



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

石炭ガス化ならびに天然ガスリフォーミング による水素製造の経済性と CO₂ 排出量

—ゼロカーボン社会に向けての国内 CO₂ 貯留場所確保の重要性—

令和 3 年 9 月

Economy and CO₂ Emission on Hydrogen Production via Both Coal
Gasification and Steam Methane Reforming:
Importance of Securing CO₂ Storage Space Domestically

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

概要

本提案書は、水素の製造、輸送を経て最終利用時点でのコストや CO₂ 排出量について明らかにするものであり、既提案書 [1～4] の内容を追加、補完するものである。これまでは、海外立地での石炭ガス化による水素製造プロセスにおいて、CO₂ 捕集率を 90%にて検討したが、さらに低炭素化を目指して、ボイラー出口にアミン吸収プロセスを追加設置し、99.5%までの高 CO₂ 捕集率にした場合の製造コストと CO₂ 排出量を検討した。また、天然ガスのスチームリフォーミングによる水素製造プロセスについて、同様に CO₂ 捕集率 90～99.5%のケースについて検討を行った。次に、原料である石炭ならびに天然ガスを輸入する国内立地ケースで同様の検討を行った。さらに、DAC (Direct Air Capture) を組み合わせてゼロカーボン (ZC) を実現した場合の水素コスト (ZC コスト) と必要な CO₂ 貯留量を求めた。なお、DAC コストは、水素製造設備を海外に立地した場合も含め、全て国内で DAC プロセスを実施することを前提として算出した。

Summary

This proposal clarifies the cost and CO₂ emissions at the time of final use after hydrogen production, transportation, and adds and supplements the contents of the existing proposals [1~4]. Aiming further reducing CO₂, an amine absorption process was additionally installed at the boiler outlet, we examined the manufacturing cost and CO₂ emissions when the CO₂ capture rate was as high as 99.5%. In addition, a similar study was conducted on the hydrogen production process by steam reforming of natural gas. Then, we examined the case of domestic location. Furthermore, the ZC hydrogen cost and the required CO₂ storage amount when zero carbon is realized by combining DAC (Direct Air Capture) were calculated. The DAC cost was calculated on the assumption that the DAC process will be implemented in Japan, including the emissions from overseas.

目次

概要

1. 本提案／報告の位置づけ	1
1.1 本提案／報告等の低（脱）炭素社会実現等における位置づけ、意義	1
1.2 本提案／報告に関連した技術・研究開発の動向等	1
1.3 本提案／報告に関連した政策等の動向	1
2. 石炭ガス化による水素製造（A ケース）	1
2.1 プロセス設計基準	1
2.2 プロセスの構成	2
2.3 物理吸収（セレクトソールプロセス）による CO ₂ 分離・捕集	3
2.4 アミン吸収による CO ₂ 分離・捕集	4
2.5 捕集 CO ₂ の圧縮・液化工程	4
2.6 水素製造コストと CO ₂ 排出量	5
3. 天然ガススチームリフォーミングによる水素製造（B ケース）	7
3.1 プロセス設計基準	7
3.2 プロセスの構成と記述	8
3.3 水素製造コストと CO ₂ 排出量	10
4. 国内発電所での利用時の ZC コストと CO ₂ 貯留量	12
4.1 ZC コスト検討条件の設定	12
4.2 ZC 水素の国内発電所でのコストと CO ₂ 貯留量の検討結果	13
4.3 原料価格の影響	15
5. まとめ	16
6. 結論（政策立案のための提案）	16
参考文献	17

1. 本提案／報告の位置づけ

1.1 本提案／報告等の低（脱）炭素社会実現等における位置づけ、意義

ZC 社会実現のためには、CO₂ 捕集技術の果たす役割は大きく、排出源の濃度、排出量等に適合した捕集技術が求められる。本提案では、石炭ガス化ならびに天然ガスリフォーミングによる水素製造において、高 CO₂ 捕集率プロセス設計を行い、エネルギー使用量、機器仕様、機器コストならびに機器重量などの検討を行った。検討ケースの設定内容を表 1 に示す。

表 1 検討ケースの設定内容

	原料	製造プラント立地条件
Aケース	石炭	海外
Bケース	天然ガス	海外
Cケース	石炭	国内
Dケース	天然ガス	国内

また、捕集した CO₂ の貯留場所については、製造プラントの近傍を前提としている。ただし製造プラントに設置した CO₂ 捕集プロセスのみでは ZC を達成できないだけでなく、設備起源の CO₂ 捕集も考慮する必要がある。これらの解決のために、大気中の CO₂ を直接捕集する DAC (Direct Air Capture) プロセスの適用を検討した。

1.2 本提案／報告に関連した技術・研究開発の動向等

ZC 社会の実現には、最終的には DAC プロセスが重要であるが、それ以前に、アミン吸収プロセスとの組み合わせによる CO₂ 捕集の経済合理性の明確化が重要であり、そのために、希薄 CO₂ 濃度領域での信頼性の高い物質移動データの確立が必要である、また、ZC 社会実現に向けては、競争力のある DAC プロセスの開発推進が重要である。

1.3 本提案／報告に関連した政策等の動向

ZC 時代に向けて、さらに競争力のある捕集技術の開発は必要であるが、加えて、捕集した CO₂ の貯留技術や貯留場所を探索し確保するための研究開発が特に重要である。

2. 石炭ガス化による水素製造（A ケース）

2.1 プロセス設計基準

(1) 原料・製品および年間設備稼働率

原料は瀝青炭を利用した。その組成、供給条件は前報 [3] に記述しているとおり、年間設備稼働率は 90% の条件にて、毎時 221 t (LHV: 26.2 MJ/kg) を供給し、毎時 25.7 t の水素を生産する。これは、年産 202,500 t の水素製造に相当する。この生産規模は、現在の商用石炭ガス化炉の最大スケールを想定して定めた。なお、水素製造コスト、CO₂ 排出量に関しては、既提案書 [1～3] と文献 [5] を参考にした。

