

(論文)

相分離吸収液を活用した低エネルギー消費型CO₂分離プロセス

前田基秀*・中西 健・岸本 啓 (博士(工学))・重久卓夫 (博士(工学))

Low Energy Consumption CO₂ Capture Process Using Phase-Separation Type Absorbent

Norihide MAEDA・Ken NAKANISHI・Dr. Akira KISHIMOTO・Dr. Takuo SHIGEHISA

要旨

当社は現在、アミンとエーテルで構成される独自の相分離吸収液を活用した低エネルギー消費型CO₂分離プロセスの開発を行っている。本プロセスのエネルギー消費量の目標は、1.5 GJ/ton-CO₂である。相分離液はモノエタノールアミンなどの一般的なアミン液と比較してより低温(90℃)での再生が可能であり、液再生に必要な熱量の削減を実現した。加えて、ヒートポンプを導入することで、さらなる省エネを実現できる。プロセス実現には以下の3点、(1) アミンの劣化(アミン共通の課題)、(2) 吸収液の発火(相分離液特有の課題)、(3) 運転温度を変更した時のエネルギー消費量の顕著な増減(ヒートポンプ導入による課題)が開発課題となる。これまでに行った検証では、いずれの課題においても大きな問題は見つかっていない。そこで、さらなる検証のために今後実証試験を行うことを計画している。

Abstract

Kobe Steel is developing a low-energy consumption CO₂ capture process that utilizes a unique phase-separation-type liquid absorbent composed of amine and ether. Its target for energy consumption has been set at 1.5 GJ/tonne-CO₂. The phase-separation liquid can be regenerated at a temperature (90°C) lower than that for general amine liquids such as monoethanolamine, thus reducing the amount of heat required for liquid regeneration. In addition, introducing a heat pump can realize further energy savings. The following three points have been raised as development issues in realizing the process: (1) Degradation of amine (a problem common to amines), (2) Ignition of absorption liquid (a problem peculiar to phase separation liquid), and (3) Significant increase/decrease in energy consumption when the operating temperature is changed (an issue due to the introduction of the heat pump). The verification conducted so far has found no major problems related to any of the issues. For further verification, we are planning a demonstration trial.

キーワード

CO₂分離, 省エネ, アミン, 低温再生, 相分離吸収液, ヒートポンプ

ま え が き = 国連気候変動に関する政府間パネル(IPCC: Intergovernmental Panel on Climate Change)は2007年に第4次評価報告書¹⁾を公表している。それによると、平均気温は1906年から2005年にかけて0.74℃上昇したうえに、直近50年間(1956~2005年)の気温上昇は過去100年間(1906~2005年)の約2倍に相当することから、地球温暖化は加速傾向にあるとされている。またこれらは、CO₂を含む温室効果ガス(Greenhouse Gas, 以下GHGという)が、人間の活動によって大気に放散されたことで引き起こされた可能性が高いと結論付けられている。さらに2014年に公表された第5次評価報告書²⁾によると、GHGの排出量が多くなるシナリオでは、2100年には2006年比で2.6~4.8℃の気温上昇が起り得ることが示唆されている。気温上昇は、氷河融解による水位上昇や熱波の増加など、生物存続上のリスクを増大させ得る。そのため、気温上昇を2℃未満に抑えることを目標に、CO₂排出を抑制する取組みが各国で進められている。

