

發明專利說明書

101年4月9日修正替換頁

中文說明書替換頁(101年4月)

(本說明書格式、順序及粗體字，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※ 申請案號：097125577

※ 申請日期：97.7.7

※IPC 分類：B01J 19/24
C08G 63/78
C08G 63/183

一、發明名稱：(中文/英文)

具有垂直間隔段之多階式管狀反應器

MULTI-LEVEL TUBULAR REACTOR WITH VERTICALLY SPACED SEGMENTS

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

墨西哥商葛魯波派楚泰克斯公司

GRUPO PETROTEMEX, S.A. DE C.V.

代表人：(中文/英文)

古斯塔沃 A 赫南德茲 蒙特梅爾

MONTEMAYOR, GUSTAVO A. HERNANDEZ

住居所或營業所地址：(中文/英文)

墨西哥新里昂聖佩卓市康佩斯丘托索區里卡多馬根路444號

RICARDO MARGAIN NO. 444, TORRE SUR, PISO 16, COL. VALLE DEL CAMPESTRE, SAN PEDRO GARZA GARCIA, NUEVO LEON 66265, MEXICO

國 籍：(中文/英文)

墨西哥 MEXICO

三、發明人：(共 5 人)

姓 名：(中文/英文)

1. 湯瑪士 羅得 永特
YOUNT, THOMAS LLOYD
2. 布魯司 羅傑 迪布魯恩
DEBRUIN, BRUCE ROGER
3. 麥可 保羅 艾卡特
EKART, MICHAEL PAUL
4. 賴瑞 凱司 溫德斯
WINDES, LARRY CATES
5. 大衛 艾倫 史利格
SLIGER, DAVID ALLEN

國 籍：(中文/英文)

1. 美國 U.S.A.
2. 美國 U.S.A.
3. 美國 U.S.A.
4. 美國 U.S.A.
5. 美國 U.S.A.

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；2007年07月12日；11/776,597

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。

五、中文發明摘要：

本發明係關於一種多階式管狀反應器，其可操作以有助於流過該反應器之反應介質中之化學反應。該管狀反應器可包括複數個與一共同頭部耦接且自該共同頭部向外延伸之水平伸長且垂直間隔之反應器區段。該等反應器區段中之一或多者可含有一塔盤，該塔盤將該反應器區段之內體積分成上腔室及下腔室。該反應介質可在該等上腔室中流離該頭部且在該等下腔室中流回至該頭部。

六、英文發明摘要：

A multi-level tubular reactor operable to facilitate a chemical reaction in a reaction medium flowing therethrough. The tubular reactor can include a plurality of horizontally elongated and vertically spaced reactor segments coupled to and extending outwardly from a common header. One or more of the reactor segments can contain a tray that divides the internal volume of the reactor segment into upper and lower chambers. The reaction medium can flow away from the header in the upper chambers and back to the header in the lower chambers.

七、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：

10	多階式管狀反應器
12	垂直伸長之頭部
14	水平伸長、垂直間隔之反應器區段
16	立式管狀外殼
17a、17b	端蓋
18a、18b、18c	導流器
20a	第一蒸汽間隙
20b	第二蒸汽間隙
22	蒸汽出口
24	液體產物出口
26	反應器區段/無塔盤反應器區段
28a	最高塔盤反應器區段
28b	中間塔盤反應器區段
28c	最低塔盤反應器區段
30	進料入口
32	非塔盤反應器區段出口
34	水平伸長管狀元件
36	端蓋
38	堰
40a、40b、40c	反應介質入口

42a、42b、42c	反應介質出口
44a、44b、44c	水平伸長管狀元件
46a、46b、46c	端蓋
48a、48b、48c	塔盤
50a、50b、50c	上腔室
52a、52b、52c	下腔室
54a、54b、54c	流動通道
56a、56b、56c、	堰
58a、58b、58c	
60	反應介質
62	蒸汽
64	泡沫部分
66	主要為液體之部分

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)

九、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明係關於用於處理含液體反應介質之反應器。在另一態樣中，本發明係關於用於聚酯之熔融相製造之聚縮合反應器。

【先前技術】

熔融相聚合可用於製造各種聚酯，諸如聚對苯二甲酸乙二酯(PET)。PET被廣泛用於飲料、食物及其他容器以及用於合成纖維及樹脂。處理技術之進步連同需求增加導致PET之生產及銷售之市場競爭日益激烈。因此，低成本、高效率地製造PET之方法為理想的。

通常，熔融相聚酯生產設施(包括用於製備PET之彼等設施)使用酯化階段及聚縮合階段。在酯化階段中，使聚合物原料(亦即反應物)轉換成聚酯單體及/或寡聚物。在聚縮合階段中，使退出酯化階段之聚酯單體轉化成具有所要最終平均鏈長之聚合物產物。

在許多習知熔融相聚酯生產設施中，酯化及聚縮合係在一或多個諸如連續攪拌槽反應器(CSTR)之機械攪動式反應器中進行。然而，CSTR及其他機械攪動式反應器具有若干缺點，其可能造成整個聚酯生產設施之資本、操作及/或維護成本增加。舉例而言，通常與CSTR相關之機械攪拌器及各種控制設備為複雜、昂貴的且可能需要廣泛維護。

因此，對可最小化資本、操作及維護成本同時維持或增

強產品品質之高效率聚酯製程存在需要。

【發明內容】

在本發明之一實施例中，提供一種方法，其包含使反應介質在一反應器中進行化學反應，該反應器包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段。當該反應介質行進穿過該反應器時，該反應介質流過該頭部及該等反應器區段。該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者。

在本發明之另一實施例中，提供一種用於製備聚對苯二甲酸乙二酯(PET)之方法，該方法包含：(a)將聚縮合進料引入一聚縮合反應器中，其中該聚縮合進料在該反應器中形成反應介質，其中該聚縮合進料包含具有在約5至約50之範圍內之平均鏈長的PET；(b)使該反應介質在該反應器中進行聚縮合，其中該反應器包含一垂直伸長之頭部及至少2個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之水平伸長、垂直間隔之反應器區段，其中該頭部在該等反應器區段之間提供流體流通，其中當該反應介質自該等反應器區段之一上區段行進至該等反應器區段之一下區段時，該反應介質向下通過該頭部，其中該上反應器區段及該下反應器區段包含相應上伸長管與下伸長管及相應上內部塔盤與下內部塔盤，其中該上管與該下管及該上塔盤與該下塔盤大體上水平定向，其中該上管與該下管各自具有在約2:1至約50:1之範圍內之長度對直徑(L:D)比率，其中該上塔盤與該下

塔盤各自分別相對於該上管與該下管具有至少約0.75L之長度，其中該反應介質在該上塔盤與該下塔盤上通常流離該頭部，其中該反應介質在該上管與該下管之底部上通常朝向該頭部流動，其中該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者；及(c)自該反應器回收主要為液體之聚縮合產物，其中該聚縮合產物包含具有比該聚縮合進料中之PET之平均鏈長大至少約10的平均鏈長之PET。

在本發明之另一實施例中，提供一種反應器，其包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段。該等反應器區段中之至少2者具有一與該頭部耦接之近端及一與該頭部間隔開之遠端。該等反應器區段中之各者包含一伸長管狀元件及一實質上安置於該管狀元件內部之塔盤。該塔盤沿該管狀元件長度之至少一半延伸且將該管狀元件內部分成上腔室及下腔室。該上腔室及該下腔室在該近端與該頭部流體流通。

【實施方式】

下文參考隨附圖式詳細地描述本發明之某些實施例。

圖1及圖2圖示根據本發明之2個實施例配置之示範性多階式管狀反應器。圖1及圖2中所示之反應器之組態及操作詳細描述於下文中。儘管以下描述之某些部分主要與用於熔融相聚酯製造方法中之反應器相關，但是根據本發明之實施例配置之反應器可在多種化學方法中獲得應用。舉例

而言，根據本發明之某些實施例配置之反應器可有利地用於化學反應在反應介質之液相中進行且由於該化學反應而產生蒸汽副產物之任何方法中。另外，根據本發明之某些實施例配置之反應器可有利地用於至少一部分反應介質在處理期間形成泡沫之化學方法中。

現參考圖1，將多階式管狀反應器10之一實施例圖示為通常包含一垂直伸長之頭部12及一組與頭部12耦接且自頭部12向外延伸之水平伸長、垂直間隔之反應器區段14。

頭部12通常包含一立式管狀外殼16、一對與外殼16之相對末端耦接之端蓋17a、17b及複數個安置在頭部12之內體積內部之導流器18a、18b、18c。在導流器18a與18b之間界定第一蒸汽間隙20a，而在導流器18b與18c之間界定第二蒸汽間隙20b。頭部12界定上端蓋17a中之蒸汽出口22及下端蓋17b中之液體產物出口24。頭部12之一側界定複數個垂直間隔開口，其提供頭部12之內體積與耦接於頭部12之該側之反應器區段組14之間的流體流通。

在圖1所示之實施例中，頭部12之外殼16為大體上垂直、大體上圓柱形之管。在一替代性實施例中，外殼16可為具有各種橫截面組態(例如長方形、正方形或橢圓形)之垂直伸長管狀元件。另外，外殼16無需具有完全垂直之定向。舉例而言，外殼16之伸長中心軸可在垂直線之約30、約15或5度範圍內延伸。

在圖1所示之實施例中，頭部12具有最大內部高度(H)，其大於其最大內部寬度(W)。在一實施例中，頭部12具有

在約 2:1 至約 20:1、約 4:1 至約 15:1 或 5:1 至 10:1 之範圍內之高度對寬度 (H:W) 比率。在一實施例中，H 在約 8 至約 100 呎、約 10 至約 75 呎或 20 至 50 呎之範圍內，且 W 在約 1 至約 20 呎、約 2 至約 10 呎或 3 至 5 呎之範圍內。

