

低炭素社会の実現に向けた  
技術および経済・社会の定量的シナリオに基づく  
イノベーション政策立案のための提案書

技術開発編

**CCS (二酸化炭素回収貯留) の概要と展望 (Vol.2)**  
—膜による分離回収コスト及び貯留コストの評価と課題—

平成29年3月

**Survey on the Carbon Capture and Storage process (vol.2):**

The CO<sub>2</sub> Capture Cost by the Membrane Separation and the CCS Cost  
of the Storage and the Injection

Strategy for Technology Development

Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action  
toward Low Carbon Societies

国立研究開発法人科学技術振興機構  
低炭素社会戦略センター

LCS-FY2016-PP-06

## 概要

膜分離技術による CO<sub>2</sub> 分離回収法について、回収コストと課題を検討した。ガス化方式（pre-combustion；ガス圧力 5.7MPa）の石炭焚き発電所（規模 1,000MW）に適用したとき、目標性能（膜透過率  $4 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ 、選択率 125）の膜では、分離回収コストは 1.5¥/kg-CO<sub>2</sub> であり、物理吸収法でのコスト 3.9¥/kg-CO<sub>2</sub>（LCS 提案書(FY2015-PP-08)、2016 年 3 月）より安価で優位である。しかしボイラー方式（post-combustion）の低圧のガスでは、入口圧力の昇圧が必要なため、昇圧コストが加算される。

さらに、分離回収した CO<sub>2</sub> を貯留するためのコストを、常温液化ガスを配管輸送して直接注入する場合と低温に液化し船で海上輸送後注入する場合について検討した。前者は 1.3¥/kg-CO<sub>2</sub>、後者は 5.1¥/kg-CO<sub>2</sub> となり、低温液化ガスの海上輸送後注入ケースはコスト高となることが分かった。常温液化ガスの直接注入法が望ましい。

## Summary

We analyzed CO<sub>2</sub> capture cost by membrane separation technology in a coal gasification power plant. The CO<sub>2</sub> capture cost is 1.5¥/kg -CO<sub>2</sub> in case of a membrane of permeability  $4 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$  and selectivity 125. It is cheaper than the capture cost of 3.9¥/kg-CO<sub>2</sub> (LCS proposal paper(FY2015-PP-08)) incurred using the physical absorption method.

We also examined CCS cost with regards to CO<sub>2</sub> injection into an aquifer. The CCS cost in the case of direct injection of CO<sub>2</sub> liquefied at ambient temperature (20°C, 8MPa) and transported by pipeline is 1.3¥/kg-CO<sub>2</sub> and in the case of injection of CO<sub>2</sub> liquefied at low temperature (-20°C, 2MPa) and transported by ship is 5.1¥/kg-CO<sub>2</sub>.

The direct injection method of the gas liquefied at ambient temperature is thus preferable.

## 目次

### 概要

1. 目的.....	1
2. 膜分離法の検討.....	1
2.1 検討ケース.....	1
2.2 計算式.....	1
2.3 膜面積の計算結果と考察.....	3
2.4 CO <sub>2</sub> 分離回収コスト.....	6
3. CCS コスト（分離回収と貯留）の検討.....	8
4. 今後の課題と政策立案のための提案.....	11
参考文献.....	11

## 1. 目的

前 LCS 提案書<sup>1)</sup>[1]では、化学吸収法と物理吸収法についてプロセスを検討し、それぞれの方法の分離回収コストを評価し、課題を提言した。本報告では、膜分離法について CO<sub>2</sub> 分離回収コストを検討し、次に CO<sub>2</sub> の分離回収から貯留までの CCS 全体のコストを検討し、課題をまとめた。

## 2. 膜分離法の検討[2]

### 2.1 検討ケース

発電所などの排ガス中の CO<sub>2</sub> を膜で分離するとき、膜分離の駆動力は膜の前後での CO<sub>2</sub> 分圧差であるため、分圧差は大きいほうが望ましい。そのため、たとえば 1,300℃、5~6MPa の高温高压下でガス化する pre-Combustion 方式のガス中からの分離回収に適する。ボイラー排気ガスなど post-Combustion 方式のガスの場合、分離回収には排気ガスを圧縮して CO<sub>2</sub> 分圧差を大きくする必要がある。

検討したケースは、石炭を高温高压下でガス化する pre-Combustion 方式のガスから CO<sub>2</sub> を分離回収するケースである。プロセスフローを図 1 に示す。前報[1]で報告した物理吸収法の検討ケースと同一で、1,000MW 規模のガス化発電設備からの CO<sub>2</sub> 分離回収である。

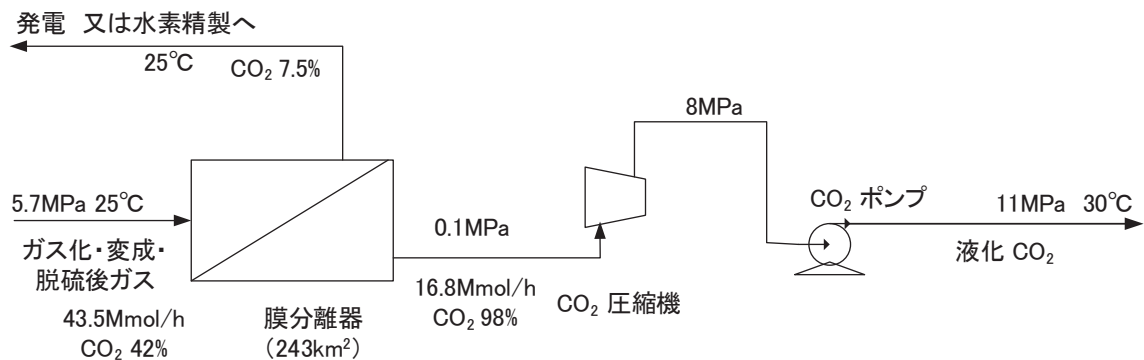


図 1 膜分離法

ガス入り口条件は、圧力 5.7MPa、温度 25℃、流量 275Nm<sup>3</sup>/s (43.5Mmol/hr)、CO<sub>2</sub> 濃度 42vol%、と設定し、膜透過 CO<sub>2</sub> 濃度 98vol%とした。本報告では、膜分離は、連続した 20 段の完全混合槽モデルで近似した。

