

1. 国内外の技術動向調査

1.1. CCS 技術の動向調査

CCS 技術は、排出源からの二酸化炭素 (CO₂) を分離・回収し、輸送し、貯留を行うための技術や CCS に係る各種モニタリング技術から成る。革新的技術の着実な開発と普及により、世界の温暖化問題やエネルギー需給の逼迫等の課題の解決に貢献することを目標とした「環境エネルギー技術革新計画」(2013 年 9 月 13 日改訂版)においても、CCS 技術が取り上げられ、2050 年を見据えたロードマップが定められている。これによると、分離・回収技術では分離コストの低コスト化や分離・回収エネルギーの削減が目標として掲げられている。一方、貯留技術では、実証試験を実施しつつ実証規模の大規模化も行い、帯水層、枯渇ガス田、炭層等への貯留を実現するという行程の目標が示されている。また、モニタリング技術の確立も環境整備として挙げられている。

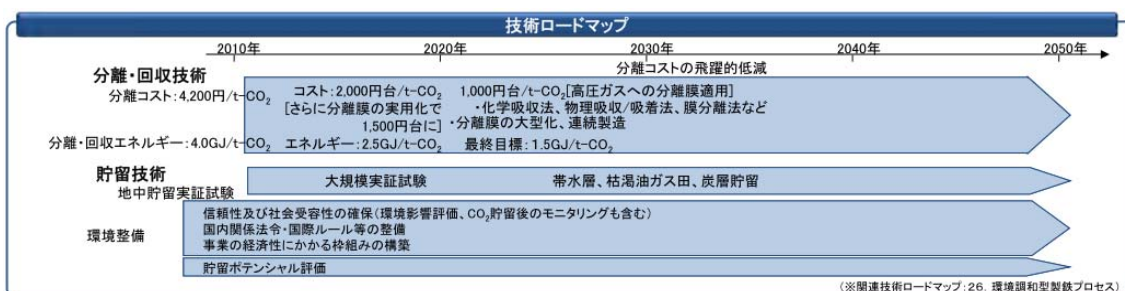


図 1-1 「環境エネルギー技術革新計画」における CCS 技術のロードマップ
(出典)「環境エネルギー技術革新計画」(2013 年 9 月 13 日改訂版)[1]から一部抜粋

本項目では、CCS 技術に対して動向を整理する。また、「環境エネルギー技術革新計画」において環境整備で挙げられている社会受容性・制度整備の動向も併せて整理する。

1.1.1. 分離・回収

CO₂ の分離・回収は、燃焼後に CO₂ を分離・回収する Post-Combustion、燃焼前に CO₂ を分離・回収する Pre-Combustion、そして純酸素で燃焼し、燃焼中に分離・回収する Oxy-Combustion (Oxy-fuel、酸素燃焼法) の 3 通りが知られている。

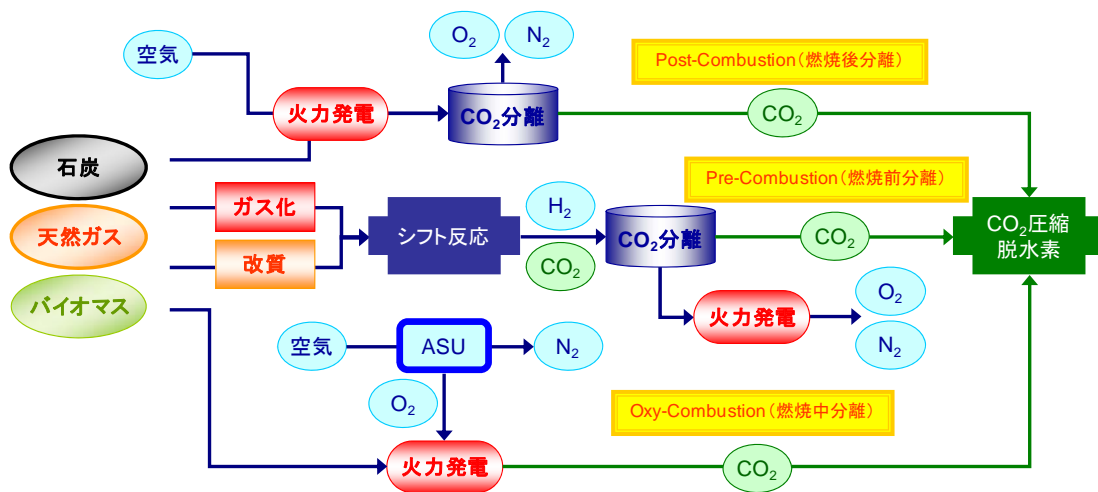


図 1-2 CO2 の分離・回収

(出典) 各種資料から作成

Post-Combustion では、発電所のボイラー等から発生する燃焼排ガスより CO2 を分離・回収する。燃焼後排ガスからの CO2 回収技術としては、化学吸収法（アミン等の溶剤を用いて化学的に CO2 を吸収液に吸収させ分離する方法）、物理吸収法（高压下で CO2 を物理吸収液に吸収させて分離する方法）、膜分離法（CO2 が選択的に透過する膜を用いて分離する方法）、深冷分離法（極低温下で液化し沸点の違いを用いて分離する方法）がある。

Pre-Combustion では、天然ガスの水蒸気改質や、天然ガス、石炭の部分酸化法等により、H2、CO、CO2 を生成させ、燃焼前の燃料ガスを分離・精製することにより、あらかじめ CO2 を回収する。CO2 回収技術としては、物理吸収法、物理吸着法が用いられている。アンモニア、水素製造の目的で商業的に用いられている。一方、発電分野においては、石炭ガス化複合発電（IGCC）において、ガス化後の燃料ガスから CO2 を回収する技術が検討されている。

Oxy-Combustion（Oxy-fuel、酸素燃焼法）では、空気分離により酸素を製造し、CO2 リッチの排ガスをボイラーへ再循環させながら、燃焼温度を下げ燃焼させる。排ガス中の CO2 濃度は濃縮され 95%程度まで上がり、CO2 を 90%以上回収することが可能である。

また、上記の 3 種類とは異なる概念として、化学ループ燃焼法（Chemical Looping Combustion）という排ガスが CO2 と H2O（水蒸気）のみとなる燃焼法を用いて CO2 を回収する方法も検討されている。

上記の CO2 の分離・回収技術は、排出源から排出される CO2 の濃度や圧力といった物性に応じて最適な手法を選択し実施される。排出源の種類により、CO2 濃度や CO2 分圧、そしてガス中のその他の成分は異なる。排出源の種類による違いを表 1-1 に示す。

アミン等の CO2 と化学反応を起こし強く結合する媒体を用いた化学吸収法は、高い反応

性があるため燃焼排ガスなどの低分圧CO₂にも適用できるが、化学的に強く結合した媒体からCO₂を再生するに大きなエネルギーを必要とする。これに対して、物理的な溶解現象を利用して分離を行う物理吸収法では、CO₂再生のための消費エネルギーは小さいが、高いCO₂分圧が必要となり、IGCCなどの全圧およびCO₂濃度も高いガスに適合するが、低CO₂分圧の燃焼排ガスには不向きである。また、CO₂と分離する物質との直径の差が大きい場合（例えばCO₂とCH₄）には、分子ふるいによる膜分離が適しており、直径差が小さい場合には親和性の差を利用することができる。駆動力としては圧力差を用いる。

表 1-1 排出源の種類と CO₂ 濃度、CO₂ 分圧、およびガス中のその他の成分

ソース	CO ₂ (%)	ガス圧 (MPa)	CO ₂ 分圧 (MPa)	他の成分
発電所				
天然ガス	7-10	0.1	0.007-0.01	N ₂ 、O ₂ 、SO _x 、 NO _x
天然ガス CC	3-4	0.1	0.003-0.004	
重油	11-13	0.1	0.011-0.013	
石炭	12-14	0.1	0.012-0.014	
製鉄所				
燃焼前	20	0.2-0.3	0.04-0.06	N ₂ 、CO
セメント	14-33	0.1	0.14-0.33	N ₂ 、O ₂ 、SO _x
IGCC：合成ガス	30-50	3-4	0.9-2.0	H ₂ 、CO、H ₂ S
天然ガス生産	2-65	0.9-8	0.05-4.4	CH ₄

(出典) 高木 (2012) [2]

CO₂の分離・回収法、技術の実用化状況を以下に示す。発電所燃焼排ガスからのCO₂回収技術については、化学吸収法が最も進んでおり実用化されている。

コストや技術の適性等の面で、火力発電所には化学吸収法、セメント・鉄鋼プラントには膜分離法、化学プラントには物理吸着法、石炭ガス化複合発電 (IGCC) では物理吸収法がそれぞれ有利とされている。

表 1-2 CO2 回収技術の実用化状況

		<i>Syngas-hydrogen capture</i>	<i>Post-process capture</i>	<i>Oxy-fuel combustion</i>	<i>Inherent separation</i>
<i>First-phase industrial applications</i>	Gas processing	-	-	-	Sweetening
	Iron and steel	direct reduced iron (DRI)*, smelting (e.g. Corex)		-	DRI*
	Refining	-	-	-	Coal-to-liquids; synthetic natural gas from coal Hydrogen production
	Chemicals	-	-	-	Ammonia/methanol
	Biofuels	-	-	-	Ethanol fermentation
<i>Power generation</i>	Gas	Gas reforming and combined cycle	Natural gas combined cycle	Oxy-fuel combustion	Chemical looping combustion
	Coal	Integrated gasification combined cycle (IGCC)	Pulverised coal-fired boiler	Oxy-fuel combustion	Chemical looping combustion
	Biomass	IGCC	Biomass-fired boiler	Oxy-fuel combustion	Chemical looping combustion
<i>Second-phase industrial applications</i>	Iron and steel	Hydrogen reduction	Blast furnace capture	Oxy-fuel blast furnace	-
	Refining	Hydrogen fuel steam generation	Process heater and combined heat and power (CHP) capture	Process heater and CHP oxy-fuel	-
	Chemicals	-	Process heater, CHP, steam cracker capture	Process heater and CHP oxy-fuel	-
	Biofuels	Biomass-to-liquids	-	-	Advanced biofuels
	Cement	-	Rotary kiln	Oxy-fuel kiln	Calcium looping
	Pulp and paper	Black liquor gasification	Process heater and CHP capture	Process heater and CHP oxy-fuel	-

Legend: technical maturity of operational CO₂ capture plants to date.

Commercial
 Demonstration
 Pilot
 Lab or concept

* Capture approach is dependent on DRI technology used.

(出典) IEA (2013) [3]

以上の整理を踏まえ、本節では、化学吸収法、物理吸収法、膜分離法、深冷分離法、物理吸着法、酸素燃焼法、化学ループ燃焼法についてその技術動向を整理する。また、個別技術動向の各論に入る前段階として、表 1-3 に主な分離・回収技術の比較表を示す。

表 1-3 CO₂ 分離・回収技術の比較

手法		原理	起因力	長所	短所
化学吸収法		化学反応	温度差	<ul style="list-style-type: none"> ・低分圧ガス向き ・炭化水素への親和力が低い ・大容量向き 	<ul style="list-style-type: none"> ・吸収液が高価 ・腐食、浸食、泡立ちがある ・適用範囲が限定的 ・再生用熱源が必要
物理吸収法		物理吸収	分圧差 (濃度差)	<ul style="list-style-type: none"> ・高分圧ガス向き ・適用範囲が広い ・腐食、浸食、泡立ちが少ない ・再生熱源を必要としない。 	<ul style="list-style-type: none"> ・吸収液が高価 ・重炭化水素への親和力が高い
物理吸着法	PSA	吸着	分圧差 (濃度差)	<ul style="list-style-type: none"> ・高純度精製が可能 ・装置が比較的簡易 ・適用範囲が広い 	<ul style="list-style-type: none"> ・再生ガスが必要 ・水分の親和性が強い
	TSA	吸着	温度差	<ul style="list-style-type: none"> ・高純度精製が可能 ・適用範囲が広い 	<ul style="list-style-type: none"> ・吸着材量が多く、装置が大型化する ・吸着材費用が掛る ・再生用熱源が必要
膜分離法		透過	分圧差 (濃度差)	<ul style="list-style-type: none"> ・簡便 ・安価 ・小容量向き 	<ul style="list-style-type: none"> ・低純度 ・運転費が高い ・大容量に不向き ・油脂分含有ガスに弱い
深冷分離法		液化 ・精留	相変化	<ul style="list-style-type: none"> ・高純度精製が可能 ・大容量向き 	<ul style="list-style-type: none"> ・装置が複雑 ・建設費が高価 ・運転費が高い
酸素燃焼法		空気分離	温度差	<ul style="list-style-type: none"> ・高純度精製が可能 	<ul style="list-style-type: none"> ・空気分離設備が大型 ・空気分離装置に動力が必要
化学ループ燃焼法		空気分離	温度差	<ul style="list-style-type: none"> ・低消費エネルギー 	<ul style="list-style-type: none"> ・装置の耐久性に課題

(出典) エネルギー総合工学研究所、NEDO 委託事業 (1992) [4] (酸素燃焼法、化学ループ法については各種資料を基に作成)

1.1.1.1. 化学吸収法

①技術概要

CO₂ 吸収液の化学反応を利用して CO₂ を分離する技術である。炭酸ガスを選択的に大量溶解できる液体と排ガスを接触させ、反応吸収の原理によって液体中に CO₂ を取り込む方法で、反応吸収法とも呼ばれる。常圧のガスから大量の CO₂ を分離・回収するのに適した技術で、微粉炭火力発電、GTCC（Gas Turbine Combined Cycle：ガスタービン複合サイクル発電）などで使われている。

吸収液によって技術が分かれ、炭酸カリ水溶液に CO₂ を吸収させる熱炭酸カリ吸収法（Benfield 法や Catacarb 法）や、アルカリ性の吸収液に CO₂ を吸収させるアミン法（モノエタノールアミン法：MEA 法）などがある。古くは熱炭酸カリが用いられていたが、現在では MEA などのアミン水溶液の利用が中心となっている。アミン法では、ヒンダードアミン系高性能化学吸収剤と回収システムを用いるシステムにより、排ガス中に含まれる CO₂ を 90%以上回収可能である。吸収液の純度は 99.9%に達する。また近年、冷却アンモニアを CO₂ 吸収液として使用する、冷却アンモニア法の技術開発も進んできている。

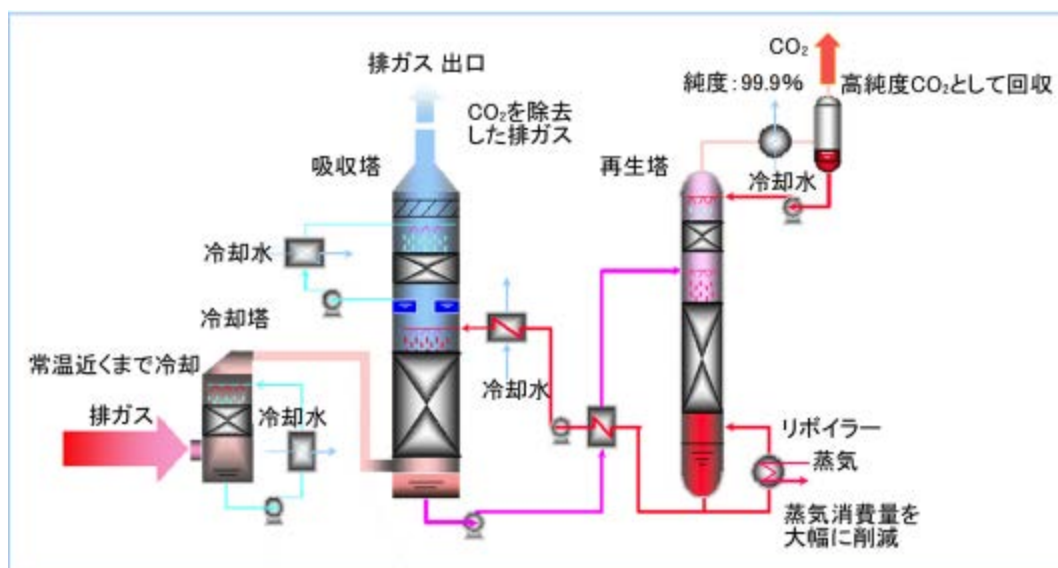
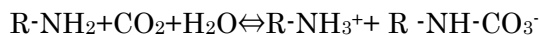


図 1-3 化学吸収法による排ガスからの CO₂ 回収プロセスフロー
(出典) 飯嶋ほか(2011)[5]

アミン法は、二酸化炭素の分離・回収技術の一つである化学吸収法において、吸収液としてアルカノールアミン水溶液などのアミン系の吸収液を利用する方法である。これらの吸収液は、アミノ基を分子構造の中に有しており、一般的にアミンと呼ばれる。40～50℃の温度でアミノ基と二酸化炭素は結合反応を起こし、アミン炭酸塩を形成する。このアミン炭酸塩を 110～130℃に加熱すると、二酸化炭素は吸収液から解離し、放散される。二酸化炭素が低圧、低濃度でも高い除去率を得られることから、火力発電所のような大規模処

理に向いている。アミンによる CO₂ の吸収反応は以下の通りである。

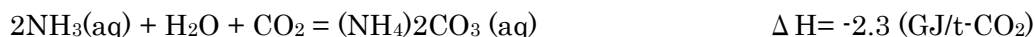
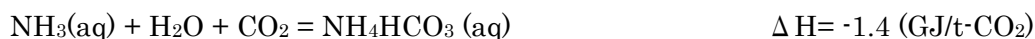


(MEA では上段の反応が主反応となる。)

アンモニアを用いた化学吸収法は冷却アンモニア法 (チルドアンモニア法) と常温アンモニア法の 2 種類がある。

冷却アンモニア法は、EPRI-Alstom により開発が進められており、燃焼排ガス中の CO₂ 分離に適用可能である。MEA 法と比べて反応熱が低いため、低コスト・低エネルギーの CO₂ 分離回収技術として注目されている。

アンモニア水での CO₂ の吸収反応は以下の通りである。アンモニア水と CO₂ を含むガスを低温で接触吸収後、拡散塔にて加圧・加熱により CO₂ を分離回収する。一部重炭酸アンモニウムの沈殿 (NH₄HCO₃ (s)) を生じ、それを含んだスラリー溶液を拡散塔に送る。



※aq: 水溶液、s: 固体

アンモニアは高い CO₂ 吸収容量、低反応熱、安価、および高い分解耐性等の利点を有するが、一方で高揮発性、アンモニアガスの爆発性、水への溶解度が低いことなどの課題が挙げられる。

一方、常温アンモニア法としては、米国 Powerspan 社がエネルギー省 (DOE) の国立エネルギー技術研究所 (NETL) と共同開発した ECO₂ がある。これは常温のアンモニアで CO₂ を回収し、温度上昇により CO₂ を放散させる方法である。

②経済性（コスト）

本項目では、化学吸収法の CO₂ 回収コストに関する情報を整理する。CO₂ 回収コスト（Cost of CO₂ Avoided）は、IPCC が 2005 年に公開した“Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage” で用いられた算定手法に基づき計算されている事例が中心である。算定手法を以下に示す。

Cost of CO₂ Avoided(円/t-CO₂)

$$= [(COE)_{\text{capture}} - (COE)_{\text{ref}}] / [(CO_2/kWh)_{\text{ref}} - (CO_2/kWh)_{\text{capture}}]$$

ここで、COE は発電単価を示しており、CO₂/kWh は発電当たりの CO₂ 排出量を示す。

添字の capture は CO₂ 回収設備付きの発電所を、ref は CO₂ 回収設備無しの発電所を示す。

なお、発電単価（COE）は以下の式で定義されている。

$$COE = [(TCR)(FCF) + (FOM)] / [(CF)(8760)(kW)] + VOM + (HR)(FC)$$

COE : レベル化された発電単価(円/kWh)
TCR : 総資本(円)
FCF : 固定配当率 fixed charge factor (割合/年)
FOM : 固定費(円/年)
VOM : 変動費(円/kWh)
HR : 正味のプラント熱消費率(kJ/kWh)
FC : 単位燃料コスト(円/kJ)
CF : 運転率
8760 : 1 年間の時間数
kW : 送電端出力(kW)

本項目では、IPCC、IEA、RITE が上記の算定手法に基づき算定し CO₂ 回収コストを、整理する。IPCC、IEA は CO₂ 回収コストを分析した事例（論文）を取りまとめたものであり、複数の事例が記載されているため、CO₂ 回収コストの幅を示す。

(1)IPCCにおける整理

IPCC(2005)[6]では、MEAによる化学吸収法でのCO₂回収コストに関する研究事例を収集整理している。事例は2000年から2005年の期間に発表されたものが整理されている。これらのCO₂回収コストの範囲は、以下の通りである。

- 新設石炭火力発電向け：29～51\$/t-CO₂
- 既設石炭火力発電向け：45～73\$/t-CO₂
- 新設天然ガス火力発電向け：37～74\$/t-CO₂

新設石炭火力発電所向けのCO₂回収コストの幅は、それぞれの研究において想定している発電設備やCO₂回収設備の資本コストや稼働率、さらには燃料種や微粉炭燃焼技術の種類（亜臨界、超臨界、超々臨界）等の差により出ている。CO₂回収コストが最も安い研究では、資本コストが最低限で稼働率は高く、瀝青炭などの高品位炭を燃料とした超々臨界の発電所という設定になっている。

既設石炭火力発電所向けのCO₂回収コストの幅も、新規の場合と同様に各コストの想定差による。新規と比較して既存石炭火力発電所向けのCO₂回収コストが高くなる理由は、既存石炭火力発電所は効率の悪い亜臨界の発電所が多いと共に、CO₂回収に必要な熱を低効率の発電所から供給するもしくは他に補助設備を設けるといった措置が必要となることによる。

新設天然ガス火力発電向けについても、CO₂回収コストの幅は各種想定差から来るものである。ただし、石炭火力と比較した場合、ガス火力は燃料コストがCOEに与える影響が大きいという特徴がある。また、ガス火力では石炭火力と比較して、排気中のCO₂濃度が低いため、CO₂回収コストは石炭火力発電所向けと比較して高くなる。

表 1-4 新設石炭火力発電所におけるアミンによる CO2 回収のコスト事例

Table 3.7 CO₂ capture costs: new pulverized-coal power plants using current technology.

