



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

二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法 のコストと評価 (Vol.4) － Moisture Swing Adsorption 法－

令和 4 年 5 月

**Cost Evaluation of Direct Air Capture (DAC) Process (Vol. 4):
Moisture Swing Adsorption Method**

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-FY2021-PP-10

概要

Direct Air Capture (DAC) 法における、イオン交換樹脂膜を用いた Moisture Swing Adsorption (MSA) プロセスによる DAC プロセスを検討した。

MSA はイオン交換樹脂を用いて、通常の乾燥状態で CO₂ を吸着し、湿潤状態で CO₂ を脱着する方法である。脱着のために加温する必要がなく DAC コストを低減できる可能性がある。アメリカと中国を中心として開発されているが、実証設備はまだない。

想定した吸着設備は、イオン交換樹脂を含む膜をアルキメデスの螺旋状に巻いた 1 mφ×2 mL の Spiral-wound 型の膜モジュールである。スペーサの大きさを 5 mm とすると膜の長さは 119 m で、吸着能が 21.8 g-CO₂/m²・膜のとき DAC コストは 39 円 /kg-CO₂ となり、KOH-CaCO₃ 系のアルカリ吸収法と同程度の CO₂ 捕集コストとなる。今後安価で高性能なイオン交換樹脂膜の開発、脱着に必要な水分が噴霧水で可能なことの確認など国のプロジェクトとしての開発・実証が必要である。

Summary

This year, we examined the DAC process by the moisture swing adsorption (MSA) process using an ion exchange resin membrane.

MSA is a method of adsorbing CO₂ under normal dry conditions and desorbing CO₂ under wet conditions using an ion exchange resin. There is no need for heating for desorption, and it may reduce DAC costs. It is under development mainly in the United States and China, but there is no demonstration facility yet.

The assumed adsorption facility is a spiral-wound-type membrane module of one meter in diameter and two meters in length, in which a membrane containing an ion exchange resin is wound in an Archimedean spiral form. Assuming that the size of the spacer is 5 mm, the length of the membrane is 119 m, and the adsorption capacity of the membrane is 21.8 g-CO₂/m², the DAC cost is 39 yen/kg-CO₂, which is comparable with that of the KOH-CaCO₃ based alkali absorption method in the CO₂ collection cost. In the future, it will be necessary to develop and demonstrate it as a national project, such as by developing an inexpensive and high-performance ion exchange resin membrane and confirming that the water required for desorption can be obtained by spraying water.

目次

概要

1. はじめに	1
2. Moisture swing adsorption	1
2.1 機構	1
2.2 MSA プロセス検討	3
2.3 DAC コスト	8
3. DAC プロセス比較と捕集コスト低減への検討	9
3.1 DAC プロセスの比較	9
3.2 検討項目	10
4. まとめと政策提案	12
参考文献	12

1. はじめに

Direct Air Capture (DAC) 法は Zero Carbon 社会には必須の技術である。

2019年度提案書“二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法のコストと評価” [1] では、KOH-CaCO₃ 系のアルカリ吸収法による DAC プロセスについて検討し、2020年度提案書“二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法のコストと評価 (Vol.2) —吸着分離プロセス—” [2] では、アミン/ナノファイバー系および MOFs-74 (Metal Organic Frameworks) 系を用いた吸着法による DAC プロセスについて検討した。本年度はイオン交換樹脂膜を用いた Moisture Swing Adsorption (MSA) プロセスによる DAC プロセスの評価および課題など検討した。

MSA はイオン交換樹脂を用いて、通常の乾燥状態で CO₂ を吸着し、湿潤状態で CO₂ を脱着する方法である。脱着のために加温する必要がなく DAC コストを低減できる可能性がある。アメリカと中国を中心として開発されているが、実証設備はまだない。

課題など明確にするために、2019年、2020年提案書と同様 feasibility study を行った。検討した規模は、二酸化炭素捕集量 112 t/h (896 kt/y) であり、前回提案書と同じである。

2. Moisture swing adsorption

2.1 機構

従来の CO₂ 吸着法は CO₂ を吸着したのち加熱して CO₂ を脱着する Temperature Swing 法である。このとき脱着にエネルギーが 30 ~ 60 kJ/mol (0.7~1.4 MJ/kg) 必要であり、外部加熱によりエネルギーを加える必要がある。

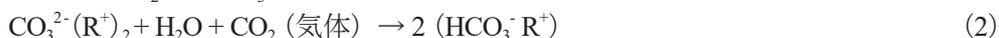
Moisture Swing 法 (MSA 法) は、Lackner 等により開発された新しい CO₂ 吸着法 [3] であり脱着工程で水分を添加することにより CO₂ を脱着する方法である。脱着のために、外部よりエネルギーを加える必要がなく従来の吸着法よりも DAC コストは低減できる。

吸着剤には 4 級アンモニウム基強塩基性陰イオン交換樹脂などが用いられる。

樹脂に 4 級アンモニウムカチオンを固定し、対応するアニオンとして OH⁻ もしくは CO₃²⁻ を添加した樹脂は、乾燥条件下では CO₂ を吸着し、湿潤条件下では CO₂ を放出する。これを利用して等温条件での DAC が可能となる。MSA 法での CO₂ 脱離に要するエネルギーは、温度スイング法に比べ大幅に小さく、吸着剤、吸脱着条件によっては不要である。

吸脱着機構は次の 4 つの反応で成り立つ [4]。

乾燥状態 (吸着)



平衡反応



湿潤状態 (脱着)



