

研究論文

化学的CO₂グローバルリサイクルシステムにおける システム運転最適条件に関する研究

Study on Optimum Conditions for Operating Chemical CO₂ Global Recycle System

森 本 慎一郎*・松 宮 紀 文**・稲 住 近***・手 塚 哲 央****・佐 野 寛*****
Shinichirou Morimoto Norihumi Matsumiya Chikashi Inazumi Tetsuo Tezuka Hiroshi Sano

(原稿受付日2001年7月31日, 受理日2002年6月25日)

Abstract

In order to mitigate global warming induced by enormous amounts of carbon dioxide emission, RITE(Chemical CO₂ fixation project) investigated and evaluated renewable energy transporting system which synthesizes methanol by catalytic hydrogenation for separated and recovered CO₂. This system is called 'CO₂ global recycle system' which is composed of four processes: CO₂ separation and liquefaction process, methanol synthesis process, water electrolysis for hydrogen production and supply process, and transportation process. For the optimization of the total system, case studies of the total system have been conducted, and also energy conservation and efficiency improvement of each process have been studied.

In this paper, we developed the simulation model for the total system, and evaluated the optimum conditions from several criterions, that is, energy efficiency, methanol production cost, CO₂ reduction rate. We also analyzed the factors and characteristics that mainly affect the optimum conditions. We figured out with the simulation analysis that the optimum conditions much depend on the selection of criterion, and that the methanol production cost is an appropriate criterion for total system design. We can conclude that the several processes that compose a large-scaled system such as the CO₂ global recycle system should be designed taking the total system performance into account even though each process can be independently operated.

1. 序論

近年, 化石燃料の消費に伴う大気中へのCO₂の大量放出が大きな地球環境問題となっている。そして, この問題に対する対応策の一つとして, 「化学的CO₂グローバルリサイクルシステム」¹⁾の開発が行われている。これは, 発電所などのCO₂固定発生源から高濃度のCO₂を, 分離膜を用いて大量かつ連続的に回収し, 水電解より製造された水素を, その回収したCO₂に添加することによってメタノール等の有用化学物質を合成するシステムである。工業化国で発生したCO₂を自然エネルギー豊富な国でメタノールに変換し, 再度工業化国に輸送して利用するため, グローバルリサイクルシステムと呼ばれている。

詳細は次節以降で説明するが, このシステムのもう一つの特徴はCO₂分離・液化プロセス, 水素製造・供給プロセス, メタノール合成プロセス及び輸送・貯蔵プロセスの4つの独立したプロセスから構成されている点にある。そのシステムの開発にあたっては, まず個々のプロセスにおい

て概念設計が行われプロセス運転の最適条件が設定された。そして, その設定された条件のもとでエネルギー消費量, CO₂排出削減量, 総費用などの観点から全体システムの評価が行われた¹⁾。しかし, グローバルリサイクルシステムを構築する場合には, 個々のプロセスは全体システムの一構成要素としてのみ運転されるため, システム全体の挙動を考慮して得られるプロセス運転の最適条件を, 個々のプロセスに対して算出した上で, 全体システムの最適化を行うことが必要となる。

そこで本研究では, まずシステムを構成する各プロセスの条件を設定することによりエネルギー効率, CO₂削減率などの全体システムの各種評価指標の値を, 詳細な技術情報に基づいて計算するシミュレーションモデルを作成した。そして, このモデルを使用して全体システムの挙動を考慮した各プロセスの最適運転条件を求め, 運転条件設定のための指針を得た。CO₂分離回収技術や水素製造技術などの要素技術を組み合わせた「CO₂グローバルリサイクルシステム」について, 各プロセス運転条件の最適化を, 詳細な技術情報を含むシミュレーションモデルに基づいてその全体システムの観点から行った研究は過去に例を見ない。

2. CO₂グローバルリサイクルシステムの構成

2.1 全体システムの概要と前提条件

CO₂グローバルリサイクルシステムの概念図を図1に示す。本システムでは, エネルギー消費地である我が国の石炭火力発電所排ガスからCO₂を分離回収・液化し, 自然エ

