

放射性廃棄物処理施設の 試運転と処理費の試算

1963年10月

日本原子力研究所

Japan Atomic Energy Research Institute

放射性廃棄物処理施設の試運転と処理費の試算

要 旨

日本原子力研究所研究報告 (JAERI-1021) で報告した放射性廃棄物処理施設について、昭和 35 年 3 月までにおこなった試運転の結果と、その当時における処理費の試算をまとめたものである。

試運転としては、電解脱珪イオン交換装置、蒸発装置、焼却装置のおのおのについて、非放射性物質を用いたいわゆるコールド運転と、実際に日本原子力研究所から排出された放射性廃棄物を用いたホット運転とをおこなって、いずれも当初の計画仕様機能を満たすものであることを確認した。なお、わが国最初の施設であったため、試運転のデータのほかに、放射性廃棄物処理としての観点からみた特異性や問題点をも指摘した。

個々の処理プロセスについて、それを最適とする廃棄物の性質との関係を明らかにして処理プロセスの選択の資料とし、また、処理費節減の具体的方向を明らかにするために処理費の試算をおこなった。廃液処理に関しては、溶存固型物含量が重要な因子であることを見出し、種々のイオン交換や、蒸発の組合わせに対する最適溶存固型物含量の範囲を明らかにした。固体処理に関しては、焼却処理が現状ではそのまま貯蔵するよりは有利であることがわかった。

1963 年 6 月

原子力工学部 化学工学研究室

阪田 貞弘, 伊藤 益邦*

三石 信雄**

* 現在 旭硝子株式会社 研究所

** 現在 京都大学 工学研究所

Test Operation and Cost Estimation on the Radioactive Waste Treatment Plant at JAERI

Summary

The report provides both performance data on test operations conducted through April 1960 and treatment cost estimates concerning the Radioactive Waste Treatment Plant at JAERI (cf. JAERI-1021).

Test operations were first conducted with non-radioactive materials, and then, with real radioactive wastes from JAERI. The flocculation and ion exchange unit, evaporation unit, and incineration unit were examined. The performance data showed that the facilities fulfilled their specifications and functions expected from the initial planning.

Considering the plant is the first of the kind in Japan, some peculiarities and operational troubles were also pointed out from the view point of radioactive waste treatment.

Brief cost estimations on each facility have been carried out with two purposes as follows ;

- 1) to find out the optimum natures of wastes for each treatment process and, consequently, to serve as a reference of the selection of a suitable treatment process for a specified waste.
- 2) to suggest practical ways for realization of more economical waste treatment.

For the liquid treatment, it has been shown that solid content is one of the most important indices in this system. Some reasonable combinations of various ion exchanges and evaporations have been examined to clarify their optimum regions in connection with solid content.

For the solid processing, the incineration is more favorable than the direct storage.

June, 1963

SADAHIRO SAKATA, MASUKUNI F. ITO*

NOBUO MITSUISHI**

Chemical Engineering Laboratory

Nuclear Engineering Division

* Asahi Glass Co., Ltd.

** Kyoto University

目 次

第 1 部 試 運 転 状 況

1 電解脱珪イオン交換装置	3	3.1 非放射性物質による除染特性試験	23
1.1 非放射性液を用いた試運転	3	3.1.1 蒸発缶本体の除染係数	24
1.1.1 電解脱珪関係	3	3.1.2 サイクロンの除染係数	25
1.1.2 全塩脱塩関係	7	3.1.3 総括除染係数	25
1.2 放射性廃液を用いた試運転	12	3.1.4 ミスト分離用充填塔を用いた 総括除染係数	25
1.2.1 運転経過	12	3.1.5 スタートアップ時の除染係数	26
1.2.2 前処理関係	14	3.1.6 総括	26
1.2.3 イオン交換関係	17	3.2 放射性廃液を用いた運転	27
1.2.4 総括	19	4 可燃性固体廃棄物焼却装置	30
1.2.5 混床式イオン交換塔の再生液量	19	4.1 コールド試験	30
2 イオン交換膜電解透析装置	22	4.2 ホット試験	30
3 蒸発装置	23		

第 2 部 処 理 費 の 試 算

5 前提条件	39	6.2.2 固体廃棄物関係	41
5.1 装置の償却方式	39	6.2.3 総括	42
5.2 プラントの規模	39	7 処理費の計算	43
5.3 スケールアップの方式	39	7.1 固体廃棄物の貯蔵	43
5.4 その他	39	7.2 可燃性固体廃棄物の焼却処理	43
6 結果の総括	40	7.3 廃液の蒸発による濃縮	44
6.1 処理単価	40	7.4 イオン交換による減容	46
6.2 討議	41	7.5 凝集沈殿法	49
6.2.1 廃液関係	41	文 献	50

CONTENTS

Part 1 Test operations

<ul style="list-style-type: none"> 1 Flocculation and ion exchange unit ... 3 <ul style="list-style-type: none"> 1.1 Cold operation..... 3 <ul style="list-style-type: none"> 1.1.1 Flocculation..... 3 1.1.2 Ion exchange 7 1.2 Hot operation12 <ul style="list-style-type: none"> 1.2.1 Progress12 1.2.2 Flocculation.....14 1.2.3 Ion exchange17 1.2.4 Summary19 1.2.5 Spent regenerant volume of mixed bed column.....19 2 Membrane dialyzer22 3 Evaporation unit23 	<ul style="list-style-type: none"> 3.1 Cold test for decontamination character23 <ul style="list-style-type: none"> 3.1.1 Evaporator proper24 3.1.2 Cyclone.....25 3.1.3 Over-all25 3.1.4 Over-all with mist separator ...25 3.1.5 Start-up26 3.1.6 Summary26 3.2 Hot operation27 4 Incineration unit30 <ul style="list-style-type: none"> 4.1 Cold operation.....30 4.2 Hot operation30
--	---

Part 2 Cost estimations

<ul style="list-style-type: none"> 5 Premise39 <ul style="list-style-type: none"> 5.1 Amortization of facility39 5.2 Size of plant39 5.3 Scale-up of facility39 5.4 Others39 6 Results40 <ul style="list-style-type: none"> 6.1 Unit cost40 6.2 Comments41 <ul style="list-style-type: none"> 6.2.1 Liquid treatment41 6.2.2 Solid processing41 	<ul style="list-style-type: none"> 6.2.3 Conclusion42 7 Calculation of costs.....43 <ul style="list-style-type: none"> 7.1 Storage of solid and solidified liquid43 7.2 Incineration of combustible solid waste.....43 7.3 Evaporation.....44 7.4 Ion exchange46 7.5 Flocculation.....49 References50
--	--

第1部 試運転状況

日本原子力研究所の放射性廃棄物処理施設¹⁾の計画および建設については別に報告²⁾したが、今回は、昭和35年3月までの各処理装置の試運転の結果と、それに基づいておこなった処理費の試算をここにまとめて報告し、記録に残すこととした。

試運転の内容、結果については、放射性廃棄物に対する経験の不足、研究所活動の初期に排出された廃棄物が質、量ともに試験の目的のためには満足なものではなかったこと、その他組織の運営や、交通上の不便さなどのために、十分なものではなく、止むを得ず非放射性物質を用いた運転に頼る面が多かったが、一応最初の仕様機能を満たすものであることが認められた。

本報告の内容については、装置の完成時期、担当者在任期間などの問題から、各装置に対する記述については精粗の差があり、必ずしも統一のとれたものではない。

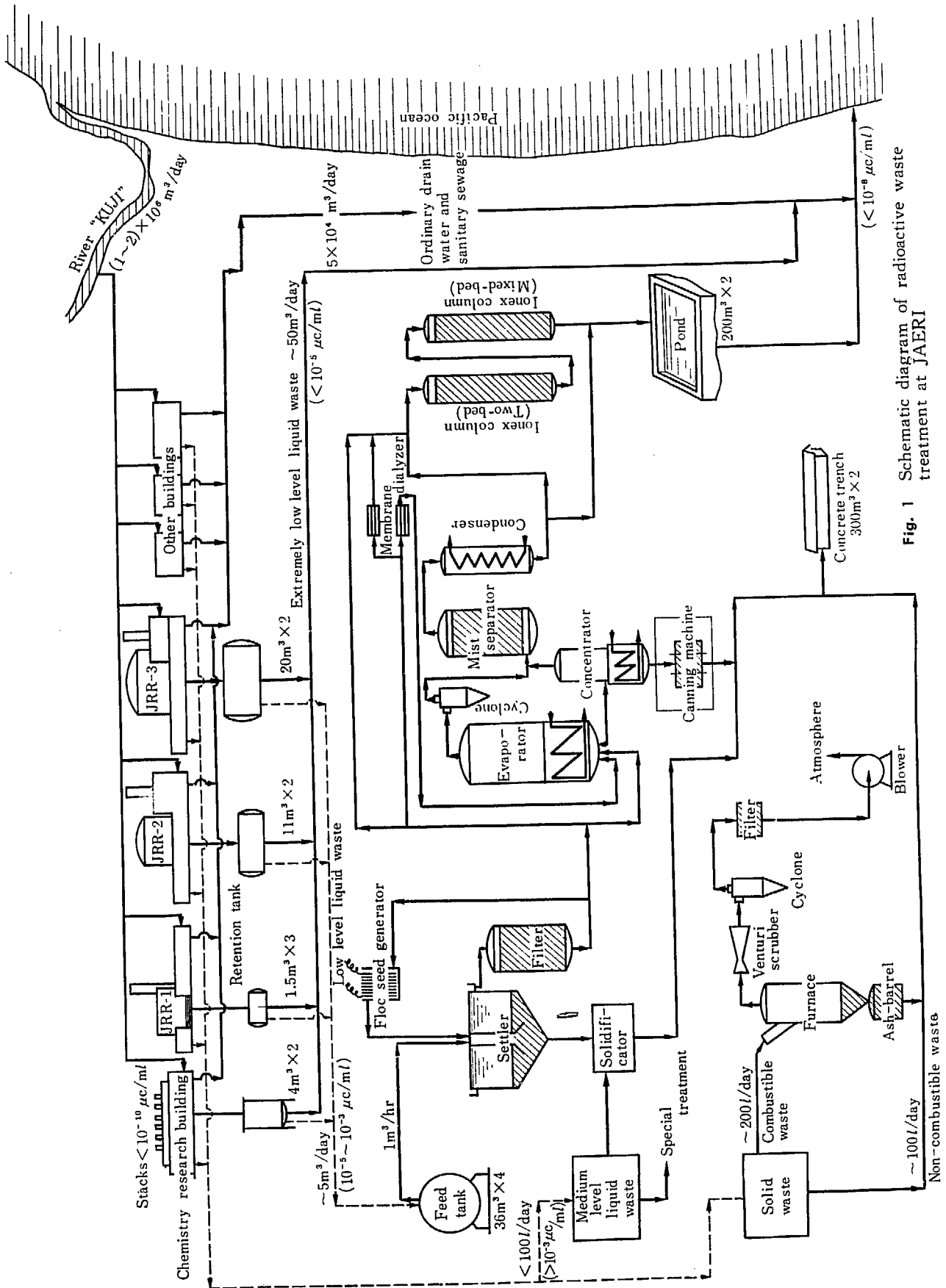


Fig. 1 Schematic diagram of radioactive waste treatment at JAERI

1 電解脱珪イオン交換装置³⁾

この装置は、電解脱珪装置とイオン交換装置とからなり、放射性廃液はまず中性における水酸化アルミニウムのフロクキュレーションを用いた電解脱珪前処理によって、後に続く混床式イオン交換塔で、樹脂表面に水酸化物として沈着を起し、容量の低下、圧損失の増大などの障害を起しやすい、3価以上の多価イオンや、コロイドや懸濁物を除くとともに、アニオン交換樹脂の容量に微妙な影響を持ち、また蒸発缶内で硝酸洗浄によっても除去困難なスケールを作るシリカを除き、ついで再生式イオン交換塔で脱塩処理をおこなうためのもので、そのフローシートを Fig. 2 に示す。

(要目 TABLE 1)

イオン交換塔での脱塩処理では、再生をおこない再生廃液は蒸発缶で処理するので、結局、イオン交換樹脂に放射能を非放射性イオンと共に捕集し、再生廃液の方に移すという一種の減容プロセスとなるのであるが、この際廃液中のイオン濃度が高いと、処理液と再生廃液との比(減容比と称する)が小さくなって経済的に不利であるので、被処理液のイオン濃度を経済的

な意味で制限するのがのぞましい。

具体的な数値については、後述の処理コストの試算において討議する。

なお、昭和 35 年度末までの低レベル廃液処理状況を Fig. 3 に示す。電解脱珪イオン交換装置で処理した液量は 1964.6 m³、このうち 243.2 m³ が再生廃液となっている。減容比はこの期間の平均としては 8.09 であるが、昭和 34 年度、昭和 35 年度のおおのについては、5.90、12.33 となっており、イオン交換膜電解透析装置⁴⁾ が処理系に組込まれた昭和 35 年度には、減容比が 2 倍以上に増大している。

1.1 非放射性液を用いた試運転

1.1.1 電解脱珪関係

1) Al(OH)₃ スラッジの調整

Al(OH)₃ はすべて電解によって作るべきであるが、所要量のスラッジを電解で作るには相当の長時間を要するので、硫酸アルミ(Alum)と NaOH で次の反応を利用して作った。Al₂(SO₄)₃ · 18H₂O + 6NaOH =

TABLE 1 Principal items of flocculation and ion-exchange unit

Floc seed generator (Electrolyzer)	450 mmH, 2500 mmL, 150 mmW 250 mm × 1000 mm, 16 plates Input ; 200 V, 3 phases Output ; D. C. 180 V, 8 A A. C. 18 V, 0.8 A Selenium half wave rectifier
Cell	
Aluminium electrodes	
Source of electric power	
Settler	1600 mmφ, 3000 mmH
Sand filters	560 mmφ, 1500 mmH Test pressure ; 5 kg/cm ²
Ion exchange columns	350 mmφ, 2600 mmH, Two columns DIAION SK # 1 (Poly styrene base strongly acidic cation exchange resin), 40 l × 2 DIAION SA # 100 (Poly styrene base strongly basic anion exchange resin), 90 l × 2 145 mmφ, 610 mmH 279 mmφ, 610 mmH 620 mmφ, 900 mmH
Ion exchange resin	
Hydrochloric acid feeder	
Caustic soda feeder	
Spent resin receiver	

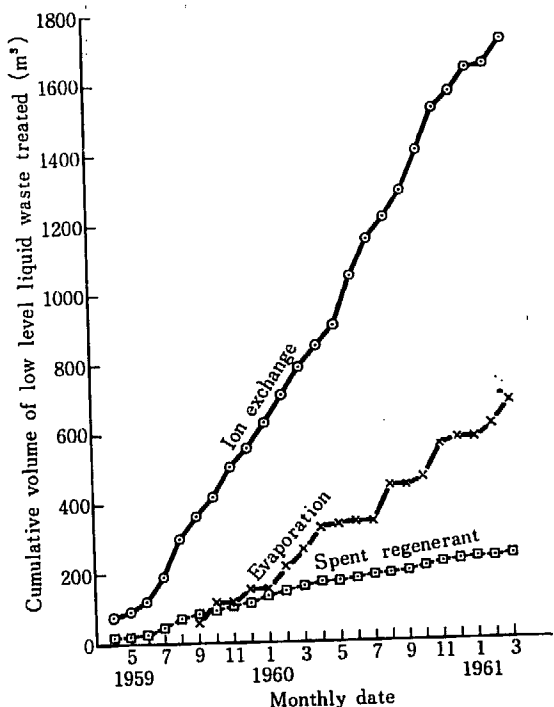


Fig. 3 Treatment of low-level liquid wastes

$2Al(OH)_3 + 3Na_2SO_4 + 18H_2O$. Alum としては液体のもの、NaOH は 45% の液体苛性ソーダを使用した。が反応時の濃度、pH の調節不備のため生成したフロックがきわめて微細で、しかも、ちみつで表面積が小さく、フロックとしては、十分満足されるものではなかったが、電解で作成したフロックが追加されるにしたがいスラッジの状態は良好になった。なお、Alum より生成されたスラッジはやや過剰であって、運転中スラッジが溢流して来たので清澄層が約 50cm になる

よう試運転中 2 回にわたり排出した。

2) 電解槽の運転経過

イ) 通電開始当時の見掛けの抵抗を測定した結果、整流器出口電圧 37 V、電流 45 A において、整流器と電解槽間の抵抗は 1.1Ω、電解槽の見掛けの抵抗は 7.1Ω であった。交流は直流に重畳する交流で直流のおよそ 1/10 を基準とする。

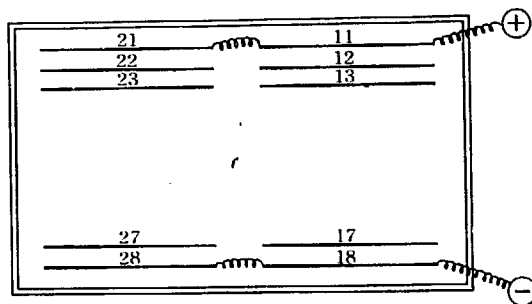


Fig. 4 Arrangement of electrodes in cell

ロ) 運転記録、TABLE 3 に示す。

本表に示す分析結果において特に注意しなければならないのは Al の溶出量と脱珪率である。Al 溶出量は、 A を電流、 n を極板の枚数、 f を Al の溶出係数 (電流効率)、 M を 1 時間あたりの Al の溶出量とすれば、次の関係が成立つ。

$$0.335 \times (n-1) \times A \times f = M$$

$n=8, A=5$ に対し、溶出 Al 平均 9 ppm より

$$M=9 \times 1.5=13.5$$

を上式に代入すれば、

$$f = \frac{13.5}{0.335 \times 7 \times 5} = 1.15$$

TABLE 2 Start-up performance of cell

Time o'clock-min	Time elapse from starting min	D. C.		A. C.	Raw water		
		A	V	A	Flow rate m ³ /hr	Quality Ω-cm	Temperature °C
8. 20	4	4.5	37	0.4	0.5		
21	11	5	50	0.5	0.5		
22	19	4.5	37	0.4	0.5		
25	26	4.5	38	0.4	0.5		
26	34	4.5	38	0.4	0.5	6, 250	22
28	39	5	40	0.5	1.5		
29	49	5	37	0.5	1.5	6, 220	22
30	56	5	38	0.5	1.5	5, 400	21
9. 3	60	5	38	0.5	1.5	6, 100	21
4	72	5	38	0.5	1.5	6, 150	21
5	77	5	40	0.5	1.5	6, 250	18
6	91	5	39	0.5	1.5	6, 250	19

TABLE 3 Performances of flocculation unit

Items	Date		Time (o'clock)																						
	Aug. -26		28	29	30	Sept. -3			4			5			6										
Flow rate (m ³ /hr)	9	13	14	10	14	14	14	14	16	10	12	14	16	21	23	1	3	5	7	9	11				
Sampling point																									
Raw water	0.5	0.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5				
Temp. (°C)	22	22	21	22	23	21	22	21	22	20	21	21	22	19	19	18	18	18	18	19	19				
Quality (Ω-cm)	6, 2506, 4005, 4006, 2406, 2005, 4006, 1006, 1006, 1506, 1006, 2006, 1506, 2506, 2006, 3006, 3006, 2506, 2506, 2506, 250																								
Outlet of settler	6, 500																								
Raw water	28	29	30	30	29	30	30	30	30	30	31	31	30	30	30	29	29	30	30	30	29				
Outlet of filter	14	12	7	8	6.5	7.0	8	8.5	8	0.9	0.8	1.0	1.0	0.8	16	13	13	12	4.5	14	12				
Raw water	6.9	7.0	6.9	6.8	6.9	6.9	6.8	6.8	6.8	6.6	6.8	6.8	9.1	7.0	7.0	7.0	6.9	6.9	7.1	7.1	7.0				
Inlet of settler	7.1	7.0	6.9	7.2	6.9	7.2	7.0	7.1	6.8	6.9	6.9	7.1	7.1	7.1	7.2	7.1	7.1	7.1	7.2	7.2	7.2				
Outlet of settler	6.9																								
Outlet of filter	6.9	7.0																							
Raw water	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15				
Outlet of filter	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>	5>				
Inlet of settler	19	24	11.5	10	11	11.5	8.5	7.5	7.5	7.5	10	7	10	9.5	10	8.5	8.5	10	8.0	7.5	8				
Outlet of settler	1.0	1.4	1.5																						
Outlet of filter	0																								
Amp.	4.5																								
Volt.	37	40	5	5	5	38	38	5	5	5	38	38	5	40	5	5	5	5	5	5	5				

すなわち、見掛けの電流効率は1より大きい、これは陽極付近の pH の関係による複雑な現象に基くものようで、この点についてはなお未解決の問題が残されているが、要するに一般には溶出係数すなわち見掛けの電流効率は1より大きく、Faraday の法則に従わないようである。SiO₂ については次のような現象が見られる。すなわち、8月26日運転当初は残留 SiO₂ が 14ppm で、運転を継続することにより次第に減少し、およそ 7ppm 付近で落ち着いており、これが9月4日にいたって急激に減少し、およそ 1ppm になり、9月5日にふたたび 16~12ppm に増加している。これについては、次のように解釈することが妥当であると考える。まず残留 SiO₂ は計画においては 1ppm を目標としているが、原水中の SiO₂ が計画では 10ppm 以下であるのに対し、実際には約 30ppm であり、溶出 Al の絶対量が不足である。しかし、使用した原水は試験のための臨時の原水であり、実際使用する場合の水の SiO₂ が 10ppm 以下であれば残留 SiO₂ を 1ppm 以下に抑えることは可能である。次に残留 SiO₂ が変動しているのは最初 Alum を使用して Al(OH)₃ を調製したとき、副成する Na₂SO₄ を洗いだすために大量の原水(約 30ppm の SiO₂ を含有している)でスラッジ層を洗浄している。このためにスラッジ層の脱珪能はかなり低下しており、このような状態で 30ppm の SiO₂ が 14ppm まで減少した。しかるに電解により新しい活性度の高い Al(OH)₃ が補充されるにしたがい(実際は電解槽を出るときに 1ppm 以下まで脱珪され、これで settler 内の SiO₂ が希釈される)残留 SiO₂ が減少する。さて 5A の電流を通すとき 30ppm の水 1.5 m³/hr、換言すれば 30ppm の SiO₂ の水に対し電流密度を 3.33A/m² としたときの残留 SiO₂ はおよそ 7ppm 付近で平衡するものと考えることができる。しかるに9月4日に急激に残留 SiO₂ が低下したのは、過剰になったスラッジを排出したので、settler 内で、チャンネルングを起し、電解直後の水が直接除濁水貯槽へ出てきたものと考えられる。これは後に示す脱珪記録中 9月4日の SO₄ が急激に減少していることから想像される。すなわち電解法だけでは 3.33A/m² の電流密度により 30ppm の SiO₂ を 1ppm 付近まで脱珪することができるが、スラッジ排出操作が適当でなかったと言えよう。以上の外 pH がわずかながらアルカリ側に片寄ることおよび溶解全塩量が減少していることは本法の一般的傾向を示している。

