平成 8 年度功績賞

受賞論文

電気透析技術の過去約半世紀にわたる 開発の経過について

糸井 滋

IEM リサーチ

〒221 横浜市神奈川区片倉町 757

(1997 年 1 月 17 日受理)

要 旨

やがて、半世紀になろうとする研究開発の経過のなかで、電気透析技術は広い産業分野で実用化され、現在もなお、製塩工程での海水濃縮、塩水淡水化、排水の回収再利用、および非電解質の脱塩その他の用途に用いられている。一方では、特殊な性能のイオン交換膜が、拡散透析法で強酸、あるいは強塩基の分離に利用されている。

これらの応用の実現には、イオン交換膜そのものの改質のみでなく、電気透析装置の改良およびプロセス設計技術の開発が大きな役割を担ってきた。

本稿では、応用面からみた、これらの開発の経過、とくに著者がその一員としてかかわった開発グループのおもな成果を中心として、それらの概略を述べてみたい。

*本稿は平成 8 年度功績賞受賞講演の内容をまとめたものである。

Shigeru Itoi IEM リサーチ・代表

[略 歴] 1947 年 9 月 東京工業大学応用化学科卒業
1947 年 10 月 旭硝子(株)入社 同社研究所勤務
1968 年 2 月 本社 イオン交換膜部勤務 技術開発担当
1983 年 10 月 旭硝子(株)退職
1983 年 11 月 膜プロセスエンジニアリング(株)入社
1996 年 1 月 退職
1996 年 2 月 現職

[専 門] 荷電膜分離技術

[主な著書] 本報の引用文献のほか、共著で、「高度膜分離技術ハンドブック」、(株)サイエンスフォーラム (1987)、「メンブレンリアクター応用ハンドブック」、(株)サイエンスフォーラム (1990)、「造水技術ハンドブック」、造水促進センター (1993) ほか。

[趣 味] 旅行、ハイキング、風景写真

[連絡先] 〒221 横浜市神奈川区片倉町 757 (自宅)

1. イオン交換膜

生体の膜過程をモデルとして人工のイオン選択透過性膜が研究されはじめたのは1930年代に遡るが、工業的応用を目的とした研究開発は1950年代に開始された。約半世紀を経た今日では、炭化水素系では、スルホン基、四級アンモニウム基を固定解離基とするスチレン・ジビニルベンゼン共重合膜がその主流であり、ポリマーの強度を補う目的で合成繊維が補強材として用いられている。

これらの膜の改良の経過は図1に示されるように膜内の固定イオン濃度の上昇に認められ、これには膜の微細構造の均質化、架橋度の最適化などが寄与している。当初は厚さ約0.2mm、比伝導率約3mS/cmであったものが、現在では表1に示すような性能の均質膜が製品化されるに至っている¹⁾。品質の改良はさらに耐熱、耐薬品性をも向上させて、50℃程度の高湿などかなり苛酷な条件でも長期間使用されるようになった。

表面修飾による一価イオン選択透過性膜が海水濃縮で鹹水の食塩含有率の向上、濃縮セル内での石膏の析出防止などを目的として用いられて久しいが、同様に表面修飾を行った水素イオン選択透過膜も製品化された。さらにはバイポーラー膜の商品化も近いものと期待されている。

Fig. 1 Improvement on characteristics of ion-exchange membrane.