(2) CO₂ の分離・捕集

代表的な物理吸収方式のセレクトソールプロセス [4] により、燃焼前処理で、約 90% の CO₂ を分離捕集する。さらに、製品水素精製のための PSA (Pressure Swing Adsorption) 装置からの燃料ガスを利用した燃焼ボイラーの排ガスを、アミン吸収プロセス [4] に導入するこ

- とにより、99%程度の高 CO₂ 捕集を実現する。以下のケースを設定した。
- ケース 1：総合捕集率 90% (セレクトソールプロセスのみ)
 - ケース 2：総合捕集率 97% (セレクトソール + 70%アミン吸収プロセス)
 - ケース 3：総合捕集率 98% (セレクトソール + 80%アミン吸収プロセス)
 - ケース 4：総合捕集率 99% (セレクトソール + 90%アミン吸収プロセス)
 - ケース 5：総合捕集率 99.5% (セレクトソール + 95%アミン吸収プロセス)

2.2 プロセスの構成

図 1 に石炭ガス化水素製造プロセスのブロック図を示す。

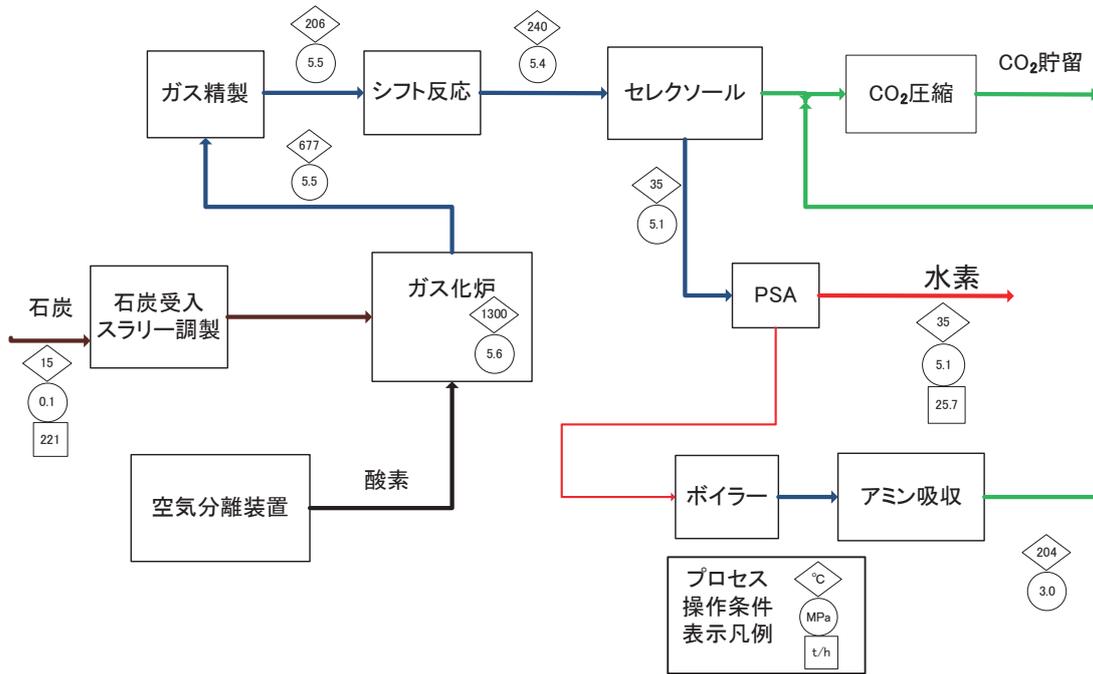


図 1 石炭ガス化水素製造プロセスのブロック図

2.3 物理吸収（セレクトソールプロセス）による CO₂ 分離・捕集

操作温度、圧力がそれぞれ 1,300 °C、5.8 MPa のガス化炉出口ガスは、シフト反応工程を経て、セレクトソール工程に導入される。入口条件は、流量は毎時 28.4 Mmol、CO₂ 濃度は 40.5%、温度、圧力はそれぞれ、35 °C、5.1 MPa である。セレクトソール工程（捕集率 90%）の機器仕様、機器コスト、重量、エネルギー消費量を求め表 2 に示した。PFD（Process Flow Diagram）は [4] 参照。

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 (百万円)	重量 (t)	材質	
CO ₂ 吸収塔	6.6 m φ×50 mH 5.6 MPa t=150 mm	3	6,905	3,541	SUS	
(充填物)	充填物 (33 mH 820 m ³)	3	2,468	568	SUS	
フラッシュ ドラムD-1	2.3 m ³ (0.95 m φ×3.3 m) 18.5 k t=7.4 mm	1	1	1	SUS	
フラッシュ ドラムD-2	37 m ³ (計 150 m ³) 3.4 k	4	19	10	SUS	
フラッシュ ドラムD-3	37 m ³ (計 465 m ³) 0.34 k	7	25	13	SUS	
熱交換器E-1	10 GJ/h 7 m ² 5 k stm. 5 t/h	1	2	0	CS	
熱交換器E-2	137 GJ/h 100 m ² 5k stm. 65 t/h	1	4	5	CS	
熱交換器E-3 (23 → 20 °C)	106 GJ/h 4,900 m ²	1	124	225	CS	
吸収式冷凍機	7.600 冷凍 t 29,000kw	1	42	15	CS	Utility 計
Selexol 液供給ポンプ	408 m ³ /min 30m ³ /m×9 基 計 34,000 kW	9	606	88	SUS	熱量: 147 GJ/h
リサイクル圧縮機	0.407 m ³ /s 2 MPa → 5.7 MPa 1,150 kW	1	257	62	CS	電力: 34,300 kW
CO ₂ 捕集工程 計			10,453	4,526		

