

JAERI-Tech

96-019



核熱利用システムの構築に必要な基礎検討

1996年5月

稻葉良知・文沢元雄・菱田 誠・小川益郎・有富正憲^{*1}
神前康次^{*2}・桑原信一^{*3}・野村眞一^{*4}・小坂伸一^{*5}
小林繁鋪^{*6}・早川 均^{*7}・海保 守^{*8}・深山和勇^{*9}

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（〒319-11 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（〒319-11 茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費領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 319-11, Japan.

©Japan Atomic Energy Research Institute, 1996

編集兼発行 日本原子力研究所
印 刷 日立高速印刷株式会社

核熱利用システムの構築に必要な基礎検討

日本原子力研究所東海研究所高温工学部

稻葉 良知・文沢 元雄・菱田 誠・小川 益郎⁺
有富 正憲^{*1}・神前 康次^{*2}・桑原 信一^{*3}
野村 真一^{*4}・小坂 伸一^{*5}・小林 繁鋪^{*6}
早川 均^{*7}・海保 守^{*8}・深山 和勇^{*9}

(1996年4月15日受理)

本来核エネルギーの持つ大きな可能性を、長期的な世界のエネルギー需給において現実に利用可能なものとしていくためには、核熱利用の様々な可能性を具体的な利用システムとして構築していく必要がある。

本検討では、資源としては豊富に存在するが、取り扱う物量や環境影響という点で最も大きな問題を抱えている石炭と、物量という点で最もコンパクトな原子力を組み合わせたシステムの可能性について重点的な考察を行った。まず石炭の改質技術の最近の開発状況について、石炭ガス化技術開発の立場から検討した。また高温核熱と石炭改質を組み合わせたシステムを比較・検討し、このようなシステムを総合的に評価できるモデルの開発を行った。さらに、核熱利用と化学原料製造の関係や開発途上国等での核熱利用の開発状況を調査し、今後の可能性を展望していくための基礎データの蓄積をはかった。そしてこれらにより、核熱利用システムの有用性を示した。

東海研究所：〒319-11 茨城県那珂郡東海村白方白根2-4

- | | |
|-----------------|--------------------|
| + 企画室 | * 5 千代田化工建設(株) |
| * 1 東京工業大学 | * 6 東京電力(株) |
| * 2 (財)未来工学研究所 | * 7 富士電機(株) |
| * 3 (株)エス・イー・エイ | * 8 資源環境技術総合研究所 |
| * 4 三菱重工(株) | * 9 石炭利用水素製造技術研究組合 |

Basic Study for Development of Nuclear Heat Application Systems

Yoshitomo INABA, Motoo FUMIZAWA, Makoto HISHIDA, Masuro OGAWA^{*}
Masanori ARITOMI^{*1}, Yasuji KOHZAKI^{*2}, Shin-ichi KUWAHARA^{*3}
Shin-ichi NOMURA^{*4}, Shin-ichi KOSAKA^{*5}, Shigeharu KOBAYASHI^{*6}
Hitoshi HAYAKAWA^{*7}, Mamoru KAIHO^{*8} and Kazuo MIYAMA^{*9}

Department of High Temperature Engineering
Tokai Research Establishment
Japan Atomic Energy Research Institute
Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken

(Received April 15, 1996)

We need to intensely investigate real possibilities of nuclear heat application systems which exploit high potential of nuclear energy as a promising candidate of the future energy resource in the world.

In this report, special interest was placed on coal reforming systems because we thought a compact heat source of nuclear power with a very high energy density might compensate the environmental problem caused by burning a great amount of coal. First, we reviewed state-of-the-art technologies for coal reforming technology with a special

+ Office of Planning

*1 Tokyo Institute of Technology

*2 Institute for Future Technology

*3 SEA Corporation

*4 Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.

*5 Chiyoda Corporation

*6 Tokyo Electric Power Company

*7 Fuji Electric Co., Ltd.

*8 National Institute for Resources and Environment

*9 HYCOL

attention on coal gasification technologies. Based on these basic data, we proposed several nuclear coal reforming systems and discussed advantages and disadvantages of the systems. We also explored a model with which we could analyze nuclear heat application systems all together. In addition, we investigated possibility and effects of nuclear heat utilization systems producing chemical materials from carbon dioxide in flue gas of fossil fuel power plant. As a result, we showed nuclear heat application systems were useful.

Keywords : Nuclear Heat, Nuclear Heat Application System, Coal Gasification, Cl Fuel, Hydrogen, Chemical Material, High Temperature, Carbon Dioxide

目 次

| | |
|------------------------------------|----|
| 1. はじめに | 1 |
| 2. 核熱利用技術の現状と将来動向 | 3 |
| 2. 1 石炭ガス化の開発動向 | 3 |
| 2. 2 石炭ガス化複合発電の現状と将来 | 12 |
| 2. 3 噴流床石炭ガス化パイロットプラント | 16 |
| 2. 4 石炭利用水素製造技術と将来展望 | 18 |
| 2. 5 炭酸ガスを原料にした化学製品製造技術 | 21 |
| 2. 6 ロシア・中国・開発途上国における核熱利用調査 | 29 |
| 3. 核熱利用水素・C1燃料製造システムの概念 | 39 |
| 3. 1 種々の核熱利用水素・C1燃料製造システムの比較 | 39 |
| 3. 2 核熱利用水素・C1燃料製造システムの概念設計 | 43 |
| 4. 核熱利用システム構築のための基礎データ | 45 |
| 4. 1 石炭利用の将来動向 | 45 |
| 4. 2 化学原料需要の将来動向 | 47 |
| 4. 3 民生用地域熱利用システムの現状と将来動向 | 50 |
| 5. 核熱利用システムの評価モデルと予備的評価 | 55 |
| 5. 1 評価の目的と評価モデル | 55 |
| 5. 2 評価に必要なデータ | 57 |
| 5. 3 核熱利用システムの予備的評価 | 59 |
| 6. まとめ | 61 |
| 参考文献 | 63 |

Contents

| | |
|--|----|
| 1. Introduction | 1 |
| 2. Present and Future Nuclear Heat Application Technology | 3 |
| 2.1 Development Trend of Coal Gasification..... | 3 |
| 2.2 Present and Future Combined Power Generation Systems with Coal Gasification | 12 |
| 2.3 Entrained Bed Coal Gasification Pilot Plant..... | 16 |
| 2.4 Hydrogen Production Technology from Coal and Its Future Prospect..... | 18 |
| 2.5 Chemical material Production Technology from Carbon Dioxide | 21 |
| 2.6 Research of Nuclear Heat Application in Russia, China and Developing Countries | 29 |
| 3. Concept of Hydrogen and C1 Fuel Production Systems Using Nuclear Heat | 39 |
| 3.1 Comparison of Various Hydrogen and C1 Fuel Production Systems Using Nuclear Heat..... | 39 |
| 3.2 Concept Design of Hydrogen and C1 Fuel Production Systems Using Nuclear Heat..... | 43 |
| 4. Basic Data for Scenario of Development of Nuclear Heat Application system..... | 45 |
| 4.1 Future Trend of Coal Application | 45 |
| 4.2 Future Trend of Demand for Chemical Materials | 47 |
| 4.3 Present and Future Trend of Local Heat Application System for Domestic Usage | 50 |
| 5. Evaluation Model and Preliminary Evaluation of Nuclear Heat Application System | 55 |
| 5.1 Evaluation Purpose and Evaluation Model | 55 |
| 5.2 Necessary Data for Evaluation | 57 |
| 5.3 Preliminary Evaluation of Nuclear Heat Application System | 59 |
| 6. Summary | 61 |
| References | 63 |

1. はじめに

現在、エネルギー利用に伴う環境問題が地球レベルでの大きな課題になっており、化石燃料使用等による炭酸ガスや種々の廃棄物の処理が課題になっている。また太陽エネルギー利用についても、その本質的なエネルギー密度の低さと設備利用率の低さのため、そのプラント建設に投入される物質量が大きく、直接・間接に投入されるエネルギー量やその環境影響が問題となる。

このような各種エネルギー利用に伴う直接、間接に取り扱う物質量や環境負荷という点で、原子力は本質的にコンパクトなシステムである。実際、原子力は石油、石炭等の化学的エネルギーの利用に比較して、単位エネルギー量当たり取り扱う物量が、燃料関係について 1 万分の 1（燃焼燃料だけでみると 100 万分の 1）であり、建設資材等を含めたライフサイクルのトータルな物質量についても 1000 分の 1 のレベルである。

原子力エネルギーの利用は、化石燃料利用による炭酸ガス問題を根本的に解決する手段として最も有力なものであり、その利用拡大には様々な問題を抱えながらも、長期的には不可欠な技術と考えられている。このためすでに実用化している原子力発電技術について、安全性や核不拡散、廃棄物問題等の面での社会的な受容性を高めて利用を拡大していくこと、またさらに長期的な核エネルギー技術の可能性を現実のものとしていくため、新型炉や核融合技術の開発が大きな課題となっている。

一方、現在の世界のエネルギー利用の半分以上は、電力以外の熱エネルギーとしての利用が占めている。このため世界全体の炭酸ガス排出量削減のためには、核エネルギーを電力以外の熱利用面においても利用していくことが必要である。従って、核エネルギーの持つ潜在的に大きな可能性を、長期的な世界のエネルギー需給において現実のものとし、環境問題の解決に貢献していくためには、原子力を電力以外の燃料生産や熱として直接利用していくことも不可欠である。このような観点から核熱利用の様々な可能性を具体的な利用システムとして構想し、地域のエネルギー需要との関係や熱電併給による総合的な効率向上の可能性、また高温核熱による水素製造や化石燃料改質等の可能性を評価し、技術開発の課題を具体化していくことが重要になっている。

本検討では、このような課題に対し、資源としては豊富に存在するが、取り扱う物量や環境負荷という点で最も多くの問題を抱えている石炭と、物量という点で最もコンパクトな原子力を組み合わせたシステムの可能性について重点的に考察を加える。このためまず石炭の改質技術の最近の開発状況について、石炭ガス化技術の開発の立場から、今後の開発の方向等を掘り下げてレビューする。そして、高温核熱と石炭改質を組み合わせたシステムの概念の比較検討を行い、このようなシステムの経済性等を総合的に評価できる評価モデルの開発を行う。また核熱利用と化学原料製造との関係や開発途上国等での核熱利用の開発状況等を調査し、幅広く今後の可能性を展望していくための基礎データの蓄積をはかることとする。

評価検討を行う具体的な概念設計例としては、核熱を利用した水素製造およびC1 燃料製造システムを対象とすることとし、核熱利用システムの経済性、環境影響等について、電力の負荷変動への対応や炭素税の条件による経済性の感度解析を行いうるモデルを開発し、これ

らについての予備的な評価を行う。ここで検討している核熱利用システムの評価モデルは、今後検討が必要となる種々の同種の熱利用システムの検討においても役立つように、一般的かつ客観性の高い評価方法となることを狙いとしたものである。

本検討書の構成は、第2章で核熱エネルギー利用関連技術の開発の現状と動向をまとめている。特に最近国内外で開発および実用化が急進展している石炭ガス化技術について、各種技術の可能性を詳細に分析し、今後の発展の方向をまとめている。

第3章では、核熱を利用して水素・C1燃料を製造する具体的なシステムの検討を行っている。今回の検討では、石炭ガス化法と水素製造法の組み合わせについて、種々のシステムを比較検討すると共に、2つのタイプの核熱利用メタノール製造システムの概念を検討している。その第1は、現在の技術で対応可能な石炭ガス化部分酸化法と高温水蒸気電解法、またはメタンの水蒸気改質法を組み合わせる案である。第2は、開発要素は多いが核熱の直接利用を指向するものとして、石炭の水蒸気ガス化法を採用し、これと高温水蒸気電解法、またはメタンの水蒸気改質法を組み合わせる案である。

第4章では、核熱利用システムのシナリオ構築の基礎データとして、石炭利用の将来動向、化学原料需要の将来動向、地域エネルギー需要の将来動向についてまとめている。

第5章では、核熱利用システムの評価モデルと予備的な評価結果をまとめている。このような評価ではその客観性がとりわけ重要であり、そのためには種々の技術を横断的に評価できることと、評価が総合的で整合性のあることが不可欠である。今回の検討は、そのための評価フレームとデータベース作りの一環として行ったものである。

2. 核熱利用技術の現状と将来動向

2.1 石炭ガス化の開発動向

(1) はじめに

石炭ガス化の歴史は、1839年に Bischoff が自然通風によって泥炭をガス化し、溶銑用の加熱に用いたことに始まる。本格的な炉としては、1塔内で石炭の乾留とガス化を行う固定床ガス化法の原型が開発され、その後発展して今日の Lurgi 炉や Wellman-Galusha 炉となった。次いで、赤熱した石炭、チャー層に空気を吹き込んで炉温を上昇させ、次に水蒸気を供給して CO と H₂ を主とするガスを生産する水性ガス化法が実用化された。発展途上国では現在も NH₃ 合成用の水素製造等に使用される。

ガス化技術の歴史は、炉の容積あるいは断面積当たりのガス生成量を増やし、経済性を高める技術革新の積み重ねと見ることができる。固定床や水性ガス化法に替わって、1940年代に流動床ガス化の Winkler 炉が実用化され、1950 年代には対向バーナー方式の Koppers-Totzek 炉が生まれ、気流床方式が商業化された。溶融床方式では Otto-Rummel 炉が 1950 年代に溶融した灰層への石炭吹き込み方式を試験した。最近では、加圧気流床方式の Texaco 炉が宇部アンモニアで商業化され、さらに、Texaco のスラリーフィードに替わってドライフィード方式の加圧気流床炉が SHELL、HYCOL、勿来の IGCC 等で開発されている。

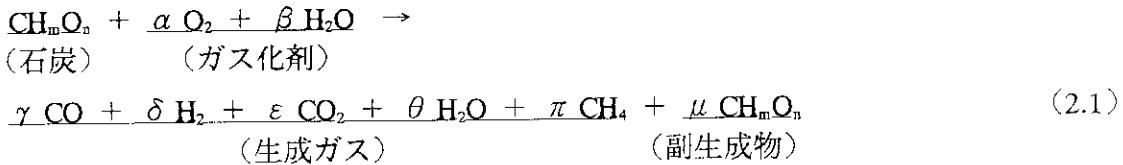
最近は資源の有効利用や地球環境保護の観点から、炭素転換率や冷ガス効率も重要視されるようになった。また炭種への適合性の高さも、海外炭への依存度が高い我が国の願いである。石炭は個性的で、炭種毎に全て性質が異なる。従来のガス化技術は、産炭地で利用されることが多く、石炭の個性にあわせた技術が開発されてきた。我国では、海外の様々な石炭を原料とする特殊な事情から、炭種に影響されない技術の確立が必要である。炭種を問わない技術の確立は、実用化の重要なポイントと言える。

従来の技術開発で培われた知識や経験を、原子炉の熱利用にどう活用するかは、今後の重要な検討課題と考えられる。ここでは、ガス化の收支関係に関する基本式に沿って、ガス化プロセスを評価する手法を紹介し、公表されているガス化データを概括してみた。

(2) 石炭ガス化の収支関係

① 石炭ガス化の一般式

石炭の化学構造は複雑で、今なお多くの研究者が解明に努力している。近年、コンピュータを用いた構造のシミュレーション計算が実施され、石炭構造はかなり具体的にイメージできるようになってきたが、ガス化を石炭の化学式から出発して、正確に表すことは困難である。しかし、最終生成物が水素や一酸化炭素等、非常に単純な化合物なので、マテリアルバランスとヒートバランスを議論するだけなら、石炭 1 モルを CH_nO_m で表して差し支えない。仮に、タールやチャー等の副生成物も CH_nO_m で表せば、石炭ガス化の一般式は次のように書ける。



②ガス化現象の収支関係

式(2.1)両辺の元素収支は、次の3式で書ける。

$$(C) : 1 = \gamma + \varepsilon + \pi + \mu$$

$$(H) : m + 2\beta = 2\delta + 2\theta + 4\pi + \mu m$$

$$(O) : n + 2\alpha + \beta = \gamma + 2\varepsilon + \theta + \mu n$$

各元素収支式の両辺に対して、 $2(C) + 0.5(H) - (O)$ を計算する。

$$\begin{array}{rcl}
 2(C) & & 2 = 2\gamma + 2\varepsilon + 2\pi + 2\mu \\
 0.5(H) & & 0.5m + \beta = \delta + \theta + 2\pi + 0.5\mu m \\
 +) \quad - (O) & & -n - 2\alpha - \beta = -\gamma - 2\varepsilon - \theta - \mu n \\
 (2 + 0.5m - n) - 2\alpha & = & (\gamma + \delta) + 4\pi + \mu (2 + 0.5m - n)
 \end{array} \tag{2.2}$$

ガス化は、石炭の不完全燃焼過程とみなせる。この不完全さを表すのに、ガス化に要した酸素量を石炭の理論燃焼酸素量で除した値“酸素比”を用いる。理論燃焼酸素量は石炭が二酸化炭素と水まで完全に燃焼しきるのに要した酸素量で、石炭1モルあたり η で定義する。

$$\eta = 1 + 0.25m - 0.5n \tag{2.3}$$

酸素比を χ とすると、 $\chi = \alpha/\eta$ となる。

$\chi = 1$ で石炭は完全燃焼し、生成ガスはすべて炭酸ガスと水の燃焼ガスになる。 $0 < \chi < 1$ で石炭の不完全燃焼が起こり、燃焼ガス以外にCOやH₂を生成する。 $\chi = 0$ で石炭は、無酸素状態で乾留されることになる。このように χ によってガス化の程度をはかることができる。 η と χ を式(2.2)に代入して整理すると、式(2.4)が得られる。

$$(\gamma + \delta) = 2\eta \{ (1 - \mu) - \chi \} - 4\pi \tag{2.4}$$

式(2.4)の左辺 $(\gamma + \delta)$ は、石炭1モルから生成する一酸化炭素と水素の総量で、目的とする生成物量である。石炭から副生成物量を差し引いた $(1 - \mu)$ は、ガスに転換した石炭量を表す。無水、無灰の石炭の8~9割を炭素が占めるので、 $(1 - \mu)$ は炭素転換率にはほぼ等しいとおける。右辺の 4π はメタンの生成に対する補正項で、メタン合成反応



の収支関係を参考にすれば理解し易い。

一方、非目的成分の二酸化炭素と水の総量は、 $(O) - (C)$ から求まる。

$$\begin{array}{rcl}
 (O) & n + 2\alpha + \beta = \gamma + 2\varepsilon + \theta + \mu n \\
 +) \quad - (C) & -1 = -\gamma - \varepsilon - \pi - \mu \\
 n - 1 + 2\alpha + \beta & = (\varepsilon + \theta) - \pi + \mu (n - 1)
 \end{array} \tag{2.6}$$

$(\varepsilon + \theta)$ が二酸化炭素と水の総量であり、理論燃焼酸素量 η とガス化の酸素比 χ を用いて式(2.6)を書き直すと、式(2.7)のように表せる。

$$(\varepsilon + \theta) = (n - 1)(1 - \mu) + 2\eta\chi + \beta + \pi \tag{2.7}$$

すなわち、二酸化炭素と水の生成量は、石炭中の酸素以外の元素の含有率と炭素転換率との積に比例して減少し、理論燃焼酸素量と酸素比の積（ガス化炉への酸素供給量）の2倍や水蒸気供給量やメタン生成量に比例して増加することがわかる。

物質収支の基本関係である式(2.4)、(2.7)は、誘導過程に任意の仮定や近似を設けていない。従って、両式は総括反応式(2.1)で表されるガス化過程に、普遍的に成立すると判断できる。ここで、両式をさらに使いやすい形に変換する。

メタンの生成はガス化温度が上昇すると減少し、1000°C以上では $\pi=0$ と置ける。従って、式(2.4)は次のように解釈できる。

$$(\gamma + \delta) = 2\eta \{ (1 - \mu) - \chi \} \quad (2.8)$$

すなわち、一酸化炭素と水素の総生成量は、石炭の性質である理論燃焼酸素量とガス化条件である酸素比およびガス化効率としての石炭転換率だけで表せる。ガス化では、水蒸気供給量を増すと一酸化炭素と水素の生成が促進するように見える。しかし、上式において一酸化炭素と水素は（炭素転換率 - 酸素比）で決まるので、水蒸気を増しても両ガスの総量としては、酸素による部分酸化反応以上には生成しないことがわかる。一方、式(2.7)を変形すると式(2.9)を得る。

$$\varepsilon = (n-1)(1-\mu) + 2\eta\chi + (\beta - \theta) + \pi \quad (2.9)$$

この式は、二酸化炭素の生成量 ε が石炭の酸素含有率、理論燃焼酸素量、酸素比、石炭転換率等と共に、水蒸気反応量 $(\beta - \theta)$ に比例して増加することを示している。水蒸気と反応すると、一酸化炭素と水素の生成割合は変化するが、総量としては増加しない関係と対応する。シフト反応



が生じると、反応水蒸気量と共に二酸化炭素が生成する。また、ガス化剤の水蒸気が二酸化炭素と混合して炭素と反応



すると、反応水蒸気量に等しい未反応二酸化炭素が生成ガス中に残ることになる。水蒸気の消費と共に生成する二酸化炭素が、どちらの反応パスを通ったかは特定できない。しかし、地球環境維持の観点から、二酸化炭素が生成しないガス化法が必要なら、この式を参考に炭種やガス化条件の選択を行えばよいと考えられる。

③石炭ガス化の冷ガス効率

石炭の燃焼熱が生成ガスの燃焼熱に転換した割合をガス化の冷ガス効率と呼び、次式で定義される。

$$\text{冷ガス効率} = \frac{\text{生成ガスの燃焼熱}}{\text{石炭の燃焼熱}} \quad (2.12)$$

以後、これを E で表す。 E は、ガス化のエネルギー転換率を意味する。石炭および生成ガスの各分子の発熱量を h と添え字の組み合わせで表せば、式(2.1)に対して冷ガス効率は次式で定義できる。

$$E = \frac{\gamma h_{\text{CO}} + \delta h_{\text{H}_2} + \pi h_{\text{CH}_4}}{h_{\text{coal}}} \quad (2.13)$$

ここで、 $h_{\text{CO}} = -67.64 \text{ kcal/mol}$ 、 $h_{\text{H}_2} = -68.32 \text{ kcal/mol}$ であるから、 $h_{\text{CO}} \approx h_{\text{H}_2}$ とおける。従って、式 (2.13) は書き換えられて、次式が得られる。

$$E = \frac{h_{\text{CO}} (\gamma + \delta) + \pi h_{\text{CH}_4}}{h_{\text{coal}}} \quad (2.14)$$

先に求めた式 (2.4) に従って、 $(\gamma + \delta)$ を上式に代入すれば、

$$E = \frac{2\eta h_{\text{CO}} \{ (1 - \mu) - \chi \} + \pi (h_{\text{CH}_4} - 4h_{\text{CO}})}{h_{\text{coal}}} \quad (2.15)$$

となる。分子の第 2 項 $\pi (h_{\text{CH}_4} - 4h_{\text{CO}})$ は、メタン生成に関する補正項である。1000°C 以上のガス化では、メタンの生成は少なく、 $\pi = 0$ としてよいから、式 (2.15) は次式のようにまとめられる。

$$E = K \{ (1 - \mu) - \chi \}, \quad K = 2\eta h_{\text{CO}} / h_{\text{coal}} \quad (2.16)$$

K は、石炭では 1.31~1.36 の値になり、ほぼ定数として扱える。つまり、

$$(\text{冷ガス効率}) = K \{ (\text{石炭転換率}) - (\text{酸素比}) \} \quad (2.17)$$

となる。式 (2.15) とそれを略した上記の関係は、ガス化現象に対して広く成立し、ガス化の解析には有用である。

(3) 石炭ガス化の平衡関係

平衡状態は、生成系が無限大の反応時間を経た後の姿で、現実には有り得ない状況である。しかし、理論的な定義や背景は明確なので、ガス化炉の運転結果を解釈する 1 つの根拠として、あるいは未経験のガス化条件下での反応の様子を推測する手がかりとして、よく利用される。また、平衡組成と実際の系での組成との差が、反応の駆動力であると解釈して、反応の速度式を導く場合もある。このように平衡論的な考察は、ガス化を概括的に理解したり、反応の方向性や達成度を見極めるのに重要である。

通常のガス化計算では、石炭ガス化の全生成物を網羅するように、ガス化反応経路を想定し、反応の次数や平衡定数を決め生成物組成を求める。しかし、ガス化生成物が多種におよぶため、全体の物質収支と熱収支を満足させてバランスをとることはかなり難しい課題である。この困難を克服するため、ここでは自由エネルギー最小化法と呼ばれる、ロケットエンジンの燃焼解析法として開発された計算手法を使用する。これを用いて、石炭に対する酸素供給量、温度、圧力、ガス化剤組成、ガス化炉の熱損失等の条件が生成ガス量や組成に与える影響を推定した。石炭には太平洋炭をとりあげ、生成物としては硫黄、窒素化合物も含めて 17 種類を想定した。

① ガス化温度の影響

太平洋炭を常圧 (1 kg/cm^2) で酸素と水蒸気によりガス化するときの収支関係を、図 2.1-1 にまとめた。炭素転換率は供給酸素量にはほぼ比例して上昇し、ある酸素量で 1 に達し、石炭

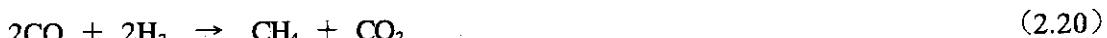
からの炭素を転換しきる。この点を、完全ガス化点と呼ぶ。完全ガス化点を境にしてガス組成、ガス生成量、ガス発熱量、冷ガス効率、水蒸気供給量等が不連続に変化する。例えば、完全ガス化点を越えると、水蒸気供給量は急激に増加する。また余剰に供給された酸素は、燃焼反応を起こし、余分な熱が発生する。反応温度を一定に維持するために、反応に必要な量以上の水蒸気が供給され、反応系は冷却される。冷ガス効率は、完全ガス化点で最大となり、それを過ぎれば供給酸素量にほぼ比例して減少する。これは、余剰の酸素により生成ガスが燃焼して、効率が低下するためであると考えられる。ガス化温度の上昇と共に、完全ガス化に必要な酸素量は高温側にシフトする。これはガス化温度の上昇と共に、生成ガスの顯熱として持ち出される熱が増え、それを補う分だけ酸素が消費される結果であると考えられる。

完全ガス化点までは、一酸化炭素が酸素供給に比例して増加するが、それ以後は逆に酸素量に比例して減少する。完全ガス化点以上では一酸化炭素や水素が燃焼して二酸化炭素や水を生じる。一酸化炭素の生成量はガス化温度に影響されるが、その様相は完全ガス化点の前後で異なる。水蒸気の分解や二酸化炭素、メタンの副生等も一酸化炭素の生成に関与しているものと考えられる。水素は完全ガス化点までは直線的に生成量を増し、以後は上方に弧を描いて減少傾向に転じる。完全ガス化点以後の水素の一時的な増加は、この点を境にする水蒸気供給量の急激な増加に関係していると考えられる。計算上は、石炭中の水素原子は全て生成物に移ると仮定されるので、完全ガス化点までの水素生成量の増加は、水蒸気の分解によるものである。完全ガス化点を越える酸素が系に加えられ、生成ガスの燃焼が起こって多量の反応熱が発生し、これを冷却するため水蒸気供給量が増す。その結果、一酸化炭素がシフト反応で消費され、水素と二酸化炭素の生成量が増加する。ガス化温度が上がると、少ない水蒸気供給量で反応温度を維持できるため、シフト反応は進まず、水素の生成量が減少する。二酸化炭素の生成は、完全ガス化点までは少なく、800°Cのような低温で認められる程度である。完全ガス化点を過ぎると生成ガスの燃焼やシフト反応が起こり、二酸化炭素を生成する。同一酸素供給量では、ガス化温度が下がるほど二酸化炭素が生成する。ガス化温度が低いほど水蒸気の供給量が増え、シフト反応が進んだためであると考えられる。

②ガス化圧力の影響

ガス化温度 1000°Cにおけるガス化圧力の影響を、図 2.1-2 にまとめた。炭素転換率が酸素供給量に対して増加する傾向は、ガス化圧力によって変わらない。しかし、圧力の増加と共に完全ガス化に要する酸素量は低下し、水蒸気の供給量は増加する。生成ガスでは、水素と一酸化炭素が減少し、メタンと二酸化炭素が増加する。また生成ガスの発熱量は増加し、完全ガス化点における冷ガス効率はわずかに減少する。

メタンは熱分解の他に、



等の反応により生成する。いずれも体積減少型の反応で、平衡関係は圧力の増加と共に生成

側に傾いてメタンの生成量が増し、一酸化炭素と水素が減少する。メタン生成反応は、全て強い発熱を伴う。従って、メタンが生成するほど、少ない酸素で完全ガス化が達成され、水蒸気の供給とその分解が進み、二酸化炭素が多量に生成する。この関係は、式(2.9)により理解できる。

完全ガス化に必要な酸素量の減少は、メタン生成等の発熱反応が生じる分、酸化の反応熱を抑制できた結果であると解釈できる。式(2.15)から明らかなように、メタン生成は冷ガス効率 E を低下させるが、一方で圧力上昇と共に、酸素供給量が減少し、効率向上効果を生む。結局これらが合成されて、図2.1-2に示す完全ガス化点における冷ガス効率の、わずかな低下を生んだものと考えられる。

③熱損失の影響

ガス化温度1000°C、ガス化炉の熱損失が0~15%のときに、常圧で太平洋炭をガス化する際の平衡関係を、図2.1-3に示した。炭素転換率の変化からみると、完全ガス化点は熱損失の増加と共に酸素量增加側に移行し、熱損失が15%に達すると、生成ガスの一部が燃焼しなければ、ガス化炉が熱的に成立しなくなる。見方を変えると、ある酸素供給量でガス化しているときに炉に熱損失が発生すると、未反応炭素が析出し、やがて熱的バランスを失ってガス化炉温度が低下すると予想される。水蒸気供給量は、熱損失が増加すると、反応系を発熱側に維持する必要から、顕著に減少する。この影響を受けて、生成物の組成が変化する。表2.1-1に、酸素供給量が0.75m³/kgのときの熱損失に伴う各生成物の変化量をまとめた。

熱損失の増加に伴い、水蒸気量は大きく減少し、反応水蒸気量も減少する。一方、一酸化炭素の生成量は熱損失と共に増加するが、水素と二酸化炭素は減少する。また、反応水蒸気、水素、二酸化炭素の減少量と一酸化炭素の増加量とは、ほぼ等しくなるので、熱損失に伴う各生成物の変化は、水蒸気の分解が抑制されることに起因すると結論づけられる。従って、石炭と酸素の供給量を一定に保って運転している際に、ガス化炉に熱損失が発生する（例えば炉壁を冷却する水の量が増加する）と、化学平衡関係からみれば水蒸気分解量が減り、一酸化炭素が増加し、水素と二酸化炭素が減少すると考えられる。生成ガスの発熱量は、熱損失が極端に増加し生成ガスが燃焼し始めるまでは、熱損失にほとんど影響されない。またガス化の冷ガス効率は、熱損失の増加と共に低下する。

④データベースからの予測

資源環境技術総合研究所では、固定床、流動床、気流床、溶融床のデータ174個をサンプリングして、これらを基にデータベースを作成している。このデータベースは公開されており、自由に利用できる。このデータベースを用いて、従来のガス化炉の運転結果を総合的に検討し、ガス化の傾向を調べた。誘導の詳細は省略するが、式(2.16)から、

$$E = K(g/\eta), g: \text{生成ガスの理論燃焼酸素量} \quad (2.21)$$

が導ける。計算結果を横軸、公表値を縦軸にとると図2.1-4が得られる。ほとんどの点が傾き45度の直線に沿っており、かつ直線より少し低めに分布する。直線からのずれは気流床では直線より上方に向かう場合もあるが、比較的低温、高圧の流動床、固定床では直線より下方

に集中する。これは、メタン生成の補正項を無視できない結果であると解釈できる。この相関はかなり良好で、式(2.21)は冷ガス効率の計算や熱収支の確認に利用できると考えられる。

図2.1-5に、ガス化の酸素消費から誘導した関係式

$$(1-\mu) = \chi + (g/\eta) \quad (2.22)$$

から計算した炭素転換率と、その実測値との関係を示す。両者の間には、良好な直線関係が認められる。この式は炭素転換率、酸素供給量、生成ガスの理論燃焼酸素量とこれまで互いに独立とされていた量の間の関係である点が興味深く、元素収支から求めた炭素転換率がこの式の計算結果と大きく相違する場合には、収支関係を再検討するのが適当であると考えられる。

図2.1-6に、炭素転換率と酸素比との関係を示す。炭素転換率は温度、圧力、水蒸気供給量にも影響されそうであるが、データベースで調べるとこれらとは関係せず、酸素比に対して傾き約2.5の直線をなす。基本にたちかえって炭素-酸素間の反応



をモデルにすると、この傾きは2となるはずである。石炭では酸素比の分母の理論燃焼酸素量が1.1~1.2であり、炭素-水蒸気間の反応も寄与するので傾きは約2.5になると推測される。この傾向はガス化方式やプロセスの違いを越えて成立しており、従来の技術開発の1つの特徴を示すものと考えられる。

一方、冷ガス効率は酸素比に対して図2.1-7の関係にある。酸素比が0.4付近までは直線的(傾き約2)に増加し、0.4以上では減少する。式(2.16)によれば冷ガス効率は酸素比に比例して減少するが、図2.1-6の直線が傾き約2.5なので、式(2.16)の $(1-\mu-\chi)$ 項は酸素比1において約1.5となる。 $K \approx 1.3$ なので、酸素比に対する冷ガス効率の増加割合は、約2と推定される。酸素比0.4以上では、図2.1-6の炭素転換率が上限値1となって、冷ガス効率は式(2.16)に従って低下すると考えられる。特定のプラントが運転できるガス化条件の幅は比較的狭く、ガス化現象を本質的に理解するには、1基のガス化炉の運転結果だけでは不十分ことが多い。そこで従来公表されたデータを横断的に検討し、ガス化現象を一般的に理解する必要がある。1例として図2.1-8に石炭1kg当たりで反応した水蒸気量(石炭の水分も含む)と炭酸ガスの生成量の関係を示す。両者には、比例関係が成立するように見える。この現象をプラントの運転条件を変えて確認することは容易でないが、各データを横断的に調べると、図2.1-8の傾向を確認できる。水蒸気と反応して炭酸ガスを生じる反応に、シフト反応がある。ガス化の主反応は石炭中の炭素による二酸化炭素の環元反応と考えられるが、ガス化剤中の水蒸気が二酸化炭素の一部に置き換わる反応も想定される。どちらの反応も反応水蒸気量に等しい二酸化炭素を生じ、その結果として式(2.9)に一致して、図2.1-8の関係を生じたものと考えられる。現状の学問の水準では、シフト反応と二酸化炭素-水蒸気間の置換効果との区別を、通常公開されるデータの範囲内で検討することは困難とみられる。

図2.1-9に窒素、アルゴンを除いた二酸化炭素と一酸化炭素の濃度の関係を示す。この強い相関は、水蒸気との反応によって二酸化炭素が増加し、同量の一酸化炭素が失われ水素が生成したとするとよく説明できる。すなわち、水蒸気との反応では部分酸化反応に加えるよう

な ($\text{CO} + \text{H}_2$) の生成ではなく、両者の割合が変化するという式 (2.8) から導かれる結論を、図 2.1-9 は示していると考えられる。

(4) ガス化方式の概要⁽¹⁾

近代的な石炭ガス化炉の開発は、乾留ガスと部分酸化ガスを併産する固定床ガス化法に始った。その後一貫して、生産性の高い炉の開発が目指され、流動床（ウィンクラー炉）、噴流床（コッパース・トゼック炉）、各種の水性ガス化炉、加圧固定床（ルルギ炉）が実用化された。

水性ガス化炉を運転した経験から、ガス化温度が 10°C 上昇するとガス化反応速度は 2 倍になるとみられ、炉の生産性の向上に高温ガス化は欠かせない条件である。しかし、固定床や流動床等濃厚な粒子層を用いるガス化では、反応温度を高めると局所的な燃焼反応が発生して、灰は溶融後にクリンカー状に固化し、運転不能となることがしばしば起こる。このジレンマを克服する試みとして、バーナ方式で微粉炭をガス化し、灰は溶融状態で炉外に排出するスラグタップ方式の高温ガス化法が提案された。ガス化温度は灰を溶融できる領域まで高められ、石炭の炉内滞在時間は、固定床における 40~180 分、流動床における 20~40 分から、数秒へと飛躍的に短縮された。それに応じてプラント単位容積当たりの、あるいは単位占有面積当たりの石炭処理量が増加した。さらに、高温化することでタールの発生は止まり、ガス中の二酸化炭素濃度も低くなった。微粉炭を用いた希薄層とすることで石炭の粘結性に伴うトラブルが解消され、粒度調整に伴う過粉碎石炭のロスも無くなかった。排出される灰はガラス状となり水溶性を示さず、有害金属等の封じ込めにも成功した。約半世紀前に、開発されたコッパース・トゼック炉は、上記の気流層ガス化の利点を証明した。

炉の生産性向上と並んで、高圧操業技術もガス化法開発の目標である。今日、水素や一酸化炭素を利用する化学合成や石油精製は高圧のプロセスであり、将来のガス化の利用先とみられる複合サイクルや燃料電池等の発電システムも、高圧の気体燃料を必要とする。高圧製品ガスの製造には、原料酸素を圧縮して加圧ガス化する方法と、ガス化は常圧で実施して、製品ガスを圧縮する方法がある。ガス化の主反応式 (2.23) は 2 倍の体積増を伴う気-固反応であるので、原料の酸素を加圧してガス化できれば、生成物を圧縮する動力の半分で高圧製品ガスが製造でき、プロセスを省エネルギー化できる。実際には空気分離した液体酸素の蒸発温度を高めれば圧縮機は不用となるので、プロセスはさらに合理化される。装置を耐圧化する分肉厚となるが、ガス化炉や精製系の容積を縮小できるので、プラント建設コストの上昇はさほどでもない。こうした利点から加圧ガス化法は技術開発目標の 1 つとなっている。

加圧ガス化技術は約 50 年前に、固定床ルルギ炉で実用化された。1970 年代には、流動床の加圧ガス化技術が世界で競われた。加圧するとガス化剤酸素の供給密度が上がり、固定床や流動床では局所加熱を起こし、クリンカーを形成し易くなる。これらの炉では加圧化するために、酸素をスチームで希釈してガス化温度を下げ、生産性を犠牲にした。気流層方式ではクリンカートラブルはなく、高圧下でもガス化温度を下げずに高い生産性を維持できる。高温化やスラグタップ化に付随する気流層ガス化の特長を保ち、加圧の恩恵をいかんなく活

用できる。こうした理想を追って、加圧気流層ガス化炉が開発されている。

すでに宇部アンモニア／テキサコ法は加圧炉への微粉炭供給に関する問題をスラリーフィードで解決し、ダウンフローバーナーで噴流床スラグタップ炉の商業化に成功した。スラリーフィードは、未反応のスチームの持ち出す顕熱が冷ガス効率の低下を招き、生成ガス中の二酸化炭素濃度が上がる点に難がある。また、宇部アンモニア／テキサコで採用されたガス化炉に水スクラバーによる冷却・洗浄行程を直結するシステムでは、生成ガスから十分なスチームを回収できず、熱とガスのコジェネレーターとなるはずの噴流床ガス化の利点を活かしきれない。

こうした点を克服するために、シェルは微粉炭のロックホッパーを用いるドライフィード、水冷壁からなる間接ガス冷却方式を採用し、実証段階に達しようとしている。特殊な用途を別にすれば、これから開発は、ドライフィードの加圧気流層炉に間接ガス冷却を組み合わせたシステムに向かうと考えられ、HYCOL も IGCC もこうした流れの中に位置づけられる。

各種のガス化法の特色を、表2.1-2に比較して示す。商業化の実績のある炉は、固定床、流動床、気流層の3方式で、噴流床と溶融床は開発が検討された。ガス化方式の決定はガスを利用するサイドから、ガス化圧力や生成ガス中のメタン濃度等に制限が加わることがある。逆に原料サイドからは、石炭の粘結性や粉碎性、発熱量、粒径、灰分の量や熱溶融性等の影響を考慮しなければならない。

最近の石炭ガス化技術の開発では、3つの注目すべき動向が挙げられる。第1は、宇部アンモニアによる Texaco 法の商業化の成功である。Texaco 法は、水でスラリー化した石炭をダウンフローの気流層でガス化する。石炭を適切な粒度分布に粉碎し界面活性剤を利用してスラリー化する最新のハンドリング技術を石炭ガス化の加圧供給系に応用した点、耐火タイルを内張りした炉で溶融した石炭灰を流下処理できることを証明した点、石灰等の融剤を用いて溶融した石炭灰の物性を決められたガス化温度で調節し処理できることを示した点、石炭からオイルコークスまでの多様な原料をガス化できることを証明した点等で特筆すべき成果と言える。商業化に成功したガス化炉としては、コッパース・トゼック炉以来の成果であろう。第2は、スラッギング・ルルギ炉の開発研究である。従来の固定床炉で使用した回転火格子の替わりに、微粉炭を酸素と共に吹き込む羽口を炉底に設け、灰をスラグタップ方式で排出する炉である。副生する低温タールを羽口に循環させてガス化でき、固定床炉の特色である低酸素比条件を維持したまま高炭素転換率を可能にし、冷ガス効率は 90% を超えると公称している。タールから BTX (ベンゼン、トルエン、キシレン) 等の有用生成物を分離し、残りをガス化する等石炭の総合転換技術としても期待できる。原料が塊炭という制約はあるが、石炭資源の浪費を抑え、二酸化炭素の発生を抑える点で、このガス化法の原理には希望を持てる点が多い。第3は、ドライフィードの加圧気流床炉の開発である。スラリーフィードの Texaco 炉では、スラリー中の水分が顕熱として持ち出す熱が多いことから、冷ガス効率は 70% 前後に留まっている。これをドライフィードに替えると、効率は 8% 前後向上すると予想される。また、将来の石炭のトレードが山元での洗炭を徹底させ、商品価値を高める方向に進むと予想されることから、微粉炭を用いるこの方式の重要性が増すと考えられる。代表的なドライフィードの加圧気流床炉として、Shell と我が国が開発中の HYCOL が挙げられ

る。これらの炉では、炉壁に溶融スラッグによるセルフコーティング方式が採用され、ガス化と同時にスチームを回収するプラント構成となっている。こうした、ガスースチームのコジェネレーターとしての特色は、今後の石炭利用を考える上で重要なポイントとなると考えられる。

2.2 石炭ガス化複合発電の現状と将来⁽¹⁾

(1) 石炭利用と発電の高効率化

国境を越えた環境問題として端を発した酸性雨問題から、炭酸ガスを主原因とする地球温暖化が問題とされるにいたり、環境問題は国や地域を越えた地球全体の問題となっている。一方、人口の増大と相俟って人類のたゆみない生活レベル向上の欲求を満たすため、エネルギー消費は増大の一途をたどっており、中でも発展途上国の需要増加が著しい。このエネルギーの需要は、新エネルギーの開発努力が急ピッチで進められている現在も、大部分が化石エネルギーによって賄われており、将来もこの傾向は続くものと見られている。中でも地球温暖化や酸性雨等の面で最も影響が大きい石炭は、石油や天然ガス等他の化石エネルギーと比較して資源量の点で富んでおり、好むと好まざるとに問わらず、21世紀以降その重要性が一層高まるることは確実である。

我が国では、電力用として消費されている石炭量は鉄鋼産業より少ないが、このような例は世界的に見て少ない。世界全体の石炭消費量を産業別に見ると、現時点でも石炭を最も多く消費しているのは電力産業であり、今後もエネルギー利用における電力依存度が高まるにつれ、電力産業の石炭消費は拡大の一途をたどることが予測されている。従って、高効率な石炭利用発電は環境問題の緩和だけでなく、資源温存の面からも極めて重要となっており、多くの研究開発が進められている。

高効率石炭利用発電技術の中で石炭のガス化技術は、実用化が近い技術分野であると共に、将来より一層の高効率化を目指す技術の共通基盤となる重要技術であり、近年進歩が著しいガスタービンと組み合わせた、高効率の石炭ガス化複合発電を達成するための基本技術である。また、近未来技術と言われる燃料電池やMHD等でも、燃料はガス状で取り扱われるため、ガス化との組み合わせが前提となる重要な要素技術である。さらに、合成化学の分野でも既に多くのシステムが稼働している。

(2) 石炭ガス化複合発電システム

① 石炭ガス化複合発電のシステム構成

石炭ガス化複合発電システムの基本構成は図2.2-1⁽¹⁾示すとおりであるが、個別構成機器についてそれぞれ幾つかの方式があり、組み合わせ方も多様である。ガス化システムは、図2.2-2⁽¹⁾に示すように、ガス化炉内の石炭の挙動から3つの基本方式に分けられる。実際には、開発メーカーが設計を具体化する際に採用した方法の相違により、同図の下段に示すように、更に幾つかの方式に分けることができる。

システムの構成上最も支配的な要素はガス化システムで、ガス化炉としてどのシステムを選ぶかによってシステムの特性が変わる。我が国では、既に財石炭技術研究所が中心となって流動床ガス化炉を開発している他に、現在も「石炭ガス化複合発電技術研究組合（IGCC）」および「石炭利用水素製造技術研究組合（HYCOL）」により、それぞれ 200ton/day 空気吹きガス化パイロットプラントと、50ton/day 酸素吹きガス化パイロットプラントが建設され、この開発を通して技術の確立をはかるべく、2つの国家プロジェクトが進行中である。

②炉内石炭挙動による各種ガス化システムの特徴

(a) 固定床ガス化システム

固定床ガス化炉を用いたシステムでは、ガス化反応は炉内炭層の最下部で行われ、生成ガスは上部炭層と熱交換しながらガス化炉から出ていくため、ガス化の所用エネルギーが小さく「冷ガス効率」は最も高くなる。しかし、構造上粉炭が利用しにくく、さらに冷却の過程でタール成分が凝縮しやすいため、この回収利用を図らねばならない。