我が国は今世紀後半のできるだけ早い時期に「脱炭素社会」の実現を目指しており、それに向けて、GHG排出

量を2030年に2013年度比で26%削減することをパリ協定で宣言している。さらに、2050年にはGHG排出量を80%削減することを長期目標に掲げている³⁾。

当社は、こうした目標の達成に貢献すべく、CO₂削減の取り組みの一環として低エネルギー消費型CO₂分離プロセスの開発を進めている。

1. 開発中のCO₂分離プロセスの概要

1.1 CO₂の分離方法

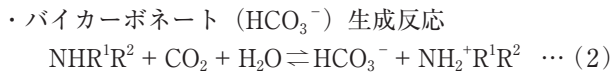
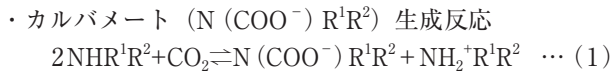
CO₂の分離方法は化学吸収、物理吸収、化学吸着、物理吸着、膜分離、および昇華に大別される。いずれも温度と圧力の違いによるCO₂の特性変化を利用した方法である。いずれの方法においてもCO₂回収源となるガスを昇圧する必要があるが、化学吸収は温度差によるCO₂の特性変化が大きいため、他の方法と比較して、より低圧での運転が可能である。また、化学吸収はガス精製や化成品製造において多くの稼働実績があり、大型化手法が確立されている。大幅なCO₂削減には、多量のCO₂を排出する発電所などからCO₂を回収する必要があるが、これらから排出されるCO₂は低圧かつ大容量であるため、

* 技術開発本部 機械研究所

上記理由から化学吸収が適していると考えられている。当社で開発中のプロセスもアミンを用いた化学吸収プロセスである。

1.2 アミン吸収の原理と普及における課題

アミン（構造式の例： $2\text{NHR}^1\text{R}^2$ ）は水との混合液が CO_2 の吸収に用いられる物質で、 CO_2 と下記の反応を生じる。



両反応とも可逆反応であり、温度が低いほど、また圧力が高いほど CO_2 の吸収が促進される。温度変化によるアミンへの CO_2 吸収/放散挙動を図1に示す。簡単のため、液中の CO_2 は全量カルバメートで示した。

発電所の排ガスといった大気圧近傍のガスを処理する際には、省エネの観点から低圧のまま、温度調整（温度スイング）のみで CO_2 を分離することが主流となっている。すなわち、低温の吸収器で CO_2 をアミン液に吸収させた後、カルバメート含有液を高温の放散器で CO_2 を放散させることによって排ガスから CO_2 を分離する（図2）。

このようにアミン吸収は、原理の解明に加えてプロセスの検討も先行開発が充実しており、技術的には成熟した分野である。しかし、発電所や製鉄所からの CO_2 回収

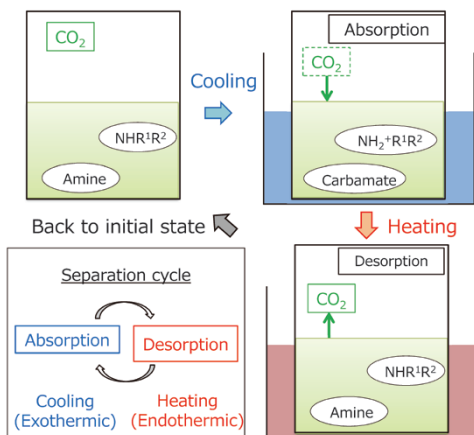


図1 温度変化に対するアミンの CO_2 吸収/放散挙動

Fig.1 CO_2 absorption/desorption behavior of amine on temperature change

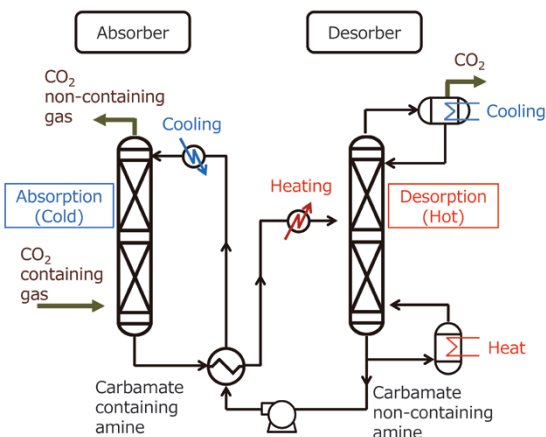


図2 温度スイングによるアミン吸収式 CO_2 分離プロセス

Fig.2 CO_2 separation process using amine by temperature swing

を目的に実装された例はごく少数にとどまっている。その主たる原因の一つは、 CO_2 の分離には多量のエネルギーが必要であり、ランニングコストが高い⁴⁾ことにある。たとえば、アミン液の性能/コスト評価にあたってベンチマークとして使用されるモノエタノールアミン（以下、MEAという）の場合、供給ガスの圧力と組成に応じて変動するものの、 CO_2 分離にかかるエネルギーは3.5~4.5 GJ/トン- CO_2 ⁵⁾である。日本国内での天然ガス価格がおおよそ10 \$/MMBTU⁶⁾であることから、分離コストは¥4,170/トン- CO_2 となる（表1）。したがって、本コストで国内の発電所の総 CO_2 排出量4億9,200万トン/年⁷⁾を分離した場合、総エネルギーコストは表2に示した値となる。