Study Assumptions and Results	Parsons		Simbeck		IEA GHG		Rubin <i>et al.</i>		Range		NETL		Rao & Rubin		Stobbs & Clark	
	2002b	2002b	2002	2004	2004	2005	2005	min	max	2002	2005	2002	2005	2002	2005	
SUPERCRITICAL UNITS / BITUMINOUS COALS																
<i>Reference Plant (without capture)</i>	*															
Boiler type (subcritical, super, ultra)	super															
Coal type (bit, sub-bit, lig) and %S	bit, 2.5% S															
Emission control technologies (SO ₂ /NO _x)	FGD, SCR															
Reference plant net output (MW)	462															
Plant capacity factor (%)	65															
Net plant efficiency, LHV (%)	42.2															
Coal cost, LHV (US\$/GJ)	1.29															
Reference plant emission rate (t CO ₂ /MWh ¹)	0.774															
Capture Plant Design																
CO ₂ capture technology	MEA															
Net plant output with capture (MW)	329															
Net plant efficiency, LHV (%)	30.1															
CO ₂ capture system efficiency (%)	90															
CO ₂ emission rate after capture (t/MWh ¹)	0.108															
CO ₂ captured (Mt/yr ¹)	1.830															
CO ₂ product pressure (MPa)	8.4															
CCS energy requirement (% more input MWh ¹)	40															
CO₂ reduction per kWh (%)	86															
Cost Results																
Cost year basis (constant dollars)	2000															
Fixed charge factor (%)	15.5															
Reference plant TCR (US\$/kW ¹)	1281															
Capture plant TCR (US\$/kW ¹)	2219															
Incremental TCR for capture (US\$/kW ¹)	938															
Reference plant COE (US\$/MWh¹)	51.5															
Capture plant COE (US\$/MWh¹)	85.6															
Incremental COE for capture (US\$/MWh¹)	34.1															
% increase in capital cost (over ref. plant)	73															
% increase in COE (over ref. plant)	66															
Cost of CO ₂ captured (US\$/tCO ₂)	35															
Cost of CO ₂ avoided (US\$/tCO ₂)	51															
Capture cost confidence level (see Table 3.6)	moderate															
Notes: All costs in this table are for capture only and do not include the costs of CO ₂ transport and storage; see Chapter 8 for total CCS costs. * Reported HHV values converted to LHV assuming LHV/HHV = 0.96 for coal. ** Reported capital costs increased by 8% to include interest during construction. *** Reported capital costs increased by 15% to estimate interest during construction and other owners' costs.																

(出典) IPCC (2005) [6]

表 1-5 既設石炭火力発電所におけるアミンによる CO2 回収のコスト事例

Study Assumptions and Results	Simbeck & McDonald 2000		Alstom 2001		Rao & Rubin 2002		Rao & Rubin 2002		Chen et al. 2003		Chen et al. 2003		Chen et al. 2003		Gibbins et al. 2006		Gibbins et al. 2006		Chen et al. 2003		
	* sub bit, 2.7%S		* sub bit, 0.5%		* sub bit, 0.5%		* sub bit, 0.5%		* sub bit, 1.1%S		* sub bit, 1.1%S		* sub bit, 1.1%S		super		super		sub		
Reference Plant (without capture)	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	
Boiler type (subcritical, super, ultra)	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	
Coal type (bit, sub-bit, lig) and %S	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	sub bit, 0.5%	
Emission control technologies (SO ₂ /NO _x)	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	
Reference plant size (MW)	434	470	470	470	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	248	
Plant capacity factor (%)	67	75	75	75	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	
Net plant efficiency, LHV (%)	36.2	36.6	36.6	36.6	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1	
Coal cost, LHV (US\$ GJ ⁻¹)	0.98	1.30	1.25	1.25	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	
Reference plant emission rate (t CO ₂ MWh ⁻¹)	0.901	0.908	0.941	0.95	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	1.004	
Capture Plant Design																					
CO ₂ capture technology	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	
Other equipment included	new FGD upgrade	FGD upgrade	New FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	FGD upgrade	
Net plant size with capture (MW)	294	255	275	275	140	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	282	
Auxiliary boiler/fuel used? (type, LHV cost)	NG, \$4.51 GJ ⁻¹	none	none	none	none	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	NG, \$2.59 GJ ⁻¹	
Net plant efficiency, LHV (%)	25.3	21.3	21.4	21.4	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	
CO ₂ capture system efficiency (%)	90	96	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	
CO ₂ emission rate after capture (t MWh ⁻¹)	0.113	0.059	0.155	0.16	0.177	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	0.369	
CO ₂ captured (Mt yr ⁻¹)	2,090	2,228	1,379	1,399	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	1,480	
CO ₂ product pressure (MPa)	13.7	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	
CCS energy requirement (% more input MWh ⁻¹)	43	70	71	71	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77	
CO₂ reduction per kWh (%)	87	94	84	83	82	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	
Cost Results																					
Cost year basis (constant dollars)	1999	n/a	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	
Fixed charge factor (%)	12.8	13.0	15.0	15.0	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	14.8	
Reference plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	112	1941	1941	1941	837	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	
Incremental TCR for capture (US\$ kW ⁻¹)	947	1602	1602	1602	837	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	647	
Reference plant COE (US\$ MWh⁻¹)	18.8	18.0	18.0	18.0	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	
Capture plant COE (US\$ MWh⁻¹)	54.3	70.4	70.4	70.4	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	66.8	
Incremental COE for capture (US\$ MWh⁻¹)	35.5	61.7	52.4	48.7	46.2	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	30.6	
% increase in capital cost (over ref. plant)																					
% increase in COE (over ref. plant)	189	291	271	271	225	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	
Cost of CO ₂ captured (US\$/tCO ₂)	35	42	41	41	31	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	41	
Cost of CO ₂ avoided (US\$/tCO ₂)	45	73	67	59	56	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48	
Capture cost confidence level (see Table 3.6)						moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate	moderate

(出典) IPCC (2005) [6]

Notes: All costs in this table are for capture only and do not include the costs of CO₂ transport and storage; see Chapter 3 for total CCS costs. * Reported HHV values converted to LHV assuming LHV/HHV = 0.96 for coal and 0.90 for natural gas. **Reported capital costs increased by 15% to estimate interest during construction and other owners' costs.

表 1-6 新設天然ガス火力発電所におけるアミンによる CO2 回収のコスト事例

Study Assumptions and Results	Parsons		NETL		IEA GHG		IEA GHG		CCP		Rubin <i>et al.</i>		Rubin <i>et al.</i>		Range		
	2002(b)	*	2002	2004	2004	2004	2005	2005	2005	2005	2005	*	2005	2005	min	max	
Reference Plant (without capture)																	
Plant type (boiler, gas turbine, comb.cycle)	comb.cycle		comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle	comb.cycle			
Reference plant size (MW)	509		379	776	776	776	776	392	392	392	507	507	507	379	776		
Plant capacity factor (%)	65		85	85	85	85	85	95	95	95	50	50	50	50	95		
Net plant efficiency, LHV (%)	55.1		57.9	55.6	55.6	55.6	57.6	57.6	57.6	57.6	55.8	55.8	55.8	55	58		
Fuel cost, LHV (US\$ GJ ⁻¹)	2.82		3.55	3.00	3.00	3.00	2.96	2.96	2.96	2.96	4.44	4.44	4.44	2.82	4.44		
Reference plant emission rate (tCO ₂ /MWh ⁻¹)	0.364		0.344	0.379	0.379	0.379	0.37	0.37	0.37	0.37	0.367	0.367	0.367	0.344	0.379		
Capture Plant Design																	
CO ₂ capture technology	MEA		MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA			
Net plant size with capture (MW)	399		327	662	662	662	323	323	323	323	432	432	432	323	692		
Net plant efficiency, LHV (%)	47.4		49.9	47.4	47.4	47.4	47.4	47.4	47.4	47.4	47.6	47.6	47.6	47	50		
CO ₂ capture system efficiency (%)	90		90	85	85	85	86	86	86	86	90	90	90	85	90		
CO ₂ emission rate after capture (t/MWh ⁻¹)	0.045		0.040	0.066	0.066	0.066	0.063	0.063	0.063	0.063	0.043	0.043	0.043	0.040	0.066		
CO ₂ captured (Mt-yr ⁻¹)	0.949		0.875	1.844	1.844	1.844	1.09	1.09	1.09	1.099	0.733	0.733	0.733	0.733	1.844		
CO ₂ product pressure (MPa)	8.4		10.3	11.0	11.0	11.0	22	22	22	13.7	13.7	13.7	13.7	8	14		
CCS energy requirement (% more input MWh ⁻¹)	16		16	15	15	15	83	83	83	83	88	88	88	11	22		
CO₂ reduction per kWh (%)	88		88	83	83	83	83	83	83	83	88	88	88	83	88		
Cost Results																	
Cost year basis (constant dollars)	2000		2002	2004	2004	2004	2001	2001	2001	2001	2001	2001	2001	2001			
Fixed charge factor (%)				11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	14.8	14.8	14.8	11.0	14.8		
Reference plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	549		515	539	539	539	724	724	724	724	554	554	554	515	724		
Capture plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	1099		911	938	938	938	1261	1261	1261	1261	909	909	909	909	1261		
Incremental TCR for capture (US\$ kW ⁻¹)	550		396	399	399	399	537	537	537	537	355	355	355	355	550		
Reference plant COE (US\$ MWh⁻¹)	34.2		34.7	31.3	31.3	31.3	34.2	34.2	34.2	34.2	43.1	43.1	43.1	31	50		
Capture plant COE (US\$ MWh⁻¹)	57.9		48.3	44	44	44	51.8	51.8	51.8	51.8	58.9	58.9	58.9	43	72		
Incremental COE for capture (US\$ MWh⁻¹)	23.7		13.6	12.7	12.7	12.7	17.6	17.6	17.6	17.6	22	22	22	12	24		
% increase in capital cost (over ref. plant)	100		77	74	74	74	74	74	74	74	64	64	64	64	100		
% increase in COE (over ref. plant)	69		39	41	41	41	51	51	51	51	44	44	44	37	69		
Cost of CO ₂ captured (US\$/tCO ₂)	57		38	34	34	34	46	46	46	46	41	41	41	33	57		
Cost of CO ₂ avoided (US\$/tCO ₂)	74		45	41	41	41	57	57	57	57	68	68	68	37	74		
Capture cost confidence level (see Table 3.6)																	

Notes: All costs in this table are for capture only and do not include the costs of CO₂ transport and storage; see Chapter 8 for total CCS costs. * Reported HHV values converted to LHV assuming LHV/HHV = 0.90 for natural gas.

(出典) IPCC (2005) [6]

(2)IEA における整理

IEA (2011) [7]では、2005年から2009年に発表されたデータに基づき、MEAによるCO2回収コストを算定している。先に挙げたIPCC (2005)よりも新しいデータに基づいたものとなっている。表中の“Average (OECD)”はOECDの13データの単純平均値を項目ごとに算出した結果である。これらのCO2回収コストの範囲は、以下の通りである。

- 新設石炭火力発電向け：40～74\$/t・CO2

表 1-7 石炭火力発電所におけるアミンによる燃焼後回収のコスト事例

Regional focus	OECD													China	Average (OECD)	
Year of cost data	2005	2005	2005	2005	2007	2007	2007	2007	2007	2007	2009	2009	2009	2009	2009	
Year of publication	2007	2007	2007	2007	2009	2009	2009	2009	2010	2010	2009	2009	2009	2009	2009	
Organisation	CMU	MIT	GHG IA	GHG IA	EPRI	EPRI	EPRI	MIT	NETL	NETL	GCCSI	GCCSI	GHG IA	NZEC		
ORIGINAL DATA AS PUBLISHED (converted to USD)																
Region	US	US	EU	EU	US	US	US	US	US	US	US	US	EU	CHN		
Specific fuel type	Bit coal	Lignite	Bit coal	Bit coal	Sub-bit coal	Sub-bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit+10% Biomass	Bit coal		
Power plant type	SCPC	CFB	USCPC	USCPC	SCPC	USCPC	SCPC	SCPC	SCPC	Sub-PC	SCPC	USCPC	SCPC	USCPC		
Net power output w/o capture (MW)	528	500	758	758	600	600	600	500	550	550	550	550	519	824	582	
Net power output w/ capture (MW)	493	500	666	676	550	550	550	500	550	550	550	550	399	622	545	
Net efficiency w/o capture, LHV (%)	41.3	36.5	44.0	44.0	39.2	39.8	40.0	40.4	41.2	38.6	41.4	46.8	44.8	43.9	41.4	
Net efficiency w/ capture, LHV (%)	31.4	26.7	34.8	35.3	28.2	28.8	29.1	30.7	29.9	27.5	29.7	34.9	34.5	33.1	30.9	
CO ₂ emissions w/o capture (kg/MWh)	811	1030	743	743	879	865	836	830	802	856	804	707	754	797	820	
CO ₂ emissions w/ capture (kg/MWh)	107	141	117	92	124	121	126	109	111	121	112	95	73	106	111	
Capital cost w/o capture (USD/kW)	1 442	1 330	1 408	1 408	2 061	2 089	2 007	1 910	2 024	1 996	2 587	2 716	1 710	856	1 899	
Capital cost w/ capture (USD/kW)	2 345	2 270	1 979	2 043	3 439	3 485	3 354	3 080	3 570	3 610	4 511	4 279	2 790	1 572	3 135	
Relative decrease in net efficiency	24%	27%	21%	20%	28%	28%	27%	24%	28%	29%	28%	26%	23%	25%	25%	
RE-EVALUATED DATA (2010 USD)																
Overnight cost w/o capture (USD/kW)	1 508	1 868	1 720	1 720	2 580	2 615	2 512	2 391	2 203	2 172	2 409	2 529	1 873	938	2 162	
Overnight cost w/ capture (USD/kW)	2 664	3 404	2 581	2 664	4 596	4 657	4 482	4 116	4 148	4 195	4 485	4 255	3 263	1 838	3 808	
LCOE w/o capture (USD/MWh)	50	49	69	69	62	63	73	70	65	66	70	70	78	51	66	
LCOE w/ capture (USD/MWh)	80	84	95	97	107	109	121	112	113	117	121	112	118	80	107	
Cost of CO ₂ avoided (USD/tCO ₂)	43	40	42	42	60	61	68	58	69	69	74	68	59	42	58	
Relative increase in overnight cost	77%	82%	50%	55%	78%	78%	78%	72%	88%	93%	86%	68%	74%	96%	75%	
Relative increase in LCOE	59%	73%	38%	40%	72%	72%	67%	60%	73%	77%	73%	59%	52%	57%	63%	

Notes: Data cover only CO₂ capture and compression but not transportation and storage. Overnight costs include owner's, EPC and contingency costs, but not IDC. A 15% contingency based on EPC cost is added for unforeseen technical or regulatory difficulties for CCS cases, compared to a 5% contingency applied for non-CCS cases. IDC is included in LCOE calculations. Fuel price assumptions differ between regions.

(出典) IEA (2011) [7]

(3)RITE における整理

公益財団法人地球環境産業技術研究機構 (RITE) (2005)[8]では、先に挙げた IPCC の報告書と同様の方法論を用いた国内想定 CO₂ 回収コストを算定した。その結果は、以下の通りである。

- 新設石炭火力発電向け：¥4,256/t-CO₂
- 既設石炭火力発電向け：¥7,752/t-CO₂

RITE(2005)[8]によれば、新設と既設で CO₂ 回収コストが大きく異なる理由として、既設は新設と比較して発電効率が低いことや、既設は CO₂ 回収に伴う熱を供給するための熱源設備を追加していることが挙げられている。

表 1-8 国内における新設石炭火力からの分離回収・昇圧コストの事例

項目	単位	新設火力発電所	解説	
リファレンスプラント				
運転率	%	85	IPCC特別報告書の引用文献であるImprovement in Power Generation with Post-Combustion Capture of CO ₂ IEA-GHG PH4/33 (2004)に準拠 1\$=115円で計算	
年間運転時間	hr/y	7,446		
発電端出力	MW	830		
発電端効率 LHV	%	48.3		
送電端出力	MW	758		
送電端効率 LHV	%	43.9		
石炭使用量 LHV	GJ/hr	6,203		
固定費	百万円/年	6,530		
変動費(燃料以外)	百万円/年	743		
設備費	百万円	106,490		
石炭価格	円/t	7,000		2005年5月財務省貿易統計
熱量当たりの石炭価格 LHV	円/GJ	242.9		上記を熱量28,819kJ/kg LHVで除する
排出係数 LHV	kg-CO ₂ /MJ	0.09542		温対法施行令
発電コスト (COE) _{ref}	円/kWh	4.97	年経費率9% COE = [(設備費 × (年経費率) + (固定費) + (石炭使用量) × (石炭価格) × (年間運転時間) + (変動費)] / [(年間運転時間) × (送電端出力)]	
排出CO ₂ 原単位 (CO ₂ /kWh) _{ref}	t-CO ₂ /MWh	0.781	(排出係数LHV) × (石炭使用量) / (送電端出力)	
分離回収プラント(回収+昇圧付き)				
■エネルギー消費				
熱	必要熱量	MJ/t-CO ₂	3,000	KS-1使用時の熱負荷, MHI2005
	電力ロス係数	kWh/MJ	0.052	発電所蒸気システムからの抽気, Rao2004の最大値を採用
	抽気による発電ロス	kWh/t-CO ₂	156	(必要熱量) × (発電ロス係数)
動力	動力原単位	kWh/t-CO ₂	28.4	3,600kW × 7900hr / (百万t-CO ₂) MHI2005
昇圧	原単位 (→7MPa)	kWh/t-CO ₂	115	13,500kW × 8497hr/y / 100万t = 114.7 NSC2005
圧入	原単位 (5.5→10MPa)	kWh/t-CO ₂	16	NSC2005
発電ロス合計		kWh/t-CO ₂	315.4	
送電端出力		MW	716	(リファレンスプラント送電端出力) - (発電ロス合計) × 100万t-CO ₂ / (年間運転時間)
回収CO ₂ 量		千t-CO ₂ /年	1,000	
時間当たりの回収CO ₂ 量		t-CO ₂ /h	134	
発電プラント費用		百万円/年	28,076	リファレンスプラント費用合計
■分離回収費用				
吸収液	原単位	千t/年	0.490	SO _x 濃度1ppm時の吸収液損失: 0.32kg/t-CO ₂ MHI2005 吸収液でのSO _x 反応率99.5%, 1モルSO ₂ に対しMEA2モルが反応、よって2 × 61/64 = 1.9重量比のアミンが減少。 CO ₂ 回収率: 90%, CO ₂ 濃度12.4%, SO _x 10ppmのガスを処理する場合のアミン減少量は 100万t/0.124/0.9 = 10/1000,000 = 1.9
	単価	円/kg	880	MHI2005
	費用	百万円/年	431	
設備	設備投資額(分離回収)	百万円	7,808	9300百万円(2005年, 127t-CO ₂ /h処理ベース) MHI2005 9300/1.23*(134/127) ^{0.6}
	設備固定費	百万円/年	703	(設備投資額) × 9%
	修繕費	百万円/年	251	(設備投資額) × 3.22%(固体取り扱いを含むため修繕費高)
分離回収費用		百万円/年	1,386	
■昇圧費用				
設備	設備投資額	百万円	2,106	2400百万円(2005年, 118t-CO ₂ /h処理ベース) NSC2005 2400/1.23*(134/118) ^{0.6}
	設備固定費	百万円/年	190	(設備投資額) × 9%
	修繕費	百万円/年	63	(設備投資額) × 3%
昇圧費用		百万円/年	253	
発電コスト (COE) _{Capture}	円/kWh	5.58	COE = [(発電プラント費用) + (分離回収費用) + (昇圧費用)] / (送電端出力) _{Capture}	
排出CO ₂ 原単位 (CO ₂ /kWh) _{Capture}	t-CO ₂ /MWh	0.639	[(排出係数LHV) × (石炭使用量) - 100万t-CO ₂ / (年間運転時間)] / (送電端出力)	
分離回収・昇圧コスト(Capture)	円/t-CO ₂	3,207	Cost of CO ₂ Captured (US\$/tonne CO ₂) = [(COE) _{Capture} - (COE) _{ref}] / (CO ₂ Captured/kWh)	
分離回収・昇圧コスト(Avoided)	円/t-CO ₂	4,256	Cost of CO ₂ Avoided (US\$/tonne CO ₂) = [(COE) _{Capture} - (COE) _{ref}] / [(CO ₂ /kWh) _{ref} - (CO ₂ /kWh) _{Capture}]	

