

JAERI-Tech  
96-045



## 核熱による二酸化炭素低減システムの検討

1996年11月

文沢元雄・稲葉良知・菱田 誠\*・緒方 寛\*・山田誠也\*

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）で複写による実費頒布をおこなっております。

This report is issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Research Information Division, Department of Intellectual Resources, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-11, 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

Study of Nuclear Heat Application Systems for Arresting CO<sub>2</sub> Emission

Motoo FUMIZAWA, Yoshitomo INABA, Makoto HISHIDA\*  
Kan OGATA\*\* and Seiya YAMADA\*\*

Department of Advanced Nuclear Heat Technology  
Oarai Research Establishment  
Japan Atomic Energy Research Institute  
Oarai-machi, Higashiibaraki-gun, Ibaraki-ken

(Received October 4, 1996)

The objective of the paper is to investigate the systems for arresting CO<sub>2</sub> emission and for the effective utilization of fossil fuel. We studied the fossil fuel reforming systems to decrease the CO<sub>2</sub> emission rate per unit amount of heat generation by fossil fuel. Feed materials for reforming system were natural gas, crude oil, oil sand, oil shale and coal. Products by reforming were hydrogen, methane, methanol and gasoline. We examined CO<sub>2</sub> emission ratio of ten systems with different feed material and product. The CO<sub>2</sub> emission ratio was the ratio of CO<sub>2</sub> emission rate per unit amount of heat generation between the products and the feed materials, and was the important index. As the results, the CO<sub>2</sub> emission ratio for the coal to methane reforming system using steam gasifier had the lowest value of 51%. It means that the CO<sub>2</sub> emission rate of the product from the coal to methane reforming system was 51% of the emission rate of the feed material, that is, the system is very effective to arrest the CO<sub>2</sub> emission. The CO<sub>2</sub> emission ratio increases in the following order: the reforming systems from coal to methanol, heavy oil to hydrogen and natural gas to hydrogen. It was clarified that the system of coal to methane reforming was very effective for arresting CO<sub>2</sub> emission compared to the other systems, moreover the nuclear heat using rate

---

\* Chiba Univ.

\*\* Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.

and thermal efficiency of the plant of the system were the highest.

Keywords : Reutilization System, Carbon Dioxide, Nuclear Heat, Disposal, Deep Sea, Recycling, Methanol, Urea, Ethylene, Gasoline, ARCO Process

## 目 次

1. はじめに .....	1
2. 化石燃料改質 .....	2
2. 1 化石燃料の種類と需給動向 .....	2
2. 2 化石燃料改質の意義 .....	3
2. 3 改質原料 .....	5
2. 4 改質製品 .....	10
3. 改質システム .....	41
3. 1 概要 .....	41
3. 2 改質システム例 .....	41
3. 3 改質システムの評価 .....	48
3. 4 改質における核熱温度高温化の効果 .....	53
3. 5 エネルギーモデルのためのデータ評価 .....	54
3. 6 研究開発項目の抽出 .....	54
4. まとめ .....	83
謝 辞 .....	84
参考文献 .....	85
付録 1 改質システムの経済性の評価 .....	86
付録 2 ガスタービン発電と中温熱利用 .....	91

## Contents

1. Introduction .....	1
2. Fossil Fuel Reforming.....	2
2.1 Variety and Demand Trend of Fossil Fuel .....	2
2.2 Significance of Fuel Reforming .....	3
2.3 Feed for Reforming .....	5
2.4 Product by Reforming .....	10
3. Reforming System.....	41
3.1 Outline .....	41
3.2 Example of Reforming System .....	41
3.3 Evaluation of Refomring System.....	48
3.4 Effect of High Temperatur by Nuclear Heat in Reforming.....	53
3.5 Evaluetion of Data for Energy Model .....	54
3.6 Selection of R & D Items.....	54
4. Summary .....	83
Acknowledgments .....	84
References .....	85
Appendix-1 Economical Evaluation of Reforming System .....	86
Appendix-2 Power Generation by Gas Turbine and Middle Range of Temperatur Level .....	91

## 1. はじめに

現在及び将来において、地球環境を保全するために、二酸化炭素(CO<sub>2</sub>)放出量を削減することは国家的・社会的要請である。地球環境保全、エネルギーの安定供給及び省エネルギーの相互両立を図るためにCO<sub>2</sub>放出量の削減を行いつつ、クリーンエネルギーの生成、化石燃料の改質、熱効率の向上を図る必要がある。図1.1に核熱利用の必要性を示す。地球環境保全等の要請に応えるためには、核熱利用が非常に適しており、具体的な核熱利用方法としては、核熱を利用して水からの水素製造、水蒸気改質による水素製造、石炭ガス化等の改質、ガスタービンによる高温発電がある。次いでCO<sub>2</sub>抑制対策における核熱利用の位置付けを図1.2に示す。CO<sub>2</sub>抑制対策には発生予防、除去、制度的な方策があり、核熱が貢献できるのはCO<sub>2</sub>発生予防のために行う燃料の転換(非化石燃料への転換)の一環として、核熱利用を図ることである。同図に示すように高温ガス炉を利用すれば、核熱利用の範囲を拡大することができ、CO<sub>2</sub>抑制に効果的であることが分かる。

本検討では化石燃料の有効利用と大気中のCO<sub>2</sub>低減を前提とし、核熱を利用した化石燃料の改質によるCO<sub>2</sub>原単位改善システムについて検討を行う。改質する化石燃料は天然ガス、石油(原油)、石炭ならびにオイルサンド、オイルシェールを含めた重質油とし、改質製品は水素、メタン、メタノールならびにガソリンとしてシステム検討を行う。さらに、核熱による高効率発電システムは直接CO<sub>2</sub>の低減に寄与するが、発電のみならず熱併給を行へば熱効率の向上と共にその効果はさらに大きくなる。そこで、ガスタービン発電と低温熱利用を組合せたシステムとして、海水淡水化ならびに暖房用熱供給のカスケードシステム例を付録として示す。

## 2. 化石燃料の改質

### 2. 1 化石燃料の種類と需給動向

現在、世界の一次エネルギー年供給量のうち9割を化石燃料（石油、天然ガス、石炭）が占め、残りを水力、原子力、地熱等で供給している。その化石燃料年供給量の2/3は石油と天然ガスであり、自動車、飛行機、都市ガスならびに化学製品等の社会での役割から、石油、天然ガスの時代と言うことができる<sup>(1)</sup>。

我国のエネルギー需給の推移を表2.1.1及び図2.1.1に、1991年のエネルギーフローを図2.1.2に示す<sup>(2)</sup>。図2.1.1に示すように1991年実績で化石燃料が一次エネルギー供給の約84%を占め、石油57%，石炭17%，天然ガス11%となっている。また、表2.1.1、図2.1.1に示す将来エネルギー需給予測（1990年閣議決定による見直し）では、石油換算での一次エネルギー供給量は1991年の5億3千万kWhに対し、2000年で11%増の5億9千万kWh(+11%)、2010年で25%増の6億6千万kWhとしている。しかし、化石燃料による供給量増加は少なく（石油はほぼ同一、石炭、天然ガスは若干増加）、原子力等の非化石燃料による供給量増加を見込んでいることがわかる。

長期電力需要見通しならびに最終エネルギー消費における電力構成を、各々表2.1.2、表2.1.3に示す<sup>(2)</sup>。一次エネルギー供給のうち原子力は全てが電力用として9.8%を供給しており（図2.1.2参照），電力供給量の約26%を占めている。表2.1.2に示すように電力供給に占める化石燃料の割合は1988年の60%から2010年では42%と少なくなるとされている（但し、電力供給の絶対量では695億kWh増加となる）。また、後述の通り、資源量の観点より化石燃料では石油依存から石炭への転換が明らかであり、非化石燃料として原子力の占める割合は2010年で43%にまで達している。さらに、表2.1.3に示すように最終エネルギー消費に対する電力割合は20%程度であり、表2.1.1に示すエネルギー消費構成（産業52%，民生25%，輸送23%）とあわせて考えた場合、事業用電力以外での化石燃料使用が非常に多いことがわかる。

世界の一次エネルギー需給、化石燃料生産量及び電力需給を各々表2.1.4～表2.1.6、図2.1.3に示す<sup>(2)</sup>、<sup>(3)</sup>。表2.1.4に示す電力は、直接電力として供給する原子力、水力、太陽光・熱、地熱ならびに風力等を示しており、一次エネルギー供給のうち90%以上を化石燃料が占めている。また、表2.1.5に示すように1990年における世界の化石燃料消費構成は、我国と異なり石炭ならびに天然ガスの割合が高くなり、石油41%，石炭34%，天然ガス25%となる。また、表2.1.6に示すように電力の需給では約65%を化石燃料に依存している。図2.1.3にIEA(International Energy Agency)の予測を含む世界の一次エネルギー生産量を示す。石油換算での一次エネルギー供給量は1990年の生産量に対し、2005年では約50%増としている。

上述の通り、一次エネルギー供給において化石燃料は約9割を占めているが、その使用可能量には限界がある。世界のエネルギー資源埋蔵量を表2.1.7に示す<sup>(4)</sup>。本表では、地中に存在する物理的な鉱量のうち、技術的・経済的に採掘が可能な埋蔵

量を究極可採埋蔵量（予想、推定を含む），そのうち試掘などにより存在が確認されているものを確認可採埋蔵量として示してある。尚，確認可採埋蔵量は生産と新発見によって変化し，このため可採年数は（確認可採埋蔵量/年生産量）は資源の寿命を示すものではない。表2.1.7にはオイルサンド，オイルシェール，ヘビィオイルのような非在来型の化石燃料に対する確認可採埋蔵量が示されていない。表2.1.8<sup>(1)</sup>にこれらの可採埋蔵量を示すデータの一例を示す。表2.1.7に示すようにオイルサンド，オイルシェールの原始埋蔵量は莫大であるにもかかわらず，表2.1.8の残存可採埋蔵量は非常に少ないものになっている。この可採量推定には様々な意見があるものの，これらは地域的に偏在し，採掘の困難さ，さらにその地域の開発と環境上の容量から，年供給量は石油のように巨大なものにはなり得ず，細く永く生産され，化石燃料のライフサイクルを変える程の瞬発力はないものとされている<sup>(1)</sup>。化石燃料の需給見通しを図2.1.4に示す<sup>(1)</sup>。石油の生産量は2010年頃，天然ガスは2030年頃には頭打ちとなると予想されており，図中矩形で示す現在の可採確認埋蔵量を2倍とした場合でも来世紀半ばにはそのピークが訪れる予測される。一方，石炭は400年程度の寿命がありその高効率な有効利用は不可欠なものである。尚，表2.1.8及び図2.1.4において，残存可採（究極）埋蔵量は表2.1.7における確認可採埋蔵量と同じ意味の語句として用いられている。

## 2. 2 化石燃料改質の意義

上述の通り，化石燃料の可採埋蔵量には限界があり，石油や天然ガスの枯渇によるエネルギー価格の暴騰や石炭へのシフトによるCO<sub>2</sub>排出量の増加（地球温暖化），酸性雨の加速等が予測される。大気中のCO<sub>2</sub>発生量の変化を示す図として図2.2.1<sup>(5)</sup>が示されている。これは人類のエネルギー使用量の伸びが指数関数的であることを象徴している。また，エネルギー需要とCO<sub>2</sub>発生量の伸びの概略式は以下の式で示される<sup>(6)</sup>。

$$n\text{年後のエネルギー需要} = A \cdot X^n \cdot Y^n \cdot Ze \quad (2.2.1)$$

$$n\text{年後のCO}_2\text{発生量} = A \cdot X^n \cdot Y^n \cdot Ze \cdot Zc \quad (2.2.2)$$

ここで，

*A*：基準年のエネルギー消費量

*n*：年数（*n*年間は，*X*・*Y*・*Ze*・*Zc*とも一定と仮定）

*X*：人口増加率（'92は1.018）

*Y*：一人当たりのGNP伸び率

*Ze*：エネルギー弾性率=エネルギー消費率の伸び率  
／GNP伸び率

*Zc*：CO<sub>2</sub>原単位=CO<sub>2</sub>発生量/単位エネルギー量

上式は，人口及び一人当たりのGNPが指数関数的に増え，その両者の積にエネルギー

弾性率を掛けるとエネルギー伸び率となり、さらにCO<sub>2</sub>原単位を掛けるとCO<sub>2</sub>発生量の伸び率となる。従って、人口またはGNPのいずれかが指數関数的に伸びればCO<sub>2</sub>発生量が上向きになることを示しており、現状のCO<sub>2</sub>発生量の伸び、すなわち、その抑制が容易でないことを示している。一方、CO<sub>2</sub>発生量の抑制のためには以下の3点が考えられる<sup>(7)</sup>。

#### (1) 効率向上・省エネルギー

総合的に検討・整理し計画的に実行するのが当面の対策と考えられるが、効率向上・省エネルギーには限界があり、将来的には以降に示す2点が必要となる。また、火力発電のエネルギー構成比は約20%～25%、CO<sub>2</sub>発生量は約27%であり、火力発電以外についても総合的に対処する必要がある。

#### (2) CO<sub>2</sub>の少ないエネルギーへの代替

将来のCO<sub>2</sub>発生量の少ないエネルギー源としては、原子力、水力、地熱、風力、太陽熱、太陽光が考えられ主用途は発電であるが、現在、経済ベースにのっているのは原子力、水力、地熱、風力である。しかし、水力の場合には水力資源に限界があり、地熱、風力の場合、全世界発電設備規模が各々600万、300万kWであり、火力・原子力主体の日本だけでの発電設備が1億8000万kWであることからも主たる代替エネルギーになるとは考え難い。さらに、太陽熱・太陽光は稼働率の観点から砂漠に設置した場合でも消費地までの輸送コストにより経済性の点で問題があると考えられる。

これに対し原子力は、若干のコストアップを許容すれば海中のウランが使用可能となり、1000年オーダあるいはそれ以上の資源量があると考えられている。従って、主たる代替エネルギー源として、PAの困難さはあるものの原子力が最も有望と考えられる。

#### (3) CO<sub>2</sub>の少ないエネルギー源からの水素利用による液体燃料製造

重質油や石炭から合成原料ガスを製造し、CO<sub>2</sub>の少ないエネルギー源からの水素を利用してH<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>比を改善した液体燃料を製造し、重質油、石炭の化石燃料としての汎用化を図るとともにCO<sub>2</sub>原単位を改善する。

エネルギー使用による地球環境汚染の内CO<sub>2</sub>の定量的影響評価、対策は困難であるが、国際会議等では発生の抑制に関する検討が行われている。しかし、火力発電における発生量は全体の約9%程度で、火力発電のみのエネルギー代替では全体のCO<sub>2</sub>抑制の効果には限界があり、他部門でのエネルギー源についての検討が必要である。特に輸送部門は火力発電、一般産業の次に大量消費するエネルギー消費部門（エネルギー構成比約17%）であり、年々その消費量は増加している。輸送部門はCO<sub>2</sub>発生量がガソリン・LPGだけで石炭火力と同等の約9%，軽油を含めれば約16%にもなる<sup>(7)</sup>。従って、将来のエネルギー源として化石燃料の高効率な有効利用に加え、地球環境保全の観点から、原子力を発電設備としての利用にとどめず、石炭ならびにオイルサンド、オイルシェールを含む重質油の改質へ適用し、石油、天然ガスの代

替エネルギー源としての利用し易いCO<sub>2</sub>原単位改良型の燃料を製造し、汎用性のある資源として活用する効果は大きいものと考えられる。そこで、以降では核熱によるCO<sub>2</sub>低減化システムについての検討を行った。

## 2. 3 改質原料

改質対象と考えられる、石油、天然ガス、石炭ならびに重質油（オイルサンド、オイルシェール）についての現状をまとめてみた。

### (1) 石油

現在、石油製品は原油から各種精製プロセスを経て得られており、用途別には表2.3.1<sup>(8)</sup>に示すように、燃料油、潤滑油、グリース、アスファルト、ワックス、特殊用途石油製品に大別できる。石油製品の90%以上は燃料油が占めているが、製品の種類は潤滑油、特殊用途石油製品が多岐にわたっており合計数百種にもおよんでいる。

石油精製の主工程は図2.3.1<sup>(10)</sup>～図2.3.3<sup>(8)</sup>に示すように下記工程、精製の組合わせとなっている。

- |           |                         |
|-----------|-------------------------|
| (1) 常圧蒸留  | : 各留分の分離                |
| (2) 減圧蒸留  | : 常圧蒸留残渣油の分離            |
| (3) 水素化処理 | : 各留分の脱硫及び品質向上          |
| (4) 接触改質  | : ガソリンオクタン価向上（芳香族割合の増加） |
| (5) 接触分解  | : 重質油分の分解、軽質油分生成        |

常圧蒸留法の工程を図2.3.4<sup>(8)</sup>、輸入原油からの常圧蒸留による製品収率例を表2.3.2<sup>(8)</sup>に示すが、製品の性状は原料組成と製品需要により決定され運転条件により大きく異なる。

減圧蒸留法の工程を図2.3.5、図2.3.6<sup>(8)</sup>に示す。減圧蒸留はその目的に応じ①分解油原料用・脱硫原料油用（製品の一部または大半が後続装置の原料となり、残りはアスファルトあるいは重油基材となる）②潤滑油原料用と大別されるが、表2.3.3、表2.3.4<sup>(8)</sup>に示すように潤滑油原料用の減圧蒸留法が残油（アスファルト等の重質油分）が多く、表2.3.2に示すKuwait産の原油を常圧蒸留、減圧蒸留した場合のアスファルト生成量は、原油の約25%となる。減圧残渣油は熱分解、直接（間接）脱硫、ガス化ならびにアスファルト製造装置によりさらに製品化される。このうち熱分解法には以下のプロセスがあり、目的に応じて使用プロセスが使い分けられている。

- |               |                           |
|---------------|---------------------------|
| (1) ビスブレーキング法 | : 残渣油の低粘度化及び低流動点化         |
| (2) ユリカ法      | : ガス、分解留出油及び芳香族性に富むピッチを製造 |
| (3) コーキング法    | : ガスから軽油に至る分解留分とコークスを製造   |
| ・ フルードコーキング法  |                           |

- ・ フレキシブルコーリング法（フルードコーリング法+ガス化装置）
- ・ ディレードコーリング法

ビスブレーキング法では原料油の約78%が分解残渣油となり、ユリカ法では約30%の軽質油分、50%の重質油分20%のピッチが生成される。また、コーリング法では67%の軽質留分、33%のコークスが生成される。

上述の通り、原油は各プロセスの組合せにより各種製品へ転換されているが、近年、図2.3.7<sup>(2)</sup>に示すように中間留分（ガソリン、ジェット燃料、灯油、軽油、A重油）の消費量が増加しており、重質留分（B、C重油）の消費量が減少している。また、需要とは逆に輸入原油の重質化の傾向がある。表2.3.5<sup>(8)</sup>に示すように原油からの各留分の原油比収率は、平均して軽質留分約50%，重質留分（減圧軽油）約30%，減圧残渣油約20%で構成されており、重質油処理プロセスの検討、パイロットプラントの運転が行われている。

重質油処理プロセスは表2.3.6に示すように用途に応じて4つに大別されるが、核熱を利用してCO<sub>2</sub>原単位を向上させる目的では特に分解プロセスが有効である。重質油は大小さまざまな芳香族縮合環が種々の長さのアルキル鎖で連結された分子量の大きい混合物であり、図2.3.8<sup>(8)</sup>に示すように重質油を構成している水素/炭素比は一般の石油製品に比べて非常に低いものである。後述のオイルサンドも原油の減圧残渣油に近いものであり、硫黄分、窒素分、金属分、アスファルテン分の相違はあるものの、残渣油の処理とほぼ同一の取扱が可能と考えられる。分解プロセスのうち水素化分解であるABC (Asphaltenic Bottom Craking Process) 法についてまとめてみた。

これは独自に開発されたABC触媒（特許権：千代田化工建設（株））を用い重質油を処理し、金属、アスファルテンを除去することにより重質油を精製し、同時に分解を行う。ABC法には図2.3.9～図2.3.11<sup>(8)</sup>に示す以下の組合せプロセスが考えられており、中東系軽質原油をはじめとして、中東系重質原油、Maya（メキシコ）、Orinoco（ベネズエラ）などの超重質原油などの常圧・減圧残渣油や脱れき（SDA）アスファルトなどの処理が可能とされている。

- ① ABC/HDS法 : 残渣油脱硫触媒（HDS）との組合せ
- ② VisABC法 : ビスブレーキングとの組合せ
- ③ ABC/SDA法 : 溶剤脱れきとの組合せ

ABCいずれのプロセスでも、反応部は固定床反応器を用い水素雰囲気下において140kg/cm<sup>2</sup>前後の圧力、380°C～430°C程度の温度で運転される。ABC法の製品収率と品質の例を表2.3.7<sup>(8)</sup>に示すが中間留分以上の製品が多く生成される。

重質油のアップグレーディングプロセスには、商業規模での実験プラントの運転・実績を有しているプロセスと研究開発段階を完了しているプロセスがある。これらの実証プラントを今後の課題としている各プロセスを表2.3.8<sup>(8)</sup>に示す。このうちオーラボン法は高金属、高アスファルテンを含む原油を高い液收率で、

高品位の合成原油へ変換することを目的としUOP社で開発中の水素化精製法である。連続自動化されたパイロットプラントの研究を経て1980年には2500BPSD(bbl/stream day)の商業規模の実証プラントの設計を完了している。オーラボン法の工程概念図を図2.3.12<sup>(8)</sup>に、オーラボン法の対象となる原料油種、パイロットプラントの供給原料分析値ならびに製品収率を各々表2.3.9～表2.3.11<sup>(8)</sup>に示す。パイロットプラントでは高い収率が得られており、95%以上の製品収率が可能とされているが、ABC法同様中間留分以上の製品が多く生成される。

上述の通り、石油工業においては多種多様の製品需要に対し様々なプロセスが稼働しており、さらには重質油分のアップグレーディングに対する研究がなされている。しかし、これらのプロセスは現状の石油精製プロセスの中で製品需要に対し、高効率で最適なプロセスを選定するために実施されているものである。一方、核熱を用いて同様に多種多様な製品を製造することは、系統、制御の複雑さから適切ではなく、石油を原料とする場合、現石油精製プロセスで残渣油として残る重質油分（減圧残渣油、アスファルト等）を対象にすることが適切であると考えられる。

### (2) 石炭<sup>(7)</sup>

石炭は、化石燃料では石油、天然ガスに比べ埋蔵量が豊富であることから、石油、天然ガスへの過度の依存度低減のためその利用拡大が望まれる。しかし、石炭の需要は、鉄鋼業の原料炭、電力の一般炭としての需要がほとんどであり、セメントならびに窯業の需要を含めた場合には石炭総消費量の約90%を占め、他業界においてもエネルギー源としての利用がほとんどである。過去における石炭の総需要は鉄鋼業での消費量との相関が強かったものの、近年では、電力業での消費量により需要の伸びが決定されている。現在、石炭に関する重点開発課題として開発されているものは、石炭ガス化、流動床燃焼、石炭液化(COM: Coal Oil Mixture, CWM: Coal Water Mixture)を始めとした燃料すなわちエネルギー原として石炭を利用するための研究が中心である。原材料ならびにエネルギー源の中心として用いられている石油資源の枯渇に伴い、産業体系の変化が生じない限り、石炭の原材料としての価値は少なく、エネルギー源としての利用が中心となるものと考えられる。

### (3) 天然ガス

我国の天然ガス供給は、国内資源が乏しいことから海外からLNG (Liquid Natural Gas: 液化天然ガス) として輸入しており、国内生産量は天然ガス供給の6%，国内一次エネルギー消費の0.6%にしか過ぎない。輸入LNGは火力発電所で80%が消費され、残りは都市ガスの原料として使用される。一方、国産天然ガスは産地に近い電力、公益事業、製造業において消費されている。天然ガスは気体であるため、石油に比べ輸送・貯蔵上不利があり、長距離輸送のためには幹線パイプラインの建設、液化関連設備、専用タンカーの建設が必要となる。

#### (4) オイルサンド

オイルサンドは別称タールサンドともいわれ、重質で粘度の高いアスファルトに近い原油、すなわちビチューメンを含んだ砂岩である。オイルサンドの埋蔵量ならびにAlbertaオイルサンド鉱床とビチューメンの特性を各々表2.3.12, 表2.3.13<sup>(9)</sup>に、アサバスカオイルサンド構造モデルを図2.3.13<sup>(9)</sup>に示す。オイルサンドビチューメンは表2.3.13に示すようにAPI比重は8~13であり（比重は0.98~1.02に相当）、C/H比が7.8~8.2と大きく高粘度であり、硫黄、窒素、酸素などのヘテロ原子含有率が多く、V, Niなどの重金属含有量が高い。表2.3.13でAPIはAmerican Petroleum Instituteが定めた比重で定義は

$$\text{API比重} = 141.5 / 15.6^{\circ}\text{C} \text{ の当該物体の比重} - 131.5$$

である。蒸留性状をみれば、灯油・軽油相当の軽質油分は10~20%しか含まれていない。従って、オイルサンドビチューメンはその軽質化と不純物除去のため、分解、水素化などの精製プロセスを適用し合成原油として取引きされている。オイルサンド精製の例としてAthabascaで稼働中のSuncor社の事業系統図（工程概要）を図2.3.14<sup>(9)</sup>、マスバランスを図2.3.15<sup>(9)</sup>に示す。Suncor社ではオイルサンドを露天掘りし、これを熱水処理法によってビチューメンと砂に分離した後、コーティングにより留出油とコークスに変換し、留出油を水素化精製し合成油とするものである（生産能力65,000BPCD）。アサバスカビチューメンから得られた合成油の留分の性状を表2.3.14<sup>(9)</sup>に示す。合成油は残油分が少なく、ナフサ～軽油の半製品混合物で高品質であり、ナフサ留分は高オクタン価ガソリンや芳香族生産原料に好適とされている。

#### (5) オイルシェール

オイルシェールは、ケロージョン（植物を起源とする高分子化合物）と呼ばれる有機物を含む頁岩である（無機成分は泥や粘土が不完全に堆積した堆積岩であり、有機成分をはさんだ層状構造をしていることから頁岩と呼ばれる）。オイルシェールは難溶性であるが400°C~500°Cに加熱すると分解してガスやコークスと共に液状の油となるので、この油を精製すれば石油と類似の燃料油、潤滑油等が得られる。世界のオイルシェール資源の埋蔵量を表2.3.15<sup>(9)</sup>に示す。埋蔵量調査は十分ではないが、可採埋蔵量は約3,400億bblで石油の1/2といわれている。オイルシェールの性状例を表2.3.16<sup>(9)</sup>に示す。性状は産地により様々で、ビチューメン（溶剤可溶分）とケロージョンに大別され、ビチューメンの含有量は普通ごくわずかである。ケロージョンは乾留により液状油を与える。オイルシェールの比重は多くは1.8~2.6と大きいが、これは上述の通り堆積岩を含めた比重を示しているからで、オイルシェールの含油率を示す式として以下の式が示されている<sup>(9)</sup>。

$$y = 52.1x^2 - 289.2x + 403.4 \quad (2.3.1)$$

ここで、x: 真比重, y: 含油率 (gal/t) 石油の単位には次の関係がある。

$$\text{石油 } 1\text{ bbl} = 42 \text{ 米 gal} = 35 \text{ 英 gal} = 159.0 \text{ l}$$

熱天秤を用いオイルシェールの重量分析を行うと図2.3.16<sup>(9)</sup>のような結果が得られる。温度100°Cぐらいで観察される第一の重量減少は物理的吸着水の蒸発によるもので、400°Cくらいからはじまり500°Cぐらいで終わる第二の重量減少はケロージョンの熱分解によるものである。その後、700°C付近で第三の重量減少がみられることがあるが、これは無機質成分である炭酸塩鉱物の分解によるもので、全て吸熱反応である。

一般的にオイルシェール中の有機炭素分の65%~80%が油分として回収されるが、ケロージョンの化学構造が芳香族成分に富む場合は、かなりの部分がチャーとして乾留後シェール中に残存することになると考えられている。乾留によって得られた油の性状も様々であり、一般的に以下の特徴があり適切な方法で精製する必要がある。

- (1) 平均分子量は250~300で、留出油(340°C以下)は40~50%
- (2) 炭化水素はオレフィンが多い。
- (3) 流動点が高い(室温以上)
- (4) 硫黄分は少ないが、窒素分が1%~2%と多い
- (5) Ni, Vなどは少ないがFe, Asが多い。
- (6) 乾留ガスの組成はCO<sub>2</sub> 15~40%, CO 8~10%, H<sub>2</sub>S 0~10%, H<sub>2</sub> 25~30%, CH<sub>4</sub> 10~20%

オイルシェールは採掘、破碎、乾留、オイルシェール抽出、廃シェールの埋戻しの工程で莫大な量の固体を運搬しなければならず(10万bbl/dのオイルシェールを生産のため10万~20万t/dのシェールを必要)地下乾留が考えられている。MIS(Modified In Situ:改良型地下乾留)の概念図を図2.3.17<sup>(9)</sup>に示す。地下乾留炉(レトルト)の大きさは断面積2800m<sup>2</sup>、高さ100mであり、乾留約300日で17.5万bblのシェールオイルが生産される計画である。一方、採掘されたシェールを地上で乾留する乾留炉の形式は表2.3.17<sup>(9)</sup>に示すように直接加熱、間接加熱に分類される。我国でも石油公団委託を受けて日本オイルシェールエンジニアリング社が乾留技術を開発しており、シャフト炉型、サーキュラーグレート型、移動床型の3方式がある。オイルシェールを乾留して得られる粗油の性状を表2.3.18<sup>(9)</sup>、精製工程の例を図2.3.18<sup>(9)</sup>に示す。

上述の通り、石油は現状の化石燃料、原料社会において石油精製プロセスにより多種多様な製品の原料としてそのフローが完結している。しかし、最近は重質油から軽質油の需要が高まっており、石油精製プロセスの減圧蒸留残渣油(アスファルト等)を改質対象として選定することが妥当であると考えられる。また、オイルサンド、オイルシェールはその採掘段階から核熱を利用して改質することは非常に困難であり、採掘後の砂分、堆積岩等を除いた抽出油分を対象とするのが妥当である。この抽出油分は、金属類を除けば石油精製プロセスの減圧残渣油とその組成が非常

に近いため（表2.3.13及び表2.3.18参照），石油の減圧残渣油改質システムが適用可能である。石炭は，その埋蔵量が他の化石燃料に対し豊富なことから，その有効利用として改質対象として選定することができる。さらに，核熱を利用した改質システムでは原料中の炭素に対し水素が不足することから，現在，水素製造原料として最も広く使用されているメタンを改質対象とする。

## 2. 4 改質製品

改質製品としては，輸送・貯蔵，インフラストラクチャの観点から液体燃料のメタノール，ガソリンが適切であると考えられるが，気体燃料としての水素，メタンを各システムの評価対象として改質製品として加える。これらの改質システムのフローを図2.4.1に示す。

表2.1.1 日本のエネルギー需給<sup>(2)</sup>

		消費						
年度		1987	1988	1989	1990	1991	2000	2010
最終エネルギー消費	10 <sup>10</sup> kcal	284536	300545	311085	322969	331408	361674.9	401449.9
	*1	4.8%	5.6%	3.5%	3.8%	2.6%	—	—
	原油換算 10 <sup>3</sup> kJ	307606	324914	336308	349156	358279	391000	434000
構成 (%)	産業	53.1	53.3	52.9	52.5	51.6	49.5	47.6
	民生	24.6	24.6	24.3	24.4	25.0	28.1	30.9
	運輸	22.3	22.2	22.9	23.0	23.5	22.4	21.5
供給								
一次エネルギー総供給	10 <sup>10</sup> kcal	422377	445366	461715	486308	490965	549450	607725
	*1	5.0%	5.4%	3.7%	5.3%	1.0%	—	—
	原油換算 10 <sup>3</sup> kJ	456624	481477	499151	525738	530773	594000	657000
構成比 (%)	石油	56.9	57.3	57.9	58.3	56.7	51.3	45.3
	石炭	18.0	18.1	17.3	16.6	16.9	17.5	15.7
	天然ガス	9.7	9.6	10.0	10.1	10.6	10.9	12.2
	原子力	10.0	9.0	8.9	9.4	9.8	13.3	16.9
	水力	4.1	4.6	4.6	4.2	4.6	3.7	3.7
	地熱	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.3	0.9
	新エネルギー等	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	3.0	5.3

- 注記 1. 原油換算は9250kcal/l。  
 2. 新エネルギーは、太陽エネルギー、アルコール燃料、黒液（パルプ液）、薪炭等を含む。  
 3. 石油の欄には、オイルサンド・シェール油を含む。  
 4. 2000年、2010年予測は1990年10月閣議決定をへて見直した需給見通し。  
 5. 産業部門：第1次産業及びエネルギー生産・転換に携わる業種（石炭鉱業、石油・天然ガス鉱業、石油精製業、コークス製造業等）を除く第2次産業をいう（但し、管理部門及び自家用運輸を除く）。  
 6. 民生部門は、産業部門の管理部門及び電気事業、ガス事業、運輸業等を除く第3次産業ならびに家計消費部門をいう。  
 7. 運輸部門は、運輸業の事業用運輸、産業部門及び民生部門の自家用運輸をいう。

出典：総合エネルギー統計、平成4年度版  
 資源エネルギー庁長官房企画調査課編

表2.1.2 日本の長期電力需給見通しによる電力供給目標<sup>(2)</sup>

年度	発電端電力量(億kWh)					
	1988 構成比	2000 構成比	2010 構成比	1988 構成比	2000 構成比	
原子力	1776	26.6%	3290	34.8%	4730	42.6%
石炭	636	9.5%	1560	16.5%	1630	14.7%
天然ガス	1414	21.2%	1880	19.9%	2010	18.1%
水力	886	13.3%	1010	10.7%	1180	10.6%
一般	801	12.0%	850	9.0%	990	8.9%
揚水	85	1.3%	160	1.7%	190	1.7%
地熱	11	0.2%	60	0.6%	210	1.9%
石油等	1944	29.2%	1630	17.2%	1050	9.5%
メタノール	—	—	—	—	40	0.4%
分散型電源	—	—	30	0.3%	250	2.3%
合計	6667	100%	9460	100%	11100	100%

注記 1. 電気事業審議会需給部会中間報告(1990.6.13)による。

2. 分散型電源: 燃料電池, 太陽光, 風力

3. 電力量は発電端ベース。

出典: 総合エネルギー統計, 平成4年度版  
資源エネルギー庁長官官房企画調査課編表2.1.3 最終消費エネルギーに対する電力構成<sup>(2)</sup>

年度	1987	1988	1989	1990	1991
最終エネルギー消費計	284536	300545	311085	322969	331408
対前年度増加率	—	5.6%	3.5%	3.8%	2.6%
電力計	54180	57123	60674	65076	67118
対前年度増加率	—	5.4%	6.2%	7.3%	3.1%
電力構成比	19.0%	19.0%	19.5%	20.1%	20.3%

単位: 10<sup>12</sup>kcal出典: 総合エネルギー統計, 平成4年度版  
資源エネルギー庁長官官房企画調査課編表2.1.4 世界の一次エネルギー需給<sup>(2)</sup>

年度	生産量					消費				
	合計	固体燃料	液体燃料	ガス	電力	合計	固体燃料	液体燃料	ガス	電力
1987	7064426	2241577	2938908	1558751	325190	6773884	2252764	2649927	1545058	326135
1988	7340052	2296832	3070275	1630227	342718	7034881	2318844	2752965	1619026	344046
1989	7489310	2334704	3116499	1691067	347040	7190104	2370556	2789273	1681827	348448
1990	7612857	2321568	3186047	1745566	359676	7199808	2329292	2785355	1723905	361256
1995	9192000	2615000	3653000	2089000	835000					
2000	10234000	2933000	3902000	2470000	929000					
2005	11522000	3363000	4147000	2983000	1029000					

(単位: 石油換算10<sup>3</sup>t)

注記: 1990以降はEnergy Policies of IEA Countries(1990 Review)よりの推定値

出典: (2)総合エネルギー統計, 平成4年度版  
資源エネルギー庁長官官房企画調査課編

表2.1.5 世界の化石燃料生産量<sup>(2), (3)</sup>

年度	原油		石炭		天然ガス	
	生産量	消費量	生産量	消費量	生産量	消費量
1981	2739743	—	—	—	—	55485934
1982	2601572	—	—	—	—	55353794
1983	2593110	—	—	—	—	55826939
1984	2653123	—	—	—	—	60191816
1985	2622016	—	—	—	—	62195226
1986	2732308	—	—	—	73990857	63077579
1987	2786956	2861090	3411348	3396404	79201559	66641091
1988	2910291	2943962	3488205	3492080	82468124	69974425
1989	2956869	3003017	3562228	3579856	86238703	72740835
1990	3018757	3006548	3566424	3537791	87845553	74087809
1991	2930687	—				
1995	3668250	3668250				
2000	3912800	3912800				
2005	4157350	4157350				

