

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
— CO₂ 分離回収技術の評価と課題 —

平成28年3月

**“Survey on the Carbon Capture and Storage process:
Comparison of the chemical absorption process with the physical absorption process
for CO₂ capture.”**

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-FY2015-PP-08

概要

化石燃料源電力の低炭素化のために、発電所排ガスから CO₂ を分離回収して地中内部に貯留する方法がある。今回化学吸収法と物理吸収法についてプロセスを検討し、CO₂ の分離回収コストを評価した。検討した範囲は、脱硫処理後 CO₂ の液化までとし、貯槽輸送注入コストは含んでいない。

CO₂ 分離回収コストは、化学（アミン）吸収法では 4.1¥/kg、物理吸収法では 3.9¥/kg となり、物理吸収法のほうが若干安い。前者はアミンから CO₂ を分離するのに必要な分離エネルギーコストが 0.8¥/kg と高く、後者は高圧のための設備費用と多量の吸収液を取り扱うための電力コストが 2.5¥/kg と高い。

発生電力量当たりの CO₂ 回収量を 0.7kg/kWh とすると今回の検討の範囲で発生電力量あたり約 2.8¥/kWh のコストが電力コストに上積みされる。

現状では将来の再生可能エネルギー発電との競争は厳しい。

今後、貯留輸送注入工程の検討と膜分離法などの評価をおこなう。

Summary

We analyzed the chemical (i.e., amine) and the physical absorption processes in the method of capturing CO₂ from the fossil fuel power plant exhaust gas. In this report, analysis is limited up to liquefaction process of captured CO₂ after the desulfurization process, so that the costs of storage, transportation and injection in the Carbon Capture and Storage (CCS) are excluded.

The present analysis shows that CO₂ capture cost becomes 3.9¥/kg in the physical absorption process and 4.1¥/kg in the amine absorption process, respectively. The physical absorption process is cheaper than the amine absorption process. However, the CO₂ capture cost is about 4¥/kg in the both cases and it is almost the same. When the amount of the captured CO₂ per unit electric power generation is assumed to be 0.7kg/kWh, the cost of about 2.8¥/kWh is piled on the power generation cost within the range of the present analysis. This result suggests that the future competition with the cost of other renewable energy is severe under the present situation.

The storage, transportation and injection cost in the CCS will be evaluated in the next step, together with the comparison with the membrane separation case.

目次

概要

1. 目的	1
2. 検討結果	1
1) 主なる検討条件	1
2) 化学（アミン）吸収法（Post-Combustion 方式）	2
3) 物理吸収法（Pre-Combustion 方式）	3
4) CO ₂ 分離回収コスト	4
3. 政策立案のための提案	5
参考文献	5

1. 目的

化石燃料源電力の低炭素化のために、発電所排ガスから CO₂ を分離回収して地中内部に貯留する方法がある。

CO₂ の分離回収方法として、燃料をボイラーで燃焼し、除塵・脱硫処理した後に、CO₂ を分離回収する Post-Combustion 方式と、燃料を約 1,300°C、5~6MPa の高温高压下で O₂ を用いてガス化し、洗浄・水性ガスシフト反応 (CO + H₂O → H₂ + CO₂)・脱硫処理した後に CO₂ を分離回収し、その後 H₂ を燃焼後発電もしくは精製して製品とする Pre-Combustion 方式がある。Post-Combustion 方式には、常圧近傍で分離回収できるアミンによる化学吸収法、Pre-Combustion 方式には高压下で分離回収できる Selexol 液 (dimethyle ether of polyethylene glycol) などによる物理吸収法などがある。

今回、化学吸収法と物理吸収法についてプロセスを検討し、CO₂ の分離回収コストを評価した。検討した範囲は、脱硫処理後 CO₂ の液化までとし、貯槽輸送注入コストは含んでいない。

2. 検討結果

1) 主なる検討条件

石炭を燃料とし、発電規模が約 1,000MW の場合について検討した。CO₂ の捕集率は 90% であり、捕集量は約 700t/h である。プロセス条件については IEA Report[1] (2014 年 5 月) を参考にした。

