



(21)申請案號：113122165

(22)申請日：中華民國 113 (2024) 年 06 月 14 日

(51)Int. Cl. :

C12P1/04 (2006.01)

C12P5/02 (2006.01)

C12P7/40 (2006.01)

(30)優先權：2023/06/15美國63/521,323

(71)申請人：香港商巨鵬生物(香港)有限公司 (香港地區) JUPENG BIO (HK) LIMITED (HK)
香港

(72)發明人：希納瑞 萊恩 SENARATNE, RYAN (US) ； 沃克 布魯斯 WALKER, BRUCE (US) ； 比爾德 布蘭登 BEARD, BRANDON (US) ； 昌德本 梅麗莎 CHANDERBAN, MELISSA (US)

(74)代理人：劉法正；尹重君

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：89 項 圖式數：3 共 53 頁

(54)名稱

用於固定二氧化碳之方法

(57)摘要

提供用於經由醱酵固定二氧化碳之系統及方法。更具體而言，本揭露內容包括經由產甲烷古菌 (methanogenic archaea) 將二氧化碳醱酵成甲烷。本揭露內容進一步提供整合產甲烷菌醱酵與額外方法以達到提高碳效率。

System and process are provided for fixation of carbon dioxide through fermentation. More specifically, the disclosure includes fermenting carbon dioxide into methane through methanogenic archaea. The disclosure further provides the integration of methanogenic fermentation with additional processes to achieve improved carbon efficiency.

【發明摘要】

【中文發明名稱】

用於固定二氧化碳之方法

【英文發明名稱】

PROCESSES FOR FIXATION OF CARBON DIOXIDE

【中文】

提供用於經由醱酵固定二氧化碳之系統及方法。更具體而言，本揭露內容包括經由產甲烷古菌(methanogenic archaea)將二氧化碳醱酵成甲烷。本揭露內容進一步提供整合產甲烷菌醱酵與額外方法以達到提高碳效率。

【英文】

System and process are provided for fixation of carbon dioxide through fermentation. More specifically, the disclosure includes fermenting carbon dioxide into methane through methanogenic archaea. The disclosure further provides the integration of methanogenic fermentation with additional processes to achieve improved carbon efficiency.

【指定代表圖】 (無)

【代表圖之符號簡單說明】

(無)

【特徵化學式】

(無)

【發明說明書】

【中文發明名稱】

用於固定二氧化碳之方法

【英文發明名稱】

PROCESSES FOR FIXATION OF CARBON DIOXIDE

【技術領域】

發明領域

【0001】 本發明提供用於固定二氧化碳之方法。更具體而言，本方法包括將二氧化碳醱酵成甲烷及/或有機酸。本方法可進一步包括裂解甲烷以產生氫或氫及CO以用於後續醱酵，或直接將甲烷提供至親甲基醇(methylotroph)醱酵方法。額外方法包括將來自醱酵的細胞團(cell mass)加工成單細胞蛋白質以用作營養補充劑。

【先前技術】

發明背景

【0002】 來自工業製程的一氧化碳及二氧化碳排放為氣候變遷及全球暖化的兩個主要驅動因素。微生物醱酵可藉由使用微生物、經由其代謝途徑將一氧化碳(CO)、氫(H₂)及/或二氧化碳(CO₂)轉化為有用的含氧烴化合物，諸如乙醇、丁醇、乙酸鹽、丁酸鹽、2,3-丁二醇及其他所需產物以減少此類碳排放。

【0003】 大規模微生物醱酵亦產生大量微生物生物質。傳統上，微生物生物質的處置需要昂貴的廢棄物處理系統、儲存場所及掩埋場。先前的發現顯示，微生物生物質可作為單細胞蛋白質(SCP)及其他組分回收，以重新用作蛋白質、胺基酸及碳水化合物的來源，該等蛋白質、胺基酸及碳水化合物可用作動物、植物或人類的營養補充劑。舉例而言，美國專利第10,856,560號描述了一種藉由培養產乙酸菌(acetogen)以產生微生物生物質來生產全細胞動物飼料之方法。

【0004】 因此，需要能夠有效地將二氧化碳轉化為在其他製程中使用之產物的方法及系統。此外，仍需要用於有效地將微生物生物質轉化為消化友善營養補充劑及任何此類營養補充劑之組成物的方法及系統。

【發明內容】

發明概要

【0005】 在一態樣中，一種用於轉化CO₂之方法包括在產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌(methanogenic archaea)醱酵包括CO₂及H₂之氣態受質；在氣態受質中將CO₂與H₂比率維持在約1:3至約1:4；及自產甲烷菌醱酵容器中回收甲烷。

【0006】 在一態樣中，一種用於轉化CO₂之方法包括在產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌醱酵包括CO₂及H₂之氣態受質；自產甲烷菌醱酵容器中回收甲烷；裂解至少一部分甲烷以產生H₂；及將至少一部分H₂送回到產甲烷菌醱酵容器。

【0007】 在另一態樣中，一種用於轉化CO及CO₂之方法包括在CO醱酵容器中用CO轉化產乙酸菌醱酵包括CO及H₂之氣態受質以產生醇及含CO₂排出氣體；將含CO₂排出氣體自CO醱酵容器提供至產甲烷菌醱酵容器；及在產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌醱酵含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【0008】 在另一態樣中，一種用於轉化CO及CO₂之方法，該方法包括在CO醱酵容器中用CO轉化產乙酸菌醱酵包括CO及H₂之氣態受質以產生醇及第一含CO₂排出氣體，並將含CO₂排出氣體自CO醱酵容器提供至產乙酸CO₂醱酵容器。該方法進一步包含在產乙酸CO₂醱酵容器中用CO₂轉化產乙酸菌醱酵第一含CO₂排出氣體以產生有機酸及第二含CO₂排出氣體；將有機酸提供至CO醱酵容器並將第二含CO₂排出氣體提供至產甲烷菌醱酵容器；及在產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌醱酵第二含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【0009】 在另一態樣中，一種用於轉化CO及CO₂之方法，該方法包括在一

CO醱酵容器中用CO轉化產乙酸菌醱酵包括CO及H₂之氣態受質以產生醇及第一含CO₂排出氣體；將至少一部分第一含CO₂排出氣體自CO醱酵容器提供至產乙酸CO₂醱酵容器；在產乙酸CO₂醱酵容器中用CO₂轉化產乙酸菌醱酵至少一部分第一含CO₂排出氣體以產生有機酸；將有機酸提供至CO醱酵容器；將至少另一部分第一含CO₂排出氣體自CO醱酵容器提供至產甲烷菌醱酵容器；及在產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌醱酵至少另一部分第一含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【圖式簡單說明】

【0010】 因此，可參考實施例獲得可詳細地理解本揭露內容之上述特徵之方式、上文簡要概述之本揭露內容之更特定描述，該等實施例中之一些說明於附圖中。然而，應注意，附圖僅說明本揭露內容之典型實施例，因此不應將其視為限制本揭露內容之範疇，係因本揭露內容可准許其他同等有效之實施例。

【0011】 圖1說明一用於轉化CO₂之方法，其包括甲烷裂解以將甲烷轉化為氫及固體碳及/或甲烷重整以產生氫及CO。

【0012】 圖2繪示一用於轉化CO及CO₂之方法，其包括用產甲烷古菌醱酵，及用CO轉化產乙酸菌醱酵。

【0013】 圖3繪示一用於轉化CO及CO₂之方法，其包括用產甲烷古菌醱酵、用CO₂轉化產乙酸菌醱酵，及用CO轉化產乙酸菌醱酵。

【實施方式】

【0014】 以下描述不應理解為限制性意義，而僅用於描述示例性實施例之一般原理之目的。本揭露內容之範疇應參考申請專利範圍確定。

【0015】 修飾任何量之術語「約」意指在現實世界條件下，例如在實驗室、中試工廠或生產設施中遇到的量的變化。舉例而言，當用「約」修飾時，混合物或份量中採用之成分的量或測量值包括在生產工廠或實驗室之實驗條件下測量時通常採用的變化及關注程度。舉例而言，用「約」修飾之產物組分的量包

括工廠或實驗室多次實驗中批次之間的變化以及分析方法固有的變化。無論是否用「約」修飾，該等量均包括與彼等量之等效物。在本文中陳述且經「約」修飾之任何量亦可在本揭露內容中用作未經「約」修飾之量。

【0016】 在本揭露內容之上下文中，除非另外指明或與上下文明顯相矛盾，否則使用術語「一」、「一者」、「該」及類似指示物應理解為涵蓋單數及複數。

【0017】 除非另外規定，否則術語「包含」、「包括」、「具有」、「含有」或「特徵在於」係包容性的且不排除任何附加的、未列舉的要素或方法步驟(亦即，意指「包括但不限於」)。除非另有主張，否則本文提供之任何實例或示例性語言(例如，「諸如」、「例如」、「舉例而言」)的使用僅旨在說明本揭露內容且不對本揭露內容之範疇強加限制。

【0018】 醱酵為微生物用來產生細胞生長能量之代謝方法。某些微生物可醱酵含C1氣態受質，諸如合成氣、含一氧化碳(CO)氣態受質或含二氧化碳(CO₂)氣態受質，以維持其生長並產生含氧烴化合物。在此類情況下，微生物使用含C1氣態受質中之一或多種C1組分作為其生長之主要碳源。術語「醱酵」、「醱酵方法」、「微生物醱酵方法」及其類似術語旨在涵蓋該方法之生長期及產物生物合成期。在厭氧微生物醱酵方法過程中，獲得大量微生物生物質，其可被清除並加工成有用的產物，諸如營養補充劑。具體而言，本揭露內容包括自厭氧醱酵方法之微生物生物質中提取營養補充劑的方法。

【0019】 可醱酵氣態受質意指包含CO、CO₂或CH₂O₂之一或多者的含C1氣態受質。適合之氣態受質可包括各種合成氣體(亦即合成氣)及工業廢氣。

【0020】 合成氣可由任何已知來源提供。在一態樣中，合成氣可源自含碳材料之氣化。氣化涉及生物質在有限的氧氣供應下之部分燃燒。所得氣體可包括CO、CO₂及H₂。適合之氣化方法及裝置之一些實例提供於美國序號

61/516,667、61/516,704及61/516,646中，其均於2011年4月6日提申，及美國序號13/427,144、13/427,193及13/427,247中，其均於2012年3月22日提申，其均以引用之方式併入本文中。在另一態樣中，合成氣可由水及二氧化碳之電解產生。在此態樣中，自所得氣體中移除氧且所得氣體可進一步與其他氣體源摻合以形成所需之可醱酵氣態受質。

【0021】 工業廢氣可包括來自工業方法之含C1廢氣，該廢氣否則將被排放至大氣中。工業廢氣之實例包括微生物醱酵、鐵類金屬產品製造、非鐵類產品製造、石油精煉方法、煤炭氣化、電力生產、炭黑生產、氨生產、甲醇生產、焦炭製造及氣體重整過程中產生之氣體。

【0022】 含C1氣態受質可包括H₂。亦可將H₂單獨補充至含C1氣態受質中以形成適合醱酵之所需氣體組成物。H₂源之實例包括鐵類金屬產品製造、非鐵類產品製造、石油精煉方法、煤炭氣化、生物質氣化、電力生產、炭黑生產、氨生產、甲醇生產及焦炭製造過程中產生之氣體。其他氫源可包括例如H₂O電解及生物產生之H₂。

【0023】 用微生物醱酵可醱酵氣態受質係在醱酵容器中進行。醱酵容器包括由一或多個容器及/或塔或管道裝置組成的醱酵生物反應器，其包括間歇反應器、半間歇反應器、連續反應器、連續攪拌釜反應器(CSTR)、鼓泡塔反應器、外循環迴路反應器、內循環迴路反應器、固定細胞反應器(ICR)、滴流床反應器(TBR)、移動床生物膜反應器(MBBR)、氣升反應器、諸如中空纖維膜生物反應器(HFMBR)之膜反應器、靜態混合器、氣升醱酵罐，或適合氣-液接觸之其他容器或其他裝置。

【0024】 適合厭氧微生物生長及將可醱酵氣態受質醱酵成一或多種含氧烴化合物之培養基可添加至醱酵容器中以支持產乙酸菌對氣態受質之醱酵。培養基組成物之一些實例描述於2019年8月2日提申之美國序號16/530,502及

16/530,481中，及2001年7月23日提申之美國專利第7,285,402號中，其均以引用之方式併入本文中。培養基可經滅菌以移除不合需要之微生物，且用所需之微生物對醱酵容器進行接種。可能並非始終需要滅菌。用於產甲烷菌醱酵之適合培養基描述於美國專利第11,401,499號中，其以引用之方式併入本文中。

