

JAERI-Review

96-007



核熱利用システムの現状と将来動向

1996年5月

稲葉良知・文沢元雄・菱田 誠・小川益郎  
飯塚隆行・有富正憲<sup>\*1</sup>・神前康次<sup>\*2</sup>  
桑原信一<sup>\*3</sup>・野村眞一<sup>\*4</sup>・村上信明<sup>\*4</sup>  
山内康弘<sup>\*4</sup>・小坂伸一<sup>\*5</sup>

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開している研究報告書です。

入手の問合わせは、日本原子力研究所技術情報部情報資料課（〒319-11 茨城県那珂郡東海村）あて、お申しこみください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-11 茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費領布をおこなっております。

This reports are issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Information Division Department of Technical Information, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokaimura, 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 ニッセイエプロ株式会社

核熱利用システムの現状と将来動向

日本原子力研究所東海研究所高温工学部

稲葉 良知・文沢 元雄・菱田 誠・小川 益郎<sup>+</sup>

飯塚 隆行・有富 正憲<sup>\*1</sup>・神前 康次<sup>\*2</sup>

桑原 信一<sup>\*3</sup>・野村 眞一<sup>\*4</sup>・村上 信明<sup>\*4</sup>

山内 康弘<sup>\*4</sup>・小坂 伸一<sup>\*5</sup>

(1996年4月15日受理)

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

本報告書では、このような課題に対し、核熱利用システム導入の前提条件と導入シナリオについて検討した。特に、高温核熱と石炭改質を組み合わせたシステムに重点を置いてシステムの設計検討と評価を行った。その結果、本システムでは炭酸ガス排出量を従来システムに比べて抑制できる反面、その経済性については炭酸ガス課税がキーポイントになることがわかった。

---

東海研究所：〒319-11 茨城県那珂郡東海村白方白根2-4

+ 企画室

\*1 東京工業大学

\*2 財未来工学研究所

\*3 (株)エス・イー・エイ

\*4 三菱重工(株)

\*5 千代田化工建設(株)

Present Status and Future Perspective of Nuclear Heat Application Systems

Yoshitomo INABA, Motoo FUMIZAWA, Makoto HISHIDA, Masuro OGAWA<sup>+</sup>  
Takayuki IIZUKA, Masanori ARITOMI\*<sup>1</sup>, Yasuji KOHZAKI\*<sup>2</sup>  
Shin-ichi KUWAHARA\*<sup>3</sup>, Shin-ichi NOMURA\*<sup>4</sup>, Nobuaki MURAKAMI\*<sup>4</sup>  
Yasuhiro YAMAUCHI\*<sup>4</sup> and Shin-ichi KOSAKA\*<sup>5</sup>

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

(Received April 15, 1996)

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

In this paper, we considered social, economical, technical conditions necessary for the development of nuclear heat application systems. We also investigated several nuclear heat application systems which reform coal into traffic fuel like hydrogen, methane and methanol, and discussed advantages and disadvantages of the systems. We showed it was possible to reduce carbon dioxide emission of the systems compared with old systems, but we found carbon dioxide tax was the key issue from the viewpoint of economical competitiveness.

Keywords : Nuclear Heat, Nuclear Heat Application System, Coal Reformation,  
C1 Fuel, Hydrogen, High Temperature, Carbon Dioxide

---

+ Office of Planning

\*1 Tokyo Institute of Technology

\*2 Institute for Future Technology

\*3 SEA Corporation

\*4 Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.

\*5 Chiyoda Corporation

## 目 次

|  |    |
|--|----|
| 1. はじめに .....                            | 1  |
| 2. 核熱利用水素・C1燃料製造システム導入のシナリオ .....        | 3  |
| 2.1 エネルギー需給と核熱利用の位置づけ .....              | 3  |
| 2.2 核熱利用技術開発の条件 .....                    | 5  |
| 2.3 水素およびC1燃料に関する技術の現状と将来動向 .....        | 7  |
| 2.4 核熱利用によるC1利用技術の現状と動向（ドイツを中心として） ..... | 17 |
| 2.5 核熱利用システム導入のシナリオ .....                | 18 |
| 3. 核熱利用水素・C1燃料製造システムの構築 .....            | 21 |
| 3.1 既存検討システムの比較 .....                    | 21 |
| 3.2 核熱による石炭からのC1燃料製造システムの新概念 .....       | 22 |
| 3.3 核熱利用水素・C1燃料製造システムの提案 .....           | 24 |
| 4. システムの評価 .....                         | 26 |
| 4.1 評価基準と評価フレーム .....                    | 26 |
| 4.2 評価に必要なデータ .....                      | 27 |
| 4.3 評価モデルと予備評価 .....                     | 29 |
| 5. まとめ .....                             | 33 |
| 5.1 核熱利用技術開発の条件 .....                    | 33 |
| 5.2 核熱利用水素・C1燃料製造システムの概念と評価 .....        | 34 |
| 参考文献 .....                               | 36 |

Contents

|   |    |
|---|----|
| 1. Introduction.....  | 1  |
| 2. Scenario for Introduction of Hydrogen and C1 Fuel Production<br>Systems Using Nuclear Heat.....      | 3  |
| 2.1 Relationship between Energy Supply and Demand and<br>Nuclear Heat Application .....                 | 3  |
| 2.2 Condition of Nuclear Heat Application Technology .....  | 5  |
| 2.3 Present and Future Condition of Hydrogen and C1 Fuel Technology.....                                | 7  |
| 2.4 Present and Future Trend of C1 Technology with Nuclear Heat<br>Application(mainly in Germany) ..... | 17 |
| 2.5 Scenario of Introduction of Nuclear Heat Application Systems .....                                  | 18 |
| 3. Hydrogen and C1 Fuel Production Systems Using Nuclear Heat.....                                      | 21 |
| 3.1 Comparison of Practical Systems.....  | 21 |
| 3.2 New Concepts of C1 Fuel Production System from Coal<br>by Nuclear Heat.....                         | 22 |
| 3.3 Proposal of Hydrogen and C1 Fuel Production Systems<br>Using Nuclear Heat .....                     | 24 |
| 4. Evaluation of Systems .....  | 26 |
| 4.1 Evaluation Basis and Frame .....  | 26 |
| 4.2 Necessary Data for the Evaluation.....  | 27 |
| 4.3 Evaluation Model and Preliminary Evaluation.....  | 29 |
| 5. Summary .....  | 33 |
| 5.1 Condition of Nuclear Heat Application Technology .....  | 33 |
| 5.2 Concepts and Evaluation of Hydrogen and C1 Fuel Production<br>Systems Using Nuclear Heat .....      | 34 |
| References .....  | 36 |

## 1. はじめに

原子力エネルギーは、原子核の反応エネルギーを利用するという基本的特性から、エネルギー発生量当たり取り扱う物質量が少なく、本来高い経済性を持つエネルギーである。現在、エネルギー利用に伴う環境問題が地球レベルで大きな問題となっているが、これらは熱汚染等のエネルギー利用自体の問題ではなく、その利用に伴う炭酸ガスや種々の廃棄物問題であることに注意する必要がある。このエネルギー利用に伴う直接・間接に取り扱う物質とその環境への排出という点で、原子力は本質的にコンパクトなシステムである。実際、原子力は石油・石炭等の化学的エネルギーと比較して、単位エネルギー量当たりに取り扱う物量が、燃料関係について1万分の1（燃焼燃料だけでみると100万分の1）、建設資材等を含めたライフサイクル全体の物質質量について1000分の1のレベルである。

このような原子力エネルギーの利用は、化石燃料による炭酸ガス問題を根本的に解決する手段として最も有力なものであり、その利用拡大には様々な問題を抱えながらも、長期的には不可欠な技術と考えられる。しかし現在、世界のエネルギー利用の半分以上は、電力以外の熱エネルギーとしての利用であり、このため世界全体の炭酸ガス排出量削減のためには、原子力の熱利用面における拡大も重要な課題となっている。従って、本来核エネルギーの持つ可能性を、長期的な世界のエネルギー需給において、現実に利用可能なものにしていく必要がある。そのためには、核熱利用の様々な可能性を具体的な利用システムとして構想し、地域のエネルギー需給との関係や熱電併給による総合的な効率向上の可能性、また高温核熱による水素製造や化石燃料改質等の可能性を評価し、技術開発の課題を具体化していかねばならない。

本報告書ではこのような課題に対し、核熱利用システム導入の前提条件と導入シナリオを検討し、特に高温核熱と石炭改質を組み合わせたシステムに重点を置いてシステムの設計検討と評価を行い、核熱利用システム構築の基礎とした。

本報告書の構成は、第2章で核熱を利用した水素製造およびC1燃料製造システムの導入シナリオを検討している。ここではまず核熱利用の条件を整理し、そこでの技術開発の位置づけを明確にするため、既存の水素製造およびC1燃料製造技術の現状と核熱利用による化石燃料改質技術の現状と動向をレビューし、核熱利用システム導入の1つのシナリオをまとめている。そして特に、資源としては世界に豊富に存在する石炭を、環境制約の中で利用可能なものとするため、核エネルギーによる化石燃料改質が大きな可能性を持つことが指摘される。

第3章では、核熱を利用して水素・C1燃料を製造する具体的なシステムの検討を行っている。今回の検討は、本格的な設計研究を行うための予備的なものとして、種々のシステムの可能性を比較すると共に、石炭改質ガスから核熱による水素を用いてメタノールを製造するシステムの概念を検討している。

第4章では、このようなシステムの経済性、炭酸ガス削減等の環境保全性を評価するための評価モデルの開発とそれを用いた予備評価について述べている。このような評価ではその客観性がとりわけ重要であり、そのためには種々の技術を横断的に評価できることおよび評

価が総合的で整合性のあることが不可欠である。今回の検討は、そのための評価フレームとデータベース作りの第一歩となるものである。



## 2. 核熱利用水素・C1 燃料製造システム導入のシナリオ

### 2.1 エネルギー需給と核熱利用の位置づけ

エネルギー需給の長期的な将来像については、持続可能な開発のための経済社会の基本的なあり方を含めて、現在世界的に根底から見直していこうという動きにある。このような転換期においては、過去の長期的なエネルギー需給の推移の歴史的な分析とその推移を支配していたメカニズムの理解がとりわけ重要である。そして今何が根底から変化しようとしているのか、その変化の流れの中でどのように将来像を描き、何を目標として行動計画を具体化していくかが問われている。このような人類の未来に対し、資源多消費型の工業文明のあり方を根底から見直し、これから何をしていくべきかを国際機関、各国政府、経済界、市民等の様々なレベルと立場から検討することはかつてなかったことであり、それ自体画期的なことと言えよう。

高度に科学技術の発展した社会のエネルギー消費は、自給自足的な社会のエネルギー消費とは全く異なるものであることは確かであるが、ライフスタイルの変化や省エネルギーによる変化の程度については、大きく意見が分かれている状況にある。また、オイルショック後の新エネルギー技術の評価や導入予測にみられたように、断片的なデータや余りに現実を無視した都合の良いデータを集めた、楽観的な評価による将来像は問題解決の方向を誤らせるものである。今こそ、定量的で客観的なデータに基づいた、冷静で客観的なビジョンが求められているのである。

客観的なデータを蓄積し体系的に整備することは、一朝一夕にできることではない。今までにもこのような努力は行われているものの、問題が複雑で総合的であり、かつ世界的な規模を持つだけに、全く不十分な状況にある。ここではまず、将来のエネルギー需給に大きく影響する要因を概観し、核エネルギー利用の位置づけを検討することとする。

将来のエネルギー需給を左右するキーファクターとしては、次のようなものが挙げられる。

- ①人口増加と技術先進国、開発途上国におけるエネルギー需要の伸び
- ②省エネルギー技術の可能性
- ③化石燃料消費に対する炭素税等のCO<sub>2</sub>低減策と価格動向
- ④再生可能エネルギーの利用可能量
- ⑤原子力エネルギーの利用可能量

①については、従来エネルギー専門家一般的な見方では、先進国での需要の伸びは鈍化するものの途上国の伸びが大きいため、長期的にかなり増加するものとみられてきた。電中研による典型的な長期予測例を図2.1-1に示す。世界の4分の1の人口を占める先進諸国は、現状では世界のエネルギー需要の過半を使っているが、今後の増加は余り多くなく、現在の2～5割増しで増加が止まると見なされている。これに対し、今後人口が倍増し、経済成長を行っていく途上国のエネルギー需要は、3～5倍に増大していくと予想されている。

②については、経済システムや社会システムの変化を含めて半分以下の省エネルギーも可能との見方があり、評価が大きく分かれている。この分析の1つの参考となるのは、過去の

長期的な GNP 当たりのエネルギー原単位である。このような長期データの分析例は多くないが、米国の分析例を図 2.1-2 に示す。これによると、過去 60 年間にわたっておよそ 1% 年という省エネルギー率で推移していることがわかる。この割合での推移は、GNP の成長が 1% 以上の場合エネルギー需要の増加を示しているが、今後の各国の炭素税や省エネルギー政策により、先進諸国では長期的には原単位が半減していくことも考えられる。

③については、現在 EC 諸国等で検討されているが、燃料価格の 10~20% 前後の炭素税が議論になっている。しかし、CO<sub>2</sub>削減のためのモデル解析では、長期的には燃料価格の 100~200% の炭素税により、化石燃料の消費量を削減するというシナリオも検討対象になっている。このような化石燃料の抑制は、今までに経験したことの無い規模になると考えられる。

以上のエネルギー需要の削減が行われたとしても、長期的には化石燃料から非化石燃料への代替は不可欠であり、そのためには④、⑤の再生可能エネルギーか核エネルギーへの代替が必要となる。再生可能エネルギーは、エコロジストの間では期待が大きいですが、本命とみられている太陽光発電や風力発電は、そのエネルギー密度の低さと設備利用率の本質的な低さのため、ライフサイクル中のトータルなエネルギー収支もそれほど高いものではなく、小規模な分散電源としての限られた用途以外への導入は困難との見方が強い（設備建設に必要なエネルギーの回収に必要な年数が、現在の太陽電池で 10 年、アモルファス太陽電池で 2~3 年、風力発電でも同様の値が言われている）。

原子力エネルギーは、立地制約や核不拡散政策の最近の動きから、先進諸国において大幅な導入規模見直しの気運にある。長期的には地球環境問題の解決のために、核エネルギーの開発は不可欠であり、またそれを現実に可能とするためには何が必要かの議論がより活発に行われてよいはずである。しかしながら現在は、省エネルギーと再生可能エネルギーによる対応に、多くの人の関心が向いているようである。原子力エネルギーの利用を拡大するためには、発電としての利用だけでなく、水素燃料生産や核熱の効率的な総合利用および地域のエネルギー需要に見合った利用の仕方が必要と考えられる。現在、原子力の熱利用は、地域熱供給等の小規模のものに限られている。1次エネルギーに占める非電力エネルギーの割合は、かなり長期にわたって 50% 程度を占めると考えられるので、長期的に核熱利用の可能性がどの程度になるかは、将来の化石燃料の代替量に大きく影響してくる。将来の電力と非電力のエネルギーの割合に特に大きく影響するのは、自動車等の可搬燃料の電気自動車等による代替の可能性である。原子力エネルギーの将来利用像を描くに当たって、1つの大きな注目点と考えられる。

以上のようなエネルギー需給の動向については、現在大きな転換期で見直しが進められているところであり不確実な点も多いが、一般に検討されているエネルギー需給の将来像の中での原子力の役割は、本来原子力が持っている潜在的な可能性に対し、未だ大きなギャップがあると言えよう。この可能性をより発展させていくためには、原子力技術の発展の可能性を魅力的な開発目標の形で具体的に示し、エネルギー開発の明確な位置づけのもとで技術開発プロジェクトを現実のものとしていく必要がある。このような観点からはとりわけ、現在大きな課題となっている地球環境問題への対応において、化石燃料を代替できる最も大きな可能性は原子力技術にあることを認識すべきである。そのためにも、未だ明確な形で位置づ

けがなされていない核熱利用について、その魅力的な利用技術の可能性を具体的な目標として示し、評価していくことが焦眉の課題と言えよう。

## 2.2 核熱利用技術開発の条件

### (1) 核熱利用技術開発の目標の条件

前節で述べたような、魅力的な技術開発の目標とはどのような条件を満たすものか、そのキーポイントについてまとめると、次のようなことが挙げられる。

#### ①社会のニーズに適合した技術開発目標が明確であること

原子力の新技術の開発においても、一般の科学技術の開発と同様に既存技術と競合しながら代替していく新技術を開発するためには、社会のニーズがどこにあるかをよく見据えた上で、そのニーズに合致した技術概念を開発目標として具体化していくことが不可欠である。高温ガス炉の場合、高温技術に挑戦するという技術開発の位置づけは行われているが、その利用についての将来像は必ずしも明確でないままに開発が進められている状況にある。多目的高温ガス炉の社会的なニーズが不明確だった数年前の状況に対し、地球環境問題への長期的な対応としての高温核熱利用のニーズや高温ガス炉の炉心溶融に対する固有の安全性による柔軟な立地の可能性等、状況の変化に応じた対応が求められている。

#### ②幅広く社会に受け入れられ、柔軟に立地対応できる技術であること

科学技術は両刃の剣であり、技術が社会に導入される初期においてその進歩に応じた社会の成熟が伴わない場合、様々な事故や社会的軋轢が生じるのは、歴史が示しているところである。原子力技術はその軍事技術との関連の深さおよび安全管理の重要性の故に、エネルギー技術開発の当初から、原子力基本法の明確な理念に基づき、社会システムとしての技術の在り方についても他の技術に比較して多くの考慮が払われてきた。しかし、現実には我が国においても、原子力発電所の新規立地を行おうとすると大きな社会的困難に直面し、原子力利用拡大の最大の制約となっている。核熱利用の地域の産業や社会との関連の深さ、高温ガス炉の分かりやすい安全性等を考慮した、社会的な枠組みの中での技術開発目標の具体化と位置づけが重要である。

#### ③技術の特徴を生かして既存技術と競合しうること

科学技術の歴史は淘汰の歴史であり、開発が進められた技術の中で、依然現在も生き残り続けている技術の方がわずかなものである。エネルギー技術の場合、既存のエネルギー資源の利用技術、いわゆる新エネルギー技術、軽水炉をベースとして確立している既存原子力技術とその改良技術、また省エネルギー技術を含めて非常に多くの技術との競合関係が問題になることを忘れてはならない。このため高温ガス炉の開発目標においては、高温という特徴を充分生かすことや地域での産業等での熱利用と効率的に組み合わせること等により、競争力のある利用システムの実現が必要である。

## (2) 核熱利用の条件

核熱の利用技術に関しては、今までに様々なものが提案されている。それらには次のようなものがある。

### ①熱電併給

出口温度 700℃の高温ガス炉を石油化学プラントと組み合わせること等、発電と蒸気の供給を組み合わせるシステムがいくつか設計、評価されている。この場合個々の技術の問題というよりも、負荷のマッチング等のシステムを組む上での問題点、また社会システムや都市近接の原子炉の立地に関する条件が問題となる。

### ②原子力製鉄

かつてガス炉の開発の中心目標とされていたが、原料炭の資源制約が問題にならない等、製鉄業において大きなニーズがなく、経済的にも競合しにくいとの判断が主であった。現在は、炭酸ガス排出の削減という新たな観点からの見直しが、必要となっていると言えよう。

### ③水素製造

水素の高温水蒸気電解法あるいは熱化学法による製造は、古くからの技術課題である。最近前者については、高温燃料電池でのセラミックス技術の開発等により技術開発の見通しができつつあり、経済性等の面での評価が課題となっている。注意すべきことは、これらの水素製造技術の既存の水電解技術に対する効率向上の程度であり、また水素の用途、質の面を含めた価格競争力である。

### ④化石燃料の改質

核熱利用による種々の方法による石炭のガス化、石炭からのメタノール製造、天然ガスの水蒸気改質によるメタノール製造等、化石燃料の改質はドイツを中心として精力的に検討されてきた。これらの技術については次節以降で詳細に検討するが、③における水素製造技術との組み合わせの例も多い。この場合、電力と同程度のコストの水素を用いることになるならば、価格競争力が問題となるのは水素の直接利用の場合と同様である。

### ⑤炭酸ガスのメタノール等への回収固定

火力発電所の排ガスから、高温水蒸気電解法による水素を用いてメタノールを製造するプロセス等、核熱による炭酸ガスの回収固定技術の検討も行われている。この場合、原子炉による水素製造が発電と同程度のコストであれば、このような組み合わせを考えること自体が問題となる。そもそも原子炉で水素を製造し、火力発電所から炭酸ガスを回収するのであれば、原子炉で発電して火力発電を代替する方が、単純で効率的なのは当然のことと考えられる。この例のように個別の技術の評価では、炭素税が上昇する等の条件によっては、一見実現性があるように見えても、総合的にシステム全体を評価するとほとんど意味がない場合もあることに注意する必要がある。

### (3) エネルギー源の価格競争の条件

エネルギー源の価格競争の条件を検討するため、表 2.2-1 に化石燃料の単位熱量当たりの、コストの想定例を示す。この IEA での MARKAL モデルによるシナリオの検討では、核熱コストとの価格競争力の条件が示されており、核熱のコストは 4.1～4.9 円/Mcal 程度となっている。このようなエネルギー価格の横断的な比較は、新技術の経済性が成立する条件を検討するためには不可欠であるが、特に炭素税の導入の仕方による競合性の変化に注意する必要がある。

## 2.3 水素および C1 燃料に関する技術の現状と将来動向

ここでは『水素および C1 燃料に関する技術の現状と将来動向』と題して、既存の産業技術を念頭におき、まず将来のクリーンエネルギーの担い手として期待されている水素の代表的な製造方法を述べると共に、C1 燃料の主力製品であるメタノールの製造方法について説明する。さらに、石炭を利用した C1 化合物の製造技術の一端として、既存あるいは研究開発中の石炭ガス化プロセスならびに石炭水添ガス化プロセスについても説明を加える。

### (1) 水素製造プロセス<sup>(1)</sup>

石油化学プラントにおいて最も一般的な水素製造プロセスは、炭化水素を水蒸気改質反応により分解・精製して水素を製造する方法である。本方式は、水素を製造するだけでなく、同時に生成する一酸化炭素やその他の改質成分を中間原料としてアンモニアやメタノール等の付加価値の高い最終製品を製造するプロセスの前段階に共通する工程であり、言わば石油化学プラントの中の基幹工程の 1 つである。石油精製プラントでは原油を精製する際に発生する水素を自給している場合が多いが、この水素は本来の製造目的とは異なり、あくまでも副産品として生成されるので本項からは省略する。従って、ここでは参考プラントとして、原料に天然ガスを用い、水蒸気改質反応によって水素を製造するプロセスを取り上げる。

図 2.3-1 に水素製造プロセスのブロック・フロー図を示す。水素製造プロセスは主に以下の 3 つの工程に分類することができる。

- ① 脱硫工程
- ② 水蒸気改質工程
- ③ 改質ガス精製工程

ここで上記の諸工程中、一番重要な反応となる水蒸気改質反応について簡単にふれておく。一般にスチームリホーミング反応と呼ばれるこの反応系の実証は、ドイツの BASF 社が 1915 年頃 Ni 触媒上で水蒸気-メタン反応を行わせ、商業的に水素を製造したのが最初である。1930 年に米国の Standard Oil of New Jersey 社が、最初の工業規模の Ni 触媒を使用して常圧操業の水蒸気改質炉を設置し、1953 年に最初の加圧系として操作圧力約 6kg/cm<sup>2</sup>G の運転が開始された。その後、改質圧力は上昇を続け、最近ではメタノール・水素プラントでは 20kg/cm<sup>2</sup>G 前後、アンモニアプラントでは 40kg/cm<sup>2</sup>G 前後となっている。1962 年には英国の ICI 社が、1968 年にはデンマークの Topsoe 社がそれぞれ直留ナフサの改質を可能にする独自の触媒を

開発・工業化した。以下に、図 2.3-1 に示したブロック・フロー図に従って、前述した 3 つの工程を説明する。

### ①脱硫工程

原料天然ガスは、まず圧縮機で  $35\text{kg/cm}^2\text{G}$  程度まで昇圧された後、脱硫槽に導かれる。通常、原料天然ガス中には硫黄化合物（主に  $\text{H}_2\text{S}$ ）が含まれているが、これが次工程の水蒸気改質炉の触媒管内に充填される Ni 系触媒の触媒毒になる。そこで、原料天然ガス中に含まれる  $\text{H}_2\text{S}$  を脱硫槽内に充填された  $\text{ZnO}$  によって次の反応に従って  $0.2\text{ppm}$  程度まで吸着除去をする。



### ②水蒸気改質工程

水蒸気改質炉の入口部では、脱硫された天然ガスと廃熱ボイラーを介して蒸発・加熱されたスチームが混合され、さらに約  $500^\circ\text{C}$  程度に加熱された後、水蒸気改質炉に入る。水蒸気改質工程における主反応は以下の式で表される。

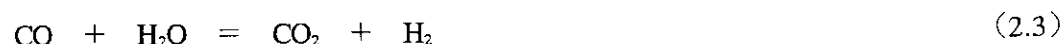


式 (2.2) が一般に水蒸気改質反応と呼ばれ、式 (2.3) はシフト反応と呼ばれる。両者はいずれも平衡反応であり、触媒管出口の分解ガスの組成は入口におけるスチーム・カーボン比、触媒管出口の温度および圧力条件等によって決定される。分解ガスは  $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 、 $\text{H}_2\text{O}$  から成るが、この内、残留  $\text{CH}_4$  が低ければ低いほど分解効率が良くなることになる。これを満足する条件は、上記の反応式からも分かるように、スチーム・カーボン比が大きく、改質圧力が低い程、さらに改質温度が高い程良いことになるが、プラント全体のエネルギー効率の最適化の観点から、通常、スチーム・カーボン比： $2.5\sim 3.5$  程度、改質温度： $850^\circ\text{C}$  程度、改質圧力： $20\text{kg/cm}^2\text{G}$  程度が選定される。

水蒸気改質反応は大きな吸熱反応であることから、必要な熱量を補うため、触媒管を加熱炉の中に設置し、バーナーで燃焼する方式が採用されている。この時の燃料として原料天然ガスの一部が使用される。燃焼ガスは触媒管を加熱後もまだ高温であることから、そのまま系外へ捨てることなく、加熱炉上部の煙道部分を通すことにより、スチームのスーパーヒート、原料天然ガスの予熱に利用した後、約  $150^\circ\text{C}$  程度で炉外へ排気される。

### ③改質ガス精製工程

触媒管を出た改質ガスは廃熱ボイラーで急冷された後、約  $400^\circ\text{C}$  の温度でシフト反応器に入る。シフト反応器には通常、Fe-Cr 系の触媒が充填されており、以下の反応式に従って  $\text{H}_2$  収率の増加が図られる。



その後、 $\text{CO}_2$  吸収塔で  $\text{CO}_2$  を吸収分離した後、さらに  $70^\circ\text{C}$  程度まで冷却をし、凝縮水分離器で水蒸気を凝縮水として気液分離することにより改質ガスをドライガスとする。ここで、分離された凝縮水は新たな供給水と混合され、前述した廃熱ボイラ等の熱交換器を経由して加

熱され、再び水蒸気となって改質用水蒸気およびスチームタービン用水蒸気等に再利用される。一方、ドライ改質ガスは最終的に水素精製装置に導かれ、製品水素とその他のパージガスに分離される。パージガスは  $\text{CH}_4$ 、 $\text{CO}$  や  $\text{H}_2$  の一部等の可燃性ガスを多く含むことから、燃料用天然ガスと混合され水蒸気改質炉の燃料の一部となる。水素精製方式として代表的なものは以下のとおりである。

- ・ 深冷分離
- ・ PSA (Pressure Swing Adsorption)
- ・ 膜分離

## (2) メタノール製造プロセス<sup>(1) (2)</sup>

メタノール合成法は1905年 Sabatier 等の研究に端を発し、1913年にドイツの BASF 社が  $\text{Cr}$ 、 $\text{Zn}$ 、 $\text{Co}$  等の金属酸化物を触媒として、 $\text{H}_2$  および  $\text{CO}$  の混合ガスを 100～120 気圧、300～420℃ の操作条件下で試験的に合成し、炭化水素、飽和・不飽和アルコール等の生成を確認している。1921年には Patart が 150～200 気圧、300～600℃ の操作条件下で触媒を用いて  $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$  からメタノールを合成する特許を取得している。1923年に BASF 社が 200 気圧、400℃、 $\text{Zn-Cr}$  触媒を使用した 3,000ton/year 規模のいわゆる高圧メタノール合成法を工業化した。それ以後、主に経済性の観点から操作温度および圧力の低減化が種々図られ、1966年に英国の ICI 社が  $\text{Cu}$  触媒を使用して 250℃前後、50 気圧で低圧メタノール合成法を工業化した。最近では、さらに、 $\text{Pd}$  や  $\text{Rh}$  系等のより活性の高い触媒の開発を目指して研究が進められている。

メタノール製造プロセスの基本ブロック・フロー図を、図 2.3-2<sup>(2)</sup> に示すと共に、その主要工程を以下に説明する。メタノール製造プロセスは主に次の2つの工程に分類することができる。

- ①メタノール合成工程
- ②メタノール精製工程

### ①メタノール合成工程

天然ガスを原料としたメタノール製造プロセスにおいて、メタノール合成工程の前段階までは、若干の操作条件の差異を除いて、2.3節(1)で示した水素製造プラントの①および②で説明した工程と基本的に同一である。メタノールプラントでは、③の改質ガス精製工程においてメタノールの炭素源の一部となる  $\text{CO}_2$  を除去するための  $\text{CO}_2$  吸収塔をバイパスする点が異なる。こうして炭素源となる  $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{CH}_4$  はすべて改質ガス中に含まれ、冷却後、凝縮水分離器を経てドライ合成ガスとして本メタノール合成工程に入る。原料を天然ガスからナフサあるいは石炭に代えた場合には、ドライ合成ガスを製造するまでの工程がそれぞれ異なるが、メタノール合成工程以降のプロセスは同一である。

ドライ合成ガスは、まず合成ガス圧縮機によってメタノール合成圧(通常  $80\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$  程度)まで昇圧され、後述するリサイクルガスと混合後、熱交換器で約 250℃程度まで昇温されてからメタノール合成反応器に入る。メタノール合成反応器の主反応は以下のとおりである。





この他にも副反応により、ジメチルエーテル等の軽質分やエタノール、プロパノール等の高沸点成分が生成する。メタノール合成反応は発熱反応であることから、熱の除去が必要となる。そこで、各プロセスの反応器の型式には反応熱の除去（回収）方法に種々の工夫がなされている。一般的な方法としては、

- ・メタノール合成反応により温度が上昇した反応ガスを合成ガス自身によって直接クエンチする方式
- ・反応器を、例えばカランドリア構造にしてスチームを介する熱交換によって冷却する方式

等がある。メタノール合成反応器における転化率（One Pass Conversion）は約50%程度であることから、未反応ガスのリサイクル利用が必要となる。

メタノール合成反応器を出た反応ガスは熱回収された後、最終的には冷却水で40℃程度まで冷却され、メタノール分離器で水と共に凝縮した粗メタノールと未反応ガスに気液分離される。前者は次の②で述べるメタノール精製工程へ供給され、後者はメタノール合成工程へリサイクルされる。ここで、リサイクルされる未反応ガス中に含まれる $\text{CH}_4$ や $\text{N}_2$ はメタノール合成反応では全く反応に寄与しない不活性な成分である。合成ガス中の不活性成分がリサイクルによる循環過程の中で徐々に系内に蓄積すると他の反応成分の反応分圧を下げ、その結果、全体の反応転化率が低下することになるので、この現象を防ぐため、リサイクルガスの一部を系外へ抜き出してやる必要がある。この $\text{H}_2$ リッチのパージガスは燃料用ガスとして、水蒸気改質炉の加熱源や必要な場合には水添脱硫用の水素源として利用される。パージ分を除いた未反応ガスは前述したリサイクルガスとして合成ガスと混合され再循環される。

## ②メタノール精製工程

メタノール合成工程より送られてきた粗メタノールは、メタノールの他に水と低沸成分、高沸成分と呼ぶ不純物が含まれているので、この不純物を蒸留によって除去する必要がある。低沸成分と呼ばれるものは、メタノールより沸点が低い不純物であり、ジメチルエーテル、蟻酸メチル、酢酸メチル等であり、高沸成分と呼ばれるものはメタノールより沸点の高い不純物でエタノール、プロパノール、ブタノール、ケトン類等である。

メタノール精製工程の代表的なものは2塔式の蒸留システムである。メタノール合成工程からの粗メタノールは、いったん粗メタノール貯槽に貯えられた後、ポンプで昇圧され精留塔塔底からの熱水によって60℃前後に加熱されてから第1塔目の軽沸塔に供給される。この軽沸塔は0~0.4kg/cm<sup>2</sup>G程度の操作圧力で運転され、粗メタノール中の溶解ガス成分である $\text{CO}_2$ 等と低沸成分のジメチルエーテル等が、同伴する少量のメタノールと共に主として蒸気状態で塔頂部から分離放出され、燃料等に利用される。低沸成分を除去された粗メタノールは、軽沸塔塔底から抜き出され、次に第2塔目となる精留塔の中段に供給される。精留塔は0~0.5kg/cm<sup>2</sup>G程度の操作圧力で運転される。精製メタノールは精留塔の上段部から抜き出され、一方エタノールやブタノール等の高沸成分は、同伴する一部の水やメタノールと共にサイドカットとして中段部から塔外に抜き出され、副製品かあるいは燃料として利用される。精留



