

N98-02-0210

平成9年度調査報告書
NEDO-GET-9706

6

MASTER

二酸化炭素高温分離技術におけるCO₂バランス に関する調査研究

DISTRIBUTION OF THIS DOCUMENT IS UNLIMITED
FOREIGN SALES PROHIBITED

平成10年3月

新エネルギー・産業技術総合開発機構
財団法人 地球環境産業技術研究機構

二酸化炭素高温分離技術におけるCO₂バランスに関する調査研究

(委託先) 財団法人 地球環境産業技術研究機構

(作成年月) 平成10年3月 (ページ数) 179ページ

(目的) 化石燃料消費型の産業において、多様な過程から、様々な形態で二酸化炭素が排出されている。本調査は、様々の二酸化炭素分離システムにおける物質収支の検討、及びシステム導入による排出削減の可能量を調査・検討し、経済性評価を行うに価する有望プロセスの選定を行うとともに、他二酸化炭素削減技術との対比を行うことを目的とした。

DISCLAIMER

Portions of this document may be illegible in electronic image products. Images are produced from the best available original document.

平成9年度調査報告書
NEDO-GET- 9 7 0 6

二酸化炭素高温分離技術における CO₂ バランス に関する調査研究

平成10年3月

新エネルギー・産業技術総合開発機構
財団法人 地球環境産業技術研究機構

目 次

はじめに

1. 調査の目的・内容	1
2. 研究体制	
3. 委員会の構成	
4. 委員会の活動状況	

第1章 CO ₂ 分離技術の現状	9
1-1. はじめに	9
1-2. 文献調査結果	9
1-3. CO ₂ 分離技術に関するアンケート調査	31

第2章 LNG火力発電所排ガス系のプロセスモデル	45
2-1. はじめに	45
2-2. 計算を行う上での前提条件	45
2-3. 計算結果	45
2-4. 高分子分離膜と高温分離膜の比較	47

第3章 石炭火力発電所排ガス系のプロセスモデル	57
3-1. はじめに	57
3-2. 計算を行う上での前提条件	57
3-3. ボイラー系のフローについて	57
3-4. 高温分離膜の純所要エネルギー	59

第4章 コンクリート廃材の炭酸化反応によるCO ₂ の固定化の検討	68
4-1. はじめに	68
4-2. コンクリートの炭酸化反応のメカニズム	68
4-3. 炭酸化反応	68
4-4. プロセスの概念	70
4-5. 炭酸化装置の概念	72
4-6. セメント製造排ガスとその処理についての検討	77
4-7. むすび	81

第5章 CO ₂ の接触水素化還元	83
5-1. 概要、特徴	83
5-2. CO ₂ グローバルリサイクルシステムの物質収支	83

5-3.	L C Aの評価	90
5-4.	環境への影響・評価	104
5-5.	技術的課題・問題	107
第6章	生物的CO ₂ 固定化システム	111
6-1.	概要・特徴	111
6-2.	微生物類によるCO ₂ 固定化システム	112
6-3.	環境への影響・評価	133
6-4.	技術的課題・問題	134
6-5.	考察	137
第7章	海外調査	140
第8章	まとめ	179

概要

はじめに

1. 調査の目的・内容

現在の化石燃料消費型の産業において、多様な過程から、様々な形態（濃度・組成・温度・圧力等）で二酸化炭素が排出される。大量に排出される二酸化炭素を効率的に貯蔵あるいは変換利用するためには、分離・精製等の過程が必要不可欠であり、現に多くの分離・精製法（化学的・物理的等）が開発されつつある。

このため、プラントに二酸化炭素分離システムを導入する際には、最適な分離・精製法を選択する必要がある。

本調査では、二酸化炭素の高温分離・回収再利用技術の適応環境、有効性を明らかにする目的で、他の分離・回収再利用方法（高分子膜分離、化学的・物理的吸収法、吸着法、接触水素化還元、生物的固定等）と比較・評価を行った。

具体的には次項の調査を実施した。

(1) 膜法、吸収法、吸着法、深冷分離等各種分離技術のデータの収集、整理

実ガス試験レベルにあるものを中心にデータを収集し、整理の上、比較した。

(2) 化学的、生物的CO₂固定化技術のデータを収集、整理

（財）地球環境産業技術研究機構での研究を中心に整理の上、比較した。

(3) 高温二酸化炭素のセメント材への固定処理プロセスと有効利用の検討

高温で分離された二酸化炭素のセメントへの固定（セメントの炭酸化）による処理についてデータの収集・整理を行い、その適応環境、有効性を明らかにした。

(4) モデル化

分離技術の比較評価を行うため、LNG火力発電、石炭火力発電についてボイラー～CO₂処理のモデル化を行った。本モデルは（財）ファインセラミックスセンター、（社）日本ファインセラミックス協会の平成9年度報告書「二酸化炭素高温分離・回収再利用技術研究開発」のプロセス概念設計にも使用された。

2. 研究体制

（財）地球環境産業技術研究機構が新エネルギー・産業技術総合開発機構から受託した「二酸化炭素高温分離技術におけるCO₂バランスに関する調査研究」を地球環境産業技術研究機構・地球環境システム研究室において計画的かつ効率的に推進するため、「二酸化炭素高温分離技術におけるCO₂バランスに関する調査研究委員会」（以下「委員会」という。）を設置した。

この学識経験者等により構成された委員会の助言のもとに、地球環境システム研究室において、本調査研究を実施した。

3. 委員会の構成

委員会の委員には、下記の各界の有識者の方に参加して頂き構成した。そして、

実際の委員会には委員、研究員の他オブザーバーの方にも参加頂き議論を行った。

委員：

安藤元英	(社) 日本ファインセラミックス協会 企画部長
瀬間 徹	(財) 電力中央研究所 横須賀研究所 副所長
竹林忠夫	(財) ファインセラミックスセンター 主席研究員
服部 忠	名古屋大学 難処理人工物研究センター 教授
升谷正宏	(社) 化学工学会 事務局長
三森輝夫	東洋エンジニアリング(株) 技術研究所 研究企画グループマネジャー

オブザーバー：

鈴木政雄	通商産業省 生活産業局 ファインセラミックス室 技官
山本弘明	新エネルギー・産業技術総合開発機構 産業技術研究開発部 環境技術開発室 主査

研究員：

葉梨益弘	地球環境産業技術研究機構 研究企画部長
浅海隆義	地球環境産業技術研究機構 地球環境システム研究室
廣渡紀之	地球環境産業技術研究機構 地球環境システム研究室
河邊豊太郎	地球環境産業技術研究機構 地球環境システム研究室
八木田浩史	地球環境産業技術研究機構 地球環境システム研究室
真継由佳	地球環境産業技術研究機構 研究業務課
渡邊富洋(*)	地球環境産業技術研究機構 研究業務課長

(*) 9月16日から地球環境システム研究室 原田幹子と交代

4. 委員会の活動状況

本年度の委員会の活動状況は以下の通りである。

第一回 委員会

日時	平成 9年 9月11日 15:00～16:30
場所	(財) 地球環境産業技術研究機構 東京事務所 会議室
議題	1.平成8年度の成果概要について 2.平成9年度の実施計画について 3.平成9年度の纏め方について議論

第二回 委員会

日時	平成 9年11月26日 15:00～17:00
場所	(財) 地球環境産業技術研究機構 東京事務所 会議室
議題	1.CO ₂ 分離技術の集約とアンケートについて 2.石炭焚きボイラー廻りのバランスについて 3.生物的・化学的CO ₂ 固定について

4.コンクリートへのCO₂固定について

第三回 委員会

日時 平成10年 2月 9日 15:00～17:30
場所 (財)地球環境産業技術研究機構 東京事務所 会議室
議題 1.CO₂分離技術のアンケート結果について
2.石炭焚きボイラー廻りのバランスについて
3.生物的・化学的CO₂固定について
4.コンクリートへのCO₂固定について

Summary

Nowadays we have exhausted a lot of Carbon Dioxide in various conditions---temperature, concentration, component, pressure, and so on---, and it comes from our culture based on fossil energy. To utilize and/or sequester Carbon Dioxide, the separation and purification processes are essential. And many physical and chemical CO₂ capture technologies are developing now.

These CO₂ separation and purification technologies are influenced by the CO₂ exhausted conditions. Hence, it is important to select the CO₂ capture technology which fits user's purpose. We have studied the possibility of high temperature CO₂ fixation and utilization technology in comparison with others. The content was as follows:

- (1) We have investigated the development trends on absorption, membrane, adsorption, and cryogenic separation. And about the separation technologies which are in phase 2 (stage of performance test by actual gas), the questionnaire was done.
- (2) We have investigated bacterial/algae based CO₂ fixation and utilization technology, and CO₂ fixation and utilization technology using catalytic hydrogenation reaction.
- (3) Carbon dioxide disposal by the carbonation of concrete waste has been studied. The concept was designed.
- (4) The exhausted gas processes of LNG power generation and coal fired power generation were simulated, the concept of high temperature CO₂ separation was designed, and the results were compared with the questionnaires.
- (5) The above-mentioned processes are simulated by ASPEN PLUS developed by ASPENTECH Inc. in USA. ASPENTECH Inc. was born from the research organization in MIT requested by US DOE. Since this simulation model is generally used for the study of CO₂ reduction technologies, in ASPEN user meeting we gathered and exchanged the informations and experiences.

概 要

現在の化石燃料消費型の産業において、多様な過程から、様々な形態（濃度・組成・温度・圧力等）で二酸化炭素が排出される。大量に排出される二酸化炭素を効率的に貯蔵あるいは変換利用するためには、分離・精製等の過程が必要不可欠であり、現に多くの分離・精製法（化学的・物理的等）が開発されつつある。

このため、プラントに二酸化炭素分離システムを導入する際には、最適な分離・精製法を選択する必要がある。

本調査では、二酸化炭素の高温分離・回収再利用技術の適応環境、有効性を明らかにする目的で、他の分離・回収再利用方法（高分子膜分離、化学的・物理的吸収法、吸着法、接触水素化還元、生物的固定等）と比較・評価を行った。

具体的には次項の調査を実施した。

(1)膜法、吸収法、吸着法、深冷分離等各種分離技術のデータの収集、整理

実ガス試験レベルにあるものを中心にアンケート調査を行い、整理の上、比較した。

(2)化学的、生物的CO₂固定化技術のデータを収集、整理

化学的、生物的CO₂固定化技術の現状調査を行い、それらの課題を整理した。

(3)高温二酸化炭素のセメント材への固定処理プロセスと有効利用の検討

高温で分離された二酸化炭素のセメントへの固定（セメントの炭酸化）による処理についてデータの収集・整理を行い、その適応環境、有効性を明らかにした。

(4)モデル化

分離技術の比較評価を行うため、LNG火力発電、石炭火力発電についてボイラー排ガス系のCO₂処理のモデル化を行った。本モデルは（財）ファインセラミックスセンター、（社）日本ファインセラミックス協会の平成9年度報告書「二酸化炭素高温分離・回収再利用技術研究開発」のプロセス概念設計にも使用された。

(5)海外動向調査

モデル作成用プロセスシミュレーターとして ASPEN PLUS を使用している。これは 1976 年米国エネルギー省の要請でMIT内に作られた Advanced System for Process Engineering という研究組織がきっかけで生まれたとされている。そのような経緯もあり米国エネルギー省の関係した CO₂ 削減対策にもよく使用されている。ASPEN WORLD に出席し使用動向調査、情報収集を行った。

本

編

第1章 CO₂分離技術の現状

1-1. はじめに

本調査研究の目的は、火力発電所排ガスからのCO₂分離技術の比較・評価を行い、その過程で、どうすれば高温分離技術のメリット(所要動力の軽減、冷却エネルギー節減等)が活かせるかについて検討することにある。

この目的を達成すべく、昨年度¹⁾に引き続き、各CO₂分離技術につき現状調査を行った。本年度は、昨年度の調査以降に発表された第3回 International Conference on Carbon Dioxide Removal (ICCDR-3)論文集に収載された論文により現状調査を行った。さらに、昨年度調査した各CO₂分離技術およびICCDR-3に記載されたCO₂分離技術について研究開発レベルのランク付けを行い、あるレベル(第1-3章参照)以上の研究開発を選び出し、それらの研究開発を行っている国内電力会社等に対してアンケート調査を行った。

参考文献

- 1) NEDO, RITE: 平成8年度調査報告書(NEDO-GET-9641) 二酸化炭素高温分離におけるCO₂バランスに関する調査研究 p.9~40

1-2. 文献調査結果

ICCDR-3論文集には、昨年度の調査研究に取り上げた化学吸収法、物理吸収法、膜分離法等以外のコンセプトによるCO₂排出低減策に関する論文が4報報告されている。まずこれら4報について詳述し、次いで、化学吸収法やその他に関する論文の内容をまとめる。

1-2-1. 高効率ゼロ排出CO₂ベース発電プラント¹⁾

Iantovskiらが提案するスキームは、モノエタノールアミン吸収法または膜法を用いる場合のような80~90%のCO₂排出カットではなく、ゼロ排出を約束する独創的なものである。排ガスが全て回収されるので、石炭やバイオマスのみならず、使用済み潤滑油やタイヤまたは精油所の廃棄物などの燃焼も可能になる。精油所で処理される原油の約2%が廃棄物になっており、この低品位燃料が1億トン/年も生じることになる。更に、現在埋立て処分されている大量(英国のみで約3500万トン)の都市固形廃棄物も焼却に供することができる。この論文の主要な目標は、発電と廃棄物焼却を組み合わせたゼロ排出プラントの概要とサイクルを提示することにある。

プラントの概要を図1-2-1-1に示す。提案されるCO₂ベースのプラントはトッピングCO₂-like Rankineサイクルに結合された復熱式CO₂ガスタービンからなる。CO₂ガスタービンは準等温コンプレッサー、O₂/CO₂燃焼室、およびコンプレッサーとは同軸にない膨張器から構成される。排ガスのエンタルピーは、トッピングサイクルや復熱器中の圧縮CO₂に熱移動される。もう1つのオプションは、合成ガスの生産に酸素吹きガス化炉を使用することである。ガス化プロセス

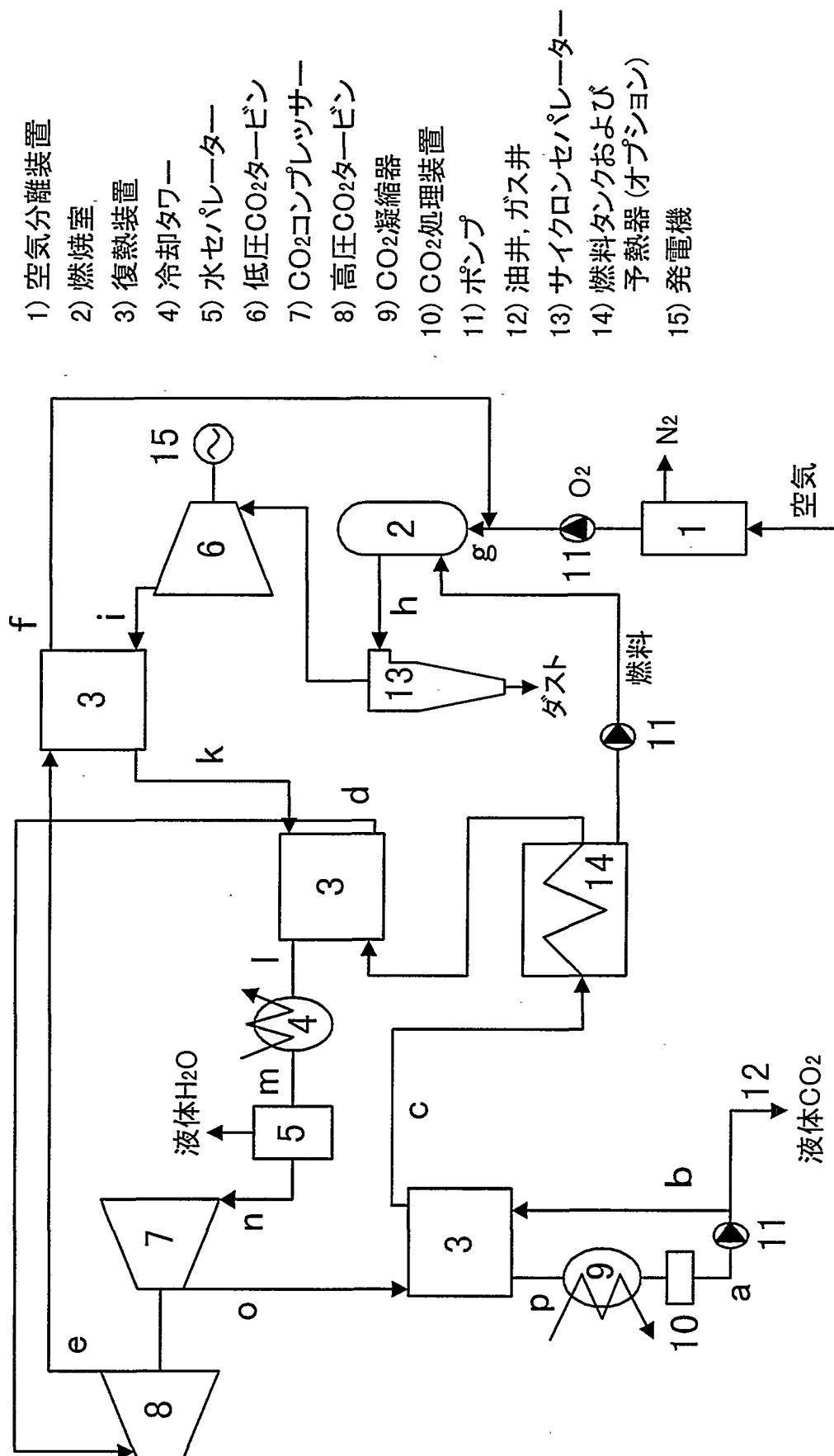


図1-2-1-1 高効率ゼロ排出CO₂ベース発電プラント

では、水またはスチームの代わりに、 CO_2 がガス化剤として使用される。

コンプレッサーと高圧膨張器の等エントロピー効率 η_{is} は0.80とみなされ、一方、低圧タービンおよび CO_2 ポンプの効率はそれぞれ0.85および0.60である。空気分離装置の電力消費は 0.2 kWh/kg O_2 、熱交換器での圧力損失は入口圧力の3%とみなされる。その結果、効率は54.3%と極めて高く、現在最高の複合サイクルのレベルにある。このケースでは4から240barまでの全圧縮仕事量は 181 kJ/kg であり、理想ガスの等温圧縮の場合の仕事量 317 kJ/kg よりも小さく、酸素生産と圧縮のために消費される仕事量 126 kJ/kg をほぼ埋め合わせる。Rankineサイクルでスチームよりも良好な CO_2 を作動流体として使用する案は1940年に初めてHochsteinによって提案された。

CO_2 で作動するコンプレッサーは既に製造され、またターボファンは冷却剤として使用される CO_2 の循環用に設計されている。しかし、作動流体 CO_2 で作動する1軸ガスタービンはまだ存在しない。本論文で提案される準複合サイクルでは CO_2 ベース膨張器が使用される。 CO_2 が空気に置き換わる場合、作動流体の性質が変わるだけで、他の量は空気ベース膨張器と同じのままである。既存の膨張器で CO_2 が空気に置き換わる場合、入口マッハ数が同じ(ここでは0.33)とき、すなわち、回転スピードが3000から2650rpmに約12%ほど低下したときに、最高のフロー相似が得られる。これは、米国におけるように3600rpmすなわち60Hzの回転スピード用に設計されたガスタービンは欧州(3000rpm、50Hz)で空気の代わりに CO_2 を用いて、ほぼそのまま使用できることを意味する。現在のスキーム(図1-2-1-1)では、コンプレッサーと高圧膨張器は発電なしの1軸ガス発生器と結び付けられる。結論として、 CO_2 ガスタービンだけでなく CO_2 膨張器も、市場で入手できる既存の既製マシンであるが、これらマシンの設計と製造は2～3年以内にガスタービン製造業者によって十分実現可能である。

ガスタービンでの使用済み潤滑油類の燃焼については現在研究中である。それらは図1-2-1-1のスキームに従って、通常の液体燃料のように前もってガス化することなく、燃焼することができる。発電プラントと焼却の組合せは、売電による収入と廃棄物処理による収入(地方自治体からの支払い)が得られる。図1-2-1-2に示すように、電力コスト(¢/kWh)は燃料価格に比例する。化石燃料価格は $2\text{ \$/GJ}$ (石炭)から $4\text{ \$/GJ}$ (油, ガス)である。2つの直線EおよびFは、本論文およびMathieu論文に記載された高効率ゼロ排出複合サイクルを表し、一方、ラインCはそれよりも非効率的なIGCCを表している。ケースEとFの両方で電力の価格とコストの差は小さく、ペイバックタイムは長くなるので、私的事業者または公益事業にとっては受け入れられないであろう。検討中の準複合サイクルの比投資がIGCC並みの $1850\text{ \$/kW}$ と仮定すると、ペイバックタイムは 62000 h ($1850/0.03$)、すなわち約10年である。発電と廃棄物焼却の組合せでは、燃料に対する支払いが不要で逆に支払いを受けるので、状況は一変する。米国マサチューセッツ州の例をとると、ガソリンスタンドでのオイル交換にガロン当たり20¢、すなわち約 $1.8\text{ \$/GJ}$ を支払わなければならない。この約 $1.8\text{ \$/GJ}$ が負の燃料価格である。このケースでは、利益は通常の燃料価格 $4\text{ \$/GJ}$ による場合の3倍になる。このことは、ペイバックタイムが

A: 通常のメタン焚ガス-スチームサイクル(CC)

O: 通常のRankineサイクル

E: ゼロ排出ガス-スチームサイクル

F: ゼロ排出準復合サイクル(QCC)

C: 通常の統合石炭ガス化復合サイクル(IGCC)

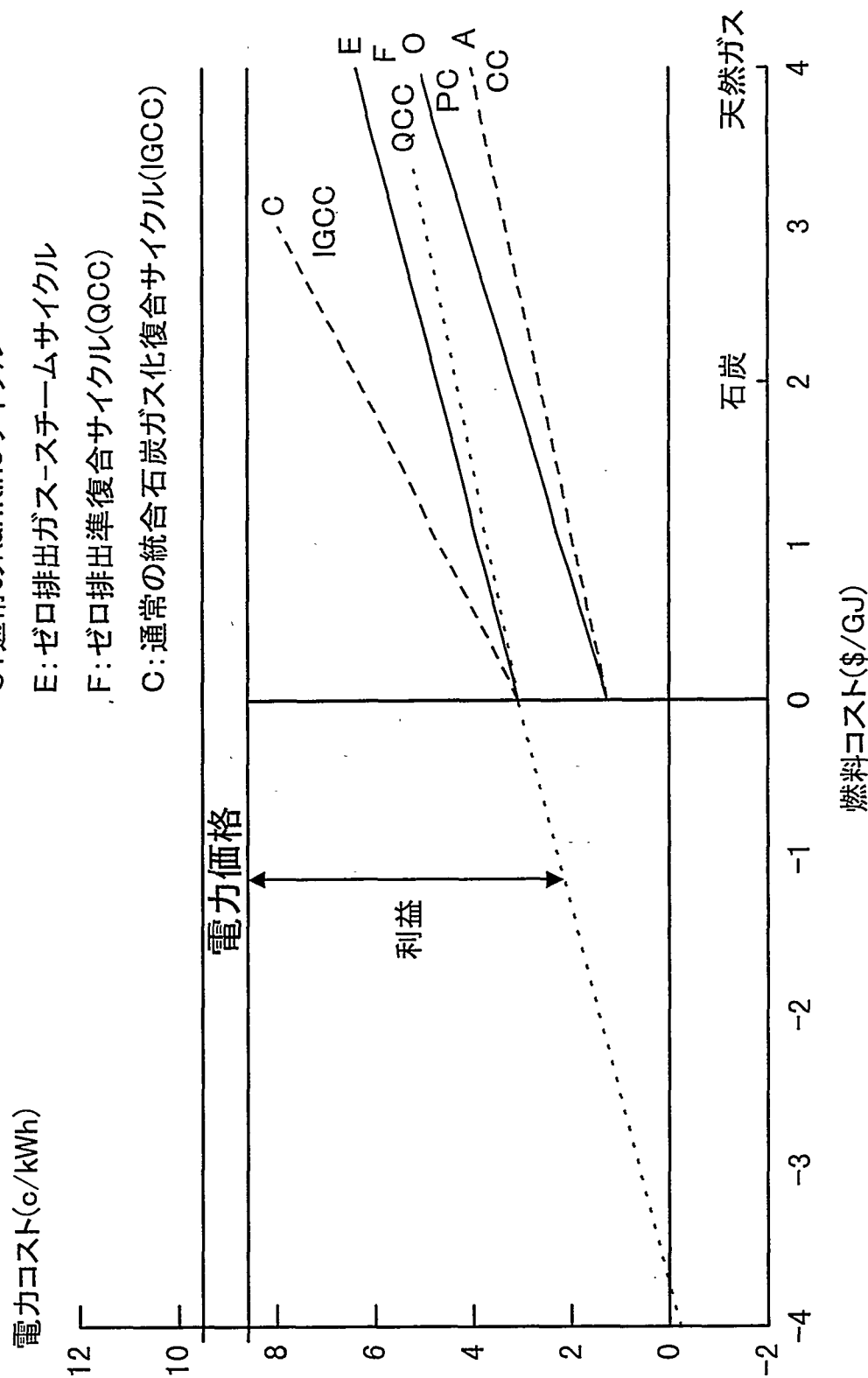


図1-2-1-2 発電プラントの経済性

私的事業者にとっても受け入れられる2～3年になる可能性があることを意味する。少なくとも100万t/年の使用済み潤滑油が出てくる米国では、提案されるゼロ排出発電プラントでクリーンに産出される自己生産電力によって、ガソリンスタンドと道路システムへの外部電力供給を置き換えることは可能である。使用済み潤滑油は、各10MWの100の地方発電プラントのフィードをまかなうのに十分である。

結論

再生型ガスサイクルとトッピングRankine-likeサイクルを組み合わせた独創的なゼロ排出CO₂ベース複合サイクルプラントが提案される。高品位の燃料を用いた場合、その発電効率は最新技術の複合サイクルのレベルの50%よりも高い。汚染物質の排出がないことに加えて、提案されるプラントでは、廃棄物とみなされる低品位燃料を燃焼またはガス化することが可能である。そのため、この廃棄物焼却と発電を組み合わせたプラントは、燃料の負価格による収入と売電による収入という二重の利益を享受できる。近い将来に実証プラントを建設するために、このアプローチは一層の研究を行う価値がある。

1-2-2. CO₂排出のない天然ガスの利用²⁾

天然ガス(NG)はクリーンであり、低い炭素比を有し、ガスタービン複合サイクル(GTCC)プラントで効率的に使用できるため、環境に対するダメージが最も少ない化石燃料と認識されている。しかし、GTCCプラントであっても、相当量のCO₂を排出するので、CO₂排出ゼロでNGを利用する代替策を開発すべきである。1つの可能性は、NGを水素および/または水素含有製品に変換することである。NGからのCO₂フリー水素生産は、CO₂隔離付きスチーム改質等によって、または純水素とカーボンブラックを生成するNGの高温熱分解によって達成することができる。これらオプションの工業的規模での実現に向けた技術はノルウェーで開発され、評価されてきた。

CO₂隔離を伴うNGのスチーム改質

NGのスチーム改質は水素生産の支配的方法であり、この技術は十分に立証されている。従来の改質器は、熱交換器タイプのコンパクトで効率的な改質器に取って代われつつある。また、第1段階でガス加熱改質器(Gas-Heated Reformer)を用いるICI Katalco社のLeading Concept Hydrogenプロセスも開発された。この結果、プラントははるかにコンパクトになり(敷地面積は25～30%減)、CO₂排出量が低減され、投資コストと運転コストがかなり低下する。

スチーム改質器またはシフト反応器の生成物の1つを選択的に除去する吸収剤または膜を利用すると、平衡がシフトし、より低い温度での運転が可能になる。1例はAir Products and Chemicals社が開発中の吸収促進反応プロセス(Sorption Enhanced Reaction Process)であり、運転温度の低下、下流精製の減少、建築資材の低価格化をもたらすと期待される。Pd-Ag合金膜やセラミック膜も開発されつつある。

NG発電プラントの排ガスからのCO₂分離よりも、スチーム改質器/シフト反応器生成物からのCO₂分離の方が容易に、低コストで行える。CO₂の地中貯

留は実証され、大規模な実用化に最も近いと考えられる方法であり、ノルウェー沖合帯水層でのCO₂の潜在的貯留キャパシティは非常に大きいと推算されている。一般に、CO₂の輸送と注入のコストは排ガスからのCO₂分離コストに比べて小さい。図1-2-2-1に示すシナリオⅠでは、生産される水素はHythane(15vol%水素含有NG)として欧州大陸に輸出され、約5000t/dのCO₂が分離されて沖合帯水層に貯留される。NGの“中心価格”を3USD(米国ドル)/GJとすれば、生産される水素のコストは7USD/GJとなる。欧州では自動車や他の用途向け燃料としてHythaneにかなりの関心がある。純水素が必要な場合、PSAまたは膜プロセスによってHythaneから水素を分離することができる。このシナリオでは、約56USD/tのコストで、1.8Mt/yのCO₂が隔離される。

水素は有用な汎用品、たとえばメタノール、アンモニア、過酸化水素の製造に使用される。図1-2-2-2に示すシナリオⅡでは、液体水素や電力の生産だけでなく、これら汎用品の生産も描かれている。発電プラントの発電効率は58%と仮定される。この産業複合体の全電力所要量は100MWのオーダーであり、送電端出力は250MWになるものと期待できる。液体水素とメタノールは潜在的に運輸部門で燃料として利用できる。この産業複合体からの全生産物がノルウェーの運輸部門に導入されると、このシナリオでは合計2.65Mt/yのCO₂排出が削減されると推算されている。

天然ガスの熱分解クラッキング

炭化水素の熱分解クラッキングは最近まで、カーボンブラック(CB)の生産に用いられてきた。CBは、フィード原料として重油を、また加熱用にNGを用いるFurnace Blackプロセスで生産される。このプロセスの欠点は、フィード原料利用率が低い、廃棄物が多い、および低価値のガス副産物が生成することにある。NGの熱分解は、①プラズマアーク中での高温熱分解、および②低温での触媒的熱分解について研究されてきた。ノルウェーの会社KvaernerはCBと水素を工業的に生産する技術(CB&Hプロセス)を開発した。このプロセスは、反応器システム中に統合されたプラズマ・トーチをベースにするもので、所望の品質規格に合わせて種々のタイプのCBを生産できる。プラズマガスは、プロセス中に再循環される水素である。プロセスフローシートを図1-2-2-3に示す。NGがフィード原料である場合、電気エネルギー所要量は約1kWh/Nm³ of Hydrogen producedである。水素純度は99.7%以上であり、フィード原料の利用率はほぼ100%である。このプロセスは実質的には廃棄物なしである。生産される水素のコストはCB、NGおよび電力価格による(図1-2-2-4)。図1-2-2-4より、上方レベルのNGと電力価格、5億Nm³/年プラントで、CB価格を現市場価格より低い140USD/tとすれば、水素コストは0.075USD/Nm³になることが分かる。

CBの全世界生産量は約600万t/年であり、その約90%がゴム産業で消費されている。従来のCB製造法でのフィード原料利用率を60%と仮定すると、CO₂排出なしのCB&Hプロセスにスイッチすることによって、1500万tのCO₂排出を回避できる。熱分解CBが非常にクリーンで、高い反応性を有し、粉体化されているという特長を活かして合金産業に導入されると、CO₂とSO_x排出量の低

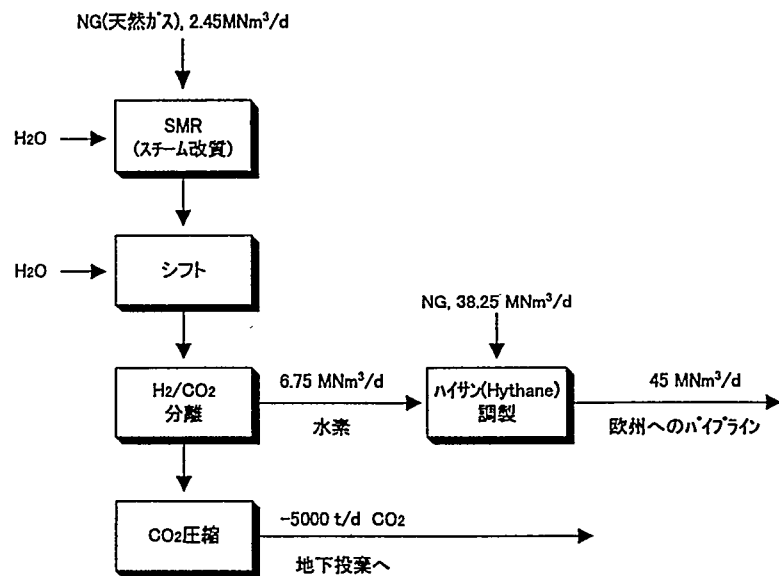


図1-2-2-1 シナリオ I 水素の輸出

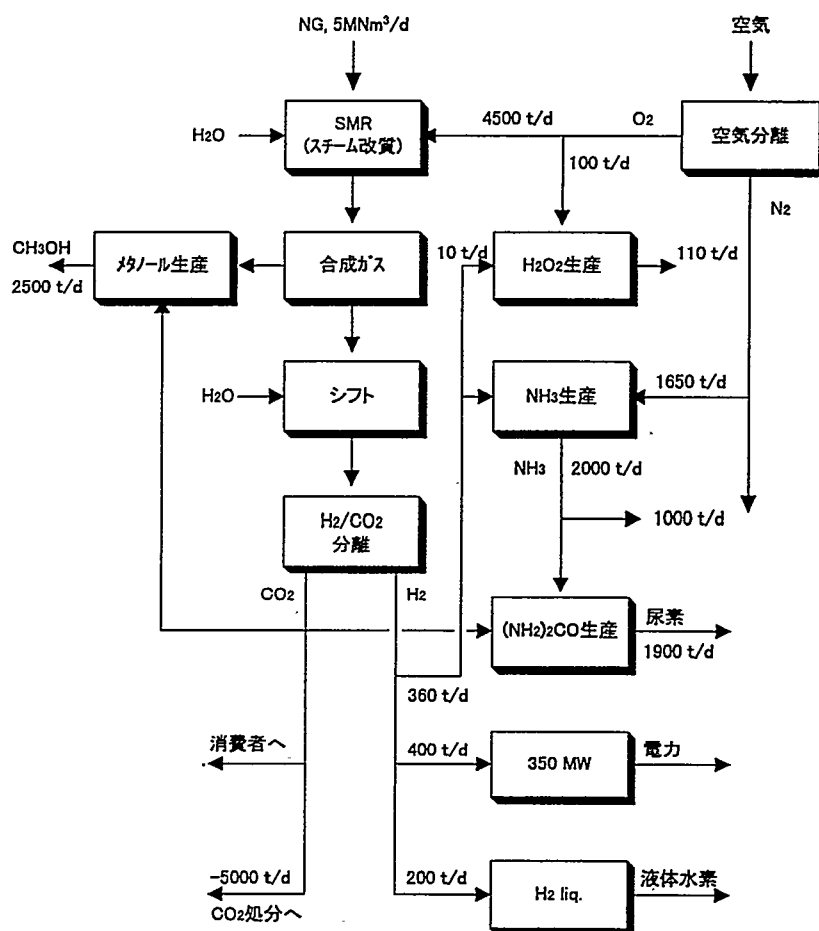


図1-2-2-2 シナリオ II 統合された産業複合体

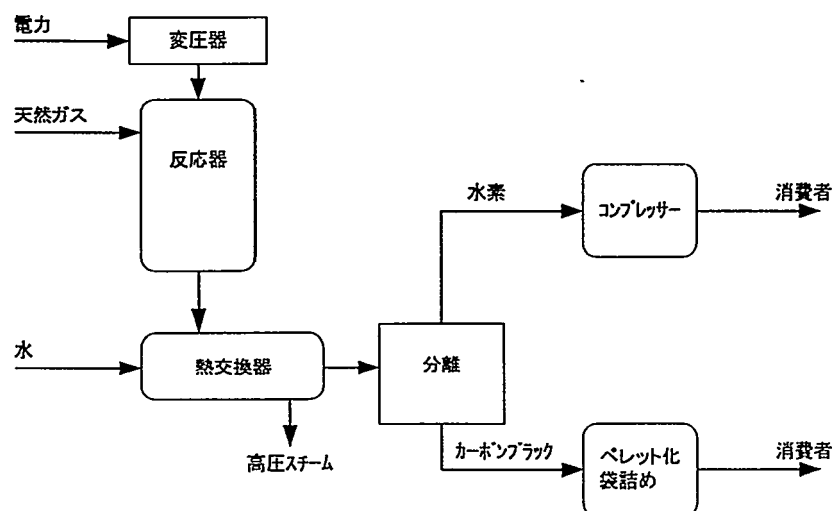


図1-2-2-3 CB&Hプロセスのフローダイアグラム

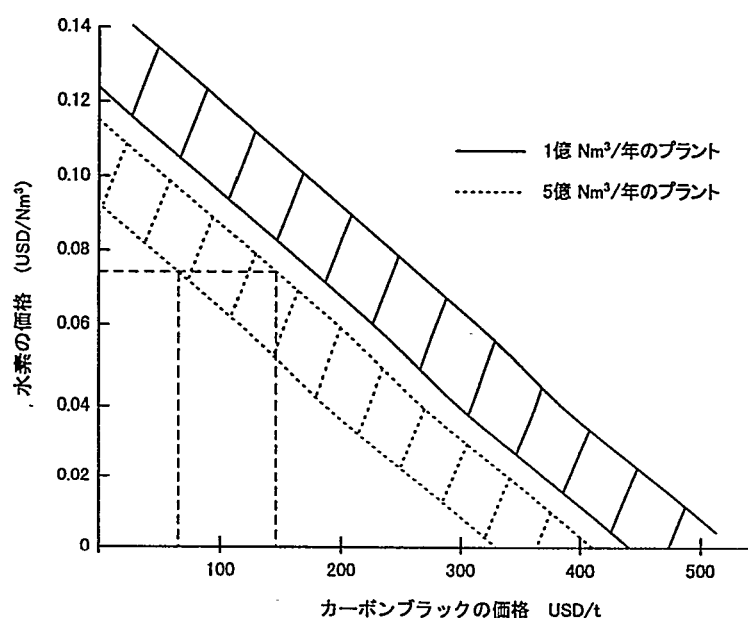


図1-2-2-4 CB&Hプロセスの水素－C B 価格の関係
(バンド幅はN Gと電力価格の範囲を反映)

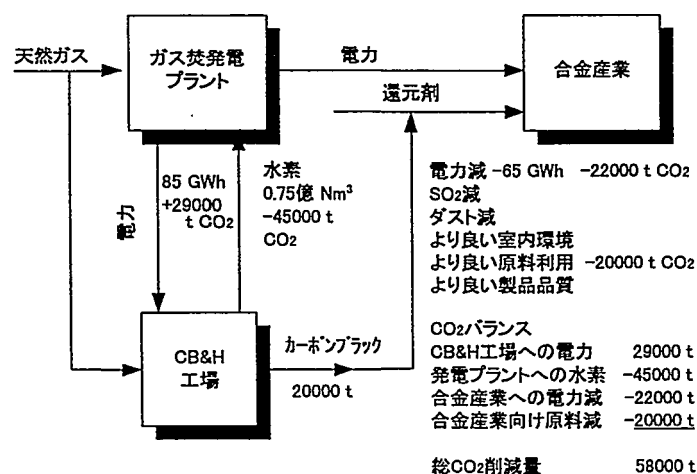


図1-2-2-5 シナリオⅢ CB&Hと他のプロセスの組合せによるCO₂低減

減につながる。クリーンな炭素素材の使用は、エネルギー需要量の低減だけでなく、製品中の不純物レベルの低下につながる可能性がある。CBの使用が期待される分野は、鉄鋼業および鑄造業向けの炭素添加材/炭素化材、SiC(Si、FeS)生産用の還元剤である。欧州における炭素添加材の総消費量は約30万t/yである。欧州のSiC生産量は約13万t/yであり、約15万t/yの還元剤の消費を伴う。CB&Hプロセスと水素およびCBを利用する他の工業プロセスとの組合せは、CO₂排出量の低減をもたらす可能性がある。CB&Hプロセスと合金プロセス(SiC生産のための)とを組み合わせたNG焚発電プラントを図1-2-2-5に示す。

CB&Hプロセスで生産されるCBは、CO₂よりも貯蔵しやすく、いかなる環境上のダメージも引き起こさず、そのエネルギー価値は無限に保持される。CBは非常にクリーンで反応性に富み、IGCC発電プラント用燃料として優れた性質を有するであろう。灰除去と硫黄浄化段階の排除により、投資コストと運転コストは相当に低下するであろう。IGCCプラントからのCO₂隔離は比較的容易に、そして安価に実施できる。一方、CBを、酸素とリサイクルCO₂の混合物中で燃焼させると、排ガスは実質的に純粋なCO₂であり、容易に処分できるであろう。したがって、少なくとも石炭の燃料価値に相当する最小価値をCBに割り振ることは理に適っているように思われる。この価値は2USD/GJであり、CBのLHVが32.5USD/GJであると仮定すれば、CBの燃料価値は65USD/tとなろう。図1-2-2-4から、下方レベル価格のNGと電力が適用できるなら、このCB価格で、水素はCB&Hプロセスにより0.075USD/Nm³で生産できることが分かる。

結論

天然ガスを利用したCO₂フリー水素生産は、効率的で、環境にやさしく、短中期的には最も安価な方法である。これには、CO₂隔離を伴う従来型水素生産と天然ガスの熱分解クラッキングによる水素とカーボンブラックの生産がある。両オプションともに工業的に実現可能であり、7 USD/GJ以下で水素を生産することができる。カーボンブラックの従来市場が飽和されたら、それは優れたエネルギー・キャリアとして容易に貯蔵することができる。

1-2-3. CO₂除去付き統合型ガス化・メタノール合成エネルギー(IGMS)システム³⁾

発電プラントの総合効率を高めることによってCO₂排出量は低減できるが、さらに顕著な低減はCO₂を除去し、大気外に貯留することによってのみ達成できる。統合型石炭ガス化・メタノール合成(Integrated Gasification and Methanol Synthesis)発電プラントは、合成ガスの一部をメタノールに変換し、これをピーク負荷時に発電に使用することによって、負荷に応じたサービスが可能になるだけでなく、合成ガスからCO₂の一部を除去し、それを大気外に貯留する。IGMS発電プラントは 図1-2-3-1 に示すように石炭ガス化部門(CGS)、メタノール合成部門(MSS)および発電部門(PGS)からなる。CGSではガス化炉によって石炭、酸素およびスチームから粗燃料ガスが生産され、スチームも生産される。粗ガスは次に洗浄・加熱され、スチームで飽和されて、その一部はMSSに供給される。MSSではGP

HまたはLPHプロセスによってメタノールが生産され、飽和スチームも生産される。パージガス(PG)と飽和スチームは、クリーンガス(CG)とともに直接PGSに供給され、基準負荷発電用に利用される。一方、貯蔵されたメタノールは同じPGSかまたは外部発電プラントでピーク負荷発電用に利用される。シフト変換とCO₂除去プロセスからなるクリーンガス調整システムで、MSSに供給される合成ガスの組成は最適なH₂/CO/CO₂モル比に調整

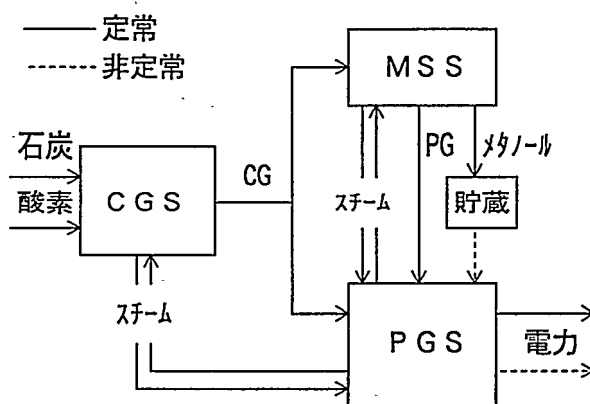


図1-2-3-1 IGMS発電プラントの機能スキーム

される。シフト反応器で生成したCO₂の一部はCO₂除去システム(Rectisolプロセス)によってシフトガスから除去される。PGSにとって最適なプラントは、高耐久性ガスタービンと2圧力レベル熱回収スチーム発電機(Heat Recovery Steam Generator)をベースにする複合サイクル(CC)発電プラントである。

図1-2-3-2はCO₂除去付きIGMS発電プラントMSSの概要を示す。GPHプロセス(a)の場合、シフト変換とCO₂除去プロセスを経た水素リッチガスはλの値に従ってPGSとメタノール反応器に分配される。メタノール反応器にフィードされる水素リッチガスは、H₂/CO/CO₂モル比を最適化するために、適当量のクリーンガス(CG)と混合される。LPHプロセス(b)の場合、COシフトとCO₂除去プロセスはPGSと直接つながる。

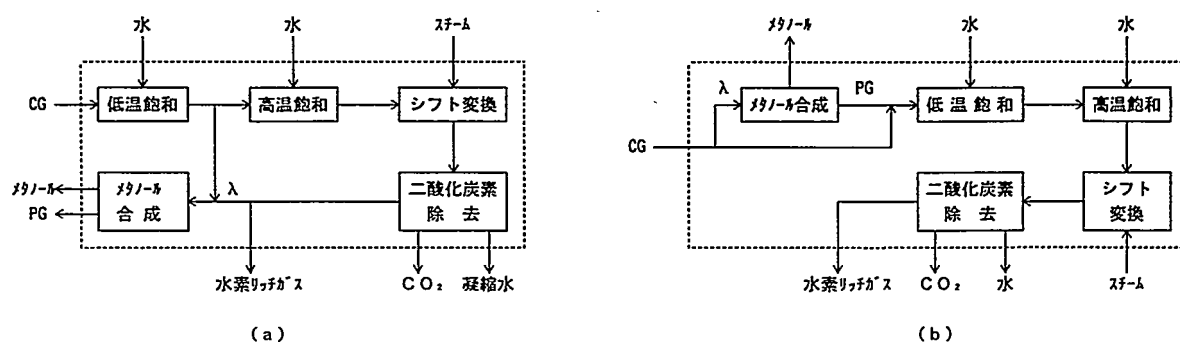


図1-2-3-2 CO₂除去付きIGMS発電プラントMSSの概要
GPHプロセス(a)とLPHプロセス(b)

表1-2-3-1は、異なる一次燃料(メタン、メタノール、石炭)がフィードされる従来型熱発電プラントのCO₂排出について示す。従来型熱発電プラントは上述複合サイクルCC発電プラント、排ガス処理付き微粉炭焚(PCF)発電プラント、ならびに噴流床(ETD)、流動床(FLD)、スラッシング固定床(FXS)ガス化炉をベースにする3つのIGCC発電プラントである。石炭は“Pittsburg No.8”で、そのLHV(表中

Hi)は27.5MJ/kgである。各ケースのCO₂排出係数($M^f_{CO_2}$)と電力当たりのCO₂排出量($M^e_{CO_2}$)、エネルギー当たりのCO₂排出量($M^e_{CO_2}$)が報告されている。最も重要な $M^e_{CO_2}$ に関し、メタンおよびメタノールがフィードされる2つのCC発電プラントの $M^e_{CO_2}$ 値はそれぞれ、PCF発電プラントの $M^e_{CO_2}$ 値の約45%および55%に等しいことが分かる。さらに、IGCC発電プラントは効率が高いため、同じ石炭がフィードされるPCF発電プラントにより $M^e_{CO_2}$ がわずかに小さい。

表1-2-3-1 従来型熱発電プラントのCO₂排出

		CC		PCF	IGCC		
					ETD	FLD	FXS
Fuel		Methane	Methanol	Coal	Coal	Coal	Coal
H_i	[MJ/kg]	50.0	19.96	27.5	27.5	27.5	27.5
$M^f_{CO_2}$	[kg/kgf]	2.75	1.375	2.585	2.585	2.585	2.585
$M^e_{CO_2}$	[g/MJ]	55.0	68.9	94.0	94.0	94.0	94.0
η	[%]	50.0	50.7	38.0	41.1	43.4	41.8
$M^e_{CO_2}$	[g/kWh]	396.0	489.2	889.2	823.4	779.8	809.6

IGCC発電プラントのCO₂排出量は、大気外にCO₂を除去・貯留することによって顕著に低減できる。GPHプロセスをベースにするIGMSプラントで石炭ガスシフト変換と吸収によるCO₂除去が行われる場合、CO₂排出量の低減と負荷に応じたサービスの実施が同時に可能になる。表1-2-3-2は最大メタノール生産の場合のIGMS発電プラントの主な性能を示す。最大メタノール生産は、MSSにフィードされる合成ガス/CGSによって生産される合成ガスの比 λ が最大値の場合に起こる。IGMS発電プラントの効率 η は、シフト反応器でのCO転化率(CO)と吸収塔でのCO₂除去率がともに90%に等しいと仮定して計算された。表1-2-3-2に示すように、GPHプロセスをベースにするIGMS発電プラントの λ_{max} は1よりも小さいという特徴がある。さらに、GPHプロセスで生産されるメタノール M_M はLPHプロセスの場合の約2.0～2.5倍であり、それに対応してパージガス生産 M_{Pg} は低いという結果になる。そのメタノールが外部CC発電プラント($\eta_{cc}=50.7\%$ 、表1-2-3-1)で利用される場合、IGMS発電プラントの総合効率 η は約30～32%(GPH)および37～39%(LPH)である。CO₂除去が行われない場合、吸収塔で除去されたCO₂(M_{CO_2})は大気に排出され、CO₂排出係数 $M^e_{CO_2}$ は対応するIGCC発電プラント(表1-2-3-1)のそれらより約30～38%(GPH)および10～12%(LPH)高くなる。IGMS発電プラントで、CO₂がコンプレッサーにより60barまで圧縮されて大気外に貯留されるなら、総合効率(η)_Rは低下するが、CO₂排出係数($M^e_{CO_2}$)_Rは対応するIGCC発電プラントのそれよりも約10～20%低くなる(表中 M_M : メタノール生産量、 M_{Pg} : パージガス量、 M_S : スチーム量を示す)。

表1-2-3-2 λ_{max} の場合のIGMS発電プラントの性能

		GPH			LPH		
		ETD	FLD	FXS	ETD	FLD	FXS
$M_{coal\ gas}$	[kg/kg _{coal}]	1.726	1.629	1.666	1.726	1.629	1.666
λ_{max}		0.850	0.920	0.755	1.0	1.0	1.0
M_M	[kg/kg _{coal}]	0.767	0.738	0.623	0.305	0.360	0.329
M_{PG}	[kg/kg _{coal}]	0.041	0.147	0.122	1.422	1.269	1.338
M_S	[kg/kg _{coal}]	1.193	1.228	1.017	-	-	-
M_{CO_2}	[kg/kg _{coal}]	1.145	1.025	0.909	-	-	-
η	[%]	29.84	31.90	31.90	37.17	39.31	37.39
M^{eCO_2}	[g/kWh]	1134.0	1060.8	1060.8	910.4	860.8	905.0
$(\eta)_R$	[%]	28.43	30.63	30.78	-	-	-
$(M^{eCO_2})_R$	[g/kWh]	663.2	666.9	713.0	-	-	-

CO₂除去付きIGMS発電プラントの運転パラメーターの中ではシフト反応器でのCO転化率(CO)_cが最も重要である。

FLDガス化炉とGPHまたはLPHメタノール合成プロセスをベースにするIGMS発電プラントで、スチームをフィードすることなく(M_s=0で)シフト変換が行われるならば、(CO)_cは最小値になる(ガスの飽和水含量によるが約60~62%)。シフト反応器にスチームを導入し(CO)_cが増加して限界値90%になると、R_{co2}(除去されるCO₂量と石炭から発生する全CO₂量の比)は55~75%(GPH)および65~75%(LPH)になる。ある与えられた(CO)_c値に対して、メタノール生産量M_Mを上げると、M_sとR_{co2}の両方とも低下する。ETDおよびFXSガス化炉の場合も類似の挙動を示す(図1-2-3-3参照)。

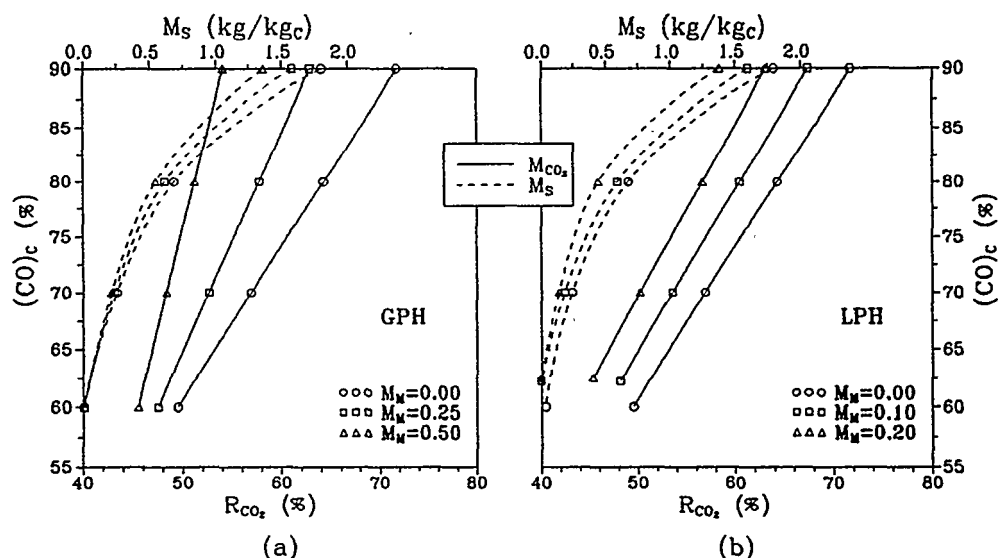


図1-2-3-3 CO₂除去付きIGMS発電プラントのCO₂除去率R_{co2}、所要スチームM_s、CO転化率(CO)_cの関係

IGMS発電プラントはCO₂除去と負荷変動追従を同時に行うことができる。その結果、最も重要な性能はメタノール生産M_M、CO₂排出係数M^e_{co2}および総合効率

η である。色々な石炭ガス化とメタノール合成プロセスに関するこれらの性能を図1-2-3-4a、bに示す。IGMS発電プラントの性能は、メタノールは外部CC発電プラントでは効率50.7%で利用され、除去される CO_2 は大気外への最終処分のためにコンプレッサによって60barまで圧縮されると仮定して評価された。

