

生質沼氣之甲烷提純方法介紹

行政院原子能委員會核能研究所

摘要

基於化石燃料之缺乏以及氣候變遷所造成之暖化影響，再生能源已為現行國際能源轉型之趨勢，其中生質沼氣為極具潛力之再生能源。沼氣主要之成分係為甲烷、二氧化碳與硫化氫，為有效提升沼氣之利用效率與應用潛力，廣泛而言會將沼氣進行甲烷提純增值化之程序，將生質沼氣轉化為生質甲烷，沼氣純化技術係將沼氣中的二氧化碳與甲烷進行分離，藉以有效提升氣體之甲烷濃度，而將生質沼氣轉化為生質甲烷，就現行之沼氣純化技術而言，主要包含水洗(water scrubbing)、物理吸收(physical absorption)、化學吸收(chemical absorption)、變壓吸附(pressure swing adsorption, PSA)、薄膜分離(membrane separation)以及低溫分離(cryogenic)，其中又以水洗、化學吸收、薄膜分離與變壓吸附為主，本報告係針對上述國際常見之沼氣純化方法進行介紹，並彙整國外沼氣純化實廠案例提供實際應用參考。

一、前言

沼氣主要之成分係為甲烷、二氧化碳與硫化氫，其成分彙整於表 1。基於甲烷之熱值(heating value)較高，為有效提升單位氣體之利用效率與應用潛力，廣泛而言會將沼氣進行提純加值化之程序。

沼氣純化(biogas upgrading)技術係將沼氣中的二氧化碳與甲烷進行分離，藉以有效提升氣體之甲烷濃度，而將生質沼氣轉化為生質甲烷，自過往即為發展趨勢。圖 1 為國際能源署(IEA)生質能源報告中，所彙整歐陸國家生物甲烷廠發展之情形。

如圖 2 所示，就現行之沼氣純化技術而言，主要包含水洗(water scrubbing)、物理吸收(physical absorption)、化學吸收(chemical absorption)、變壓吸附(pressure swing adsorption, PSA)、薄膜分離(membrane separation)以及低溫分離(cryogenic)，其中又以水洗、化學吸收、薄膜分離與變壓吸附為主。另一方面，就歐陸國家而言，生質甲烷廠之發展主要以德國、瑞典、英國較為長遠，其中各方法之沼氣純化實廠案例將彙整於表 10~表 15。茲以下就常見的沼氣純化技術進行介紹。

表 1 沼氣主要成分

成分	甲烷 (CH ₄)	二氧化碳 (CO ₂)	硫化 氫 (H ₂ S)	氫氣 (H ₂)	氨 (NH ₃)	一氧 化碳 (CO)	氧氣 (O ₂)	水氣 (H ₂ O)	矽氧烷 (Siloxane)
濃度 (%)	45-70	35-55	1-2	-	-	微量	微量	微量	微量

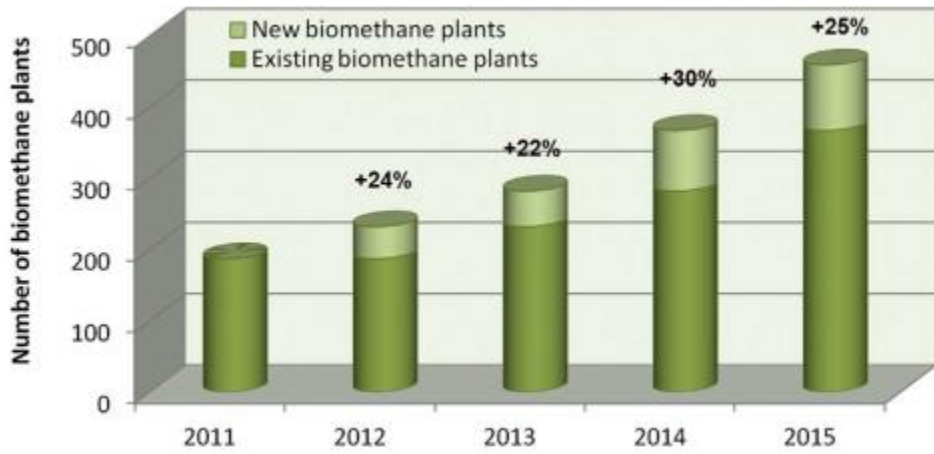


圖 1 歐陸國家生物甲烷廠之發展情形

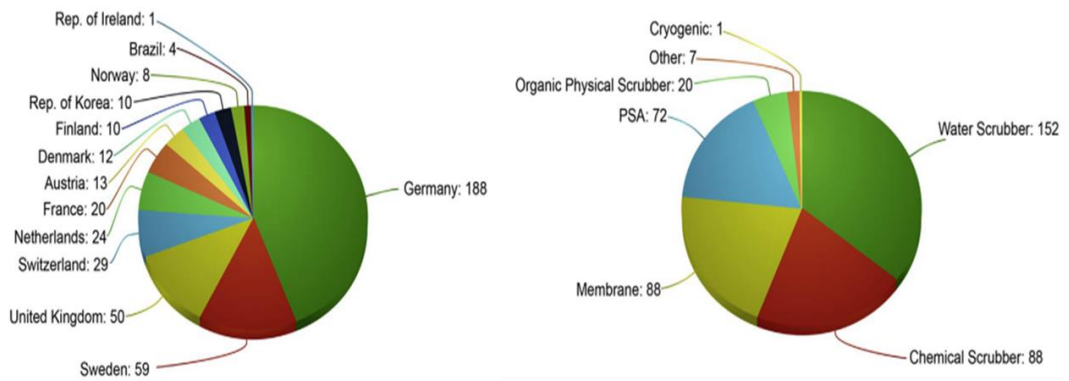


圖 2 歐陸國家生物甲烷廠之發展情形

二、沼氣純化技術

1. 高壓水洗 (High Pressure Water Scrubbing, HPWS)