想定したプロセスは、アミン吸収法は Shell/Cansolv process (吸収液 MDEA+DEDA¹⁾)、物理吸収法は UOP/Selexol process である。

図 1 に化学吸収法、図 2 に物理吸収法のプロセスと、主なる条件を示す。

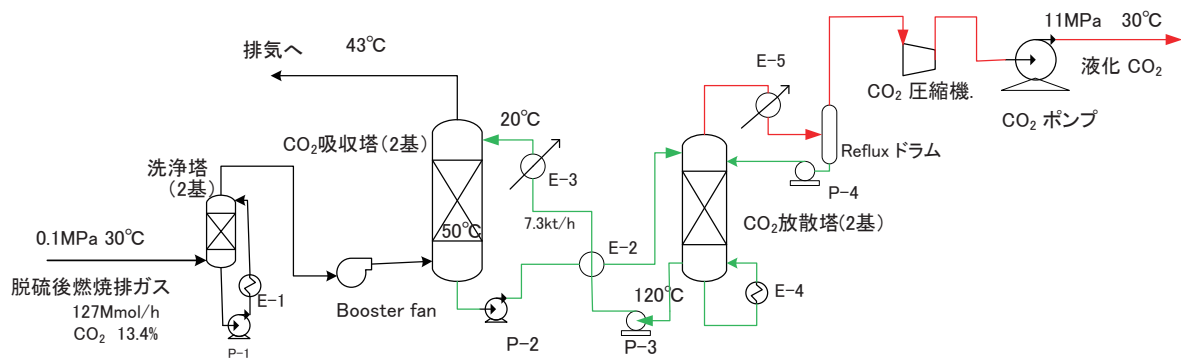


図 1 化学吸収法 (Post-Combustion 方式)

¹⁾ MDEA: methyl diethylamine, DEDA: N,N-diethylene diamine.