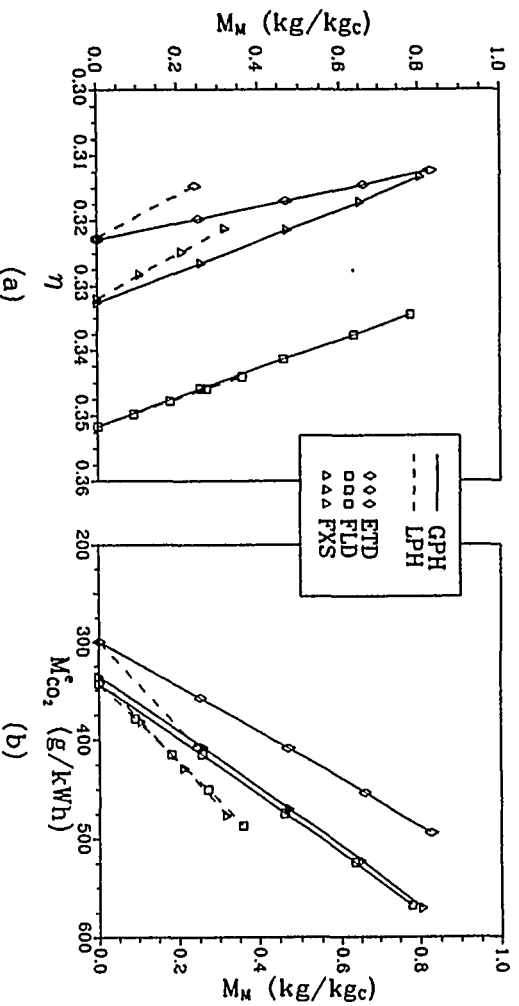


図1-2-3-4 CO_2 除去付きIGMS発電プラントの効率と CO_2 排出係数

図で $M_M=0$ という極限ケースでは、メタノール合成プロセスは存在せず、IGMS発電プラントは石炭ガスシフト変換と CO_2 除去付きIGCC発電プラントになる。このケースでは、総合効率は CO_2 除去なしに対応するIGCC発電プラントの総合効率より約20%低いが、 $M^{\circ\text{CO}_2}$ はほぼ60%まで減少する(表1-2-3-1)。 M_M 値が低い場合、 CO_2 除去付きIGMS発電プラントの効率 η は32~35%であり、シフト変換をベースにする CO_2 除去付きIGCC発電プラントや CO_2 ガスタービンベースにするadvanced IGCC発電プラントの効率に匹敵する。 $M^{\circ\text{CO}_2}$ 値に関しては、 CO_2 除去付きIGMS発電プラントは、 CO_2 ガスタービン付き発電プラントよりも劣るが、前者は液体メタノールを生産し、負荷調整が可能である。 M_M が増加すると、メタノール合成プロセスでのエネルギーのため、総合効率は低下し、その結果 CO_2 排出係数の増加をもたらす。メタノール生産量が同じるとき、GPHプロセスをベースにするIGMS発電プラントはLPHプロセスの場合よりも高い η 値と低い $M^{\circ\text{CO}_2}$ 値を示す。石炭ガス化技術については、ETDガス化炉の場合に $M^{\circ\text{CO}_2}$ は最低になるが、FLDガス化炉の場合に総合効率は最高になる。

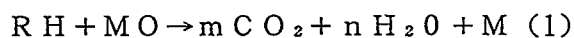
結論

CO_2 除去付きIGMS発電プラントの総合効率および除去される CO_2 量は、シフト変換プロセスに大量のチームが必要のため、 CO 転化率に著しく依存することが明らかにになった。さらに、GPH合成プロセスをベースにするIGMS発電プラントの方が、LPHプロセスをベースにするものより若干高い効率を示す。また、 CO_2 除去付きIGMS発電プラントは、液体メタノールのような戦略的燃料を生産し、 CO_2 排出量を低減するという興味深い可能性を示す。特に、これら統合発電プラントには、たとえ CO_2 排出量は高くても、総合効率は CO_2 ガスタービン付き高度発電プラントのそれに匹敵するという特徴がある。さらに、IGMS発電プラント

トの性能は、石炭ガス化、CO₂除去、メタノール合成および発電部門の統合を最適化することによって一層改善できる。

1-2-4. 化学的ループ燃焼による発電プラントでのCO₂回収⁴⁾

化学吸収法などこれまでの技術は大量のエネルギーを必要とする。たとえば、発電プラント排ガスからCO₂を回収する場合、熱効率が回収なしの場合に比べて9～27%低下し、発電コストが1.3～2.3倍に上昇する。IshidaらはCO₂の回収が容易で、発電熱効率が高い斬新な発電プラントとして、化学的ループ燃焼器と空気飽和とを組み合わせたガスタービンサイクル発電システム(CLSA)を提案している。このCLSAシステムのキーとなる化学的ループ燃焼器を開発する目的で、ループ材の反応速度や寿命に関する研究、および還元段階でのカーボン沈着の影響に関する研究が行われた。化学的ループ燃焼器での反応は式(1)と(2)からなり、MOを酸素キャリアーとする化学的ループ反応である。式(1)は低い温度範囲(約600～1000K)で起こる金属氧化物MOの還元反応(吸熱)であり、式(2)は高い温度範囲(約800～1700K)で起こる金属Mの酸化反応(発熱)である。反応熱によって高温の排ガスが生成し、この排ガスはガスタービンを駆動するために利用される。



ここで、MはMOの還元生成物を表し、鉄(2価、3価)、ニッケル、銅、マンガン等が例示される。RHは燃料である。

良好な反応速度と耐久性を示すNiO/YSZ(イットリウムで安定化されたジルコニアYSZを混合した酸化ニッケル、重量比3:2)と他のループ材候補Fe₂O₃/YSZ、NiO/Al₂O₃の反応速度論的検討が行われた。酸化と還元反応の反応速度測定は熱重量分析計(TGA)を用いて実施された(図1-2-4-1)。

全実験でRHと空気の流れは5.0mL/sに固定され、RHとして純水素が使用された。

上記3種のループ材の還元と酸化反応速度の比較を図1-2-4-2と図1-2-4-3に示す。これらの図では酸化率Xが反応時間に対してプロットされている。ここでX=0およびX=1はそれぞれ、MおよびMOに対応する。還元は873Kで、また酸化は1273Kで行われた。

図1-2-4-2より、NiO/YSZ粒子(曲線A)では初期還元速度が大で、転化率も高いが、NiO/Al₂O₃粒子(曲線B)とFe₂O₃/YSZ粒子(曲線C)では初期速度が比較的小さく還元が60～80%しか起こらないことが分かる。図1-2-4-3より、NiO/Al₂O₃粒子が最高の初期酸化速度を有することが観測された。NiOにYSZを添加すると、還元と酸化の反応速度が促進されるのみならず、粒子の物理的強度も増大して耐久

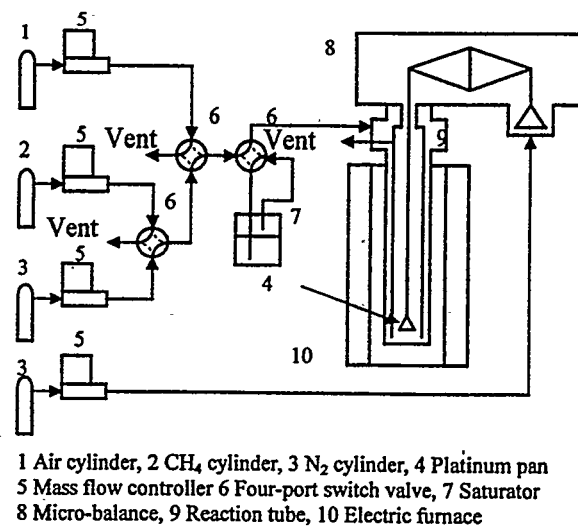


図1-2-4-1 実験装置の概略図

性が向上する。しかし、YSZが Fe_2O_3 に添加された場合は、還元と酸化の反応速度はいずれも小さい。

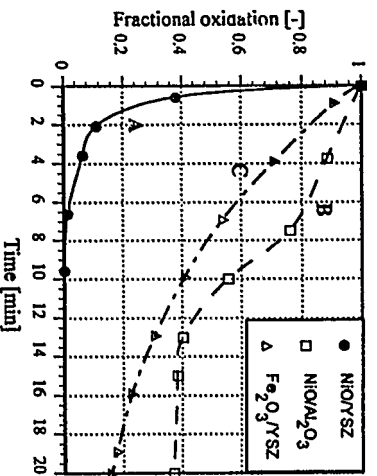


図1-2-4-2 還元速度の比較

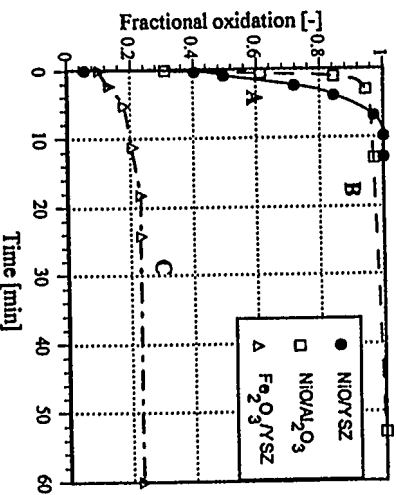


図1-2-4-3 酸化速度の比較

解決しなければならないもう1つの問題は、粒子の物理的強度を著しく劣化させる還元段階でのカーボン沈着である。カーボン沈着は通常、燃料への水蒸気の添加($\text{H}_2\text{O}/\text{C H}_4$ 比=2~3)や粒子中へのある種物質の添加によって抑制することができる。NiO/YSZ粒子の場合、非常に低い $\text{H}_2\text{O}/\text{C H}_4$ モル比で、カーボン沈着温度1023Kでは約10%、973Kでは30%にコントロールできることが確認された。

結論

燃料と金属酸化物との反応および還元金属と空气中酸素との反応を行う化学的ループ燃焼器を備えたLNG燃料発電システム(CLSA)の特長は下記の通りである。

- ①熱効率がLHV基準60%以上に向上することにより、 CO_2 排出係数は0.33kg/kWhになり、従来型発電プラントでの値よりもはるかに小さい。
- ②純度の高い酸素を要せず空気分離のエネルギー消費が少なく、更に燃焼排ガスも H_2O と CO_2 のみで分離が容易である。
- ③NiOにYSZ(イトリウムで安定化したジルコニア)を添加すると、還元と酸化の反応速度が促進されるのみならず、粒子の物理的強度も増大して耐久性が向上する。
- ④還元段階でのカーボン沈着は、燃料に少量の水蒸気を添加することによって回避できる。

このように、CLSAシステムは発電プラントから CO_2 を効果的に回収する優れた方策の1つである。

1-2-5. 化学吸収法による CO_2 分離

1) モノエタノールアミン(MEA)による化学吸収法を用いて微粉炭発電プラント排ガスから CO_2 を分離すると電力価格が50%高くなると言われている。Iecipaはこの化学吸収法につきIEAクライテリアに基づき感度分析を行い、コストアップを抑える最も重要な因子は高濃度MEA溶液を用いることであると特定している⁵⁾。高濃度MEA溶液を用いると装置サイズ、吸収液循環速度および再生エネ

ルギー所要量が小さくなり、その結果、表1-2-5-1に示すように比投資コスト等は従来の30wt%MEAの場合に比べて低下する。また、発電コストアップは30wt%MEAの場合に、CO₂分離なしに比べ50%増であるのに対して、50wt%MEAでは25%増、70wt%MEAでは16%増であり、大幅に低下している。

表1-2-5-1 MEA濃度による比投資コストの変化

	CO ₂ 分離なし	CO ₂ 分離あり		
		30wt%	50wt%	70wt%
発電端出力、MW	500	700	613	584
比投資コスト、\$/kW	1058	1842	1462	1348
総資本投資コスト、百万\$	528.9	921.2	731	674
増加率、%	0	74.2	38.2	27.4
発電プラント、百万\$	464.2	617.5	552.9	529.4
増加率、%	0	33	19	14
CO ₂ 分離プラント、百万\$	-	246.3	134.3	102.3
対30wt%MEA減少率、%	-	0	45.5	58.5
SO ₂ 捕捉プラント、百万\$	64.7	56.5	43.9	42.3
対30wt%MEA減少率、%	-	0	22	25
発電コスト増加率、%	0	50	25	16

結論として、Leciは高濃度で分解、腐食等がなく運転でき、吸収熱と再生熱が非常に低い溶媒の開発に焦点を絞るべきであり、このような溶媒が開発されると、既存の従来型発電プラントに迅速に組み込まれる可能性がある」と述べている。

2) Chakmaは最適化されたプロセスデザインとして、プレコンタクターの設置と脱離塔への外部スチーム注入ラインの設置を提案している⁶⁾(図1-2-5-1参照)。ブローアと吸収塔の間に設置されたプレコンタクターは、完全平衡の半分までCO₂を分離するので、吸収塔の長さを小さくし、また脱離塔のボトムとトップに注入された外部スチームは脱離をより一層進行させるので、溶媒の分解を抑えるという効果がある。さらに、Chakmaは吸収剤として混合アミンの利用を推奨している。混合アミンの利用により、再生エネルギーを増加させることなく、高い吸収速度を達成できるという。プレコンタクターの使用、外部スチームの注入および混合アミンの利用を採用すれば、それらの複合効果によって、再生エネルギー所要量を従来のMEAプロセスに比べて30%ほど低減できると結論している。

3) その他

化学吸収法によるCO₂分離に関するその他の論文については表1-2-6-3(第1-2-6項

参照)にまとめる。

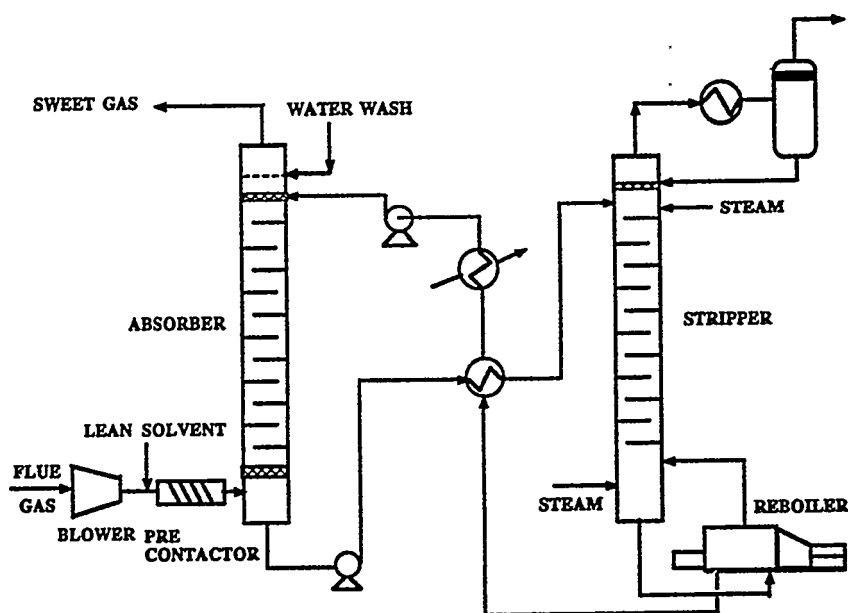


図1-2-5-1 最適化されたCO₂化学吸収法

1-2-6. 化学吸収法以外の方法によるCO₂分離

1) Brachtらは、水性ガスシフト膜リアクター(WGS-MR)を統合したIGCCプロセスにつき、膜研究、触媒研究、システム統合研究、膜リアクターモデル化およびベンチスケール膜リアクター実験を行っている⁷⁾。研究に用いられたリアクターの概略図を図1-2-6-1に示す。膜の外側に触媒が入れられ、シフト反応が起きる。生成水素は膜を透過し、CO₂は透過しない。

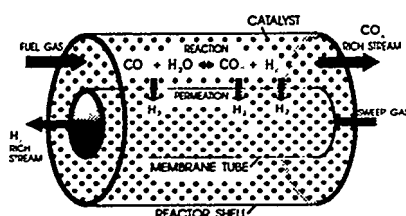


図1-2-6-1 水性ガスシフト膜リアクターの概略図

膜に用いられた微細孔性シリカ膜は、透過性と選択性の点では許容できる結果を与えたが、安定性に問題がある。また、活性、選択性および耐硫黄性の面から触媒のスクリーニングを行い、最も有望なものとしてFe-Cr/ZrO₂およびPt/ZrO₂を選択している。各種IGCC形態について計算された正味発電効率とCO₂回収率を表1-2-6-1に示す。WGS-MR統合IGCCのCO₂回収率は従来ケースよりも若干低い、発電効率は高いことが分かる。もっと選択的な膜を使用することにより、一層の効率向上が期待できる。

表1-2-6-1 正味発電効率とCO₂回収率（計算結果）

IGCC形態	正味発電効率[%]	CO ₂ 回収率[%] ¹
CO ₂ 除去なし	46.7	—
従来型CO ₂ 除去 ²	40.5	88
WGS-MR+従来型ガススクリーニング	42.8	80
WGS-MR+乾式ガススクリーニング	43.4	80

¹ 石炭インプット基準

² Rectisol法によるCO₂除去

Brachtらによれば、WGS-MR統合IGCCプロセスの一層の効率改善は、①スチーム/CO比を一層低くできる触媒の開発、および②膜リアクターの性能改善につながるもっと選択的な膜の開発によって達成できるという。

2) Pruscekらは、外部水素源を用いるメタノール生産付き300MW級石炭焚IGCC発電プラントの予備的な基本デザイン結果を発表している⁸⁾。標準IGCCは、Siemens Model V94.3Aガスタービン発電機をベースとし、COシフトリアクター、CO₂スクラバー(Rectisolプロセス)、メタノール合成反応器および蒸留装置からなる。追加投資コストは約25%であるという。電力とメタノール併産システムの仕様は

併産システムの仕様			
石炭インプット	2300t/d	発電端出力	354MW
水素インプット	780t/d	(ガスタービン)	234MW
CO ₂ (中間製品)	5500t/d	(スチームタービン)	120MW
メタノール製品	3800t/d	送電端出力	310MW

の通りである。

水素価格-対-メタノールまたは合成ガソリン(Mobil Oil社MTGプロセスによる)のコストの関係は図1-2-6-2のようになる。図中1ECU=1.25 US\$である。市場価格と対比するとメタノールは競争力がないのが分かる。

3) 化石燃料焚発電プラントシステムからのCO₂除去に関する約300の論文がGoettlicherらによってレビューされている⁹⁾。より良い比較を行うために、発電効率は標準化されたCO₂圧力について計算されている。表1-2-6-2に現状技術をベースにする効率、CO₂排出係数およびコストの推算値を示す。

Goettlicherらは下記のように述べている。

- ① O₂/CO₂焚プロセスではほぼ100%のCO₂除去率が達成される。しかしながら、必要となるCO₂ガスタービンは市場で入手できない。
- ② COシフトと物理吸収付きIGCCが今日の技術をベースにして建設できる最適なオプションであり、その正味発電効率は40.2%である。物理吸収は水素分離膜システムによって置き換えられる可能性があり、このシステムがホットガススクリーニングと組み合わせられた場合に、特に効率向上につながる可能性がある。
- ③ 高温燃料電池複合サイクルによる石炭ガスからの発電は、長期的にみて効率と経済性を改善できる可能性がある有望なオプションである。

- ④天然ガスサイクルに関する限り、排ガス吸収が最も有利である。
- ⑤石炭が使用される場合、IGCCが最も経済的な解決策である。

4) その他

表1-2-6-3に、化学吸収法、物理吸着法および膜分離法によるCO₂分離に関するその他の論文についてまとめる。

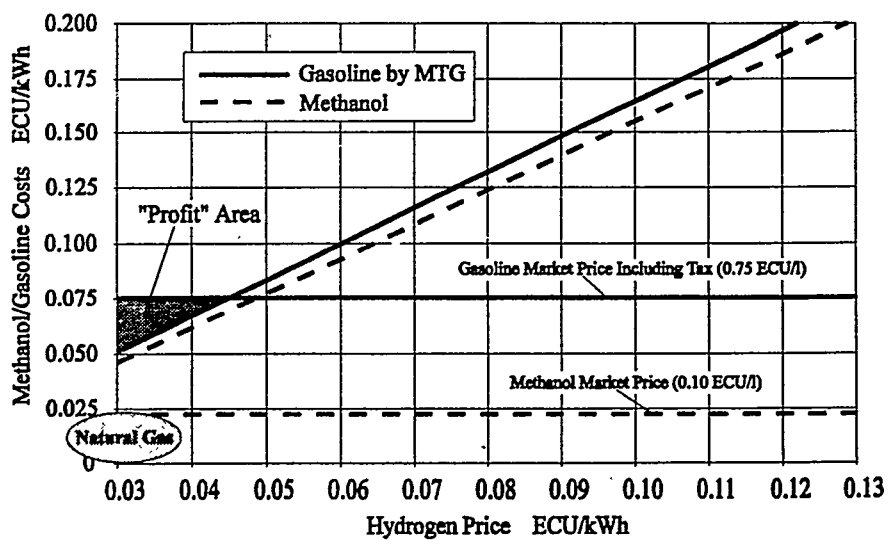


図1-2-6-2 水素価格-対-メタノール/ガソリンコスト

表1-2-6-2 現状技術をベースにする効率、CO₂排出係数およびコストの推算値

CO ₂ 除去付きプラント(液体CO ₂ , 110bar)					リファレンスプラント (類似プラント型)			CO ₂ 回避コスト	
η=正味効率, LHV (*) 著者らが推定したコスト	DM/ kW	kgCO ₂ /kWh	η [%]	DM/ kWh	DM/ kW	kgCO ₂ /kWh	η [%]	DM/ kWh	DM/tCO ₂
プロセス集団 I : 燃焼前燃料ガスからのCO ₂ 分離/除去									
IGCC-CO ₂ 分離, 湿式エタノール IGCC-CO ₂ 分離, 物理吸収 IGCC-CO ₂ 分離, 海水(*) IGCC-CO ₂ 分離, 化学吸収 IGCC-CO ₂ 分離, 膜, H ₂ ガスアップ IGCC-CO ₂ 分離, 膜反応器 IGCC-CO ₂ 分離, 深冷蒸留(*) IGCC-CO ₂ 分離, 吸着(*) 空気吹きIGCC, CO ₂ 分離, 化学吸収(*) IGCC, H ₂ /CO膜(*)	3300 3595 3330 3720 3400 3360 3600 4800 3440 3500	0.108 0.102 0.095 0.055 0.110 0.175 0.121 0.136 0.179 0.060	31.4 40.2 41.8 39.2 41.1 42.6 39.7 29.8 34.4 41.8	0.134 0.134 0.125 0.138 0.127 0.125 0.134 0.179 0.135 0.130	2350 2700 2700 2700 2700 2700 2700 2700 2300 2700	0.83 0.64 0.64 0.64 0.64 0.64 0.64 0.64 0.69 0.64	38.9 50.0 50.0 50.0 50.0 50.0 50.0 50.0 46.7 50.0	0.095 0.102 0.102 0.102 0.102 0.102 0.102 0.102 0.093 0.102	48 58 43 61 48 49 61 151 82 47
天然ガス焚プロセス									
スチーム発電プラント, 改質器(*) GTCC, 改質器	2660 1600	0.053 0.156	33.3 42.0	0.182 0.130	2000 940	0.46 0.36	45.0 57.5	0.136 0.089	115 207
プロセス集団 II : O ₂ /CO ₂ 焚									
スチーム発電プラント, 改質器 直接石炭焚複合サイクル MHD複合サイクル IGCC+PFBC(部分ガス化) IGCC-O ₂ /H ₂ O吹きガス化 IG-STIG O ₂ /H ₂ O吹きガス化 IGCC-CO ₂ /H ₂ O吹きガス化	3660 3090 3110 3690 3900 4210 3890	0.007 0.007 0.007 0.007 0.007 0.007 0.007	33.6 40.6 38.2 34.8 39.9 28.2 40.1	0.142 0.119 0.122 0.141 0.142 0.165 0.142	2400 2000 2000 2300 2700 2700 2700	0.72 0.61 0.64 0.69 0.64 0.84 0.64	45.0 52.5 50.7 46.7 50.0 38.4 50.0	0.096 0.081 0.082 0.093 0.102 0.110 0.102	64 63 63 71 63 66 63
天然ガス焚プロセス									
スチーム発電プラント(*) GTCC 蒸発的サイクル(*) 内部燃焼Rankineサイクル	2580 1590 1540 3620	0.007 0.007 0.007 0.007	37.1 48.6 45.8 34.1	0.169 0.118 0.121 0.207	2000 940 900 940	0.46 0.36 0.37 0.36	45.0 57.5 56.0 57.5	0.136 0.089 0.089 0.089	74 84 89 337
プロセス集団 III : 燃焼後排ガスからのCO ₂ 分離/除去									
スチーム発電プラント, 冷凍 スチーム発電プラント, 化学吸収 スチーム発電プラント, 膜 MHD複合サイクル, 化学吸収 IGCC+PFBC, 化学吸収	4000 3415 3930 2850 3550	0.190 0.113 0.514 0.082 0.110	33.8 32.0 28.0 41.0 33.8	0.151 0.137 0.157 0.112 0.112	2400 2400 2400 2000 2300	0.783 0.783 0.783 0.783 0.69	45.0 45.0 45.0 50.7 46.7	0.096 0.096 0.096 0.082 0.093	92 60 225 43 79
天然ガス焚プロセス									
スチーム発電プラント(*) GTCC, 化学吸収 HAT, 化学吸収	2750 1370 1370	0.042 0.052 0.088	36.3 50.3 50.8	0.176 0.110 0.014	2000 940 900	0.46 0.36 0.36	45.0 57.5 57.5	0.136 0.089 0.087	97 69 74
プロセス集団 V : 燃料電池を用いるCO ₂ 分離/除去									
IG-PAFC, 膜(現在コスト) IG-PAFC, 膜(予想コスト)	7510 3700	0.279 0.279	40.6 40.6	0.244 0.136	5710 2650	0.783 0.783	50.5 50.5	0.187 0.100	113 71

稼働時間: 7000h/年
利率: 8%/年
減価償却期間: 20年
計画+建設: 5年
インフレ: 3.5%/年
燃料の寄与: 5%
保険+税+保全: 4.7%/年
石炭価格: DM3/GJ
天然ガス価格: DM8.33/GJ

稼働時間: 7000h/年 利息: 8%/年 減価償却期間: 20年 計画+建設: 5年 インフレ: 3.5%/年
 ガスの寄与: 5% 保険+税+保全: 4.7%/年 石炭価格: DM3/GJ 天然ガス価格: DM8.33/GJ

表1-2-6-3 ICCDR-3論文集の各種CO₂分離技術

	化学吸収法					物理吸着法		膜分離法	
参考文献	10	10	11	12	13	14	15	16	17
研究開発レベル	パイロット	パイロット	パイロット	ラボ試験	ラボ試験	ラボ試験	ラボ試験	パイロット	ラボ試験
燃料	天然ガス	石炭	石炭						
プロセス	SHA**法	SHA**法	アミン法*	MEA, DEA法*	AMP法*	PTSA*	PSA*	輸送促進膜	ホリミッド膜*
発電プラント規模(MW)	600	900	265						
燃焼方式	天然ガス焚き	石炭焚き	COM焚き						
燃料消費量(m ³ N/h)									
(t/h)									
蒸気消費量(t/h)	308	757	0.25						
発電端出力(MW)	570.6	545.9							
発電端出力減少量(MW)	29.4	54.1							
発電端効率(%)	42.3*	40.5*							
所内動力(MW)									
CO ₂ 分離所要電力(MW)	2.7	6.5							
CO ₂ 液化所要電力(MW)	29.3	72.9							
送電端出力減少量(MW)	61.4	133.6							
送電端出力(MW)	538.6	466.4							
送電端効率(%)	42.1*	40.0*							
送電端効率(%) (含液化)	39.9*	34.6*							
CO ₂ 分離回収量(t/h)	245.0	611.0							
CO ₂ 分離回収率(%)	90	90	90					90	66.7(90)**
回収CO ₂ 純度(%)			99						46.4(89.1)
原単位(kWh/t-CO ₂)									
CO ₂ 分離回収	131	99							
CO ₂ 液化	119	119							
計	251	219							
ガス									
種類	排ガス	排ガス	排ガス	CO ₂ /air	CO ₂ /air	モデルガス**	モデルガス**	CO ₂ /Air	CO ₂ /N ₂ (10/90)
流量(m ³ N/h)	1,622,000	2,600,000	1,000	2.5	0.3~0.6	0.02		0.4-4	1.6
(t/h)									
組成									
CO ₂ (%)	8.55	13.3	11	24.9				3-40	10
H ₂ O(%)									
N ₂ (%) (Arを含む)									90
O ₂ (%)									
H ₂ (%)									
NO _x (ppm)									
SO _x (ppm)									
温度(°C)									25
圧力					CO ₂ 分圧10kPa				1.05kgf/cm ²
備考	*1349.1MW基準 **立体障害7ミ	*1349.1MW基準 **立体障害7ミ	*SO ₂ の影響なし 1000MW火力発電 CO ₂ 回収率90%で CO ₂ 吸収プラント 敷地面積 170m×110m	*細胞対流 無対流の場合 に比べ吸収量 増加	高効率充填材 吸収剤濃度, CO ₂ 分圧を変え 吸収量比較	*CFCMS 通電で昇温 **CH ₄ /CO ₂ (2/1)	*活性炭 **CO ₂ /O ₂ , N ₂	Polypropene とCORAL	*Cardo型 2段組 Cross flow **()内は2段

参考文献

- 1) Iantovski, E., Ph. Mathieu : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS141~S146, (1997)
- 2) Gaudernack, B. S. Lynum : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS165~S172, (1997)
- 3) Cau, G. R. Carapellucci, D. Cocco : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS179~S186, (1997)
- 4) Ishida, M. H. Jin : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS187~S192, (1997)
- 5) Leci, C. L. : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS45~S50, (1997)
- 6) Chakma, A. : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS51~S56, (1997)
- 7) Bracht, M., R. T. Alderliesten, R. Kloster, R. Pruschek, G. Haupt, E. Xue, J. R. H. Ross, M. K. Koukou, N. Papayannakos : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS159~S164, (1997)
- 8) Pruschek, R. G. Oeljeklaus, G. Haupt, G. Zimmermann, D. Jansen, J. S. Ribberink : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS152~S158, (1997)
- 9) Goettlicher, G. R. Pruschek : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS173~S178, (1997)
- 10) Mimura, T., H. Simayoshi, T. Suda, M. Iijima, S. Mituoka : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS57~S62, (1997)
- 11) Arashi, N., N. Oda, M. Yamada, H. Ota, S. Umeda, M. Tajika : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS63~S68, (1997)
- 12) Buzek, J., J. Podkanski, K. Warmuzinski : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS69~S74, (1997)
- 13) Aroonwilas A., P. Tontiwachwuthikul : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS75~S80, (1997)
- 14) Burchell, T. D., R. R. Judkins : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS99~S104, (1997)
- 15) Sarkar, S. C., A. Bose : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS105~S110, (1997)
- 16) Feron, P. H. M., A. E. Jansen : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS93~S98, (1997)
- 17) Tokuda, Y., E. Fujisawa, N. Okabayashi, N. Matsumiya, K. Takagi, H. Mano, K. Haraya, M. Sato : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS111~S116, (1997)

1-3. CO₂分離技術に関するアンケート調査

1-3-1. アンケート方法

まず、昨年度調査した各CO₂分離技術およびICCDR-3に記載されたCO₂分離技術について、下記に従って研究開発レベルのランク付けを行った。

A：実ガス、パイロットレベル

B：実ガス、実験室規模～パイロット直前レベル、或いは
模擬ガス、2桁のm³/h規模レベル

C：模擬ガス、実験室規模レベル

D：机上検討

E：不明なもの

研究開発レベルがランクA、BおよびCの分離技術を表1-3-1-1と表1-3-1-2に示す。表1-3-1-1には化学吸収法について、また表1-3-1-2には物理吸着法および膜分離法についてまとめた。なお、物理吸収法および深冷分離法については机上検討のみであることが分かった。

次に、ランクAおよびBの実用化段階にかなり近いと考えられる研究開発に的を絞って各CO₂分離技術の比較評価を行う目的で、文献には記載されていない事項や文献に記載されたものよりもっと進んだ最新技術に関する情報を収集し、石炭火力、LNG火力またはセメント排ガスなど、発生源と最適CO₂分離技術の組合せを把握・解析すべく、下記のアンケート用紙によりアンケート調査を行った。このアンケート調査に当たっては、電気事業連合会技術開発部柳沢副部長に、国内電力会社等12社の然るべき方を紹介していただいた。

1-3-2. アンケート項目

以下にアンケート項目を記す。

二酸化炭素分離技術に関するアンケート調査

各種CO₂分離技術、即ち化学吸収、物理吸収、物理吸着、膜分離および深冷分離について調査をし、各分離技術の研究開発段階の分類を行い、そのステージがAレベル(実ガス/パイロットレベル)およびBレベル(実ガス/実験室規模～パイロット直前レベル、或いは模擬ガス/2桁のm³/hr規模レベル)にあると判断された研究(別添資料ご参照)を主体に、アンケート調査を行うことと致しました。ご協力の程よろしくお願い申し上げます。

ご住所： _____

貴社名： _____

研究所名： _____

お名前： _____

TEL： _____ FAX： _____ E-mail： _____

表1-3-1-1 化学吸収法

参考文献	1	2	3	4	5	5	6	7	8	9
研究開発レベル	A	A	A	A	A	A	A	B	C	C
燃料	天然ガス	天然ガス	石炭	石炭-重油	天然ガス	石炭	石炭	天然ガス		
プロセス	Econamine FG	KS-1法	MEA法	2級アミン法	SHA**法	SHA**法	アミン法*		MEA, DEA法*	AMP法*
発電プラント規模 (MW)		600	320		600	900	265	700		
燃焼方式	天然ガス焚き	天然ガス焚き	循環流動床	COM焚き	天然ガス焚き	石炭焚き	COM焚き			
燃料消費量 (m ³ N/h)										
蒸気消費量 (t/h)	0.900 × 10 ⁶ *	374			308	757		1.86		
発電端出力 (MW)		556.3			570.6	545.9				
発電端出力減少量 (MW)		43.7			29.4	54.1				
発電端効率 (%)		41.2*			42.3*	40.5*				
所内動力 (MW)										
CO2分離所要電力 (MW)		4.0			2.7	6.5				
CO2液化所要電力 (MW)					29.3	72.9				
送電端出力減少量 (MW)		47.7			61.4	133.6				
送電端出力 (MW)		552.3			538.6	466.4				
送電端効率 (%)		40.9*			42.1*	40.0*				
送電端効率 (%) (含液化)					39.9*	34.6*				
CO2分離回収量 (t/h)		245.0			245.0	611.0				
CO2分離回収率 (%)	90	90		90	90	90				
回収CO2純度 (t/h)	99.9		99.9以上	99		99				
原単位 (kWh/t-CO2)		195	100~300	302-395	131	99				
CO2分離回収	539				119	219				
CO2液化					251					
計										
ガス										
種類		排ガス			排ガス	排ガス	排ガス		CO2/air	CO2/air
流量 (m ³ N/h)	600	1,622,000		1,000	1,622,000	2,600,000	1,000		2.5	0.3~0.6
組成										
CO2 (%)	9	8.55	13.9	11.5	8.55	13.3	11	3.3~6.0		
H2O (%)	17	17	13.5						24.9	
N2 (%) (Arを含む)	71	71	69.5							
O2 (%)	3	3	3.0	6						
H2 (%)										
NOx (ppm)	>10	10	346	25						
SOx (ppm)	0		130	30						
温度 (°C)				40						
圧力				大気圧						
備考	*kcal/t-CO2	Flour Daniel社	食品用CO2		*1349.1MW基準	*1349.1MW基準	*SO2の影響なし	MEA-	*細胞対流	CO2分圧10kPa
	効率40%で	のMEAでもナト	の生産		**立休障害/ミ	**立休障害/ミ	1000MW火力発電	ビペラジ	無対流の場合	高効率充填材
	電力換算	排ガス600Nm ³ /h					CO2回収率90%で	系が良好	に比べ吸収量	吸収剤濃度,
		*1349.1MW基準					CO2吸収7ラント	増加	CO2分圧を要え	CO2分圧を要え
		(文献No.41)					敷地面積		増加	吸収量比較
							170m × 110m			

表1-3-1-2 物理吸着法および膜分離法

参考文献 研究開発レベル 燃料 プロセス 発電プラント規模(MW) 燃焼方式 燃料消費量 (m ³ N/h) (t/h) 蒸気消費量 (t/h) 発電端出力 (MW) 発電端出力減少量 (MW) 発電端効率 (%) 所内動力 (MW) CO2分離所要電力 (MW) CO2液化所要電力 (MW) 送電端出力減少量 (MW) 送電端出力 (MW) 送電端効率 (%) 送電端効率 (%) (含液化) CO2分離回収量 (t/h) CO2分離回収率 (%) 回収CO2純度 (wt%) 原単位 (kWh/t-CO2) CO2分離回収 CO2液化 計 ガス 種類 流量 (m ³ N/h) (t/h) 組成 CO2 (%) H2O (%) N2 (%) (Arを含む) O2 (%) H2 (%) NOx (ppm) SOx (ppm) 温度 (°C) 圧力 備考	物理吸着法							膜分離法			
	10	11	12	13	14	15	16	17	18		
A	B	B	C	C	C	C	C	B	C		
石炭-重油		石炭									
PTSA-PSA*	PSA*	PSA*	PSA*	PTSA*	PSA*		各種ガス分離膜	輸送促進膜	ポリイミド膜*		
火力発電所	火力発電所	火力発電所									
COM焚き		石炭焚き									

1. あなたの会社等で行われている研究、またはあなたが関与されている研究に関連して、以下の設問についてご教示下さい。

①発電に関する項目（各項目に記載すべき内容については別添表を参考にして下さい）

燃料： _____
燃焼方式： _____
燃料消費量： _____ $\text{m}^3\text{N/h}$ 、 _____ t/h
蒸気発生量、 t/h ： _____
発電端出力、MW： _____
発電端効率、%： _____
所内動力（ CO_2 分離回収なし）、MW： _____
送電端出力（ CO_2 分離回収なし）、MW： _____
送電端効率（ CO_2 分離回収なし）、%： _____
 CO_2 分離方法： _____
 CO_2 分離プロセス：（概要を記述した資料があれば添付して下さい）
 CO_2 分離所要電力、MW： _____
 CO_2 液化所要電力、MW： _____
送電端出力（ CO_2 分離回収あり）、MW： _____
送電端効率（ CO_2 分離回収あり）、%： _____
 CO_2 発生量、 t/h ： _____
 CO_2 分離回収量、 t/h ： _____
 CO_2 分離回収率、%： _____
回収 CO_2 純度、mol%： _____

-- CO_2 分離装置入口ガス特性関係--

温度、 $^{\circ}\text{C}$ ： _____
圧力、MPa（あるいは任意の単位で）： _____
排ガス流量、 $\text{m}^3\text{N/h}$ ： _____

-組成、mol%-

N_2 ： _____ O_2 ： _____ CO_2 ： _____ H_2O ： _____
 $\text{NO}_x(\text{ppm})$ ： _____ $\text{SO}_x(\text{ppm})$ ： _____
ダスト($\text{mg}/\text{m}^3\text{N}$)： _____

--石炭火力にあっては下記の点御教示願います--

- a)貯炭場にある石炭の平均含有水分、%： _____
b)火炉投入前にその石炭は乾燥していますか（該当するものを○で囲んで下さい）： はい いいえ
はいの場合乾燥後の平均含有水分、%： _____
c)石炭の分析データ（H, C, N, S, Ash、固定炭素、揮発分、発熱量等）

[_____]

②変動費に係る項目

電力所要量(kWh/t-CO₂): _____

スチーム所要量(t/t-CO₂): _____

--CO₂捕捉剤--

名称(種類): _____

単価(円/kg): _____

原単位(kg/t-CO₂): _____

③設備のメンテナンス費用(円/t-CO₂)

④CO₂分離設備の建設費または固定費

建設費: _____ 万KWの発電所排ガス処理用設備に対し
_____ 億円

固定費(円/t-CO₂): _____

CO₂分離設備の償却年数(年): _____

参考までに発電設備の償却年数(年): _____

⑤研究設備の年間稼働率(連続運転想定での): _____

工業設備の予想年間稼働率: _____

⑥研究設備の連続操業可能日数: _____

工業設備の予想連続操業可能日数: _____

2. 以下の設問につき、あなたのお考えをお聞かせ下さい。

①発電所排ガスからのCO₂分離法としてどの方法が最も経済的であるとお考えですか。

燃料が天然ガスの場合(該当するものを○で囲んで下さい):

化学吸収法、物理吸収法、PSA、PTSA、膜法、深冷法
(その他の方法: _____)

燃料が石炭の場合(該当するものを○で囲んで下さい):

化学吸収法、物理吸収法、PSA、PTSA、膜法、深冷法
(その他の方法: _____)

②CO₂排出量を低減する観点から、現時点で最も優れているとお考えの発電方法(水力発電と原子力発電は除く)と分離法の組合せをご教示下さい。

例えば、IGCC-シフト反応後膜分離

[_____]

③CO₂分離-処分が地球温暖化問題の最良の解決策とお考えですか。

(該当するものを○で囲んで下さい): はい、 いいえ

[ご意見: _____]

④CO₂分離－処分が実施されるようになるのはいつ頃だとお考えですか。（予想されるものを○で囲んで下さい）：

2020年、 2040年、 2060年、 2080年、 2100年

なお、本アンケート調査はNEDOからの受託研究の一環として行うもので、ご協力いただいた会社の名称を報告書に掲載する予定ですが、よろしいでしょうか。

（該当するものを○で囲んで下さい）： 可、 不可

以上

ご質問等ございましたら、遠慮なくご連絡下さい。

お忙しい折、ご協力いただきまして誠にありがとうございました。

1-3-3. アンケート結果

アンケートは14社（団体）に送付し、回答は11社（団体）より頂いた。アンケート調査にご協力いただいた会社および担当者の方には、心より御礼申し上げる次第である。回答の中には、CO₂分離技術等はCO₂対策技術電力共同研究で行っており、独自には研究していないという理由で、2. の設問のみに回答していただいた会社もある。また、社名の掲載を不可とされた回答書が2～3あった。

これらアンケート調査の1. の設問に対する回答結果（回答数7）をまとめると、表1-3-3-1のようになる。表中では会社名はすべて明記しなかった。石炭火力の場合に回答していただいた石炭の分析データ等については表1-3-3-2にまとめた。また、お送りいただいたC社、E社、F社およびG社のCO₂分離プロセスの概要は図1-3-3-1～4に転載する。

アンケート調査で得られたこれらデータの一部は、次章以降のプロセス検討で利用される。

一方、ご回答者のお考えをお聞きする2. の設問に対する回答結果（回答数10）をまとめると、次のようになる。

①発電所排ガスからのCO₂分離法として最も経済的であると考えられる方法

・燃料が天然ガスの場合

化学吸収法	8件	物理吸収法	0件	PSA	0件
PTSA	1件	膜法	1件	深冷法(TSS法)	2件
その他の方法	0件				

・燃料が石炭の場合

化学吸収法	4件	物理吸収法	0件	PSA	2件
PTSA	3件	膜法	0件	深冷法(TSS法)	1件
その他の方法	0件				

②現時点で最も優れていると考えられる発電方法と分離法の組合せ

表1-3-3-1 アンケート調査結果のまとめ

電力会社等 ①発電に関する項目	化学吸収法	物理吸着法				深冷法	
	A社	B社	C社	D社	E社	G社	
燃料	天然ガス	灯油	重油	石炭	石炭	石炭	模擬ガス
燃焼方式	天然ガス焚き		重油焚き	微粉炭燃焼	微粉炭	微粉炭燃焼	
燃料消費量, m ³ N/h	125						
t/h	100	0.006		100.8(湿炭)	67(湿炭)	86.49	
蒸気発生量, t/h	1860			840	590(最大値)	784	
発電端出力, MW	600		265	250	175	250	
発電端効率, %	42		39.8	37.8	38.3	38.59	
所内動力(CO ₂ 分離回収なし), MW	18.0			12.33	16.6	14	
送電端出力(CO ₂ 分離回収なし), MW	582.0			238	158.4	236	
送電端効率(CO ₂ 分離回収なし), %	39			37.8	34.7	36.43	
CO ₂ 分離方法	化学吸収法	PSA 1 段	PTSA(固定床)		PSA(ハ [*] ドット)	移動床循環再生方式	TSS法
CO ₂ 分離所要電力, MW	32.1	未測定			検討中		
CO ₂ 液化所要電力, MW	29.3	未測定			検討中		
送電端出力(CO ₂ 分離回収あり), MW	520.6				検討中		
送電端効率(CO ₂ 分離回収あり), %	28.9(含液化)				検討中		
CO ₂ 発生量, t/h	272	0.02			160(175MW時)	0.0147	0.0024
CO ₂ 分離回収量, t/h	245	0.009				0.0132	0.0023
CO ₂ 分離回収率, %	90	90		90(目標)	90(目標)	90以上	99以上
回収CO ₂ 純度, mol%	99.9	99(液化後)		99以上(目標)	99以上(目標)	99以上	99以上
CO ₂ 分離装置入口ガス特性関係							
温度, °C	約50	室温	40～50	100	50	10～40	100
圧力	約1気圧	0.11MPa	常圧	大気圧	1気圧	0.1MPa	0.1MPa
排ガス流量, m ³ N/h	1,622,000	40	10	0.5	1,700	50(dry)	40
組成, mol%							
N ₂	71	67		バランス	74	69	96～97
O ₂	3	10		5	3	5	3
CO ₂	8.55	13		13	13	13	0～1
H ₂ O	17	1～3		11	10	13	
NO _x (ppm)	10以下	70		110	250	140	
SO _x (ppm)	0	0		20	35	50	
ダスト(mg/m ³ N)	0	0		6	15	2	
②変動費に係る項目							
電力所要量(kWh/t-CO ₂)	13			80	500	450	190(含CO ₂ 液化)
スチーム所要量(t/t-CO ₂)	1.3			2.2			0
CO ₂ 捕捉剤							
名称(種類)	7ルカノール7ミン類		Ca-Xセ [*] オライト [*]	K ₂ CO ₃ 担持活性炭	Na-Xセ [*] オライト [*]	東ソー・セ [*] オラム F-9 [*]	不用
単価(円/kg)	算定中未公表			未算定	データなし	1,700	0
原単位(kg/t-CO ₂)	算定中未公表			未算定	データなし	8,600	0
③設備のメンテナンス費用(円/t-CO ₂)	算定中未公表			未算定	未検討		
④CO ₂ 分離設備の建設費または固定費	算定中未公表			未算定	検討中		
⑤研究設備の年間稼働率(連続運転), %					75(最大)	80	
⑥研究設備の連続操業可能日数	年間約11ヶ月				約9ヶ月	300日	
工業設備の予想連続操業可能日数	同上				未検討		
備考			*ハニカム吸着剤		*粒状	*Na-X Type	

表1-3-3-2 石炭の分析データ等

質問事項	D社	E社	F社
貯炭場にある石炭の平均含有水分, %	12~13	7(湿分)	9
火炉投入前に石炭は乾燥しているか	いいえ	はい	はい
乾燥後の平均含有水分, %		2(全水分)	
石炭の分析データ, %			
H	3~6		3.6~5.7
C	74~77		50.6~73.7
N	1.2~1.5		0.9~1.9
S	0.3~6.0	0.7	0.2~1.1
Ash	8~15	15	2.9~15.6
固定炭素	50~55		34.0~59.2
揮発分	30~45		27.1~47.6
発熱量, kcal/kg	6500~	6700	6130~
	7000		7380

ベンチプラント(ハニカム吸着剤)
Bench plant (Honeycomb type adsorbent)

(研究開始:平成9年10月)
(Start: Oct. 1997)

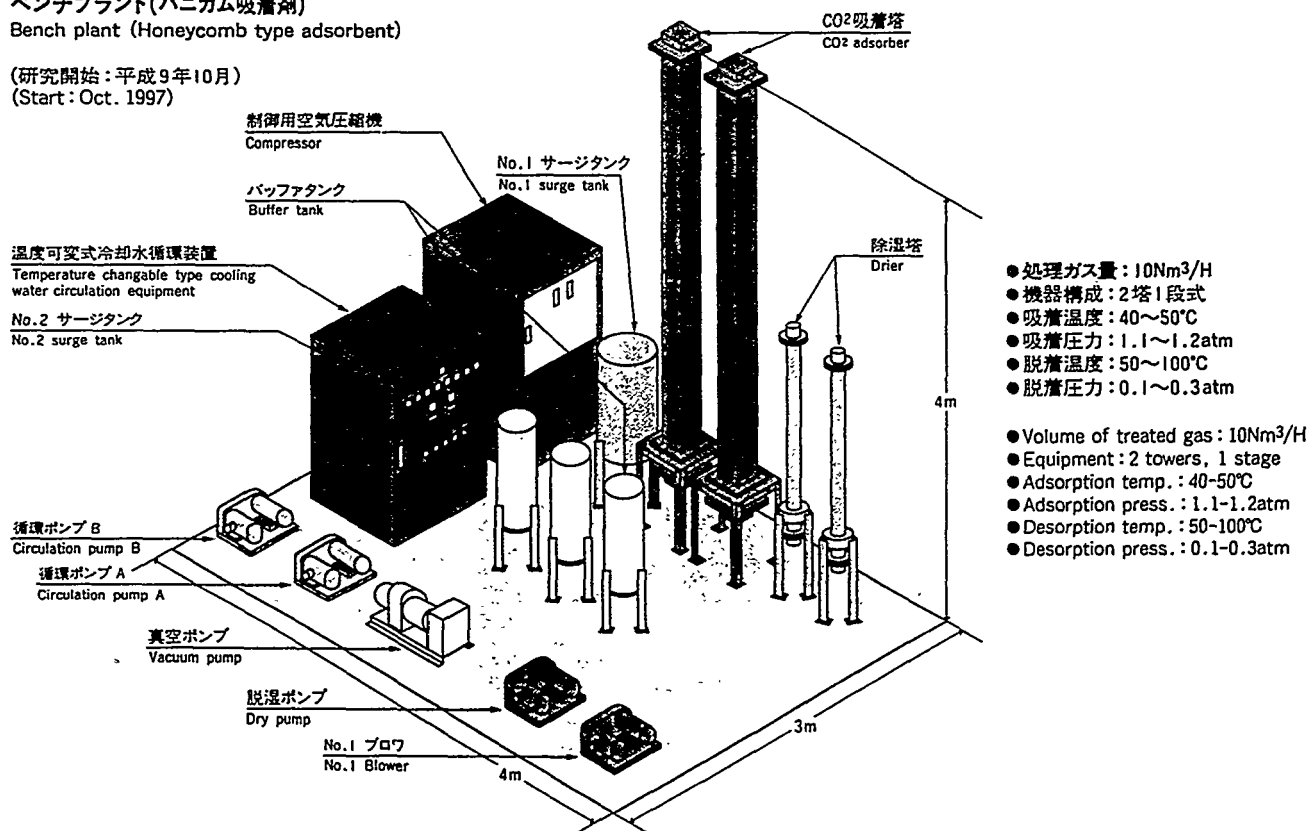


図1-3-3-1 物理吸着法(ハニカム吸着剤)ベンチプラント(C社)

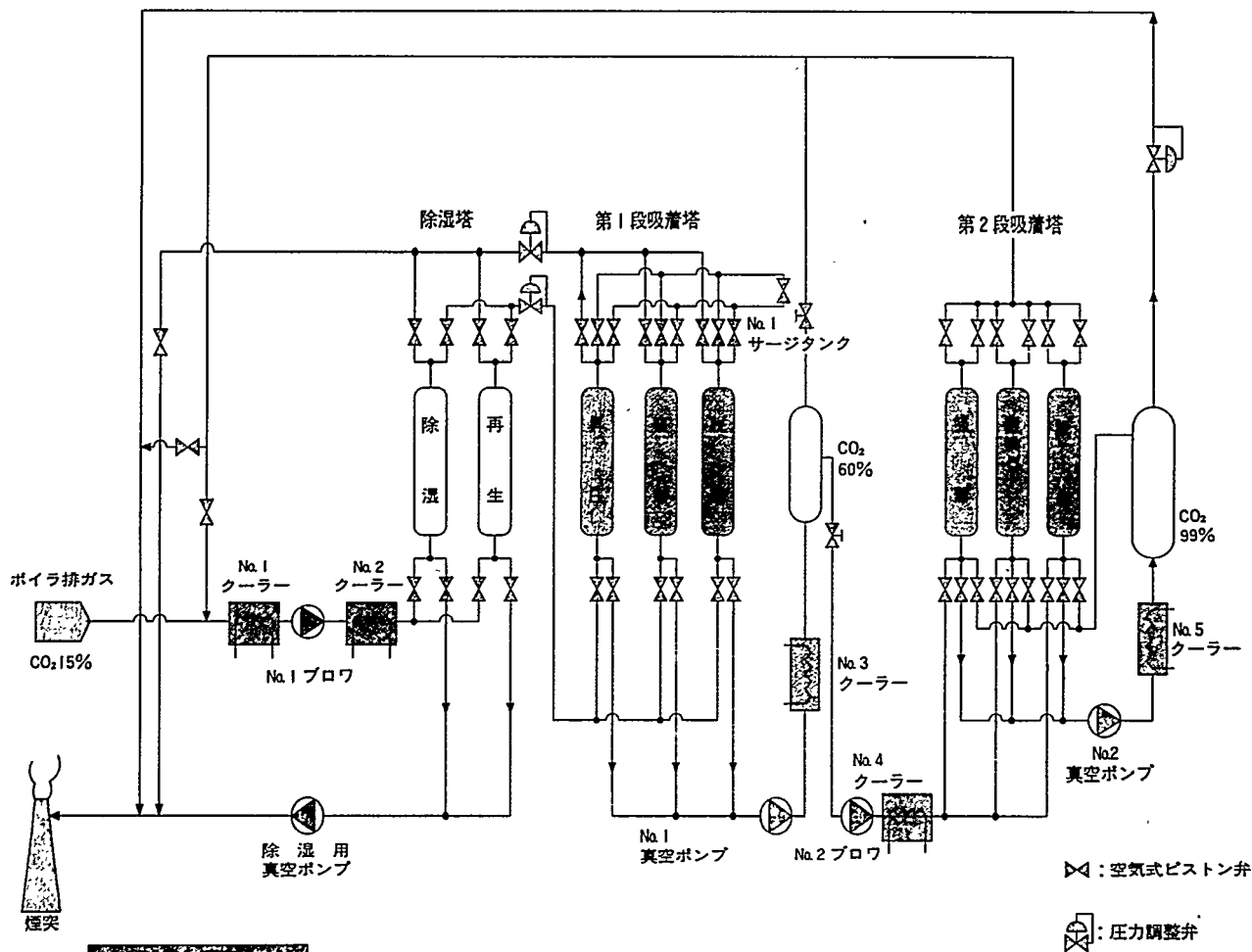
CO₂除去システム

ボイラ排ガスから窒素酸化物、硫黄酸化物およびばいじんを取り除いた後、この排ガスをCO₂除去システムに導き、ゼオライトを利用したPSA法によりCO₂を分離するものです。

Outline of CO₂ Removal System

Boiler flue gas is led to CO₂ removal system after being removed NO_x, SO_x and dust from it and then CO₂ gas is separated by PSA method using zeolite.