このように、我が国が今世紀後半の実現を目指しているGHG排出量26%削減、80%削減をアミン吸収で実現しようとする、エネルギーコストだけでも大きな経済的負担となる。このため、エネルギー消費量を抑えたプロセスの開発が各国で進められている。我が国は、分離に必要なエネルギー消費量の目標値を1.5 GJ/トン- CO_2 未満に定めており、各機関が省エネプロセスの開発を進めている⁸⁾。当社で開発中のプロセスも分離に必要な消費エネルギーの低減を図ったプロセスである。

1.3 アミン吸収における消費エネルギー低減方法

アミン吸収の投入エネルギーは一般に、供給ガスの昇圧にかかる電力を除くと CO_2 放散器のリボイラー供給熱（図2中のDesorber下部のHeatに相当）が95%以上を占める。町田ら⁹⁾によると、低圧ガスにMEAを適用した際の運転条件およびリボイラー供給熱の消費内訳はそ

表1 MEAを用いた CO_2 分離のエネルギーコスト
Table 1 Energy cost of CO_2 separation using MEA

LNG price		Energy consum.	Energy cost
(\$/MMBTU)	(¥/GJ)	(GJ/ton- CO_2)	(¥/ton- CO_2)
10	1,043	4.0	4,170

表2 国内の発電所にMEAを適用した場合の分離エネルギーコスト
Table 2 Energy cost of CO_2 separation when applying MEA to domestic power plants

Total CO_2 emission (Mton- CO_2 /year)	Energy cost at 26% CO_2 recovery (B¥/year)	Energy cost at 80% CO_2 recovery (B¥/year)
492	533	1,641

表3 MEA使用時の一般的な運転条件
Table 3 Typical operating conditions when using MEA

Comp.	MEA conc.	(wt%)	30
	Water conc.	(wt%)	70
Condition	Abs. temp.	(°C)	40
	Des. temp.	(°C)	120

表4 MEA使用時のリボイラー供給熱量の内訳

Table 4 Breakdown of heat input on reboiler when using MEA

	Total	Reaction h.	Sensible h.	Latent h.
Input energy (GJ/ton- CO_2)	3.85	2.05	0.63	1.18
Percentage	100%	53%	16%	31%

それぞれ表3, 表4となる。

このように、供給熱はCO₂放散時の反応熱と蒸発潜熱によって80%以上が消費される。このため、省エネ実現にはこれらの低減が鍵となる。

1.4 開発中のプロセスのエネルギー原単位

開発中のプロセスでは、アミン液の改良と機器構成の改良とによって反応熱と蒸発潜熱を低減させる。低減の本節では、その原理と目標原単位について述べる。

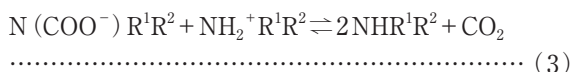
1.4.1 蒸発潜熱の低減

一般的なアミン液のCO₂放散温度と水の沸点を比較すると、水の沸点の方が低い。それゆえ、水の沸点がCO₂放散温度よりも高くなる微加圧下でCO₂を放散させるが、微圧下においても一定量の水は蒸発する。また、一般的なアミン液は重量の半分以上を水が占めるため、水の蒸発にともなう多量の熱が必要となる。これが蒸発潜熱を大きくする主要因である。

そこで蒸発潜熱低減のため、名古屋大学と当社は高沸点のエーテルを主溶媒とした吸収液を開発した。本吸収液は、CO₂吸収時のみアミン相とエーテル相の2相に分離するというユニークな特性を有する。本相分離液の組成と各成分の沸点を表5に、相分離挙動を図3に示す。

CO₂の放散反応は1.2節に示した式(1)および式(2)の逆反応であり、以下の式で表される。

- ・カルバメート分解反応



- ・バイカーボネート分解反応



表5 相分離液の組成

Table 5 Composition of phase separation type absorbent

Component	Phase sep.	MEA	Boiling point
Monoethanolamine (MEA)		30 wt%	169°C
N-Ethylethanolamine (EAE)	30 wt%		171°C
Water	10 wt%	70 wt%	100°C
Diethyleneglycol diethylether (DEGDDE)	60 wt%		188°C