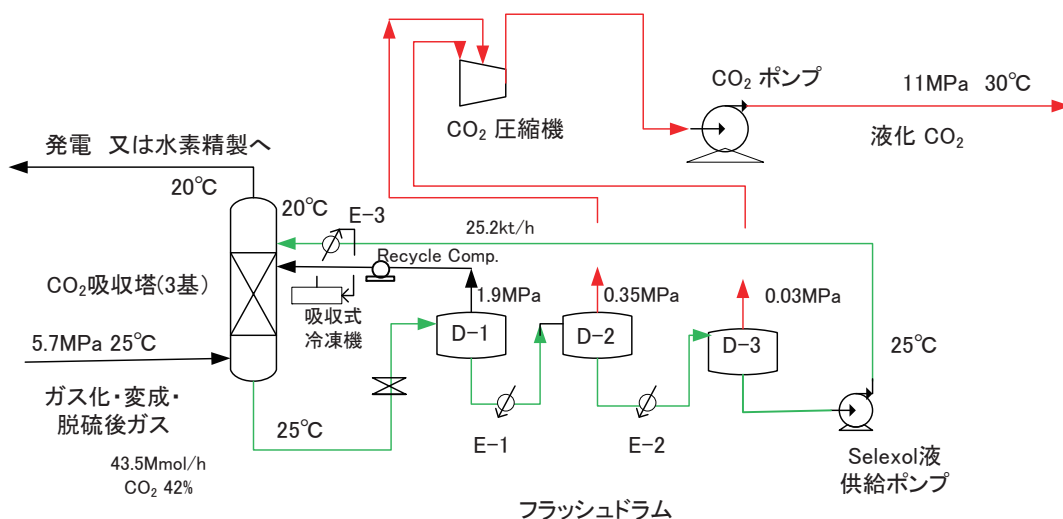


図 2 物理吸収法（Pre-Combustion 方式）

2) 化学（アミン）吸収法（Post-Combustion 方式）

脱硫処理後の燃焼排ガスを、洗浄後に CO₂ 吸収塔で CO₂ をアミン溶液で吸収除去する。

CO₂ を吸収したアミン溶液は CO₂ 放散塔で 120°C に加熱して CO₂ を放散し、その後圧縮して液化し貯槽にためる。

プロセスの主なるポイントは次のとおりである。

- i) 吸収液の選択：吸収液のアミンにより CO₂ の脱離に要するエネルギーが異なる。
今回は最新鋭の Shell/Cansolv 法の実績値 (2.5MJ/kg-CO₂) [2] を採用した。
- ii) CO₂ 捕集収率を 90% 以上とし、かつ Booster fan の動力を低減するには、高性能の CO₂ 吸収塔が必要である。吸収塔の計算結果²⁾ から充填高さは 25m とし、充填材として規則充填材を採用した。
- iii) 化学吸収材のアミンは、前処理工程である脱硫工程からのリーク SO_x と反応して劣化する。脱硫工程の管理は重要である。燃焼排ガス中のリーク SO_x は 23mg/Nm³ とした。

求めた主要機器の仕様と想定した価格、重量、必要エネルギーなどを表 1 に示す。

²⁾ Cansolv 法吸収液の気液平衡関係は、公開データが見つからないため、同等の吸収能をもつ AMP (2-Amino-2-methyl-1-propanol) の気液平衡データで代用した。

表 1 化学吸収法（Post-Combustion 方式）主要機器リストと必要エネルギー量

機器名	主要仕様	基数	価格 (M¥)	重量 (t)	備考
洗浄塔	13m φ * 30mH	2	742		
CO ₂ 吸収塔	15m φ * 40mH	2	1,150	1985	
(充填物)	充填高さ 25m (4,400m ³)	2	3,520	440	0.4M¥/m ³ , Mellapak 125 相当
CO ₂ 放散塔	7.6m φ * 32mH	2	340	538	
(充填物)	充填高さ 9m (410m ³)	2	328	82	0.4M¥/m ³ , Mellapak 125 相当
Reflux ドラム	225m ³	2	84		
熱交換器 E-1	534m ² CW 1,800t/h	2	26		
熱交換器 E-2	9,700m ²	2	488		
熱交換器 E-3	6,750m ² CW 29,300t/h	2	342		
熱交換器 E-4	1,235m ² LP steam 1,733GJ/h	2	66		
熱交換器 E-5	2,200m ² CW 5,170t/h	2	114		
Boostar fan	5mH * 20,650kW	2	108		
ポンプ P-1	40mH * 200kW	2	8		
ポンプ P-2	75mH * 1,020kW	2	12		
ポンプ P-3	50mH * 620kW	2	13		
ポンプ P-4	20mH * 4kW	2	2		Utility 計
CO ₂ ポンプ	350mH * 410kW	2	3		電力計 : 97,808kW
CO ₂ 圧縮機	75bar/2bar * 26,000kW	2	2,000		熱量計 : 1,733GJ/h
計			9,346		冷却水計 : 72,540t/h

CW ; cooling water, LP ; low pressure.

3) 物理吸収法（Pre-Combustion 方式）

酸素条件下、約 1,300°C、5.7MPa で、石炭をガス化し、洗浄・水生ガスシフト反応後、脱硫（水硫化水素）・脱炭酸ガス処理を行い、発電もしくは水素精製をおこなう。

高圧下での CO₂ の捕集であるため、物理吸収法で捕集可能であり、Selexol 液（dimethyle ether of polyethylene glycol）で捕集する。Selexol 液は H₂S 及び CO₂ の同時除去が可能であるため、前段で H₂S を吸収除去し、引き続き CO₂ を除去したのち、発電などをおこなう。吸収液は酸性ガスを放散したのちリサイクル使用する。ここでは CO₂ 吸収液は減圧フラッシュ操作をおこない CO₂ を放散したのち、CO₂ 吸収塔にリサイクル使用とした。供給される Selexol 液中には、フラッシュドラム D-3（25°C、0.03MPa）の条件の下で平衡な CO₂ が残存する。捕集能を大きくするため、供給液の液温を 20°C まで下げ、CO₂ 捕集収率 90% を達成させた。CO₂ 捕集収率 95% が必要なときは、H₂S 吸収除去工程での加熱処理をおこなって得られる酸性ガスを含まないクリーンな Selexol 液を、CO₂ 吸収塔の最上段に供給することが必要である。

