

目次	CONTENTS
1 巻頭言	
2 水素エネルギーシステム	Hydrogen Energy System
16 溶媒抽出分解法による PCB 汚染容器除洗技術 (SED 法) の開発	The development of PCB removing technology for contaminated electric devices—Solvent Extraction and Decomposition Process (SED process)
21 S-TE PROCESS/ 返流水負荷低減の検討	Study on improvement of effluent TOC from S-TE PROCESS
28 振動型膜分離装置のラテックスろ過特性とスケールアップ	Characteristics of Latex Filtration and Scale Up Study by Vibratory Shear Enhanced Process
41 振動型膜分離装置のパン酵母培養廃液への適用	Application of Vibratory Shear Enhanced Processing to filtration of waste stream of yeast pharmenter
50 DT モジュールによる浸出水処理	Landfill Leachate Treatment by DT Module
61 埋立地浸出水 RO 濃縮水の処理技術 (その 2)	Handling Technology of Concentrate from Reverse Osmosis System for Landfill Leachate Treatment (No.2)
67 廃棄物洗浄型埋立処理システム (WOW システム) の基礎的検討 —地域に受け入れられ易い最終処分場を目指して—	Fundamental examination of WOW System (Wash Out Waste System) —To aim to make landfill sites acceptable for citizens—
74 電気透析法による地下水中の硝酸性窒素の除去	Removal of Nitrate Nitrogen from Groundwater by Electro-dialysis Reversal
81 と場廃棄物の効率的処理方法について	Effective treatment for slaughterhouse waste
87 高電圧パルス水処理装置の紹介	High Voltage Pulse Water Treatment System
93 ユニット化学装置	The Unit Chemical Equipment
101 流動床式高負荷好気性生物膜処理プロセス PABIO MOVER の実績紹介	Moving Bed Aerobic Biofilm Treatment Process for High Loading, PABIO MOVER
108 浄水場における電気浸透式加圧脱水機の実績紹介	Application of the Pressurized Electroosmotic Dehydrator to Waterworks Sludge.
114 乾式電気集塵機と湿式洗浄塔による排ガス処理装置納入事例紹介	Electrostatic Precipitator and Wet scrubber
119 PC ロガーの実績紹介	Application of "PC-Logger"
125 TECHNICAL NOTE	

『環境ホルモン』問題の源流を探る



神戸大学農学部教授
共同研究開発センター長

大川 秀郎

Hideo Ohkawa

DDTは1939年にスイス・ガイギー社のポール・ミューラー博士によってその強力な殺虫効果が発見された。1942年にはDDTは殺虫剤として登場し、大規模製造が開始され、やがて、世界中で最も広範囲に使用される農薬になった。

DDTは農業用に使用されて世界の食糧生産に大きく貢献したのみならず、衛生用にも用いられ、チフスを媒介する「シラミ」やマラリアを媒介する「カ」の防除に有効であった。日本でも戦後の衛生状態の改善、食料生産の向上に大いに役立った。こうしたDDTの貢献によってミューラー博士はノーベル賞を受賞した。

1950年代まで、DDTによる環境への悪影響は認められていなかった。しかし、現在からみると無謀とも思える使用によって環境に多くの損害を与えてしまった。DDTは極めて安定な化合物であり、化学的、生物的に極めてゆっくり代謝・分解され、その代謝物も、例えば、DDEはDDTと類似しており、従って、世界中にDDTとその代謝物の汚染が拡大した。DDTは水系環境では極めて危険であった。即ち、DDTは安定であり、水に難溶性で、高脂溶性であるため、生態系を構成する生物種に濃縮され、しかも、食物連鎖の上位にある魚食性の水鳥に顕著な蓄積が認められた。

一方、DDTは女性ホルモン作用を示し、カルシウム代謝に障害を起こして鳥の卵殻を薄くすることになり、その結果、鳥の数の減少を起こしてしまった。

日本では1971年に農薬取締法を改正して、残留性の高いDDTなどの有機塩素系殺虫剤の使用を禁止した。1972年にはストックホルムでの世界人間環境会議の宣言によって国際連合環境計画（UNEP）が設立された。そのプロジェクトの一環として、1974年にFAO/WHO合同で食品（飼料を含む）の汚染調査が開始された。その結果、DDTの使用を禁止した1971年から1982年までの12年間に、DDTの汚染は農産物では顕著に減少したが、畜産酪農製品での汚染はなお著しく、しかも、母乳の汚染は極めてゆっくりしか減少しないことが判明した。

このように、DDTの使用に伴い、様々な環境健康問題が生じ、現在に至る大きな責務を残すことになった。特に、最近、DDTなどのいわゆる「環境ホルモン」作用が大きな関心を引き社会問題にまで発展した。こうした環境問題の処理がこれからの研究開発の大きな課題である。

水素エネルギーシステム

Hydrogen Energy System



(技) 研究開発部
多井 勉
Tsutomu Oi
平井 清 司
Kiyoshi Hirai
三宅 明 子
Akiko Miyake
UC事業室
廣瀬 潤
Jun Hirose

世界で消費されるエネルギーの約90%は石炭、石油、天然ガス等の化石燃料でまかなわれている。これらの化石燃料は運輸、熱発生、発電等に使用されている。化石燃料を使い続けると空気中の二酸化炭素濃度が上昇し、地球温暖化、気候変動を起こす。水素と組み合わせた風力、太陽エネルギー等の再生エネルギーがこの問題を解決できる。社会がエネルギーシステムに払うコスト、すなわち外部コストを考慮すると太陽・水素エネルギーシステムが最もコスト競争力のあるエネルギーシステムである。本報では公開されている資料を用いて、水素エネルギーシステムの経済性を紹介した。

About 90% of the world energy demand is met by fossil fuels-coal, oil and natural gas at the present time. Fossil fuels are used for transportation, heat generation and electric power generation. The consumption of fossil fuels will cause the carbon dioxide accumulation and threatening consequences such as global warming and climate changes. Renewable energy such as wind and solar power can solve these problems by coupling with hydrogen. The solar hydrogen energy system is the most cost effective system if external costs (the costs which society pays for the energy services) are taken into account. In this report feasibility of hydrogen energy system are shown using the published materials.

Key Words :

水素エネルギー	Hydrogen energy
地球温暖化	Global warming
再生エネルギー	Renewable energy
水電解	Water electrolysis
経済性評価	Economical feasibility study

まえがき

現在、世界での水素消費量は年間 5 000 億 m³ と推定されている。¹⁾ その 90 % 以上が天然ガスの改質、工業副製ガスから得られている。残りは水電解により生産されている。この水素の 99 % 以上がアンモニアの合成、メタノールの合成、石油の脱硫、鉍石の還元等に使用されている。5 000 億 m³ の水素エネルギー量はおよそ 6×10^{18} J となり、世界のエネルギー消費量の約 1.8 % になる。エネルギー利用としては人工衛星打ち上げ用ロケットの燃料に液体水素が使用されている。

現状では化石燃料は水素エネルギーよりも経済的に競争力がある。これが全世界で使用されるエネルギー源の 90 % 以上が化石燃料である理由である。しかし化石燃料の燃焼に伴って排出される気体が地表圏に蓄積し、地球規模で環境に重大な影響を与えている。排出される気体は水蒸気、二酸化炭素、窒素酸化物、硫黄酸化物である。エネルギー消費量が巨大化すると、環境に深刻な影響を与える。以前には公害と呼ばれて、その影響はローカルな現象にとどまっていた。しかし現在対策が急がれている温暖化、酸性雨などは特定地域に限定されずに、地球規模での環境問題になっている。二酸化炭素排出による地球温暖化問題に関しては、二酸化炭素の分離、回収、有効利用、海洋・地中への貯留等の技術開発が現在進められている。²⁾

一方化石燃料は有限の資源であり、発展途上国でのエネルギー消費量の増加を考慮すると来世紀の前半において枯渇すると予想されている。水素をエネルギーとして利用する技術開発が石油危機を契機に 1974 年以降通産省工業技術院大阪工業技術研究所において開始された。³⁾ 現在では新エネルギー・産業技術総合開発機構による水素利用国際クリーンエネルギーシステム技術 (WE-NET) プロジェクトが進められている。⁴⁾ 本報告では水素エネルギーシステムの必要性、およびその経済性評価についてのべる。

1. 地球温暖化問題と水素エネルギー

1.1 問題解決の手段

地球温暖化の根本的原因は人類が現在用いているエネルギーシステム、すなわち化石燃料をベースとしたエネルギーシステムそのものにある。温室効果ガスの中で化石燃料の燃焼時に発生する二酸化炭素の寄与が大きく、温室効果ガス全体の温暖化能力の 50 % 以上をしめる。つづいてメタンとフロンが問題になる。

地球温暖化問題を解決する手段として次のものが考えられる。

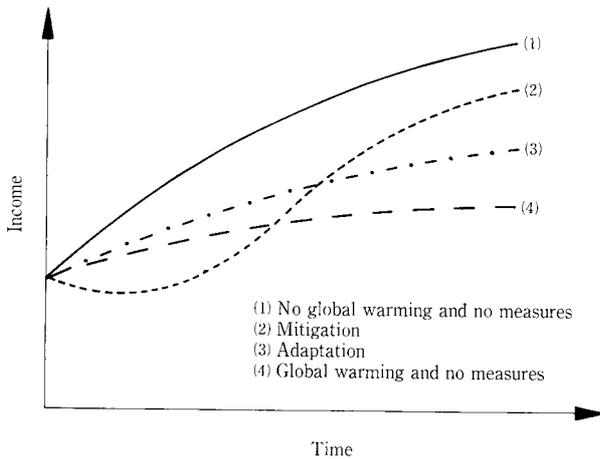
- (1) 二酸化炭素の海洋、地中への貯留技術の開発
火力発電所等から発生する二酸化炭素を油井、天然ガス・岩塩採掘の空洞、地下帯水層、深海底に貯留する等の技術を開発する。⁵⁾ この技術は地球工学と呼ばれており、スケールが大きく、開発費用がかさむ。しかし最も必要なものと考えられる。
- (2) 代替エネルギーの開発
太陽エネルギー等の再生エネルギーを利用する技術を開発する。⁶⁾ 一般的に再生エネルギーは化石燃料のように使いやすくない。断続的にしか使用できず、貯蔵性と輸送性が悪い。輸送用燃料として使用できない。これらの欠点を補うのが水素エネルギーである。水素は水から大量に製造できる燃料である。また全世界のどこでも得られるエネルギーであり、燃焼時水のみを発生するため環境に対して温和である。
- (3) 排出される二酸化炭素を利用した有用物質合成技術の開発
例えば接触水素化法で二酸化炭素と水素を反応させてメタノールを合成する。⁷⁾

1.2 mitigation と adaptation

二酸化炭素対策技術と代替エネルギーの開発を促進し、地球温暖化問題に事前的な対応を取ることを mitigation と呼ぶ。気象変化がおり、人類の生活環境や生態系に影響が表れた段階で莫大な費用をかけて、事後的な対策を取ることを adaptation と呼ぶ。mitigation と adaptation のどちらが有利であるかを考える必要がある。

アメリカ科学アカデミーの報告書⁸⁾ によると第 1 図に示すように mitigation の方が adaptation よりも人類全体の収入は多くなる。気候変化がおこらないケース 1 では経済成長に従って収入は増加する。気候変化を放置しておき、対策を取らないケース 4 は最も収入が少ない。ケース 2 は現在 mitigation を行った場合である。ケース 3 は現在 mitigation を行わないで、adaptation をその時々を実施した場合である。以上から地球温暖化防止対策を速やかに実施しなければならないことが理解できる。

Nordhaus⁹⁾ は DICE (Dynamic Integrated Climate-Economy) モデルを用いて、温室効果ガス (主に二酸化炭素) の放出を抑制する政策上のコストと放出の経済的インパクトの関係を検討している。気温上昇の経年変化を第 2 図に示す。温室効果



第1図 収入と地球温暖化対策の関係
 Fig. 1 Relation between the income and the measures for global warming

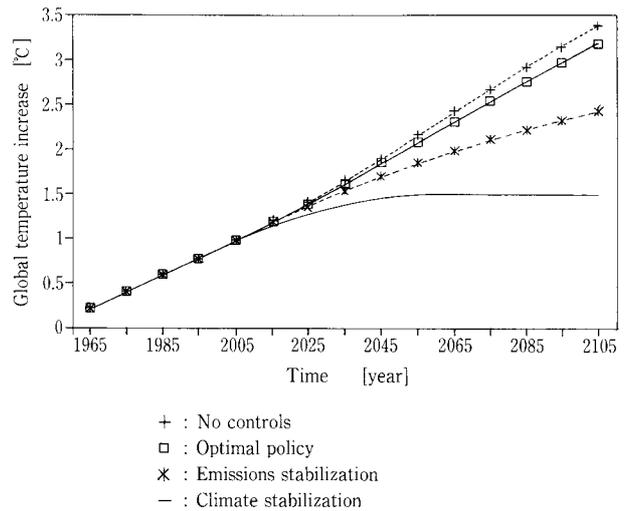
ガス放出の抑制策を行ったときの世界の総生産量と温室効果ガス放出をまったく抑制しなかった場合の世界の総生産量の差額を第3図に示す。なお1990年の世界の総生産量を20兆ドルとしている。また最適政策とは化石燃料そのものと二酸化炭素の放出のそれぞれに炭素税を課すことである。

ただし単に炭素税を課すだけ (Optimal policy) では気温は上昇し、経済的な成長はない。1990年のレベルに二酸化炭素排出量を安定化する (Emissions stabilization) と来世紀末には3兆ドル、世界の総生産量が減少する。生態系に影響を与えないように気候を安定化する (Climate stabilization) と来世紀末には8兆ドル、世界の総生産量が減少する。海底への二酸化炭素貯留技術等の地球工学を開発する (Geoengineering) と経済は成長するとともに mitigation にもなると予測されている。

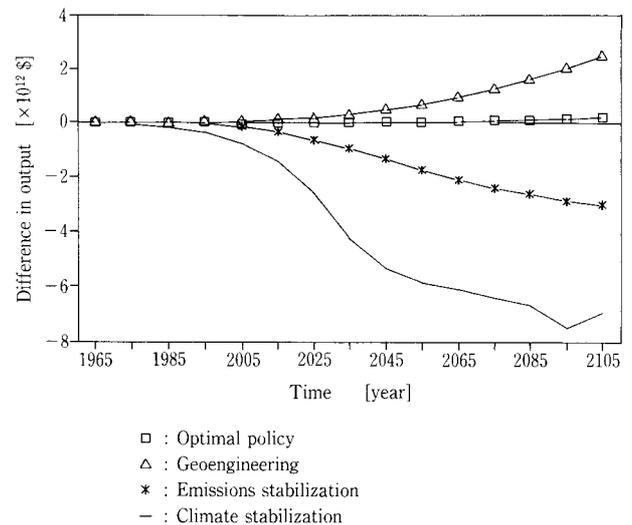
2. エネルギー資源問題と水素エネルギー

現在最も多く消費されているエネルギー資源は化石燃料で、石炭、褐炭などの固体燃料、石油の液体燃料、天然ガスの気体燃料を合計すると世界の一次エネルギー消費量の90%になる。¹⁰⁾ 水力、原子力、地熱などの電力は10%以下である。風力、太陽、海洋などの自然エネルギーの利用は微々たるものである。

化石燃料の世界における消費量の歴史的推移を第4図に示す。¹¹⁾ 1937年から1988年の間に化石燃料の消費量は5倍に増加した。この期間に原子力発電が導入され、水力発電量が増加しているにもかかわらず、それ以上に化石燃料の消費量が増加している。



第2図 大気温度の経時変化
 Fig. 2 Projected global mean temperature

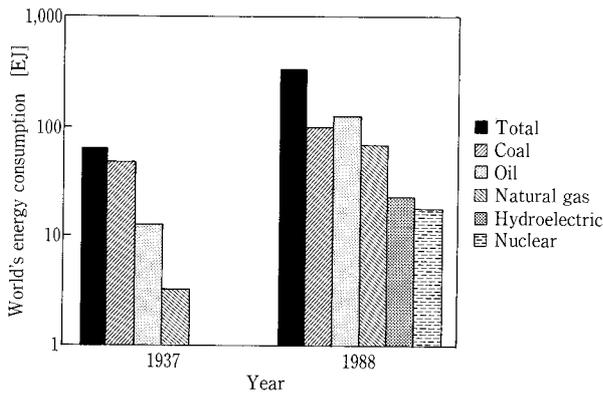


第3図 世界総生産に与える地球温暖化対策の影響
 Fig. 3 Impact of policies on global output

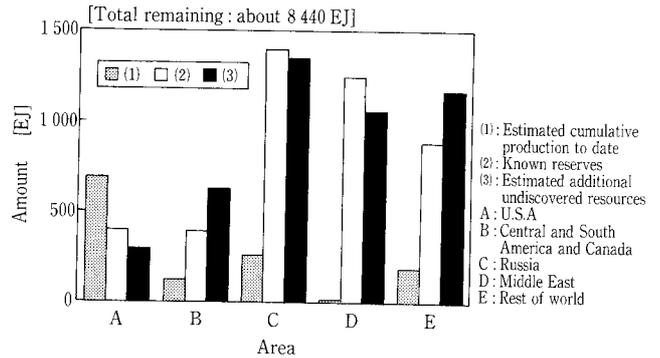
特に石油と天然ガスの増加が著しい。

石油、天然ガス、石炭の埋蔵量をそれぞれ、第5、6、7図に示す。¹¹⁾ 化石燃料から他のエネルギー源へ転換しないと有限の化石燃料は枯渇する。特に第5、6図に示すように石油と天然ガスの埋蔵量は有限であり、現状の消費量で推移すると40年先には枯渇する。指数関数的な人口増加と経済成長を考慮した場合には石油と天然ガスは25年先には枯渇する。未発見のエネルギー資源を加えても20年間のびるだけである。

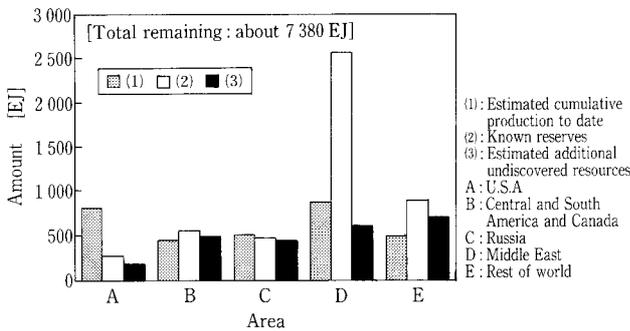
石炭の埋蔵量は第7図に示すように最も多い。こ



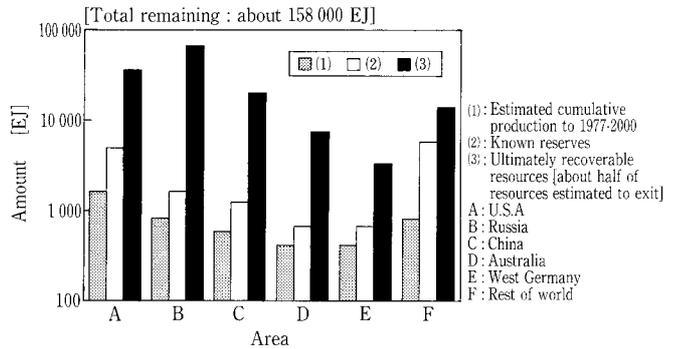
第4図 世界のエネルギー消費量
Fig. 4 World's energy consumption



第6図 天然ガスの量
Fig. 6 Amount of natural gas



第5図 石油の量
Fig. 5 Amount of oil



第7図 石炭の量
Fig. 7 Amount of coal

の石炭を用いて合成液体燃料を製作し、現状のエネルギーシステムを続けることが可能である。しかし環境に与える影響は深刻で、環境破壊が行きつく所まで行く。

地球表面には太陽から世界で消費されるエネルギーの15000倍 ($1.78 \times 10^{17} \text{W}$) に達するエネルギーが降り注いでいる。¹²⁾ そのうちの30%が即座に宇宙空間に反射される。50%が地球に吸収され、熱に変換される。残りの20%が水力、太陽光、風力、地熱、バイオマス等の再生エネルギー源になる。この再生エネルギーは枯渇することがなく、地球環境に対して保全性の良いエネルギーである。しかし既にのべたように化石燃料に比較して連続使用性、貯蔵性、輸送性が悪い。再生エネルギーを使って水電解により水素を発生させると、再生エネルギーが持つ欠点を補うことが可能になる。

3. 水素エネルギーの経済性

3.1 エネルギーの外部コスト

企業がコストをかけて得る経済的利益を内部経済と呼び、企業の行動が自分自身に与える経済的不利益を内部不経済と呼ぶ。これに対して例えば産業全

体の拡大によってインフラストラクチャーが整備されて一企業がコストをかけなくても得られる経済的利益を外部経済と呼び、公害のように企業の行動が社会に与える経済的不利益を外部不経済と呼ぶ。そして外部経済と外部不経済が社会に負担を強いるコストを外部コストと呼ぶ。¹³⁾

生産設備費、燃料費、人件費などはエネルギーの市場価格に含まれているので内部コストである。外部コストの代表例は化石燃料の燃焼時に発生する硫黄酸化物、窒素酸化物による大気汚染、および二酸化炭素による地球温暖化である。先進工業国における排ガス規制を満たすための大気汚染防止費のように内部コスト化されているものを除いて、これまでの化石燃料の価格体系では外部コストはほとんど考慮されていなかった。これが再生可能エネルギーとそれらの搬送媒体として最適な水素エネルギーが軽視されてきた理由である。

Hohmeyer はエネルギーの市場価格に含めるべき外部コストを次のように列挙している。¹⁴⁾

- (1) 人間の健康に対する影響
- ・けがのような短期的影響

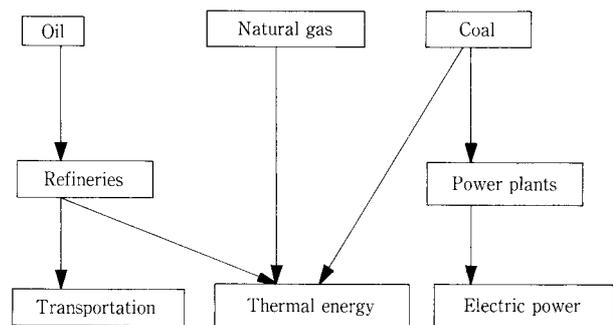
- ・癌のような長期的影響
- ・遺伝子傷害による生命維持への影響
- (2) 環境への影響
 - ・植物相への影響
 - ・動物相への影響
 - ・地球的規模の気候への影響
- (3) 資源の枯渇
- (4) マクロ経済への影響
 - ・雇用問題
- (5) 補助金
 - ・研究開発補助
 - ・投資補助
 - ・操業補助
 - ・インフラストラクチャーの整備補助
 - ・災害時の避難サービス
- (6) 戦争発生の可能性増加に対するコスト
 - ・エネルギーの安全保障
- (7) 原子力の外部コスト
 - ・発電用原子力技術の浸透に伴う核兵器ノウハウの拡散
 - ・放射能汚染
- (8) 社会心理的成本
 - ・重大な病気, 死亡
 - ・建設, 事故による人口移動

前述の外部コストの多くについては定量的データの不足, 定量化の困難性等のために実際のエネルギー価格に反映させるのは困難である。しかし新しいエネルギーと従来のエネルギーを価格面で比較する場合には前述の外部コストをできる限り定量化するこ

とが望ましい。

3.2 化石燃料システムと水素エネルギーシステムのコスト比較

現在のエネルギーシステムは化石燃料によって構成されており, 単純化して第8図に示す。化石燃料は輸送, 商業, 工業, 一般住宅, 発電等, あらゆる分野で使用されている。輸送においては主にガソリン, 軽油, ケロシン等の石油精製品が使用されている。工業分野では石炭, 天然ガス, 石油が使用されている。発電分野では化石燃料が使い分けられている。ベースロード用として石炭が, ピークロード用として天然ガスと重油が使用されている。Barbir達は第8図のエネルギー源から動力, 熱, 電力までの化石燃料の外部コストを第1表のように推定している。¹⁵⁾ 石油の場合には中近東等内にある生産地の安全保障のために軍事費として米国は1年間に600億ドル支出している。この支出を米国が1年間



第8図 化石燃料システム
Fig. 8 Fossil fuel energy system

第1表 化石燃料の外部コスト (1990年, \$/GJ)
Table 1 External costs of fossil fuels (in 1990, \$/GJ)

Type of cost	Coal	Oil	Natural gas
Environmental damage			
Effect on humans	3.48	2.83	2.09
Effect on animals	0.51	0.42	0.3
Effect on plants and forest	1.35	1.09	0.81
Effect on aquatic ecosystems	0.18	1.05	0.11
Effect on man-made structures	1.12	0.9	0.67
Other air pollution costs	0.98	0.79	0.59
Effect of strip mining	0.49	—	—
Effect of climate changes	1.39	1.13	0.84
Effect of sea level rise	0.32	0.26	0.19
Total environmental damage	9.82	8.47	5.6
Military costs	—	1.7	—
Total estimated external costs	9.82	10.17	5.6

に消費する石油 1 GJ あたりに換算して軍事費の外部コストが1.7ドルとしている。

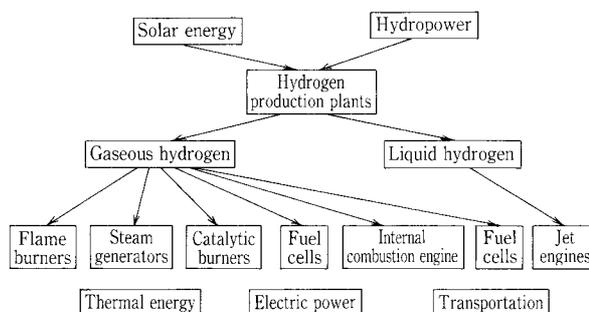
Barbir 達は第 8 図の化石燃料システムと第 9 図の太陽・水素エネルギーシステムの有効コスト（内部コストと外部コストの合計）をそれぞれ第 2, 3 表のように比較している。¹⁵⁾ 第 9 図の太陽・水素エネルギーシステムにおいてはすべての第 1 次エネルギーを太陽発電と水力で供給し、水電解により水素を発生させる。太陽発電は全電力の2/3, 水力発電は全電力の1/3と仮定している。エネルギー消費比率は米国における熱, 電力, 輸送の利用比がおおよそ 4:3:3 であることに基づく値である。このエネルギー消費比率は燃料の種類ごとの有効コストに対する重み係数の意味を持つ。エネルギー消費比率と有効コストを掛け合わせた値をすべての燃料について合計するとエネルギーシステム全体の平均的な有効コストが求まる。第 8 図の化石燃料システムが 14.97ドル/GJ, 第 9 図の太陽・水素エネルギーシステムが13.02ドル/GJになる。内部コストの比較

では最も高価な水素エネルギーシステムが外部コストを加えると化石燃料システムよりも経済的であるという結果が得られている。

4. 米国エネルギー省 (DOE) の Hydrogen Program¹⁶⁾

4.1 これからの20年間のビジョン

これからの20年間に地球温暖化, 代替エネルギー



第 9 図 太陽・水素エネルギーシステム

Fig. 9 Solar hydrogen energy system

第 2 表 化石燃料システムの有効コスト (1990年, \$/GJ)

Table 2 Effective cost of the fossil fuel system (in 1990, \$/GJ)

Application	Energy consumption fraction	Fuel	Effective cost	Fraction×cost
Thermal energy				
	0.2	Natural gas	11.82*	2.36
	0.1	Oil	18.66*	1.87
	0.1	Coal	12.02	1.2
Electric power	0.3	Coal	11.68	3.5
Surface transportation	0.2	Gasoline	21.4	4.28
Air transportation	0.1	Jet fuel	17.59	1.76
Totals	1			
		Over effective cost		14.97

* : Average for residential and industrial sector.

第 3 表 太陽・水素エネルギーシステムの有効コスト (1990年, \$/GJ)

Table 3 Effective cost of the solar hydrogen energy system (in 1990, \$/GJ)

Application	Energy consumption fraction	Fuel	Effective cost	Fraction×cost
Thermal energy				
Flame combustion	0.2	Gaseous hydrogen	17.63	3.53
Steam generation	0.1	Gaseous hydrogen	14.1	1.41
Catalytic combustion	0.1	Gaseous hydrogen	14.1	1.41
Electric power				
Fuel cells	0.3	Gaseous hydrogen	9.52	2.86
Surface transportation				
Internal combustion engine	0.1	Gaseous hydrogen	14.46	1.45
Fuel cells	0.1	Gaseous hydrogen	7.05	0.71
Air transportation				
Subsonic	0.05	Liquid hydrogen	17.78	0.89
Supersonic	0.05	Liquid hydrogen	15.24	0.76
Totals	1			
		Over effective cost		13.02

It has been assumed that one third of hydrogen will be produced from hydropower and two thirds from solar.

確保の点からニッチ市場に水素が浸透する。これからの20年間、化石燃料は過渡期の資源と位置づけられる。究極的には水素と電力は再生エネルギーから製造される。燃料電池技術が進歩すると輸送分野と電力分野に水素が使用される基盤ができる。

4.2 米国の電力状況と水素利用

米国の電力業界は現在リストラが進められており、競争が厳しくなるとともに電力消費者に選択の道が開かれる。このような背景のもとに分散型電源と再生エネルギーの導入が進む。このようになると地球温暖化が緩和され、水素が有効なエネルギーとして使用される。

電力需要ピーク対処用として使用される可能性が増している低コストな再生エネルギー、例えば地熱、水力を使用するにあたり、水素がエネルギー貯蔵媒体として用いられる。風力も水素貯蔵と組み合わせて使用できる再生エネルギーである。オフピーク時の余剰風力により水素を発生させると風力を有効利用できる。風力タービン技術が進歩すると2000年までに良好な風力サイトでは1kWhあたり2.5セントから3.5セントで発電できる。水電解により水素を発生させて、この比較的安価なオフピーク

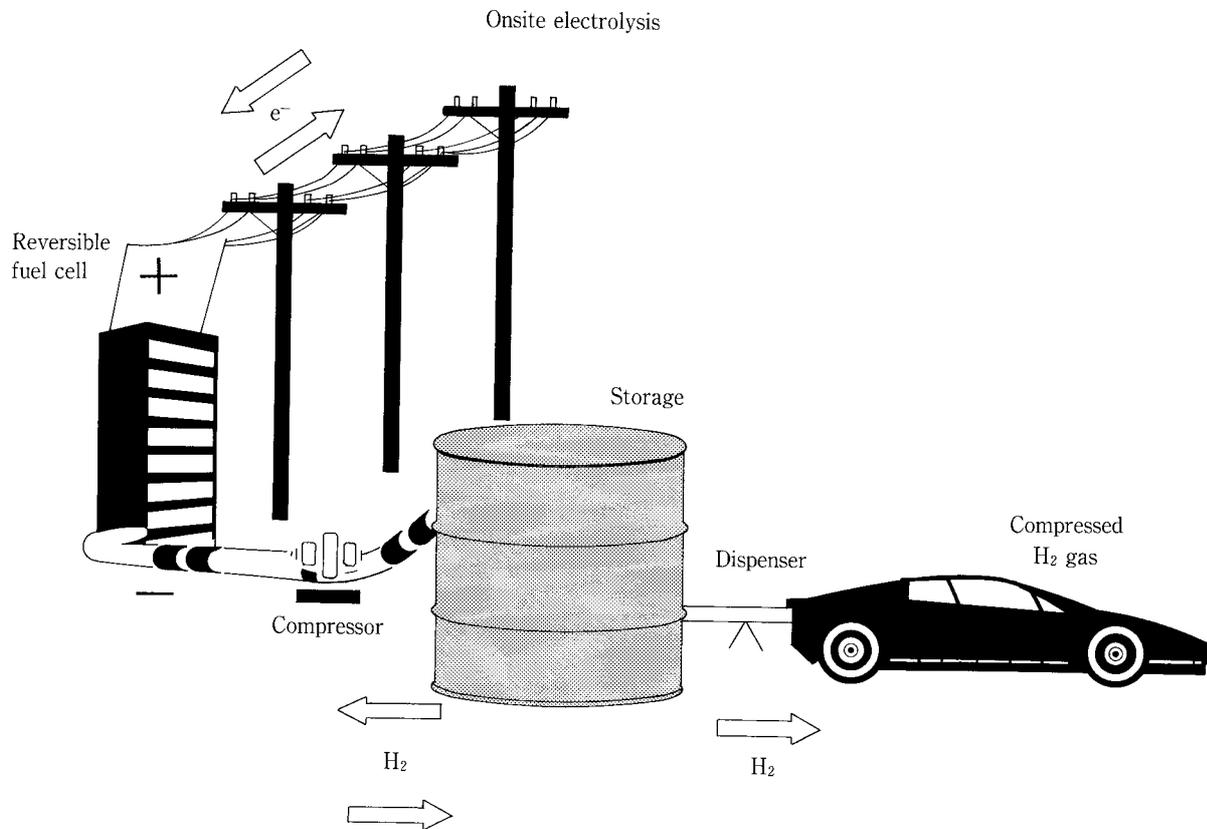
時の再生エネルギーを貯蔵する。そしてピーク時に燃料電池等で安価な電力に変換する。水力による電力も1kWhあたり1.5セントと安価であり、風力と同じように水素と組み合わせた使い方ができる。

オンサイト水素供給ステーションでは固体高分子電解質膜を使った可逆型燃料電池を用いて水電解と発電を行う。この可逆型燃料電池は水電解の機能と発電の機能を合わせ持つ。このシステムではコジェネレーションも行われる。また過剰の水素を発生させて、自動車等への使用、水素としての販売も行う。

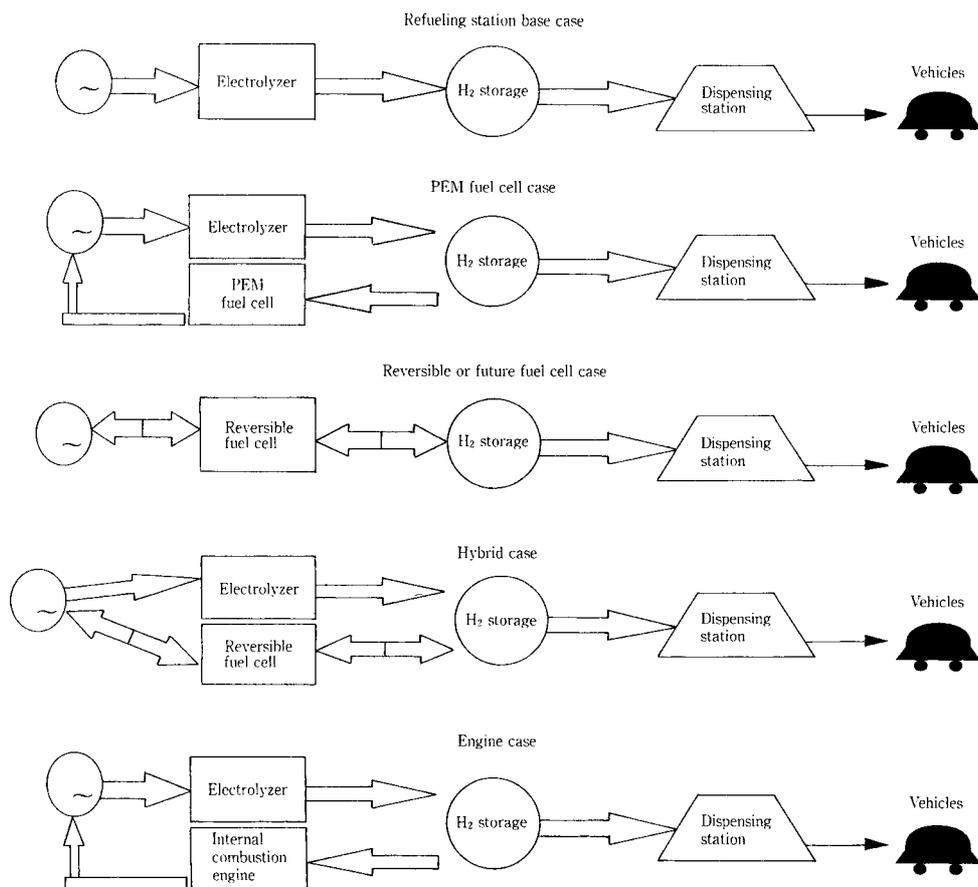
4.3 自動車用燃料としての水素利用

都市部の自動車による排気ガス問題を解決するためにカリフォルニア州では2003年までに1年間の新車販売台数の10%をゼロ・エミッション車（ZEV）にしなければならない。バッテリー自動車がZEV用として開発されているが、航続距離にまだ課題がある。

燃料電池自動車は従来のガソリン自動車よりも2.5倍効率が良い。また水素内部燃焼エンジンを含むハイブリッドよりも25%効率がよい。90℃以下で動作するため固体高分子電解質型燃料電池が自動車用として最適である。燃料電池自動車の燃料水素



第10図 水素供給ステーション
Fig.10 Hydrogen refueling station



第11図 水素供給ステーションの機器レイアウト
Fig.11 Component layouts for hydrogen refueling station

第4表 水素供給ステーション構成機器の仕様
Table 4 Specifications and technology data of the components for hydrogen refueling station

Componet	Capital cost	Operation and maintenance cost	Efficiency or energy required	Lifetime
Advanced electrolyzer	\$ 300/kW hydrogen out	4 % of capital cost/year	0.8	20 years
Storage cylinders	\$ 1.1/scf	\$ 100/year/cylinder	—	20 years
Storage compressor	\$ 2 000/kW	\$ 3 000/year/unit (2 units)	(0.6225kW/car × number of cars/day × 18h/day) + DU	10 years
PEM fuel cell	\$ 500/kW	4 % of capital cost/year	0.6	20 years
Reversible fuel cell	\$ 1 000/kW	4 % of capital cost/year	0.6 in generating mode	20 years
Future reversible fuel cell	\$ 500/kW	4 % of capital cost/year	0.6 in generating mode	20 years
Internal combustion engine	\$ 350/kW	4 % of capital cost/year	0.4	20 years
Fixed components (4dispensers+boost compressor)	\$ 277 100	4 % of capital cost/year	1.875kWh/car × number of cars/day	10 years

