

JAERI-Tech
2000-046



JP0050734



実用高温ガス炉水素製造システムの検討

2000年7月

西原 哲夫・羽田 一彦・西村 邦幸*

日本原子力研究所
Japan Atomic Energy Research Institute

本レポートは、日本原子力研究所が不定期に公刊している研究報告書です。

入手の問合せは、日本原子力研究所研究情報部研究情報課（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村）あて、お申し越しください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費頒布をおこなっております。

This report is issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Research Information Division, Department of Intellectual Resources, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-1195, Japan.

© Japan Atomic Energy Research Institute, 2000

編集兼発行 日本原子力研究所

実用高温ガス炉水素製造システムの検討

日本原子力研究所大洗研究所核熱利用研究部

西原 哲夫・羽田 一彦⁺・西村 邦幸*

(2000年6月9日受理)

日本の長期エネルギー需要動向は、2030年には現在の1.17倍まで増加すると予測されている。しかし、化石燃料の大量消費は二酸化炭素の排出量増加を伴い、地球温暖化の観点から回避しなければならない。さらに、積極的な利用が検討されている新エネルギーはエネルギー密度が低く大規模な導入は困難である。その結果、原子力エネルギーの大量導入の可能性は残されている。

一方、現在日本で消費されている化石燃料の40%は発電用に、残りの60%はそのまま燃料として使用されている。そして、化石燃料の消費量を削減するためにはクリーンエネルギーが必要であり、水素が代替燃料として注目されている。そこで、水素の潜在的な需要を予測したところ、2050年には日本の全エネルギーの4%を占めるまで増加する可能性があることを明らかにした。現在、水素生産プロセスのうち最も経済的なものは炭化水素の燃焼熱で炭化水素を水蒸気改質する方法であり、欧米では約7~8円/m³、日本では約13円/m³である。

原研では炉心出口温度約950°Cのヘリウムガスを供給できる高温ガス炉を改質反応の熱源として利用することにより、化石燃料の消費量を抑制し、二酸化炭素の放出量削減に貢献できることを提案してきた。この高温ガス炉の核熱利用プロセスを選定するにあたり、現在の一般工業界での製品生産量、必要熱量等を調査した結果、水素製造が最も適していることを明らかにした。そして、高温ガス炉と水蒸気改質水素製造プラントを接続したシステム及びその他実用化が有望な核熱利用システムについて、基本系統構成を定め、経済性を検討した。その結果、軽水炉の核熱費を仮定すれば、高温ガス炉水蒸気改質水素製造システムの水素製造単価は約13.5円/m³となる。

大洗研究所：〒311-1394 茨城県東茨城郡大洗町成田町新堀3607

* 那珂研究所 ITER開発室

* 株式会社三菱総合研究所

Study on Commercial HTGR Hydrogen Production System

Tetsuo NISHIHARA, Kazuhiko HADA⁺ and Kuniyuki NISHIMURA *

Department of Advanced Nuclear Heat Technology

Oarai Research Establishment

Japan Atomic Energy Research Institute

Oarai-machi, Higashiibaraki-gun, Ibaraki-ken

(Received June 9, 2000)

The Japanese energy demand in 2030 will increase up to 117% in comparison with one in 2000. We have to avoid a large consumption of fossil fuel that induces a large CO₂ emission from viewpoint of global warming. Furthermore new energy resources expected to resolve global warming have difficulty to be introduced more because of their low energy density. As a result, nuclear power still has a possibility of large introduction to meet the increasing energy demand.

On the other hand, in Japan, 40% of fossil fuels in the primary energy are utilized for power generation, and the remaining are utilized as a heat source. New clean energy is required to reduce the consumption of fossil fuels and hydrogen is expected as a alternative energy resource. Prediction of potential hydrogen demand in Japan is carried out and it is clarified that the demand will potentially increase up to 4% of total primary energy in 2050. In present, steam reforming method is the most economical among hydrogen generation processes and the cost of hydrogen production is about 7 to 8 yen /m³ in Europe and the United States and about 13 yen/m³ in Japan.

JAERI has proposed for using the HTGR whose maximum core outlet temperature is at 950°C as a heat source in the steam reforming to reduced the consumption of fossil fuels and resulting CO₂ emission. Based on the survey of the production rate and the required thermal energy in conventional industry, it is clarified that a hydrogen production system by the steam reforming is the best process for the commercial HTGR nuclear heat utilization. The HTGR steam reforming system and other candidate nuclear heat utilization systems are considered from viewpoint of system layout and economy. From the results, the hydrogen production cost in the HTGR stream reforming system is expected to be about 13.5 yen /m³ if the cost of nuclear heat of the HTGR is the same as one of the LWR.

Keywords : HTGR, Hydrogen Production System, Energy Demand Survey, CO₂ Emission, Economy

⁺ ITER Project, Naka Fusion Research Establishment

* Mitsubishi Research Institute, INC.

目 次

1.はじめに	1
2.将来のエネルギー需要と新エネルギー	2
2.1 エネルギー需要動向	2
2.2 L E S S モデル	2
2.3 新エネルギー	3
3.水素需要予測	7
3.1 水素の利用形態	7
3.2 需要予測	8
4.生産・供給プロセス	10
4.1 生産プロセス	10
4.2 供給プロセス	11
5.高温ガス炉の熱利用	14
5.1 候補プロセス	14
5.2 経済性及び二酸化炭素排出量削減効果	15
6.実用システムの概念検討	16
6.1 水蒸気改質法	16
6.2 直接熱分解	17
6.3 メタンハイドレート利用によるメタノール製造	18
7.まとめ	20
謝辞	20
参考文献	21

Contents

1. Introduction	1
2. Future Energy Demands and New Energy Resources	2
2.1 Trend of Energy Demands	2
2.2 LESS Model	2
2.3 New Energy Resources	3
3. Prediction of Hydrogen Demand	7
3.1 Aspect of Hydrogen Utilization	7
3.2 Prediction of Hydrogen Demand	8
4. Energy Production and Supply System	10
4.1 Energy Production System	10
4.2 Energy Supply System	11
5. HTGR Nuclear Heat Application	14
5.1 Process Selection	14
5.2 Economy and Reduction of CO ₂ Emission	15
6. Conceptual Design of Commercial HTGR System	16
6.1 Steam Reforming	16
6.2 Thermal Cracking	17
6.3 Methanol Production from Methane Hydrate	18
7. Conclusions	20
Acknowledgements	20
References	21

1. はじめに

現在、化石燃料の大量消費により環境に排出される二酸化炭素が原因となる地球温暖化が大きな社会問題となっており、二酸化炭素の放出量削減が求められている⁽¹⁾。わが国では1次エネルギー消費量の80%以上を化石燃料が占めており⁽²⁾、この莫大な化石燃料の消費量を削減することが急務の課題となっている。

化石燃料の代替エネルギーとして種々のエネルギーが提案されており、その1つとして原子力エネルギーがある。一般的には、原子力エネルギーは蒸気タービン発電による電力供給という形で利用されている。しかし、高温ガス炉は炉心出口温度が約950°Cという非常に高温のヘリウムガスを供給できることから、発電のみならず化学プラントの熱源としても利用可能である。原研では、高温ガス炉熱利用システムの実用化時期を2030年頃に設定し、システム設計、要素技術開発等を進めるとともに、熱出力30MWの高温ガス炉である高温工学試験研究炉（HTTR）に水蒸気改質水素製造システムを接続して、実証試験を行うことを計画している⁽³⁾⁽⁴⁾。

ところで、現在、水素は化学工業、例えば、アンモニア製造、石油精製、メタノール製造の原料として利用されており、一般的なエネルギーとしての利用はほとんどない。すなわち、高温ガス炉水素製造システムが実用化されるためには、水素が大量に必要とされ、それを利用するためのインフラが整備されること、並びに、安価な水素を大量に製造できることが必要不可欠である。

そこで、21世紀中旬のエネルギー需要を予測し、化石燃料に代わる新エネルギーの必要性を明らかにする。また、代替エネルギーとして、潜在的な水素の需要がどの程度か予測する。そして、水素を一般社会に安価で大量に供給するための生産及び供給プロセスについて検討する。一方、既存の熱利用プロセスを調査して、高温ガス炉の熱利用システムとして、水素製造が最も適していることを明らかにする。最後に、実用高温ガス炉熱利用システムの概略系統構成、二酸化炭素排出量削減効果、経済性を検討する。

2. 将来のエネルギー需要と新エネルギー

2.1 エネルギー需要動向

既存のエネルギー需要動向を予測したデータを調査した結果を表 2.1 に示す。

総合エネルギー調査会では、2010 年までに我が国のエネルギー供給・消費量は年率 1%程度で増加するが、省エネ対策を講じた場合にはほぼ現状安定となると推測し、2030 年のエネルギー消費量を 444～500 Mtoe ($1\text{Mtoe}=4.186 \times 10^4 \text{MJ}$) と予測している。一方、日本エネルギー経済研究所では、1995 年～2010 年までの需要増加率を 1.1%、2010 年～2030 年までの需要増加率を 0.3%と推測し、最終エネルギー需要を 2030 年に 450Mtoe と予測している。

両者とも 2030 年のエネルギー需要を 450Mtoe 程度と予測しており、我が国のエネルギー需要は 21 世紀中頃まではある程度増加することが見込まれる。一方、途上国を中心としたエネルギー需要は依然として増大し続けると考えられることから、世界的なエネルギー需要は大幅に増加することが予測される。しかし、温暖化対策として化石燃料の消費削減が求められること、並びに石油の枯渇の問題から、化石燃料代替燃料の必要性は失われない。

これらの需要を賄うために、将来的には太陽光発電、風力発電などの新エネルギー(再生可能エネルギー)の供給が不可欠とされている。例えば、総合エネルギー調査会では 2010 年に 17.7Mtoe の再生可能エネルギーの供給を見込んでいる。

2.2 LESS モデル

IPCC(Intergovernmental Panel on Climate Change : 気候変動に関する政府間パネル) 第 2 次評価報告書に記載された LESS (Low CO₂-emissions Energy Supply Systems : 低 CO₂ 排出エネルギー供給システム) モデルは⁽⁵⁾、2100 年までに CO₂ 排出量を現状の 30%以下に削減することを目標に、短期的には化石燃料及びバイオマス起源のメタノール、長期的には水素を積極的に利用し、二酸化炭素の放出量を削減することを提案している。

LESS モデルの前提条件(人口、GDP、エネルギー消費量)を表 2.2 に示す。LESS モデルでは以下の 5 ケースを対象として検討を行っている。このうち 1) と 2) を基準ケースとしている。

1) バイオマス集約ケース

バイオマス及び断続的再生可能エネルギー(風力、太陽エネルギー)の使用が増加し、2050 年、2100 年の商業 1 次エネルギー利用量のそれぞれ 40%及び 73%を占める。特に、バイオマスの比率は 2050 年に 15%、2100 年に 47%まで増加するとしている。バイオマスの主用途は、メタノール及び水素生産、発電等であり、2100 年の電力の 29%がバイオマスにより発電される。他に断続的再生可能エネルギー、水力、原子力が各々 54%、10%、3%を占める。

2) 原子力集約ケース

原子力集約ケースでは、2100 年までに世界の原子力設備が 10 倍に増加し、その結果 2100 年における電力の 46%が原子力により発電されるとしている。他に断続的再生可能エネルギー、バイオマス、水力の使用割合を各々 34%、10%、6%としている。

3) 天然ガス集約ケース

天然ガス集約ケースは、採取可能な天然ガス資源が基準ケース 1) および 2) より 40%多く、

これらをメタノール及び水素生産に使用するというものである。

4) 石炭集約ケース

石炭集約ケースは、メタノール及び水素生産のために石炭を利用し、分離した CO₂を回収するというものである。

5) 高需要ケース

高需要ケースは 2100 年の 1 次エネルギー消費は 1200EJまで増大するとし、化石燃料の脱炭素化、高効率化により CO₂排出を抑えるというものである。本ケースでは、エネルギーの約 56%が石炭改質による水素で賄われるとしている。

本モデルにおける水素の需要予測は 2025 年以降急増し、2100 年にはエネルギー換算で約 200EJ (高需要ケースでは約 500EJ) と見込まれている。これは総一次エネルギー消費の 30%近く (高需要ケースでは 40%程度) に達する。ちなみに、現在世界で生産されている水素は約 8,000 億 m³ (10.2EJ) である⁽⁶⁾。この結果、基準ケースにおける化石燃料からの炭素排出量はかなり削減され、表 2.3 のように予測されている。

水素製造手段は、今後少なくとも 20 年程度のタイムスケールでは天然ガスを改質した水素が安価であると考えられる。LESS モデルでも太陽エネルギー及びバイオマス起源の水素が主力となるのはかなり先としており、それまで天然ガス改質による水素製造の重要性は失われないとしている。

2.3 新エネルギー

将来のエネルギーにおいて、太陽光、風力等の新エネルギーは徐々に重要性を増していくと考えられるが、その浸透の度合いは予測により大きく異なる。そこで、以下の新エネルギーについて、導入量、コスト及び課題について調査した。

(1) 太陽エネルギー

(a) 導入量

事実上無尽蔵の太陽エネルギーの利用形態には、太陽光発電や太陽熱利用がある。太陽光発電については、電力需要の大きい時間帯と太陽電池の出力が最大になる時間帯が一致するため、ピーク電力の削減に資するという特徴がある。日本における 1996 年度の太陽エネルギーの利用量は、太陽光発電が 5.7 万 kW、太陽熱利用が 4×10^{16} J である⁽⁷⁾。

太陽熱発電は、米国南西部で大規模な実証試験が行われている。太陽熱発電は以下の 3 方式に分類される⁽⁸⁾。

- ① パワータワー型：反射鏡で塔の上に集光し、発電機の作動流体を加熱する。
- ② トラフ型：溝状の放物線反射鏡の中央に集光し、パイプ内部の流体を加熱する。
- ③ ディッシュ型：パラボラアンテナのような形に鏡を配置し、集光部の発電機（スターリングエンジンなど）を作動させる。

(b) コスト

太陽光発電システムのコストは、現在は設置コスト 1,000 円/W、発電コスト 70~100 円/kWh 程度であり、一般家庭等での電力料金の 2.5~6 倍程度の水準にある⁽⁷⁾。しかし、太陽光発電シ

システム設置価格は 1992 年から 1997 年の間に約 1/3 に下がった。太陽熱発電は、DOE による大規模な開発計画が進められており、50MW 規模の発電設備を米国南西部の砂漠地帯に建設中である。

(c) 課題

太陽光発電の主な導入阻害要因はコストであり、普及のためには技術開発や量産化によるコスト低減が必要である。また、太陽光は事実上無尽蔵であるが、曇天時等における利用可能エネルギーの不安定性が存在し、大容量の電気を得るために広い面積の確保が必要である。太陽光発電の効率は 10%程度であり、地表に到達する太陽光の日平均エネルギー密度は 168W/m^2 で、米国アリゾナ州でも 300W/m^2 程度なので、アリゾナ州に設置する場合でも 1000MW 級の発電所と同等の電力を生産するためには 33km^2 の面積が必要である。

(2) 風力

(a) 導入量

風力発電は、風力・風速の変動により安定したエネルギー供給の難しさはあるものの、広範囲に存在するクリーンエネルギーである。世界の風力発電導入量は、1980 年代後半以降は増加傾向にあり、現在は 10GW を超えている⁽⁹⁾。商用化は欧米諸国に続きインド、中国等が取り組んでいる。反面、日本の風力発電導入量は、計画を含めても 100MW であり、最大設置国ドイツの 5%程度しかない⁽⁹⁾。近年は設備の大型化が進み、1MW 程度の設備の導入も計画されている。将来的にはオフショア風力発電の開発が考えられるが、この場合は 2~3MW クラスの設備も想定される。

北欧諸国はとりわけ風力発電の導入に熱心であり、デンマークは 2030 年までに 9500MW の発電を行う計画を持っている。日本で風力発電の導入量が少ない原因是、風況、立地面積上の制約に加え、風力発電に対する認識の薄さ、建設コスト等の制約が挙げられている。しかし、風力発電は現在、実験段階から売電事業へ移行し、急速に増加する傾向にある。

(b) コスト

日本の風力発電コストは、初期投資が約 25~100 万円/kW で、初期投資の償却を考慮した発電単価は 10~15 円/kWh である⁽⁹⁾。一方、欧州では、風力発電が大量に導入されていることから、建設費、維持費などが安く、発電単価も低くなっている。風力は新エネルギーの中では安価な部類に入り、従来型エネルギーと競争力を持ちうると考えられる。

(c) 課題

風力発電の出力は理論的には風速の 3 乗に比例する。すなわち、平均風速 6m/s の地点と 8m/s の地点とでは、同じ機種でも発電量に約 2 倍の差が生じる。このため、導入に当たっては風況の良い地点（風速 5~6m/s 以上）に立地することが不可欠である。しかし、このような地域は景観、野生生物への影響（鳥類の風車への衝突）が問題となりがちであり、自然環境保全地域の指定地域であるものが多いため、既存の規制・基準も課題となる。これに加えて風車の建設による電波障害等が懸念事項として挙げられる。400kW 型の発電機は、平均風速 8m/s 以上という条件下では年間約 1,200GWh の発電量となるが、1,000MW の発電所と同等の電力（稼働率 80%とする）を賄うためには、このような発電機が約 21,000 基必要となる。

(3) バイオマス

バイオマスとは、木くず、生活ごみ、工業廃棄物、農林産廃棄物、エネルギー植物などの総称であり、再生可能エネルギーとして注目を浴びている。利用方法は、直接燃焼、燃料化（液体、固体、気体）と多様な方法が考えられている。

(a) 導入量

LESS モデルによると、バイオエネルギーのポテンシャルは 2100 年には 200EJ 以上に達し、エネルギー消費量 (IPCC によれば 700EJ~1,200EJ) のかなりの比率を占めるとしている。

(b) コスト

バイオマスのエネルギーコストは利用法により異なる。日本では、ごみ発電としての利用が主であり、広く実用化されている。発電コストは 9~15 円 / k Wh で既存の発電と等価である⁽⁹⁾。

(c) 課題

持続可能なバイオマスの生産のためにはエネルギー作物を栽培しなければならない。これには広大な土地が必要であり、既存の農地等と競合する可能性がある。木材の生産量は 30kg/m² 程度で、発熱量は 20MJ/kg 程度である。従って、設備能力 1000MW、熱効率 40% のバイオマス発電施設が 1 年間フルに稼働するためには、約 130km² の森林伐採が必要となる。

(4) メタンハイドレート

メタンハイドレートは水が作るかご型分子構造の中にメタン分子がとりこまれたものであり、水 1 リットル中に 100 リットル以上（通常は 170 リットル程度で、化学式は $\text{CH}_4 \cdot 5.75\text{H}_2\text{O}$: 理論値は 217 リットル）のメタンが存在する⁽¹⁰⁾。クリーンな化石燃料である天然ガスの需要増加への対応策として、メタンハイドレートの利用が期待されている。