塔塔底からは粗メタノール中の水が抜き出され、この熱水は上述のように軽沸塔への粗メタノールの加熱に利用された後、廃棄される。

参考として、メタノールに関する日本と米国の製品規格を、表 2.3-1<sup>(2)</sup> および表 2.3-2<sup>(2)</sup> に示す。

### (3) 石炭ガス化プロセス<sup>(3)</sup>

石炭の利用技術は、ワットの蒸気機関の改良および英国の産業革命の推進に伴い大きく発展し、また石炭ガス化の歴史も古く、19世紀末にまでさかのぼることができる。石炭ガス化の目的は、当初もっぱら燃料ガスの製造にあったが、その後石油化学工業の振興に伴って合成原料ガスの製造に範囲が拡がり、この間、世界の三大ガス化方式と呼ばれる Lurgi 炉（固定床）、Winkler 炉（流動床）、Koppers-Totzek 炉（噴流床）の開発が実施された。商用規模で現在も稼動している石炭ガス化プラントは、この3つをベースにしたものだけである。

表 2.3-3<sup>(3)</sup> に、海外における石炭ガス化に関する主要プロセスの一覧を示す。表から分かるように、開発途上の石炭ガス化プロセスは非常に多いが、基本概念は前述の炉型式を改良発展させたものがほとんどである。1950年代半ば以降、安価で大量な石油と天然ガスの供給によって石炭ガス化の経済性が薄れ、この中には既に研究開発が中断あるいは終了したものも少なくないが、これまで経験した石油危機や将来の石炭の再利用時代の到来に備えた、地道な開発が継続されている。

石炭ガス化プロセスは、その根幹をなす石炭ガス化炉の炉型式によって次の4つに大別することができる。

- ①固定床ガス化
- ②流動床ガス化
- ③噴流床ガス化
- ④熔融床ガス化

上記の4つの炉型式の特徴と、それを組み込んだ石炭ガス化プロセスの概要を、以下に説明する。

#### ①固定床ガス化

固定床ガス化炉として最も実績があるのは、ドイツの Lurgi 社のガス化炉である。この炉は、加圧操業（20～30気圧）ができる唯一の実用ガス化炉で、図 2.3-3<sup>(4)</sup> に示すように、本体に水冷ジャケットがついた縦型炉である。現在、約70基の Lurgi ガス化炉が世界各地で稼動しており、そのほとんどはガス化剤に酸素とスチームを使って、都市ガスの他にアンモニアやガソリンあるいは合成原料ガスを製造している。実績としては、南アフリカ共和国の SASOL プラントが最も有名である。一方、ガス化剤に空気とスチームを使った例として、ドイツの STEAG 石炭ガス化発電プラントが知られている。SASOL プラントの総合ブロック・フロー図を、図 2.3-4<sup>(5)</sup> に示す。Lurgi ガス化炉の特徴は以下のとおりである。

- ・確実な運転性。

- ・生成ガス中の発熱量が比較的高い。
- ・粘結性炭や粉炭は原料に適さない。
- ・タールやフェノール等の液状物が副生する。

現在、さらに経済性の改善をめざした大型化や高圧化ならびにこれまでの欠点を克服する目的で、粉炭原料の利用や副生タールの分解法等の開発研究がなされている。この他にも固定床ガス化炉の改良型として、1) 原料石炭の粒度調整を不要にする、2) 炉内で凝結した石炭やコークスを破砕する、3) より密で均一な固定床を確保する等の目的から、炉内に攪拌機を備えた実験プロセスとして、米国の Morgantown Energy Research Center が開発している『MORGAS プロセス』や General Electric 社が開発している『GEGAS プロセス』等がある。

## ②流動床ガス化

流動床ガス化炉として古い歴史を有し、現在も実動している炉としては、ドイツの Bemag Verfahrensteik 社の Winkler ガス化炉が最も有名である。この炉の構造を、図 2.3-5<sup>(4)</sup> に示す。炉は、耐火材を内張りした堅型円筒方式である。常圧で空気とスチームか酸素とスチームをガス化剤として用い、870~1040℃の操作温度で、低カロリー燃料ガスか合成原料ガスを生成する。1926年に最初の炉が作られ、現在までに約40基が建設されている。Winkler ガス化炉をベースとしたガス化プラントのプロセス・フロー図を、図 2.3-6<sup>(6)</sup> に示す。Winkler ガス化炉の特徴は以下のとおりである。

- ・比較的安定した均一なガス化が可能。
- ・固定床に比べて広範囲の石炭を原料に利用できるが、強粘結性炭や微粉炭は原料として適さない。
- ・流動床を維持するため微妙な運転制御が必要。

その後、Winkler ガス化炉は加圧操業をめざした改良が進められており、ガス化条件を 11 気圧、1100℃に設定した『高温 Winkler プロセス』の開発研究がなされている。流動床ガス化法の改良方式として、米国の IGT (Institute of Gas Technology) が開発している『Hy-Gas プロセス』がある。これは 2.3 節(4)で詳述する石炭の直接水添ガス化反応を組み込んだプロセスで、ガス化工程で極力メタンの生成を図って高カロリーガスを製造することを目的としており、石炭から SNG を生成する先端的な新技術として注目を浴びている。この他にも 2 塔の流動床炉を併用し、その間のキャリアとして石灰石やドロマイトを循環させる方式のものに、米国の Westinghouse 社が開発している『Westinghouse プロセス』や Conoco Coal Development 社が開発している『CO<sub>2</sub> Acceptor プロセス』等がある。これらの方式はキャリアを介入させることによって、1) スティック現象を防止できるため粘結性炭の使用が可能になり、原料炭の予備処理も不要になる、2) ガス化と同時に脱硫を実施し、同時にタール等の副生物の発生を少なくする等の効果を期待している。特に後者のプロセスは、ドロマイトが CO<sub>2</sub> を吸収する際に発生する熱を利用することにより、酸化剤の供給を不要にする点に特徴がある。

### ③噴流床ガス化

噴流床ガス化炉として商用ベースで実稼動しているのは、前述したように、Koppers-Totzek ガス化炉だけである。本炉の構造図を、図 2.3-7<sup>(4)</sup> に示す。炉は内部が耐火材で内張りされており、外部にスチームジャケットが付いた横型円筒方式である。原料としては微粉炭が用いられ、酸素および蒸気と共にバーナから吹き込まれ、炉内で激しい燃焼乱流を形成する。石炭はほとんど瞬間的に完全にガス化し、炭化水素蒸気は熱分解する。この方式は、1940 年代にドイツの Heinrich Koppers 社で開発され、これまでに 50 基近くの実プラントが建設されている。Koppers-Totzek ガス化炉をベースとしたガス化プラントのプロセス・フロー図を、図 2.3-8<sup>(7)</sup> に示す。Koppers-Totzek ガス化炉の特徴は以下のとおりである。

- ・あらゆる炭質の石炭のガス化が可能。
- ・タールその他の副生物がない。
- ・原料石炭を微粉碎することが必要。
- ・炉内温度が極めて高いためメタンが生成しない。

Koppers-Totzek ガス化炉の改良型として、生成ガスの効率化を図った加圧化や Shell 石油会社の重油加圧ガス化技術との組合せを実施して、30 気圧、2000℃以上の操作条件でガス化を行う『Shell-Koppers プロセス』が開発されている。さらに、噴流床炉部分を壺型とし反応部分を 2 段階に分けたものに、米国の Bituminous Coal Research 社が開発している『BI-GAS プロセス』や Combustion Engineering 社が開発している『C-E プロセス』等がある。

### ④溶融ガス化

溶融床ガス化炉は、1970 年代に入って開発研究が開始された比較的新しいガス化方式である。商用規模のものはまだなく、いずれも実験規模段階のプロセスである。このうち、米国の Applied Technology 社が開発している『Molten Iron プロセス』は、溶融鉄を熱媒体に利用して石炭を低カロリーから高カロリーまでの製品ガスに分解・生成させるプロセスである。生成ガスの品位によってプロセス名称が分けられており、低カロリーガス用を Two-Stage プロセス、中カロリーガス用を PATGAS プロセス、さらに高カロリーガス用を ATGAS プロセスとそれぞれ称している。Molten Iron プロセスのガス化炉の構造図を、図 2.3-9<sup>(8)</sup> に示す。石炭は脱硫用石灰石と混合され、酸化剤と共に溶融鉄中に供給される。本プロセスの特徴は、1400℃の溶融鉄による石炭揮発分の分解作用、および溶融鉄の硫黄に対する親和性を利用している点にある。

この他にも溶融炭酸ナトリウム塩を熱媒体かつ触媒として石炭をガス化する方式として、米国の M.W.Kellogg 社が開発している『Kellogg 溶融塩プロセス』や Rockwell International 社が開発している『Rockgas プロセス』等がある。これらの共通する特徴は以下のとおりである。

- ・原料の炭質および粒径に制限が少ない。
- ・タール等の副生物が発生しない。
- ・灰分と硫黄分が溶融液側に捕捉され生成ガス中に混入しない。
- ・耐火材の開発が必要となる。

## ⑤今後の方向性

これまで述べてきたように、石炭ガス化プロセスについては数多くの品揃えがなされており、種々の改良案を盛り込んだ開発計画が進められている。これらのプロセスのめざすところは、天然ガスや石油を原料としたプロセスと比較して有利な独自性を持つと共に、さらに汎用性の高い経済性のある技術を確認することである。この観点に立った今後の技術開発の方向性を、以下にまとめて示す。

- ・ガス化炉の処理容量と生成ガスの質的向上を図るため、操作圧力が高圧化の方向に移行している。
- ・原料石炭の炭質範囲を拡大するため、固定床ガス化炉では攪拌タイプやスラッキング抜き出しタイプ、流動床ガス化炉では予備酸化や固相媒体による希釈等の導入が検討されている。
- ・粉粒状にした石炭と重油を混合し、液体燃料としての取扱いを可能にする COM (Coal Oil Mixture) 技術や、これを利用したハイブリッドガス化プロセスの開発が進んでいる。
- ・高カロリーの SNG の製造を目指したプロセスでは、石炭の水添ガス化工程に重点を置き、後流に位置するメタン合成工程の軽減化を図っている。
- ・ガス化炉内での直接燃焼による熱供給方式に代えて、原子炉からの核熱を利用することにより、原料酸素や空気の消費量を軽減するプロセスが検討されている。

(4) 石炭の水添ガス化プロセス<sup>(4)</sup>

石炭ガス化の基本的な反応システムは、以下の4つに大別することができる。

- ・乾留 (発熱)



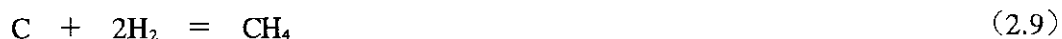
- ・水性ガス化 (吸熱)



- ・シフト反応 (発熱)



- ・水添ガス化 (発熱)



2.3 節 (3) で述べた石炭ガス化の反応形態は、ガス化剤として酸素 (空気) - 水蒸気を用いる方式であるが、この時もガス化炉内では上記の4つの反応は常時生起していると考えてさしつかえない。その中で、特に式 (2.7) の水性ガス化反応を主反応とし、それに必要な反応熱を炭素の酸化もしくは部分酸化によって補っているのが既存のガス化プロセスの基本概念である。これに対して式 (2.9) の水添ガス化反応だけを独立に成立させて、水素を高温で添加することにより石炭から  $\text{CH}_4$  を中心とした高カロリーガスを取り出そうとするのが石炭の水添ガス化プロセスである。実際には水添ガス化反応だけを独立に実施する場合はほとんどなく、ガス化炉内の反応ゾーンを分割して前述の4つの反応系を段階的に実施させているのが現状である。

ここでは、水添ガス化プロセスの例として、『Hy-Gasプロセス』および『Hydrane プロセス』を紹介する。

### ① Hy-Gas プロセス

本プロセスは、流動床方式の石炭ガス炉の項でも若干説明を加えたが、米国の AGA (American Gas Association) の資金援助の下に IGT が 1964 年から研究を開始しており、開発段階のプラントとしては最大級の規模での運転実績を有しているプロセスである。製品ガスは 90% 以上のメタン含有量と  $8,500\text{kcal/Nm}^3$  以上の発熱量を有する高カロリーガスを目標としている。

Hy-Gas プロセスパイロットプラントのフローシートを、図 2.3-10<sup>(3)</sup> に示す。原料石炭量は  $75\text{ton/day}$ 、生成ガス量は  $45,000\text{Nm}^3/\text{day}$  である。本プロセスは、次の 6 つの工程で構成されている。

- ・石炭調整系
- ・前処理系
- ・スラリー供給系
- ・水添ガス化炉
- ・ガス精製系
- ・メタネーション系

石炭調整系では、石炭の粉碎と乾燥が行われる。ここで粒度調整をされた石炭は、水添ガス化炉内での粘結性による固着を防ぐため、部分酸化による前処理が実施される。この前処理系では操作温度  $350\sim 400^\circ\text{C}$  の流動床において原料粘結性炭の粒子表面を酸化する。次に、スラリー供給系において前処理をした石炭を軽油と混合し、軽油スラリーとして水添ガス化炉へ供給する。

水添ガス化炉は、上部から次の 4 つの反応部を形成する豎型円筒の圧力容器である。

- ・乾燥部
- ・第 1 段水添ガス化部
- ・第 2 段水添ガス化部
- ・熱交換部

まず、原料スラリーは最上段の乾燥流動床の上部から噴霧の形で供給される。ここで輸送媒体の軽油は蒸発し、石炭粒子は約  $300^\circ\text{C}$  に加熱されて次の反応部に移る。乾燥流動床底部の拔出管を通してリフトポットに拔出された石炭は上方の円錐型ベッドに  $930^\circ\text{C}$  のガスにより気流輸送される。この間に石炭の約 20% が水添反応を受けメタン化され、 $650^\circ\text{C}$  に加熱される。これが水添ガス化部の第 1 段で反応は 2～3 秒で終了する。その下は水添ガス化部の第 2 段目の流動床で、この部分の温度は水添ガス化反応と水性ガス化反応により自己平衡的に約  $930^\circ\text{C}$  に保たれる。もし温度が上がり始めると水性ガス化反応が進んで、その吸熱により昇温を抑え、反対に温度が下がると水性ガス化反応が抑制されて温度の低下が防止される。ここで石炭の 25% が水添ガス化され、合計約 45% の石炭が水添ガス化反応を受ける。その後石炭は拔出し管を通して最終段の流動床に入り、ここで  $\text{H}_2$  リッチガスと熱交換を行った後、

炉外へ排出される。炉頂から出た粗製ガスは、次にガス精製系へ送られ、300℃で洗浄塔に入りダストおよび水溶性成分が除去される。さらに、従来型のガス精製プラントに入り、H<sub>2</sub>S等が除去される。精製ガスは、この後メタネーション系に送られ、最終的な製品調整が実施される。

## ② Hydrane プロセス

Hydrane プロセスは、米国の Pittsburgh Energy Research Center が開発を手掛けている流動床方式の水添ガス化炉である。未だ実験段階のプロセスであるが、Free Fall Dilute-Phase Reactor (以降 FDP と略称する。) と呼ばれる反応部を設けることにより、次のような特徴を持たせている。

- ・石炭が直接供給される第1段反応部に FDP と呼ぶ希薄層を構成することにより粘結性炭の固着を防止し、ポーラスで反応性の高いチャーを作り出す。
- ・2段構成のガス化炉の採用により生成メタンの95%が炉内で発生する。従って、メタネータにおける処理が大幅に軽くなる。
- ・部分酸化による前処理工程を必要としないので、前処理をした場合にとんでしまう揮発分をメタンとして有効に温存できる。

図 2.3-11<sup>(3)</sup> に、Hydrane プロセスの概念図を示す。残留チャーの水性ガス化反応によって生成後、精製された水素を水添ガス化炉の炉底から供給してチャーの流動床を形成させる。操作条件は 975℃、70 気圧である。この流動床を出た H<sub>2</sub> リッチガスは、上段希薄層部 (FDP) の炉壁を 750℃ に加熱維持しながら、その環状周辺部を上昇した後に反転し、FDP 塔頂から供給された原料微粉炭と共に 750℃、70 気圧の条件下で、FDP を下向きに流れる。その際、原料微粉炭は急速に加熱され、その 20~30% が熱分解もしくは水添ガス化反応によりガス化される。その後、反応ガスは FDP 中間部から炉外に抜き出されメタネータに導かれ、一方、微粉炭は下段の流動床に落ちる。さらに、下段の流動床から抜き出された残留チャーは、水性ガス化炉に直接供給され分解される。

参考として、FDP 部を含めたガス化炉の商用プラントイメージを、図 2.3-12<sup>(3)</sup> に示す。

## ③ 今後の方向性

石炭の水添ガス化プロセスは、反応機構的には優れたガス化プロセスであるが技術的な課題も多く、従って商用規模のものは未だなくいずれも実験規模にとどまっているのが現状である。今後の石炭の水添ガス化プロセスの開発の中で、改善または検討されるべき主要な課題を以下に示す。

- ・構造面および制御面で複雑になることが予想されるガス化炉の機能的な設計対応。
- ・高温でしかも H<sub>2</sub> リッチな雰囲気中で発生し易いスティッキング現象の防止策の検討。
- ・H<sub>2</sub> リッチガスの経済的な製造方式の確立。

## 2.4 核熱利用による C1 利用技術の現状と動向（ドイツを中心として）

### （1）褐炭の水添ガス化プロセス

この設計（図 2.4-1 参照）は、ドイツ Hochtemperatur-Reaktorbau 社の E.Baust 他によって 1983 年に発表されたものである。特徴としては、1 次系とガス化プラントの間に、中間ヘリウムループが入る。また、模擬プラントの実証試験は終了している。プロセス仕様は、原子炉の熱出力 500MWt、入口温度 300℃、出口温度 960℃、1 次系圧力 40bar、蒸気発生器の入口 He 温度 640℃、出口 He 温度 200℃、水蒸気改質器のガス入口温度 560℃、ガス出口温度 680℃、圧力 45bar である。主反応は水添メタン化反応、メタン合成反応、CO シフト転換反応等である。原料として褐炭（Lignite）を用い、製品としてメタン、電力を生産する。

### （2）石炭ガス化プラント①

この設計（図 2.4-2 参照）は、ドイツ Interatom 社の W.Jager 他によって 1983 年に発表されたものである。特徴として 4 機のモジュラー炉で構成され、中間ループがない。プロセス仕様は、熱出力 170MWt のモジュラー炉 4 機で原子炉の合計熱出力 680MWt、入口温度 300℃、出口温度 950℃、1 次系圧力 40bar となっている。主反応容器である水蒸気ガス化器は、石炭とプロセス蒸気から粗製ガスを作る。蒸気発生器は 2 機接続され、中間熱交換器のガス入口温度は 200℃、ガス出口温度は 900℃である。主反応は水性ガス化反応、メタン合成反応、CO シフト転換反応等である。原料の無煙炭 3,470ton/day から、製品としてメタンを  $2,690 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{day}$ 、電力を 84MW 生産する。

### （3）石炭ガス化プラント②

この設計（図 2.4-3 参照）は、ドイツの Lurgi 社によって 1988 年に発表されたものである。特徴として、循環ガス流動床反応器が挙げられる。これに旋回分離器、シールポット、反応器を組み合わせることにより、石炭とスチームが効率良く水性ガス化反応を行えるようになっている。プロセス仕様として、原子炉の熱出力 170MWt、入口温度 450℃、出口温度 950℃、1 次系圧力 40bar、ガス化反応器の入口蒸気温度 550℃、入口蒸気圧力 20bar、流動床反応器の入口 He 温度 950℃、出口 He 温度 850℃となっている。主反応は、水性ガス化反応である。原料には、一般炭を用い、合成ガス（水素、一酸化炭素）および電力を生産する。

### （4）天然ガスからのメタノール製造①

この設計（図 2.4-4 参照）は、ドイツ Interatom 社の W.Jager 他によって 1983 年に発表されたものである。特徴としては石炭ガス化プラント①と同様に、4 機のモジュラー炉で構成され、中間ループがない。プロセス仕様としては、熱出力 170MWt のモジュラー炉 4 機で原子炉の合計熱出力 680MWt、入口温度 300℃、出口温度 950℃で石炭ガス化プラント①と同様であるが、1 次系圧力が 50bar となっている。主反応容器の水蒸気改質器で、天然ガスとプロセス蒸気からメタノールを合成する。主反応はメタンの水蒸気改質反応、CO シフト転換反応、メタノール合成反応等である。原料の天然ガス  $115 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{hour}$  から、製品としてメタノー

ルを 132.6ton/hour、水素を  $95.5 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{hour}$ 、電力を 59MW 生産する。

#### (5) 石炭水添メタノール製造

この設計 (図 2.4-5 参照) は、ドイツの Interatom 社によるものである。4機のモジュラー炉で構成され、中間ループがない。プロセス仕様として、熱出力 170MWt のモジュラー炉 4機で原子炉の合計熱出力 680MWt、入口温度 300°C、出口温度 950°C、1次系圧力 50bar となっている。主反応容器のガス化器で、石炭と水素からメタンを合成する。主反応は水添メタン化反応、メタン水蒸気改質反応、CO シフト転換反応、メタノール合成反応等である。原料の無煙炭 2,690ton/day から、製品としてメタノールを 2,530ton/day、電力を 72MW 生産する。

#### (6) 天然ガスからのメタノール製造②

この設計 (図 2.4-6 参照) は、ドイツの Lurgi 社によって 1988 年に発表されたものである。特徴としては、2次系ヘリウムループがなく、1次系ヘリウムが直接改質器に入る。プロセス仕様として、原子炉の熱出力 170MWt、入口温度 300°C、出口温度 950°C、1次系圧力 40bar となっている。主反応はメタン水蒸気改質反応、CO シフト転換反応、メタノール合成反応等である。原料の天然ガス  $39 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{hour}$ 、水 55ton/hour から、製品としてメタノールを 34ton/hour、電力を 72MW 生産する。

#### (7) 石炭および天然ガスからのメタノール製造

この設計 (図 2.4-7 参照) は、アメリカ GA 社の R.W.Schleicher 他によって 1992 年に発表されたものである。特徴としては、石炭のメタノールへの転換に際して、将来水素が安価に供給されることを予想し、現時点での代替品として天然ガスを用いている点が挙げられる。プロセス仕様として、原子炉の熱出力 450MWt、入口温度 343°C、出口温度 850°C、1次系圧力 71bar となっている。主反応容器の水添ガス化器で、石炭と水素からメタンを合成する。主反応は水添メタン化反応、メタン水蒸気改質反応、CO シフト転換反応、メタノール合成反応等である。原料の石炭  $357 \times 10^3 \text{lb}/\text{hour}$ 、天然ガス  $153 \times 10^3 \text{lb}/\text{hour}$  から、製品としてメタノールを  $765 \times 10^3 \text{lb}/\text{hour}$ 、電力を 300MW 生産する。

## 2.5 核熱利用システム導入のシナリオ

### (1) 導入シナリオの考え方

原子力エネルギー需給における役割は、2.1 節で述べたように、省エネルギーの努力を含めたエネルギー需要の伸び率、低減の度合いおよび CO<sub>2</sub> 削減のための化石燃料消費削減の程度に依存するところが大きい。しかし長期的には、世界の人口増加と経済成長に応じたエネルギー需要に対して化石燃料を代替していくポテンシャルがあるのは核エネルギーだけというのが、現在客観的なデータに基づいた妥当な見方と考えられる。

この場合 2.2 節で検討したように、核熱利用の可能性は、容易でない面が多いものの、化石燃料代替という長期的な課題において、原子力の非電力分野での利用は避けて通れない。



この核熱利用法の中で、熱電併給技術は、社会的条件が整えば、現在技術の延長で導入可能なものであり、今後地域の核熱利用システムを CO<sub>2</sub>削減や立地問題対応への一環として、総合的に評価していくことが極めて重要な課題と考えられる。

次に核熱による水素製造技術は、水素の製造コストが電力コストと同レベルである現状では、単独では極めて導入が困難な状況にある。水素の需要についても、CO<sub>2</sub>削減上の可搬液体燃料代替の決め手として期待は大きいものの、コストおよび利用技術の両面から制約は大きい。現在、水素が燃料として実用化しているものはロケットであるが、将来航空機燃料および自動車燃料としての期待がある。しかし、自動車用燃料としては、むしろガソリンの代替燃料として技術的に容易なメタノール燃料が注目される。自動車のエネルギー源としてもう1つ見逃せないのは、電気自動車の可能性である。現在、電池の性能向上は急速に進んでおり、CO<sub>2</sub>削減、NO<sub>x</sub>削減等の対策として劇的な変化が起きる可能性がある。

核熱利用と化石燃料改質との組み合わせは、現在の燃料利用システムを基として核熱を導入し、その分 CO<sub>2</sub>を削減していく最も現実的な対策となる可能性が大きい。特に、資源量は豊富であるが利用しにくい石炭を、核熱を用いて環境影響が小さく利便性の高いガスまたは液状の C1 燃料に転換して用いることは、非電力分野での化石燃料を核エネルギーに代替するシナリオとして実現性が高いものと考えられる。

## (2) 核熱利用における C1 燃料製造システムの導入シナリオ

核熱利用によるメタノール等の C1 燃料製造方法の現状については 2.4 節で述べたようなものがある。ここでは特に、世界の多くの国で豊富に存在する石炭資源を、CO<sub>2</sub>排出をできるだけ低いレベルに抑えながら、C1 燃料に転換していくシナリオを考える。石炭を核熱によって改質し、利用するシステムは、次のような点で大きな意味があると考えられる。

- ① 偏在しており、希少性の高い石油や天然ガス資源を、多くの国に豊富に存在する石炭資源で代替することのニーズは大きく、様々に技術開発が行われてきた。しかし、今後石炭の直接利用は CO<sub>2</sub>排出が大きなネックとなってくる可能性があり、核熱利用と組み合わせる等して、CO<sub>2</sub>排出削減が必要である。
- ② 産炭地および国内での石炭利用の地域インフラストラクチャを活用すると共に、熱電併給システム等の地域エネルギーシステムと結びつけた形で、原子炉の立地が可能となる。
- ③ 環境影響の低い C1 燃料を、既存の燃料資源と経済的に競合しうるレベルで供給できる可能性がある。特に CO<sub>2</sub>削減目標を実現するために、社会的な合意を形成する1つの有効な方法となりうる。
- ④ 高温ガス炉の新しい技術体系を導入していくに当たって、すでに技術的蓄積の大きい石炭ガス化、液化技術および石炭火力における石炭関連技術の技術基盤を活用できる。

以上のような利点を生かして、核熱利用 C1 燃料製造技術を導入するためには、何よりも経済性の高い石炭改質技術の開発が不可欠である。この条件については、2.2 節で述べた各種エネルギー源の価格と、水素および電力の価格のシステム中での位置付けが問題となる。ここでは、導入シナリオに基づいて、核熱利用メタノール製造システムを総合的に評価するフレームとして、次のような価格体系を基準ケースとして考えることにする。

表2.5-1に、各種エネルギー源、核熱（IEAによる値の参照値）および電力の1990年度のMcal当りの価格を示す。この将来値の設定については実質価格で、石油および天然ガスは2%上昇、石炭は1%上昇を基本ケースとする。またCO<sub>2</sub>税については、現在の原油価格の約10%に相当する1.2円/kgCO<sub>2</sub>を基に、年率1%で上昇するケースを基準ケースとし、3.6円/kgCO<sub>2</sub>、年率2%上昇（原油価格が2%で上昇する場合、この炭素税は原油価格の約30%に相当する。）をハイケースとする。この2ケースについて、核熱利用による石炭改質メタノール製造技術の価格競争条件を検討することにする。

### 3. 核熱利用水素・C1 燃料製造システムの構築

#### 3.1 既存検討システムの比較

石炭、メタンを原料としてメタノールを製造するシステムで、マスバランスのわかっている図3.1-1 から図 3.1-5 に示す5つのケースについて核熱利用度、Cの有効利用度、CO<sub>2</sub>排出量について比較した。各評価基準は下記の仮定によって計算した。

##### ①核熱利用度

核熱利用度は、核熱の内電力となった核熱と、メタン水蒸気改質器や、高温水蒸気電解によって化学エネルギーへ変換された核熱、メタノール製造系へ熱として供給された核熱に分けて表す。システムの詳細なヒートバランスが不明なものは、下記の仮定によりヒートバランスを求めた。

(a)電力の発電効率を40%と仮定して、発電で消費された核熱を求める。

(b)水蒸気改質では改質に必要なエネルギーを既存のプラントの値から原料発熱量の1.26倍とした。

(c)水蒸気改質後の発熱量は原料発熱量の1.25倍として、増加した25%が核熱が化学エネルギーに変換されたものとして計算した。

なお(b)と(c)の仮定については、システムによって条件が異なるので、詳細にはマスヒートバランスに基づいて再検討する必要がある。

##### ②CO<sub>2</sub>排出量

CO<sub>2</sub>排出量は、製品製造時に発生するものと、製品使用時（この場合メタノール燃焼時）に発生するもの、廃棄する炭素をCO<sub>2</sub>に換算したものを示した。またこれらの合計が、直接利用で発生するCO<sub>2</sub>となる。単位は、製品1MJ当たりのCO<sub>2</sub>発生量で表した。

メタノールの製造時には、メタノールの反応速度が遅いため、図3.1-6に示すようなメタノール合成塔からガスをパージする必要がある。パージガス量はプロセスガスの約5%で、パージガスは燃焼させて熱量を回収する。このため、プロセスガス中の約5%の炭素が炭酸ガスとなって排出される。

##### ③Cの有効利用度

Cの有効利用度を製品中の炭素量と、原料の炭素量の比で表す。利用されない炭素は廃棄炭素や、製造時に発生する炭酸ガスとして大気に放出される。

計算結果を図3.1-7から図3.1-9に示す。核熱利用度は、電解水素システムの40%に比較して電解水素システム以外は約20から28%と低い。CO<sub>2</sub>排出量も電解水素システムが最も少なく、メタノール製造時のオフガスの燃焼による発生のみである。他のシステムでは、製造段階でCO<sub>2</sub>発生があるために高くなっている。Cの有効利用度も、電解水素システムは95%であるが、石炭を利用する他のシステムは、ガス化炉での未反応炭素の廃棄や製造プロセスで

の炭酸ガス発生によって約50%と低い。またメタンを原料とした Interatom 社のシステムでも炭素の有効利用率は80%程度である。

電解水素システム以外のシステムの問題点を、以下にまとめて示す。

- (a)水添、水蒸気添加ガス化炉は一般に流動層が用いられるが、石炭中のタールによる流動阻害のため運転温度が限られ、また炭種による条件の最適化が必要である。
- (b)メタン、メタノールを製造する場合には製造過程で二酸化炭素の発生が避けられない。
- (c)石炭中の炭素の有効利用率向上のためには、天然ガスを改質した水素を用いる必要がある。
- (d)ガス化炉ではメタノールを製造する場合、石炭中炭素の50%近くが廃棄され、大量の炭素廃棄場所の確保が必要。
- (e)ガス分離がシステム内で行われるが、水素、一酸化炭素、メタンの分離は深冷法か PSA 法で行うことになり、所内動力が大きくなる可能性が高い。深冷法のシステムを図3.1-10に PSA 法のシステムを図3.1-11に示す。深冷法ではガスを冷却して液化点の違いによって混合ガスを分離するもので、冷却のための動力が必要である。PSA 法ではゼオライト等の吸着材にガスを選択的に加圧下で吸着させ、減圧したときに脱着させるものである。減圧する場合に真空ポンプが必要となり、この動力の評価が必要である。

### 3.2 核熱による石炭からの C1 燃料製造システムの新概念

#### (1) 都市隣接型電解水素石炭ガス化システム

前節の検討から、HTGR と電解水素部分酸化ガス化炉を組み合わせた石炭からの C1 燃料製造システムが、他のシステムと比較して有望なシステムであることがわかった。ここではこのシステムを発展させ、新概念として以下の特徴を持つシステムを提案する。

- ①本質安全性の高い MHTGR (Modular High Temperature Gas cooled Reactor) と、余剰チャーが無く、灰処理の容易な石炭ガス化炉を組み合わせた都市近郊立地が可能なシステムとする。
- ②石炭と MHTGR の核熱からメタノール、電力、温熱、冷熱、淡水を供給する。
- ③都市で発生する廃棄物処理への核熱利用をはかる。

