟中之反應壓力較佳係 2 至 12MPaG，更佳係 4 至 8MPaG，再更佳係 4.5 至 6.5MPaG。

【0050】 在第 2 反應步驟中之反應時間係依作為原料之環氧乙烷與二氧化碳之組成比、使用觸媒之種類與濃度、反應溫度等而異。從完全混合反應器之滯留液量與全部供給液量所求得之平均滯留時間較佳係 0.5 至 10 小時，更佳係 1 至 5 小時。

【0051】 第 2 反應步驟中之第 2 反應器入口之二氧化碳相對於環氧乙烷的莫耳比較佳係 1 至 5，更佳係 1 至 4。在第 2 反應器 B 中不重新供給二氧化碳，而可直接利用來自第 1 反應器 A 之反應液。

【0052】 <第 2 蒸氣生成步驟>

有關本實施型態之碳酸仲乙酯之製造方法可具有第 2 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 2 鍋式熱交換器，將藉由前述第 2 反應步驟所得到的反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發。

【0053】 第 2 鍋式熱交換器之構成係與上述之第 1 鍋型熱交換器相同。

從容易維持管理熱交換器之觀點而言，第 2 鍋式熱交換器中之道次數較佳係 2 至 8，更佳係 2 至 7，再更佳係 2 至 6。

【0054】 從容易維持管理熱交換器之觀點而言，在第 2 鍋型熱交換器中之反應混合物的流路中之折返數較佳係 1 至 7，更佳係 1 至 6，再更佳係 1 至 5。

【0055】 在第 2 反應步驟中之反應溫度、與第 2 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度之差係 5 至 20°C。藉由在如此的範圍之溫度產生蒸氣，水蒸氣用途之選項增加。例如，如後所述，可在蒸餾塔或薄膜蒸發器等之分離回收步驟中使用。第 2 反應步驟中之反應溫度、與第 2 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度之差較佳係 5 至 15°C，更佳係 6 至 15°C。

【0056】 從增加水蒸氣用途之選項的觀點而言，第 2 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣溫度較佳係 145°C 以上，更佳係 150°C 至 200°C。

【0057】 從增加水蒸氣用途之選項的觀點而言，第 2 蒸氣生成步驟中自殼體產生的蒸氣之壓力較佳係 0.40 至 0.80MPaG，更佳係 0.50 至 0.7MPaG。蒸氣之壓力係以壓力計測定出的值。

【0058】 供給至第 2 鍋式熱交換器 5 之殼體內的水之溫度較佳係 140°C 以上，更佳係 145°C 以上。該供給之水的溫度、與自殼體產生之蒸氣溫度的差較佳係 5 至 30°C，更佳係 10 至 25°C。

【0059】 在第 2 鍋式熱交換器 5 之進入口中，通過第 2 鍋式熱交換器 5 之道次內的反應液之溫度較佳係 150 至 200°C，更佳係 155 至 195°C，再更佳係 160 至 190°C。藉由設為該範圍之溫度，可抑制在第 2 鍋式熱交換器之反應液流路側之內壁生成附著有汙染物質。

【0060】 <第 2 洗淨步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 2 洗淨步驟，其係以噴嘴洗淨第 2 鍋式熱交換器之管體的出入口。

【0061】 <第 2 循環步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 2 循環步驟，其係在經過第 2 蒸氣生成步驟之後，使前述反應液之至少一部分在前述第 2 反應器中循環。如圖 1 所示，第 2 循環步驟係例如經由第 2 反應器循環管線 Br，將反應液供給至第 2 反應器 B 來實施。

【0062】 將循環之反應液的流通量設為第 2 反應器之循環管線流通量 $Br(t/h)$ ，並將最後製造之碳酸伸乙酯的量設為碳酸伸乙酯之生產量 $Ap(t/h)$ 時，

