

ED と RO を組み合わせた海水循環型資源回収システム 構築のための検討

加留部 智彦, 邑上 泰平

Preliminary Study of Construction of Seawater Circulation Resource Recovery System Combining Electro Dialysis and Reverse Osmosis

Tomohiko KARUBE, Taihei MURAKAMI

1. 緒 言

近年, 世界的に水不足が問題となっており, 多くの海水淡水化プラントが各地で稼働中であり, 今後の建設も計画されている. 海水淡水化プラントにおける造水量を淡水化技術別に見ると逆浸透 (RO) 法が最も多く, 約 6 割を占めている. 一方, 海水淡水化プラントから排出される濃縮水は, ほとんどが活用されずに海洋に放流されている. 筆者らは, RO から排出される濃縮水から資源回収を行う目的で, Fig. 1 のように電気透析 (ED) と RO を組み合わせるとともに, 取水した海水を循環するシステムについて検討している. 本報告では, 淡水と NaCl を回収した際の経済性について, シミュレーションを実施した結果を基に評価した.

2. 方 法

2.1 シミュレーション方法

Fig. 2 に示すように ED 装置から排出される脱塩液 (ED 脱塩液) 濃度および RO 濃縮水の排水率をパラメーターとしてシミュレーションを行った. ED 脱塩液濃度については 20~45 g/kg, RO 濃縮水の排水率については 0~80% の範囲で検討し, 各条件において, 定常状態における各プロセス液の組成および液量の関係について, 以下のとおり推

定した.

(1) ED

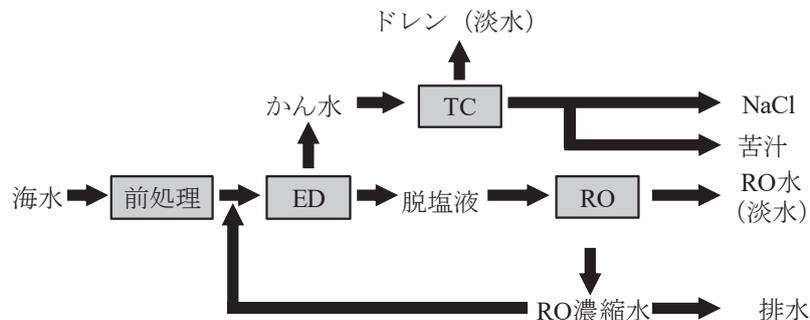
ED 装置には海水と RO 濃縮水が混合されて供給されることとし, ED 装置から得られるかん水, ED 脱塩液の量および組成を推定した. 推定には 2.2(1) 項の条件を用いた.

(2) RO

RO における溶質の阻止率を 100% として, ED 脱塩液を 1 段 RO 法により RO 濃縮水が所定の濃度に達するまで処理するとして得られる RO 水生産量, RO 濃縮水の量および組成を推定した. 推定には 2.2(2) 項の条件を用いた.

(3) TC

多重効用缶を使用して, ED 装置から得られたかん水を KCl 析出点まで蒸発濃縮し, 析出した NaCl を回収することとした. 単位かん水量当たりの NaCl 回収量, 必要な蒸発蒸気量について, 以下の方法により推定した. かん水を所定温度で KCl 析出点まで濃縮した際の Mg および Na の濃度を, かん水組成から文献¹⁾を基に推定した後, (1) 式よりかん水 1 t 当たりの NaCl 回収量を, (2) 式よりかん水 1 t 当たりの蒸発蒸気量を算出した. 次に, 蒸発蒸気量を基に必要な熱源蒸気量を推定した. 以上の推定には 2.2(3) 項の条件を用いた. なお, 第 1 効用缶から第 3 効用缶までの蒸発蒸気はドレン水として回収することとした.



※ED : 電気透析, RO : 逆浸透, TC : 蒸発晶析

Fig. 1 海水循環型資源回収システム

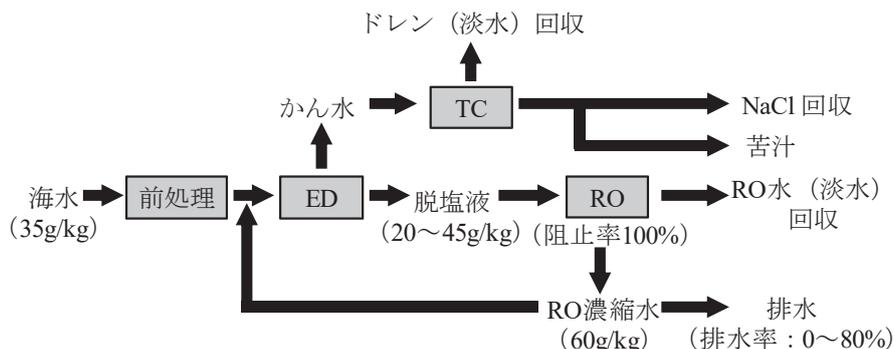


Fig. 2 海水循環型資源回収システムと検討した条件

かん水 1t あたりの NaCl 回収量 S_N [kg/t-かん水]

$$= ((C_{Na0} - C_{NaC} / (C_{MgC} / C_{Mg0})) / C_{Na0}) \times C_{NaCl0} \quad (1)$$

