

Membrane Dialyzer
JAERI-300 B-II
の放射性廃液処理への応用

研究報告 No. 12

1960年10月

日本原子力研究所

Japan Atomic Energy Research Institute

Membrane Dialyzer JAERI-300 B-II

の放射性廃液処理への応用

要 旨

低レベル放射性廃液を経済的に処理するプロセスの開発研究の一環として、イオン交換膜を使用する電解透析装置による処理の研究を行なった。

非放射性の溶液でその装置の特性試験を行なったところ、かなり有効なプロセスであることが判明したので、実際の放射性廃液について実験した。この装置においては、通常の廃液中に含まれている種類のイオンについての透過率は、非放射性、放射性のものを問わず、ほとんど同一であると見なせることが明白になった。その結果このプロセスを現在運転中の処理系統に組み入れても、特別に変わった処理条件を考える必要がないので、非常に有効な方法であることがいえる。この装置で二段濃縮を行なえば、濃縮液の濃度は最初の供給液の100倍にもすることができ、これを蒸気カン(缶)で再濃縮すると濃縮処理費が低減できる。電解透析装置は濃縮と同時に希釈された脱塩水ができるが、その脱塩水濃度は供給液の $\frac{1}{10}$ になるため、最終処理としてイオン交換をするにあたっては、濃縮比(被処理量/再生廃液量)が10倍になるため好都合である。

電解に要する電解電力は2000 ppmの液を20 ppmまで脱塩してもわずかに1 kWh/m³以下にすぎず、液の供給循環に3台のポンプを常時稼動しても、10 kWh/m³以下の電力費しか要しないことを確認した。電流効率は70%以上であった。

昭和35年4月

日本原子力研究所 原子力工学部 化学工学研究室

伊 藤 益 邦*

西 土 井 睦

原稿受理(昭和35年4月28日)

* 昭和35年4月以降、旭硝子株式会社研究所勤務

Treatment of Radioactive Wastes with Ion Exchange Membrane Electrodialyzer

Abstract

We had studied the treatment of low level radioactive wastes with the electro dialysis employing ion exchange membranes as a process to treat them economically. It was found that electro dialyzer JAERI-300 B as an ionics unit had good advantages for demineralizing brine water, and the electro dialyzer was applied for the treatment of actual radioactive wastes.

From our experiments, it was concluded that the transfer rate of non-radioactive and radioactive ions through an ion exchange membrane was nearly equal, and had result that electro dialyzer require no special modification for treating of the radioactive wastes, if we combine it into the treatment plant operating now at JAERI. In the two stage treatment, the concentration of concentrated effluent from the electro dialyzer rises up to 100 times of initial feed, so that the evaporating cost reduces markedly and at the same time the concentration of demineralized effluent decreases to one-tenth, and so the volume of break-through from final ion exchange tower, viz., the ratio (break-through volume to volume of regeneration waste), increases ten times.

We found that the power needed for the electro dialysis was only 1 kWh/m³ when demineralizing from 2000 ppm to 20 ppm, and the over-all power needed including three pumps for feed, circulation and discharge, was only 10 kWh/m³. The current efficiency of this electro dialyzer was over 70 %.

April, 1960

Chemical Engineering Research Group
Division of Nuclear Engineering,
Japan Atomic Energy Research Institute

Masukuni Ito*

Mutsumi Nishidoi

(The manuscript of the paper received on April. 28 1960)

* Present Adress, Asahi Glass Co

目 次 (Contents)

1. 緒言 (Introduction)	1	3. 結果 (Experimental Results)	1
2. 実験 (Experiments)	1	4. 結論 (Conclusion)	6

図・表 目 次 (Lists of Figures and Table)

Fig. 1 Schematic Diagram of Radioactive Waste Treatment JAERI	2	Fig. 4 Production Rate	5
Fig. 2 Flow-Diagram and Mass Balance in Condensation process with Ion Exchange Membrane	3	Fig. 5 Demineralizing Velocity	5
Fig. 3 Flow-Connection of Unit Process in JAERI.....	4	Fig. 6 Power Requirements.....	7
		Fig. 7 Cost Estimation of various Waste Disposal (Estimating Base 2000 m ³ /year)	8
		Table. 1 Analytical Data of Stream.....	6

付 属 資 料 (Appendix)

Explanation of Membrane dialyzer JAERI-300 B- II

目 次 (Contents)

1. 各系の概説 (General discription of hydroulic system)	9	and maintenance)	15
2. 電気回路 (General discription of electrical system).....	11	5. 装置の停止手順 (Procedure for shutting down).....	17
3. 機器の操作方法 (Instrumentation)	13	6. 安全対策 (Safety precautions).....	17
4. 日常の点検と保守 (Routine inspection		7. 簡単な事故発見法 (Troubleshooting) ...	17

写 真 目 次 (Table of Photographs)

Photo. 1 Panoramic Photography of JAERI-300 B-II	9	Photo. 6 View of Motor-Operated Valves to discharge and recirculate.....	12
Photo. 2 View of Product Holding Tank ...	10	Photo. 7 View of Piping-Line and Flow Control Valves.....	13
Photo. 3 View of Chemical and Acid Feed Pump.....	10	Photo. 8 Whole View of Membrane Stack	16
Photo. 4 Whole View of Rectifier	11	Photo. 9 View of Feed System.....	18
Photo. 5 Whole View of Control Panel ...	11		

1. 緒 言 (Introduction)

原子力の開発にもなって必要欠くべからざるものに、放射性廃棄物処理の問題がある。日本原子力研究所では、将来各原子力産業施設から相当多量の放射性廃棄物が出てくることを予想し、その廃棄物を完全に処理する方法を確立することに努力している。

放射性廃棄物は一般の廃棄物とは異なるので、遺伝衛生の見地から、その排出許容濃度はきわめて低く規定されている。放射性廃棄物は気体、液体、固体に大別される。原子力の研究機関で発生するのは、その中でも液体、つまり放射性廃液が比較的量も多く、処理の方法にも問題が多い。放射性廃液として処理の対象となり、また量的にも多いのは、いわゆる低レベル廃液である。その処理法としては、希釈法と濃縮法との性質のまったく違った2つの方法が考えられるが、当研究所ではもっぱら濃縮法にたよっている。

濃縮装置としては電解脱硅による前処理をしてイオン交換樹脂塔と蒸発法とを設置し、既に実際に運転中であり、処理すべき放射性廃液の濃度によっていずれかの方法をとっている。放射性廃液の処理もその処理

費が経済的に低廉であることが要求されるので、その線に沿って種々の処理装置の開発研究を行なってきた。

一般に低レベル放射性廃液の溶解固形分の濃度は、この液を直接蒸発缶で濃縮するには低すぎるし、イオン交換処理するには高すぎるので、いずれの方法をとるにしてもあまり経済的ではない。

電解脱硅によって懸濁物質をあらかじめ除去した廃液をイオン交換膜を用いた電解透析装置で処理し、その脱塩された液を最終処理としてイオン交換樹脂塔でイオン交換すれば、排出許容濃度にまで経済的に低下させることができる。さらに、電解透析で濃縮された廃液を蒸発缶で濃縮し固化して貯蔵すれば、処理費も比較的安価である。電解透析による脱塩濃縮に要する電力費は、実験の結果低廉であることが確認されたので、この処理プロセスは放射性廃液処理の面でもかなり有望であるといえる。現在すでに、この電解透析装置 JAERI-300 B-II を既設の蒸発缶およびイオン交換塔と組み合わせ、一連のプロセスとして実際に運転を行なっている。

2. 実 験 (Experiments)

電解透析装置としては、米國で塩水から脱塩水を得るのに広く使用されている Ionics 社製 Model 300 B (今後 JAERI-300 B-II とする) を購入使用した。使用したイオン交換膜は Nepton で、陰陽各膜を Filter-Press 型に置いたものである。

原研廃棄物処理場で実際に使用している処理系統図は Fig. 1 に示すとおりで、丸印で囲んである部分が JAERI-300 B-II である。

1 基の JAERI-300 B-II を2段に使用すれば、供給原液は100倍に濃縮された濃縮液と、1/10に脱塩された希釈液とに分割される。その濃縮液はイオン交換樹脂塔の再生廃液といっしょにして蒸発缶でさらに濃縮し、希釈液はイオン交換処理してポンドに送る電解

透析を2段に使用する時の系統図と物質収支を Fig. 2 に示す。

JAERI-300 B-II は原液を回分式に循環脱塩し、脱塩度はその終点を電導度によって容易に変えうる。濃縮側は原液を循環系に常に補充し、その補充分だけが連続放出される。その濃縮廃出量は脱塩処理水の $\frac{1}{10}$ である。JAERI-300 B-II と他の装置との関連を写真によって再度示したのが Fig. 3 である。

このプロセスを実際の放射性廃液処理に組み入れる前に、JAERI-300 B-II の特性試験を NaCl 液、MF P (核分裂生成物) と NaCl 混合液、KCl および Na₂SO₄ 溶液について行ない、有効であることを確認してから低レベル放射性廃液についてテストを行なった。

3. 結 果 (Experimental Results)