R⁺: 4 級アンモニウム基

樹脂表面の OH⁻ もしくは CO₃²⁻ は、乾燥状態では CO₂ を吸着し、HCO₃⁻ を生成する。OH⁻ もしくは CO₃²⁻ が、全て HCO₃⁻ になるまで吸着は進行する。

また OH⁻、HCO₃⁻ と CO₃²⁻ には (3) の平衡が存在し、H₂O は水和水として樹脂表面に存在し、完全に脱離することはない。湿潤状態では HCO₃⁻ と CO₃²⁻ の平衡がシフトし、(4) の反応で CO₂ を脱着する。図 1 に機構を示すが、樹脂表面には水和水が存在し、イオン間の平衡に影響を与え

るため反応機構は複雑である。

また MSA では、次の相変化（気体 - 水和水）と化学変化（水 - CO₂、CO₂ - 吸着材）が起こっている [5]。



(6)、(7) は平衡定数が小さいので無視でき MSA での平衡は (5) と (8) で代表して表現できる。水蒸気圧 P_w 、CO₂ 分圧 P_c と水和水のケミカルポテンシャル μ_{rw} 、1 モルの CO₃²⁻ イオンへの水和水のモル数を x 、1 モルの HCO₃⁻ イオンへの水和水のモル数を y とする。また x 、 y は吸着剤表面の CO₂ 被覆率 Θ の関数である。相対湿度 (P_w/P_{wsat}) を h_T とすると、(8) 式の自由エネルギー変化 ΔG_0 は (9) 式となる。

$$\Delta G_0 = -RT \ln [(\Theta/P_{\text{CO}_2}(1-\Theta) h_T^{x-2y-1})] \quad (9)$$

$K' = \Theta/P_{\text{CO}_2}(1-\Theta)$: 見掛けの平衡定数 とすると

$$\Delta G_0 = -RT \ln [K' \cdot h_T^{x-2y-1}]$$

$$-RT \ln K' = \Delta G_a - (2y-x)RT \ln h_T$$

ΔG_a は無水状態の樹脂での CO₂ 吸着の自由エネルギー変化であり、-17 kJ/mol-CO₂ 程度である。

このように ΔG_0 は、相対湿度と樹脂表面の水和水の数に依存する。

例えば気温 30°C、湿度 60% の夏期の状態 ($P_{\text{H}_2\text{O}}=4.43$ kPa) でも、大気圧下で CO₂ を吸着し ($\Delta G_0 > 0$)、水温 10°C の水 ($P_{\text{H}_2\text{O}}=1.23$ kPa) で脱着操作ができる ($\Delta G_0 < 0$) ような、イオン交換樹脂の設計・選択が必要である。

MSA において、CO₂ の脱離に必要なエネルギーは、例えば温度 25°C、相対湿度 30% で CO₂ を吸着し、相対湿度 100% で脱離させる場合 15 kJ/mol-CO₂ 程度である。また等温で相対湿度が 30% から 100% まで変化する時の水分子の自由エネルギー変化は 3 kJ/mol-H₂O で 5 mol の水和水の増加に等しい。CO₂ 脱離に必要なエネルギーは、水和水の増加により相殺され、見かけ上 CO₂ の脱離に外部から熱エネルギーなどは必要としない。X.Shi らの解析では、水分子 7 モルの付着で ΔG がゼロとなる解析結果もある [4]。

一般に MSA での水分必要量は、12 ~ 37 mol-water/mol-CO₂ 程度 [5] であり、CO₂ の脱離に外部から熱エネルギーなどは必要としない。ただ検討する系で実験による確認・検討が必要であり、今後の検討課題である。

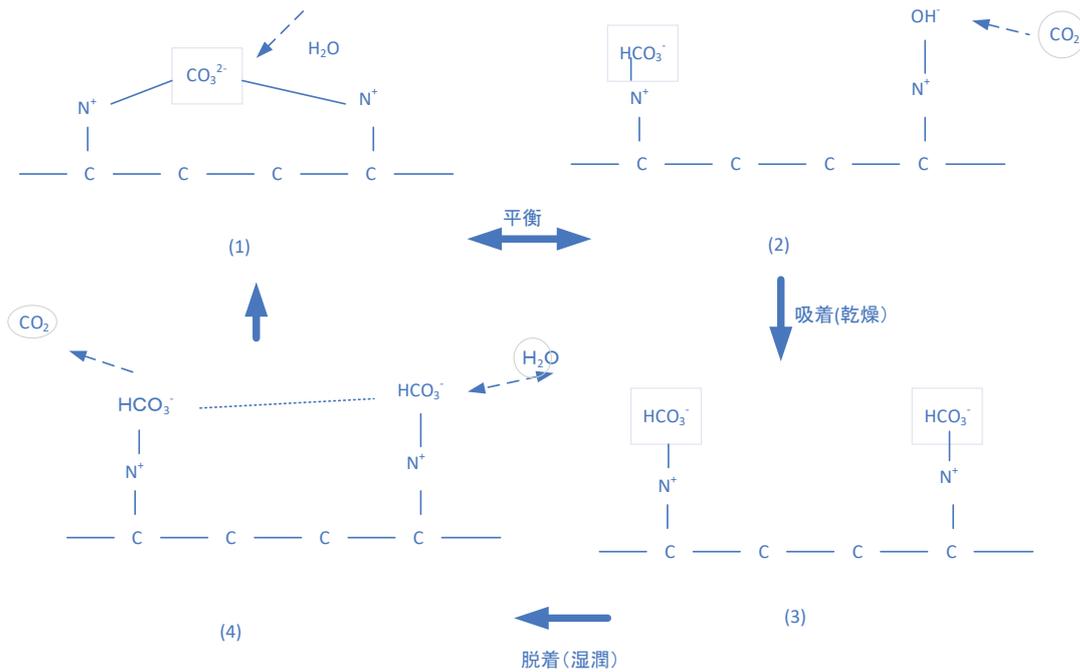


図1 MSAでのCO₂吸脱着機構

2.2 MSAプロセス検討

X.Shi[6]、C.Hou etc. [7]の実験結果を参考にして、膜状の吸着材を想定してMSAのプロセスを検討した。

吸着材はQCPS (Quaternized crosslinked polystyrene: Porous type) / PES (polyethersulfone) のイオン交換膜である。