C_{Na0} : かん水の Na 濃度 [g/kg]

C_{NaC} : KCl 析出点の Na 濃度 [g/kg]

C_{Mg0} : かん水の Mg 濃度 [g/kg]

C_{MgC} : KCl 析出点の Mg 濃度 [g/kg]

C_{NaCl0} : かん水の NaCl 濃度 [g/kg]

かん水 1t あたりの蒸発蒸気量 [kg/t-かん水]

$$= 1,000 - S_N - 1,000 / (C_{MgC} / C_{Mg0}) \quad (2)$$

2.2 シミュレーション条件

シミュレーションは以下の条件で実施した。

(1) ED 条件

ED 装置に使用するイオン交換膜は、循環系内におけるスケール成分の析出を抑制するために、陽イオン交換膜については 2 価イオン難透過処理を施していない膜を、陰イオン交換膜については 2 価イオン難透過処理を施した膜を使用することとした。かん水生成量、電流効率、セル電圧、選択透過係数について、それぞれの条件における実際の値は不明である。そこで、今回の検討では海水を原料として電流密度 3 A/dm²、温度 25℃、脱塩率 2.5% の条件で ED 試験を実施した際に得られた値を使用した。ED における条件を以下に示す。なお、これらの値は ED 入口液の組成によらず一定とした。

かん水生成量… 28 g/h/dm²、電流密度… 3 A/dm²、電流効率… 86%、有効膜面積… 1.76 m²、膜間隔… 0.5 mm、セル電圧… 0.31 V/対、A. C. -D. C. 整流効率… 95%
選択透過係数

T_{Na}^K	T_{Na}^{Ca}	T_{Na}^{Mg}	$T_{Cl}^{SO_4}$	T_{Cl}^{Br}
2.22	2.28	1.19	0.02	2.07

ED 装置 1 基当たりの膜対数… 2,100 対

(2) RO 条件

RO 濃縮水濃度… 60 g/kg

(3) TC 条件

蒸発缶効用数… 4、蒸発効率… 92%、最終煮詰温度… 110℃

2.3 システムの経済性評価

RO から回収された RO 水、TC から回収されたドレン水を淡水として、淡水と NaCl の回収コストおよび回収した淡水と NaCl の販売額を以下に示す方法によって条件毎に算出し、本システムの経済性を評価した。また、比較のために RO 法海水淡水化についてもシミュレーションを行った。本システム、RO 法海水淡水化ともに年間稼働日数は 329 日 (年間稼働率 90%) とした。

(1) 回収コストの算出

淡水と NaCl を回収する際の主要なコストを以下の方法により算出した。

1) エネルギー費

主要な電力量、蒸気量を以下の方法により算出した後に、電力単価 10 円/kWh、蒸気燃料費 2500 円/t-蒸気としてエネルギー費を算出した。

① ED 装置における透析電力量

ED 装置において、透析に必要な電力量を ED 入口液量と 2.2(1) 項に示した条件より算出した。

② RO 装置におけるポンプ電力量

RO 装置におけるポンプの所要圧力を、RO 濃縮水の組成よりファント・ホッフの式を用いて算出した浸透圧に、駆動圧力として 1 MPa を加えた圧力とした。つぎに、ポンプ効率を 70% とし、所要圧力、シミュレーションにより推定した吐出水量を基にポンプの稼働に必要な電力量を算出した。

② その他のエネルギー量

その他の主要なエネルギー量について、Table 1 に示す各エネルギー量と基準量が比例すると考えて、シミュレーションにより推定した基準量を基に (3) 式によって算出した。また、(3) 式における参考にしたエネルギー量および基準量の値は Table 1 に示した文献を基に算出した。

$$\text{エネルギー量} = \text{参考にしたエネルギー量} \times$$

$$(\text{シミュレーションによる基準量} / \text{参考にした基準量})$$

(3)