* (財)地球環境産業技術研究機構 化学研究グループ研究員

〒619-0292 京都府相楽郡木津町木津川台9-2

** 住友電気工業株式会社大阪研究所主席

〒554-0024 大阪市此花区島屋1-1-3

*** 日立造船株式会社本部技術研究所要素技術センター

先端技術研究室主管研究員

〒551-0022 大阪市大正区船町2-2-11

**** 京都大学大学院エネルギー科学研究科助教授

〒606-8501 京都市左京区吉田本町

***** 地球エネルギーシステム研究所代表

〒562-0004 大阪府箕面市牧落5-8-2-106

E-mail: morimo@rite.or.jp

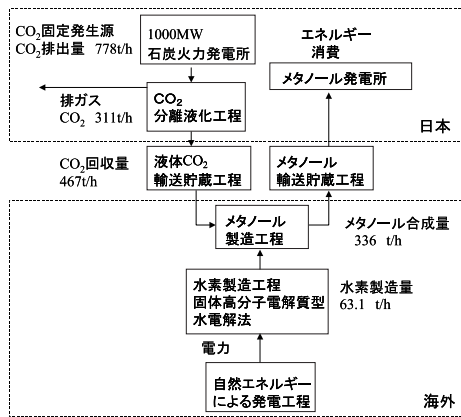


図1 全体システム概念図と評価範囲

エネルギーの豊富な国へ海上輸送する。そして、自然エネルギーからの発電電力を用いて水電解を行い、製造された水素と液化CO₂との接触水素化によりメタノールを合成し、これを我が国に持ち帰り発電用燃料として利用する。本システムでは日本から比較的近い地域で利用可能な自然エネルギー発電として、水力発電（ケースA）、及び太陽光（PV）発電（ケースB）を使用する2通りの場合を取り上げる。全体システムの前提条件¹⁾を以下のように設定する。

- ・CO₂発生源：日本に設置された1,000MW石炭火力発電所、（排ガス量：300万Nm³/h、CO₂排出量：778t/h）
- ・発電基地設置場所：
 - ケースA：インドネシアのイリアンジャヤに設置、
 - ケースB：オーストラリアのサンディ砂漠に設置、
- ・水素製造設備設置場所：
 - ケースA：沿岸部に集中配置、
 - ケースB：発電基地に隣接、1,178分割分散配置、
- ・水素輸送、貯蔵形態：
 - ケースA：24時間連続高圧配管輸送、
 - ケースB：夜間利用分を輸送配管内高圧貯蔵、
- ・CO₂輸送形態：液化CO₂をタンカー輸送、
- ・製造したメタノールの用途：
 - メタノール複合発電（燃料電池＋ガスタービン）、
- ・設備稼働時間：
 - 発電設備；通年、前記以外；8,000時間/年、
- ・評価範囲：石炭火力発電所からCO₂回収、液化CO₂の自然エネルギー発電基地までの輸送、水素製造、メタノール製造、メタノールの日本までの輸送工程、メタノール発電所までとする。

2.2 システムを構成するプロセス¹⁾

(1) CO₂分離・液化プロセス…CO₂固定発生源の排ガスから臭素変性カルド型ポリイミド中空糸膜を使った膜分離法でCO₂を分離・回収する。回収されたCO₂リッチガスは圧縮・脱硫・除湿工程を経て液化・精製される。精製塔の塔頂ガスは冷熱回収後、高圧分離膜によってCO₂を再回収し、

表1 本システムの設備構成

設備	項目	単位	
CO ₂ 分離・液化設備	CO ₂ 供給量	千tCO ₂ /年	6,224
	CO ₂ 回収・液化量	千tCO ₂ /年	3,736
	電力消費量	GWh/年	1,544
自然エネルギー発電所	電力供給量	GWh/年	23,200
固体高分子電解質型水電解設備	水素製造量	百万Nm ³ -H ₂ /年	5,834
	電力消費量	GWh/年	23,200
メタノール合成設備	設備容量	t-MeOH/d × 系列	4,032 × 2
	CO ₂ 消費量	千tCO ₂ /年	3,736
	水素消費量	百万Nm ³ -H ₂ /年	5,834
	電力消費量	GWh/年	184
	メタノール製造量	千t-MeOH/年	2,888
メタノール発電設備	発電電力量	GWh/年	8,927
メタノール貯蔵設備	メタノール出荷量	千t-MeOH/年	2,888
	電力消費量	GWh/年	0.45
液体CO ₂ 貯蔵設備	CO ₂ 受入量	千m ³ -L/年	3,366
	電力消費量	GWh/年	34
メタノール/CO ₂ 兼用タンカー	タンク容量	m ³ /隻 × 隻	171,000 × 2
	燃料消費量	Tcal-C重油/年	100

圧縮系へリサイクルされる。

(2) 水素製造・供給プロセス…自然エネルギー発電所からの発電電力を用いて固体高分子電解質型水電解法により水素を製造する。水素製造に必要な水は海水を利用し、淡水化設備、純水製造設備を経て水電解を行う。電解水素は冷却され、パイプライン内に貯蔵される。

(3) メタノール合成プロセス…電解水素と回収・液化CO₂から接触水素化触媒を用いて気相接触法によりメタノール合成を行う。メタノール合成反応器からの反応ガスは冷却・精製された後、貯蔵・輸送される。日本に輸送されたメタノールは発電に利用される。