(a) 導入量

メタンハイドレートは深海底や永久凍土下に分布しており、埋蔵量は世界で 10^{16}m^3 に達すると言われている。我が国周辺海域の埋蔵量は $6 \times 10^{12}\text{m}^3$ で、年間ガス消費量の 100 年分と推測されている⁽¹⁰⁾。

(b) コスト

メタンハイドレートは埋蔵量の多さから有望な資源と考えられている。しかし、ハイドレート層の崩壊によるガス放出等の危険性の評価が定まっていないため、採掘方法には不確定要素が大きく、また最適な燃焼特性が定まっていない。従って、メタンハイドレートの経済性の判断にはまだ時間を要する。

(c) 課題

メタンハイドレートの採掘・処理は通常用いられている天然ガスよりコストを要するが、製品は天然ガスであるため、通常の天然ガスと価格差を付けられない。したがって、天然ガスが潤沢に存在する間はメタンハイドレートの競争力は低いが、天然ガスが枯渇する前に利用の目途が付けば、有望なエネルギー源となりうる。

IPCC がとりまとめた代表的な再生可能エネルギーの現在の導入量と潜在的な導入可能性に関する試算結果を表 2.4 に示す。予測結果は多様であるが、水力発電及び伝統的バイオマス（薪

炭材利用)を除き、現在の導入量は潜在的導入可能性のごく一部にすぎない。また、再生可能エネルギーの現在及び将来のコスト推定について表 2.5 に示す。コストの推定に関してはばらつきが大きい。IPCCはこれらを基に、2020 年のエネルギー構成における再生可能エネルギーの割合は 25%を超えないであろうと推定している。

なお、各種エネルギー源の賦存量を纏めたものを表 2.6 に示す。

3. 水素需要予測

エネルギー需要調査から 21 世紀前半には化石燃料に代わるクリーンエネルギーが求められており、その 1 つとして水素は有望と考えられる。そこで、21 世紀前半を中心に大規模な需要が期待される水素について、利用形態、需要量、開発課題について検討する。検討に際しては、21 世紀前半までの中短期タイムフレームに焦点をあてる。具体的には長期エネルギー需給見通しの対象年である 2010 年から 10 年刻みで 2050 年までを対象とする。

3.1 水素の利用形態

一般的な新エネルギーについて、その用途を導入地域別に整理したものを表 3.1 に示す⁽¹¹⁾。現時点では、分散型のエネルギー源として、比較的小出力のものが多い。産業用として利用される場合も、補助的に利用する場合が多いと考えられる。一方、水素エネルギーが利用可能な有望市場を部門別・用途別の観点から分類すると図 3.1 のように考えられる。

(a) エネルギー転換部門

電気事業では、火力発電の燃料や燃料電池発電の原料としての利用が考えられる。火力発電設備では水素燃焼タービンや水素専焼ボイラで利用可能である。用途としては、集中電源、分散電源、電力調整用の電源の 3 種類があり得る。燃料電池発電設備は分散電源およびピークロード対応の電力調整電源が適当と考えられる。

ガス供給では、既存都市ガスに水素を混合して利用することが考えられる。都市ガス需要は今後も順調に伸びることが予想されていることから、既存都市ガスのスペックを変えない範囲で水素を混入して利用する方法が有望である。13A ガスの場合、既存のガス機器で対応可能な水素混入率は最大 30%程度と見積もられている。

(b) 産業部門

製造業では、ボイラなどの燃料としての利用が主であり、これが水素の主要市場と考えられる。純水素を燃料とする機器の開発はあまり行われていないが、ボイラについては既存設備の若干の設計変更で対応可能と考える。

工場等において自家発電システムとして燃料電池を用いた給電も考えられる。また、業務形態によっては、熱併給発電設備として利用することもあり得る。動力・照明用エネルギー源として水素により発電された電力を利用することにより、間接的な水素利用が可能である。

(c) 民生部門

民生用としては、冷暖房用、給湯・厨房用、動力、照明用の 3 つに大別される。これらのうち、暖房、給湯・厨房用には温熱（低温熱源）が用いられ、それ以外の用途には電力が主として用いられる。冷暖房用として、燃料電池、コジェネ等により水素が利用可能である。給湯・厨房用としては、ボイラによる水素利用が考えられる。動力・照明用としては、燃料電池での利用が有望である。

大規模利用が想定できる場合として、集合住宅におけるセントラルヒーティング、集中的な給湯システムへの水素エネルギー利用が考えられる。この場合の供給手段はパイプラインあるいは都市ガスへの混入が考えられる。

(d) 運輸部門

運輸部門では、燃料電池自動車や水素エンジン自動車、航空機での利用が考えられる。

燃料電池自動車は2004年の量産化に向けて開発が急ピッチで進められている。また、水素自動車の実用化も近いと考えられる。エネルギー密度が高い点で水素は優れており、航空機への利用可能性も高い。さらに、間接的な利用としては鉄道での電力利用もある。

以上の水素エネルギー利用市場について、技術的に導入可能な時期を表3.2に示す。ここでは、一般に想定される水素利用方法について述べたが、水素製造設備に近接した地域での水素利用形態もあり得る。この場合、近接地域に水素利用設備を設置するメリットとして次が挙げられる。

- ① エネルギー変換及び熱輸送に伴うエネルギー損失を最小とすることが出来、システム全体として経済性が向上する。
- ② エネルギー需要に応じて、種々の供給方式（プロセスヒート、高温スチーム、電力等）により多角的な核熱利用が図れる。
- ③ 多種プロセスから成る化学プラント群を構成する場合、高温域から低温域までの広範囲な核熱利用（熱のカスケード利用）が、合理的かつ効率的に達せられ、簡潔なプラントレイアウトが可能となる。

これらのメリットを活かす利用方法としては産業用、特に化学プラントでの利用が有望である。

3.2 需要予測

前節で分類した水素の利用可能な市場について、技術開発動向や経済性供給量等を考慮して利用法別の需要を予測する。

(1) 予測手法

将来の水素需要量の推計フローを図3.2に示す。

Step1では水素利用個別市場における水素利用システムの導入時期を設定する。個別の水素利用システムが技術的に導入可能な時期は表3.2に示したが、実際にはインフラ整備、制度整備等に要するリードタイムを考慮する必要がある。ここでは、各システムとも最低限10年のリードタイムが必要と考え、表3.3に示す導入開始時期を設定した。なお、以下の需要量予測にあたっては、上記に示した導入時期をケース1と考え、ケース2はケース1の10年後、ケース3はケース1の20年後に導入開始時期をシフトした場合とする。

ケース1で設定した導入開始時期においては、水素利用システムが既存のエネルギー・システムに比べ、経済的に劣る場合があり得るが、ケース2、3は将来の水素エネルギー価格低減の可能性を加味した、より現実的なケースと位置づけられる。ただし、強力な導入推進策が政府あるいは産業界により採られた場合、ケース1の想定も十分現実的なものと考えられる。

Step2ではエネルギー需要を設定する。現状のエネルギー消費量を表3.4～表3.6に示す。参照した資料は、「総合エネルギー統計」、「石油等消費構造統計表（商鉱工業）」、「運輸関係エネルギー要覧」、「エネルギー・経済統計要覧」及び「長期エネルギー需給見通し（総合エネルギー調査会）」などである。

将来のエネルギー需要は、表3.7に示す総合エネルギー調査会による2010年のエネルギー需給

見通しをベースとする。これに、1996年から2010年までの伸び率を考慮して、評価対象年の需要を想定した。

Step3では個別市場の需要量を予測する。検討対象年は長期エネルギー需給見通しの対象年を考慮し、2010年から2050年までの10年間隔とした。

そして、Step1で設定した導入開始時期以降の水素エネルギーの需要量は、市場占有率が最大導入率の1%から50%に増加する時間をT（テイクオーバータイム）として求めた図3.3のロジスティックカーブに基づき想定する。ここで、計算に用いた係数などは表3.8に示す通りである。需要量の時系列変化は、各市場の規模に導入率を乗じることにより算出した。

(2) 予測結果

水素需要予測量を表3.9に示す。ここで、燃料電池自動車については、実用化に向け、現在各自動車メーカーが開発を行っている点、並びに、ポテンシャルとなる市場が大きい点を考慮し、基本ケース(1)に加え、導入が10年早まる(2)及び、10年遅くなる(3)についても予測を行った。ただし、各市場の水素需要の合計を求める際には、基本ケースである(1)の需要量を採用し、合計値を算出した。

将来のエネルギー需要に占める水素需要量の割合を表3.10に示す。本結果より、2050年における最終エネルギー消費に占める水素エネルギーの割合は約4%という結果が得られた。

2010年の日本の水素エネルギー需要量は715TJ(5,700万m³)であり、2020年には89,011TJ(71億m³)まで増加すると予測された。しかし、2010年以降急激に水素の消費が発生するにはインフラや利用設備の開発が不可欠である。すなわち、都市ガス混合や燃料電池自動車の大規模導入が行われない限り、このような大きな需要は発生しない。

また、水素を利用する上で障害となる制度的な課題を水素利用市場別に考え、まとめたものを表3.11に示す。本表では一般的な水素利用にあたり想定される課題を示したが、高温ガス炉へ水素利用設備を隣接設置する場合等、特殊な用途については、別途考慮する必要がある。

4. 生産・供給プロセス

本章では、水素の大量消費社会の実現にむけて、水素製造技術及び輸送・貯蔵技術の現状について調査した結果を述べる。

4.1 生産プロセス

水素生産プロセスは、天然ガスや石炭等の化石燃料を改質するものと、水を電気分解するものに大分できる。現状では、水素のほとんどは化石燃料の改質により製造されており、電気分解による水素製造は水力発電電力の豊富な国（ノルウェー、カナダ等）で行われているが、そのシェアは極僅かである⁽⁶⁾。

水素生産プロセスの概要、反応温度、コスト等を概略的にまとめたものを表4.1に示す。これらの水素製造法を反応温度及び技術開発段階の観点から纏めたものを表4.2に示す。ここで、網掛けをした部分については、反応温度からみて核熱利用の可能性が考えられるもの（水蒸気改質法、部分酸化法、石炭ガス化法）、並びに、早期実用化が有望なもの（C B & H法、電気分解法、高温高圧アルカリ水電解法）である。コークス炉ガス改質法は実用化されており温度条件も適当であるが、これはあくまで製鉄工程の副産物を利用するという位置づけであり、またコークス炉ガス自体が自家発電等に活用されていることを考え、本調査の対象から除外した。

以下では表4.2で網掛けを施した製造法について詳しく検討する。

（1）水蒸気改質法

Gaudenackらは、表4.3に示すように水蒸気改質法とC B & H法のコスト比較を行い、水蒸気改質法の水素製造コストは約6.7¢/m³ (1m³=12.75MJ)として約5.3ドル/GJという結果を得ている⁽¹²⁾。ここでは、天然ガスの価格を約3ドル/GJ程度を想定している。NEDOの調査によると、日本での水素製造コストは約13円/m³であり、若干高めになっている⁽¹³⁾。

水素生産量の90%は水蒸気改質法により製造されており、プラントの設備能力も大型のものが作られている。最新のプラントは10万Nm³/hを超えていている。

（2）部分酸化法

部分酸化法による水素製造価格は約13¢/m³ (10ドル/GJ)とされているが、これは4ドル/GJ程度の安価な石油が入手できた場合としている。この価格は、日本における大口向けC重油価格とほぼ同等であり、部分酸化法では大量の電力を消費しないことから、日本における価格もこれと同等と考えられる。

（3）石炭ガス化法

石炭ガス化法による水素価格は部分酸化法と同程度の約15~18¢/m³ (12~14ドル/GJ)である。このうち電力コストは約25%と見積もられているため、日本では若干高くなることが想定される。

（4）C B & H法

C B & H法による水素製造コストは約11.5¢/m³ (約9.0ドル/GJ)と算出されている。しかし、副産物であるカーボンブラックの販売を考慮すると、表4.3に示すようにコストは水蒸気改質法とほぼ同水準となる。日本でC B & H法を実施した場合、カーボンブラックの販売を考慮しない

水素製造コストは約 $18 \text{¢}/\text{m}^3$ (約 14 ドル/GJ) と水蒸気改質法の約 2.5 倍となるが、カーボンブラックが販売できれば、逆に利益がでる。

C B & H 法の実証プラントは、天然ガスを原料とした場合は水素生産量 $1,000 \text{m}^3/\text{h}$ 、カーボンブラック生産量 $270 \text{kg}/\text{h}$ である。Kvaerner 社はカナダに水素生産量 4,950 万 $\text{m}^3/\text{年}$ の商業プラントを建設中で、1 基あたりの生産規模は $10,000 \text{Nm}^3/\text{h}$ のオーダーで、増築により最終的には約 5 倍の生産能力を持つ予定である^(1,2)。

(5) 電気分解法

電気分解法は実用化されている製法のうち最も高価なものである。水素製造にかかる電力は約 $4 \sim 5 \text{kWh}/\text{m}^3$ であり、業務用電力を $14 \text{ 円}/\text{kWh}$ とすると、水素のエネルギーコストは約 $71 \text{ 円}/\text{m}^3$ ($5,600 \text{ 円}/\text{GJ}$) と算出される。一方、米国では約 $13 \sim 26 \text{¢}/\text{m}^3$ (10~20 ドル/GJ)、ノルウェーでは約 $31 \text{¢}/\text{m}^3$ (24 ドル/GJ) であり、電力価格の差が反映されている。

電気分解法は高純度水素の生産に適しているが、プラント規模は小さい

(6) 高温高压水電解アルカリ法

高温高压水電解アルカリ法による水素製造コストは不明であるが、通常の電解法と機構的に類似しており、また大規模のプラントが存在しないことを考えると、他の方法に比べてコスト的な優位性があるとは考えにくい。

本プロセスは、欧州で工業的実用化段階にあるとされているが、報告されているプラント規模は設備能力 $40 \text{m}^3/\text{h}$ のパイロットプラントであり、設備能力は小さい可能性がある。

以上より、CO₂回収・処分コストを含まない場合、水蒸気改質法はコスト効果的に優れしており、またカーボンブラックを販売できる限りにおいて C B & H は競争力を持つことがわかる。なお、DOE は、水蒸気改質法のコストを $9 \sim 15 \text{¢}/\text{m}^3$ (7~12 ドル/GJ)、安価なオフピーク電力を用いた場合の電気分解法によるコストを $13 \sim 26 \text{¢}/\text{m}^3$ (10~20 ドル/GJ)、再生可能エネルギーにより発電を行った場合のコストは $36 \text{¢}/\text{m}^3$ (28 ドル/GJ) と試算している。

ここで取り上げた水素製造法のうち、電気分解法と C B & H 法以外は CO₂ を発生するため、この回収・処分が必要となる。水蒸気改質法で CO₂ 回収コストを考慮した場合、水素製造コストが約 $1.8 \text{¢}/\text{m}^3$ (約 25%) 増加する。この場合、水蒸気改質法のコスト競争力の優位性は動かないものの、外国における電気分解法とほぼコストが同等となる可能性がある。

また、2 章で述べた L E S S モデルでは、いくつかの水素製造法に関するライフサイクルコスト (原料等の生産コスト、輸送、ステーション (約 $6 \text{¢}/\text{m}^3$ (5 ドル/GJ))、CO₂回収) を推定している。化石燃料を改質した場合は $17 \text{¢}/\text{m}^3$ (13 ドル/GJ) 前後、電気分解法の場合は $28 \sim 42 \text{¢}/\text{m}^3$ (22~33 ドル/GJ) 前後で、水蒸気改質法がコスト面で優れていることが示されている。ただし、CO₂回収を考慮した場合でもコストの変動は $1.9 \text{¢}/\text{m}^3$ (1.4 ドル/GJ) であり、水蒸気改質法の優位性は変わらない。

各製造法について、反応温度、開発段階、コスト、規模をとりまとめたものを表 4.4 に示す。

4. 2 供給プロセス

水素の供給方法としては、水素を気体、液体もしくは固体の状態で輸送する方法と、他の化合

物に変換して輸送する方法が考えられる。

(1) 気体輸送

気体状で輸送するには、パイプラインあるいは高圧ボンベの利用が考えられる。パイプラインは大量、連続、長距離の輸送に適したシステムであり、また既存のシステムを利用すれば設備投資が少なくて済む。反面、パイプラインの欠点としては質量流量が低く、またパイプが水素脆化を起こす可能性がある。これらの特徴より、パイplineによる水素供給は固定施設での利用に適していると考える。

高圧で輸送する場合はタンク、ボンベ等を利用する。高圧ガスボンベは、油脂、半導体の製造に用いられる水素（外販水素）の輸送・貯蔵に用いられている。高圧ガスボンベの長短所はパイplineと類似しており、設備投資を低く抑えることが可能である反面、低密度といった欠点がある。現在、ガスボンベの内圧は14～17MPa（約140～170気圧）となっているが、グラファイト製のボンベにより41MPaまで高めることが可能とされている。

(2) 液体輸送

水素の熱量は141MJ/kgとメタンの2.5倍と大きく、重量当たりエネルギー密度が高いという利点から、長距離用途の自動車や航空機、ロケットでの利用が考えられている。また、液体水素の陸上輸送は、同量のガスを加圧ボンベで運ぶより安価である。反面、水素の液化には多大な電力と高純度水素を必要とし、極低温に保持しなければならない。

一般的な輸送方法は、ローリーに液体水素タンクを搭載して行われる。液体輸送は日本の法制度のもとでは標準状態換算でガス体輸送の6倍程度までの水素を搭載でき、ガス体輸送に比べて輸送効率は優れる反面、材料の低温脆性が問題となる。

液体水素のパイpline輸送は大量、近距離の輸送ではトレーラーに比べて経済的であるが、定常的に液体水素を使用し、保守点検が十分できる施設に利用は限られる。

(3) 固体輸送

いくつかの合金は、金属の結晶格子内に金属間化合物として水素を吸蔵することが知られている。水素吸蔵合金は高密度貯蔵が可能であるほか、高圧、極低温条件が不要である。また、水素吸蔵合金は加圧、加温等の簡単な操作で水素ガスの吸蔵、放出が可能であり、容器破損時でも水素ガスの放出が吸熱反応による温度低下により抑制されるため安全性が高いというメリットがある。

合金が水素を吸蔵・放出する過程は可逆反応であり、吸蔵過程は発熱、放出過程は吸熱反応である。水素吸蔵合金は二次電池の陰極で実用化されるに至り、その使用量が増加した結果、以前に比べ材料コストは低下してきており、現在3,000円～5,000円/kg程度であるとされている。しかし、自動車のエネルギー源として利用する場合、1台あたり約200～400kgの水素吸蔵合金が必要となり、この合金コストは現状では100万円のオーダーとなる。今後の性能の向上、コスト低下が求められる所であるが、目標値の1000円/kgとの格差は依然として大きい。

(4) その他

水素をメタノール、アンモニア、メチルシクロヘキサン等の化合物に変換して、輸送・貯蔵する方法が考案されている。水素に比べ、これらの化合物は取り扱いが容易で、液体にすることで体積も大幅に縮小できる。このような化合物は、主として長距離輸送の媒体として注目されてお