2) 設備費

Table 2 に示す主要な設備における設備費を、シミュレーションにより推定した基準量を基に (4) 式によって算出

Table 1 エネルギー量の算出に用いた基準量

エネルギー量	基準量	参考にしたエネルギー量と基準量
海水取水装置電力量	海水取水量	NEDO 成果報告書 ²⁾ を基に算出
前処理装置電力量	海水取水量	
ED 装置電力量 (透析以外)	ED 装置基数	
TC 熱源蒸気量	TC 蒸発蒸気量	イオン交換膜法製塩工場のデータを基に算出
TC 循環ポンプ電力量	NaCl 回収量	

した。また、(4)式における参考にした設備費および基準量の値は Table 2 に示す文献を基に算出した。減価償却年数を20年として、算出した設備費を除し、1年間に必要な設備費を算出して設備減価償却費とした。

$$\text{設備費} = \text{参考にした設備費} \times (\text{シミュレーションによる基準量} / \text{参考にした設備費算出時の基準量})^a \quad (4)$$

3) 製造費

エネルギー費と設備費を合計して製造費とした。

(2) 淡水および NaCl の販売額

RO 水回収量および TC 装置から回収したドレン水量を合計して、回収淡水量とした。回収した淡水および NaCl それぞれについて、シミュレーションにより推定した量に設定した販売単価を乗じて販売額を算出した。なお、販売単価については、同重量の淡水と NaCl の単価の比を 12 : 1,000 とした。

3. 結果および考察

3.1 シミュレーションが成立しない条件

2.2項において設定した ED 脱塩液濃度、RO 濃縮水の排水率の範囲でシミュレーションを実施することを検討した。しかし、RO 濃縮水の排水率が低い、または ED 脱塩液濃度が低い一部の条件では ED 脱塩液の K, Ca, Br イオン濃度の値がマイナスになったため、本検討における方法ではシミュレーションが成り立たなかった。

その理由は、本方法では 2.2(1)項で設定したように選択透過係数を一定としたためと考える。ED における実際の選択透過係数は、ED 入口液組成によって変化するが、本方法では ED 入口液組成によらず選択透過係数を一定としたため、選択透過係数の比較的大きな K, Ca, Br イオンは ED 入口液濃度が低くなる条件においても、かん水への透過量が多く、計算上これらのイオンが不足して ED 脱塩液中の濃度がマイナスの値となった。

また、ED 脱塩液濃度および RO 濃縮水の排水率がともに高い条件においてもシミュレーションが成り立たなかった。これは、RO 濃縮水の排水率が高い条件では、循環する RO 濃縮水量が少なくなるため ED 入口液濃度が低くなり、ED 脱塩液濃度が設定濃度に達しないためである。シ

Table 2 設備費の算出に用いた基準量と計算方法

設備費	基準量	aの値	参考にした設備費と基準量
海水取水装置	海水取水量	0.6	NEDO 成果報告書 ²⁾ を基に算出
前処理装置	海水取水量	0.6	
RO 装置ポンプ	RO 装置入口液量	0.6	
RO 装置ユニット	RO 水量	1	イオン交換膜法製塩工場のデータを基に算出
ED 装置	ED 装置基数	1	
TC 装置	NaCl 回収量	1	
ボイラー	TC 熱源蒸気量	1	

ミュレーションが成立しなかったこれらの条件は除外して検討することとした。

3.2 各プロセス液の CaSO₄ 濃度

今回検討した海水循環型資源回収システム (Fig. 2) では、ED 脱塩液が RO で濃縮されて RO 濃縮水となり、そのうち排水されない分が循環して海水と混合して、ED 入口液となって再び ED に入る。そのため、SO₄ イオンのように選択透過係数が低く、かん水への透過量が少ないイオンは循環する液側に残留して、濃縮されやすいと考えられる。SO₄ イオンが高濃度になると難溶解性である CaSO₄ も高濃度になり、システム内で析出することにより ED 装置や RO 装置においてトラブルを発生する恐れがある。

そこで、各プロセス液 (ED 入口液, ED かん水, ED 脱塩液, RO 濃縮水) の CaSO₄ 濃度について条件ごとに比較した。その結果、RO 濃縮水の CaSO₄ 濃度が他のプロセス液よりも高くなる条件が多く、ED 脱塩液濃度 40 g/kg, RO 濃縮水の排水率 40% の条件では 2.18 g/kg と今回の検討範囲における全てのプロセス液の中で最も高濃度となった。

Fig. 3 に操作条件と RO 濃縮水の CaSO₄ 濃度の関係を示す。CaSO₄ 析出の可能性を CaSO₄ の溶解度について検討した文献³⁾と比較して検討した。CaSO₄ の溶解度は Cl イオン濃度や温度の影響を受けるが、本検討範囲における Cl イオン濃度 25~33 g/kg において、液温を 25℃ と仮定すると、CaSO₄ の溶解度は文献値から 4.3 g/kg 以上になると考えられ、今回の検討範囲では CaSO₄ は析出しないと考えられた。

