



(19) 中華民國智慧財產局

(12) 發明說明書公告本

(11) 證書號數：TW I737677 B

(45) 公告日：中華民國 110 (2021) 年 09 月 01 日

(21) 申請案號：106103747

(22) 申請日：中華民國 106 (2017) 年 02 月 03 日

(51) Int. Cl. : C12M1/00 (2006.01)

C12M1/113 (2006.01)

C12M1/12 (2006.01)

C12P7/06 (2006.01)

(30) 優先權：2016/02/04 美國

62/291,508

(71) 申請人：紐西蘭商藍瑟科技紐西蘭有限公司 (紐西蘭) LANZATECH NEW ZEALAND LIMITED (NZ)

紐西蘭

(72) 發明人：舒爾茲 麥克 安東尼 SCHULTZ, MICHAEL ANTHONY (US)

(74) 代理人：陳長文

(56) 參考文獻：

US 8962309B2

WO 2014/043288A1

WO 2014/205332A1

審查人員：方冠岳

申請專利範圍項數：17 項 圖式數：3 共 56 頁

(54) 名稱

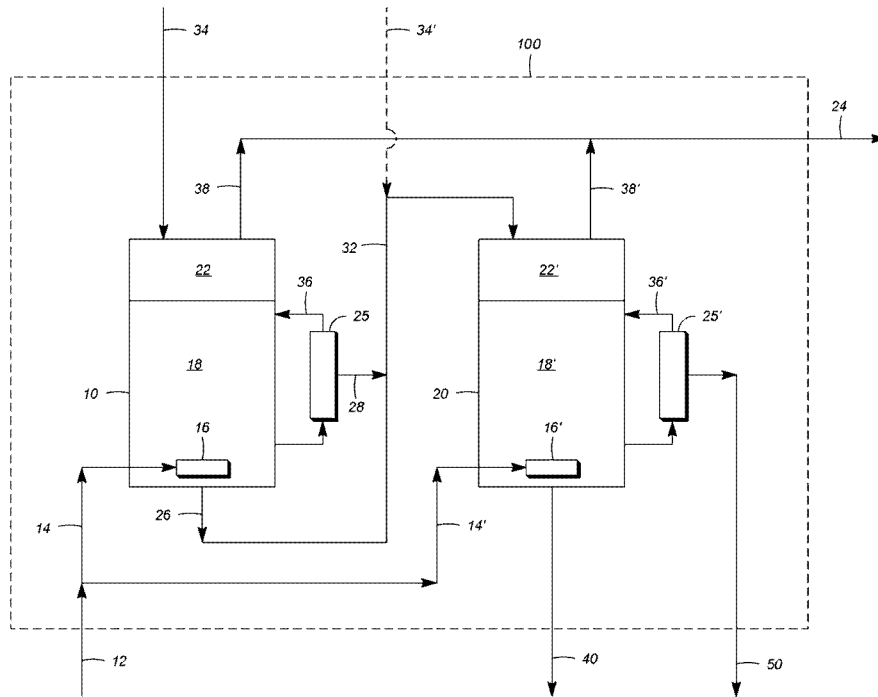
具有內部隔板之低壓分離器及其用途

(57) 摘要

本發明揭示對經由 C1 固定細菌之代謝路徑產生諸如乙醇之有用終產物之生物轉化方法及相關設備的改進，所述 C1 固定細菌利用來自諸如工業廢氣之含 C1 基質之 C1 碳源作為養分。本發明之特定態樣係關於排放物流及滲透物流中乙醇及/或異丙醇之下游回收，且更特定言之，關於以改善之效率執行此類回收，由此可有利地降低資源（例如，設備）及/或操作（例如，效用）成本。特定態樣係關於使用具有內部隔板之低壓分離器進行乙醇及/或異丙醇之下游回收。

Improvements in biological conversion processes and associated apparatuses are disclosed for the generation of useful end products such as ethanol, through metabolic pathways of C1-fixing bacteria that utilize, as a nutrient, a C1-carbon source from a C1-containing substrate such as an industrial waste gas. Particular aspects of the disclosure relate to the downstream recovery of ethanol and/or isopropanol from bleed and permeate streams and more particularly to performing such recovery with improved efficiency that can advantageously reduce capital (e.g., equipment) and/or operating (e.g., utility) costs. Particular aspects related to the downstream recovery of ethanol and/or isopropanol using a low pressure separator having an internal divider.

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

- 10 . . . 第一生物反應器
- 12 . . . 含 CO 基質
- 14 . . . 第一生物反應器氣體進口物流
- 14' . . . 第二生物反應器氣體進口物流
- 16 . . . 氣體進口
- 16' . . . 氣體進口
- 18 . . . 第一生物反應器之連續液相區
- 18' . . . 第二生物反應器之連續液相區
- 20 . . . 第二生物反應器
- 22 . . . 連續氣相區
- 22' . . . 連續氣相區
- 24 . . . 氣態產物出口
- 25 . . . 第一生物反應器過濾系統
- 25' . . . 第二生物反應器過濾系統
- 26 . . . 中間排放物流
- 28 . . . 中間滲透物流
- 32 . . . 中間液體產物
- 34 . . . 培養基進口
- 34' . . . 培養基進口
- 36 . . . 第一生物反應器阻留物流
- 36' . . . 第二生物反應器阻留物流/再循環管道
- 38 . . . 氣體出口物流

38' . . . 氣體出口物
流

40' . . . 排放物流/排
放物流出口

50' . . . 滲透物流/滲
透物流出口

100' . . . 生物反應器
系統



申請日：

IPC分類：

I737677

【發明摘要】

【中文發明名稱】

具有內部隔板之低壓分離器及其用途

【英文發明名稱】

LOW PRESSURE SEPARATOR HAVING AN INTERNAL DIVIDER
AND USES THEREFOR

【中文】

本發明揭示對經由C1固定細菌之代謝路徑產生諸如乙醇之有用終產物之生物轉化方法及相關設備的改進，所述C1固定細菌利用來自諸如工業廢氣之含C1基質之C1碳源作為養分。本發明之特定態樣係關於排放物流及滲透物流中乙醇及/或異丙醇之下游回收，且更特定言之，關於以改善之效率執行此類回收，由此可有利地降低資源（例如，設備）及/或操作（例如，效用）成本。特定態樣係關於使用具有內部隔板之低壓分離器進行乙醇及/或異丙醇之下游回收。

【英文】

Improvements in biological conversion processes and associated apparatuses are disclosed for the generation of useful end products such as ethanol, through metabolic pathways of C1-fixing bacteria that utilize, as a nutrient, a C1-carbon source from a C1-containing substrate such as an industrial waste gas. Particular aspects of the disclosure relate to the downstream recovery of ethanol and/or isopropanol from bleed and permeate streams and more particularly to performing such recovery with improved efficiency that can advantageously reduce capital (*e.g.*,

equipment) and/or operating (*e.g.*, utility) costs. Particular aspects related to the downstream recovery of ethanol and/or isopropanol using a low pressure separator having an internal divider.

【指定代表圖】

圖1

【代表圖之符號簡單說明】

- 10： 第一生物反應器
- 12： 含CO基質
- 14： 第一生物反應器氣體進口物流
- 14'： 第二生物反應器氣體進口物流
- 16： 氣體進口
- 16'： 氣體進口
- 18： 第一生物反應器之連續液相區
- 18'： 第二生物反應器之連續液相區
- 20： 第二生物反應器
- 22： 連續氣相區
- 22'： 連續氣相區
- 24： 氣態產物出口
- 25： 第一生物反應器過濾系統
- 25'： 第二生物反應器過濾系統
- 26： 中間排放物流
- 28： 中間滲透物流
- 32： 中間液體產物

- 34 : 培養基進口
- 34' : 培養基進口
- 36 : 第一生物反應器阻留物流
- 36' : 第二生物反應器阻留物流/再循環管道
- 38 : 氣體出口物流
- 38' : 氣體出口物流
- 40 : 排放物流/排放物流出口
- 50 : 滲透物流/滲透物流出口
- 100 : 生物反應器系統

【發明說明書】

【中文發明名稱】

具有內部隔板之低壓分離器及其用途

【英文發明名稱】

LOW PRESSURE SEPARATOR HAVING AN INTERNAL DIVIDER
AND USES THEREFOR

【技術領域】

本發明之態樣係關於利用產生經過濾之滲透物流及含細菌之排放物流的生物反應器系統對含C1基質進行微生物醱酵，得到乙醇。更具體言之，各態樣係關於以高效方式，尤其就熱整合而言，自此等物流獲得乙醇的方法。

【先前技術】

關於化石燃料溫室氣體（GHG）排放之環境問題已引起對可再生能源越來越多地重視。因此，乙醇在全世界正迅速變為主要的富氫液體運輸燃料。基於歐洲、日本及美國以及若干發展中國家對乙醇生產之日益重視，預期在可預見之未來，燃料乙醇工業之全球市場將持續增長。舉例而言，在美國，使用乙醇生產E10，此為乙醇於汽油中之10%混合物。在E10摻混合物中，乙醇組分充當氧化劑，從而改善燃燒效率並減少空氣污染物之產生。在巴西，乙醇作為摻混於汽油中之氧化劑及作為獨立地純燃料，滿足了約30%之運輸燃料需求。另外，歐盟（EU）對其各成員國有關可持續運輸燃料（諸如生物質來源之乙醇）之消耗量已指定目標。

絕大部分的燃料乙醇係經由基於酵母之傳統醱酵方法生產，所述方法使用作物來源之碳水化合物，諸如自甘蔗提取之蔗糖或自穀類作物提取之

澱粉作為主要碳源。然而，這些碳水化合物原料之成本受其在市場中競爭性使用（即作為人類及動物兩者之食物來源）之價值影響。此外，栽培產澱粉或蔗糖之作物用於乙醇生產並非在所有地域均為經濟上可持續的，因為此隨當地土地價值及氣候而變。出於此等原因，開發將更低成本及/或更豐富碳資源轉化為燃料乙醇之技術備受關注。就此而言，一氧化碳（CO）為有機物質（諸如煤、石油及石油來源之產品）不完全燃燒之主要富能副產物。富含CO之廢氣來自於多種工業製程。舉例而言，據報導，澳大利亞之鋼鐵工業每年產生並向大氣中釋放超過500,000公噸CO。

最近，在工業規模上自CO生產乙醇之基於微生物（細菌）之製程替代方案已成為商業利益及投資之對象。在1903年首次發現微生物培養物利用CO作為唯一碳源進行生長之能力。此特徵後來經確定存在於使用乙醯輔酶A（乙醯CoA）生化路徑自營生長（亦稱為伍茲-永達爾路徑（Woods-Ljungdahl pathway）及一氧化碳脫氫酶/乙醯CoA合成酶（CODH/ACS）路徑）之生物體中。由此顯示多種厭氧生物，包括一氧化碳營養型生物、光合生物、產甲烷生物及產乙酸生物可代謝CO。已知厭氧細菌，諸如來自梭菌屬（*Clostridium*）之細菌，可經由乙醯CoA生化路徑自CO、CO₂及H₂產生乙醇。舉例而言，WO 00/68407、EP 1117309 A1、US 5,173,429、US 5,593,886、US 6,368,819、WO 98/00558及WO 02/08438中描述自氣體產生乙醇之各種永達爾梭菌（*Clostridium ljungdahlii*）菌株。已知細菌產乙醇梭菌（*Clostridium autoethanogenum* sp）亦可自氣體產生乙醇（Abrini等人，《微生物學文獻集》（ARCHIVES OF MICROBIOLOGY）161: 345-351 (1994)）。

由於生物體之每一種酶以基本上完美之選擇性促進其指定生物轉

化，故與習知催化途徑相比，微生物合成途徑可以較低能量成本實現較高產率。此外，亦使有關由反應介質中之雜質引起之催化劑中毒的問題減少。儘管有此等與自CO微生物合成乙醇有關之顯而易見的優勢，但為了確保生產率具有競爭性，此類方法仍然須與其他技術競爭。當使用CO作為其碳源時，上文所述之厭氧細菌藉由醱酵產生乙醇，而且其亦產生至少一種代謝物，例如CO₂、甲烷、正丁醇及/或乙酸。此等代謝物中之任一種之形成均可能顯著影響既定製程之生產率及總體經濟可行性，因為可用碳損失給代謝物且所需終產物之生產效率受損。另外，除非代謝物（例如，乙酸）自身在微生物醱酵製程之時間及場所具有價值，否則其可能會造成廢物處置問題。有關解決在使含有CO之氣體厭氧醱酵以製造乙醇時形成除所需終產物外之產物的各種建議論述於WO2007/117157、WO2008/115080及WO2009/022925中。

乙醇生產率為有關既定醱酵製程在經濟上是否引人關注的一個關鍵決定因素，高度取決於管理適於細菌生長之條件。舉例而言，自WO2010/093262已知，必須以引起最佳微生物生長及/或所需代謝物產生之速率向微生物培養物提供含有CO之基質。若提供之基質不足，則微生物生長減緩且醱酵產物產率以損失乙醇為代價朝乙酸偏移。若提供過量基質，則會導致不良微生物生長及/或細胞死亡。關於此等製程中操作參數之間之關係的其他資訊見於WO2011/002318中。