は当初天然ガスを改質して製造される。その後は再生エネルギーを用いて水電解した水素に切りかわっていく。

4.4 Hydrogen Program のゴール

天然ガス、もしくはバイオマスから製造した水素の価格は \$ 6 / MMBtu から \$ 8 / MMBtu の範囲になる。この価格はガソリンよりも安価である。再生エネルギーにより製造した水素の価格は \$ 10 / MMBtu から \$ 15 / MMBtu の範囲である。2002年までには固体高分子電解質膜を使った可逆型燃料電池の価格は \$ 600 / kW から \$ 1 000 / kW の範囲になると業界では推定している。

5. 水素供給ステーション

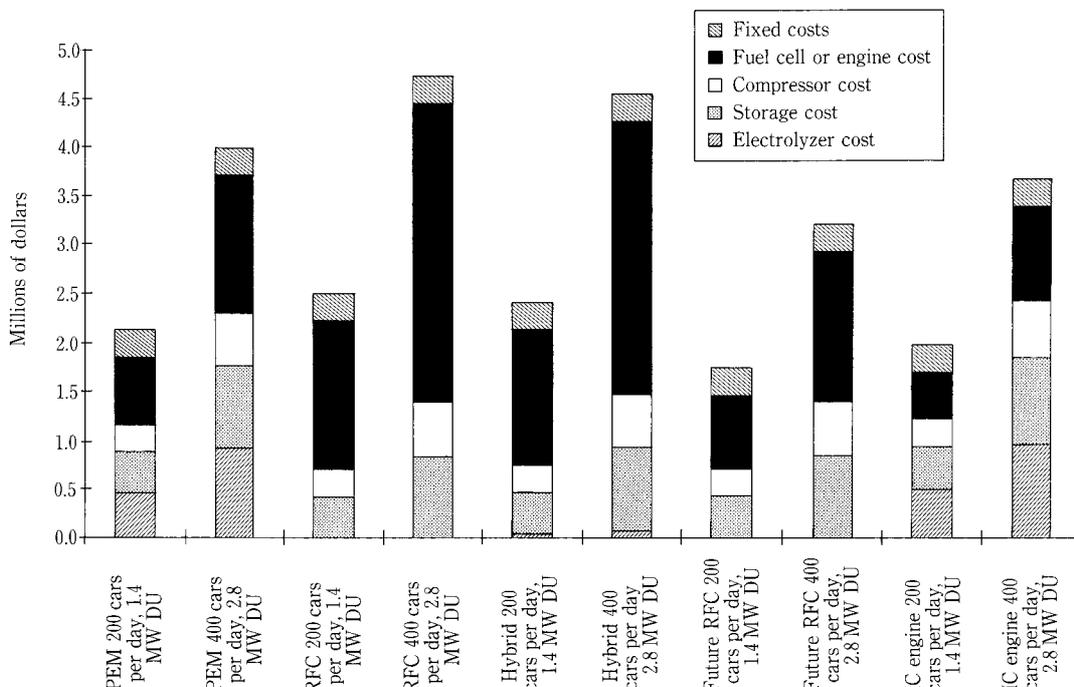
水素供給ステーションは水素燃料自動車のためのインフラストラクチャーである。またこの水素供給ステーションにおいて電力需要ピーク時にオフピーク時の電力を使って水電解により発生させた水素により発電を行うと、分散配置型電力使用の利点を持たせることができる。

米国 DOE の Hydrogen Program の一環として Iannucci 達¹⁷⁾ は水素供給ステーションの経済的可能性を検討している。この水素供給ステーションでは第10図に示すように商用のオフピーク電力を使って水電解により水素を発生させる。そして水素燃料自動車に高圧水素を供給する。また昼間の電力需要

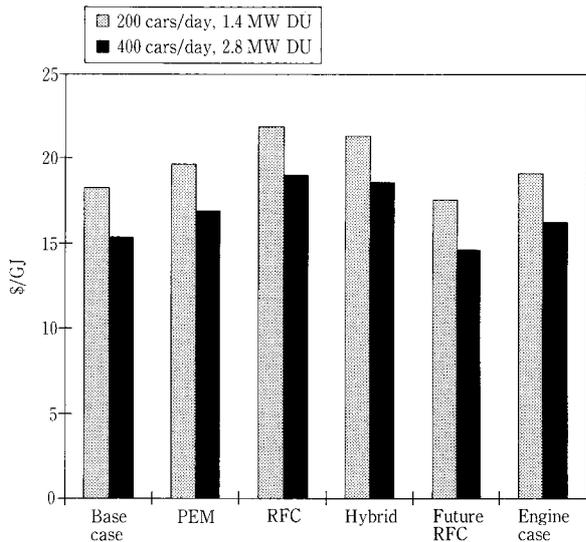
ピーク時にはオフピーク時に発生させた水素を用いて発電し、商用電力に供給する。第11図に示す6ケースの機器の組み合わせについて水素発生単価が計算されている。構成機器の設備コスト、ランニングコスト、効率、寿命を第4表に示す。

水素は5 000 psi の高圧状態で高圧シリンダー内に貯蔵される。この高圧シリンダーの圧力は一日に最高5 000 psi、最低2 000 psi の間で変化する。100 %、オフピークの電力を使って水電解を行い、一日に18時間水素を発生させる。二種類の固体高分子電解質型燃料電池について検討されている。燃料電池のみの機能を持つ場合と燃料電池と水電解装置の両機能を合わせ持つ可逆型燃料電池の二種類である。ディーゼル・エンジンを少し改良すると合理的な設備コストで水素用エンジンとして使用できるため、内燃機関も検討の中に加えられている。一年間の人件費は \$ 131 400 である。電力需要ピーク時の電力費は7セント/kWh、オフピーク時は2セント/kWhである。一年間の設備償却率は15 % である。

一日に200台、もしくは400台の自動車に水素を供給し、電力需要ピーク時に1時間だけ発電する場合の構成機器コストを第12図に示す。燃料電池、可逆型燃料電池、内燃機関等、発電装置のコストが全体の中で大きな割合を占めている。次に大きな割合を



第12図 水素供給ステーション構成機器の設備コスト (電力需要ピーク時1時間発電)
 Fig.12 Capital cost of Component for hydrogen refueling station
 (Distributed utility operates 1 hour per day)



第13図 発生水素のコスト
(電力需要ピーク時1時間発電)
Fig.13 Cost of hydrogen
(Distributed utility operates 1 hour per day)

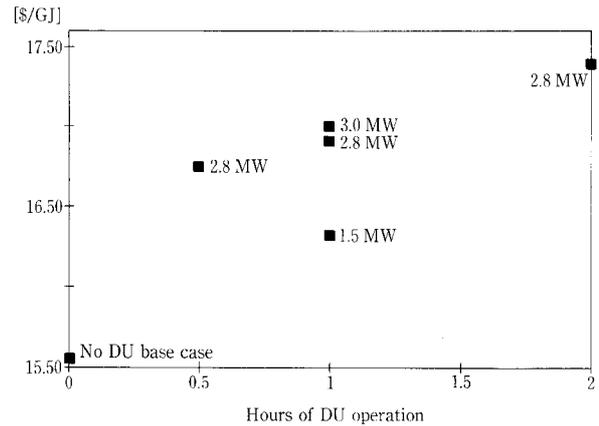
占めているのは水電解装置、圧縮機、高圧シリンダーである。

一日に200台、もしくは400台の自動車に水素を供給し、電力需要ピーク時に1時間だけ発電する場合の水素発生コストを第13図に示す。一日に400台の自動車に水素を供給し、電力需要ピーク時の発電時間を変えて発電した時の水素発生単価を第14図に示す。ただし発電装置は固体高分子電解質型燃料電池である。発電時間を長くすると必要な水素量が増えるため、これに関連して水電解装置、高圧シリンダーが高価になる。その結果発生水素も若干高価になる。

6. 燃料電池自動車用水素発生装置

米国 DOE の Hydrogen Program の一環として燃料電池自動車用水素発生装置の経済的実行可能性が検討されている。¹⁸⁾ 100℃以下の低温で動作する固体高分子電解質型燃料電池が普通乗用車に適用されようとしている。カナダのバラード社では0.7 kW/kgの発電能力がある固体高分子電解質型燃料電池スタックが開発されている。また米国のロス・アラモス国立研究所では固体高分子電解質膜への白金担持量が0.2 mg/cm²の触媒接合技術が開発されている。この白金担持量では乗車人数一人あたり約175ドルの触媒コストとなる。大量生産すると燃料電池スタックのコストは35ドル/kWになると予測されている。¹⁹⁾

この燃料電池搭載自動車では次の二ケースの燃料が検討されている。

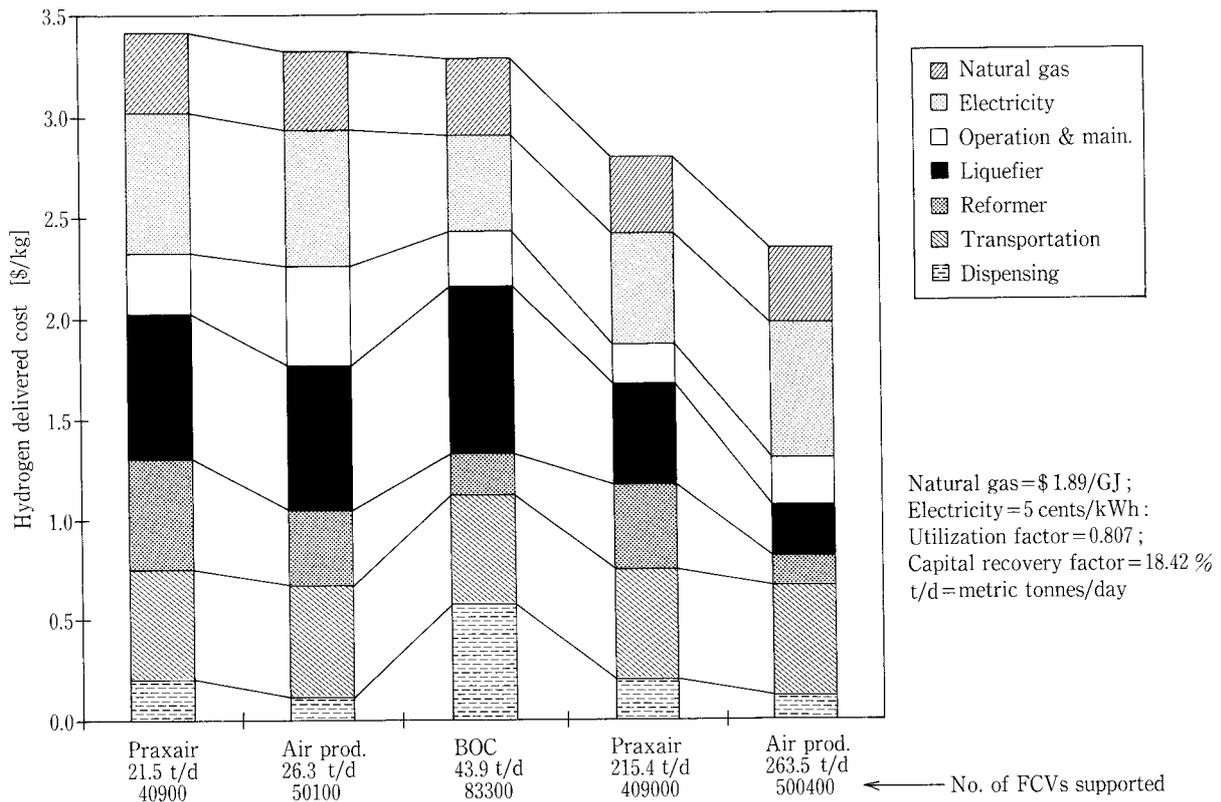


第14図 水素発生コストと発電時間の関係
Fig.14 Relation between the cost of hydrogen and the generation hours per day

- ・水素を直接搭載する。
 - ・メタノール、ガソリンを搭載し、改質する。
- 水素を直接搭載する場合には、次の点で優れている。
- ・自動車の構造が単純になる。
 - ・高信頼性の自動車搭載用改質器の開発が必要でない。
- 一方では次の点を解決しなければならない。
- ・軽量、コンパクトな自動車搭載用水素容器の開発が必要である。
 - ・水素供給用インフラストラクチャーの構築が必要である。

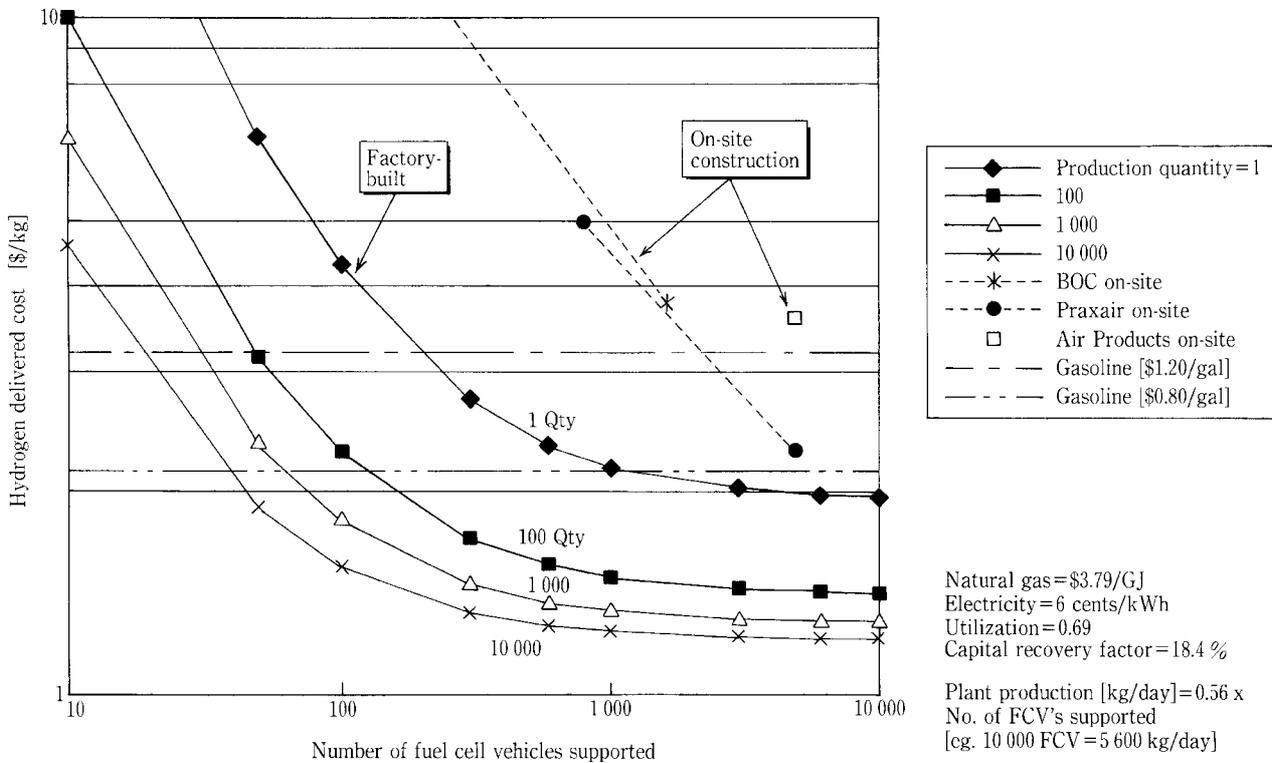
第15図に現在工業的に大量に水素を製造している天然ガス(主成分はメタン)の水蒸気改質法により製造した場合の水素の価格を示す。この場合には天然ガスの生産地で水蒸気改質し、その場で液化水素にする。そして極低温容器に充填し、トラックでユーザサイトまで輸送する。ユーザサイトでは液体水素の状態に貯蔵し、蒸発ガスを34.5 MPaまで昇圧して、燃料電池自動車に充填する。なお一日に水素を充填する燃料電池自動車の台数は第15図の台数の1/8である。第15図によるとガソリンの販売価格(1.2ドル/ガロン)相当の3ドル/kgの水素が供給できる。

第15図に示した水素の場合、水素コストの約半分が水素の液化費用と輸送費用である。小型の水蒸気による天然ガス改質装置を水素供給ステーションに設置すると水素の液化費用と輸送費用が削減できる。また小型の水蒸気による天然ガス改質装置を工場大量生産し、水素供給ステーションに設置すると天



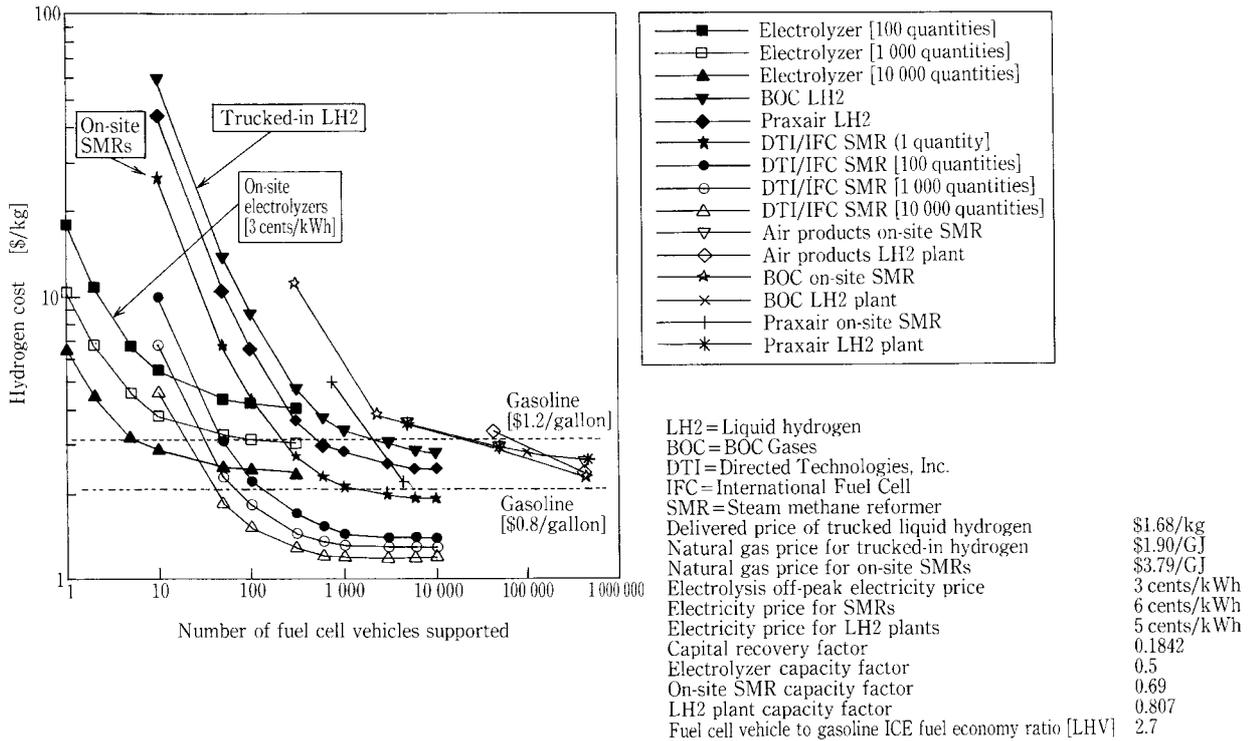
第15図 水蒸気による大型天然ガス改質装置で製作した水素のコスト

Fig.15 Delivered cost of gaseous hydrogen from large scale steam methane reformer plants



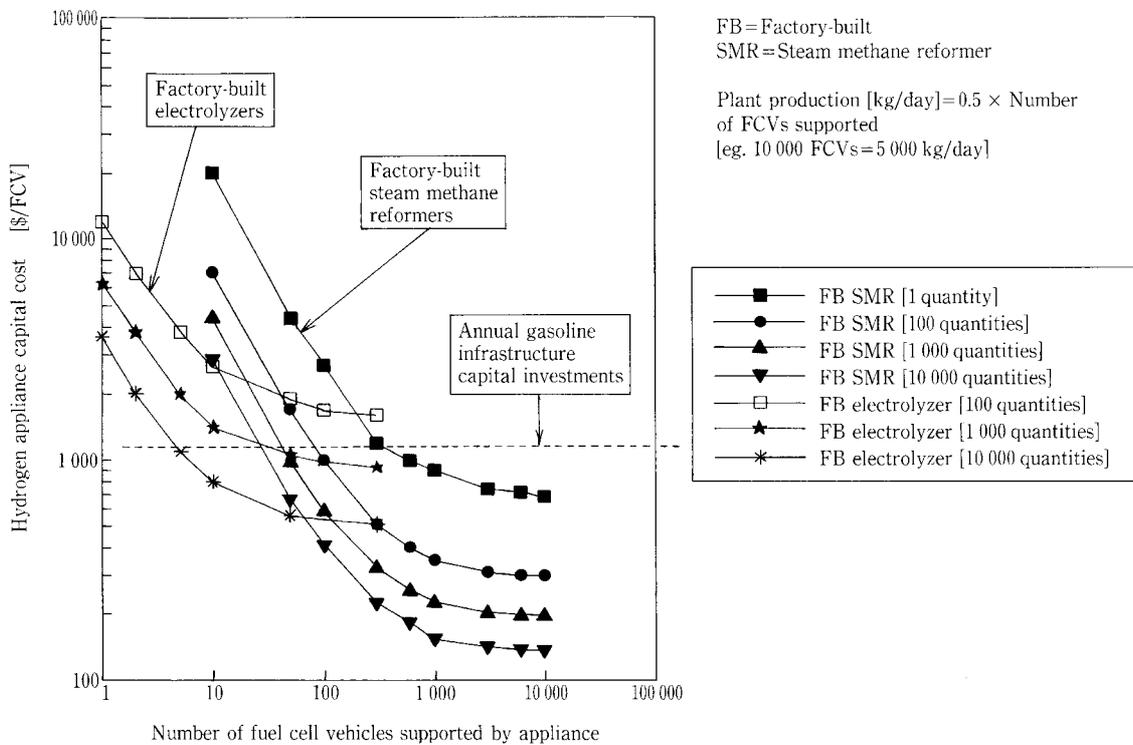
第16図 水蒸気による小型天然ガス改質装置で製作した水素のコスト

Fig.16 Hydrogen cost for mass produced, factory-built steam methane reformers



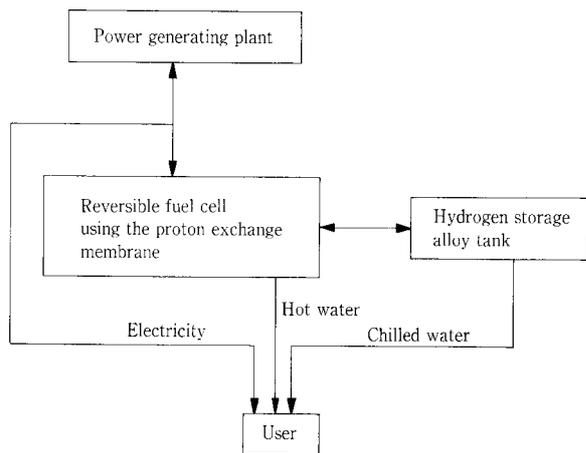
第17図 天然ガス改質装置，および水電解装置で製作した水素のコスト

Fig.17 Hydrogen costs for various hydrogen production methods, including electrolysis with off-peak electricity at 3 cents/kWh

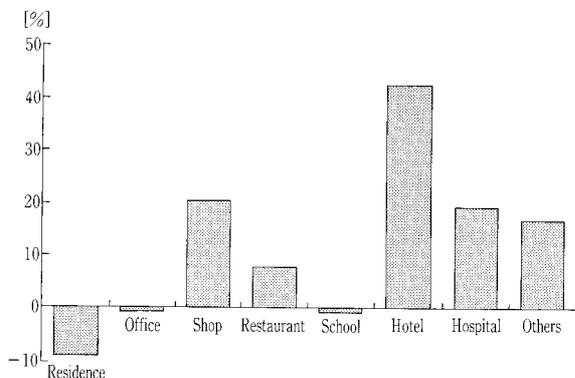


第18図 燃料電池自動車1台あたりの水素供給スタンドの設備コスト

Fig.18 Hydrogen fueling capital costs per fuel cell vehicle supported for factory-built hydrogen appliances



第19図 水素を用いた分散型エネルギーシステム
Fig.19 Distributed energy system using the hydrogen



第20図 水素を使った分散型エネルギーシステムの経済性評価の一例
Fig.20 An example of feasibility study for the distributed energy system using the hydrogen

然ガス改質装置が安価になる。この結果水素の価格も安価になる。第16図に工場で大量生産された小型の天然ガス改質装置により製造された水素の価格を示す。この場合天然ガス用パイプラインのネットワークを構築しなければならない。

もう一つの水素を供給する方法として既存の送電ネットワークにのった水電解法がある。乗用車1台、ないし2台用に一般家庭での使用も含めた小型の水電解装置を大量に工場で作製し、設備コストを低減する。第15、16図のデータとあわせて水電解により発生させた水素の価格を第17図に示す。安価なオフピーク電力（3セント/kWh）により水電解し、一日に10台以上の燃料電池自動車に水素を供給すると

ガソリン同等の水素価格になる。ただし水電解装置は10 000台まとめて製作する。

水素供給スタンドの設備コストを第18図に示す。水電解装置を用いると燃料電池自動車1台あたり500ドルになる。天然ガスの水蒸気改質装置を用いると燃料電池自動車1台あたり150ドルになる。ただしどちらの水素発生装置も10 000台まとめて製造する。米国においてはガソリン用インフラストラクチャーを新設、またはメンテナンスするために、新車1台あたり1 220ドル投資されている。第18図の設備コストはガソリンの場合の値よりも安価である。

7. 分散型水素エネルギーシステム

竹中達は第19図に示す水素を媒体とした分散型エネルギーシステムをインテリジェントビル等に適用した場合の経済性を評価している。²⁰⁾ このエネルギーシステムにおいては安価のオフピーク電力を用いて水電解し、水素と酸素を発生させる。発生させた水素は水素吸蔵合金に、酸素は高圧ガスタンクに貯蔵する。電力需要のピーク時には貯蔵した水素と酸素を用いて燃料電池により発電する。設備稼働率の向上、および設備費の低減を考慮して、水電解と燃料電池の両機能を合わせ持つ固体高分子電解質膜を使った可逆型燃料電池を採用する。発電時可逆型燃料電池から出る排熱を回収して、温熱（給湯）として利用する。水素吸蔵合金より水素を放出する時に発生する冷熱も利用する。

本エネルギーシステムを導入しなかった場合の電力使用料金の合計を100%とする。そしてシステム導入後の電力使用料金と本エネルギーシステム使用料金等の合計が導入前の電力使用料金の合計に対してどれだけの割合になるか試算している。その一例を第20図に示す。オフピークの電力使用量が少ない家庭、事務所、学校では導入効果が著しい。一方オフピークの電力使用量が比較的多いホテルなどでは導入の効果が相対的に小さいが、それでも導入効果がある。マイナスは利益を生み出していることを意味する。これはオフピーク時の安価な電力により水素を発生させて、その水素によりピーク時に発電し、高価に電力を売ることによる。

むすび

現状の化石燃料システムには地球環境問題、エネルギー資源の枯渇問題等がある。これらの問題を解決するためには無尽蔵に存在し、地球環境の保全性に優れた再生エネルギーの利用技術を開発する必要がある。再生エネルギーには化石燃料に比較して種々の欠点があり、この欠点を補うのが水素エネルギー

である。現状の経済性評価では水素エネルギーは化石燃料に比較して競争力がない。しかし外部コスト(環境コスト)を加えた経済性評価では十分に水素エネルギーは競争力がある。

再生エネルギーを使った水素発生技術では水電解装置が重要な役割を担う。当社では固体高分子電解質膜を使った水電解によるオンサイト型水素発生装置(HHOG)を半導体工業, 化学工業, 発電所向けに製品化してきた。^{21) 22) 23)} この技術をベースに大型化, 高圧化等の技術開発を行うことによって, 水素エネルギーシステムに適したHHOGとするように努めていく所存である。

[参考文献]

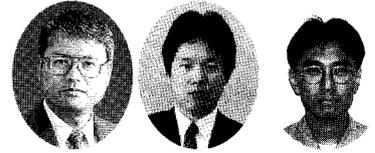
- 1) C. J. Winter and J. Nitsch ed., *Hydrogen as an Energy Carrier*, Springer, Berlin (1986)
- 2) 指宿堯嗣, 日本機械学会誌, Vol.98 (1995), p.247.
- 3) H. Takenaka, E. Torikai, Y. Kawami and N. Wakabayashi, *Int. J. Hydrogen Energy*, Vol. 7 (1982), p.397.
- 4) 第18回新エネルギー・産業技術総合開発機構事業報告会, 水素・アルコール・バイオマス技術分科会資料, 1998年9月
- 5) Y. Sindo, P.C.Lund, Y.Fujioka and H.Komiyama *Energy Covers. Mgmt*, Vol. 34 (1993), p.1073.
- 6) 水上俊一, 神鋼パンテック技報, Vol.42, No.1 (1998), p.2.
- 7) 齊藤昌弘, 触媒, Vol. 35 (1993), p.485.
- 8) Nat. Acad. Scie., Nat. Acad. Eng., Inst. of Med.: Policy of Greenhouse Warming (1991, Nat. Acad. Press)
- 9) W. D. Nordhaus, *Science*, Vol. 258 (1992), p.1315.
- 10) 西山孝, エネルギー・資源, Vol. 19 (1998), p.23.
- 11) W. Fulkerson, R. R. Judkins and M. K. Sanghvi, *Scient. Am.*, Vol. 263 (1990), p.129.
- 12) G. R. Davis, *Scient. Am.*, Vol. 263 (1990), p.55.
- 13) 都留重人編, 岩波小辞典「経済学」, 第三版, 岩波書店 (1970), p.177.
- 14) O. Hohmeyer, *Energy Policy*, Vol. 20 (1992), p.365.
- 15) F. Barbir and T. N. Veziroglu, *Int. J. Hydrogen Energy*, Vol. 17 (1992), p.299.
- 16) Strategic Plan for DOE HYDROGEN PROGRAM, DOE/GO-10098-52, January (1998)
- 17) J. J. Iannucci, J. M. Eyer, S. A. Horgan and S. M. Shoening, *Proceedings of the 1998 U. S. Hydrogen Program Review*, Vergia, April (1998), p.281.
- 18) C. E. Thomas, I. F. Kuhn, Jr., B. D. James, F. D. Lomax, Jr. and G. N. Baum, *Int. J. Hydrogen*, Vol.23 (1998), p.507.
- 19) F. D. Lomax, Jr., B. D. James and R. P. Moordian, *Proceedings of the 8th Annual U. S. Hydrogen Meeting*, Verginia, March (1997)
- 20) 竹中啓恭, 赤井誠, 小黒啓介, 榎屋治紀, 守富寛, 世一英俊, エネルギー複合化技術開発の可能性 3 平成 6 年度調査報告書, (1995), p.49.
- 21) 廣瀬潤, 去来川辰彦, 神鋼パンテック技報, Vol. 40, No. 2 (1996), p.48.
- 22) 三宅明子, 小松宏子, 森岡輝行, 神鋼パンテック技報, Vol. 41, No. 1 (1997), p.55.
- 23) 平井清司, 三宅明子, 森岡輝行, 神鋼パンテック技報, Vol. 42, No. 1 (1998), p.61.

連絡先

多井 勉	技術開発本部 研究開発部 主任研究員	平井 清 司	技術開発本部 研究開発部 主任研究員	三宅明子 (学術博士)	技術開発本部 研究開発部
	TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6525
	FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6504
	E-mail o.tsutomu@pantec.co.jp		E-mail k.hirai@pantec.co.jp		E-mail a.miyake@pantec.co.jp
廣瀬 潤	UC事業室 担当課長				
	TEL 078-232-8100				
	FAX 078-232-8110				
	E-mail j.hirose@pantec.co.jp				

溶媒抽出分解法による PCB 汚染容器 除洗技術 (SED 法) の開発

The development of PCB removing technology for
contaminated electric devices—Solvent Extraction and
Decomposition Process (SED process)



(技)研究開発部
川 井 隆 夫
Takao Kawai
中 西 勉
Tsutomu Nakanishi
小 西 嘉 雄
Yoshio Konishi

神鋼パンテックは溶媒抽出分解法による PCB 汚染電気機器の PCB 除染技術 (SED 法) を確立した。本プロセスは有機溶剤による容器洗浄工程と、洗浄により除去された PCB の分解工程 (SP プロセス) からなる。洗浄技術については日本の基準値 (表面の残留濃度 $0.1 \mu\text{g}/100 \text{cm}^2$ 以下, 部材重量に対して $0.01 \text{mg}/\text{kg}$ 以下) を満たすことを基礎実験により確認した。分解工程はすでに実規模装置で実証実験を行い, 処理油中の残留 PCB 濃度を $20 \mu\text{g}/\text{kg}$ 以下にできることを確認済みである。

Shinko Pantec has developed a solvent extraction and decomposition process for PCB contaminated electric devices such as transformer and capacitor. This is a combination process of solvent extraction and decomposition process of PCB with using sodium dispersion (SP process). The solvent extraction technology has been confirmed the result satisfies the evaluation standard of Japan (that of the surface is lower than $0.1 \mu\text{g}/100 \text{cm}^2$, and that of metal is lower than $0.01 \text{mg}/\text{kg}$) via laboratory scale test. The SP process has already been performed the operation by using actual plant and the residual PCB content of treated oil showed lower than $20 \mu\text{g}/\text{kg}$.

Key Words :

PCB汚染電気機器
ト ラ ン ス
コ ン デ ン サ
溶媒抽出分解法

PCB contaminated electric tools
Transformer
Capacitor
Solvent extraction and decomposition
process

まえがき

PCBは化学的に安定で分解しにくく種々の優れた性質を有することから広く使用されてきたが、1968年を前後して生物への毒性が判明して以来、製造はもとより保管管理が義務づけられて早くも20年以上経過している。環境リスクを考慮した場合、保管設備の老朽化にともない、環境への拡散が危惧される状況となっているので早急に処理が望まれるところであるが、近年、より確実に二次拡散などの少ない化学処理法などが開発実用化されつつある。

これを受けて、1998年6月廃掃法の20年ぶりの改正により、PCB汚染物質の処理法として化学法ならびに超臨界水酸化法が認められ、環境庁、厚生省、通産省が連携してこれらの新技術評価を進め、1999年3月にはPCBに汚染された電気絶縁油の処理に関する技術指針が発表されることになった。

電気絶縁油のPCB分解処理技術については当社ではSP法を開発し、実証試験により技術を立証した^{1),2)}。一方、絶縁油が納められていた電源トランスやコンデンサなど、機器容器の処理技術については、1998年8月に処理基準値が官報にて告示された³⁾。この値は先進各国と比較して100倍も厳しいものであり、新たな技術開発が必要である。

これに対応する技術として、水素により800℃で還元する方法⁴⁾や、熔融金属中で高温分解する方法⁵⁾、真空加熱分離法⁶⁾が提案されているが、いずれも高温を伴い、装置も比較的大がかりとなりやすい。

そこで、比較的低温で処理可能な方法として、容器の溶媒洗浄を行なった後、洗浄によって抽出されたPCBをSP法によって分解処理するプロセス、すなわち溶媒抽出分解法を開発した。

1. 本技術の基本原則

本技術の処理プロセスを第1図に示す。

本プロセスは前工程として容器の有機溶剤による洗浄抽出工程と、後工程として抽出されたPCBを金属ナトリウム分散体で反応分解するSPプロセス法からなる。

2. 1 洗浄抽出工程

洗浄抽出工程では有機溶剤による洗浄と蒸留による溶剤の再生とPCBの濃縮をおこなう。

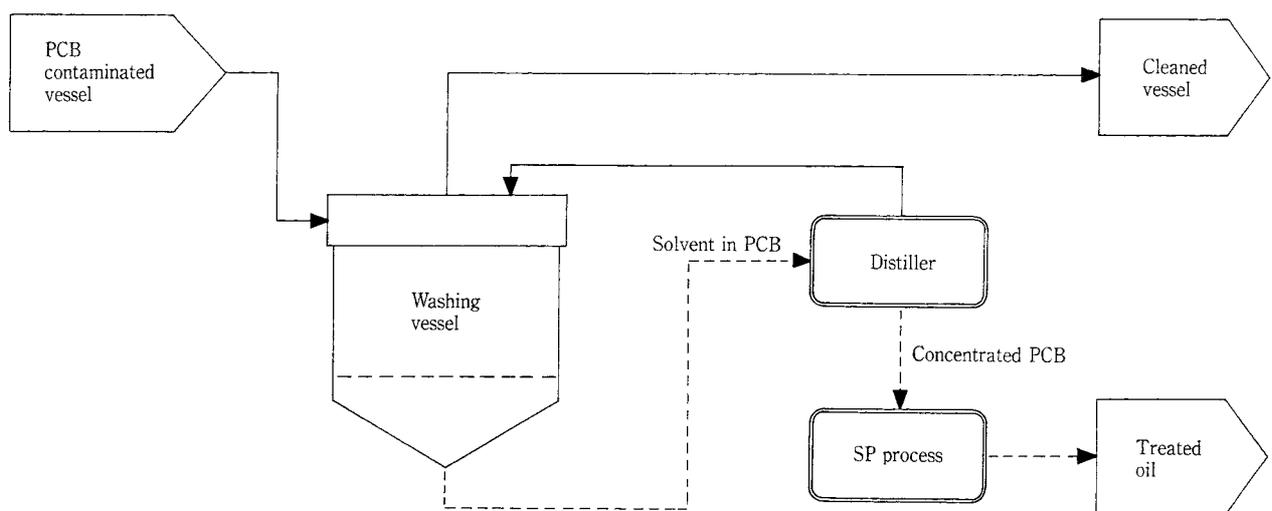
洗浄の基本的概念は次のようである。

すなわち、有機溶剤の蒸気が常温のトランスやコンデンサー構成部材の表面に接触し、その結果、接触部で溶剤は冷却され表面で凝縮して、付着しているPCBを溶解除去する。PCBを溶解した溶剤は自然滴下し、装置の下部に溜まる。

蒸気洗浄方法には、次のような特長がある⁷⁾。

- ①被洗浄物の形状や大きさに制約されることが少ない。
- ②常に清浄な溶剤で洗浄し、逆汚染されることなく短時間に能率的に洗浄可能である。

しかし、蒸気洗浄だけでは洗浄過程で洗浄槽内及び被洗浄物の温度上昇により溶媒が凝縮しにくくなる結果、洗浄効率が低下するので、液体洗浄と蒸気



第1図 溶媒抽出分解法基本プロセス
Fig. 1 Flow diagram of SED process

洗浄を併用することした。

2. 1 抽出物の分解処理工程

抜き出したPCB含有絶縁油及び洗浄液はSPプロセスにより分解無害化する。すなわち、洗浄抽出液およびPCB含有絶縁油を事前に絶縁油にてPCB濃度調整した後、200℃以下の温度で金属ナトリウム分散体を添加してPCBの脱塩素化反応を行い、分解無害化する。

3. 基礎実験

3. 1 洗浄試験

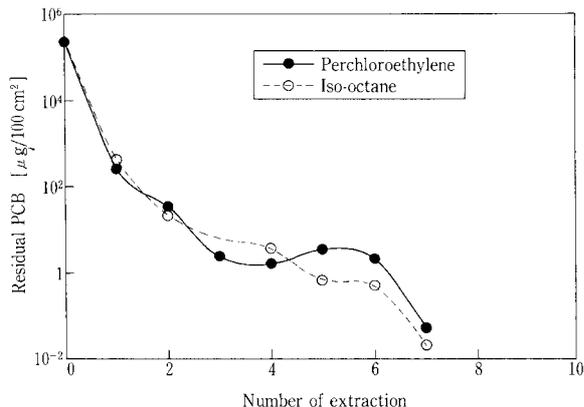
PCBに汚染されたトランス・コア（積層鋼板（電磁鋼板）および銅線、紙類）とコンデンサ・コア（アルミ箔、絶縁フィルム）を用い、溶媒にはパークロロエチレンとイソオクタンを用いて洗浄試験を行った。

試料として、積層鋼板は5cm×15cm程度を1kg、銅線は約10cm程度の長さを1kg、紙類およびアルミ箔、絶縁フィルムは2cm角程度に大きさを調整して、それぞれ0.5kg、0.4kgを実験に用いた。

試料を容器に入れ、秤量した後、試料が完全に漬かるまで溶媒を加え、所定時間経過後、溶媒を分離し、試料をサンプリングした。

前述の操作を9回繰り返した。一連の操作はドラフトチャンバー内で行った。

採取した試料はInternational Standard CEI-IEC 61-619 (1997) にもとづいて残留PCB濃度を分析した。



第2図 洗浄回数に対するトランス積層鋼板の残留PCB濃度変化

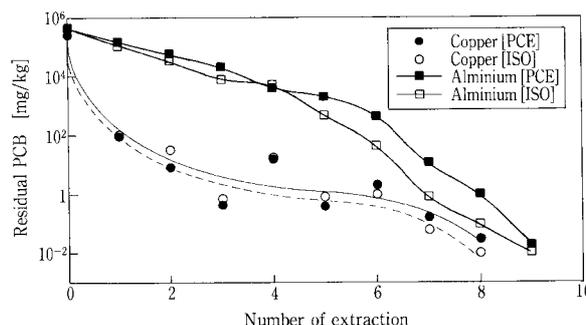
Fig. 2 Residual PCB concentration of washed electromagnetic steel plate in transformer as a function of number of extraction.