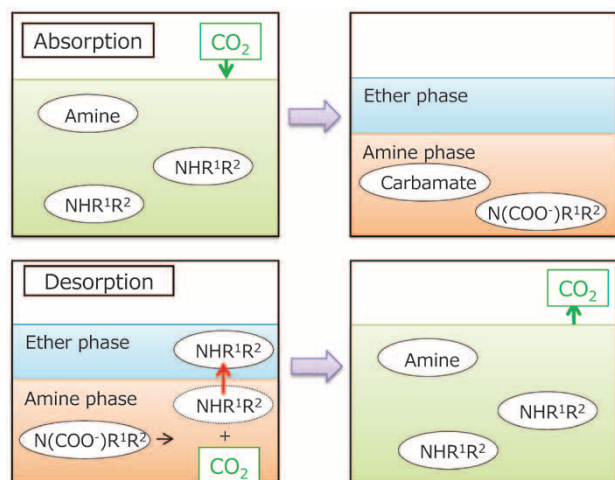


図3 相分離液の相分離挙動

Fig.3 Phase separation behavior of phase separation type absorbent

式(3), 式(4) いずれも右辺に単離アミン (NHR¹R²) が含まれる。相分離液は、相分離後の状態において、アミン相よりもエーテル相に対してより強い親和性を持つアミンとエーテルを選定している。反応で生じた単離アミンは、アミン相から除去されてエーテル相に抽出される。このため、アミン相内ではCO₂放散反応が右に進みやすくなり、容易にCO₂を放散できる。これにより、相分離液は90°CでCO₂を放散可能であり、大幅な蒸発潜熱の低減を実現した。

1.4.2 反応熱の低減

アミンによるCO₂吸収時の発熱(吸収熱)は、アミンとCO₂が結合する際に放出されるエネルギーである。いっぽう、CO₂放散時の吸熱(放散熱)はアミンとCO₂とが分離する際に吸収されるエネルギーである。したがって、発熱量と吸熱量の絶対値は理論上同じ値となる。このため、CO₂吸収時に発する熱をCO₂放散時の熱として再利用できれば大幅な省エネとなる。そこで、ヒートポンプの導入によって低温の吸収熱を回収し、高温の放散熱として利用することにした¹⁰⁾。これにより、反応熱として投入するエネルギーはヒートポンプの動作電力のみとなり、大幅に反応熱を低減可能となる。

1.4.3 目標とするエネルギー原単位

当社で開発中のプロセスの原単位目標も我が国の開発目標と同じ1.5 GJ/トン-CO₂としている。本プロセスは、相分離液を用いたアミン吸収にヒートポンプを導入したプロセスであり、前項に示した蒸発潜熱と反応熱との低減によって低原単位を実現させる。開発中のプロセスの概略フローを図4に示す。本フローを対象に、シミュレーションソフトを用いてCO₂の放散に必要な投入エネルギーを計算した。計算条件を表6に、計算結果を図5に示す。ここでの計算では吸収器および放散器での反応熱は熱ロスなしで全量授受されるものとして計算した。なお公正な評価のため、ヒートポンプの動作電力は発電効率40%を想定し、電力量を0.4で割り戻して一次エネルギー基準に換算した。