1.1.2 全塩脱塩関係 イオン交換樹脂による全塩脱塩関係は配管が複雑なために調整に時間を要したが

ほぼ予期した成果をあげることができた。ただ本装置の原水となる脱珪水については Alum より Al(OH)₃ を調製した後の水洗が不十分であったため、長時間かなり多量の Na₂SO₄ が残留し、これが原因となって脱塩水の純度が、所期の点までに上昇しなかったが、この Na₂SO₄ が次第に水洗除去されるにしたがい、所期の処理目標に近づくことは明らかである。

1) 原水水質 (TABLE 4) この分析表より明らかにように脱塩用原水は水質がかなり変動しているが、これは Alum による Al(OH)₃ 生成の後、おこなった水洗が不十分であったことが原因である。また、試験用原水中に鉄が多いが、これは Al(OH)₃ で除去されるが、8月30日口過水中に多いのは装置調整中、HCl が口過水貯槽中に流出したことに基くものである。

2) 運転結果 イオン交換樹脂の再生レベルとしてダイヤイオン SK#1 は樹脂 40l に対し 35% HCl 9.3kg、すなわち 82.5g/l-樹脂、ダイヤイオン SA#100 は樹脂 90l に対し、45% NaOH 18.0kg、すなわち、91g/l-樹脂を標準としたが、それは設計水質に対して定められたもので、溶解全塩量の多い、この脱塩用原水に対しては再生レベルが低く、このため上記のように1サイクルの脱塩水量が少ないのみならず到達純度が低い原因である。

イ) 8月27日 第2系列 第1サイクル

a) 原水水質

Total cation 106.1ppm as CaCO₃ (8/26 分析)

Total anion 130.95ppm as CaCO₃ (8/26 分析)

b) 再生剤

ダイヤイオン SK#1 35% HCl 9.3kg=8l
5% 溶液として添加、ダイヤイオン SK#100 45% NaOH 18kg=12.2l、4% 溶液として添加

c) 再生状況 (TABLE 5)

d) 所見 (TABLE 6)

通水開始時比抵抗の上昇速度はきわめて急速で混床式の特長を十分に発揮しているが、total solid に対する再生レベルの低いことが、顕著に現われている。

ロ) 8月29日 第2系列 第2サイクル

a) 原水水質

Total cation 144.6ppm as CaCO₃

Total anion 244.3ppm as CaCO₃

b) 再生剤 (TABLE 7)

ダイヤイオン SK#1 35% HCl 9.3kg=8l、5% 溶液として添加、ダイヤイオン SA#100 45% NaOH 18kg=12.2l、4% 溶液として添加。

TABLE 5 Regeneration (Aug. 27, 1958)

Step	Cation resin	Anion resin
	o'clock-min	o'clock-min
Back washing	9. 20	9. 20
	9. 30	9. 30
Rest	9. 30	9. 30
	9. 35	9. 35
Regenerant feeding	10. 35.	9. 35
	11. 01	10. 35
Displacement	11. 01	10. 35
	11. 35	11. 35
Cation resin transfer onto anion bed	11. 35	11. 35
	12. 05	12. 05
Mixing	12. 05	12. 05
	12. 20	12. 20
Rinsing	12. 20	12. 20
	12. 24	12. 24

TABLE 6 Demineralization (Aug. 27, 1958)

Time o'clock-min	Quality Ω -cm
12. 30	350.0×10^4
13. 00	350.0
13. 30	400.0
14. 00	350.0
14. 30	100.0
15. 00	—
15. 30	—
16. 00	100.0
16. 30	75.0
17. 00	75.0
17. 30	50.0
18. 00	50.0
18. 30	40.0
19. 00	20.0

注) 通水量は流量計調整中のため不明であったが、1.5~2.0 T/H である。

c) 所見 (TABLE 8)

前回同様、比抵抗の上昇は急速であるが、低下も急速である。比抵抗の低下に対し pH がほとんど変化せず、しかも $160,000 \Omega\text{cm}$ において SiO_2 が 1.42ppm 漏出しているにもかかわらず、pH は依然として 6.8 を示していることは、この原水に対し陽陰両イオン交換樹脂のその再生レベルに対する交換容量がよく均衡

TABLE 7 Regeneration (Aug. 29, 1958)

Step	Cation resin	Anion resin
	o'clock-min	o'clock-min
Back washing	10. 03	10. 03
	10. 38	10. 38
Rest	10. 38	10. 38
	10. 45	10. 45
Regenerant feeding	11. 45	10. 45
	12. 15	11. 45
Displacement	12. 15	11. 45
	12. 45	12. 45
Cation resin transfer onto anion bed	12. 45	12. 45
	13. 35	13. 35
Mixing	13. 35	13. 35
	13. 42	13. 42
Rinsing	13. 42	13. 42
	13. 45	13. 45

TABLE 8 Demineralization (Aug. 29, 1958)

Time o'clock-min	Flow rate	Quality Ω -cm	Silica	pH	Iron
	m^3/hr		ppm as SiO_2		ppm as Fe
13. 42	1.5	8.0×10^4			
13. 45	1.5	100.0			
14. 00	1.5	400.0	0.05 >	7.0	0.1 >
14. 30		300.0			
15. 00	3.0	80.0	0.05 >	6.8	0.1 >
15. 30		60.0			
16. 00	3.0	55.0	0.05 >	6.8	0.1 >
16. 30		50.0			
17. 00	1.5	45.0	0.05 >	6.8	0.1 >
17. 30		50.0			
18. 00	1.5	40.0	0.05 >	6.8	0.1 >
18. 30		25.0			
19. 00	1.0	16.0	1.42	6.8	0.1 >

を保っていることを示すものである。

ハ) 9月4日 第2系列 第4サイクル

a) 原水水質

11 時 Total cation 235.9 ppm as CaCO_3

” Total anion 284.5 ppm as CaCO_3

23 時 Total cation 197.1 ppm as CaCO_3

” Total anion 245.5 ppm as CaCO_3

b) 再生剤

ダイヤイオン SK # 135% HCl 16 l (設計値の2倍)

TABLE 9 Regeneration (Sept. 4, 1958)

Step	Cation resin	Anion resin
	o'clock-min	o'clock-min
Back washing	15. 00 15. 10	15. 00 15. 10
Rest	15. 10 16. 35	
Regenerant feeding	16. 35 17. 05	15. 10 16. 35
Displacement	17. 05 17. 35	16. 35 17. 35
Cation resin transfer onto anion bed	17. 35 18. 05	17. 35 18. 05
Mixing	18. 05 18. 15	18. 05 18. 15
Rinsing	18. 15 18. 20	18. 15 18. 20

TABLE 10 Demineralization (Sept. 4, 1958)

Time o'clock- min	Flow rate	Flow in- tegrator indication m ³	Quality Ω -cm	Silica	pH	Iron
	m ³ /hr			ppm as SiO ₂		ppm as Fe
18. 16			10 × 10 ⁴	0.03 >	7.00	0.05 >
18. 17			50	"		
18. 18			70	"		
18. 20	2. 05	10. 52	100	"	6. 8	"
18. 25	2. 05		200	"	6. 8	"
18. 30	2. 07	10. 67	300	"		
18. 38	1. 95	10. 80	400	"		
18. 50	1. 95	10. 96	450	"		
19. 00	1. 95	11. 15	450	"		
20. 00	1. 65	11. 76	500	"	6. 8	"
20. 30	1. 60	12. 25	500	"		
21. 00	0. 35	12. 71	500	"	6. 8	"
21. 30	1. 25	13. 50	500	"		
22. 00	1. 86	14. 57	500	"	6. 8	"
22. 30	1. 88	15. 38	500	"		
23. 00	2. 00	16. 37	200	"	6. 8	"
23. 30	2. 00		70	"	6. 8	"

c) 再生状況 (TABLE 9, 10)

ダイヤイオン SA # 100 45% NaOH 37 l (設計値の3倍)

TABLE 11 Regeneration (Sept. 5, 1958)

Step	Column I		Column II	
	Cation resin	Anion resin	Cation resin	Anion resin
	o'clock-min	o'clock-min	o'clock-min	o'clock-min
Back washing	18. 30 18. 40	18. 30 18. 40	14. 00 14. 10	14. 00 14. 10
Rest	18. 40 18. 45	18. 40 18. 45	14. 10 14. 15	14. 10 14. 15
Regenerant feeding	19. 30 20. 00	18. 45 19. 30	18. 05 15. 35	14. 15 15. 05
Displacement	20. 00 20. 30	19. 30 20. 30	15. 35 16. 20	15. 05 16. 20
Cation resin transfer onto anion bed	20. 30 21. 00	20. 30 21. 00	16. 20 16. 50	16. 20 16. 50
Mixing	21. 00 21. 15	21. 00 21. 15	16. 50 17. 00	16. 50 17. 00
Rinsing	21. 15 21. 35	21. 15 21. 35	17. 00 17. 10	17. 00 17. 10

ニ) 9月5~6日

第2系列(第5サイクル)を2床式, 第1系列(第3サイクル)を混床式ポリッシャーとして組合わせて使用した。

原水水質は通水試験中変動したので, 約3時間ごとに分析した。

a) 再生剤 (TABLE 11)

ダイヤイオン SK # 1 は両系列とも 35% HCl 16 l (165 g HCl/l-樹脂), ダイヤイオン SA # 100 は両系列とも 45% NaOH 37 l (273 g NaOH/l-樹脂)

b) 運転記録

TABLE 12 に示す。

c) 所見

2床式として使用した塔IIの処理水のpHが測定値としてはやや低いようであるが, SiO₂の漏洩も問題でないので, 両樹脂の能力の均衡は保たれていると考える。混床式をポリッシャーとしたときは, 比抵抗 100 万 Ω cm で SiO₂ はすでに約 2 ppm も漏れているので, 通水の終点は初めの系列の破過点で定めるべきである。次にポリッシャーとして使用した方を先に, 再生終了した方をポリッシャーとして使用すればイオンの漏洩はほとんどなく, 安全に運転できる。先の方を2床式, ポリッシャーの方は混床式として使用するのが理想的で, 両系列の切換えは操作盤により簡単におこなうことができる。

TABLE 12 Demineralization (Sept. 5-6, 1958)

Date	Time (o'clock -min)	Flow rate (m ³ /hr)	Flow in- tegrator indica- tion (m ³)	Quality (Ω -cm)		SiO ₂ (ppm as SiO ₂)		pH		Fe (ppm as Fe)		Remark
				Column II	Column I	Column II	Column I	Column II	Column I	Column II	Column I	
Sept. 5, 1958	17. 05	1. 4	17. 50	30 × 10 ⁴								Series opera- tion (column II (two-bed) → Column I (mixed bed))
	17. 10	"		50								
Sept. 6, 1958	21. 40	1. 2	18. 37	90	450 × 10 ⁴	0. 03	0. 03	6. 6	6. 8	0. 05	0. 05	Eliminate Column II
	22. 00	1. 2	18. 68	100	500	"	"	"	"	"	"	
	22. 30	1. 2	19. 26	50	600	"	"	"	"	"	"	
	23. 00	1. 26	19. 94	45	"	"	"	"	"	"	"	
	23. 30	1. 33	20. 59	55	"	"	"	"	"	"	"	
	24. 00	1. 29	21. 23	60	"	"	"	"	"	"	"	
	0. 30	1. 27	21. 86	73	"	"	"	"	6. 9	"	"	
	1. 00	1. 27	22. 50	80	"	"	"	"	"	"	"	
	1. 30	1. 25	23. 11	80	"	"	"	"	"	"	"	
	2. 00	1. 29	23. 79	75	"	"	"	"	"	"	"	
	2. 30	1. 29	24. 40	70	"	"	"	"	"	"	"	
	3. 00	1. 40	25. 10	47	700	"	"	"	"	"	"	
	3. 30	1. 30	25. 75	27	"	"	"	"	"	"	"	
	4. 00	1. 18	26. 34	33	"	"	"	"	"	"	"	
	4. 30	1. 2	26. 89	6	"	0. 1	"	6. 5	"	"	"	
	5. 00	1. 1	27. 44		"	"	"	"	"	"	"	
	5. 30	0. 98	27. 93		800	"	"	"	"	"	"	
	6. 00	1. 2	28. 84		"	"	"	"	"	"	"	
	6. 30	1. 24	29. 15		"	"	"	"	"	"	"	
	7. 00	1. 26	29. 78		"	"	"	"	"	"	"	
	7. 30	1. 26	30. 41		"	"	"	"	"	"	"	
	8. 00	1. 27	31. 05		"	"	"	"	"	"	"	
	8. 30	1. 26	31. 67		"	"	"	"	"	"	"	
	9. 00	1. 23	32. 28		"	"	"	"	"	"	"	
	9. 30	1. 25	32. 93		"	"	"	"	"	"	"	
	10. 00	1. 30	33. 63		"	"	"	"	6. 8	"	"	
	10. 30	1. 20			"	"	"	"	"	"	"	
11. 00	1. 20	34. 83		"	"	"	"	"	"	"		
11. 30	1. 69	35. 52		"	"	"	"	"	"	"		
12. 00	1. 4	36. 22		"	"	"	"	"	"	"		
12. 30	"	37. 86		110	"	"	"	"	"	"		
13. 05	"	37. 94		100	"	1. 8 ~2. 0	"	7. 3	"	"		
13. 06	"			95	"	"	"	"	"	"		
13. 09	"			60	"	"	"	"	"	"		
13. 11	"			50	"	3. 0	"	7. 0	"	"		
13. 13	"			40	"	"	"	"	"	"		
13. 15	"			30	"	"	"	"	"	"		
13. 19	"			20	"	11. 0	"	6. 4	"	"		
13. 21	"			15	"	"	"	"	"	"		
13. 25	"		38. 45	10	"	15	"	5. 1	"	"	Stop	

1.2 放射性廃液を用いた試運転

実際の放射性廃液を用いた試運転は、第1次を昭和33年10月28日から31日、第2次を昭和34年1月13日から16日の間にそれぞれおこなった。この2度にわたる試運転は、使用した液の比放射能が低くて、 $10^{-6} \mu\text{c/ml}$ の桁であったため、詳細なデータが取れず、放射性廃液の処理装置としての適応性、問題点の発見と云ったいわば定性的な結果を得たにとどまった。

その後34年4月にはいって定常運転をおこない、 70 m^3 を越える廃液を順調な成績で処理し、この装置の実用性を実証した。この際処理した廃液の放射能レベルが $10^{-5} \mu\text{c/ml}$ の桁のものであったことは注意すべきである。5月にはいって蒸発装置の試運転のため中断された形であったが、7月中旬からふたたび定常運転を初め、良好に処理をおこなっている。

この間34年6月に核分裂生成物が手にはいったので、イオン交換の部分にのみ試運転をおこない、その性能がかなり明らかになった。

本報告は、以上の試運転ならびに定常運転の際に得られた成績を概観するとともに、いくつかの問題点とその解決の見通しを述べるものである。

ちなみに、この報告で比放射能とあるのは、 2π フロー計数装置で測定した計数値から得られたもので、使用したガスは P-10 ガス（アルゴン-メタン混合ガス）であり、計数効率は 50% とした。本文中 β, γ -

放射能とあるのは 1800V のもとで計数した値によるもので、厳密にはほとんど β のみの放射能と思われる。 α 放射能は 1050V のもとの計数値である。測定できる最低のレベルは $10^{-9} \mu\text{c/ml}$ が試料 500ml 採取の場合の値となるが、有効数字の得られるのは $10^{-8} \mu\text{c/ml}$ 以上である。

1.2.1 運転経過

a) 昭和33年10月（第1次試運転）：電解槽に通ずる原水としては、廃棄物処理場への給水工事未完成のため、第2下水路より応急的に汲上げた水を使用した。イオン交換樹脂の再生レベルは、塩酸は設計時規定量と同じ、苛性ソーダは2倍量を使用した。再生廃液としては、薬注と押出だけを 36 m^3 タンクへもどした。（Fig. 5, TABLE 13 参照）

b) 昭和34年1月（第2次試運転）：原水は正規の給水による「雑水」を使用した。再生廃液は、薬注と押出だけでなく洗浄、樹脂移動等再生工程から出る廃液全部である。（Fig. 6 参照）

c) 昭和34年4月（定常運転）：再生剤の量は、塩酸、苛性ソーダともに規定量を使用した。（Fig. 7, TABLE 14, 15 参照）

d) 昭和34年5月（定常運転）：上記c項と同様である。（TABLE 16）

e) 昭和34年6月11日（第3次試運転）：イオン交換塔のみの試運転を核分裂生成物の硝酸溶液を用いておこなった。この溶液の遊離硝酸濃度は 7.1 規定

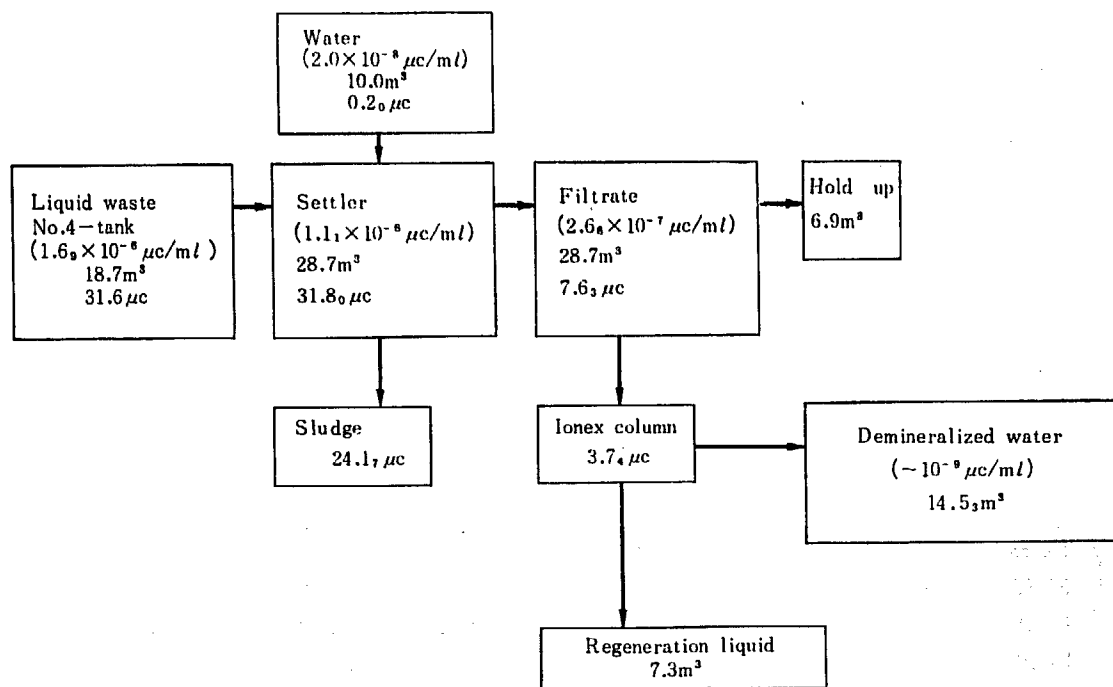


Fig. 5 1st hot test operation (Oct. 28-30, 1958)

TABLE 13 Test operation (Oct. 1958 and Jan. 1959)

Date	Water flowed into system		Waste flowed into system		Type of bed and connection	Demineralized liquid		Spent regenerant Volume m ³	
	Volume m ³	Flow rate m ³ /hr	Volume m ³	Flow rate m ³ /hr		Volume m ³	Flow rate m ³ /hr		
1958	Oct. 28	4.75	0.5	8.5	0.98	M	5.73	1.48	4.4
	29	1.73	0.50	3.4	0.99	M	2.56	1.51	
	30	1.12	0.51	2.3	1.04	T, M	3.38	1.54	
	31	2.42	0.50	4.7	0.98	T, M	2.86	1.48	
1959	Jan. 13		0.4	7.0	1.2	{ T, M T, M T, M; M			2.9
	14	5.38	0.4	5.5	1.2		2.50	1.63	4.9
	16		0.4	2.5	1.2		2.74	2.27	2.3
Total		15.4		33.9			19.8		16.6

T : Two bed in one column
M : Mixed bed

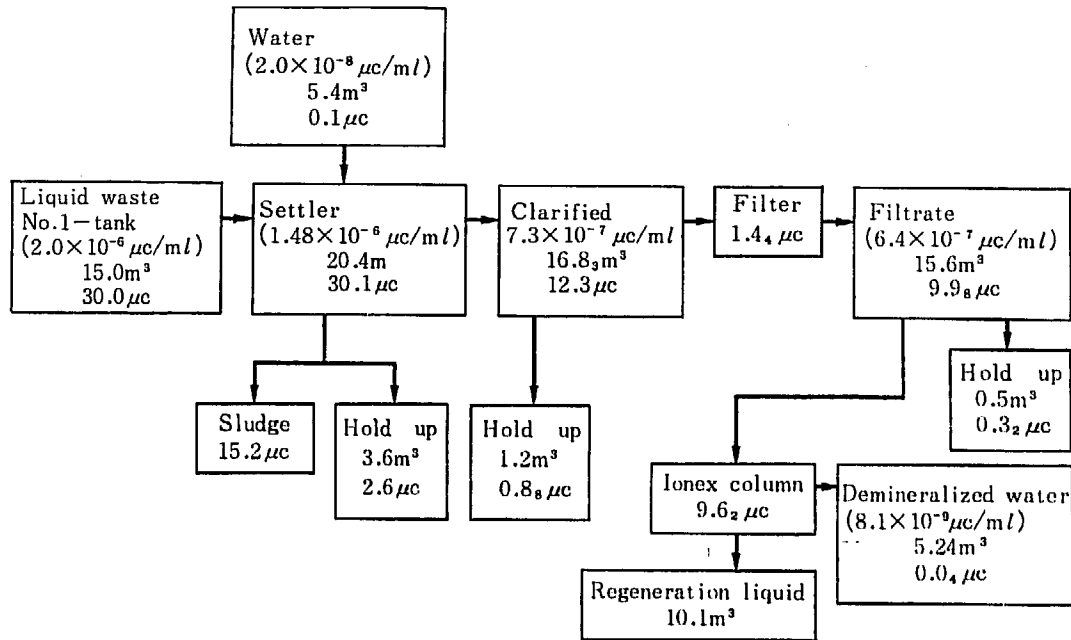


Fig. 6 2nd hot test operation (Jan., 1959)

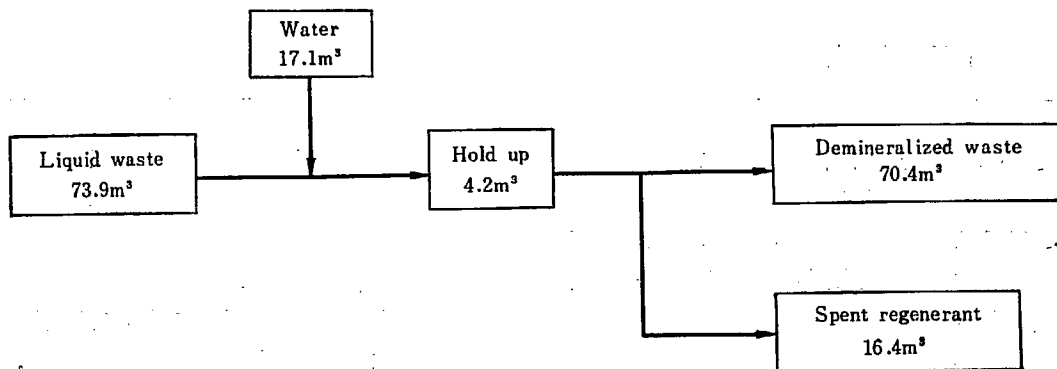


Fig. 7 Routine operation (April, 1959)