2.4 アミン吸収による CO₂ 分離・捕集

入口条件は、流量は毎時 14.2 Mmol、CO₂ 濃度は 9.6%、15°C、0.1 MPa であり、設定した捕集率に適合するアミン吸収工程の機器仕様、機器コスト、重量、エネルギー消費量を求めた。表 3 にケース 2（アミン吸収工程の捕集率：70%）の機器リストを示す。PFD は [4] 参照。

表 3 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 (百万円)	重量 (t)	材質	
洗浄塔	5.5 m φ×30 mH	1	112	207	CS	
CO ₂ 吸収塔	6.3 m φ×27 mH	1	122	232	CS	
(充填物)	充填高さ 13 m (410 m ³)	1	164	21	SUS	
CO ₂ 放散塔	2.4m φ×32mH	1	54	77	CS	
(充填物)	充填高さ 9 m (33 m ³)	1	13	2	SUS	
Reflux ドラム	23 m ³	1	5	4	CS	
熱交換器E-1	96 m ² CW 320 t/h	1	4	5	CS	
熱交換器E-2	1,000 m ²	1	27	46	CS	
熱交換器E-3	690 m ² CW 3,000 t/h	1	19	32	CS	
熱交換器E-4	130 m ² LP steam 90 GJ/h	1	5	6	CS	
熱交換器E-5	230 m ² CW 530 t/h	1	8	11	CS	
ブースターファン	4 mH×3,630kW	1	127	42	CS	
ポンプP-1	40 mH×35 kW	1	4	0.5	SUS	Utility 計
ポンプP-2	38 mH×53 kW	1	6	1	SUS	電力計：3,770 kW
ポンプP-3	40 mH×85 kW	1	5	1	SUS	熱量計：89 GJ/h
ポンプP-4	20 mH×0.4 kW	1	0.3	0.03	SUS	冷却水計：3,860 t/h
合計			675	684		

2.5 捕集 CO₂ の圧縮・液化工程

捕集した CO₂ の地下貯留を想定して、それぞれのケースに圧縮・液化工程を設置した。表 4 にケース 1 の場合の機器リストを示す。

表 4 CO₂ 圧縮・液化工程機器リスト（ケース 1）

機器名	主要仕様	基数	価格 (百万円)	重量 (t)	材質
CO ₂ ポンプ	460 t/h 620 kW	1	23	3	SUS
CO ₂ 圧縮機	0.18 MP → 8 MP 37,000 kW	1	2,129	215	CS
CO ₂ 圧縮工程 計			2,152	218	

2.6 水素製造コストと CO₂ 排出量

2.6.1 CO₂ 捕集のケース設定

表 5 に設定したケースの詳細を示した。

表 5 CO₂ 捕集のケース設定

		ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
		物理吸収	ケース1+ アミン吸収	ケース1+ アミン吸収	ケース1+ アミン吸収	ケース1+ アミン吸収
入口流量	kgmol/h	28,379	11,359	11,359	11,359	11,359
入口CO ₂ 濃度	-	0.405	0.099	0.099	0.099	0.099
出口CO ₂ 濃度	-	0.064	0.032	0.021	0.011	0.005
充填層高	m	33	13	20	40	50
捕集	%	90.1	70.0	80.0	90.0	95
総合捕集率	%	90.1	97.1	98.0	99.0	99.5

2.6.2 各ケースの緒元

各ケースの設定条件に従い、プロセス設計を行った結果を表 6 に示した。また水素製造工程の緒元を表 7 に示した。

表 6 各ケースの緒元

ケース 単位	ケース1		ケース2		ケース3		ケース4		ケース5		
	物理吸収	CO ₂ 液化	アミン吸収	CO ₂ 液化							
CO ₂ 捕集量	t/h	456	456	35	491	39	496	44	501	47	503
電力消費量	MW	34	37	4	40	5	41	7	41	8	41
熱量消費量	GJ/h	147		89		101		114		120	
建設費	百万円	31,360	4,304	2,024	4,499	2,444	4,527	3,839	4,554	5,767	4,568
運転要員数	人	12	4	4	4	4	4	4	4	4	4
機器重量											
CS	t	307	215	660	221	729	222	1,042	223	1,407	223
SUS		4,219	3	24	3	36	3	68	3	124	3

表 7 水素製造工程の緒元

水素生産量	石炭供給量	建設費	運転要員数	機器主要材料重量(t)		
				CS	SUS	耐火煉瓦
25.7	221	114,734	56	25,102	15,606	135

2.6.3 水素製造コストとCO₂排出量の算出

表8に水素製造コストやCO₂負荷算出のための前提条件として、原料・用役単価、年経費率、人件費等を示した。なお、電力のコストとCO₂排出量原単位については、IGCC（石炭ガス化複合発電）プロセスにて、90%CO₂捕集率を想定して求めた[6]。また、設備起源CO₂排出負荷は、上記表5、表6に示すように、設備を構成する機器の主要な材料（炭素鋼：CS、ステンレス鋼：SUS、耐火煉瓦など）別の重量を求め、既提案書[7]に記述した考え方をもとにして算出した。

表8 水素製造コスト算出の主な前提条件

固定費関連			変動費関連		
建設費					
水素プラント	機器費 x 2		原料石炭単価	10,000	円/t
物理吸収	機器費 x 3		電力単価	12.7	円/kWh
アミン吸収	機器費 x 3		CO ₂ 貯留費用	1,300	円/t-CO ₂
CO ₂ 圧縮・液化	機器費 x 2		電力CO ₂ 排出量	106	g-CO ₂ /kWh
年経費率	15	%			
運転要員単価	5	百万円/人/年			