(b) 流動床ガス化システム

流動床ガス化炉を用いたシステムでは、ガス化と同時に脱硫も行われるため、後流に脱硫装置を設ける必要がない。しかし、ガス化炉内の流動を維持する必要から、石炭中の灰分が溶融する温度以下で運転しなければならず、灰の溶融温度が低い褐炭等の低品位の石炭には向かない。一方、炉内温度は最高でも 1000°C 以下の運転が普通であり、結果的にサーマル NO_x の発生量が少なく、この点がメリットでもある。

(c) 噴流床ガス化システム

噴流床ガス化炉は、開発中の炉を含め現在最も多くの炉形式が存在している。図 2.2-2 の下段に掲げた炉形式の他に DOW 炉を始め、現在進行している我が国のナショナルプロジェクトは、何れも噴流床ガス化炉のシステム開発を意図したものである。

噴流床ガス化炉は、石炭中灰分の溶流温度以上の高温で短時間にガス化するものである。このシステムでは何れも石炭を微粉碎（50 μ程度）し、高温加圧下で反応を行わせるため、単位反応量あたりの反応炉の占める容積が極めて小さく、大容量化が計りやすいという特徴がある。

この炉で生ずる石炭灰は、溶融してガラス状になっているため、水中でも溶出成分がほとんどゼロで極めて安定しており、大量に発生する灰の無害化の点でも優れた特徴を有している。しかし、灰の融点が高い石炭では融点降下のためにフランクス（炭酸カルシウム等）の添加が必要となる等のデメリットもある。

③ガス化剤の種類によるガス化システムの特徴

(a) 酸素吹きガス化

噴流床ガス化方式では酸素吹きが世界の主流となっている。ガス化は高温燃焼ガスと石炭の反応のため、酸素吹きは高温が得られやすく問題が発生しやすい灰分の溶融排出上有利である。生成ガスは 2,500kcal/Nm³ 前後の中カロリーガスで燃焼しやすく、かつガス化の際ボトミングサイクルに流れる熱量が少ないためサイクル効率は高くなる。しかし、酸素製造プラ

ントで消費する電力が発電量の10%近いため、送電端効率では空気吹きガス化とほぼ同等である。また、酸素製造プラントの設備費はかかるが、空気吹きガス化に比較して生成ガスの体積が小さいため、ガス化炉後流に設けられる熱交換機類、脱硫等のガス精製装置の小型化が可能で、空気吹きとの比較において明らかな優劣は付けがたい。

(b) 空気吹きガス化

この方式では酸素プラントを省略できるが、燃焼温度が酸素燃焼に比較して低いため、石炭中の灰分をガラス化して排出する事を前提にした噴流床ガス化炉では、スラグ排出が難しくなってガス化の操作条件の制限を受けやすい。またガス化の際、必然的にガス化温度まで空気中の窒素も昇温されるため、ガス化される石炭量は相対的に減少し、それと共に冷ガス効率が低下するため、発電におけるサイクル効率も下がる。しかし、酸素プラントのような大きな動力を必要とする補機がないため、送電端の効率は酸素吹きガス化炉を用いた発電プラントと同等である。なお、生成ガスのカロリーは約1,000kcal/Nm³前後で、将来の燃料電池やMHD発電用としては適さない。さらに、生成ガスは多量の顯熱を持っているため、常温まで冷却して脱硫を行う湿式ガス精製は、熱損失が大きくなり適用できないデメリットもある。

④ 石炭供給方式による各種ガス化システムの特徴

(a) ドライフィード

石炭を微粉にして供給する方式で、主流となっている加圧型ガス化炉では、常圧系と加圧系を分離するため、ロックホッパー用として大型の圧力容器が必要になる他、給炭量の計測調整等は、粉体を対象とするため複雑化しやすい。しかしスラリーフィードと比較して、余分な水分を昇温する必要がないため冷ガス効率が高くでき、結果として発電効率を高めることができる。

(b) スラリーフィード

微粉にした石炭を水と混合(CWM)してスラリー化してガス化炉に供給するシステムで、スラリー化した石炭はポンプで加圧可能であり、供給量の計測調節も容易でシステムが簡素になる。しかし、余分な水分も石炭と一緒にガス化炉に投入されるため、冷ガス効率が下がり発電効率も低下するデメリットがある。ただし、石炭を産炭国の山元でCWM化し、需要地に直接輸送するようなケースを考えると、港湾設備が簡素化されるといったメリットもあり、発電効率のみでシステムの優劣は論じられない。

⑤ ガス精製システムによる「発電システムとして」の特徴

(a) 湿式ガス精製システム

現在、大部分のガス化プラントは化学工業用を目的に設置されており、発電用としては計画中のものを含めてもそれほど多くない。合成化学用原料としての石炭ガス製造では、熱エネルギーの有効利用度に対する要求よりも精製度に対する要求が優先される。そのため精製過程で熱損失があっても、ガスを常温あるいはそれ以下まで下げ、硫化物等の不純物をセレクゾールやレクチゾール等の有機溶媒に吸収させる、物理吸収法の技術が先に確立されており、発電用としても主流になっている。

(b)乾式ガス精製システム

乾式ガス精製システムは、精製過程における熱損失の軽減が可能なため、総合的エネルギー効率を重視する発電プラント用としてニーズが高く、ここでは脱硫を主目的に開発が進められている。脱硫剤は、鉄・亜鉛等の酸化物が主体で、400～600°Cで運転されるため、生成ガスの顯熱損失を最小にできるメリットがあり、発電用に用いた場合湿式ガス精製と比較して送電端熱効率を絶対値で2%程度向上させることができる。我が国のナショナルプロジェクト（IGCC）では、流動床タイプ、移動床タイプおよび固定床タイプの3方式の乾式ガス精製システムの試験が同時に進められているが、世界的に見てもまだ開発段階である。

表2.2-1は、現在明らかになっている世界のガス化複合発電の計画を示したもので、ここにも多くのシステムの組み合わせ例が見られる。なお運転開始予定は、開発の進展や立地点の事情等により変更されることがある。

（3）ガス化複合発電の将来展望

ガス化複合発電は、トッピングサイクルガスタービンを据えた現在の複合発電システムの他に、燃料電池やMHDとの複合発電も考えられる。しかし燃料電池やMHD発電は何れもまだ要素開発段階にあり、実用化にはまだ相当の時間がかかるものと考えられる。従って、以下では実用化に最も近いガスタービンとの複合発電に関してコストを含め展望する。

①ユニットサイズ

発電ユニットは、石炭ガス化炉、ガス精製設備、トッピングサイクルとしてのガスタービン設備およびボトミングサイクルとしての蒸気タービン設備等から構成されている。現在発電機出力分担は、酸素吹きガス化炉でガスタービン発電機が60%弱、蒸気タービン発電機が40%強であり、合計出力は500MW弱（50Hz機）に達している。ガスタービンは急速に発展しつつあり、今後さらにユニットサイズの拡大が予想されている。

②発電性能（効率）

表2.2-1にも一部の例が記されているが、計画中の石炭ガス化複合発電は送電端効率で、40～42%（HHVベース）の範囲に入っている。将来ガスタービン技術の進歩と乾式ガス精製技術が確立されれば、45%（HHVベース）に達するものと期待されている。

③発電コスト

発電コストは、石炭のカロリー単価が極めて低い現状では設備コストに強く影響される。その設備コストについては開発あるいは実証段階にあるため、まだ在来型設備のように市場価格は確立されていない。現在計画が進められている発電所の設備コストすら明確でないが、在来型微粉炭火力の設備コストより10～30%アップと推定されている。しかし石炭ガス化複合発電は、設備の構成要素がユニット化されているため、開発段階が終わる頃には在来型発電方式とほぼ同額にできるものと予測されている。

図2.2-3は、石炭ガス化複合発電設備費の将来見通しに関して、EPRIがSHELL炉を対象に予測したものである。

2.3 噴流床石炭ガス化パイロットプラント⁽¹⁾ ⁽²⁾

(1) 2段噴流床ガス化方式の原理

石炭ガス化は、石炭の熱分解とそのあと生成するチャー（主成分は未燃炭素と灰分）をガス化する2つの過程に大別される。熱分解は高温になるほど比較的短時間で反応するが、その際発生したチャーのガス化反応は遅いため、このチャーをいかに効率よくガス化プロセスに組み入れるかが重要な課題となる。

噴流床ガス化炉は、ガス化反応速度を高めるために、0.1mm以下に微粉碎した石炭をバーナで炉内に噴射し高温下でガス化するものである。図2.3-1に示すように2段噴流床ガス化方式は、ガス化炉を2室2段に分けたもので、下部のコンバスタと上部のディフューザおよびリダクタから構成される。コンバスタは、石炭とチャーを高温で燃焼し、リダクタでガス化のために必要な高温熱源を発生すると共に、石炭灰を溶融スラグとして排出する機能を有している。ディフューザ部では、石炭とコンバスタから上昇してくる高温ガスを完全に混合させ、石炭の乾留および熱分解を促進させている。さらにリダクタにおいて吸熱反応であるチャーのガス化が行われる。この反応により生成ガスが冷却されるので、ガス化炉出口でのスラッギングトラブルを防止する効果にもなっている。

本方式は、ガス化炉を2室にわけ、それぞれの石炭量および空気量を独立に調整することができる、ガス化炉を全体として低い空気比（ガス化炉投入空気量／投入石炭が完全燃焼するのに必要な理論的な空気量）で運転しながら、コンバスタを比較的高温に保つことができる。従って本方式は、ガス化剤として酸素を用いなくても、空気吹きによる灰の溶融排出が容易であり、排出スラグ中の未燃分が少ない等、従来の噴流床ガス化炉に比べて多くの優れた特徴を有している。

(2) パイロットプラントの概要

200ton/dayパイロットプラントは、空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉、クリーンアップ（酸化鉄による流動床脱硫と硅砂によるグラニュラフィルタ集塵の組み合わせ）および低カロリーガスターービンの研究開発を行うことを3本柱とし、図2.3-2に示す構成になっている。なお、ガス化複合発電プラントでは本来、排熱回収ボイラで発生する蒸気で蒸気タービンを駆動して発電するが、排熱回収蒸気系については既に実用化されているため、本パイロットプラントでは設置せず、計算機シミュレーションで補完することにしている。以下に、各設備の概要を述べる。

①ガス化炉設備

ガス化炉設備は、プラントの高効率化を目指し、石炭供給方式として空気による微粉炭搬送方式を、ガス化剤として空気を、炉形式として水冷壁構造加圧2段噴流床炉を採用してい

る。石炭処理量は、実プラント用ガスタービンの燃焼器1缶分の燃料ガスを発生することを考慮して200ton/dayとしている。また、ガス化圧力はガスタービン圧力比が14.2であるので圧損を考慮して27ataとし、ガス化温度は噴流床ガス化炉の特徴を生かして、炉底より灰を溶融状態で取り出すため、1600～1700°Cとしている。

②クリーンアップ設備

クリーンアップ設備は、プラントの効率化を目指して乾式を採用しており、石炭技研夕張試験場において運転試験を実施したものと同形式である。ただし粗脱塵にサイクロンおよび電気集塵方式のものをガス化炉付属設備として設置し、クリーンアップ設備には約3g/Nm³以下のダストを含むガスが入ってくるものと想定している。クリーンアップ設備では、脱硫方式として酸化鉄系脱硫剤を用いた流動床方式を、硫黄回収方式として炭素還元法を、精密脱塵にはグラニュラフィルタ方式を採用している。

③ガスタービン設備

ガスタービン設備は、石炭処理量200ton/dayに見合った発生ガスを燃料とする、ガスタービン入口温度1260°C、発電機出力12.5MW級のシンプルガスタービンを設置している。このガスタービンは、発電すると同時にガス化炉へガス化剤として空気を抽気して送るものである。

④実圧実寸燃焼器試験設備

実圧実寸燃焼器試験設備は、燃料ガス流量11kg/sec、燃焼器出口1300°C級の温度が安定して得られるための確認試験を行うものであり、実プラント用ガスタービン燃焼器1缶の試験を行うこととしている。

⑤保安環境設備

保安環境設備は、実プラントの場合は必ずしも設置の必要はないと考えられるが、パイロットプラントにおいては各種の試験を実施するため環境対策上必要なものである。従って、既存のボイラ排ガス処理で採用されている最も確実な技術を採用することにし、脱硝装置として乾式NH₃接触還元法と、脱硫装置として湿式石灰石・石膏法を採用している。その他、起動時等の生成ガスを処理するためのガス化炉を設置している。

(3) 運転試験の実績

200ton/dayパイロットプラントは昭和63年1月に着工され、63年度には土木建設工事が行われた。平成元年4月に、本格的な機器の据付工事が開始された。平成3年2月の竣工後、個々のプラントの試運転に入り、同年6月の石炭の初投入後、平成4年2月にはガス精製装置に通ガス、同7月にはガスタービンに石炭ガスが送られ、初めて発電が行われた。平成3年6月の石炭初投入後以降は、下記のような諸調整運転が行われた。

- ・微粉炭、チャー供給装置試験

- ・燃料切替試験
- ・チャー回収装置特性試験
- ・リサイクルガス系運転試験
- ・スラグ排出特性
- ・ガス化調整運転
- ・安全性確認試験
- ・運転条件変化試験

なお、この間は国内炭を用いて行われた。1992年7月末までのガス化炉運転は17回、合計約730時間、最長連続運転時間は192時間（約8日間）である。

（4）今後の試験計画

1992年度には引き続き国内炭を用いて、実圧実寸燃焼器試験装置を含むパイロットプラント全体の調整運転が行われ、その後1993年度には石炭を設計炭（豪州炭）に切替え、各種試験が行われる予定である。

2.4 石炭利用水素製造技術と将来展望

石炭利用水素製造技術開発は、石炭を原料として、極めてクリーンなエネルギーであり、燃料用・石炭液化用・石油精製等の広範囲な用途を有する水素の低廉、かつ、大量安定供給を可能とする技術の確立を目的とし、その中核技術である噴流床方式石炭ガス化の研究開発を行うものである。

石炭利用水素製造技術研究組合（HYCOL）は昭和61年に設立され、新エネルギー・産業技術総合開発機構（NEDO）の委託を受けて、パイロットプラントによる研究を推進している。

以下に、本技術開発の概要および運転研究の成果について述べる。

（1）石炭利用水素製造技術開発の概要

①研究開発目標

(a)パイロットプラントの基本仕様

本パイロットプラントのフローシートを図2.4-1に示す。また、基本仕様を以下に示す。

<パイロットプラントの基本仕様>

- ・石炭供給方式：微粉炭気流搬送方式
- ・ガス化炉形式：1室2段旋回流型噴流床炉
- ・石炭処理量：20ton/day (30kg/cm²Gでは50ton/day)
- ・ガス化圧力：10kg/cm²G (最終的には30kg/cm²G)
- ・ガス化温度：1,500～1,800°C
- ・ガス化剤：酸素

(b)技術上の特徴

本技術の中核をなすガス化工程は、以下のような特徴を有している。またガス化炉の概念を、図2.4-2に示す。

i) 炉容積のコンパクト化

旋回型噴流床方式により石炭のガス化炉滞留時間を長く保ち、またガス化効率の良い2段反応方式を1室で行わせることにより炉容積のコンパクト化を計っている。

ii) 炉温度制御の容易性

1室2段で行っているガス化反応の酸素量を各段において個別に制御できるため、ガス化炉炉底はスラグの流下に必要な温度を常に維持し、しかも炉上部の出口温度は適正範囲に制御できる。

iii) スラグ流下の安定性

噴流床型のガス化炉において重要な要素の1つであるスラグの排出については、自己循環加熱型のスラグタップを採用することにより、スラグが排出されるスラグタップの温度をスラグ流下に必要な温度に維持させることによりスラグ排出の安定を計っている。

iv) 高いガス化効率

本ガス化炉は、前述のとおり炉温制御に優れた特性を有している。この特性を利用してガス化炉全体としては、スラグ流下のために余分な酸素を消費しなくとも適正な炉内温度を維持し、顯熱損失を小さく保ち、酸素利用率を高めてガス化効率を高くすることを計っている。

v) ガス化炉炉材の耐久性

ガス化炉の炉材は、高温度でしかも侵食性の強い溶融スラグにさらされるため、極めて厳しい環境化におかれる。本プロセスでは、炉材表面にスラグの固化層を形成させるセルフコーティング方式を採用して、耐久性の向上をはかっている。

(c)開発目標

パイロットプラントの最終目標としては、設備規模をも考慮の上で、本技術が世界的レベルの研究に位置することを念頭に、現在諸外国で開発中の類似技術に比べ優るものとして、下記の目標が設定されている。さらに開発目標の中には、前述の特徴の有効性の確認および運転手法の開発も含まれられている。

②研究開発の経緯

・全体計画

昭和61年度より平成2年度末までの約5年間をかけて、パイロットプラントの設計・建設を実施、平成2年度末より平成6年4月までの約3年間に運転研究を行い、終了後解体研究が実施される予定になっている。図2.4-3に研究開発の全体工程を示す。

(3) パイロットプラントの運転研究実績

平成3年度より $10\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ ガス化試験を開始し、総合試運転を含めて3回の試験が実施された後、 $30\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ ガス化試験にステップアップし、5回の試験が実施された。これらの試験

を通じて、パイロットプラントのガス化特性把握、問題点の摘出・改善、運転技術の改善等を行い、信頼性の確認試験および効率向上対策試験を実施してガス化圧力 $30\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 、100%負荷（石炭処理量 50ton/day）において約 1,149 時間の連続運転およびカーボン転換率 98%以上、冷ガス効率 78%以上のガス化性能が達成された。さらに平成 6 年 4 月までの予定で、炭種多様化試験が実施されている。

（4）研究開発成果の概要

これまでの約 3 年間の運転研究において、表 2.4-1 に掲げた開発目標の全てが達成されており、1 室 2 段旋回型ガス化炉の基本構造の有効性および信頼性が実証された。またこの間、運転制御技術の確立についても実績を重ねることによりノウハウを蓄積してきている。

以下に、研究開発成果の概要について述べる。

① 基本的な設計概念に関する確認、実証

(a) ガス化反応

- ・ $10\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ および $30\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ におけるガス化運転の実証
- ・ 1 室 2 段旋回方式による旋回流および上下段温度差の形成
- ・ 石炭処理量の確認（50ton/day）

(b) スラグ流下技術

- ・ 自己循環加熱型スラグタップによるスラグタップ温度維持機能の確認
- ・ 補助燃料によるスラグ流下促進技術の確認

(c) 石炭乾式供給

- ・ 石炭乾式供給技術および石炭均等分配技術の確認

(d) チャーリサイクル

- ・ チャーリサイクルの実証およびチャーリサイクルによるガス化効率およびスラグ化率向上の確認

(e) セルフコーティング

- ・ 水冷耐火壁のセルフコーティングによる耐火材健全性の実証

② ガス化成績

チャーリサイクル時のガス化条件を最適化することにより、太平洋炭（設計炭）でカーボン転換率 98%以上と冷ガス効率 78%以上を同時に達成することができた。供試石炭性状の 1 例を表 2.4-2 に、 $30\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ のガス化条件におけるガス化効率の 1 例を図 2.4-4 に示す。

（5）今後の計画

パイロットプラントの運転研究は、既に開発目標が達成されたが、残された課題である幅広い炭種性状での適合性確認を行い、解体研究を実施して平成 6 年度で完了する予定となっている。さらに将来の実証プラントに向けた、HYCOL プロセスによる噴流床方式石炭ガス化炉プラントのフィージビリティスタディの中で、水素製造プラントの経済性および今後需要

の大幅な増加が見込まれる合成ガスの用途の検討が実施されている。

2.5 炭酸ガスを原料にした化学製品製造技術

化石燃料の大量消費により、環境の持つ自浄能力を越える量の二酸化炭素が大気中に排出されることによって、地球が温暖化する傾向にあると言われている昨今、1) 核熱を用いることによって二酸化炭素排出量の削減を図り、2) 二酸化炭素を市場性のある化学製品へ転化することによって二酸化炭素の再資源化を図るシステムを検討することは、地球環境保全の面からも、今後重要な研究項目の1つとなってくると考えられる。

本項では、上記の観点から、二酸化炭素を利用して有用な化学製品を製造する化学プロセスと高温ガス炉を中心とした原子炉プラントを有機的に結合したシステムの検討例を示すと共に、それらに対して実施した予備的なプロセス評価の検討結果を示す。

(1) プロセス検討のための前提条件

プロセス選定および比較・検討を進める上での前提条件と、その設定理由を以下に示す。

①対象プロセス

有用性、市場性および環境保全性等があり、二酸化炭素を有効に取り込むことのできる製品を作り出す化学プロセスを検討対象とする。従って、従来より核熱利用の有力な候補分野とされている製鉄、発電、温水製造、蒸気発生等は今回の検討対象外とする。

②原料

原料は、メタン (CH_4) とする。検討対象の化学プロセスにおける主原料を、現行エネルギー一体系に準ずる炭化水素系より選定するのは、近未来での実用化を想定するためである。石炭は埋蔵量も大きく、資源の多用化からも有用な基礎原料であるが、1) 核熱システムとの結合に関して別途、鋭意検討がなされてきていること、2) 石炭処理後流工程では従来技術の枠組みの中で容易にメタンが得られること、から今回の検討では主原料とはしない。また、水素製造等に関して、水 (H_2O) を原料とするプロセスの研究開発が進められているが、これも別途検討されていることから、本検討対象から除外する。

メタンは既存の資源採掘システムでは、天然ガスをベースとして回収・精製されている。通常、天然ガスは、二酸化炭素、硫黄化合物を始めとする酸性ガス等の不純物を含有するが、これらの不純物除去技術は商用規模で確立しているため、論点が煩雑になるのを避ける意味で本検討では主原料を純メタン (100%) と設定する。

③核熱利用

検討対象の化学プロセスでは、核熱の直接供給源である He-He 中間熱交換器の入口側／出口側の各温度レベル域で、トータルの熱量が有効利用できることをプロセス検討上の基本課題とする。

④二酸化炭素の利用・削減

二酸化炭素を有効に化学製品に取り込んでいき、大気環境中への不要な放出量を削減することが本検討の主たる課題である。

従来体系の化学プロセスにおいては、化石燃料系の燃焼排ガス、原料／中間製品精製工程排ガス、製品精製工程排ガス等に二酸化炭素が含有され、大気中に放出されている。従って、本検討においては、下記のような分類・検討レベルでの、二酸化炭素利用・削減方策を考察し、候補プロセスを選定するものとする。

- (a) 化学プロセスに要求される外部熱源を核熱によって代替していくことにより、化石燃料による加熱炉燃焼排ガス（二酸化炭素）の発生・放出を削減する。
- (b) プロセスの原料－製品間の炭素バランスによっては、原料中の炭素が中間／最終製品側で過剰となり、二酸化炭素となって放出される場合もある。原料をメタンと設定した時のこうした化学製品製造プロセスは本検討では対象外とする。
- (c) 上述と同様の理由の炭素バランス考察により、製品側に余剰二酸化炭素の発生をみない化学製品製造プロセスを検討していく。
- (d) (c)に加え、系外から二酸化炭素を副原料として積極的に導入することができるプロセスの優先順位を高く評価する。

⑤検討範囲

前記①から④までの前提条件を満足する検討対象化学プロセスの選定範囲については、1) 近未来的に従来技術／既存商用プロセスの応用が考えられるプロセスを検討すると同時に、2) 遠未来的に現在は実験段階ではあるが将来展望の望めるプロセスをも検討するものとする。

（2）近未来を対象とした選定

①プロセスの選定

既存プロセスのうち、核熱利用が見込まれるプロセスとして、主反応が吸熱反応で熱負荷が大きく、しかも生産量が大きいという核熱利用に重要な基本的特性を備えたプロセスの分類を表2.5-1に示す。この内、エチレンは分解反応における滞留時間の問題と既存プロセスではメタンを原料にしていないことから、本検討からは除外される。従って、前述した『前提条件』で記述した諸点を考慮した場合、メタンを主原料とする代表的な化学製品としては、水素（H₂）、アンモニア（NH₃）、メタノール（CH₃OH）、尿素（CO(NH₂)₂）が候補として挙げられる。

各製品の商用プラントにおける製造反応は、以下のように示される。

(a)水素 (H₂)



(b)アンモニア (NH₃)



(c)メタノール (CH_3OH)(d)尿素 ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$)

上記の各候補プロセスについて、次のような特徴を挙げることができる。

- ・ 水素、アンモニア、メタノールおよび尿素の各製造プロセスでは、いずれも加熱炉形式の反応炉を有することから、この部分を熱交換器型水蒸気改質装置で代替できるとすると、加熱炉、すなわち化石燃料燃焼に起因する二酸化炭素の発生源が工程から削除されることになる。
- ・ 水素およびアンモニアの製造プロセスでは、製品側に炭素を持たないため、原料メタン中の炭素は、通常二酸化炭素の形で製造プロセス系外へ大気放出処理されることになり、これが二酸化炭素放出源となる。
- ・ メタノール製造プロセスでは、反応式にみられるとおり化学量論的に製品側の炭素要求量は、原料メタン側からの供給量を上回るため、その相当差分は、余剰水素の形で除去されるか、または系外から二酸化炭素を添加原料として導入し、製品メタノール製造量を増大させるかのいずれかのプロセス構成となる。後者を採用した場合には、二酸化炭素の原料としての有効利用がさらにはかられることになる。
- ・ 尿素製造についても、同様の議論が成立する。商用プラントでは中間製品製造工程での物質収支等を加味し、実原料炭化水素（例：二酸化炭素を含む天然ガス）ベースによるアンモニア／尿素製品量としているが、純メタン原料ベースでは、化学量論的に言って、系外から一部の二酸化炭素を導入することにより所定製品尿素量を製造する構成となる。

これらの検討から、候補プロセスとしては、メタノール製造プロセスと尿素製造プロセスが有力であるが、このうちメタノール製造プロセスに関しては既に同種の検討がなされているので、今回の検討対象からは除外する。従って、近未来的に従来技術／既存商用プロセスを応用して実現できる候補プロセスとして、『熱交換器型水蒸気改質器を組み込む尿素製造プロセス』を選定するものとする。

②プロセスの説明

核熱を利用した尿素製造プロセスの概略プロセスフローシートを図2.5-1に示すと共に、以下にプロセスの概要を説明する。

・合成ガス製造工程

原料メタンは、原料予熱器で約500°Cまで昇温される。加熱源には、核熱による高温ヘリ

ウムガスが用いられる。メタンは水蒸気と混合され、熱交換器型1次改質器に導入され、ニッケル系触媒の作用により、下式の吸熱接触水蒸気改質反応が進行する。



反応に必要とされる熱は核熱による高温ヘリウムガスにより供給される。尿素製造に必要とされる窒素源として、2次改質器で空気が導入される。空気中の酸素は、未反応メタンの燃焼反応で消費され、ここでの発生熱は上記の水蒸気改質反応に寄与する。2次改質器出口ガスは900°C近傍の温度であり、廃熱回収器で水蒸気発生用として熱回収される。合成ガス中の一酸化炭素は下式のシフト反応で水素へ転化され、二酸化炭素が副生する。



二酸化炭素は、炭酸ガス回収装置で吸収除去され、水素、窒素を主体とするアンモニア合成ガスから分離される。残留する一酸化炭素と二酸化炭素は、メタネーターでメタン化反応を行い、アンモニア合成に不活性なメタンとする。

・アンモニア合成工程

アンモニア合成は、通常高圧下で行われるため、アンモニア合成ガスは圧縮機で所定圧力まで昇圧される。さらに、循環合成ガスと混合された後、アンモニア合成器に導入され、下式による接触アンモニア合成反応によりアンモニアが得られる。



アンモニアを含む製品ガスは低温冷却され、アンモニアが液化分離されると共に、未反応の合成ガス分は再圧縮機により昇圧されて循環再利用される。

・尿素合成工程

製品アンモニアはポンプにより液輸送され、合成ガス製造工程後流で分離された二酸化炭素と混合され、尿素合成装置（中間製造化合物処理等を含め、複数の反応器で構成される）で尿素に合成される。精留塔での分離精製工程を経た後、製品尿素気化器で分離され、副生水は脱離塔で排水として除去される。最終製品形態によっては造粒塔を設置し、粒状化する。

（3）遠未来を対象とした選定

①プロセスの選定

プロセスの選定にあたって、CO₂を原料とした新しい化学プロセスとして、研究段階のものを中心にまとめた一覧表を、表2.5-2に示す。この表からわかるように、CO₂の関与する化学反応は、以下の4つのタイプに分類して説明することができる。

第1のタイプ：CO₂は両側に酸素を持つ炭素化合物であることから、酸素の電子吸引性のため中心炭素は電子不足の状態にある。従って、ヒドロキサイド、ナイトライド、ハイドライド、あるいはカルボニオンのようなアニオンは炭酸ガスの中心炭素を容易に攻撃してカルボキシレートを与える。これが炭酸ガスの最も基本的な反応である。このようにして生成したカルボキシレートはそれ自身が求核試剤であるため、何らかの求電子試薬の作用によりエステルや酸となる。すなわち、炭酸ガスに塩基と酸を順次作用させることにより、これを固定する方法が第1に考えられる。

第2のタイプ：炭酸ガスへの第1の求核攻撃により生成したカルボキシルキレートに別の求核攻撃種が付加し、最初の求核攻撃種が脱離してゆく反応が考えられる。

第3のタイプ：第2のタイプと同様、最初の求核攻撃が起こった後、やはりもう1度求核攻撃が炭素上に起こるが、この時に離脱するのが最初の求核攻撃種ではなく、炭酸ガスの酸素の一方が離脱する場合である。離脱した酸素は、水や金属酸化物となる。

第4のタイプ：このタイプの反応は、炭酸ガスへの求核攻撃とカルボキシレートの求核攻撃が同時に分子内で起こるような反応であり、炭酸ガスが基質に付加した形となる。

具体的には、表2.5-2に示すように1) 塩基との反応、2) 転移を伴う反応、3) 脱水過程を経る反応、4) 付加反応等の4種類の反応として分類される。これらの中から、選定の基本的基準である生産量、製品としての有効性、核熱の利用性等の観点から、現在は実験段階ではあるが、将来展望の望めるプロセスとして、『核熱を用いるメタンからの直接転化によるエチレン製造プロセス』を選定することにする。

メタンからの直接エチレン製造プロセスの研究は、近年数多くなされており、これらの1つとして、下記のように二酸化炭素を一方の原料として用いるプロセスの提案がなされている。



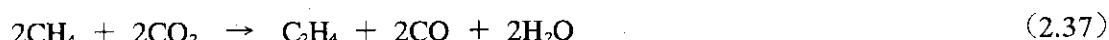
エチレンは、商用プラントではエタンより炭素数の多い軽質炭化水素 (C_{2+}) の急速熱分解反応により製造されており、石油化学工業において最も重要な基礎原料であることから、このような新しい方式による製造が可能になれば有用な商用プロセスになる可能性がある。

②プロセスの説明

核熱を利用したエチレン製造プロセスの概略プロセスフローシートを図2.5-2に示すと共に、以下にプロセスの概要を説明する

・エチレン合成工程

原料メタンは分離精製工程からの循環メタンと混合され、導入二酸化炭素と共にエチレン反応器に送られる。核熱供給工程からの熱源を反応熱として用い、メタンと二酸化炭素は、約800°C近傍の温度で、



等の反応式で示されるように、 C_2 炭化水素、一酸化炭素、水が合成される。生成エタンの一部は、後流に設置されたエタン分解器でエチレンに転化される。

・分離精製工程

エチレンを含む合成ガスは、熱回収を経て低温に冷却され、水分を分離してから、精留塔で構成される分離精製工程で、主製品であるエチレンと副製品となる一酸化炭素がそれぞれ分離精製されると共に、未反応分のメタン、エタンが分離され、合成工程に返送されて循環再利用される。その際、副製品となる一酸化炭素をなるべく減らし、メタン循環量を増やすためにメタネーターが設置される。

(4) 選定プロセスの評価

選定した尿素製造プロセスとエチレン製造プロセスの、総合的な概算物質収支と熱収支をまとめて表2.5-3に示す。本検討では製品生産量を現在の商用規模から考えて1,000ton/dayとした。

原料中の炭素源としては、尿素製造プロセスでメタンが約30,000Nm³/hour、一方エチレン製造プロセスではメタンが約70,000Nm³/hour、CO₂が約70ton/hour使用されることになる。CO₂削減量としては、尿素製造プロセスではメタンの燃焼によって発生するCO₂が19ton/hour、原料添加分として1ton/hourの合計約20ton/hourが削減される。それに対して、エチレン製造プロセスではプロセス原料として70ton/hour、外熱をメタン燃焼によって補うと仮定した場合の発生量として11ton/hourの合計約81ton/hourが削減されることになる。ただし、エチレン製造プロセスの方は実用化されている方式ではないので、表中の外熱分については括弧付としました。また、生産量1,000ton/dayのプラントに対応する高温ガス炉の熱出力としては、尿素製造プロセスで185MWt、エチレン製造プロセスで110MWt程度となる。

(5) 今後の課題

これまで検討してきた核熱を利用した尿素製造プロセスおよびエチレン製造プロセスについて、今後の検討の方向性を決定する上での課題を以下に示す。

- ① 主要な化学製品を製造する既存のプロセスにはCO₂を主原料として利用できるものが少ない。従って、高温ガス炉との組合せが実現した場合には、従来燃焼ガスとして発生していた分の削減が主体となり、大量のCO₂の再利用を図ることは難しい。
- ② 尿素製造プロセスの場合には基本的なプロセス・コンフィギュレーションが確立されているので、立地場所、時期、使用原料等の条件が明確になれば詳細なフィージビリティースタディーが可能となる。
- ③ 経済性を検討する場合には、高温ガス炉に係わる資本費が律則になると考えられるので、原子炉プラント側のデータセットの精度が重要なポイントとなる。
- ④ 研究開発レベルのエチレン製造プロセスでは、基礎研究から開発研究へ移行する技術的な改良点の抽出・検討が重要である。具体的には、
 - ・エチレン生成反応の詳細メカニズムの掌握
 - ・核熱利用の特性を考慮した製品分離精製系の最適化
 等である。
- ⑤ さらに、この新規プロセスについては、製品としてエチレンだけに注目するのではなく、エチレン以外にも、有用な高次炭化水素の製品（例えば、オレフィン、メタノール、合成ガソリン等）への直接転化も可能性があることに留意すべきである。

(6) 二酸化炭素関連技術の現状⁽³⁾⁽⁴⁾⁽⁵⁾

参考として、二酸化炭素関連技術の現状と題して、CO₂排出の現状と、CO₂の用途ならびにその分離技術について簡単に説明を加える。

① CO₂の排出源

日本は、世界のCO₂ガス総排出量の約5%に相当する約3億ton/year（炭素換算）のCO₂ガスを排出している。

業界別排出順位は、1) 電力業界、2) 運輸業界、3) 鉄鋼業界となっている。産業別のCO₂ガス排出原単位（CO₂ガス排出量／付加価値生産額）では多量のエネルギーを消費する鉄鋼業界が最も高くなっている。燃料起源別の排出量では、日本はエネルギー源の大部分を輸入石油に依存している関係上、CO₂ガスの排出起源としては石油からのものがその大部分を占めており、次いで石炭、天然ガスとなっている。用途別排出量では、民生部門については、暖房用（ストーブ）、給湯用（風呂）および動力用（自動車）が大部分を占めている。

② CO₂の用途

現在、工業的に考えられているCO₂の主要用途は、以下のとおりである。

(a) 不活性ガスとしての用途

- ・ 工業ガスとして製造されているCO₂の約半分は溶接用途（CO₂ガスアーク溶接／不活性ガス雰囲気シールドガス）
- ・ 製鋼工程における脱ガス方法の1種としての複合吹練法での使用
- ・ 液化CO₂をボンベに充填し、火元に噴射する形式のCO₂ガス消火器
- ・ 減菌ガス（エチレンオキサイド等）の希釈／混合ガス
- ・ バイオ分野での嫌気性培養器用での添加不活性ガス
- ・ プラント類運転におけるバージガスやシールガス

(b) 冷却剤としての用途

- ・ 食品類の急速冷凍・冷却
- ・ 冷却ミキシング、粉碎、バリ取り（プラスチック、ゴム）
- ・ 金属の耐磨耗性や寸法精度の向上をめざしたサブゼロ処理（低温処理）への利用
- ・ ブッシュ、ベアリング等の冷やし嵌め込み法
- ・ ドライアイスによる吹き付け研磨洗浄

(c) 圧力源としての用途

- ・ 不活性ガス噴射剤用途のフロン代替
- ・ 粉末消火器の噴射剤
- ・ 油田からの原油採掘で、自噴圧以下になってからの強制回収用圧入ガス

(d) 化学的用途

- ・ 炭酸飲料添加ガス
- ・ アルカリ性廃水の中和用途
- ・ 低温域での、食品、医薬品等の超臨界抽出および分離精製
- ・ 鑄型製造工程での水ガラス生成および急速硬化

(e) 生化学的用途

- ・ 植物光合成とCO₂使用
- ・ 動物、鮮魚への麻酔作用

- ・青果物の鮮度保持貯蔵、CO₂置換包装
- ・炭酸ガス入浴剤

(f)物理的用途

- ・CO₂ガスレーザー
- ・中空糸膜（人工臓器等での分離膜）の脱泡作用

(3) CO₂の分離技術

(a)深冷分離法

深冷分離法は、一種の蒸留法であり、気体を圧縮冷却して液化させ、沸点の差を利用して蒸留分離するもので、空気から酸素、窒素、アルゴン等を分離製造する基本的技術として古くから工業化されており、多数の大型装置が稼動している。CO₂分離精製用としても工業用に使用されている。例えば液化炭酸ガスが市販されているが、これはアンモニア製造プラントや石油化学プラント、製鉄所等の比較的高濃度のオフガス（副生ガス）から深冷分離法で分離回収したものである。

(b)吸収法

吸収法には、化学吸収法と物理吸収法とがある。化学吸収法はアミンや炭酸カリにCO₂を化学反応させて吸収（結合）／放出（分解）するものであり、物理吸収法はメタノールやポリエチレンジリコール等に対するCO₂の溶解性を利用して吸収（溶解）／放出するものである。

i) 化学吸収法

吸収剤としてはアルカノールアミンと熱炭酸カリが代表的である。吸収原理が化学反応なので、低濃度のCO₂ガスでも吸収できる利点があるが、分解放出に多量の熱エネルギーを要することや吸収剤の劣化、装置（金属）の腐食等の問題もある。

・アミン吸収法

一般にアミンは、下記の反応式でCO₂と可逆的に反応する。この反応は発熱反応であり、低温高压では右へ、高温低压では左へ反応が進む。この特性を利用して、CO₂ガスを結合・解離できる。



・熱炭酸カリ吸収法

炭酸カリは、70～110℃の温度条件で下記の反応式によりCO₂と可逆的に反応する一方、スチーム等による加熱によって比較的簡単に再生が可能である。



ii) 物理吸収法

物理吸収法は、メタノールやポリエチレンジリコール等に対するCO₂の溶解性を利用して吸収するものであり、ヘンリーの法則に従ってCO₂分圧が大きく、温度が低い程吸収しやすい。従って、原料ガスは20～30気圧に加圧し、常温以下に冷却して吸収させ、再生の際には逆に放圧（減圧）加熱する。

(c) 吸着法

吸着法には吸脱着機構から、PSA (Pressure Swing Adsorption : 圧力スイング吸着) 法と、TSA (Temperature Swing Adsorption : 溫度スイング吸着) 法がある。吸着法は、多孔質のゼオライトや活性炭等の微細孔に特定のガスを物理化学的に吸着させ、吸着されたガスを圧力差や温度差を利用して脱着させることにより分離する方法である。吸脱着手段として圧力差を利用したものがPSA法、温度差を利用したものがTSA法、両者を併用したものがPTSA法である。

(d) 膜分離法

膜分離法は、特殊な膜の片側に原料ガス（複数種類の気体分子の混合物）を接触させ、反対側をそれよりも低圧力にすることにより、特定のガス（気体分子）が膜を透過する現象を利用して分離するものである。ガス分離膜としては多孔質膜と非多孔質膜の2種類に大別されるが、実用上は高分子膜からなる非多孔質膜が大多数を占める。

2.6 ロシア・中国・開発途上国における核熱利用調査

世界のエネルギー需要は今後引き続き増大し、特にロシア、中国、開発途上国のエネルギー需要は急激に増大すると予測されている。このため、化石燃料の大量消費、CO₂放出による地球温暖化、NO_x、SO_x等有害物質の排出による地球環境の悪化が懸念されている。我国を含め、先進各国は独自のCO₂等の有害物質排出低減対策を実施しつつあるが、地球環境悪化を阻止するためには、先進諸国でのより一層のCO₂等の排出低減と開発途上国におけるCO₂等の排出増大の抑制が大きな課題である。また、現在の世界の主要エネルギー源である化石燃料は有限であり、特に石油については、経済的な可採年数は40数年と言われている。

地球環境破壊と化石燃料の大量消費を抑制するためには、原子力エネルギーの発電以外の分野への大幅な利用拡大をはかることが最も効果的であると考えられる。特に、エネルギー需要が急増している中国および発展途上国における核熱利用に対する需要に応え、有効な原子炉および熱利用システムを開発し、その技術をこれらの国々に提供することは、地球環境保全、化石燃料の浪費抑制の観点でも、国際貢献の観点からも大きな意義をもつ。また、このことは我国の環境保全、エネルギー安定供給にとっても重要な役割を果たす。

そこで、これらの国々における核熱利用に対する需要とその背景および開発状況について、特に高温熱利用に重点をおいて調査を行った。また、核熱エネルギーの有効利用をはかる力スケード利用の下流側の対象として、低温核熱利用（200°C程度以下）の現状についても調査を行った。

(1) ロシアにおける高温核熱利用⁽⁶⁾ ⁽⁷⁾

① 背景

ロシアの多くの工業地帯では環境汚染が問題となっており、現在および将来の世代の健康に重大なリスクを与えている。環境問題は全ての産業に共通の問題である。様々な産業にお

いて、高温熱供給とプロセス蒸気製造のために専ら化石燃料が利用されているが、化石燃料は有限であると共に、より厳しい環境基準によってその使用を大幅に低減せざるを得なくなると考えられている。化石燃料の燃焼に伴う有害生成物 (SO_x 、 NO_x 等) および地球温暖化を促進する温室効果ガス (CO_2 、 CH_4) の放出を大幅に減らすためには、膨大な資金とエネルギーが必要となる。このうような状況を開拓するためには、産業用プロセスヒートの供給を化石燃料から核熱へ転換することが最も有効な方策であり、これにより化石燃料不足を軽減すると共に化石燃料の燃焼に伴う温室効果ガスおよび有害生成物の放出を大幅に減らすことができ、人口の多い工業地帯の環境問題を改善することができる。

ロシアにおける核熱利用は地域暖房用の低温熱利用から始まったが、産業用プロセスヒート源としての利用をはかることにより、原子力のもつ役割は新しい局面を開くことになるとされている。

②ロシアにおける原子炉高温熱利用の需要と開発状況

(a)高温ガス炉の産業利用の検討

ロシアでは、過去数年間高温ガス炉 (HTGR) の産業利用に関する数多くの検討が行なわれてきた。その結果、表 2.6-1 に示す各種産業に HTGR 热利用のポテンシャルがあることが示された。

表より、旧ソ連の各種産業における HTGR 热利用市場の規模は総計 200Gwt 前後であり、これを電熱併給用 HTGR (HTR-モジュール) の標準出力である 200Mwt/モジュールで割ると、約 1,000 基分に相当する。

各種産業の中で、最も近い将来に実現可能性の高い HTGR 热利用産業は石油精製および石油化学産業であるとされ、また石炭利用拡大のため HTGR の高温熱利用による石炭ガス化・液化が期待されている。

(b)石油精製・石油化学プロセスへの HTGR 热利用

石油精製と石油化学産業は、ロシアにおける全産業の中で最もエネルギー集約的な産業であり、蒸気消費量は最も多く、電気と燃料の消費量は鉄・非鉄産業に次ぐものである。

石油精製・石油化学プロセスは、処理される原油の 6~10 % に相当するエネルギーを必要とする。ロシアの石油精製・石油化学産業のエネルギー消費構造は、おおよそ次のとおりである。

40~60% : 燃料として

30~40% : 蒸気として

10~15% : 電力として

すなはち消費エネルギーの約半分は、燃料オイルと燃料ガスとして消費される。石油精製・石油化学コンビナートのエネルギー需要の範囲は 100~8,000Mwt で、標準的なプラントでは 700~1,800Mwt である。蒸気は燃料オイルまたは燃料ガス焚きのボイラから供給される。

石油精製・石油化学コンビナートのプロセスは、温度レベルで次の 3 グループに分けられる。

低温プロセス : ~400°C

中温プロセス : ~500°C

高温プロセス : ~900°C

石油精製プロセスの中・低温プロセスにおける温度レベルと必要熱量の関係は、図 2.6-1 の $Q-T$ ダイアグラムに示される。図より、大部分のエネルギーが 300~400°C の範囲で使われていることがわかる。800°C から 900°C の高温プロセスは、熱分解と改質に用いられる。熱分解から得られる製品は、石油化学の原料となる。炭化水素原料の改質は、水素製造に用いられる。

石油化学コンビナートの $Q-T$ ダイアグラムは、図 2.6-2 に示されるとおりである。ここでも、300°C~500°C の範囲が 60% 近くを占めている。

図 2.6-3 に、石油精製プロセスへの HTGR の適用例を示す。

(c) 石炭液化・ガス化への HTGR 热利用

ロシアでは、産炭地から、燃料資源の 3/4 以上が消費されているヨーロッパ地域までの石炭輸送に非常に高コストを要するため、将来石炭の液化・ガス化が重要な課題となる。

これまでの検討により、HTGR の熱が石炭の液体燃料化、ガス化のプロセスに適用できることが示され、850°C~950°C の温度により高効率のガス化が可能である。石炭ガス化には水添ガス化と水蒸気ガス化の 2 つのプロセスが考えられる。年間 25~40 億 Nm³ の合成ガス生産用には、約 3,000MWt の HTGR を必要とする。合成ガスから液体合成燃料を製造するには石炭水素製造プロセスを必要とし、さらに熱エネルギーを必要とする。