(単位：石油、石炭 $10^3$ t、1人当たりkg、天然ガス $10^{12}$ joule)

注記 1995以降はEnergy Policies of IEA Countries(1990 Review)より  
天然ガスは文献(3)より

出典：(2)総合エネルギー統計、平成4年度版  
資源エネルギー庁長官企画調査課編  
(3)資源エネルギー年鑑、資源エネルギー庁  
(1993)

表2.1.6 世界の電力需給<sup>(2)</sup>

年度	公益事業及び自家用				
	合計	火力	水力	原子力	地熱
1987	10586925	6804971	2041448	1704931	35575
1988	11059064	7073256	2112146	1837462	36200
1989	11449750	7413671	2094732	1902558	38789
1990	11733858	7550831	2161509	1981563	39955

(単位： $10^4$ kWh)

注記：石油 1ton =  $10180 \times 10^3$  kcal 石炭 1ton = 石油 0.6876 ton  
石炭 1ton =  $7000 \times 10^3$  kcal 電力  $10^3$ kWh = 石油 0.0845 ton  
電力 1kWh =  $0.860 \times 10^3$  kcal ガス  $10^{12}$ joule = 石油 23.46 ton  
ガス  $10^{12}$ joule =  $238.8 \times 10^6$  kcal

出典：(2)総合エネルギー統計、平成4年度版  
資源エネルギー庁長官企画調査課編

表2.1.7 世界のエネルギー資源埋蔵量<sup>(4)</sup>

	石油		天然ガス		石炭 (高品位炭)	オイルサンド オイルシェール	ウラン	
	I	II	I	II	*7	*10		
究極可採埋蔵量	*1 世界計 自由世界 共産国	2.0兆バレル 1.5兆バレル 0.5兆バレル	*2 1.7兆バレル 1.4兆バレル 0.3兆バレル	*5 204兆m <sup>3</sup> 164 87	5.7兆t 16000億バレル オイルシェール 55000億バレル	注3 *11 オイルサンド 16000億バレル オイルシェール 55000億バレル	不詳	
確認可採埋蔩量 (R)	世界計 自由世界 共産国	86年1月*1 7001億バレル 6118億バレル 814億バレル	84年12月*4 6933億バレル 5905億バレル 1027億バレル	86年1月*2 99兆m <sup>3</sup> 55 44	84年8月*8 90兆m <sup>3</sup> 53 37	83年9月*10 5460億t 3080億t 2380億t	83年1月*12 226万t \$8/kg以下 164万t \$80~130/kg 62万t	
地域別賦存状況	北米 中南米 西欧 中東 アジア・太平洋 アフリカ 共産圏	4.9% 12.0% 3.8% 56.8% 2.7% 8.1% 11.6%	4.9% 12.3% 2.7% 53.9% 2.9% 8.5% 14.8%	8.5% 5.4% 6.5% 24.6% 4.9% 5.7% 44.4%	9.1% 6.0% 5.9% 24.8% 6.2% 6.5% 41.4%	23.2% 0.5% 14.2% — 7.7% 10.8% 43.6%	74.0% 21.1% 4.9% 0.2% 26.3% 30.8% 不詳	26.3% 8.5% 7.7% 0.2% 26.3% 30.8% 不詳
年生産量 (P)	世界計 自由世界 共産圏	85年*2 195億バレル 141億バレル 54億バレル	84年*4 198億バレル 143億バレル 55億バレル	84年*6 1.70兆m <sup>3</sup> 1.04兆m <sup>3</sup> 0.66兆m <sup>3</sup>	84年*9 1.60兆m <sup>3</sup> 0.96兆m <sup>3</sup> 0.65兆m <sup>3</sup>	80年*10 27.9億t	(少量)	83年*12 — 3.7万t 不詳
可採年数 (R/P)	世界計 自由世界 共産圏	36年 44年 15年	35年 41年 19年	58年 53年 67年	56年 55年 57年	196年	大	— 61年 不詳
確認可採埋蔩量 (石油換算 億t)		952	943	889	813	3640	—	—

注：1 石油換算：石油1バレル=0.134 t, 天然ガス39.2×10<sup>3</sup>ft<sup>3</sup>=1t, 同1.111×10<sup>3</sup>m<sup>3</sup>=1t

2 石炭全体の埋蔩量は、究極可採埋蔩量8.4兆t, 確認可採埋蔩量7610億t

3 オイルシェール、オイルサンドは原始埋蔩量（但し、確認されたもの）である。

4表示数値未満は四捨五入のため、合計数値と一致しない場合がある。

出典：

- \* 1 Moody (1975)
- \* 2 Oil & Gas Journal (1985-12-30)
- \* 3 USGS, "Distribution and Quantitative Assessment of World Crude Oil Reserves and Resources", Masters, Root and Dietzman (1983)
- \* 4 World Oil (1985-8-15)
- \* 5 Weeks (1971)
- \* 6 "International Petroleum Encyclopedia", (1985)
- \* 7 IEA "North Sea Petroleum Development in the Context of the Global Outlook for Oil and Natural Gas", Franssen (1985) 原データはM. Halbouy (1983)ら、天然ガス鉱業会「天然ガス総説」(1983)
- \* 8 Petroleum Economist (1984-8)
- \* 9 BP Statistical Review of World Energy (1985-6)
- \*10 世界エネルギー会議(1983)
- \*11 "Encyclopedia of Energy"など
- \*12 OECD/IAEA (1984年6月部分修正)

出典：資源ハンドブック，資源ハンドブック  
編集委員会編，丸善，(1989)

表2.1.8 化石燃料の現存極可採量(1)

究極可採埋蔵量	残存可採埋蔵量			年生産量 (1986年) 億bbt(比)	寿命 (年)	うち非在来型 化石燃料(合成燃料) 億bbt
	石油換算 億トン	石油換算 億bbt(比)	石油換算 億bbt(比)			
石油 天然ガス 石炭	1兆9,780億bbt 1京0,250 Tcf —	1兆4,200億bbt 8,730Tcf 2兆1,500億トン $\left(\begin{array}{l} 1兆7,800\text{億トン} \\ \text{濫青炭換算} \end{array}\right)$	1,930 2,050 1兆2,400 1兆6,380	1兆4,200 1兆5,100 9兆1,200 1兆6,380	211 109 159 159	65 138 574 574
小計	—	—	—	12兆0,500	479	1兆50,800億
合計	ヘビオイル オイルサンド オイルシェール 小計	—	—	1,400 1,800 800 4,000	—	1,400 1,800 800 4,000
合計	石油換算 億トン	石油換算 億bbt(比)	石油換算 億bbt(比)	12兆4,500	—	1兆4,800
出所 (1) 石油、天然ガス等の可採量は「石油・天然ガス等の資源に関するスタディ」(日本石油鉱業連盟、1987年5月改訂版)、1986年末現在 (2) ヘビオイル、オイルサンド、オイルシェールは(1)のスタディ、その他の文献による (3) 石炭は世界エネルギー会議(1989年、第14回モントリオール)、石炭の残存可採量を2~3兆トンと評価し、残存可採量の比を6~9示した。	石油換算 残存究極可採埋蔵量 億bbt	石油換算 排出係数 億トント・C/TOE	炭酸ガス 総排出量 億トン・C	炭酸ガス 総排出量 億トン・C	炭酸ガス 総排出量 億トン・C	炭酸ガス 総排出量 億トン・C
石油 14,200 × 0.136 = 1,931 × 0.8254 = 1,594 天然ガス 15,100 " 2,054 × 0.5782 = 1,188 石炭 91,200 " 12,403 × 1.0014 = 12,420 合成燃料 4,000 " 544 × 1.9944 = 1.085	—	—	—	—	—	—
計 124,500	16,932	16,287	(1987年以降)	—	—	—

所 (1) 石油、天然ガス等の可採量は「石油・天然ガス等の資源に関するスタディ」(日本石油鉱業連盟、1987年5月改訂版)、1986年末現在  
所 (2) ヘビオイル、オイルサンド、オイルシェールは(1)のスタディ、その他の文献による  
所 (3) 石炭は世界エネルギー会議(1989年、第14回モントリオール)、石炭の残存可採量を2~3兆トンと評価し、残存可採量の比を6~9と

卷之三

石油換算		炭酸ガス		総排出量	
残存究極可採埋蔵量 億 bbl	排出係数	億トン	・C/TUE	億トン・C	
石油 14,200	×	0.136	= 1,931	× 0.8254	= 1,594
天然ガス 15,100	"	2,054	× 0.5782	= 1,188	
石炭 91,200	"	12,403	× 1.0014	= 12,420	
合 成 燃 料 4,000	"	544	× 1.9944	= 1.085	
計 124,500				16,932	16,287

出典：志鷹，化学工学，1992, 7

表 2.3.1 石油製品の分類<sup>(8)</sup>

気 体	ガス	液化メタンガス (LNG) 液化石油ガス (LPG) (JIS K 2240) 天然ガス 石油ガス (オフガス)
軽 質 油	ガソリン ナフサ 航空タービン燃料油(ジェット燃料油)	燃料用ガソリン { 航空ガソリン (JIS K2206) 自動車ガソリン (JIS K2202) 工業ガソリン (JIS K2201) 都市ガスの原料・石油化学用原料 航空タービン燃料油(ジェット燃料油) (JIS K2209)
	灯油	燈火・暖ちゅう房用 (JIS K2203) 石油発動機燃料 (JIS K2203) 溶剤及び洗浄用 (JIS K2203)
中・重質油	軽油 重油 潤滑油 絶縁油 工作油	ディーゼル機関、焼玉機関等内燃機関用燃料 (JIS K2204) A重油 (JIS K2205) B重油 (JIS K2205) C重油 (JIS K2205) パンカー重油 マシン油 (JIS K2238) 軸受油 (JIS K2239) タービン油 (JIS K2213) 圧縮機油 冷凍機油 (JIS K2211) 作動油 エアーフィルター油 (JIS K2243) しゅう動面油 ギヤー油 (JIS K2219) ガソリンエンジン油 (JIS K2215) ディーゼルエンジン油 (JIS K2215) 舶用エンジン油 (JIS K2215) コンデンサー油、ケーブル油 (JIS C2320) しゃ断器油、変圧機油 (JIS C2320) 切削油剤 (JIS K2241) 熱処理油 (JIS K2242) 錆止め油 (JIS K2246) 圧延油 流動パラフィン (JIS K2231)
半 固 体 または 固 体	グリース アスファルト 石油ワックス 石油コークス 元素硫黄	一般用グリース (JIS K2220) 転がり軸受け用グリース (JIS K2220) 自動車用ジャーナルグリース (JIS K2220) 自動車用ホイールグリース (JIS K2220) 集中給油用グリース (JIS K2220) 高加重用グリース (JIS K2220) ギャコンパウンド用グリース (JIS K2220) 天然アスファルト 石油アスファルト ストレートアスファルト (JIS K2207) ブローンアスファルト (JIS K2207) パラフィンワックス (JIS K2235) マイクロクリスタリンワックス (JIS K2235) ペトロラタム (JIS K2235) 石油コークス か焼コークス

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房，(1984)

表2.3.2 輸入原油からの製品の収率例（常圧蒸留法）<sup>(8)</sup>

原油名(国名)	ナフサ	灯油	軽油	常圧残油	その他*
大庆(中国)	10.1	7.0	5.1	74.1	3.7
Seria(ブルネイ)	24.1	18.1	34.6	21.8	1.4
Sumatra Light(インドネシア)	15.0	10.0	13.0	62.0	-
Duri(インドネシア)	4.7	5.9	9.8	79.6	-
Iranian Light(イラン)	21.1	13.2	19.7	43.5	2.5
Iranian Heavy(イラン)	19.1	14.1	16.3	49.0	1.5
Arabian Light(サウジアラビア)	25.0	13.5	13.5	48.0	-
Arabian Heavy(サウジアラビア)	20.0	10.0	11.0	56.5	2.5
Kuwait(クウェート)	19.5	11.6	12.8	53.2	2.9
Kafji(中立地帯)	17.4	9.1	17.3	52.8	3.4
Qatar(カタール)	24.1	17.9	21.1	32.2	4.7
Murban(アラブ首長国連邦)	24.3	14.3	17.6	42.5	1.3
Dubai(アラブ首長国連邦)	24.3	10.9	10.7	54.1	-
Maya(メキシコ)	15.5	7.6	13.9	62.7	0.3
比重	—	0.65~0.75	0.79~0.85	0.83~0.88	0.9~1.00
沸点範囲	°C	~210	150~300	200~350	~350

\*ガス分、水泥分など

出典：新石油精製プロセス、石油学会編  
幸書房、(1984)表2.3.3 減圧蒸留法(分解原料油用) 収率及び性状の一例<sup>(8)</sup>

	流量 t/day	比重 (15/4°C)	収率 (%)
原料油	3950	0.9402	100.0%
分解原料油	2600	0.9032	65.8%
残渣油	1350	1.0070	34.2%

出典：新石油精製プロセス、石油学会編  
幸書房、(1984)表2.3.4 減圧蒸留法(潤滑油原料油用) 収率と品質<sup>(8)</sup>

	収率 (%)	比重 (15/4°C)	50%留出温度 (°C)	分子量 (g/mol)
第1留分	13.40	0.877	321	255
第2留分	11.70	0.901	360	285
第3留分	6.60	0.917	390	320
第4留分	9.80	0.929	452	420
第5留分	11.00	0.939	465	430
アスファルト	46.70	1.000		
減失	0.80			

注記：Kuwait原油の常圧残渣油を原料とした場合(能力1,000BPSD)

出典：新石油精製プロセス、石油学会編  
幸書房、(1984)

表 2.3.5 代表的輸入原油からの各留分の収率<sup>(8)</sup>

原油	Arabian Light	Arabian Medium	Arabian Heavy
比重 °API	33.4	30.8	27.9
硫黄分 wt%	1.79	2.40	2.85
製品(留分) vol%			
軽質ガス (C4')	1.8	1.2	2.9
軽質ナフサ (20°C~100°C)	8.9	8.9	7.9
重質ナフサ (100°C~150°C)	8.5	7.7	6.8
灯油 (150°C~235°C)	16.5	14.5	12.4
軽油 (235°C~343°C)	19.7	18.1	16.5
常圧残渣油 (343°C)	44.6	49.6	53.8
減圧軽油 (343°C~565°C)	29.8	30.9	30.6
減圧残渣油 (565°C)	14.8	18.7	23.2

出典：新石油精製プロセス，石油学会編  
幸書房，(1984)

表 2.3.6 重質油処理プロセスの比較<sup>(8)</sup>

(1) 選択分離プロセス					
処理区分	プロセス名	実績	装置構成	原料変化に対する許容度	製品の用途に対する許容度
選択分離	接触脱ろう	多い	普通	大きい	接触軽油または重油となる。 副製品はガソリン基材となる。
(2) 前処理プロセス					
処理区分	プロセス名	実績	装置構成	原料変化に対する許容度	製品の用途に対する許容度
水素化処理	分解油水素化処理	多い	普通	限られる	製品として使用可能
	残油水素化脱硫	多い	複雑	限られる	低硫黄であるが重質油であり、 二次分解必要
脱金属	溶剤脱れき	多い	簡単	大きい	脱れきアスファルトの処理必要
	脱金属(流動床式)	1基	普通	大きい	ほぼ完全な脱金属可能
	水素化脱金属	パイロット プラント	—	大きい	同上
(3) 部分水素化分解プロセス					
反応区分	プロセス名	実績	装置構成	原料変化に対する許容度	製品の用途に対する許容度
部分水素化分解	分解型間接脱硫	多い	普通	限られる	水素化の度合いが少ないため直接 製品としての使用は限られる
	分解型直接脱硫	少ない	複雑	限られる	同上
(4) 分解プロセス					
反応区分	プロセス名	実績	装置構成	原料変化に対する許容度	製品の用途に対する許容度
熱分解	ビスブレーキング	多い	簡単	大きい	限られている。安定性に問題有。
	ディレードコーリング	多い	普通	大きい	製品コーカスの用途が問題
	フルードコーリング	少ない	複雑	限られる	同上
	フレキシコーキング	少ない	複雑	限られる	低位発热量ガス用途が問題
流動接触分解	留出油流動接触分解	多い	複雑	限られる	ガソリン生産が主目的である。
	残油流動接触分解	少ない	複雑	中程度	ガソリン生産が主目的である。 原料によっては製品性状が問題になる。
水素化分解	留出油水素化分解	多い	複雑	限られる	ナフサから灯・軽油と広い範囲の留 分の生産が可能。
	残油水素化分解	少ない	複雑	大木	固定床式のものは分解率が低く大量 の残油の処理が問題。

出典：新石油精製プロセス，石油学会編  
幸書房，(1984)

表 2.3.7 ABC/SDA 法の製品収率と品質例(8)

原料油 運転モード	Khafji 残渣油			Maya 残渣油			Lloydminster 減圧残油			Tia Juanai 減圧残油			Bataquero 減圧残油			Orinoco 減圧残油		
	I			II			III			I			II			III		
	I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III
製品収率																		
ガス	wt%	3.2	3.9	2.0	2.9	2.0	2.8	2.0	2.8	1.8	3.4	2.5	3.9	3.0	6.6			
H <sub>2</sub> S	wt%	4.1	3.8	3.8	3.5	4.5	4.4	1.5	1.7	1.8	2.0	2.5	2.7					
NH <sub>3</sub>	wt%	0.2	0.2	0.3	0.4	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.3	0.6				
C <sub>5'</sub>	wt%	61.1	86.6	93.8	59.5	83.2	94.9	45.8	85.0	94.3	66.4	80.1	95.9	60.2	95.2	61.2	91.9	
脱れき歴アスファルト	wt%	38.9	7.4	40.5	12.0	54.2	9.7	33.6	17.3	33.6	17.3	39.8	10.6	34.3				
化学的水素消費量	Nm <sup>3</sup> /kJ	175	210	157	200	150	202	101	140	131	163	136	214					
製品収率(対原料油比)																		
C <sub>5'</sub> 脱れき油																		
C <sub>5</sub> ~190°C	vol%	3.1	4.1	4.1	5.8	2.7	4.7	0.9	1.5	1.3	2.0	1.1	1.6					
190~345°C	vol%	11.6	12.7	12.0	11.3	12.0	13.3	8.8	10.0	9.6	10.5	7.2	10.4					
343~538°C	vol%	6.0	28.0	30.2	27.0	34.2	38.2	15.0	28.5	31.3	11.6	22.6	30.8	30.0	39.6	38.9	25.5	38.2
538°C~																		
脱れきアスファルト	vol%	60.3	53.9	56.7	37.5	43.4	49.3	34.6	51.7	55.6	59.0	53.2	60.1	34.1	42.7	51.2	33.9	50.3
合計	vol%	33.7	6.4	35.5	9.2	50.4	8.1	29.4	14.9	35.9	9.3	32.5						
脱れき油性状																		
比重	*API	14.2	20.2	18.9	15.9	20.7	18.2	14.6	19.2	17.6	17.6	18.2	15.9	18.2	17.6	17.6	15.6	
粘度(50°C)	cP	1,700	60	100	480	60	80	1,100	80	100	910	200	210	860	130	140	120	220
CCR	wt%	11.0	8.29	8.93	7.41	6.48	8.79	7.00	7.63	7.97	7.54	6.89	6.06	57.9	5.81	5.92	4.75	6.51
H/C	wt%	1.59	1.60	1.59	1.61	1.56	1.57	1.61	1.59	1.58	1.62	1.63	1.61	1.60	1.59	1.58	1.61	1.57
硫黄分	wt%	4.25	1.72	2.13	3.77	1.29	1.76	3.92	1.56	1.70	2.33	1.18	1.36	2.65	1.18	1.56	1.58	1.97
塩素分	wt%	0.23	0.32	0.32	0.30	0.40	0.47	0.27	0.44	0.48	0.28	0.32	0.39	0.27	0.37	0.39	0.45	0.58
V+Ni	wtppm	32/9	2/3	1/3	63/11	5/4	3/5	24/13	4/6	2/3	69/7	8/2	1/1	34/6	9/3	4/2	4/2	3/3
脱れきアスファルト性状																		
比重	*API	-10.7	-13.7	-12.7	-22.4	-5.9	-18.5	-9.1	-11.6	-9.1	-11.6	-6.6	-10.3	-4.0				
R/B軟化点	*C	146	169	124	154	130	170	106	178	106	178	117	179	140				
硫黄分	wt%	7.62	2.48	6.75	2.72	7.24	1.66	4.03	3.53	4.03	3.53	4.38	2.51	2.94				

注) 逆転モード I : SDA のみ, II : ABC/SDA ワンス・スル一, III : ABC/SDA 全重量サイクル  
出典: 新石油精製プロセス 石油学会編, 幸書房, (1984)

表 2.3.8 重質油アップグレーディングの開発段階の各種プロセス<sup>(8)</sup>

概要	流動床式熱分解	ACC 法	HOT 法	接触分解	水素化分解	HFC 法	HDM 法	水素化精製	オーラボン法	MDS 法
	KKI 法	原料の重質油を流動床で熱分解して減圧軽油から重質油を分離し、触媒（触媒は Allosite と解）いうシリカ／アルミナ系の製品と、還元剤として析出した炭素を用いて鐵鉱石により減圧軽油から軽質油を生産することを目的として開発された。	原料の重質油を流動接触分解して分析する。LPG および液状添加物を少量重質油に入れることにより減圧軽油から軽質油を生産することを目的として開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。	原料の重質油を水素化触媒（但しスラリー状のものを用いて水素化分解を行う）で水素化処理を行い、留出油を得る目的で開発された。
反応条件	熱分解温度：530～580°C 鐵鉱石還元温度 850～1,135°C	分解温度：425～450°C 再生温度：780～830°C 脱硫温度：750～810°C 圧力：2.0kg/cm <sup>2</sup> ·G	分解温度：525～545°C 再生温度：780～830°C 脱硫温度：750～810°C 圧力：2.0kg/cm <sup>2</sup> ·G	転化率：90w%	転化率：90w%	反応温度：420～460°C 反応圧力：50～200kg/cm <sup>2</sup> ·G	反応温度：420～460°C 反応圧力：40～190kg/cm <sup>2</sup> ·G	LHSV：0.3～1.2 LHSV：0.3～1.2	常圧・減圧残油/石油 常圧・減圧残油/脱れきタル 常圧・減圧残油/オイルサンド・ビチューメン 常圧・減圧残油/オイルサンド・ビチューメン 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油	常圧・減圧残油/石油 常圧・減圧残油/脱れきタル 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油
適用原料油種	減圧残油/（鐵鉱石）	常圧・減圧残油/オイルサンド・ビチューメン	常圧・減圧残油/脱れきタル	重質の原油、ビチューメン、その他	重質の原油、ビチューメン、その他	本文参照	本文参照	常圧・減圧残油/石油 常圧・減圧残油/脱れきタル 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油	常圧・減圧残油/石油 常圧・減圧残油/脱れきタル 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油	常圧・減圧残油/石油 常圧・減圧残油/脱れきタル 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油 常圧・減圧残油/ナフサ/軽油
反応生成物	C <sub>4</sub> 軽質ガス/ナフサ/灯油/軽油/コーカス/スポンジ鉄	水素/LPG/55～510°C の各留分/溶融硫黄	水素/LPG/55～510°C の各留分/溶融硫黄	ナフサ/軽油	ナフサ/軽油	本文参照	本文参照	ナフサ/軽油 減圧軽油	ナフサ/軽油 減圧軽油	ナフサ/軽油 減圧軽油
開発状況	バイロットプラント： 減圧残油 (Da Qing 中國) 原油 (30BPSD) を処理する 装置を建設中で、1982 年 10 月運転開始。 Kuwait 減圧残油の處理 により特にスポンジ鉄の硫黄分を減少させる目的で将来建設予定	ベンチスケールからハイロットプラントの試験を終え、5,000BPSD の実証プラントの設計が完了した。	1BPSD のベンチスケール、250BPSD のハイロットプラントの研究段階を終え、20,000BPSD 商業規模の装置を建設中。	ベンチスケールのハイロットプラントの試験を終え、ハイロットプラントの設計が完了した。	ベンチスケールのハイロットプラントの試験を終え、ハイロットプラントの設計が完了した。	本文参照	本文参照	ベンチスケールのハイロットプラントの試験を終え、ハイロットプラントの設計が完了した。	ベンチスケールのハイロットプラントの試験を終え、ハイロットプラントの設計が完了した。	ベンチスケールのハイロットプラントの試験を終え、ハイロットプラントの設計が完了した。
開発会社	神戸製鋼所/奥亞石油/出光興産 日本鉱業/日立製作所/鹿島 リソルバ/佐世保重工業/その他	Energy Mines & Resources Canada Petro-Canada/ Lavalin, Inc.	公害資源研究所/新 潟鐵工所 Petro-Canada/ Lavalin, Inc.	The M. W. Kellogg Co.	The M. W. Kellogg Co.	JGP Process Division of UOP Inc.	JGP Process Division of UOP Inc.	丸善石油	丸善石油	丸善石油

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房，(1984)

表 2.3.9 オーラボン法の対象となる原油種<sup>(8)</sup>

原料油種	産油国
重質原油(高金属/高アスファルテン)	
Bachaquero	ベネズエラ
Boscan	ベネズエラ
Gach Saran	イラン
Lloydminster	カナダ
Melonese	ベネズエラ
Morichal	ベネズエラ
Posa Rica	メキシコ
San Ardo	メキシコ
Sour Wyoming	アメリカ
Urdaneta	ベネズエラ
オイルサンド/タールサンドビチューメン	
Cold Lake	カナダ
Athabasca	カナダ
ピッチ/残油	-
溶剤脱けきピッチ	-
ビスブレーカ残油	-

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房  
(1984)

表 2.3.10 オーラボン法の供給原料分析値(パイロットプラント)<sup>(8)</sup>

	Boscan 常圧残油	Lloydminster 常圧残油
API 比重	6.2	6.2
比重(15/4°C)	1.0270	1.0270
蒸留性状(ASTM D 160) °C		
初留	297	297
5%	293	293
10%	421	421
20%	473	473
30%	517	517
留出量 vol% / 留出温度 °C	35/530	35/530
炭素	81.0	81.0
水素	10.1	10.1
硫黄	5.8	5.8
残留炭素	17.7	17.7
全窒素	0.7	0.7
ヘプタン不溶分	17.9	17.9
ペンタン不溶分	23.4	23.4
バナジウム	1.487	1.487
ニッケル	130	130
粘度(98.9°C) cSt	1.620	1.620
(121 °C) cSt	390	390

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房  
(1984)

表 2.3.11 オーラボン法の製品收率(パイロットプラント)<sup>(8)</sup>

	Boscan	Lloydminster
收率 wt%		
NH <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> S	1.9	2.3
C <sub>1</sub> ~C <sub>5</sub>	2.5	1.4
C <sub>6</sub> ~232°C	1.0	2.8
232~343°C	8.1	8.5
343~566°C	41.8	43.8
566°C ドレッゲストリーム	43.4	39.2
合計	101.1	101.0
水素消費量 Nm <sup>3</sup> /kl	118	108
液收率 vol%		
C <sub>5</sub> ~566°C	103.1	100.0

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房  
(1984)

表 2.3.12 既知オイルサンド鉱床の資源埋蔵量<sup>(9)</sup>

国名	鉱床名(数)	原始埋蔵量 億 bbl
ベネズエラ	Orinoco	7,000+
カナダ	Athabasca	6,250
ソ連	Olenek	6,000±
カナダ	Cold Lake	1,650
		21,000±
カナダ	Wabasca	850
カナダ	Peace River	750
米国	(5)	270
マダガスカル	(1)	17
米国	(4)	3.2
アルバニア	(1)	3.7
ベネズエラ	(1)	0.62
トリニダード	(1)	0.60
ルーマニア	(1)	0.25
ソ連	(1)	0.24
計	(21)	22,900±

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

表 2.3.13 Alberta オイルサンド鉱床とビチューメンの特性<sup>(9)</sup>

	Athabasca	Cold Lake	Peace River	Wabasca
鉱床深度 m	0~500	300~800	500~800	150~800
比重 API	8~10	10~12	8~9	8~13
粘度 10 <sup>3</sup> CP				
①油層温度	5,000	80	100	8,000
②21°F (10°C)	1	0.1	0.1	2
流動点 °C	10	-	-	-
元素分析 wt%				
C	83.1	83.7	83.2	83.0
H	10.6	10.5	10.0	10.3
S	4.8	4.7	5.6	5.5
N	0.4	0.2	0.1	0.4
O	1.1	0.9	2.1	0.8
C/H比	7.8	7.9	8.2	8.1
分子量(平均)	570~600	490	520	600
炭化水素タイプ分析 wt%				
飽和分	22	33	-	-
芳香族	21	29	-	-
レジン	39	23	-	-
アスファルテン	18	15	19.8	18.6
金属属 ppm				
V	250	240	-	210
Ni	100	70	-	75
コンラドソン炭素 wt%	13.5	12.6	-	-
蒸留性状				
初留点	260	170	-	275
10%点	320	300	-	370
30%点	425	405	-	-
50%点	530	555	-	-

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

表 2.3.14 Suncor 社の合成油 ( $C_6^+$ ) 留分の性状<sup>(9)</sup>

	合成原油	軽質ナフサ	重質ナフサ	灯油	軽油	残油
比重 (60/60°F)	0.8368	0.7339	0.7749	0.8265	0.8762	0.9013
カットポイント °C	49~454	49~113	113~190	190~249	249~343	343~454
対原油収率 vol%	100.0	6.7	23.9	19.0	35.1	15.3
粘度(SUS@100°F)	34.3	-	-	-	45.3	16.0
流動点 °C	-34	-	-	-	-29	-20
全硫黄 wt%	0.03	<0.005	<0.005	<0.005	0.05	0.13
リード蒸気圧 (@100°F)	0.5	2.7	0.5	-	-	-
オクタン価 F-1 単味	-	56.4	44.7	-	-	-
F-1+3cc 加鉛	-	79.7	68.5	-	-	-
セタン価	-	-	-	42.5*	45.1	-
芳香族	-	13	18	13.8*	28.3	32.4
ナフテン	-	35	34	-	-	-
パラフィン	0.18	-	-	-	-	-
酸化	0.11	-	-	-	-	-

\* 190~279°C 留分について測定

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)表 2.3.15 オイルシェールの可採埋蔵量<sup>(9)</sup>  
(含油率 0.25 bbl/t 以上)

国名	可採埋蔵量(億 bbl)
米国	2,044
モロッコ	540
ソ連	498
タイ	147
スウェーデン	64
ヨルダン	58
オーストラリア	(35)*
その他	26
合計	3,377

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房  
(1986)

\* Australia NEAC Report

表 2.3.16 オイルシェール性状の数例<sup>(9)</sup>

性状 産地	真比重	含油率* wt%	灰分 wt%	揮発分 wt%	発熱量 cal/g	全炭素 wt%	有機炭疽 wt%	水素 wt%	窒素 wt%
米国									
Colorado	2.27	6.1	69.98	29.43	806	12.82	7.52	1.10	0.29
Kentucky	2.32	4.1	80.94	14.46	1,360	10.33	10.17	1.36	0.36
オーストラリア									
Condor	2.13	5.5	79.08	20.85	1,115	10.16	9.92	1.80	0.41
ブラジル									
Irati	2.14	6.4	80.74	17.56	1,314	11.52	10.43	1.39	0.31
モロッコ									
Timadi	2.01	4.8	67.76	31.40	858	13.78	8.16	1.04	0.21
	硫黄	SiO <sub>2</sub> ** wt%	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> wt%	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> wt%	CaO wt%	MgO wt%	Ni ppm	V ppm	As ppm
Colorado	0.48	40.10	10.44	3.89	28.30	7.87	80	110	4
Kentucky	6.24	60.85	13.84	13.76	1.14	1.46	180	260	9
Condor	0.83	66.52	17.86	8.01	0.42	1.70	60	170	1
Irati	3.44	57.25	11.81	8.32	4.72	3.50	60	130	3
Timadi	1.87	36.62	8.12	3.75	38.96	5.88	180	200	2

\* フィシャー評価法による測定値

\*\* 灰分中の値

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

表 2.3.17 オイルシェール乾留炉の形式と実例<sup>(9)</sup>

加熱方式	実例	熱媒体	乾留炉形式など	開発段階
直接加熱	1. 摩順式	乾留後シェールの燃焼気体(同一炉内で発生)	直立円筒、シェール塊上→下へ移動、気体向流	1929年～ 200t/day 実用
	2. Paraho 直接式	同上	同上	300t/day 実証
間接加熱	1. Petrosix	外熱気体循環	同上	1972年～ 2,200t/day 実用
	2. Union B	同上	直立円筒、シェール塊下→上へ移動、気体並流	
	3. Tosco II	外熱セラミックボーラー		～1972年 1,000t/day 実証
	4. Lurgi-Ruhr Gas	乾留済みのシェールまたは砂を外熱加熱		

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

表 2.3.18 オイルシェール乾留炉の形式と実例<sup>(9)</sup>

性 状	シェールオイル			重質原油 ボスカン	GCOS* ビチューメン
	Irati (Petrosix)	米国 (Paraho)	米国 (Union Oil)		
比 重 °API	19.5	20.2	22.2	9.7	7.3
比 重 (20/4°C)	0.9334	0.9291	0.9169	0.998	1.0157
窒 素 ppm	0.81	2.18	1.8	0.58	0.66
硫 黄 ppm	1.0	0.66	0.8	6.1	4.67
ひ 素 ppm	16	28	50		
ラムボトム炭素 wt%	1.23	1.85			10～12
コンラドソン炭素 wt%			2.1	15	
粘 度 (37.8°C) cSt	18.86		25		11.013
粘 度 (50°C) cSt	11.11	25.45		117	
Ni ppm	2	0.2		1,220	161
V ppm	0.5	0.2			140
Fe ppm	7	70			163
Na ppm	1.1	5			
蒸 留 性 状 °C					
10% vol%	164	264			347
30% vol%	280	364			440
50% vol%	360	426			～550
70% vol%	400	437			
95% vol%	550	574			
沸 点 范 围 °C			C <sub>5</sub> ～591		
凝 固 点 °C	-6	32	16		

\* Great Canadian Oil Sands Ltd. (現 Sancor 社)

