

## 第6章 最適システムの検討

### 6.1 はじめに

化石燃料から発生するCO<sub>2</sub>を分離回収して地中、或いは海洋に隔離する技術は即効性を有する温暖化対策として注目を集めている。しかし、このCO<sub>2</sub>分離技術に要するコストは7000円程度であり、その内の約70%がCO<sub>2</sub>分離回収のコストである。CO<sub>2</sub>分離技術を普及する為には、CO<sub>2</sub>分離回収のコストを削減することが重要である。分離回収技術としては、化学吸収法、膜分離法等があるが、そのコストの内訳をみると、化学吸収法ではコストの半分以上は吸収液を再生する際の蒸気コストであり、膜分離法においては膜に圧力差を設ける為の真空ポンプの動力が全コストの半分以上を占めている。

最近、圧力を有するガスからのCO<sub>2</sub>分離が着目されている。圧力を有してCO<sub>2</sub>を含有するガス源としては、天然ガス、IGCCシフト反応ガスを上げることが出来る。このような圧力を有するガス源からCO<sub>2</sub>を分離すれば、新たに圧力差を設ける為の動力が不要となり、CO<sub>2</sub>分離回収コストの低減が可能となる。

圧力を有するガス(例えばIGCCシフト反応ガス)から、CO<sub>2</sub>を膜分離法より分離(あるいはH<sub>2</sub>を分離)する際に要するコスト(固定費/変動費)を概算することを目的とした。(1)異なる条件(供給ガス/製品ガスの圧力・温度条件など)下において経済的に競争力のある技術・プロセスを見極める、(2)目標とするコストを達成するために必要とされる膜・吸収法に要求する性能を見定め、今後の技術開発の効率的な方向性を明確にすることが期待される。

CO<sub>2</sub>を含む圧力を有するガス(例えばIGCCシフト反応ガス)からCO<sub>2</sub>を膜分離する工程に関して、供給ガス/製品ガスの条件(圧力・温度・組成)が変化した際に要する用役費・設備費を概算する。そして、CO<sub>2</sub>分離コスト(単価)を諸条件(圧力・温度など)の関数として算出するプラットフォームを作成することを最終的な目的とする。平成16年度は、検討対象とするモデルシステム(プロセススキーム、膜分離モデル)を選定し、膜分離計算および膜分離プロセス機器費・用役費のコストを見積もり、CO<sub>2</sub>分離コストを推算するプラットフォームのプロトタイプを構築する。また、選定されたモデルケースについて経済性検討を行う。

CO<sub>2</sub>分離プロセスの適用箇所や製品ガス(CO<sub>2</sub>が除去されたガス)・分離回収されたCO<sub>2</sub>ガスの下流プロセス・応用プロセスについては特定せずに、CO<sub>2</sub>分離コスト推算プラットフォームが対象とするプロセス範囲/スキームを考案するにあたり、多様なCO<sub>2</sub>分離プロセスのフィード条件・製品ガス条件・CO<sub>2</sub>ガス条件に対してフレキシブルに対応できるようにした。また、考慮する成分はH<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>等とし、今回はトレース成分を考慮しなかった。

### 6.2 プロセス検討モデル

本検討において考慮するプロセス検討範囲を図6.2-1。IGCCにおけるガス化炉の下流にCO<sub>2</sub>分離膜装置(一段)を設置し、ガス化炉出口の圧力を利用して膜によってCO<sub>2</sub>を分離することを想定している。ただし、本報告書においては、分離膜装置の設置位置を特定せず、またCO<sub>2</sub>を分離除去された製品ガスや分離回収されたCO<sub>2</sub>の下流プロセス/用途は決定

していないという前提で検討を行った。したがって、多様な原料ガス・製品ガス・分離 CO<sub>2</sub> ガスの条件(圧力、温度、組成など)についてスタディできるような仕様のプラットホームを構築できるよう、プロセス検討範囲(スキーム)を決定した。

フィード(BL1: battery limit)の原料ガスのもつ元々の圧力が仮に与えられた場合に、膜分離の供給圧力の最適化の検討も可能にする目的で分離膜の供給側に圧縮機(C-101)を設置した。

非透過側では分離後も圧を有するガスから圧力を回収できる可能性があるため膨脹機(C-102)を設置し、非透過側の境界圧力条件(BL2)をスペックできるようにした。これは、非透過ガスが下流プロセスでどのように扱われるかによって必要とされる圧力レベルも異なり、そのような多様な条件に対してフレキシブルな検討を可能にするためである。また、透過側についても同様にして、様々な分離条件下でのケーススタディについて CO<sub>2</sub> 分離コストを算出できるように分離膜の透過側の境界条件(BL3)に圧力をスペックする目的で圧縮機、膨脹機(C-102)を設けた。

電力/水素等のコスト条件によっては、CO<sub>2</sub> 分離の度合いを犠牲にして供給圧力/非透過側ガス流量を利用して非透過側から動力回収する方が、単位量当たりの CO<sub>2</sub> 分離コストが低く見積もられる可能性がある。また、既述の通り、非透過側ガスの用途は特定されていないので、下流プロセスから非透過側ガスに求められる圧力レベルは定まっていない。したがって、検討の前提・目的によって動力回収に対する考え方は多様化することから、それ故コスト推算プラットホーム設計コンセプトとしては、対象とするプロセスの境界圧力に対して融通の利く圧力設定が必要である。

このようなプロセススキームにより (1)供給側、(2)透過側、(3)非透過側にある圧縮機・膨脹機は設置の有無の設定が可能で、吐出圧を選択することが可能である。また、同様に (1)供給側、(2)透過側、(3)非透過側にある熱交換器の有無を設定することが可能となり、熱交換器出口の温度条件を検討することが可能である。膜分離装置の下流プロセスが決定した場合、そのプロセスから要求される温度条件を考慮した経済性検討ができ、また膜の分離性能(permeance)の温度に対する影響を考慮した検討を行うことが可能となる。