QCPSを粉砕して30-80 μmのpowderとし、QCPS 9.9 gにNMP 30 mlを加えてviscous slurryとする。PEG-400 10 ml、PES 6.6 gを加え2時間反応させガラス板に流し込み、複合膜を作り、脱塩水に浸しNMPとPEGを除去する。その後イオン交換のため1 M NaCO₃中に2日浸した後脱塩水で洗浄し、脱ガス化した水中に保存する。フィルム厚さは800 μmである。

製作した膜の仕様は次のとおりである。

QCPS 9.9g、嵩密度 1.07g/ml とすると体積は 9.25 ml、また PES 6.6 g、嵩密度 1.37g/ml とすると体積は 4.82 ml であり、膜重量 16.5 g で膜体積 14.1 ml と近似できる。膜厚さを 800 μm とすると膜面積は 176 cm² であり膜仕様は 10.7 cm²-膜面積 /g-膜重量 (1.07 m²/kg) となる。

吸着装置として、1 mΦ×2 ml の Spiral-wound 型の膜モジュール [8] を想定した。

膜は、表・裏両面で吸着能を持たせるために、裏面にも膜を張り合わせ (膜厚み: 1.6 mm)、モジュールでの膜間隔を Spacer で 5 mm ケース (標準) として検討した。ほかに 3 mm ケース 7 mm ケースについても検討した。

図2に検討したDACシステム (MSA法) を示す。

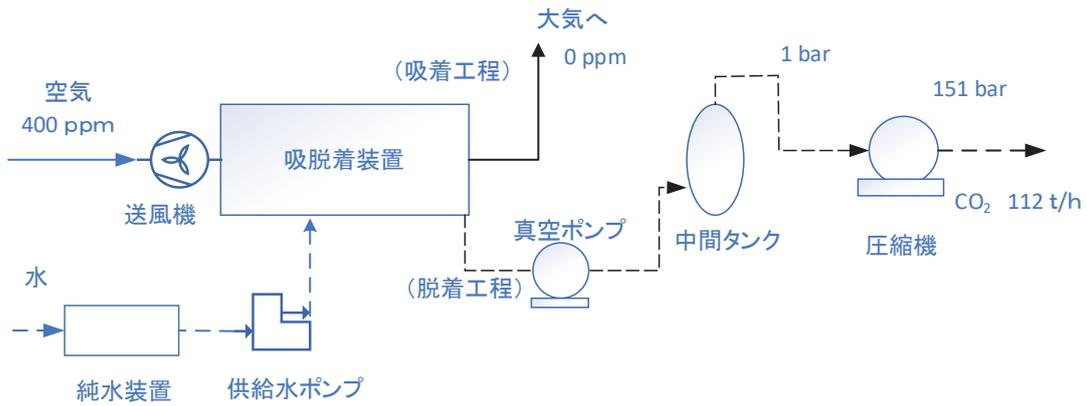


図2 DAC (Moisture Swing Adsorption 法)

膜モジュールは、中心の軸（径 50 mm）からアルキメデスの螺旋に基づき設計した。
 軌跡は、 r (半径) = $a\theta$ (ラジアン) + b で表記できる。
 $\theta=0$ の時 $r=25$ mm、 $\theta=2\pi$ の時 $r=25+6.6=31.6$ mm より、膜の軌跡は $r=1.05\theta+25$ となる。
 膜面積を求めるために、膜長さ（軌跡の長さ）を求める必要がある。
 膜の最終点は、 $r=500$ mm（モジュール半径）であり、軌跡の式から
 $\theta=475/1.05=452.4 \rightarrow 72.04$ 周と求まり、72 周で設計する。
 $\theta=72 \times 2\pi=452.16$ ラジアンの時、 $r=499.8$ mm となる。

膜の長さは、次式で求まる。

$$dl^2 = (rd\theta)^2 + dr^2 = d\theta^2(r^2 + (dr/d\theta)^2)$$

$$dl = \sqrt{r^2 + 1.01} = \sqrt{1.1\theta^2 + 52.5\theta + 626.1} d\theta$$

$$\int_0^L dl = \int_0^{452.16} \sqrt{1.1\theta^2 + 52.5\theta + 626.1} d\theta$$

積分できて、膜長さ $L=118,654$ mm (118.7 m) である。

同様にして、スペーサ 3 mm の時膜長さは 169.4 m、7 mm の時 86.6 m である。

参考： $\int \sqrt{ax^2 + bx + c} dx = \frac{2ax + b}{4a} \sqrt{ax^2 + bx + c} - \frac{b^2 - 4ac}{8a} \text{IF}$

$$\text{IF} = \frac{1}{\sqrt{a}} \log |2ax + b + 2\sqrt{a(ax^2 + bx + c)}|$$

1) 膜の性能

CO₂ 吸着容量：繰り返し実験結果より 0.53 mmol/g
 $0.53/1.07=0.495$ mol/m² = 21.8 g/m²

CO₂ 吸着速度： $4.8\sqrt{1-\Theta}$ (mol/kg/hr)