図3.2-1に MHTGR の概念図を示す。高温ガス炉は黒鉛でできたブロック型の炉心をヘリウムガスで冷却するもので、800℃から900℃の高温の熱を取り出すことができる。今回検討した高温ガス炉は、GA社の熱出力350MWtの MHTGRである。MHTGRは、熱出力を350MWt (最近のGA社の設計では、450MWtに熱出力が増加している。)に抑えることと、耐熱性の高い被覆燃料粒子の採用で、異常時に炉の操作ができなくなっても炉心の燃料温度が耐熱温度である1,600℃以上には上昇せず、燃料粒子からの放射性物質の漏洩が極めて低く抑えられる設計となっており、本質安全性が高い原子炉と言われている。またモジュール型であるため工場での製作比率が高く、生産性の向上で価格を低くすることが可能とされている。原子炉容器は、直径6,680mm、高さ22,000mmで周囲を自然空冷の冷却パネル(RCCSパネル)で覆われている。原子炉からでた高温1次ヘリウムガスは、中間熱交換器と蒸気発生器が一体となった熱交換器で、2次ヘリウムガスと蒸気と熱交換される。原子炉と中間熱交換器・蒸

気発生器は、半地下型の原子炉建屋に納められている。

図3.2-2<sup>(9)</sup>に部分酸化の噴流床ガス化炉（石炭利用水素製造技術研究組合（HYCOL）開発）を、図3.2-3<sup>(9)</sup>にガス化炉システムを示す。石炭はコンバスタに吹き込まれ、ここで1,600℃以上で燃焼する。この際石炭に含まれる灰は、溶融してコンバスタ下部のスラグホールから排出される。高温のガスはリダクタへ供給され、このガスに石炭とリサイクルチャーを供給してリダクタ内でガス化する。ガス化されたガスは対流伝熱部を通して冷却された後に、脱塵、脱硫される。スラグホールから排出された溶融灰は、冷却されガス化炉外部へ排出される。図3.2-4<sup>(9)</sup>に排出された灰を、表3.2-1<sup>(9)</sup>にその性状を示す。灰中の未燃分は少なく、また溶融後固化しているの見かけの密度が高く、低温でガス化した場合に比べて容積が少なくなると考えられる。水添ガス化炉の場合には、見かけ密度の低い灰の他に、未反応のチャーが大量に排出されるので、噴流床ガス化炉に比べてかなり広い灰捨て場を確保する必要がある。

### （２）熱電併給を含めたカスケードシステムの可能性

メタノール製造系、発電系から低温の排熱が発生するので、これによる地域熱供給、海水淡水化が可能である。また発電系の蒸気タービンからの抽気蒸気による海水淡水化も可能で、100℃程度の蒸気で蒸気量の10～15倍の淡水製造が可能である。石炭ガス化電解水素システムではこれらを考慮すると更に高い核熱利用率となる。また都市で発生する汚水の乾燥、含水ごみの乾燥に排熱を利用することも可能である。図3.2-5に汚水乾燥システムを、図3.2-6に含水ごみ乾燥システムの概念を示す。さらに低温の温水を用いて、都市近郊農家への低温熱供給による野菜の温室栽培が考えられる。図3.2-7にシステム構成を示す。

### （３）システムの特徴

このシステムの利点を、下記に示す。

- ①機器設計が難しい水添ガス化、ガス分離を行う必要がない。
- ②石炭ガス化炉と系統的に切り離されているので、単独運転が可能で、必要に応じて電力の発生が可能である。
- ③石炭ガス化炉で未反応チャーを系外へ取り出せば、他のシステムに近いシステムとすることができる。
- ④高温水蒸気電解セル以外は、既存技術を用いているので開発要素が少ない。他のシステムでは水添ガス化、メタン、CO、H<sub>2</sub>のガス分離が必要であり、これらはスケール効果もあり、開発要素が多い。特にガス分離はPSAで行えば実現可能であるが、消費動力が多くシステム効率の見直しが必要となる。
- ⑤部分酸化のガス化炉なので、多様な炭種が使用できる。
- ⑥電解装置から発生した酸素富化空気を、石炭ガス化炉の酸素源として用いることができる。
- ⑦将来的に、水素エネルギーシステムへの移行が容易である。
- ⑧海外で採掘、輸送の困難な重質油、市場価値の低い粗悪炭を付加価値の高いメタノールとして輸出可能とするシステムへの移行も可能である。

このように多くの利点を持つ、柔軟性に富むシステムである。欠点として、高温水蒸気電解の成否に、システムの成否がかかっていることが挙げられる。

水の電気分解に必要な電気エネルギーは、反応式 (3.1) のギブスの自由エネルギーの変化  $\Delta G$  で表される。



$$\Delta G = \Delta H - T \Delta S \quad (3.2)$$

図 3.2-8<sup>(10)</sup> に式 (3.1) で示される反応の、ギブスの自由エネルギー、エンタルピー、エントロピーの温度に対する変化を示す。温度が高くなるほどギブスの自由エネルギーは減少し、電解に要するエネルギーが減少する。常温と 1,000°C を比較するとギブスの自由エネルギーは約 25% ほど 1,000°C の方が低く、高温ほど効率よく電気分解可能であることがわかる。

この原理に基づき、電解質に酸素イオン導電性の安定化ジルコルニアを用いたものが高温水蒸気電解である。高温水蒸気電解は、固体電解質燃料電池の技術が基礎となっている。図 3.2-9<sup>(10)</sup> に高温水蒸気電解の原理を示す。電解質である安定化ジルコルニアの両側に、陽極としてランタン系ペロブスカイト酸化物と、陰極としてニッケルとジルコルニアのサーメットが多孔質膜を形成している。電極間に外部から電位を印加すると、陰極で水蒸気が酸素イオンと水素に分解され、酸素イオンは電解質内を陽極側に移動し、陽極で電子を放出して酸素となって排出される。この水蒸気電解を行う要素を電解セルと言い、これはセラミックスで構成され、約 1,000°C で作動する。

1980 年代中頃より、図 3.2-10 に示す溶射でセラミックス膜を成膜する固体電解質燃料電池の開発が行われている。現在、図 3.2-11 に示すような 1kW モジュールを試作するに至っており、今世紀の末に数百 kW クラスの発電装置の実用化に向けて開発を進めている。高温水蒸気電解は燃料電池の逆動作であるので、基本的には燃料電池と同じ装置を用いることが可能である。従って、高温水蒸気電解も固体電解質燃料電池の開発と相まって、開発が促進されるものと考えられる。

図 3.2-12 に、1,000Nm<sup>3</sup>/hour の高温水蒸気電解装置の概念図を示す。直径 5,300mm、高さ 4,000mm の装置中に、25,000 本の電解セルが納められることになる。図 3.2-13、図 3.2-14 に、高温水蒸気電解プラントの配置図を示す。各電解装置は向かい合って配置され、それぞれ配管で接続される。

### 3.3 核熱利用水素・C1 燃料製造システムの提案

図 3.3-1 に、エネルギーセンターとしての核熱利用水素・C1 燃料製造システムを提案する。このシステムは前節で述べたように、都市近接立地が可能な MHTGR と噴流床石炭ガス化プラントの組み合わせによって、都市で利用される電気、温熱、冷熱、工業用プロセスヒート、自動車用燃料としてのメタノール、都市ガスとしてのメタン、水素、海水淡水化による飲料水供給、汚水処理を行うものである。またこのシステムは、ガス化炉と水素製造システム、メタノール製造システムが独立しており、将来の水素エネルギーシステムへも容易に移行できる利点がある。

この様な都市総合エネルギー供給センターとして活用されれば、原子力エネルギーおよび石炭をカスケード熱利用して有効にすることが可能であり、核熱の利用率を80%程度に高められる。表3.3-1に、従来システムの代表例と本システムを核熱利用度、CO<sub>2</sub>排出量、Cの有効利用度の点から比較して示す。いずれの評価でも、本システムは他のシステムと比べて優れている。

以上本システムの特徴を、以下にまとめて示す。

- ①本質安全性が高いMHTGRと廃棄物が少ないガス化炉の組み合わせで、都市近接立地を可能とした。
- ②原子炉のメンテナンス、運転が容易である。
- ③地域冷暖房、造水、都市廃棄物処理、温室への低温熱供給等の熱利用を組み合わせることで、熱のカスケード利用を実現し、核熱の有効利用をはかる。
- ④熱の有効利用で消費される化石燃料を減少させて、炭酸ガス発生量を抑制する。
- ⑤石炭を炭素源とした液体燃料製造で、都市輸送用燃料をまかなう。

## 4. システムの評価

第3章で構築した、核熱利用水素・C1燃料製造システムおよび熱電併給を含めたカスケードシステムに対し、既存プロセスとの相対評価の観点から経済性および炭酸ガス発生量の削減効果の評価を行った。

### 4.1 評価基準と評価フレーム

#### (1) 経済性評価

経済性評価は、核熱利用水素・C1燃料製造システムおよび熱電併給を含めたカスケードシステムのプラント年間費用をもとに、メタノールの生産単価を算出することにより行った。

#### ① プラント年間費用の算出

プラント年間費用は、以下の式により算出するものとする。

$$\begin{aligned} \text{プラント年間費用} \\ = \text{年間の (資本費 + 核燃料費 + 運転維持費 + 原材料費)} \end{aligned} \quad (4.1)$$

左辺の年間の費用は、次のとおりである。

#### (a) 資本費

資本費は、土地代を除く建設費に、定額償却年数、残存価値および利子率より計算される資本回収係数（資本年経費率）を掛け合わせて求める。定額償却年数としては、耐用年数を用いる。技術的には本来プラントの寿命期間で均等に償却するのが妥当と考えられるが、他のプラントとの相互比較をする際には、税法上の法定耐用年数という同じ考え方に立つ値を採用する場合がある。建設費については今回の評価では、以下の設備の建設費より構成されるものとした。

##### i) 高温ガス炉

##### ii) C1燃料製造プロセス設備

- ・石炭水蒸気改質
- ・水素添加ガス化
- ・メタン改質
- ・メタノール製造

##### iii) 蒸気供給のための設備

#### (b) 核燃料費

#### (c) 運転維持費

運転維持費は大別して、直接費（人件費、修繕費、保険料等の諸費）と関連費（プラント運営主体の業務分担費）から構成される。計画段階にある本プラントの場合はこれら費用を求めるのは不可能であり、一般的に採用されているプラントの建設費に定率を掛け合わせる簡略法で求める。



## (d) 原材料費

本プラントの場合には、原材料費は石炭であり、水素については外部より購入する場合には、原材料費に含まれるものとする。

## ② メタノール価格の算出

本プラントの場合には、高温ガス炉による核熱を C1 燃料、熱電併給の多目的に利用するため、メタノール価格はコストアロケーションによって算出する必要がある。コストアロケーションの方法には、比例法とクレジット法がある。比例法は、例えば熱電併給の二重目的の場合、熱供給のために低減した電力の比でプラントの年間費用をそれぞれの目的に配分する方法である。今回の調査では、水素・C1 燃料製造システムが中心であり、以下に示すように電力単価と蒸気単価をあらかじめ設定し、先に電力コストと蒸気コストを決めてプラント年間費用から控除し、残る費用からメタノール価格を算出するクレジット法によるものとする。

$$\begin{aligned} & \text{年間メタノール製造費用} \\ & = \text{プラント年間費用} - (\text{年間電力売価} + \text{年間蒸気売価}) \end{aligned} \quad (4.2)$$

$$\begin{aligned} & \text{メタノール価格} \\ & = \text{年間メタノール製造量} / \text{年間メタノール製造費用} \end{aligned} \quad (4.3)$$

ここで、左辺の内容は次のとおりである。

## (a) 年間電力売価

軽水炉の送電端単価を用いて、年間送電量より算出する。

## (b) 年間蒸気売価

化石燃料（蒸気ベース）の単位熱量当たりの単価を用いて、蒸気利用設備への年間供給熱量より算出する。

## (2) 炭酸ガス発生量の削減効果の評価

本プラントの導入により、メタノール生産において既存プロセスである天然ガス原料の場合に比べ炭酸ガスの発生量が削減されるほか、熱電併給により化石燃料の使用を抑制できるので、この面からも炭酸ガスの発生量を削減できる。一方、本プラントの導入によって、高温ガス炉の材料製造のために必要なエネルギー、建設に必要なエネルギー等が消費されるため、炭酸ガスが付加される。炭酸ガス発生量の、熱電併給による削減効果および高温ガス炉の導入による付加効果については、我が国のエネルギー消費量の燃料構成を基にして評価する。

## 4.2 評価に必要なデータ

## (1) 経済性評価に必要なデータ

4.1 節 (1) に記した経済性評価を行うためには、以下のデータが必要である。

①プラント年間費用の算出

(a)資本費

資本費の算出には、年間の償却額を算出するため、本プラントを構成する以下の設備の、土地代を除く建設費、償却年数、残存価値および利率が必要である。

i) 高温ガス炉

ii) C1 燃料製造プロセス設備

- ・石炭水蒸気改質
- ・水素添加ガス化
- ・メタン改質
- ・メタノール製造

iii) 蒸気利用のための設備

(b)核燃料費、運転維持費、原材料費

核燃料費および原材料費については、初年度の費用およびそれらの年間上昇率が必要である。運転維持費については、各構成設備の初年度建設費に対する比率および年間上昇率が必要である。

②メタノール価格の算出

メタノール価格は、本プラントによる年間のメタノール製造量、発電量および蒸気供給熱量の他、電力コストと蒸気コストをクレジットとしたコストアロケーションによって算出するため、年間電力売価と年間蒸気売価を固定する必要があり、そのため電力単価と蒸気単価が必要である。

③既存プロセスとの相対評価

本プラントにより製造されるメタノール価格との比較のため、メタノール単価およびその年間上昇率が必要である。

(2) 炭酸ガス発生量の削減効果の評価に必要なデータ

4.1 節(2)に記した炭酸ガスの削減効果を評価するためには、以下のデータが必要である。

①メタノール単位製造量当たりの炭酸ガスの発生量

- ・天然ガス原料の場合
- ・本プラントの場合

②熱電併給による削減効果および高温ガス炉の導入による付加効果

- ・我が国のエネルギー消費における燃料構成
- ・上記の各燃料ごとの単位発熱量当たりの炭酸ガス発生量

### 4.3 評価モデルと予備評価

#### (1) 経済性評価

##### ① 評価モデル

##### (a) 資本費

本プラントを構成する各設備の建設費  $I$ 、償却年数  $n$ 、残存価値  $a$  および利率  $i$  を、以下のように定義する。

|                   | 建設費   | 償却年数  | 残存価値  | 利率  |
|-------------------|-------|-------|-------|-----|
| i) 高温ガス炉          | $I_1$ | $n_1$ | $a_1$ | $i$ |
| ii) C1 製造プロセス     |       |       |       |     |
| ・石炭水蒸気改質          | $I_2$ | $n_2$ | $a_2$ |     |
| ・水素添加ガス化          | $I_3$ | $n_3$ | $a_3$ |     |
| ・メタン改質            | $I_4$ | $n_4$ | $a_4$ |     |
| ・メタノール製造          | $I_5$ | $n_5$ | $a_5$ |     |
| iii) 蒸気利用のための供給設備 | $I_6$ | $n_6$ | $a_6$ |     |

従って、年間の償却額である資本費  $P_c$  は、

$$P_c = \sum_{k=1}^6 \left[ I_k \left\{ (1-a_k) \frac{i(1+i)^{n_k-1}}{(1+i)^{n_k} - 1} + i \cdot a_k \right\} \right] \quad (3.3)$$

となる。

##### (b) 核燃料費

年間核燃料費  $F$ 、設備利用率  $P$ 、年間上昇率  $i$  とし、初年度は添え字 0 とすれば、プラント運開後  $m$  年における燃料費  $F_m$  は、

$$F_m = \left( F_0 \frac{P}{P_0} \right) (1+i)^m \quad (3.4)$$

となる。

##### (c) 運転維持費

年間運転維持費  $M$ 、年間上昇率  $i$  とし、初年度は添え字 0 とすれば、プラント運開後  $m$  年における運転維持費  $M_m$  は、

$$M_m = M_0 (1+i)^m \quad (3.5)$$

となる。

##### (d) 原材料費

原材料費  $R$ 、年間上昇率  $i$  とし、初年度は添え字 0 とすれば、プラント運開後  $m$  年における原材料費  $R_m$  は、

$$R_m = R_0 (1+i)^m \quad (3.6)$$

となる。

以上より、運開後  $m$  年におけるプラント年間費用  $T_m$  は、次式のようになる。

$$T_m = P_c + F_m + M_m + R_m \quad (3.7)$$

アロケーションにより固定した年間電力売価と年間蒸気売価を、運開後  $m$  年において、年間上昇分を含みそれぞれ  $Q_m$  および  $S_m$  とすれば、年間メタノール製造費用  $MP_m$  は、

$$MP_m = T_m - (Q_m + S_m) \quad (3.8)$$

となる。

## ②評価条件

第3章の石炭ガス化電解水素システムに対し、以下の条件でメタノール価格を算出し、天然ガス直接利用による価格と比較した。本システムの場合、メタノールの生産量を減らすことによりプラント外への送電もできるが、メタノール最大生産量の場合についてのみ評価し、熱電併給効果はないものとした。

### (a)資本費

表 4.3-1 に本システムのモジュール当たりの建設費を示す。このモジュール3基で年間81万トンのメタノールを生産する。この表の原子炉系の建設費は米国のデータであり、一般的に我が国の原子炉プラントの建設費に比べて低目であるため、我が国の1992年度運開の原子力発電所の建設単価343千円/kW発電容量<sup>(1)</sup>の値を用いて、後記する540MWeの発電炉に相当する本プラントの原子炉系の建設費を1,852億円とした。熱利用系を含めると、プラントの建設費は総額で2,926億円となる。資本費の算出にあたっての条件は、次のとおりである。

#### i) 償却年数

- ・原子炉系：税法上の償却年数16年または耐用年数30年
- ・熱利用系：税法上の償却年数9年または耐用年数30年

#### ii) 残存価値：10%

#### iii) 利率：6%

#### iv) 年間上昇率：実質で上昇なし

### (b)核燃料費

プラントの原子炉出力は3モジュールで1,350MWtであり、発電効率を40%とすれば、540MWeの発電炉に相当する。さらに設備利用率を80%、核燃料単価を1.4円/kWhとすれば、核燃料費は年間約53億円となる。また核燃料費の年間上昇率は、実質で1%とした。

### (c)運転維持費

原子炉系および熱利用系共に運転維持費を年間で建設費の4%とすれば、約117億円となる。運転維持費の年間上昇は、実質でゼロとした。

### (d)原材料費

本プラントの炭素有効利用度0.95、一般炭価格5,000円/ton、炭素量0.727で、年間の石炭原材料費は約22億円となる。原材料費の年間上昇率は、実質で1%とした。

### (e)天然ガス直接利用によるメタノール価格

1990年度価格で28円/kg<sup>(2)</sup>とし、年間上昇率は実質で1~3%とした。

### ③評価の結果

評価の結果を、表 4.3-2～表 4.3-4 に示す。

#### ケース 1

表 4.3-2 に、1990 年運開とし、資本費を税法上の償却年数を用いて評価したケースを示す。プラント建設費の償却後の資本費は残存価値に対する利子分のみであるため、メタノール価格も低下していくが、やがて核燃料費と原材料費の上昇によりメタノール価格は上昇する。

#### ケース 2

表 4.3-3 に、資本費を税法上の償却年数を用いて均等化して計算し、各年度におけるメタノール価格を評価したケースを示す。資本費および運転維持費は各年度で一定であるが、核燃料費と原材料費の上昇によりメタノール価格は上昇する。天然ガス原料によるメタノールの価格の年間上昇率を 1、2、3%とした場合の、本プラントによるメタノール価格との比較を図 4.3-1 に示す。天然ガス原料メタノール価格の年間上昇率が 3%の場合、2018 年で競合することになる。

#### ケース 3

表 4.3-4 に、資本費を耐用年数を用いて均等化して計算し、各年度におけるメタノール価格を評価したケースを示す。ケース 2 の場合に比べ、本プラントの資本費および運転維持費が低くなるため、図 4.3-2 に示すように、天然ガス原料メタノール価格の年間上昇率が 3%の場合 2008 年、2%の場合 2018 年と競合時期は早くなる。

なお本プラントの原子炉系は発電プラントとしても機能するが、参考として 4.3 節 (1)

②の評価条件(a)、(b)および(c)を用いて発電単価を算出すれば

- ・建設費の償却年数を 16 年とした場合の発電単価：7.5 円/kWh
- ・建設費の償却年数を 30 年とした場合の発電単価：6.4 円/kWh

となる。

#### (2) 炭酸ガス発生量の削減効果と炭酸ガス課税時の経済性

第 3 章の石炭ガス化電解水素利用システムは、石炭中の炭素を有効に利用し、環境への炭酸ガスの排出量をできる限り削減することを目的として検討されたメタノール製造システムである。本システムと、石炭および天然ガスから直接メタノールを合成するシステム、すなわち第 3 章の表 3.3-1 に記載の「石炭直接利用システム」および「天然ガス直接利用システム」とを比較した場合の炭酸ガスの削減量、ならびに炭酸ガス課税時のメタノール価格の評価を行った。

### ①評価条件

#### (a)炭酸ガス課税額

炭酸ガス課税額は 2.5 節のシナリオに基づき、以下の 2 つのケースについて評価する。

- ケース 1：1990 年時点で 1.2 円/kgCO<sub>2</sub>とし年率 1%上昇
- ケース 2：1990 年時点で 3.6 円/kgCO<sub>2</sub>とし年率 2%上昇

## (b)炭酸ガス発生量

各評価対象システムにおける製造時および製品メタノール燃焼時に発生する炭酸ガスの合計で評価する。各システムごとのメタノール重量当たりの炭酸ガス発生量は第3章の検討より、メタノール燃焼エネルギーを5,420kcal/kgとすれば次のとおりである。

- i) 石炭直接利用システム : 4.08kgCO<sub>2</sub>/kg メタノール
- ii) 天然ガス直接利用システム : 2.72kgCO<sub>2</sub>/kg メタノール
- iii) 石炭ガス化電解水素システム : 1.43kgCO<sub>2</sub>/kg メタノール

なお石炭および天然ガスから直接メタノールを合成するシステムにおける製品メタノール価格は1990年時点で28円/kgとし、年率2%で上昇するものとした。また石炭ガス化電解水素システムの条件は、4.3節(1)③の資本費を耐用年数を用いて均等化して算出するケース3に同じとした。

## ②評価の結果

## (a)炭酸ガス発生量の削減

年間81万トンのメタノール生産の場合、各評価対象システムでは製品燃焼時も含め、以下に示す量の炭酸ガスが発生する。

- i) 石炭直接利用システム : 約330万トンCO<sub>2</sub>
- ii) 天然ガス直接利用システム : 約220万トンCO<sub>2</sub>
- iii) 石炭ガス化電解水素システム : 約116万トンCO<sub>2</sub>

従って、石炭ガス化電解水素システムの導入により、炭酸ガスの発生量は、石炭直接利用システムの場合に比べ約214万トン、天然ガス直接利用システムの場合に比べ約104万トン削減できることになる。

## (b)炭酸ガス課税時のメタノール価格の評価

表4.3-5および図4.3-3に、炭酸ガス税が1.2円/kgCO<sub>2</sub>、年率1%で上昇する場合について、各評価対象システム間のメタノール価格の評価結果を示す。石炭ガス化電解水素システムによるメタノール価格は、石炭直接利用の場合とは2016年で、天然ガス直接利用の場合とは2020年で競合することになる。

表4.3-6および図4.3-4に、炭酸ガス税が3.6円/kgCO<sub>2</sub>、年率2%で上昇する場合についての評価結果を示す。この課税条件では、石炭ガス化電解水素システムによるメタノール価格は、石炭直接利用の場合とは2004年で、天然ガス直接利用の場合とは2012年で競合することになる。

## 5. まとめ

### 5.1 核熱利用技術開発の条件

#### (1) 技術開発目標の条件

ここでは、開発目標という観点から、核熱利用の条件を整理する。

##### ①社会のニーズに適合した技術開発目標が明確であること

原子力の新技術の開発においても、一般の科学技術の開発と同様に、既存技術と競合しながら代替していく新技術を開発するためには、社会のニーズがどこにあるのかを良く見据えた上で、そのニーズに合致した技術概念を開発目標として具体化していくことが不可欠である。高温ガス炉技術の場合、高温技術に挑戦するという技術開発の位置づけは行われているが、その利用についての将来像は必ずしも明確ではない。このような状況に対し、地球環境問題への長期的な対応としての高温核熱利用へのニーズ、あるいはガス炉の炉心溶融に対する固有の安全性と柔軟な立地の可能性等、最近の状況の変化に応じた対応が求められている。

##### ②幅広く社会に受け入れられ、柔軟に立地できる技術であること

科学技術は両刃の剣であり、技術が社会に導入される初期において、技術進歩に応じた社会の成熟が伴わない場合、様々な事故や社会的軋轢が生じるのは、歴史の示すとおりである。原子力技術はその軍事技術との関連の深さおよび安全管理の重要性ゆえに、エネルギー技術開発の当初から、原子力基本法の明確な理念に基づき、社会システムとしての技術のあり方について、他の技術と比較して多くの考慮が払われてきた。しかし、現実には我が国においても、原子力発電所の新規立地を行おうとすると大きな社会的コンフリクトに直面し、原子力利用拡大の最大の制約となっている。核熱利用の地域産業や社会との関連の深さ、高温ガス炉のわかりやすい安全性等を考慮した社会的枠組みの中での技術開発目標の具体化と位置づけが重要である。

##### ③科学技術の特徴を生かして既存技術と競合しうること

科学技術の歴史は淘汰の歴史であり、開発が進められた技術の中で、現実の社会の中で生き残っている技術の方がわずかなものである。エネルギー技術の場合、省エネルギー技術も含めた非常に多くの技術との競合関係が問題となる。このため高温ガス炉の開発目標においては、高温という特徴を十分生かし、また地域の熱利用システムと組み合わせること等により、競争力のある利用システムを構築する必要がある。

#### (2) 核熱利用の条件

ここでは、核熱利用の方法と条件についてまとめる。

##### ①熱電併給

高温ガス炉を石油化学プラントと組み合わせること等、発電と蒸気の供給を組み合わせたシステムが種々設計、評価されている。この場合、負荷変動への対応や社会システム上の問

題、原子炉の都市近接立地に関する条件等が問題となる。

## ②原子力製鉄

かつてガス炉開発の中心目標とされたが、原料炭の資源制約が問題にならない等、製鉄業において大きなニーズがないと判断されてきた。現在、炭酸ガス排出量の削減という、新たな観点からの見直しが必要となっている。

## ③水素製造

水素の高温水蒸気電解法あるいは熱化学法による製造は、古くからの技術的課題である。最近前者については、高温燃料電池でのセラミック技術の開発等により技術開発の見通しができつつあり、経済性等の面での評価が課題となっている。注意すべきことは、これらの水素製造技術の既存の水電解技術に対する効率向上の程度であり、また電力と水素の用途、質の面を含めた価格競争力である。

## ④化石燃料の改質

核熱利用による石炭のガス化、石炭からのメタノール製造等、化石燃料の改質はドイツを中心として精力的に検討されてきた。炭酸ガス排出削減のためには、水素の添加量を増やす必要があり、経済性と炭酸ガス削減効果との関係が問題となる。

## ⑤炭酸ガスのメタノール等への回収固定

火力発電所の炭酸ガス回収のため、水素を添加してメタノールとして炭素を固定する技術の検討も行われている。この場合、水素製造コストが発電と同じレベルのコストであるならば、このような組み合わせを考えること自体の意味が問題となる。

## 5.2 核熱利用水素・C1 燃料製造システムの概念と評価

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

以上の観点から、核熱利用水素・C1燃料製造システムを位置づけ、既存設計例の比較評価を行うと共に、特にその典型的な具体例として、核熱による高温水蒸気電解と石炭ガス化を組み合わせたメタノール製造システムの概念（以下、石炭ガス化電解水素システム法と呼ぶ。）を検討評価した。その評価結果を、次にまとめる。

### ①炭酸ガス利用度と炭酸ガス排出量

従来の水添ガス化法等の石炭ガス化法では、未反応炭素や炭酸ガス発生のため、石炭の炭素の50%程度しか利用されていない。これに対し、石炭ガス化電解水素システム法では、石炭の有効利用度が95%であり、製造段階での炭酸ガス発生量は投入炭素の5%に抑えられる。



## ②経済性

本システムによるメタノール製造コストは、水素製造コストに大きく依存する。現在の高温水蒸気電解法の水素製造コストは、熱量当たり電力と同レベルにある。このため、既存の石炭ガス化、液化システムと比較してかなり経済性が低くなる。この経済性の比較では、今後の炭素税の割合がキーパラメータとなるので、炭素税を1.2円/kgCO<sub>2</sub>（現在の重油価格の約20%に相当）から変化させて比較評価を行った結果、5～8円/kgCO<sub>2</sub>程度で既存システムと同レベルのコストになることが示された。

## ③今後の課題

石炭改質用水素のコスト低減が最も重要な課題であり、電解水素以外の水素を利用するシステム、あるいは熱電併給システムと組み合わせたトータルシステムとしての最適化の検討が課題である。

## 参 考 文 献

- (1) 「水蒸気改質炉・分解炉ハンドブック」、高圧ガス保安協会、1985年
- (2) 「地球環境保護への貢献をめざして—原子炉熱利用の進め方—」、  
日本原子力産業会議原子炉熱利用懇談会・調査研究グループ、1992年
- (3) 「石炭利用・発電プラント技術」、フジテクノシステム、1980年
- (4) Franke,F.H.; Zum Stand der Kohlevergasung, Chem.-Ing.-Tech., No.12; p.917~923, 1978
- (5) South African Coal, Oil and Gas Corporation Ltd., 資源, No.201; p.101~116, 1978
- (6) Banchik,I.N.; The Winkler Process for the Production of Low-Btu Gas from Coal,  
Clean Fuels From Coal Symposium II; p.359~374, 1975
- (7) Plants for the Gasification of all Kinds of Fuels by the Koppers-Totzek Process,  
Krupp-Koppers GmbH Pamphlet, 1979
- (8) LaRosa,P.,McGarvey,R.J.;Fuel Gas from Molten Iron Coal Gasification,  
Clean Fuels From Coal Symposium II; p.232, 1975
- (9) 「石炭の高温ガス化とガス化発電技術」、日本エネルギー学会ガス化委員会編、  
アイピーシー社、1994年
- (10) 宮本他、「高温核熱を用いた水素・メタノール製造システム」、  
エネルギー・資源学会 第11回研究発表会講演論文集、1992年
- (11) 「エネ研報告から—発電コストの長期予測」、原子力産業新聞、1992年

表2.2-1 化石燃料の単位熱料当たりのコスト (円/Mcal)

[化石燃料 (蒸気ベース)]

|     | 燃 料 コ ス ト |       |       |       |       | ボイラコスト | CO <sub>2</sub> 課徴金 (\$/tonCO <sub>2</sub> ) |     |
|-----|-----------|-------|-------|-------|-------|--------|--|-----|
|     | 1990年     | 2000年 | 2010年 | 2030年 | 30 \$ |        | 100 \$                                       |     |
|     | 重油        | L 1.9 | 2.4   | 2.9   | 4.1   |        | 1.8  | 1.2 |
|     | H 1.9     | 3.1   | 4.3   | 6.7   |       |        |  |     |
| LNG | L 2.3     | 2.9   | 3.5   | 4.7   | 2.0   | 1.0    | 3.5  |     |
|     | H 2.3     | 3.7   | 5.0   | 7.7   |       |        |  |     |
| 石炭  | L 1.0     | 1.1   | 1.3   | 1.5   | 2.7   | 1.7    | 5.6  |     |
|     | H 1.0     | 1.2   | 1.4   | 1.8   |       |        |  |     |

(注) ①燃料コストは、MARKALモデルインプットデータ (OECD・IEA シナリオ) による。

②ボイラコストは、エネ研 (「原子力発電の将来展望に関する調査/1991年3月」) の発電コストデータから、燃料費を除いたものを熱効率で割り戻して算出。

(建設費・石炭 25.5万円/kW、重油 18.8万円/kW、LNG 21.9万円/kW、熱効率 39%、熱利用率 85%)

③ 146.75 円/\$ (OECD/IEA 数値)

表2.3-1 メタノールの製品規格 (日本「JIS K 1501-1969」)<sup>(2)</sup>

| 項 目                              | 規 格               |
|----------------------------------|-------------------|
| 比 重 (15/4℃)                      | 0.798以下           |
| メタノール分 (%)                       | 99.3以上            |
| 留 分 (V/V %)                      | 64.0~66.0℃留出量95以上 |
| 遊離酸 (アルカリ消費量) (N/100NaOHml/50ml) | 2.0以下             |
| 蒸発残留分 (%)                        | 0.002 以下          |
| ヨードホルム生成物質 (アセトン換算の%)            | 0.1 以下            |
| 水溶性                              | 透明またはほとんど透明       |
| 硫酸着色物質                           | 標準液より薄いこと         |
| 過マンガン酸カリウム還元性物質                  | 標準液の色より退色しないこと    |

備考：留分は当事者間において了解した場合はこれを省略してもよい。

表2.3-2 メタノールの製品規格 (US Federal Specification)<sup>(2)</sup>

| 項 目        | 単 位      | グレード<br>A | グレード<br>AA |
|------------|----------|-----------|------------|
| アセトンとアルデヒド | ppm      | 30以下      | 30以下       |
| アセトン       | ppm      | —         | 20以下       |
| エタノール      | ppm      | —         | 10以下       |
| 酸性度        | ppm      | 30以下      | 30以下       |
| メタノール      | wt%      | 99.85以上   | 99.85以上    |
| 不揮発分       | gm/100ml | 0.0010    | 0.0010     |
| 過マンガン酸カリ価  | min      | 30        | 30         |
| 水分         | ppm      | 1,500以下   | 1,000以下    |