積層鋼板の洗浄結果を第2図に示す。試料表面のふき取り試験の結果、7回の洗浄で基準値の0.1 μg/100 cm²以下の残留PCB濃度となった。溶媒の違いによる差は認められなかった。

銅線試料は第3図に示すように9回の洗浄で0.01 mg/kg以下となった。積層鋼板試料同様溶媒の違いによる差は認められなかった。

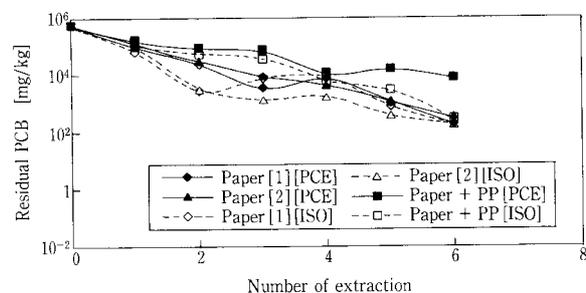
アルミ箔は同じく第3図に示すように、9回の洗浄で、溶媒がパークロロエチレンの場合0.02 mg/kg、イソオクタンでは0.01 mg/kgであった。しかし、これはアルミ箔の形状が他のものに比べて変形・重層しやすく、この結果として誤差が生じたと考えられた。

紙類および絶縁フィルムについて洗浄した結果を第4図に示す。他の試料と比較して、残留濃度はやはり非常に高いが、洗浄前500 g/kgもの付着量であったものが9回洗浄で約200 mg/kgまで低下す



第3図 洗浄回数に対する銅線およびアルミニウムの残留PCB濃度変化

Fig. 3 Residual PCB concentration of washed copper and aluminium windings as a function of number of extraction.



第4図 洗浄回数に対する紙の残留PCB濃度変化

Fig. 4 Residual PCB concentration of washed paper as a function of extraction times.

ることが明らかとなった。

3. 2 分解実験

分解実験としては、10 ppm～10 % 濃度のPCB汚染絶縁油を用いて無害化処理を行った結果を示す²⁾。

10 ppm 濃度の場合、10分後に、100 ppm では1時間、1 %では40分、10 %では3時間後に残留PCB濃度は20 μ g/kg以下となった。しかも、ダイオキシン類、コプラナーPCBもほぼ完全に分解することが判った。

4. 洗浄抽出処理システムの構成

4. 1 処理のフロー

処理システムのフローを第5図に示す。

本処理は基本的にコンデンサー、トランスともに同じであるが、構成部材と構造に違いがあるため、前処理や処理条件が両者でやや異なる。

解体工場に搬入された機器はPCB汚染油等を抜き取った後、蒸気洗浄可能な程度に分離解体を行う。通常、容器や蓋、コアに分別する。しかしながら、木材や紙類など多孔質物は洗浄にて所定の基準まで残留濃度が低下しない可能性が高いため、予備的に洗浄し、付着量を低下させた後保管用容器に保管し、新たな処理基準が設定されるまで保管する。

洗浄設備に装入し、所定時間洗浄された部材のうち蓋や容器はそのままスクラップ再生利用する。積層鋼板を除いて、コイル等の部材はシュレディングした後、銅と紙類に分別し、紙類は保管、金属はスクラップとして供される。

4. 2 設備の構成

本処理設備は次に示す①～⑨の設備で構成されている。

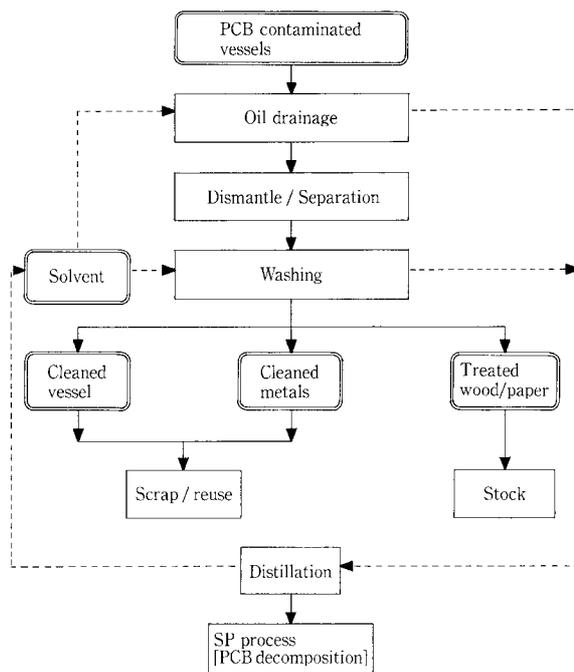
- ①機器受入れ場：PCB使用電気機器の搬入場所
- ②PCB貯蔵タンク：油ぬき液、汚染有機溶媒貯蔵タンク
- ③処理前機器保管区域
- ④解体作業区域：洗浄前の機器解体場所
- ⑤洗浄処理区域
- ⑥分解作業区域：除染コア分解分離場所
- ⑦除染終了コア分別装置
- ⑧除染終了コア分別作業区域
- ⑨除染物保管区域

5. 主要な安全対策

安全対策は基本的に各種法規ならびに監督庁の指導に準拠するが、次のような対策を講じることとした。

5. 1 施設の立ち入り管理

本施設は特別管理区域に指定され、管理者の許可



第5図 溶媒抽出分解法（SED法）処理フロー

Fig. 5 Flow diagram of SED Process

を得た者のみが立ち入ることができる。

立ち入りに際しては施設に隣接した第一更衣室にて下着だけになり、第二更衣室にて専用の作業服に着替える。さらに作業上衣を汚染油被曝防止用に着用する。作業施設内ではこのほか専用のヘルメット、防護メガネ、手袋、靴を着用する。

作業後、使用した上衣は専用の廃棄物保管缶に廃棄する。その後、第一作業室にてシャワーを浴びて着替えをする。作業着は汚れに応じて備え付けの洗濯機で洗浄する。

装置の取り扱いならびに被処理物、本区域内で発生した廃棄物の取り扱いについては管理者の指定した者のみが取り扱いできるようにし、操業に際して専任作業者が作業を行うこととした。

5. 2 廃棄物管理

処理作業で発生する汚染作業着、紙、手袋、木材等は専用缶に保管し、基準値ならびに処理法が確定するまで保管管理される。

5. 3 危険物管理

PCB、有機溶剤等の危険物取り扱いは国内法規に従って取り扱われる。

5. 4 火災予防および防火対策

火災予防対策には自動火災報知器の設置により、管理棟にて監視がなされる。消火設備として絶縁油用にABC消火器、砂、乳化剤を備えるものとする。

防火対策としては消防法規に準拠した仕様の部材および機器を使用する。なお、年に1回かならず事故を想定した防災訓練を行う。

5.5 作業者の安全対策

定期的な作業員への安全教育および健康診断の実施は勿論のこと、万一の被曝対策として洗顔台および洗浄シャワーを設置する。

5.6 環境対策

溶剤の地下漏洩対策として、床のコンクリート材使用のほか、床に漏洩時に散逸しないよう防油堤やピット、油受けを設置するなどの対策を講じた。装置自体にもこれらの対策を講じている。

処理施設内にはPCBの環境モニターが設置され、定期的に環境測定分析を行うようにした。また、換気扇およびダクトを所定の位置に設置し、強制換気をはかった。PCB蒸気は空気より重いのでストックヤードでは換気口は床直上に、洗浄設備では装置開口部近傍と装置内に直結して設けることとした。なお、念のため排気は活性炭フィルターを介して外部に排気することとした。

6. 使用する有機溶剤

溶剤の選定は非常に重要である。油脂系の有機物洗浄に使用可能な溶剤としては、n-ヘキサン、アルコールなどの炭化水素系溶剤と有機塩素系溶剤がある。

いずれの溶剤も使用可能であるが、非塩素系溶剤は、

- ①一般に引火点が低く、装置を防爆仕様とする必要があること
- ②生体に対する毒性に留意する必要があること
- ③この結果として装置建屋の換気に細心の注意が必要であること

などの安全性管理にかなり厳重な管理が必要であり、本処理に対しての溶剤使用には不相当と判断した。

これに対して、塩素系溶剤は特別管理化学物質として指定され、PCBと同様に位置付けられており、本溶剤の使用は本質的な解決策となりにくいと指摘されている⁸⁾。

しかしながら、本溶剤には次にあげる特長がある。

- ①通常の使用条件において不燃性で、引火・爆発の危険がない。
- ②粘度、表面張力が小さいため、浸透力が大きく、部品等の狭い隙間にも浸透し、付着した汚れを溶解除去する事が可能である。
- ③洗浄後の汚れを含む廃液は、蒸留により汚れを分離し、回収した溶剤はリサイクル可能である。
- ④不燃性で、かつ適当な沸点を有し、蒸発熱が小さく、蒸気の比重が大きいため蒸気洗浄に適している。
- ⑤蒸発熱が小さいため、乾燥工程が不要である。

本処理においては閉鎖循環系で使用し、系外への逸散が非常に少ないことから、処理溶剤として使用する上で利点が多く、好適である。このため、塩素系有機溶剤の使用を考えている。

むすび

本稿では、トランス、コンデンサなどのPCB含有機器のPCB除去を目的として、溶媒洗浄と抽出されたPCBの無害化を組み合わせた溶媒抽出分解法（SED法）について基本概念および基礎実験結果をもとに処理設備のフローおよび設備上の安全対策について述べた。

実機設備を用いた実証試験結果については政府の技術検討評価委員会に報告し、評価を受けているところである。

[参考文献]

- 1) 川井隆夫ほか：神鋼パンテック技報，Vol.41，No.2（1998），p.90.
- 2) 川井隆夫ほか：神鋼パンテック技報，Vol.42，No.1（1998），p.34.
- 3) 官報告示：特別管理物に係る基準の検定方法の一部を改定する件，平成10年8月27日
- 4) 産業廃棄物処理振興財団：PCB処理事情米国・カナダ調査報告書，（1997）
- 5) PCBに関する国際セミナー：日本環境衛生センター，（1996）
- 6) 神戸弘己ほか：電気学会論文誌 B,118(3)(1998)
- 7) 最新洗浄技術総覧：産業技術サービスセンター(1996)
- 8) 平成6年度 有害廃棄物の処理に関する調査報告書：産業廃棄物処理事業振興財団（1995），p.128.

連絡先

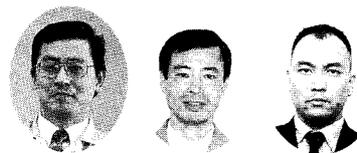
川井隆夫 技術開発本部
(工学博士) 研究開発部
主任研究員
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail t.kawai@pantec.co.jp

中西勉 技術開発本部
研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail t.nakanishi@pantec.co.jp

小西嘉雄 技術開発本部
研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail y.konishi@pantec.co.jp

S-TE PROCESS/返流水負荷低減の検討

Study on improvement of effluent TOC from S-TE PROCESS



(技)研究開発部
長 谷川 進
Susumu Hasegawa
赤 司 昭
Akira Akashi
塩 田 憲 明
Noriaki Shiota

エステプロセスは既存の活性汚泥設備に好熱性細菌培養槽を付加するだけで余剰汚泥の発生をゼロにできる簡便なプロセスであるが、処理水質の値が上昇する傾向にある。

本稿では処理水質の上昇が好熱性細菌により可溶化された汚泥を既存の曝気槽に返流すること起因する曝気槽汚泥負荷の上昇に相関があることを明らかにし、その結果を基に処理水質向上策を提案し、室内実験によりその効果を確認した。

S-TE PROCESS decomposes the excess activated sludge generated from municipal and industrial wastewater treatment. The process is very simple, maintained easily and consume low operating cost. However the effluent TOC becomes higher (1.1~1.4 times) compared with that of a conventional activated sludge process. It is caused by increasing of TOC loading to the aeration tank due to the circulation TOC of solubilized sludge from S-TE reactor.

In this study we propose some methods to improve the effluent TOC from S-TE PROCESS. The remarkable improvement was obtained by increasing MLSS in the aeration tank and installing another aeration tank behind the S-TE reactor.

Key Words :

好熱性細菌
余剰汚泥
可溶化
活性汚泥法

Thermophilic bacteria
Excess sludge
Solubilization
Activated sludge system

まえがき

わが国における産業廃棄物排出量は、平成2年度までは年々増加の傾向にあったが、バブル崩壊に伴う経済活動の鈍化を背景に、ここ数年は約4億トンとほぼ横這いの傾向にある。減量化、リサイクル等により廃棄物の最終処分量の削減努力がなされているが、それでも20%に相当する約8千万トンが最

終処分として埋め立て処理されている。しかし、近年、最終処分場等の廃棄物処理施設の建設は、地域住民の反対などにより困難となっており、施設の設置をめぐる地域紛争も、ここ10年間で200件を超える現状にある。¹⁾

このような背景のもと、廃棄物減容の基本は廃棄物を出さないことであるとの観点から、近年、多く

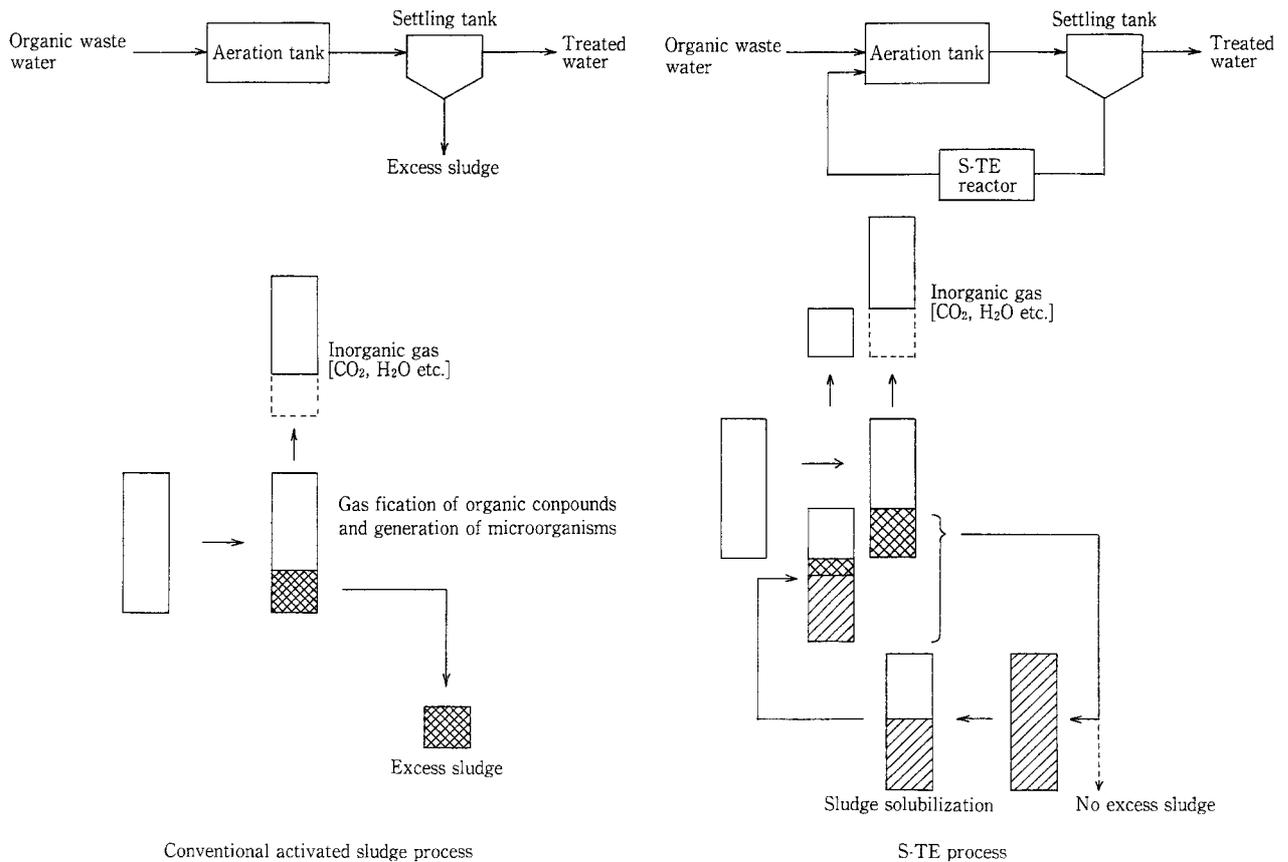
の企業が「ゴミゼロ工場」「ゼロエミッション」などを目標に掲げ、工場、事業所からの廃棄物の削減に取り組んでいる。²⁾

著者らは、これまで、経済性に優れた微生物による汚泥減容化処理を検討し、ある種の好熱性細菌を用いて汚泥を可溶化することが可能であること³⁾ また、その可溶化液を従来の活性汚泥処理槽に返送してガス化することにより、余剰汚泥の発生をゼロにすることが可能であることをフィールドテストにより実証した⁴⁾。

本プロセスは、好熱性 (Thermophilic) 細菌の分泌する汚泥可溶化酵素 (Enzyme) により汚泥を可溶化 (Solubilization) することを基本としていることから「エステプロセス」(S-TE PROCESS: Solubilization by Thermophilic Enzyme) と呼ぶ。

1. エステプロセスの原理と処理特性

標準活性汚泥法とエステプロセスの概略フロー及び汚泥収支の概念図を第1図に示す。従来の標準活性汚泥法では、流入した有機物の一部 (通常2~4割程度) が生物に菌体合成にされ、余剰汚泥として



第1図 エステプロセスの概略フローと汚泥収支概念図
Fig. 1 Schematic flow and sludge material balance of S-TE PROCESS

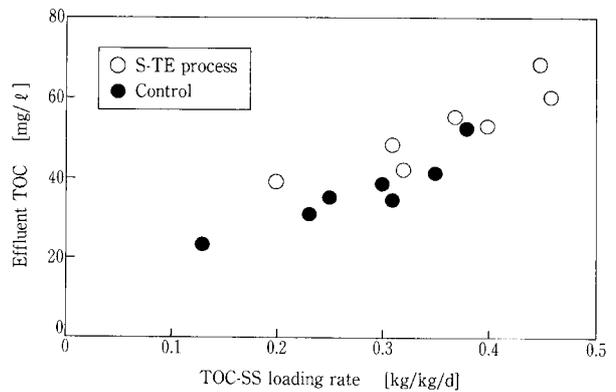
第1表 エステプロセス フィールドテスト データ
Table 1 Performance of field test with S-TE PROCESS

		Cnventional activated sludge process	S-TE PROCESS
Operating condition			
BOD loading rate	(kg/m ³ /d)	0.8	0.8
MLSS concentration	(mg/L)	3 000	3 000
HRT	(d)	2	2
Temperature of S-TE reactor	(°C)	-	65
HRT of S-TE reactor	(d)	-	1
Treated water qualities			
S-BOD	(mg/L)	<5	<5
S-TOC	(mg/L)	38.4	52.9
SS	(mg/L)	21.9	29.2

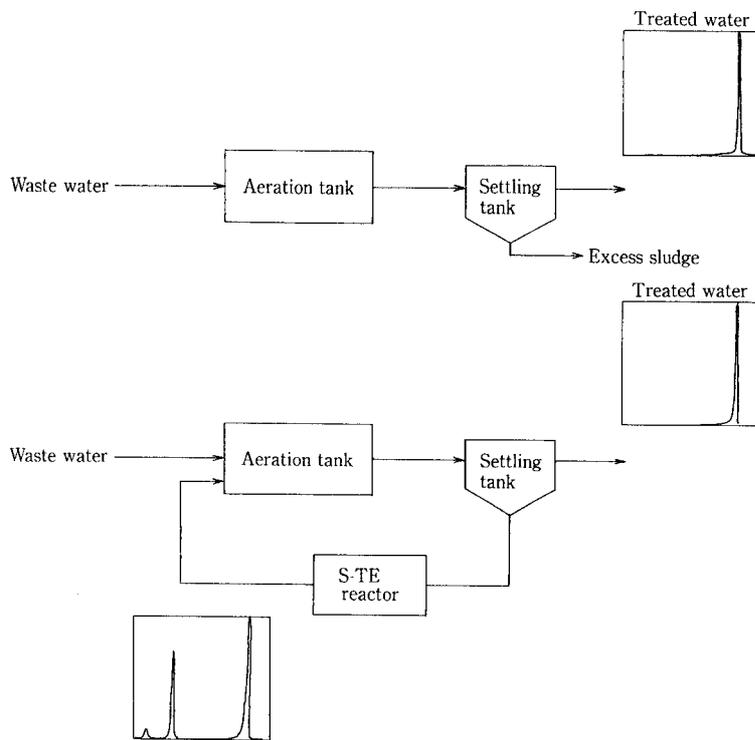
系外に排出されるため、実際に曝気槽内微生物でガス化した有機物は6～8割ということになる。一方、エステプロセスでは、余剰に引き抜いていた汚泥を好熱性細菌で可溶化し、それを曝気槽でガス化することにより余剰汚泥の系外排出をゼロにするため、流入有機物を全てガス化することになる。即ち、曝気槽内微生物がガス化すべき有機物の量が可溶化した分だけ多くなることになる。第1表にフィールドテストデータの一例を示す。同じ原水を同じ曝気槽MLSS濃度で同じ量だけ処理した場合、処理水TOCが3～4割程度増加した。しかし、エステプロセスにおける可溶化汚泥由来の返流有機物を考慮して、TOC汚泥負荷（（原水由来のTOC + 返流由来のTOC）/曝気槽MLSS）と処理水TOCの相関をとると第2図に示すごとく高い相関が得られた。このことから、エステプロセスの処理水質TOCの上昇は、可溶化液の返流負荷に起因するところが大きいと推察される。各処理液のHPLC分析結果を第3図に示す。第1のピークは移動相（無吸着成分）のピークである。好熱性細菌による可溶化処理後の液中には原水中に認められないピークが存在するが、

最終的な処理水中には認められなくなっている。即ち、可溶化処理によって生成された物質も曝気槽の活性汚泥微生物群により分解されていることが示唆された。

エステプロセスを新規に計画する場合は、可溶化液の返流も考慮して、プロセスを最適に計画できるが、既存の設備に可溶化処理工程を付加して汚泥を



第2図 TOC汚泥負荷と処理水TOCの関係
Fig. 2 Relationship between TOC loading and effluent TOC



Conditions of HPLC

Column	ODS*
Temperature (°C)	25°C
Injection rate (ml/min)	1 ml/min

*Octadecyl silicagel

第3図 高速液クロマトグラフ分析結果
Fig. 3 Chromatograph of treated water

消滅させる場合、可溶化液の返流の影響で処理水質が若干上昇することが予測される。

処理水 TOC 上昇が、返流水負荷に起因する曝気槽汚泥負荷の上昇によると考えられることから、既設の活性汚泥処理設備に可溶化処理工程を付加する場合の処理水質向上策としては、次の対策が考えられる。

①曝気槽 MLSS 濃度を上昇する。

②可溶化処理液を中温で曝気処理する。

本稿では、エステプロセス処理水質向上策として前述の2方式について検討を加えた。

2. 実験方法

2.1 実験装置

実験に用いた機器仕様を第2表にまとめる。

第2表 実験装置機器仕様

Table 2 Specification of lab-scale test equipment of S-TE PROCESS

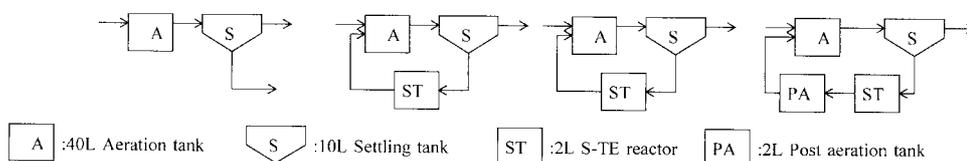
Feed pump	20 L/d	Diaphragm pump
Aeration tank	40 L	Polyvinylchlorode
Settling tank	10 L	Polyvinylchlorode
Excess sludge drawing pump	1 L/d	Diaphragm pump
Circulation pump	3 L/d	Diaphragm pump
S-TE reactor	3 L	5 L Jar-fermentor
Post aeration tank	3 L	Polyvinylchlorode
Air supply		Air compressor

第3表 エステプロセス処理水質向上策

Table 3 Method for improvement on treated water quality from S-TE PROCESS

	Run. 1 Conventional activated sludge process	Run. 2 Conventional S-TE PROCESS	Run. 3 High MLSS S-TE PROCESS	Run. 4 Post aeration S-TE PROCESS
--	--	--	-------------------------------------	---

Schematic process flow



Operating conditions	Run. 1	Run. 2	Run. 3	Run. 4
BOD loading rate (kg/m ³ /d)	0.8	0.8	0.8	0.8
MLSS concentration (mg/L)	3 000	3 000	4 500	3 000
HRT (d)	2	2	2	2
Temperature of S-TE reactor (°C)	-	65	65	65
HRT of S-TE reactor (d)	-	1	1	1
HRT of post aeration tank (d)	-	-	-	1
Treated water qualities				
S-BOD (mg/L)	<5	<5	<5	<5
S-TOC (mg/L)	41.2	55.8	42.2	46.1
SS (mg/L)	30.1	39.8	41.3	35.2

第4表 エステプロセス処理水質に及ぼす原水組成の影響

Table 4 Effect of wastewater components on treated water qualities from S-TE PROCESS

	TOC of treated water (mg/L)		(B)/(A)
	Conventional activated sludge process (A)	S-TE PROCESS (B)	
Artificial	18	22	1.2
Chemical	35	47	1.3
Petrochemical	40	55	1.4
Pharmacy	40	52	1.3

2.2 テストフロー

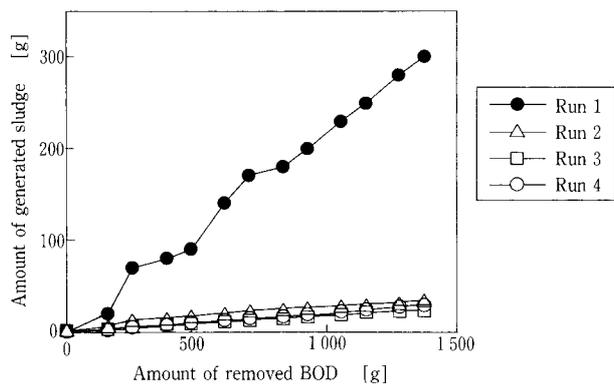
テストフローおよび操作条件を第3表に示す。

①Run. 1: 標準活性汚泥法 (対照系)

対照として運転した。曝気槽内 MLSS 濃度を約 3 000 mg/L に維持するため、沈殿槽より定期的に汚泥を系外に引き抜いた。

②Run. 2: 従来型エステプロセス

標準活性汚泥法にエステ槽を付加し、汚泥を引き抜かない運転をした。曝気槽内 MLSS 濃度を約 3 000 mg/L となるよう、エステ槽で処理する汚泥量を調

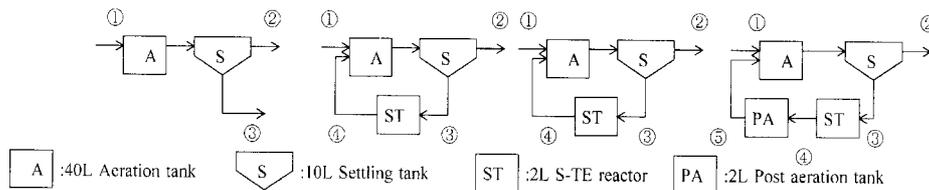


第4図 汚泥発生量
Fig. 4 Amount of generated sludge

第5表 TOC バランス
Table 5 TOC material balance

	Run. 1 Conventional activated sludge process	Run. 2 Conventional S-TE PROCESS	Run. 3 High MLSS S-TE PROCESS	Run. 4 Post aeration S-TE PROCESS
--	--	--	-------------------------------------	---

Schematic process flow



①Influent S-TOC (mg/L)	899	899	899	899
Feeding rate (L/d)	20	20	20	20
②Effluent S-TOC (mg/L)	41.2	55.8	42.2	47.4
③Excess sludge S-TOC (mg/L)	38.0	56.2	41.3	45.5
④S-TE reactor S-TOC (mg/L)	-	1 806	2 541	1 796
Feeding rate (L/d)	-	3	2.1	3
⑤Post aeration tank S-TOC (mg/L)	-	-	-	952
MLSS of aeration tank (mg/L)	3 120	3 050	4 560	3 100
TOC loading rate with① (kg/kg/L)	0.144	0.147	0.099	0.145
TOC loading rate with①+④or⑤(kg/kg/L)	0.144	0.192	0.128	0.168

整した。それ以外の操作条件は対照と同じである。

③Run. 3: 高 MLSS 曝気槽型エステプロセス

Run. 2 において、曝気槽の MLSS を約 4 500 mg/L に維持し、可溶化液の返流負荷に対する汚泥負荷低減策とした。

④Run. 4: 後曝気付加型エステプロセス

Run. 2 において、エステ槽の後に曝気槽を付加し、返流水中の有機物濃度の低減を図った。

2.3 原廃水

エステ槽付加による活性汚泥処理水 TOC の上昇は処理する廃水の組成によっても影響される。(第4表)ここでは、処理水 TOC 上昇が最も大きかった石油化学工場廃液を原水として用いた。廃水は実廃液を 1 m³ ローリータンクに採取し、冷却機により 10 °C 以下に保冷して供給した。

2.4 好熱性細菌の添加

運転立ち上げ時、エステ槽には種汚泥として当研究室で分離した汚泥可溶化好熱性細菌 SPT 2-1 株 (通商産業省工業技術院生命工学工業技術研究所受託番号 FERM P-15395) の凍結乾燥粉末約 1 cc を添加した。

2.5 分析方法

処理水質の分析は、下水試験方法⁵⁾に準じた。なお、全有機態炭素 (TOC) は、島津製作所製 TOC-500により測定した。

3. 実験結果

3.1 余剰汚泥の発生量

実験期間中の余剰汚泥の発生量を第4図に示す。発生汚泥量には、サンプリングのため持ち出した汚泥量および処理水SSとして系外に流出した汚泥量も含めたため、Run. 2~4も幾分汚泥が発生したような結果となっているが、エステ槽を付加したRun. 2~4は実際には汚泥の引き抜きは行っていない。エステ槽を付加しない対照系では1日当たり約7gの汚泥が発生した。第4図より標準活性汚泥法における本廃水BODの汚泥転換率は0.22であった。

3.2 処理水質

第3表に処理水質の平均値を示す。BOD除去はいずれの系でも良好で実験期間を通じ処理水BODは常に5mg/L以下であった。

一方、処理水溶解性TOCの値は、運転方法により大きく変化した。標準活性汚泥法のTOCが41.2mg/Lであるのに対し、従来のエステ槽を付加したのみのRun. 2では55.8mg/Lと35%程度の上昇が認められた。Run. 3ではエステ槽可溶化返流水に起因する負荷上昇に対応するため、曝気槽の微生物濃度を高くして運転したが、汚泥負荷を低減することにより、処理水質の向上が認められている。また、エステ槽からの返流水負荷を後曝気により軽減したRun. 4においても同様の処理水質向上効果があった。

第5表に各測定点に於ける溶解性TOCの値をまとめる。Run. 2のエステ槽返流水のTOCに起因する負荷(1806mg/L × 3L/d = 5418mg/d)は流入TOCに起因する負荷(899mg/L × 20L/d = 17980mg/d)の3割にも達した。しかし、後曝気処理したRun. 4では逆流負荷は15%程度と半減しており、その結果、処理水質が向上したものとする。

第5図は、エステ槽返流水負荷を考慮した真のTOC汚泥負荷と処理水TOCの相関を示す。両者の間には高い相関関係が認められ、処理水TOCがエステ槽返流水負荷に大きく影響されることが確認された。尚、Run. 2処理水TOCが相関から外れているが、これは、本廃水の生物学的処理の限界と考えられ、残存TOCは生物難分解の物質と推察される。

ここで、汚泥負荷は、曝気槽内MLSSを基準に算出したが、エステ槽返流水中のMLSS中には死滅菌体も多く存在することが予想されることから、エステ槽を付加した系の曝気槽内MLSS中の活性

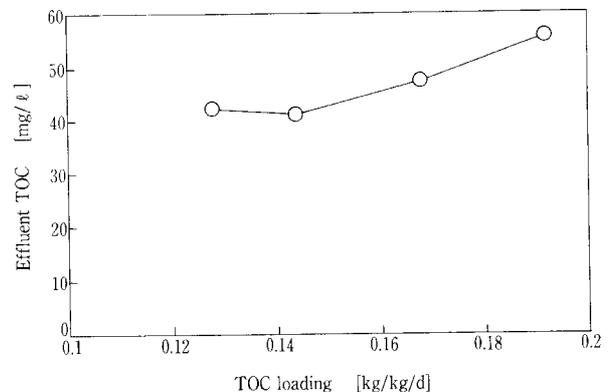
微生物量は対照系より少ないと推察され、その結果として活性微生物に対する負荷が高くなっていると考えられる。従って、より厳密に汚泥負荷の検討をするためには、曝気槽内活性微生物量を基準にすべきであるが、現在、活性微生物濃度を簡易に測定する有効な方法はない。

前述の結果より、既設の活性汚泥処理設備にエステ槽を付加する場合、処理水TOCの上昇は原理的に避けられないが、沈殿槽に十分な余裕があり、エステ槽返流水負荷に見合うだけの曝気槽内汚泥濃度を維持できるのであれば、曝気槽汚泥濃度を高め、生物酸化に必要な十分な酸素を供給することで処理水質を大きく改善できる。

既存の沈殿池に十分な余裕が無い場合は、後曝気処理が有効である。但し、後曝気槽の設置は建設費の増加につながるため経済的な大きさを検討する必要がある。通常、1日の後曝気でエステ槽返流水負荷を半減できる。

3.3 微生物の挙動

エステ槽は高温であるため通常の活性汚泥微生物は死滅すると推察され、後曝気には種汚泥の添加が必要と考えられるが、エステ槽を付加した「エステプロセス」では、高温、中温の両環境に耐性をもつ種が優占するようになる。第6表にエステプロセス構成微生物の挙動を示す。中温の曝気槽では中温菌が活発に活動し、活性のある好熱性細菌はゼロに等しいが胞子の形で存在している。これがエステ槽で高温に曝された時、発芽し、汚泥可溶化好熱性細菌として活動する。高温状態では、活性のある中温菌は皆無に等しいが、胞子の形で存在するものがあり、これらが後曝気槽で中温状態になった時、



第5図 TOC汚泥負荷と処理水TOC
Fig. 5 Effect of TOC loading on effluent TOC

第 6 表 エステプロセス構成微生物の挙動

Table 6 Activity of thermophilic and mesophilic bacteria in S-TE PROCESS

	Thermophilic bacteria		Mesophilic bacteria	
	Active	Spore	Active	Spore
Aeration tank	ND	10 ²	10 ⁸	10 ⁴
S-TE reactor	10 ⁶	10 ²	ND	10 ⁴

発芽し TOC 除去に貢献するようになる。このように、エステプロセスでは、高温菌と中温菌が共存し、かつ、それぞれの菌が適材適所に活動するシンプルではあるが大変効率的なプロセスになっている。

む す び

既存の活性汚泥処理設備にエステ槽を付加した時生じる処理水質の上昇の対応策を検討し以下の結果を得た。

(1) 沈殿池に十分な余裕があり、曝気槽 MLSS 濃度を高く維持できる場合は、エステ槽返流水負荷を考慮して、曝気槽汚泥濃度を適切に維持することにより、処理水質を大きく改善できる。

(2) エステ槽返流水を後曝気することにより返流水 TOC を容易に半減することができ、それに応じた処理水質の改善が期待できる。

(3) エステプロセスでは胞子を形成する高温菌と中温菌が共存しており、それぞれが適材適所で活動し、汚泥の可溶化、ガス化を効率よく行っている。

【参考文献】

- 1) 仁井正夫：環境技術，Vol. 26, No. 1 (1997), P. 61.
- 2) 例えば；PPM, Vol. 27, No. 9 (1996), P. 17.
- 3) 長谷川進ほか；下水道協会誌，Vol.34, No.408 (1997) P. 76.
- 4) 桂健治ほか；水環境学会誌，Vol.21, No.6 (1998), p.360
- 5) (社) 日本下水道協会；下水試験方法 (1984)

連 絡 先

長谷川 進 (工学博士,技術士・水道部門)	技術開発本部 研究開発部 主任研究員	TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp	赤 司 昭 (医学博士)	技術開発本部 研究開発部	TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail a.akashi@pantec.co.jp	塩 田 憲 明 (農学博士)	技術開発本部 研究開発部	TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail n.shiota@pantec.co.jp
--------------------------	--------------------------	--	-----------------	-----------------	--	-------------------	-----------------	--

振動型膜分離装置のラテックスろ過特性とスケールアップ

Characteristics of Latex Filtration and Scale Up
Study by Vibratory Shear Enhanced Process



(技)研究開発部
小西嘉雄
Yoshio Konishi
竹尾由重
Yoshishige Takeo
谷田克義
Katsuyoshi Tanida
高田一貴
Kazutaka Takata

振動型膜分離装置 VSEP のラテックスろ過特性を透過流束に及ぼす濃度分極モデルとせん断速度の観点から検討を行い、振動により生じる膜面せん断速度がラテックスろ過に有効であることを実証するとともに、透過流束はせん断速度で相関できることがわかった。

そして、透過流束のせん断速度補正により VSEP 室内テスト機テストデータからパイロット機及び実機への性能予測を行った結果、テスト機データを用いて実機性能を実用上許容しうる誤差範囲内で予測できることが判った。

Application of filtration of latex by Vibratory Shear Enhanced Process (VSEP) was investigated using both concentration polarization model and the effect of shear rate on flux. The results show that the shear rate on the surface of membrane by vibration produces high flux and the flux has correlated by shear rate.