TABLE 14 Routine operation (April, 1959)

Date	Volume, m ³			
	Water flowed into the system	Waste flowed into the system	Deminerlized liquid	Spent regenerant
1	2.4	4.1	—	1.4
2	0.8	5.2	6.70	1.5
3	0.8	9.2	4.38	1.7
4	—	3.3	4.11	0.6
6	—	6.8	4.19	0.4
7	0.4	1.5	3.57	0.8
8	0.7	3.0	4.99	0.7
9	1.65	5.6	2.76	2.7
11	1.71	6.1	6.40	1.1
13	0.63	1.7	3.30	0.6
14	1.05	3.2	4.00	0.6
15	1.7	8.1	7.14	1.5
16	1.35	4.9	3.62	1.0
17	1.9	6.15	6.11	1.8
18	1.87	5.0	9.10	—
Total	17.1	73.9	70.40	16.4

TABLE 15 Performances on routine operation (April, 1959)

	pH	Quality, Ω -cm	Total hardness ppm	Iron ppm	Activity (β, γ), $10^{-6} \mu\text{c/ml}$
Liquid waste					
Tank No. 4	3.0—3.2	1400—3700	78—116	0.05—4.0	2.0—5.8
Tank No. 1	3.6	2500—3500	94—98	3.0—3.8	1.7—3.8
Tank No. 4	4.8	4300	90	1.3	14.2
Water	5.6	10000	50.4	0.1	
Clarified waste	5.4—6.2	2200—4300	56.4—90	0.1—2.0	0.83—2.2
	5.6	1800	30		0.41
	6.2	4000	62		1.57
Filtered waste	5.4—7.2	2600—3600	30.2—72	0.1—1.3	0.1—1.3
	5.6	1800	46		
	6.2	4000	70		0.45
Deminerlized waste	5.2—5.8	10^4 — 10^6			0.01—0.001

であり、その 1 ml を中和計数したところ α 放射能 $7 \times 10^{-6} \mu\text{c/ml}$ 、 β, γ -放射能 $8 \times 10^{-2} \mu\text{c/ml}$ の値が得られ、その総量は 900 ml 程度であった。これを蒸発缶からの凝縮液約 3 m³ 弱と混合し、苛性ソーダで中和して試験液とした。

f) 昭和 34 年 6 月 7 日 (定常運転) : c 項とほぼ同じ。

1.2.2 前処理関係

i) 前処理 (フロッキュレーション) の除染特性
結果は TABLE 17 のとおりである。TABLE 17 から総括して、 β, γ -放射能に対しては 80~95% の除去率を示すことが判る。 α 放射能に対しては測定値が少ないが、確実に 95% を越えるものと思われる。

また、4 月 8 日に見られる 70% という低い値は、

TABLE 16 Routine operation (May-July, 1959)

Date	Water flowed into system		Waste flowed into system		Type of bed and connection	Demineralized liquid		Spent regenerant Volume m ³
	Volume m ³	Flow rate m ³ /hr	Volume m ³	Flow rate m ³ /hr		Volume m ³	Flow rate m ³ /hr	
May 2	0.8	0.4	3.6	1.5	M	0	0	0.5
4	0.05	0.3	0.2	1.0	T, M	0	0	0.4
7	0.25	0.3	0.8	1.0	M	1.19	1.35	0.3
8	1.33	0.4	3.5	1.0	M	5.49	1.50	0
9	0.6	0.4	1.6	1.0	T, M	1.72	1.40	0.3
20	1.8	0.3	5.5	1.2	T, M	3.86	1.50	0.8
21	0	0	2.5		T, M	2.64	1.60	0.6
Subtotal	4.83		17.7			14.90		2.9
June 10	0	0	4.0	—	M	5.00	1.8	0.8
11	0.75	0.3	4.5	1.2	T, M	4.69	1.3	0.7
12	2.25	0.3	9.2	1.2	M	7.30	1.5	0.7
29	1.65	0.3	5.8	1.2	M	5.53	1.4	3.0
30	1.05	0.3	4.2	1.2	M	5.77	2.1	1.8
Subtotal	5.7		27.7			28.29		7.0
July 10	0	0	0	0	—	0	0	2.2
11	0.7	0.4	2.7	1.2	M	3.01	1.8	2.5
13	0.675	0.3	7.4	1.2	M	5.41	2.0	3.5
14	1.8	0.3	7.6	1.2	M	4.76	1.6	3.7
15	1.8	0.3	6.0	1.2	M	6.89	1.5	1.8
16	2.01	0.3	9.1	1.2	M	7.21	1.5	0.6
17	2.2	0.3	7.9	1.2	M	9.17	2.0	0.9
18	0.7	0.3	4.6	1.2	M	4.34	2.5	0.7
20	1.275	0.3	4.5	1.2	M	6.44	2.0	0.8
21	1.875	0.3	7.6	1.2	M	6.65	2.0	0.8
22	1.175	0.3	4.8	1.2	M	7.20	1.8	0.9
23	1.8	0.3	7.0	1.2	M	7.35	1.5	0.8
Subtotal	16.1		69.2			68.43		19.2
Total	26.63		114.6			111.62		29.1

T : Two bed in one column
M : Mixed bed

電解槽におけるフロックの生成を止め、中和した廃液を沈降分離槽中の、それまでに蓄積されたスラッジブランケットに通した際に得られた値であって、このことは放射能の大部分が廃液中の懸濁物質等に付着、吸着されて存在するとの推定を強調するものであって、36 m³ タンク中の比放射能が、上部で低く、下部で高いことをも説明するものと思われる。TABLE 17 feed liquid の欄参照 (10-28→10-31)。

低レベル廃液についてその後 (昭和 34 年 10 月) に口過による除染の影響を測定した。

番号	試料	pH	蒸発残留物 mg/l	比放射能 $\mu\text{c/ml}$	除去率
1	JRR-1 からの廃液	7.3	112.5	2.26 $\times 10^{-6}$	52 %
	No. 5 A 2 枚で口過したもの	7.3	64	1.09	
2	再処理試験室からの廃液	9.5	180	1.95	55 %
	中和し、No. 5 A 2 枚で口過したもの	6.9	198	0.88	
3	研究 I, III 棟からの廃液	3.0	691	33.5	60 %
	中和し、No. 5 A 2 枚で口過	6.9	393	13.4	

これから廃液を中和、口過するだけで、50~60%の放射能除去率が得られることがわかる。

TABLE 17 Decontamination in flocculation

Date	Feed liquid	Filtrate	Activity removal
$\beta\text{-}\gamma$ activity ($\mu\text{c/ml}$)			
Oct. 28, 1958	20×10^{-7}	2.8×10^{-7}	86 %
29	22	1.7	92
30	24	2.5	90
31	25	3.1	88
Jan. 13, 1959	30	6.4	79
Apr. 2	18	3.5	81
4	20	1.0	95
8	44	13	70
18	109	4.5	96
June 11	944	118	88
α activity ($\mu\text{c/ml}$)			
Jan. 13, 1959	1.2×10^{-8}	0.36×10^{-9}	97
June 11	25.6	3.5	98

ii) スラッジの性質について

電解で生成したフロックは、最後にはスラッジとして沈降分離槽から抜き出されるが、その性質について二、三の結果を記す。

a) 沈降速度 昭和 34 年 3 月に沈降分離槽内のスラッジを採取して、その沈降速度を 500 ml メスシリンダー（目盛部分の高さ 25cm）内の界面沈降速度により観測した。このスラッジの大部分は昭和 33 年 8 月以来沈降分離槽内に貯留されていたものであって、ウドン粉状であった。

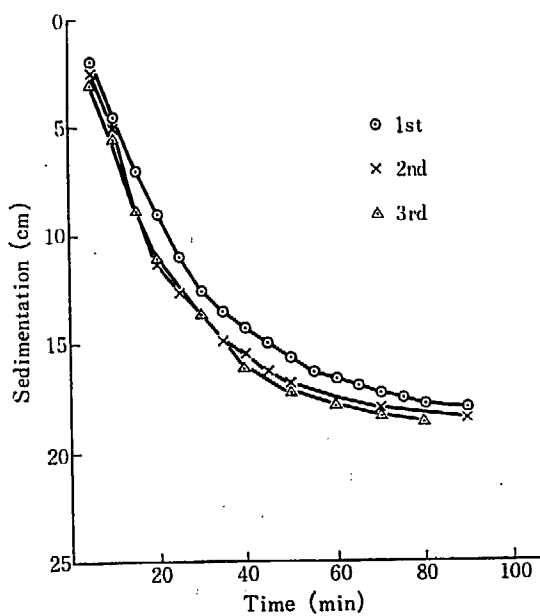


Fig. 8 Settling behavior of sludge in repeating

初期の定速沈降と考えられる範囲では 20 分間に 9 ~ 11cm の沈降を示し、あらかじめスラッジを烈しく振とうしておこなった 2 回目、3 回目の結果も大差がなかった。また数日間放置後のスラッジ体積は最初の 1/5 ~ 1/7 程度であった。(Fig. 8 参照)

その後 5 月スラッジ分離槽に沈降分離槽からスラッジを移したが、そのとき測定した沈降状況は Fig. 9 のようであった。

この 2 つの測定からは 27 ~ 40cm/hr の速度が初期段階に対して得られる。

b) 比放射能 このスラッジ分離槽に移して静置沈降したスラッジを 34 年 6 月末その底から採取して測定したところ、 $3.07 \times 10^{-4} \mu\text{c/ml}$ の値を得た。この値から 1 l のスラッジは $10^{-1} \mu\text{c}$ の放射能を含むことになる。

c) 化学的成分 スラッジ分離槽中で濃縮したスラッジを採取して鈹酸に溶解して測定したアルミニウム、鉄の含量は、それぞれ

Al.....1.2%, Fe.....0.054%

であり、またこのスラッジを計数するために赤外線ランプのもとで蒸発乾固した後の固形物量は 27.35 mg/ml スラッジ以下であった。いまアルミニウムを Al_2O_3 、鉄を Fe_2O_3 として各々の含量を計算すると、

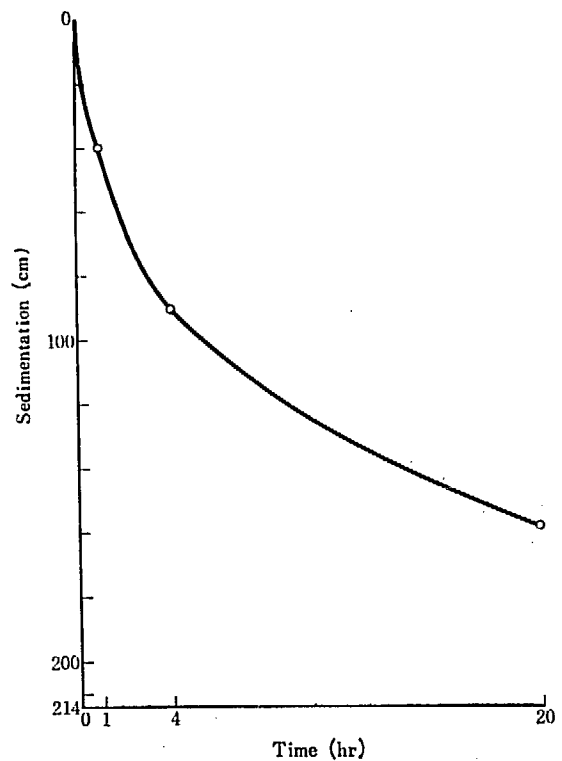


Fig. 9 Settling behavior of sludge in large scale

Al ₂ O ₃	22.7
Fe ₂ O ₃	0.77
計	23.47 mg/ml-sludge

となり、前記固形物量 27.35 mg/ml スラッジ以下とよく一致すると云えよう。

iii) その他

a) 電極板の寿命 計算によれば現在使用しているアルミニウム板 (250 mm × 1,000 mm × 7 枚, 1 mm 厚) が全部溶解し去るまでには、8 ppm Al とすれば 600 m³ 処理可能であるが、実際はどの程度使用可能であろうか。33年8月から34年6月までに電極を2セット使用したが、その間のイオン交換塔の処理液量は約 200 m³ であった。極板の寿命は単に液量に比例するだけではなく、その浸液期間にも影響されると考えられるので、以上の数字から勘案するに、1日数 m³ 処理の運転を続けた場合 150 m³ ~ 250 m³ で1セットを消費する程度が妥当な推定と思われる。これは、1 ~ 2カ月間の運転に対応する。

b) 沈降分離槽 フロックの沈降速度が前記のように 27 ~ 40 cm/hr と実測されたが、この数字と現在の沈降分離槽 (1,600 mmφ) 中の上昇流の速度とを比較してみる。いま定格の 1.5 m³/hr 流量では上昇流速は 54.5 cm/hr となり、フロックの沈降速度より大きいことになる。事実長時間の運転では、フロックが溢流するのが観察されている。

このための対策としては、沈降分離槽の直径を少なくとも 2,200 mmφ に増大して上昇流速を 40 cm/hr 以下とするか、あるいは凝集剤を使用してフロックの沈降速度を増大するかが考えられよう。この際にはフロックの生長、その他の関係から滞留時間が少なくとも 2時間程度必要であること、またフロックの沈降速度が、その濃度に依存することに留意すべきであろう。

c) スラッジの処理 スラッジの生成量を検討してみると、沈降分離槽にはいる液について 8 ppm Al になるように加えられたのが、スラッジ中では 12 × 10³ ppm Al となっていることから計算すると、処理する液の 1/1,500 となるが、処理する液の中にもアルミニウムが含まれていることを考慮すれば 1/1,000 程度と推定するのが妥当であろう。

1.2.3 イオン交換関係

i) イオン交換樹脂塔の除染特性

昭和 34 年 6 月 11 日核分裂生成物を用いた試験により初めてイオン交換樹脂塔の性能が明らかとなった。それまでは、10⁻⁶ μc/ml 程度の廃液、それも前処理を

通ってきたものであるから、大部分 10⁻⁷ μc/ml の桁の液を処理していたため、測定上の精度の点から処理後の放射能レベルが 10⁻⁸ ~ 10⁻⁹ μc/ml おそらくはそれ以下であろうと云うことだけしか判っていない。

この試験の結果は TABLE 18 に示すように、β, γ-放射能に対しては 5.3 × 10³, α 放射能に対しては 3.8 × 10⁴ の除染係数を示した。用いた核分裂生成物の主要放射能は Ce, Zr 等に起因するものと考えられるが、これらに対して 10³ 以上の除染係数を得たことになる。直列運転の最初の塔 (2床式) の出口で、すでに比抵抗 5 × 10⁵ Ω-cm, 除染係数 10³ が得られたため、混床式の塔の除染係数は精密な意味はなく、TABLE 18 に示した値は最低この程度と云う目安を示すに過ぎない。

TABLE 18 Decontamination in ion exchange (June 11, 1959)

Feed	1st column (two-bed)	2nd column (mixed-bed)
β, γ-activity (μc/ml)		
6.96 × 10 ⁻⁴	2.88 × 10 ⁻⁷	1.53 × 10 ⁻⁸
	1.80	1.66
	9.96	25
<u>6.40</u>	<u>5.06</u>	<u>22</u>
av. 6.68	4.93	12.6
D. F.	1.36 × 10 ³	3.92
D. F. overall	5.31 × 10 ³	
α-activity (μc/ml)		
1.62 × 10 ⁻⁶	1.08 × 10 ⁻⁹	0
	0	0
	2.52	0.18 × 10 ⁻⁹
<u>1.80</u>	<u>0.54</u>	<u>0</u>
av. 1.71	1.38	0.05
D. F.	1.24 × 10 ³	3.1 × 10
D. F. overall	3.8 × 10 ⁴	

ii) 樹脂の汚染

第1次、第2次の試運転においては、樹脂中に放射能が残存して、再生によってもその除去が十分におこなえないのではないかと懸念が持たれたが、その後の結果から推測すると、樹脂に残留する放射能はたかだか数%程度であって、大部分の放射能は再生廃液中に移ること、ならびに放射能の残留に関連して考えられる樹脂の交換容量の低下も全然ないことが明らかと

なった。

樹脂の残存放射能については、昭和 34 年 6 月第 2 系列のイオン交換塔から採取した陰イオン交換樹脂について試験をおこなった。湿潤状態の樹脂 1 ml あたり 70% HClO₃ 4.5 ml, HNO₃ 4.5 ml で分解した試料を計数したところ、 $0.9 \times 10^{-5} \mu\text{c/ml-wet resin}$ を得た。第 2 次の試運転後の結果では、分解が巧みかなくて炭化した樹脂を硝酸で浸出した液について測定し、再生前のアニオン交換樹脂 $8 \times 10^{-5} \mu\text{c/ml-resin}$ 、カチオン交換樹脂では $10^{-5} \mu\text{c/ml}$ 付近の値を得ていた。

昭和 34 年 5 月末それまでに蓄積された再生廃液のレベルが $1.22 \times 10^{-6} \mu\text{c/ml}$ ないし $7.47 \times 10^{-7} \mu\text{c/ml}$ であって、それまでに処理した口過水のレベルが大部分 $10^{-7} \mu\text{c/ml}$ の桁で、一部 $10^{-6} \mu\text{c/ml}$ の桁であったこと、ならびに長い方では半年にわたる貯蔵期間による減衰を考慮すれば、(口過水のレベル \times 減容比) \times (壊変による減衰補正係数) なる式で表わされる再生廃液のレベル——これは樹脂に残存する放射能がないとした場合に示すべきレベルであるが——と実測値と大差ないことは、容易に想像されよう。この間の減容比としては 1~4、放射能の見掛けの半減期 1/2 年前後である。

次はイオン交換樹脂の交換容量が運転経過とともに低下するかとの問題である。昭和 34 年 5 月第 2 系列から採取した樹脂について、その交換容量を種々の樹脂に対する処理とともに測定したところ、アニオン交換樹脂に対して TABLE 19 のような結果を得た。塩酸による洗浄、次亜塩素酸ソーダ処理によっても交換容量の増加が見られなかったこと、またカタログ記載の交換容量 $1.0 \text{ meq/ml-wet resin}$ を割っていないことから容量の低下はなかったものと判定される。

TABLE 19 Capacity checking of used anion exchange resin

Pretreatment	Volume of resin ml	Exchange capacity meq/ml-resin	
		Observed	Mean
HCl-washing	20	1.02 1.08	1.05
HCl, NaClO ₂ -washing	20	1.05 1.08	1.07
Without washing	20	1.08 1.08	1.08

アニオン交換樹脂の亀裂の問題は放射性液処理の観点から重大となるかも知れない。カチオン交換樹脂の

破碎は通常の水処理の場合にもしばしば観察され、製造バッチによっては破碎の烈しいものもあるとの説明であった。

結局、樹脂の残存放射能も交換容量の低下も現在までのところ問題とするにたらず、水酸化物による樹脂表面の被覆は起っていないか、起っていても僅少であると考えられ、樹脂の寿命は通常の水処理と同様に考えておけば良いのであろう。ただし再生の際、洗浄が不十分であって、アルカリが残留しているときは種々のトラブルが起りうるのはもちろんである。

iii) 減容比

TABLE 16 で 7 月 16 日以降の結果から判るように、一塔あたりの再生廃液量を $0.6 \sim 0.9 \text{ m}^3$ (平均 0.8 m^3) に減少することができ、また処理液量は平均を 6.9 m^3 得た。すなわち、(処理液量)/(再生廃液量) で表わされる減容比は 7 月 16 日から 7 月 23 日の間では $(48.3 + 5.5)/(5.5) = 9.8$ に達した。7 月 23 日の口過水の全固型物の量はイオン交換樹脂法で陰イオンにつき 224ppm-CaCO₃ であった。それまでの減容比は 4 前後であって再生廃液の処理および費用の点からイオン交換樹脂による放射性廃液処理に対しては大きな疑問を抱かせていた。

この 9.8 という減容比を達成するにあたって考慮した点は次のようなものである。

a) 再生レベルを規定量としたこと

第 1 次、第 2 次試運転では、アニオン交換樹脂のみその再生レベルを設計時規定量の 2 倍としたが、これでは交換容量を 20% 程度しか増大しないので、単位量の苛性ソーダに対する交換容量が 40% 方低下することになるので、設計時規定量とした。再生剤の量は、規定量一塔あたり塩酸 65 l、苛性ソーダ 200 l (いずれも樹脂層を通過するときの体積) と計算されるから、苛性ソーダの量を減じたことは大なる利益があるはずである。

b) 再生剤の濃度を高めたこと

塩酸の方は 35% のものをエジェクターで吸入希釈しながら 5% の濃度で樹脂層を通過するよう設計されているが、これはそのままし、苛性ソーダの方の濃度を高めた。すなわち、今までは計量槽中で 45% 苛性ソーダを水で 2 倍にうすめてからエジェクターで注入していたのを、うすめないであるいはうすめても 1.5 倍程度で止めて注入した。設計時は 3~4% の濃度で樹脂層を通過するようになっていたが、これが 1.5~2 倍の濃度となったため薬液の量は $3/4 \sim 1/2$ となったわけである。ただし、苛性ソーダはその濃度を

余り上げると、洗浄が困難となるのでc項の洗浄液量と比較しながらおこなう必要があった。

再生剤の濃度を高めることによって得られるもう一つの利点は、同じ再生剤量（純成分としての重量）を使用して10%程度ではあるが、再生後の交換容量が増大することである。

c) 洗浄液量の制限

再生廃液として36 m³タンクへ返すのは、薬注とそれに続く押出の分だけとし、それ以後の洗浄、樹脂移動等に使用した水は沈降分離槽へもどすことになっているが、洗浄の終末点をpHで監視することにした。この結果必要にして十分な洗浄がおこなえるようになり、樹脂表面への水酸化物の沈殿のおそれもなく、洗浄水で再生交換容量を空費するものも僅少とすることができた。

全固型物量224 ppm-CaCO₃の液を7.2 m³程度処理できることは、樹脂体積とその再生レベルとから計算した1塔あたりの全交換容量2,000 g-CaCO₃のうち80%にあたる1,600g-CaCO₃が10⁵~10⁶Ωcm以上の出口水質を有する液量に寄与していることになる。しかし、この80%という値は塔内樹脂量の計量基準がはっきりしていないため、果たして設計値と同量はいっているか不明であって、確定した数値ではない。

今後の努力により再生廃液の量を0.7 m³以下に定常的におさえることができれば230 ppmの廃液に対して減容比10で運転可能である。

管理区域内の特殊流しの管理が現在のように適正におこなわれれば溶存イオン量は230 ppm前後で300 ppmを越えないと思われる。この程度の溶存イオン量であれば管理区域内の給水をすべて脱塩水とするのもかなり有効であって、そうすれば現在の給水中の溶存イオン量65~70ppm程度が減少するから、処理する廃液中の溶存イオン量は160 ppm程度となり、減容比は14を越えることになる。