(出典) RITE(2005)[8]

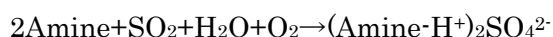
表 1-9 国内における既設石炭火力からの分離回収・昇圧コストの事例

項目	単位	既設火力発電所	解説	
リファレンスプラント				
運転率	%	80	A. B. Rao, E. S. Rubin, M. B. Berkenpas, An Integrated Modeling Framework for Carbon Management Technologies Vol.1, DOE Report DE-FC26-00NT4093 (2004) に準拠	
年間運転時間	hr/y	7,008		
発電端出力	MW	540		
発電端効率 HHV	%	43		
送電端出力	MW	508		
送電端効率 HHV	%	40		
石炭使用量 HHV	GJ/hr	4,521		
固定費	百万円/年	2,013		
変動費(燃料以外)	百万円/年	0		
設備費	百万円	0		
石炭価格	円/t	7,000	2005年5月財務省貿易統計	
熱量当たりの石炭価格 HHV	円/GJ	231	上記を熱量28,819/0.95 KJ/kg HHVで除する	
排出係数 HHV	kg-CO ₂ /MJ	0.09065	温対法施行令	
発電コスト (COE) _{ref}	円/kWh	2.62	年経費率9% COE = [(設備費 × (年経費率) + (固定費) + (石炭使用量) × (石炭価格HHV) × (年間運転時間) + (変動費)] / [(年間運転時間) × (送電端出力)]	
排出CO ₂ 原単位 (CO ₂ /kWh) _{ref}	t-CO ₂ /MWh	0.807	(排出係数HHV) / (石炭使用量) / (送電端出力)	
分離回収プラント(回収+昇圧付き)				
■エネルギー消費				
熱	必要熱量	MJ/t-CO ₂	3,000	KS-1使用時の熱負荷、MHI2005
	蒸気量	t/h	192	(必要熱量) / (2225MJ/t-蒸気) × 100万t / (運転時間)
	石炭使用増	GJ/hr	575	(必要熱量) × 100万t / (年間運転時間) / (ボイラー効率0.745)
動力	動力原単位	kWh/t-CO ₂	28.4	3,600kW × 7900hr / (百万t-CO ₂) MHI2005
昇圧	原単位(→7MPa)	kWh/t-CO ₂	115	13,500kW × 8497hr / y / 100万t = 114.7 NSC2005
圧入	原単位(5.5→10MPa)	kWh/t-CO ₂	16	NSC2005
	発電ロス合計	kWh/t-CO ₂	159.4	
	送電端出力	MW	485	(リファレンスプラント送電端出力) - (発電ロス合計) × 100万t-CO ₂ / (年間運転時間)
	回収CO ₂ 量	千t-CO ₂ /年	1,000	
	時間当たりの回収CO ₂ 量	t-CO ₂ /h	143	
	発電プラント費用	百万円/年	9,323	リファレンスプラント費用合計
■分離回収費用				
吸収液	原単位	千t/年	0.320	SO ₂ 濃度1ppm時の吸収液損失: 0.32kg/t-CO ₂ MHI2005
	単価	円/kg	880	MHI2005
	費用	百万円/年	282	(原単位) × (単価)
補助ボイラー	燃料費	百万円/年	929	(石炭使用増) × (石炭価格HHV) × (年間運転時間)
	その他の変動費	百万円/年	180	243.5百万円/年(260t-s/hベース) NGC2005 243.5 × 192/260
	補助ボイラー変動費合計	百万円/年	1,109	
脱硫用アルカリ	NaOH	百万円/年	70	1kg-NaOH/t-CO ₂ MHI2005 @70円/kg 1/1000 × 1000千t-CO ₂ /年 × 70,000円/t
設備	補助ボイラー	百万円	5,422	8000百万円(2005年、260t-s/hベース)NGC2005 8000/1.23 × (192/260) ^{0.6}
	高次脱硫	百万円	1,135	1300百万円(2005年、127t-CO ₂ /h処理ベース)MHI2005 1300/1.23 × (143/127) ^{0.6}
	設備投資額(分離回収)	百万円	8,119	9300百万円(2005年、127t-CO ₂ /h処理ベース)MHI2005 9300/1.23 × (143/127) ^{0.6}
	設備固定費	百万円/年	1,321	(設備投資額) × 9%
	修繕費	百万円/年	473	(設備投資額) × 3.22%(固体取り扱いを含むため修繕費高)
	分離回収費用	百万円/年	3,254	
■昇圧費用				
設備	設備投資額	百万円	2,106	2400百万円(2005年、118t-CO ₂ /h処理ベース)NSC2005 2400/1.23 × (134/118) ^{0.6}
	設備固定費	百万円/年	190	(設備投資額) × 9%
	修繕費	百万円/年	63	(設備投資額) × 3%
	昇圧費用合計	百万円/年	253	
発電コスト (COE) _{Capture}	円/kWh	3.78	COE = [(発電プラント費用) + (分離回収費用) + (昇圧費用)] / (送電端出力) _{cap}	
排出CO ₂ 原単位 (CO ₂ /kWh) _{Capture}	t-CO ₂ /MWh	0.658	[(排出係数HHV) × (石炭使用量+石炭使用増) - 100万t-CO ₂ / (年間運転時間)] / (送電端出力)	
分離回収・昇圧コスト (Capture)	円/t-CO ₂	3,925	Cost of CO ₂ Captured (US\$/tonne CO ₂) = [(COE) _{Capture} - (COE) _{ref}] / (CO ₂ , Captured/kWh)	
分離回収・昇圧コスト (Avoided)	円/t-CO ₂	7,752	Cost of CO ₂ Avoided (US\$/tonne CO ₂) = [(COE) _{Capture} - (COE) _{ref}] / [(CO ₂ /kWh) _{ref} - (CO ₂ /kWh) _{Capture}]	

(出典) RITE(2005)[8]

③技術の適用事例

燃焼後排ガスに含まれる酸素や硫黄酸化物や窒素酸化物等の不純物の影響で以下の反応が生じ吸収液が劣化するため、石炭火力発電へのアミン吸収液の適用はハードルが高いとされてきた。



※Amine：種々のアミン

しかし、近年はアミン系吸収液やアンモニア水を用いた化学吸収法の適用事例は、世界的に進展しており、大規模実証にも取り組まれ始めている。

表 1-10 化学吸収法の石炭火力発電所への適用事例

方法	開発主体	適用先	運転開始	規模	貯留
アミン系吸収液	三菱重工	松島発電所	2006年	10t/日	無
	三菱重工	米国 Barry 発電所	2011年	500t/日	有
	東芝	三川発電所	2009年	10 t/日	無
	CESAR (FP7)	デンマーク Esbjerg 発電所	2008年	24 t/日	無
アンモニア水	ALSTOM	米国 Mountaineer 発電所	2009年	10万 t/年	有
	Powerspan	米国 R.E. Burger 発電所	2010年	25t/日	無

(出典) 各社資料から作成⇒以下の個社調査の出典と同じ

(1)三菱重工

三菱重工は、関西電力と共同開発した KS-1 吸収液の実証を、三菱重工広島研究所に設置した小規模パイロット装置 (1ton/day) からスタートした。ここでは、石炭焼き排ガスからの CO2 回収実証試験が実施された。その後、財団法人地球環境産業技術研究機構 (RITE) の補助及び電源開発株式会社の協力を得て、長崎県松島の既設石炭火力発電所に 10t/日のパイロットプラントを建設し、2006年～2008年の期間で 5,000 時間以上の連続運転実証を行った。そして、2011年6月からは、松島での長期実証試験で得られた知見を元に、米国 Southern Company と共同で米国アラバマ州の Alabama Power の Barry 発電所において、500 ton/日の CO2 回収・貯留実証試験を開始している。

プラント概要

導入場所：米国 Barry 発電所
処理能力：500 トン CO₂/日
CO₂ 分離回収方式：燃焼後回収方式（化学吸収法）
運転開始：2011 年 6 月

（出典）飯嶋ほか(2011)[5]

(2)東芝

東芝は、福岡県大牟田市の株式会社シグマパワー有明の三川発電所内において、実際の石炭火力発電プラントのボイラーから排出される排ガスの一部を利用して、CO₂ 分離・回収システムの性能実証を 2009 年より開始し、高性能の吸収液の実証を行っている。

プラント概要

導入設備：福岡県三川発電所
処理能力：10 トン CO₂/日
CO₂ 分離回収方式：燃焼後回収方式（化学吸収法）
運転開始：2009 年 9 月

（出典）東芝[9]

(3)CESAR

欧州では FP6 (Framework Programme 6) のもとで行われた CASTOR プロジェクトを後継し、FP7 (Framework Programme 7) のもとで 2008 年～2011 年にわたり、石炭火力発電所からの CO₂ 回収実証事業が実施された。予算は 600 万ユーロで、大学や民間企業など 22 の組織が参加している。

デンマークの Esbjerg 発電所敷地内の CO₂ 回収パイロットプラントで燃焼後回収技術の分離回収コストが低い新規吸収液の開発を行い、15 ユーロ/t-CO₂ (約 1650 円/t-CO₂)、2GJ/t-CO₂ を目標としている。

プラント概要

導入場所：デンマーク Esbjerg 発電所
処理能力：24 トン CO₂/日
CO₂ 分離回収方式：燃焼後回収方式（化学吸収法）
運転開始：2008 年

（出典）CESAR[10]

(4)ALSTOM

American Electric Power 社の米国 Mountaineer 石炭火力発電所における CCS 実証試験場は 2008 年に建設が始まり、2009 年 9 月に最初の CO₂ 回収が行われ、翌 10 月に最初の CO₂ 圧入・貯蔵が行われた。この実証試験では ALSTOM 社の冷却アンモニア法による燃焼後 CO₂ 回収技術が採用されている。実証試験は 2 つのフェーズから成り、フェーズ 1 は燃焼後の排ガスの一部 (20MW の発電規模の排ガスに相当) を使った試験で、年間 10 万トンの回収・貯留を実施した。フェーズ 2 は年間 150 万トンの CO₂ 回収を 2015 年度から開始する予定であったが、2011 年にプロジェクトを統括する American Electric Power から中止が発表された。中止の理由として、気候変動政策が不明確であることや景気低迷が挙げられている。

一方、カナダの TransAlta 社による Pioneer プロジェクト (Keephills-3 超臨界石炭火力発電所 (中央アルバータ) への実証施設の組み込み) においても、ALSTOM 社の冷却アンモニア法による燃焼後 CO₂ 回収技術が採用され、年間 100 万トンの CO₂ 回収が今後実施される予定である。

プラント概要

導入場所：米国 Mountaineer 発電所
処理能力：10 万トン CO₂/年
CO₂ 分離回収方式：燃焼後回収方式 (化学吸収法)
運転開始：2009 年

(出典) ALSTOM[11]

(5)Powerspan

Powerspan 社は、Electro-Catalytic Oxidation (ECO) 技術を開発している。この技術の特徴は、SO₂、NO_x、PM_{2.5}、酸性ガス、水銀、およびその他金属を石炭火力発電所の排ガスから同時に除去できることである。同社は、2008 年～2010 年にかけて、オハイオ州 Shadyside に所在する FirstEnergy 社の R.E. Burger プラント内にある、Powerspan 社の 1MW パイロット施設で ECO₂ プロセスの試験を実施した。その後パイロット設備の規模を 1.3MW に拡張し、CO₂ 回収量も 20 トン/日から 25 トン/日に拡張された。

プラント概要

導入場所：米国 R.E. Burger 発電所
処理能力：25 トン CO₂/日
CO₂ 分離回収方式：燃焼後回収方式 (化学吸収法)
運転開始：2008 年

(出典) Powerspan[12]

④技術を開発/保有する機関

化学吸収法に取り組む機関はそれぞれ独自の吸収液技術を保有している。CO₂ 吸収液としてアミン溶液を用いるアミン吸収法については、日本の企業が先行しているといわれている。下表に代表的な国内外のアミン吸収液のエネルギー効率およびそのエネルギー効率を達成した際の諸条件（CO₂ 回収量、CO₂ 回収率等）、並びに発表年を示す。回収液のエネルギー効率は事例により差があることが分かる。ただし、吸収液の性能を評価する場合には、エネルギー効率のみではなく、その効率がどのような条件（例えば、排ガスの CO₂ 濃度や実証を行ったプラントの規模等）で達成されたものであるかといった点や、回収後の CO₂ 脱離温度が何度であるかといった点、さらには吸収液の放散による環境負荷の起こりやすさといった点等の様々な指標により総合的に評価がなされるべきであることに注意が必要である。

表 1-11 代表的なアミン系吸収液の分離回収エネルギー比較

	吸収液	メーカー	エネルギー効率	CO ₂ 回収量	CO ₂ 回収率	排ガスの CO ₂ 濃度	吸気ガス流速	脱離温度	発表年
国内	KS-1	三菱重工業 関西電力	2.44GJ/t-CO ₂	2t/日	82.5%	10.2%	-	-	2011
	TS-1	東芝	2.6 GJ/t-CO ₂	10t/日	90%	12%	2,100Nm ³ /h	120℃	2013
	H3-1	日立製作所 バブコック日立	2.4GJ/t-CO ₂	10t/日	91%	11~13%	1,800~ 2,700kg/h	36~46℃	2011
	化学吸収液	IHI	2.9 GJ/t-CO ₂	50kg/日	90%	15%	7m ³ /h		2013
	HiPACT	日揮、BASF	-	-	-	-	-	-	
	RH-3c	RITE	1.5 GJ/t-CO ₂ *	-	-	46%	60L/h	120℃	2013
	RN-3	COURSE50 (RITE)	2.34 GJ/t-CO ₂	-	-	-	-	-	2012
	MDEA	EAGLE (日立製作所)	1.93GJ/t-CO ₂	24t/日	90%	約 40%	1,000Nm ³ /h	45~100℃	2010
国外	CASTOR1 CASTOR2	DONG Energy	3.8GJ/t-CO ₂ 3.6GJ/t-CO ₂	1t/h	90%	不明	-	-	2009
	Econamine FG+	Fluor	3.6GJ/t-CO ₂	-	-	<3%	-	~70-90℃	2008
	DMX-ITM	IPF	2.3GJ/t-CO ₂	-	-	-	-	-	2012

“-” は、エネルギー効率の値を収集した同一文献情報から情報が得られなかった項目である。

(出典)

KS-1 : 飯嶋ほか (2011)[5]

TS-1 : Yasuhiro Kato et al. (2013) [13]

H3-1 : Sandhya Eswaran et al. [14]

IHI : Shiko Nakamura et al. (2013) [15]

RH-3c : Shin Yamamoto et al. (2013) [16]

RN-3 : NEDO[17]

MEDA : 長崎ほか (2010) [18]

CASTOR : CESAR[10]

Econamine FG+ : Satish Reddy et al. (2008)[19]

DMX-ITM : L. Raynal et al. (2012)[20]

1.1.1.2. 物理吸収法

①技術概要

物理吸収法は、炭酸ガスを大量に溶解できる液体中に CO₂ を取り込む技術である。排出源からの排ガスを液体に接触させ、高圧・低温下で物理的に CO₂ を吸収し、減圧または加熱して CO₂ を回収する。化学反応によって液体に吸収させる化学吸収法とは別の技術である。湿式脱硫法として技術的にも確立されている。IGCC (Integrated coal Gasification Combined Cycle : 石炭ガス化複合発電) のような高温・高圧の石炭ガスから CO₂ を分離する場合に適している。

様々な吸収液に対応した技術が存在し、吸収液に N-メチル・ヒロリドンを利用する Purisol 法、メタノールを利用する Rectisol 法、ポリエチレングリコールのジメチルエーテル溶液を利用する Selexol 法、ポリプロピレンカーボネートを利用する Flour Solvenni 法などが主な技術である。

②経済性 (コスト)

(1)IPCC における整理

IPCC(2005)[6]では、新設石炭ガス化複合発電 (IGCC) 発電向けの CO₂ 回収コストに関する研究事例を収集整理している。事例は 2000 年から 2005 年の期間に発表されたものが整理されている。これらの CO₂ 回収コストの範囲は、以下の通りである。

- 新設 IGCC 発電向け : \$13~37/t- CO₂
(Selexol 法の利用を想定した値)

新設 IGCC 発電所向けの CO₂ 回収コストの幅は、それぞれの研究において想定している発電設備や CO₂ 回収設備の資本コストや稼働率等の差により出ている。

石炭火力発電所向けの CO₂ 回収コストが安くなる理由の 1 つとしては、IGCC システムの平均エネルギー必要量が低いことが挙げられる。酸素吹きガス化炉のガス容量が少なく済むため、結果として装置の規模とコストを削減できることが、その他の主要要因として考えられている。

表 1-12 新設 IGCC 発電所における CO2 回収のコスト事例

Table 3.10 CO₂ capture costs: new IGCC power plants using current technology.

Study Assumptions and Results	NETL	NETL	NETL	Parsons	Simbeck	Nsakala, <i>et al.</i>	IEA GHG	IEA GHG	IEA GHG	Rubin <i>et al.</i>	Rubin <i>et al.</i>	Range	
	2002	2002	2002	2002b	2002	2003	2003	2003	2003	2005	2005	min	max
PLANTS WITH BITUMINOUS COAL FEEDSTOCK													
<i>Reference Plant without capture</i>	*	*	*	*		*							
Gasifier name or type	Shell, O ₂ blown, CGCU	E-gas, O ₂ blown, CGCU	Texaco quench, O ₂ blown	E-gas, O ₂ blown	Texaco quench, O ₂ blown	Texaco syngas cooler, O ₂ blown	Texaco quench, O ₂ blown	Texaco quench, O ₂ blown	Shell, O ₂ blown	Texaco quench, O ₂ blown	Texaco quench, O ₂ blown		
Fuel type (bit, subbit, lig, other) and %S	Illinois #6	Illinois #6	Illinois #6	bit, 2.5% S	bit, 1% S	bit	bit, 1% S	bit, 1% S	bit, 1% S	bit, 2.1% S	bit, 2.1% S	401	827
Reference plant size (MW)	413	401	571	425	521		827	827	776	527	527	401	827
Plant capacity factor (%)	85	85	65	65	80	80	85	85	85	75	65	65	85
Net plant efficiency, LHV (%)	47.4	46.7	39.1	44.8	44.6		38.0	38.0	43.1	39.1	39.1	38	47
Fuel cost, LHV (US\$ GJ ⁻¹)	1.03	1.03	1.28	1.29	0.98	1.23	1.50	1.50	1.50	1.25	1.25	0.98	1.50
Reference plant emission rate (tCO ₂ /MWh ⁻¹)	0.682	0.692	0.846	0.718	0.725		0.833	0.833	0.763	0.817	0.817	0.68	0.85
Capture Plant Design													
CO ₂ capture technology	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol, NS	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol		
Net plant size, with capture (MW)	351	359	457	404	455		742	730	676	492	492	351	742
Net plant efficiency, LHV (%)	40.1	40.1	31.3	38.5	39.0	31.5	32.0	31.5	34.5	33.8	33.8	31	40
CO ₂ capture system efficiency (%)	89.2	87.0	89.0	91.0	91.2		85	85	85	90	90	85	91
CO ₂ emission rate after capture (t/MWh ⁻¹)	0.087	0.105	0.116	0.073	0.065	0.104	0.152	0.152	0.142	0.097	0.097	0.07	0.15
CO ₂ captured (Mtpa)	1.803	1.870	2.368	1.379	2.151		4.682	4.728	4.050	2.749	2.383	1.38	4.73
CO ₂ product pressure (MPa)	14.5	14.5	8.3	8.3			11.0	11.0	11.0	13.7	13.7	8	14
CCS energy requirement (% more input MWh ⁻¹)	18	16	25	16	14		21	19	25	16	16	14	25
CO₂ reduction per kWh (%)	87	85	86	90	91		82	82	81	88	88	81	91
Cost Results													
Cost year basis (constant dollars)	2002	2002	2002	2000	2000		2002	2002	2002	2001	2001		
Fixed charge factor (%)	14.8	14.8	15.0	13.8	13.0		11.0	11.0	11.0	14.8	17.3	11	17
Reference plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	1370	1374	1169	1251	1486	1565	1187	1187	1371	1311	1311	1169	1565
Capture plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	2270	1897	1549	1844	2067	2179	1495	1414	1860	1748	1748	1414	2270
Incremental TCR for capture (US\$ kW ⁻¹)	900	523	380	593	581	614	308	227	489	437	437	227	900
Reference plant COE (US\$ MWh⁻¹)	40.6	40.9	43.4	47.7	43.0	53.0	45.0	45.0	48.0	48.3	61	41	61
Capture plant COE (US\$ MWh⁻¹)	62.9	54.4	59.9	65.8	57.7	71.5	56.0	54.0	63.0	62.6	79	54	79
Incremental COE for capture (US\$ MWh⁻¹)	22.3	13.5	16.5	18.1	14.7	18.5	11	9	15	14.3	18.2	9	22
% increase in capital cost (over ref. plant)	66	38	33	47	39	39	26	19	36	33	33	19	66
% increase in COE (over ref. plant)	55	33	38	38	34	35	24	20	31	30	30	20	55
Cost of CO ₂ captured (US\$/tCO ₂)	32	19	18	30	21		13	11	19	17	21	11	32
Cost of CO ₂ avoided (US\$/tCO ₂)	37	23	23	28	22	23	16	13	24	20	25	13	37
Capture cost confidence level (see Table 3.6)						moderate							

Notes: All costs in this table are for capture only and do not include the costs of CO₂ transport and storage; see Chapter 8 for total CCS costs. * Reported HHV values converted to LHV assuming LHV/HHV = 0.96 for coal. ** Reported capital costs increased by 8% to include interest during construction. *** Reported capital costs increased by 15% to estimate interest during construction and other owners' costs.