「Br (t/h)」／〔Ap (t/h)〕之比較佳係 10 至 100，更佳係 15 至 95，再更佳係 20 至 90。藉由在如此的範圍使反應液循環，以符合生產量之適合的循環動力可達成高的反應效率，並抑制原料損耗或 HB 之生成。

【0063】 使用完全混合方式之反應器時，較佳係以在反應混合物中溶解更大量之二氧化碳的方式，使大流量之反應液以泵浦進行循環之方法。通常，每單位時間之循環次數係 5 至 50 次／小時，較佳係 10 至 30 次／小時。在使反應混合物進行泵浦循環之配管的中途設有第 2 鍋型熱交換器，而進行反應熱之去除時，若進行大流量之循環，熱交換器之冷卻能力會提高，故為較佳。

【0064】 <第 3 反應步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有第 3 反應步驟，其係使經過第 2 反應步驟之反應混合物的至少一部分，在第 3 反應器 C 內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物。

【0065】 第 3 反應器係以滿液反應器為較佳。為了使未反應之環氧乙烷與二氧化碳反應，而設置第 3 反應器。又，第 3 反應器係以不具有外部循環經路為較佳。

【0066】 <分離回收步驟>

有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法可具有分離回收步驟，其係從經過第 1 反應步驟之反應混合物分離回收碳酸伸乙酯。又，在分離回收步驟中所使用的反應混合物可再經過第 2 反應步驟者，亦可為再經過第 3 反應步驟者。又，反應混合物係在分離回收步驟前，可分離去除已溶存之二氧化碳與環氧乙烷。

【0067】 就在分離回收所使用的分離回收裝置 E 而言，例如可列舉精餾塔、蒸餾塔、晶析裝置、薄膜蒸發器等。此等之中，從碳酸伸烷酯之分解抑制與裝置

之單純化的觀點而言，以薄膜蒸發器為較佳。在分離回收裝置 E 內所使用的蒸氣係從蒸氣排出管線 Eb 導出。

【0068】 有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法中，將藉由第 1 蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。有關本實施型態之碳酸伸乙酯的製造方法，係具有第 2 蒸氣生成步驟時，將藉由第 2 蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。在日本特開平 05-271218 號公報中，已記載一種在碳酸伸乙酯之製造方法中，將未經過蒸氣生成步驟的反應液直接導入於分離回收步驟之蒸發器的夾套中之方法。若依據該方法，係使碳酸伸乙酯之生成反應的反應熱不生成蒸氣，而直接利用來作為分離回收步驟之熱源，但依據本發明人之研究，此時，相較於利用蒸氣的情形，分離回收步驟之裝置變得非常大。此乃因為使用碳酸伸乙酯顯熱之導熱的導熱率小於使用水蒸氣之潛熱的導熱之導熱率，故利用液體之碳酸伸乙酯作為熱媒時，需要至少水蒸氣之 2 倍的導熱面積。因此，為了在不使分離回收裝置龐大化的情況，利用反應熱作為熱源，希望係利用反應液而生成蒸氣，並利用該蒸氣之態樣。

【0069】 有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法中，較佳係將第 1 蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 A_s (kg/h)，將第 1 蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 B_s (kg/h)，並將分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 E_b (kg/h) 時，以 $\{ [A_s \text{ (kg/h)} + B_s \text{ (kg/h)}] / E_b \text{ (kg/h)} \} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 E_b 中之回收蒸氣使用率為 40% 以上。該回收蒸氣使用率較佳係 50% 以上，更佳係 60% 以上，再更佳係 65% 以上。回收蒸氣使用率係其上限無特別限定，但例如，可為 100% 以下，亦可為 90% 以下。

【0070】如圖 1 所示，可自外部從蒸氣供給管線 Si 起導入蒸氣。又，產生多餘蒸氣時，可從蒸氣釋出管線 So 將蒸氣釋出至外部。

【0071】有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法中，較佳係將分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 Eb (kg/h)，並將來自外部之蒸氣供給量設為 Si (kg/h) 時，以 $\{ Si (kg/h) / Eb (kg/h) \} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 Eb 中之外部蒸氣使用率為 60% 以下。外部蒸氣使用率較佳係 50% 以下，更佳係 40% 以下，再更佳係 35% 以下。