2. 電気透析の物質移動

2.1 溶質と水の透過

電気透析での膜透過は図2に示されるように電位差と濃度差を駆動力とした電解質と水の移動から成り立っており、単位時間に単位面積当りの透過量は下の式であらわされる。

$$m = (t_c - t_A - 1) \cdot \frac{I}{F} - K_S \cdot \Delta C \quad (1)$$

$$v = \beta \cdot I + K_W \cdot \Delta C \quad (2)$$

Table 1 Main characteristics of ion-exchange membranes

	Cation-exchange membrane	Anion-exchange membrane
Thickness (mm)	0.11~0.15	0.11~0.15
Areal resistance ($\Omega \cdot \text{cm}^2$)	2.0~3.5	2.0~3.5
Water content (g/g wet resin)	0.15~0.16	0.15~0.16
Ion-exchange capacity (meq/g dry resin)	1.5~1.6	2.0~2.3
Transport number (-)	0.95~0.97	0.95~0.97
Diffusion coefficient ($\text{meq}/\text{cm}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{N}$)	0.006~0.008	0.005~0.007
Electroosmotic coefficient ($\text{mL}/\text{mA} \cdot \text{h}$)	0.0034~0.0036	0.0028~0.0030
Osmotic coefficient ($\text{mL}/\text{cm}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{N}$)	0.013~0.019	0.010~0.013

Fig. 2 Material transfer in electrodesialysis.

この関係からさらに、電流効率と電気透析の与えられた条件での定常状態でえられる濃縮濃度が

$$\eta = (t_c + t_A - 1) - K_S \cdot \Delta C \cdot \frac{F}{I} \quad (3)$$

$$C = \frac{(t_c + t_A - 1) \cdot \frac{I}{F} - K_S \cdot \Delta C}{\beta \cdot I + K_W \cdot \Delta C} \quad (4)$$

となる。ここで、

- m 電解質の移動量
- v 水の移動量
- t_c, t_A 選択透過イオンの膜内の輪率
- K_S 電解質の拡散係数
- β 水の電気浸透係数
- K_W 水の浸透係数
- ΔC 膜の両側の濃度差
- I 単位面積当りの電流
- F Faraday 常数
- η 電流効率
- C 濃縮濃度

である。

たとえば、表 1 に示した性能の膜による海水濃縮の場合に電流密度 $3 \sim 4 \text{ A/dm}^2$ の条件で、濃縮鹹水濃度 $3.5 \sim 4.5 \text{ eq/L}$ 、電流効率 $88 \sim 93\%$ という計算結果がえられる。

2.2 電流密度

電気透析の処理コストには電流密度に逆相関関係のある金利、償却費等の設備関係費用と、相関関係がほぼ成立する電力費、および電流密度に無関係な労務費、管理費などがあり、これらを合計した処理コストと電流密度の間には図 3 のような関係がある。コストを最低とする最適電流密度に近い操作条件が適用できる装置設計が望ましいこととなる。

しかしながら電流密度の上限は、下の式で表わされる限界電流密度 (I_{lim}) となる。

$$I_{lim} = \frac{F \cdot D \cdot C}{(t_M - t_L) \cdot \delta} \quad (5)$$

ここで、

- t_M, t_L 膜内および液相の輪率
- δ 境界層の厚さ
- F Faraday 常数
- D 電解質の拡散係数
- C 脱塩側の濃縮濃度

である。限界電流密度に対して逆相関関係にある境界層の厚さは、液の特性、脱塩セルの構造およ

Fig. 3 Dependency of treatment cost upon current density.

び液の流速などの関数であり、とくに、膜面の液流速を高くするほど薄くなり、限界電流密度が大きくなることが知られている。

実際の電気透析槽の構造の検討あるいはプロセスの設計などに際しては、4.2.1に述べるように、膜面線速度の関数としての限界電流密度の実測値が用いられる。

3. 電気透析槽

3.1 構造と組立方法

電気透析槽の液の流通に関して、セル内の流路の形状から、屈曲流型とシート流型に分けられ、現在わが国の実用規模の装置はすべて後者の型式をとり、そのほとんどが膜を鉛直におく並列上昇流型となっている。電気絶縁性の高い材料を用いた脱塩、濃縮両セル枠の上下に液の供給、排出部を設け、イオン交換膜と交互に重ねて膜セルを構成し、それら多数を両端に配置した電極セルの外側から締付けますが、液の漏洩を防止するためにセルの材料には若干のゴム弾性をもたせている。これらを全面にわたって均一圧で締付けるために外側周辺部のボルトを用い、あるいは油圧を用いて組立てられる。

3.2 液の流通

液の電気抵抗による電圧損失を小さくするためにせまい膜間隔が望ましいが、セルの上下の通液路の構造により、開発当初の機種で膜間隔を2 mm 程度としていた。その後の改良により現在では汎用機種で0.75 mm、淡水化および海水濃縮用で約0.5 mm 程度まで縮小している。セル内での膜間隔を保つために適当な空隙率の網状構造材をスペーサーとして挿入し、これが同時に液の攪拌による Reynolds 数の上昇の役割を果たしている。

セル枠の構造は図4に示す型式が一般的であり、液の滞留時間を永くして脱塩率を高くするために、液の流通圧損失を考慮したうえで、その流

Fig. 4 Schematic structure of cell frame.