JAERI-300 B-II は通常 1000 ppm 以上の塩水を処

理するのであるが、実際に処理の対象となる低レベル

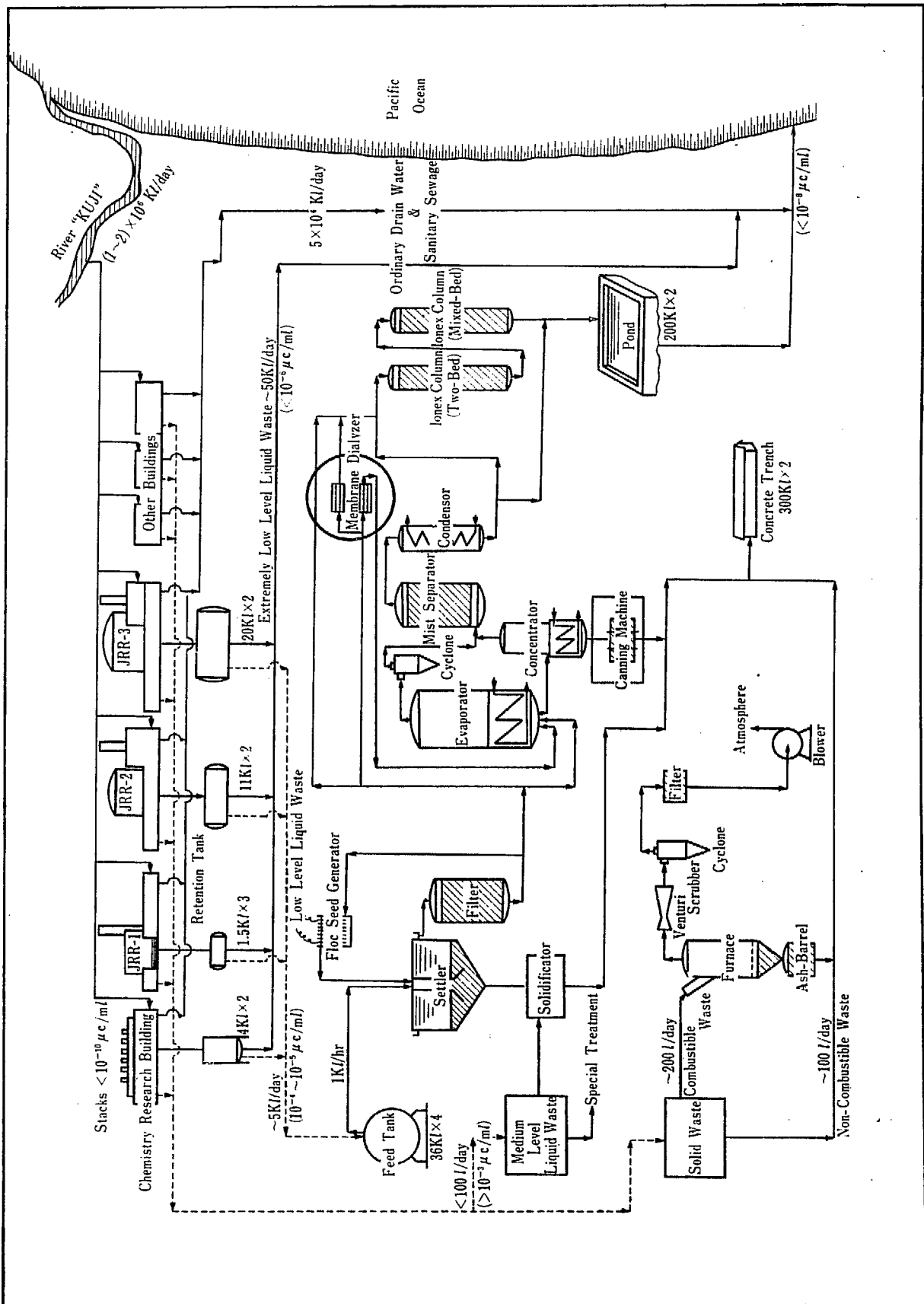


Fig. 1 Schematic Diagram of Radioactive Waste Treatment JAERI

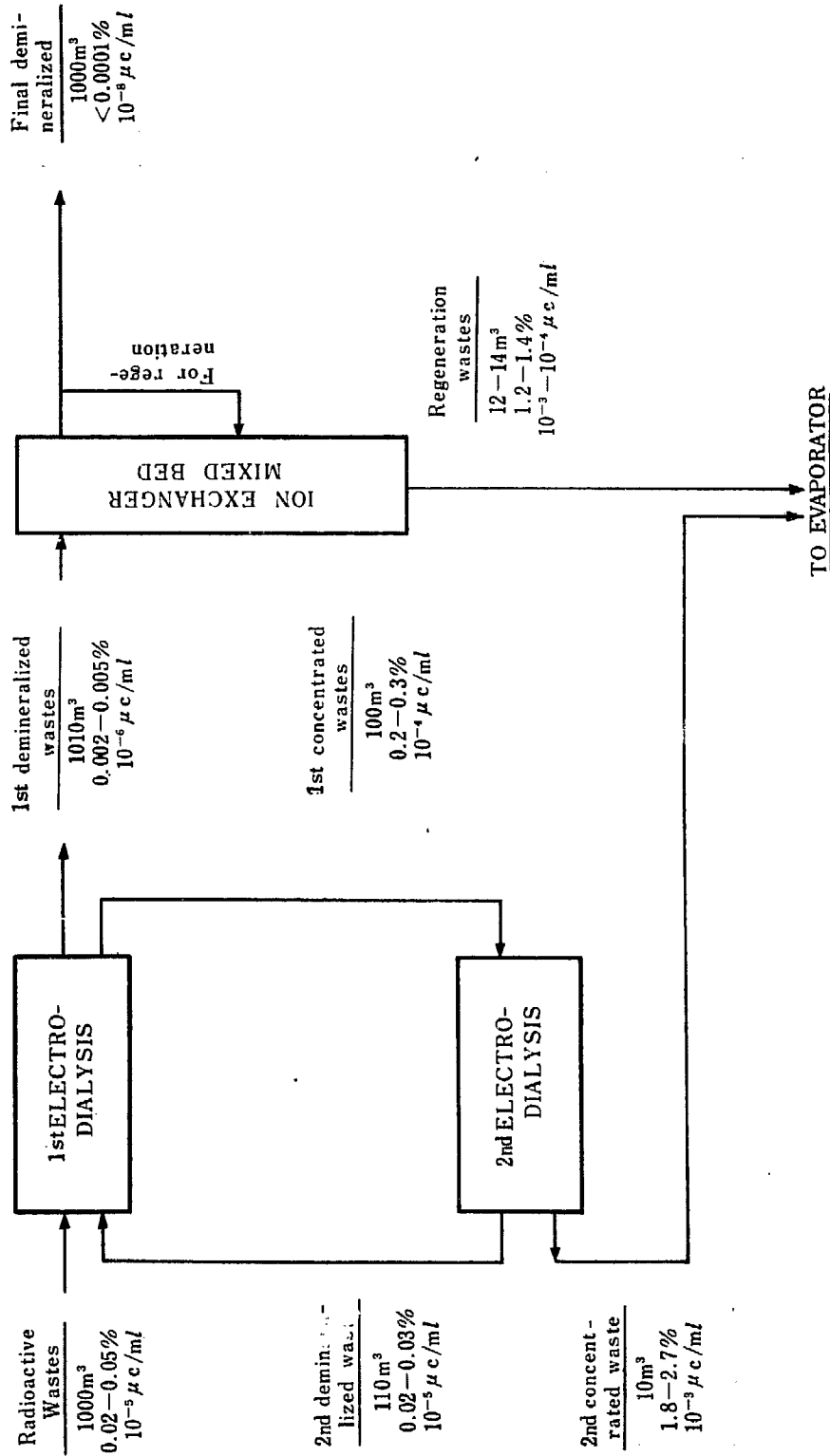


Fig. 2 Flow diagram and mass balance in condensation process with ion exchange membrane

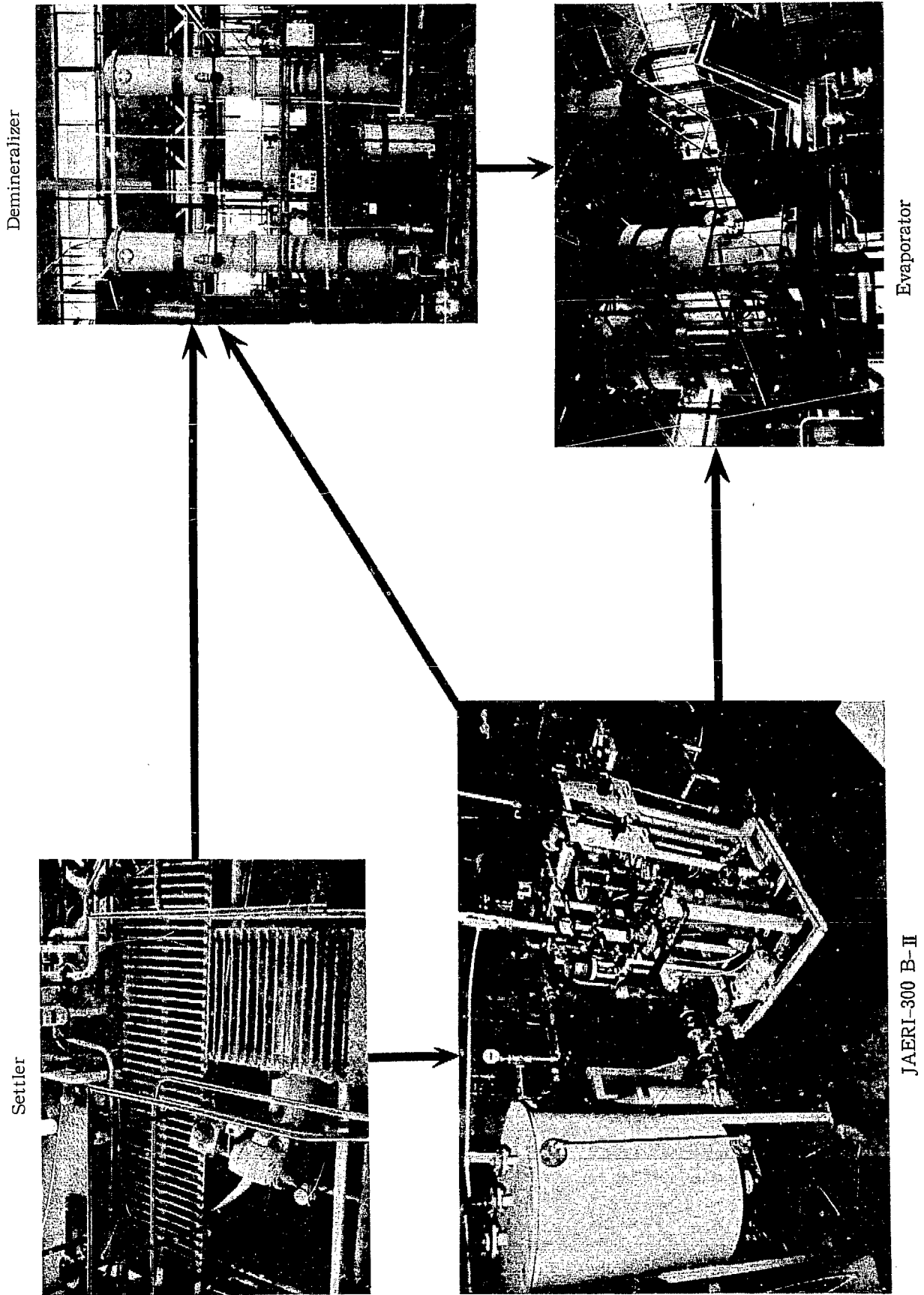


Fig. 3 Flow-Connection of Unit Process in JAERI

放射性廃液のイオン濃度は 1000 ppm 以下であったので、被処理液の最高濃度は 2000 ppm、脱塩水の最低濃度は 20 ppm として種々のテストを行なった。脱塩速度と所要電力を求めることをテストの目的とした。