(4) 液化CO₂/メタノール輸送・貯蔵プロセス…液化CO₂及びメタノールはタンカーにより輸送される。輸送の際、ボイルオフは考慮せず再液化設備はシステムに加えない。

本システムの設備構成の一例として、(財)地球環境産業技術研究機構（RITE）化学的CO₂固定化プロジェクトで設計された規模における設備構成を表1に示す。

3. 「CO₂グローバルリサイクルシステム」シミュレーションモデルの構成

3.1 シミュレーションモデルの概要

本研究では、「CO₂グローバルリサイクルシステム」全体を視野に入れた場合の、個々のプロセスの最適な運転条件を導く。そのために、まず、着目すべき運転条件を検討し、その最適値を算出するためのシミュレーションモデルを作成する。シミュレーションモデルの全体構成を図2に示す。

モデル内の数式は全て実験データ、シミュレーション解析より得られた近似式、又は化学工学理論式によって構成される。

3.2 シミュレーションモデルにおける各プロセスの表現

(1) CO₂分離・液化プロセス

分離膜性能、プロセス運転条件と膜透過量、CO₂濃縮度、膜面積との関係については透過速度式より導いたガス分離モジュールの基礎方程式²⁾により表す。CO₂固定発生源か

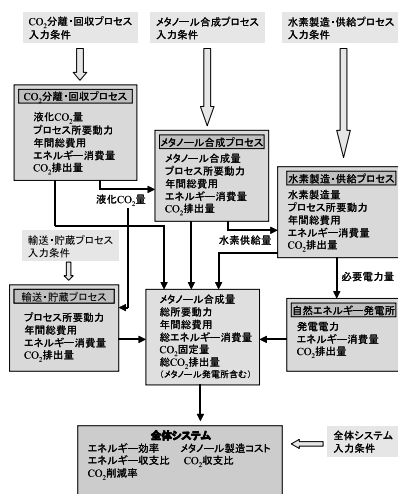


図2 シミュレーションモデルの全体構成図

らの排ガス及び膜分離器供給組成は4成分系とし、分離温度40℃、除湿条件35℃、膜分離プロセスについては1段階モデルとする。モデルは分離膜性能と供給ガス条件、及び運転条件を設定すると透過ガス流量と組成、膜面積を算出するように作成する。

分離動力については設定条件から化学工学理論式³⁾より真空ポンプ動力、液化動力を求めるように表し、海水ポンプ動力、ブロワ動力、冷却水動力などについては試設計⁴⁾で計算された固定値を用いる。

設備建設費、設備素材重量については試設計⁴⁾をもとに膜分離動力、液化動力、膜面積から算出する近似式を作成して表す。

(2) 水素製造・供給プロセス

水素製造・供給プロセスでは液化CO₂量に対して化学量論的にメタノール合成に必要な水素量を製造するものとしてプラント規模が設定させるものとする。電解膜性能、運転条件から電解電力原単位を算出する式を作成し、電解電力は全て自然エネルギー発電所から供給されるものとして、供給される際には電流損失5%を考慮して電力原単位の換算を行う。

設備建設費、設備素材重量については、電解槽に関与するものについては運転条件より算出された電解槽基数との比例関係で表し、その他については試設計⁵⁾をもとに計算されたスケールファクター0.87乗則（設備費用が設備規模の0.87乗に比例する）を用いて水素製造量に比例させる。

(3) メタノール合成プロセス

CO₂分離・プロセスで計算された液化CO₂量をもとにメタノール合成量を化学量論比から計算する。ベンチ試験における実験データをもとに運転条件から転化率、平衡定数を算出する近似式を作成し、反応器内の物質収支については反応速度解析結果⁶⁾をもとに計算される。反応器出口のガスの一部をリサイクルガスとして循環させる際、メタノールに溶解しているCO₂の75%を再回収して原料ガスに戻すものとする。

各種ポンプ、圧縮機の動力についてはベンチ試験のデータをもとにそれぞれ理論式³⁾より算出する。設備建設費、設備素材重量は試設計⁷⁾をもとに計算されたスケールファクター0.87乗則を用いてメタノール合成量に比例させる。

(4) 輸送・貯蔵プロセス

輸送量、輸送距離、航海速度、ローディング日数、タンカー数からタンカー仕様⁷⁾を決定し、動力、設備建設費、設備素材重量を計算する。

3.3 全体システム評価指標

全体システムの評価には以下の指標を用いる。

(1) エネルギー効率

各プロセスにおける運転エネルギーの合計値を「システム運転エネルギー」（自然エネルギーを含む）、（メタノールによる）発電量を「生産エネルギー」として、この比をシステム全体のエネルギー効率と定義する（式（1））。投入エネルギーには石炭火力発電所での石炭投入量は含まれない。本指標によりシステム運用に必要な電力に対する、本システムのメタノールによる発電出力との比を示す事が出来る。

$$\text{エネルギー効率}(\%) = \frac{\text{メタノール発電量(kWh)}}{\text{システム運転エネルギー(kWh)}} \times 100 \quad \dots (1)$$