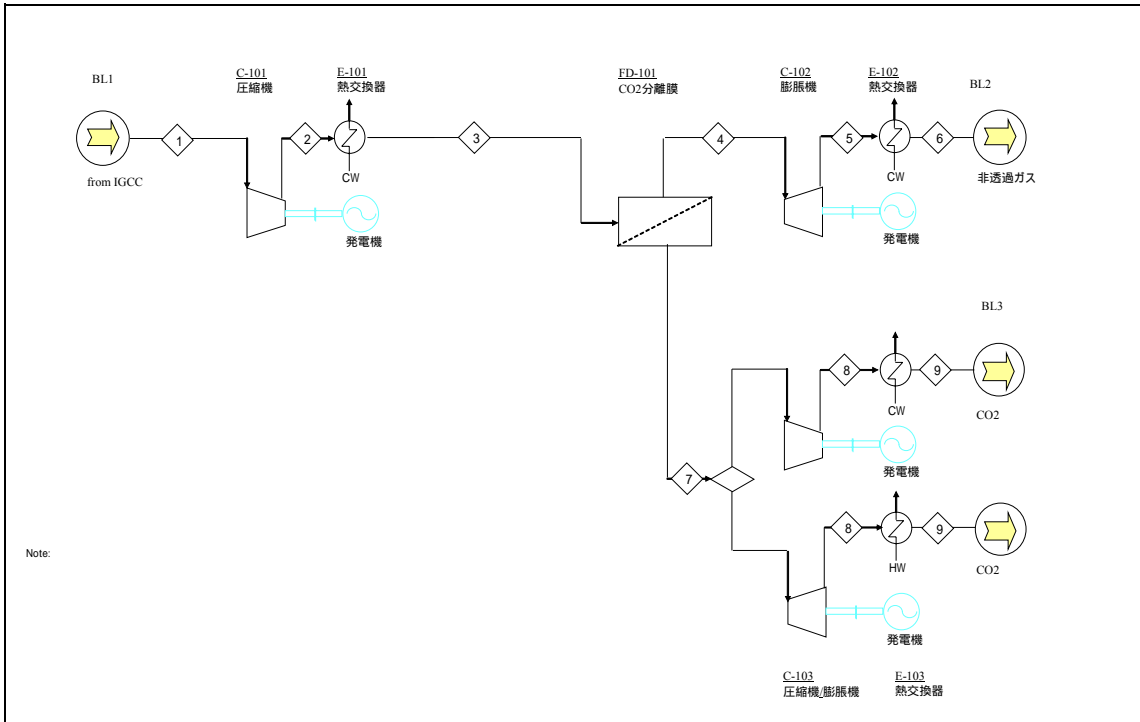


図 6 . 2 - 1 プロセス検討範囲

### 6 . 3 膜分離に関する理論

#### 6 . 3 . 1 . 膜分離モデル

本検討における膜分離モデルとしては1段分離を採用した。また、フローパターンは一般的に(1) 向流型、(2) 十字流型、(3) 並流型、(4) 片側混合型、(5) 完全混合型に分類されるが、本検討においては膜の設計計算に際しては十字流モデルを採用した。

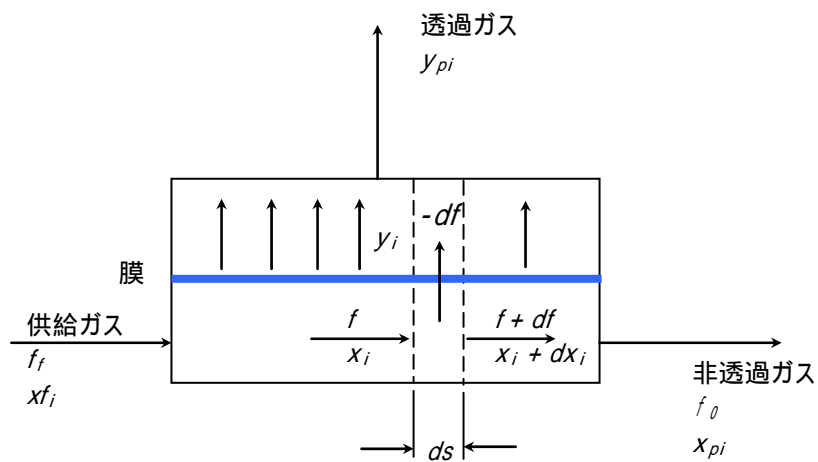
#### 十字流モデル

供給側: プラグフロー

透過側: クロスフロー

#### 6 . 3 . 2 膜の設計計算

以下に、十字流型のモデル図( 図 6 . 3 - 1 )、仮定となる条件、設計方程式(支配方程式)、入力条件等を示す。



十字流モデル

図 6 . 3 - 1 十字流型モデルの概念図

#### 仮定条件

- 1) 個々の気体の透過係数は、純ガスの値に等しい。
- 2) 膜の厚みは一様である。
- 3) 膜前後の供給および透過流れにおいて、膜に垂直な方向の濃度勾配は無視し得る。
- 4) 供給及び透過流れにおいて、圧力降下は無視し得る。

#### 入力データ

供給ガス成分流量(組成)  $F_i$  [kg-mol/hr] (or [Nm<sup>3</sup>/hr])  
 供給側圧力  $P1$  [MPa]  
 透過側圧力  $P2$  [MPa]  
 膜面積  $S$  [m<sup>2</sup>] ( $S/100$ (=  $S$ )を入力する。)  
 Permeance (成分)  $k_i$  [mol /m<sup>2</sup> sec Pa]

#### 出力データ

透過ガス成分流量  $D_i$  [kg-mol/hr]  
 非透過ガス成分流量  $R_i$  [kg-mol/hr]

### 膜の支配方程式

微小膜面積  $\Delta S$  における物質収支を取ることににより次の式が得られる。

$$-dF = dD \quad \text{式 6. 3-1}$$

$$= dS \sum_{j=1}^m k_j (P_1 x_j - P_2 y_j) \quad \text{式 6. 3-2}$$

$$-d(x_i F) = d(y_i D) \quad \text{式 6. 3-3}$$

$$= dS \times k_i (P_1 x_i - P_2 y_i) \quad \text{式 6. 3-4}$$

ただし、非透過側、透過側の成分濃度（モル分率）をそれぞれ  $x_i, y_i$  とする。

成分数  $m$  とすると非透過側、透過側の成分濃度（モル分率）の合計はそれぞれ 1 であるので

$$\sum_{j=1}^m x_j = 1 \quad \text{式 6. 3-5}$$

$$\sum_{j=1}^m y_j = 1 \quad \text{式 6. 3-6}$$

十字流の場合の透過側組成は

$$y_i = \frac{k_i (P_1 x_i - P_2 y_i)}{\sum_{j=1}^m k_j (P_1 x_j - P_2 y_j)} \quad \text{式 6. 3-7}$$