產甲烷菌醱酵及甲烷裂解

【0025】 如圖1所示之一用於轉化CO₂之方法包括在產甲烷菌醱酵容器105中生產甲烷及使用甲烷裂解器120將甲烷135轉化為氫110及固體碳或一氧化碳130。

【0026】 甲烷生產：在圖1所示之一態樣中，一方法包括產甲烷菌醱酵容器105，其可與生產CO₂之工業方法整合。在此態樣中，產甲烷菌醱酵容器105含有能夠進行氫營養產甲烷作用(hydrogenotrophic methanogenesis)(亦即，將CO₂與H₂轉化為甲烷)的微生物培養物。產甲烷菌醱酵容器105耦接至氫源及CO₂氣體源115。氫源可為藉由甲烷裂解器120產生之富含氫流110。可將單獨氫源提供至產甲烷菌醱酵容器105中。可將H₂及CO₂各自單獨添加至產甲烷菌醱酵容器105中或摻合在一起且隨後添加至產甲烷菌醱酵容器105中。所述方法包括在醱酵容器105中將CO₂與H₂比率維持在約1:5至約1:1，在另一態樣中約1:5至約1:2，在另一態樣中約1:5至約1:3，在另一態樣中約1:5至約1:4，在另一態樣中約1:4至約1:1，在另一態樣中約1:4至約1:2，在另一態樣中約1:4至約1:3，在另一態樣中約1:3至約1:1，在另一態樣中約1:3至約1:2，且在另一態樣中約1:2至約1:1。適合之總氣體遞送速率在約0.2至約25體積氣體之範圍內，在另一態樣中約2至約16，在另一態樣中約1至22，且在另一態樣中約0.5至20 (STP，標準溫度及壓力)每分鐘每體積培養物。產甲烷菌醱酵容器105亦可產生含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液140，其可加工成單細胞蛋白質。

【0027】 適合之微生物培養物可易於自公開微生物保存中心獲得或可自多

種環境來源分離。此類環境來源包括厭氧的土壤與沙、酸沼(bog)、沼澤(swamp)、草沼(marsh)、河口(estuary)、緻密藻墊(dense algal mat)、陸地與海洋泥漿與沈積物、深海與深井場地、污水與有機廢棄物場地與處理設施，及動物腸道與糞便。許多單一物種之純培養物均適用。經分類之純培養物全部均為古菌域之成員 [Woese等人，Proc Natl Acad Sci USA 87:4576-4579 (1990) 「Towards a natural system of organisms: Proposal for the domains Archaea, Bacteria, and Eucarya.」，其以引用之方式併入本文中]且落入4種不同類別的廣古菌界(Euryarchaea kingdom)之內。適合之生物體的實例已分類成甲烷桿菌綱(Methanobacteria class)中之4個不同屬(例如嗜鹼甲烷桿菌(*Methanobacterium alcaliphilum*)、布氏甲烷桿菌(*Methanobacterium bryantii*)、剛果甲烷桿菌(*Methanobacterium congolense*)、污水甲烷桿菌(*Methanobacterium defluvii*)、依斯帕諾拉甲烷桿菌(*Methanobacterium espanolae*)、甲酸甲烷桿菌(*Methanobacterium formicicum*)、伊氏甲烷桿菌(*Methanobacterium ivanovii*)、沼澤甲烷桿菌(*Methanobacterium palustre*)、熱聚甲烷桿菌(*Methanobacterium thermaggregans*)、泥沼甲烷桿菌(*Methanobacterium uliginosum*)、耐酸甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter acididurans*)、嗜樹甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter arboriphilicus*)、哥查奇甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter gottschalkii*)、奧利甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter olleyae*)、瘤胃甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter ruminantium*)、史氏甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter smithii*)、沃氏甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter woesei*)、沃麗尼甲烷短桿菌(*Methanobrevibacter wolinii*)、馬爾堡甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter marburgensis*)、熱自養甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter thermotrophicum*)(亦稱為嗜熱自養甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter thermoautotrophicus*))、高溫彎曲甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter thermoflexus*)、嗜熱甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter thermophilus*)、沃氏甲烷熱桿菌(*Methanothermobacter*

wolfeii)、集結甲烷嗜熱菌 (*Methanothermus sociabilis*)、甲烷微菌綱 (*Methanomicrobia* class) 中之 5 個不同屬 (例如巴伐利亞甲烷粒菌 (*Methanocorpusculum bavaricum*)、小甲烷粒菌 (*Methanocorpusculum parvum*)、智利甲烷囊菌 (*Methanoculleus chikuoensis*)、海底甲烷囊菌 (*Methanoculleus submarinus*)、寒冷產甲烷菌 (*Methanogenium frigidum*)、泥遊產甲烷菌 (*Methanogenium liminatans*)、海洋產甲烷菌 (*Methanogenium marinum*)、嗜乙酸甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina acetivorans*)、巴氏甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina barkeri*)、馬氏甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina mazei*)、嗜熱甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina thermophila*)、運動甲烷微菌 (*Methanomicrobium mobile*)、甲烷球菌綱 (*Methanococci* class) 中之 7 個不同屬 (例如詹氏甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus jannaschii*)、雜色甲烷球菌 (*Methanococcus aeolicus*)、海沼甲烷球菌 (*Methanococcus maripaludis*)、萬氏甲烷球菌 (*Methanococcus vannieli*)、沃氏甲烷球菌 (*Methanococcus voltaei*)、熱自養甲烷熱球菌 (*Methanothermococcus thermolithotrophicus*)、熱烈甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus fervens*)、印度甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus indicus*)、地獄火甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus infernus*)、烏爾坎甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus vulcanius*)) 及甲烷火菌綱 (*Methanopyri* class) 中之一個屬 (例如康德萊甲烷火菌 (*Methanopyrus kandleri*))。適合之培養物可獲自公開培養物保存中心 (例如美國典型培養物保存中心 (American Type Culture Collection)，德國微生物及細胞保存中心 (Deutsche Sammlung von Mikroorganismen and Zellkulturen GmbH)，及俄勒岡州產甲烷菌保存中心 (Oregon Collection of Methanogens)。被分離在純培養物中並可在公開培養物保存中心取得的許多適合氫營養型產甲烷菌 (hydrogenotrophic methanogen) 尚未完全被分類。較佳之純培養物生物體包括巴氏甲烷八聯球菌、海沼甲烷球菌、嗜熱自養甲烷熱桿菌，及馬爾堡甲烷熱桿菌。

【0028】 二或多種微生物之適合混合物培養物亦可易於自指定之環境來源中分離 [Bryant 等人，Archiv Microbiol 59:20-31 (1967) 「*Methanobacillus omelianskii*, a symbiotic association of two species of bacteria.」，其以引用之方式併入本文中]。適合之混合物可為其中二或多個物種之細胞在物理上相關的菌群，或者其等可為其中二或多個物種在代謝上合作而物理上不相關的互飼混合物。混合培養物可具有超出已知氫營養型產甲烷菌之純培養物可用的性質。此等性質可包括例如對氣體進料流(諸如氧、乙醇或其他微量組分)中之污染物具有抗性，或聚集生長，其可增加培養物密度及培養物之體積氣體處理能力。

【0029】 混合生物體之適合培養物亦可藉由組合自二或多個來源分離的培養物來獲得。適合之混合培養物中之一或多個物種應為產甲烷古菌。任何非古菌物種均可為細菌或真核生物。

【0030】 適合之培養物亦可藉由非產甲烷生物體之遺傳修飾獲得，其中支持氫營養產甲烷作用所需之基因係自產甲烷微生物或自本身可為或可不為產甲烷微生物之組合轉移。適合之遺傳修飾亦可藉由所需基因之酵素或化學合成獲得。

【0031】 產甲烷菌醱酵容器105使用在穩定條件下操作的連續氫營養產甲烷培養物提供連續的甲烷生產。此類適合條件之實例提供於Schill, N., van Gulik, M., Voisard, D., & von Stockar, U. (1996) *Biotechnol & Bioeng* 51:645-658. 「Continuous cultures limited by a gaseous substrate: development of a simple, unstructured mathematical model and experimental verification with *Methanobacterium thermoautotrophicum*」中，其以引用之方式併入本文中。培養基可由稀礦物鹽組成，且應適應於特定用途之培養物。

【0032】 用於產甲烷菌醱酵方法之各種培養基組分的濃度如下：

元素	濃度 mg/L	進料速率 μg/公克細胞/分鐘
NH ₄ ⁺	82-3280	170-1,375
Fe	0.85-34	0.91-8.22
Ni	0.07-2.81	0.12-1.05
Co	0.037-1.49	0.13-0.66
Zn	0.45-23.8	0.08-0.56
Mo	0.003-0.397	0.012-0.13
螯合劑	2.5-100	2.65-17.37
W	0.8-32.1	0.94-8.06
K	98-3933	217-1,542
Mg	0.71-28.69	0.69-6.24
Na	875-35000	290-8,750
S	15-625	1.12-13.41
P	20-805	9.71-87.39

【0033】 產甲烷菌醱酵容器105中之培養基應以適合維持必需礦物質之有用濃度及消除可能抑制產甲烷作用之任何代謝產物的速率進行補充。適合之稀釋速率為低於0.2培養物體積/小時，係因其產生高體積濃度之有效甲烷生成能力。

【0034】 在一態樣中，在產甲烷作用過程中氧化還原電位維持在低於-400 mV或更低。在另一態樣中，氧化還原電位維持在低於-300 mV或更低，在另一態樣中低於-200 mV，且在又另一態樣中低於-100 mV。

【0035】 在另一態樣中，培養物之溫度維持在接近培養物中使用之生物體生長的最佳溫度(例如，針對諸如巴氏甲烷八聯球菌及海沼甲烷球菌等嗜溫性(mesophilic)生物體為約35°C至約37°C，或針對諸如嗜熱自養甲烷熱桿菌等嗜熱生物體(thermophile)為約60°C至65°C，且針對諸如詹氏甲烷暖球菌、熱烈甲烷暖球菌、印度甲烷暖球菌、地獄火甲烷暖球菌及烏爾坎甲烷暖球菌等生物體為約85°C至90°C)。然而，預計可使用高於或低於最佳生長溫度的溫度。

【0036】 在另一態樣中，還原劑可與CO₂及氫一起導入醱酵方法中。此還

原劑可適當地為硫化氫或硫化鈉。氫本身可用作還原劑，以使培養物之氧化還原電位維持在氫營養產甲烷作用之最佳效能所需的範圍內(≤ -100 mV)。一般而言，氫以有效允許生物反應器中之至少一部分二氧化碳轉化為甲烷的濃度提供。在另一態樣中，培養物之氧化還原電位可經由浸入培養基中之電化學細胞而維持在 ≤ -100 mV。

【0037】 在另一態樣中，所述方法包括減少進料至生物反應器中之 CO_2 流中存在之氧的各種方法及/或特徵。當絕對厭氧產甲烷古菌用於催化甲烷形成時，氧的存在可能不利於所述方法之效能且會污染產物氣體。因此，減少 CO_2 流中存在的氧有助於改進所述方法。在一態樣中，在氣體進入發酵容器之前，藉由使混合 H_2/CO_2 流通過鈀催化劑而減少氧含量，鈀催化劑將任何微量氧轉化為水。在此態樣中， H_2 的提供量高於培養物中所需的量，其相對於污染的氧之比率為2:1。在另一態樣中，藉由在生物反應器中預處理氣體流來移除氧。在此態樣中，還原劑可藉由供應可作為氧化發酵受質之有機材料源(例如葡萄糖、澱粉、纖維素、乙醇工廠之發酵殘渣、乳清殘渣等)來提供。選擇微生物生物催化劑以氧化發酵所選之有機源，自污染物氧中產生 CO_2 。在此實施例中，將提供額外的 H_2 以使該額外的 CO_2 在厭氧發酵槽中能夠轉化為甲烷。

【0038】 產甲烷菌發酵方法提供約0.5至約3 mmol CO_2 /分鐘/公克細胞，在另一態樣中約1至約2 mmol CO_2 /分鐘/公克細胞，在另一態樣中約0.5至約1 mmol CO_2 /分鐘/公克細胞，在另一態樣中約1至約3 mmol CO_2 /分鐘/公克細胞，且在另一態樣中約0.5至約2 mmol CO_2 /分鐘/公克細胞之比 CO_2 吸收率。在此態樣中，產甲烷菌發酵方法有效提供65%或更高，在另一態樣中70%或更高，在另一態樣中75%或更高，在另一態樣中80%或更高，在另一態樣中85%或更高，在另一態樣中90%或更高，在另一態樣中85%至95%，且在另一態樣中90%至99%之 CO_2 轉化率。所述方法進一步提供高達100 g/L，在一態樣中10至80 g/L，在一態樣中15

至60 g/L，在一態樣中20至50 g/L，在一態樣中10至30 g/L，在另一態樣中15至45 g/L之細胞密度。

【0039】 所述方法進一步提供約3至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約3至約10 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約3至約8 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約3至約6 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約4至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約4至約10 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約4至約8 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約5至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約5至約10 mmol H₂/分鐘/公克細胞，且在另一態樣中約5至約8 mmol H₂/分鐘/公克細胞之比H₂吸收率。

【0040】 所述方法進一步提供約5至約50小時，在另一態樣中約5至約40小時，在另一態樣中約5至約30小時，在另一態樣中約5至約25小時，在另一態樣中約5至約20小時，在另一態樣中約5至約10小時，在另一態樣中約5至約8小時，且在另一態樣中約8至約15小時之細胞滯留時間。