プロセスの主なるポイントは次のとおりである。

- i) 物理吸収法のため、物理吸収性能の高い吸収液とより高性能な充填材が必要である。

(吸収塔負荷 (L/G) : 化学吸収法 2.0kg/kg、物理吸収法 28kg/kg)

充填高さは計算結果³⁾ から 33m とし、高性能な規則充填材を使用した。

新規な物理吸収液として、たとえばイオン液体の検討 [3]、高性能（比表面積が高く、かつ空隙率が高いもの。例えば、Mellapak350 : 350m²/m³、98%、あるいは、BX Gauze Packing : 450m²/m³、86%）で、安価な充填材が望ましい。

³⁾ CO₂ の溶解度を示すヘンリー定数は、3,137kPa（25°C）とした。

求めた主要機器の仕様と想定した価格、重量、必要エネルギーなどを表 2 に示す。

表 2 物理吸収法（Pre-Combustion 方式）主要機器リストと必要エネルギー量

機器名	主要仕様	基数	価格 (M¥)	重量 (t)	備考
CO ₂ 吸収塔	6.6m φ * 50mH 60k t=170mm	3	4,140	5,900	5,900t、0.7M¥/t
(充填物)	充填物 (33mH 1130m ³)	3	3,390	1,220	1,220t、1.0M¥/m ³ 、Mellapak350 相当
フラッシュドラム D-1	2.3m ³ (0.95m φ * 3.3m) 18.5k t=7.4mm	1	0.7		1t、0.7M¥/t
フラッシュドラム D-2	50m ³ (計 216m ³) 3.4k	5	80		
フラッシュドラム D-3	50m ³ (計 465m ³) 0.34k	9	144		
熱交換器 E-1	15.4 * 10 ³ MJ/h 11m ² 5k stm.7t/h	1	2		
熱交換器 E-2	210 * 10 ³ MJ/h 153m ² 5k stm. 100t/h	1	6		
熱交換器 E-3(23 → 20°C)	162 * 10 ³ MJ/h(194*10 ³ kW) 7.5 * 10 ³ m ²	1	202		
吸収式冷凍機	11,700 冷凍 t 45,000kW	1	57		
Selexol 液供給ポンプ	408m ³ /min 30m ³ /m * 14 基 計 52,200kW	14	60		
CO ₂ ポンプ	735t/h 80k → 110k 800kW	1	3		
リサイクル圧縮機	0.624m ³ /s 19k → 57k 1,750kW	1	334		Utility 計
CO ₂ 圧縮機	0.034MP → 0.35MP → 8MP 55,000kW	1	2,000		熱量計 : 22,540MJ/h
計			10,419		電力計 : 154,750kW

k : kg/cm²-g (g, ゲージ).