(式 6. 3-7) の解法は  $i, j$  2 成分の比より

$$\frac{y_i}{y_j} = \frac{k_i (P_1 x_i - P_2 y_i)}{k_j (P_1 x_j - P_2 y_j)} \quad \text{式 6. 3-8}$$

(式 6. 3-8) を  $y_i$  について解くと

$$y_j = \frac{x_j \alpha_{j/i}}{(P_2 / P_1)(\alpha_{j/i} - 1) + (x_i / y_i)} \quad \text{式 6. 3-9}$$

ただし、 $\alpha_{j/i} = k_j / k_i$  とする。

(式 6. 3-9) を (式 6. 3-6) に代入して

$$\sum_{j=1}^m \frac{x_j \alpha_{j/i}}{(P_2 / P_1)(\alpha_{j/i} - 1) + (x_i / y_i)} = 1 \quad \text{式 6. 3-10}$$

(式 6. 3-10)を  $y_i$  について数値計算で解く。(式 6. 3-8) より  $y_i$  を求めることができる。

(式 6. 3-4)より微小区間での成分透過量を求められる。

#### 6. 4 CO<sub>2</sub>分離回収コスト試算方法

コスト推算について、まず CO<sub>2</sub>分離コストに関わる項目・因子を概観し、次に各項目の内容を説明する。

##### 6. 4. 1 コスト試算の概要

前項 6. 3にもとづいた膜計算によって膜面積および回収分離された CO<sub>2</sub>量などを算出し、CO<sub>2</sub>分離コスト概算を行った。一連の手順を概念的にまとめ図 6. 4-1 に示す。

##### 6. 4. 2 コストファクター法

本報告書では、短時間にしかも完全な資料や情報を準備することができない状況で CO<sub>2</sub>分離コストの推算を行わなければならないため、プラントコストの算出方法としてコストファクター法を用いた。コストファクター法の詳細に関しては成書(斎藤義巳, 化学装置コストハンドブック, 改定三版, 工業調査会, 2000 年、横山倉三, ケミカルエンジニアリング 1996 年 6 月号、等)に譲るが、その方法の概略について述べる。

コストファクター法には Lang-Chilton 法、Lang 法、New Monsanto 法など様々な種類の方法があるが、いずれの手法も「すでに建設された、または建設中の、あるいは計画はされたが建設されなかったプラントのタイプおよびプロセスの種類に分類し、推定コストと実績コストを比較し、プロセス機器費の配管費やプラント建設費に対して比率(コストファクター)を求めたものである」という点では共通している。したがって、主要機器費を推算し、その見積もり額に順次コストファクターを乗じることによって、据付費用、配管費用、最終的にはプラント建設費の概算を求めることができる。上述の 3 つのコストファクター法の主な相違点としては、コスト項目の細分化の方法(Lang 法は Lang-Chilton 法を簡略化したもの)、コストファクターの値(New Monsanto 法は Lang 法のコストファクターを Monsanto 社の経験から修正した手法)が挙げられる。