核熱を使った石炭液化・ガス化は最も有効でかつクリーンなプロセスである。これにより、合成燃料製造のために消費する石炭の量を現行の方法に対し半減でき、来世紀の初めには核熱を用いた石炭からの合成燃料製造プロセスは経済的に成立する可能性があるとされている。

(3) 中国における高温核熱利用の需要と開発状況^{(8) (9)}

① 背景

中国は急激な経済成長を続けており、過去 10 年間の GNP の年平均成長率は 9% 弱、1992 年には 12% に達した。今後もこの傾向は継続し、90 年代の GNP 成長率は年 8~9% とされている。中国における 1 次エネルギー供給は、その 3/4 を石炭が占めている。1992 年の 1 次エネルギー供給構成は石炭 74%、石油・天然ガス 21%、水力 5% であり、2000 年の予測でも石炭 73%、石油・天然ガス 21%、水力 6% とほとんどその構造は変化しない。中国のエネルギー供給における最大の問題点は、主要資源である石炭が北部に集中しており、今後急激なエネルギー需要の増大が予想されている上海以南の沿岸地域から遠く離れていると共に、輸送、送電等のインフラ整備が遅れていることがある。また、石油の供給が、急激に増大する国内需要に追いつかず、石油の輸入が急増し、2000 年には石油の輸入国となると言われている。従って、来世紀には液体燃料の不足が問題となり、液体燃料の多くを石炭の転換によって供給することが必要となる。

以上のことから、中国エネルギーシステムの中で、原子力のシェアを急速に増大することが必要とされ、原子力は次のような役割を果たすことが期待されている。

(a)ベース・ロード発電

(b)都市部での石炭代替のクリーン・エネルギー源（地域暖房、コジェネレーション）

(c)エネルギー製造産業用のプロセス・ヒート（石油の3次回収石油、化学産業、石炭ガス化・液化）

この中で、(b)および(c)においては高温ガス炉が重要な役割を演じており、その開発のための「10MW HTR-テストモジュール（HTR-10）プロジェクト」が進行中である。また、(b)の地域暖房を目的とした軽水炉の開発も進められている。

②中国における高温核熱利用の需要と開発状況

(a)高温ガス炉による高温熱利用の検討

石油化学産業は、中国の中で最もエネルギー消費の大きな分野である。現在、石油化学分野で使われている1次エネルギー源は主に石油と天然ガスであり、石炭も少量使われている。これらは深刻な環境汚染を引き起こし、温室効果をもたらすばかりでなく、石油化学の原料と液体燃料を浪費することにもなる。中国では1980年代から蒸気注入による重油回収技術の開発を進めてきた。来世紀初頭までに重油回収生産の比率が徐々に増大し、2010年頃には、回収重油は年産4,000万トンに達すると予測されている。この重油回収のための熱供給が、HTR熱利用の1つの重要な分野となる。

中国におけるエネルギー需要の予測によれば、2050年までに4億～5億トンの液体燃料の需要があり、これにより石油が不足するため、主に石炭の転換による供給が期待される。石炭のガス化・液化には750°C～950°Cのプロセスヒートを必要とする。HTGRは950°Cまでの熱を供給できる唯一の炉型である。原子力石炭転換技術による合成液体燃料の製造は、液体燃料の供給不足を緩和し、石炭資源をも節約するという重要な役割を果たす。

以下、中国における重油回収、石油化学産業等へのHTGR適用の検討および、HTGRの熱利用による石炭ガス化・液化技術の開発計画について紹介する。

(b)重油回収へのHTGR熱利用

中国では1980年代初頭から原油生産増強のため、蒸気注入による重油回収が進められてきた。しかし、従来の熱攻法による重油回収には大量の高温高圧蒸気（例えば350°C、170気圧）を必要とする。そのため、生産原油の30～40%がこのような蒸気供給のために消費されることになる。

重油回収へのHTGRの適用について検討するため、推定埋蔵量1億トンで1984年からスチーム・ソーキ法で重油回収が行なわれている油田に対し、年100万トン（約2万バレル/日）の重油生産を目標とした検討を行った。図2.6-4に示すように、年100万トンの重油生産量がスチーム・ソーキおよびスチーム・ドライブによって13年間続く。その後スチーム・ソーキによる生産は減少し、スチーム・ドライブによる生産が20年間続く。すなわち、33年間ほぼ一定した年50万トンの重油が生産される。1トンの重油回収には約4トンのスチームが必要である。これにより、年200万トンの蒸気が必要となる。この蒸気は熱出力200MWのHTGRで供給できる。油田地帯での電力需要に見合った量の発電のためにはもう1基の熱出力200MWのHTGRが必要となる。これより、200MWtのHTGR 2基のプラントが適合する。図

2.6-5にこのプラントのフローダイアグラムを示す。2基のSGは各々77kg/sの蒸気(190bar、530°C)を発生し、これが注入井とタービンに分けられる。電気出力は約75MWである。重油回収用蒸気は、70kg/s(200万トン/年)供給される。

本検討結果を要約すると、

- ・200MWe×2基のHTGRによる蒸気供給で回収できる
重油量：30年間で約1,500万トン
- ・平均重油生産量：約50万トン/年
- ・原子力で代替できる石油量：400万トン
- ・75MWeの発電=6億kWh/年：1.4億トン/年の石油消費に相当
- ・発電電気価格は石油焚プラントとほぼ同様

(c)石油化学産業へのHTGR熱利用

北京近郊の石油化学コンビナートを参考に、HTGRの適用について検討が実施された。このコンビナートの蒸気、プロセス・ヒートおよび電気の一部を供給するための年間エネルギー消費量は、石油120万トンである。必要総蒸気量は夏期には約730ton/hour、冬期には1,650ton/hourである。蒸気の圧力温度は118bar/525°C、47~50bar/450°C、34~39bar/350°C、8~13bar/280°C、3bar/133°Cの5種類である。この地域での電力需要は120MWeである。このような条件に適合するプラントは200MWe×4基のHTGRプラントであり、パラメータは次のようになる。

- ・熱出力 : 200MWe×4基=800MWe
- ・蒸気流量 : 4×250ton/hour=1,000ton/hour
- ・蒸気圧力／温度 : 190bar/530°C
- ・電気出力 : 139MWe
- ・プロセス蒸気 : 118bar/500°C, 30ton/hour
48bar/450°C, 73ton/hour
36bar/350°C, 310ton/hour
10bar/280°C, 500ton/hour

(d) HTGRプロセスヒートによる石炭ガス化・液化の開発計画

現在中国では、HTGRの高温熱利用試験を目指した実験炉HTR-10が、1994年末の着工を目指して安全審査中である。HTR-10はペブルベッド型炉心を持つ熱出力10MWの実験炉であり、広汎な熱利用試験ができるように、1つの圧力容器に収納した中間熱交換器と蒸気発生器を備えている。主要諸元は、表2.6-2に示すとおりである。この実験炉によって原子力石炭ガス化の技術開発を目指し、高温プロセスヒート利用開発計画が検討されている。計画は3つの段階に分けられ、フィージビリティ・スタディおよび炉外シミュレーション試験を経て、HTR-10を用いた原子力石炭ガス化・パイロット試験を行うことになっている。

(e)高温核熱利用の将来予測

エネルギー予測によれば、2020年には重質原油の年生産量は3,000万トンに達し、全石油精製生産容量は年2億トンに達するとされている。これらの産業分野におけるエネルギー需要は少なくとも36GWeという巨大なポテンシャル・マーケットをもたらす。

21世紀の半ばまでにはプロセスヒート用 HTGR (950°C) が市場に広がることが期待され、この時点でのプロセスヒート用 HTGR の主要な用途は石炭のガス化・液化である。2050年におけるエネルギー需要の予測によれば、液体燃料の総需要は4.6億~5.3億トンに達するのに対し、原油の年間生産量は1.2億トンに減少する。従って、3.5億~4億トンの液体燃料不足を解決しなければならない。この需給ギャップを埋めるための最も有力な方法は、石炭のガス化・液化とされている。4億トン原油相当の合成燃料を、HTGR を利用した石炭転換によって供給する場合には 470GWt の核熱が必要となる。

(4) インドネシアにおける核熱利用の需要と開発状況^{(10) (11)}

①背景

インドネシアは1億8千万人の人口を持ち、1人当たりのGNPは約600\$である(1992年)。1994年から始まる第2次長期(25年間)開発計画で工業化を促進しようとしているが、電力供給能力不足、流体燃料資源の限界が問題である。国土は1,3000以上の島から成り、その40%以上に人が居住している。大きな島はジャワ、スマトラ等5島だけである。人口の偏在は著しく、全人口の60%がジャワ島に住んでいる。化石燃料資源はスマトラとカリマンタンに集中しており、量的にも限られている。インドネシアの西部は比較的大きな島から成り、これまでの開発はここに集中してきた。これに対し東部は小さな島々から成り、エネルギー資源が不足している。第2次長期開発計画では東部地域の開発に力点がおかれる。石油・天然ガスは西部地域で産出するので、東部地域への輸送が課題である。

インドネシアは現在石油輸出国であるが、石油の確認埋蔵量は、60~100億バレルであり、現在の生産量年約6億バレルを継続すれば20年以下しかもたない。図2.6-6に示すように、インドネシアは2000年以前に石油の輸入国となる。一方石炭は、30億トン以上の埋蔵量があり、200年以上はもつと考えられている。従って、長期的な開発を進めるためには、石油の3次回収、エネルギー源の転換・多様化が重要課題となる。

②インドネシアにおける高温核熱利用の需要と検討状況

(a) 高温ガス炉の産業利用の検討

インドネシアでは高温ガス炉熱利用の候補として、プロセス蒸気と電気のコジェネレーション(石油の3次回収、石油化学、石油精製)、プロセス・ヒート供給(石炭ガス化による合成ガス製造、石炭液化、アンモニア製造、鉄鉱石の還元、メタノール合成、重油残渣の分解蒸留、熱化学法による水からの水素製造)を考えている。これらの内、石油の3次回収への適用について予備フィージビリティ・スタディーをすでに実施し、石炭のガス化・液化について予備フィージビリティ・スタディーを実施中である。

(b) 石油3次回収への HTGR 適用検討

スマトラのドゥリ油田の原油は比重と粘性が高いため、スチーム・フラッディングによる3次回収が必要であり、必要な蒸気を作るために生産した原油の25%が消費される。そこで、HTGR の適用が検討された。ドゥリ油田での最大生産量は約30万バレル/日で、4,000~

5,000ton/hour の蒸気と 140MWe の電力を必要とする。200MWt の HTGR 4 基から成るプラントにより 1,000ton/hour の蒸気と 76MWe の電力を供給できる。これを 4 プラント建設することにより、4,000ton/hour の蒸気および 300MWe の電力を作り、そのうち 160MWe を近傍の電力網に供給するものである。検討の結果、コストは石油焚きプラントと比較して、8~25% 高くなると評価された。

(c) 石炭の流体燃料化への HTGR 热利用検討

近い将来石油資源が乏しくなるため、代替資源として石炭が重要となる。インドネシアの石炭生産は 1990 年で 1,300 万トンであり 2000 年には約 5,400 万トンになると予測されている。石炭の使用は CO₂、SO_x、NO_x、灰、酸性雨等により環境汚染の原因となる。従って、石炭をガス化、液化することにより、クリーンで扱い易くすることが求められる。HTGR の熱は、石炭の水添ガス化による合成液体燃料の製造、無煙炭の水蒸気ガス化等による合成ガスの製造、触媒による石炭ガス化等に適用可能である。HTGR による石炭の流体燃料化プロジェクトを、石炭が豊富な南スマトラまたは南スマトラに近く、流体燃料と電力の大きな需要をもつ西部ジャワに設置する検討が行われている。

(5) その他の開発途上国における高温核熱利用需要

① ベネズエラ⁽¹²⁾

ベネズエラの石油埋蔵量は 58.5 billion バレル（世界第 7 位）であるが、オリノコ・オイルベルトの超重質油の約 260 billion バレルを加えると世界一となる。この超重質油回収と高質化のための高温蒸気供給が原子力利用の最有力候補であるが、その他石油精製、直接還元製鉄、アルミナ生産、石油化学工業、海水脱塩等が原子力利用のポテンシャルを持つ。これらの需要予測は、表 2.6-3 に示されるとおりである。

この他、超重質油残渣をガス化して、合成ガス (H₂+CO) を作り、これを用いた熱化学ヒートパイプによる遠隔エネルギー輸送システムも有効な適用対象である。超重質油残渣のガス化および熱化学ヒートパイプにおけるメタンの水蒸気改質への高温熱供給が、高温ガス炉に對して期待されている。

② ポーランド⁽¹³⁾

ポーランドにおける 1 次エネルギー消費構成は、石炭 80%、石油 12%、天然ガス 8% であり、この石炭の大部分が加熱用に低効率で燃焼されている。これが深刻な環境問題を引き起こしている。従って、ポーランドが最も緊急に必要としているのが、地域暖房用のクリーンな熱源と発電容量の増加である。

ポーランドの町の 50% 以上の住居が地域暖房グリットに接続されており、主ネットワーク長さは 3,500km、分配ネットワークは 8,500km に達している。地域暖房用熱供給と発電を行う、安全で経済的な電熱併給原子力プラントが最も望まれている。将来は、石炭ガ化・液化等に対する高温核熱利用が期待されている。

(6) 低温核熱利用の現状^{(14) (15) (16)}

①旧ソ連における低温核熱利用の現状

旧ソ連では軽水炉による地域暖房が数ヶ所で実施されており、新たな建設計画も検討されている。ここではその例として、シベリアのビビリノ原子力発電所およびハバロフスクで計画中の熱供給用原子炉について紹介する。

(a)ビビリノ原子力発電所

ビビリノは金採掘のためにできた村で、この発電所は採鉱と労働者の居住地域向けエネルギーの供給を目的とした電熱併給炉で、ビビリノ地区の金鉱山に電力を供給し、ビビリノ村（人口約17,000人）の住宅に電力と暖房用の熱を供給する。本発電所は4ユニットの原子炉からなり、1974年に第1ユニットが運転を開始し、1976年に第4ユニットが運転を開始した。出力の約70%を電力、約30%を熱で併給しており、各出力は次のとおりである。

- ・熱出力 62MW×4
- ・電気出力 12MW×4
- ・熱供給量 67Gcal/hour (4基の合計)

原子炉は、黒鉛減速軽水冷却チャンネル型炉で自然循環ループ方式を採用しており、静的な熱除去が可能である。ビビリノ地域は僻地であるため、燃料の輸送費が非常に高くなる。そのため、規模は小さくてもディーゼル発電に比べ発電コストが格段に安い（約1/4）とされている。

(b)ハバロフスクで計画中の熱供給用原子炉

ハバロフスクでは、熱供給用の原子力プラント（熱出力50万kW）2基の建設計画があり、2005年までの完成を目指していると言われている。本プラントはAST-500と呼ばれるもので、熱出力500MW、低濃縮UO₂燃料を使用した自然循環型PWRである。放射性物質が熱利用系統に出ることのないように、冷却系統は3重となっている。冷却材温度（入口／出口）は1次系131／208°C、2次系88／160°C、3次系70／150°Cであり、冷却材圧力は1次系約20気圧、2次系約12気圧、3次系約20気圧である。

(c)BN-350

シェフチェンコのFBR BN-350は1973年に運転を開始し、発電と海水脱塩および産業への蒸気供給を行っている。シェフチェンコには、1973年当時、天然ガスおよび石油焚きの海水脱塩プラントが稼働中であったが、BN-350の運転開始後は、全てBN-350から必要な蒸気を供給している。蒸気条件は220°C、0.5MPaであり、最大10万m³/dayの海水脱塩容量を持っている。

②中国における低温核熱利用の現状

北京の清華大学核能技術設計研究院において、熱出力5MWの地域暖房用実験炉NHR-5が運転中である。NHR-5は自然循環冷却型PWRであり、1989年以来冬期100日間運転され、構内の全ての暖房をまかなっている。過去3年間100%に近い優秀な稼働率を誇っている。冷却系は3重となっており、3次系が暖房用グリットに接続されている。事故時には全系統の

自然循環により崩壊熱除去できる静的な安全性を持つよう設計されている。

1988年に都市の暖房用の NHR-200（熱出力 200MW）のフィージビリティ・スタディが実施された。これに対し、中国北部の約20都市が導入に興味を示した。現在 NHR-200 実証炉の建設が決定され、間もなく着工の予定である。

③カナダにおける核熱利用の現状

(a) SLOWPOKE

カナダ原子力公社（AECL）のホワイトシェル研究所に、2MWt の地域暖房用原子炉 SLOWPOKE 実証炉（SDR）が建設され、1987 年に運転を開始した。SDR により、実用プラントの設計最終化に必要な試験を実施し、この成果に基づき実用規模の SES-10 を開発中である。SES-10 は地域暖房用に 10MWt の熱を 85°C の水で供給する。SES-10 は大気圧で運転されるプールタイプの原子炉で圧力容器を必要とせず、プール水の自然循環により、炉心からの熱を熱交換器を介して 2 次系に伝える。2 次系の循環が喪失した場合にもプール内の大量の水により長時間除熱が可能な設計となっている。

(b) ブルース原子力発電所

オンタリオハイドロ社のブルース原子力発電所は CANDU 炉 4 ユニットの 2 つの発電所から成るが、そのうちブルース A 発電所で発電とプロセス蒸気供給のコジェネレーションを行い、農業および工業への熱利用が行われている。ブルース A 発電所は 2,389MWt の原子炉 4 基から成り、発電と重水プラント、サイト内およびブルース・エネルギーセンター（BEC）へのプロセス蒸気を供給している。オンタリオハイドロ社は、1982 年ブルース原子力施設から 3.2km の地点にブルース・エネルギーセンター工業パークの開発を開始し、ここに電力、蒸気、水を供給している。プロセス蒸気は、1.04MPa、180°C で供給する。1988 年に最初の蒸気配達システムが完成し現在、温室、とうもろこしからのエタノール製造、合成樹脂シート製造およびアルファルファの脱水・ペレット化に利用されている。その他化学プラント、食料品、蒸発、蒸留、乾燥等を含む化学工業システムへの利用も検討されている。

④東欧における低温核熱利用

(a) 旧チェコ・スロヴァキア

ボクニチエ原子力発電所は、ソ連製 PWR WWER-440 type V-230 2 基、type V-213 2 基の合計 5,500MWt、1,720MWe の容量を持ち、近郊のトルナバ市に熱供給を行っている。発電のみでは熱効率 31% であるが、トルナバ市における工業用および農業用熱利用により、理論的には 50~60% の熱利用率となるとされている。トルナバ市への熱供給システムの建設は 1983 年に開始され、1986 年から 150°C、1.9MPa の高温水供給が開始された。戻り水温度は 70°C である。パイプラインの最大熱容量は 240MWt であり、総延長 23km である。

(b) ハンガリー

パックス原子力発電所は 4 基の WWER-440 type V-230 から成り、発電と共に地域暖房用の熱を供給している。1977 年からパックスの町へ熱供給を開始し、供給水温度は 130°C、戻り水温度は 70°C である。パイプラインの長さは 6km、設計容量は 55MWt である。

(c)ブルガリア

コズロドイ原子力発電所は、4基の WWER-440 と 2基の WWER-1000 から成り、1987 年からコズロドイの町に高温水（150°C／70°C）で最大 230MWt を供給している。

(5)スイス

ベズナウ原子力発電所（350MWe × 2 ユニット、PWR）では、1989 年から近くの町への地域暖房を行なっている。夏は 75°C 冬は 120°C の高温水を供給し、主グリッド・ラインが 20km、これにブランチが 7km～13km 接続されている。最大熱容量は 70MWt で熱ロスは 6% である。熱供給用の抽気による電気出力のロスは 0.161MWe/MWt である。

ゲスゲン原子力発電所（970MWe、PWR）では、1979 年から近くのダンボール紙工場にプロセス蒸気（220°C、1.37MPa）を供給している。

(6)ドイツ

シュターデ原子力発電所（1,892MWt、630MWe）で、1983 年から 1.5km 離れた精塩所にプロセス蒸気（190°C、1.05MPa）を 30MWt 相当供給している。

(7)我が国における低温核熱利用の検討

我が国においては、昭和 56 年から 57 年にわたり日本原子力産業会議において中小型軽水炉の熱利用の検討が行なわれた。本検討では、中小型軽水炉の利用分野・立地に関する調査を行い、これをもとに工業および民生における中小型軽水炉利用モデルの詳細化・最適化の検討を行っている。ここで対象とされた熱利用モデルは次のとおりである。

(a)地域暖房用熱供給

- ・高温水（160～170°C）の供給

(b)石油化学コンビナートへの熱供給

- ・低温プロセス蒸気（5kg/cm²G）の供給

(c)紙・パルプ工場への熱供給

- ・低圧プロセス蒸気（3kg/cm²G）の供給

(d)工業・民生複合利用

- ・熱出力 280MWt の電気・蒸気併給型原子炉による紙・パルプ工場用プロセス蒸気と住宅団地用蒸気の供給

- ・熱出力 700MWt の電気・蒸気併給型原子炉による石油化学コンビナート用プロセス蒸気と住宅団地用蒸気の供給

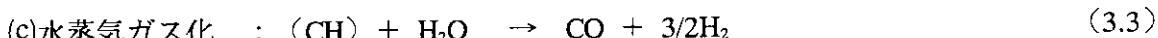
上記以外に工業用として、アルミ製錬および苛性ソーダ工業への利用も検討されている。またその他の分野として、農業利用（水稻栽培、野菜栽培等）、融雪用利用、水産業（冷凍冷蔵）、海水淡水化、アルコール製造（バイオマスによるエタノール製造）について需要の検討を行っている。

3. 核熱利用水素・C1 燃料製造システムの概念

3.1 種々の核熱利用水素・C1 燃料製造システムの比較

(1) 石炭ガス化法の選定

核熱・石炭によるメタノール製造システムへ適用可能と考えられる石炭ガス化法について調査し、本システムへの適用可能性を検討した。石炭ガス化法としては、以下の5つが知られている。



この中で、熱分解はコークス製造が目的であると共に、メタノール生成の原料ガスとなるCOまたはCO₂の発生がなく、また燃焼は発生熱が目的であり核熱利用の観点から本研究の目的に合致しない。

核熱・石炭によるメタノール製造システムへ適用可能なガス化法として、ガス化効率の観点から部分酸化法、核熱利用の観点から、水添ガス化法および水蒸気ガス化法が考えられる。そこで以下では、それらの概要を調査し、本システムへの適用可能性を検討した。

①部分酸化法

部分酸化法は、生成ガスの一部を燃焼させ石炭をガス化することから、熱的に自立しており、高温ガス炉の熱を直接必要としない。しかし、核熱・石炭によるメタノール製造システムとしては、核熱を水素製造の熱源とし、ガス化炉を組合わせることにより、全体システム効率の観点から最も適したガス化法と考えられる。

②水蒸気ガス化法

水蒸気ガス化は、ガス化炉が吸熱反応となるため、ガス化炉内に核熱を供給する必要がある。ドイツのルルギ社で、高温ヘリウムループと循環流動層を用い実証しているもののヘリウムによる流動層加熱が困難であり、コスト高になるとしている。東中国大学⁽¹⁷⁾では径34×570mmの固定層反応装置で、Jincheng無煙炭のチャーで炭素転換率と反応速度を調べた。反応速度に関して次式を得ている。

$$\frac{dX_c}{dt} = (2.13 \times 10^5 P_w) / (1 + 4.69 P_w) \exp(-19650/T) X_c^{0.25} (1 - X_c) \quad (3.6)$$

BF(ドイツ石炭研究所)⁽¹⁸⁾では熱天秤装置で温度を800~1,000°C、圧力を1~70atmでチャーの炭素転換率と反応速度を調べ、反応速度については次式を得ている。

$$\frac{dX}{dt} = \exp(-bX^2/RT) \times (r_1 P_{\text{CO}_2} + r_8 P_{\text{CO}_2}^2 + r_9 P_{\text{H}_2\text{O}} + r_{11} P_{\text{H}_2\text{O}}^2 + r_{12} P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{H}_2} + r_4 P_{\text{H}_2}^2) \\ / (1 + r_2 P_{\text{CO}_2} + r_3 P_{\text{CO}} + r_{10} P_{\text{H}_2\text{O}} + r_5 P_{\text{H}_2}) \quad (3.7)$$

BFではこの他に、流動層で炭種を変化させて調べた実験およびK₂CO₃の触媒効果の実験を行

い、 K_2CO_3 の触媒効果については石炭の4%程度の投入で反応速度が著しく改善されるとしている⁽¹⁹⁾ ⁽²⁰⁾。

③水添ガス化法

水添ガス化法のガス化データを直接得ている文献は少ないが、Rockwell⁽²¹⁾のデータでは、圧力72atm、温度982°C、H/C=0.32の条件下で炭素転換率60%であるとしている。水添ガス化の場合、生成ガス主成分が H_2 および CH_4 でメタノール製造には不適当であり、また、炭素転換率が約60%程度で低いことから、核熱・石炭によるメタノール製造システムへの適用は不適当と考えられる。

④選定結果

各石炭ガス化法の比較を、表3.1-1に示す。水添ガス化法は炭素転換率が60%程度であり、生成ガスの主成分が H_2 および CH_4 であることからメタノール製造システムへの適用は向かないと考えられ、本検討では部分酸化法（炭素転換率99%）ならびに水蒸気ガス化*についてトータルシステムの検討・最適化を行う。

(*テストベンチによる試験結果では炭素転換率が62%程であるが、平衡計算では、約90%と期待される。)

（2）水素製造法の選定

ここでは、①高温水蒸気電解法②固体高分子水電解法③アルカリ水溶液水電解法④メタンの水蒸気改質法⑤熱化学法について概要をまとめ、核熱・石炭によるメタノール製造システムに適した水素製造法を選定する。

①高温水蒸気電解法（SOSE：Solid Oxide Steam Electrolysis）

固体電解質型燃料電池（Solid Oxide Fuel Cell：SOFC）を逆に作動させ、水蒸気から水素を得る方法である。水の電気分解に必要な電気エネルギーは、以下の式で示される反応式のギブスの自由エネルギーで、 ΔG で表される。



$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (3.9)$$

水の電気分解においては、温度が高くなるほどギブスの自由エネルギーは減少し、常温と1,000°Cを比較した場合1,000°Cの方が約25%ギブスの自由エネルギーが小さくなり、次に述べる水電解法に対し高効率水素製造が可能となる。SOSEでは電解質である安定化ジルコニアの両側に陽極としてランタン系ペロブスカイト酸化物と、陰極としてニッケルとジルコニアのサーメットが多孔質膜を形成している。酸素イオンは電解質内を陽極側に移動し、陽極で電子を放出して酸素となって排出される。この水蒸気電解を行う要素を電解セルと呼び、これはセラミックで構成され約1,000°Cで作動する。電解エネルギー効率*は100%以上である。

②固体高分子水電解法 (SPE : Solid Polymer Electrolyte)

Du.Pont 社によって開発されたナフィオン（高分子固体電解質）は、湿潤状態では水素イオン (H^+ : プロトン) がイオン伝導性を示すようになる。この膜の両側にガス透過性貴金属電極を接触させ、陽極側に水を流して電解すると酸素が発生する。一方、 H^+ は SPE 中を移動して、陰極側では水素が発生する。固体高分子電解法は、まだ大型プラントの運転実績はないが、テストプラントによる性能は $100A/dm^2$ の電流密度で $1.7V$ 以下のセル電解電圧が得られ、従来のアルカリ水溶液水電解法の性能を大きく上回る。電解エネルギー効率*は $85\% \sim 95\%$ である。

$$* \text{電解エネルギー効率} = \frac{\text{生成水素発熱量}}{\text{投入電力量}} \quad (3.10)$$

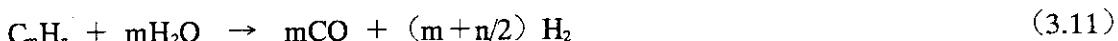
③アルカリ水溶液水電解法

水を電解すると陰極では水素、陽極では酸素が発生する。しかし、純粋な水は絶縁物であるのでイオン伝導性を良好にするために、アルカリ溶液（例えば KOH）を電解液として用いる。

実用電解層は、電極の配列方法により単極式と複極式に大別される。単極式は、電解層容器内に多数の陽極と陰極が交互に配列され、同極同志並列に接続されている。単極式は、製作費も安く保守も容易であるが、電解エネルギー効率が低いという欠点がある。複極式は一枚の電極の片面が陽極、他の面が陰極で、電極と隔膜を交互に重ね締め付けた構造である。現在、工業的に製作されている水電解層の多くは複極式で温度 $70^\circ C$ 、常温または加圧で作動し、電力源単位は $4 \sim 6kWh/Nm^3 \cdot H_2$ で電解エネルギー効率は 70% である。さらに効率を高くするため、温度 $110 \sim 150^\circ C$ 、圧力 20 気圧とした高温・高圧アルカリ水電解法があるが、この場合でも電解エネルギー効率は 85% 程度である。

④メタンの水蒸気改質法

原料炭化水素と水蒸気から、次式の反応により一酸化炭素と水素を得る方法である。



原料は天然ガスからナフサまでの軽質油に制限されるが、水蒸気も水素源として利用できることから、改質ガスの中の水素濃度が高く、また設備費や製造コストが比較的安いといった利点がある。原料に含まれる硫黄成分は、改質触媒を被毒させるため、改質前の $0.2ppm$ 以下まで脱硫される。反応は上式によるが、改質器出口において次式の CO 変性反応およびメタン化反応を生じるため、改質ガスは H_2 、 CO 、 CO_2 、 CH_4 から成る。組成は反応条件により異なるが、 $70 \sim 80\% H_2$ を含む生成ガスが得られる。



⑤熱化学法

水の電気分解法による水素製造は、熱エネルギー→機械エネルギー→電気エネルギー→水素エネルギーと3段階のエネルギー変換を要するため総合エネルギー効率は高温水蒸気水電解法を除いて25~35%程度となる。これに対し、熱化学法は1,000°C以下の温度でヨウ素、硫黄等の物質を媒介として数段の化学反応を組み合わせ、これらの物質を循環使用しながら結果的に



の反応により水素を製造する方法である。従って、熱エネルギー→水素エネルギーと1段階のエネルギー変換で済むことになり、エネルギー効率が高くなる可能性がある。1973年にイタリアのイスプラにある原子力研究所において、Mark 1が提案されて以来各国で研究が進められ、今日までに100以上の方法が提案されてきた。しかし、そのうちほとんどの反応は平衡論的にはH₂が得られても反応速度が非常に遅いため、実用上サイクルの完成に困難な点が見いだされた。高温ガス炉を熱源とした熱化学法としては、東京大学UT-3サイクルおよび日本原子力研究所のISプロセス等のサイクルについて研究が進められている。

⑥選定結果

各水素製造法の比較を、表3.1-2に示す。これによると、原子力の熱利用の観点で核熱を利用し高効率な水素を製造するシステムとしては、高温水蒸気電解法(SOSE)が適していると考えられる。一方、メタンの水蒸気改質法は、原料として天然ガス等の化石燃料を使用するため、将来エネルギー論の観点において問題があるものの、安価な水素供給源として比較対象とする。従って本検討では、高温水蒸気電気法ならびにメタンの水蒸気改質法についてトータルシステムの検討を行う。

(3) 核熱・石炭によるメタノール製造システム

前項で選定した石炭ガス化法と水素製造法とを組合せたトータルシステムとして、ここでは次の2案について考える。

図3.1-1に示すように1つは、現在の技術で対応可能な部分酸化法と高温水蒸気電解法、またはメタンの水蒸気改質法を組合せる案、もう1つは開発要素は多いものの、核熱の直接利用としての水蒸気ガス化法と高温水蒸気電解法またはメタンの水蒸気改質法を組合せる案である。

水素製造方法については、表3.1-2に示すように複数の方式が考えられ、今後コスト、将来的展望、技術開発等を考慮して検討を行っていく必要があるが、ここではシステム案として図3.1-2に部分酸化法と高温水蒸気電解法を組合せたシステムフローを示す。本システムは表3.1-1に示すように高い炭素転換率を有する石炭ガス化法と、表3.1-2に示すように高いエネルギー効率を有する水素製造法とを組合せたシステムである。また図3.1-3に、水蒸気ガス化法とメタンの水蒸気改質法を組合せたシステムフローを示す。本システムは、表3.1-3に示すように、高温ガス炉との直接的な接続が期待される水蒸気による石炭のガス化法と水素製造法を組合せたシステムである。表3.1-3に両者の比較を示す。

3.2 核熱利用水素・C1 燃料製造システムの概念設計

(1) メタノール製造システムの構成

前節で選定した2つのシステムの構成について述べる。

①部分酸化および高温水蒸気電解によるメタノール製造システム

(図3.1-2、図3.2-1 参照)

本システムは石炭ガス化法として、部分酸化法、水素製造法として高温水蒸気電解法を選定し組合せたもので、高い炭素転換率、高い電気分解エネルギー効率を有するシステムである。

高温水蒸気電解装置(SOSE)に供給する電力は、高温ガス炉の熱を利用したヘリウムガスタービンおよびその排熱を利用してカスケード的に結合された蒸気タービンにより供給される。また、SOSEに供給する蒸気は蒸気タービンより抽気する。このSOSEへの蒸気の過熱および空気の加熱は、中間熱交換器(IHX)を介して、蒸気・空気加熱器にて行う。

②水蒸気ガス化およびメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システム

(図3.1-3、図3.2-2 参照)

本システムは石炭ガス化法として水蒸気ガス化法、水素製造法としてメタンの水蒸気改質法を選定し組合せたもので、技術的課題は多いものの高温ガス炉との直接的な接続が期待されるシステムである。

IHXを介して、高温ガス炉の熱を直接、水蒸気ガス化炉に投入する。生成されたガス化ガスは、メタノール合成設備に供給されるが、ガス化ガス中のメタンはガス分離、回収され、水素製造用に供給される天然ガスとミキシングの後、水蒸気改質器に供給される。

(2) メタノール製造システムのヒートマスバランス

部分酸化および高温水蒸気電解によるメタノール製造システムのヒートマスバランスを図3.2-1に、水蒸気ガス化およびメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システムのヒートマスバランスを図3.2-2に示す。前者のシステムでは、供給される石炭 27ton/hour よりメタノール 42ton/hour を製造する。また、後者のシステムでは供給される石炭 35ton/hour および天然ガス 27,490Nm³/hour よりメタノール 101ton/hour を製造する。

(3) 考 察

前出の2つのシステムについて、化石燃料からメタノールへの転換率、入熱における核熱の割合、炭素の有効利用度および核熱利用によるCO₂削減率の観点から比較を行うと、表3.2-1のようになる。ここでメタノールの転換率は石炭の発熱量に対する生成メタノールの発熱量の比、核熱の割合は入力熱量の総和に対する核熱の比として表す。炭素の有効利用度は、製品中の炭素量と原料の炭素量の比で表す(図3.2-3、図3.2-4 参照)。核熱利用によるCO₂の削減率は、450MWtの入熱を化石燃料の燃焼により供給するシステムにおける発生CO₂量と核

熱利用システムにおける発生 CO_2 量の削減度合で表す。つまり、化石燃料の入熱によるシステムの発生 CO_2 量を A 、核熱利用によるシステムの発生 CO_2 量を B とすると、核熱利用による CO_2 の削減率 C は次のようになる。

$$C = \frac{A - B}{A} \quad (3.16)$$

ここで A 、 B の内訳は、それぞれ以下のとおりである。

A = 化石燃料燃焼時発生 CO_2 量

+ メタノール製造時の発生 CO_2 量

+ 廃棄炭素の CO_2 換算量

+ メタノール使用時の発生 CO_2 量

B = メタノール製造時の発生 CO_2 量

+ 廃棄炭素の CO_2 換算量

+ メタノール使用時の発生 CO_2 量

以上の関係を用いると、前述の式は整理されて次のようになる。

$$C = \frac{\text{化石燃料燃焼発生}\text{CO}_2\text{量}}{A} \quad (3.17)$$

化石燃料からのメタノールの転換率は、核熱 (450MWt) を利用し化石燃料 (原料) である石炭・天然ガスをどれだけメタノールに変換することができるかということを示している。従って、転換率が高い程、化石燃料を効率よく液体燃料であるメタノールに転換できるシステムであると言える。入力熱量における核熱の割合は、メタノールの生成に核熱が寄与している割合と見ることができる。炭素有効利用度は、原料中の炭素がどれだけ有効に製品に転換されたかを示している。従って、炭素有効利用度が高い程、利用されないで廃棄される炭素や製造時に発生する炭酸ガスが少ないと言える。核熱利用による CO_2 の削減率は、核熱の利用により、どれだけ CO_2 の発生が抑えられたかを示しており、削減率が高い程、環境性に優れたシステムであると言える。

表3.2-1 からわかるように、化石燃料からのメタノール転換率は、システム①の方が②よりも 20% 程高い。入熱における核熱の割合はシステム①の方が②よりも 25% 程高い。また、炭素有効利用度も、システム①の方が 3% 程度高い。核熱利用による CO_2 の削減率は、システム①が約 70%、②が約 50% 程度で、いずれも核熱利用による CO_2 の削減率は大きいと言える。

これらの結果から、システム①は核熱によるメタノール製造システムとしては核熱の寄与が高く、廃棄炭素や放出炭酸ガスが少ないので、効率よく化石燃料をメタノールに転換できるシステムであると言える。また、システム②は高温ガス炉と石炭ガス化炉とが直接接続可能なシステムであり、石炭ガス化炉における炭素転換率を改善していくことが今後の課題であると考えられる。

4. 核熱利用システム構築のための基礎データ

核熱利用システムの将来像を考えるには、第2章、第3章で述べたような技術的な検討に加えて、広い視野から石炭利用の動向やメタノール以外の関連する可能性のある化学原料の需要動向、また地域における電力と熱の併給の可能性等について、基礎的なデータを整備していく必要がある。このような核熱利用システムのシナリオを構築するための基礎データとして、上記3つの観点から将来動向を整理する。

4.1 石炭利用の将来動向

(1) 石炭の資源量と需給の推移

世界の石炭の資源量は、確認埋蔵量で1兆4千億トンで、現在の世界の年間消費量は約50億トンであるので、単純な可採年数は200年以上ということになる。しかも石油資源に比較して、多くの国に資源が分布しており偏在していないこと、究極埋蔵量という点でも石油、天然ガスよりも1桁程度多いレベル存在するものと見られている。しかし、その利用の拡大に伴って、大量の硫黄酸化物、窒素酸化物、煤じんを排出し途上国等で深刻な環境問題が発生している。また炭酸ガスの排出割合も高いので、温暖化物質排出量削減計画の中でも石炭利用の削減、あるいはその環境影響の低い形での利用方法は最大の課題になっている。

アジア各国の石油、天然ガス、石炭の燃料構成比の推移を図4.1-1に示す。オイルショック後の約10年間で、各国で石油から石炭あるいは天然ガスへエネルギー源を転換していった状況が示されている。石油から石炭と天然ガスへの燃料代替のウェイトは国により大きく異なり、韓国、台湾、香港等のアジアNIES諸国、ベトナム等では石炭増加が中心であり、ブルネイ、インドネシア、マレーシア等では天然ガスへの代替が進められている。日本、タイはこの両方をバランスさせて石油からの代替を進めていることがわかる。中国、インドはもともと石炭の化石燃料消費に占める割合が極めて高く、中国は約80%、インドは約60%を石炭が占めており、この傾向は現在も続いている（1987年の石炭消費量は、中国約5億トン、インド約9千万トンであり、日本は約7千万トンである）。

石炭の利用目的という点から見ると、日本、旧西独、米国等の先進工業国ではその大半は、発電と製鉄に用いられている。他方、中国、旧ソ連、東欧諸国等ではその他工業や民生用等の利用が半分以上（中国約70%）を占めていることが注目される。発電部門については、10年間で倍増する勢いで石炭利用を拡大している国が多い。表4.1-1には、アジア各国での推移を示す。

以上のようにアジア各国で石炭利用が拡大すると共に、硫黄酸化物や煤じん、広域の酸性雨被害等について深刻な環境問題が発生してきている。

今後さらにアジアNIES諸国、中国、インド等の途上国において、急激にエネルギー需要が拡大していくと考えられ、先に示したように、これらの多くの国では発生源対策の容易でない小規模施設の割合が多いことから、石炭からクリーンなエネルギーへの転換、あるいは石炭のガス化や液化、メタノール化等による環境影響の低減が極めて重要な課題であることが

わかる。

(2) 石炭利用の将来像

石炭利用が長期的にどのように推移していくかについての見通しは、将来シナリオの考え方により大きく異なり、全く不透明である。図4.1-2、図4.1-3に、代表的な世界のエネルギー供給シナリオを示す。大前提となっているエネルギー需要の伸びについては、従来OECDや各国政府関係機関等で描かれた将来像はほとんど常に過大な伸びを想定し、現実と大きく掛け離れていたことに注意する必要がある。この理由として最も重要なこととして、現在の傾向を延長する部門毎の積み上げでは、産業構造の変化や情報化の進展等の全体の構造的な変化を反映しにくいことがある。特に今後の想定においては、次の点に留意して、将来シナリオを描く必要がある。

先進工業国では今後、資源多消費型の経済、生活様式から構造的に大きく変化していくと考えられ、また歴史的にも成長から成熟への転換期にある。このため経済成長に対するエネルギー需要の伸び率は、単に技術的な省エネルギー以上に、長期的には低下していくと考えられる。米国等の先進工業国では、エネルギー需要/GDPの値は、長期的に1%/年程度で低下してきているが、さらにこの値が毎年1%低下すると、2%の経済成長を続ける場合でもエネルギー需要は拡大しないことになる。

発展途上国では、かつて先進国が経済成長と共にエネルギー需要を増大させたのと同様の道を歩むならば、エネルギー需要は10年間で倍増する勢いで増大していく。現在の先進工業国が重化学工業化により経済を急成長させた時期には、GDP当たりのエネルギー需要がピークを描き、英国は100年前に、米国は70年前に現在の約2倍を越えていた。

現在の進歩した科学技術の段階、また特に経済のソフト化、情報化、経済の世界分業化等を反映して、今後工業化、経済成長を進める国においては、過去の経済成長のパターンとはかなり異なった形で発展していくと考えられる。さらにアースサミットで世界共通の課題として確認された持続可能な開発のため、様々な経済協力や技術協力が行われようとしている。

以上のような観点から、長期エネルギー需要のシナリオを考えるとき、そもそも対策を取らない現状推移型という想定自体、現在の技術文明の構造的な変化や成長から成熟への歴史的な推移を反映したものではなく、ほとんど意味のない誤った将来像を生み出すだけのものとなる危険性がある。将来のエネルギー需要のシナリオには、その基本的なベースに問題があるとはいえ、多くの開発途上国において経済開発が進み、現在の南北間の経済格差を次第に小さくしていく方向で発展していくことは必要なことであり、間違いないことである。その中で、エネルギー需要が大幅に拡大していくことも程度の差はあれ、確かなことと考えられる。

この拡大するエネルギー需要を賄うエネルギー源としては、いずれのシナリオにおいても石炭、原子力、再生可能エネルギーが想定されている。ただし、この構成の割合は想定により全く異なっている。現状放置型のシナリオで石炭が現在の消費量の5倍以上にも拡大していく状況は想定し難いが、他方太陽エネルギーが現在の世界エネルギー供給量に匹敵するほど導入可能ということも考え難い。また炭素税を導入したとき、石炭の利用がどのように抑

制されていくのか、さらには石炭の大量消費国で炭素税が実際適用されて燃料転換が図られるにはどのようにすれば可能か等の様々な疑問が湧いてくる。このような問題に対し、現在極めて不確実な点が多いが、対応していくべき課題として確実に必要な幾つかの課題があり、以上のエネルギー需給と石炭の利用動向の概観のまとめとして整理すると次のようになる。

- ① 先進国のエネルギー需要は大きく拡大することではなく、経済的かつクリーンなエネルギー技術への代替が課題である。原子力は長期的に最も有望であり、化石燃料を代替していくと考えられるが、立地制約や核拡散への対応を含めて社会的制約の克服が不可欠であり、また新しい社会状況やニーズに応えていくための技術開発が必要である。
- ② 石炭の利用は、資源量の豊富さと資源が地域的に広く分布していることから、中国の他多くの開発途上国等で大量に消費されており、今後もその利用を拡大していく方向にある。それに伴う環境問題は深刻な状況にあり、アースサミットで合意した世界の炭酸ガス排出量削減を現実に行っていくためにも最大の課題となっている。
- ③ ②に対しては、石炭を環境影響が低い形で利用可能とすることが必要であり、①に対しては原子力技術を電力だけでなく、熱としても利用し、地域の産業、社会に直接寄与していくことが有力な方法の1つである。この2つの課題を結び付ける一石二鳥の解決策として、本検討では原子力を石炭改質と組み合わせること、またこの燃料生産を含めることにより合理的な負荷調整を可能とし、負荷変動の大きい地域の熱需要、電力需要に対応できる地域振興型の原子力利用システムを実現することを課題としている。

4.2 化学原料需要の将来動向

代表的な化学原料の需要の将来動向を把握する目的から、日本における1992年における生産実績と短・中期の化学工業像をシミュレーションによって検討した文献^{(22) (23)}の抜粋をまとめて以下に示す。対象とした化学原料は、以下の5品目である。

- (1) エチレン
- (2) 尿素
- (3) アンモニア
- (4) メタノール
- (5) 水素

(1) エチレン

エチレンおよびその関連製品の主要用途別需要予測を表4.2-1に示す。1991年のエチレン生産は、614万1,798トンで前年比6%増となり、初めて600万トン台に乗った。91年のエチレン需要は、年後半からの景気後退の表面化と内需の後退により主力誘導品需要の伸び率が鈍化したものの、輸出の増加に支えられてなお伸長したため、前年比5%増となった。主力誘導品の伸びを生産量でみると、LDPE(低密度ポリエチレン)が166万トンで前年比3%増、HDPE(高密度ポリエチレン)が116万トンで前年比5%増となっており、スチレンモノマーも222万トンで前年比3%増となった。また、エチレンオキサイドは76万トンで前年比13%