System flow diagram of CO₂ removal system



Specification of apparatus

CO₂除去装置 CO₂remover

処理ガス量	Quantity of flue gas	1,700m ³ N/h
CO ₂ 回収率	CO ₂ recovery ratio	90%
CO ₂ 回収量	Quantity of CO ₂ recovery	400kg/h
吸着塔温度	Tower temperature	40~60°C
吸着圧力	Adsorption pressure	1.1atm
脱着圧力	Desorption pressure	0.2atm
CO ₂ 濃度	CO ₂ concentration	99%

図1-3-3-2 P S A法CO₂除去システムシステムフロー(E社)

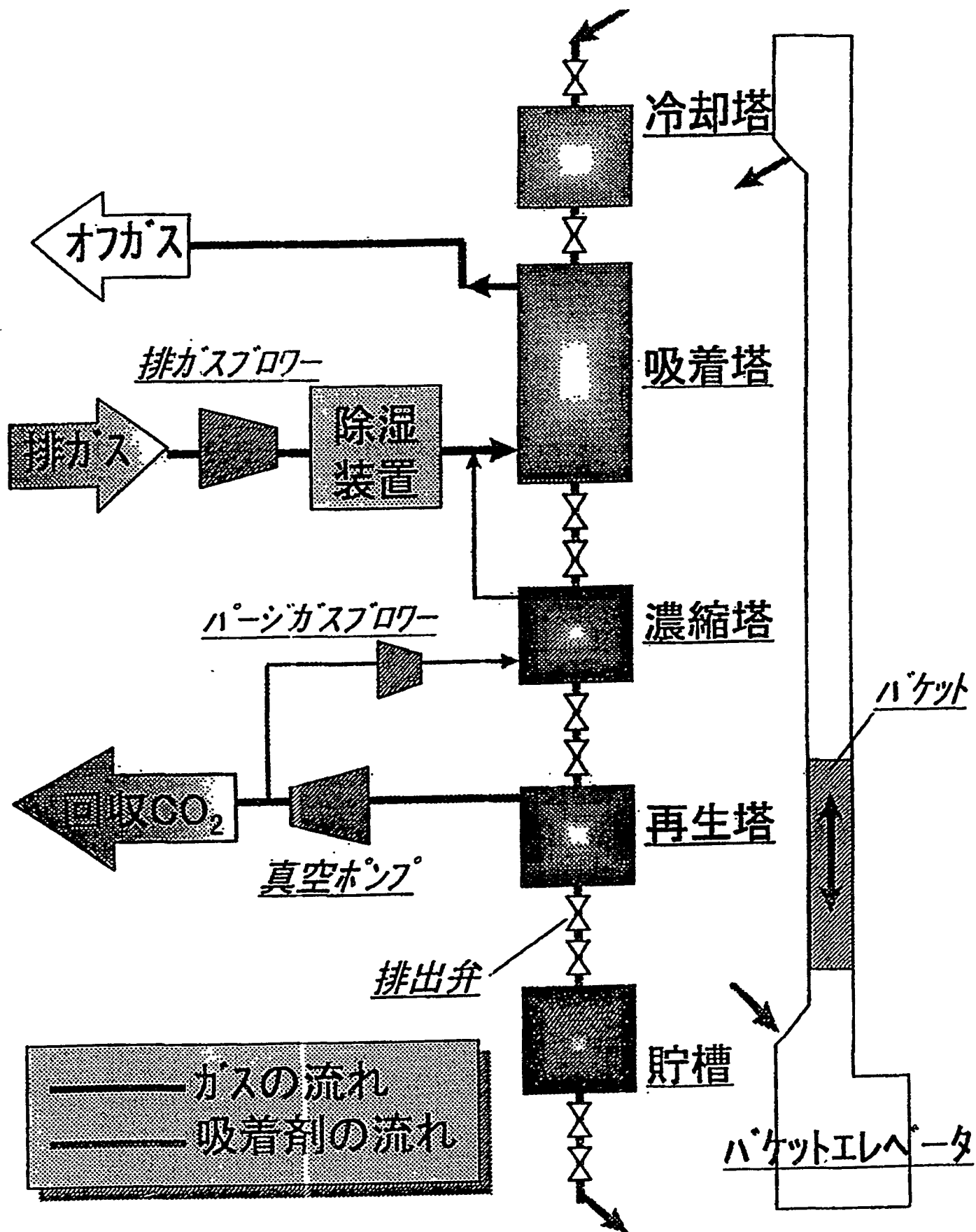


図1-3-3-3 移動床循環再生方式CO₂回収実証プラントシステム構成(F社)

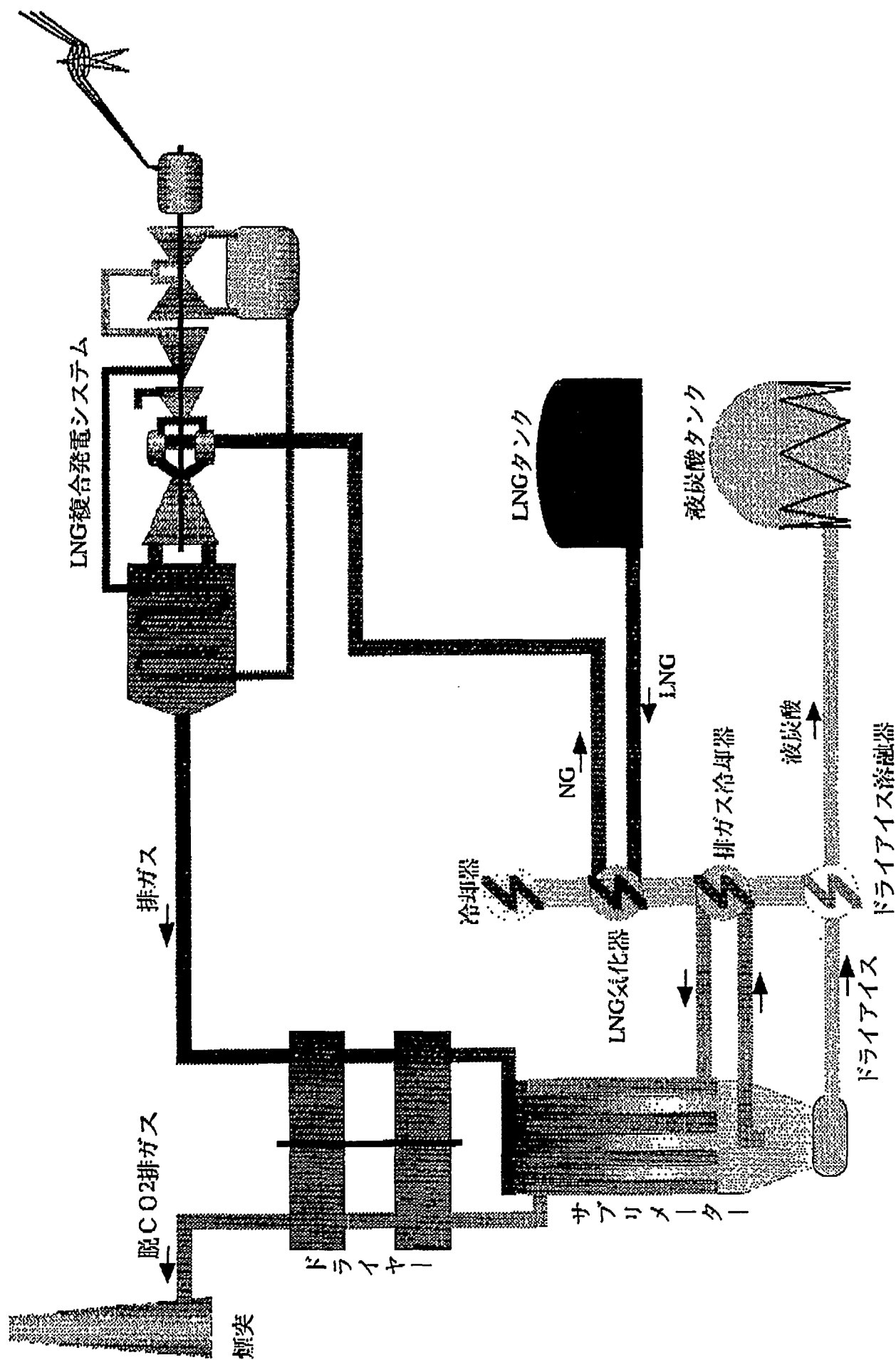


図1-3-3-4 TSS法(深冷法)CO₂分離概略フロー図(G社)

- ・ L N G 発電 + 化学吸収法
- ・ L N G (ガス・ピソ) - 熔融炭酸塩型複合発電と膜分離
- ・ L N G コンバインドー化学吸収法
(但し、L N G 採掘時に発生する C O₂は無視する)
- ・ 微粉炭・酸素燃焼法 - 物理吸着法・P T S A
- ・ 微粉炭・酸素燃焼法 - 化学吸収法
- ・ L N G 複合発電 - T S S 法(深冷法) C O₂分離
- ・ I G C C - シフト反応後湿式ガス精製(化学吸収法)
- ・ L N G による燃料電池発電(固体電解質または熔融炭酸塩) +
(排熱回収及びL N G 燃焼による)超々臨界発電
(L N G 気化時の冷熱発電も組み合わせる)

③ C O₂分離 - 処分が地球環境問題の最良の解決策か

はい 1 件 いいえ 9 件

ご意見(そのまま列記)

- ・ 原子力発電の推進(新設および既設の利用率向上)
- ・ 省エネの推進・社会全体のエネルギー利用の効率化
- ・ 高効率発電が良いと考える
- ・ 需要者側の省エネが必要
- ・ 解決策の1つではありますが、最良ではないと考える
- ・ 省エネルギー(火力発電所の発電効率の向上、送電・配電ロスの低減、家庭内の省エネルギー、各職場・産業での省エネルギー等)
- ・ エネルギーの転換(化石燃料から原子力への転換、重・原油からL N Gへの転換)
- ・ 資源・エネルギー利用効率の向上、非化石燃料への転換、省エネルギー教育等の徹底などによりC O₂の発生抑制方策に優先して取り組むべきであろう
- ・ 原子力発電推進と原子力設備利用率向上
- ・ 民生の省エネと産業界のエネルギー利用効率向上
- ・ 運輸体系の効率化
- ・ 化石エネルギーの抑制

原子力及び新省エネルギーの推進

- ・ 天然ガス(メタンハイドレート等)の開発の推進
- ・ 排出されるC O₂を分離・処分するために新たなエネルギーを使用することは環境問題の根本的な解決にはならない。最良の解決策は、化石燃料の使用量を減らすことです。そのためには、社会的にも技術的にもエネルギー使用量の少ない新たなシステムが必要になってくると考えます
- ・ 世界のエネルギー資源埋蔵量から考えると、将来的にも石炭が主要なエネルギー源である。石炭を使う限りは発電(又は熱)効率をいかに高めてもC O₂は発生するものであり、対策としてはC O₂分離 - 処分しかないと考えられる

- ・コスト、所要エネルギーが大きすぎる
- ・最良でないことはenergy penaltyの観点から当然。省エネ、共同実施のあとにくるものとして、必ず必要な技術

④ CO₂分離－処分が実施されると考えられる時期

2020年 2件

2040年 2件

2060年 2件

2080年

2100年

未想定(予想不可) 3件

無記入 1件

設問①については、燃料が天然ガスの場合には、化学吸収法が最も経済的という答えが圧倒的に多かったが、燃料が石炭の場合には、化学吸収法、P S A、P T S A、深冷法(TSS法)に答えが分かれる。天然ガスの場合に化学吸収法が最も経済的であることは多くの文献でも言われているが、産出される天然ガスの純度が下がり、その結果として発電所に供給される天然ガスの純度が下がる、あるいは現状純度を維持するために採掘・液化にコストがかかるようになると、結論は異なったものになる可能性はある。

現時点で最も優れているとお考えの発電方法と分離法の組合せ(設問②)については、無回答3ということも含めて、関係者の間でもコンセンサスが得られていないようであり、効率的な研究開発を進めていく上で、何らかの方向づけが必要であると考えられる。

設問③については、CO₂分離－処分が地球温暖化問題の最良の解決策とは考えておられない方がほとんどであった。ただ、対策としてCO₂分離－処分しかないとのご意見もあった。地球温暖化問題の最良の解決策としてあげられたものは、原子力発電の推進、省エネルギー、エネルギー転換等であった。

CO₂分離－処分が実施される時期(設問④)については、未想定も含めて2020～2060年にわかれたが、いずれにしても回答者の方々は、CO₂分離－処分が実施されるようになるとお考えである。

参考文献

- 1) 三村 富雄, 下條 繁, 飯島 正樹, 光岡 薫明: エネルギー資源学会 第12回研究発表会講演論文集, 7-1, p. 203~208, (1993)
- 2) 須田 泰一郎, 三村 富雄, 大野 良治, 飯島 正樹: 火力原子力発電, Vol. 45, (8), p882~886, (1994)
- 3)
 - a) 山崎 勝康: 火力原子力発電, Vol. 45, (4), p405~409, (1994)
 - b) Barchas, R., R. Davis: Energy Convers. Mgmt., Vol. 33, (5-8), p. 333~340, (1992)

- 4)
 - a) 西川 信行, 石橋 道生, 太田 博光, 森 明, 尾田 直己, 山田 陸雄
: 化学工学会第 27 回秋季大会研究発表講演要旨集, K 312, (1994)
 - b) 西川 信行, 石橋 道生, 太田 博光, 阿久津 信男, 森 明,
尾田 直己, 山田 陸雄: 化学工学会第 28 回秋季大会研究発表講演要旨集,
S 205, (1995)
- 5) Mimura, T., H. Simayoshi, T. Suda, M. Iijima, S. Mituoka :
Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS57~S62, (1997)
- 6) Arashi, N., N. Oda, M. Yamada, H. Ota, S. Umeda, M. Tajika :
Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS63~S68, (1997)
- 7) Erga, O., O. Juliussen, H. Lidal : Energy Convers. Mgmt., Vol. 36, (6-9),
p387~392, (1995)
- 8) Buzek, J., J. Podkanski, K. Warmuzinski : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38,
Suppl., pS69~S74, (1997)
- 9) Aroonwilas A., P. Tontiwachwuthikul : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38,
Suppl., pS75~S80, (1997)
- 10)
 - a) 西川 信行, 石橋 道生, 太田 博光, 泉 順, 安武 昭典, 野原 博,
景山 靖夫: 化学工学会第 27 回秋季大会研究発表講演要旨集, K 314,
(1994)
 - b) 石橋 道生, 太田 博光, 阿久津 信男, 泉 順, 安武 昭典,
景山 靖夫: 化学工学会第 28 回秋季大会研究発表講演要旨集, S 204,
(1995)
- 11) 柴垣 鉄夫: 電気評論, (3), p32~37, (1994)
- 12) 牧田 武紀, 平山 孝平, 樋口 康二郎, 縄田 秀夫, 泉 順, 大嶋 一晃
: エネルギー・資源, Vol. 14, (1), p62~67, (1993)
- 13) Diagne, D., M. Goto, T. Hirose : Energy Convers. Mgmt., Vol. 36, (6-9),
p431~434, (1995)
- 14) Burchell, T. D., R. R. Judkins : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl.,
pS99~S104, (1997)
- 15) Sarkar, S. C., A. Bose : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl., pS105~
S110, (1997)
- 16) 太田 博光、田鹿 元昭、松本 廣世、安藤 喜昌、岡本 健一: エネルギー・資源学会 第 15 回研究発表会講演論文集、9-2, p167~172, (1996)
- 17) Feron, P. H. M., A. E. Jansen : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl.,
pS93~S98, (1997)
- 18) Tokuda, Y., E. Fujisawa, N. Okabayashi, N. Matsumiya, K. Takagi,
H. Mano, K. Haraya, M. Sato : Energy Convers. Mgmt., Vol. 38, Suppl.,
pS111~S116, (1997)

第2章 LNG火力発電所排ガス系のプロセスモデル

2-1. はじめに

平成8年度に本研究調査の一環としてLNG火力発電所排ガス系のプロセスモデルの作成を試みた¹⁾。この目的は、

- (1)二酸化炭素は、様々な形態（濃度・組成・温度・圧力等）で排出されている。
 - (2)大量に排出される二酸化炭素を効率的に貯蔵あるいは変換利用するためには、分離・精製等の過程が必要不可欠であり、現に多くの分離・精製法（高分子膜分離、化学的・物理的吸收法、吸着法等）が開発されつつある。
 - (3)これらの比較・評価を行うには条件を統一・一貫させた排ガスシステムから処理目的に適った排ガスを抜き出す必要がある。
 - (4)本来目的は石炭火力であるが、先ずは取り扱いが簡単なLNGから始める。
- である。

こうすることによって始めて同じ思想の下（ハンディなし）で火力発電所排ガスを処理する際の分離・精製法の比較が可能となる。

2-2. 計算を行う上での前提条件

昨年度はかなり理想系に近い形でのモデルであったので、関西電力南港火力発電所の実績値等を入れて修正し以下の前提条件とした。

- a. EH-SBFW出口即ち、Stream Name EX-GAS5の温度は高温分離膜を組み込んだ場合は350℃台とする。高分子分離膜を組み込んだ場合はそれに規制されない。
- b. 煙道ガスの大気放出温度は約102℃とする。
- c. EX-GAS5での残留酸素分はdry基準で1%位、stack出口(EX-GAS8)で2%位に設定する。
- d. 燃焼用空気の煙道排ガスによる予熱を行う熱交換器の形式として、回転式蓄熱形熱交換器を想定。煙道排ガス側への空気の漏れ込み量は空気流量の7%とする。
- e. 大型ボイラーとして93%前後の効率になるように設定する。

2-3. 計算結果

(1) ボイラー系のフローについて

図2-3-1に想定したFlow Diagramを示す。燃焼用空気(F-AIR1)は煙道排ガスで予熱(GAH)され、LNG(F-LNG)とともに燃焼系FURNACEに送られる。燃焼ガスはEH-SSH2、HP、EH-SSH1で蒸気を発生させ、EH-SBFWでボイラー給水を予熱させ、燃焼用空気を予熱(GAH)した後、大気中に放出される。

本フローでは、EH-SBFW出口と燃焼用空気の予熱の間に煙道排ガス中のCO₂を高温分離するためのユニットが組み込まれている。即ち、EH-SBFW出口煙道排ガスEX-GAS5は圧縮機(1stMCONP)で10kg/cm²Gに加圧され、高温分離膜装置(CER-MEM1)を通されCO₂は透過側に行く。非透過ガスはEXPAND1で動力回収後EX-GAS5Dとして煙道に戻され燃焼用空気を予熱した後、大気中に放出(EX-GAS8)される。高温膜分離されたCO₂に富むガス(HTEMPCO2)は350℃で系外にexportされる。本ケースで

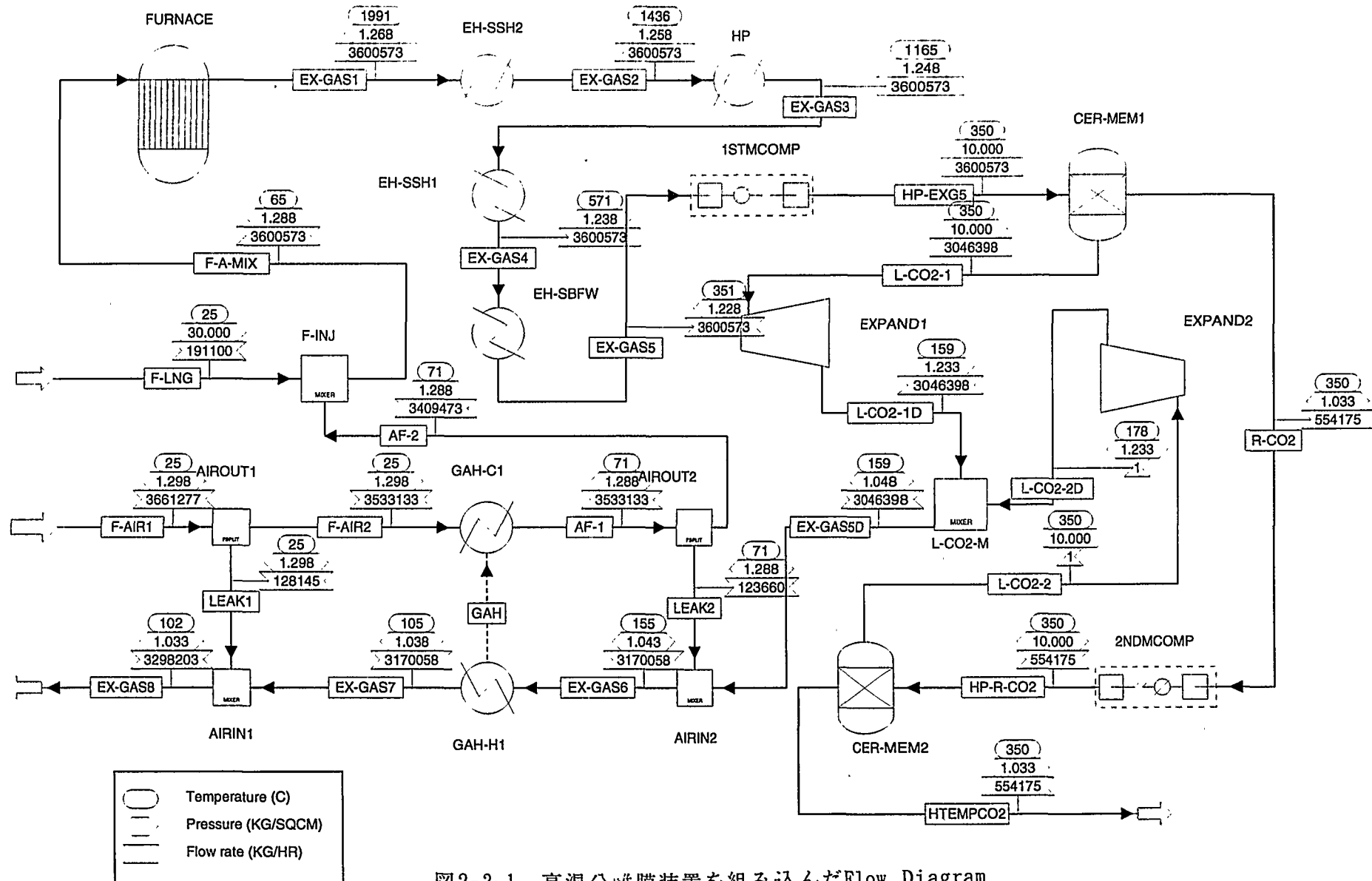


図2-3-1 高温分離膜装置を組み込んだFlow Diagram

は、目的とするCO₂純度が得られぬ場合も想定し高温分離膜装置は2段でデザインしてあるが、結果的に水分を除けばかなり純度は良いので、2段目は機能させていない。

このようなプロセスで計算をするに当たり、プロセスシミュレーターとして、米国 Aspen Technology, Inc. が開発したソフトASPEN PLUSを使用した。

(2)高温分離膜を組み込んだケースの計算結果

計算にあたり、(社)日本ファインセラミックス協会の二酸化炭素高温分離に係るプロセス概念設計WGの設定した透過係数比 CO₂/N₂=100, H₂O/CO₂=10 を用いた。尚、本結果は同WG作業上の基礎データとなったものである。

図2-3-1のFlow Diagramに記入された温度、圧力、流量の値は本ケースの結果である。表2-3-1に高温分離膜組み込みケースの詳細の温度、圧力、成分流量、組成を示す。表2-3-2は圧縮機とエキスパンダーの詳細である。

本例では上述の如く与えられた透過係数比で目的とするCO₂純度が得られたので2段目の高温分離膜装置は使用していない。従って2段目の圧縮機2ndMCOMP、2段目の高温分離膜装置(CER-MEM2)、2段目の動力回収(EXPAND2)は単にパイプとしてのみ機能している(微少な数値を入力してある部分もあるが、これは計算を収斂させるためのテクニックである)。

(3)高分子分離膜を組み込んだケースの計算結果

高分子分離膜の組み込み故、約103℃のstack排気ガス(EX-GAS8)を分離装置に導くものとし、高温分離膜のない通常の煙道系の Flow Diagramを図2-3-2に示す(流れとしては上記図2-3-1で高温分離膜バイパスに相当)。このケースでは炉(REACT)内温度が約2000℃と非常に高温である。実際の運用上は排ガス再循環等で温度を下げる必要があるがここではそれは省いた。表2-3-3に通常の煙道系のLNG火力発電所煙道排ガス系の物質収支・熱収支・運転条件を示す。

図2-3-3に高分子分離膜系のFlow Diagramを示す。約103℃のstack排気ガス(EX-GAS8)は(図2-3-3での系Stream NameはCOLDPLUE)ダスト除去装置(C-SEPOR)でダストを除去された後、第1段高分子分離膜(POLYMEM1)に導入される。真空ポンプ(1-V-PUMP)で引かれる。真空ポンプ吐出ガスは約102℃に冷却(COOLER1)された後、第2段高分子分離膜(POLYMEM2)に導入される。真空ポンプ(2-V-PUMP)で引かれ、約102℃に冷却(COOLER2)された後、系外にexportされる。

透過係数比としてCO₂/N₂=35 を用いた。RITEの開発目標値を例として採った。透過係数比H₂O/CO₂は不明なので独断で77という値に設定した。得られるCO₂ガスの純度はdryベースで約85%である。表2-3-4に高分子分離膜系の物質収支・熱収支・運転条件を示す。表2-3-5は真空ポンプとクーラーの詳細である。

2-4. 高分子分離膜と高温分離膜の比較

かなり強引ではあるが、以下に示す前提で高分子分離膜と高温分離膜の比較を試みる。

①高温分離膜を出たガスは350℃でその温度を下流側で有効に利用する。

②高分子分離膜を出たガスは102℃でその温度を下流側で有効に利用する。

表2-3-1 高温分離膜装置を組み込んだ場合のLNG火力発電所
煙道排ガス系の物質収支・熱収支・運転条件

Stream Name	AF-1	AF-2	EX-GAS1	EX-GAS2	EX-GAS3	EX-GAS4	EX-GAS5	EX-GAS5D	EX-GAS6	EX-GAS7	EX-GAS8	F-A-MIX
Temperature C	71.2	71.2	1991.3	1435.6	1165.0	570.8	351.0	158.7	155.3	105.0	101.9	64.6
Pressure KG/SQCM	1.2880	1.2880	1.2680	1.2580	1.2480	1.2380	1.2280	1.0480	1.0430	1.0380	1.0330	1.2880
Mass Flow KG/HR	3.5331E+06	3.4095E+06	3.6006E+06	3.6006E+06	3.6006E+06	3.6006E+06	3.6006E+06	3.0464E+06	3.1701E+06	3.1701E+06	3.2982E+06	3.6006E+06
Volume Flow CUM/HR	2.7748E+06	2.6777E+06	1.9679E+07	1.4969E+07	1.2700E+07	7.5127E+06	5.6008E+06	3.6368E+06	3.7752E+06	3.3471E+06	3.4728E+06	2.8755E+06
Enthalpy MMKCAL/HR	39.2540	37.8800	-166.7810	-870.8900	-1201.4310	-1885.2450	-2118.9510	-748.1590	-746.7850	-786.3390	-786.3490	-166.7810
Density KG/CUM	1.2730	1.2730	0.1830	0.2410	0.2840	0.4790	0.6430	0.8380	0.8400	0.9470	0.9500	1.2520
Mole Flow KMOL/HR												
H2	0.00	0.00	358.32	358.32	358.32	358.32	358.32	358.32	358.32	358.32	358.32	0.00
O2	25717.42	24817.31	1169.24	1169.24	1169.24	1169.24	1169.24	869.92	1770.03	1770.03	2702.78	24817.31
CH4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10663.66
C2H6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	336.75
C3H8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	224.50
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	12010.65	12010.65	12010.65	12010.65	12010.65	8779.79	8779.79	8779.79	8779.79	0.00
N2	96746.48	93360.36	93161.61	93161.61	93161.61	93161.61	93161.61	93155.92	96542.05	96542.05	100050.99	93360.36
NO2	0.00	0.00	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.00
NO	0.00	0.00	397.41	397.41	397.41	397.41	397.41	397.41	397.41	397.41	397.41	0.00
H2O	0.00	0.00	22877.23	22877.23	22877.23	22877.23	22877.23	549.08	549.08	549.08	549.08	0.00
AR	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	122463.90	118177.67	129974.57	129974.57	129974.57	129974.57	129974.57	104110.54	108396.77	108396.77	112838.47	129402.58
Mole Frac												
H2	0.0000	0.0000	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0000
O2	0.2100	0.2100	0.0090	0.0090	0.0090	0.0090	0.0090	0.0080	0.0160	0.0160	0.0240	0.1920
CH4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0820
C2H6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0030
C3H8	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0020
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0920	0.0920	0.0920	0.0920	0.0920	0.0840	0.0810	0.0810	0.0780	0.0000
N2	0.7900	0.7900	0.7170	0.7170	0.7170	0.7170	0.7170	0.8950	0.8910	0.8910	0.8870	0.7210
NO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NO	0.0000	0.0000	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.1760	0.1760	0.1760	0.1760	0.1760	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050	0.0000
AR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

(continued)

F-AIR1	F-AIR2	F-LNG	HP-EXG5	HP-R-CO2	HTEMPCO2	L-CO2-1	L-CO2-1D	L-CO2-2	L-CO2-2D	LEAK1	LEAK2	R-CO2
25.0	25.0	25.0	350.0	350.0	350.0	350.0	158.7	350.0	178.2	25.0	71.2	350.0
1.2980	1.2980	30.0000	10.0000	10.0000	1.0330	10.0000	1.2330	10.0000	1.2330	1.2980	1.2880	1.0330
3.6613E+06	3.5331E+06	1.9110E+05	3.6006E+06	5.5418E+05	5.5417E+05	3.0464E+06	3.0464E+06	5.5400E-01	5.5400E-01	1.2814E+05	1.2366E+05	5.5418E+05
2.4694E+06	2.3829E+06	8.7893E+03	6.8741E+05	1.3449E+05	1.3204E+06	5.5176E+05	3.0919E+06	1.3400E-01	7.9800E-01	8.6428E+04	9.7117E+04	1.3207E+06
-0.3100	-0.2990	-204.6610	-2121.0400	-1522.6870	-1521.1600	-599.0350	-748.1580	-0.0020	-0.0020	-0.0110	1.3740	-1521.1610
1.4830	1.4830	21.7420	5.2380	4.1210	0.4200	5.5210	0.9850	4.1210	0.6940	1.4830	1.2730	0.4200
0.00	0.00	0.00	358.32	0.00	0.00	358.32	358.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
26650.18	25717.42	0.00	1169.24	299.33	299.33	869.92	869.92	0.00	0.00	932.76	900.11	299.33
0.00	0.00	10663.66	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	336.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	224.50	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	12010.65	3230.87	3230.86	8779.78	8779.78	0.00	0.00	0.00	0.00	3230.87
100255.43	96746.48	0.00	93161.61	5.68	5.68	93155.92	93155.92	0.00	0.00	3508.94	3386.13	5.68
0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.00	0.10	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	397.41	0.00	0.00	397.41	397.41	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	22877.23	22328.18	22328.16	549.05	549.05	0.02	0.02	0.00	0.00	22328.18
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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
126905.61	122463.90	11224.91	129974.57	25864.05	25864.03	104110.51	104110.51	0.03	0.03	4441.70	4286.24	25864.05
0.0000	0.0000	0.0000	0.0030	0.0000	0.0000	0.0030	0.0030	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.2100	0.2100	0.0000	0.0090	0.0120	0.0120	0.0080	0.0080	0.0120	0.0120	0.2100	0.2100	0.0120
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0200	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.7900	0.7900	0.0000	0.7170	0.0002	0.0002	0.8950	0.8950	0.0002	0.0002	0.7900	0.7900	0.0002
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0030	0.0000	0.0000	0.0040	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.1760	0.8630	0.8630	0.0050	0.0050	0.8630	0.8630	0.0000	0.0000	0.8630
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

透過係數比 CO2/N2(MEM1)	99.77
透過係數比 H2O/CO2(MEM1)	10.01

表2-3-2 圧縮機とエキスパンダーの詳細結果

Item:1stMCOMP

Stage	Suction Temp C	Discharge Temp C	Discharge Pres KG/SQCM	Cooling Duty MMKCAL/HR	Required Work KW
1	350.00	445.47	1.87	-100.05	1.15E+05
2	350.00	444.33	2.84	-98.89	1.15E+05
3	350.00	444.34	4.32	-98.97	1.15E+05
4	350.00	444.35	6.57	-99.09	1.15E+05
5	350.00	444.37	10.00	-99.27	1.15E+05
Total				-496.27	5.75E+05

Item:EXPAND1

Suction Temp C	Discharge Temp C	Suction Pres KG/SQCM	Discharge Pres KG/SQCM	Required Work KW
350.00	158.70	10.00	1.233	1.73E+05

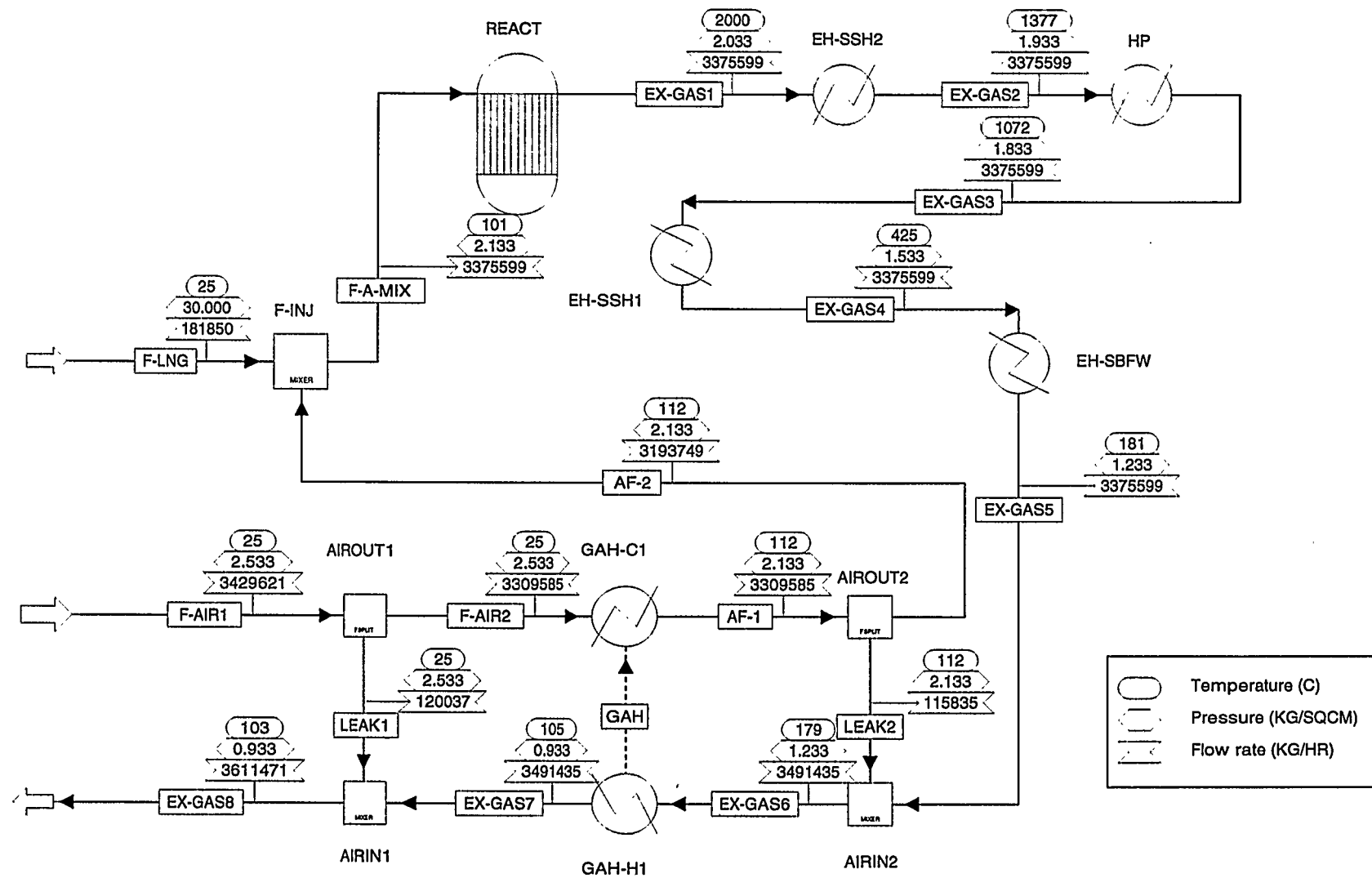


図2-3-2 通常の煙道系の Flow Diagram

表2-3-3 通常の煙道系のLNG火力発電所

煙道排ガス系の物質収支・熱収支・運転条件

Stream Name	AF-1	AF-2	EX-GAS1	EX-GAS2	EX-GAS3	EX-GAS4	EX-GAS5
Temperature C	112.1	112.1	1999.7	1376.9	1071.6	425.0	181.4
Pressure KG/SQCM	2.1330	2.1330	2.0330	1.9330	1.8330	1.5330	1.2330
Mass Flow KG/HR	3.309580E+06	3.193750E+06	3.375600E+06	3.375600E+06	3.375600E+06	3.375600E+06	3.375600E+06
Volume Flow CUM/HR	1.756910E+06	1.695420E+06	1.159440E+07	8.853420E+06	7.609080E+06	4.722740E+06	3.820470E+06
Enthalpy MMKCAL/HR	69.6590	67.2210	-127.5340	-866.8480	-1213.9160	-1897.7300	-2131.4360
Density KG/CUM	1.8840	1.8840	0.2910	0.3810	0.4440	0.7150	0.8840
Mole Flow KMOL/HR							
H2	0.00	0.00	282.77	282.77	282.77	282.77	282.77
O2	24090.23	23247.07	1108.26	1108.26	1108.26	1108.26	1108.26
CH4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	790.49	790.49	790.49	790.49	790.49
CO2	0.00	0.00	10638.79	10638.79	10638.79	10638.79	10638.79
N2	90625.15	87453.27	87262.60	87262.60	87262.60	87262.60	87262.60
NO2	0.00	0.00	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
NO	0.00	0.00	381.23	381.23	381.23	381.23	381.23
H2O	0.00	0.00	21828.09	21828.09	21828.09	21828.09	21828.09
AR	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	114715.38	110700.35	122292.35	122292.35	122292.35	122292.35	122292.35
Mole Frac							
H2	0.0000	0.0000	0.0020	0.0020	0.0020	0.0020	0.0020
O2	0.2100	0.2100	0.0090	0.0090	0.0090	0.0090	0.0090
CH4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2H6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C3H8	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0060	0.0060	0.0060	0.0060	0.0060
CO2	0.0000	0.0000	0.0870	0.0870	0.0870	0.0870	0.0870
N2	0.7900	0.7900	0.7140	0.7140	0.7140	0.7140	0.7140
NO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NO	0.0000	0.0000	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030
H2O	0.0000	0.0000	0.1780	0.1780	0.1780	0.1780	0.1780
AR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

(continued)

EX-GAS6	EX-GAS7	EX-GAS8	F-A-MIX	F-AIR1	F-AIR2	F-LNG	LEAK1	LEAK2
179.3	105.0	102.6	100.8	25.0	25.0	25.0	25.0	112.1
1.2330	0.9330	0.9330	2.1330	2.5330	2.5330	30.0000	2.5330	2.1330
3.491430E+06	3.491430E+06	3.611470E+06	3.375600E+06	3.429620E+06	3.309580E+06	1.818500E+05	1.200367E+05	1.158354E+05
3.928030E+06	4.336760E+06	4.450970E+06	1.804010E+06	1.184760E+06	1.143290E+06	8363.897000	41466.457000	61491.879000
-2128.9980	-2199.2030	-2199.2230	-127.5340	-0.5660	-0.5460	-194.7550	-0.0200	2.4380
0.8890	0.8050	0.8110	1.8710	2.8950	2.8950	21.7420	2.8950	1.8840
282.77	282.77	282.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1951.42	1951.42	2825.15	23247.07	24963.97	24090.23	0.00	873.74	843.16
0.00	0.00	0.00	10147.50	0.00	0.00	10147.50	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	320.45	0.00	0.00	320.45	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	213.63	0.00	0.00	213.63	0.00	0.00
790.49	790.49	790.49	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
10638.79	10638.79	10638.79	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
90434.48	90434.48	93721.40	87453.27	93912.07	90625.15	0.00	3286.92	3171.88
0.12	0.12	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
381.23	381.23	381.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
21828.09	21828.09	21828.09	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
126307.38	126307.38	130468.04	121381.92	118876.04	114715.38	10681.58	4160.66	4015.04
0.0020	0.0020	0.0020	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0150	0.0150	0.0220	0.1920	0.2100	0.2100	0.0000	0.2100	0.2100
0.0000	0.0000	0.0000	0.0840	0.0000	0.0000	0.9500	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0030	0.0000	0.0000	0.0300	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0020	0.0000	0.0000	0.0200	0.0000	0.0000
0.0060	0.0060	0.0060	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0840	0.0840	0.0820	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.7160	0.7160	0.7180	0.7200	0.7900	0.7900	0.0000	0.7900	0.7900
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0030	0.0030	0.0030	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.1730	0.1730	0.1670	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

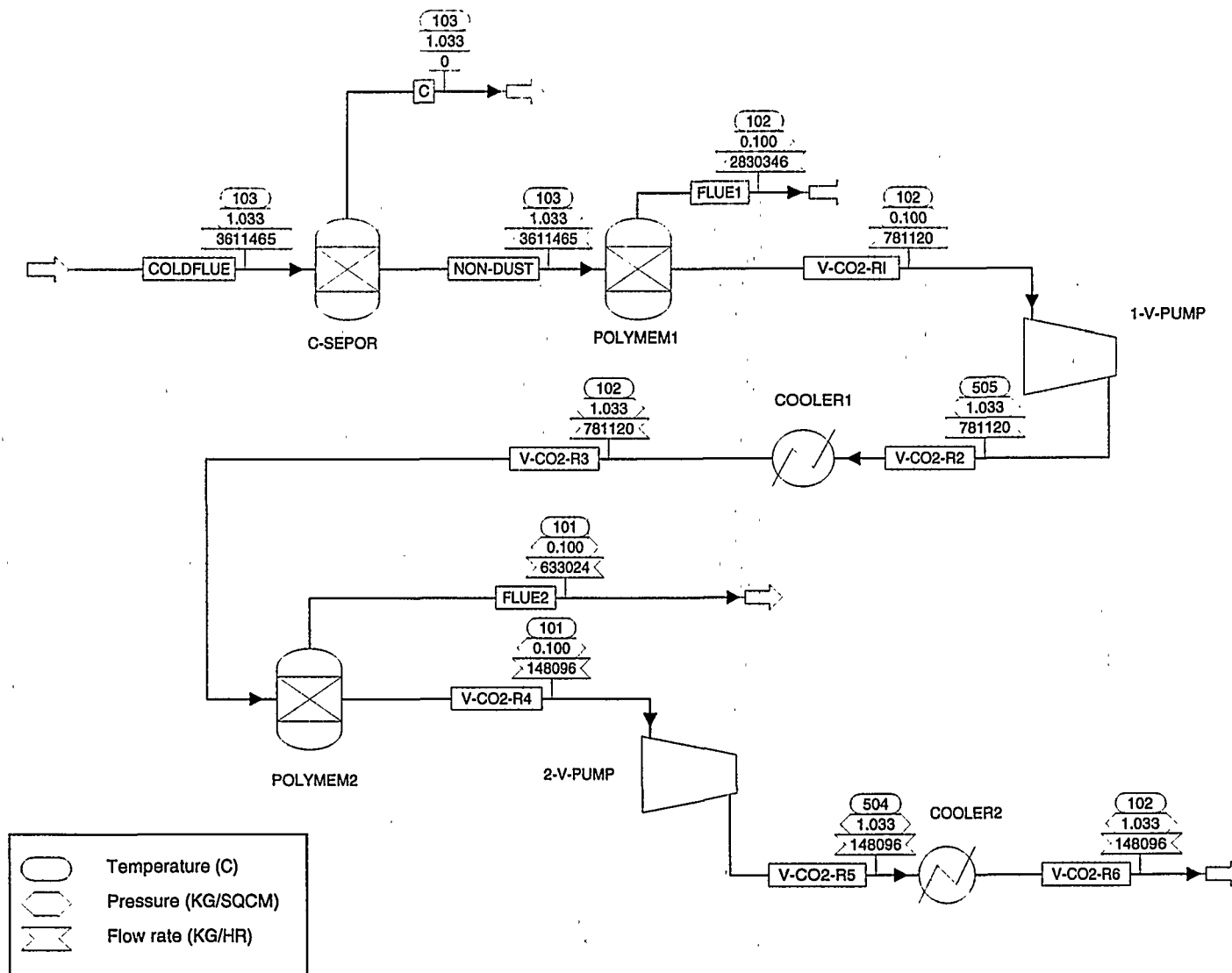


図2-3-3 高分子分離膜系のFlow Diagram

表2-3-4 高分子分離膜系の物質収支・熱収支・運転条件

Stream Name	C	COLDFLUE	FLUE1	FLUE2	NON-DUST	V-CO2-R2	V-CO2-R3	V-CO2-R4	V-CO2-R5	V-CO2-R6	V-CO2-R1
Temperature C	102.6	102.6	102.2	101.4	102.6	504.5	102.0	101.4	503.6	102.0	102.2
Pressure KG/SQCM	1.0330	1.0330	0.1000	0.1000	1.0330	1.0330	1.0330	0.1000	1.0330	1.0330	0.1000
Mole Flow KMOL/HR	0.00	130467.92	106381.35	17679.18	130467.92	24086.57	24086.57	6407.38	6407.38	6407.38	24086.57
Mass Flow KG/HR	0.01	3611470.00	2830350.00	633024.38	3611470.00	781119.94	781119.94	148095.59	148095.59	148095.59	781119.94
Volume Flow CUH/HR	0.00	4019970.00	33855100.00	5613870.00	4019970.00	1537550.00	740106.44	2033490.00	408218.28	195968.63	7664360.00
Enthalpy MMKCAL/HR	0.0000	-2199.3330	-1004.5900	-798.6460	-2199.3330	-1106.9330	-1194.9090	-396.2640	-373.0270	-396.3120	-1194.7450
Mole Flow KMOL/HR											
H2	0.00	282.77	282.77	0.00	282.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	0.00	2825.15	2825.15	0.00	2825.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	790.49	790.49	0.00	790.49	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	10638.79	851.10	8613.16	10638.79	9787.69	9787.69	1174.52	1174.52	1174.52	9787.69
N2	0.00	93721.40	84442.98	9065.02	93721.40	9278.42	9278.42	213.40	213.40	213.40	9278.42
NO	0.00	381.23	381.23	0.00	381.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	21828.09	16807.63	1.00	21828.09	5020.46	5020.46	5019.46	5019.46	5019.46	5020.46
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

透過係数比(CO2/N2)
透過係数比(H2O/CO2)

POLYMEM1= 34.4 POLYMEM2= 34.7
POLYMEM1= 77.4 POLYMEM2= 77.7

③ 高温分離膜と高分子分離膜を出たCO₂は更なる精製は特に必要なく下流側で有効に利用する。

④ 膜面積の差は無視し、純所要エネルギーのみで比較する。

この結果を表2-4-1にまとめた。当然ではあるが、上記前提下では変動費的には高分子分離膜が有利である。

大ざっぱではあるが、350℃と102℃のエネルギー差を熱から動力への効率を40%として計算（排ガスの比熱は1.38KJ/m³N/K²とする）してみると、

$$1.38\text{KJ/m}^3\text{N/K} \times (350-102) \times 25864\text{k-mol/hr} \times 22.4 \times 0.2389 = 47.37\text{MMKcal/hr}$$

→55,080KW→正味の動力は22,000KWとなり表2-4-1に示す高温分離膜と高分子分離膜の両者のエネルギー差を埋めるものではない。

表2-3-5 真空ポンプとクーラーの詳細

Item	Suction Temp.	Discharge Temp.	Suction Press.	Discharge Press.	Required Work
1-V-PUMP	102.2 °C	504.5 °C	0.10 KG/CM2	1.033 KG/CM2	102100 KW
2-V-PUMP	101.4 °C	503.6 °C	0.10 KG/CM2	1.033 KG/CM2	27000 KW

Item	Cooling Duty
Cooler 1	87.98 MMKcal/hr
Cooler 2	23.29 MMKcal/hr

表2-4-1 高温分離膜と高分子分離膜の比較

	高温分離膜	高分子分離膜
所要動力 (KW)	575,000	129,100
回収動力 (KW)	173,000	0
回収熱 (MMKcal/hr)	496.3	111.27
熱回収効率 (-)	0.40	0.40
回収熱の動力換算値 (KW)	231,000	51,800
正味所要動力 (KW)	171,000	77,300

参考文献

- 1) NEDO, RITE : 平成8年度調査報告書(NEDO-GET-9641) 二酸化炭素高温分離におけるCO₂バランスに関する調査研究 pp41-44(1997年3月)
- 2) 機械工学便覧 ppB6-44 (日本機械学会 1990年5月31日発行)

第3章 石炭火力発電所排ガス系のプロセスモデル

3-1. はじめに

第2章で述べたように石炭火力発電所排ガスが高温分離技術開発の主対象ガスである。このプロセスモデルの作成を行う目的は以下の通りである。

- (1)二酸化炭素は、様々な形態（濃度・組成・温度・圧力等）で排出されている。
- (2)大量に排出される二酸化炭素を効率的に貯蔵あるいは変換利用するためには、分離・精製等の過程が必要不可欠であり、現に多くの分離・精製法（高分子膜分離、化学的・物理的吸収法、吸着法等）が開発されつつある。
- (3)これらの比較・評価を行うには条件を統一・一貫させた排ガスシステムから処理目的に適った排ガスを抜き出さねばならず、そのためシステムフローを組み立てるが必要である。

こうすることによって始めて同じ思想の下（ハンディなし）で火力発電所排ガスを処理する際の実分離・精製法の比較が可能となる。

3-2. 計算を行う上での前提条件

以下の前提下で計算を行った。

- a. 燃料石炭としてインバツブル(豪州)を使用する。
(性状¹⁾は工業分析値：水分2.7%, 灰分16.6%, 揮発分32.6%, 固定炭素48.1%,
元素分析値(無水ベース)：C68.8%, H4.1%, O7.8%, N1.6%, S0.6%, ash17.1%
発熱量 6,600kcal/kgである)
- b. 貯炭場での石炭含有水分は15%で、乾燥系でそれを7%にする。
- b. EH-SBFW出口即ち、Stream Name EX-GAS5 の温度は350℃とする。
- c. 煙道ガスの大気放出温度は110℃とする。
- d. EX-GAS5での残留酸素分はdry-gas基準で2.2%位に設定する。
- e. 燃焼用空気の煙道排ガスによる予熱を行う熱交換器の形式として、回転式蓄熱形熱交換器を想定。煙道排ガス側への空気の漏れ込み量は空気流量の7%とした。
- f. 大型ボイラーとして93%前後の効率になるように設定した。

3-3. ボイラー系のフローについて

図3-3-1に想定したFlow Diagramを示す。貯炭場からの湿った石炭(WET-COAL)は乾燥系DRY-REACとDRY-FLSHで窒素気流により乾燥される。DRY-FLSHで気固分離される。乾燥用窒素(COLDN2)はDRY-FLSH出口高温窒素から熱回収をし、更に132℃まで外部熱源により加熱(1ST-INTC)され、DRY-REACに導入される。

燃焼用空気(F-AIR1)は煙道排ガスで予熱(GAH)され、上述DRY-FLSH出口固形分とともに燃焼系（ここでは純計算上のテクニックとしてDECOMPとFURNACEに分けられている）に送られる。燃焼系出口SEPERATEで灰分とガスを分離する。燃焼ガスはEH-SSH2、HP、EH-SSH1 で蒸気を発生させ、EH-SBFWでボイラー給水を予熱させ、燃焼用空気を予熱(GAH)した後、大気中に放出される。

本フローでは、EH-SBFW出口(Stream Name EX-GAS5)と燃焼用空気(GAH)の予熱の

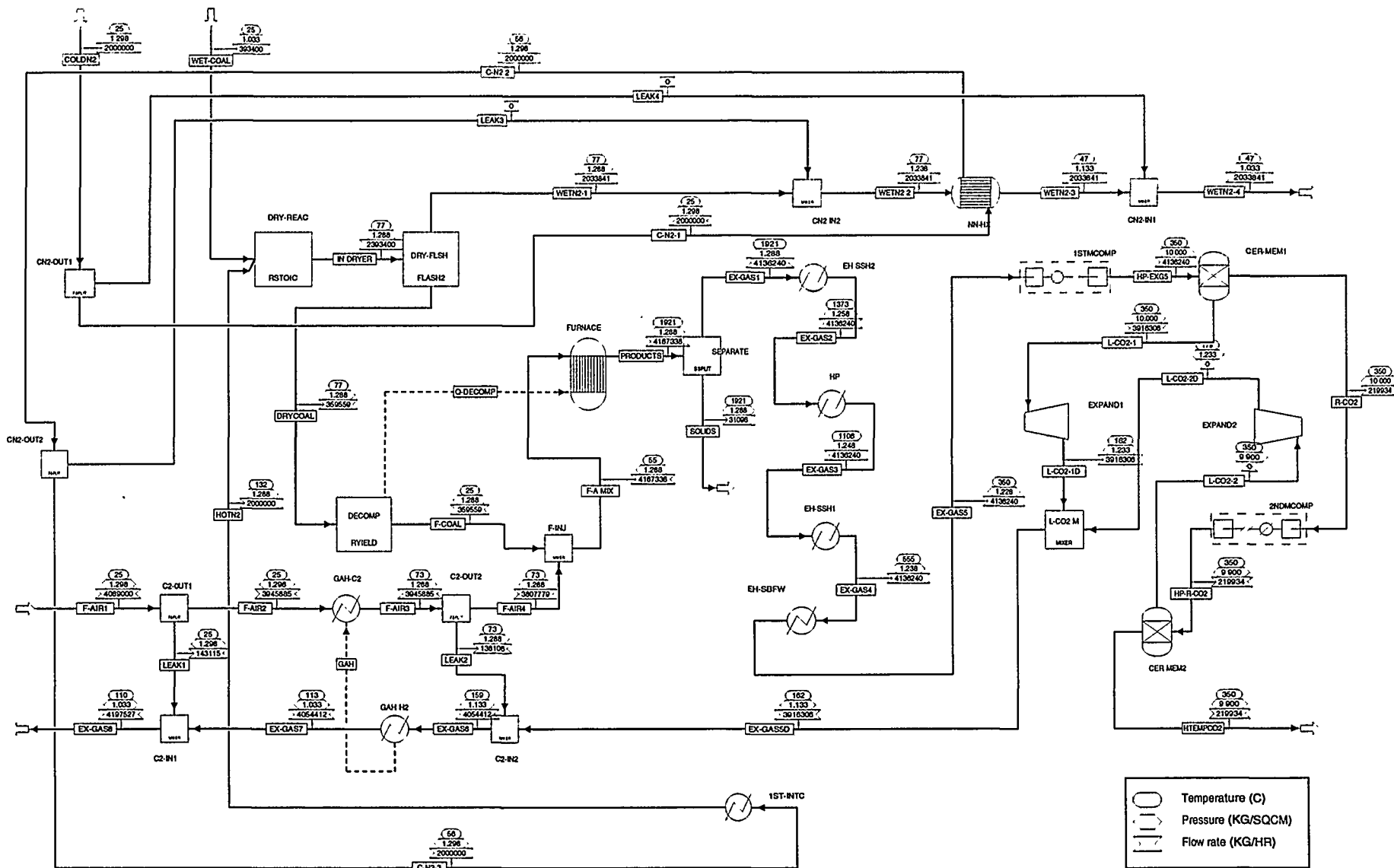


図3-3-1 石炭火力発電所のProcess Flow Diagram

間に煙道排ガス中の CO_2 を高温分離するためのユニットが組み込まれている。即ち、EH-SBFW出口煙道排ガスEX-GAS5は圧縮機(1stMCONP)で $10\text{kg/cm}^2\text{G}$ に加圧され、高温分離膜装置(CER-MEM1)を通され CO_2 は透過側に行く。非透過ガスはEXPAND1で動力回収後EX-GAS5Dとして煙道に戻され燃焼用空気を予熱した後、大気中に放出(EX-GAS8)される。高温膜分離された CO_2 に富むガス(HTEMPCO2)は 350°C で系外にexportされる。本ケースでは、目的とする CO_2 純度が得られぬ場合も想定し高温分離膜装置は2段でデザインしてあるが、結果的に水分を除けばかなり純度は良いので、2段目は機能させていない。

