

経済性のある CO₂ゼロエミッション型水素製造

東京工業大学

炭素循環エネルギー研究センター 玉浦 裕

1. はじめに

CO₂ゼロエミッションで水素を製造する際には、そのエネルギー源が問題となる。またトータルとして製品水素のコストが価格的に化石燃料と競争可能とならなければならない。CO₂ゼロエミッションという視点からすれば、化石燃料からの水素生産では生成過程でCO₂が発生するが、CO₂回収/隔離と組み合わせれば、CO₂ゼロエミッションシステムとなりうる。一方、太陽エネルギー、水力、風力といった再生可能エネルギーは有望なエネルギー源であるが、これらから直接得られる水素では天然ガス改質による水素とコスト的に競争することは不可能である。演者は、この問題を解決する上で、ハイブリッド燃料の考え方を提案し、経済的視点から自然エネルギーと化石燃料からの水素生産に関するシステムを検討してきた。このシステムでは集光太陽熱を利用した二段階水分解反応による水素生産技術がコスト的に有望なことも明らかになりつつある。本稿ではCO₂ゼロエミッションという視点から、水素燃料供給の経済的可能性、および再生可能エネルギーを用いた水素生産を経済的に可能とする方法について述べる。

2. ハイブリッド燃料での CO₂ゼロエミッションによる経済的水素生産技術

メタン(天然ガス)の改質により水素を製造する方法は経済性の面で最も優れる。図1および2はメタンの水蒸気改質の吸熱反応に再生可能エネルギー(例えば集光太陽熱、カナダ水力等)を用いて生成した合成ガス(CO,3H₂)から、CO₂ゼロエミッションでの水素の生産(図1)(Case3)とメタノール+水素の生産(図2)(Case4)のコンセプトをまとめたものである。メタンの改質吸熱反応に

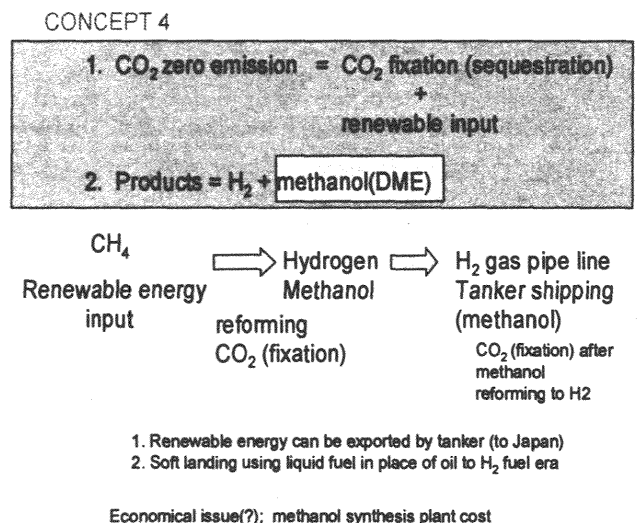
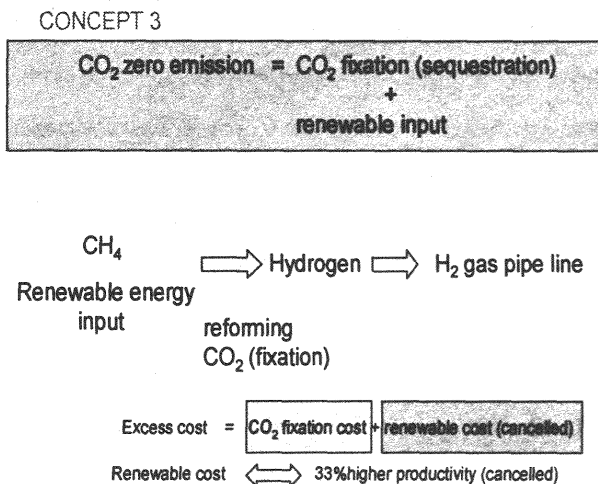


図1 CO₂固定+再生可能エネルギー(Case 3)

図2 Case3 + メタノール・水素生産(Case4)