【0041】 所述方法進一步提供約0.4至約3 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約0.4至約2 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約0.4至約1 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約1.0至約3 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約1.0至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，在另一態樣中約1.0至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞，且在另一態樣中約1.5至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。在此態樣中，所述方法有效提供具有高於60%甲烷濃度，在另一態樣中高於65%甲烷濃度，在另一態樣中高於70%甲烷濃度，在另一態樣中高於75%，在另一態樣中高於80%，且在又另一態樣中高於85%之甲烷排出氣體。

【0042】 甲烷裂解：如圖1之進一步說明，藉由醱酵容器105產生之甲烷135可經由管線136遞送至甲烷裂解器120或經遞送以為各種製程提供動力，及/或可作為燃料(全部均稱為137)儲存及販售。甲烷裂解器120可將甲烷熱解成氫110及

固體碳130或將甲烷重整為氫110及一氧化碳130。如本文所用，甲烷裂解可包括熱解及重整。甲烷熱解可藉由已知之甲烷熱解方法完成，包括例如微波熱解、熔融金屬熱解、電漿弧熱解，及其等之組合。甲烷重整之實例包括流重整、乾燥重整及部分氧化。

【0043】 在一態樣中，使用微波熱解進行甲烷熱解。微波熱解描述於2022年11月10日公開之WO 2022/232942中，其以引用之方式併入本文中。所述方法包括將含有原料之甲烷提供至微波惰性反應容器或將含有原料之甲烷提供至微波惰性與無線電波惰性反應容器。容器內有固體碳，不存在或最多可忽略量之分子氧。不將水及分子氧添加至容器。反應容器內之水及分子氧的唯一來源應為原料中存在之少量的水、分子氧及含氧物種(CO₂)。隨後，將固體碳暴露於微波、無線電波或微波與無線電波，使得碳處於至少200克氏溫度。熱碳將氣態烴加熱，從而形成氫及額外的固體碳。將氫及固體碳分離，並可將氫110提供回到產甲烷菌發酵容器105中。

【0044】 在另一態樣中，使用熔融金屬熱解進行甲烷熱解。在另一態樣中，使用電漿弧熱解進行甲烷熱解。

CO發酵及產甲烷菌發酵，

【0045】 如圖2所示之一用於轉化CO及CO₂之方法包括將含CO氣態受質50提供至CO發酵容器230。CO發酵容器230中之CO轉化產乙酸菌可將CO轉化為一或多種醇255。來自CO發酵容器230之排出氣體481含有CO₂。排出氣體481可提供至產甲烷菌發酵容器105。含有H₂及/或額外CO₂之氣態受質112亦可提供至產甲烷菌發酵容器105。產甲烷菌發酵容器中之產甲烷古菌將CO₂轉化為甲烷135。甲烷135可作為「綠色甲烷/再生天然氣體」販售或可任擇地進行甲烷裂解。在另一態樣中，來自甲烷裂解之H₂及/或CO可供應至產甲烷菌發酵容器及/或CO發酵容器。梭菌屬(Clostridium)發酵液體培養液270及/或產甲烷菌發酵液體培養液140

可被加工成單細胞蛋白質。

【0046】 甲烷生產：在圖2所示之一態樣中，一方法包括如本文中結合圖1所述之產甲烷菌醱酵容器105。

【0047】 甲烷裂解：在圖2未繪示之一任擇態樣中，產甲烷菌醱酵容器105中產生之一部分甲烷135可提供至如本文中結合圖1所述之甲烷裂解器。可操作甲烷裂解器以提供包括 H_2 及/或 CO 之氣態受質。在一態樣中，含有 H_2 及 CO 之氣態受質可分離成富含 H_2 流及富含 CO 合成氣。富含 H_2 流可提供至產甲烷菌醱酵容器105且富含 CO 合成氣可提供至 CO 醱酵容器230。在另一態樣中，含有 H_2 及 CO 之氣態受質可被直接送至 CO 醱酵容器230。在又另一態樣中，甲烷裂解器不產生 CO 。在此情況下，將自甲烷裂解器產生之含 H_2 氣態受質直接送至產甲烷菌醱酵容器105。

【0048】 CO 醱酵：在 CO 醱酵容器230中，某些產乙酸菌可將含 CO 氣態受質50醱酵成有用的含氧烴化合物255，諸如乙醇及丁醇，並產生含有產乙酸菌之醱酵液體培養液270。

【0049】 在此態樣中，適合之氣態受質50含有至少約5莫耳%的 CO ，在一態樣中至少約10莫耳%，在一態樣中至少約20莫耳%，在一態樣中至少約30莫耳%，在一態樣中約10至約100莫耳%，在另一態樣中約20至約100莫耳%的 CO ，在另一態樣中約30至約90莫耳%的 CO ，在另一態樣中約40至約80莫耳%的 CO ，且在另一態樣中約50至約70莫耳%的 CO 。在此態樣中，含 CO 氣態受質50可具有約40莫耳%或更少的 CO_2 ，在一態樣中，含 CO 氣態受質50可具有約30莫耳%或更少的 CO_2 ，在一態樣中，含 CO 氣態受質50可具有約20莫耳%或更少的 CO_2 ，在另一態樣中，含 CO 氣態受質50可具有約10莫耳%或更少的 CO_2 ，在又另一態樣中，含 CO 氣態受質50可具有約1莫耳%或更少的 CO_2 ，在又另一態樣中，含 CO 氣態受質50可不含或基本上不含 CO_2 。

【0050】 取決於含CO氣態受質50之組成，含CO氣態受質50可直接提供至醱酵容器230或可進一步修飾或摻合以包括適當的H₂與CO莫耳比。在一態樣中，提供至醱酵容器之含CO氣態受質具有約0.1或更大，在另一態樣中約0.2或更大，在另一態樣中約0.25或更大，且在另一態樣中約0.5或更大之H₂與CO莫耳比。在一態樣中，來自甲烷裂解器之H₂及/或CO可供應至CO醱酵容器230。

【0051】 用於CO生物轉化醱酵方法之各種培養基組分的濃度如下：

元素	濃度 mg/L	進料速率 μg/公克細胞/分鐘
NH ₄ ⁺	164-6560	41-1640
Fe	1.7-68	0.425-17
Ni	0.07-2.81	0.017-0.702
Co	0.037-1.49	0.009-0.373
Se	0.027-1.1	0.006-0.274
Zn	0.116-4.64	0.198-5.95
W	0.8-32.1	0.26-8.03
K	39-1573	9.83-393.25
Mg	1.4-57.3	0.35-14.32
S	15-625	3.9-156.2
P	15-601	3.76-150.43
d-生物素	0.016-0.64	0.004-0.16
鹽酸硫胺素	0.04-1.6	0.01-0.4
D-泛酸鈣	0.02-0.81	0.005-0.202

【0052】 用於CO生物轉化醱酵方法之有用產乙酸菌的實例包括生產布勞特氏菌(*Blautia producta*)、食甲基丁酸桿菌(*Butyribacterium methylotrophicum*)、地下厭氧卡拉菌(*Caldanaerobacter subterraneus*)、太平洋地下厭氧卡拉菌(*Caldanaerobacter subterraneus pacificus*)、產氫羧基嗜熱菌(*Carboxydotherrmus hydrogenoformans*)、醋酸梭菌(*Clostridium aceticum*)、丙酮丁醇梭菌(*Clostridium acetobutylicum*)、丙酮丁醇梭菌P262、自產乙醇梭菌(*Clostridium autoethanogenum* (DSMZ Germany之DSM 19630))、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 10061)、

自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 23693)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 24138)、嗜羧基梭菌(*Clostridium carboxidivorans*)、克氏梭菌(*Clostridium coskatii*)(ATCC PTA-10522)、德雷克氏梭菌(*Clostridium drakei*)、俊達氏梭菌PETC (*Clostridium ljungdahlii* PETC)(ATCC 49587)、俊達氏梭菌ERI2 (ATCC 55380)、俊達氏梭菌C-01 (ATCC 55988)、俊達氏梭菌O-52 (ATCC 55889)、大梭菌(*Clostridium magnum*)、巴氏梭菌(*Clostridium pasteurianum*)(DSMZ Germany之DSM 525)、拉氏梭菌P11 (*Clostridium ragsdalei* P11)(ATCC BAA-622)、糞味梭菌(*Clostridium scatologenes*)、熱醋梭菌(*Clostridium thermoaceticum*)、雅爾氏梭菌(*Clostridium ultunense*)、庫茲氏脫硫菌(*Desulfotomaculum kuznetsovii*)、黏液真桿菌(*Eubacterium limosum*)、硫還原地桿菌(*Geobacter sulfurreducens*)、嗜乙酸甲烷八聯球菌、巴氏甲烷八聯球菌、芬尼氧菌(*Oxobacter pfennigii*)、產生性脛鏈球菌(*Peptostreptococcus productus*)、斯氏梭菌(*Clostridium Stick-landii*)，及其等之混合物。

【0053】厭氧菌為不需要氧氣來生長的細菌。若氧氣含量高於某一閾值，則厭氧菌可能會產生負面反應或甚至死亡。產乙酸菌為能夠在厭氧呼吸或發酵下藉由使用Wood-Ljungdahl途徑作為其主要節能機制來產生乙酸鹽之微生物。其他有用的含氧烴化合物，諸如甲酸、丙酸、丁酸、庚酸、癸酸、乙醇、丁醇、2-丁醇及2,3-丁二醇，亦可由產乙酸菌產生。適合將含C1氣態受質轉化為有用含氧烴化合物之產乙酸菌的實例包括以下各屬之彼等：梭菌屬，諸如俊達氏梭菌菌株，包括WO 2000/68407、EP 117309、美國專利第5,173,429號、第5,593,886號及第6,368,819號、WO 1998/00558及WO 2002/08438中所述之彼等；自產乙醇梭菌菌株(DSMZ，Germany之DSM 10061及DSM 19630)，包括WO 2007/117157及WO 2009/151342中所述之彼等，及拉氏梭菌(P11，ATCC BAA-622)及巴氏嗜鹼菌(*Alkalibaculum bacchi*)(CP11，ATCC BAA-1772)，包括分別描述於美國專利

第7,704,723號及「Biofuels and Bioproducts from Biomass-Generated Synthesis Gas」, Hasan Atiyeh, 2010年4月29日於Oklahoma EPSCoR Annual State Conference提出之彼等, 及美國專利申請案第2007/0276447號中所述之嗜羧基梭菌(*Clostridium carboxidivorans*)(ATCC PTA-7827)。其他適合之微生物包括穆爾氏菌(*Moorella*)屬之彼等, 包括穆爾氏菌屬HUC22-1, 及羧基嗜熱菌(*Carboxydotherrmus*)屬之彼等。此等參考文獻之每一者以引用之方式併入本文中。

【0054】CO醱酵可視需要在針對所需醱酵模式之適當反應條件下進行。舉例而言, 在一態樣中, 可將CO醱酵設定在專注於CO-至-含氧烴化合物(例如乙醇)生產之模式。在此模式下, 將進料至CO醱酵之CO中之約4%至6%的碳轉化為生物質。在另一態樣中, 可將CO醱酵設定在專注於CO-至-微生物生物質生產之模式。在此模式下, 將進料至CO醱酵之CO中之約6%至7.5%的碳轉化為生物質。應考慮之反應條件包括壓力、溫度、氣體流速、液體流速、培養基pH值、培養基氧化還原電位、攪拌速率(若使用攪拌釜反應器)、接種量、適當氣體受質濃度, 以確保液相中之CO不具限制性或抑制性, 及適當產物濃度以避免產物抑制作用。CO醱酵方法進一步提供80%或更高, 在一態樣中85%或更高, 在一態樣中90%或更高, 在另一態樣中80%至99%, 在另一態樣中85%至98%, 且在又另一態樣中90%至97%之CO轉化率。在CO醱酵方法過程中細胞密度維持在5 g/L或更高, 在一態樣中維持在10 g/L或更高, 在一態樣中維持在12 g/L或更高, 在另一態樣中維持在8至15 g/L, 在另一態樣中維持在10至20 g/L, 在另一態樣中維持在12至25 g/L, 且在又另一態樣中維持在10至30 g/L。

【0055】CO醱酵進一步提供約10公克醇/天/公克細胞或更高之比醇生產率, 在另一態樣中約12公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率, 在另一態樣中約14公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率, 在另一態樣中約10至約16公克/天/公克細胞, 在另一態樣中約10至約14公克/天/公克細胞, 在另一態樣中約10至約12

公克/天/公克細胞，在另一態樣中約10至約16公克/天/公克細胞，在另一態樣中約10至約14公克/天/公克細胞，在另一態樣中約12至約16公克/天/公克細胞，且在另一態樣中約12至約14公克/天/公克細胞之比醇生產率。

【0056】 CO轉化產乙酸菌轉化CO並產生一或多種醇及含CO₂排出氣體。隨後，含CO₂排出氣體被送至產甲烷菌醱酵容器。含CO₂排出氣體含有5%或更少，在一態樣中3%或更少，在一態樣中2%或更少，且在另一態樣中1%或更少的CO。在含CO₂排出氣體進入產甲烷菌醱酵容器之前可自該含CO₂排出氣體中移除CO，以避免CO抑制作用。