3.1 脱塩速度

まず 2000 ppm の NaCl 液を 200 ppm, 200 ppm を 20 ppm に脱塩するテストを行なった。希釈側は時間とともにイオン濃度が低下してくるが、濃縮側はだいたい一定の濃度が保たれるため、同一電圧におい

て電流が徐々に低下してくる。その希釈側液の濃度が低いところでは、液全体の電気抵抗に比較して電圧が高すぎると、水の分解を起こして電流効率が低下してくるので、電流密度/脱塩水の濃度が 500 以上になる場合には、電圧を下げる必要がある。印加電圧は被処理液の濃度によって決まるもので、適正な電圧を掛けないと、水の分解および脱塩時間の長すぎることで不経済である。処理能力は脱塩する度合、つまり脱塩度によって決まるもので、それを測定することは重要なことである。NaCl 液について、その脱塩度と処理能

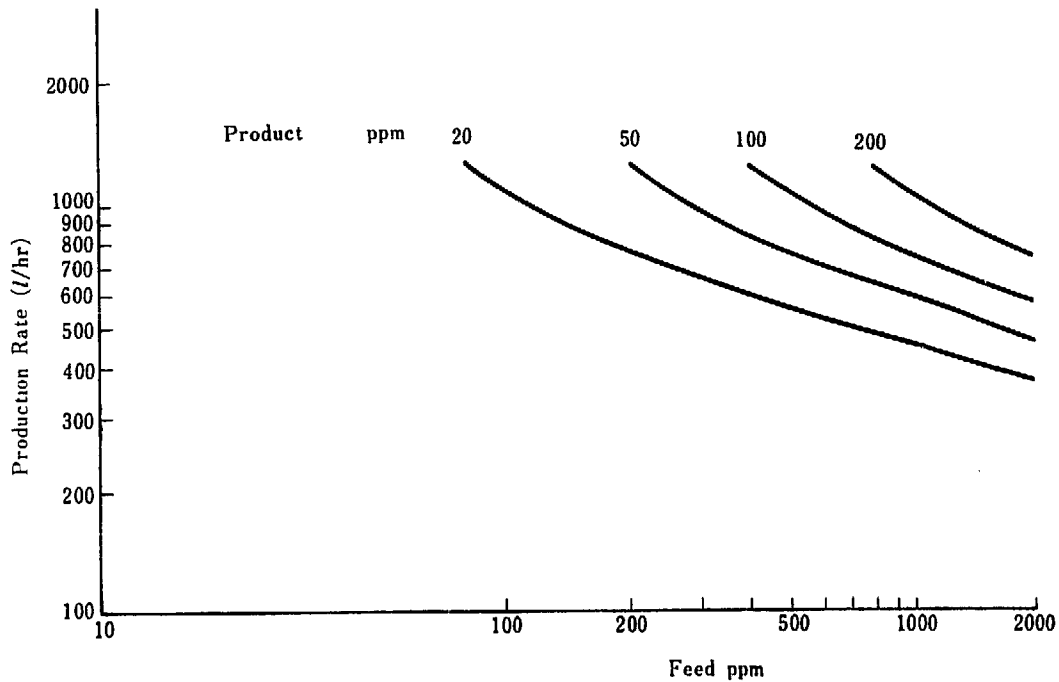


Fig. 4 Production Rate

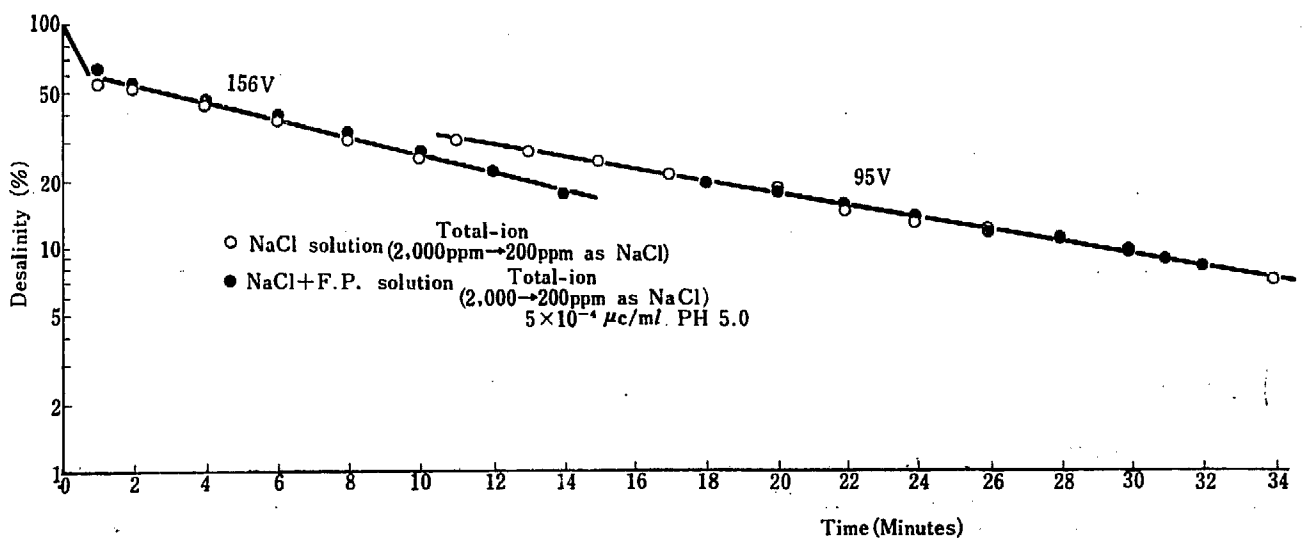


Fig. 5 Demineralizing Velocity (Demineralizing from 2000 ppm to 200 ppm as NaCl)

力との関係を求めたところ、Fig. 4 のようになった。KCl, Na₂SO₄ 液についても求めたがほとんど同じであった。放射性廃液を処理する場合には、その液の含有イオン組成が異なるため、同じ脱塩度においても、その処理量（すなわち脱塩速度）が異なってくると思われたが、テストの結果によると Fig. 5 に見られるように、脱塩速度はほとんど同じでなんらその間に差は認められなかった。実験室規模での第三次濃縮を同じ膜を使って海水を供給して実験したところ、最終濃縮液として 15~16% の NaCl 液を得ることができたが、その時の液組成を分析した結果によっても、各種イオンともだいたい同一の割合で移行していることがわかった。それゆえ放射性廃液の処理の場合にも、脱塩速度としては Fig. 4 を準用してよいとみなしており

現在のところ別に不都合は生じていない。

しかし適当な前処理をしない廃液をそのまま直接電解透析すると、短時間の実験では、イオン交換膜内に多価イオンが蓄積された状態になることもある。不溶性の物質が多く混入している液を供給すると、膜表面に沈積が起って電流効率を下げるので、脱塩速度がおそくなる。それゆえ、脱塩速度を監視していれば、膜表面への沈積がわかる。沈積物は水で洗浄する程度で取り除けるから、膜の表面にのみに限られているものと考えられる。

放射性廃液を処理した場合の各液のイオン濃度、比放射能を分析測定した結果の数例を Table 1 に示す。その中で実験番号の 7, 8 の原液は、6 までの濃縮液の混合液である。

Table 1 Analytical Data of Stream

Exper Number	Feed Solution			Demineralized Effluent of Membrane Dialyzer		Concentrated Effluent of Membrane Dialyzer	
		$\mu\text{c/ml}$	ppm	$\mu\text{c/ml}$	ppm	$\mu\text{c/ml}$	ppm
1	Radioactive Waste	2.0×10^{-5}	292	2.4×10^{-6}	29	3.4×10^{-4}	3440
2	"	1.8×10^{-5}	189	2.5×10^{-6}	51	—	—
3	"	1.7×10^{-5}	240	3.6×10^{-6}	49	1.1×10^{-4}	2550
4	"	1.6×10^{-5}	199	2.3×10^{-6}	31	2.0×10^{-4}	3180
5	"	1.9×10^{-5}	184	2.0×10^{-6}	32	1.9×10^{-4}	2050
6	"	2.9×10^{-5}	230	3.8×10^{-6}	21	1.7×10^{-4}	2630
7	1ST Concentrated Effluent	1.3×10^{-4}	2540	—	—	1.4×10^{-3}	18900
8	"	1.3×10^{-4}	2360	3.7×10^{-6}	87	9.5×10^{-4}	16000

(Note) The data of No. 1~No. 6 is the mean value of continuous 8 hrs operation. p. p. m presents parts per million as NaCl.