(出典) IPCC (2005) [6]

(2)IEA (2011) における整理

IEA (2011) [7]は、2005年から2009年に発表されたデータに基づき、IGCCにおけるCO2回収コストを算定している。先に挙げたIPCCよりも新しいデータに基づいたものとなっている。表中の“Average (OECD)”はOECDの10データの単純平均値を項目ごとに算出した結果である。これらのCO2回収コストの範囲は、以下の通りである。

- IGCC 発電向け：18～79\$/t-CO2

表 1-13 IGCC 発電所における燃焼前回収のコスト事例

Table 5. Pre-combustion capture from integrated gasification combined cycles

Regional focus	OECD										China	Average (OECD)	
	2005	2005	2005	2007	2007	2007	2008	2008	2008	2009	2009		
Year of cost data	2005	2005	2005	2007	2007	2007	2008	2008	2008	2009	2009		
Year of publication	2007	2007	2007	2010	2010	2010	2009	2009	2009	2009	2009		
Organisation	MIT	GHG IA	GHG IA	NETL	NETL	NETL	CMU	EPRI	EPRI	GC&SI	NZEC		
ORIGINAL DATA AS PUBLISHED (converted to USD)													
Region	US	EU	EU	US	US	US	US	US	US	US	US	CHN	
Specific fuel type	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Sub-bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Bit coal	
Power plant type	GE	Shell	GE Gasch	GE R+Q	CoP E-Gas PSD	Shell	GE Gasch	(Dewar)	(Dewar)	Shell IGCC	TPP		
Net power output w/o capture (MW)	500	776	826	622	625	629	538	573	603	636	-	633	
Net power output w/ capture (MW)	500	676	730	543	514	497	495	482	507	517	662	546	
Net efficiency w/o capture, LHV (%)	40.3	43.1	38.0	40.9	41.7	44.2	40.0	41.0	41.2	43.2	-	41.4	
Net efficiency w/ capture, LHV (%)	32.7	34.5	31.5	34.3	32.6	32.8	34.5	32.3	32.3	33.6	36.8	33.1	
CO ₂ emissions w/o capture (kg/MWh)	832	763	833	782	776	723	819	845	805	753	-	793	
CO ₂ emissions w/ capture (kg/MWh)	102	142	152	93	98	99	94	141	135	90	95	115	
Capital cost w/o capture (USD/kW)	1 430	1 613	1 439	2 447	2 351	2 716	1 823	3 239	2 984	3 521	-	2 356	
Capital cost w/ capture (USD/kW)	1 890	2 204	1 815	3 334	3 466	3 904	2 513	4 221	3 940	4 373	1 471	3 166	
Relative decrease in net efficiency	19%	20%	17%	16%	22%	26%	14%	21%	22%	22%	-	20%	
RE-EVALUATED DATA (2010 USD)													
Overnight cost w/o capture (USD/kW)	2 009	1 970	1 758	2 663	2 559	2 956	1 551	3 702	3 410	3 279	-	2 586	
Overnight cost w/ capture (USD/kW)	2 834	2 874	2 367	3 874	4 027	4 536	2 323	5 150	4 808	4 348	1 721	3 724	
LCOE w/o capture (USD/MWh)	62	69	75	76	73	81	52	86	92	88	-	75	
LCOE w/ capture (USD/MWh)	83	102	95	104	109	120	71	118	126	115	73	104	
Cost of CO ₂ avoided (USD/tCO ₂)	29	53	30	42	53	62	26	45	51	41	-	43	
Cost of CO ₂ avoided vs PC baseline (USD/tCO ₂)	18	53	38	57	64	86	28	64	79	64	32	55	
Relative increase in overnight cost	41%	46%	35%	45%	57%	53%	50%	39%	41%	33%	-	44%	
Relative increase in LCOE	35%	48%	27%	38%	49%	48%	37%	37%	37%	31%	-	39%	

Notes: Data cover only CO₂ capture and compression but not transportation and storage. Overnight costs include owner's, EPC and contingency costs, but not IDC. A 15% contingency based on EPC cost is added for unforeseen technical or regulatory difficulties for CCS cases, compared to a 5% contingency applied for non-CCS cases. IDC is included in LCOE calculations. Fuel price assumptions differ between regions. Generic data shown for EPRI; further details for individual gasifier designs, including data for Siemens gasifiers are available in EPRI (2009).

(出典) IEA (2011) [7]

③技術の適用事例

IGCC に物理吸収法を組み合わせた大規模実証試験の計画は世界的に存在している。日本では、電源開発株式会社の若松発電所において、EAGLE プロジェクト（多目的石炭ガス製造技術開発プロジェクト）が実施されているが、小規模実証試験に取り組んでいるところである。

表 1-14 IGCC プロジェクト事例

プロジェクト名 (実施場所)	プラント種類	開始予定年	プラント 能力	回収タイプ	年間回収量 (百万 t/年)
Summit Power (Penwell, Texas)	Coal IGCC	2014	400MWg	Selexol	3.0
Southern California Edison IGCC (Utah)	Coal IGCC	2017	500 MW	Selexol	3.5
Hartfield IGCC (Hartfield, UK)	Coal IGCC	2014	900MW	Selexol	4.5
EAGLE プロジェクト (若松、日本)	Coal IGCC	2010	170MW	Selexol	24t/day ^{**}

※EAGLE プロジェクトでは、170MW 級のプラントから、石炭ガスの一部（1,000m³N/h）を分岐させて実証を行っているため、回収量が他の事例と比較して小さい。

④技術を開発/保有する機関

物理吸収法に取り組む機関は多数存在している。米国での Summit Power プロジェクトや英国での Hartfield IGCC プロジェクトでは Linde が技術を提供している。また、日本では、電源開発株式会社が NEDO からの助成を受けて実施する「EAGLE プロジェクト」において、物理吸収法の技術開発に取り組んでいる。

1.1.1.3. 膜分離法

①技術概要

膜分離法は高分子膜等を用いて圧力差を駆動力として CO₂ を分離回収する技術である。CO₂ を膜で分離できれば、吸収法や吸着法に比べて媒体の移動や再生に対するエネルギー投入が不要になるため、理論的に最も省エネルギーな CO₂ 分離回収プロセスである。しかし、分離対象のガスには CO₂ よりも小さい H₂ や N₂ 等の成分も含まれていて膜を透過するため、膜によって CO₂ を高選択率、高生産性で分離回収することは難易度の高い技術である。この難しさの度合いは CO₂ を分離する対象のガスの種類によっても異なっている。

②経済性（コスト）

カーネギーメロン大学の Haibo Zhai 氏が GHGT-11 で発表した研究成果[22]によると、超臨界石炭火力発電における膜分離法による回収コストは、

- 新設石炭火力発電向け：83\$/t-CO₂

と算定されている。また、算定的前提条件は以下の通りである。

表 1-15 膜分離法による CO₂ 回収コスト算定的前提条件

	CCS：無	CCS：有
Plant type	Supercritical	Supercritical
Coal type	Illinois #6	Illinois #6
Gross electrical output (MW)	589.7	883.2
Net electrical output (MW)	550.0	550.0
Net plant efficiency(% , HHV)	38.4	25.7
CO ₂ emission rate (kg/kWh)	0.816	0.122
Plant cost of electricity (COE) (\$/MWh)	59.4	117.0
Added COE for CCS (\$/MWh)	-	57.6
Cost of CO ₂ avoided (\$/mt)	-	83

(出典) Haibo Zhai and Edward S. Rubin (2013) [22]

③技術の適用事例

ラボスケールでの実験が中心であり、商業的に適用されていない。

④技術を開発/保有する機関

我が国では RITE が膜分離の研究に取り組んでいる。分子ゲート膜機構というコンセプトで、膜並びに分離システムの開発に取り組んでいる。

1.1.1.4. 深冷分離法

①技術概要

気体の種類による沸点の違いを利用して、CO₂ だけを分離する方法である。化石燃料の燃焼時に空気ではなく酸素を使う「酸素燃焼」の場合は、排気中の CO₂ 濃度が高くなるので、この方法で効果的に CO₂ を除去することができる。

深冷分離法は、空気分離（酸素と窒素の分離）や天然ガス中のヘリウム、合成ガス中の CO の分離などで実用化されている。CO₂ の深冷分離は気体混合物を低温（加圧、-20～-40℃程度）で CO₂ を液化し蒸留分離する方法であるが、実用化された技術はない。

②経済性（コスト）

IEA（1994）では IGCC プラントに適用した場合の試算結果が示されている。一般に深冷分離法は高濃度の CO₂ 排出源以外には適応が難しいとされているが、IEA-GHG（1994）によると、排ガス中の CO₂ 排出量が 7%程度でも回収率 85%、回収後の CO₂ 濃度 97%が可能と試算されている。

- IGCC 向け分離・回収コスト：\$23/t-CO₂

前提条件	・排ガス中 CO ₂ 濃度	7%
	・回収率	85%
	・回収後 CO ₂ 濃度	97%
	・発電効率の低下	6 ポイント

（出典）IEA-GHG(1994)[23]

他の分離・回収法に比べて設備費が高額となる。また、CO₂ 濃度が 10～20%の排ガスに適用する場合には、分離した CO₂ が固化しないように排ガスを圧縮する必要があるために所要エネルギーが非常に大きくなる。必要熱量が大きいため、高圧かつ高 CO₂ 濃度の排出源に適用が限定される。

③技術の適用事例

CO₂ 分離のための深冷分離法は、商業的に適用されていない。

④技術を開発/保有する機関

以下に、当該技術開発に取り組む代表的な研究機関と研究の概要を示す。

表 1-16 技術を開発/保有する機関とその概要

ExxonMobil	ExxonMobil は、1980 年代から「Controlled Freeze Zone (CFZ)」と称する深冷分離技術を開発している。米国ワイオミング州の LaBarge ガス処理プラントでパイロットテストを行っている。LaBarge のガスは CO ₂ 濃度が 65%以上と高い地域であり、CFZ は不純物の多いガスから低コストに分離する技術として期待されている。また、当社はインドネシアの Natuna 油田において深冷分離法を用いて CO ₂ 濃度が 70%のガスから CO ₂ を分離し、CO ₂ 濃度を 17%程度とする研究をペルタミナ（インドネシアの国有石油関連会社）と共同で実施した。
------------	--

(出典) Putu Suarsana(2009)[24]

1.1.1.5. 物理吸着法

①技術概要

吸着法は活性炭やゼオライトなどの固体の吸着剤に CO₂ を吸着させ、減圧あるいは加熱によって CO₂ を脱離させる回収方法である。固体と CO₂ の間に化学反応が起こる場合は固体吸収法と呼ぶ。吸着法と固体吸収法の関係は、物理吸収法と化学吸収法の関係と同じである。媒体が固体であるため、媒体が液体の場合とは異なり CO₂ の吸収部と再生部間の媒体移動が難しい。このため複数の塔を用意し、媒体を固定して、圧力や温度などの環境条件を変化させるスイング法がよく使用される。圧力をスイングさせる PSA 法と温度をスイングさせる TSA 法、両者を組み合わせた PTSA 法がある。また、媒体自体を移動させる移動床や流動床方式も使用される。

課題は分離回収前の除湿エネルギー消費である。IGCC などガス化反応のプロセスガスには水蒸気が含まれており、水蒸気が存在によってゼオライトの CO₂ の吸着特性が著しく阻害されるため、CO₂ の分離回収の前に通常は除湿を行う必要がある。このとき消費される除湿のためのエネルギーは CO₂ 回収に要する全エネルギーの 30%程度である。

②経済性（コスト）

物理吸着法による CO₂ 回収コストの算定は、NEDO の調査において実施された事例がある。これによれば、空気吹き IGCC に物理吸着を適用した際の CO₂ 回収コストは、4,975 円/t-CO₂ とされている。

表 1-17 空気吹き IGCC における物理吸着による CO₂ 回収コスト

プロセス	送電端効率 %	発電コスト 円/kWh	CO ₂ 回収コスト 円/t-CO ₂
IGCC(Air)	43.0	10.3	-
IGCC(Air)+物理吸着 (PSA)	32.7	16.1	4,975

(出典) エネルギー総合工学研究所、NEDO 委託事業 (1993) [25]

③技術の適用事例

物理吸着法による CO₂ 回収は、現状では実証段階であり、数 MW 規模のプラントで試験が行われている。

韓国では、2010～2014 年の期間で 10MW 規模の試験プラントを用いて、物理吸着法による CO₂ 回収技術の実証プロジェクトを実施している。2014 年のプロジェクト終了直後から、300MW 規模での商用化を目指す計画となっている。

④技術を開発/保有する機関

以下に、当該技術開発に取り組む代表的な研究機関と研究の概要を示す。

表 1-18 技術を開発/保有する機関とその概要

<p>RITE</p>	<p>RITE では水蒸気の下でも活性低下が少なく、かつ圧力の変化に対して吸着量が大きく変化するような疎水性吸着剤の開発に取り組んでいる。この吸着剤を用いて除湿工程を不要とする省エネプロセスの構築を目指している。</p>
<p>AIST</p>	<p>AIST では、セリウムの酸化物を用いて、優れた CO₂ 吸着能を示す新しい多孔質吸着体を、安価で簡単に合成する技術を開発した。これにより、これまで表面積の増大に必須であった高価な添加剤（テンプレート）を用いなくて、簡単なプロセスで大きな表面積を持つセリウム酸化物の多孔質吸着体を合成できるようになった。合成されたセリウム酸化物の多孔質吸着体は、他の CO₂ の吸着材として知られる、活性炭の 4 倍、ゼオライトの 2 倍以上の CO₂ 吸着量を達成した。</p>
<p>KIER KEPRI</p>	<p>韓国の実証プロジェクトにおいて炭酸ナトリウムや炭酸カリウム系の吸着剤の開発を担当しており、80%程度の CO₂ 回収率が得られていると報告されている。</p>

(出典)

RITE : RITE ホームページ公開資料 (2013) [26]

AIST : AIST ニュースリリース (2014) [27]

KIER : Young Cheol Park et al. (2013) [28]

1.1.1.6. 酸素燃焼法

①技術概要

空気分離装置で製造した酸素を燃焼させ、CO₂濃度を95%以上の高濃度にして排ガスを回収する技術である。酸素環境下で完全燃焼された排ガス中には、CO₂とH₂Oしか現れないため、温度を50℃以下にして燃焼排ガス中の水分の大半を凝縮させて除去することでCO₂が回収可能となる。また、他の分離・回収技術と併用することが可能である。なお、空気中からの酸素の分離には、前述のPSA（Pressure Swing Adsorption）法や深冷分離法が用いられている。純粋に酸素のみの環境下では燃焼温度が高温化し、耐熱性能などの技術的な課題も多いため、一般的にはCO₂を混入して燃焼を行う。この場合、回収したCO₂を再度燃焼室に戻して利用する事ができるため、CO₂ Recycle Power Generation とも呼ばれる。酸素燃焼法のプロセス概要を以下に示す。

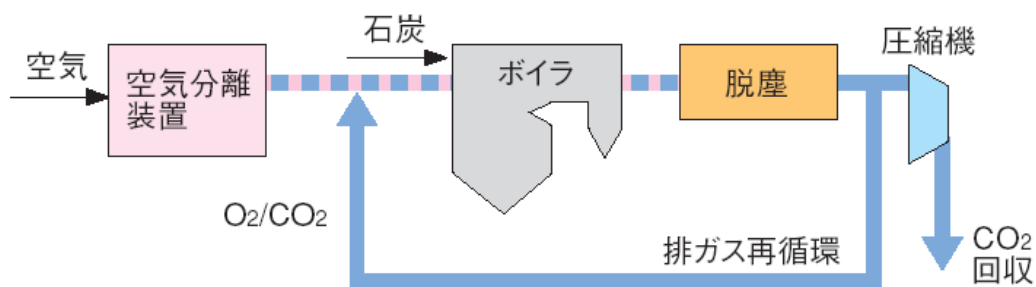


図 1-4 酸素燃焼法による分離プロセスの模式図

(出典) NEDO (2004) [29]

従来の発電所の構成に、酸素製造（空気分離）装置と排ガスの循環装置を追加する構成であるため、既設、新設の発電所に適用が可能という利点がある。また、空気分離後に燃焼を行うため、排出される窒素酸化物（NO_x）の量を低減可能であると共に CO₂ 回収エネルギーと回収コストの低減が可能といった利点を有する。

②経済性（コスト）

(1)IPCC における整理

IPCC(2005)[6]では、新設石炭火力発電向けの CO₂ 回収コストは以下の様に示されている。

- 新設石炭火力発電向け：\$27～72/t-CO₂

酸素燃焼法を適用した際の特徴としては、排ガスの主成分が CO₂、蒸気、少量の SO₂、窒素及びその他微量不純物であるため、燃焼後 CO₂ 回収システムの設備コストと運用コストが低減される点、空気分離装置及びその他システム設計の修正に伴う新たなコストが発生する点が挙げられる。

IPCC 報告書において、回収コストの幅は、設備コストの想定差等が影響している。たとえば、72 USD/t-CO₂ と結論付けられた研究における酸素燃焼ユニットは、完全な空気燃焼も行える装置を想定しており、このユニットの設備コストは、酸素燃焼法運用のためだけに設計された新ユニットの設備コストよりもはるかに高い。

表 1-19 発電所における酸素燃焼による CO2 回収のコスト事例

Table 3.13 Capture costs: Advanced technologies for electric power plants. (continued on next page)

Study Assumptions and Results	OXY-FUEL COMBUSTION					
	Alstom <i>et al.</i> 2001	Singh <i>et al.</i> 2003	Stobbs & Clark 2005	Dillon <i>et al.</i> 2005	Nsakala <i>et al.</i> 2003	Nsakala <i>et al.</i> 2003
<i>Reference Plant (without capture)</i>	*				*	*
Power plant type	RETROFIT subcrit PC	RETROFIT PC + aux NGCC	RETROFIT PC	New PC	Air-fired CFB	Air-fired CFB
Fuel type (bit, sub-bit, lig, NG, other) and %S	bit, 2.7%S	sub-bit	lignite	bit	bit, 2.3%S	bit, 2.3%S
Reference plant net size (MW)	434	400	300	677	193	193
Plant capacity factor (%)	67	91		85	80	80
Net plant efficiency, LHV (%)				44.2	37.0	37.0
Fuel cost, LHV (US\$ GJ ⁻¹)	1.30			1.50	1.23	1.23
Reference plant emission rate (tCO ₂ MWh ⁻¹)	0.908	0.925	0.883	0.722	0.909	0.909
<i>Capture Plant Design</i>						
CO ₂ capture technology	oxy-fuel	oxy-fuel	oxy-fuel	oxy-fuel	oxy-fuel	oxy-fuel with CMB
Net plant size with capture (MW)	273	400		532	135	197
Net plant efficiency, LHV (%)	23.4			35.4	25.8	31.3
CO ₂ capture system efficiency (%)				about 91		
CO ₂ emission rate after capture (t MWh ⁻¹)		0.238	0.145	0.085	0.086	0.073
CO ₂ captured (Mt yr ⁻¹)		2.664				
CO ₂ product pressure (MPa)	13.9	15	13.7	11		
CCS energy requirement (% more input MWh ⁻¹)				25	43	18
CO₂ reduction per kWh (%)		74		88.2	90.5	92.0
<i>Cost Results</i>	**	**				
Cost year basis (constant dollars)	2001	2001	2000		2003	2003
Fixed charge factor (%)	13.0	9.4		11		
Reference plant TCR (US\$ kW ⁻¹)		0		1260	1500	1500
Capture plant TCR (US\$ kW ⁻¹)	1527	909	4570	1857	2853	2731
Incremental TCR for capture (US\$ kW ⁻¹)	1198	909		597	1354	1232
Reference plant COE (US\$ MWh⁻¹)			44.5	44	45.3	45.3
Capture plant COE (US\$ MWh⁻¹)			97.5	61.2	82.5	70.5
Incremental COE for capture (US\$ MWh ⁻¹)	44.5	23.9	53	17.2	37.2	25.2
% increase in capital cost (over ref. plant)				47	90	82
% increase in COE (over ref. plant)			119	39	82	56
Cost of CO ₂ captured (US\$/tCO ₂)		29				
Cost of CO ₂ avoided (US\$/tCO ₂)	54	35	72	27	45	30
Capture cost confidence level (see Table 3.6f)			low			very low

Notes: All costs in this table are for capture only and do not include the costs of CO₂ transport and storage; see Chapter 8 for total CCS costs. * Reported HHV values co 0.96 for coal. ** Reported value increased by 15% to estimate interest during construction and other owners' costs.