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

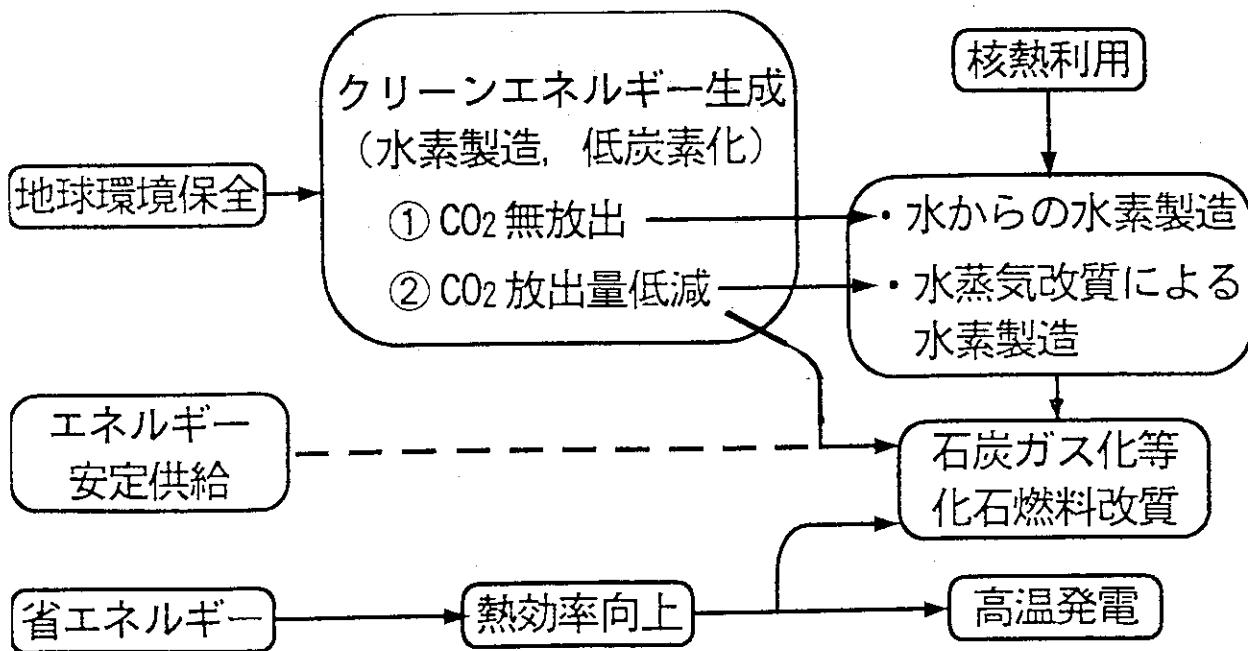


図 1.1 核熱利用の必要性

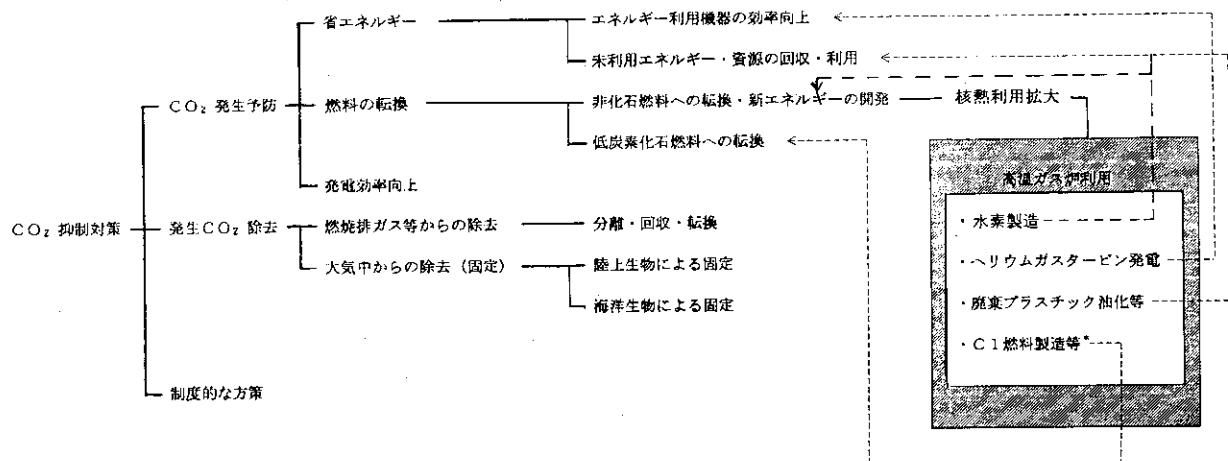
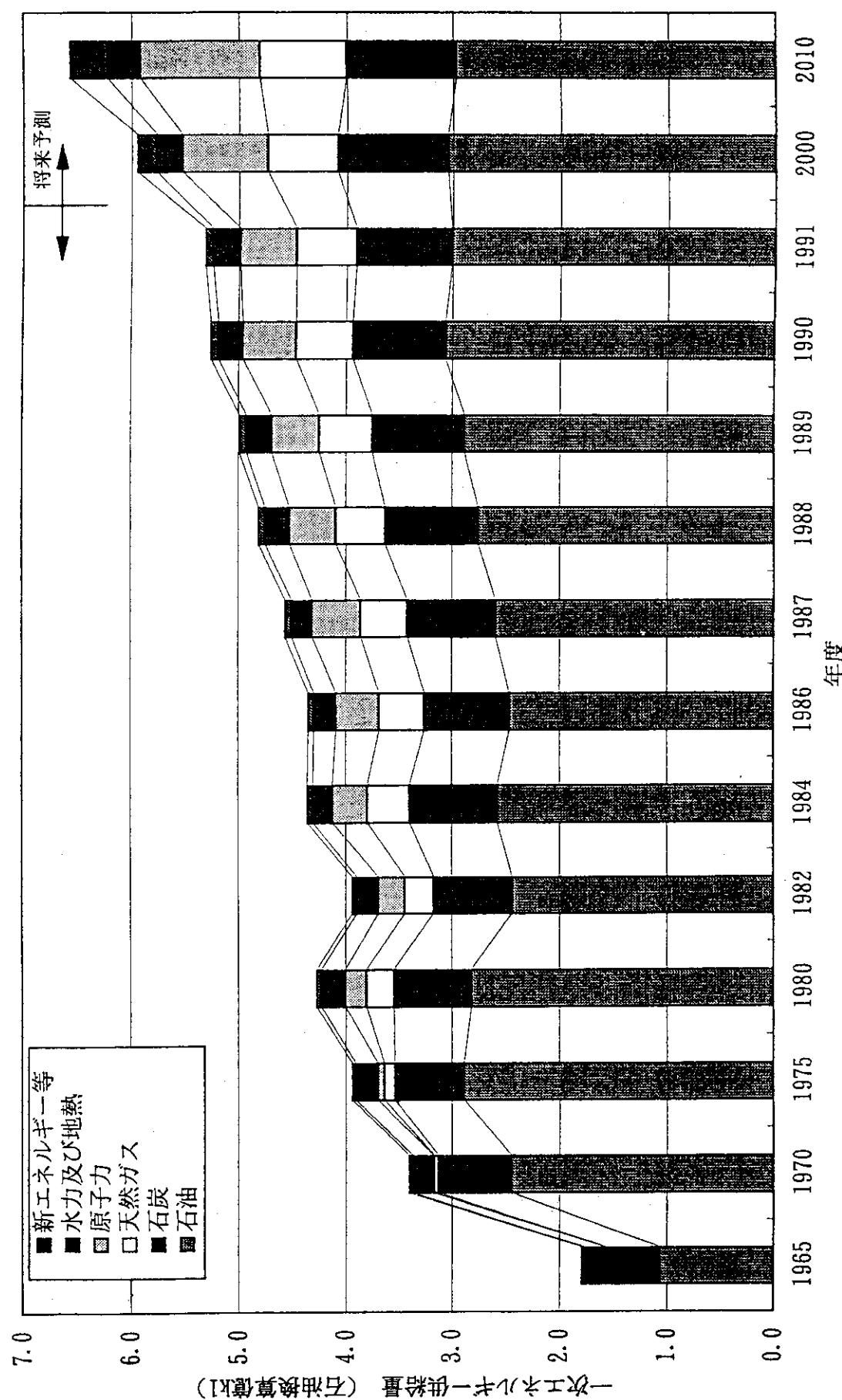


図 1.2 二酸化炭素抑制対策における核熱利用の位置付け



出典：(2)総合エネルギー統計、平成4年度版  
資源エネルギー庁長官房企画調査課編

図2.1.1 我国の一次エネルギー供給量 (2)

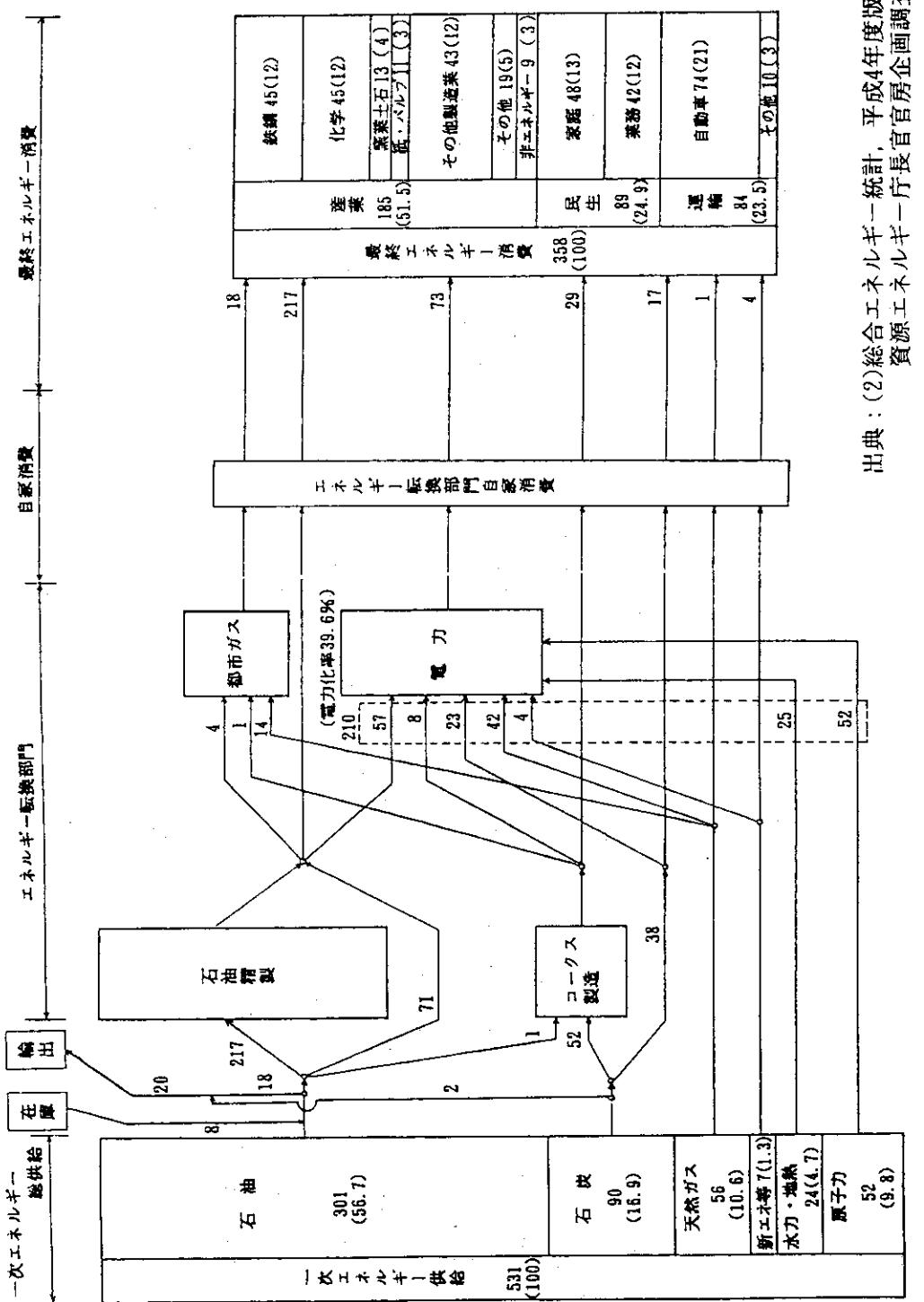
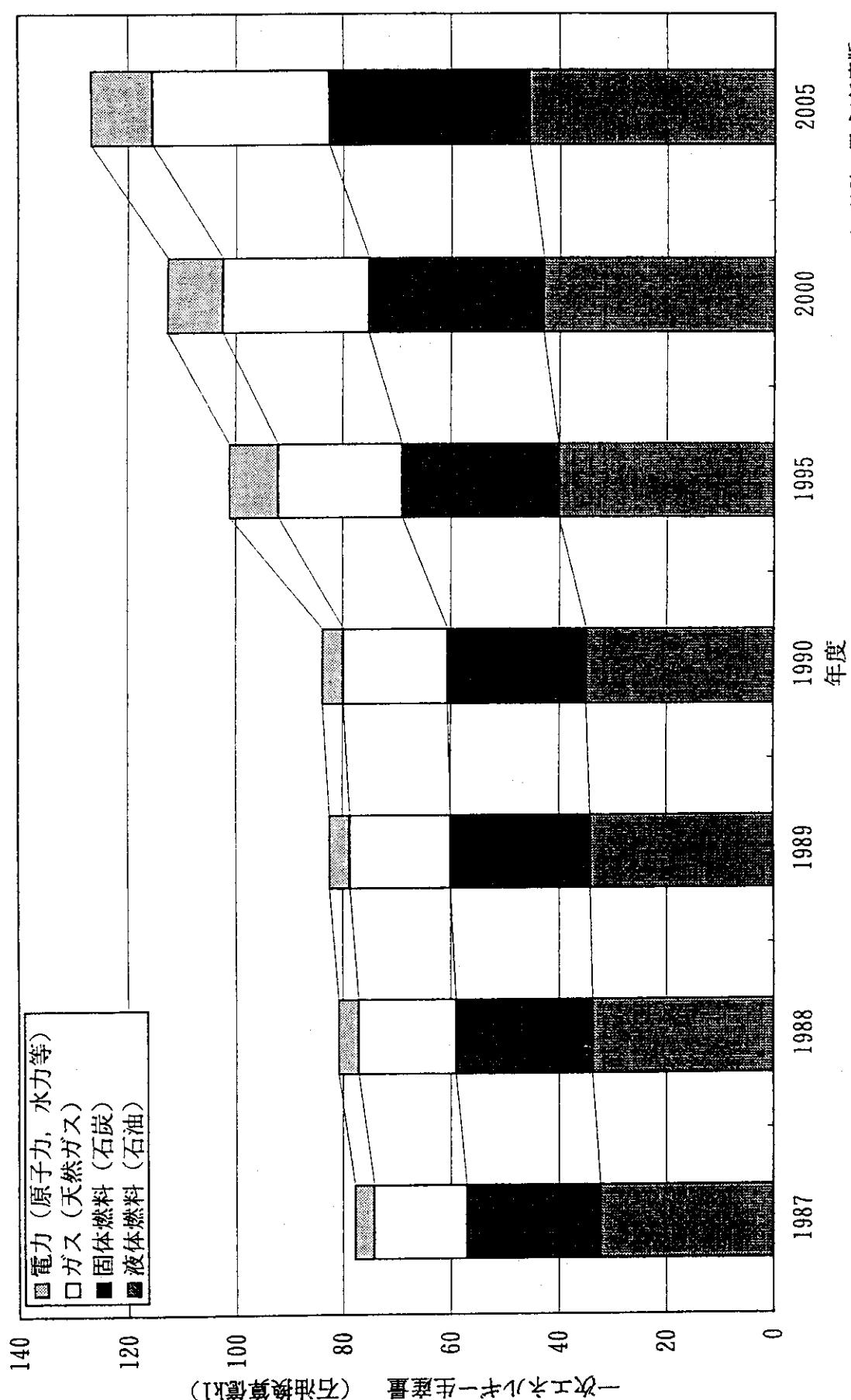
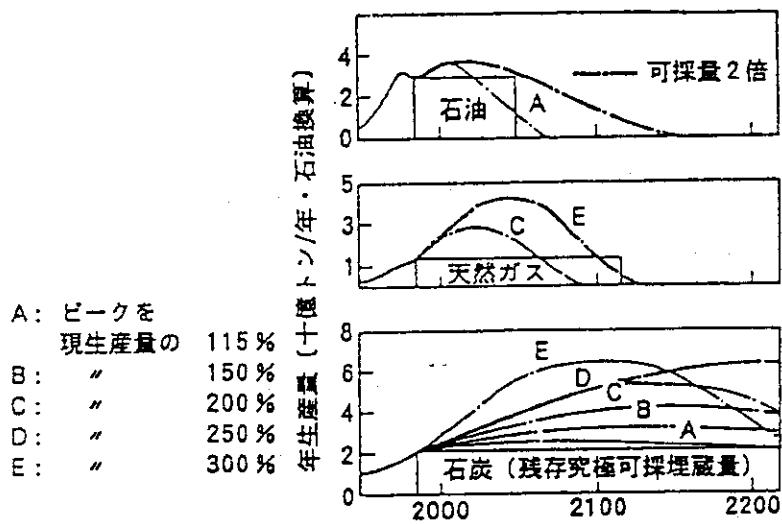


図 2.1.2 我国のエネルギーフロー(1991年)(2)

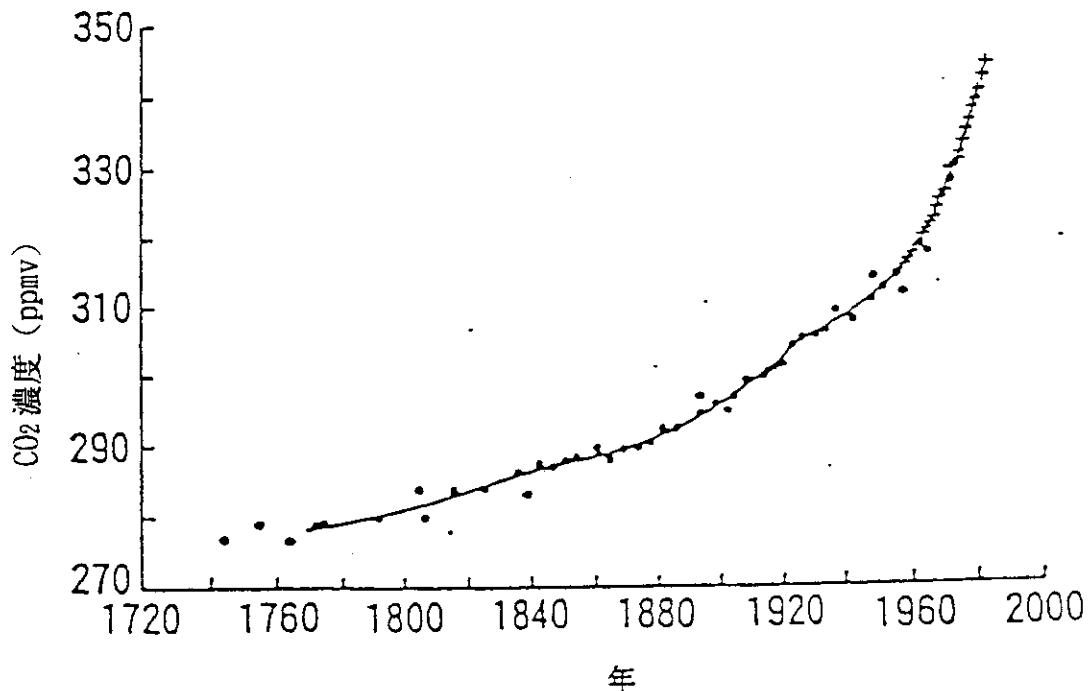


出典：(2)総合エネルギー統計、平成4年度版  
資源エネルギー庁長官企画調査課編

図2.1.3 世界の一次エネルギー生産量(2)

図 2.1.4 化石燃料の需給見通し<sup>(1)</sup>

出典：志鷹，化学工学，1992，7

図 2.2.1 大気中の二酸化炭素增加傾向<sup>(5)</sup>

出典：南極サンプル基地での氷床コア中の気泡の分析から得られた最近約250年の二酸化炭素の増加傾向。十はマウノラア観測所の測定結果。（"NATURE", 315, 45 (1985)）

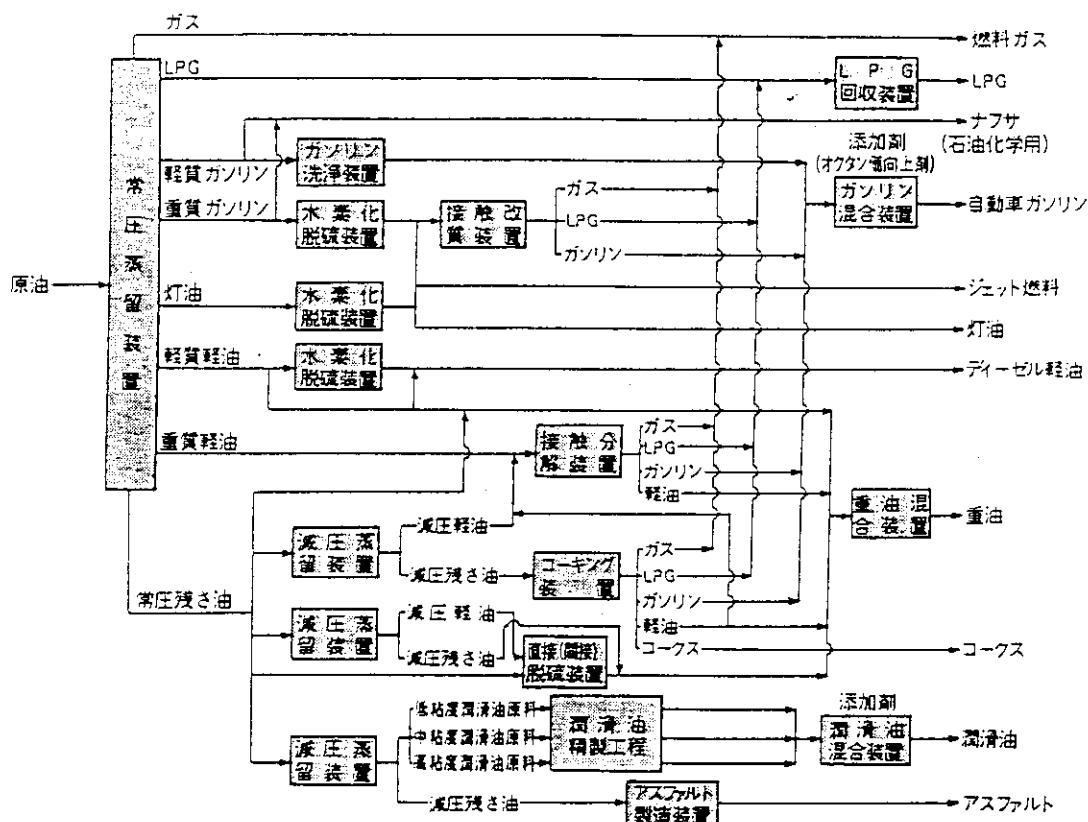
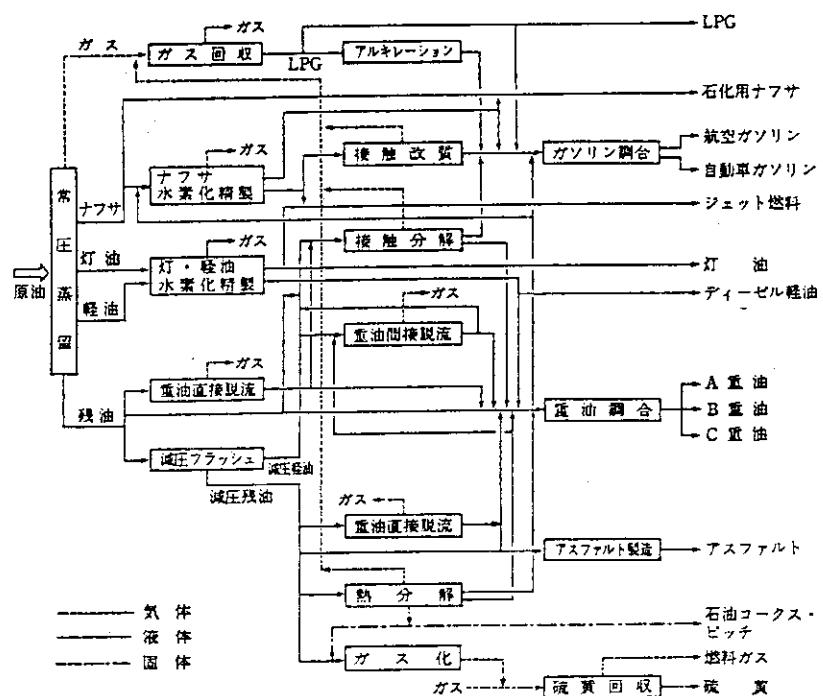
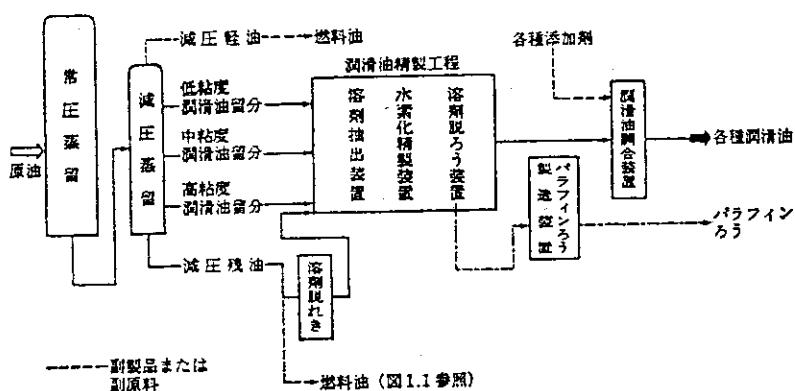


図 2.3.1 典型的な石油精製工程 (10)

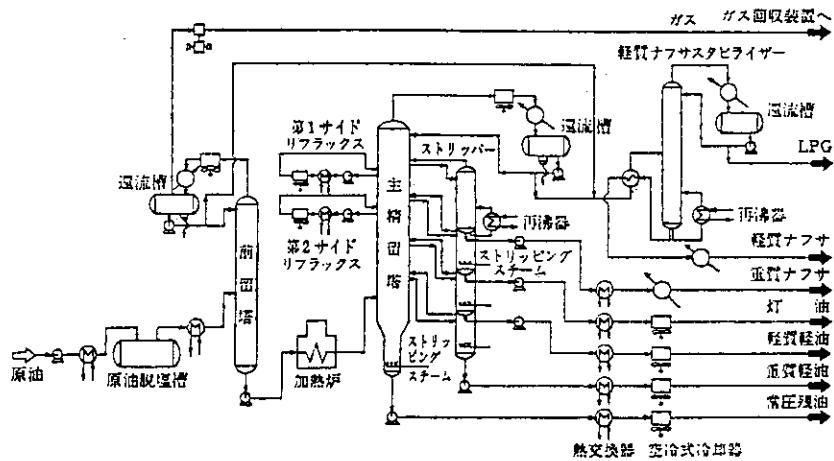
出典：目沢省吾，“原油の高度利用”，有機資源の化学，化学  
増刊 90，(1981)

図 2.3.2 我国の一般的な石油精製工程の概要（燃料油生産目的）<sup>(8)</sup>

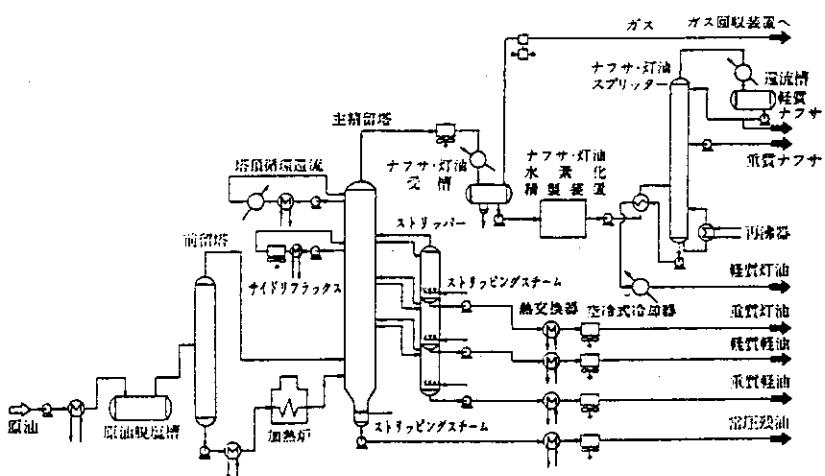
出典：新石油精製プロセス、  
石油学会編，幸書房，(1984)

図 2.3.3 潤滑油製造工程の概要<sup>(8)</sup>

出典：新石油精製プロセス、  
石油学会編，幸書房，(1984)



(二塔式：その 1)



(二塔式：その 2)

図 2.3.4 原油常圧蒸留法工程 (8)

出典：新石油精製プロセス、  
石油学会編、幸書房、(1984)

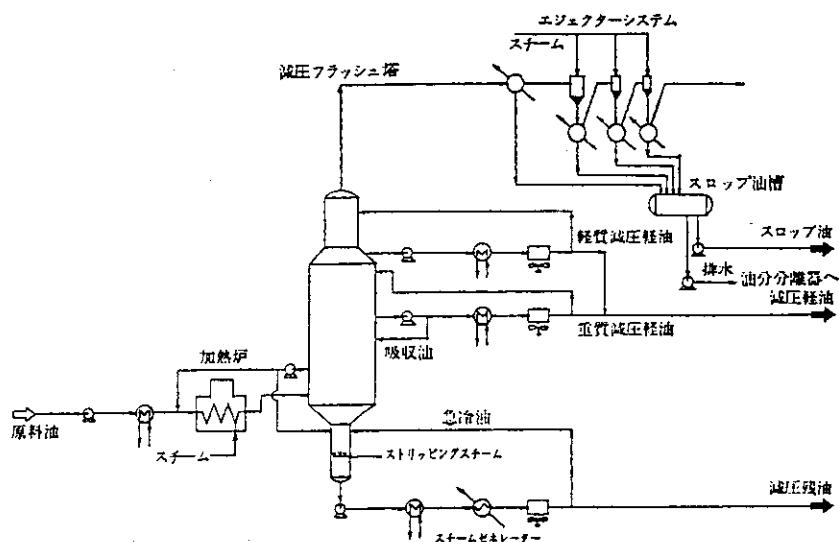


図 2.3.5 減圧蒸留法（分解原料油・間接脱硫原料油用）工程

出典：新石油精製プロセス，  
石油学会編，幸書房，(1984)

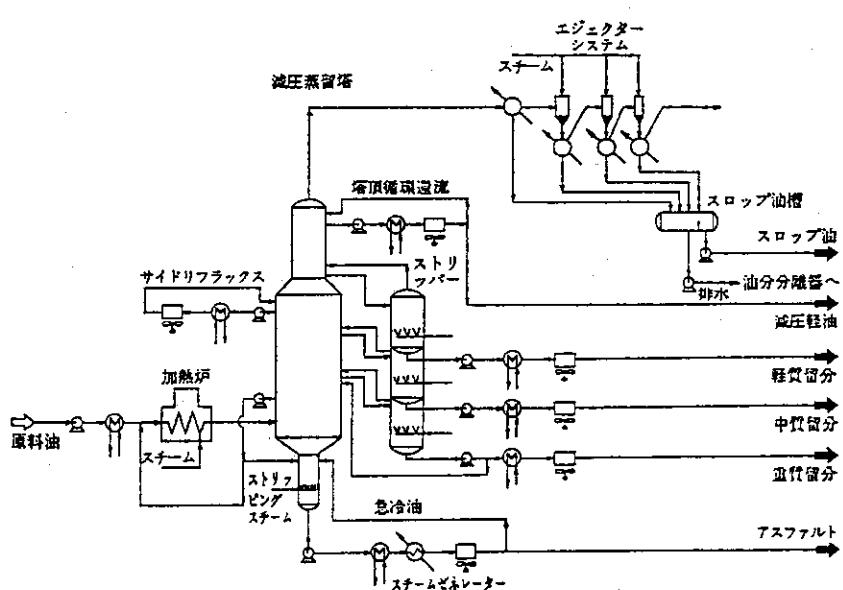


図 2.3.6 減圧蒸留法（潤滑油原料用）工程 (8)

出典：新石油精製プロセス，  
石油学会編，幸書房，(1984)

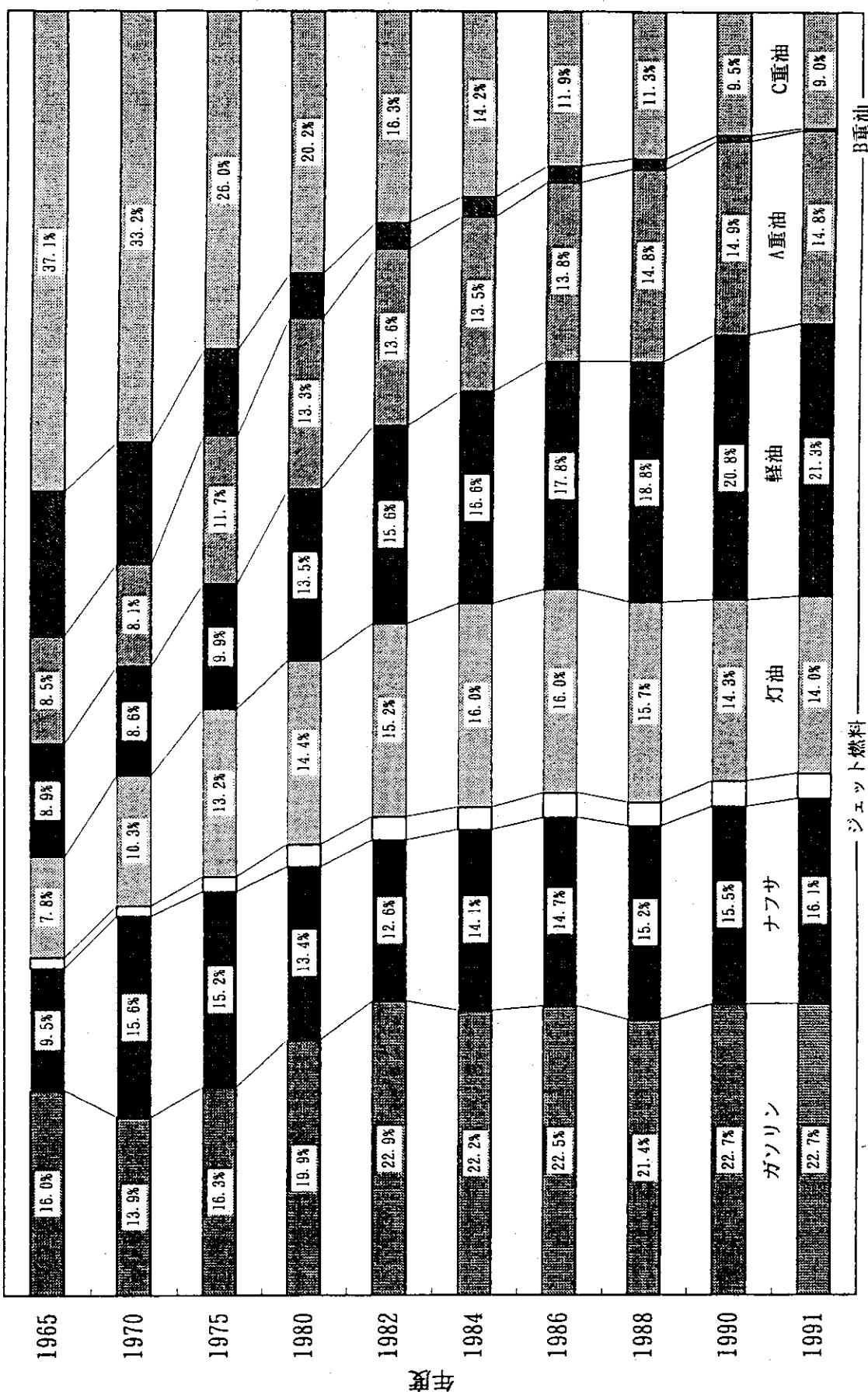


図2.3.7 我国の石油製品需要構成の変化(2)

出典：総合エネルギー統計、平成4年度版  
資源エネルギー庁官房企画調査課編

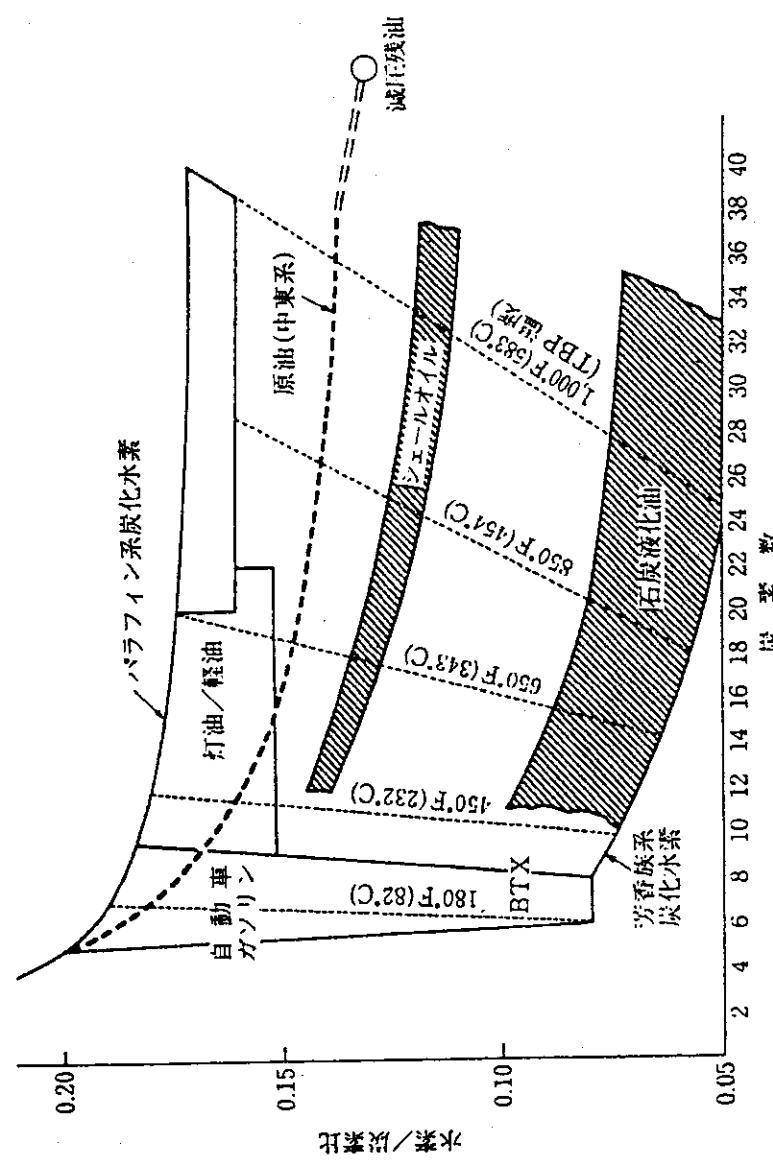


図 2.3.8 原料油と石油製品の水素／炭素重量比 (8)

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房，(1984)