Fig. 5 Distribution of flow quantity at the inlet of electro dialyzer.

路長を大型機種で2 m 弱、中型機種で約1 m 程度とするのが普通である。内法幅はセル内の液の流速分布に影響するものであり、次に述べる液の分散構造との関連で、セルの形状が縦長となるよう0.5~1 m の範囲で定められるのが一般的である。

図5に示すように、電気透析槽の多数のセルで、セル間およびセル内で均等に液を分散、流通させるために、流入、排出の構造には多くの工夫がなされている。下部の流入側でみれば、液は循環ポンプから電気透析槽の主流入口を経て、セル枠と膜を貫通した複数の流通マニホールに分散、さらにセル枠の分散構造を経て各セルに流入

する。流路の各部の断面積の比率，それぞれの分岐での分流抵抗などが分散に影響する。上部に設けた排出流路ではまったく逆の順で合流するので，流入側とほぼ同様な構造とされる。ここで，下部の主給液口と上部の主排出口を同じ電極側に設けるか，対極側に設けるかによっても液のセル間での分散状態が変化する。

大型の電気透析槽では全体の膜セルを複数のブロックに分割して，それぞれを独立した流通系として，各ブロックに並列に給液することで流速分布の向上を図っている。

3.3 バイパス漏洩電流

上に述べた液の供給，排出部には電導性の溶液が充されており，とくに濃縮液は高濃度で電導性が高いために，電極から供給された電流は膜セルの有効部分を流れる主電流から分岐して，その液流路を経由するバイパス電流を生ずる。これは電気透析に有効な電流に対する一種の漏洩電流であり，その存在は電流効率の低下をもたらすことになる。

電気透析槽の電流の等価回路は図6のように模式的に示され，陽極から槽の中央部までは各セル毎にバイパス電流が主電流から分岐してマニホールドを流れ，中央部から陰極側では逆に各セル毎にバイパス電流が主電流に合流していく。したがって，各セルの有効な主電流の大きさは図7のような中央で最小の左右対称な曲線となる。

Fig. 7 Decreasing of current efficiency in membrane cell caused by bypass leakage current.

この分岐する電流の主電流に対する割合は膜セルの主電気抵抗と給，排液路のそれとの比に左右され，また組込セル数が多いほどその中央部での漏洩電流の割合が大きくなる。

ある実用規模の電気透析槽で，セルの主抵抗に対する給，排液路のその比が 10^3 の桁にあるときに，600 対のセルに一括して給液したときに上下の流路を合計して約 12% の漏洩電流による電流効率の低下がみられ，これを 100 対ずつの 6 ブロックに分割して給液した場合に約 2% に減少した例がある。

4. プロセス設計の要点²⁾

4.1 電気透析槽の運転方法

電気透析の運転は

Fig. 6 Electric circuit of electro dialyzer.

連続法（一段または複数段直列）

一過流通連続法

部分循環連続法

回分法

にわけられ、回分法は小規模で高い脱塩率を要する場合に用いられ、一般的には連続法が採用されている。

電気透析槽の大きさは、単位セルの有効膜面積が 0.3 m^2 程度から約 2 m^2 まで、1 基の組込セル数は 100 対から 1500 対程度までの広い範囲に及んでおり、処理する溶液の液量、組成などと、目標とする脱塩率を考慮して、最適な機種が選定される。また同時に処理温度および膜面の流通線速度などの運転条件を決定する。

