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

令和２年２月

Cost Evaluation of Direct Air Capture (DAC) Process of Carbon Dioxide

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-FY-2019-PP-07

概要

二酸化炭素排出量ゼロ社会では DAC（Direct Air Capture）が必要である。例えばボイラー排ガス中の炭酸ガスをアミン吸収法などで捕集する場合、炭酸ガス捕集率 100%は困難であり、低濃度の炭酸ガスが排出する。そのため排出する低濃度炭酸ガスを大気から直接に捕集する DAC が必要である。ここでは、Carbon Eng'g の KOH-$CaCO_3$ を用いた DAC 技術の評価を行い、課題など検討した。

DAC コスト（国内ベース）は 35.4 円/kg-CO_2 である。うち設備対応固定費は 20.6 円/kg で 58%を占める。変動費は 14.7 円/kg で、うち CH_4 の寄与が 90%である。DAC のコスト低減には設備費用の約 50%を占める Air Contactor の検討が必要である。今回 Carbon Eng'g 社が推奨する充填材（0.05 百万円/m^3）で検討したが、CCS（Carbon dioxide Capture and Storage）の FS（アミン吸収）で用いた充填材（SUS 製、Sulzer Mellapak 相当 0.4 百万円/m^3）程度の性能が必要となると、Air contactor の設備費用が 4〜5 倍高くなり、DAC コストは、78 円/kg-CO_2 となる。

CO_2 貯留地が海外であっても、日本が新しい DAC 技術の開発をする意義は大きく、関連技術開発を国家プロジェクトにすることを提案する。

Summary

DAC (Direct Air Capture) is necessary in a zero-carbon society. For example, when carbon dioxide in boiler exhaust gas is captured by a conventional carbon dioxide capture technique such as an amine absorption process, it is difficult to achieve a capture rate of 100%, and low-concentration carbon dioxide is discharged into the atmosphere. Therefore, DAC that directly collects the emitted carbon dioxide from the atmosphere is required.

In this report, we evaluated DAC technology using the KOH-$CaCO_3$ developed by Carbon 'Eng'g.

The DAC cost (domestic basis) is 35.4 JPY/kg-CO_2. The fixed cost for equipment is 20.6 JPY/kg-CO_2, accounting for 58% of the total cost. The variable cost is 14.7 JPY/kg, of which CH_4 contributes 90%. In order to reduce the cost of DAC, it is necessary to review the Air Contactor, which accounts for about 50% of the equipment cost. In this study, we examined the packing materials recommended by Carbon Engineering Ltd. (0.05 JPY/y/m^3). In the case of the packing materials used for amine absorption process for maintaining performance, the cost of the Air contactor equipment will be four to five times higher, and the DAC cost will be 78 JPY/ kg-CO_2.

The development of new DAC technology by Japan is of great significance even if the CO_2 storage area is located abroad. We propose to promote the DAC related technology development as a national project.

目次

概要

1. はじめに 1
2. $KOH\text{-}CaCO_3$ 法の技術評価と DAC コスト 1
   2.1 プロセスの概要 1
   2.2 主設備の特徴 2
   2.3 コスト評価と考察 4
   2.4 アミン吸収法との比較 7
3. DAC とアミン吸収法との組み合わせ 9
4. 今後の課題と展望 9
5. 政策立案のための提案 9

参考文献 10

1. はじめに

二酸化炭素（CO_2）排出量ゼロ社会では DAC（Direct Air Capture）が必要である。例えばボイラー排ガス中の CO_2 吸収法や膜法など従来の技術で捕集する場合、CO_2 捕集率 100%は困難であり、低濃度の CO_2 が排出する。そのため排出する低濃度の CO_2 を大気から直接捕集する DAC が必要である。

DAC の技術開発は、1）KOH などアルカリ水溶液で吸収する方法（Carbon Eng'g、カナダ）、2）アミン系の吸収材と γ-Al_2O_3 や zeolite など無機多孔質固体との組み合わせや多孔質構造を精密に制御した MOF（metal-organic frameworks）物質を利用した固体吸着材を用いた方法（Climeworks、スイス）などがある[1]。大規模な DAC 技術としては、前者が適している。MOF を用いた吸着法は研究開発段階である。ここでは、Carbon Eng'g の KOH-$CaCO_3$ を用いた DAC 技術[2]の評価を行い、課題など検討した。