表9に各ケースの、水素製造コストを円/MJならびに円/kg-H₂の表示単位にて、さらにCO₂排出量をg-CO₂/MJならびにkg-CO₂/kg-H₂の表示単位にて示す。なお、水素の発熱量は、LHVベースで、121 MJ/kgとした。

表9 水素製造コストとCO₂排出量（Aケース）

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
コスト	円/MJ				
変動費	0.98	1.03	1.05	1.06	1.06
固定費	0.94	0.95	0.95	0.96	0.97
計	1.92	1.98	2.00	2.02	2.04
コスト	円/kg-H ₂				
コスト	232	240	242	244	246
CO ₂ 負荷	g-CO ₂ /MJ				
原料起源	15.9	4.8	3.2	1.6	0.8
設備起源	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
計	17	5	4	2	1.5
CO ₂ 負荷	kg-CO ₂ /kg-H ₂				
CO ₂ 負荷	137	45	32	19	13

3. 天然ガススチームリフォーミングによる水素製造（B ケース）

3.1 プロセス設計基準

(1) 原料・製品および年間設備稼働率

原料は天然ガスを利用した。その組成、供給条件を表 10 に示す。毎時 85 t (LHV: 47.5 MJ/kg) 供給し、毎時 25.7 t の水素を生産する。また、年間設備稼働率は 90%とした。なお、水素製造に関しては、文献 [5] を参考にした。

表 10 原料天然ガス組成

成分		mol %	発熱量		
メタン	CH ₄	93.1	LHV	47.5	MJ/kg
エタン	C ₂ H ₆	3.2	供給条件		
プロパン	C ₃ H ₈	0.7	圧力	3.2	Mpa
n-ブタン	C ₄ H ₁₀	0.4	温度	15	°C
二酸化炭素	CO ₂	1			
窒素	N ₂	1.6			
計		100			

(2) CO₂ の分離・捕集

高压条件下での代表的な化学吸収方式の MDEA プロセス [4] により、95%を分離捕集し、さらに、製品水素精製のための PSA 装置からの燃料ガスを利用した燃焼ボイラーからの排ガスに、MEA 吸収プロセス [5] に導入することにより、高 CO₂ 捕集を実現する。

以下のケースを設定した。

- ケース 1：総合捕集率 90% (MDEA プロセスのみ)
- ケース 2：総合捕集率 93.3% (MDEA (95%) + 70% MEA プロセス)
- ケース 3：総合捕集率 96.7% (MDEA (95%) + 90% MEA プロセス)
- ケース 4：総合捕集率 98.3% (MDEA (95%) + 95% MEA プロセス)
- ケース 5：総合捕集率 99.5% (MDEA (95%) + 98.5% MEA プロセス)

3.2 プロセスの構成と記述

図2に天然ガスのスチームリフォーミングによる水素製造プロセスのブロック図を示す。

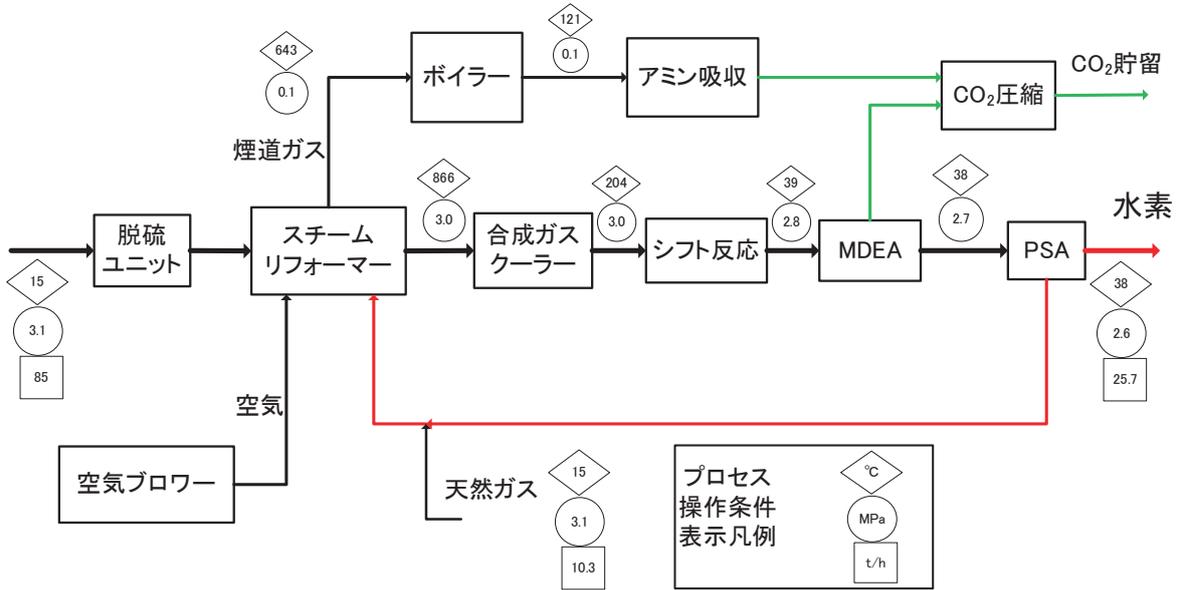
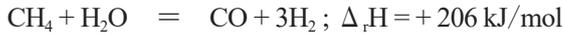


図2 天然ガスのスチームリフォーミングによる水素製造プロセスのブロック図

(1) スチームリフォーミング工程

原料天然ガスは、脱硫後、スチームと混合され、Ni系触媒が充填されたリフォーマーに導入され合成ガスが生成する。主成分メタンの反応は、下記に示す大きな吸熱反応である。