CO醱酵、產乙酸CO₂醱酵及產甲烷菌醱酵

【0057】 如圖3所示之一用於轉化CO及CO₂之方法包括在CO醱酵容器230中醱酵含CO氣態受質50。CO醱酵容器230中之CO轉化產乙酸菌將CO轉化為一或多種醇255。來自CO醱酵容器230之排出氣體481含有CO₂。排出氣體481可提供至產乙酸CO₂醱酵容器220及/或產甲烷菌醱酵容器105。產乙酸CO₂醱酵容器220產生有機酸227，其可供應至CO醱酵容器230以提高CO醱酵中含氧烴化合物255 (諸如乙醇及丁醇)之生產率。來自產乙酸CO₂醱酵容器220之排出氣體225可含有未轉化之CO₂及/或H₂，其隨後可被遞送至產甲烷菌醱酵容器105。CO醱酵培養液270、產乙酸CO₂醱酵培養液250及/或產甲烷菌醱酵培養液140可進一步自醱酵容器中被清除並加工成單細胞蛋白質營養補充劑。

【0058】 甲烷生產：在圖3所示之一態樣中，一方法包括如本文中結合圖1所述之產甲烷菌醱酵容器105。在此態樣中，產甲烷菌醱酵容器105可用於平衡CO醱酵容器230中之有機酸消耗及產乙酸CO₂醱酵容器220中之CO₂消耗。含有補充的H₂及/或外部CO₂之氣態受質112亦可提供至產甲烷菌醱酵容器105及/或產乙酸CO₂醱酵容器220。

【0059】 CO₂轉化產乙酸菌及產乙酸CO₂發酵：CO₂轉化產乙酸菌可將含CO₂氣態受質發酵成有用的含氧烴化合物，諸如C1至C10有機酸227，其實例包括乙酸及丁酸。在此態樣中，產乙酸CO₂發酵容器可供應有補充的H₂ 112。在一態樣中，有機酸227可被供應至CO發酵容器230且排出氣體225可被遞送至產甲烷菌發酵容器105。在一態樣中，適合之含CO₂氣態受質含有至少約10莫耳%的CO₂，在一態樣中至少約20莫耳%，在一態樣中至少約30莫耳%，在一態樣中至少約40莫耳%，在一態樣中約10至約70莫耳%，在另一態樣中約20至約70莫耳%的CO₂，在另一態樣中約30至約70莫耳%的CO₂，在另一態樣中約40至約70莫耳%的CO₂，在另一態樣中約10至約50莫耳%的CO₂，在另一態樣中約20至約40莫耳%的CO₂，且在又另一態樣中約30至50莫耳%的CO₂。在此態樣中，含CO₂氣態受質含有約50莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約40莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約30莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約20莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約10莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約5莫耳%或更少的CO，在一態樣中含CO₂氣態受質含有約1莫耳%或更少的CO，在另一態樣中含CO₂氣態受質不含或基本上不含CO。

【0060】 取決於含CO₂氣態受質之組成，含CO₂氣態受質可直接提供至產乙酸CO₂發酵方法或可進一步修飾或摻合以包括適當的H₂與CO₂莫耳比。舉例而言，含有高濃度CO₂之流(諸如工業方法產生之廢氣)可與含有高濃度H₂之流(諸如焦爐產生之廢氣)組合。在一態樣中，提供至發酵容器之氣態受質具有約4:1至約1:2，在另一態樣中約4:1至約1:1，在另一態樣中約4:1至約2:1，且在又另一態樣中約3.5:1至約1.5:1之H₂與CO₂莫耳比。

【0061】 用於CO₂生物轉化發酵方法之各種培養基組分的濃度如下：

元素	濃度 mg/L	進料速率 μg/公克細胞/分鐘
NH ₄ ⁺	82-3280	20.5-820
Fe	0.85-34	0.28-8.5
Ni	0.07-2.81	0.023-0.702
Co	0.037-1.49	0.012-0.373
Se	0.027-1.1	0.009-0.274
Zn	0.59-23.8	0.198-5.95
Mo	0.003-0.397	0.003-0.1
螯合劑	2.5-100	0.83-25
W	0.8-32.1	0.26-8.03
K	98-3933	32.77-983.35
Mg	0.71-28.69	0.23-7.18
Na	875-35000	290-8750
S	15-625	2.08-62.5
P	20-805	6.7-201.3
d-生物素	0.016-0.64	0.005-0.16
鹽酸硫胺素	0.04-1.6	0.01-0.4
D-泛酸鈣	0.02-0.81	0.006-0.202

【0062】 適合CO₂生物轉化之產乙酸菌包括鈉泵，其亦可被描述為鈉轉位ATP酶(針對膜生物能量學)。鈉轉位ATP酶描述於Muller，「Energy Conservation in Acetogenic Bacteria」，Appl. Environ. Microbiol. 2003年11月，第69卷，第11期，第6345-6353頁中，其以引用之方式併入本文中。包括鈉轉位ATP酶之產乙酸菌的生長培養基中需要約500 ppm NaCl才能生長。為了確定產乙酸菌是否包括鈉轉位ATP酶，將產乙酸菌接種至含有約30至約50 ml生長培養基(具有約0至約2000 ppm NaCl)之血清瓶中。在約500 ppm或更高之NaCl濃度下正常生長意指產乙酸菌包括鈉轉位ATP酶。在此態樣中，醱酵培養基之組成亦包括約40至約500 mmol/公升之鈉離子濃度，在另一態樣中約40至約250 mmol/公升，且在另一態樣中約50至約200 mmol/公升之鈉離子濃度。在一態樣中，鈉離子濃度為約500 ppm至約8000 ppm，在另一態樣中約1000 ppm至約7000 ppm，在另一態樣中約3000 ppm至約6000 ppm，在另一態樣中約2000至約5000 ppm，且在另一態樣中

約3000至約4000 ppm。

【0063】 用於CO₂生物轉化之有用CO₂轉化產乙酸菌的實例包括凱伍產醋菌(*Acetogenium kivui*)、潮濕厭氧醋菌(*Acetoanaerobium noterae*)、伍氏醋酸桿菌(*Acetobacterium woodii*)、巴氏嗜鹼菌CP11 (ATCC BAA-1772)、熱醋穆爾氏菌(*Moorella thermoacetica*)、熱自養穆爾氏菌(*Moorella thermoautotrophica*)、產生瘤胃球菌(*Ruminococcus productus*)、凱伍產醋菌，及其等之組合。

【0064】 用於CO₂醱酵之產乙酸菌能夠產生C1至C10有機酸。在一態樣中，有機酸為乙酸。在另一態樣中，有機酸為丁酸。在又另一態樣中，有機酸為乙酸或丁酸，或兩者之混合物。所述醱酵方法提供同時產生高比生產率之含氧烴類化合物生產的方式，同時自醱酵方法中使用之細菌細胞產生營養補充劑。如本文所用，比生產率係以比STY表示。在此態樣中，比含氧烴化合物生產率可表示為比STY (例如比時空產率可表示為公克醇/天/公克細胞或公克有機酸/天/公克細胞)。在一態樣中，所述醱酵方法提供約0.2至約50公克有機酸/天/公克細胞，在另一態樣中約0.2至約20公克有機酸/天/公克細胞，在另一態樣中約10至約50公克有機酸/天/公克細胞，在另一態樣中約14至約30公克有機酸/天/公克細胞，在另一態樣中約2至約20公克有機酸/天/公克細胞及在另一態樣中約15至約25公克有機酸/天/公克細胞之比有機酸生產率。在此態樣中，有機酸為乙酸或丁酸，或兩者之混合物。

【0065】 自產乙酸CO₂醱酵220產生之有機酸227可被送至CO醱酵230以提高CO醱酵230中之醇生產率。在此態樣中，CO醱酵提供約16公克醇/天/公克細胞或更高之比醇生產率，在另一態樣中約18公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率，在另一態樣中約20公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率，在另一態樣中約22公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率，在另一態樣中約24公克/天/公克細胞或更高之比醇生產率，在另一態樣中約16至約30公克/天/公克細胞，在另一態樣

中約18至約34公克/天/公克細胞，在另一態樣中約20至約40公克/天/公克細胞，在另一態樣中約22至約48公克/天/公克細胞，在另一態樣中約20至約50公克/天/公克細胞，在另一態樣中約25至約50公克/天/公克細胞，且在另一態樣中約25至約55公克/天/公克細胞之比醇生產率。在此態樣中，醇為乙醇或丁醇，或兩者之混合物。

【0066】 產乙酸CO₂醱酵方法能夠提供75%或更高，在一態樣中80%或更高，在一態樣中85%或更高，在一態樣中90%或更高，在另一態樣中85%至95%，及又在另一態樣中90%至99%之CO₂轉化率。當產乙酸CO₂醱酵容器220與CO醱酵容器230及產甲烷菌醱酵容器105連接時，可有意地降低產乙酸CO₂醱酵容器220之CO₂轉化率，以平衡CO醱酵容器230中之有機酸消耗以及產乙酸CO₂醱酵容器220及產甲烷菌醱酵容器105中之CO₂消耗。在此情況下，將產乙酸CO₂醱酵之CO₂轉化率控制在25%至74%，在一態樣中45%至74%，在一態樣中55至75%，在一態樣中60至74%，在一態樣中62至74%，且在另一態樣中65至74%。自具有受控CO₂轉化率之產乙酸CO₂醱酵容器220產生之排出氣體225可含有15至45% CO₂。隨後，排出氣體225可提供至產甲烷菌醱酵容器105以產生甲烷。

【0067】 或者，為了平衡CO醱酵容器230中之有機酸消耗，來自CO醱酵容器230之排出氣體481可被送至產乙酸CO₂醱酵容器220及產甲烷菌醱酵容器105。在此情況下，產乙酸CO₂醱酵容器220中之CO₂轉化率維持在75至99%。自具有高CO₂轉化率之產乙酸CO₂醱酵容器220產生之排出氣體225具有2至15%之CO₂濃度。任擇地，排出氣體225可提供至產甲烷菌醱酵容器105以產生甲烷。

【0068】 此外，醱酵方法可在有利於產生所需產物之條件下操作。在一態樣中，所需產物為一或多種含氧烴化合物。在另一態樣中，所需產物為微生物生物質本身，且所述方法產生含氧烴化合物以作為副產物。在整個醱酵方法中監測及控制操作參數，諸如培養基流速、氣態受質進料速率、水供應/再循環速

率、溫度、培養基氧化還原電位、壓力、pH值、攪拌速率(若使用攪拌釜反應器)，及細胞濃度。

【0069】 醱酵液體培養液在產乙酸CO₂醱酵方法開始後於醱酵容器內產生。除了培養基以外，醱酵液體培養液亦包括產乙酸菌及一或多種含氧烴化合物。一般而言，醱酵液體培養液具有約8或更低，且在另一態樣中約7.5或更低之pH值。在一態樣中，醱酵液體培養液之細胞濃度為約1至約15 g/L，在另一態樣中2至約30 g/L，在另一態樣中約2至約25 g/L，在另一態樣中約2至約20 g/L，在另一態樣中約2至約10 g/L，在另一態樣中約2至約8 g/L，在另一態樣中約3至約30 g/L，在另一態樣中約3至約9 g/L，且在另一態樣中約4至約8 g/L。

【0070】 CO醱酵：如本文中結合圖2所述，某些產乙酸菌可將含CO氣態受質50醱酵成有用的含氧烴化合物255(諸如乙醇及丁醇)及梭菌屬醱酵液體培養液270。CO醱酵容器230中之產乙酸菌亦可在CO存在下將有機酸轉化為含氧烴類化合物。如圖3所示，可將來自CO醱酵容器230之排出氣體481送回到產乙酸CO₂醱酵容器220及/或產甲烷菌醱酵容器。在此態樣中，來自CO醱酵容器230之排出氣體481可在進入產甲烷菌醱酵容器105之前被加工以移除CO。

整合的醱酵系統

【0071】 如本領域普通技術人員將理解的，圖1至圖3中所述方法之任一者或全部可組合至整個系統中。

微生物生物質

【0072】 來自任何醱酵容器之醱酵液體培養液(圖1：140、圖2，140及270，及圖3，140、250及270)可進一步自醱酵容器中清除，且隨後藉由一或多個細胞分離器分離成無細胞滲透物及含細胞懸浮液。使含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生均質物。使用份化器將均質物份化成含蛋白質上清液及含蛋白質細胞碎部分。

【0073】適合之細胞分離器包括但不限於過濾裝置、中空纖維過濾裝置、螺旋捲繞過濾裝置、超濾裝置、陶瓷過濾裝置、交叉流過濾裝置、尺寸排阻管柱過濾裝置、螺旋捲繞膜、離心裝置，及其等之組合。用於從生物質生產單細胞蛋白質之方法描述於2019年5月17日提申之美國序號16/416,133中。

【0074】含細胞懸浮液含有微生物細胞，其細胞濃度高於醱酵液體培養液。在一態樣中，含細胞懸浮液之細胞濃度為約20 g/L或更高，在另一態樣中約30 g/L或更高，在另一態樣中約40 g/L或更高，在另一態樣中約50 g/L或更高，在另一態樣中約60 g/L或更高，在另一態樣中約20至約300 g/L，在另一態樣中約30至約250 g/L，在另一態樣中約40至約200 g/L，在另一態樣中約50至約150 g/L，在又另一態樣中約100至約150 g/L。