本報告書では「産業機械の地域間製造コストの格差に関する調査研究報告書 (平成 15 年度)」(社団法人 日本産業機械工業会)に習ったコストファクター法を用いた。

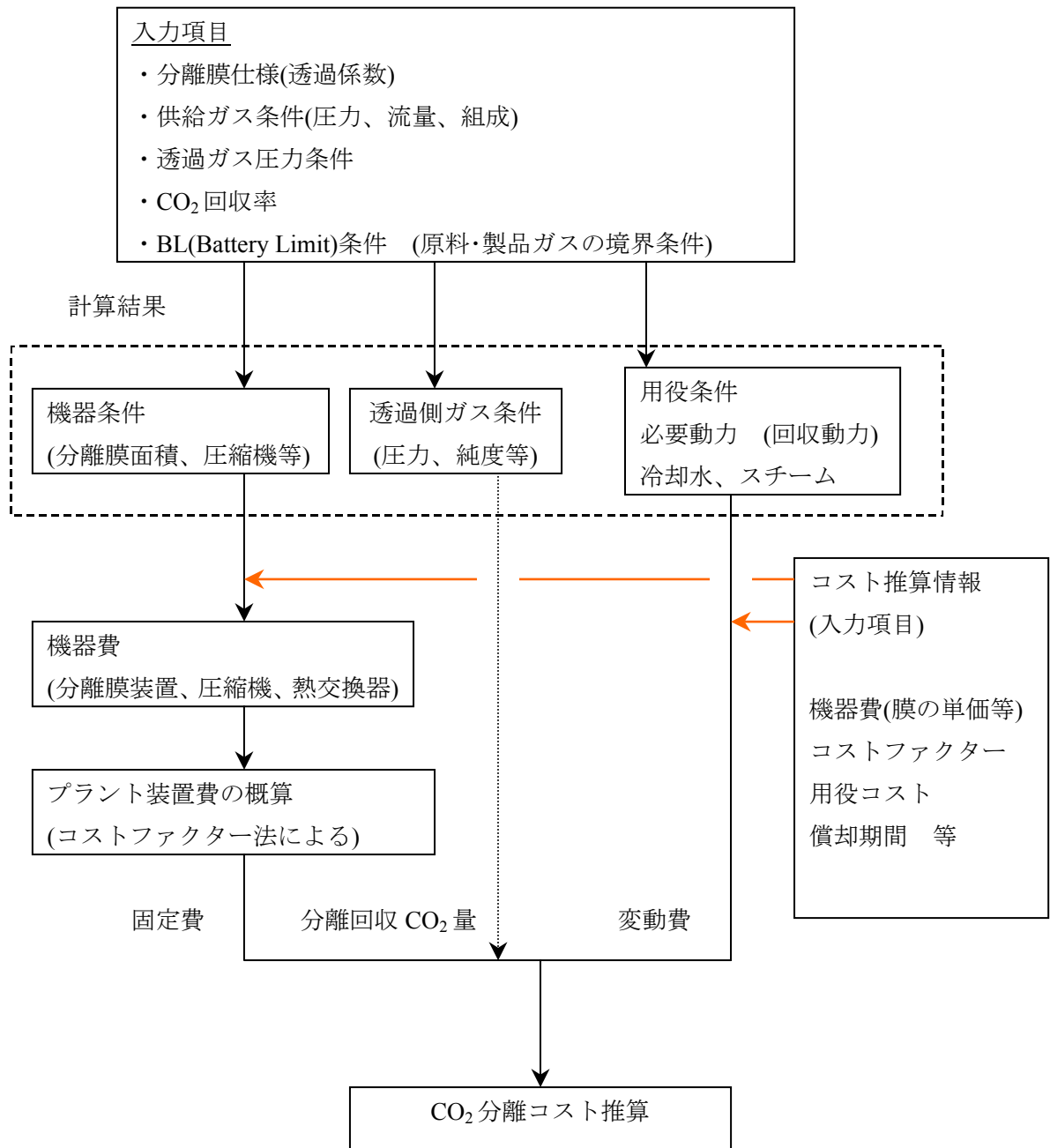


図 6. 4-1 コスト推算方法のまとめ

6. 4. 3 コスト試算モデル

6. 4. 3. 1 CO<sub>2</sub>分離コスト概算の前提条件

CO<sub>2</sub>分離コスト概算の前提となる償却期間、年間稼働時間、膜の耐用年数、用役単価、コストファクター等の条件を表6. 4-1～表6. 4-3に示す。

表6. 4-1 コスト概算前提条件

条件	単位	値
償却期間	[years]	15
年間稼働時間	[hours]	8800
膜の耐用年数	[years]	10

表6. 4-2 用役単価

用役	単位	値
電気	[yen/kWh]	10
冷却水	[yen/m <sup>3</sup> ]	10
スチーム	[yen/ton]	2000

(「CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>分離・発電プロセスの検討」に関する検討報告書, 2004)

表6. 4-3 コストファクター法による固定費算出法

	コストファクター	コスト
A: プロセス機器	-	
B: 資材費	c1: 0.356	A × c1
C: 工事費	c2: 0.922	A × c2
D: 間接費	c3: 0.336	A × c3
E: 一般管理費	c4: 0.259	A × c4
F: 全費用	-	B + C + D + E + F



#### 6. 4. 3. 2 固定費

主要機器費については、以下のようなコスト則により推算し、その主要機器費用からコストファクター法によりプラント建設費用を算出した。

##### (1) 膜分離装置の機器費

膜面積の単価は 4000[yen/m<sup>2</sup>]とし、膜分離装置の機器費は以下のコスト則により膜面積と膜面積単価から推算した。

$$C_{membrane} = C_{m\_unit} \times S \quad \text{式 6. 4 - 1}$$

ここで、

$C_{membrane}$ : 膜分離装置の機器費 [yen]

$C_{m\_unit}$ : 膜装置の単価 [yen/m<sup>2</sup>]

$S$ : 膜面積 [m<sup>2</sup>]

##### (2) 圧縮機・膨脹機の機器費

圧縮機・膨脹機に関しては、以下のコスト則を採用した。

(圧縮機に関しては、斎藤義巳著 化学装置 コストハンドブックのコスト則を参照した。また、膨脹機に関しては、圧縮機と同様のコスト則を適用した。

$$C_{comp} = ( 2899.2 \times 10^4 ) \times Q_{comp}^{0.185} \quad \text{式 6. 4 - 2}$$

ここで、

$C_{comp}$ : 圧縮機の機器費 [yen]

$Q_{comp}$ : 圧縮機吸入容量 [Nm<sup>3</sup>/hr]

$$C_{exp} = ( 2899.2 \times 10^4 ) \times Q_{exp}^{0.185} \quad \text{式 6. 4 - 3}$$

ここで、

$C_{exp}$ : 膨脹機の機器費 [yen]

$Q_{exp}$ : 膨脹機吸入容量 [Nm<sup>3</sup>/hr]

電動機のコストに関しては、以下のコスト則を採用した。(斎藤義巳著 化学装置 コスト

ハンドブックのコスト則を参照した。)

$$C_{ge} = 253200 \times PH_{ge}^{0.745} \quad \text{式6.4-4}$$

ここで、

$C_{ge}$ : 電動機の機器費 [yen]

$PH_{ge}$ : 電動機容量 [kW]

### (3) 熱交換器の機器費

熱交換器に関しては、機器費を伝熱面積の関数として推算する以下のコスト則を採用した。  
(斎藤義巳著 化学装置 コストハンドブックのコスト則を参照した。)

$$C_{he} = 505500 \times A^{0.441} \quad \text{式6.4-5}$$

ここで、

$C_{he}$ : 熱交換器の機器費 [yen]

$A$ : 伝熱面積 [m<sup>2</sup>]

## 6.4.3.3 変動費

### (1) 用役費

圧縮動力(回収動力)  $W$  [kW]は、下式により求めた (化学工学便覧, 1988)。

$$W = \left( \frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \cdot \left( \frac{8.31 \cdot Q}{22.4 \times 3600} \right) \cdot T_1 \cdot \left[ \left( \frac{P_{disc}}{P_{suc}} \right)^n - 1 \right] \quad \text{式6.4-6}$$

ここで、

$$n = (\gamma - 1) / (\gamma \times \eta_{ad})$$

$\eta_{ad}$ : 圧縮機の断熱効率 [-]

$\gamma$ : 熱容量比 [-]

$Q$ : ガス流量 [Nm<sup>3</sup>/hr]

$T_1$ : 圧縮前の気体温度 [K]

$T_2$ : 圧縮後の気体温度 [K]

$P_{suc}$ : 吸込み圧力 [Pa]

$P_{disc}$ : 吐出圧力 [Pa]

熱交換器については、プロセス流体が与熱流体のとき(例えば、圧縮機のアフタークーラー)は用役として冷却水を、また受熱流体のときには用役としてスチームを考慮し、用役費を計算した。

電気、スチーム、冷却水の用役単価として、表 6. 4-2 に示した値を採用した。

### (2) 維持費・労務費

膜の交換費に関しては、プラント設備の償却期間と膜の耐用年数から必要な交換回数を求め、それをプラント償却期間で除することによって年間当たりの変動費として計算した。(尚、初めの(プラント建設時の)膜の費用は建設費に含めて計算されている。)