3.2 所要電力

電解透析の場合、処理速度以上に問題となるのは、電解所要電力である。回分式であるため時間とともに電流値が変化するので、電流-時間曲線から平均電流値を求めて電力の計算を行なった。この装置では膜間距離が非常に小さいので、人工溶液、放射性廃液のい

ずれの場合でも、電流密度は 75% 以上であった。電解の所要電力を供給液および脱塩水濃度のファクターとして表示したものが Fig. 6 である。この結果からわかるように、脱塩に要する電力は 2000ppm 以下の濃度のところでは 1 kWh/m³ に過ぎず、液の供給、循環、排出に使用する 3 台のポンプと機器操作の電力を加算しても、10 kWh/m³ にすぎないことを確認した。

4. 結 論 (Conclusion)

以上のテスト結果から明らかなように、電解透析装置を放射性廃液の処理プロセスとして採用することは十分有望であるといえるし、その時の処理特性も一般の塩水から脱塩水を得るのとほとんど同じで、特別な

ファクターはいってこない。この電解透析装置で脱塩された液を最後にイオン交換樹脂で polishing して放出し、濃縮された液を蒸発法で最終濃縮すれば、実際の液濃度からいって蒸発缶だけ、あるいはイオン交

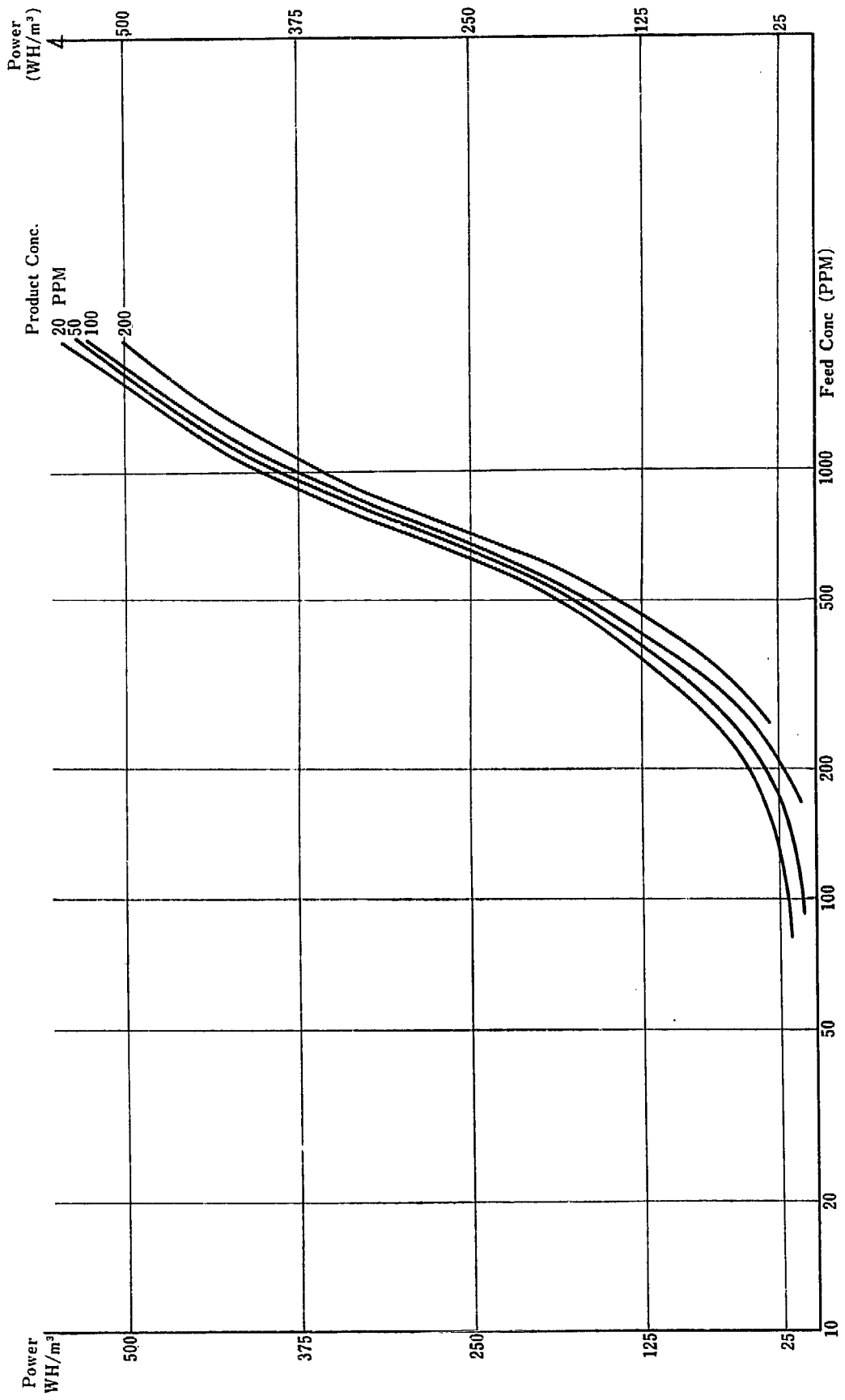


Fig. 6 Power Requirements (Wh/m³)

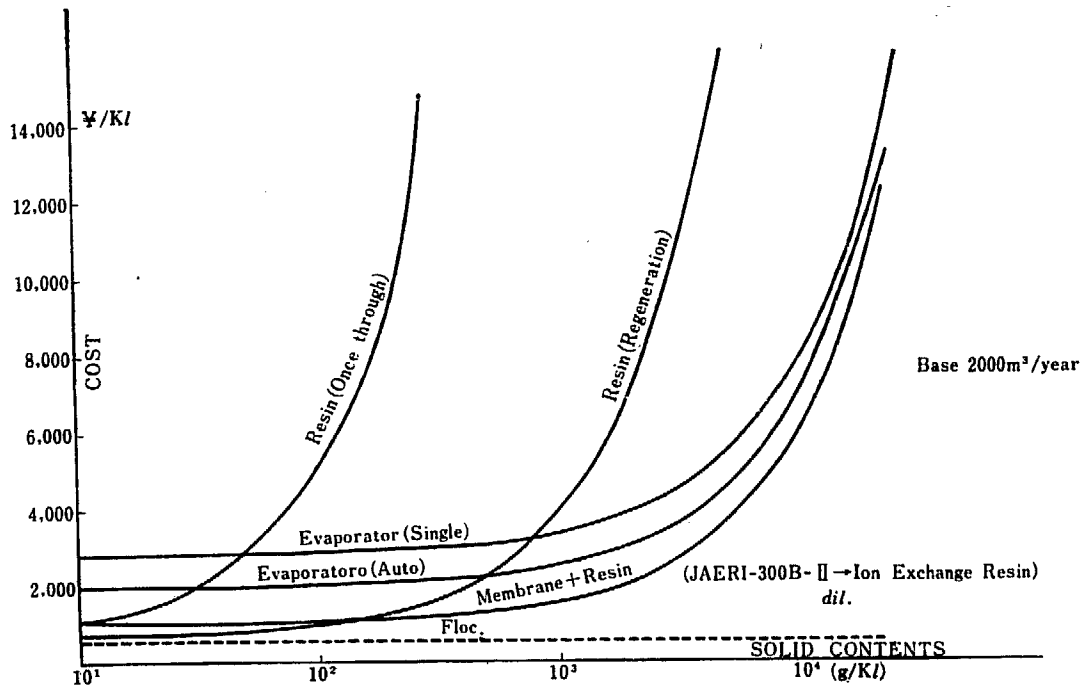


Fig. 7 Cost Estimation of Various Waste Disposal (Base 2000 m³/year)

換樹脂処理だけによる場合に比較して、その処理費は
かなり低下してくることがわかる。その関係は Fig. 7*
を見れば明らかである。この値は処理量を 2000 m³/
year と仮定し、このテストで求めた電力値に基づい
て計算したものである。全処理量が増加すれば、各処
理法での処理費は全体的に低下するが、電解透析プロ
セスを併用した場合も処理費の位置は変わらない。
Fig. 7 からも明らかなように処理すべき液の濃度が

200~300 ppm の点がイオン交換処理だけ、イオン交
換膜電解透析装置の併用との分岐点である。

実際の放射性廃液濃度は 300 ppm 以上の場合はほ
とんどであるため、JAERI-300 B-II を併用するほ
うが処理費が安くなるといえる。電解透析によって脱
塩された液をイオン交換すれば、イオン交換樹脂処理
での処理比、すなわち濃縮比(処理量/再生廃液量)が
10 倍近くになるので好都合である。

*) 註：処理費試算は、次の前提に基づいて計算したものである

装置の償却	無利子	10 年定額
建物の " "	無利子	55 年 " "
単 価			
蒸 気	¥	800/ton
水	¥	12/ton
電 気	¥	4/kWh
ガ ス	¥	15/m ³
人件費	¥	180/hr

〔付属資料〕

Membrane Dialyzer JAERI-300 B-II

装置の概要

1. 各系の概説

実際に使用した装置 Ionics 社製 Model 300 B-II (JAERI-300 B-II) の概要, およびその操作方法について述べる。Photo. 1 に示すのが, その装置の全景である。

左端が product holding tank で, 中央部が各系の操作用弁, 指示計器類, 右端が電解透析装置である。

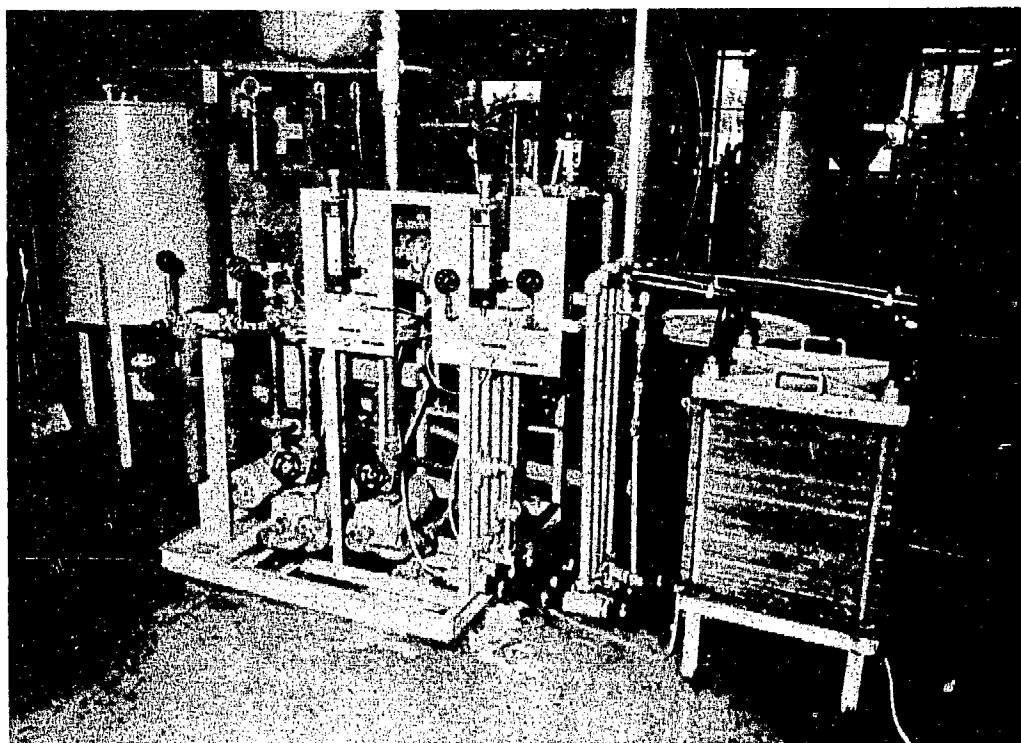


Photo. 1 Panoramic Photography of JAERI-300 B-II

1.1 原水供給系

原水は strainer を通り, feed pump で圧入されフィルターで懸濁物質をろ過し, 減圧弁で減圧されて濃縮系, 希釈系にそれぞれ配分供給される。

1.2 希釈側循環系

脱塩される液は電動弁を通過して希釈側循環系にはいる。この電動弁は product holding タンクの上下両端に設けられた level controller によって独立に作動