### 2.2 計算式

今回の場合 CO<sub>2</sub> (A 成分) を選択的に透過する膜を使用する。式中の A 成分は CO<sub>2</sub>、B 成分は H<sub>2</sub> である。

<sup>1)</sup> 低炭素社会の実現に向けた技術および経済・社会の定量的シナリオに基づくイノベーション政策立案のための提案書、科学技術振興機構低炭素社会戦略センター（以下、LCS 提案書）。

### 2.2.1 基礎式（1槽ケース）（図2）

図2に2成分A, Bからなる混合気体の膜分離（1槽ケース）の模式図を示す。

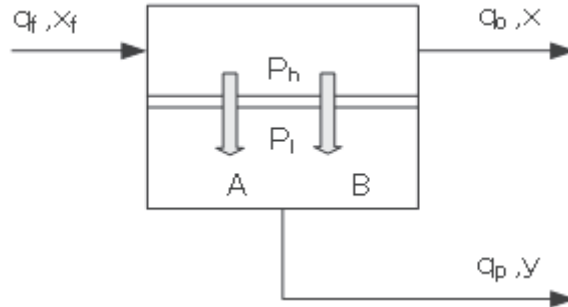


図2 2成分A, Bの透過（x, y : A成分濃度）

図2において、 $q_f$ 、 $q_o$ 、 $q_p$ 及び $x_f$ 、 $x$ 、 $y$ は、それぞれ供給側入り口、供給側出口、透過側の流量( $m^3/s$ )及びA成分の濃度である<sup>2)</sup>。膜を介して、供給側圧力 $P_h(Pa)$ を高圧、透過側圧力 $P_l(Pa)$ を低圧に設定している。A成分およびB成分が膜厚 $\delta(m)$ の膜を透過する場合の膜透過流束を $J_A$ および $J_B$ とすると、式(1)及び式(2)が成立する。

$$J_A = (J_A + J_B) y = P_A(xP_h - yP_l) / \delta = P_A P_h (x - yP_r) / \delta \quad (1)$$

$$J_B = (J_A + J_B)(1 - y) = P_B((1 - x)P_h - (1 - y)P_l) / \delta = P_B P_h((1 - x) - (1 - y)P_r) / \delta \quad (2)$$

ここで、 $P_A$ 、 $P_B$ は、 $CO_2$ 、 $H_2$ の膜透過係数、 $P_r$ は操作圧力比（ $=P_l/P_h$ ）である。式(1)および式(2)より式(3)を得る。

$$y/(1 - y) = \alpha(x - P_r y) / ((1 - x) - (1 - y)P_r) \quad (3)$$

ここで、 $\alpha$ は理想透過係数比（ $=P_A/P_B$ ）であり、 $P_r$ が小さいときは分離係数（近似的には、選択率）になる。式(3)は、 $y$ についての2次方程式（ $P_r(\alpha - 1)y^2 - ((P_r + x)(\alpha - 1) + 1)y + \alpha x = 0$ ）となり、その解として式(4)を得る。

$$y = ((\alpha - 1)(P_r + x) + 1 - \sqrt{((\alpha - 1)(P_r + x) + 1)^2 - 4P_r(\alpha - 1)\alpha x}) / (2P_r(\alpha - 1)) \quad (4)$$

また物質収支より、 $q_f = q_o + q_p$ および $q_f x_f = q_o x + q_p y$ が成立し、これらより次式を得る。

$$x_f = (q_o/q_f)x + (q_p/q_f)y = (1 - \theta)x + \theta y \quad (5)$$

ここで、 $\theta(=q_p/q_f)$ はステージカット率（以下、カット率と略す）である。式(5)より式(6)を得る。

$$x = (x_f - \theta y) / (1 - \theta) \quad (6)$$

式(6)を式(4)に代入すると、式(7)を得る。

<sup>2)</sup> 下添字 f, o および p は、それぞれ feed, outlet および permeation の頭文字。

$$y = ((\alpha - 1)(P_r^* + x_f) + 1 - \sqrt{((\alpha - 1)(P_r^* + x_f) + 1)^2 - 4P_r^*(\alpha - 1)\alpha x_f}) / (2P_r^*(\alpha - 1)) \quad (7)$$