表2.3-3 海外における代表的な石炭ガス化プラント (1/2)<sup>(3)</sup>

| ガス化炉型式                          | 開発機構(国籍)   | ガス化炉またはプロセスの名称  | 開発状況                       | 製品ガスカロリー | 炉圧(atm)    |
|---------------------------------|--|---|----------------------------|----------|------------|
| 固                               | Applied Technology Corp. (米)                               | Wellman Incandescent                                  | 実用炉                        | 低        | 常          |
|                                 | Foster Wheeler Corp. (米)                                   | FW/Stoic  | 実用炉                        | 低        | 常          |
|                                 | Lurgi Mineralöltechnik GmbH (西独)                           | Lurgi   | 実用炉                        | 中・低      | 30         |
|                                 | McDowell-Wellman Engineering Co. (米)                       | Wellman-Galusha                                       | 実用炉                        | 低        | 常          |
|                                 | Wilputte Corp. (米)   | Chapman (Whilputte)                                   | 実用炉                        | 低        | 常          |
|                                 | Woodhall-Duckham Ltd. (英)                                  | WD/GI   | 実用炉                        | 低        | 常          |
| 定                               | Allis Chalmers Corp. (米)                                   | Kilgas  | ベンチスケール                    | 低        | 40         |
|                                 | British Gas Corp. (英)                                      | Lurgi Slagging  | 60t/d PP                   | 中        | 25         |
|                                 | General Electric Co. (米)                                   | GEGAS   | 1t/h PP                    | 低        | 25         |
|                                 | Grand Forks Energy Technology Center (米)                   | GFETC Slagging  | 25t/d PDU                  | 中        | 25         |
|                                 | Kohlegas Nordrhein GmbH (西独)                               | KGN   | 1t/d PP                    | 中        | 20         |
|                                 | Morgantown Energy Research Center (米)                      | MORGAS  | 20t/d PDU                  | 低        | 20         |
|                                 | Riley Stoker Corp. (米)                                     | Riley-Morgan  | 実用炉の改良                     | 中・低      | 常          |
| 流                               | Bemag Verfahrensteik GmbH (現在Davy Powergas GmbH) (西独)      | Winkler   | 実用炉                        | 中・低      | 常          |
|                                 | Battelle Memorial Institute (米)                            | Agglomerating Burner                                  | 25t/d PP                   | 中        | 7          |
|                                 | Bergbau-Forschung GmbH (西独)                                | Neuclear Coal Steam Gasification                      | 200kg/h PDU                | 中        | 40         |
|                                 | Bituminous Coal Research, Inc. (米)                         | Tri-Gas   | 50kg/h PDU                 | 低        | 17         |
|                                 | City University of New York (米)                            | Fast Fluidized Bed                                    | ベンチスケール                    | 低        | 20         |
|                                 | Coal Research Establishment (英)                            | CRE   | 50kg/h PDU                 | 低        | 常          |
|                                 | Cogas Development Co. (米)                                  | COGAS   | 50t/d PP                   | 中        | 常          |
|                                 | British Coal Utilization Research Association (英)          |   |                            |          |            |
|                                 | Consolidation Coai Co. (現在Conoco Coal Development Co.) (米) | CO <sub>2</sub> Acceptor Two-Stage Partial Combustion | 30t/d PP<br>ベンチスケール        | 高<br>低   | 10<br>15   |
|                                 | Exxon Corp. (米)  | Catalytic Gasification                                | 75t/d PP<br>(元Synthane PP) | 高        | 90         |
|                                 | Hydrocarbon Research, Inc. (米)                             | Fast Fluid-Bed  | 300kg/h PDU                | 低        | 10         |
|                                 | Institute of Gas Technology (米)                            | HYGAS<br>U-GAS  | 75t/d PP<br>200kg/h PDU    | 中・高      | 80<br>6    |
|                                 | Pittsburgh Energy Research Center (米)                      | Synthane Hydrane                                      | 75t/d PP<br>ベンチスケール        | 高<br>高   | 90<br>100  |
|                                 | Rheinische Braunkohlenwerke AG (西独)                        | Hydrogasification High Temperature Winkler            | 200kg/h PP<br>25t/d PP     | 高<br>高   | 100<br>100 |
|                                 | Royal Institute of Technology (スウェーデン)                     | Fast Fluid-Bed  | 60kg/h PDU                 | 中・低      | 10         |
| Westinghouse Electric Corp. (米) | Multistage Fluidized-Bed                                   | 15t/d PDU   | 低                          | 20       |            |
| 床                               | Heinrich Koppers GmbH (現在Krupp-Koppers GmbH) (西独)          | Koppers-Totzek  | 実用炉                        | 中        | 常          |
|                                 | Babcock and Wilcox Co. (英・米)                               | B-W   | 実用炉の改良                     | 中・低      | 常          |

表2.3-3 海外における代表的な石炭ガス化プラント (2/2) <sup>(3)</sup>

| ガス化炉型式  | 開発機関(国籍)  | ガス化炉またはプロセスの名称                      | 開発状況           | 製品ガス | 炉圧(atm) |
|---|---|-------------------------------------|----------------|------|---------|
| 噴<br>流<br>床                                     | Bell Aerospace Corp. (米)                                | High Mass Flux                      | ベンチスケール        | 中・低  | 50      |
|   | Bituminous Coal Research, Inc. (米)                      | BI-GAS                              | 120t/d PP      | 高    | 100     |
|   | Combustion Engineering, Inc. (米)                        | C-E                                 | 120t/d PDU(PP) | 低    | 常       |
|   | Garrett Research and Development Co. (米)                | Flash Pyrolysis                     | 25kg/h PDU     | 中    | 常       |
|   | Inex Resources, Inc. (米)                                | Coalex                              | ベンチスケール        | 低    | 常       |
|   | Institute of Power (ポーランド)                              | -                                   | 100kg/h PDU    | 低    | 常       |
|   | Pittsburg and Midway Coal Co. (米)                       | PAMCO/ FW                           | ベンチスケール        | 低    | 20      |
|   | Foster Wheeler Ener Corp.p. (米)                         | Flash Hydrogasification(元Hydrane)   | 4t/h PP        | 高    | 100     |
|   | Rocketdyne-Rockwell International Corp. (米)             | Flash Hydrogasification(元Hydrane)   | 4t/h PP        | 高    | 100     |
|   | Saarbergwerke AG (西独)                                   | Saarberg-Otto                       | 11t/h PP改良     | 中・低  | 25      |
|   | Dr. C. Otto GmbH (西独)                                   | Saarberg-Otto                       | 11t/h PP改良     | 中・低  | 25      |
|   | Shell Internationale Petroleum Maatschappij B.V. (オランダ) | Shell-Koppers                       | 150t/d PP      | 中    | 30      |
|   | Krupp-Koppers GmbH (西独)                                 | Shell-Koppers                       | 150t/d PP      | 中    | 30      |
|   | Stone and Webster Engineering Corp. (米)                 | Neuclear Coal Solution Gasification | ベンチスケール        | 高    | 140     |
|   | Texaco Development Corp. (米)                            | Texaco                              | 15t/d PP       | 中・低  | 80      |
| Ruhrkohle AG (西独)                               | Texaco  | 150t/d PP                           | 中・低            | 40   |         |
| Vereinigte Elektrizitätswerke Westfalen AG (西独) | VEW   | 24t/d PP                            | 低              | 常    |         |
| 溶<br>融<br>床                                     | Applied Technology Corp. (米)                            | Two-Stage Coal Combustion           | 5kg/min PDU    | 低    | 常       |
|   |   | PATGAS                              |                | 中    |         |
|   |   | ATGAS                               |                | 高    |         |
|   | Atomics International Division (米)                      | Rockgas                             | 1t/h PDU       | 中・低  | 30      |
|   | Rockwell International Corp. (米)                        | Molten Salt                         | ベンチスケール        | 中・低  | 18      |

PDU: Process Development Unit PP: Pilot Plant

表2.5-1 エネルギー源の種類別単価の想定

|     | 1990年単価<br>[円/Mcal] | 価格上昇率<br>[%/年] | CO2税<br>[円/kgCO2] |
|-----|---------------------|----------------|-------------------|
| 重油  | 1.9                 | 2              | 1.2<br>~<br>3.6   |
| LNG | 2.3                 | 2              |                   |
| 石炭  | 1.0                 | 1              |                   |
| 電力  | 10~12               | ---            | 3.6               |
| 核熱  | 4~5                 | ---            |                   |

表 3.3-1 メタノール製造システムの比較評価

| 対象システム                    | システム系統図 | 核熱利用度, Cの有効利用度<br>CO <sub>2</sub> 排出量 kg/MJメタノール  |
|---------------------------|---------|---|
| 1<br>石炭直接利用               |         | <p>0 50 100<br/>0 0.1 0.2</p> <p>(Cの有効利用度)</p> <p>メタノール燃焼<br/>脱CO<sub>2</sub><br/>オフガス (CO<sub>2</sub>排出量)</p>                    |
| 2<br>天然ガス直接利用             |         | <p>(Cの有効利用度)</p> <p>メタノール燃焼<br/>オフガス<br/>加熱用 (CO<sub>2</sub>排出量)</p>  |
| 3<br>Interatm社<br>水添石炭ガス化 |         | <p>化学エネルギー<br/>電力 (核熱有効利用度)<br/>蒸気などの顕熱</p> <p>(Cの有効利用度)</p> <p>メタノール燃焼<br/>製造 (CO<sub>2</sub>排出量)<br/>廃棄C (CO<sub>2</sub>換算)</p> |
| 4<br>KFA システム             |         | <p>電力 (核熱有効利用度)<br/>蒸気などの顕熱<br/>化学エネルギー</p> <p>(Cの有効利用度)</p> <p>メタノール燃焼<br/>製造 (CO<sub>2</sub>排出量)<br/>廃棄C (CO<sub>2</sub>換算)</p> |
| 5<br>GA システム              |         | <p>化学エネルギー<br/>電力 (核熱有効利用度)<br/>蒸気などの顕熱</p> <p>(Cの有効利用度)</p> <p>製造 (CO<sub>2</sub>排出量)<br/>廃棄C (CO<sub>2</sub>換算)<br/>メタノール燃焼</p> |
| 6<br>石炭ガス化<br>電解水素システム    |         | <p>蒸気などの顕熱<br/>化学エネルギー (H<sub>2</sub>)<br/>地域冷暖房<br/>淡水化 (核熱有効利用度)</p> <p>(Cの有効利用度)</p> <p>製造 (CO<sub>2</sub>排出量)<br/>メタノール燃焼</p> |

表4.3-1 高温ガス炉／熱利用系建設費  
 「450MWt当たり（3モジュール1,350MWt当たり）」

|                 | 構成機器   | 建設費、出典等  |
|-----------------|--|--|
| 原子炉系            | <ul style="list-style-type: none"> <li>蒸気サイクルモジュラー型高温ガス炉一式</li> <li>中間熱交換器</li> </ul>                      | GCRA RESEARCH REPORT EP 91-19 による。                 |
|                 | 原子炉系建設費  | 475 億円 (1,425 億円)<br>(国内同出力軽水炉 1,852 億円)           |
| 熱利用系            | <ul style="list-style-type: none"> <li>高温水蒸気電解装置関連機器</li> <li>メタノール製造装置関連機器</li> <li>石炭ガス化炉関連機器</li> </ul> | エンジニアリング振興協会報告書「海外クリーンエネルギー輸送技術に関する調査研究報告書」をベースに算出 |
|                 | 熱利用系建設費  | 358 億円 (1,074 億円)                                  |
| 高温ガス炉 / 熱利用系建設費 |  | 833 億円 (2,499 億円)<br>(国内補正 2,926 億円)               |



表4.3-2 メタノール価格の予備評価（ケース1）  
（資本費を税法上の償却年数を用いて評価）

1. 資本費

| 入 力 値       |            |           |      | 試 算 結 果       |              |
|-------------|------------|-----------|------|---------------|--------------|
| 建設費<br>[億円] | 定額償却<br>年数 | 残存<br>価値率 | 利子率  | 資本回収<br>係数CRF | 各資本費<br>[億円] |
| (1) 高温ガス炉   | 16         | 0.1       | 0.06 | 0.0934        | 167          |
| (2) 熱利用系    | 9          | 0.1       | 0.06 | 0.1387        | 141          |
| 総額          | 2,926      |           |      |               |              |
|             |            | 資本費       |      | 運開9年まで        | 308          |
|             |            |           |      | 運開10年～16年     | 173          |
|             |            |           |      | 運開17年以降       | 18           |
| 年度          | 1990       | 2000      | 2005 | 2020          | 2030         |
| 資本費 [億円]    | 308        | 173       | 173  | 18            | 18           |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 53 [億円]  
年間上昇率 0.01

| 年度        | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----------|------|------|------|------|------|
| 核燃料費 [億円] | 53   | 59   | 62   | 71   | 79   |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

建設費に対する比率 0.04  
初年度運転維持費 117 [億円]  
年間上昇率 0

| 年度         | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------|------|------|------|------|------|
| 運転維持費 [億円] | 117  | 117  | 117  | 117  | 117  |

4.

原材料費  
初年度原材料費 22 [億円]  
年間上昇率 0.01

| 年度        | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----------|------|------|------|------|------|
| 原材料費 [億円] | 22   | 24   | 26   | 30   | 33   |

5. プラント年間費用

| 年度            | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|---------------|------|------|------|------|------|
| プラント年間費用 [億円] | 500  | 373  | 377  | 236  | 247  |

6. メタノール価格

| 年度                      | 1990 | 2000 | 2010 | 2020 | 2030 |
|-------------------------|------|------|------|------|------|
| メタノール価格 [円/kg]          | 62   | 46   | 47   | 29   | 30   |
| 参考 天然ガス原料メタノール価格 [円/kg] | 28   | 34   | 42   | 51   | 62   |

(年間上昇率；2%)

表4.3-3 メタノール価格の予備評価(ケース2)

(資本費を税法上の償却年数を用いて評価)

## 1. 資本費

| 入 力 値       |            |           |     | 試 算 結 果       |              |     |
|-------------|------------|-----------|-----|---------------|--------------|-----|
| 建設費<br>[億円] | 定額償却<br>年数 | 残存<br>価値率 | 利子率 | 資本回収<br>係数CRF | 各資本費<br>[億円] |     |
| (1) 原子炉系    | 1,852      | 16        | 0.1 | 0.06          | 0.0934       | 167 |
| (2) 熱利用系    | 1,074      | 9         | 0.1 | 0.06          | 0.1387       | 141 |
| 建設費総額       | 2,926      |           |     |               | 総額           | 308 |

建設費年間上昇率 0

## 資本費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 308  | 308  | 308  | 308  | 308  |

## 2. 核燃料費

初年度核燃料費 53 [億円]

年間上昇率 0.01

## 核燃料費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 53   | 59   | 62   | 71   | 79   |

## 3. 運転維持費(直接費及び関連費)

建設費に対する比率 0.04

初年度運転維持費 117 [億円]

年間上昇率 0

## 運転維持費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 117  | 117  | 117  | 117  | 117  |

## 4. 原材料費

初年度原材料費 22 [億円]

年間上昇率 0.01

## 原材料費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 22   | 24   | 26   | 30   | 33   |

## 5. プラント年間費用

| 年度            | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|---------------|------|------|------|------|------|
| プラント年間費用 [億円] | 500  | 508  | 512  | 526  | 537  |

## 6. メタノール価格

メタノール年間生産量 81 [万吨]

| 年度                     | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------------------|------|------|------|------|------|
| メタノール価格 [円/kg]         | 62   | 63   | 63   | 65   | 66   |
| 参考天然ガス原料メタノール価格 [円/kg] | 28   | 34   | 38   | 51   | 62   |
| (年間上昇率)                | 0.02 |      |      |      |      |

表4.3-4 メタノール価格の予備評価（ケース3）  
（資本費を耐用年数を用いて評価）

1. 資本費

|          | 入 力 値       |            |           | 試 算 結 果       |              |
|----------|-------------|------------|-----------|---------------|--------------|
|          | 建設費<br>[億円] | 定額償却<br>年数 | 残存<br>価値率 | 資本回収<br>係数CRF | 各資本費<br>[億円] |
| (1) 原子炉系 | 1,852       | 30         | 0.1       | 0.0685        | 125          |
| (2) 熱利用系 | 1,074       | 30         | 0.1       | 0.0685        | 73           |
| 建設費総額    | 2,926       |            |           | 総額            | 198          |

建設費年間上昇率 0

| 年度       | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|----------|------|------|------|------|------|
| 資本費 [億円] | 198  | 198  | 198  | 198  | 198  |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 53 [億円]

年間上昇率 0.01

| 年度        | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----------|------|------|------|------|------|
| 核燃料費 [億円] | 53   | 59   | 62   | 71   | 79   |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

建設費に対する比率 0.04

初年度運転維持費 117 [億円]

年間上昇率 0

| 年度         | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------|------|------|------|------|------|
| 運転維持費 [億円] | 117  | 117  | 117  | 117  | 117  |

4. 原材料費

初年度原材料費 22 [億円]

年間上昇率 0.01

| 年度        | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-----------|------|------|------|------|------|
| 原材料費 [億円] | 22   | 24   | 26   | 30   | 33   |

5. プラント年間費用

| 年度            | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|---------------|------|------|------|------|------|
| プラント年間費用 [億円] | 390  | 398  | 402  | 416  | 427  |

6. メタノール価格

メタノール年間生産量 81 [万トン]

| 年度                     | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------------------|------|------|------|------|------|
| メタノール価格 [円/kg]         | 48   | 49   | 50   | 51   | 53   |
| 参考天然ガス原料メタノール価格 [円/kg] | 28   | 34   | 38   | 51   | 62   |

(年間上昇率) 0.02

表4.3-5 炭酸ガス課税時のメタノール価格の予備評価（ケース1）  
 （1990年時点で1.2円/kg炭酸ガスにて年率1%で上昇）

1. 資本費

| 入 力 値       |            |           |      | 試 算 結 果       |              |
|-------------|------------|-----------|------|---------------|--------------|
| 建設費<br>[億円] | 定額償却<br>年数 | 残存<br>価値率 | 利率   | 資本回収<br>係数CRF | 各資本費<br>[億円] |
| (1) 原子炉系    | 30         | 0.1       | 0.06 | 0.0685        | 125          |
| (2) 熱利用系    | 30         | 0.1       | 0.06 | 0.0685        | 73           |
| 建設費総額       |            |           |      | 総額            | 198          |

建設費年間上昇率 0

| 年度          | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-------------|------|------|------|------|------|
| 資本費<br>[億円] | 198  | 198  | 198  | 198  | 198  |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 53 [億円]  
 年間上昇率 0.01

| 年度           | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|--------------|------|------|------|------|------|
| 核燃料費<br>[億円] | 53   | 59   | 62   | 71   | 79   |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

建設費に対する比率 0.04  
 初年度運転維持費 117 [億円]  
 年間上昇率 0

| 年度            | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|---------------|------|------|------|------|------|
| 運転維持費<br>[億円] | 117  | 117  | 117  | 117  | 117  |

4. 原材料費

初年度原材料費 22 [億円]  
 年間上昇率 0.01

| 年度           | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|--------------|------|------|------|------|------|
| 原材料費<br>[億円] | 22   | 24   | 26   | 30   | 33   |

5. プラント年間費用

| 年度               | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------------------|------|------|------|------|------|
| プラント年間費用<br>[億円] | 390  | 398  | 402  | 416  | 427  |

6. メタノール価格（炭酸ガス課税分を含む）

メタノール年間生産量 81 [万トン]

1) 石炭ガス化電解水素システム

| 年度          | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|-------------|------|------|------|------|------|
| メタノール製品価格   | 48   | 49   | 50   | 51   | 53   |
| 炭酸ガス課税分     | 2    | 2    | 2    | 2    | 3    |
| 合計価格 [円/kg] | 50   | 51   | 52   | 54   | 55   |

2) 天然ガス直接利用システム

|             |    |    |    |    |    |
|-------------|----|----|----|----|----|
| メタノール製品価格   | 28 | 34 | 38 | 51 | 62 |
| 炭酸ガス課税分     | 3  | 4  | 4  | 4  | 5  |
| 合計価格 [円/kg] | 31 | 38 | 41 | 55 | 67 |

3) 石炭直接利用システム

|             |    |    |    |    |    |
|-------------|----|----|----|----|----|
| メタノール製品価格   | 28 | 34 | 38 | 51 | 62 |
| 炭酸ガス課税分     | 5  | 5  | 6  | 7  | 7  |
| 合計価格 [円/kg] | 33 | 40 | 43 | 57 | 69 |

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

表4.3-6 炭酸ガス課税時のメタノール価格の予備評価（ケース2）  
 （1990年時点で3.6円/kg炭酸ガスにて年率2%で上昇）

1. 資本費

| 建設費<br>[億円] | 入 力 値      |           |      | 試 算 結 果       |              |
|-------------|------------|-----------|------|---------------|--------------|
|             | 定額償却<br>年数 | 残存<br>価値率 | 利率   | 資本回収<br>係数CRF | 各資本費<br>[億円] |
| (1) 原子炉系    | 30         | 0.1       | 0.06 | 0.0685        | 125          |
| (2) 熱利用系    | 30         | 0.1       | 0.06 | 0.0685        | 73           |
| 建設費総額       | 2,926      |           |      | 総額            | 198          |

建設費年間上昇率 0

資本費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 198  | 198  | 198  | 198  | 198  |

2. 核燃料費

初年度核燃料費 53 [億円]  
 年間上昇率 0.01

核燃料費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 53   | 59   | 62   | 71   | 79   |

3. 運転維持費（直接費及び関連費）

建設費に対する比率 0.04  
 初年度運転維持費 117 [億円]  
 年間上昇率 0

運転維持費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 117  | 117  | 117  | 117  | 117  |

4. 原材料費

初年度原材料費 22 [億円]  
 年間上昇率 0

原材料費

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 22   | 24   | 26   | 30   | 33   |

5. プラント年間費用

プラント年間費用

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| [億円] | 390  | 398  | 402  | 416  | 427  |

6. メタノール価格（炭酸ガス課税分を含む）

メタノール年間生産量 81 [万トン]

1) 石炭ガス化電解水素システム

メタノール製品価格  
 炭酸ガス課税分  
 合計価格 [円/kg]

| 年度   | 1990 | 2000 | 2005 | 2020 | 2030 |
|------|------|------|------|------|------|
| 製品価格 | 48   | 49   | 50   | 51   | 53   |
| 課税分  | 5    | 6    | 7    | 9    | 11   |
| 合計価格 | 53   | 55   | 57   | 61   | 64   |

2) 天然ガス直接利用システム

メタノール製品価格  
 炭酸ガス課税分  
 合計価格 [円/kg]

|      |    |    |    |    |    |
|------|----|----|----|----|----|
| 製品価格 | 28 | 34 | 38 | 51 | 62 |
| 課税分  | 10 | 12 | 13 | 18 | 22 |
| 合計価格 | 38 | 46 | 51 | 68 | 83 |

3) 石炭直接利用システム

メタノール製品価格  
 炭酸ガス課税分  
 合計価格 [円/kg]

|      |    |    |    |    |    |
|------|----|----|----|----|----|
| 製品価格 | 28 | 34 | 38 | 51 | 62 |
| 課税分  | 15 | 18 | 20 | 27 | 32 |
| 合計価格 | 43 | 52 | 57 | 77 | 94 |

炭酸ガス税 [円/kg炭酸ガス]

|      |      |      |      |      |      |
|------|------|------|------|------|------|
| 1990 | 3.60 | 4.39 | 4.85 | 6.52 | 7.95 |
|------|------|------|------|------|------|

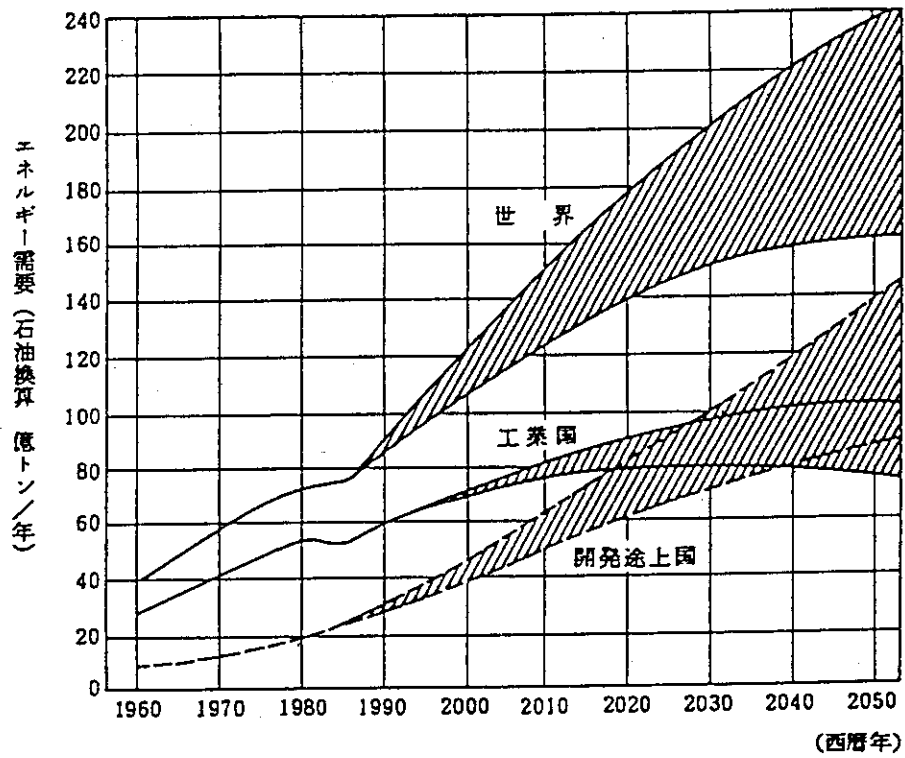


図2.1-1 21世紀の世界エネルギー需要予測 (電中研による)

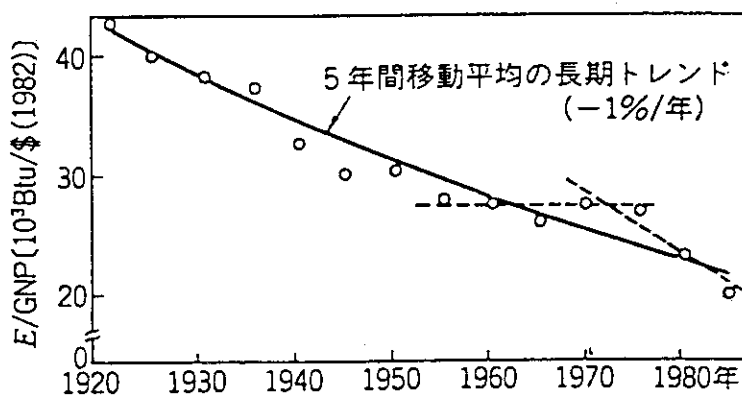


図2.1-2 米国エネルギー消費のGNP原単位

(出所: H. B. Stewart. Energy Vol. 14, No. 2 (1989))