り、水素化／脱水素のための触媒等の基礎研究が行われている⁽¹⁴⁾。

様々な水素供給・貯蔵形態のメリット・デメリット及び考えられる用途について表4.5に示す。前章の検討より、水素エネルギーの大量導入は2020年～2040年の間に、主として既存都市ガスへの混合及び燃料電池自動車という形で起こることが想定される。

既存都市ガスへの混合は、既存のガスピープラインを用いるため、新たな水素パイプライン敷設の必要性は少なく、追加的なインフラコストは小さい。

一方、燃料電池自動車に水素を搭載する場合は、水素吸蔵合金が最も一般的なエネルギー供給手段と考えられている。しかし、現行の2倍以上の内圧で貯蔵可能なボンベも開発中であり、この方法も有効である。

なお、水素ステーションへの供給については、ローリーでの輸送が適当である。

5. 高温ガス炉の熱利用

高温ガス炉は冷却材にヘリウムガスを用い、約 950°C の熱エネルギーを炉外に取り出すことができる。現在、各種産業で利用されている化石燃料の熱エネルギーを高温ガス炉からの核熱に置き換えることができれば、二酸化炭素排出の削減に大きく貢献できる。そこで、各種産業分野で利用される熱エネルギーの温度条件を把握し、高温ガス炉から供給される核熱の利用に適している工業プロセスを選定する。そして、経済性及び二酸化炭素削減効果について検討する。

5.1 候補プロセス

各種産業分野での概略的な熱利用の状況を把握するため、熱供給が必要な産業として石油・石炭製品製造業、化学工業、窯業・土石製品製造業、鉄鋼業、非鉄金属製造業等を取り上げ、その主要製品の代表的製造プロセスについて調査した。その結果を表 5.1 に示す。各種工業プロセスにおける温度条件の最高温度によって整理すると表 5.2 のようになる。

高温ガス炉から供給される核熱は約 950°C であるため、核熱利用の対象となる工業プロセスは 1000°C 以下の熱エネルギーを利用するプロセスとなるが、核熱利用効率の観点からは、950°C に近い温度を利用するものが望ましい。その結果、高温ガス炉からの核熱が利用可能なプロセスは表 5.3 に示す 8 プロセスとなる。ここで、石炭の低温乾留及び脱水素法によるブタジエンの製造については温度条件的には核熱の適用が可能であるが、現在工業的にはほとんど行われていないので除外した。また、硝酸及び硫酸の製造は発熱反応であり、熱供給の必要性がないことから除外した。

高温ガス炉からの核熱を利用するプラントは、ある程度の生産規模を持つ必要があると考えられる。そこで、候補プロセスで生産される製品の生産規模について検討した。製品のわが国における生産量及び一事業所当たりの平均生産量を表 5.4 に示す。これより、一事業所あたりで最も大きな生産規模を持つものは高炉銑（製鋼用銑）であることがわかる。合成樹脂の原料であるスチレン、塩化ビニルがこれに次ぐ。また、水素については、表の値は高压ガス容器詰め外販用水素の生産量であり、アンモニア合成、メタノール合成、石油化学等で自家生産・自家消費されたものが含まれていないため、実際の生産規模とは誤差がある。

一方、商用規模の高温ガス炉は数百 MW 級のものが想定されている。従って、接続するシステムでの必要熱量は 100MW 以上のものが求められる。そこで、生産に必要な熱量を各プロセスにおける吸熱反応の標準エンタルピーより求めた。表 5.5 には各プロセスにおける主反応式及び標準エンタルピー、製品 1mol 当たり吸熱量、わが国における生産量及び必要熱量等を示す。標準エンタルピー ΔH は $\Delta H > 0$ で吸熱、 $\Delta H < 0$ で発熱である。ここで、水素については高压ガス容器詰め外販用のものの生産量であり、自家生産・自家消費の水素を含めた生産量とは誤差があると考えられることから、わが国における水素生産量を 200 億 m³/年とした場合についても必要熱量を算出した。これより、必要熱量の観点から高温ガス炉の核熱利用システムとして適しているのは、水素及び製鋼用高炉銑のみである。

直接還元法による製鉄では、水素により酸化鉄を還元するが、その反応は吸熱反応であるため、その熱を補給する必要がある。また、生産される鉄は純度が高いという特徴がある反面、鉄鋼の

性質に大きな影響を及ぼす炭素が含有されないため、成分調整のための後処理が必要となる。一方、水素製造は、エネルギー生産プロセスとして、将来有望と考えられ、かつ、熱化学法を除いてほぼその製造プロセスが実用化されている。さらに直接還元法による製鉄でも水素は必要であることから、高温ガス炉の核熱利用システムとしては水素製造が最も適していると考えられる。

5. 2 経済性及び二酸化炭素排出量削減効果

水素及び製鋼用高炉銑について、熱源に核熱を適用した際の経済性、二酸化炭素排出量削減効果について検討する。これらの製品を業種別に分類すると、化学工業、石油製品工業及び鉄鋼業に分けられる。この3業種について、「石油等消費動態統計年報」から熱源（ボイラーアンド直接加熱）で使用されている主な燃料を特定し、それらを核熱に置き換えた場合のコスト及び二酸化炭素排出削減量について検討する。なお、各種燃料の単位熱量当たりのコスト及び二酸化炭素排出原単位は表5.6の通りである。

（1）化学工業

化学工業において熱源として使用している主な燃料の内訳を表5.7に示す。これより、化学工業においてはボイラ用としてC重油、直接加熱用として石炭コークスの割合が高いことがわかる。化学工業における燃料をC重油及び石炭コークスで代表させると、核熱の適用により単位熱量あたりでコストは0.45～0.51円/MJの増加となり、1.95～2.94t-C/GJの二酸化炭素の排出量削減（高温ガス炉の排出原単位を0として算出）となる。

（2）石油製品工業

石油製品工業において熱源として使用している主な燃料の内訳を表5.8に示す。これより、石油製品工業においてはボイラ用としてC重油、直接加熱用として石油系炭化水素ガスの割合が高いことがわかる。石油製品工業における燃料をC重油及び石油系炭化水素ガスで代表させる。石油系炭化水素ガスのコストは不明であるが、石油系炭化水素ガスはLPG以外の石油系ガスと定義されているので、LNGのコスト（0.44円/MJ）を用いると、核熱の適用により単位熱量あたりでコストは0.47円/MJの増加となる。一方、二酸化炭素は1.36～1.95t-C/GJの排出量削減となる。

（3）鉄鋼業

鉄鋼業において熱源として使用している主な燃料の内訳を表5.9に示す。これより、鉄鋼業においてはボイラ用として高炉ガス、直接加熱用として石炭コークスの割合が高いことがわかる。鉄鋼業における燃料を高炉ガス及び石炭コークスで代表させると、核熱の適用により単位熱量あたりでコストは0.40～0.51円/MJの増加となり、2.41～2.94t-C/GJの二酸化炭素の排出量削減となる。

6. 実用システムの概念検討

前章では、高温ガス炉の熱利用システムとして水素製造システムが有望であることを明らかにした。そこで、本章では実用高温ガス炉水素製造システムの基本構成を検討し、二酸化炭素排出量削減効果及び経済性評価を行う。検討するシステムは経済性の観点から水蒸気改質法、CO₂放出量削減の観点から直接熱分解を選定した。さらに、埋蔵資源量が豊富なメタンハイドレートを用いてクリーンエネルギーを製造することを考え、メタンハイドレート利用によるメタノール製造についても検討した。

6.1 水蒸気改質法

(1) システム構成

水蒸気改質法による水素製造システムは、高温ガス炉から供給される 950°C、4~6MPa の高温・高圧ヘリウムガスを利用し、天然ガス（ナフサでも可）を合成ガス（H₂+CO）に改質するものである。このシステムの基本系統構成を図 6.1 に示す。炉心への水侵入事故並びに炉心で発生するトリチウムの製品水素への移行を防止するために、改質器へは中間熱交換器を介して核熱が供給される。改質器入口でのヘリウムガス温度は約 900°C、改質器出口では 600°C である。原料ガスは過熱蒸気と混合され、予熱器により 450°C まで昇温され、改質器へ送られる。

改質器は熱源のヘリウムガスとプロセスガスの両者が高圧であるため熱交換型の改質器を採用している。また、改質反応を促進するため、触媒を充填した反応管をバイオネット型とし、さらにヘリウムガスが流れる管外の伝熱促進を図る等の工夫が施される。この改質器の概略を図 6.2 に示す。改質器出口の生成ガスは約 600°C と高温であることから、原料予熱器と蒸気発生器の熱源として利用される。

原料として供給する過熱蒸気を生成するため、改質器の下流に過熱器及び蒸気発生器を設置する。蒸気発生器は容器内の水が飽和温度に保たれることにより、ヒートシンクとしての役割を果たし、中間熱交換器へ戻るヘリウムガスの温度を一定に保つことに大きく寄与する。この蒸気発生器の概略を図 6.3 に示す。蒸気生成のために段階的に熱を回収されたヘリウムガスは所定の温度で中間熱交換器へ戻る。

この水蒸気改質システムに出力 300MW の実用高温ガス炉を接続した場合の水素製造量について検討する。HTTR システムでは、3.3MW の熱容量の改質器を用いて約 4000Nm³/h の水素を製造する。実用高温ガス炉では、ヘリウムガス温度は改質器入口約 900°C、出口 600°C であり、蒸気発生器出口で 265°C となり、このまま中間熱交換器に戻る。そのため、高温ガス炉から供給される核熱の約 47%、すなわち、140MW の熱容量の改質器を使用することとなる。従って、システム稼働率を 70% とすると、1.0×10⁹Nm³/年の水素が製造される。これは最新プラントに匹敵する生産規模である。

(2) CO₂削減効果

CO₂削減効果については、水素製造時のみならず製造された水素の利用及び除去された炭素の処理を含めた全体システムについて検討すべきであるが、ここでは水素製造システムで消費される燃料に係る CO₂削減効果についてのみ試算する。

石油製品工業においてはボイラ用燃料としてC重油及び石油系炭化水素ガスが用いられている。熱源として炭化水素ガスを用いた場合、炭素排出量原単位は1.36t-C/GJである。一方、300MWの高温ガス炉から供給される熱量は設備稼動率70%の場合6.62PJ/年である。従って、CO₂排出量は8.98×10⁴t-C/年となる。よって、高温ガス炉からのCO₂排出量は0であるので、核熱の適用によるCO₂削減効果は300MW、1基あたり約9万t-C/年となる。

(3) 経済性

水蒸気改質法の水素製造単価は約7円/Nm³で、燃料費は約15%（約1円）である（表4.3）。そこで、この燃料費を核熱で賄う場合のコストを概算する。軽水炉の発電単価は9円/kWhで、発電効率を33%と仮定すると、核熱単価は0.83円/MJとなる。これと同程度の価格で、高温ガス炉の核熱を供給できると仮定する。HTTR水素製造システムの設計から、水素1Nm³あたりの必要熱量は9MJであることから、核熱費は約7.5円/Nm³、水素製造単価は13.5円/Nm³となる。これは、欧米での部分酸化法や石炭ガス化法とほぼ同等な価格である。

6.2 直接熱分解

現段階では水素の製造法として天然ガス等の水蒸気改質が最も経済的であるが、このプロセスでは水素の発生と同時にCO₂が発生し、原料中の炭素は最終的にCO₂として回収しなければならない。そこで、原料中の炭素をカーボンブラックとして回収することにより、CO₂放出量を大幅に削減できる。

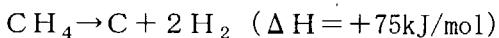
炭化水素を熱分解し、カーボンブラックを生産する方法としては、主にファーネス法が用いられている。ファーネス法は天然ガスから残渣油までの様々な炭化水素を原料とし、これらを1200～1800°Cで熱分解して、炭素を析出させる方法である。ファーネス法によるカーボンブラックの収率は40%程度であり、残りの炭素はCO₂として放出されている。炭化水素のカーボンブラックへの転化率は温度に比例するため、触媒を用いて分解温度を下げる方法も検討されている。

一方、プラズマアークを用いて炭化水素を分解する方法（CB&H法）もあるが、本方法では電力のみを必要とするため、高温ガス炉を適用するメリットは小さい

そこで、直接熱分解について高温ガス炉を適用した場合について検討する。

(1) システム構成

メタンの熱分解は、平衡状態では大気圧、900°Cで転化率90%程度となるが、実際のプラントでは反応速度を高めるために、より高温化している。一方、高温ガス炉を適用する場合、原料ガス圧力は高圧となり、転化率が低下する。そこで、Ni/炭素触媒等を用いることにより分解温度を下げ、転化率を高める必要がある⁽¹⁵⁾。本システムの概略系統構成を図6.4に示す。ここで、反応器における反応は以下のとおりである。



反応器へ供給されたヘリウムガスは熱分解反応の熱源として利用し、残りの熱は蒸気発生器で回収され、中間熱交換器に戻される。ここで生成した蒸気は発電に用いる。原料ガスは、生成した水素の廃熱を利用した再生熱交換器で予熱されたのち、反応器へ送られる。カーボンブラックは生成ガスからフィルターにより分離回収される。

反応器出口でのヘリウムガス温度が不明であるため核熱の何%が改質器で利用されているか不明であるが、出口温度を 600°C とすると核熱の約 47%が水素製造に使われる。熱分解のために必要な熱量が上記反応式における吸熱量に等しく、メタンの転化率を 100%と仮定した場合、原子炉出力 300MW のシステムでは $1.85 \times 10^9 \text{Nm}^3/\text{年}$ の水素と $5.0 \times 10^5 \text{t}/\text{年}$ のカーボンブラックが生産される。日本におけるカーボンブラックの生産量は約 $8.0 \times 10^5 \text{t}/\text{年}$ であるから、本プラントが 2 基あれば、日本の全生産量を賄えることになる。

(2) CO₂削減効果

原子炉出力 300MW のシステムに対して CO₂削減効果を評価する。設備稼動率 70%の場合、高温ガス炉から供給される熱量は 6.62PJ/年である。47%を熱分解に利用する場合、水素製造のために使用する熱量は 3.11PJ/年となる。一方、この熱を原料のメタンの燃焼熱で賄うとすると、約 $4.19 \times 10^4 \text{t-C}/\text{年}$ の二酸化炭素が放出される。ここで、メタンの炭素原単位は 1.35t-C/GJ とした。従って、高温ガス炉の適用による CO₂削減効果は 300MW、1 基あたり約 4 万 t-C/年となる。

(3) 経済性の評価

Ni/炭素触媒を用いたメタンの直接熱分解は現在、実験室レベルでの検討段階にあり、実用化の時期等についても不明であるため、経済性を評価する段階まで至っていない。ただし、副産物であるカーボンブラックの販売により、全体での水素製造コストが下がることが考えられ、技術的に確立されれば水蒸気改質法などの他の水素製造法と同程度の経済的を確保できることも予想される。

6.3 メタンハイドレート利用によるメタノール製造

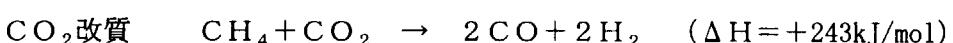
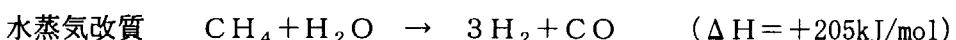
2 章で述べたように、メタンハイドレートは新エネルギーの中でも埋蔵量が豊富で、将来非常に有望なエネルギー源となりうる。メタンハイドレートを分解して得られるメタンは現在利用している天然ガスと同じであり、これを水蒸気改質や直接熱分解の原料として利用することが可能である。

メタンハイドレートは深海底もしくは永久凍土下に埋蔵しており、これを回収するには、昇温または減圧によりメタンハイドレートを分解し、メタンを抽出する必要がある。また、CO₂処理の一環としてメタンハイドレート層に CO₂を注入し、メタンと CO₂を置換して、メタンを回収する方法も検討されている。この場合、メタンに CO₂が混合する。これを分離して、メタンのみを原料として利用することも可能であるが、この混合ガスを直接利用する方法がないか検討し、下記に示すシステムを考えた。

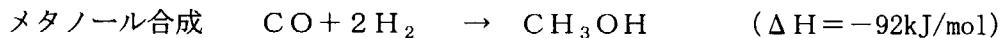
(1) システム構成

システムの概略系統構成を図 6.5 に示す。その基本構成は水蒸気改質システムとほぼ同様である。

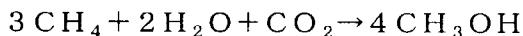
改質器では水蒸気改質反応と CO₂改質が同時に起こり、その結果水素と一酸化炭素の混合した合成ガスが製造される。



この合成ガスをメタネータにおいて反応させ、メタノールを製造する。



これらの反応を組み合わせると、



となり、化学量論的には原料ガス中の成分比を $\text{CH}_4 : \text{CO}_2 = 3 : 1$ にすればよい。

本システムの改質器では水蒸気改質反応と CO_2 改質が同時に起こるが、必要熱量に大きな違いはないので、改質器で消費される熱量は水蒸気改質反応のみの場合と同じと考えられる。従って、47%の核熱が改質器で消費されることとなる。原子炉出力 300MW のシステムにおけるメタノールの生産量は、原子炉稼働率を 70%、改質反応における原料転換率を 70%とした場合、約 $4.3 \times 10^5 \text{ t}/\text{年}$ となる。

本システムのメリットは、メタンハイドレートの回収で使用した CO_2 を有効に利用できること、及び輸送性に優れた液体燃料であるメタノールを製造することである。

(2) CO_2 削減効果

メタノール製造のために消費される熱量は改質器反応の熱源と原料水蒸気生成の熱源の両者であり、原子炉から供給される全熱量を利用する。従って、原子炉出力 300MW に対する CO_2 削減効果は水蒸気改質法と同じく、300MW、1基あたり約 9 万 $\text{t-C}/\text{年}$ となる。

(3) 経済性評価

高温の CO_2 を用いたメタンハイドレート層からのメタンの回収は現在、検討段階にあり、実用化の時期等についても不明であるため、経済性を評価できる段階ではない。

7.まとめ

高温ガス炉は炉心出口で約 950°C の高温の冷却材を供給できるという大きな特徴を有している。この高温核熱を発電のみならず、化学プロセスの熱源として積極的に活用することにより、化石燃料の消費を抑え、地球温暖化問題の主要な原因と考えられている二酸化炭素の放出を大幅に削減できる。原研では、この高温ガス炉を用いて水素を製造するシステムの実用化を目指し、技術的検討を進めてきた。

そこで、将来のエネルギー需要の調査を行い、水素が有望な 2 次エネルギーとなり得るか検討した。また、高温ガス炉の熱利用システムとして水素製造が最もふさわしいか検討した。それらの結論を以下に示す。