此方法係為歷史悠久之純化技術，主要利用甲烷、二氧化碳以及硫化氫，對於水溶解性之不同，藉以達到氣體分離純化之效果，其中二氧化碳與硫化氫對於水之溶解度較高。基於亨利定律(Henry's law)，即氣體溶解定律，程序乃藉由調整溫度與壓力之操作參數，藉以最佳化分離效果。目前水洗塔之操作壓力一般介於 6~8 bar 之間，其優缺點彙整於表 2。

如圖 3 高壓水洗流程圖所示，一般會先行將沼氣中的不純物進行分離，再行加壓送入洗滌塔中，加壓之目的係提升二氧化碳與硫化氫於水中之溶解度。隨者程序進行，程序水將富含二氧化碳、硫化氫，以及少量之甲烷。為減少甲烷之損失，程序水在進行氣體脫附之前，會先行進入操作壓力較低之閃蒸槽(flash tank)，藉以回收脫附至氣體中之甲烷。而上述之程序水則再進入下游端之氣提塔，於常溫常壓下，以氣提之方式將程序水中的二氧化碳、硫化氫移至氣體之中，再生後的程序水可再行回流至洗滌塔進行利用。

基於純化後之氣體含有水氣，故此需進行乾燥；至於二氧化碳、硫化氫、氫以及揮發性有機物在洗提之過程中均已移除。另外基於硫化氫之氧化會造成酸鹼值下降，為有效維持水洗洗塔之純化效能，程序系統須維持在穩定之酸鹼值範圍中。另一方面，為優化水洗程序之質傳效能藉以提升沼氣純化之效率，需適當添加消泡劑避免泡沫生成；此外水洗塔往往有微生物滋生之問題，有效之解決方式係於低溫下進行水洗，或是添加生物殺菌劑。

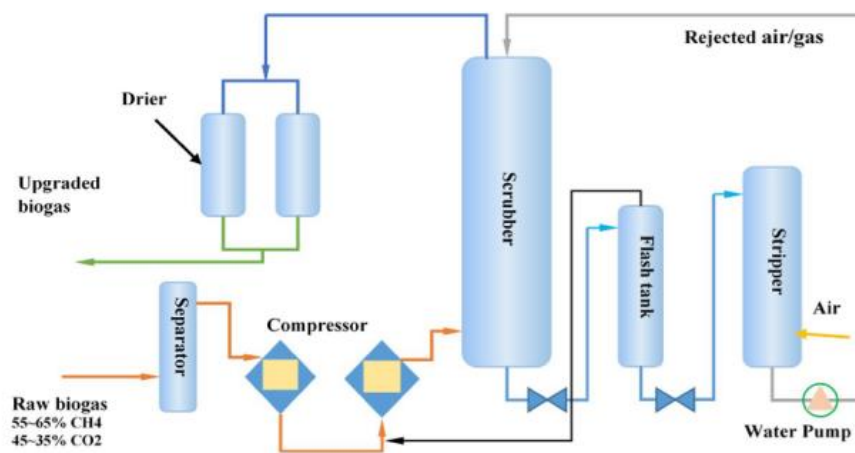


圖 3 氣體純化程序-高壓水洗流程圖

表 2 氣體純化程序-高壓水洗法優缺點彙整

優點	缺點
<ol style="list-style-type: none"> 1.可同時移除二氧化碳以及硫化氫。 2.不具特定化學品之需求。 3.操作簡易且甲烷回收率高。 4.不純物之耐受度高。 	<ol style="list-style-type: none"> 1.高設備投資成本與高操作成本(基於高壓操作條件，氣體壓縮以及泵浦輸水能耗需求大，且硫化氫可能造成設備腐蝕之問題)。 2.水量需求大。 3.純化過程慢。 4.細菌增長所造成之堵塞問題。

2. 變壓吸附 (Pressure Swing Adsorption, PSA)

變壓吸附方法係利用不同氣體分子，於不同壓力、溫度下對於吸附劑親和性之差異，進行氣體純化。常用之吸附劑包含活性碳(activated carbon)、沸石(zeolite)、矽膠(silica gel)、分子篩(molecular sieves)。其操作流程及優缺點彙整分別示於圖 4 及表 3。純化方法係於過程中於吸附管柱中對氣體不斷加壓，隨者壓力上升二氧化碳將被吸附於吸附劑上，待吸附劑上覆滿了二氧化碳後，再逐漸降低壓力，使其脫附藉以再生吸附劑。程序通常包含 4 個吸附管柱，但為提升程序操作效率以及能源效益，也有包含 6 個、9 個吸附管柱的類型，然而基於整體程序之效益，需一併考量設備程序複雜性以及設備投資成本。

基於硫化氫之吸附機制係為不可逆之吸附，一般而言為提升吸附效能，在進入吸附管柱之前，有先行將沼氣進行預處理之必要性，其目的係為移除硫化氫。至於其餘不純物如氨(NH₃)、揮發性有機物(VOC)、氧氣(O₂)、氮氣(N₂)以及水氣可於變壓吸附之過程中移除。

目前變壓吸附之研發趨勢包含：(1)有效縮減設備單元、減少能耗，並最適化相關技術以利小規模之純化承續發展、(2)結合各類吸附劑藉以整合不同之吸附效能、(3)將硫化氫與二氧化碳之分離整合於單一吸附管柱中，藉以減少預處理所需之程序。