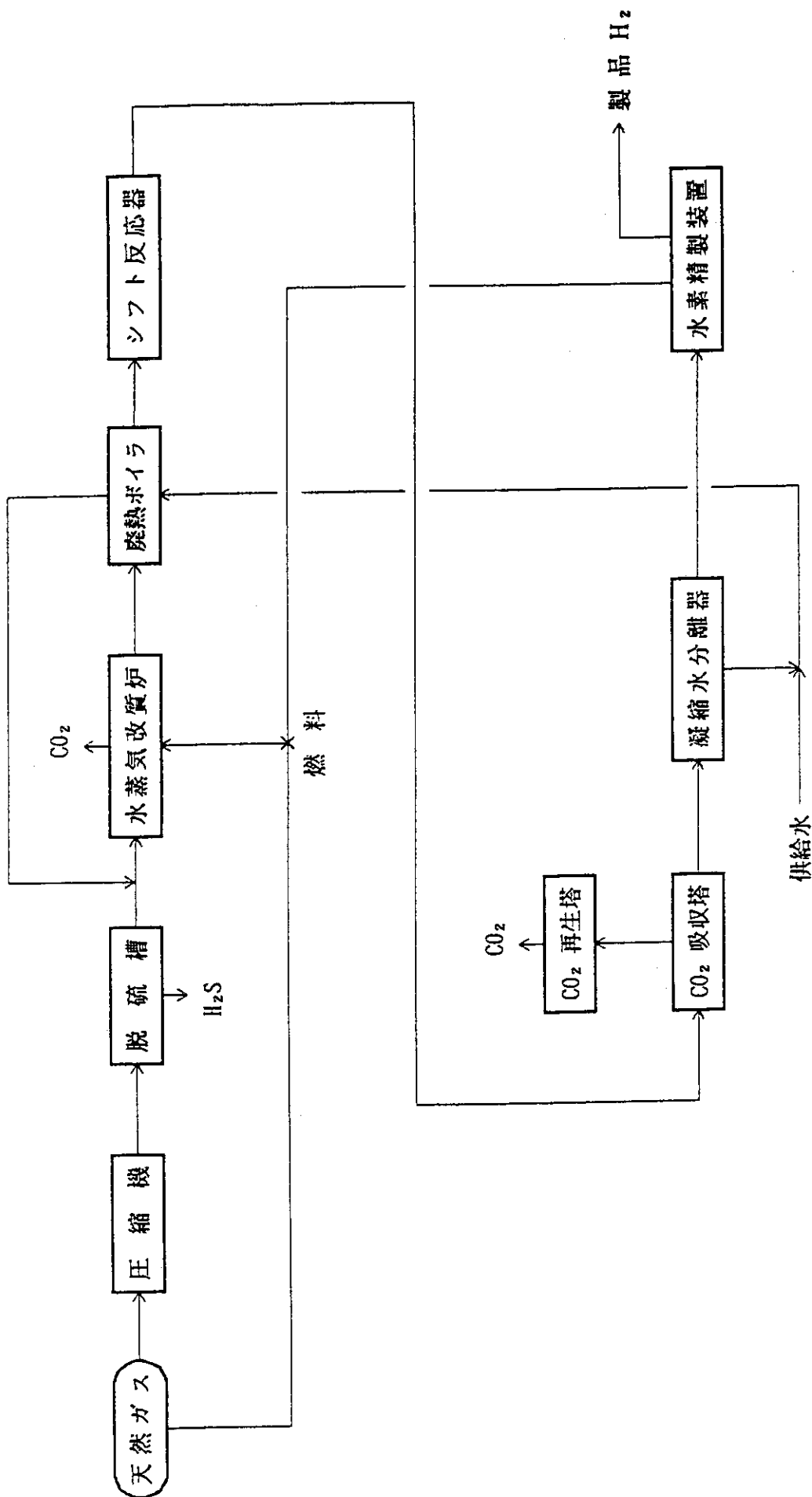


図 2.8-1 水素製造プロセスの概略ブロック・フロー図

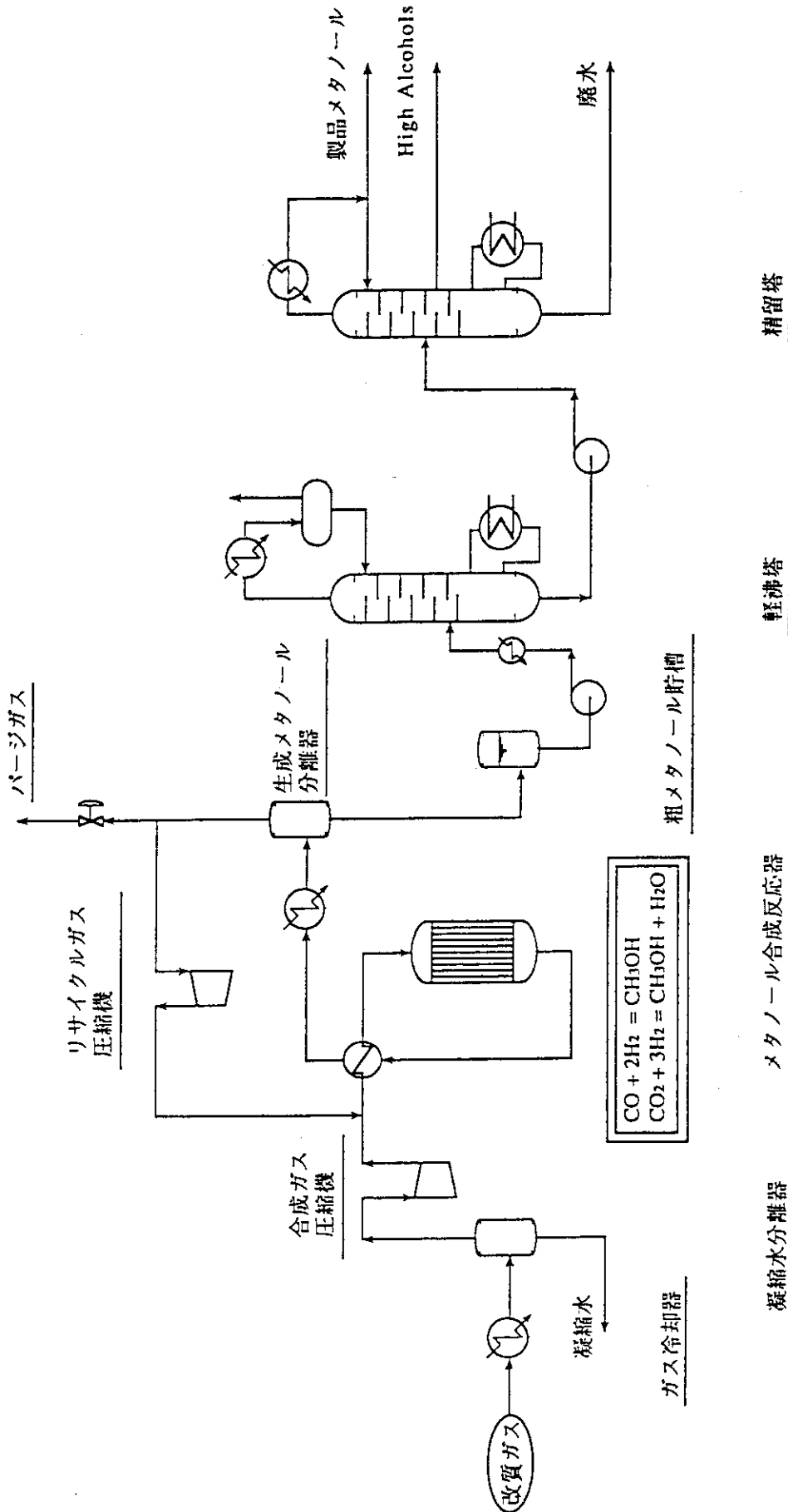


図 2.3-2 メタノール製造プロセスのブロック・フロー図<sup>(2)</sup>



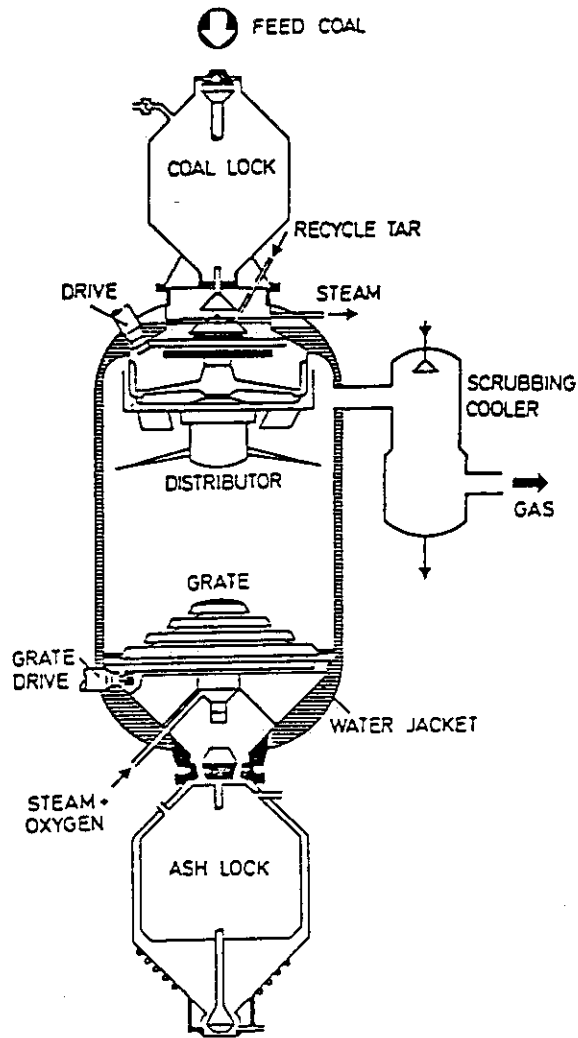


図 2.3-3 Lurgi ガス化炉<sup>(4)</sup>

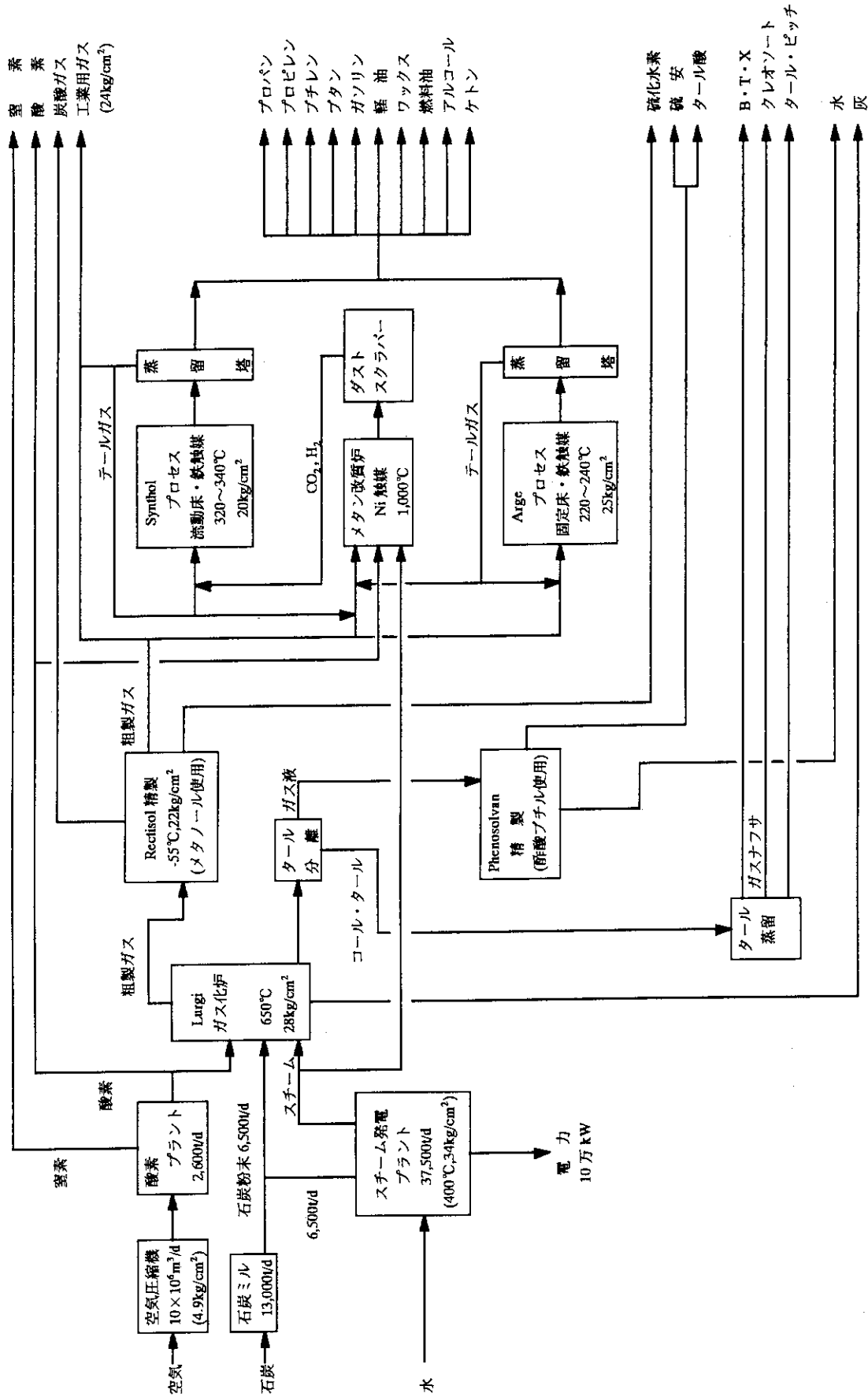


図 2.3-4 SASOLプラントの総合ブロック・フロー図 (5)

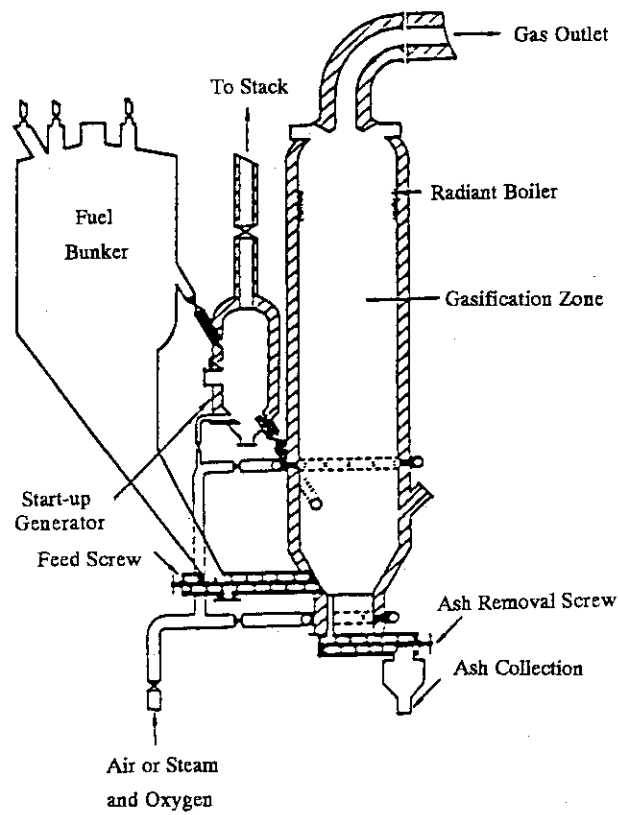


図 2.3-5 Winklerガス化炉<sup>(4)</sup>

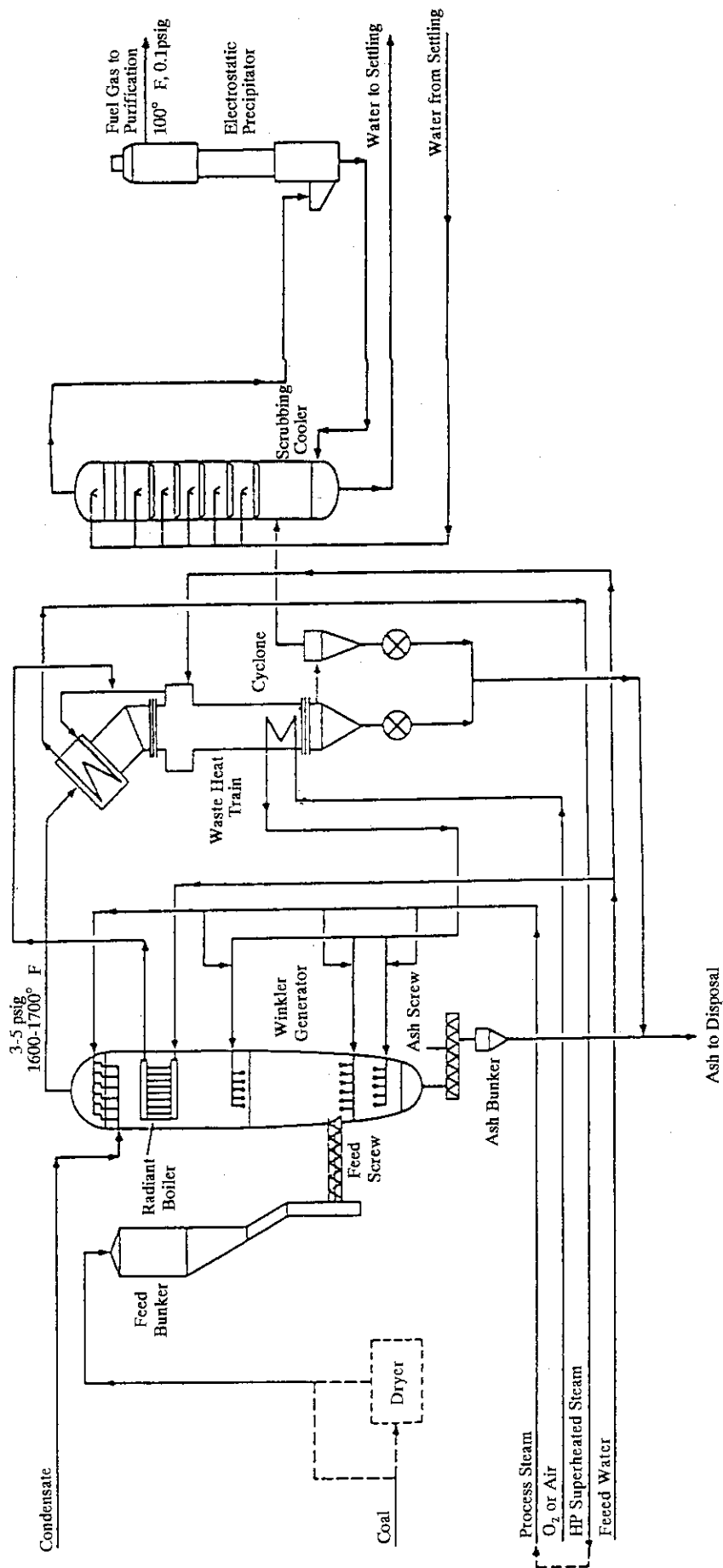


図 2.3-6 Winklerガス化プラントのプロセス・フロー図 (6)

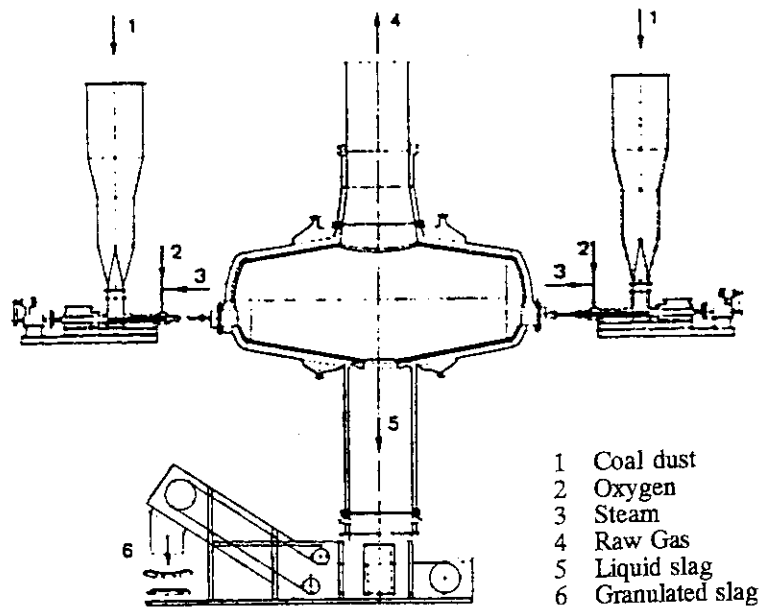


図 2.3-7 Koppers-Totzekガス化炉<sup>(4)</sup>

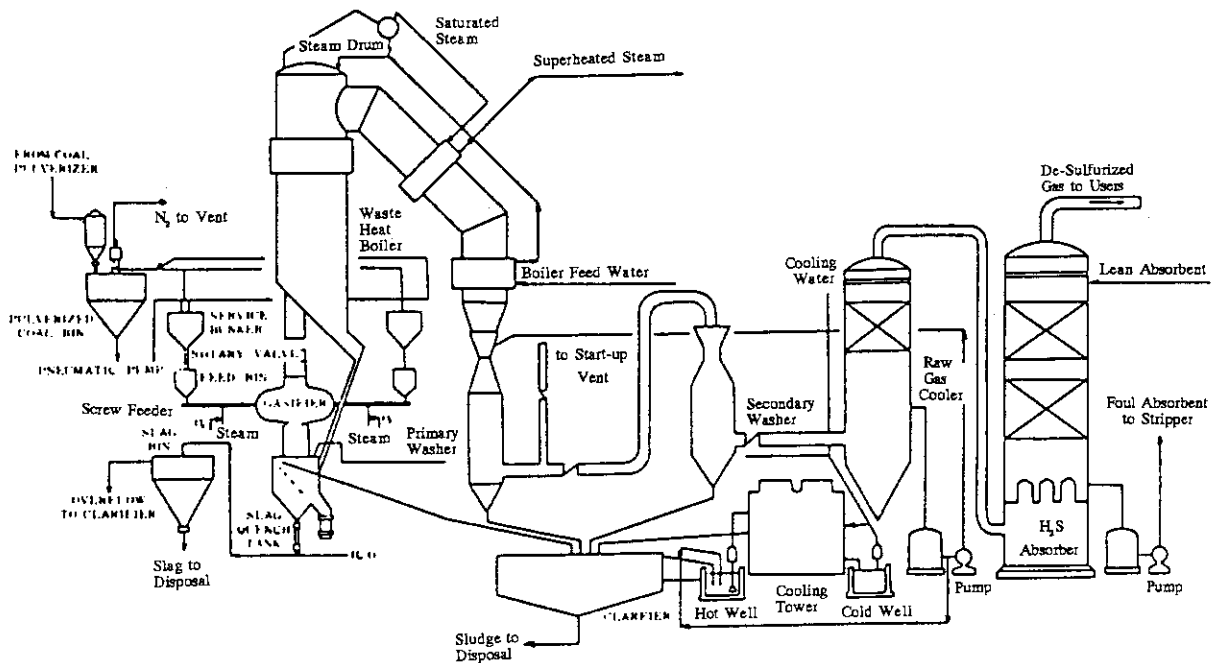


図 2.3-8 Koppers-Totzekガス化プラントのプロセス・フロー図<sup>(7)</sup>

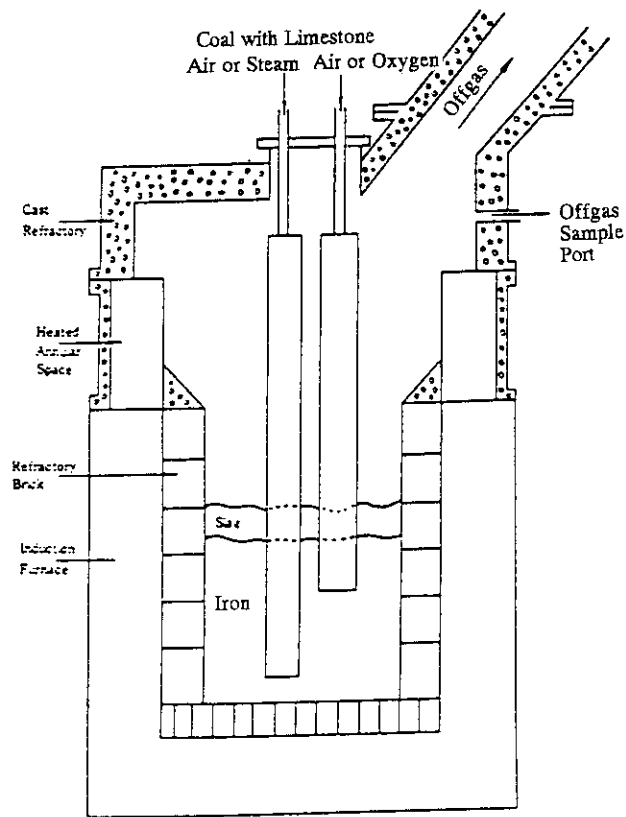


図2.3-9 Molten Ironプロセスのガス化炉<sup>(8)</sup>

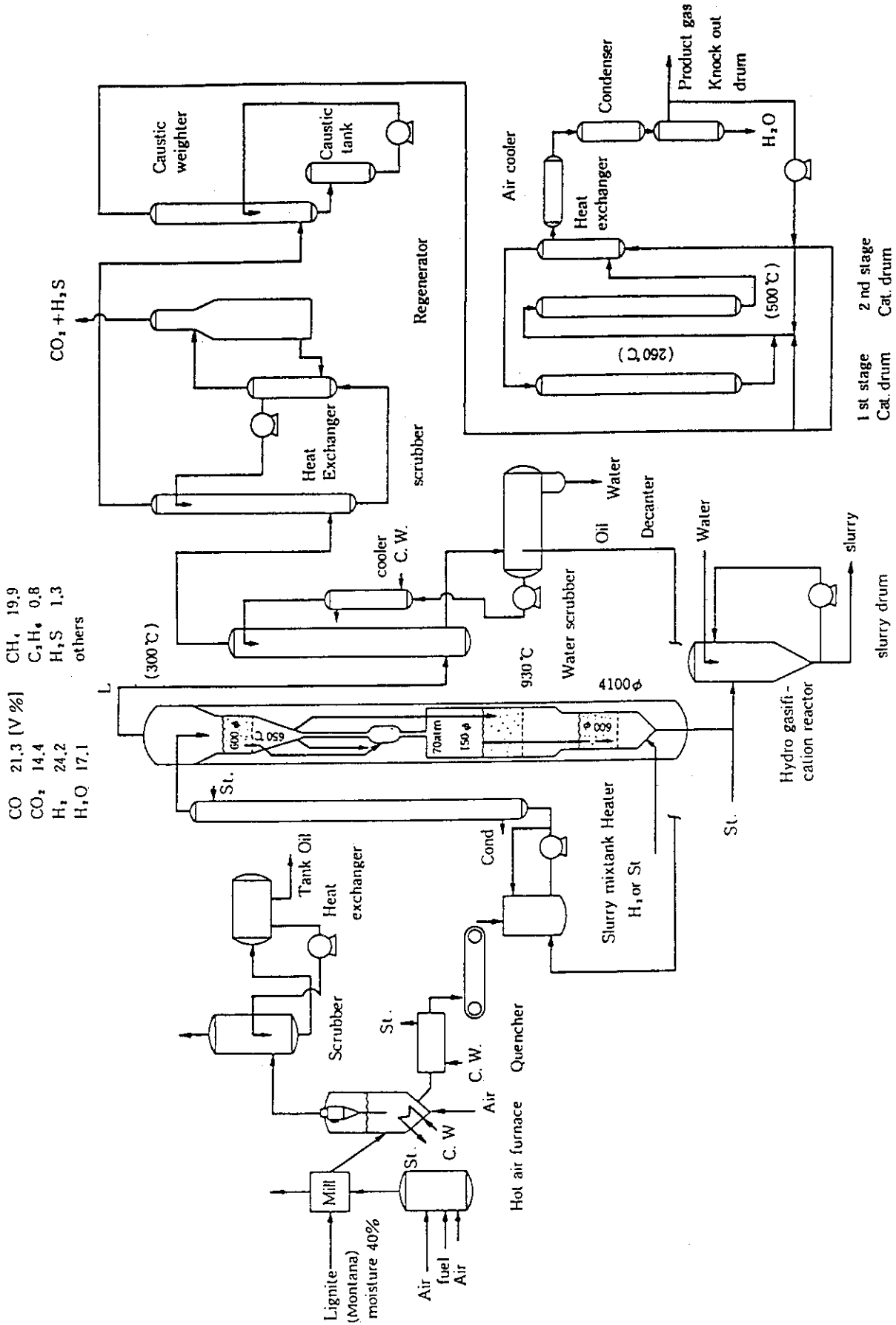


図 2.3-10 Hy-Gas プロセスのプロセス・フロー図 (3)

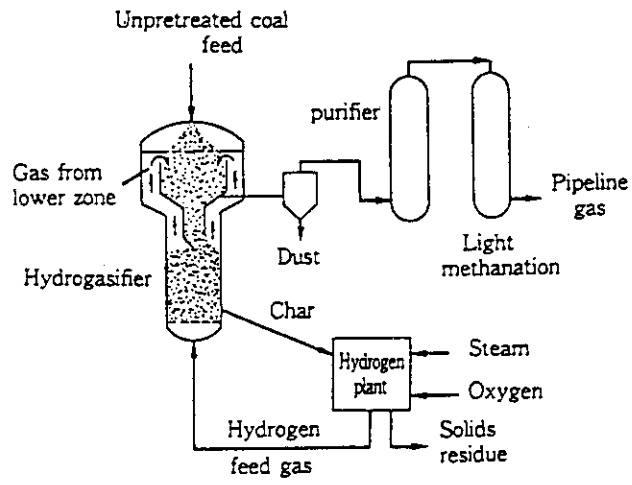


図 2.3-11 Hydrane プロセスの概念図<sup>(3)</sup>

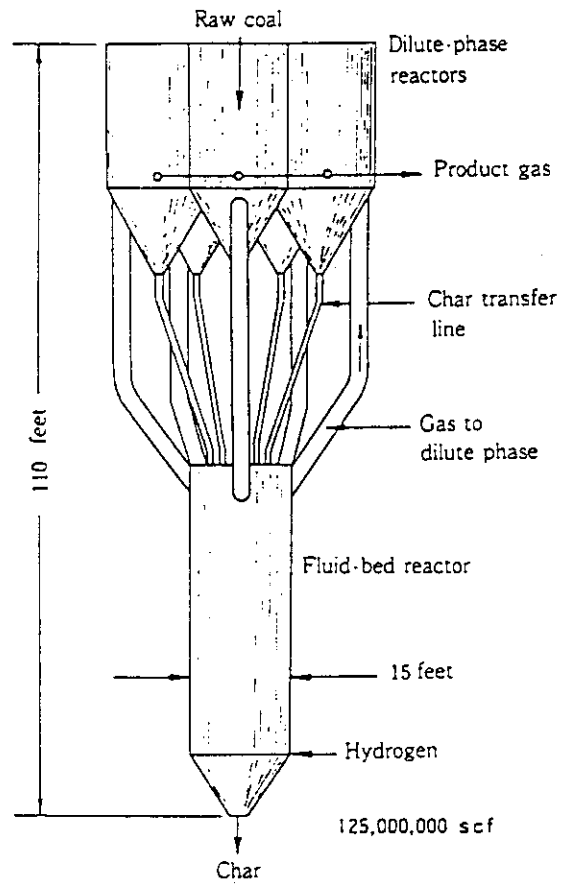


図 2.3-12 Hydrane ガス化炉の商用イメージ<sup>(3)</sup>



褐炭の水添ガス化プロセス

(設計) ドイツ Hochtemperatur-Reaktorbau 社 1983

(特徴) 1次系とガス化プラントとの間に中間ヘリウムループが入る  
テストプラントの実証試験終了

|      |        |        |         |
|------|--------|--------|---------|
| (仕様) | 原子炉    | 熱出力    | 500 MWt |
|      |        | 入口温度   | 300 °C  |
|      |        | 出口温度   | 960 °C  |
|      |        | 1次系圧力  | 40 bar  |
|      | 蒸気発生器  | 入口He温度 | 640 °C  |
|      |        | 出口He温度 | 200 °C  |
|      | 水蒸気改質器 | ガス入口温度 | 560 °C  |
|      |        | ガス出口温度 | 680 °C  |
|      |        | ガス圧力   | 45 bar  |

(主反応)  $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$   
 $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$   
 $CH + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

(原料) 褐炭 (Lignite)

(製品)  $CH_4$   
 電力

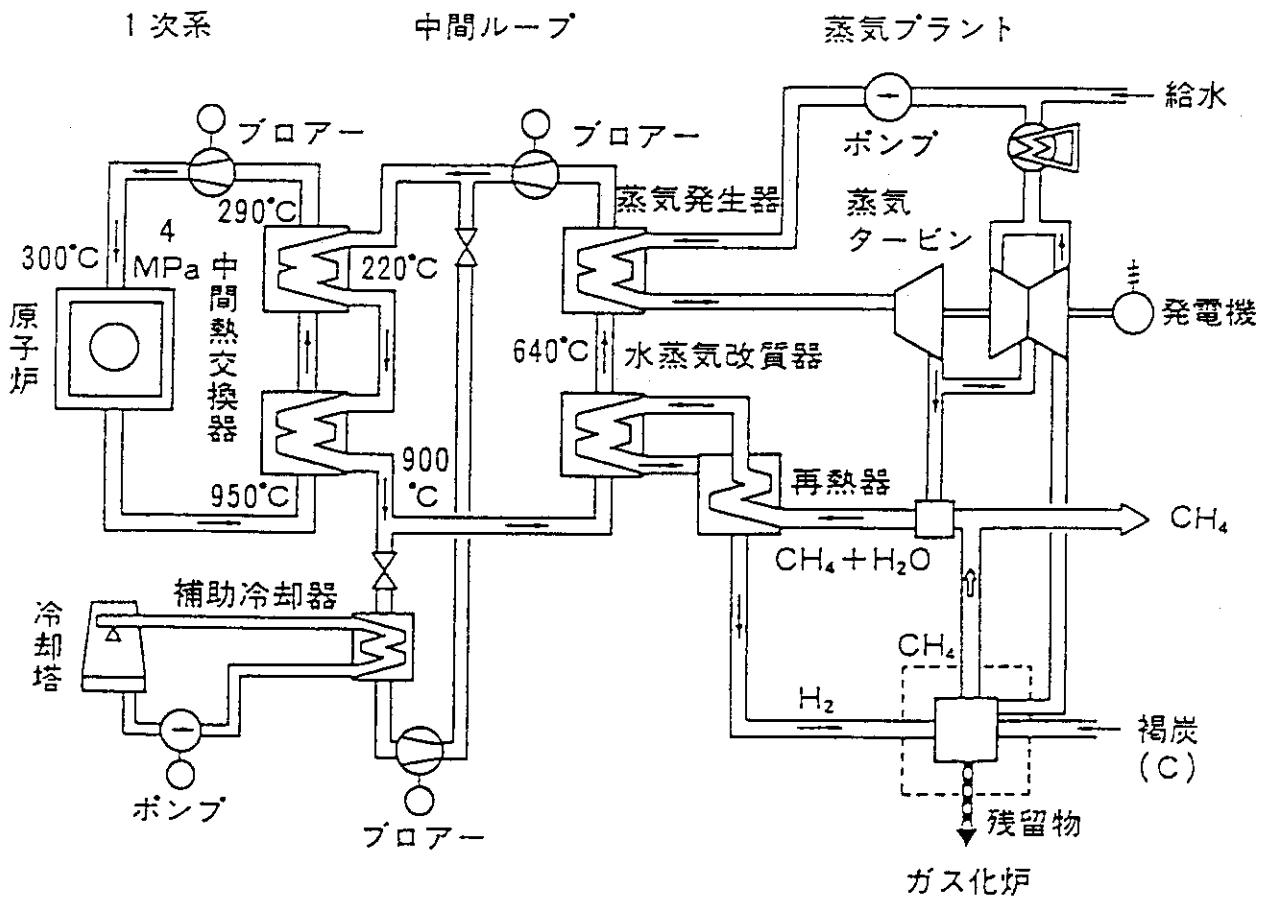


図2.4-1 褐炭の水添ガス化プロセス (ドイツ)

石炭ガス化プラント①

- (設計) ドイツ Interatom 社 1983  
 (特徴) 4機のモジュラー炉で構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
           入口温度 300 °C  
           出口温度 950 °C  
           1次系圧力 40 bar
- 水蒸気ガス化器  
 蒸気発生器 2機  
 中間熱交換器 入口温度 200 °C  
                   出口温度 900 °C
- (主反応)  $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$   
 $CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$   
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
- (原料) 無煙炭 3,470 ton/day  
 (製品)  $CH_4$   $2,690 \times 10^3 \text{ Nm}^3/\text{day}$   
           電力 84 MW

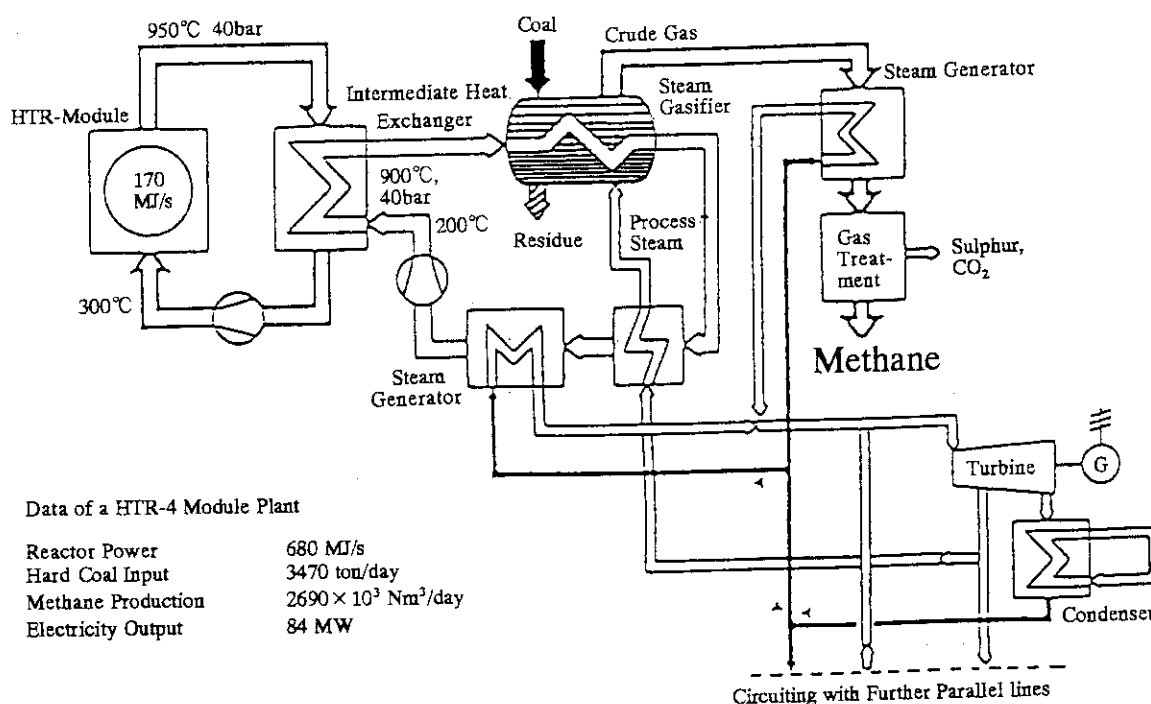


図2.4-2 石炭ガス化プラントシステム①

石炭ガス化プラント②

- (設計) ドイツ Lurgi 社 1988
- (特徴) 循環ガス流動床反応器
- (仕様)
 

|        |        |         |
|--------|--------|---------|
| 原子炉    | 熱出力    | 170 MWt |
|        | 入口温度   | 450 °C  |
|        | 出口温度   | 950 °C  |
|        | 1次系圧力  | 40 bar  |
| ガス化反応炉 | 入口蒸気温度 | 550 °C  |
|        | 入口蒸気圧力 | 20 bar  |
| 流動床反応器 | 入口He温度 | 950 °C  |
|        | 出口He温度 | 850 °C  |
- 回転分離器
- シールポット
- (主反応)  $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
- (原料) 一般炭
- (製品)  $CO, H_2$   
電力