Θ ：飽和度 吸着量 (mol/kg) を x とすると $\Theta=1.89x$ である。
 $\Theta=0.5$ のとき、3.4 mol/kg/hr となる。

スペーサ 5 mm の時、膜モジュールの諸元は次のとおりである。

膜長さ	: 118.7 m
空気通路断面積	: 0.594 m ²
空気通路体積	: 1.188 m ³
膜表面積	: 237.4 m ²
吸着面積	: 474.8 m ²

吸着設備 1 基の吸着能：膜の吸着能 21.8 g-CO₂/m²- 膜より 10.34 kg-CO₂/ 基。

設計にあたっては、吸着層の使用率は MOFs-74 と同様に 87%とし、

空気中の CO₂ は 100%吸着されるとした。

通風速度について、詳細な検討が必要であるが、ハニカム構造体に MOFs-74 を付着させた吸着設備 [2] と同様に空気通風速度を SV=9,000/hr とし、設計した。

2) 吸着装置の仕様

処理流量：10,700 m³/hr / 基 (流速 5m/s) (= (1.188m³) × (9,000/hr))

吸着設備当たりの CO₂ 捕集量：8.41 kg-CO₂/hr・基 (=10,700×400×10⁻⁶×44/22.4)

1 サイクル当たりの吸着時間：1.07 hr (=10.34×0.87/8.41) 64 分

1 サイクル当たりの脱着時間：10 分

脱着工程:水を注入して脱着する。水温を 15℃とすると、飽和蒸気圧は P_w=0.0017 MPa であり、大気圧の場合 モル分率は 0.017 である。

(脱着操作を 3kPa で行うときのモル分率は 0.57 である。)

また、大気中 CO₂ のモル分率は、4×10⁻⁴ であるので、水のモル分率は CO₂ に比べ 42 倍である。水の吸着速度も 42 倍 (3 k Pa の場合 1,400 倍) 大きいとすると水の吸着に要する時間 (CO₂ 脱着の必要な時間) は 73/42=1.7 分でよい。

前後の操作時間など鑑み 10 分とする。

吸着操作の稼働率：0.865 (=64/(64+10))

DAC 能力を 112 t/h とするとき、必要な吸着装置基数 G は、

$$G \times 8.41 \times 0.865 = 112 \times 10^3$$

$$G = 15.4 \times 10^3 \text{ 基}$$

3) 送風機の仕様

通風抵抗： $\Delta p = 4f (qu^2/2) (L/d_H)$

$$d_H = 4 (\text{管路の断面積}) / (\text{管路断面の浸辺長}) = (4) (0.594) / (2(118.7+0.005)) \\ = 0.01\text{m}$$

$$\text{Re} = 3161 \quad f = 1.2$$

$$\Delta p = 141 \text{ Pa} \quad (71 \text{ Pa/m})$$

膜モジュール以外の通路損失を 100 Pa と見込み、

$$\Delta p = 141 + 100 = 241 \text{ Pa とする。}$$

送風機単価 1.0M 円 / 基、重量 0.32 t/ 基

送風機価格：(1.0) (15,400) = 15,400 M円

送風機重量：(0.32) (15,400) = 4,928 t

$$\begin{aligned} \text{動力 } P &= (2.97) (241) / 0.8 = 895 \text{ W} \quad 0.9 \text{ kW} / \text{基} \\ \text{年間所要動力} & (0.9) (15,400) (0.8) = 11.1 \text{ MW} \quad (\text{稼働率 } 80\%) \\ & (\text{稼働率} : 8,000 \text{ hr} / (24 \times 365) \times 0.865 \Rightarrow 80\%) \end{aligned}$$

4) 膜モジュールの仕様

$$\text{ケーシング} : 1\text{m } \Phi \times 4.5 \text{ mL} / \text{基} \quad V = 3.53 \text{ m}^3$$

肉厚 5 mm

$$\text{重量} (0.005) (\pi) (1) (4.5) (7,870) = 555 \text{ kg}$$

$$\text{価格} (555) (0.8) = 444 \text{ 千円} \quad 440 \text{ 千円} / \text{基}$$

$$(440) (15,400) = 6,776 \text{ M円}$$

$$(555) (15,400) = 8,547 \text{ t}$$

膜 $0.94 \text{ kg} / \text{m}^2 \rightarrow 1 \text{ kg} / \text{m}^2$ とする。

$$\text{原料比率} \quad \text{QCPS} \quad 0.6 \quad (9.9 \text{ g} / 16.5 \text{ g})$$

$$\text{PES} \quad 0.4 \quad (6.6 \text{ g} / 16.5 \text{ g})$$

原料価格 QCPS 200 円 /kg、PES 1,000 円 /kg とする

$$\text{膜材料費} (200) (0.6) + (1,000) (0.4) = 520 \text{ 円} / \text{m}^2$$

膜価格は、膜材料費の 3 倍として 1,500 円 /m² とする。

膜 237m² を 2 枚張り合わせて吸着膜とするので、

$$\text{吸着膜価格} (1,500) (237) (2) = 711 \text{ 千円} / \text{基}$$

$$(711) (15,400) = 10,949 \text{ M円}$$

$$\text{重量} (1) (474) (0.935) = 443 \text{ kg} / \text{基}$$

$$(443) (15,400) = 6,822 \text{ t}$$

5) 脱着に必要な供給水の仕様

供給水に必要な品質についてはデータがない。イオン交換樹脂を吸着材に使用しているため、水に含有するイオンは低レベルである必要がある。水中の含有イオン量は、一般に雨水 /5 ~ 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 、河川水 /30 ~ 400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 、地下水 /30 ~ 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 、海水 /20,000 ~ 50,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ である。ここでは新しく補給する水は地下水を利用する。