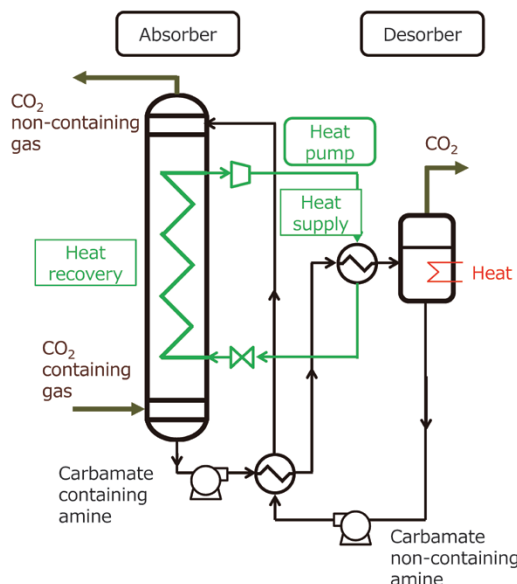


図4 開発中のプロセスの概略フロー

Fig.4 Schematic flow diagram of process under development

表6 投入エネルギーの計算条件

Table 6 Conditions for input energy calculation

Feed gas composition	CO ₂ :N ₂ :O ₂ = 15:79:6 vol%-Dry
Absorbent composition	EAE:Water:DEGDDEE = 30:10:60 wt%
Absorbing condition	50°C ambient pressure
Desorbing condition	90°C ambient pressure
Form. heat of carbamate	90 kJ/mol at 40°C
Form. heat of bicarbonate	60 kJ/mol at 40°C
Vapor-liquid equil. of CO ₂ abs.	Measured value
Recovery rate of CO ₂	50%
COP of heat pump	6.0

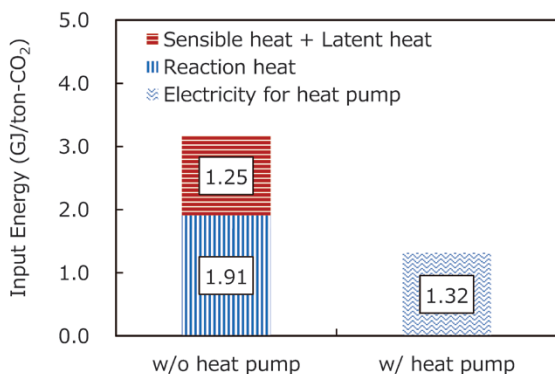


図5 CO₂放散に要する投入エネルギーの計算結果

Fig.5 Calculation results of input energy for CO₂ desorption

本計算条件ではCO₂放散時のエネルギーは1.32 GJ/トン-CO₂となる。この値に、圧力損失を補うためのガス昇圧動力やアミン循環ポンプの動力、冷却水製造電力が加算された値が最終的な投入エネルギーとなる。したがって、これらを0.18 GJ/トン-CO₂に抑えられれば目標の1.5 GJ/トン-CO₂を実現可能である。なお、本稿に示した結果は、開発中のモデルを用いた暫定的な値である。このため、今後変動する可能性が高く、性能を保証するものではない。

2. 開発課題

通常のアミン吸収と異なり、開発中のプロセスは相分離液とヒートポンプを使用する。このため、アミン吸収における共通の課題に加えて、開発中のプロセス独自の課題も解決する必要がある。本章ではそれらの課題について概説する。

2.1 アミン吸収共通の課題

アミンは、長期間使用すると酸化劣化 (Oxidative degradation) や熱劣化 (Thermal degradation) によって変質し、吸収性能が徐々に低下することが報告されている¹¹⁾。また、酸化劣化、熱劣化とも温度が高いほど反応速度が向上することが報告されている^{12), 13)}。変質したアミンは再生が難しいため、吸収性能を維持するには定期的に吸収液を入れ替える必要があるが、アミンの入れ替えはランニングコストに大きな影響を与えるため、実際のプロセスの運転条件における吸収液の耐久性をラボ検証によってあらかじめ確認しておく必要がある。

2.2 開発中の相分離吸収液を使用したプロセス独自の課題

2.2.1 吸収液の安全性

相分離液はアミン30 wt%、エーテル60 wt%で構成

され、可燃物が90%を占める。そのため、酸素との接触による発火が懸念される。火力発電所の排ガスには通常、燃焼やタービン駆動に用いた酸素を由来とする残留酸素が含まれる。したがって安全を確保するためには、分離装置への供給ガスの酸素濃度あるいは運転温度に制約を設けることにより、燃焼範囲外での運転を行わなければならない。このため、ラボ検証によって燃焼範囲をあらかじめ確認しておく必要がある。

2.2.2 エーテル過酸化物の生成

エーテルは、酸素と接触することによって過酸化物を生成することが一般に知られている。この過酸化物は爆発性を有しており、実際に爆発事例も報告されている。過酸化物の生成速度はエーテルの種類によって大きく異なり、なかには60°Cで1,000 ppm/hを超える速度で過酸化物を生成するエーテルも存在する¹⁴⁾。そのため、ラボ検証を通じて過酸化物蓄積挙動をあらかじめ確認しておく必要がある。