【0075】含細胞懸浮液之細胞可使用選自於由以下所組成群組之一或多種破裂裝置進行破裂：微流體裝置、音波處理裝置、超音波裝置、機械破壞裝置、法式破碎機、冷凍機、加熱器、熱交換器、蒸餾塔、巴氏滅菌裝置、UV滅菌裝置、伽瑪射線滅菌裝置、反應器、均質器，及其等之組合。在一態樣中，在使含細胞懸浮液之細胞膜破裂之前將含細胞懸浮液之pH值調整為pH值約6至約12，在另一態樣中pH值7至12，在另一態樣中pH值8至12，在另一態樣中pH值7.5至11，在另一態樣中pH值8.5至11，且在又另一態樣中pH值7至10。

【0076】在另一態樣中，含細胞懸浮液藉由水解酵素水解。在此態樣中，含細胞懸浮液及水解酵素在約50至約70°C之溫度下培養約3至約72小時以形成水解溶解物，在一態樣中培養3至48小時，在一態樣中培養4至24小時，在一態樣中培養6至24小時，在另一態樣中培養6至12小時，且在又另一態樣中培養4至12小時。在含細胞懸浮液水解之前將含細胞懸浮液之pH值調整為pH值約6至約12，在另一態樣中pH值7至12，在另一態樣中pH值8至12，在另一態樣中pH值7.5至11，在另一態樣中pH值8.5至11，且在又另一態樣中pH值7至10。水解酵素選

自於由以下組成之群組：枯草桿菌酶(subtilase)、鹼性蛋白酶(alcalase)、絲胺酸蛋白酶、絲胺酸內肽酶，及其等之混合物。使用離心、超濾及其組合將水解溶解物份化成含蛋白質上清液及含蛋白質細胞碎片部分。含蛋白質上清液具有小於約5%，在一態樣中小於4%，在一態樣中小於3%，且在另一態樣中小於2%之核酸含量。

【0077】 含蛋白質上清液及含蛋白質細胞碎片部分可直接用作或進一步加工成含蛋白質營養補充劑。脫水單元可用於將含蛋白質上清液乾燥並產生含可溶性蛋白質營養補充劑，諸如蛋白質粉末。適合之脫水單元包括噴霧乾燥單元、滾筒乾燥單元、冷凍乾燥單元、凍乾單元，及其等之組合。可進一步移除其他組分(諸如水分及灰分)以純化含蛋白質營養補充劑。含蛋白質營養補充劑可直接用作動物飼料或與其他成分摻合以製成一或多種營養補充劑。在一態樣中，含蛋白質營養補充劑含有約60至約99重量百分比蛋白質，在另一態樣中約70至約95重量百分比蛋白質，在另一態樣中約75至約95重量百分比蛋白質，在另一態樣中約80至95重量百分比蛋白質，且在另一態樣中約85至95重量百分比蛋白質。

實例

【0078】 以下實例進一步說明本揭露內容且不應被理解為限制其範疇。

實例1：嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵

【0079】 將含有CO₂及H₂之氣體連續導入含有嗜熱自養甲烷熱桿菌之攪拌釜生物反應器中，伴隨含有微量金屬及鹽之常規液體培養基。使用專用進料管線提供維生素。

【0080】 啟動含有醱酵培養基之New Brunswick Bioflow 320反應器，以有效生長嗜熱自養甲烷熱桿菌。在實驗開始時將反應器攪拌速率設定為1200 rpm。在整個實驗過程中維持該攪拌速率。根據培養物之H₂及CO₂吸收率提高流向反應器之進料氣流。在整個實驗過程中生物反應器之溫度維持在約60°C。每隔一段

時間對進入生物反應器之氣體進料及來自生物反應器之廢氣以及生物反應器中之醱酵培養液進行取樣，例如分別對進料氣體、廢氣及醱酵培養液進行約每天一次、兩小時一次及四小時一次取樣。分析上述樣本中各種氣體組分之消耗或產生，及培養物之光學密度(細胞密度)。反應器之未反應體積(亦即醱酵培養液之體積)維持在約2000-2200 ml。同時，藉由質量流量控制器即時測量流向反應器之氣體流量，以調節流向反應器之氣體。本實驗之進料氣體組成為76% H₂、20% CO₂及4% N₂。

【0081】 在本實驗中，在實驗開始前將細胞回收系統(CRS)連接至反應器。在實驗過程中，營養劑(生長培養基)流向反應器之流速為2.0至5.0 ml/min。培養物清除速率為3.0至5.0 ml/min，且滲透物以0至2.0 ml/min之速率經由CRS排出。

【0082】 結果可概述如下：

比CO₂吸收率：0.8至1.1 mmol CO₂/分鐘/公克乾燥細胞

比H₂吸收率：3.3至3.8 mmol H₂/分鐘/公克乾燥細胞

平均細胞滯留時間：11.2小時

平均細胞密度：3 g/L

CO₂轉化率：90%至99%

本實驗之排出氣體組成為13.8% H₂、7.6% CO₂、62.5% CH₄及16.1% N₂。

比甲烷生產率為0.77 mmol/分鐘/公克細胞。

實例2：馬爾堡甲烷熱桿菌醱酵

【0083】 將含有CO₂及H₂之氣體連續導入含有馬爾堡甲烷熱桿菌之攪拌釜生物反應器中，伴隨含有微量金屬及鹽之常規液體培養基。使用專用進料管線提供維生素。

【0084】 啟動含有醱酵培養基之New Brunswick Bioflow 310反應器，以有效生長馬爾堡甲烷熱桿菌。在實驗開始時將反應器攪拌速率設定為1200 rpm。在

整個實驗過程中維持該攪拌速率。根據培養物之 H_2 及 CO_2 吸收率提高流向反應器之進料氣流。在整個實驗過程中生物反應器之溫度維持在約 60°C 。每隔一段時間對進入生物反應器之氣體進料及來自生物反應器之廢氣以及生物反應器中之醱酵培養液進行取樣，例如分別對進料氣體、廢氣及醱酵培養液進行約每天一次、兩小時一次及四小時一次取樣。分析上述樣本中各種氣體組分之消耗或產生，及培養物之光學密度(細胞密度)。在整個實驗過程中反應器之未反應體積維持在約1500-1600 ml。同時，藉由質量流量控制器即時測量流向反應器之氣體流量，以調節流向反應器之氣體。本實驗之進料氣體組成為70% H_2 、25% CO_2 及5% N_2 。

【0085】 在實驗過程中，營養劑(生長培養基)流向反應器之流速為1.0至2.0 ml/分鐘，且經由培養物清除泵，自反應器排出1.0-2.0 ml/分鐘培養物。

【0086】 結果可概述如下：

比 CO_2 吸收率：0.6至0.9 mmol CO_2 /分鐘/公克乾燥細胞

比 H_2 吸收率：2.8至3.2 mmol H_2 /分鐘/公克乾燥細胞

平均細胞滯留時間：18.2小時

平均細胞密度：3.4 g/L

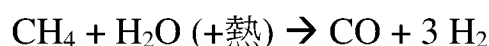
CO_2 轉化率：65%至85%

本實驗之排出氣體組成為7.4% H_2 、26.8% CO_2 、49.1% CH_4 及16.7% N_2 。

比甲烷生產率為0.67 mmol/分鐘/公克細胞

實例3：排出氣體重整

【0087】 將實例1中產生之一部分排出氣體送至甲烷重組器，其將甲烷重整為 CO 及 H_2 。

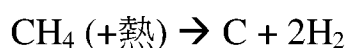


【0088】 重整後之氣體組成為21.7% CO 、69.8% H_2 、2.7% CO_2 、0.2% CH_4

及5.6% N₂。隨後，重整後之氣體由H₂移除單元分離成具有68.6% CO、4.4% H₂、8.4% CO₂、0.7% CH₄及17.9% N₂之富含CO合成氣，及具有99% H₂濃度之富含H₂流。

實例4：排出氣體熱解

【0089】 將實例1中產生之一部分排出氣體送至氣體分離器，以產生具有2.6% H₂、0.7% CO₂、93.7% CH₄及3% N₂之濃甲烷進料氣體，及具有52% H₂、32.6% CO₂、6.7% CH₄及8.7% N₂之稀甲烷合成氣。隨後，將濃甲烷進料氣體傳送至微波熱解裂解器以產生H₂及元素碳。



實例5：俊達氏梭菌及嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵

【0090】 將含有CO、CO₂及H₂之合成氣體連續導入含有俊達氏梭菌之攪拌釜生物反應器中，伴隨含有如本文所述之微量金屬及鹽之常規液體培養基。使用專用進料管線提供維生素。

【0091】 啟動含有醱酵培養基之New Brunswick Bioflow反應器，以有效生長俊達氏梭菌。在實驗開始時將反應器攪拌速率設定為800 rpm，且在整個實驗過程中維持該攪拌速率。根據培養物之H₂及CO吸收率提高流向反應器之進料氣流。在整個實驗過程中生物反應器之溫度維持在約38°C。每隔一段時間對進入生物反應器之氣體進料及來自生物反應器之廢氣以及生物反應器中之醱酵培養液進行取樣，例如分別對進料氣體、廢氣及醱酵培養液進行約每天一次、兩小時一次及四小時一次取樣。分析上述樣本中各種氣體組分之消耗或產生、培養液乙酸濃度、培養液乙醇濃度，及培養物之光學密度(細胞密度)。在整個實驗過程中反應器之未反應體積維持在介於3000與3250 ml之間。此外，藉由使用質量流量控制器，將流向反應器之氣體流量維持在所需的氣體流速，其中平均值為67.0 mmol/分鐘。進料合成氣組成為23% H₂、35% CO、29% CO₂及13% N₂。

【0092】 在醱酵過程中達到以下結果：

比CO吸收率：0.9至1.3 mmol CO/分鐘/公克細胞

比H₂吸收率：0.2至0.6 mmol H₂/分鐘/公克細胞

平均細胞密度：5.85 g/L

平均細胞滯留時間：8小時

CO轉化率：90%

H₂轉化率：30%

比乙醇生產率：13.31公克/天/公克細胞

排出氣體組成：4% CO、20% H₂、59% CO₂及16% N₂

排出氣體流速：52.95 mmol/分鐘

【0093】 隨後，將排出氣體與H₂流摻合並進料至嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵反應器。嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵之進行如實例1所示。二反應器方法之配置如圖2所示。摻合之進料氣體組成：1.4% CO、74.9% H₂、18.5% CO₂及5.2% N₂。

【0094】 在醱酵過程中達到以下結果：

比CO₂吸收率：0.8至1.3 mmol CO₂/分鐘/公克細胞

比H₂吸收率：3.2至4.5 mmol H₂/分鐘/公克細胞

平均細胞滯留時間：10小時

平均細胞密度：3 g/L

CO₂轉化：90%至99%

比甲烷生產率：0.83 mmol/分鐘/公克細胞

排出氣體組成：9.8% H₂、1.7% CO₂、67.6% CH₄及20.9% N₂。

排出氣體流速：7.4 mmol/分鐘

【0095】 平均氣體組成及氣體流速如下：

	組成	流速(mmol/分鐘)
俊達氏梭菌進料氣體	23% H ₂ 、35% CO、29% CO ₂ 、13% N ₂ 。	67
俊達氏梭菌排出氣體	4% CO、20% H ₂ 、59% CO ₂ 、16% N ₂	52.95
嗜熱自養甲烷熱桿菌進料氣體	1.4% CO、74.9% H ₂ 、18.5% CO ₂ 、5.2% N ₂	29.8
嗜熱自養甲烷熱桿菌排出氣體	9.8% H ₂ 、1.7% CO ₂ 、67.6% CH ₄ 、20.9% N ₂	7.4

【0096】 隨後，將一部分排出氣體送至如實例3所示之甲烷重組器，以產生富含CO合成氣及富含H₂流。隨後，富含CO合成氣可與合成氣體摻合而將摻合的合成氣進料氣體提供至俊達氏梭菌醱酵反應器，且富含H₂流可用於與來自俊達氏梭菌醱酵之排出氣體摻合。

【0097】 氣體組成百分比之比較說明如下：

CO之百分比從最高為35%至最低為0%。在此態樣中，CO之減少百分比可在90至100%，在另一態樣中95至100%，且在另一態樣中99至100%之範圍內。

CO₂之百分比從最高為29%至最低為1.7%。在此態樣中，CO₂之減少百分比可在90至95%，在另一態樣中92至95%，且在另一態樣中94至95%之範圍內。

實例6：俊達氏梭菌、伍氏醋酸桿菌及嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵

【0098】 將含有有效生長伍氏醋酸桿菌及生長培養基之攪拌釜New Brunswick Bioflow生物反應器加入如實例5所示之系統中，以接收來自俊達氏梭菌醱酵生物反應器之排出氣體。將伍氏醋酸桿菌生物反應器之攪拌速率設定為600 rpm。該攪拌速率在整個實驗過程中保持恆定。流向反應器之進料氣流維持在36.6 mL/min至44.4 mL/min。在整個實驗過程中生物反應器之溫度維持在33°C。Na⁺含量維持在3500至4000 ppm。每隔一段時間對進入生物反應器之氣體進料及來自生物反應器之廢氣以及生物反應器中之醱酵培養液進行取樣，例如