所謂「來自外部之蒸氣供給量」並非利用所回收之熱而產生的蒸氣，係意指施加熱而新產生的蒸氣之供給量。就來自外部之蒸氣而言，更具體而言，並非藉由第 1 蒸氣回收步驟、第 2 蒸氣回收步驟產生的蒸氣，可列舉藉由鍋爐等重新施加熱而產生的蒸氣。

【0072】分離回收步驟後，蒸餾殘渣係從廢液排出管線 Acb 排出一部分，一部分係朝第 1 反應器 A 再循環。此時，可從新觸媒供給管線 Acf 重新供給觸媒。

【0073】有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法較佳係以工業上的規模實施。在本說明書中，所謂工業上的規模係意指以 1 噸/小時以上之比例進行製造碳酸伸乙酯的規模。有關本實施型態之碳酸伸乙酯之製造方法中之碳酸伸乙酯的製造量較佳係 1 噸/小時以上，更佳係 2 噸/小時以上，再更佳係 3 噸/小時以上，又再更佳係 4 至 20 噸/小時。

實施例

【0074】以下，藉由實施例更具體地說明本實施型態，但本實施型態係不受下列之實施例所限定者。

【0075】〔EC 濃度、HB 濃度之測定〕

在實施例及比較例所得到的 EC、HB 之各別濃度係藉由記載於 HG/T5391 之氣體層析法測定出。

【0076】〔觸媒濃度之測定〕

以 ICP 發光分光分析裝置 (ICP) 測定觸媒之金屬 (鉀) 濃度〔質量%〕，從觸媒 (碘化鉀) 之分子量計算並求出觸媒量〔質量%〕。

【0077】〔實施例 1〕

使用圖 1 所示的製造裝置製造碳酸伸乙酯。第 1 反應器 A 係不銹鋼製之縱型圓筒槽。

【0078】將原料、製程液之流量、分析結果、熱量、蒸氣量表示於表 1 中。

環氧乙烷係冷卻至約 5°C，以泵浦進行昇壓並供給。使液化二氧化碳以溫水浴型之二氧化碳蒸發器氣化，以約 90°C 之溫度調節成約 9.81MPaG 之一定壓力而供給二氧化碳。

【0079】將純化碳酸伸乙酯製品後所回收的回收觸媒及新觸媒溶液以約 9 對 1 之比例調合而觸媒溶液。

【0080】連接於第 1 反應器 A 之鍋型熱交換器 3 係橫型鍋型熱交換器。鍋型熱交換器之道次數為 4，折返數為 3。

【0081】連接於第 2 反應器 B 之鍋型熱交換器 3 係橫型鍋式熱交換器。鍋型熱交換器之道次數為 2，折返數為 1。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

【0082】〔實施例 2、3〕

除了生產量以外，其餘係與實施例 1 相同地製造碳酸伸乙酯。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

【0083】〔實施例 4 至 6、比較例 2、3〕

除了反應溫度以外，其餘係與實施例 1 同樣地製造碳酸伸乙酯。

在比較例 2 中，蒸氣係無法回收。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

【0084】〔實施例 7、8〕

除了第 1 反應器之循環管線流通量 Ar 之流量以外，其餘係與實施例 1 同樣地製造碳酸伸乙酯。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

〔實施例 9〕

除了第 1 及第 2 鍋型熱交換器之給水溫度以外，其餘係與實施例 1 同樣地製造碳酸伸乙酯。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