1.2.4 総括

以上を総合すると、本装置に対して次のことがいえるよう。

- 1) 総合除染特性
除染係数で表わす。

	前処理	イオン交換	総括
β, γ放射能	5~20	5×10 ³	(10 ⁴ ~10 ⁵)
α放射能	>30	4×10 ⁴	>(10 ⁵ ~10 ⁶)

今、処理の終末点を告示による最大許容水中濃度の1/10、1×10⁻³μc/mlとすれば、10⁻⁴μc/mlまでの廃液なら前処理後の溶存イオン量230 ppm以下の場合、減容比10で処理できることになる。処理済の液を一般下水でうすめることを期待して、その終末点が1×10⁻⁷μc/mlまで許容できるとすれば10⁻³μc/mlの液まで間違いなく処理できるわけである。

一方、各機器の表面線量率が300 mR/weekを越えるのは、内容液が10⁻²μc/ml程度以上と計算からは推測されるので、この装置で取扱える最高濃度は、局所への濃縮を考慮してやはり10⁻³μc/mlまでであって、除染特性からの処理上限と一致する。現在では表面線量率は特にあるとは認められない状態である。また現在のままで10⁻³μc/mlの液を取扱うのは補器、特にポンプ、バルブ等からの漏洩の面から望ましくはない。

結局、この装置では特に放射線に対する遮蔽は、必要としないこととなる。

2) 改修すべき点

現在の結果から、これと同じような装置を新しく製作設置するとした場合には改良した方がよいと思われる点をあげてみる。ただし、現在の装置が試験の性格を有していることによる部分は除く。

- a) pH調節装置は酸をも注入可能としてアルカリ性液も処理できるようにする。
- b) 沈降分離槽は上昇流速を小さくするため、直径を大とするか、フロックの凝集剤を使用するようにする。
- c) ロ過器は連続運転をおこなわなければ1基で十分である。
- d) イオン交換塔は2床式、混床式の直列運転の必要はなく、混床式1塔で十分である。
- e) 再生用機器では、再生剤を少なくとも、その1/3~1/2量は循環して使用するようにしたい。
- f) その他、再生廃液のラインにpH計や流量計を置いたり、電解槽にロ過水を通したりすることはすでに現在の装置においても一部改修済である。ポンプもできればchempumpを使いたい。

1.2.5 混床式イオン交換塔の再生廃液量

ここにいう混床式イオン交換塔は、強電解質樹脂を用いたもので、

Diaion SK # 1	40 l
Diaion SA # 100	90 l

を充填したものである。

- i) 1回の再生操作に必要な全液量
2.3~2.9 m³

ii) 規定量使用の際の再生剤自体の液量

a) アニオン再生剤

規定量：45% NaOH-12.2l を計量槽にとり、エジェクターで4% にうすめて使用。45% 溶液の密度 1.48₁ kg/l, 4% 溶液の密度 1.04₄ kg/l とすれば、

$$\frac{12.2 \times 1.48_1 \times 0.45 \times 100/4}{1.04_4} = 194.7l$$

b) カチオン再生剤

規定量：35% HCl-8l を計量槽にとり、エジェクターで5% にうすめて使用。35% 溶液の密度 1.174 kg/l, 5% 溶液の密度 1.025 kg/l とすれば、

$$\frac{8 \times 1.174 \times 0.35 \times 100/5}{1.025} = 64.4l$$

c) 計

$$194.7 + 64.4 = 259.1l$$

なお、この交換塔ではアニオン、カチオン、両樹脂を同一の塔の中で別々に再生するため、たとえばアニオン交換樹脂を再生している間は、カチオン樹脂層に水を流してアニオン再生剤の流入することを防がねばならない。

iii) 実績 (TABLE 20) で得られた 0.8m³ 1塔1回あたりの再生廃液量の解釈

この装置では再生操作からの廃水を二分して、濃い方を再生廃液として扱い、蒸発缶で処理することとしうすい方は前処理の沈降分離槽にもどし系内循環させることになっている。両者の境界点は通常 pH で判定するのが便利であると思われる。このような考え方で蒸発缶で処理する濃い液（再生廃液）の内容は、樹脂層に接触させた使用済再生剤溶液 ㊸ と引続きおこなわれる押し出し操作の水 ㊹、それに ii) 項で述べた再生剤混入防止に使用する水 ㊺ が最少限含まれることになる。

いま、再生廃液減量に最適な条件として樹脂層内をピストン流で溶液が流れると仮定し c) 項の影響と樹脂相に入り込んでいるものを無視すれば、259l × 2 = 520l (0.52m³) がその最低値となるわけである。逆に最も悪い条件の完全混合として考慮してみると、800l (0.8m³) では初濃度の 10% 以下、再生薬剤量それに再生液の方に移った放射能の少なくとも 95% 以上 97~98% が 0.8m³ にはいることになる。再生の際の液流速は空塔として、平均数 cm/min, 大きいときでも 10 cm/min の桁である。

iv) 再生廃液を減量するために考慮する因子

a) 再生剤の濃度

再生剤の濃度を上げることは直接に再生剤の体積を

TABLE 20 Volume reduction performances in ion exchange unit

Date	Demineralized liquid (A)	Spent regenerant (B)	(A) + (B) (B)
July 16	7.21 m ³	0.6 m ³	13.0
17	9.17	0.9	11.2
18	4.34	0.7	7.2
20	6.44	0.8	9.05
21	6.65	0.8	9.3
22	7.20	0.9	9.0
23	7.35	0.8	10.0
Aug. 3	7.90	0.9	9.8
4	6.71	0.5	14.4
5	5.49	0.5	12.0
6	3.87	0.8	5.84
7	7.26	0.65	12.2
10	6.45	0.7	10.2
11	7.31	0.9	9.1
12	4.86	0.8	7.1
Total per cycle	98.21	11.25	9.74
Sept. 21	8.20	1.2	7.83
22	9.03	1.0	10.03
23	5.54	0.6	10.07
25	6.20		
26	6.01	1.5	9.15
Total per cycle	34.98	4.3	9.2

減すことになる。このイオン交換塔では、アニオン交換樹脂の再生廃液の体積が圧倒的に大きいので、アニオン交換樹脂について検討するのがのぞましいが、それについての詳細なデータが発表されていないので、カチオン交換樹脂を例にとって説明する。なお NaOH をアニオン交換樹脂の再生に使用するときは、それに引続く洗浄の困難性から一般に4%以上の溶液を使用

TABLE 21 Cation exchange capacity per column (40l of cation exchange resin)

Regenerated capacity g-CaCO ₃ /l-resin	Column exchange capacity g-CaCO ₃
40	1,600
50	2,000
60	2,400
70	2,800
80	3,200

TABLE 22 Volume of cation regenerant per column (40 l of cation exchange resin)

Regenerated cation exchange capacity g-CaCO ₃ /l-resin	5% HCl solution		10% HCl solution		15% HCl solution	
	regeneration level g-HCl/l-resin	vol. l	regeneration level g-HCl/l-resin	vol. l	regeneration level g-HCl/l-resin	vol. l
40	57.5	44.9	45	(15.1)	51	(12.6)
50	85	66.3	73	(27.8)	74	(18.3)
60	124	96.6	109	41.5	101	(20.5)
70	185	144.2	158	60.2	144	(35.7)
80			245	93.3	210	52.1

することはすすめられていない。

Diaion SK #1, H 型の再生剤濃度と交換容量の関係を示す曲線が Diaion の data sheet No. 4 Fig. 3 に示されているのでこれによる。再生剤の濃度は、5%、10%、15% の塩酸とし、各々の濃度における密度をそれぞれ 1.025, 1.050, 1.075 とした。

再生剤の体積 (1 塔分、すなわち 40 l の再生に必要な体積) を TABLE 22 に示す。

TABLE 22 のうち樹脂と同体積以下の再生剤量は、樹脂層との接触不良と思われるので、一応除外するとして、カッコを付した。なお、注意すべきこととしては同一再生交換容量に対する塩酸量 (100% HCl としての) が、濃度の増加とともに減少している傾向のあることである。

塔交換容量 (1 塔分、すなわち 40 l の樹脂の交換容量) を TABLE 21 に示す。

TABLE 23 Index of volume reduction on cation exchange

Regenerated capacity g-CaCO ₃ /l-resin	Index of volume reduction (regenerated capacity/volume of regenerant)		
	5% HCl solution	10% HCl solution	15% HCl solution
40	35.5	(106)	(127)
50	30.2	(72)	(109)
60	24.9	58.2	(96)
70	19.4	46.5	(78.5)
80		34.3	61.3

減容度を表わす指標 (TABLE 23)

処理する廃液量は、塔交換容量 (甲) に比例し、(再生廃液量) は再生に必要な塩酸の体積 (乙) に比例するとすれば、(甲)/(乙) が減容度を表わす指標となる。結局、再生剤の濃度は高い方が有利であって、5% で 40 g-CaCO₃/l-resin にまで再生したときと、10% HCl で 80 g-CaCO₃/l-resin のときと同じ減容

となる。また、一般的に再生レベルを低くとした方が減容には有利である。

b) 再生レベル

a) 項の最後の表 (TABLE 22) でわかるように、同一濃度の再生剤溶液では再生レベルの低い方が減容には有利なことがわかる。これは再生レベルと再生交換容量の曲線の勾配の急なところを使用することに対応する。つまり、再生効率が良くなるわけであるが、これもあまり再生レベルを低くとると漏出が多くなるので実用上限度がある。

c) その他

温度、粒度等もこの減容に寄与すると思われるが、実用上変化させることが困難であるので、一応とりあげないことにする。

1.2.6 実際の再生操作からの排液

再生の各工程からの排液の分布、その濃度などを知る目的で 2 回にわたって試験を 35 年 1 月におこなった。その量の分布、各工程の最初、最後と思われる排液から採取した試料についての測定結果を TABLE 24, 25 に示す。

この結果から各再生薬液自体 (HCl 溶液と NaOH 溶液) の量は 0.6 m³ であり、洗浄工程の終期には溶存固型物が大部分除かれていることがわかる。時期が厳冬期なので、洗浄速度がやや遅いように思われる。

いずれにせよ、最小限、逆洗、樹脂移動、混合の各工程からの排液を、前処理の沈降槽にもどし系内循環させる方が、蒸発缶で処理するよりはるかに有利であることは、これらの液中のイオン濃度を口過水 (交換塔で処理すべき廃液) のそれと比較すれば明瞭である。

別に再生廃液中の固型物量を実測したところ、1.26% (重量) が得られた。使用した再生薬剤、再生によって樹脂相から再生廃液に移ったイオン量 (放射能はこの中に含まれる)、再生に使用した口過水中のイオ

TABLE 24 Analysis and amount of spent regenerant-I

Step of regeneration	Total cation ppm as CaCO ₃	Total anion ppm as CaCO ₃	Evaporated residue mg/l	pH	Activity level $\mu\text{C}/\text{ml}$	Volume m ³
Regeneration of anion resin	685	690	1000	9.2	3.99×10^{-5}	0.2
	3215	30500	27620	13.2	13.9	
Regeneration of cation resin	11600	18850	20630	13.1	13.9	0.4
	13400	6833	10140	1.4	48.2	
Rinsing	737	3380	3900	12.6	5.29	0.1
Washing	525	2690	3580	12.6	5.88	0.8
	188	1215	880	12.0	2.48	
Cation resin transfer to upon anion resin	188	187	400	10.0	8.85	0.4
Resin mixing	54	98	460	10.4	4.53	
Liquid waste	236	229	355	6.5	15.3	total. 1.9
	247	232	265	6.0	12.1	
Filtrate	172	177	245	8.1	9.64	
	188	183	240	6.9	9.79	
Demineralized waste				6.8	0.00549	

TABLE 25 Analysis and amount of spent regenerant-II

Step of regeneration	Total cation ppm as CaCO ₃	Total anion ppm as CaCO ₃	Evaporated residue mg/l	pH	Activity level $\mu\text{C}/\text{ml}$	Volume m ³
Back washing	183	183	235	7.9	8.94×10^{-5}	0.1
Regeneration of anion resin	32	31	220	8.3	0.414	0.2
	422	28640	33760	12.1	73.6	
Regeneration of cation resin	15685	22130	27000	12.2	113	0.4
	13435	7765	9940	1.5	39	
Rinsing	810	2125	2260	12.2	3.8	0.2
Washing	945	7525	8220	12.4	10.3	0.9
	134	268	700	11.4	0.198	
Cation resin transfer to upon anion resin	193	139	250	3.3	4.89	0.2
Resin mixing	13	67	190	10.8	2.44	
Liquid waste	247	232	325	6.5	12.3	total. 2.0
Filtrate	198	191	185	7.5	8.13	

ン量の総和が1塔1回の再生につき800l中に含まれるとすれば、概算では1.44%(重量)という値が得られ、800lとすれば、固型物の90%以上がこの中に

含まれ、900lとすれば固型物の全部が含まれていることになる。

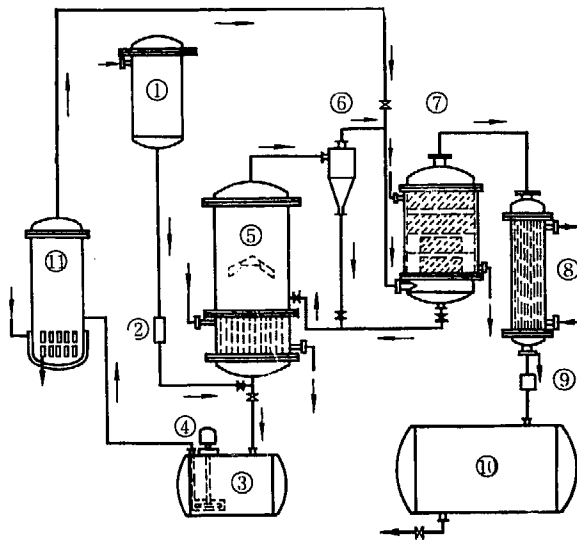
2 イオン交換膜電解透析装置⁴⁾

直接蒸発缶で濃縮処理するには低過ぎ、またイオン交換塔で処理するには高過ぎる溶存固型物濃度を有する低レベル廃液に対して、経済的な処理をおこなうため、イオン交換膜による電解透析処理をとりあげた。電解脱珪前処理をおこなった廃液をこの電解透析装置

で処理し、その脱塩された液をイオン交換樹脂塔で処理する一方、電解透析で濃縮された廃液を蒸発缶で処理する方式である。その詳細は、JAERI-1012に報告されている。

3 蒸 発 装 置

常圧自然循環型に属する標準型蒸発缶（発蒸缶と称する）を第1段に、同型式に属するリングエレメントとジャケットを加熱部として有する蒸発缶（濃縮缶と称する）を第2段に用いた装置で、そのフローシート、主要目をそれぞれ Fig. 10, TABLE 26 に示す。伝熱面のスケール除去のための硝酸洗浄系、発泡抑制のための消泡剤注入系を有する。



- ① Supply tank
- ② Flow meter
- ③ Concentrated liquid tank
- ④ Vertical pump
- ⑤ Evaporator proper
- ⑥ Cyclone
- ⑦ Mist separator
- ⑧ Condenser
- ⑨ Monitor
- ⑩ Condensed liquid tank
- ⑪ Concentrator

Fig. 10 Evaporation unit

なお、昭和 35 年度末までの低レベル廃液処理状況を Fig. 11 に示す。この間に蒸発缶で処理した量は 683.4 m³、そのうち 243.2 m³ はイオン交換処理からの再生廃液で、35.5% を占めている。

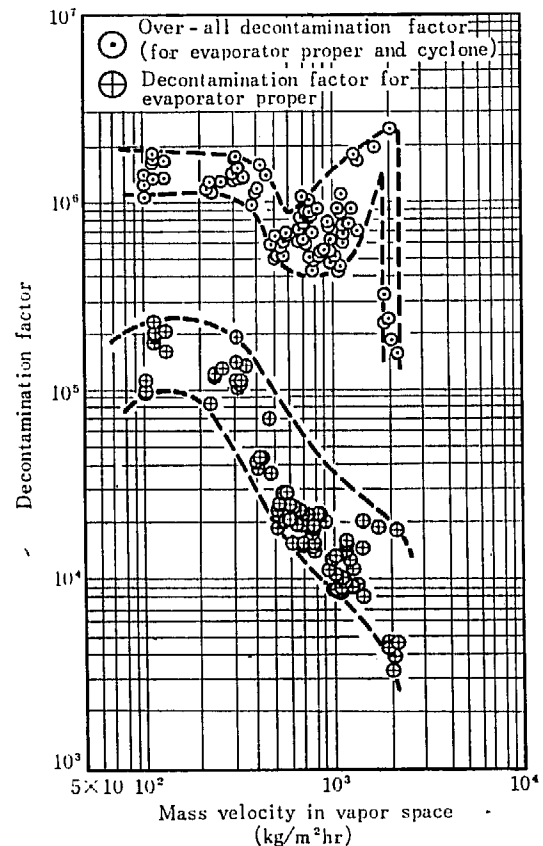
3.1 非放射性物質による除染特性試験^{5), 6)}

廃液の蒸発処理にあたっては、まず、原液の連続供給をおこないながら蒸発濃縮をおこない、所定の濃度に達した所で原液供給および蒸発を停止し、缶内の濃

縮液を濃縮タンクに取り出す、いわゆる半回分式蒸発であって、この場合には缶内液の放射能の強さが連続的に変化するので、蒸発装置の除染特性を明確にするための実験操作としては好ましくない。そこで蒸発缶内の液として LiCl の 10% 前後の蒸留水水溶液を用い、原液として、蒸留水を連続供給して除染特性を調べた。LiCl の分析には蛍光分析法を用いた。

なお、本蒸発装置が定常状態に達する時間は蒸発量によって異なるが、だいたい 3~12 時間であったので、測定はすべて約 12 時間経過後におこなわれた。

まず、Fig. 10 の装置でミスト分離用充填塔を切り離し、蒸発缶、サイクロンおよび凝縮器を直列に接続し、缶本体中の液濃度、サイクロンおよび凝縮器より留出する液量および液濃度を測定し、次式によって蒸



- ⊙ Over-all decontamination factor (for evaporator proper and cyclone)
- ⊕ Decontamination factor for evaporator proper

Fig. 11 Evaporation decontamination

TABLE 26 Dimensions of major part of evaporation unit

Evaporator	
Inside diameter	1270 mm ϕ (thickness 6 mm)
Height of vapor space	2000 mm
Heating tubes	20 mm I. D., 25 mm O. D., 806 mmL, 690 tubes
Vapor conduit	
Inside diameter	150 mm ϕ (thickness 3 mm)
Cyclone (Spiral type)	
Inlet	160 \times 160 mm square
Inner cylinder	{ 150 mm ϕ (thickness 3 mm) (total length ; 350 mm, of which 150 mm is projected out.)
Outer cylinder	450 mm ϕ (thickness 3 mm)
Height of cylindrical part	550 mm
Height of conical part	550 mm
Mist separator (Indirect heating by steam from outside)	
Inside diameter	1000 mm ϕ (thickness 10 mm)
Wire mesh demister	{ Two layers at the bottom ; 600 mm ϕ I. D., 220 mmH \times 2, wire diameter ; 0.254 mm ϕ , packed density ; 20 kg/m ³
Glass fiber packed beds (Steam indirect heating tubes installed in the layer)	{ Two layers at the top ; 1000 mm ϕ I. D., 416 mmH \times 2, packed density ; 80 kg/m ³ , fiber diameter ; 19 μ
Condenser (Vertical, calandria type ; tube side ; vapor, shell side ; water)	
Tubes	{ 20 mm ϕ I. D., 24 mm ϕ O. D., 2000 mmL, 220 tubes
Concentrator	
Inside diameter	790 mm ϕ
Height of vapor space	1450 mm
Heating elements	{ Six ring elements & jacket. Total heating surface. 3.9 m ²

発缶本体およびサイクロンの除染係数を求めた。すなわち、

蒸発缶本体除染係数

$$(d. f.)_o = \frac{(G_c + G_N) X_o}{G_c X_c + G_N X_N} \quad (7)$$

サイクロン除染係数

$$(d. f.)_c = \frac{G_c X_c + G_N X_N}{(G_c + G_N) X_N} \quad (8)$$

総括除染係数

$$D. F. = (d. f.)_o \cdot (d. f.)_c = \frac{X_o}{X_N} \quad (9)$$

ただし、 G_c 、 G_N はそれぞれサイクロンおよび凝縮器からの留出液量、 X_o 、 X_c 、 X_N はそれぞれ缶内沸騰

液、サイクロン、凝縮器からの留出液の濃度である。

3.1.1 蒸発缶本体の除染係数 蒸発缶本体の除染係数を示すと Fig. 11 のようになる。縦軸に除染係数、横軸に蒸発室内蒸発蒸気質量速度をとってある。なお Fig. 11 にはサイクロンを付加した場合の総括除染係数をあわせて図示してある。この結果から、蒸発量が約 100~200 kg/m²hr の付近で缶本体の除染係数が最大値を示すことがわかる。この最大値を示すところを従来の研究者はスプラッシュポイントと称し、スプラッシュポイントの蒸発量になると噴射液滴が直接蒸発室上部に達すると説明せられていた。しかし、液滴の飛び出し高さの計算からは、約 0.4~0.5 m 以下であ

ることが判明する。一方、蒸発缶覗き窓から缶内沸騰状態を観察した結果によると、蒸発量が $200\text{kg/m}^2\text{hr}$ 以下の場合、沸騰が部分的におこなわれることが認められた。すなわち、 $200\text{kg/m}^2\text{hr}$ 以上になってはじめて蒸発缶内の液面全体が円滑に沸騰するようになる。かつ、Fig. 11 に示すように蒸発量が $200\text{kg/m}^2\text{hr}$ から大となるにつれて缶本体の除染係数が減少し、ついには急激に減少するようになる。

3.1.2 サイクロンの除染係数 サイクロンの除染係数を Fig. 12 に示す。蒸発缶とサイクロンを連結する蒸気導管にはドレーンぬき口を設置してないので、導管内壁にて付着捕集されるミストはそのままサイクロンで捕集される。