在圖 1 所示之實施例中，反應器區段組 14 與頭部 12 之一共同側直接耦接且通常自頭部 12 之該共同側向外延伸。反應器區段組 14 包括一無塔盤反應器區段 26、一最高塔盤反應器區段 28a、一中間塔盤反應器區段 28b 及一最低塔盤反應器區段 28c。各反應器區段 26 及 28a、28b、28c 存在有一與頭部 12 流體流通地耦接之近端及一與頭部 12 間隔開之遠端。

無塔盤反應器區段 26 界定一在其遠端附近之進料入口 30 及一在其近端附近之出口 32。無塔盤反應器區段 26 通常包含一水平伸長管狀元件 34 及一端蓋 36。管狀元件 34 在無塔盤反應器區段 26 之近端附近與頭部 12 耦接，而端蓋 36 在無塔盤反應器區段 26 之遠端附近與管狀元件 34 耦接。一堰 38 可視需要在出口 32 附近與管狀元件 34 之底部耦接且自管狀元件 34 之底部向上延伸 (如圖 1 中所示) 且 / 或多個間隔分開之堰 (未圖示) 可沿管狀元件 34 之長度定位。

各塔盤反應器區段 28a、28b、28c 界定相應反應介質入口 40a、40b、40c 及相應反應介質出口 42a、42b、42c。入口 40a、40b、40c 及出口 42a、42b、42c 被定位於反應器區段 28a、28b、28c 之近端附近且與頭部 12 之內體積流體流通。各塔盤反應器區段 28a、28b、28c 通常包含水平伸長

管狀元件 44a、44b、44c、端蓋 46a、46b、46c 及塔盤 48a、48b、48c。管狀元件 44a、44b、44c 各自在反應器區段 28a、28b、28c 之近端附近與頭部 12 直接耦接。端蓋 46a、46b、46c 在反應器區段 28a、28b、28c 之遠端附近與管狀元件 44a、44b、44c 耦接。

塔盤 48a、48b、48c 被安置於相應管狀元件 44a、44b、44c 內部且沿管狀元件 44a、44b、44c 之實質長度延伸。各塔盤 48a、48b、48c 存在有與相應導流器 18a、18b、18c 耦接之近端及定位於反應器區段 28a、28b、28c 之遠端附近之遠端。各塔盤 48a、48b、48c 可具有至少約 0.5L、約 0.75L 或 0.9L 之長度，其中 L 為內部容納相應塔盤 48a、48b、48c 之反應器區段 28a、28b、28c 及/或管狀元件 44a、44b、44c 之最大長度。

各塔盤 48a、48b、48c 將相應反應器區段 28a、28b、28c 之內體積分成上腔室 50a、50b、50c 及下腔室 52a、52b、52c。在圖 1 所示之實施例中，各塔盤 48a、48b、48c 存在有一大體上水平、大體上平坦、面上之流動表面，液體可流過該流動表面。為提供足夠大的上腔室 50a、50b、50c 及下腔室 52a、52b、52c，各塔盤 48a、48b、48c 之面上流動表面可與管狀元件 44a、44b、44c 之頂部及/或底部間隔在約 0.1D 至約 0.9D、約 0.2D 至約 0.8D 或 0.4D 至 0.6D 範圍內之垂直距離，其中 D 為內部容納相應塔盤 48a、48b、48c 之管狀元件 44a、44b、44c 之最大垂直尺寸。

各塔盤 48a、48b、48c 之遠端與端蓋 46a、46b、46c 間隔

開以便由各塔盤 48a、48b、48c 之遠端與端蓋 46a、46b、46c 之間隙界定流動通道 54a、54b、54c。各塔盤 48a、48b、48c 之遠端可視需要配備向上延伸之堰 56a、56b、56c。各塔盤反應器區段 28a、28b、28c 可視需要配備在出口 42a、42b、42c 附近與管狀元件 44a、44b、44c 之底部耦接且自管狀元件 44a、44b、44c 之底部向上延伸之堰 58a、58b、58c。

在圖 1 所示之實施例中，各反應器區段 26 及 28a、28b、28c 之管狀元件 34 及 44a、44c、44b 為大體上水平之管，且塔盤 48a、48b、48c 為與管之內壁剛性及密封耦接之大體上平坦、大體上水平、大體上長方形的板。在一替代性實施例中，各反應器區段 26 及 28a、28b、28c 之管狀元件 34 及 44a、44c、44b 可具有各種橫截面形狀(例如長方形、正方形或橢圓形)。另外，管狀元件 34 及 44a、44c、44b 以及塔盤 48a、48b、48c 無需具有完全水平之定向。舉例而言，管狀元件 34 及 44a、44c、44b 之伸長中心軸可在水平線之約 30、約 15 或 5 度範圍內延伸。另外，塔盤 48a、48b、48c 在管狀元件 44a、44b、44c 中可使用各種支撐機制來支撐，諸如將管狀元件 44a、44b、44c 之兩個側壁焊接、使用自管狀元件 44a、44b、44c 之底部延伸之支撐腿或自管狀元件 44a、44b、44c 之頂部懸掛。

在圖 1 所示之實施例中，各反應器區段 26 及 28a、28b、28c 及/或各管狀元件 34 及 44a、44b、44c 具有大於其最大內徑(D)之最大內部長度(L)。在一實施例中，各反應器區段

26及28a、28b、28c及/或各管狀元件34及44a、44b、44c具有在約2:1至約50:1、約5:1至約20:1或8:1至15:1之範圍內之長度對直徑(L:D)比率。在一實施例中，L在約10至約200呎、約20至約100呎或30至50呎之範圍內，且D在約1至約20呎、約2至約10呎或3至5呎之範圍內。在一實施例中，反應器區段26及28a、28b、28c之一或多者之直徑(D)與頭部之最大內部寬度(W)的比率在約0.1:1至約2:1、約0.25:1至約1:1或0.4:1至0.9:1之範圍內。在圖1所示之實施例中，各塔盤反應器區段28a、28b、28c具有大體上相同之組態。在一替代性實施例中，反應器區段28a、28b、28c可具有不同長度、不同直徑及/或不同定向。

在圖1所示之實施例中，反應器10包含一非塔盤反應器區段26及3個塔盤反應器區段28a、28b、28c。然而，應注意，反應器區段之數量及組態可加以最佳化以匹配使用反應器10之應用。舉例而言，反應器10可僅使用塔盤反應器區段(亦即，無非塔盤反應器區段)。在此類組態中，最高塔盤反應器區段將在頭部附近界定一進料入口。在另一實施例中，反應器可使用一非塔盤反應器區段及2個塔盤反應器區段。在另一實施例中，反應器可使用一非塔盤反應器區段及4個塔盤反應器區段。儘管圖1圖示進料入口30定位於端蓋36中，但是在一替代性實施例中，該進料入口可被界定於在非塔盤反應器區段26之遠端附近但與該遠端間隔開的管狀元件34之側面中。

圖1a-圖1c說明一替代性進料引入系統90，其經由反應

器區段26之側面引入反應器進料。或許最好地如圖1b之俯視圖及圖1c之端視圖所示，側面進料引入系統90包括一界定於反應器區段26之側面中之入口開口92、一延伸至反應器區段26中之內部進料分配器94及一由進料分配器94界定之排出開口96。在圖1a-圖1c所示之實施例中，進料分配器94為一大體上圓柱形之管道，其在入口開口92處固定於反應器區段26之側壁。進料分配器94之遠端在與反應器區段26之側壁及末端間隔開之位置處界定排出開口96。如圖1b及圖1c中所示，排出開口96可藉由以傾斜角切割進料分配器94之遠端以便使排出開口96至少部分地面朝向反應器區段26之封閉端而形成。排出開口96之位置及定向可增加液體循環且有助於減少或消除反應器區段26之末端附近之停滯區。

再次參考圖1，在操作中，將可呈主要為液體之形式的進料經由非塔盤反應器區段26之進料入口30引入反應器10中。在非塔盤反應器區段26中，進料形成反應介質60，其通常在管狀元件34之底部上自非塔盤反應器區段26之遠端水平流至非塔盤反應器區段26之近端。當反應介質60流過非塔盤反應器區段26時，化學反應在反應介質60內部發生。可在非塔盤反應器區段26中形成蒸汽62。蒸汽62可包含在反應器區段26中進行之化學反應之副產物及/或反應器區段26之進料之揮發性組分。當反應介質60流過非塔盤反應器區段26時，至少一部分蒸汽62自反應介質60分離且通常流過反應介質60之上。

如圖1中所示，在本發明之一實施例中，在反應器10中進行之化學反應引起反應介質60之起泡，進而產生反應介質60之泡沫部分64及主要為液體之部分66。化學反應可在泡沫部分64及主要為液體之部分66之液體中進行。事實上，泡沫之存在可實際上增強某些化學反應，尤其可藉由增加液體表面積及降低壓力而受到促進之彼等反應。因此，在本發明之一實施例中，反應器區段之內體積及開口流動面積係足夠大以便允許最大量之泡沫形成。在大量起泡發生遍及反應器之實質部分之應用中，可希望具有兩個或兩個以上初始非塔盤反應器區段及較少之塔盤反應器區段以便在反應器區段內為最大泡沫形成提供足夠空間。或者，可使用較大塔盤反應器區段來提供必需的體積及開口流動面積以促進泡沫形成。如圖1及圖2中所示，由反應產生之泡沫量可隨反應器之中的反應進程而減少。因此，初始反應器區段中之反應介質60可包含超過50、75或90體積百分比之氣體，而最終反應器區段中之反應介質60可包含小於20、10或5體積百分比之氣體。