3.3 NaCl 回収量

操作条件と NaCl 回収量との関係を Fig. 4 に示す。シミュレーションが成立した条件において、NaCl 回収量は RO 濃縮水の排水率が低いほど、また ED 脱塩液の濃度が低いほど多くなった。今回の検討範囲では、NaCl 回収量は RO 濃縮水の排水率 10%、ED 脱塩液濃度 40 g/kg で最も多く、約 81 万 t/年であった。

3.4 本システムの経済性

本システムの経済性について評価するため、本システムと RO 法海水淡水化のシミュレーション結果について、以下の方法により比較を行った。本方法によりシミュレーションが成立した各条件および RO 法海水淡水化において、

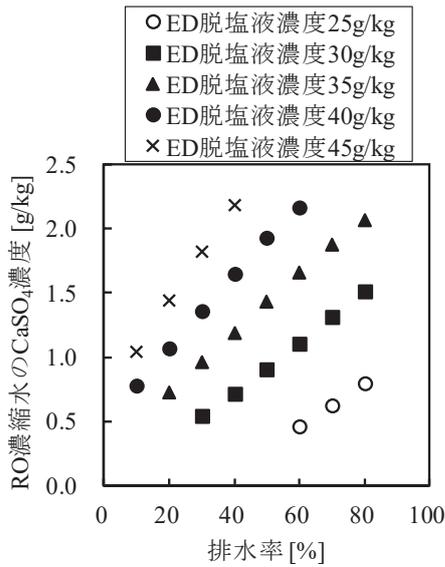


Fig. 3 操作条件とRO濃縮水のCaSO₄濃度との関係

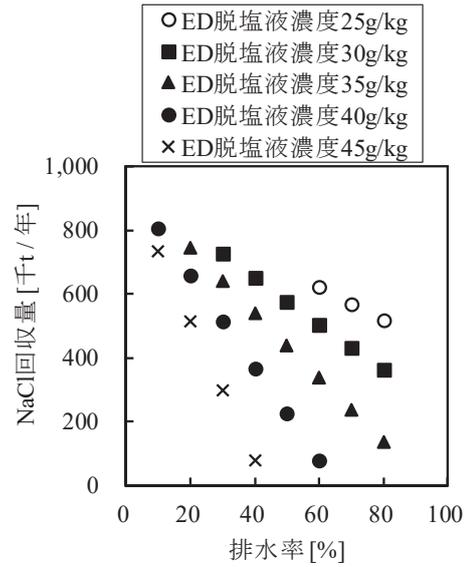


Fig. 4 操作条件とNaCl回収量との関係

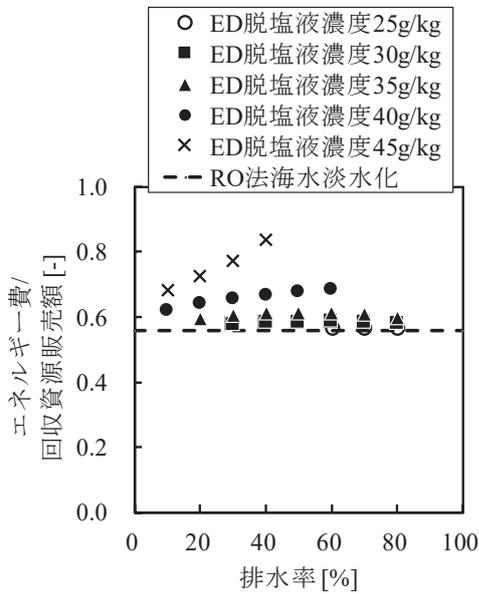


Fig. 5 操作条件とエネルギー費との関係

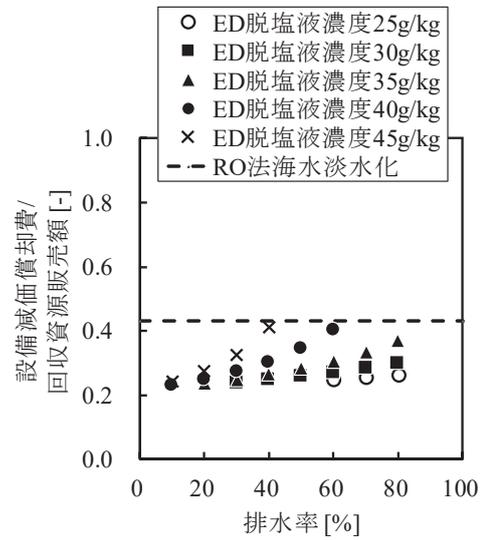


Fig. 6 操作条件と設備減価償却費との関係

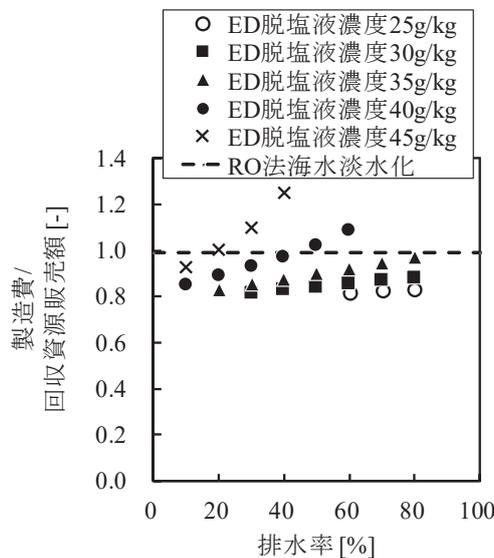


Fig. 7 操作条件と製造費との関係

淡水, NaCl の販売額の合計である回収資源販売額に対するエネルギー費, 設備減価償却費, 製造費のそれぞれの割合を比較した. 結果を **Figs. 5-7** に示す.

本システムにおいて, ED 脱塩液濃度が低いほど販売額に対するエネルギー費および設備減価償却費の割合が低くなった. また, RO 濃縮水の排水率が低いほど販売額に対する設備減価償却費の割合が低くなったが, ED 脱塩液濃度が低くなるとその差は小さくなった. 同様に, エネルギー費と設備費の合計である製造費に対する販売額の割合も, ED 脱塩液濃度, RO 濃縮水の排水率が低いほど低くなった. また, 製造費に対する販売額の割合が最も低くなった (最も経済性が良い) 条件は, ED 脱塩液濃度が 30 g/kg, RO 濃縮水の排水率が 30% であった.