(出典) IPCC (2005) [6]

(2)IEA における整理

IEA (2011) [7]は、2007年から2009年に発表されたデータに基づき、石炭火力発電所における酸素燃焼によるCO₂回収コストを算定している。先に挙げたIPCCよりも新しいデータに基づいたものとなっている。表中の“Average (OECD)”はOECDの13データの単純平均値を項目ごとに算出した結果である。これらのCO₂回収コストの範囲は、以下の通りである。

- 石炭火力発電向け：27～72\$/t-CO₂

表 1-20 石炭火力発電所における酸素燃焼回収のコスト事例

Table 7. Oxy-combustion capture from coal-fired power generation

Regional focus	OECD											China	Average (OECD)
	2005	2005	2007	2007	2007	2007	2007	2007	2007	2009	2009	2009	
Year of cost data	2007	2007	2008	2010	2010	2010	2010	2010	2009	2009	2009		
Year of publication	GHG IA	MIT	NETL	NETL	NETL	NETL	NETL	NETL	GCCSI	GCCSI	NZEC		
Organisation	ORIGINAL DATA AS PUBLISHED (converted to USD)												
Region	EU	US	US	US	US	US	US	US	US	US	US	CHN	
Specific fuel type	Bit coal	Bit coal	Bit coal	Sub-bit coal	Sub-bit coal	Lignite	Sub-bit coal	Lignite	Bit coal	Bit coal	Bit coal		
Power plant type	USCPC	SCPC	SCPC	SCPC	SCPC	SCPC	CFB	CFB	SCPC	USCPC	USCPC		
Net power output w/o capture (MW)	758	500	550	550	550	550	550	550	550	550	550	824	566
Net power output w/ capture (MW)	532	500	550	550	550	550	549	550	550	550	550	673	543
Net efficiency w/o capture, LHV (%)	44.0	40.4	41.4	40.6	40.6	39.4	40.9	40.2	41.4	46.8	43.9	41.6	
Net efficiency w/ capture, LHV (%)	35.4	32.1	30.7	32.5	29.5	31.4	31.6	30.7	30.8	34.7	35.6	31.9	
CO ₂ emissions w/o capture (kg/MWh)	743	830	800	859	859	925	846	884	800	707	797	825	
CO ₂ emissions w/ capture (kg/MWh)	84	104	0	98	0	103	99	105	0	0	98	59	
Capital cost w/o capture (USD/kW)	1 408	1 330	1 579	1 851	1 851	2 003	1 938	2 048	2 587	2 716	856	1 931	
Capital cost w/ capture (USD/kW)	2 205	1 900	2 660	3 093	3 086	3 163	3 491	3 821	4 121	3 985	1 266	3 153	
Relative decrease in net efficiency	20%	21%	26%	20%	27%	20%	23%	24%	26%	26%	19%	23%	
RE-EVALUATED DATA (2010 USD)													
Overnight cost w/o capture (USD/kW)	1 720	1 868	1 976	2 317	2 317	2 507	2 426	2 563	2 409	2 529	938	2 263	
Overnight cost w/ capture (USD/kW)	2 875	2 849	3 555	4 133	4 124	4 227	4 665	5 106	4 098	3 962	1 481	3 959	
LCOE w/o capture (USD/MWh)	69	59	61	56	56	62	59	63	70	70	51	62	
LCOE w/ capture (USD/MWh)	101	84	100	96	97	100	108	119	112	106	69	102	
Cost of CO ₂ avoided (USD/tCO ₂)	49	35	49	52	47	46	66	72	52	50	27	52	
Relative increase in overnight cost	67%	53%	80%	78%	78%	69%	92%	99%	70%	57%	58%	74%	
Relative increase in LCOE	47%	43%	65%	71%	72%	62%	84%	89%	60%	51%	36%	64%	

Notes: Data cover only CO₂ capture and compression but not transportation and storage. Overnight costs include owner's, EPC and contingency costs, but not IDC. A 15% contingency based on EPC cost is added for unforeseen technical or regulatory difficulties for CCS cases, compared to a 5% contingency applied for non-CCS cases. IDC is included in LCOE calculations. Fuel price assumptions differ between regions. CO₂ purities >99.9% apart from GHG IA (96%), GCCSI (83%) and NETL case with 79.5% (LHV) efficiency (83%).

(出典) IEA (2011) [7]

③技術の適用事例

(1)Callide 酸素燃焼プロジェクト（豪州）

IHI、三井物産、電源開発、豪州石炭協会、CS energy 社、Schlumberger 社、Glencore 社のジョイントベンチャーによるプロジェクトであり、日本の経済産業省と豪州連邦政府およびクイーンズランド州政府より財政支援を受けている。2012 年よりクイーンズランド州の Callide A 発電所 4 号機（石炭焚き、30MW）において酸素燃焼の実証運転を開始し、既に累計 4,600 時間の運転を達成している。プロジェクト予算は約 2.4 億ドルであり、CO₂ 回収量は 75 トン/日（発電所からの CO₂ 発生量の約 11%）が計画されている。

(2)FutureGen 2.0, Illinois（米国）

FutureGen 2.0 は DOE が進めている石炭火力の大規模 CCS 実証プロジェクトの一つであると共に、米国の酸素燃焼方式による最初の CCS 実証プロジェクトでもある。2016 年より酸素燃焼方式による 200MW 級実証試験が行われる予定である。プロジェクト総予算は約 13 億ドルであり、そのうち酸素燃焼・CO₂ 回収設備費は 7.37 億ドルである。CO₂ 回収については年間 130 万トン/年が計画されている。

(3)CIUDEN oxyfuel programme（スペイン）

CIUDEN は 2006 年 5 月に環境・エネルギー技術の開発推進を目的としてスペイン政府によって設立された財団であり、2011 年から 2012 年にかけて酸素燃焼方式による 30MWth 級実証試験を行っている。このパイロットプラントに投入された総資金は約 1 億ユーロであり、うち 9,000 万ユーロを EU のファンドが負担している。また、今後 300MWe 級の実証試験も計画中与みられる。

④技術を開発/保有する機関

以下に、当該技術開発に取り組む代表的な研究機関と研究の概要を示す。

表 1-21 技術を開発/保有する機関とその概要

IHI (日)	ボイラ技術をベースに 1989 年より酸素燃焼の研究開発を開始している。1990 年代に基礎研究および FS を行い、2008 年から豪州において実証試験 (Callide 酸素燃焼プロジェクト) に取り組んでいる。今後は実証で得られた成果をもとに改善のための基礎研究を行い、2015 年以降の商用化を目指している。
Babcock & Wilcox Company (米)	フランスの酸素製造装置メーカーの AirLiquide 社と共同で酸素燃焼技術の開発に取り組んでいる。2001 年からラボスケール試験を経て、2007 年からは Barberton, Ohio 州にある 30MWth サイズのパイロット試験装置で開発を実施してきた。CCS 実証プロジェクトの FutureGen 2.0 にも取り組んでいる。
Alstom Power (米)	フランスの酸素製造装置メーカーの AirLiquide 社と共同で酸素燃焼技術の開発に取り組んでいる。ドイツ Vattenfall 社で実施している 30MWth パイロットプラントに微粉炭燃焼方式酸素燃焼技術が採用され、実証が行われた。
Foster Wheeler Finland (スペイン)	2009 年から 1MWth の小型試験装置で実証を行い、2011 年からは CIUDEN (Ciudad de la Energía) が実施する 30MWth 級のパイロットプラントの実証に取り組んでいる。

(出典) 株式会社 IHI (2011) [30]を基に作成

1.1.1.7. 化学ループ燃焼法

①技術概要

金属の酸化と還元を利用した新しい概念の燃焼法である。2つのリアクターの中に金属粒を周回させることにより、酸素を輸送し燃料の燃焼を行う。空気中の酸素と金属粒の酸化反応により酸化金属を作り、これを燃料と還元反応させることで酸化金属を金属に戻す。金属を媒体として空気中の酸素を燃料反応系へ供給するため、空気と燃料は直接的に混ざることなく、排ガスはCO₂とH₂O（水蒸気）のみとなる。

<p>【燃料反応塔】</p> <ul style="list-style-type: none"> 石炭 (CH_n) が金属酸化物の酸素と反応、金属酸化物は還元 $\text{CH}_x + 2\text{MeO}_y \rightarrow 2\text{MeO}_{y-1} + \text{CO}_2 + x/2 \cdot \text{H}_2\text{O} \quad : \quad (\text{吸熱})$ <p>【空気燃焼塔】</p> <ul style="list-style-type: none"> 還元された金属酸化物が空気中の酸素と反応 $2\text{MeO}_{y-1} + \text{Air}(\text{N}_2, \text{O}_2) \rightarrow 2\text{MeO}_y + \text{N}_2 \quad : \quad (\text{発熱})$ <p>※Me : 金属原子</p>

図 1-5 石炭火力発電所におけるケミカルループ反応

金属粒を酸素輸送キャリアとして用いることで空気分離装置を不要としている点が特徴である。理論的には回収の消費エネルギーが最も少ない回収方法の一つと考えられる。金属を酸素キャリアとして燃焼場に循環させるため、配管の磨耗や酸化還元の繰り返しに対する金属粒の耐久性が主な課題である。

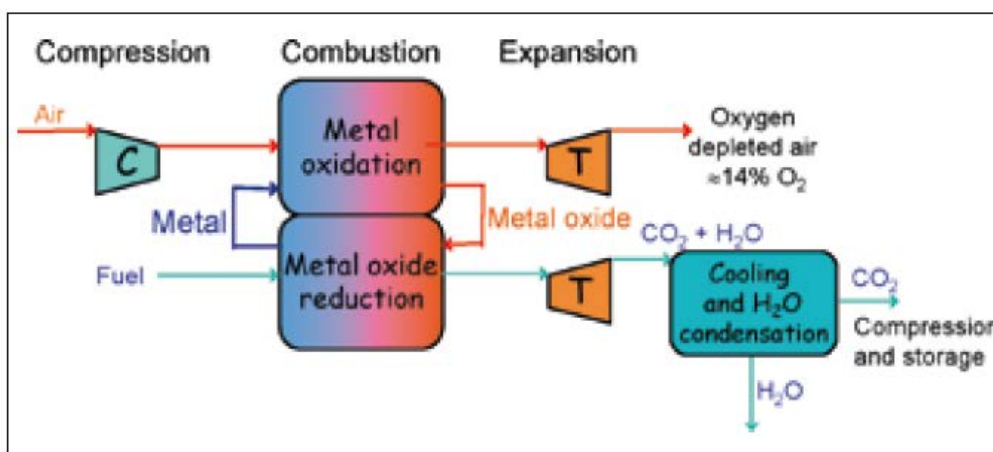


図 1-6 Chemical looping の仕組み

(出典) IPCC (2005) [6]

②経済性（コスト）

IPCC（2005）[6]では、新設石炭火力発電向けのケミカルループによるCO₂回収コストは\$14/t-CO₂という試算結果が示されている。この試算は、ケミカルループを使用しCO₂排出量をほぼ100%削減するシステムが前提となっているため、非常に安いCO₂回収コストとなっている。ただし、現状では1～3MWth規模で原理、キャリア金属粒子、循環系の検証研究が進められている段階の技術であり、現時点では非常に不確実性が高い試算結果である。

③技術の適用事例

実証試験に取り組まれている段階であり、CCSへの適用事例は今のところ存在しない。技術開発においては、ALSTOM社が政府支援の下で1～3MWth規模でのパイロット試験を実施しており、先行している状況にある。

④技術を開発/保有する機関

表 1-22 に、当該技術開発に取り組む代表的な研究機関と研究の概要を示す。

表 1-22 技術を開発/保有する機関とその概要

ALSTOM (仏)	Fe 系の酸素キャリアを使用したケミカルルーピング燃焼技術を開発している。RFCP (Research Fund for Coal and Steel) の E 'CLAIR プロジェクト (2008~2012 年) において 1MWth 装置での試験を Chalmers 工科大、Darmstadt 工科大、Vattenfall 社、Air liquid 社と共同で実施した。
ALSTOM (米)	Ca 系のキャリアを使用したケミカルルーピング燃焼技術を開発している。DOE のプロジェクト (2008~2011 年) において 3MWth 装置での試験を NETL (National Energy Technology Laboratory) と共同で実施した。
一般財団法人石炭エネルギーセンター、産業技術総合研究所等	石炭ガス化を触媒により行うために、Ca 系のキャリアを使用したケミカルループ燃焼法が検討された。この事業は NEDO 事業の「ゼロエミッション石炭火力技術開発プロジェクト 次世代高効率石炭ガス化技術開発 (平成 19 年度~平成 23 年度)」の中で実施された。
東京ガス	2020 年までに、ケミカルループ燃焼技術を確立し、天然ガスなどの化石燃焼から CO ₂ を低コストに回収すると共に、エネルギー (熱、電気) と物質 (二酸化炭素、窒素、水素) を同時に生み出す「コプロダクションシステム」の実現を目指している。神奈川工科大学と共同研究を行っている。

(出典)

ALSTOM : 一般財団法人石炭エネルギーセンターほか (2013) [31]を基に作成

一般財団法人石炭エネルギーセンター、産業技術総合研究所 :

一般財団法人石炭エネルギーセンターほか (2012) [32]を基に作成

東京ガス : 東京ガス[33]

1.1.2. 輸送

CO₂ の輸送は、気体、液体、固体という 3 相で行われる。気体および液体の CO₂ の商業規模の輸送には、タンクローリー、パイプラインおよび船舶が使用可能である。ただし、CO₂ の固化は他のオプション（気体、液体）と比べてはるかに多くのエネルギーを必要とし、コスト面およびエネルギー面で他のオプションより劣る。また、液化 CO₂ のタンクローリー輸送については、大規模な CO₂ 回収・貯留プロジェクトにとっては魅力的なオプションにならないと考えられる。

以上の背景を踏まえ、本節では、パイプライン輸送、船舶輸送についてその概要を整理する。

なお、輸送技術に関するコスト分析は、パイプラインと船舶を同時に分析している例を 1.1.2.3 に記載する。

1.1.2.1. パイプライン

①技術概要

パイプライン輸送は歴史が長く、世界的に普及している技術である。CO₂ を輸送する CO₂ パイプラインはすでに米国テキサス州周辺に数多く敷設されている。また、CO₂ パイプラインと類似の技術を用いる、天然ガスや石油の輸送を目的としたパイプラインも、日欧米各国にすでに広範囲に敷設されている。

パイプラインでは腐食対策が重要である。乾いた CO₂ ガスは酸素や H₂S、SO_x、NO_x を不純物として含んでいたとしてもパイプラインに対して腐食性はないが、湿り気の多い CO₂ ガスは腐食性を持つため、パイプライン材料に耐腐食性を持たせる必要がある。そのため、CO₂ ガスの乾燥ができない場合には、炭素マンガン鋼のような低合金鋼ではなく、ステンレス鋼を用いるといった方法がある。ただし、この方法はコストの増大につながる可能性がある。

また、成長が続くにつれ人口密度の高い地域が CO₂ の大量発生源となるが、人口密集地域での大規模の CO₂ 輸送についてはほとんど実績がなく、今後このような地域にパイプラインを通す場合は、経路や過圧保護、リーク検知などに関する検討が必要である。

②技術の適用事例

世界の大規模 CCS プロジェクト（検討中のものも含む）の 50 件においてパイプライン輸送が採用または想定されている。Global CCS Institute (GCCSI) が取りまとめた “THE GLOBAL STATUS OF CCS 2013”によれば、50 件のうち 41 件は陸域間パイプラインであり、9 件が陸-海域間パイプラインである。陸域間パイプラインは米国、中国、カナダの件数が多い。陸-海域間パイプラインはほぼ欧州での件数である。輸送距離については、51～150km が最も多く 19 件、151～250km が次いで 13 件となっており、ほとんどが 250km 以下の輸送距離である。

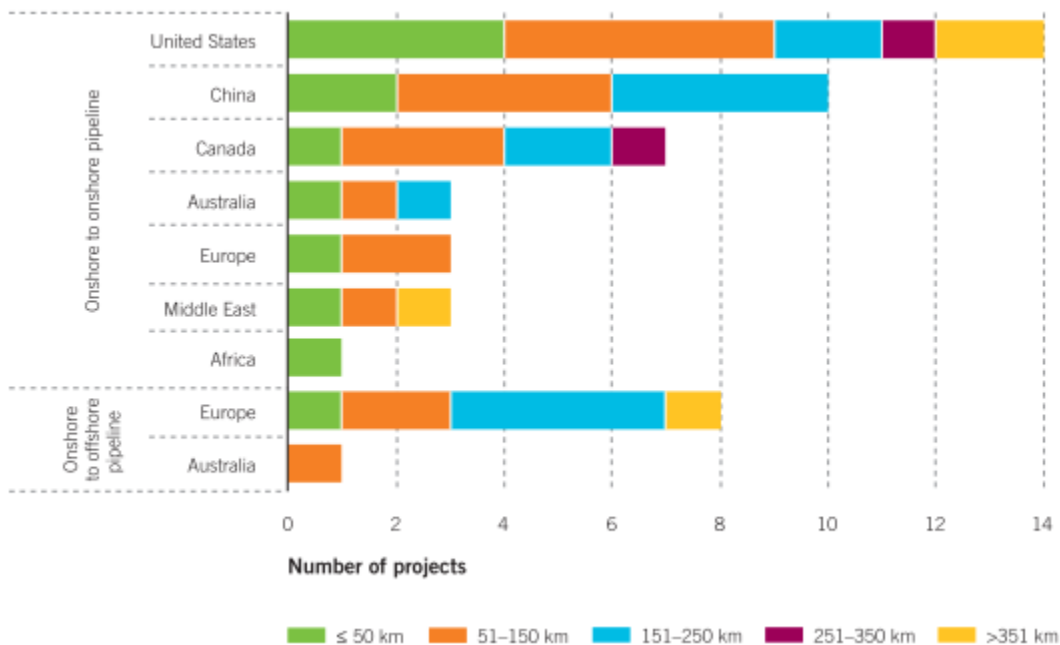


図 1-7 世界の大規模 CCS プロジェクトにおけるパイプライン輸送の概要
(出典) Global CCS Institute[34]

一方、国内のパイプライン事例を見ると、CCS 向けのものはなく、天然ガス輸送のためのパイプラインが設置されている。

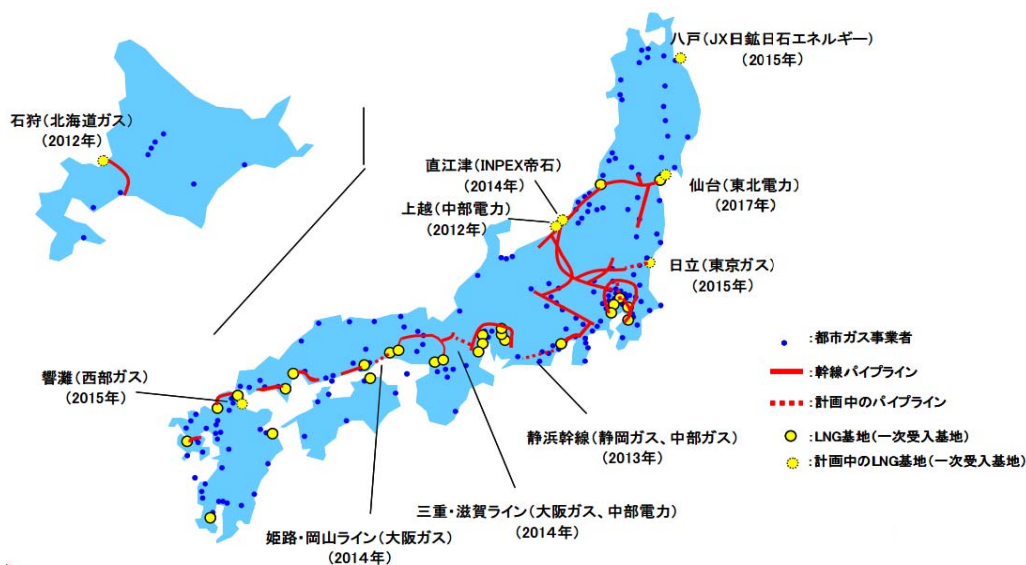


図 1-8 我が国のガスインフラの状況
(出典) みずほコーポレート銀行産業調査部[35]