自CO，且特定言之含CO廢物流，諸如鋼生產中排放之氣態流出物生產乙醇之生物製程領域正不斷地尋求改善製程經濟學且因此改善行業競爭力之解決方案。所關注的一個方面涉及將由非選擇性副反應產生之副產物（即以上描述之代謝物）以及細菌培養基組分（尤其是水）與所需乙醇產

物分離的能量需求。舉例而言，在與生物反應器下游所需之分離有關的熱整合方面達成即使適度的進展，特別是在資本及操作費用大體上不受影響之情況下，亦可對操作之工業規模具有顯著影響。

【發明內容】

本發明之態樣係關於對經由利用來自含碳基質之碳作為養分之細菌的代謝路徑產生有用終產物之生物轉化方法及相關設備的改進。代表性方法包括將基質饋送至生物反應器系統中，所述生物反應器系統包括含培養基及細菌以代謝所述基質中之碳源並產生至少一種醱酵產物的至少一第一生物反應器；自所述生物反應器系統排出包括細菌之排放物流；自所述生物反應器系統排出由過濾所述生物反應器系統之液體產物而獲得的滲透物流；及將所述排放物流之至少一部分及所述滲透物流之至少一部分饋送至包括隔板之低壓分離器中。所述隔板經配置以在下部區段中將所述排放物流之液體餾分與所述滲透物流之液體餾分隔開，且亦經配置以在上部區段中將所述排放物流之氣態餾分與所述滲透物流之氣態餾分合併。

根據其他態樣，本發明係關於對經由利用來自諸如工業廢氣之含C1基質之C1氣體作為養分的C1固定細菌之代謝路徑產生諸如乙醇及/或異丙醇之有用終產物的生物轉化方法及相關設備之改進。代表性方法及設備涉及伴隨有高乙醇或異丙醇生產率的特別有利之替代性操作類型。必須經由獲得高純度終產物（例如，無水乙醇或異丙醇）所需之分離單元操作以一種高效的方式加工相關、相當大的產物流動速率。可以用於達成所需乙醇或異丙醇生產率（例如，以每天每公升生物反應器體積之公克數表示）的例示性生物反應器系統可包括關於液體輸入及輸出之流量串聯操作的兩個或多於兩個生物反應器。

亦即，根據此類系統，可以將液體培養基饋料流傳送至第一生物反應器，且包括此生物反應器內含物之一或多種液體（具有與整體、第一生物反應器液體相同或不同之組成）可以傳送至第二生物反應器，其中包括第二生物反應器之內含物的一或多種液體（具有與整體、第二生物反應器液體相同或不同之組成）經由分離單元操作進行加工以純化出此等液體中所含之乙醇或異丙醇。由此有利地允許獨立地控制用於不同目的（例如，細菌生長相對於產物產率）之獨立生物反應器中的條件，從而相對於使用總體積相當之單一反應器，增大乙醇生產率及/或降低副產物生產率。若生物反應器系統包含超過兩個生物反應器，則中間液體產物可以饋送至串聯之中間生物反應器及自串聯之中間生物反應器排出（亦即，連續地傳送至下游生物反應器）。當提及生物反應器時，術語「後續」或「下游」係指就反應器液體（例如，培養基）自一個生物反應器傳送至下一生物反應器而言，其關於生物反應器系統之其他生物反應器的位置。包括兩個或多於兩個生物反應器之代表性生物反應器系統亦可關於氣態饋料及產物之流量並聯操作，使得氣態含C1基質可以分開並以相同或不同流動速率同時饋送至生物反應器中（例如，藉由將所述基質引入在其下部區段中之氣體分配器）。相對於所述基質而缺乏C1氣體成分之氣態產物可以同時獨立地自每一生物反應器排出且接著作為獨立物流或作為組合物流進一步加工，例如回收夾帶的液體產物。

儘管以下說明關於乙醇發酵，但認為這些教示同等地適用於異丙醇發酵製程及異丙醇純化製程。另外，儘管提供的實施例係關於氣體發酵製程，但認為本發明將適用於產生含有排出之液體產物及生物質之發酵培養液的任何發酵製程。

在生物反應器系統正常操作期間，淨液體產物之產生需要排出，較佳連續地排出此等產物以防止其積累於每個生物反應器中並由此維持穩態條件。若所有排出的液體均具有與生物反應器中存在之液體相同的主體組成（包含相同濃度的細菌及培養基組分），則所述生物反應器儘管關於乙醇及乙酸濃度在穩態下操作，但亦會不斷地消耗細菌濃度。在此類情況下，相對於細菌之生產率（生長）較大的乙醇生產率將直接引起以較快的速率消耗給定生物反應器中的細菌。為了藉由提供額外的操作自由度來維持細菌濃度，自給定生物反應器排出之液體的第一部分，亦即，排放物流，可以為未經過濾之部分，而所排出之液體的第二部分可以經過濾。在此情況下，所述第一部分可以與生物反應器中存在者具有基本上相同的主體組成，或至少基本上相同之細菌濃度，而所述液體的第二部分藉助於過濾可以分成過濾阻留物及過濾滲透物，所述過濾阻留物富含細菌且返回至生物反應器中以維持其細菌濃度，所述過濾滲透物表示排出之第二部分之淨餾分，其實際上自生物反應器移除（或未再循環至生物反應器中）。接著，此基本上不含細菌之過濾滲透物可以傳送至下游生物反應器，或在其自最後一個生物反應器移除之情況下，可以經由分離單元操作進行加工以純化出其中所含之乙醇。

以此方式，排放物流及滲透物流之排出使總體製程控制有較大幅度改善，尤其就在不同生產率程度下管理生物反應器中之細菌濃度而言。隨著乙醇生成速率增加，滲透物流之流量相對於排放物流之流量可有所增加，從而允許排出較多的經過濾反應器液體並阻留較多細菌。由於乙醇同時存在於該兩種排出物流中，故最後自生物反應器系統，例如自最後一級生物反應器（諸如自包括關於液體流量串聯操作之第一及第二生物反應器的生

物反應器系統之第二生物反應器) 排出的排放物流及滲透物流通常均進行進一步加工以純化乙醇。排放物流及滲透物流傳遞至個別儲槽，且來自此等槽之流出物接著傳遞至下游回收單元。

鑒於此，本發明之態樣係關於排放物流及滲透物流中乙醇或異丙醇之下游回收，且更特定言之，關於以改善之效率執行此類回收，由此可有利地降低資源(例如，設備)及/或操作(例如，效用)成本。更具體之態樣係關於基於排放物流及滲透物流中乙醇(正常沸點=78°C)與包含水(正常沸點=100°C)以及諸如乙酸(正常沸點=118°C)、2,3-丁二醇(正常沸點=177°C)及各種其他簡單有機醇及酸之代謝物的其他組分之間相對揮發性的差異，純化自生物反應器製程排出之排放物流及滲透物流中所含乙醇或異丙醇的方法及相關設備。例示性方法及設備利用至少單一蒸氣-液體平衡階段來實現分離器之蒸氣或塔頂餾分中所需的乙醇或異丙醇富集，所述分離器將此餾分與液體餾分或蒸餾殘液分離。因此，術語「分離器」涵蓋單級驟沸桶。然而，較佳代表性分離器將利用多個蒸氣-液體平衡階段，如在蒸餾塔之情況下，以便使塔頂中之乙醇或異丙醇產物具有較高純度。術語「分離器」亦涵蓋具有輔助氣流(例如，汽提器)及/或輔助流量或液體(例如，洗滌器)之此類單級或多級容器以增進所需組分之分離。

然而，不管分離器之類型如何，通常均需要輸入熱量以進行此類分離程序，且更特定言之，在至少一個階段，諸如在再沸器階段中在相對較高溫度下消耗熱量，此可伴隨在另一階段，諸如在冷凝器階段中在相對較低溫度下回收熱量。就這一點而言，本發明之其他態樣更特定言之係關於發現用於在回收自生物反應器系統排出之排放物流及滲透物流中之乙醇或異丙醇時改善熱整合的方法及設備。此類回收由於以下事實而變得複雜：排

放物流含有生物轉化方法中使用的部分細菌，而滲透物流通常不含或至少基本上不含此類細菌。舉例而言，排放物流中細菌之存在對蒸餾塔或用於純化此物流之其他分離器中所使用之操作溫度造成限制，而此等考慮因素不適用於加工滲透物流。

根據本發明之一個態樣，有機會在單一分離器中加工滲透物流與排放物流之至少一部分且視情況全部時在不同排放物流及滲透物流流動速率情況下改善熱整合。用於共加工排放物流及滲透物流之分離器中的隔板可有利地隔開由於至少在排放物流中存在細菌且在滲透物流中不存在細菌而具有不同組成的此等物流之各別液體餾分。由此有利地允許此等液體餾分在獨立的液體底部物流中排出以用於獨立目的，諸如在排放物流底部物之情況下移除細菌，及/或在滲透物流底部物之情況下再循環回到生物反應器系統中。可替代地，滲透物流底部物可根據諸如減少化學需氧量（COD）之廢水處理相關目的進行加工。無論將滲透物流之一部分抑或全部饋送至用於共加工排放物流及滲透物流之分離器中，隔板均可偏移或偏心地定位，以使得分離器中隔開的排放物流底部物與滲透物流底部物之液體體積不相等。舉例而言，隔開的排放物流之液體體積可以小於隔開的滲透物流之液體體積，尤其在以相對較高之淨乙醇生產率，諸如每公升生物反應器體積至少55公克/天操作之方法的情況下，由此需要相對較高的滲透物流流動速率。

隔板可以延伸至小於分離器本身之軸向高度的軸向高度，以使得排放物流及滲透物流之氣態餾分合併，與此等物流之液體餾分相反。因此，可高效地利用單一分離器之能量輸入（例如，包含輸入低壓蒸餾塔之一或多個再沸器用於加熱液體餾分中的一種或兩種的能量）以獲得富含乙醇或異

丙醇且同時自排放物流及滲透物流，或此等物流中之一種或兩種之其他部分獲得的分離器塔頂產物。就這一點而言，本發明之態樣利用排放物流及滲透物流之特定特徵來回收乙醇或異丙醇，即就非揮發性組分（且特定言之，細菌濃度）而言，其具有不同組成，但就易揮發組分之比例（且特定言之，在無細菌情況下乙醇或異丙醇、水及乙酸濃度）而言，其具有類似或相同之組成。根據本文所描述之方法及相關設備，此類特徵被用作獲得高效熱整合及其他優勢，包含降低設備負載及/或成本之基礎。

與本發明相關之此等及其他實施例、態樣及優勢自以下實施方式顯而易見。

【圖式簡單說明】

藉由結合附圖參看以下說明可以更完整地理解本發明之例示性實施例及其優勢，在附圖中，相同或類似的特徵以相同或類似的元件符號標識。

圖1描繪利用兩個生物反應器之代表性生物反應器系統，所述生物反應器提供如本文中所描述之排放物流及滲透物流。

圖2描繪使用包括隔板之低壓分離器回收乙醇的根據所說明之代表性示意性流程圖之方法及相關設備。

圖3描繪用於自如圖1中所示之生物反應器系統，且特定言之自此系統排出之排放物流及滲透物流回收乙醇的根據所說明之代表性示意性流程圖的方法及相關設備。

圖1至3應理解為呈現本發明之說明及/或所涉及之原理。為便於說明及理解，描繪簡化之方法流程及設備且此等圖式未必按比例繪製。對本發明之理解非必需的包含閥、儀錶以及其他設備在內之細節未顯示。所述圖式針對用於乙醇製造及回收之方法，不過，認為所涉及之揭示內容及原理

同等地適用於異丙醇製造。具有本發明之知識的熟習此項技術者將顯而易見，根據本發明之其他實施例的以有設備成本效率之方式及/或有效用成本效率之方式自生物反應器系統中產生之物流回收乙醇的方法將具有部分由其具體應用所決定之配置。

【實施方式】

本發明之例示性實施例係針對生物轉化方法，其包括將一種基質饋送至生物反應器系統中，所述生物反應器系統包括含培養基及細菌以代謝所述基質中之碳源並產生至少一種醱酵產物的至少一第一生物反應器。所述方法另外包括自生物反應器系統排出包括C1固定細菌之排放物流，以及自生物反應器系統排出由過濾生物反應器系統之液體產物獲得的滲透物流。所述方法另外包括將所述排放物流及所述滲透物流饋送至低壓分離器中，所述低壓分離器包括配置用於在下部區段中將排放物流之液體餾分與滲透物流之液體餾分隔開（例如，以不透液體方式分離）的隔板。舉例而言，排放物流之液體餾分可以提供與排放物流流體連通之第一液體體積且滲透物流之液體餾分可以提供與滲透物流流體連通之第二液體體積。所述隔板亦可配置用於在上部區段中將排放物流之氣態餾分與滲透物流之氣態餾分合併。舉例而言，排放物流及滲透物流之合併之氣態部分可以提供與低壓分離器塔頂產物流體連通之氣體體積。

在本發明之特定實施例中，所述方法另外包括將滲透物流分配成至少第一滲透物部分與第二滲透物部分，並將所述第一滲透物部分饋送至高壓分離器（例如，高壓蒸餾塔）中及將所述第二滲透物部分饋送至低壓分離器（例如，低壓蒸餾塔）中。