また脱離に使う水は大部分リサイクルし、リサイクル水の 50% と新規補給水は RO 処理後利用するとした。RO 水の含有イオン濃度は 20 ~ 30 $\mu\text{S}/\text{cm}$ とし、供給水は 400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 程度と想定した。

脱離操作で供給された水は、真空ポンプの下流で捕集してリサイクルする。

水の捕集率は 90% とする。新規の補給水およびリサイクル水の 50% は、RO 設備 * で精製した後、吸着設備に供給し、吸着膜に噴霧する。

*RO 設備：逆浸透 (Reverse Osmosis) の原理を用いて水から溶存イオンを分離する設備で、主としてポリアミド系複合膜を用いて、圧力 0.75 ~ 5.5 MPa で運転する。塩除去率は、例えば 5.5 MPa で運転すると 99.8% 程度まで可能である。以前は、海水やかん水を脱塩して真水 (淡水) にすることが主であったが、超純水製造システム、排水回収分野へと用途は拡大している。

供給水量

$$\text{吸着 } \text{CO}_2 \text{ 量} \quad 9.00 \text{ kg } \text{CO}_2 / \text{基} (= 10.34 \times 0.87)$$

CO_2 と等モルの水は、 $(9.00) / (44) \times 18 = 3.7 \text{ kg-H}_2\text{O} / \text{基}$ に相当する。

脱着操作では、余裕をみて、等モル比 20 倍の水を供給するとした。

供給水原単位 $3.7 \times 20 / 9.0 = 8.2 \text{ kg-H}_2\text{O/kg-CO}_2 \rightarrow 8 \text{ kg-H}_2\text{O/kg-CO}_2$
 リサイクル率 90% のとき 新規供給水量は 0.8 kg/kg-CO_2 となる。

水供給ポンプ：1 分間に必要な水を吸着層に供給する。

$3.7 \times 20 / 1 = 74 \text{ l/min} (=1.23 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s})$ 15,400 基
 動力 151 W/ 基 (= (1,000) (9.8) (1.23) (10^{-3}) (10) / 0.8)
 全動力 267 kW (= $151 \times 15,400 \times (1-0.865)$)

ポンプ価格 0.5M 円 / 基 15,400 基 7,700M 円
 重量 0.052 t / 基 15,400 基 801 t

脱着に必要な水量：捕集 CO_2 量 112 t/h \rightarrow 供給水 916 t/h
 新規補給量：148 t/h (RO 設備回収率 90%) RO 処理設備能力：504 t/h

新規供給水原単位：1.32 kg-H₂O/kg-CO₂
 RO 設備：能力 4.5 kg-RO 水 /kg-CO₂

RO 設備諸元 [9-11]：文献値より 設備費、所要エネルギーを推定した。

設備費 3,060M 円 RO コスト 110 円 /m³
 所要エネルギー 3 kWh/m³ (RO process: 2 kWh/m³) 回収率 90%
 所要電力 1.5 MW ($3 \text{ kWh/m}^3 \times 504 \text{ m}^3/\text{h}$)

もし水を蒸気で供給する必要があるとき、水の蒸発が必要で、所要エネルギーは一基当たり 182 MJ 必要である。エネルギー原単位は $182 \text{ MJ}/9 \text{ kg-CO}_2 = 20 \text{ MJ/kg-CO}_2$ (= 潜熱 2,466 kJ/kg $\times 3.7 \text{ kg-H}_2\text{O} \times 20 / \text{基} / 9 \text{ kg-CO}_2$) となる。エネルギー価格を 1.5 円 /MJ とすると DAC 費用は 30 円 /kg-CO₂ 増加する。

また、CO₂ の脱離に必要なエネルギーは、例えば温度 25°C、相対湿度 30% で CO₂ を吸着し、相対湿度 100% で脱離させる場合 15 kJ/mol-CO₂ 程度である。
 この場合 0.34 MJ/kg-CO₂ に相当し、MSA は 0.34 MJ/kg-CO₂ の節約となっている。

6) 脱気

脱着操作 $73/42 = 1.7$ 分 \rightarrow 2 分でよいが、10 分とする。

5 分 2 m³ の空気の脱気 (3kPa) (膜通路 1.19 m³ 管 0.8 m³)

5 分 H₂O の供給 /1 min と脱着 (3 kPa)

CO₂ 捕集量 9 kg/ 基 = 0.205 kmol

残留する Air 比率 $2 \text{ m}^2 \times 3 \text{ kPa} / 100 \text{ kPa} = 0.06 \text{ m}^3$ 0.0027 kmol 混入 1.1% である。

真空 pump 排気速度

$$2 \text{ m}^3 / 10 \text{ min} \times \ln(100/3) = 0.701 \text{ m}^3/\text{min}$$

真空ポンプ動力

$$((6) (1.3) / (1.3-1)) (3,000) (3.33) (10^{-3}) (33.3) ((100/3)^{0.3/((6) (1.3))} - 1) / 0.8 \text{ w/ 基}$$