するもので, 自動的に 1 バッチ分をタンクに採取する。タンク内の液は希釈側ポンプで弁を通して電解槽の希釈側セルに圧入され, 脱塩されながら槽を通過し, 電導度セルを通過して電動弁から元のタンクにもどり, ふたたび循環しながら徐々に脱塩されていく。電導度セルはパネル上の電導度計と連結されていて電導度計のダイヤルをあらかじめ希望値にセットしておけば, 脱塩水の電導度がその値に達すると, 自動的に電動弁が開閉して脱塩水は循環系外に放出される。product holding タンク内の水が出て下端の level probe に

達すると、供給用電動弁が自動的に開いて新しい原水がタンクに採取される。その間他のポンプは動き続けているので、新たに採取された原水が電解槽を通して電導度セルに達する。原水は脱塩水にくらべて電導度が高いので自動的に放出弁が閉じ、循環弁が開いてふたたび循環系ができて、原水は循環しながら徐々に脱塩される。このように採水、脱塩、放出の回分操作が自動的に連続して行なわれる。

1.3 濃縮側の循環および電極水

濃縮側の液は弁、流量計を通して濃縮液にまじり、濃縮側ポンプで手動弁で流量調節されて、電解槽の濃縮側セルと電極セルとに圧入される。電解槽内を通る間に濃縮された液はポンプのサクシオン側に返るが、一部分は濃縮廃液として溢流する。流量計を通して循環系にはいった液は、溢流分と電極セルからの廃水とに分割される。

1.4 酸の供給

陰極表面にスケールが析出するおそれのある場合は酸を供給することによって防止できる。酸液はプラスチックライニングを施した槽にたくわえておき、proportioning ポンプで電解槽の入口の所で給液する。

原水中に多量の Ca と HCO_3 が含まれている場合には HCO_3 を除去し、 CaCO_3 のスケール生成を防止するために濃縮側にも酸を供給する必要がある。

1.5 塩素の注入

proportioning ポンプは、希釈側の液に次亜塩素酸塩を入れるのに使用する。次亜塩素酸塩の貯蔵には、プラスチックライニングが適当と思われる。

1.6 構造材料

配管には青銅と合成樹脂を使用し、青銅は ASTM-B 62 のキャストで 85% 銅、鉛 5%、スズ 5%、亜鉛 5% の組成のものである。

合成樹脂管は Carlon pipe (Type EF) を使用、フランジにはネオプレンのパッキングを使用した。

1.7 系外への送液

希釈、濃縮廃水、電極排出系の圧力は約 2 psi である。電極室の排出液は酸性で塩素、酸素、水素ガスを含んでいるので注意が必要で、その廃棄は使用目的によって異なる。放射性廃液を処理する場合には、これを直接固化するか、または蒸発析でさらに濃縮後固化することが望ましい。

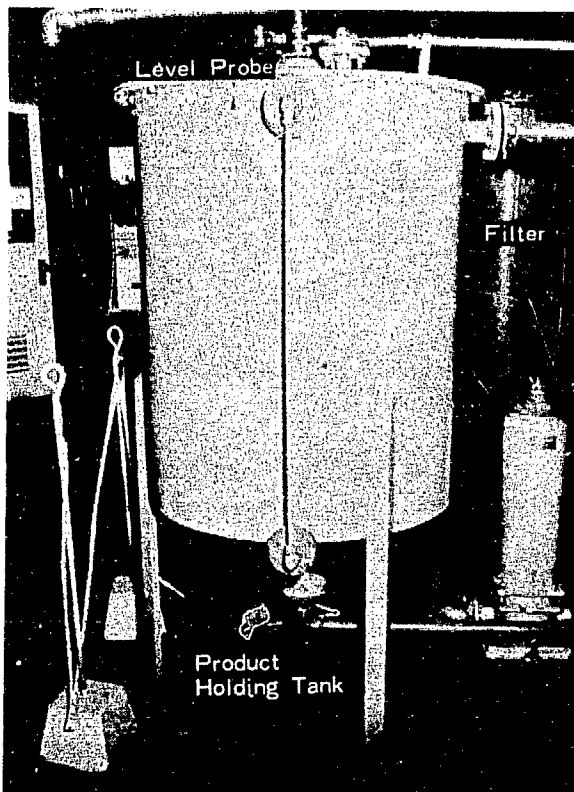


Photo. 2 View of Product Holding Tank

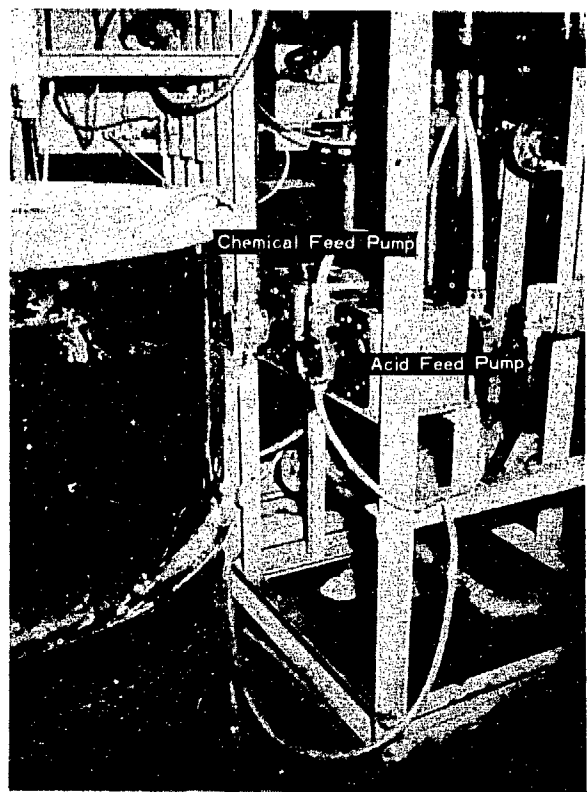


Photo. 3 View of Chemical and Acid Feed Pump

2. 電気回路

電気回路図は省略する。電源には 220 Volt, 50 cycle 三相を使用する。パネルと整流器とに 2 大別して導入される。パネルは 5 kW の連続負荷にたえ、整流器は最低 3.5 kW より最高 10 kW の負荷にたえることが要求される。

2.1 整流器回路

脱塩に必要な直流電圧は 220 Volt, 三相交流を整流する。整流器の駆動は magnetic starter で行なうがこの場合 main pump starter を駆動させておかないと、電圧はかからない。

2.2 ポンプ回路

希釈、濃縮、供給用の各ポンプとも 220 Volt, 三相で、手動 starter によって駆動する。この starter の駆動電源は、magnetic-starter から得ている。

2.3 機器回路

機器回路へは単相、110 Volt を controll switch を通して供給する。パネルの中で電導度 controller, 電

動弁、液面 controller, 自動停止、ポンプの各作動回路に分岐する。

2.3.1 電導度 controller 電導度 controller は循環する脱塩水の電導度の変化によって敏感に作動する。電導度セルは循環系の途中に取りつけられており電導度 controller と連結してある。

脱塩工程中、まだ電導度（液濃度）が設定値に達しないうちはコハク色の指示ランプが点灯しており、controller をあらかじめ希望値にセットしておけば、希望濃度にまで脱塩されると、それを示す青色の指示ランプが点灯し、希釈液が循環系外に出るように弁が働く。電導度 controller は“read”用押ボタンを押せば、電動弁を自動的に開閉することなく、いつでもその瞬間の電導度を読むことができる。

2.3.2 放出および循環系電動弁 放出用電動弁と循環系電動弁とは、リレーによって一方が開けば他方が閉じるように作動する。脱塩水が希望電導度に達するまでは循環系電動弁が開いたままで液を循環し、希望値に達すれば放出用電動弁が開いて液を系外に放出する。