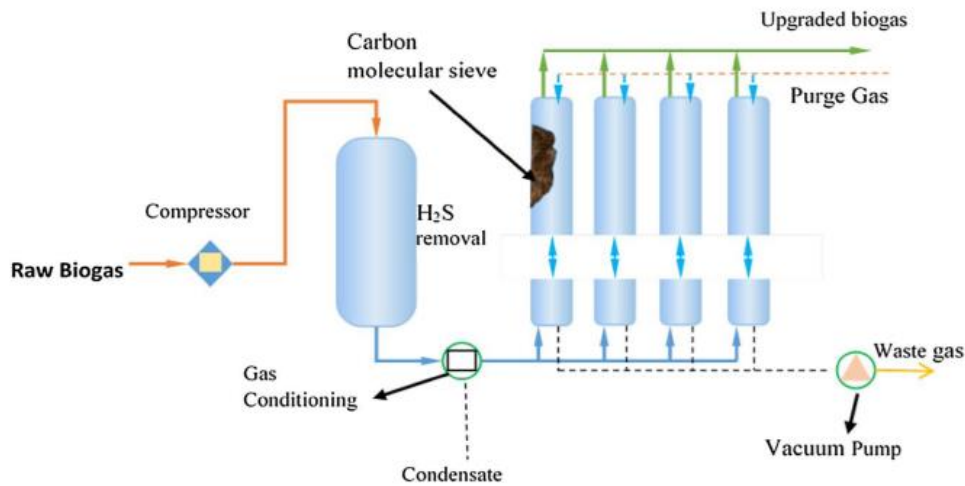


圖 4 氣體純化程序-變壓吸附流程圖

表 3 氣體純化程序-變壓吸附法優缺點彙整

優點	缺點
1. 能耗需求較少。 2. 具有同時移除氮氣、氧氣之可能性。 3. 設備建置時間短易於啟動。	1. 高資本投資以及高操作成本 (PSA 設備含有許多吸附管柱)。 2. 不純物之耐受度較差。 3. 閥件作動異常時將致使大量甲烷流失。 4. 具沼氣前處理之需求(須先行移除水氣、硫化氫)。

3. 化學吸收(chemical scrubbing process, CPS)

本方法係利用不同氣體分子對於化學溶劑溶解度之差異，進行氣體純化，其中二氧化碳、硫化氫於溶劑之溶解度遠大於甲烷。常用之溶劑包含 methyldiethanolamine (MDEA)、diethanolamine (DEA) 以及 monoethanolamine (MEA)。其操作流程及優缺點彙整分別示於圖 5 及表 4。

在操作程序上，未純化之沼氣將由吸收塔下方進入，其中氣體中之二氧化碳將與胺溶液進行反應，由氣相移轉至液相。上述富含二氧

化碳之胺溶液，將再行進入後方之氣提塔，藉由加熱進行再生，此時二氧化碳將再由液相脫附至氣相中；再生後之胺溶液則再回流至吸收塔再行利用。

在沒有液體或固體不純物之條件下，此方法可於沒有前處理步驟之情形下進行氣體純化，並可一併去除硫化氫，此係為此法之優點，然而基於吸收塔移除之硫化氫量仍有限，故此建議於硫化氫濃度過高時之情形下，仍須先行進行脫硫處理；另一方面相較於其餘純化方法，此法所需之電力較少，惟溶液再生時需供給熱能。

化學吸收法於純化過程中可獲得高純度之二氧化碳，然而就操作而言，對於吸收塔入口二氧化碳氣體之濃度與溫度、胺溶液之入口溫度，以及氣體、液體之流量需有良好之設計，藉以維持純化效果。此外，操作過程中起泡現象之產生、胺溶劑之降解、洩漏與損失致使胺濃度的改變，也將影響程序效能；另一方面，因溶液所造成設備腐蝕也為常見之問題，故此須採用適宜之材料作為設備選擇。

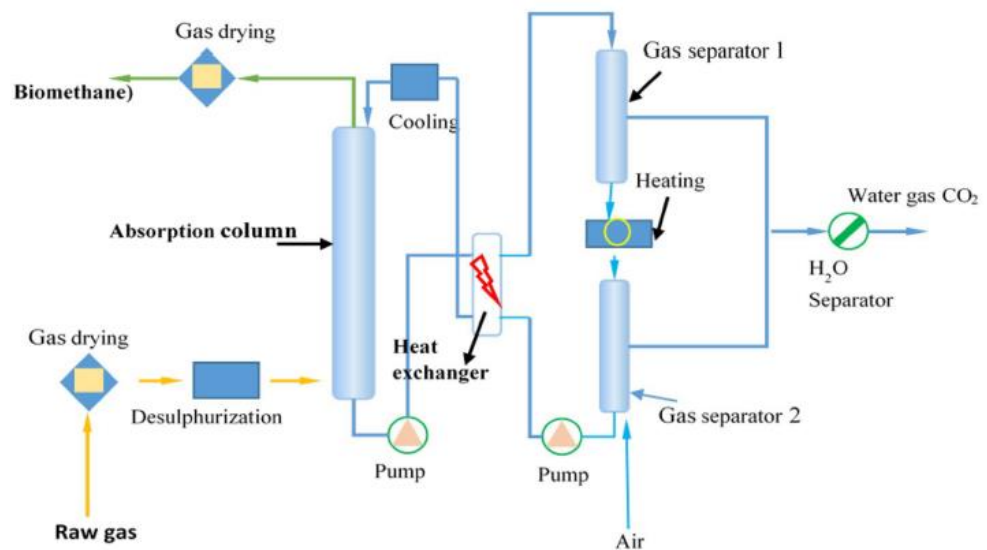


Fig. 2 Biogas upgrading by chemical absorption (Amine scrubbing) of CO₂

圖 5 氣體純化程序-化學吸收法流程圖

表 4 氣體純化程序-化學吸收法優缺點彙整

優點	缺點
1.純化後之氣體甲烷純度高。 2.低操作成本。 3.可於低壓操作。 4.硫化氫移除率高。 5.二氧化氮之選擇率高。 6.純化速率較快。 7.吸收溶劑易於再生。	1.高投資成本。 2.吸收溶劑再生時需熱源。 3.可能面臨廢棄化學品之處理需求。 4.設備腐蝕。 5.污染物積聚問題。