(2) シフト反応工程

操作温度、圧力がそれぞれ 870 °C、3 MPa、のリフォーマー出口ガスは、下記に示す発熱反応でさらに水素を生成させる。



(3) MDEA プロセスによるプロセスガスの CO₂ 分離・捕集工程

約 12 モル%の CO₂ を含むシフト反応器出口ガスを MDEA 水溶液と加圧下にて向流接触させ、CO₂ を捕集 (95%) したのち、PSA 工程に送られる。捕集した CO₂ は、MDEA 放散塔にて CO₂ を分離したのち、圧縮・液化工程に送られる。

(4) PSA 工程

約 80%の回収率で精製された製品水素を得る。オフガスは、追加の燃料用天然ガスとともに、リフォーマー加熱炉の燃料として利用される。

(5) 排熱ボイラー工程

MDEA, MEA 工程でのリボイラー用スチームを供給する。

(6) MEA プロセスによる煙道ガスの CO₂ 分離・捕集工程

約 7 モル%の CO₂ が含まれている排熱ボイラーからの煙道ガスは、MEA 工程に送られ、CO₂ の分離・捕集を行う。この際の設定条件を図2に示した。

(7) CO₂ 圧縮・液化工程

MDEA ならびに MEA 工程からの CO₂ を 7.5MPa まで圧縮・液化し、ポンプで貯留地に送る。

水素製造設備および MDEA 工程の主要機器リストと必要エネルギー量を表 11,12 に示した。また、工程の系列数は、MDEA 工程のみ 2 系列とした。

表 11 天然ガスリフォーミングによる水素製造 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 (百万円)	重量 (t)	材質
空気ブロワー	4,800 m ³ /min., 1.2 m H ₂ O, 2,400 kW	2	107	33	CS
脱硫反応器	3.8 mφ×5 m, 4.2 Mpa	2	284	145	SUS
スチームリフォーマー	0.15 mφ×10 m, 4.2 Mpa	1,000	7,325	2,082	HK40
シフト反応器	3.8 mφ×8.2 m, 4.2 Mpa	2	340	174	SUS
水素精製塔	3.8 mφ×8.2 m, 4.2 Mpa	8	1,265	649	SUS
合成ガスクーラー	380 GJ/h, 2,300 m ²	2	902	134	SUS
排熱ボイラー	510 GJ/h, 643°C→121°C	1	1,472	1,356	CS
冷水塔	1,435 GJ/h,	1	407	446	CS
CW循環ポンプ	130 m ³ /min., 30m H, 920kW	4	144	19	CS
純水タンク	2,150 m ³ ,円筒型	1	20	40	SUS
BFWポンプ	4 m ³ /min., 400m H, 360kW	2	49	6	SUS
地下水ポンプ	3 m ³ /min., 90m H, 55kW	2	16	2	SUS
原水ポンプ	4 m ³ /min., 270m H, 425kW	2	73	9	SUS
空気圧縮機	28 m ³ /min., 0.7MPa, 144 kW	2	137	11	CS
スタック	6.1mφ×46m	1	147	244	CS
			12,686	5,351	

表 12 MDEA 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 (百万円)	重量 (t)	材質
CO ₂ 吸収塔	4.3 m φ×58 mH,3 Mpa,104°C	1	312	480	CS
(バルブトレイ、76段)		76	150	48	SUS
CO ₂ 放散塔	5.7 m φ×48 mH, 0.34 MPa, 154°C	1	200	103	SUS
(バルブトレイ、48段)		48	181	56	SUS
ノックアウトドラム	2.1 m φ×482.4 mH, 3 MPa, 104°C	1	9	14	CS
フラッシュドラム	2.7 m φ×6.7 mL, 0.34 MPa, 104°C	1	9	13	CS
リフラックスドラム	1.7 m φ×3 mH, 0.14 MPa, 104°C	1	1	2	CS
MDEAタンク	4.6 m φ×14 mH, コーンルーフ	1	23	36	CS
リーナムクーラー	70 GJ/h, 1,150 m ²	2	61	105	CS
リーナムクーラー/ リッチ熱交換器	44 GJ/h, 2,300 m ²	4	234	416	SUS
放散塔コンデンサー	110 GJ/h, 1,250 m ²	2	65	114	SUS
放散塔リボイラー	340 GJ/h, 4,300 m ²	1	108	195	SUS
リーナムポンプ	10 m ³ /min. 300 mH, 3,750 kW	2	134	19	SUS
リフラックスポンプ	0.5 m ³ /min. 10 mH, 40 kW	2	9	1	SUS
補給水ポンプ	10 m ³ /h. 300 mH, 13 kW	2	4	0	CS
アミン供給ポンプ	4 m ³ /h. 10 mH, 1.2 kW	1	1	0	CS
MDEAフィルター	35 m ³ /h リーン液	1	35	29	CS
合計			1,536	1,632	
					Utility 計
					電力 : 4,200 kW
					熱量 : 294 GJ/h

3.3 水素製造コストとCO₂排出量

3.3.1 CO₂捕集のケース設定

表13に設定したケースの詳細を示した。

表13 CO₂捕集のケース設定

		ケース1		ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
		MDEA	MEA	MDEA+ MEA	MDEA+ MEA	MDEA+ MEA	MDEA+ MEA
入口流量	kgmol/h	31,739	24,243	24,243	24,243	24,243	24,243
入口CO ₂ 濃度	-	0.127	0.079	0.079	0.079	0.079	0.079
出口CO ₂ 濃度	-	0.012	0.025	0.017	0.009	0.004	0.001
充填層高	m		16	21	27	41	76
捕集	%	95.0	70.1	80.0	90.0	95.0	98.5
総合捕集率	%	90.0		93.3	96.7	98.3	99.5