必要動力 (1.56) (15,400) (0.11) = 2.64 MW

$$(\text{稼働率} : (10/83) (8,000/8,760) = 0.11)$$

スペーサを3 mmとした場合、1基当たり吸着膜の長さは169 mとなり、吸着膜面積は678 m²の吸着装置となる。DAC量112 t/hの設備の時、Re数3,161では流速8.3 m/s、吸着設備は10,300基必要である。流速が大きいので、吸着設備での通風抵抗は324 Pa/mとなり、送風機の消費電力が大きくなり、吸着設備の電力原単位は0.411 kWh/kg-CO₂となる。標準ケース(スペーサ5 mm)と比べ、吸着装置の基数は少なくなったので、DACコストの固定費は6.5円/kg低くなり、一方変動費は1.9円/kg高くなり合計4.6円/kg低くなった。スペーサ7 mmの時、吸着設備は19,900基必要であり、DACコストは7.9円/kg高くなった。

表2 Moisture Swing Adsorption法 DACコスト試算 (DAC 捕集量: 112 t/h 896 kt/y)

設備	スペーサ 3 mm				スペーサ 5 mm				スペーサ 7 mm			
	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考
吸着膜長さ (m/基)	169.4				118.7				86.6			
吸着面積 (m ² /基)	678				475				346			
Re数	3161				3161				3161			
流速 (m/s)	8.3				5				3.6			
吸着能 (kg-CO ₂ /基)	14.8				10.3				7.55			
通風抵抗 (Pa/m)	324				71				26.2			
送風機 Δp (Pa)	747				241				152			
設備	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考	基数	価格(M円)	エネルギー(MW)	備考
1.吸着管	10,300	4,532		440k円/基	15,400	6,776		440k円/基	19,900	8,756		440k円/基
2.膜モジュール	10,300	10,465		1016円/基	15,400	10,949		711 k円/基	19,900	10,348		520 k円/基
3.送風機	10,300	15,450	33	1.5MW/基	15,400	15,400	11	1.0MW/基	19,900	17,910	7	0.9MW/基
4.真空ポンプ	10,300	17,922	2	1.7MW/基	15,400	26,800	3	1.7MW/基	19,900	34,626	3	1.7MW/基
5.イオン交換水ポンプ	10,300	5,870	0	0.57MW/基	15,400	7,700	0		19,900	9,550	0	0.48MW/基
6.中間タンク	2	56			2	56			2	56		
7.CO ₂ 圧縮機	1	397	11		1	397	11		1	397	11	
主要設備費 計	44,227		46	膜モジュールは除く	57,129		25	膜モジュールは除く	71,295		21	膜モジュールは除く
DACコスト(円/kg-CO₂)												
建設費 (M円)												
吸着設備	132,681			設備費×3	171,387			設備費×3	213,885			設備費×3
RO設備	3,060		2		3,060		2		3,060		2	
計	135,741				174,447				216,945			
固定費	(M円/y)	(円/kg-CO₂)			(M円/y)	(円/kg-CO₂)			(M円/y)	(円/kg-CO₂)		
設備対応	20,361		23		26,167		29		32,542		36	
運転費	85		0		85		0		85		0	
固定費小計			23				29				36	
変動費	(kWh/kg-CO₂)	(円/kg-CO₂)			(kWh/kg-CO₂)	(円/kg-CO₂)			(kWh/kg-CO₂)	(円/kg-CO₂)		
電力 吸着設備	0		5	12円/kWh	0		3	12円/kWh	0		4	12円/kWh
RO設備	0		0		0		0		0		0	
膜モジュール(寿命2年)	5233MW/y		6		5475MW/y		6		5174MW/y		6	
河川水	1.32kg		0	200円/t	1.32kg		0	200円/t	1		0	200円/t
変動費小計			11				9				10	
計			34				39				47	

MSA法では、DACコストは34～39円/kgで設計できるが、主なる課題は、脱着に必要な水分の品質と噴霧水で可能なこと、吸着装置の基数削減のために高性能イオン交換樹脂膜の開発と寿命の確認、実証試験での性能確認などである。