その他の維持費、労務費に関しては、プラント建設費の 3 [%] に相当すると仮定し、経済性の検討を行った。

### (3) その他

分離膜を CO<sub>2</sub> とともに透過する水素に関し、本来原料ガス中の水素は非透過ガスとして H<sub>2</sub> リッチ製品ガスとして回収されることが望ましいことから、経済性の検討において透過する水素を損失とみなすことが必要になる場合があると考えられる。従って、経済性検討においてユーザーオプションとして水素のロス量を製品のペナルティであると考慮し、損失として差し引くことが可能なプラットホーム構成とした。

## 6. 5 モデルケースの検討

### 6. 5. 1 モデル 1

モデル 1 の解析条件を表 6. 5-1 に示す。

### 6. 5. 2 検討結果

物質収支を表 6. 5-2 に、経済性検討結果の要約を表 6. 5-3 に示す。

### 6. 5. 3 モデルケース 2

表 6. 5-4 にモデルケース 2 についての解析条件を示す。

### 6. 5. 4 検討結果

また、物質収支を表 6. 5-5 に、経済性検討結果の要約を表 6. 5-6 に示す。

表 6. 5 - 1 モデル 1 解析条件

		単位	Case 5-1
圧力	原料ガス	[MPa]	0.1083
	透過側ガス	[MPa]	0.0136
	BL1	[MPa]	0.1013
	BL2	[MPa]	0.1083
	BL3	[MPa]	0.01363
Permeance	CO <sub>2</sub>	[g-mol / (m <sup>2</sup> sec Pa)]	2.508E-07
	N <sub>2</sub>		(calculated)
	H <sub>2</sub> O		(calculated)
	O <sub>2</sub>		(calculated)
分離係数	$\alpha(\text{CO}_2/\text{N}_2)$	[-]	95
	$\alpha(\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O})$	[-]	0.5
	$\alpha(\text{CO}_2/\text{O}_2)$	[-]	47.5
			100
CO <sub>2</sub> 回収率		[%]	60.0
原料ガス流量	O <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	105165.3
	CO <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	374568.6
	H <sub>2</sub> O	[Nm <sup>3</sup> /h]	132979.8
	N <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	2036286.3
	total		

表 6 . 5 - 2 物質収支表 (モデルケース1)

Stream no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Stream description	原料合成ガス	C-101 outlet	E-101 outlet	CO2分離膜 非透過ガス	C-102 outlet	E-102 outlet	CO2分離膜 透過ガス	C-103 outlet	E-103 outlet
Pressure	[MPa]	0.1013	0.1083	0.1083	0.1083	0.1083	0.0136	0.0136	0.0136
Temperature	[C]	50.0	61.8	61.8	61.8	61.8	61.8	61.8	61.8
Molar flowrate	MW	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]	[kg-mol/hr]
O2	32.0	4692	4692	4692	4366	4366.2	4366.2	325.72	325.72
CO2	44.0	16711	16711	16711	6684.5	6684.5	6684.5	10026.8	10026.8
H2	2.0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18.0	5933	5933	5933	2042.92	2042.92	2042.92	3890.0	3889.97
N2	28.0	90849	90849	90849	87532.0	87532.0	87532.0	3316.87	3316.87
(Total)		118185.1	118185.1	118185.1	100625.7	100625.7	100625.7	17559.4	17559.4
Mass flowrate	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
O2	150138	150138	150138	139715	139715	139715	10423	10423	10423
CO2	735467	735467	735467	294187	294187	294187	441280	441280	441280
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	106881	106881	106881	36803.1	36803.1	36803.1	70078	70078	70078
N2	2544949	2544949	2544949	2452034	2452034	2452034	92916	92916	92916
(Total)		3537435.0	3537435.0	3537435.0	292738.7	292738.7	292738.7	614696.3	614696.3
Molar compositions (dry)	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]
O2	4.18	4.18	4.18	4.43	4.43	4.43	2.38	2.38	2.38
CO2	14.89	14.89	14.89	6.78	6.78	6.78	73.35	73.35	73.35
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N2	80.93	80.93	80.93	88.79	88.79	88.79	24.26	24.26	24.26
(Total)		100	100	100	100	100	100	100	100
Molar compositions (wet)	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]
O2	3.97	3.97	3.97	4.34	4.34	4.34	1.85	1.85	1.85
CO2	14.14	14.14	14.14	6.64	6.64	6.64	57.10	57.10	57.10
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	5.02	5.02	5.02	2.03	2.03	2.03	22.15	22.15	22.15
N2	76.87	76.87	76.87	86.99	86.99	86.99	18.89	18.89	18.89
(Total)		100	100	100	100	100	100	100	100
Flowrate	[kg-mol/hr]	[kg/h]	[kg-mol/hr]	[kg/h]	[kg-mol/hr]	[kg/h]	[kg-mol/hr]	[kg/h]	[kg-mol/hr]
	118185	118185	118185	100626	100626	100626	17559	17559	17559
	3537435	3537435	3537435	2922739	2922739	2922739	614696	614696	614696
	2649000	2649000	2649000	2255424	2255424	2255424	393576	393576	393576

表 6. 5-3 経済性検討結果 (モデルケース 1)

	単位	値
1. 原料・製品ガス		
1.1 原料ガス	[kg-mol/hr]	118185.1
1.2 製品ガス (CO <sub>2</sub> 除去ガス)	[kg-mol/hr]	17559.4
1.3 製品 CO <sub>2</sub> リッチガス	[kg-mol/hr]	100625.7
2. プロセス性能		
2.1 分離プロセス		
製品 H <sub>2</sub> 純度	[vol % (dry)]	0.00
CO <sub>2</sub> 回収率	[mol%]	60.00
CO <sub>2</sub> 回収量	[ton/hr]	441.2
2.2 用役 (動力)		
C-101	[kW]	11901.2
C-102	[kW]	0.0
C-103	[kW]	0.0
合計	[kW]	11901.2
2.3 その他用役		
冷却水	[m <sup>3</sup> /hr]	0.0
加熱媒体 (スチーム)	[ton/hr]	0.0

表6. 5-3 経済性検討結果 (モデルケース1) (つづき)