増となった。92年の上半期の生産も、前年同期比1%増と過去最高を更新しているが、主力ユーザーである自動車、家電、住宅の不振が続いたため、景気低迷下の増産といった色合いが濃い。

表4.2-2にエチレンの原価計算の1例を示す。本表によれば、エチレンの1992年度価格は80円/kg程度となる。

(2) 尿素

尿素およびその関連製品の需要予測を表4.2-3に示す。実績ベースでは、1992年度の我が国の尿素の需給状況は、生産量が71万4,000トンで前年比4%減となった。一方、需要量は、肥料用が17万トンで前年度比3%増となったのに対し、工業用は52万3,000トンで同4%の減少となった。また、輸出は2万9,000トンでこれも同3%減と落ち込んだ。

我が国の肥料輸出を支えてきた発展途上国への第2KR(食糧増産援助)が1991年度を最後に完全撤廃され、尿素は他の肥料に先立ってこれが実行されたため、91年度以降輸出量は大幅に減少している。これまでの輸出先国が、コストの安い海外品を自由に買い入れができるようになったため、尿素肥料をはじめ、肥料輸出の大部分を第2KRに依存していた我が国の肥料業界にとっては、極めて厳しい状況になっている。

また、工業用尿素についてもインドネシア、マレーシア等東南アジアから低価格の輸入品(93年実績8万5,000トン)が増えており、我が国の尿素は国際競争力の面でかなり低下している。

表4.2-4に尿素の原価計算の1例を示す。本表によれば、尿素の1992年度価格は50円/kg程度となる。

(3) アンモニア

アンモニアおよびその関連製品の需要予測を表4.2-5に示す。我が国のアンモニア生産能力は、かつて尿素肥料を中心とした需要構造の中で年間400万トン以上の規模を有し、その大半が肥料用であった。しかしその後、肥料の国際競争力の低下や国内の農業事情の変化等により肥料用が大幅に減少、構造改善による数回の設備処理を実施してきた。

需要構造についても、ここ数年、肥料用の減少、工業用の微増というパターンが続いている。生産能力は200万トンとかつての半分以下に縮小している。現在我が国のアンモニア生産能力は、通産省調べで203万8,000トン(平成3年6月末の年間能力)となっている。

日本アンモニア協会のまとめによる1992年度(平成4年度)のアンモニア需給実績は、生産が177万9,000トンで前年比5%の減少、需要は肥料用が45万9,000トン(回収アンモニアを含む)で同12%の減少、微増傾向で推移してきた工業用も137万8,000トンで同2%の減少となった。特に92年度は景気の低迷が続く中で、工業用の需要も減少に転じ、生産量の減少に伴って国内需給がタイトとなり、我が国で初めてアンモニアの輸入がメーカーによって行われたのが注目される。93年度に入っても工業用の伸び悩みが続いている。操業率は80%台でバランスしている。しかし輸入アンモニアは価格面でのメリットもあり、輸入メーカーは93年度についても輸入を行っていく方針といわれ、トータルでは約4万トン程度を予定して

いるという。今後、中・長期的には、需要バランスにもよるが低価格ということもあって、我が国のアンモニア輸入は数量的には少ないものの、定着する可能性が強いと予想される。

表4.2-6にアンモニアの原価計算の1例を示す。本表によれば、アンモニアの1992年度価格は48円/kg程度である。

(4) メタノール

メタノールおよびその関連製品の主要用途別需要予測を表4.2-7に示す。1992年のメタノールの国産生産量は3万4,229トンで前年比56%減となり、需要量に占める国産品の比率は2.0%と一段と低下した。国産メタノールは資源国の安価な随伴ガスや天然ガスを原料とする製品に対して競争力を失い、生産量は減少の一途をたどっており、これに対し輸入量は拡大を続けている。

92年の需要量は174万900トンで前年比3%減となった。一方、92年の輸入量は、174万5,481トンで前年比1%増であった。輸入先別ではカナダが55万トンで最も多く、第2位はサウジアラビアで51万トンである。93年のメタノール需要は、主力のホルマリンは伸長が期待できないが、メタノール法による酢酸製造プラントや、92年から新規用途として注目を浴びているオクタン価向上剤としてガソリンに混入されるMTBE(メチル・ターシャリー・ブチル・エーテル)向けのプラントが稼動するため、メタノール全体の需要は約5%程度伸長するものとみられる。

表4.2-8にメタノールの原価計算の1例を示す。本表によれば、メタノールの1992年度価格は60円/kg程度となる。

(5) 水素

水素については、石油化学メーカーが自社で副生する水素を使用する例が多いいため、全体の需要量については正確な値は把握しにくい。概算では年間200億m³とも300億m³とも言われている。通産統計による1991年の水素の生産量は1億5,940万m³で、前年比4%増となった。また出荷実績も1億4,110万m³(いずれも高圧ガス容器詰めのもの)で、前年比6%増といずれも好調に推移した。一方、水素工業会(加盟メーカー29社)集計による1991年度の外販水素の用途別出荷をみると、合計は1億7,100万m³(前年度比7%増)で、化学工業分野を除いていはずれも前年度を超えていている。一般に水素の発生方法としては、水の電気分解、食塩水の電気分解(苛性ソーダの副生)、石油化学メーカー・鉄鋼メーカーの副生品等があるが、現在、外販水素は主として苛性ソーダの副生品が中心となっている。

メーカーの自社消費分を含めた水素全体の需要分野をみると、アンモニア、メタノール、塩酸等の合成原料用、石油精製の脱硫用、油脂、食品油等の水素添加用、BTX抽出用等の他、各種冷却用、気球、エネルギー用等広い分野にわたっている。特に最近ではクリーンエネルギーとして水素が注目され、メタノール燃料と共に水素自動車の開発も進められている。また、宇宙航空燃料や半導体用として高純度水素ガスも開発され今後の需要が期待されている。

水素の需要は92年に入って景気の低迷により大きく落ち込んでおり、同年全体で前年比15%程度減少しているとみられる。用途別では、特に弱電、硝子(光ファイバー)分野での

需要減が顕著である。

表 4.2-9 に水素の原価計算の 1 例を示す。本表によれば、水素の 1992 年度価格は 30 円/Nm³ 程度である。

4.3 民生用地域熱利用システムの現状と将来動向

(1) 民生用地域熱エネルギー需要の現状と動向

民生用エネルギー消費は、現在総エネルギー消費の 25% を占めるが、過去 10 年間、年平均で 3.0% と高い伸び率で推移しており、総合エネルギー調査会の需給予測においても、2000 年には 30% にまで割合を高めると推定されている。

民生用エネルギー需要は、暖房、冷房、給湯、動力・照明の用途が主なものであり、この分類に従って統計データも取られている。このそれぞれの用途に対して必要なエネルギーの種類は、暖房、給湯用には低温熱、冷房には電力または中・低温熱、動力・照明には電力である。このように中・低温熱の割合が高いことが民生用エネルギー需要の特徴であるので、電力と熱との併給や、清掃工場、様々な未利用の都市熱源を利用し、トータルシステムとしてエネルギーの有効利用をはかることが検討されている。

大都市地域における熱需要は膨大であり、清掃工場の余熱を全て利用したとしても、東京都区内の熱需要の 10% をまかなえる程度である。このような熱需要に対し、清掃工場の廃熱利用や熱併給発電が充分には導入されていない理由としては次のようなことが挙げられる。

- ① 热供給源の立地点と熱需要地域との不一致
- ② 热輸送コストが高く、热輸送ネットワークの整備には社会資本としての長期的な投資が必要
- ③ 热需要の季節変動、時間変動の大きさとこれによる設備利用率の低さ、高コスト化

このような難しい問題がある中で、地域熱供給事業に対して、様々な補助等の推進策がはかられ、現在全国で 100 を越える熱供給システムが事業化されている。次にその概要と典型的な事例の紹介と省エネルギー効果、環境影響面での効果等の評価例についてまとめる。

(2) 地域熱供給システムの現状と事例

日本における地域熱供給システムは、1965 年頃から大気汚染防止対策の一環として本格的に検討されるようになり、札幌市で煤煙防止対策として北海道熱供給公社が設立され、また東京都では地域冷暖房の計画区域の指定に向けて検討が進められ、後に要綱として施行されることとなる。このような動きを受けて 1972 年に通産省は熱供給事業法を制定し、全国で熱供給事業者が事業を開始することとなった。その後オイルショックにより、都市開発の延期等による打撃はあったが、省エネルギー面からもその重要性が認識され、1980 年以降は各地の都市計画、再開発計画の進展と共に冷房主体の熱供給事業が相次いで実施され、毎年 10 地区余りが新設される状況にある（現在全国で 108 地域になっている）。最近は、地球環境問題の温暖化防止対策の一環として、また未利用エネルギーの利用促進という観点からも地域熱供給事業に対し様々な助成、補助対策が取られている。

民生用の熱需要と言う点からは、100°C未満の比較的低温の熱需要が多く、また最近は冷房のための冷熱需要の増加が顕著である。住宅やオフィスの快適さ指向の高まりと共にこれらの熱需要は拡大の傾向にあり、これを化石燃料利用の拡大でまかなうことは、炭酸ガスの排出増大、NO_x等の大気汚染物質の発生、エネルギー資源の有効利用という点からも問題が多い。このため地域熱供給の熱源として、工場や清掃工場の排熱、あるいは都市下水、地下鉄、都市河川等の都市の様々な排熱の利用が考えられている。この中ではその量の大きさ、質の高さという点で特にポテンシャルが大きいのは清掃工場の排熱である。また清掃工場の排熱利用は、立地点近辺の地域住民に直接のメリットを与えるという点から、立地によるデメリットとのバランスとしても検討されてきた。実際総論賛成、各論反対の清掃工場の立地問題において、周辺住民のコンセンサスを得るため、明確な住民のメリットとなりうる様々な排熱利用の施設が建設されてきた。しかし、これら施設での熱利用は一部分の限られたものであり、今後はさらにごみ焼却熱をトータルに活用していくことが課題となっている。

このように清掃工場の排熱を利用して本格的な熱供給の事業を進めるためには、住宅やオフィスのように分散した小規模のユーザーの熱需要に対し、無駄のない効率的な利用を大規模に進める必要があり、次のような問題に対する対応が必要とされている。

- ① 分散した熱需要者に対する効率的な低コストの熱輸送の方法
- ② ユーザーの熱需要の季節変動、日負荷変動への対応
- ③ 清掃工場の休止期間の熱需要への対応
- ④ 都市のインフラとしての熱輸送ネットワークの計画的な整備
- ⑤ 地域の住民のニーズに合ったシステム作りと受益者負担の仕組み

このような熱供給システムの典型的な成功事例として知られている品川八潮パークタウンにおける熱供給事業について、その概要を次に紹介する。

(a)供給対象

- ・高、中層住宅約5,200戸（総面積41ha）
- ・地区内業務施設

(b)供給熱と供給方法

- ・ごみ焼却排熱を利用した130°Cの高温水を、当地区のセンタープラントから約1.4km離れた清掃工場から受入れる。
- ・住宅への供給方式：センタープラントから総延長約1.4kmの地域導管により、300戸に1箇所の割合で設置されているサブステーションへ130°Cの高温水を送り、そこで熱交換された80°Cの温水を住宅へ循環供給する。住宅内では、この80°Cの温水を暖房用、風呂の追い炊き用、また各戸専用の熱交換器で水道水を60°Cに昇温して給湯用に使用。
- ・業務施設用供給方式：近隣施設にはセンタープラントから直接、暖房・給湯用として高温水を供給、冷房用として冷水を供給。遠距離施設にはセンタープラントから直接高温水を供給。冷房用には需要者側で吸式冷凍機により高温水より冷水を作る。（このような需要者の特性と需要者までの距離に合った形でシステムを選択することが、効率的なシステム運用のポイントである。）

(c) 運用上の問題点（清掃工場の休止中の対応）

清掃工場は定期点検のため年1回、20日程度の操業停止期間がある。この期間は高温水の取得が出来ないため自社のボイラーで対応しているが、ごみ焼却排熱の10%以下のレベルになっている。供給事業を開始した当初は、この停止期間が熱需要の最も多い冬季であったため、燃料費がかなりの額にのぼった。その後清掃工場との交渉により、点検時期を夏期に変更してもらい、経費の大幅な削減が可能になっている。

(3) 地域熱利用システムの効果と課題

地域冷暖房等の熱利用システムによる省エネルギー効果、環境影響の低減効果について評価した例について整理する。

① 省エネルギー効果の例

(a) 地域冷暖房による省エネルギー効果（臨界副都心地区事業計画案より）

| | 省エネルギー率 | | |
|----------------|---------|-------------------------|-------|
| 個別方式 | 1,082 | $\times 10^3$ Gcal/year | |
| 地域方式（都市排熱利用なし） | 769 | " | 28.9% |
| 地域方式（都市排熱利用） | 501 | " | 46.3% |

(b) 地域冷暖房による省エネルギー効果（箱崎地区事業計画案より）

| | 省エネルギー率 | | |
|-----------------|---------|-------------------------|-------|
| 個別方式 | 21.6 | $\times 10^3$ Gcal/year | |
| 地域方式（空気熱源システム） | 13.7 | " | 36.6% |
| 地域方式（河川水利用システム） | 9.5 | " | 56.1% |

② 省エネルギー効果と NO_x、CO₂削減効果（東京都によるモデル地区の分析例）

ごみ焼却熱（焼却能力 400ton/day）、河川水、下水処理水等を利用

| | |
|----------------------|------------------------------------|
| 省エネルギー率 | 54% (145×10^3 Gcal/year) |
| NO _x 削減効果 | 80% |
| CO ₂ 削減効果 | 65% |

以上のように省エネルギーと環境の面から、非常に大きな社会的な効用があることがわかる。さらに地域冷暖房は、環境汚染防止、CO₂排出削減、省エネルギーだけでなく、省スペース、都市防災向上、都市美観確保の面からも優れている。他方エネルギーセンターの共有設備の負担、熱輸送ネットワークの社会基盤としてのコスト負担が大きく、個別に対応した方が経済性が高い例も多い。なお今後更に電化率が高まり、ヒートポンプや電気自動車が普及していく状況においては、また本来電力の形態での供給が環境、安全面、広域ネットワークという点で最も優れていることを考えると、熱としての供給と電力としての供給およびその組み合わせ方について、それぞれのメリット、デメリット、トータルシステムとしての比較

評価が非常に重要である。

(4) 民生用地域熱利用システムの将来動向

地域熱供給システムは今後さらに普及していくと考えられるが、その規模は中小型の原子炉の熱出力 100~1,000MWt に対し、1 術程度小さい規模が多い。熱供給システムの経済性は地域的な熱需要の集積度が問題となるので、オフィスビルや集合住宅が高密度に集積した地域が対象となる。この場合、原子力の立地点から複数のサテライト的に分布する熱供給事業者に対して長距離熱輸送し、それぞれの集積地域のセンターから地域熱供給のネットワークにより需要者に供給することが現実的と考えられる。

このような地域熱供給システムは、民生用だけでなく産業用との組み合わせも考えられるが、電力および水素等の燃料生産用の高温熱と民生用の低温熱の組み合わせの検討が、立地地域への寄与という点からも重要と考えられる。このような原子力の民生用地域熱利用システムへの適用の可能性は、2.6 節で述べたような海外での核熱利用の事例や、地域エネルギーセンターとしての開発状況に基づいて評価し、検討していく必要がある。その検討において、熱供給事業という点から特に重要な課題を次にまとめる。

①供給エリアとユーザーの選択

遠距離熱輸送は設備費が高く経済的でないが、熱供給事業の規模の経済およびまとまった未利用熱の利用という点からは、ある程度の広域のユーザーを必要とする。このため適性な供給規模と地域の選択が熱供給事業を成功させるためには極めて重要である。また原子力プラントを大都市周辺に立地させる場合、立地周辺地域の複数のサテライト地域熱供給センターへ大容量の熱輸送をする必要があり、この長距離熱輸送の条件が熱供給システムの経済的な成立性を左右すると考えられる。立地点の選択、熱供給の規模、需要地までの距離等の条件による実現可能なシステムの検討が必要である。

②需要と供給の負荷バランス

民生用の地域の熱需要の特徴は、熱需要負荷の季節変動、昼夜の時間変動が大きいことである。このため設備の利用効率が悪くなり、熱供給の料金も高くつくことになることが最大の問題である。負荷を平滑化するには、ホテルや大型店舗等の異なったタイプの業務用施設をバランスよく含められると好都合である。しかし、ユーザーの構成による負荷の平滑化には限界があるので、かなりの規模の蓄熱槽の設置が効果的となる。このシステムへの組み入れ方は、ユーザーのライフスタイルやユーザー側での技術的な対応（例えば深夜電力の利用や省エネルギー）にも依存しており、今後の熱供給システムの最適設計において重要なポイントである。また熱供給事業者へ熱を供給するおおもとの原子力プラントの側で、発電や燃料生産により負荷調整が可能であれば熱供給事業者の負担は低減されるので、メタノール生産等を含めたトータルシステムとしての評価が必要である。

③社会基盤としての長期的観点からの計画的重要性

地域熱供給の設備は、みなと未来の計画にみられるように、共同溝に熱輸送管を設置するようすれば、最初の投資額は大きいが社会資本としての価値は大きい。都市の排熱利用に

によるエネルギー有効利用、温暖化防止への寄与、大気汚染防止、また防災上の意義（過去の例ではガス事故が格段に低減している）には非常に大きなものがあるが、これらは外部不経済としてサービス事業にはカウントされない部分が多い。従って、長期的な観点からの公共的な価値認識の下に、社会的な投資が必要である。このためにも、地域の都市計画の一環として、地域の住民の幅広い合意を得ながら計画を進める必要がある。

5. 核熱利用システムの評価モデルと予備的評価

第3章に記した核熱利用水素・C1燃料製造システムの種々の概念の内、部分酸化および高温水蒸気電解による石炭からのメタノール製造システム（以下「核熱利用システム」と略）に対し、電力併給も含め既存のプロセスと既存の電力供給システムの経済性および炭酸ガス発生量の削減効果の評価を行った。

5.1 評価の目的と評価モデル

(1) 評価の目的と評価フレーム

本核熱利用システムを、以下の2つのケースに適用した場合の評価を行う。

[ケースA]：石炭からのメタノール製造単一用途

[ケースB]：メタノール製造電力併給（日負荷変動に応じた電力供給）

すなわち[ケースA]は、核熱を全てメタノール製造に利用した場合で、天然ガス等を原料とする既存プロセスとの比較により、本システムの経済性および炭酸ガス発生量の削減効果の評価を行う。また[ケースB]では、図5.1-1に示すように、メタノールを製造しつつ、電力需要の日負荷変動分をシステム外部に送電する場合であり、核熱発生量は時間的に一定として、電力需要が低い場合には、余剰電力をメタノール製造のための水素製造に用いる。この場合には、軽水炉発電所と揚水発電所の組合せによる電力需要の日負荷対応システムとの経済性の比較を行う。

(2) 核熱利用システムの構成と評価モデル

①核熱利用システムの構成

本システムは、以下の設備から構成される。

- (a) 核熱供給システム（原子炉システム）
- (b) 発電プラント（外部への送電設備を含む）
- (c) メタノール製造プラント
- (d) 水素貯蔵設備

なお、(d)の水素貯蔵設備は[ケースB]のメタノール製造電力併給の場合にのみ使われ、メタノール製造プラントにおける水素需要の時間変化を吸収するための設備である。

②システムのエネルギーおよび電力の分担

本核熱利用システムを構成する設備における、エネルギーおよび電力の分担関係は以下のとおりである。

- ・原子炉システム：発電用エネルギー+メタノール製造プラント用熱エネルギー
- ・発電プラント：送電用電力+水素生成用電力+メタノール製造プラント用電力

[ケースA]の場合には、核熱はメタノール製造に使われるため、発電プラントの送電用電

力の項は不要となる。[ケースB]の場合には、発電プラントは図5.1-1の日負荷変動におけるピーク値（比率：約2.1）で発電するものとし、図5.1-1の最小負荷分までの電力（比率：1）は、メタノール製造プラントで消費し、最小負荷分を超える電力需要に対して送電する。また、ピーク時以外における余剰電力は、メタノール製造用水素の生成に用いる。[ケースB]の場合、図5.1-1の比率に対応した1日の電力量の関係は、各時刻におけるそれぞれの比率を24時間にわたり集計すれば以下のようになる。

| | |
|-------------------------|----------|
| 全発電量 | : 50.476 |
| [内訳] | |
| (a)メタノール製造プロセス用電力量（定常分） | : 24 |
| (b)送電（売電）用電力量 | : 14.784 |
| (c)水素生成用電力量 | : 11.693 |

③評価モデル

本核熱利用システムの評価にあたり、炭酸ガス税の要素を考慮した経済性評価モデルに、上記[ケースB]の評価を行うため以下の2つシステムに対する経済性評価モデルを追加した。

- (a)電力需要の日負荷変動分に応じたメタノール製造電力併給システム
- (b)軽水炉発電所と揚水発電所の組合せによる日負荷変動対応システム

軽水炉発電所と揚水発電所を組合わせた場合の電力分担の関係を図5.1-2に示す。軽水炉発電所は[A]の比率の定格出力で発電し、余剰電力分[B]を揚水発電所に給電して貯蔵し、軽水炉発電所の発電容量を超える電力需要時には[C]の電力が揚水発電所から送電される。また[ケースB]の評価において、メタノール価格および売電価格の試算のため、以下の3つのコスト・アロケーションの方法を用いた。

i) アロケーションI：パワークレディット法

売電価格を先に与え、以下の関係によりメタノール価格を算出する。

$$\text{メタノール製造コスト} = \text{システムの総コスト} - \text{売電収入}$$

ii) アロケーションII：用途別熱出力比例法

メタノール製造と売電の用途別熱出力に比例させて、原子炉システムと発電プラントの建設費を配分し、メタノール製造コストと売電コストを求めそれぞれの価格を求める。この場合メタノール製造プラントおよび水素貯蔵設備の建設費はメタノール製造コストになる。

iii) アロケーションIII：メタノール価格クレディット法

メタノール価格を先に与え、以下の関係により売電価格を算出する。

$$\text{売電コスト} = \text{システムの総コスト} - \text{メタノール販売収入}$$

5.2 評価に必要なデータ

(1) 核熱利用システム関連データ

①核熱利用システムの諸元

本システムの諸元は、以下のとおりである。

- | | |
|-----------------------------|----------------------|
| (a) 原子炉熱供給システム熱出力 | : 450 [MWt] |
| (b) 発電プラント電気出力 | : 194 [MWe] |
| (c) メタノール製造プラント用熱出力 | : 14 [MWt] |
| (d) 定格メタノール製造量（設備利用率：80%にて） | : 295,000 [ton/year] |
| (e) 設備利用率 | : 80 [%] |

なお、(d)の定格メタノール製造量：295,000ton/year の値は、[ケース A] の石炭からのメタノール製造の単一用途の場合に対応している。[ケース B] のメタノール製造電力併給（日負荷変動に応じた電力供給）の場合には、発生電力の一部は外部に送電されるため、前記5.1節(2)②の電力の分担関係より、表5.2-1に示すようにメタノール製造電力量は、平均して(b)の発電プラント電気出力の71%に低下するため、メタノール製造量は約209,000ton/year になる。

②システムのコストデータ

5.1節(2)①に記した本システムの構成設備、建設費、運転維持費等のコストデータを表5.2-2に示す。なお[ケース B]の評価において、メタノール製造量が71%に低下することから、メタノール製造プラントの建設費は0.6乗則を用いて、約280億円としている。また比較対象システムの軽水炉発電所の建設単価は343千円/kWe、揚水発電所の建設単価は600千円/kWeとし、揚水発電所については運転維持費は考慮しないものとする。

(2) 経済性評価に必要なデータ

①資本費

表5.2-2に示した各設備の建設費から、年間の資本費を算出するために、以下の条件およびデータを用いる。

(a)償却年数

- ・原子炉系（核熱供給システム、発電プラントおよび送電設備）
 - : 税法上の償却年数16年または耐用年数30年
- ・熱利用系（メタノール製造プラントおよび水素貯蔵設備）
 - : 税法上の償却年数9年または耐用年数30年

(b)残存価値 : 10%

(c)利子率 : 7%

(d)年間上昇率 : 実質で上昇なし

(e)年経費率：上記の(a)、(b)および(c)のデータより、減価償却のための資本回収係数が定まるが、この値と固定資産税を含めて16年償却で、0.13の年経費率が一般的であることから、利子と減価償却の年経費率分に定率を乗じて年経費率を求める。この年経費率を建設費に乗じて、年間資本費とする。

②核燃料費

核燃料単価に、設備利用率を考慮した年間発電量を乗じて年間核燃料費とする。核燃料費の年間上昇率は、実質で1%とする。

③運転維持費

原子炉系および熱利用系共に、年間運転維持費は建設費の4%とする。年間の上昇は、実質でないものとする。

④原材料費

本システムの原材料費は石炭代のみ考慮し5,000円/トンの値を用い、年間上昇率は実質で1%とする。

⑤天然ガス直接利用によるメタノール価格

〔ケースA〕の石炭からのメタノール製造单一用途の評価において、比較対象となる天然ガス等を原料とする既存プロセスによるメタノール価格は、1990年度価格で25円/kgとし、年間上昇率は実質で1~3%とする。

(3) 炭酸ガス関連データ

本システムは、石炭中の炭素を有効に利用し、環境への炭酸ガスの排出量をできる限り削減することを目的として検討されたメタノール製造システムである。

〔ケースA〕の評価において、本システムと、石炭および天然ガスから直接メタノールを合成する既存プロセスとを比較した場合の炭酸ガスの削減量、ならびに炭酸ガス課税時のメタノール価格の評価は以下のデータを用いて行う。

①炭酸ガス課税額

炭酸ガス課税額は、以下の2つの値について評価する。

- (a) 1990年時点で1.2円/kgCO₂にて年率1%で上昇
- (b) 1990年時点で3.6円/kgCO₂にて年率2%で上昇

②炭酸ガス発生量

炭酸ガス発生量は、各評価対象システムにおける製造時および製品メタノールの燃焼時に発生する炭酸ガスの合計量で評価する。各システムのメタノール重量当たりの炭酸ガス発生量は、メタノール燃焼エネルギーを5,420kcal/kgとすれば、次のとおりである。

- (a) 石炭直接利用システム : 4.08kgCO₂/kg メタノール
- (b) 天然ガス直接利用システム : 2.72kgCO₂/kg メタノール
- (c) 本システム : 1.43kgCO₂/kg メタノール

5.3 核熱利用システムの予備的評価

(1) 石炭からのメタノール製造システムの評価

[ケース A] の石炭からのメタノール製造単一用途について、5.2 節に記した条件およびデータを用いて、本システムの経済性および炭酸ガス発生量の削減効果の評価を行った。

① 経済性の評価

評価の結果を以下に示す。

ケース 1

表 5.3-1 に、1990 年運開とし、資本費を税法上の償却年数を用いて均等化して計算を行い、各年度におけるメタノール価格を評価したケースを示す。天然ガス原料のメタノール価格の年間上昇率を 最大の 3%とした場合にも、競合時期は 2020 年以降となる。

ケース 2

表 5.3-2 に、資本費を耐用年数を用いて評価したケースを示す。ケース 1 の場合に比べ資本費が低いため、図 5.3-1 に示すように、天然ガス原料のメタノール価格の年間上昇率が 3%の場合には、競合時期は 2016 年と早くなる。

なお本プラントの原子炉系は発電プラントとしても機能するが、参考として 5.2 節 (2) の評価条件①、②および③を用いて発電単価を算出すれば、

- ・建設費の償却年数を 16 年とした場合の発電単価 : 6.8 円/kWh
- ・建設費の償却年数を 30 年とした場合の発電単価 : 5.8 円/kWh

となる。

② 炭酸ガス発生量の削減効果と炭酸ガス課税時の経済性

(a) 炭酸ガス発生量の削減

年間 29.5 万トンのメタノール生産の場合、各評価対象システムでは製品燃焼時も含め、以下に示す量の炭酸ガスが発生する。

- i) 石炭直接利用システム : 約 120 万トン CO₂
- ii) 天然ガス直接利用システム : 約 80 万トン CO₂
- iii) 石炭ガス化電解水素システム : 約 42 万トン CO₂

従って、本システムの導入により炭酸ガスの発生量は、石炭直接利用システムの場合に比べ約 78 万トン、天然ガス直接利用システムの場合に比べ約 38 万トン削減できることになる。

(b) 炭酸ガス課税時のメタノール価格の評価

表 5.3-3 および図 5.3-2 に炭酸ガス税が 1.2 円/kgCO₂、年率 1% で上昇する場合について各評

価対象システム間のメタノール価格の評価結果を示す。本システムによるメタノール価格は、石炭直接利用の場合とは2020年で、天然ガス直接利用の場合とは2023年で競合することになる。

表5.3-4および図5.3-3に炭酸ガス税が3.6円/kgCO₂、年率2%で上昇する場合についての評価結果を示す。この課税条件では、本システムによるメタノール価格は、石炭直接利用の場合とは2008年で、天然ガス直接利用の場合とは2016年で競合することになる。

(2) メタノール製造電力併給システムの評価

[ケースB]のメタノール製造電力併給（日負荷変動分に応じた電力供給）の用途について、5.2節に記した条件およびデータを用いて、本システムによるメタノール価格および売電価格の試算を行い、売電価格については5.1節(2)③に記した軽水炉発電所と揚水発電所の組合せによる電力需要の日負荷対応システムとの比較を行った。

①メタノール製造電力併給システムの評価

5.1節(2)③に記した、アロケーションI：パワークレディット法による試算結果を図5.3-4に示す。本試算では売電単価をパラメータとしてメタノール単価を求めた。メタノール単価は、5.2節(2)に記した天然ガス直接利用によるメタノール価格25円/kgに比較して2倍程度になる。

アロケーションII：用途別熱出力比例法では、メタノール製造と売電の用途別熱出力は約7:3となり、この比に応じてメタノール製造コストと売電コストが配分され、メタノール価格は68.8円/kg、売電価格は6.8円/kWhになる。

アロケーションIII：メタノール価格クレディット法による試算結果を図5.3-5に示す。本試算ではメタノール価格を天然ガス直接利用による価格25円/kgとし、原子炉システムと発電プラントの建設費合計額をパラメータとして売電単価を求めた。建設費合計額は、5.2節(1)に記した軽水炉発電所の建設単価343千円/kWeに基づいた。売電単価は、軽水炉発電所の発電単価約10円/kWhに比較して3倍程度になる。

②軽水炉発電所と揚水発電所の組合せによるシステムの評価

図5.3-6にこのシステムによる売電単価の試算結果を示す。パラメータは揚水発電所の設備容量、すなわち建設費とした。売電単価は上記のメタノール製造電力併給システムの場合に比較して半額以下になっている。同図に示す軽水炉(2)のケースは、日負荷変動のピーク需要に応じた容量を備える軽水炉発電所が一定電力で発電し、電力需要の低下時には揚水発電所は用いず、発生電力を無駄に捨てるとの仮定の下に試算したものであり、売電単価は13.2円/kWhになる。この値は、この発電所のスケールメリットを考慮すればさらに低下するものと考えられる。

6. まとめ

長期的なエネルギー問題と環境問題の解決に寄与するため、どのような原子力の熱利用の方法が考えられ、また実現可能性があるかの検討評価を行った。この検討は、核熱利用システムの概念の比較およびその背景となる条件について幅広く調査し、評価モデルの開発と関連データの蓄積を図った。

現在世界各国で多量に使われ、豊富にある石炭を、今後炭酸ガス排出量の削減という制約の中で利用可能とする技術は、地球環境対策技術の中でも現実的な問題解決のための極めて重要な技術となっている。石炭をメタンやメタノール等のC1燃料に改質し、熱量当たりの炭酸ガス排出量を低減すること、またガソリン等の可搬エネルギーの需給逼迫に対応していくことは長期的に不可欠である。しかし、従来の石炭ガス化、液化技術はその効率の低さもあって改質プロセスで大量の炭酸ガスを排出し、ここに核熱を利用した石炭改質システムの大きな意義がある。

石炭のガス化等の石炭改質技術には多様なものがあり、多くの選択の可能性がある。このためまず石炭の改質技術の最近の開発の状況について、石炭ガス化技術の開発の立場から現状技術の評価と今後の可能性を検討した。最近の石炭ガス化技術の開発では、次の3つの動向が特に注目される。

①テキサコ法の商業化の成功

水でスラリー化した石炭をダウンフローの気流層でガス化する方法で、溶融石炭灰の処理、多用な石炭への適用可能性を実証する等の画期的な成果を挙げた。

②スラッギングルギ炉の開発

低酸素比条件を維持したまま高炭素転換率を可能とし、タールから有用生成物を分離する等、石炭の総合転換技術として、また二酸化炭素の発生を抑える点でも期待できる（冷ガス効率90%以上、冷ガス効率=生成ガスの燃焼熱／石炭の燃焼熱）。

③ドライフィードの加圧気流床炉の開発

SHELL および日本で開発中の HYCOL 等。微粉炭のドライフィード、水冷壁からなる間接ガス冷却方式により、①では冷ガス効率が70%程度であるのに対して8%程度上昇する等、今後の主流となる方向を示す成果をあげつつある。

このようなガス化技術の動向に対し、核熱利用の方法としては、核熱を利用した水素を用い、また石炭ガス化と組み合わせてメタノールを製造するシステムを対象とすることとし、システム概念の検討評価を行った。今回の検討では、石炭ガス化法と水素製造法の組み合わせについて、種々のシステムを比較検討すると共に、2つのタイプの核熱利用メタノール製造システムの概念を検討した。その第1は、現在の技術で対応可能な石炭ガス化部分酸化法と高温水蒸気電解法を組み合わせるシステムである。第2の方法は、開発要素は多いものの核熱の直接利用を指向するものとして、石炭の水蒸気ガス化法を採用するものであり、これとメタンの水蒸気改質法を組み合わせるシステムである。前者は、高い炭素転換率（95%）

が可能で、発生する二酸化炭素も少ない。しかし、核熱の利用の大半は、電気にしてから水素生成の電解に用い、この水素をガス化した石炭ガスに反応させるという迂回生産のプロセスのため、プラント総合効率（＝製品発熱量／総入力熱量）が低いという問題がある。後者は、炭素有効利用度は、92%と低くなるが、プラント総合効率は67%と高くなる。ただし、流動床の材料の寿命等、技術的に解決を要する課題がある。

以上のような核熱利用システムを幅広い観点から検討するため、石炭利用の将来動向、化学原料需要の将来動向、地域エネルギー需要の将来動向についてまとめ、シナリオ構築と評価の基礎データとした。

核熱利用システムの評価モデルの開発については、炭素税等に関する感度解析を行える経済性評価モデルをベースとして、さらに電力需要の負荷変動に対応した電力供給とメタノール生産を行うシステムを評価するモデルの検討を行った。これは低需要時の電力をメタノール生産と水素製造に用いるシステムを評価するもので、夜間電力を揚水発電により電力貯蔵している現在のシステムとの総合的な経済性の比較評価も可能である。

現在の揚水発電による電力貯蔵と負荷変動への対応は、効率が良いシステムとは言えないでの、電力貯蔵の代わりに水素製造、あるいはメタノール生産を行うシステムは、総合的効率、経済性という点で非常に魅力的なシステムとなる可能性が示された。問題は、今回評価対象とした石炭ガス化部分酸化法と高温水蒸気電解法を組み合わせるシステムでは、主なエネルギーの流れが核熱→電力→水素→メタノールというプロセスを経るため、結局単位発熱量当たり電力より高いメタノール単価になる点にある。

今後、石炭の改質と原子力の熱利用を組み合わせ、さらに魅力的なシステム概念を構築していくことが必要である。またこのような時代の要請に応えるようなシステムを、幅広く総合的に検討することは、現在利用ニーズが必ずしも明確でない原子力の熱利用について、その意義を明確にし、開発課題を具体化していくためにも不可欠である。この目的に応えうるさらなる評価モデルの検討とデータの整備も重要課題である。

参考文献

- (1) 「石炭の高温ガス化とガス化発電技術」、日本エネルギー学会ガス化委員会編、
アイピーシー社、1994年
- (2) 「石炭技術総覧」、(財)エネルギー総合工学研究所石炭研究会編、電力新報社、1993年
- (3) 「地球温暖化問題ハンドブック」、小宮山宏監修、アイピーシー社、1990年
- (4) 「CO₂・地球温暖化対策技術」、シーエムシー社、1990年
- (5) 「炭酸ガス対策の新展開」、東レリサーチセンター社、1993年
- (6) E.Raud et al, "Utilization of process heat from the HTGR in the oil refining and related industries", International Conference on Design and Safety of Advanced Nuclear Power Plants, Oct. 25-29, 1992, Tokyo, Japan
- (7) V.N. Grebennik et al, "Prospects of HTGR Nuclear Heat Application in Russia", 2nd JAERI Symposium on HTGR Technologies, Oct. 21-23, 1992, Oarai Japan
- (8) W.Dazhong et al, "High Temperature Process Heat Application of Nuclear Energy in China", IAEA Technical Committee Meeting on High Temperature Application of Nuclear Energy", Oct. 19-20, 1992, Oarai Japan
- (9) W.Dazhong et al, "Present Status and Development Strategy of the HTGR Program in PRC", July 1990, 1st JAERI Symposium on HTGR Technology, Tokyo, Japan
- (10) I.R. Subki et al, "Plan for the Application on HTGR Technology in Support of Sustainable Development in Indonesia", 2nd JAERI Symposium on HTGR Technologies, Oct. 21-23, 1992, Oarai, Japan
- (11) M. Murdin "Technical and Design Characteristics Desired for HTGR in Indonesia", IAEA Technical Committee Meeting and Workshop on Desired Characteristics for the Next Generation of Gas Cooled Reactor, June 24-28, 1991, Vienna, Austria
- (12) H. Carvajal, "Next Future Application Possibilities of HTGRs in Venezuela", 2nd JAERI Symposium on HTGR Technologies, Oct. 21-23, 1992, Oarai, Japan
- (13) E. Obryk, "Desired Characteristics of Gas-Cooled Reactor for Co-generation with Siting in Densely Populated Areas", IAEA TCM on Desired Characteristics for the Next Generation of Gas Cooled Reactor, June 24-28, 1991, Vienna, Austria
- (14) IAEA-TECDOC-615 "Nuclear applications for steam and hot water supply", IAEA, July 1991
- (15) 「中小型軽水炉開発調査（中小型軽水炉の利用分野に関する調査及び中小型軽水炉の立地に関する調査）報告書」、日本原子力産業会議、昭和57年7月
- (16) 「中小型軽水炉開発調査（中小型軽水炉の利用等に関する調査）報告書」、
日本原子力産業会議、昭和58年6月
- (17) Ma Zhi-hua et al, Fuel Process Tech., 31, 69, 1992
- (18) Muhlen, H. J. et al, Fuel, 64, 944, 1985
- (19) Schroeter, H. J. et al, Nucl. Heat Appl., 291, 1984

- (20) Kubiak, H., et al, Fuel, 62, 242, 1983
- (21) 角田良吉、FAPIG, 111, 76, 1985
- (22) 「内外化学品資料」、シーエムシー社、1992年
- (23) 「シミュレーションで探る化学130品目の中期トレンド'90~'95」、
化学工業日報社、1990年

表 2.1-1 热損失に伴う各生成物の変化

| 項目 \ 热損失 | 5 % | 10 % | 15 % |
|---|---------|---------|--------|
| H ₂ 生成量の減少 (m ³ /kg) | 0.08942 | 0.21292 | 0.3964 |
| CO生成量の増加 (m ³ /kg) | 0.08972 | 0.21273 | 0.3962 |
| CO ₂ 生成量の減少 (m ³ /kg) | 0.08966 | 0.21275 | 0.3962 |
| 供給水蒸気量の減少 (m ³ /kg) | 0.96270 | 1.90990 | 2.8415 |
| 反応水蒸気量の減少 (m ³ /kg) | 0.08938 | 0.21255 | 0.3961 |

表 2.1-2 各種石炭ガス化法の比較

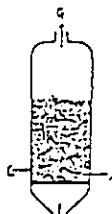
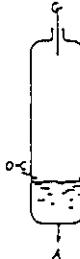
| 項目 | 固定床 | 流動床 | 気流層 | 噴流層 | 溶融床 |
|--------------------------------------|---|---|---|---|---|
| ガス化炉の概略 |  |  |  |  |  |
| A : 灰 C : 石炭 G : 生成ガス O : 液素 S : 水蒸気 | | | | | |
| 炉一基当りの石炭処理量 | 少 | 中 | 大 | 中 | 大 |
| 単位石炭量当りの酸素消費量 | 少 | 中 | 大 | 中 | 大 |
| ガス化剤中の水蒸気 | 多い | 多い | ドライ: O 水スラリー: 多い | 多い | 鉄浴: 少ない 溶融塩: 入れる |
| ガス化温度(ガス化炉を離れるときのガス温度) | 低 (400~800°C) | 中 (850~1000°C) | 高 (1350~1600°C) | 中~やや高 (900~1100°C) | 中 OR 高 (900 OR 1600°C) |
| ガス化炉の加圧化技術 | 完成、商業化 | ほぼ完成 | 水スラリー: 完成 ドライ: 開発中 | 開発中 | 開発中だが難しい |
| ガス化炉内のガス線速度 | 遅い | 比較的はやい | 速い | 吹き込みは速い 炉内に線速度分布 | 鉄浴: 速い 溶融塩: ? |
| 石炭粒径 | 大 5~50mmφ | 中 0.1~3mmφ | 小 200メッシュ以下 | 中 1~5mmφ | 小 200メッシュ以下 |
| 炭種の制限 | 発熱量 | — | 高発熱量 | — | 原理上は高発熱量 |
| 粘結性 | 非粘結~微粘結 | 非粘結 | — | 非粘結~微粘結 | 原理上はない |
| 灰の融点 | 高融点 | 高融点 | 低融点 | 高融点 | 鉄浴: 低融点 |
| 生成ガスの特徴 | CO ₂ , CH ₄ が多い 未反応H ₂ Oが多い | CO ₂ , 未反応H ₂ Oが多い | 水スラリー: CO ₂ が多い ドライ: CO ₂ が少ない | CO ₂ , 未反応H ₂ Oが多い | 鉄浴: CO ₂ が少ない |
| 副生成物 | タールが多い | ダスト ガス化温度<950°C タールを副正 | ダスト(ワイヤッシュ) 多量のスチーム | ダスト ガス化温度<950°C タールを副正 | ダスト ガス化温度<950°C タールを副正 |
| 灰の抜き出し方法 | ドライ (スラグタップも検討中) | ドライORアッシュ アグロメレイション | スラグタップ | ドライORアッシュ アグロメレイション | スラグタップ 溶融塩と共に抜き出し、溶融分離 |
| 炭素転換率 冷ガス効率 熱損失 | 低い (80~85%) タール副正 高い (85~90%) 炉内熱交換 顯熱、放熱共に低い | 低い (90~95%) タール、ダスト副正 低い (75~80%) 顯熱: 比較的小 放熱: 大 | 高い (95~99%) 低い (70~80%) 顯熱: 大 (熱回収 放熱: 大) | 低い (90~95%) タール、ダスト副正 低い (75~80%) 顯熱: 比較的小 放熱: 大 | 高い (95~99%) 低い (70~80%) 顯熱: 大 放熱: 大 |

表2.2-1 世界の石炭ガス化複合発電の開発状況

| 名 称 | 主スポンサー (設置場所) | 形 式 量 | 用 途 | 開 発段階 | 運 転開始 | 送 電端 熱効率 (%) | ガス化剤 | 石炭供給方式 | ガス精製 | ガス タービン |
|---|---|--------------------------|-----|------------------------|-----------------------|--------------------|------|--------|------------------|-------------|
| 200T/D 石炭ガス化 バイロットプラント (三養軒) | NEDO, 電力各社 (福島県勿来) | 噴流床 200T/D 12.5MW | 発電用 | バイロット プラント (実施中) | 1991年 (実証規模 試算) | 43.1 | 空気吹き | 微粉炭供給 | 乾式ガス精製 | 1300°C 級 |
| Cool Water Proj. (TEXACO炉) | EPR1, TEXACO (米 Dugget) | 噴流床 1000ST/D 120MW | 発電用 | 実証プラント (試験終了) | 1984年 (~89年) | 31.8 | 酸素吹き | スラリー供給 | 湿式ガス精製 | 1100°C 級 |
| Tampa Elec. Florida (TEXACO炉) | Tampa Electric TEXACO GE (米 Polk Country) | 噴流床 260MW | 発電用 | 商用プラント (計画中) | 1996年 | 40.5 | 酸素吹き | スラリー供給 | 湿式ガス精製 (一部乾式) | 1300°C 級 |
| Buggenom IGCC Proj. (SHELL炉) | Demkolec (西 Buggenum) | 噴流床 2000T/D 250MW | 発電用 | 実証試験後 商用 (建設中) | 1993年 | 41.4 | 酸素吹き | 微粉炭供給 | 湿式ガス精製 | 1100°C 級 |
| Wabash River IGCC Repowering Proj. (DOW炉) | Destec Energy & PSI Energy (米 Wabash River) | 噴流床 260MW | 発電用 | 実証プラント (計画中) | 1995年 | | 酸素吹き | スラリー供給 | 湿式ガス精製 | |
| DOW Syngas Proj. (DOW炉) | Destec Energy (DOW Chemical) (米 Plaquemine) | 噴流床 2400ST/D 160MW | 発電用 | 自家用プラント (運転中) | 1987年 | | 酸素吹き | スラリー供給 | 湿式ガス精製 | |
| KoBra Proj. (HTW炉) | RWE Energy Rheinbraun (独 Köln) | 流動床 3600ST/D 300MW | 発電用 | 実証プラント (計画中) | 1995年 | | — | — | — | — |
| Puertollano IGCC Proj. (Prentlo炉) | ENDESA (西 Puertollano) | 噴流床 2500T/D 320MW | 発電用 | 実証プラント (建設中) | 1996年 | 41.0 | 酸素吹き | 微粉炭供給 | 湿式ガス精製 | 1100°C 級 |