【0085】〔比較例 1〕

使用圖 6 所示的製造裝置而製造碳酸伸乙酯。

除了將反應器 A、及反應器 B 之鍋式熱交換器變更成多管式熱交換器，不進行蒸氣之回收以外，其餘係與實施例 1 同樣地製造碳酸伸乙酯。

在表 1 中表示製造條件及測定結果。

【0086】〔比較例 4、5、6〕

僅將與實施例 1 同樣之裝置 3：第 1 鍋型熱交換器（導熱面積 291m^2 ）替換為如圖 3 所示的雙層管（ 350m ），其他條件係分別符合實施例 1、4、5。雙層管

50 係具有內側配管 51 及外側配管 52，從供給口 In 所導入之供給水通過外側配管 52 與內側配管 51 之間，從出口 Out 釋出作為蒸氣。

若汙染堆積，因總括導熱係數變小，故必須降低作為冷媒之蒸氣的溫度以促進熱交換。因此，若產生汙染，必須降低第 1 鍋型熱交換器產生蒸氣之壓力，故難以回收在分離回收步驟之熱。

實施例 1 至 9 係達 6 個月以上不須要降低蒸氣之壓力，但比較例 2 至 6 係在 1 至 4 個月之間必須降低產生蒸氣之壓力，在分離回收步驟無法回收熱。實施例 9 係在從連續運轉超過 6 個月之附近始需要降低蒸氣之壓力的操作。比較例 1 係因使用多管式熱交換器，與相同的規模之實施例比較，必須增加來自外部之供給熱量。

【0087】 [表 1-1]

表 1(1/3)

			實施例 1	實施例 2	實施例 3	實施例 4	實施例 5
EO	流量	kg/H	2495	9210	2390	2495	2495
CO2	流量	kg/H	3020	11175	2893	3016	3027
Ac	流量	kg/H	290	1073	278	290	290
	觸媒濃度	質量%	5	5	5	5	5
	HB 濃度	質量%	13.5	13.5	13.5	13.5	13.5
Acb	廢液流量	kg/H	32.4	118	31.1	30.7	39.0
Acf	觸媒流量	kg/H	32.4	118	31.1	30.7	39.0
Ar	流量	T/H	460	1260	460	460	460
Ab	流量	kg/H	5805	21458	5561	5801	5812
	EC 濃度	質量%	81.4	81.4	81.4	81.3	81.6
	HB 濃度	質量 ppm	7500	7500	7500	7450	7690
A	反應溫度	°C	180	180	180	165	196
As	給水溫度	°C	145	145	145	145	145
	蒸氣量	kg/H	825	3053	791	823	827
	蒸氣壓力	MPaG	0.60	0.60	0.60	0.50	0.81
	蒸氣溫度	°C	165	165	165	159	176
Br	流量	T/H	345	630	345	345	345
Bb	流量	kg/H	5805	21458	5561	5801	5812
	EC 濃度	質量%	90.3	90.3	90.3	90.2	90.4
	HB 濃度	質量 ppm	7680	7680	7680	7620	7810
Bs	給水溫度	°C	145	145	145	145	145
	蒸氣量	kg/H	165	611	158	164	165
	蒸氣壓力	MPaG	0.60	0.60	0.60	0.50	0.81
	蒸氣溫度	°C	165	165	165	159	176
Dv	流量	kg/H	550	2035	525	551	545
Eb	流量	kg/H	1475	5478	1413	1474	1474
Ap	流量	kg/H	4910	18165	4705	4907	4909
消耗	EO 原料單位	kg/kg-EC	0.508	0.507	0.508	0.508	0.508
Si	蒸氣使用	kg/H	485	2260	457	492	471
So	蒸氣釋出	kg/H	0	0	0	0	0
Ar(T/H)/Ap(T/H)		—	94	69	98	94	94
回收蒸氣使用率		%	67.12	66.89	67.16	66.96	67.30
直到將分離回收步驟使用所需的壓力降低前之期間			6個月以上	6個月以上	6個月以上	6個月以上	6個月以上

【0088】 [表 1-2]