Scale-up study was conducted by the relation between flux and shear rate those were obtained from Series L (Laboratory scale). Testing using Series i (industrial scale) was conducted to verify the scale-up procedure. The result shows that performance of Series i is estimated by using Series L data within an acceptable level of deviation.

Key Words :

膜 分 離	Membrane separation
振 動	Vibration
せん断速度	Shear rate
スケールアップ	Scale up
ラテックス	Latex

まえがき

膜分離技術のラテックス分野への適用では、重合タンク洗浄廃液からのラテックス回収及び廃液の減容化や濃縮行程などが検討されているが、クロスフロー式に代表される従来型膜分離装置では膜表面に生じる濃度分極やラテックス粒子の膜面への付着な

どの問題で、高濃縮操作はもとより、経済的な透過流束での処理が技術的に困難である。

一般的に膜面のせん断速度を大きくすると、透過流束が増加する¹⁾。従来型のクロスフロー式であるスパイラル、チューブラー、ホローファイバー型の膜分離装置では膜表面のせん断速度を増加させるため

に循環流量を増加させる方法をとるが、この方法では送液に要するポンプエネルギーが大きくなる割には、膜表面におけるせん断速度の増加は、速度境界層の存在によりそれほど見込めない。

当社は、高せん断速度で膜分離を行うことができる振動型膜分離装置 VSEP™ (VSEP=Vibratory Shear Enhanced Processing, 製造元: 米国 NEW LOGIC INTERNATIONAL INC.) を保有しており、ラテックス等の乳化物を高透過流束で高濃度領域まで操作が可能である。従来型の膜分離装置では技術的に困難であったラテックス系への適用に大きな期待が寄せられている。

本稿では、VSEP 各機種種の装置説明と振動型膜分離装置の駆動基礎理論 (共振理論) 及び膜面に発生するせん断速度の定量化と濃度分極特性に及ぼすせん断速度の影響を分かり易く説明することを試みた。これら理論を用いて、VSEP のラテックスろ

過における高透過流束・高濃縮の要因を明らかにし、その結果を基に実機のスケールアップ (性能予測) の検討を試みた。

1. VSEP の概要

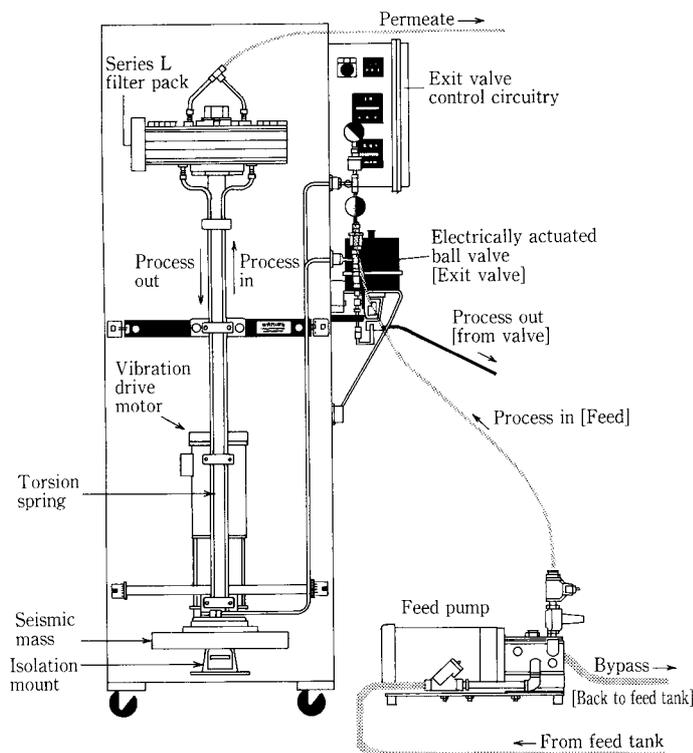
1.1 VSEP 仕様

VSEP 仕様を第 1 表に示し、室内テスト機である Series L (以下 Series L)、パイロット機である Series P (以下 Series P) 及び実機 Series i (以下 Series i) の概観図を第 1 図に示す。また、各シリーズの膜モジュール内構造を第 2 図に示す。

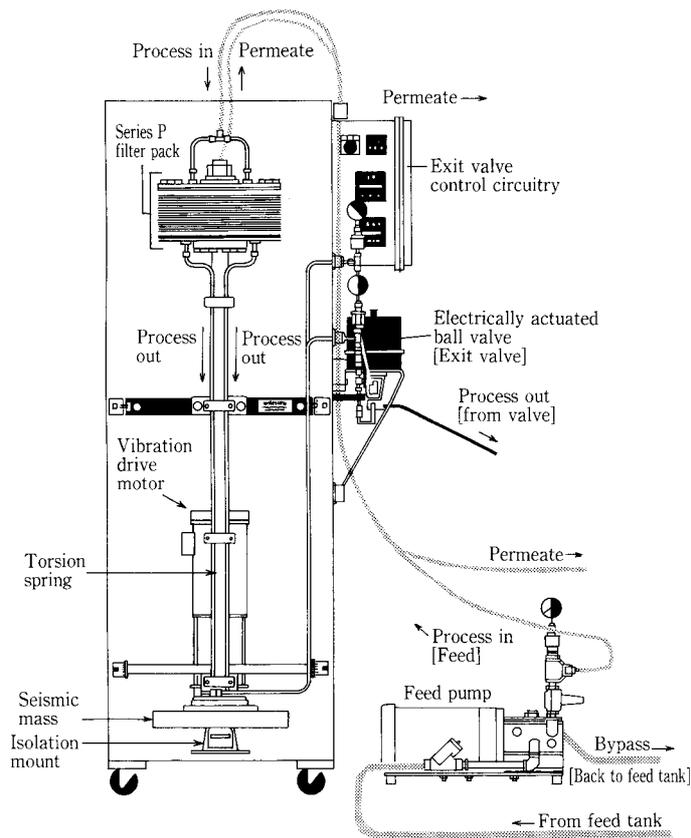
Series L と P, Series i の構造上の大きな違いは、Series L の膜モジュールは単膜構造であるのに対し、P, Series i では膜トレイを数十～数百段積層させた棚段構造となっている点である。また P, Series i の膜モジュールには、仕切板が挿入されており Series L とフローパターンが異なる。第 3 図に Series P, Series i のフローパターン模式図を示

第 1 表 本テストで使用した各 VSEP 仕様
Table 1 Specification of VSEP for tests

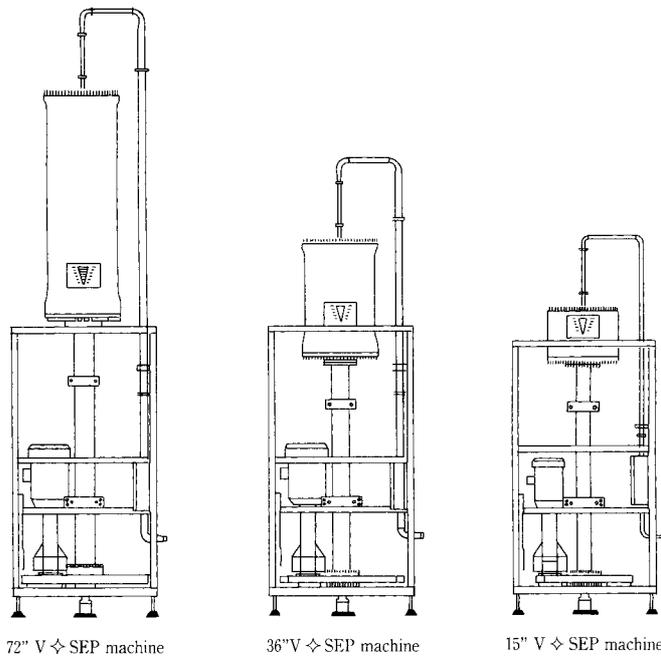
Type	Membrane area [m ²]	Width×Depth×Height [m]	Outer diameter of membrane [m]	Inner diameter of membrane [m]
Series L	0.045	0.64×0.8×1.9	0.26	0.10
Series P	1.53	0.64×0.8×1.9	0.28	0.13
Series I/150	13.5	1.17×1.4×3.4	0.47	0.19



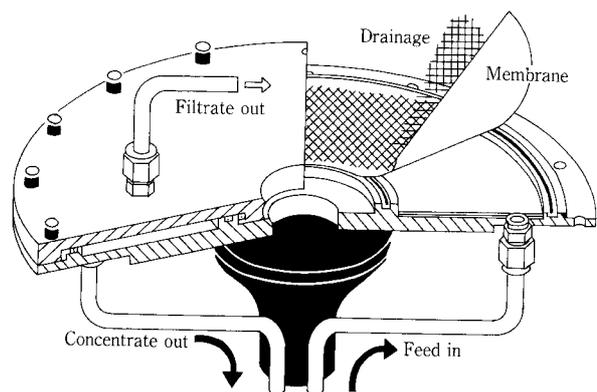
第 1 図 (その 1) VSEP Series L 概観図
Fig. 1-1 Schematic diagram of VSEP Series L



第1図(その2) VSEP Series P 概観図
 Fig. 1-2 Schematic diagram of VSEP Series P



第1図(その3) VSEP Series i 概観図
 Fig. 1-3 Schematic diagram of VSEP Series i



第2図(その1) VSEP Series Lの膜モジュールフローパターン図

Fig. 2-1 Schematic diagram of membrane module for VSEP Series L

す。仕切板で区切られる段により被処理液の成分濃度が異なる。すなわち、上段では低濃度の被処理液のろ過を行い、下段に行くほど高濃度液のろ過を行うフローとなっている。

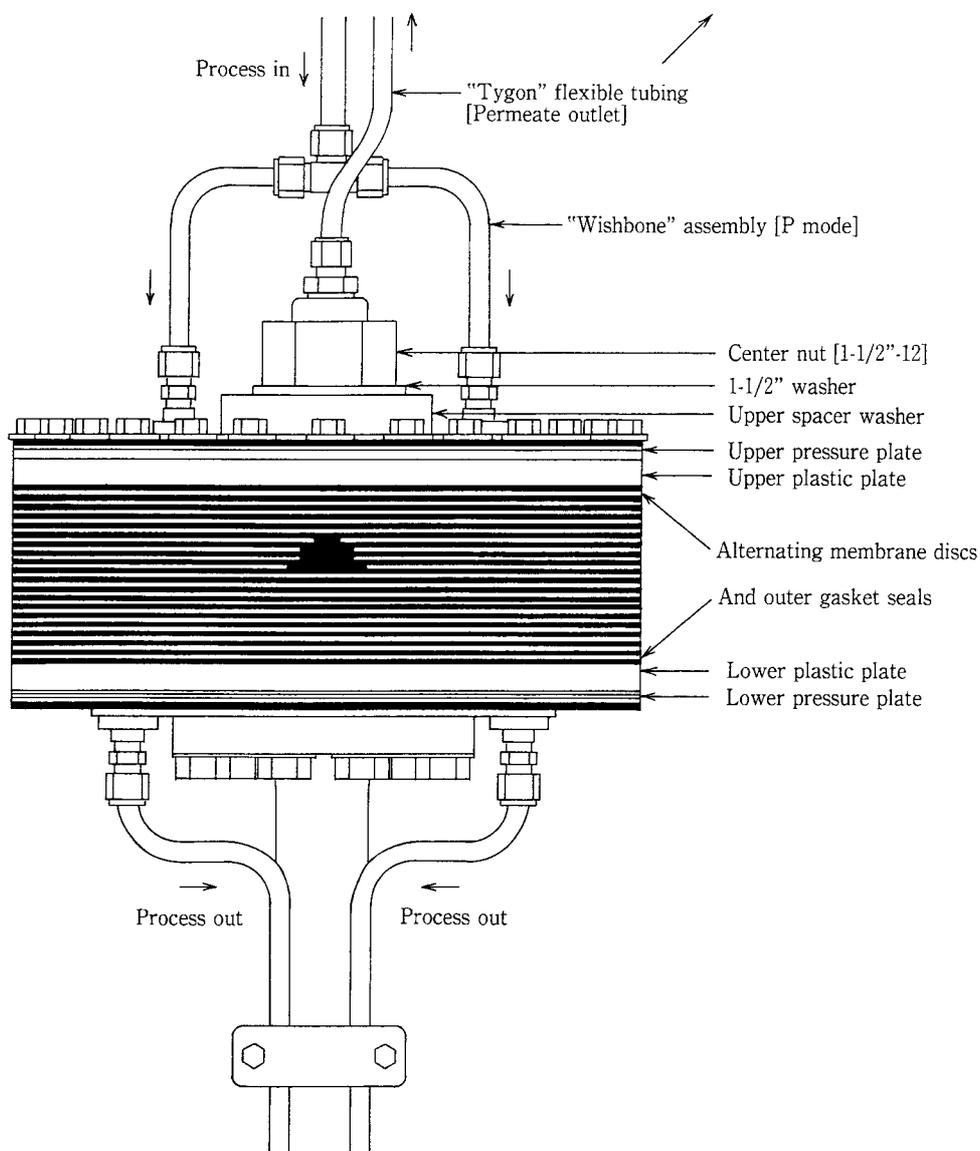
膜は当社が主に米国、独から供給を受けている各種 MF 膜 (精密ろ過膜), UF 膜 (限外ろ過膜), NF 膜 (ナノフィルター) そして RO 膜 (逆浸透膜) 合わせて約50種類の膜が装着可能である。

1. 2 VSEP 各シリーズのテスト目的

(1) Series L (Series L)

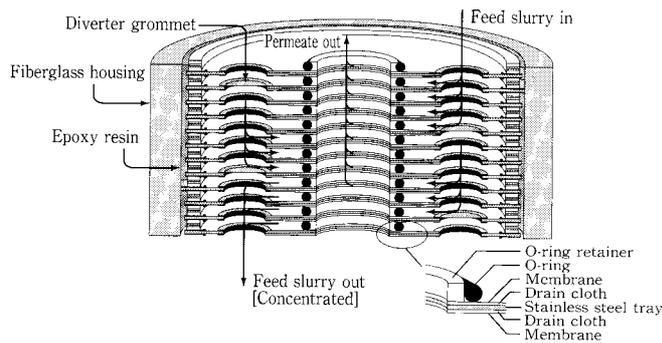
Series L は室内テスト用に開発された振動型膜分離装置であり, Series L でテストを行う目的は,

- ①膜選定
- ②最適操作条件把握, である。



第2図(その2) VSEP Series Pの膜モジュールフローパターン図

Fig. 2-2 Schematic diagram of membrane module for VSEP Series P



第2図(その3) VSEP Series iの膜モジュールフローパターン図

Fig. 2-3 Schematic diagram of membrane module for VSEP Series i

膜選定テストでは、膜材質、分画性能、処理能力とその安定性、そして膜洗浄などを考慮し最適膜を選定する。また、最適操作条件把握テストでは、最適な膜間差圧 (Trans Membrane Pressure 以下TMP)、濃縮率、操作温度そして膜洗浄条件の調査を行う。

(2) Series P (Series P)

Series Pはワンパスの濃縮率を上げることが可能としたもので、膜面への流体負荷をSeries iにより近づけた構造となっている。

シリーズPでテストを行う目的は、

- ①ワンパス操作で高濃縮を行っても安定した膜分離が行えることの確認
- ②透過流束の長期推移を現地のサイドストリームで確認すること
- ③実機の膜モジュールのデザイン設計に必要な最適供給液量や洗浄のインターバルといったデータ収集

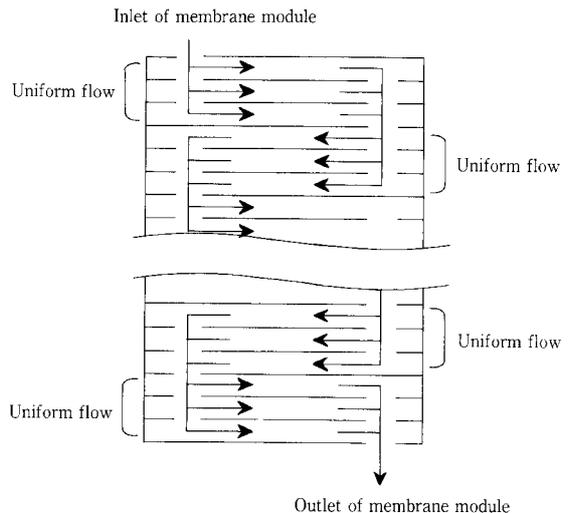
である。

1. 3 VSEPの固有振動数と共振現象

第4図に振動型膜分離装置VSEPの振動システムの模式図を示す。VSEPの主な構成は膜モジュール、トーションスプリング、サイズミックマスである。振動機構を考える場合、膜モジュール及びサイズミックマスはおもりに相当し、トーションスプリングは膜モジュールとサイズミックマスを接続するバネに相当する。

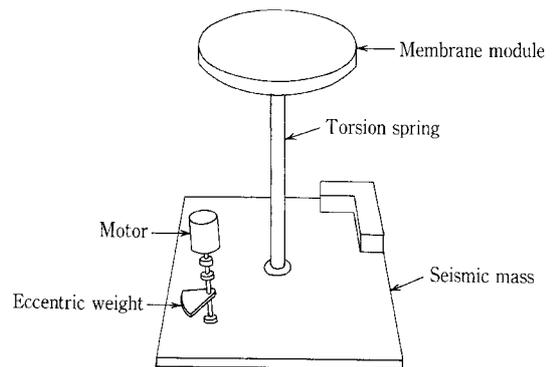
サイズミックマスが時計方向に回転した時、膜モジュールは反時計方向に回転し、サイズミックマスが反時計方向に回転した時、膜モジュールは時計方向に回転する。この運動は共振運動である。

第1式はVSEPシステムの共振時の固有振動数



第3図 膜モジュール内の流体の流れの模式図

Fig. 3 Schematic diagram of flow inside membrane module



第4図 振動システムの模式図

Fig. 4 Schematic diagram of vibration system

を表す式である。

$$\nu = \frac{1}{2\pi} \sqrt{k \left(\frac{1}{A} + \frac{1}{B} \right)} \quad (1)$$

ここで、 ν = 振動周波数 [Hz]

A = サイズミックマスの慣性モーメント [kg/m²]

B = 膜モジュールの慣性モーメント [kg/m²]

k = バネ定数

バネ定数はトーシヨンスプリングの材質と形状で決定される。

Series L, Series P, Series i では固有振動数が異なる。その理由は、Series L と Series P ではどちらも同じサイズのサイズミックマスとトーシヨンスプリングが使用されているが、膜モジュールの重さが Series L より Series P の方が重くなっているため、Series P の慣性モーメントは Series L よりも大きくなり、その結果、第 1 式の平方根中の値が小さくなるため振動周波数は小さくなることによる。また、Series L と Series i で固有振動数が異なるのは、Series L と Series i ではサイズミックマス及び膜モジュールの重さ及びトーシヨンスプリングの形状（直径、長さ）が大幅に異なることに起因する。

2. 理 論

2.1 振動型膜分離装置の膜面せん断速度

振動型膜分離装置の最大の特長である膜表面でのせん断速度を求めることは、ラテックスろ過に及ぼす振動の影響を定量的に評価する上で必要である。膜表面におけるせん断速度の計算方法及び計算結果を次に示す。

次元解析より、せん断速度は第 2 式で与えられる。

$$\begin{matrix} (\text{せん断速度}) & = & (\text{代表速度}) / (\text{代表長さ}) \\ [1/s] & & [m/s] \quad [m] \end{matrix} \quad (2)$$

1) 代表速度

膜表面での流体の代表速度は、振動速度と一致すると仮定すれば第 3 式で表される。

$$\text{代表速度} = 2\omega P = 4\pi fP \quad (3)$$

ここで、 ω : 角振動数 [rad/s]

P : 半径方向任意点での振幅 [m]

f : 振動周波数 [Hz] である。

2) 代表長さ

速度境界層付近では次式に示すように粘性力と慣性力が等しくなる。

$$\mu \cdot \partial^2 u / \partial y^2 = \rho \cdot u \cdot \partial u / \partial x \quad (4)$$

ここで、 x : 流れ方向

y : 鉛直方向（膜面に鉛直）

μ : 粘度 [Pa·s]

u : x 方向速度 [m/s]

ρ : 密度 [kg/m³] である。

第 4 式をそれぞれの代表値でスケール表示に置き換えると第 5 式で表され、第 5 式を速度境界層厚さの式で表すと第 6 式となる。

$$\mu \cdot U / \delta^2 = \rho \cdot U \cdot U / l \quad (5)$$

ここで、 δ : 速度境界層厚さ [m]

U : 速度スケール [m/s]

l : 長さスケール [m] である。

$$\delta = [(\mu/\rho) \cdot (l/U)]^{0.5} \quad (6)$$

ここで往復振動における l/U は周期に相当するので、 $1/U = 1/f$ と置くことができる。従って、境界層厚さは第 7 式となる。

$$\delta = (\mu/\rho f)^{0.5} \quad (7)$$

3) せん断速度

(3), (7) 式を(2)式に代入してせん断速度を求めると次式になる。

$$\text{せん断速度} = \frac{4\pi f^{1.5} \rho^{0.5}}{\mu^{0.5}} P \quad (8)$$

第 2 表 VSEP のせん断速度と平均せん断速度
Table 2 Shear rate and Average shear rate of VSEP

	Amplitude [cm]	Frequency [Hz]	Outer shear rate [1/s]	Inner shear rate [1/s]	Average shear rate [1/s]
Series L	2.22	59.0	103 052	40 423	76 215
Series P	2.22	47.9	79 153	36 660	70 112
Series I	2.22	51.0	88 411	34 357	68 660

VSEPでは、内半径と外半径の長さは大きく違っており、また Series L, Series P, Series i で固有振動数も違っている。そのため、膜面全体でせん断速度を面積積分した積分値を膜面積で除した平均せん断速度を膜モジュールのせん断速度とすることにした。

平均せん断速度の導出式を第9式に示す。

$$S_{AVE} = \frac{S_{total}}{A} = \frac{8\pi^2 f^{1.5} \rho^{0.5}}{\mu^{0.5}} \frac{P_2}{r_2} \frac{r_2^3 - r_1^3}{3A} \quad (9)$$

ここで、 S_{AVE} : 平均せん断速度 [1/s]
 A : 1枚の膜面積 [m²]
 r_1, r_2 : 膜モジュールの内半径と外半径[m]
 P_1, P_2 : r_1, r_2 での振幅 [m]

平均せん断速度の一例として、振幅2.2 cmでの平均せん断速度の計算結果を第2表に示す。

2.2 限界透過流束及び濃度分極・ゲル層形成モデルの説明

2.2.1 限界透過流束

UF, NF, RO膜での純水透過流束はTMPに比例して増加するが、ラテックス液などを膜分離する場合、第5図に示すように透過流束がTMPに対し比例しなくなり、やがて透過流束は一定値に漸近する。一般的にこのように一定値に漸近する透過流束は限界透過流束と呼ばれている。限界透過流束は原液濃度が高くなるほど小さくなる。

2.2.2 濃度分極モデル

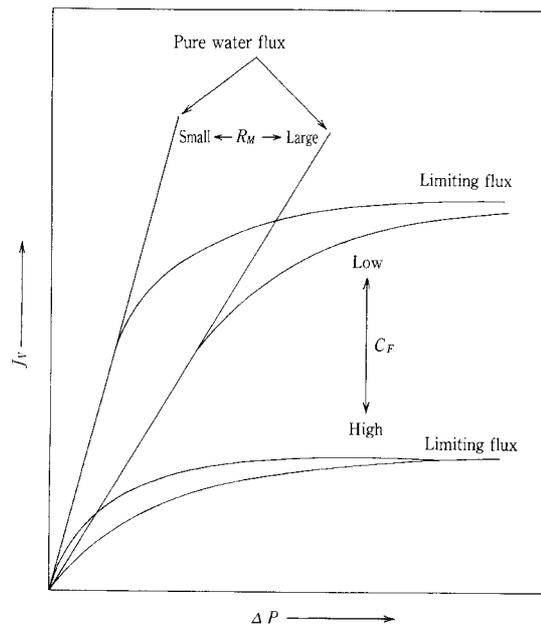
濃度分極の概念図を第6図に示す。濃度分極とは膜表面近傍に存在するある流体中の成分濃度 (cm) が、膜表面近傍と膜表面から遠く離れた場所で濃度が大きく異なっている状態であることを意味する。

膜分離の場合、膜表面近傍への成分供給速度が透過速度と同じである場合濃度分極は起こらないが、透過速度が供給速度より大きい場合、膜表面での濃度は供給流体中の濃度より高くなり、第6図のような濃度分布となる。このような濃度分極を生じると物質の移動速度が減少し、透過流束低下を招く要因となる。

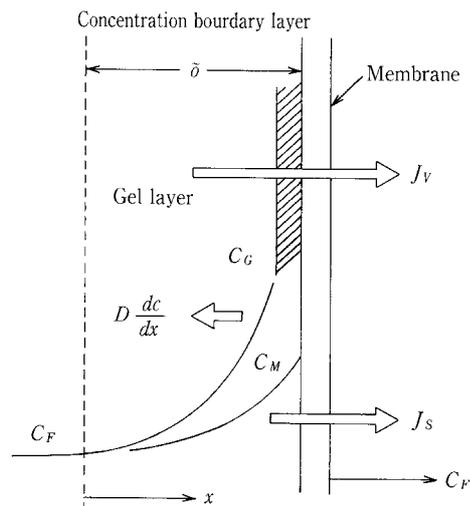
定常状態の濃度分極層内では第10式で表される物質収支が成り立つ。

$$J_v C = D(dC/dx) + J_s \quad (10)$$

ここで、 D : 拡散係数 [m²/s]



第5図 透過流束の圧力依存性と限界透過流束
 Fig. 5 Relation between Flux, transmembrane pressure, and limiting flux



第6図 濃度分極概念図
 Fig. 6 Schematic diagram of concentration polarization

J_v : 体積透過流束 [m/s]
 J_s : 溶質の透過流束 [m³/(m²·s)] で
 $J_s = J_v$ と C_p 表される。

$x=0, x=\delta$ (濃度境界層の厚み) では、境界条件 $C=C_F, C=C_M$ (ここで、 C_F : 膜から遠く離れた場所での成分濃度、 C_M : 膜表面近傍での成分濃度) を用いて第10式を積分すると第3式で表される濃度分極式を得る。

$$J_V = k \ln \left\{ \frac{(C_M - C_P)}{(C_F - C_P)} \right\} \quad (11)$$

k は次式で表される濃度分極層内の物質移動係数 [m/sec] である。

$$k = D/\delta \quad (12)$$

$C_P=0$ の場合(11)式は次式で表される。

$$J_V = k \ln(C_M/C_F) \quad (13)$$

前述の理論及び第7図に示すTMPと透過流束の関係図を用いて、濾過特性に及ぼすせん断速度の影響を説明する。

テスト条件は、

- ①被処理液：ラテックス 1wt%
- ②操作温度：298 [K]
- ③膜：分画分子量 8000, ポリアミド製 UF 膜
- ④操作圧力：207, 414, 621, 827 [kPa]
- ⑤せん断速度：クロスフローのみ (4000 [1/s])
振動有り, 65000, 43000 [1/s]

である。

第7図より、せん断速度が増加するほど、ラテックス透過流束がTMPに比例する値が増加する。これは、高いせん断速度は膜表面でのラテックス粒子の排除速度を速めるため、 $C_F \approx C_M$ となり、濃度分極の影響を受けにくくなったからである。

また、濃度分極現象が起こっている状態（透過流束が純水透過流束より小さい状態）でもせん断速度が高いと、その透過流束も高くなっている。その理由は、振動により生じる高いせん断速度は、(7)式より速度境界層厚みを薄くする効果がある。速度境界層厚みが薄くなれば、濃度境界層厚み δ も薄くなり、(12)式の物質移動係数 k が大きくなる結果、(11)式で表される透過流束が高くなるからである。

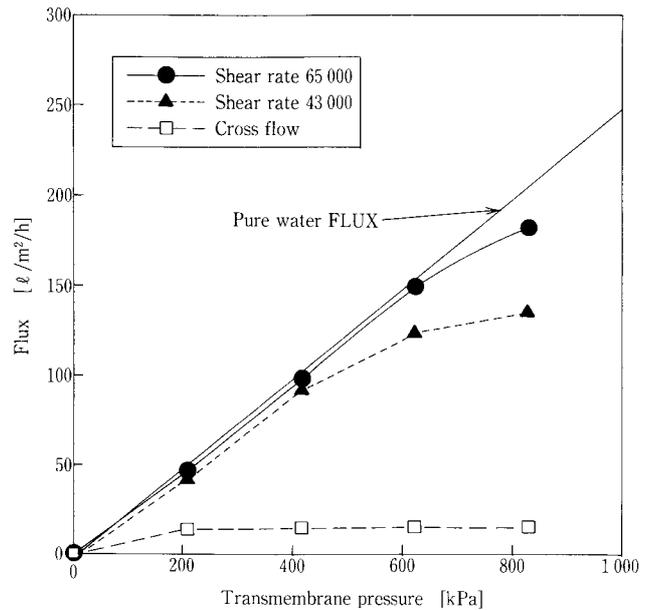
3. VSEPのラテックス濾過における適用性 (Series L によるラテックスろ過テスト)

3.1 テスト内容及びテスト条件

VSEPのラテックスろ過への適用性を検討するためSeries Lを用いて、ラテックス濃度、TMP、せん断速度（振幅及び振動周波数）をパラメータとしたテストを行った。

テストでは、

テスト1：透過流束に及ぼすTMPの影響、



第7図 TMPと透過流束の関係
Fig. 7 Relation between TMP and Flux

テスト2：透過流束に及ぼす膜面流束の影響、
テスト3：透過流束に及ぼすせん断速度の影響、
を調べることを目的に行った。

テスト条件を第3表に示す。また第8図に示す全循環フローでラテックス濾過テストを行い、透過流束を測定した。

3.2 テスト結果

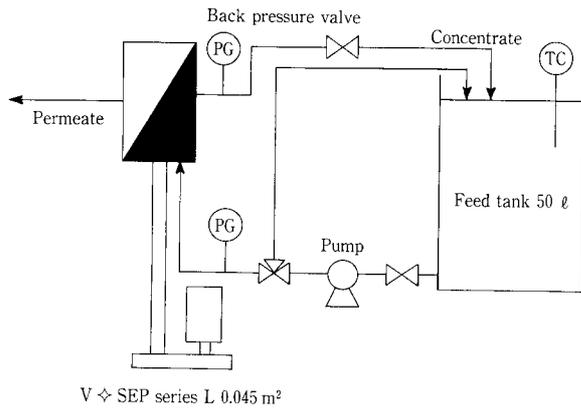
(1) 透過流束に及ぼすTMPの関係 (テスト1)

TMPと透過流束の関係を第9図に示す。1.0wt%の場合620 kPaまでは透過流束はTMPに比例し増加して行くが、970 kPa辺りから透過流束はTMPに対し比例して増加しなくなる。このことより、この条件では、970 kPa辺りから濃度分極モデルでろ過が行われていることがわかる。7.0 wt%では280 kPa付近で透過流束はTMPに対し比例関係がなくなり、970 kPaではほぼ限界透過流束となっている。20.0, 35.0 wt%で濃度分極が起こらないTMPは280 kPa以下であり、このテストでのTMPでは濃度分極状態でろ過が行われていることになる。35.0 wt%でTMP 1300~2000 kPaで透過流束が減少傾向を示しているが、この原因は高濃度時にTMPを高くしすぎたため、ラテックスが無理な脱水状態となり凝集化（このラテックスの場合クリーム状になった）を起こし、ろ過抵抗が増加したため

第3表 L型テスト条件

Table 3 Test conditions of Series L

	Test 1	Test 2	Test 3
Membrane	UF-membrane : MWCO8000, Polyamide		
Temperature [K]	298 (Constant)		
Average shear rate [1/s]	87 000 (Constant)	87 000 (Constant)	No vibration : 4000 Vibration : 87 000, 76 000, 65 000, 4 300
Concentration of latex [wt%]	1.0, 7.0, 20.0, 35.0	30.0 (Constant)	1.0, 7.0, 20.0, 35.0
TMP [kPa] × 10 ⁻²	2.8, 6.2, 9.7, 13.0, 16.5, 20.0	970 (Constant)	970 (Constant)
Fluid velocity on the surface of membrane [m/s]	0.44	0.06, 0.22, 0.44	0.44



第8図 VSEP Series L テストフロー

Fig. 8 Block flow diagrams of VSEP Series L test

である。

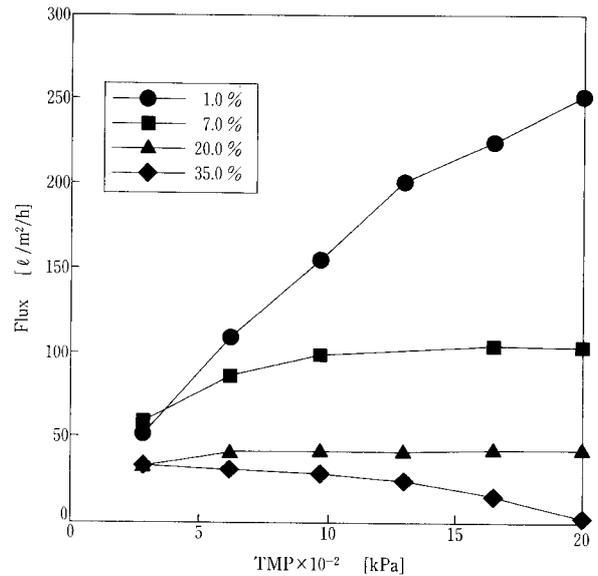
以後のテストでは TMP を 970 kPa とした。その理由は、①高濃度では、TMP 1 300 kPa 以上であるとラテックスが凝集化を起こす、②TMP 970 kPa では、各濃度とも濃度分極モデルのろ過状態であるため、ろ過に及ぼせん断速度の影響が顕著に現れることが考えられるからである。

(2) 透過流束に及ぼす膜面流速の影響 (テスト2)