在本發明之特定實施例中，所述生物轉化方法包括將氣態含C1基質饋

送至生物反應器系統中，所述生物反應器系統包括至少 (i) 含培養基及C1固定細菌（細胞或生物質）之第一生物反應器，所述培養基及C1固定細菌可以包含在所述第一生物反應器中，及視情況選用的 (ii) 第二或另外的下游生物反應器，其中所述生物反應器用於代謝含C1基質中之C1組分並由此產生乙醇。在涉及同時使用供純化第一滲透物部分中之乙醇用的高壓分離器（例如，高壓蒸餾塔）及供純化第二滲透物部分中之乙醇以及純化至少一部分排放物流中之乙醇用的低壓分離器（例如，低壓蒸餾塔）的實施例中，熱整合可包含將所述分離器之一中產生的熱量用於另一分離器消耗。有利地，高壓分離器之冷凝器溫度可以超過低壓分離器之再沸器溫度，以使得高壓分離器冷凝器熱量之至少一部分可以作為低壓分離器再沸器，或另外若使用超過一個再沸器，則至少一個低壓分離器再沸器（例如，用於使低壓分離器排放物液體出口物流之至少一部分汽化的低壓分離器排放物再沸器及/或用於使低壓分離器滲透物液體出口物流之至少一部分汽化的低壓分離器滲透物再沸器）中的再沸器熱量消耗。在一些實施例中，例如在不涉及分配滲透物流之實施例中，所述方法不包含用於對一部分滲透物流進行分級分離的額外分離器。因此，例如，可以將完整滲透物流饋送至包括如上文所描述之隔板的分離器中。更特定言之，可以將滲透物流及排放物流饋送至定位於分離器內之隔板的兩側用於共加工此等物流。

本發明之又其他實施例係針對包括生物反應器系統之生物轉化設備，所述生物反應器系統包括 (i) 用於將基質引入所述生物反應器系統中的進口（例如，與所述生物反應器系統之至少一個、至少兩個及/或所有生物反應器流體連通）； (ii) 用於容納培養基及細菌以代謝所述基質中之碳組分並產生所需終產物的至少一第一生物反應器； (iii) 用於過濾生物

反應器系統之液體產物的過濾系統；(iv) 用於排出包括細菌之排放物流的排放物流出口（例如，與生物反應器系統之至少一個生物反應器流體連通）；及(v) 與過濾系統之滲透側流體連通用於自生物反應器系統排出滲透物流的滲透物流出口。所述設備可視情況包括與過濾系統之阻留側流體連通用於維持生物反應器系統中細菌之再循環部分的再循環管道。在特定態樣中，所述生物轉化設備包括生物反應器系統，所述生物反應器系統包括(i) 用於將含C1基質引入生物反應器系統中之進口；(ii) 用於容納培養基及C1固定細菌以代謝含C1基質中之C1組分並產生選自由乙醇、異丙醇及其混合物組成之群之至少一種產物的至少一第一生物反應器。

代表性設備另外包括低壓分離器，所述低壓分離器具有隔板安置於其下部區段中且所述隔板經配置用於將(i) 第一液體體積與(ii) 第二液體體積隔開，所述第一液體體積同時與(A) 在定位於所述下部區段中之低壓分離器排放物流進口處的排放物流出口及(B) 定位於低壓排放物流進口下方之低壓分離器排放物液體體出口流體連通，所述第二液體體積同時與(A) 在定位於所述下部區段中之低壓分離器滲透物流進口處之滲透物流出口及(B) 定位於低壓分離器滲透物流進口下方之低壓分離器滲透物液體出口流體連通。

根據某些實施例，低壓分離器可經配置以在其上部區段（例如，存在於隔板上方或存在於超過隔板延伸高度之軸向高度處的區段）將在第一液體體積上方之第一氣態餾分與在第二液體體積上方之第二氣態餾分合併且提供與例如在所述上部區段處，諸如在低壓分離器之頂部處或靠近頂部處的低壓分離器蒸氣出口流體連通的合併之氣體體積。低壓分離器可經配置具有與低壓分離器蒸氣出口以及(i) 低壓分離器塔頂產物回流管道與(ii)

低壓分離器塔頂產物管道流體連通的低壓分離器冷凝器。低壓分離器亦可經配置具有與低壓分離器排放物液體出口以及 (i) 低壓分離器排放物液體回流管道與 (ii) 低壓分離器排放物底部物管道流體連通的低壓分離器排放物再沸器。低壓分離器可以另外經配置具有與低壓分離器滲透物液體出口以及 (i) 低壓分離器滲透物液體回流管道與 (ii) 低壓分離器滲透物底部物管道流體連通的低壓分離器滲透物再沸器。作為經配置具有低壓分離器排放物再沸器及低壓分離器滲透物再沸器兩者之替代，所述低壓分離器可以替代地經配置具有除低壓分離器排放物液體回流管道及低壓分離器滲透物液體流動管道以及低壓分離器排放物底部物管道及低壓分離器滲透物底部物管道外，亦與低壓分離器排放物液體出口及低壓分離器滲透物液體出口兩者流體連通的低壓分離器再沸器。

代表性設備可視情況另外包括高壓分離器，其具有 (i) 與滲透物流出口流體連通，用於接收滲透物流之第一滲透物部分並將滲透物流之第二滲透物部分傳送至低壓分離器滲透物流進口的第一滲透物部分進口； (ii) 高壓分離器蒸氣出口（例如，在上部區段中，諸如在高壓分離器之頂部或靠近頂部處）；及 (iii) 高壓分離器液體出口（例如，在下部區段中，諸如在底部或靠近底部處）。第一滲透物部分進口通常定位於高壓分離器塔頂產物出口下方並在高壓分離器底部物出口上方。高壓分離器可經配置具有與高壓分離器蒸氣出口以及 (i) 高壓分離器塔頂產物回流管道與 (ii) 高壓分離器塔頂產物管道流體連通的高壓冷凝器。高壓分離器亦可經配置具有與高壓分離器液體出口以及 (i) 高壓分離器液體回流管道與 (ii) 高壓分離器底部物管道流體連通的高壓分離器再沸器。如上文所描述的低壓分離器冷凝器、低壓分離器排放物再沸器、低壓分離器滲透物再沸器及低

壓分離器再沸器中之任一種或任何組合均可經配置以提供與如上文所描述的高壓分離器冷凝器及/或高壓分離器再沸器的熱整合。根據例示性實施例，高壓分離器冷凝器可以經配置用於轉移在此冷凝器中產生之熱量以在如上文所描述的低壓分離器排放物再沸器及/或低壓分離器滲透物再沸器，或低壓分離器再沸器中消耗。

代表性設備亦可視情況包括脫水塔，其具有 (i) 同時與低壓分離器塔頂產物出口及高壓分離器塔頂產物出口流體連通之脫水塔進口； (ii) 脫水塔塔頂產物出口（例如，在上部區段中，諸如在頂部或靠近頂部處）；及 (iii) 脫水塔底部物出口（例如，在下部區段中，諸如在底部或靠近底部處）。脫水塔進口通常定位於脫水塔塔頂產物出口下方並在脫水塔底部物出口上方。代表性設備可視情況另外包括與低壓分離器排放物底部物出口流體連通用於過濾低壓分離器排放物底部物流，例如以分離此物流中所含C1固定細菌的第二過濾系統。

鑒於上述，本發明之特定態樣係針對生物轉化方法及相關設備，其中將含C1基質饋送至包括至少一個生物反應器之生物反應器系統中，以產生醱酵產物，所述醱酵產物係自生物反應器系統之液體滲透物流及排放物流中回收。在特定態樣中，醱酵產物選自由乙醇（ C_2H_5OH ）及異丙醇（ C_3H_7OH ）組成之群。包括多個（例如，兩個或多於兩個，諸如兩個、三個或四個）生物反應器之生物反應器系統可有利地允許獨立控制每個生物反應器中之條件以實現不同加工目的。舉例而言，在生物反應器系統包括兩個生物反應器之情況下，第一生物反應器可以主要操作用於生長細菌培養物，所述細菌培養物連續地或間歇地供應至第二生物反應器。第二生物反應器又可以主要操作用於產生乙醇，亦即，使乙醇或異丙醇產物之產

率最大化。

如上文所描述，具有流入生物反應器之含C1基質之並聯流及液體產物自第一生物反應器至後續生物反應器之串聯流的此類生物反應器系統之使用與如本文中所描述自生物反應器系統排出之液體排放物流及液體滲透物流中之高醃酵產物濃度有關。通常，生物轉化方法中產生的所有或基本上所有乙醇均自最後一個生物反應器，即生物反應器系統最下游之生物反應器（例如，在具有兩個並且僅有兩個生物反應器之生物反應器系統中，所述最後一個生物反應器為定位於第一生物反應器下游之第二生物反應器之情形）排出之排放物流及滲透物流回收。然而，亦可自第一生物反應器及/或生物反應器系統之任何中間生物反應器（在最後一個生物反應器之上游）排出之排放物流及/或滲透物流中回收所產生之乙醇之至少一部分。在代表性實施例中，含C1基質為包括CO之氣態基質。在代表性實施例中，任何此類排放物流及/或滲透物流，例如自最後一個生物反應器排出之物流中的乙醇濃度一般可以為每公升至少約40公克（公克/公升或g/L）（例如，約40至約95 g/L），通常為至少約50 g/L（例如，約50至約80 g/L）且通常為至少約60 g/L（例如，約60至約75 g/L）。任何此類排放物流及/或滲透物流，例如自最後一個生物反應器排出之物流中乙醇與乙酸之重量比一般可以為至少約5:1（例如，約5:1至約100:1），通常為至少約7.5:1（例如，約7.5:1至約50:1）且通常為至少約10:1（例如，約10:1至約50:1）。一般而言，用於測定乙醇及其他代謝物之濃度的分析方法（例如，氣相層析法（GC）或高壓液相層析法HPLC）需要不含細胞之樣品，且因此可能需要對排放物流進行初始分離（例如，膜過濾）以移除C1固定細菌（細胞或生物質）。因此，乙醇及其他代謝物之濃度，以及如本文中所描述之排放物

流之其他特性（例如，乙醇:乙酸重量比）係在無生物質情況下表示。

因此，本發明大體上係關於藉由將呈氣態含C1基質形式的C1碳源饋送至包括一或多個生物反應器之生物反應器系統中來產生諸如乙醇或異丙醇之所需終產物的方法。在操作中，所述一或多個生物反應器包括含有C1固定細菌之液體培養基。除所需終產物之外，如本文所描述之方法另外產生非所需或不太需要之代謝物。除所需醱酵產物外，可以產生之代謝物的實例為乙酸鹽（例如，呈乙酸形式）、2,3-丁二醇及乳酸鹽（例如，呈乳酸形式）。亦可能產生氣態CO₂。

本發明之代表性細菌或微生物可為或可來源於C1固定微生物、厭氧菌、產乙酸菌、產乙醇菌、一氧化碳營養菌及/或甲烷氧化菌。表1提供微生物之代表性清單且標識其功能特徵。

表1

	C1固定菌	厭氧菌	產乙酸菌	產乙醇菌	自養生物	一氧化碳營養菌	甲烷氧化菌
伍氏醋酸桿菌 (<i>Acetobacterium woodii</i>)	+	+	+	+/- ¹	-	-	-
巴氏嗜鹼菌 (<i>Alkalibaculum bacchii</i>)	+	+	+	+	+	+	-
長尾布勞特氏菌 (<i>Blautia producta</i>)	+	+	+	-	+	+	-
食甲基丁酸桿菌 (<i>Butyribacterium methylotrophicum</i>)	+	+	+	+	+	+	-
乙酸梭菌 (<i>Clostridium aceticum</i>)	+	+	+	-	+	+	-
產乙醇梭菌 (<i>Clostridium autoethanogenum</i>)	+	+	+	+	+	+	-
嗜一氧化碳梭菌 (<i>Clostridium carboxidivorans</i>)	+	+	+	+	+	+	-
科斯卡梭菌 (<i>Clostridium coskatii</i>)	+	+	+	+	+	+	-
德雷克梭菌 (<i>Clostridium drakei</i>)	+	+	+	-	+	+	-
甲酸乙酸梭菌 (<i>Clostridium formicoaceticum</i>)	+	+	+	-	+	+	-
永達爾梭菌 (<i>Clostridium ljungdahlii</i>)	+	+	+	+	+	+	-
大梭菌 (<i>Clostridium magnum</i>)	+	+	+	-	+	+/- ²	-
拉氏梭菌 (<i>Clostridium ragsdalei</i>)	+	+	+	+	+	+	-
糞味梭菌 (<i>Clostridium scatologenes</i>)	+	+	+	-	+	+	-
黏液真桿菌 (<i>Eubacterium limosum</i>)	+	+	+	-	+	+	-
熱自營穆爾氏菌 (<i>Moorella thermoautotrophica</i>)	+	+	+	+	+	+	-
熱醋酸穆爾氏菌 (<i>Moorella thermoacetica</i>) (先前稱為熱醋酸梭菌 (<i>Clostridium thermoacetum</i>))	+	+	+	- ³	+	+	-

普氏產醋桿菌 (<i>Oxobacter pfennigii</i>)	+	+	+	-	+	+	-
卵形鼠孢菌 (<i>Sporomusa ovata</i>)	+	+	+	-	+	+/- ⁴	-
銀乙酸鼠孢菌 (<i>Sporomusa silvacetica</i>)	+	+	+	-	+	+/- ⁵	-
圓球蟲鼠孢菌 (<i>Sporomusa sphaeroides</i>)	+	+	+	-	+	+/- ⁶	-
柯氏嗜熱厭氧桿菌 (<i>Thermoanaerobacter kiuvi</i>)	+	+	+	-	+	-	-