表 1(2/3)

			實施例 6	實施例 7	實施例 8	實施例 9
EO	流量	kg/H	2495	2495	2495	2495
CO2	流量	kg/H	3009	2920	3220	3020
Ac	流量	kg/H	290	290	290	290
	觸媒濃度	質量%	5	5	5	5
	HB 濃度	質量%	13.5	13.5	13.5	13.5
Acb	廢液流量	kg/H	27.2	32.4	32.4	32.3
Acf	觸媒流量	kg/H	27.2	32.4	32.4	32.3
Ar	流量	T/H	460	230	750	460
Ab	流量	kg/H	5794	5705	6005	5805
	EC 濃度	質量%	81.1	74.3	83.1	81.4
	HB 濃度	質量 ppm	7380	7500	7500	7480
A	反應溫度	°C	155	180	180	180
As	給水溫度	°C	145	145	145	135
	蒸氣量	kg/H	816	779	990	825
	蒸氣壓力	MPaG	0.38	0.60	0.60	0.60
	蒸氣溫度	°C	150	165	165	165
Br	流量	T/H	345	345	345	345
Bb	流量	kg/H	5794	5705	6005	5805
	EC 濃度	質量%	88.9	90.3	90.3	90.3
	HB 濃度	質量 ppm	7530	7680	7680	7660
Bs	給水溫度	°C	145	145	145	135
	蒸氣量	kg/H	160	201	0	165
	蒸氣壓力	MPaG	0.38	0.60	0.60	0.60
	蒸氣溫度	°C	150	165	165	165
Dv	流量	kg/H	557	350	750	550
Eb	流量	kg/H	1471	1469	1469	1475
Ap	流量	kg/H	4897	4890	4890	4910
消耗	EO 原料單位	kg/kg-EC	0.509	0.510	0.510	0.508
Si	蒸氣使用	kg/H	505	525	314	485
So	蒸氣釋出	kg/H	0	0	0	0
Ar(T/H)/Ap(T/H)		—	94	47	153	94
回收蒸氣使用率		%	66.35	66.71	67.39	67.12
直到將分離回收步驟使用所需的壓力降低前之期間			6 個月以上	6 個月以上	6 個月以上	6 個月以上

【0089】 [表 1-3]

表 1(3/3)

			比較例 1	比較例 2	比較例 3	比較例 4	比較例 5	比較例 6
EO	流量	kg/H	2495	2495	2495	2495	2495	2495
CO2	流量	kg/H	3020	2975	3035	3020	3016	3027
Ac	流量	kg/H	290	290	290	290	290	290
	觸媒濃度	質量%	5	5	5	5	5	5
	HB 濃度	質量%	13.5	13.5	13.5	13.5	13.5	13.5
Acb	廢液流量	kg/H	32.4	17.8	54.9	32.4	30.7	39
Acf	觸媒流量	kg/H	32.4	17.8	54.9	32.4	30.7	39
Ar	流量	T/H	460	460	460	460	460	460
Ab	流量	kg/H	5805	5760	5820	5805	5801	5812
	EC 濃度	質量%	81.4	80.2	81.8	81.4	81.3	81.6
	HB 濃度	質量 ppm	7500	7140	8090	7500	7450	7680
A	反應溫度	°C	180	145	205	180	165	195
As	給水溫度	°C	—	145	145	145	145	145
	蒸氣量	kg/H	—	813	829	760	760	760
	蒸氣壓力	MPaG	—	0.26	0.60	0.60	0.50	0.69
	蒸氣溫度	°C	—	140	165	165	159	175
Br	流量	T/H	345	345	345	345	345	345
Bb	流量	kg/H	5805	5760	5820	5805	5801	5812
	EC 濃度	質量%	90.3	88.1	90.7	90.3	90.2	90.4
	HB 濃度	質量 ppm	7580	7260	8330	7680	7620	7870
Bs	給水溫度	°C	—	145	145	145	145	145
	蒸氣量	kg/H	—	164	167	165	164	165
	蒸氣壓力	MPaG	—	0.26	0.60	0.60	0.50	0.69
	蒸氣溫度	°C	—	140	165	165	159	175
Dv	流量	kg/H	550	577	541	550	551	545
Eb	流量	kg/H	1475	1458	1475	1475	1474	1474
Ap	流量	kg/H	4910	4853	4911	4910	4907	4909
消耗	EO 原料單位	kg/kg-EC	0.508	0.514	0.508	0.508	0.508	0.508
Si	蒸氣使用	kg/H	1475	1458	481	550	555	539
So	蒸氣釋出	kg/H	—	953	0	0	0	0
Ar(T/H)/Ap(T/H)		—	94	95	94	94	94	94
回收蒸氣使用率		%	—	0.00	67.53	62.71	62.69	62.75
直到將分離回收步驟使用所需的壓力降低前之期間		—	—	—	約 4 個月以上	約 2 個月以上	約 3 個月以上	約 1 個月以上