2. KOH-$CaCO_3$ 法の技術評価と DAC コスト

2.1 プロセスの概要

Carbon Eng'g 社の資料[2]をもとに、低炭素社会戦略センター（LCS）で DAC による捕集コストなど検討した。想定したプロセスを図 1 に示す。プロセスフローダイアグラム（PFD）、物質収支（MB）については、文献[1]に準拠した。機器仕様については、文献[2]を参考にして LCS で検討した。

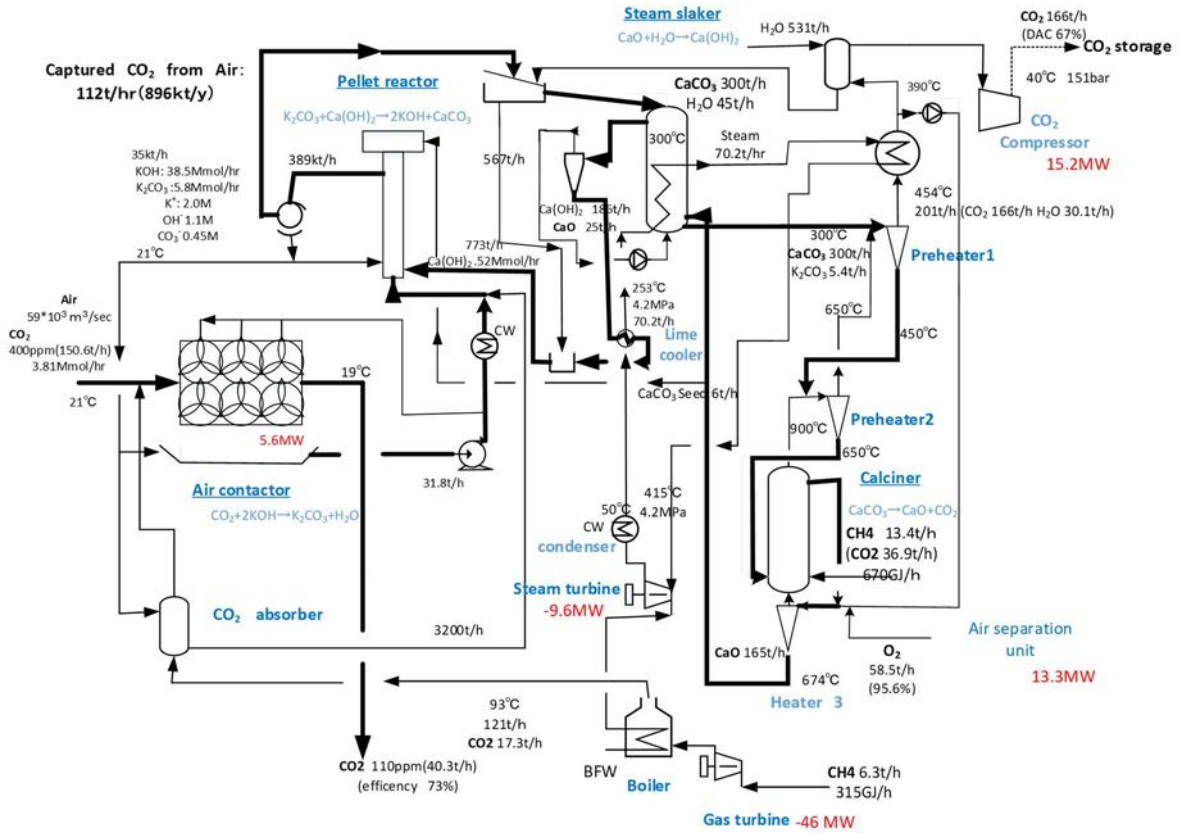

図 1　DAC process / KOH-$CaCO_3$ 法
（Carbon Eng'g / LCS review）

DAC の規模は、処理 AIR 量は 59 千m^3/s で、AIR からの CO_2 捕集量は 896 千 t/y（112t/h）である。プロセスで使用する CH_4 から発生する CO_2（タービン燃料：17.3t/h、$CaCO_3$ 焼成：36.9t/h 計 54.2t/h）を追加すると全 CO_2 捕集量は 166t/h（うち air contactor での捕集量：112+17=129t/h）となる。

プロセスの概要は次のとおりである。

Air contactor 中で、KOH 水溶液と CO_2 が反応し、K_2CO_3 が生成する。その吸収液を Pellet reactor で Steam slaker から供給される $Ca(OH)_2$ と反応させ $CaCO_3$ と KOH にし、CO_2 を $CaCO_3$ として固定する。一方 KOH は Air contactor にリサイクルする。CO_2 を固定した $CaCO_3$ は、Calciner でメタンを酸素燃焼したガスで熱分解し、CaO と CO_2 に分解する。生成した CaO は Steam slaker で水と反応させ $Ca(OH)_2$ とし、Pellet reactor に供給する。また Calciner で熱分解で生成する CO_2（主として DAC 由来）とメタン（CH_4）燃焼で生成した CO_2（エネルギー由来）は、圧縮機で圧縮し液体 CO_2 として貯留設備にて貯留する。