必要なエネルギーは再生可能エネルギーで賄うので、理論上、改質プロセスでの CO₂ 発生はゼロとしている。また、図 1 では、合成ガスを全て水素に転換(シフト反応)し、水素ガスパイプラインで輸送する。水素に転換する過程で CO₂ が 1 モル発生するがこれは回収・固定化する(Case3)。図 2 は、合成ガスを一部はメタノールに転換し、残りを全て水素に転換するもので、水素転換で発生する CO₂ は回収・固定化する(Case4)。またシステム全体にわたって CO₂ ゼロエミッションを考える場合には、Case4 では、消費地でのメタノール使用による CO₂ は回収・固定となる。両ケースのコンセプトの違いは、Case3 は再生可能エネルギーが得られるところと消費地とが陸続き、もしくは水素ガスパイプラインが利用できる場合に適用できるケースであり、Case4 では製造地からの水素輸送が困難な場合にメタノールとして経済的に輸送する場合に適用できる。将来的には、水素タンカーあるいはアンモニア法やシクロヘキサン法などの化学媒体利用技術が経済的に可能となった場合にはこれらを利用するので、メタノールには転換する必要はない。Case4 は実際に実用化可能性の高いもので、後述するように、Case4 において水素コストとメタノールとが化石燃料コストに競争可能となる試算が得られており、現状の技術でメタノールとして日本に水素エネルギーを供給できることになる。詳細なコスト評価については後述する。

表 1 再生可能エネルギーの注入技術

1	Renewable power electrolysis process $H_2O = H_2 + 1/2O_2$ POX process $CH_4 + 1/2O_2 = CO + 2H_2$ Total (combined process) $CH_4 + H_2O \Rightarrow 3H_2$ (after shift reaction)
2	Concentrated solar thermal energy $CH_4 + H_2O = 3H_2$ (after shift reaction)

表 2 カナダ水力+電解法でのコスト試算

メタノール合成・水素転換設備	製造能力[t/d]メタノール	3,000	
	[t/d]水素	1,125	
	稼働率[%]	91%	
	合成設備費[億円]	60	
	転換設備費[億円]	20	
	総設備費[億円]	83	
POX天然ガス改質器	天然ガス消費量[t/d]	4,500	
	電力消費量[kWh/d]	22,300,000	
	改質設備費[億円]	22	
その他設備費(タンク、PSA) [億円]		27	
電解設備	製造能力[t/d]水素	562.5	
	設備費[億円]	2740	
総設備費[億円]		2872	
原料費	天然ガス単価[円/t]	4690(2.0\$/MMBtu)	
	天然ガス費用[億円/年]	76	
	電力単価[円/kWh]	2	
	電力費[億円/年]	160.6	
	工業用水[億円/年]	1.5	
	触媒等[億円/年]	14	
	原料費合計[億円/年]	252.2	
固定費・資本費・		固定費合計[億円]	391.5
総経費[億円]			643.7
メタノール製造コスト[円/kg]#			4.7
メタノール製造コスト[円/千kcal]#			0.8
メタノール製造コスト[\$/MMBtu]#			1.8
水素製造コスト[円/kg]##			97.6
水素製造コスト[円/千kcal]##			2.85
水素製造コスト[\$/MMBtu]##			6.41

表 1 にハイブリッド燃料生産(天然ガス原料)での再生可能エネルギーの注入技術をまとめて示す。注入技術は大きく 2 つのカテゴリーに分類される。一つはカナダ水力や風力、あるいは太陽光発電や太陽熱発電によるソーラー電力などの再生可能エネルギー電力を用いるもので、水電解により水素と酸素を製造し、酸素を POX(部分燃焼法)に用いる。表 1 に示したようにシフト反応までを含めた水素製造のトータルの反応は水蒸気改質反応によるものと同じである。第 2 のカテ

ゴリーは集光太陽熱を利用するものである。集光太陽反応炉で天然ガスの水蒸気改質反応を行わせる技術とセラミックスを用いて二段階水分解反応を行わせる技術とがある。いずれもトータルの水素製造までの反応式はカテゴリー1と同様である。