2.2.3 運転温度の最適化

CO₂の吸収温度と放散温度の温度差が小さいほどヒートポンプの動力は少なくなる。いっぽう、これらの温度差が小さくなると液循環量の増加によって、ポンプの動力と液の加熱に必要な熱量は多くなる。これは温度差が小さいほど吸収液のCO₂分離性能が低下するためである。それゆえ、上記の兼ね合いを考慮し、プロセス全体の温度の最適化を行う必要がある。

3. 各課題に対する検証試験の結果と考察

2章で述べたそれぞれの課題に対して各種の検証試験を行った。本章ではその結果と考察について概説する。

3.1 耐久性評価試験

耐久性評価にあたって、加熱と冷却を周期的に繰り返す、CO₂の吸収/放散の長期的な実施が可能な装置を製作した。図6に評価試験装置概要を示す。本装置では、吸収/放散槽の外側に設けたペルチエ素子によって吸収液の温度を制御し、CO₂の吸収/放散を行う。また、CO₂放散時のCO₂流量を装置出口のマスフローメータ (MFM) で測定し、吸収液のCO₂分離性能の経時変化を評価した。さらに、劣化 (耐久性) 評価を行うため、試験終了後の吸収液を回収し、分析した。試験条件と分析方法をそれぞれ表7、表8に、また試験結果を表9および図7に示す。なお、供給ガスは装置の適用対象である火力発電

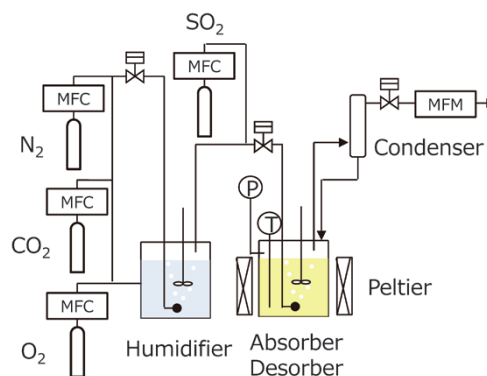


図6 吸収液の耐久性評価試験装置

Fig.6 Apparatus for durability evaluation of CO₂ absorbent

表7 耐久性評価試験の試験条件
Table 7 Conditions for durability evaluation test

Item	Conditions
Test period	500 h
Initial liquid composition	EAE:Water:DEGDDEE = 30:10:60 wt%
Initial liquid weight	100 g
Feed gas flow rate	1.33 NL/min
Feed gas composition	CO ₂ :O ₂ :N ₂ = 15:6:79 + 15ppm SO ₂
Absorbing condition	50°C 0.2 MPaG
Desorbing condition	90°C 0.0 MPaG
Temp. of humid. & condens.	0 ~ 2°C
Required time at each step	Absorption: 20 mins (50°C) Heating: 25 mins (50°C to 90°C) Desorption: 5 mins (90°C) Cooling: 10 mins (90°C to 50°C)
Total time of one cycle	60 min (20 + 25 + 5 + 10 min)

表8 相分離液の分析方法
Table 8 Analysis method of phase separation type absorbent

Component	Analysis method
EAE	LC-MS/MS, formic acid sol. carrier
DEGDDEE	LC-MS/MS, formic acid sol. carrier
Water	Karl-Fischer titration
Total sulfur	Combustion ion chromatograph

*LC-MS/MS: Liquid chromatograph - Mass spectrometry

表9 耐久性評価試験の結果
Table 9 Results of durability evaluation test

	Results
Liquid weight after test	(g) 90.2
Total supplied SO ₂ along with gas feed	(mol) 0.0089
EAE concentration after test	(wt%) 35.8%
DEGDDEE concentration after test	(wt%) 61.9%
Water concentration after test	(wt%) 8.2%
Sulfur concentration after test	(wt%) 0.3%
Total Sulfur in absorbent after test	(mol) 0.0073
Equivalent value of H ₂ SO ₃ concentration	(wt%) 0.7%
Summation of EAE, DEGDDEE, Water, and H ₂ SO ₃	(wt%) 106.6%
Liquid loss ratio	(%) 9.8%
Calculated value of Poisoned EAE by H ₂ SO ₃	(%) 2.2%