蒸発量が大きくなるにつれてサイクロンの除染係数が増大し 100 近くの値になり最大値を示す。以後は蒸発

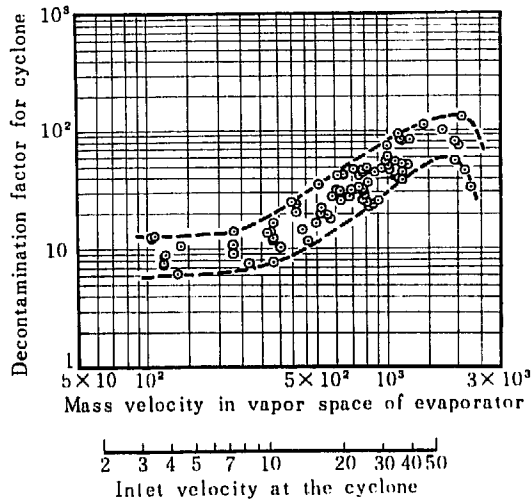


Fig. 12 Decontamination factor for cyclone

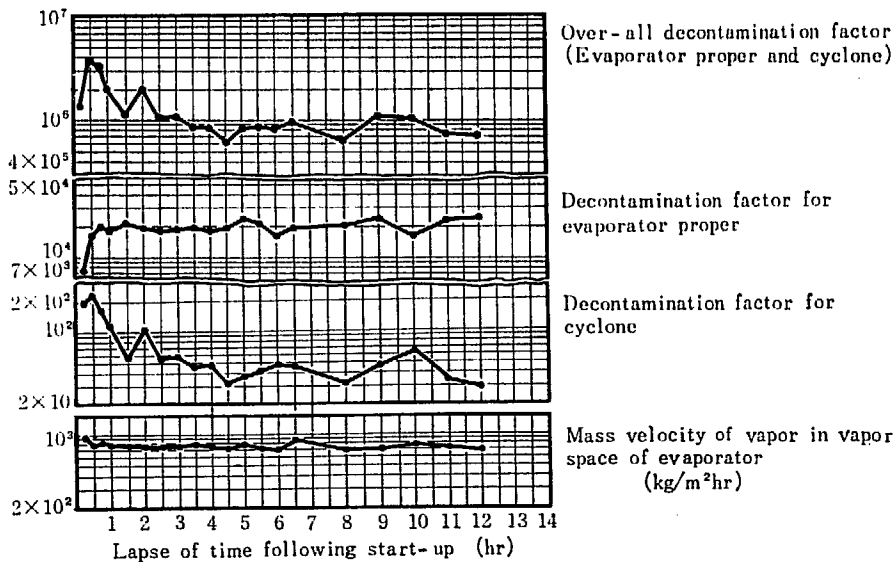


Fig. 14 Decontamination factor in start-up

量の増大とともに除染係数が急減する傾向を有する。

3.1.3 総括除染係数 蒸発缶、サイクロンおよび凝縮器系の除染係数は Fig. 11 に示されている。蒸発量の小なるというところでは、蒸発蒸気導管の表面からの熱損失によって凝縮するミストの影響がよくなるので、除染係数がよくなっている。蒸発量が大きくなると除染係数が下がるが、しかし、さらに大きくなると上記の熱損失による凝縮の影響が相対的に小となり、かえって除染係数が増大する。

蒸発量が約 $2,000\text{kg/m}^2\text{hr}$ のところで除染係数が最大値となり、以後急減するようになる。

3.1.4 ミスト分離用充填塔を用いた総括除染係数

ミスト分離用充填塔をサイクロンと凝縮器の間に付加した場合の総括除染係数を Fig. 13 に示す。なおミスト分離用充填の詳細は TABLE 26 に示されている。金網分離器が下部に 2 段、ガラス繊維充填層が上部に 2 段それぞれ設置されてある。

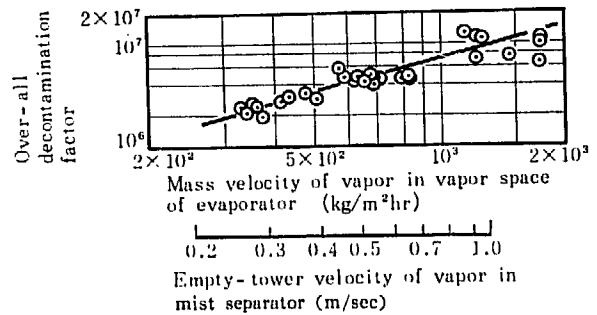


Fig. 13 Over-all decontamination factor when mist separator is used (including decontamination factors for evaporator proper and cyclone)

この場合の総括除染係数は $2 \times 10^6 \sim 10^7$ 前後に達しミスト分離用充填塔に付加することにより除染係数が約1桁上昇することがわかる。

3.1.5 スタートアップ時の除染係数 放射性廃液処理に使用する蒸発装置は一般に昼夜連続操作をおこなわないことも多い。そこで昼間だけの蒸発操作の場合、零時よりスタートアップし、それから数時間運転の場合の除染係数がどのように変化してゆくかも重要な問題である。このスタートアップ時の除染係数を測

定した結果を Fig. 14 に示す。ただし、蒸発量が $800 \text{ kg/m}^2 \text{ hr}$ 前後の場合である。この結果、缶本体の除染係数は約30分後で定常に達することがわかる。しかし、サイクロンの除染係数は蒸発蒸気導管およびサイクロンの内壁への凝縮の影響がつよくあらわれ、当初は除染係数が良好である。しかし、約3~4時間経過して定常に達することになる。

3.1.6 総括 結果を別におこなった小型実験装置での研究結果とあわせて示したのが Fig. 15 である。

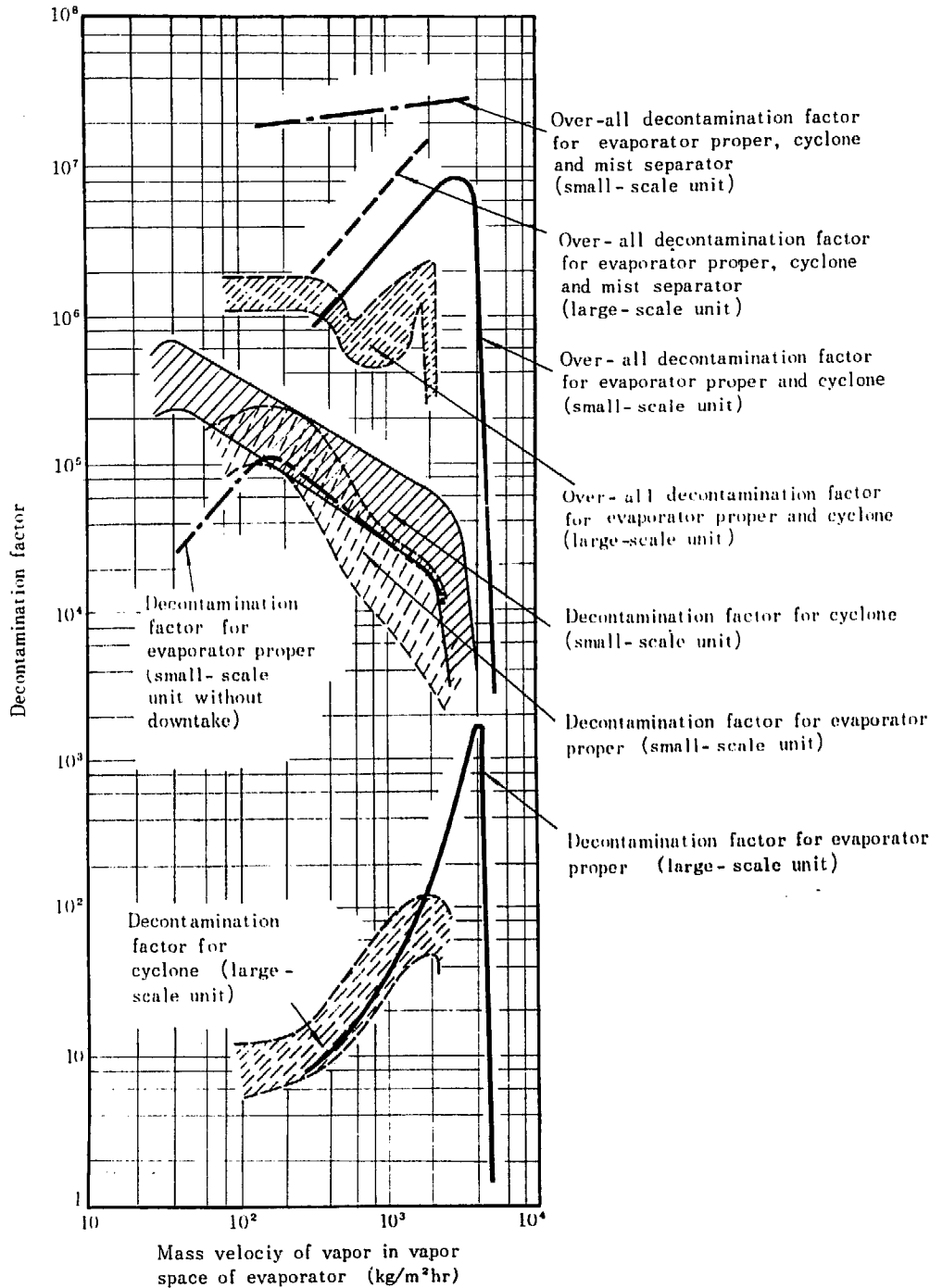


Fig. 15 Summarization of decontamination in evaporation

TABLE 27 Volume reduction in evaporation

Run No.	Evaporator				Concentrator			Over-all volume reduction	Feed
	Feed m ³	Final Sp. Gr.	Final vol. l	Volume reduction	Final Sp. Gr.	Final vol. l	Volume reduction		
1	33.3	1.118	720	46.25	1.296	440	1.64	75.85	I+II
2	16.0	1.210	750	21.33	1.324	220	3.40	72.52	II
3	25.0	1.160	450	56.67	1.270	180	2.50	141.68	I+II

I : low level waste
 II : spent regenerant

3.2 放射性廃液を用いた運転

昭和 34 年 10 月におこなった半回分式運転での減容の結果を TABLE 27 に示した。蒸発缶で比重 1.15~1.20 付近まで原液を供給しながら濃縮し、その後濃縮缶に移し、回分方式で比重 1.3 まで濃縮するのが設計時の規準であった。表から再生廃液で 70 程度の減容を得ており、一般の廃液の場合には 150 以上の減容となることが推定される。

蒸発濃縮過程における液の物性常数の変化を TABLE 28 に示した。これから比重 1.3 の液の沸点上昇は 14~15°C、液の蒸発残渣と比重との間に次の式が近似的に成立することがわかった (Fig. 16)。

TABLE 28 Boiling point rising in concentrator

Boiling point °C	Specific gravity at 20-22 °C	Evaporated residue g/l
105	1.142	
106	1.144	
107	1.168	
108	1.190	
109	1.210	
110	1.232	
111	1.254	227.8
112	1.266	
113	1.284	
114	1.296	
115	1.304	477.5
115.5	1.324	

$$Sp \cdot Gr = 1 + \frac{S}{1.35 \times 10^6}$$

ただし、Sp·Gr は液の比重、S は蒸発残渣 (g/m³) である。その後におこなった濃度既知の再生廃液を用いた減容の実験の結果を TABLE 29 に示す。

12.6 g/l の蒸発残渣を含む液を比重 1.3 まで濃縮すると減容は約 40 程度となる。

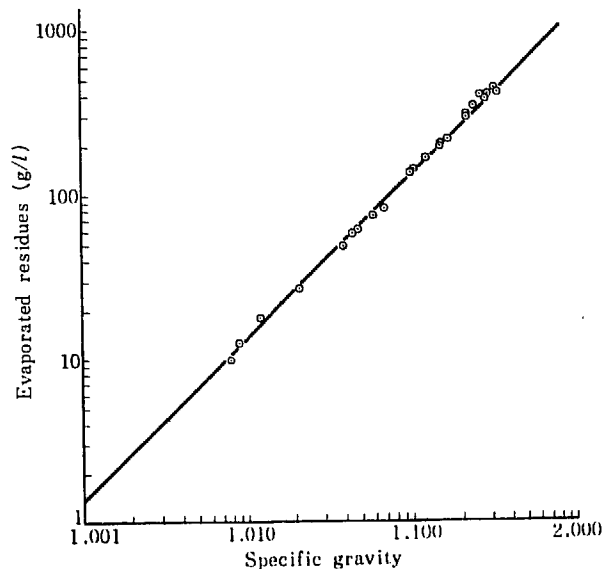


Fig. 16 Solid contents and specific gravity of evaporated wastes

TABLE 29 Volume reduction and specific gravity in evaporation course

Volume reduction	Specific gravity
30	1.243
32.4	1.264
33.9	1.272
35.7	1.282
38.7	1.290
40	1.302
48	1.320
55.5	1.330

Waste : spent regenerant (12.6 g/l)

蒸発量に対する蒸気消費量を、参考までに TABLE 30 に示す。この値は特にそのために測定したものではないので、精確とは言い難いが、蒸発量が増大するにつれて、効率がよくなっていることがわかる。

なお、過負荷運転は、凝縮液の温度の点から事実上

TABLE 30 Steam consumption in evaporator

Net boil-up rate (A) kg/hr	Steam consumption (B) kg/hr	Ratio $\frac{(B)}{(A)}$
0.6×10^3	0.85×10^3	1.42
1.0	1.30	1.30
1.5	1.88	1.25

2 m³/hr と考えられている。

i) フォーミング

蒸発缶内で、発泡のあるときの状況を Fig. 17 に示す。これから発泡が起ると D.F.、蒸発残渣共に急激に変動し、D.F. は頭初の 10⁴ 以上 (計数の限界が

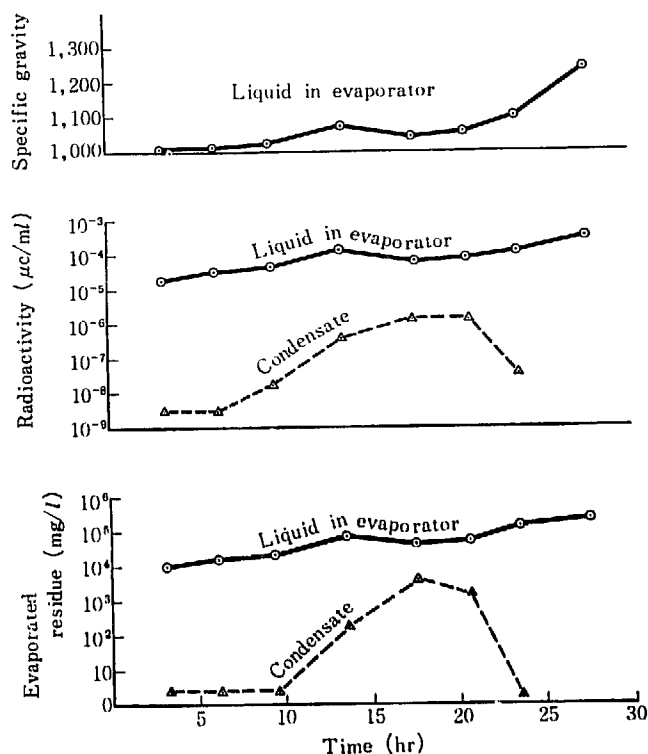


Fig. 17 Foaming in evaporator (1 m³/hr)

10⁻⁸ μc/ml 程度であるから、それ以下の放射能濃度はデータとして表わせなく、凝縮液の放射能濃度は図記載の値より低いと思われる) から、10² を割るようになる。発泡はこのような悪影響があるので、運転当初は蒸発缶内の液面を低下させ、カランドリア上部を露出させて、フォームブリーカーとして働かせることによって、発泡を防止した。珪素樹脂系の消泡剤の注入よりは、液面低下の方が有効であることもわかった。

ii) 固化

濃縮缶からの濃縮液を固化するには、砂、セメントを使っていたが、砂を使うことは、ドラム缶で固化できる液量を減すことになるので、現在はセメントだけでおこなっている。

処方は、比重 1.3 前後の濃縮液 130 l に対し、セメント 150 kg を用いて、ドラム缶 1 箇の中で固化させる。

内容物の重量は 310~320 kg、硬化のために 1~2 日の放置を要する。

iii) 改修点

運転結果から次のような改修が、その後おこなわれた。

a) 発泡指示計の試作取付

発泡が蒸発缶内で起ったのを、離れたコントロール室で知るために、電極式指示計によって泡面の高さを知るようにした。

b) フォームブリーカーの取付

蒸発缶の蒸発室内に鋼製渦巻管を、断面一杯に取付け、スチームを通すことによって泡を破碎するようにした。

c) 濃縮缶の濃縮液出口の弁の改良

液通過を容易にするため、開口部の大きい弁に交換し、弁部における閉塞を防止することとした。

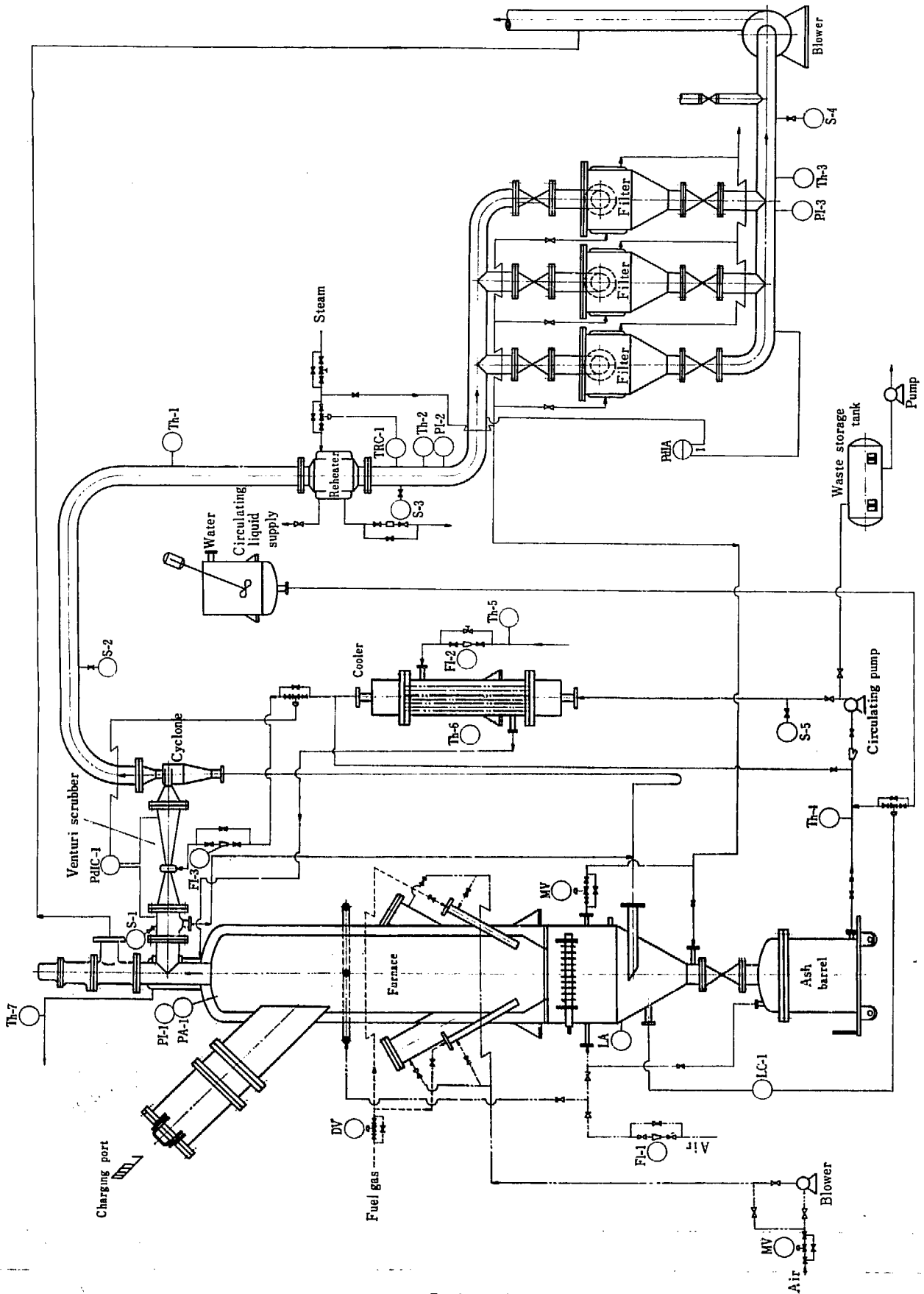


Fig. 18 Incineration unit

4 可燃性固体廃棄物焼却装置

耐火れんが内張りの鋼製焼却炉と、湿式洗気系、湿式灰取扱装置からなり、そのフローシートと要目を、前頁の Fig. 18 と、TABLE 31 に示す。

TABLE 31 Dimension of major part of incineration unit

Furnace (Fire brick lined)	620mm ϕ , 3449mmH 500mm I. D.
Venturi scrubber	140mm ϕ , 650mmL
Cyclone scrubber	127mm ϕ , 536mmH
Filters (Pre-filters and "Absolute" filters)	620mm \square 848mmH \times 3
Ash barrel	460mm ϕ , 943mmH

被焼却物は Fig. 19 に示す研究所規定の廃棄物容器（プラスチック塗装、紙製、上部径 275 mm、下部径 230 mm、高さ 360 mm）に封入されており、この容器に入れたまま適当な時間間隔で炉内へ投入する。容器の容積は約 18 l である。

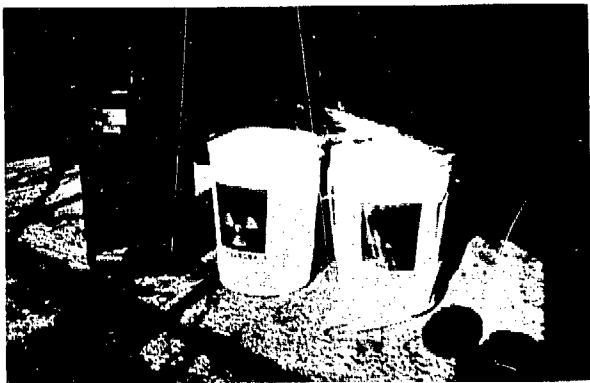


Fig. 19 Carton for solid waste

燃焼用のガスとしては、メタン 97% を含む天然ガスを空気で 50% にうすめたものである。

装置完成時における漏洩試験の結果を TABLE 32 に

TABLE 32 Leak-test incineration unit

	Test pressure	Duration	Initial pressure	Final pressure
1) Process line	380 mmHg	18 hr	403 mmHg Dec. 5-6, 1959	393 mmHg
2) Steam line	1.5 kg/cm ² G	3 "	1.50 kg/cm ² G Dec. 4, 1959	1.48 kg/cm ² G
3) Water line	1.5 "	3 "	1.54 kg/cm ² G Dec. 4, 1959	1.53 "