③技術を開発/保有する機関

パイプライン輸送技術は天然ガス等の輸送手段として世界的に適用されており、成熟した技術である。そのため、事業者も多く存在している。パイプライン関連企業は、製造（製鉄会社）と建設（エンジニアリング会社）に大別される。ここでは国内企業に焦点をあてて整理する。

(1)パイプライン製造

1)新日鉄住金株式会社

CO₂ や硫化水素(H₂S)が含まれる環境で使用可能なステンレス鋼シームレスラインパイプの開発が行われている。

他に、天然ガス向けとしては、ExxonMobil と共同で世界最高強度のラインパイプ（規格名称：X120（引張強度 915MPa 以上））を開発している。天然ガスをより高圧にすることで一度に大量に遠くまで輸送できるというメリットがある。また、薄肉化・軽量化が可能となるため、コストが大幅に低下するメリットがある。

2)JFE スチール株式会社

JFE スチール株式会社もパイプライン用鋼材で多くの国外導入実績を有している。2012～2013年の受注・納入実績について下表にまとめる。

表 1-23 JFE スチール株式会社の納入実績

国	納入先	用途	陸域/海域・水深	設備能力（直径、距離、重量）
豪州	Chevron	天然ガス	海域・N/A.	44 インチ, 225km, 150,000t
米国	Jack&St.Malo	原油	海域・2,100m	24 インチ, 223km, 100,000t
モザンビーク	SASOL	天然ガス	陸域	26 インチ, 130km, 23,000t
ノルウェー	STATOIL	天然ガス	海域・1,265m	36 インチ, 482km, 325,000t

（出典）JFE スチール株式会社ニュースリリース[36]

(2)パイプライン建設

1)日鉄住金パイプライン&エンジニアリング株式会社

日鉄パイプライン、住友金属パイプエンジの合併により 2012 年 10 月 1 日に発足した。新日鉄住金グループのパイプライン事業のうち、日本国内のパイプライン事業を担っている。

2)JFE エンジニアリング株式会社

JFE エンジニアリングは、高圧ガスパイプライン建設事業を行っている。1960 年代の帝国石油（株）「東京ライン」を始め、同「松本ライン パイプライン」や都市ガス・産業用から火力発電所用まで、数多くの設計・施工実績を有している。また、国外ではインドネシアでの天然ガスパイプライン建設実績も有している。

3)東洋エンジニアリング株式会社

東洋エンジニアリング株式会社もパイプライン事業で多くの国外導入実績を有している。同社の納入実績について下表にまとめる。

表 1-24 東洋エンジニアリング株式会社の納入実績

国	納入先	用途	設備能力（直径、距離）
インド	インド・ガス公社	天然ガス	36"/30"/24"/18"×1,700 km
アゼルバイジャン	アゼリガス社	天然ガス	40"×45 km、28"×45 km
ブラジル	ブラジル石油公社	天然ガス	28"×455 km、26"×441 km、16"×12 km、14"×56 km

（出典）東洋エンジニアリング株式会社 [37]

1.1.2.2. 船舶

①技術概要

船舶輸送は、陸上のCO₂貯蔵設備からCO₂を受け取り貯留地まで輸送する技術である。技術的には、液化石油ガス（LPG、主成分はプロパンとブタン）を輸送するタンカーが商業的に用いられており、これをCO₂輸送に適用できると考えられている。

CO₂は継続的に陸上の排出源から回収されるが、船舶の輸送サイクルは不連続であるため、海上輸送システムでは、陸上に一時的な貯蔵設備と荷役施設を持つことが特徴である。CO₂の引渡についても、貯留システムにより状況は異なる。引渡地が陸上の場合、CO₂は船舶から一時貯蔵タンクに荷卸される。一方、引渡地が海上の場合、船は着底式プラットフォームや浮遊式貯留施設に、一点係留を通してまたは貯留システムに直接荷卸することとなる。

現状、CO₂の船舶輸送を請け負う業者がないため、原則専用船を準備する必要があるが、専用船を新造するには多大な初期投資が必要となるため、大量かつ長距離輸送に適した輸送方法と言える。パイプライン輸送とは異なり、多少離れた複数箇所の集中排出源を自由に組み合わせてCO₂を回収し、貯留することができる点が利点と考えられる。

実用化に当たっては、積出・受入港の施設（貯蔵設備等）整備、停泊可能期間などについて、個別の案件ごとに調査・検討する必要がある。

②技術の適用事例

現在、CCSを目的としたCO₂の大規模船舶輸送が行われている例はない。GCCSIが取りまとめた“THE GLOBAL STATUS OF CCS 2013”によれば、船舶による輸送を計画しているプロジェクトは3件あり、その内訳は韓国2件、中国1件となっている。その概要は以下の通りである。

表 1-25 韓国・中国における船舶輸送 CCS プロジェクトの概要

No.1(韓国) : 既設石炭火力（微粉炭 500MW）から年間 150 万 t-CO ₂ 回収し、パイプラインと船舶で輸送して海域の帯水層に貯留する計画。プレ FS が 2009 年に開始し、2014 年の中頃に完了する予定。
No.2(韓国) : 新設石炭火力（酸素燃焼 500MW または IGCC 300MW）から年間 200 万 t-CO ₂ 回収し、船舶輸送して海域の帯水層に貯留する計画。
No.3(中国) : 広東省の新設石炭火力 (IGCC, 出力 101-250MW) から年間 100 万 t-CO ₂ 回収し、船舶輸送して海域の枯渇油ガス田に貯留する計画。当初は陸上パイプラインを計画していたが、2013 年に船舶輸送へと計画変更。

No.	1	2	3
プロジェクト名	Korea-CCS 1	Korea-CCS 2	Dongguan Taiyangzhou IGCC with CCS Project
国	韓国	韓国	中国
操業開始	2017	2019	2019
排出源	発電	発電	発電
回収タイプ	燃焼後	未定	燃焼前（ガス化）
回収能力 (百万 t-CO ₂ /年)	1	1	1
輸送距離(km)	不明	不明	201-250
貯留タイプ	帯水層(海域)	帯水層(海域)	枯渇油ガス田（海域）

(出典) Global CCS Institute[34]

また、オランダでは CINTRA (Carbon In Transport) プロジェクトにおいて CO₂ 船舶輸送が計画されている。発電所や石油化学プラント、水素製造プラント等で生じた CO₂ を分離回収し、パイプライン輸送やタンカー輸送によってロッテルダムの CO₂ ハブに集約した後、Anthony Veder 社が運用する CO₂ タンカーを利用してデンマーク沖の Dan Field まで CO₂ を輸送し、EOR を行う計画である。2016 年の操業開始を目指しており、輸送量は 150 万 t-CO₂/年としている。

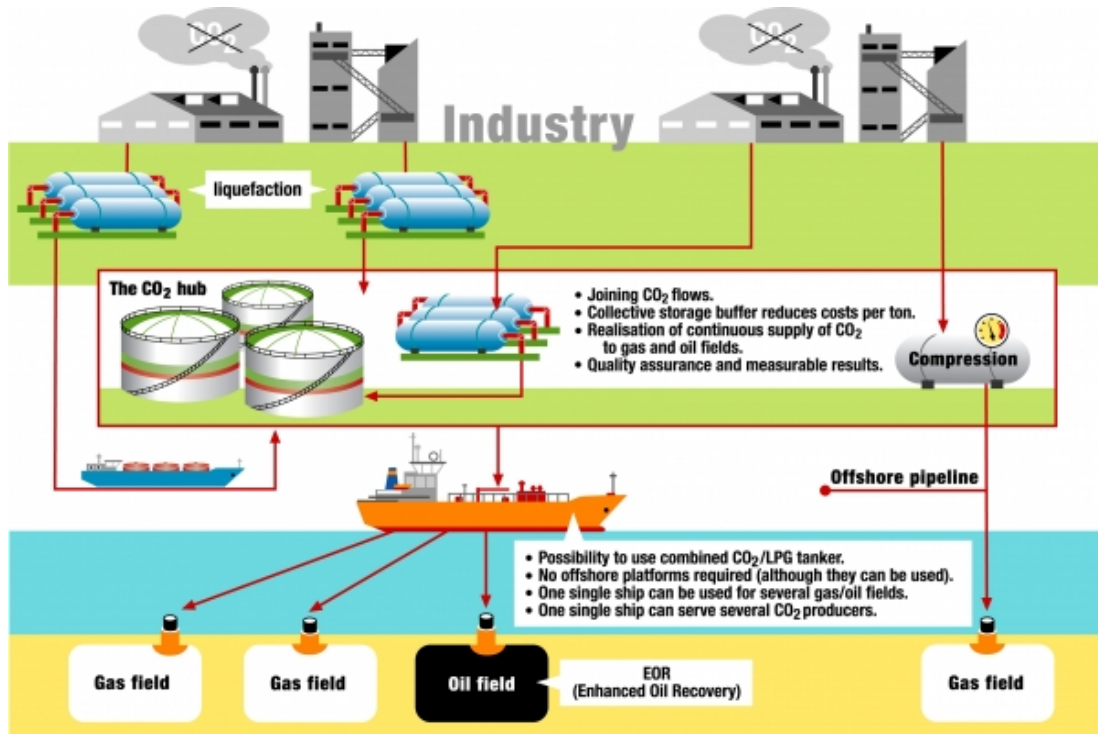


図 1-9 CINTRA プロジェクトの概要

(出典) Rotterdam Climate Initiative[38]

③技術を開発/保有する機関

CCS のための CO₂ 輸送船は現在のところ実現していないため、船舶輸送を検討した機関の事例を整理する。

(1)三菱重工業

三菱重工業 (MHI) は 2004 年、IEA の Greenhouse Gas R&D Programme のもとで CO₂ の船舶輸送に関する検討を行っている。この検討では、輸送距離や船の大きさ、速度等のパラメータを変化させた際の、液化 CO₂ の船舶輸送コストおよび CO₂ 排出量が推定されている。CO₂ の輸送量は 20,000 トン/日と設定されており、これは 1,000MW の石炭火力発電所および 2,200MW の天然ガス火力発電所からの排出量を想定した値となっている。

船の大きさおよび液化プラントへの供給 CO₂ 圧力を変化させた場合の、輸送距離と輸送コストの関係としては、速度一定 (27.78km/h) の下で船のサイズを 10,000 トンから 30,000 トンへと変化させると輸送コストは大きく減少するが、さらに 50,000 トンへ変化させた場合のコスト減少幅は非常に小さく、スケールメリットは限定的であると結論付けられている。

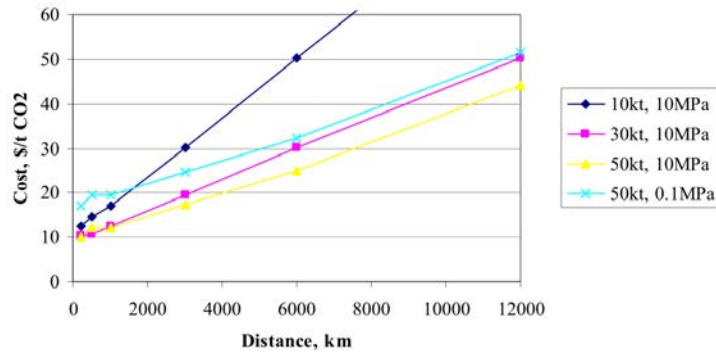


図 1-10 輸送距離と輸送コストの関係

(出典) IEA GHG (2004) [39]

また、一定条件（船の大きさ 50,000 トン、速度 27.78km/h、液化プラントへの供給 CO2 圧力 10MPa）における、距離別のコスト内訳については、1,000km 以下では合計コストに大きな差はなく \$10/tCO2 程度であり、港湾や貯蔵にかかるコストの割合が高いが、長距離の輸送になると船舶に係るコスト（主に船舶の隻数）の割合が大きくなり、合計コストも上昇するという傾向が示されている。船の速度に関しては、最高速度を高くすることで船の建造コストが上昇する反面、年間輸送量も増大するため単位 CO2 あたりの輸送コストは減少するが、速度向上による燃費の悪化も加味するとコスト削減効果は限定的と結論付けられている。

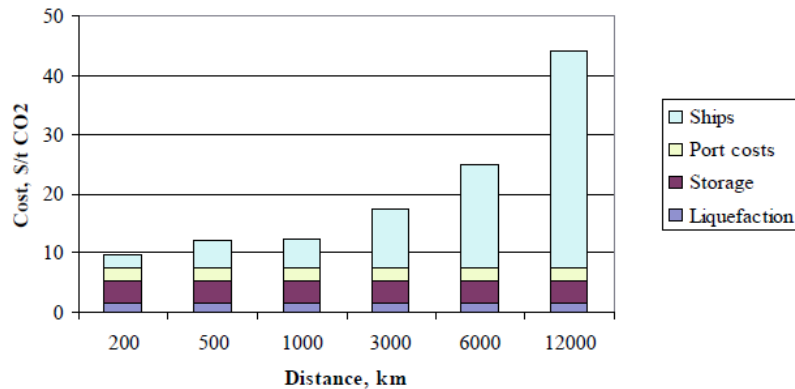


図 1-11 輸送距離別のコスト内訳

(出典) IEA GHG (2004) [39]

(2)財団法人エンジニアリング振興協会

NEDO が平成 22 年度に実施した「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 CO2 貯留までのトータルシステムの フィジビリティー・スタディー CO2 輸送システムの概念設計」において、液化 CO2 輸送船の概念設計として、液化 CO2 タンク構造の検討や、実証船、商用船（内航船）、商用船（外航船）それぞれの輸送パターンに

ついて検討を行っている。その結果、商用船の液化 CO₂ 積載重量は、1 隻運用とした場合で約 40,000t 規模となると結論付けている。これは、年間 200 万トンの CO₂ を、発生源から 1,000 マイル離れた貯留地に満載時 12 ノット、空船時 14 ノットで輸送することを想定し、算定を行っている。

(3)Anthony Veder

液化ガス（LNG、LPG、CO₂ 等）のタンカー輸送に特化した運送会社であり、約 25 隻の液化ガスタンカーを保有している。CINTRA プロジェクトにおいては液体貨物輸送会社である Vopak 社とともに GCCSI より補助金を得て、液化 CO₂ の船舶輸送を担当している。このプロジェクトでは“Coral Carbonic”および“Coral Carbon”という 2 隻の CO₂ タンカーを使用する予定である。Coral Carbonic の積載量は 1,250 m³ であり、Coral Carbon の積載量はその 20~30 倍が想定されている。輸送時の圧力は 1.4~1.8MPa、温度は -25~-35℃となる。（詳細については、2.1.4 で整理する。）



図 1-12 Coral Carbon のイメージ図

(出典) Schuttevaer 記事[40]

(4)千代田化工建設

新しい船舶輸送方法であるシャトル船・洋上圧入方式に取り組んでいる。GCCSI (Global CCS Institute) から 2 年にわたる補助金を得て、発案者である東京大学・尾崎雅彦教授と共同で、シャトル船・洋上圧入方式の技術および経済性の検証を実施した。この方式は、火力発電所などから無人の海域貯留サイトまで中型（積載量 3,000 トン）のシャトル船で液体 CO₂ を輸送し、フレキシブル・パイプを通じて直接 CO₂ を圧入することを想定している。パイプラインと比べ長い輸送距離や深い水深に対応でき、輸送量・輸送距離の計画変更に対応しやすく、大型船と比べ陸上施設・洋上施設が小規模で済むことなどの利点が

ある。(詳細については、2.1 節で整理する。)

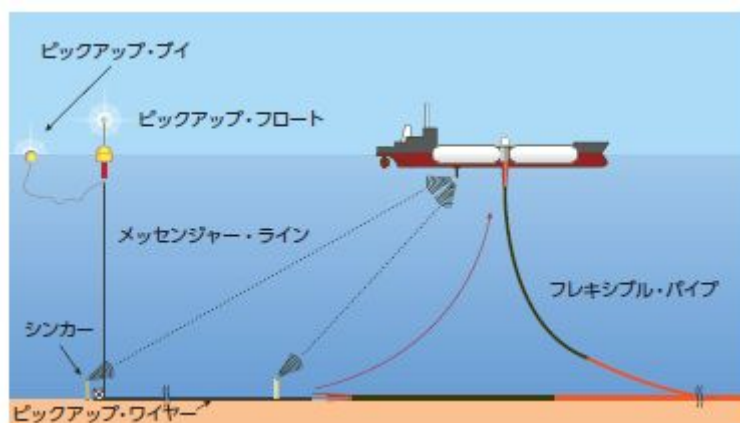


図 1-13 シャトル船・洋上圧入方式 CCS の概要
(出典) 千代田化工建設[41]

1.1.2.3. 輸送コスト

パイプライン輸送並びに船舶輸送のコストに関する検討は、IPCCの特別報告書やRITEが検討した事例が既存資料として存在する。本項目では、これらの検討結果を整理する。

(1)IPCCにおける整理

IPCC(2005)[6]では、陸上パイプラインおよび船舶による600万t/年を輸送する場合の推定コストを示している。この推定結果では、損益分岐距離、つまり輸送形態によるコストが同じになる距離は、約1,000kmと結論付けられている。すなわち、船舶輸送は、パイプライン輸送に対して長距離ではコスト的に競争力を持つとされている。ただし、CO₂輸送量がさらに大量になると、損益分離距離はさらに長距離になると考えられる。また、船舶輸送の方がパイプライン輸送よりも安くなる要因としては、距離以外にも荷役ターミナル、パイプライン沿岸横断、水深、海底安定性、燃料コスト、建設コスト等の多くの要因が関連し変動する可能性があると同報告書で述べられている。以下に同報告書での推定結果を示す。

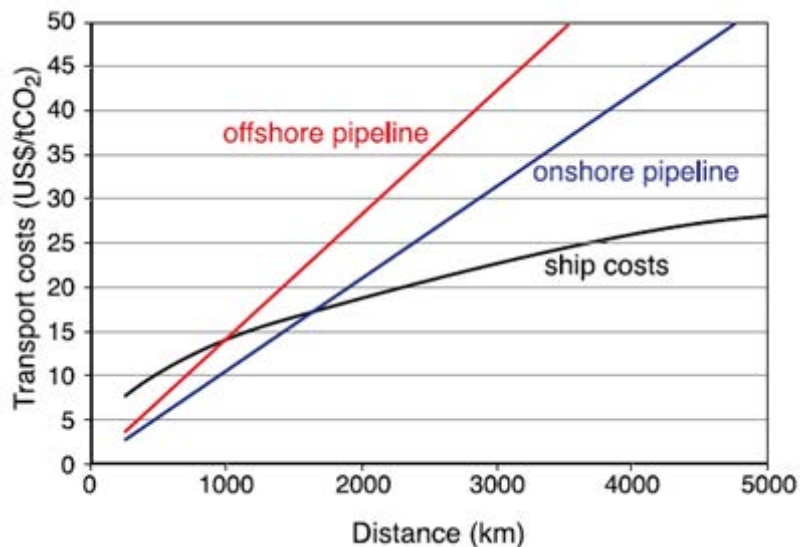


図 1-14 欧米を前提としたパイプライン輸送と船舶輸送の輸送距離とコスト
(出典) IPCC (2005) [6]

(2)RITEにおける整理

RITE(2005)[8]が国内を対象にパイプライン輸送と船舶輸送の輸送距離とコストを検討した結果を下図に示す。日本の場合、CO₂パイプライン建設コストは高く、また、CCSのためのCO₂輸送量は、現実的どころで年間100万t-CO₂程度と小さいため、CO₂パイプライン輸送コストは、世界での報告例よりもかなり高くなるのが特徴である。特にパ

イプライン輸送では、排出源から貯留層までの輸送距離、輸送規模等がコストに大きく影響するという結果になっている。日本での CO₂ 輸送を考える場合、長距離輸送はタンカー輸送が効果的だが、全体的に高く、輸送コストを抑えるには、短距離のパイプライン輸送が現実的との結果となっている。また、海外は ROW（占用権を有する道を確保して設置）に対し、日本は主として公道下を通すため、工事制約（作業時間・作業帯寸法の制約、試掘・伏越しが多発）や舗装面の復旧の必要性等のため工事進捗が遅いといった課題も同報告書では挙げられている。

RITE の研究結果に補助線を追加し、損益分離距離を読み取った結果、1Mt-CO₂/年の場合には 190km 程度となった。すなわち、日本での CO₂ 輸送を行う場合、190km 程度以上では船舶輸送がパイプライン輸送より安価で済むと考えられる。