【符號說明】

【0090】

A:第 1 反應器

Ac:觸媒供給管線

Ar:第 1 反應器循環管線

As:產生蒸氣取出管線

Ab:反應液供給管線

2:第 1 反應液導出管線（外部循環回路）

3:第 1 鍋型熱交換器

31:鍋型熱交換器之殼體

32:貫通殼體 31 內之複數條管體（僅圖示一部分）

33:通路蓋套

34:通路蓋套

331:導入反應液之導入孔

332:導出反應液之導出孔

P1:第 1 道次

P2:第 2 道次

P3:第 3 道次

P4:第 4 道次

B:第 2 反應器

Br:第 2 反應器循環管線

Bs:產生蒸氣取出管線

Bb:反應液供給管線

4:第 2 反應液導出管線（外部循環回路）

5:第 2 鍋式熱交換器

C:第 3 反應器

E:分離回收裝置

Eb:蒸氣排出管線

Acf:新觸媒供給管線

Acb:廢液排出管線

So:蒸氣釋出管線

Si:蒸氣供給管線

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種碳酸仲乙酯之製造方法，係包含下列步驟：

第 1 反應步驟，其係藉由在第 1 反應器內使環氧乙烷與二氧化碳反應，以獲得包含碳酸仲乙酯之反應混合物；以及

第 1 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 1 鍋型熱交換器，將前述反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發；

其中，前述第 1 反應步驟中之前述第 1 反應器內的反應溫度為 150 至 200°C，且前述第 1 反應步驟中之前述反應溫度、與前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣溫度之差為 5 至 20°C。

【請求項2】 如請求項 1 所述之碳酸仲乙酯之製造方法，其中，在前述第 1 蒸氣生成步驟中之前述蒸氣溫度為 145°C 以上。

【請求項3】 如請求項 1 所述之碳酸仲乙酯之製造方法，係具有第 1 循環步驟，其係經過前述第 1 蒸氣生成步驟之後，使前述反應液之至少一部分在前述第 1 反應器中循環，

將循環之反應液的流通量設為第 1 反應器之循環管線流通量 $Ar(t/h)$ ，並將最後製造之碳酸仲乙酯的量設為碳酸仲乙酯之生產量 $Ap(t/h)$ 時，「 $Ar(t/h)$ 」/ $[Ap(t/h)]$ 之比為 50 至 150。

【請求項4】 如請求項 1 所述之碳酸仲乙酯之製造方法，其中，供給至前述第 1 鍋型熱交換器之前述殼體內的水之溫度為 140°C 以上。

【請求項5】 如請求項 1 所述之碳酸仲乙酯之製造方法，其中，前述第 1 蒸氣生成步驟中自前述殼體產生的蒸氣之壓力為 0.40 至 0.80MPaG。

【請求項6】 如請求項 1 至 4 中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有以噴嘴洗淨前述第 1 鍋型熱交換器之管體的出入口之步驟。