第2章LNG火力発電所のケースと同様、プロセスシミュレーターとして、米国 Aspen Technology, Inc.が開発したソフトASPEN PLUSを使用した。

(2)計算結果

計算にあたり、(社)日本ファインセラミックス協会の二酸化炭素高温分離に係るプロセス概念設計WGの設定した透過係数比 $\text{CO}_2/\text{N}_2=100$, $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2=10$ を用いた。

図3-3-1のFlow Diagramに記入された温度、圧力、流量の値は本ケースの結果である。表3-3-1に詳細の温度、圧力、成分流量、組成を示す。表3-3-2は圧縮機、エキスパンダーと乾燥用窒素外部加熱器(1ST-INTC)の詳細である。実質的には乾燥用窒素外部加熱器の熱源は圧縮機インタークーラーの1部で賄われる。

本例では上述の如く与えられた透過係数比で目的とする CO_2 純度が得られたので2段目の高温分離膜装置は使用していない。従って2段目の圧縮機2ndMCONP、2段目の高温分離膜装置(CER-MEM2)、2段目の動力回収(EXPAND2)は単にパイプとしてのみ機能している(微少な数値を入力してある部分もあるが、これは計算を収斂させるためのテクニックである)。

3-4. 高温分離膜の純所要エネルギー

以下に示す前提で高温分離膜を純所要エネルギー面で検討してみる。高温分離膜を出たガスは 350°C でその温度は下流側で有効に利用されるものとし、高温分離膜を付加することによって系外と出入りがあるのは、圧縮機、エキスパンダーと乾燥用窒素外部加熱器のみとする。纏めたものを表3-4-1に示す。正味所要動力は表2-4-1と比較すると全く同じで変動費的にはLNG火力も石炭火力も同じである。差があるとすれば、建設費に係る固定費的費用と保守費である。

表3-3-1 石炭火力発電所煙道排ガス系の物質収支・熱収支・運転条件

Stream Name	C-N2-1	C-N2-2	C-N2-3	COLDN2	DRYCOAL	EX-GAS1	EX-GAS2
Temperature C	25.0	56.3	56.3	25.0	77.4	1921.4	1373.2
Pressure KG/SQCM	1.2980	1.2980	1.2980	1.2980	1.2880	1.2880	1.2580
Mass Flow KG/HR	2.000000E+06	2.000000E+06	2.000000E+06	2.000000E+06	3.595591E+05	4.136240E+06	4.136240E+06
Volume Flow CUM/HR	1.389420E+06	1.535990E+06	1.535990E+06	1.389420E+06	267.756000	2.012630E+07	1.545970E+07
Enthalpy MMKCAL/HR	-0.165000	15.437000	15.437000	-0.165000	-210.952000	-179.427000	-918.742000
Density GM/CC	0.001000	0.001000	0.001000	0.001000	1.343000	0.000000	0.000000
Mass Flow KG/HR							
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	188249.27	188249.27
N2	1997720.00	1997720.00	1997720.00	1997720.00	0.00	2918330.00	2918330.00
O2	2284.20	2284.20	2284.20	2284.20	0.00	92727.27	92727.27
NO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.78	10.78
NO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	16929.37	16929.37
S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01
SO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2670.84	2670.84
SO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.83	1.83
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	143.05	143.05
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCL	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20231.96	20231.96
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	896948.56	896948.56
COAL	0.00	0.00	0.00	0.00	359559.13	0.00	0.00
ASH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
** COAL&ASH Properties **							
COAL PROXANAL (%)							
MOISTURE					7.00		
FC					55.40		
VM					35.30		
ASH					9.30		
COAL ULTANAL (%)							
ASH					9.30		
CARBON					75.80		
HYDROGEN					5.50		
NITROGEN					1.60		
CHLORINE					0.00		
SULFUR					0.40		
OXYGEN					7.40		
COAL SULFANAL (%)							
PYRITIC					0.15		
SULFATE					0.10		
ORGANIC					0.15		
ASH PROXANAL (%)							
MOISTURE							
FC							
VM							
ASH							
ASH ULTANAL (%)							
ASH							
CARBON							
HYDROGEN							
NITROGEN							
CHLORINE							
SULFUR							
OXYGEN							
ASH SULFANAL (%)							
PYRITIC							
SULFATE							
ORGANIC							
Gas Mole Flow Kg-mole/hr							
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10446.69	10446.69
N2	71321.67	71321.67	71321.67	71321.67	0.00	104188.86	104188.86
O2	71.38	71.38	71.38	71.38	0.00	2897.73	2897.73
NO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.23	0.23
NO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	564.12	564.12
SO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	41.69	41.69
SO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.02
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	70.96	70.96
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCL	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	722.31	722.31
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20380.56	20380.56
Total Mole Flow Kg-mole/hr	71393.05	71393.05	71393.05	71393.05	0.00	139313.18	139313.18
Mole Fraction							
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0750	0.0750
N2	0.9990	0.9990	0.9990	0.9990	0.0000	0.7479	0.7479
O2	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010	0.0000	0.0208	0.0208
NO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0040	0.0040
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0003
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0005	0.0005
CL2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCL	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0052	0.0052
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1463	0.1463

[illegible]

— 62 —

[illegible]

[illegible]

表3-3-2 圧縮機、エキスパンダーと乾燥用窒素外部加熱器の詳細結果

Item:1stMCOMP

Stage	Suction Temp C	Discharge Temp C	Discharge Pres KG/SQCM	Cooling Duty MMKCAL/HR	Required Work KW
1	350.00	444.34	1.87	-106.04	1.23E+05
2	350.00	444.23	2.84	-105.97	1.23E+05
3	350.00	444.25	4.32	-106.04	1.23E+05
4	350.00	444.26	6.57	-106.14	1.23E+05
5	350.00	444.27	10.00	-106.30	1.23E+05
Total				-530.49	6.16E+05

Item:EXPAND1

Suction Temp C	Discharge Temp C	Suction Pres KG/SQCM	Discharge Pres KG/SQCM	Required Work KW
350.00	162.25	10.00	1.233	2.16E+05

Item:乾燥用窒素外部加熱器

窒素入口温度 C	窒素出口温度 C	Heat Duty MMKcal/HR
56	132	37.72

表3-4-1 高温分離膜の純所要エネルギー（石炭ケース）

	高温分離膜
所要動力 (KW)	616,000
回収動力 (KW)	216,000
回収熱 (MMKcal/hr)	530.5
窒素加熱 (MMKcal/hr)	37.7
正味回収熱 (MMKcal/hr)	492.8
熱回収効率 (-)	0.40
回収熱の動力換算値 (KW)	229,200
正味所要動力 (KW)	170,800

参考文献

- 1) 化学工学便覧 pp1022 （化学工学会編 平成7年11月15日発行）

第4章 コンクリート廃材の炭酸化反応によるCO₂の固定化の検討

4-1. はじめに

平成8年度に於ては、地球規模のCO₂の無機物質への化学的固定の方法として、岩石およびコンクリート廃材へのCO₂の固定を取り上げ、これを具体化する場合に、必要と考えられる工程について、その概略のエネルギー所要量を評価した。その結果、岩石またはコンクリート廃材に炭酸化反応を起させるためには、これらをまず粉砕することが必要であり、エネルギー的にもそれに支配されることが分かった。更に、それに要するエネルギーは火力発電の送電端出力をCO₂の化学吸収法程低下させないものと予想された。

そこで本年度は、年間3~4,000万tの排出量があるとされているコンクリート廃材をCO₂の固定に利用する方法についてのプロセス的検討を行った。

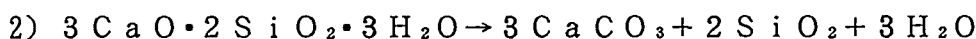
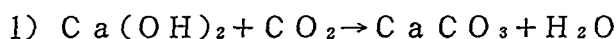
4-2. コンクリートの炭酸化反応のメカニズム

量的に年々増加傾向にあり、その処分方法が深刻化しつつある産業廃棄物の1つであるコンクリート廃材は、これを破碎あるいは粉砕等により、或程度骨材分を分離できれば、セメントの水和物の含有量を高め、これによってカルシウム含有率を増加させることができる。部分的には、既に炭酸化しているが、大部分は水和物または水酸化物として存在しているので、CO₂の固定剤としての可能性が考えられる。

コンクリート廃材の骨材以外は、セメント鉱物の水和物により生成した水酸化カルシウムおよび珪酸カルシウム水和物が主要構成物質である。

これらの物質によるCO₂の固定化は、大気中のCO₂によるコンクリートの炭酸化反応(中性化)による炭酸塩の生成と同様と考えられる。また、自然の環境条件における炭酸塩の生成は、水・セメント材および空隙率等の条件を設定した供試体により、CO₂の吸収特性および強度等の評価研究があり、生成過程におけるCa(OH)₂およびCaCO₃が測定され、そのメカニズムが解明されている¹⁾。

この際の代表的な反応式は下記によって示される²⁾。



(珪酸カルシウム水和物: $3\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$)

一般の建造物等におけるコンクリートの中性化反応は通常、常温常圧下での現象であるが、高温あるいは加圧下に於ても同様の反応が起り、或る範囲での高温下では反応が促進されると予想されるのでコンクリート廃材によるCO₂の固定化の可能性が期待される。

4-3. 炭酸化反応

適応する化学反応としては、気相反応と液相反応が考えられる。具体的な化学反応プロセスの概念としては、次の2法が考えられる。

(1) 原料の廃コンクリートと直接CO₂を気相で化合させる。

(2) 液相で炭酸化物の沈殿または中間体で取り出すプロセス。

これについて、現段階における反応条件およびその可能性について検討する。

4-3-1. 乾式反応

(1) 反応条件

水酸化カルシウムの反応特性は、約800℃までは炭酸化反応が進行する。500℃近辺で水酸化カルシウムは分解するが炭酸化反応は進行する。一方、セメントの主要成分である珪酸カルシウム水和物は、400～500℃で脱水分解し、珪酸カルシウムとなって安定化するので $^{31}\text{CO}_2$ との反応は、進みにくくなる。従って、この脱水分解温度以下で、炭酸化反応をさせることが望ましく、温度条件としては300～400℃程度が好ましいものと考えられる。

また、当然、反応率は CO_2 の圧力に依存するから、操作圧力および濃度が重要な影響因子となる。

(2) 反応設備

乾式反応に於て、コンクリート廃材の炭酸化反応を工業的に行う場合、必要と考えられる条件として、次の項目をあげる事ができる。

(a) 仕込、反応および排出工程を考慮し、炭酸化反応を数時間～24時間程度で完了させることができること。

(b) 経済的な反応器とするため、反応器は発熱反応による熱利用ができるよう、保温が可能でコンパクトな形式であること。

以上の条件を考慮に入れると、反応装置内部の個体充填率を高くとれる反応器の形式が好ましく、工業設備として利用されている反応器の形式から選択するとすれば、次の形式が考えられる。

(イ) 縦型反応器⁴⁾

生石灰等の製造に用いられている形式で、反応物が粗い粒塊に有効

(ロ) 流動床反応器

ごみ焼却等に利用されている形式で、反応物が細かい粒塊にも有効

4-3-2. 湿式反応

(1) 反応条件

湿式反応で炭酸化反応を工業的に行う場合、好ましい反応条件として、次の条件が考えられる。

(a) 水を媒体と仮定すれば、 CO_2 を水溶液とし、適当な高温加圧状態で反応させる。1つの例としては、次の温度・圧力程度の条件が考えられるが、高温 CO_2 の顕熱の量と加圧に要するエネルギーを考慮に入れて検討を加える必要がある。

水溶液温度 200℃

圧力 15kg/cm²G

この場合、炭酸化反応は炭酸イオン濃度が高い程、有利である。

(b) 反応設備

(イ) オートクレーブ⁶⁾

珪酸カルシウム水和物の合成等に用いられる。

しかしながら湿式反応の場合、反応条件が多岐にわたるため、これらの反応器を設計するためには各種の反応条件に対する反応速度等の基礎データの収集が必要で、この中からエネルギー効率および経済性から考え、最適の条件を選んで設計条件とせねばならない。

4-4. プロセスの概念

本プロセスは、CO₂の固定に極力、顕熱を利用することが重要である。

従って、供給される高温CO₂の顕熱と共に炭酸化反応の際に発生する生成熱を有効利用する事を前提にプロセスフローを考える必要がある。本設備の場合、反応器がプロセスの中心的存在であり、反応器での反応効率が設備効率を決定づけると考えねばならない。したがって、ここで利用可能な廃熱による温度上昇とコンクリート廃材の適切な処理について考慮する。

4-4-1. 廃熱によるコンクリート廃材の加熱

現在、検討の対象としている処理CO₂量は、100万kW石炭火力発電所からの排出CO₂で、その量は約24,000t/日である。このCO₂を吸収固定させるに要するコンクリート廃材は、152,950ton/日であるが供給されるCO₂は、350℃、1kg/cm²Gとする。この供給CO₂によって加熱昇温できるコンクリート廃材の温度を表4-4-1に示す。

但し、被加熱物を昇温するために供給する高温CO₂の出口温度は、温度差Δt=5℃まで熱交換できるものと仮定する。

表4-4-1 供給される高温CO₂による当量のコンクリート廃材の温度上昇

		コンクリート廃材 (骨材込)	供給CO ₂
供給量(ton/日)		152,950	24,000
温度(℃)	入口	20	350
	出口	65	70

表4-4-1よりCO₂と反応する当量のコンクリート廃材を加熱する場合、CO₂の温度が350℃から70℃になる事により、20℃から65℃に昇温するのみである。

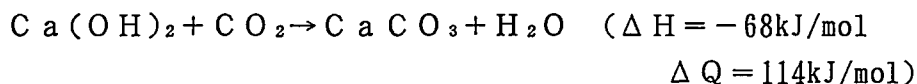
それ故、高温で分離されたCO₂の顕熱を有効利用するためには、コンクリート廃材を破碎し、粗骨材とセメント分等とを分離する事が望ましい。

若し、粗骨材をほぼ100%回収でき、熱損失をゼロと仮定すれば、CO₂と反応する当量分の粗骨材を分離したコンクリート(以後、分離コンクリート廃材と呼ぶ)を約115℃まで昇温できる。また、分離コンクリート廃材を固定化に利用するとすればCaOの含有率が高くなり、必要な当量のコンクリート量が減少するので、温度上昇が期待できる。その場合の温度バランスを表4-4-2に示す。

表4-4-2 分離コンクリート廃材の温度上昇

		分離コンクリート廃材	供給CO ₂
供給量(ton/日)		59,208	24,000
温度(°C)	入口	20	350
	出口	115	120

更に、発熱反応であることを考えると、幾分かの温度上昇が考えられるので、これを評価するため、下記の反応における反応熱から温度上昇を計算する。



ここで、 ΔH 、 ΔQ は、それぞれ298kを基準温度とした場合の反応熱および Ca(OH)_2 の分解熱を示す。

$\Delta Q = 114\text{kJ/mol}$ であるから、 Ca(OH)_2 の分解する温度を求め、下記に示す。

$$44 \times 0.223 \times (t - 298) = 114 \times 0.239$$

$$t \cong 300.8\text{K} \quad \text{温度上昇} = 2.78^\circ\text{C}$$

ここで、CO₂の分子量：44g/mole、CO₂の比熱：0.223kcal/kg°Cおよびt=分離温度とする。従って、約28°Cで反応は起る。分離コンクリート廃材は115°Cまで昇温するので、 Ca(OH)_2 の分解は起り反応は進行するものと思われる。

4-4-2. コンクリート廃材からの再生骨材

ここに示すコンクリート廃材については、骨材の再利用の観点に立って行われている研究があり、その検討の現状を以下に紹介する。

コンクリート用骨材は環境および資源枯渇問題から、コンクリート廃材中の骨材を再利用する技術が研究され、現在では、実現可能なコストレベルで再利用の可能な骨材が得られる見通しは、一応立っている。

再生骨材の利用についての研究で、その代表的なプロセスの一例を図4-4-1に示す⁷⁾。このプロセスに於て、まず、コンクリート塊を骨材の最大粒径に近い大きさに破碎後、粗骨材粒径分と細骨材粒径分に分ける。

再生骨材の問題点は、表面に吸水率の高い水和物が固着している事で、一般的にはセメント水和物が10～20%含まれ、吸水率は4～8%と言われる。従って、このままではコンクリート用碎石のJIS規格²⁾に示される吸水率4%以下を満足していない⁸⁾。

骨材の吸水率の大小は、捏和に必要な水量の多寡が、硬化時の乾燥収縮および硬化後の強度・弾性に直接影響し、含水率の高い場合は、これら全てに悪影響を及ぼす。

この問題を解決するために、破碎・分離後の骨材に硝酸または塩酸溶液で処理し、表面に固着しているセメント水和物を溶解し、含水率の少ない良質の骨材にすることができる。また、この際に副生したカルシウム塩溶液は、シリカゲル、ア

ルミナゲルを取り除いた後、100℃で硫酸溶液を添加して、付加価値の高い高級石膏を直接製造できる⁹⁾。

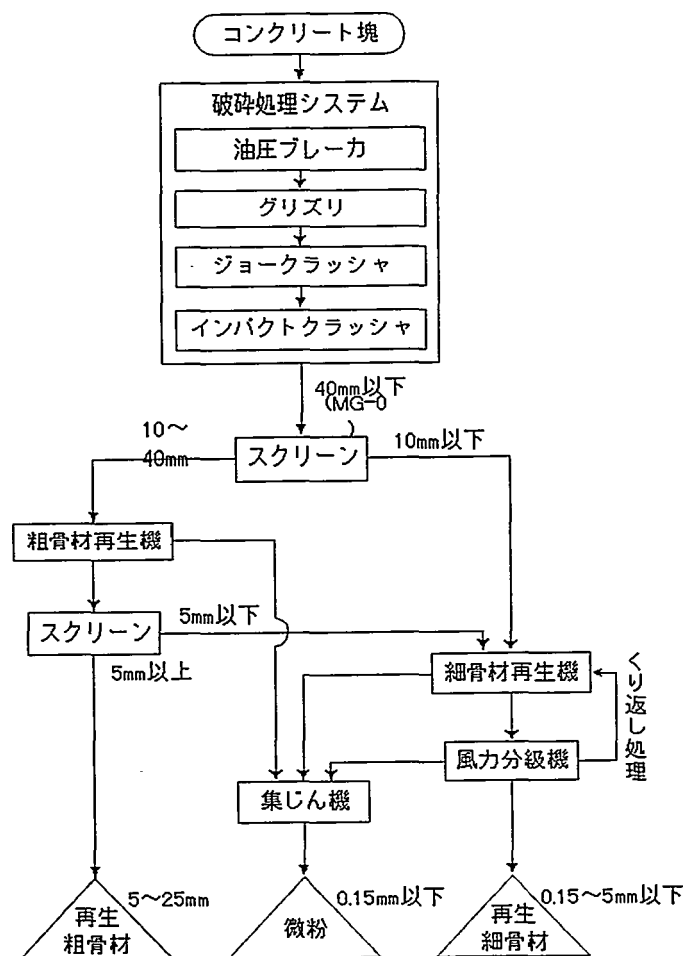


図4-4-1 再生骨材の生産プロセス

4-5. 炭酸化装置の概念

装置用機器を検討するに当たり、コンクリート廃材の前処理を含む、ブロック図を図4-5-1に示す。

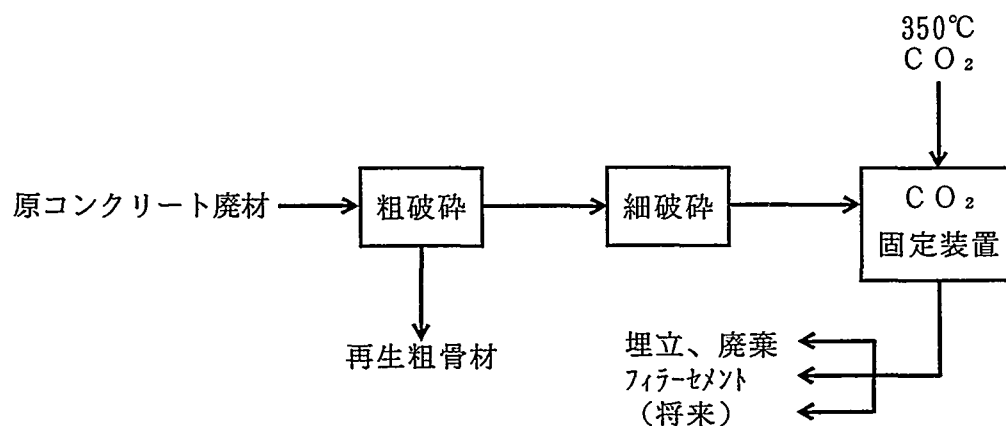


図4-5-1 コンクリート廃材によるCO₂固定システムのブロック図

図4-5-1のブロックの図中、CO₂固定装置について、適用できると考えられる

機器を想定し、検討を加える。
装置としては回分式と連続式が考えられ、それぞれの適用性について考察を行う。

4-5-1. 乾式

(1) 回分式

回分式で行う場合、充填層での吸収固定が考えられる。CO₂を固定した分離コンクリート廃材は反応完了後排出せねばならないので、切替式の吸着装置の操作方法に準じた設備を考え、下記の設計条件で概略設計を行う。

分離コンクリート廃材および供給CO₂の供給条件および操作条件を表4-5-1に示す。

表4-5-1 高温CO₂固定設備の設計仕様

供給CO ₂		分離コンクリート廃材	
供給量(ton/日)		59,208	
温度(℃)	入口	20	
	出口	115	
操作圧力(kg/cm ² G)		—	
切替方式		1回/日	
		構成を3塔切替式とする。稼働、冷却・排出および待機の3つのゾックを考える。	

1回分の見かけの処理体積=59,208×10³kg/日×1/3,200kg/m³×1/(1-0.3019)
=26,504m³/日

これを直径10m、充填高さhの吸収塔20基1組で処理するとすれば、

$$\frac{\pi}{4}(10)^2 \times 20 \text{基} \times h = 26,504、h = 16.9 \text{m} \approx 17 \text{m}$$

20基を1組として、これを3組用意する。

今、1組を図上では1基で表し、概略のフローを図4-5-2に示す。

反応器はS B 42(ボイラ及び圧力容器用炭素鋼)を用い、350℃を設計温度として肉厚を計算する¹⁰⁾。

$$t = \frac{PD}{200\sigma_a\eta - 1.2P} + C$$

ここで、式中の文字は下記の通りである。

- t=肉厚(mm)
- p=設計圧力(kg/cm²G)
- D=胴板の内径(mm)
- σ_a=許容引張応力(kg/mm²)、σ_a=10.5kg/mm²
- η=溶接効率(-)、η=0.95(放射線検査実施)
- C=腐れ代(mm)、1mm

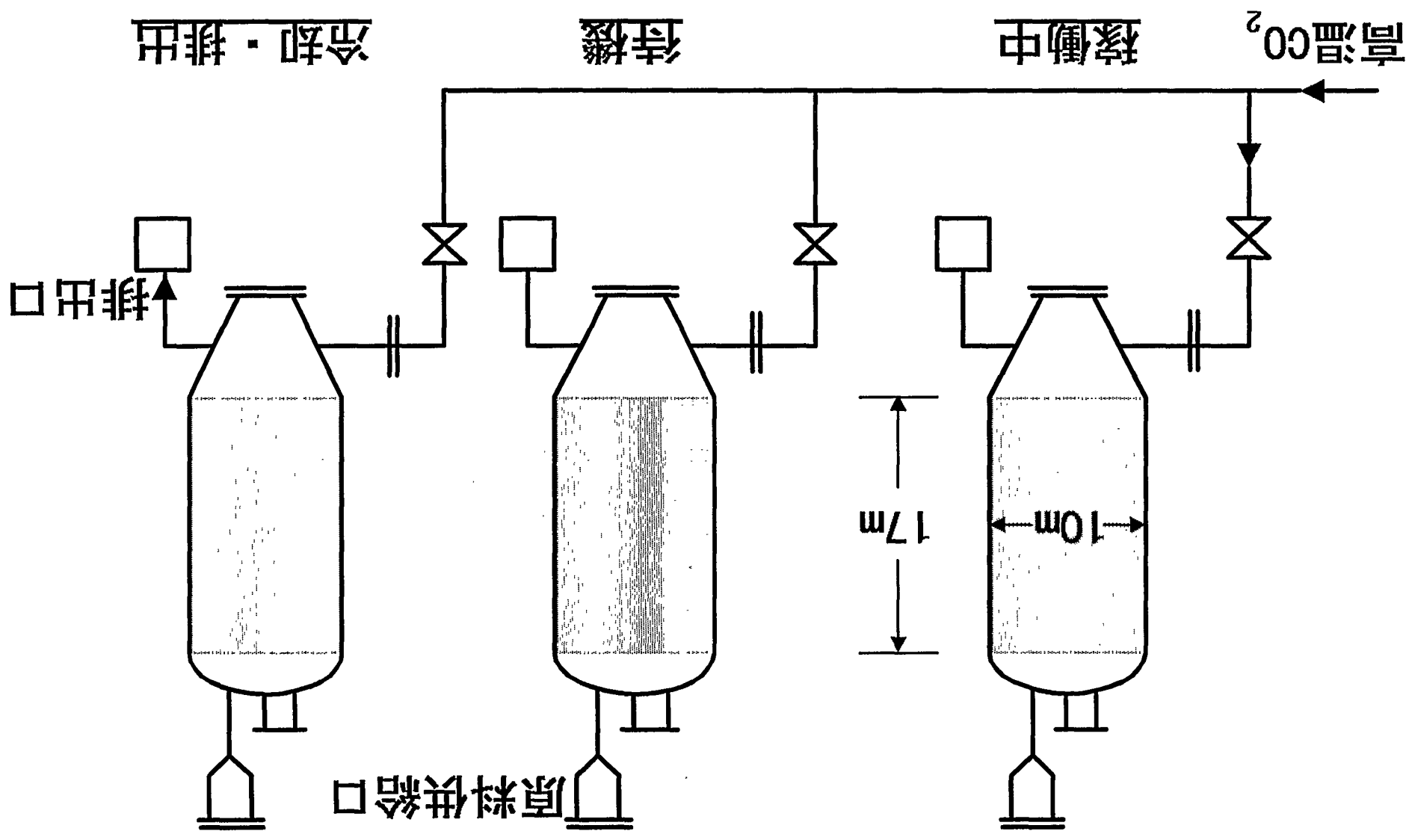


図4-5-2 回分式高温CO₂吸収固定7口一(乾式)

またPについては、充填物の見かけの平均密度の液体が満たされた場合の最低部の圧力を設計圧力とする。

$$\text{見かけ密度} = 3,200\text{kg/m}^3 \times (1 - 0.3010) = 2,234\text{kg/m}^3$$

充填高さ = 20mと仮定

$$\text{底部での圧力} = P_b = 2,234\text{kg/m}^3 \times 20\text{m} = 44,680\text{kg/m}^2$$

$$= 4.468\text{kg/cm}^2 \cong 4.5\text{kg/cm}^2$$

$$P = P_b + 1 = 5.5 \cong 6\text{kg/cm}^2\text{Gとする}$$

$$t = \frac{(6)(10,000)}{200 \times 10.5 \times 0.95 - 1.2 \times 6} + 1$$

$$= \frac{50,000}{1,989} + 1$$

$$= 31.18$$

t = 32mmで設計する。

設備機器の概略敷地面積を図4-5-3に示す。

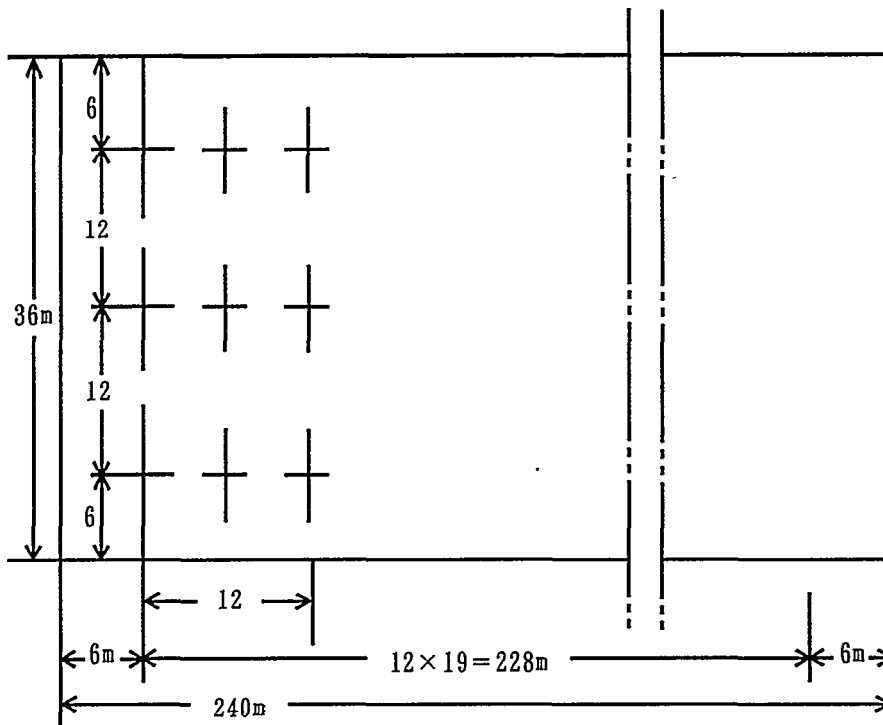


図4-5-3 回分式高温CO₂固定化反応設備の概略所要面積

(2) 連続式

連続式設備の設計を行う場合、特に温度、圧力および粉砕率に対する反応速度のデータを要するため、具体的な設備の形式を決めることはできない。しかしながら、反応を短時間で完了する事が設備をコンパクトにするための必要な条件と考えられるので、設備として具備すべき条件を下記に示す。

(1) 分離コンクリート廃材をエネルギー経済的に許容される範囲で微粉砕する。

(2) CO₂顕熱および反応熱の徹底利用により、分離コンクリート廃材を高温化する。

(3) エネルギー経済的に許容される範囲で加圧操作する設備を考える。

以上の前提で適当と考えられる設備としては、熱効率を向上させるためにセメント製造設備に於けるSP (Suspension preheater)を利用し、分離コンクリート廃材の粉体と CO_2 との熱交換の効率化をはかる。更に、熱交換と反応速度の向上をはかるため、詳細設備に於て別途、付加設備の要否を検討すべきであると考え。設計の概要を図4-5-4に示す。

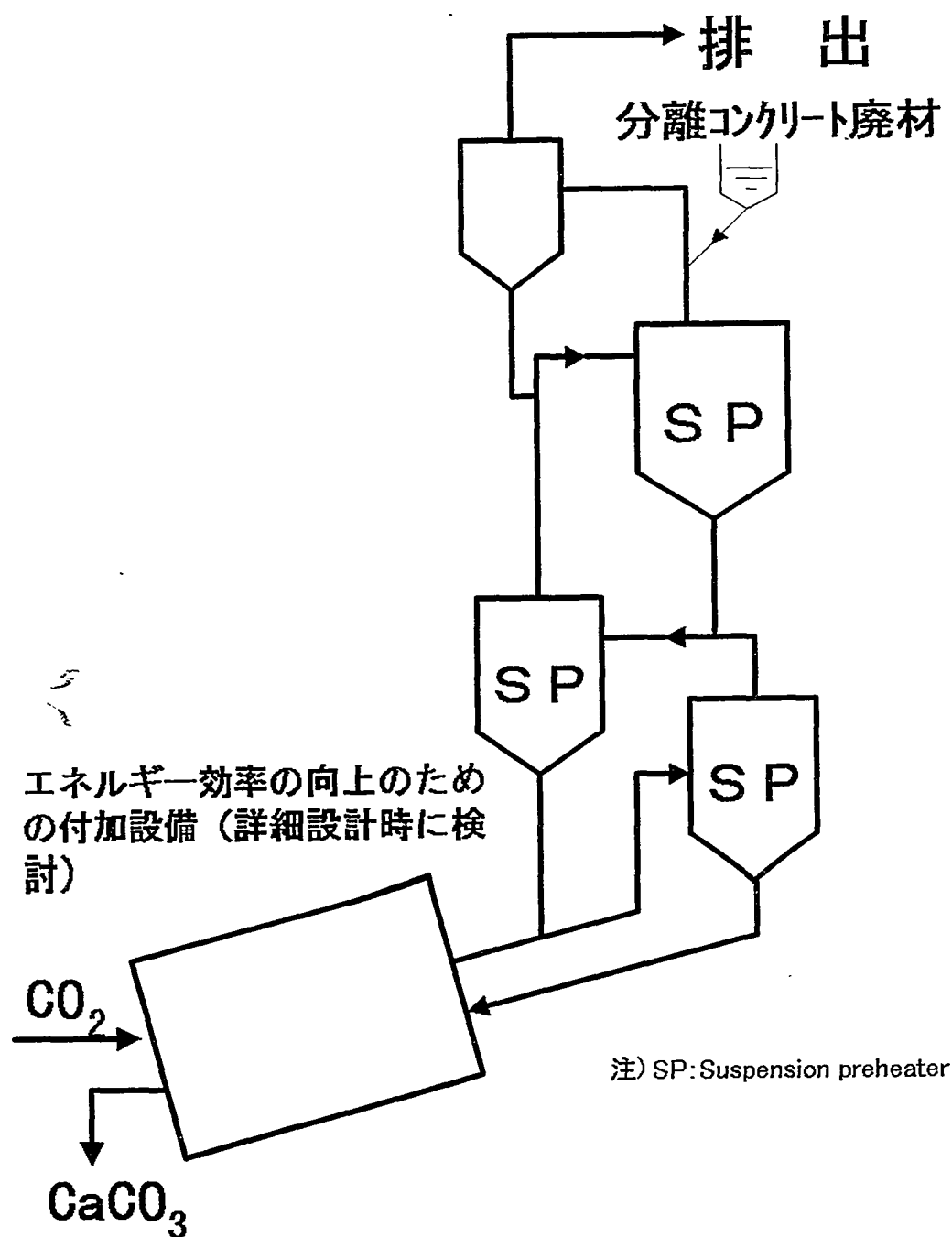


図4-5-4 連続式高温 CO_2 吸収固定フロー (乾式)

4-5-2. 湿式

設備の原理図を、図4-5-5に示す。考え方としては、大量の海水を使い、これを $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ として、海に排水する方法である。反応式としては次のものとなる。



HCO_3^- の希薄な大量の海水を使う事により反応は右に進むため、溶液として廃棄することができる¹¹⁾。

同様に、珪酸カルシウムによる CO_2 の吸収反応によっても、 CO_2 の吸収除去が可能である(図4-5-5)。

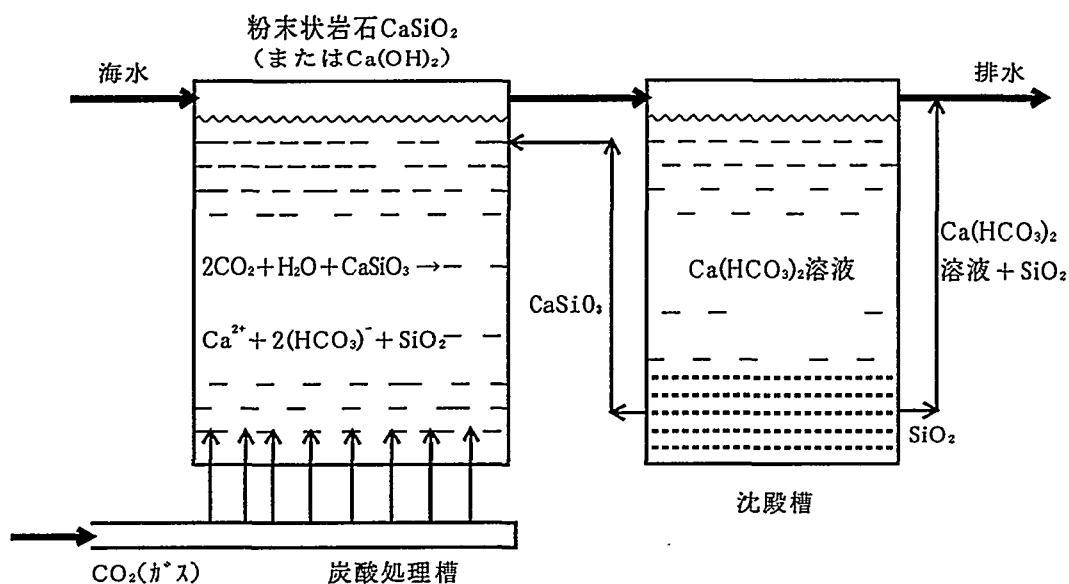
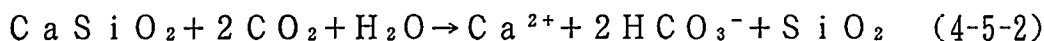


図4-5-5 炭酸塩化法による CO_2 の吸収原理

この方法は、 Ca^{2+} イオン1 molに対し、 CO_2 を2 mol吸収できる点、有利と言える。



4-6. セメント製造排ガスとその処理についての検討

CO_2 の固定発生源の主要なものの中で、セメント産業で排出される量は、日本国内総出量の5.7%¹¹⁾に相当する。それゆえ、その効果的な抑制対策の必要性は、今後、益々、高くなるものと考えられる。しかしながら、省エネ対策が最も進められたセメント産業分野で排出される CO_2 を排熱利用を前提に有効に固定あるいは利用することは極めて難しいものと思われる。

4-6-1. セメント産業における CO_2 対策の現状

セメント産業における CO_2 対策技術の主要なものを概観してその位置づけを行い、セメント産業において高温 CO_2 のコンクリート廃材への固定について検討を行う。

表4-6-1 我が国のセメント製造におけるCO₂発生源(1990年)

項 目			C O ₂排出量(炭素換算)		
			(百万t/C)	構成比	原単位
				(%)	(kg-C/t-cem)
エネルギー	燃料	セメント製造用	6.4	35	68
		自家発電用	0.4	2	4
	小 計		6.8	37	72
	購入電力		0.8	4	8
	計		7.6	42	80
石灰石(原料)			10.6	58	113
合 計			18.2	100	193

ここで、セメント製造プロセスにおける所要エネルギーと原料によって発生するCO₂を項目別に、その構成比を表4-6-1に示し¹¹⁾、CO₂対策技術を検討することにする。

現在、セメント産業に於て、CO₂対策技術として検討し、また実施されて来た事項を下記に示す。

- (1) 原料転換
- (2) 燃料転換
- (3) 省エネルギー

1) 原料転換

セメント製造プロセスで、CO₂の排出源は燃料と原料となる石灰岩が主要な排出源である。

従って原料から排出されるCO₂を低減するには、原料として利用する石灰石の量を低減する方法が考えられ、次の方法が考えられる。

- (1) ポルトランドセメントと他のセメントを混合し、混合セメントとする。

高炉セメント、フライアッシュセメント、フィラーセメント

- (2) 原料成分の調整

脱炭酸石灰原(アセチレン製造時のカーバイト滓、製紙工場からの石灰滓)の利用、低石灰型原料成分(セメントクリンカー中のビーライト)の割増調整

(例)環境負荷低減型セメント¹²⁾、高ビーライトセメント¹³⁾、ビーライトサルフォアルミネートセメント¹⁴⁾

(1)項については、セメントの特性確保上、混合率に限界があり、また、高炉スラグ、フライアッシュ等の原料確保に対し保証がないため不安が残る。

2) 燃料転換

オイルショック前には、セメント産業に於ては、燃料の殆んど総てに石油を用いて来たがその後は、ほぼ全面的に石炭に転換した。

これは、セメント産業の場合、液体、固体いずれの燃料にも変換できることを意味する。それ故、CO₂の排出を削減するため、燃料を石炭から石油に変換す

る事も可能であるが、重油または天然ガス等の可搬性の良い化石燃料を固体、液体いずれの燃料も利用できる分野で消費することは長期的に考えた場合、使い分けとエネルギー効率面で極めて不利な選択を行う事になり、意味がない。したがって、現状のプロセスで化石燃料の転換によってCO₂の削減を行う事は考え難い。

3) 省エネルギー

セメント産業に於ける省エネルギーは、CO₂排出量の削減に直結しており、日本のセメント産業は、オイルショック以来、エネルギー原単位の低減に努力した結果、エネルギー原単位の低減率は、省エネルギー技術採用前の32%に達している¹⁵⁾。この省エネルギー技術開発に採用された対策とその効果を表4-6-2に示す。

表4-6-2 省エネルギー技術導入シナリオとその量的評価

区 分	名 称	現状の普及率	省エネルギー量 ^{*1} (セメントクリンカ当り) 単位: kcal/kg-kl	省エネ可能量 ^{*2} Pcal(10 ³ kcal)
従来型省エネ	1. SP/NSPキルン ^{*3} の100%普及	98%	Pセメントの20	1.4/75.3 ^{*4}
	2. 廃熱発電の100%普及、	52%	" 55	3.8
	予備粉砕ミルの100%普及	仕上の5%	" 19	1.4
	省エネミルの100%普及	原料37%	" 58	4.6
	4段からサイクロンの5段化	仕上6% 20%		
未普及型省エネ	3. BAT(NSP)の100%普及	数%未満	Pセメントの130	10.4
	4. 混合セメントの利用拡大	18%	全セメントの	
	35%導入		49	5.1 ^{*5}
	55%導入		118	12.2 ^{*5}
新技術	5. 未利用廃熱の活用	数%未満	Pセメントの290 (前提: 平均的NSP)	2.0 ^{*6}
	6. クリンカ・クーラ冷却効率向上 ^{*7}	開発段階	Pセメントの 15	1.0
	流動床焼成炉	開発段階	Pセメントの285	19.8

*1: エネルギー量はいずれも一次換算

*2: ポルトランドクリンカ80%、高炉スラグ20%、生産量8,000万トンを前提

*3: 1990年度のストックベースでの平均的SP/NSPの原単位を前提

*4: 1990年のセメント製造業におけるエネルギー消費総量

*5: BATの普及をゼロとした際の総合原単位からの削減可能量

*6: ポルトランドセメント設備の10%普及を前提

*7: クーラの冷却効率を現在の60%から80%程度に向上

*8: その他: P = ポルトランドセメントの略、Pセメントクリンカ原単位 = 968kcal/kg-kl

表4-6-2により、従来型省エネについては、既に広く普及しており、また、設備規模を考慮すれば採算上の問題もあり現状以上の大幅な普及を考えることは難しいと思われる。

また、未来型省エネについてもほぼ同様のことが言えると思われる。

新技術については、今後の技術開発の成果とCO₂削減の効果を評価すべきと思われる。

従って、省エネによるCO₂削減技術は既に成熟期にあると言ってよいものと考えられる。

4-6-2. セメントの水和後に於るCO₂の吸収

セメントの硬化体は、長期間にわたって大気中からCO₂を吸収すると考えられる。従って、この炭酸化反応に関し、CO₂の吸収機能性ポラスコンクリートを用いたCO₂固定化の可能性を示唆する研究がある¹⁵⁾。

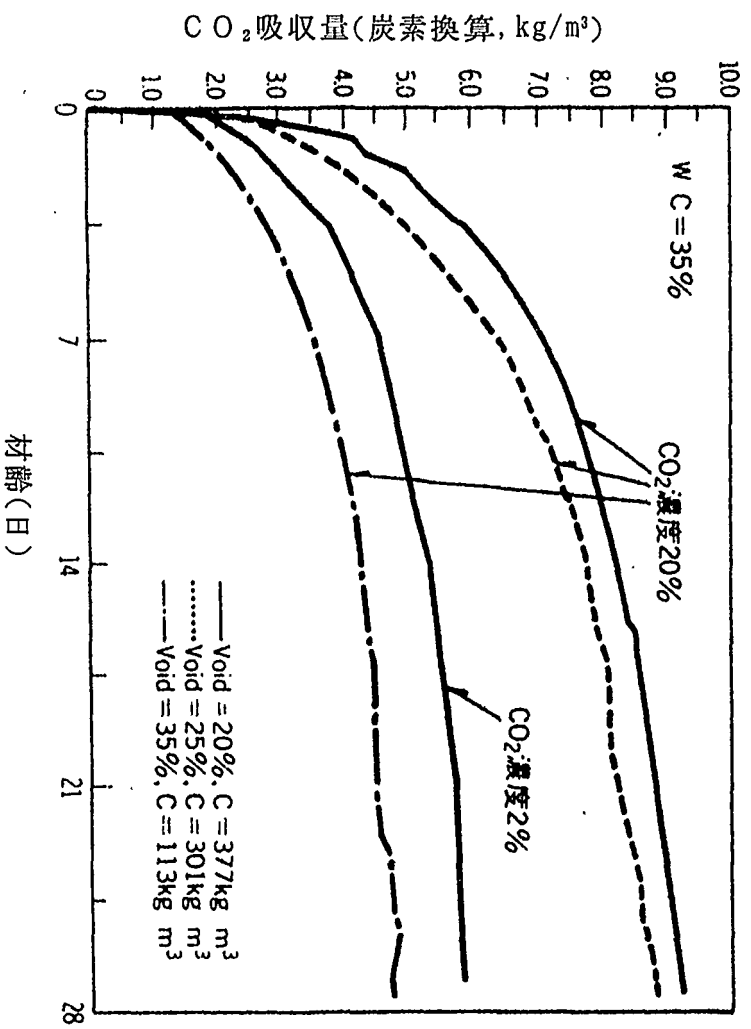


図4-6-1 材齢によるCO₂吸収量の変化

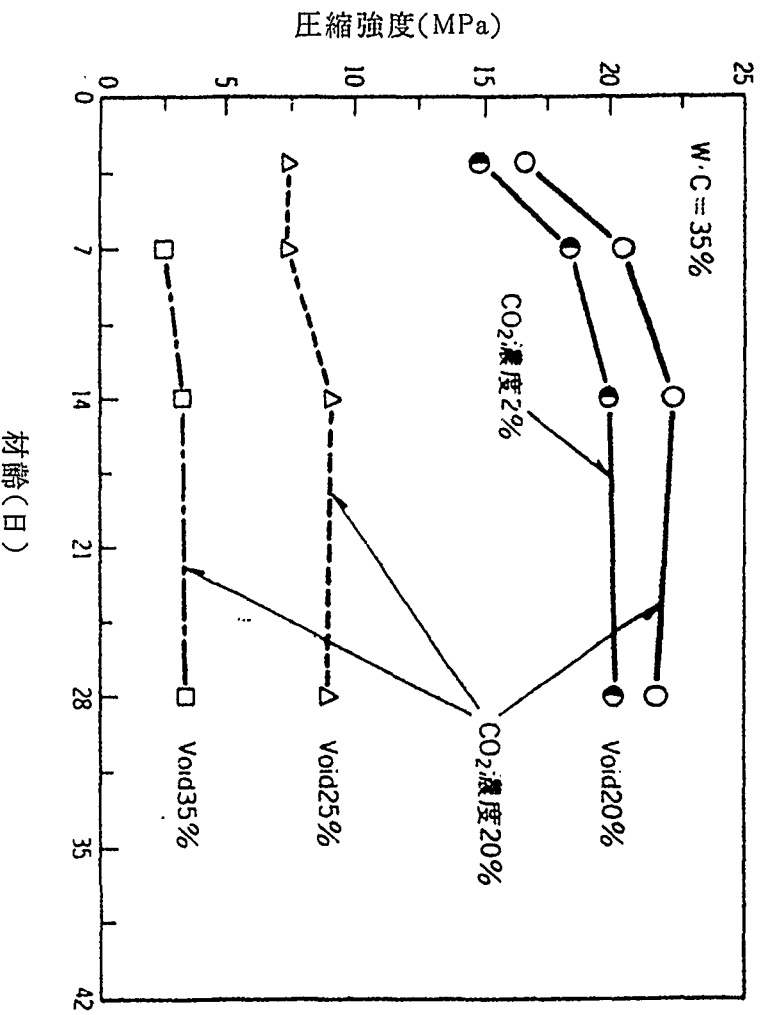


図4-6-2 ポーラスコンクリートの材齢と圧縮強度との関係

その研究によれば、20%、25%および35%の3種の空隙率を持つ供試体について、CO₂の濃度が2%と20%の雰囲気下で吸収試験を行い、結果を図4-6-1に示す¹⁵⁾。図は、CO₂の吸収量は空隙率およびCO₂濃度の関数関係にある事を示し、供試体が大気中に曝露後、2週間経過までの間はCO₂の吸収は進行が速やかであるが、その後、緩やかになる事を示している。

また、圧縮強度についての試験結果を図4-6-2に示す¹⁵⁾。空隙率が同じ供試体ではCO₂を吸収処理したものの方が高い強度を示している。

しかしながら、単に多孔質供試体を常温常圧の雰囲気下で、2%または20%濃度中に曝露しても、大量のCO₂を固定する目的で実施する方法としては反応速度、吸収量から不十分で非現実的である。

4-6-3. 石灰石の焼成と発生ガス

石灰石は炭酸カルシウムを主成分とし、約425kcal/kg(1,779kJ/kg)の吸熱反応で分解し、生石灰(CaO)とCO₂が生成する¹⁶⁾。石灰石の焼成は工業炉で加熱条件としての温度、時間および昇温速度を適切に設定して石灰石を生産する。

排ガスの条件を表4-6-3に示す¹⁷⁾。

表4-6-3 セメント産業に於ける石灰石の焼成ガス

項 目	発生ガス気質
温度(℃)	360(N S P の場合) 348(S P の場合)
静圧(mmAq)	650～660
CO ₂ 濃度(vol%)	32
O ₂ 〃(vol%)	2

石灰石の焼成ガスからのCO₂の分離精製は、石炭火力発電排ガスのCO₂の分離精製よりはるかに容易であると考えられるから、CO₂を分離精製した後のコンクリート廃材への固定については同等に扱えるものと考えられる。

4-7. むすび

既に報告されているMgOやCaOを含有する鉱物への固定化研究や、コンクリートの炭酸化現象についての研究より、大量に発生するCO₂をコンクリート廃材により処理する方法は、量および安全性の点で十分有意性がある。

平成8年度での検討の結果、石炭火力で発生する全CO₂を、コンクリート廃材で吸収固定する場合、廃材の粉砕動力は発電電力に比べ、十分小さいと推定されている。

このため、この概念によるCO₂固定設備として、回分式と連続式について一般的な検討を加えたが、エネルギー効率や経済評価にまでは至っていない。その理由は反応速度、反応率および終点を含む基礎的データが無いためで、今後より検討を進めるには、これらの基礎データの収集が不可欠である。

参考文献

- 1)セメント硬化体の炭酸化,(社)セメント協会セメント化学専門委員会,セメント・コンクリート No. 574, Dec. 1994 26-32.
- 2)セメント・コンクリート化学とその応用(1987)セメント協会.
- 3)珪酸カルシウム水和物の熱分解挙動(1994)岡田ほか小野田研報告45, 126-141.
- 4)石膏石灰ハンドブック(1972)石膏石灰学会.
- 5)廃棄物ハンドブック(1996)廃棄物学会.
- 6)講座・現代の金属学製錬編第二巻(1980)日本金属学会.
- 7)セメント・セッコウ・石灰ハンドブック 無機マテリアル学会編 技報堂出版 713-714.
- 8)榑場重正、川村満紀、鳥居和之、竹本邦夫、浦田俊夫, コンクリート工学, 20, [7], 83 (1982).
- 9)杉本六郎, セメント・コンクリート, No. 318, 37 (1973).
- 10)高圧ガス取締法規集 第23次改訂版 高圧ガス保安協会 414(1996).
- 11)飯塚洲一(1994). “セメント産業と環境対策”, セメント・コンクリート, (563), 37-46.
- 12)内川 浩(1993). “セメント製造における今日的課題その2”, セメント・コンクリート, 556, 49-59.
- 13)田中光男, 原田 宏, 名和豊春, 棚木 隆(1993). “高ビーライト系ポルトランドセメントーセメントの性質と低熱, 高流動・高強度コンクリートへの適用ー”, コンクリート工学, 31, No. 9, 18-27.
- 14)田熊靖久, 白坂徳彦, 藤田英樹, 小林久美子, 宇智田俊一郎(1995). “ $C_2S - C_4A_3\overline{S} - C_4AF - C\overline{S}$ 系クリンカーの CO_2 低減効果とキャラクター”, 秩父小野田研究報告, 46, 56-66.
- 15)小川洋二, 島 弘, 河野 清(1994). “炭酸ガスを吸うポーラスコンクリート”, セメント・コンクリート, 568, 12-16.
- 16)無機マテリアル学会編, セメント・セッコウ・石灰ハンドブック, 技報堂出版 (1995年11月) 448-471.
- 17)社団法人セメント協会, 生産技術専門委員会報告T-20, 焼成工程に関する実体調査(1996年9月) 80-85.
- 18)守吉佑介, 石膏と石灰, No. 248, 65(1994).