- (1) 21世紀前半のエネルギー需要は、日本では年率 1% 弱の増加にとどまると予測されているが、2030 年には現在の 1.17 倍まで増加する。従って、地球温暖化及び資源の枯渇等の問題から、化石燃料代替燃料の開発の必要性は大きく、この需要増を補うため、新エネルギーの積極的な利用が望まれる。
- (2) 水素の適用可能分野、すなわち潜在的な需要は莫大であり、利用技術が確立されれば大幅な需要増加が見込まれる。ある一定の仮定の下に需要予測を行った結果、2050 年には全エネルギーの 4% を占める可能性がある。
- (3) 現在、実用化されている水素生産プロセスのうち最も経済性に優れたプロセスは、炭化水素の燃焼熱で炭化水素を水蒸気改質する方法であり、製造コストは欧米では 7~8 円/Nm³、日本では約 13 円/Nm³である。
- (4) 近い将来、水素の大規模な需要増が見込まれる分野は、都市ガス及び自動車の燃料である。
- (5) 高温ガス炉の熱利用システムとしては、プロセス温度、必要熱量、生産規模などの観点から水素製造が最適である。
- (6) 高温ガス炉を利用したプロセス熱利用システムとして、水素製造を中心に、経済性、二酸化炭素排出削減、埋蔵資源量の観点から、3 つのシステムを選択し、概略系統構成、CO₂ 放出削減効果、経済性について検討した。その結果、高温ガス炉水素製造システムの水素製造コストは 13.5 円/m³ であると評価された。

謝辞

本報告書を纏めるにあたり、終始ご指導を受け賜わりました核熱利用研究部塩沢周策部長、同小川益郎次長に感謝の意を表します。また、数々の貴重なコメントを頂きました同部研究主幹宮本喜晟氏に感謝の意を表します。

参考文献

- (1) エネルギーレビュー, 3, 6 (1997)
- (2) 総合エネルギー統計(平成9年度版), 通商産業研究社 (1998)
- (3) Y. Miyamoto 他, Int. Conf. on Future Nuclear Systems (Global 97), 538 (1997)
- (4) K. Hada 他, JAERI-Conf 96-010, 229 (1996)
- (5) IPCC 地球温暖化第2次レポート, 中央法規 (1995)
- (6) 朝比奈、他、名古屋工業技術研究所報告, 43 282 (1994)
- (7) ENERGY, 4, 195 (1994)
- (8) SUN LAB SNAP SHOT, DOE/GO 10098-565 (1998)
- (9) ENERGY, 9, 103 (1999)
- (10) エネルギーレビュー, 11, 4 (1999)
- (11) 新エネルギーデータ集, NEDO (1999)
- (12) B. Gaudernak and S. Lynam, Hydrogen Eng. Prog., 11, 511 (1996)
- (13) 水素利用国際クリーンエネルギーシステム技術(WE-NET)サブタスク3 全体システム概念設計, NEDO-WE-NET-9731, NEDO (1997)
- (14) 赤井、日本エネルギー学会, 71, (1992)
- (15) 村田、他、物質工学工業技術研究所報告, 4, 1 (1996)

表 2.1 エネルギー関連の将来予測

総合エネルギー調査会 需給部会中間報告（1998年6月）										日本エネルギー経済研究所 長期見通し（1995年12月）													
エネルギー 需給関連指 標	予測結果 ・最終エネルギー消費 (Mtoe)					前提 ・シナリオ1 - 2030年度時点まで最終エネルギー消費の伸びを年1%程度に抑制					予測結果 2000 2005 2010 2015					予測結果 2000 2005 2010 2015							
	1990	1995	2010 基準	対策	178	197	121	105	1,312	1,424	1,502	1,556	1,312	1,424	1,502	1,556	1995	358.7					
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	産業	169	180	197	178												2000	386.2					
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	民生	78.6	94.4	121	105												2010	423.5 (411.7)					
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	運輸	74.0	88.8	104	87.9												2020	440.6 (415.1)					
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	合計	323	364	422	370												2030	450.4 (408.8) (Mtoe)					
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	一次エネルギー供給	1996	2010 基準	対策	552	641	570		2030年ににおける状況								カッコ内は原油価格上昇ケース						
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	太陽光	1.13	廢棄物熱利用	0.13				シナリオ1	シナリオ2							(基準ケース、高成長ケース、低成長ケースにつ き、各種エネルギー源について供給量を記載。ま た、石炭、石油、都市ガス、電力について、及び 各部門について消費量を記載)						
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	太陽熱	4.16	温度差	0.54				エネルギー消費量 (Mtoe)	500	444												
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	風力	0.11	黒渣廢材	5.48				CO ₂ 排出量 (100万t-C)	440～480	320～340												
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	廃棄物発電	6.17																				
新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	新エネ -供給の展望 (Mtoe : 対策ケース)	合計	17.7	(基準ケースは8.7)																			
コスト関連 指標(前提 条件)	・2010年度の燃料価格 原油30\$/bbl、LNG276\$/t、石炭63\$/t								原油価格 25\$/bbl (2030年度)								・石油価格 (\$/bbl) 22 26						
備 考	以下の2つのシナリオを想定																前提 ・基準ケース - 堅調な世界経済 - 産業調整、規制緩和、情報化、地方分権の進展 - タイトな労働市場 - 高成長ケース - 高成長な世界経済 - 産業調整、規制緩和、情報化、地方分権の進展 - 労働力率の高まり - 低成長ケース - 世界経済の成長鈍化 - 産業調整、規制緩和、情報化、地方分権の遅れ - 労働市場の混乱。						
	・基準ケース これまでに講じられた対策を維持し、追加的的な政策努力を行わない。																						
	・対策ケース 各部門にわたる施策により、5,600万kJの省エネを達成。この結果、2010年度のエネルギー一起原のCO ₂ 排出量は概ね1990年レベルで安定化。																						

表2. 2 LESSの基本フレーム

年	世界人口（億人）	GDP（対1990年比）	エネルギー消費量（EJ）
1990	53	1	約360
2050	95	6.9	約580
2100	105	24.6	約720

表2. 3 化石燃料からの炭素排出量の推移

排出量(Gt-C)				
1990年	2025年	2050年	2075年	2100年
6.25	5.83	4.26	2.83	1.78

なお、1990～2100年の累積炭素排出量は448GtC（うち石油182GtC、石炭172GtC、天然ガス93GtC）。

表2.4 再生可能エネルギー技術の現在と将来の潜在的導入量

単位：TWh/yr

	現在の使用量	実用可能性			
		Johansson (2020)	Swisher (2030)	WEC (2020)	Read (2050)
太陽エネルギー	54		1395	489-1592	
風力	3.2		4931	20148	
水力	2281.2 *1	6000-9000	7077	8295 *2	
地熱	37-57	>53	1499	178-405	
波力	0.6		247	48-240	
伝統的バイオマス	4170		8003	7031-7269	
近代的バイオマス*3	543				35000 *4

*1 小規模水力については81.7TWh/yを含む。

*2 小規模水力については211～308TWh/yを含む。

*3 近代バイオマスは、近代技術を使いながら、電気、液体燃料、熱の生産のためにバイオマス（たとえば、材木やサトウの茎）を使用すること。

*4 740mhaが2050年までのバイオマス燃料の利用が可能で、最初はゆっくりスタートし、2010年をこえると急速に形成されると仮定する（1haあたりのバイオマス燃料生産に関する技術的な進歩により、この面積は比例的に小さくなる）。この35.000TWhにより、次世紀の使用として期待されている最新発電技術で18000TWhの発電ができる。

出典：IPCC 第2次評価報告書

表 2.5 再生可能エネルギー技術のコスト推定

出展	太陽エネルギー					発電 バイオマス	燃料 (ドル/GJ)
		風力	水力	地熱	波力		
IEA	0~14 * ^a	3.5~4.2 * ^b	(4.48~7.62) (20) * ⁱ	(3.6~9.2)	5~20.3 * ^m	7.58~12.60	
	7.6~41.9 (15~174) * ^b				(11.5~50) 6.7~8 * ⁿ	(1.85~16.68) * ^q 12.70~20.85 * ^t	
	5.2~26(22.61) * ^c					15.64~23.70 * ^u	
	5(50) * ^g						
Johansson * ²	4.5~11.7 (7.5~32.8) * ^c	3.13~4.46 (4.29~8.4)		3~12 * ^k	(5~30) * ^m	1.86~2.73	
	4.9~9 (8.5~28) * ^g			0.15~2.5 * ^l	12~25 * ⁿ	(2.73~3.86)	
					22~30 * ^o		
Swisher	5~10(12) * ^d 4~8(25) * ^e 4~8(30) * ^g	3~6(7)	5~10(5) * ^j		8~10 * ^m	5	6(8) * ^r
							7(13) * ^s
							10(15) * ^t
WEC		3~9(5~10)			(5-12) * ^m	1	1 * ^v
	0.4~2.5(0.5~10) * ^c 1~11(1.2~28) * ^f 4~14(28~45) * ^g				(5~7) * ⁿ (12) * ^o		
					(10~14) * ^p		

1.括弧の中は現在のコスト、2.1984年当時のセント、3.kWhあたりのイギリスペンス

- a.受動的太陽エネルギー、b.積極的太陽エネルギー、c.太陽熱（ラインフオーカス）、d.太陽熱（ラインフオーカス）
- e.太陽熱（ボイントフオーカス）、f.太陽光発電、g.太陽電池、h.小規模、中規模風力エネルギー変換システム
- i.大規模風力エネルギー変換システム、j.小規模水力、l.直接熱、m.潮、n.波、o.塩の濃度勾配、p.海洋温度差
- q.トウモロコシからできるエタノール、r.砂糖からできるエタノール、s.木からできるメタノール
- u.草からできるエタノール、v.バイオマスからのメタノール

出典：IPCC 第2次評価報告書

表2.6 各種エネルギー源の賦存量

エネルギー、技術の種類	賦存量 (確認埋蔵量)	地理的偏在性 (埋蔵量に占めるOECD諸国比)	コスト (現在)	熱量	メリット、デメリット等
石炭	1.03兆トン (約220年分)	あり(4.8%)	0.88円/Mcal(一般端) 10円/kWh(電力)	6,000kcal/kg	● 炭素排出量が化石燃料の中では最も多い。 ● 大気汚染対策が特に必要。 ● 可探年数が化石燃料の中では最も長い。
石油	1.04兆バーレル (約42年分)	あり(10.5%)	1.65円/Mcal(原油) 10円/kWh(電力)	10,000kcal/kg	● 可探年数が化石燃料の中では最も短い。 ● 大気汚染対策が必要。
ガス	141.3兆m ³ (約62年分)	あり(10.4%)	1.72円/Mcal(LNG) 9円/kWh(電力)	13,000kcal/kg(LNG)	● 炭素、大気汚染物質排出量が化石燃料の中では小さい。 ● 可探年数は石油より長いが、今後需要が急増する可能性がある。
カラン	385.1万トン (122年分)	あり(50%程度)	9円/kWh(電力)	-	● 炭素を排出しない。 ● 原子力発電所の立地及び使用済み燃料貯蔵に関する問題。
太陽光	無尽蔵	日射量に依存	80円/kWh(日本:太陽電池) 6.5～7.5¢/kWh(米国:太陽熱発電)	~26W/m ² (効率10%) ~10MW/基(米国版)	● 炭素を排出しない。 ● 高コストでエネルギー密度が低い。
風力	無尽蔵	風況に依存	41～43円/kWh(日本:1994) 11.7～14円/kWh(日本:1995) 5～12¢/kWh(欧米)	~1.5MW/基(欧洲)	● 炭素を排出しない。 ● 風況に依存するため供給安定性に問題。 ● 高コスト(一部地域で競争力を確保しつつある)。 ● エネルギー密度が低い。
地熱	無尽蔵	あり(火山帯に含まれる地域等)	-	~55MW/基(日本) ~138MW/基(米国)	● 消費地と隔離されている場合が多い。 ● 炭素を排出しない。 ● 高コスト。 ● 消費地と隔離されている場合が多い。
海洋(海流、潮流、波力、海洋温度差等)	無尽蔵	なし(ただし内陸国、地域では不可能)	50～70円/kWh (海洋温度差発電)	100kW/基(海洋温度差発電実証プラント) 125kW/基×8(波力発電)	● 炭素を排出しない。 ● 高コストでエネルギー密度が低い。 ● 消費地と隔離されている場合が多い。 ● 技術開発の必要性。
バイオマス	現状のエネルギー消費量を上回る量 が可能	あり(森林量では24.38% ソリューション換算)	5～6¢/kWh(米国:ジョエネ) 30～45¢/リットル(エタノール、ガソリン換算)	約5,000kcal/kg(材) 6,700kcal/kg(エタノール)	● 標立差が小さい我が国では困難(潮汐)。 ● 炭素を排出しない(ただし、持続可能な林業の実施が前提)。 ● 新規利用の場合は大気汚染対策が必要。
メタンハイドレート	10 ¹⁶ m ³	あり	未定(現在の天然ガス以上)	生成物はメタンと同一	● 環境上は天然ガスと同様の特性。 ● 技術開発の必要性(採掘、輸送面)。
核融合	無尽蔵	なし	-	-	● リスクの評価(採掘、輸送、利用面) ● 炭素を排出しない。
水素	無尽蔵	なし	35円/Mcal(日本:電気分解法: 燃料水素) 3¢/Mcal(海外:水蒸気改質)	33,900kcal/kg(3kWh/m ³)	● 基礎的な技術開発の必要性。 ● 製造法によつては炭素を排出しない。 ● 高コスト(製造、貯蔵、輸送)。 ● 事故等のリスク。

出典: BP統計1997年版、OECD/NEA、Uranium Resources, Production and Demand、NEDO、資源エネルギー便覧平成9年度版等

表 3.1 新エネルギーの利用法

地 域	導 入 先	新 エ ネ ル ギ 一
都市中心部 (業務用)	オフィスビル、商業ビル、ホテル、劇場・イベントホール、官公庁施設等	<ul style="list-style-type: none"> ・太陽光発電 ・太陽熱 ・コーポレーティブ・ソリューション ・ビル・地下街排熱、河川水温度差等未利用エネルギー ・燃料電池 ・クリーンエネルギー自動車（電気・天然ガス・メタノール）
工業地域 (産業用)	工場、発電所	<ul style="list-style-type: none"> ・太陽光発電 ・太陽熱 ・廃棄物発電 ・コーポレーティブ・ソリューション ・発電所・工場等排熱
都市・住宅地域 (家庭・業務用)	住宅、学校、病院、スポーツ施設、集会所、図書館、ゴミ焼却場、下水処理場等	<ul style="list-style-type: none"> ・太陽光発電 ・太陽熱 ・廃棄物発電 ・コーポレーティブ・ソリューション ・生活排水・下水処理水温度差等未利用エネルギー ・燃料電池 ・クリーンエネルギー自動車（電気・天然ガス・メタノール） ・地熱 ・ヒートポンプ
田園都市・農漁業地域	地域の特性に合わせた適材適所への導入による、エネルギーの安定供給	<ul style="list-style-type: none"> ・太陽光発電 ・太陽熱 ・風力発電 ・地熱 ・ヒートポンプ
離 島	気候条件や地形の特性に合わせた適材適所への導入による、エネルギーの安定供給	<ul style="list-style-type: none"> ・太陽光発電 ・太陽熱 ・風力発電 ・燃料電池・地熱

出所：「新エネルギー技術開発関係データ集」、新エネルギー・産業技術総合開発機構

表3.2 水素エネルギー利用市場の整理

市 場	技術的に導入可能な時期			潜在市場規模 ^{*1} 単位: PJ
	~2010	~2020	2020~	
エネルギー転換（電気事業） ・火力発電設備 ・燃料電池発電設備	○ ^{*2}		○	4500
エネルギー転換（都市ガス） ・ガス製造・供給設備	○			924
産業 ・燃焼設備・熱利用設備 ・自家発電設備、熱併給発電設備 ・動力・照明用	○ ^{*3}	○ ○	○	7200
民生 ・冷暖房用 ・給湯・厨房用 ・動力・照明用	○ ^{*4} ○ ^{*3}	○	○	3950
運輸 ・燃料電池自動車 ・水素エンジン自動車 ・航空	○	○	○	3470

- * 1. 「潜在市場規模」とは、1996年度における各市場のエネルギー需要を全て水素エネルギーで代替した場合の市場規模（現在使用されているエネルギーベース）を意味している。
- * 2. リン酸型を分散型電源として利用する場合
- * 3. 電力利用が中心であるため、電気事業関連技術と同時期の導入となる（水素エネルギーによる電力の利用、あるいは燃料電池の活用があり得る）。
- * 4. 都市ガスの利用を想定し、「ガス製造・供給設備」と同様の導入時期とした。
- * 5. 導入可能時期は次の点に留意し、○を付した。
 - ・導入可能時期は技術的に実用段階にあり、かつ本格的に市場に導入可能と想定される時期とする。
 - ・導入可能の判断の際には、機器の信頼性という要素も考慮。
 - ・経済性は評価の際に考慮していない。

出所：We-net サブタスク9「水素エネルギー・システムの実施方策に関する調査」

表 3.3 対象市場および水素利用システム

市 場	水素利用システム	導入開始時期
エネルギー転換		
・火力発電設備	・水素燃焼タービン	2030
・ガス製造・供給設備	・既存都市ガス供給設備、 既存都市ガス利用機器	2020
民 生		
・冷暖房用	・燃料電池コジェネ設備	2030
・給湯・厨房用	・水素ディーゼルコジェネ設備 ・既存都市ガス利用機器 [水素混入の都市ガス利用による間接的 水素利用]	2030 —
・動力・照明用	・既存の電力利用機器 [電力利用による間接的水素利用]	—
産 業		
・燃焼設備・熱利用設備	・燃料電池コジェネ設備	2030
・自家発電設備、熱併給 発電設備	・水素ディーゼルコジェネ設備 ・既存都市ガス利用機器、水素混焼ボイラ [水素混入の都市ガス利用による間接的 水素利用]	2030 —
・動力・照明用	・既存の電力利用機器 [電力利用による間接的水素利用]	—
運 輸		
・自動車	・水素エンジン自動車 ・燃料電池自動車	2020 2020
・航 空	・水素エンジン航空機	2030

- 上記の「導入開始時期」は技術的に導入可能な時期から実際の導入開始までに要するリードタイムを各市場について一律 10 年と設定した場合である。
- エネルギー転換部門のMHD発電設備、液体水素冷熱発電設備等の技術が存在するが、現時点では、技術が確立されていないことから、ここでは検討対象から除外した。
- 水素媒体によるヒートポンプについては、水素は媒体として繰り返し使用され、消費されないことから、水素を燃料として直接利用しようとする水素エネルギーの思想とは別のものと考えるのが妥当であり、ここでは検討対象から除外する。
- 水素燃焼ボイラについては、水素のみを燃料させる専焼ボイラは新たに設計したボイラの開発が必要である。一方、都市ガスとの混焼ボイラは既に導入事例があることから、ここでは、産業用のボイラ用として都市ガスへの混入による水素利用を想定した。

出所：三菱総合研究所調査資料

表 3.4 民生部門のエネルギー消費（1996 年度）

家庭部門

単位: MJ/世帯

	石炭	灯油	LPG	都市ガス	電力	太陽熱	合計	構成比(%)
暖房用	13	8753	820	2231	1335	0	13157	27.5
冷房用	0	0	0	0	812	0	812	1.7
給湯用	100	3077	4713	5015	992	871	14764	30.9
厨房用	21	126	1448	1314	653	0	3562	7.5
動力他	0	0	0	0	15480	0	15480	32.4
合計	134	11955	6978	8560	19272	871	47771	100
構成比(%)	0.3	25	14.6	17.9	40.3	1.8	100	