- 1 伍氏乙酸桿菌可由果糖而非氣體產生乙醇。
- 2 尚未研究大梭菌是否可依賴於CO生長。
- 3 已報導熱乙酸穆爾氏菌之一個菌株穆爾氏菌屬HUC22-1可由氣體產生乙醇。
- 4 尚未研究卵鼠孢菌是否可依賴於CO生長。
- 5 尚未研究銀醋酸鼠孢菌是否可依賴於CO生長。
- 6 尚未研究球形鼠孢菌是否可依賴於CO生長。

「C1」係指單碳分子，例如CO、CO₂、CH₄或CH₃OH。「C1-氧合物」係指亦包括至少一個氧原子之單碳分子，例如CO、CO₂或CH₃OH。「C1-碳源」係指充當本發明微生物之部分或唯一碳源之單碳分子。舉例而言，C1-碳源可包括CO、CO₂、CH₄、CH₃OH或CH₂O₂中之一或多者。較佳地，C1-碳源包括CO及CO₂中之一者或兩者。「C1固定微生物」為能夠自C1-碳源產生一或多種產物之微生物。通常，本發明之微生物為C1固定細菌。在一較佳實施例中，本發明之微生物來源於表1中標識之C1固定微生物。

「產乙醇菌」為產生或能夠產生乙醇之微生物。通常，本發明之微生物為產乙醇菌。在一較佳實施例中，本發明之微生物來源於表1中標識之產乙醇菌。

「自養生物」為能夠在不存在有機碳之情況下生長之微生物。取而代之，自養生物使用無機碳源，諸如CO及/或CO₂。通常，本發明之微生物為自養生物。在一較佳實施例中，本發明之微生物來源於表1中標識之自養生物。

「一氧化碳營養菌」為能夠利用CO作為唯一碳源之微生物。通常，本發明之微生物為一氧化碳營養菌。在一較佳實施例中，本發明之微生物

來源於表1中標識之一氧化碳營養菌。

「甲烷氧化菌」為能夠利用甲烷作為唯一碳源及能量來源之微生物。在某些實施例中，本發明之微生物來源於甲烷氧化菌。

更廣泛地，本發明之微生物可來源於表1中標識之任何屬或種。

在一較佳實施例中，本發明之微生物來源於包括產乙醇梭菌、永達爾梭菌及拉氏梭菌之梭菌屬菌群。此等種類最先由Abrini, 《微生物學檔案 (*Arch Microbiol*) 》, 161: 345-351, 1994 (產乙醇梭菌) ; Tanner, 《國際系統細菌學雜誌 (*Int J System Bacteriol*) 》, 43: 232-236, 1993 (永達爾梭菌) ; 及Huhnke, WO 2008/028055 (拉氏梭菌) 報導及表徵。

此三個種類具有許多類似性。詳言之，此等種類均為梭菌屬之C1固定、厭氧、產乙酸、產乙醇及一氧化碳營養型成員。此等種類具有類似基因型及表現型以及能量守恆及醱酵代謝模式。此外，此等種類群集於16S rRNA DNA具有大於99%一致性之梭菌rRNA同源組I中，具有約22-30 mol%之DNA G+C含量，呈革蘭氏陽性，具有類似形態及大小（對數生長細胞在0.5-0.7×3-5 μm之間），具有嗜溫性（最佳在30-37°C下生長），具有約4-7.5之類似pH值範圍（其中最佳pH值為約5.5-6），不含細胞色素且經由Rnf複合體使能量守恆。另外，已顯示，在此等種類中羧酸還原為其對應醇(Perez, 《生物技術與生物工程(*Biotechnol Bioeng*) 》, 110:1066-1077, 2012)。重要的是，此等種類亦全部顯示依賴於含CO氣體之強力自營生長，產生乙醇及乙酸鹽（或乙酸）作為主要醱酵產物，且在某些條件下產生少量2,3-丁二醇及乳酸。

然而，此三個種類亦具有多種差異。此等種類係自不同來源分離：產乙醇梭菌分離自家兔腸道，永達爾梭菌分離自雞舍廢棄物，且拉氏梭菌分

離自淡水沈積物。此等種類在各種糖（例如鼠李糖、阿拉伯糖）、酸（例如葡萄糖酸鹽、檸檬酸鹽）、胺基酸（例如精胺酸、組胺酸）以及其他基質（例如甜菜鹼、丁醇）之利用方面存在不同。此外，此等種類在對某些維生素（例如硫胺素、生物素）之營養缺陷型方面存在不同。此等種類在Wood-Ljungdahl路徑基因及蛋白質之核酸及胺基酸序列中具有差異，但已發現此等基因及蛋白質之一般組織及數目在所有種類中皆相同（Köpke, 《生物技術新觀點（*Curr Opin Biotechnol*）》, 22: 320-325, 2011）。

因此，總體而言，產乙醇梭菌、永達爾梭菌或拉氏梭菌有許多特徵並非專屬於所述種類的，而是此梭菌屬C1固定、厭氧、產乙酸、產乙醇及一氧化碳營養型成員群之一般特徵。然而，由於此等種類實際上截然不同，故此等種類之一之基因修飾或操縱可能在此等種類之另一者中不具有相同效應。舉例而言，可觀測到生長、效能或產物產生方面之差異。

本發明之微生物亦可來源於產乙醇梭菌、永達爾梭菌或拉氏梭菌之分離株或突變體。產乙醇梭菌之分離株及突變體包含JA1-1（DSM10061）（Abrini, 《微生物學檔案》, 161: 345-351, 1994）、LBS1560（DSM19630）（WO 2009/064200）以及LZ1561（DSM23693）。永達爾梭菌之分離株及突變體包含ATCC 49587（Tanner, 《國際系統細菌學雜誌》, 43: 232-236, 1993）、PETCT（DSM13528, ATCC 55383）、ERI-2（ATCC 55380）（US 5,593,886）、C-01（ATCC 55988）（US 6,368,819）、O-52（ATCC 55989）（US 6,368,819）及OTA-1（Tirado-Acevedo, 《使用永達爾梭菌自合成氣體產生生物乙醇（Production of bioethanol from synthesis gas using *Clostridium ljungdahlii*）》, 《博士畢業論文（PhD thesis）》, North Carolina State University, 2010）。拉氏梭菌之分離株及突變體包含PI 1

(ATCC BAA-622 , ATCC PTA-7826) (WO 2008/028055) 。

「基質」係指本發明微生物之碳源及/或能量來源。通常，基質為氣體且包括C1碳源，例如CO、CO₂及/或CH₄。較佳地，基質包括C1碳源CO或CO + CO₂。基質可進一步包括其他非碳組分，諸如H₂、N₂或電子。

基質一般包括至少一定量之CO，諸如約1、2、5、10、20、30、40、50、60、70、80、90或100 mol% CO。基質可包括一定範圍之CO，諸如約5-70 mol%、20-80 mol%、30-70 mol%或40-60 mol% CO。較佳地，基質包括約40-70 mol% CO（例如軋鋼廠或高爐氣體）、約20-30 mol% CO（例如鹼性氧氣轉爐氣體）或約15-45 mol% CO（例如合成氣）。在一些實施例中，基質可包括相對較低量之CO，諸如約1至10 mol%或1-20 mol% CO。本發明之微生物通常將基質中之至少一部分CO轉化為產物。在一些實施例中，基質不包括或基本上不包括（< 1 mol%）CO。

基質可包括一定量之H₂。舉例而言，基質可包括約1、2、5、10、15、20或30 mol% H₂。在一些實施例中，基質可包括相對較高量之H₂，諸如約60、70、80或90 mol% H₂。在其他實施例中，基質不包括或基本上不包括（< 1 mol%）H₂。

基質可包括一定量之CO₂。舉例而言，基質可包括約1-80 mol%或1-30 mol% CO₂。在一些實施例中，基質可包括低於約20、15、10或5 mol% CO₂。在其他實施例中，基質不包括或基本上不包括（< 1 mol%）CO₂。

儘管基質通常為氣態，但基質亦可以替代形式提供。舉例而言，可使用微泡分佈發生器（microbubble dispersion generator）將基質溶解於用含CO氣體飽和之液體中。另舉例而言，基質可吸附至固體載體上。

基質及/或C1碳源可為作為工業製程之副產物獲得或來自一些其他來

源，諸如來自汽車尾氣或生物質氣化的廢氣。在某些實施例中，所述工業製程選自由以下組成之群：含鐵金屬產品製造（諸如軋鋼廠製造）、不含鐵產品製造、石油精煉製程、煤炭氣化、電力生產、碳黑生產、氨生產、甲醇生產及焦炭製造。在此等實施例中，基質及/或C1碳源可在其排放至大氣中之前使用任何便利方法自工業製程捕獲。

基質及/或C1碳源可為合成氣，諸如由煤炭或精煉廠殘餘物氣化、生物質或木質纖維素材料氣化或天然氣重整獲得的合成氣。在另一實施例中，合成氣可自城市固體廢物或工業固體廢物之氣化獲得。

基質之組成可對反應效率及/或成本具有顯著影響。舉例而言，氧氣（O₂）之存在可降低厭氧醱酵製程之效率。取決於基質之組成，可能需要對所述基質進行處理、洗滌或過濾以移除任何非所需之污染物，諸如毒素（例如HCN、乙炔）、非所需組分或粉塵粒子，及/或增加所需組分之濃度。舉例而言，氣態含C1基質可以使用已知方法過濾（與固體介質，諸如活性碳接觸）或洗滌（與液體介質，諸如酸、鹼、氧化劑或還原劑之水溶液接觸），或另外可以經歷吸附以優先移除吸附之污染物。特定言之，可以使用變壓吸附（Pressure swing adsorption, PSA）及/或變溫吸附（temperature swing adsorption, TSA）移除對一氧化碳營養型細菌起作用不利的污染物，諸如氰化氫（HCN）及包含苯、甲苯及/或二甲苯（BTX）之芳族化合物。就污染物可能會對一氧化碳營養型細菌之生長具有不良影響而言，所述基質較佳不包含此類污染物（例如，一或多種污染物的存在濃度或量不會使得在一組給定條件下之生長速率相較於與在相同條件但無污染物之情況下之生長速率降低超過10%）。

儘管本發明之代表性實施例揭示使用C1碳源及C1固定細菌，但認為

本發明之態樣適用於任何生物轉化方法，藉由所述方法，滲透物流及排放物流自生物反應器排出。

本發明之較廣泛態樣意欲涉及非氣態醱酵方法以及適用於所述醱酵方法之微生物及原料。

在特定態樣中，非氣態基質為碳水化合物基質，且細菌為能夠固定碳水化合物基質中之碳基質的細菌。已知用於將碳水化合物基質轉化成包含乙醇在內之產物的方法。碳水化合物原料可包含糖（例如葡萄糖、蔗糖、果糖、木糖、阿拉伯糖及甘油）纖維素及生物質（例如玉米澱粉、甘蔗、作物殘餘諸如玉米秸稈及甘蔗渣、有目的種植之飼料作物，及木本植物生物質）。

在特定態樣中，適用於所述醱酵方法之微生物選自由酵母、真菌、藻類、藍細菌或細菌組成之群。適用於所述醱酵方法的例示性細菌包含大腸桿菌（*Escherichia coli*）、產酸克雷伯氏菌（*Klebsiella oxytoca*）、枯草芽孢桿菌（*Bacillus subtilis*）、運動醱酵單胞菌（*Zymomonas mobilis*）、乳酸乳球菌（*Lactococcus lactis*）及丙酮丁醇梭菌（*Clostridium acetobutylicum*）。例示性真菌酵母包含來自酵母屬（*Saccharomyces*）、念珠菌屬（*Candida*）、油脂酵母屬（*Lipomyces*）、紅冬孢酵母屬（*Rhodosporidium*）、紅酵母屬（*Rhodotorula*）及耶氏酵母屬（*Yarrowia*）之種類。

在酸性代謝物為乙酸之情況下，術語「乙酸」或「乙酸鹽」係指以其陰離子（解離）形式（亦即，呈乙酸根離子或 CH_3COO^- 形式）或以游離分子乙酸（ CH_3COOH ）形式存在於培養基中之總乙酸鹽，其中此等形式之比率取決於系統之pH。術語「乳酸」及「乳酸鹽」係以類似方式使用，指

培養基中存在之總乳酸鹽。如下所述，可使用鹼性中和劑，諸如氫氧化鈉水溶液（NaOH），例如藉由中和乙酸及視情況存在之其他微量酸性組分來控制給定生物反應器中培養基之pH值（例如，達到在pH=4.0與pH=8.0之間的pH值）。生物反應器所維持的用於進行本文所描述之方法的代表性pH值範圍為約4.5至約7.0，諸如為約4.5至約6.5。

特別適用於本發明之實踐中之生物反應器的具體類型為依賴於升流管內之相對較低密度區段與一或多個內部或外部降液管內之相對較高密度區段之間之密度梯度的循環式環流反應器。升流管區段及降液管區段均包含連續液相區中之液體培養基，但氣態含C1基質通常僅分佈（例如噴灑）至升流管區段之底部中。上升之氣泡在其向上運動穿過連續液相區期間受限於此區段，直至任何未消耗及未溶解氣體釋放至在液位上方之連續氣相區（亦即，蒸氣空間或頂部空間）中。可藉由視情況選用之循環泵誘導或幫助液體經由內部或外部液體降液管向下循環。