また設備で必要なエネルギー（電力）はメタンの燃焼でガスタービン、スチームタービンにて電力・蒸気を生成しプロセスを自立させる。メタン燃焼で生成した CO_2 は CO_2 absorber で KOH により吸収し、その後 Air contactor で吸収処理する。

プロセスでの主なる反応式と発熱量は次のとおりである。

Air contactor：	$CO_2 + 2KOH(aq) \rightarrow K_2CO_3(aq) + H_2O(l)$	$\Delta H = -105.2KJ/mol$
Pellet reactor：	$K_2CO_3 + Ca(OH)_2(aq) \rightarrow CaCO_3 + 2KOH$	$\Delta H = -2.5KJ/mol$
Steam slaker：	$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$	$\Delta H = -80.4KJ/mol$
Calciner：	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$	$\Delta H = 183.5KJ/mol$

2.2 主設備の特徴

１）Air contactor[3]

PVC 製の規則充填物（Brentwood 製 冷水塔用）を用い cross-flow type で気液接触を行う。Air の流速は 1.4m/s とし、表面積は 42 千 m^2（高さ 20m のとき長さは 2,100m 必要）である。冷水塔に使用されている最大径 5m φ ファンを利用するため、1 ユニットは 5m×5m×充填層長さ　とする。

十字流での設計

$$uAy - uA(y+dy) = k_L a A dx(y/H - 0)$$
$$-dy/y = (k_L/H)a/udx$$
$$-dy/y = K_L a/udx$$
$$\ln(y/400) = (-K_L a/u)L$$
$$y/400 = \exp((-K_L a/u)L)$$

K_L=1.3mm/s（20℃），充填物比表面積 a=210m^2/m^3、u=1.4m/s では、

L=5m	y=151ppm	（捕集率 62%）
L=7m	102ppm	（捕集率 74%）
L=10m	57ppm	（捕集率 86%）

捕集率 74%のとき、充填層の厚みは 7m でよい。

Packing geometry の改善、よどんだ液面を維持するために吸収液をパルスフローとする等で、モデルとした Brentwood 製充填物（XF12560）よりも圧損を 30%削減可能して、$\Delta P/m$=9.7Pa/m（ΔP=6.8mmH_2O）とした。ファンの所要動力は、効率 70%とすると 5,640kW となる。吸収液量/空気流量=7.5×10^3（体積比）、液流路断面積 14,840m^2（2,120m×7m）とすると、平均液流量は

0.53L/m^2/s である。液供給ポンプの所要動力は、2,440kW（効率　80%）である。

設備費は、1 基当たり、fan（2,100m^3/min）、充填物（Brentwood, XF12650, 140m^3, 50 千円/m^3）、躯体（175m^3）のコストを各々5 百万円、7 百万円、1 百万円　計 13 百万円/基とすると、22,100 百万円である。また吸収反応熱（167GJ/h）で液温は、1.1℃上昇するが、系の熱ロスでバランスするとした。

２）Pellet reactor

28%$Ca(OH)_2$ を反応器ボトムに供給して、反応器内で K_2CO_3 と反応させて $CaCO_3$ 結晶を生成し、約 0.85mm φ程度まで成長させる。

$$K_2CO_3 \quad + Ca(OH)_2(aq) \quad \rightarrow \quad CaCO_3 \quad + \quad 2KOH$$

成長した $CaCO_3$ を回転式ろ過器で分離し Steam slaker に供給する。また濾液は　pellet reactor に循環し、また Air contactor に供給する。循環量の割合は約 90%である。Pellet reactor は、上昇流速 1.65cm/s の流動層反応器とする。処理液量　389kt/h（ρ=1.12t/m^3、96.5m^3/s）であり、全断面積 5,850m^2 となり、反応器　6m φ×5mH（液深 4m、28m^2）200 基（one pass 滞留時間、4min）である。液循環液ポンプは 200 基、$CaCO_3$ 結晶ろ過器はろ過面積 10m^2 を 100 基設置する。