4.2 操作条件の決定

4.2.1 電流密度

実際の電気透析槽で基準となる濃度の食塩水溶液などを用いて、常温で液の膜面線速度を変数として限界電流密度を測定し、下の実験式を求める。

$$\frac{I_{\text{lim}}}{C} = a \cdot u^b \quad (6)$$

ここで、

C 脱塩セル内の平均濃度

u 膜面線速度

いくつかの実用規模の電気透析槽についてえられた結果を図 8 に示す。測定値は線速度 20 cm/s 以下で直線上にあり、セル内では層流状態にあると判断される。また機種による勾配の差にはセル内のスペーサーの形状、液の分散度などの影響がみられる。

プロセス設計で用いる電流密度 (I_d/C) は、処理する溶液のイオン組成、温度などによる補正を(6)式の結果にほどこしたのち、さらに適度の安全係数を考慮して決定する。

Fig. 8 Relationship between flow rate and limiting current density in commercial scale electrolyzer.

4.2.2 各段の脱塩率と循環流量

図 4 に示したセル内での脱塩率は液の滞留時間 (L/u) と電流密度の関数であり、その入口と出口の濃度比は次式で表わされる。

$$\frac{C_i}{C_o} = \exp \frac{\eta \cdot (I_d/C) \cdot L}{F \cdot u \cdot d} \quad (7)$$

ここで、図 4 に記載の記号以外に

η 電流効率

I_d 電流密度

C 脱塩セルの平均濃度

次に、プロセス全体での原料系と生成系の濃度比 (C_F/C_P) を目標とする脱塩率から求め、連続法での電気透析槽の直列配置段数 (n) と(8)式の線速度 (u) を適当に選んで、次式により右辺の値が 1 より小さくない条件を計算する。

$$\frac{Q_R}{Q_F} = \frac{(C_F/C_P)^{1/n} - 1}{(C_i/C_o) - 1} \quad (8)$$

ここで、

Q_R 各段の電気透析槽の脱塩液流量

Q_F 原料液の供給量

一般には $Q_R > Q_F$ の条件がえられ、この場合には n 段部分循環法となり、 $Q_R = Q_F$ の場合には一過流通法となる。何れの場合にも Q_R の値から各段

Fig. 9 Material balance in n-stage continuous electrodialysis.

の電気透析槽の所要膜セル数が求められ、設備の概要が明らかとなる。

4.2.3 物質収支

上の計算によって各段の脱塩液系の循環流量、入口および出口の濃度が求められる。また、脱塩セル内の平均濃度を算出したのち、各段での定常状態での濃縮液濃度と液量を実測または計算によって求めることができ、プロセス全体の物質収支が図9のような形で表わされる。

ここで濃縮セル内での難溶性塩の析出について検討を加え、石膏については飽和状態以下の条件となるよう濃縮液の希釈を行ない、また、炭酸カルシウムについては濃縮液のpH調節を行なうなどの対策を設計に組込む必要も考えられる。

4.2.4 直流電力の印加

物質収支の諸数値から、各段の正味脱塩量、電流効率および膜セル数を用いて電流値を算出、また電気透析槽内の液の平均濃度および膜抵抗値などから印加する電圧を求める。これらからプロセス全体の直流電力の所要量が計算できる。