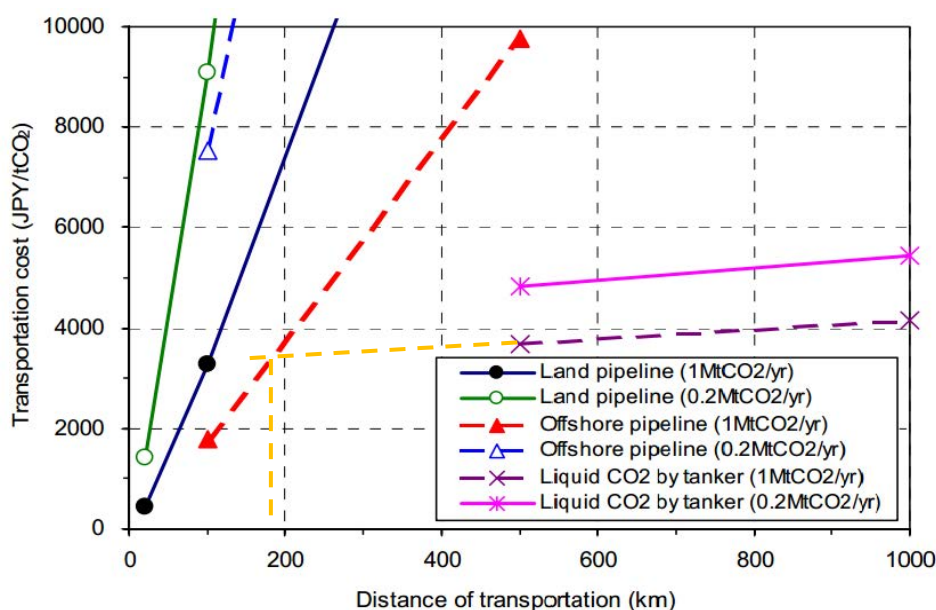


図 1-15 日本国内を前提としたパイプライン輸送と船舶輸送の輸送距離とコスト
 (出典) 秋元(2006)[42]に補助線（図中の黄色点線）を追加

以上の調査結果から、国内における CO₂ のパイプライン輸送では、近距離かつ一定の貯留量が無ければ経済性の確保が困難だと考えられる。また、国内で考えた場合、CO₂ の排出源は全国に分散しており、パイプライン輸送が成り立つ条件を満たすことは難しいと考えられる。一方、船舶輸送は長距離かつ一定の貯留量があると経済性が確保し易い。船舶の場合は、分散する排出源の中から都度最適な排出源を選択し、CO₂ を回収することができるため、フレキシビリティが高いという長所がある。そのため、船舶輸送に関するハードとソフト（輸送船や関連設備、輸送計画の最適化等）が確立されれば、経済性を確保できる可能性があると考えられる。

1.1.3. 貯留

1.1.3.1. CO₂ 地中貯留の仕組み

CO₂ 地中貯留の有効性は、物理的トラッピング（捕捉）と化学的トラッピングの組み合わせに依存するとされている（IPCC 特別報告書, 2005）。

物理的トラッピングには、構造的・層序的トラッピングおよび残留 CO₂ トラッピングがある。化学的トラッピングには、溶解トラッピングおよび鉱物トラッピングがある。それぞれ作用する時間スケールが異なっている。図 1-16 に示すように、圧入当初は物理的トラッピングの貢献が大きいですが、数千年以上経つと化学的トラッピングの貢献が大きくなる。

ここではそれぞれのトラッピングのメカニズムについて説明する。

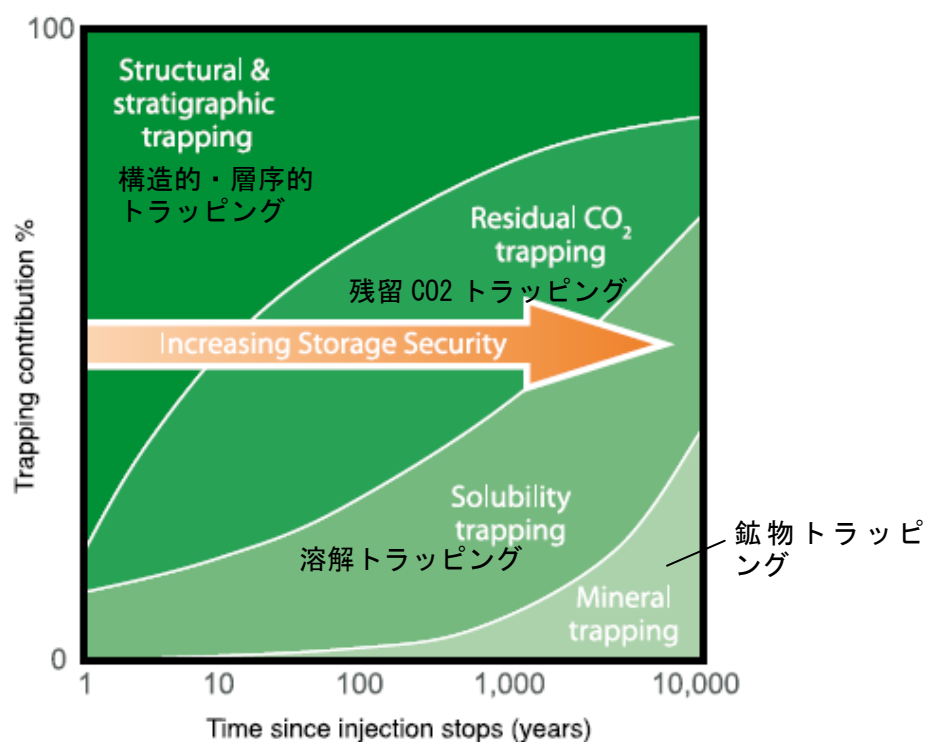


図 1-16 トラップメカニズムの貢献度の時間変化

(出典) IPCC (2005) [6]

① 構造的・層序的トラッピング

構造的・層序的トラッピングは、基本的に低浸透率の岩石をシールとして期待するものである。高緯度地域には、地下浅部のガスハイドレート層がシールとして作用する可能性がある。

構造的トラッピングは、超低浸透性の頁岩（シェール）や岩塩層などのキャップロック（帽岩）の下部に CO₂ を捕捉するものである。堆積盆は閉鎖系かつ物理的な構造を有して

おり、主に塩水や石油やガスで占められている。構造的トラッピングは褶曲または破碎した岩石で形成されている場合もある。

層序的トラッピングは、岩石が堆積したサイトの環境変動により、岩石種類が変化することによって形成されるものである。

② 残留 CO₂ トラッピング

地層中に圧入された CO₂ は水よりも密度が小さいため、地層の孔隙内を上方へ移動していく。しかし、一部の CO₂ には地層中の毛細管圧力が働き、移動が妨げられる。これが残留 CO₂ トラッピングと呼ばれている。移動できず残留した CO₂ が孔隙を占める割合は、残留ガス飽和率と呼ばれている。残留 CO₂ トラッピングは CO₂ の移動に伴い働くため、貯留後の比較的早い時期に貢献することが期待される。

③ 溶解トラッピング

溶解トラッピングとは、圧入された CO₂ が地層内にもともと存在している水に溶解することである。CO₂ は独立相ではなく水相としてふるまうため、浮力で上昇することを避けることができる。さらに、CO₂ が溶解した水は、もともと存在している水よりも密度が大きくなるため、下方へ沈む。

温度や塩分濃度が上昇するにつれ、CO₂ の水への溶解度は減少する。地層水と CO₂ が孔隙中で共存する場合は溶解が急速に進行するが、いったん地層水が CO₂ で飽和すると溶解速度が低下し、拡散や対流といった流動が卓越するようになる。

④ 鉱物トラッピング

鉱物トラッピングとは、CO₂ を含む水が岩石を溶かし、pH を上昇させ、安定した炭酸塩鉱物へと変化することである。地中貯留のうち最も永久的な貯留形態といえる。鉱物トラッピングは比較的ゆっくりと進行し、1000 年以上かかるとされている。代表的な炭酸塩鉱物としては、CaCO₃ (カルサイト) が挙げられる。

1.1.3.2. 帯水層

①概要

帯水層は孔隙が多く、水などの流体を通しやすい地層であり、通常、体積割合の20%程度存在する空隙の中は水(あるいは塩水)で満たされている。CO₂を貯留する対象となる地層は、CO₂の状態を超臨界状態とすると効率よく貯留できるため、地下800m以深が適している。必要とされる技術はEORなど油田・ガス田への貯留(後述)と同様である。

圧入されたCO₂の貯留性を確保するために、圧入されたCO₂の移動を阻止するトラップ構造(遮へい性能)と、貯留を行える十分な空隙(貯留性能)を必要とする。また、カルシウムやマグネシウム、鉄等の珪酸塩に富んだ地層では、CO₂により炭酸塩が生成されることから高い貯留性が期待できるとされる。

塩水で満たされた帯水層は世界的に広く分布しており、貯留ポテンシャルが大きいことはメリットである一方、帯水層の上位に遮蔽層が伴わない場合は、貯留の完全性の確保が課題となる。また、帯水層は油ガスを生産し終わった枯渇油ガス田とは異なり、一般に高い地層圧力を保持している。そのため、帯水層にCO₂を圧入する際には、圧入性が問題となる。

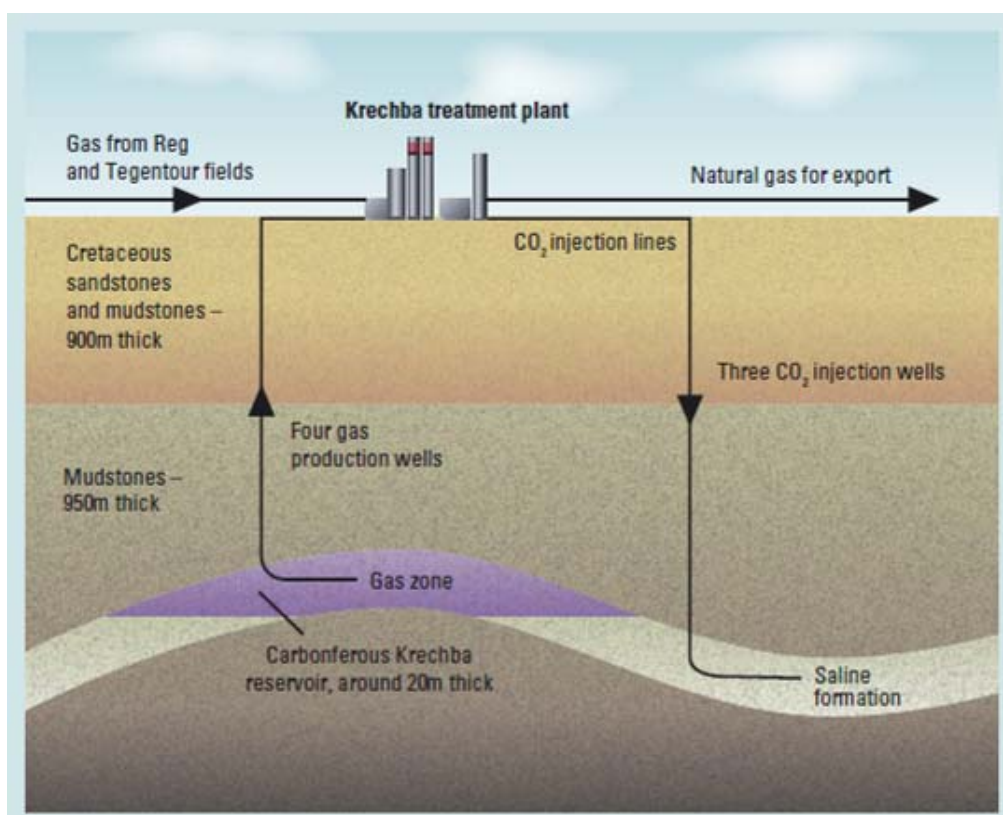


図 1-17 帯水層貯留の概念 (In Salah プロジェクト)

(出典) BP(2008)[43]

②経済性（コスト）

IPCC 特別報告書でまとめられている、帯水層への CO2 貯留コストを表 1-26 に示す。

表 1-26 CO2 貯留コスト(帯水層)

貯留タイプ	陸域/海域	場所	コスト(US\$/tCO2)			備考
			低位	中位	高位	
塩水層	陸域	豪州	0.2	0.5	5.1	20 サイトの統計
塩水層	陸域	欧州	1.9	2.8	6.2	代表的範囲
塩水層	陸域	米国	0.4	0.5	4.5	米国の低位/中位/高位事例
塩水層	海域	豪州	0.5	3.4	30.2	34 サイトの統計
塩水層	海域	北海	4.7	7.7	12.0	代表的範囲

(出典) IPCC (2005)[6]

③技術の適用事例

GCCSI(2013)において商業段階とされているプロジェクトを表 1-27 に示す。

表 1-27 帯水層貯留プロジェクト

No.	国	プロジェクト名	運転開始年	排出源	回収能力 (MTPA)
1	アルジェリア	In Salah CO2 Storage	2004	天然ガス処理	0 (圧入停止中)
2	ノルウェー	Sleipner CO2 Injection	1996	天然ガス処理	0.9
3	ノルウェー	Snohvit CO2 Injection	2008	天然ガス処理	0.6-0.8

(出典) GCCSI(2013)[34]

1.1.3.3. 枯渇油ガス田

①概要

枯渇した油ガス田を CO₂ 貯留層とする技術である。IPCC 特別報告書では、枯渇油ガス田を CO₂ 貯留の主要な候補とする理由として以下が挙げられている。

- 元々構造的トラッピング・層序的トラッピングにより、蓄積された石油やガスが逃げなかったこと（ある場合には数百万年）から、その完全性と安全性が実証されている
- ほとんどの油田・ガス田で地層構造と物理的特性が広範に研究、評価されている
- 炭化水素の挙動とトラップの動き、位置変化を予測するコンピュータモデルが石油・ガス産業で開発されている
- 既に設置されているインフラや坑井の一部が CO₂ 貯留操業に使える可能性がある

②経済性

IPCC 特別報告書でまとめられている、枯渇油ガス田への CO₂ 貯留コストを表 1-28 に示す。

表 1-28 CO₂ 貯留コスト(枯渇油ガス田)

貯留タイプ	陸域/海域	場所	コスト(US\$/tCO ₂)			備考
			低位	中位	高位	
枯渇油田	陸域	米国	0.5	1.3	4.0	米国の低位/中位/高位事例
枯渇ガス田	陸域	米国	0.5	2.4	12.2	米国の低位/中位/高位事例
不使用油ガス田	陸域	欧州	1.2	0.7	3.8	代表的範囲
不使用油ガス田	海域	北海	3.8	6.0	8.1	米国の低位/中位/高位事例

(出典) IPCC (2005)[6]

③技術の適用事例

GCCSI(2013)によると、枯渇油ガス田を貯留層とした商業段階のプロジェクトはない。

1.1.3.4. EOR

①概要

CO₂-EOR (Enhanced Oil Recovery) は、地下の原油層に高圧の CO₂ を圧入して原油層内の圧力を維持し、さらに、原油の粘性、界面張力を低下させ流動性を高め、原油の回収率を高めようとする技術である。CO₂-EOR は古くから米国を中心に普及し始め、ほとんどが商業的に成立している。

CO₂-EOR 実施に適した油田条件は以下のようにになっている。

- ・油層深度 > 600m
- ・油層圧 > MMP(最小ミシビリティ圧力:10-15MPa)
- ・軽質(25~48API)かつ低粘性の原油

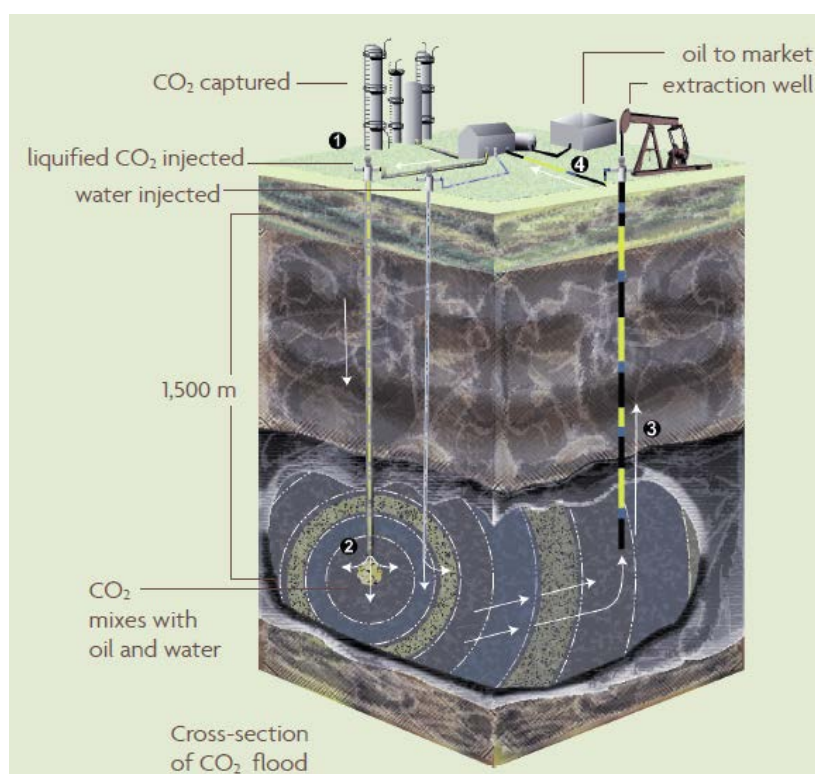


図 1-18 EOR の概念 (Weyburn-Midale プロジェクト)

(出典) Cenovus Energy[44]

②経済性 (コスト)

IPCC 特別報告書(2005)[6]で示されている EOR の貯留コストは、米国の陸上での事例として、-14.8\$/t-CO₂ とされている。これは原油 1 バレルあたり 15US\$を仮定した場合の値である。原油増産により収益が上がるため、コストとしてはマイナスの値となっている。

③技術の適用事例

GCCSI(2013)[34]において商業段階とされているプロジェクトを表 1-29 に示す。

表 1-29 EOR プロジェクト

No.	国	プロジェクト名	運転開始年	排出源	回収能力 (MTPA)
1	米国	Val Verde Natural Gas Plants	1972	天然ガス処理	1.3
2	米国	Enid Fertilizer CO2-EOR Project	1982	肥料製造	0.7
3	米国	Shute Creek Gas Processing Facility	1986	天然ガス処理	7
4	カナダ	Great Plains Synfuel Plant and Weyburn-Midale Project	2000	合成ガス製造	3
5	米国	Century Plant	2010	天然ガス処理	8.4
6	米国	Air Products Steam Methane Reformer EOR Project	2013	水素製造	1
7	ブラジル	Petrobras Lula Oil Field CCS Project	2013	天然ガス処理	0.7
8	米国	Coffeyville Gasification Plant	2013	肥料製造	1
9	米国	Lost Cabin Gas Plant	2013	天然ガス処理	0.8-1.0

(出典) GCCSI(2013)[34]

1.1.3.5. 炭層固定

①概要

非採掘石炭層への CO₂ 貯留は ECBM (炭層メタン増進回収) と呼ばれている。そのメカニズムは、採掘不能な石炭層に CO₂ を注入することによって、石炭に吸着しているメタンに優先して CO₂ が吸着され、メタンを置換するというものである。この方法により、減圧によるメタン抽出方法に比較して炭層からのメタン回収量の増産が見込まれる。

石炭がメタンよりも CO₂ を 2 倍吸着しやすいと仮定すれば、炭層メタン増進回収により、最大 2000 億トンもの CO₂ を貯留するポテンシャルがあるとされている (IPCC, 2005[6])。

石炭層貯留の課題は、貯留に適した炭層の深度範囲が狭いことである。

- 一般に炭坑は深さ 500m より浅いところで操業されている。このような深度では採炭の可能性のあることから、本来 CO₂ 貯留を行うべきではない。
- 1000m より深いところでは石炭層の浸透率が小さくなるため、貯留に適さない。

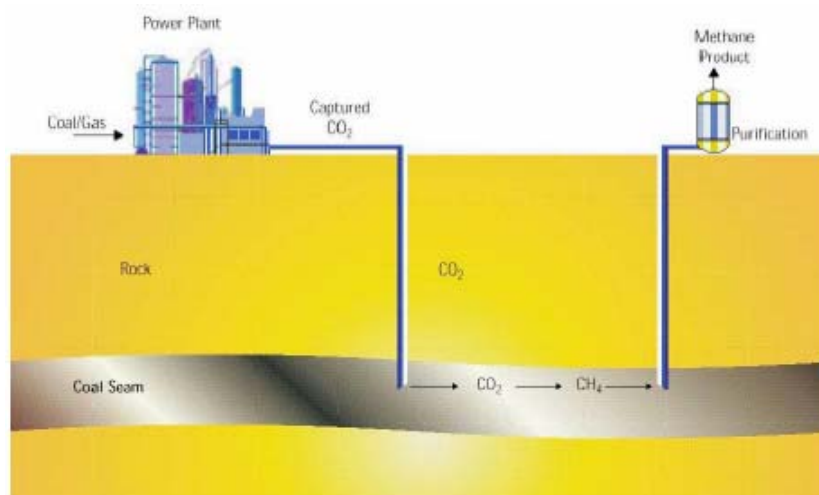


図 1-19 炭層固定の概念

(出典) IEAGHG(2001)[45]

②経済性 (コスト)

石炭層への CO₂ 圧入コストに関して、-20~150\$/t- CO₂ (IPCC, 2005)、-5.59\$/t-CO₂ (MIT, 2003) というコスト算出例がある。メタン回収による収益が見込まれるため、コストがマイナスの値となる場合がある。

③技術の適用事例

炭層メタン増進回収の実験プロジェクトは、

- ・米国・ニューメキシコ州 (Allison プロジェクト)
- ・カナダ・Alberta 州 (Fenn Big Valley)
- ・ポーランド・Silesian 炭田 (EU RECOPOL プロジェクト)
- ・中国・山西省沁水炭田
- ・日本・夕張炭田