術語「生物反應器」以及可包含作為「生物反應器系統」之一部分的任何生物反應器並不侷限於循環式環流反應器，而是更廣泛地包含任何適合容器或在容器內之區段，用於維持含有可用於進行本文所描述之生物方法之C1固定細菌的培養基之液體體積，就所述生物方法一般以厭氧方式進行而言，其亦可稱為醱酵方法。生物反應器之特定類型可包含適合於兩相（氣-液）接觸之任何容器，例如逆流反應器（例如具有向上流動之氣相及向下流動之液相）或平行流反應器（例如具有向上流動之氣相及液相）。在此類兩相接觸容器中，液相可為連續相，如在氣泡流過移動之液體管柱的情況下。另外，氣相可為連續相，如在分散液體（例如呈液滴形式）流過蒸氣空間的情況下。在一些實施例中，可使用生物反應器之不同區容納

連續液相及連續氣相。

生物反應器之具體實例包含連續攪拌槽反應器（CSTR）、固定化細胞反應器（ICR）、滴流床反應器（TBR）、移動床生物膜反應器（MBBR）、氣泡塔、氣升式醱酵槽，及膜反應器，諸如中空纖維膜生物反應器（HFMBR）。適合生物反應器可包含靜態式混合器，或適於使氣態含C1基質與培養基且尤其是其中所含之固碳細菌接觸的其他容器及/或裝置（例如，塔架或管路佈置）（例如，具有對進行所述生物轉化方法有利之溶解及質量輸送動力學）。生物反應器系統可包括兩個或多於兩個不同類型之生物反應器，不過生物反應器系統中大體上所有生物反應器均屬於一種類型（例如，循環式環流反應器）。

用於本文所描述之生物過程中之一些適合程序流、操作參數及設備描述於美國專利申請公開案第US2011/0212433號中，其特此以全文引用之方式併入。本文所描述之生物反應器系統的一或多個生物反應器，例如所有生物反應器均可以具有超大氣壓力之壓力，例如一般在約50 kPag（其中符號「kPag」意欲指示kPa錶壓單位）至約1,000 kPag範圍內且通常在約200 kPa至約800 kPag範圍內。本文所描述之生物反應器系統的一或多個生物反應器且較佳所有生物反應器具有適於C1固定細菌活力及生長之醱酵培養液溫度。代表性溫度在約25°C至約45°C範圍內，且更通常在約30°C至約40°C範圍內。

如本文中所描述的具有關於液體輸入及輸出之流量串聯操作以及關於氣態饋料及產物之流量並聯操作之多個生物反應器的生物反應器系統可提供有利的總體C1利用率。總體C1利用率係指輸入至生物反應器系統中（例如，饋送至生物反應器之含C1基質中之總C1碳源）且被用於轉化成醱

酵產物（例如，乙醇或異丙醇）及其他細菌代謝物的C1之百分含量。若自生物反應器系統排出之氣態產物的合併組成（亦即，自生物反應器排出的合併之氣體出口物流）為已知或可計算的（例如，基於氣體出口物流之流動速率及組成），則可如下計算總體CO利用率：

$$1 - (\text{自所述系統排出之CO之速率}) / (\text{饋送至所述系統之CO之速率})。$$

總體CO利用率係在「每通過一次(per pass)」或「單程(once-through)」基礎上測定，不考慮可提供較高總利用率值之氣態產物再循環（及附加費用）之使用。根據代表實施例，C1固定細菌之CO利用率一般為至少約35%（例如約35%至約85%），通常為至少約50%（例如約50%至約80%），且通常為至少約60%（例如約60%至約75%）。在一些情況下，CO利用率可為至少約70%。

圖1描繪代表性生物反應器系統100，其包括第一生物反應器10及第二生物反應器20。如所示，饋送至生物反應器系統100之含CO基質12分成獨立的第一生物反應器氣體進口物流14及第二生物反應器氣體進口物流14'，所述物流分別經由定位於生物反應器10、20底部附近的其對應之氣體進口16、16'饋送至第一生物反應器10及第二生物反應器20中。氣體進口物流14、14'可以經由對應的氣體分配器，諸如噴佈器饋送，所述氣體分配器定位於氣體進口16、16'處且經配置以在生物反應器10、20對應的連續液相區18、18'中產生含CO基質之細氣泡（未圖示）且由此改善氣體-液體質量轉移。

如上文所描述，可藉由提供能排出液體之經過濾及未經過濾部分的構件將生物反應器10、20之連續液相區18、18'中之細菌濃度維持在不同的乙醇生產率水準（對應於不同的液體產物排出速率）。在圖1中所描繪實施例

中，與連續液相區18連通之第一生物反應器過濾系統25允許排出經過濾且基本上不含C1固定細菌之中間滲透物流28。第一生物反應器阻留物流36允許使經過濾之細菌返回至第一生物反應器10。因此，自第一生物反應器10排出之液體產物可以同時包括中間滲透物流28及中間排放物流26，所述中間排放物流為未經過濾的且含有濃度與第一生物反應器10之連續液相區18中之醱酵培養液中基本上相同的C1固定細菌（生物質）。自第一生物反應器10排出的作為中間排放物流26及中間滲透物流28的中間液體產物32之相對量可經控制以滿足維持所需生物質濃度及所需產物（例如，乙醇或異丙醇）之移除速率的目的。以相同方式，與連續液相區18'連通之第二生物反應器過濾系統25'允許自生物反應器系統100之最後一個生物反應器排出排放物流40及滲透物流50，並使第二生物反應器阻留物流36'返回至第二生物反應器20之連續液相區18'。

液體培養基可以經由培養基進口34饋送至生物反應器系統100，且特定言之第一生物反應器10中，以供應養分來維持細菌生長並替代自第一生物反應器10排出之中間液體產物32中損失之液體體積，所述中間液體產物之全部或一部分可以傳送至第二生物反應器20中。視情況，液體培養基同樣可以饋送至生物反應器系統100中，經由獨立培養基進口34'饋送至第二生物反應器20。視情況，中間排放物流26及/或中間滲透物流28之部分可以自生物反應器系統100排出（例如，用於製程監測及分析），而不傳送至第二生物反應器20。

氣體出口物流38、38'可以自與對應的連續氣相區22、22'流體連通之管道排出，所述連續氣相區在包括培養基及C1固定細菌（亦即，包括醱酵培養液）之連續液相區18、18'上方，構成生物反應器頂部空間體積，含C1

基質以分散氣相形式通過所述管道。氣體出口物流38、38'可以獨立地自生物反應器系統100排出，或如圖1之實施例中所說明，合併且接著以氣態產物出口24排出。氣體出口物流，或另外的氣態產物出口24可包括以下一或多種，例如全部：(i) 穿過醱酵培養液但未經代謝（亦即，未在生物轉化方法中消耗）的未反應之C1組分；(ii) 含C1基質中基本上未參與生物轉化方法（亦即，對所述方法基本上呈惰性）之組分（例如， N_2 ）；(iii) 作為生物轉化方法之代謝物產生之 CO_2 ；(iv) 來自含水培養基之水蒸氣；及(v) 含C1基質中微量或痕量存在之各種組分（例如， H_2 、 H_2S 、 NH_3 、HCN）。

因此，圖1描繪這樣一種生物反應器系統100，其中氣態含C1基質12可並行地饋送至第一生物反應器10及第二生物反應器20中，而包含C1固定細菌（生物質）之液體產物可連續地自第一生物反應器10饋送至第二生物反應器20中。在圖1之實施例中，用於自生物反應器系統100排出排放物流40及滲透物流50的最後一個生物反應器即為第二生物反應器20。在生物反應器系統具有額外生物反應器（例如，三個或四個生物反應器）且具體言之，在第一生物反應器之下游及最後一個生物反應器之上游具有一或多個中間生物反應器的替代性實施例中，氣態饋料及液體饋料可以按類似方式引入此等中間生物反應器中，且氣態產物及液體產物可以按類似方式自此等中間生物反應器排出。包含中間排放物流及滲透物流之中間液體產物可以按類似方式傳送至連續中間生物反應器且自連續中間生物反應器傳送。一般而言，自最後一個生物反應器排出之排放物流及滲透物流，或其部分，諸如自圖1之實施例中的第二生物反應器20排出之排放物流40及滲透物流50回收生物反應器系統100之一或多種代謝產物（例如，乙醇）。視情況

亦可自除最後一個生物反應器外的一或多個生物反應器排出之排放物流及/或滲透物流，或其部分回收此等代謝產物。

因此，圖1示意地示出輸入至代表性生物反應器系統中之各種饋料流及自代表性生物反應器系統排出之產物流。本發明之實施例可包含圖1中未顯示之其他特徵，諸如使用 (i) 添加劑，包含鹼性中和劑（例如， NH_4OH 或 NaOH ）及/或消泡劑；(ii) 用於控制操作參數（例如，醱酵培養液之 pH、溫度及/或液位）之控制系統（例如，反饋控制環路）及相關設備、儀錶及軟體；(iii) 用以改善相間質量轉移之外部生物反應器再循環迴路；(iv) 連續液相區中（例如，水平盤及/或填充材料）及/或連續氣相區中（例如，液體分配器，諸如噴頭）用以改善相間質量轉移之內部生物反應器結構；(v) 用於連續製程監測及/或自動控制之線上取樣系統；及/或 (vi) 自生物反應器排出之液體產物至上游生物反應器之再循環。

參照圖2較為詳細地描述根據本發明之實施例之代謝產物（諸如乙醇）的回收。如所示，自生物反應器系統100（圖1）排出且由過濾此系統之液體產物獲得的滲透物流50之全部或一部分饋送至包括隔板80之低壓分離器70中。

不同於滲透物流50，排放物流40包括C1固定細菌（生物質），且由於液體產物自上游連續傳送至下游生物反應器，排放物流40中至少一部分或所有生物質可以為最初包含在第一生物反應器（例如，圖1之生物反應器10）中之生物質。一般而言，排放物流40可為自生物反應器系統100排出的包括含生物質之醱酵培養液（例如，作為未經過濾之液體產物）的任何液體產物，而滲透物流50可為自生物反應器系統100排出的包括基本上不含生物質之經過濾液體產物的任何液體產物。較佳地，排放物流40及滲透物流

50均為例如就液體產物自一個生物反應器流至下一生物反應器而言，自安置在第一生物反應器之下游的後續生物反應器（例如，生物反應器系統100之第二生物反應器20）獲得的液體產物。排放物流40及滲透物流50可以分別為直接自生物反應器系統100獲得的未經過濾之液體產物及經過濾之液體產物，或另外在（i）分離（例如，除過濾移除生物質外）或例如具有相同或不同組成之物流及/或（ii）混合（例如，與其他程序流或精密添加劑混合）之後得到的未經過濾及經過濾之產物。

由於存在生物質，故不同於對滲透物流50執行之分離方法，對排放物流40執行之分離方法宜在相對較低溫度下進行以減少分離設備之積垢。因此，饋入排放物流40之低壓分離器70的最大溫度低於在無排放物流40存在下饋入滲透物流50之高壓分離器60的最大溫度。根據一個實施例，饋入排放物流40之低壓分離器的最大溫度為約55°C至約95°C，例如為約60°C至約80°C。根據所述實施例或替代性實施例，高壓分離器60之最大溫度為約95°C至約125°C或約100°C至約120°C。一般而言，與高壓分離器60有關之至少一種材料流之溫度可超過與低壓分離器70有關之至少一種材料流之溫度，以使熱量可以自前者轉移至後者。根據一個特定實施例，高壓分離器60之最低溫度，例如高壓分離器冷凝器75之溫度可以超過低壓分離器70之最大溫度，例如低壓分離器排放物再沸器45及/或低壓分離器滲透物再沸器55之溫度，或另外，例如若使用單一再沸器同時使低壓分離器排放物出口物流71及低壓分離器滲透物出口物流77部分汽化，則僅為低壓分離器再沸器之溫度。

由於排放物流40及滲透物流50另外包含水及待回收之相同代謝產物，且考慮到以上描述的關於高壓分離器60與低壓分離器70之操作溫度差

異，故使用基於相對揮發性之差異進行的分離需要相較於關於滲透物流所使用之壓力相對較低的絕對壓力來對所述排放物流執行此類分離。根據一個實施例，低壓分離器70之絕對壓力接近大氣壓，例如為約50 kPa至約150 kPa絕對壓力或約50 kPa至約100kPa絕對壓力。根據所述實施例或替代性實施例，高壓分離器60之絕對壓力可以超過低壓分離器之絕對壓力，但低於最後一個生物反應器操作之壓力。舉例而言，高壓分離器之壓力可以為約150 kPa至約650 kPa絕對壓力或約150 kPa至約500 kPa絕對壓力。可替代地，低壓分離器70可以具有真空壓力，亦即，其絕對壓力低於大氣壓，例如為約20 kPa至約90 kPa絕對壓力或約30 kPa至約90 kPa絕對壓力。