分別對進料氣體、廢氣及醱酵培養液進行約每天一次、兩小時一次及四小時一次取樣。分析上述樣本中各種氣體組分之消耗或產生，及培養物之培養液乙酸濃度及光學密度(細胞密度)。在整個實驗過程中反應器之未反應體積維持在介於1900與2275 ml之間。同時，使用質量流量控制器將流向反應器之氣體流量維持在所需的氣體流速。

【0099】 在實驗開始前將細胞回收系統(CRS)連接至反應器。在實驗過程中，營養劑(生長培養基)流向反應器之流速維持在2.8 ml/分鐘。在整個實驗過程中維持培養基進料速率。維持pH 6.5所需之鹼(NaOH)的平均流速為0.075 ml/min，且滲透物以2.9 ml/min之速率經由CRS從反應器排出。

【0100】 來自伍氏醋酸桿菌生物反應器之摻合有補充的H₂流的排出氣體被送至嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵生物反應器。自伍氏醋酸桿菌生物反應器產生之乙酸被送至俊達氏梭菌醱酵生物反應器。伍氏醋酸桿菌醱酵之CO₂轉化率在開始時達到90至97%。在關閉伍氏醋酸桿菌生物反應器與俊達氏梭菌生物反應器之間的水迴路之後，將伍氏醋酸桿菌醱酵之CO₂轉化率有意地降至60至70%。嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵及俊達氏梭菌醱酵之進行如實例5所示。三反應器方法之配置如圖3所示。俊達氏梭菌醱酵之進料氣體組成：36% CO、63% H₂、0% CO₂及1% N₂

【0101】 在俊達氏梭菌醱酵過程中達到以下結果：

- 比CO吸收率：1.3至1.7 mmol CO/分鐘/公克細胞
- 比H₂吸收率：0.2至0.6 mmol H₂/分鐘/公克細胞
- 平均細胞密度：6.43 g/L
- 平均細胞滯留時間：7.2小時
- CO轉化率：90%
- H₂轉化率：14%

比乙醇生產率(在水迴路關閉前)：13.43公克/天/公克細胞

比乙醇生產率(在水迴路關閉後)：36.87公克/天/公克細胞

排出氣體組成：4% CO、67% H₂、27% CO₂及1% N₂

排出氣體流速：71.77 mmol/分鐘

【0102】 在伍氏醋酸桿菌醱酵過程中達到以下結果：

比CO₂吸收率：0.4至0.9 mmol CO/分鐘/公克細胞

比H₂吸收率：1.0至1.5 mmol H₂/分鐘/公克細胞

平均細胞密度：6.3 g/L

平均細胞滯留時間：20小時

CO轉化率：100%

CO₂轉化率：60%

H₂轉化率：48%

比乙酸生產率：30.55公克/天/公克細胞

排出氣體組成：0% CO、74.6% H₂、22.8% CO₂及2.6% N₂

排出氣體流速：33.84 mmol/分鐘

【0103】 在嗜熱自養甲烷熱桿菌醱酵過程中達到以下結果：

比CO₂吸收率：0.6至1.1 mmol CO/分鐘/公克細胞

比H₂吸收率：3.3至4.0 mmol H₂/分鐘/公克細胞

平均細胞密度：4.24 g/L

平均細胞滯留時間：11小時

CO₂轉化率：99%

H₂轉化率：99%

比甲烷生產率：0.77 mmol/分鐘/公克細胞

排出氣體組成：0% CO、4% H₂、1% CO₂、84% CH₄及11% N₂

排出氣體流速：7.86 mmol/分鐘

【0104】 平均氣體組成及氣體流速如下：

	組成	流速 (mmol/分鐘)
俊達氏梭菌進料氣體	36% CO、63% H ₂ 、0% CO ₂ 、1% N ₂	89.3
俊達氏梭菌排出氣體	4% CO、67% H ₂ 、27% CO ₂ 、1% N ₂	71.77
伍氏醋酸桿菌進料氣體	4% CO、67% H ₂ 、27% CO ₂ 、1% N ₂	71.77
伍氏醋酸桿菌排出氣體	0% CO、74.6% H ₂ 、22.8% CO ₂ 、2.6% N ₂	33.84
嗜熱自養甲烷熱桿菌進料氣體	0% CO、78% H ₂ 、19% CO ₂ 、2% N ₂	39.9
嗜熱自養甲烷熱桿菌排出氣體	0% CO、4% H ₂ 、1% CO ₂ 、84% CH ₄ 、11% N ₂	7.86

【0105】 氣體組成百分比之比較說明如下：

CO之百分比從最高為36%至最低為0%。在此態樣中，CO之減少百分比可在90至100%，在另一態樣中95至100%，且在另一態樣中99至100%之範圍內。

CO₂之百分比從最高為27%至最低為1%。在此態樣中，CO₂之減少百分比可在90至97%，在另一態樣中95至97%，且在另一態樣中96至97%之範圍內。

【0106】 雖然已透過具體實施例、實例及其應用描述了本文所揭露之揭露內容，但是在不脫離所附申請專利範圍中闡述之本揭露內容之基本範疇的情況下，可設計出其他及進一步之變型。

【符號說明】

【0107】

50: 含CO氣態受質；氣態受質

105: 產甲烷菌醱酵容器；醱酵容器

- 110: 氫；富含氫流
- 112: 氣態受質
- 115: CO₂氣體源
- 120: 甲烷裂解器
- 130: 固體碳；一氧化碳
- 135: 甲烷
- 136: 管線
- 137: 燃料
- 140: 醱酵液體培養液；產甲烷菌醱酵培養液；產甲烷菌醱酵液體培養液
- 220: 產乙酸CO₂醱酵容器
- 225: 排出氣體
- 227: 有機酸
- 230: CO醱酵容器；CO醱酵；醱酵容器
- 250: 醱酵液體培養液
- 255: 醇；含氧烴化合物
- 270: 醱酵液體培養液；梭菌屬醱酵液體培養液
- 481: 排出氣體

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種用於轉化CO₂之方法，該方法包含：

在一產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌來醱酵一包括CO₂及H₂之氣態受質，其中在該氣態受質中約1:3至約1:4的CO₂與H₂比率被維持；及
自該產甲烷菌醱酵容器中回收甲烷。

【請求項2】 如請求項1之方法，其中該產甲烷古菌選自於由以下組成之群組：嗜鹼甲烷桿菌 (*Methanobacterium alcaliphilum*)、布氏甲烷桿菌 (*Methanobacterium bryantii*)、剛果甲烷桿菌 (*Methanobacterium congolense*)、污水甲烷桿菌 (*Methanobacterium defluvii*)、依斯帕諾拉甲烷桿菌 (*Methanobacterium espanolae*)、甲酸甲烷桿菌 (*Methanobacterium formicicum*)、伊氏甲烷桿菌 (*Methanobacterium ivanovii*)、沼澤甲烷桿菌 (*Methanobacterium palustre*)、熱聚甲烷桿菌 (*Methanobacterium thermaggregans*)、泥沼甲烷桿菌 (*Methanobacterium uliginosum*)、耐酸甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter acididurans*)、嗜樹甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter arboriphilicus*)、哥查奇甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter gottschalkii*)、奧利甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter olleyae*)、瘤胃甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter ruminantium*)、史氏甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter smithii*)、沃氏甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter woesei*)、沃麗尼甲烷短桿菌 (*Methanobrevibacter wolinii*)、馬爾堡甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter marburgensis*)、熱自養甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter thermautotrophicum*)、高溫彎曲甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter thermoflexus*)、嗜熱甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter thermophilus*)、沃氏甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter wolfeii*)、集結甲烷嗜熱菌 (*Methanothermus sociabilis*)、巴伐利亞甲烷粒菌 (*Methanocorpusculum bavaricum*)、小甲烷粒菌 (*Methanocorpusculum parvum*)、智利甲烷囊菌 (*Methanoculleus chikuoensis*)、海底甲烷囊菌 (*Methanoculleus*

submarinus)、寒冷產甲烷菌 (*Methanogenium frigidum*)、泥遊產甲烷菌 (*Methanogenium liminatans*)、海洋產甲烷菌 (*Methanogenium marinum*)、嗜乙酸甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina acetivorans*)、巴氏甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina barkeri*)、馬氏甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina mazei*)、嗜熱甲烷八聯球菌 (*Methanosarcina thermophila*)、運動甲烷微菌 (*Methanomicrobium mobile*)、詹氏甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus jannaschii*)、雜色甲烷球菌 (*Methanococcus aeolicus*)、海沼甲烷球菌 (*Methanococcus maripaludis*)、萬氏甲烷球菌 (*Methanococcus vannieli*)、沃氏甲烷球菌 (*Methanococcus voltaei*)、熱自養甲烷熱球菌 (*Methanothermococcus thermolithotrophicus*)、康德萊甲烷火菌 (*Methanopyrus kandleri*)、嗜熱自養甲烷熱桿菌 (*Methanothermobacter thermoautotrophicus*)、熱烈甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus fervens*)、印度甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus indicus*)、地獄火甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus infernus*)，及烏爾坎甲烷暖球菌 (*Methanocaldococcus vulcanius*)。

【請求項3】 如請求項1之方法，其中該產甲烷古菌為嗜熱自養甲烷熱桿菌。

【請求項4】 如請求項1之方法，其中該方法提供約0.5至約3 mmol CO₂/分鐘/公克細胞之比CO₂吸收率。

【請求項5】 如請求項1之方法，其中該方法提供約1.5至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞之比H₂吸收率。

【請求項6】 如請求項1之方法，其中該方法具有約5至約50小時之細胞滯留時間。

【請求項7】 如請求項1之方法，其中該方法提供約0.5至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。

【請求項8】 如請求項1之方法，其中該方法提供65%或更高之CO₂轉化率。

【請求項9】 如請求項1之方法，其更包含：

自該產甲烷菌醱酵容器獲得一含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液；

將該醱酵液體培養液分離成一無細胞滲透物及一含細胞懸浮液；

使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生一均質物；

使用一份化器將該均質物份化成一含蛋白質上清液及一含蛋白質細胞碎片部分；及

獲得一含蛋白質營養補充劑。

【請求項10】 如請求項9之方法，其中該含細胞懸浮液具有約50公克/公升至約200公克/公升之乾細胞重濃度。

【請求項11】 如請求項9之方法，其中使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂係使用選自於由以下所組成群組之一或多種破裂裝置進行：一微流體裝置、一音波處理裝置、一超音波裝置、一機械破壞裝置、一法式破碎機、一冷凍機、一加熱器、一熱交換器、一蒸餾塔、一巴氏滅菌裝置、一UV滅菌裝置、一伽瑪射線滅菌裝置、一反應器、一均質器，及其等之組合。

【請求項12】 如請求項9之方法，其中在使含細胞懸浮液之細胞膜破裂之前，該含細胞懸浮液之pH值係被調整至pH值約6至約12。

【請求項13】 如請求項9之方法，其中該均質物為藉由將該含細胞懸浮液與一水解酵素接觸所形成之一水解溶解物。

【請求項14】 如請求項13之方法，其中該含細胞懸浮液及該水解酵素係在約50至約70°C之溫度下培養約3至約72小時以形成該水解溶解物。

【請求項15】 如請求項13之方法，其中該水解酵素選自於由以下組成之群組：枯草桿菌酶(subtilase)、鹼性蛋白酶(alcalase)、絲胺酸蛋白酶、絲胺酸內肽酶，及其等之混合物。

【請求項16】 如請求項9之方法，其中該均質物係使用離心、超濾及其組合

而被份化成該含蛋白質上清液及該含蛋白質細胞碎片部分。

【請求項17】如請求項9之方法，其中該含蛋白質上清液具有小於約5%之一核酸含量。

【請求項18】如請求項9之方法，其中將該含蛋白質上清液脫水以提供一具有約60至約99乾重百分比蛋白質之含可溶性蛋白質營養補充劑。

【請求項19】一種用於轉化CO₂之方法，該方法包含：

在一產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌來醱酵一包括CO₂及H₂之氣態受質；

自該產甲烷菌醱酵容器中回收甲烷；

裂解至少一部分的該甲烷以產生H₂；及

將至少一部分的該H₂送回到該產甲烷菌醱酵容器。

【請求項20】如請求項19之方法，其中在該氣態受質中約1:3至約1:4的CO₂與H₂比率被維持。

【請求項21】如請求項19之方法，其中該產甲烷古菌為嗜熱自養甲烷熱桿菌。

【請求項22】如請求項19之方法，其中該方法提供約0.5至約3 mmol CO₂/分鐘/公克細胞之比CO₂吸收率。

【請求項23】如請求項19之方法，其中該方法提供約1.5至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞之比H₂吸收率。