	単位	値
3. 経済性		
3.0 前提条件		
償却期間	[years]	15
年間稼働時間	[hours/year]	8000
3.1 固定費		
3.1.1 機器費		
膜コスト	[million yen]	16023.49
C-101	[million yen]	978.7
C-102	[million yen]	0.0
C-103	[million yen]	0.0
E-101	[million yen]	0.0
E-102	[million yen]	0.0
E-103	[million yen]	0.0
合計	[million yen]	17002.1
3.1.2 プラント建設費		
据付機器	[million yen]	6,058
据付機器と配管コスト	[million yen]	15,703
全プラント建設費	[million yen]	5,716
全諸経費	[million yen]	4,397
プラント建設全費用	[million yen]	48,876
年間当たりの固定費	[million yen/year]	3,258
3.2 変動費		
3.2.1 用役費		
C-101	[million yen/year]	952.1
C-102	[million yen/year]	0.0
C-103	[million yen/year]	0.0
E-101	[million yen/year]	0.0
E-102	[million yen/year]	0.0
E-103	[million yen/year]	0.0
合計		952.1
3.2.2 膜交換費	[million yen/year]	2,136
3.2.3 労務費・維持費	[million yen/year]	97.8
変動費合計	[million yen/year]	3,186.3
3.3 CO <sub>2</sub> 回収量(単位量)当たりコスト	[yen/ton-CO <sub>2</sub> ]	1,826

表 6. 5-4 モデルケース 2 解析条件

		単位	Case 5-2
圧力	原料ガス	[MPa]	0.1086
	透過側ガス	[MPa]	0.0189
	BL1	[MPa]	0.1013
	BL2	[MPa]	0.1086
	BL3	[MPa]	0.0189
Permeance	CO <sub>2</sub>	[g-mol / (m <sup>2</sup> sec Pa)]	2.5084E-07
	N <sub>2</sub>		(calculated)
	H <sub>2</sub> O		(calculated)
	O <sub>2</sub>		(calculated)
分離係数	$\alpha(\text{CO}_2/\text{N}_2)$	[-]	95
	$\alpha(\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O})$	[-]	0.5
	$\alpha(\text{CO}_2/\text{O}_2)$	[-]	47.5
CO <sub>2</sub> 回収率		[%]	60.0
原料ガス流量	O <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	7017.7
	CO <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	209031.4
	H <sub>2</sub> O	[Nm <sup>3</sup> /h]	38794.2
	N <sub>2</sub>	[Nm <sup>3</sup> /h]	533656.8
	total		



表 6. 5 - 5 物質収支表 (モデルケース2)

Stream no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Stream description	原料合成力 入	C-101 outlet	E-101 outlet	CO2分離膜 非透過力入	C-102 outlet	E-102 outlet	CO2分離膜 透過力入	C-103 outlet	E-103 outlet
Pressure	[MPa] 0.1013	0.1086	0.1086	0.1086	0.1086	0.1086	0.0189	0.0189	0.0189
Temperature	[C] 250.0	267.9	267.9	267.9	267.9	267.9	267.9	267.9	267.9
Molar flowrate	MW 313	313	313	294	294.1	294.1	18.95	18.95	18.95
O2	44.0	9326	9326	3730.4	3730.4	3730.4	5595.6	5595.6	5595.6
H2	2.0	0	0	0	0.0	0.0	0.0	0.00	0.00
H2O	18.0	1731	1731	577.43	577.43	577.43	1153.4	1153.37	1153.37
N2	28.0	23809	23809	23057.0	23057.0	23057.0	752.09	752.09	752.09
(Total)	35178.9	35178.9	35178.9	27658.9	27658.9	27658.9	7520.0	7520.0	7520.0
Mass flowrate	[kg/h] 10019	10019	10019	9412	9412	9412	606	606	606
O2	410434	410434	410434	164174	164174	164174	246260	246260	246260
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	31180	31180	31180	10402.4	10402.4	10402.4	20778	20778	20778
N2	666964	666964	666964	645895	645895	645895	21068	21068	21068
(Total)	1118597.0	1118597.0	1118597.0	829883.8	829883.8	829883.8	288713.2	288713.2	288713.2
Molar compositions (dry)	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]	[mol% Dry]
O2	0.94	0.94	0.94	1.09	1.09	1.09	0.30	0.30	0.30
CO2	27.88	27.88	27.88	13.77	13.77	13.77	87.89	87.89	87.89
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	-	-	-	85.14	85.14	85.14	11.81	11.81	11.81
N2	71.18	71.18	71.18	-	-	-	-	-	-
(Total)	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Molar compositions (wet)	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]	[mol% Wet]
O2	0.89	0.89	0.89	1.06	1.06	1.06	0.25	0.25	0.25
CO2	26.51	26.51	26.51	13.49	13.49	13.49	74.41	74.41	74.41
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	4.92	4.92	4.92	2.09	2.09	2.09	15.34	15.34	15.34
N2	67.68	67.68	67.68	83.36	83.36	83.36	10.00	10.00	10.00
(Total)	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Flowrate	[kg-mol/hr] 35179	35179	35179	27659	27659	27659	7520	7520	7520
	[kg/h] 1118597	1118597	1118597	829884	829884	829884	288713	288713	288713
	[Nm3/h] 788500	788500	788500	619947	619947	619947	168553	168553	168553

表 6. 5-6 経済性検討結果 (モデルケース 2)

	単位	値
1. 原料・製品ガス		
1.1 原料ガス	[kg-mol/hr]	35178.9
1.2 製品ガス (CO <sub>2</sub> 除去ガス)	[kg-mol/hr]	7520.0
1.3 製品 CO <sub>2</sub> リッチガス	[kg-mol/hr]	27658.9
2. プロセス性能		
2.1 分離プロセス		
製品 H <sub>2</sub> 純度	[vol % (dry)]	0.00
CO <sub>2</sub> 回収率	[mol%]	60.00
CO <sub>2</sub> 回収量	[ton/hr]	246.2
2.2 用役 (動力)		
C-101	[kW]	5962.9
C-102	[kW]	0.0
C-103	[kW]	0.0
合計	[kW]	5962.9
2.3 その他用役		
冷却水	[m <sup>3</sup> /hr]	0.0
加熱媒体 (スチーム)	[ton/hr]	0.0