膜面流速と透過流束の関係を第10図に示す。これより透過流束は膜面流速に依存せず一定であることが判った。これは、クロスフローによる膜面最速流速 0.44 [m/s] の条件でも膜表面のせん断速度は約 4 000 [1/s] 程度であり、振動により発生する平均せん断速度 87 000 [1/s] と比較すれば一桁違っているため、透過流束に及ぼす影響は小さかったものと考えられる。

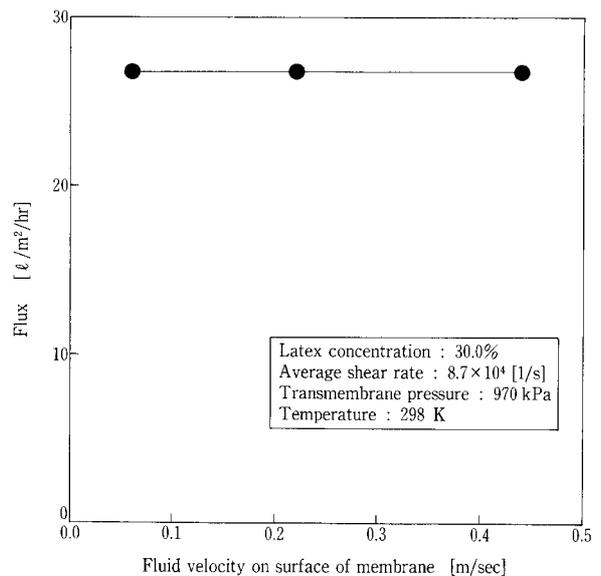
この結果より、VSEP では振動により生じるせん断速度が大きいため、本テストで使用したラテックスの透過流束に及ぼす膜面流速の影響は小さいことが判った。

(3) せん断速度が透過流束に及ぼす影響 (テスト3)



第9図 膜間差圧と透過流束の関係

Fig. 9 Relation between Trans Membrane pressure and Flux



第10図 膜面流速と透過流束の関係

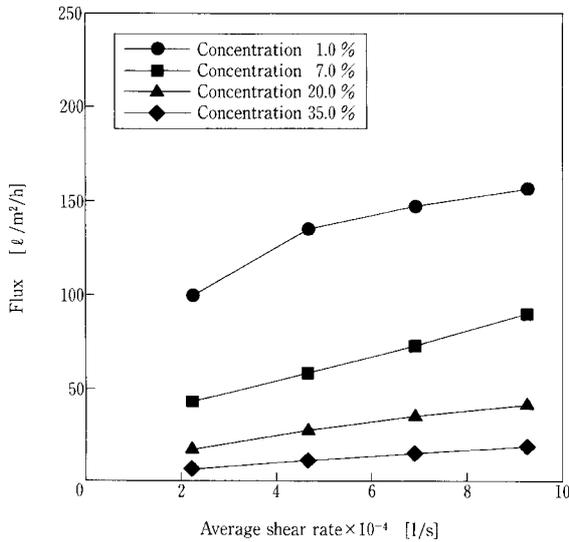
Fig.10 Relation between fluid velocity on surface of membrane and Flux

第11図に平均せん断速度と透過流束の関係をプロットした。

第11図よりどの濃度に対しても、透過流束が平均せん断速度に比例して増加している。よって、振動により発生するせん断速度はラテックスろ過での透過流束に対し良好に作用していること、そして、透過流束がせん断速度で相関可能であることがわかった。

次に、このテスト結果を対数濃度と透過流束についてプロットした。その結果を第12図に示す。

第12図より平均せん断速度が大きいほど透過流束は大きくなり、特に振動が有る状態とクロスフローのみの状態で大きく透過流束が違っている。このことから、ラテックスろ過に振動が効果的であることが証明された。

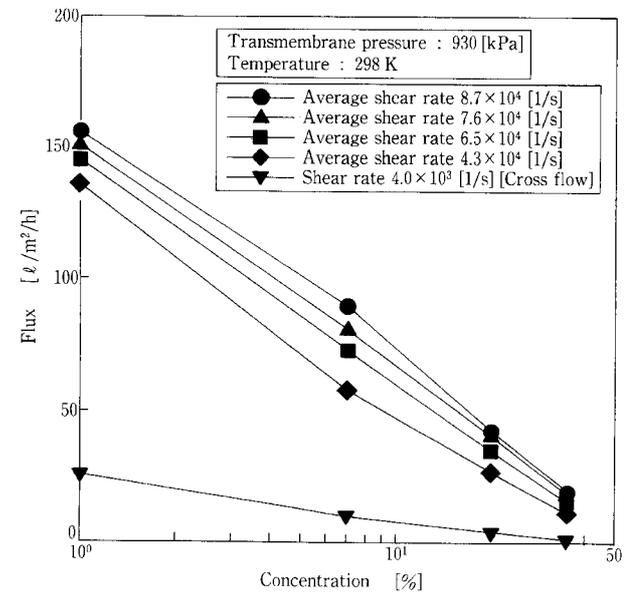


第11図 平均せん断速度と透過流束の関係
Fig.11 Relation between average shear rate and flux

各条件とも透過流束は対数濃度に線形的に減少していること、透過液成分にラテックスは含まれないこと (3. 1. 2 章, 第3式における $C_p = 0$) から、濃度と透過流束の関係式は第13式 (3. 1. 3 章記載) で表すことが可能である。

各透過流束直線の傾きと濃度切片を計算し、各せん断速度での物質移動係数とゲル層形成濃度を求めた。その結果を第4表に示す。

第4表より、平均せん断速度が増加するほど、物質移動係数及びゲル層濃度が増加することがわかった。また振動が有る状態とクロスフローのみの状態では、物質移動係数は1桁値が変わっており、濃縮限界と考えられるゲル層形成濃度も大幅に増加することがわかった。



第12図 濃度と透過流束の関係
Fig.12 Relation between concentration and flux

第4表 物質移動係数とゲル層形成濃度推算結果

Table 4 Estimation of mass transfer Coefficient and concentration of formation of gel layer

Average shear rate $\times 10^{-4}$ [1/s]	Coefficient of mass transfer [m/hr]	formation of gel layer [wt%]	Film thickness [m]
8.8	1.13×10^{-5}	57.1	1.93×10^{-7}
7.6	1.09×10^{-5}	54.5	2.00×10^{-7}
6.5	1.07×10^{-5}	50.0	2.04×10^{-7}
4.3	1.02×10^{-5}	42.6	2.13×10^{-7}
0.4 (no vibration)	2.02×10^{-6}	38.0	1.08×10^{-6}

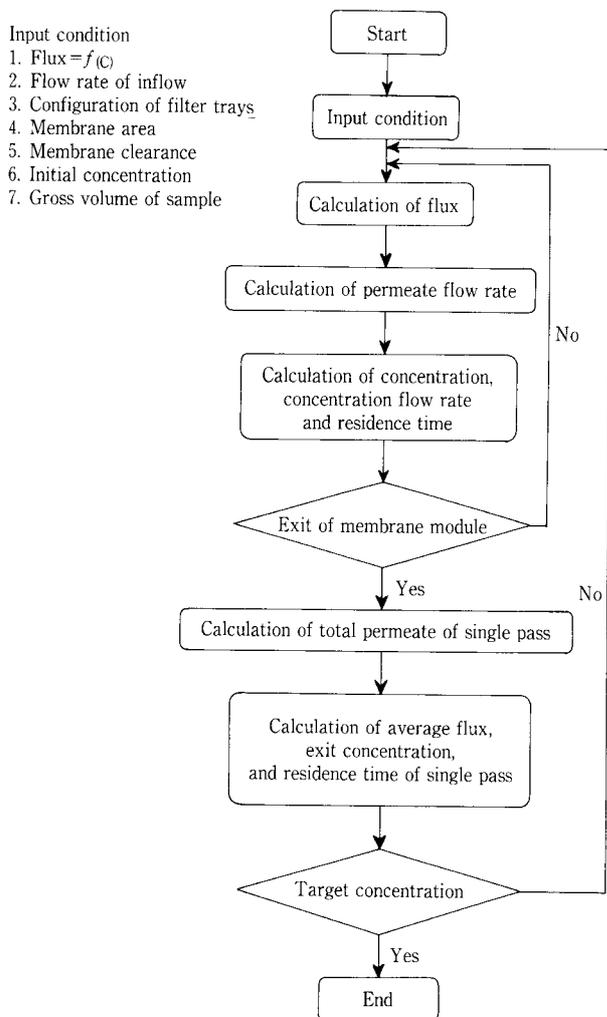
従って、振動により発生するせん断速度はラテックス濃縮における透過流束に良好な影響を与えるだけでなく、濃縮限界も大幅に増加させる。

前述の結果より①VSEPはラテックスろ過濃縮に適していること、②透過流束がせん断速度で相関可能であること、③本テスト条件では、濃度と透過流束の関係は濃度分極モデル式で表示可能であること、がわかった。

4. スケールアップ性能予測評価

4.1 性能予測方法

Series LとSeries P, Series iでは前述したとおり慣性モーメントが違っているため、シリーズにより固有振動数が異なり、せん断速度が違っているた



第13図 スケールアップ計算フローチャート
Fig.13 Flow chart of scale up calculation

めSeries Lテストの透過流束値にせん断速度補正を行う必要がある。また、Series P, Series iでは膜モジュールの構造がワンパスで高濃縮を行える棚段構造になっているため、膜モジュール内の濃度分布を考慮した、平均透過流束で評価を行う必要がある。

これらの点を考慮した性能予測方法確立を試みた。Series Lテスト結果からSeries P, Series iの性能を予測する方法のフローチャートを第13図に示す。

なお、透過流束と濃度の関係式は、せん断速度補正後の透過流束値を濃度分極モデル式(13)に近似させた式を用いた。

4.2 Series P 性能予測

まず、膜の寸法がSeries Lとほぼ同じで、フローパターン及びせん断速度が異なるSeries P (19段)の性能予測を検討した。そして、実際にSeries Pを用いてラテックスろ過テストを行い、性能予測(計算)値の検証を行った。

(1) 性能予測検証条件

性能予測検証条件を第5表に示す。Series Pのテストは全循環方式で行い、ワンパス平均透過流束及び出口濃度を測定した。また、性能予測(計算)では、この条件を計算初期条件とし、第13図に従いSeries Pでのワンパス平均透過流束値を求めた。

(2) 性能予測の検証

第5表 P型テスト条件

Table 5 Test conditions of Series P

Membrane	UF-membrane: MWCO8000, Polyamide
Temperature [K]	298
Average shear rate [1/s]	60 150
Concentration of latex [wt%]	19.9
TMP [kPa]	970
Feed flow rate [L/hr]	208.3
Stage	19

第6表 計算値と実験値比較

Table 6 Comparison of the calculated and measured average flux and exit concentration of series P

	Exit concentration [wt%]	single pass [L/m ² /hr]
Calculated	25.3	29.6
Measured	25.2	28.2
Precision [%]	+0.4	+5.0

計算値と実験値比較表を第6表に示す。
 (但し、精度は(計算値/実験値-1)×100とした。)

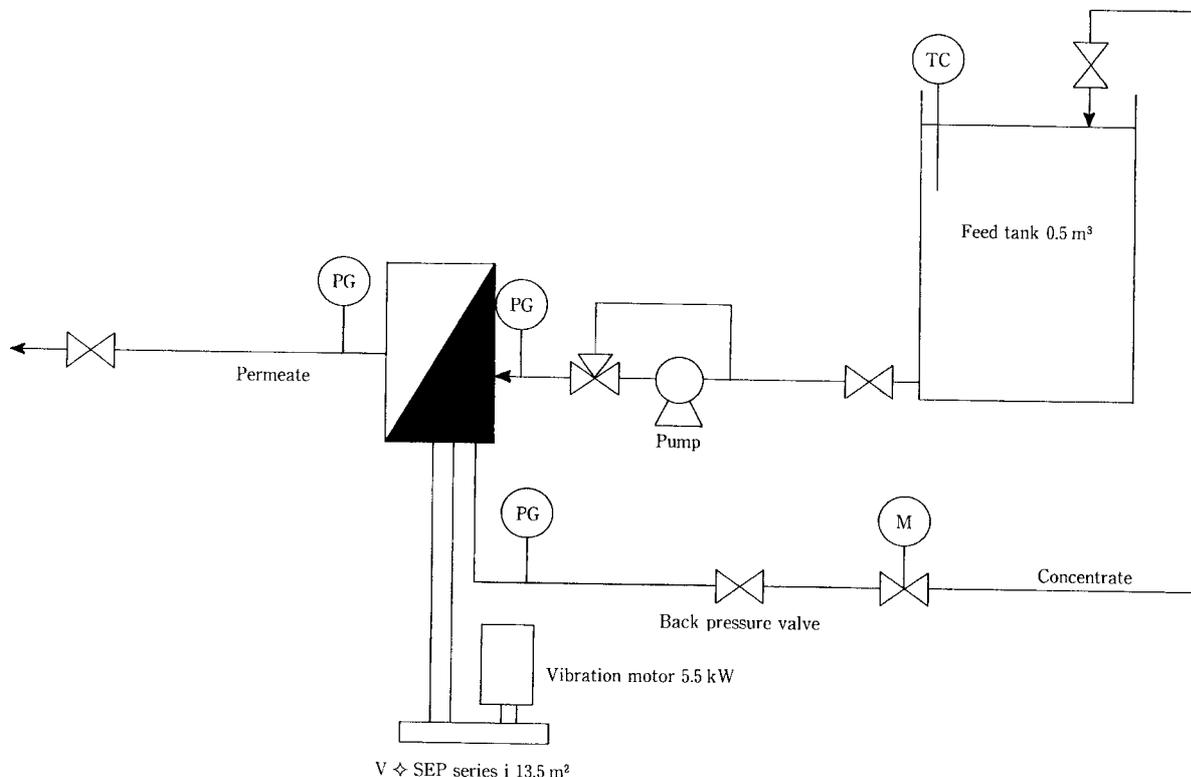
この結果より5%以内の精度で計算値と実験値は一致しており、Series L から棚段構造である Series P への性能予測は、棚段内の濃度分布を考慮した透過流束を平均せん断速度補正することで対応できることが証明できた。

4.3 Series i の性能予測

膜サイズが同じである Series L から Series P への性能予測が平均せん断速度補正で成り立つことは証明できたが、膜サイズが異なる Series i でもその法則が成り立つか検討を試みた。

第7表 i型テスト条件
 Table 7 Test conditions of Series i

Membrane	UF-membrane: MWC08000, Polyamide
Temperature [K]	298
Average shear rate [1/s]	65 600
Initial Concentration of latex [wt%]	6.1
Initial storage of latex	520
TMP [kPa]	970
Feed flow rate [L/s]	970
Feed flow rate [L/hr]	1 700
Stage	50



第14図 VSEP Series i テストフロー
 Fig.14 Block flow diagrams of VSEP Series i test

第8表 計算値と実験値比較
 Table 8 Comparison of the calculated and measured exit concentration and average flux of Series I

Feed concentration [wt%]	Exit concentration [wt%]				Average flux [L/m²/hr]			
	6.3	10.7	17.1	21.2	6.3	10.7	17.1	21.2
Calculated	11.9	17.1	23.2	27.1	62.5	54.9	48.5	45.6
Measured	11.5	16.7	22.7	27.1	60.0	56.1	52.7	50.3
Precision [%]	+3.5	+2.4	+2.2	±0	+4.2	-2.1	-8.0	-9.3

(1) 性能予測検証条件

性能予測検証条件を第7表に示す。テストに用いた Series i の膜面積は13.5 m² (50段) であり、テストは第14図に示す循環濃縮方式で行い、平均透過流束及び供給濃度を測定した。また、性能予測(計算)では、条件を計算初期条件とし、第11図に従い Series i での平均透過流束値を求めた。

(2) 性能予測の検証

計算値と実験値比較表を第8表に示す。

(但し、精度は(計算値/実験値-1)×100とした。)

第8表より平均透過流束の予測精度は9.3%以内となった。よって、実機へのスケールアップも透過流束を平均せん断速度補正することで対応でき、10%の安全率を見込めば十分に実機性能予測ができることがわかった。さらに、実証実験では膜モジュール出口濃度は27.1 wt%であった。このことから、実機でもラテックスの高濃縮が可能であることが証明できた。

Series P 性能予測と比較して予測精度が悪くなっている原因は、膜の寸法が Series i では大幅に異なるため、Series P 性能予測計算プログラムに計算誤差が大きくなったこと、そして流動状態の変化などが考えられる。

む す び

ラテックス濾過に振動型膜分離装置を用いると、振動により発生する膜表面の高いせん断速度によって、膜面濃度分極層内のラテックスの物質移動係数を増大させることができるため、高透過流束でしかも高濃度まで濃縮可能であることがわかった。この

ことから VSEP はラテックス分野への適用性が高い装置であることが証明された。

また、膜サイズ、フローパターン、そしてせん断速度が異なるテスト機 (Series L) と実機 (Series i) の性能は透過流束のせん断速度補正で相関可能であることが証明され、振動型膜分離装置を用いてラテックスを濃縮する実プロセスの性能を予測できることがわかった。

<記号の説明>

ν : 振動周波数 [Hz]	
A : サイズミックマスの慣性モーメント	[kgm ²]
B : 膜モジュールの慣性モーメント	[kgm ²]
k : バネ定数	
ω : 角振動数	[rad/s]
P : 半径方向任意点での振幅	[m]
f : 振動周波数	[Hz]
x : 流れ方向	[m]
y : 鉛直方向 (膜面に鉛直)	[m]
μ : 粘度	[Pa·s]
u : x 方向速度	[m/s]
ρ : 密度	[kg/m ³]
S_{AVE} : 平均せん断速度	[1/s]
A : 1 枚の膜面積	[m ²]
r_1, r_2 : 膜モジュールの内半径と外半径	[m]
P_1, P_2 : r_1, r_2 での振幅	[m]
D : 拡散係数	[m ² /s]
J_V : 体積透過流束	[m/s]
J_S : 溶質の透過流束	[m ³ /(m ² ·s)]

[参考文献]

- 1) 例えば松本幹治ら: ユーザーのための実用膜分離技術, 日刊工業新聞社
- 2) 高田一貴ほか: 神鋼パンテック技報 Vol.41, No.2 (1997), p.48.

連絡先

小 西 嘉 雄	技術開発本部 研究開発部	竹 尾 由 重	技術開発本部 研究開発部	谷 田 克 義	技術開発本部 研究開発部
	TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail y.konishi@pantec.co.jp		TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail y.takeo@pantec.co.jp		TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail k.tanida@pantec.co.jp
高 田 一 貴 (工学博士)	技術開発本部 研究開発部 主任研究員				
	TEL 078-992-6525 FAX 078-992-6504 E-mail k.takada@pantec.co.jp				

振動型膜分離装置のパン酵母 培養廃液への適用

Application of Vibratory Shear Enhanced Processing to
filtration of waste stream of yeast pharmenter



(技) 研究開発部
谷 田 克 義
Katsuyoshi Tanida
竹 尾 由 重
Yoshishige Takeo
小 西 嘉 雄
Yoshio Konishi
高 田 一 貴
Kazutaka Takata

パン酵母培養廃液は、従来の膜分離法では膜へのファウリングが激しく透過流束が小さいため、適用が困難であった。そこで耐ファウリング性に優れた振動型膜分離装置 VSEP のパン酵母培養廃液への適用が期待された。テストは VSEP Series L (膜面積0.045 m², テスト機) と Series i (膜面積14.5 m², 実機) を使用して行い、その結果、VSEP は従来の膜分離法と比較して数倍の処理能力を有することが確認された。しかし、Series L と Series i の間で透過流束の相違が確認されたため、テスト結果を用いてスケールアップ法則の検討を行った。その結果、せん断速度と膜モジュール構造の違いが透過流束の相違の大きな原因であり、せん断速度を合わせ、膜モジュールの構造を考慮することにより Series L のテスト結果から Series i の透過流束を予測できることが分かった。

It was difficult for traditional membrane separation to apply to filtration of waste stream of yeast pharmenter because of extreme fouling and low flux. Vibratory Shear Enhanced Processing (VSEP) has excellent fouling resistance, so VSEP is expected to apply to this application. As a result of the test using VSEP Series L (membrane area 0.045 m², laboratory scale) and Series i (membrane area 14.5 m², industrial scale), VSEP had several times flux to compare with traditional membrane separation system. But there was the difference of flux between Series L and Series i, so the scale up law from the flux of Series L to the flux of Series i was examined using the test results. As a result of examining the scale up law, the difference of shear rate and the configuration of the membrane module between Series L and Series i are the dominant factors of the difference of the flux. The flux of Series i is able to be estimated from the flux of Series L to accord both shear rate and to consider the configuration of the membrane module.

Key Words :

膜 分 離
振 動
せん断速度
スケールアップ

Membrane Separation
Vibration
Shear rate
Scale up

まえがき

パン酵母培養工程から排出されるパン酵母培養廃液は廃糖蜜に由来するメラノイジン等の色素により黒褐色に着色されており、活性汚泥法による生物処理を行っても水質を下水放流規制値以下にすることは困難である。

現在、色素物質除去のために全蒸発濃縮法、オゾン脱色、超臨界水による分解等の様々な方法が検討されているが、いずれの方法もコストの面から最適な方法とは言い難い。¹⁾ このような中で操作性とコストメリットに期待がかかる膜分離装置も検討されている。村上ら²⁾は従来型膜分離装置でパン酵母培養廃液への膜処理法の適用性の検討を行った。その結果、平均透過流束が10 L/m²/hr以下であり、また頻繁な洗浄を行ったが洗浄毎に平均透過流束が減少する傾向を示し、5～6回の洗浄で平均透過流束が5 L/m²/hrまで低下した。これらの点から、従来型膜分離装置ではファウリングによる透過流束の大きな低下に伴う高頻度の膜洗浄によって膜の劣化が激しく、膜交換のサイクルが短くなってコスト面で問題に直面した事例が報告されている。

VSEPは従来の膜分離法と比較して耐ファウリング性に優れており従来装置よりも大きな処理量が期待される。^{3,4)}そこで、VSEPのパン酵母培養廃液処理への適用性を検討するため、透過流束の確認、振動が透過流束に及ぼす影響、Series L(テスト機)からSeries i(実機)へのスケールアップ性の確認を目的としてテストを行った。テスト時の濃縮率は全固形物濃度3～5%のパン酵母培養廃液を回収率80%まで濃縮する。また透過液水質は下水放流規制値以下にすることを目的とした。

1. せん断速度とスケールアップ

VSEPは独自の振動機構^{3,4)}により平膜を積層した膜モジュールを膜の水平方向に往復振動させ膜表面の流体にせん断力を与えることにより、従来型膜

分離法よりも大きな透過流束を得ることができ、また従来法では困難な高濃度までの濃縮を行うことができる。従来装置でせん断力を上げるにはポンプにより流量を増加させ膜面流速を上げる方法が採られるが、この方法ではエネルギーロスが大きくなる。VSEPにより膜表面の流体に与えられるせん断力と透過流束の関係は処理対象液により異なるが、ラテックス等のアプリケーションでせん断力の有効性が確認されている。⁵⁾せん断力は通常せん断速度で評価し、せん断速度 $\dot{\gamma}$ は次式で表される。⁶⁾

$$\dot{\gamma} = \frac{4\pi f^{1.5} \rho^{0.5}}{\mu^{0.5}} P \quad (1)$$

$$\gamma_{ave} = \frac{8\pi^2 f^{1.5} \rho^{0.5}}{\mu^{0.5}} \frac{P_2}{r_2} \frac{r_2^3 - r_1^3}{3A} \quad (2)$$

ここで式(1)は膜面の任意の点でのせん断速度であり、式(2)はせん断速度を膜面全体で積分し膜面積で除した物であり、膜全体での平均せん断速度である。せん断力と透過流束の関係を評価する場合、通常は平均せん断速度を使用する。

VSEP Series Lで得られる透過流束は実機であるSeries iの透過流束よりも大きくなる。この要因の1つとして両者のせん断速度の違いがある。VSEP Series LとSeries iのせん断速度の計算結果を第1表に示す。第1表から分かるように、振幅が同じ場合Series iの平均せん断速度はSeries Lの平均せん断速度の約90%となっている。せん断速度の差がどの程度透過流束に影響するかは処理対象液、固形物濃度により異なるため、Series L、Series iを用いてテストを行いせん断速度の影響を評価する必要がある。

もう1つ要因としては膜モジュール構造の違いがある。Series Lの膜モジュールには一枚の膜しか装着されていないが、Series iの膜モジュールは膜

第1表 Series LとSeries iのせん断速度
Table 1 Shear rate of Series L and Series i

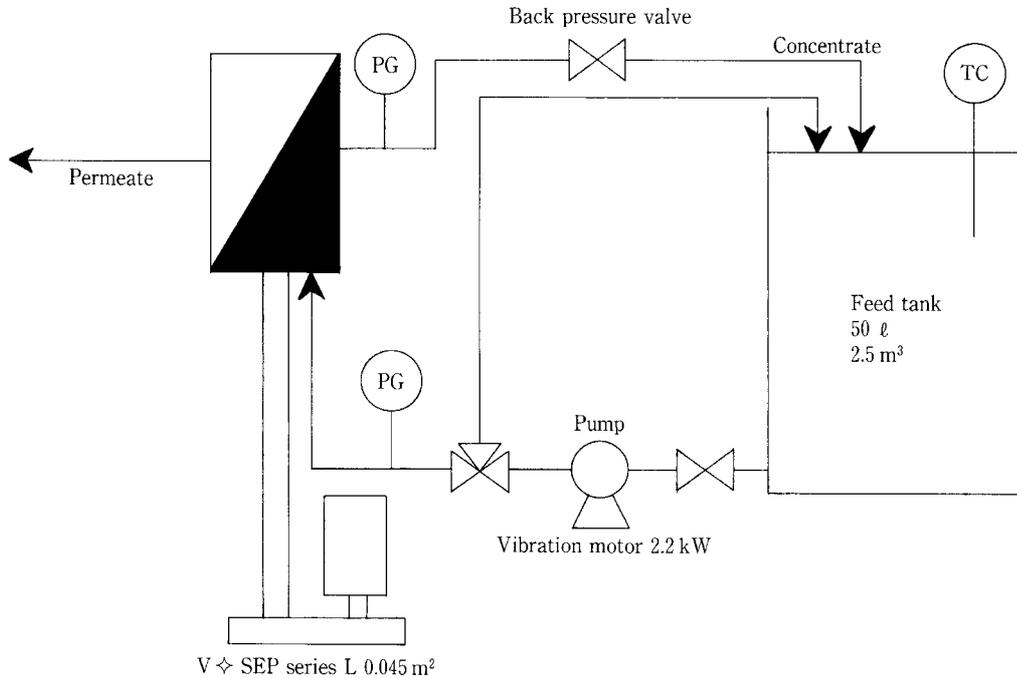
VSEP	Amplitude at the rim of the membrane module [mm]	Frequency [Hz]	Average shear rate [1/s]	Maximum shear rate [1/s]	Minimum shear rate [1/s]
Series L	22	59.44	77 089	104 233	40 886
	19	59.30	65 843	89 027	34 922
	12	59.04	43 607	58 962	23 128
Series i	22	51.03	68 660	88 411	34 357

が積層された棚段構造であり、この棚段を仕切板で仕切り1パスで高濃縮が可能な構造となっている。このため、Series LとSeries iでは1パスでの濃縮率が異なり、1パスでの透過流束に違いが生じる。Series iでは、膜モジュール内における複雑な濃度

分布を考慮して透過流束を考えなければならない。

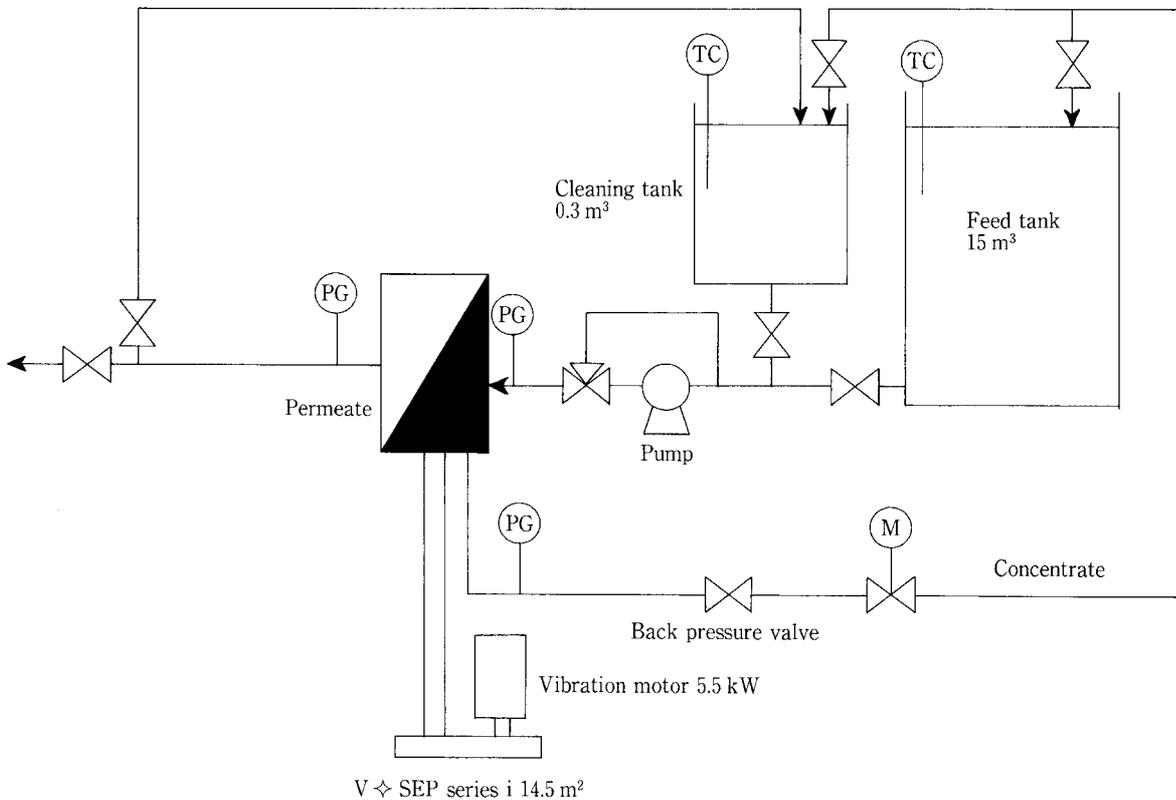
2. テスト方法

テストにはVSEP Series LとSeries iを使用した。次にそれぞれのテスト装置のフローとテスト方法について述べる。



第1図 VSEP Series L テストフロー

Fig. 1 Block flow diagrams of VSEP Series L test



第2図 VSEP Series i テストフロー

Fig. 2 Block flow diagrams of VSEP Series i test

2.1 Series L テスト

Series L テストは原液を原液タンクからポンプを用いてVSEPの膜モジュールに供給し、濃縮液を循環させ透過液を抜いて濃縮を行う循環濃縮方式で行った。Series L テストで使用したフローを第1図に示す。VSEPの膜面積は0.045 m²、振動用モーターの容量は2.2 kW、原液タンクの容量はバッチ濃縮テスト時は50 L、連続通水テスト時は2.5 m³である。ポンプ出口には圧力調整弁を設け膜モジュールの入口圧力を制御し、出口圧力の制御は濃縮液配管上に設置した背圧バルブにて行った。圧力は、膜モジュール入口と出口にて測定しその平均値を操作圧力とした。温度は、原液タンク内の原液の温度を測定した。

テストはバッチ濃縮をバッチ毎に膜を交換して行ったバッチ濃縮テストと1枚の膜を洗浄して使用する連続通水テストを行った。洗浄を行う際は、2.5 m³のタンクを50 Lのタンクに交換して全循環で行った。なお、連続通水テスト時、原液量に対して透過量が微量のため、原液濃度の変化はほとんどない。

2.2 Series i テスト

Series i テストはSeries L テストと同様に循環濃縮方式にてバッチ濃縮を繰り返し行った。Series i テストで使用したフローを第2図に示す。VSEPの膜面積は14.5 m²、振動用モーターの容量は5.5 kW、原液タンクの容量は15 m³である。Series L では透過量が微量であるので設置していなかったが、

Series i の場合は透過液配管上にも圧力計を設け透過液圧力の測定を行い、膜モジュール入口と出口の平均値から透過液圧力を引いた値を操作圧力とした。また膜洗浄を行うために洗浄用タンクとして300 Lのタンクを設置し、バッチ毎に膜洗浄を行った。

2.3 膜選定

膜の選定では様々な種類のUF膜、NF膜、RO膜を候補に上げて予備テストを行った。UF膜は透過流束は大きい透過液水質が下水放流規制値を満足せず、RO膜は透過液水質は下水放流規制値を満足するが、透過流束が小さかった。そこで、テストでは透過液水質が下水放流規制値を満足し、透過流束が大きいNF膜を使用することに決定した。テストで使用したNF膜の仕様を第2表に示す。

2.4 操作条件

第3表に操作条件を示す。操作圧力は透過流束が圧力に比例して直線的に増加するため、装置と膜の最高使用圧力を考慮して決定した。また操作温度に関してはパン酵母培養廃液が排出された温度そのまま温度調整を行わずテストを行ったため温度に幅がある。振動条件はSeries L では振幅の透過流束に及ぼす影響を測定するため、振幅を12、19、22 mmと変えて行ったが、Series i では装置の最大振幅である22 mmで行った。

2.5 原液性状

使用した原液はパン酵母を培養し遠心分離器にてパン酵母を分離した後の糖蜜である。第4表に原液

第2表 NF膜仕様

Table 2 Specifications of NF membrane

Material	Backing	Membrane Class	Temperature [°C]	Pressure [MPa]	pH
SPS*	PS/PE**	15~30% NaCl rejection	80	3.0 (5.0)	2~11

*SPS : Sulfonated Polysulfone

**PS/PS : Polysulfone/Polyester

第3表 操作条件

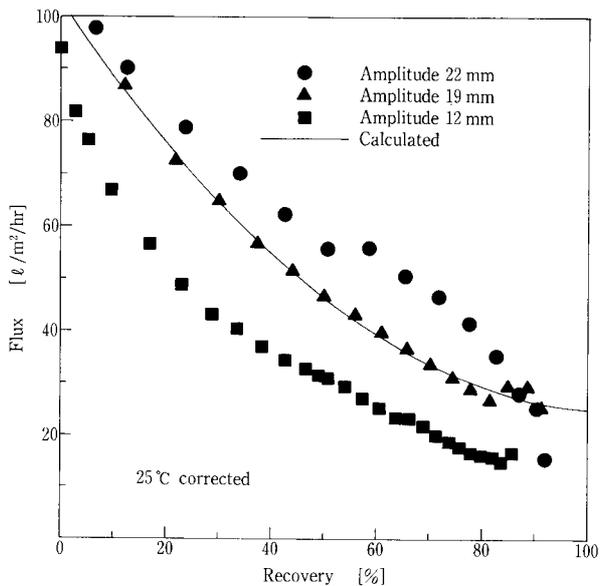
Table 3 Operating condition

VSEP	Pressure [MPa]	Temperature [°C]	Amplitude at the rim of the membrane module [mm]
Series L	2.76	20~30	22
			19
			12
Series i			22

第4表 パン酵母培養廃液の全固形物濃度と吸光度

Table 4 Total solid and absorbance of waste stream of yeast pharmenter

	Total Solid [%]	Absorbance [470 nm]
Series L test	5.23~7.09	21.0~31.7
Series i test	3.45~5.82	15.0~27.6



第3図 透過流束に及ぼす振幅と回収率の影響 (VSEP Series L)

Fig. 3 Effects of amplitude and recovery ratio on flux (VSEP Series L)

の全固形物濃度と吸光度 (470 nm) を示す。パン酵母培養廃液は通常、遠心分離器にてパン酵母を分離した全固形物濃度が7%程度の糖蜜廃液に、装置の水洗廃水を混合するため全固形物濃度が3~5%の範囲で変動する。

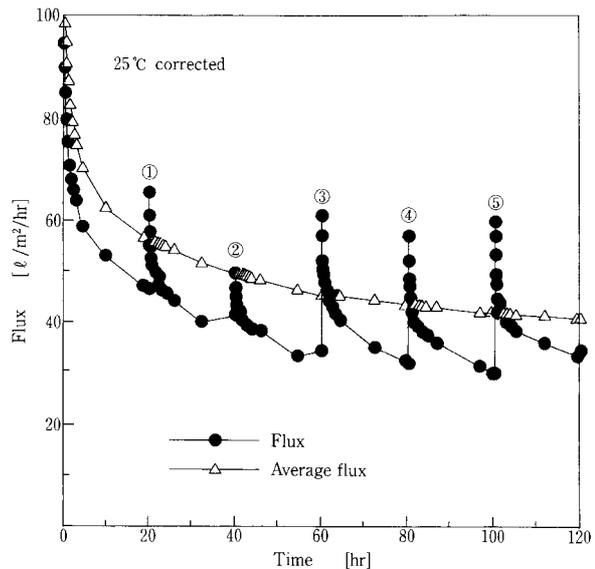
3. テスト結果

3.1 Series L テスト結果

第3, 4図に Series L テストの結果を示す。第3図はバッチ濃縮テストの結果であり、第4図は連続通水テストの結果である。図中の●は透過流束、△は平均透過流束であり、両図中のデータは25°Cに換算した値である。

第3図に結果を示したバッチ濃縮テストは膜を変えて3回行った。テストは振動、回収率と透過流束の関係を得るため、振幅を22 mm, 19 mm, 12 mm と変えて行った。図から振幅を変えると透過流束が変化し、振幅が大きいほど透過流束が大きくなること分かる。振幅22 mm の透過流束に対して、振幅19 mm の透過流束は約85%, 振幅12 mm の透過流束は約55%となっており、第1表に示した振幅と平均せん断速度の関係と対応している。この結果から、パン酵母培養廃液のようにファウリングの激しい処理液に対しても VSEP の振動により透過流束が増加していることが分かる。また、このテスト結果はせん断速度の異なる Series L と Series i で透過流束が異なることも示唆している。