表 2.4-1 開発目標

| 項目 | 目標 |
|---------|-------------------------|
| カーボン転換率 | 98 %以上 |
| 冷ガス効率 | 78 %以上 |
| 連続運転 | 1,000 時間 |
| ガス化圧力 | 30 kg/cm ² g |

表 2.4-2 石炭性状（太平洋炭）

| | | |
|---------|------|---------------|
| 発熱量(無水) | | 6,770 kcal/kg |
| 工 | 水分 | 無水 |
| 業 | 固定炭素 | 40.4 wt% |
| 分 | 揮発分 | 46.0 wt% |
| 析 | 灰分 | 13.6 wt% |
| 燃料比(無水) | | 0.88 |
| 全硫黄 | | 0.26wt% |
| 灰 | 軟化点 | 1,260°C (還元) |
| 融 | 融点 | 1,300°C |
| 点 | 溶流点 | 1,340°C |

表 2.5-1 既存商用プロセスの分類

| | | | |
|------------------------|--|---|--|
| | 候補となる有用な化学製品 H ₂ CH ₃ OH NH ₃ CO(NH ₂) ₂ | C ₂ H ₄ C ₂ H ₆ CO(NH ₂) ₂ | 吸熱反応でしかも Heat duty が大きいプロセス。 生産量が大きいプロセス。 |
| CO ₂ 対策のレベル | ①燃焼ガスとしての CO ₂ 削減 【核熱の利用】 | H ₂ CH ₃ OH NH ₃ CO(NH ₂) ₂ | C ₂ H ₄ の分解反応は滞留時間の問題で除外される。 |
| | ②原料からCO ₂ 放出 | H ₂ NH ₃ | 製品にカーボンが入らないためCO ₂ として大気へ放出される。 |
| | ③原料カーボンの100% 利用 | CH ₃ OH CO(NH ₂) ₂ | 原料カーボンはすべて製品に移行するとともに、 H ₂ が副製品として発生する。 |
| | ④原料としての CO ₂ 再利用 | CH ₃ OH [*] CO(NH ₂) ₂ | CH ₃ OHもCO(NH ₂) ₂ も化学量論反応ではH ₂ が1モル余分になることから、この分CO ₂ を原料として添加できる可能性がある。 |

* : このうち、CH₃OHについては既に検討済みであるので、CO(NH₂)₂について検討を実施する。

表2.5-2 CO₂を原料とするR & Dプロセスの分類

| 分類 | | 代表例 | |
|------------------|----------------|--|---|
| (1) 塩基との反応 | ①窒素による求核攻撃 | カルバミン酸エステル オキサゾリドン | R ₂ NCOR' |
| | ②酸素による求核攻撃 | イソシアネート 炭酸 炭酸塩 モノアルキルカルボネート ポリカルボネート | R-N-C=O H ₂ CO ₃ M ₂ CO ₃ RCO ₃ - [R ₃ NH] + |
| | ③水素及び炭素による求核攻撃 | 螺酸 酢酸 カルボン酸エステル | HCOOH CH ₃ COOH RCOOR |
| | ④不飽和化合物による求核攻撃 | 重合ポリマ | (CH ₂ -CH ₂ -O-P-CH ₂ -CH-CO) _n Ph O |
| (2) 転移を伴う反応 | ①炭酸化反応 | サリチル酸* | C ₆ H ₄ (OH)COOH |
| | | カルボキシルビオチン | EnZ-Biotin-COO- |
| (3) 脱水過程を経る反応 | ①尿素合成反応 | 尿素誘導体 | (RNH) ₂ CO |
| | ②炭酸エステル合成反応 | ポリ尿素 | (NH-C ₆ H ₄ -NHC) _n |
| | ③還元反応 | 炭酸エ斯特ル | RO-C(=O)-OR |
| | | ホルムアルデヒド メタノール メタン ジエチルケトン エチレン | HCHO CH ₃ OH CH ₄ Et ₂ C=O C ₂ H ₄ |
| (4) 付加反応 | ①珪素化合物との反応 | カルバミン酸シリエ斯特ル | RNCOSiMe ₃ |
| | ②高歪化合物との反応 | 螺酸シリエ斯特ル オキサゾリドン | HCOSiR ₃ |
| | | ポリウレタン | (CH ₂ CH ₂ N-CO)x-(CH ₂ CH ₂ N) _{1-x} |
| | | ポリカルボネート | Ph O Ph |
| | ③不飽和化合物との反応 | α-ビロン β-ビロン ラクトン (一例: γ-ブチロラクトン) | (CH ₂ CH ₂ O-CO) _n |
| | | ヒドロキシアルキルエ斯特ル | R ₄ C ₅ O ₂ |
| | ④二次的な付加反応 | ビニルエ斯特ル | (R ₂ N) ₂ (Ph) ₂ C ₅ O ₂ |
| * : 工業的に実施されている。 | | | CH ₂ CH ₂ CH ₂ COO |

表 2.5-3 全体熱物質収支

| 項目 | 単位 | 尿素製造プロセス | エチレン製造プロセス |
|--------------------------------------|---------------------|---------------------|--------------------|
| (1)生産量 | ton/day | 1,000 | 1,000 |
| (2)原料メタン | Nm ³ /hr | 30,000 | 70,000 |
| (3)CO ₂ 削減量 燃焼ガス 原料 | ton/hr | 合計 20 19 1 | 合計 81 11 70 |
| (4)副製品 | ton/hr | 0 | CO : 42 |
| (5)核熱利用量 主反応系 熱回収系 | Mw | 合計 185 100 85 | 合計 110 60 50 |

表 2.6-1 旧ソ連の産業における HTGR 热利用市場

| 産業 | 導入可能な原子炉出力 GWh |
|-----------------|-------------------|
| 鉄金属 | 10 - 20 |
| アンモニア製造 | 3 - 10 |
| 水素製造 | 10 - 20 |
| メタノール製造 | 5 |
| 石油精製・石油化学 | 30 - 35 |
| 石油生産 | 50 - 55 |
| 合成燃料製造 | 15 - 20 |
| 他の産業(非鉄金属、採鉱など) | 20 - 30 |
| 合計 | 175 - 225 |

表 2.6-2 HTR-10 の主要諸元

| | |
|-----------|-----------------|
| 熱出力 | 10 MW |
| 1 次ヘリウム圧力 | 3.0 MPa |
| 原子炉入口温度 | 250 °C |
| 原子炉出口温度 | 700 °C / 950 °C |
| 1 次冷却材流量 | 4.3 kg / s |
| 蒸気圧力 | 4.0 MPa |
| 蒸気温度 | 440 °C |
| 蒸気流量 | 3.47 kg / s |
| 炉心直径 | 180 cm |
| 炉心高さ (平均) | 197 cm |

表 2.6-3 ベネズエラにおける核熱利用ポテンシャル

| 用 途 | 推 定 容 量 | 所 用 热 出 力 (WG) | 必 要 時 期 |
|---------------|---------------------------------------|-------------------|--------------|
| オリノコ・オイルハルト開発 | 10^6 bbl/day | 23 | 2010年 |
| 石油精製 | 2.5×10^6 bbl/day | 5 | 2010年 |
| 直接還元製鉄 | 8.3×10^6 t/y | 2.5 | 2010年 |
| アルミナ生産 | $1 \sim 2 \times 10^6$ t/y | 1 ~ 2 | 2000 ~ 2010年 |
| 石油化学 | 4.6×10^6 t/y | 4.6 ~ 9.2 | 2000 ~ 2010年 |
| 海水脱塩 | 1.2×10^6 m ³ /day | 4.1 | 2020年 |

表 3.1.1 各種石炭ガス化法の比較

| 製造方法 | 特徴 | 反応式 | 炭素転換率 | 選定 |
|---------|--|---|----------------------------|-------------------------------------|
| 部分酸化法 | 1. 生成ガスの一部を燃焼させるため熱的に自立 2. メタノール製造システムトータルの効率の観点から最も適したガス化法 3. 既存の石炭ガス化法 | $(CH_4) + 1/2 O_2 \rightarrow CO + 1/2 H_2$ | 99%以上 | 既存技術で対応可能な方法として選定 |
| 水蒸気ガス化法 | 1. 核熱を直接供給しがス化を行うことが可能 2. 現状、実験規模段階（東中國大学、BF, ルルギ社等） | $(CH_4) + H_2O \rightarrow CO + 3/2 H_2$ | 約62% (テストベンチ) (平衡計算) | 開発課題は多いが、石炭のガス化へ核熱が直接利用できるシステムとして選定 |
| 水添ガス化法 | 1. 石炭に水素を高温で添加することにより、 CH_4 を中心とした高カロリーガスを取り出すガス化法 2. 現状、実験規模段階（Rockwell社, IGT社, 大阪ガス, 東京ガス等） | $(CH_4) + 3/2 H_2 \rightarrow CH_4$ | 約60% | |

表 3.1-2 各種水素製造法の比較

| 製造方法 | 原 料 | 特 微 | 反 応 | 圧力及び温度 | 規 模 | 備 考 | 選 定 |
|-----------------------------|-------------------------|---|--|---|--------|-----|--|
| 1. 水電解 | ①高温水蒸気电解法 水 | ①水蒸気を分解するため、水電解に必要なエネルギーが小さくなり、エネルギー効率が高い。(90~95%可能) ②基礎研究段階であるが、水素製造の将来システム。 | 電解質として、ジルコニウム、アルミニウム等の酸化物を用い、高温の水蒸気を電気分解する。 $(\text{陰極}) \text{H}_2\text{O} + 2\text{C}^- \rightarrow 0^{2-} + \text{H}_2$ $(\text{陽極}) 0^{2-} \rightarrow 2\text{C}^- + \frac{1}{2}\text{O}^2$ | 900~1000°C 1 Nm ³ /h | | | 核熱を利用して高効率な水素製造可能な方法として選定。 |
| | ②固体高分子水電解法 電解 | ①電流密度を大きくでき、大容量化に適す。 ②水素純度が高い。(5N以上) ③エネルギー効率が90%以上(常温で高効率の電解が可能)と高い。 ④モジュールの製作コストが高く、低量化が必要。 | イオン交換膜を用い、水を電気分解する。 $(\text{陰極}) 2\text{H}^+ + 2\text{C}^- \rightarrow \text{H}_2$ $(\text{陽極}) \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}^+ + 2\text{C}^- + \frac{1}{2}\text{O}^2$ | 常温~50気圧 1~20Nm ³ /h | | | ガスクロ用の小規模の水素発生装置は既に商用化済。 |
| 2. メタンの水蒸気改質法 化石燃料の水蒸気改質 | ③アルカリ水溶液水電解法 天然ガスナフサ | 水を電気分解して水素を製造する方法は実用化されているが、効率向上及び大容量化を目標に開発が進められている。 ①効率向上のため、高温・高圧下で電気分解を行う。 ②エネルギー効率は約70% (試験では85%を達成) | 30% KOHアルカリ溶液を電気分解する。 $(\text{陰極}) 2\text{H}_2\text{O} + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$ $(\text{陽極}) 2\text{H}^+ \rightarrow \frac{1}{2}\text{O}^2 + \text{H}_2\text{O} + 2\text{C}^-$ | 20~30気圧 90~120°C ~750Nm ³ /h | | | 石油危機以後、水から直接水素を製造することが国際エネルギー機関(IEA)より提案され、我が国ではサンシャイン計画で開発が進められている。 |
| | | ①製品ガスの水素純度が65~75%と高い。 ②部分酸化法に比べて製造コストが安い。 ③触媒を使用するため、原料中の硫黄分は0.2ppm以下に制限される。 | 20~30%の酸化ヒニッケルを含む耐火セメントを触媒として水蒸気ににより原料を改質する。 $\text{CmHn+mH}_2\text{O} \rightarrow \text{mCO} + (\text{m+n}/2)\text{H}_2$ $\text{mCO} + \text{mH}_2\text{O} \rightarrow \text{mCO}_2 + \text{mH}_2$ | 10気圧 800~850°C 100~150万Nm ³ /日 | | | 化石燃料を使用するため、将来エネルギー問題あるものの安価な水素供給源として比較対象に選定。 |
| 3. 热化学法 热化学法 | 水 | | A+B+H ₂ O → AH ₂ +BO AH ₂ → A+H ₂ BO → B+ $\frac{1}{2}\text{O}^2$ (A, B : 触媒) | 100~900°C | 基礎研究段階 | | 熱化学法は、100t以上のサイクルが提案されているが、経済性のあるサイクルは限られている。 |

表 3.1-3 核熱・石炭によるメタノール製造システムのシステム比較
(部分酸化 + 高温水蒸気電解および水蒸気ガス化 + メタンの水蒸気改質)

| システム | システム構成フロー | 特徴 | 問題点 | 検討項目 および開発課題 |
|--------------------------------|---|--|--|---|
| 部分酸化 + 高温水蒸気電解 | <pre> graph TD Steam[Steam] --> PO[Partial Oxidation] PO --> SOSE[SOSE] PO --> Methanol[Methanol] SOSE --> Elec[Electricity] Elec --> ElecReact[Electrolyzer] ElecReact --> Methanol Methanol --> HTWE[High Temperature Water Electrolysis] </pre> | 1. ガス化炉が燃的に自立(ガス化炉は既存技術) 2. 高い炭素転換率が得られる。 3. 異間の電力ピーク時は発電、複間は核熱を直接利用して水素、メタノールに変えて利用できる。 | 1. 現状高温水蒸気電解装置実効規模レベル 2. 高温水蒸気電解装置(セル)高価 | 1. 高温水蒸気電解装置の実用化 2. 高効率発電システムの実用化 |
| 核熱 + 水蒸気ガス化 メタンの水蒸気改質 | <pre> graph TD Nuclear[Nuclear Heat] --> SG[Steam Gasification] SG --> CH4[CH4] CH4 --> Synthesis[Synthesis] Synthesis --> Methanol[Methanol] </pre> | 1. 高温ガス炉の熱を直接利用(電気エネルギーへの変換がない) | 1. 水蒸気ガス化炉(流動層)内の石炭中のタールによる流動層阻害の為、運転温度が限られる。 2. ガス化炉内、吸熱反応の為、炉内にも核熱の供給必要 3. 現状、炭素転換率低い(実験値ベース 62%程度) 4. メタノール製造原料として、石炭に加えメタンを使用するため、炭素利用率が悪い、 5. 将来のエネルギー構成の観点より、天然ガス等が枯渇した場合、システムとして不成立。将来の天然ガスの位置づけを評価する必要がある。 | 1. 水蒸気ガス化炉の開発 2. 水蒸気ガス化炉の開発 3. 炭素転換率の向上方法 4. 中間熱交換器または高温弁の成立性 5. 天然ガス等の供給 |

表 3.2-1 部分酸化 + SOSE と水蒸気ガス化 + リフォーマの比較

| システム 項 目 | ① (部分酸化 + S O S E) | ② (水蒸気ガス化 + リフォーマ) |
|-------------------------------------|-----------------------|------------------------|
| 化石燃料からの メタノール転換率 | 135% | 115%* < 90 % > ** |
| 入力熱量 における 核熱の割合 | 70% | 45%* < 40 % > ** |
| 炭素有効利用度 | 95% | 92%* < 68. 3 % > ** |
| 核熱利用 による C O ₂ 削減率 | 70% | 50% |

* 炭素転換率95% (平衡計算)

** 炭素転換率62% (実験結果)

表 4.1-1 アジア各国の発電部門における化石燃料消費量と構成比の変化

| 国名 | 年度 | 石炭 | | 石油 | | ガス | | 化石燃料計 | |
|----------------|-------|---------|-------|---------|-------|--------|------|---------|-------|
| | | | (%) | | (%) | | (%) | | (%) |
| 1. 中国 | ※1980 | 63,243 | 74.9 | 20,669 | 24.5 | 571 | 0.7 | 84,483 | 100.0 |
| | 1987 | 108,887 | 85.3 | 16,616 | 13.0 | 2,169 | 1.7 | 127,672 | 100.0 |
| 2. 日本 | 1975 | 12,410 | 15.4 | 63,840 | 79.0 | 4,520 | 5.6 | 80,770 | 100.0 |
| | 1987 | 21,390 | 24.6 | 38,340 | 44.2 | 27,070 | 31.2 | 86,800 | 100.0 |
| 3. インド | 1975 | 13,909 | 85.8 | 2,006 | 12.4 | 303 | 1.9 | 16,218 | 100.0 |
| | 1987 | 42,053 | 89.7 | 2,560 | 5.5 | 2,255 | 4.8 | 46,868 | 100.0 |
| 4. インドネシア | 1975 | 0 | 0.0 | 2,603 | 100.0 | 0 | 0.0 | 2,603 | 100.0 |
| | 1987 | 1,876 | 24.3 | 5,731 | 74.4 | 97 | 1.3 | 7,704 | 100.0 |
| 5. 韓国 | 1975 | 513 | 10.7 | 4,267 | 89.3 | 0 | 0.0 | 4,780 | 100.0 |
| | 1987 | 4,063 | 57.1 | 1,092 | 15.3 | 1,958 | 27.5 | 7,112 | 100.0 |
| 6. 北朝鮮 | 1975 | 2,991 | 100.0 | 0 | 0.0 | 0 | 0.0 | 2,991 | 100.0 |
| | 1987 | 6,611 | 100.0 | 0 | 0.0 | 0 | 0.0 | 6,611 | 100.0 |
| 7. 台湾 | 1975 | 431 | 10.2 | 3,632 | 85.9 | 163 | 3.9 | 4,227 | 100.0 |
| | 1987 | 5,250 | 79.0 | 1,393 | 21.0 | 0 | 0.0 | 6,643 | 100.0 |
| 8. タイ | 1975 | 100 | 8.1 | 1,135 | 91.9 | 0 | 0.0 | 1,235 | 100.0 |
| | 1987 | 1,546 | 28.0 | 545 | 9.9 | 3,439 | 62.2 | 5,530 | 100.0 |
| 9. パキスタン | 1975 | 23 | 1.6 | 302 | 21.2 | 1,098 | 77.2 | 1,422 | 100.0 |
| | 1987 | 12 | 0.3 | 1,409 | 40.4 | 2,070 | 59.3 | 3,491 | 100.0 |
| 10. イラン | 1975 | 53 | 2.0 | 2,642 | 98.0 | 0 | 0.0 | 2,695 | 100.0 |
| | 1987 | 536 | 15.7 | 2,880 | 84.3 | 0 | 0.0 | 3,416 | 100.0 |
| 11. マレーシア | 1975 | 0 | 0.0 | 1,160 | 100.0 | 0 | 0.0 | 1,160 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 2,205 | 73.3 | 802 | 26.7 | 3,007 | 100.0 |
| 12. ハンガリーラテンギア | 1975 | 0 | 0.0 | 148 | 45.0 | 180 | 55.0 | 328 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 289 | 18.6 | 1,266 | 81.4 | 1,555 | 100.0 |
| 13. ベトナム | 1975 | 592 | 100.0 | 0 | 0.0 | 0 | 0.0 | 592 | 100.0 |
| | 1987 | 984 | 100.0 | 0 | 0.0 | 0 | 0.0 | 984 | 100.0 |
| 14. 香港 | 1975 | 0 | 0.0 | 1,708 | 100.0 | 0 | 0.0 | 1,708 | 100.0 |
| | 1987 | 4,924 | 93.6 | 336 | 6.4 | 0 | 0.0 | 5,260 | 100.0 |
| 15. シンガポール | 1975 | 0 | 0.0 | 1,054 | 100.0 | 0 | 0.0 | 1,054 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 2,483 | 100.0 | 0 | 0.0 | 2,483 | 100.0 |
| 16. カバール | 1975 | 0 | 0.0 | 9 | 100.0 | 0 | 0.0 | 9 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 21 | 100.0 | 0 | 0.0 | 21 | 100.0 |
| 17. ミャンマー | 1975 | 11 | 12.8 | 33 | 40.6 | 38 | 46.7 | 82 | 100.0 |
| | 1987 | 12 | 3.5 | 119 | 34.3 | 216 | 62.1 | 348 | 100.0 |
| 18. スリランカ | 1975 | 0 | 0.0 | 14 | 100.0 | 0 | 0.0 | 14 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 161 | 100.0 | 0 | 0.0 | 161 | 100.0 |
| 21. ブルネイ | 1975 | 0 | 0.0 | 1 | 1.5 | 68 | 98.5 | 69 | 100.0 |
| | 1987 | 0 | 0.0 | 31 | 7.9 | 360 | 92.1 | 391 | 100.0 |
| アフターアクション | 1975 | 101,762 | 43.4 | 113,374 | 48.4 | 19,200 | 8.2 | 234,336 | 100.0 |
| | 1987 | 203,394 | 63.3 | 76,212 | 23.7 | 41,702 | 13.0 | 321,308 | 100.0 |

原データ出典) 1. 「WORLD ENERGY STATISTICS AND BALANCES OECD/IEA」。
 但し、日本は、「ENERGY BALANCES OECD/IEA」。
 2. 中国の1980年以降は、「中国能源統計年鑑1989 国家統計局」。

表 4.2-1 エチレンの需要動向

エチレン需給予測

| 〔部門名〕 | 実績 | | 予測 | | 成長率(%) | (単位:t _j) |
|--------------------|-----------|-----------|-----------|--------|--------|----------------------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 1990年 | | |
| エチレン | 47,654 | 66,577 | 79,068 | 90,85 | 3.50 | |
| 合成アルコール類 | 40,015 | 44,581 | 45,043 | 2,18 | 0.21 | 29,700 |
| 二塩化エチレン(EDC) | 252,646 | 332,710 | 380,110 | 5,66 | 2.70 | 14,850 |
| 酢酸ビニルモノマー | 137,000 | 159,095 | 180,378 | 3,04 | 2.54 | 44,550 |
| 塩素系溶剤 | 111,956 | 162,334 | 169,790 | 7,71 | 0.90 | |
| 酸化エチレン(EO) | 505,040 | 716,662 | 821,543 | 7,25 | 2.77 | |
| アセトアルデヒド | 177,194 | 253,480 | 294,643 | 7,42 | 3.06 | |
| 塩化ビニルモノマー | 398,593 | 531,583 | 638,221 | 5,93 | 3.72 | |
| スチレンモノマー(SM) | 408,945 | 620,076 | 720,460 | 8,04 | 3.66 | |
| エチレンプロピレンゴム | 62,590 | 92,843 | 112,806 | 8,21 | 3.97 | |
| 低密度ポリエチレン | 1,227,612 | 1,704,527 | 2,044,446 | 6,78 | 3.70 | |
| 高密度ポリエチレン | 819,189 | 1,005,086 | 1,205,021 | 4,18 | 3.70 | |
| ポリエチレンテレフタレート(繊維用) | 4,159 | 4,484 | 5,193 | 1.52 | 2.98 | |
| 分類不明 | 7,625 | 10,857 | 13,285 | 7,32 | 4.12 | |
| その他 | 11,425 | 3,491 | 4,312 | -21,11 | 4,31 | |
| 輸出 | 16,455 | 247,805 | 320,000 | 72,01 | 5,90 | |
| 総需要 | 4,228,098 | 5,938,191 | 7,044,320 | 7,03 | 3,48 | |
| 輸入生産 | -1,200 | -41,253 | -40,000 | 102,89 | -0,62 | |
| 国内生産 | 4,226,898 | 5,896,937 | 7,004,320 | 6,89 | 3,50 | |

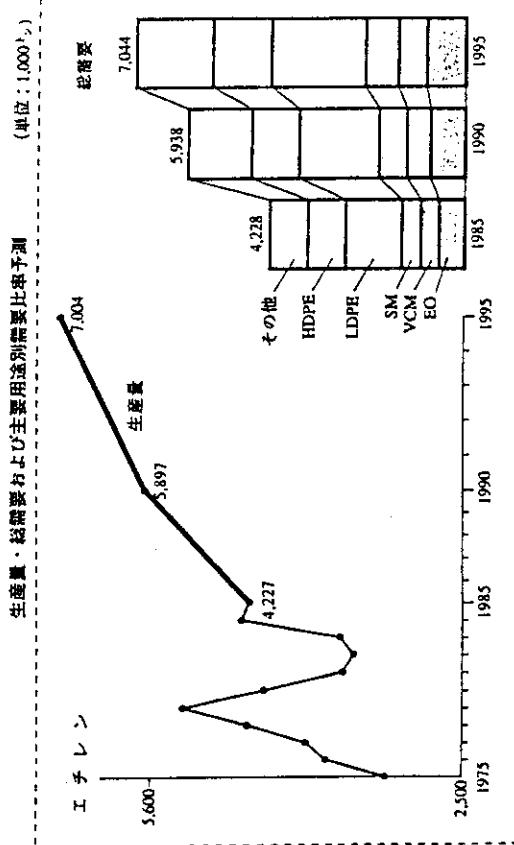


表 4.2-2 エチレンの製品価格

表 4.2-2 エチレンの製品価格

| 〔部門名〕 | 実績 | | 予測 | | 成長率(%) | 設備規模450,000t/年, 滞動率 85% (日本) |
|--------------------|-----------|-----------|-----------|--------|--------|------------------------------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 1990年 | | |
| エチレン | 47,654 | 66,577 | 79,068 | 90,85 | 3.50 | 28,700 |
| 合成アルコール類 | 40,015 | 44,581 | 45,043 | 2,18 | 0.21 | 14,350 |
| 二塩化エチレン(EDC) | 252,646 | 332,710 | 380,110 | 5,66 | 2.70 | 43,050 |
| 酢酸ビニルモノマー | 137,000 | 159,095 | 180,378 | 3,04 | 2.54 | |
| 塩素系溶剤 | 111,956 | 162,334 | 169,790 | 7,71 | 0.90 | |
| 酸化エチレン(EO) | 505,040 | 716,662 | 821,543 | 7,25 | 2.77 | |
| アセトアルデヒド | 177,194 | 253,480 | 294,643 | 7,42 | 3.06 | |
| 塩化ビニルモノマー | 398,593 | 531,583 | 638,221 | 5,93 | 3.72 | |
| スチレンモノマー(SM) | 408,945 | 620,076 | 720,460 | 8,04 | 3.66 | |
| エチレンプロピレンゴム | 62,590 | 92,843 | 112,806 | 8,21 | 3.97 | |
| 低密度ポリエチレン | 1,227,612 | 1,704,527 | 2,044,446 | 6,78 | 3.70 | |
| 高密度ポリエチレン | 819,189 | 1,005,086 | 1,205,021 | 4,18 | 3.70 | |
| ポリエチレンテレフタレート(繊維用) | 4,159 | 4,484 | 5,193 | 1.52 | 2.98 | |
| 分類不明 | 7,625 | 10,857 | 13,285 | 7,32 | 4.12 | |
| その他 | 11,425 | 3,491 | 4,312 | -21,11 | 4,31 | |
| 輸出 | 16,455 | 247,805 | 320,000 | 72,01 | 5,90 | |
| 総需要 | 4,228,098 | 5,938,191 | 7,044,320 | 7,03 | 3,48 | |
| 輸入生産 | -1,200 | -41,253 | -40,000 | 102,89 | -0,62 | |
| 国内生産 | 4,226,898 | 5,896,937 | 7,004,320 | 6,89 | 3,50 | |

(注) 1. 燃料評価

(2) 併用品の分を含む。

(3) シームシード、「化学品コスト予測調査」

表4.2-3 尿素の需要動向

| (部門名) | 実績 | | 予測 | | 成長率(%) | (単位:t) |
|---------------|---------|-----------|-----------|--------|--------|--------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 95/90 | | |
| 耕種農業(除別柵) | 186,398 | 197,557 | 194,592 | 1.17 | -0.30 | |
| 種苗・花き類 | 5,482 | 7,757 | 9,552 | 7.19 | 4.25 | |
| 畜産・養蚕 | 9,968 | 11,801 | 14,615 | 3.43 | 4.37 | |
| 林業 | 365 | 250 | 161 | -7.32 | -8.44 | |
| リン酸肥料等、他の単質肥料 | 20,023 | 15,742 | 16,632 | -4.70 | 1.13 | |
| 複合肥料・配合肥料 | 44,116 | 35,308 | 38,561 | -4.36 | 1.78 | |
| 無機化学工業製品(除別柵) | 225,128 | 283,987 | 327,345 | 4.75 | 2.88 | |
| 脂肪族中間物(除別柵) | 191,271 | 264,025 | 318,191 | 6.66 | 3.80 | |
| ユリア樹脂 | 152,634 | 180,841 | 222,637 | 3.45 | 4.25 | |
| 在庫投資 | -14,242 | 0 | 0 | | | |
| 輸出等 | 155,351 | 80,932 | 91,453 | -12.23 | 2.47 | |
| 総需要 | 976,494 | 1,078,199 | 1,233,757 | 2.00 | 2.73 | |
| 輸入等 | -47,431 | -318,415 | -440,891 | 46.35 | 6.73 | |
| 国内生産 | 929,063 | 759,784 | 792,866 | -3.94 | 0.86 | |

生産量・総需要および主要用途別需要比率予測 (単位:1,000t)

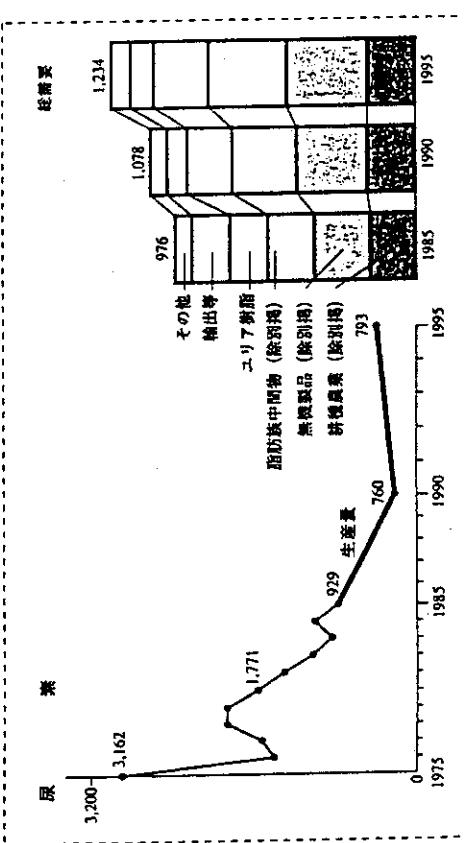


表4.2-4 尿素の製品価格

設備規模 1,500t/SD, 500,000t/年,稼働率 65%

| | 年 | | | 1985 | 1992 |
|---|--|--|---------------------------------|--|--------------------------|
| | 設備費評価 (100万円) | BL付帯 (50%) | 合計 | | |
| 原価(円/kg) | | | | 8,800 | 9,100 |
| 原料費 アンモニア CO ₂ | 0.57kg 0.75kg | (69円/kg) | 39.3 | (48円/kg) | 27.4 |
| 用役費 能源 電気 スチール 燃料 冷却水 (小計) | 0.05kWh 0.7 kg -Mcal 0.06m ³ | (16円/kWh) (5,600円/t) (5.3円/Mcal) (7円/m ³) | 0.8 3.9 - 0.4 (5.1) | (10円/kWh) (3,000円/t) (2.0円/Mcal) (6円/m ³) | 0.5 2.1 - (3.0) |
| 固定費 労務費 補修費 備却 租税 保険 管理費 設備金利 (小計) | 20人 " 8年 " 2年 " 5年 " 5年 | (390万円/年) | 0.2 | (450万円/年) | 0.3 |
| RO 1. 全設備費×10% | | | 3.1 | | 3.2 |
| 販売費 その他 | | | 2.8 | | 5.0 |
| 総原価 | 1,234 | | 56.0 | | 44.7 |
| 価格(工業用, 円/kg) | | | 55 | | 50 |

表4.2-5 アンモニアの需要動向

| アンモニア需給予測 | | (単位:t) | |
|---------------|-----------|-----------|-----------|
| (部門名) | 実績 | 予測 | 成長率(%) |
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 |
| 民 葉 | 363,025 | 229,007 | 244,055 |
| 硝酸アンモニウム | 51,952 | 37,830 | 43,347 |
| 複合肥料・配合肥料 | 189,575 | 124,158 | 135,061 |
| ソーダ灰 | 31,700 | 33,841 | 39,135 |
| 塩酸等のソーダ工業製品 | 47,559 | 52,069 | 62,530 |
| 酸化チタン | 51,596 | 57,554 | 68,586 |
| 無機化学工業製品(総別格) | 168,729 | 174,169 | 199,971 |
| アクリロニトリル(AN) | 260,695 | 286,978 | 325,670 |
| メタクリル酸エスチル | 60,593 | 76,612 | 93,737 |
| カプロラクタム | 391,978 | 456,477 | 535,578 |
| 有機化学工業製品(総別格) | 82,954 | 91,781 | 103,394 |
| 医薬品 | 32,650 | 37,603 | 46,038 |
| 洗浄剤・香料・試薬等 | 60,266 | 64,516 | 76,329 |
| の化学最終製品 | 58,455 | 67,064 | 83,887 |
| 鋼 材 | 36,065 | 44,421 | 56,179 |
| 電 力 | 170,585 | 147,661 | 148,638 |
| そ の 他 | 2,058,376 | 1,982,143 | 2,262,143 |
| 總 需 要 | -0 | 0 | -400,000 |
| 輸 入 等 | 2,058,376 | 1,982,143 | 1,862,143 |
| 国 内 生 産 | | | -0.75 |
| | | | -1.24 |

生産量・需需要および主要用途別需要比率予測 (単位:1,000t)

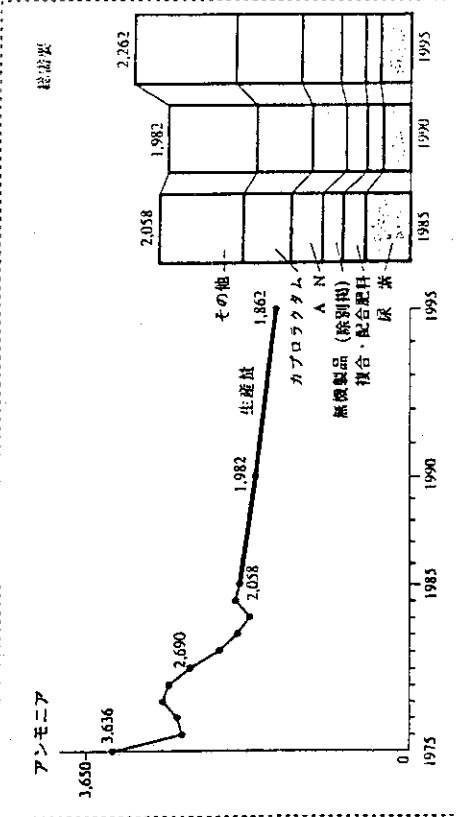


表4.2-6 アンモニアの製品価格

| 年 | 1985 | | | 1986 | | | 1987 | | | 1988 | | | 1989 | | | 1990 | | | 1991 | | |
|-----------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|-----------------------------------|------|
| | 設備費評価 (100万円) | B.L. 付帯 (50%) | 合計 | 原価 (円/kg) | 原料費 ナフサ | 0.83kg (44円/ℓ) | 63円/kg (44円/ℓ) | 52.3 (25円/kg) (17.5円/ℓ) | 19.50 9.750 29.250 | 19.50 9.750 29.250 | |
| 用役費 | 0.024kWh kg Nmca m³ B.F.W (小計) | | |
| 固定費 | 30人 修理費 修理料 設備金利 (小計) | 30人 修理費 修理料 設備金利 (小計) | |
| R.O.I. 全設備費×10% | 6.9 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 | 7.1 |
| 販売費その他 | 3.5 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 | 2.4 |
| 総原価 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 | 78.5 |
| 価格(円/kg) | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 | 69 |

表 4.2-7 メタノールの需要動向

精製メタノール需給予測

| 〔部門名〕 | 実績 | | | 予測 | | 成長率(%) | 設備規模 500,000t/年,稼働率85% (ナフサのスチーム・リフオーミング法) | 1985 | 1992 |
|-----------------|------------|------------|------------|--------|-------|--------|--|------|------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 90/85 | 95/90 | | | | |
| 酢酸 | 122,000 | 169,187 | 192,966 | 6.76 | 2.67 | | | | |
| メタクリル酸エステル | 95,000 | 139,565 | 167,244 | 8.00 | 3.68 | | | | |
| テレフタル酸ジメチルホルマリン | 20,000 | 27,992 | 31,720 | 6.26 | 3.20 | | | | |
| フロンガス等のメタン | 590,000 | 783,114 | 936,659 | 5.83 | 3.65 | | | | |
| 輸出品 | 110,000 | 149,935 | 183,050 | 6.39 | 4.07 | | | | |
| 有機化学工業製品(除別格) | 191,189 | 245,787 | 271,127 | 5.15 | 1.98 | | | | |
| フェノール樹脂 | 27,100 | 37,961 | 45,921 | 6.97 | 3.88 | | | | |
| ポリビニルアルコール | 14,900 | 16,785 | 20,155 | 2.41 | 3.73 | | | | |
| アクリル繊維 | 10,000 | 11,714 | 13,522 | 3.21 | 2.91 | | | | |
| 医薬品 | 12,000 | 15,201 | 17,525 | 4.84 | 2.89 | | | | |
| 塗料 | 47,000 | 62,895 | 75,385 | 6.00 | 3.69 | | | | |
| 農業・植物成長調整剤 | 37,000 | 46,765 | 57,767 | 4.80 | 4.32 | | | | |
| プラスチックフィルム・シート | 2,000 | 1,798 | 1,932 | -2.11 | 1.46 | | | | |
| その他 | 14,000 | 17,886 | 21,556 | 5.02 | 3.80 | | | | |
| 輸出入等 | -10,000 | 0 | 0 | | | | | | |
| 内生等 | 11,000 | 12,092 | 13,664 | 1.91 | 2.47 | | | | |
| 総需 | 1,293,189 | 1,737,778 | 2,050,194 | 6.09 | 3.36 | | | | |
| 輸入等 | -1,038,900 | -1,652,706 | -1,965,190 | 9.73 | 3.52 | | | | |
| 国内生産 | 254,289 | 85,072 | 85,004 | -19.67 | -0.02 | | | | |

生産量・燃費率および主要用途別需要比率予測 (単位:1,000t/a)

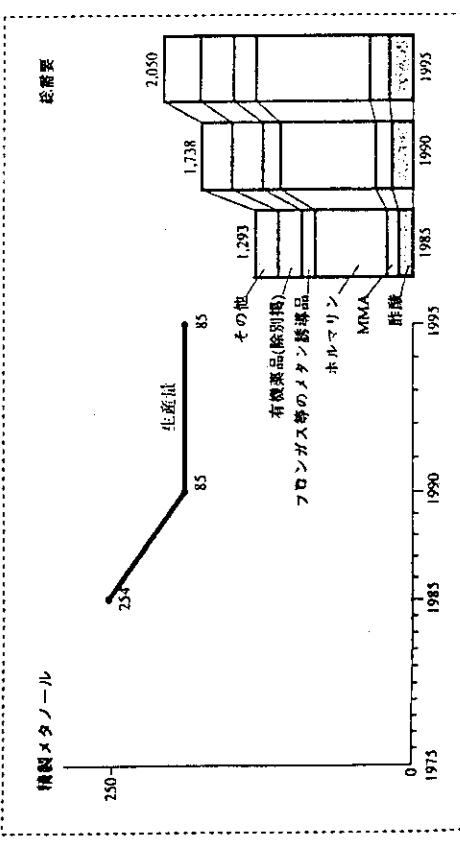


表 4.2-8 メタノールの製品価格

精製メタノール需給予測

| 〔部門名〕 | 実績 | | | 予測 | | 年 | 設備費評価 (100万円) | B.L.付帯(50%) | 合計 | 1985 | 1992 |
|-----------------|------------|------------|------------|--------|-------|---|---------------|-------------|----|------|------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 90/85 | 95/90 | | | | | | |
| 酢酸 | 122,000 | 169,187 | 192,966 | 6.76 | 2.67 | | | | | | |
| メタクリル酸エステル | 95,000 | 139,565 | 167,244 | 8.00 | 3.68 | | | | | | |
| テレフタル酸ジメチルホルマリン | 20,000 | 27,992 | 31,720 | 6.26 | 3.20 | | | | | | |
| フロンガス等のメタン | 590,000 | 783,114 | 936,659 | 5.83 | 3.65 | | | | | | |
| 輸出品 | 110,000 | 149,935 | 183,050 | 6.39 | 4.07 | | | | | | |
| 有機化学工業製品(除別格) | 191,189 | 245,787 | 271,127 | 5.15 | 1.98 | | | | | | |
| フェノール樹脂 | 27,100 | 37,961 | 45,921 | 6.97 | 3.88 | | | | | | |
| ポリビニルアルコール | 14,900 | 16,785 | 20,155 | 2.41 | 3.73 | | | | | | |
| アクリル繊維 | 10,000 | 11,714 | 13,522 | 3.21 | 2.91 | | | | | | |
| 医薬品 | 12,000 | 15,201 | 17,525 | 4.84 | 2.89 | | | | | | |
| 塗料 | 47,000 | 62,895 | 75,385 | 6.00 | 3.69 | | | | | | |
| 農業・植物成長調整剤 | 37,000 | 46,765 | 57,767 | 4.80 | 4.32 | | | | | | |
| プラスチックフィルム・シート | 2,000 | 1,798 | 1,932 | -2.11 | 1.46 | | | | | | |
| その他 | 14,000 | 17,886 | 21,556 | 5.02 | 3.80 | | | | | | |
| 輸出入等 | -10,000 | 0 | 0 | | | | | | | | |
| 内生等 | 11,000 | 12,092 | 13,664 | 1.91 | 2.47 | | | | | | |
| 総需 | 1,293,189 | 1,737,778 | 2,050,194 | 6.09 | 3.36 | | | | | | |
| 輸入等 | -1,038,900 | -1,652,706 | -1,965,190 | 9.73 | 3.52 | | | | | | |
| 国内生産 | 254,289 | 85,072 | 85,004 | -19.67 | -0.02 | | | | | | |

| 〔部門名〕 | 実績 | | | 予測 | | 年 | 設備費評価 (100万円) | B.L.付帯(50%) | 合計 | 1985 | 1992 |
|-----------------|------------|------------|------------|--------|-------|---|---------------|-------------|----|------|------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 90/85 | 95/90 | | | | | | |
| 酢酸 | 122,000 | 169,187 | 192,966 | 6.76 | 2.67 | | | | | | |
| メタクリル酸エステル | 95,000 | 139,565 | 167,244 | 8.00 | 3.68 | | | | | | |
| テレフタル酸ジメチルホルマリン | 20,000 | 27,992 | 31,720 | 6.26 | 3.20 | | | | | | |
| フロンガス等のメタン | 590,000 | 783,114 | 936,659 | 5.83 | 3.65 | | | | | | |
| 輸出品 | 110,000 | 149,935 | 183,050 | 6.39 | 4.07 | | | | | | |
| 有機化学工業製品(除別格) | 191,189 | 245,787 | 271,127 | 5.15 | 1.98 | | | | | | |
| フェノール樹脂 | 27,100 | 37,961 | 45,921 | 6.97 | 3.88 | | | | | | |
| ポリビニルアルコール | 14,900 | 16,785 | 20,155 | 2.41 | 3.73 | | | | | | |
| アクリル繊維 | 10,000 | 11,714 | 13,522 | 3.21 | 2.91 | | | | | | |
| 医薬品 | 12,000 | 15,201 | 17,525 | 4.84 | 2.89 | | | | | | |
| 塗料 | 47,000 | 62,895 | 75,385 | 6.00 | 3.69 | | | | | | |
| 農業・植物成長調整剤 | 37,000 | 46,765 | 57,767 | 4.80 | 4.32 | | | | | | |
| プラスチックフィルム・シート | 2,000 | 1,798 | 1,932 | -2.11 | 1.46 | | | | | | |
| その他 | 14,000 | 17,886 | 21,556 | 5.02 | 3.80 | | | | | | |
| 輸出入等 | -10,000 | 0 | 0 | | | | | | | | |
| 内生等 | 11,000 | 12,092 | 13,664 | 1.91 | 2.47 | | | | | | |
| 総需 | 1,293,189 | 1,737,778 | 2,050,194 | 6.09 | 3.36 | | | | | | |
| 輸入等 | -1,038,900 | -1,652,706 | -1,965,190 | 9.73 | 3.52 | | | | | | |
| 国内生産 | 254,289 | 85,072 | 85,004 | -19.67 | -0.02 | | | | | | |

| 〔部門名〕 | 実績 | | | 予測 | | 年 | 設備費評価 (100万円) | B.L.付帯(50%) | 合計 | 1985 | 1992 |
|-----------------|------------|------------|------------|--------|-------|---|---------------|-------------|----|------|------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 90/85 | 95/90 | | | | | | |
| 酢酸 | 122,000 | 169,187 | 192,966 | 6.76 | 2.67 | | | | | | |
| メタクリル酸エステル | 95,000 | 139,565 | 167,244 | 8.00 | 3.68 | | | | | | |
| テレフタル酸ジメチルホルマリン | 20,000 | 27,992 | 31,720 | 6.26 | 3.20 | | | | | | |
| フロンガス等のメタン | 590,000 | 783,114 | 936,659 | 5.83 | 3.65 | | | | | | |
| 輸出品 | 110,000 | 149,935 | 183,050 | 6.39 | 4.07 | | | | | | |
| 有機化学工業製品(除別格) | 191,189 | 245,787 | 271,127 | 5.15 | 1.98 | | | | | | |
| フェノール樹脂 | 27,100 | 37,961 | 45,921 | 6.97 | 3.88 | | | | | | |
| ポリビニルアルコール | 14,900 | 16,785 | 20,155 | 2.41 | 3.73 | | | | | | |
| アクリル繊維 | 10,000 | 11,714 | 13,522 | 3.21 | 2.91 | | | | | | |
| 医薬品 | 12,000 | 15,201 | 17,525 | 4.84 | 2.89 | | | | | | |
| 塗料 | 47,000 | 62,895 | 75,385 | 6.00 | 3.69 | | | | | | |
| 農業・植物成長調整剤 | 37,000 | 46,765 | 57,767 | 4.80 | 4.32 | | | | | | |
| プラスチックフィルム・シート | 2,000 | 1,798 | 1,932 | -2.11 | 1.46 | | | | | | |
| その他 | 14,000 | 17,886 | 21,556 | 5.02 | 3.80 | | | | | | |
| 輸出入等 | -10,000 | 0 | 0 | | | | | | | | |
| 内生等 | 11,000 | 12,092 | 13,664 | 1.91 | 2.47 | | | | | | |
| 総需 | 1,293,189 | 1,737,778 | 2,050,194 | 6.09 | 3.36 | | | | | | |
| 輸入等 | -1,038,900 | -1,652,706 | -1,965,190 | 9.73 | 3.52 | | | | | | |
| 国内生産 | 254,289 | 85,072 | 85,004 | -19.67 | -0.02 | | | | | | |

| 〔部門名〕 | 実績 | | | 予測 | | 年 | 設備費評価 (100万円) | B.L.付帯(50%) | 合計 | 1985 | 1992 |
|------------|---------|---------|---------|-------|-------|---|---------------|-------------|----|------|------|
| | 1985年 | 1990年 | 1995年 | 90/85 | 95/90 | | | | | | |
| 酢酸 | 122,000 | 169,187 | 192,966 | 6.76 | 2.67 | | | | | | |
| メタクリル酸エステル | 95,000 | 139,565 | 167,244 | 8.00 | 3.68 | | | | | </td | |