ここで、 $P_r^* = \theta + (P_l/P_h)(1 - \theta)$  である。式(7)より入り口濃度  $x_f$  ベースで透過ガス濃度  $y$  を計算できる。また、膜面積  $A_0$  は

$$A_0 = (\delta q_f / P_A P_h) \theta y / (x - P_r y) \quad (8)$$

となる。

### 2.2.2 N 段階モデル（図 3）

図 3 に N 段階モデルの模式図を示す。各段のカット率  $\theta_i$  を各段で一定とすると、系全体のカット率  $\theta_t$  との間には、次式の関係がなりたつ。

$$\theta_t = 1 - (1 - \theta_i)^{1/N} \quad (9)$$

この  $\theta_i$  をもちいて各槽の逐次計算をおこなう。

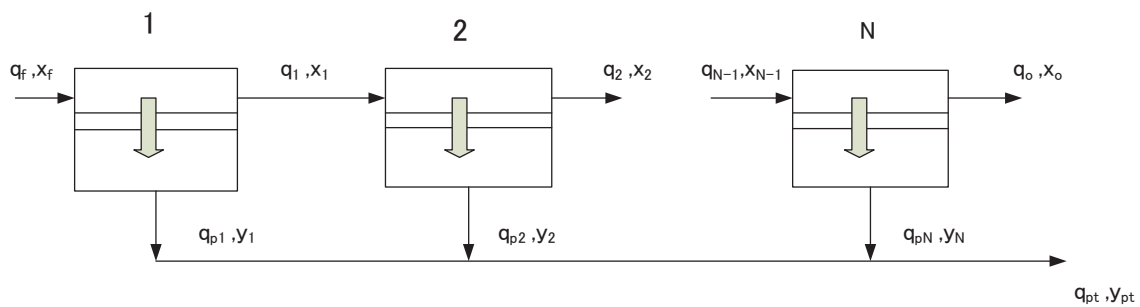


図 3 N 段階モデル

1 段目では式(7)より  $x_f$  から  $y_1$  が求まり、式(6)より 2 段目の入り口濃度  $x_1$  が求まる。同様に逐次計算を行い N 段目の透過濃度  $y_N$  および供給側出口濃度  $x_o$  が求まる。系としての透過ガスの濃度  $y_{pt} (= y_p)$  は、系全体の物質収支より求まる。 $q_{pt} (= q_p)$  及び  $q_o$  は、系全体の透過流量及び供給側出口流量である。i 段目の膜面積  $A_i$  は、式(8)をもちいて次式より求まる。

$$A_i = (\delta q_{i-1} / P_A P_h) \theta_i y_i / (x_i - P_r^* y_i) \quad (10)$$

ただし 1 段目  $q_0$  は  $q_f$  である。また、 $q_i = (1 - \theta_i)^{i-1} q_f$ 、および  $P_r^* = \theta_i + (P_l/P_h)(1 - \theta_i)$  が成立する。以上の関係より各段の膜面積は計算でき、各段の膜面積の合計が系としての膜面積になる。

### 2.3 膜面積の計算結果と考察

ガス入り口条件は、圧力  $P_h = 5.7 \text{ MPa}$ 、温度  $25^\circ \text{C}$ 、流量  $q_f = 275 \text{ Nm}^3 (\text{STP})/\text{s}$  ( $43.5 \text{ Mmol/hr}$ )、 $\text{CO}_2$  濃度  $x_f = 42 \text{ vol}\%$  と設定し、膜透過  $\text{CO}_2$  濃度  $y_p = 98 \text{ vol}\%$  として計算した。膜性能として、開発目標値である、膜透過率  $(P_a/\delta) = 4 \times 10^{-10} (\text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa})$ 、膜の選択率  $\alpha = 125$  を基準に検討した[3]。

また、CO<sub>2</sub> 捕集率を $\eta(=q_p y_p / q_f x_f)$ とすると、系全体のカット率 $\theta_t(=q_p / q_f)$ は式(11)で与えられる。

$$\theta_t = \eta x_f / y_p \tag{11}$$

式(11)より、入口と透過ガス中の CO<sub>2</sub> 濃度と捕集率を定めると系全体のステージカット率 $\theta_t$ は、一義的に定まり、式(9)の関係から $\theta_t$ が求まる。また系全体の物質収支より、 $q_f = q_o + q_p$  および  $q_f x_f = q_o x_o + q_p y_p$  が成立し、これらより、 $x_f = (q_o / q_f) x_o + (q_p / q_f) y_p = (1 - \theta_t) x_o + \theta_t y_p$ 、を得る。また、膜分離の駆動力  $x_{P_h} - y_{P_l}$  は正であることが必要なので、

$$x - y_{P_l} > 0 \tag{12}$$

N 段目においては、 $P_r < x_o / y_N$  である必要がある。 $y_N = y_p$  と近似すると、 $P_r < x_o / y_p$  (すなわち、 $P_l < (x_o / y_p) P_h$ ) となる。以上より、CO<sub>2</sub> 捕集率を 90%、85%、80% の場合、制約条件は表 1 の通りとなる。

表 1 制約条件

CO <sub>2</sub> 捕集率	系ステージカット率	各段ステージカット率	入口CO <sub>2</sub> 濃度	透過CO <sub>2</sub> 濃度	出口CO <sub>2</sub> 濃度	透過側圧力
$\eta$	$\theta_t$	$\theta_i$	$x_f$	$y_p$	$x_o$	$P_l$
90%	0.386	0.0241	42%	98%	6.79%	0.381MPa以下
85%	0.364	0.0224	42%	98%	9.95%	0.558MPa以下
80%	0.343	0.0208	42%	98%	12.80%	0.724MPa以下