4. 物理吸收 (organic physical scrubbing, OPS)

物理吸收之方式類似於前述之水洗程序，利用不同氣體分子對於溶劑溶解度之差異，進行氣體純化。常用之溶劑係為 polyethylene glycol(PEG)、 Selexol 以及 Genosorb 為此法常見洗滌溶劑之品牌名稱，其中 Genosorb 係為 dimethyl ether 以及 polyethylene glycol (PEG) 之混合物。物理吸收法係以上述物理溶劑取代水作為吸收媒介，基於二氧化碳對於物理溶劑之溶解度遠大於水，故此相較於水洗法，洗滌塔吸收與回流時所需之液體體積較小。故此洗滌塔設備之規模可縮小，進而減低幫浦輸送等操作成本，然而溶劑再生需要大量能源。

如圖 6 所示，其操作模式類似於水洗法，先行對標的處理之沼氣進行加壓(約 7~8 bar)並冷卻，接者由吸收塔底部進入，欲用於吸收氣體之物理溶劑則由洗滌塔上方進入。待吸收程序完成後，富含二氧化碳之物理溶劑將先行進入閃蒸槽，藉以回收溶於液體中的甲烷，隨後再行進入後方之氣提塔，以熱能進行溶劑再生，再生後之溶劑則再回收至吸收塔供利用。

其優缺點彙整於表 5，相較於化學吸收法，物理吸收法之溶劑不會對於設備管線造成腐蝕，致使相關設備並無使用不銹鋼之需求，此外起泡之現象也不明顯，此為物理吸收法之優勢。惟基於溶劑會有揮發損失之現象，需適時進行補充。

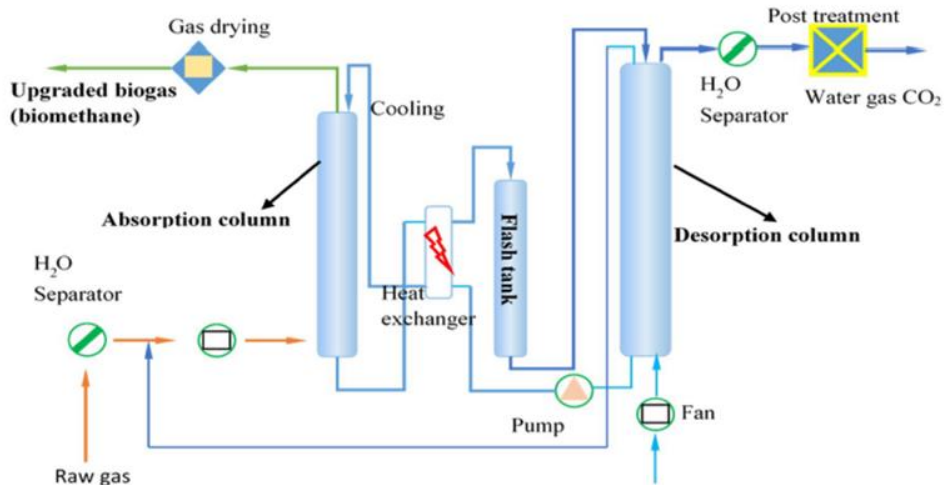


Fig. 1 Biogas upgrading by water scrubbing and organic solvent scrubbing to remove CO₂

圖 6 氣體純化程序-物理吸收法流程圖

表 5 氣體純化程序-物理吸收法優缺點彙整

優點	缺點
1.可同時移除硫化氫、氨、氰化氫、水氣。 2.低甲烷損失。 3.相較於高壓水洗所需之水量較小。	1.高投資成本、高操作成本。 2.小規模不具經濟效益。 3.操作時溶劑會被水氣稀釋，影響純化效能。 4.溶劑再生時需耗費大量能源。 5.溶劑昂貴且難以處置。 6.如硫化氫未先去除，將使得溶劑再生困難。

5. 低溫分離 (cryogenic separation, CS)

此法係主要利用氣體分子沸點之不同，藉由低溫冷凝之物理方式進行氣體純化分離，沼氣各氣體之沸點彙整於表 6。其中二氧化碳之沸點為-78.5°C、甲烷之沸點為-161.5°C。進一步地說，純化方法即將氣體進行冷凝，由於二氧化碳之沸點較高，故此於低溫下會先行冷凝為液態，而甲烷仍為氣態，後續藉由簡單之物理分離方式即可達到分離效果。基於在常壓下進行冷卻時，二氧化碳將藉由昇華現象 (sublimation) 由氣態轉化為固態，故此在操作時需進行加壓。其操作

流程及優缺點彙整分別示於圖 7 及表 7。

程序上一般會分為二階段，未純化氣體首先先行加壓並初步冷卻，基於物理性質之因素，氣體中之不純物如硫化氫、矽氧烷(siloxane)將會冷凝，可初步移除，二氧化碳與甲烷則仍維持氣態之狀態。基於硫化氫容易造成熱交換器(heat exchanger)等設備之腐蝕，一般建議於氣體純化前，先行將硫化氫去除。待第一階段之冷凝與分離後，隨後進行二段冷卻，將二氧化碳冷凝並去除，藉以得到純化之甲烷氣。除上述之氣體分離之用途之外，此方法也使用於液化生物甲烷氣(bio-LNG)之生產。

表 1 沼氣各氣體成分之沸點

成分	沸點(K)	沸點(°C)
二氧化碳(CO ₂)	194.65	-78.50
甲烷(CH ₄)	111.63	-161.52
氧氣(O ₂)	90.18	-182.97
氮氣(N ₂)	77.35	-195.80