再次參考圖1，在流過非塔盤反應器區段26後，反應介質60經由出口32自非塔盤反應器區段26流出。若使用堰38，則反應介質60在其退出非塔盤反應器區段26且進入頭部12之內體積時流過堰38之頂部上、堰38之邊緣周圍、穿過堰38中之開口及/或堰38下方。當反應介質60自非塔盤反應器區段26流出且向下流至頭部12中時，蒸汽62向上流至頭部12中。在頭部12中，來自非塔盤反應器區段26之蒸

汽62可與塔盤反應器區段28a、28b、28c中所產生之蒸汽組合。所得組合蒸汽可經由蒸汽出口22退出頭部12。在退出非塔盤反應器區段26後，反應介質60在頭部12中向下流且由導流器18a引導至最高塔盤反應器區段28a之入口40a。

在最高塔盤反應器區段28a中，反應介質60通常水平地流過塔盤48a之面上表面且流向反應器區段28a之遠端。如上文所討論，反應介質60在反應器區段28a中進行化學反應，且當反應介質60流經塔盤48a時，化學反應可引起蒸汽副產物及/或泡沫之形成。當藉由流過塔盤48a上之反應介質60產生蒸汽時，蒸汽可在上腔室50a中與上腔室50a中反應介質60之流動方向逆流地流動。當反應介質60經由入口40a進入上腔室50a時，蒸汽可經由入口40a退出上腔室50a之外。

當反應介質60達到塔盤48a之末端時，其向下落下穿過流動通道54a且落至管狀元件44a之底部上。當塔盤48a之末端配備堰56a時，反應介質60在進入流動通道54a之前流過堰56a之頂部上、堰56a之邊緣周圍、穿過堰56a中之開口及/或堰56a下方。反應介質60隨後在管狀元件44a之底部上自反應器區段28a之遠端流至反應器區段28a之近端。當反應介質60達到反應器區段28a之近端時，其經由出口42a退出反應器區段28a且進入頭部12。當在下腔室52a中產生蒸汽時，蒸汽通常流過反應介質60上且連同反應介質60一起經由出口42a退出下腔室52a。當出口42a處提供堰58a

時，至少一部分反應介質60流過堰58a之頂部上、堰58a之邊緣周圍、穿過堰58a中之開口及/或堰58a下方。

堰38、56a、56b、56c及58a、58b、58c可用於反應器10中以幫助維持反應介質60在反應器區段26及28a、28b、28c中之所要深度。在本發明之一實施例中，反應介質60在各反應器區段26及28a、28b、28c中之最大深度係小於約 $0.8D$ 、小於約 $0.4D$ 或小於 $0.25D$ ，其中 D 為相應反應器區段26及28a、28b、28c之最大垂直尺寸。

當反應介質60自最高塔盤反應器區段28a流出且在頭部12中向下流時，塔盤反應器區段28a中所產生之蒸汽向上流至頭部12中。退出反應器區段28a之下腔室52a之蒸汽可通過導流器18b所界定或界定在導流器18a與18b之間的蒸汽間隙20a。如上所述，反應器區段28a中所產生之蒸汽可在頭部12中與非塔盤反應器區段26及塔盤反應器區段28b、28c中所產生之蒸汽組合。所得組合蒸汽經由蒸汽出口22退出頭部12。在退出塔盤反應器區段28a後，反應介質60在頭部12中向下流且由導流器18b引導至中間塔盤反應器區段28b之入口40b。

反應介質60穿過中間及最低塔盤反應器區段28b及28c之流動可大體上與上文關於流過最高塔盤反應器區段28a所述相同地行進。概括而言，反應介質60如下行進穿過塔盤反應器區段28a、28b、28c：(a)反應介質60係由導流器18a、18b、18c自頭部12引導至塔盤反應器區段28a、28b、28c；(b)反應介質60經由入口40a、40b、40c進入塔

盤反應器區段28a、28b、28c；(c)反應介質60通常在塔盤48a、48b、48c上流離頭部12；(d)反應介質60經由塔盤48a、48b、48c之末端向下落且落至管狀元件44a、44b、44c之底部上；(e)反應介質60在管狀元件44a、44b、44c之底部上流回頭部12；(e)反應介質60經由出口42a、42b、42c退出塔盤反應器區段28a、28b、28c；及(f)反應介質60在頭部12中向下落至下一處理階段。

退出最低塔盤反應器區段28c之反應介質60流入頭部12中且聚集在其底部中。該最終反應介質60係經由液體產物出口24自頭部12以主要為液體產物形式抽出。

儘管未在圖1中說明，但是可在頭部12中於蒸汽出口22、非塔盤反應器區段出口32及塔盤反應器區段出口42a、42b、42c之一或多者附近使用衝擊板。該等衝擊板可定位於蒸汽流動路徑中以便使流動蒸汽中夾帶之液體撞擊衝擊板，聚集在衝擊板上且自衝擊板向下落。此有助於確保僅蒸汽退出頭部12之蒸汽出口22。

現參考圖2，將多階式管狀反應器100之第二實施例圖示為通常包含頭部102、第一組塔盤反應器區段104a、104b、104c、104d及第二組塔盤反應器區段106a、106b、106c、106d。在圖2所示之組態中，第一及第二組反應器區段104a、104b、104c、104d及106a、106b、106c、106d自頭部102之大致相對側向外延伸。然而，在一替代性實施例中，反應器區段組可自未必相對之頭部102之不同側面延伸。舉例而言，兩組反應器區段可以相對於彼此

45°、60°、75°、90°、105°、130°、145°或160°之角度自頭部向外延伸。在另一實例中，反應器100可使用以相對於彼此120°之角度在頭部102周圍沿圓周間隔開的3組反應器區段。

再次參考圖2，頭部102界定用於接收可呈主要為液體之形式之進料的進料入口108、用於排出主要為液體之產物的產物出口110及一對用於排出蒸汽之蒸汽出口112a、112b。頭部102通常包含分流器114、第一組導流器116a、116b、116c及第二組導流器118a、118b、118c。第一及第二組反應器區段104a、104b、104c、104d及106a、106b、106c、106d可具有與上文關於圖1所述之塔盤反應器區段大體上相同之組態。因此，塔盤反應器區段104a、104b、104c、104d及106a、106b、106c、106d之具體組態及操作細節將不再描述。

在操作中，反應器100經由進料入口108接收可呈主要為液體之形式的進料。分流器114將進料分成2個大體上相等之部分。分流器114隨後將該等部分之一引導至最高第一反應器區段104a之內部塔盤，且將另一部分引導至最高第二反應器區段106a之內部塔盤。一旦經分裂進料部分進入塔盤反應器區段，穿過塔盤反應器區段之流動就可以大體上與上文關於圖1所述相同之方式而行進，其中反應介質遵循包括向外部分(亦即，在內部塔盤上流離頭部)、向下部分(亦即，自塔盤流至管狀元件之底部)及向內部分(亦即在管狀元件之底部上朝頭部流回)之流動路徑。在流過各

反應器區段後，反應介質隨後由導流器經由頭部引導到下一個下反應器區段。再次參考圖2，當反應介質退出最低反應器區段104d及106d時，反應介質之2個部分組合以形成主要為液體之產物，其經由液體產物出口110自頭部102抽出。

根據本發明之某些實施例配置之多階式管狀反應器幾乎不需要對其中所處理之反應介質的機械攪動。儘管，在多階式管狀反應器中處理之反應介質可借助於起泡、穿過反應器區段之流動及自一反應器區段落至另一反應器區段而稍微地加以攪動，但是該起泡攪動、流動攪動及重力攪動不為機械攪動。在本發明之一實施例中，在多階式管狀反應器中處理之反應介質之總攪動的小於約50百分比、小於約25百分比、小於約10百分比、小於約5百分比或0百分比係藉由機械攪動來提供。因此，根據本發明之某些實施例配置之反應器可無需任何機械混合裝置來操作。此與幾乎唯使用機械攪動之習知連續攪拌槽反應器(CSTR)呈直接對比。

如上文所指示，根據本發明反應器之實施例配置之多階式管狀反應器可用於各種化學方法中。在一實施例中，將根據本發明配置之多階式管狀反應器用於能夠自各種起始物質產生各種聚酯中之任何聚酯之熔融相聚酯生產設施中。可根據本發明之實施例產生之熔融相聚酯的實例包括(但不限於)聚對苯二甲酸乙二酯(PET)，其包括PET之均聚物及共聚物；完全芳族或液晶聚酯；可生物降解聚酯，諸

如包含丁二醇、對苯二甲酸及己二酸殘基之彼等聚酯；聚(環己烷-對苯二甲酸二亞甲酯)均聚物及共聚物；及1,4-環己烷-二甲醇(CHDM)及環己烷二羧酸或環己烷二羧酸二甲酯之均聚物及共聚物。當產生PET共聚物時，該共聚物可包含至少90、至少91、至少92、至少93、至少94、至少95、至少96、至少97、至少98莫耳百分比之對苯二甲酸乙二酯重複單元及至多10、至多9、至多8、至多7、至多6、至多5、至多4、至多3或至多2莫耳百分比之附加共單體重複單元。通常，共單體重複單元可衍生自一或多種選自由間苯二甲酸、2,6-萘-二甲酸、CHDM及二乙二醇組成之群之共單體。