【請求項7】 如請求項 1 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，在前述第 1 鍋型熱交換器中之道次數為 2 至 8。

【請求項8】 如請求項 7 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，前述鍋式熱交換器之前述反應混合物之流路中的折返數為 1 至 7。

【請求項9】 如請求項 1 至 8 中任一項所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有從經過前述第 1 反應步驟之反應混合物中分離回收碳酸伸乙酯之分離回收步驟，

且將藉由前述第 1 蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。

【請求項10】 如請求項 1 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係包含下列步驟：

第 2 反應步驟，其係使經過前述第 1 反應步驟之反應混合物的至少一部分，在第 2 反應器內與環氧乙烷及二氧化碳反應，以獲得包含碳酸伸乙酯之反應混合物；以及

第 2 蒸氣生成步驟，其係使用具有複數之道次及殼體的第 2 鍋式熱交換器，將藉由前述第 2 反應步驟所得到的反應混合物導入於前述道次內，且將水導入於前述殼體內，以藉由熱交換使水蒸發。

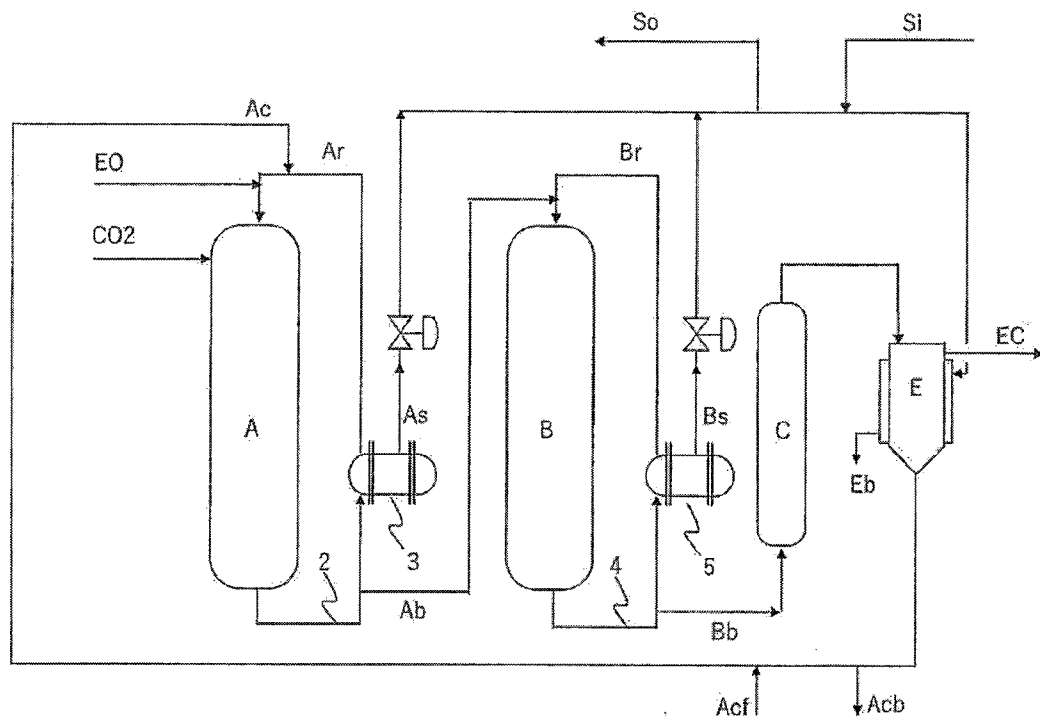
【請求項11】 如請求項 10 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，係具有從經過前述第 2 反應步驟之反應混合物中分離回收碳酸伸乙酯之分離回收步驟，