３）Steam slaker

次の 3 つの機能を持つ。

Pellet reactor で結晶成長し、ろ過器で分離された付着水を含む 0.85mm φ程度の $CaCO_3$（付着水分 15%　vs dry $CaCO_3$）を乾燥し Calciner に供給するとともに、蒸発した付着水を利用して Calciner からの CaO を $Ca(OH)_2$ に変え、Pellet reactor に供給する。また、水和反応熱を利用して、スチームを生成し、スチームタービンで動力回収する。

Steam slaker は水蒸気雰囲気の流動層で、流動化速度 1m/s 程度で運転する。0.85mm φの $CaCO_3$ の terminal velocity（Newton 域）ut は、1.2m/s であり、流動槽内で $CaCO_3$ は沈降分離し、Steam slaker 下部で分離できる。その後 Calciner に供給する。

注 1：　CaO、 $Ca(OH)_2$ の粒径を 0.5mm とすると、各々の terminal velocity は、1.02m/s、0.83m/s であり　計算上 $CaCO_3$ の分離は可能である。

沈降速度式　$ut = 1.73 \left(g \times d_p \times \left(\rho_p - \rho \right) / \rho \right)^{0.5}$

g：重力加速度、d_p：粒径、ρ_p：粒子密度、ρ :流体の密度

スチーム発生に使える熱量 Q をエネルギーバランスから求めた。
発生スチーム（300℃/4.2MPa）量は 70.2t/h である。

steam slaker の塔径は、最大水蒸気生成量　最大 33.0m^3/s、流動化速度 1m/s として求めた。塔断面積は 33m^2 であり、2 基とすると塔径は 4.6m φとし、塔高は 20m とした。また、循環空気量は 33m^3/s とした。動力は 2,056kW となる。Steam slaker 出口の高温の $Ca(OH)_2$ の熱回収を steam turbine からの加圧水で行うため、ドラム dryer タイプの熱交換器を設置した。

４）Calciner

$CaCO_3$ を熱分解し、生成する CO_2（Air contactor で捕集）と 900℃の高温を得るためにメタンの

酸素燃焼で生成した CO_2（エネルギー由来）は、圧縮機で圧縮し液体 CO_2 として　貯留設備に輸送する。

$$CaCO_3 \rightarrow CO_2 + CaO$$

設備は、循環流動層タイプとし、塔径 6mφ（実績能力：2,000t-CaO/基日）を 2 基とする。
Bed bulk density 710kg/m^3、流動化速度 2.5 m/s　操作温度 900 ℃
反応に必要な時間を 10 秒とし、流動層高さ 25m とする。焼成に必要な熱量 : 538GJ/h であり、CH_4 の供給熱量　670GJ/h（エネルギー効率　80%）である。また、酸素燃焼のため炉排ガスの循環が必要であり、循環ブロアーを設置した。Steam slaker からの $CaCO_3$ の加熱に炉からの排ガスを利用し、サイクロンタイプの直接熱交で考える。

５）必要エネルギー
DAC 設備に必要なエネルギー（電力）はメタンを燃料としてガスタービン、スチームタービンで供給し、プロセスを自立させる。
ガスタービン、スチームタービンの設備能力は　各々46MW、9.6MW である。