一般而言，根據本發明之某些實施例之聚酯產生方法可包含2個主要階段-酯化階段及聚縮合階段。在酯化階段中，可包含至少一種醇及至少一種酸之聚酯起始物質進行酯化，進而產生聚酯單體及/或寡聚物。在聚縮合階段中，來自酯化階段之聚酯單體及/或寡聚物反應成最終聚酯產物。如本文中關於PET所使用，單體具有小於3之鏈長，寡聚物具有約7至約50之鏈長(具有4至6個單元之鏈長之組分可視為單體或寡聚物)且聚合物具有大於約50之鏈長。例如EG-TA-EG-TA-EG之二聚體具有為2之鏈長，且三聚體具有為3之鏈長，等等。

用於酯化階段之酸起始物質可為二羧酸以便使最終聚酯產物包含至少一個碳原子數在約4至約15個或8至12個之範圍內之二羧酸殘基。適用於本發明之二羧酸實例可包括

(但不限於)對苯二甲酸、鄰苯二甲酸、間苯二甲酸、萘-2,6-二甲酸、環己烷二甲酸、環己烷二乙酸、二苯基-4,4'-二甲酸、二苯基-3,4'-二甲酸、2,2,-二甲基-1,3-丙二醇、二羧酸、琥珀酸、戊二酸、己二酸、壬二酸、癸二酸及其混合物。在一實施例中，酸起始物質可為相應酯，諸如替代對苯二甲酸之對苯二甲酸二甲酯。

用於酯化階段之醇起始物質可為二醇以便使最終聚酯產物可包含至少一個二醇殘基，諸如源自於碳原子數在約3至約25個或6至20個之範圍內之環脂族二醇之彼等者。適合二醇可包括(但不限於)乙二醇(EG)、二乙二醇、三乙二醇、1,4-環己烷-二甲醇、丙烷-1,3-二醇、丁烷-1,4-二醇、戊烷-1,5-二醇、己烷-1,6-二醇、新戊二醇、3-甲基戊二醇-(2,4)、2-甲基戊二醇-(1,4)、2,2,4-三甲基戊烷-二醇-(1,3)、2-乙基己二醇-(1,3)、2,2-二乙基丙烷-二醇-(1,3)、己二醇-(1,3)、1,4-二-(羥基乙氧基)-苯、2,2-雙-(4-羥基環己基)-丙烷、2,4-二羥基-1,1,3,3-四甲基-環丁烷、2,2,4,4-四甲基-環丁二醇、2,2-雙-(3-羥基乙氧基苯基)-丙烷、2,2-雙-(4-羥基-丙氧基苯基)-丙烷、異山梨酯、氫醌、BDS-(2,2-(磺醯基雙)4,1-伸苯基氧基))雙(乙醇)及其混合物。

另外，起始物質可包含一或多種共單體。合適共單體可包括(例如)包含以下者之共單體：對苯二甲酸、對苯二甲酸二甲酯、間苯二甲酸、間苯二甲酸二甲酯、二甲基-2,6-萘二甲酸酯、2,6-萘-二甲酸、乙二醇、二乙二醇、1,4-環己烷-二甲醇(CHDM)、1,4-丁二醇、聚四亞甲基二醇、反

DMCD、偏苯三甲酸酐、環己烷-1,4二甲酸二甲酯、十氫萘-2,6二甲酸二甲酯、十氫萘二甲醇、十氫萘2,6-二甲酸酯、2,6-二羥基甲基-十氫萘、氫醌、羥基苯甲酸及其混合物。

熔融相聚酯產生方法之酯化階段及聚縮合階段可包括多個步驟。舉例而言，酯化階段可包括用於產生部分酯化產物之初始酯化步驟，該產物隨後在第二酯化步驟中進一步發生酯化。又，聚縮合階段可包括用於產生部分縮合產物之預聚合步驟，該產物隨後進行精製步驟，進而產生最終聚合物產物。

根據本發明之某些實施例配置之反應器可用於熔融相聚酯產生系統中，其可作為用於進行第二酯化步驟之第二酯化反應器、作為用於進行預聚合步驟之預聚物反應器及/或作為用於進行精製步驟之精製反應器。對用作酯化反應器、預聚物反應器及/或精製反應器之本發明方法條件的詳細說明係提供於下文中參考圖1。應瞭解，根據本發明之實施例配置之反應器可通常用作酯化反應器、預聚物反應器及/或精製反應器且該等方法條件不限於圖1中所述之實施例。

再次參考圖1，當反應器10在熔融相聚酯產生方法(例如用於製造PET之方法)中用作第二酯化反應器時，超過一個化學反應可在反應器10中進行。舉例而言，儘管酯化可為反應器10中進行之主要化學反應，但是一定量之聚縮合亦可在反應器10中發生。當反應器10用作第二酯化反應器

時，引入反應器區段26之進料入口30中之進料可具有在約70至約95百分比、約75至約90百分比或80至88百分比之範圍內之轉化率，而自頭部12之液體產物出口24抽出之主要為液體之產物可具有至少約80百分比、至少約90百分比、至少約95百分比或至少98百分比之轉化率。當反應器10用作第二酯化反應器時，反應器10中進行之化學反應可使反應介質60在進料入口30與液體產物出口24之間的轉化率增加至少約2個百分點、至少約5個百分點或至少10個百分點。另外，引入進料入口30中之進料之平均鏈長可小於約5、小於約2或小於1，而自液體產物出口24抽出之主要為液體之產物可具有在約1至約20、約2至約12或5至12之範圍內之平均鏈長。通常，當反應器10用作第二酯化反應器時，反應介質60之平均鏈長可在進料入口30與液體產物出口24之間發生在約1至約20、約2至約15或5至12之範圍內的增加。

當反應器10用作第二酯化反應器時，反應器10之進料可在約180至約350°C、約215至約305°C或260至290°C之範圍內之溫度下進入進料入口30。退出液體產物出口24之主要為液體之產物可具有在進入進料入口30之進料之溫度的約50°C、25°C或10°C範圍以內之溫度。在一實施例中，退出液體產物出口24之液體產物之溫度可在約180至約350°C、約215至約305°C或260至290°C之範圍內。在一實施例中，反應器10中之反應介質60之平均溫度在約180至約350°C、約215至約305°C或260至290°C之範圍內。反應介質60之平

均溫度為沿反應介質60穿過反應器10之主要流動路徑以相等間隔進行之至少3次溫度量測的平均值，其中溫度量測各自在反應介質60之主要為液體之部分66的截面質心附近進行(與反應器之壁附近或主要為液體之部分之上表面附近完全不同)。當反應器10用作第二酯化反應器時，反應器10中之蒸汽空間壓力(在蒸汽出口22處量測)可被維持為小於約70 psig，在約-4至約10 psig之範圍內，或在2至5 psig之範圍內。

當反應器10用作第二酯化反應器時，在引入反應器10之前加熱進料可為理想的且/或當反應介質60流過反應器10時將其加熱可為理想的。進料在引入反應器10之前之加熱可在諸如殼管式熱交換器之習知熱交換器中進行。反應介質60在反應器10中之加熱可藉由接觸反應器10但不延伸至反應器10內部中之外部加熱裝置來進行。該等外部熱交換裝置包括(例如)夾套及/或熱示蹤。通常，向反應器10之正上游進料添加之熱加上向反應器10中之反應介質60添加之熱的累積量可在每磅反應介質約100至約5,000 BTU(BTU/lb)之範圍內，在約400至約2,000 BTU/lb之範圍內或在600至1,500 BTU/lb之範圍內。

再次參考圖1，當反應器10在熔融相聚酯產生方法(例如用於製造PET之方法)中用作預聚物反應器時，超過一個化學反應可在反應器10中進行。舉例而言，儘管聚縮合可為反應器10中進行之主要化學反應，但是一定量之酯化亦可在反應器10中發生。當反應器10係用作預聚物反應器時，

引入進料入口 30 中之進料之平均鏈長可在約 1 至約 20、約 2 至約 15 或 5 至 12 之範圍內，而自液體產物出口 24 抽出之主要為液體之產物的平均鏈長可在約 5 至約 50、約 8 至約 40 或 10 至 30 之範圍內。當反應器 10 係用作預聚合反應器時，反應器 10 中所進行之化學反應可引起反應介質 60 之平均鏈長在進料入口 30 與液體產物出口 24 之間增加至少約 2，或在約 5 至約 30 之範圍內或在 8 至 20 之範圍內增加。

當反應器 10 係用作預聚物反應器時，進料可在約 220 至約 350°C、約 265 至約 305°C 或 270 至 290°C 之範圍內之溫度下進入進料入口 30。退出液體產物出口 24 之主要為液體之產物可具有在進入進料入口 30 之進料之溫度的約 50°C、25°C 或 10°C 範圍以內之溫度。在一實施例中，退出液體產物出口 24 之液體產物之溫度係在約 220 至約 350°C、約 265 至約 305°C 或 270 至 290°C 之範圍內。在一實施例中，反應器 10 中之反應介質 60 之平均溫度係在約 220 至約 350°C、約 265 至約 305°C 或 270 至 290°C 之範圍內。當反應器 10 係用作預聚物反應器時，反應器 10 中之蒸汽空間壓力(在蒸汽出口 22 處量測)可維持在約 0 至約 300 托之範圍內，在約 1 至約 50 托之範圍內，或在 20 至 30 托之範圍內。

當反應器 10 係用作預聚物反應器時，較佳係在引入反應器 10 中之前加熱進料且/或較佳係當反應介質 60 流過反應器 10 時加熱之。通常，於反應器 10 之正上游進料中所添加之熱加上於反應器 10 之反應介質 60 中所添加之熱的累積量可在約 100 至約 5,000 BTU/lb 之範圍內，在約 400 至約 2,000