4) CO₂ 分離回収コスト

主なるプロセス条件と建設費、CO₂ 分離回収コストなどの検討結果を表 3 に示す。

表 3 CO₂ 分離回収コストの比較

	化学（アミン）吸収法 (Shell/Cansolv プロセス)		物理吸収法 (UOP/Selexol プロセス)		備考
条件	燃料 / 石炭、発電規模 / 約 1,000MW、CO ₂ 捕集収率 / 90%(捕集量 約 700t/h)				
石炭使用量	325t/h		349t/h		
CO ₂ 捕集量 (年間)	691t/h(5,528kt/y)		725t/h(5,800kt/y)		
発電規模 (gross)	958MW		1,100MW(520MW+H ₂ 969MW(thermal))		
吸収塔入りロガス条件	0.1MPa 2,900km ³ /h		5.7MPa 17km ³ /h		
組成	CO ₂ 14% , N ₂ 71% , O ₂ 3% , H ₂ O 11%		CO ₂ 42% , H ₂ 55% , CO 1%		
設備費用					
主要機器費	9.3B¥		10.4B¥		
その他設備及び工事費	34.8B¥		38.9B¥		
建設費	44.1B¥		49.3B¥		主要機器費 × 4.74(Lang 係数)
CO ₂ 分離回収コスト (¥/kg-CO ₂)					
変動費 (¥/kg-CO ₂)					
	原単位		原単位		
電力	0.14 kWh	1.7¥	0.21kWh	2.5¥	単価 : 12¥/kWh
スチーム	2.5MJ	0.8¥	0.31MJ	0.1¥	単価 : 0.3¥/MJ
冷却水	52kg	0.2¥			単価 : 3¥/t
吸収液	0.0006kg	0.2¥			単価 : 400¥/kg
(小計)		(2.9¥)		(2.6¥)	
固定費 (¥/kg-CO ₂)					
設備費		1.2¥		1.3¥	(建設費 × 0.15) / 年間 CO ₂ 捕集量
労務費		0.01¥		0.01¥	(8 名 × 4M¥/y・名) / 年間 CO ₂ 捕集量
(小計)		(1.2¥)		(1.3¥)	
計 (¥/kg-CO ₂)		4.1¥		3.9¥	

CO₂ 分離回収コストは、化学（アミン）吸収法では 4.1¥/kg、物理吸収法では 3.9¥/kg となり、物理吸収法のほうが若干安い。前者はアミンから CO₂ を分離するのに必要な分離エネルギーコストが 0.8¥/kg と高く、後者は高圧のための設備費用と多量の吸収液を取り扱うための電力コストが 2.5¥/kg と高い。

しかし CO₂ 分離回収コストは、計算精度を考慮すると、両者とも約 4¥/kg でありほぼ同じである。発生電力量当たりの CO₂ 捕集量を 0.7kg/kWh とすると、今回の検討の範囲（CO₂ の貯槽、輸送と地中への注入コストは含まず）では、発生電力量あたり約 2.8¥/kWh のコストが電力コストに上積みされる。

現状では将来の再生可能エネルギー発電との競争は厳しい。

今後、貯留輸送注入工程の検討と膜分離法などの評価をおこなう。

3. 政策立案のための提案

CO₂ 分離回収コストの低減のために、次の技術開発が必要である。

・化学吸収法（Post-Combustion 方式）：

CO₂ 分離エネルギーが 2.0MJ/kg 以下の吸収液の開発と、
安価で吸収性能のよい充填物の開発

分離エネルギーが 1.5MJ/kg 程度の吸収液が開発されれば、
分離回収コストは 0.3¥/kg 程度のコスト削減が期待できる。
現在想定した高性能充填物価格が 50%（0.2¥/m³）になれば
0.24¥/kg 程度のコスト削減が期待できる。

・物理吸収法（Pre-Combustion 方式）：

物理吸収性能の高い吸収液の開発と、
安価で吸収性能のよい充填物の開発

物理吸収性能が 10% 程度改善された吸収液が開発されれば、
電力原単位が 0.013kWh/kg 程度改善され、
分離回収コストは 0.16¥/kg 程度のコスト削減が期待できる。
現在想定した高性能充填物価格が 50%（0.5¥/m³）になれば、
0.2¥/kg 程度のコスト削減が期待できる。

参考文献

[1] IEA report, “CO₂ Capture at Coal Based Power and Hydrogen Plants,” Report: 2014/3 May 2014.

[2] “Shell Cansolv Deploying CCS Worldwide,”

http://www.ieaghg.org/docs/General_Docs/PCCC2/Secured%20pdfs/3_PCCC2-Just-September2013.pdf

[3] E.I. Izgorodina, et. al., “Physical Absorption of CO₂ in Protic and Aprotic Ionic Liquids: An Interaction Perspective”, J. Phys. Chem. B, 119(35), 11748-11759 (2015).

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
— CO₂ 分離回収技術の評価と課題 —

平成 28 年 3 月

**“Survey on the Carbon Capture and Storage process:
Comparison of the chemical absorption process with the physical absorption process for CO₂ capture.”**
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,
2016.3

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
<http://www.jst.go.jp/lcs/>

© 2016 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。