表 4.2-9 水素の製品価格

設備規模（ナフサのスチーム・リフォーミング） 100,000 Nm³/SD, 33,000,000 Nm³/年,
稼動率 85%

| 年 | | 1985 | 1992 |
|------------------------|--|--|---|
| 設備費評価 (100万円) | B L 付帯(50%) 合計 | 1,050 525 1,575 | 1,100 550 1,650 |
| 原価(円/Nm ³) | | | |
| 原 料 費 | ナフサ 0.355kg | (62.7円/kg) 22.3 | (25円/kg) 8.9 |
| 用 役 費 | 電 気 0.015kWh スチーム(発生) 0.1kg 燃 料 - 冷 却 水 0.03m ³ B F W 0.0005m ³ (小計) | (16円/kWh) 0.2 (5,600円/t) △0.6 (5.3円/MKcal) - (7円/m ³) 0.2 (180円/m ³) 0.1 (△0.1) | (10円/kWh) 0.2 (3,000円/t) △0.3 (2.0円/MKcal) - (6円/m ³) 0.2 (140円/m ³) 0.1 (0.2) |
| 固 定 費 | 労 務 費 20人 補 修 費 B L × 7% 償 却, 8年 B L × 11.25% 租 稅, 保 险 B L × 2% 管 理 費 B L × 2% 設 備 金 利 B L × 5% (小計) | (390万円/年) 2.8 2.6 4.2 0.7 0.7 1.9 (12.9) | (450万円/年) 3.2 2.7 4.4 0.8 0.8 2.0 (13.9) |
| R O I, 全設備費×10% | | 5.6 | 5.9 |
| 総原価(自家使用評価) | | 40.7 | 28.9 |

(参考) シーエムシー「化学品コスト予測要覧」

表 5.2-1 メタノール製造電力併給システムにおける年間メタノール製造量

I. 発生電力の用途（設備利用率：80%にて）

発電プラントの定格電気出力は 194 [MWe] であり

日負荷変動に対応した用途別電力量は以下のようになる。

| | 比 率 | | 年間電力量 [MWe·h] |
|----------------------|---------|--------|------------------|
| | 日負荷曲線より | ノルマライズ | |
| 水素生成用電力量 | 11.693 | 0.23 | 315,149 |
| 送電（売電）用電力量 | 14.784 | 0.29 | 398,458 |
| メタノール製造プロセス用電力量(定常分) | 24 | 0.48 | 646,847 |
| 全発電量 | 50.477 | 1.00 | 1,360,454 |

II. 電力併給時の年間メタノール製造量（設備利用率：80%にて）

プラント定格メタノール製造量は 295,000 [ton/年] であり

メタノール製造用電力割合は、

[水素生成用電力量+メタノール製造プロセス用電力量(定常分)] ; 0.71

の割合に等しいので、年間メタノール製造量は

208,599 [ton/年] となる。

表 5.2-2 核熱利用システムのコストデータ
原子炉熱出力；450 MWt

| | 設 備 | 建設費 [百万円] | 年間運転 維持費 [百万円/年] | 核燃料費 または 原材料費 [百万円/年] |
|------------------|-----------------|--------------|------------------------|---|
| 原 子 炉 系 | (1) 原子力熱供給システム | 30,000 | 1,200 | 0.56 [円/kWt·h] 設備利用率； 80 %にて 1,767 [百万円/年] |
| | (2) 発電プラント | 15,000 | 600 | |
| | (5) 送電設備 | (2) に含む | (2) に含む | |
| | 原子炉系 合計 | 45,000 | 1,800 | 1,767 |
| 熱 利 用 系 | (3) メタノール製造プラント | 34,400 | 1,376 | 定格石炭使用量； 27.1 [ton/h] 設備利用率； 80 %にて 190,043 [ton] |
| | (4) 水素貯蔵設備 | 3,000 | 120 | 石炭単価； 5,000 [円/ton] より 950 [百万円/年] |
| | 熱利用系 合計 | 37,400 | 1,496 | 950 |
| 原子炉系 / 热利用系 合計 | | 82,400 | 3,296 | |

表 5.3-1 メタノール価格の算出（ケース 1）
(資本費を税法上の償却年数を用いて評価)

1. 資本費

- (1) 原子炉系
(2) 熱利用系

総額

| 入 力 値 | | | | 試 算 結 果 | |
|-------------|------------|-----------|------|---------|--------------|
| 建設費 [億円] | 定額償却 年数 | 残存 価値率 | 利子率 | 年経費率 | 各資本費 [億円] |
| 450 | 16 | 0.1 | 0.07 | 0.130 | 59 |
| 344 | 9 | 0.1 | 0.07 | 0.184 | 63 |
| 794 | | | | | 122 |

| 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----|----------|------|------|------|------|
| | 資本費 [億円] | 122 | 122 | 122 | 122 |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 17.7 [億円]

年間上昇率 0.01

| 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----|-----------|------|------|------|------|
| | 核燃料費 [億円] | 17.7 | 19.6 | 20.5 | 23.9 |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

初年度運転維持費 33 [億円]

年間上昇率 0

| 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----|------------|------|------|------|------|
| | 運転維持費 [億円] | 33 | 33 | 33 | 33 |

4. 原材料費

初年度原材料費 9.5 [億円]

年間上昇率 0.01

| 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----|-----------|------|------|------|------|
| | 原材料費 [億円] | 9.5 | 10.5 | 11.0 | 12.8 |

5. プラント年間費用

| 年度 | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|----|---------------|------|------|------|------|
| | プラント年間費用 [億円] | 182 | 185 | 186 | 192 |

6. メタノール価格

年間メタノール製造量 295,000 [ton/年]

| 年度 | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|----|----------------|------|------|------|------|
| | メタノール価格 [円/kg] | 62 | 63 | 63 | 65 |

参考 天然ガス原料メタノール価格 [円/kg]

| (年間上昇率；3 %) | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|-------------|------|------|------|------|------|
| | 25 | 34 | 45 | 61 | 82 |

表5.3-2 メタノール価格の予備評価（ケース2）

(資本費を耐用年数を用いて評価)

1. 資本費

- (1) 原子炉系
(2) 熱利用系

建設費総額

| 入 力 値 | | | | 試 算 結 果 | |
|-------------|------------|-----------|------|---------|--------------|
| 建設費 [億円] | 定額償却 年数 | 残存 価値率 | 利子率 | 年経費率 | 各資本費 [億円] |
| 450 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 52 |
| 344 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 41 |
| 794 | | | | 総額 | 93 |

建設費年間上昇率 0

| 資本費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 93 | 93 | 93 | 93 | 93 |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 17.7 [億円]

年間上昇率 0.01

| 核燃料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 17.7 | 19.6 | 20.5 | 23.9 | 26.4 |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

初年度運転維持費 33 [億円]

年間上昇率 0

| 運転維持費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 33 | 33 | 33 | 33 | 33 |

4. 原材料費

初年度原材料費 9.5 [億円]

年間上昇率 0.01

| 原材料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 9.5 | 10.5 | 11.0 | 12.8 | 14.1 |

5. プラント年間費用

| プラント年間費用 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 153 | 156 | 158 | 163 | 167 |

6. メタノール価格

年間メタノール製造量 295,000 [ton/年]

| メタノール価格 [円/kg] | 年度 | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|----------------------------|----|------|------|------|------|------|
| | | 52 | 53 | 53 | 55 | 56 |
| 参考 天然ガス原料メタノール価格 [円/kg] | | 25 | 30 | 37 | 45 | 55 |
| (年間上昇率) | | 0.02 | | | | |

表 5.3-3 炭酸ガス課税時のメタノール価格の予備評価①
(1990年時点で1.2円/kg炭酸ガスにて年率1%で上昇)

1. 資本費

- (1) 原子炉系
(2) 熱利用系
建設費総額

| 入力値 | | | | 試算結果 | |
|-------------|------------|-----------|------|-------|--------------|
| 建設費 [億円] | 定額償却 年数 | 残存 価値率 | 利子率 | 年経費率 | 各資本費 [億円] |
| 450 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 52 |
| 344 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 41 |
| 794 | | | | 総額 | 93 |

建設費年間上昇率 0

| 資本費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 93 | 93 | 93 | 93 | 93 |

2. 核燃料費

- 初年度核燃料費
年間上昇率

17.7 [億円]

0.01

| 核燃料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 17.7 | 20 | 21 | 24 | 26 |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

- 初年度運転維持費
年間上昇率

33 [億円]

0

| 運転維持費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 33 | 33 | 33 | 33 | 33 |

4. 原材料費

- 初年度原材料費
年間上昇率

9.5 [億円]

0.01

| 原材料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 9.5 | 10.5 | 11.0 | 12.8 | 14.1 |

5. プラント年間費用

| プラント年間費用 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 153 | 156 | 158 | 163 | 167 |

6. メタノール価格（炭酸ガス課税分を含む）

メタノール年間生産量 29.5 [万トン]

1) 部分酸化/高温水蒸気電解法システム

| メタノール製品価格 炭酸ガス課税分 合計価格 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------------------------|----|------|------|------|------|------|
| | 52 | 53 | 53 | 55 | 56 | |
| | 2 | 2 | 2 | 2 | 3 | |
| | 54 | 55 | 55 | 57 | 59 | |

2) 天然ガス直接利用システム

| メタノール製品価格 炭酸ガス課税分 合計価格 | 年度 | 25 | 30 | 34 | 45 | 55 |
|------------------------------|----|----|----|----|----|----|
| | 3 | 4 | 4 | 4 | 5 | |
| | 28 | 34 | 37 | 50 | 60 | |

3) 石炭直接利用システム

| メタノール製品価格 炭酸ガス課税分 合計価格 | 年度 | 25 | 30 | 34 | 45 | 55 |
|------------------------------|----|----|----|----|----|----|
| | 5 | 5 | 6 | 7 | 7 | |
| | 30 | 36 | 39 | 52 | 62 | |

炭酸ガス税 [円/kg炭酸ガス] 1.20 1.33 1.39 1.62 1.79

表 5.3-4 炭酸ガス課税時のメタノール価格の予備評価②
(1990年時点で3.6円/kg炭酸ガスにて年率2%で上昇)

1. 資本費

(1) 原子炉系
(2) 熱利用系
建設費総額

建設費年間上昇率

| 資本費 | 入力値 | | | | 試算結果 | |
|-----|-------------|----------|-----------|-------|------------|--------------|
| | 建設費 [億円] | 耐用 年数 | 残存 価値率 | 利子率 | 資本回収 係数 | 各資本費 [億円] |
| 450 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 52 | |
| 344 | 30 | 0.1 | 0.07 | 0.101 | 41 | |
| 794 | | | | | 総額 | 93 |

0

| 資本費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 93 | 93 | 93 | 93 | 93 |

2. 核燃料費

初年度核燃料費
年間上昇率

17.7 [億円]

0.01

| 核燃料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 17.7 | 20 | 21 | 24 | 26 |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

初年度運転維持費
年間上昇率

33 [億円]

0

| 運転維持費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 33 | 33 | 33 | 33 | 33 |

4. 原材料費

初年度原材料費
年間上昇率

9.5 [億円]

0

| 原材料費 | 年度 | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|------|
| | [億円] | 9.5 | 10.5 | 11.0 | 12.8 | 14.1 |

5. プラント年間費用

プラント年間費用

年度

1990 2000 2005 2020 2030

[億円] 153 156 158 163 167

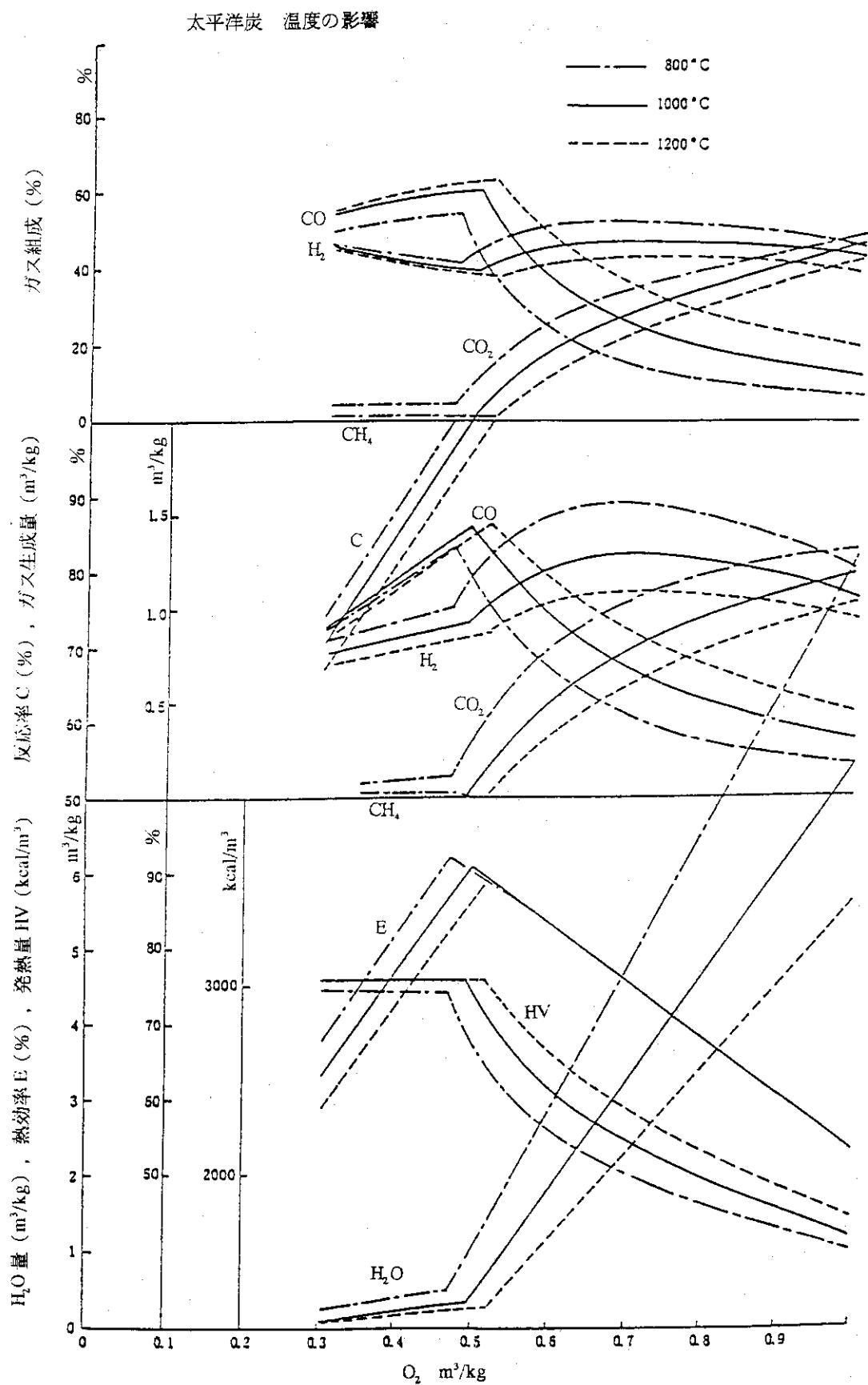


図 2.1-1 各ガス化特性値のガス化温度による変化

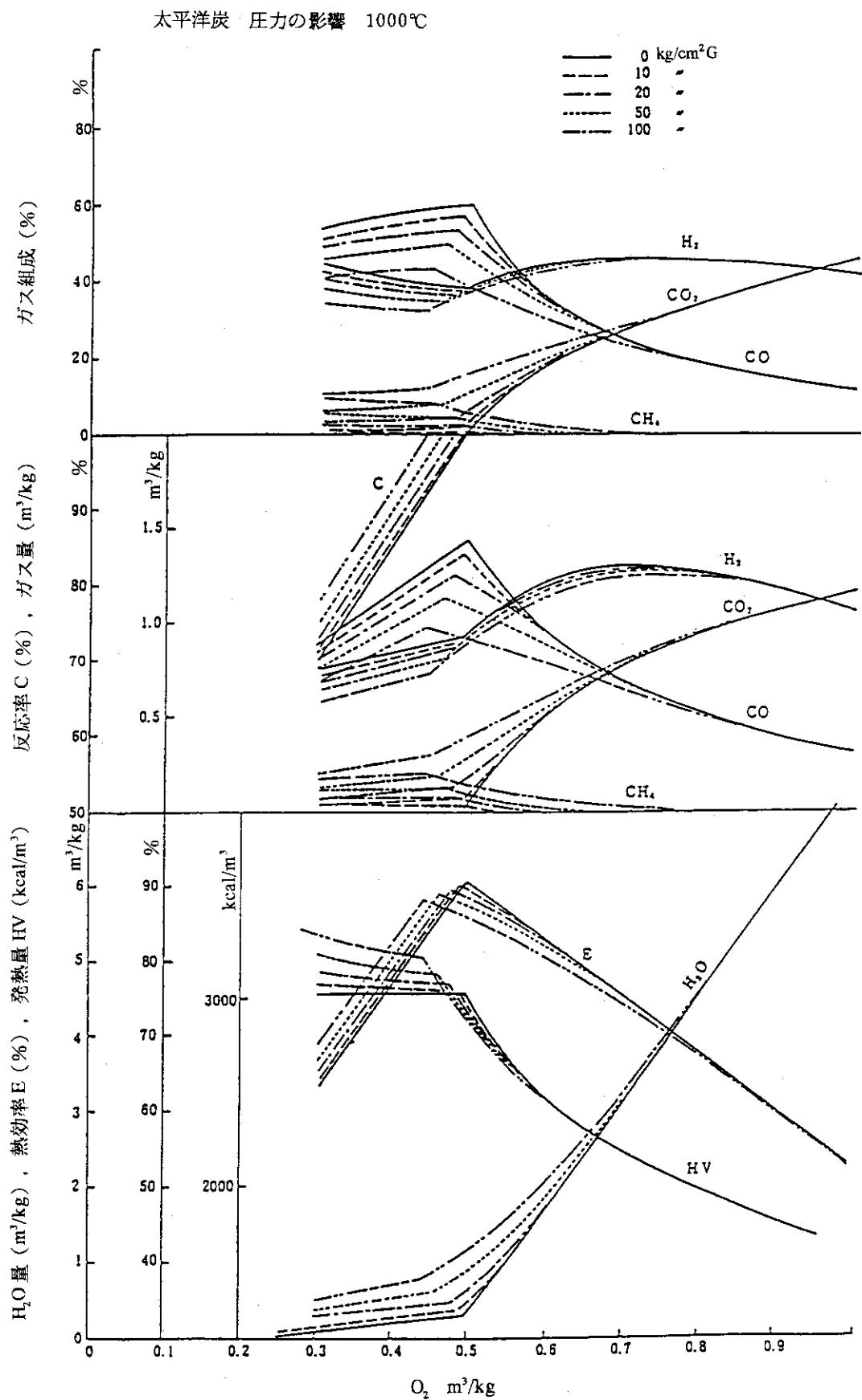


図 2.1-2 各ガス化特性値の圧力による変化

太平洋炭 热损失の影响 1000°C

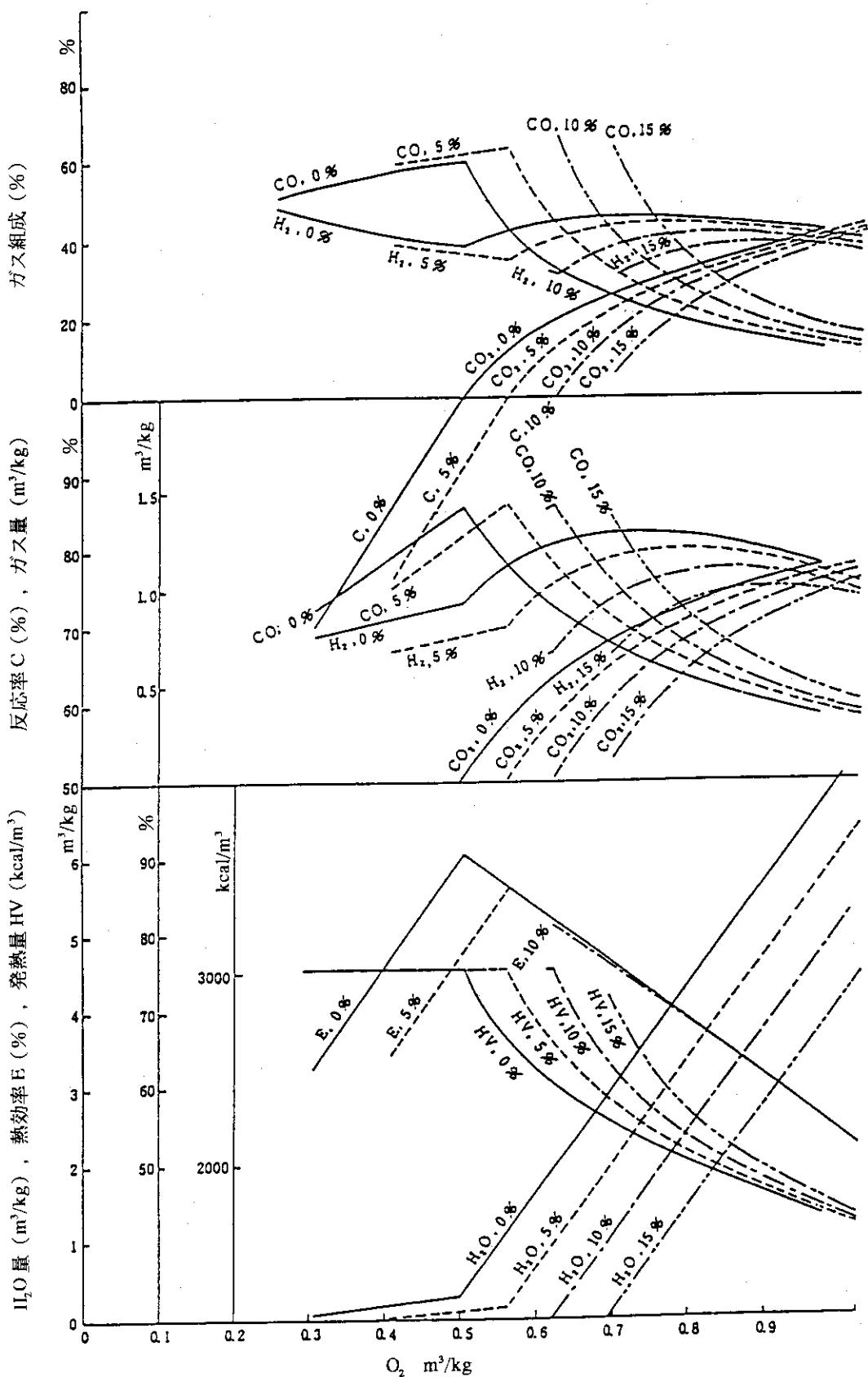


図2.1-3 各ガス化特性値の熱損失による変化

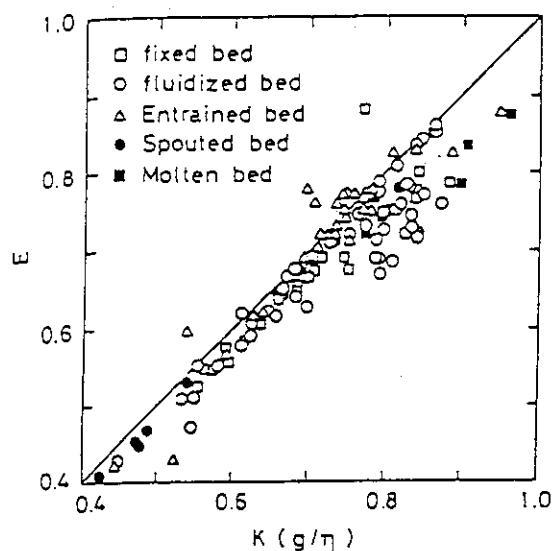


図 2.1-4 冷ガス効率の推定値と実測値との関係

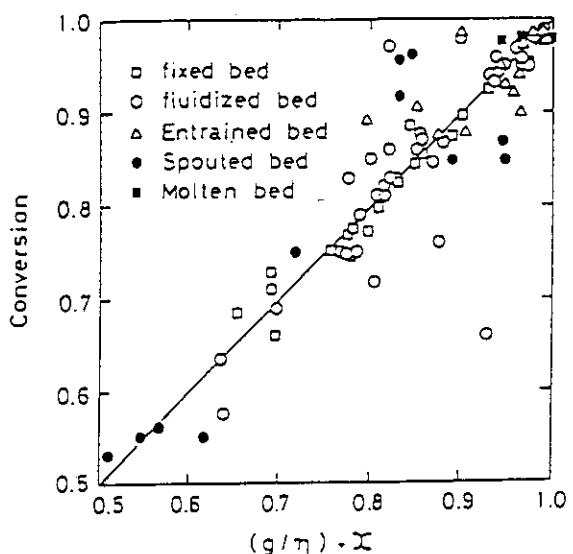


図 2.1-5 炭素転換率の推定値と実測値との関係

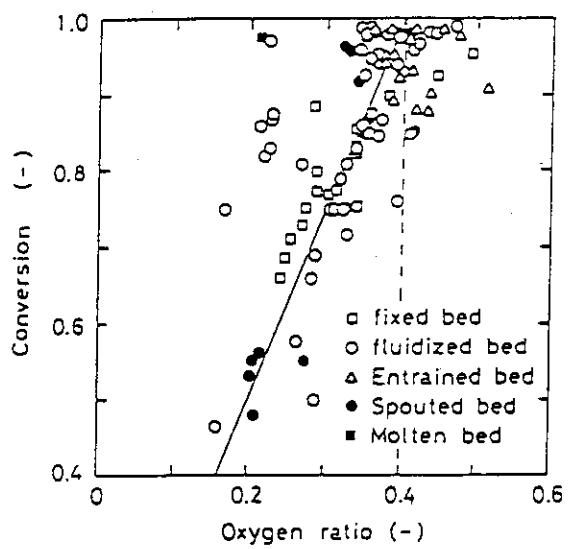


図 2.1-6 酸素比と炭素転換率との関係

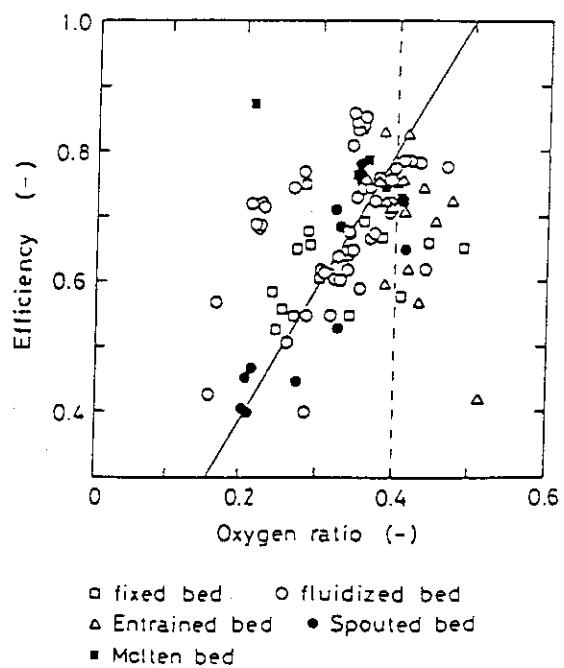


図 2.1-7 冷ガス効率と酸素比との関係

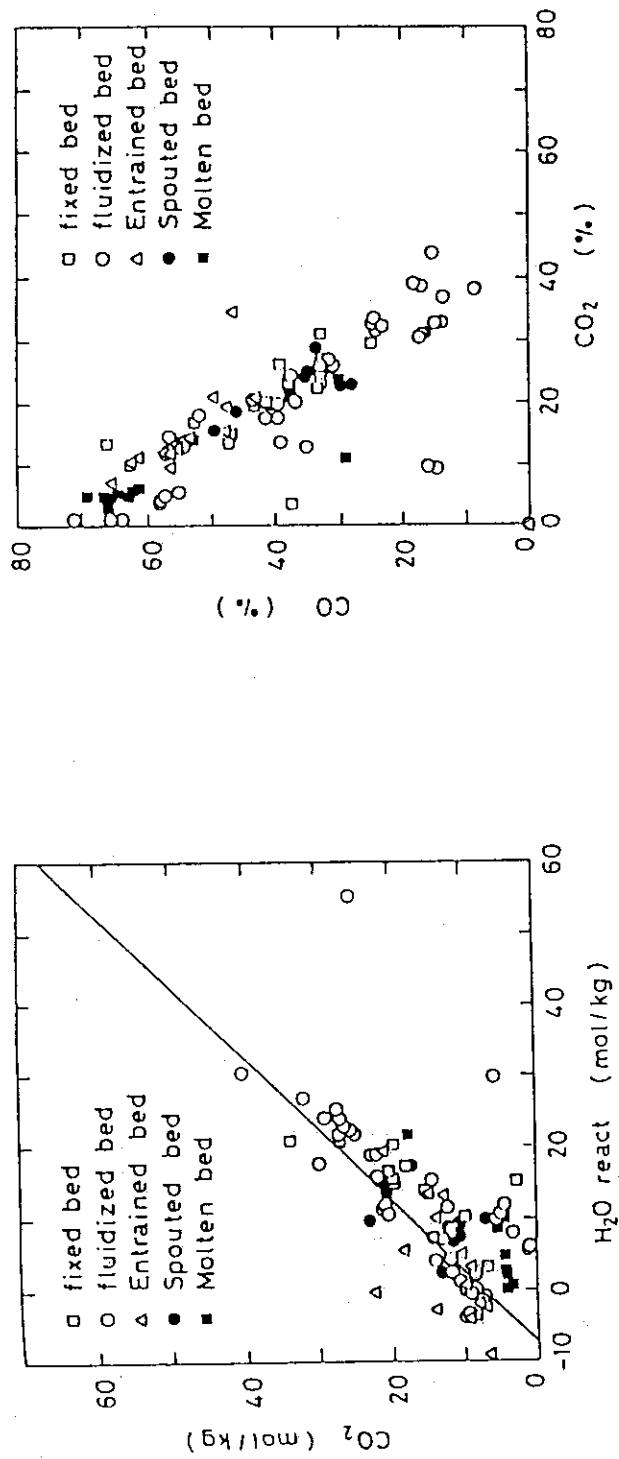
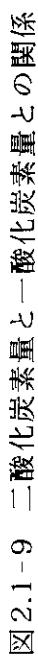
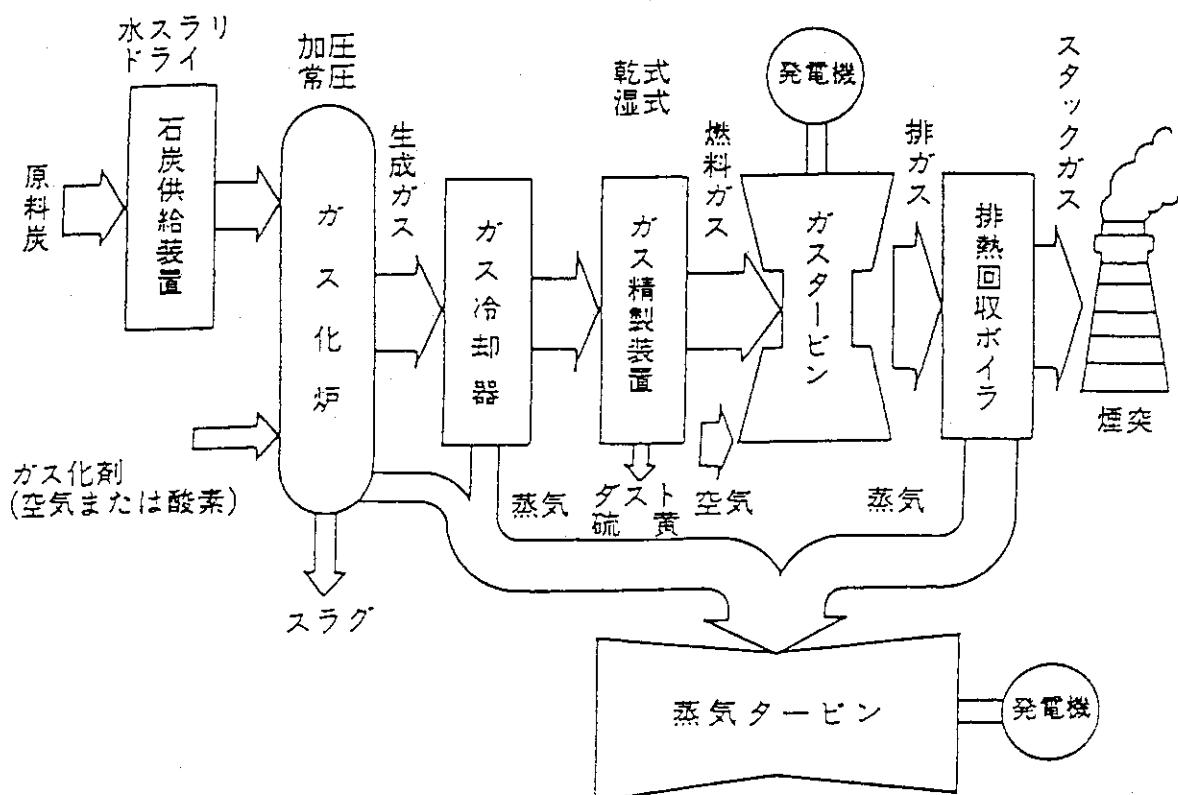
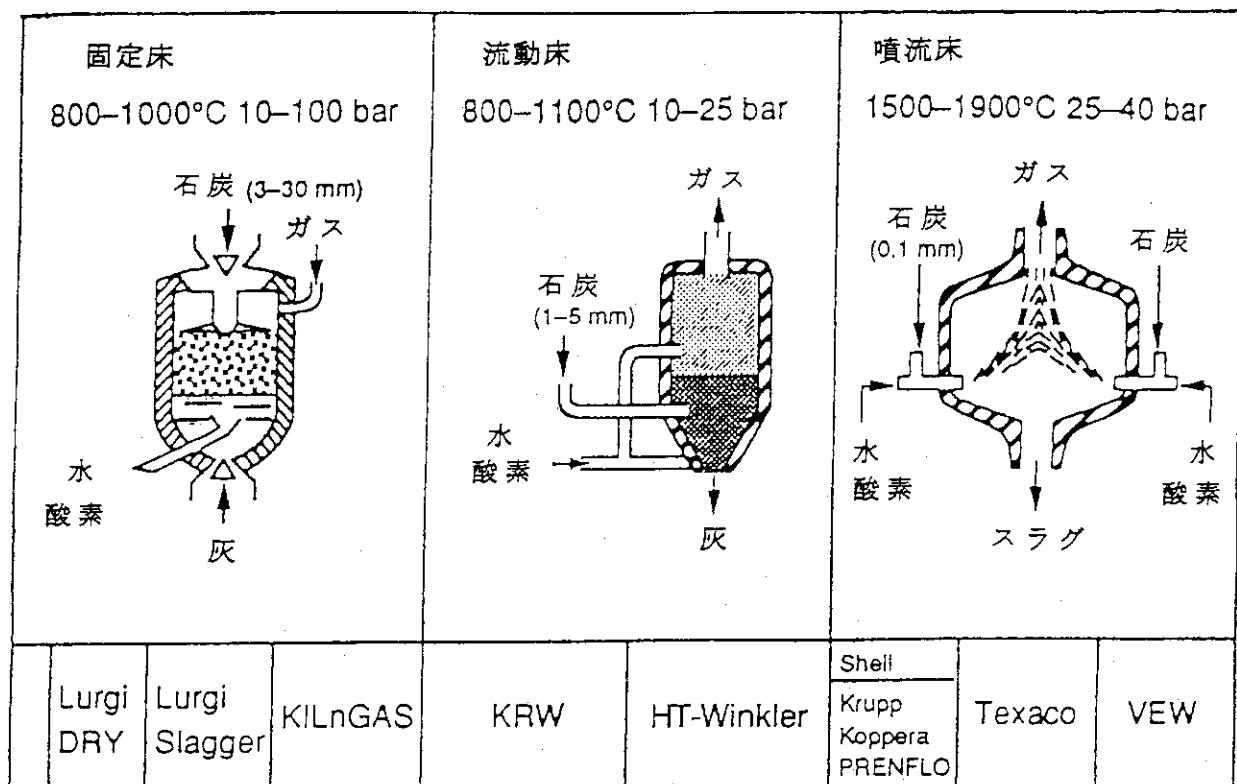


図 2.1-8 反応水蒸気量と生成二酸化炭素量との関係



図2.2-1 石炭ガス化複合プラントの構成概念図⁽¹⁾図2.2-2 石炭ガス化炉の分類⁽¹⁾

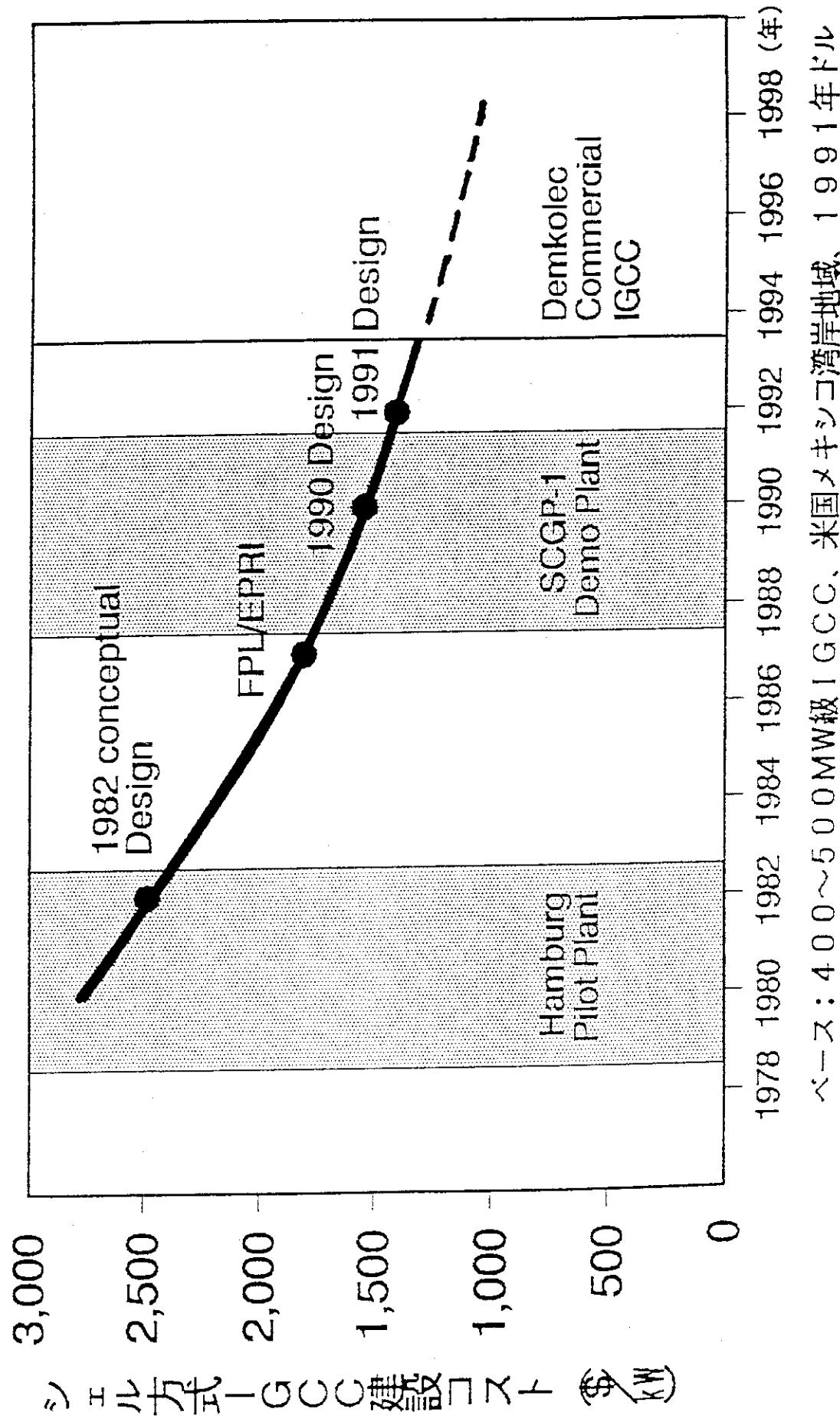


図2.2・3 シェル石炭ガス化プロセスの進展と石炭ガス化複合発電の予測

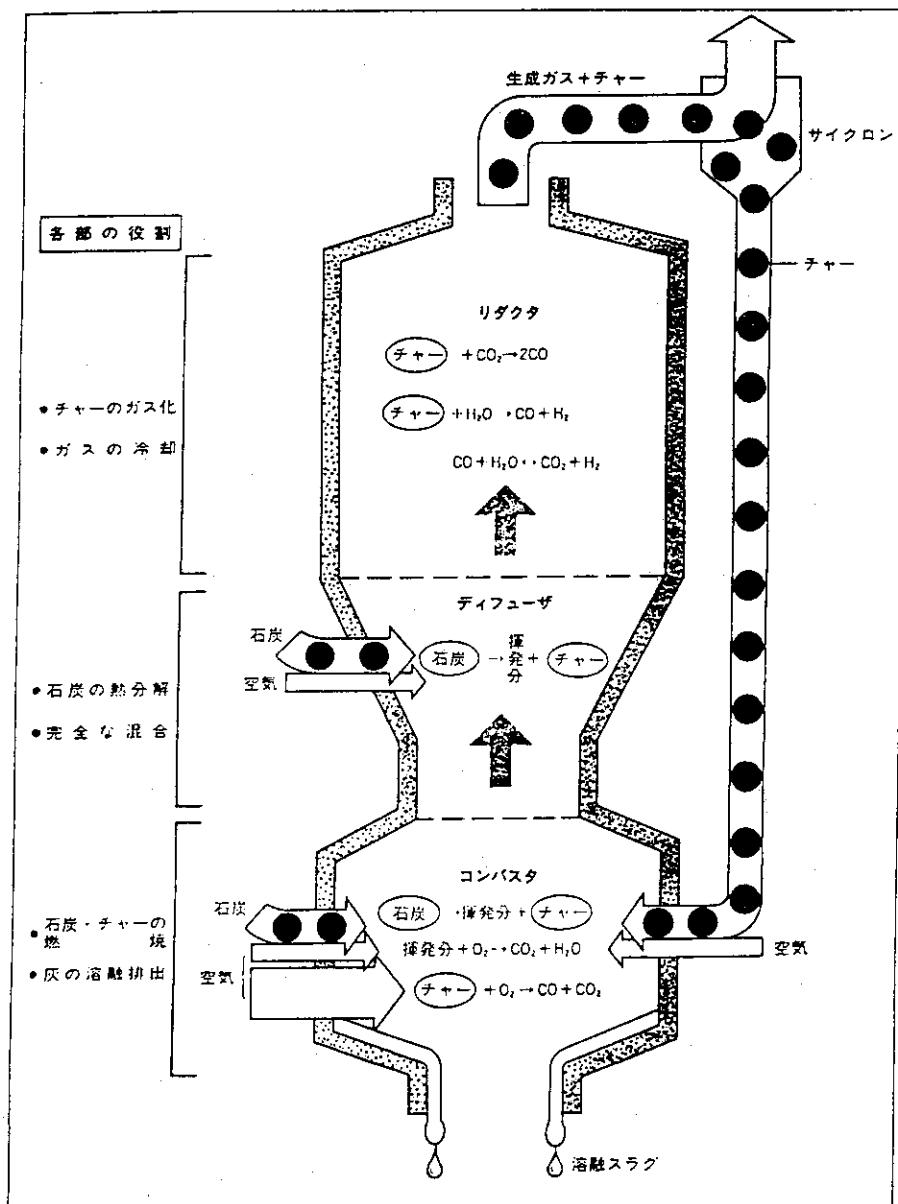


図 2.3-1 2段噴流床ガス化方式の原理

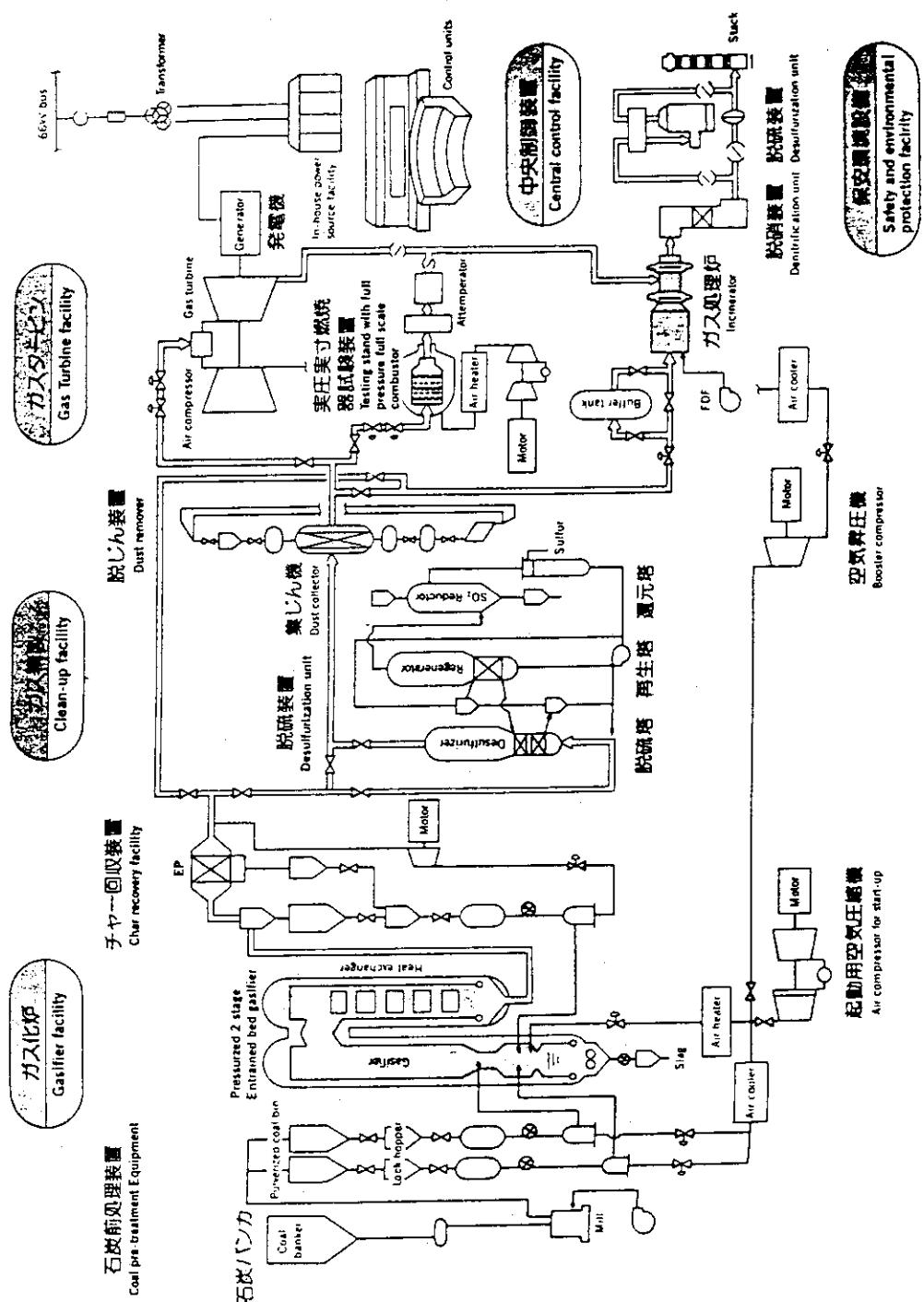


図2.3-2 200ton/day石炭ガス化バイロットプラントの基本構成図

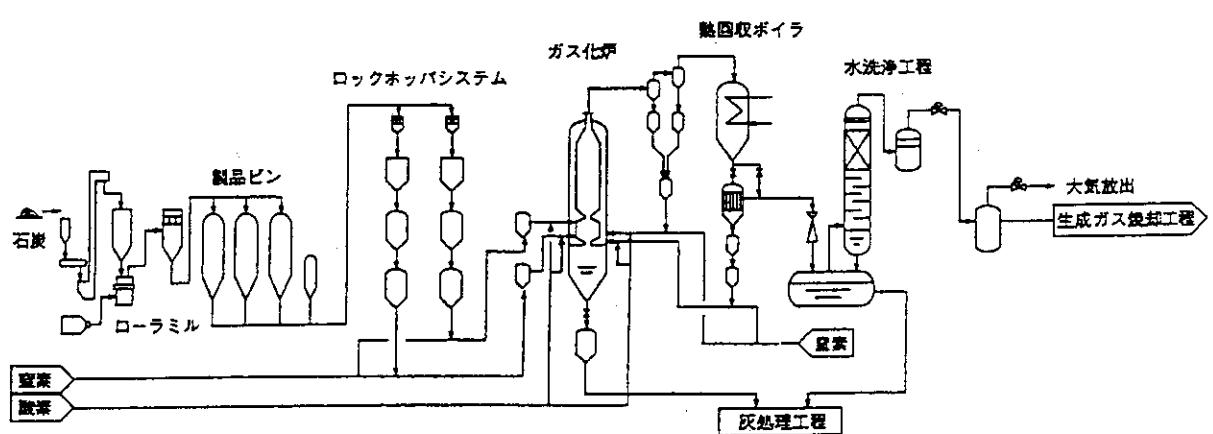


図 2.4-1 パイロットプラントのフローシート

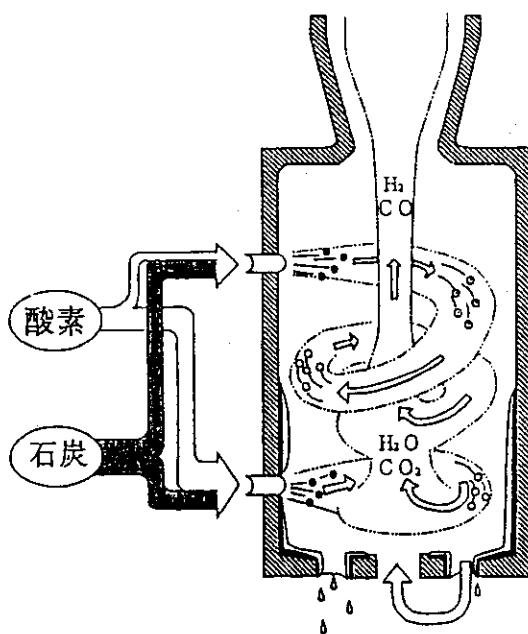


図 2.4-2 ガス化炉概念図

| 年 度 | S61 | S62 | S63 | H 1 | H 2 | H 3 | H 4 | H 5 | H 6 |
|------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| ハ'イロットプラント | | | | | | | | | |
| (1)設計・建設 | | | | | | | | | |
| (2)運転研究 | | | | | | | | | |
| (3)解体研究 | | | | | | | | | — |