2.3 コスト評価と考察

LCS で検討した主要機器仕様・設備費用と建設費等を、表 1 に示す。

表１　主要設備費と建設費等

主要設備	仕様	基数	設備費（百万円）		重量（t）	消費電力（kW）	発電設備（kW）	投影面積（m^2）	備考
air contractor	全表面積　42.4×$10^3 m^2$　　25m^2/基×1,700基 contactor(充填層)　175m^3/基(5m×5m×7m) fan　2,100m^3/min・基、4段(20m)×425列(2,125m)×7m^W	1,700基	packing 7百万円/基　cell 1百万円/基 fan 5百万円/基 計　13百万円/基	22,100	18.9t/基　32.13kt (うちPVC:19kt)	5,640		14,875	packing　50千円/m^3(PVC) 充填物　140m^3/基 (Sulzer 0.4百万円/m^3)
吸収液循環ポンプ1	8.9m^3/s　head 20m　×100基	100基	460百万円	460	85t	2,440		50	
pellet reactor	6mφ×5mH(140m^3)　200基 one pass 滞留時間4min	200基	120百万円	120	60t			5,600	
結晶液循環ポンプ1	96.5m^3/s　4mH　0.5m^3/s×200基	200基	4.6百万円/基　920百万円	920	170t	5,300		100	
CaCO3分離filter	ロータリーフィルター　10m^2　200基　3kW/基	200基	40百万円/基　8,000百万円	8,000	4t/基　800t	600		800	
Steam slaker	4.6mφ×20mH(8.5m^3)　2基　伝熱管　62m^2/基	2基	131百万円／基　+3.4百万円/基＝267百万円	267	43.7t/基　87t			34	
循環ブロワー	33.0m^3/s　揚程　60kPa	2基	13百万円/基　26百万円	26	5.5t/基　11t	2,056		2	
Calciner	6mφ×25mH　2基	2基	781百万円/基　1,562百万円	1,562	438t/基　876t			56	CH_4　670GJ/h(13.4t/h)
リサイクル用ブロワー	12Nm3/s　×2基　揚程140kPa	2基	16百万円/基　32百万円	32	7.5t×2基	2,900		2	
サイクロン型直接熱交1	25GJ/h　×2基　520m^3	2基	85百万円/基　170百万円	170	2.1t×2基				
サイクロン型直接熱交2	30GJ/h　×2基	2基	102百万円/基　204百万円	204	2.3t×2基				
サイクロン型直接熱交3	15GJ/h　×2基	2基	51百万円/基　102百万円	102	1.7t×2基				
Steam superheater	8,300MJ/h　×　2基　128m^2×2基	2基	5百万円/基　10百万円	10	6t　×2基				
水冷却塔	8.7mφ×3mH　2基	2基	16百万円/基　32百万円	32	17t　×2基			116	
循環ポンプ	0.08m^3/s　10m　2基	2基	1.5百万円/基　3百万円	3	0.5t×2基	20		1	
CO_2 吸収塔	4mφ　×4mH　充填塔　10基	10基	31百万円/基　310百万円	310	25t　×10基			130	
排ガスブロワー	楊程2kPa　34m^3/s　830Nm^3/min　×2基	2基	18百万円/基　36百万円	36	8t　×2基	85		8	
Lime　cooler	ロータリードラム　7,500kW　×2基(600m^3×2基)	2基	220百万円/基　440百万円	440	73t×2基	100		200	
Air separation unit	54t-O_2/h	1基	4,100百万円	4,100	1,240t	13,300		400	
CO_2 compressor	171t/h ,151/1 bar　15,230kW	1基	466百万円	466	111t	15,230		30	
steam turbine	9.6MW	1基	118(タービン)+84(発電機)百万円	202	48t		9,600	30	
power plant	46MW　120t/h	1基	1,013百万円	1,013	123t		46,000	30	CH_4　320GJ/h(6.4t/h)
Quick mix tank	150m^3　×2基　20kW/基	2基	23+4＝27百万円/基　54百万円	54	54t	40		30	
抜き出しポンプ	0.11m^3/s　×　2基	2基	2.5百万円/基　5百万円	5	1.4t	60		1	
$CaCO_3$リンス槽	150m^3	1基	7百万円	7	6t			15	
抜き出しポンプ	0.16m^3/s	1基	3百万円	3	0.8t	43		1	
steam turbine 復水器	915m^2	1基	25百万円	25	42t			10	
冷水塔	4,000t/h　250MW	1基	280百万円	280	296t			400	
冷水塔ポンプ	30m^3/min　2基	2基	3百万円/基　6百万円	6	1.6t	135		1	
小計				**40,955**	**36,629**	**47,949**	**55,600**	**22,922**	

建設費(百万円)	主要設備費(40,955百万円) × 3	123,000　百万円

Air contactor は、送風機の大きさにあわせ　一基 5m×5m とし、充填層長さは CO_2 捕集率を 74%（400→100ppm）として 7m とした。必要表面積は 42,400m^2 であり 1,700 基となる。ファン、充填物、躯体を含め 13 百万円/基であり　設備費は 221 億円であり、総設備費用 410 億円のうち 54%を占める。他に Pellet reactor 関連設備の $CaCO_3$ 分離機は 20%、Calciner 関連設備の Air separator は 10%を占める。

総建設費は 1230 億円である。電力を自立するために 55.6MW のガスタービンとスチームタービンを設置する。$CaCO_3$ の熱分解のためのエネルギーを含め CH_4 で 990GJ/h（19.8t/h）必要である。

DAC のエネルギー原単位を表 2、DAC コストを表 3 に示す。

表 2　エネルギー原単位

Design base ： DAC CO_2:112t-CO_2/h(896kt/y)
（captured $CO_2$from CH_4 ： 54t-CO_2/h 、captured total CO_2 ： 166t/h）