また膜面積に対し、膜透過率は反比例するため膜透過率の高い膜は、膜面積は小さくなる。透過率が 2 倍になると必要膜面積は 1/2 となる。

膜の選択率をパラメータとして、膜面積と CO<sub>2</sub> 捕集率を検討した。選択率 $\alpha=125$  の場合の結果を図 4 に示す。

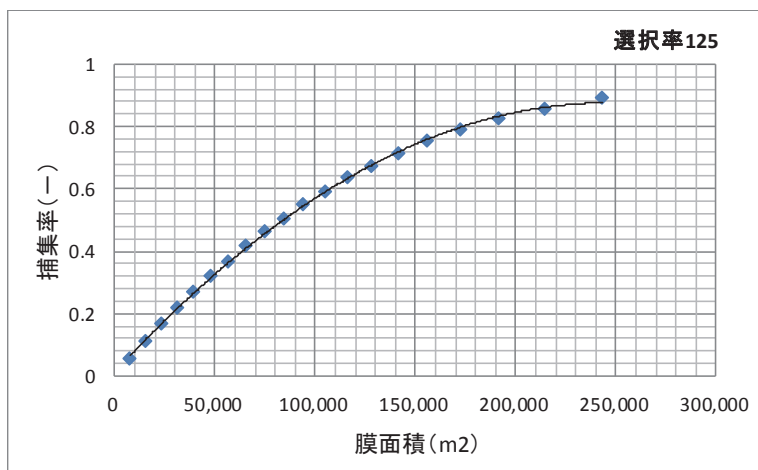


図 4 選択率 125 の場合

選択率を 100、125、150、透過側圧力を 0.1、0.2、0.3MPa と変化させた場合に、CO<sub>2</sub> 捕集率=90% 達成に必要な膜面積を表 2 に示す。

表 2 透過側圧力と膜面積の関係

CO <sub>2</sub> 捕集率:90%	膜面積(m <sup>2</sup> )		
透過側圧力	0.1MPa	0.2MPa	0.3MPa
選択率100	236,000	261,000	292,000
選択率125	243,000	272,000	308,000
選択率150	248,000	280,000	322,000

透過側圧力は膜分離の駆動力に関係するため、膜面積に大きく影響する。選択率 125 の膜の場合、0.1MPa では 243km<sup>2</sup> であるが、0.3MPa にすると必要膜面積 308km<sup>2</sup> 必要であり、約 1.3 倍増大する。

膜の選択率の影響を検討した。図 5 に透過側圧力が 0.1MPa の時、選択率 50 の膜の膜面積と CO<sub>2</sub> 捕集率の結果を示す。

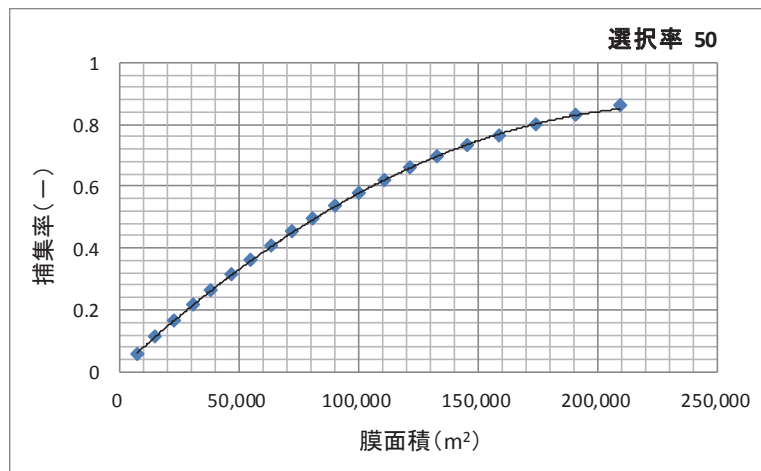


図 5 選択率 50 の場合（透過側圧力 0.1MPa）

膜の選択性向上は CO<sub>2</sub> 捕集率に影響する。選択率 50 の膜では、捕集率は 86%程度しか期待できない。捕集率 90%が必要なときは、選択率 125 以上の膜が必要である。膜面積との関係では、選択率の向上は、必要膜面積の削減には寄与しないので、必要最低限の選択率の膜でよい。図 6 に選択率と必要膜面積の関係を示す。

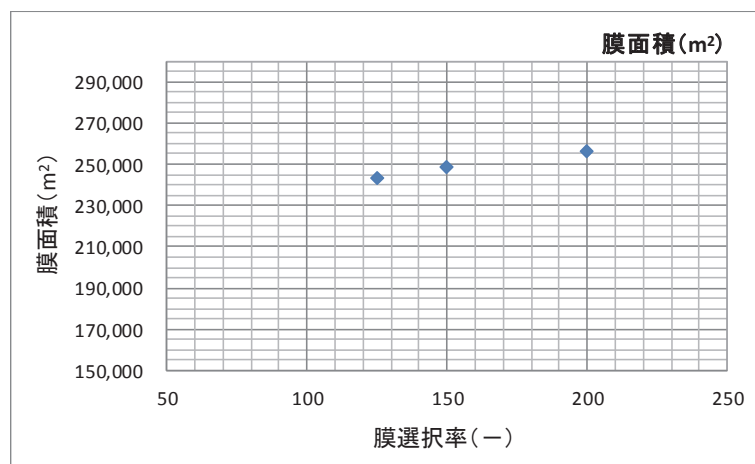


図 6 選択率の影響（透過側圧力 0.1MPa、CO<sub>2</sub> 捕集率 90%）



また同様な計算にて、CO<sub>2</sub>捕集率 85%でよいときは、選択率 100 程度以上の膜、80%でよいときは、選択率 75 程度以上の膜が必要である。この時の必要膜面積は CO<sub>2</sub> 捕集率 90%の時は 24,300m<sup>2</sup>、85%の時は 199,000m<sup>2</sup>、80%の時は 169,000m<sup>2</sup>程度でよい。

## 2.4 CO<sub>2</sub>分離回収コスト

図 1 の検討ケースにおいて、膜の特性を目標値として、膜透過率  $Pa/\delta=4 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ 、選択率 125 とし、システム条件を CO<sub>2</sub> 捕集率 90%、ステージカット率 0.386、透過側圧力 0.1MPa とするとき、必要膜面積は 243km<sup>2</sup>となる。