根據圖2之實施例，排放物流40或其至少一部分與滲透物流50一起饋送至低壓分離器70（例如，組合滲透物及排放物之低壓蒸餾塔）。低壓分離器塔頂產物62經排出（例如，作為蒸氣餾分）且如上文所描述，相對於排放物流40及滲透物流50，其富含乙醇。由於低壓分離器70中存在隔板80，故排放物流40及滲透物流50可在低壓分離器70中共加工，其共加工方式使得液體含量可在下部區段中隔開，而自此等液體含量（亦即，所述液體含量即為在各別氣態餾分揮發之後殘留的排放物流及第二滲透物部分之液體餾分）揮發之氣態餾分可在上部區段中合併。以此方式，低壓分離器塔頂產物62包括自排放物流40及滲透物流50兩者分離之乙醇。

更具體言之，隔板80經配置以在低壓分離器70之下部區段A中將排放物流40之液體餾分82與滲透物流50之液體餾分84隔開（例如，以不透液方式分離）。隔板80同樣經配置以在低壓分離器70之上部區段B中提供排放物流40及滲透物流50的合併之氣態餾分86。因此。排放物流40之液體餾分82提供與排放物流40流體連通之第一液體體積且滲透物流50之液體餾分

84提供與滲透物流50流體連通之第二液體體積。根據具體實施例，第一體積可以小於或大於第二體積，且不等體積可以至少部分用定位於低壓分離器70內非中心位置中（例如，定位方式使低壓分離器之中央垂直軸線自隔板80偏移，由此使其不相交）之隔板80調節。根據代謝產物之高生產率直接引起滲透物流之流動速率相對於排放物流增加的特定實施例，第一體積可以小於第二體積且隔板可以在偏向排放物流40進入低壓分離器70之位置的方向上偏移中央垂直軸線。

根據一個實施例，隔板80呈垂直取向之板形式，其在低壓分離器70中之延伸高度小於低壓分離器之軸向高度（例如，低壓分離器70之軸向高度之不到50%或不到30%）。然而，不管隔板80之具體結構如何，排放物流40及滲透物流50的合併之氣態餾分86可提供與低壓分離器塔頂產物62流體連通之氣體體積。另外，根據圖2之實施例，低壓分離器排放物底部物64及低壓分離器滲透物底部物66均可自低壓分離器70排出。鑒於以上說明，低壓分離器排放物底部物64可包括排放物流40之液體餾分82或基本上由其組成，且低壓分離器滲透物底部物66可包括滲透物流50之液體餾分84或基本上由其組成。因此，排放物流40之液體餾分82可以提供如上文所描述的與排放物流40流體連通以及低壓分離器排放物底部物64的第一液體體積，及/或滲透物流50之液體餾分84可以提供如上文所描述的與滲透物流50以及低壓分離器滲透物底部物66流體連通之第二液體體積。

有利地，共加工滲透物流50與亦自生物反應器系統100（圖1）排出之排放物流40之至少一部分改善總製程熱整合。根據一個特定實施例，熱整合係基於至少部分基於排放物流40至低壓分離器70之流動速率關聯或調整滲透物流50至此分離器之流動速率。舉例而言，增加排放物流40之流動

速率可以伴隨滲透物流50之流動速率之增加，其中視情況，滲透物流50之流動速率之控制係基於排放物流40之流動速率之量測值。可替代地，熱整合可以解釋在較高代謝產物（例如，乙醇）之生產率下，組合之排放物流及滲透物流流動速率中滲透物流流動速率之相對較高比重。

在另一實施例中，如圖3中所描繪，滲透物流50之全部或一部分經分配成至少第一滲透物部分50'及第二滲透物部分50"。如以上關於圖2所描述，第二滲透物部分50"與排放物40一起饋送至低壓分離器70中。第一滲透物部分50'饋送至高壓分離器60中。因此，滲透物流之分配係指將此物流分成至少兩個部分且通常僅兩個部分。「分配」不排除在分開滲透物流之前及/或之後使用視情況選用之步驟，所述步驟可影響或可不影響滲透物流及/或其分離之部分的組成。此等視情況選用之步驟包含例如（i）自所述滲透物流及/或其分離之部分分離一或多個額外部分（例如，第三部分）（例如，用於取樣目的），及/或（ii）將所述滲透物流及/或其分離之部分與其他物流及/或精密添加劑（例如，界面活性劑或中和劑，諸如NH₄OH或NaOH）混合。然而，在一些實施例中，自生物反應器系統排出之滲透物流可以分配成饋送至高壓分離器及低壓分離器中之其分離部分，而無任何滲透物流或其部分經歷以上（i）及/或（ii）。

第一滲透物部分50'至高壓分離器60以及第二滲透物部分50"至低壓分離器70之相對流動速率可基於滲透物流50之總流動速率與排放物流40及滲透物流50之組合流動速率的關係，或據此進行調整。舉例而言，滲透物流50之總流動速率相對於排放物流40及滲透物流50之組合流動速率增加可以伴隨第一滲透物部分50'之流動速率相對於第二滲透物部分50"增加，其中視情況，第一滲透物部分50'及第二滲透物部分50"之控制係基於

滲透物流50之總流動速率相對於排放物流40及滲透物流50之組合流動速率之量測值。在以上描述的任何控制方案中，控制可以手動或自動執行，例如使用反饋控制迴路，基於一或多個流動速率量測值調整（亦即，分配）第一滲透物部分50'及/或第二滲透物部分50"之流動速率。

可使用高壓分離器60及低壓分離器70，基於相對揮發性之差異來純化排放物流40及滲透物流50中之代謝產物（例如，乙醇）。在純化乙醇之情況下，此代謝物之揮發性可以相對高於水及其他代謝物，諸如乙酸及2,3-丁二醇，如上文所描述。因此，相較於饋送至高壓分離器60之滲透物流50及/或饋送至低壓分離器70之排放物流40中的乙醇濃度，乙醇可以富集（亦即，以較高濃度存在）於自高壓分離器60及/或低壓分離器70排出之塔頂產物蒸氣中。同樣，相較於饋送至高壓分離器60之滲透物流50及/或饋送至低壓分離器70之排放物流40中的乙醇濃度，自高壓分離器60及/或低壓分離器70排出之底部液體中可能缺乏（亦即，以較低濃度存在）乙醇。高壓分離器60及低壓分離器70包含驟沸桶，其基於基本上單一理論蒸氣-液體平衡階段執行分離。然而，較佳高壓分離器60及低壓分離器70為蒸餾塔，其基於多個理論蒸氣-液體平衡階段，視情況使用熱量輸入及輸出（例如，再沸器熱量輸入及冷凝器熱量輸出）、塔頂蒸氣及底部液體回流，以及諸如穿孔板及/或填充材料之內部結構執行分離。除基於多個蒸氣-液體平衡階段執行分離外，根據一些實施例，高壓分離器60及低壓分離器70可以在輸入向上流動之輔助氣流情況下（如在汽提塔之情況下）或替代地在輸入向下流動之輔助液體物流情況下（如在吸收塔之情況下）操作。

第一滲透物部分50'可以在高壓分離器60（例如，高壓滲透物蒸餾塔）中加工以將第一滲透物部分50'分離或分級分離成至少高壓分離器塔頂產

物68及高壓分離器底部物52，由此相對於滲透物流50，高壓分離器塔頂產物68富含乙醇且高壓分離器底部物52缺乏乙醇。因此，高壓分離器塔頂產物68及高壓分離器底部物52皆可自高壓分離器60排出。根據圖3之實施例，高壓分離器底部物52可以與低壓分離器滲透物底部物66合併，因為相對於滲透物流50，這兩種物流均富含水。淨滲透物底部物54可以再循環至生物反應器系統100（例如，用於製備培養基）或傳遞至廢水處理製程。同樣，相較於饋送至高壓分離器60之滲透物流50及/或饋送至低壓分離器70之排放物流40中的乙醇濃度，自高壓分離器60及/或低壓分離器70排出之底部液體中可能缺乏（亦即，以較低濃度存在）乙醇。

如圖3之實施例中所說明，高壓分離器60（例如，高壓蒸餾塔）及低壓分離器70（例如，低壓蒸餾塔）一般均包含塔頂產物冷凝器及底部物再沸器。在如上文參照圖2及3所描述的安置有隔板80之低壓分離器70之情況下，低壓分離器排放物再沸器45可以不同於低壓分離器滲透物再沸器55。可替代地，可以使用單一低壓分離器再沸器。此等低壓分離器再沸器45、55或組合之再沸器結合低壓分離器冷凝器65提供了此類再沸器中熱量消耗之場所及此類冷凝器中熱量產生之場所。如圖3中所說明，高壓分離器冷凝器75亦提供熱量產生場所，且高壓分離器再沸器85亦提供熱量消耗場所。鑒於高壓分離器60與低壓分離器70之間操作溫度之差異，可以例如藉由使用適合熱轉移介質，諸如冷卻水或蒸汽分別提供冷凝器及再沸器所需之冷卻或加熱負荷在此等分離器之間轉移熱量，從而引起可以降低操作成本之有利熱整合。

如圖2及3中所示，由於使用塔頂產物冷凝器及底部物再沸器，以下一或多種可為可能的：（i）低壓分離器塔頂產物62以及低壓分離器塔頂產物

回流部分63可自由低壓分離器70排出之低壓分離器蒸氣出口物流67分離；(ii)低壓分離器排放物底部物64以及低壓分離器排放物液體回流部分69可自由低壓分離器70排出之低壓分離器排放物液體出口物流71分離；(iii)低壓分離器滲透物底部物66以及低壓分離器滲透物液體回流部分73可自由低壓分離器70排出之低壓分離器滲透物液體出口物流77分離。另外，由於使用塔頂產物冷凝器及底部物再沸器，以下特定流程中之一或多種亦可為可能的：(i)低壓分離器蒸氣出口物流67可以饋送至低壓分離器冷凝器65以使其至少一部分冷凝，低壓分離器塔頂產物回流部分63返回至低壓分離器70中，並回收低壓分離器冷凝器熱量89；(ii)低壓分離器排放物液體出口物流71可以饋送至低壓分離器排放物再沸器45以使其至少一部分汽化，低壓分離器排放物液體回流部分69返回至低壓分離器70中，並消耗低壓分離器排放物再沸器熱量96；(iii)低壓分離器滲透物液體出口物流77可以饋送至低壓分離器滲透物再沸器55以使其至少一部分汽化，低壓分離器滲透物液體回流部分73返回至低壓分離器70中，並消耗低壓分離器滲透物再沸器熱量97。

另外，如圖3中所示，(i)高壓分離器塔頂產物68以及高壓分離器塔頂產物回流部分79可以自由高壓分離器60排出之高壓分離器蒸氣出口物流81分離；及(ii)高壓分離器底部物52以及高壓分離器液體回流部分83可以自由高壓分離器60排出之高壓分離器液體出口物流87分離。另外，由於使用塔頂產物冷凝器及底部物再沸器，以下特定流程中之一或多種亦可為可能的：(i)高壓分離器蒸氣出口物流81可以饋送至高壓分離器冷凝器75以使其至少一部分冷凝，高壓分離器塔頂產物回流部分79返回至高壓分離器60中，並回收高壓分離器冷凝器熱量98；及(ii)高壓分離器液體出

口物流87可以饋送至高壓分離器再沸器85中以使其至少一部分汽化，高壓分離器液體回流部分83返回至高壓分離器70中，並消耗高壓分離器再沸器熱量99。

特別有利的熱整合策略涉及熱量自高壓分離器轉移至低壓分離器，且尤其在高壓分離器冷凝器75之溫度超過低壓分離器70之再沸器之溫度的情況下，自前者轉移至後者。因此，高壓分離器冷凝器熱量98之至少一部分可以作為低壓分離器滲透物再沸器熱量96或作為低壓分離器排放物再沸器熱量97消耗。在使用單一低壓分離器再沸器，低壓分離器排放物液體出口物流71及低壓分離器滲透物液體出口物流77經饋送至所述再沸器以使其部分汽化，低壓分離器排放物液體回流部分69及低壓分離器滲透物液體回流部分73返回至低壓分離器70，並消耗低壓分離器再沸器熱量之情況下，則高壓分離器冷凝器熱量98之至少一部分可以作為所述低壓分離器再沸器之熱量消耗。

根據圖3之實施例，低壓分離器塔頂產物62及高壓分離器塔頂產物68中所含乙醇可表示自生物反應器系統100回收之淨乙醇量，且因此表示此系統之淨乙醇生產率。如上文所描述，根據本發明之生物反應器系統可在製程熱整合方面，特別是在相較於排放物流之流動速率，面臨相對較高滲透物流之流動速率方面提供優勢，並伴隨高乙醇生產率。例示性乙醇生產率一般為每天每公升生物反應器體積至少約35公克（公克/天/公升），例如在約35公克/天/公升至約80公克/天/公升範圍內，通常為至少約45公克/天/公升，例如在約45公克/天/公升至約75公克/天/公升範圍內，且通常為至少約55公克/天/公升，例如在約55公克/天/公升至約70公克/天/公升範圍內。在基於生物反應器體積測定生產率時，此體積包含生物反應器系統中使用

的一或多個生物反應器之連續液相區18、18'及連續氣相區22、22'。

富含乙醇的低壓分離器塔頂產物62及高壓分離器塔頂產物68可以合併成脫水塔饋料流72。脫水塔將此物流分級分離成包括基本上純之乙醇(例如，純度以重量計為至少約99%)的無水乙醇產物流76及殘留水流74。