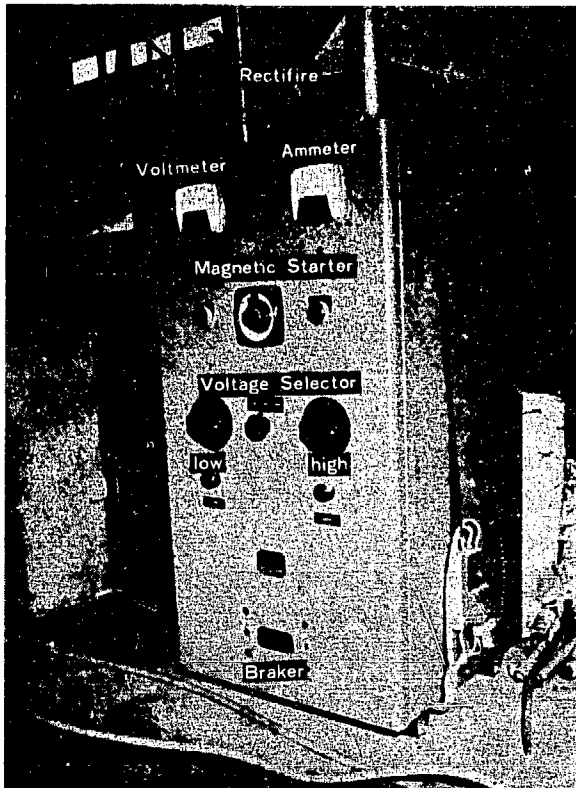


Photo. 4. Whole View of Rectifier

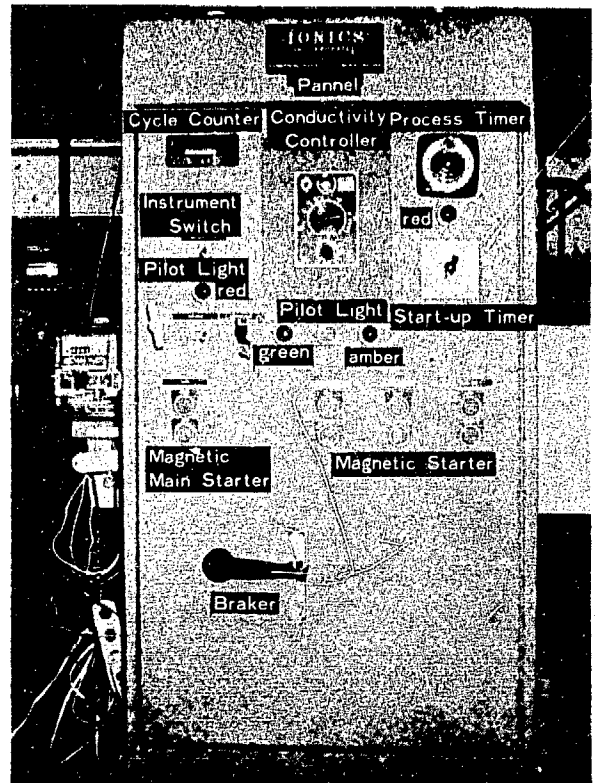


Photo. 5 Whole View of Controll Panel

2.3.3 液面 controller 液面 controller は product holding タンク内の高低両水位を感知して、タンクに一バッチ分ずつ原水を採取する。採取が完了すると自動的に cycle counter が働いて、cycle 数を示す。

2.3.4 自動停止 温度スイッチ、始動および運転の両タイマーと、2個の圧力スイッチからなる自動停止回路がある。圧力スイッチは異常に圧力が低下した場合、温度スイッチは温度が 120°F 以上に上昇し

た場合に、3台のポンプと直流電圧を自動的に停止させる。始動時には水圧が低いので、そのままでは自動停止回路が働いて運転できないので、自動停止回路を短絡させるために、始動タイマーを使用する。その時間は最高6分である。運転タイマーは脱塩時間を示すもので、最高60分のものがついている。60分を経過すると、やはり自動停止回路が作動する。自動停止回路が働くとポンプが止まり、直流の供給がカットされ同時に警報が鳴り、赤い指示灯が点灯する。

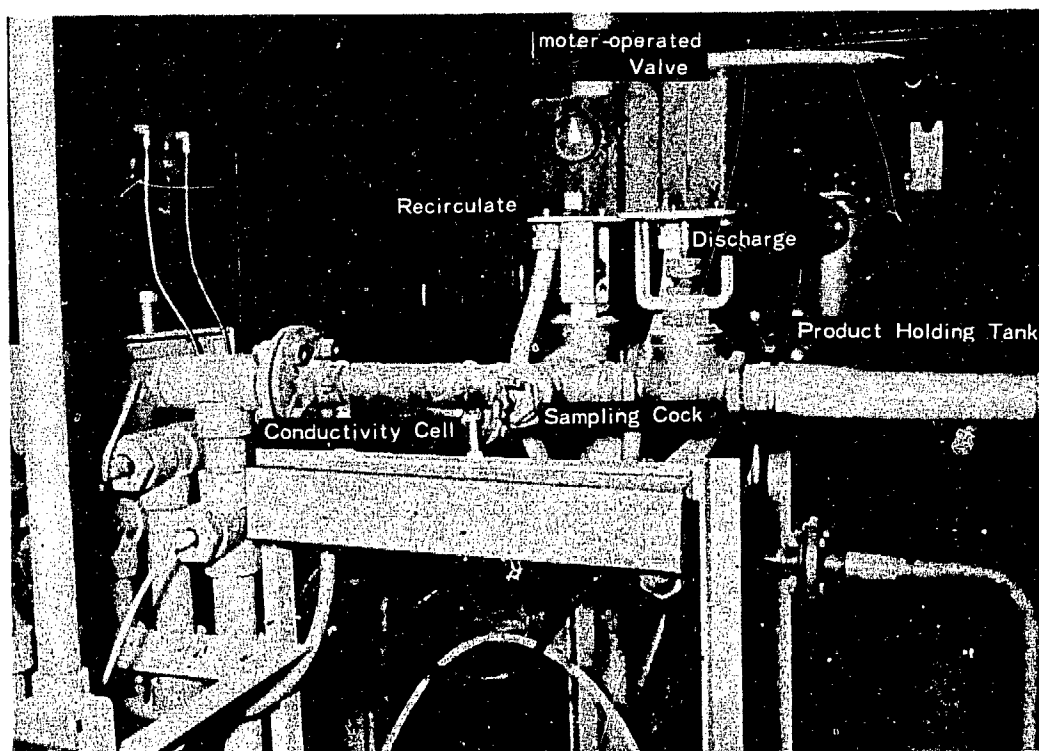


Photo. 6 View of Motor-Operated Valves to discharge and recirculate

2.3.5 ポンプ回路 ポンプ回路はすでに述べたとおり、マグネチックスターターに電気を通じないと作動しない。マグネチックスターターに電圧をかけないと、整流器回路は作動しない。通常運転の場合には機器回路、ポンプ回路、整流器回路の順に駆動する。

2.4 接地 (アース)

直流のマイナス側は整流器、電解槽ともよく接地しておくことが必要で、運転を始める時それを確かめてからすることが大切である。

2.5 コントロールパネルの配線

パネルの中の配線は、パネルの正面トビラを開いて行なうべきである。パネルから各部分への配線は、フ

レキシブルまたはコンデット管を使用している。

2.6 電圧制御

電解槽に印荷すべき電圧は、液濃度および膜を痛めない最高透過電流によって決まる。液濃度によっては脱塩行程の途中で電圧を降下させたほうが、電力の消費が少なく済む場合もある。この整流器では高低両電圧の切りかえが自動、手動のいずれでも簡単にできる。レバーを“自動”の位置にし、整流器のタイマーを適当な時間にセットしておけば、電圧を印加してから所定の時間が経過すれば、電圧が自動的に高電圧から低電圧へと切りかわる。

タイマーにセットする時間としては、10~15分にするのが普通である。

3. 機器の操作方法

脱塩行程継続中に適当な間隔をおいて読むべき機器と、その操作法について述べる。

3.1 圧 力

4個の圧力計とマノメーターで液の圧力を知ることができる。2個の圧力計は供給原水の口過器の前後の差圧を示すもので、その差圧が15 psi 以上になれば口過材を交換する必要がある。他の2個の圧力計は、電解槽への流入液および流出液の圧力を示す。マノメーターで濃縮側、希釈側の流入液の差圧を知ることができる。脱塩行程中は希釈側の圧力を少し高くしておく。水銀柱の1インチが約0.5 psi に相当し、1.0 psi に保って運転する。

3.2 流 量

流量計で陰極室を通る流量がわかる。マノメーターで電解槽を循環する希釈、濃縮側両液の流量を読むことができ、レバーの切りかえで希釈側と濃縮側の流量を簡単に gpm で知ることができる。ローターメーターは濃縮液を連続に一部分廃出させるために補給する原水量を示すもので、脱塩度、電極室への給水量によって変わる。

3.3 温 度

product holding タンクへのもどりパイプの途中にあるダイヤル型温度計で希釈側の液温を知ることができる。脱塩行程は温度によって影響を受けるので、液温に適した条件で運転しなければならない。

3.4 電 導 度

運転中いつでも電導度を知ることができ、電導度の測定によって塩類濃度を知ることができる。この場合電導度 controller の回路から切り離すために“read”のボタンを押してからでないと、循環系の電動弁が閉じ、放出弁が開いて系外に液を放出してしまう。指示灯がコハク色の場合は、純度指示用ノブは実際の液の電導度より低い位置を、青色の場合は高い位置を示す。それゆえ、マジックアイの投影を見て測定すれば、正確な値が得られる。電導度の測定には、必ず温度補正を行なうことが必要である。

電導度を測定し終わったら、必ずノブを設定電導度の位置にもどしておかなければならない。

3.5 直 流 電 力

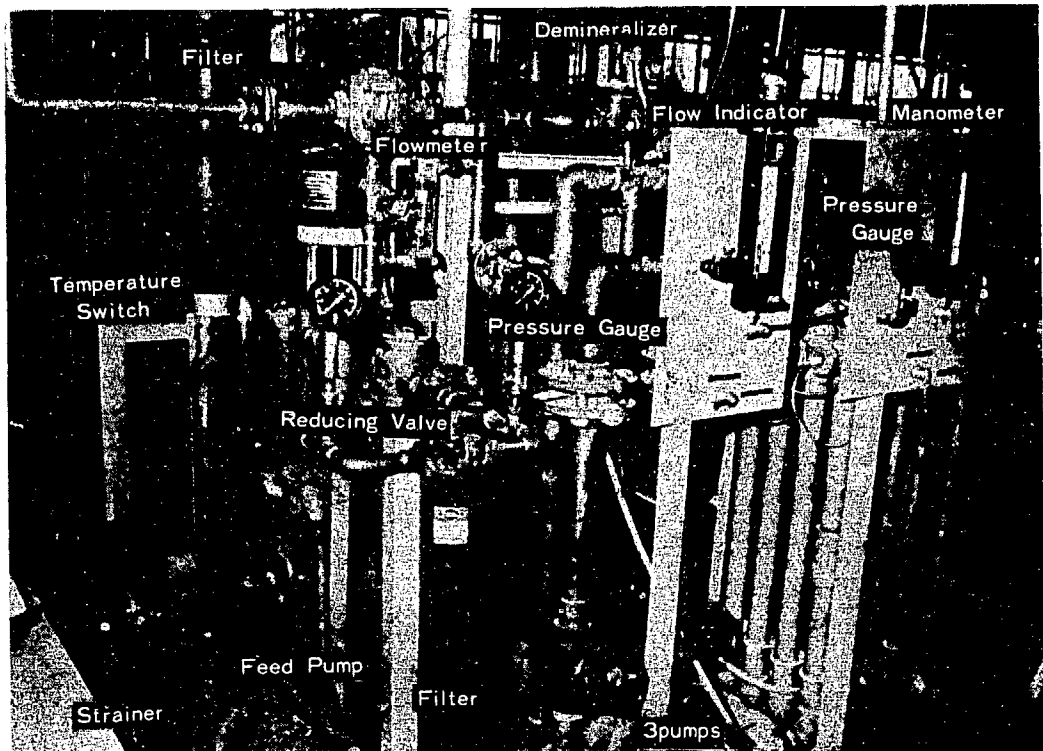


Photo. 7 View of Piping-Line and Flow Control Valves

整流器に取りつけてある電圧、電流計で電解槽への印加電力を知ることができる。希釈側の液濃度は時間とともに低下していくので電流も時間とともに減少していくが、その平均電流を求めれば電圧との積で、電力値は計算できる。