表2には、カナダ水力を利用し、Case4([メタノール+水素]生産)についてコスト試算を行った結果を示す。メタノールへの転換には合成ガスの1/3を用いる(水素コストの経済性と日本への水素輸送を考慮)。メタノールコストは日本への輸送競争力を考慮し、中東の天然ガスによるPOX法でのDMEと同等の製造コストとしている。このときの水素製造コストは2.85円/千kcalで、中東でのDME製造コストに炭素税(6000円/tC)を加味したもの(1.53円/千kcal)よりも1.9倍のコスト高となる。このようにカナダ水力は最も電力が安い採算性はない。

表3 集光太陽熱(水分解)でのコスト試算(天然ガス原料)

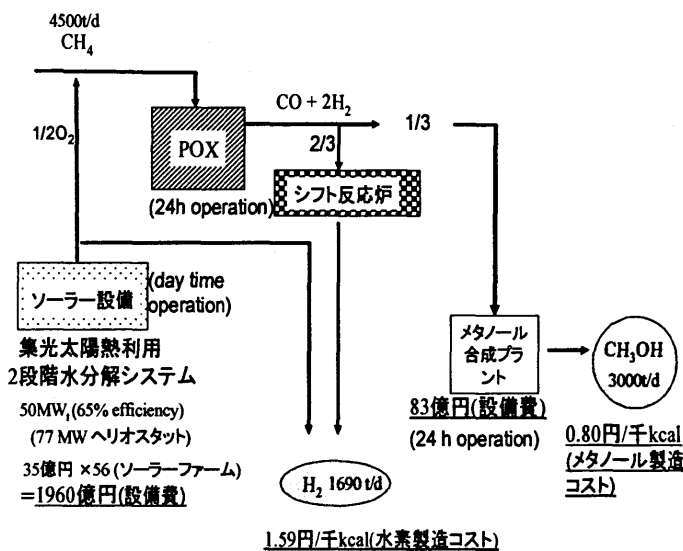


図3 集光太陽熱(水分解)システムフロー(天然ガス原料)

メタノール合成・水素転換設備	製造能力[t/d]メタノール	3,000
	[t/d]水素	1,125
	稼働率[%]	91%
	合成設備費[億円]	60
	転換設備費[億円]	20
	総設備費[億円]	83
POX天然ガス改質器	天然ガス消費量[t/d]	4,500
	改質設備費[億円]	22
その他設備費(タンク, PSA) [億円]		27
太陽設備(2step水分解法)	製造能力[t/d]水素	562.5
	設備費[億円]	1960
総設備費[億円]		2092
原料費	天然ガス単価[円/t]	4690(2.0\$/MMBtu)
	天然ガス費用[億円/年]	76
	工業用水[億円/年]	1.5
	触媒等[億円/年]	14
	原料費合計[億円/年]	91.5
固定費・資本費	固定費合計[億円]	290.1
総経費[億円]		381.6
メタノール製造コスト[円/kg]#		4.7
メタノール製造コスト[円/千kcal]#		0.8
メタノール製造コスト[\$/MMBtu]#		1.8
水素製造コスト[円/kg]##		54.5
[円/Nm3]##		4.86
水素製造コスト[円/千kcal]##		1.59
水素製造コスト[\$/MMBtu]##		3.58

図3は天然ガスを原料として、再生可能エネルギーの注入技術として表1のカテゴリー2の集光太陽熱利用の二段階水分解システムを適用したときのシステムのフローである。表2のカナダ水力の場合と同様にメタノールへの転換には合成ガスの1/3を用い、メタノール製造コストも中東の天然ガスによるPOX法でのDME製造コストと同等とした(理由は同上)。水素製造コストは1.59円/千kcalで、中東でのDME製造コストに炭素税(6000円/tC)を加味したもの(1.53円/千kcal)とほぼ同等となる。また図3のシステムでは水素への転換プロセスでCO₂が発生しているのでこの炭素税を考慮する(0.23円/千kcal)と水素製造コストは1.82円/千kcalとなり、競争力がやや困難となる。燃料生産現場の方が燃料消費地よりもCO₂の固定化が有利であることを考慮し、その費用を6800円/tCO₂(0.08円/千kcal)とすると1.67円/千kcalとなり競争力が見込まれる。この場合には、CO₂ゼロエミッションとなる。メタノールはコスト的に中東でのDMEと競争力があり、また消費地でのCO₂回収・固定が同様の条件となるので、図3で生産されるメタノールは