【請求項24】如請求項19之方法，其中該方法具有約5至約50小時之細胞滯留時間。

【請求項25】如請求項19之方法，其中該方法提供約0.5至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。

【請求項26】如請求項19之方法，其中該方法提供65%或更高之CO₂轉化率。

【請求項27】如請求項19之方法，其中該裂解係在選自於由以下所組成群組之一甲烷裂解器中進行：一微波熱解裂解器、一熔融金屬熱解裂解器、一電漿弧熱解裂解器，及其等之組合。

【請求項28】如請求項19之方法，其中該裂解係在選自於由以下所組成群組之一甲烷裂解器中進行：一流重組器、一乾燥重組器、一部分氧化重組器，及其等之組合。

【請求項29】如請求項19之方法，其更包含：

自該產甲烷菌醱酵容器獲得一含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液；

將該醱酵液體培養液分離成一無細胞滲透物及一含細胞懸浮液；

使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生一均質物；

使用一份化器將該均質物份化成一含蛋白質部分及一含蛋白質細胞碎片部分；及

獲得一含蛋白質營養補充劑。

【請求項30】一種用於轉化CO及CO₂之方法，該方法包含：

在一CO醱酵容器中用CO轉化產乙酸菌來醱酵一包括CO及H₂之氣態受質以產生一醇及一含CO₂排出氣體；

將該含CO₂排出氣體自該CO醱酵容器提供至一產甲烷菌醱酵容器；及

在該產甲烷菌醱酵容器中用產甲烷古菌來醱酵該含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【請求項31】如請求項30之方法，其中該氣態受質含有至少20莫耳%的CO。

【請求項32】如請求項30之方法，其中該產甲烷古菌選自於由以下組成之群組：嗜鹼甲烷桿菌、布氏甲烷桿菌、剛果甲烷桿菌、污水甲烷桿菌、依斯帕諾拉甲烷桿菌、甲酸甲烷桿菌、伊氏甲烷桿菌、沼澤甲烷桿菌、熱聚甲烷桿菌、泥沼甲烷桿菌、耐酸甲烷短桿菌、嗜樹甲烷短桿菌、哥查奇甲烷短桿菌、奧利

甲烷短桿菌、瘤胃甲烷短桿菌、史氏甲烷短桿菌、沃氏甲烷短桿菌、沃麗尼甲烷短桿菌、馬爾堡甲烷熱桿菌、熱自養甲烷熱桿菌、高溫彎曲甲烷熱桿菌、嗜熱甲烷熱桿菌、沃氏甲烷熱桿菌、集結甲烷嗜熱菌、巴伐利亞甲烷粒菌、小甲烷粒菌、智利甲烷囊菌、海底甲烷囊菌、寒冷產甲烷菌、泥遊產甲烷菌、海洋產甲烷菌、嗜乙酸甲烷八聯球菌、巴氏甲烷八聯球菌、馬氏甲烷八聯球菌、嗜熱甲烷八聯球菌、運動甲烷微菌、詹氏甲烷暖球菌、雜色甲烷球菌、海沼甲烷球菌、萬氏甲烷球菌、沃氏甲烷球菌、熱自養甲烷熱球菌、康德萊甲烷火菌、嗜熱自養甲烷熱桿菌、熱烈甲烷暖球菌、印度甲烷暖球菌、地獄火甲烷暖球菌，及烏爾坎甲烷暖球菌。

【請求項33】如請求項30之方法，其中該產甲烷古菌為嗜熱自養甲烷熱桿菌。

【請求項34】如請求項30之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約1至約3 mmol CO₂/分鐘/公克細胞之比CO₂吸收率。

【請求項35】如請求項30之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約3至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞之比H₂吸收率。

【請求項36】如請求項30之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器具有約5至約50 小時之細胞滯留時間。

【請求項37】如請求項30之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約1.2至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。

【請求項38】如請求項30之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供65%或更高之CO₂轉化率。

【請求項39】如請求項30之方法，其中該CO轉化產乙酸菌選自於由以下組成之群組：醋酸梭菌(*Clostridium aceticum*)、丙酮丁醇梭菌(*Clostridium acetobutylicum*)、丙酮丁醇梭菌P262、自產乙醇梭菌(*Clostridium autoethanogenum*)

(DSMZ Germany之DSM 19630))、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 10061)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 23693)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 24138)、嗜羧基梭菌(*Clostridium carboxidivorans*)、克氏梭菌(*Clostridium coskatii*)(ATCC PTA-10522)、德雷克氏梭菌(*Clostridium drakei*)、俊達氏梭菌PETC(*Clostridium ljungdahlii* PETC)(ATCC 49587)、俊達氏梭菌ERI2 (ATCC 55380)、俊達氏梭菌C-01 (ATCC 55988)、俊達氏梭菌O-52 (ATCC 55889)、大梭菌(*Clostridium magnum*)、巴氏梭菌(*Clostridium pasteurianum*)(DSMZ Germany之DSM 525)、拉氏梭菌P11 (*Clostridium ragsdalei* P11)(ATCC BAA-622)、糞味梭菌(*Clostridium scatologenes*)、熱醋梭菌(*Clostridium thermoaceticum*)、雅爾氏梭菌(*Clostridium ultunense*)、斯氏梭菌(*Clostridium Stick-landii*)，及其等之混合物。

【請求項40】如請求項30之方法，其中該醇為乙醇。

【請求項41】如請求項30之方法，其中該CO醱酵容器提供80%或更高之CO轉化率。

【請求項42】如請求項30之方法，其更包含：

將該甲烷自該產甲烷菌醱酵容器提供至一甲烷裂解器以產生一富含H₂流及一富含CO合成氣，

將該富含CO合成氣供應至該CO醱酵容器，及

將該富含H₂流供應至該產甲烷菌醱酵容器。

【請求項43】如請求項30之方法，其更包含：

將該甲烷自該產甲烷菌醱酵容器提供至一甲烷裂解器以產生一含有H₂及CO之氣態受質，及

將該含有H₂及CO之氣態受質供應至該CO醱酵容器。

【請求項44】如請求項30之方法，其更包含：

自該CO醱酵容器獲得一含有CO轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液及自該產

甲烷菌醱酵容器獲得一含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液；

將該含有CO轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液及該含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液分離成一無細胞滲透物及一含細胞懸浮液；

使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生一均質物；

使用一份化器將該均質物份化成一含蛋白質上清液及一含蛋白質細胞碎片部分；及

獲得一含蛋白質營養補充劑。

【請求項45】如請求項44之方法，其中該含細胞懸浮液之乾細胞重濃度為約20公克/公升至約200公克/公升。

【請求項46】如請求項44之方法，其中使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂係使用選自於由以下所組成群組之一或多種破裂裝置進行：一微流體裝置、一音波處理裝置、一超音波裝置、一機械破壞裝置、一法式破碎機、一冷凍機、一加熱器、一熱交換器、一蒸餾塔、一巴氏滅菌裝置、一UV滅菌裝置、一伽瑪射線滅菌裝置、一反應器、一均質器，及其等之組合。

【請求項47】如請求項44之方法，其中在使含細胞懸浮液之細胞膜破裂前，該含細胞懸浮液之pH值被調整至pH值約6至約12。

【請求項48】如請求項44之方法，其中該均質物為藉由將該含細胞懸浮液與一水解酵素接觸所形成之一水解溶解物。

【請求項49】如請求項48之方法，其中該含細胞懸浮液及該水解酵素係在約50至約70°C之溫度下培養約3至約72小時以形成一水解溶解物。

【請求項50】如請求項48之方法，其中該水解酵素選自於由以下組成之群組：枯草桿菌酶、鹼性蛋白酶、絲胺酸蛋白酶、絲胺酸內肽酶，及其等之混合物。

【請求項51】如請求項44之方法，其中該均質物係使用離心、超濾及其組

合而被份化成該含蛋白質上清液及該含蛋白質細胞碎片部分。

【請求項52】如請求項44之方法，其中該含蛋白質上清液具有小於約5%之一核酸含量。

【請求項53】如請求項44之方法，其中將該含蛋白質上清液脫水以提供一具有約60至約99乾重百分比蛋白質之含可溶性蛋白質營養補充劑。

【請求項54】一種用於轉化CO及CO₂之方法，該方法包含：

在一CO發酵容器中用CO轉化產乙酸菌來發酵一包括CO及H₂之氣態受質以產生一醇及一第一含CO₂排出氣體；

將該第一含CO₂排出氣體自該CO發酵容器提供至一產乙酸CO₂發酵容器；

在該產乙酸CO₂發酵容器中用CO₂轉化產乙酸菌來發酵該第一含CO₂排出氣體以產生一有機酸及一第二含CO₂排出氣體；

將該第二含CO₂排出氣體提供至一產甲烷菌發酵容器及將該有機酸提供至該CO發酵容器；及

在該產甲烷菌發酵容器中用產甲烷古菌來發酵該第二含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【請求項55】如請求項54之方法，其中該產甲烷古菌選自於由以下組成之群組：嗜鹼甲烷桿菌、布氏甲烷桿菌、剛果甲烷桿菌、污水甲烷桿菌、依斯帕諾拉甲烷桿菌、甲酸甲烷桿菌、伊氏甲烷桿菌、沼澤甲烷桿菌、熱聚甲烷桿菌、泥沼甲烷桿菌、耐酸甲烷短桿菌、嗜樹甲烷短桿菌、哥查奇甲烷短桿菌、奧利甲烷短桿菌、瘤胃甲烷短桿菌、史氏甲烷短桿菌、沃氏甲烷短桿菌、沃麗尼甲烷短桿菌、馬爾堡甲烷熱桿菌、熱自養甲烷熱桿菌、高溫彎曲甲烷熱桿菌、嗜熱甲烷熱桿菌、沃氏甲烷熱桿菌、集結甲烷嗜熱菌、巴伐利亞甲烷粒菌、小甲烷粒菌、智利甲烷囊菌、海底甲烷囊菌、寒冷產甲烷菌、泥遊產甲烷菌、海洋產甲烷菌、嗜乙酸甲烷八聯球菌、巴氏甲烷八聯球菌、馬氏甲烷八聯球菌、嗜

熱甲烷八聯球菌、運動甲烷微菌、詹氏甲烷暖球菌、雜色甲烷球菌、海沼甲烷球菌、萬氏甲烷球菌、沃氏甲烷球菌、熱自養甲烷熱球菌、康德萊甲烷火菌、嗜熱自養甲烷熱桿菌、熱烈甲烷暖球菌、印度甲烷暖球菌、地獄火甲烷暖球菌，及烏爾坎甲烷暖球菌。

【請求項56】如請求項54之方法，其中該產甲烷古菌為嗜熱自養甲烷熱桿菌。

【請求項57】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約1至約3 mmol CO₂/分鐘/公克細胞之比CO₂吸收率。

【請求項58】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約3至約12 mmol H₂/分鐘/公克細胞之比H₂吸收率。

【請求項59】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器具有約5至約50小時之細胞滯留時間。

【請求項60】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供約1.2至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。

【請求項61】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器提供65%或更高之CO₂轉化率。

【請求項62】如請求項54之方法，其中該產甲烷菌醱酵容器接收一補充的H₂流。

【請求項63】如請求項54之方法，其中該產乙酸CO₂醱酵容器接收一補充的H₂流。

【請求項64】如請求項54之方法，其中該CO₂轉化產乙酸菌選自於由以下組成之群組：凱伍產醋菌(*Acetogenium kivui*)、潮濕厭氧醋菌(*Acetoanaerobium noterae*)、伍氏醋酸桿菌(*Acetobacterium woodii*)、巴氏嗜鹼菌(*Alkalibaculum bacchi*)、拜氏醋酸桿菌(*Acetobacterium bakii*)，及其等之混合物。

【請求項65】如請求項54之方法，其中該有機酸為一或多種C1至C10有機酸。

【請求項66】如請求項54之方法，其中該有機酸為乙酸。

【請求項67】如請求項54之方法，其中將該產乙酸CO₂發酵容器中之CO₂轉化率被控制在55%至75%。

【請求項68】如請求項54之方法，其中該CO轉化產乙酸菌選自於由以下組成之群組：醋酸梭菌、丙酮丁醇梭菌、丙酮丁醇梭菌P262、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 19630)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 10061)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 23693)、自產乙醇梭菌(DSMZ Germany之DSM 24138)、嗜羧基梭菌、克氏梭菌(ATCC PTA-10522)、德雷克氏梭菌、俊達氏梭菌PETC (ATCC 49587)、俊達氏梭菌ERI2 (ATCC 55380)、俊達氏梭菌C-01 (ATCC 55988)、俊達氏梭菌O-52 (ATCC 55889)、大梭菌、巴氏梭菌(DSMZ Germany之DSM 525)、拉氏梭菌P11 (ATCC BAA-622)、糞味梭菌、熱醋梭菌、雅爾氏梭菌、斯氏梭菌，及其等之混合物。