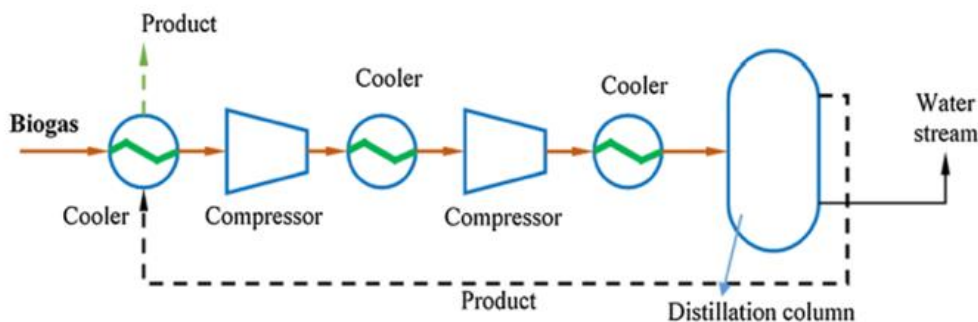


圖 7 氣體純化程序-低溫分離法流程圖

表 7 氣體純化程序-低溫分離優缺點彙整

優點	缺點
1.純化後之氣體甲烷純度及回收率高。 2.不具化學品需求環境友善。	1.高設備投資及維護成本。 2.高操作成本。 3.高能耗需求。

6. 薄膜分離 (membrane separation, MS)

此方法係藉由氣體分子對於薄膜透過率之差異，進行氣體純化。如圖 8 所示，主要先行對未純化氣體進行加壓，再使其通過薄膜，基於透過率之差異，二氧化碳、水氣將可通過薄膜；相對而言甲烷與氫氣分子將被滯留，進而達到氣體純化之目的。如表 8 優缺點彙整表所述，一般而言為提升純化後之甲烷氣濃度與回收率，程序通常包含二階或三階段薄膜分離。大部分之薄膜對於顆粒、水氣、油等不純物相當敏感，故此為有效維持純化效能，需藉由吸附劑、冷凝過濾器 (condensate filter)、聚結過濾器 (coalescence filter) 等方式去除上述雜質。此外，基於硫化氫 (H_2S) 與氨 (NH_3) 易溶於水致使薄膜表面生成酸或鹼，故此建議在氣體分離的過程中，操作溫度需在露點 (dew point) 以上。另一方面，縱使薄膜分離法可將甲烷與硫化氫進行分離，對於含有高濃度之硫化氫氣體而言，仍建議於薄膜分離前先行將硫化氫去除，藉以提升純化之效果；此外薄膜的壽命主要將取決於沼氣氣體組成、氣體前處理效果以及程序操作品質，故此配合氣體組成以及操作需求選定合宜之薄膜，為提升程序效能之重要考量。

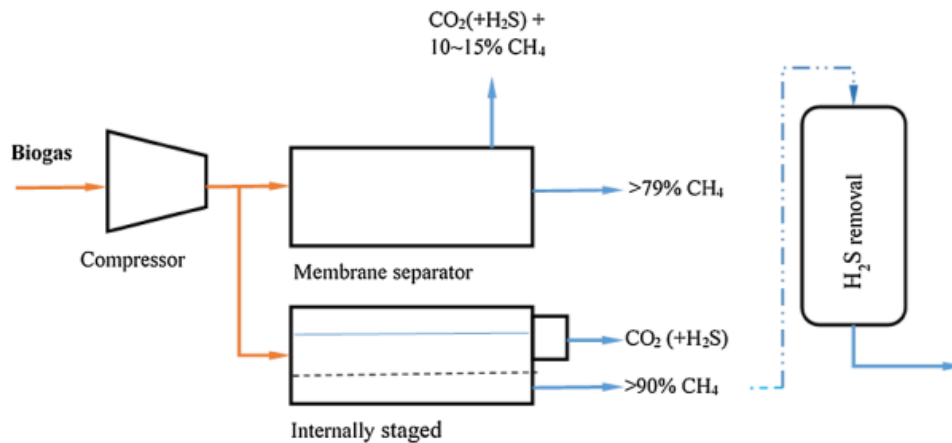


圖 8 氣體純化程序-薄膜分離法流程圖

表 8 氣體純化程序-薄膜分離優缺點彙整

優點	缺點
<ol style="list-style-type: none"> 1.較低之設備投資成本。 2.較低之操作成本。 3.甲烷回收率高。 4.設備佔地面積需求小。 5.維護成本低。 6.能耗需求低。 7.不具化學品需求。 8.系統建置耗時短易於啟動。 	<ol style="list-style-type: none"> 1.單一階層分離後所獲得之甲烷純度較低，如需獲得高純度甲烷，需使用多階層分離程序。 2.薄膜塑化問題。 3.污染物耐受力較低。

7. 沼氣純化方法彙整比較

承上所述，現行較為成熟之沼氣純化技術包含高壓水洗、變壓吸附、化學吸收、物理吸收、低溫分離、薄膜分離，茲將前述各類沼氣純化方法之比較彙整於表 9。

表 9 各類沼氣純化方法之比較

	高壓水洗 (HPWS)	變壓吸附 (PSA)	化學吸收 (CPS)	物理吸收 (OPS)	低溫分離 (CS)	薄膜分離 (MS)
預處理需求	不需要	需要	需要	不需要	需要	需要
操作壓力(bar)	4-10	3-10	常壓	4-8	80	5-8
甲烷損失率(%)	< 2	< 4	< 0.1	2-4	2	< 0.6
純化後甲烷純度(%)	97-98	96-98	96-99	98-98	97-98	96-98
電力需求(kWh/Nm ³)	0.25-0.30	0.23-0.30	0.05-0.15	0.2-0.3	0.76	0.18-0.20
熱需求(°C)	不需要	不需要	100-180 (溶劑再生)	55-80 (溶劑再生)	-196	不需要
成本	中	中	高	中	高	高