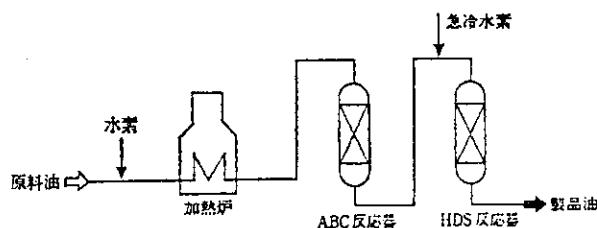


図 2.3.9 ABC/HDS 法概略工程 (8)

出典：新石油精製プロセス，  
石油学会編，幸書房，(1984)

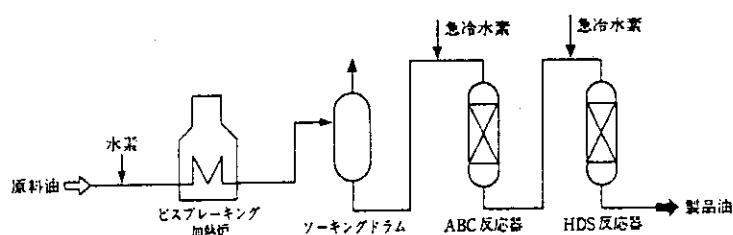


図 2.3.10 VisABC 法概略工程 (8)

出典：新石油精製プロセス，  
石油学会編，幸書房，(1984)

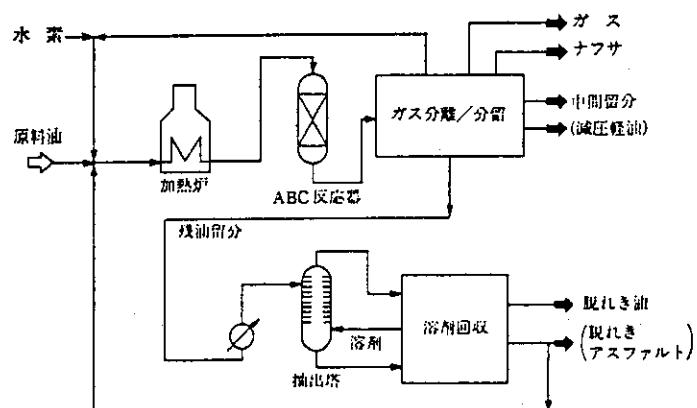


図 2.3.11 ABC/SDA 法概略工程 (8)

出典：新石油精製プロセス，  
石油学会編，幸書房，(1984)

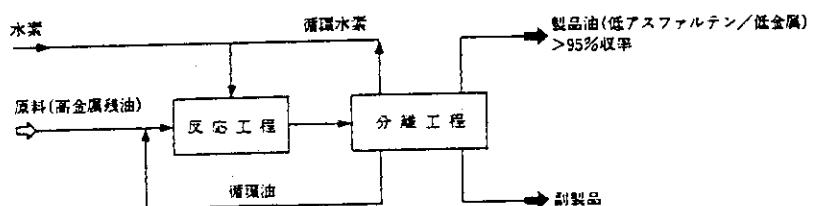


図 2.3.12 オーラボン法の概略工程図<sup>(8)</sup>

出典：新石油精製プロセス、  
石油学会編，幸書房，(1984)

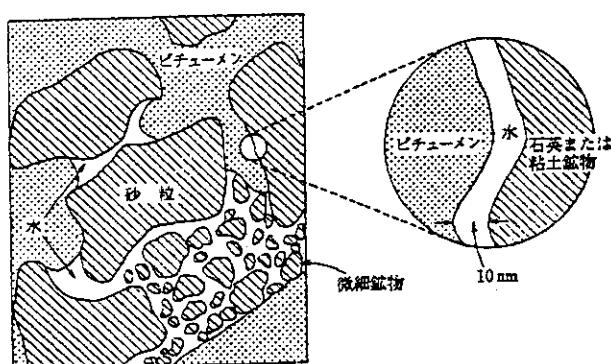
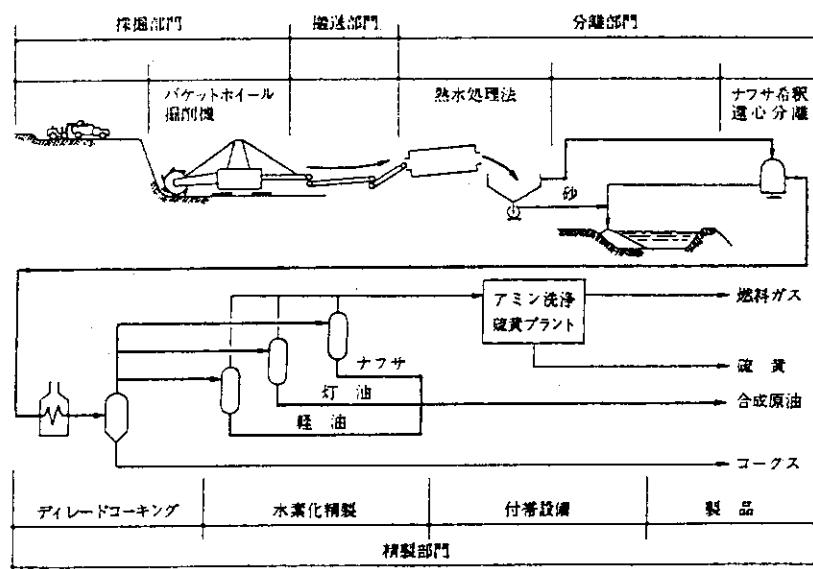


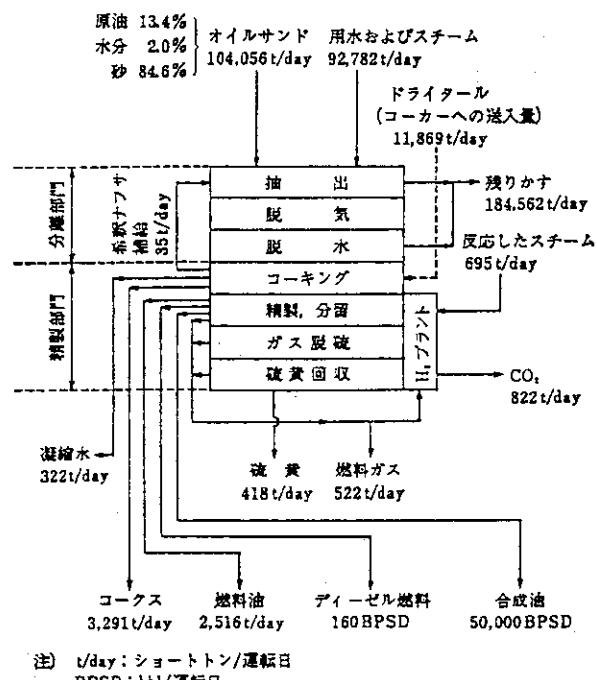
図 2.3.13 アサバスカオイルサンドの構造モデル<sup>(9)</sup>

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

図 2.3.14 Suncor 社のオイルサンド事業系統図<sup>(9)</sup>

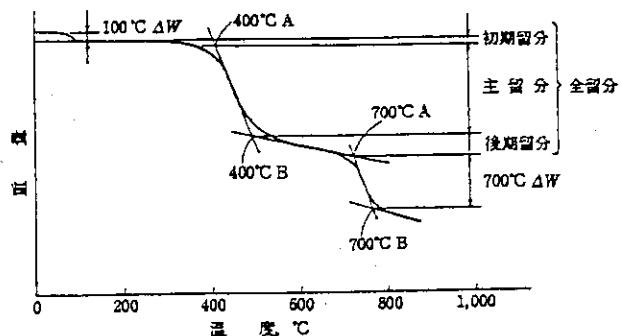
出典：新石油化学プロセス

石油学会編, 幸書房, (1986)

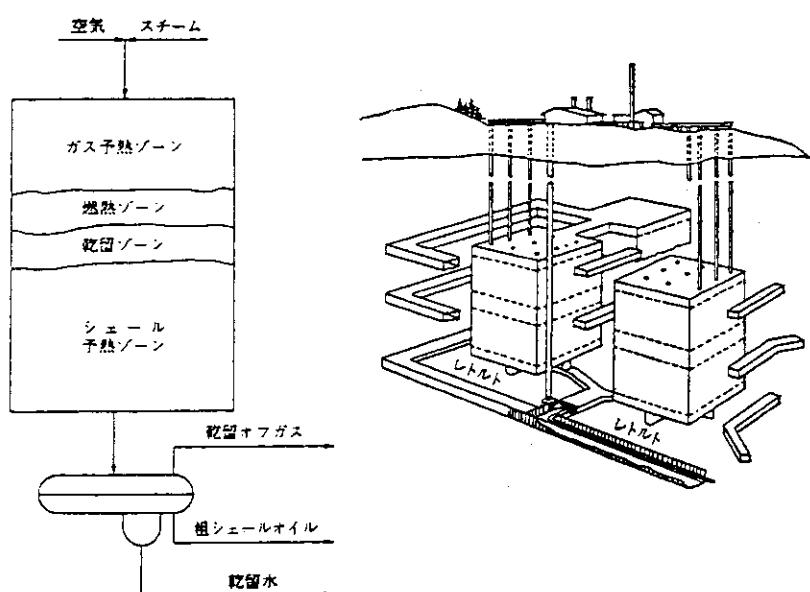
図 2.3.15 Suncor 社のオイルサンド事業マスバランス<sup>(9)</sup>

出典：新石油化学プロセス

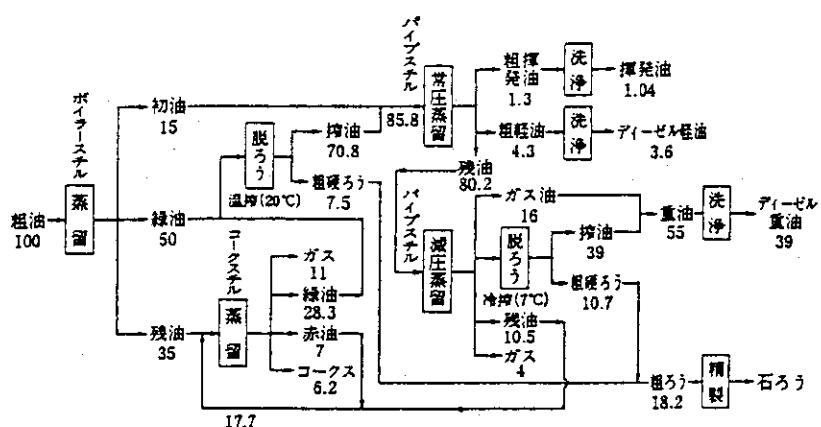
石油学会編, 幸書房, (1986)

図 2.3.16 オイルシェールの熱分解 (100%乾留基準)<sup>(9)</sup>

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

図 2.3.17 オイルシェールの地下乾留法 (MIS) 概念図<sup>(9)</sup>

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

図 2.3.18 撫順西向上の頁岩（オイルシェール）製油工程<sup>(9)</sup>

出典：新石油化学プロセス  
石油学会編，幸書房，(1986)

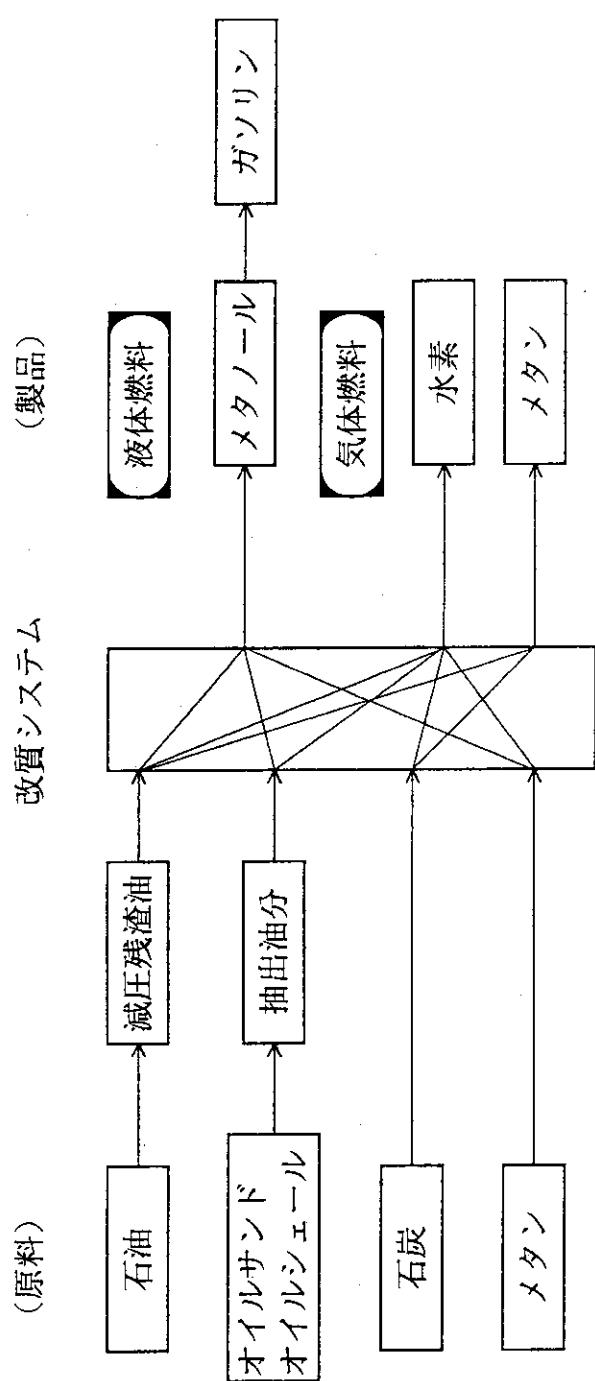


図 2.4.1 核熱利用化石燃料改質システムの原料・製品フロー概念

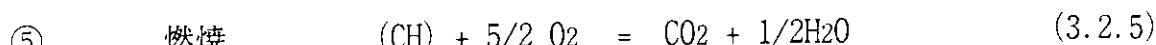
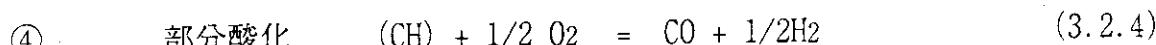
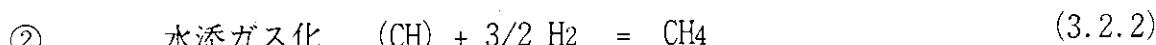
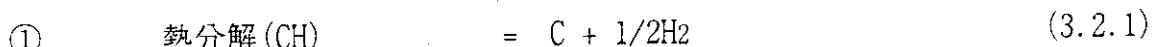
### 3. 改質システム

#### 3. 1 概要

前章において、核熱を利用した改質システムの原料として石油の減圧蒸留残渣油（オイルサンド、オイルシェール抽出油を含む）、石炭ならびにメタンを選定した。改質製品として液体燃料であるメタノール、ガソリン、気体燃料として水素ならびにメタンを選定した。これまで、核熱利用の改質システムとして、①メタンの水蒸気改質、②石炭の水添ガス化、水蒸気ガス化に関する検討がなされており<sup>(1) (1) ~ (1) 6)</sup>、石炭の改質システムとして、③部分酸化ガス化炉と高温水蒸気電解（SOSE：Solid Oxide Steam Electrolysis）、④メタンの水蒸気改質と石炭の水蒸気改質によるメタノール製造システム<sup>(7)</sup>の検討を実施している。本章ではこれらの改質システムに加え重質油改質システムの検討及びその評価を行った。

#### 3. 2 改質システム例

改質システムではその改質法の選定が重要となる。そこで、改質システムの検討に先立ち改質法について述べる。石炭やメタンの改質では上述の通り、水蒸気改質法、水添ガス化法ならびに部分酸化法が考えられる。また、重質油の改質は固体、液体の相違、組成の違いはあるものの石炭の改質と同様に考えることができる。すなわち、改質の基本はガス化反応により重質の炭化水素を利用しやすい形態の気体へ転換し、その後、メタノール、ガソリン等の液体燃料へ転換することとなる。ここで、炭化水素をCHとしガス化反応の代表的な反応式を以下に示す。このうち、熱分解は主な目的生成物がコークスでガスは副生物であり、燃焼は生成ガスが目的でなく発生する熱を利用するものである。従って、改質法として、水添ガス化、水蒸気改質、部分酸化が改質プロセスの基本となる。以下では、石炭、重質油、天然ガス各々に対し改質法の検討を行った。



##### (1) 石炭の改質<sup>(7)</sup>

###### (i) ガス化法

石炭のガス化法として水添ガス化、水蒸気ガス化及び部分酸化が挙げられる。各ガス化法の概要を以下に示す。

### ・水添ガス化法

水添ガス化法は実験規模的な研究段階であり、ガス化データを直接得ている文献は少なく、圧力70~80atm、温度920°C~980°Cでの炭素転換率は55%~65%とされている<sup>(13), (22)</sup>。また、平衡計算においても炭素転換率は60%程度である<sup>(7)</sup>。水添ガス化法の主生成ガスはメタンでメタン製造には適しているものの、チャーチの生成を少なくし炭素転換率をいかに向上させるがポイントとなる。

### ・水蒸気ガス化法

水蒸気ガス化法は、核熱を直接利用できるものの水添ガス化法と同様実験規模段階である。さらに、高温ガス炉を用いた改質システムで利用可能な温度レベルは、現状の炉心出口温度が950°Cであることから、中間熱交換器(IHX)出口温度は約900°Cとなる。この温度は石炭のガス化温度レベルとして低く反応速度が遅いため、炭素転換率を向上させるための触媒の開発、ガス化炉の材料問題を含めた経済的な機器設計が必要となる。ベンチスケールでは62%の炭素転換率、平衡計算では90%以上が可能で、西独で検討されたシステムの炭素転換率は触媒を用い95%とされている<sup>(7), (23)~(26)</sup>。

### ・部分酸化法

部分酸化法は他のガス化法と異なり実用化及び、開発研究が進められている。ガス化法としては、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まり、生産性向上を目的とし流動床（ワインクラー炉）、噴流床（コッパーストゼック炉）、加圧固定床（ルルギ炉）等が実用化されている。噴流床ガス化炉による部分酸化法はガス化温度1350°C~1600°Cの加圧下で行われ、炭素転換率が95%~99%と高く、タールの生成がなく未燃分の発生も比較的少ない。

部分酸化法は生成ガスの一部を燃焼させるため熱的に自立しており直接核熱を利用できないが、既存技術の適用が可能であり最も効率的なガス化法である。

石炭の改質によりメタンを製造するシステムを図3.2.1に示す。本システムはドイツInteratom社によるもので、水蒸気ガス化を用いたメタン製造システムである<sup>(10)~(12)</sup>。本システムでは450MWt熱出力で、96t/hの石炭より74000Nm<sup>3</sup>のメタン製造が可能としている。

## (ii) 液化法

部分酸化法や水蒸気ガス化法でガス化された改質製品は、主成分が水素、炭酸ガスである。炭素原単位の改善ならびに輸送・貯蔵、インフラストラクチャの観点から、ガス化改質製品を液体燃料であるメタノールあるいはガソリンとすることが有効と考えられる。液化システムを以下に述べる。

### ・メタノール製造システム

前述の図3.2.1に示すシステムでは、メタノール製造設備を付加することにより74t/hの石炭より66t/hのメタノール製造が可能としており、この他のメタノール製造システムを図3.2.2～図3.2.5に示す。図3.2.2はドイツInteratom社による水添ガス化を用いたメタノール製造システムである<sup>(1,2)</sup>。本システムでは450MWt熱出力、82t/hの石炭より70t/hのメタノールが製造可能となるが、水添ガス化の炭素転換率が低く残査コークスとして約30t/hが生成される。図3.2.3はアメリカGA社による天然ガス利用水添メタノール製造システムである<sup>(1,3)</sup>。本システムでは石炭の水添ガス化及びメタンの水蒸気改質により、450MWt熱出力の原子炉4モジュール(1800MWt)で162t/hの石炭及び70t/hのメタンより約350t/hのメタノールを製造する。図3.2.4は水蒸気ガス化とメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システムである<sup>(7)</sup>。本システムは図3.2.1に示すシステムにおいて生成ガス中のCO<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>の有効利用を考えた場合、以下に示す反応式が示すように約50vol%の水素が不足するため、メタンの水蒸気改質により水素を補ったシステムである。



本システムは水蒸気ガス化により発生した生成ガス中の炭素を全てメタノールへ変換するための必要な水素を確保するため、生成ガス中から分離したメタンと外部からの供給メタンを水蒸気改質し水素を製造するものである。本システムでは、外部供給メタン27500Nm<sup>3</sup>/hを加えることによりメタノール製造量が約35t/h(1.5倍)増加することになるが、石炭の水蒸気ガス化炉とメタンの水蒸気改質の反応温度領域が同じであるため、900°Cの高温ヘリウム分配弁が必要となると共にシステム構成が複雑となる。

図3.2.5は部分酸化石炭ガス化炉と高温水蒸気電解(SOSE)によるメタノール製造システムである<sup>(7)</sup>。本システムは炉心、中間熱交換器、ヘリウムタービン、蒸気発生器、蒸気タービン、空気予熱器、SOSE、ガスタービン、給水加熱器で構成される。炉心の熱は中間熱交換器を介しSOSEの水素製造蒸気用の蒸気発生器、空気予熱器ならびに蒸気発生器へ伝えられる。SOSEは約1000°Cで作動し、出口水素ならびに出口酸素富化空気は給水加熱器で排熱を回収する。また、部分酸化ガス化炉は熱的に自立しているためガス化炉への核熱供給ではなく、電力として核熱を利用する。部分酸化法では酸化剤の酸素濃度が高いほど、生成ガス中のCOが多くなり、メタノール生成量が増加する。本システムでは27t/hの石炭より42t/hのメタノールが製造される。

### ・MTGシステム

上記システムで生成したメタノールからガソリンを製造するシステムについて検討を行った。ガソリンは、石油精製による製造が主流であることはいうまでもないが、メタノールからガソリンを製造するMTG (Methanol-to-Gasoline) 法が注目されており、ニュージーランドでは1986年から天然ガスからメタノールを介してガソリンを製造するプラントが稼働を始めた<sup>(17)</sup>。現状では、化石燃料を改質してガソリンを製造する場合、MTG法が最適と考えられることから、MTG法によるガソリンへの転換を検討した。

MTGプロセスのフローを図3.2.6に示す<sup>(8)</sup>、<sup>(17)～(19)</sup>。プロセスはMTG反応部、蒸留部及びHGT部 (Heavy Gasoline Treating) の3主要部で構成される。MTG反応部での反応はメタノールの脱水反応と生成炭化水素の重合で進行し、具体的にはメタノール→ジメチルエーテル→ガソリンの2段階で進行する。原料メタノールは予熱器で予熱・気化された後、300～320°Cまで加熱され脱水反応器へ送られる。ここで、原料の75%はジメチルエーテルと水になる。反応は発熱反応であり脱水反応器出口温度は400°C～420°Cに上昇した後、転化反応器へ送られる。MTG反応は各段とも発熱反応で、そのうちの85%は転化反応器で発生するためこの部分の熱管理は特に重要とされている。具体的には、脱水反応器の反応生成物に対して容量で約9倍の環流ガスを転化反応器入口で混入し、入口温度を360～370°Cに保っている。MTG部ではメタノール100t当たり水56tと炭化水素44tを生成する。生成炭化水素のうち85%は高品質ガソリンである。蒸留部は、MTG反応部からの炭化水素を分離精製する。最初は脱エタン塔で溶解ガスと軽質炭化水素に一部が分離され、分離した軽質ガスは燃料ガス系へ送られる。次にスタビライザで残りの軽質炭化水素がLPGとして回収される。ここで、脱プロパン塔、スタビライザ共に中圧蒸気で加熱されている。さらに、ガソリン留分は分離器で軽・重質ガソリンに分けられ、軽質ガソリンはそのまま中間製品タンクへ送られ、重質ガソリンは後段のHGT部でさらに改質される。

HGT部では、MTG部で生成するガソリン留分中に凝固点9°Cのジュレン(1,2,3,5-テトラメチルベンゼン)が含まれ、最終ガソリン規格を満足するためにHGT部で水素化される。HGT部は通常の中圧接触水素化装置と同様なものであり、蒸留部からの重質ガソリンは水素ガスと混合されて、反応生成物/原料油熱交換器で予熱されHGT反応器で改質される。HGT分離器よりの水素化重合ガソリンは製品分離器内で安定させた後、タンクへ送られ水素ガスは一部を燃料ガス系にバージされた後環流される。

MTG法の製品収率とガソリンの一般性状を表3.2.1、表3.2.2に示す<sup>(8)</sup>、<sup>(17)～(19)</sup>。表3.2.1に示すよう、メタノール1ton当たり0.363tonのガソリン生産が可能であり、HTG部に必要な水素量はメタノール1ton当たり4.96Nm<sup>3</sup>である。そこで、図3.2.1～図3.2.5に示すメタノール製造システムとMTG法を組合せた場合のガ

ソリン製造量を、HTG部の必要水素量を考慮して概略試算すると表3.2.3に示す通りとなる。ここで、原料ならびに製品の発熱量、CO<sub>2</sub>原単位は表3.2.4の値を用いている。

## (2) 重質油の改質

### (i) ガス化法

重質油の改質も前述の通り、石炭と同様に考えることができるが、以下の観点から部分酸化法を選定するのが妥当であると考えられる。

- ①前章の表2.3.8に示すように、熱分解、接触分解、水素化分解、水素化精製などは、製品の種類により使い分けられるが、製品以外の重質油分の処理が必要となる。
- ②水蒸気改質法は現状プラントとしての実績がなく、原料が液体であるため900°Cレベルの温度では以下の問題があり、石炭の水蒸気ガス化より技術的に困難と考えられる。
  - ・液体としてのべたつき。
  - ・油中の気相析出カーボンの処理が困難。
  - ・炭素転換率を向上させるため、循環流動床等の適用も考えられるが、油中の残存炭素の分離が液体であるため困難。
- ③部分酸化法は、Texaco法、Shell法と数多くの運転実績があり、石炭同様高い炭素転換率が得られる。

ここで、重質油部分酸化法のTexaco法ならびにShell法についてまとめておく。図3.2.7に各ガス化法の系統を、表3.2.5に部分酸化による改質ガスの生成例を示す<sup>(8)</sup>。

#### (Texaco法)

Texaco法は発生する高温ガスの冷却法により、急冷型（クエンチタイプ）、排熱ボイラ型（WHBタイプ）及び両者を組合せたコンビネーションタイプがあり、水素製造用としてはCOコンバータを後流に配した急冷型が一般的に用いられる。

装置は、酸素製造部門、ガス発生部門及びガス精製部門より構成され、酸素を用いてガス化される。このため石炭同様ガス生成を目的とする場合酸素吹きが採用される。ガス化発生部門は、急冷型ガス化炉、炭素除去装置、炭素回収装置で構成されており、原料は普通蒸気と混合、予熱器で予熱された後に酸素とともに炉内へ噴射、ガス化され、部分酸化反応によりCOとH<sub>2</sub>を主成分とするガスが生成される。炉内を出た高温ガスは、炉下部のガス急冷室で水により200~260°Cまで急冷され、この際燃焼時に生成したガス中の未反応炭素の大部分が除去されると同時に、後続のCOシフトに必要なスチームがガス中に補給さ

れる。ガス中に残っている未反応炭素は引き続き炭素除去工程のベンチュリースクラバー及び洗浄等で除去される。この炭素を含んだ洗浄水はガス化炉下部の急冷に用いられた後、より高い炭素濃度となり炭素回収装置へ送られる。ここでは、炭素・水スラリーとナフサを混合し、水スラリー中の炭素をナフサ・炭素スラリーとして抽出した後、さらに原料油と混合し、炭素・油スラリーとして油中に回収され、抽出用ナフサはナフサストリッパで蒸留分離した後再循環で使用される。回収された炭素は原料油スラリー（または燃料油スラリー）としてガス化原料（燃料）として完全に利用される。

ガス精製部門は、COコンバータ、酸性ガス除去装置、メタネータで構成され、COコンバータではコバルトモリブデン系触媒により300°C～400°Cでガス中のCOが水蒸気と反応しCO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>に変換される。表3.2.5に示すように減圧残渣油またはアスファルト100kg当たり125Nm<sup>3</sup>の水素を製造する。

#### (Shell法)

Shell法では、特殊な反応炉中で制御された部分酸化法により、いかなる炭化水素もガス化可能である。原料及び酸化剤酸素は加熱された後、反応炉に送られる。これらは、燃焼ゾーンで十分に混合され、原料の一部が燃焼し、その燃焼熱で残余の原料をガス化可能な温度まで加熱し、反応ゾーンで残余原料が燃焼生成物と反応・分解しがス化される。これらの一連の反応は1000～1600°Cで行われ、反応促進剤を特殊なフローパターンで混合したり、温度制御のための緩和剤（水蒸気）を使用する。生成ガスは相当の顯熱を有しているため排熱回収ボイラで顯熱が回収される。ボイラからの粗ガス中炭素量は適切な反応条件により極小にとどめることができあり、シェル・クローズド回収法によりほぼ100%の炭素リサイクルが可能とされている。水素製造のためには、炭素を除去した生成ガスはさらに脱硫工程を経てCOシフト工程に入りCO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>に変換され、最後にメタネータまたはPSAにより精製される。表3.2.5に示すように100kg当たり130Nm<sup>3</sup>の水素を製造する。

表3.2.6にアスファルトを原料とした場合の平衡計算例を示す。炭素転換率が100%となるように水蒸気を投入した場合をベースケース（Case1）として、水蒸気を減少させた場合（Case2～Case5），さらに水蒸気を投入しない場合で酸素量を減少させた場合の検討（Case6, Case7）を行ってみた。本表に示すように、酸素量を一定とした場合、炭素転換率100%となる水蒸気量が存在し、水蒸気量の減少と共に炭素転換率が小さくなる。また、水蒸気を投入しない場合には酸素量の低下と共に炭素転換率は小さくなる。さらに、一定量以上の水蒸気を投入した場合生成ガス組成は異なってくるが、原料組成の相違を含め詳細には機器設計を含めたヒート・マスバランスを検討する必要がある。

#### (ii) 液化法

重質油を改質する場合、上述の通り部分酸化法が適し、改質製品は液体燃料とすることが有効であると考えられるため、部分酸化法を用いたメタノール製造システムについて検討を行った。

表3.2.5に示す減圧残渣油と生成ガス組成、Shell部分酸化ガス化炉を用いたメタノール製造システムを図3.2.8、図3.2.9に示す。重質油は炭素含有率が85%と石炭の65%～75%に対し高いため、同一熱出力の原子炉を用いた石炭改質システムより多くのメタノール製造が可能となる。図3.2.8は水素製造法としてSOSEを用いた場合で、熱出力450MWt、重油25t/hで、メタノール約53t/hが生産され、図3.2.5に示す石炭改質システムに対しメタノール生産量で約10t/h増加する。図3.2.9は水素製造法としてメタンの水蒸気改質を適用した場合である。本システムは、石炭改質システムの図3.2.4に対応しており、熱出力450MWt、重油36.8t/h、メタン $67400\text{Nm}^3/\text{h}$ からメタノール約170t/hが生産され、図3.2.4のシステムに対しメタノール生産量が70t/h増加すると共に、部分酸化炉を用いているため、原子炉系統とガス化炉系統が独立しシステム構成が簡素化されている。

また、メタノールを介してガソリンを製造するシステムについては石炭改質システムとともに表3.2.3に示している。

### (3) 天然ガスの改質

#### (i) ガス化法

天然ガスの改質法としては、現状の安価な水素製造法として数多く運転されており、核熱を直接利用できる水蒸気改質法が最も適している。また、石炭、重質油では炭素に対し水素が少なく、メタンの水蒸気改質を組み合わせたシステムを検討しているように、これらの改質システムにおける水素製造法としても天然ガス利用が可能な限り注目すべき改質システムと考えられる。

水素製造法としてはそのほかに①高温水蒸気電解法(SOSE)②固体高分子水電解法(SPWE: Solid Polymer Water Electrolysis)③アルカリ水溶液水電解法④熱化学法があげられる。水電解ではエネルギー効率がSOSEを除いて25%～35%程度である。SOSEは熱を一部供給し約1000°Cで水蒸気を電解するためSPWEに対しても約25%の効率向上が可能となり、水電解法の内最も有効な水素製造法と考えられる。熱化学法は核熱を直接利用する観点で効率的であると言えるが、基礎研究段階であり、装置開発、大規模化等において技術課題が多いものと考えられる。

メタンの水蒸気改質による水素製造システムを図3.2.10に示す<sup>(16)</sup>。本システムでは85MWの熱出力で約 $5000\text{Nm}^3/\text{h}$ のメタンを改質し $20000\text{Nm}^3/\text{h}$ の水素を製造する。ここで、下記式で定義した熱効率は82%、改質器に与えられる熱量は30MWで、核熱利用率は34%とされている。但し、水蒸気発生器での熱利用(700°C～300°Cの温度)が考慮されていないため、これらを仮に蒸気タービンでの発電に

用いるものとすればさらに熱効率は高くなる。

$$\text{熱効率} = \text{生成水素燃焼熱} / (\text{核熱量} + \text{原料燃焼熱量} + \text{補機動力等})$$

(3.2.9)

### (ii) 液化法

天然ガスの水蒸気改質により製造した水素は、輸送・貯蔵等のインフラストラクチャが整備されれば将来的に有用な改質製品と考えられるが、現状では他の改質システムとの組合せが妥当であると考えられる。図3.2.11はメタンの水蒸気改質水素を用いたメタノール製造システムであり<sup>(11), (13), (15)</sup>、450MWtの熱出力で、76000Nm<sup>3</sup>/hのメタンから約87t/hのメタノールとともに63200Nm<sup>3</sup>/hの水素が製造される。

本項では、石炭、重質油、天然ガスの改質により、水素、メタン及びメタノールまたはガソリンを製造するシステムについて10種類の改質システムを検討した。これらの改質システムの構成を図3.2.12に示す。各システムと図番の対応を以下に記す。

システムA：石炭水蒸気ガス化、メタン製造	(図3.2.1)
システムB：石炭水蒸気ガス化、メタノール製造	(図3.2.1)
システムC：石炭水添ガス化、メタノール製造	(図3.2.2)
システムD：石炭水添ガス化・水蒸気改質、メタノール製造	(図3.2.3)
システムE：石炭水蒸気ガス化・メタン水蒸気改質、メタノール製造	(図3.2.4)
システムF：石炭部分酸化・高温水蒸気電解、メタノール製造	(図3.2.5)
システムG：重質油部分酸化・高温水蒸気電解、メタノール製造	(図3.2.8)
システムH：重質油部分酸化・メタン水蒸気改質、メタノール製造	(図3.2.9)
システムI：メタン水蒸気改質、水素製造	(図3.2.10)
システムJ：メタン水蒸気改質、水素・メタノール製造	(図3.2.11)

ここで、システムG、Hは本検討で考案した改質システムである。システムGはシステムFの原料を石炭から重質油に変更して、重質油とS O S Eで製造した水素によりメタノールを製造するシステムである。システムHはシステムGのS O S Eによる水素製造部分をメタンの水蒸気改質に変更して、重質油の部分酸化とメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システムである。

## 3. 3 改質システムの評価

ここでは、上記の各改質システムに対し以下で定義する5つの評価指標を用いた。

尚、経済性については付録1に示す。

### (1) CO<sub>2</sub>原単位比

CO<sub>2</sub>原単位比  $\eta_{CO_2}$  は原料の発熱量当たりのCO<sub>2</sub>発生量に対する改質製品の発熱量として発電量を加えた発熱量当たりのCO<sub>2</sub>発生量を示す。評価指標としては、CO<sub>2</sub>原単位比を最重要指標とした。CO<sub>2</sub>原単位比は次式で表される。

$$\eta_{CO_2} = \{\sum K_p W_p / (\sum Q_p W_p + E_p)\} / (\sum K_f W_f / \sum Q_f W_f) \quad (3.3.1)$$

ここで、  
 $K$ : CO<sub>2</sub>原単位(kg-CO<sub>2</sub>/kg), これは単位質量当たりのCO<sub>2</sub>発生量

$Q$ : 高位発熱量(J/kg)

$W$ : 質量流量(kg/s)

$E_p$ : システム発電量(J/s)

(添字)  $f$ : 原料,  $p$ : 製品

### (2) 炭素転換率

炭素転換率  $\eta_c$  は原料中の炭素質量に対する製品中の炭素質量の割合であり、化石燃料中の炭素の有効利用ならびCO<sub>2</sub>原単位の改善の指標を示し、次式で表される。

$$\eta_c = M_{cp} / M_{cf} \quad (3.3.2)$$

ここで、  
 $M_{cf}$ : 原料中の炭素質量(kg)

$M_{cp}$ : 製品中の炭素質量(kg)