示す。なお、試運転中は危急の場合におこなう水蒸気吹込みによる消火系は使用しなかった。

4.1 コールド試験

炉内れんがの乾燥を兼ねて、古新聞紙を充填した廃棄物容器を用いて、各部の作動を点検し、運転に習熟するとともに、所要の調整、改修をおこなった。

ベンチュリーの差圧を水噴射をおこなわないで種々の空気流量に対して測定したデータを Fig. 20 に示す。

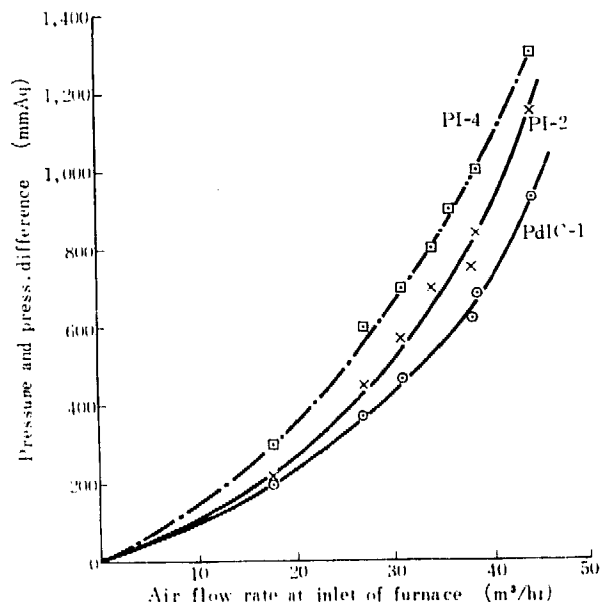


Fig. 20 Pressure character in gas cleaning system of incineration unit

4.2 ホット試験

TABLE 33 にホット実験時の運転条件を示す。この値は各日ごとの平均値である。

12月の運転は、いずれも模擬廃棄物を焼却した後で少数の実験廃棄物を焼却したもので本格的試験のため

TABLE 33 Operational data of incineration unit

Date	Furnace		Venturi			Cyclone	Reheater	Filter		Blower			Cooling water		Stack
	Air flow rate m ³ /hr	Pre-ssure -mmAq	Press differ. mmAq	Water flow rate l/hr	Water temp. °C	Outlet temp. °C	Temp. °C	Inlet press. -mmAq	Press differ. mmAq	Inlet temp. °C	Inlet press. -mAq	Outlet press. mAq	Flow rate l/hr	Outlet temp. °C	Air flow rate m ³ /hr
Dec. 22, '59	22	20	420	14	21		58	430	4	40	0.8	0.05	600		
23															
24															
Feb. 5, '60	20	104	790	53			68	469	23.5		1.0	0.1	600		
8	8.5	63	863	57.5	26	59	72	885	17	55	1.0	0	725	13	
9	13.6	79	897	51	28	54	74	926	21	51	1.0	0.1	884	12	
10	12.3	68	810	38	15		71	880	22	47	1.0	0.1	800	10	
17	12.5	78	875	93	19	55	74	928	20	49	1.0	0	925	10.5	
18	13	81	881	74	24		74	914	21	48	1.0	0	930	10	
23	15	78	859	94	31	47	72	901	24	49	1.0	0	859	11	
24			870	95	10	40	68	860	26	45	1.0	0	900	9.5	
Mar. 14, '60		100	923	95	28		75	890	38		1.08	0.15	900	12	237

の測定法を検討する予備的なものであった。その後、1月下旬に小改修をおこない、2月にはいって30kg/day-処理という設計条件の検討をおこなった。これは除染能力の測定には重点を置かなかったため、被焼却物の表面線量率は低いものであった。3月にはいりダストモニター、ガスモニターが整備され、また煙突にオリフィスを取付け排気流量の測定が可能となったので、総合的な試験をおこない、廃棄物の表面線量率

と、燃焼ガス中の放射能濃度との関係を検討した。モニター類の取付位置はフィルターの後、ブローの前である。

なお、TABLE 33 に示した炉の吸入空気量は、ロタメーター (FI-1) の指示値であって、実際にはバーナーの助燃用、覗窓の防曇用にも空気が押し込まれているので、実空気量は表の値におよそ5 m³/hr を加えた値で近似される。

TABLE 34 Performances of incineration unit

Date	Total wt. kg	Number of parcel	Wt/parcel kg	Burning time hr-min	Combustion rate kg/hr	Ave. sur- face dose mr/hr	Fuel gas m ³ /hr
Dec. 22, '59	3.17	3	1.06	0.40	4.75		
23	4.47	3	1.49				
24	8.30	5	1.66		3.3	0.04	
Feb. 5, '60	19.2	12	1.6	5.50	3.29		1.91
8	25.95	20	1.3	6.52	3.78		
9	30.85	19	1.62	7.07	4.34	0.13	
10	12.75	8	1.59	3.08	4.08	0.05	
17	31.45	15	2.1	6.56	4.54	0.06	1.80
18	30.65	13	2.36	7.35	4.04	0.05	1.75
23	27.45	8	3.43	6.40	4.12	0.07	1.88
24	6.80	4	1.7	2.20	2.92		
Mar. 14, '60	8.45	6	1.41	2.25	3.5	2.58	
Total mean	209.49 (196.72)	116 (108)	1.805 (1.82)	(49.33)	3.97		1.835

運転ごとに処理した廃棄物の明細と、そのまとめを

TABLE 34, 35 に示す。

TABLE 35 List of incinerated wastes

Date	No.	Mark of waste	Weight kg	Time o'clock -min	Surface dose mr/hr
Dec. 22, '59	1	W 90015	1.6	16.20	0.03
	2	A 90417	0.55	16.35	0.04
	3	O 90177	1.02	16.50	0.05
	Total		3.17		
Feb. 5, '60	1	A 90532	1.2	(10.20) 10.50	
	2	A 90534	2.0	11.10	
	3	A 90553	1.1	11.40	
	4	A 90542	1.5	12.10	
	5	A 90529	1.9	12.40	
	6	X 90017	1.85	13.25	
	7	O 90263	1.4	14.03	
	8	Y 90113	1.1	14.30	
	9	A 90556	1.45	14.47	
	10	A 90540	2.4	15.10	
	11	A 90526	1.65	15.46	
	12	A 90549	1.65	16.10	
Total		19.2	(16.40)		
Feb. 8, '60	1	A 90559	1.5	(9.25) 10.03	
	2	A 90544	0.95	10.25	
	3	A 90048	1.05	10.40	
	4	O 90007	1.40	10.55	
	5	G 90034	1.80	11.15	
	6	N 3008	2.15	11.45	
	7	G 90040	0.70	12.14	
	8	G 90023	1.35	12.25	
	9	G 90044	1.60	12.45	
	10	A 90034	1.15	13.10	
	11	G 90045	1.2	13.34	
	12	A 90045	0.9	14.05	
	13	A 90039	0.7	14.26	
	14	N 3007	1.85	14.40	
	15	O 90004	2.15	15.10	
	16	A 90046	1.3	15.39	
	17	G 90038	0.95	15.56	
	18	A 90027	1.0	16.06	
	19	A 90047	1.1	16.11	
	20	J 3029	1.15	16.25	
Total		25.95	(16.55)		
Feb. 9, '60	1	O 90000	1.9	(9.24) 9.40	0.6
	2	O 90043	1.45	10.10	0.1
	3	G 90019	3.0	10.25	0.04
	4	A 90022	0.95	11.00	0.05
	5	O 3045	2.6	11.15	0.20
	6	X 3051	1.6	11.51	0.1
	7	O 90006	1.3	12.11	0.7
	8	G 90012	0.65	12.24	0.04
	9	J 90003	1.4	12.35	0.06
	10	G 90017	1.0	12.54	0.07
	11	A 3042	1.80	13.10	0.05
	12	P 3031	1.60	13.27	0.05
	13	G 90067	1.75	13.50	0.1
	14	G 90080	2.8	14.12	0.1
	15	R 3023	3.2	14.45	0.06
	16	A 90020	0.85	15.27	0.09
	17	G 90031	1.1	15.38	0.05
	18	A 90013	1.05	15.51	0.05
	19	A 90011	1.85	16.03	0.02
Total		30.85	(16.47)		

Date	No.	Mark of waste	Weight kg	Time o'clock -min	Surface dose mr/hr
Feb. 10, '60	1	G 90013	0.9	11.22	0.04
	2	A 90019	1.6	11.36	0.04
	3	G 90018	0.7	11.48	0.08
	4	J 3026	1.8	12.05	0.05
	5	U 3065	2.95	12.32	0.04
	6	F 3005	1.2	12.56	0.04
	7	U 3054	2.6	13.16	0.06
	8	A 3028	1.0	13.46	0.05
Total		12.75			
Feb. 17, '60	1	P 3038	1.4	(10.25) 10.35	0.06
	2	G 90039	0.9	11.08	0.05
	3	A 90041	0.6	11.20	0.04
	4	U 358	2.2	11.34	0.07
	5	G 90035	1.5	12.00	0.04
	6	A 90021	1.9	12.11	0.04
	7	A 90042	1.2	12.30	0.04
	8	A 3039	1.6	12.45	0.04
	9	U 3061	1.9	13.08	0.07
	10	G 90036	2.05	13.32	0.04
	11	D 3018	1.5	13.55	0.06
	12	R 3020	3.2	14.20	0.04
	13	G 90058	2.6	14.47	0.04
	14	O 3032	3.1	15.20	0.04
	15	U 351	5.8	16.05	0.2
Total		31.45	(17.31)		
Feb. 18, '60	1	A 90035	1.2	9.40	0.04
	2	X 3020	3.3	10.20	0.04
	3	A 90044	2.9	10.55	0.05
	4	A 90036	0.9	11.45	0.08
	5	U 3064	3.4	12.00	0.04
	6	A 3035	1.6	12.45	0.04
	7	A 3021	1.1	13.05	0.04
	8	U 3034	5.55	13.20	0.05
	9	P 3027	1.5	14.30	0.04
	10	U 383	2.4	14.55	0.04
	11	A 90007	2.5	15.25	0.05
	12	O 3037	2.3	16.00	0.05
	13	A 3024	2.0	16.08	0.05
Total		30.65	(17.15)		
Feb. 23, '60	1	R 3042	1.8	9.30	1.8
	2	P 3036	1.3	10.00	0.04
	3	G 90008	3.0	10.25	0.1
	4	U 3057	3.05	11.05	0.1
	5	U 3059	4.3	11.55	0.1
	6	U 3070	5.5	13.15	0.07
	7	U 3008	4.9	14.30	0.07
	8	U 3044	3.6	15.45	0.06
Total		27.45			
Feb. 24, '60	1	O 3030	2.00	10.20	
	2	U 3069	1.2	10.55	
	3	F 3022	1.6	11.20	
	4	O 3024	2.00	12.00	
Total		6.80			
Mar. 14, '60	1	D 3011	0.95	14.05	0.05
	2	A 90050	1.00	14.25	0.09
	3	G 90072	1.3	14.40	0.07
	4	O 90157	1.6	14.55	1.8
	5	N 3010	2.3	15.28	9.0
	6	A 90245	1.3	16.05	4.5
Total		8.45			

() 内は運転開始時刻、運転終了時刻を示す。

TABLE 36 Radioactivity data in test operation of incineration unit

Date	Fluegas activity	Scrubbing water		Drain water								
	$10^{-10}\mu\text{c/ml}$	pH	$10^{-6}\mu\text{c/ml}$	pH	mg/l	Activity $10^{-6}\mu\text{c/ml}$						
Dec. 22, '59				3.4	1775	0.76						
24	0.135	1.9	8.01	1.0	11125	9.68						
				Drain water at inlet of filter			Drain water at outlet of filter			Drain water at bottom of stack		
				pH	l	$10^{-6}\mu\text{c/ml}$	pH	l	$10^{-6}\mu\text{c/ml}$	pH	l	$10^{-6}\mu\text{c/ml}$
Feb. 5, '60	0.85	5.2	5.31	1.3	0.68	3.78	1.2	2.7	1	4.0		2
8	0.48	12.3	3.96	3.3		9.54	1.9		4.14			4.77
9	0.67	12.2	7.56	3.5	0.5	17.6	2.7	4.4	1.71		0.4	5.85
10		10.1	9.0	4.7	0.46	9.45	3.0	2.5	1.9		0.02	5.05
17		12.3	2.07	3.9	0.5	12.3	5.1	4.5	2.07	4.3	0.4	6.75
18				3.5	0.4	10.6	4.9	3.12	14.1	5.0	0.12	6.66

また、フィルター通過後の燃焼ガス、ベンチュリー循環液、フィルター前後にたまったドレン、煙突底部のドレンなどの放射能濃度を、その他のデータとともに TABLE 36 に示した。フィルター前後と煙突底部にドレン（凝縮水）のたまったことは予想外の現象であった。TABLE 33 中のサイクロン出口温度 t_{co} と、排風機の入口温度 t_{bi} を比較すると、 t_{co} の方が高いので、TABLE 36 にある程度量のドレンが凝縮するのは当然である。たとえば、2月17日の運転データから、 t_{co} を 55°C 、 t_{bi} を 49°C 、通過空気量を 26 kg/hr 、運転時間を7時間とし、燃焼ガスを常圧の空気で近似すると、

$$\begin{aligned} & (0.11437 - 0.08147)\text{ kg H}_2\text{O/kg-dry-air} \\ & \times 26\text{ kg-dry-air/hr} \times 7\text{ hr} \\ & = 0.0329\text{ kg H}_2\text{O/kg-dry-air} \times 182\text{ kg-dry-air} \\ & = 6\text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

となり、実測の $(0.5 + 4.5) l$ と大差ない数字が得られる。

i) 燃焼ガスの放射能濃度

燃焼気体の放射能濃度の測定は、エアサンプラーによって気体を口紙を通して吸引し、口紙に捕集された

ものをただちに 2π フローカウンターで計数したものであって、天然の放射能 R_n, T_n を含むものである。

測定したフィルター通過後の燃焼気体の放射能濃度は、前述の天然放射能を含んでいるので、見掛け上の数値としては当時の許容濃度の $1/10$ 、核種未知の $\beta\text{-}\gamma$ 放射能に対して $10^{-10}\mu\text{c/ml}$ 以下 (α 放射能は焼却処理をしないので、これに対する核種未知の場合の許容濃度 $5 \times 10^{-13}\mu\text{c/ml}$ は適用されない) である。焼却炉運転以前の昭和34年1月から試運転終了後の昭和35年4月までの廃棄物処理場の空気中の塵埃放射能濃度を、放射線管理室が同様の原理で測定した値 (TABLE 37) と、測定したフィルター出口の燃焼ガスについての値を比較すると、後者は前者の変動範囲にはいるので、後者はバックグラウンドから区別できないことになる。通常 R_n, T_n による空気中の放射能濃度は日によって変動するが、おのおの $5 \times 10^{-10} \sim 1 \times 10^{-12}\mu\text{c/ml}$ 、 $4 \times 10^{-12}\mu\text{c/ml}$ 程度であるといわれる。

フィルターを通過した燃焼ガスは、排風機の直前から吸込まれる空気ですすめられ、煙突を通して大気中に放出される。洗気系を通過する空気流量は $20 \sim 25\text{ m}^3/\text{hr}$ 程度であり、煙突流量計の指示は $235\text{ m}^3/\text{hr}$

TABLE 37 Radioactivity concentration of dust exhausted from waste treatment plant (β, γ)

	1959												1960			
	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	June	July	Aug.	Sept.	Oct.	Nov.	Dec.	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.
Max.	1.2	1.3	0.8	0.9	1.6	1.2	1.7	1.5	1.4	1.7	1.5	2.3	1.2	0.31	0.71	1.2
Ave.	0.60	0.7	0.4	0.6	0.62	0.42	0.54	0.55	0.42	0.68	0.80	1.1	0.16	0.06	0.24	0.26

Unit: $10^{-10}\mu\text{c/ml}$

前後であるから、フィルター通過後の燃焼ガスは屋外から取入れられた新鮮な空気ですべて10倍程度うすめられていることになる。TABLE 36 に示した燃焼ガスの放射能濃度はうすめられる前のものであるから、実際に煙突から放出される気体については、屋外空気の放射能濃度が0であれば1桁下がることになる。

昭和35年3月運転の結果をFig. 21 に示す。これは被焼却物の表面線量率と、それを処理している間の

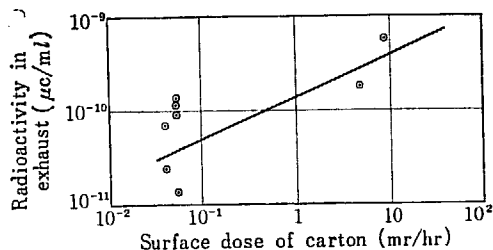


Fig. 21 Decontamination characteristics of incineration unit

燃焼ガス中の放射能濃度を対比させたものであって、数 mr/hr の表面線量率を有するものを焼却したときに初めてバックグラウンドと区別可能な程度の放射能濃度となることがわかり、この結果から設計条件の50 mr/hr までの表面線量率を有するものは、排風機での希釈を考慮すれば煙突出口のところで $10^{-10} \mu\text{c}/\text{ml}$ 以下の放射能濃度となって、焼却可能であることが推定される。

現行の昭和35年科学技術庁告示第22号別表第2 (TABLE 38 参照) に定められている「種類が明らかで

TABLE 38 Permissible concentrations in air of unknown nuclides

General	$4 \times 10^{-13} \mu\text{c}/\text{ml}$
Without ^{231}Pa , Th (natural), ^{238}Pu , ^{240}Pu , ^{249}Cf	7×10^{-13}
Without ^{227}Ac , ^{230}Th , ^{231}Pa , ^{232}Th , Th (natural), ^{238}Pu , ^{239}Pu , ^{240}Pu , ^{242}Pu and ^{249}Cf	10^{-12}
Without α -emitters and ^{227}Ac	10^{-11}
Without α -emitters and ^{210}Pb , ^{227}Ac , ^{228}Ra , ^{241}Pu	10^{-10}
Without α -emitters and ^{90}Sr , ^{129}I , ^{210}Pb , ^{227}Ac , ^{228}Ra , ^{230}Pa , ^{241}Pu , ^{249}Bk	10^{-9}

ない放射性同位元素の場合の空气中の許容濃度」を基準とすれば、この焼却装置での許容濃度は設計条件、原研でのRIの使用状況から規定される被焼却物質に含まれる核種などを考慮して、アルファ線を放出する放射性同位元素ならびに ^{210}Po , ^{227}Ac , ^{228}Ra および ^{241}Pu が含まれていない場合に該当し、 $10^{-10} \mu\text{c}/\text{ml}$ と考えられる。

ii) 焼却速度

試運転を通じて、平均 4 kg/hr の焼却速度が得られ、当初の設計条件 $30 \text{ kg}/8 \text{ hr-day}$ を満たすものと考えられる。2月9日、2月17日、2月18日の運転結果からも昼勤だけで 30 kg の廃棄物を焼却することが一応実証され、2月8日、2月23日の結果からも推定される。2月10日の運転は、計算による灰袋容量飽和の時期であったので、 30 kg/day には満たなかったが運転を終了したものであり、2月24日は装置不調のため中止したものである。

iii) 減容比

被焼却物と焼却後の灰との体積比、いわゆる減容比としては、炉門錘部に付着して灰袋にはいらなかった部分が不明であるので、精確な値は得られなかったが集灰槽内の灰袋にたまった量からは $80 \sim 90$ として得られている (TABLE 39 参照)。

TABLE 39 Volume reduction in incineration

	Number	Weight	Volume
Real wastes	11	15.94 kg	198 l
Simulated wastes	15	45	270
Total		60.94	468

Ash in wetted state; volume 5-6 l, weight 21kg
Radioactivity in Ash; $1.82 \times 10^{-3} \mu\text{c}/\text{g}$

iv) 総括

イ) 本焼却装置では、表面線量率 50 mr/hr 以下の可燃性固体廃棄物を焼却することが可能であること。

ロ) 昼勤だけで1日 30 kg の焼却処理が可能であること。

以上の2つの設計条件を満たすことを確認した。

なお、試運転の経験から、改修するのがのぞましい点はいくつかあげられる。

ア) 火格子面積を広げるか、あるいは、廃棄物容器の径を小さくすること。廃棄物容器が火格子をほとんどふさぐような状況で、廃棄物が蒸し焼きのような形となり、完全燃焼がのぞめない。またこの結果、フィルターの目づまりが次項の理由と合わせて大きくなり

寿命が長くとれない。

b) ベンチュリースクラッパ、サイクロンスクラッパ通過後の燃焼気体の温度を低下させ、また、流量をできるだけ大きくして、サイクロンによる水滴の有効な捕集をおこない、燃焼ガスのサイクロン出口での水分含有量を低下させること。

ヒーターが働いているにもかかわらず、フィルター前後にドレンが凝縮し、また、フィルターは水蒸気加熱してあるにもかかわらず、もれて圧損失が増加したり、スパーサーの機械的強度が減退し、フィルターの交換を頻繁におこなうことが必要となった。サイクロン出口に冷却器を置くか、あるいはこの付近に大きな空間を付与して十分冷却させ、少なくとも排風機入口空気温度 40°C 以下にすることがのぞましい。

c) ベンチュリー循環液の清澄化を考慮すること。

灰その他の固体が微粉、微粒状に混入することは避けられないから、ポンプ前のストレーナーが詰ったり、バルブの不具合などをきたした。

d) 苛性ソーダ溶液のベンチュリー循環系への供給槽の位置を変更すること。焼却炉底部の液面が高いので運転休止中に循環系内の液が供給槽に逆流するおそれがある。

e) その他

炉吸入空気を予熱すること、燃焼温度を少しでも上げて完全燃焼に近くすることがのぞましい。炉壁の外周を二重にし、吸入空気をこの空間を通してから炉内へ導けば予熱できるし、夏季の運転時の作業が楽になる。

第2部 処理費の試算

昭和32年計画以来、第1段階において建設を予定されていた処理設備が完成した昭和34年現在で、処理コストを計算した。計算は廃棄物処理場で得られた実績、資料等を基礎とした。

この計算の目的は、各処理プロセスの処理費を得て、経済面からの比較や、処理対象である廃棄物によるプロセスの選択などを明らかにするとともに、わが国の国情に適した処理方式を確立するための資料とすることである。

一般的にいて現在の廃棄物処理は、経済性の要求よりは、安全性が重視されている段階であって、このことは比較的長くおこなわれており、また、相当大規模におこなわれている低レベル廃液処理にあっても例外ではない。一見、すでに技術的には問題が出つくしているように見えるこの分野にあっても、詳細に見るときは各国施設ごとに処理プロセスが異なっていることを発見するに違いない。しかし、安全性の確保については一応各国または各施設ごとの見通しが得られ、今後逐次経済面への検討が進められてゆくであろう。

廃棄物処理の要は安全性を確保しつつ、経済的な処理をおこなうことにつきるのであるが、経済的な処理ということの内容を少し考えてみることにしよう。廃棄物処理は本来生産面を持っていないので、処理をすればするほど一般的には経費が嵩み、逆にいえば何も処理をしないのが一番安いということに見掛け上はなってしまう。しかし、この場合には処理をしなかった場合にかかると見込まれる費用例えば放射能障害の予防、治療費用、それに関連する補償、野外管理費用などの総和に較べて、処理した場合の方が、処理費を含めて総合的に安ければ経済的であるといえよう。

このような特殊性が廃棄物処理に存在するので経済性の比較はなかなか困難であって、通常のそのように処理単価を経済性の指標とすることはきわめて危険である。同一規模の原子力施設であっても、廃棄物の排出方式によって要処理量は数倍ないし百倍程度にわたって変動する実例もあり、処理単価の変動の幅を越え、廃棄物処理の総費用として考えれば、処理単価は安くともかえって経済的でない場合も起りうるからである。概括的に言えば要処理量が大きく処理装置の規模が大きくなるほど処理単価は低下するし、所要除染能力が大きくなればなるに従って処理単価は上昇する。この他現在の原子力施設の規模、性質からすれば、処理実費のほかにかかってくる一般管理費、放射線管理費等の処理単価中に占める比率が高いことをも考慮しなければならない。

次に廃棄物は工場での産物と異なり、一般にはその排出量、性質が一定ではなく、常に変動するのが常態であると考えられる（特に小事故的な事由に起因する排出を考えれば）ので、排出量に見合った、いわゆる経済最適規模の処理系を建設することが實際上不可能である。変動を吸収するような弾力性のある処理系、例えば、余剰処理容量を持たせておくとか、余剰貯蔵能力を見込んでおくとか、処理系の除染能力を1~2桁、ときにはそれ以上も過剰に付加して

おくこととか言ったような考慮を施した系が必要となるが、これらはいずれも処理単価を低下させることとは逆の傾向を本質的に導入するが、廃棄物処理にあっては必然的なものである。