三、沼氣純化成本評析

承先前所述，生質甲烷(biomethane)已成為未來再生能源研究與發展重點，然而相關之成本與經濟效益評估係為此技術能否持續發展之重要關鍵。Krassowski (2010)等人彙整生質甲烷廠產製生物甲烷並進行後端應用之過程中，各程序單元所需之成本，其中廠房之處理規模係為 1000 m³ 沼氣/小時。如圖 9 所示，整體程序之成本來源主要來自於沼氣生產(biogas production)，約佔 69%；其次則為沼氣純化(biogas upgrading)，約佔 22%。由上述結果可知，厭氧消化技術與沼氣純化技術係為生質甲烷發展之關鍵。

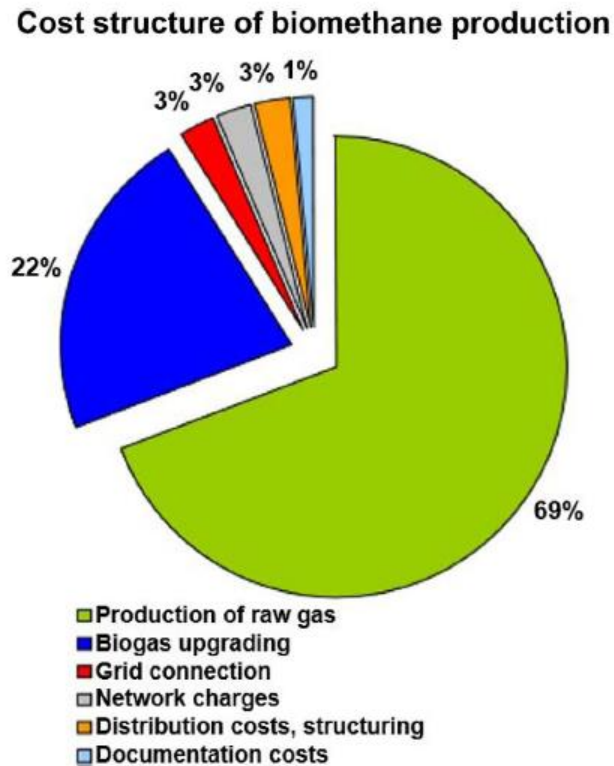


圖 9 生質甲烷產製過程中，各程序單元所需成本佔整體成本之比例

茲以下就現行較為成熟之沼氣純化技術，由不同面相彙整相關所需成本分述如下：

1. 整體設備投資成本

如圖 10 所示，以處理規模 250~2800 Nm³(立方米)/小時之情形來看，初始設備投資約介於 100 萬~300 萬歐元之間。

2. 單位時間處理單位氣體所需投資成本(the specific investment cost)

如圖 11 所示，處理氣體規模介於 1000~5000Nm³ 沼氣/小時之情形下，純化所需之投資成本(the specific investment cost)約介於 1000~6000 歐元/(立方米沼氣/小時)，其中不同的純化方法其資本支出(capital expenditure, CAPEX)、營業費用(operating expense, OPEX) 差異不大，且處理規模小於 500 Nm³(沼氣)/小時成本將大幅增加，故此沼氣純化之投資成本需於大規模下才較具經濟效益。

3. 處理單位沼氣所需之成本

處理單位沼氣所需之成本約介於 0.12~0.5 €/立方米沼氣。

4. 產製單位電力所需成本:

於規模 500m³/小時之情境下，單位電力所需成本約介於 1.5~2.32 €/ct/度；若於較大規模 2000~2800m³/小時之情境下，單位電力所需成本約介於 0.78~1.34 €/ct /度。