3.3.2 各ケースの緒元

各ケースの設定条件に従い、プロセス設計を行った結果を表14に示した。また水素製造工程のまとめを表15に示した。

表14 各ケースの緒元

	ケース 単位	ケース1			ケース2		ケース3		ケース4		ケース5	
		MDEA	アミン 吸収	CO ₂ 液化								
CO ₂ 捕集量	t/h	168	59	227	68	236	76	244	80	248	83	251
電力消費量	MW	8	8	18	9	18	9	19	11	19	16	20
熱量消費量	GJ/h	589	152		173		195		206		214	
建設費	百万円	9,273	3,737	3,319	4,269	3,385	4,930	3,452	6,780	3,485	10,653	3,508
運転要員数	人	16	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
機器重量												
CS	t	2,399	1,097	176	1,172	178	1,265	181	1,682	182	2,279	182
SUS		866	60	2	78	2	99	2	146	2	268	2

表15 水素製造工程の緒元

水素生産量	天然ガス 供給量	建設費	運転要員数	機器重量(t)			
				CS	SUS	耐火煉瓦	HK40
t/h		百万円	人				
25.7	85	25,468	48	2,691	1,078	690	892

3.3.3 製造コストと CO₂ 排出量の算出

表 16 にコストや CO₂ 負荷算出のための前提条件として、原料・用役単価、年経費率、人件費等を示した。なお、電力のコストと CO₂ 排出量原単位については、天然ガスコンバインドサイクルプロセスにて、90% CO₂ 捕集率を想定して求めた。また、設備起源 CO₂ 排出負荷は、上記表 13、表 14 に示すように、設備を構成する機器の主要な材料（炭素鋼（CS）、ステンレス鋼（SUS）、耐火煉瓦など）別の重量を求め、[7] に記述した考え方をもとにして算出した。

表 16 コスト算出の主な前提条件

固定費関連 建設費			変動費関連		
水素プラント	機器費 × 2		原料NG単価	1.5	円/MJ
MDEA	機器費 × 3		電力単価	15.0	円/kWh
MEA	機器費 × 3		CO ₂ 貯留費用	1,300	円/t-CO ₂
CO ₂ 圧縮・液化	機器費 × 2		電力CO ₂ 排出量	20	g-CO ₂ /kWh
年経費率	15	%			
運転要員単価	5	百万円/人/年			

表 17 に各ケースごとの、水素製造コストを円 /MJ ならびに円 /kg-H₂ の表示単位にて、さらに CO₂ 排出量を g-CO₂/MJ ならびに kg-CO₂/kg-H₂ の表示単位にて示す。

表 17 水素製造コストと CO₂ 排出量 (B ケース)

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
コスト	円/MJ				
変動費	0.77	0.77	0.78	0.78	0.79
固定費	0.27	0.27	0.28	0.29	0.31
計	1.04	1.05	1.06	1.07	1.11
コスト	円/kg-H ₂				
コスト	126	127	128	130	134
CO ₂ 負荷	g-CO ₂ /MJ				
原料起源	8.8	6.1	3.4	2.1	1.20
設備起源	0.2	0.2	0.2	0.2	0.18
計	9	6	4	2	1
CO ₂ 負荷	kg-CO ₂ /kg-H ₂				
CO ₂ 負荷	74	52	29	19	11

4. 国内発電所での利用時の ZC コストと CO₂ 貯留量

4.1 ZC コスト検討条件の設定

DAC を適用した場合の、ZC 水素燃料のコストと ZC 実現に必要な CO₂ 貯留量を原料や立地の条件を表 18 に示す条件で検討した。

LCS での試算によれば [8]、DAC コストは、35.4 円 /kg-CO₂ であり、これに貯留費用 1.3 円 /kg-CO₂ を加え、計 36.7 円 /kg-CO₂ にて ZC 水素製造コストを求めた。

また、水素製造プラントは、年産 202,500 t で設計した。海外立地ケースでは、輸送燃料として消費するために、国内への到達量は、172,000 t/年となる。

さらに、輸送工程については、前報 [3] にて検討したが、それをもとに輸送工程の ZC コストを表 19 に示した。

表 18 ZC 水素燃料検討ケース

	原料	立地	原料価格		電力条件		備考
					円/kWh	g-CO ₂ /kWh	
Aケース	石炭	海外	10,000	円/t	12.7	106	海上輸送用燃料（距離：11,000 km） に水素を利用。効率：85%
Bケース	天然ガス	海外	0.4	円/MJ	5.6	48	
Cケース	石炭	国内	12,000	円/t	15	20	
Dケース	天然ガス	国内	1.5	円/MJ	15	20	

表 19 輸送工程の ZC

	円/MJ	g-CO ₂ /MJ	DAC 円/MJ
パイプライン	0.14	0.46	0.02
液化プラント	1.60	7.50	0.28
払出基地	0.70	0.26	0.01
タンカー輸送	0.53	0.18	0.01
受入基地	0.70	0.26	0.01
計	3.66	8.66	0.32
ZC 輸送	3.98		

4.2 ZC 水素の国内発電所でのコストと CO₂ 貯留量の検討結果

表 20、表 21、表 22 および表 23 にそれぞれ A ケース、B ケース、C ケースおよび D ケースの ZC 水素コストと CO₂ 貯留量を示した。

表 20 ZC 水素コストと CO₂ 貯留量 (A ケース)

		ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
		円/MJ				
H ₂ コスト	H ₂ 製造 *	2.24	2.32	2.34	2.36	2.38
	輸送	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66
DAC 相当分コスト	H ₂ 製造	0.71	0.24	0.17	0.10	0.07
	輸送	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32
ZCコスト		6.93	6.54	6.48	6.44	6.43