BTU/lb之範圍內，或在600至1,500 BTU/lb之範圍內。

再次參考圖1，當反應器10在熔融相聚酯產生方法(例如用於製造PET之方法)中用作精製反應器時，引入進料入口30中之進料之平均鏈長可在約5至約50、約8至約40或10至30之範圍內，而自液體產物出口24抽出之主要為液體之產物的平均鏈長可在約30至約210、約40至約80或50至70之範圍內。通常，反應器10中進行之聚縮合可引起反應介質60之平均鏈長在進料入口30與液體產物出口24之間增加至少約10、至少約25或至少50。

當反應器10用作精製反應器時，進料可在約220至約350°C、約265至約305°C或270至290°C之範圍內之溫度下進入進料入口30。退出液體產物出口24之主要為液體之產物可具有在進入進料入口30之進料溫度的約50°C、25°C或10°C範圍內之溫度。在一實施例中，退出液體產物出口24之液體產物之溫度係在約220至約350°C、約265至約305°C或270至290°C之範圍內。在一實施例中，反應器10中之反應介質60之平均溫度係在約220至約350°C、約265至約305°C或270至290°C之範圍內。當反應器10係用作精製反應器時，反應器10中之蒸汽空間壓力(在蒸汽出口22處量測)可維持在約0至約30托之範圍內，在約1至約20托之範圍內，或在2至10托之範圍內。

當在聚酯產生方法之酯化及/或聚縮合階段中用作反應器時，根據本發明之實施例配置之反應器可提供許多優點。該等反應器當在製造PET之方法中用作第二酯化反應

器、預聚物反應器及/或精製反應器時可為尤其有利的。另外，該等反應器非常適合用於能夠以每小時至少約10,000磅、每小時至少約100,000磅、每小時至少約250,000磅或每小時至少500,000磅之速率產生PET的商業規模PET生產設施。

在本發明之一實施例中，提供一種方法，其包含使反應介質在一反應器中進行化學反應，該反應器包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段。當該反應介質行進穿過該反應器時，該反應介質流過該頭部及該等反應器區段。該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者。在另一實例中，反應介質僅經由頭部進入及退出反應器區段中之至少1者、至少2者、至少3者或至少4者。

反應器可(例如)包含至少2個、至少3個、至少4個、至少5個、至少6個、至少7個或7個以上垂直間隔、水平伸長之反應器區段。所有反應器區段可自頭部之共同側面向外延伸或反應器區段之至少2者可自頭部之不同側面向外延伸。舉例而言，反應器可包含至少3個、至少4個、至少5個、至少6個、至少7個或7個以上自頭部之共同側面向外延伸之反應器區段。在另一實例中，反應器可包含第一組至少2個反應器區段及第二組至少2個反應器區段，其中第一及第二組反應器區段自頭部之大致相對側向外延伸。

在一實例中，頭部大體上垂直地延伸(亦即，頭部之伸長中心軸基本上為垂直的)。或者，頭部可在垂直線之約

30、約15或5度範圍內延伸。在一實例中，反應器區段基本上水平地延伸(亦即，反應器區段之伸長中心軸基本上為水平的)。或者，反應器區段可在水平線之約30、約15或5度範圍內延伸。在另一實例中，反應器不包含機械混合裝置。

在本發明之一實例中，反應介質沿流動路徑流過反應器區段之至少一者，該流動路徑包括反應介質通常流離頭部之向外部分及反應介質通常朝向頭部流動之向內部分。流動路徑之向外及向內部分可各自延伸反應器區段之至少一者之長度的至少一半，或至少四分之三或至少十分之九。

在另一實例中，反應器區段之至少一者包含一大體上水平之管及至少一安置於該管中之塔盤，其中當反應介質流過該等反應器區段之該至少一者時，至少一部分反應介質流過該塔盤上。在另一實例中，反應器區段之至少一者包含一水平伸長管狀元件及一實質上安置於該管狀元件內部之塔盤，其中該塔盤沿該管狀元件長度之至少一半、至少四分之三或至少十分之九延伸。當沿流動路徑之向外部分行進時，反應介質流過塔盤上，且當沿流動路徑之向內部分行進時，反應介質流過管狀元件之底部上。在另一實例中，反應器區段之至少一者將反應介質自頭部接收至塔盤上且將反應介質自管狀元件之底部排出至頭部中。在另一實例中，反應器區段之至少一者亦將化學反應之蒸汽副產物排出至頭部中。經排出之蒸汽副產物在頭部中通常向上流，而經排出之反應介質在頭部中通常向下流。

在一實例中，當沿向外流動路徑行進時，反應介質自塔盤之近端流至塔盤之遠端，並流經塔盤之遠端且流至管狀元件之底部上。在一實例中，塔盤之遠端包含向上延伸之堰，在流至管狀元件之底部之前，至少一部分反應介質流過該堰之上、該堰周圍、經由該堰及/或該堰之下。在另一實例中，反應器區段之至少一者包含與管狀元件之遠端耦接之端蓋，其中塔盤之遠端與端蓋水平地間隔開，進而形成流動通道，反應介質當其自塔盤流至管狀元件之底部時流過該通道。在一實例中，管狀元件及塔盤大體上水平定向。在另一實例中，管狀元件之伸長中心軸可在水平線之約30、約15或約5度範圍內延伸。在一實例中，管狀元件為管。

在一實例中，反應器區段之至少一者具有在約2:1至約50:1、約5:1至約20:1或8:1至15:1之範圍內之長度對直徑(L:D)比率。在另一實例中，(另外)L係在約10至約200呎、約20至約100呎或30至50呎之範圍內，且D係在約1至約20呎、約2至約10呎或3至5呎之範圍內。

在一實例中，當反應介質行進穿過反應器時，在反應介質自反應器區段之一上區段行進至一下區段時，反應介質向下流過頭部。在一實例中，上反應器區段及下反應器區段包含相應上伸長管狀元件與下伸長管狀元件及分別安置於該上管狀元件與該下管狀元件中之上內部塔盤與下內部塔盤，其中至少一部分反應介質通常在上塔盤與下塔盤上流離頭部且通常在上管狀元件與下管狀元件之底部上朝頭

部流動。在另一實例中，反應器另外包含分別與上塔盤與下塔盤耦接之上導流器與下導流器，其中上導流器與下導流器延伸至頭部，且下導流器引導退出上管狀元件底部之反應介質向下穿過頭部且達到下塔盤上。另外，蒸汽間隙可藉由下導流器界定或界定在上導流器與下導流器之間，其中蒸汽間隙允許化學反應之蒸汽副產物流出下反應器區段且通常向上流過頭部，同時引導退出上反應器區段之反應介質通常向下穿過頭部。

在一實例中，使來自反應器區段之至少2者之化學反應的蒸汽副產物在頭部中組合且經由定位於頭部頂部附近之蒸汽出口退出反應器。在另一實例中，化學反應之主要為液體產物係經由定位於頭部底部附近之液體出口退出反應器。

在一實例中，頭部具有在約2:1至約20:1、約4:1至約15:1或5:1至10:1之範圍內之高度對寬度(H:W)比率，且反應器區段之至少一者具有在約2:1至約50:1、約5:1至約20:1或8:1至15:1之範圍內之L:D比率。

在一實例中，反應介質包含內部進行化學反應之液體。在另一實例中，反應介質包含泡沫部分及主要為液體之部分，其各自包含液體。在一實例中，一部分位於反應器區段之最高區段中之反應介質包含至少50體積百分比之蒸汽，且一部分位於反應器區段之最低區段中之反應介質包含小於20體積百分比之蒸汽。

在一實例中，化學反應包含聚縮合，其中反應介質之平

均鏈長在反應器中增加至少約10、至少約25或至少50。在一實例中，反應介質可包含至少部分藉由聚縮合形成之聚酯聚合物或共聚物。聚酯聚合物或共聚物可包含聚對苯二甲酸乙二酯(PET)。另外，方法可包含將聚縮合進料引入反應器之進料入口中，其中聚縮合進料在反應器中形成反應介質。聚縮合進料可具有在約5至約50、約8至約40或10至30之範圍內之平均鏈長。

在本發明之一實例中，提供一種方法，其包含使反應介質在一反應器中進行酯化及/或聚縮合反應，該反應器包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段。當該反應介質行進穿過該反應器時，該反應介質流過該頭部及該等反應器區段。該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者。上文所提供用作第二階段酯化、預聚合及/或精製反應器之圖1反應器10的詳細描述適用於本發明之該實例。特定而言，進料特徵(例如轉化率及/或鏈長)、溫度、壓力、轉化率增加、平均鏈長增加、產物特徵及任何熱輸入均適用於本發明之該實例。

在一實例中，將產物自反應器之產物出口移除，其中反應介質在反應器中形成產物。另外，當化學反應包含聚縮合時，產物可為聚縮合產物。產物或聚縮合產物之It.V.可在約0.3至約1.2、約0.35至約0.6，或0.4至0.5 dL/g之範圍內。在一實例中，產物或聚縮合產物之It.V.係在約0.1至約0.5、約0.1至約0.4，或0.15至0.35 dL/g之範圍內。在一實

例中，將進料引入反應器之進料入口以形成反應介質，且進料之 It.V. 係在約 0.1 至約 0.5、約 0.1 至約 0.4，或 0.15 至 0.35 dL/g 之範圍內。