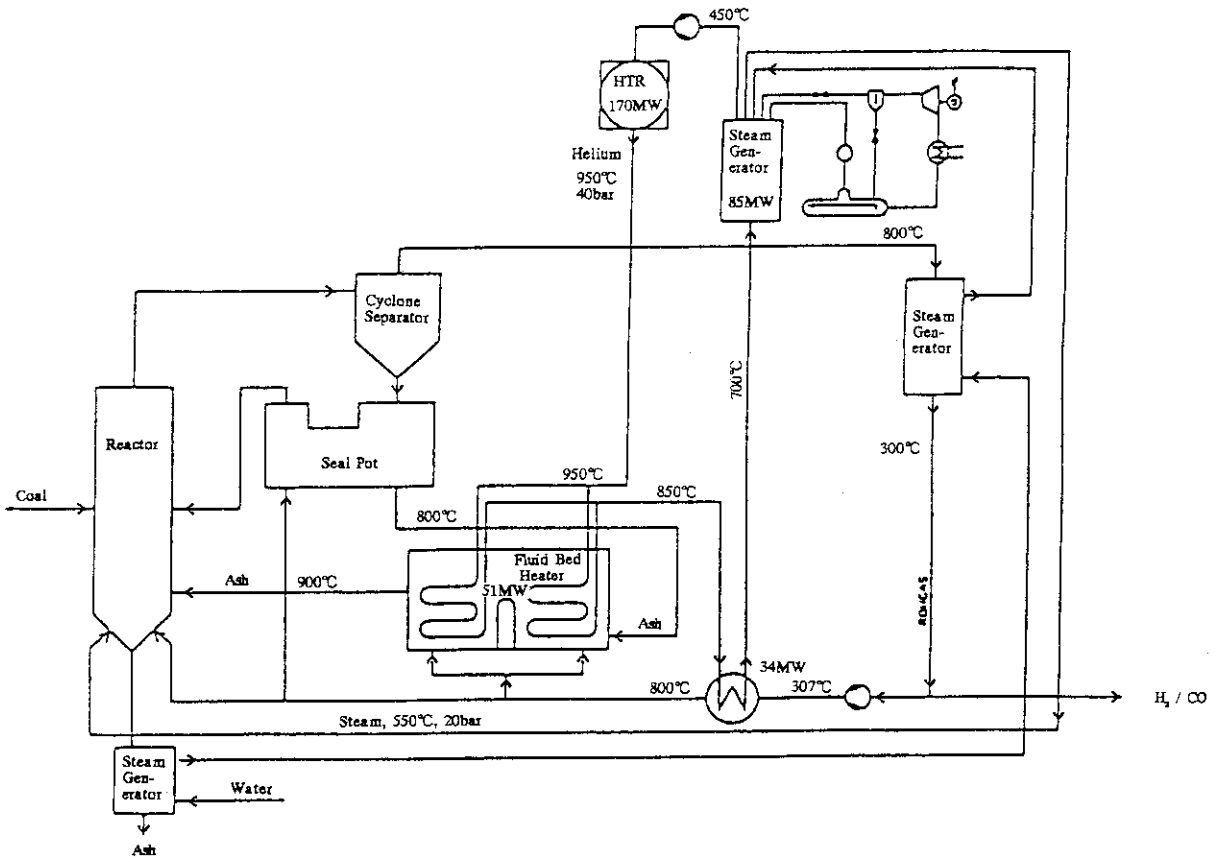
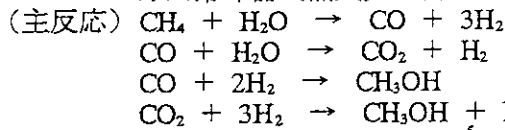


図 2. 4-3 石炭ガス化プラントシステム②

天然ガスからのメタノール製造①

- (設計) ドイツ Interatom 社 1983  
 (特徴) 4機のモジュラー炉で構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
 入口温度 300 °C  
 出口温度 950 °C  
 1次系圧力 50 bar

水蒸気改質器  
 蒸気発生器  
 低温ガス分離器  
 ガス冷却器 (蒸気発生器)



- (原料)  $\text{CH}_4$   $1.15 \times 10^5 \text{ Nm}^3/\text{hour}$   
 (製品)  $\text{CH}_3\text{OH}$  132.6 ton/hour  
 $\text{H}_2$   $9.55 \times 10^4 \text{ Nm}^3/\text{hour}$   
 電力 59 MW

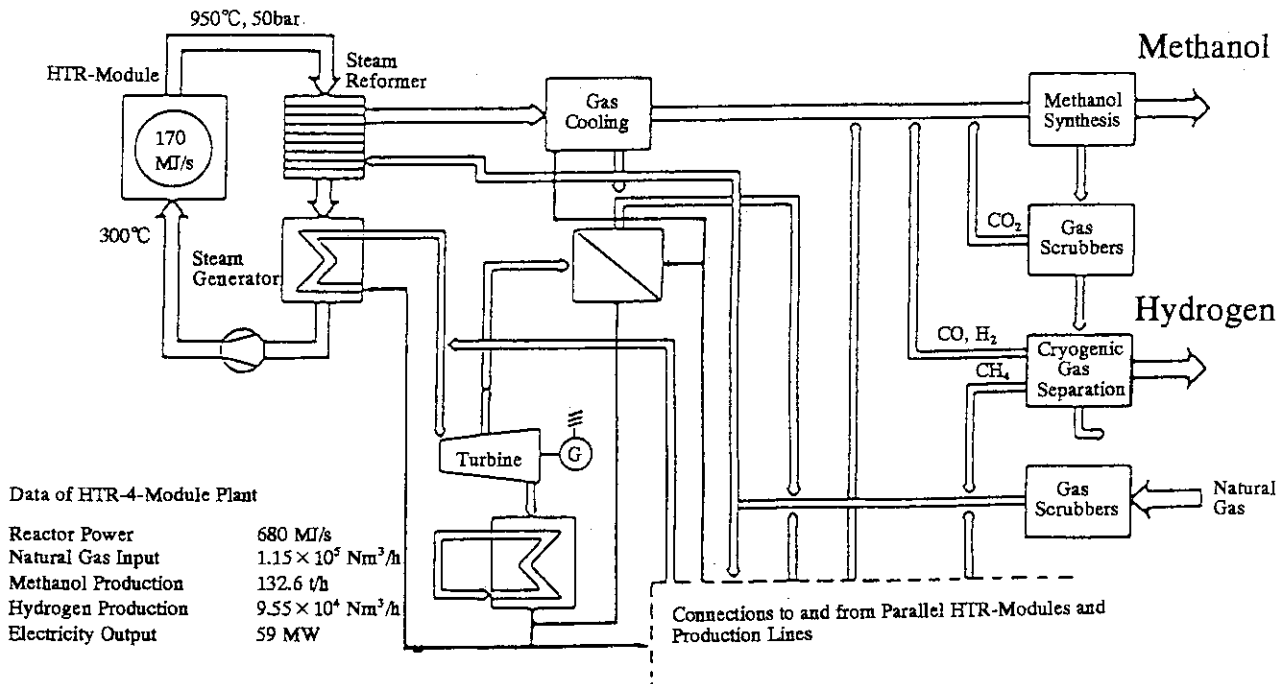


図2.4-4 天然ガスからのメタノール製造システム①

石炭水添メタノール製造

- (設計) ドイツ Interatom 社 1984  
 (特徴) 4機のモジュラー炉で構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
 入口温度 300 °C  
 出口温度 900 °C  
 1次系圧力 50 bar

- 水蒸気改質器  
 ガス化器  
 メタノール反応器  
 (主反応) ガス化器  $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$   
 メタノール反応器  $CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$   
 $CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$   
 水蒸気改質器  $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$   
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$   
 (原料) 無煙炭 2,690 ton/day  
 (製品)  $CH_3OH$  2,530 ton/day  
 電力 72 MW

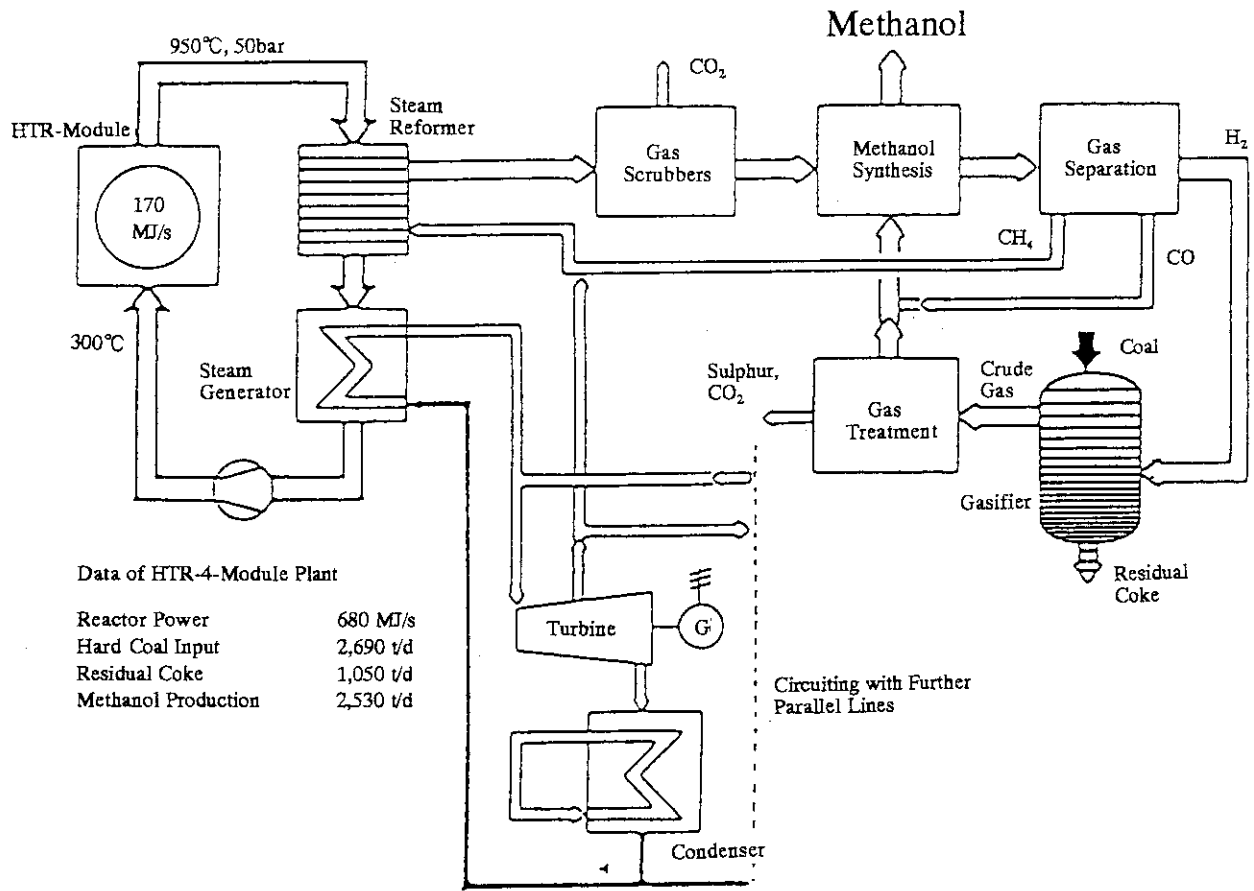


図2.4-5 石炭水添メタノール製造システム

天然ガスからのメタノール製造②

(設計) ドイツ Lurgi 社 1988

(特徴) 2次系ヘリウムループがなく、1次系ヘリウムが直接改質器に入る

(仕様) 原子炉 熱出力 170 MWt  
 入口温度 300 °C  
 出口温度 950 °C  
 1次系圧力 40 bar

水蒸気改質器  
 メタノール合成器  
 メタノール蒸留器

(主反応)  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$   
 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$   
 $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$   
 $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$

(原料)  $\text{CH}_4$  39,080 Nm<sup>3</sup>/hour  
 $\text{H}_2\text{O}$  55 ton/hour

(製品)  $\text{CH}_3\text{OH}$  34 ton/hour  
 電力 72 MW

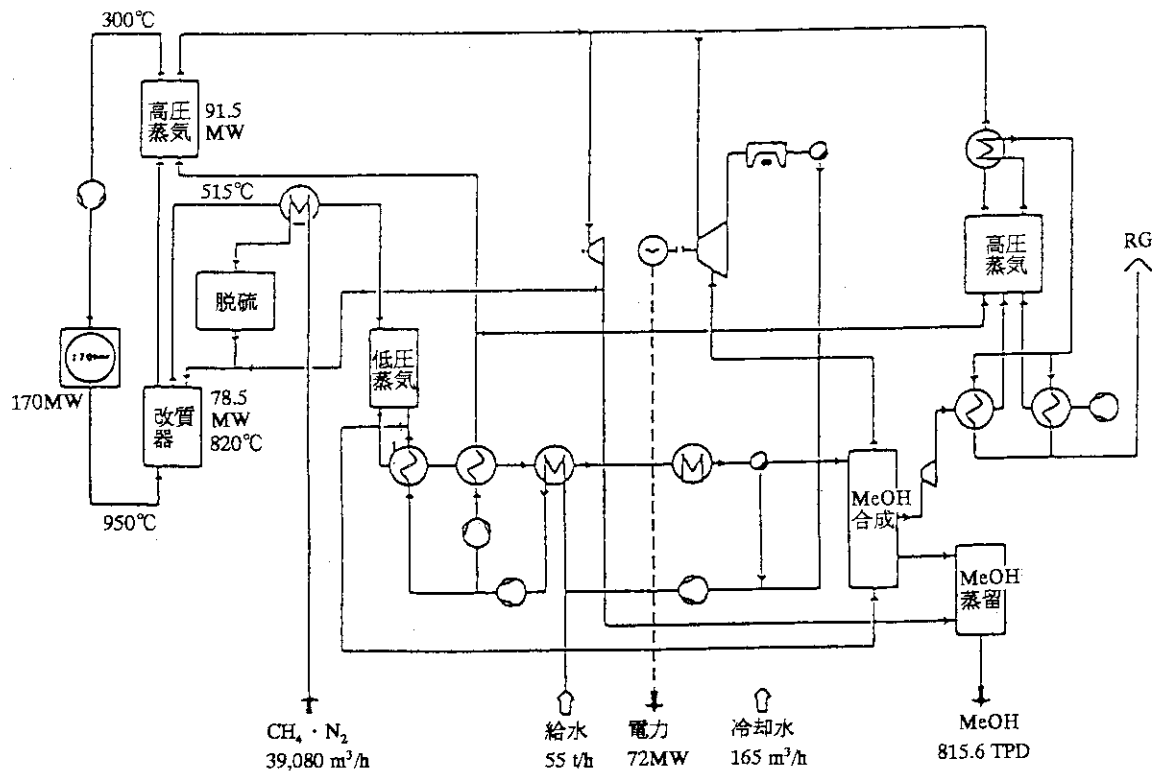


図 2.4-6 天然ガスからのメタノール製造システム②

石炭および天然ガスからのメタノール製造

- (設計) アメリカ GA社 1992  
 (特徴) 水素が安価に提供されることを仮定  
 (仕様) 原子炉 熱出力 450 MWt  
 入口温度 343 °C  
 出口温度 850 °C  
 1次系圧力 71 bar

水蒸気改質器  
 蒸気発生器  
 水添ガス化器

- (主反応)  $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$   
 $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$   
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$   
 $CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$   
 $CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$
- (原料) 石炭 357 klb/hour  
 $CH_4$  153 klb/hour
- (製品)  $CH_3OH$  765 klb/hour  
 電力 300 MW

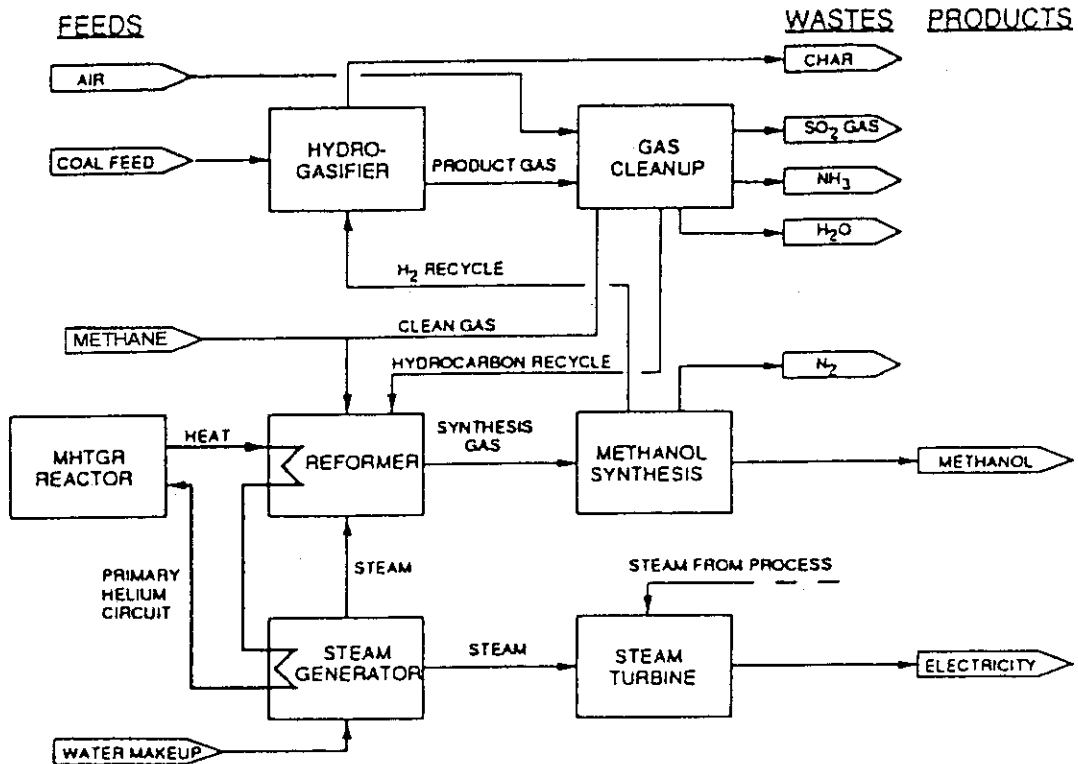


図2.4-7 石炭および天然ガスからのメタノール製造システム

天然ガスからのメタノール製造

- (設計) ドイツ Interatom 社 1983  
 (特徴) 4機のモジュール炉で構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
 入口温度 300 °C  
 出口温度 950 °C  
 1次系圧力 50 bar

水蒸気改質器  
 蒸気発生器  
 低温ガス分離器  
 ガス冷却器 (蒸気発生器)

- (主反応)  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$   
 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$   
 $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$   
 $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$   
 (原料)  $\text{CH}_4$   $1.15 \times 10^5 \text{ Nm}^3/\text{hour}$   
 (製品)  $\text{CH}_3\text{OH}$  132.6 ton/hour  
 $\text{H}_2$   $9.55 \times 10^4 \text{ Nm}^3/\text{hour}$   
 電力 59 MW

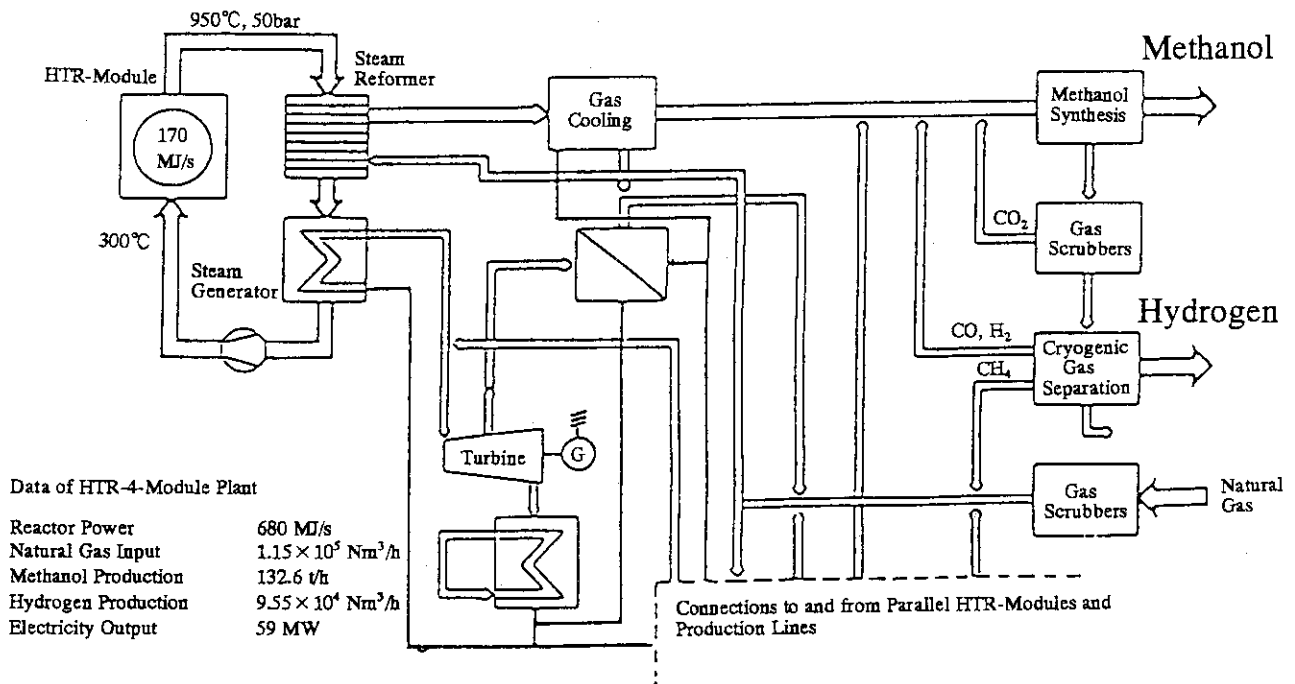


図 3.1-1 天然ガスからのメタノール製造システム  
 (ドイツInteratom社、1983年)



石炭水添メタノール製造

- (設計) ドイツ Interatom 社 1984  
 (特徴) 4機のモジュラー炉で構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
 入口温度 300 °C  
 出口温度 900 °C  
 1次系圧力 50 bar

- 水蒸気改質器  
 ガス化器  
 メタノール反応器  
 (主反応) ガス化器  $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$   
 メタノール反応器  $CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$   
 $CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$   
 水蒸気改質器  $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$   
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
- (原料) 無煙炭 2,690 ton/day  
 (製品)  $CH_3OH$  2,530 ton/day  
 電力 72 MW

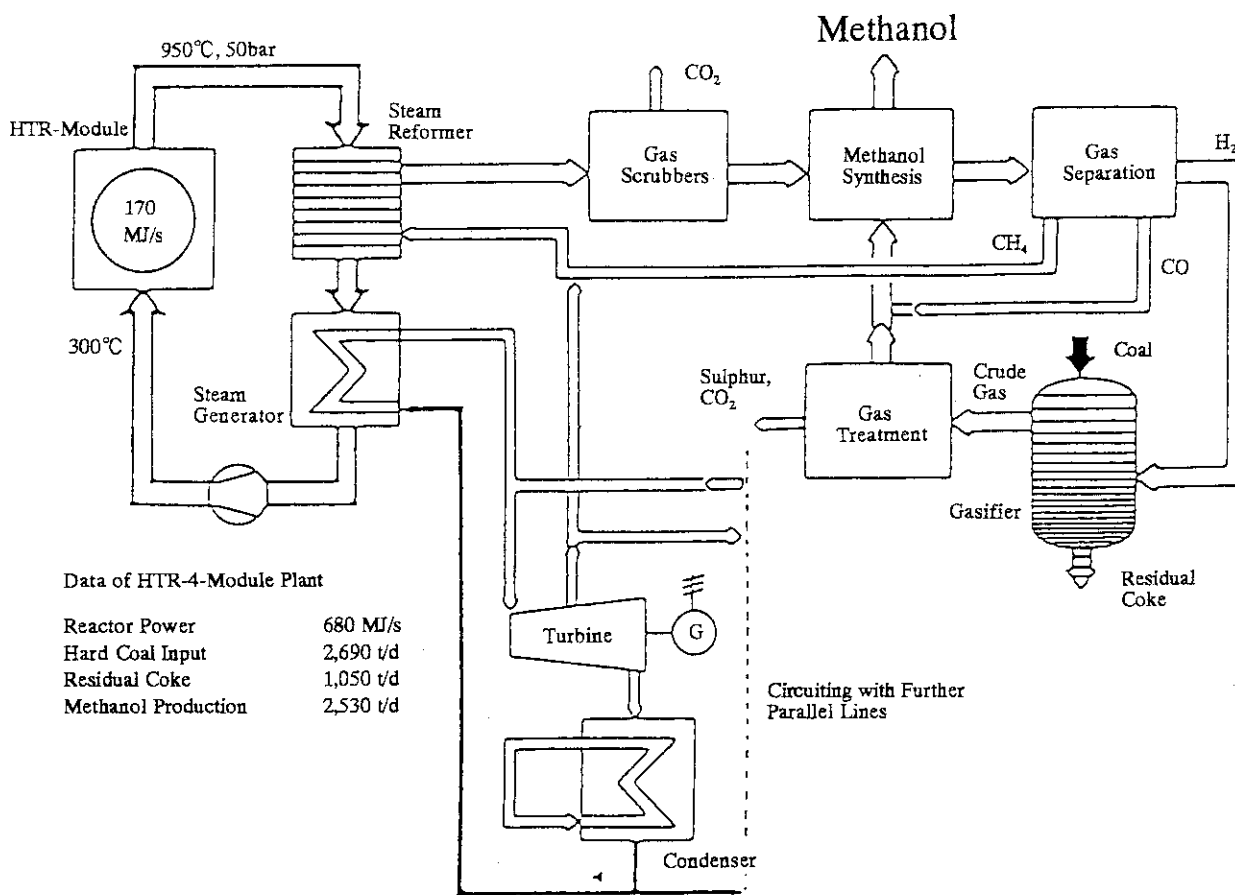


図 3. 1 - 2 石炭水添メタノール製造システム  
 (ドイツInteratom社、1984年)

石炭水添メタノール製造

- (設計) ドイツ KFA 社 1990  
 (特徴) 4機のモジュール型HTRで構成され、中間ループなし  
 (仕様) 原子炉 熱出力 680 MWt (170MW×4)  
 (原料) 石炭 134 ton/hour  
 (製品) CH<sub>3</sub>OH 125 ton/hour  
 電力 9 MW  
 チャー 50 ton/hour

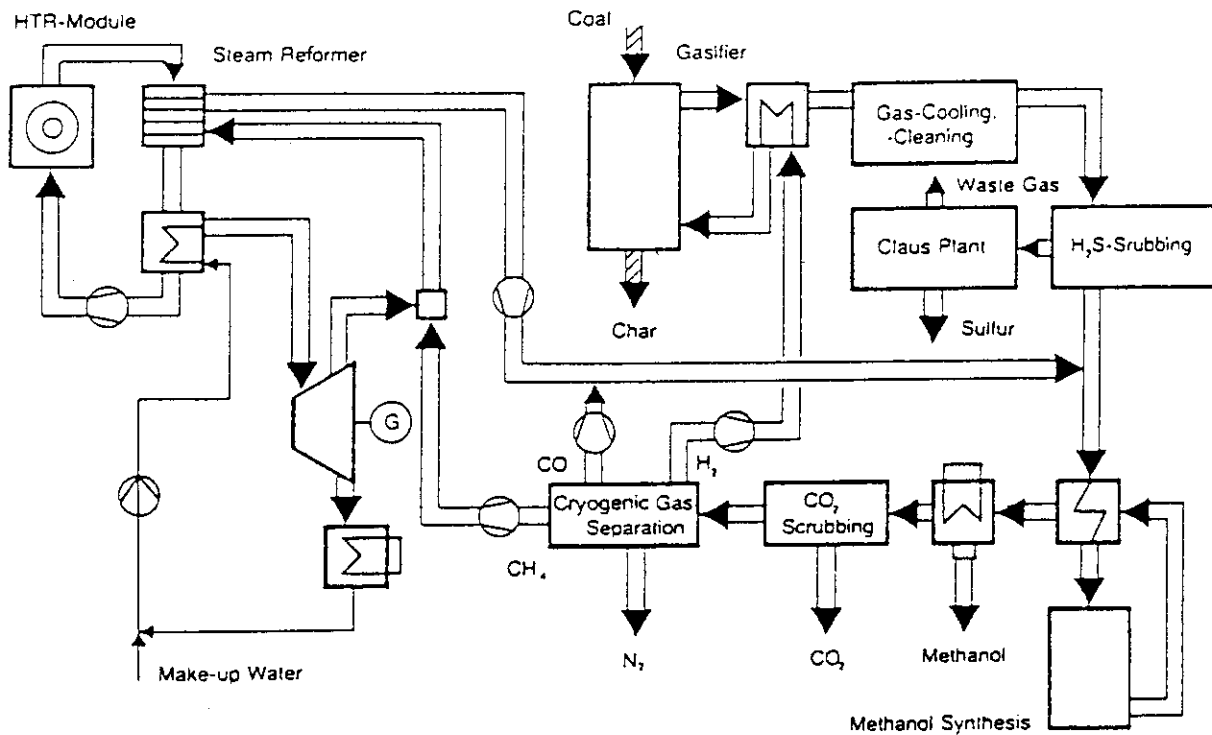


図3.1-3 石炭水添メタノール製造システム  
 (ドイツKFA社、1990年)

石炭および天然ガスからのメタノール製造

- (設計) アメリカ GA社 1992  
 (特徴) 水素が安価に提供されることを仮定  
 (仕様) 原子炉 熱出力 450 MWt  
 入口温度 343 °C  
 出口温度 850 °C  
 1次系圧力 71 bar

水蒸気改質器  
 蒸気発生器  
 水添ガス化器

- (主反応)  $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$   
 $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$   
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$   
 $CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$   
 $CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$
- (原料) 石炭 357 klb/hour  
 $CH_4$  153 klb/hour
- (製品)  $CH_3OH$  765 klb/hour  
 電力 300 MW

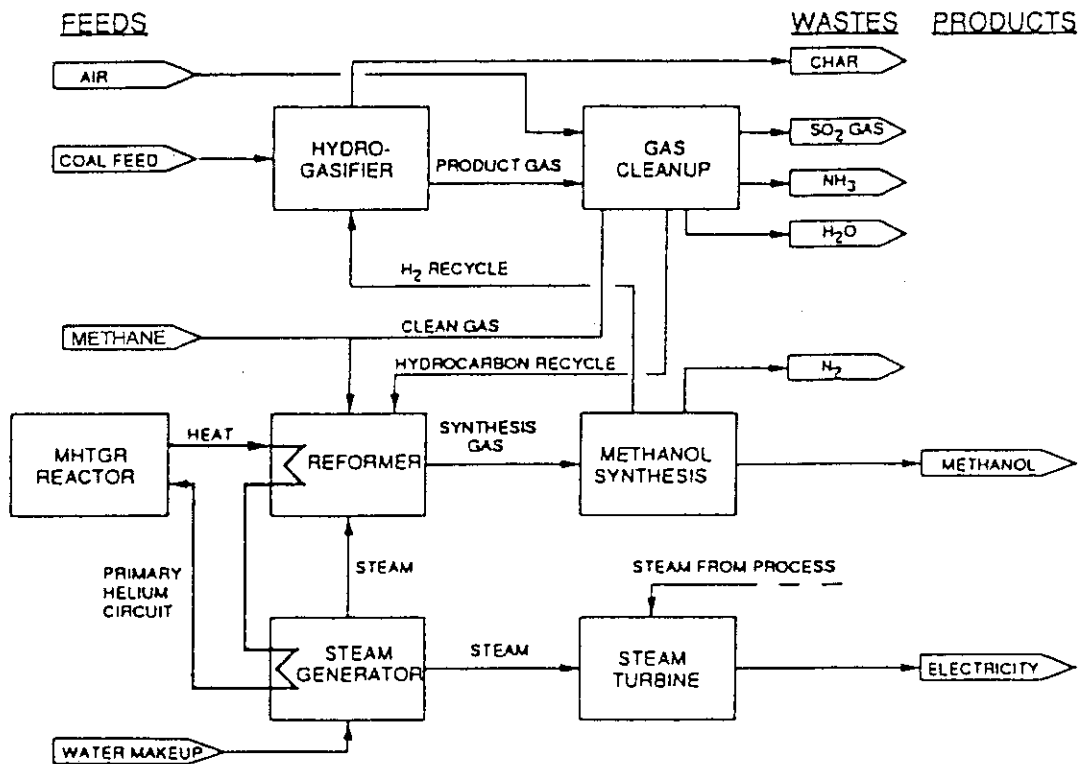


図 3.1-4 石炭および天然ガスからのメタノール製造システム  
 (アメリカGA社、1992年)