膜モジュールは、Spiral-wound 型で、大きさ 0.4mφ×1mL、膜面積 164m<sup>2</sup>/基-モジュール（現状の RO 膜モジュールで最大規模のモジュールであり、モジュール単位体積あたり 1300m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>）とした。このとき必要なモジュールは 1,480 基である。

表 3 に主要機器リスト（膜コストを 7,000 円/m<sup>2</sup>）と機器費用、表 4 に CO<sub>2</sub> 分離回収コストを示す。

表 3 膜分離ケース・主要機器

	仕 様	基数(基)	価格(百万円)	備考
膜分離器	膜面積 243km <sup>2</sup>		1,701	7k¥/m <sup>2</sup>
	モジュール 0.4mφ×1mL (164m <sup>2</sup> /基)、肉厚170mm	1,480	2,070	2t/基、0.7M¥/t
圧縮機	0.1MPa → 8MPa 61,000 kW		2,000	
CO <sub>2</sub> ポンプ	8MPa → 11MPa 800 kW		3	

表 4 膜分離ケース・CO<sub>2</sub>分離回収コスト(目標)

設備費用		(10億円)	備考
	主要機器費	4.07	膜モジュール、圧縮機、ポンプ
	工事費	8.13	
	分離膜	1.7	膜コスト、寿命4年とする。
	計	13.9	

分離回収コスト		(円/kg-CO <sub>2</sub> )	備考
変動費	電力	1.1	原単位0.09kwh 単価:12¥/kwh
	(小計)	(1.1)	
固定費	分離膜費	0.07	4年で償却
	設備(主要機器、工事)費	0.32	(設備費×0.15)/年間CO <sub>2</sub> 捕集量
	労務費	0.003	(4名×4M¥/y・名)/年間CO <sub>2</sub> 捕集量
	(小計)	(0.39)	
合計		1.5	

最近の開発レベルの膜(RITE PVA系複合膜の最高値)では、膜透過率  $Pa/\delta=1 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ 、選択率 100 程度である。このときの CO<sub>2</sub> 回収分離コストに及ぼす CO<sub>2</sub> 捕集率、選択率の影響を、目標膜透過率  $Pa/\delta=4 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$  の場合との比較の上で、表 5 に示す。

表 5 膜性能・捕集率の影響

膜透過率 ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ )	$4 \times 10^{-10}$		$1 \times 10^{-10}$	
	膜面積 ( $\text{km}^2$ )	分離回収コスト ( $\text{¥}/\text{kg}-\text{CO}_2$ )	膜面積 ( $\text{km}^2$ )	分離回収コスト ( $\text{¥}/\text{kg}-\text{CO}_2$ )
CO <sub>2</sub> 捕集率 90%、選択率 125 (CO <sub>2</sub> 捕集量 5,800kt/y)	243	1.5	972	2.2
CO <sub>2</sub> 捕集率 85%、選択率 100 (CO <sub>2</sub> 捕集量 5,500kt/y)	199	1.5	796	2.1
CO <sub>2</sub> 捕集率 80%、選択率 75 (CO <sub>2</sub> 捕集量 5,200kt/y)	169	1.4	676	2.0

現時点(透過係数  $1 \times 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ 、選択率 100)では、分離回収コストは、2.1 $\text{¥}/\text{kg}-\text{CO}_2$ 程度である。

次に、膜分離法の CO<sub>2</sub> 分離回収コストに及ぼす規模 (CO<sub>2</sub> 捕集量(t/h)) の影響を検討した。固定費の内、設備費と労務費対応分が影響を受ける。設備費については規模の 0.8 乗、労務費については運転人員は同一として計算した。結果を図 7 に示す。図 7 には化学吸収法、物理吸収法の規模の影響も併記した。膜分離法は化学吸収法や物理吸収法に比べ、規模の影響は小さい。