### (3) 核熱利用率

核熱利用率  $\eta_n$  は核熱量に対する製品発熱量と原料発熱量の差を示し、次式で表される。

$$\eta_n = \{\sum W_p Q_p - \sum W_f Q_f\} / N_n \quad (3.3.3)$$

### (4) エネルギー増加率

エネルギー増加率  $\eta_e$  は原料発熱量に対する改質製品発熱量の増加を示し、次式で表される。

$$\eta_e = \{\sum W_p Q_p - \sum W_f Q_f\} / \sum W_f Q_f \quad (3.3.4)$$

## (5) プラント総合熱効率

プラント総合熱効率  $\eta_T$  は製品発熱量にシステム発電量( $E_p$ )を加え、核熱、原料発熱量、補機動力等の入力熱量に対する割合を示し、次式で表される。

$$\eta_T = \{\sum W_p Q_p + E_p\} / \{N_n + \sum W_f Q_f + N_a\} \quad (3.3.5)$$

ここで、  $N_a$ ：補機動力等(J/s)

## (6) 評価指標による改質システムの評価

石炭、重質油及びメタンの改質条件を表3.3.1に示す。

i) CO<sub>2</sub>原単位比

[原料が石炭の場合]

各システムと二酸化炭素(CO<sub>2</sub>)原単位比の関係を図3.3.1に示す。同図では製品製造途中のCO<sub>2</sub>は除去されるものと想定した。CO<sub>2</sub>原単位比は石炭を高発熱量のメタンに改質するシステムAが51%と最も低い(ただし、システムIは製品に炭素を含まないので比較対象から除く)。すなわち、システムAでは単位発熱量当たり製品のCO<sub>2</sub>発生量が原料のCO<sub>2</sub>発生量の51%であり、CO<sub>2</sub>放出量の削減効果が最も高いことを示す。この理由は表3.2.4に示すように製品メタンのCO<sub>2</sub>原単位が水素を除いて最も低いからである。次にCO<sub>2</sub>原単位比は石炭をメタノールへ改質するシステムB, C, Fの順で59~67%となる。この理由は製品メタノールのCO<sub>2</sub>原単位がメタンの約1.25倍であるためであり、システムFがシステムB, CよりCO<sub>2</sub>原単位比が高いのは部分酸化によるCO<sub>2</sub>発生があるからである。システムCでは原料は石炭であり、反応ガス中のメタン成分を用いて水蒸気改質を行っている。重質油を部分酸化・SOSEによりメタノールに改質するシステムGは78%となる。

[原料が石炭以外の場合]

重質油のCO<sub>2</sub>原単位は石炭の場合より小さいので、システムFよりシステムGのCO<sub>2</sub>原単位比は大きくなる。メタンを水蒸気改質するシステムIは0%となるが、システムIでは改質による発生CO<sub>2</sub>は大気へ放出されるものとすると79%となる。システムJはメタノール(一部水素)を製品とした場合でCO<sub>2</sub>原単位比は約83%である。この理由はメタノールのCO<sub>2</sub>原単位がメタンの場合より大きいからである。また、システムD, EではCO<sub>2</sub>原単位比は75%, 85%となる。両システムは各々石炭の水添ガス化、水蒸気ガス化ガスに、原料メタンの水蒸気改質による水素を供給するシステムであるのでシステムB, Cに比べてCO<sub>2</sub>原単位比が大きくなる。原料メタンの量はシステムEがシステムDより大きいので、システムEのCO<sub>2</sub>原単位比が大きくなる。重質油の部分酸化・メタン水蒸気改質によるメタノール製造システムHは、CO<sub>2</sub>原単位比が

100.2%と最も高く、改質による改善がない結果となった。この理由は、重質油の量に対しメタンの使用量が多いためである。

#### [CO<sub>2</sub>が大気中に放出される場合]

製品製造途中にCO<sub>2</sub>が大気中に放出されると想定する場合、CO<sub>2</sub>原単位比は図3.3.1に示した値より増加する。この要因を考慮すると、システムA～JのCO<sub>2</sub>原単位比はそれぞれ89.7%，118.0%，78.5%，82.8%，92.4%，70.5%，81.8%，106.7%，78.6%，103.4%となる。

#### ii) 炭素転換率

各システムと炭素転換率の関係を図3.3.2に示す。炭素転換率はシステムIでは製品が水素で原料メタン中の炭素は改質段階でCOまたはCO<sub>2</sub>として排出されるため0%となる。次に、システムBで47%，石炭の水添ガス化でメタンを使用しないシステムCが50%と低く、石炭を水蒸気ガス化するシステムAは約60%となる。その他のシステムではいずれも炭素転換率は80%以上であり、システムE，Hでは水蒸気ガス化ならびにメタンの水蒸気改質でメタンの循環を行っているため92%～94%と高い炭素転換率となる。システムF，Gではガス化ガスに発電とSO<sub>2</sub>より製造した水素を添加するために95%と最も高い炭素転換率となる。すなわちシステムF，Gは化石燃料中の炭素を最も有効に利用するシステムである。尚、石炭を改質するシステムにおいて石炭中の炭素含有率は以下の通りとしており、特に、文献で詳細なマスバランスが示されていないシステムでは炭素転換率の評価値が異なる場合がある。

- ・システムF : 太平洋炭として62wt%
- ・システムC, E : 文献(10)～(12)の石炭水蒸気ガス化マスバランスより76.8wt%
- ・その他 : ブレアソール炭, 大同炭の平均値70.5wt%

#### iii) 核熱利用率

各システムと核熱利用率の関係を図3.3.3に示す。核熱利用率はシステムAで約28%と最も高く、次にシステムE, I, F, Gの順となってなっている。その他のシステムでは核熱利用率はマイナスであり、システムBが約-27%と最も低い値となっている。この原因はシステムAで製造のメタンに比べてメタノールは高位発熱量が小さいためと考えられる。ただし、システムBについては詳細が示されておらず、精度良い評価はできない。化石燃料の改質法に着目してみると、水添ガス化法の場合に核熱利用率が低く、これは水添ガス化法の炭素転換率低いことに起因している。メタンの水蒸気改質を行うシステムI, JにおいてシステムIの核熱利用率が高いのは、システムIの製品が高位発熱量が大きい水素のみであるのに対し、システムJは水素と高位発熱量が小さいメタノールが製品であるためである。

核熱利用率は基本的にエネルギー増加率と同様の評価指標であり、エネルギー増加率の傾向と対応している。

## iv) エネルギー増加率

各システムとエネルギー増加率の関係を図3.3.4に示す。エネルギー増加率はシステムFで約35%と最も高く、次にシステムG, I, A, Eの順となってなっている。その他のシステムではエネルギー増加率はマイナスであり、システムBが約-23%と最も低い値となっている。この原因はシステムAで製造のメタンに比べてメタノールは高位発熱量が小さいためと考えられる。化石燃料の改質法に着目してみると、水添ガス化法の場合にエネルギー増加率が低く、これは水添ガス化法の炭素転換率が低いことに起因している。メタンの水蒸気改質を行うシステムI, JにおいてシステムIのエネルギー増加率が高いのは、システムIの製品が高位発熱量が大きい水素のみであるのに対し、システムJは水素と高位発熱量が小さいメタノールが製品であるためである。部分酸化・SOSEの同一システムの組合せであるシステムF, Gは中間段階で電解により製造した水素を原料からのガス化ガスに添加するシステムであり、炭素転換率が高いので、エネルギー増加率が高い。両システムを比較した場合、システムFのエネルギー増加率が大きいのは石炭の高位発熱量が重質油の値より小さいためである。

## V) プラント総合熱効率

各システムとプラント総合熱効率の関係を図3.3.5に示す。プラント総合熱効率は石炭をメタンに改質するシステムAが77%と最も高く、システムE, H, J, Dでは59~67%である。一方システムCは石炭の水添ガス化の炭素転換率が低いことからプラント総合熱効率は低くなる。システムF, Gは水素製造のためにSOSEへの電力を供給する発電設備の熱効率が支配的となり、プラント総合熱効率はさらに低下する。

## (7) 総合評価

各システムの評価は(3.3.1)式~(3.3.5)式で示す評価指標とともに経済性、製品生成量、製品需要、さらには、開発課題などを含め総合的に行う必要がある。原料に対する製品のCO<sub>2</sub>原単位比は石炭の水蒸気ガス化によるメタン製造システムAが最も低くCO<sub>2</sub>低減効果が最も大きい。同システムは核熱利用率、プラント総合熱効率が最も高い。炭素転換率は石炭または重質油と水素製造システムを組み合わせたメタノール製造システムE, F, G, Hが高い。メタンの水蒸気改質システムは検討した10種類のシステムの中の6種類のシステムに組み込まれており、核熱利用の共通技術として位置づけられる。したがって、メタンの水蒸気改質による水素製造システムを高温工学試験研究炉HTTRに接続するプラントとして実証試験を行う計画は非常に有意義なことである。メタンの水蒸気改質により水素を製造するシステムIは水素が製品となるためエネルギー増加率は高いが、製品の改質段階で炭素をCO, CO<sub>2</sub>として排出する。このため、システムIについては、将来展望を開くために、水添ガス化を行うシステムC又はシステムDなどの改質システムと組み合わせて炭

素有効利用又は水素の使用方法を検討する必要がある。システムCはCO<sub>2</sub>原単位比が小さくCO<sub>2</sub>低減効果が大きいが、水添ガス化システムの性能向上のためには炭素転換率の改善を図る必要がある。

### 3. 4 改質における核熱温度高温化の効果

3.2節及び3.3節で検討したシステムにおいて、システムF（図3.2.5）及びシステムG（図3.2.8）では炉心温度を850°Cとしているのに対し、他のシステムでは炉心出口温度が950°Cとしている。これは、システムF, Gでは核熱をSOSEへ供給する蒸気及び空気の予熱に用いており、直接改質熱源として使用していないためである。システム5, 6では前述の通り発電設備の効率が向上すれば、発電量、電解水素量が増加しプラントシステム効率は高くなる。一方、核熱を直接改質熱源として使用する場合にはその温度が、生成物の組成ならびに反応速度に大きく影響を及ぼす。

化石燃料の改質反応（ガス化反応）を炭化水素CHとして代表的な反応式を(3.2.1)式～(3.2.5)式に示している。実際のガス化反応で気相のシフト反応など複数の反応が並列的に起こり、その組成は反応速度を考慮しない場合には反応の平衡定数を用いて計算することが可能である。一例としてβ-黒鉛を基準とした下記反応式の平衡定数を表3.4.1に示す<sup>(20), (21)</sup>。

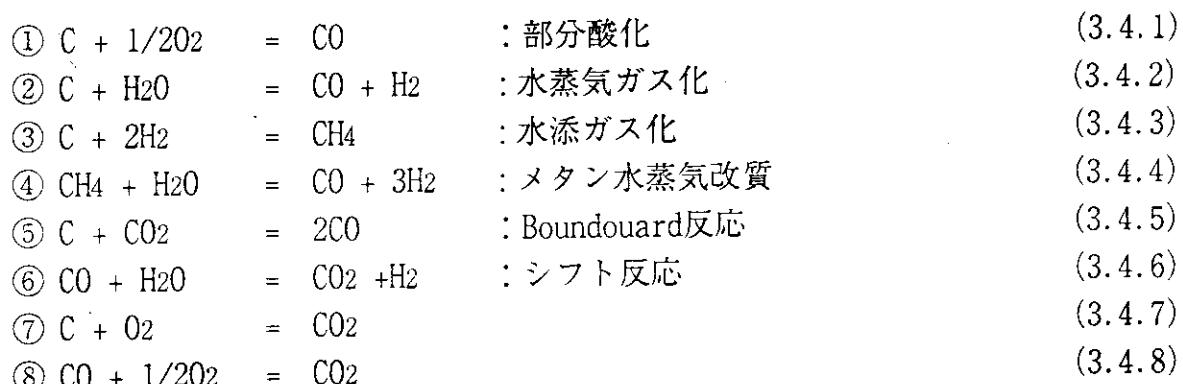


表3.4.1に示すように(3.4.1)式～(3.4.5)式で水添ガス化反応のみ温度の上昇と共に平衡定数が小さくなる。従って、水添ガス化でメタンを生成する場合圧力が高く、温度が低いほどメタン生成量が多くなる。一方、部分酸化、水蒸気ガス化ならびにメタンの水蒸気改質では、温度が高いほど反応し易いことになる。水蒸気ガス化を例に圧力70atm一定とした場合のガス平衡組成の温度依存性ならびに、温度を1100K(827°C)一定とした場合の圧力依存性を図3.4.1, 図3.4.2<sup>(20)</sup>に示す。図3.4.1に示すように高温ほどH<sub>2</sub>, COの割合が高く1200°Cでほぼ一定の割合となり、低温ほどCH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>の割合が高くなる。また、温度とは逆に圧力は低いほどH<sub>2</sub>, COの割合が高くなる。また、メタンの水蒸気改質においても高温ほど反応し易いことがわかる。

反応速度は一般的に反応速度定数を用いて示され、その温度依存性は通常下記に示すアレニウスの式で与えられる。

$$k_c = A \exp(-E / RT) \quad (3.4.9)$$

$$A = BT^m \quad (3.4.10)$$

ここで、 $A$ ：頻度因子、 $B$ ：係数、 $E$ ：活性化エネルギー、 $k_c$ ：反応速度定数、 $R$ ：気体定数、 $T$ ：温度

一例として、石炭/チャーの熱分解、燃焼ならびにガス化の初期反応速度の比較を図3.4.3<sup>(21)</sup>に示す。(3.4.9)式～(3.4.10)式ならびに図3.4.3が示すように、高温ほど反応速度が速く、一般的には10°Cの温度上昇で2～3倍になる。従って、化石燃料の改質において核熱温度を高温化することにより、改質を容易にすることができると共に、改質機器をコンパクトにすることが可能となる。しかし、改質温度を高温化することは、改質器材料の高温強度、耐腐食性について十分な検討が必要である。尚、各改質システムに対し、具体的なヒート・マスバランスの温度依存性を検討するためには、原料の組成の影響を含め、機器の概念設計を行った上で実施する必要があり、今後検討・評価を進める必要がある。

### 3. 5 エネルギーモデルのためのデータ評価

ここでは、3.3節で検討したシステムのうちMARKALモデルでの評価を想定し、下記に示す2つのシステムについて基本データの評価を行った<sup>(7)</sup>。

- (1) 水蒸気ガス化及びメタンの水蒸気改質メタノール製造システム (図3.2.5)
- (2) 部分酸化石炭ガス化炉と高温水蒸気電解メタノール製造システム (図3.2.8)

上記システムの基本データを各々表3.5.1、表3.5.2に示す。

### 3. 6 研究開発項目の抽出

本節では、これまで検討を行った各改質システムについての研究開発項目を抽出した。各システムの構成機器の検討課題・開発要素以外にもシステム全体としての①動特性コード②放射性被爆・安全性に関する基準の開発なども必要となる。

#### (1) 石炭水添ガス化、メタン水蒸気改質 (システムC, D)

石炭の水添ガス化では、炭素転換率が65%程度と低いためシステム3では外部からのメタンを供給することにより、システム2に対し効率向上が図られている。しかし、水添ガス化は平衡論的に100%の炭素転換率は達成できない<sup>(7)</sup>。そこで、水添ガス化炉のチャー（残留炭素）の有効利用として、水蒸気ガス化炉または部分酸化炉と組合せたシステムが考えられる。

#### (2) 石炭水蒸気ガス化 (システムA, E, I)

石炭の水蒸気改質システムは、中間熱交換器を介して約900°Cでガス化を行うため、その反応速度向上のための高活性化触媒、伝熱促進技術の開発が必要となる。

また、水蒸気ガス化炉のメタル温度は、ガス化温度とほぼ等しいと考えられることから、高温耐熱材、耐腐食材の開発が必要である。但し、本改質法はメタンの水蒸気改質とともに核熱を直接改質に用いることから、核熱温度を高温化するメリットが最も大きいシステムである。従って、原料の種類、機器の概念設計、経済性を含め検討を進める必要がある。

#### (3) 石炭・重質油部分酸化炉及び高温水蒸気電解システム（システムF, G）

本システムでは、核熱の一部を蒸気及び空気の予熱に用い、また電解電力用発電設備に用いることとなる。従って、発電設備の高効率化ならびにSOSEの開発が重要となる。

#### (4) メタン水蒸気改質システム（システムI, J）

メタンの水蒸気改質は工業的に広く実用化されており、技術開発要素は他のシステムより少ないと考えられる。メタンの水蒸気改質システムは検討した10種類のシステムの中の6種類のシステムに組み込まれており、核熱利用の共通技術として位置づけられる。したがって、メタンの水蒸気改質による水素製造システムを試験研究を行う小規模の高温ガス炉に接続するプラントとして計画することは有意義なことである。このシステムは製品である水素の利用法またはCO<sub>2</sub>有効利用の観点から他のシステムとの組合せを検討する必要がある。さらに、炉心と組合わせる場合の改質器の最適設計が必要である。

尚、石炭、重質油の改質システムでは原料組成により製品収率が異なってくる。従って、石炭の炭種毎のヒート・マスバランスの検討、効率の評価を行うことが必要である。

表3.2.1 MTG法の製品収率(17)～(19)

原料	wt%	wt%	wt%	wt%
メタノール	83	83	2.7	2.7
水	17	17	3.2	3.2
CO, CO <sub>2</sub>	0.3	0.3	94.1	94.1
コークス・他	0.3	0.3	100	100
生成物収率	wt%	wt%	wt%	wt%
炭化水素	36.2	36.2	100	100
水	63.2	63.2	2	2
CO, CO <sub>2</sub>	0.3	0.3	52	52
コークス・他	0.3	0.3	16	16
炭化水素組成	wt%	wt%	wt%	wt%
軽質ガス	1.4	1.4	0.73	0.73
プロパン	5.5	5.5	93	93
プロピレン	0.2	0.2	2	2
イソブタン	8.6	8.6	一般性状	一般性状
n-ブタン	3.3	3.3	比重量(15/4°C)	比重量(15/4°C)
ブテン	1.1	1.1	蒸留性状	蒸留性状
C <sub>5</sub> ガソリン	79.9	79.9	初留点	初留点
	100	100	10%	10%
			30%	30%
製品収率	wt%	wt%	終点	終点
ガソリン*	85	50%	100	100
LPG	13.6	70%	138	138
燃料ガス	1.4	90%	156	156
	100	100	204	204
製品(メタノール1t当り)			オクタン価	オクタン価
製品ガソリン	ton	0.363	リサーチ法	リサーチ法
LPGプロパン	ton	0.020	モータ法	モータ法
LPGブタン	ton	0.048	平均	平均
燃料ガス	ton	0.026	蒸気圧(RVP)	蒸気圧(RVP)
		0.457	kg/cm <sup>2</sup>	kg/cm <sup>2</sup>
MTG生成物				0.707
重質ガソリン	ton	0.0470		
軽質ガス	ton	0.0012		
MTG水素消費量	Nm <sup>3</sup> /1t-CO <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	4.955		

表3.2.2 MTGガソリンの一般性状(17)～(19)

組成	wt%	wt%	wt%	wt%
ブタン	2.7	2.7	2.7	2.7
アルキレーン	3.2	3.2	3.2	3.2
C <sub>5</sub> ガソリン	94.1	94.1	94.1	94.1
	100	100	100	100
FIA分析	wt%	wt%	wt%	wt%
パラフィン	52	52	52	52
オレフィン	16	16	16	16
ナフテン	5	5	5	5
芳香族	27	27	27	27
	100	100	100	100
テュレン濃度	wt%	wt%	wt%	wt%
平均分子量	2	2	2	2
	93	93	93	93
一般性状				
比重(15/4°C)		0.73		
蒸留性状				
初留点			31	31
10%			47	47
30%			69	69
			204	204

出典：本田、応用領域の拡大進む“ZSM-5ゼオライト触媒”  
化学装置、(1986)他

表3.2.3 各システムの原料と製品（熱出力450MWt当たり）

番号 システム	熱出力 MWt	図3.2.1		図3.2.2		図3.2.3		図3.2.4		図3.2.5		図3.2.6		図3.2.7		図3.2.8		図3.2.9		図3.2.10		図3.2.11		
		(③)	(①+②)	(①+②)	(①+②)	(①+③)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	(④+⑤)	
原料																								
メタジン	Nm <sup>3</sup> /h	0.0	0.0	0.0	0.0	24187.9	27490.0	0.0	0.0	0.0	0.0	67420.0	26626.3	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9	76102.9
石炭	ton/h	95.7	74.0	74.0	74.0	40.5	34.5	27.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
重質油	ton/h	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	24.1	36.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
総発熱量	MW	692.3	535.4	536.7	560.3	553.5	196.1	269.73	1157.20	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	294.4	
CO <sub>2</sub> 原単位	*3	3800	3800	3800	3800	2974	2850	3800	3272	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	2497	
製品																								
水素	Nm <sup>3</sup> /h	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
メタジン	Nm <sup>3</sup> /h	74172.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
メタノール	ton/h	0.0	66.0	69.8	86.7	101.3	42.1	52.7	170.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
電力	MWe	55.6	55.6	47.6	75.0	31.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
給電量	MW	820.0	414.2	437.8	600.6	635.8	264.2	330.7	1086.7	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	374.6	
(製品/原料) 発熱量		1.18	0.77	0.82	1.07	1.15	1.35	1.23	0.94	1.27	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	
CO <sub>2</sub> 原単位	*3	2069	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	2544	
(製品/原料) CO <sub>2</sub> 原単位		0.460	0.865	0.820	0.798	0.777	0.497	0.634	1.085	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000		
メタノールからガソリンを製造した場合																								
ガソリン	ton/h	0.00	23.96	25.32	31.49	36.77	15.28	19.13	61.86	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
製品プロパン	ton/h	0.00	1.32	1.40	1.73	2.03	0.84	1.05	3.41	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
製品ブタン	ton/h	0.00	3.17	3.35	4.16	4.86	2.02	2.53	8.18	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
発電量	MWe	55.59	55.59	47.65	75.0	31.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
総発熱量	MW	819.98	380.82	402.52	500.48	584.50	242.92	304.08	983.20	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60	374.60		
(製品/原料) 発熱量		1.18	0.71	0.75	0.89	1.06	1.24	1.13	0.85	1.27	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	
CO <sub>2</sub> 原単位	*3	2069.1	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7	2715.7		
(製品/原料) CO <sub>2</sub> 原単位		0.460	1.005	0.953	1.022	0.902	0.736	0.736	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280	1.280		

注記 \*1：改質法及び水素製造法：①水蒸気改質②水添がス化③水蒸気ガス化④部分酸化⑤高温水蒸気电解

\*2：製品発熱量には発電出力は含まれない。

\*3：単位 (ton-CO<sub>2</sub>/10<sup>10</sup>kcal)

表3.2.4 燃料発熱量及びCO<sub>2</sub>原単位

燃料名	分子量	高位発熱量			CO <sub>2</sub> 原単位	
		MJ/Nm <sup>3</sup>	MJ/kg	kcal/kg	ton-CO <sub>2</sub> /10 <sup>10</sup> kcal	kg-CO <sub>2</sub> /kg
水素	2.02	12.75	141.8	33868	0	0.000
メタン	16.04	39.72	55.5	13258	2069	2.743
ガソリン	-	-	47.9	11450	2750	3.149
メタノール	32.04	-	22.6	5400	2544	1.374
石炭	-	-	26.1	6225	3800	2.366
減圧残渣油	-	-	40.3	9630	3272	3.151
プロパン	44.10	99.03	50.4	12026	2490	2.994
ブタン	58.12	128.4	49.5	11828	2561	3.029

表3.2.5 部分酸化法による重質油改質ガス生成例<sup>(8)</sup>

部分酸化法		Texaco法		Shell法	
原料名	減圧残渣	アスファルト	減圧残渣	アスファルト	
原料比重	1.042	1.21	1.042	1.21	
炉内圧力	ata	2~85	60		
炉内温度	°C	1200~1500	1000~1600		
原料油	kg	100	100	100	
H <sub>2</sub> O	kg	50.0	51.2	45	
O <sub>2</sub>	kg	101.1	108.5	108.6	
合計	kg	251.1	259.7	253.6	
原料組成					
C	wt%	83.8	85.94	83.8	85.94
H	wt%	9.65	9.49	9.65	9.49
N	wt%	0.81	1.4	0.31	1.4
S	wt%	6.2	2.4	6.2	2.4
O	wt%	0	0.47	0	0.47
灰分	wt%	0.04	0.3	0.04	0.3
合計	wt%	100	100	100	100
C/H比	kg/kg	8.68	9.06	8.68	9.06
高位発熱量	kcal/kg	9630	9630	9630	9630
生成ガス組成 : Dry Base					
CO	mol%	48.29	50.70	46.59	47.28
H <sub>2</sub>	mol%	44.23	42.90	45.80	45.75
CO <sub>2</sub>	mol%	5.20	5.36	4.78	4.59
CH <sub>4</sub>	mol%	0.57	0.10	0.60	0.60
Ar+N <sub>2</sub>	mol%	0.21	0.45	1.42	1.40
H <sub>2</sub> S	mol%	1.42	0.49	0.78	0.37
COS	mol%	0.08	0.00	0.03	0.01
合計	mol%	100.0	100.0	100.0	100.0
H <sub>2</sub> /CO比	-	0.92	0.85	0.98	0.97
ガス生成量	Nm <sup>3</sup>	288.9	279.5	303.1	307.4
CO	kg	174.36	177.08	176.45	181.64
H <sub>2</sub>	kg	11.49	10.78	12.48	12.65
CO <sub>2</sub>	kg	29.50	29.41	28.44	27.71
CH <sub>4</sub>	kg	1.18	0.20	1.30	1.32
Ar+N <sub>2</sub>	kg	0.76	1.57	5.38	5.38
H <sub>2</sub> S	kg	6.24	2.08	3.59	1.73
COS	kg	0.62	0.00	0.24	0.08
合計	kg	224.15	221.13	227.90	230.51
水蒸気量	kg	13.66	17.98	15.24	14.73
生成ガス量 : Wet	kg	237.8	239.1	243.1	245.2
(原料/製品)偏差	-	0.9472	0.9206	0.9586	0.9631
原料炭素合計	kg	83.80	85.94	83.80	85.94
製品炭素合計	kg	77.19	77.55	77.99	80.15
炭素転換率	kg/kg	0.92	0.90	0.93	0.93
原料水素	kg	15.25	15.22	14.69	14.53
製品水素	kg	12.16	10.96	13.02	13.08
(原料-製品)偏差	kg	3.09	4.26	1.66	1.44
(原料-製品)偏差	Kmol	1.53	2.11	0.82	0.72
原料酸素	kg	145.48	154.47	148.61	150.08
製品酸素	kg	121.21	122.53	121.53	123.92
(原料-製品)偏差	kg	24.27	31.94	27.07	26.16
(原料-製品)偏差	Kmol	0.76	1.00	0.85	0.82
排熱ボイラ蒸気量	kg	-	-	305	306
排熱ボイラ蒸気圧力	ata	-	-	105	

原料油100kg当たりのマスバランス

出典：新石油精製プロセス，石油学会編，幸書房，(1985)

表3.2.6 アスファルトのガス化平衡計算例

計算ケース	Case1 ベース	Case2	Case3	Case4	Case5	Case6	Case7
		スチーム減				スチーム無	
入力							
温度	°C			27			
理論 O <sub>2</sub>	mol			8.83			
ガス化O <sub>2</sub>	mol	2.83	2.83	2.83	2.83	2.83	2.21
当量比 : λ	—	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.25
S/H <sub>2</sub> Oil重量比	—	0.20	0.18	0.16	0.15	0.11	0.00
Steam供給量	mol	1.10	1.00	0.89	0.83	0.60	0.00
アスファルト組成							
組成 C	mol	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8
H <sub>2</sub>	mol	3.55	3.55	3.55	3.55	3.55	3.55
O <sub>2</sub>	mol	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05
S	mol	0.02718	0.02718	0.02718	0.02718	0.02718	0.02718
N <sub>2</sub>	mol	0.277	0.277	0.277	0.277	0.277	0.277
組成 C	g	81.675	81.675	81.675	81.675	81.675	81.675
H <sub>2</sub>	g	7.156	7.156	7.156	7.156	7.156	7.156
O <sub>2</sub>	g	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600
S	g	0.872	0.872	0.872	0.872	0.872	0.872
N <sub>2</sub>	g	7.760	7.760	7.760	7.760	7.760	7.760
合計		99.062	99.062	99.062	99.062	99.062	99.062
酸化剤水蒸気及び酸素量							
H <sub>2</sub> O	g	19.817	18.015	16.034	14.953	10.809	0.000
O <sub>2</sub>	g	90.557	90.557	90.557	90.557	90.557	70.717
合計	g	209.436	207.634	205.653	204.572	200.428	169.780
出力							
温度	°C	1387	1419	1465	1491	1594	1889
炭素転換率	—	1.00	0.99	0.98	0.97	0.94	0.85
組成 CO	%	57.75	58.27	58.46	58.56	58.95	60.00
H <sub>2</sub>	%	38.51	38.23	38.14	38.08	37.76	36.37
CH <sub>4</sub>	%	0.29	0.41	0.34	0.31	0.22	0.09
CO <sub>2</sub>	%	0.26	0.13	0.10	0.08	0.04	0.01
H <sub>2</sub> O	%	0.57	0.29	0.22	0.19	0.12	0.04
H <sub>2</sub> S	%	0.22	0.22	0.22	0.22	0.21	0.14
N <sub>2</sub>	%	2.36	2.39	2.42	2.44	2.52	2.72
NH <sub>3</sub>	%	0.0039	0.0036	0.0032	0.0031	0.0025	0.0015
その他	%	0.040	0.068	0.092	0.102	0.1717	0.6323
組成 CO	mol	6.732	6.696	6.602	6.549	6.336	5.753
H <sub>2</sub>	mol	4.490	4.394	4.308	4.258	4.059	3.487
CH <sub>4</sub>	mol	0.034	0.047	0.039	0.035	0.023	0.009
CO <sub>2</sub>	mol	0.030	0.015	0.011	0.009	0.005	0.001
H <sub>2</sub> O	mol	0.066	0.033	0.025	0.022	0.013	0.003
H <sub>2</sub> S	mol	0.025	0.025	0.025	0.024	0.023	0.013
N <sub>2</sub>	mol	0.275	0.274	0.274	0.273	0.271	0.261
NH <sub>3</sub>	mol	4.5E-04	4.1E-04	3.7E-04	3.4E-04	2.7E-04	1.5E-04
その他	mol	0.005	0.008	0.010	0.011	0.018	0.061
残留炭素	mol	0.000	0.037	0.139	0.196	0.417	0.974
合計	mol	11.657	11.492	11.293	11.182	10.749	9.5884
組成 CO	g	188.555	187.560	184.916	183.426	177.482	161.155
H <sub>2</sub>	g	9.050	8.857	8.683	8.584	8.183	7.030
CH <sub>4</sub>	g	0.539	0.758	0.623	0.560	0.372	0.137
CO <sub>2</sub>	g	1.334	0.647	0.472	0.398	0.210	0.048
H <sub>2</sub> O	g	1.192	0.592	0.453	0.392	0.227	0.062
H <sub>2</sub> S	g	0.860	0.850	0.840	0.832	0.782	0.447
N <sub>2</sub>	g	7.717	7.684	7.666	7.655	7.597	7.302
NH <sub>3</sub>	g	0.008	0.007	0.006	0.006	0.005	0.002
その他	g	0.181	0.230	0.329	0.363	0.560	1.737
残留炭素	g	0.0	0.4	1.7	2.4	5.0	11.7
合計	g	209.255	206.956	203.660	201.853	194.858	176.183

注記：アスファルト100g当り平衡計算マスバランス

表 3.3.1 石炭、重質油及びメタン改質の条件

図番		図3.2.1	図3.2.2	図3.2.3	図3.2.4	図3.2.5	図3.2.6	図3.2.9	図3.2.10	図3.2.11
改質法及び水素製造法*1		③	①+②	①+③	④+⑤	④+⑤	①+④	①+④	①	①
原科 製品	石炭 メタン	石炭 メタノール	石炭 メタノール	石炭+ガス メタノール	石炭 メタノール	重質油 メタノール	重質油 メタノール	水素 メタノール	水素 メタノール	メタン 水素
石炭流量	kg/h	95680	74000	74173	161932	34500	27100	0	0	0
発熱量	MW	692	535	537	1172	250	196	0	0	0
メタン流量	Nm <sup>3</sup> /h	0	0	0	96751	27490	0	0	67420	5029
発熱量	同上	kg/h	0	0	0	69412	19722	0	48369	3608
発熱量	MW	0	0	0	1070	304	0	0	745	56
重質油	kg/h	0	0	0	0	0	24100	36800	0	0
発熱量	MW	0	0	0	0	0	270	412	0	0
水素流量	Nm <sup>3</sup> /h	0	0	0	0	0	0	0	20000	63199
発熱量	同上	kg/h	0	0	0	0	0	0	1798	5680
発熱量	MW	0	0	0	0	0	0	0	71	224
メタノール流量	kg/h	0	66000	69761	346958	101300	42100	52700	170400	0
発熱量	MW	0	414	438	2178	636	264	331	1069	0
メタン流量	Nm <sup>3</sup> /h	74173	0	0	0	0	0	0	0	0
発熱量	同上	kg/h	53224	0	0	0	0	0	0	0
発熱量	MW	820	0	0	0	0	0	0	0	0
万次炉熱出力	MWt	450	450	450	1800	450	450	450	85	450
出口温度	°C	950	950	900	843	950	850	850	950	950
入口温度	°C	292	292	300	343	292	393	393	310	350
改質器入口温度	°C	900	900	900	843	900	800	800	900	950
改質器出口温度	°C	682	682	-	676	200	-	-	700	600
利用移熱	MWt	140	140	-	604	175	13.6	13.4	210.9	29
電気出力	MWe	56	56	48	300	31.7	0	0	17.3	0
補給水	MW	0	0	0	0	0	0	0	73	39.0
電気供給量	MWe	0	0	0	0	0	21	0	0.1	0
								0	1.3	0

注記 \*1：改質法及び水素製造法：①水蒸気改質②水蒸気ガス化③部分酸化④部分酸化⑤高温水蒸気电解

表 3.4.1 炭素のガス化および関連反応の平衡定数 ( $\log_{10} K_P$ ) (20), (21)

温度 (K)	部分酸化 (3.4.1)式	水蒸気ガス化 (3.4.2)式	水添ガス化 (3.4.3)式	メタ水蒸気改質 (3.4.4)式	Boundouard 反応 (3.4.5)式	シフト反応 (3.4.6)式	(3.4.7)式	(3.4.8)式
300	+23.93	-15.86	+ 8.80	-24.68	-20.81	+ 4.95	+68.67	+44.74
400	+19.13	-10.11	+ 5.49	-15.60	-13.28	+ 3.17	+51.54	+32.41
500	+16.26	- 6.63	+ 3.43	-10.06	- 8.74	+ 2.11	+41.26	+25.00
600	+14.34	- 4.29	+ 2.00	- 6.29	- 5.72	+ 1.43	+34.40	+20.06
700	+12.96	- 2.62	+ 0.96	- 3.57	- 3.58	+ 0.96	+29.50	+16.54
800	+11.93	- 1.36	+ 0.15	- 1.51	- 1.97	+ 0.61	+25.83	+13.89
900	+11.13	- 0.37	- 0.49	+ 0.12	- 0.71	+ 0.34	+22.97	+11.84
1000	+10.48	+ 0.42	- 1.01	+ 1.43	+ 0.28	+ 0.14	+20.68	+10.20
1100	+ 9.94	+ 1.06	- 1.43	+ 2.49	+ 1.08	- 0.02	+18.80	+ 8.86
1200	+ 9.50	+ 1.60	- 1.79	+ 3.39	+ 1.76	- 0.16	+17.24	+ 7.74
1300	+ 9.12	+ 2.06	- 2.10	+ 4.16	+ 2.32	- 0.26	+15.92	+ 6.80
1400	+ 8.79	+ 2.44	- 2.36	+ 4.80	+ 2.80	+ 0.36	+14.78	+ 5.99

出典：神谷他，“石炭と重質油 その化学と応用”，講談社サイエンティフィク，(1980)他

表3.5.1 MARKALモデル基本データ<sup>(7)</sup>

水蒸気ガス化及びメタンの水蒸気改質メタノール製造システム(図3.2.4)