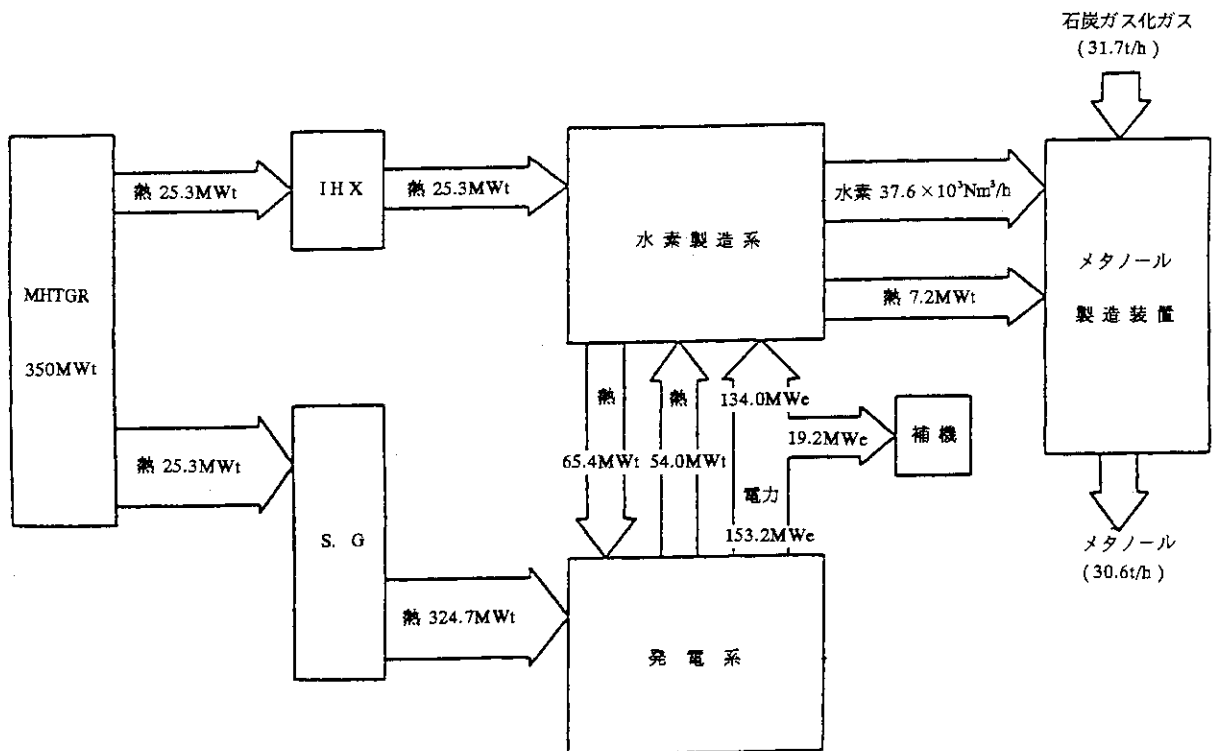
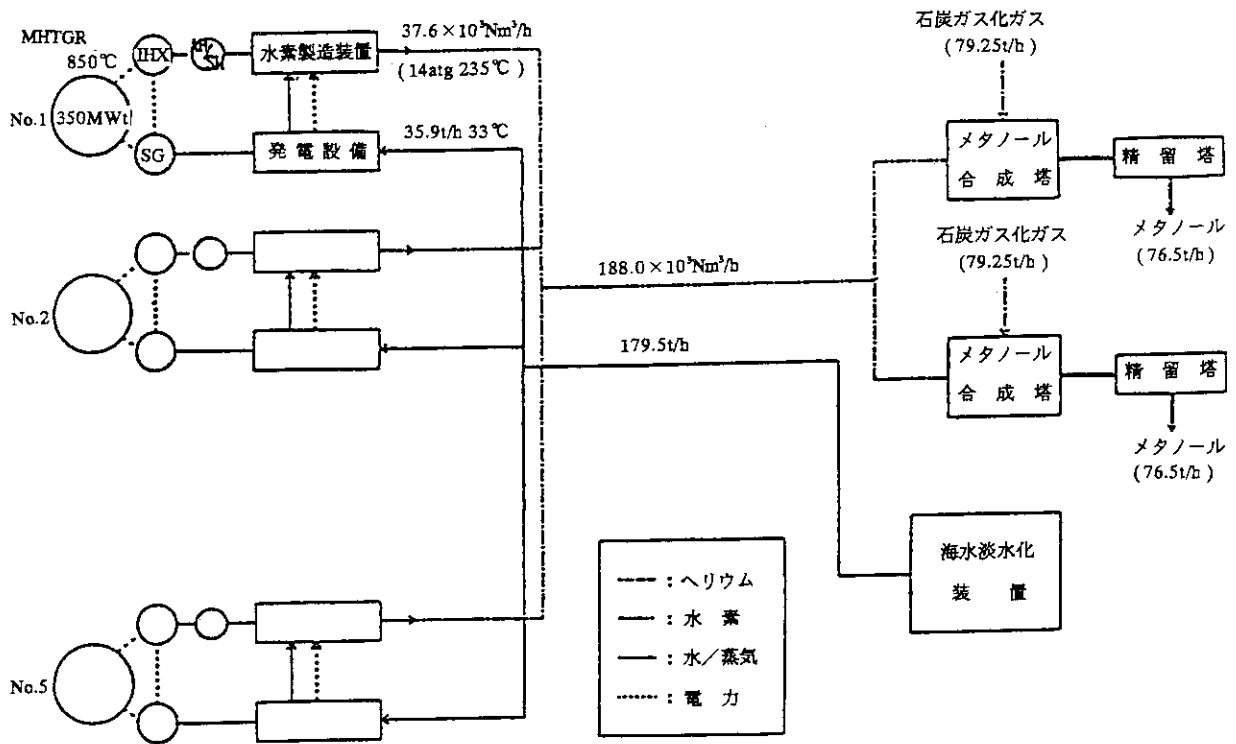
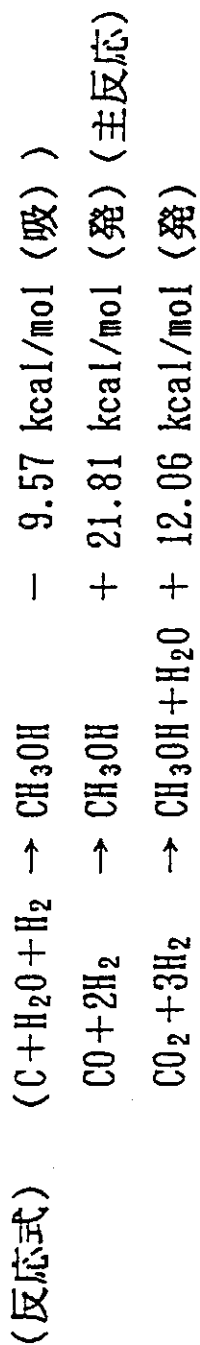
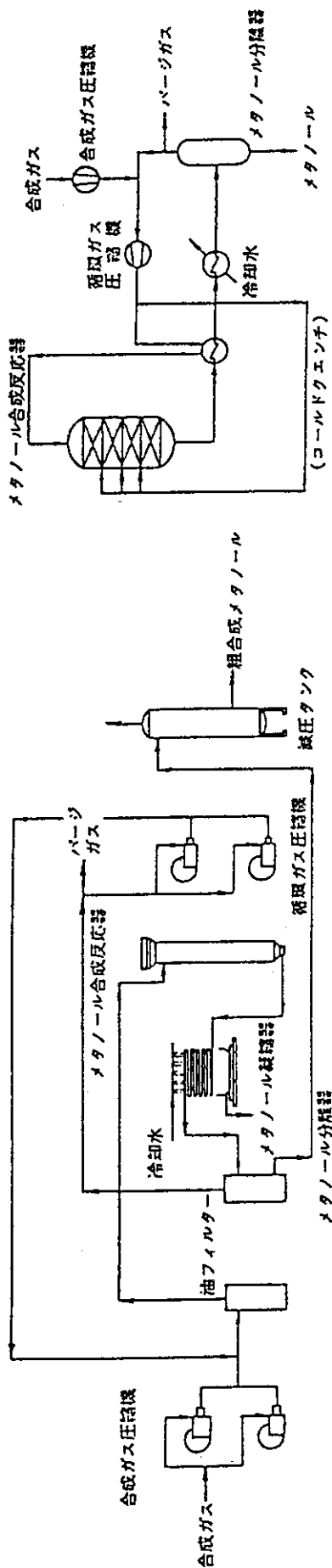


図 3.1-5 電解水素利用石炭ガス化メタノール製造システム



(システム)



(1) 高圧法メタノール合成工程

初期のICI社低圧法合成工程

- \* COの転化率が低いため生成ガスリサイクルが必要である。
- \* メタノール製造効率は天然ガスベースで 68.5%

図 3.1-6 メタノール製造システム

### 核熱有効利用度

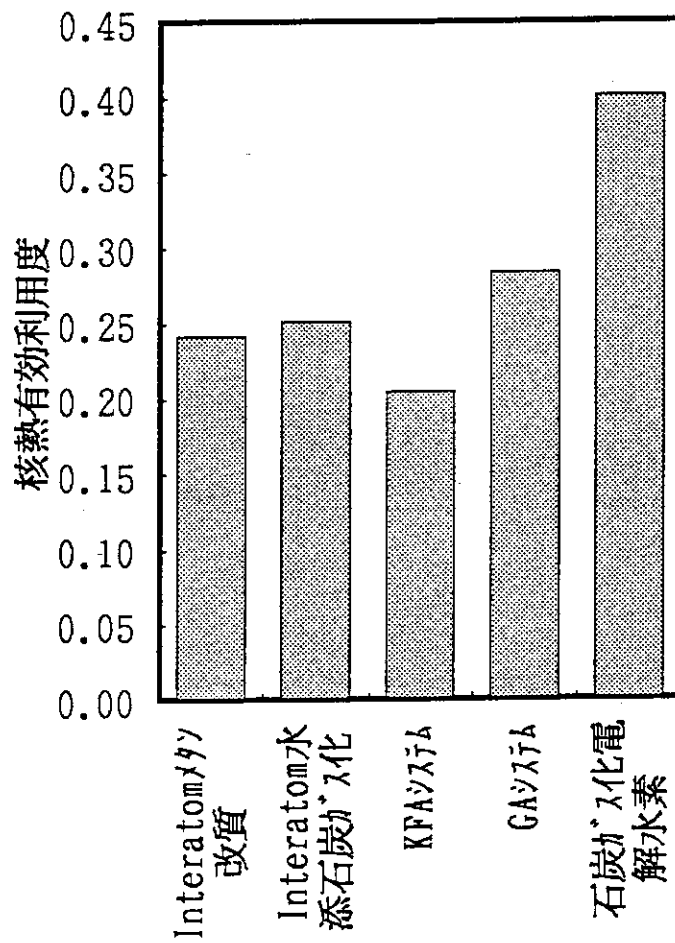


図3.1-7 核熱有効利用度の比較

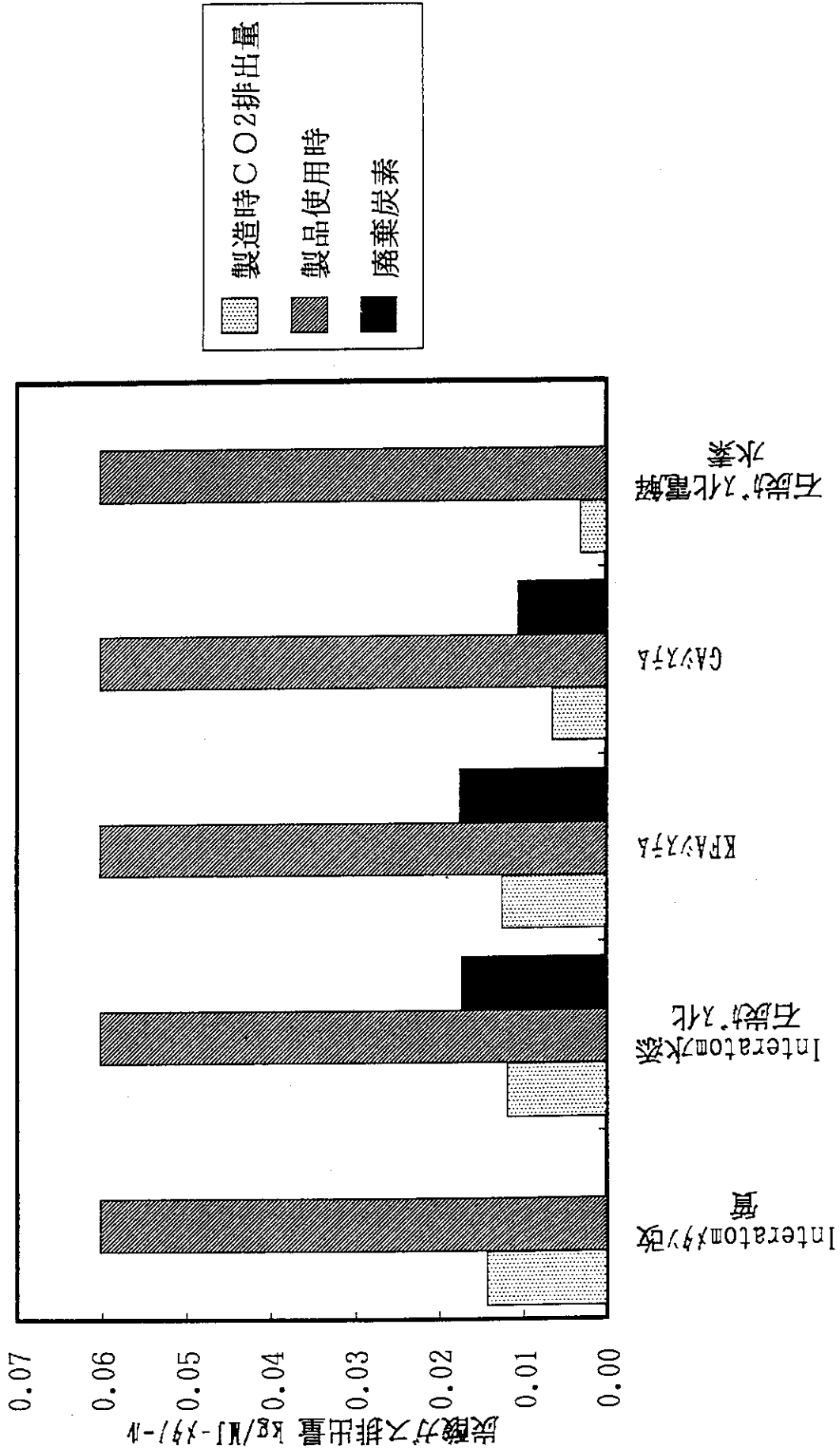


図3.1-8 炭酸ガス排出量の比較

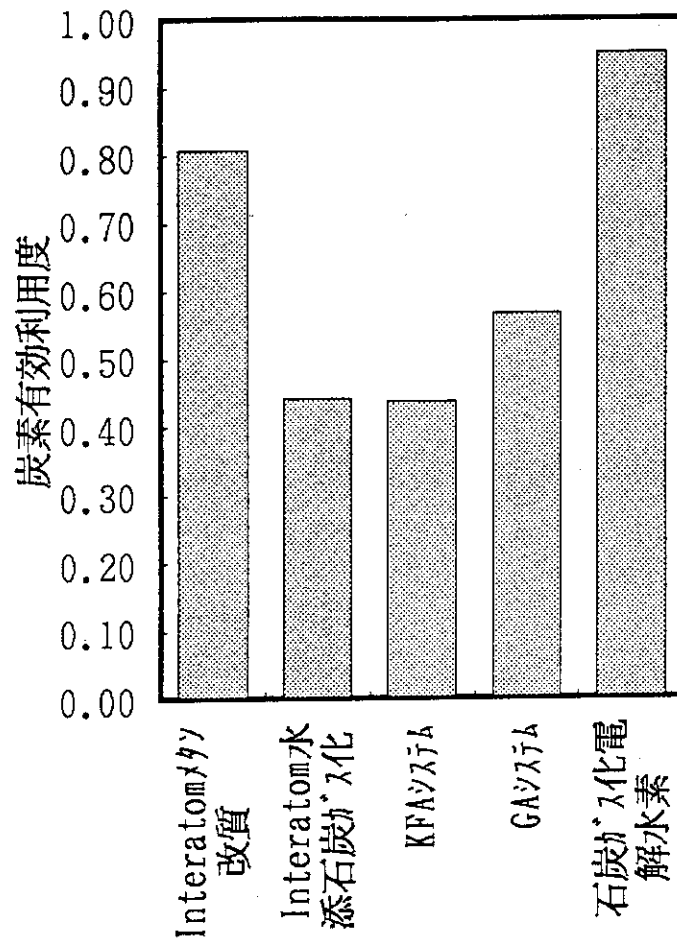


図3.1-9 炭素有効利用度の比較



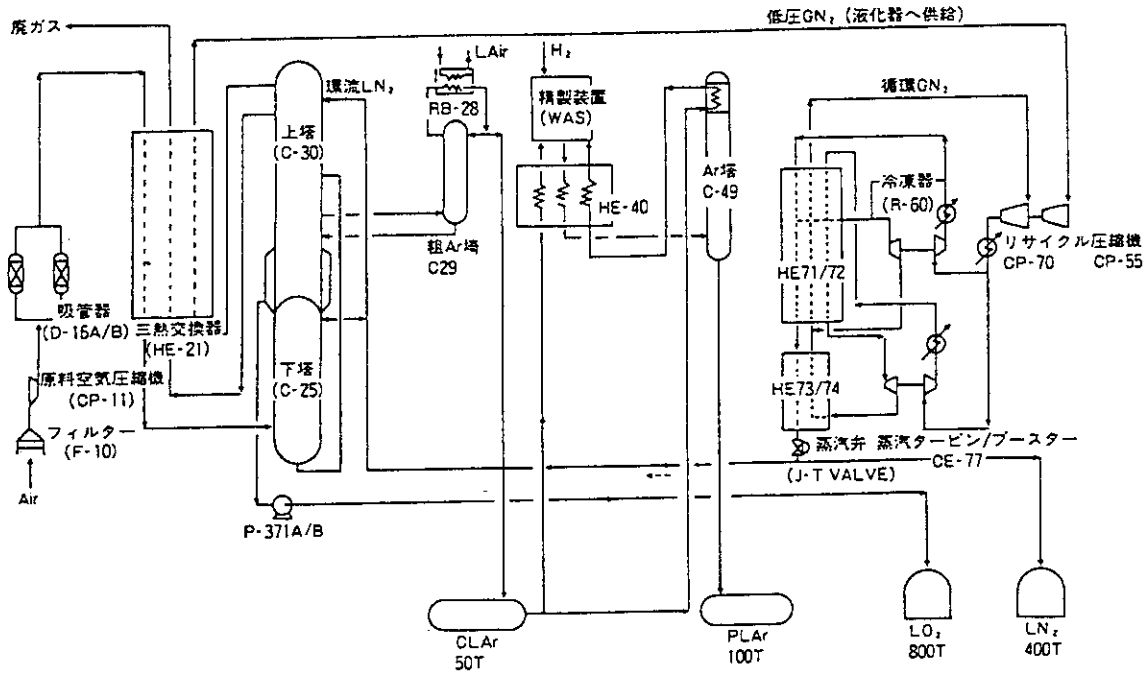


図 3.1-10 深冷法による空気からの酸素、窒素分離プラントの系統図

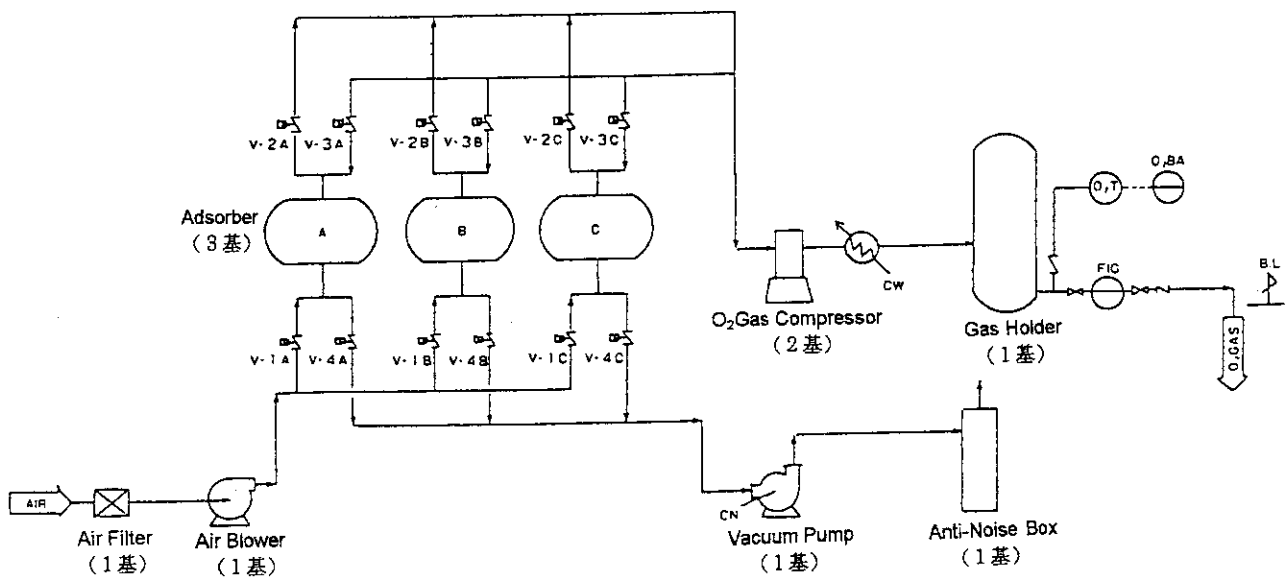


図 3.1-11 PSA法による空気からの酸素、窒素分離プラントの系統図

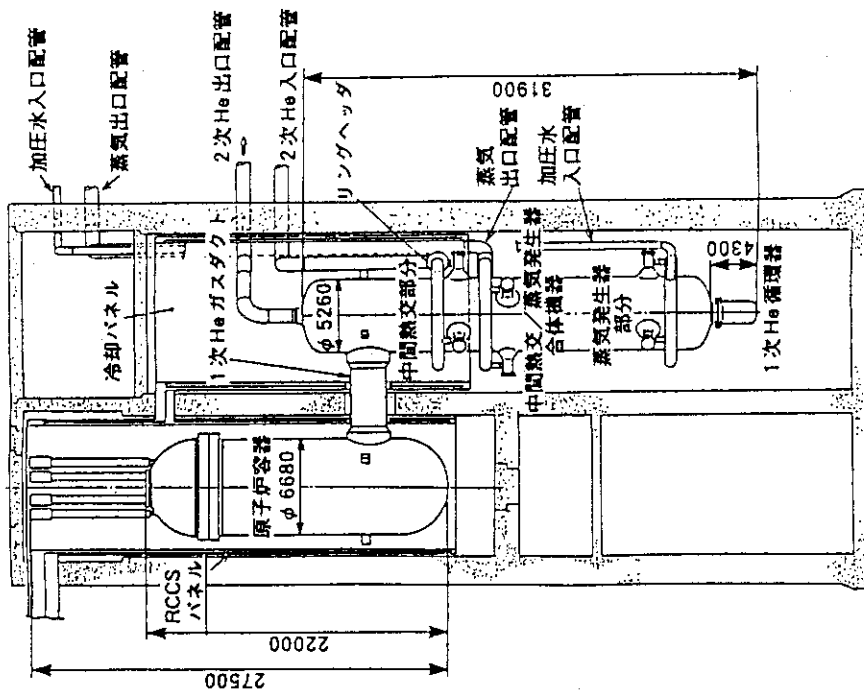


図3.2-1 MHTGRの概念図

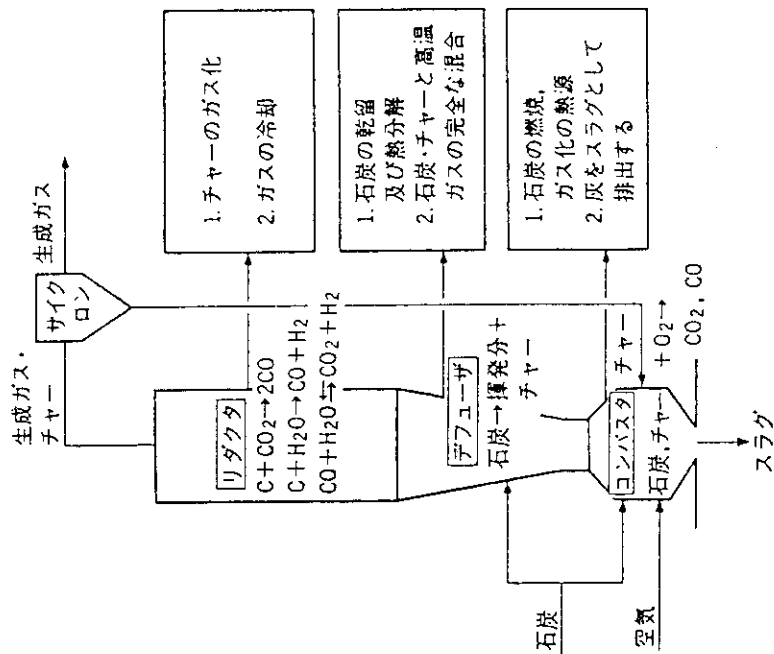
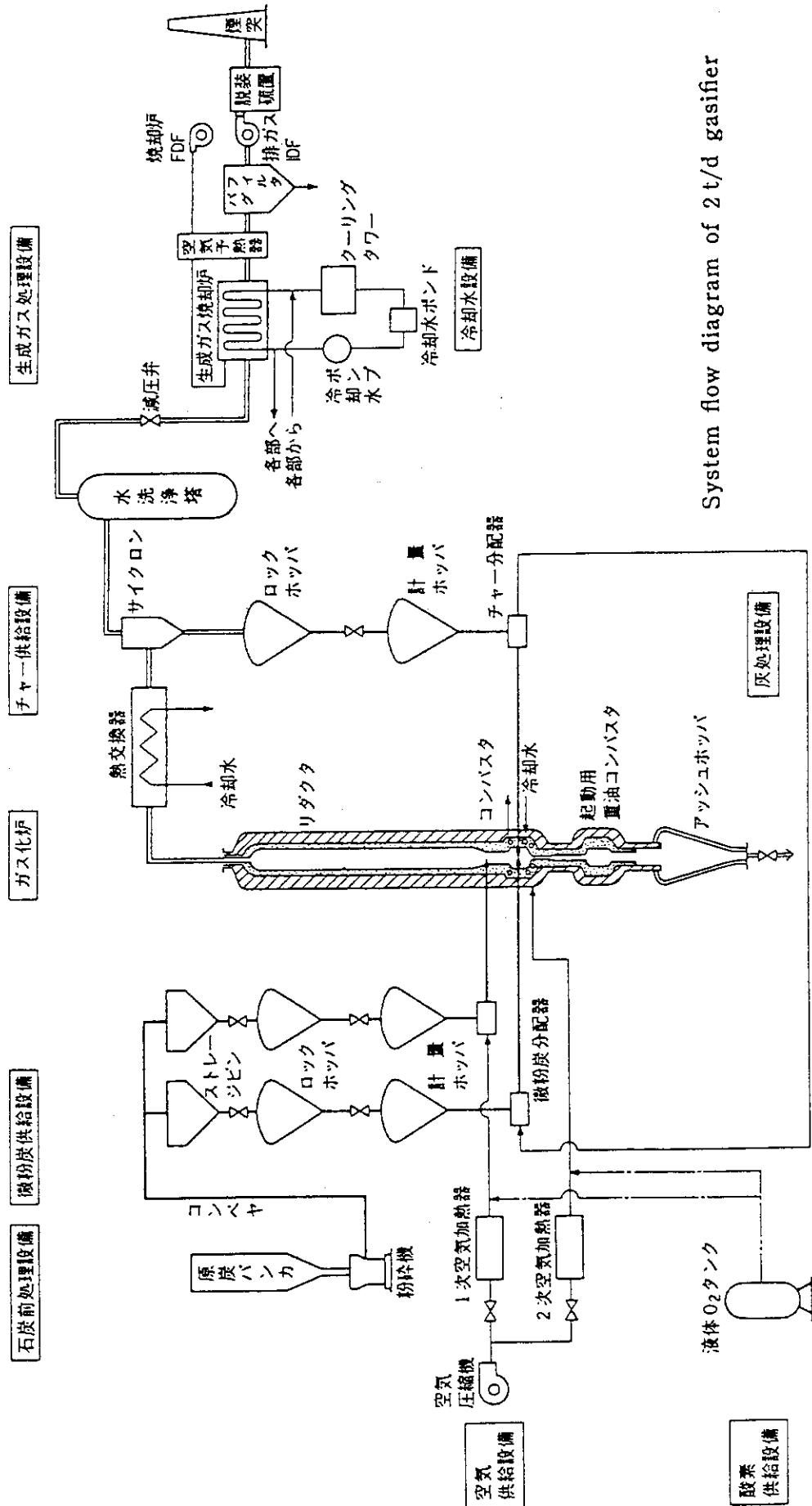


図3.2-2 2段噴流流床ガス化炉の基本概念<sup>(9)</sup>



System flow diagram of 2t/d gasifier

図 3.2-3 ガス化炉システム系統図 (9)

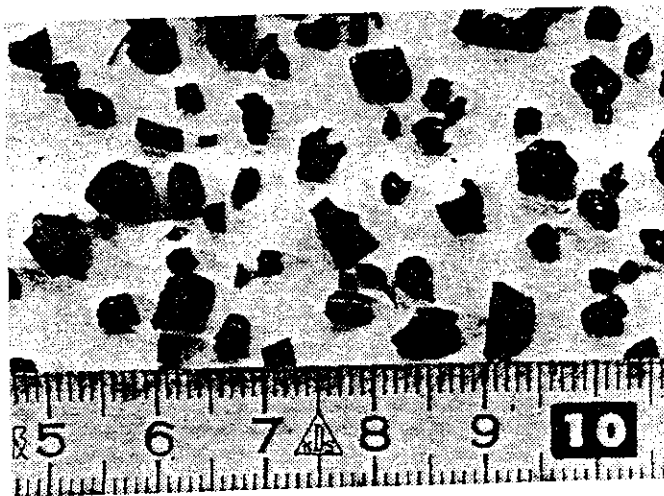


図 3. 2-4 太平洋炭の水冷スラグ<sup>(9)</sup>

表 3. 2-1 太平洋炭スラグ性状分析結果<sup>(9)</sup>

| ス ラ グ                          |        |
|--------------------------------|--------|
| 未 燃 分                          | <0.05% |
| SiO <sub>2</sub>               | 53.2%  |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 27.9%  |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 5.7%   |
| CaO                            | 7.7%   |
| TiO <sub>2</sub>               | 0.8%   |
| MgO                            | 1.8%   |
| SO <sub>3</sub>                | 0.0%   |
| Na <sub>2</sub> O              | 1.1%   |
| K <sub>2</sub> O               | 1.1%   |