表6. 5-6 経済性検討結果（モデルケース2）（つづき）

	単位	値
3. 経済性		
3.0 前提条件		
償却期間	[years]	15
年間稼働時間	[hours/year]	8000
3.1 固定費		
3.1.1 機器費		
膜コスト	[million yen]	3878.34
C-101	[million yen]	538.0
C-102	[million yen]	0.0
C-103	[million yen]	0.0
E-101	[million yen]	0.0
E-102	[million yen]	0.0
E-103	[million yen]	0.0
合計	[million yen]	4416.3
3.1.2 プラント建設費		
据付機器	[million yen]	1,574
据付機器と配管コスト	[million yen]	4,079
全プラント建設費	[million yen]	1,485
全諸経費	[million yen]	1,142
プラント建設全費用	[million yen]	12,696
年間当たりの固定費	[million yen/year]	846
3.2 変動費		
3.2.1 用役費		
C-101	[million yen/year]	477.0
C-102	[million yen/year]	0.0
C-103	[million yen/year]	0.0
E-101	[million yen/year]	0.0
E-102	[million yen/year]	0.0
E-103	[million yen/year]	0.0
合計		477.0
3.2.2 膜交換費	[million yen/year]	517
3.2.3 労務費・維持費	[million yen/year]	25.4
変動費合計	[million yen/year]	1,019.5
3.3 CO <sub>2</sub> 回収量(単位量)当たりコスト		
	[yen/ton-CO <sub>2</sub> ]	947

6. 5. 5 モデルケース 1、2 の検証結果

表 6. 5-7 に、大気圧の燃焼排ガスから CO<sub>2</sub> を分離する為に作成したプラットホームとモデルケース 1、モデルケース 2 についての結果を要約し比較する。

膜面積、および透過側ガスの組成に関し今回の圧力を有するガスからの CO<sub>2</sub> 分離回収様のプラットホームを用いる計算結果が、以前に実施した大気圧の燃焼排ガスから CO<sub>2</sub> 分離回収の計算家結果に比較してその違いが 1% 以内の範囲になっていることが確認された。

表 6. 5-7 モデルケース 1、2 についての検証結果の要約

	単位		1		2	
			今回の検討 プラットホーム	前回	今回の検討 プラットホーム	前回
膜面積	[m <sup>2</sup> ]		4.006E+06	4.036E+06	9.696E+05	9.758E+05
透過側ガス流量	[Nm <sup>3</sup> /hr]		3.936E+05	3.941E+05	1.686.E+05	1.686.E+05
透過側ガス組成	[mol%]	CO <sub>2</sub>	57.10	57.02	74.41	74.37
	[mol%]	N <sub>2</sub>	18.89	19.01	10.00	10.07
	[mol%]	H <sub>2</sub> O	22.15	22.10	15.34	15.31
	[mol%]	O <sub>2</sub>	1.855	1.866	0.252	0.2535
	[mol%]	Total	100	100	100	100
非透過側ガス流量	[Nm <sup>3</sup> /hr]		2.255E+06	2.255E+06	6.199E+05	6.199E+05
非透過側ガス組成	[mol%]	CO <sub>2</sub>	6.643	6.645	13.49	13.49
	[mol%]	N <sub>2</sub>	86.988	86.980	83.36	83.335
	[mol%]	H <sub>2</sub> O	2.030	2.035	2.088	2.092
	[mol%]	O <sub>2</sub>	4.339	4.338	1.063	1.063
	[mol%]	Total	100	100	100	100

## 6. 6 まとめ

圧力を有するガスから CO<sub>2</sub> を分離するシステムにおける動力とコストを計算する為の計算プラットフォームを構築した。作成したシステム計算のプラットフォームの精度を検証する目的で大気圧のガスから CO<sub>2</sub> を分離する 2つのモデルケースを計算して、過去の計算結果と一致することを確認した。

引続き、このプラットフォームを用いて圧力を有するガスからの CO<sub>2</sub> 分離のコストを動力を試算して、最適なシステムの構築に役立てる。

## 参考文献

(和書)

1. 化学工学協会編, 化学工学便覧 改訂 3 版, 1988 年.
2. 斎藤義巳, 化学装置コストハンドブック, 改定三版, 工業調査会, 2000 年
3. 社団法人 日本産業機械工業会, 「平成 15 年度 産業機械の地域間製造コストの格差に関する調査研究報告書」, 平成 16 年 6 月.
4. RITE 殿からの受領資料 (RITE 条件 050315.pdf), 2005 年 3 月 15 日.
5. 高岡重禎, 化学プロセスの評価法, p.148, 丸善株式会社, 1973 年
6. 松本幹治, ユーザーのための実用膜分離技術, 日刊工業新聞社, 平成 8 年.
7. 横山倉三, ケミカルエンジニアリング 1996 年 6 月号.
8. NEDO, 平成 14 年度調査報告書 地球温暖化対策技術に関する調査 二酸化炭素分離・回収技術に関する調査研究 02004342-0 02004343-0; 平成 15 年 3 月.
9. TEC, 「CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> 分離・発電プロセスの検討」報告書の予備検討結果, 平成 16 年 2 月 20 日.
10. TEC, 「CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> 分離・発電プロセスの検討」に関する検討報告書, 平成 16 年 2 月 20 日.

(洋書)

11. GPA Engineering Data Book, 9th Ed. fifth revision, Gas Processors and Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 1981.
12. Kohl, A.L. and Riesenfeld, F.C., Gas Purification, New York: McGraw-Hill, Inc., 1960.
13. Maddox, R. N., Gas Conditioning and Processing, 1985.
14. Maddox, R. N., Gas and Liquid Sweetening, 1974.
15. SFA Pacific, Inc., Gas Treating and Sulfur Recovery-II, 1995.
16. Sindo, Y., T. Hakuta, H. Yoshitome and H. Inoue, "Calculation Methods for Multicomponent Gas Separation by Permeation", Sep. Sci. Tech., 20, 5&6, 1985.
17. Zapffe, F., Oil and Gas Journal, 60, Sept. 10, 1962.