3.6 処理速度

脱塩処理の速度は直接には指示されないが、計算によって簡単に求めることができる。product holding タンクの1回分の水が放出され終わると、サイクルカウンタが1回計数するので、そのサイクル数とタンクの容量(100 gal)との積を全所要時間で割れば、簡単に求めることができる。

$$\text{処理速度} = \frac{100 \times \text{サイクル数}}{\text{全所要時間(hrs)}}$$

3.7 長期間停止した後の始動

脱塩工程の始動および停止の順序について、順を追って説明する。

- ① 酸(必要とあらば次亜塩素酸塩類を供給)する。
- ② フィルタに新しい濾材を入れる。
- ③ マノメーターの弁全部と手動弁を全部しめ、酸供給用ポンプを流量零にセットする。
- ④ パネルおよび整流器のスイッチ、スターター、ブレーカーが全部“off”の位置にあることを確かめてから運転タイマーを60分に、始動タイマーを6分にセットし、電導度計の指示ノブを希望値に合わせてから main switch を“on”にする。
- ⑤ パネルにある main braker を入れて三相、220 Volt をパネルに供給する。
- ⑥ パネルの機器スイッチを“on”にすると、機器回路に 110 Volt 単相が供給され、水圧指示用赤ランプが点じ、電解槽に液が流入していないことを示す。(ポンプは未駆動)
- ⑦ 酸供給用指示の赤ランプが点じている間は酸が供給されていないことを示すので、電解槽に電流を通すことは危険である。循環系の電動弁が開いていることを示すコハク色の指示ランプが点灯する。この場合始動タイマーが働いているので、警報は鳴らない。この準備時間が6分をこえると始動タイマーが停止し、自動停止回路が働くので運転できない。
- ⑧ main pump starter を入れ、供給用ポンプの starter を入れてから弁を開く。ポンプの空気抜からよく空気を抜いておくことが必要である。電動弁が開いて原水を product holding タンクに送り込む。その時の圧力計の差がフィルターの水頭損失を示す。

⑨ タンクが満水になったら手動弁を開きつつ、ローターメーターをフルスケールにまで持っていく。濃縮液廃出管より溢流が始まると、弁を調節して 0.3 gpmの流量にする。

⑩ マノメーターで循環液量を測定し、差圧用マノメーターの弁類を開いて希釈、濃縮両系の電解槽へ流入する液の間の差圧を読む。

⑪ 希釈側ポンプのスターターと濃縮側ポンプのスターターを駆動する。

⑫ 両ポンプの出口弁を徐々に開いて液を電解槽に送り込み、希釈側循環系の流量が既定値に達したところで、濃縮側の流入圧が希釈側のそれより 1~3 吋(0.5~1.5 psi)ほど高くなるようにする。

⑬ 電解槽への液の流入圧が下限値以上に達すると液が循環していることを示すコハク色のランプが点じ、警報指示の赤ランプは消える。もしその赤ランプが消えない時は、温度および圧力スイッチが適正か否か、濃縮側の液の流量が適正か否かを確かめる必要がある。

⑭ 酸供給ポンプ用の押ボタンを押すと、酸の供給が始まると同時に危険信号である赤ランプが消える。酸供給ポンプの流量調節を行ない、サンプリングコックの所で PH が 3~4 になるようにする。

⑮ 電導度コントローラーの指示ダイヤルを希望電導度(すなわち液濃度)値にセットする。

⑯ 電解槽から洩出する液量を確かめる。通常運転では洩れを完全に止めることは避け、少量ずつ洩れるほうが望ましい。洩れる量は通水始が多く 15~30 分後にはかなり少量となる。洩れる液量は、締め金具で簡単に変えることができる。

⑰ 整流器の main braker を入れ、電圧切換スイッチを最低の位置にまわす。starter を押して電流を掛け、切換スイッチをまわして所要電圧にまで上げる。

⑱ 濃縮側に酸を供給する場合には、酸供給ポンプのセカンドヘッドのストロークをセットすればよい。この酸の供給量は、液に含まれるある特殊なイオンの濃度によって決まる。(Langelier Index を参照)

⑲ 少なくとも三サイクル位脱塩行程を行なったのち、装置の機械的、電氣的運転の状況を調べる。その間流速、酸供給量、電圧、電流をよく調整しておく。

⑳ なおこのサイクルの間に希釈側液、濃縮液、陰極流出液の試料を分析して運転が適正であるかどうかについて検討し、各部の調整を行なう。

㉑ この予備サイクル中に脱塩速度を調べ、サイクルに要する時間に5分をプラスした時間をサイクルタイマーにセットする。

② 装置が自動運転にはいったら、赤ランプは全部消える。赤ランプは危険信号であるから、電圧を切って再度調整する必要がある。コハク色と青色ランプが交互に点滅すれば、正常運転を行なっていることを示す。赤ランプが点灯してる状態で、電解を行なってはいけない。

3.8 短時間停止後の始動

一時的に短時間運転を停止したのち、またはあまり条件が変わらない場合、さらに自動的に停止した場合の始動の方法は、以下の順序で行なえばよい。

① 流液系の手動弁を全部しめ、パネルと整流器の

スイッチ、スターターを全部切る。

② 希釈循環系の液の流量および希釈側、濃縮側の流入液間の差圧を測定しうるように、マンメーターを調整する。

③ 始動タイマーを6分にセットし、main braker, 機器スイッチ、ポンプスターター等を全部入れる。

④ 弁を開いて濃縮側給液量を 0.3gpm にする。

⑤ 手動弁を開いて希釈側流量と圧力を適当な値に調整する。

⑥ 陰極および濃縮側液の pH をチェックする。

⑦ 最後に整流器のスターターを入れて電圧をかける。

4. 日常の点検と保守

4.1 フィルターの差圧

フィルター前後の差圧は毎日記録する。差圧は原水をタンクに採取する時にしか読めない。差圧が 15 psi をこえると採水時間が長くなると同時に、電解槽への液の流入圧が下るので圧力スイッチが働き自動停止が起こるので、フィルターの汙材を取りかえる必要がある。

4.2 電解槽圧力

希釈側と濃縮側の電解槽入口圧力を毎日チェックしその両圧が等しい場合には、膜に機械的ストレスはほとんどかからない。適正な流入圧力、液量が得られない時はポンプ、電気系統、配管系統の不良またはタンク内の水が欠乏してるかどうかについて調べる。

4.3 電解槽の流量

電解槽への流入液量は、電解槽内の流動抵抗と流入圧力とによって決まる。一度調整した圧力において流量が減少するようなことが起これば、出口圧力が増えないかぎり、電解槽内部の故障であることがわかる。適正流量の 80% 以下に流量が低下した場合は、電解槽内に不溶性微粒子が詰まってきたことを示す。

4.4 補給水の流量

濃縮液廃出量は、原水濃度と脱塩行程中に希釈側から濃縮側に移行するイオンの量（電流密度）によって決まる。

この流量は毎日検定して調節する必要がある。

4.5 電極水の酸性度

陰極室流出液は毎日 1 回チェックし、pH 4.0~4.5 にすることが必要である。pH は試験紙で簡単に検知できるが、週 1 回くらいは比色計で補正することが望ましい。もし pH が 4.0~4.5 より高くなれば整流器を切ってから、酸の供給量を増す必要がある。

4.6 濃縮液の酸性度

濃縮液への酸供給量は重炭酸、カルシウム、原水中の全溶解固形分、脱塩度、原水温度によって決まる。もし原水濃度が時間とともに変化する場合には、その変化に従って調節することが望ましい。その調節には濃縮廃出液中の HCO_3^- を分析測定するのが最も便利である。流出液の pH は毎日測定し記録しておくのがよい。酸液は亜硫酸ソーダを溶解し、浮遊物があればあらかじめ取り除いておく。

4.7 温度

原水の温度はよく測定し、電導度コンローラーの温度補正をその都度行なう。温度 1°F の上昇で電導度はだいたい 1.1% ぶえ、同じ電圧でもそれだけ電流がふえるので、脱塩速度が変わってくる。その関係は、次式のとおりである。

脱塩速度 ($T^\circ\text{F}$)

$$= \text{脱塩速度}(70^\circ\text{F}) \times \{1 + 0.11(T - 70)\}$$

この関係式から温度は高いほどよいが、 120°F をこ

すと膜の損耗が起こるので、注意しなければいけない。温度上昇があると、温度スイッチが働いて自動停止し温度による障害は防げるようになっている。

4.8 純度セレクトター

純度セレクトター（電導度計）の指示ノブが希望の脱塩水を得るに適した位置にあるか否かを毎日チェックし、記録する。脱塩水の全溶解固形分と電導度計の指示とはだいたい比例するので、原水中の塩の種類が大幅に変わらないかぎり換算係数を利用すれば濃度を求めうるが、連続運転の場合には1週間に一度の割合で電導度と濃度とを化学分析によってチェックすることが望ましい。

4.9 電解槽への印加電圧と電流

電圧と電流とはサイクルごとに初めと終りで読み、記録しておけば、最大値と最小値が容易にわかる。サイクルは product holding タンクへの採水、循環脱塩、放出をもって完了する。タンクへの採水が終わって電動弁がしまった時が最大値で、放出完了時が最小電流値である。所要電力は原水濃度、温度、濃縮液排出量、脱塩速度、原水による汚染の割合によって決まる。

4.10 運転タイマー (Process-timer)