等で行われている。

カナダのアルバータ州では世界で始めて燃焼排ガスを使用した CO₂ の炭層貯留の実証プロジェクトが、1997～2007 年に実施された。

ポーランドにおける RECOPOL プロジェクト (オランダの TNO が実施) は EU のプロジェクトとして 2001～2006 年に実施された。

日本においては環境総合テクノスを中心としたコンソーシアムが経済産業省からの補助を受け、夕張市の炭層への CO₂ 圧入実験を 2002 年度から 2007 年度まで実施した。プロジェクトの概要を表 1-30 に、CO₂ 圧入レートとメタン生産レートを図 1-20 に、それぞれ示す。

表 1-30 夕張プロジェクトの概要

プロジェクト名	経済産業省「二酸化炭素固定化・有効利用技術等対策事業」
実施主体	(株)環境総合テクノス、(財)石炭エネルギーセンター、北海道大学、秋田大学、京都大学、九州大学 ほか
期間	2002～2007 年度
場所	北海道夕張市南大夕張 (夕張炭田南部)
CO ₂ 圧入量	35.7t (2004 年 11 月 9 日～24 日) 121.2t (2005 年 8 月 26 日～10 月 6 日) 356.2t (2006 年 5～9 月) 370.1t (2007 年 5～9 月) 全期間の圧入累計量：884t

(出典) 中村(2007)[46]、大賀・本位田(2008)[47]

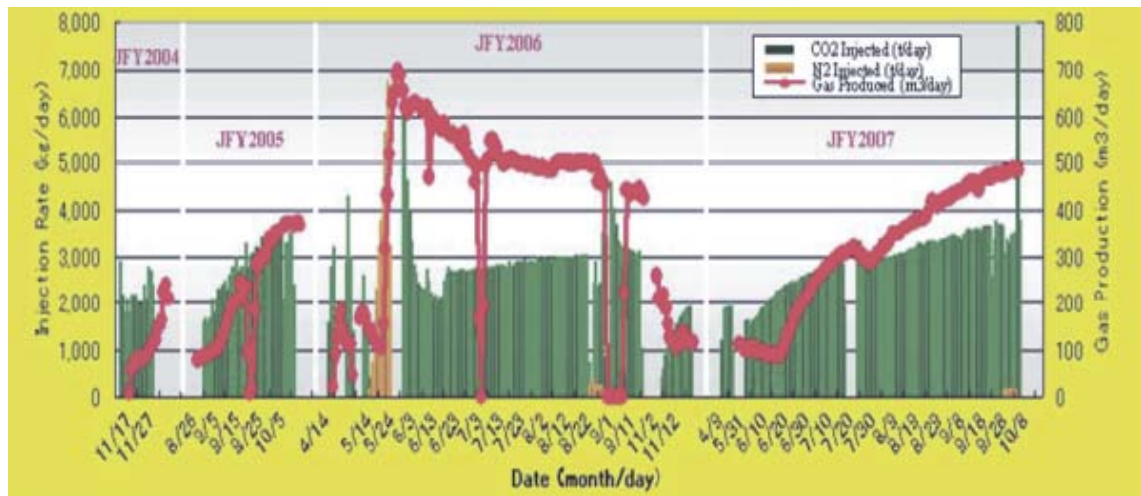


図 1-20 夕張プロジェクトの CO₂ 圧入レートと CH₄ 生産レート
 (出典) 大賀・本位田(2008)[47]

1.1.3.6. 海洋隔離

①概要

CO₂の海洋隔離は、土地が狭く油田に乏しい島国である日本において大変注目されていた技術であった。しかしながら、環境保護の視点から反対の声が強まり、国際的な海洋実験が中止になるなどの経緯から、研究は継続して行われているが、長期的な温暖化対策として取り組むべき技術という位置付けに変わった。

CO₂の海洋隔離は現行の国際法ならびに国内法により実施することができない。ロンドン条約 96 年議定書により、CO₂ は原則として海洋へ投棄することが禁じられている。また、我が国の海洋汚染防止法（海洋汚染等及び海上災害の防止に関する法律）においては、廃棄物等の海水への排出の原則禁止を規定しており（第 10 条、第 18 条）、CO₂ を海洋に投棄することが禁じられている。

IPCC 特別報告書(2005)において、以下が報告されている。

海洋はすでに過去 200 年にわたる化石燃料由来の CO₂、1,300Gt のうち 400 Gt を吸収しており、現在も毎年 7 Gt・CO₂ 吸収している。大気に放出された CO₂ のほとんどは今後数世紀後には海洋に吸収される。海洋観測及びモデルによる研究から、注入された CO₂ は少なくとも数百年は大気から隔離され、さらに注入場所が深いほど CO₂ の海洋への残留の割合が高いことが示されている。

注入された CO₂ の大量の突発的放出のメカニズムに関しての知見は存在しない。モデル計算では海洋への CO₂ 溶解の容量は数千 Gt・CO₂ ほどであるとされる。この値は安定化された大気中の CO₂ 濃度の仮定と海洋の pH 変化などの環境的制約に影響される。

②海洋隔離技術

海洋隔離技術には、溶解・希釈型隔離法（液体 CO₂ の浅中層放流）と深海底貯留隔離法がある。

(1) 溶解・希釈型隔離法（液体 CO₂ の浅中層放流）

数百 m～3,000m 程度の深度に CO₂ を注入する。注入方法は固定式パイプラインまたは船舶による航行時の放流が代表的である。

a)パイプライン方式（液体 CO₂、中深層）

既存の海底パイプライン技術を利用し、1,500 m 以深に CO₂ を注入する。3,000 m 以浅では、液化 CO₂ は海水よりも密度が小さいため上昇していく。適切に設計された拡散装置があれば、注入装置より高さ 100 m 以内の周辺海域において全ての CO₂ を溶解させることができる。その後、高濃度 CO₂ が溶解した海水は水平方向に分散しつつ、海流の助けにより希釈される。

b)パイプライン方式（気体または液体 CO₂、浅層）

水深 500m 付近に注入した場合、液体 CO₂ の比重は海水よりも小さいため上昇するが、その過程で海水中に溶解する。CO₂ が溶解した海水は比重が重く、海洋の下降流を利用すれば中層まで拡散させることが可能となる。

c)Moving Ship 方式

より早く CO₂ に富んだ海水を分散させるため、航行中の船舶より 2,000 m 深付近まで垂直に下ろしたパイプから液化 CO₂ を注入する。3,000 m 以浅では、液化 CO₂ は海水よりも密度が小さいため上昇していく。パイプライン方式より早く希釈することが可能であり、海洋生物への影響を最小限に抑えられる。溶解した CO₂ は HCO₃⁻イオンになり、海水中の HCO₃⁻濃度を若干増やすことになる。

(2) 深海底貯留隔離法（液体 CO₂ の深層投入）

液化 CO₂ の密度が周囲の海水よりも大きくなる約 3,000 m 以深において、液化 CO₂ を海中に注入し、CO₂ の自由落下により海底にクラスレート（ハイドレート、包摂化合物）で覆われた CO₂ プールを形成する方式である。注入方法としては、沿岸または洋上プラットフォームからパイプラインによって深海まで CO₂ を運搬する方法が存在する。

③経済性（コスト）

CO₂ 注入の方法として、パイプライン法、船舶・プラットフォーム法があるが、海岸から近距離（約 100km）の場合はパイプラインによる方式がより安価であり、長距離（約 500km）の場合は船舶法あるいは船舶によるプラットフォームへの輸送による方式のいずれも、より魅力的となる。

3000m 以深の海洋隔離技術のコストを下表に示す。

表 1-31 3,000m 以深の海洋隔離技術のコスト

海洋隔離手法	コスト(US\$/tCO ₂ net)	
	海岸から 100km 離れた海域	海岸から 500km 離れた海域
固定パイプライン	6	31
移動船/プラットフォーム	12-14	13-16

(出典) IPCC (2005)[6]

④技術の適用事例

海洋隔離に関する実海域プロジェクトは少なく、これまで実施された代表的なプロジェクトは以下のとおりである。

表 1-32 海洋隔離プロジェクト

	方式	主な推進主体	進捗状況
溶解・希釈型隔離法 (液体 CO ₂ の浅中層放流)	パイプライン方式 (中層) *	米 PICHTR (Pacific International Centre for High Technology Research)	2001 年の実海域実験 (ハワイ) が反対運動により中止
	航行時放流方式	経済産業省/RITE	2002 年の実海域実験 (ノルウェー) が反対運動により中止
	GLAD 方式 (Gas-Lift Advanced Dissolution)	経済産業省/産総研	経産省の予算配賦中止 (2002 年) により事業休止
深海底貯留隔離法 (液体 CO ₂ の深層投入)	パイプライン方式	国土交通省/海技研、米 MBARI(Monterey Bay Aquarium Research Institute)	深海底での挙動観察実験を実施 (1999~2003 年)

*実験のため採用された方式である

1.1.3.7. マイクロバブル

①概要

マイクロバブル技術は、CO₂を数十ミクロン以下の微細泡（マイクロバブル）にして地下に圧入する技術である。微細泡は大きな泡にくらべて、体積あたりの表面積が大きいために、地層水への溶解が促進されることが利点である。CO₂が地層水に溶解すると、密度が地層水よりも相対的に大きくなるため浮力が働かず、上昇しない。

小規模・中規模の排出源の近傍において、地層浅部へ経済性を伴って圧入する手法として、一部の研究者によって開発が検討されているが（図 1-21）、微細泡の性質については、まだ不明な点が多く、今後の研究が必要である。

なお、マイクロバブル発生装置は化学プロセスにおける分離手法としても研究開発されている（寺坂, 2014）[47]。

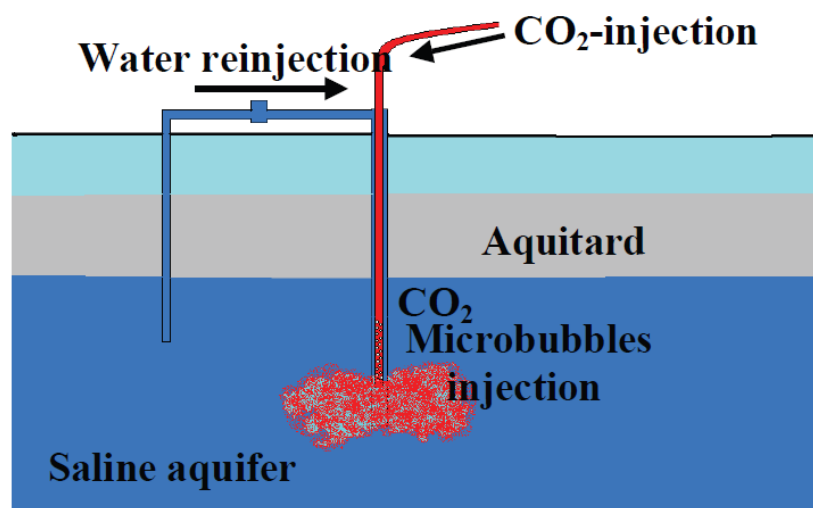


図 1-21 マイクロバブル技術を利用した貯留の概念図

（出典） Koide, H. and Xue, Z.(2008)[49]

1.1.4. モニタリング

本項目では、CCSにおけるモニタリング技術として、下表に挙げる項目を整理する。

表 1-33 CCS 実施に当たり関連するモニタリング技術

地下（貯留層）のモニタリング	地震探査法	反射法地震探査（2D/ 3D/4D 反射法）
		弾性波トモグラフィ
		微小地震
	地震探査以外／坑内測定	電気/電磁探査
		重力探査
		物理検層
		坑内検層
地表（付近）のモニタリング	地表傾斜	
	リモートセンシング	
	地球化学的調査	pH センサー
		pCO ₂ センサー
	生物学的調査	

1.1.4.1. 技術概要

上記の技術は、石油ガス開発において実用化がなされている技術がほとんどであり、CCSの実証事業においても適用されている技術が多い。下表に各モニタリング技術の概要を整理し示す。

表 1-34 CCS 関連モニタリング技術の概要

技術			概要
地下のモニタリング	地震探査法	反射法地震探査（2D/ 3D/4D 反射法）	人工震源により弾性波を発生させ地表あるいは水中の受振器で観測し、この観測記録からデータ処理により反射波を抽出し、反射記録断面を作成して、構造形態だけでなく物性をも推定できる調査法である。陸上では、震源としてインパルス型（地面打撃やダイナマイト）や制御型（バイブレータ）の震源を用い、海上では、一般的に、震源として圧搾空気を放出するエアガンを用いる。2D では地下を断面として表示した記録断面図として、3D では調査エリア下の 3 次元データボリュームとして得られる。3D を同一場所である時間間隔において繰り返し実施する手法は繰り返し地震探査法（4D time-lapse seismic survey）と呼ばれている。

技術		概要
	弾性波トモグラフィ	坑井を用いて弾性波速度を観測する手法である。坑井間トモグラフィは、一つの坑井内に震源を置き、そこから地中を伝播する弾性波を、他の坑井内で記録し、坑井間のデータを得る手法である。
	微小地震	マグニチュードが1より更に小さい地震波を利用して地下構造の観測を行う手法である。定常状態の帯水層へCO ₂ を注入することによる圧力変化が微小な亀裂を発生することも考えられるため、極微小地震を観測することは、CO ₂ の注入や回収の影響域を特定するのに有効なモニタリング手法の一つといえる。
地震探査以外 ／坑内測定	電気探査	大地に直流電流を流し、それにより形成される電位から地下の比抵抗分布を解析する方法を比抵抗法という。2つの坑井を利用して、坑井にはさまれる断面について比抵抗分布を観測・解析する手法を坑井間比抵抗トモグラフィという。坑井間の調査対象範囲をはさみこむように電極を配置して地盤に電流を流し、発生する電位分布を観測・解析することにより地下の比抵抗分布を求める。2度以上の繰り返し測定を行い、比抵抗の変化量からCO ₂ 状態変化を推定する。これは、CO ₂ 濃度変化により比抵抗値が上昇する性質を利用した手法である。
	電磁探査	電磁探査法は、電気探査と同じく大地の比抵抗を調査することにより地下構造を推定するが、電気探査では直流電流を用いるのに対し、電磁探査では時間変動する電磁場を用いるところが異なる。地表面で測定した電磁場は地下の比抵抗分布の影響を反映しているので、地下の比抵抗構造を推定することができる。電気探査法同様、2つの坑井を利用して、坑井にはさまれる断面について比抵抗分布を観測・解析する手法を坑井間電磁トモグラフィという。
	重力探査	重力探査は、地球上のある場所での重力を測定し、基盤構造の決定、褶曲構造、潜在断層、カルデラ構造の検出や金属鉱床に関する情報を得ることができる手法である。石油や天然ガスは、背斜の部分に溜るので、ブーゲー異常による褶曲構造の調査は、概査として実施されている。
	物理検層	物理検層は、掘削された坑井により交差した地層の物理的特性、坑井あるいはケーシングの幾何学的特性（孔径、方位・傾斜等）、油層の流れの挙動等を深度毎に記録するモニタリング手法である。坑井中に各種の物理計測器を挿入し連続的に測定を行い、深度に対して記録を取る手法である。

技術		概要	
	孔内流体	孔内流体は、貯留層中の流体の挙動モニタリングと化学変化過程を解明するために、サンプルを採取し、流体の組成変化や流体の温度・圧力をモニタリングする手法である。	
地表のモニタリング	地表傾斜	近年商用化された高精度傾斜計を利用して地表面の傾斜計測を行い、CO ₂ 圧入による地形変化をモニタリングして CO ₂ の挙動を把握する手法である。注入 CO ₂ により帯水層内で起こる圧力変化と貯留流体の流動に伴って貯留層の体積が増減するため、地表に現れる微小な変位を計測する。一般的に CO ₂ を圧入する帯水層の体積変化は層内の流れが激しい方向に起こり、それに沿って体積変化も起こる。	
	リモートセンシング	対象物から反射・放射される電磁波（可視・近赤外線・赤外域・マイクロ波域）を用いて探査する技術で、人工衛星または航空機から光、紫外線、赤外線、電波、レーザー等の各種の電磁波を使って行う手法である。	
	地球化学的調査	pH センサー	海水中の pH を直接計測する技術。電極間の電位差を計測する。深海用には、従来型のガラス製電極に加え、半導体素子である ISFET（イオン感応性電界効果型トランジスタ）を使った電極が研究開発されている。長期間の連続観測には課題がある。
		pCO ₂ センサー	海水中の CO ₂ 濃度を直接計測する技術。pCO ₂ の測定原理は、pH センサーの電極部を内部液で満たしたガス透過性膜で封止し、膜を透過してくる二酸化炭素を内部液の pH 変化として計測するものである。長期間の連続観測には課題がある。
	生物学的調査	大型底生生物の観察ならびに海底堆積物中の生物群集を採取して生物細胞量や ATP 含量を同定する。	

1.1.4.2. 経済性（コスト）

モニタリングのコストに関する検討は、IPCC の特別報告書や RITE が検討した事例が既存資料として存在する。本項目では、これらの検討結果を整理する。

(1)IPCC における情報

IPCC(2005)[6]では、地震探査コストは使用技術、場所、及び地形及び複雑性によってかなり変動するとし、Myer et al.(2003)[50]の検討事例を紹介している。示されているコストと推定の前提条件は以下の通りである。

モニタリングコスト：0.03US\$/t-CO₂

<前提条件>

- ・ 30 年の 1,000MW 発電所に関する陸上貯留プロジェクト
- ・ 注入期間中、5 年間隔で地震調査を繰り返し実施
- ・ この推定には割引率は使用されていない

同報告書では、この結果から、地震モニタリングは全体的な貯留コストのわずかな一部を占めるのみと結論付けている。

(2)RITE による分析

RITE(2005)[8]によるモニタリングコストの検討事例では、貯留層付近の地質について相当の情報が得られているという前提で、地質調査は 3D 地震探査と調査井 1 本とにおいて試算がなされている。下表の結果は、地震探査は 5×5km 程度、データ密度は 25×25m、対象深度は 3,000m までという条件に基づくものである。ただし、実際のモニタリングコストは、調査すべき場所の環境（水深、周囲の状況）によって、取りうる調査方法が異なり、費用も異なるとの見解も併せて示されている。

表 1-35 海域での事前調査・モニタリング費用

(単位：百万円)

項目	苫小牧沖	鵜川沖	阿賀沖	平均
貯留層環境		海陸境界部	海岸より遠距離	
3D 探査＋解析	406	620	423	
調査井	400	300	1500	
事前調査費合計	806	920	1,923	863 (苫、鵜)
モニタリング (1 回)	414	629	433	492 (3 者)

(出典) RITE(2005) [8]

1.1.4.3. 技術の適用事例

国内外の CCS 事例に対するモニタリング技術の適用状況を下表に整理する。油ガス田開

発の実績が多く、技術の完成度が高いこともあり、反射法地震探査は、取り上げた全ての事例において実施されており主流である。他のモニタリング技術も CCS での実施実績がある。

表 1-36 CO2 挙動モニタリング技術の適用状況

		地下（貯留層）のモニタリング							地表（付近）のモニタリング			
		地震探査法			地震探査以外／孔内測定				地 表 傾 斜	リ モ ト ン シ ン グ	地 球 化 学 的 調 査	生 物 学 的 調 査
国	貯留層の種類 操業開始(年) 地表条件	反 射 法 地 震 探 査	弾 性 波 ト モ グ ラ フ ィ	微 小 地 震	電 気 / 電 磁 探 査	重 力 探 査	物 理 検 層	孔 内 流 体				
In salah	アルジェリア 枯渇ガス層 2004 陸	○	○	○		○		○	○	○	○	○
Sleipner	ノルウェー 帯水層 1996 海	○			○	○						○
Snøhvit	ノルウェー 帯水層 2002 海	○				○						
Weyburn	カナダ 枯渇油田 2000 陸	○	○	○				○			○	
Gorgon	オーストラリア 帯水層 2008 海・陸	○	○								○	
長岡	日本 帯水層 2000 陸	○	○		○		○	○				

(出典) NEDO (2013) [51]より作成

1.1.4.4. 技術を開発/保有する機関

以下に、当該技術開発に取り組む代表的な研究機関と研究の概要を示す。

表 1-37 技術を開発/保有する機関とその概要

弾性波探査	株式会社地球科学総合研究所（日） Schlumberger Ltd.（米） 応用地質株式会社（日） 株式会社ダイヤコンサルタント（日） 阪神コンサルタンツ（日）
重力探査	株式会社地球科学総合研究所（日） 応用地質株式会社（日） 三井金属資源開発株式会社（日）
電気・電磁探査	地熱技術開発（日） 三井金属資源開発株式会社（日） 松永ジオサーベイ 株式会社（日）
坑井間トモグラフィ	株式会社地球科学総合研究所（日） 応用地質株式会社（日）
物理検層	Schlumberger Ltd.（米） 地熱技術開発（日） 物理計測コンサルタント（日）
pH センサー	株式会社堀場製作所（日）

（出典）各社ウェブサイト等から作成