No.	[年度]	1995	2010	2025
1.	年間資本費 (百万円)	原子炉系	熱利用系	
	建設費	45,000	34,400	
	残存価値率	0.1	0.1	
	利子率	0.06	0.06	
	減価償却年数 (年)	16	10	
	資本回収係数	0.099	0.1359	
	年経費率	0.0951	0.1283	
	各資本費 (百万円)	4,280	4,414	
2.	年間資本費 (百万円)	8,691	8,691	8,691
	年間運転維持費 (百万円)	3,176	3,176	3,176
	建設費に対する比率 4%			
3.	年間上昇率 0%			
	年間核燃料費 <sup>*1, *2</sup>			
	核燃料費 (円/MWth)	560	650	755
	原子炉熱出力 (MWt)	450	450	450
	年間原子炉発生熱量 (MWth)	3,155,693	3,155,693	3,155,693
4.	年間核燃料費 (百万円)	1,767	2,051	2,382
	年間原材料費 <sup>*1</sup>			
	定格石炭使用量 (ton/h)	27.1	27.1	27.1
	年間石炭使用量 (ton)	190,043	190,043	190,043
5.	石炭単価 <sup>*3</sup> (円/ton)	5,000	7,150	9,300
	年間原材料費 (百万円)	950	1,359	1,767
	年間メタノール生産量 (ton)	295,000	295,000	295,000
6.	年間総コスト (百万円)	14,587	15,280	16,019
7.	メタノール単価 (円/kg)	49.4	51.8	54.3
8.	入力 (MWt)	646.0	646.0	646.0
	炉心熱出力 (MWt)	450.0	450.0	450.0
	石炭発熱量 (MWt)	196.0	196.0	196.0
	出力 (MWt)	246.0	246.0	246.0
	メタノール発熱量 (MWt)	264.0	246.0	246.0
9.	効率 (%)	40.9	40.9	40.9
10.	CO <sub>2</sub> 原単位 (kg-CO <sub>2</sub> /kg)	(原料) 石炭 : 3.151 (製品) メタノール : 1.374		

注記: \*1設備利用率80%, \*2 年間上昇率1%

\*3 資源エネルギー庁監修: 地球時代のエネルギー戦略, (株)通産省資料調査会, '89, P96

出典: 文沢他, 核熱・石炭によるメタノール製造システム

JAERI-Tech 96-002, (1996)

表3.5.2 MARKALモデル基本データ<sup>(7)</sup>  
部分酸化石炭ガス化炉と高温水蒸気電解メタノール製造システム(図3.2.5)

No.	[年度]	1995	2010	2025
1.	年間資本費 (百万円)	原子炉系	熱利用系	
	建設費	43,200	153,880	
	残存価値率	0.1	0.1	
	利子率	0.06	0.06	
	減価償却年数 (年)	16	10	
	資本回収係数	0.0909	0.1359	
	年経費率	0.0951	0.1283	
	各資本費 (百万円)	4,108	19,743	
	年間資本費 (百万円)	23,851	23,851	23,851
	年間運転維持費 (百万円)	7,883	7,883	7,883
2.	建設費に対する比率 4%			
	年間上昇率 0%			
	年間核燃料費 <sup>*1, *2</sup>			
	核燃料費 (円/MWth)	560	650	755
3.	原子炉熱出力 (MWt)	450	450	450
	年間原子炉発生熱量 (MWth)	3,155,693	3,155,693	3,155,693
	年間核燃料費 (百万円)	1,767	2,051	2,382
4.	年間原材料費 <sup>*1</sup>			
	定格使用量: 石炭 (ton/h)	34.5	34.5	34.5
	天然ガス (Nm <sup>3</sup> /h)	27,490	27,490	27,490
	年間使用量: 石炭 (ton)	241,936	241,936	24,1936
	天然ガス (Nm <sup>3</sup> /h)	$1.92 \times 10^8$	$1.92 \times 10^8$	$1.92 \times 10^8$
	単価 <sup>*3</sup> : 石炭 (円/ton)	5,000	7,150	9,300
	: 天然ガス (円/ton)	17.1	31.8	46.5
5.	年間原材料費 (百万円)	4,506	7,861	11,215
	年間メタノール生産量 (ton)	710,000	710,000	710,000
6.	年間売電収入: 10円/kWe, 31MWe	2,174	2,174	2,174
7.	年間総コスト (百万円)	35,833	39,472	43,157
8.	メタノール単価 (円/kg)	50.5	55.6	60.8
9.	入力 (MWt)	1004.0	1004.0	1004.0
	炉心熱出力 (MWt)	450.0	450.0	450.0
	石炭発熱量 (MWt)	250.0	250.0	250.0
	メタン発熱量 (MWt)	304.0	304.0	304.0
	出力 (MWt)	667.0	667.0	667.0
	メタノール発熱量 (MWt)	636.0	636.0	636.0
	発電量 (MWe)	31.0	31.0	31.0
10.	効率 (%)	66.5	66.5	66.5
11.	CO <sub>2</sub> 原単位 (kg-CO <sub>2</sub> /kg)	(原料) 石炭: 3.151 / メタン: 2.743 (製品) メタノール: 1.374		

注記: \*1設備利用率80%, \*2 年間上昇率1%

\*3 資源エネルギー庁監修: 地球時代のエネルギー戦略, (株)通産省資料調査会, '89, P96

出典: 文沢他, 核熱・石炭によるメタノール製造システム  
JAERI-Tech 96-002, (1996)

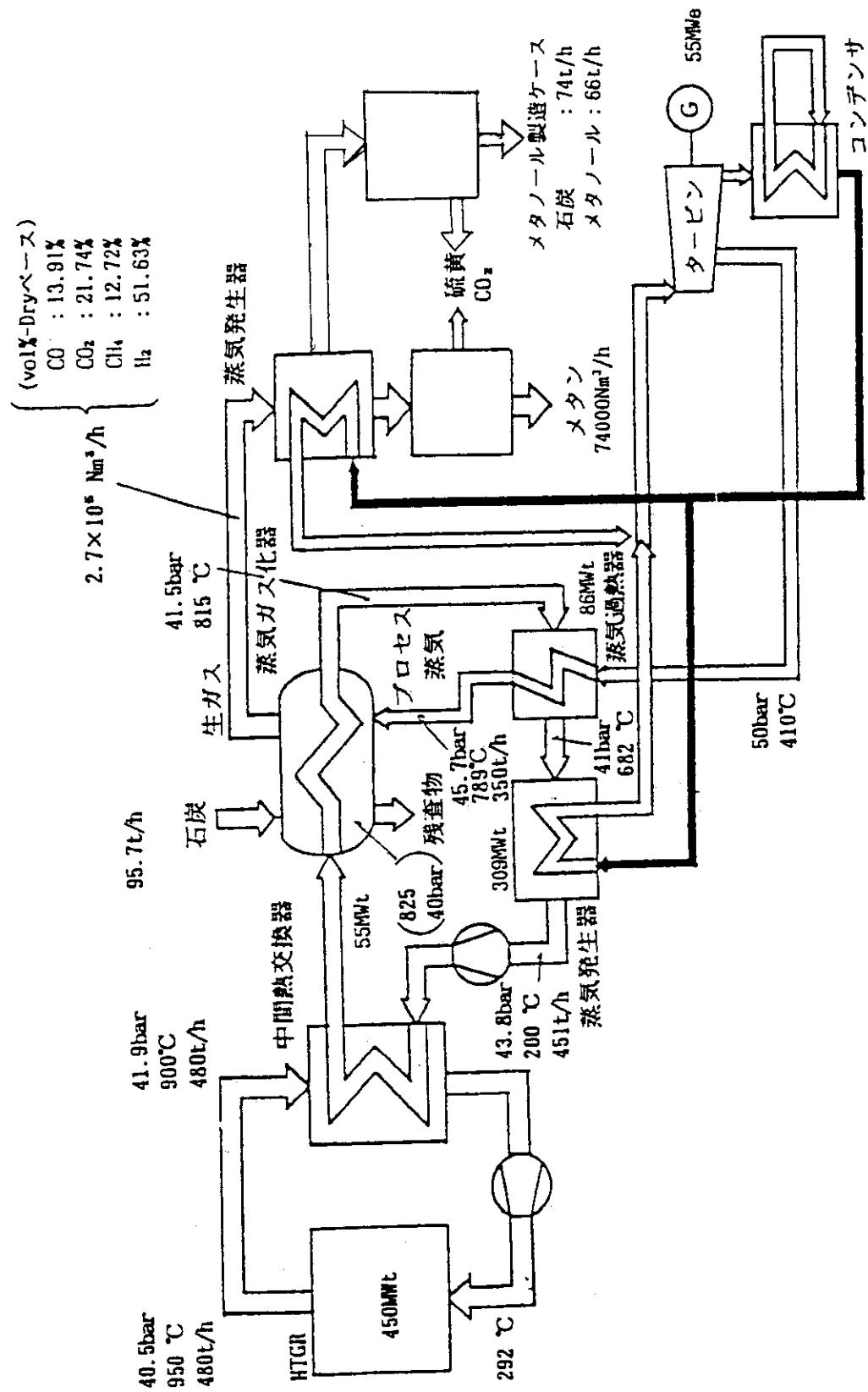


図 3.2.1 水蒸気石炭ガス化炉によるメタン及びメタノール製造システム  $L_{(11)} \sim (13)$   
(システム A : メタン製造、システム B : メタノール製造)

(出典 : Baust E., et al, the HRP for Process Heat Application  
According to the BBC/HRB-Concept (他)

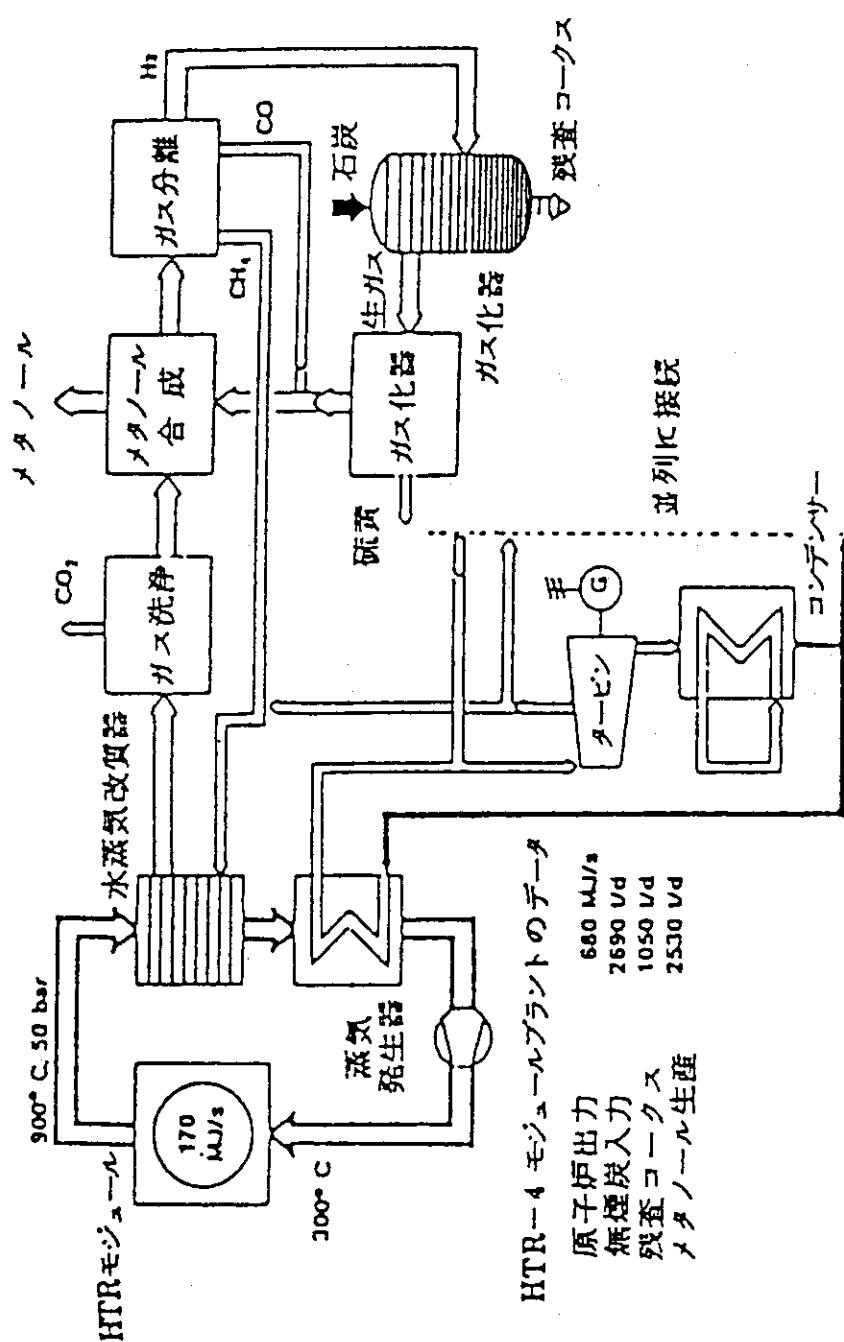


図 3.2.2 石炭水添ガス化炉によるメタノール製造システム<sub>(1,2)</sub>  
(システム C)

(出典：角川，西独における高温ガス炉とそのプロセスヒート利用(その3))

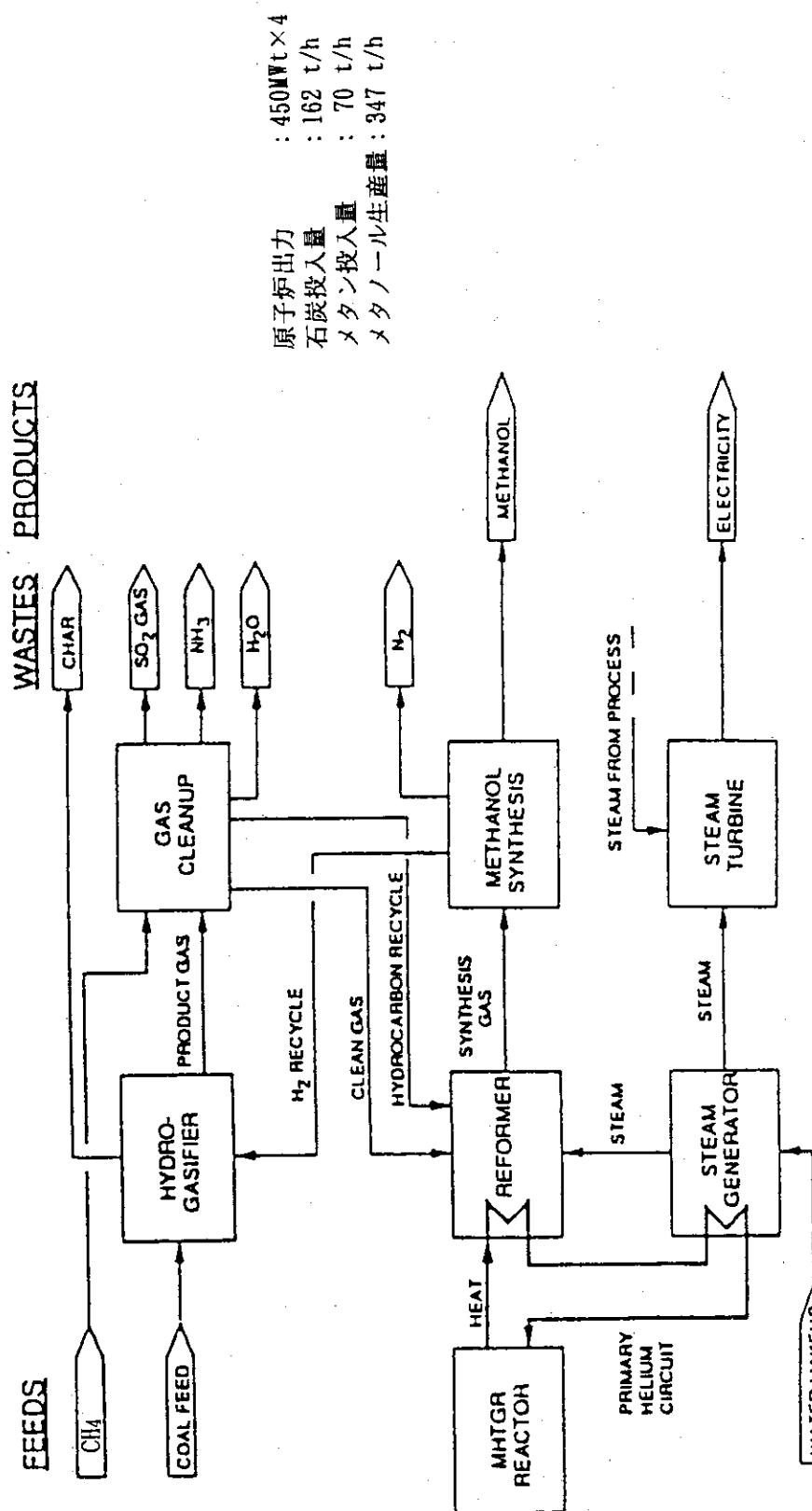


図 3.2.3 水添ガス化・水蒸気改質によるメタノール製造システム (1.5)  
(システム D)

(出典 : Schleicher R. W., et al, Modular High Temperature  
Gas-Cooled Reactor Heat Sourced for Coal Conversion)

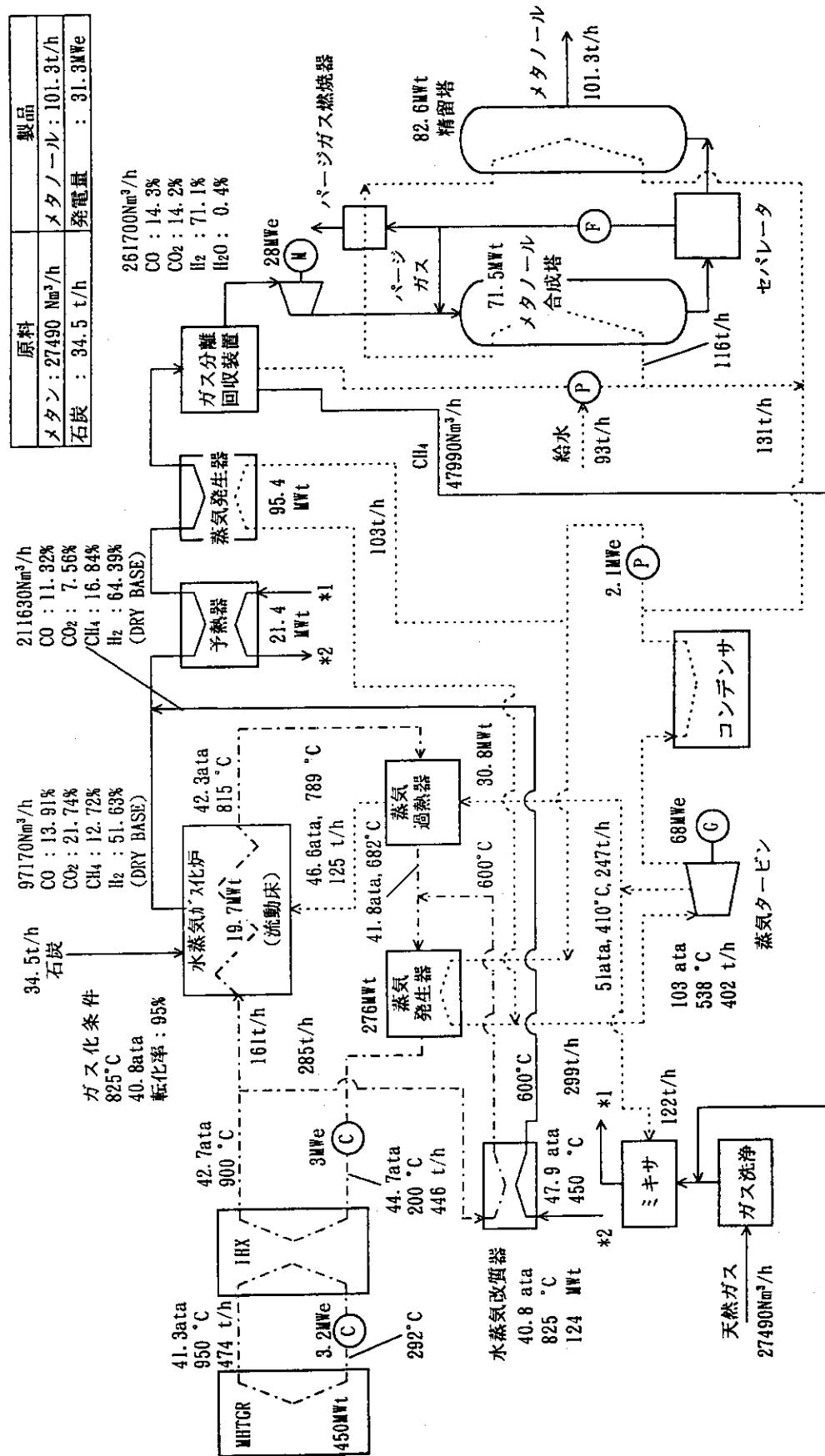


図 3.2.4 水蒸気ガス化及びメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システム (7)  
(システム E)

出典：文沢他, 核熱・石炭によるメタノール製造システム  
JAERI-Tech 96-002, (1996)

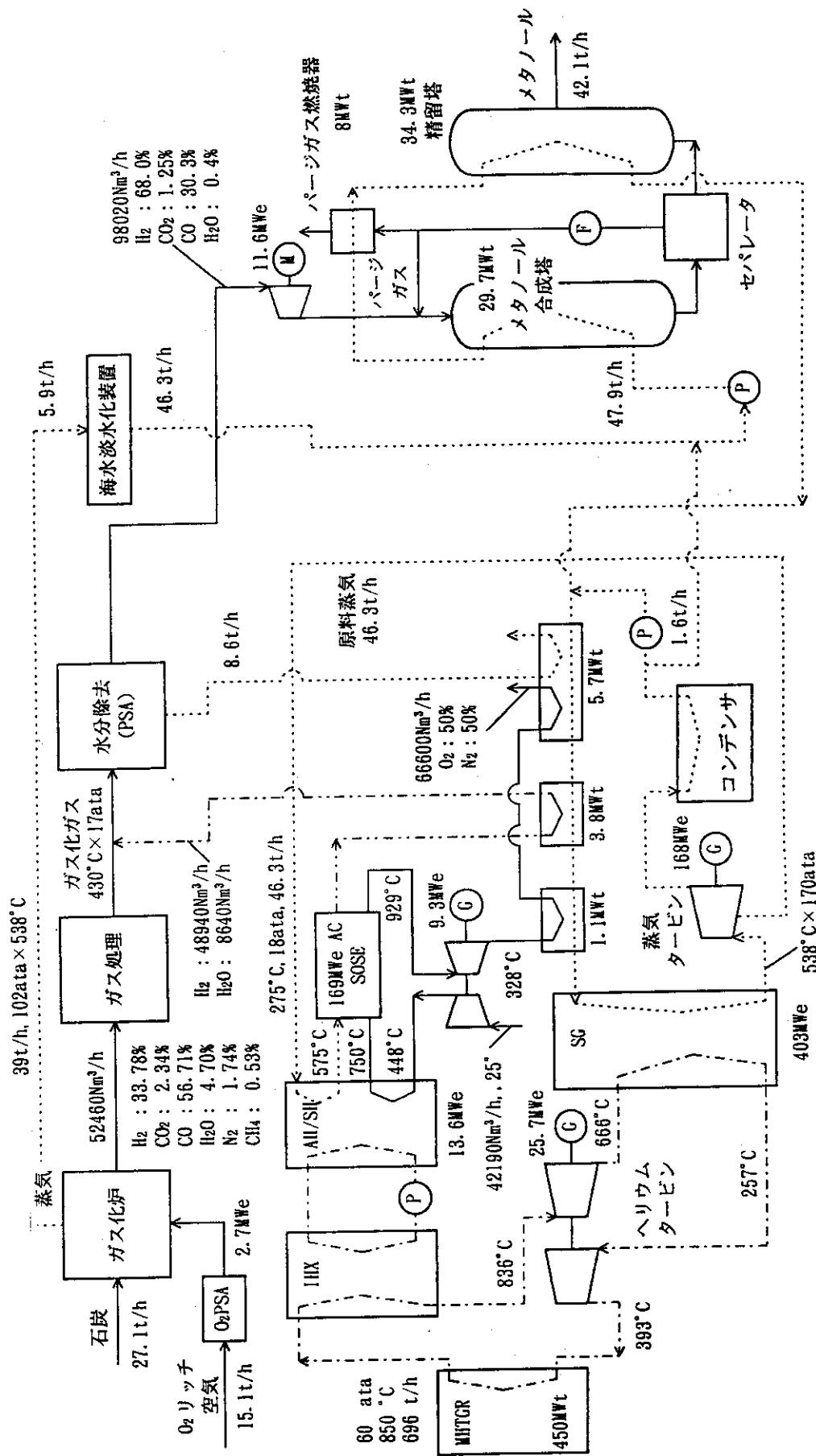
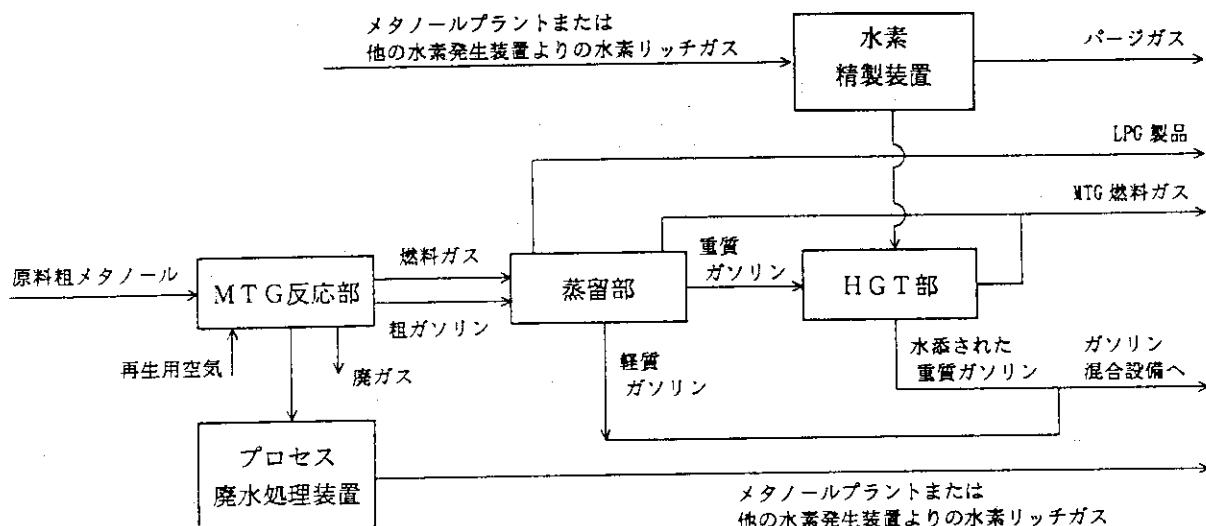
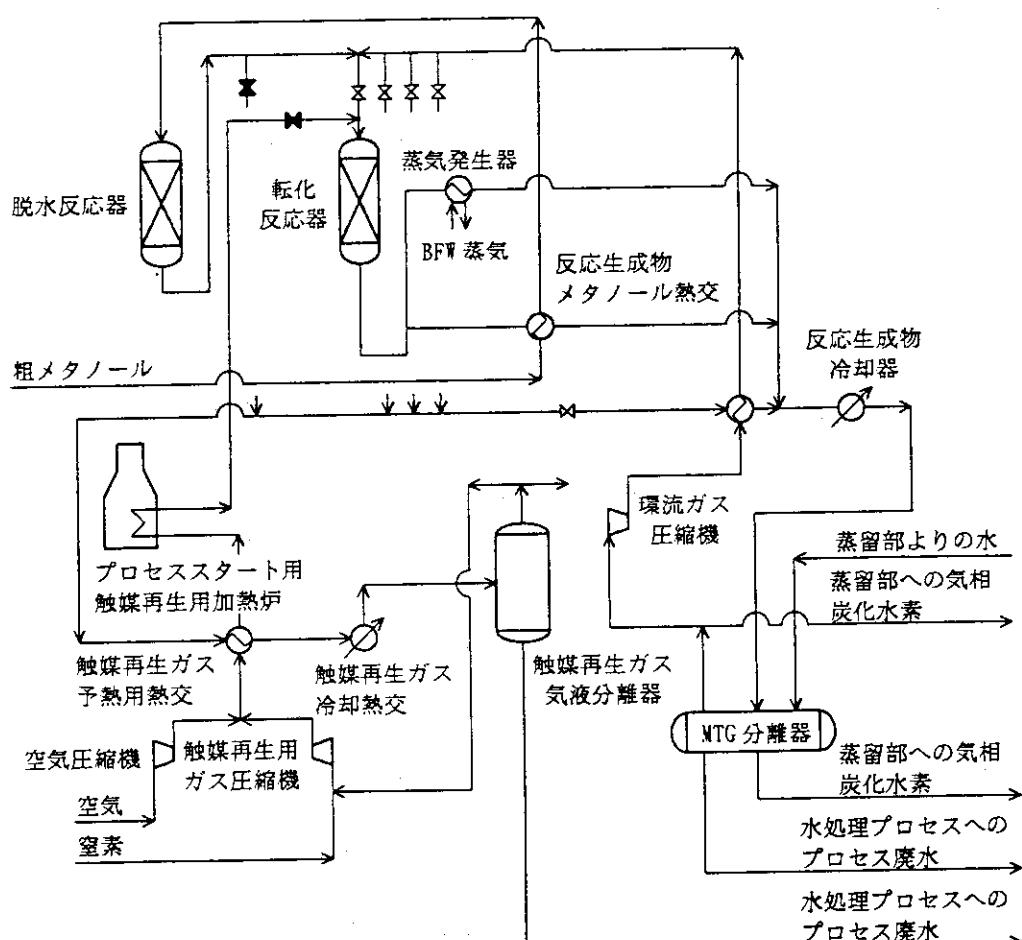


図 3.2.5 部分酸化石炭ガス化炉と高温水蒸気電解によるメタノール製造システム(7)  
(システム F)  
出典：文沢他 核熱・石炭によるメタノール製造システム



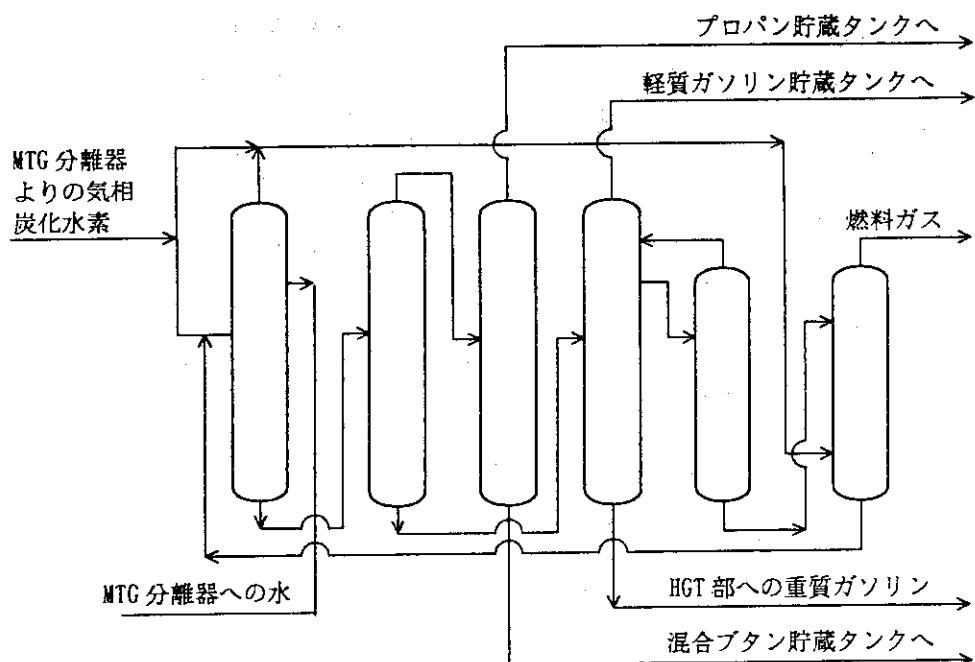
(a) MTG プロセスフロー



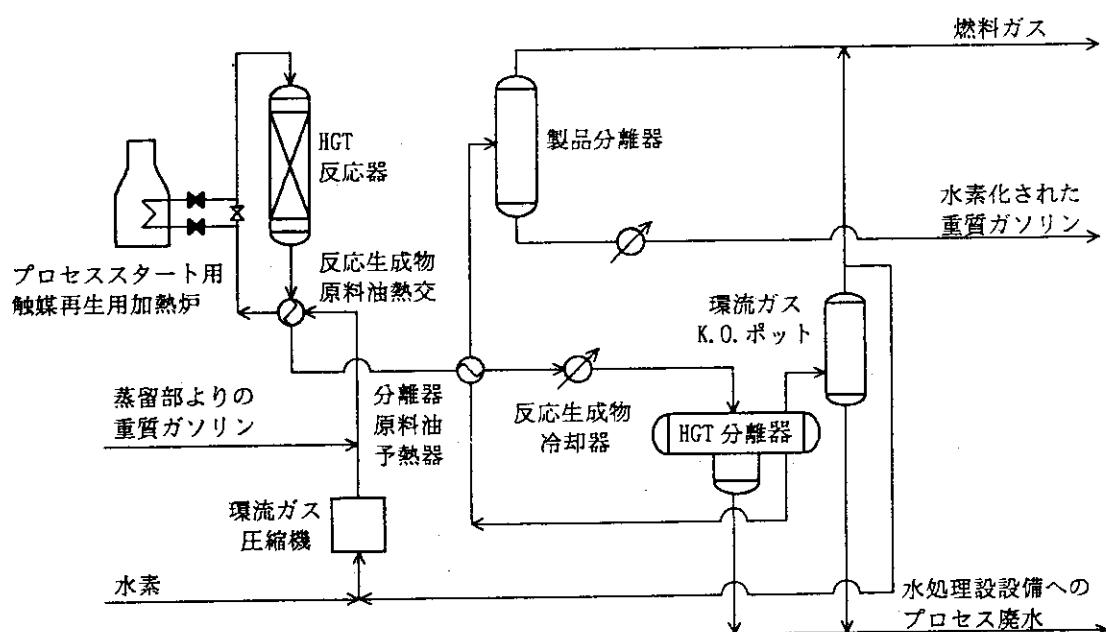
(b) MTG 反応部

図 3.2.6 MTG (Methanol-To-Gasoline) プロセス (1/2)<sup>(17) ~ (19)</sup>

出典：本田、稼働を始めたニュージーランドの GTG  
(Gas-To-Gasoline) プロジェクト、ペトロテック  
Vol. 9, No. 11, (1986)他



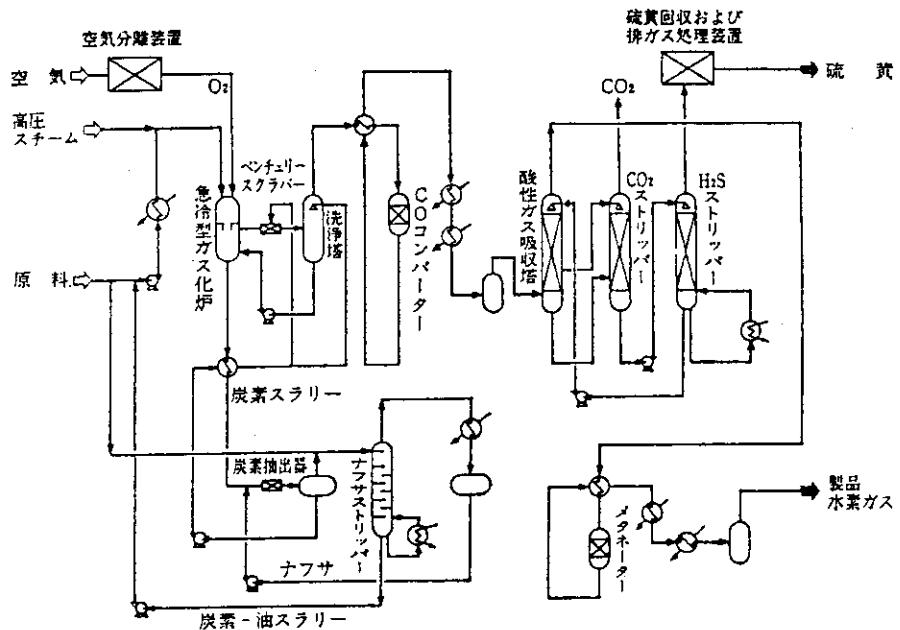
(c) 蒸留部



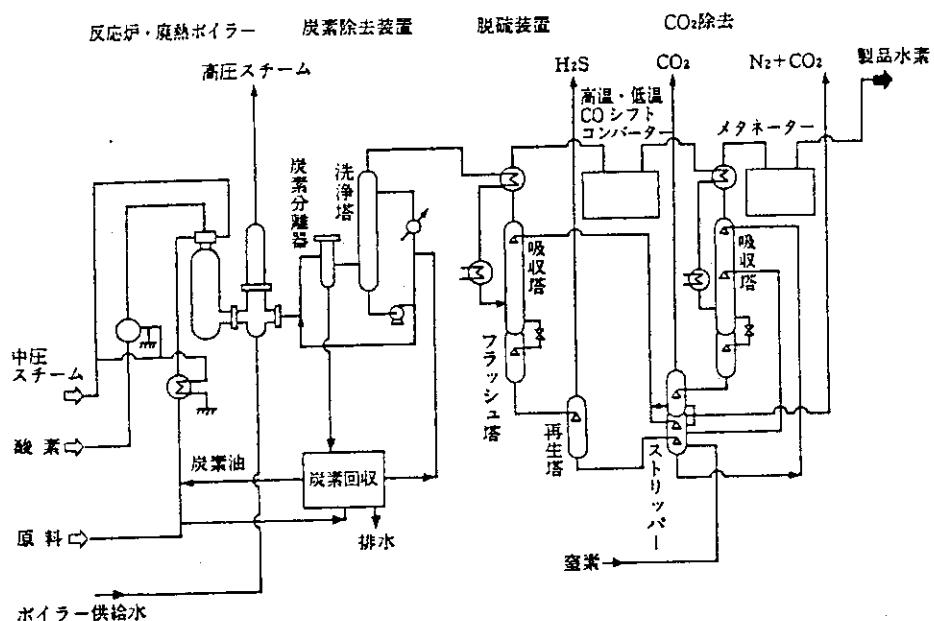
(d) HGT 反応部

図 3.2.6 MTG (Methanol-To-Gasoline) プロセス (2/2) (17) ~ (19)