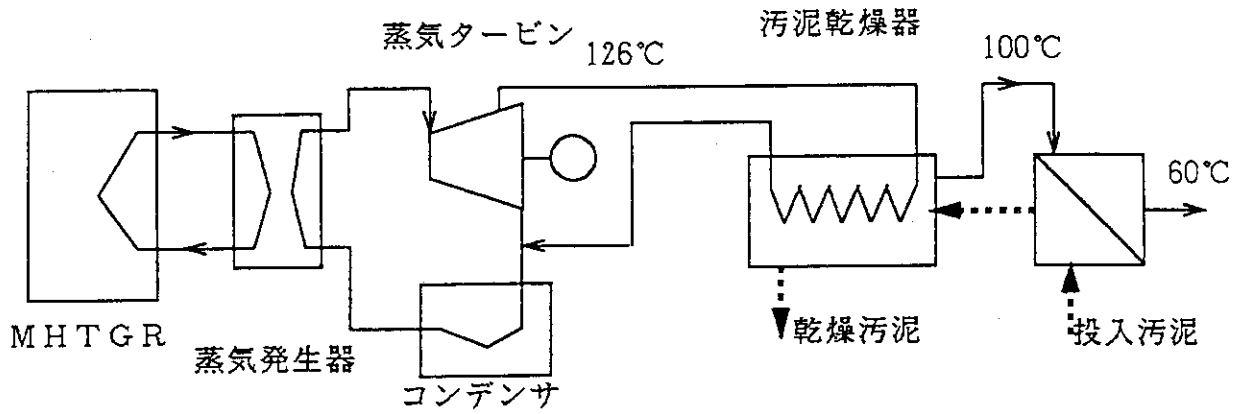


図3.2-5 汚水乾燥システム概念図

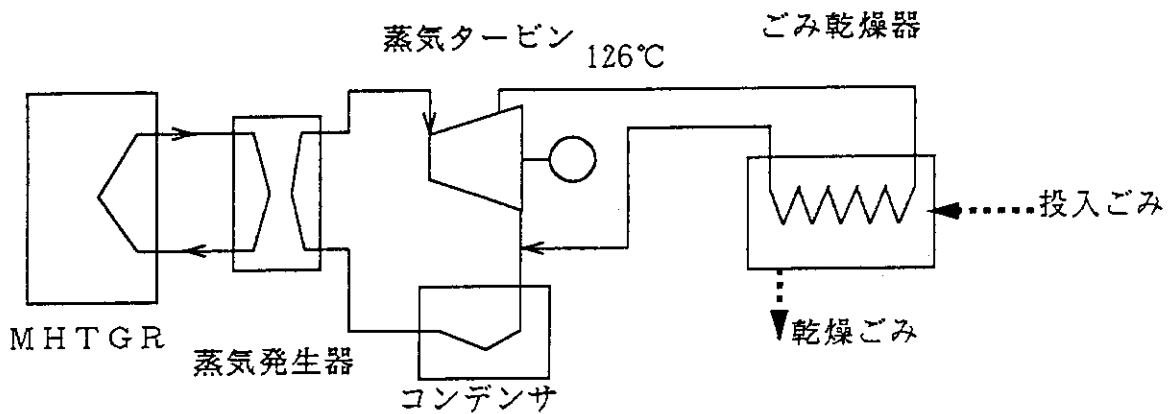


図3.2-6 含水ごみ乾燥システム概念図

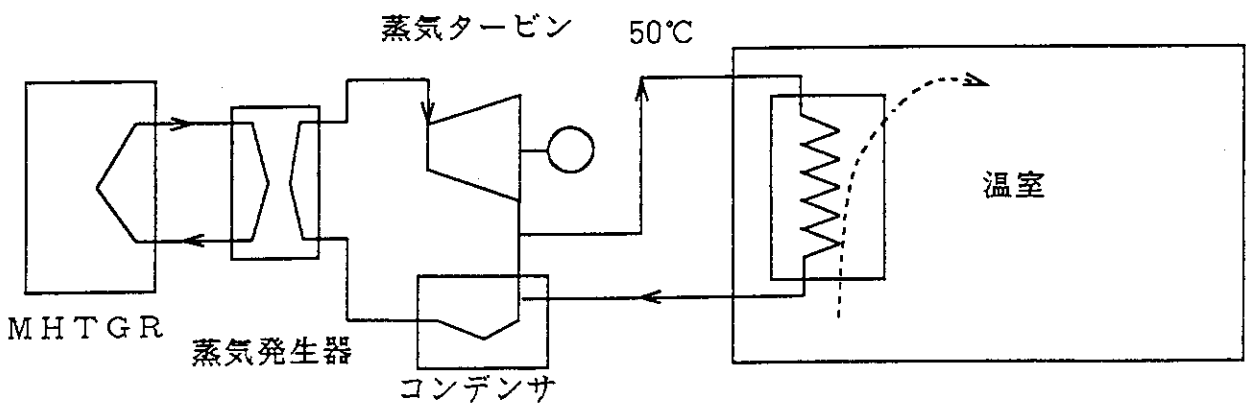


図3.2-7 低温熱供給利用システム概念図 (温室熱源)

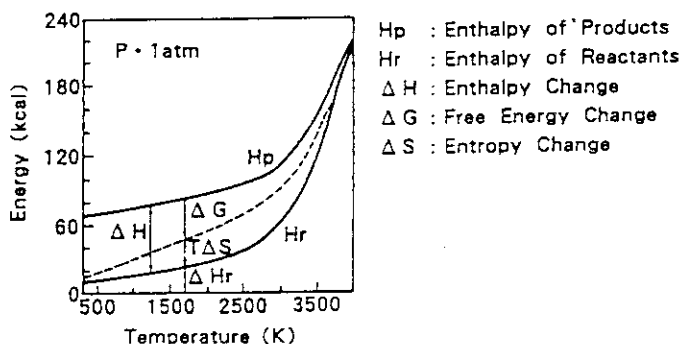


図3.2-8 水から水素と酸素を得る際のエネルギーと温度の関係<sup>(10)</sup>

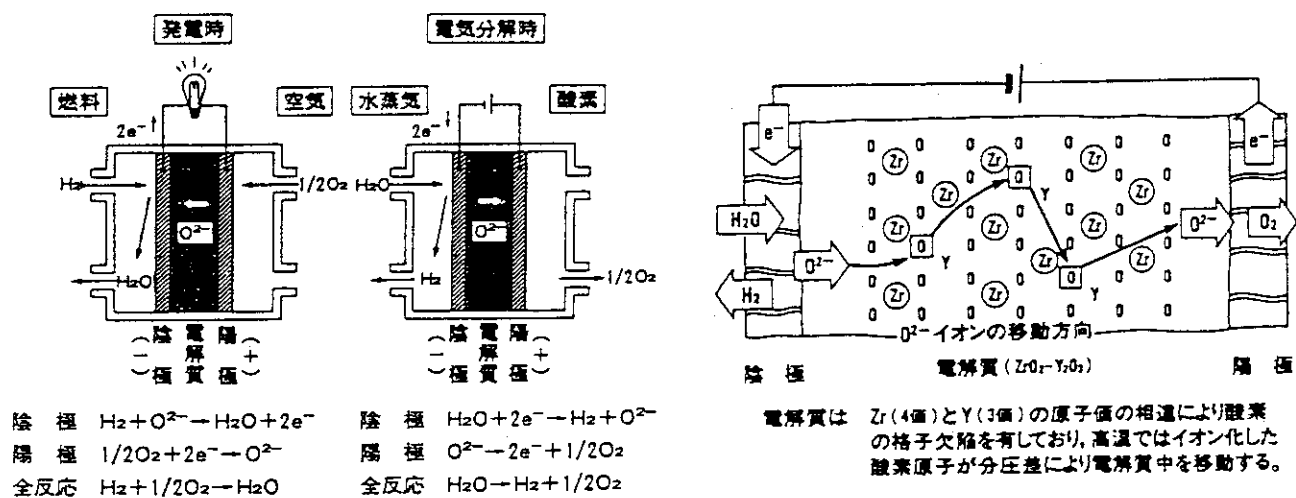


図3.2-9 高温水蒸気電解の原理図<sup>(10)</sup>

主仕様

|         | 構成材料   | 膜厚         |
|---------|--|------------|
| 燃料極     | ニッケル(Ni)   | 80~110 μm  |
| 電解質     | イットリア安定化ジルコニア(YSZ)                                 | 110~150 μm |
| 空気極     | ランタンコバルト酸化物(LaCoO <sub>3</sub> )                   | 150~200 μm |
| インタコネクタ | ニッケルアルミ/アルミナ(NiAl/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) | 200~250 μm |
| 基体管     | カルシア安定化ジルコニア(CSZ)                                  | φ21mm      |

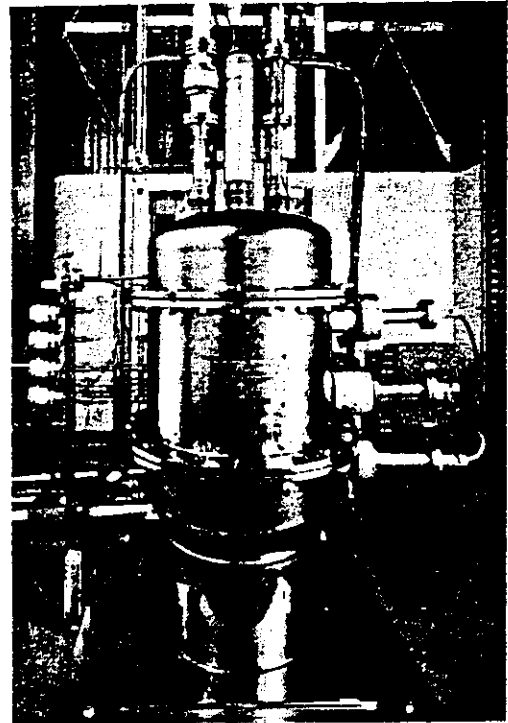
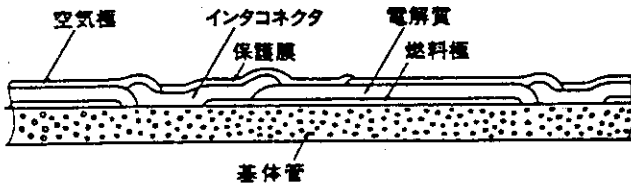


図3.2-10 円筒横稿型SOFC

図3.2-11 1kW級のSOFCモジュール外観

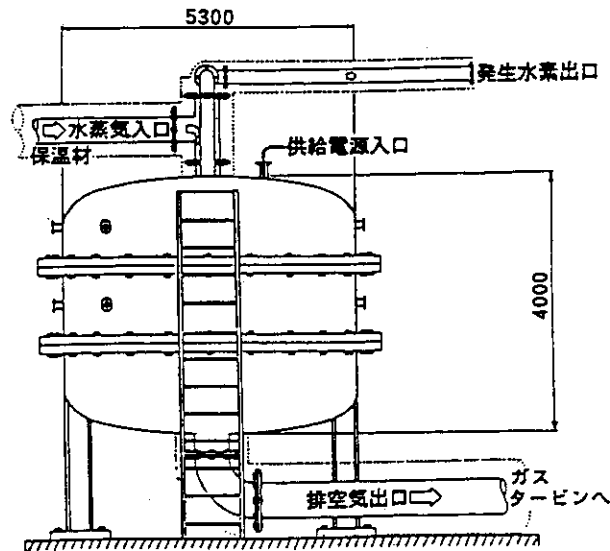


図3.2-12 高温水蒸気電解装置概念図

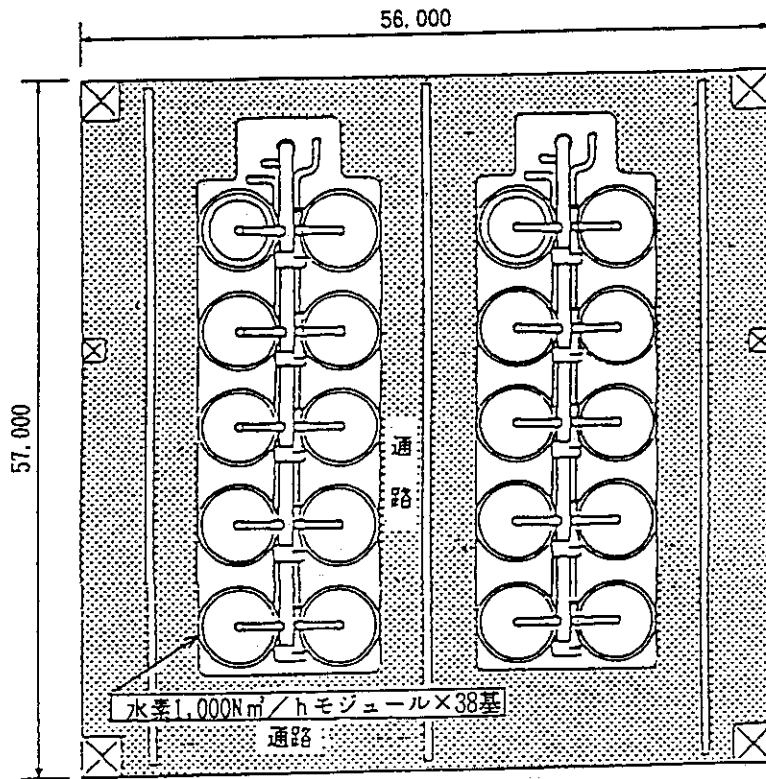


図3.2-13 高温水蒸気電解プラント平面図

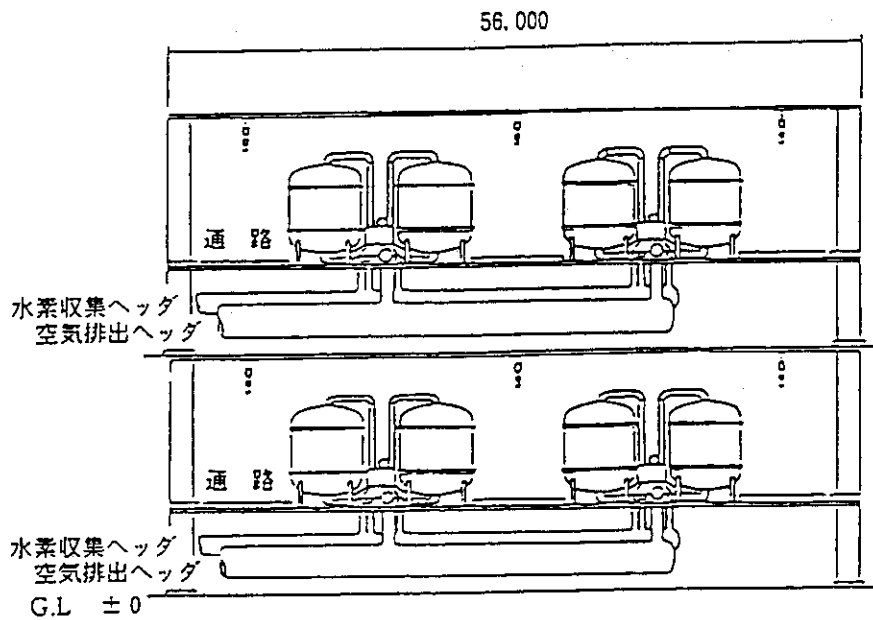


図3.2-14 高温水蒸気電解プラント平面図



— 21世紀をになう次世代原子炉 —

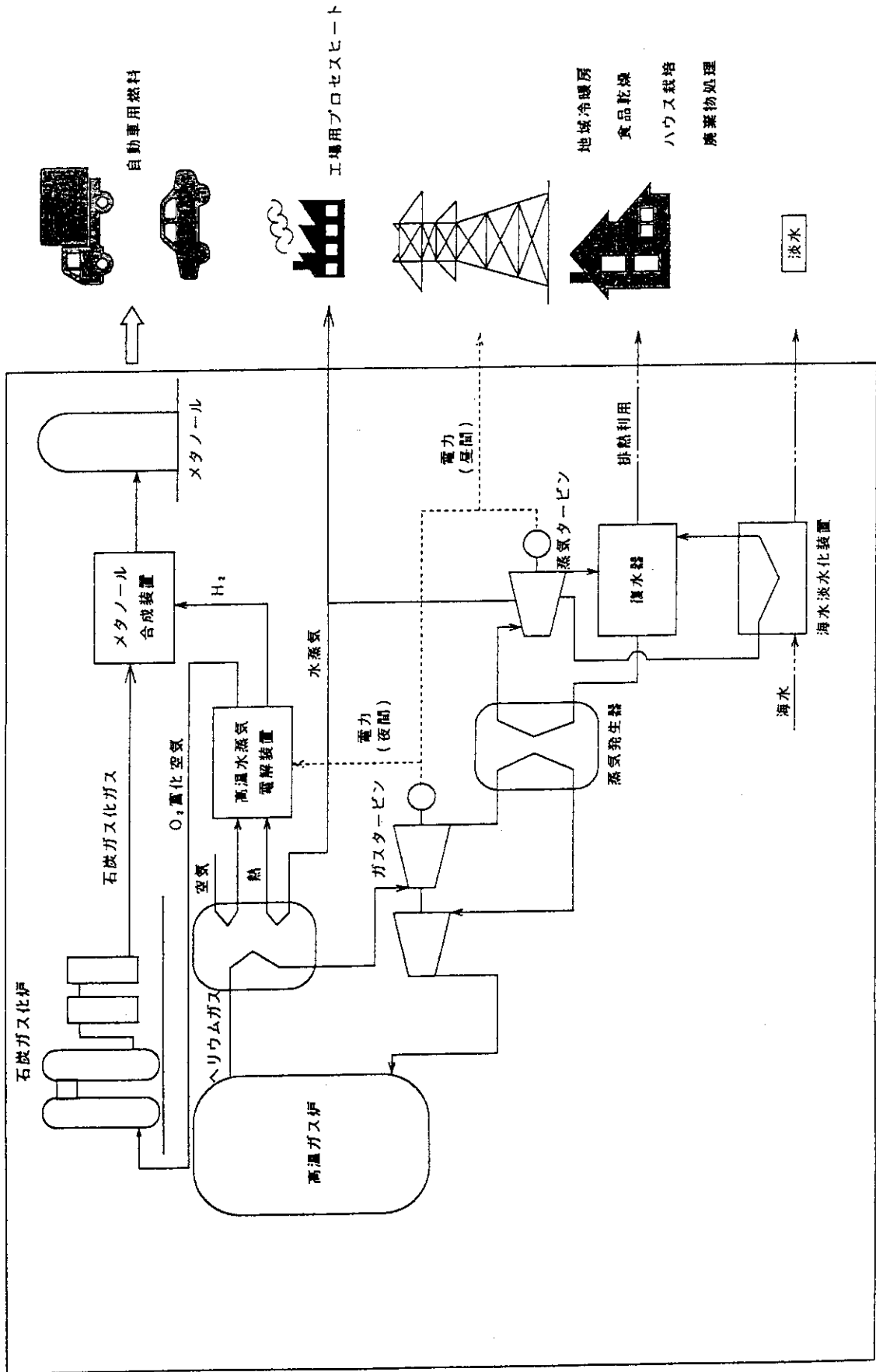


図 3.3-1 核熱利用水素・C1 燃料製造システム

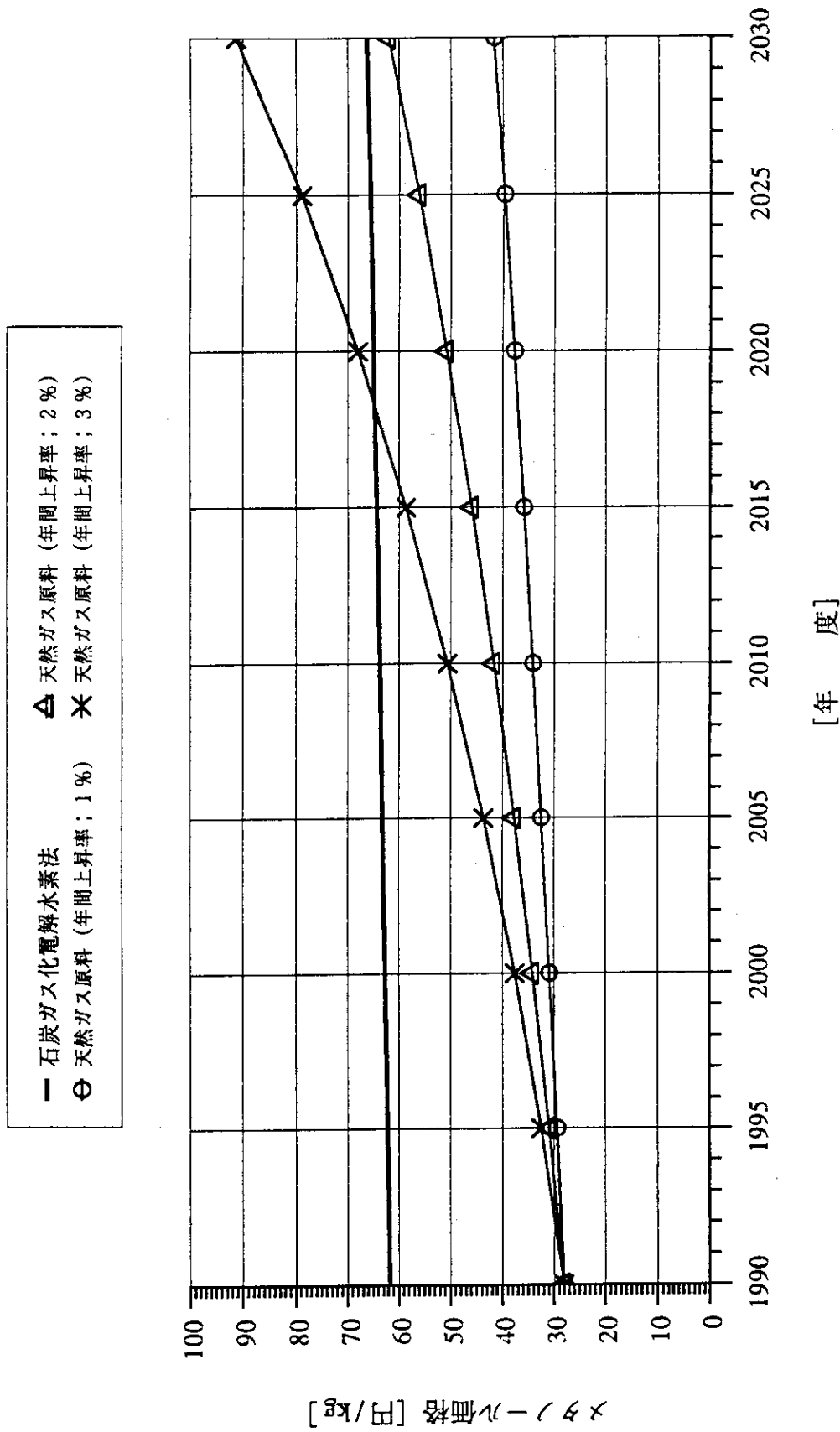


図4.3-1 メタノール価格の比較 (ケース2)  
 (資本費は、建設費より税法上の償却年数を用いて均等化して算出)

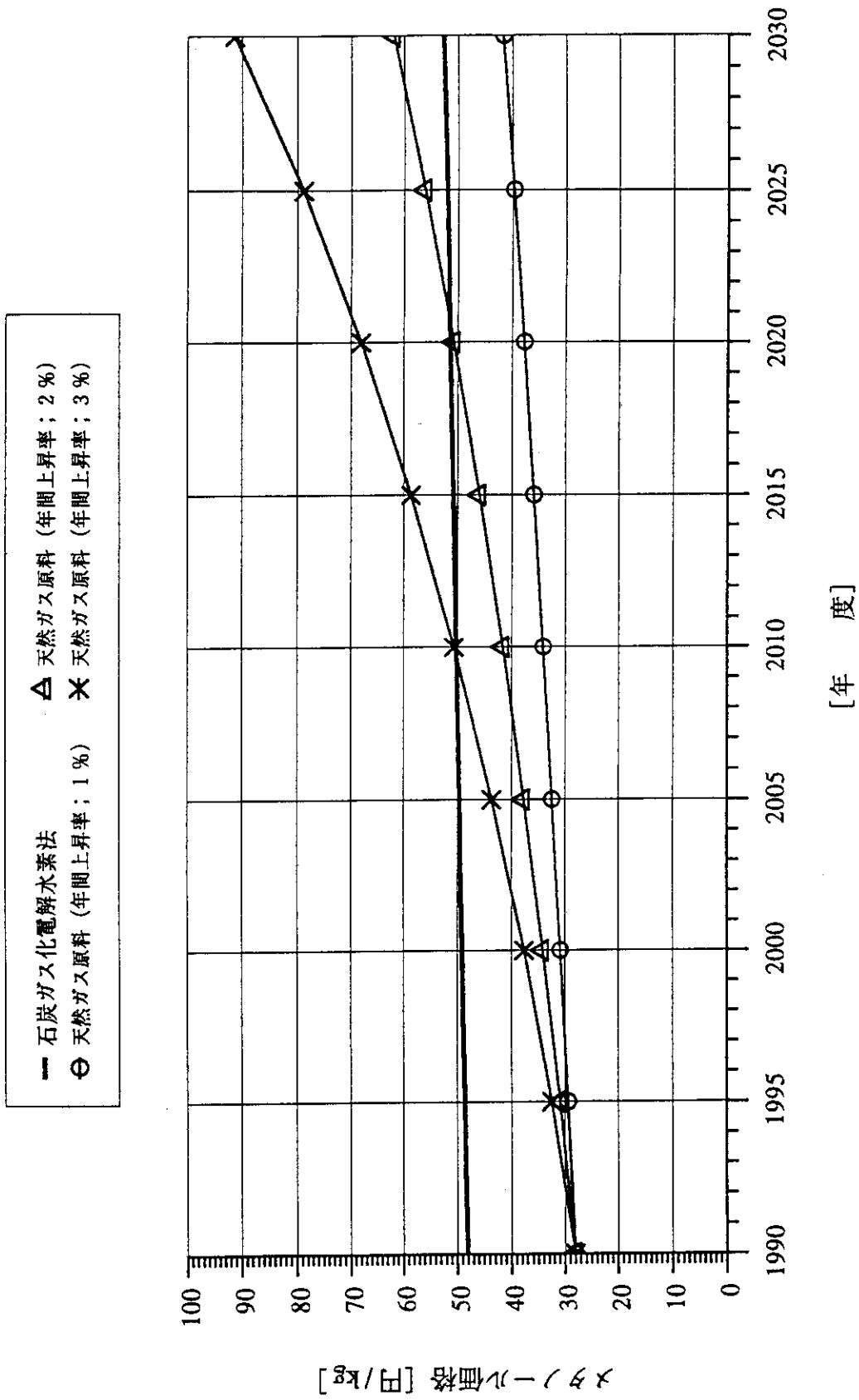


図4.3-2 メタノール価格の比較 (ケース3)  
 (資本費は、建設費より耐用年数30年を用いて均等化して算出)

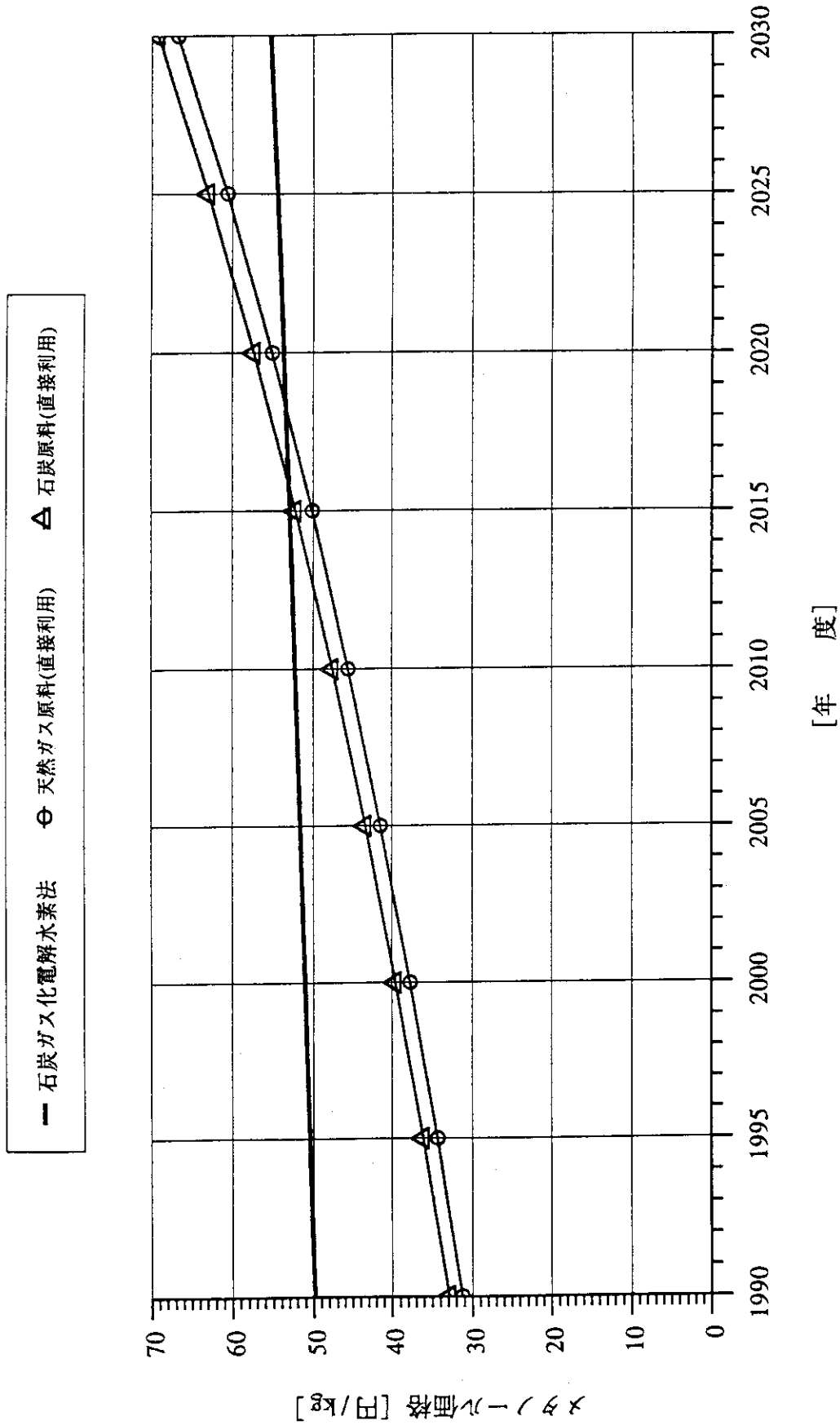


図4.3-3 炭酸ガス課税時のメタノール価格の比較 (ケース1)  
(1.2円/kgCO<sub>2</sub>、年率1%上昇)

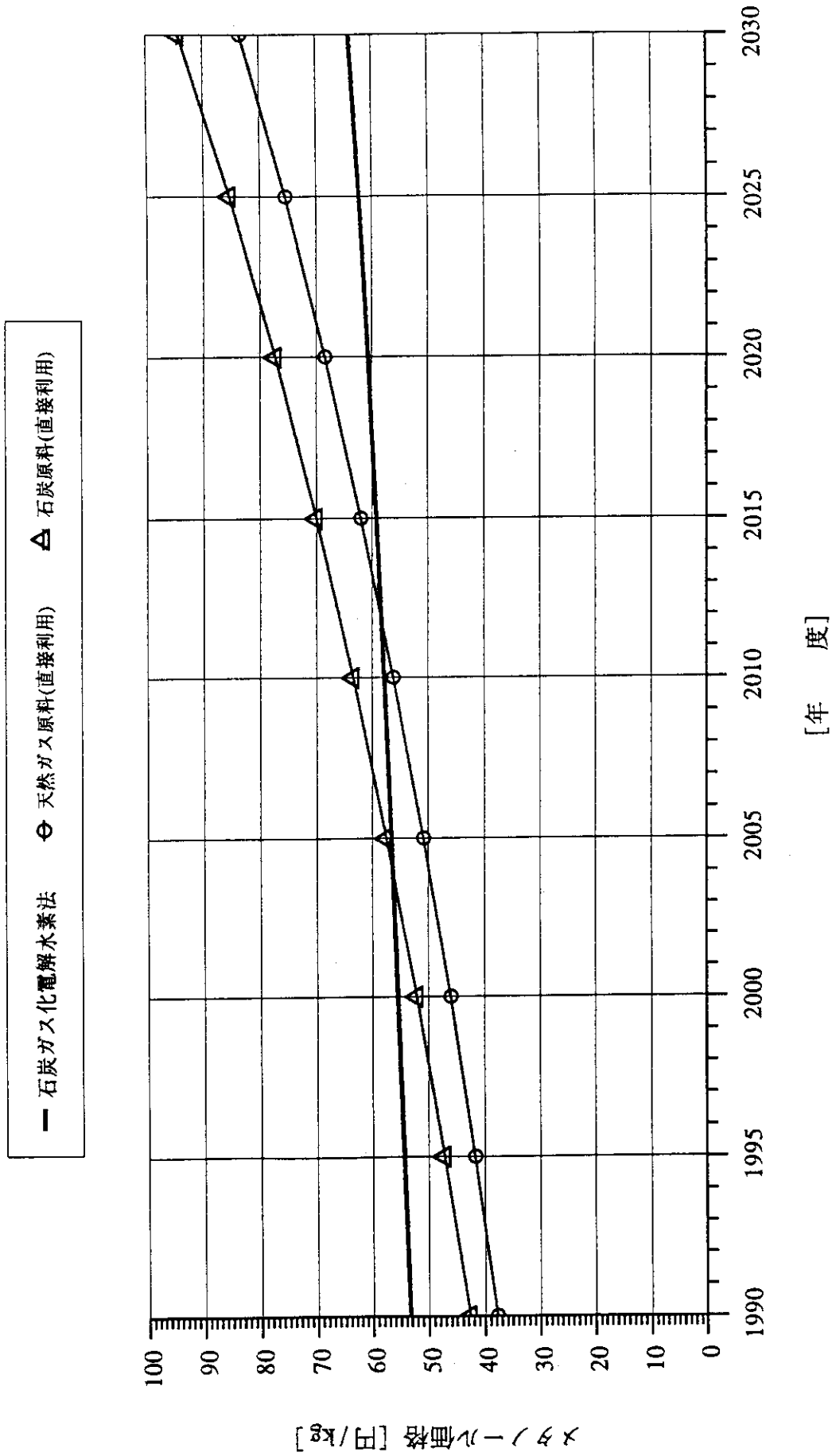


図 4.3-4 炭酸ガス課税時のメタノール価格の比較 (ケース2)  
 (3.6円/kgCO<sub>2</sub>、年率2%上昇)