特性黏度 (Intrinsic viscosity, It.V.) 值係如根據在 25°C 下於 60 重量% 酚及 40 重量% 1,1,2,2-四氯乙烷中所量測之固有黏度 (inherent viscosity) 所計得，以 dL/g 單位列出。聚合物樣本可以 0.25 g/50 mL 之濃度溶於溶劑中。聚合物溶液之黏度可 (例如) 使用 Rheotek 玻璃毛細管黏度計來測定。該黏度計之操作原理之描述可見於 ASTM D 4603 中。固有黏度係根據所量測之溶液黏度計算。以下方程式描述該等溶液黏度量測結果及後續對 Ih.V. 及 Ih.V. 至 It.V. 之計算：

$$\eta_{inh} = [\ln(t_s/t_o)]/C,$$

其中： η_{inh} = 在 25°C 下於 0.5 g/100 mL 之 60 重量% 酚及 40 重量% 1,1,2,2-四氯乙烷之聚合物濃度下的固有黏度；

ln = 自然對數；

t_s = 穿過毛細管之樣本流動時間；

t_o = 穿過毛細管之溶劑-空白流動時間；

C = 以每 100 mL 溶劑 (0.50%) 之公克數計的聚合物濃度。

特性黏度為在聚合物之比黏度之無限稀釋下的極限值。

其係由以下方程式定義：

$$\eta_{int} = \lim_{C \rightarrow 0} (\eta_{sp}/C) = \lim_{C \rightarrow 0} (\ln \eta_r)/C$$

其中： η_{int} = 特性黏度；

$$\eta_r = \text{相對黏度} = t_s/t_o;$$

$$\eta_{sp} = \text{比黏度} = \eta_r - 1。$$

特性黏度 (It.V. 或 η_{int}) 可使用 Billmeyer 方程式如下估算：

$$\eta_{int} = 0.5 [e^{0.5 \times I_{h.V.}} - 1] + (0.75 \times I_{h.V.})。$$

估算特性黏度 (Billmeyer 關係式) 之參考文獻為 J. *Polymer Sci.*, 4, 第 83-86 頁 (1949)。

聚合物溶液之黏度亦可使用 Viscotek 改進型差示黏度計 (差壓黏度計之操作原理之描述可見於 ASTM D 5225 中) 或熟習此項技術者已知之其他方法來測定。

在本發明之另一實施例中，提供一種用於製備聚對苯二甲酸乙二酯 (PET) 之方法，該方法包含：(a) 將聚縮合進料引入一聚縮合反應器中，其中該聚縮合進料在該反應器中形成反應介質，其中該聚縮合進料包含具有在約 5 至約 50、約 8 至約 40 或 10 至 30 之範圍內之平均鏈長的 PET；(b) 使該反應介質在該反應器中進行聚縮合，其中該反應器包含一垂直伸長之頭部及至少 2 個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之水平伸長、垂直間隔之反應器區段，其中該頭部在該等反應器區段之間提供流體流通，其中當該反應介質自該等反應器區段之一上區段行進至該等反應器區段之一下區段時，該反應介質向下通過該頭部，其中該上反應器區段及該下反應器區段包含相應上伸長管與下伸長管及相應上內部塔盤與下內部塔盤，其中該上管與該下管及該上塔盤與該下塔盤大體上水平定向，其中該上管與該下管各自具有在約 2:1 至約 50:1、約 5:1 至約 20:1 或 8:1 至 15:1 之範圍內之長度對直徑 (L:D) 比率，其中該上塔盤與該下塔

盤各自分別相對於該上管與該下管具有至少約0.5L、至少約0.75L或至少0.9L之長度，其中該反應介質在該上塔盤與該下塔盤上通常流離該頭部，其中該反應介質在該上管與該下管之底部上通常朝向該頭部流動，其中該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者；及(c)自該反應器回收主要為液體之聚縮合產物，其中該聚縮合產物包含具有比該聚縮合進料中之PET之平均鏈長大至少約10、至少約25或至少50的平均鏈長之PET。

在一實例中，聚縮合進料之It.V.在約0.1至約0.5、約0.1至約0.4，或約0.15至約0.35 dL/g之範圍內。在一實例中，聚縮合產物之It.V.在約0.3至約1.2、約0.35至約0.6，或0.4至0.5 dL/g之範圍內。

在一實例中，反應器區段自頭部之共同側面向外延伸。在另一實例中，聚縮合引起蒸汽副產物之形成，其中蒸汽副產物係經由定位於頭部之頂部附近之蒸汽出口自反應器排出，其中聚縮合產物係自定位於頭部之底部附近之液體出口回收。

在本發明之另一實施例中，提供一種反應器，其包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段。該等反應器區段之至少2者具有與頭部耦接之近端及與頭部間隔開之遠端。該等反應器區段中之各者包含一伸長管狀元件及一實質上安置於該管狀元件內部之塔盤。塔盤沿管狀元件長度之至少一半、至少四分之三或至少十分之九延伸且將管狀

元件內部分成上腔室及下腔室。該上腔室及該下腔室在近端與頭部流體流通。

在一實例中，管狀元件與頭部直接耦接。在另一實例中，管狀元件包含管。

在一實例中，至少2個反應器區段之各者界定最接近遠端之內部流動通道，其中該內部流動通道經配置以允許上腔室與下腔室之間的流體流通。另外，至少2個反應器區段可各自包含在遠端與管狀元件耦接之端蓋，其中塔盤並不一直延伸至端蓋以便使內部流動通道係由塔盤與端蓋之間間隙界定。另外，反應器區段之至少一者可包含與最接近內部流動通道之塔盤耦接之向上延伸堰。

在一實例中，反應器區段以大體上水平之方式自頭部之共同側面向外延伸。

在一實例中，至少2個反應器區段之各者之管狀元件具有在約2:1至約50:1、約5:1至約20:1或8:1至15:1之範圍內之長度對直徑(L:D)比率。另外，實質上安置於各管狀元件內部之塔盤具有至少約0.5L、至少約0.75L或至少0.9L之長度，其中塔盤存在有與管狀元件之頂部及/或底部間隔至少約0.1D、至少約0.2D或至少0.4D之面上流動表面。在另一實例中，面上表面與管狀元件之頂部及/或底部間隔約5至約50吋、約10至約40吋或15至30吋。在一實例中，各塔盤上及/或各管狀元件底部上之反應介質的最大深度小於約0.8D、小於約0.4D或小於0.25D。各塔盤上及/或各管狀元件底部上之反應介質的最大深度可為約1至約40

吋、約1至約32吋或1至24吋。另外，頭部可具有在約2:1至約20:1之範圍內之高度對寬度(H:W)比率。另外，反應器之直徑對寬度(D:W)比率在約0.1:1至約2:1、約0.25:1至約1:1或0.4:1至0.9:1之範圍內。

在一實例中，頭部具有在約2:1至約20:1之範圍內之高度對寬度(H:W)比率，且管狀元件之L:D比率在約5:1至約20:1之範圍內，其中L在約10至約200呎之範圍內，且D在約1至約20呎之範圍內，其中H在約8至約100呎之範圍內，且W在約1至約20呎之範圍內。

在另一實例中，至少2個反應器區段包括第一反應器區段及第二反應器區段，其中第二反應器區段定位於第一反應器區段下面，其中反應器另外包含延伸至頭部中之第一及第二導流器，其中第一導流器與跟第一反應器區段相關之塔盤耦接，其中第二導流器與跟第二反應器區段相關之塔盤耦接。另外，蒸汽間隙可由第二導流器界定或以高於第二反應器區段之高程之高程界定在第一導流器與第二導流器之間。

數值範圍

本說明書使用數值範圍來量化與本發明有關之某些參數。應瞭解，當提供數值範圍時，該等範圍應被理解為提供對僅列舉範圍之下限值之請求項限制以及僅列舉範圍之上限值之請求項限制的文字支持。舉例而言，所揭示的10至100之數值範圍提供對列舉"大於10"(無上限)之請求項及列舉"小於100"(無下限)之請求項的文字支持。

定義

如本文中所使用，術語"一"及"該"意謂一或多個(種)。

如本文中所使用，術語"攪動"係指耗散至反應介質中引起流體流動及/或混合之功。

如本文中所使用，術語"及/或"在用於一系列兩個或兩個以上項時意謂可單獨使用所列項中之任一者，或可使用所列項中之兩個或兩個以上項之任何組合。舉例而言，若將組合物描述為含有組分A、B及/或C，則組合物可單獨含有A；單獨含有B；單獨含有C；含有A與B之組合；含有A與C之組合；含有B與C之組合；或含有A、B及C之組合。

如本文中所使用，術語"平均鏈長"意謂聚合物中之重複單元之平均數。對聚酯而言，平均鏈長意謂重複酸及醇單元之數量。平均鏈長與數量平均聚合度(DP)同義。平均鏈長可藉由熟習此項技術者已知之各種方式來測定。舉例而言，¹H-NMR可用於基於端基分析直接測定鏈長，且光散射可用於量測重量平均分子量，此與用於測定鏈長具相關性。鏈長常常係基於與凝膠滲透層析(GPC)量測及/或黏度量測之相關性來計算。

如本文中所使用，術語"包含"為開放式過渡術語，其用於自該術語之前所述之主體過渡至該術語之後所述之一或多個元素，其中該過渡術語後所列之該元素或該多個元素未必為構成該主體之僅有元素。

如本文中所使用，術語"含有"具有與上文所提供之"包含"相同的開放式含義。

如本文中所使用，術語"轉化率"係用於描述已進行酯化之物流之液相的性質，其中酯化物流之轉化率指示已轉化(亦即酯化)成酯基之原始酸端基的百分比。轉化率可定量化為經轉化端基(亦即醇端基)之數量除以端基(亦即醇端基加酸端基)之總數，表示為百分比。