		CO ₂ 貯留量(kt/y)				
CCS (海外)		3,597	3,870	3,908	3,947	3,967
CO ₂ 排出量		389	117	78	39	19
輸送時		180	180	180	180	180
電力・設備		18	18	18	18	18
DACS		587	315	276	237	218
全貯留量		4,184	4,184	4,184	4,185	4,185

* H₂ 製造コストについては表 18 にある輸送時の H₂ 自消費を反映

表 21 ZC 水素コストと CO₂ 貯留量 (B ケース)

		ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
		円/MJ				
H ₂ コスト	H ₂ 製造 *	1.21	1.22	1.24	1.26	1.30
	輸送	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66
DAC 相当分コスト	H ₂ 製造	0.38	0.27	0.15	0.10	0.06
	輸送	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32
ZCコスト		5.58	5.47	5.37	5.33	5.34

		CO ₂ 貯留量(kt/y)				
CCS (海外)		1,792	1,858	1,925	1,958	1,981
CO ₂ 排出量		199	133	67	33	10
輸送時		180	180	180	180	180
電力・設備		20	20	21	22	24
DACS		399	333	267	235	214
全貯留量		2,191	2,192	2,192	2,193	2,196

* H₂ 製造コストについては表 18 にある輸送時の H₂ 自消費を反映

表 22 ZC 水素製造コストと CO₂ 貯留量 (C ケース)

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
	円/MJ				
H ₂ コスト	2.07	2.14	2.16	2.18	2.20
DACコスト	0.61	0.20	0.14	0.09	0.06
ZC コスト	2.68	2.34	2.30	2.27	2.26
	CO ₂ 貯留量(kt/y)				
CCS	3,597	3,870	3,908	3,947	3,967
CO ₂ 排出量	389	117	78	39	19
電力・設備	18	18	18	18	18
DACS	407	135	96	57	38
全貯留量	4,004	4,004	4,004	4,004	4,004

表 23 ZC 水素コストと CO₂ 貯留量 (D ケース)

	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
	円/MJ				
H ₂ コスト	2.77	2.78	2.80	2.82	2.87
DACコスト	0.31	0.22	0.12	0.07	0.03
ZCコスト	3.08	3.00	2.91	2.89	2.91
	CO ₂ 貯留量(kt/y)				
CCS	1,792	1,858	1,925	1,958	1,981
CO ₂ 排出量	199	133	67	33	10
電力・設備	11	11	11	12	13
DACS	210	144	78	45	23
全貯留量	2,002	2,002	2,003	2,003	2,004

4.3 原料価格の影響

原料（石炭、天然ガス）の輸入価格推移（財務省通関統計）を図3に、オーストラリアでの石炭と USA での天然ガス価格推移（新電力ネット統計資料）を図4に示す。

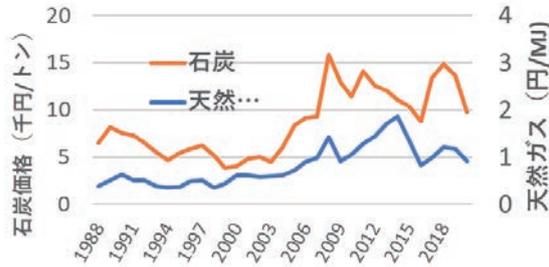


図3 石炭・天然ガスの輸入価格推移（通関統計）

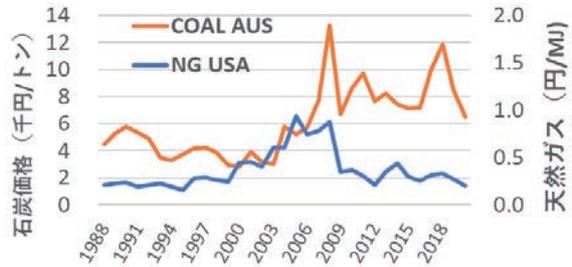


図4 石炭・天然ガスの価格推移

これらの原料価格データを参考にして、A～D ケースについて、ZC コストへの原料価格の影響を図5、図6に示した。なお、図5のA, C ケースについては、ケース5（捕集率 99.5%）の結果を示し、図6のB, D ケースについては、ZC コストが最も低くなるケース4（捕集率 98.3%）の結果を示した。

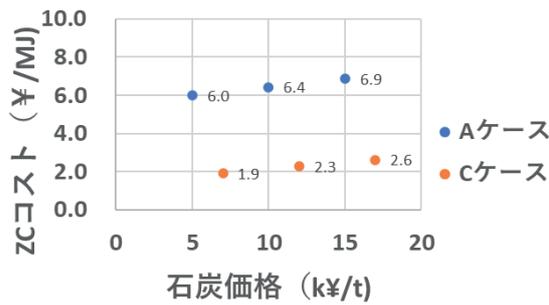


図5 ZC コスト vs 石炭価格

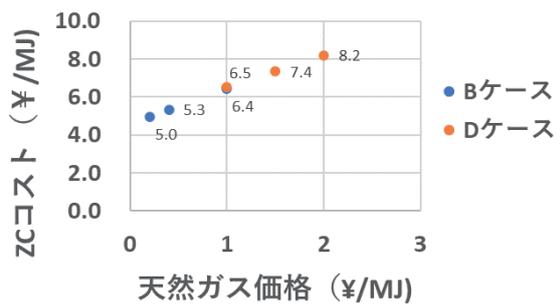


図6 ZC コスト vs 天然ガス価格

5. まとめ

製造プラントに設置した CO₂ 捕集プロセスのみでは、ZC を達成できない。さらに、設備起源の CO₂ 捕集も考慮する必要があるため、ZC 実現のためには DAC プロセスの適用が必須である。原料、製造プラント立地条件ならびに製造プラントでの CCS 捕集率を変えた場合でのコストと CO₂ 排出量をもとに、国内で DAC を適用した場合のコストや国内発電所入口での ZC コストおよびその場合の要する CO₂ 貯留量を算出し、表 24 に示した。