業務部門

単位: MJ/m²

	石炭	石油	ガス	電力	太陽熱	合計	構成比(%)
暖房用	5	231	23	18	0	276	23.3
冷房用	0	14	18	50	0	82	7
給湯用	18	171	81	0	15	285	24
厨房用	7	0	83	0	0	90	7.6
動力他	0	0	0	453	0	453	38.2
合計	29	416	206	521	15	1186	100
構成比(%)	2.5	35	17.4	43.9	1.2	100	

表 3.5 運輸部門のエネルギー消費（1995 年度）

運輸部門	ガソリン	ジェット燃料	軽油	重油			LPG	電力
				A重油	B重油	C重油		
単位	10^{15}J							
鉄道	0	0	12	0	0	0	0	18755
乗用車	1457	0	253	0	0	0	78	0
貨物車	388	0	1194	0	0	0	0	0
バス	0	0	72	0	0	0	0	0
海運	0	0	8	67	9	238	0	0
航空	0	236	0	0	0	0	0	0
合計	1845	236	1539	67	9	238	78	18755

表 3.6 用途別消費割合（製造業）

用途	燃料消費量(原油換算kℓ)	
	1996年	
	構成比	
合計	257600	100.0
原料	93924	36.5
燃料	139554	54.2
ボイラ用	49251	19.1
直接加熱用	80122	31.1
その他	10180	4.0
購入電力等	24123	9.3

表 3.7 1次エネルギー供給見通し

項目	年度	1996 年度		2010 年度					
		基準ケース				対策ケース			
		億kℓ	構成比 %	億kℓ	構成比 %	年平均 伸び率	億kℓ	構成比 %	年平均 伸び率
一次エネルギー総供給	5.97	-	6.93	-	(%/年)	6.16	-	(%/年)	
最終エネルギー消費	3.93	100.0	4.56	100.0	1.07	4.00	100.0	0.13	
産業	1.95	49.6	2.13	46.7	0.63	1.92	48.0	-0.11	
民生	1.02	26.0	1.31	28.7	1.80	1.13	28.2	0.73	
運輸	0.96	24.4	1.12	24.6	1.11	0.95	23.8	-0.07	

表 3.8 評価条件

導入機器	代替市場	最大導入率 (%)	テイクオーバータイム(年)	導入年	代替市場のエネルギー需要想定
エネルギー転換			ケース1 ケース2 ケース3		
・水素タービン発電設備	火力発電	50	30	2030 2040	2050 電事業データに基づき伸び一定
・都市ガス利用設備	都市ガス	10	-	2020 2030	2040 総合エネ調、最近の実績を勘案し、1.5%/年
民生					
・燃料電池コジェネ設備	従来設備	50*	25	2030 2040	2050 伸び1.5%/年
・水素ディーゼルコジェネ設備	"	50*	20	2030 2040	2050 "
産業					
・燃料電池コジェネ設備	既存コジェネ	50	25	2030 2040	2050 最近の導入実績から25万kW/年
・水素ディーゼルコジェネ設備	"	50	20	2030 2040	2050 "
運輸					
・燃料電池自動車(1)	ガソリン自動車	50	25	2020 2030	2040 総合エネ調、最近の実績を勘案し、0.5%/年
・燃料電池自動車(2)	"	50	25	2010 2020	2030 "
・燃料電池自動車(3)	"	50	25	2030 2040	2050 "
・水素エンジン自動車	"	10	25	2020 2030	2040 "
・航空	ジェット航空機	50	25	2030 2040	2050 総合エネ調、最近の実績を勘案し、1.0%/年

* オフィス、マンションについては最大5%とした
テイクオーバータイムとは、市場占有率が1%から50%になるまでの時間。
水素エンジン自動車は燃料電池自動車より燃費が劣り、自動車メーカーの開発も乏しいことから、最大導入量に差をつけた。

表 3.9 水素需要予測

導入機器	ケ-ズ1						ケ-ズ2						ケ-ズ3					
	2010	2020	2030	2040	2050	2010	2020	2030	2040	2050	2010	2020	2030	2040	2050	2010	2020	2050
エネルギー転換																		
・水素タービン発電設備	0	345	1582	7062	28118	0	75	345	1582	7062	0	16	75	345	1582			
・都市ガス利用設備	0	83791	97242	112854	130971	0	0	97242	112854	130971	0	0	0	112854	130971			
民生																		
・燃料電池コジェネ設備	7	54	394	2729	15132	1	9	63	457	3167	0	1	9	64	464			
・水素ディーゼルコジェネ設備	3	38	439	4649	29540	0	4	45	512	5428	0	0	4	45	520			
産業																		
・燃料電池コジェネ設備	33	281	2223	16070	90157	5	45	357	2692	18872	1	7	57	432	3162			
・水素ディーゼルコジェネ設備	15	199	2490	27538	177054	1	20	252	3015	32339	0	2	25	306	3541			
運輸																		
・燃料電池自動車(1)	404	2648	16612	83419	219813	64	425	2783	17461	87685	10	68	447	2925	18354			
・燃料電池自動車(2)	2519	15803	79361	209119	289145	404	2648	16612	83419	219813	64	425	2783	17461	87685			
・燃料電池自動車(3)	64	425	2783	17461	87685	10	68	447	2925	18354	2	11	71	469	3075			
・水素エンジン自動車	253	1655	10382	52137	137383	40	266	1739	1093	54803	6	42	279	1828	11471			
・航空	0	0	1670	11009	58099	0	0	0	1844	12161	0	0	0	0	2037			
合計	715	89011	133034	317467	886267	111	844	102826	151330	352488	17	136	896	118799	172102			

表3.10 将来のエネルギー需要と水素需要

(単位:PJ)

年度	1996	2010	2020	2030	2040	2050
一次エネルギー総供給	23116	26833	-	-	-	-
最終エネルギー消費	15217	17657	18932	20300	21766	23339
産業	7551	8248	8446	8628	8792	8937
民生	3949	5072	5831	6688	7650	8730
運輸	3717	4337	4655	4984	5324	5672
水素需要	0	0.7	89	133	318	886
エネルギー転換	0	0	84	99	120	159
産業	0	0	0.4	4.7	44	267
民生	0	0	0.1	0.8	7	45
運輸	0	0.7	4.3	29	147	415

2010年以降は年平均の伸び率が0.7%になるように計算した。

表3.11 市場別の制度的課題

市 場	課 題
エネルギー転換 ・火力発電設備	・電気事業法の位置づけの検討 ・安全基準の整備（既存の安全基準は純水素を想定していない）
・都市ガス	・純水素を対象とした都市ガスのスペックがない
産 業 ・燃焼設備	・ボイラや工業用燃焼炉の安全基準は純水素を対象としていない
民 生 ・都市ガス利用機器	(上記都市ガスと同様の課題が存在する) ・家庭での水素エネルギー利用を想定した保安規則の整備
運 輸 ・自動車	・道路運送車両の保安基準は水素を対象燃料としていない。 ・水素燃料タンクの安全対策上の標準化の検討。
・航空機	・使用燃料について運輸大臣の承認が必要。 ・安全基準の整備が必要と考えられる。

注. 燃料電池に関しては、関連法令の整備が進んでおり、利用上の大きな課題はないと考えられる。

航空機での水素利用に関し、安全面で劣るとした調査分析事例は特にない。

表4.1 各種水素製造法 (1/3)

名称	水蒸気改質法	部分酸化法	石炭ガス化法	コークス炉ガス改質法	ハイドロカーブ法	メタノール改質法
化学式等	① $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ ② $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	① $\text{CH}_4 + 0.5 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$ ② $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ ③ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ (メタンの例)	① $2\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}$ ② $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ ③ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ (メタンの例)	コークス炉ガス (約 5% が水素、他にメタン、CO) から、圧力サイクル吸着法で水素を分離 CO と H_2 により酸化鉄を還元し、その過程で水シフト反応により水素を製造する方法もある。 約 50%	① 石炭の熱分解 ② 生成メタンの熱分解 ($\text{CH}_3\text{OH} + \text{O}_{2\text{ex}} \rightarrow \text{C} + 0.32\text{H}_2 + 0.08\text{H}_2\text{O}$) 90%に達する。	① $\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$ メタノールを鋼 - 鋼鉛系の触媒で加熱する ② $\text{CH}_3\text{OH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$ メタノールを過剰の水蒸気下で銅系触媒を用いて加熱する。
効率	60~80% (各種報告より)					
反応条件	温度: ① 700~925°C (吸熱) 圧力: 5~20 気圧	温度: ① 600°C (メタン-ナフサ: 触媒を用いる場合)、1,150~ 1,315°C (メタン-重油: 触媒を用いない場合)、 ② 吸熱 ③ 発熱	温度: ① 爆発 ② 吸熱 ③ 825°C 圧力: 常圧~50 気圧	約 1000°C (コークス製造工程)	約 1000°C (コークス製造工程)	温度: ① 250°C 以上 ② 250~300°C、 圧力: 常圧~50 気圧
特徴	最も一般的な水素製造法で、世界で年産 4,500 万トンを製造。 ナフサより重質な炭化水素には用いることが出来ない。	ナフサより重質の炭化水素は水蒸気改質を行えないため、部分酸化を必要とする。 生成した水素と窒素の分離が困難なため、純度が必要。	通常は純度 95%以上の酸素を使用。 泥炭、木材、汚泥等も利用可能。	高純度 (99.999%) の水素を製造可能。	有価物であるカーボンブラックを生産。 石炭資源を利用可能。	水素含有率 50%程度のガスが利用できる。 高純度の水素を製造可能。
技術開発段階	実用化					
設備能力	大型のプラントは 100,000Nm ³ /時 程度。最大 280,000Nm ³ /時					
課題						
コスト	6.7 €/m ³ ~9 €/m ³ (大規模プラント) 15.3 €/m ³ (小規模プラント)	12.8 €/m ³ (4 ドル/GJ) 以下の石油 が入手できた場合	輸送、灰の処分が困難。 設備コストが水蒸気改質に比べて高価。	あくまで製鉄過程の副産物利用 という位置づけであり、エネルギー一用水素専用生産工場には不向き。 コークス炉ガスは既に電源として利用されている。		6.8 €/m ³
出典	Rusli et al., 1995 Gadernack and Lyrum, 1996 Yurum, 1995 Rosen and Scott, 1998 DOE, 1998	Yurum, 1995 大西, 1994	Yurum, 1995 Rosen and Scott, 1998		Steinberg, 1995	

熱の換算については、水素 $1\text{m}^3 = 12.75\text{MJ}$ とした。

表 4.1 各種水素製造法 (2/3)

名称	直接熱分解法(触媒利用)	CB & H法	直接分解法	電気分解法	電気分解法(太陽光発電)	高圧 高温 高压アルカリ水電解法
化学式等	$\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2\text{H}_2$ $\text{C}_2\text{H}_6 \rightarrow 2\text{C} + 3\text{H}_2$	① 天然ガスを電解し、プラズマ状態の水素とカーボンアッシュを生成 放電触媒等を使用	$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}_2 + \text{O}_2$ (同時に水素、酸素原子、及び各種イオンを生成)	$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}_2 + \text{O}_2$ 現在用いられている方法は、主として陽極にニッケルメッシュ、陰極に鉛、電解質に25~30%の水酸化カリウム溶液を用いている。	$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}_2 + \text{O}_2$ 発泡ニッケルを電極、チタン酸カリウム含浸多孔質テフロンを隔膜とする。	$2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}_2 + \text{O}_2$ 発泡ニッケルを電極、チタン酸カリウム含浸多孔質テフロンを隔膜とする。
効率	メタン転化率は最大 96.8% (炭素触媒、1373K)。各種触媒により概ね 40%前後。	44% (天然ガス 10,500t を火力発電で用い、天然ガス 26,700t から水素 7,500 万m ³ とカーボンアッシュ 20,000t を生産)	急冷の必要があるため、低いと言われている。	57~72% (従来技術) 80% (先端技術)	太陽光→電力：13% (アモルファシリコン)、25% (GaInP_2) 電力→電解エネルギー：84%	90%
反応条件	温度： 900~1400K (炭素触媒) 500~900K 773~973K	温度：2000°C (水素プラズマ) 1500°C (反応器出口)	温度：2500°C以上	温度：60~90°C 電流密度：10~30A/dm ² 電池电压：1.9~2.5V (理論値 1.23V)	温度：120°C 圧力：20 気圧 電流密度：40A/dm ² 電池电压：1.73V (理論値 1.23V)	温度：120°C 圧力：20 気圧 電流密度：40A/dm ² 電池电压：1.73V (理論値 1.23V)
特徴	CO, CO ₂ を併産しない。	有価物であるカーボンアッシュ、 CO ₂ 分離回収の必要がない、 CCO 分離回収の必要がない、 技術開発、 1992 にフルスケールのバイロットプラントが稼働開始。商用化準備。	実験段階 ノルウェー、Kvaerner 社により 技術開発。 1992 にフルスケールのバイロットプラントが稼働開始。商用化準備。	実験段階 ノルウェー、Kvaerner 社により 技術開発。 1992 にフルスケールのバイロットプラントが稼働開始。商用化準備。	485Nm ³ /時 (Norsk Hydro) 実用化 (現在、世界の水素生産量 の 1%程度を生産)	40m ³ /時 (バイロットプラント (カナダ・Electrolyzer 社)) 高濃度アルカリ浴液の耐久性に 耐える材料の開発、電解効率の向 上、装置大型化・経済性向上。
設備能力	車載燃料電池システムへ応用 する場合、反応の低温化 (300~500°C 程度)	2000°Cあるいはそれ以上でない。 分解率が悪い。 水の分解率： 2000K 1.0% 2500K 8.5% 3000K 34.3% 3500K 57.4%	2000°Cあるいはそれ以上でない。 分解率が悪い。 水の分解率： 2000K 1.0% 2500K 8.5% 3000K 34.3% 3500K 57.4% また、水素原子が水素分子となり、OH 等と化合しないようにす るため、水等を噴射して温度を急 激に低下させる必要があり、これ も低効率の原因となる	高価 (とりわけガリウムベースの 太陽電池) 太陽電池	高価 (とりわけガリウムベースの 太陽電池) 太陽電池	高価 (バイロットプラント (カナダ・Electrolyzer 社)) 高濃度アルカリ浴液の耐久性に 耐える材料の開発、電解効率の向 上、装置大型化・経済性向上。
コスト	6.7 € /m ³ カーボンアッシュを考慮しない 場合は 11.5 € /m ³	12.8~25.5 € /m ³ (オフィック電力) (米国の事例) 35.7 € /m ³ (再生可能エネルギー) (米国南部では \$3~5/1000 立方尺 30.6 € /m ³ (ノルウェーの事例))	太陽光発電のコストを 0.2~0.4 ドル/W とおくと、日射量の多い米 国南西部では \$3~5/1000 立方尺 4~14.5/GJ となる。	12.8~25.5 € /m ³ (オフィック電力) (米国の事例) 35.7 € /m ³ (再生可能エネルギー) (ノルウェーの事例)	Steinberg, 1995 DOE, 1998	Steinberg, 1995 DOE, 1998
出典	村田他、1998	Gaudernack and Lyngum, 1996	Yurum, 1995	DOE, 1998		

熱の換算については、水素 1m³=12.75MJ とした。

表4.1 各種水素製造法 (3/3)

名稱	熱化学法 (ヨウ素・硫酸系- IS サイクル)	熱化学法 (臭素系 - UT-3 サイクル)	固体高分子電解質法	高温水蒸気電解法	光分解法	生物分解法
化学式等	① $I_2 + SO_2 + 2H_2O \rightarrow 2HI + H_2SO_4$ ② $2HI \rightarrow H_2 + I_2$ ③ $H_2SO_4 \rightarrow SO_2 + 0.5 O_2 + H_2O$	① $CaBr_2 + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2 + Br_2$ ② $Ca(OH)_2 \rightarrow CaBr_2 + 0.5 O_2$ ③ $Fe_3O_4 + 6HBr \rightarrow 3FeBr_3 + 4H_2O + Br_2$ ④ $3FeBr_3 + 4H_2O \rightarrow Fe_3O_4 + 6HBr + H_2$	$2H_2O \rightarrow 2H_2 + O_2$ 安定化ジルコニア等の固体電解質を用いた电解セルを使用。陽極は白金、陰極はリジウム。陽極に水蒸気を供給・電解をへて、水素イオンが陰極側で水素ガスとなる。	$2H_2O \rightarrow 2H_2 + O_2$ 一部のパケテリア(クラミドモナス)、藻類が持つ、太陽光により水を分解して水素と酸素を生成する能力を利用。	波長 3060 Å のストロームの光で分解反応を起こす。触媒として水銀が必要。	一部のパケテリア(クラミドモナス)、藻類が持つ、太陽光により水を分解して水素と酸素を生成する能力を利用。
効率	40%程度	40%程度	85~90% (GE社) 86~96% (サンシャイン計画)	温度 : 1,100°C (水蒸気) 石炭火力発電を利用し、生成した水蒸気を電力で分解する。 (GE社の事例)	理論的限界は 32% GaInP2 セルで 25%、アモルファスシリコンセルで 13%以上を達成。 太陽エネルギー変換効率は 5~6%。	太陽エネルギー変換効率は 5~6%。
反応条件	① 100~200°C (発熱) ② 300~500°C (等温) ③ 800~1000°C (吸熱)	① 700~950°C ② 500~600°C ③ 200~300°C ④ 550~600°C	温度 : 96°C 圧力 : 7 気圧 電流密度 : 100A/dm ² 電圧 : 1.9V	温度 : 1,100°C (水蒸気) 石炭火力発電を利用し、生成した水蒸気を電力で分解する。	温度 : 1,100°C (水蒸気) 石炭火力発電を利用し、生成した水蒸気を電力で分解する。	温度 : 1,100°C (水蒸気) 石炭火力発電を利用し、生成した水蒸気を電力で分解する。
特徴	水の直接分解 (2500°C以上) に比べて低温で実施可能。	水の直接分解 (2500°C以上) に比べて低温で実施可能。 気体 - 固体の反応であるため、反応固体を固定し、反応ガスの切替のみでプロセスを進行させることができる等、操作が容易。	循環液は水だけであり、材料の選択、保守が容易。 両極質が非常多孔質性の膜で隔てられており、高圧化、小型化が容易。	副産物の酸素が有価物であるため、生産コストを下げる(16.6%)。	副産物の酸素が有価物であるため、生産コストを下げる(16.6%)。	副産物の酸素が有価物であるため、生産コストを下げる(16.6%)。
技術開発段階	実証段階 (開発段階による水素製造)。	実証段階 (ベンチスケールプラントの運転による水素の連続製造実験)。	実証段階	実証段階	実証段階	実証段階
設備能力	1~24m ³ / 時	20,000Nm ³ /時時の設備能力を持つプラントを実施	57m ³ /時時のハイロットプラント (米国・GE社)	触媒、膜等の接合法の合理化 給電体材料の改良 スケールアップ技術	低効率。	低効率 (ハイオデクノロジーによる高効率機の開発)。 酸素により反応が阻害される。
課題	耐腐食性、機械強度に優れた材料の開発。	固体反応物の反応性向上 耐腐食性、機械強度に優れた材料の開発。				
コスト		42 円/Nm ³ (核炉利用時。熱のコストを 0.91 円/MJとした場合)	吉田他, 1995 Rusli et al., 1995 佐藤他, 1998 Rosen and Scott, 1998	酒井、平田、谷、1995 内藤、1993 Rosen and Scott, 1998	Steinberg, 1995 Yurum, 1995 Steinberg, 1995 DOE, 1998	DOE, 1998
出典	小暮他, 1996 佐藤他, 1998 Rosen and Scott, 1998					