(2) CO₂削減率

石炭火力発電所の排ガスが、CO₂を分離・回収することなくそのまま大気中に排出されたとした場合のCO₂排出量と、石炭火力発電出力との比を、石炭火力発電のCO₂排出原単位とする。また本システムを導入した場合にシステム全体から排出されるCO₂（メタノール発電によるCO₂排出量を含む）と、石炭火力発電所及びメタノール発電所からの総発電電力との比を、本システム導入によるCO₂排出原単位とする。CO₂削減率はこれら石炭火力発電におけるCO₂排出原単位と本システムを導入した場合のCO₂排出原単位との比として、次式のように定義される。本指標により、単位発電電力量に対するCO₂排出量の削減割合を表すことが出来る。

$$\text{CO}_2\text{削減率}(\%) = \left(1 - \frac{\text{本システム導入によるCO}_2\text{排出原単位(g/kWh)}}{\text{石炭火力発電によるCO}_2\text{排出原単位(g/kWh)}}\right) \times 100 \quad \dots (2)$$

(3) メタノール製造コスト

メタノール製造コストは、石炭火力発電を除くシステム全体に関わる費用を積み上げ方式により算出する。研究開発中または検討中の先進技術については、その生産規模及び技術水準などを考慮して本システム実施時期でのコストを推計し、現状の技術で生産可能な各プラントの構成品については現状のコストを採用する。本指標により単位メタノール当たりのコストからシステムの経済性を評価するこ

とが出来る。

(4) エネルギー収支, CO₂収支

(1) の「エネルギー効率」の評価に含まれていなかった, 各プラントの素材製造, 機器・設備製作, 建設, 輸送などに関わるエネルギー消費量を含む評価指標として, 式 (3) に示すエネルギー収支を用いる。すなわち各プラントの基礎素材量を積み上げ方式で算出し, 素材製造工程から運転工程までを評価範囲に含む「システム投入エネルギー」と, 「産出エネルギー (製造メタノール熱量)」との比をエネルギー収支とする。ただし, 投入エネルギーの中には, 石炭火力への投入石炭及び自然エネルギーは含まない。本指標により, システム運用のための電力だけでなく, 設備に関わる全てのエネルギーを評価範囲に含んだ効率性を評価する事が出来る。

また本システムでは, 化石燃料から石炭火力発電とメタノール発電とを行う場合に比べて, CO₂排出量は少なくなる。その少なくなる分のCO₂排出量をCO₂回収量とする。CO₂削減率では評価範囲に含まれていない各プラントの素材製造, 機器・設備製作, 建設, 輸送などまで含めたCO₂排出量を求め, CO₂回収量とCO₂排出量の比をCO₂収支とした (式 (4))。本指標により, 単位電力当たりのCO₂排出量でなく, CO₂回収量とCO₂排出量のみからシステムのCO₂削減効果を評価することが出来る。

$$\text{エネルギー収支}(-) = \frac{\text{製造メタノールエネルギー (GJ/y)}}{\text{システム投入エネルギー (GJ/y)}} \quad \dots (3)$$

$$\text{CO}_2\text{収支}(-) = \frac{\text{CO}_2\text{回収量 (t-CO}_2\text{/y)}}{\text{システムCO}_2\text{排出量 (t-CO}_2\text{/y)}} \quad \dots (4)$$

3.4 シミュレーションモデル入力変数

シミュレーションモデルにおいて設定した, 個々の各プロセスにおける入力変数を表2.1～2.5に示す。入力変数は各プロセスの中で重要と思われるものを選定した。

本研究では, システム最適化を行う際に着目すべき運転条件を, CO₂分離液化プロセスにおけるCO₂回収率と圧力比 (透過圧力/供給圧力), 及び水素製造・供給プロセスにおける電流密度と判断し, これらの運転条件を変化させることにより, 全体システムの最適化を行うこととする。メタノール合成プロセスにおける反応条件等については, 既に運転最適条件が求まっているため¹⁾ 本研究では固定条件とする。

4. 全体システムの評価

CO₂分離・液化プロセスにおけるCO₂回収率と圧力比, 及び水素製造・供給プロセスにおける電流密度を独立変数として, 全体システムの最適解を, エネルギー効率, CO₂削減率, メタノール製造コスト, エネルギー収支, CO₂収支の各評価指標ごとに求める。さらに, 各変数が各評価指