3. DACプロセス比較と捕集コスト低減への検討

3.1 DACプロセスの比較

DACプロセスとして、KOH-CaCO₃系のアルカリ吸収法、吸着法としてアミン/ナノファイバー系、MOFs系およびイオン交換樹脂膜のMSA法について比較した。

検討結果を表3に示す。なおボイラー排ガスのアミン吸収法も併記した。

CO₂捕集コストに大きく影響を与える要素として、設備費および消費エネルギーコストと捕集剤コストがある。

消費エネルギーとしては、空気通気のための通気動力量と脱着工程のエネルギー量に大別される。各プロセスで必要なエネルギー量と理論分離エネルギーを示す。

表3 DAC/CCS コスト比較

DAC (DAC捕集量112 t/h)					ボイラー排ガス(CO ₂ 捕集量691 t/h)
DAC プロセス	アルカリ吸収法	NFC	MOF	MSA	アミン吸収法 (η=90%)
吸着容量(mol/kg)/吸着速度(mol/kg/h)	-	0.7/0.5	2.1/1.5	0.54/3.4	
入口CO ₂ 濃度	400 ppm				13.40%
出口CO ₂ 濃度	110 ppm	0 ppm	0 ppm	0 ppm	1.56%
捕集コスト(¥/kg)	35.4¥/kg	117¥/kg	71.1¥/kg	38.6¥/kg	4.1¥/kg
FC(¥/kg)	20.7	51.9	26.7	29.3	1.2
VC(¥/kg)	14.7	65.0	44.4	9.3	2.9
内訳 捕集剤(¥/kg)	1.4	15.3	25.2	6.1	0.2
エネルギー(¥/kg)	13.3	49.7	19.2	2.9	2.5
主要設備費用 (M¥)	40,955	103,186	52,889	57,129	9,346
ΔP	68 Pa (9.7 Pa/m)	5,530 Pa(4.53 kPa/m)	1,000 Pa(1.15 kPa/m)	241 Pa(71 Pa/m)	2,500 Pa(0.1 kPa/m)
通気動力	0.45 MJ/kg (冷水塔タイプ)	22.1 MJ/kg (繊維構造体)	3.98 MJ/kg (ハニカム)	0.89 MJ/kg (平行流)	0.269 MJ/kg (規則充填物)
脱着エネルギー	178kJ/mol 理論 4.05 MJ/kg 設計 5.99 MJ/kg	59 kJ/mol 1.34 MJ/kg	32 kJ/mol 0.73 MJ/kg	0 kJ/mol 0 MJ/kg	2.5MJ/kg 2.5MJ/kg
エネルギー原単位	8.84 MJ/kg	37.3 MJ/kg	14.4 MJ/kg	2.1 MJ/kg	3.76MJ/kg
理論分離エネルギー (20°C)	0.46 MJ/kg	0.49 MJ/kg	0.49 MJ/kg	0.49MJ/kg	0.15MJ/kg

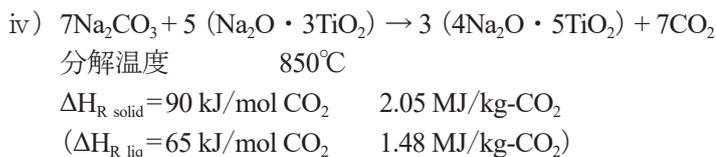
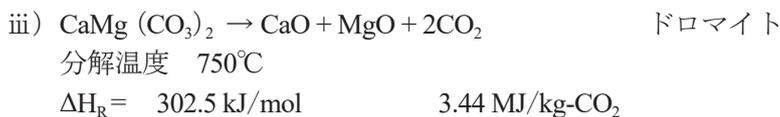
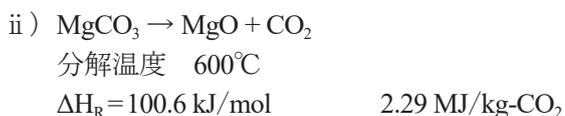
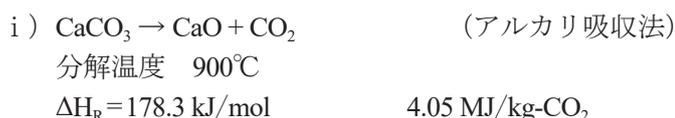
熱 → 電力 エネルギー変換効率 40%とする。9 MJ/KWh。

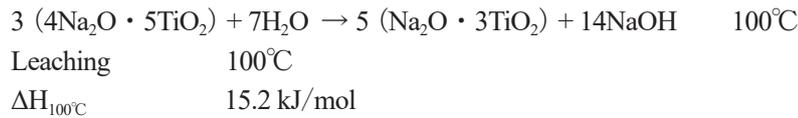
3.2 検討項目

1) アルカリ吸収法 / 炭酸塩の熱分解エネルギー

アルカリ吸収法では、炭酸塩の熱分解エネルギーの寄与が大きい。

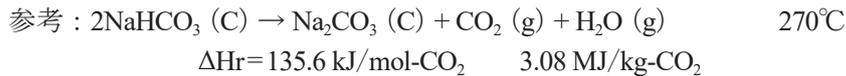
熱分解エネルギーの小さな吸収系の選択・開発が必要であり、Ca 塩、Mg 塩、CaMg 塩、Na₂O・TiO₂ 塩の熱分解エネルギーを示す。





(Carbon Eng'g US8119091/ Feb.21, 2012 (出願 2009/6/19))

Mg 塩を用いたプロセスが構成できれば効果は大きい。水溶解性の良い系があるか、他の構成で Na-Ti 系のような系が構成できるか、等の課題がある。



2) 空気の通気抵抗

アルカリ吸収法での十字流による気液接触の効果 ($\Delta p = 68 \text{ Pa}$) は絶大である。なるべく自然通気に近い通気で、界面境膜係数の大きな系の選択が必要である。大規模設備のとき、吸着法のときは、ハニカム構造の管に吸着材を配置した構造が好ましい。充填タイプは圧損が大きくなり好ましくない。MSA 法での平行流では通気抵抗は低い。

アルカリ吸収法の場合、充填塔では物質移動係数 kg はガスの質量速度 G の $0.6 \sim 0.7$ 乗に比例する。また伝熱の場合、管群に直角な空気流の場合、境膜伝熱係数は強制流動の時 $15 \sim 40 \text{ kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ であるが、自然対流では $5 \sim 8 \text{ kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ であり約 $1/3$ になる。

自然対流のみでは、ガス側の物質移動係数も小さくなり、微風程度の通風は必要である。十字流の場合も同様と考え、例えば通気抵抗を減らすために、空気速度を設計の 1.4 m/s から 0.5 m/s 程度に低下させるとき、通気に要する動力は半減し 0.23 MJ/kg となるが air contactor の表面積は 2 倍、厚さはガス流速に関係なく 7 m でよく、基数が 2 倍となり 固定費増: 7.7 円/kg となる。通気のための動力減は $0.2 \text{ MJ/kg} \times 1.5 \text{ 円/MJ} = 0.3 \text{ 円/kg}$ となり固定費負担の方が大きい。現状では設備増のためコストは上昇する。air contactor の設備をいかに小さくできるかもポイントである。液相移動係数を上昇させる工夫(吸収液の変更?)が必要である。