出典：本田，稼働を始めたニュージーランドの GTG  
(Gas-To-Gasoline) プロジェクト，ペトロテック  
Vol. 9, No. 11, (1986)他



(a) Texaco 法



(b) Shell 法

図 3.2.7 重質油の部分酸化フローシート<sup>(9)</sup>

出典：新石油精製プロセス  
石油学会編，幸書房，(1984)

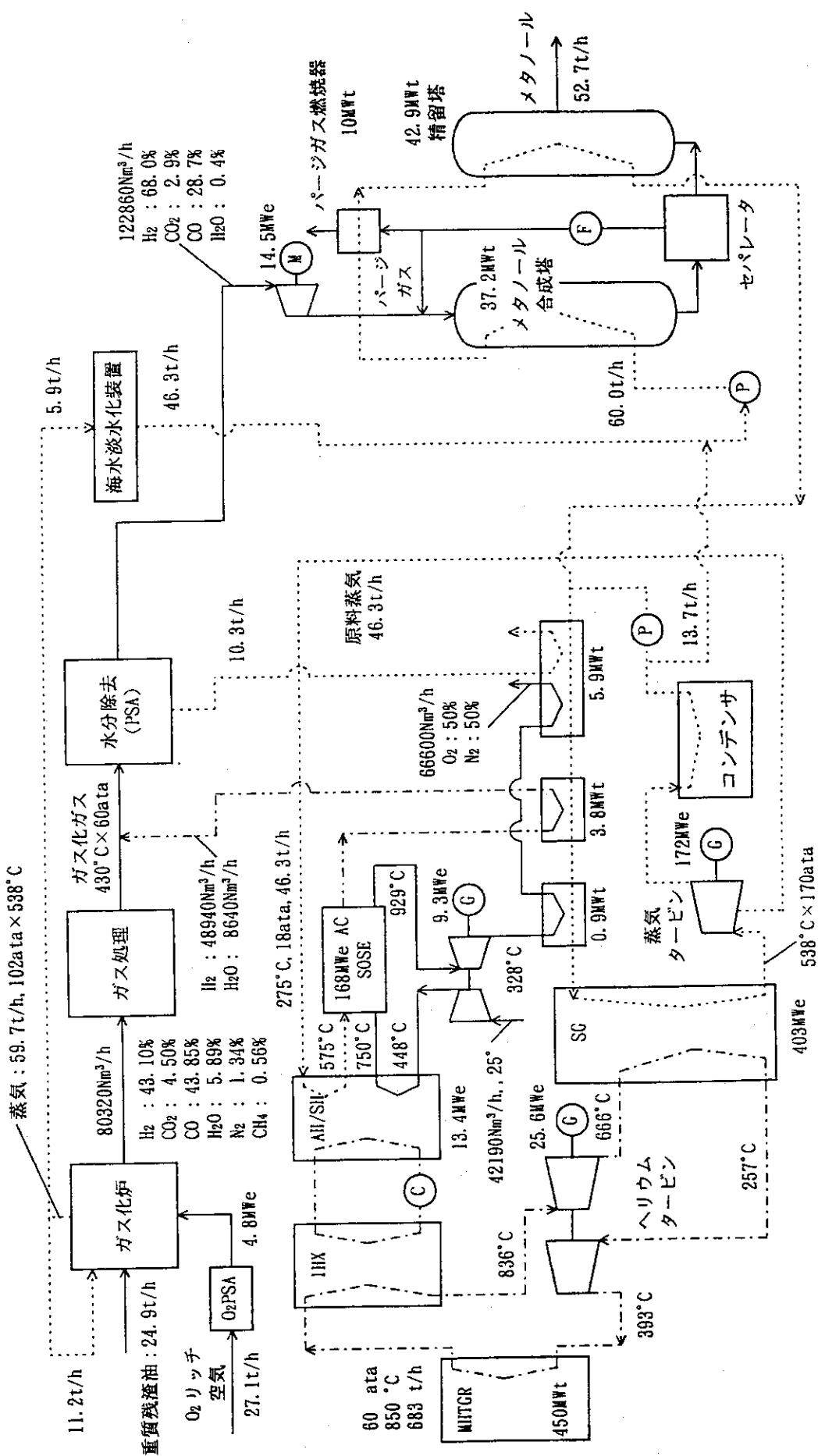


図 3.2.8 SHELL 部分酸化重質油ガス化炉と高温水蒸気電解によるメタノール製造システム  
(システム G)

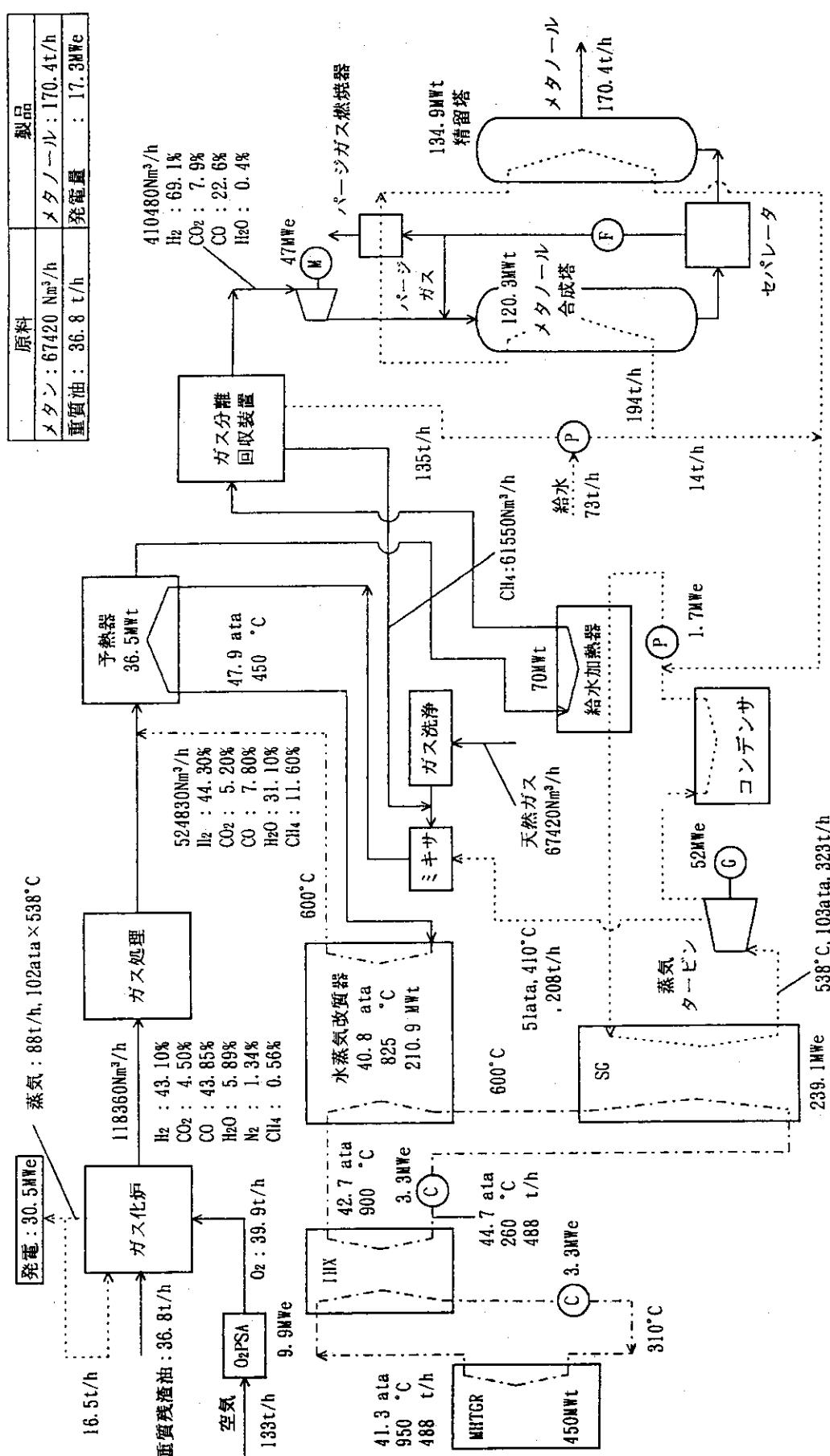
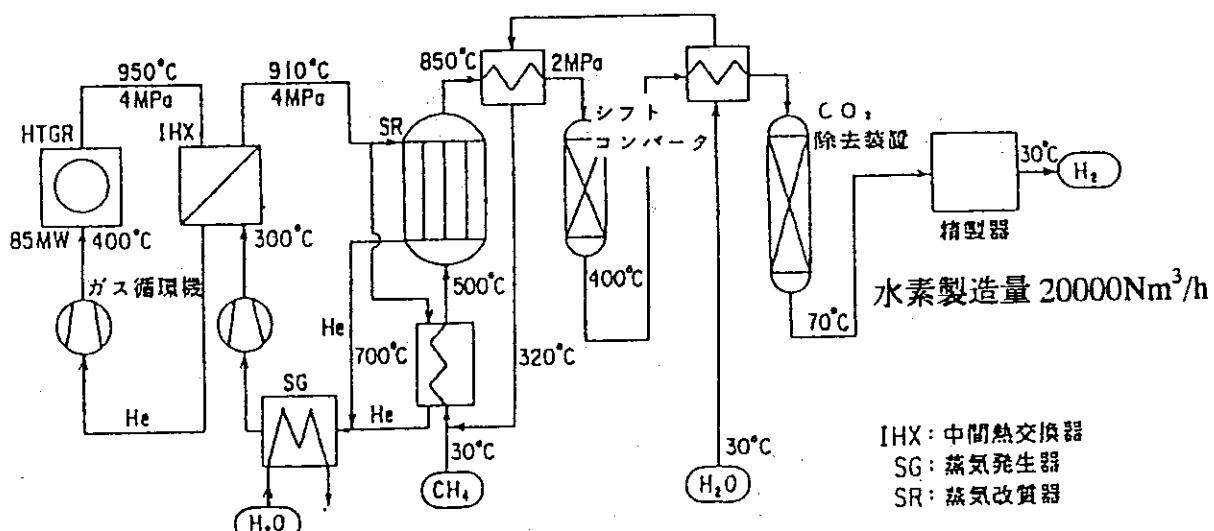
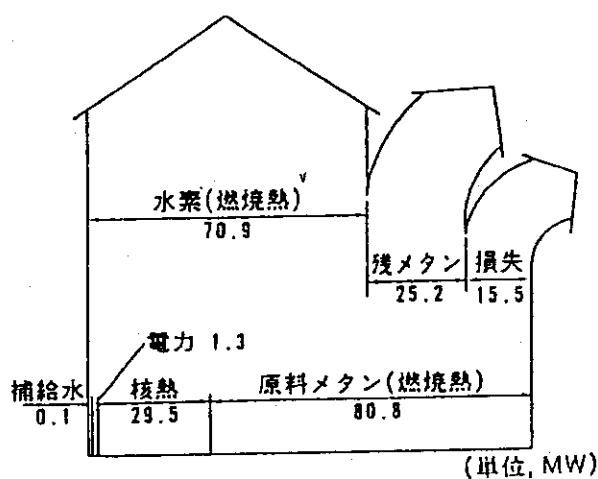


図 3.2.9 SHELL 部分酸化重質油ガス化炉とメタンの水蒸気改質によるメタノール製造システム  
(システム H)



フローシート



エネルギー収支

図 3.2.10 水蒸気改質法による水素製造プラントフローシート及びエネルギー収支<sup>(16)</sup>  
(システム I)

出典：宮本，“原子力熱エネルギーを利用した水素製造について”，北海道石炭研究会講演会，Vol. 54th, (1993)

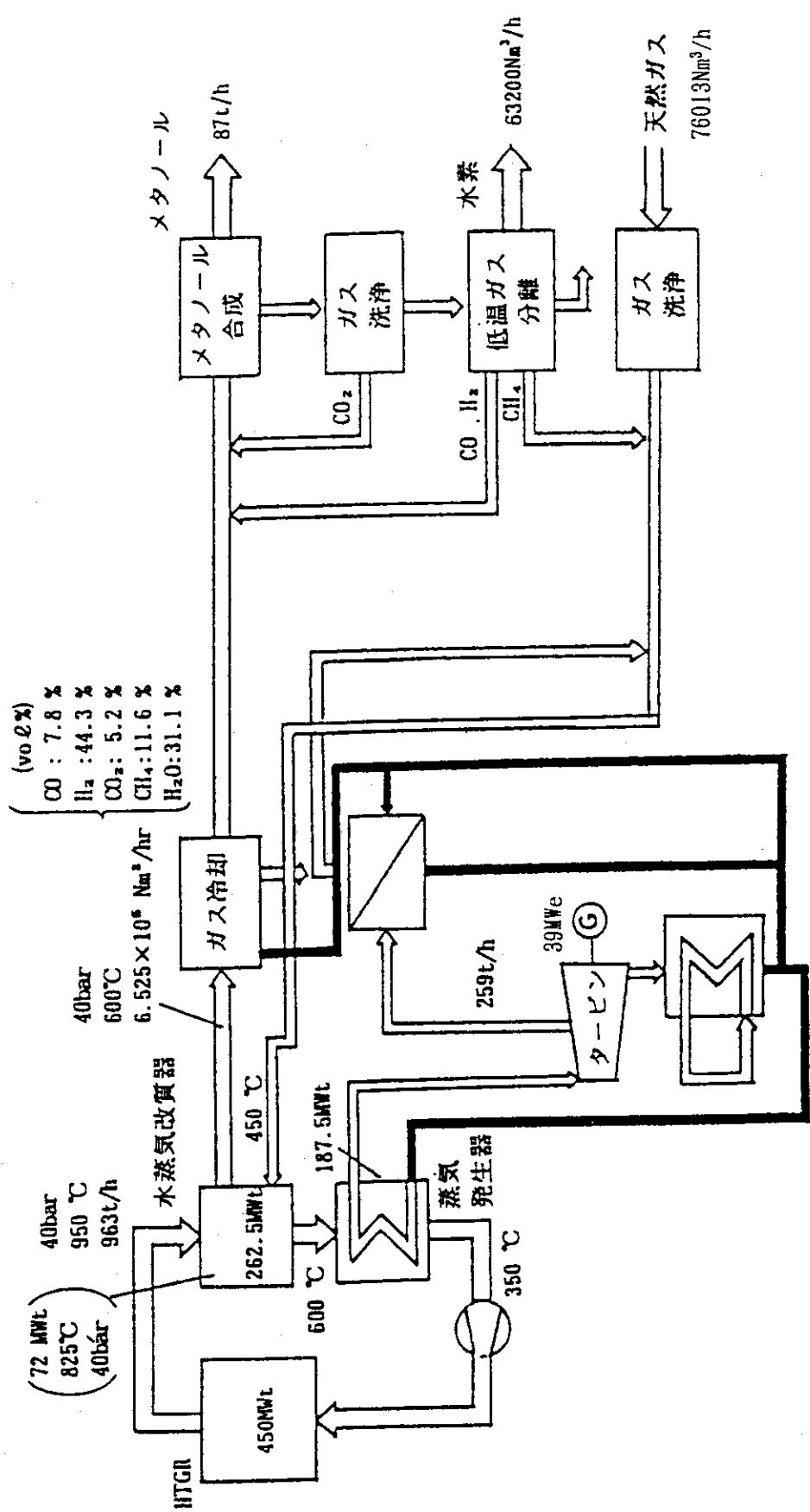


図 3.2.11 メタンの水蒸気改質によるメタノール・水素製造システム  $L_A$  (11), (13), (15)  
(システム J )

(出典: Baust E., et al, the HTR for Process Heat Application  
According to the BBC/HRB Concept 他)

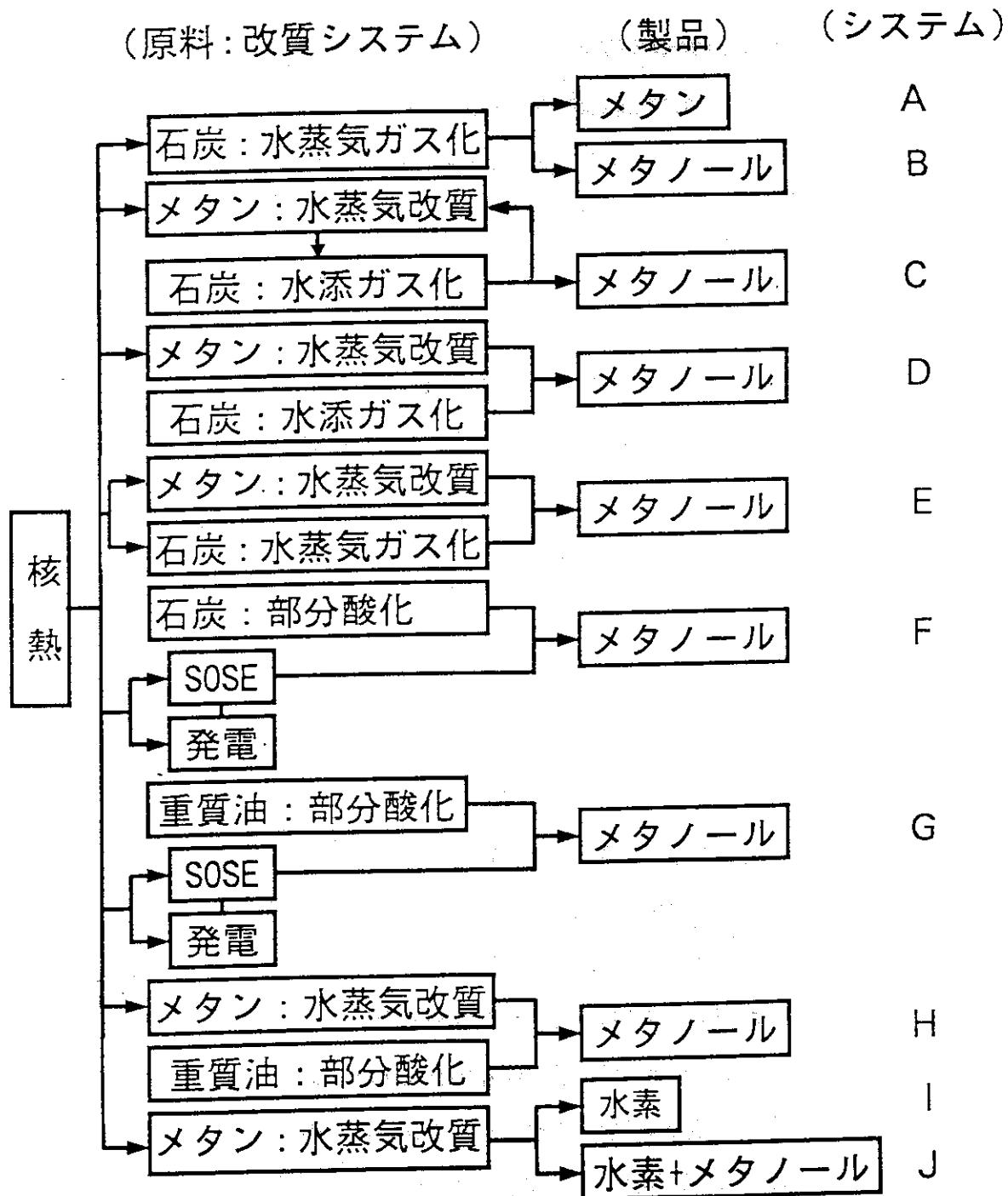


図3.2.12 改質システムの構成

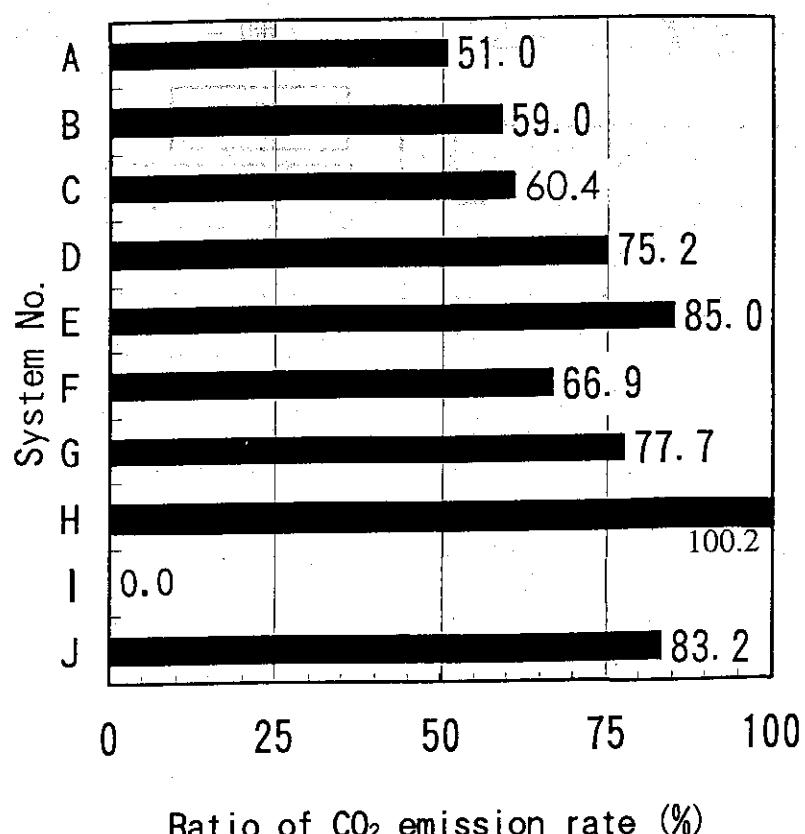


図3.3.1 二酸化炭素原単位比

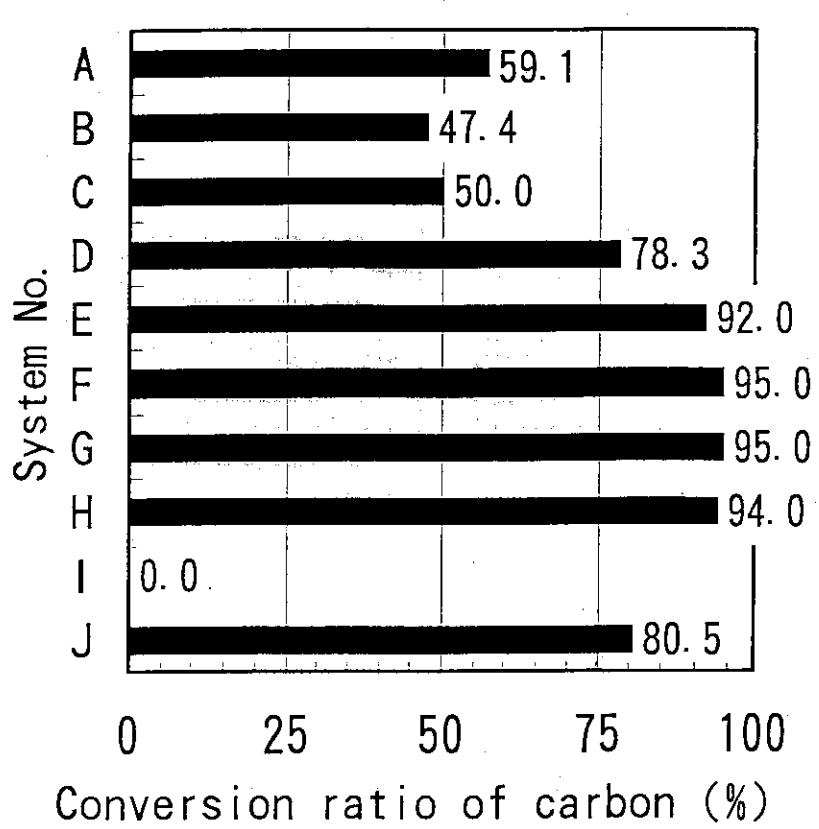


図3.3.2 炭素転換率

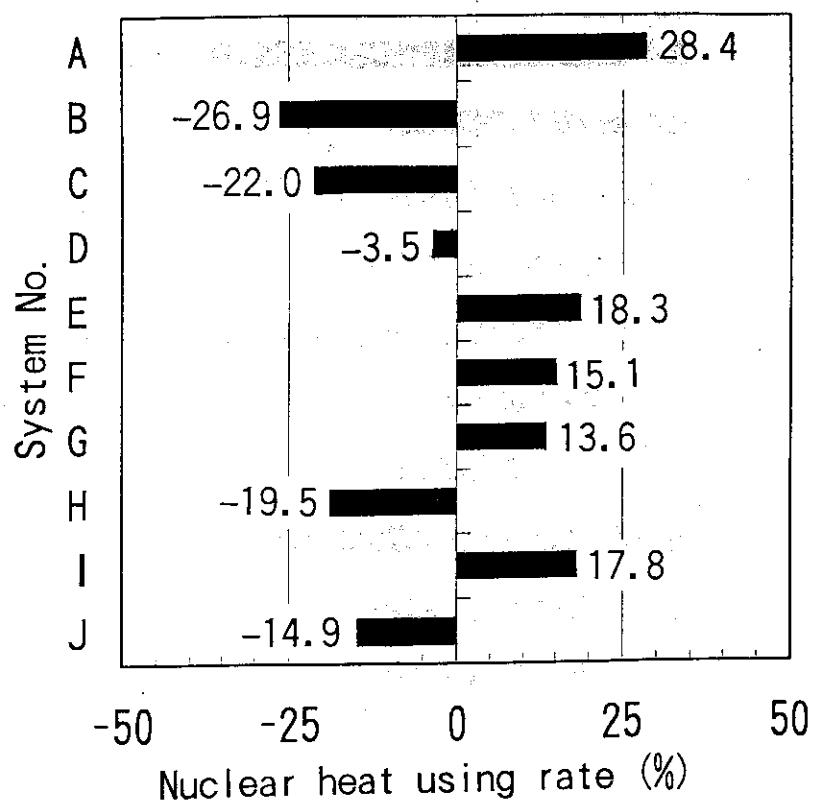


図3.3.3 核熱利用率

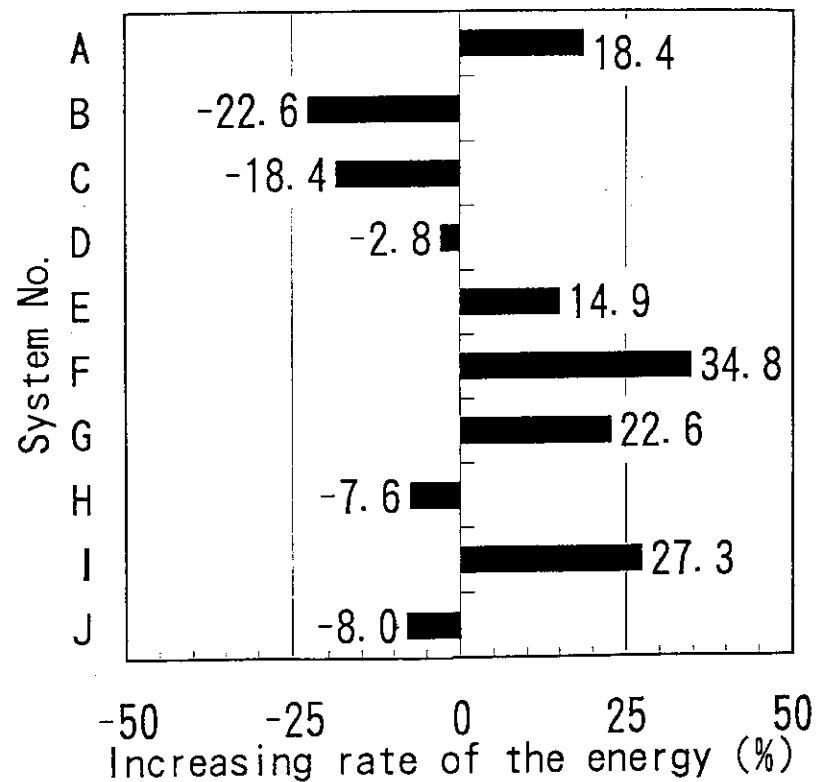


図3.3.4 エネルギー増加率

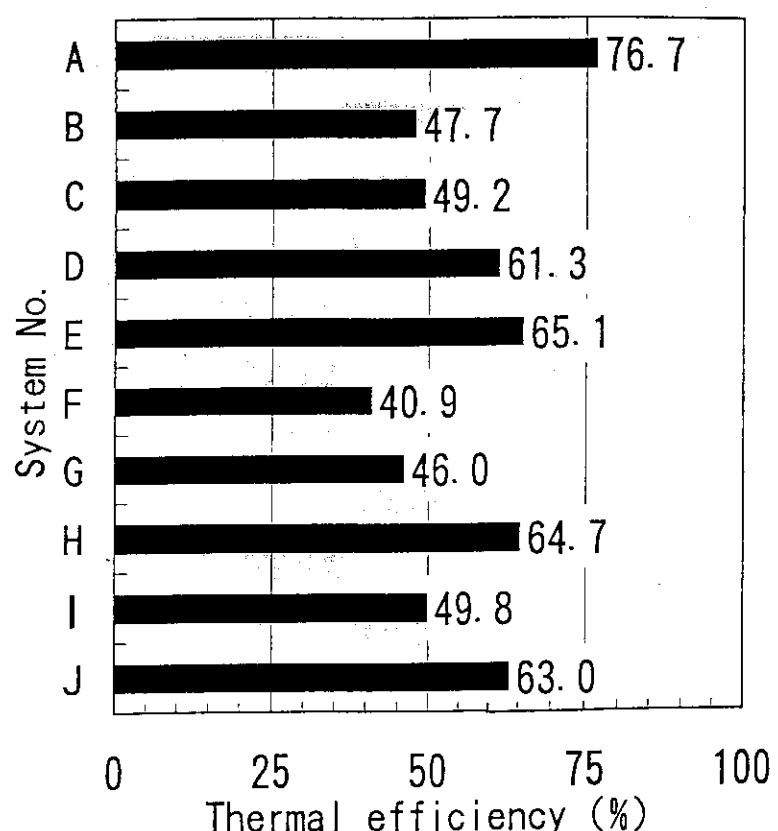
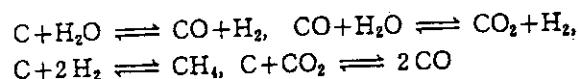
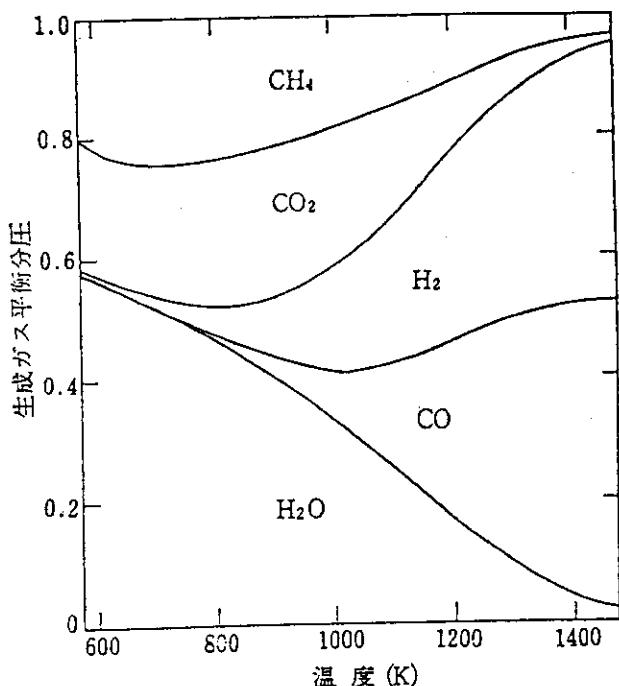
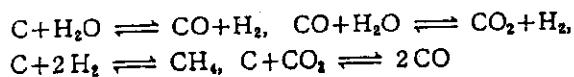
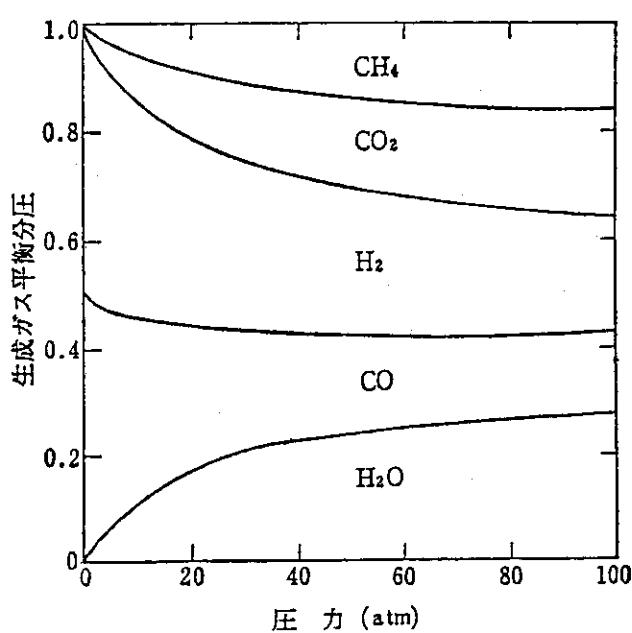


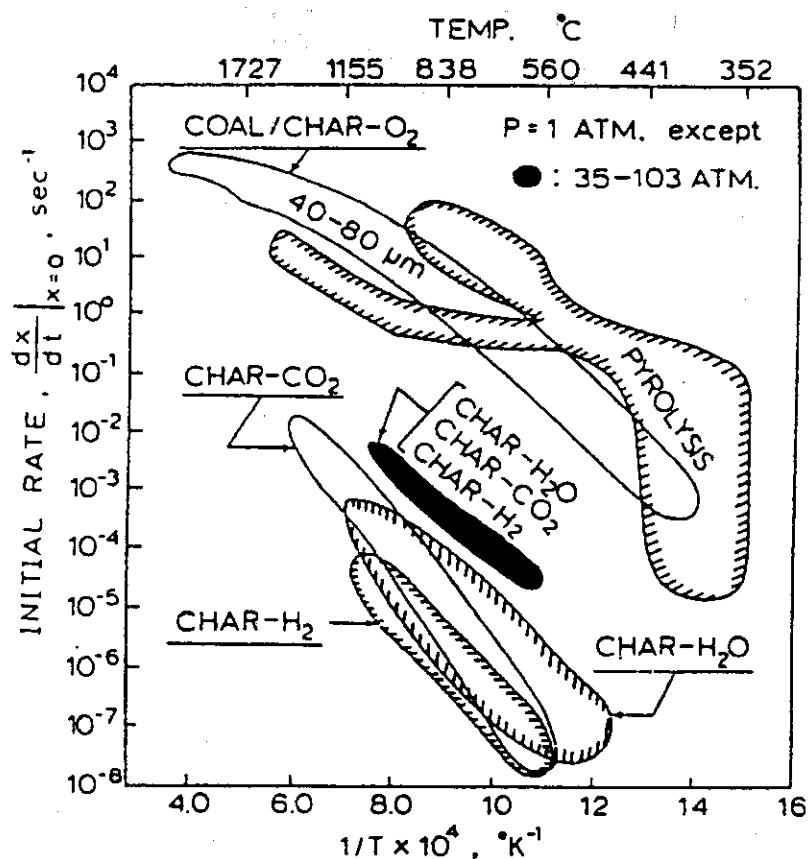
図3.3.5 プラント総合熱効率

図 3.4.1 水蒸気ガス化のガス平衡組成の温度依存性 (70atm) <sup>(20)</sup>

出典：神谷他，“石炭と重質油 その化学と応用”，  
講談社サイエンティフィク，(1980)

図 3.4.2 水蒸気ガス化のガス平衡組成の圧力依存性 (1100K) <sup>(20)</sup>

出典：神谷他，“石炭と重質油 その化学と応用”，  
講談社サイエンティフィク，(1980)

図 3.4.3 石炭/チャーの熱分解、燃焼、ガス化の初期反応速度の比較<sup>(21)</sup>

出典：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，アイピーシー，(1994)