さらに、電気透析槽内の各液の流量と、その流通圧損失からポンプ動力が算出され、上の直流電力とあわせてプロセスの消費電力が求められる。

5. イオン交換膜の応用について

5.1 実用化された用途

現在までに工業規模で用いられた分離プロセス

は、

- 電気透析

電解質溶液の濃縮（海水濃縮など）

電解質溶液の脱塩（塩水淡水化など）

電解質と非電解質の分離

置換反応また複分解反応

水分裂による酸、アルカリの生成

- 電解

電解質溶液の電解（食塩電解など）

酸化還元反応（老化めっき液の再生）

有機電解合成

- 拡散透析

酸、アルカリの他の溶質との分離

- その他

水蒸気の透過分離（空気、ガスの除湿）

など広い分野にわたっているが、ここでは炭化水素系膜の応用、とくに電気透析の実用化の例に焦点をしばって述べることにする³⁾。

5.2 塩水淡水化と排水処理⁴⁾

海水より希薄な塩水は電気透析法による淡水化の対象であり、沿岸地域、離島あるいは内陸部での実用化の例がある。電気透析でのエネルギー消費は膜を透過する電解質の量に左右され、ポンプ動力などを含めた全消費電力が塩濃度 3000 mg/L で約 8 kWh/m³, 1500 mg/L で約 4 kWh/m³ 程度という報告もある。実用化に当たって、原料水の条件、淡水の使用目的および濃縮ブラインの廃棄対策などにより、逆浸透法など他の技術の比較検

討がなされるが、電気透析法は水の回収率が高く廃液量の少ない特徴をもっている。

内陸地帯での淡水化では濃縮ブラインの排出による河川あるいは地下水の塩障害の問題が深刻であり、逆浸透法淡水化プロセスの排出ブラインを電気透析法で濃縮、減量化を図るプロセスが提案されている^{5,6)}。

また、内陸の金属製錬工場でその排水を再利用すると同時に溶存成分を固化して他のスラッジとあわせて廃棄する設備が実用化されている。工程排水を軟化、清澄汙過などの前処理ののち、それぞれ 110 m² の有効膜面積をもつ電気透析槽 3 基を 3 段部分循環法で用いて処理し、表 2 に示すような結果をえている。濃縮ブラインは前処理からの廃水とともに固化処理に送られ、ここの水回収率は約 80% である。また、電気透析設備での全電力消費量は約 570 kWh/d となっている。

工程廃水の処理の結果、食塩あるいは硫酸ナトリウムなどの中性塩を主成分とする処理水が生成した場合に、その再利用のために回収水の塩濃度を 300 mg/L 以下としながら分離した溶質を固化化するプロセスが考えられる。ここで、蒸発法

を単独に用いた場合と電気透析との組合せで用いた場合のエネルギー費の比較を行った結果の例を図 10 に示した。ここで蒸発法には三重効用方式を用い、エネルギー単価を図中のように仮定した。なお、電気透析でえられる鹹水濃度も参考までに図示してある。蒸発装置の効用数が減少すれ

Fig. 10 Comparison of energy consumption for solidification of wastewater.

Table 2 Operation results in wastewater treatment by means of electrodialysis

	Wastewater (after pre-treatment)	Concentrated brine	Desalted water
Quantity (m ³ /day)	72.0	14.3	57.6
Na (mg/L)	16,725	82,730	368
K (mg/L)	1,095	5,417	24
Ca (mg/L)	57	281	1.5
Mg (mg/L)	19	93	0.6
Li (mg/L)	22.5	111	0.5
Cl (mg/L)	26,108	129,141	574
SO ₄ (mg/L)	1,275	6,291	32
NO ₃ (mg/L)	7.5	73	0.2
PO ₄ (mg/L)	2.4	10	0.4
TDS (mg/L)	45,311	224,147	1,001.2
SS (mg/L)	0.1		
pH (—)	6.5		

ば一層電気透析法との組合せが有利になると思われる。

5.3 非電解質と電解質の分離⁷⁾

イオン交換膜が溶質の拡散を低く抑えながら強電解質イオンの高い選択的透過性を示すことを利用した溶質相互の分離は、とくに有機化合物の脱塩精製に広く用いられ、下に示すような実用化の例がある。

- ・製糖工程での糖液、糖蜜の脱塩精製
- ・アミノ酸の脱塩精製
- ・アミノ酸調味料の塩濃度調整
- ・チーズホエーなどの灰分除去
- ・水酸加工廃液から調味料の回収
- ・酵素、ビタミン類の脱塩精製
- ・ペンタエリスリトールと蟻酸ソーダの分離

これらの用途は原料液の組成などが個々に異なるので、それぞれ実験結果によってプロセスの設計が進められるが、とくに共存する分子量の比較的大きい弱電解質による膜の汚染の対策が重要であり、前処理あるいは他の分離技術との組合せなどプロセス全般についての検討が必要である。しかし、この方法は処理中に液の pH 値、温度などを変化させずに連続処理をすることが可能であり、また再生廃液の後処理の問題もないという特徴がある。