3) 脱着

吸着法の場合、加熱するためには熱が必要であり、コスト負担が大きい。MSA のように加熱の必要がない方法は、非常に優位である。

また温度スウィング法では、効果的な加温方法、構造、材質などの改良も開発の要素となる。

4) 熱効率

KOH-CaCO₃ DAC プロセスの熱利用効率を Calciner 関連機器について検討した。検討機器は CaCO₃ の calciner, superheater1,2, steam super heater である。

検討した系の熱量の input および output を表 4 に示す。

表 4 DAC 熱収支 / Calciner 関連機器 (calciner, preheater, steam turbine super heater)

Input					Output						
項目	流量など	温度	比熱	反応熱	エンタルピー	項目	流量など	温度	比熱	反応熱	エンタルピー
CaCO ₃	300 t/h 3,000 kmol/h	300°C	0.91 kJ/kg/°C		81.9 GJ	CaO	16.5 t/h	674°C	0.84 kJ/kg/°C		9.34 GJ
CH ₄	13.4 t/h	25°C	2.3 kJ/kg/°C		0.77 GJ	CO ₂ /H ₂ O	166 t/h / 30.1 t/h	390°C	1.17 kJ/kg/°C		75.7+23.6=99.3 GJ
O ₂	58.5 t/h	25°C	0.92 kJ/kg/°C		1.35 GJ	H ₂ O	70.2 t/h、4.2 MPa	415°C	2.05 kJ/kg/°C		59.7 GJ
H ₂ O	70.2 t/h、4.2 MPa	300°C	2.01 kJ/kg/°C		42.3 GJ						
CH ₄ 燃焼熱			50.1 MJ/kg		671 GJ	CaCO ₃ 分解反応熱			184 kJ/mol		552 GJ
			計		797 GJ				計		720 GJ
									heat loss		77 GJ
											(77/797 = 10%)
											未利用熱
											99.3 GJ/h

エネルギーの損失は 10%であり、熱収支はほぼ妥当であるが、calciner 排ガスの熱量が十分に回収利用されていない。未利用熱量はエネルギー原単位の 10%である。

ボイラーに利用するなどにより 10%程度エネルギーを節約できる可能性がある。

DAC コストで 1 円 /kg-CO₂ 程度低減の可能性がある。

4. まとめと政策提案

- 1) 脱着操作に外部からの熱エネルギーを必要としない Moisture Swing Adsorption (MSA) が実用化されれば、KOH-CaCO₃ 系のアルカリ吸収法とほぼ同等な CO₂ 捕集コスト (39 円 / kg-CO₂) で DAC が可能となる。
- 2) MSA 法には実証すべき次の課題がある。
 - ・ 日常の乾燥している状態で、大気中から効率よく CO₂ を吸着捕集でき、かつ湿潤状態で CO₂ を脱着できることの実証確認と高性能なイオン交換樹脂の開発。
 - ・ 脱着に必要な水分が、噴霧水で可能なことの実証試験での確認。
 - ・ 安価で高性能なイオン交換樹脂膜の開発。
 - ・ 脱着に必要な水分の必要な品質の確認とイオン交換樹脂膜の寿命の確認。
 など。
- 3) DAC コストを 20 円 /kg-CO₂ 程度に下げるために、更なる開発・実証が必要である。
- 4) MSA 法は有望な方式である。国のプロジェクトとしての開発・実証が望まれる。

参考文献

- [1] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法のコストと評価”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，2020 年 2 月。
- [2] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法のコストと評価 (Vol.2) —吸着分離プロセス—”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，2021 年 3 月。
- [3] T.Wang, K. Lackner, et al., Environ. Sci. Technol., (2011), 45, 6670-6675.
- [4] X.Shi, et al., Joule, 2020, 4, 1823-1837.
- [5] T.Wang, K. Lackner, et al., Phys. Chem. Phys., (2013), 15, 504-514.
- [6] X.Shi, “Study of a humidity-swing carbon dioxide sorbent”, Doctor of Philosophy Columbia University (2017).
- [7] C. Hou, T. Wang, et al., Chem. Eng. J., (2021), 413 127532.

- [8] Koch 社, <https://www.kochseparation.com/technologies/membrane-filtration1>, (アクセス日 2022 年 2 月 18 日).
- [9] Advisian, The Cost of Desalination, <https://www.advisian.com/en/global-perspectives/the-cost-of-desalination#>, (アクセス日 2022 年 2 月 18 日).
- [10] energy recovery, Energy Consumption and Desalination, <https://uh.edu/uh-energy/educational-programs/tieep/content/energy-recovery-presentation-2020-water-forum.pdf>, (アクセス日 2022 年 2 月 18 日).
- [11] 谷口, Bull.Soc.Water Sci., (2009), 63, 214.

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

二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法 のコストと評価 (Vol.4) – Moisture Swing Adsorption 法 –

令和 4 年 5 月

**Cost Evaluation of Direct Air Capture (DAC) Process (Vol. 4):
Moisture Swing Adsorption Method**

Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action
toward Low Carbon Societies,
Center for Low Carbon Society Strategy,
Japan Science and Technology Agency,
2022.5

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 (IWASAKI Hiroshi)
上席研究員 三森 輝夫 (MITSUMORI Teruo)
- 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 8 階
TEL : 03-6272-9270 FAX : 03-6272-9273
<https://www.jst.go.jp/lcs/>

© 2022 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。