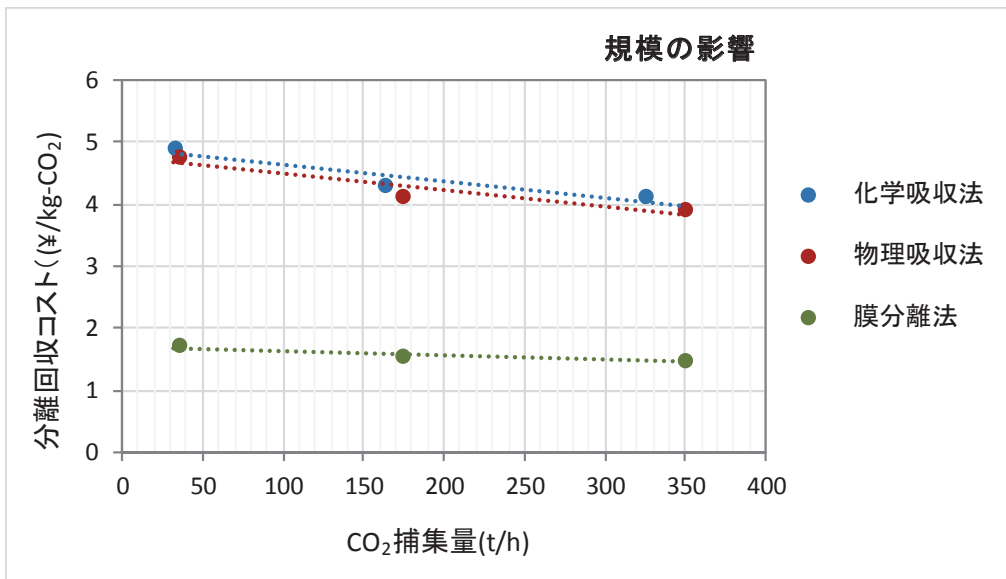


図 7 CO<sub>2</sub>分離回収コストへの規模の影響

### 3. CCS コスト（分離回収と貯留）の検討[4]

1,000MW プラントから捕集した炭酸ガス（液化炭酸ガス）をタンクに貯蔵し、地中に貯留するコストを検討した。

検討したケースは次の2つである。

Case1：液化炭酸ガスを常温・8MPa で貯蔵し、海底下の貯留槽に注入するケース。

Case2：液化炭酸ガスを低温（ $-20^{\circ}\text{C}$ ）・2MPa で貯蔵し、貯留地近傍まで船で輸送し、地上基地から、海底下の貯留槽に注入するケース。

各々のケースのフローを図8、図9に示す。

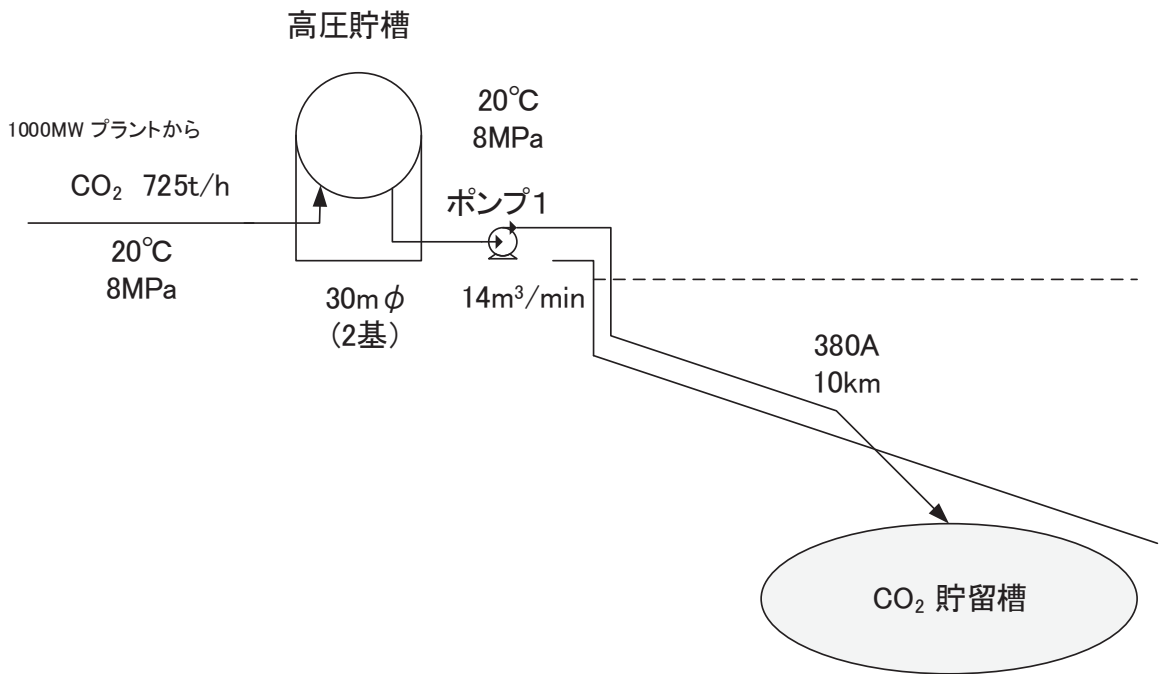


図8 常温液化炭酸ガス、直接注入（Case 1）

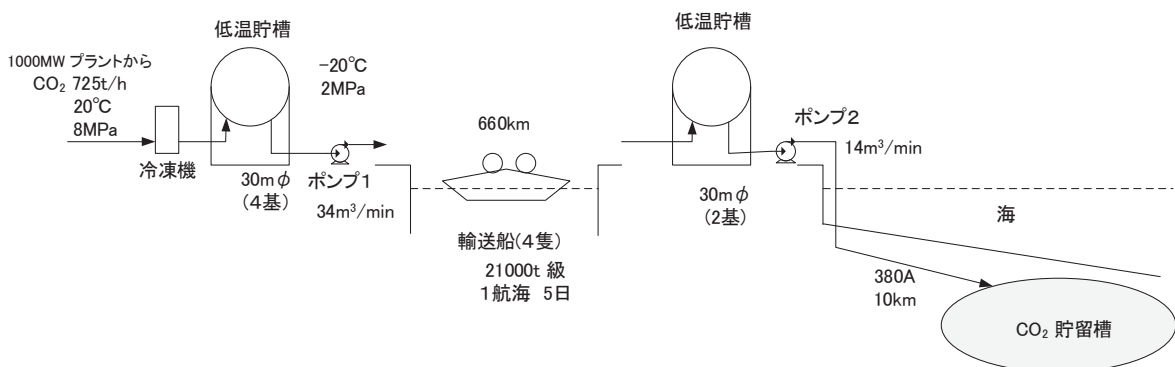


図9 低温液化炭酸ガス、海上輸送後注入（Case 2）

Case1 は、石炭焚き発電設備を貯留地近傍に建設し、液化炭酸ガス捕集後直接に貯留地に注入する場合であり、Case2 は、捕集した液化炭酸ガスを $-20^{\circ}\text{C}$ 程度まで冷却し、LPG 船で貯留地に輸送し、地上の基地から貯留地に注入する場合である。船輸送については、輸送距離は 663km（たとえば鹿島から室蘭に輸送する距離）、LPG 船は 24LPG 船（タンク容量 24,000 $\text{m}^3$ ）輸送日数 5 日/航海（運航片道 1.3 日、積荷・積み下ろし 2 日）、必要船数 4 隻とした。なお  $\text{CO}_2$  貯留量は年間 5,800kt（稼働時間 8,000 時間/年）である。