表2-1 CO₂分離・液化プロセスにおける入力変数

パラメータ	単位	パラメータ	単位
CO ₂ 回収率	%	CO ₂ /N ₂ 分離係数	
CO ₂ 透過速度	cm ³ /cm ² ・s・cmHg	CO ₂ /H ₂ O分離係数	
供給圧力	kg/cm ²	CO ₂ /O ₂ 分離係数	
透過圧力	kg/cm ²	流量	Nm ³ /h
CO ₂ モル分率		段数	
N ₂ モル分率		電力単価	円/kWh
H ₂ Oモル分率		フロー*	
O ₂ モル分率			

*フローは並流, 向流, 十字流から選択する

表2-2 水素製造・供給プロセスにおける入力変数

パラメータ	単位	パラメータ	単位
電流密度	A/cm ²	電流効率	%
電力原単位	kWh/Nm ³ -H ₂	セル電圧	V
電力単価	円/kWh	電極面積	m ² /セル

表2-3 メタノール合成プロセスにおける入力変数

パラメータ	単位	パラメータ	単位
反応温度	℃	反応圧力	MPa
SV	1000/h	ループ回数	回
圧縮機段数		リサイクルガス温度	℃
ループ差圧	kPa	電力単価	円/kWh

表2-4 輸送・貯蔵プロセスにおける入力変数

パラメータ	単位	パラメータ	単位
輸送距離	海里	平均航海速度	ノット
タンカー数	隻	ローディング日数	日

表2-5 全体システムにおける入力変数

パラメータ	単位	パラメータ	単位
メタノール発電効率	%	自然エネルギー発電所	太陽光 太陽熱 水力

標にどのように関与しているかを解析する。CO₂分離・回収プロセスのCO₂回収率及び圧力比は, 水素製造供給プロセスの電流密度と独立に運転条件が求まるため, 最適計算はCO₂回収率・圧力比と電流密度とに分けて実施する。

4.1 プロセスの固定条件

最適値の算出にあたり, それぞれのプロセスにおける固定条件¹⁾ を以下のように設定する。

(1) CO₂分離・回収プロセス

・石炭火力発電所からの排ガス組成

CO₂: 14 (%), N₂: 77 (%), H₂O: 5 (%), O₂: 4 (%)

・排ガス供給流量: 2.649 × 10⁶ (Nm³/h)

・フロー: 十字流

・CO₂/N₂分離係数: CO₂/N₂ = 35

・CO₂透過速度: 5 × 10⁻⁴ (cm³/cm²・sec・cmHg)

・分離膜単価: 4,000 (円/m²)

(2) 水素製造供給プロセス

・電極面積: 2,500 (cm² × 積層セル数)

・セル電圧: 1.68 (V)

・電流効率: 98 (%)

・自然エネルギー発電電力単価

・水力発電: 3.6 (円/kWh)

・太陽光発電: 25.9 (円/kWh)

(3) メタノール合成プロセス

- ・反応温度：250 (°C)
- ・反応圧力：5 (MPa)
- ・転化率：20 (%)
- ・メタノール選択率：99.5 (%)

(4) 液化CO₂/メタノール輸送・貯蔵プロセス

- ・航海速度：15.5 (ノット)
- ・ローディング・アンローディング日数：10 (日)

4.2 各評価指標に対する最適解におけるCO₂回収率及び圧力比の値

各評価指標に対してCO₂回収率と圧力比の最適値を求め、それぞれ最適値と評価結果との関係について求めた結果を表3に示す。ただしCO₂回収率、圧力比は、水力、太陽光のいずれの場合でも最適解は変わらないため、表3には水力発電のケースのみについての値を示す。また電流密度の最適値は次節で求めるため、CO₂回収率と圧力比の最適値を求めるのに際し、電流密度はRITEのプロジェクトで最適値が求まる前に設定されていた値1.0 (A/cm²)を用いた。以下では、各評価指標とCO₂回収率、圧力比との関係について解析した結果を述べる。

(1) CO₂回収率と各評価指標との関係分析

(a) エネルギー効率

シミュレーションモデルの計算結果によると、CO₂分離・液化プロセスではCO₂回収率60%以上で真空ポンプ動力の急増により動力原単位は増加する。また60%以下では冷却動力、ブロウ動力などの固定動力のために動力原単位は増加する。すなわち、CO₂分離・液化プロセスのみのエネルギー効率はCO₂回収率60%で最大となる。

一方、シミュレーション結果によると全体システムのエネルギー効率も同様にCO₂回収率60%で最大となる。これは全体システムエネルギー効率がCO₂分離・液化プロセスにおける動力原単位に大きく依存するためである。全体システムの運用に要する動力のうち約90%は水素製造・供給プロセスが占めているが、この工程の動力原単位はCO₂回収率に殆ど依存しない。そのため、全体システムエネルギー効率におけるCO₂回収率の最適値はCO₂分離・液化プロセスにおける最適値と同値となる。