第5章 CO₂の接触水素化還元

5-1と2節では現在RITEが取り組んでいる「接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発」の概要を、5-3と4節ではそのテーマと技術思想的に類似するプロセスについてのLCA的評価を、5-5節ではそれらの課題を述べる。

5-1. 概要、特徴

1990年7月我が国は地球再生計画を世界に提唱した。地球温暖化問題に対処する具体的な技術開発の一つとして、RITEは「接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発（化学的CO₂固定化プロジェクト）」を平成2年度から10年間の予定で実施している。この目的は、1992年のリオ・サミットで成立した気候変動問題への対応に関する枠組みを定める気候変動枠組条約の方向に沿うべく、今後増大するであろうCO₂排出量を削減させるため、その固定と有効利用を行うことにある。日本におけるCO₂の排出量は、1994年に於て、炭素換算量で3億3千万トン／年に達し¹⁾、早急なCO₂削減への対応を迫られているが、削減の対象は当然、量的に大量な固定排出源に対して削減策を講ずることがより効果的と考え、エネルギー生産に於て代表的なCO₂発生源である石炭火力発電所から排出されるCO₂を研究対象としている。また、他方では、天然ガスや石油の枯渇後、必ず利用される事になると考えられる石炭利用時代へのスムーズな移行に備える意味を持つ。本プロジェクトは、1994年にその中間評価が行われ、基礎研究段階での目標を達したと認定されたので、その成果に基づきベンチプラントを建設して、現在、その試験を実施している。

化学的CO₂固定化プロジェクトは分離・回収したCO₂を炭素資源として有用な化学物質に変換する技術であり、本システムは、①火力発電所等の固定発生源から排ガス中のCO₂を高分子系の分離膜で連続的に分離・回収する工程、②液化CO₂および合成したメタノールの海上輸送と、これらのローディングおよびアンローディング、③回収したCO₂と水素とを反応させ、メタノールを合成する工程、および④電解による大量H₂製造の4工程から構成されている。このように回収されたCO₂をメタノールにするには大量の水素が必要で、水素の供給は化石燃料起源のエネルギーによらない、水力、太陽光等の自然エネルギーの利用を前提とする。

5-2. CO₂グローバルリサイクルシステムの物質収支

RITEが提案するCO₂グローバルリサイクルシステムの概念と、このシステムを適用した場合の物質・エネルギー収支等を、それぞれ、図5-2-1および5-2-2²⁾に示す。

また、図5-2-3は、現状の大量固定発生源に本システムを結合させた過渡期のシステムで、最終的には、図5-2-4に示す自己完結型のリサイクルシステムを目標としている³⁾。特に、このシステムを「CO₂グローバルリサイクルシステム」と名付けている。エネルギーを大量に消費しCO₂を大量に発生させる地域と大

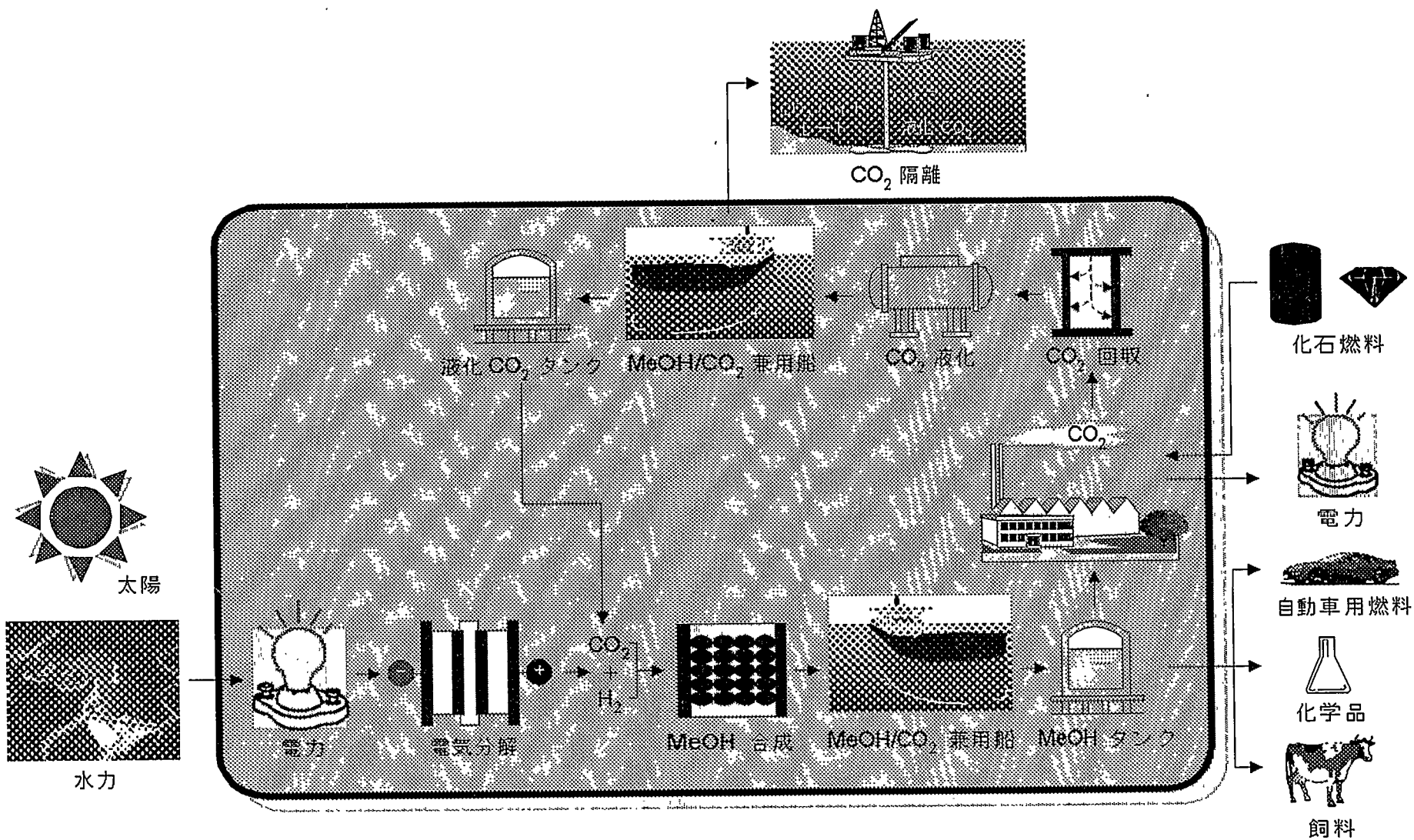


図5-2-1 CO₂ グローバル リサイクル システム

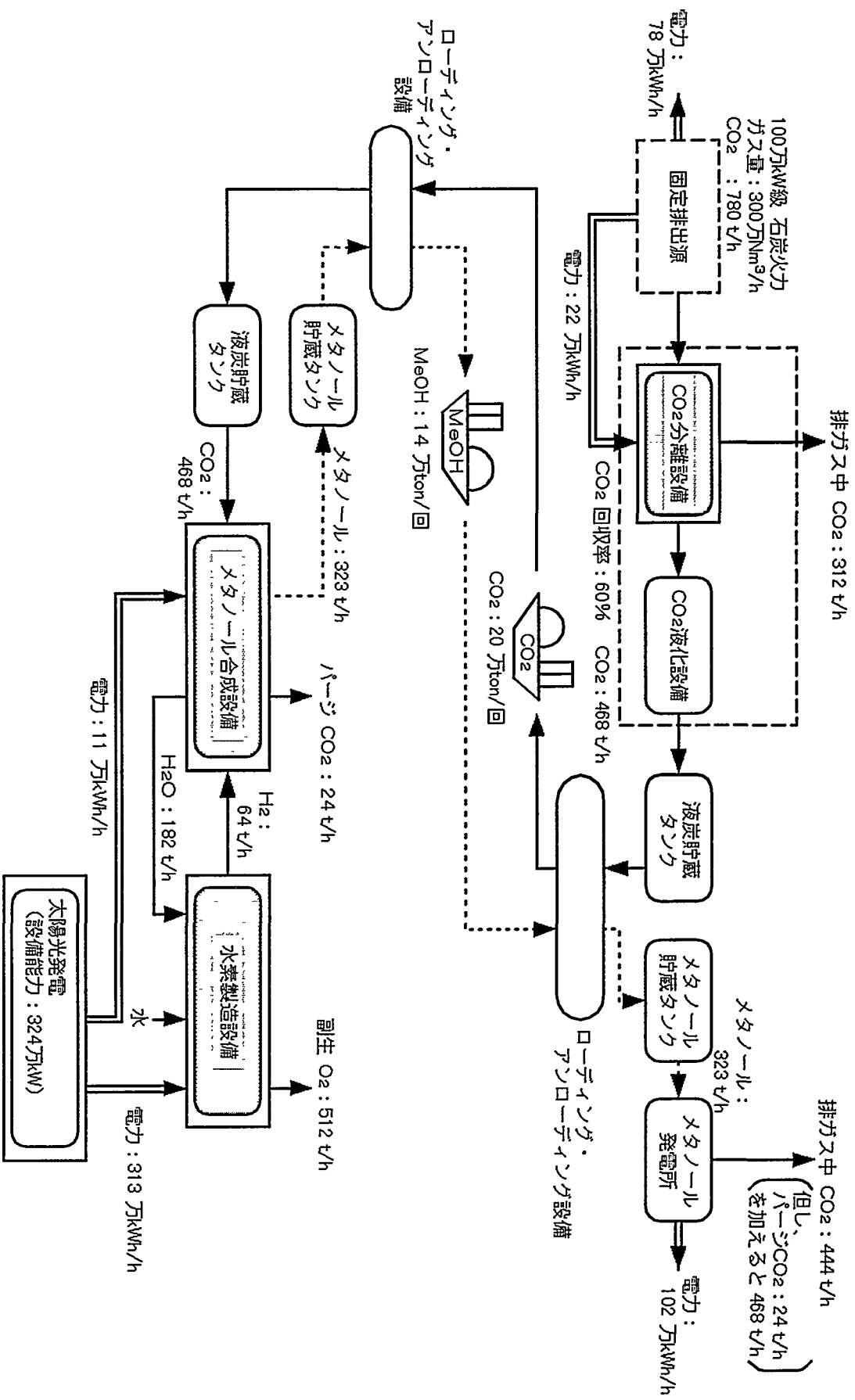


図5-2-2 CO₂リサイクルシステムの物質・エネルギー収支等

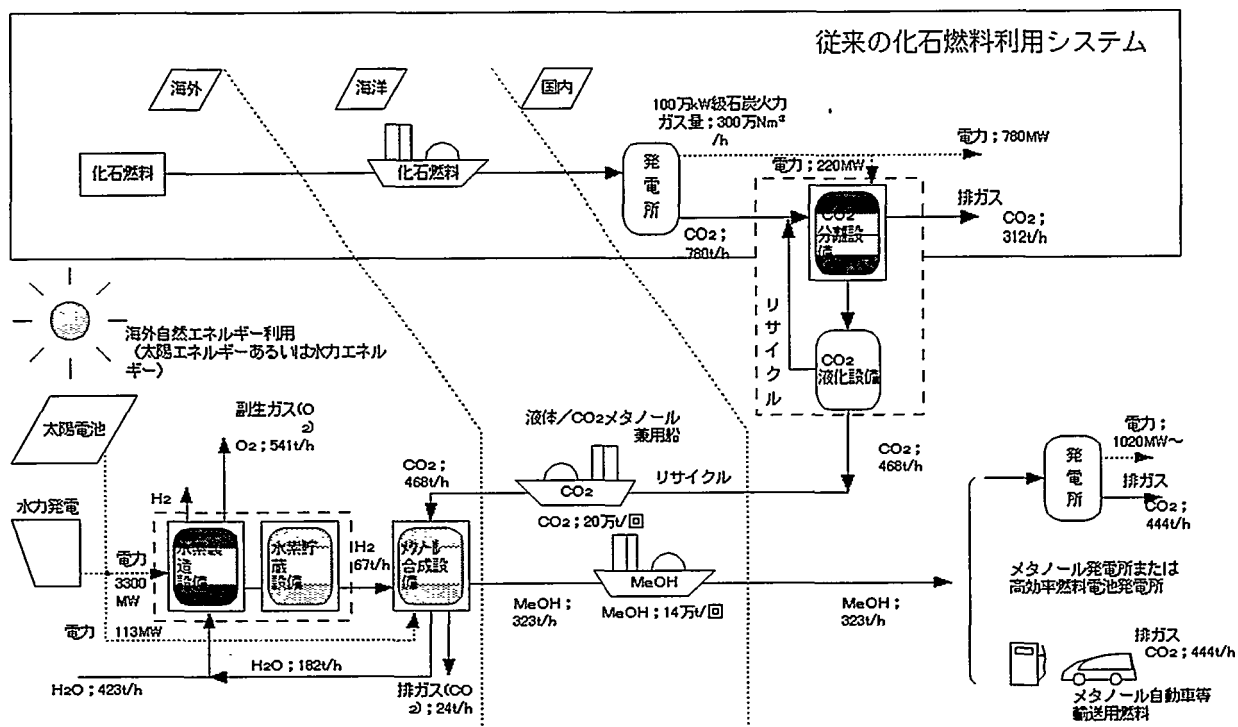


図5-2-3 R I T E全体のシステムフローシート（移行段階）

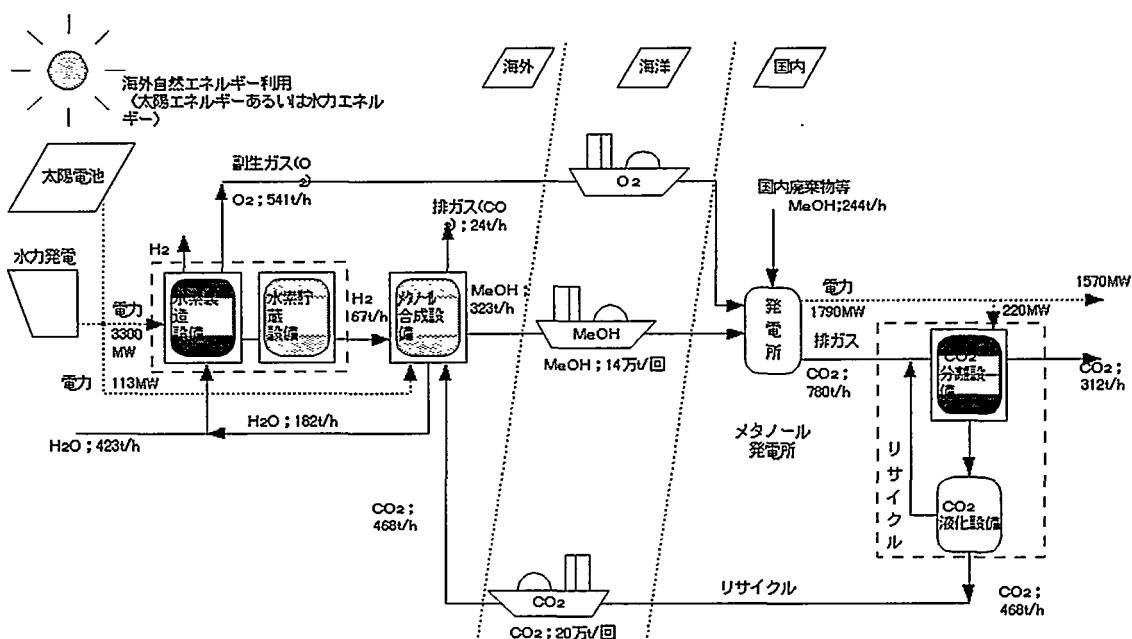


図5-2-4 R I T E全体システムフローシート
(自己完結型完全リサイクルシステムの段階: CO₂グローバルリサイクルシステム)

量の自然エネルギーの得られる地域は一般的に離れていると想定される。エネルギー需要地でCO₂を回収し、タンカー等で自然エネルギー生産地に送り、ここで生産された水素と反応させ、メタノールを合成する。これをエネルギー需要地に輸送し、燃料・化学原料として利用する。このシステムはCO₂排出量の削減に寄与するばかりでなく、化石燃料の使用量の削減にも寄与する。

5-2-1. 研究開発の現状

化学的CO₂固定化システム実現のため、システムの中核技術となる3つの要素技術（5-1節の①③④に対応）と全体システムの最適化の研究開発を進めている。現時点で、以下のような成果を得ている。

(1) 高効率CO₂分離膜技術の開発

10～20%程度のCO₂ガスを含む燃焼排ガスから、CO₂濃度を60～90%程度まで濃縮できる高分子膜モジュール及び膜分離プロセスの開発を行っている。膜分離は薄膜を透過するガスの透過速度の差を利用してガス分離を行うものであり、CO₂の透過速度及びCO₂と他のガスの分離係数がそれぞれ大きいものが良い。現在、開発中の3種類の高分子膜を下記に示す。

a. 乾式膜

i. カルド型ポリイミド膜

ii. 表面改質膜

b. 湿式膜

i. 促進輸送膜

乾式膜においてはCO₂の透過速度 $5 \times 10^{-4} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{cmHg}$ 以上、及びCO₂/N₂の分離係数35以上の性能を有する中空糸膜の製造技術の確立を目指し、湿式の促進輸送膜においてはCO₂の透過速度 $1 \times 10^{-4} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{cmHg}$ 以上、及びCO₂/N₂の分離係数100以上のものを目標とした素材の開発を推進している。

この目標を図5-2-5に示す。

(2) 高性能水素化触媒技術の開発

CO₂からメタノールを合成するための活性と選択性に優れたCO₂水素化触媒とともに、エネルギー効率の高い反応プロセスの開発を行っている。空塔速度10,000/hr、反応温度250℃にて、収率650g-MeOH/l-cat. hr以上、メタノール選択率99.8%以上というCu/ZnO系触媒をベースにした高活性でかつ高選択性を特徴とする工業規模の触媒の製造を目指している。

(3) 高効率大量水素製造・供給技術の開発

大量水素製造技術として固体高分子型水電解法による電解装置の大型化技術を開発している。すでに電流密度100A/dm²で、電力原単位4.20kWh/m³-H₂以下、エネルギー効率換算85%以上の電解槽効率を得ている。大型化に関しては、実用段階で電極面積1.6m²と想定し、その約半分の0.75m²の試作を目標としているが、現在0.25m²×10セルの電解槽の試運転をしている。

(4) 全体システムの開発

1,000MWの石炭焚き火力発電所で発生するCO₂の60%を回収する場合に本シス

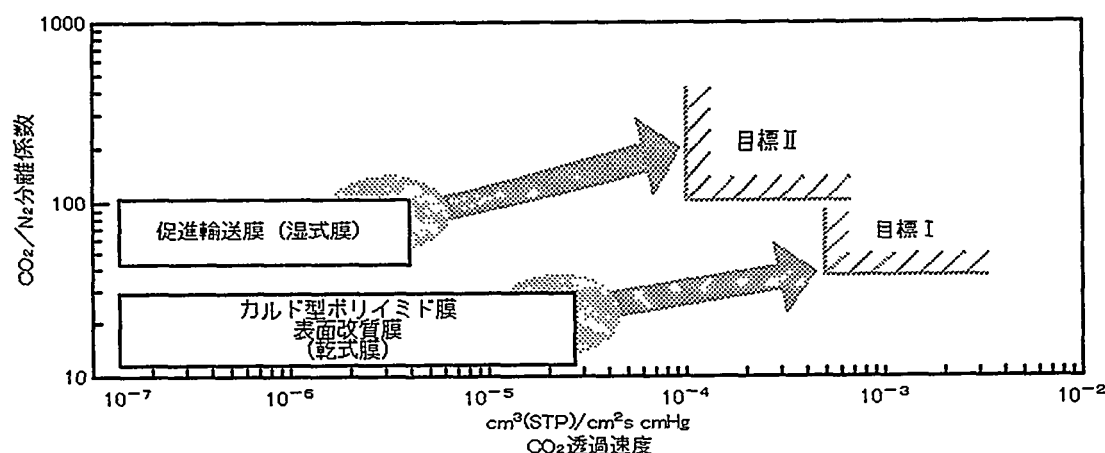


図5-2-5 膜分離性能の開発方向と目標

テムを適用した時の物質収支を計算している。試設計では合成メタノールを発電に利用し発電効率を50%としている。メタノール発電で得られる電力量とこのシステムに必要なエネルギー量の比をシステムのエネルギー効率と定義すると、この値は約30%となる。本システムをエネルギー輸送システムと考えれば、これは自然エネルギー生産地のエネルギーの約1/3を輸送するシステムとみなせる。

本システムを導入した場合と、しない場合のCO₂排出原単位は、それぞれ497g-CO₂/kWh及び780g-CO₂/kWhで、これより、CO₂の削減率は、約36%となる⁴⁾。

5-2-2. ベンチ試験の概要

本システムの技術確立の第一歩として、3つの要素技術ごとに、ベンチスケールでシステム確認試験を行っている。また、各プロセスの省エネルギー化、高効率化により、全体としてのエネルギー投入量を最小限にするための技術を検討し、システムの最適化を図る計画である。3つの各要素技術に関するベンチ試験の主要諸元及びその目的を表5-2-2-1に示す⁵⁾。

5-2-3. 今後の課題

地球温暖化問題と化石燃料の枯渇問題の2つの課題に対する解決策の1つとして提案し、RITEが開発中のCO₂グローバルリサイクルシステムは、各要素技術に関してベンチ試験を実施している段階である。システムの実用化のためには、今後、各要素技術ごとに性能向上やプロセス最適化の研究が必要である。

表5-2-2-1 ベンチ試験主要諸元と試験目的

項目	CO ₂ 分離膜	水素化触媒	水素製造
主要諸元	処理ガス量 1.6m ³ /h	メタノール製造量 50kg/d	水素製造量 10Nm ³ /h
	モジュール 77φ×500mm	反応器 気相固定床方式	電解槽 25dm ² ×10セル
	膜形状 中空糸内径 0.2mmφ	38.4φ×4,000mm	2.5dm ² ×100セル
	膜面積 8m ²	反応温度 200～300℃ 反応圧力 最大120kg/cm ²	運転温度 100℃以下 運転圧力 5kg/cm ² 以下
試験目的	・実用膜モジュールによるプロセスの最適化 ・シミュレーション結果と実験結果の整合調整	・工業化規模の成型触媒の評価 ・リサイクルの反応シミュレーション ・合成プロセスの最適化	・電解モジュールの開発 ・電解槽構造の大型化

要素技術については、CO₂からメタノールを合成する各技術が確立されつつある。本システムが成立するための要件は太陽エネルギーの経済的で効果的な利用技術の確立である。

太陽エネルギーは低密度で、その利用は、日照時間中に限られるため、太陽電池や水素製造設備の設備利用率が低く、またその設備費比率はCO₂グローバルリサイクルシステム全設備費の大部を占めている。しかし技術の進歩と政治経済的インセンティブによって本システムの採用の方向づけが行われる場合には、その意義は大きく、将来、非化石燃料時代を迎える次世代にとって、スムーズな再生可能のエネルギー社会への移行への道を拓くものと思われる。新しい概念のエネルギー戦略を方向づけ、「再生可能なエネルギー社会」を構築することが必要であると考ええる。

参考文献

- 1) 永山透、温室効果ガスの排出・吸収について、産業と環境、1997年 9月号、P31～38.
- 2) 新エネルギー・産業技術総合開発機構、(財)地球環境産業技術研究機構、「地球再生計画」の実施計画作成に関する調査事業、平成8年度報告書(1997年3月)、P162
- 3) 接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発、平成8年度成果報告書(1997年3月)、P777
- 4) 新エネルギー・産業技術総合開発機構、接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発、化学的CO₂固定化プロジェクト(パンフレット)
- 5) 丹羽宣治、化学的方法によるCO₂低減化、大阪府立大学ニューフロンティア研究会/講演(1997年)

5-3. LCA的評価

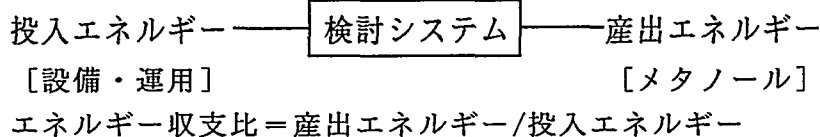
5-3-1. はじめに

近年の地球温暖化問題対策として、さまざまなCO₂回収システムが提案されている。これらCO₂回収システムについてライフサイクルにわたるエネルギー収支およびCO₂排出削減量を推算し、評価することは極めて重要である。本節では、現状技術ベースのCO₂回収/メタノール生産システムについて、エネルギー収支およびCO₂排出削減の予備的推算を行う（以下の検討ではRITEが現在研究途上にあり、必ずしもデータが全部揃う訳でもない。従って、データ等の入手できる現状技術ベースのCO₂回収/メタノール生産システムについて評価する）。

5-3-2. エネルギー収支

(1) 評価方法

次の(2)項で述べる検討システムについて、設備の建設および運用に要する投入エネルギーと生産物であるメタノールの産出エネルギーを推算し、エネルギー収支比を求めた。本検討システムのエネルギー収支は、積み上げ法により推算された各プロセスへの投入エネルギー¹⁾²⁾を用いて推算した。



このエネルギー収支比から、本検討システムの成立性を評価した。システムが成立する条件は、産出エネルギーが投入エネルギーより大きく、エネルギー収支比 >1 となることである。

(2) 検討システム(現状技術ベースのCO₂回収/メタノール生産システム)

火力発電所(石炭、LNG)などから回収したCO₂は、地下や深海へ貯留する、石油の増進回収(EOR)向けに利用する等の他に、自然エネルギーの豊富な海外まで輸送してメタノールにすることでリサイクルを図るという提案も行われている。ここで検討するシステムでは、基本的には海外の安価で豊富な水力や太陽光のエネルギー源を利用することとし、火力発電所から排出するCO₂を分離・回収して、海外に建設された水力発電所および太陽光発電所までCO₂をタンカーで輸送し、その地でCO₂をメタノールに変換した後、再びメタノール船で日本に輸送するというシステムである。すなわち、本検討システムは図5-3-2-1に示すCO₂回収～メタノール合成の一貫システムである。このCO₂リサイクルシステムについてエネルギー収支およびエネルギー収支比を推算し、エネルギー収支比の観点から、本検討システムの成立性を評価した。

本検討システムの発電所としては、技術的および経済的にCO₂回収が最も容易な火力発電所を選んだ。その中でも年間の設備利用率が高い石炭火力とLNG火力発電所を対象とした。対象プラントの発電出力は100万kWであり、年間の

設備利用率は70%である。火力発電プラントのCO₂回収方式には、化学吸収、物理吸着、膜分離など様々な方式が考えられるが、ここでは暫定的にデータの得られる方式を選定した。選定した方式は、LNG火力に対しては併設PSA(圧カスイング吸着)法であり、石炭火力に対してはO₂/CO₂燃焼法である。

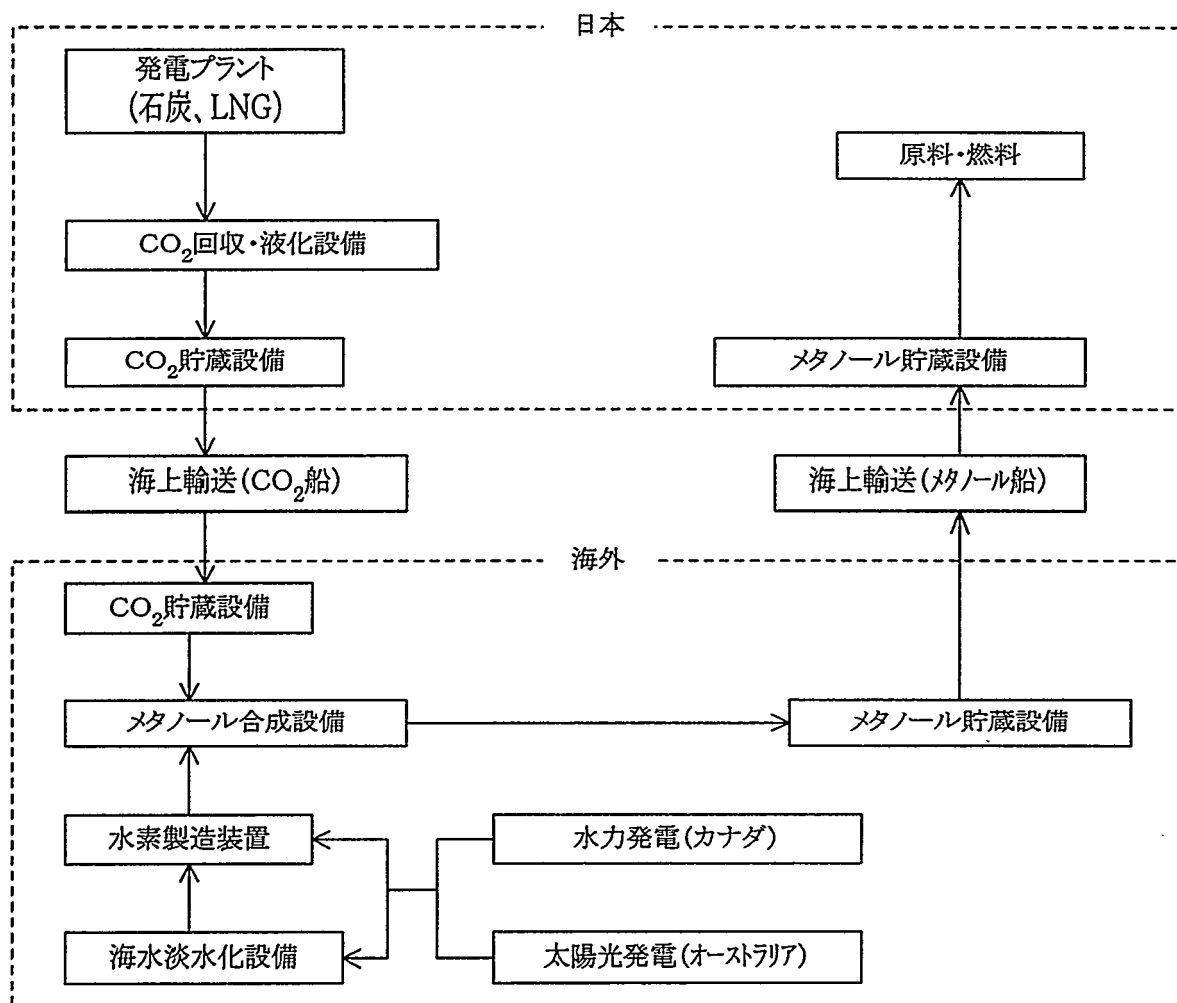


図5-3-2-1 CO₂リサイクル(CO₂回収/メタノール生産)システムの検討フロー

回収したCO₂はCO₂タンカーで海外のメタノール生産基地まで輸送する。回収したCO₂はサイトに一時的に貯蔵しなければならない。CO₂は20気圧、-20℃で貯蔵し、貯蔵容量はCO₂回収設備の規模、タンカーの積載量および往復日数から求めた。CO₂タンカーは往きはCO₂を運び、帰りは現地で生産したメタノールを日本まで輸送するものとした。

メタノール生産基地は、自然エネルギーが豊富に利用できる2地点を考えた。水力に恵まれているカナダを水力発電によるメタノール生産基地とし、太陽光に関しては、日照条件に優れ、かつ広大な土地が利用可能なオーストラリアを対象地点とした。メタノールは、CO₂タンカーで運ばれたCO₂と水の電解で得られた水素とから製造される。メタノール合成は次の反応による。



CO₂からのメタノール合成には、長寿命で高活性な合成触媒の開発などが必要である。今回の検討では、天然ガスからメタノールを合成する最新設備の合成ガス圧縮工程以降が適用できるものとし、反応は気相流動層法により行い、生成した粗メタノールは反応熱回収を利用した蒸留により脱水するというシステムについて検討した。メタノール合成の収率は95%として計算した。水素製造技術は水を電解して水素を製造する水電解法である。電解用の水については、カナダの水力を利用する場合は、発電に使った水をそのまま利用できるが、オーストラリアの太陽光の場合は、海水を淡水化する設備が必要になる。

カナダやオーストラリアなど海外で行う水力発電と太陽光発電は、我が国に比べ年間の設備利用率が大きく、発電能力に優れている。カナダでの水力発電の年間設備利用率は日本の1.5倍程度と考えられ、その値を67.5%とした。また、オーストラリアでの太陽光発電は、日照条件に優れた砂漠地帯に建設すれば、20%の設備利用率が可能である(日本では12%程度)。しかし、太陽光発電の場合、稼動するのは太陽が照っている昼間の時間帯だけであり、その発電電力だけでメタノール合成設備を昼夜稼動させるには電力貯蔵が必要となる。電力貯蔵設備を設置しない場合は、メタノール合成設備の稼働は昼間の時間帯だけで、メタノール合成設備の稼働率は半分以下になり、2倍以上の設備能力が必要になる。そのため、電力貯蔵技術の併設は不可欠であると考えられる。ここでは太陽光発電で発電された電気の半分以上を蓄電池で貯蔵し、夜間でもメタノール合成設備が稼働できるものとした。ただし、蓄電池の充放電効率は70%とした。

水力と太陽光発電プラント、淡水化プラントおよびメタノール合成設備の設備規模は、発電所からの回収CO₂量をメタノールにリサイクルするのに必要な能力から算出した。設備能力は、LNG火力と石炭火力の回収CO₂量に対して別々に推算した。水素製造に必要な電力原単位は4kWh/Nm³-H₂、メタノール合成の電力原単位は800kWh/トン-MeOH(0.38kWh/Nm³-H₂)、また淡水化の電力原単位は28kWh/トン-H₂O(0.0211kWh/Nm³-H₂)として計算した。表5-3-2-1(その1～3)に、検討したCO₂リサイクルシステムの前提条件およびエネルギー解析結果をLNG火力と石炭火力について示す。

(3) エネルギー収支

表5-3-2-1の前提条件から、CO₂リサイクルシステムのエネルギー収支が計算できる。LNG火力と石炭火力システムについて、水力と太陽光を利用したときのCO₂リサイクルシステムのエネルギー収支の計算結果を表5-3-2-2に示す。なお、メタノールの発熱量は5,400kcal/kgとして計算した。

表5-3-2-2から、いずれの場合にもエネルギー収支比は1を越えており、産出エネルギーが投入エネルギーよりも多く、エネルギー供給システムとしての成立が可能であることが分かる。しかし、太陽光発電によるCO₂リサイクルシステムのエネルギー収支比(1.36～1.61)は、水力発電のそれら(2.87～3.57)と比較して半分以下である。これは、表5-3-2-1(その3)から明らかなように、太陽光発

表5-3-2-1 CO₂ グローバルリサイクルシステムの前提条件およびエネルギー収支解析
CO₂ グローバルリサイクルシステムのエネルギー収支解析(その1)
-CO₂の回収液化+CO₂/MeOHの貯蔵・輸送-

電 源 種 別	単位	L N G 火 力		石 炭 火 力		備 考
		一般火力	F-ACC	一般火力	ガス化複合	
電源規模(発電端;ユニット)	MW	1000	1000	1000	1000	F-ACC; 将来型ACC(LHV; 58.6%)
年設備利用率	%	70	70	70	70	
設計熱効率(発電端 HHV)	%	40.7	52.89	40.7	47.1	
通年運用補正係数		0.96	0.96	0.96	0.96	
運転熱効率(%)	%	39.07	50.77	39.07	45.22	
所 内 率(%)	%	3.8	2.2	7.6	8.7	石炭火力; O ₂ 生産動力含む
送電端効率(通年運用平均)	%	37.59	49.65	36.1	41.28	
年間送電電力量(TWh/年)	TWhe/年	5.9	6	5.67	5.6	
	TWhth/年	15.69	12.08	15.69	13.56	
年間燃料消費量(HHV)	Tcal/年	13498	10388	13498	11664	1TWhth=860.1 Tcal
	MTOE/年	1.282	0.987	1.282	1.108	1MTOE=10526 Tcal(HHV)
年平均熱消費率(送電端;HHV)	Tcal/TWhe	2288	1732	2382	2083	
年間CO ₂ 回収量及び回収/液化所要電力量		56.39 T-G/Tcal		103.44 T-G/Tcal		石油 80.23 T-G/Tcal
CO ₂ 発生原単位(HHV)	T/Tcal	206.6	206.6	379	379	294.0 T-CO ₂ /Tcal
年間CO ₂ 発生量	Mt/年	2.789	2.146	5.116	4.421	
CO ₂ 回収法		Pres.Swing.Ads.法		O ₂ /CO ₂ 燃焼法		
年間CO ₂ 回収率	%	90	90	90	90	
年間CO ₂ 回収量	Mt/年	2.51	1.932	4.605	3.979	
回収/液化動力	MW	169.6	130.5	280	242	
回収/液化用電力消費量	TWh/年	1.04	0.8	1.717	1.484	
	Tcal/年	2380	1386	4090	3091	各電源の熱消費率による
CO ₂ 貯蔵設備及びCO ₂ /メタノールの海運条件						
CO ₂ 貯蔵条件		20気圧、-20°C、比重1.0				
CO ₂ 貯蔵タンク	m ³	14000	14000	14000	14000	
	基	4.9	3.8	9	7.8	定格負荷の7日分
タンカー積載量	トン/隻	10万トン(CO ₂ 、メタノール共用)				
タンカー往復回数	回/年	25.1	19.3	46	39.8	
航海距離(片道)	km	日~加 8000	日~豪 7200			
航海日数(往復)	日	日~加 22	日~豪 20			時速 30.0 km/h
日~加	隻	2.7	2	4.9	4.2	
タンカー隻数	日~豪 隻	2.5	1.9	4.5	3.9	
		停泊日数 10	予備力率 0.2			
CO ₂ /メタノールの貯蔵と輸送に要する運用エネルギー						
CO ₂ 蒸発再液化動力	Tcal/年	83.17	48.45	158.84	120.04	国内/国外の両方含む
		原単位 181 Gwh/Mt-CO ₂				再液化率 4.0%
CO ₂ タンカー積載/陸揚P動力	Tcal/年	15.06	11.59	27.63	23.87	国内/国外の両方含む
		原単位 3 Tcal/Mt-CO ₂				
メタノール積載/陸揚P動力	Tcal/年	10.42	8.02	19.11	16.51	国内/国外の両方含む
		原単位 3 Tcal/Mt-MeOH				
メタノール積載/陸揚量	Mt/年	1.74	1.34	3.18	2.75	
	Mm3/年	2.18	1.68	4.01	3.46	比重 0.795
貯蔵/陸揚/積込エネ 合計	Tcal/年	108.7	68.1	205.6	160.4	国内/国外の両方含む
	TWh/年	0.0475	0.0393	0.0863	0.077	
タンカーの	日~加 Tcal/年	359.3	276.5	659.2	569.6	
燃料消費量	日~豪 Tcal/年	323.4	248.9	593.2	512.6	
		原単位 61.2 t/隻・日(C重油)				HHV 10.5 Mcal/kg
貯蔵/陸揚/積込/輸送エネ 合計						国内/国外の両方含む
日~加	Tcal/年	468	345	865	730	
日~豪	Tcal/年	432	317	799	673	
回収/液化/貯蔵/輸送エネルギー 合計						メタノールの輸送/国内貯蔵含む
日~加	Tcal/年	2848	1731	4955	3821	
日~豪	Tcal/年	2812	1703	4889	3764	

CO₂グローバルリサイクルシステムのエネルギー収支解析(その2)
 -メタノール合成システムの解析-

項 目	単位	L N G 火 力		石 炭 火 力		備 考
		一般火力	F-AGC	一般火力	ガス化複合	
電源規模(発電端)	MW	1000	1000	1000	1000	
メタノール製造プラント		炭素収率		95%		
CO ₂ 要処理量	Mt/年	2.51	1.93	4.6	3.98	CO ₂ -3MT/Yベース; 2.075
メタノール製造量	Mt/年	1.74	1.34	3.18	2.75	
年設備利用率	%	70	70	70	70	
所要製造能力	t/日	6795	5229	12465	10771	
水素消費量	Mt/年	0.328	0.252	0.601	0.519	
燃焼熱換算(HHV)	MTOE/年	1.06	0.81	1.94	1.67	1MTOE=10526 Tcal(HHV)
電力消費量(AG)	TWh/年	1.39	1.07	2.55	2.2	
		原単位 800 kWh-AG/t-MeOH				<算出基礎添付要?>
水素製造プラント						0.8425 H-LHV/HHV
水素製造量	億Nm ³ /年	36.4	28	66.8	57.8	
年設備利用率	%	70	70	70	70	
所要製造能力	万Nm ³ /日	1426	1097	2616	2260	CO ₂ -3MT/Yベース; 1704
電力消費量		原単位 3.82 kWh-DC/Nm ³ -H ₂				3.93 kWh-AG/Nm ³ -H ₂
太陽光発電(DC)	TWh/年	13.91	10.7	25.51	22.04	<水素の発熱量>
水力発電(AG)	TWh/年	14.34	11.03	26.3	22.72	HHV 3050 Kcal/Nm ³
		交/直変換効率 97.0%				33910 Kcal/kg
エネルギー	直流ベース	92.9 %(HHV; DC)		78.3 %(LHV; DC)		LHV 2570 Kcal/Nm ³
転換効率	交流ベース	90.1 %(HHV; AG)		75.9 %(LHV; AG)		28570 Kcal/kg
海水淡水化プラント		用水原単位 8.94 t-H ₂ O/t-H ₂				反応用正味分のみ
淡水製造量	Mt/年	2.93	2.25	5.37	4.64	
年設備利用率	%	70	70	70	70	
所要製造能力	t/日	11462	8821	21025	18168	CO ₂ -3MT/Yベース; 13698
電力消費量(AG)	TWh/年	0.077	0.059	0.141	0.122	
		電力原単位 0.0211 kWh-AG/Nm ³ -H ₂ O				←算出基礎添付要?
メタノール製造電力消費量合計						
水力発電利用時(AG)	TWh/年	15.73	12.1	28.85	24.93	カナダ水力利用ケース
メタノールHHV	Tcal/年	9375	7215	17198	14861	<メタノールの発熱量>
燃焼熱量LHV	Tcal/年	8334	6413	15287	13210	HHV 4290 Kcal/L
原油換算HHV	MTOE/年	0.891	0.685	1.634	1.412	5400 Kcal/kg
メタノール製造	860 Tcal/TWh	69.3 %(HHV)		61.6 %(LHV)		LHV 3820 Kcal/L
エネルギー効率	2250 Tcal/TWh	26.5 %(HHV)		23.6 %(LHV)		4800 Kcal/kg
						LHV/HHV 0.8889
太陽光発電利用時(DC)	TWh/年	15.42	11.86	28.28	24.44	豪州西部乾燥地立地ケース
メタノール製造用太陽光発電設備		蓄電電力量比率 50 %				17
蓄電条件		蓄電池充放電効率 70 %				
年間所要電力量	TWh/年	18.14	13.96	33.27	28.75	
		年設備利用率 25 %				
		所内率、送電ロス 2.0 %				
所要施設面積	km ²	101	78	186	161	原単位 1.20 ha/MW-DC
所要発電設備能力(DC)	MW	8451	6504	15503	13396	CO ₂ -3MT/Yベース; 10100
メタノール製造用水力発電設備		送変電損失率 2.5 %				←WorldWideで適切か?
		年設備利用率 60.0 %				
		所内率 0.39 %				
所要発電設備能力(AG)	MW	3080	2371	5651	4883	CO ₂ -3MT/Yベース; 3682

CO₂グローバルリサイクルシステムのエネルギー収支解析(その3:設備+運用)
 -トータルシステムの間接エネルギー内訳-

項 目	単位	LNG 火 力		石 炭 火 力		備 考
		一般火力	F-ACC	一般火力	ガス化複合	
電源規模(発電端)	MW	1000	1000	1000	1000	
年設備利用率	%	70	70	70	70	
運転熱効率(AN.AVE、発電端)	%	39.07	50.77	39.07	45.22	
年間燃料消費量(HHV)	TWh/年	15.69	12.08	15.69	13.56	
年間CO ₂ 回収量	Mt/年	2.51	1.93	4.6	3.98	
<運用エネ算出条件>						
間接一次エネルギー消費量(設備+運用)						
CO ₂ 回収/液化設備	Tcal/年	6.32	4.86	11.59	10.01	設備の1.0 %
CO ₂ 貯蔵設備(国内)	Tcal/年	1.68	1.29	3.08	2.66	同 0.5 %
CO ₂ 輸送タンカー(カナダ)	Tcal/年	370.25	284.93	679.17	586.88	燃料+設備の1.0 %
CO ₂ 輸送タンカー(豪州)	Tcal/年	331.22	254.9	607.57	525.02	同 上
CO ₂ 貯蔵設備(国外)	Tcal/年	1.68	1.29	3.08	2.66	設備の0.5 %
メタノール製造設備	Tcal/年	水 素 製 造 設 備 に 含 む				
水素製造設備	Tcal/年	19.84	15.27	36.4	31.45	同 1.0 %
海水淡水化設備	Tcal/年	0.09	0.07	0.16	0.14	同 1.0 %
メタノール貯蔵設備(国外)	Tcal/年	1.64	1.26	3.01	2.6	同 0.5%
メタノール貯蔵設備(国内)	Tcal/年	1.64	1.26	3.01	2.6	同 0.5 %
太陽光発電設備(蓄電池込)	Tcal/年	2176.66	1675.1	3992.8	3450.25	同 1.0%
水力発電設備	Tcal/年	245.44	188.88	450.22	389.04	同 0.83 %
間接電力消費量(設備+運用)						
CO ₂ 回収/液化設備	Tcal/年	2381.33	1387.25	4093.29	3093.29	動力+設備の1.0 %
CO ₂ 貯蔵設備(国内)	Tcal/年	49.51	30.25	93.99	72.52	動力+設備の0.5 %
CO ₂ 輸送タンカー(カナダ)	Tcal/年	3.54	2.06	6.77	5.11	設備の1.0 %
CO ₂ 輸送タンカー(豪州)	Tcal/年	3.3	1.92	6.3	4.76	同 上
CO ₂ 貯蔵設備(国外)	Tcal/年	49.51	30.25	93.99	72.52	動力+設備の0.5 %
メタノール製造設備	Tcal/年	水 素 製 造 設 備 に 含 む				動力除外、設備*1.0 %
水素製造設備	Tcal/年	5.2	3.03	9.94	7.51	同 上
海水淡水化設備	Tcal/年	0.02	0.01	0.04	0.03	同 上
メタノール貯蔵設備(国外)	Tcal/年	5.59	4.23	10.29	8.81	動力+設備の0.5 %
メタノール貯蔵設備(国内)	Tcal/年	5.59	4.23	10.29	8.81	同 上
太陽光発電設備(蓄電池込)	Tcal/年	1843.29	1073.81	3520.32	2660.3	電力除く、設備*1.0 %
水力発電設備	Tcal/年	161.66	94.17	308.73	233.31	電力除く、設備*0.83 %
間接エネルギートータル(設備+運用)						
CO ₂ 回収/液化設備	Tcal/年	2387.65	1392.11	4104.88	3103.3	
CO ₂ 貯蔵設備(国内)	Tcal/年	51.19	31.54	97.07	75.19	
CO ₂ 輸送タンカー(カナダ)	Tcal/年	373.79	287	685.94	592	
CO ₂ 輸送タンカー(豪州)	Tcal/年	334.52	256.82	613.88	529.78	
CO ₂ 貯蔵設備(国外)	Tcal/年	51.19	31.54	97.07	75.19	
メタノール製造設備	Tcal/年	水 素 製 造 設 備 に 含 む				
水素製造設備	Tcal/年	25.05	18.3	46.34	38.97	
海水淡水化設備	Tcal/年	0.11	0.08	0.2	0.17	
メタノール貯蔵設備(国外)	Tcal/年	7.24	5.5	13.3	11.41	
メタノール貯蔵設備(国内)	Tcal/年	7.24	5.5	13.3	11.41	
太陽光発電設備(蓄電池込)	Tcal/年	4019.95	2748.91	7513.12	6110.55	
水力発電設備	Tcal/年	407.09	283.05	758.95	622.35	
ケース別間接エネルギートータル						
豪州太陽光発電 活用ケース	一次エネ分 Tcal/年	2540.77	1955.31	4660.71	4027.4	
	電力分 TWh/年	1.90	1.46	3.29	2.85	
	合計 Tcal/年	6884.13	4490.31	12499.16	9955.98	
カナダ水力発電 活用ケース	一次エネ分 Tcal/年	609.46	469.02	1117.97	966.06	
	電力分 TWh/年	1.16	0.90	1.94	1.68	
	合計 Tcal/年	3271.16	2024.37	5744.79	4467.6	

電に必要とされるエネルギー(設備+運用エネルギー)が水力発電に必要とされるエネルギーの約10倍であり、また、LNG火力と石炭火力いずれの場合にも全体システムの必要エネルギーの約60%を太陽光発電が占め、極めて大きいことによる。これら太陽光発電システムが不利な理由は次の通りである。

- ①希薄なエネルギー源を利用するので、建設資材への投入エネルギーが膨大となる。
- ②エネルギー供給が昼間だけで、年間の設備利用率が20%程度にしかない。
- ③メタノール合成設備の稼働率を高めるには、太陽光で発電した電気の一部を貯蔵蓄電する設備を併設しなければならず、それが電力ロスを大きくし、設備費を高くする。

表5-3-2-2 CO₂グローバルリサイクルシステムのエネルギー収支

	LNG火力		石炭火力	
	一般火力	F-ACC	一般火力	ガス化複合
メタノール生産量 [Mt/年] 算出エネルギー [Tcal/年]	1.74 9396	1.34 7236	3.18 17172	2.75 14850
カナダ(水力) 投入エネルギー [Tcal/年] エネルギー収支比	3271 2.87	2024 3.57	5745 2.99	4468 3.32
オーストラリア(太陽光) 投入エネルギー [Tcal/年] エネルギー収支比	6884 1.36	4490 1.61	12499 1.37	9956 1.49

(4) まとめ

現状技術ベースのCO₂回収/メタノール生産システムについて、ライフサイクルにわたるエネルギー収支の予備的推算を行った。その結果、このCO₂回収/メタノール生産システムは、現状技術ベースで、エネルギー収支比がいずれの場合も1を越えており、産出エネルギーが投入エネルギーより多く、エネルギー供給システムとして、成立可能であることが分かった。また、太陽光発電に投入されるエネルギーは、LNG火力と石炭火力いずれの場合も、全体システムに投入されるエネルギーの約60%を占めて極めて大きく、全体システムは太陽光発電設備に大きく依存することも分かった。

5-3-3. CO₂排出削減

(1) 累積CO₂排出原単位

ここでは、(社)化学工学会により提唱されている累積CO₂排出原単位をベースにした評価方法^{3, 4)}を用いて、上述した現状技術ベースCO₂回収/メタノール生産システムの建設および運用による全CO₂排出量を計算し、全体システムとしてのCO₂削減効果を検討する。

本システムの建設および運用に必要な各基礎物質の累積CO₂排出原単位につ

いては、平成3年度のNEDO報告書³⁾等を参照した。これらの累積CO₂排出原単位を表5-3-3-1と表5-3-3-2に示す。

(2) 累積CO₂排出量

本システムの建設および運用において新たに発生するCO₂排出量は累積CO₂排出原単位を用いて計算した。

本システムの建設および運用に際して発生するCO₂排出には下記がある。

①設備の建設に由来するCO₂排出

設備構成基礎物質の製造および加工によって発生する累積CO₂排出

②設備の運用に由来するCO₂排出

設備運用時に消費する電力、燃料、その他のユーティリティ、薬液類などの製造および消費に係わるCO₂排出

以下、それぞれについて詳述する。

a. 設備の建設に由来するCO₂排出

設備の建設に由来するCO₂排出量は、表5-3-3-1と表5-3-3-2に示す基礎物質の累積CO₂排出原単位を用い、設備の耐用年数、残存価値を考慮した下式によって計算した。

$$Q_A = \sum \{ A_i W_i (1 - C_i / 100) / (1000 Y_i H) \}$$

ここで、

Q_A : 設備建設に由来するCO₂排出量(ton-CO₂/h)

A_i : 基礎物質の累積CO₂排出原単位(kg-CO₂/ton)

W_i : 設備を構成する基礎物質重量(ton)

C_i : 耐用年数後の残存価値の割合(%)

Y_i : 耐用年数(年)

H : 年間稼働時間(h/年)

なお、設備の年間稼働時間は8000h(333.3日/年)とした。

b. 設備の運用に由来するCO₂排出

設備の運用に由来するCO₂排出量は、設備運用時に消費する電力、燃料、その他ユーティリティ、薬液類に由来するCO₂排出量であり、下式によって計算した。

$$Q_B = \sum (A_i U_i) / 1000$$

ここで、

Q_B : 設備運用に由来するCO₂排出量(ton-CO₂/h)

A_i : 電力、基礎物質等の累積CO₂排出原単位(kg-CO₂/kWh、kg-CO₂/ton)

U_i : 電力、基礎物質等の消費量(kWh/h、ton/h)

なお、海外電力、L3Aガス、C重油に関する累積CO₂排出原単位の計算には次の値を用いた。蒸気については電力換算し、国内電力の累積CO₂排

表5-3-3-1 各種基礎物質および海外電力の累積CO₂排出原単位

基礎物質名	累積CO ₂ 排出原単位(kg-CO ₂ /t)			備 考
	比例	固定	総合	
1)金属材料				
①普通鋼材(炭素鋼)	1303	85	1388	高炉:電炉=1:1
高炉鋼	2167	100	2267	
電炉鋼	441	70	511	
②合金鋼(SUS 304)	6337	63	6400	フェロクロム+ニッケル鋼 電炉
③鋼(電気鋼)	3169	634	3803	
④真鍮	3412	340	3752	
⑤アルミ	8495	600	9095	インゴットは海外水力発電使用
⑥チタン	10224	1022	11246	水電解槽給電体材料
⑦ミッシュメタルNi-Al合金	14770	600	15370	MmNi _{4.5} Al _{0.5}
2)非金属材料				
①FRP	1456	146	1602	
②ポリプロピレン	1164	116	1280	吸収塔充填材
③PVC	1521	152	1673	
④テフロン	3403	340	3743	ライニング用
⑤合成樹脂ボード(メラミン)	1031	200	1231	
⑥ゴム(ブチルゴム)	2022	202	2224	ライニング用
⑦コンクリート(無筋)	136	4	140	流通は含まず
⑧木材	-1366	16	-1350	
⑨塗料(タール・エポキシ)	1190	119	1309	
(着色)	2009	20	2029	
⑩保温材 ケイ酸カルシウム	294	26	320	成形保温板または筒
⑪ パーライト	204	26	230	同上
⑫ ポリウレタンフォーム	3627	173	3800	同上
3)充填物・薬品等				
①アンスラサイト	215	15	230	RO前処理用
②ROエレメント	6542	30	6572	酢酸セルロース膜
③活性炭(やしがら)	-1366	56	-1310	CO ₂ 液化, 水電解前処理用
④陽イオン交換樹脂	1742	261	2003	
⑤陰イオン交換樹脂	2074	311	2385	
⑥合成ゼオライト	3092	30	3122	除湿用モレキュラーシーブ
⑦触媒	3402	340	3742	CuO/ZnO-Al ₂ O ₃ -ZrO ₂
⑧ナフィオン(電解膜)	10400	40	10440	Nafion-117
⑨ポリイミド樹脂(分離膜)	8451	40	8491	PI-PMBP 64 カルト型ポリマー
⑩MEA	5451	545	5996	
⑪還元剤(NaHSO ₃)	-238	48	-190	
⑫プロピレン	768	77	845	冷媒用
・太陽電池発電電力の累積CO ₂ 排出原単位は0.0489kg-CO ₂ /kWhとする				
・水力発電電力の累積CO ₂ 排出原単位は0.03kg-CO ₂ /kWhとする				

表5-3-3-2 各種基礎物質およびユーティリティの累積CO₂排出原単位

基礎物質名	原料供給		生産プロセス		製品流通		合 計	備 考
	比例	固定	比例	固定	比例	固定		
原油	28	3	-	-	81	4	116	
LPG	190	4	60	5	50	6	315	
ナフサ	111	7	115	10	35	2	280	
ガソリン	111	7	115	10	35	2	280	
灯油	111	7	115	10	35	2	280	
軽油	111	7	115	10	35	2	280	
未脱硫重油	111	7	115	10	35	2	280	
脱硫重油	111	7	200	30	35	2	365	
アスファルト	117	7	130	15	35	2	300	
硫黄	-	-	-	-	-	-	40	価格換算
LNG	0	3	611	26	1	9	650	
石炭	155	3	2				160	
電力(平均)	日本の石油, LNG, 石炭, 原子力, 水力の加重平均						0.518	kg-CO ₂ /kWh
普通鋼材	660	6	1600	20	13	1	2300	
高級鋼材	2286	-	510	14	14	1	2825	
アルミニウム新地金	5970	30	7920	30	20	1	13971	
銅地金								
ガラス							2800	
セメント用石灰石	3	1					4	
発電用石灰石	3	1			25	1	30	
セメント用粘土	3	1			25	1	30	
セメント用珪石	3	1			25	1	30	
酸化鉄	3	1			25	1	30	
石膏	3	1			25	1	30	
高炉スラグ	3	1			25	1	30	
フライアッシュ	3	1			25	1	30	
ポルトランドセメント								
高炉セメント								
粗骨材	3	1			25	1	30	
細骨材	3	1			25	1	30	
混和材	3	1			25	1	30	
鉄筋コンクリート	150	2			26	2	180	
アンモニア	196	0	2304	30	-	-	2530	ナフサ水蒸気改質
メタノール	-	3	180	20	98	2	303	天然ガス原料
水素	1622		10922	80	-	-	12640	ナフサ水蒸気改質
苛性ソーダ(48%)	15	1	421	8	53	2	500	
塩素	35	2	875	17	67	4	1000	
塩酸(35%)	577	1	3	8	31	3	623	
硫酸(98%)	15	1	109	12	31	3	171	
岩塩(NaCl)	100	2	-	-	-	-	102	
純水	0.0002		0.001		0.0		0.001	
有機凝集剤								
重合触媒								
炭酸マグネシウム								
バイオジャスターゼ								
リパーゼ		単価(¥/t)×0.002/1000として計算する						
メタケイ酸アルミン酸マグネシウム								
アルジオキサ								
ロートエクス								
メントール								
ステアリン酸マグネシウム								
重曹	100	2					102	
コーンスターチ	50	0	-1467		34	1	-1382	C 40wt% dry
脱脂大豆	50	0	-1650		34	1	-1565	C 40wt% dry
小麦	50	0	-1467		34	1	-1382	C 40wt% dry
麦芽	50	0	-1467		34	1	-1382	C 40wt% dry
ホップ	50	0	-1467		34	1	-1382	C 40wt% dry