	使用量	原単位(/kg- captured CO_2 from Air)	価格(円/kg-CO_2)	備考(単価)
消費電力量(MW) 発電量(MW)	55.6MW （48MW+α） 55.6MW	0kW		
CH_4使用量(t/h)	19.8t/h （990GJ/h）	8.84MJ	13.3円	1.5円/MJ
$CaCO_3$使用量(t/h)	3.4t/h	0.030kg	1.2円	40円/kg
水使用量(t/h)	531t/h	4.74kg	0.2円	50円/t
		変動費計	14.7円/kg-CO_2	

表 3　DAC コスト（DAC：896 kt/y）

建設費			123,000百万円(1230億円)	
運転人員			20名(5名/直 × 4直)	
固定費			**費用(￥/kg)**	**備考**
	設備対応	18,450百万円/y	20.6	年経費率 0.15
	人員対応	100百万円/y	0.1	労務費 5百万円/人
小計			**20.7**	
変動費				
	CH_4	8.84MJ/kg	13.3	単価 1.5円/MJ
	$CaCO_3$など		1.4	
小計			**14.7**	
計 （円/kg-CO_2）			**35.4**	

貯留コスト(円/kg-CO_2)			**1.3**	陸地から圧入ケース
DAC＋貯留 コスト(円/kg-CO_2)			**36.7**	

DAC コストは 35.4 円/ kg-CO_2 で、設備対応固定費は 20.6 円/kg で 58%を占める。変動費は 14.7 円/kg で、そのなかで CH_4 の寄与が 13.3 円/kg で 90%である。国内ベースでのエネルギー単価 1.5 円/MJ に対し米国等でのエネルギー単価 0.35 円/MJ の場合、DAC コストは約 10 円/kg-CO_2 安く、25 円/kg-CO_2 となる。捕集した CO_2 を貯留するコスト[4]は、陸上から圧入する場合 1.3 円/kg-CO_2 とすると、DAC+貯留のコストは国内ベース 36.7 円/kg-CO_2（北米ベース　26.7 円/kg-CO_2）となる。

DAC のコスト低減（コスト懸念要素）には設備費用の約 50%を占める Air Contactor の検討が

必要である。今回 Carbon Eng'g 社が推奨する充填材（0.05 百万円/m^3）で検討したが、CCS の FS（アミン吸収）で用いた充填材（SUS 製、Sulzer Mellapak 相当 0.4 百万円/m^3）程度の性能が必要となると、Air contactor の設備費用が 4～5 倍高くなり設備対応固定費が約 41 円/kg-CO_2 上昇する。DAC コストは、国内ベースで 78 円/kg-CO_2 となる。

また Pellet reactor での $CaCO_3$ 分離 filter は 設備費用の 20%を占める。結晶径を大きくし、設備を簡素化出来て、設備費用が 50%となると、DAC コストは 2 円/kg-CO_2 程度低減する。

DAC 設備の投影面積計は概略 23,000m^2 である。必要敷地面積を設備投影面積の 3 倍とすると、69,000m^2 となり、DAC 896kt/y の設備で約 6.9ha（100m×690m）必要である。

2.4 アミン吸収法との比較[5]

石炭火力排ガス（発電規模 958MW、排ガス CO_2 濃度 13.7%）中の CO_2 をアミン吸収法で捕集するとき、吸収塔出口 CO_2 濃度と必要充填層高さをモデルアミン液（AMP : 2-amino-2-methyl-1-propamol, 40℃ 1M の溶液）で計算し結果を図 2 に示す。プロセス条件は IEA Report[6]）を参考にした。