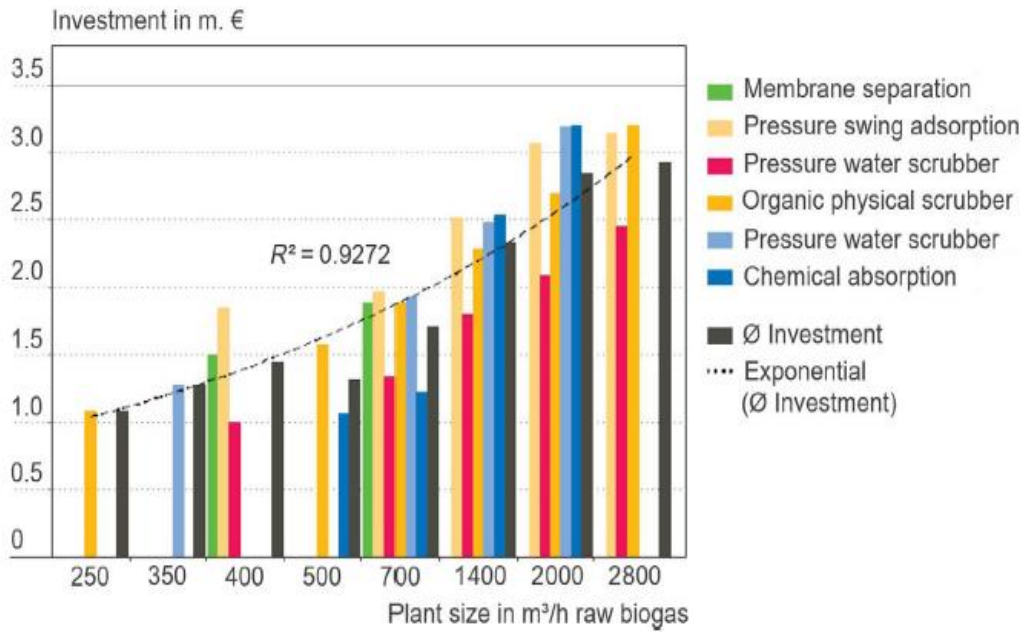


圖 10 於不同氣體處理規模下，各類純化技術所需之設備投資成本

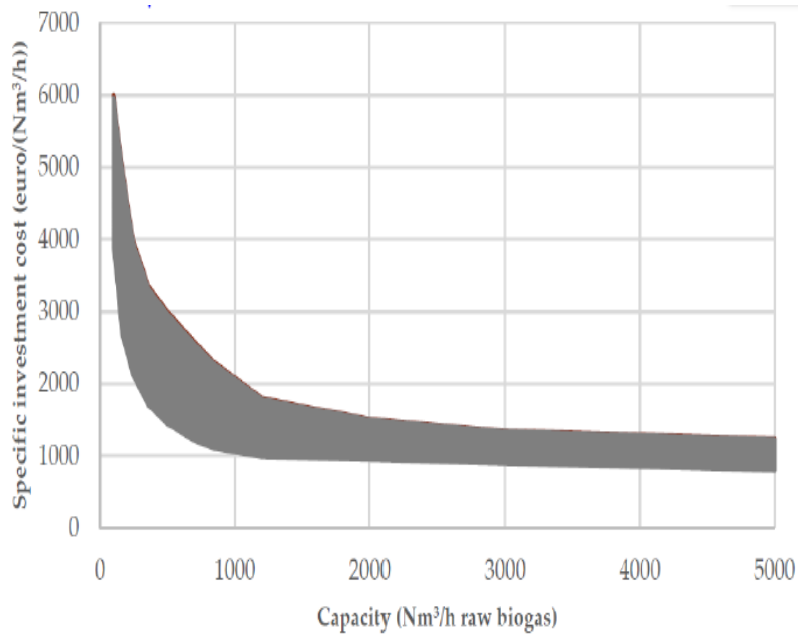


圖 11 於不同氣體處理規模下，單位時間處理單位氣體所需之投資成本

四、國外沼氣純化實廠案例彙整

根據 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations, 彙整出各方法之沼氣純化實廠案例, 如表 10~表 15 所示。

表 10 國外沼氣純化實廠資訊-高壓水洗法

國外沼氣純化實廠-高壓水洗案例彙整 (參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷 純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /Hr)	運轉 起始 時間
澳洲	Linz	污水	燃氣網	97	800	2008
法國	Lille	生物廢棄物	運輸燃料	97	2*600	2007
德國	Altenstadt	生物廢棄物	燃氣網	-	1250	2009
	Güstrow	能源作物	燃氣網		10000	2009
	könnern I	禽糞 能源作物	燃氣網		1250	2007
	Lüchow	能源作物	燃氣網		1250	2008
	Maihingen	能源作物	燃氣網		1250	2007
	Niederndodeleben	能源作物	燃氣網		1250	2008
	Wixhausen (Darmstadt)	禽糞 能源作物	燃氣網		300	2008
冰島	reykjavik	掩埋氣	運輸燃料		700	2005
日本	kobe	污水污泥	運輸燃料	97	100	2004
日本	kobe	污水污泥	運輸燃料	97	2*225	2007
荷蘭	tilburg-De spinder	掩埋氣	燃氣網	88	2100	1987
南韓	Seoul				150	2008
西班牙	Madrid	生物廢棄物	運輸燃料	96.5	4000	2008
瑞典	Boden	污泥 生物廢棄物	運輸燃料	97%	360	2007
	Eskiltuna	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	330	2003
	Boden	污泥 生物廢棄物	運輸燃料	97%	360	2007

Eslöv	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	80	1999
Falköping	污水污泥	運輸燃料	97	200	2007
helsingborg	生物廢棄物 禽糞	運輸燃料 燃氣網	97	650	2007
helsingborg	污水污泥	燃氣網	97	250	2007
henriksdal,	污水污泥	運輸燃料	97	600	2004
henriksdal,	污水污泥	運輸燃料	97	800	2006
Jönköping	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	300	2000
katrineholm	污水污泥	運輸燃料	97	80	2009
kristianstad	生物廢棄物 禽糞 污水污泥	運輸燃料	97	280	1999
kristianstad	生物廢棄物 禽糞 污水污泥	運輸燃料	97	600	2006
Laholm	生物廢棄物 禽糞	燃氣網	97	500	2000
Linköping	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	2*330	1997
Linköping	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	1400	2002
motala	污水污泥	燃氣網	97	80	2009
norrköping	污水污泥	運輸燃料	97	250	2004
norrköping	能源作物	運輸燃料	97	240	2006
skellefteå	污水污泥	運輸燃料	97	250	2005
trollhättan	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	200	1995
trollhättan	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	400	2001
Uppsala	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	400	2001
Västervik	污水污泥	運輸燃料	97	130	2009
Västerås	生物廢棄物 污水污泥	運輸燃料	97	650	2004
Örebro	污水污泥	運輸燃料	97	450	2007

	Örebro	污水污泥	運輸燃料	97	2000	2009
	Östersund	污水污泥	運輸燃料	97	200	2006
美國	Renton	污水污泥	Gas grid	98	4000	1984 1998

表 11 國外沼氣純化實廠資訊-變壓吸附法

國外沼氣純化實廠-變壓吸附案例彙整						
(參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷 純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /H r)	運轉 起始 時間
澳洲	Pucking	禽糞	燃氣網	97	10	2005
	reitbach / eugendorf	能源作物	燃氣網 運輸燃料	97	150	2008
德國	Botrop	污水污泥	運輸燃料		120	2008
	Burgrieden	能源作物	燃氣網		300	2008
	Ettlingen	能源作物	燃氣網		600	2008
	Gemeinde Graben Landkreis	能源作物	燃氣網		1000	2008
	kerpen	能源作物	燃氣網		1000	2008
	ketzin	能源作物	燃氣網		400	2008
	Mühlacker	能源作物	燃氣網		920	2007
	Pliening	能源作物	燃氣網		920	2006
	schwandorf II	能源作物	燃氣網		2000	2008
	Straelen	禽糞 能源作物	燃氣網		1000	2006
	Utzensdorf	生物廢棄物	燃氣網	96	100	2009
	Werlte	禽糞 生物廢棄物	燃氣網		500	2007
	Wriezen	能源作物	燃氣網		1200	2009
	Wüstring	能源作物	燃氣網		1200	2009
挪威	fredrikstad		運輸燃料			2001
荷蘭	Nuenen	掩埋場氣體	燃氣網	88	1500	1990
	Wijster	掩埋場氣體	燃氣網	88	1150	1989
瑞典	Bjuv	禽糞 生物廢棄物	燃氣網	97	500	2007
	Bromma, stockholm	污水污泥	運輸燃料	97	250	2002
	Helsingborg	禽糞 生物廢棄物	運輸燃料 燃氣網	97	350	2001