且將藉由前述第 1 蒸氣生成步驟及第 2 蒸氣生成步驟所得到的蒸氣利用於前述分離回收。

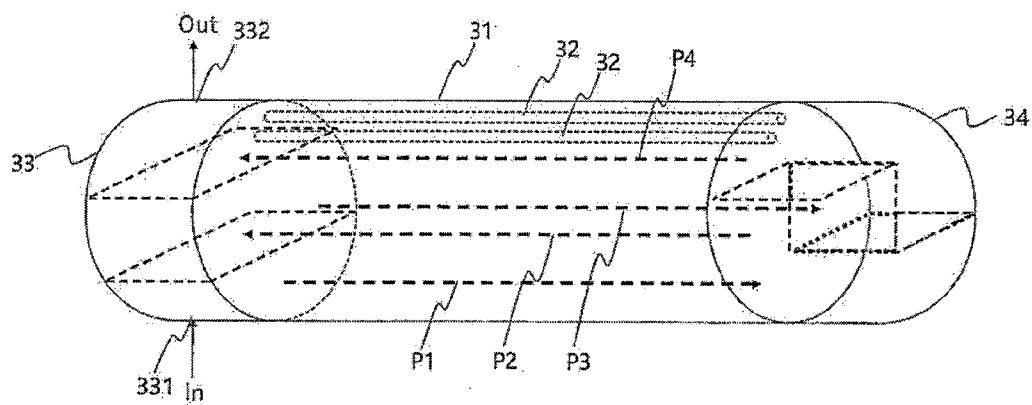
【請求項12】 如請求項 10 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，將前述第 1 蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 A_s (kg/h)，將前述第 1 蒸氣生成步驟中來自鍋式熱交換的蒸氣產生量設為 B_s (kg/h)，並將前述分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 E_b (kg/h) 時，以 $\{ [A_s \text{ (kg/h)} + B_s \text{ (kg/h)}] / E_b \text{ (kg/h)} \} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 E_b 中之回收蒸氣使用率為 40% 以上。

【請求項13】 如請求項 12 所述之碳酸伸乙酯之製造方法，其中，將前述分離回收步驟中之蒸氣使用量設為 E_b (kg/h)，並將來自外部之蒸氣供給量設為 S_i (kg/h) 時，以 $\{ S_i \text{ (kg/h)} / E_b \text{ (kg/h)} \} \times 100$ 所計算的蒸氣使用量 E_b 中之外部蒸氣使用率為 60%以下。

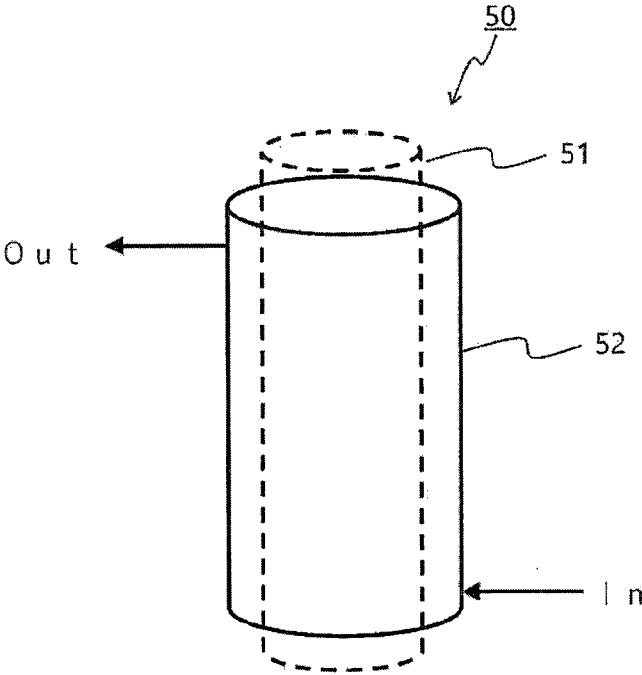
【發明圖式】



【圖1】



【圖2】



【圖3】