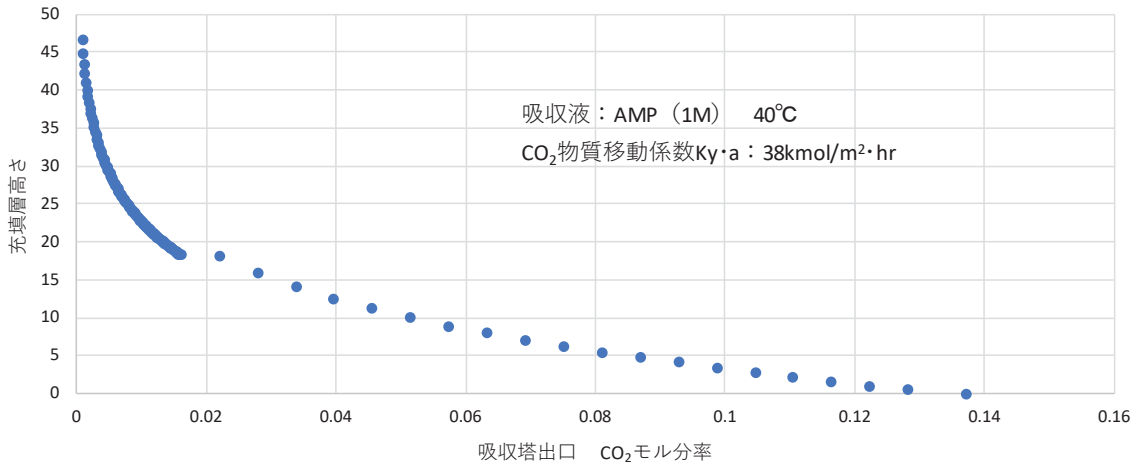

図 2 吸収塔出口 CO_2 濃度と必要充填層高さ（計算値）

CO_2 捕集率を 90%（出口ガス CO_2 モル分率 0.016）のとき充填層高さ（計算値）は 18m でよいが、捕集率を 99.5%（出口ガス CO_2 モル分率 0.0008：800ppm）にするには充填層高さ（計算値）は 47m 必要となる。充填層の設計では計算値の 1.5～2 倍必要である。捕集率と充填層高さ（設計値）と CCS コストを求め表 4 に示す。

表 4　CO_2 捕集率と CCS コスト（アミン吸収法）

							備考
捕集率（%）	90	94%	98%	99	99.5	99.9	
出口CO_2濃度	1.56%	0.94%	0.32%	0.16%	790ppm	158ppm	
出口CO_2量（t/h）	76.6	46.0	15.3	7.66	3.83	0.766	
捕集量(t/h)	689.4	720.0	750.7	758.3	762.2	765.2	
吸収塔充填層高さ:設計値（m）	**25m（18.3）**	**39m（28.4）**	**50m（33.2）**	**75m（40.1）**	**90m（46.6）**	**125m**	（ ）:計算値
建設費（10億円）	44.1	50.3	63.0	81.7	96.4	121	
捕集エネルギー（MJ）	3.00	3.11	3.18	3.26	3.47	3.69	
捕集コスト（円/kg）							
固定費	1.2	1.3	1.6	2.0	2.4	3.0	
変動費	2.9	3.2	3.5	3.7	4.4	5.1	
（電力原単位　kWh/kg）	0.14	0.17	0.19	0.21	0.27	0.33	
計	**4.1**	**4.5**	**5.1**	**5.7**	**6.8**	**8.1**	

CO_2 捕集率 99%の場合のプロセスフローを図 3 に示す。捕集率 90%の場合に比べ、吸収塔を 3 基直列に配置する。吸収塔建設費および booster fan の電力増などにより、CCS コストは 4.1 円/kg-CO_2 より 5.7 円/kg-CO_2 にコストアップする。