出原単位を用いた。

・ 海外電力 (水力発電)	0.030	kg-CO ₂ /kWh
(太陽光)	0.0489	kg-CO ₂ /kWh
・ 13Aガス	2.057	kg-CO ₂ /Nm ³ ガス
・ C重油	3410	kg-CO ₂ /ton C重油

ここでは表5-3-3-3に示す12のケースについて、全体システムの累積CO₂排出量(建設、運用)を計算した。その結果を表5-3-3-4および図5-3-3-1に示す。

表5-3-3-3 検討ケース

ケース No.	CO ₂ 分離法	海外サイト	メタノール 純度(%)	水素製造 配置	水素貯蔵
1	膜	カナダ	99.9	集中	なし
2	膜	オーストラリア	99.9	集中	吸蔵合金
3	膜	オーストラリア	99.9	分散	吸蔵合金
4	化学吸収	カナダ	99.9	集中	なし
5	化学吸収	オーストラリア	99.9	集中	吸蔵合金
6	化学吸収	オーストラリア	99.9	分散	吸蔵合金
7	膜	カナダ	99.5	集中	なし
8	膜	オーストラリア	99.5	集中	吸蔵合金
9	膜	オーストラリア	99.5	分散	吸蔵合金
10	化学吸収	カナダ	99.5	集中	なし
11	化学吸収	オーストラリア	99.5	集中	吸蔵合金
12	化学吸収	オーストラリア	99.5	分散	吸蔵合金

表5-3-3-4から分かるように、設備建設に由来する累積CO₂排出量はいずれのケースにおいても全CO₂排出量の2.4%以下であり、CO₂排出のほとんどが運用に由来するものである。海外電力源による比較では、水力(海外サイトはカナダ)を用いた方が、また、CO₂分離法による比較では化学吸収法を用いた方が、CO₂排出量が若干小さくなっている。

本システムの各工程別累積CO₂排出量について計算したところ、設備建設による累積CO₂排出については、太陽光電力(海外サイトはオーストラリア)を用いる場合、水素製造(水素供給を含む)工程が全体の大部分を占め、たとえば、ケース11では約77%を占めることが分かった。また、運用による累積CO₂排出量については、累積CO₂排出原単位の大きな国内電力を用いるCO₂分離工程、CO₂液化工程および大量の電力を消費する水素製造工程が大きな割合を占め、たとえばケース11では、それぞれ33%、22%、39%を占めることが分かった。

(3) CO₂削減効果

本システムによるCO₂削減効果を判断するため、CO₂削減率による評価を行う。CO₂削減率(%)は、従来の石炭火力発電がメタノール発電で代替されるこ

表5-3-3-4 検討ケースと累積CO₂排出量

検討ケース No.	CO ₂ 排出量(ton-CO ₂ /h)			
	建設	(割合%)	運用	合計
1	2.75	0.8	352.96	355.70
2	9.53	2.2	416.98	426.52
3	9.90	2.3	417.80	427.70
4	2.64	0.8	337.69	340.33
5	9.43	2.3	401.73	411.15
6	9.80	2.4	402.54	412.33
7	2.75	0.8	347.48	350.22
8	9.53	2.3	408.05	417.58
9	9.90	2.4	408.87	418.77
10	2.64	0.8	332.22	334.86
11	9.43	2.3	392.79	402.22
12	9.80	2.4	393.61	403.40

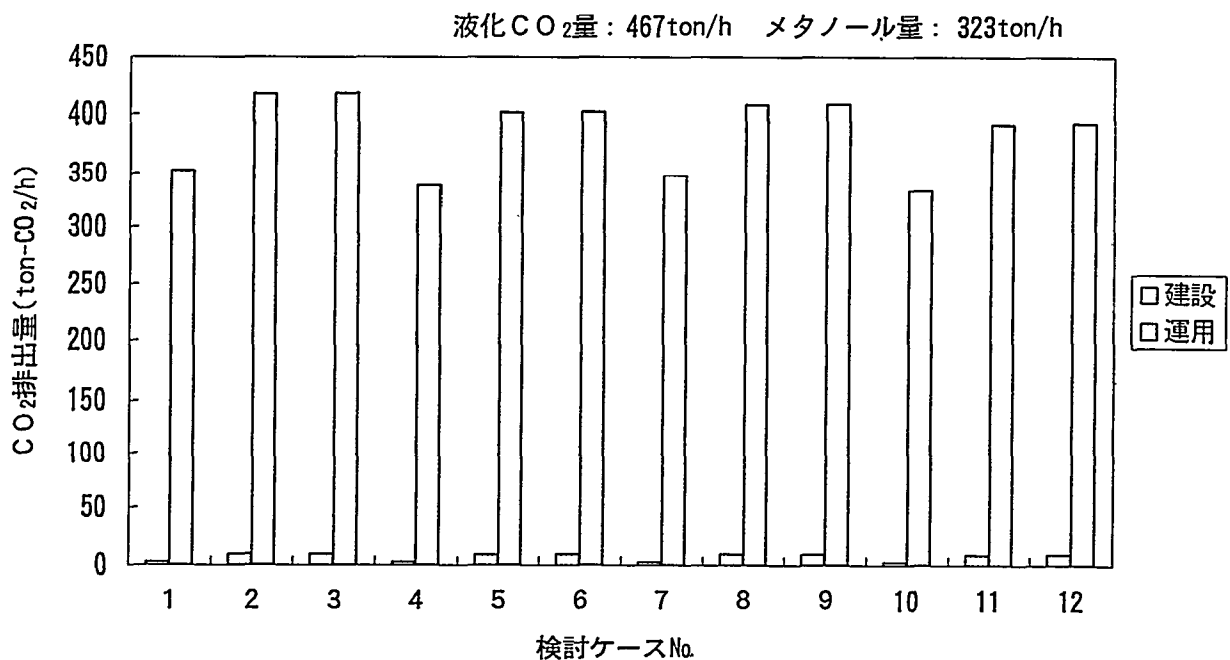


図5-3-3-1 全体システムからのCO₂排出量ケーススタディ結果

とによるCO₂削減量から、本システムを稼働させることにより新たに発生するCO₂排出量を差し引いた正味のCO₂削減量を、システムに投入されるCO₂量で除した値(下式)である。

$$\text{CO}_2\text{削減率}(\%) = \{(\text{メタノール発電により削減されるCO}_2\text{量}) - (\text{新たに発生するCO}_2\text{排出量})\} / (\text{システム投入CO}_2\text{量}) \times 100$$

システム投入CO₂量は778ton/h(100万kW石炭火力発電所排ガスCO₂量)、膜分離法、化学吸収法のCO₂回収率はそれぞれ60%、90%、メタノール製造量は323ton/hで一定として計算した(実際には化学吸収法のCO₂投入量は膜分離法の2/3でよい)。また、メタノール発電の発電効率は50%(HHV基準)とした。

図5-3-3-2に、検討ケース1～12におけるCO₂削減率を示す。図5-3-3-2から分かるように、CO₂削減率は76～88%であり、本システムの導入により100万kW級石炭火力発電所からの排ガスCO₂量の8～9割が削減されるという計算となった。また、海外電力として水力を用いると、太陽光を用いた場合に比べ約10%CO₂削減率が高くなる。しかしながら、海外水力の利用には限界があるため、太陽光の場合のCO₂削減率からCO₂削減効果を判断すべきであると考えられる。

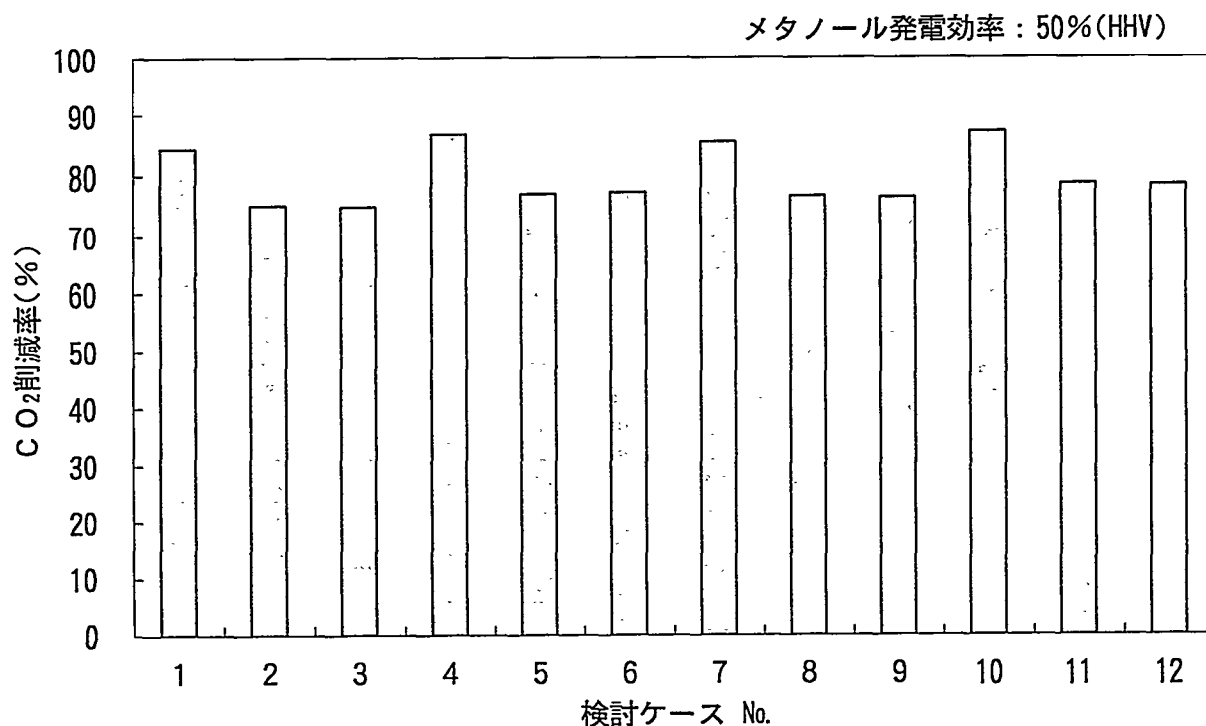


図5-3-3-2 全体システムCO₂削減率ケーススタディ結果

CO₂削減効果を判断する別の指標として、本システムで製造されたメタノールにより発電した電力の累積CO₂排出原単位がある。ここで、メタノール発電電力の累積CO₂排出原単位のうち、発電プロセス(固定)と送電(比例、固定)に係わる部分は、本システムを導入することによって発生するCO₂排出量から計算した。

表5-3-3-5に国内電力の各種発電方式による累積CO₂排出原単位を示し、また

図5-3-3-3に検討ケース1～12におけるメタノール発電電力の累積CO₂排出原単位を示す。

図5-3-3-3から分かるように、メタノール発電電力の累積CO₂排出原単位はケース10の場合に最も小さく(0.369kg-CO₂/kWh)、国内電力の加重平均値0.518kg-CO₂/kWh(表5-3-3-5)の約71%になる。

表5-3-3-5 電力の累積CO₂排出原単位

		原料供給		発電プロセス		送電		CO ₂ 固定分	合計
		比例	固定	比例	固定	比例	固定		
電力(平均)									0.518
石油火力	29.2%	0.096	0.003	0.690	0.006	0.033	0.002		0.832
LNG火力(2)	21.2%	0.109	0.007	0.504	0.009	0.033	0.002		0.661
石炭火力	9.5%	0.046	0.004	0.970	0.007	0.033	0.002		1.062
原子力	26.6%	0.026	0.010	0.001	0.017	0.033	0.002		0.089
水力	13.5%	0.000	0.020	0.001	0.023	0.033	0.002		0.079
メタノール火力	0%			0.436*	0.007	0.033	0.002	0.436*	

*メタノール発電効率:50%(HHV)

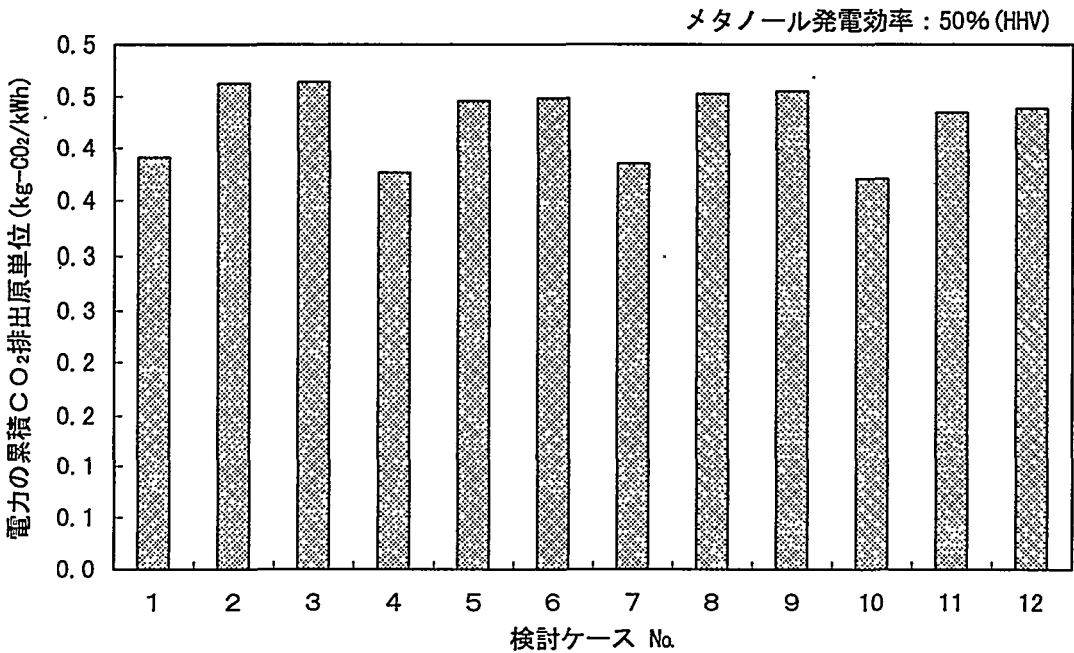


図5-3-3-3 全体システム電力累積CO₂排出原単位ケーススタディ結果

メタノール発電電力の累積CO₂排出原単位を用いれば、本システムの導入規模と国内全発電設備からのCO₂排出に対するCO₂削減効果との関係が容易に計算される。仮に、石炭火力発電の50%が本システムでのメタノール発電で代替された場合、国内の全発電に由来するCO₂排出量の5.6%が削減されることが分かる。

NEDOほかの報告書⁵⁾では、100万kW石炭火力発電所に現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムを導入するとして、CO₂分離設備、CO₂およびメ

タノール輸送船、メタノール合成設備、水素製造設備などの建設と運用に伴い発生するCO₂量が推算されている(図5-2-2)。それによれば、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムを導入した場合、導入しない場合に比べて、約36%のCO₂が削減できるという結果が得られている。

(5) 今後の課題

今回のCO₂削減効果の検討では、基礎物質、電力等の累積CO₂排出原単位がベースになっている。したがって、これらの値の精度が検討結果に与える影響は大きく、特に、システム運用に係わるユーティリティの累積CO₂排出原単位は精度を高める必要があると考えられる。

参考文献

- 1) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(財)地球環境産業技術研究機構・エネルギー・資源学会：平成4年度調査報告書 NEDO-GET-9210-2(自然エネルギーによるCO₂グローバルリサイクルシステムの可能性調査)，平成5年3月
- 2) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(財)地球環境産業技術研究機構：平成7年度調査報告書 NEDO-GET 9527(「地球再生計画」の実施計画 作成に関する調査事業)，平成8年3月
- 3) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(社)化学工学会：平成3年度調査報告書 NEDO-ITE-9101(化学関連産業分野におけるCO₂対策技術評価法の調査)，平成4年3月
- 4) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(社)化学工学会：平成4年度調査報告書 NEDO-GET-9201(化学関連産業分野におけるCO₂対策技術評価法の調査(Ⅱ))，平成5年3月
- 5) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(財)地球環境産業技術研究機構：平成8年度調査報告書 NEDO-GET-9623(「地球再生計画」の実施計画作成に関する調査事業)，平成9年3月

5-4. 環境への影響・評価

5-4-1. はじめに

5-3節に記載したように、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムはエネルギー収支およびCO₂排出量の観点から、地球環境にやさしいものであることが分かった。本節では、エネルギーおよびCO₂以外の観点から、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムの環境への影響について定性的に述べる。ここでは、ライデン大学によるLCA環境影響評価で環境カテゴリーとして取り上げられている14の環境影響カテゴリー(非生物系資源の枯渇、生物系資源の枯渇、地球温暖化、オゾン層の破壊、人間毒性、生態系毒性、光化学オキシダント生成、酸性雨、富栄養化、排熱、臭気、騒音、生態系および景観の破壊、および事故)¹⁾のうち、非生物系資源の枯渇、地球温暖化、オゾン層の破壊および酸性雨の4つについて述べる。

5-4-2. 非生物系資源の枯渇

現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムでは、水力または太陽光エネルギーをメタノールの形に変え、このメタノールを石油、石炭などの非生物系資源の代わりに発電用燃料、自動車用燃料等として使用できる。

したがって、このシステムは、非生物系資源の消費削減に貢献し、非生物系資源の枯渇を抑制する効果を有する。

5-4-3. 地球温暖化

CO₂、メタン、亜酸化窒素などが地球温暖化に寄与すると言われている。CO₂排出量については、5-3節に記載したように、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムはCO₂排出量の削減に貢献するので、地球温暖化を抑制する効果を有する。メタン排出量については、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムにはメタン排出量を増加させる要因はなく、一方、化石燃料のメタノールによる代替によって化石燃料消費量を減少させ、化石燃料の採掘に係わるメタン排出量を減少させるという効果を有する。したがって、メタン排出量の観点からも、このシステムは地球温暖化を抑制する効果を有すると考えられる。また、亜酸化窒素排出量については、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムでCO₂の分離・回収のために、たとえばO₂/CO₂燃焼などが採用された場合、発電・CO₂分離回収部門から排出される亜酸化窒素の量は減少することになるだろう。しかし、NEDOほかの報告書²⁾によれば、CO₂やメタノール輸送船から排出されるNO_xのため、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システム全体としては亜酸化窒素排出量は増加すると考えられる。

総合的には、現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムは、CO₂排出量削減効果が勝って、地球温暖化を抑制する効果があると考えられる。

5-4-4. オゾン層の破壊

オゾン層の破壊はフロンによってもたらされると言われている。ここで検討中の現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムはフロン排出量の増減には無関係であると考えられるので、このシステムはオゾン層の破壊に対していかなる効果もないと言える。

5-4-5. 酸性雨

現状技術ベースのCO₂回収／メタノール生産システムにおいて、CO₂分離・回収法として、従来型発電プラントで化学吸収法が、また石炭の統合ガス化複合サイクル(IGCC)プラントで物理吸収法が採用される場合、発電・CO₂分離回収部門から排出されるSO_xなど酸性物質の量は減少すると考えられる。しかし、NEDOほかの報告²⁾によれば、CO₂やメタノール輸送船から排出されるNO_xやSO_xのために、システム全体としてはこれら酸性物質の排出量は増加すると考えられる。

したがって、このシステムは酸性雨に対して正の効果を有すると言える。

5-4-6. おわりに

ここで議論した4つの環境影響カテゴリー、すなわち非生物系資源の枯渇、地球温暖化、オゾン層の破壊および酸性雨のうち、非生物系資源の枯渇と地球温暖化に対しては、現状技術ベースのCO₂回収/メタノール生産システムはこれらを抑制する効果を有し、オゾン層の破壊に対しては効果がなく、酸性雨に対しては正の効果を有すると考えられる。

参考文献

- 1) Heijungs, R., J. B. Guinee, G. Huppes, R. M. Lankreijer, H. A. Udo de Haes, A. Sleeswijk, A. M. M. Ansems, P. G. Eggels, R. van Duin, H. P. de Goede: Environmental Life Cycle Assessment of Products. Guide and Backgrounds October 1992. CML, Leiden University, Leiden, The Netherlands (1992)
- 2) 新エネルギー・産業技術総合開発機構・(財)エネルギー総合工学研究所:
平成7年度調査報告書 NEDO-ITE-9101 (地球環境から見た総合的化石燃料サイクル分析評価手法の調査(Ⅲ)), 平成8年3月

5-5. 技術的課題・問題

5-5-1. CO₂の接触水素化還元利用技術の特徴

R I T E型のCO₂の接触水素化還元利用は自然エネルギーシステムの1つとして位置付けられ、水素化による、代替化石燃料輸送システムである。この範疇に属する代表的なシステムと主な問題点を表5-5-1-1に示す¹⁾。

表5-5-1-1 水素化による有機燃料システム

代替化石燃料輸送システムの種類	エネルギー媒体	主な問題点
(1): CO ₂ メタノール系	CH ₃ OH	・合成にCO ₂ を必要とする(以下共通)
(2): ①CO ₂ メタン(合成天然ガス)	CH ₄	・合成物の輸送用低温タンカーを要す。
②ジメチルエーテル(代替LPG)	(CH ₃) ₂ O	・反応熱損失大
③合成ガソリン系	(CH ₂) _n	・メタノールよりエネルギー収率が低い。

注) 表中、(2)に属するものは、総てCO₂を原料とする場合での比較である。また、②、③はメタノールを経由して合成されるものを指す。

このシステムに於ける共通した問題点は、いずれのシステムも合成用のCO₂を必要とする点で、火力発電所等から排出されるCO₂を利用する場合には、分離、精製および液化・輸送の工程が必要となり、合成場所とCO₂の所在地の距離の程度により、経済性が大きく左右される。

表中のCO₂メタノール以外については、合成天然ガス、代替LPGを意図したものであるが、これら合成ガス及び液体燃料への移行は、何れもこれら天然資源との競合或いは比較評価される事は避けられず、天然資源の価格上昇と課税等の政策の中で漸次、具体化が可能となるものと考えられる。

CO₂メタノール系において、メタノールの長距離大量輸送は、現有技術で対応可能である点、利点があるが、合成原料としてのCO₂と水素、特に水素の供給負担が製造コストに決定的な影響を与える事が問題となる。

5-5-2. メタノール利用システムの選択と展望

来世紀のエネルギー需要予測については、条件設定により多くの可能性が考えられる。これらの予測では、モデルによりエネルギーの需要予測を行っているが、石油枯渇後の或る期間、天然ガス、石炭、代替エネルギーおよび自然エネルギーが主要なエネルギー源として、併用して利用されると予測する見方が数多くある²⁾³⁾。また、BAU(Business As Usual)ケースのCO₂排出量に対し、CO₂削減のための各種対策の寄与を予測した研究でも同様の見方である⁴⁾。これらの予測の意味するところは、資源的に最も豊富に存在し、利用技術に於て習熟し、かつ社会的にも経済的にも受け入れ易いエネルギー資源が広範囲に利用される可能性が高い事を示している。

これは、具体的には、化石燃料では石炭、天然ガスが上述の条件に沿うため、容易に受け入れられて利用されるほか、自然エネルギー等由来の電力から発生さ

せた H_2 を原料として合成されたメタノールが、化石燃料と併用されて大量に利用される可能性の極めて高いことを示唆する。特に、資源的に偏在せず、最も豊富に存在する石炭の利用は現在に於ても積極的に研究されており、今後、電力需要の伸びに対応し、石炭の有効利用の1つとして、高効率のIGCC（Integrated Gasification Combined Cycle）による発電設備が多数、建設される可能性は高いものと予想される。このような石炭利用の方向性に対し、排出 CO_2 の有効な利用を考える必要があり、ここで大量の CO_2 をメタノール化する経済的な方法が望まれる。これに対応する方法としては、 CO_2 を多く含む天然ガス田からのガスによるメタノール合成や石炭と天然ガスを用いるハイブリッドメタノールシステムによる方法も考えられる⁵⁾。そして、これらのシステムの選択は、資源の枯渇の進行と社会的経済的条件や制約により定まるものと考えられる。

このような化石資源／メタノール利用の展望を図5-5-2-1に示す⁶⁾。

5-5-3. 今後の課題および問題

(1) CO_2 グローバルリサイクルシステムを導入するための外的要因

一方的に増加傾向にあるエネルギー需要を考えれば、化石燃料は急速に枯渇時期に近づきつつあると言えるであろう。一方、殆んど全ての再生エネルギーは、現状では単純にこれらの製造原価で化石燃料と比較され、価格競争力が低いと言われている場合が多い。これは、次の点を考慮に入れていない事によるもので、これらを早急に価格の上に反映する必要があると思われる。

a. 化石燃料利用の制約

b. 化石資源の枯渇

具体的には、a については、炭素税等の導入であり、b については代替エネルギーや自然エネルギー利用による新しいエネルギー経済システムの移行に必要な社会的基盤を確立する事である。

従って、 CO_2 グローバルリサイクルシステムの導入を促進するために化石燃料の高騰、枯渇と炭素税の導入等の外的要因を必要とする。

(2) 合成化学製品に対する基礎原料としての期待

現在、日本に於けるメタノール需要は、その殆んど総てを海外からの輸入に依存していると言ってよい。

1995年に於ける日本のメタノールの供給量は、年間約200万トである⁷⁾。現在、RITEで研究中の CO_2 グローバルリサイクルシステムは100万kWの石炭火力発電所から排出される CO_2 の60%の回収を目標とした計画であるが、この計画で生産されるメタノールは、約260万ト／年に達し、これは、国内の全供給量を遙かに上回る事になる。したがって、現在の化学工業体系の中で、 CO_2 の削減に応える大量のメタノール需要を期待することはできない。

(3) 合成燃料

合成燃料としては、メタノール、合成メタン、ジメチルエーテル或いは合成ガソリン等が考えられるがメタノールが最も多く利用される可能性が高いと思われる。

代替としての合成燃料は次の分野に利用され、時期的には2025年±10年頃からの導入^{8,9,10)}になるものと予想される。

a. 車輦分野

b. 大量需要が考えられる発電分野での利用（燃焼熱利用による発電は経済性の点で問題であるが将来的には燃料電池発電用に期待）

(4) CO₂メタノールの課題

5-3節でも述べたように、如何に安価な水素製造用自然エネルギーを入手するかにかかっている。

参考文献

- 1)井上ら,「GREENモデルによる水素導入解析」特3-4, p295-300, 第13回エネルギーシステム経済コンファレンス(1997)。
- 2)高橋浩一郎、岡本和人, 21世紀の地球環境(気候と生物圏の未来)、NHKブックス525 日本放送出版協会, p79-86.
- 3)横山長之, 地球環境シミュレーション, (株)白亜書房, p229-241
- 4)新エネルギー・産業技術総合開発機構、(財)地球環境産業技術研究機構、「地球再生計画」の実施計画作成に関する調査事業、平成8年度報告書(1997年3月)、P61
- 5)新エネルギー・産業技術総合開発機構、(財)地球環境産業技術研究機構、「地球再生計画」の実施計画作成に関する調査事業、平成8年度報告書(1997年3月), p166-167.
- 6)吉田邦夫, 第15回エネルギー総合工学シンポジウム資料予稿集, (1997), p25-26.
- 7)化学工業年鑑, 化学工業日報社, 1996, p215.
- 8)内山:「私たちのエネルギー」, p24, 培風館, (1997).
- 9)エネルギー・資源学会:「エネルギー・資源ハンドブック」, 藤田ら: p97, 深海: p552, オーム社.
- 10)日本気象協会, 二酸化炭素排出に関する総合調査報告書, p102-141.

第6章 CO₂生物学的固定化システム

6-1. 概要・特徴

6-1-1. はじめに

原始地球ではその大気組成の97%が二酸化炭素であった。この二酸化炭素が減少し、現在のような空気の組成になるのに重要な働きを担ったのは、酸素発生型光合成をする生物である。約27億年前にこの酸素発生型光合成を行う藍藻（藍色細菌）が出現し、酸素の蓄積とともに二酸化炭素の減少が始まった¹⁾。現在においては、樹木などの植物や海洋の微生物などの光合成により年間炭素換算で約1,000億トンもの二酸化炭素が固定化され、環境に負荷をかけることなく循環している。（図6-1-1-1）

今日問題となっている地球温暖化現象は、人間による過度な温室効果ガスの排出が原因となっており、これらの温室効果ガスのうちでも最も大きな原因の1つが二酸化炭素である。そして、この二酸化炭素の多くは化石燃料の燃焼によってもたらされており、大気中の二酸化炭素を減少させるための対策が早急に求められている。この二酸化炭素を光合成によって、人工的にさらに効率よく生物体中に固定させる技術が生物的CO₂固定化システムである。

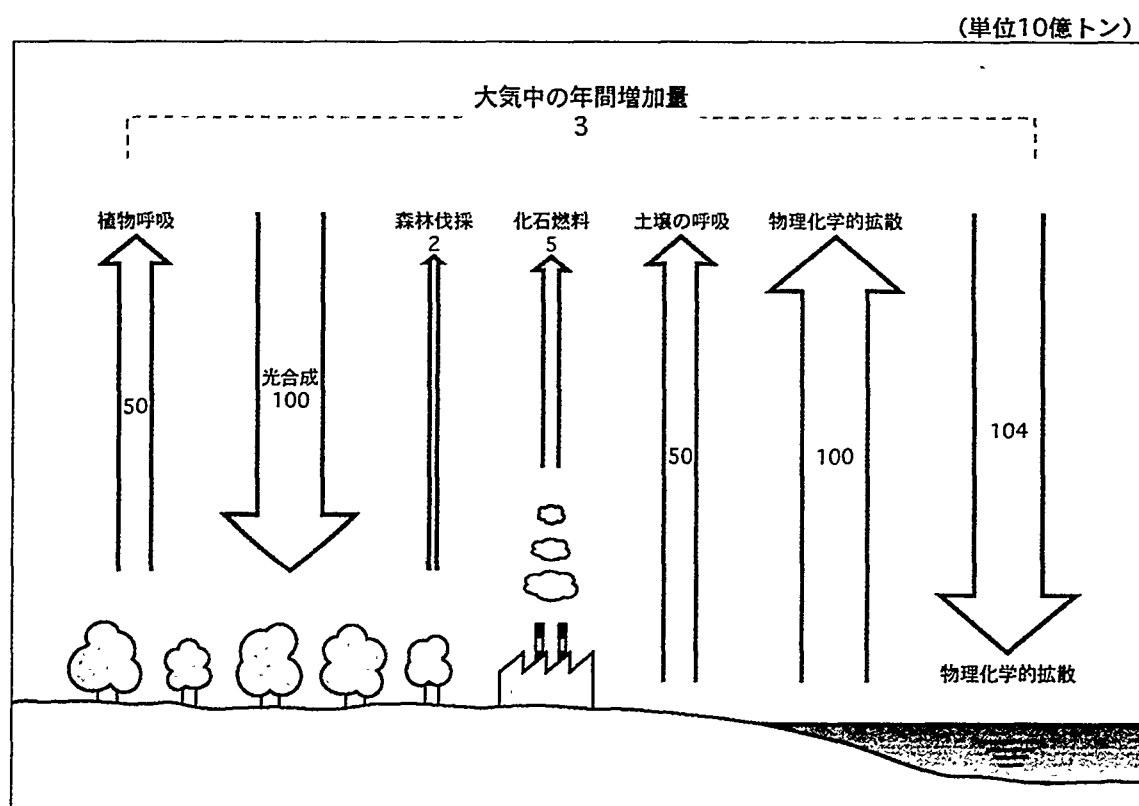
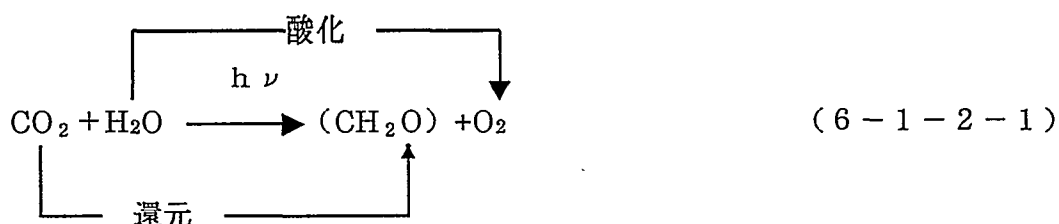


図6-1-1-1 年間の炭素排出・吸収量²⁾

6-1-2. 生物的CO₂固定の原理

まず、生物的CO₂固定化システムの原理ともなっている光合成について簡単に説明する。光合成とは、太陽光エネルギーを生物体内で利用できるATPなどの生化学的エネルギーに変換して取り込み、そのエネルギーを用いることによって主としてH₂Oから電子を奪い、大気中から取り込んだ二酸化炭素を還元して、糖・炭化水素などの有機物を作り出す過程のことである。光合成の一般的な反応は式6-1-2-1で表される³⁾。



太陽エネルギーを受取るためには、クロロフィルなどの光合成色素が必要で、この色素を持った生物が光合成を行うことができる。光合成生物には森林、穀物などの陸上植生から、淡水・海水性の藻類、光合成細菌などさまざまな種類がある。

光合成によって二酸化炭素を固定化させるという方策を考える際に、1つ注意しなければならないことは、自然の状態では、陸上植生は地球全体として二酸化炭素のシンクでもなければソースでもないということである。つまり、毎年生産される有機物量と毎年枯れて倒れていく量はほぼ一定、毎年つくられる葉の量・落ちる量と、地表に堆積する量・分解され消えていく量は一定、平衡を保っているということである⁴⁾。これは、地球が持続的に安定な状態を保つことができていた産業革命以前の平衡状態を考えれば、至って当然のことである。しかし、今日の人為的に排出された過剰の二酸化炭素を早急に固定させるためには、何らかの人為的な介入が必要であるということも意味する。すなわち、生産された樹木や藻体などの有機物を腐る前に取り出し、それらをできるだけ長く腐らせずに有効に利用しなければならない。その方法として考えられるのが、樹木であれば木炭に加工したり、木材建築として利用したりすることである。また、水生種である藻類なら、食品や燃料などに加工することができる。

さらに、二酸化炭素を固定させるだけでなく、生成されたバイオマスを用いて新たな有用物質を製造するシステムと組み合わせて、生産された有用物質で化石燃料由来の物質を代替し、その消費を遅らせると同時にそれらを売却することにより、二酸化炭素固定のためのコスト削減が期待できる。今回検討したシステムでは、100万kW LNG火力発電所から排出される排ガス中の二酸化炭素を微細藻類を用いて固定することを想定した。

6-2. 微細藻類によるCO₂固定化システム

6-2-1. システムの概要

今回想定している排出源は100万kW LNG火力発電所である。光合成の主な原料の1つであるCO₂はある程度の濃度までは、高いほど増殖速度が速い。大気中のCO₂レベル(0.03%)はそのような高い微細藻類の生産性を維持するのには十分でなく、高濃度なCO₂を供給する必要がある。化石燃料火力発電所の排ガスは微細藻類にとって適度なCO₂濃度(10~12%)をもつため、CO₂供給源としてふさわしいと考えられる。そこで、今回は集光型バイオリアクタを火力発電所とオンサイトに設置することを想定した。また、CO₂排ガスの温度を100℃程度から生物の増殖に適した温度25~30℃くらいにまで下げる必要がある。排ガスCO₂を排出源から直接固定する場合には、取り扱いの容易さなどから藻類や細菌を用いるのが良いと考えられる。藻類は一般的にも陸上植物に比べてCO₂固定能力が数倍高いが、自然界での光合成の太陽光エネルギー利用効率は1~2%と極めて低く、RITEではさらに人工的に効率を上げるために、目標値に向けて次のようなさまざまな方向から研究がなされている。

(RITEのテーマ目標値):
50g-CO₂/m²・日(10時間照射)(集光面積当たりの二酸化炭素固定量)

- (1)高濃度CO₂耐性、高温耐性を持ち、かつ高効率光合成を行う細菌・微細藻類の探索。
- (2)最適培養条件の選定
光強度、温度、CO₂濃度、無機塩類(培地)など
- (3)分子・細胞生物学的手段による、人為的改良技術の検討。
有用形質(高効率CO₂固定能、有用物質生産など)を付与するための遺伝子組み換え等の技術の確立をめざした基礎的研究。二酸化炭素固定化反応に関与する酵素・蛋白質群の、遺伝子/蛋白質レベルでの機能、構造解析など。
- (3) 高密度・大量培養技術の開発
平成8年度までに、200L規模の内部照射型リアクタシステム化試験装置が製作されエンジニアリングデータを取得している段階である。

RITEではこれまでに、微細藻類のうち高濃度CO₂でも高い増殖率を示す高効率CO₂固定株をいくつか得ている。そのうちの1つであるクロレラUK001株は森林に比べて約10倍もの増殖速度を示している。また、大量に培養する場合には特に、太陽光を効率よく藻類に当てる必要があるため、内部照射型のリアクタの検討が進められている。

6-2-2. システムの構成

生物的CO₂固定化システムのおおまかな構成は図6-2-2-1のようになっている。以下、各系においてシステムの構成およびこれまでになされてきた研究状況についてまとめる。

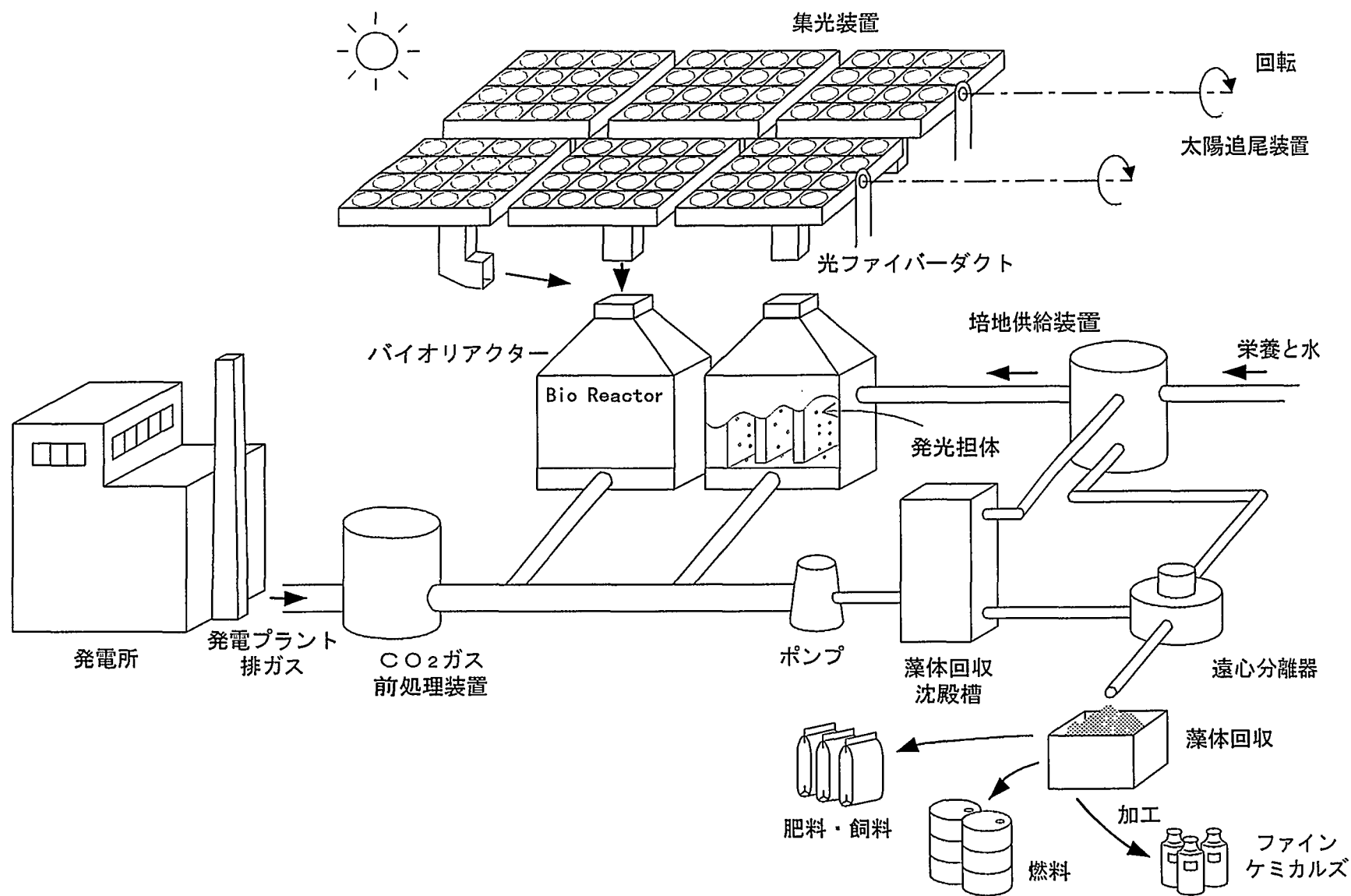


図 6 - 2 - 2 - 1 集光型バイオリアクタ CO₂ 固定化システムの概念図

【太陽光】

(a)光合成有効成分

光合成生物の単位光合器官には2種の光化学系P S I とP S IIがあり、P S I は680～700nmの遠赤外光でP S IIは650nmの光で活性化される³⁾。

(b)その他の太陽光成分

光合成に利用される波長領域以外の太陽光成分には赤外線と紫外線がある。これらを有効に利用しようという試みがこれまでにいくつかなされてきた。

赤外線

赤外線は、太陽光エネルギーの半分以上を占めており、これを有効に利用する研究がおこなわれている。具体的には、太陽電池によって電力変換し、太陽の追尾等に必要な電力をまかなうのに利用したり、赤外線波長領域の光で光合成する光合成細菌を利用するシステムなどが検討されている⁵⁾。

紫外線

波長変換フィルタを用いて、紫外線を光合成に有効な波長光に変換させることが考案されているが、これまでのところフィルターの吸収による光強度低下のため、かえって藻の増殖速度が低下する結果となっている。また、紫外線の殺菌効果を利用して培地を殺菌することも試みられており、殺菌効果は確かめられているものの完全ではない。これは殺菌効果の最も強い波長254nmの紫外線強度が低いためであると考えられている⁶⁾。

【集光・伝送システム】⁷⁾

開放型の培養槽では、表面での強光阻害や底部での光強度減衰など、リアクタ内の光強度分布が大きく、太陽光エネルギー利用効率がきわめて低い。そこで、RITEでは太陽光を集光ミラーによって集光・伝送し、培養槽内において内部照射させることにより、培養液中の微細藻類にまんべんなく光を分け与えることができる集光・内部照射型リアクタを考案している。このように、集光・伝送するシステムは光合成反応に必要なエネルギーを供給する重要な部分であり、利用できるエネルギーを増やすために集光システム効率の向上をめざして開発が進められている。すでに目標値には達成しているが、システムの効率が限界に近づくと、効率の向上に対してコストが大きく増大することになる。これまでは効率に最重点をおいて研究されてきたが、今後は経済性も考慮に入れたシステムを検討していく必要があるだろう。以下、集光・伝送システムの各部について説明する。

(a)集光装置

集光装置は太陽光を集光し、光ファイバーへ伝える機能を備えており、集光部、駆動部、制御部の3要素で構成される。

集光部

集光部は、凹面鏡により太陽光を集光しエネルギー密度を高めて、光ファイバーでの伝送に適した状態に変換する。凹面鏡表面の選択透過膜で太陽光の可

視光と赤外線とを分離し、可視光は反射、集光され光ファイバーへ送り込まれるシステムも検討している。

駆動部

駆動部は集光装置内部の凹面鏡の光軸が、常に太陽の方向を向くように集光部を動作させる。言い換えれば、直達光と光軸とが一致するように駆動させることが重要である。なぜならば凹面鏡で集光できるのは太陽光のうちの直達光だけだからである。

制御部

制御部は、太陽を追尾するセンサーと制御回路により駆動部へ信号を伝達する。晴天の時にはセンサーの信号をもとに太陽を追尾し、それ以外のときには太陽の軌道を計算し、太陽が存在するはずの方向へ集光部を指向させる。

ところで、集光装置は集光システムの費用の相当部分を占めており、コストダウンさせるための検討がなされている。すなわち、効率をあげることを目的として、これまでは、パイレックスのガラス板を切削した切削ミラーが用いられてきたが、1枚ずつ加工するために価格が割高になっているので、大量にミラーを製造できる製造工程として、ガラス板を熱で成形する工程も検討されている。この成形ミラーは切削ミラーに対する相対効率で（切削ミラーの効率を100%として）80~84%となるが、コストは切削ミラーの1/10以下になると見積もられている。実際にシステムを導入する場合には、コストという現実的な問題が大きい。大幅なコスト削減につながればある程度の効率低下があっても、システムの普及のしやすさなどトータルで考えたとき、むしろこちらの方が有利であるかもしれない。さらに、ミラーの形状の熱加工による歪みを検討することにより、効率を切削ミラーに近づけることができる可能性があり、今後の進展が期待される。

(b)伝送用光ファイバー

集光装置で集光された太陽光をリアクタに効率よく伝送する機能を有し、主として石英を材質とする。石英は広い波長領域で良質な透過性能をもつ材料であるが、高価でもある。石英ガラスには製造法により大きく分けて、天然融解石英と合成石英の2種類があり、不純物の含有率に大きな差がみられる。コスト面からの検討として、価格の安価な天然融解石英ガラスの透過特性を評価し、合成石英ガラスとの比較を行った結果、長さ50mの光ファイバーを使用した場合、天然石英を使用すれば効率は約20%低下するものの、光ファイバーの費用のうち原材料費は70%の大幅なコストダウンが可能であると期待されている。

システムの検討に当たっては、光ファイバーは一般に、伝送長が長くなるにつれて効率が低下するため、光ファイバー長が50m程度以下になるように構成した集光・伝送装置、10m³規模のリアクタなどからなるユニットプラントを、固定量に応じて必要な数だけユニットを適宜並べるシステムを想定している。このユニットの構想は、分散利用への可能性を持つものである⁸⁾。

【排ガス前処理システム】

(a)排ガス浄化⁹⁾

大規模固定排出源の排ガス中に含まれるCO₂を微細藻類の光合成によって固定する場合、排ガスの性状がまず問題となる。排ガスの成分はN₂、CO₂、O₂、H₂Oでその大部分を占めている。LNG火力発電所に関していえば、SO_xは無視できるが、微量に含まれるNO_xなどの酸性物質や、ばいじん中に含まれる重金属、未燃の炭化水素などさまざまな物質が混入している。藻類の増殖に対しては酸性物質による培養系pHの低下、重金属や炭化水素による増殖阻害が考えられる。また、藻類の増殖速度に影響しない場合でも、重金属などの藻類細胞表面への吸着や細胞内部への取り込みにより、これらの物質が光合成生成物に混入あるいは蓄積し、後工程での有用物質の抽出操作を困難にしたり、バイオマスの有効利用の妨げとなったりすることが考えられる。したがって、排ガスを浄化するシステムが必要である。ただ、もともと排ガス浄化システムの研究は石炭燃焼排ガスを対象として始まったものであるが、今回想定しているLNG火力発電所の場合、燃料の組成から考えても重金属が混入する可能性は低いと考えられている。また、実際にLNG排ガス（LNGガスバーナー燃焼排ガス 表6-2-2-1）をそのまま吹き込んだ場合の増殖速度に対する影響を調べる実験がすでに行われているが、使用した藻類のうちスピルリナは増殖阻害がみられたが、クロレラの場合は空気を通気した場合よりも成長が早く、成長量も多い結果となっている。

表6-2-2-1 LNG排ガスの組成分析結果¹⁰⁾

ガス成分	H ₂	O ₂	N ₂	CO ₂	CO	NO _x *	SO _x
割合	2.2%	0.5%	84.8%	10.5%	2.0%	55 ppm	0.5 ppm以下

*：NO₂ + NOであることを示す。

(b)排ガス冷却

LNG火力発電所から排出される排ガスの温度は約100℃であるから、生物にとって増殖するのに適した温度にまで下げる必要がある。排ガスを冷却するには、例えば冷却水によって冷却し、温められた冷却水は再び空気によって冷却することなどが考えられている。

【培養系】

(a)藻類

RITEでこれまでに得られた有力な高効率CO₂固定株に、緑藻クロレラ；UK001株と炭化水素を生産するボツリオコッカス；SI-30株がある。

(b)培養条件¹¹⁾¹²⁾

①温度

上記のとおりLNG火力発電所から排出される排ガスの温度約100℃から、生物が増殖するのに適した温度にまで下げる必要がある。排ガスを冷却するために

は動力を要するため、できるだけ下げ幅を小さくする、つまり高温でよく増殖する藻類を使用するのが望まれる。クロレラ；UK001株の場合、最適温度は30℃、ボツリオコッカス；SI-30株の場合は約25℃である。

②CO₂濃度

CO₂は、光合成の主反応成分の1つであるから、CO₂濃度がある程度以下においてはCO₂濃度が高くなるにつれて光合成生物の増殖速度が増加していく。それ以上になってくると逆にCO₂による増殖阻害が起こってくる。クロレラ；UK001株の場合はCO₂濃度が5～10%の間で増殖速度がほぼ一定である。ボツリオコッカス；SI-30株についても最適CO₂濃度は5～15%にあり、20%濃度でも増殖量の低下は少なく、CO₂濃度耐性が大きいといえる。LNG火力発電所排ガスのCO₂濃度は約10～12%程度であり、濃度的にはそのまま通気してもよいと考えられている。

③光強度

一般に光合成生物にとって、光合成するために最低限必要な光強度というものが存在し、これを光補償点という。それを過ぎると、光強度が大きくなるにつれてCO₂固定化速度が増大していく。そして、光強度がある強度以上に強くなると、今度は逆にCO₂固定化速度が低下してくる。これを強光阻害といい、強光により細胞内に活性O₂が生成するためだとも言われている。例えば、RITEの高効率CO₂固定藻類の標準株であるクロレラ；UK001株では、光補償点が8μE/m²・sであり、光強度が320μE/m²・sまでは光の強度の増加に伴いCO₂固定化速度は増大し、光強度320～580μE/m²・sの範囲でCO₂固定化速度は最大になる。それ以上大きくなるとCO₂固定化速度は低下する。

天候と光強度の簡単な目安を表6-2-2-2に示す¹³⁾。

表6-2-2-2 時間、天候別の光強度の目安

	小雨	薄曇り	朝	正午	夕方
光強度μE/m ² ・s	80	150	250	1000以上	325

上表で見ると、正午付近では、1000μE/m²・sを上まわり、強光阻害が起こるほど強光である一方で、このように強い光を照射しても、培養液中では、数センチの深さでも光は吸収されて光強度が相当減衰し、底部ではほとんど光強度0になってしまう。このようなことから、屋外に培養槽を設置した場合、培養槽表面と底部での光強度分布がきわめて大きく、太陽エネルギー利用効率が低くなってしまうので、太陽エネルギーを効率的に利用するという点から言えば、集光装置で集めた太陽光をリアクタ内部の藻に均等に分け与える集光型内部照射リアクタの方が、直接太陽光を照射するタイプよりも有利であることがわかる。

注) [μE/m²・s]：光合成有効光量子束密度：単位面積、単位時間あたりに、光合成に有効な波長領域（400～700nm）にある光強度の単位

④pH

ボツリオコッカス；SI-30株はpH 5 が最適である。SI-30株は酸性条件での培養が可能なので雑菌汚染に対して有利であると予想される。

(c)リアクタ

藻類や細菌を培養するためのリアクタにはさまざまな種類があるが、RITEでこれまでに開発を行ってきた中で、有力な候補はいくつかにしばられてきており、その中の1つである集光型リアクタは、集光装置で集められ、光ファイバーを通じて伝送されてきた太陽光を、リアクタ内部に設置した発光担体によって内部照射するタイプであり、次のような長所がある。

①培養条件のコントロールが容易

屋外に培養層を設置した場合、夏には培養液の蒸発による藻体の濃縮や強光阻害などが起こる一方で、冬には温度が低下し、増殖速度が低下するか、あるいは培養液が凍結して死滅することもある。また、雨天時には藻濃度が薄まるなど、天候によっても左右される。その点集光型リアクタの場合は、集光部で太陽光が集められ、光ファイバーを通じて伝送されてくるので、リアクタ本体を室内に設置することができ、そのため自然条件によって影響を受けることが少なく、培養条件をコントロールすることが容易である。したがって、例えば砂漠などの一般的な生物にとっては劣悪な環境と思われる地域に設置することも可能である。

②光強度が均一

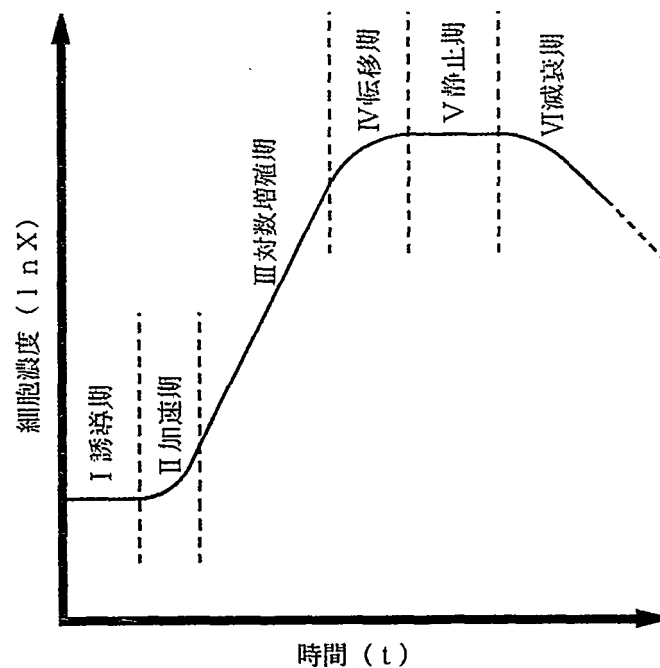
池のような一方向から太陽光が当たる培養槽の場合、表面と底部との間の光強度分布が大きい。表面では光強度が強すぎて増殖阻害が起きてくる一方で、数センチの深さでも光は急激に弱まり、光強度がほとんどゼロに近い状態になり得る。これでは、太陽エネルギー利用効率が極めて低くなってしまう。一方、集光・内部照射型リアクタでは、発光担体によって太陽光をリアクタ内の藻類にまんべんなく、均一に光を分け与えることができるので、強光阻害も起こらず有効に太陽エネルギーを利用することができる。