第4図に結果を示した連続通水テストでは、時間



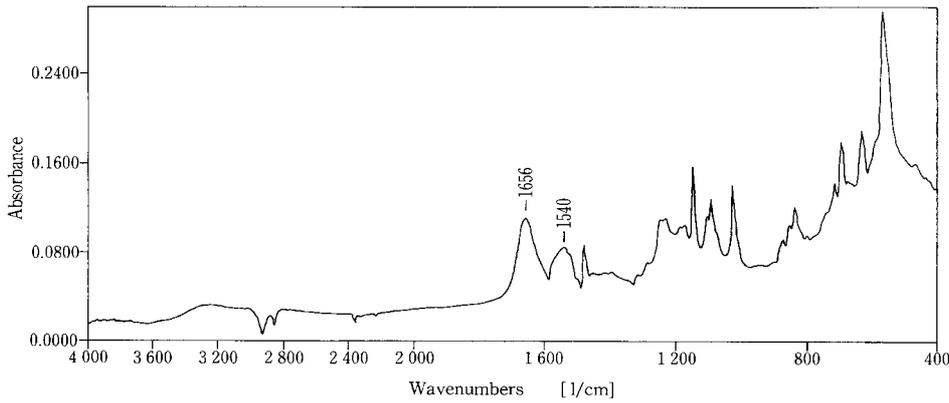
第4図 透過流束の時間依存性 (VSEP Series L)

Fig. 4 Dependence of flux on Time (VSEP Series L)

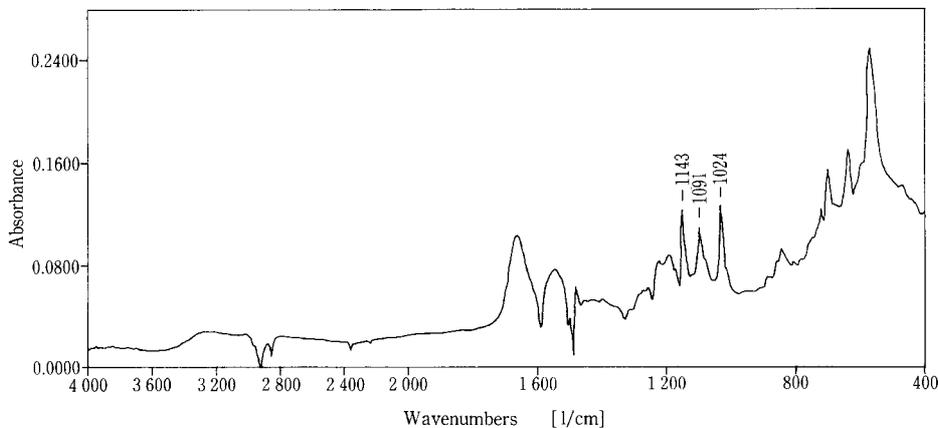
の経過とともに透過流束が低下し、運転開始後20時間で透過流束が初期の約50%まで低下した。この結果から、耐ファウリング性に優れた VSEP を使用してもパン酵母培養廃液の膜面へのファウリングを完全に防止することはできず、定期的な洗浄が必要であることが分かり、洗浄方法の検討を行った。

洗浄に使用する洗浄液は、膜表面のファウリング物質を調査し、膜の耐薬品性を考慮して決定した。ファウリング物質の調査は赤外分光分析 (FTIR) にて行い、ファウリングさせた膜をサンプルとして用いた。赤外吸収スペクトルの測定結果を第5, 6図に示す。第5図に認められる1656, 1540 cm^{-1} の吸収から、ファウリング物質中に蛋白質をベースとする物質が付着していることが分かった。同様に第6図に認められる1143, 1091, 1024 cm^{-1} の吸収から、ファウリング物質中に糖類をベースとする物質が付着していることが分かった。前述の結果から、洗浄条件は45°Cの温水+45°C, pH=11のNaOH水溶液とした。温水は糖質の洗浄, NaOH水溶液は蛋白質の洗浄を考慮して選択した。また、NaOH水溶液のpHは膜の使用pH範囲を考慮して決定した。

第4図に示した連続通水テストではこのようにして決定した洗浄液にて、原液を20時間通水した後に膜の洗浄を行った。洗浄は水でフラッシングを行った後、洗浄液を1時間循環させて行った。洗浄液量は約20Lである。図中の①, ②は温水による洗浄、



第5図 赤外吸収スペクトル測定結果 (蛋白質)
Fig. 5 Result of spectrum measurement of infrared absorbance for protein



第6図 赤外吸収スペクトル測定結果 (糖類)
Fig. 6 Result of spectrum measurement of infrared absorbance for saccharide

第5表 代表的なパン酵母培養廃液の原液と透過液の水質分析結果

Table 5 Typical analysis results of water quality of feed and permeate water of waste stream of yeast parmenter

Sample	pH [-]	Total Solid [mg/L]	Iodine consumption [mg/L]	COD [mg/L]	BOD [mg/L]	TOC [mg/L]
Feed	5.5	46 400	1 590	13 900	24 000	17 300
Permeate	5.5	8 760	172	3 700	4 430	2 860

③, ④, ⑤はNaOH水溶液による洗浄である。図から分かるように、洗浄後の透過流束の回復率は初期透過流束の約50%であるが、20時間毎に洗浄を行うことにより透過流束を約40 L/m²/hrの一定値に保つことができることが分かった。従来の膜分離法では透過流束が10 L/m²/hr以下²⁾であるのに対し、この連続通水テストの結果からVSEPでは従来型膜分離装置よりも大きい透過流束が得られることが分かった。

第5表にパン酵母培養廃液と透過液の代表的な水質分析結果を示す。透過液のヨウ素消費量が172 mg/Lであり、下水放流規制値である220 mg/L以下を満足しており、使用した膜が求められる分離性能を有していることが分かる。

3.2 Series i テスト結果

第7図にSeries i テストの結果を示す。図中の●は透過流束、△は平均透過流束である。テストではバッチ毎に洗浄を行い、同じ膜を使用して9回の

バッチ濃縮テストを行った。1回のテストの濃縮時間は20時間、サンプル量は10 m³とした。ただし、9回目のテストのみ濃縮時間36時間、サンプル量13 m³とした。

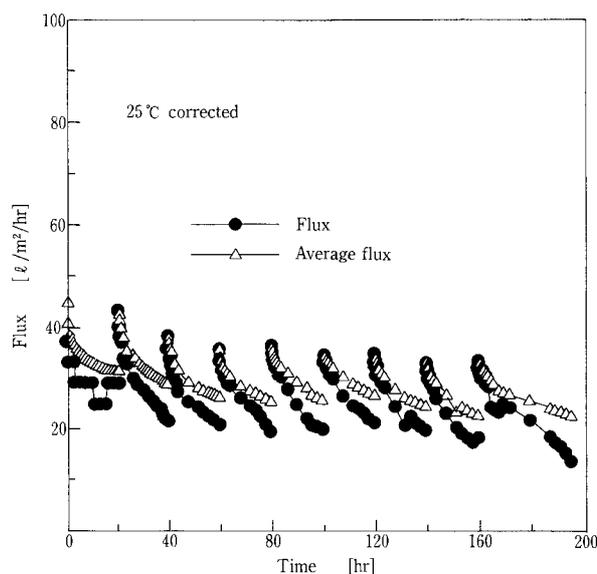
テストではバッチ毎に洗浄を行ったが、回収率80%で透過流束が初期40 L/m²/hr から33 L/m²/hr に低下し、平均透過流束も30 L/m²/hr から23 L/m²/hr に低下した。この平均透過流束の値は第4図に示した Series L の平均透過流束と比較して5~6割程度である。Series i の透過流束が Series L の透過流束よりも小さくなる要因の1つとして両者のせん断速度の違いが挙げられる。テストは Series L, Series i とともに振幅22 mm で行ったが、第1表に示したように振幅が同じ場合せん断速度は Series L の方が大きくなり、振幅22 mm での Series i のせん断速度は Series L の振幅19 mm に相当する。第3図に示したように Series L の振幅22 mm と19 mm を比較すると振幅19 mm の方が透過流束が15%程度小さくなっており、これと同様にせん断速度の小さい Series i の透過流束が振幅22 mm の Series L の透過流束よりも小さくなったと考えられる。もう1つの要因は Series L と Series i のフィルターパック構造と膜面負荷の違いである。

バッチ毎の洗浄では、第4図に示した Series L の連続通水テストで得られた洗浄回復性が5~6割程度であったのに対して、Series i の透過流束は初期透過流束40 L/m²/hr に対して7~8割程度まで回復しており、良好な洗浄結果が得られた。これは Series L では洗浄液である温水、NaOH 水溶液を1つづつしか使用しなかったが、Series i では2つを同時に使用したため、洗浄の相乗効果が得られたためと考えられる。

また、透過液の水質は Series L のテスト結果とほぼ同程度の水質であった。

4. スケールアップ検討

3.2で述べたように Series i の透過流束が Series L の透過流束よりも5~6割程度低くなるというテスト結果が得られた。テスト結果からせん断速度が透過流束に及ぼす影響は大きく、様々なアプリケーションで両者のせん断速度の違いから、Series i の透過流束が Series L の透過流束よりも小さくなることは定性的には予測できるが、定量的には Series i を用いてテストを行い Series L のテスト結果と比較する必要がある。しかし Series L のテスト結果から Series i の透過流束を予測する



第7図 透過流束の時間依存性 (VSEP Series i)
Fig. 7 Dependence of flux on time (VSEP Series i)

ことができれば、従来のように Series i でのテストを行う必要が無くなる。そこで Series L から Series i へのスケールアップ方法を確立するため、本テストで得られた結果を基に Series L のテストデータから Series i の透過流束を予測するためのスケールアップ方法の検討を行った。

4.1 スケールアップ方法

Series L から Series i へスケールアップする場合、両者の大きな違いであるせん断速度とフィルターパックの構造の違いを考慮する必要がある。せん断速度の違いに関して、3.2で述べたように Series i の振幅22 mm でのせん断速度は Series L の振幅19 mm のせん断速度と対応している。そこで両者のせん断速度の違いを考慮して、Series L の振幅19 mm のテストデータを基準としてスケールアップ計算を行った。

フィルターパックの構造の違いは膜モジュール内の棚段構造を考慮して計算を行う必要がある。簡単のため、膜モジュール内では各棚段では均一に処理液が流入、流出すると仮定して計算を行った。第8図に膜モジュール内での流れのイメージを示す。

今回の Series L から Series i へのスケールアップの検討で行った計算の方法のフローチャートを第9図に示す。次に第9図に従って具体的な方法を述べる。

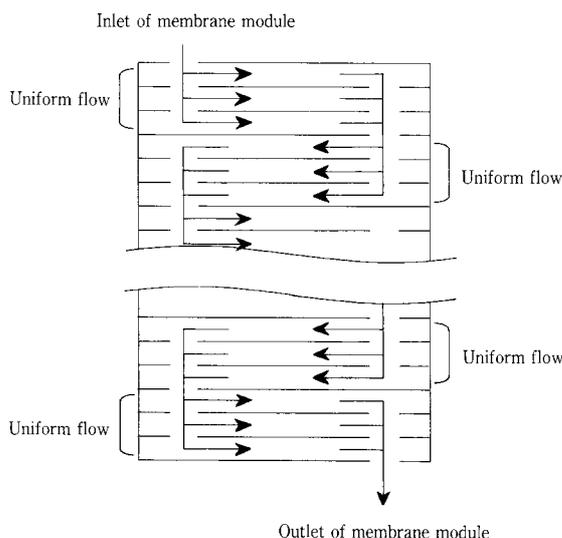
- ① Series i とせん断速度が同じである Series L の振幅19 mm のテスト結果が回収率と透過流束の関係を表しているの、このテストデータ

を計算が行い易いように簡単な数式で表した。
 相関で得られた式は次の通りである。

$$\text{透過流束} = 102.9 - 1.48 \times C + 0.07 \times C^2 \quad (3)$$

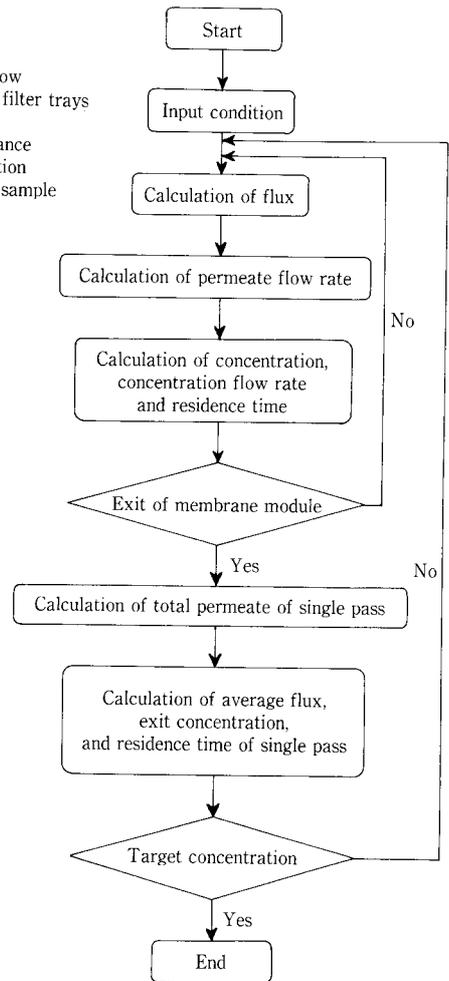
ここでCは濃度である。テスト結果は回収率であるが、回収率を濃度に換算して上式を導いた。上式の計算結果を第3図に示しているが、図からテストデータを良好に相関できていることが分かる。

- ② 初めに計算に必要な条件を入力する。条件は①で得られた数式、膜モジュールへの処理液の流入流量、棚段構造、膜面積、膜間スペース、処理液初期濃度、原液量である。
- ③ 第8図に示したように棚段には均一に処理液が流入すると考え、濃度から透過流束を計算する。
- ④ 計算した透過流束と膜面積からその棚段での透過流量を計算する。
- ⑤ ④で計算した透過流量からその棚段の出口濃度、濃縮液出口濃度、棚段内での処理液の滞留時間を計算する。
- ⑥ 次の棚段へは⑤で計算した条件で処理液が流入するとして②～④の計算を行い、これを膜モジュール出口まで繰り返す。
- ⑦ 膜モジュール出口までの計算を終了した後、膜モジュール全体での総透過流量を計算し、この総透過流量から膜モジュール1パスでの平均透過流束、出口濃度、滞留時間を計算する。
- ⑧ 原液総量と総透過流量、滞留時間から処理液の濃度を計算し、③～⑦までの計算を処理液が目



第8図 膜モジュール内の流体の流れのイメージ
 Fig. 8 Flow image inside membrane module

- Input condition
1. Flux = $f(C)$
 2. Flow rate of inflow
 3. Configuration of filter trays
 4. Membrane area
 5. Membrane clearance
 6. Initial concentration
 7. Gross volume of sample

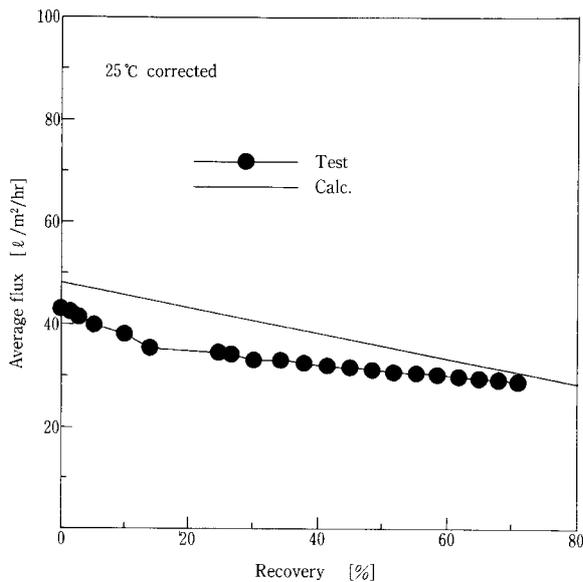


第9図 スケールアップ計算フローチャート
 Fig. 9 Flow chart of scale up calculation

標の回収率になるまで計算を繰り返す。
 次に検討結果について述べる。

4.2 スケールアップ計算結果

第10図にスケールアップ計算結果と Series i の実測値を比較した結果を示す。低回収率時(10~20%付近)には約20%の誤差があるが、高回収率(80%)時には10%以下の誤差となった。運転初期の誤差が大きい原因としては、Series L と Series i の膜面流速の違いと単位膜面積あたりの負荷の違いが考えられる。ファウリングのほとんどないラテックス⁵⁾の場合程の一致は得られなかったが、パン酵母培養廃液のようにファウリングの激しいアプリケーションに対して膜モジュール全体で評価した場合、実用上問題とならない精度の計算結果が得られており、本方法が Series L から Series i の性能を予測するための有効な方法であることが確認できた。今後はファウリングの影響を考慮し、さらに精度の良い計算を行えるように検討する必要がある。



第10図 スケールアップ検討結果
Fig. 10 Result of scale up examination

むすび

VSEP のパン酵母培養廃液処理への適用性についての検討を行った。VSEP Series L と Series i を用いてテストを行った結果、VSEP は従来の膜分離法と比較して数倍の処理能力を有することが確認された。また Series L と Series i の間で透過流束の相違が確認されたため、Series L のテスト結果を用いて Series L から Series i へのスケールアップ法則の検討を行った。その結果、せん断速度と膜

モジュールの構造の違いが透過流束の相違の大きな原因であり、せん断速度を合わせ、膜モジュールの構造を考慮することにより Series L のテスト結果から Series i の透過流束を運転開始初期ではあるが実用に供する精度で予測できることが分かった。

最後にパン酵母培養廃液の処理テストを実施するに際し、多大なご協力をいただきました中越酵母工業(株)の武田係長に厚くお礼申し上げます。

<記号の説明>

A : 膜面積	[m ²]
C : 固形物濃度	[%]
f : 振動数	[Hz]
P : 振幅	[m]
P_2 : 膜外周部振幅	[m]
r : 膜半径	[m]
r_1 : 膜内周半径	[m]
r_2 : 膜外周半径	[m]
$\dot{\gamma}$: せん断速度	[1/s]
$\dot{\gamma}_{Ave}$: 平均せん断速度	[1/s]
μ : 粘度	[Pa · s]
ρ : 密度	[kg/m ³]

[参考文献]

- 1) 武田 毅: イースト技報, Vol. 67 (1997), p.7.
- 2) 村上勝志ほか: イースト技報, Vol. 57 (1987), p.7.
- 3) 高田一貴ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 40, No.1 (1996), p.28.
- 4) 高田一貴ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 41, No.2 (1998), p.47.
- 5) 小西嘉雄ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 42, No.2 (1999), p.28.

連絡先

谷田 克義 技術開発本部
研究開発部

TEL 078 - 992 - 6525

FAX 078 - 992 - 6504

E-mail k.tanida@pantec. co.jp

竹尾 由重

技術開発本部
研究開発部

TEL 078 - 992 - 6525

FAX 078 - 992 - 6504

E-mail y.takeo@pantec. co.jp

小西 嘉雄

技術開発本部
研究開発部

TEL 078 - 992 - 6525

FAX 078 - 992 - 6504

E-mail y.konishi@pantec. co.jp

高田 一貴 技術開発本部
(工学博士) 研究開発部
主任研究員

TEL 078 - 992 - 6525

FAX 078 - 992 - 6504

E-mail k.takada@pantec. co.jp

DT モジュールによる浸出水処理

Landfill Leachate Treatment by DT Module



(環)製品開発室 田路 明 宏
Akihiro Toji
(技)開発企画室 桂 健 治
Kenji Katsura
(環)製品開発室 鈴木 英 晴
Hideharu Suzuki
牛越 健 一
Kenichi Ushikoshi

わが国において、最終処分場の建設難から、最終処分量の減容化のための努力がなされ、廃棄物の焼却処理の比率が高くなっている。このような焼却残渣が主体として処分される埋立地からの浸出水は、高濃度の無機塩類と低濃度の難分解性有機物を含む傾向にある。これらの浸出水を逆浸透膜装置 DT モジュールシステムにて処理を行った結果、水道水レベルの清澄な処理水質を得ることが出来た。一方、処理後の濃縮水には高濃度の塩類が含まれており、濃縮水処理対策が重要な課題となっている。そこで濃縮水の処理技術についても検討を行い、飛灰セメント固化混練水への有効利用及び乾燥後副生塩として回収可能であることを確認した。

The incineration of waste has been promoted in Japan to reduce the dumping volume. The leachate from the landfill sites mainly composed of incinerated ash tends to have high salinity and the organic substances that are difficult to decompose. The DT Module System that equips with reverse osmosis modules were conducted a running test and showed that the treated water became to the same quality as drinking water. Concerning the dioxins, the system also showed a high rejection rate of 99.6 % or more. On the other hand, the concentrated water that is discharged from this system may contain concentrated salinity and organic contaminants. The investigation for the treatment of the concentrated water showed that it was possible to use the concentrated water as mixing water for the fly ash solidification and to use the salt as an industrial resource by drying up and refining. By those experiments, it became to be possible to adopt this system for the leachate treatment in Japan as the system that inhabitants could accept to construct the landfill site with such leachate treatment system. We hope and expect this system will be adopted widely in our country.

Key Words :

浸出水処理	leachate
逆浸透膜処理(RO)	reverse osmosis
ナノフィルター(NF)	nanofilter
DT-モジュール	dt-module
高塩類	high salinity

まえがき

逆浸透膜 (RO 膜) による浸出水処理は、高濃度無機塩類の分離、溶解性の難分解性有機物を除去できる技術として採用されてきたが、当社のプレート & フレーム型の逆浸透膜 (RO 膜) モジュール、DT—モジュールは、簡単な前処理のみで、これら無機塩類等に加え、従来の BOD、COD、T—N、SS を直接処理できる処理技術として注目されている。^{1), 2)}

この DT—モジュールを用いた呼称 30 m³/日の処理システムを焼却残渣と不燃物の埋立を主体とする鳥取県下の最終処分場浸出水処理に適用し、飲料水並の水質が得られることを確認した。³⁾ また Total 回収率 95 % にて、安定運転できることを確認した。⁴⁾

一方、RO 処理に伴う濃縮水には高濃度の塩類が含まれており、RO 膜を適用した場合のトータルシステムとして、濃縮水処理対策が重要な課題となっている。濃縮水対策としては固化法、埋立地返送法、焼却法、有価物回収法等が考えられる。⁵⁾

ここでは、濃縮水処理も含め、DT モジュールを用いた浸出水処理に関して、鳥取県下での実験結果、中部地方で行った移動型実験装置での実験結果及び濃縮水処理として、固化法及び有価物回収法の実験結果を紹介報告する。

1. DT モジュールを用いた浸出水処理システム

第 1 図に、DT モジュールを用いた典型的な浸出水処理フローを示す。

1. 1 前処理装置

DT モジュール装置による処理がより安定に行えるよう、事前に簡易処理を行う。

埋立地よりの浸出水は、一旦調整槽に貯留され、水量、水質の均質化を計り、DT モジュールの SS 負荷を低減させる目的で、凝集沈澱処理される。その後、飽和指数計算から炭酸カルシウムのスケールを防止できる pH 値に調整し、DT モジュール装置に送られる。

1. 2 水処理 RO 装置

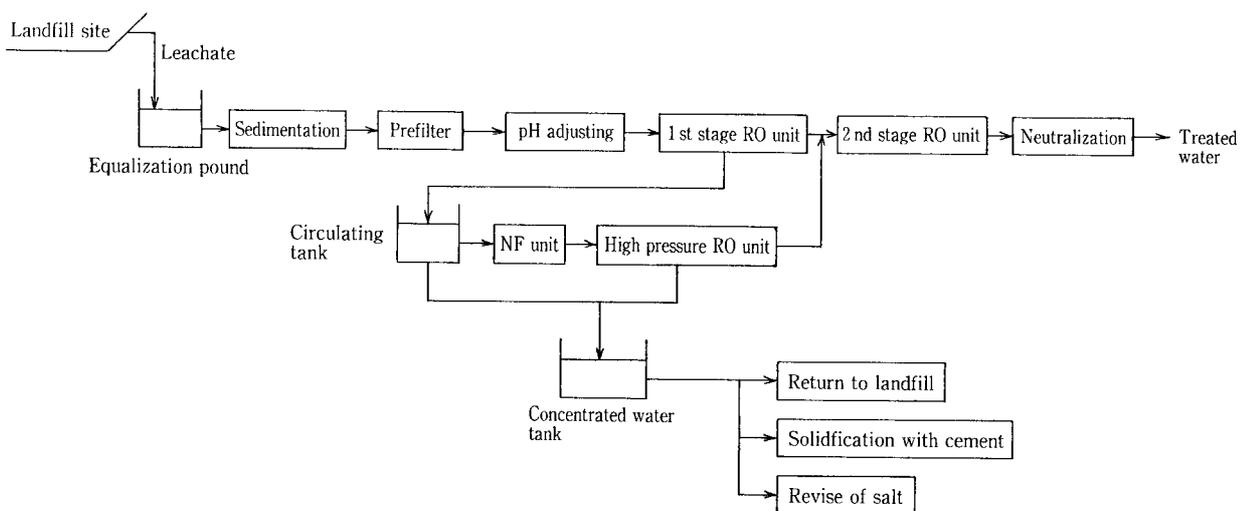
浸出水を処理し、放流水を精製する装置は、浸出水の水質により選択されるが、一般には 1 段階 RO 装置及び 2 段階 RO 装置からなる。

水処理 RO 装置では、膜の保護のためのプレフィルターを通り 1 段階 RO 装置に供給され、透過水と濃縮水とに分離される。1 段階 RO 装置の透過水は 2 段階 RO 装置にてさらに処理され、処理水は pH 調整、滅菌後放流され、2 段階 RO 装置の濃縮水は 1 段階 RO 装置の手前に返送される。この 1 段階 RO 装置、2 段階 RO 装置には 6.5 MPaDT モジュールが使用される。ここでの回収率は原水の水質次第であるが、一般的に 65~80 % となる。

1. 3 濃縮 RO 装置

1 段階から排出された濃縮水をさらに高濃度まで濃縮し、回収率を 95 % 程度まで上げるための装置で、NF 装置及び高圧 RO 装置からなる。

1 段階 RO 装置の濃縮水は、循環槽を経て NF 装置に送られる。NF 装置では 2 価のスケール成分



第 1 図 DT—モジュールを用いた浸出水処理システム

Fig. 1 Block Flow Diagram of DT-Module Leachate Treatment System with Concentrated Water Treatment System

となる硫酸カルシウム等が除去され、透過水は高圧 RO 装置に送られ、濃縮水は循環槽に返送される。循環槽では定期的に下部より高濃度の濃縮水を濃縮水槽へ引き抜く。

高圧 RO 装置では、NF 装置の透過水がさらに透過水と濃縮水とに分離され、透過水は 2 段目 RO 装置の手前へ、濃縮水は濃縮水槽へ送られる。高圧 RO 装置に用いられる DT モジュールは、浸出水の塩濃度もしくは回収率が比較的低い場合は 12 MPaDT モジュールが、浸出水の塩濃度、回収率が高い場合は 20 MPaDT モジュールが用いられる。

これらの処理により 95 % 前後の回収率が得られる。

1. 4 濃縮水処理装置

第 2 図に濃縮水の処理方法の体系を示す。

これらの処理方法の中で、経済性、処理の容易性を考慮すると、埋立地返送法、固化法（飛灰セメント固化混練水への利用）、蒸発乾燥固化後副生塩としての回収が、一般的な処理方法となるものと考えられる。

埋立地返送法は、ヨーロッパで採用されている方法であるが、これについては、濃縮水を埋立地に返

送ることによる原水水質への影響等を現在調査中である。

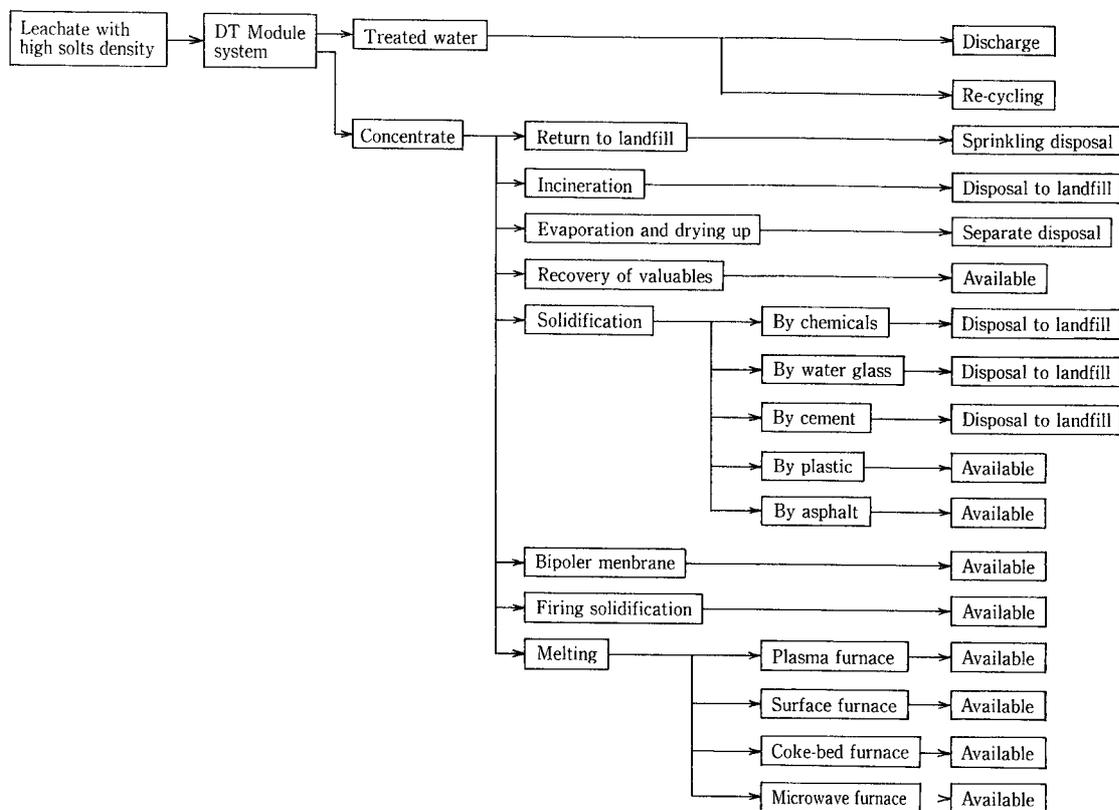
飛灰セメント固化混練水への利用については、これまでの実験結果から従来の飛灰セメント固化と同様に埋立処分可能であることを確認した。この結果については本報にて別途報告する。

乾燥固化精製後副生塩として再利用する場合には、金属精錬や融雪剤としての再利用が可能である。この実験結果については項 3 で報告する。

2. DT モジュールによる浸出水処理実証実験結果

2. 1 高回収率システムによる運転結果

1995年度より、鳥取県下の焼却残渣と不燃物を主体とした最終処分場の浸出水を原水として、日処理水量 30 m³/日の 1 段目、2 段目の水処理 RO 装置による実証実験を行ってきた。さらに 1997年度には、これに NF 及び高圧型の DT モジュール（最高運転圧力 20 MPa）を濃縮用として使用して、高回収率の実験を行ってきた。これら実験結果については、既報「逆浸透膜による浸出水の高度処理実験報告（その 1）、（その 2）」を参照のこと。



第 2 図 濃縮水処理方法
Fig. 2 Methods for Concentrate Treatment

2. 1. 1 実験装置概要

第3図に本実験の概略フローを示す。

ここでは、水処理 RO 装置と濃縮 RO 装置の処理プロセスを用いた、回収率 95 % の実証実験を行った。

浸出水は、SS 濃度負荷を低減する目的で凝集沈澱処理された後、膜の保護のためのプレフィルターを経て水処理装置である 1 段階目、2 段階目 RO 装置にて処理され、処理水は放流される。一方濃縮水は一旦貯留され、濃縮水処理用の NF 装置及び高圧 RO 装置にて高濃度まで濃縮した後、排出した。

各装置の運転条件は次の通りである。

1) 前処理装置

凝集沈澱装置

薬品注入量	PAC	60 mg/L
	NaOH	自動注入
	H ₂ SO ₄	自動注入 (設定 pH 値に連動)
設定 pH	凝集槽	6.8~7.0
	RO 装置入口	5.5~6.0

2) 水処理 RO 装置

1 段階目 RO 装置	膜モジュール	12本
	透過水量	75 L/時/本
	運転圧力	3~5 MPa
	回収率	66~73 %
2 段階目 RO 装置	膜モジュール	4本
	透過水量	200 L/時/本

運転圧力	1~2 MPa
回収率	90 %

3) 濃縮 RO 装置

NF 装置	膜モジュール	5本
	透過水量	80 L/時/本
	運転圧力	1~4 MPa
高圧 RO 装置	膜モジュール	6本
	透過水量	40 L/時/本
	運転圧力	7~18 MPa

4) 全体回収率

90~95 %

2. 1. 2 実験結果

第4、5図にこれまでの運転結果の概要を第1表に水質分析結果の概要を示す。

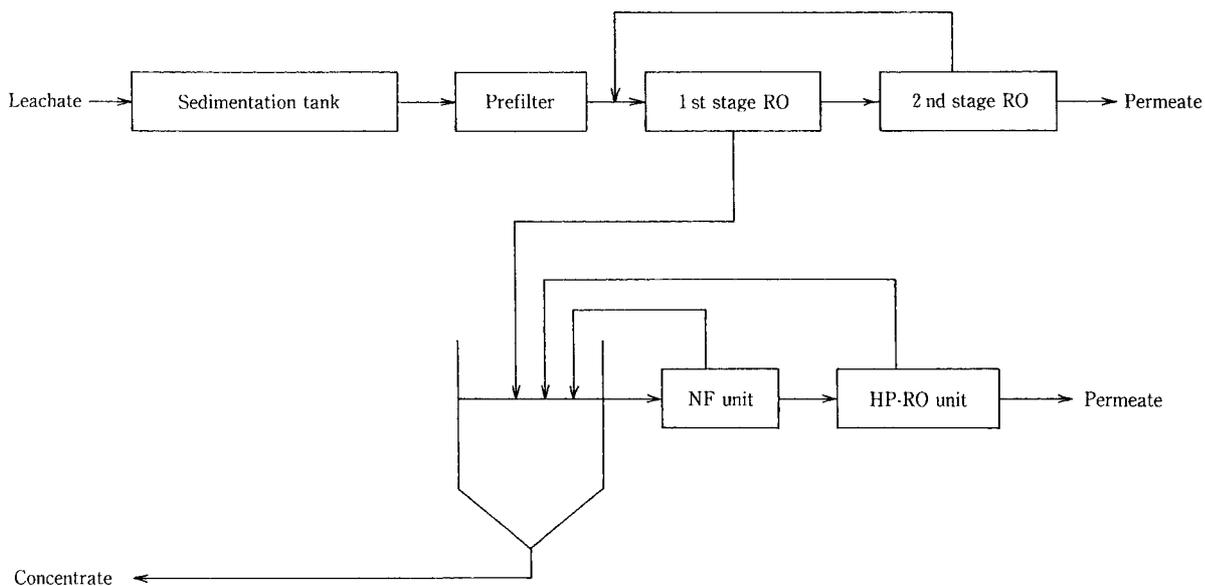
電気伝導率が11 200~24 600 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (平均18,669 $\mu\text{S}/\text{cm}$) の原水を用いて連続運転を行った結果、定期的な薬品洗浄を行うことにより、1 段階目 RO 膜は75 L/時/本、2 段階目 RO 膜は200 L/時/本、NF 膜は80 L/時/本、高圧 RO 膜は40 L/時/本で安定運転ができ、処理水質も飲料水並となった。

1 段階目 RO 膜については、1 ブロック 6 本 \times 2 ブロックの合計12本の DT モジュールの内、約 1.5 年運転後、半数の 6 本の膜モジュールを交換した。

それ以外の膜モジュールについては、本実験期間中交換を行うことなく運転が出来た。

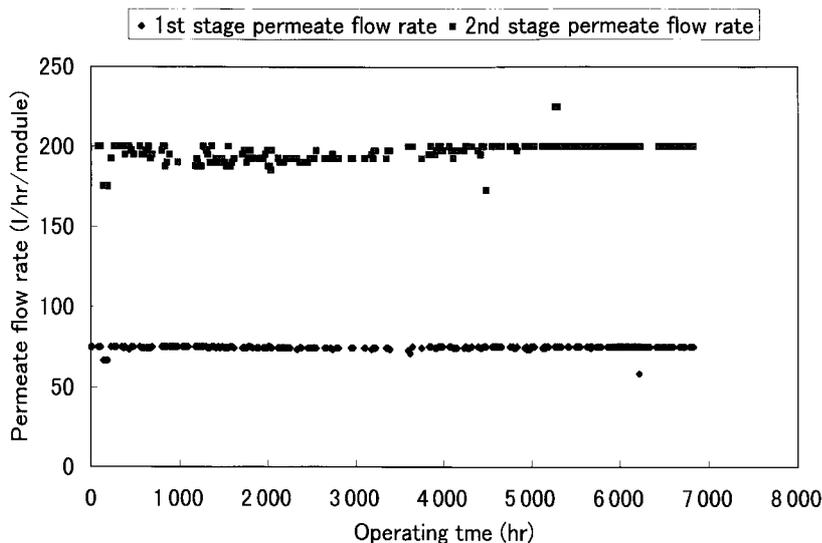
2. 2 移動型実験装置による実験結果

中部地方の焼却残渣と不燃物を主体とする最終処分場の浸出水を原水として、日処理量12 m³/日の移

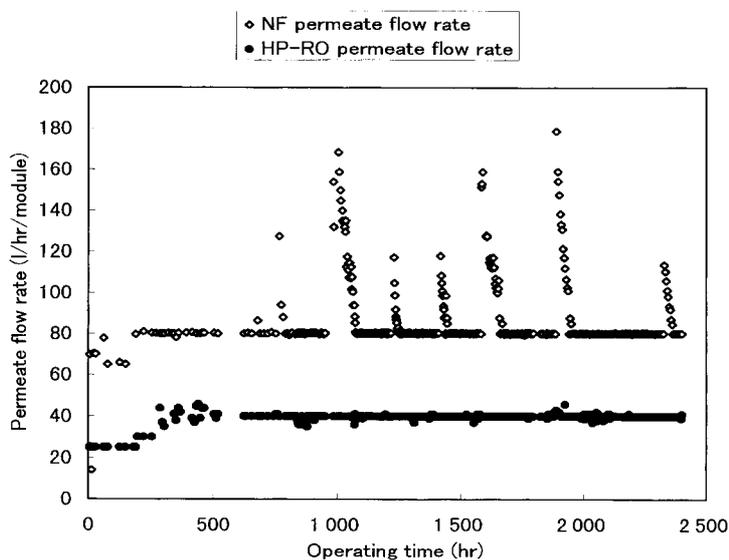


第3図 実験装置フロー

Fig. 3 Flow Diagram of Test Plant



第4図 運転結果
Fig. 4 Operating Data of Test Plant



第5図 運転結果
Fig. 5 Operating Data of Test Plant

動型の実験装置を用いて実験を行った。

2. 2. 1 実験装置及び実験方法概要

第6図に概略フローを示す。

浸出水はSS負荷低減の目的で凝集沈澱処理され、膜の保護のためのプレフィルタを経た後水処理装置である1段階目、2段階目の水処理RO装置で処理した。本装置は、全ての処理プロセスをコンテナ内に納めており、調整槽に取水ポンプを設置し、処理装置まで配管を接続することにより、運転が可能となる。