(b) CO₂削減率

CO₂削減率はCO₂回収率89%で最大となる。これは全体

システムにおけるCO₂排出量のうちの80%以上は化石燃料を動力源として用いるCO₂分離・液化プロセスと輸送プロセスが占め、CO₂回収率が90%以上になると、これらプロセスのCO₂排出原単位が急増することによる。

(c) メタノール製造コスト

メタノール製造コストはCO₂回収率68%で最小となる。メタノール製造コストのうち80%を水素製造・供給プロセスが占め、CO₂回収率の増加にともなってこのプロセスの単位製造物当たりのコストはスケールファクターにより減少する。しかし、CO₂回収率69%以上になるとCO₂分離・液化プロセスにおける分離膜面積の急増によるコストの増加分が、水素製造・供給プロセスでのコストの減少分を上回るためCO₂回収率最適値は68%となる。

(d) エネルギー収支、CO₂収支

エネルギー収支、CO₂収支からみたCO₂回収率の最適値は共に50%となる。これはCO₂分離・液化プロセスにおけるエネルギー消費原単位、CO₂排出原単位がCO₂回収率に大きく依存するためである。しかし、CO₂回収率20~90%の間では全体システムのエネルギー収支、CO₂収支は共に2以上を示すため、産出エネルギーは投入エネルギーを上回り、CO₂回収量はCO₂排出量を上回っていることが分かる。

(2) 圧力比と各評価指標との関係分析

なお、解釈を容易にするために、以下ではCO₂回収率60%における圧力比の最適値を求めた場合の要因分析結果を述べる。

(a) エネルギー効率

圧力比とエネルギー効率の関係を図3に示す。CO₂回収率を60%としたときの圧力比の最適値は0.14となる。

圧力比の増大により、膜分離における透過側流量が増加する。その為、真空ポンプ動力が増加するがCO₂濃縮度は減少するため液化動力は減少する。エネルギー効率における圧力比の最適値は真空ポンプ動力の増加分が液化動力の減少分を上まわった値となる。

(b) メタノール製造コスト

CO₂回収率60%における圧力比の最適値は0.10となる。圧力比の増大により膜面積が増加するため分離膜費用は増加する。メタノール製造コストを評価指標としたときの圧

表3 CO₂回収率と圧力比の最適値

(CO₂回収率と圧力比を最適値に設定した場合の各評価指標の評価結果*)

評価指標	運転条件最適値		最適値での評価結果
	CO ₂ 回収率(%)	圧力比(—)	
エネルギー効率	60	0.14	35.6(%)
CO ₂ 削減率	89	0.12	50.9(%)
メタノールコスト	68	0.13	59.53 (円/kg-MeOH)
エネルギー収支	50	0.14	3.64(—)
CO ₂ 収支	50	0.14	2.66(—)

*電流密度はRITEで設定された値、1.0 (A/cm²)を用いた。

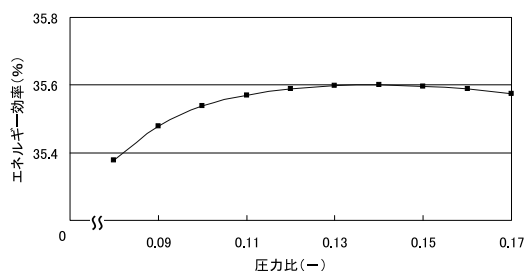


図3 圧力比とエネルギー効率

力比の最適値は、CO₂分離・回収プロセスにおける建設費、電力費、分離膜費用の相関によって決定される。

4.3 CO₂回収率、圧力比を独立変数とした場合の各評価指標間のトレードオフ関係

まず、CO₂回収率とメタノールコストの関係を図4に示す。これはCO₂回収率の各値において圧力比を最適値に設定した場合のメタノール製造コストの値である。また、CO₂回収率、圧力比を独立変数とした場合の、メタノール製造コストとCO₂削減率のトレードオフ関係を図5に示す。

図4よりCO₂回収率と圧力比を変えることによってメタノール製造コストは8 (円/kg-MeOH) 近く変化することが分かる。また図5より、CO₂回収率と圧力比はCO₂削減率に及ぼす影響は大きく、CO₂削減率と圧力比を変えることによってCO₂削減率は25%近く変化することが分かる。しかし、CO₂回収率を70%以上にしてもCO₂削減率は殆ど変化しないことが分かる。そのため、CO₂回収率と圧力比はメタノール製造コストに合わせて運転条件を設定することが全体システム最適化に最も効果的であることが分かる。