表 6 に、主要機器仕様と機器価格および建設費、表 7 に  $\text{CO}_2$  貯留コストを示す。

表 6 主要機器仕様と価格及び建設費

Case1 常温液化炭酸ガス 直接注入

機器	仕様	重量	単価	価格	備考	電力
Strage tank	30m $\phi$ × 500mm-t 2基	11,200t/基	7,840M $\text{¥}$ /基	15,700M $\text{¥}$	700 $\text{¥}$ /kg	
pump	14m $^3$ /min	0.57t		3.4M $\text{¥}$	6,000 $\text{¥}$ /kg	44kW
pipe	15km 16inch, Sch20 78kg/m	1,170t		820M $\text{¥}$	700 $\text{¥}$ /kg	
主要機器費計				16,500M $\text{¥}$		
建設費	主要機器コスト × 3			49,600M $\text{¥}$		
	掘削 2km × 140M $\text{¥}$ /km			280M $\text{¥}$		
計				49.9B $\text{¥}$		44kW

Case2 低温液化炭酸ガス 海上輸送後注入

機器	仕様	重量	単価	価格	備考	電力
Strage tank	30m $\phi$ × 150mm 6基	3,350t/基	2,345M $\text{¥}$ /基	14,100M $\text{¥}$	700 $\text{¥}$ /kg	
冷凍機	195MW : 40MW × 5台		2,900M $\text{¥}$ /台	14,500M $\text{¥}$		
	(R-410A/HFC COP=2.3)					85MW
pump 1	34m $^3$ /min ( 20m $^3$ /min × 2台)		3.9M $\text{¥}$ /台	7.8M $\text{¥}$		143kW
pump 2	14m $^3$ /min	0.57t		3.4M $\text{¥}$	6,000 $\text{¥}$ /kg	59kW
pipe	15km 16inch, Sch20 78kg/m	1,170t		820M $\text{¥}$	700 $\text{¥}$ /kg	
主要機器費計				29,400M $\text{¥}$		
建設費	主要機器コスト × 3			88,200M $\text{¥}$		
	掘削 2km × 140M $\text{¥}$ /km			280M $\text{¥}$		
計				88.5B $\text{¥}$		85.2MW

表 7  $\text{CO}_2$  貯留コスト ( $\text{CO}_2$  貯留量 5,800kt/y)

		Case 1		Case 2		備考
建設費(B $\text{¥}$ )		49.9		88.5		
貯留コスト ( $\text{¥}$ /kg- $\text{CO}_2$ )	変動費	原単位	貯留コスト	原単位	貯留コスト	
	電気代	0.06kwh/t	0.001	118kwh/t	1.42	12 $\text{¥}$ /kwh
	固定費	年間費用		年間費用		
	設備	7.49B $\text{¥}$ /y	1.29	13.3B $\text{¥}$ /y	2.29	建設費用 × 0.15
	人員	20M $\text{¥}$ /y	0.003	40M $\text{¥}$ /y	0.007	4M $\text{¥}$ /人 case1:5人 case2:10人
船運賃					1.36	
計			1.3		5.1	

また船輸送の運賃の推定の考え方と運賃は表 8 に示す。

表 8 船運賃の推定[5]

容 量：24,000m<sup>3</sup>  
 契約船価：32.5M\$ = 3,900M¥(24LPG 船)  
 取得価格：4017M¥ (= 3,900M¥ × 1.03(乗り出し費用))  
 耐用年数：15 年  
 運航経費  
 減価償却費： 7%vs 所得価格  
 補修費： 3%vs 所得価格  
 その他： 2%vs 所得価格 (= 保険・0.4%、固定資産税・0.3%、金利・1%)  
 小計： 12%vs 所得価格

運航経費(M¥/y)

減価償却・補修費・税など	482	取得価格 × 12%
乗組員(18名)	270	15M¥/人・年
小計	752	
	(運航経費 513¥/t-CO <sub>2</sub> )	752M¥/1466kt/y・隻=513¥/t
燃料(重油)(M¥/1航海往復)	15.2	0.013l/t/km C-oil:42¥/l
	(運航経費 725¥/t-CO <sub>2</sub> )	15.2/21.1kt/y=725¥/t

船運賃(¥/t-CO<sub>2</sub>)

運航経費	1,240	運航経費
管理費	124	運航経費の10%
計	1,360	

表 9 に CO<sub>2</sub> 分離回収コストと貯留コストをまとめる。

表 9 CCS コスト (CO<sub>2</sub> 分離回収コストと貯留コスト)

燃焼方式	ボイラー(post-combustion)		ガス化(pre-combustion)			
	0.1MPa		5.7MPa			
前提	燃料/石炭、発電規模/約1,000MW、捕集効率/90% CO <sub>2</sub> 約725t/h					
	化学(アミン)吸収法		物理吸収法		膜分離法	
CO <sub>2</sub> 捕集コスト (円/kg-CO <sub>2</sub> )	4.1		3.9 <sup>*1</sup>		1.5 <sup>*2</sup>	
	常温直接注入法	低温輸送注入法	常温直接注入法	低温輸送注入法	常温直接注入法	低温輸送注入法
CO <sub>2</sub> 貯蔵・注入コスト (円/kg-CO <sub>2</sub> )	1.3	5.1	1.3	5.1	1.3	5.1
CCSコスト (円/kg-CO <sub>2</sub> )	5.4	9.2	5.2	9.0	2.8	6.6