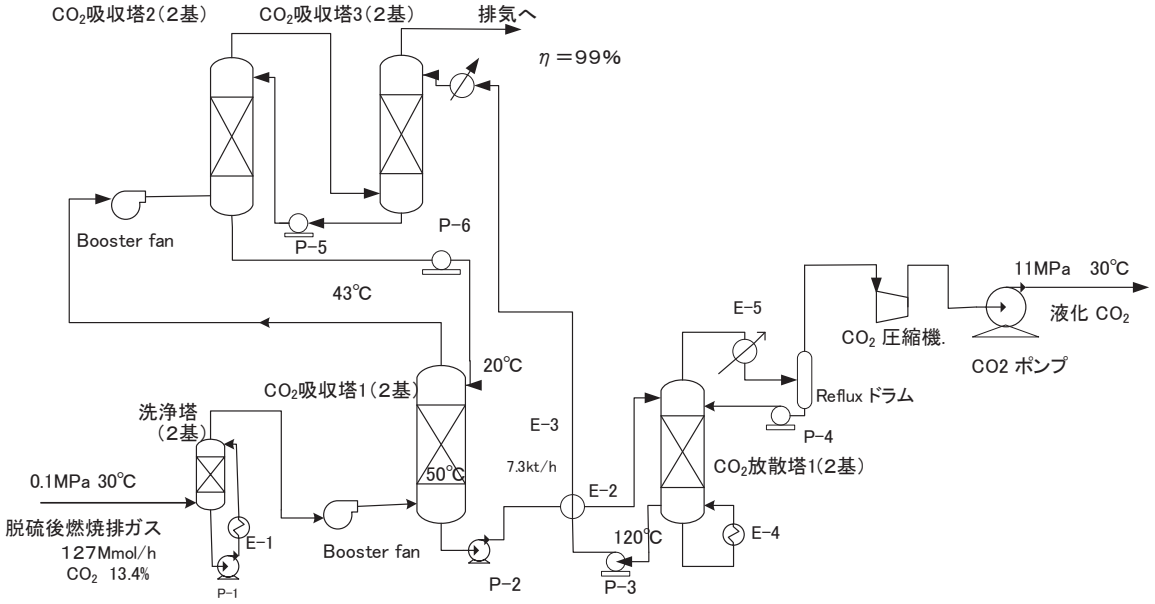

Fig.3 化学吸収法（捕集率99%）

処理ガス量が大きく2系列とする。

捕集率99%ケースは90%ケースに比べ、CO2
吸収塔とファンを系列毎に2塔追加する。
捕集率99.5%ケースはさらに吸収塔1塔と
ファンを追加する。

図 3　CO_2 捕集率 99%の場合のプロセスフロー

アミン吸収法では出口 CO_2 濃度は、捕集率 99.5%で 790ppm、99.9%で 158ppm（充填層高さ 125m）であり CO_2 排出量をゼロにすることは出来ない。ゼロにするには DAC との組み合わせが必要である。

3. DAC とアミン吸収法との組み合わせ

石炭火力排ガスの CO_2 zero emission 対策として、アミン吸収法と DAC を組み合せた時の全 CCS コストを求めた。結果を表 5 に示す。

表 5　石炭火力排ガスの CO_2 zero emission 対策費用（国内貯留ケース）

条件：　石炭火力、958MW、燃焼ガス　127Mmol/h　、CO_2 13.7%、排出量766t/h

アミン吸収法捕集率（%）	90	94	98	99	99.5
出口CO_2濃度	1.56%	0.94%	0.32%	0.16%	790ppm
アミン吸収捕集量(t/h)	689.4	720.0	750.7	758.3	762.2
DAC　捕集量（t/h）	76.6	46	15.3	7.66	3.83
アミン吸収捕集コスト＋貯留コスト（円/kg-CO_2）	5.4	5.8	6.4	7.0	8.1
DAC捕集コスト＋貯留コスト（円/kg-CO_2）	36.7	36.7	36.7	36.7	36.7
zero emmision CCSコスト （円/kg-CO_2）	**8.5**	**7.7**	**7.0**	**7.3**	**8.2**

対策費用は 7～8 円/kg-CO_2 であり、CCS コストを最小とするアミン吸収と DAC の組み合わせ比率がある。アミン吸収で 90%以上捕集し、捕集できない CO_2 を DAC で捕集して補償することになる。

4. 今後の課題と展望

1）低コストの DAC 技術は必要である。吸収法に加えた吸着法についても研究開発が必要である。
2）アルカリ水溶液を用いた DAC 技術では、400ppm 以下の低濃度の CO_2 の吸収設備性能の実証が必要である。
3）DAC は貯留と一体で実施するのが有利であり、かつ天然ガス価格が廉価である海外立地が優れている。DAC を実用化できる関係国との協力体制の構築が必須であり、海外開発ファームへの投資検討なども必要である。

5. 政策立案のための提案

将来のゼロカーボン社会実現のためには、DAC 技術は必須である。
DAC の実施はどこでもできるが、CO_2 貯留地の乏しい日本での実施は困難が予想される。
しかし CO_2 貯留地が海外であっても、将来の実施規模の大きさや事業の重要性を考えると、日本が新しい DAC 技術の開発をする意義は大きい。関連技術開発を国家プロジェクトにすることが望ましい。

参考文献

[1] E.S. Sanz-Perez et al., “Direct Capture of CO_2 from Ambient Air”, Chem.Rev. 116, 11840-11876, 2016.
[2] D.W. Keith et al. “A Process for Capturing CO_2 from the Atmosphere”, Joule 2, 1573-1594, 2018.
[3] G. Holmes al. “An air-liquid contactor for large-scale capture of CO_2 from air”, Philos Trans R Soc A 370, 4380-4403, 2012.
[4] 低炭素社会の実現に向けた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－”, 科学技術振興機構低炭素社会戦略センター, 2017 年 3 月.
[5] 低炭素社会の実現に向けた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_2 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.
[6] IEA report, “CO_2 Caputure at Coal Based Power and Hydrogen Plants”, Report:2014.3, International Energy Agency, May 2014.

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

令和 2 年 2 月

Cost Evaluation of Direct Air Capture (DAC) Process of Carbon Dioxide

Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action
toward Low Carbon Societies,
Center for Low Carbon Society Strategy,
Japan Science and Technology Agency,
2020.2

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 4 階
TEL :03-6272-9270　FAX :03-6272-9273　E-mail :lcs@jst.go.jp
https://www.jst.go.jp/lcs/

© 2020　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。