略号と記号

- A*: 伝熱面積 [m<sup>2</sup>]  
*c*: コストファクター法の係数 [-]  
*C*: コスト(機器費、用役費など) [yen] or [million yen]  
*C<sub>p</sub>*: 定圧モル比熱 [J/g-mol °C] or [kJ/kg °C]  
*D*: 透過ガスの(成分)流量 [kg-mol/hr]  
*F*: 供給ガスの(成分)流量 [kg-mol/hr]  
*H*: エンタルピー [kJ/hr]  
*k*: 比熱比 (=C<sub>p</sub>/C<sub>v</sub>) [-]  
*MW*: 分子量 [kg/kg-mol]  
*P<sub>1</sub>*: 膜分離装置 供給側圧力 [MPa] or [Pa]  
*P<sub>2</sub>*: 膜分離装置 透過側圧力 [MPa] or [Pa]  
*P<sub>suc</sub>*: 圧縮機(膨脹機)吸込み圧力 [MPa] or [Pa]  
*P<sub>disc</sub>*: 圧縮機(膨脹機)吐出圧力 [MPa] or [Pa]  
*perm*: Permeance [g-mol / (m<sup>2</sup> sec Pa)]  
*P*: 圧力 [MPa] or [Pa]  
*Q*: 熱量 [kJ/hr]  
*S*: 膜面積 [m<sup>2</sup>]  
*T*: 温度 [°C]  
*T<sub>lm</sub>*: 対数平均温度差 [°C]  
*U*: 総括伝熱係数 [kJ/(m<sup>2</sup> hr °C)]  
*x*: 供給側の成分組成 [mol/mol]  
*y*: 透過側の成分組成 [mol/mol]  
*z*: 圧縮機の段数 [-]

上付き文字

- Comp*: 圧縮機  
*Cond*: コンデンサー  
*gen*: 発動機  
*i*: 成分 *i*  
*j*: 成分 *j*  
*membrane*: 膜分離装置  
*LA*: リーン溶液  
*RA*: リッチ溶液  
*Reb*: リボイラー

ギリシャ文字

$\alpha$  (i/j): 分離係数 (透過係数比) [-]

$\eta_{ad}$ : 圧縮機の断熱効率 [-]

$\rho$ : 密度 [ $\text{kg/m}^3$ ]

## 第7章 結び

21世紀において、持続可能な経済社会を構築し、日本新生を実現するためには、地球環境問題への対応が不可欠であり、その為には新規な地球温暖化対策技術の開発が重要である。地球温暖化対策技術の中で、化石燃料の燃焼で発生する二酸化炭素を分離回収して地中、或いは海洋に隔離する方法は、即効性を有する有効な方法であると言われている。その為、我が国をはじめ先進諸国で、炭素隔離技術の開発が積極的に進められている。炭素隔離のコストを考えると、二酸化炭素を化学吸収法等の既存の技術で分離回収するプロセスが最もコスト高となる。従って、この分離回収のコストを大幅に削減することが、炭素隔離の実現に重要である。そこで、本事業では二酸化炭素の分離回収コストの大幅な削減を可能とする高性能な分離膜として、「分子ゲートCO<sub>2</sub>分離膜」の基盤技術研究開発を実施した。

事業の最終目標である「0.15 kWh/kg-CO<sub>2</sub>以下の動力で、CO<sub>2</sub>濃度が25%の排ガス（鉄鋼プラントに相当）からCO<sub>2</sub>濃度を90%以上に濃縮し得る高いCO<sub>2</sub>選択性を有し、耐圧性と150℃程度の耐熱性を持つ分子ゲート機能CO<sub>2</sub>分離膜を開発する」ために、中間年度である平成16年度は基本計画書に従い、0.2 kWh/kg-CO<sub>2</sub>以下程度の動力で、CO<sub>2</sub>濃度が25%の排ガス（鉄鋼プラントに相当）からCO<sub>2</sub>濃度を90%以上に濃縮可能なCO<sub>2</sub>選択性を有し、100℃程度のプロセス温度に耐える分子ゲート機能を有する分離膜素材の開発を実施した。

分子ゲート機能材料の開発では、水酸基変性した新規なポリアミドアミンデンドリマーを合成して、従来型のポリアミドアミンデンドリマーの性能を大きく上回り、0.2 kWh/kg-CO<sub>2</sub>以下程度の動力で、CO<sub>2</sub>濃度が25%から90%以上に濃縮可能なCO<sub>2</sub>分離性能を有することを確認した。また、分子ゲート機構を理解する為に、相対湿度とCO<sub>2</sub>分離性能の関係、溶解量、吸水量等を測定すると共に、デンドリマーとCO<sub>2</sub>分子の親和性をコンピューターでシミュレートして、解析した。

分離膜及びモジュールの開発では、ポリアミドアミンデンドリマーのピンホールフリーな層を形成する為に最適なキトサンを用いた中間層を検討して、ポリスルホン中空糸支持膜にポリアミドアミンデンドリマーのピンホールフリーな層を形成することを可能とし、CO<sub>2</sub>分離性能に優れるデンドリマー複合膜を得た。この結果を元に、平成17年度に米国エネルギー省国立エネルギー技術研究所（NETL）で実施される予定の膜モジュール試験に供するのと同サイズの膜モジュールを試作した。また、走査型電子顕微鏡等を用いてデンドリマー複合膜の構造を解析して、CO<sub>2</sub>分離性能と膜構造の関係を明らかにした。また、走査型電子顕微鏡等を用いてデンドリマー複合膜の構造を解析して、CO<sub>2</sub>分離性能と膜構造の関係を明らかにした。

膜分離システムの検討では、圧力を有するガスからCO<sub>2</sub>を分離する膜分離システムにおけるCO<sub>2</sub>分離動力とコストの計算を可能とする為に、分離膜に供給するガスと分離回収後のガスの圧力を任意に設定できる、CO<sub>2</sub>分離動力とコスト計算のプラットフォームを開発した。



以上を総合的に勘案すると本事業の基本計画で記した目標を達成する成果である。これらの成果を更に発展させて、本事業の最終目標である「0.15 kWh/kg-CO<sub>2</sub>以下の動力で、CO<sub>2</sub>濃度が25%の排ガス（鉄鋼プラントに相当）からCO<sub>2</sub>濃度を90%以上に濃縮し得る高いCO<sub>2</sub>選択性を有し、耐圧性と150℃程度の耐熱性を持つ分子ゲート機能CO<sub>2</sub>分離膜を開発」の達成を目指す。

本報告書の内容を公表する際は、あらかじめ  
財団法人 地球産業環境技術研究機構(RITE)  
化学研究グループの許可を受けてください。

電 話 0774 (75) 2305

FAX 0774 (75) 2318