LNG より若干高めとなるが日本への輸送はコスト的に可能である。

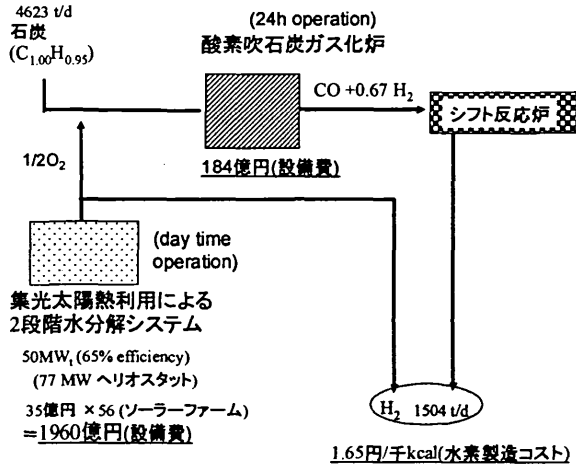


図 4 集光太陽熱(水分解)システムフロー (石炭原料)

表 4 集光太陽熱(水分解)でのコスト試算 (石炭原料)

水素転換設備	製造能力[t/d]水素	941
	稼働率[%]	91%
	総設備費[億円]	20
酸素吹石炭ガス化炉	石炭消費量[C][t/d]	3,375
	総ガス化設備費[億円]	184
その他設備費(タンク, PSA) [億円]		27
太陽設備(2step水分解法)	製造能力[t/d]水素	562.5
	設備費[億円]	1960
総設備費[億円]		2191
原料費	石炭単価[円/t]	1,500
	石炭費用[億円/年]	25
	工業用水[億円/年]	1.5
	触媒等[億円/年]	1
	原料費合計[億円/年]	27.4
固定費・資本費・		303
総経費[億円]		330.4
水素製造コスト[円/kg]#		61
水素製造コスト[円/千kcal]#		1.79
水素製造コスト[\$/MMBtu]#		4.01

石炭からの水素生産は水素生産性が劣るために、コスト的に見合わないと思われる。しかし、原料費が天然ガスよりも安いので可能性があり検討を行った。システムのフローを図 4 に示す。先ほどと同様に集光太陽熱利用による二段階水分解プロセスを用いるが、酸素は酸素吹石炭ガス化炉に使用する。また、ガス化反応に一部水蒸気を用い、組成比 $CO:H_2=1:0.67$ の生成ガスが得られるケースとした。生成ガスはメタノールに転換しないで全て水素に転換するものとして試算した。その理由であるが、メタノールに転換したケースでは中東での DME 生産コスト $1.8\$/MMBtu$ (POX 法)との価格競争が困難となる結果しか得られなかったことによる。試算結果(表 4)での水素製造価格は 1.79 円/千 kcal で、途中のプロセスで発生する CO_2 を考慮しなければ、炭素税が導入されれば、中東での POX による DME 生産価格(1.53 円)(炭素税賦課)に対しては、市場性が見込める。しかし、本システムでは石炭の全ての炭素分がプロセス途中で CO_2 として排出されるため、水素千 kcal あたり 0.39 円の炭素税賦課となる。これを加味したコスト 2.18 円/千 kcal では、中東での POX による DME 生産価格(1.53 円)(炭素税賦課)とは競争困難となる。しかし、プロセス途中で発生する CO_2 を回収・隔離するのであれば、その費用(0.12 円/千 kcal)を加味すると 1.91 円/千 kcal でシステム等の改良により競争力は見込める。

さらに、集光太陽熱利用の二段階水分解プロセスを用いる石炭からの水素生産(図 4)よりも空気分離酸素を用いる方がコスト的に有利のように思われる。そこで、これについて検討を行った結果について述べる。試算結果の水素製造コストは 1.69 円/千 kcal で、これに CO_2 回収費用 0.19 円/千 kcal を加味すると 1.88 円/千 kcal となり、集光太陽熱を利用する場合(1.91 円/千 kcal)と製造コストはほぼ同じとなった。このように酸素吹石炭ガス化による水素生産においては、集光太陽熱を利用したシステムにおいても空気分離酸素を利用する場合と全く同格なことが示唆された。中東での POX による天然ガスのみからの DME 生産は 1 モルの炭素から 1 モルのメタノール(1/2