各装置の運転条件は次の通りである。

1) 前処理装置

凝集沈澱装置

薬品注入量 硫酸バンド 50 mg/L
 NaOH 自動注入

2) 水処理 RO 装置

1 段階目 RO 装置

H₂SO₄ 自動注入
(設定 pH 値に連動)
凝集槽 7.2
RO 装置入口 5.8~6.0

膜モジュール 4 本
透過水量 85 L/時/本
運転圧力 3~5 MPa
(MAX: 12 MPa)

2 段階目 RO 装置

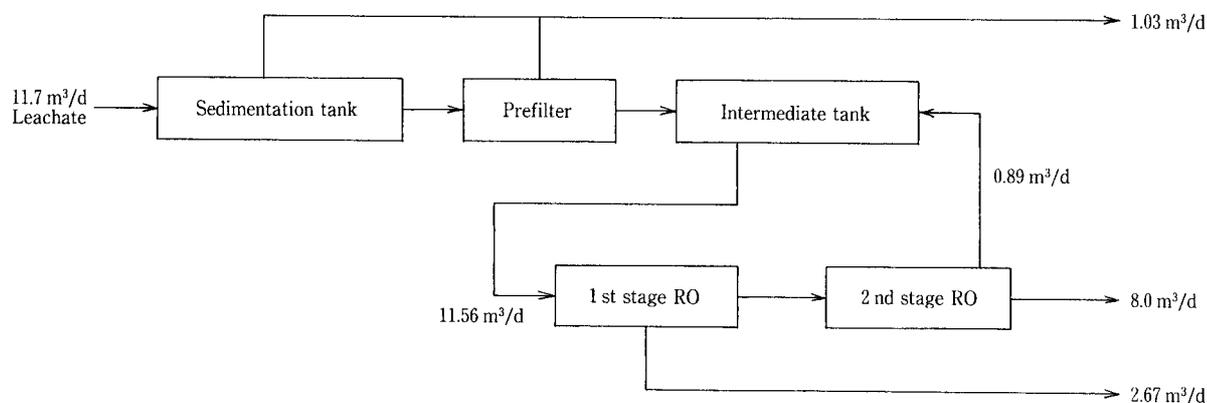
回収率 70 %
膜モジュール 2 本
透過水量 150 L/時/本
運転圧力 3~5 MPa
回収率 90 %

3) 全体回収率

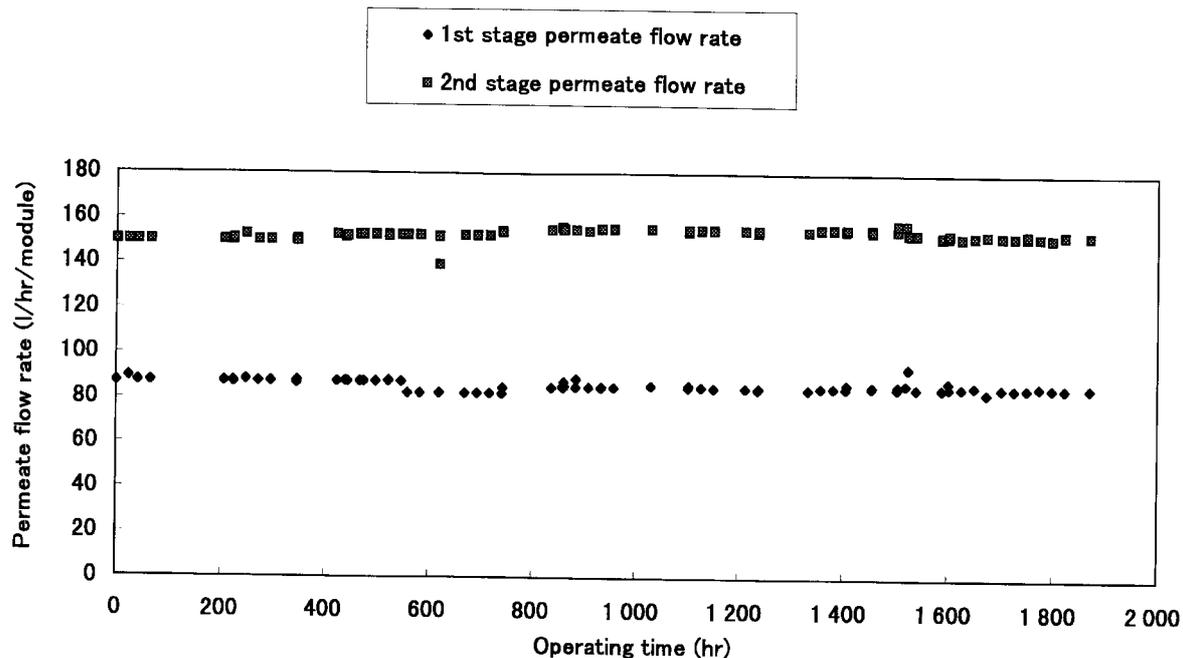
67 %

第 1 表 水質分析結果
Table 1 Water Analysis

Parameter	Units	Leachate			Permeate			Rejection (%)
		Max	Min	Average	Max	Min	Average	
Temperature	℃	27.0	20.0	23.5	28.4	19.2	22.8	—
Turbidity	Turb. unit	32.3	3.3	15.6	0.1	<0.1	<0.1	>98.9
Color	Color unit	280	14	104	1	1	1	99.0
pH	—	7.2	5.7	6.6	6	5.2	5.6	14.8
Conductivity	μS/cm	24 600	11 200	18 669	278	20	139.9	99.3
M-alkalinity	mg/l as CaCO ₃	223	4	108	12.3	<2.0	6.5	94.0
Total hardness	mg/l as CaCO ₃	3 750	1 730	2 678	<2.0	<2.0	<2.0	>99.9
Ca hardness	mg/l as CaCO ₃	3 390	1 550	2 356	<2.0	<2.0	<2.0	>99.7
Mg hardness	mg/l as CaCO ₃	440	160	322	<2.0	<2.0	<2.0	>98.1
CODMN	mg/l	93.8	20.5	51.2	<1.0	<1.0	<1.0	>98.0
CO ₃	mg/l	2 407	4	221	93.8	0.0	22.3	89.9
Cl	mg/l	11 100	4 070	7 600	37.9	3.08	18.1	99.8
SO ₄	mg/l	413	62	178	1.17	<0.10	0.7	99.6
NO ₃	mg/l	105.0	7.6	77.3	6.03	<0.10	2.65	96.6
PO ₄	mg/l	213.0	13.1	113.1	<0.10	<0.10	<0.10	>99.3
SiO ₂	mg/l	30.0	5.6	11.5	1.58	0.008	0.257	97.8
Mn	mg/l	14.5	2.6	6.2	<0.01	<0.01	<0.01	>98.6
Fe	mg/l	20.00	0.04	5.14	<0.01	<0.01	<0.01	>80.0
Ba	mg/l	7.0	0.3	2.3	<0.01	<0.01	<0.01	>98.0
Sr	mg/l	3.6	2.9	3.2	<0.01	<0.01	<0.01	>99.4
Na	mg/l	3 460	1 510	2 382	15.1	2.02	8.90	99.6
K	mg/l	1 650	607	1 025	15.8	1.31	7.4	99.3
TS	mg/l	17 700	9 860	13 988	180	8	78	99.4
SS	mg/l	48.0	5.0	17.3	<3	<3	<3	>82.7
T-N	mg/l	90.6	23.1	54.9	1.6	<1.0	1.4	97.4
BOD ₅	mg/l	187.0	8.2	41.3	<2.0	<2.0	<2.0	>97.3
B	mg/l	2.5	1.0	1.9	0.37	0.15	0.24	87.2



第 6 図 実験装置フロー
Fig. 6 Flow Diagram of Mobile Test Plant



第7図 運転結果
Fig. 7 Operating Data of Test Plant

第2表 水質分析結果
Table 2 Water Analysis

Parameter	Units	Leachate			Permeate			Rejection (%)
		Max	Min	Average	Max	Min	Average	
Temperature	°C	23.4	19.8	22.2	23.5	19.8	22.2	—
Turbidity	Turb. unit	22.5	3.3	9.0	<0.1	<0.1	<0.1	>98.9
Color	Color unit	200	100	148.8	1	<1.0	1	99.3
pH	—	7.7	7	7.4	5.5	4.9	5.1	31.1
Conductivity	μS/cm	22 000	11 600	14 535.3	311	75.9	126.9	99.1
M-alkalinity	mg/l as CaCO ₃	374	124	245.7	4.9	3.2	3.9	98.4
Total hardness	mg/l as CaCO ₃	1 975	506	752.6	3.8	3.8	3.8	99.5
Ca hardness	mg/l as CaCO ₃	1 820	386	647.7	<2.0	<2.0	<2.0	>99.7
Mg hardness	mg/l as CaCO ₃	155	76	104.9	<2.0	<2.0	<2.0	>98.1
CODMN	mg/l	52.9	37.8	46.7	1.2	0.6	1.0	97.9
CO ₃	mg/l	32.6	12.1	18.3	25.9	0.0	3.4	81.4
Cl	mg/l	7 990	4 020	5 147.3	41.8	9.18	17.9	99.7
SO ₄	mg/l	141	73.8	97.4	12.6	12.6	12.6	87.1
NO ₃	mg/l	130	41.6	91.4	10.2	2.94	5.74	93.7
PO ₄	mg/l	14.1	14.1	14.1	<0.10	<0.10	<0.10	>99.3
SiO ₂	mg/l	59.7	4.94	43.7	0.144	0.009	0.034	99.9
Mn	mg/l	0.78	0.54	0.7	<0.01	<0.01	<0.01	>98.6
Fe	mg/l	0.18	0.002	0.1	<0.01	<0.01	<0.01	>80.0
Ba	mg/l	0.88	0.36	0.5	<0.01	<0.01	<0.01	>98.0
Sr	mg/l	3.4	1.1	1.6	<0.01	<0.01	<0.01	>99.4
Na	mg/l	2 960	2 200	2 554.7	24.4	0.73	9.02	99.6
K	mg/l	2 370	1 140	1 384.7	364	7.43	67.9	95.1
TS	mg/l	17 100	7 210	9 802.4	96	20	54	99.4
SS	mg/l	75	8	28.0	—	—	—	—
T-N	mg/l	54.8	38.1	47.6	3.3	1.3	2.1	95.5
BOD ₅	mg/l	99.3	32.4	74.0	<2.0	<2.0	<2.0	>97.3
B	mg/l	1.6	0.98	1.4	0.97	0.47	0.71	47.5

第3表 ダイオキシン分析結果

Table 3 Analytical Data on Dioxins and Furans

Parameter	Units	Leachate	Permeate	Rejection (%)
Dioxins & Furans	pg-TEQ/L	2.3 ~ 14	0.062 ~ 0.0052	99.6 ~ 99.8

第4表 精製目標値

Table 4 The target quality of refined salts

Component	Target value
Ca	less than 20 mg/l
Mn	less than 0.3 mg/l
TOC	less than 100 mg/l
Dioxins	less than 5.0 pg-TEQ/g

2. 2. 2 実験結果概要

第7図に運転結果の概要を第2表に水質分析結果の概要を示す。

電気伝導率が11 600~22 000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (平均14,535 $\mu\text{S}/\text{cm}$) の原水を用いて連続運転を行った結果、1段目 RO 膜は85 L/時/本、2段目 RO 膜は160 L/時/本で安定運転ができた。

処理水質についても、高回収率システムの処理水質と同様に、濁度、色度、COD、BOD の処理水質は、それぞれ測定下限値の<0.1、1度、<1.0 mg/L、<2.0 mg/Lであり、T-N は処理水で<1.0~1.4 mg/L と従来法と比較して非常に高度な処理水が得られた。塩類については、電気伝導率、TS、Cl、Ca とともにそれぞれ99%以上の除去率がえられ、飲料水と同等の処理水質となった。

2. 3 ダイオキシン類の除去

ダイオキシン類は、一般的には水に溶解しにくく、浸出水中での形態は大部分がSS等に付随しているが、溶解性のダイオキシン類もまた含まれている。RO膜では、分子レベルの分離が可能であり、その分画は数十~百であることから、分子量が数百のダイオキシン類の分離は可能である。しかしながらこれまで、RO膜による浸出水中のダイオキシン類の除去に関するデータはほとんど無かった。

第3表に2カ所の実験で行ったダイオキシン類の分析結果を示す。

2.3~14 pg-TEQ/L の原水を本システムで処理した結果、処理水では0.0052~0.062 pg-TEQ/L と99.6~99.8%の除去率がえられた。

2. 4 DT モジュールによる実験まとめ

2カ所の焼却残渣と不燃物を主体とする最終処分場の浸出水を原水として、実験を行った結果、どちらの場合も、定期的な薬品洗浄を行うことにより、長期運転が可能であり、海外で数多くの実績をもつ本処理システムが日本国内においても安定した処理が可能であることを確認した。

- 1) 1段目 RO 膜の透過水量は、設定透過水量の75~85 L/時/本で安定に運転できた。
- 2) 2段目 RO 膜の透過水量は、設定透過水量の160~200 L/時/本以上となる。
- 3) NF 膜、高圧 RO 膜の透過水量はそれぞれ、設定透過水量の80 L/時/本、40 L/時/本であった。
- 4) 処理水質は、原水水質の変動に対して大きな差はなく、どの場合も飲料水並の高度な水質が得られた。
- 5) ダイオキシン類については、99.6~99.8%の除去率が得られ、除去が可能であることを確認した。

3. 濃縮水より工業塩の回収

RO 処理後の数%の濃縮水の処理の中で、ここでは、蒸発乾燥後副生塩として回収する場合の実験結果について報告する。

3. 1 濃縮水からの工業塩の回収

RO 処理後の濃縮水を乾燥固化することが考えられる。リサイクルという観点から、さらに乾燥後の副生塩を精製し、工業塩として回収することが望ましい。ここでは、乾燥塩を工業塩として回収する技術について報告する。

乾燥塩を工業塩として回収する場合、1) ソーダ工業で利用、2) それ以外の用途に使用することが考えられる。1) の場合、NaCl として高い純度が要求され、濃縮水の乾燥塩を利用することは、高度な精製法を要し、コスト高となる。一方、2) の場合、比較的低い純度でも利用が可能である。工業塩として金属の精錬及び融雪剤として再利用する場合、用途により不純物の許容量が異なるため、用途先の実情に合うように精製工程を付加する必要がある、

その条件としては、一般的に有機物濃度は低く、色は白色、形状は粉末状そして潮解性を低くすることが望ましいとされる。

本実験では、第4表に示すように、精製における目標値を設定した。

3. 1. 1 工業塩回収実験装置概要

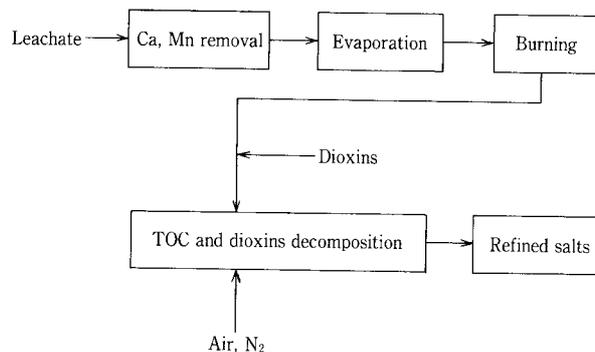
第8図に実験フローを示す。潮解性、着色防止のため前段でCa及び、Mnの除去を行った。実験ではサンプル量が少ないため、乾燥させ乾燥塩としたが、濃縮工程をRO膜にて行っても同等の結果が得られると考えられる。また、人為的にダイオキシン類を乾燥塩に添加し、ダイオキシン類の分解に関する実験も併せて行った。

TOC、ダイオキシン類については、第9図に示す加熱精製装置にて分解する。装置は、外熱式回転炉で、内径100mm、長さ350mm、容量3Lであり、分解対象物質に応じて炉内の雰囲気を変化させるため、不活性ガスの供給が可能な構造となっている。

3. 1. 2 工業塩回収実験方法

1) 実験方法

Ca除去は、Cold Lime Soda法により、Mn除去は、接触酸化ろ過法(Mn砂を使用)により除去するが、Cold Lime Soda法を行う場合には、Mnも同時に除去されるため、接触酸化法は不要となる。



第8図 実験フロー
Fig. 8 Flow diagram of the test

第5表 工業塩実験用原水分析結果
Table 5 Raw water analysis

Parameter	units	Raw water
pH	—	7.5
Color	Color unit	120
Conductivity	μS/cm	29 000
M-alkalinity	mg/l as CaCO ₃	253
Total hardness	mg/l as CaCO ₃	1 590
Ca	mg/l	588
Mg	mg/l	27.6
CODMn	mg/l	50.6
BOD	mg/l	<5.0
CO ₃	mg/l	15.3
Cl	mg/l	<15.0
SO ₄	mg/l	171
NO ₃ -N	mg/l	3.62
NH ₄ -N	mg/l	66.5
T-N	mg/l	75.9
SiO ₂	mg/l	20.9
Na	mg/l	5 030
K	mg/l	2 880
TS	mg/l	21 600
SS	mg/l	2
Mn	mg/l	1.0
TOC	mg/l	42.7

TOCの除去は、乾燥塩を加熱精製装置に投入し、600℃まで加熱し、有機物を酸化分解する焼成法によって行った。

ダイオキシン類の除去は、還元加熱法（ハーゲンマイヤー法）によって行った。これは、TOC分解の後、窒素ガスを吹き込みながら所定の温度まで冷却し、還元雰囲気を維持しながら、所定の温度で加熱することによって、ダイオキシン類を分解する方法である。

2) 実験条件

次に本実験の実験条件を示す。

・Ca除去

Cold Lime Soda法

$\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{Ca}=1.2$, pH=10.5

・TOC分解

酸化分解法

温度=600℃, 空気吹き込み量=3 L/min,

反応時間=1 hr

・ダイオキシン類分解

ハーゲンマイヤー法

温度=450℃, 窒素吹き込み量=3 L/min,

反応時間=1 hr

3. 1. 3 工業塩回収実験結果

1) 浸出水原水水質分析結果

第5表に焼却灰と不燃ゴミを主体とする最終処分場の浸出水原水の水質分析結果を示す。

原水のTSは21600 mg/L, Caは588 mg/L, Mnは1.0 mg/L, TOCは41.7 mg/Lであった。

2) 副生塩精製実験結果

第6表に精製前後のCa, Mn, TOC, ダイオキシン類の分析結果を示すが、精製塩の組成は目標値を下回る組成となり、満足すべき結果が得られた。特にダイオキシン類を添加した実験については、精製後には0.01 pg-TEQ/g, 分解率として99.9%以上と、きわめて良好な結果が得られた。

写真1に精製塩を示す。精製塩は純白、形状も粉末状であり、工業塩として要求される条件を満足するものであった。

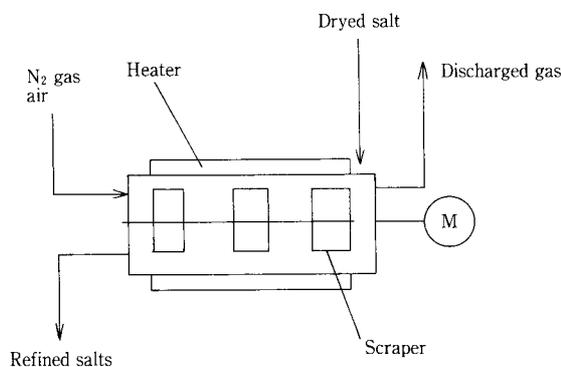
第7表に精製塩及び天然塩の組成を示す。K, SO_4 が精製塩の方にやや多く含まれている。

この結果、濃縮水を精製処理することにより、工業塩として再利用可能であることが確認できた。

第6表 精製塩の組成

Table 6 The composition of the dried salts and the refined salts

component	units	dried salts	refined salts	removal ratio
Ca	mg/kg	40 000	300	99.3
Mn	mg/kg	93	1.3	99.5
TOC	mg/kg	1 250	26	97.9
Dioxins	pg-TEQ/g	26	0.01	>99.9



第9図 加熱精製装置概略図

Fig. 9 The drawing of the test equipment

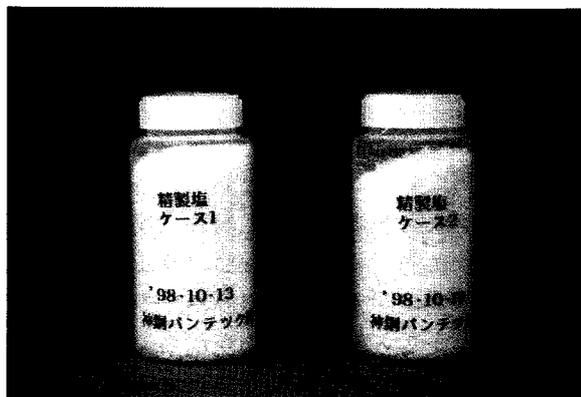


写真1 精製塩

Photo.1 Refined salts

第 7 表 精製塩の組成

Table 7 The composition of the dried salts and the refined salts

component	units	dried salts	refined salts	removal ratio
Ca	mg/kg	40 000	300	99.3
Mn	mg/kg	93	1.3	99.5
TOC	mg/kg	1 250	26	97.9
Dioxins	pg-TEQ/g	26	0.01	>99.9

3. 2 濃縮水処理実験まとめ

DT モジュール装置から排出された濃縮水の処理に関しては、前処理系との組み合わせ及び濃縮水を乾燥固化後精製することにより、不要汚泥物質の除去、ダイオキシン類の分解除去が可能であり、工業塩として金属精錬等に再利用することが可能である。

む す び

DT モジュールを用いた浸出水処理設備は、海外では100件以上の実績がある。このシステムを日本国内の浸出水処理に適用した場合の処理水質性能、運転性能及び濃縮水の処理方法に関して実験を行った結果、海外の実績同様に、安定に処理可能であることを確認した。特に日本の場合、廃棄物の焼却処理が進み、逆浸透膜を用いた浸出水処理の特長を大いに生かすことができると考えられる。

濃縮水の処理についても、適切な処理を行うことにより、再利用が可能な精製塩が回収される。

完全に循環完結した処理システムの確立により、

最終処分場建設に際し、建設地区住民に安心して受け入れて頂ける処理施設建設が可能であると考えられる。今後、安全で環境に優しい浸出水処理方式として、本システムが採用されていくことを期待するところである。

【参考文献】

- 1) 尾崎博明, 寺島泰, 安村宣之: 廃棄物埋立浸出水中の難分解性物質の性状と塩素添加により生成する有機ハロゲン化合物の低減化について, 第3回廃棄物学会研究発表会講演論文集, (1992), p. 769.
- 2) T. A. Peters: Treatment of Landfill Leachate by Reverse Osmosis, Proceedings of Sardinia 97 Sixth International Landfill Symposium II, (1997), p. 395.
- 3) 梶山吉則: 神鋼パンテック技報, Vol. 40 No. 1 (1996), p. 7.
- 4) 梶山吉則ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 41 No. 2 (1998), p. 26.
- 5) 小林俊幸ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 40 No. 2 (1997), p. 99.

連絡先

田 路 明 宏	環境装置事業部 製品開発室	桂 健 治	技術開発本部 開発企画室	鈴木 英 晴	環境装置事業部 製品開発室 担当課長
	TEL 078 - 992 - 6532		TEL 078 - 992 - 6525		TEL 078 - 992 - 6532
	FAX 078 - 992 - 6503		FAX 078 - 992 - 6504		FAX 078 - 992 - 6503
	E-mail a.toji@pantec. co.jp		E-mail k.katsura@pantec. co.jp		E-mail h.suzuki@pantec. co.jp
牛 越 健 一	環境装置事業部 (技術士・水道部門) 製品開発室 担当部長				
	TEL 078 - 992 - 6532				
	FAX 078 - 992 - 6503				
	E-mail k.ushikoshi@pantec. co.jp				

埋立地浸出水 RO 濃縮水の処理技術 (その2)

Handling Technology of Concentrate from Reverse Osmosis System for Landfill Leachate Treatment (No. 2)



(技)研究開発部
小林 俊幸
Toshiyuki Kobayashi
(環)製品開発室
牛越 健一
Kenichi Ushikoshi

埋立地浸出水の RO 膜処理装置から排出される濃縮水の処理法の 1 つに、濃縮水を飛灰セメント固化の混練水として利用する方法がある。この方法はエネルギーをあまり必要とせず、経済的に優れた方法であるが、固化物の物理的・化学的安定性についてはこれまで知見がなかった。本報では、固化物の物理的安定性として圧縮強度、化学的安定性として重金属類や塩類の溶出量を指標とし、検討を行った。また、固化物の埋立環境下における長期的な安定性を確認するために、埋立模型槽を用いて実験を開始し、その概要を紹介する。

High salinity concentrate is generated by RO membrane facilities for landfill leachate treatment. We have been investigating a handling method of concentrate which use concentrate as mixing water for fly ash solidification process. Compressive strength and eluate concentration of heavy metals and salts have been examined from the view point of physical and chemical stability of solidified products. Also we have started an investigation on a long term stability of solidified products under imitate landfilling condition using lysimeters.

Key Words :

浸 出 水	Leachate
R O 膜	Reverse Osmosis Membrane
濃 縮 水	Concentrate
セメント固化	Solidification by Cement

まえがき

近年、最終処分場に埋立られる廃棄物は、無機物を高い割合で含む焼却残渣や不燃ごみが主体となっており、このため埋立地から発生する浸出水中の塩類濃度は高くなっている。従来の生物処理を主とする浸出水処理方式では、この塩類の除去ができず、またダイオキシン類などの微量環境汚染物質への対策が求められていることから、浸出水の高度処理の必要性はますます高くなっている。

当社の「DT モジュールシステム」は、RO 膜を使った次世代型の浸出水処理システムである。膜処理により、処理水は水道水基準を満たすほどの環境を汚染することのない水となって放流され、また一部は処分場内で再利用することも可能である。一方、膜処理に伴い高濃度の塩類などを含有する濃縮水が発生し、濃縮水の処理対策が膜処理法の普及に際して重要な課題となっている。

前報において、現時点で適用可能と思われる濃縮

水処理法を整理し、安全性、経済性の面から評価を行った¹⁾。この中の処理法の1つとして、濃縮水を飛灰セメント固化処理の混練水へ有効利用する方法について検討を行っている。本報では、混練水として濃縮水を用いた飛灰セメント固化物の圧縮強度、及び重金属類や塩類の溶出量から固化物の安定性について検討し、若干の知見が得られたので報告する。また、固化物を埋立てた場合の長期的な安定性を検討するために、実際の埋立環境を模擬した大型模型槽を用いた固化物の埋立実験を開始したので、その概要を紹介する。

1. 濃縮水の処理方法

1.1 RO膜による浸出水処理

第1図に「DTモジュールシステム」のフローを示す。NF膜や高圧のRO膜モジュールを組み合わせることにより最高97.5%の回収率が実現できる。

1.2 濃縮水の性状

第1表に本実験で使用した濃縮水の水質分析結果を示す。この濃縮水は、鳥取県下の最終処分場における実証実験装置から採取したものである。濃縮水を採取したときの実証装置全体の水回収率は95%であった。

1.3 飛灰のセメント固化処理

第2図に濃縮水を用いた飛灰のセメント固化処理フローを示す。ここでの飛灰とは、清掃工場の焼却炉の集塵装置で補修された煤塵であり、特別管理一般廃棄物である。無害安定化処理を施した後、最終処分することを法で義務づけられている。セメント固化法はこの無害安定化処理法の1つであり、薬剤と併用した方法は、清掃工場で広く採用されている。

本実験で使用した飛灰は、ストーカ炉タイプの焼却炉において、電気集塵機で捕集されたものである。

第1表 濃縮水の水質

Table 1 Quality of concentrate

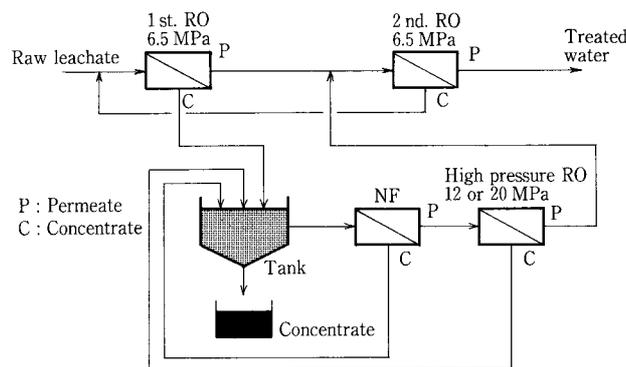
Parameter		Concentration
pH	—	6.2
Electric Conductivity	S/m	12.3
BOD	mg/l	<5.0
COD _{Mn}	mg/l	212
T-N	mg/l	315
TS	mg/l	105 000
SS	mg/l	5
Ca ²⁺	mg/l	10 840
Na ⁺	mg/l	22 800
SO ₄ ²⁻	mg/l	1 820
Cl ⁻	mg/l	52 600
Pb	mg/l	0.06

排ガス処理方式は乾式である。飛灰を水と混練し、大気中に放置することで重金属類が不溶化する現象が知られている²⁾。本実験では、飛灰の前処理として、飛灰と水を混練して2週間放置し、1.7 mm以下に粒径を調整した。第2表に飛灰の性状と前処理飛灰の溶出試験結果を示す。溶出試験方法は環境庁告示第13号法に準拠した。飛灰は重金属類の中でも鉛を高濃度に含有し、溶出量も非常に高いことがわかる。法で規制された鉛以外のその他の有害重金属類は、埋立基準以下であった。また、前処理を行うことで飛灰の鉛溶出濃度は、原灰に対して約99%低下した。

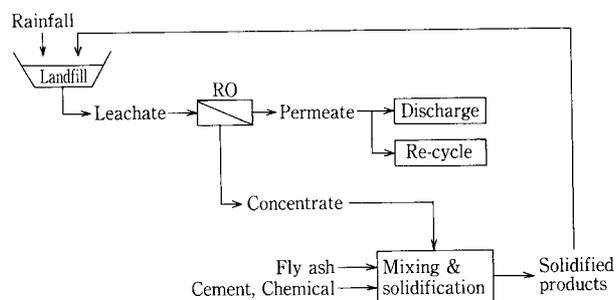
2. 実験目的及び方法

2.1 実験目的

混練水として濃縮水を用いた飛灰セメント固化物は、埋立地に埋立てられ、時間の経過とともに劣化していく。固化物の強度の低下に伴い崩壊することによって、安定であった固化物から有害な重金属類などが再び溶出していくことが懸念された。また、



第1図 「DTモジュールシステム」のフロー
Fig. 1 Flow diagram of "DT-Module System"



第2図 濃縮水を用いた飛灰セメント固化処理フロー
Fig. 2 Flow diagram of solidification with fly ash and cement using concentrate as mixing water

第2表 飛灰の性状
Table 2 Quality of fly ash

Parameter	Component of Fly Ash mg/kg	Concentration of Eluate mg/l		Elution Limit Standard for Landfilling mg/l
		Original Fly Ash	Matured Fly Ash	
pH	—	>12.0 (-)	>12.0 (-)	—
EC	—	4.10 (S/m)	2.51 (S/m)	—
Pb	1970	50.2	0.66	<0.3
Cd	131	<0.05	Not Analysed	<0.3
Ca ²⁺	186 000	8 660	Not Analysed	—
Na ⁺	38 000	3 310	Not Analysed	—
SO ₄ ²⁻	41 500	923	Not Analysed	—
Cl ⁻	159 000	15 800	8 000	—

濃縮水に多く含まれる硫酸塩は、セメントマトリックスを膨張破壊することで知られており、この硫酸塩のセメント硬化に悪影響を及ぼすことが懸念された。そこで本実験では、固化物の物理・化学的安定性について検討を行うことを目的とし、次の3点を安定性の指標とした。

- 1) セメントモルタルの膨張量の経時変化
- 2) セメント固化物の圧縮強度
- 3) セメント固化物からの重金属類、塩類の溶出濃度

2.2 実験方法

セメントモルタルブロックの膨張量測定実験では、セメント、細骨材として標準砂、水をミキサーで混練後型枠を使って成型し、水中養生を行った。硫酸塩濃度の違いによる膨張量の影響をみるために、混練水はイオン交換水、濃縮水、硫酸マグネシウム(MgSO₄)の試薬を濃縮水に添加したものの計4種類とした。MgSO₄濃度は1.5%と7.5%とした。配合はセメント：標準砂：水=0.65：2：0.65とした。膨張量の測定はダイヤルゲージ法で行った。

飛灰セメント固化物は、セメント、飛灰、水をミキサーで混練後、型枠を使って成型し、所定期間養生した。固化条件を次に示す。

- 1) 混練水イオン交換水と濃縮水の2種類
- 2) 配合：飛灰セメント=7:3, 8:2の2通り
- 3) 水添加率飛灰重量に対して60%（ただし、濃縮水の比重が1.07であることを考慮して、混練水として濃縮水を用いた供試体（以下、濃縮水供試体と呼ぶ）の水の配合量は、混練水としてイオン交換水を用いた供試体（以下、水供試体と呼ぶ）の配合量の1.07倍とした。）

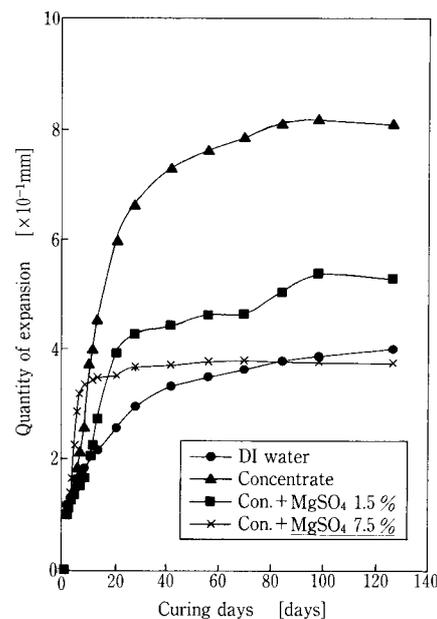
圧縮強度の測定はJIS A 1108, 溶出試験方法は環境庁告示第13号法に準拠した。水質分析項目は

pH, 電気伝導度, 塩化物イオン, 鉛とした。

3. 実験結果および考察

3.1 セメントモルタルの膨張量

第3図にセメントモルタルの膨張量の経時変化を示す。すべてのモルタルにおいて養生100日程度で膨張は止まる傾向を示している。最大の膨張量を示した濃縮水で混練したモルタルでも、膨張量は約0.8 mm, 膨張率では約0.5%と低く、モルタル表面にひび割れが入り、膨張破壊するような外観上の変化は示さなかった。また、養生80日程度で、イオン交換水を混練したモルタルと、濃縮水に硫酸マグネシウムを添加した（濃度7.5%）モルタルの膨張量はほぼ等しくなり、混練水中の硫酸塩濃度とモルタルの膨張量との間に相関はみられなかった。前述の結果より、濃縮水中の硫酸塩によって、セメント



第3図 モルタルの膨張量
Fig. 3 Expansion quantity of mortar

モルタルが異常膨張を起こして崩壊することはないと考えられた。

3. 2 供試体の圧縮強度試験結果

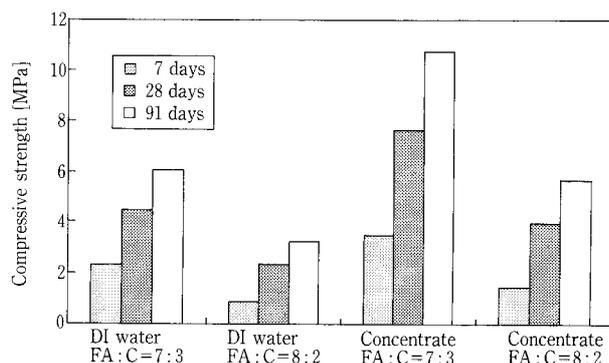
第4図に供試体の圧縮強度試験結果を示す。水中養生期間は7, 28, 91日の3通りとした。混練水の種類, 配合によらず, すべての供試体において養生日数が経つにつれて圧縮強度は増加している。このことから, 濃縮水中の高濃度の塩類は, セメント硬化を妨げることはないと考えられた。濃縮水供試体の圧縮強度は, 水供試体と比べて配合, 養生日数によらず1.7倍程度高かった。これは, 濃縮水中の高濃度の塩類がセメント硬化体の凝結, 硬化を早め, 強度の発現を促進する混和剤として作用したためと考えられた。有害産業廃棄物のセメント固化処理の際には, 固化物の圧縮強度基準値0.98 MPaが求められており, この値を参考にすると, 濃縮水供試体の圧縮強度は十分大きな値であると言える。