\*1：物理吸収法で、吸収塔出口液から動力回収すると、電力回収メリット 0.4¥/kg-CO<sub>2</sub>、設備費増+0.1¥/kg-CO<sub>2</sub>、正味 0.3¥/kg-CO<sub>2</sub> コスト減となり、分離回収コストは 3.6¥/kg-CO<sub>2</sub> になる。

\*2：現状の膜の開発レベルでは、分離回収コストは 2.1¥/kg-CO<sub>2</sub> 程度である。

なお検討条件での CO<sub>2</sub> 捕集量 / gross electric power output は、ボイラー方式 (post-combustion) では 0.732kg-CO<sub>2</sub>/kwh、ガス化方式 (post-combustion) では 0.635kg-CO<sub>2</sub>/kwh である。

また、ボイラー方式の系に適用する場合には、膜分離の駆動力を高くするために、ガス圧力を昇圧する必要がある。検討ケースの 1/10 の規模でも、入口圧力を 5.7MPa まで昇圧するには、電力コスト増は+7.8¥/kg-CO<sub>2</sub>(0.65kWh/kg-CO<sub>2</sub>)、圧縮機設置による固定費増は+0.4¥/kg-CO<sub>2</sub>、計+8.2¥/kg-CO<sub>2</sub> のコスト増となり、競争力はない。

## 4. 今後の課題と政策立案のための提案

### 4.1 課題：

膜分離法は、高圧のガスから CO<sub>2</sub> を分離回収する方法としては優位であるが、膜透過率  $Pa/\delta=4 \times 10^{-10} \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}$ 、選択率  $\alpha=125$  程度の実用膜の開発が望まれる。膜にとって必要なガスの清浄化の程度の見極めが重要である。

ボイラー方式の低圧のガスに適用するためには、膜分離システムの最適化（入口ガスの昇圧と出口ガスの減圧の最適な組み合わせ）が必要である。

また常圧近傍で CO<sub>2</sub> を吸着分離し少量のエネルギーで脱着できる生産性の高い吸着システムも評価・開発が必要である。

貯留については、常温液化ガスのパイプからの直接注入が望ましい。

そのために国内で複数個所の貯留候補地の探索と実証が必要である。

### 4.2 政策立案のための提案：

日本にとって、CCS が実用化できるか否かは、現実的な貯留地の有無にかかるといえる。数か所での実証試験が必要である。

高圧のガスには膜分離法、低圧のガスには化学吸収法もしくは新規の吸着分離法の開発が望まれる。CO<sub>2</sub> 分離エネルギーが 1.5MJ/kg- CO<sub>2</sub> 以下が目標である。

また CO<sub>2</sub> の re-use 技術、たとえば H<sub>2</sub> と CO<sub>2</sub> から hydrocarbon の合成の実用化技術の開発などに注力することが必要である。

## 参考文献

- [1] 低炭素社会の実現に向けた技術および経済・社会の定量的シナリオに基づくイノベーション政策立案のための提案書，技術開発編，“CCS（二酸化炭素回収貯留）の概要と展望－CO<sub>2</sub> 分離回収技術の評価と課題－”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，2016 年 3 月。
- [2] 化学工学会編，“化学工学便覧”，改訂 7 版，p649，丸善，2011。
- [3] 中尾真一，“CO<sub>2</sub> 分離回収技術の現状”，革新的環境技術シンポジウム 2014 講演資料，地球環境産業技術研究機構，2014。
- [4] 平成 22 年度成果報告書，“革新的ゼロエミッション石炭ガス化発電プロジェクト 発電から CO<sub>2</sub> 貯留までのトータルシステムのフィジビリティ・スタディー CO<sub>2</sub> 輸送システムの概念設計”，独立行政法人新エネルギー・産業技術総合開発機構，2011 年 3 月。
- [5] “平成 14 年度 新造船価の推移と変化要因の分析－船価決定のメカニズム－”，p7，海事産業研究所，2003。

---

---

低炭素社会の実現に向けた  
技術および経済・社会の定量的シナリオに基づく  
イノベーション政策立案のための提案書

技術開発編

## CCS(二酸化炭素回収貯留)の概要と展望 (Vol.2)

—膜による分離回収コスト及び貯留コストの評価と課題—

平成 29 年 3 月

**Survey on the Carbon Capture and Storage process (Vol.2):**  
The CO<sub>2</sub> Capture Cost by the Membrane Separation and the CCS Cost of the Storage and the Injection  
Strategy for Technology Development,  
Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action  
toward Low Carbon Societies,  
Center for Low Carbon Society Strategy,  
Japan Science and Technology Agency,  
2017.3

国立研究開発法人科学技術振興機構 低炭素社会戦略センター

---

### 本提案書に関するお問い合わせ先

- 提案内容について・・・低炭素社会戦略センター 上席研究員 岩崎 博 (Hiroshi IWASAKI)  
上席研究員 三森 輝夫 (Teruo MITSUMORI)
- 低炭素社会戦略センターの取り組みについて・・・低炭素社会戦略センター 企画運営室

〒102-8666 東京都千代田区四番町5-3 サイエンスプラザ4階  
TEL : 03-6272-9270 FAX : 03-6272-9273 E-mail : lcs@jst.go.jp  
<https://www.jst.go.jp/lcs/>

© 2017 JST/LCS

許可無く複写・複製することを禁じます。  
引用を行う際は、必ず出典を記述願います。

---

---