*Poisoned EAE: Value of liquid analysis divided by initial charged

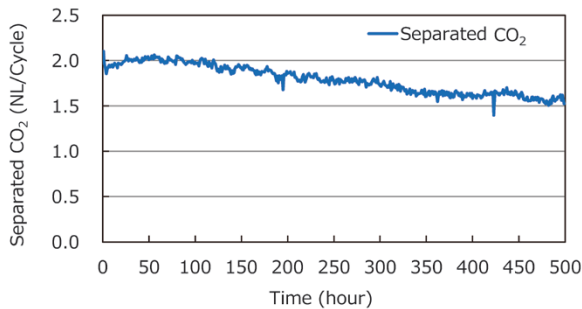


図7 耐久性評価試験の結果
Fig.7 Results of durability evaluation test

所のボイラ排ガスを模擬した組成とした。

試験の結果、CO₂分離性能は500時間で15%程度低下することが確認された。性能が低下した原因はアミンの劣化のほか、液量の減少や、SO₂によるアミンの被毒、水分量の変動が考えられる。最も寄与度が大きいのは液量の減少であり、500時間で9.8%の液損失が確認された。つぎに寄与度が大きいのはSO₂によるアミンの被毒である。1モルのSO₂は1~2モルのEAEを被毒する可能性がある。等モルで被毒したと仮定すると、仕込んだEAEの2.2%が被毒した計算となる。すなわち、液量の

減少とSO₂による被毒とによって、単純計算で性能が12%低下することとなる。

したがって、性能が15%低下した原因の大部分はアミンの劣化以外の原因で説明でき、アミンの劣化はそれほど進行していない可能性が高い。しかしながら、液分析において各成分の濃度和が100%を超えているなど、液分析の精度にも課題がある。また、500時間の試験では性能低下幅が小さく、この試験だけではアミンの劣化が進行しているかどうか断定できなかった。このため、より長時間での試験と分析精度の検証・向上を行い、より詳細に液の耐久性を確認する予定である。

3.2 安全性評価試験

3.2.1 燃焼範囲の測定

EAEおよびDEGDDEEの引火点を表10に示す。両物質とも引火点が71°Cと低い。このため、温度の制約よりも酸素濃度の制約によって燃焼範囲を回避する方が望ましい。そこで、プロセス内の最高温度である90°Cに5°Cの温度余裕をもたせた95°Cにおける限界酸素濃度を測定した(表11)。なお限界酸素濃度は、爆発を生じる酸素の下限界濃度、すなわちこれ以下では爆発は生じない濃度を表す。限界酸素濃度はEAEおよびDEGDDEEのいずれもが8%を超えており、一般的な石炭火力発電所における排ガス中の残留酸素濃度(通常6%未満)よりも十分に高い。したがって、石炭火力発電所に適用する場合は内部の発火は回避可能であると考えられる。ただし、LNG火力発電所の排ガス中の残留酸素濃度は通常10%を超えており、酸素濃度の制約では対応できない。このため、温度に対しても制約をかける、蒸気圧の低いアミン、エーテルを使用するなどの対策が必要と考える。

3.2.2 エーテル過酸化物の蓄積評価

エーテル過酸化物は熱によって容易に分解する。そのため、吸収液を加熱した際の熱分解挙動を測定することによって蓄積量を定性的に把握することができる。そこで、密封セル型示差走査熱量測定装置(Sealed Cell-Differential Scanning Calorimetry: SC-DSC)を用い、未使用液と表7に示した500時間使用した試験液との熱分解挙動を比較した。表12、図8にそれぞれ試験条件および試験結果を示す。未使用液と使用済液は発熱量およびピーク位置のいずれもおおむね一致していることが

表10 EAE, DEGDDEEの引火点
Table10 Flash point of EAE and DEGDDEE

Component	Flash point (°C)
EAE	71
DEGDDEE	71

表11 EAE, DEGDDEEの限界酸素濃度
Table11 Limiting O₂ concentration of EAE and DEGDDEE

Component	Temperature (°C)	Pressure (MPaG)	limiting O ₂ Conc. (%)
EAE	95	0	8.8
DEGDDEE	95	0	8.2