本システムと RO 法海水淡水化とを比較した場合, 販売額に対するエネルギー費の割合は本システムが RO 法海水淡水化に対して高かったが, 本システムにおいて最も経済性が良い条件と RO 法海水淡水化ではほとんど差が無かった. 販売額に対する設備費の割合は本システムが RO 法海水淡水化よりも低く, 本システムにおいて最も経済性が良い条件では RO 法海水淡水化の約 55% であった. エネルギー費と設備費の合計である製造費の販売額に対する割合については, 本システムにおいて最も経済性が良い条件では RO 法海水淡水化の約 82% 程度であり, 本システムの方が経済的に優位となった.

4. 結 言

ED と RO を組み合わせた海水循環型の資源回収システムにおいて, 淡水と NaCl を回収した際の経済性を評価す

るため, ED 脱塩液濃度と RO 濃縮水の排水率をパラメーターとしてシミュレーションを実施した. また, シミュレーション結果を元に, 淡水および NaCl の販売単価, 設備費, エネルギー費の算出に関する条件を設定して, 淡水および NaCl の販売額, 設備減価償却費, エネルギー費を算出し, システムの経済性評価を行った. その結果, ED 装置から排出される脱塩液濃度が低いほど, また RO 濃縮水の排水率が低いほど経済的に優位となった. さらに, 今回の検討範囲では本システムの経済性が最も良い条件と RO 法海水淡水化を比較すると, 本システムの方が経済的に優位な結果となった.

検討する地域や状況により販売額, 設備費, エネルギー費等の算出条件は変わるが, その場合でも適切な条件を設定することにより本法を用いて経済性を評価することが可能である. ただし, 本方法によるシミュレーションは ED における選択透過係数として, 海水を透析した際の値を適用し, また ED 入口液組成によらず一定としているため, 実際の結果と多少異なることが考えられ, その点についてシミュレーションの妥当性を確認することが必要である.

引用文献

- 1) 正岡功士, 加留部智彦, 中村彰夫, “イオン交換膜法かん水の濃縮特性に関するシミュレーションの検討”, 日本海水学会誌, **62**, 104-111 (2008)
- 2) “淡水化設備等から出る濃縮排水からの有用資源回収技術に関する調査”, NEDO 平成22年度成果報告書, (2011)
- 3) 曾我清己, 長南康子, “イオン交換膜法かん水の缶石に関する研究 (第 1 報) イオン交換かん水中の硫酸カルシウムの溶解度”, 小田原製塩試験場試験報告, **11**, 115-120 (1966)