モル DME)を生産するもので、集光太陽熱を用いて石炭から水素を生産(2.8 モルの水素)する図 4 のシステムとは、CO₂ 排出量や水素生産性からみるとほとんど差はない。天然ガスと太陽エネルギーを用いるケースが CO₂ 排出抑制とコスト的に最も効果的であることは上述の通りであるが、資源の貯存や中東天然ガス依存性からの脱却などを考慮すると、石炭と太陽エネルギーとのハイブリッド燃料生産は大きな意味を持っている。石炭を重視したハイブリッド燃料生産は日本にとっては政策的に重要と思われる。いずれ、石炭からのソーラーハイブリッド水素が世界で生産されると予想される。また、CO₂ 濃度の増大による海洋表面生態系への影響リスクを回避するために、CO₂ の回収・隔離(地中、深海貯留、中層溶解)は早晚必須になるものと予想される。海洋表面生態系の破壊をかなり緊急的に避けなければならず、その手段として社会的コンセンサスが得られよう。これによりハイブリッド燃料は事実上 CO₂ ゼロエミッションとなる。こうして石炭を利用する「ソーラーハイブリッド水素時代」が実現し、ソーラーファームの拡大と共に太陽エネルギー水素時代へと移行することになる。

3 集光太陽熱を利用する二段階水分解プロセスによる水素生産技術

集光太陽熱利用による二段階水分解プロセスは先述のように研究開発途中であり実用化にはまだ時間を要する。開発のポイントは反応に用いるセラミックスの開発と太陽反応炉の開発にある。セラミックスについては、亜鉛フェライト系やマンガンフェライト系で太陽反応炉の低温化と反応の高効率化が見出されており、開発ターゲットのセラミックスについてかなり絞込みが進んできている。

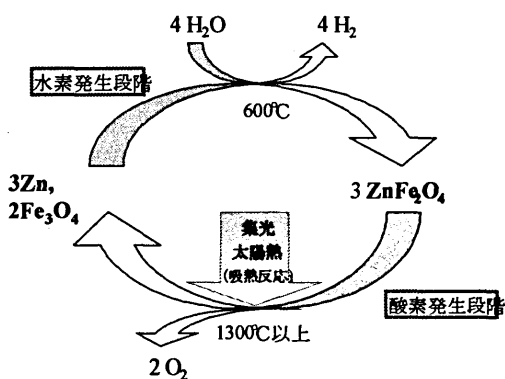


図5 Zn-フェライト系による二段階水分解プロセス概念

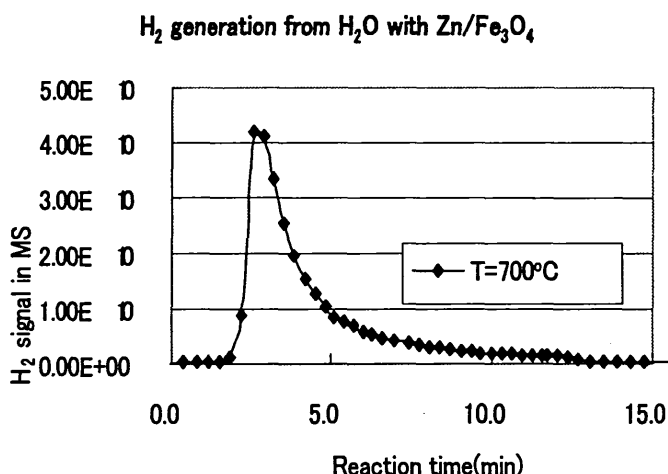


図6 Znフェライト系による水素発生プロファイル

また反応炉についてはスイス PSI 研究所で 50kW クラスのものが開発中である。先述のシステムでは 77MW(熱)を 1 ユニット(ソーラーファーム)としており、65%の変換効率では 70kg/sec でセラミックスが反応する。集光ビームで照射される反応炉の窓の直径は集光度 1200 において 9.0m である。反応炉を径 1m のハニカム状でモジュール化し、30 個のセグメントで構成すれば、1 セグメント当たり 2kg/sec の反応装置が実機としての最終のサイズである。その熱容量は約 3MW クラスのものであるので、その開発には 50m 四方の大きさのヘリオスタットフィールドが