熱の換算については、水素 $1m^3=12.75M\text{ J}$ とした。

表 4. 2 各種水素製造法の反応温度及び技術開発

手 法	反応温度	開発段階
水蒸気改質法	700~925°C	実用段階
部分酸化法	600~1315°C	実用段階
石炭ガス化法	825°C	実用段階
コークス炉ガス改質法	1000°C	実用段階
ハイドロカーブ法	—	構想段階
メタノール改質法	250°C以上	実用段階
メタン直接熱分解法	200~1100°C	
C B & H法	—	実証段階
直接分解法	2500°C以上	実験段階
電気分解法	60~90°C	実用段階
高温高压アルカリ水電解法	120°C	実用段階
光分解法	—	実験段階
熱化学法 (IS サイクル、UT-3 サイクル)	100~1000°C (段階で異なる)	実験段階
固体高分子電解質法	96°C	実証段階
高温水蒸気電解法	1100°C	実験段階

表 4. 3 水素価格の比較 (単位, ¢ / m³)

項目	水蒸気改質法	CO₂回収	合計	C B & H法
設備規模 (\$/m³H₂·h)	890	722	1612	1,471

資本コスト	1.718	1.394	0.311	0.294
ガスコスト	3.934	—	3.934	4.8 (5.6)
電力コスト	0.091	0.077	0.17	3.3 (8.8)
運営管理コスト	0.428	0.071	0.5	1.43
その他コスト	0.54	0.046	0.59	—
上記合計	6.711	1.793	8.51	11.47 (17.77)
蒸気販売	—	0.205	0.205	-0.5
カーボンブラック販売	—	—	—	-5.36 (-27)
合計	6.711	1.793	8.51	6.61

C B & H法のカッコ内は我が国の価格を当てはめたもの。

表 4. 4 各製造法の比較検討

手 法	反応温度	開発段階	コスト (¢ / m³)	規模(Nm³/時)
水蒸気改質法	700~925°C	実用段階	6.7~9	~280,000
部分酸化法	600~1315°C	実用段階	13	—
石炭ガス化法	825°C	実用段階	15~18	—
C B & H法	—	実証段階	11.5	~10,000
電気分解法	60~90°C	実用段階	13~26(米国) 72 (日本)	~500/基
高温高压アルカリ水電解法	120°C	実証段階	—	40

表 4.5 水素貯蔵・輸送方法

手段	特徴	密度	用途、コスト、規模等
貯蔵 高压ガスボンベ	・ 低い設備投資 ・ 体積比で低密度	1/200 程度 体積比	0.4kWh/kg (約 1%) ・ 外販用 ・ ~2,300 Nm ³ (トレーラー)
高压ガスボンベ (グラファイト利用)	・ 通常のボンベの 2 倍以上の密度	1/400 程度	0.8kWh/kg ・ 車載用 ・ 同上 (開発段階)
液体水素タンク	・ 重量比で高密度 ・ 体積比で高密度	1/784 (約 10%)	6.1kWh/kg ・ 輸送用 (長距離移動用自動車、航空機、ロケット) ・ ~1,063kg (12,000Nm ³ =150GJ)
水素吸収合金	・ 液化に大量の電力が必要 ・ 極低温条件が必要	1/1000 ~1/1400	<1kWh/kg ・ 近距離移動用自動車 ・ 1000 円/kg が目標 (現在では 3000 円~5000 円/kg 前後) ・ ~10tMH (20000Nm ³ =25GJ)
化合物 (メタノール、アンモニア、シクロヘキサン、トルエン)	・ 体積比で高密度 (メタノール、アンモニアは水素吸収合金と同等以上) ・ 取り扱いが容易	約 1/500 (メタノール) ~1/1600 (アモニア)	・ 長距離輸送
パイプライン (液体またはガス輸送)	・ 低い設備投資 (既存設備利用) ・ 大量、連続、長距離の輸送に適する	・ ガス輸送の場合は低密度 ・ 水素脆化の危険性 ・ ボイルオフの問題 (液体輸送)	・ 産業、民生用 (熱、電力の供給) ・ ~10 億 m ³ /年 (ドイツ)
輸送機関 (自動車、鉄道、船舶)	・ 輸送、移送ロスが少ない ・ 小規模・分散型の輸送に適する	・ 大量輸送が困難 (ロード) ・ 融通性に問題 (鉄道、バージ船)	・ 産業、民生用 ・ 47,000 t/a (27,000Nm ³ : ロード) ・ 900,000 t/a (70 万 m ³ : バージ)
タンカー (液体水素)	・ 大量輸送が可能	・ 小規模分散輸送に不適	・ 産業、民生用

表5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等（1／6）

業種	製品名等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力	原料等	出所
石油・石炭 製品製造業	水素 (合成ガス)	石炭ガス化法 (Winkler 法)	$2C + O_2 \rightarrow 2CO$ $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	800~1100°C (通常は 950°C)	常圧	未焼成褐炭の微粒子	①
		水素気改質法 (ICI 法)	- $CH_2 - + 0.5O_2 \rightarrow CO + H_2$ - $CH_2 - + H_2O \rightarrow CO + 2H_2$ a) 水素化脱硫 b) 分解炉での接触改質 c) 自己加熱による CH_4 の分解 ・石炭ガス化と同様に吸熱反応と発熱反応の組み合せである。	a) 350~450°C b) 700~830°C c) 1200°C~ (通常は a, b まで。アンモニア合成の際は c まで行う)	b) 1.5~4.0 MPa	堅質炭化水素 (天然ガス、ナフサ等)	①
		部分炭化法 (Shell 法)	- $CH_2 - + 0.5O_2 \rightarrow CO + H_2$ - $CH_2 - + H_2O \rightarrow CO + 2H_2$ ・原料は H_2O および化学 ■ 輪より少ない O_2 と反応器中で反応。	1200~1500°C	3~8 MPa	すべての炭化水素系化合物が使用可能 (メタンから重出油まで)	①
石炭の乾留	高温乾留		・空気を遮断して石炭を加熱分解する。 ・製錬用、鋳物用のコーカスの製造、都市ガスの製造などが主目的である。	1000~1200°C	不明	粘結炭	②
	低温乾留		・空気を遮断して石炭を加熱分解する。 ・低温タール、チャーチャー (半成コーカス) などの製造が主目的である。	450~650°C	不明	非粘結炭又は弱粘結炭	②
石炭の液化	溶剤抽出法		・多環芳香族系の溶剤を用いて石炭を溶解し、液体油と炭素系の固体を生成する。 ・処理条件の違いにより生成物が異なる。	400~450°C	15~20 MPa	石炭	②
	水素化分解 (水添液化) 法		・溶剤抽出法より水素処理条件を過酷にし、 Co-Mo 系等の触媒を用いて石炭を可能な限り液化する。	450°C 程度	15~28 MPa	亜炭、瀝青炭	②
石油精製 (脱硫)	水素化精製法		RS + 1.5 Hz → HR + H ₂ S ・触媒は強化コバルトに硫化モリブデンを組み合わせた Co-Mo 系触媒がよく用いられる。 ・軽質の油ほど反応温度、反応圧、水素消費量が小さくなる。	ナフサ : 260~350°C 灯・軽油 : 300~400°C 減圧軽油 : 400~430°C 常圧・減圧残油 : 400~430°C	ナフサ : 0.7~7 MPa 灯・軽油 : 0.7~7 MPa 減圧軽油 : 8~12 MPa 常圧・減圧残油 : 15~20 MPa	ナフサ、灯・軽油、残油等	②
化学工業	エチレン プロピレン ブテン	水蒸気分解	・ナフサは過熱水蒸気により気化され、分解炉中で分解される。 ・分解生成物は二次反応を防ぐため急冷される。 ・低温蒸留分離によりエチレンを分離する。 ・低温蒸留分離によりプロピレンを分離する。 ・C ₄ 留分から物理的分離法や化学的分離法によりブテンを分離する。	~1050°C (分解工程) 約 300°C (急冷工程)	不明	ナフサ	①

表 5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等 (2/6)

業種	製品等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力条件	原料等	出所
化学工業	スチレン	脱水素法	・酸化鉄触媒を用いてエチルベンゼンからH ₂ を脱離する。 ・脱離反応は吸熱反応であり、高温が必要である。熱は過熱水蒸気により直接供給されるか、燃焼ガスにより外部から供給される。	550~620°C	不明	エチルベンゼン	①
ブタジエン	脱水素法	・Ca-Niリン酸触媒を用いてブタンからH ₂ を脱離する。 ・脱離反応は吸熱反応であり、高温が必要である。熱は過熱水蒸気により直接供給される。	600~675°C	0.1MPa	ブテン	①	
ジクロロエタン	オキシ塩素化法	H ₂ C=CH ₂ +2HCl+0.5O ₂ →ClCH ₂ CH ₂ Cl+H ₂ O ・CuCl ₂ が触媒として用いられる。 ・この反応は発熱反応である。	220~240°C	0.2~0.4MPa	エチレン	①	
塩化ビニル	熱分解(脱塩化水素)法	ClCH ₂ CH ₂ Cl→H ₂ C=CHCl+HCl ・この熱分解は吸熱反応であり、特殊鋼(ニッケル、クロム)でできた管束の中で、高流速で行われる。	500~600°C	2.5~3.5MPa	ジクロロエタン	①	
メタノール	ICl低圧法	CO ₂ +3H ₂ →CH ₃ OH+H ₂ O ・触媒はCu-Zn-Al酸化物系。	240~260°C	5~10MPa	合成ガス	①	
ホルムアルデヒド	脱水素法	CH ₃ OH→HCHO+H ₂ H ₂ +0.5O ₂ →H ₂ O ・Ag又はCu触媒の存在下で少■の空気とメタノールを反応させる。 ・脱水素は吸熱反応であるが、水素の燃焼により全体では発熱反応である。	600~720°C	不明	メタノール	①	
エタノール	酸化法	CH ₃ OH+0.5O ₂ →HCHO+H ₂ O ・MoO ₃ -FeO ₃ 触媒の存在下でメタノール蒸気を大過剰の空気で酸化する。 ・この反応は発熱反応である。	350~450°C	不明	メタノール	①	
エチレンオキシド	直接水和法	H ₂ C=CH ₂ +H ₂ O→C ₂ H ₅ OH ・H ₃ PO ₄ -SiO ₂ 触媒により、気相で水を付加する。 ・この反応は発熱反応である。	300°C	7.0MPa	エチレン	①	
エチレンオキシド	直接酸化法	・Ag触媒において空気又は酸素によりエチレンを気相中で部分酸化する。 ・部分酸化反応は発熱反応であり、副反応も発熱を伴う。	250~300°C	1~2MPa	エチレン	①	
エチレンオキシド	水和法	・エチレンオキシドを約10倍molの過剰の水と反応させる。 ・この反応は発熱反応である。	140~230°C	2~4MPa	エチレンオキシド	①	
アセトアルデヒド	直接酸化法	H ₂ C=CH ₂ +0.5O ₂ →CH ₃ CHO ・触媒にはPdCl ₂ とCuCl ₂ からなる二元系を用いる。 ・この反応は発熱反応である。	120~130°C	0.3MPa	エチレン	①	
酢酸	酸化法	CH ₃ CHO+HOOC(O)CH ₃ →2CH ₃ COOH ・アセトアルデヒドを空気又はO ₂ で酸化し、過酢酸を中間体として酢酸を生成させる。	-14~40°C	2.5~4.0MPa	アセトアルデヒド	①	

表 5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等 (3/6)

業種	製品等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力条件	原料等	出所
化学工業	酢酸	Monsanto 法	$\text{CH}_3\text{OH} + \text{CO} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH}$ ・Rh/T2触媒の存在下、メタノールを液相でカルボニル化する。	150~200°C	~3MPa	メタノール	①
無水酢酸	Wacker 法	$\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{H}_2\text{C}=\text{C}(=\text{O})+\text{H}_2\text{O}$ $\text{H}_2\text{C}=\text{C}(=\text{O}) + \text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow (\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$ a) 酢酸のケテンと H_2O への吸熱的な熱分解 b) ケテンへの発熱的な酢酸付加による無水酢酸の製造	a) 700~750°C b) 45~55°C	a) 不明 (減圧下) b) 5~20kPa	酢酸	①	
酢酸ビニル	気相法	$\text{H}_2\text{C}=\text{CH}_2 + \text{CH}_3\text{COOH} + 0.5\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{C}=\text{CHCOCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ ・Pd 又は Pd 塩存在下、エチレンを気相でアセトキシル化する。 ・この反応は著しい発熱反応である。	175~200°C	0.5~1.0MPa	エチレン、酢酸	①	
アクリロニトリル	アンモニア法 (Sohio 法)	$\text{H}_2\text{C}=\text{CHCH}_3 + \text{NH}_3 + 1.5\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{C}=\text{CHCN} + 3\text{H}_2\text{O}$ ・ほぼ化学量論量のプロピレンと NH_3 を少し過剰の空気と H_2O の存在下で反応させる。 ・この反応は発熱反応であるが、プロピレンの一部が燃焼するため理論量よりも多い発熱がある。	450°C	0.15MPa	プロピレン	①	
ベンゼン トルエン キシレン	溶剂抽出法 (Udex 法)	・モノマー、ジマー、テトラエチレングリコール／水及びこれらの混合物を用いて分離する。	130~150°C	0.5~0.7MPa	改質ガソリン、分解ガソリン	①、②	
クメン	気相法 (UOP 法)	・BF ₃ を助触媒として添加した $\text{H}_3\text{PO}_4/\text{SiO}_2$ 触媒を用いてプロピレンによりベンゼンを気相でアルキル化する。	200~300°C	2~4MPa	ベンゼン、プロピレン	①	
フェノール アセトン	クメン法 (Hock 法)	a) クメンの空気酸化によるヒドロペルオキシドの製造 b) ヒドロペルオキシドのフェノール及びアセトンへの分解 (酸触媒として H_2SO_4) ・a)、b)とも差熱反応である。	a) 90~130°C b) 60~65°C	a) 0.5~1MPa b) 不明	クメン	①	
テレフタル酸 テレフタル酸ジメチル	液相酸化法	a) p-キシレンの空気酸化による p-トルイル酸の製造 b) p-トルイル酸のメタノールによるエステル化	a) 140~170°C b) 250~280°C	a) 0.4~0.8MPa b) 10MPa	p-キシレン	①	
ポリエチレンテレフタラート		a) 中間体のテレフタル酸ビス-2-ヒドロキシエチルの製造 b) 中間体の重結合によるポリエチレンテレフタラートの製造 ・a)は、テレフタル酸ジメチルとエチレングリコールのエステル交換、あるいはテレフタル酸とエチレングリコールのエステル化により行われる。	a) 100~150°C b) 150~270°C	a) 1~7MPa b) 不明 (減圧下)	テレフタル酸、テレフタル酸ジメチル、エチレングリコール	①	

表 5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等 (4/6)

業種	製品等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力条件	原料等	出所
化成工業	高密度ポリエチレン	高圧法	・微量のO ₂ 又は過酸化物を開始剤としてエチレンを重合する。	100～300°C	100～300MPa	エチレン	②
	低密度ポリエチレン	中圧法	・酸化クロム系又は酸化モリブデン系触媒を用いてエチレンを重合する。	100～160°C(酸化クロム系触媒) 200～270°C(酸化モリブデン系触媒)	2～4MPa(酸化クロム系触媒) 4～8MPa(酸化モリブデン系触媒)	エチレン	②
	低圧法		・Al(C ₂ H ₅) ₃ TiCl ₄ 触媒を用いてエチレンを配位アニオン重合する。 ・Al(C ₂ H ₅) ₃ TiCl ₃ 触媒を用いてプロピレンを立体特異性重合する。	常温～100°C	0.1～1MPa	エチレン	②
ポリプロピレン	不明		・Ni-Li又はPt-Li/Al ₂ O ₃ 触媒の存在下、液相でベンゼンを水素化する。	50～100°C	0.1～4MPa	プロピレン	②
シクロヘキサン	水素化法		・この反応は銀触媒である。	170～230°C	2～4MPa	ベンゼン	①
エーカプロラクタム			a) シクロヘキサンからのシクロヘキサンの製造 b) ヒドロキシルアミンによるシクロヘキサンのオキシム化 c) シクロヘキサンオキシムからのカブロラクタムの合成 d) ヒドロキシルアミンの製造	a) 400～450°C b) 85°C c) 90～120°C d) 5°C、100°C	a) 大気圧下 b) ~d) 不明	シクロヘキサン	①
水素	直接分解法 熱化学法 (Fe/Clサイクル)		2H ₂ O→2H ₂ +O ₂ 6FeCl ₂ +8H ₂ O→2Fe ₃ O ₄ +12HCl+2H ₂ 2Fe ₃ O ₄ +3Cl ₂ +12HCl→6FeCl ₃ +6H ₂ O+O ₂ 6FeCl ₃ →6FeCl ₂ +3Cl ₂ 2H ₂ O→2H ₂ +O ₂	2500°C以上	不明	水	①
	(直接) 热分解法		CH ₄ →C+2H ₂ ・加熱されたレンガにメタンを吹き付け炭素を析出させる。	800～1500°C	・直接分解法に比べ、低い温度(1000°C以下)で熱分解が可能となる。	水	①、 ②
カルシウムカーバイド	電気炉法		CaO+3C→CaC ₂ +CO ・この反応は大きな吸熱を伴うため、電気加熱によって行われる。	2000～2200°C	不明	生石灰(CaO)	①、 ③
アンモニア	Haber-Bosch 法		0.5N ₂ +1.5H ₂ →NH ₃ ・この反応は体積減少を伴う発熱反応であり、助触媒を含むα鉄を触媒として行われる。	400～500°C	10～100MPa	合成ガス(N ₂ +3H ₂)	③
尿素	溶液循環法		CO ₂ +2NH ₃ →NH ₂ COONH ₄ NH ₂ COONH ₄ →H ₂ NCONH ₂ +H ₂ O ・第一段階ではカルバミン酸アンモニウムが生成する。 ・第二段階は平衡反応であり、カルバミン酸を熱的に分解する。	200°C程度	25MPa程度	アンモニア、CO ₂	③