図 2.4-3 研究開発の全体工程

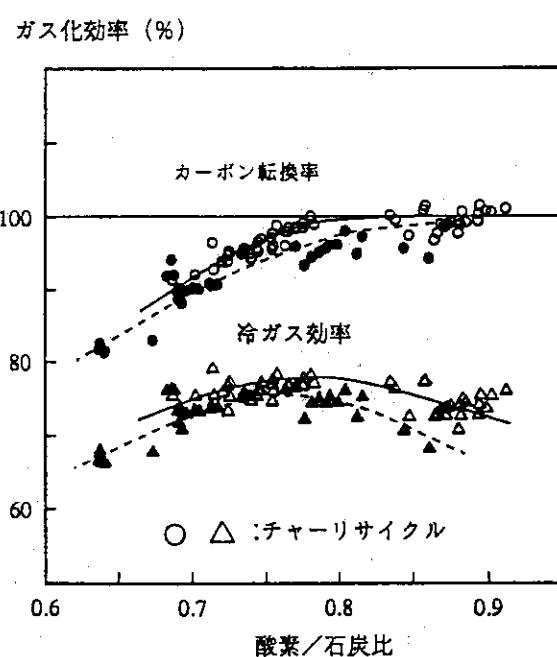


図 2.4-4 ガス化効率

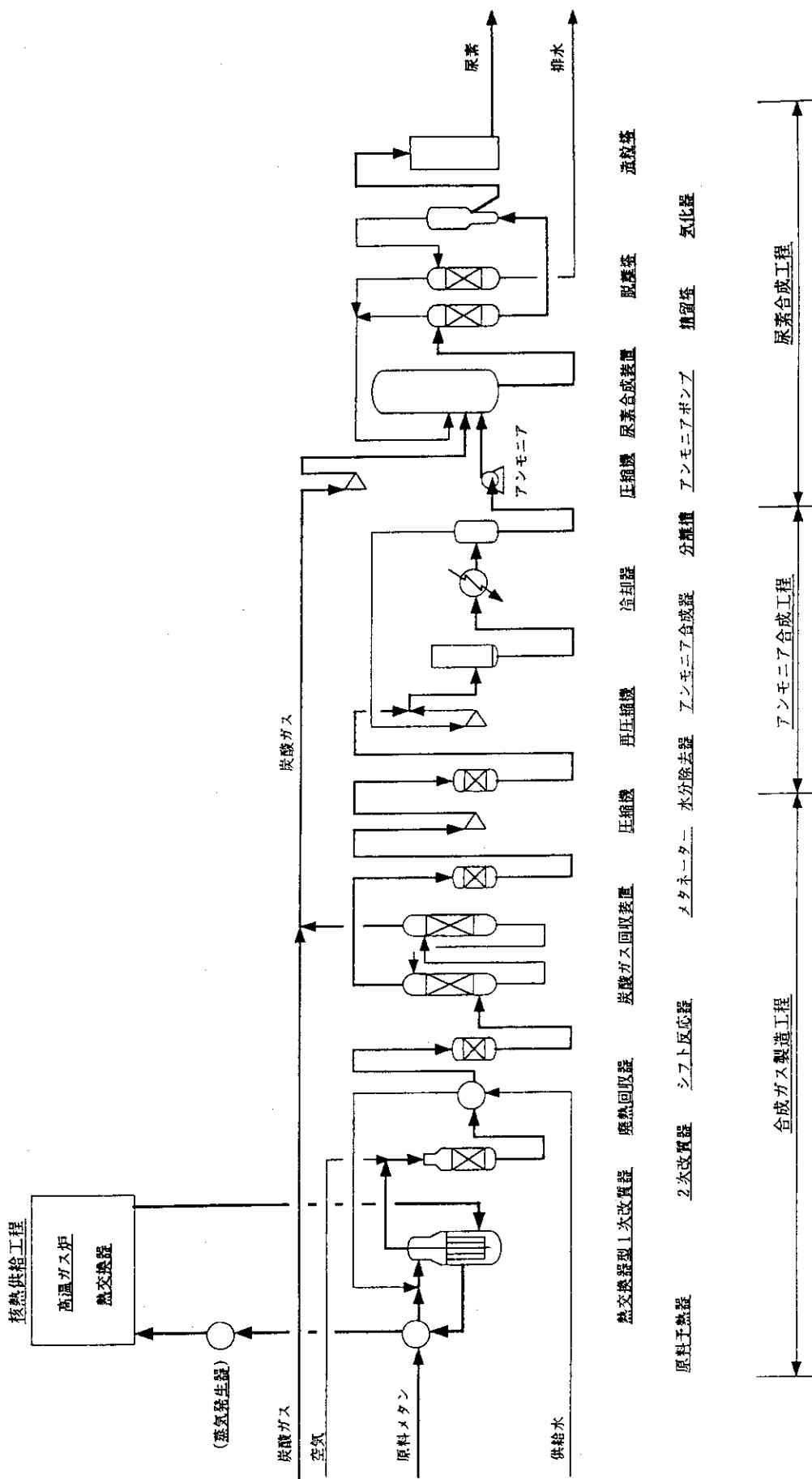


図2.5-1 核熱を利用する尿素製造プロセスの概略フロー

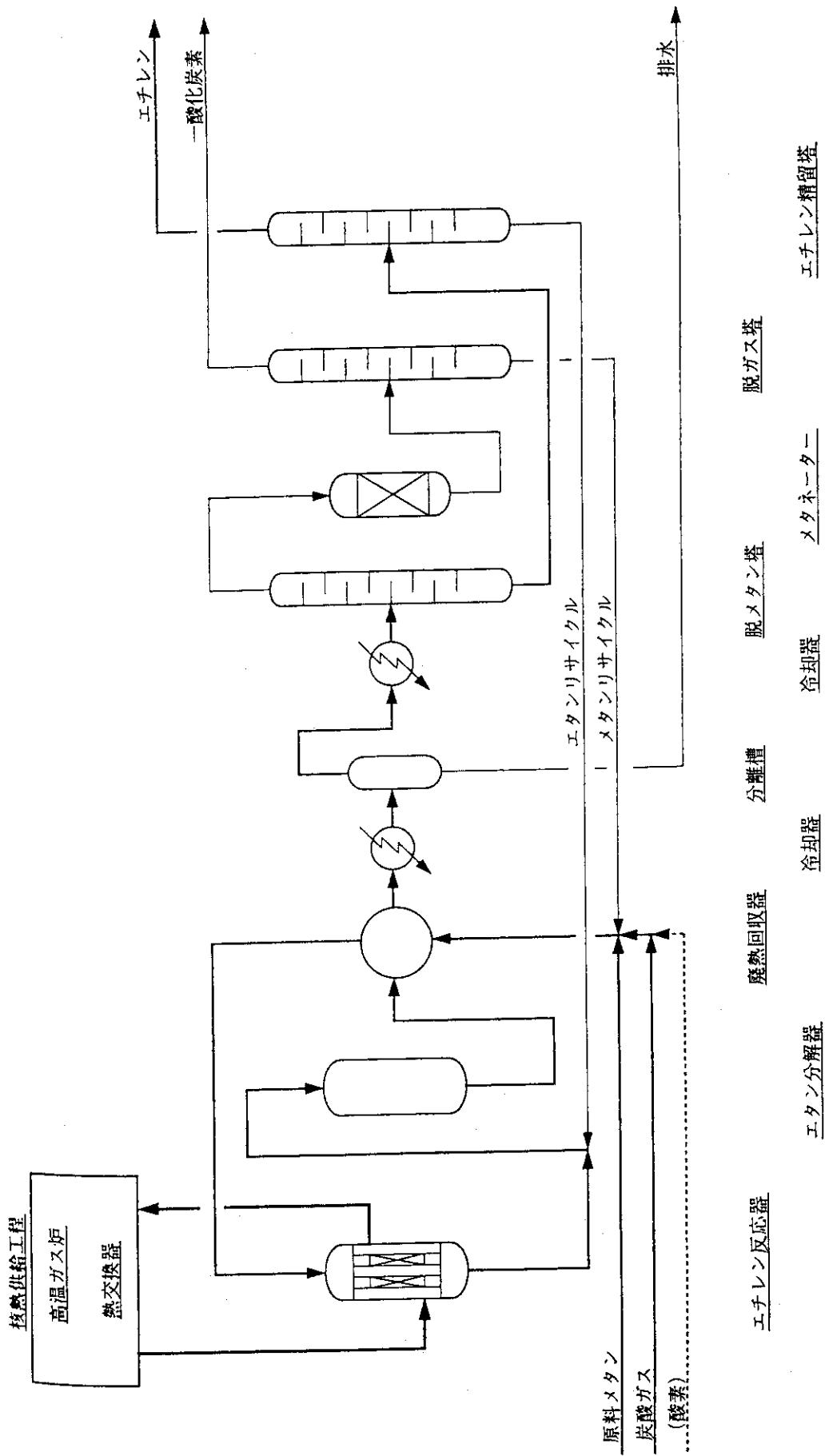
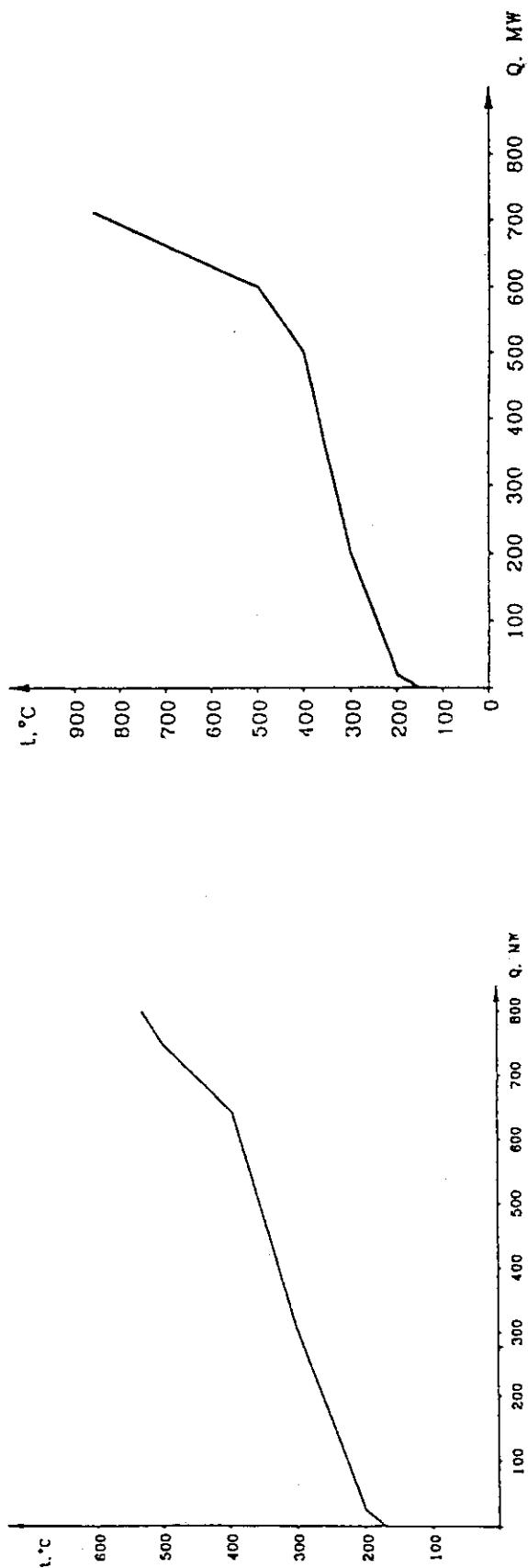


図 2.5-2 核熱を利用するエチレン製造プロセスの概略プロセスフロー



| Q | t, °C | | | | |
|----|---------|---------|---------|---------|---------|
| | 165-200 | 200-300 | 300-400 | 400-500 | 500-530 |
| MW | 20 | 280 | 370 | 90 | 50 |
| % | 2.5 | 34.5 | 45.7 | 11.1 | 6.2 |

図2.6-1 石油精製プラントの温度／熱量ダイアグラム（ロシア）

| Q | t, °C | | | | | |
|----|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| | 146-200 | 200-300 | 300-400 | 400-500 | 500-600 | 600-700 |
| MW | 22.4 | 154.5 | 324 | 91.7 | 43.3 | 42.2 |
| % | 3.1 | 21.1 | 44.3 | 12.5 | 5.9 | 5.0 |

図2.6-2 石油化学プラントの温度／熱量ダイアグラム（ロシア）

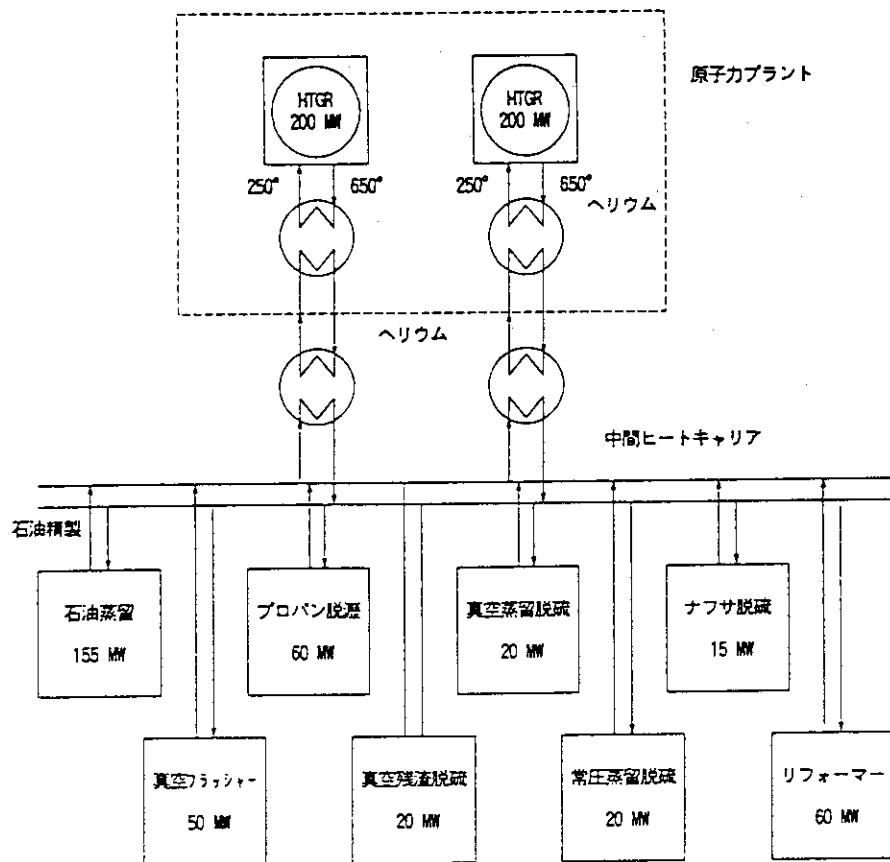


図2.6-3 石油精製プロセスにおけるHTR熱利用（ロシア）

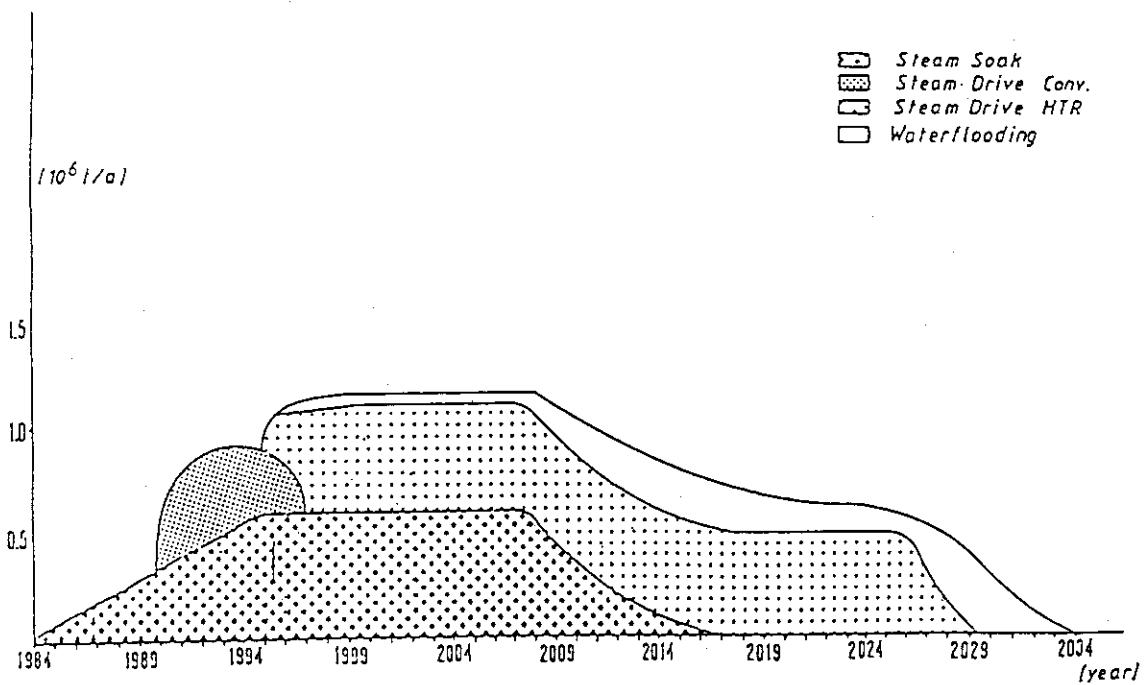


図2.6-4 SHANJASIにおける石油生産スケジュール（中国）

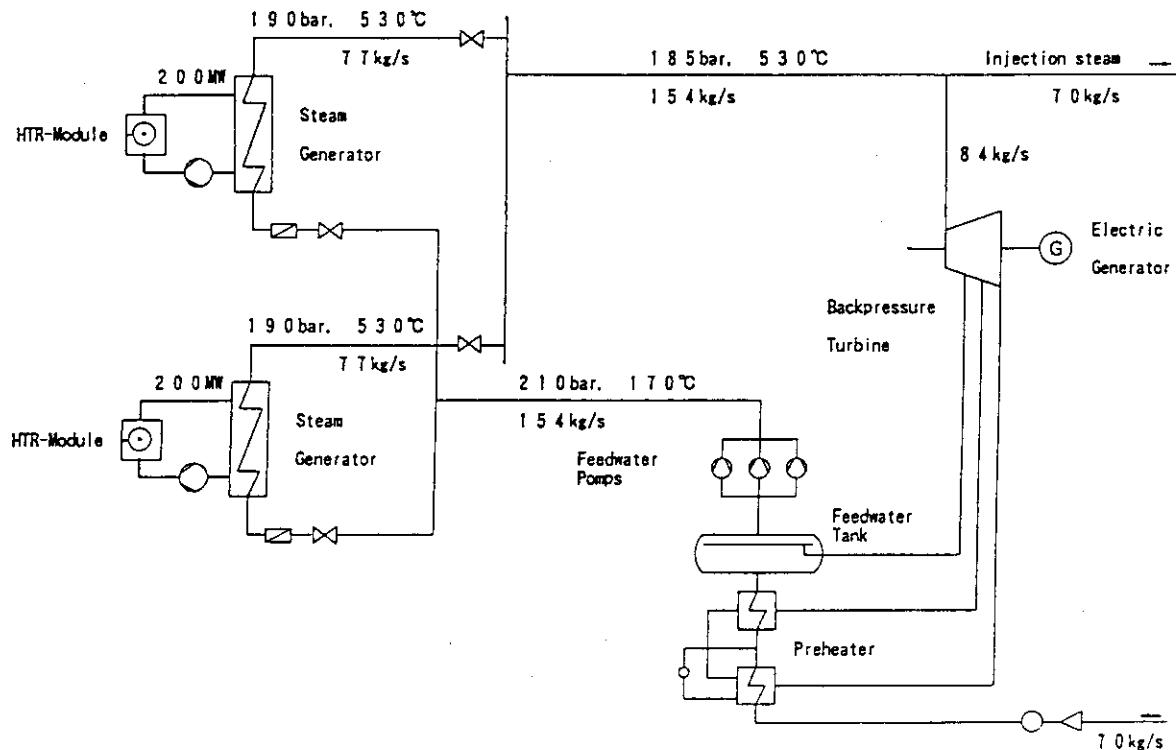


図 2.6-5 重油回収用コジェネプラントのフローダイアグラム（中国）

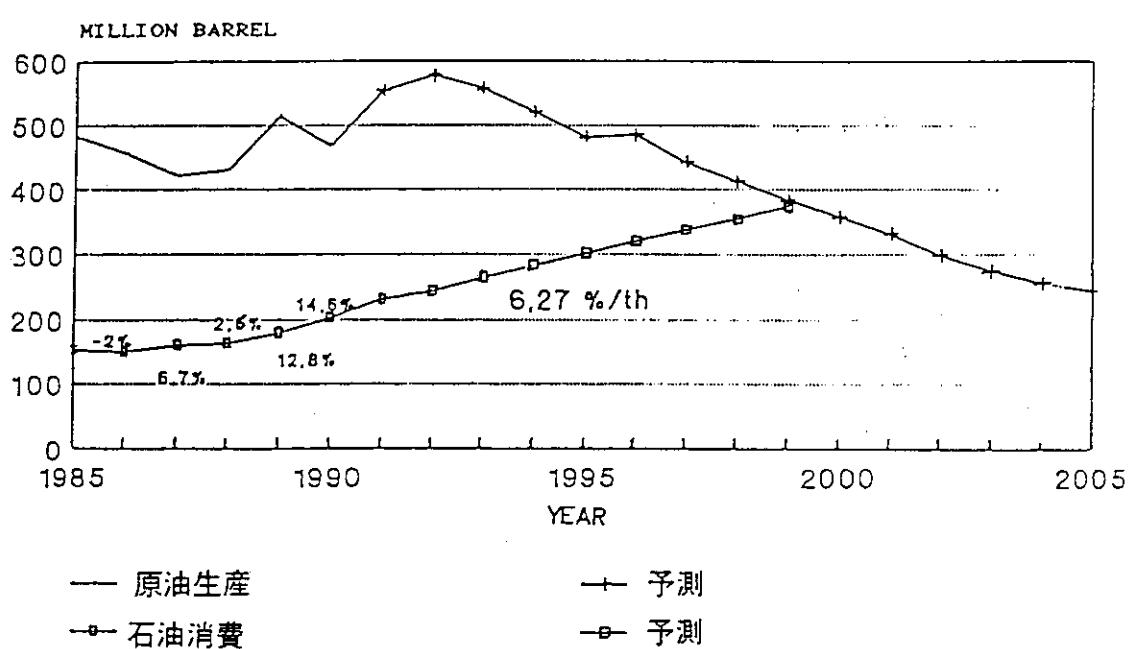
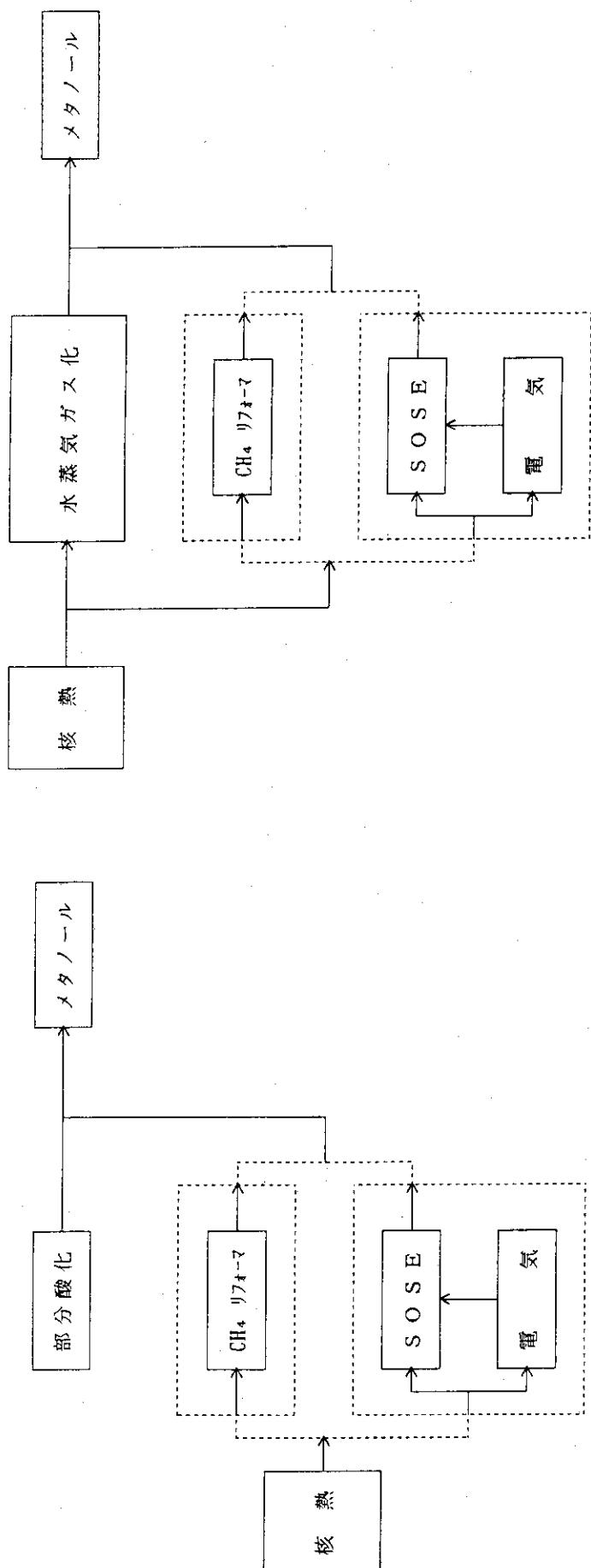


図 2.6-6 石油の需給予測（インドネシア）



- 1) 石炭ガス化法 : 水蒸気ガス化法
- 2) 水素製造法 : メタンの水蒸気改質法
or
高温水蒸気電解法

(システムⒶ)
(システムⒷ)

図 3.1-1 核熱・石炭によるメタノール製造システム構成フロー

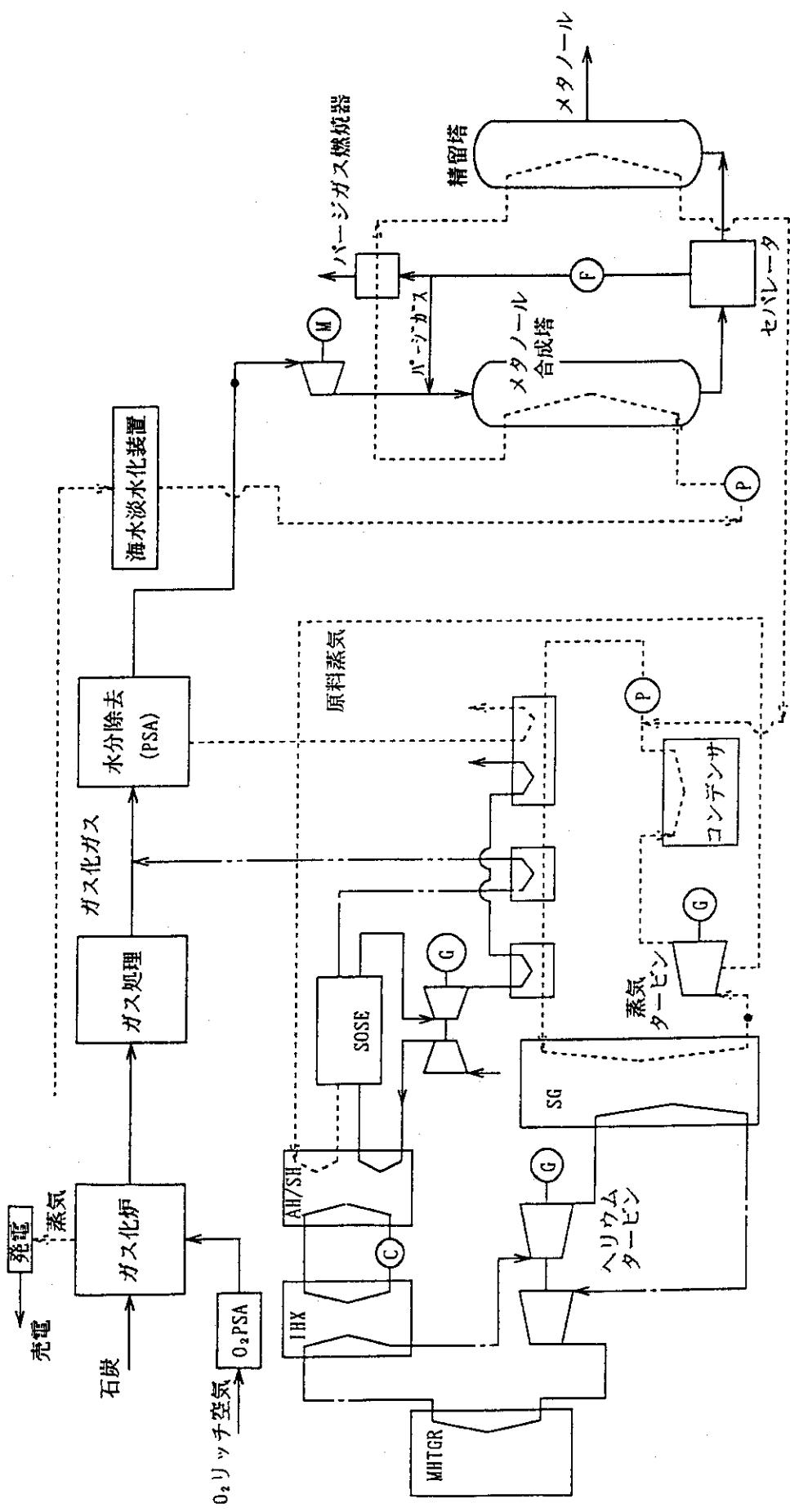


図3.1-2 部分酸化および高温水蒸気电解によるメタノール製造システムのフローシート

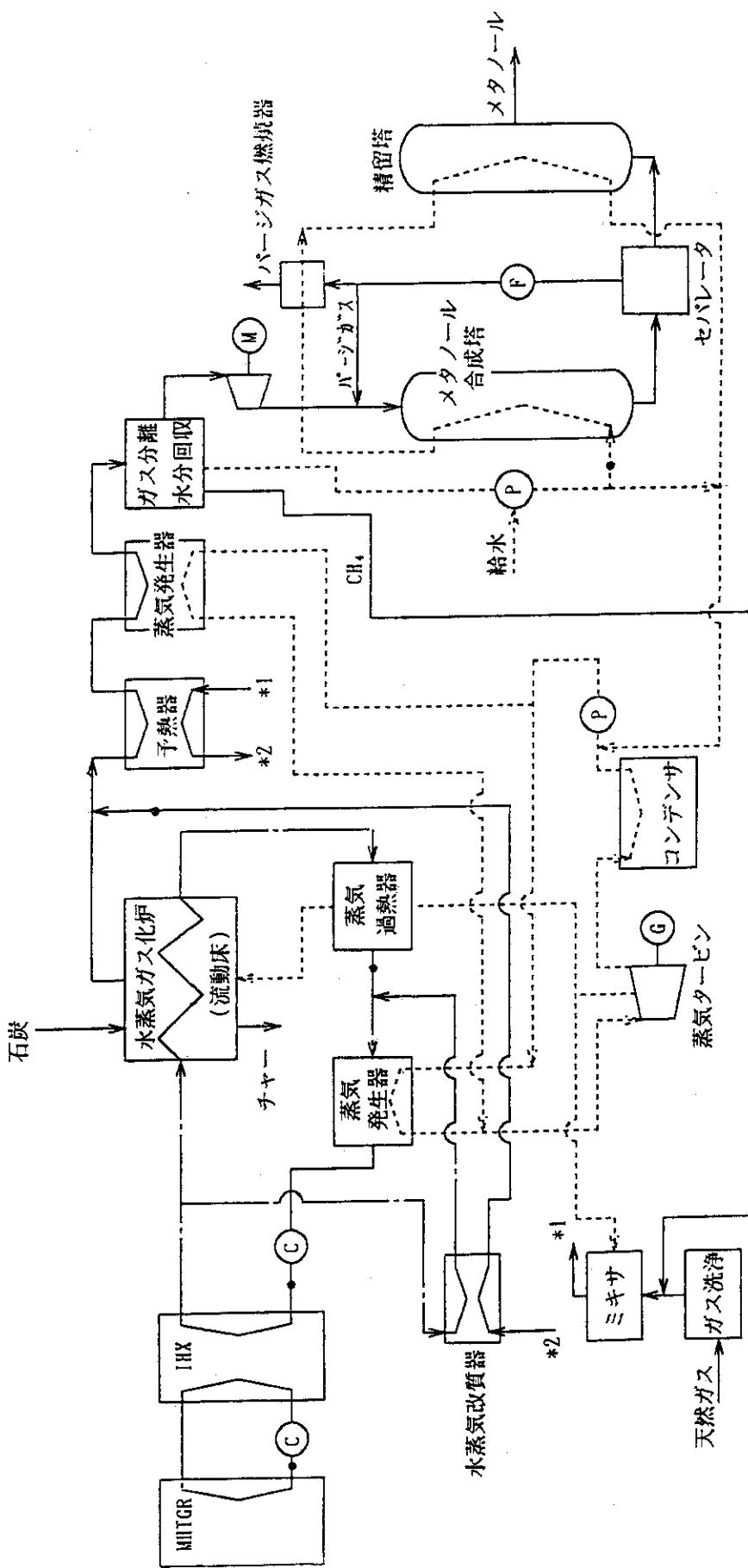


図3.1-3 水蒸気ガス化によるメタノール製造システムのフローシート

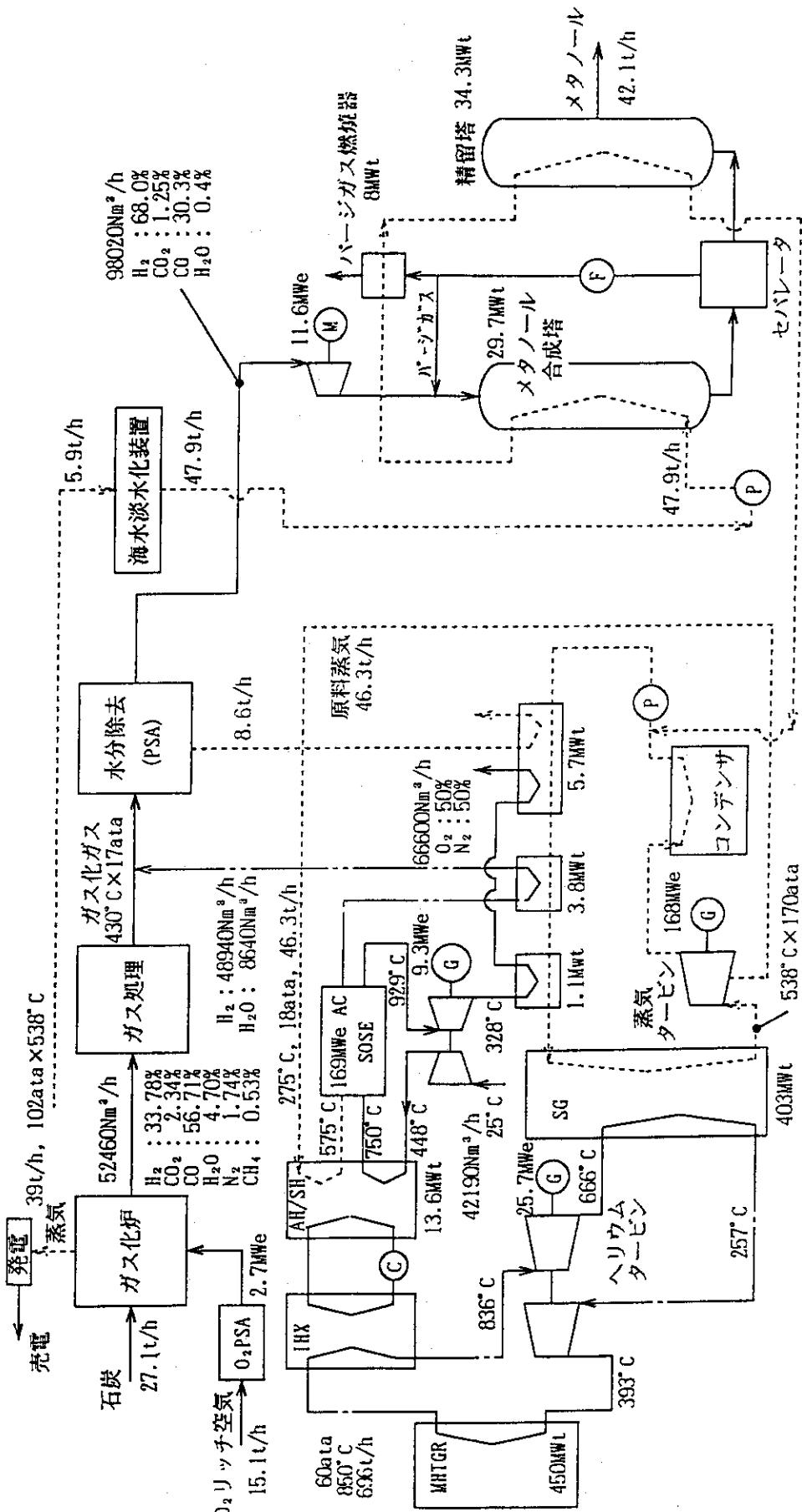


図 3.2-1 部分酸化および高温水蒸気電解によるメタノール製造システムのヒートマスマバランス

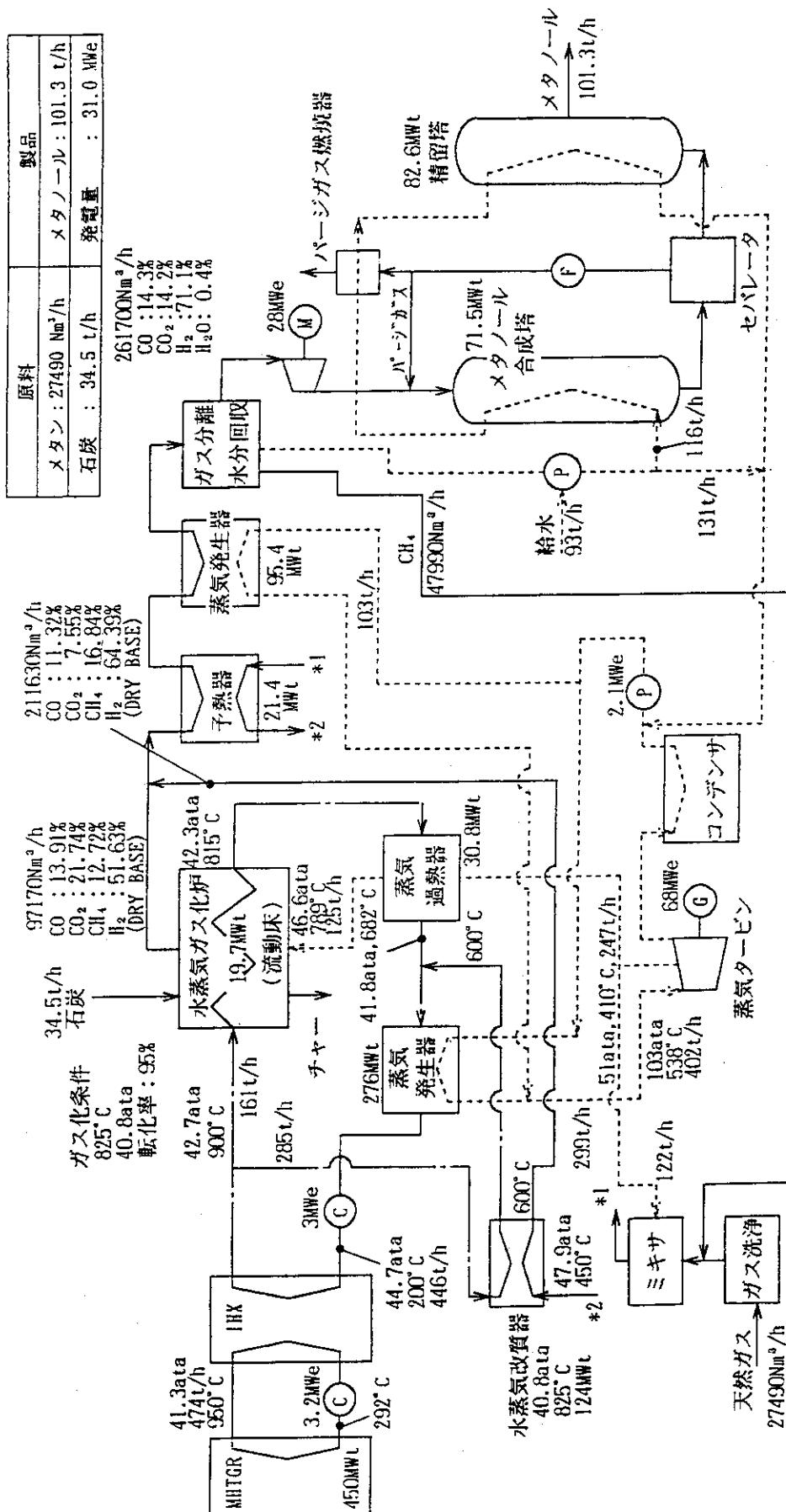
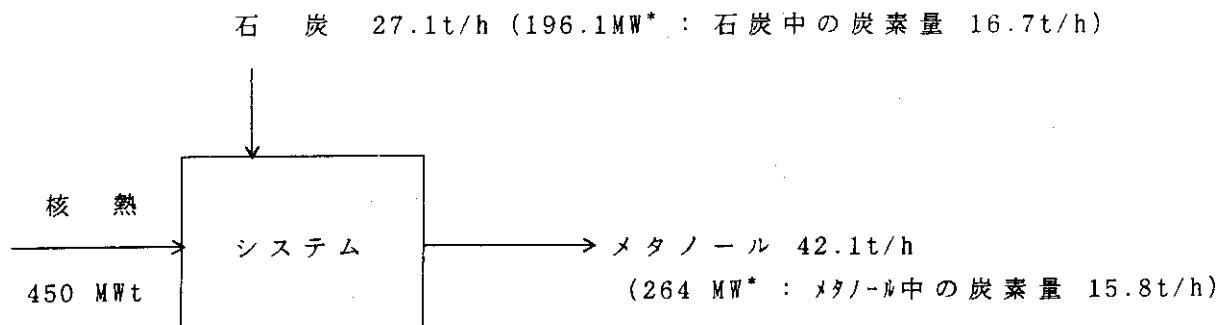
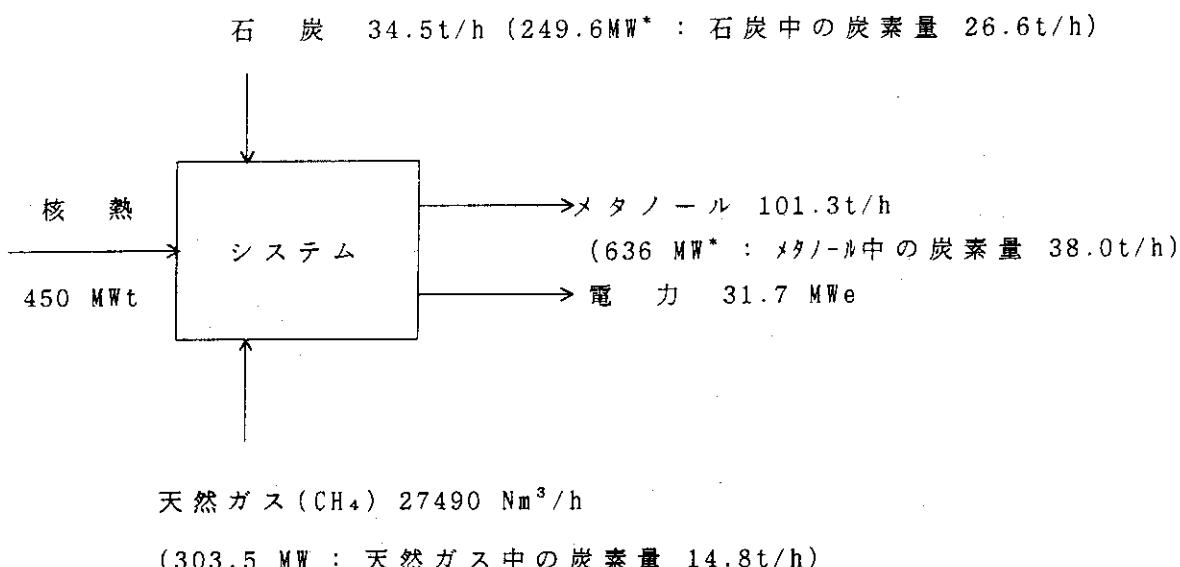