このように廃棄物処理全体の立場からなれば、処理単価だけでその廃棄物処理の経済性を論議することは必ずしも適切とはいえないが廃棄物の排出方式が決まっています、排出量、すなわち要処理量がすでに与えられている場合（そして所要除染能力も既知の場合）に、経済的に処理をおこなうプロセスの選定や、処理費の節減のためには処理単価は有効な指標となりうる。この計算ではこのような意味で処理単価を用いて結果を表示した。この計算で対象とした原研の廃棄物処理施設は、経済規模より小さいものであり、その上次のような理由で経済性の要求とはへだたるものである。

- i) わが国最初の装置であるため、データの採取や諸種の試験の便宜のため、また将来の高レベル物質の化学処理のための準備として遠隔操作等を考慮したため、計装部門が必要最少限の定常運転に対しては重装備化されていること。
- ii) 実際の処理の経験や実績がなく、安全性や信頼性を確保するために、必要以上に重複装備された機器のあること。
- iii) 被処理廃棄物についての資料、データがほとんどなかったため、装置が万能的となり被処理物に対して最適の装置が計画できなかったこと。
- iv) 研究所の性格として、水、電気、スチームなどの単価が高いこと（TABLE 40）。また一般工場での常識である24時間連続運転ができず、1日8時間に限られているため稼働率を低くおささなければならなかったこと。ただでさえ高い一般管理費、放射線管理費、装置償却費等がさらに割高になること。
- v) 将来は国産品で代替可能にもかかわらず时期的な問題で止むをえないで輸入品を使用しなければならないもののあること。

上記のような理由で原研の装置について得られた処理単価を持って一般的に論ずることは不適當と思われるので、これらの上述の各項目を適宜修正して、わが国で一般に近い将来妥当と思われるような数字をも「標準」としてあわせて示すこととした。

なお、外国で発表されている処理単価については、その装置の能力一杯に使用したときの、すなわち、理想的な好条件での値として発表されることが多く、理論上の最低コストという値と一般には考えられる。この計算では、あえてこの考えに従うよりも、比較的实际に得られる実用的な値を得ることを目標として計算し、無理なく到達できる値を示すことにした方が实际的であろうと考えて作業をおこなった。そのため得られた値は、外国の値から見れば意外に高い値となっている。しかし、この計算で使用したものと同じベースでいくつかの例について計算をやりなおすと、外国の発表値は2～3倍になることがわかっている¹²⁾。

TABLE 40 Elementary costs at various installations

Item	JAERI	Normal	ANL	BNL	ORNL	Harwell	Mol	Ris ϕ
Steam, ¥/t	1890	800	794	460	1588			1440
Water, ¥/m ³	28.4	12	23.8	9.5	7.6	16.5		7.2
Electricity, ¥/kwh	6	4	3	4.3				4
Fuel gas, ¥/m ³	17	10	8.9					
Labor, ¥/man-hr	180	180	720	532	1440	250	648	360

5 前提条件

5.1 装置の償却方式

無利子、10年の定額償却方式とする。償却年限については、米国ではこの分野での技術の革新の早いことを考慮に入れて、パイロットプラント的な性格として5年と取ることが多く、ヨーロッパでは長いところで20年と取るところもあり装置の実際的な寿命に近い値をとるような傾向である。化学装置としては12~15年が広く法定償却年限として採用されているらしいが、米国で短い年限を採用している理由も勘案して10年とした。

装置の維持補修費は一応無視した。

5.2 プラントの規模

分析計数費、一般管理費、放射線管理費等（以下一括して分析計数管理費と総称する）はプラントの規模によって異なることは明らかである。

プラントとして原研の組織上の廃棄物処理場を独立形態と見なし、一般管理費としては、処理場の管理要員に対するものを、分析計数管理費は、これに従事している人員と、処理場所属の分析計数機器（各処理装置に付属のものは除く）を対象とし、放射線管理費については、処理場所在の人員、機材に対するものに限る。電気、水、スチーム等は各担当箇所での管理費等を含んだ価格で購入使用するものと考えた。であるから研究開発に使用した費用、原研の事務機構等に起因する管理費ははいっていないことになる。原研での人員構成および分析計数管理費を下記に示す。

総員	12名
管理関係	3
分析計数関係	3
運転関係	6

ほかに廃棄物運搬関係2名があるが、これは除いて考

える。

	人員	分析計数管理費年額
焼却	1	860,000
貯蔵	1	261,000
蒸発	2	1,500,000
イオン交換	2	1,400,000
計	6	¥ 4,021,000

「標準」の場合には、分析計数管理費は算入しなかった。その理由はプラントの規模、運営形態を仮定して算出するよりも、必要に応じて適当な値を加算することが容易であると考えられたからである。一般に分析計数管理費の絶対額は装置処理容量が10倍となっても、それほどは大きくならず、近似的には変化しないと考えてもよからう。

5.3 スケールアップの方式

原研の処理装置の処理容量は、低レベル廃液システムでは1m³/hr程度、固体焼却では30kg/8hr-day程度で小さく、経済規模から遠いので「標準」の場合には、処理容量を1桁上げて計算した。この際の装置償却費の基礎となる装置建設費用は処理容量の0.6乗に比例するとした。例外的にイオン交換膜による電解透析装置だけは、スケールアップをおこなう見通しが未だ立たないので、処理容量の1.0乗に比例する。つまり同じユニットを沢山並べる方式をおこなうことにした。

5.4 その他

低レベル廃液処理にあっては、10³以上の除染係数を持つものを原則としてとりあげたが、例外的に凝集沈殿法も入れた。

装置の運転方式は、1日8時間の昼間勤務だけによることにした。

6 結果の総括

6.1 処理単価

いずれも ¥/m³ で示す。

i) 固体廃棄物関係

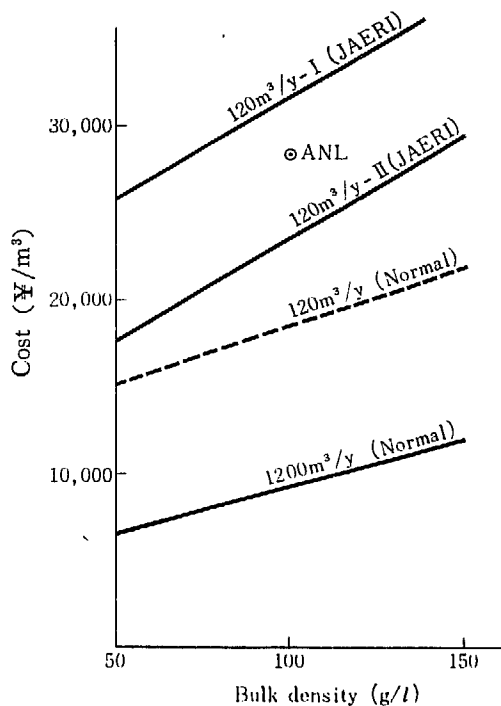


Fig. 22 Incineration cost

	120m ³ /y	1200m ³ /y
a) 貯蔵	37,000	17,000

b) 焼却処理

JAERI 19,075 + 117d

標準 4,000 + 51.6d 分析計数費管理費を含まない。

d は廃棄物の嵩密度 (g/l) を示す。

ii) 廃液関係

S : 溶存固型物含量 (ppm as CaCO₃)

S* : 蒸発残渣 (g/m³)

S* = 2S と仮定

a) JAERI (または現在)

	4,000m ³ /y	2,000m ³ /y
--	------------------------	------------------------

蒸発

単一効用 4,745 + 0.252S* 5,920 + 0.252S*

蒸気圧縮 1,710 + 0.775S* 2,750 + 0.775S*

	4,000m ³ /y	2,000m ³ /y
イオン交換	4,000m ³ /y	2,000m ³ /y
樹脂(使い捨て)	1,123 + 64.34S	1,773 + 64.34S
樹脂と蒸発	1,130 + 4.219S	1,788 + 4.219S
膜と樹脂と蒸発	2,261 + 0.597S	3,566 + 0.596S
膜と樹脂	S = 200g/m ³ 2,192 S = 1,000g/m ³ 2,387	

凝集沈殿 1,100 1,550

b) 標準 (将来) : 分析計数費, 管理費を含まない

	40,000m ³ /y
蒸発	単一効用 1,655 + 0.147S*
	蒸気圧縮 596 + 0.147S*
イオン交換	樹脂 178 + 42.5S
	樹脂と蒸発 185 + 2.21S
	膜と樹脂と蒸発 526 + 0.3258S
凝集沈殿	160

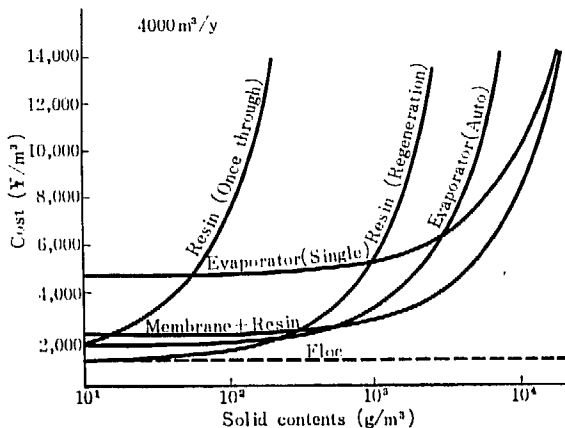


Fig. 23 Cost of liquid treatment (JAERI, 4000m³/y)

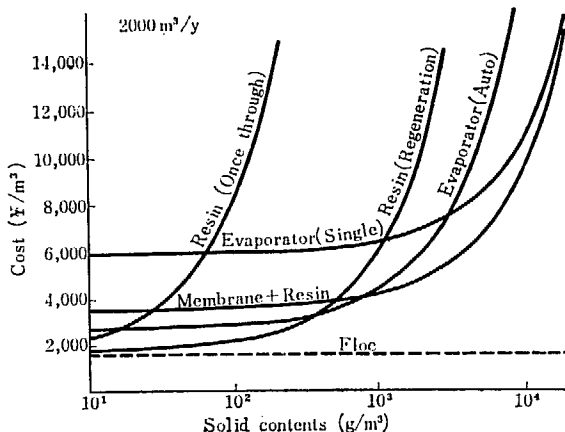


Fig. 24 Cost of liquid treatment (JAERI, 2000m³/y)

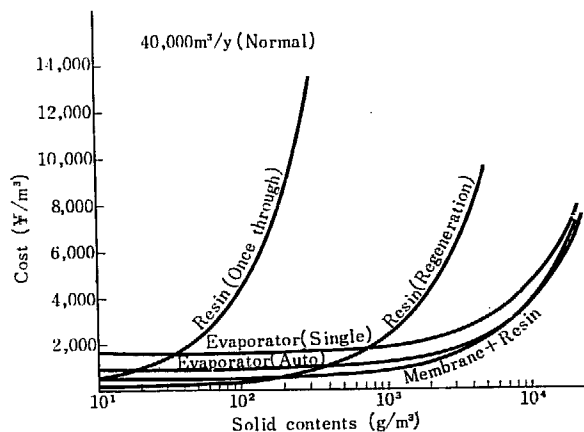


Fig. 25 Cost of liquid treatment
(Normal, 40000m³/y)

6.2 討 議

6.2.1 廃液関係

i) 原研の処理施設を用いた場合

固型物含量によって、最適経済プロセスは異なり、固型物含量が大きくなるにつれ、再生式イオン交換樹脂処理（再生廃液は単一効用蒸発で処理）、イオン交換膜処理（希釈部はイオン交換樹脂処理、濃縮部は単一効用蒸発処理）の順となる。自己蒸気圧縮型蒸発装置も比較的狭い固型物含量の範囲では最適となることがわかる。非再生イオン交換樹脂処理は固型物含量のきわめて小さい範囲（10 ppm 以下）でなければ実用化される見込みはない。単一効用蒸発はおおむね高価につくが固型物含量に対する処理単価の依存性がいずれのプロセスよりも小さく数千 ppm 以上の濃度では一番安くなる。

a) 4,000 m³/y の場合

溶存固型物含量が 230 ppm 以下の場合、再生式イオン交換樹脂処理が最も有利である。

もし、再生式イオン交換樹脂処理と単一効用蒸発処理の二つだけを使うとすれば、溶存固型物含量 1,000 ppm（全固型物含量では 2,000 ppm）で区分するのがよい。イオン交換膜処理を使用するときは、溶存固型物含量 300 ppm 以上がのぞましい。

b) 2,000 m³/y の場合

再生式イオン交換樹脂処理は、溶存固型物含量 350 ppm 以下で最も有利となり、イオン交換膜処理は、500 ppm 以上で最適となる。年間処理量が減少するにつれ、再生式イオン交換樹脂処理の最適範囲が高溶存固型物含量の方へ伸びることになる。

c) 総 括

蒸発法は固型物含量に対する依存性が小さいから、広い固型物含量の範囲の廃液排出が予想され、また、処理プロセスを一つに限定されるときには、万能的なプロセスと考えられる蒸発缶を設置するのがよからう。

自己蒸気圧縮型蒸発処理の経済性は著しいものがあるが、濃縮限度が低いため、高い固型物含量の液に対しては、単一効用方式が有利となり、イオン交換樹脂の再生廃液（濃度 1.4% 程度）の処理には、単一効用方式が適している。

さらに、高濃度の廃液に対しては、ドラム缶中で直接セメント固化する方が有利となる。いずれにせよ、原研の装置を用いて年間数千 m³ の処理では、処理単価は 10³ 円/m³ の桁（3,000~5,000 円程度）であり、それ以下にはならない。

ii) 標準の場合

年間処理量 40,000 m³ とした場合には、およそ 1,000 ppm 以下の溶存固型物含量の廃液に対する処理は 1,000 円/m³ 以下となり、欧州で重用されている多段化学処理に匹敵する処理単価（\$（1~3）/m³）となる。

200 ppm 以下の廃液については、再生式イオン交換樹脂処理が最適であって、その処理単価は 500 円/m³ 以下である。200 ppm 以上ではイオン交換膜処理がすべての範囲にわたって最も安くなる。自己蒸気圧縮型蒸発処理が、イオン交換膜処理とほぼ同じ傾向を示し処理単価にして数百円/m³ の差しか示していない。この原因は濃縮限度を 30%（重量）まで引き上げられたと仮定したからであって、実際にはその実現性には相当の困難が予想される。

なお、年間処理量 40,000 m³ は 1 日 150 m³ 処理に対応し、この程度の低レベル廃液排出量の例としては、ベルギーのモル研究所があり、イギリス流の考えを廃液排出系統に適用しているところでは、これ以上の量の排出も見られる。

6.2.2 固体廃棄物関係

a) 焼却処理

ANL の 1/5 の処理能力の装置で、ほぼ同一の処理費を得た。ことに標準では ORNL の野天処理に匹敵するコストを得た。米国とは事情の異なるわが国ではもっと焼却をとり上げてよいのではないか。

b) 貯 蔵

貯蔵の単価は固体廃棄物処理のみならず、廃液処理費にも重大な影響を持ち、特に固形物の多い廃液の場合には、濃縮処理後の体積が大きく、貯蔵費の総コス

トに占める割合が大きいため深刻である。Harwell なみに現在の 1/4 程度までに下げられれば、全般の処理費に寄与するところが大きい。

6.2.3 総括

原研の処理施設（低レベル廃液関係 $1\text{m}^3/\text{hr}$ 、固体焼却関係 $30\text{kg}/\text{day}$ ）では、装置としてみれば経済規模から遠く、設備償却費、分析計数管理費などの処理単価に占める割合が大きい。

しかし、廃棄物の集荷輸送にもまた費用がかかることを考慮すれば廃棄物処理施設の集中大規模化も制約される。廃棄物のセグリゲーションの方式を変えて、大量の廃棄物を処理するようにするのは、現在のわが国では、総合的に有利であるとは思われないが、大量の廃棄物がまとまって排出される施設の廃棄物処理系では容易に低コストが実現されよう。低レベル廃液関係に例をとれば、同一処理量に対して、ヨーロッパでの多段化学処理に匹敵する処理単価で、除染能力の大きい、イオン交換や、蒸発処理、さらには厳重な管理下におくことのできる固化物の貯蔵がおこなえることになる。今の場合、処理単価の比較を通常の為替レートでおこなうことは、物価、生活水準からただちに正確とは言えないが、一般的に重工業製品について日本品がまだ割高であることを考慮すれば結論に大した影響はおよぼさないとと思われる。

原研の廃棄物処理系の経済面における特性を二、三あげると、

- i) 設備の増大は若干あったが、人件費の節約は著しい。労賃の単価はもともと安いのであるが、それ以上に安くなっている。
- ii) 固化処理の一環として、廃液処理から得られるスラッジの濃縮手段を考慮すること、また一般に、固体固化物の貯蔵を思い切って簡易化し、貯蔵単

価を安くすることなどを考慮せねばならない。

前者に対しては経済的なスラッジの減容、たとえば、凍結再融解後遠心分離などの手段の開発を、後者に対しては、単に固体廃棄物処理だけでなく、廃液処理費にも重大な影響を持ち、特に固型物の多い廃液の場合には濃縮処理後の体積が大きく、固化貯蔵費の総コストに占める割合が大きいため深刻である。現在の固化物の処理は特注新品のドラム缶中に、スラッジ 110 l 程度をセメントと砂で固めたものを、上屋のある地下 4~4.5 m の防水コンクリートトレンチ中に保管する型式をとっている。外国の例を参考にすればこの包装は中高レベル廃棄物に対応するもので、そのまま海洋投棄も可能と思われるものであり、防水コンクリートトレンチに入れる必要はなく、野天に簡単な防雨設備、たとえばキャンバスをかぶせるとか、屋根だけをかぶせる程度で十分なものである。上屋のある防水トレンチに保管するならば、セメントと砂で固化することをやめても実際上安全であろうと考えられる。

イオン交換膜処理

- iii) イオン交換膜処理は、数百ないし数千 ppm の廃液に対して有効であり、原研で実際に排出される廃液の大部分はこの範囲にはいるので、重用されるべきものであろう。しかも、現在はすべて輸入品に頼っていて装置、膜は比較的高価であるにもかかわらず、コストが安くなっているため国産化されれば一層安価な処理が実現できよう。この目的のためには、選択性の良い膜の必要はなく、むしろ機械的強度の高いものが得られれば、大型の装置が製作可能となり一層のコスト低減が実現できることとなる。

7 処理費の計算

7.1 固体廃棄物の貯蔵

i) JAERI の場合

a) 中レベルおよび弱レベル固体格納所を永久貯蔵に使うものとする。

建設費	中レベル	¥ 3,009,000
	弱レベル	2,680,000
	計	¥ 5,689,000

両者の容積は 640m³, 有効容積をその 1/3, 213m³ とすれば,

$$¥ 5,689,000 / 213m^3 = ¥ 26,709/m^3$$

b) その他の設備, 人件費等 handling charge,

hoist, 運搬車等の年償却費 ¥ 243,000

電力 1 kWh/day × 300day/y
× ¥ 6/kWh 2,000

人件費 ¥ 20,000/month man
× 12 month man 240,000

分析計数管理費 260,000

計 ¥ 745,000

年間取扱量

焼却装置 120m³/y から 3m³

前処理装置 2,000m³/y 3m³

不燃性物 100l/day 30m³

蒸発装置 2,000m³/y 38m³

計 74m³

とすると, ¥ 745,000/74m³ = ¥ 10,000/m³

c) 総計 (a+b) ¥ 37,000/m³

◎ コンクリート部 (含電気設備) のみとすれば,

¥ 15,000/m³

handling charge ¥ 2,000/m³ とすれば,

¥ 17,000/m³

となる。

ii) 他の例との比較

Harwell⁷⁾ での固体の貯蔵費は ¥ 8,840/m³

ANL⁹⁾ では ¥ 50,800~87,500/m³

7.2 可燃性固体廃棄物の焼却処理

i) JAERI 設置の装置

Basis 120m³/y

30kg/day-8 hr, bulk density を 0.075 kg/l と

すれば

$$400 l/day-8 hr$$

$$8 hr/day \times 300day/y = 2,400 hr/y$$

灰は feed の 1% (V) 排出されるものとし, これを 100l ずつドラム缶につめるとする。

(1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 1,344,000 (11,200)

B 運転費

水 0.7m³/hr × 2,400hr/y
× ¥ 28,4/m³ 48,000 (400)

電力 10kW × 2,400hr/y
× ¥ 6/kWh 144,000 (1,200)

燃料 2.0m³/hr × 2,400hr/y
× ¥ 17/m³ 82,000 (683)

スチーム 0.005ton/hr
× 2,400hr/y × ¥ 1,890/ton 23,000 (192)

苛性ソーダ 1l(43%)/day
× 300day/y × ¥ 17.4/l 5,000 (41.6)

廃液処理費 0.2m³/6day
× 300 day/y × ¥ 8,000/m³ 80,000 (666)

小計 ¥ 382,000 (3,183)

高性能フィルター
3 箇/y × ¥ 45,600/箇 137,000 (1,142)

布袋 (30l 用)
50 箇/y × ¥ 300/箇 15,000 (125)

灰固化費
12 箇/y × ¥ 5,300/箇 64,000 (534)

固化物貯蔵費 0.2m³/箇
× 12 箇/y × ¥ 37,000/m³ 89,000 (741)

小計 ¥ 305,000 (2,542)

人件費

¥ 30,000/month man
× 15 month man 450,000 (3,750)

計 ¥ 1,137,000 (9,475)

A+B ¥ 2,481,000/y ¥ 20,675/m³

いま, 120m³/y 処理で bulk density (*d*) を変数として, コストの変化を求めてみる。

これは灰量, 燃焼による熱量の発生等が, 廃棄物の重量によって, 支配されるからである。

運転中, 苛性ソーダ, 廃液処理費以外の費目が被焼却物の重量に比例するとすれば,

被焼却物の密度 *d* (g/l) で表わすと,

$$11,200 + (42 + 666) + \frac{9,475 - (42 + 666)}{75} d$$

$$= 11,908 + 117 d$$

で表わされる。

なお、分析計数管理費 ¥ 860,000/y を加算すれば

¥ 860,000/120m³ = ¥ 7,167/m³ を加えて、

¥ 27,842/m³, 19,075 + 117 d (¥/m³)

となる。

1,200m³/y

◎ 標準価格とし、灰はセメントで固めることなく、
ドラム缶はつめるだけとすれば、(1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 4,800,000 (4,000)

B 運転費

水 7m³/hr × 2,400hr/y
× ¥ 12/m³ 200,000

電力 100kW × 2,400hr/y
× ¥ 4/kWh 960,000

燃料 20m³/hr × 2,400hr/y
× ¥ 10/m³ 480,000

スチーム 0.05ton/hr
× 2,400hr/y × ¥ 800/ton 100,000

苛性ソーダ 10l/day
× 300day/y × ¥ 17.4/l 50,000

廃液処理費 2m³/6day × 300day/y
× ¥ 6,000/m³ 600,000

小計 ¥ 2,390,000 (1,990)

高性能フィルター
30箇 × ¥ 40,000/箇 ¥ 1,200,000 (1,000)

布袋 (30l 用)
500箇/y × ¥ 300/箇 150,000

灰包装費
60箇/y × ¥ 4,000/箇 240,000

灰貯蔵費 0.2m³/箇 × 60箇/y
× ¥ 17,000/m³ 210,000

小計 ¥ 600,000 (500)

人件費 450,000 (375)

計 ¥ 4,640,000 (3,865)

A+B ¥ 9,440,000/y ¥ 7,865/m³

$$4,000 + \frac{3,865}{75} d = 4,000 + 51.6 d$$

ii) 貯蔵費との比較

JAERI の固体格納所への永久貯蔵の場合の単価は

¥ 37,000/m³

焼却すると、管理費も入れて ¥ 27,200/m³ 程度であるから、焼却した方が有利である。

iii) 他の例との比較

JAERI の装置の原型となった ANL の装置¹⁰⁾ と

TABLE 41 Unit cost of solid incineration

	ANL	ANL	JAERI	Normal
Capacity, cu. ft./y	19,500	4,236**	4,236	42,360
Amortization	0.45 (0.90)*	2.08	0.88	0.32
Labor	1.00	1.00	0.88	0.03
Filter	0.05	0.05	0.09	0.08
Ash handling	0.28	0.28	0.11	0.04
Others	0.45	0.45	0.25	0.16
Total	2.23	3.86	2.21	0.63

* は ANL 公表の数字 5 年償却にあたる。

** は比較のために JAERI と同一の処理量としたとき。

の比較 (TABLE 41)。

便宜のため \$/cu. ft. で示す。

(参考) ANL で処理せずに貯蔵 \$ 4.00/cu. ft.