如本文中所使用，術語"直接耦接"係指一種彼此以流體流動流通方式耦接2個容器但不使用具有大體上比2個容器窄之直徑之中間連接器的方式。

如本文中所使用，術語"酯化"係指酯化及酯交換反應。

如本文中所使用，術語"具有"具有與上文所提供之"包含"相同的開放式含義。

如本文中所使用，術語"水平伸長"意謂最大水平尺寸比最大垂直尺寸大。

如本文中所使用，術語"包括"具有與上文所提供之"包含"相同的開放式含義。

如本文中所使用，術語"機械攪動"係指由剛性或可撓性元件相對於反應介質或在反應介質內部之物理移動而引起之對反應介質的攪動。

如本文中所使用，術語"開口流動面積"係指流體流動可及之開口面積，其中開口面積係沿垂直於穿過開口之流動方向之平面量測。

如本文中所使用，術語"管"係指具有大致圓柱形側壁之大體上直線伸長之管狀元件。

如本文中所使用，術語"聚對苯二甲酸乙二酯"及"PET"

包括PET均聚物及PET共聚物。

如本文中所使用，術語"聚對苯二甲酸乙二酯共聚物"及"PET共聚物"意謂已經一或多種附加共單體修飾至多10莫耳百分比之PET。舉例而言，術語"聚對苯二甲酸乙二酯共聚物"及"PET共聚物"包括以100莫耳百分比羧酸計經至多10莫耳百分比間苯二甲酸修飾之PET。在另一實例中，術語"聚對苯二甲酸乙二酯共聚物"及"PET共聚物"包括以100莫耳百分比二醇計經至多10莫耳百分比1,4-環己烷二甲醇(CHDM)修飾之PET。

如本文中所使用，術語"聚酯"不僅係指傳統聚酯，而且包括聚酯衍生物，諸如聚醚酯、聚酯醯胺及聚醚酯醯胺。

如本文中所使用，"主要為液體"意謂超過50體積百分比為液體。

如本文中所使用，術語"反應介質"係指進行化學反應之任何介質。

如本文中所使用，術語"殘基"係指為化學物質在特定反應流程中之所得產物或後續調配物或化工產品之部分，而與該部分是否實際上獲自該等化學物質無關。

如本文中所使用，術語"蒸汽副產物"包括由反應介質之所要化學反應產生之蒸汽(亦即蒸汽副產品)及由反應介質之其他反應(亦即副反應)產生之任何蒸汽。

如本文中所使用，術語"垂直伸長"意謂最大垂直尺寸比最大水平尺寸大。

不限於所揭示之實施例之申請專利範圍

上文所述之本發明之示範性實施例應僅用作說明，而不應以限制意義用於解釋所主張發明之範疇。對上述示範性實施例之各種修改可易於由熟習此項技術者在不偏離如以下申請專利範圍中所陳述之本發明之範疇的情況下進行。

【圖式簡單說明】

圖1為根據本發明之一實施例配置且適於用作熔融相聚酯生產設施中之聚縮合反應器的多階式管狀反應器之示意圖。

圖1a為描述用於將進料流引入圖1之反應器中的替代性組態之放大側視圖。

圖1b為圖1a中所示之替代性進料引入系統之俯視圖。

圖1c為沿圖1a中之線1c-1c截取的替代性進料引入系統之截面端視圖。

圖2為根據本發明之另一實施例配置且適於用作熔融相聚酯生產設施中之聚縮合反應器的多階式管狀反應器之示意圖。

【主要元件符號說明】

10	多階式管狀反應器
12	垂直伸長之頭部
14	水平伸長、垂直間隔之反應器區段
16	立式管狀外殼
17a、17b	端蓋
18a、18b、18c	導流器

20a	第一蒸汽間隙
20b	第二蒸汽間隙
22	蒸汽出口
24	液體產物出口
26	反應器區段/無塔盤反應器區段
28a	最高塔盤反應器區段
28b	中間塔盤反應器區段
28c	最低塔盤反應器區段
30	進料入口
32	非塔盤反應器區段出口
34	水平伸長管狀元件
36	端蓋
38	堰
40a、40b、40c	反應介質入口
42a、42b、42c	反應介質出口
44a、44b、44c	水平伸長管狀元件
46a、46b、46c	端蓋
48a、48b、48c	塔盤
50a、50b、50c	上腔室
52a、52b、52c	下腔室
54a、54b、54c	流動通道
56a、56b、56c、	堰
58a、58b、58c	

60	反應介質
62	蒸汽
64	泡沫部分
66	主要為液體之部分
90	替代性進料引入系統
92	入口開口
94	內部進料分配器
96	排出開口
100	多階式管狀反應器
102	頭部
104a、104b、104c、104d	第一組塔盤反應器區段
106a、106b、106c、106d	第二組塔盤反應器區段
108	用於接收可呈主要為液體之形式之進料的進料入口
110	用於排出主要為液體之產物的產物出口
112a、112b	用於排出蒸汽之蒸汽出口
114	分流器
116a、116b、116c	第一組導流器
118a、118b、118c	第二組導流器

102	10	25	第()次修正本
-----	----	----	----------

P.1-4

十、申請專利範圍：

1. 一種處理含液體反應介質的方法，其包含：使反應介質在一反應器中進行化學反應，該反應器包含一垂直伸長之頭部及複數個與該頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段，其中當該反應介質行進穿過該反應器時，該反應介質流過該頭部及該等反應器區段，其中該反應介質經由該頭部進入且退出該等反應器區段中之至少一者。
2. 如請求項1之方法，其中該反應介質包含聚縮合進料，其中該聚縮合進料包含具有在5至50之範圍內之平均鏈長的PET且其中該頭部在該等反應器區段之間提供流體流通，其中當該反應介質自該等反應器區段之一上區段行進至該等反應器區段之一下區段時，該反應介質向下通過該頭部，其中該上反應器區段及該下反應器區段包含相應上伸長管與下伸長管及相應上內部塔盤與下內部塔盤，其中該上管與該下管及該上塔盤與該下塔盤大體上水平定向，其中該上管與該下管各自具有在2:1至50:1之範圍內之長度對直徑(L:D)比率，其中該上塔盤與該下塔盤各自分別相對於該上管與該下管具有至少0.75L之長度，其中該反應介質在該上塔盤與該下塔盤上通常流離該頭部，其中該反應介質在該上管與該下管之底部上通常朝該頭部流動。
3. 如請求項1或2之方法，其中該反應介質包含聚縮合進料，其中該聚縮合進料包含具有在8至40之範圍內之平

均鏈長的PET。

4. 如請求項1或2之方法，其中所有該等反應器區段自該頭部之一共同側面向外延伸。
5. 如請求項1或2之方法，其中該反應器包含該等反應器區段中之至少3者。
6. 如請求項1或2之方法，其中使來自該等反應器區段之至少2者之該化學反應的蒸汽副產物在該頭部中組合且經由定位於該頭部頂部附近之一蒸汽出口退出該反應器。
7. 如請求項1或2之方法，其中該化學反應之主要為液體之產物係經由定位於該頭部底部附近之一液體出口退出該反應器。
8. 如請求項2之方法，其中該頭部具有在2:1至20:1之範圍內之高度對寬度(H:W)比率，其中L係在3.05至61公尺(10至200呎)之範圍內且D係在0.31至6.1公尺(1至20呎)之範圍內。
9. 如請求項1、2或8之方法，其中該反應介質包含內部進行該化學反應之液體且其中該液體包含泡沫部分及主要為液體之部分。
10. 如請求項1、2或8之方法，其中該化學反應包含聚縮合，其中該反應介質之平均鏈長在該反應器中增加至少10。
11. 如請求項1、2或8之方法，其中一部分位於該等反應器區段之一最高區段中之該反應介質包含至少50體積百分比之蒸汽，且一部分位於該等反應器區段之一最低區段

中之該反應介質包含小於20體積百分比之蒸汽。

12. 如請求項1、2或8之方法，其中PET係由該反應器產生。
13. 如請求項12之方法，其中該PET為包含至少90莫耳百分比之對苯二甲酸乙二酯重複單元及至多10百分比之附加共單體重複單元的PET共聚物。
14. 如請求項13之方法，其中該等附加共單體重複單元係衍生自選自由間苯二甲酸、2,6-萘-二甲酸、1,4-環己烷-二甲醇、二乙二醇及其兩者或兩者以上之組合組成之群的附加共單體。
15. 如請求項14之方法，其中該附加共單體包含間苯二甲酸。
16. 如請求項3之方法，其中該進料具有在1至20之範圍內之平均鏈長。
17. 如請求項3之方法，其中將該進料維持在220至350°C之範圍內之溫度下，其中將該反應器中之蒸汽空間壓力維持在0至39996 Pa(0至300托)之範圍內。
18. 如請求項1、2或8之方法，其另外包含自該反應器回收主要為液體之聚縮合產物，其中該聚縮合產物包含具有比該聚縮合進料中之該PET之該平均鏈長大至少10的平均鏈長之PET。
19. 如請求項3之方法，其另外包含自該反應器之一產物出口移除產物，其中該反應介質在該反應器中形成該產物，其中該產物之It.V.係在0.3至1.2 dL/g之範圍內。
20. 一種反應器，其包含：一垂直伸長之頭部及複數個與該

頭部耦接且自該頭部向外延伸之垂直間隔、水平伸長之反應器區段，其中該等反應器區段之至少2者具有一與該頭部耦接之近端及一與該頭部間隔開之遠端，其中該等至少2個反應器區段各包含一伸長管狀元件及一實質上安置於該管狀元件內部之塔盤，其中該塔盤沿該管狀元件長度之至少一半延伸，其中該塔盤將該管狀元件之內部分成上腔室及下腔室，其中該上腔室及該下腔室在該近端與該頭部流體流通。