【請求項69】如請求項54之方法，其中該醇為乙醇。

【請求項70】如請求項54之方法，其中該CO發酵容器提供80%或更高之CO轉化率。

【請求項71】如請求項54之方法，其中該CO發酵容器提供10公克醇/天/每公克細胞或更高之比醇生產率。

【請求項72】如請求項54之方法，其更包含：

自該CO發酵容器獲得一含有CO轉化產乙酸菌之發酵液體培養液、自該產乙酸CO₂發酵容器獲得一含有CO₂轉化產乙酸菌之發酵液體培養液，及自該產甲烷菌發酵容器獲得一含有產甲烷古菌之發酵液體培養液；

將該含有CO轉化產乙酸菌之發酵液體培養液、該含有CO₂轉化產乙酸菌之

醱酵液體培養液及該含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液分離成一無細胞滲透物及一含細胞懸浮液；

使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生一均質物；

使用一份化器將該均質物份化成一含蛋白質上清液及一含蛋白質細胞碎片部分；及

獲得一含蛋白質營養補充劑。

【請求項73】如請求項72之方法，其中該含細胞懸浮液之乾細胞重濃度為約20公克/公升至約200公克/公升。

【請求項74】如請求項72之方法，其中使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂係使用一或多種選自於由以下所組成群組之破裂裝置進行：一微流體裝置、一音波處理裝置、一超音波裝置、一機械破壞裝置、一法式破碎機、一冷凍機、一加熱器、一熱交換器、一蒸餾塔、一巴氏滅菌裝置、一UV滅菌裝置、一伽瑪射線滅菌裝置、一反應器、一均質器，及其等之組合。

【請求項75】如請求項72之方法，其中在使含細胞懸浮液之細胞膜破裂之前，該含細胞懸浮液之pH值被調整至pH值約6至約12。

【請求項76】如請求項72之方法，其中該均質物為藉由將該含細胞懸浮液與一水解酵素接觸所形成之一水解溶解物。

【請求項77】如請求項76之方法，其中該含細胞懸浮液及該水解酵素係在約50至約70°C之溫度下培養約3至約72小時以形成一水解溶解物。

【請求項78】如請求項76之方法，其中該水解酵素選自於由以下組成之群組：枯草桿菌酶、鹼性蛋白酶、絲胺酸蛋白酶、絲胺酸內肽酶，及其等之混合物。

【請求項79】如請求項72之方法，其中該均質物係使用離心、超濾及其組合將而被份化成該含蛋白質上清液及該含蛋白質細胞碎片部分。

【請求項80】如請求項72之方法，其中該含蛋白質上清液具有小於約5%之一核酸含量。

【請求項81】如請求項72之方法，其中將該含蛋白質上清液脫水以提供一具有約60至約99乾重百分比蛋白質之含可溶性蛋白質營養補充劑。

【請求項82】一種用於轉化CO及CO₂之方法，該方法包含：

在一CO發酵容器中用CO轉化產乙酸菌來發酵一包括CO及H₂之氣態受質以產生一醇及一第一含CO₂排出氣體；

將至少一部分的該第一含CO₂排出氣體自該CO發酵容器提供至一產乙酸CO₂發酵容器；

在產乙酸CO₂發酵容器中用CO₂轉化產乙酸菌來發酵該至少一部分的該第一含CO₂排出氣體以產生一有機酸；

將該有機酸提供至該CO發酵容器；

將至少另一部分的該第一含CO₂排出氣體自該CO發酵容器提供至一產甲烷菌發酵容器；及

在產甲烷菌發酵容器中用產甲烷古菌來發酵該至少另一部分的第一含CO₂排出氣體以產生甲烷。

【請求項83】如請求項82之方法，其中該產乙酸CO₂發酵容器更產生一第二含CO₂排出氣體，並將該第二含CO₂排出氣體提供至該產甲烷菌發酵容器。

【請求項84】如請求項82之方法，其中該產甲烷菌發酵容器提供約1.2至約2.5 mmol甲烷/分鐘/公克細胞之甲烷生產率。

【請求項85】如請求項82之方法，其中該產甲烷菌發酵容器提供65%或更高之CO₂轉化率。

【請求項86】如請求項82之方法，其中該產乙酸CO₂發酵容器之CO₂轉化率被控制在55%至75%。

【請求項87】如請求項82之方法，其中該CO醱酵容器提供80%或更高之CO轉化率。

【請求項88】如請求項82之方法，其中該CO醱酵容器提供10公克醇/天/每公克細胞或更高之比醇生產率。

【請求項89】如請求項82之方法，其更包含：

自該CO醱酵容器獲得一含有CO轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液、自該產乙酸CO₂醱酵容器獲得一含有CO₂轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液及自該產甲烷菌醱酵容器獲得一含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液；

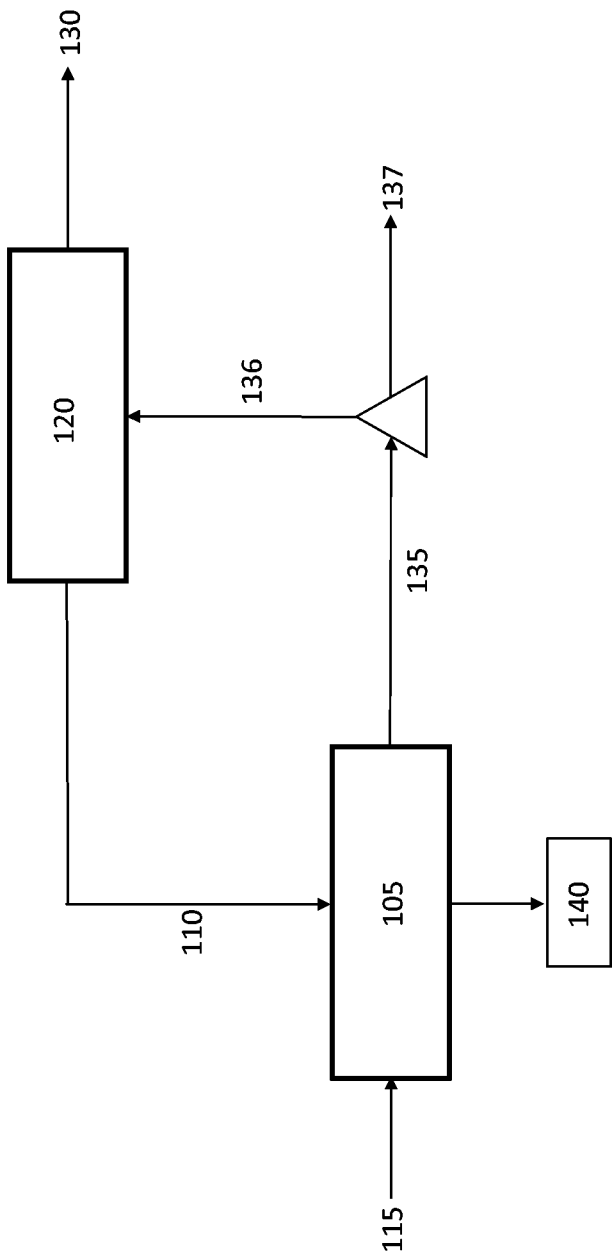
將該含有CO轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液、該含有CO₂轉化產乙酸菌之醱酵液體培養液及該含有產甲烷古菌之醱酵液體培養液分離成一無細胞滲透物及一含細胞懸浮液；

使該含細胞懸浮液之細胞膜破裂以產生一均質物；

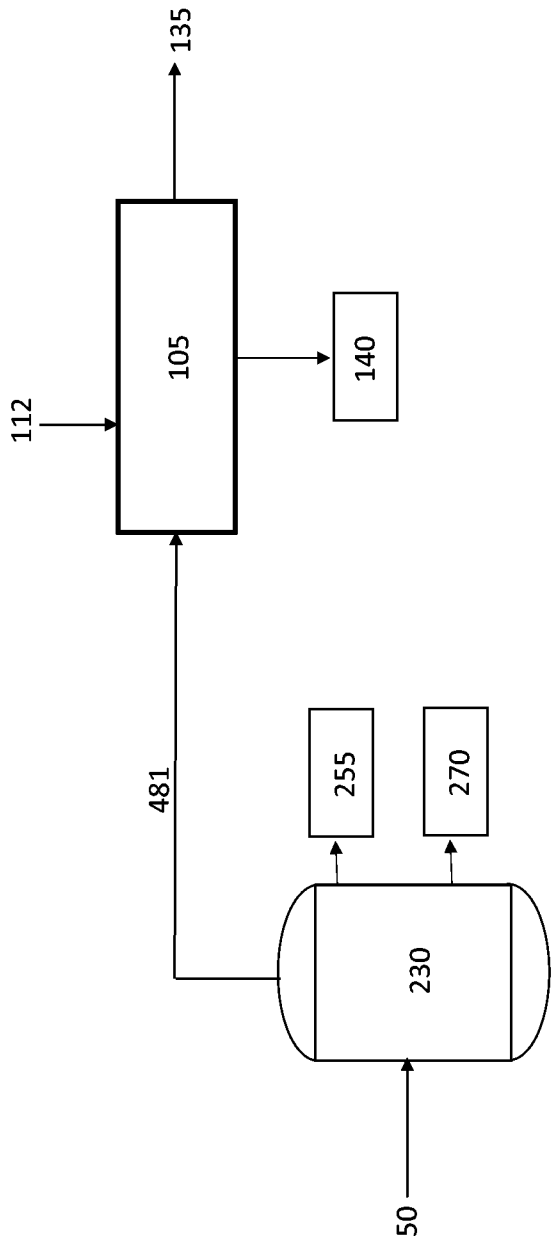
使用一份化器將該均質物份化成一含蛋白質上清液及一含蛋白質細胞碎片部分；及

獲得一含蛋白質營養補充劑。

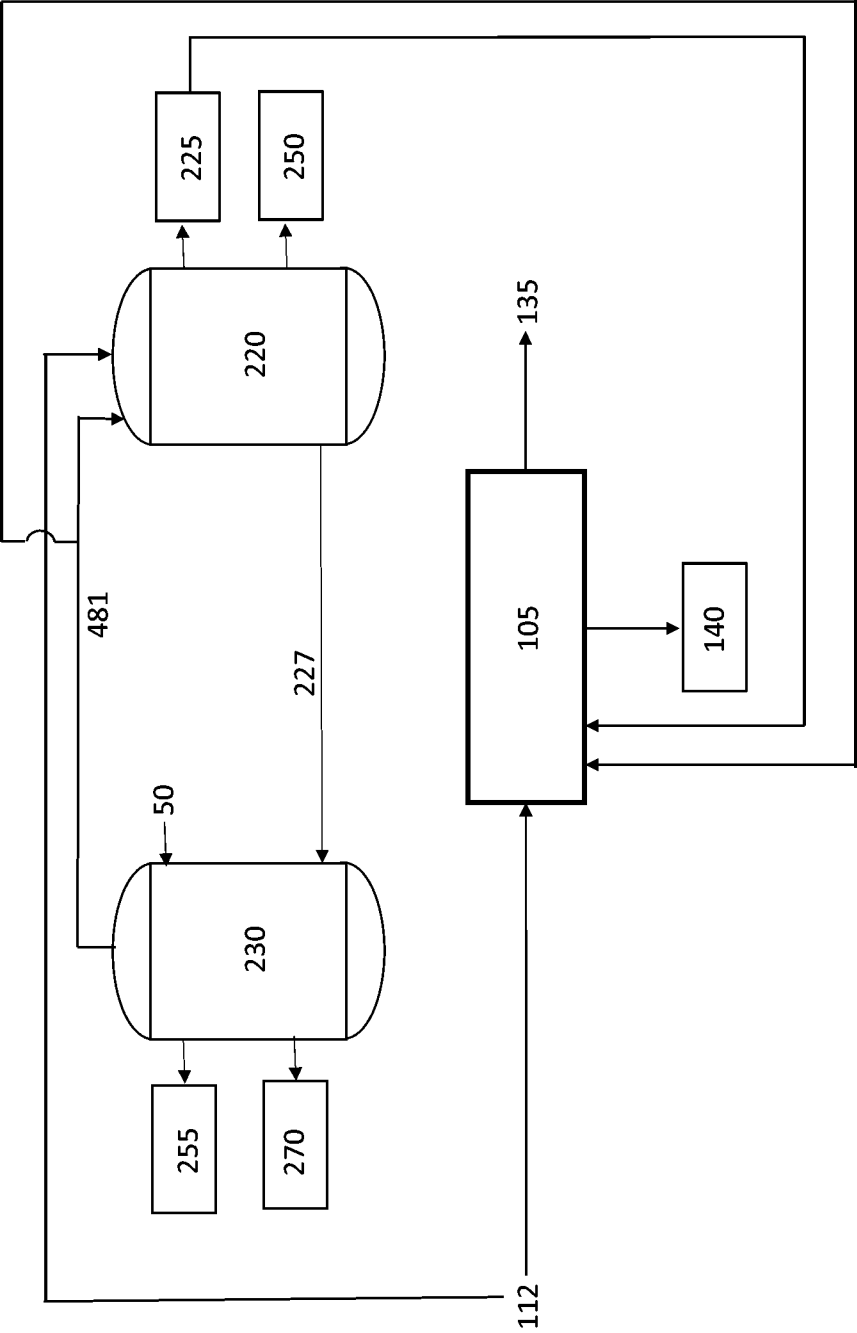
【發明圖式】



【圖1】



【圖2】



【圖3】