表 5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等（5／6）

業種	製品等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力条件	原料等	出所
化学工業	硝酸	Ostwald 法	$4\text{NH}_3 + 5\text{O}_2 \rightarrow 4\text{NO} + 6\text{H}_2\text{O}$ $2\text{NO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_2$ $3\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HNO}_3 + \text{NO}$	a) 850~950°C (高圧下) b) Pt/Rh触媒下でのアンモニアの酸化 c) 酸化窒素の二酸化窒素への酸化 d) 二酸化窒素の水による反応吸収	a) 0.8~1.1MPa (高圧) b) 450~620°C c) 180~200°C	アンモニア 硫酸、硫酸鉄鉱	③、 ⑥
硫酸	(二重) 接触法		a) 硫黄の燃焼又は硫化鉄鉱の焙焼による SO_2 の製造。 b) V_2O_5 触媒下での SO_2 の SO_3 への酸化。 c) SO_2 の硫酸への転化。 ・すべての反応ステップが発熱的である。	a) 650~900°C b) 450~620°C c) 180~200°C	不明	硫酸、硫酸鉄鉱	③、 ⑥
硫酸アンモニウム			・ε-カプロラクタム製造の副生成物としてシクロヘキサンオキシムがε-カプロラクタムへ転移する際に生成。	90~120°C	不明	シクロヘキサンオキシム	①、 ③、 ⑥
硫酸アルミニウム			・原料と硫酸を耐圧攪拌ボイラー中で反応させ る。	約170°C	不明	水酸化アルミニウム、ボーキサイト、粘土 (カオリソ)	③、 ⑥
塩素	アマルガム法		・Hg陰極及びグラファイトあるいはチタン陽極 で NaCl 水溶液を電気分解する。 ・陽極では塩素が発生、陰極では NaHg_x (アマ ルガム) が生成する。	80~90°C	不明	水酸化アルミニウム、ボーキ サイト、粘土 (カオリソ) NaCl 水溶液	③、 ⑥
ケイ酸ナトリウム	乾式法		・陰極で生成した NaHg_x は水で分解され、 NaOH (カセイソーダ)となる。	約170°C	不明	石英砂 (SiO_2)、炭酸ナトリ ウム	③、 ⑥
ガラス	ガラスの焼成	ガラス製造における溶融プロセス	・石英砂 (SiO_2) を炭酸ナトリウムで覆い、槽炉 又は転炉中で加熱する。	1300~1500°C	不明	石英砂 (SiO_2)、炭酸ナトリ ウム	③、 ⑥
セメント	乾式法		・溶融プロセスは、融解、清澄化、均一化及び收 成形への温度調整に分けられる。	1450°C	不明	$\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ (ドロマイド)	③
生石灰・土石 製品製造業	石灰の焼成		$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$ $\text{MgCO}_3 \rightarrow \text{MgO} + \text{CO}_2$ ・ドロマイト質岩石の分解は2段階で行われる。	900~1100°C 400~480°C	CaCO ₃ の分解: MgCO ₃ の分解:		③
カーボンブラック	ファーネス法		・出発物質を乾燥状態で粉碎、混合することによ り粗混合物を作る。粉碎の間に焼成炉からの高 温の排気により残留水分1%以下まで乾燥し、 焼成する。 ・原料を高温のガスや過剰の予熱空気と混合し、 熱分解する。 ・この反応はやや吸熱的。	1200~1800°C	不明	エチレン、ベンゼン、コーグ ス製造からの芳香族化合物 に富む残渣	③、 ⑥
	アーケープラズマ法 (C & H法)		$\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2\text{H}_2$ ・アーケープラズマにより、メタンを直接熱分解す る。	2000°C	不明	メタン	⑧

表5.1 各種工業プロセスにおける温度条件等(6/6)

業種	製品等	プロセス名等	反応式等	温度条件	圧力条件	原料等	出所
鉄鋼業 銑鐵	高炉法		・コークスによって鉄鉱石を還元し、純鐵を得る。	~1600°C	不明	鉄鉱石	④
	溶融還元法		・予備還元した粉状鉄鉱石と脱揮處理した(又は未処理)一般炭を転炉型の鉱浴中に挿入し、溶融状態で還元して純鐵を製造する。	~1600°C	不明	鉄鉱石	⑥
	直接還元法		・水蒸気改質法等により製造された水素によつて鉄鉱石を還元し、還元鐵を得る。	480~750°C	不明	鉄鉱石	④
非金属製 造業	酸化アルミニウム	Bayer法	・粉砕したボーキサイトカセイソーダ水溶液によって溶解し、水酸化アルミニウムを沈殿させる。 ・得られた水酸化ナトリウムを焼成し、酸化アルミニウムを得る。	溶解: 140~250°C 焼成: 1200~1300°C	不明	ボーキサイト	②
	その他	海水の淡水化 地域暖房	・45段程度の他段階連続ステップで蒸留が行われる。 ・工場等の排熱が利用されるケースが多い。	90~120°C 100~150°C	不明 不明	海水 水	③ ④、⑤

出所 ①: 工業有機化学, 東京化学同人, 1996
 ②: 有機工業化学, 培風館, 1980
 ③: 工業無機化学, 東京化学同人, 1989
 ④: 斎藤, 1991
 ⑤: 高温ガス炉, 日本原子力研究所, 1998
 ⑥: 化学便覧, 第5版 应用化学編, 丸善, 1996
 ⑦: Gaudenack and Lynum, 1996
 ⑧: 村田, 1993

表 5.2 各種工業プロセスにおける温度条件

温度	~500°C	500~1000°C	1000~1500°C	1500°C~
プロセス	<ul style="list-style-type: none"> ・アンモニア (Haber-Bosch 法) ・石炭の液化 (溶剤抽出法) ・石炭の液化 (水素化分解) ・エカブロクタム ・ホルムアルデヒド (酸化法) ・アクリロニトリル (アンモ酸化法) ・石油精製 (水素化精製法) ・エタノール (直接水和法) ・エチレンオキド (直接酸化法) ・高密度ポリエチレン (高压法) ・テラフタノ酸、テラフタノ酸ジメチル (液相酸化法) ・ボリエチレングリコール (中圧法) ・低密度ポリエチレン (ICI 低圧法) ・メタノール (オキシソルトウ) ・ジクロロエタン (オキシソルトウ) ・エチレングリコール (水和法) ・シクロヘキサン (水素化法) ・酢酸 (Monsanto 法) ・酢酸ビニール (気相法) ・尿素 (溶液循環法) ・硫酸アルミニウム ・地域暖房 ・ベンゼン、トルエン、キシリソ (溶剤抽出法) ・クメン (気相法) ・フェノール、アセトナ (クメン法) ・アセトアセトナ (直接酸化法) ・海水の淡水化 ・硫酸アンモニウム ・低密度ポリエチレン (低压法) ・ボリプロピレン ・塩素、カセイソーダ (アマルガム法) ・酢酸 (酸化法) 	<ul style="list-style-type: none"> ・水素 (石炭ガス化法) ・水素 (水蒸気改質法) ・水素 (熱化学法) ・硝酸 (Ostwald 法) ・硫酸 (接触法) ・無水酢酸 (Wacker 法) ・硫酸 (直接還元法) ・ホルムアルデヒド (脱水素法) ・硫酸の低温乾留 ・生石灰 ・エチレン、プロピレン、ブテン (水蒸気分解) ・ホルムアルデヒド (脱水素法) ・硫酸ビニル (熱分解法) ・硫酸の低温乾留 ・スチレン (脱水素法) ・塩化ビニル (熱分解法) 	<ul style="list-style-type: none"> ・水素 (熱分解法) ・ケイ酸ナトリウム (乾式法) ・セメント (乾式法) ・酸化アルミニウム (Bayer 法) ・水素 (部分酸化法) ・石炭の高温乾留 ・生石灰 ・エチレン、プロピレン、ブテン (水蒸気分解) 	<ul style="list-style-type: none"> ・水素 (直接分解法) ・カルカムカーバイト (電気炉法) ・カーボソフトラック (アラスマーカ法) ・カーボソフトラック (ファーネス法) ・ガラス ・製鉄 (高炉法) ・製鉄 (溶融還元法)

表 5.3 核熱適用可能プロセス

製品名等	プロセス名
水素（合成ガス）	水蒸気改質法
〃	石炭ガス化法
水素	熱化学法
無水酢酸	Wacker 法
銑鉄	直接還元法
ホルムアルデヒド	脱水素法
スチレン	脱水素法
塩化ビニル	熱分解法

表 5.4 各製品の一事業所あたりの生産量

単位 t/年 (水素 : $10^3 \text{Nm}^3/\text{年}$)

製品	生産量	事業所数	事業所あたり生産量
水素(高圧ガス)	390316	39	10008
高炉銑（製鋼用）	77670930	12	6472578
高炉銑（鋳物用）	848539	4	212135
スチレン	3035299	10	303530
塩化ビニル	3124220	8	390528
無水酢酸	221038	7	31577
ホルムアルデヒド	437769	25	17511

注) 無水酢酸の事業所数は酢酸の事業所数と同じとした。

出所:「化学工業統計年報」通産省

「工業統計表」通産省

表 5.5 各種工業プロセスで必要な熱量

製品	プロセス名	反応式及び標準エンタルピー ^①	吸熱量 (kJ/mol)	分子量 ^② (t/年)	生産量 ^② (t/年)	必要熱量 (TJ/年)
水素 (合成ガス)	部分酸化法	-CH ₂ →+0.5O ₂ →CO+H ₂ ($\Delta H = -92 \text{ kJ/mol}$) -CH ₂ +H ₂ O→CO+2H ₂ ($\Delta H = +150 \text{ kJ/mol}$) ・天然ガスを原料とすると、主反応は上式(発熱反応)と吸熱反応の組み合わせ)で表される。	75	22.4	390,316 ^{*3} (20,000,000)	1313 ^{*3} (67275)
	水蒸気改質法	CH ₄ +H ₂ O→3H ₂ +CO ($\Delta H = +205 \text{ kJ/mol}$) ・メタンを原料とすると、主反応は上式(吸熱反応)で表される。	68	"	"	1167 ^{*3} (59800)
水素	石炭ガス化法	2C+O ₂ →2CO ($\Delta H = -250 \text{ kJ/mol}$) C+H ₂ O→CO+H ₂ ($\Delta H = +117 \text{ kJ/mol}$) ・主反応は上式(発熱反応)と吸熱反応の組み合わせ)で表される。	117	"	"	2042 ^{*3} (104650)
	熱化学法	H ₂ O→H ₂ +0.5O ₂ ($\Delta H = +285 \text{ kJ/mol}$) ・種々のサイクルプロセスが提案されているが、全体としての反応は上式のようになる。	285	"	"	4960 ^{*3} (25415)
高炉銑 (製鋼用)	直接還元法	Fe ₃ O ₄ +4CO→3Fe+4CO ₂ ($\Delta H = -42 \text{ kJ/mol}$) Fe ₃ O ₄ +4H ₂ →3Fe+4H ₂ O ($\Delta H = +105 \text{ kJ/mol}$) ・赤鉄鉱を原料とすると、主反応は上式(発熱反応)と吸熱反応の組み合わせ)で表される。	35	56	77,670,930	46613 ^{*3} (25415)
	直接還元法	"	"	"	"	4960 ^{*3} (25415)
スチレン	脱水素法	C ₆ H ₅ ·CH ₂ CH ₃ →C ₆ H ₅ CH=CH ₂ +H ₂ ($\Delta H = +121 \text{ kJ/mol}$) ・エチルベンゼンからの水素脱離反応(吸熱反応)である。	121	104	303,530	353
	塩化ビニル	CICH ₂ CH ₂ Cl→H ₂ C=CHCl+HCl ($\Delta H = +71 \text{ kJ/mol}$) ・二塩化エチレンの熱分解(吸熱反応)である。	171	63	390,528	445

* 1 : 水素のみ単位 1/^{mol}* 2 : 水素のみ単位 10³Nm³/年* 3 : 外販用水素以外の生産量も考慮した場合
出所 工業有機化学、東京化学同人、1996
工業無機化学、東京化学同人、1989
鉄鋼製練、日本金属学会、1979

表 5.6 単位熱量あたりの価格および二酸化炭素排出原単位

	コスト (円/MJ)	炭素排出原単位 (t-C/GJ)
石炭コークス	0.40	2.94
A重油	0.46	1.89
C重油	0.46	1.95
LPG	0.50	1.63
LNG	0.44	1.35
石油系炭化水素ガス	—	1.36
高炉ガス	0.51	7.14
石炭	0.20	2.41
高温ガス炉（軽水炉ベース）	0.91	—

注) 石炭コークス、高炉ガスのコストは出荷額を出荷量の熱量換算分で除した値。

出所：「エネルギー・経済統計要覧」日本エネルギー経済研究所

「工業統計表」通産省

「二酸化炭素排出量調査報告書」環境庁

表 5.7 化学工業における熱源用燃料の割合

	ボイラ用 (%)	直接加熱用 (%)	計 (%)
C重油	35.7	1.6	12.3
炭化水素油	10.3	2.0	4.6
石油系炭化水素ガス	5.4	20.6	15.8
石炭	21.8	15.0	17.1
石炭コークス	0	41.4	28.3
コークス炉ガス	3.9	7.3	6.2
高炉ガス	10.0	5.6	7.0
転炉ガス	1.5	0.7	1.0
その他	11.4	5.8	7.6
計	100	100	100

表 5.8 石油製品工業における熱源用燃料の割合

	ボイラ用 (%)	直接加熱用 (%)	計 (%)
C重油	47.0	9.5	21.7
石油系炭化水素ガス	41.9	88.6	73.5
その他	11.1	1.9	4.8
計	100	100	100

表 5.9 鉄鋼業における熱源用燃料の割合

	ボイラ用 (%)	直接加熱用 (%)	計 (%)
灯油	0.4	0.5	0.5
A重油	1.8	0.9	1.0
C重油	6.1	1.8	2.3
液化石油ガス	1.9	1.1	1.2
石油コークス	0	0.8	0.7
コークス製造用炭	0	3.6	3.2
石炭	17.8	12.1	12.7
石炭コークス	0	55.8	49.7
高炉ガス	48.1	8.2	12.6
転炉ガス	6.6	1.1	1.7
その他	17.3	14.0	14.4
計	100	100	100