表 24 結果まとめ

ケース	原料	立地	製造プラント での CCS 捕集率 (%)	水素製造 コスト (円/MJ)	輸送コスト (円/MJ)	DACコスト (円/MJ)	国内発電所 での ZC 水素 コスト (円/MJ)	CCS 貯留 量 (Mt/y)	DACS 貯留 量 (kt/y)
A	石炭	海外	90~99.5	2.2~2.4	3.7	1.0~0.4	6.9~6.4	3.6~4.0	587~218
B	天然ガス	海外		1.2~1.3	3.7	0.7~0.4	5.6~5.3	1.8~2.0	399~214
C	石炭	国内		2.1~2.2	-	0.6~0.1	2.7~2.3	Aと同じ	407~38
D	天然ガス	国内		2.8~2.9	-	0.3~0.03	3.1~2.9	Bと同じ	210~23

- 1) 本検討範囲の、A, C のケースでは、ZC コストは、CCS での CO₂ 捕集率が高い方が低くなったが、B, D ケースでは、捕集率 98.3% 近傍で最も低くなった。
- 2) A, B ケースは、CCS 貯留を海外に、DACS 貯留は国内を前提としていて、輸送コスト約 4 円 / MJ が加えられる。A, B ケースでは、発電所での最低 ZC コストは、それぞれ 6.43、5.33 円 / MJ、その場合の CCS 貯留量は、それぞれ 3,967、1,958 kt/y、さらに DACS 貯留量は、それぞれ 218、235 kt/y となった。
- 3) C, D ケースは、CCS, DACS とともに国内の貯留を前提としていて、発電所での最低 ZC コストは、それぞれ 2.26、2.89 円 / MJ、その場合の CCS 貯留量は、それぞれ 3,967、1,958 kt/y、さらに DACS 貯留量は、それぞれ 38、45 kt/y となった。
- 4) C, D ケースで、原料の石炭、天然ガスの海上輸送時の CO₂ 排出量を参考資料 [9] を用いて算出し、DAC コストに換算すると、いずれの原料でも 0.4 ~ 0.5 円 / MJ であった。貯留場所の制限が無いという前提では、C, D ケースが有利となる。
- 5) 原料の価格変動に対する、ZC コストへの影響を調べた結果、想定した変動範囲の中では、A ケースより B ケースの方が ZC コストは低い。また、国内で CO₂ 貯留場所が確保されている前提では、C ケースでの ZC コストは最も低くなる事が分かった。
- 6) LCS での ZC 電源構成スタディーで、2050 年での水素発電は、35 TWh が必要とのシナリオがある。これは、年間 200 万 t の水素燃料に相当し、本検討の約 10 倍の量を想定しなければならない。A, B ケースで CCS を海外に依存したとしても、DACS 分 2 ~ 6 Mt / 年、C, D ケースでは、全量 20 ~ 40 Mt / 年の貯留は必要である。

6. 結論（政策立案のための提案）

ZC 水素のコストを原料と水素製造の立地条件の違いで比較した。製造時の捕集率が高いほど、また、貯留地の確保を前提とすれば、水素製造の国内立地の方が有利であった。ZC 社会の実現に向けては、最終的には DAC プロセスが重要で、捕集した CO₂ の貯留技術と貯留場所を探索して確保する研究開発が特に重要である。

参考文献

- [1] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“カーボンフリー水素の経済性と CO₂ 排出量 (Vol.1)”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，平成 29 年 3 月。
- [2] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“カーボンフリー水素の経済性と CO₂ 排出量 (Vol.2)”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，平成 30 年 3 月。
- [3] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“石炭ガス化による水素，アンモニアの経済性と CO₂ 排出量—石炭ガス化 (CCS を含む) による水素，アンモニア製造・物流システムの比較検討—”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，平成 31 年 2 月。
- [4] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“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—”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，平成 28 年 3 月。
- [5] “Assessment of Hydrogen Production with CO₂ Capture Volume 1: Baseline State-of-the-Art Plants”，August 30, 2010 DOE/NETL-2010/1434.
- [6] “Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity”，Revision 2a, September 2013, Revision 2, November 2010, DOE/NETL-2010/1397.
- [7] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“プロセス機器選定と製造コスト，環境負荷算出のための基礎データベース作成 —製造機器・材料・コスト情報の構造化—”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，平成 27 年 3 月。
- [8] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書，“二酸化炭素の Direct Air Capture (DAC) 法のコストと評価”，科学技術振興機構低炭素社会戦略センター，令和 2 年 2 月。
- [9] 物流から生じる CO₂ 排出量のディスクリージャーに関する手引き (要約版)，国土交通政策研究所，平成 23 年 5 月。

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

石炭ガス化ならびに天然ガスリフォーミング
による水素製造の経済性と CO₂ 排出量
—ゼロカーボン社会に向けての国内 CO₂ 貯留場所確保の重要性—

令和3年9月

Economy and CO₂ Emission on Hydrogen Production via Both Coal
Gasification and Steam Methane Reforming:
Importance of Securing CO₂ Storage Space Domestically

Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action
toward Low Carbon Societies,
Center for Low Carbon Society Strategy,
Japan Science and Technology Agency,
2021.9

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 三森 輝夫 (MITSUMORI Teruo)
上席研究員 岩崎 博 (IWASAKI Hiroshi)
- 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
<https://www.jst.go.jp/lcs/>

© 2021 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。