ANL から ORNL へ送って

野天処理 \$ 1.50/cu. ft.

JAERI での貯蔵費 \$ 2.91/cu. ft.

貯蔵費 (標準) \$ 1.34/cu. ft.

7.3 廃液の蒸発による濃縮

i) 単一効用方式

JAERI 設置のもの 1 m³/hr

30% (w) まで濃縮できるものとする。このときの比重を 1.29 とする。

{ Solid contents (S* g/m³) と比重との関係は実際
によると、 $S. g. = 1 + \frac{S^*}{1.35 \times 10^6}$ で表わされる。 }

Solid contents のうち dissolved solid contents
の分を 50% とすれば $S^* = 2S$

Basis 4,000m³/y 2-shift (1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 3,600,000 (900)

B 運転費

スチーム

1.3ton/m³-waste × 4,000m³/y
× ¥ 1,890/ton ¥ 9,828,000 (2,457)

電力 13kW × 4,000hr/y
× ¥ 6/kWh 312,000 (78)

水 25ton/hr × 4,000hr/y
× ¥ 28.4/ton 2,840,000 (710)

人件費

¥ 30,000/month man
× 30 month man 900,000 (225)

分析計数費、管理費等 1,500,000 (375)

小計 ¥ 15,380,000 (3,845)

A+B ¥ 18,980,000/y ¥ 4,745/m³

C 固化関係費

30% (w) にまで濃縮したものを, 130l ずつ 200l のドラム缶に入れセメントで固める.

¥ 5,300/ドラム缶, それを永久保管する.

(¥ 37,000/m³-storage)

$$\frac{S^*}{10^6 \times 0.30 \times 1.29 \times 0.13} \{5,300 + 0.2 \times 37,000\}$$

= 0.252 S* (¥/m³-waste)

A+B+C 4,745 + 0.252 S* (¥/m³)

または 4,745 + 0.504 S

◎ 標準単価で計算すると, 分析計数, 管理費を含まないで,

A 設備償却年額 ¥ 9,600,000 (240)

B 運転費

スチーム

1.3ton/m³ × 40,000m³/y
× ¥ 800/ton ¥ 41,600,000 (1,040)

電力 130kW × 4,000/y
× ¥ 4/kWh 2,080,000 (52)

水 250ton/hr × 4,000hr/y
× ¥ 12/ton 12,000,000 (300)

人件費

¥ 30,000/month man
× 30month man 900,000 (225)

小計 ¥ 56,580,000 (1,414.5)

A+B ¥ 66,180,000/y ¥ 1,654.5/m³

C は同一としても,

$$\frac{S^*}{10^6 \times 0.30 \times 1.29 \times 0.13} \{4,000 + 0.2 \times 17,000\}$$

= 0.147 S*

1.655 + 0.147 S* となる.

Basis 2,000m³/y 1-shift 2,000hr/y (1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 3,600,000 (1,800)

B 運転費

スチーム ¥ 4,914,000 (2,457)

電力 156,000 (78)

水 1,420,000 (710)

人件費 450,000 (225)

分析計数管理費 1,300,000 (650)

小計 ¥ 8,240,000 (4,120)

A+B ¥ 11,840,000/y ¥ 5,920/m³

C 固化関係費

1 m³ あたりのコストは 4,000 m³/y のときと同じ

0.252 S

A+B+C 5,920 + 0.252 S*

または 5,920 + 0.504 S

ii) 自己蒸気圧縮方式

Mechanical Equipment Co. New Orleans. La. 製 Model PES. 200 を参考とした. 200 gph 11.5% (w) まで濃縮するものとする. 本体 \$ 50,490 CIF Japan, 補助熱量も電力によるものとする.

Basis 4,000m³/y 0.75m³/hr 5,340hr/y (1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 3,060,000 (765)

B 運転費

電力 43kW × 5,340hr/y
× ¥ 6/kWh 1,377,000 (344)

人件費

¥ 30,000/month man
× 30 month man 900,000 (225)

分析計数費, 管理費等 1,500,000 (375)

小計 ¥ 3,777,000 (944)

A+B ¥ 6,837,000/y ¥ 1,709/m³

C 固化関係費

11.5% (w) まで濃縮して後は単一効用と同一とすれば,

$$\frac{S^*}{10^6 \times 0.115 \times 1.093 \times 0.13} \{5,300 + 0.2 \times 37,000\}$$

= 0.775 S*

A+B+C 1,710 + 0.775 S*

または 1,710 + 1.55 S

◎ 標準価格とし, かつ単一効用方式の場合と同じく 30% (W) まで濃縮するために電力を増加するとすれば,

(1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 12,240,000 (307)

B 運転費

電力 500kW × 5,340hr/y
× ¥ 4/kWh ¥ 10,680,000 (267)

人件費 900,000 (22.5)

小計 ¥ 11,580,000 (289.5)

A+B ¥ 23,820,000/y ¥ 596/m³

C 単一効用方式の標準価格の場合と同様に,

0.147 S*

A+B+C 596 + 0.147 S*

または 596 + 0.294 S

Basis 2,000m³/y 2,670hr/y (1 m³ 当り)

A 設備費 ¥ 3,060,000 (1,530)

B 運転費

電力 ¥ 688,500 (344.25)

人件費 450,000 (225)

分析計数管理費 1,300,000 (650)

小計 ¥ 2,438,500 (1,219.25)

A+B ¥ 5,498,500/y ¥ 2,750/m³

Cは 4,000m³/y のときと同様

0.775 S*

A+B+C 2,750+0.775 S*

または 2.750+1.55 S

iii) 他の例との比較

単一効用方式のみ (TABLE 42)

Feed は 0.08% (w) とした場合の処理費

◎ ANL⁹⁾ は 45% (w) まで濃縮後 induction dryer で処理し, 1100m³/y の場合の数値である.

◎ ORNL¹¹⁾

その他, Harwell⁷⁾ ではイオン交換膜の濃縮液を蒸発缶で 1/8 に減容後, vermiculite に吸収させて貯蔵しているが, そのコストは貯蔵の費用も含めて,

¥ 5,000/m³

となっている.

蒸発で ¥ 2,970/m³, vermiculite 吸収そして貯蔵で ¥ 2,020/m³, 吸収を含む vermiculite の貯蔵単価は,

¥ 16,200/m³-storage

である.

TABLE 42 Unit cost of single effect evaporation

	ANL	JAERI	ORNL
Capacity, m ³ /hr	0.57	1	1.135
Water	383	710	152
Steam	981	2457	2647
Electricity	6.6	78	
Labor	2071	225	1270
Amortization	725	900	—
Supervision	1586	375	106
Chemicals	66	—	132
Maintenance	1340		
Sludge handling	70	202	
Total	7228.6	4897	4307

Unit : ¥/m³

7.4 イオン交換による減容

S : dissolved solid content in pretreated liquid waste, as CaCO₃, いずれも電解脱珪による前処理をおこなう.

i) 粒状樹脂 (once, through)

通常市販の樹脂 (Na 型, Cl 型) を充填後 conditioning をおこなう.

$$\frac{(\text{設備償却年額}) + (\text{樹脂費}) + (\text{電力費}) + (\text{再生剤費}) + (\text{廃樹脂貯蔵費}) + (\text{人件費}) + (\text{前処理関係費})}{\text{年処理量}}$$

樹脂費

$$\frac{(\text{年処理量 m}^3)(Sg/m^3)}{(\text{塔の交換容量 g})} (\text{1 charge の樹脂量 l})(\text{樹脂の価格 ¥/l})$$

電力費

$$\left\{ \frac{(\text{年処理量 m}^3)}{(\text{処理能力 m}^3/\text{hr})} + \frac{(\text{年処理量 m}^3)(Sg/m^3)(\text{再生に要する時間 hr})}{(\text{塔の有効交換容量 g})} \right\} (\text{電力 kW})(\text{単価 ¥/kWh})$$

再生剤量

$$\frac{(\text{年処理量 m}^3)(Sg/m^3)}{(\text{塔の交換容量 g})} \{ (\text{NaOH の単価 ¥/l})(\text{1 回の使用量 l}) + (\text{HCl の単価 ¥/l})(\text{1 回の使用量 l}) \}$$

廃樹脂貯蔵費

$$\frac{(\text{年処理量 m}^3)(Sg/m^3)(\text{1 charge の樹脂量 m}^3)}{(\text{塔の交換容量 g})} \{ (\text{貯蔵の単価 ¥/m}^3) + (\text{包装の単価 ¥/m}^3) \}$$

前処理関係費

極板とスラッジの固化費 (ドラム缶 (200 l) に 130 l ずつ入れてセメントで固めて永久保管するとして) イオン交換塔は樹脂量 260 l の混床塔 1 基とし, 有効交換容量 3,200 g-CaCO₃ と再生をおこなう場合と同一とした.

4,000 m³/y

$$\frac{1,600,000 + 243,500S + (150,000 + 112.5S) + 762.5S + 13,000S + 900,000}{4,000} + 110$$

$$= \frac{2,650,000 + 257,375S}{4,000} + 110 = 772.5 + 64.34S$$

これに分析計数費, 管理費 ¥1,400,000/y を入れると,

$$\frac{¥1,400,000}{4,000\text{m}^3} = ¥350/\text{m}^3$$

$$1,123 + 64.34S$$

$$\text{樹脂費} \quad \frac{4,000S}{3,200} \times 194,800 = 243,500S$$

$$\text{電力費} \quad \left\{ \frac{4,000}{12} + \frac{4,000S \times 2}{3,200} \right\} 7.5 \times 6 = 150,000 + 112.5S$$

$$\text{再生剤費} \quad \frac{4,000S}{3,200} (418 + 192) = 762.5S$$

$$\text{廃樹脂貯蔵費} \quad \frac{4,000S \times 0.26}{3,200} (37,000 + 3,000) = 13,000S$$

標準価格とし, 設備償却年額が 1/2 まで下がるとし, また有効交換容量を 1.5 倍にまで再生剤の量を増したとすると, またセメントで固めないまでドラム缶に入れて永久保管とすれば,

$$\frac{3,200,000 + 1,620,000S + 1,000,000 + 500S + 15,250S + 65,000S + 900,000}{40,000} + 50$$

$$= \frac{5,100,000 + 1,700,750S}{40,000} + 50 = 177.5 + 42.5S$$

2,000 m³/y

$$\frac{1,600,000 + 121,750S + (75,000 + 56.25S) + 381.3S + 6,500S + 450,000}{2,000} + 110$$

$$= \frac{2,125,000 + 128,687S}{2,000} + 110 = 1,172.5 + 64.34S$$

分析計数費, 管理費 ¥1,200,000/2,000m³ = ¥600/m³ を加えて, 1,773 + 64.34S参考 Harwell⁷⁾ における vermiculite による処理は, ¥74.3/m³-wasteVermiculite column で ¥60/m³-waste使用済 vermiculite の貯蔵に ¥14.3/m³-wasteVermiculite の貯蔵単価は ¥8,840/m³-storage

Vermiculite による減容比 615

ii) 粒状樹脂 (再生)

樹脂は年間 15% 補給とする。

再生廃液は蒸発で処理するものとし ¥8,000/m³ とする。

再生廃液の Solid content は 1.42% (w) である。

再生廃液の排出量は 1.6 m³/cycle.4,000 m³/y

$$\frac{(\text{設備償却年額}) + (\text{樹脂費}) + (\text{電力費}) + (\text{再生廃液処理費}) + (\text{人件費}) + (\text{前処理関係費})}{(\text{年処理量})}$$

$$\text{再生廃液処理費} = \frac{(\text{年処理量 m}^3)(Sg/\text{m}^3)(1 \text{ サイクルの再生廃液量 m}^3)(\text{再生廃液の処理費 ¥/m}^3)}{(\text{塔交換容量 g})}$$

その他, 特記しない費目は前と同様。

$$\frac{1,600,000 + 30,000 + (150,000 + 112.5S) + 762.5S + 16,000S + 900,000}{4,000} + 110$$

$$= \frac{2,680,000 + 16,875S}{4,000} + 110 = 780 + 4.219S$$

分析計数費, 管理費 ¥350/m³ を加えて, 1,130 + 4.219S

標準価格とし、設備費が半額になったとし、再生廃液処理費を ¥ 4,000/m³ まで下げれば、

$$\frac{3,200,000 + 300,000 + 1,000,000 + 750S + 7,625S + 80,000S + 900,000}{40,000} + 50$$

$$= \frac{5,400,000 + 88,375S}{40,000} + 50 = 185 + 2.2094S$$

2,000 m³/y

$$\frac{1,600,000 + 30,000 + (75,000 + 56.25S) + 381.25S + 8,000S + 450,000}{2,000} + 110$$

$$= \frac{2,155,000 + 8437.5S}{2,000} + 110 = 1187.5 + 4.2188S$$

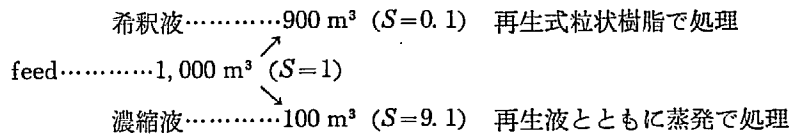
分析計数費, 管理費を加えて, (¥ 600/m³) 1788 + 4,219 S

iii) イオン交換膜と粒状樹脂との組み合わせ

イオン交換膜の装置は Ionics 社 Model 300 B を参考とする。¥ 12,000,000.

その運転方法は次のとおりである。

希釈比を 10 とする。



イオン交換樹脂膜は 2 年に 1 回交換とし、樹脂は年 10% 補給とする。

$$\frac{(\text{設備償却年額}) + (\text{樹脂費}) + (\text{膜費}) + (\text{電力費}) + (\text{再生剤費}) + (\text{再生廃液処理費}) + (\text{濃縮液処理費})^*}{(\text{年処理量})}$$

* + (人件費) + (前処理関係費)

電力費

$$\left[\left\{ \frac{(\text{樹脂塔での年処理量 } m^3)}{(\text{樹脂塔の処理能力 } m^3/hr)} + \frac{(\text{樹脂塔の年処理量 } m^3) (Sg/m^3) (\text{再生に要する時間 } hr)}{(\text{膜による希釈比}) (\text{樹脂塔の交換容量 } g)} \right\} \right. \\ \left. + \frac{(\text{樹脂関係の電力 } kW) + (\text{膜での年処理量 } m^3) (\text{所要電力 } kW)}{(\text{膜の処理能力 } m^3/hr)} \right] (\text{電力の単価 } ¥/kWh)$$

再生剤費

$$\frac{(\text{年処理量 } m^3) (Sg/m^3)}{(\text{塔の交換容量 } g) (\text{膜による希釈比})} \{ (\text{NaOH の単価 } ¥/l) (1 \text{ サイクルの使用量 } l) \\ + (\text{HCl の単価 } ¥/l) (\text{使用量 } l) \}$$

再生廃液処理費

$$\frac{(\text{年処理量 } m^3) (Sg/m^3) (1 \text{ サイクルの再生廃液量 } m^3) (\text{再生廃液処理の単価 } ¥/m^3)}{(\text{塔の交換容量 } g) (\text{膜による希釈比})}$$

濃縮液処理費

$$\frac{(\text{年処理量 } m^3)}{(\text{膜による減容比})} \left\{ 1 - \frac{(Sg/m^3) (\text{膜による濃縮比})}{(\text{濃縮の限度 } g/m^3)} \right\} (\text{濃縮液処理費 } ¥/m^3) \\ + \frac{(\text{年処理量 } m^3) (Sg/m^3) (\text{膜による濃縮比})}{(\text{膜による減容比}) (\text{濃縮の限度 } g/m^3) (\text{ドラム缶への充填量 } m^3)} \{ (\text{固化費 } ¥/drum) \\ + (\text{drum の体積 } m^3) (\text{貯蔵の単価 } ¥/m^3) \}$$

4,000 m³/y

償却費 樹脂: ¥ 1,600,000, 膜: ¥ 1,200,000 とすれば、

$$\frac{2,800,000 + 20,000 + 1,400,000 + (183,000 + 10.125S) + 68.625S + 1,440S + (1,898,000 + 867.534S) + 900,000}{4,000}$$

$$+ 110 = \frac{7,201,000 + 2,386.284S}{4,000} + 110 = 1910.25 + 0.59657S$$

分析計数, 管理費 ¥ 350/m³ を加えて, 2,261 + 0.5966 S

内訳

$$\text{電力費} \left[\left\{ \frac{3,600}{1.2} + \frac{3,600 S \times 2}{3,200 \times 10} \right\} 7.5 + \frac{4,000}{1.5} \times 3 \right] 6 = 183,000 + 10.125 S$$

$$\text{再生剤費} \frac{3,600 S}{3,200 \times 10} (418 + 192) = 68.625 S$$

$$\text{再生廃液処理費} \frac{3,600 S (1.6) (8,000)}{3,200 \times 10} = 1440 S$$

濃縮液処理費 ¥ 4,745/m³ は固化費を除く単一効用蒸発費

$$\frac{4,000}{10} \left(1 - \frac{9.1 S}{390,000} \right) 4,745 + \frac{4,000 \times 9.1 S}{10 \times 390,000 \times 0.13} (5,300 + 0.20 \times 37,000)$$

$$= 1,898,000 - 44.261 S + 911.795 S = 1,898,000 + 867.534 S$$

標準価格とし、樹脂関係の設備費を 1/2、膜関係は国産として 1/6、交換膜を 1組 300,000 円とし、蒸発処理費を ¥ 4,000/m³ (固化まで含めて) 濃縮液処理費を ¥ 2,000/m³ とすれば、

$$\frac{5,200,000 + 200,000 + 1,500,000 + (1,220,000 + 67.5 S) + 686.25 S + 7,200 S + 10,000,000 + 5,079.5 S + 900,000^*}{40,000}$$

$$\frac{* + 50}{40,000} = \frac{19,020,000 + 13,033.25 S}{40,000} + 50 = 526 + 0.3258 S$$

7.5 凝集沈殿法

装置、緩速口過装置、スラッジ処理装置付属とし、
2 m³/hr, 設備 8,000,000 円。

これは原研に実存しない装置を仮定したもの。

4,000 m³/y 2,000 hr/y

(1 m³ 当り)

A 設備償却年額 ¥ 800,000 (200)

B 運転費

電力 7 kW × 2,000 hr/y
× ¥ 6/kWh ¥ 84,000 (21)

薬品 200ppm 使用
800 kg/y ¥ 125/kg 100,000 (25)

スラッジ処理費
0.4% (V) のスラッジを
ドラム缶でセメント固化 1,563,000 (391)

人件費
¥ 30,000/month man
× 15 month man 450,000 (112.5)

小計 ¥ 2,197,000 (549.5)

A+B ¥ 2,997,000/y ¥ 750/m³

分析計数管理費 ¥ 350/m³ を加えて、
¥ 1,100/m³

標準価格とし、かつ、スラッジの排出量を 0.1% (V) とし、ドラム缶にためるだけとすれば、

$$\frac{3,200,000 + 560,000 + 1,000,000 + 1,200,000 + 450,000}{40,000}$$

$$= \frac{6,410,000}{40,000} = 160.3$$

他の例との比較 (TABLE 43)

TABLE 43 Unit cost of flocculation (¥/m³)

	Normal	Mol	Harwell
Capacity, m ³ /hr	2	15 (150m ³ / day)	45.5 (455m ³ / day)
Amortization	200	360	
Power	14	8.8	
Chemicals	25	36	78.5
Labor	112.5	97.2	
Sludge handling	20	7.2	99
Total	371.5	509.2	177.5

Harwell⁷⁾ のは BURNS 氏による試算で A/conf. 15/p/308 によれば、スラッジの体積は 3% (V)。これを口過して 1/5.35 とし、最終は 0.56% (V)。

スラッジの 1 m³ あたりの処理費は貯蔵費も含めて、¥ 3,300/m³。

スラッジ貯蔵の単価は、¥ 8,840/m³

JAERI ではスラッジ 1 m³ あたりの処理費は、¥ 100,000/m³ である。

貯蔵の単価を現在の 1/4 とし、¥ 4,000 のドラム缶の代わりに、¥ 1,000 のドラム缶を使い、スラッジを固めないで保管すれば、同じオーダーとなる。

Mol⁸⁾ のスラッジ関係費は、ドラム缶の費用だけと明記してある。

謝辞 最後に種々適切な御援助を頂いた山本寛、杉本仙市、石原健彦の三氏、ならびに試運転に御協力頂いた関係会社の方々、廃棄物処理場と化学工学研究室の諸氏に厚く感謝する次第である。

文 献

- 1) Y. YAMAMOTO, M. F. ITO, T. ISHIHARA, N. MITSUISHI and S. SAKATA : Disposal of Radioactive Wastes, 1, Book Published by IAEA, 525-533, (1960)
- 2) 化学工学研究室 : JAERI-1021, (1962)
- 3) 片岡武敦 : 火力発電, 10, 161-173 ; 229-241, (1959)
- 4) M. F. Ito and M. NISHIDOI : JAERI-1012, (1960)
- 5) 三石信雄, 阪田貞弘, 松田祐二, 山本寛 : 日本原子力学会誌, 1, 363-369, (1959)
- 6) N. MITSUISHI, S. SAKATA, Y. MATSUDA, Y. YAMAMOTO and Y. OYAMA : AEC-tr-4225, (1961)
- 7) R. H. BURNS and E. GLUECKAUF : A/CONF. 15/P/308, (1958)
- 8) P. DEJONGHE and L. BAETSLE : R-1663, (1959)
- 9) W. A. RODGER and P. FINEMAN : *Nucleonics*, 9, 51-61, (1951)
- 10) D. C. HAMPSON, E. H. HYKAN and W. A. RODGER : Basic Operational Report of the Argonne Active Waste Incinerator, ANL-5067, (1953)
- 11) Brookhaven Conference Report, "Waste Processing 2. Evaporation" BNL-59(C-12), (1950)
- 12) 阪田貞弘 : JAERI-4021, (1962)