表12 SC-DSC測定条件
Table12 Test conditions of SC-DSC

Heating rate	10°C/ min
Upper limit of temp.	500°C
Atmospheric gas	Air of atmospheric pressure

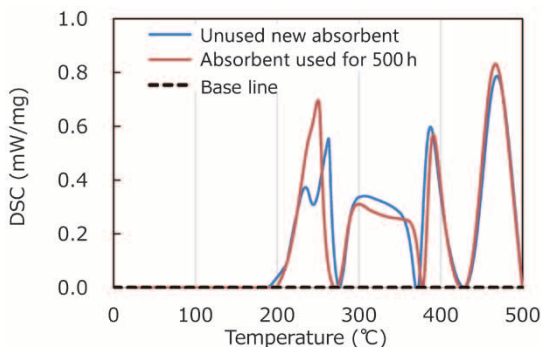


図8 SC-DSC測定結果
Fig.8 Test results of SC-DSC

分かる。したがって使用済液には、運転温度範囲で爆発を生じる化合物は蓄積していないと考えられる。ただし、使用済液の運転時間は500時間と短いため、耐久性評価と同様、より長時間での安全性評価を行う必要があると考える。

3.3 プロセス全体の運転温度の最適化

プロセス全体の運転温度によってヒートポンプの性能は大きく変化することから、運転温度に適合する冷媒選定が重要である。現在、冷媒の選定中であり、最適化を実施するには至っていない。このため、今後は冷媒選定と併せてシミュレーターによる全体の最適化を実施予定である。

むすび=開発中のプロセスを実現するためには、吸収液の耐久性や安全性の評価、運転条件の最適化を行い、技術的検証をさらに進める必要があると考える。これまでにに行ったラボ検証では、いずれに関しても大きな課題は確認されていないため、今後より厳しい条件での追加試験を行い検証の確度を高めていく。また、ラボにて、技術の成立性が確認できれば、より詳細な技術検証に向け、実証試験を行うことを計画中である。

本開発を進めるに当たって、東海国立大学機構 名古屋大学 則永 行庸教授、町田 洋助教、山口 毅助教より、実験/解析データおよび多大な助言を賜りました。厚く感謝を申し上げます。

参考文献

- 1) IPCC. 第4次評価報告書, 2007.
- 2) IPCC. 第5次評価報告書, 2014.
- 3) 環境省. パリ協定に基づく成長戦略としての長期戦略, 2019. https://www.env.go.jp/earth/earth/ondanka/post_41.html. (参照2019-12-13).
- 4) G. T. Rochelle et al. Science. 2009, Vol.325, No.p.1652-1654.
- 5) S. Oh et al. Applied Energy, 2016, Vol.169, p.353-362.
- 6) 一般社団法人エネルギー情報センター. 新電力ネット コモディティ統計情報. <https://pps-net.org/statistics/gas>. (参照2019-12-13).
- 7) 経済産業省資源エネルギー庁. 日本のエネルギー 2018., および同2019.
- 8) 経済産業省. エネルギー関係技術開発ロードマップ. 2014. https://www.enecho.meti.go.jp/category/others/for_energy_technology/pdf/141203_roadmap.pdf. (参照2019-12-13).
- 9) H. Machida et al. Int. J. Greenh. Gas Control. 2018, Vol.75, p.1-7.
- 10) A. Kishimoto et al. Ind. Eng. Chem. Res. 2011, Vol.50, No.17, p.10128-10135.
- 11) A. Bello et al. Ind. Eng. Chem. Res. 2005, Vol.44, p.945-969.
- 12) D. D. D. Pinto et al. Energy Procedia. 2014, Vol.63, p.940-950.
- 13) J. Davis et al. Energy Procedia. 2009, Vol.1, p.327-333.
- 14) X. Liu et al. Fuel. 2016, Vol.165, p.513-525.



前田基秀

技術開発本部 機械研究所



中西 健

技術開発本部 機械研究所
(現 技術開発本部 プロセス技術センター)



岸本 啓

技術開発本部 機械研究所



重久卓夫

技術開発本部 機械研究所