十一、圖式：

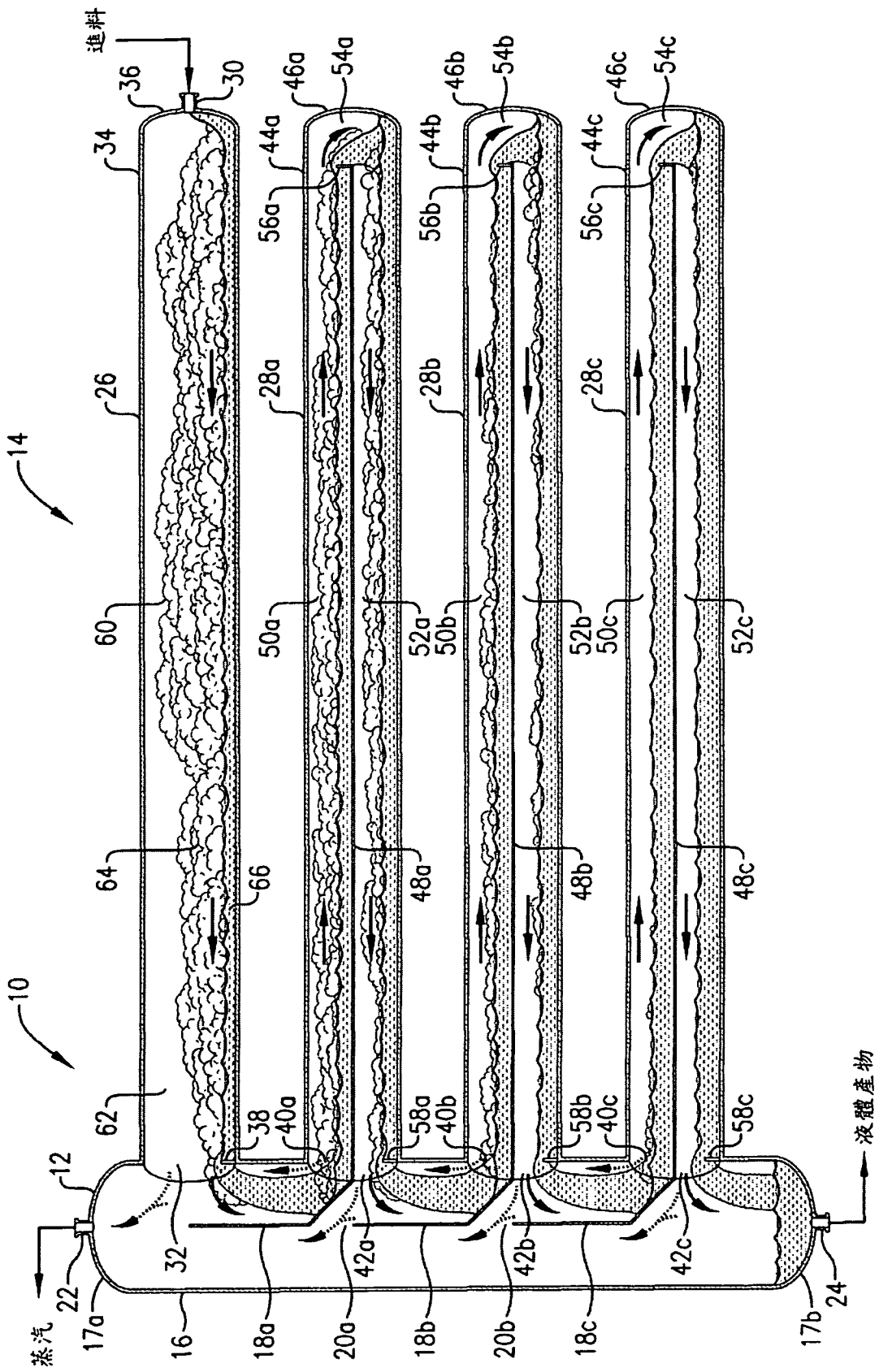


圖1

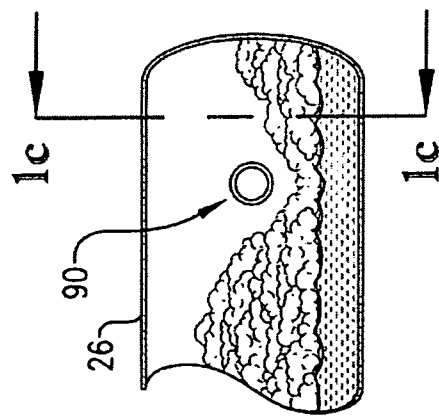


圖1a

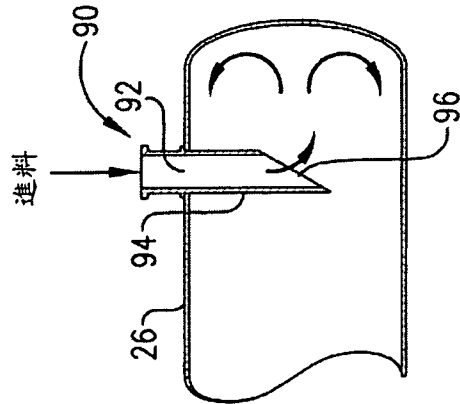


圖1b

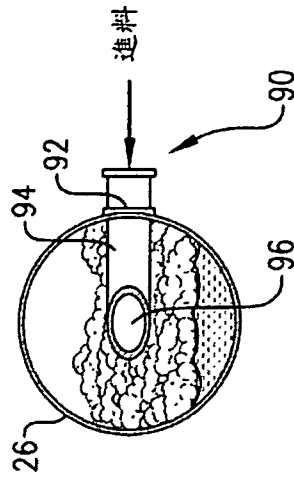


圖1c

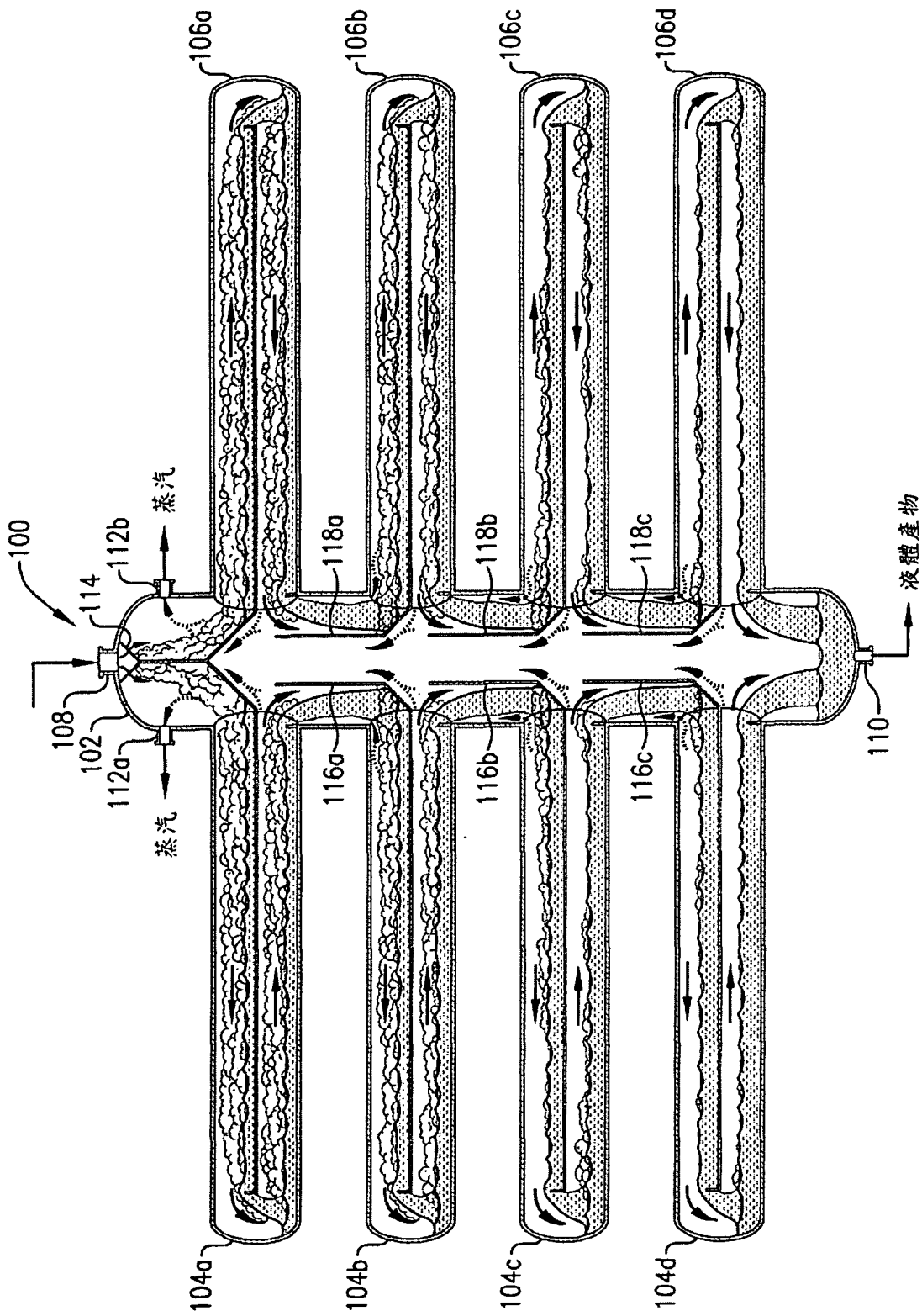


圖2