根據其他實施例，低壓分離器排放物底部物64(例如，包括排放物流40之液體餾分或基本上由其組成)及低壓分離器滲透物底部物66(例如，包括第二滲透物部分50"之液體餾分或基本上由其組成)可以自低壓分離器70排出。低壓分離器排放物底部物64可以傳送至產物分離系統90，所述系統可以為產物膜過濾系統，用於將排放物流生物質部分78(例如，如自產物分離系統90獲得的阻留物部分)與排放物流液體部分88(例如，如自產物分離系統90獲得的滲透物部分)分離並移除。排放物流液體部分可以再用於生物反應器系統100中(例如，在一或多個處理步驟之後獲得適用於所述系統中的水)，或替代地傳遞至廢水處理設施。高壓分離器底部物52之至少一部分及/或低壓分離器滲透物底部物66之至少一部分，如視情況包括諸如乙酸及2,3-丁二醇之較高沸點代謝物的基本上純之水流可以視情況在一或多個處理步驟之後再循環至生物反應器製程100中。根據圖2之實施例，此等物流52、66可以在此類再循環及/或處理之前合併成淨滲透物底部物54。物流52、66中之水可以再循環，例如用於製備新鮮培養基。

就對應於圖1至3中所描繪之實施例的生物轉化設備而言，根據以上說明顯而易見，此類設備可包括生物反應器系統100，所述生物反應器系統包括(i)用於將含CO基質引入生物反應器系統100中之進口12；(ii)用於容納培養基及C1固定細菌以代謝所述含CO基質中之CO並產生乙醇的至少一第一生物反應器10；(iii)用於過濾生物反應器系統之液體產物的過濾

系統25'；(iv)用於排出包括C1固定細菌之排放物流的排放物流出口40；及(v)與過濾系統25'之滲透側流體連通，用於自生物反應器系統100排出滲透物流的滲透物流出口50，及與過濾系統25'之阻留側流體連通，用於維持生物反應器系統100中之C1固定細菌之再循環部分的視情況使用之再循環管道36'；及低壓分離器70，所述低壓分離器具有隔板80安置於其下部區段A中且所述隔板經配置用於將(i)第一液體體積82與(ii)第二液體體積84隔開，所述第一液體體積與(I)在定位於下部區段A中之低壓分離器排放物流進口91處之排放物流出口40及(II)定位於低壓排放物流進口91下方之低壓分離器排放物底部物出口64流體連通，所述第二液體體積與(I)在定位於下部區段A中之低壓分離器滲透物流進口92處的滲透物流出口50及(II)定位於低壓分離器滲透物流進口92下方之低壓分離器滲透物底部物出口66流體連通。

低壓分離器70可經配置用於在其上部區段B中將在第一液體體積82上方之第一氣態餾分與在第二液體體積84上方之第二氣態餾分合併，且提供與低壓分離器塔頂產物出口62流體連通的合併之氣體體積86。

所述設備可視情況另外包括高壓分離器60，所述高壓分離器具有(i)與滲透物流出口50流體連通的第一滲透物部分進口93，其用於接受滲透物流之第一滲透物部分並將滲透物流之第二滲透物部分傳送至低壓分離器滲透物流進口92；(ii)高壓分離器塔頂產物出口68；及(iii)高壓分離器底部物出口52，其中第一滲透物部分進口93定位於高壓分離器塔頂產物出口68下方且在高壓分離器底部物出口52上方。

低壓分離器70可經配置具有與低壓分離器蒸氣出口67以及(i)低壓分離器塔頂產物回流管道63與(ii)低壓分離器塔頂產物管道62流體連通

的低壓分離器冷凝器65。低壓分離器亦可經配置具有與低壓分離器排放物液體出口71以及 (i) 低壓分離器排放物液體回流管道69與 (ii) 低壓分離器排放物底部物管道64流體連通的低壓分離器排放物再沸器45。低壓分離器70可以另外經配置具有與低壓分離器滲透物液體出口77以及 (i) 低壓分離器滲透物液體回流管道73與低壓分離器滲透物底部物管道66流體連通的低壓分離器滲透物再沸器55。作為如圖2中所示的經配置具有低壓分離器排放物再沸器及低壓分離器滲透物再沸器的替代，低壓分離器70可以替代地經配置具有同時與低壓分離器排放物液體出口71及低壓分離器滲透物液體出口77，以及低壓分離器排放物液體回流管道69及低壓分離器滲透物液體流動管道73，以及低壓分離器排放物底部物管道64及低壓分離器滲透物底部物管道66流體連通的低壓分離器再沸器。

高壓分離器60可經配置具有與高壓分離器蒸氣出口81以及 (i) 高壓分離器塔頂產物回流管道79與 (ii) 高壓分離器塔頂產物管道68流體連通的高壓分離器冷凝器75。高壓分離器60亦可經配置具有與高壓分離器液體出口87以及 (i) 高壓分離器液體回流管道83與 (ii) 高壓分離器底部物管道52流體連通的高壓分離器再沸器85。如上文所描述的低壓分離器冷凝器65、低壓分離器排放物再沸器45、低壓分離器滲透物再沸器55及低壓分離器再沸器（替代獨立的低壓再沸器45、55）中之任一個或其任何組合可經配置以提供與高壓分離器冷凝器75及/或高壓分離器再沸器85之熱整合，如上文所描述。根據例示性實施例，高壓分離器冷凝器75可經配置（例如，使用熱轉移介質，諸如冷卻水或蒸汽）以轉移此冷凝器中產生之熱量，用於在低壓分離器排放物再沸器45及/或低壓分離器滲透物再沸器55，或低壓分離器再沸器（替代獨立的低壓再沸器45、55）中消耗，如上文所描述。

所述設備可視情況另外包括脫水塔95，所述脫水塔具有（i）同時與低壓分離器塔頂產物出口62及高壓分離器塔頂產物出口68流體連通的脫水塔進口72；（ii）脫水塔塔頂產物出口76；及（iii）脫水塔底部物出口74，其中脫水塔進口72定位於脫水塔塔頂產物出口76下方且在脫水塔底部物出口74上方。

所述設備可視情況另外包括與低壓分離器排放物底部物出口64流體連通的用於過濾低壓分離器排放物底部物流之產物過濾系統90。

總體而言，本發明之態樣與涉及排放物流及滲透物流中乙醇之下游回收的生物轉化方法有關，且更特定言之係關於以改善之效率執行此類回收，由此可有利地降低資本（例如，設備）及/或操作（例如，效用）成本。熟習此項技術者利用自本發明獲得的知識將認識到，可在不偏離本發明之範疇的情況下對此等方法作出各種改變以獲得此等及其他優勢。因此，應理解在不脫離本發明之範疇的情況下，本發明之特徵易進行修改、更改、改變或取代。本文所說明及描述之具體實施例僅出於說明之目的，且並非對如所附申請專利範圍中所闡述之本發明的限制。

【符號說明】

- 10： 第一生物反應器
- 12： 含CO基質
- 14： 第一生物反應器氣體進口物流
- 14'： 第二生物反應器氣體進口物流
- 16： 氣體進口
- 16'： 氣體進口
- 18： 第一生物反應器之連續液相區

- 18' : 第二生物反應器之連續液相區
- 20 : 第二生物反應器
- 22 : 連續氣相區
- 22' : 連續氣相區
- 24 : 氣態產物出口
- 25 : 第一生物反應器過濾系統
- 25' : 第二生物反應器過濾系統
- 26 : 中間排放物流
- 28 : 中間滲透物流
- 32 : 中間液體產物
- 34 : 培養基進口
- 34' : 培養基進口
- 36 : 第一生物反應器阻留物流
- 36' : 第二生物反應器阻留物流/再循環管道
- 38 : 氣體出口物流
- 38' : 氣體出口物流
- 40 : 排放物流/排放物流出口
- 45 : 低壓分離器排放物再沸器
- 50 : 滲透物流/滲透物流出口
- 50' : 第一滲透物部分
- 50" : 第二滲透物部分
- 52 : 高壓分離器底部物/高壓分離器底部物管道/高壓分離器底部物出口

- 54 : 淨滲透物底部物
- 55 : 低壓分離器滲透物再沸器
- 60 : 高壓分離器
- 62 : 低壓分離器塔頂產物/低壓分離器塔頂產物出口/低壓分離器塔頂產物管道
- 63 : 低壓分離器塔頂產物回流部分/低壓分離器塔頂產物回流管道
- 64 : 低壓分離器排放物底部物/低壓分離器排放物底部物出口/低壓分離器排放物底部物管道
- 65 : 低壓分離器冷凝器
- 66 : 低壓分離器滲透物底部物/低壓分離器滲透物底部物管道/低壓分離器滲透物底部物出口
- 67 : 低壓分離器蒸氣出口物流/低壓分離器蒸氣出口
- 68 : 高壓分離器塔頂產物/高壓分離器塔頂產物管道/高壓分離器塔頂產物出口
- 69 : 低壓分離器排放物液體回流部分/低壓分離器排放物液體回流管道
- 70 : 低壓分離器
- 71 : 低壓分離器排放物出口物流/低壓分離器排放物液體出口
- 72 : 脫水塔饋料流/脫水塔進口
- 73 : 低壓分離器滲透物液體回流部分/低壓分離器滲透物液體回流管道
- 74 : 殘留水流/脫水塔底部物出口

- 75 : 高壓分離器冷凝器
- 76 : 無水乙醇產物流/脫水塔塔頂產物出口
- 77 : 低壓分離器滲透物出口物流/低壓分離器滲透物液體出口
- 78 : 排放物流生物質部分
- 79 : 高壓分離器塔頂產物回流管道/高壓分離器塔頂產物回流部分
- 80 : 隔板
- 81 : 高壓分離器蒸氣出口/高壓分離器蒸氣出口物流
- 82 : 排放物流之液體餾分/第一液體體積
- 83 : 高壓分離器液體回流管道/高壓分離器液體回流部分
- 84 : 滲透物流之液體餾分/第二液體體積
- 85 : 高壓分離器再沸器
- 86 : 合併之氣態餾分/合併之氣體體積
- 87 : 高壓分離器液體出口物流/高壓分離器液體出口
- 88 : 排放物流液體部分
- 89 : 低壓分離器冷凝器熱量
- 90 : 產物分離系統/產物過濾系統
- 91 : 低壓分離器排放物流進口
- 92 : 低壓分離器滲透物流進口
- 93 : 第一滲透物部分進口
- 95 : 脫水塔
- 96 : 低壓分離器排放物再沸器熱量
- 97 : 低壓分離器滲透物再沸器熱量

- 98 : 高壓分離器冷凝器熱量
- 99 : 高壓分離器再沸器熱量
- 100 : 生物反應器系統
- A : 下部區段
- B : 上部區段

【發明申請專利範圍】

【第1項】

一種生物轉化方法，所述方法包括：

將基質饋送至一生物反應器系統中，所述生物反應器系統包括至少一第一生物反應器，所述第一生物反應器包含培養基及細菌以代謝所述基質中之碳源且產生至少一種醱酵產物；

自所述生物反應器系統排出包括細菌之排放物流；

自所述生物反應器系統排出由過濾所述生物反應器系統之液體物流獲得的滲透物流；

將所述排放物流之至少一部分及所述滲透物流之至少一部分饋送至包括一隔板之一低壓分離器中，所述隔板經配置以在一下部區段中將所述排放物流之液體餾分與所述滲透物流之液體餾分隔開且亦經配置以在一上部區段中將所述排放物流之氣態餾分與所述滲透物流之氣態餾分合併。

【第2項】

如請求項1所述的方法，所述方法另外包括

將所述滲透物流分配成至少第一滲透物部分及第二滲透物部分；

將所述第一滲透物部分饋送至一高壓分離器中並將所述第二滲透物部分饋送至所述低壓分離器中；

自所述高壓分離器排出高壓分離器塔頂產物及高壓分離器底部物，其中相對於所述第一滲透物部分，所述高壓分離器塔頂產物富含所需醱酵產物；及

排出相對於所述第二滲透物部分及所述排放物流富含所需醱酵產

物之低壓分離器塔頂產物。

【第3項】

如請求項2所述的方法，其中所述高壓分離器及所述低壓分離器分別為一高壓蒸餾塔及一低壓蒸餾塔。

【第4項】

如請求項2所述的方法，其中所述高壓分離器之絕對壓力在約150 kPa至約650 kPa範圍內。

【第5項】

如請求項2所述的方法，其中所述低壓分離器具有真空壓力。

【第6項】

如請求項2所述的方法，所述方法另外包括自所述低壓分離器排出低壓分離器排放物底部物及低壓分離器滲透物底部物。

【第7項】

如請求項2所述的方法，其中以下一或多種：（i）將所述低壓分離器塔頂產物以及低壓分離器塔頂產物回流部分自由所述低壓分離器排出之低壓分離器蒸氣出口物流分離；（ii）將所述低壓分離器排放物底部物以及低壓分離器排放物沸騰部分自由所述低壓分離器排出之低壓分離器排放物液體出口物流分離；（iii）將所述低壓分離器滲透物底部物以及低壓分離器滲透物沸騰部分自由所述低壓分離器排出之低壓分離器滲透物液體出口物流分離；（iv）將所述高壓分離器塔頂產物以及高壓分離器塔頂產物回流部分自由所述高壓分離器排出之高壓分離器蒸氣出口物流分離；及（v）將所述高壓分離器底部物以及高壓分離器沸騰部分自由所述高壓分離器排出之高壓分離器液體出口物流分離。