4.4 各評価指標の最適解における電流密度の値

電流密度はエネルギー効率やCO₂削減率となる評価指標には影響を及ぼさない。そのためメタノール製造コスト、エネルギー収支、CO₂収支の評価指標のもとで最適運転条件を算出する。メタノール製造コストに対する電流密度の最適値は、水力発電では1.3 (A/cm²)、PV発電では0.9 (A/cm²) となる。またエネルギー収支、CO₂収支における電流密度の最適値はそれぞれ水力発電では1.7, 1.5 (A/cm²) に、PV発電では0.4, 0.5 (A/cm²) となる。以上の結果を水力発電のケースに関して表4に示す。

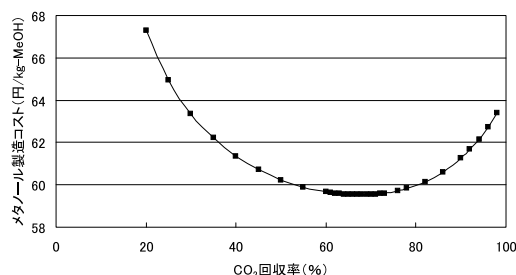


図4 CO₂回収率とメタノール製造コスト

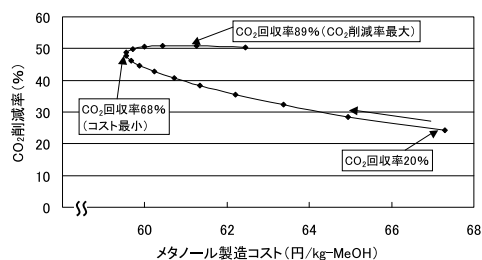


図5 メタノールコストとCO₂削減率のトレードオフ関係

表4 電流密度の最適値と評価結果 (水力発電のケース)

(電流密度を最適値に設定した場合の各評価指標の評価結果)

評価指標	運転条件最適値 電流密度 (A/cm ²)	最適値での 評価結果
メタノールコスト	1.3	59.43 (円/kg-MeOH)
エネルギー収支	1.7	3.63(-)
CO ₂ 収支	1.5	2.62(-)

以下では電流密度最適値の決定要因について解析した結果を述べる。

(1) メタノール製造コスト

電流密度とメタノール製造コストの関係を図6に示す。電流密度が増加し、電解槽基数が減少すると電解槽費や直流電源工事費などの建設費が安くなる。他方、電流密度の増加に伴って電解に要する電力は増加し、電解電力費が高くなる。そのため、電流密度の最適値は電解電力費の増加分が建設費の減少分を上回った値となる。

また電力単価と電流密度最適値との関係を図7に示す。電流密度の最適値は水素製造における電力単価に依存する割合が高い。電力単価の上昇とともに、メタノールコストの中での電解電力費の占める比率が増し、電流密度の最適値は低い方へ移動する。

(2) エネルギー収支、CO₂収支

電流密度とエネルギー収支との関係を図8に、CO₂収支との関係を図9に示す。

エネルギー収支、CO₂収支からみた電流密度の最適値は水素製造設備及び自然エネルギー発電所のエネルギー消費量、CO₂排出量の固定部分に依存する割合が高い。電流密度の増加に伴い素材投入量のうち水素製造設備の電解槽に関与する部分は減少する。他方、電力原単位が増加するため電力を供給する自然エネルギー発電所の素材投入量が増加する。そのため、電流密度の最適値は自然エネルギー発

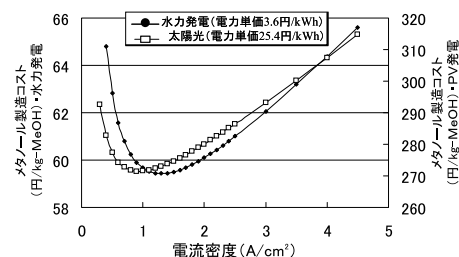


図6 電流密度とメタノール製造コスト

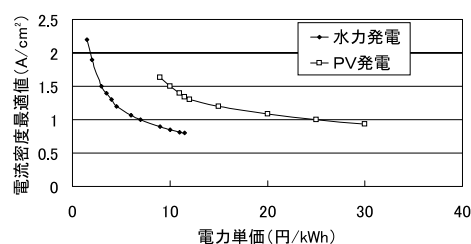


図7 電力単価と電流密度最適値

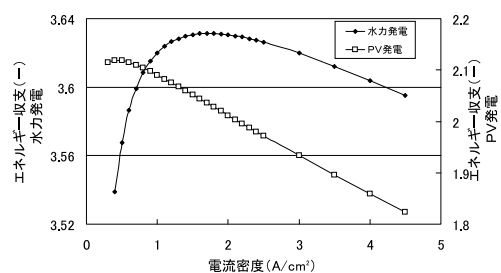


図8 電流密度とエネルギー収支

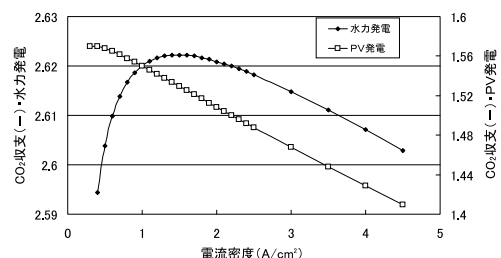


図9 電流密度とCO₂収支

電所の素材投入量増加分が水素製造設備の電解槽による素材投入量減少分を上回った値となる。PV発電における電流密度の最適値が水力発電に比べて小さいのは、PV発電設備が水力発電設備に比べて15倍以上の素材投入量を要するためである。