蔗糖約 1%，塩類約 0.6 g/L を含む溶液 30 m³ を有効膜面積 34 m² の電気透析槽により 22 h/d の回分法運転で処理し、処理後の溶液当り約 5 kWh/m³ の全消費電力で 90% 以上の脱塩率を達成し、糖の損失は約 0.27% に止ったという例がある。さらに規模の大きな場合には 2 段ないし 3 段の連続法が適用されることとなる。

この技術を甜菜、甘蔗などを原料とする製糖工程で搾汁の脱塩に応用する試みがなされたが、膜のファウリングの対策が不十分な場合が多く、広く普及するには至らなかった。先年、沖縄で製糖収率の向上の目的で多重効用結晶装置の廃糖蜜を

処理するプロセスが導入された。蔗糖の析出の妨害となる高分子成分を限外濾過で除去してから電気透析による脱塩を行い、精製糖蜜を再び蒸発結晶化工程に還流させるものであり、

	電気透析法原液	脱塩液
比重	1.15	1.14
全固形分	34.5%	33.0%
蔗糖	23.7%	26.2%
灰分	5.2%	1.4%

のような結果をえている。灰分の主成分はアルカリ金属およびアルカリ土類金属の塩化物と硫酸塩であり、約 60% の脱塩率に達している。

このほか、果糖の製造工程でカルシウム塩によりぶどう糖と分別したあとで、電気透析法によりその塩を分離するプロセスが実用化された例もある。

アミノ酸が等電点では非電解質と同様に扱えることから、グリシン、メチオニンなど中性アミノ酸を、図 11 に示すような、それらの等電点に近い pH 値の範囲でアミノ酸の膜透過を最小として脱塩を行った例がある⁸⁾。これは複数種のアミノ

Fig. 11 Relationship between pH value of solution and permeability of amino acids.

酸が混合した溶液で等電点の差による分別精製にも応用されている。また他方では、架橋度が低く含水率の高い膜を用いて、等電点から外れたpH値で、アミノ酸の膜透過による分別精製の技術も開発された。

醤油の塩分調節に電気透析を応用したプロセスも長い歴史をもっており、20ないし50%の脱塩率の低塩あるいは減塩醤油が商品化されている。また、最近の水産加工廃液の環境汚染防止の動きから、魚介類の煮沸廃液を清澄ろ過して脱塩したのち、濃縮あるいは固形化して新しい調味料、食品添加物などを製造する工程も開発されている。あるハマグリ加工工場の、エキス分5~6%、食塩約3%を主成分とする廃液約1 m³/日を、有効膜面積5 m²の電気透析槽で回分法により処理して、95%以上の脱塩率で、タウリンを含む精製液をえている。ここでの消費電力は精製液1 m³当り約20 kWhといわれており、前処理に設けた油水分離および限外ろ過の効果によって電気透析設備は安定した運転が行われている。

5.4 酸、アルカリの処理^{9,10)}

特殊な性能のアニオン交換膜が濃度差により強酸を選択的に拡散透過させることを利用して、非電解質、中性の電解質などと強酸の分離を行なう拡散透析法は、従来から工程内である、あるいは廃液処理で広く実用化されている。他方、特殊な膜による苛性アルカリの拡散透析も一部のレーヨン工場でパルプ圧搾時の廃アルカリの回収に実用化され、有機物40 g/L、水酸化ナトリウム200 g/Lを含む液から、アルカリ回収率75%、有機物分離率95%で、167 g/Lの水酸化ナトリウムがえられている。

均質膜の表面に反対符号の固定解離基をもつ薄層で修飾した水素イオン選択透過膜と、同様に修飾を行なった水素イオン難透過性アニオン交換膜の組合せにより、図12に示すように強酸の濃縮ができ、拡散透析が少ないエネルギー消費で酸の

Fig. 12 Current efficiency in concentration of sulfuric acid by electrodialysis.