## 4.まとめ

本検討では、まず、化石燃料の需給動向についてデータの整理を行った。その結果、化石燃料はその可採埋蔵量に対し種々データがあるものの、将来のエネルギー源として有効利用が不可欠であり、地球環境保全の観点から、原子力を発電設備としての利用にとどめず、改質により汎用性のあるCO<sub>2</sub>原単位を改善する燃料を製造する意義が大きいことを示した。化石燃料の種類としては、石油、石炭、天然ガスに加え、オイルサンド、オイルシェールなどの重質油が考えられる。そこで、改質原料を選定するために、特に、石油精製プロセスの現状、オイルサンド、オイルシェールについて調査した。石油では①石油は石油精製プロセスにより多種多様な製品の原料としてフローが完結②軽質油・中質油需要の高まり等より、減圧蒸留残渣油、オイルサンド、オイルシェールの抽出油分を改質原料とすることが妥当と考えられる。また、石炭は最も豊富な化石燃料資源であり、さらに、メタンは水素供給源として改質原料として選定した。

次に、各原料の改質システムとして、①メタン水蒸気改質②石炭の水添ガス化、水蒸気ガス化、部分酸化及び高温水蒸気電解ならびにメタン水蒸気改質の組合せ③重質油の部分酸化と高温水蒸気電解ならびにメタン水蒸気改質の組合せの10種類のシステムを検討した。評価指標としては、CO<sub>2</sub>原単位比を最重要指標とし、炭素転換率、核熱利用率、エネルギー増加率、システム総合熱効率の5種類を用いた。

その結果以下の知見を得た。原料に対する製品のCO<sub>2</sub>原単位比は石炭の水蒸気ガス化によるメタン製造システムAが51%でCO<sub>2</sub>低減効果が最も大きい（ただし、システムIは除く）。同システムは核熱利用率、プラント総合熱効率が最も高い。炭素転換率は石炭または重質油と水素製造システムを組み合わせたメタノール製造システムE、F、G、Hが高い。メタンの水蒸気改質システムは検討した10種類のシステムの中の6種類のシステムに組み込まれており、核熱利用の共通技術として位置づけられる。したがって、メタンの水蒸気改質による水素製造システムを高温工学試験研究炉HTTRに接続するプラントとして実証試験を行う計画は非常に有意義なことである。メタンの水蒸気改質により水素を製造するシステムIは水素が製品となるためエネルギー増加率は高いが、製品の改質段階で炭素をCO、CO<sub>2</sub>として排出する。このため、システムIについては、将来展望を開くために、水添ガス化を行うシステムC又はシステムDなどの改質システムと組み合わせて炭素有効利用又は水素の使用方法を検討する必要がある。システムCはCO<sub>2</sub>原単位比が小さくCO<sub>2</sub>低減効果が大きいが、水添ガス化システムの性能向上のためには炭素転換率の改善を図る必要がある。

改質製品として水素、メタン、メタノールを検討しMTG法によるガソリンへの転換について検討を行った。さらに、改質における核熱温度高温化の得失について定

性的に評価、MARKALモデルでの評価を想定しデータならびに各システムの検討課題の整理を行った。

## 謝辞

本検討を進めるに当たりご協力を頂いた三菱重工業（株）長崎造船所の野村真一氏に感謝いたします。また本報告書をまとめるに当たり、ご指導を頂いた核熱利用研究部の武藤 康 次長に深く感謝いたします。

性的に評価、MARKALモデルでの評価を想定しデータならびに各システムの検討課題の整理を行った。

## 謝辞

本検討を進めるに当たりご協力を頂いた三菱重工業（株）長崎造船所の野村真一氏に感謝いたします。また本報告書をまとめるに当たり、ご指導を頂いた核熱利用研究部の武藤 康 次長に深く感謝いたします。

### 参考文献

- (1) 志鷹, "化石燃料資源問題と炭酸ガス温暖化問題", 化学工学, Vol7, (1992)
- (2) 資源エネルギー庁官房企画調査課編, 総合エネルギー統計, 平成4年度版, (1992)
- (3) 資源エネルギー庁監修, 資源エネルギー年鑑, (1993)
- (4) 資源ハンドブック編集委員会, 資源ハンドブック, 丸善, (1989)
- (5) 北野, "地球温暖化がわかる本", マクミランリサーチ研究所, (1990)
- (6) 白川, "エネルギーの供給と炭酸ガス", 日本エネルギー学会誌, 第73巻, 第3号(1994)
- (7) 文沢, 他, "核熱・石炭によるメタノール製造システムの概念検討", 日本原子力研究所, JAERI-Tech, 96-002, (1996)
- (8) 石油学会編, 新石油精製プロセス, 幸書房, (1984)
- (9) 石油学会編, 新石油化学プロセス, 幸書房, (1986)
- (10) 目沢, "原油の高度利用", 有機資源の化学, 化学増刊90, (1981)
- (11) Baust E., et al 'The HTR for process Heat Application According to the BBC /HRB-Concept', Nuclear Eng. and Design, pp119-127, (1984)
- (12) Jager W., et al, 'Nuclear Process Heat Application for the Modular HTR', Nuclear Eng. and Design, pp137-145, (1984)
- (13) 角田, '西独における高温ガス炉とそのプロセスヒート利用(その3)', FAPIG ,11 1, pp76-91, (1985)
- (14) Schleicher R. W., et al, 'Modular High Temperature Gas-Cooled Reactor Heat Source for Coal Conversion', GA-A21088, (1992)
- (15) Singh J., et al 'The Nuclear Heated Steam Reformer-Design and Semi-technical Operating Experience', Nuclear Eng. and Design, pp179-194, (1984)
- (16) 宮本, "原子力熱エネルギーを利用した水素製造について", 北海道石炭研究会講演, Vol. 54th , (1993)
- (17) 本田, "稼働を始めたニュージーランドのGTG(Gas-To-Gasoline)プロジェクト", ペトロテック, Vol. 9 , No. 11, pp986, (1986)
- (18) 小野, "メタノールからの炭化水素製造-Mobil法を中心として-", ペトロテック, Vol. 3 , No. 11, pp1039, (1980)
- (19) 本田, "応用領域の拡大進む: ZSM-5ゼオライト触媒", 化学装置, Vol. 28, No. 7, pp27, (1986)
- (20) 神谷他, "石炭と重質油 その化学と応用", 講談社サイエンティフィク, (1980)
- (21) 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, アイピーシー, (1994)

## 付録1 改質システムの経済性の評価

本検討において対象とした10システムを表A.1.1に示す。これらのシステムの経済性評価に当たっては、それぞれのシステムの年間総コストを基に、各製品の単価を算出することにより行った。

### 1. プラント年間総コストの算出

プラント年間総コストは以下の式により算出する。

$$\text{プラント年間総コスト} = \text{年間必要コスト} - \text{副製品収入}$$

$$\text{年間必要コスト} = \text{年間資本費} + \text{年間運転維持費} + \text{年間核燃料費} +$$

$$\text{年間原材料費}$$

#### (1) 資本費

資本費は、土地代を除く建設費に、減価償却年数、残存価値率及び利子率より計算される資本回収係数を掛け合わせて求める。

#### (2) 運転維持費

検討対象とした10のシステムについて、運転維持費を算出するのは難しいことから、ここでは簡略法として、一般的に採用されているプラント建設費に一定の比率を掛けて求める方法を用いる。

#### (3) 核燃料費

原子力発電所における核燃料単価を用い、同規模の発電炉として核燃料費を求める。

#### (4) 原材料費

化石燃料の単価から原材料費を求める。

#### (5) 副製品収入

製品の内、主製品以外の製品（副製品）の販売による収入を、副製品の単価から求める。

### 2. 製品単価の算出

製品単価は、プラント年間総コストを、年間の製品の総製造量で除することで求められるが、システムにおいては複数の製品を供給することが可能である。従つて、その様なシステムにおいては、あらかじめ設定した副製品の単価から、年間の副製品収入を算出し、プラントの年間必要コストからこれを控除して、残りの

コストより、主製品の単価を算出する方法をとる。

$$\text{製品単価} = \text{プラント年間総コスト} / \text{年間主製品製造量}$$

### 3. 算出条件

#### (1) 資本費

プラントの建設費は、Neylanらの検討<sup>1)</sup>を基に技術的評価を加味した推定を行って算出した。資本費の算出に当つての条件は以下の通りである。

1) 減価償却年数

・税法上の償却年数16年

2) 残存価値率；10%

3) 利子率；6%

ここで、年間資本費をP、建設費をI、償却年数をn、残存価値率をa、利子率をi、資本回収係数をA、年経費率をBとすると、

$$A = \frac{i(i+1)^{n-1}}{(i+1)^n - 1}$$

$$B = (1-a) \cdot A + i \cdot a$$

$$P = I \cdot B$$

となる。

#### (2) 運転維持費

運転維持費は、年間で建設費の4%とした。

#### (3) 核燃料費

発電効率を40%と仮定すると、原子炉の熱出力450MWtの本プラントは、180MWeの発電炉に相当する。ここで設備利用率を80%，核燃料単価を1.4円/KWeとすれば、核燃料費は年間約18億円となる。

#### (4) 原材料費

原材料となる石炭、天然ガス、重質油、電力の単価は、それぞれ5000円/ton、32円/Nm<sup>3</sup>、38\$/バレル、10円/kWhと仮定した。

#### (5) 副製品収入

副製品となる、水素、電力の単価は、それぞれ31円/Nm<sup>3</sup>、10円/kWhと仮定した。

#### 4. 評価結果

各システムの年間必要コスト、副製品収入、製品単価の算出結果を図A.1.1に示す。年間 必要コストは、システム3の年間必要コストを基準にして、各システムの年間必要コストの相対比を示したものである。また、副製品収入も、システム3の年間必要コストを基準にして、各システムの副製品収入の相対比を示したものである。一方、製品単価はシステム6の製品単価を基準にして、各システムの製品単価の相対比を示したものである。主製品の種類が異なる場合、単純に製品単価の比較が出来ないが、同種類の主製品（メタノール）について製品単価を比較すると、システム2が最も単価が安い。これは副製品収入が大きいことに起因していると考えられる。尚、今回のコストは概略の評価であり、各システムの相対的評価に留めたが、参考に製品単価について述べると、メタノールを主製品とするシステムにおいては、システム2における製品単価が最も安く約18円/kgと見込まれる。

また、核熱供給源となる高温ガス炉の核熱単価は以下の式で算出する。

$$\text{核熱単価} = \text{原子炉本体年間総コスト} / \text{年間総熱出力}$$

$$\begin{aligned} \text{原子炉本体年間総コスト} &= \text{原子炉本体建設費} \text{を基にした年間資本費} \\ &\quad + \text{年間運転維持費} + \text{年間核燃料費} \end{aligned}$$

前述のNeylanらの検討を基に技術的評価を加味した推定を行うと、核熱単価は約1.33円/KWhとなる。尚、今回の評価においては、主製品と副製品の区分、単価の設定等、仮定を設けて評価を行っていることから、詳細な検討に当たっては、本仮定の妥当性の評価が必要である。

#### 参考文献

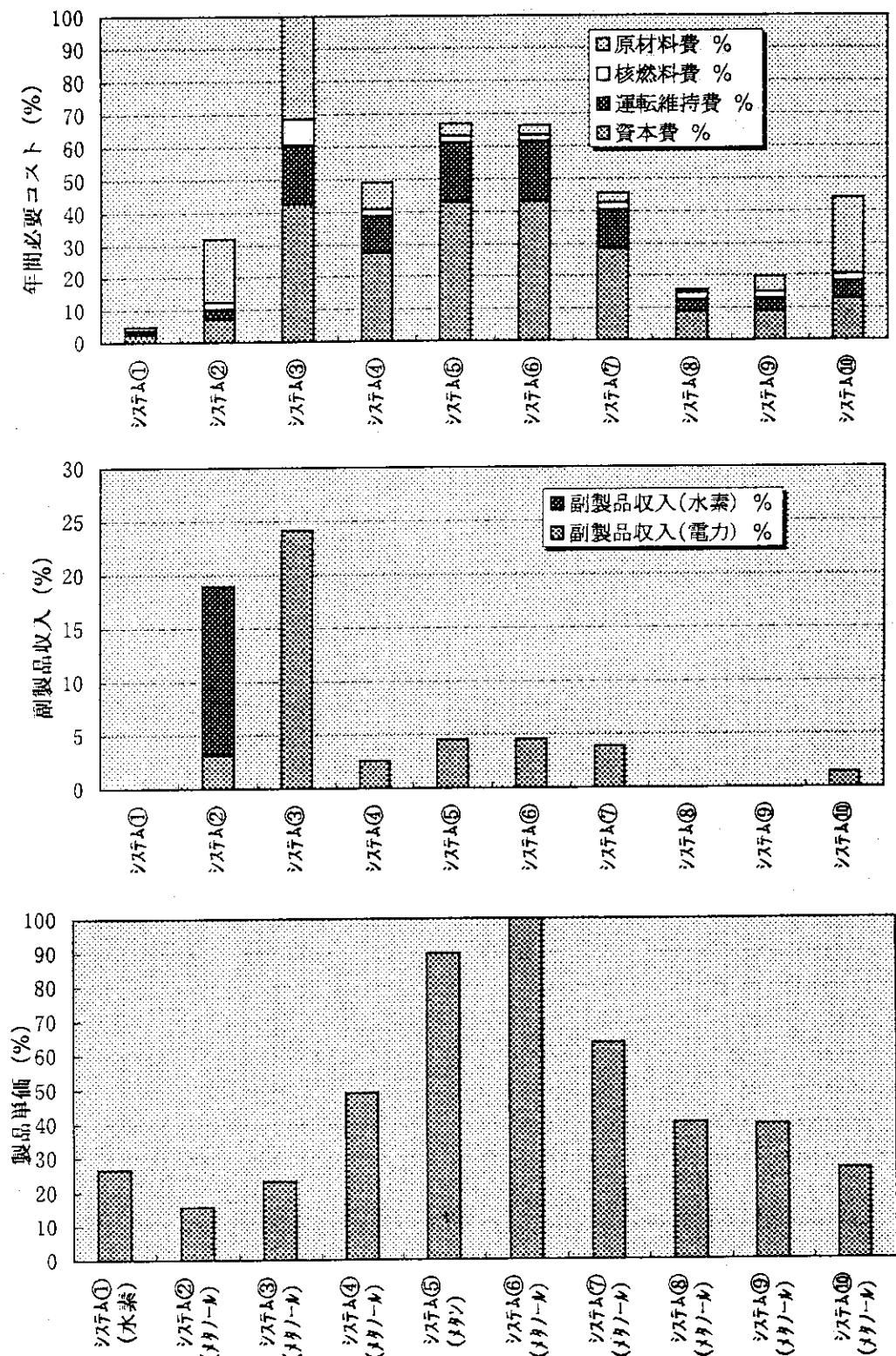
- (1) Neylan,A.J. et. al., "Gas Turbine Module Helium Reactor (GT-MHR): A Multipurpose Passive Safet Next Generation Reactor", ICONE-3, Vol.2, pp.751-759, (1995)

表A.1.1 核熱利用化石燃料改質システム一覧

システム名	NO.	① メタン水蒸気改質 水素製造	② メタン水蒸気改質 メタノール・水素製造	③ 石炭水蒸気改質 メタン水蒸気改質 メタノール製造	④ 石炭水蒸気改質 メタン水蒸気改質 メタノール製造	⑤ 石炭水蒸気改質 メタノール製造
図 番		図3.2.10	図3.2.11	図3.2.3	図3.2.4	図3.2.1
原料	原子炉出力	MWt Nm <sup>3</sup> /h kg/h MWe	85 5029 0 0 0	450 76103 0 0 0	1800 96751 161932 0 0	450 27490 34500 0 0
製品	メタン 石炭 重質油 電力	Nm <sup>3</sup> /h Nm <sup>3</sup> /h kg/h MWe	20000 0 0 0	63199 87750 39 0	0 0 300 300	74173 0 101300 31.7 56

システム名	NO.	⑥ 石炭水蒸気改質 メタノール製造	⑦ 石炭水蒸気改質 メタノール製造	⑧ 石炭部分酸化 高温水蒸気電解 メタノール製造	⑨ 重質油部分酸化 高温水蒸気電解 メタノール製造	⑩ 重質油部分酸化 メタノール製造
図 番		図3.2.1	図3.2.2	図3.2.5	図3.2.8	図3.2.9
原料	原子炉出力	MWt Nm <sup>3</sup> /h kg/h MWe	450 0 74000 0	450 0 74173 0 0	450 0 27100 0 0	450 0 27100 0 0
製品	メタン 石炭 重質油 電力	Nm <sup>3</sup> /h Nm <sup>3</sup> /h kg/h MWe	0 0 66000 56	0 0 69761 48	0 0 42100 0	0 0 52700 0



図A.1.1 核熱利用化石燃料改質システム経済性評価

## 付録2 ガスタービン発電と中温熱利用

高温ガス炉を用いた熱利用系としては、本章で検討した化石燃料の改質、高効率発電システムが挙げられる。高効率発電システムの検討としては、直接または中間冷却器を介した間接サイクルについて数々のシステム検討結果の報告がなされている。最近では、炉心出口温度950°Cで効率が約49%の間接ガスタービン・蒸気タービン発電システムが提案されており<sup>(1)</sup>、図A.2.1に示すようなガスタービンシステム熱併給発電システムの予備検討が行われている<sup>(2)</sup>。ここでは、熱併給ガスタービン発電システムとして、海水淡水化及び地域暖房への熱併給を想定した場合の検討結果について紹介する。

### 1. 前提条件

ガスタービンサイクルとして、直接または間接サイクルならびに再生、再生・中間冷却、再生・再熱・中間冷却サイクルの組合せが考えられる。ここでは、直接再生サイクルを基本として検討を行った。本検討に用いた各機器効率を下記に示す。下記条件におけるサイクル効率は図A.2.4に示すように圧力比約2で約40.7%となる。

・炉心出口温度	$T_H$	: 850.0 (°C)
・コンプレッサ入口温度	$T_L$	: 35.0 (°C)
・タービン入口圧力	$P_H$	: 60.0 (ata)
・タービン効率	$\eta_t$	: 92.0 (%)
・コンプレッサ効率	$\eta_c$	: 88.0 (%)
・メカニカルロス	$\eta_1$	: 2.5 (%)
・冷却損失	$\eta_2$	: 1.0 (%)
・再生熱交換器温度効率	$\eta_R$	: 95.0 (%)
・発電機効率	$\eta_g$	: 98.0 (%)
・圧力損失	$\Delta P/P_H$	: 6.0 (%) = $(0.85+1.48+0.64 \times 2)/60$
・炉心		: 0.85 ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )
・再生熱交換器(高温側)		: 1.48 ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )
・再生熱交換器(低温側)		: 0.64 ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )
・プレクーラ		: 0.64 ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

海水淡水化装置を組み込んだケースでは、淡水化装置に供給する蒸気を10ata, 179°Cと設定しているため、再生熱交換器温度効率の最大値を95%とし、必要温度に応じて温度効率を変化させた。海水淡水化または地域暖房を組み込んだヘリウムタービン熱併給発電システムのフローを図A.2.2に示す。両システムとも利用温度領域が300°C以下であることから、総合熱効率が高くなるように、蒸気発生器または温水加熱器（プレクーラ）を再生熱交換器の下流側に設置している。海水淡水化装置及び、地域暖房の基本条件は以下の通りであり、各々ヒートロスとして10%を想定している。

## i) 海水淡水化装置

- ・海水淡水化装置 : 10段多段フラッシュ方式
- ・供給上記条件 : 10ata × 179°C

## ii) 地域暖房

- ・供給温水温度 : 60°C

## 2. 検討結果

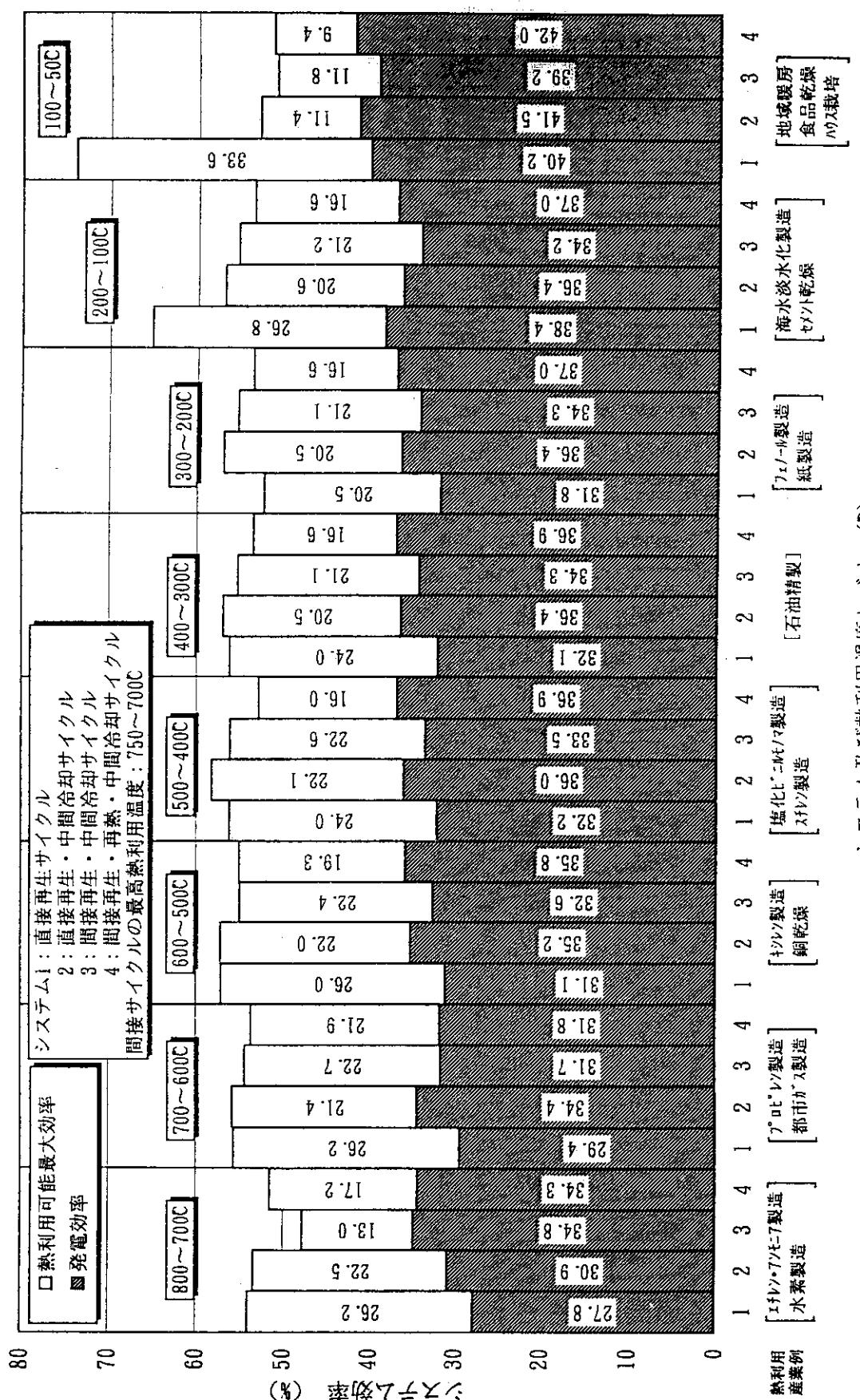
海水淡水化装置を組み込んだヘリウムタービン熱併給発電システムの検討結果を図A.2.3に示す。前述の条件において熱併給を行わない場合のヘリウムタービン発電システムの再生熱交換器出口温度は、圧力比約2.3で189°Cとなり、発電効率の低下を極力少なくするためには、圧力比をこれ以上低くすることは好ましくない。そこで、圧力比を2.3~3.4まで変化させ（再生熱交換器出口温度が189°C~300°C）、発電効率、海水淡水化量ならびに総合熱効率の検討を行った。総合熱効率は炉心出力に対する、海水淡水化装置供給熱量と発電量の合計割合を示す。図A.2.3に示すように、淡水化装置へのヘリウム供給温度が高い（ヘリウムタービンの圧力比が高い）ほど発電効率は低下するものの、淡水化量が増加し総合熱効率が向上する。300°C~189°Cのヘリウムで供給蒸気を発生した場合、淡水化量は約330t/h、発電出力は141MWe（発電効率31.4%）、総合熱効率は55.8%となる。

地域暖房用の温水加熱器（プレーケーラ）海水淡水化装置を組み込んだヘリウムタービン熱併給発電システムの検討結果を図A.2.4に示す。地域暖房では供給温水温度が低いため、再生熱交換器出口ヘリウム温度～80°Cまで温水加熱を行うものとし、圧力比をパラメータとして、発電効率、温水供給量ならびに総合発電効率の検討を行った。ここで、総合熱効率は炉心出力に対する温水加熱器供給熱量と発電量の合計割合を示す。地域暖房の場合、海水淡水化に対し温度レベルが低いため、ヘリウムタービン単独の発電システムではプレーケーラにおいて廃熱としていた熱を利用するが可能であり、発電効率に対する地域暖房の影響はなく圧力比を高くするほど総合熱効率が高くなる。本図に示すように圧力比5で温水供給量は約5800t/h、発電出力は114MWe（発電効率25.4%）、総合熱効率は80%となる。また、圧力比2で発電効率は最大の40.6%（出力183MWe）となり、温水供給量は3500t/h、総合熱効率は73.7%となる。

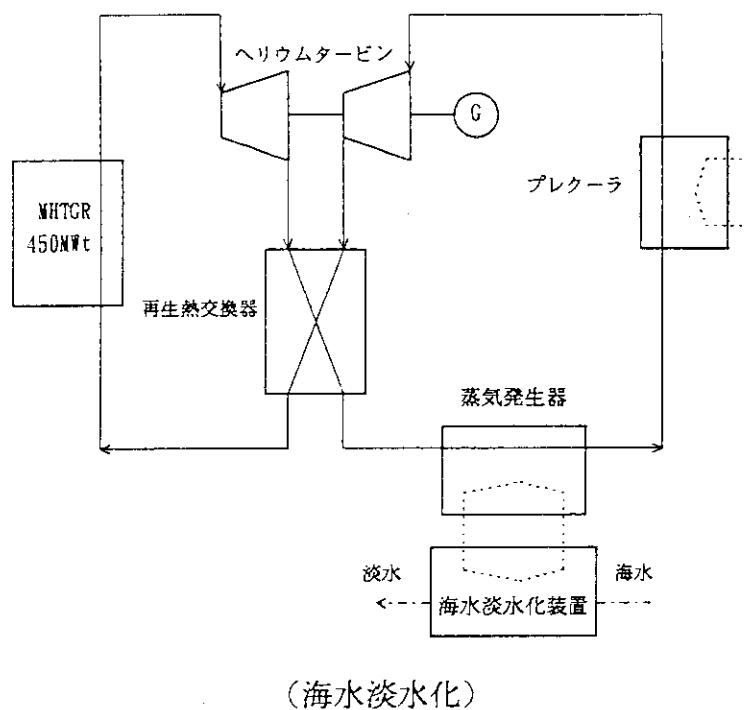
上述の通り、海水淡水化ならびに地域暖房を組み込んだ熱併給発電システムでは、ガスタービン発電システムの発電効率が約41%に対し15%~35%高く、熱効率が55%~74%程度に期待できる。しかし、これらはターボマシンの圧力比を高くする必要があるため、発電量と淡水化量、温水供給量のバランスを考慮して仕様を決定する必要がある。また、ヘリウムガスタービンと蒸気タービンのコンバインドサイクルによる熱併給発電システムではさらに効率向上が期待できる。このためヘリウムガスタービンを用いた高温発電システムの研究は、今後幅広く積極的に検討する必要がある。

参考文献

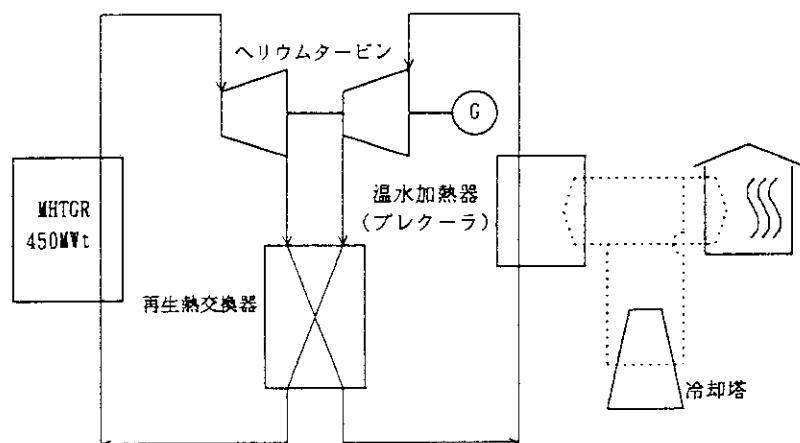
- (1) 武藤,他:高温ガス炉間接ガスタービン発電システムのサイクル熱効率, JAERI-Tech96-006, (1996)
- (2) 文沢,他:ガスタービンプロセスを用いた原子力コジェネシステムの予備検討, JAERI-Tech95-055, (1995)



出典：“ガスチャーインプロセスを用いた原子力コジェネ  
システムの予備検討”，JAERI-Tech 95-055, (1996)



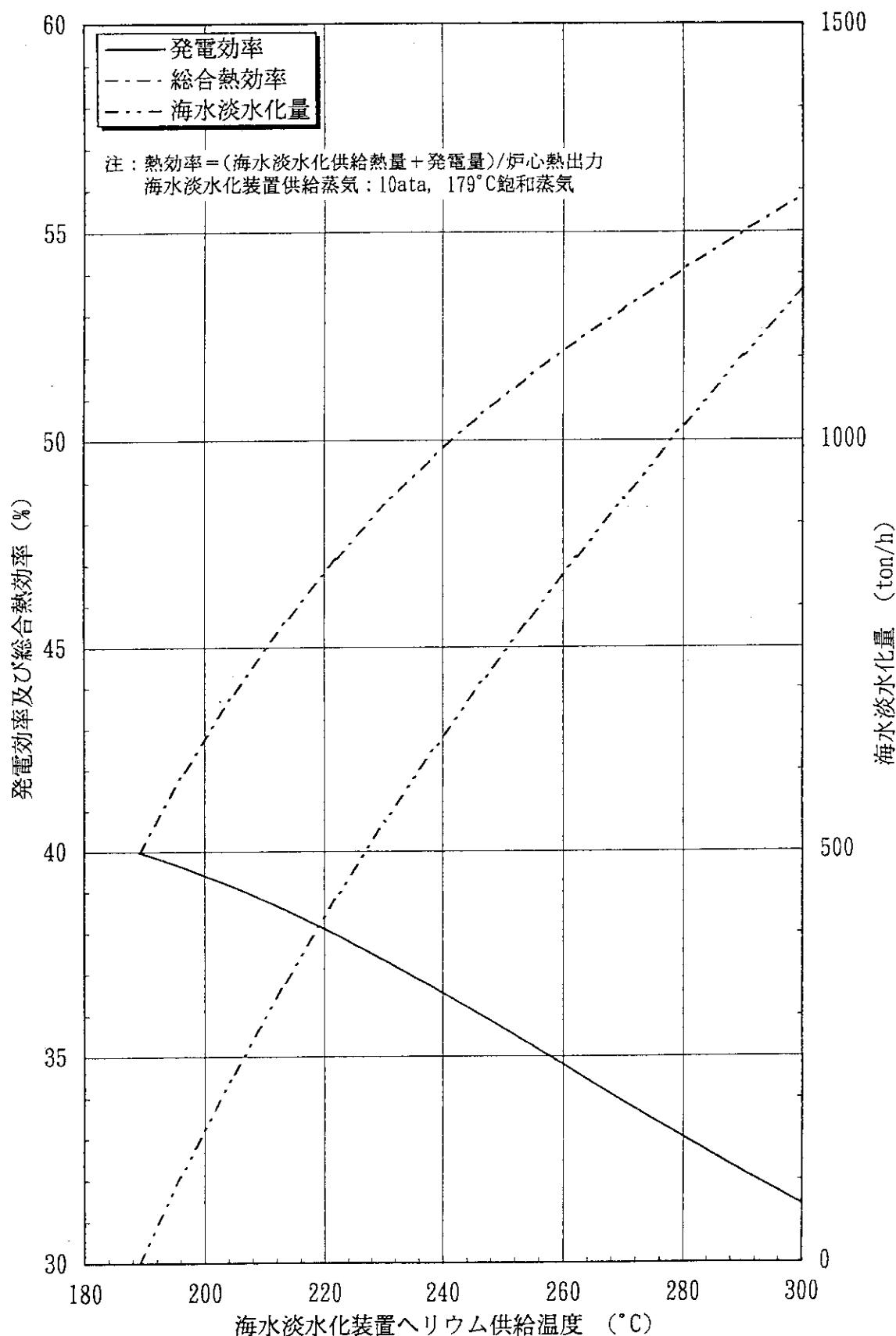
(海水淡水化)



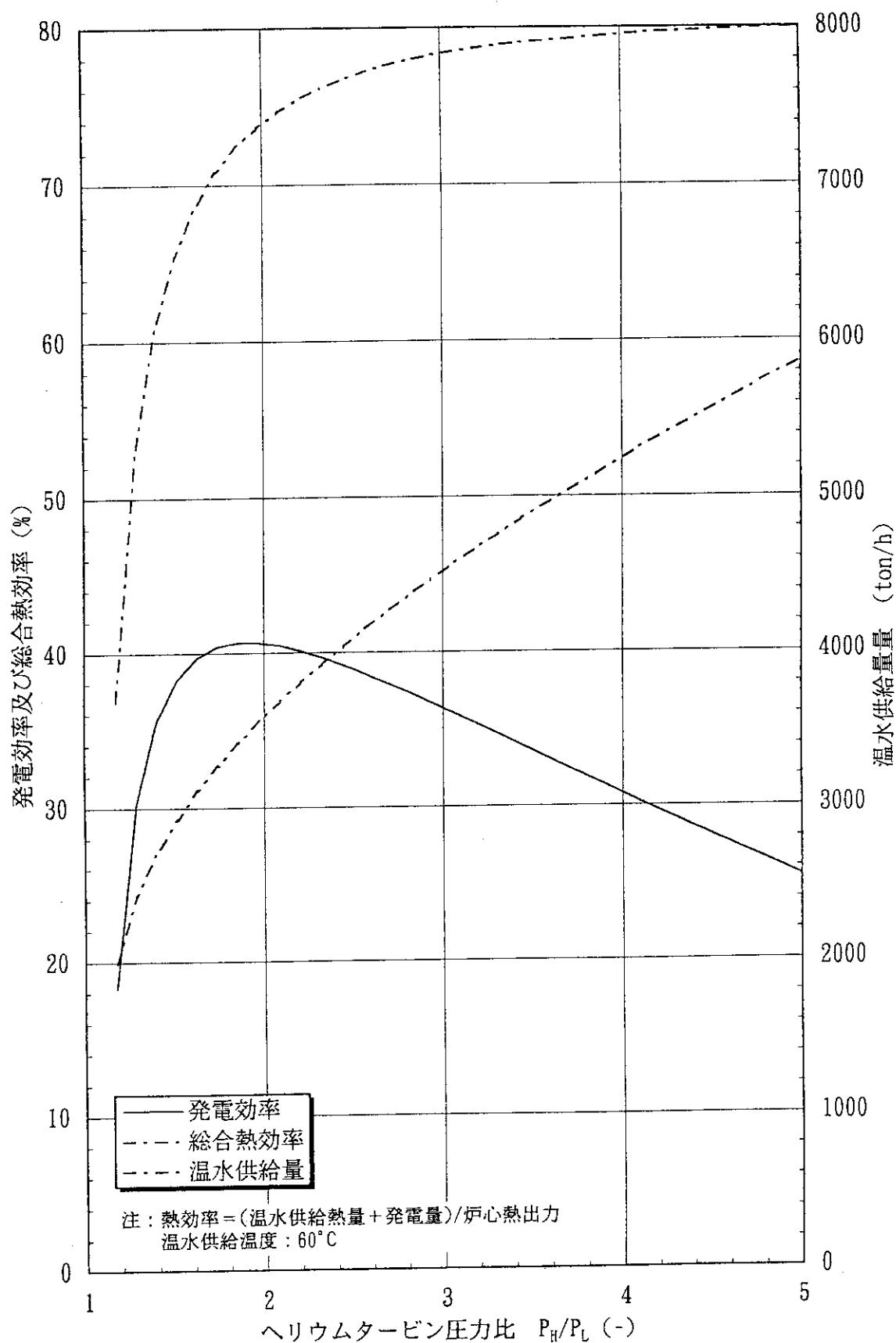
(地域暖房)

図 A.2.2 ヘリウムタービン熱併給発電システムフロー例

出典："ガスタービンプロセスを用いた原子力コジェネ  
システムの予備検討", JAERI-Tech 95-055, (1996)



図A.2.3 ヘリウムタービン熱併給発電システム（海水淡化）



図A.2.4 ヘリウムタービン熱併給発電システム（地域暖房）