	Malmö	污水污泥	燃氣網	97	500	2008
	Skövde	污水污泥 屠宰場廢物	運輸燃料	97	140	2002
	Ulricehamn	污水污泥	運輸燃料	97	20	2003
瑞士	Bachenbülach	生物廢棄物	燃氣網	96	50	1996
	Berne	污水污泥	燃氣網	96	300	2007
	Inwil	禽糞 生物廢棄物	燃氣網	96	225	2009
	Lavigny	生物廢棄物	燃氣網	96	150	2009
	Lucerne	污水污泥	燃氣網	96	75	2004
	Otelfingen	生物廢棄物	運輸燃料	96	50	1998
	Roche	污水污泥	燃氣網	96	250	2008
	rümlang	生物廢棄物	運輸燃料	96	30	1995
	samstagern	生物廢棄物	運輸燃料	96	50	1998
	Utzensdorf	生物廢棄物	運輸燃料	96	100	2009
	Widnau	農業廢棄物 共發酵	運輸燃料	96	100	2007
美國	Cincinatti	掩埋場氣體	燃氣網	-	10000	1986
	Dallas	掩埋場氣體	燃氣網	-	10000	2000

表 12 國外沼氣純化實廠-化學吸收法

國外沼氣純化實廠-化學吸收案例彙整						
(參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷 純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /Hr)	運轉 起始 時間
德國	Einbeck	能源作物	燃氣網	-	1000	2009
	Godenstedt	能源作物	燃氣網		600	2009
	hardegese	能源作物	燃氣網		1000	2009
	horn-Bad	能源作物	燃氣網		2000	2009
	könnern II	能源作物	燃氣網		3400	2009
挪威	Oslo	污水污泥	運輸燃料		750	2009
	Stavanger	污水污泥 生物廢棄物'	燃氣網		500	2009
西班牙	Vacarisses (Barcelona)	掩埋場氣體	運輸燃料	>85	100	2005
瑞典	Boden	污水污泥 生物廢棄物'	運輸燃料	97	450	2002
	Falkenberg	污水污泥 生物廢棄物 能源作物	燃氣網	97	750	2009
	Göteborg	污水污泥 生物廢棄物'	燃氣網	97	1600	2007
	himmerfjärden , stockholm	污水污泥	運輸燃料	97	800	2009
	kalmar	污水污泥 禽糞	運輸燃料	97	200	2008

表 13 國外沼氣純化實廠-物理吸收法

國外沼氣純化實廠-物理吸收案例彙整						
(參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /Hr)	運轉起始時間
德國	Forchheim	能源作物	燃氣網	-	1000	2009
	Jameln	禽糞 能源作物	燃氣網 運輸燃料	-	160	2005
	Rathenow	能源作物	燃氣網		11303	2009
	Ronnenberg	能源作物	燃氣網		650	2008
瑞士	Bischofszell	污水污泥	燃氣網	96	100	2007
	Jona	生物廢棄物	燃氣網	96	55	2005
	Pratteln	生物廢棄物	生物廢棄物	96	300	2006
美國	Dayton	掩埋場氣體	燃氣網		6000	2003
	Houston	掩埋場氣體	燃氣網		9400	1986
	Shasnee	掩埋場氣體	燃氣網		5500	2001
	Staten Island	掩埋場氣體	燃氣網		13000	1981

表 14 國外沼氣純化-低溫分離法

國外沼氣純化-低溫分離實廠案例彙整						
(參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷 純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /Hr)	運轉 起始 時間
德國	Forchheim	能源作物	燃氣網	-	1000	2009
	Jameln	禽糞 能源作物	燃氣網 運輸燃料	-	160	2005
	Rathenow	能源作物	燃氣網		11303	2009
	Ronnenberg	能源作物	燃氣網		650	2008
瑞士	Bischofszell	污水污泥	燃氣網	96	100	2007
	Jona	生物廢棄物	燃氣網	96	55	2005
	Pratteln	生物廢棄物	生物廢棄物	96	300	2006
美國	Dayton	掩埋場氣體	燃氣網		6000	2003
	Houston	掩埋場氣體	燃氣網		9400	1986
	Shasnee	掩埋場氣體	燃氣網		5500	2001
	Staten Island	掩埋場氣體	燃氣網		13000	1981

表 15 國外沼氣純化-薄膜分離法

國外沼氣純化-薄膜分離實廠案例彙整						
(參考彙整 IEA 報告:Biogas upgrading technologies – developments and innovations)						
國家	實廠地點	沼氣來源	純化後應用	甲烷 純度 (%)	處理能力 (Nm ³ /Hr)	運轉 起始 時間
澳洲	Bruck/Leitha	生物廢棄物	燃氣網	97	180	2007
	margarethen am moos	禽糞 能源作物	運輸燃料	>95	70	2007
荷蘭	Beverwijk	掩埋場氣體	燃氣網	88	-	2006
	Collendoorn	掩埋場氣體	燃氣網	88	375	1993
美國	Los Angeles	掩埋場氣體	運輸燃料	-	2600	1993
	Pittsburg - monroeville	掩埋場氣體	燃氣網	-	5600	2004
	Pittsburg - Valley	掩埋場氣體	燃氣網	-	5600	2004
英國	Albury	掩埋場氣體	運輸燃料			2008