図 3.2-2 水蒸気ガス化およびメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システムのヒートマスマバランス

① 部分酸化 + S O S E (図 3.2-1 参照)



② 水蒸気ガス化 + リフォーマ (図 3.2-2 参照)



*原料、製品の量を発熱量に換算した数値。

尚、換算には以下の数値を用いた。

$$\left. \begin{array}{l} \text{石炭} \quad 6200 \text{Kcal/kg} \\ \text{メタン} \quad 9490 \text{Kcal/Nm}^3 \\ \text{メタノール} \quad 5400 \text{Kcal/kg} \end{array} \right\}$$

図 3.2-3 メタノール製造システムのエネルギー収支

① 部分酸化 + S O S E

$$\text{炭素有効利用度} = \frac{\text{メタノール中炭素量}}{\text{石炭中炭素量}} = 94.6\%$$

| | | | |
|----------|-----------------|-----------------|--|
| | 69.7 % | 30.3 % | |
| 入力熱量 | 核 熱 450 MW | 石 炭 196.1 MW | |
| 646.1 MW | | | |
| 出力熱量 | メタノール 264 MW | | |
| 264 MW | | | |
| | | | 生成メタノール発熱量 |
| | | | 化石燃料からのメタノール転換率 = $\frac{\text{生成メタノール発熱量}}{\text{石炭発熱量}} = 135\%$ |

② 水蒸気ガス化 + リフォーマ (水蒸気ガス化炉の炭素転換率を95%としている。)

$$\text{炭素有効利用度} = \frac{\text{メタノール中炭素量}}{\text{石炭・天然ガス中炭素量}} = 91.8\%$$

| | | | | |
|------------------|---------------|-----------------|---|--|
| | 44.9 % | 24.9 % | 30.2 % | |
| 入力熱量 | 核 熱 450 MW | 石 炭 249.6 MW | 天然ガス 303.5 MW | |
| 電力 31.7 MW 4.7 % | | | 1003.1 MW | |
| 出力熱量 | 95.3 % | | | |
| | | | 667.7 MW | |
| | | | 生成メタノール発熱量 | |
| | | | 化石燃料からのメタノール転換率 = $\frac{\text{生成メタノール発熱量}}{\text{石炭・天然ガス発熱量}} = 115\%$ | |

図3.2-4 メタノール製造システムのメタノール転換率

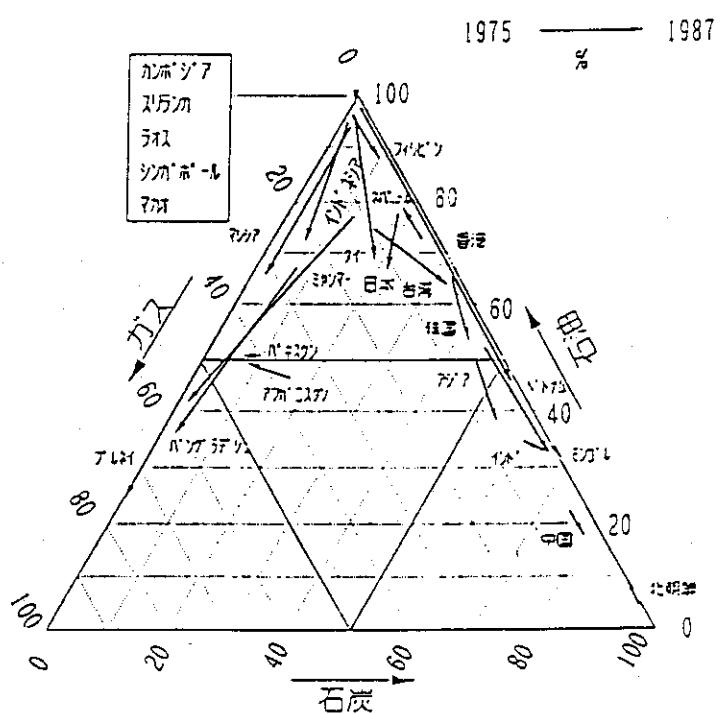


図4.1-1 アジア各国の石油、天然ガス、石炭燃料消費構成比の推移
(アジアのエネルギー利用と地球環境－科学技術政策研究所編1994による)

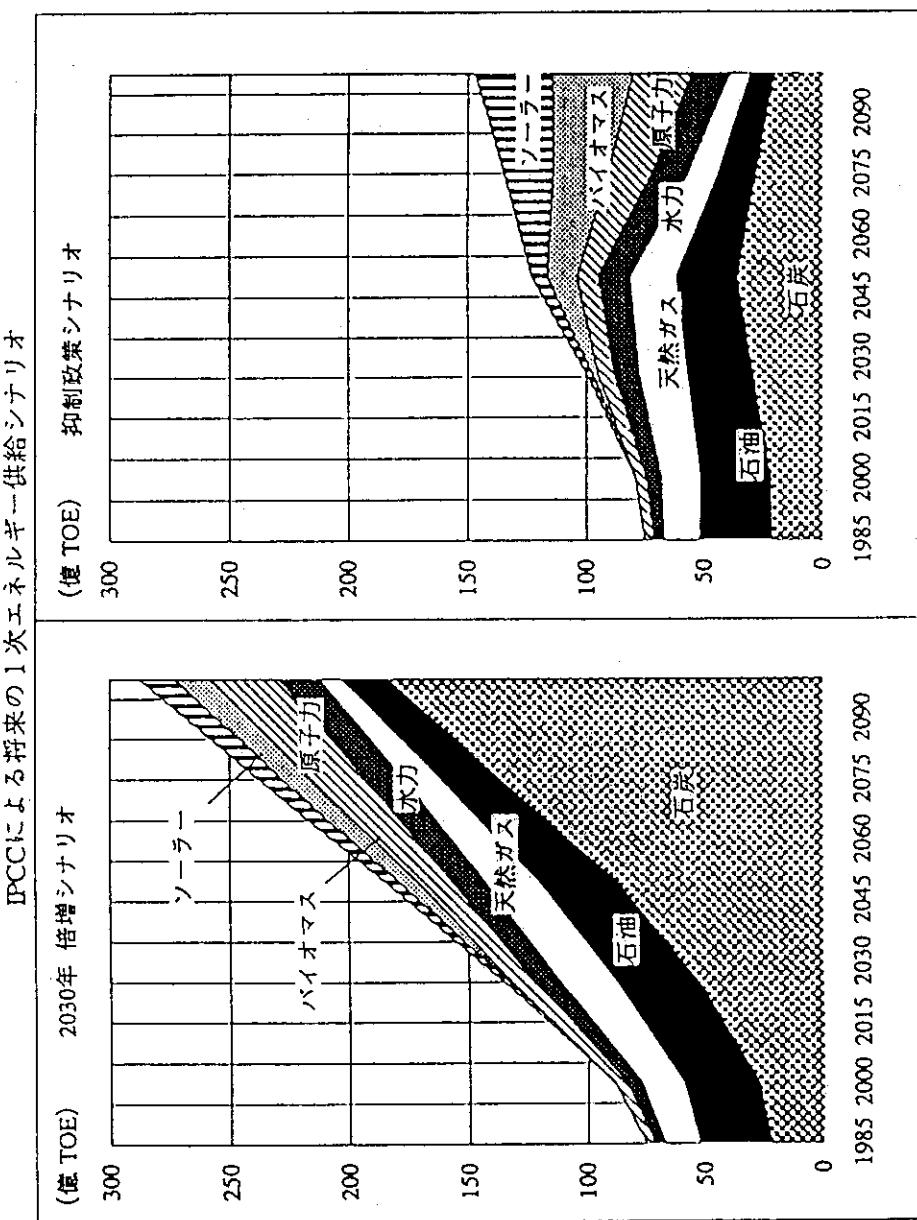
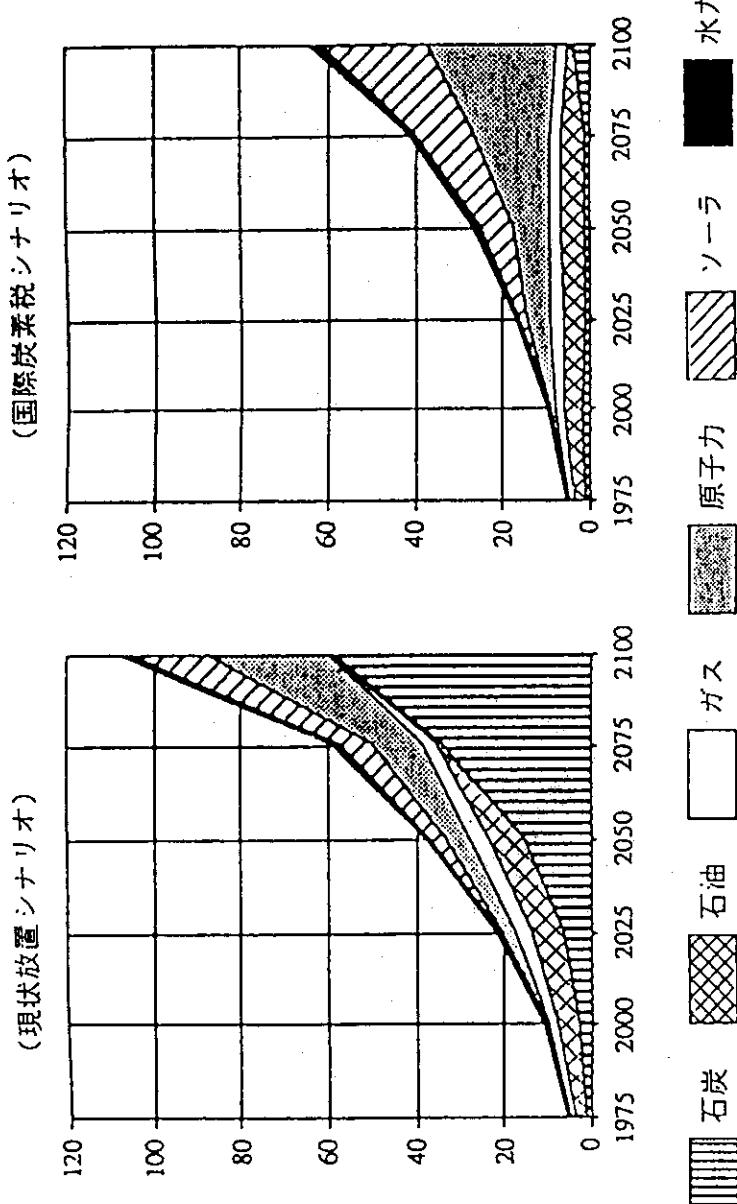


図 4.1-2 IPCCによる世界のエネルギー供給シナリオ
(IPCC: 気候変動に関する政府間パネル, 国連環境計画および世界気象機関
の下で開かれ, リオアースサミットの基礎データとなつた)



(注) この結果は、究極残存埋蔵量を石油3.45兆バーレル、天然ガス9.027兆CF、石炭9.11兆石
炭換算トン、オイルシェール等 337.7兆バーレルと設定して計算した結果である。
究極残存埋蔵量の設定や供給コスト構成によって燃料構成は変化する。

図 4.1-3 将来の世界のエネルギー消費におけるエネルギー源の変化
(日本エネルギー経済研究所による)

日負荷変動；武井満男著「原子力産業」同文書院より

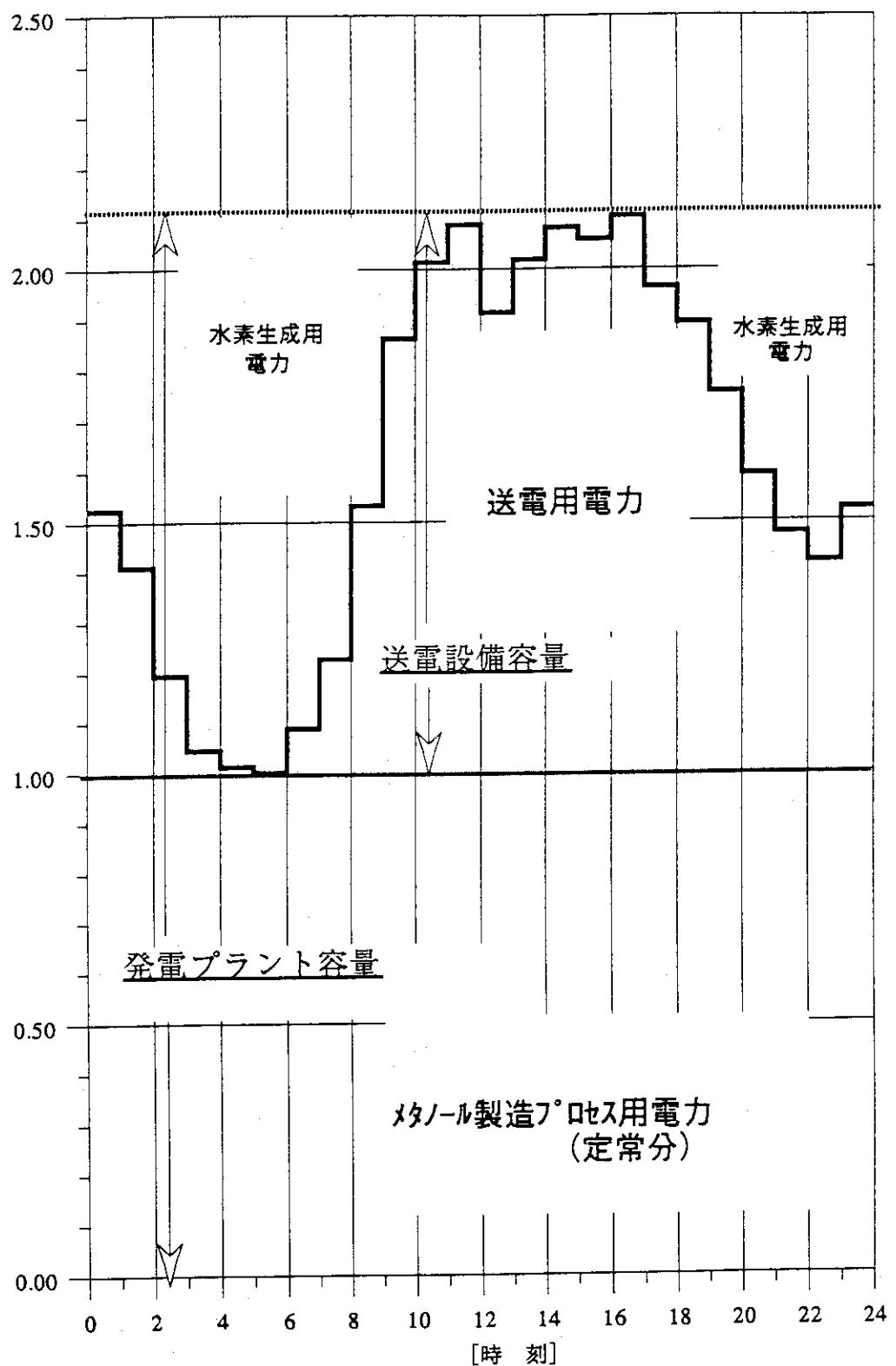


図 5.1-1 メタノール製造電力併給時の電力および設備容量の関係
(日負荷変動に応じた電力併給)

日負荷変動；武井満男著「原子力産業」同文書院より

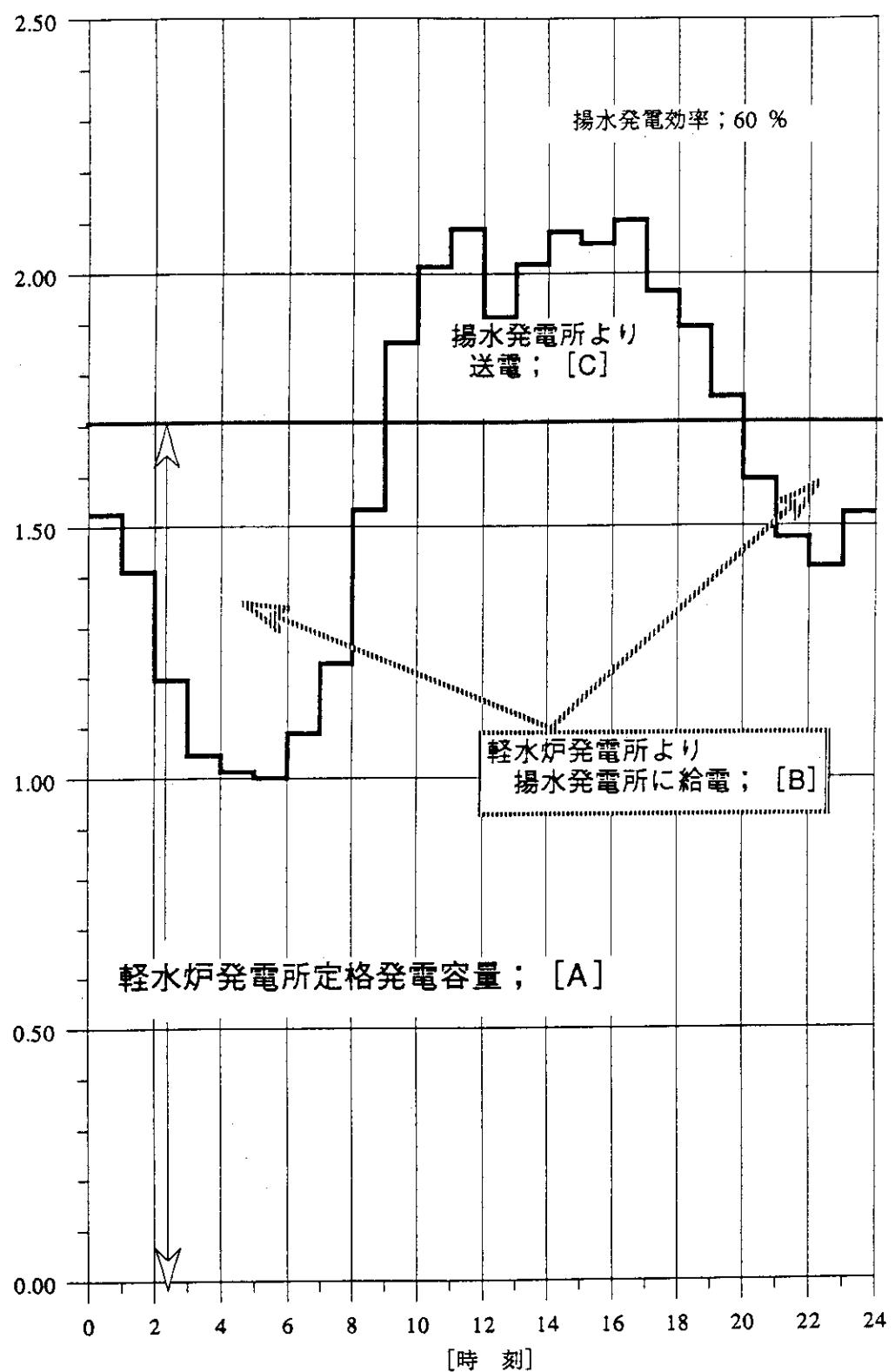


図 5.1-2 軽水炉発電所と揚水発電所を組み合わせた場合の電力分担の関係
(日負荷変動に応じた電力併給)

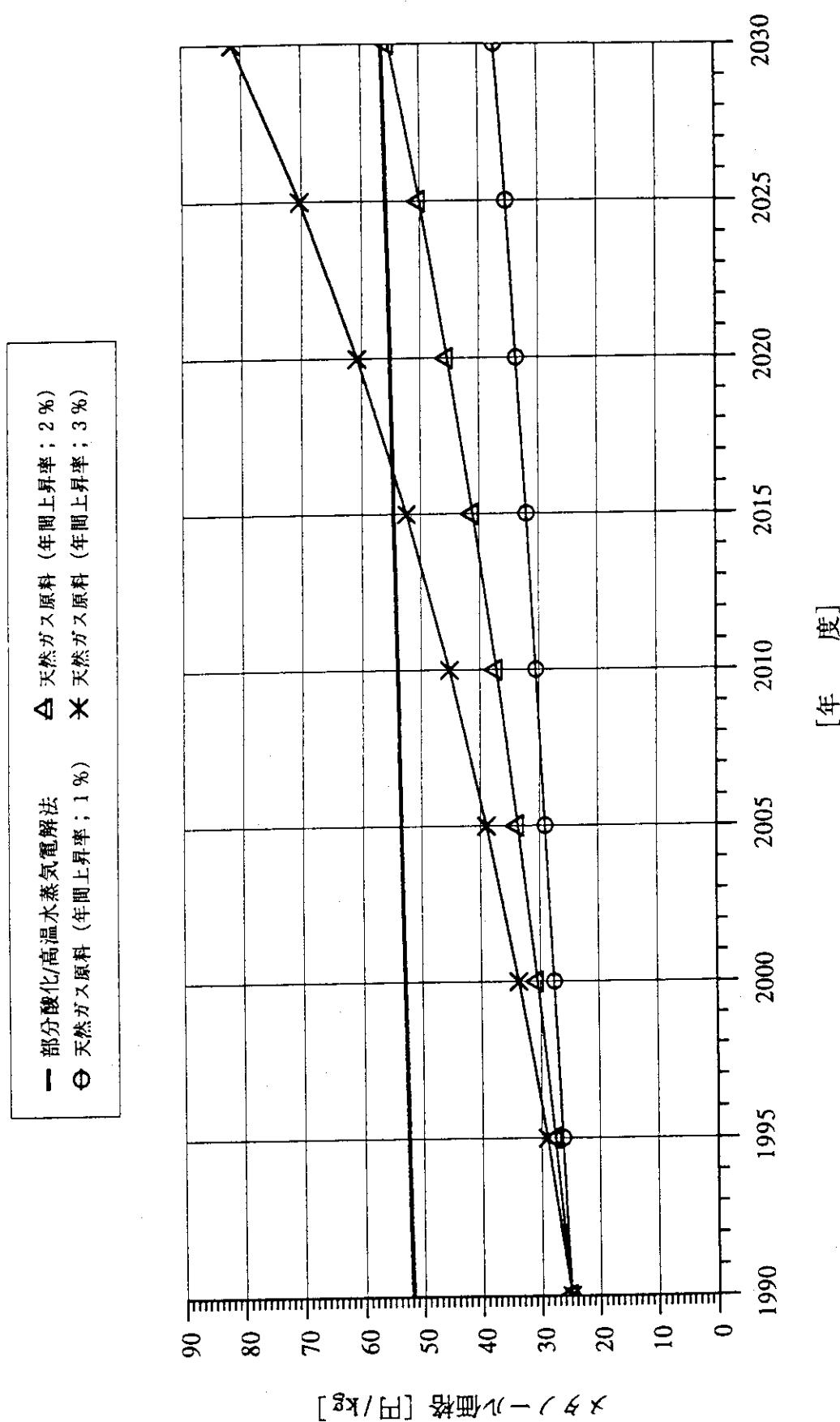


図5.3-1 メタノール価格の比較（ケース2）
 (建設費より耐用年数を用いて均等化して算出)

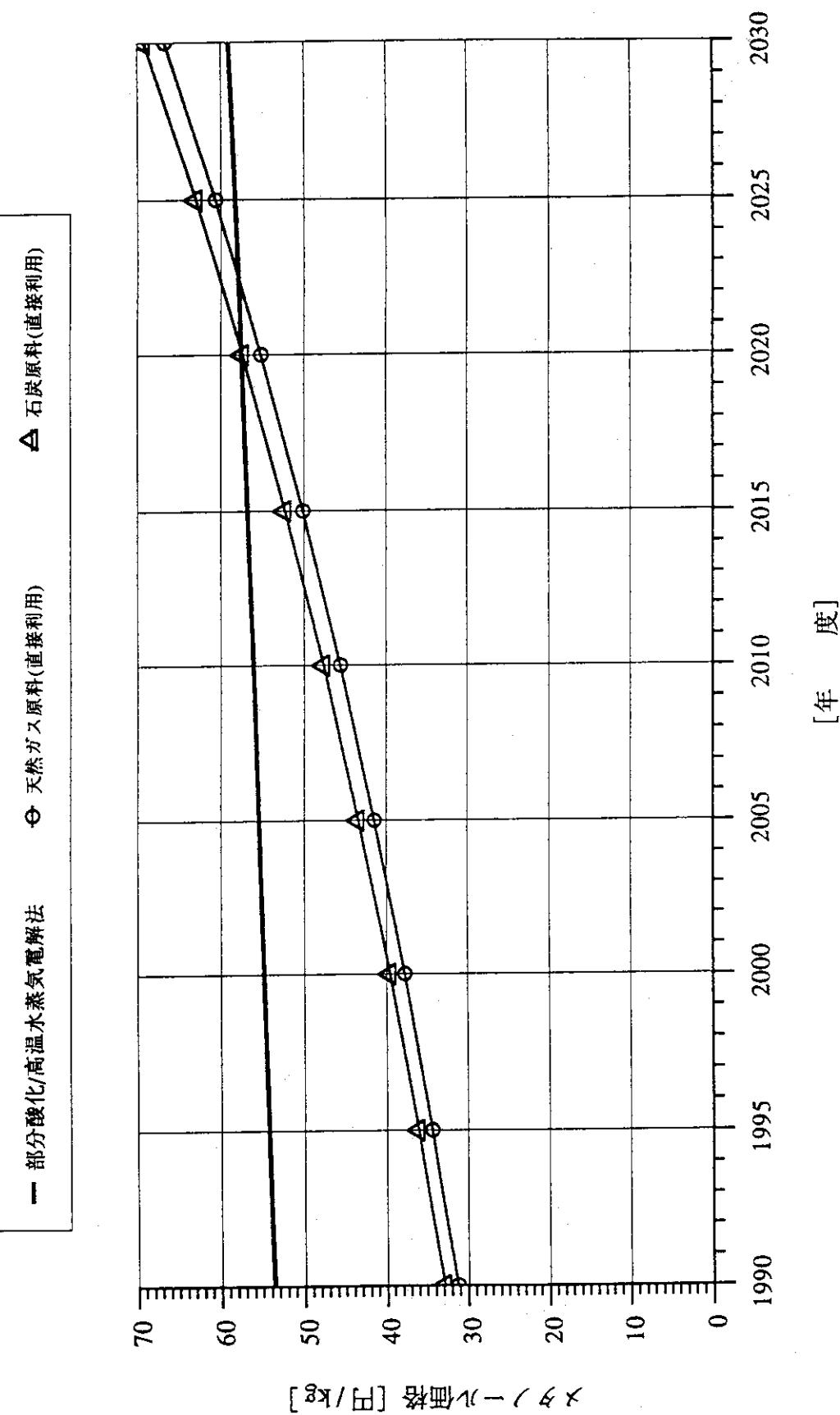


図 5.3-2 炭酸ガス課税時のメタノール価格の比較①
(1.2 円／kg CO₂, 年率 1% 上昇)

— 石炭ガス化電解水素法 ◇ 天然ガス原料(直接利用) ▲ 石炭原料(直接利用)

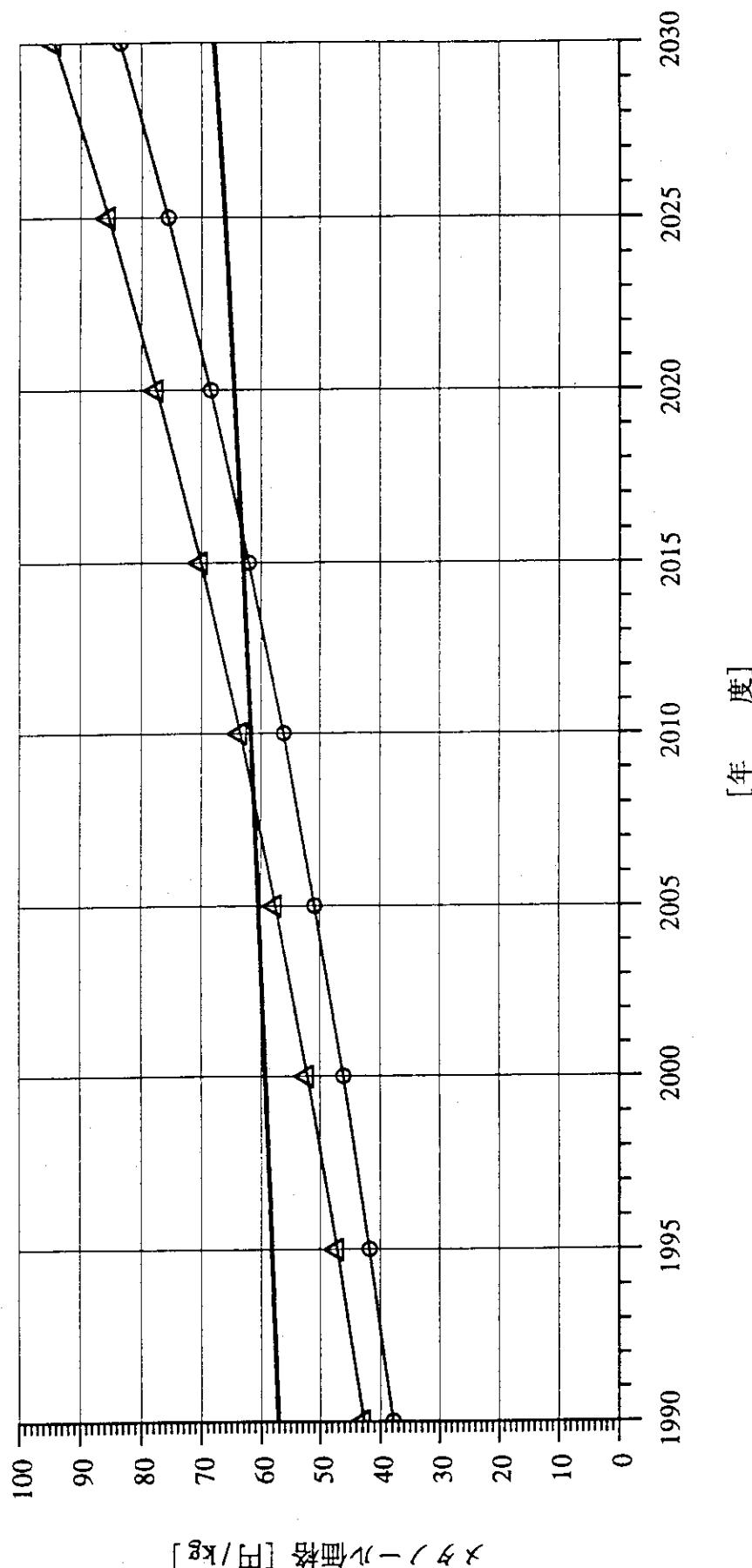


図 5.3-3 CO_2 課税時のメタノール価格の比較②
(3.6 円/ kg CO_2 , 年率 2% 上昇)

図 5.3-4 メタノール製造電力併給（日負荷変動分を外部給電）①

[アロケーション I ; パワークレーリット法、売電単価をパラメータ]

| | | |
|------------|---------|---------|
| 年間資本費 | 11,565 | [百万円] |
| 年間運転維持費 | 3,040 | [百万円] |
| 年間核燃料費 | 1,767 | [百万円] |
| 年間原材料費 | 672 | [百万円] |
| 年間売電電力量 | 398,458 | [MWe·h] |
| 年間メタノール製造量 | 208,599 | [ton] |

| 売電単価 (パラメータ) [円/kWe] | 10 | 12.5 | 15 | 17.5 | 20 |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 年間総コスト [百万円] | 17,044 | 17,044 | 17,044 | 17,044 | 17,044 |
| 年間売電収入 [百万円] | 3,985 | 4,981 | 5,977 | 6,973 | 7,969 |
| 年間メタノール製造コスト [百万円] | 13,060 | 12,064 | 11,068 | 10,071 | 9,075 |
| メタノール単価 [円/kg] | 62.61 | 57.83 | 53.06 | 48.28 | 43.51 |

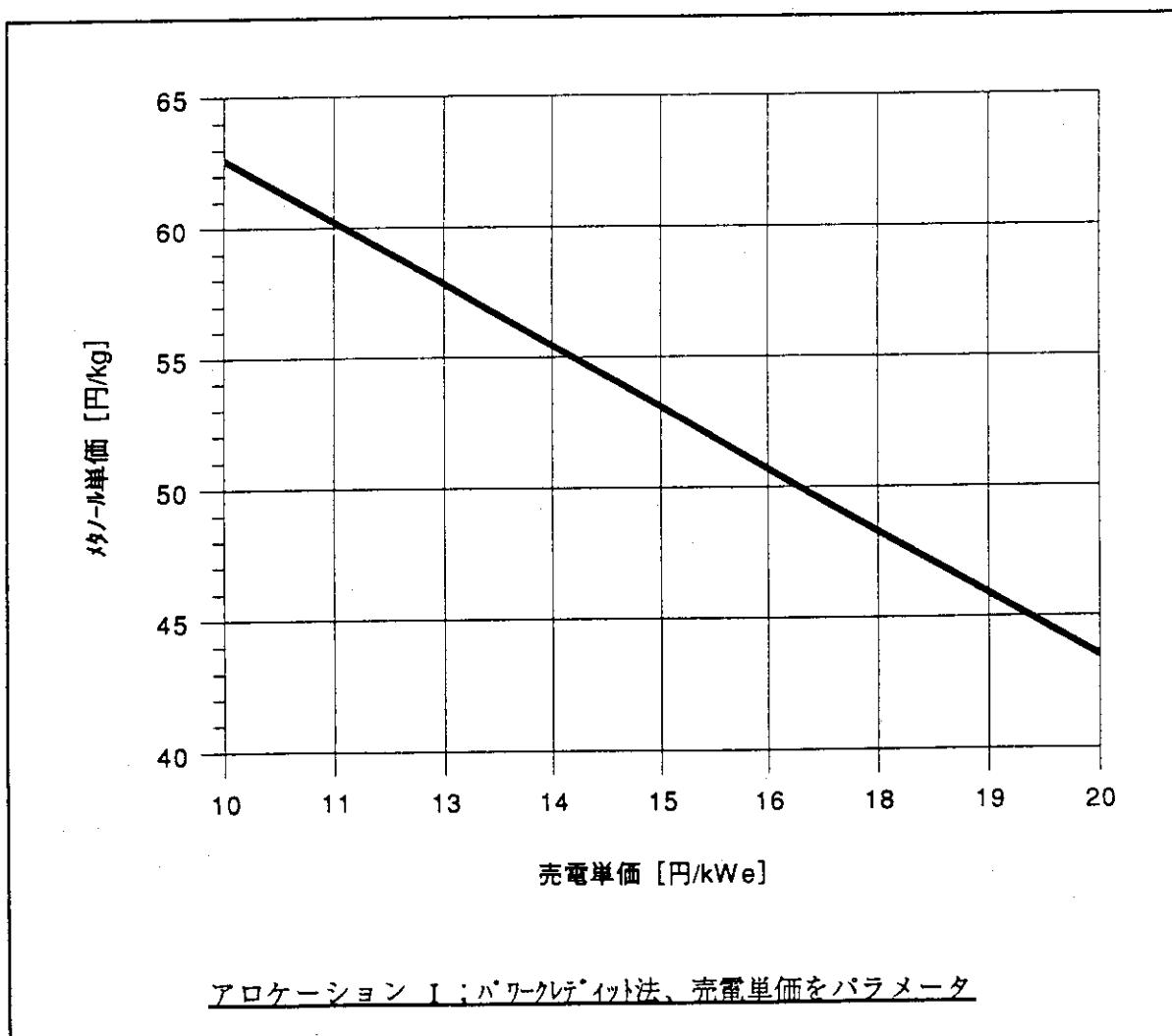
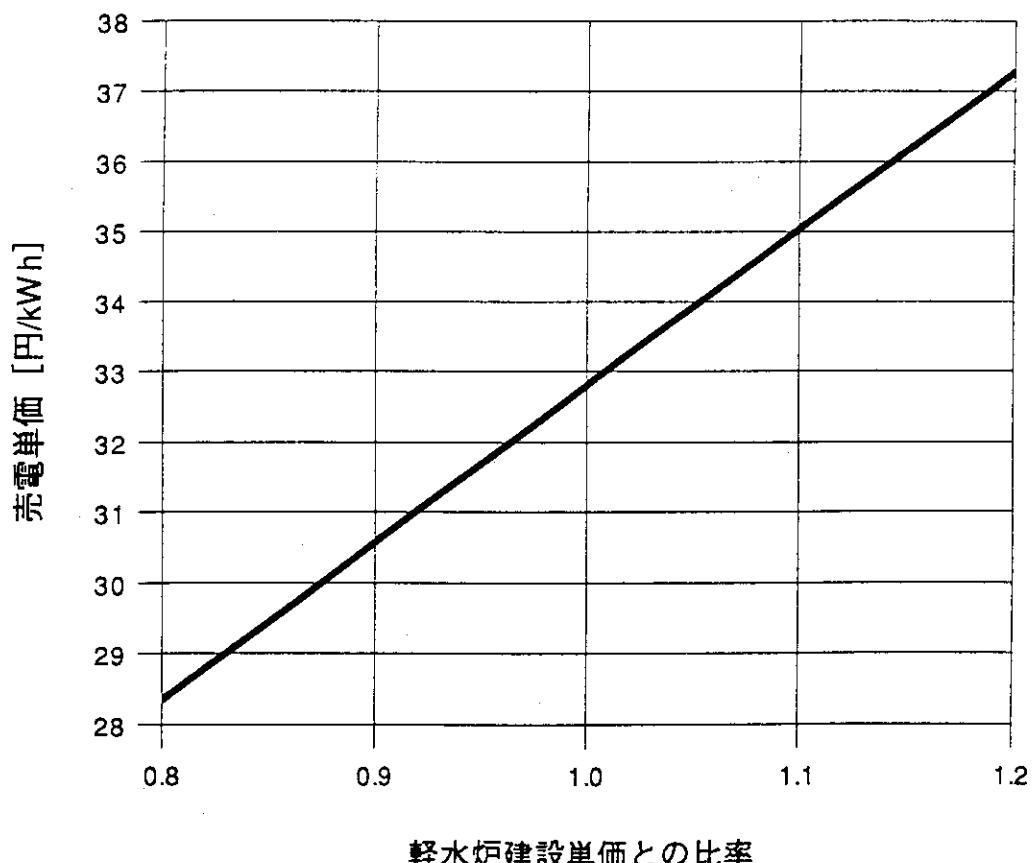


図 5.3-5 メタノール製造電力併給（日負荷変動分を外部給電）②

[アロケーション III ; メタノール価格一定 (25円/kg)、建設費と売電価格]

| | | | | | |
|------------------|---------|---------|---------|---------|---------|
| 年間資本費 [百万円] | 11,154 | 11,834 | 12,514 | 13,194 | 13,874 |
| 年間運転維持費 [百万円] | 2,914 | 3,124 | 3,333 | 3,542 | 3,751 |
| 年間核燃料費 [百万円] | 1,767 | 1,767 | 1,767 | 1,767 | 1,767 |
| 年間原材料費 [百万円] | 672 | 672 | 672 | 672 | 672 |
| 年間売電電力量 [MWe·h] | 398,458 | 398,458 | 398,458 | 398,458 | 398,458 |
| 年間メタノール製造量 [ton] | 208,599 | 208,599 | 208,599 | 208,599 | 208,599 |

| 軽水炉建設単価との比率 | 0.8 | 0.9 | 1 | 1.1 | 1.2 |
|-------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 年間総コスト [百万円] | 16,507 | 17,397 | 18,286 | 19,175 | 20,064 |
| 年間メタノール販売収入 [百万円] | 5,215 | 5,215 | 5,215 | 5,215 | 5,215 |
| 年間売電コスト [百万円] | 11,292 | 12,182 | 13,071 | 13,960 | 14,849 |
| 売電単価 [円/kWh] | 28.34 | 30.57 | 32.80 | 35.04 | 37.27 |



アロケーション III ; メタノール価格一定 (25円/kg)、建設費と売電単価

図 5.3-6 軽水炉発電所と揚水発電所の組み合わせ日負荷変動対応システム

| 項目 ケーズ | 軽水炉 (1) | 揚水発電所 | | | | | 軽水炉 (2) | [参考] |
|-----------------|------------|---------|---------|---------|---------|-------|------------|-------|
| | | [a] | [b] | [c] | [d] | [e] | | |
| ・建設単価 [千円/ kWe] | 343 | 600 | 600 | 600 | 600 | 600 | 343 | 343 |
| ・設備容量 [MWe] | 1,100 | 450 | 360 | 315 | 270 | 200 | 1,367 | 1,100 |
| ・建設費 [億円] | 3,773 | 2,700 | 2,160 | 1,890 | 1,620 | 1,200 | 4,689 | 3,773 |
| ・残存価値率 : a | 0.1 | 0.1 | 0.1 | 0.1 | 0.1 | 0.1 | 0.1 | 0.1 |
| ・利子率 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 | 0.07 |
| ・減価償却年数 [年] | 16 | 22 | 22 | 22 | 22 | 22 | 16 | 16 |
| ・資本回収係数 | 0.099 | 0.085 | 0.085 | 0.085 | 0.085 | 0.085 | 0.099 | 0.099 |
| ・年経費率 | 0.130 | 0.112 | 0.112 | 0.112 | 0.112 | 0.112 | 0.130 | 0.130 |
| ・年間資本費 [億円] | 490 | 304 | 243 | 213 | 182 | 135 | 610 | 490 |
| ・年間運転維持費 [億円] | 170 | | | | | | 211 | |
| ・燃料単価 [円/kWh] | 1.48 | | | | | | 1.48 | |
| ・設備利用率 [MWe] | 0.75 | | | | | | 0.75 | |
| ・年間発電量 [kWh] | 7.23E+09 | | | | | | 8.98E+09 | |
| ・年間充電量 [kWh] | 7.23E+09 | | | | | | 7.23E+09 | |
| ・年間燃料費 [億円] | 107 | | | | | | 133 | |
| ・年間費用 [億円] | 1,071 | | 1,010 | 980 | 949 | 902 | 954 | 767 |
| ・充電単価 [円/kWh] | 14.8 | | 14.0 | 13.5 | 13.1 | 12.5 | 13.2 | 10.6 |
| 組合せのケース | (1)+[a] | (1)+[b] | (1)+[c] | (1)+[d] | (1)+[e] | (2)のみ | (1)のみ | |