Table 3 Electrodialytic concentration of by-produced hydrochloric acid

	Quantity (m ³ /d)	HCl content (g/L)
Feed stream	50	30
Concentrate	13	104
Diluted	37	4

Electrodialysis process: 2-stage feed and bleed method

Recovery ratio of acid: 90%

Electricity consumption: 385 kWh/t•35% HCl

精製ができる反面で濃縮ができない欠点を補完できるようにになった。表3に示した塩酸の処理の例では約70%の電流効率で90%の脱酸率を達成している。

希薄な不揮発酸の場合には蒸発濃縮も可能なので、硫酸を例として20%の濃縮生成物をえるときの、二重効用蒸発法単独の場合と電気透析法との組合せの場合とのエネルギー費の比較を行い、その計算結果を図13に示した。希薄な酸では電

Fig. 13 Comparison of energy cost to produce 20% H_2SO_4 from dilute solution.

気透析と蒸発の組合せが有利であることがわかる。

6. おわりに

分離プロセスのひとつとしてのイオン交換膜の応用は、電解質の濃縮、非電解質との分離などの特性を活用して、溶存成分の回収を伴う排水再利用ならびに、いろいろな製造工程での分離精製、あるいは反応装置への応用などを主な用途として展開されていくものと思われる。これらの用途で、より効率的で経済性の高いプロセスを実用化し、また一層多様化する市場のニーズにこたえるためには、現在開発中のバイポーラー膜あるいは表面修飾による特定イオン選択透過性膜などの商品化はもとより、現状の膜の性能を超えて、放

射線商社グラフト膜のような安価で大量生産できる新品種膜の製品化が期待される¹¹⁾。

これらの膜の性能を十分に発揮するためには装置ならびにプロセス設計技術の開発が重要であるが、さらには、駆動力の異なる他の分離技術との複合化による多様な分離プロセスの構築が望まれるであろう。

異業種、異分野の技術者との相互交流による開発促進は勿論として、従来の企業中心の開発から一步を進め、大学、公共研究機関の研究者との連携強化による積極的な研究開発によってこそ、上の課題が達成されるのであらうと感ぜられるところである。

文献

- 糸井 滋, 膜, **6**(3), 185 (1981).
- 日本膜学会編, 膜分離プロセスの設計法, 喜多見書房 (1985), p52.
- 糸井 滋, ソーダと塩素, **45**(7), 280 (1994).
- 糸井 滋, 化学工業, **44**(6), 479 (1993).
- T. Hamano, Proceedings, World Conference on Desalination and Water Treatment IDA & WRPC, Vol. 1, p19 (1993).
- 浜野利勝, 電気透析および膜分離技術特別大会講演要旨集, p58, 日本海水学会 (1996).
- 糸井 滋, 化学工業, **44**(7), 578 (1993).
- 糸井 滋, 宇都宮赴夫, 旭硝子研報, **15**, 171 (1965).
- 糸井 滋, 化学工業, **44**(9), 749 (1993).
- 糸井 滋, 硫酸と工業, **47**(5), 73 (1994).
- 斉藤恭一, 須郷高信, 化学セミナー・猫とグラフト重合, 丸善 (1996).

Progress of Electrodialysis Technology in the Past Nearly Half Century

Shigeru ITOI

IEM Research

757 Katakura-cho, Kanagawa-ku, Yokohama, 221

(Received Jan. 17, 1997)

Summary

As a result of research and development works carried out in the past nearly half century, the electrodialysis technology has been commercialized in wide industrial fields, and is still utilized for seawater concentration in salt manufacturing, desalination of brackish water, recovery and reuse of wastewater, and demineralization of nonelectrolyte and so on. Further, particular membrane of special property is applied for the separation of strong acid or alkali in diffusion dialysis process.

For the realization of above mentioned application of the ion-exchange membrane, not only innovation of membrane itself but also improvement of electrodialysis equipment and development of design technology of the process played major roles.

This paper introduces briefly some results of development works in the fields of application technique, mainly carried out by the R & D group, the author was responsible for the works.