運転タイマー（またはサイクルタイマー）は product holding タンクに原水を採取し、脱塩を行ない、脱塩水を系外に放出し終わって電動弁がしまるまでの時間を示すもので、次のサイクルの始まりとともに、自動的に元の位置からスタートする。採水、放出の時間はだいたい一定しているので、脱塩時間はサイクルごとに簡単に測定でき操作をコントロールするのに非常に役立つ。

4.11 サイクルカウンター

各サイクルごとに自動的に計数してくれるので連続運転を行なっても、全運転時間とサイクル数とからサイクルの平均時間は容易に次式からわかる。

$$1 \text{ サイクルの平均時間} = \frac{\text{全運転時間}}{\text{サイクル数}}$$

この平均時間の変化は原水濃度、電圧、電解槽の電気抵抗、温度、電流効率によって決まる。平均時間から平均脱塩速度も容易に知ることができる。

4.12 ポンプ類

各ポンプとも毎日調べる必要はないが、週一度の割合でメカニカルシールから水洩れをチェックし、空気が混入している場合には空気抜きを行なう。

4.13 電解槽の分解組立手順

電解槽の分解、組立は次の方法で行なうのがよい。

- ① 電解槽に接続してある配管を全部はずす。
- ② 側面カバーを取り、4本の締め付けナットを取る。
- ③ 上部の押え板（鋳鋼製）をふたりに取り除く。
- ④ 絶縁板、陽極、陽極室スペーサーを同時に取る。
- ⑤ 膜、スペーサーの取りはずしは目的によって幾分異なる。一枚一枚取る場合とブロックごとにする場合があるが、ブロックごとにする場合には、全体の20%以下の厚みでないと、膜に物理的障害を与える危険性がある。分解する時注意すべきことは膜を乾燥させないこと、折り曲げないことである。

組み立てる時には、次の注意が必要である。

- ① 一枚ごとおよびブロックごとの組立ともいづれ

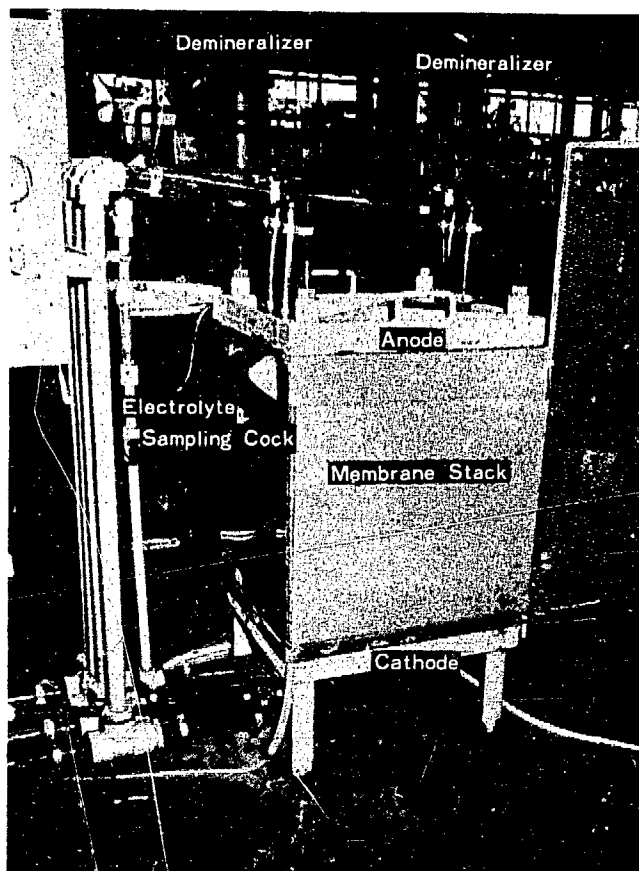


Photo. 8 Whole View of Membrane Stack

もよく、水の通路を調べること。

- ② スペーサーの水の通路に異物を混入させぬこと
- ③ フタを載せる時、締めつける時に絶縁材を破損させないように十分に注意すること。
- ④ 締めつける時は、対称位置のものについて徐々

に行ない、あまり締めつけないこと。締め具合は上下両端の押板の間隔を測定して、四方とも同じであればよい。

- ④ 組立を終えてから少なくとも 10~15 分間通水を行ない、内部に含まれている空気を抜いておくこと

5. 装置の停止手順

5.1 短時間装置を停止する時の手順

- ① 整流器の主スターターを切る。
- ② 酸ポンプのスイッチを切る。
- ③ そのまま 5 分間運転を継続する。
- ④ 始動タイマーを 6 分にセットする。
- ⑤ 希釈濃縮両流入液間の差圧を読むよう弁を調節
- ⑥ 手動弁をしめて希釈、濃縮側の水圧を下げる。
- ⑦ パネル上の主ブレーカーを切る。
- ⑧ パネル、整流器のスイッチを全部切る。

5.2 長時間停止時の操作手順

- ① 整流器の主スターターを切る。
- ② 酸系を切り離し、清水中にひたす。
- ③ そのまま 10 分間運転を継続する。
- ④ 始動タイマーを 6 分にセットする。
- ⑤ 希釈、濃縮液の差圧を読むよう弁調節をする。
- ⑥ ポンプの手動弁で水圧を下げ、完全に閉止する。
- ⑦ パネルの主ブレーカーを切る。
- ⑧ パネル、整流器とも全スイッチを切る。
- ⑨ その他の手動弁全部を完全にしめる。
- ⑩ product holding タンク内の水を全部抜く。

6. 安全対策

直流電圧はぬれた状態では非常に危険であるから、次の事項に注意することが必要である。

- ① 直流電圧がかかっている場合には、絶対に素手で電解槽にさわってはいけない。
- ② 運転者はゴム手袋、ゴム靴を必ず着用する。

- ③ 電気衝撃を防ぐため、側面カバーを取らない。
- ④ 電解槽、および整流器等のアース状態を調べる。
- ⑤ 酸調整、電気回路の点検にはゴム製品を着用する。

7. 簡単な事故発見方法

7.1 処理時間が延長する原因

- ① 供給液濃度の増加、
 - ② 供給液温度の低下、
 - ③ 電解槽の印加電圧の低下、
 - ④ 電解槽の電気抵抗の増加、
 - ⑤ product holding タンク供給弁(電動弁)の水洩れ、
 - ⑥ イオン交換膜破損によるイオンの洩れ。
- 上記各項目のうち ①~④ までの項目については、毎日調べる必要がある。供給用電動弁の水洩れを調べ

るには、その弁がしまっている状態で、その後にある手動弁をしめ、ベント系にあるサンプリングコックを開いて見ればわかる。水がどんどん流出すれば弁の洩れを示し、しみ出る程度なら弁上部のスプリングを調節するか、シートを取りかえれば直る。膜を通してのイオン洩れは、ある程度までは自然現象としてじかたないが、希釈側の水圧をより高くしておくことにより減少させることができる。通常の循環脱塩行程では差圧をつけて運転されるが、脱塩水を系外に取り出すとき、別のポンプを使用するとマイナス圧となるためイオン洩れがはなはだしくなり、せっかく脱塩されたの

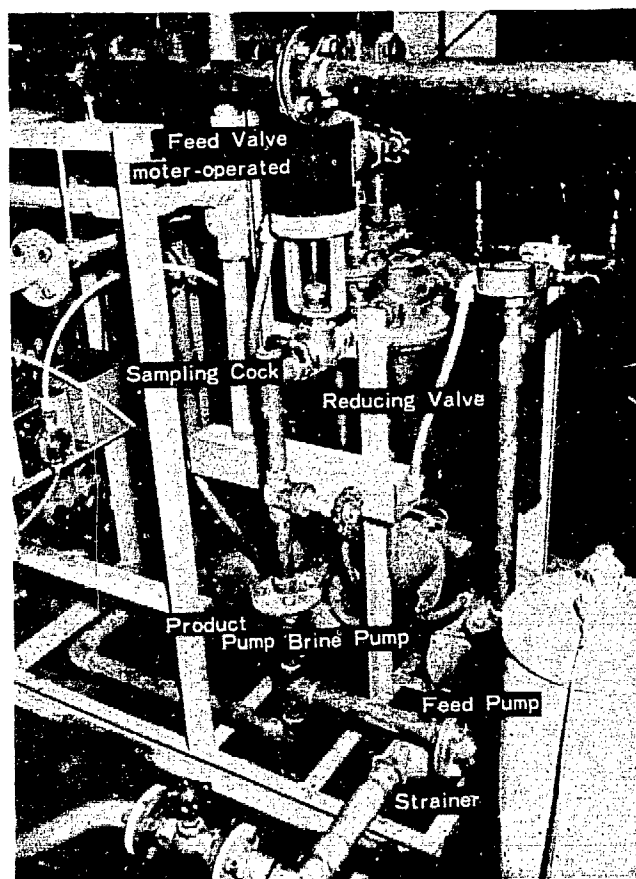


Photo. 9 View of Feed System

がむだとなり、弁の自動操作でまた循環系に代わる。

7.2 低水圧による自動停止

水圧が低いと自動停止回路が作動するが、その原因としては次にのべる事項があげられる。

- ① 装置への補給水の減少
- ② 配管部での洩水が激しい時（特にビニール管の部分）。
- ③ 電解槽からの水洩れの激しい時。
- ④ strainer, filter の圧損失大きく、product タンクがからになった。
- ⑤ 原水採取時、濃縮側補給水量が減少した場合、膜を通しての水洩れ激しく、product タンクがからになる。

7.3 圧力増加による自動停止

電解槽内での目づまり、ポンプの故障による異常な水圧の上昇によって自動停止が起こる。電解槽内部の

目づまりは、酸の供給が不足してる時、不溶性の沈殿が水の通路に堆積されて起こる。その結果、流量の低下という現象が表われる。電解槽を分解して洗浄すれば、ほとんど旧に復することができる。

7.4 その他

装置の自動停止および異常運転によるその他の現象のいくつかについて、次に列記する。

- ① 主電力の損失。
- ② ポンプ、モーターの荷重増大（モーターの負荷増加には温度スイッチが働く）。
- ③ 電解電力の増加、整流効率低下による入力が増加。
- ④ 電導度セルの汚染による脱塩水純度の不正確性処理能力の増加する現象。（希望純度より悪い脱塩水の放出）この現象は分析によって容易に発見できる。