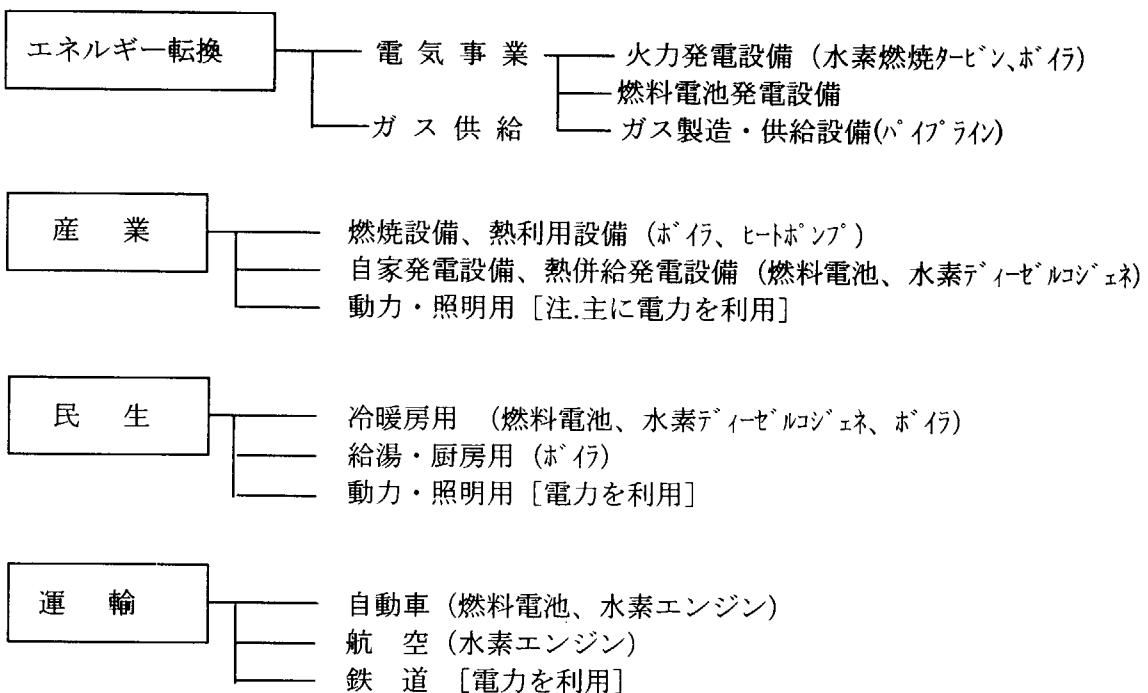


図 3.1 水素エネルギー利用市場の分類

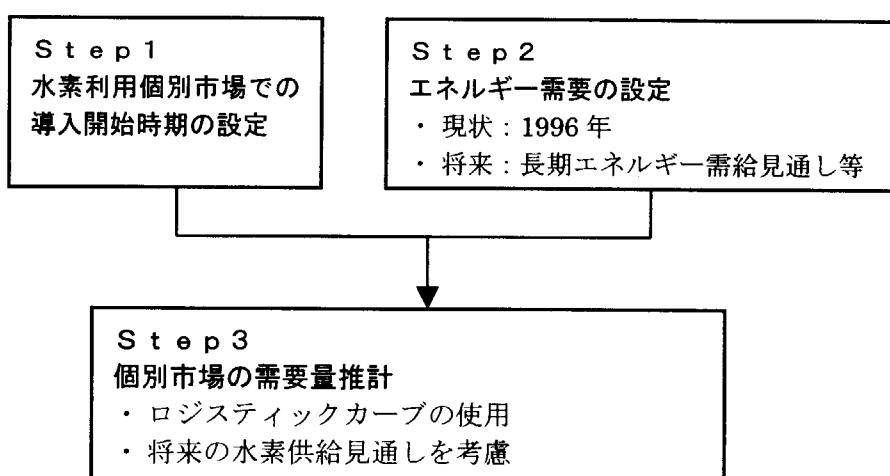


図 3.2 水素需要量の推計フロー

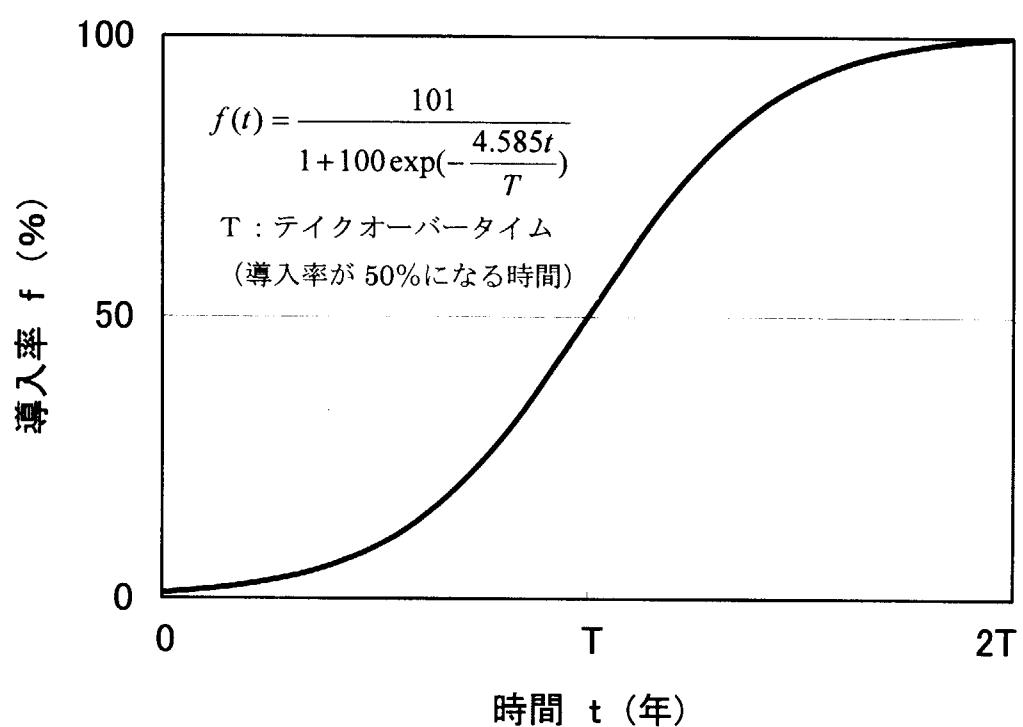


図 3.3 ロジスティックカーブ

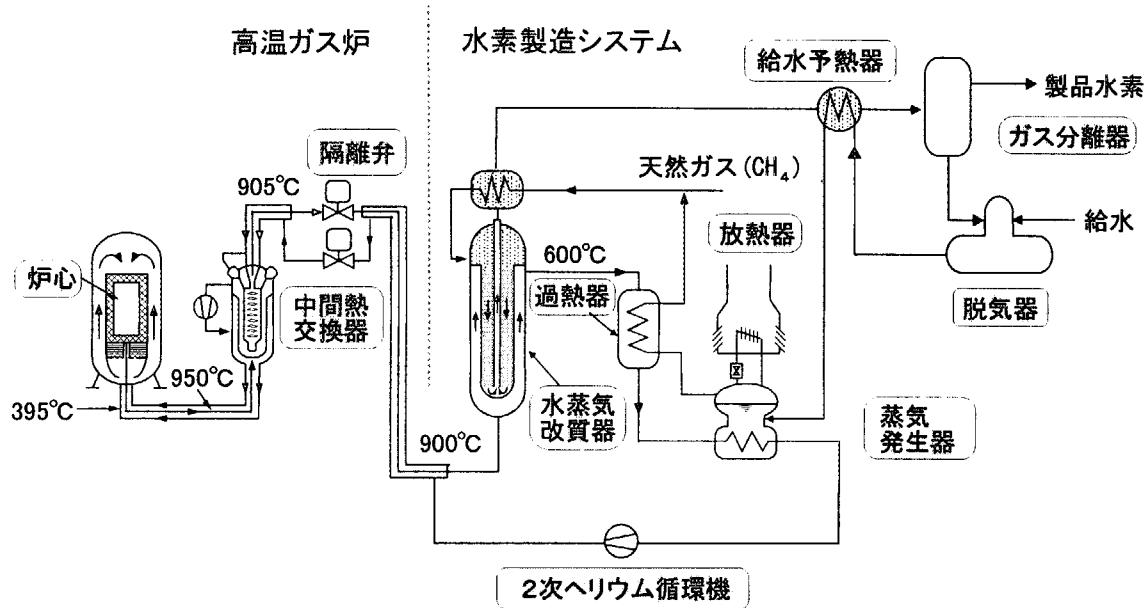


図 6.1 高温ガス炉水蒸気改質システム概略系統構成

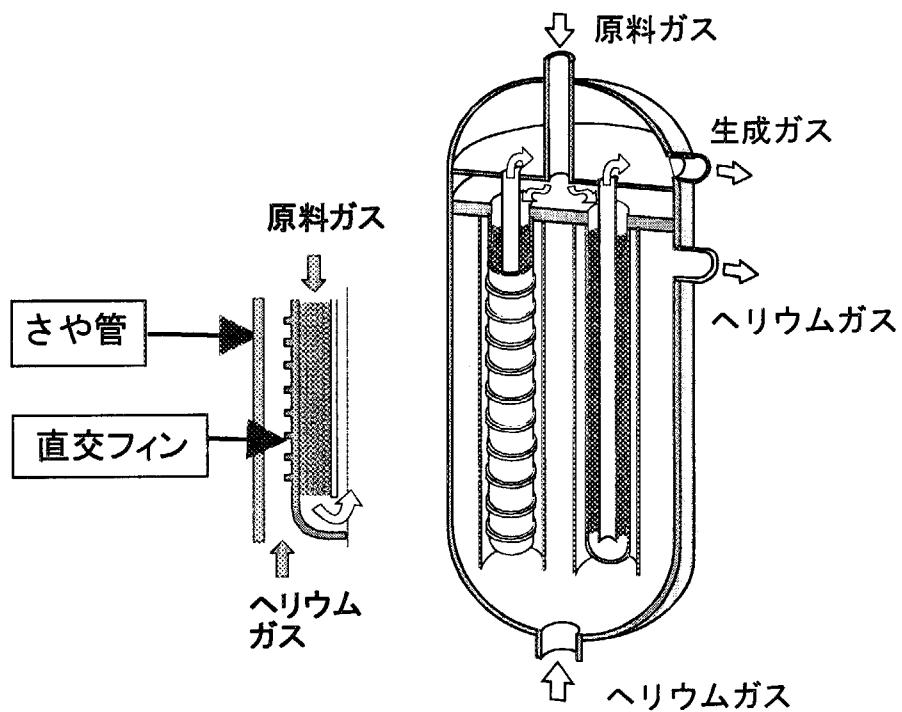


図 6.2 水蒸気改質器構造図

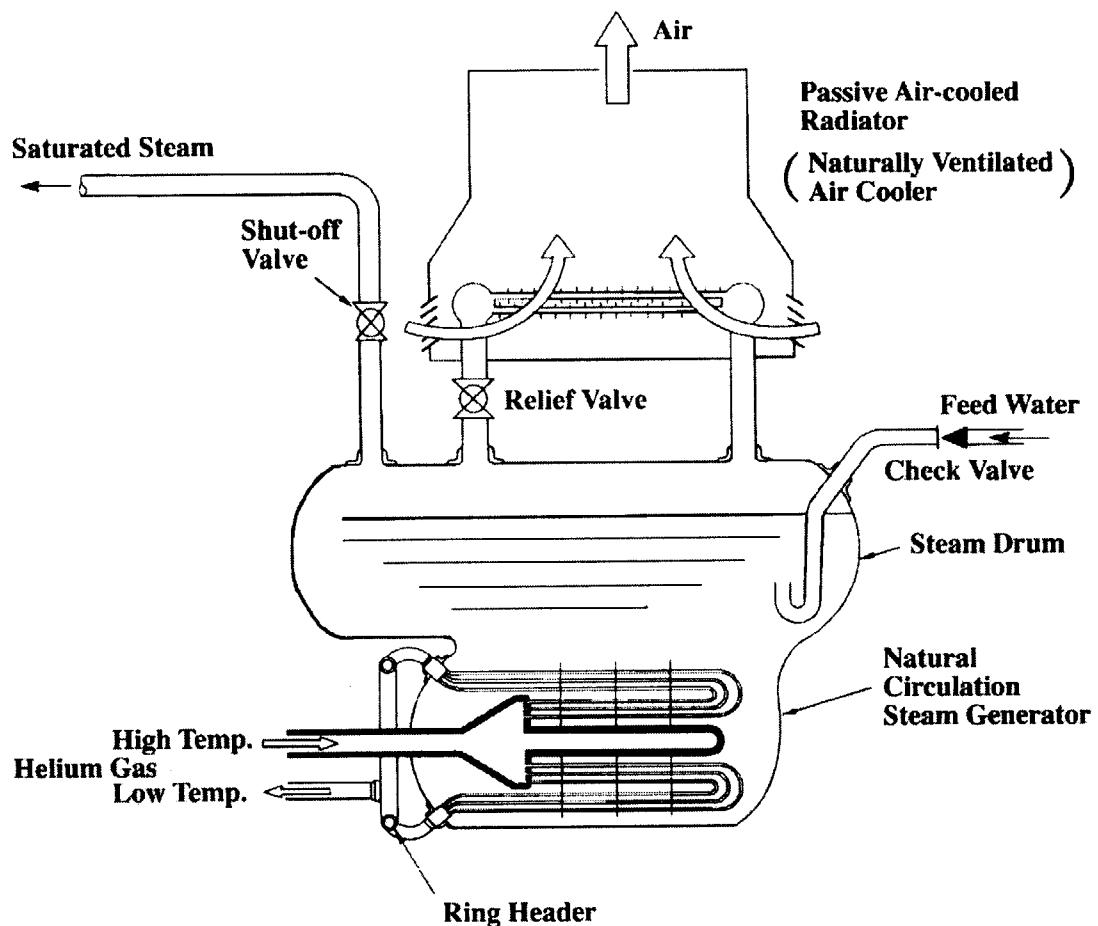


図 6.3 放熱器を接続した蒸気発生器

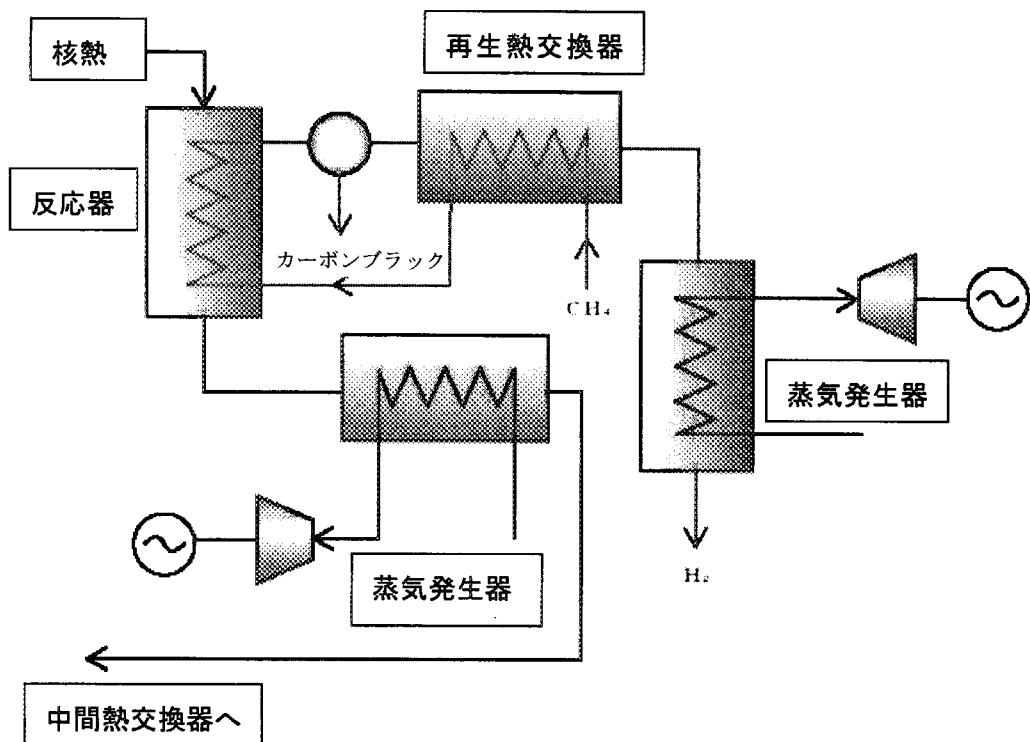


図 6.4 直接熱分解システム系統図

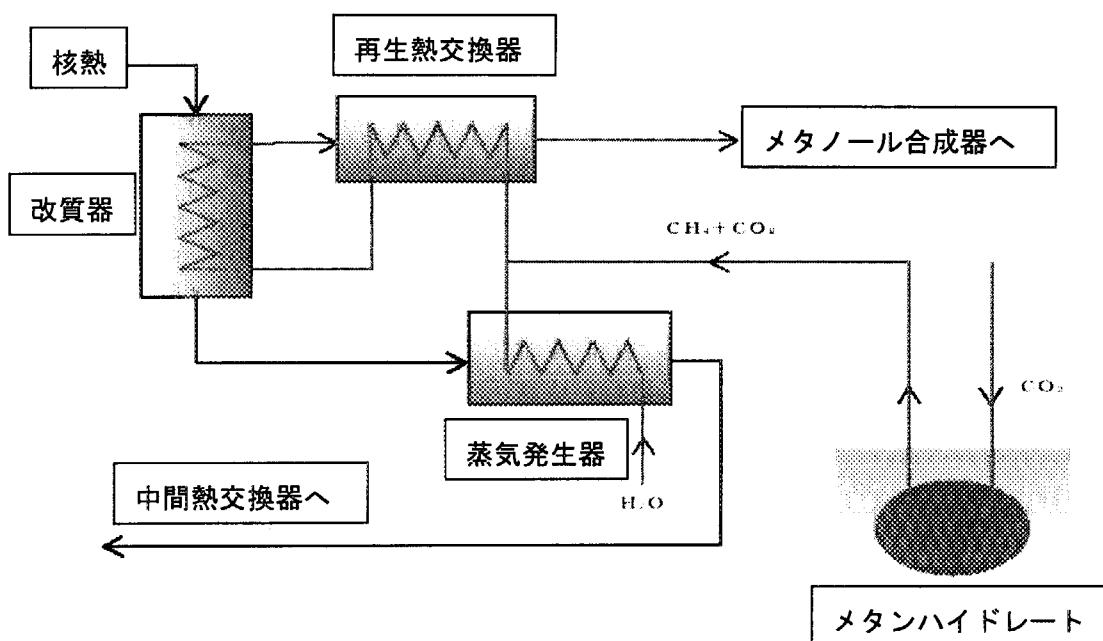


図 6.5 メタンハイドレート利用メタノール製造システム系統図

国際単位系(SI)と換算表

表1 SI基本単位および補助単位

量	名称	記号
長さ	メートル	m
質量	キログラム	kg
時間	秒	s
電流	アンペア	A
熱力学温度	ケルビン	K
物質量	モル	mol
光强度	カンデラ	cd
平面角	ラジアン	rad
立体角	ステラジアン	sr

表3 固有の名称をもつSI組立単位

量	名称	記号	他のSI単位による表現
周波数	ヘルツ	Hz	s^{-1}
压力、応力	ニュートン	N	$m \cdot kg/s^2$
エネルギー、仕事、熱量	パスカル	Pa	N/m^2
功率、放射束	ジュール	J	$N \cdot m$
電気量、電荷	ワット	W	J/s
電位、電圧、起電力	キーロン	C	$A \cdot s$
電流	ボルト	V	W/A
電容量	ファラード	F	C/V
電気抵抗	オーム	Ω	V/A
コンダクタンス	ジーメンス	S	A/V
磁束	ウェーバ	Wb	$V \cdot s$
磁束密度	テスラ	T	Wb/m^2
インダクタンス	ヘンリー	H	Wb/A
セルシウス温度	セルシウス度	°C	
光束度	ルーメン	lm	$cd \cdot sr$
放光度	ルクス	lx	lm/m^2
放射能	ベクレル	Bq	s^{-1}
吸収線量	グレイ	Gy	J/kg
線量当量	シーベルト	Sv	J/kg

表2 SIと併用される単位

名称	記号
分、時、日	min, h, d
度、分、秒	°, ', "
リットル	L, L
トントン	t
電子ボルト	eV
原子質量単位	u

$$1 \text{ eV} = 1.60218 \times 10^{-19} \text{ J}$$

$$1 \text{ u} = 1.66054 \times 10^{-27} \text{ kg}$$

表5 SI接頭語

倍数	接頭語	記号
10^{18}	エクサ	E
10^{15}	ペタ	P
10^{12}	テラ	T
10^9	ギガ	G
10^6	メガ	M
10^3	キロ	k
10^2	ヘクト	h
10^1	デカ	da
10^{-1}	デシ	d
10^{-2}	センチ	c
10^{-3}	ミリ	m
10^{-6}	マイクロ	μ
10^{-9}	ナノ	n
10^{-12}	ピコ	p
10^{-15}	フェムト	f
10^{-18}	アト	a

(注)

- 表1～5は「国際単位系」第5版、国際度量衡局1985年刊行による。ただし、1eVおよび1uの値はCODATAの1986年推奨値によった。
- 表4には海里、ノット、アール、ヘクタールも含まれているが日常の単位なのでここでは省略した。
- barは、JISでは流体の圧力を表わす場合に限り表2のカテゴリーに分類されている。
- EC開発理事会指令ではbar、barnおよび「血圧の単位」mmHgを表2のカテゴリーに入れている。

換算表

力	N(=10 ³ dyn)	kgf	lbf
	1	0.101972	0.224809
9.80665		1	2.20462
4.44822		0.453592	1

粘度 1 Pa·s(N·s/m²) = 10 P(ボアズ)(g/(cm·s))

動粘度 1 m²/s · 10⁴St(ストークス)(cm²/s)

圧力	MPa(=10 bar)	kgf/cm ²	atm	mmHg(Torr)	lbf/in ² (psi)
力	1	10.1972	9.86923	7.50062×10^3	145.038
	0.0980665	1	0.967841	735.559	14.2233
	0.101325	1.03323	1	760	14.6959
	1.33322×10^{-4}	1.35951×10^{-3}	1.31579×10^{-3}	1	1.93368×10^{-2}
	6.89476×10^{-3}	7.03070×10^{-2}	6.80460×10^{-2}	51.7149	1

エネルギー	J(-10 ⁷ erg)	kgf·m	kW·h	cal(計量法)	Btu	ft · lbf	eV	1 cal = 4.18605 J(計量法)
	1	0.101972	2.77778×10^{-7}	0.238889	9.47813×10^{-4}	0.737562	6.24150×10^{-18}	= 4.184 J(熱化学)
仕事・熱量	9.80665	1	2.72407×10^{-6}	2.34270	9.29487×10^{-3}	7.23301	6.12082×10^{-19}	= 4.1855 J(15 °C)
	3.6×10^6	3.67098×10^5	1	8.59999×10^5	3412.13	2.65522×10^6	2.24694×10^{-25}	4.1868 J(国際蒸気表)
	4.18605	0.426858	1.16279×10^{-6}	1	3.96759×10^{-3}	3.08747	2.61272×10^{-19}	仕事率 1 PS(仮馬力)
	1055.06	107.586	2.93072×10^{-4}	252.042	1	778.172	6.58515×10^{-21}	= 75 kgf·m/s
	1.35582	0.138255	3.76616×10^{-7}	0.323890	1.28506×10^{-3}	1	8.46233×10^{-16}	= 735.499 W
	1.60218×10^{-19}	1.63377×10^{-20}	4.45050×10^{-26}	3.82743×10^{-20}	1.51857×10^{-22}	1.18171×10^{-19}	1	

放射能	Bq	Ci	吸収線量	Gy	rad	照射線量	C/kg	R
	1	2.70270×10^{-11}		1	100		1	3876
	3.7×10^{10}	1		0.01	1		2.58×10^{-4}	1

線量当量	Sv	rem
1	100	
0.01	1	

(86年12月26日現在)