【第8項】

如請求項7所述的方法，其中以下一或多種：（i）將所述低壓分離器蒸氣出口物流饋送至一低壓分離器冷凝器中以其至少一部分冷凝，使所述低壓分離器塔頂產物回流部分返回至所述低壓分離器，並回收低壓分離器冷凝器熱量；（ii）將所述低壓分離器排放物液體出口物流饋送至一低壓分離器排放物再沸器以使其至少一部分汽化，使所述低壓分離器排放物沸騰部分返回至所述低壓分離器，並消耗低壓分離器排放物再沸器熱量；（iii）將所述低壓分離器滲透物液體出口物流饋送至一低壓分離器滲透物再沸器以使其至少一部分汽化，使所述低壓分離器滲透物沸騰部分返回至所述低壓分離器，並消耗低壓分離器滲透物再沸器熱量；（iv）將所述高壓分離器蒸氣出口物流饋送至一高壓分離器冷凝器以使其至少一部分冷凝，使所述高壓分離器塔頂產物回流部分返回至所述高壓分離器，並回收高壓分離器冷凝器熱量；及（v）將所述高壓分離器液體出口物流饋送至一高壓分離器再沸器以使其至少一部分汽化，使所述高壓分離器沸騰部分返回至所述高壓分離器，並消耗高壓分離器再沸器熱量。

【第9項】

如請求項8所述的方法，其中所述高壓分離器冷凝器熱量之至少一部分作為低壓分離器滲透物再沸器熱量或作為低壓分離器排放物再沸器熱量消耗。

【第10項】

如請求項7所述的方法，其中將所述低壓分離器排放物液體出口物流及所述低壓分離器滲透物液體出口物流饋送至一低壓分離器再沸器以使其部分汽化，使所述低壓分離器排放物液體回流部分及所述低壓分離器滲透

物液體體回流部分返回至所述低壓分離器，並消耗低壓分離器再沸器熱量。

【第11項】

如請求項10所述的方法，其中所述高壓分離器冷凝器熱量之至少一部分作為低壓分離器再沸器熱量消耗。

【第12項】

如請求項2所述的方法，其中所述隔板呈垂直取向之板形式，其延伸高度小於所述低壓分離器之軸向高度。

【第13項】

如請求項2所述的方法，其中所述排放物流之液體餾分提供與所述低壓分離器排放物底部物流體連通之第一液體體積且所述第二滲透物部分之液體餾分提供與所述低壓分離器滲透物底部物流體連通之第二液體體積，且其中所述第一體積小於所述第二體積。

【第14項】

如請求項2所述的方法，所述方法另外包括使所述高壓分離器底部物之至少一部分及所述低壓分離器滲透物底部物之至少一部分再循環至所述生物反應器系統。

【第15項】

如請求項1所述的方法，其中所述基質為含C1基質，所述細菌為C1固定細菌，且所述至少一種醱酵產物選自由乙醇、異丙醇及其混合物組成之群。

【第16項】

如請求項15所述的方法，其中所述方法不包含用於對另外的滲透物流進行分級分離之另外的分離器。

【第17項】

一種生物轉化設備，其包括：

一生物反應器系統，所述生物反應器系統包括（i）用於將基質引入所述生物反應器系統中之一進口；（ii）用於容納培養基及細菌以代謝所述基質中之碳源並產生產物的至少一第一生物反應器；（iii）用於過濾所述生物反應器系統之液體產物之一過濾系統；（iv）用於排出包括細菌之排放物流之一排放物流出口；及（v）與所述過濾系統之滲透側流體連通，用於自所述生物反應器系統排出滲透物流之一滲透物流出口；及

一低壓分離器，所述低壓分離器具有一隔板安置於其下部區段中且所述隔板經配置用於將（i）第一液體體積與（ii）第二液體體積隔開，所述第一液體體積同時與（A）在定位於所述下部區段中之一低壓分離器排放物流進口處的所述排放物流出口及（B）定位於所述低壓排放物流進口下方之一低壓分離器排放物底部物出口流體連通；所述第二液體體積同時與（A）在定位於所述下部區段中之一低壓分離器滲透物流進口處的所述滲透物流出口及（B）定位於所述低壓分離器滲透物流進口下方之一低壓分離器滲透物底部物出口流體連通；

其中所述低壓分離器經配置用於在其上部區段中將位於所述第一液體體積上方之第一氣態餾分與位於所述第二液體體積上方之第二氣態餾分合併，且提供與一低壓分離器塔頂產物出口流體連通的合併之氣體體積，

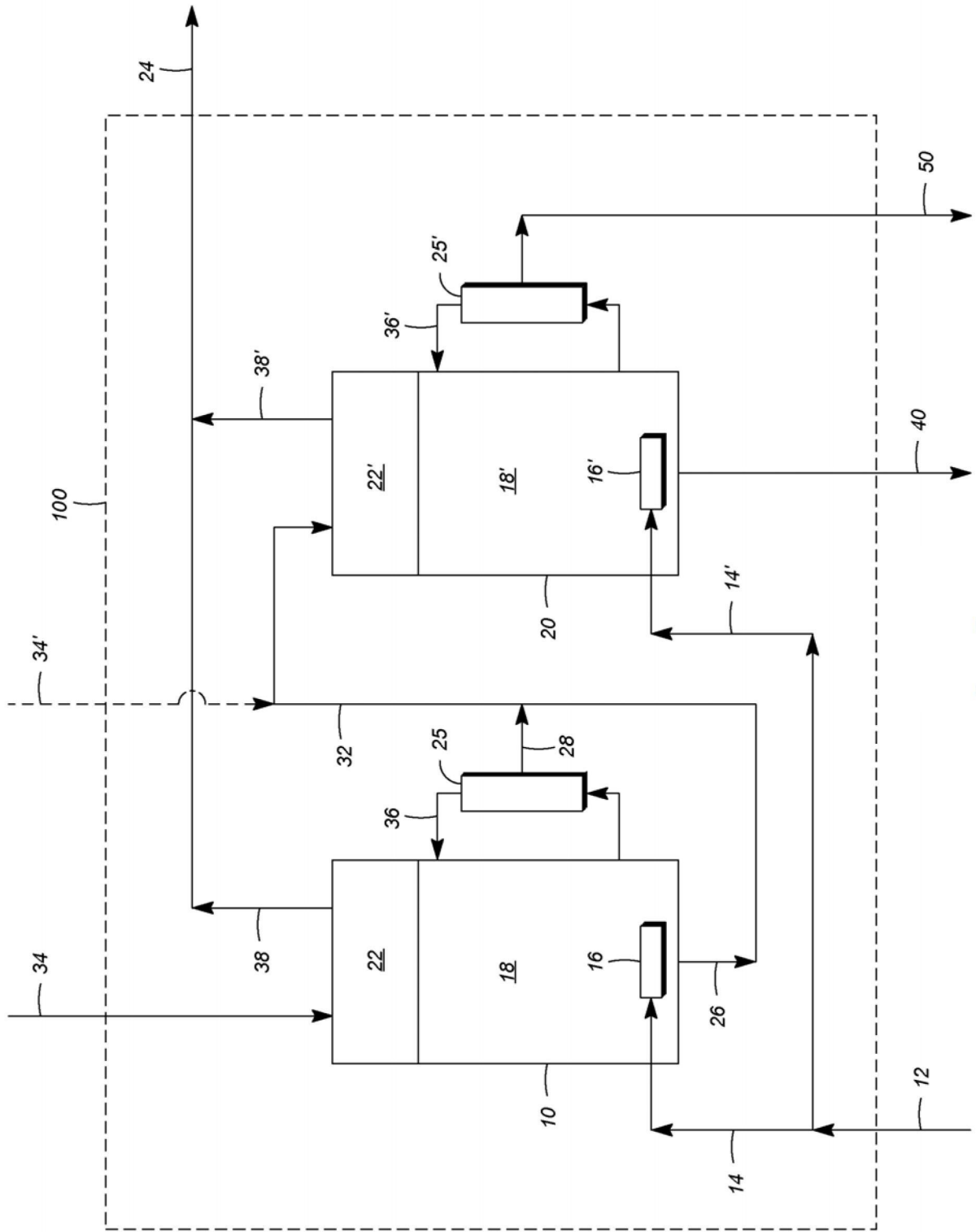
所述設備視情況另外包括一高壓分離器，所述高壓分離器具有

(i) 與所述滲透物流出口流體連通，用於接受所述滲透物流之第一滲透物部分並將所述滲透物流之第二滲透物部分傳送至所述低壓分離器滲透物流進口之一第一滲透物部分進口；(ii) 一高壓分離器塔頂產物出口；及(iii) 一高壓分離器底部物出口，其中所述第一滲透物部分進口定位於所述高壓分離器塔頂產物出口下方且在所述高壓分離器底部物出口上方；

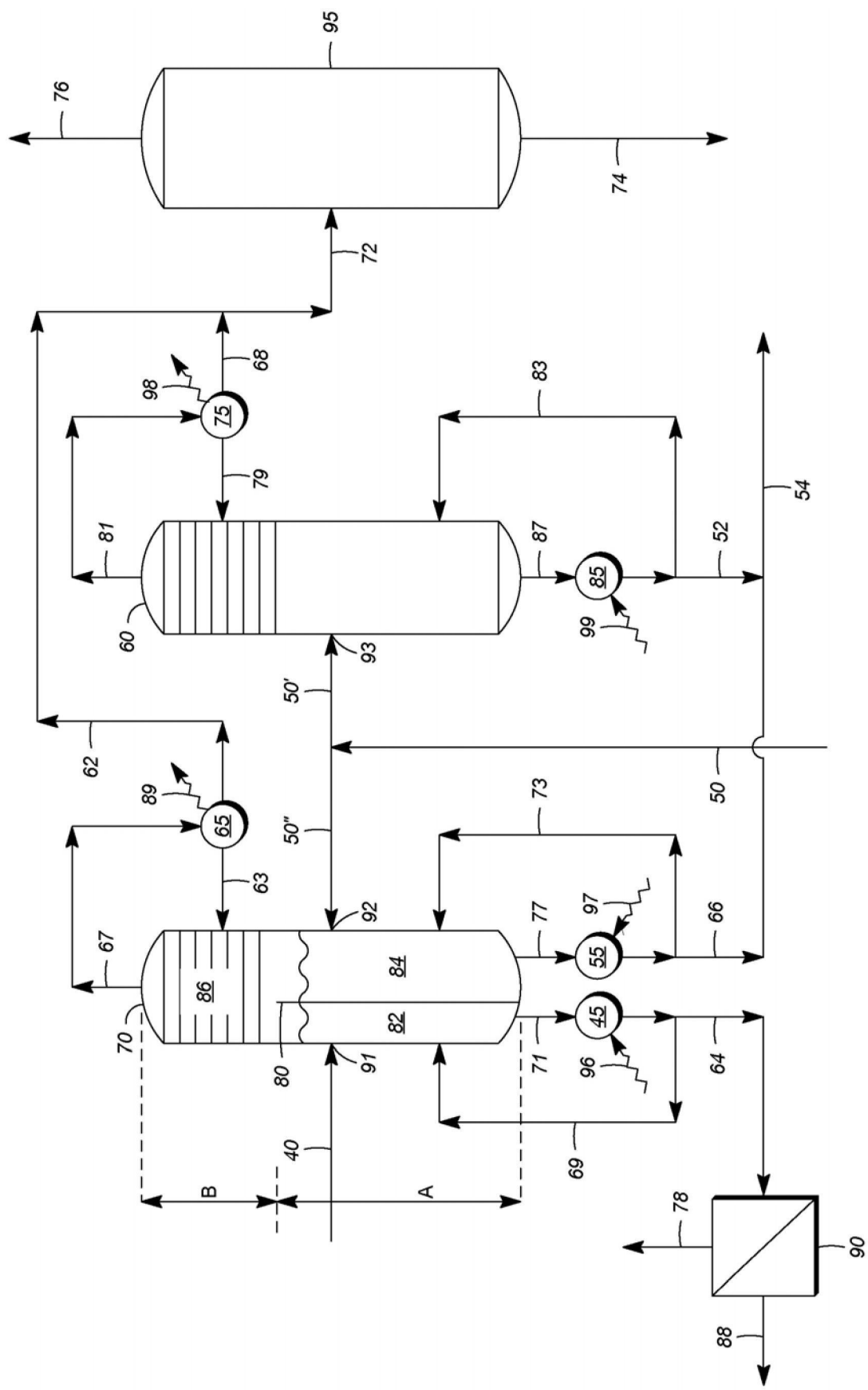
所述設備視情況另外包括一脫水塔，所述脫水塔具有(i) 同時與所述低壓分離器塔頂產物出口及所述高壓分離器塔頂產物出口流體連通之一脫水塔進口；(ii) 一脫水塔塔頂產物出口；及(iii) 一脫水塔底部物出口，其中所述脫水塔進口定位於所述脫水塔塔頂產物出口下方且在所述脫水塔底部物出口上方；且

所述設備視情況另外包括一第二過濾系統，所述第二過濾系統與所述低壓分離器排放物底部物出口流體連通，用於過濾低壓分離器排放物底部物流。

【發明圖式】



【圖1】



【圖3】