4.5 電流密度を独立変数としたときの各評価指標間のトレードオフ分析

電流密度を独立変数としたときの、各評価指標の最適解に関する分析を行う。水力発電ケースにおけるメタノール製造コストとエネルギー収支のトレードオフ関係を図10に、メタノール製造コストとCO₂収支のトレードオフ関係を図11に示す。

図10及び図11より電流密度を変えることによってメタノール製造コストは6 (円/kg-MeOH) 近く変化することが分かる。また電流密度はエネルギー収支、CO₂収支に与える影響は少なく、電流密度を変えてもエネルギー収支で0.1程度、CO₂収支で0.04程度しか変化しないことが分かる。そのため、電流密度はメタノール製造コストに合わせて運転条件を設定することが全体システム最適化に最も効果的であることが分かる。

5. 結論

RITEで提案している「化学的CO₂グローバルリサイクルシステム」について、技術特性を詳細に反映した数値シミュレーションモデルを作成し、各種評価指標に対して全体システムにおける最適解を算出すると共に、その解の特性について解析した。

その結果、全体システムの最適化を行う場合、メタノールコストに合わせて運転条件を設定することが最も全体システムの最適化に効果的であるとの知見が得られた。すな

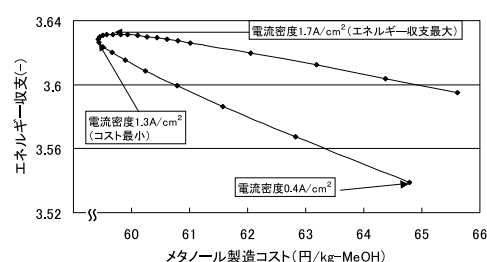


図10 メタノールコストとエネルギー収支のトレードオフ関係 (水力発電ケース)

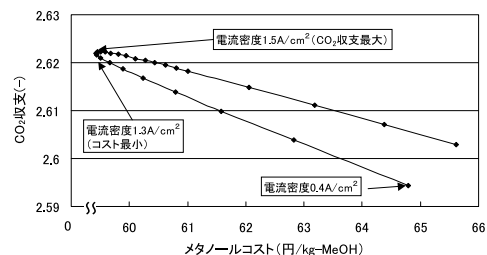


図11 メタノールコストとCO₂収支のトレードオフ関係 (水力発電ケース)

わち、本論文で取り上げたグローバルリサイクルシステムのように、広域に分散した多様な独立プロセスが密接に結合しているエネルギー変換システムの設計においては、システム全体の挙動を考慮して個々のプロセスの運転条件を設定することが重要である。本論文では、定量的な根拠のもとにその重要性が示された。

今後、CO₂排出規制が厳しくなるなど、情勢の変化が起こった場合にはその情勢の変化に対応してシステム構築を行う必要がある。そこでは、どの評価指標を重要視するかという点についてのバランスを考慮する必要も生じる。本研究で提案した「システム全体の挙動を考慮した個々のプロセス設計」の手法は、今後、地球規模で強く結合する複数のプロセスからなるシステムを構築していく上で有益な知見を得るものと期待される。

本研究は新エネルギー・産業技術総合開発機構 (NEDO) の委託研究「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」の一環として行われたものである。

参考文献

- 1) 財地球環境産業技術研究機構；平成11年度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成果報告書，(2000)，579-601.
- 2) 原谷賢治；ガス分離膜モジュール形態の評価，シミュレーション，14-2 (1995)，26-32.
- 3) 化学工学協会編；改訂五版化学工学便覧，丸善株式会社，(1988)，308-321.
- 4) 三菱化学エンジニアリング㈱；膜分離プラント試設計報告書，(1999).
- 5) 日立造船㈱；化学的CO₂固定化プロジェクト全体システム試設計及びコスト算出，(1997).
- 6) 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最終成果報告書，(1999)，475-482.
- 7) 川崎重工㈱；化学的CO₂固定化システム概念設計とコスト試算報告書，(1994).
- 8) 松宮紀文，真野 弘，増田重雄；化学的CO₂固定化プロジェクト全体システムの検討，SEIテクニカルビュー，157 (2000).