集光系として必要となる。研究開発ということであれば、日照条件に恵まれない日本国内にお

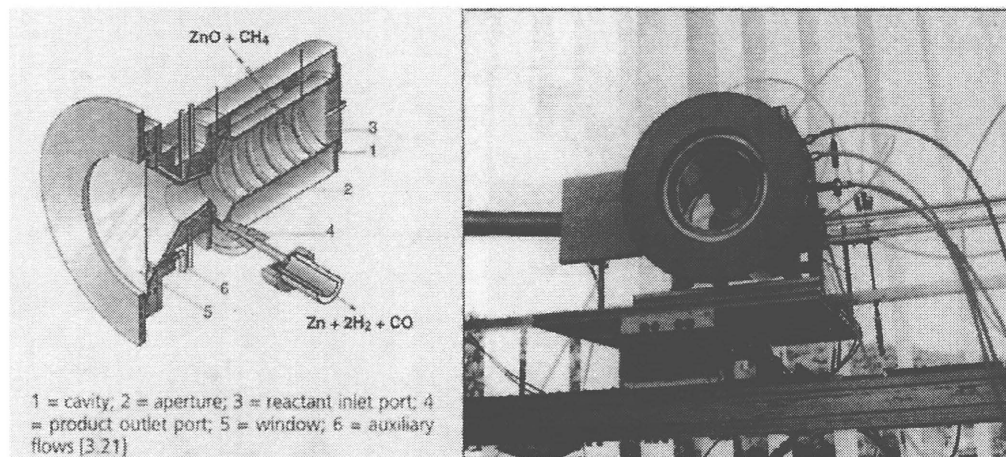


図7 スイス PSI で開発中の 50kW 太陽反応炉(二段階水分解反応用)

いても、このフィールドの大きさで、反応炉の実機までの開発が可能である。スイスで開発中の 50kW クラスの次の段階で 500kW がこれから開発されるものと思われる。わが国においてもこのクラスの開発に着手することが望まれる。

集光太陽熱の導入には天然ガスの水蒸気改質反応を太陽炉内で行わせることもできる。しかし、このシステムでは石炭ガス化には適用できない。また太陽炉内で有機物(メタン)の化学反応を行わせるために太陽反応炉の運転制御の厳密性が要求される。これに対し、二段階水分解プロセスでは反応炉内でセラミックスでの反応を進行させるため、無機固体物質の化学反応であるので 1000-1500°C 付近の高温での反応に向いており、また制御もさほど厳密性が要求されないというメリットがある。さらに天然ガスを反応炉に直接用いる場合には硫黄分による腐食の問題があるが、セラミックスを用いる二段階水分解システムにはそれがない。また、二段階水分解システムはそれ自体が太陽エネルギーを用いて水からソーラー水素を生産するものであるため、化石燃料に依存しない太陽エネルギーからの水素生産技術として将来的な太陽エネルギー利用技術として重要な意味を持っている。

4. おわりに

サンベルトにおいて太陽エネルギーと天然ガスや石炭から生産された水素燃料は、炭素税や排出権取引、あるいはグリーン証書取引などの対象となる。わが国の企業が海外でこの燃料を生産し海外で販売すれば、日本国内において排出権を確保できる。海外の自然エネルギー(サンベルトの太陽エネルギー)開発とビジネスにより、わが国の CO₂ 削減に貢献できることになる。天然ガスは中東やロシアに局在しており、またメタンハイドレートの開発は技術・コスト的に課題があり、さらに太陽エネルギーの開発という面も考慮すると、中・長期的には世界に広く分布する石炭とサンベルト太陽エネルギーとの組み合わせによる水素生産は重要と考えられる。