③設置場所のレイアウトの自由度が大きい

上述のとおり、受光部と培養槽は分かれているので、リアクタを室内や地下など設置場所を必要に応じて自由に選ぶことができる。

(d)培養操作¹⁴⁾

培養操作には大別すると、微生物と基質をリアクタにあらかじめ一度に仕込んで反応を開始させ、ある時間経過後、反応系全体を取り出す回分操作と、リアクタに培地を連続的に供給しながら一方で生成物を連続的に取り出す連続操作がある。細胞を回分培養すると図 6-2-2-2 のような増殖曲線を描く¹⁵⁾。



- I. 誘導期 : 細胞の新しい環境への適応期
- II. 加速期 : 細胞内の準備が終わり急速に増殖が始まる。
- III. 対数増殖期 : 細胞が最も盛んに分裂し、その生理活性が強い。
- IV. 転移期 : 増殖に伴い必須栄養基質の不足、阻害物質の蓄積、酸素供給の不足、細胞濃度の増大に伴う光の供給不足などにより増殖速度が低下する。
- V. 静止期 : 細胞の増殖速度は0であるが、細胞は活発に代謝を続けている。
- VI. 減衰期 : 細胞が死滅する。

図 6 - 2 - 2 - 2 回分培養をおこなった場合の細胞濃度変化

微細藻類を培養するのにあたっては、対数増殖期における最大増殖速度を維持するのが理想的である。そのためには、培地を連続的に供給しながら一方で生成物を連続的に取り出し、一定の藻濃度、栄養分を維持する連続培養で培養しなければならない。この連続培養法によって、理論的には無限に培養を続けることが

可能であるが、実際には雑菌汚染や変異株の出現および流量制御の困難さがあり、工業的規模で実施されているプロセスは少ないというのが現状である。特に、生物的CO₂固定化システムの場合、時間、天候などによって太陽光の光強度が変化し、それに伴って増殖速度が変化するから、連続培養を行う際には、藻体濃度を一定に保つような微妙な制御が必要になる。

(e)通気攪拌システム

200Lシステム化試験装置においては通気ガスによる攪拌を兼用した通気攪拌方式を採用している。通気攪拌システムは、攪拌槽型のものと比較すると内部構造が簡単で、新たに攪拌動力を加える必要がない分だけ消費動力が少なくてすむ。その他、攪拌翼による細胞の損傷がないという長所もある¹⁶⁾。通気動力の点からは、気泡は槽内にできるだけ長く留まっている方がよく、そのため培養槽の高さは高い方がよい。しかし、一方でCO₂を培養槽に送り込むのに必要な動力は、送り込む深さが大きいとそれだけより大きな吹き込み圧をかけなければならないので、培養槽の深さには、CO₂滞留時間とCO₂通気動力との間で、藻類のCO₂固定化速度によって支配される最適値があるはずである。ただ、RITEでは、これまでに既に内部照射用発光担体（1.2m）が試作されており、リアクタの深さはこの程度になるものと思われる。

(f)固液分離

藻体を回収するのに、遠心分離器を使用する。リアクタから取り出した培養液・藻体混合物を沈殿槽へ導き、ここで上澄液と藻体濃縮液とに分離し、上澄液はバイオリアクタに再循環する。濃縮液は沈殿槽下部から抜き出し、遠心分離器に供給して藻体を分離・回収する。ボツリオコッカス；SI-30株では二酸化炭素の通気を止めると藻体が速やかに浮上し、回収が容易であるという有利な性質をもっている¹²⁾。

【培地供給系】

藻体と分離された培地は再びリサイクルされて、リアクタに供給される。

【有用物質生産】

微細藻類の構成成分や性質から想定される利用分野を示す¹⁷⁾。

(a)藻体の利用

①飼料・肥料¹⁸⁾

藻体を飼料・肥料として用いることにより、温室効果ガスを削減できる。通常、畜産飼料は畑でとれる大豆やトウモロコシを利用しており、畑には機械や動力のためかなりのエネルギーをつぎ込んでいる。さらに、生産性を上げるための窒素肥料は畑の中で一部分解して強力な温室効果ガスである亜酸化窒素ガス（N₂O）へと変わっていく。また、耕地には有機肥料として堆肥をまくが、この堆肥をつくる過程でやはり強力な温室効果ガスであるメタンが発生する。一方、

クロレラ等の微細藻類を用いた飼料の生産の場合にはこのような温室効果ガスを出す恐れはなく、藻体を飼料・肥料化することによる温暖化効果ガスの発生を削減する間接的効果が期待される。例えば、1トンC相当のクロレラ飼料の生産が5.4トンCのCO₂固定に相当する。また、微生物によるCO₂固定は、別の見方をすれば畑を必要としない農業であることから、耕地をつくるために森林を開拓しなくて済むという効果がある。森林は土壌中に有機物を蓄積した潜在的に良質の耕地ではあるが、一方ではCO₂を有機物の形で貯蔵する貯蔵庫となっている。森林の炭素の貯蔵庫としての大きさを成熟した熱帯雨林で地上部、地下部を併せて平均1ヘクタールあたり280トンCと仮定すると、飼料生産が1トンCあたり0.7ヘクタールと推定されるので、微生物による飼料生産は年間1トンCあたり0.7ヘクタールの森林を耕地化から守ることになり、約200トンCの炭素の貯蔵庫を守ることになる。

(b)成分の利用

①マスの用途

最近、バイオ技術や医学の進歩、食生活の向上により蛋白質では機能性蛋白質、脂質では老化防止の働きがあるといわれているDHAのような高級不飽和脂肪酸、炭水化物ではその医学的機能を利用した機能性食品や生分解プラスチックの原料となる高分子多糖類等の要求が高まってきている。そして、これらを自然界に求める傾向があり、微細藻類もその原料の一つとなっている。

②ファイン的用途

藻体には脂肪酸、EPA、 β -カロチンなど医学的にも栄養学的にも有用な成分が含まれている。これらを抽出し、高負荷価値である健康食品や医薬品などの原料として利用できる。

(d)機能の利用

①燃料

ボツリオコッカスは炭化水素を生産する微細藻類であり、炭化水素含有量が高く、C重油に匹敵する発熱量がある。C重油に比べて、窒素分は約3分の1、硫黄分は約500分の1と少なく、酸性雨の問題に対しても好ましい性質を持っている¹⁹⁾。表6-2-2-3にC重油と対比させる形でボツリオコッカス抽出油の特性を示す。

表6-2-2-3 ボツリオ抽出油とC重油との比較

項目	ボツリオ抽出油	C重油
密度 (g/cm ³)	0.86	0.96
発熱量 (KJ/g)	43.9	43.9
窒素 (%)	0.052	0.18
硫黄 (%)	0.0018	0.95

このボツリオコッカスを用いて固体燃料を生産するシステムを次節でケースス

タディする。また、微細藻類以外では、パーム油、なたね油などの植物油をディーゼル燃料化する研究もなされている²⁰⁾。植物油をディーゼルエンジンの燃料として用いると、煙や粉塵が減り熱効率が良くなると報告されている。価格面では軽油の倍近くするが、将来炭素税などの処置が取られたり、化石燃料が枯渇してきた時点で石油に価格的に競合できるものと思われる。

バイオマスエネルギーには化石燃料とは根本的に大きく異なる点がある。つまり、化石燃料は一度使えば決して元に戻らないのに対して、植物などを伐採した後次の苗を植えるなどの適切な管理さえ行えば、バイオマスは再生可能な資源であるという点が重要である。以上を表6-2-2-4にまとめた。

表6-2-2-4 微細藻類の有効利用分野

利用法		例	備考
藻体の利用	飼料・肥料		・エネルギーの代替効果 ・メタン/亜酸化窒素放出少ない
成分の利用	マス	生分解性プラスチック	環境に残存しない。
	ファイン	食品・医薬品	高負荷価値である。
機能の利用	燃料	固体燃料、燃料油	ボツリオコッカスの生産する炭化水素はC重油に匹敵する発熱量。N分、S分少ない

6-2-3. ボツリオコッカスを用いたCO₂固定化システムのケーススタディ

100万kW LNG火力発電所から排出されるCO₂を含んだ排ガスを微細藻類であるボツリオコッカスの培養システムに通気し、集光装置で集めた太陽光を利用して、CO₂を藻体中に固定するというシステムのケーススタディ検討がなされている²¹⁾。このボツリオコッカスは光合成によりCO₂を固定して炭化水素を生産するユニークな藻類である。生産された炭化水素成分は表6-2-2-3に示したようにC重油に匹敵する発熱量を持ち、C重油に比べて、酸性雨の原因となる窒素分・硫黄分が少なく望ましい性質をもつ。

藻体の有効利用として、藻体をそのまま乾燥して固体燃料にする場合と、藻体から燃料油を抽出する場合について検討されている。その結果、固体燃料の発熱量は8,900kcal/kg-dw (dw: 乾燥重量)、燃料油の発熱量は10,400kcal/kg-dwと燃料油の方が発熱量は高いが、燃料油は固体燃料に比べて生産量が少なく、製造エネルギーをより多く必要とするため、固体燃料の方が有利なシステムであることがわかったので、今回は固体燃料を製造するシステムについてのみ調査した。

(a)前提条件

ケーススタディで想定したCO₂排出源は100万kW LNG火力発電所であり、検討にあたって表6-2-3-1のような前提条件に基づいた。太陽光を集光できる時間を1日10時間とし、リアクタ1m³あたり1日で1kgのCO₂が藻体中に

固定され、集光面積 1 m^2 、1日あたり 50g の CO_2 を固定できるとした。ここで、LNG火力発電所の年間負荷率を「長期電力受給見通しによる電力供給目標」(電力事業審議会需給部会中間報告(1994.6))に基づき、40%とする。

前述のように、集光装置によって集光できるのは太陽光のうち直達日射成分のみであるから、ここで年間に固定可能な CO_2 量を見積もる際には、太陽光を受光できる天気として快晴および晴の日に限って考えた。理科年表²²⁾により日本国内各地域における時別月間天気日数^{註1)}のうち、6時および14時において快晴および晴れである日数を調べて、この2つの時刻の算術平均を平均天気日数として表6-2-3-2に示した。この表より、6時から14時において急激な天候の変化がないものとする、この時間帯に日本国内各地域にわたって、快晴または晴である日は年間トータルで平均135日であり、これは1年間の日数の37%に相当する。そこで式6-2-3-1より、1日の太陽照射時間を10時間と想定した場合、100万kW LNG火力発電所から排出される年間 CO_2 排出量は約1,740,000トンでこの15%に相当する約261,000トンの CO_2 を固定できるシステムとした。

$$10/24 \times 0.37 = 15\%$$

$$(6-2-3-1)$$

ただし、この式6-2-3-1においては、多少とも直達光が利用できる曇天日(年間平均約163日^{註2)})におけるシステムの稼働を考慮していないし、またシステムプラントのメンテナンス等のための休業が快晴または晴天の日に行われるという可能性も考慮していない。

生物的 CO_2 固定化システムプラントの年間稼働率については、70%とした。

表6-2-3-1 システム検討の前提条件

使用藻類	ボツリオコッカス
年間 CO_2 固定率	15%
CO_2 固定能	
集光面積あたり	$50\text{g} \cdot \text{CO}_2 / \text{m}^2 \cdot \text{d}$
リアクタ容量あたり	$1\text{kg} \cdot \text{CO}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{d}$
太陽照射時間	10h/d
固体燃料売却	7.7円/kg

表6-2-3-2 年間の天気日数平均値(6時~14時)

天気	快晴		晴	
時刻	6 時	1 4 時	6 時	1 4 時
時間別平均天気日数	85.1	71.8	47.5	65.9
平均天気日数（6～14時）	78.4		56.7	
快晴または晴れの平均日数	135			

注1) 1945~1952年までの平均値(1973)

注2) 上記の快晴・晴の平均日数と同様、理科年表の時別月間天気日数のうち、日本各地において6時と14時に曇天である日数の平均値をとった。

(b)システムのフロー

①培養システム

発電所から出る1日の排ガス量のうち、太陽が集光できる時間帯（ここでは10時間／日と仮定）内に排出される約25,300,000m³がシステムに供給され、残りの約35,400,000 m³は大気中に放出される。培養システムに供給されるCO₂量は1日約5,000トンで、システム稼働時における1時間あたりのCO₂固定率20%に相当する約1,000トンが藻体中に固定される。この際に用いられるリアクタの容量は約1,000,000 m³で集光面積は約20km²である。具体的には、集光面積11×12m、リアクタ容量約6.6m³のプラントモジュールを約155,000個並べる計算になる。ボツリオコカスは年間で約98,000トン（dry base）生産される。

②固液分離

培養装置でCO₂量を固定したボツリオコカスは濃度80kg-dw／ m³（dw：乾燥重量）でリアクタから引き抜かれ、固液分離システムで分離・回収される。

③有効利用システム

含水率60%までろ過された藻体を含水率30%まで乾燥して固体燃料を生産する。この場合、固体燃料は1日550トン、年間では約14万トン生産される。

(c)エネルギー収支

固体燃料生産システムの各工程におけるエネルギー収支を表6－2－3－3に示す。-がimport、+がexportするエネルギーである。排ガス冷却は発電所からの排ガスを培養温度まで冷却する際に必要なエネルギー量で、排ガス供給はリアクタへの通気動力分である。固液分離（ろ過）は含水率を60%にまでろ過するために必要な動力分である。さらにろ過後に含水率を30%までに乾燥するためのエネルギーが必要となる。生産された固体燃料の発熱量が8,900kcal／kg-dwであることから、固体燃料としての発熱量は年間 8.75×10^{11} kcalとなり、乾燥等に必要なエネルギーを差し引くと、年間 6.58×10^{11} kcalのプラスとなる。

表6－2－3－3 固体燃料製造システムにおけるエネルギー収支

	排ガス冷却	排ガス供給	固液分離（ろ過）	固液分離（乾燥）	固体燃料	合計
電力 (kWh/y)	-2.10E+07	-1.23E+08	-1.32E+06	-1.07E+08	+1.02E+09	+7.66E+08
熱量 (kcal/y)	-1.80E+10	-1.06E+11	-1.14E+09	-9.17E+10	+8.75E+11	+6.58E+11

(d)経済性の検討

プラント建設費算出の前提条件と建設費および年間経費の試算結果をそれぞれ表6－2－3－4と表6－2－3－5に示す。プラント等の見積もりは現時点を基準にしている。その場合、プラントの建設費は約1,300億円となり、表6－2－3－5のような条件で年間の固定費を算出すると、年間固定費の合計は123億円となる。また、原料購入費、人件費および諸経費（原料費と人件費の合計額の

15%)を合わせて変動費として試算した結果を合わせると、年間経費は約125億円となる。ここでは原料としてボツリオコッカスを培養するための栄養となる硝酸塩とりん酸塩と考慮しボツリオコッカスの組成よりその必要量を求めている。さらに、今後の研究成果から、有機系排水等の利用により栄養塩の削減が図れるものとして試算してある。

表6-2-3-4 プラント建設費算出の前提条件

	基礎価格	規模乗数
集光装置	0.13 億円/10 m ²	0.6
リアクタ関連	0.5億円/1 m ³	0.5
有用物質関連	5億円/670 t/d	0.6

表6-2-3-5 固定費の算出条件

1) 償却費	耐用年数 30年 残存価格簿価 10.0%
2) 金利	設備コストの 2.0%
3) 補修費	設備コストの 2.5%
4) その他(保険など)	設備コストの 2.0%

本ケーススタディーでは100万kW LNG火力発電所の排ガスを固定するシステムを対象としているため、経済性の検討としてはLNG火力発電所の発電コストで評価している。CO₂固定化システムを導入していない場合および導入した場合における発電コスト、そしてシステムを導入した場合のCO₂削減費の計算は下式にしたがった。

【発電コスト】

①システムを導入していない場合

発電コスト＝建設コスト×年間経費率÷年間発電量＋燃料費 (6-2-3-2)

②システムを導入した場合

発電コスト＝(火力発電所建設コスト×年間経費率＋年間CO₂固定費用－有用物質売却益)÷(火力発電所年間発電量－年間CO₂固定所要動力)＋燃料費
(6-2-3-3)

【CO₂削減費】

CO₂削減費＝(年間経費－有用物質売却収入)÷CO₂削減量

(6-2-3-4)

ここで、燃料費に5円/kWhかかるものとした。また、有効利用システムで生産された固体燃料は、原油燃料価格から適宜設定した価格、7.7円/kg-dwで売却されたとすると、その売却益は約11億円となり、本システムにおけるCO₂削減費は約44円/kg-CO₂となった。

【CO₂収支】

CO₂収支には、生物的CO₂固定化システムの構築に伴い発生するCO₂、原料の生産に伴い発生するCO₂を算出し、これらを含めて検討をおこなった。また、電気は排ガスの供給源である火力発電所から供給されるとし、生物的CO₂固定化システムを導入した場合は、その必要分だけ供給電力が少なくなるとした。ここでは、設備の構築に伴い発生するCO₂量は、下式から求めた。

$$\text{CO}_2 = \text{設備償却費} \times \text{CO}_2 \text{弾性値}$$

$$\text{CO}_2 \text{弾性値} : \text{国内CO}_2 \text{総排出量} / \text{GDP} \quad (6-2-3-5)$$

$$(\text{1991年ジェトロ資料より} 2.26\text{kg-CO}_2 / \text{千円})$$

$$\text{CO}_2 \text{削減量} = \text{CO}_2 \text{固定量} - \text{設備の構築に伴うCO}_2 \text{発生量}$$

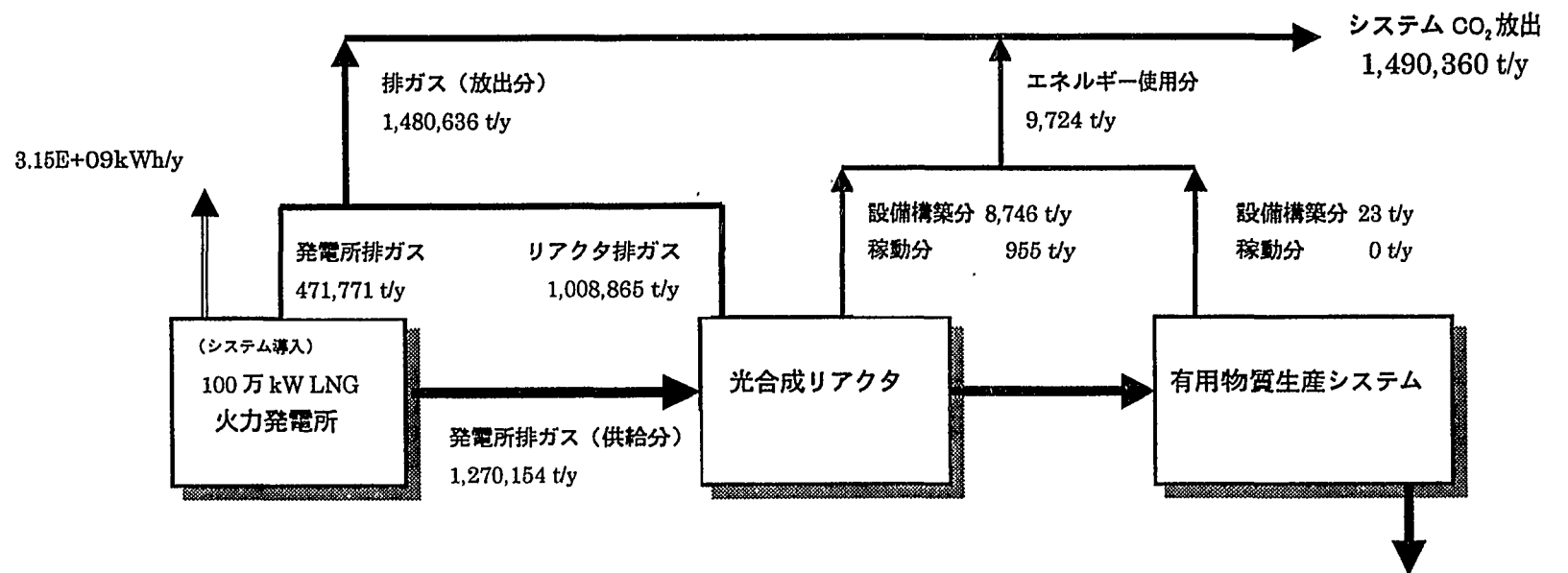
$$- \text{消費電力からのCO}_2 \text{発生量} - \text{原料の生産に伴うCO}_2 \text{発生量}$$

$$(6-2-3-6)$$

生物的CO₂固定化システムを導入していない100万kW LNG火力発電所からのCO₂排出量は約174万トン／年で、1 kWh発電する際に0.512kgのCO₂が排出される。一方、生物的CO₂固定化システムを導入した場合の発電所から排出されるCO₂量は、プラントの構築などによるCO₂放出分も含めると約149万トン／年であり、1 kWh発電する際に0.474kgのCO₂が排出される。したがってCO₂固定化システムを導入することにより、1 kWhの発電所に対し、38gのCO₂が固定されたことになる。

以上の計算結果から、100万kW LNG火力発電所に本生物的CO₂固定化システムを導入した場合と無対策の場合とを、CO₂収支、エネルギー収支、およびコストなどの面から比較し表6. 2. 3-6に示す。また、図6-2-3-1にCO₂収支、エネルギー収支に関しそれを流れ図で示す。

(a) システムを導入した場合



(b) 無対策の場合

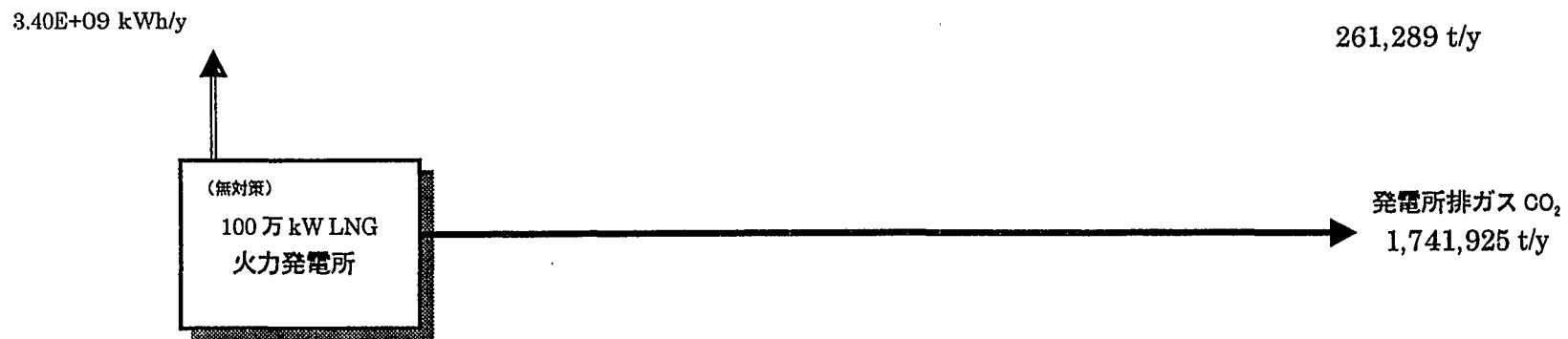


図 6 - 2 - 3 - 1 システムを導入した場合と無対策の場合の CO₂ 収支比較

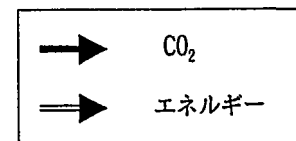


表6-2-3-6 無対策の場合とシステムを導入した場合の比較

100万kW LNG火力発電所		
	無対策の場合	システム導入
規模	100万kW	100万kW
発電所負荷率*	40%	40%
年間発電量	3.40E+09 kWh/y	3.15E+09 kWh/y
固体燃料製造エネルギー		0.25E+09 kWh/y
火力発電建設コスト	2000億円	2000億円
年経費率	18%	18%
リアクタ容量		1022656 m ³
集光面積		20km ²
システム稼働率		70%
燃料費	5円/kWh	5円/kWh
排ガス 排ガス濃度[vol%]		(リアクタ供給用)
CO ₂	10%	10%
N ₂	87%	87%
O ₂	3%	3%
H ₂ O	16.8%	16.8%
排ガス温度	100℃	25℃
CO ₂ 排出量	1.74E+06 t-CO ₂ /y	1.49E+06 t-CO ₂ /y**
CO ₂ 固定率		15% (年間)
CO ₂ 固定量 年間		261289 t-CO ₂ /y
1日あたり		1023 t-CO ₂ /d
プラント建設費		1294億円
システム年間経費 (変動費+固定費)		124.6億円
売却益		10.8億円
CO ₂ 排出原単位	0.512 kg-CO ₂ /kWh	0.474 kg-CO ₂ /kWh
発電コスト	15.6 円/kWh	20.0 円/kWh
CO ₂ 削減費		44円 /kg-CO ₂
エネルギー収支	0	+7.66E+08 kWh/y

注) *……「長期電力受給見通しによる電力供給目標」(電気事業審議会需給部会中間報告(1994.6))に基づき40%とした。

**…システム構築、および固体燃料製造に伴うCO₂排出を含む。

6-2-4 生物的CO₂固定化システムの効果と限界

前節では、100万kW LNG 火力発電所1基に対して、年間固定率15%の生物的CO₂固定化システムを導入した場合におけるCO₂固定可能量、所要面積、およびCO₂固定費などを試算した。次に、日本および世界のすべての火力発電所（石炭、石油、LNG）に本システムを導入した場合のCO₂固定可能量および所要面積を試算してみる。本システムでは、太陽エネルギーを得る手段として生物の光合成に頼っており、そのため昼間太陽光を受光できる時間帯しかシステムを稼働することができない。ところがその一方で、火力発電所は1日24時間運転しているので、夜間に発電所から発生するCO₂に対しては、太陽光エネルギーの蓄電などをおこなわない限りは、そのまま固定されずに放出されてしまう。したがって、いくら集光面積を広げても、本システムによって発電所から発生するCO₂を100%固定することは原理的に不可能である。

ところで、電気の需要は、時間、季節などによって異なり、そのため供給側も発電量をそれに応じて調節している。水力発電や原子力発電は運用がやや硬直的であり、ほぼ一定の発電を行っており、そのため発電所全体の発電量の調節は主として火力発電所で行っている。発電所負荷の時間変化の1例を図6-2-4-1に示す。

したがって、発電所負荷の時間的変化を考慮した場合には、光合成することが可能な昼間に発電量が多いことから、発電所の年間負荷率を一律に40%とした場合に比べて、固定できるCO₂量が多いと予想される。そこで、発電所負荷の時間的変化を考慮して、日本および世界の火力発電所のすべてに本システムを導入した場合の、CO₂固定可能量、およびその際に必要な集光面積を計算することによって、より正確に生物的CO₂固定化システムのCO₂固定能力およびその限界を知ることができるであろう。

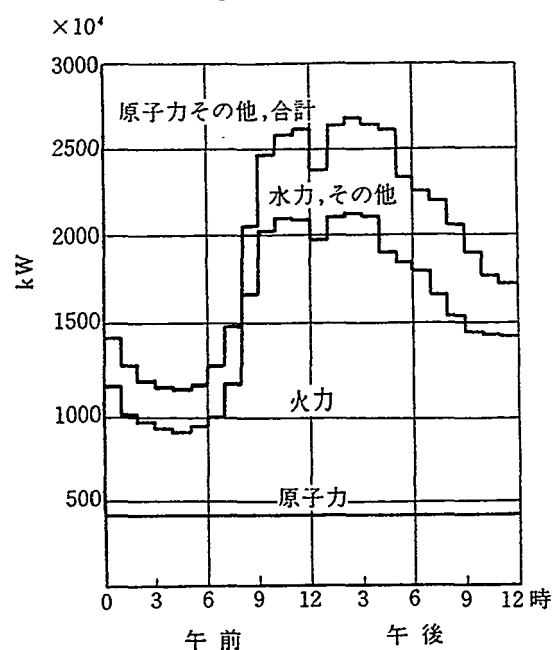


図6-2-4-1 電気供給事業の夏期負荷曲線の一例²³⁾

(a) システム導入前の発電量およびCO₂発生量

表 6-2-4-1 は日本および世界における化石系電源構成を示している²⁴⁾。発電量を表 6-2-4-2 に示す。ただし、化石燃料は投入ベース 2,250 kcal/kWh²⁵⁾として換算した。

表 6-2-4-1 日本国内および世界の化石系電源構成 (1994)
(石油換算百万トン)

	燃料投入量		
	石炭	石油	天然ガス
日本	34.4	48.7	36.1
世界	1,304.1	331.3	536.2

石油換算トン = 1 kcal × 10⁷

表 6-2-4-2 日本国内および世界の発電量 (1994)

	各燃料の発電量			
	石炭	石油	天然ガス	計
日本 × 10 ¹¹ kWh	1.529	2.164	1.604	5.3
世界 × 10 ¹¹ kWh	57.96	14.72	23.83	96.5

火力発電所のCO₂排出原単位は表 6-2-4-3 のとおりである²⁶⁾。

表 6-2-4-3 CO₂排出原単位

燃料	石炭	石油	天然ガス
CO ₂ 排出原単位 kg-CO ₂ /kWh	1.059	0.773	0.592

表 6-2-4-2 と表 6-2-4-3 より、各化石燃料系発電所によるCO₂発生量は表 6-2-4-4 のように計算される。

表 6-2-4-4 日本国内および世界の発電所からのCO₂排出量

		石炭	石油	天然ガス	計
		億トン	億トン	億トン	億トン
日本	億トン	1.62	1.67	0.950	4.24
世界	億トン	61.4	11.4	14.1	86.9

(b) 火力発電所の負荷変動

図 6-2-4-1 から、各時間帯における火力発電所の発電量の値を表 6-2-4-5 に示す。

表 6-2-4-5 夏期における火力発電所負荷の時間変化

時刻	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
発電量×10 ¹⁰ kWh	4.20	3.69	3.42	3.29	3.23	3.37	3.60	4.20	5.87	

9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
7.30	7.55	7.50	7.12	7.57	7.65	7.57	6.85	6.62	

18	19	20	21	22	23	24	計
6.49	5.99	5.54	5.07	5.03	4.99		134

集光装置によって集光可能な日射成分である直達光は、9時から15時の間では一定である²⁷⁾。太陽光の受光可能な時間帯を7:00～17:00の10時間とし、この間の太陽光の光強度を一定であるとする。表6-2-4-5が示す夏期の発電量のうち、この時間帯に発電される発電量の合計は、69.2×10¹⁰kWhであり、したがって、24時間の発電量に対して生物的CO₂固定化システムが稼働している10時間に発電される発電量の割合は51.6%と見積もられる。

石炭、石油、天然ガス、各化石系火力発電所負荷がすべて同じ割合で時間変動し、季節による時間変動の割合も同じで、地域差もなく、かつ年間の晴天割合も日本と同じとすると、システム稼働時間帯における日本および世界の年間発電量は表6-2-4-2から計算した結果、表6-2-4-6のようになった。

表 6-2-4-6 日本および世界のシステム稼働時間帯の年間発電量

(1994年の発電量に基づく)

	石炭	石油	天然ガス	計
日本 ×10 ¹¹ kWh	0.789	1.12	0.828	2.74
世界 ×10 ¹¹ kWh	29.9	7.60	12.3	49.8

システム稼働時間帯に発生するCO₂量は表6-2-4-3、表6-2-4-6より表6-2-4-7のように、日本国内では約2.19億トン、世界では約44.9億トンとなる。

表 6-2-4-7 システム稼働時間帯における火力発電所CO₂発生量

	石炭	石油	天然ガス	計
日本 億トン	0.836	0.866	0.490	2.19
世界 億トン	31.7	5.87	7.28	44.9

生物的CO₂固定化システムによって固定できるCO₂量は、システム稼働時間帯(7:00～17:00)において発生するCO₂(表6-2-4-7)であり、結局発電所から固定されずに排出されるCO₂量は、表6-2-4-8のようになる。この場合の年間CO₂固定率は年間の晴天割合とシステムの年間稼働率を考慮すると約

13.4%であり、所要面積は表6-2-4-9のとおりである。ただし、年間の晴天割合を37%（第6-2-3章参照）、システムの年間稼働率を70%、藻類のCO₂固定能を集光面積あたり、50g-CO₂/m²・dとした。

表6-2-4-8 CO₂排出量

		石炭	石油	天然ガス	計
日本	億トン	1.40	1.45	0.823	3.67
世界	億トン	53.2	9.9	12.2	75.3

表6-2-4-9 所要面積²⁸⁾

	所要面積
日本	17,143 km ² 日本国土の約4.5% (北海道の約1/5)
国土面積 377,719.76 km ²	
世界	351,468 km ² 世界の土地面積の約0.27% (ほぼ日本全土)
全土地面積 130,417,130 km ²	

6-3. 環境への影響・評価

生物的CO₂固定化システムは、エネルギー源としては太陽光を用いているので省エネルギーである。また、製造される有用物質の原料は生物由来の物質であるから、それらが廃棄された後も、再び生物によって分解され環境に残存することがないので、環境にやさしいシステムであるといえる。しかし、火力発電所から排出される排ガス中に重金属などの有害物質が含まれる場合、藻類の増殖や光合成が阻害されるばかりでなく、それらが藻類へ体内濃縮し、後工程で藻体を用いた有用物質生産を行う際にも深刻な問題となり得る²⁹⁾。ただし、石炭燃焼排ガス中には微細藻類の増殖に影響のある物質が多種多様に含まれることが明らかになっているが、LNG排ガスの場合、その燃料の組成から考えても排ガス中に重金属が混入する可能性はほとんどなく、ガス浄化の必要性は少ないと考えられている。しかし、このシステムでは運転コストの約1/2を占めるとされる培地原料費の削減の可能性を探る目的で、河川水や海水を用いることも検討されており、そこから重金属が混入する可能性も残っている。

また逆に、微細藻類のこの重金属に対して選択的かつ特異的に吸着する性質を利用した環境浄化（バイオレメディエーション）技術の開発を行うことで、全体システムの経済性を向上させる検討も行われている。

つまり、生物的CO₂固定化システムにおいては微細藻類に対する重金属の追跡調査が極めて大切である。

6-4. 技術的課題・問題

火力発電所とのオンサイト型バイオリアクタは技術的には実現可能な段階まで到達していると思われるが、実際に導入する際にはいくつかの障壁が存在するであろう。経済的に化石燃料と競合するには、土地の値段が安く、水の入手が容易で、太陽エネルギーを十分受けることができる気候条件をそなえた立地条件が要求される。しかも、発電所からもできるだけ近くなければならないなど、サイトを選定するにあたってかなりの制約がある。特に、日本国内においては気候と土地面積の問題が大きいだろう。このようなことから、以下バイオリアクタを用いた発電所排ガスCO₂固定化システムの実用性について考察する。

6-4-1. 気候条件²⁷⁾

エネルギー源として太陽光を用いている生物的CO₂固定化システムにとっては、多かれ少なかれ定常的な光供給は望めない。特に日本のように四季があり、また雨の多い国はなおさらである。

生物的CO₂固定化システムのうち集光型リアクタに限って言えば、太陽エネルギー利用効率の高いリアクタではあるが、このシステムで用いられる集光ミラーは、集光面に対して垂直な方向からやって来る光しか集めることが出来ないというところに弱点がある。つまり、晴天時には太陽から直接受光面に対して垂直な方向からやって来る光強度の大きい直達光を得ることができるが、曇天や雨天時の太陽光のほとんどは大気や雲によって散乱された散乱光であり、直達光はほとんど含まれない。集光面に対して垂直な方向からやって来る光しか集められない集光ミラーにとっては、垂直方向成分の少ない散乱光はほとんど利用できないので、高効率なCO₂固定化技術の能力を発揮できない。また、季節・時刻、つまり太陽の位置の変化に伴うものは計算により予測可能だが、天候による変化は予測が困難であり、雨天や曇天時のように、直達光がほとんど得られない場合に、どのような対処を取るかが問題となる。曇天の場合、直達光以外の光である散乱光はある程度得ることができるので、藻の濃度を調節したうえでそれを用いて培養を続けるのも1つの選択肢である。また、増殖に十分な光が得られない期間が長期にわたる場合に培養をいったん停止させるのか、あるいは必要最小限の人工光を用いながら、培養を維持し続けるのかといった問題もある。今後、散乱光も利用できる外部照射と内部照射を併用したリアクタなども考えられ、年間を通じたトータルの視野でみて、リアクタのCO₂固定能力を把握しておく必要がある。

参考

日本（観測地点：館野）における月別の直達光と散乱光の日射量を図6-4-1-1に示した³⁰⁾。梅雨の6月を除けば直達光は太陽光の主要部分を占めており、追尾装置をつけて太陽を追尾する集光装置を用いることの妥当性を示している。しかし、散乱光の直達光に対する割合は、秋・冬の11、12、1、2月が30%であることを除けば、60~170%を占めており少なくない量であり、外部照射との併用など散乱光も利用できる可能性を探りたいものである。また、図6-4-1-2は

8月と12月における直達日射と散乱日射の1日の変化である。

直達・天空散乱日射量の月別合計値

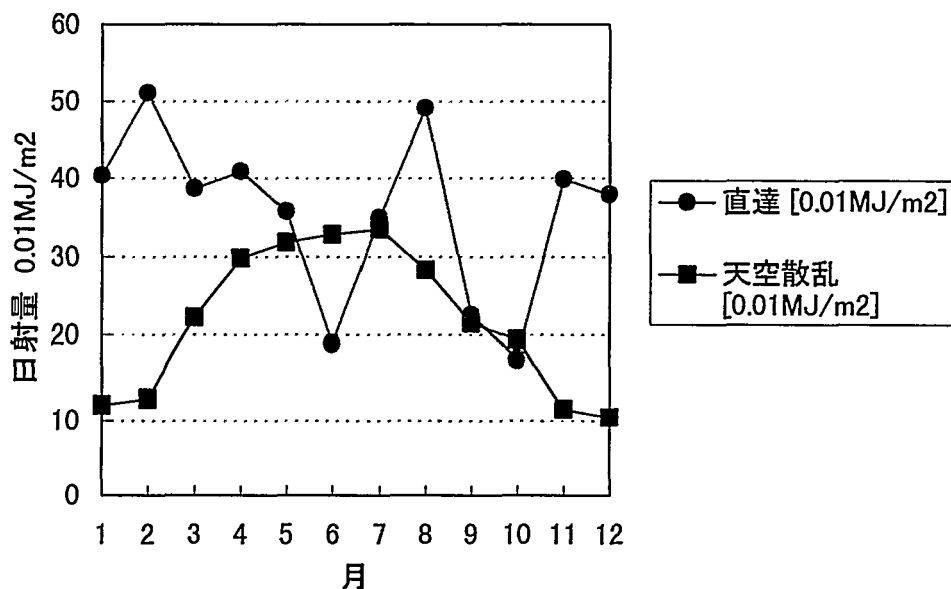


図 6 - 4 - 1 - 1 直達光と散乱光の月別合計値
気象庁年報 平成6年度
観測点：館野

直達光と天空散乱光の時間別日射量

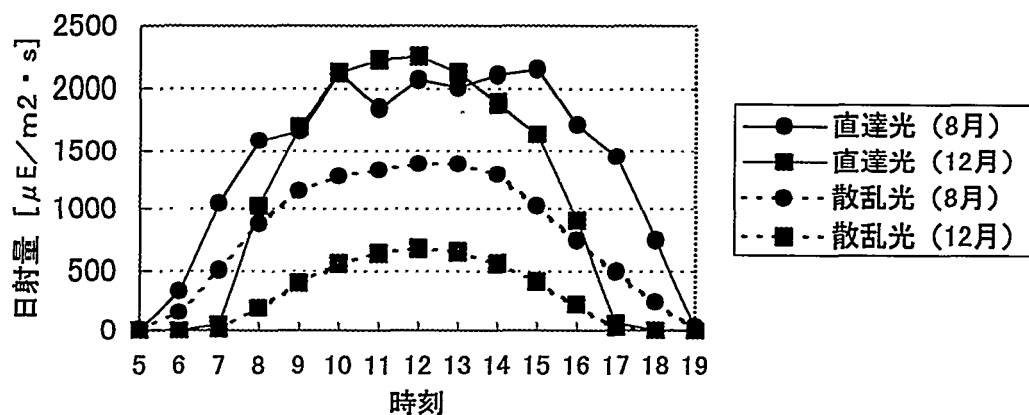


図 6 - 4 - 1 - 2 時間別直達・散乱日射可視光成分の日射量（8月・12月）
直達日射：太陽面から直接入射する日射量を、日射光線に垂直な面で受けたもの。
天空散乱日射：太陽面の占める立体角を除いた天空の全方向から大気や雲によって散乱されて入射する日射量を水平な面で受けたもの。

6-4-2. 土地面積

例えば米国などにおいては、火力発電所の立地場所によっては発電所とのオンサイト型でなくとも、火力発電所からパイプラインを敷くことによって、実現可能な距離範囲内で、気候条件が良く、水（海水・塩水可）の入手が容易であり、かつ商業的価値の低い乾燥・亜乾燥地域が存在し、ここにバイオリアクタを設置することを想定することが可能であろう。しかし、日本国内においては、このような土地を見つけだすのは非常に困難であり、生物的CO₂固定化システムを実用化させるにあたっては、広大な集光面積を必要とする点が障壁となり得るだろう。上述のボツリオコッカスを用いたシステムでは、100万kW LNG火力発電所から排出されるCO₂のうち年間15%を固定するとしたとき、必要な集光面積を20km²と見積もられているが、固定率を維持するためには、これ以上に広大な面積が必要であるかもしれない。というのは、本ケーススタディーでは非常に理想的な条件のもとで試算をおこなっているからである。たとえば、季節、天候などによって太陽光強度が相当変動するにもかかわらず、かなり高いRITE目標値である集光面積あたりのCO₂固定化能50g-CO₂/m²・dを年間を通じて一律に採用している点である。その他、培地の雑菌汚染などもこれからのテーマとしている点である。したがって、気候・面積などの制約から、100万kW LNG火力発電所1基につき年間CO₂固定率を15%に設定するのは、日本国内で自己完結型で実現させるのは厳しいであろう。

米国においては、さきほども述べたように、この広大な土地面積の解決策として、砂漠などの乾燥地にバイオリアクタを設置することが検討されている³¹⁾。藻類を用いた生物的CO₂固定化システムの長所はこうした砂漠などの、他に使い道の少ない土地を有効に利用できる点にもある。P.Chelfらによれば、フォトバイオリアクタを用いれば砂漠の生産性を160倍も上げられると見積もられている。砂漠に設置することとしたとき、気候・水資源などの条件を満たしている立地候補場所として、ニューメキシコ州とアリゾナ州を想定した検討がなされている。それによれば、この2つの州における想定場所のほとんどは、化石燃料焚き火力発電所からもそう遠くない距離（80-160km）に位置しており、2つの州の面積の0.25%に生物的CO₂固定化システムを設置することにより、これらの州の全CO₂排出量（500億t-CO₂/年）を吸収することができると見積もられている。

6-4-3. 今後の研究課題

上述のように、高効率CO₂固定化微細藻類・細菌の取得、大量培養装置、太陽集光・伝送装置の開発など、これまでにさまざまな分野での研究、開発が行われてきている。そして、200Lシステム化試験装置というこれまでの実験室レベルから比較すればかなりスケールアップした装置によって、火力発電所に導入する際のシステムにより近いデータが得られるようになってきた。しかし、火力発電所に実際導入する規模と比較すればまだまだ小さく、今回のシステム検討には、実験データの不足による机上での仮定や、複雑な気象条件の単純化などをおこなったまだまだ粗い見積もりである。バイオリアクタについては、一応の装置の詳

細な設計が立てられているものの、火力発電所とバイオリアクタとの間のインターフェースについては、ほとんど詳細な検討がされていないというのが現状である。今後はCO₂固定能の向上と同時に、気象条件の詳細なデータ、発電所とバイオリアクタとのインターフェースなどを考慮し、より詳細なシステム検討をおこなっていく必要がある。

6-5. 考察

今回は、主にRITEの「細菌・藻類等利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発」において検討されている集光型バイオリアクタを中心に検討してきた。ここではもう一度、生物的CO₂固定化システム全般にわたって考察を行いたい。

生物的CO₂固定化システムにおいて‘固定’ということに対しては少々説明を加えておかなければならない。というのは、炭酸カルシウム(CaCO₃)のなどの無機炭素が半永久的に固定されているのに対して、生物界においては、一時的に‘固定’された有機炭素は再び二酸化炭素となって大気中に放出されるからである。つまり、生物界においては、まず一次生産者である植物などの光合成生物が、太陽光エネルギーを用いて二酸化炭素を還元し、デンプンなど有機物の形に変える。生成された有機炭素は他の生物の栄養源となって食物連鎖サイクルの中を移動していく。やがて、有機炭素は呼吸によって、あるいは、バクテリアによる糞や生物の死骸などの分解によって、最終的には再び二酸化炭素となって大気中に放出されてしまうのである。それでは、二酸化炭素削減に対して、生物的に二酸化炭素を‘固定’することにどういう意味があるのだろうか。これには大きくわけて2つの意味があると思う。1つは炭素循環サイクルの速度を遅らせるということである。産業革命以前の平衡状態にあった時には、平均して二酸化炭素の放出量と植物などによる二酸化炭素の吸収量が釣りあっていた。しかし、近年人間が排出する二酸化炭素の量および排出速度は自然界の処理能力を大きく上回っており、そのために二酸化炭素が年々増加してきている。生物的CO₂固定化システムによって、二酸化炭素を有用物質に変え、大気中に再び二酸化炭素として放出されるまでの炭素循環サイクルの輪を広げれば、急速な二酸化炭素放出を抑えることができるであろう。大気中の絶対CO₂濃度を下げなければならないのも当然だが、CO₂放出の速度を下げることも重要である。なぜなら、現在懸念されている人間活動による気候変化は、氷期・間氷期のような過去の自然に生じた気候変化よりもはるかに速く進行しているので、この急速なCO₂放出を抑えない限り、急速な気候変化に植物等が追従できるかどうかとも疑わしいからである。もう1つは、二酸化炭素を原料とした有用物質製造によって、代替効果が期待できることである。従来からの製造過程で必要な製造エネルギーの一部を太陽エネルギーでまかなっている分だけ、全体で見ればエネルギー使用量が減る。またバイオマスを食料やパルプなどに加工する場合には、新たに耕地化するために森林を伐採しなくてすむという効果も期待できる。以上のような理由で生物的CO₂固定化システムにおいては、広義の意味で‘固定’する効果があるということができる。

ただし、現在の緊急を要する地球温暖化を解決する手段として、生物的CO₂固

定化技術は劇的に解決をはかれる主役とはなり得ないだろう。というのは、以上見てきたように、ポテンシャルとしてはけっして少なくはないのだが、解決をはかるためには、おおよそ現実的とは思えない広大な面積が必要となってしまう。したがって、結局現実的な程度の面積に設置しただけでは、増え続ける大量の二酸化炭素に対して（毎年大気中に約120億 t-CO₂もの二酸化炭素が蓄積され続けている³²⁾）大きな効果は期待できないのである。また、化学的CO₂固定化技術にも共通する点だが、生物的CO₂固定化技術は、あくまでも炭素サイクル上にあるリサイクル型技術であるから、代替効果などによりこれ以上のCO₂排出量増加に対してブレーキをかけることはできたとしても、すでに大気中に蓄積されてきた膨大な量の二酸化炭素を減少させるまでには残念ながら至らないだろう。結局、この余剰二酸化炭素をどうにかして永久的あるいは半永久的に固定する技術も必要となることは必至であろう。そのいくつかの方法として、①有機炭素循環サイクルに入らない無機炭素の形で二酸化炭素を固定する。②相当長い間効果を持つ隔離方法の実施（例えば海洋隔離、地中隔離など）があげられる。生物的CO₂固定化システムは、例えば上の②のような方法で余剰の二酸化炭素を長期にわたって隔離した後、再びそれらが大気中に放出されて平衡状態に達するまでの時間を長くさせるよう、CO₂排出を緩やかなものとするためには意味があるだろう。だがそれにしても、生物的CO₂固定化技術においてCO₂固定化効率を上げる研究努力をしている一方で、アマゾン流域に存在する広大なジャングルの減少等地球規模でのCO₂シンクが減少しているという事実は皮肉なものである。地球温暖化問題の解決策としての二酸化炭素削減技術には、これまでにたくさんの方法が考え出されているが、地球という極めて複雑な系を相手にしているだけに、最も良い方法は1つだけというわけではなく、生物的CO₂固定化技術、化学的CO₂固定化技術、CO₂海洋隔離技術など適材適所でいろいろな技術を組み合わせCO₂排出削減対策を実施すべきである。

以上、今日の緊急的な状況に対しては、リサイクル型の技術は即効性があまり期待できないかもしれないが、本来人類が安定的に存在し得るためには循環型社会とならなければならないのは必至であり、その意味では生物的CO₂固定化システムは、本来あるべき技術であると言える。したがって、長期的にみれば、何らかの方法で急速な温暖化が食い止められた後、その効果が発揮されるであろう。

参考文献

（『細菌・藻類等利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発成果報告書』は以下、『成果報告書』と略す）

- 1) 松永是／竹山春子：BIO INDUSTRY, Vol.14, No3, pp20-30, シーエムシー, (1997)
- 2) 『別冊サイエンス』92号
- 3) コーン・スタンプ：生化学（第5版）, p422, 東京化学同人, (1988)
- 4) 高橋正立／石田紀郎 編：環境学を学ぶ人のために, pp101-123, 世界思想社, (1993)

- 5) 平成8年度 成果報告書,pp681-685, (財) RITE, (1997)
- 6) 平成7年度 成果報告書,pp535-550, (財) RITE, (1996)
- 7) 平成8年度 成果報告書,pp667-680, (財) RITE, (1997)
- 8) 地球再生計画」の実施計画作成に関する調査事業,p178,NEDO/(財)RITE,
(1997)
- 9) 平成5年度 成果報告書,pp875-893, (財) RITE, (1994)
- 10) 平成5年度 成果報告書,p890,表6.2.2-4, (財) RITE, (1994)
- 11) 平成7年度 成果報告書,pp359-370, (財) RITE, (1996)
- 12) 平成8年度 成果報告書,pp222-228, (財) RITE, (1997)
- 13) 平成8年度 成果報告書,pp521-545, (財) RITE, (1997)
- 14) 川瀬義矩: 生物反応工学の基礎,pp66-128,化学工業社, (1993)
- 15) 川瀬義矩: 生物反応工学の基礎,p47,化学工業社, (1993)
- 16) 川瀬義矩: 生物反応工学の基礎,pp156-183,化学工業社, (1993)
- 17) 平成7年度 成果報告書,p665, (財) RITE, (1996)
- 18) CO₂の吸収原の拡大技術及び固定化・再資源化技術に関する調査,pp124-
125,NEDO/(財) RITE/(社) 日本化学会, (1994)
- 19) 平成8年度 成果報告書,pp824-829, (1997)
- 20) バイオ燃料の実用化動向と石油代替燃料として可能性,pp44-47,BIO
INDUSTRY,VOL.14,No.7,シーエムシー, (1997)
- 21) 平成8年度 成果報告書,pp915-930, (財) RITE, (1997)
- 22) 文部省 国立天文台: 理科年表CD-ROM,「時別月間天気日数」, (株) 丸
善, (1996)
- 23) 機械工学便覧,pp B6102 -B6103 図224 「電気供給事業の夏期負荷曲線
の一例」, (社) 日本機械学会, (1987)
- 24) EDMC/エネルギー・経済統計要覧(1997年度版),p199, (財) 省エネル
ギーセンター, (1997)
- 25) 松井 賢一: 新・エネルギーデータの読み方使い方,p15,電力新報社,
(1994)
- 26) 化学工業製品におけるトータル・エコバランスの分析手法に関する調査
(Ⅱ),p28,NEDO/RITE/(社) 化学工学会, (1995)
- 27) 平成7年度 成果報告書,pp392-403, (財) RITE, (1996)
- 28) 茅 陽一: '96/'97環境年表,pp322-324,オーム社, (1995)
- 29) 平成5年度 成果報告書,pp875-880, (財) RITE, (1994)
- 30) 平成8年度 成果報告書,pp523-526, (財) RITE, (1997)
- 31) P.Chelf et al. AQUATIC BIOMASS RESOURCES AND CARBON
DIOXIDE TRAPPING.,Biomass and Bioenergy,Vol.4,No.3,pp175-
183,(1993)
- 32) 平成9年版 環境白書(総説),p35,(1997),環境庁編

第7章海外調査

7-1. 調査項目

プロセスシミュレーター ASPEN のユーザー会議

7-2. 調査期間

平成9年10月12日～10月16日

7-3. 訪問先

ASPEN WORLD97（米国、ボストン）

7-4. 調査者氏名

河邊豊太郎 財団法人 地球環境産業技術研究機構 主任研究員

7-5. 目的

CO₂問題を検討する道具として ASPEN PLUS なるプロセス計算シミュレーターを使用している。我々が使用する以前に既に、例えば米国 DOE でのCO₂の深冷分離に関する研究、オランダ TNO でのCO₂分離技術の評価研究、フィンランドでのバイオマスプロセスへの適用等の事例がある。

ASPEN WORLD と称するユーザー会議が偶々今年行われる（おおよそ3年に1度の周期）ことになったので、CO₂関連分野への使われ方、CO₂検討事例情報収集を目的に参加した。本会への出席者は1000人規模が予定されているということで、ちょっとした学会を凌ぐものでセッション数も17を数える（実績は900人位の模様）かなり大がかりな催しである。

7-6. 内容

（1）概要

- ・ Windows 完全対応版の ver.10 について紹介がなされた。因みに現在の ver.9 は MS-DOS がベースである。特に便利になると考えられるのは、Flow Diagram が excel に export できることである。
- ・ プロセス計算シミュレーション関連で積極的な M & A を同社は行っている。その状況につき紹介がなされた。

（2）興味のある内容

以前の ASPEN WORLD においては上記7-4. で述べた事例の他、ABB 社や日本の IHI 社等から Power Plant のシミュレーションの発表があったそうであるが、今回はシステム管理、システム制御というような方に主体が変わってきているに思われた。

「New Tools for Effective Hydrogen Managemant」において M.W.Kellogg 社の F.Lestak は、石油精製業を主対象に水素製造を系統的に解析する手法を水素回収の経済性、

規模、改造 (debottlenecking) 等をパラメーターに言及している。CO₂問題は一方では水素を念頭におく必要があり、考え方として今後参考になるのでは無いかと考える。

M.T.Klein による「Automated Model Building and Modeling of Alcohol Oxidation in High Temperature Water」は水の超臨界条件での有機物の分解にかんするモデリングである。高温分離CO₂を生かす1つの方法として超臨界も考えられる。

高温分離CO₂の適用という点からは、我々の所でも検討対象として平成7、8年度の報告書でも取り上げたが、クラッキングや改質についてのモデル関係も発表がなされた。D.R.Mudt による「The Closed-Loop Optimization of a Semi-Regenerative Catalytic Reforming Process」、J.Thiessen による「FCCU Modeling and On-Line Optimization」、K.Wentworth による「Nova Chemical's Experiences With APC and RTO」等のエチレンクラッカーに関する報告があった。それらはいずれもその該当するプラントの専門家によるものであり、我々はもっと大きなシステムで捉える立場にあることから要素的色彩が強く、全般的にシステムという概念にギャップがあった。

ボイラー関連ではポーランドの K.Swirski による「Pulverized Coal Fired Boiler Optimization and Emissions Control using Neural Network and Fuzzy Logic」があったが、これは Emissions Control の対象はあくまで SO_x, NO_x で、実際のプラントの制御に関する実績報告であった。

ガス分離関係では P S A、ガス吸収についても紹介があったが、CO₂に関係するものは残念ながらなかった。

オランダの K.J.Verstraten により「Aspen Plus to understand the behavior of a blast furnace」の発表がなされた。このモデルは鉄鉱石のCOとH₂による還元モジュール部と、炭素のガス化モジュール部の2つから構成され、1つの炉の中で20の鉱石還元層、19の炭素ガス化層に分割され、それらが交互にあり、層毎に繰り返し計算を行うモデルとなっている (図 7-5-1 参照)。実測データとの確認がなされている。鉄はエネルギー多消費産業の1つであり、CO₂問題を云々する時に避けて通れないが、他方で入手出来るデータが少なく苦勞している。高温分離CO₂の有力な適用候補の1つでもあり、本発表は極めて参考になる。勿論本発表でも肝心の部分は公開はされていないが、ただ、我々の立場からは炉の中の挙動を解析するのが目的ではなく、overall にみるのが目的だから、もっと簡素化でき、CO₂対策という観点からの課題提起なり、評価なりができる道具開発の糸口ができたといえよう。

IGCC への Dynamic Simulation 例「Dynamic Simulation for IGCC Plant Process and Control Design」が C.Depew により発表された。イタリアのサルディニア島の Sarlux 社のプラントである。残渣油をガス化して合成ガスを製造し、合成ガスから膜分離と P S A で取り出した水素は石油精製に、残りのガスでガスタービン回して発電し (発電量 551MW)、中・低圧蒸気は石油精製に払い出すというプロセスである。図 7-5-2 にブロックフローを示す。この場合は Selexol Process で脱硫し、その後で膜分離をするという方法であるが、高温分離膜使用の場合には脱硫との関連が、高温分離膜の意義も含め極めて重要なものとなってくる。この Dynamic Simulation

は、1997年11月に完了し、それを生かして設計を行い、1999年夏にスタートする予定である。

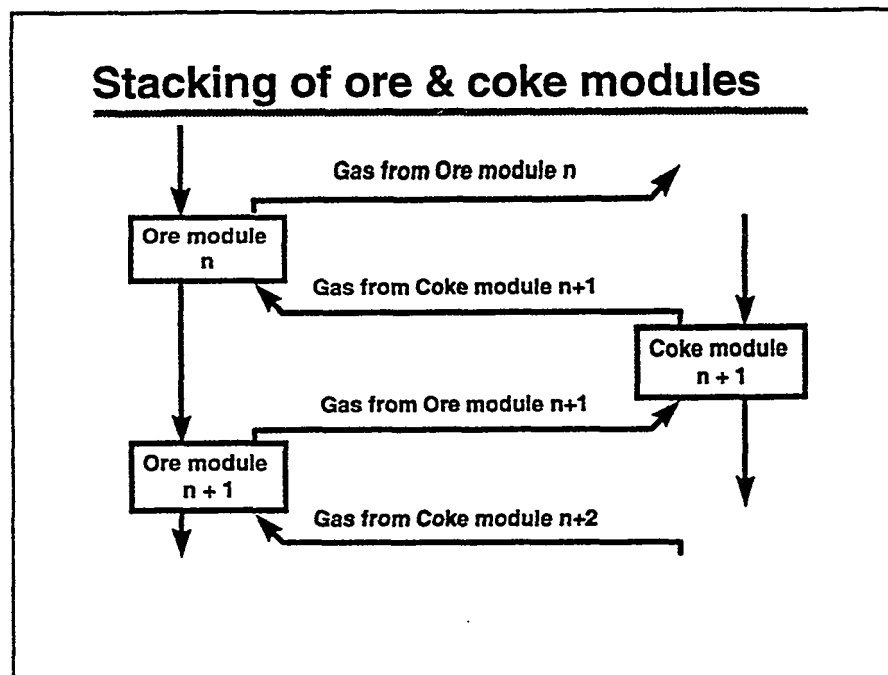


図 7-5-1 鉱石と炭素モジュールの関連
並びに、鉱石とガスの流れ図

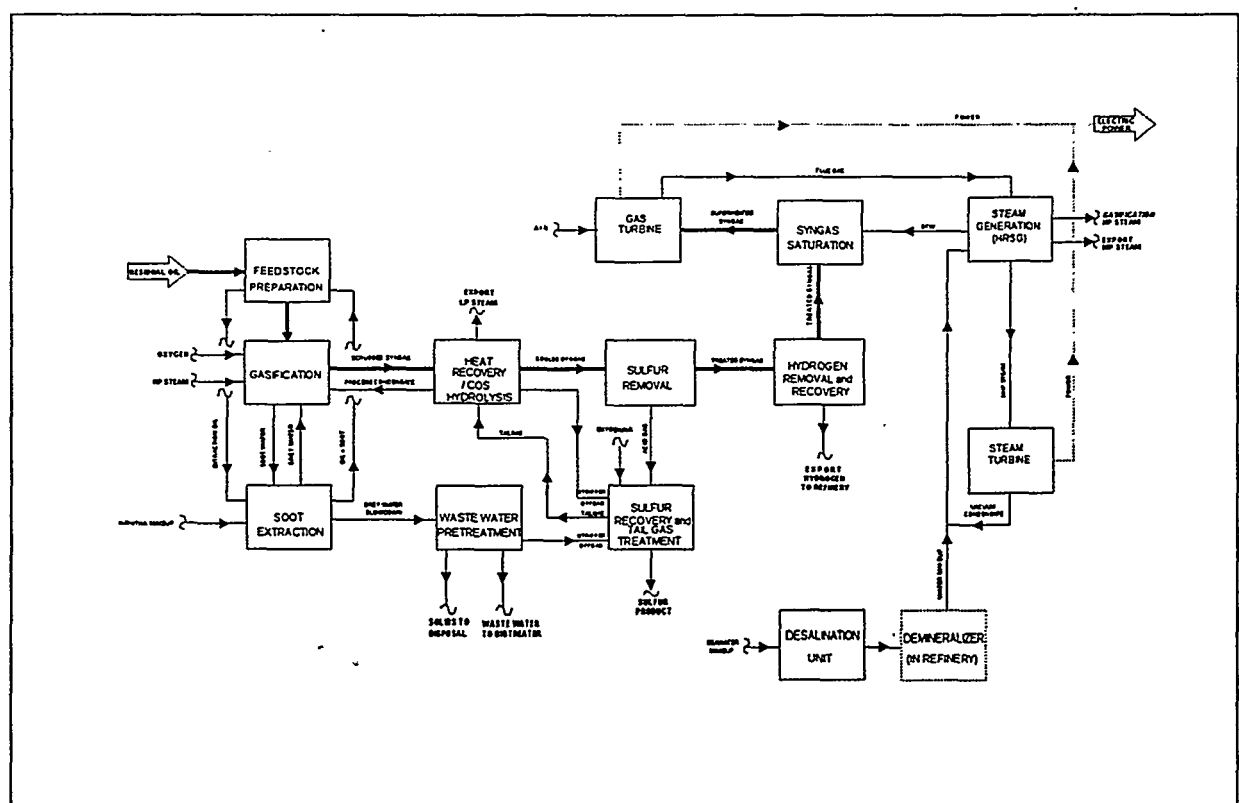


図 7-5-2 IGCCのブロックフロー図

(3) プログラム

セッション名	演 題	演 者 名
Opening Sessions Plenary Session	The New Paradigm of Smart Manufacturing Systems	Lawrence B. Evans (Chairman and Chief Executive Officer, Aspen Tech)
	Turning Total Quality Management(TQM)into Performance	Frederic Poses (Vice Chairman, Engineered Materials Sector, AlliedSignal,Inc.)
	Achieving Manufacturing Excellence:The Pacesetter Program	Dr.Bernard J. Bulkin (Director of Global Refining, BP Oil International Ltd.)
	The Pursuit of Wow	Tom Peters (Author and Management Consultant)
Aspen Tech's Technology Overview	Achieving True Potential through Smart Manufacturing Systems	Joseph F. Boston (President Aspen Tech)
	The Plant Model:The Core of a Smart Manufacturing System	Vladmir Mahalec (Senior Vice President and Chief Technical Officer, Aspen Tech)
	Demonstration of ASPEN PLUS Ver.10	
	Achieving True Potential Through Smart Operations	John S. Ayala (President, Advanced Control and Optimization, Aspen Tech)
	Achieving True Potential Through Smart Information Management	David A. Mushin (Senior Vice President, Information Management, Aspen Tech)

Business Strategies	Demonstration of ASPEN TECH's Integrated Solutions	
	Smart Manufacturing Today	Lowell B. Koppel (Vice President for Integrated Manufacturing, Aspen Tech)
	Trends in Refining and Petrochemicals	Peter H. Spitz (Director, Chems Systems Group)
	Dow Business Strategy	Peter C. Robb (Director of Process Control, Work Processes, and Manufacturing Information System, Dow Chemical Company)
	Homogenizing Business Strategy, Technology, and People for Operations Success	Malcolm Beaverstock (Manager Advanced Control and Simulation, General Mills, Inc)
	Sustaining Performance-Starting in the Basement Achieving True Performance Improvement Requires Attention to the Loop	David Beckmann (Senior Vice President of Performance Service, Fisher-Rosemount (Division of Emerson Electric)
Management Management	Partnering for Profit	Mary Molloy (TRB Consulting Group)
	Unique and Unlikely Alliances	James Moore (Management Consultant)
	Knowledge, Integration and the Locus of Learning	Gary Piano (Associate Professor, Harvard Business School)
	Work in the 21st Century	Willow Shire

Technical Management	Alignment: Making Technology Work for Your Organization	(Founder, Orchard Consulting) Cheryl Currid (Technology Analyst)
	Leapfrogging the Competition	Oren Harari (Management Consultant)
	Managing Technology: Thoughts from the Corner Office	Dr. Kirtland C. Mead (Senior Vice President of CSC Management Consultants and John B. Storm (Director of the Center of Excellence, CSC Management Consultants)
	Building a Communications Infrastructure: Sharing the Value of Process Information within Your Company	Ray Kang (Director of Hyperstream Marketing MCI)
	Panel Discussion: Developing Services Plan	
	Optimal Commercial Refining in BP Oil: Part Two, Achieving the Vision	Michael J. Knight (Principal Consultant, BP Oil)
	The New Aspen Tech / LPC Alliance	Lyondell Petrochemical Corporation
	Simulation and Model-Based Control: Industry Trends and Strategies for Success	Dave Woll (VP Process Industries, Automation Research Corporation)
	Model-Based Optimization of a Chemical Production Process	Dr. Horst Gulich (Head of the Technology Group, Dynamic Process Operations of Corporate Research and Technology / Production)

	Technologies, Hoechst AG)
The Geon Company - How integration Enables Market - Responsive Manufacturing	Richard Krahn (Partner, Andersen Consulting) Marck Eckman (Manager, Andersen Consulting)
Setcim LIMS Integration with SAP / R3's Quality Module	Andrew S. Brown (Technical Director, Skelton and Plummer Project Engineering (PTY) Ltd.)
Changing the Paradigm	John Burks (Manager, Applications Development, Lyondell Petrochemical Company)
Plantwide Energy Management Systems	John Tobin (Realtime Systems Manager, Tensor Technologies)
Integrating SAP with the Plant: A Case Study	Jan Jacob Bleeker (Plant Manager, Seraya Chemicals Singapore (Pte.) Ltd.)
Integrating the Enterprise Through Plant Objects: Yesterday's Dream -Today's Reality - Tomorrow's Oppotunity	David E. Waite (Manufacturing Manager for Information Technology, The Dow Chemical Company)
Stategic Management of Process Modeling and Simulation for "Bottom Line" Value	John B. Pfeiffer (Ph.D.,Director, Research and Engineering Systems, Air Product and Chemicals,Inc.)
If Not Now,When? Process Modelling for a	Jonathan Smithers

Commodity Chemicals Business	(Technology Manager, ICI Halochemicals)
Maximizing the Benefit of Off-line Models for Operational Plants	Malcolm R. Woodman (Engineering Technology Manager, Process Simulation, BP Chemicals Ltd.)
Business Improvement Program Through the Use of Information Technology	Sergio Tovar (Technical Manager, Zulia Petrochemical Complex, Pequiven and Aldo Coruzzi, Director, Petroquimica de Venezyela, S.A.)
Achieve Model Profits	Saidas M. Ranade (Principal Consultant, Modeling Success Program, Aspen Tech)
Success Factors for Advanced Control and Optimization	George Birchfield (Vice President, Solomon Associates, Inc.)
Lessons Learned on the Road to CLRTO	Clifford C. Pederson (Project Manager, Process Control, Sunoco)
Sustained Performance: A New Initiative for Sustaining Benefits of Advanced Control and Optimization Applications	Steve William (Director of Marketing - Advanced Control and Optimization, Aspen Tech)
Harvesting Benefits from Advanced Process Control	Mats Gjers (Department Manager Process Control, Shell International Oil Products)
Enterprise Applications: Is the Party Over or Has It Just Begun?	Enk Keller (Vice President and Director of Research, Gartner Group)

	The Evolution of MES in the Process Industries	Julie Fraser (Principal and Director of Market Strategies, Industry Directions Inc.)
Technology Process Simulation and Design	Aspen Tech's Vision for Process Design, Simulation and Optimization Aspen Tech's Steady-State Modeling Technology Aspen Tech's Dynamic Modeling Technology Aspen Tech's Equation-Based Modeling and Optimization Technology Total Site Analysis of Neste Oy's Porvoo Refinery Recent Trends and Hot Topics in Process Integration Methods, Software and Applications Debottlenecking an Ethylene Plant with Pinch Technology	Herbert I. Brit (Chief Technology Officer and Senior Vice President) Vladimir Mahalec (Senior Vice President) Bill Mock (Business Director, Steady-State Products, Aspen Tech) Philip Mahoney (Vice President of Dynamic Simulation and Managing Director Aspen Tech) Graham W. Griffiths (Vice President for Operations & Technology , Aspen Tech UK) Peter Piela (Vice President, Aspen Tech) Esa Tamminen (Senior Engineering Associate, Neste Oy) Truls Gundersen (Norwegian University of Science and Technology) Dr.S.Sung (Phillips Petroleum Co.)

Process Integration	Frigyes Lestak (Technology Manager, Advanced Chemical Engineering, MW Kellogg, Ltd.)
Equipment Selection and Design in the Context of Process Integration	Graham Polley (Cal Gavin, Ltd.)
Water Management -The Big Picture	Rob Terrell (Company Water Technology Manager, ICI)
Process Intergration Aids in Expanding Crude / Vacuum Units by as Much as 50%	Kirtan Trivedi (Senior Supervising Process Engineer, Parsons Process Group, Inc.)
Recent Advances in CFD for the Chemical Process Industries	Dr.Bharathan Patel (CEO,Fluent Inc.)
Reactive Distillation Studies: Modeling and Experiments	Hoshang Subawalla (Ph.D.Student, University of Texas at Austin,J.Cator Gonzalez, Intevep S.A. and James R.Fair, Professor Emeritus, University of Texas at Austin)
The Process Engineer for "Concurrent Engineering"	Mr.Christopher R. Boehringer (Process Consulting Manager,ICARUS Corporation)
Large Scale Liquid Chromatography	Phillip C. Wankat (Professor,Purdue University)
When Theory Might Be Useful:The Bridge from Fundamentals to Practice in Physical Properties Models	John P. O'Connell (Professor,University of Virginia)
Macroeconomics of Microstructuring Advances	Kenneth R. Cox

in Property Methods that Fill Industrial Needs	(Associate Professor, The Ohio State University)
Phase Equilibria in Chemical Reactives Systems	G. Maurer (Prof.Dr.Ing., Universitat Kaiserslautern)
Natural Gas Hydrates:Measurements and Prediction Needs	E.Dendy Sloan,Jr. (Director of Center for Hydrate Research, Colorado School of Mines)
Mapping Petroleum Feedstock Characterization into a Molecular Representation	Michael T. Klein (Elizabeth Inez Kelley ProfessorDarin Campbell University of Delaware)
Technical Directions of PROPERTIES PLUS	Suphat Watanasiri (PROPERTIES PLUS Technical Director, Aspen Tech)
Advanced Distillation Synthesis Techniques for Nonideal Mixtures Are Making Headway in Industrial Applications	Oliver Wahnschafft (SPLIT Technology Manager,Process Design and Optimization,Aspen Tech)
Debottlenecking a Chemical Distillation Unit Using Process Synthesis Techniques	Rian Ryneke (Senior Process Engineer,Sasol)
Understanding Limitations - An Essential Step in Today's Process Design	Lionel O'Young (Mitsubishi Chemical Corp.)
Graphical Techniques for Reactive Distillation Synthesis	Kristian Lien (Norwegian University of Science and Technology)
New Tools for Effective Hydrogen Management	Frigyes Lestak (Technology Manager, Advanced Chemical

	Engineering, MW Kellogg, Ltd.)
Algorithmic Advances in Process Synthesis Design	Professor Chris Floudas
A New Approach to Robust Receding-Horizon Optimal Control	Roger Sargent (Professor, Imperial College)
Dynamic Optimization in a Discontinuous World	Paul I. Barton (Assistant Professor Massachusetts Institute of Technology)
Computing Multiple Solutions with ASPEN PLUS and SPEEDUP	I.D. Seader (Professor of Chemical Engineering Arjun Vadapalli (Graduate Student University of Utah)
Using World Wide Web Technology to Build an Integrated Process Engineering Environment	J.W. Ponton (Professor, University of Edinburgh)
Uncertainty and Operability Issues in Design and Operations Optimization	E.N. Pistikopoulos (Professor, Imperial College)
Multiscale Computing in Process Simulation and Optimization	Wolfgang Marquardt (Professor, Rudiger, Watzdorf) Thomas Binder (RWTH Aachen)
Impact of Process Data and Computer Program Choice on Heat Exchanger Design	Glenwood K. Pase, Sr. (Chief Design Engineer, Joseph Oat Corporation)
Benefits of Fully Complying with the ASME Code Rules in the Design and Construction of Shell-and-Tube Heat Exchangers in the Early Stages of Equipment Design	Gabriel Auriolles (TEAMS Technical Manager, Aspen Tech)
Sensitivity Study of the Effects of Process Fluid Properties on Heat Exchanger Design Using the ASPEN PLUS/B-JAC Interface	Steven H. Gove (Principal Engineer, Hercules Corporation)
Use of B-JAC Software-International	James R. Brocato

Process Optimization	Technology Transfers	(Manager, Process Engineering, BASF Corporation)
	An Assessment of Industrial Methods of Condenser Design	David Webb (Professor, University of Manchester Institute of Science and Technology (UMIST))
	Integration of the B-JAC Heat Exchanger Models in ASPEN PLUS	David Garrison (Manager, Heat Exchanger Technology ASPEN TECH)
	Large-Scale Process Optimization in a High Performance Computing Environment	Mark Stadtherr (Professor, University of Notre Dame)
	Practical Issues in the Solution of Large Scale Process Scheduling and Planning Problems	Joseph F. Pekny (Professor, Purdue University)
	Industrial Applications of Nonlinear Optimization	Dimitrios Varvarezos (Senior Staff Engineer ASPEN TECH)
	Solving Large-Scale Global Optimization Problems	Nick Sahinidis (Professor, University of Illinois)
	From Steady-State to Dynamic On-Line Optimization	Lorenz T. Biegler (Professor, Carnegie University)
	Impact of Pre-ordering on Solving the Newton Equations for Process Flowsheets	Prof. Arthur W. Westerberg (Professor, Carnegie-Mellon University)
		Dr. Kirk A. Abott (ASPEN TECH)
		Dr. Benjamin A. Allan (Carnegie-Mellon University)
	Combining Equation-based and Sequential Modular Simulation	Dr. Peter Piela (Vice President, Process Design and

Equation-Oriented Dynamic Simulation of Large-Scale Chemical Plants	Optimization, ASPEN TECH) Stephen E. Ziney (Dynamic Simulation Research Manager) Jorge Paloschi (Senior Research Engineer, ASPEN TECH)
Sparse Numerical Linear Algebra: direct methods and pre-conditioning	Professor Ian Duff (Department for Computation and Information, Rutherford Appleton Laboratory UK)
Automated Model Building and Modeling of Alcohol Oxidation in High Temperature Water	Prof. Michael Klein (Professor, University of Delaware)
Modeling and Simulation of Petroleum Refining and Petrochemical Processes	Prof. Mr. Dale Mudt (Application Engineering Specialist, Sunoco, Inc., Sarnia, Ontario, Canada)
FCCU Modeling and On-Line Optimization	John Thiessen (Staff Engineer, Industrial Reactor Modeling, Process Design & Optimization Aspen Tech)
Breakthrough in Reactor Modeling by the Use of Network Techniques	Dr. Andreas A. Schuppert (CR&T, Hoechst AG)
Results Analysis for Real-Time Operations Optimization	Tom Marlin (Professor, McMaster University)
State of the Art in CLRTO	John Ayala (President-Advanced Control and Optimization, Aspen Tech)

Advanced Process Control	RTO:Success is in the Details	Dale Mudt (Applications Engineering Speacialist Sunoco)
	Improving Unit Profitability by Connecting Several Multivariable Controllers	Douglas Raven (GM Ethylene Control Projects,Aspen Tech)
	Large-Scope Controllers	Charles Cutler (Senior Advisor,Aspen Tech)
	The Use of a Linear Program to Integrate Economics into Constrained Multivariable Model	Ron Sorenson (Consulting Engineer Chevron)
	Handling Nonlinear Problems with DMCplus	Rob Hawkins (Senior Consultant, Training Manager, Aspen Tech)
	The Composite LP	Douglas Raven (GM Ethylene Control Projects,Aspen Tech)
	Maximizing the Value of On-Stream Analyzers with Large Dead Times	Kevin Worden (Advanced Control Engineer,Mobil)
	Challenges for Nonlinear Model Predictive Control	James B. Rawlings (professor of Chemical Engineering,University of Wisconsin)
	Nonlinear Control of Industrial Processes	Babatunde A. Ogunnaike (Reseach Fellow,E.I.duPont de Nemours and Company
	Robust Model Predictive Control	Thomas A. Badgwell (Assistant Professor, Rice University)
	Issues in System Identification for Advanced Control	Wallace Larrimore (President,Adaptics Inc.)
	Applications of Statistics for Sustained Performance	Bill Canney (Senior Staff Engineer

Information Management	Controller Performance Monitoring and Diagnosis: Experiences, Challenges and Future Work	Aspen Tech) Derrick Kozub (Senior Staff Engineer Aspen Tech)
	Technology of Sustained Performance	Steve Williams (Director of Marketing Advanced Control and Optimization Aspen Tech)
	The Impact of Control Loop Performance on the Successful Application of Advanced Control	Neal F. Rinehart (Performance Technology Consultant Fisher Controls International, Inc.)
	A Review of Performance Assessment and Process Monitoring Techniques for Univariate and Multivariate Control Systems	Dr. Thomas Harris (Professor Queens University)
	Application of Rigorous Modeling in advanced Process Control Projects-Supplementing Plant Testing Data with Dynamic Simulation	Jose Luis Pena-Diez (Scientific Researcher) Carlos V. Rena-Diez Repsol S.A. Marian Choucino-Nara (Aspen Tech/Tecnicas Reunidas)
	The World isn't Flat and Linear MPC Keeps on Ticking	Bill Camey (Senior Staff Engineer, Aspen Tech)
	Non-Traditional Model Based Control Applications-"Where Performance and Flexibility Criteria Rule"	Ton C. Backx (Advanced Control & Optimization Director, Aspen Tech)
	Stretching the MPC Framework-Optimizing a High-Purity Distillation Column	Jeff Meier (Consultant DuPont)
	Panel Discussion	
	Integrating Infoplus-X With Shell Oil Products Company	Burke Baker III Ph.D. (Senior Staff Engineer Shell Oil Products Company)
	An Operator Advisor And Its Business Benefits	Gary Back (Engineering

	Associate E.I.DuPont de Nemours and Jaime Valencia, Strategic Department Manager Aspen Tech)
Batch Data Collection Made Easy	Douglas L. Butler (Senior Engineering Specialist, Process Control, Solutia (Monsanto-Chemical) David DeHart (Project Consultant Munger Company, Inc)
Texaco's Automation Vision	Blaine McCoy (Supervisor, EDP, Texaco--TRMI PSP)
Benefits & Techniques of Supply & Distribution Modeling at Caltex Oil (Thailand) Ltd.	Robert W. McGinnis (Manager SDPIMS Marketing Process Design and Optimization Aspen Tech)
Advanced Control and On-Line Optimization of Gasoline Blending at DEA Refinery	Dr. R. Voetsch (Project Manager, APC Projects and C" Olefin Olanis, DEA Mineralol)
Integrating Plant Systems to ERP: State of the Market Report	Julie Fraser (Principal & Director of Market Strategies Industry Direction Inc)
Actual Experiences Using SAP to Provide Environmental, Health, and Safety Information	Phil Moorman (EH&S Project Lead Lyondell Petrochemical)
Data Systems For Your Business	Pierre Grosdidier (Consultant, Information Management, Aspen Tech)

Connectivity and Advanced SCADA on Aging Control Systems	Michael J.Bliss (President Queue Systems,Inc)
The Microsoft Windows Platform	Bob Familiar (Senior Consultant, Microsoft)
System Transition of InfoPlus to InfoPlus-X	Andrew Brown (Technical Director Skelton&Plummer)
Converting Lagacy IM Systems-Taking Advantage of the Latest Technologies	James Dierks P.E. (Senior Application Developer,Information Management,Aspen Tech)
Panel Discussion	Jim Musselman (Director of Product Development) George Toskey (Director of Product Development) Alex Endzell (Manager Desktop Products,Information Management,Aspen Tech)
GartnerGroup-Plant Floor Applications Post Year 2000	Dan Miklovic (Senior Research Analyst,The Gartner Group)
Pradigm Shifts in Manufacturing Automation& Control-An EBPA Perspective	Dr.Jay S. Bayne,Ph.D. (Vice President, Technology&Marketin g,Elsag Bailey Process Automation)
Making the Transition to Field-Based Architecture	Mike Begin (Vice President Marketing,Fisher Rosemount System)
When Worlds Collide: Projected Impacts of New Software Technologies	Richard Malina (Vice President of

	Engineering, Rockwell Software)
APC Japanese Way	Yoshio Tomita (Vice President Technology, Johnson Yokogawa)
Practical Considerations In Applying Highly Distributed Control	Hesh Kagan (Director, Development Planning, Siebe Control Systems)
An Update on Evolving US Environmental Regulations	John E. Hofmann (Vice President of Operations, Trinity Consultants Incorporated)
Enhanced Fugitive Emissions Compliance-Meeting New Regulatory and Integration Requirements	James R. Wells (Services Group Manager, EnviroMetrics Software, Inc)
New FDA Regulations Streamline Operations	Christie Dietz (Integration Performance Consultant, Fisher-Rose mount Systems)
Computer Systems Validations	Richard Fecteau, PE, PMP (Vice President) Robert W. Stotz, Ph.D. (Vice President, Validation Technologies, Inc.)
Leveraging Process Data for Enhanced Regulatory Compliance	David N. Hommrich (President, EnviroMetrics software Inc)
Leveraging Information Technology to Enhance Environmental, Health, and Safety Compliance Related Practices	Mr. Christopher David Malick (Trinity Consultants Incorporated)
Migration of Refinery Applications from a Proprietary Information Platform to New	Wolygang Karl Reuter (Application Engineer

	Hardware and Software Standards The Operation Support System for LNG Receiving Terminal	MiRO Refinery) Masaya Nakagawa (Senior Engineer Mitsubishi Heavy Industries.LTD)
	CIM/21 Window to Beckman Lab Information Management System	Blake Larsen (Information Systems Analyst,Chevron Product Co.)
	Pathways to Developing an Application in InfoPlus.21	Charles Lilker (IMS Training Development Manager Information Management,Aspen Tech)
	Viewing Process Information Multi-dimensionally for Improved Process Understanding, Operation and Control	Dr.Robin Brooks B.Sc.Ph.D.(Process Plant Computing Ltd)
	Turning Data into Power	Michael K. Edwards (Lamb-Weston)
	More Information, More Users: Meeting the Challenge	Dave Kafka (Senior Staff Engineer Chevron products Co.)
	Product Useability: McGyver Style	Jared M. Spool (User Interface Engineering)
	Competitive Advantage through Supplier Relationships	John Gallagher (Nestle UK Ltd)
	TPM(Total Preventative Maintenance)and Vision Solutions,A True Performance Solution for Optimizing Line Efficiencies and Increasing Productivity	Yves Dufort (Walsh Automation Inc)
	Implementing Process Information Management Systems at Nuclear Power Plants	Michael J.Bliss (President) Scott Murray (Director of Marketing Queue Systems Inc)
Software Technology	CORBA	Richard Mark Soley Ph.D.(Chairman and CEO, Object

	Overview Strategy, COM/DCOM	Management Group, Inc.) Don Richardson (Technical Evangelist Microsoft Corporation)
	Development N-Tier COM applications with Visual Studio 97	Larry Barnes (Senior Consultant, Application Developer Custom Unit, Microsoft Corporation)
	The Year 2000 Impact on Industrial Automation	Bill Thompson (Senior Analyst Automation Research Company)
	JAVA in the Enterprise-Clients Servers	Kevyn Renner (Manager Industry Development) Bob Lewis (Manager Product Marketing, Sun Microsystems, Inc.)
	Open VMS Futures	Steve Stebulis (Director Strategic Planning, DEC)
	Enabling the Information Age Through Network Computing	Bob Mackowiak (Principal Sales Consultant in Americas Alliances Oracle Corporation)
	Managing the Introduction of Object Technology	Ed Yourdon (Consultant & Author Nodruoy, Inc.)
	Designing and Building Applications for the Internet/Web	Ed Yourdon (Consultant & Author Nodruoy, Inc.)
Intergrated Technologies	Aspen Tech Strategy in Neural Net Technology	Steve J. Ruzicka (Vice President Aspen Tech Neural Net Business Unit)

Review of State of the Art in Neural Net and Statistical Tools	Thomas MavAvoy (Professor, University of Maryland)
Neural Network Technologies in Aspen Technology	Casimir C. ("Casey" Klimasauskas, Neural Net Director of Software Engineering and Research Aspen Tech)
Neural Network Boiler Optimization in Ostroloka Power Plant	Konrad Swirski (President and Managing Director Transition Technologies Ltd.)
A Practical Process Engineering Approach to Data Transfer	John Myers (Research Associate Amoco Corporation) Joni Hyman (Research Computer Scientist, Amoco Corporation) Jeff Longsdon (Staff Research Engineer, Amoco Corporation) Henry Gehrhardt (Research Associate Amoco Chemicals)
Demonstrating ASPEN PLUS within Zyqad's Intergrated Process Design Environment	Andy McBrien (Technical Manager Zyqad Ltd.)
Developing a Concurrent Process Engineering for Mitsubishi Chemical Corporation	Arvind G. N. Patel (Vice President, Sales, EA Systems, Inc)
Introduction to Open Systems in Computer-Aided Process Emgineering	Herb Britt (Chief Technology Office and Senior Vice President, Aspen Tech)
Industry Need for Open Systems	Peter Edwards

	(DuPont Central R&D)
An Update on PDXI and Standards for Process Data Exchange	Tom Teague, Sr. (Research Specialist Exxon Production Research Company)
The CAPE-OPEN Project: Plug&Play Components for Process Calculations	Bertrand Braunschweig (Institut Francais du Petrole)
Panel Discussion	
Collaboration-A Key Success Factor to Maximize Value From Dynamic Simulation	Dr. Vincent Grassi II (Manager, Process Modeling and Control Air Products and Chemicals, Inc.) Randy Field (Marketing Director Dynamic Simulation Aspen Tech)
Minimizing Reaction Time in a Batch Reactor Using Dynamic Simulation	Stephen Vinciguerra, Sr. (Staff Engineer, Hercules, Inc.)
Integrating Process Design, Control and Operation	Dr. Ulrich Mieken Andreas Helget (BASF AG)
Dynamic Simulation: User's Perspective	Mark R. Broussard (Senior Research Engineer, Shell Corporation)
Simulation of an Unstable Distillation Column	Cornelius Dorn, Ph.D. (Student, Automatic Control Laboratory Swiss Federal Institute of Technology) Manfred Morari (Professor, Automatic Control Laboratory, Swiss Federal Institute of Technology) Thomas E. Guttinger (Automatic Control

	Pipeline Operation Management with the Assistance of Realtime Dynamic Simulation Improving Refinery Performance with Operator Training Simulators Dynamic Simulation for IGCC Process and Control Design Using Dynamic Models to Improve Capacity and Stability in Large Scale Multiphase Pipeline Systems Process Modeling of VCM Reaction On-Line Estimation with SPEEDUP	Laboratory, Swiss Federal Institute of Technology) Gert van Sponen (Shell International E&P b.v.) Vom Eskes (Vice President of Business Development EMEA for the Dynamic Simulation and Training Simulators Group, Aspen Tech) Cal Depew (Senior Engineer, Fluor Daniel / Shamprogetti) Graham W. Griffiths (Vice President for Operations & Technology, Aspen Tech) Takekaku Maeda (Kaneka Corporation) Chris Hart (Senior Consultant Dynamic Simulation, Process Design and Optimization, Aspen Tech)
Production Planning and Supply Chain Management	Twenty-First Century Supply Chain Organizations Integrated Supply Chain Management - Supplying the Pieces Structural, Organizational and Business Process Requirements Optimized End-to-End Supply Chain	David Frentzel (Principal, Northeast Logistics) Thomas N. Parry (Associate Partner, Andersen Consulting) David L. Smith (Business Development Manager EDS Logistics Management Practice) Robert McGinnis

	Planning MIES II :The Importance of the Autonomous Plant The Role and Status of ERP Systems Optimizing the Supply Chain Advanced Technology for Supply Chain Management	(Manager of SDPIMS Marketing Process Design and Optimization Aspen Tech) James Heaton (President,AMR Consulting) Udo Edelmann(SAP) Jeff Herrmann (Vice President of Scheduling Products i2 Technology) Patrick Truesda (Aspen Tech) P.Soedjanto (Vice President of Projects,PT Elnusa)
Vertical Industries Chemicals	PSA-The Next Distillation Application of ADSIM in the Design and Operation of Industrial Process Plants Intergrating Process and Control Designs for Air Plants On the Efficiency of Continuous- Countercurrent Pressure- Difference-Driven Gas Adsorption Separations	Dr.K.Knaebel (President and CEO Adsorption Research,Inc Ray Keating (Director of Engineering,Howmar International) Dave Vinon (Air Products) Dr.Alberto LaCava (Director of Gases& Vacuum Technology BOC Group)
Mining,Minerals& Materials	Metal Processing Supervision ASPEN PLUS to Understand the Behavior of a Blast Furnace	David Mee (Manager Supervisory Control Systems Cegelec Australia Limited) Kees-Jan Verstraten (Researcher Chemical Technology,Hoogovens

Petrochemicals	Manufacturing Application for TiO ₂	Research and Development) David Zimmer (Business Support Director, Chemical Processing Industries Aspen Tech)
	Model of a Counter-current Adsorption System for Lithium Recovery	Gerald Gruber (Chemical Engineering Specialist, FMC Corporation)
	Improving Yields of the SX/EW Copper Extraction Process	Jeff Gott (Project Team Leader Phelps Dodge)
	Thermodynamic Calculations and Databases for Applications in Metallurgy and Materials Processing	Arthur Pelton (Professor, Ecole Polytechnique)
	Process Operability: A new Perspective on an Important Challenge	Professor Christos Georgakis (Lehigh University)
	MTBE Process	Doug Robertson (Senior Staff Engineer Aspen Tech)
	Reconciliation of Dynamic Reactor Models with Process Data	Milo Meixell (General Manager Optimization Department, Aspen Tech)
	On-Line Estimation with SPEEDUP	Chris Hart (Senior Consultant Dynamic Simulation Process Design and Optimization, Aspen Tech)
	Simulation of an Ethylene Plant for the Debottlenecking Study of Copene Units Feed the CAT	Renato da Costa Lima (Copene) T.R. Willett (Advanced Control Engineer, Lyondell-Citgo)

Nova Chemical Experience with APC and RTO	Ken Wentworth (Process Control Engineer, Nova Chemicals)
Borealis Cracker Stenungund RTO Project: Chasing Optimum at a Higher Pace	Johan Frossling (Process Control and Optimization Manager Borealis)
KTI's Ethylene Plant Furnace Modeling Technology Coupled with Aspen Tech's Real-Time Optimization System Provides Off-Line and On-Line Benefits	Eric Wagner (Manager of Pyro Tec Division, KTI)
Advanced Control & Optimization of a Naphtha Cracker at DSM	Walter Jacobs (Project Manager DSM Hydrocarbons)
Plant-wide Constraint Control System Utilizing the Composite Linear Program for an Olefins Plant	Jun Nishizawa (Assistant Manager Mitsubishi Chemical Corporation)
Implementation of a Plant Wide Control & Optimization System at a Chevron Ethylene Plant	Mark Roffman (Process Engineer Chevron)
Using a PIMS to Add Value: Fairy Tale or Fact?	Sharon Ronci (Senior DCS Analyst Rubicon Inc.)
Utility Saving by Means of Pinch Technology	Yuzo Terai (Process Engineer Nippon Steel Chemical)
AspenTech's Lifecycle Modeling	Chuck Moore (Business Director Advanced Control and Optimization Aspen Tech)
Optimize Process Productivity by Intergrated Application of APC and PIMS Technologies	Nat Ganesh (Process Leader Allied Signal)
Philips Petroleum Ethylene Plant Models for Design, Control, and Optimization	Jeff Jones (Process Control Engineer, Philips)

Pharmaceuticals and Specialty Chemicals	Bridging the Information Gap	Alistair Gilanders (NIP-A Team Leader Glaxo Wellcome International Actives Supply)
	The Changing Pace of Agricultural Chemical Process Development	Mr. Peter B. Schmalz (Engineering Technology Leader E.I. du Pont de Nemours and Co.)
	Batch Process Modeling as a Tool for Process Development	Arthur T. Andrews (Senior Director Chemical Engineering R&D, Merck Research Laboratories, Merck & Co. Inc.)
		Stewart Bacher (Director, Chemical Engineering, R&D Merck Research Laboratories, Merck & Co. Inc.)
	New Technologies in Batch Chemical Process Development & Manufacturing	Prabir Basu (Director, Process Development and Chemical Process Monsanto)
		Jonathan Vinson (Senior Development Engineer, Monsanto)
		Ronald A. Mack (Development Engineering Group Leader, Monsanto)
	The Potential of Batch Automation	Darrin W. Fleming (Modular Batch Consultant, PID)
	Genealogy-The Future Direction of Batch Information Management	Ken Roberts (Director of Application

	Introducing Batch/21 via the BCU at a Chemical Plant in Monsanto Antwerp Modeling of Variability in Manufacturing Making Manufacturing Part of the Enterprise -New Standards Help Information Systems Validation -Who do You Trust? Supplier/User Alliances-Driving Success Through the Supply Chain Treatment of Uncertainty in Production Plannning and Scheduling	Development Information Management,Aspen Tech) Dirk Colman (System Engineer MISD,Monsanto Antwerpen) Bernard M. McGarvey Ph.D.(Senior Engineering Consultant (for Bulk Pharmaceutical Manufacturing), Eli Lilly and Company Lynn Craig (President,Manufactur -ing Automation Associate,Inc) Katleen M.Waters,Sr. (Automation Engineer Genentech,Inc) C.Richard Antonson (Engineering Manager -Quality and Process Control,E.I.DuPont) G.V.Reklaitis (Professor and Head School of Chemical Engineering, Purdue University) J.F.Pekny (Associate Professor School of Chemical Engineering,Purdue University)
Polymers	Polymer Product and Process Development Moving form Experiment to Simulation Using Polymer Structure/Property Model for	Klaus D.Hungenberg (Group Leader,BASF AG) Steve Chum

Molecular Architecture Product Design for Polyolefins Made with the Insite™ Technology	(Senior Scientist and James Ruiz, Project Leader, Dow Chemical)
Tracking Molecular Weight, Long-Chain Branching, and Composition Distributions Through Transient and SteadyState Polymer Reactor Networks	A . E . H a m i e l e c (Professor Emeritus, McMaster University)
Macromolecular Thermodynamics of Polyolefin Systems	Maciej Radosz (Professor and M.F.Gautreaux/Ethyl Chair, Department of Chemical Engineering and Macromolecular Studies Group, Louisiana State University)
General Overview of Molecular Simulations, Inc.	Frank Axe (Product Manager, Quantum Chemistry, Molecular Simulations, Inc.)
Atomistic Simulations of Thermophysical Properties of Polymers & Organic Liquids	David Rigby (Principal Polymer Scientist, Molecular Simulations, Inc.)
Polyolefins: A Global Overview and the Impact of Second Generation Technology	Don F.Bari (Vice President, Chem Systems Inc)
Development of Enthalpy and Density Models near the Critical Point in the Advanced SCLAIRTECH™ Polyethylene	John Fisher (Manager SCLAIRTECH R&D, Leigh Wardhaugh, (Research Scientist) Annette Burke (Research Scientist, and Agi Zupancic Engineer, NOVA Chemicals)
Modeling Phillips Polyolefins Process with POLYMERS PLUS	Dale L.Embry (Senior Engineering

	Specialist, Polymer Process Mokling Phillips Petroleum Company)
Modeling and Control of Molecular Weight Distribution in Free Radical Polymerization Processes	Kyu-Yong Choi (Professor, Department of Chemical Engineering, University of Maryland)
Simulation of a LDPE Autoclave Reactor with POLYMERS PLUS	Greg Hendrickson (Senior Staff Engineer, Chevron Chemical Co.)
Continuous Process and Product Improvement Through On-line Polymer Characterization, Advanced Process Control and Process Modeling	A.H.Potgieter (F.J.du Toit and C.T.v Wyk, Polifin)
Application of 1st Quality in DuPont Nylon	Robrt L.Kirkwood (Technical Manager, DuPont)
Nylon 6 Process Modeling	Gad Kory (Process Engineer) Hans-Harald Huenger (Assistant Plant Manager) AlfonsLudwing (Chemist, and Thomas Sauer, Plant Manager, BASF AG)
PIB Reactor System Modeling	Lawrence T.Novak (Technology Manager) GregMcCullough (Process Development Engineer, The Lubrizol Corporation)
Detemination of Homo-and Cl-Polymerization Kinetics from Laboratory Data	Ava S.Drayton-Elder (Senior Research Engineer) Oliver J.Smith

	Modeling of Styrene/Ethyl Acrylate Copolymerization A Practical Emulsion Copolymerization Model	(Principal Process Engineer,Air Products and Chemicals, Inc) K.Ravindranath (POLYMERS PLUS @Technical Support Manager, Aspen Tech) Saty R.Ponnuswany (Staff Engineer,Aspen Tech) Frank Bettenwort (Martin Conrads) Michael Dettmer (CONDEA Chemie GmbH)
Pulp & Paper Applications	Process Management in Pulp and Paper Mill-wide Information Systems:Past and Present Unifying Business Through Information Technology Case Study Challenges in Control of Pulp and Paper Processes Automatic Control Loop Performance Auditor: Automatic Control Loop Monitoring Instrumentation Issues in Pulp&Paper	Ole Fadum (President, Fadum Enterprises Inc.) Anna L.Lee (Process Systems Specialsist, Buckeye Florida) Robert P.Zook (Information Technology Director,Weyerhaeuser Company) Dr.Guy A.Dumont (Progressor,University of British Columbia Department of Electrical Engineering and Pulp and Paper Centre) John Brkich (Vice President Walsh Automation Inc.) William M.Dannelly (Product Sales Manager,ABB Industrial Systems)

	SURFTek-Surface Control Technologies for Sheet Forming Processes Beyond Block Scheduling in the Paper Industry Inferential Control of Continuous Digesters using MPC	Ferhan Kayihan (Owner IETek) Andrew Sanford (Consultant, Chesapeake Decision Sciences) Ferhan Kayihan (Owner IETek) Frank Doyle (Professor of Chemical Engineering University of Delaware)
Refining	Computer Simulation of Liquid-Liquid Extraction of Base Oils with Furfural Using Rigorous Models Developed with the ASPEN PLUS software to Generate Linear Program (LP) Input Information Dynamic Evaluation of Delayed Coker Pressure Relief System Refinery-Wide Energy Efficiency Optimization in Complex High Conversion Refinerh Modeling fo a MTBE Industrial Unit with Reactive Distillation	José Luis Peñ-Diez (ScientificResearcher) Juan Miguel (Moreno-Rodriquez, Repsol S.A..) Ed Zecchini (Engineering Specialist) Kirby English (Economic Analyst) Michelle Dunbar (Production Engineer) Raul Adarme (Process Specialist,Phillips Petroleum CO.) Rick Stanley (Technical Advisor Instrumentation, ARCO) Keith Buercklin (Process Engineer Marathon Oil) Antonio López-Rodriguez (Process Desigu Engineer, Carlos V.Peña-Diez,

Refinery/Petrochemical Ionic Equilibria Applications Using the ASPEN PLUS Flowsheet	Repsol,S.A.) Ashok K.Dewan (Research Engineer Shell Oil Products Company) Raymond C.Wah,Sr. (Consultant,Shell Services Company)
Use of Mixed-Integer Programming at Phillips' Petroleum Sweeny Complex	Kirby English (Economic Analyst Phillips Petroleum CO.,Sweeny Business Unit)
Planning Reformulated Gasoline Using PIMS	J.F.Barth (Engineering Associate,Exxon USA)
Using PIMS Linear Programming Models for Capital Planning	Douglas M.Servose (Senior Technical Specialist,LP Development,BP Oil Co.)
Using PIMS for Planning and Scheduling	Guillermo Ruiz (Subdirector of Planning,Pemex Refinación)
Refinery Wide Advanced Control Implementation	Bob Button (Senior Process Control Engineer,Mobil)
Real-Time Process Optimizer Adds Value on an Isomerization Unit	Martin Arzenheimer (Manager Systems and Applications Group,RVI)
Performance of Model-based Inference during Crude Switches	Mike Dunn (Control Engineer Advisor,Fina Oil and Chemical)
Composite LP Implementation on FCCU/GPU Complex	Raj Jakhete (Senior Process Control Engineer and Walter Rager,Senior Process Control Engineer,Sun

	Sustaining Control and Optimization System Performance Refinerh Information and Business System-Evolution,Current Status and Future Oil & Gas Business Processes and SAP Solutions For Marketing & Refining From Maintenance to Asset Management:Building a Foundation for Sustained Company Improvement in Changing Times. Foreign Trade Zone benefits in the Refining Industry Using Information Technology to Support a Changing Business Strategy	Oil Company) Mark Tibbitts (Manager for Control Shstem and Engineering,Lyondell Petrochemical Company) Roger Pelham (President,Pelham Consulting) Bob Davis (Manager and Director of SAP America,Oil & Gas Center of Expertise) Dr.Richard P.Hyland (Director of Consulting, Phoenix EDH, Incorporated.) Andrea Gallien (Director/Partner with Arthur Andersen's Business Consulting practice in Houston,Texas) Fred Salmen (Senior Staff Engineer,Aspen Tech)
Product Meeting Advanced Control and Optimization Workshop Production Planning and Supply Distribution Optimization Workshop	PIMS Yearin in Review PIMS Pipeline:What's New with PIMS?	Charles E.Rieb (Aspen PIMS Manager, Production Planning,Scheduling and Integration) C.Paul Gallagher (Aspen PIMS Manager of Technical Services and Dave

	Applications Seminar	Geddes, Vice President, PIMS Products) C. Paul Gallagher (Aspen PIMS Manager of Technical Services)
	Applications Seminar (continued)	C. Paul Gallagher (Aspen PIMS Products)
	PIMS Forum: Customer Feedback	Dave Geddes (Vice President, PIMS Products)
Process Design and Optimization Workshop	ASPEN PLUS Version 10: A Closer Look ASPEN PLUS: Engineering, Properties, and Architecture Equation-Based Modeling and Optimization Dynamic Modeling Track SPEEDUP: Custom Model Building System	Andrew McGough (ASPEN PLUS Assistant Manager) Suresh Reginald (Manager ASPEN PLUS Engineering Interface Development) Willie K. Chan (ASPEN PLUS Technical Director) Suphat Watanasiri (Technical Director of PROPERTIES PLUS) Andrew L. Lui (Vice President for Interactive and Integration Technology) Peter Piela (Vice President) Thomas P. Kisala (Vice President of Software Products) Peter Ward (SPEEDUP 6 Project Leader Technical Director

DynaPlus:Dynamic Simulation	Aspen Tech UK) James Goom (DynaPlus Project Leader) Randall P.Field (Marketing Director Dynamic Simulation Products)
Heat Exchanger and Adsorption Modeling Track	
B-JAC:Detailed Heat Exchanger Design & Simulation	David Garrison (Manager of Heat Exchanger Technology) Jack Schneider(B-JAC Technology) Gabriel Auriolles (TEAMS Technical Manager)
ADSIM:Adsorption Process Modeling	Felix Jegede(ADSIM Product Manager)
Polymer Process Modeling Track	
Status Report on POLYMERS PLUS	Chau-Chyun Chen (Vice President AdvancedTechnology)
Customer Support,Modeling Applications & Physical Properties	K.Ravindranath (Manager for POLYMERS PLUS Technical Support)
Addition Polymers	Sundaram Ramanathan (Technology Manager Polymer Technology)
Condensation Polymers	David Tremblay (Technology Monager Polymer Technology)
Batch Process Modeling Track	
Large Scale Date Management with BATCH PLUS	Reiner Musier (BATCH PLUS Business Director)
Start-to-Finish Modeling in 90 minutes with	Charlene Gladden

	BATCH PLUS	(Development Engineer) Ajay Modi (Senior Engineer)
	Future Development Directions	Reiner Musier (BATCH PLUS Business Director)
Information Management Workshop (formerly Manufacturing Systems Workshop)	General Session	
Advanced Process Design Forum	A Practical Methodology for Refinery Energy Efficiency Optimization An IEA Initiative on Process Integration Dynamic Modeling in Advanced Design Refinery Energy & Yield Improvements Using Pinch Technology WaterPLUS™ Development Club-A System for the Design and Optimization of Water and Effluent Systems The Needs Imposed on the Chemical Industry by the Onset of Sustainable Development SPLIT™ User Group Meeting	Keith Buercklin (Marathon Oil) Truls Gundersen (International Energy Agency (IEA)) Ian Boys (Technology Manager, APD Process Simulation Group Aspen Tech) Sergio Fonseca (ENGEN) Eric Petela (Business Development Manager-Advanced Process Design) Vikas Dhole (Technology Manager-Advanced Process Design AspenTech) Earl R. Beaver (Director, Waste Elimination, Monsanto) Oliver Wahnschafft (SPLIT Technology Manager, AspenTech)

	Operator Training Systems	Manager, AspenTech) John Derbyshire (Vice President of Business Development, Aspen Tech)
	Industry Utility Partnerships for Improved Competitiveness	Jigar Shah (Consultant EPRI-Chemicals & Petroleum)
	ADVENT User Group Meeting	Jerry Wareck (ADVENT Technical Manager, Aspen Tech)
	Dynamic Simulation for IGCC Plant Process and Control Design	Cal Depew (Supervisor-Dynamic Simulation Group Fluor Daniel Regina Meloni (Control Engineer Specialist, Snamprogetti)
	The Way Forward in Process Design Initiatives	Su Ahmad (Vice President-Advanced Process Design AspenTech)

7-7. その他

ASPENTECH 社の設立は 1976 年米国エネルギー省の要請で M I T 内に Advanced System for Process Engineering という研究組織が作られたのがきっかけであるとされている。従って、CO₂に関する DOE レポートのプロセス計算にも ASPEN PLUS がシミュレーターとしてよく用いられている。

今回の印象では同社の経営戦略は単に Process Simulator のソフトメーカーに留まらず、各種製造プロセスに係わる研究開発→設計→運転→オンライン制御→生産計画・管理→研究開発という全システムサイクルをカバーする方向に走っていくように見受けられた。

第8章 まとめ

第2章と第3章で夫々LNG火力、石炭火力発電からの煙道排ガス中のCO₂を膜分離法により除去することについて、モデルで解析をした。表2-4-1と表3-4-1からエネルギー原単位を求めると、表8-1のようになる。LNG火力で見ると、高温分離膜は高分子分離膜よりエネルギー原単位は小さい。

表8-2は第1章のアンケート結果と、第2章と第3章の解析(表8-1)を1つの表で示したものである。但し、アンケート結果も比較的データを出して頂いたA社とD社のみをあげた。A社とD社についての不明データ類は独断で推定を行った。この結果でもエネルギー的には高温分離膜はLNGについても、石炭についてもかなりいい位置にある。

高温分離膜の課題は、ここでは議論しなかった建設費や維持管理費を含めたトータルで評価する必要があること、そして高温分離されたCO₂の価値を高めるような用途が見出せるかにある。

表8-1 高温分離膜と高分子分離膜のCO₂当たりの所要動力

	LNG火力 高温分離膜	LNG火力 高分子分離膜	石炭火力 高温分離膜
CO ₂ /N ₂ 透過係数比	100	35	100
正味所要動力(KW)	171,000	77,300	170,800
回収CO ₂ 量(K-Mol/hr)	3,230.86	1,174.52	1,406.26
エネルギー原単位(KWh/t-CO ₂)	1.200	1.496	2.760

表8-2 アンケート結果代表と膜法の原単位比較

	化学吸収法 A社(LNG)	物理吸着法 D社(石炭)	LNG火力 高温分離膜	LNG火力 高分子分離膜	石炭火力 高温分離膜
電力(KWh/t-CO ₂)	131	80			
スチーム(t/t-CO ₂)	1.3	2.2			
スチームのエネルギー換算(KWh/t-CO ₂)	1,209	2,047			
CO ₂ 捕捉剤	MEAと仮定	活性炭と仮定			
CO ₂ 捕捉剤原単位(kg/t-CO ₂)	0.001	0.384			
捕捉剤のエネルギー換算(KWh/t-CO ₂)	4.9	42.4			
エネルギー原単位(KWh/t-CO ₂)	1,345	2,169	1,200	1,496	2,760

注1) スチームのエネルギー原単位は文献1)より3,349MJ/tとした。

注2) 化学吸収法のCO₂捕捉剤は不明故MEAと仮定。ロスは0.001kg/t-CO₂とした。MEAのエネルギー原単位は文献2)より17,692MJ/tとした。

注3) 物理吸着法のCO₂捕捉剤は不明故未担持活性炭と仮定。ロスは文献3)より0.384kg/t-CO₂とした。活性炭のエネルギー原単位は文献4)より397,788MJ/tとした。

注4) A社の所要電力はアンケートでは13KWh/t-CO₂と記入されているが、他項目から計算すると131となる。また、学会等で発表されている値も131であるので、断りをせず修正した。

参考文献

- 1) (社) プラスチック処理促進協会：プラスチック製品の使用増加が地球環境に及ぼす影響評価 報告書 pp33 (平成5年3月)
- 2) SRI International PEP YEARBOOK INTERNATIONAL 1995 pp239
- 3) (財) エンジニアリング振興協会：次世代高度分離技術の調査・予測・解析および同技術を使用したシステムの構築(ENAA 1991-7°4) pp252(平成4年3月)
- 4) 無機化学ハンドブック pp1329 (1990年3月25日発行、技報堂出版(株))