3. 3 供試体の溶出試験結果

本試験での供試体の養生は, 水中養生, 気中養生, 濃縮水中養生の3通りの養生条件下で行った。実際の固化物は混練後に埋立地に埋立てられ, それぞれの埋立深さや季節によって, 湿潤状態にも乾燥状態にもさらされることが予想される。また, 他の埋立廃棄物からの溶出液(埋立地中の浸透水)中の汚濁物質によって, 何らかの影響を受けることが予想されたため, 実際の埋立地から発生した浸出水をROで濃縮した濃縮水中でも養生を行った。

第3表に固化物の溶出試験結果を示す。埋立てられる飛灰処理物には, 重金属類の溶出濃度基準値が設けられており, Pbは0.3 mg/l以下である。混練水の種類, 配合, 養生条件によらず, 養生28日後にはすべての供試体のPb溶出量が0.3 mg/l以下となった。また, 養生日数の経過とともに溶出液のpH値が低下し, Pb溶出量も同時に低下していった。Pbは両性金属であり, pHが中性域になるほど溶出しにくいため, 固化物の溶出液のpH低下によってPb溶出量が低下し, 固化物の安定化の要因の1つとなったことが考えられた。Pbの溶出に関しては, イオン交換水と濃縮水の混練水の違いによる差は認められなかった。

気中養生条件下においては, 養生日数が経過しても固化物からのCl⁻溶出量は高いままであった。濃縮水中養生条件下においても, 養生水となる濃縮水の塩類濃度が高いために, 固化物から養生水へのCl⁻の移行が少なかったため, 固化物のCl⁻溶出量は養生91日後においても依然として高かったと思わ



第4図 飛灰セメント固化物の圧縮強度
Fig. 4 Compressive strength of fly ash block by cement

れる。固化物が埋立てられた場合, 雨水が直接接触する埋立表層部では固化物からのCl⁻溶出量が多いと予想されるが, 埋立中層から底層部においては, 固化物周辺の水の塩類濃度が高いために, 固化物からのCl⁻溶出は緩慢であると思われる。混練水の違いによるCl⁻溶出量の差は, 固化物中のCl⁻含有量に左右され, 例えば配合7:3の供試体では, 水供試体が78.4 g/kg, 濃縮水供試体が92.0 g/kgであり, 濃縮水供試体は水供試体に比べて約2割だけ含有量が多い。このため, 濃縮水には非常に高濃度の塩類が含まれているにもかかわらず, 濃縮水供試体からの溶出量は, 水供試体と比べて異常に高くなることはないことが考えられる。

また, すべての養生条件下において, 配合の違いによるPb溶出量の差はほとんどみられなかった。セメント添加量を増加させても, Pbの溶出量は著しく低下することなく, 省資源や経済性の面において, セメント添加量は飛灰や濃縮水の性状にあった適量を設定すべきである。

4. 埋立模型槽を用いた実験

4. 1 実験の目的

実験室内における圧縮強度, 重金属類や塩類の溶出量からみた固化物の安定性については十分期待できる結果が得られたが, 固化物を実際の埋立地に埋立てた場合の長期的な安定性について検討する必要がある。そこで, 本実験では実際の埋立環境を模擬した大型の模型槽を使って固化物の長期的な安定性について検討を行うことを目的とし, 1998年8月に固化物, および廃棄物を模型槽に充填した。

4. 2 埋立模型槽と充填条件

埋立模型槽は, 福岡県北九州市にある福岡大学資源循環・環境制御システム研究所内に設置してある。写真1に模型槽の外観を示す。模型槽は直径30 cm,

第 3 表 固化物の溶出試験結果

Table 3 Results of elution tests for solidified products

No.	Curing State	Mixing Water	Mixing Ratio Fly Ash : Cement	Curing Days days	pH —	EC S/m	Cl ⁻ mg/l	Pb mg/l
Run 1	in Water	Dl water	7 : 3	7	13.2	0.97	1 560	0.33
				28	12.6	0.53	709	<0.10
				91	12.4	0.32	461	<0.10
			8 : 2	7	13.0	0.80	1 560	0.38
				28	12.4	0.36	567	<0.10
				91	12.3	0.24	354	<0.10
	Concentrate	7 : 3	7	13.1	0.98	1 630	0.31	
			28	12.7	0.51	744	<0.10	
			91	12.4	0.32	449	<0.10	
		8 : 2	7	13.0	0.81	1 560	0.39	
			28	12.5	0.37	603	<0.10	
			91	12.2	0.24	378	<0.10	
Run 2	in Air	Dl water	7 : 3	7	12.4	1.77	4 960	0.37
				28	12.5	1.61	4 700	<0.10
				91	12.0	1.52	4 870	<0.10
			8 : 2	7	12.6	1.84	5 140	0.58
				28	12.2	1.67	5 490	<0.10
				91	11.6	1.16	5 890	<0.10
	Concentrate	7 : 3	7	12.6	2.08	5 940	0.44	
			28	12.5	1.79	5 320	<0.10	
			91	12.0	1.73	5 670	<0.10	
		8 : 2	7	12.4	2.04	6 290	0.69	
			28	12.2	1.86	6 290	<0.10	
			91	11.7	1.79	6 200	<0.10	
Run 3	in Concentrate	Dl water	7 : 3	7	13.4	1.45	3 720	0.21
				28	12.6	1.11	3 100	0.23
				91	12.0	0.95	3 190	<0.10
			8 : 2	7	13.2	1.43	4 080	0.34
				28	12.4	1.01	3 190	0.18
				91	11.9	1.03	3 590	<0.10
	Concentrate	7 : 3	7	13.3	1.44	4 250	0.23	
			28	12.6	1.02	3 010	0.14	
			91	12.0	0.93	3 150	<0.10	
		8 : 2	7	13.2	1.44	4 430	0.20	
			28	12.3	0.99	3 280	<0.10	
			91	11.9	1.02	3 550	<0.10	

高さ 6 m の塩化ビニル製のパイプであり、8 本設置されている。模型槽の上部は解放されており、自然降雨条件で実験を行っている。模型槽底部には浸

出水集水口が、また高さ 1 m おきに浸透水とガスの採取口が設けられている。

第 4 表に埋立廃棄物の充填条件を示す。模型槽に

第4表 埋立廃棄物の充填条件
Table 4 Filling conditions

Lysimeter	A-1	A-2~4	B-1	B-2~4
Mixing Water of Fly Ash Cement Block	Tap Water	Concentrate	Tap Water	Concentrate
Ajusted Waste Ratio	Bottom Ash: Shredded Incombustible Solid Waste =15:1		Bottom Ash: Shredded Incombustible Solid Waste: Garbage Compost=30:1:1	
Volume of Landfilled Waste	m ³		0.419	
Weight of Ajusted Waste	kg		313	
Weight of Fly Ash Cement Block	kg		106	
Density	ton/m ³		1.0	

はセメント固化物と廃棄物を交互に7層充填した。廃棄物は、焼却灰と不燃性破碎ごみを混合した調整ごみ（この調整ごみを充填した槽をA槽と呼ぶ）、焼却灰と不燃性破碎ごみ、都市ごみコンポストを混合した調整ごみ（同じくB槽と呼ぶ）の2種類を用いた。A-1, B-1槽には混練水として水道水を用いた固化物、その他の槽には混練水として濃縮水を用いた固化物を充填した。これらの槽から発生した浸出水、また浸透水やガスを定期的に採取し、重金属類、塩類、有機物濃度などの分析を行っている。また、充填後6ヶ月、1年、2年後に模型槽を解体し、固化物と調整ごみを回収し、固化物の圧縮強度や重金属類、塩類などの溶出量を分析する予定である。

むすび

埋立地浸出水のRO膜処理装置から排出される濃縮水を、飛灰セメント固化処理の混練水として用いる方法は、エネルギー消費量が少なく、省資源や経済性からみて現実に即した方法であると言える。本報では、混練水として濃縮水を用いた飛灰セメント固化物の圧縮強度と重金属類、塩類の溶出濃度から固化物の安定性について検討を行い、従来の水を混練水とした固化物と比べても劣ることなく、安全に埋立処分することが期待できることを確認した。

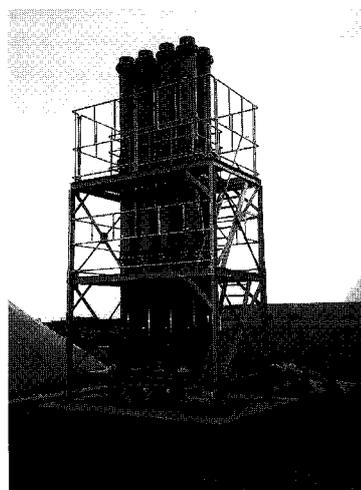


写真1 埋立模型槽の外観
Photo.1 Lysimeter

また、埋立環境下における長期的な固化物の安定性について検証を行うために、埋立模型槽を用いた実験を開始し、その概要を紹介した。

なお、本研究は福岡大学への委託研究であり、常に研究に対して多大な御指導を頂いている花嶋正孝教授、島岡隆行助教授、添田政司講師、また実験に協力して下さった多くの皆様に紙面を借りて深く感謝する。

〔参考文献〕

- 1) 小林俊幸ほか：神鋼パンテック技報, Vol. 40, No. 2 (1997), p. 99.
- 2) 島岡隆行ほか：第18回全国都市清掃研究発表会講演論文集 (1997), p. 44.

連絡先

小林 俊 幸
技術開発本部
研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail ty.Kobayashi@pantec.co.jp

牛 越 健 一
(技術士・水道部門)
環境装置事業部
製品開発室
担当部長
TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503
E-mail k.ushikoshi@pantec.co.jp

廃棄物洗浄型埋立処理システム (WOW システム) の基礎的検討

— 地域に受け入れられ易い最終処分場を目指して —

Fundamental examination of WOW System
(Wash Out Waste System)

— To aim to make landfill sites acceptable for citizens —



(技)開発企画室 桂 健 治
Kenji Katsura
水 上 俊 一
Shunichi Mizukami
(環)製品開発室 牛 越 健 一
Kenichi Ushikoshi

地域に受け入れられ易い最終処分場を目指して、廃棄物洗浄型埋立処理システム (WOW システム: Wash Out Waste System) を評価するべく、基礎的実験を行った。本稿では、最終処分場に持込まれる代表的な廃棄物である焼却灰 (主灰, 飛灰) の洗浄特性およびシステムの経済性、環境への影響等について検討した。実験の結果、本システムにより、最終処分場の早期安定、早期廃止および早期跡地利用が可能となることが認められた。その結果、従来の埋立処分システムに比べ、WOW システムは経済性、環境保全性とも優位なシステムになる可能性が示唆された。

WOW System (Wash Out Waste System), which is a novel landfilling system, has been proposed to aim to make landfill sites acceptable for citizens. Washing properties of bottom and fly ash, which are mainly derived from incinerator ash of municipal waste, cost performance, and environmental influence of this system were evaluated. It was found that landfill sites could be stabilized in the early stage by using this system. As a result, the sites were supposed to be closed and were reused for new purposes in the early stage. Furthermore, it was found that this system had the advantages on both cost performance and environmental influence compared with the conventional systems.

Key Words :

最終処分場の確保
洗 浄 特 性
焼 却 灰
跡 地 利 用

Securing of landfill sites
Washing properties
Incinerator ash
Ultimate land use

まえがき^{1), 2)}

最終処分場の確保は依然として厳しい状況にあるが、これを打開するため、1998年6月に「一般廃棄物の最終処分場及び産業廃棄物の最終処分場に係わる技術上の基準を定める命令 (総理府, 厚生省の共同命令)」が改正された。これによれば、浸出水処理施設は、浸出水水質が2年間以上排水水質を下回った時点で廃止される。しかし、廃止までに要する時

間は数10年を要するといわれており、埋立中、埋立終了後を通じて長期間に渡り、その地域に環境汚染リスクをもたらすこととなる。このことが周辺住民にとって大きな不安要素の一つとなっている。このような背景の中で、埋立廃棄物を強制的に洗浄して不活性化させ、埋立地の早期安定、早期廃止および早期跡地利用を行うシステムとして検討されたのがWOW システムである。本稿では、最終処分場に

持込まれる代表的な廃棄物である焼却灰（主灰，飛灰）の洗浄特性およびシステムの経済性，環境への影響等の検討結果について報告する。

1. WOW システムの概念¹⁾

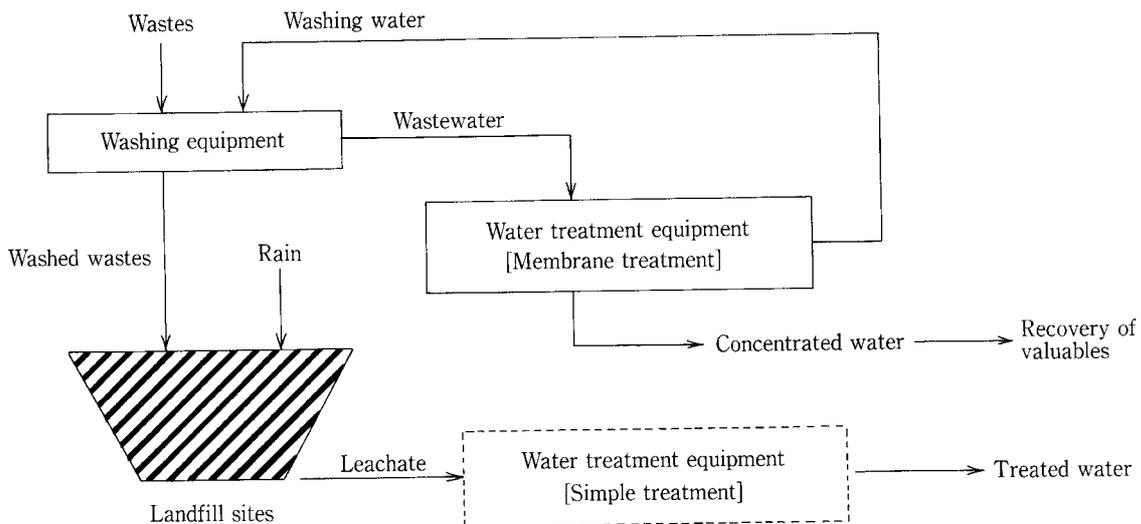
第1図にWOWシステムの概念図を示す。これは，本システムを新規処分場の埋立前処理として適用することを想定したものである。持ち込まれた廃棄物は洗浄水で洗浄され，最終処分場へ埋め立てられる。汚濁物質や無機塩類を含む洗浄廃水は，併設

された水処理（膜処理）施設で処理され，処理水は廃棄物の洗浄水として循環利用される。回収した濃縮水は蒸発処理し，析出した塩類を乾燥・精製後，工業塩として再利用することを想定している。

2. 廃棄物洗浄実験（基礎実験）

2.1 供試廃棄物

今回の実験では，対象廃棄物を都市ごみの焼却灰とし，その中から主灰と飛灰を使用した。主灰は一般廃棄物であり，無処理のままで埋立て可能となっ



第1図 WOWシステム概念図
Fig. 1 Conceptual diagram of WOW system

第1表 主灰とキレート固化飛灰の組成分析結果
Table 1 Composition of bottom ash and chelated fly ash

Items	unit	Composition	
		Bottom ash	Chelated fly ash
Si	%	13.0	3.33
Al	〃	8.01	1.61
Fe	〃	5.26	0.72
Ca	〃	21.5	30.8
Mg	〃	1.87	0.87
Na	〃	2.51	3.73
K	〃	1.08	1.94
Cl	〃	0.13	0.13
Pb	〃	0.05	0.16
Cu	〃	0.26	0.06
Zn	〃	0.43	0.51
SO ₄	〃	4.74	12.6
PO ₄	〃	3.60	0.94
acid insoluble matter	〃	33.2	3.51
TOC	〃	<0.1	0.6
Hg	mg/kg	<0.05	0.89



Left : Chelated fly ash
Center: Bottom ash
Right : fly ash

写真1 焼却灰
Photo.1 Incinerator ash

ている。一方、飛灰は特別管理一般廃棄物に指定されており、厚生省告示第194号で指定された4つの方法のいずれかで中間処理することが義務づけられている。今回は、4つの方法のうち、最も多く採用されているキレート固化飛灰を使用した。第1表に使用した主灰とキレート固化飛灰の組成分析結果を示す。また、写真1に主灰(中央)とキレート固化飛灰(左)の写真を示す。参考までにキレート処理前の飛灰(右)も示す。

2.2 安定化指標

主灰と飛灰の洗浄における安定化指標としては重金属、有機物そして無機塩類が考えられる³⁾。このうち、重金属は飛灰中に多く含まれるが、中間処理(今回はキレート固化)により溶出防止が図られている。有機物については、排ガス規制強化による焼却処理の高度化によりその含有率は低くなってきている⁴⁾。従って、廃棄物の洗浄においては、無機塩類の洗浄が最も解決を要する課題となることが予想された。そこで、今回の洗浄実験では洗浄廃水中の無機塩類濃度を安定化指標とし、導電率を代替指標として測定した。

2.3 洗浄実験概要

2.3.1 主灰の洗浄実験¹⁾

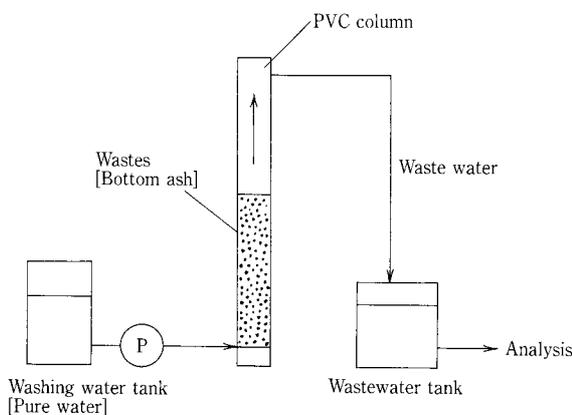
繰り返しバッチ洗浄実験およびカラム洗浄実験を行い、その洗浄特性から主灰の最適洗浄方法を検討した。また、洗浄効果を確認するため、最適洗浄方法における再溶出実験も行った。

(1) 最適洗浄方法の検討

a) 実験方法および条件

・繰り返しバッチ洗浄実験(振とう洗浄実験)

2Lのポリプロピレン容器(以下「PP」容器と



第2図 カラム洗浄実験装置
Fig. 2 Equipment of column washing tests

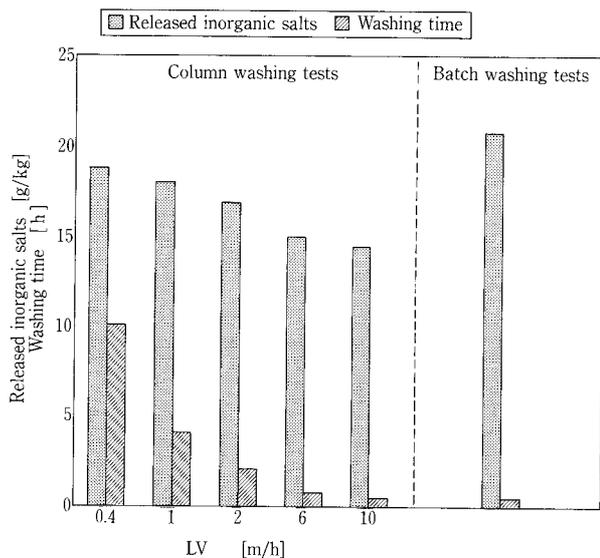
称する)に主灰100g(乾燥重量)と純水1L(pH無調整)を入れて、振とう数200回/min、振とう幅約4cmの条件でバッチ実験を行った。予備実験の結果、30minの振とうで導電率が最大値に達し、その後は変化がなかったため、振とう時間を30minとし、孔径0.1 μ mのガラス繊維ろ紙(以下「GFP」と称する)でろ過した後、ろ過水のpH、導電率、TOC濃度を測定した。さらに、洗浄を終えた主灰に再度1Lの純水を入れて繰り返し洗浄した。この操作を合計5回行った。

・カラム洗浄実験(通水洗浄実験)

第2図にカラム洗浄実験装置を示す。直径50mmのPVCカラムに主灰800g(乾燥重量)を充填し(充填高さは約45cm)、ローラーポンプにより純水を上向流で連続通水した。予備実験において、通水量が5Lまでは洗浄廃水の導電率の変化が大きかったため、通水量が5Lまでは1Lずつ、5L以降は2Lずつ洗浄廃水を採取した。洗浄廃水は攪拌後GFPでろ過し、ろ過水のpH、導電率、TOC濃度を測定した。通水は、導電率が1500 μ S/cm以下になるまで行った。

b) 実験結果および考察

第3図にL/S(Liquid/Solids)が10L/kgの時の無機塩類の溶出量および洗浄時間(滞留時間)を比較した。ここで、L/Sは単位重量(乾燥重量)の廃棄物(ここでは主灰)に対する洗浄水量の割合を示しており、単位はL/kgである。LV(Linear



第3図 カラム洗浄とバッチ洗浄の比較
(L/S=10 L/kg)

Fig. 3 Comparison of column and batch washing tests (L/S=10 L/kg)

Velocity)は通水洗浄における線速度を示しており、単位はm/hである。同一カラム内でLVを変えて通水したため、LVの大きい方が水の滞留時間が短く、結果的に洗浄時間が短くなっている。無機塩類濃度は次の経験式を用いて求めた。

$$\text{無機塩類濃度 (mg/l)} = \text{導電率 } (\mu\text{S/cm}) \times 0.5$$

第3図から、いずれのカラム洗浄実験と比較しても、バッチ洗浄の方が無機塩類の溶出量が大きく、洗浄時間も短くて済むことがわかった。従って、主灰の洗浄方法として、バッチ洗浄が適していると判断した。

(2) 洗浄主灰の再溶出実験

a) 実験方法および条件

上記繰り返しバッチ洗浄実験を行い、各洗浄後に主灰を回収し、環境庁告示第13号に従って再溶出実験を行った。そして、ろ液の導電率、TOC濃度、pHを測定した。

b) 実験結果および考察

第4図に繰り返し洗浄実験の累積L/Sと導電率、TOC濃度の関係を示す。累積L/SはL/Sを累積したものであり、単位はL/kgである。この図から、導電率はL/Sが10から20 L/kgの間で大幅に低下していることがわかる。

第5図に再溶出実験の累積L/Sと導電率、TOC濃度の関係を示す。ここで、再溶出実験で得られた

結果を洗浄主灰埋立後の浸出水の水質とみなし、再溶出実験での導電率の目標値を $3000 \mu\text{S/cm}$ とした。これは、農業(水稻)用水の導電率の基準値 $300 \mu\text{S/cm}$ ⁵⁾を目安にして、洗浄主灰の埋立て後の浸出水を簡易処理で放流した時、かんがい用水などで10倍希釈されることとして決定した。第5図から、累積L/Sが10 L/kgもあれば十分に導電率が $3000 \mu\text{S/cm}$ 以下となることがわかる。また、第5図から、TOC濃度(CODMn濃度とほぼ同じレベルであることを確認済)はL/Sが10 L/kgの時6 mg/lとなり、CODMn濃度の排水基準値(日平均120 mg/l)を大きく下回った。この結果から、主灰の洗浄の律速は有機物よりも無機塩類であるといえる。pHはL/Sが10 L/kgの時、11.3であった(図示せず)。

2. 3. 2 キレート固化飛灰の洗浄実験⁶⁾

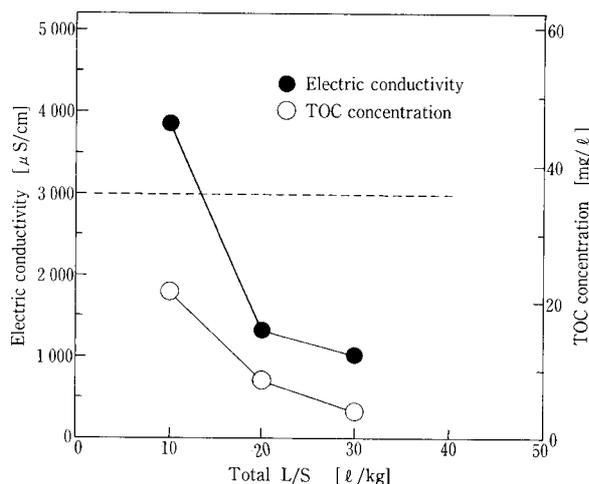
キレート固化飛灰と粉碎キレート固化飛灰を用いて繰り返し洗浄実験を行い、キレート固化飛灰の最適洗浄方法を検討した。また、洗浄効果を確認するため、最適洗浄方法における再溶出実験も行った。

(1) 試料の調整

キレート固化飛灰を次のように調整し、洗浄実験に使用した。

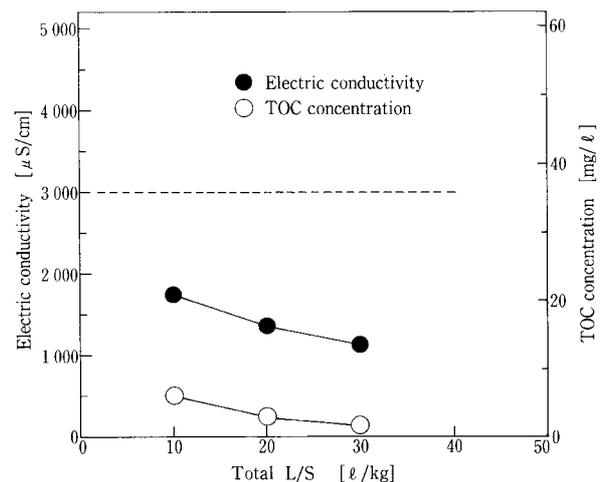
a) キレート固化飛灰

都市ごみ焼却炉(ストーカ炉)の飛灰に有機系キレートとセメントを添加して固化されたものをそのまま使用した(直径約20 mm, 長さ30~40 mm)。



第4図 累積L/Sと導電率、TOC濃度の関係
(主灰の繰り返しバッチ洗浄実験)

Fig. 4 Relationship between total L/S and electric conductivity, TOC concentration
(Repeat batch washing tests of bottom ash)



第5図 累積L/Sと導電率、TOC濃度の関係
(洗浄主灰の再バッチ溶出実験)

Fig. 5 Relationship between L/S and electric conductivity, TOC concentration
(Batch leaching tests of washed bottom ash)

b) 粉碎キレート固化飛灰

a) のキレート固化飛灰を粉碎後、ふるいで 4.75 mm 以下に調整して使用した。

(2) 繰り返しバッチ洗浄実験

a) 実験方法および条件

予備実験(連続洗浄実験)⁶⁾の結果、キレート固化飛灰はできるだけ原形を崩さないように洗浄、粉碎キレート固化飛灰は強制的に洗浄するのが得策と考えられたため、キレート固化飛灰は静置洗浄実験、粉碎キレート固化飛灰は強制振とう洗浄実験を行い、それぞれ 24h, 1h ごとに純水を交換した。実験方法は下記の通りである。

・静置洗浄実験(浸漬実験)

2 L の PP 容器に試料 100 g (乾燥重量) と純水 1 L (pH 調整なし) を入れて、静置した。

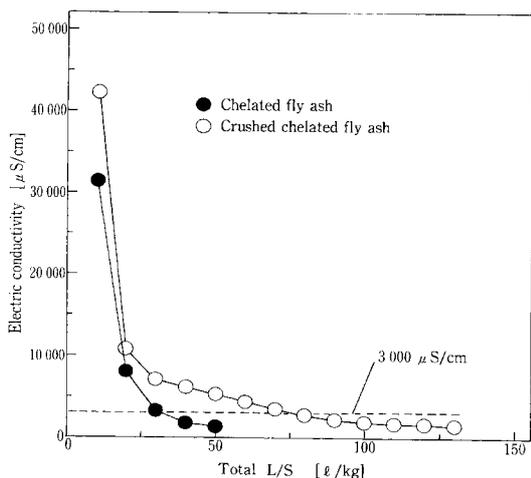
・強制振とう洗浄実験

静置洗浄実験と同様に試料を準備し、200 回/min の振とう速度で強制的に振とうした。

いずれの実験においても、洗浄廃水を GFP でろ過し、ろ液の pH, 導電率, TOC 濃度, Pb 濃度を測定した。なお、繰返し操作はろ液の導電率が 1500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下になるまで行った。

b) 実験結果および考察

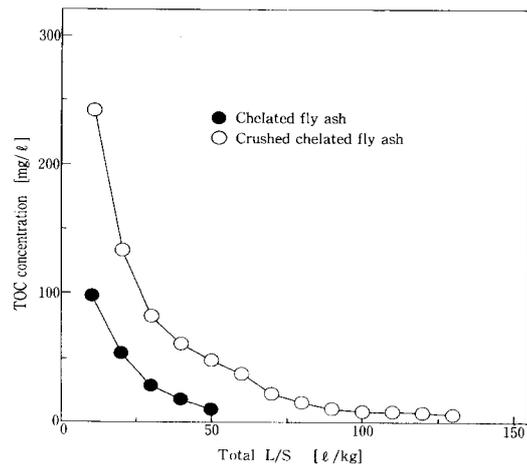
第 6 図に累積 L/S と導電率の関係を示す。ここで、洗浄終了の目安として、導電率を 2.3.1 (2)



第 6 図 累積 L/S と導電率の関係 (繰返しバッチ洗浄実験)

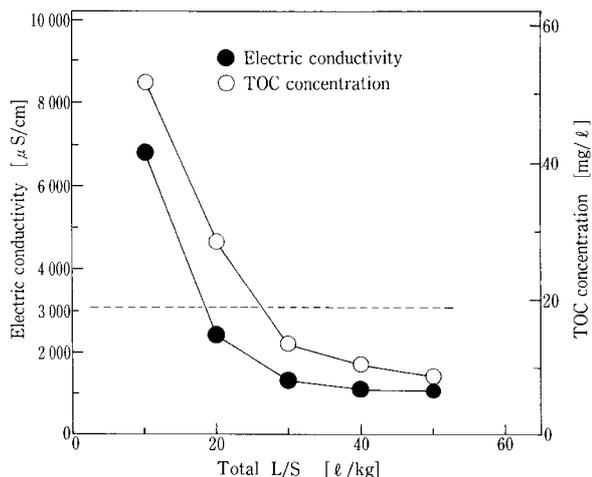
Fig. 6 Relationship between total L/S and electric conductivity, TOC concentration (Repeat batch washing tests)

で述べたものと同じ理由で 3000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ とした。この図から、導電率が 3000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ に到達した時の L/S は、キレート固化飛灰で約 30 L/kg, 粉碎キレート固化飛灰で約 75 L/kg となった。この結果から、飛灰中の無機塩類を強制振とうにより溶出させると洗浄水量が多くなり、水処理施設への負担が大きくなることが予想された。また、強制振とうでは飛灰が微細化するため、新たに固液分離装置が



第 7 図 累積 L/S と TOC 濃度の関係 (繰返しバッチ洗浄実験)

Fig. 7 Relationship between total L/S and electric conductivity, TOC concentration (Repeat batch washing tests)



第 8 図 累積 L/S と導電率, TOC 濃度の関係 (キレート固化飛灰の再バッチ溶出実験)

Fig. 8 Relationship between total L/S and electric conductivity, TOC concentration (Batch releasing tests of washed chelated fly ash)

必要になると考えられた。従って、固化飛灰はできるだけ破碎させないように静置（浸漬）洗浄を行い、表面付近のみを洗浄するのが効率的であることがわかった。これを実用化するには、例えば下部に洗浄水の流入パイプを備えた洗浄槽による通水洗浄などが考えられる。第7図に TOC 濃度の測定結果を示す。TOC 濃度（≒CODMn 濃度）は L/S が低いところで CODMn 濃度の排出基準値（日平均 120 mg/l）を大きく下回った。この結果から、キレート固化飛灰の洗浄の律速は、主灰と同様に有機物よりも無機塩類であるといえる。Pb 濃度はいずれの試料も検出限界以下（下限値=0.2 mg/l）であった。また、pH は洗浄による低下はあまり見られず、洗浄終了時キレート固化飛灰で 11.1、粉碎キレート固化飛灰で 11.9 であった（図示せず）。

(3) 洗浄飛灰の再溶出実験

埋立後の浸出水質を予測するために行った。

a) 実験方法および条件

静置洗浄後のキレート固化飛灰を回収し、10倍量の純水（pH 6.0）で6時間静置洗浄した。そしてろ液の導電率、TOC 濃度、pH を測定した。

b) 実験結果および考察

第8図に累積 L/S と導電率、TOC 濃度の関係を示す。この図から、累積 L/S が 20 L/kg 以上で導電率が 3000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下となることがわかった。すなわち、キレート固化飛灰の20倍量程度の洗浄水で洗浄することにより十分な洗浄効果が得られると推察された。また、累積 L/S が 20 L/kg の時、TOC 濃度は 28 mg/l、pH は 11.2（図示せず）であった。

3. 経済性および環境影響の検討²⁾

3.1 検討条件

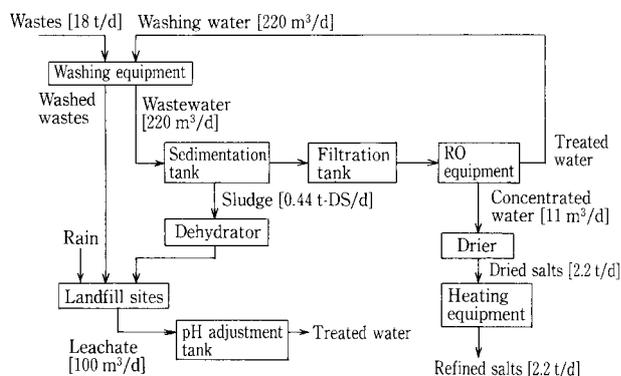
第2表に示すように人口10万人の地域を対象とするモデル処分場を想定した。第9図に WOW システムの処理フロー例を、第10図に従来システムの処理フローを示す。

今回の想定では、WOW システムは機械洗浄方式（18t/日）を採用し、洗浄水量（処理水量）は基礎実験の結果から 220 m^3/d （主灰 10 m^3/t 、飛灰 30 m^3/t 、その他 10 m^3/t ）とした。WOW システムでは、強制的に洗浄水を用いて洗浄を行うため、降雨により洗浄を行う従来システムの処理水量（100 m^3/d ）の 2.2 倍となった。洗浄廃水処理方式は負

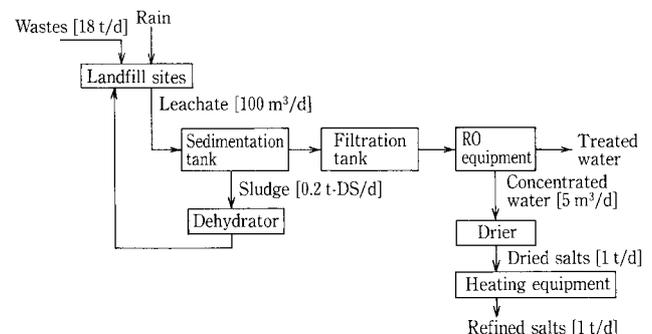
第2表 モデル処分場データ

Table 2 Data of typical landfill sites

Population	100 000
Area for landfilling	15 000 m^2
Volume for landfilling	120 000 m^3
Amount of wastes (composition of wastes)	18t/d (Incinerator ash: 12.3t/d, Crushed unflammable residual: 5.2t/d, Resource residual: 0.5t/d)
Period for landfilling	15years
Amount of leachate	100 m^3/d
Composition of leachate	COD: 150mg/l TS : 10 000mg/l Ca : 2 000mg/l SS : 300mg/l



第9図 WOW システム処理フロー
Fig. 9 System flow of WOW system for the treatment of leachate



第10図 従来システム処理フロー
Fig.10 System flow of conventional treatment of leachate

荷変動対応が容易な物理化学的処理で、かつ有機物対応も可能な逆浸透膜（RO）方式とした。原水水質は第2表に示す通りとした。汚泥は脱水後埋立処分、RO濃縮水は蒸発処理し、析出した塩類を乾燥・精製後に精製塩として回収することとした。なお、埋立の終了と同時に水処理設備は停止するものとした。従来システムの処理方式も比較のためWOWシステムと同じ処理方式とした。さらに、15年以上稼働させる場合、機械・電気設備は更新するものとした。

3.2 検討結果

検討の結果、初期建設費はWOWシステムの方が5割程度高くなった。これは、処理水量が多くなったことと洗浄設備を要することによるものである。しかし、維持管理費を含めた総費用は、WOWシステムでは埋立期間15年で稼働を終了するのに対して、従来システムでは埋立終了後も浸出水の処理設備を稼働し続けるため、埋立終了後数年ではほぼ同額となり、その後の維持管理費を加算すると、WOWシステムの方が安価となった。この結果は、基礎実験のデータを元に試算したものであって、今後の技術開発で、より正確な評価が得られるものである。

また、環境への影響を考えると、従来システムの場合、しゃ水工に求められる耐用年数が25年以上となり、しゃ水工の損壊による地下水汚染リスクが問題となる。これに対し、WOWシステムの場合、pH調整程度の簡易処理を行うにしても、しゃ水工に求められる耐用年数は15～20年で済み、材料の耐久性から考えて非常に安全性の高い埋立処分システムと見なされる。

これらの結果より、WOWシステムは経済性だけでなく、環境保全性での効果も大きく、地域に受け入れられ易い最終処分場として期待できる。また、埋立地の早期利用がもたらす経済効果を含めると、

その評価はさらに高いものとなる。

むすび

廃棄物洗浄型埋立処理システム（WOWシステム）を提案し、廃棄物の洗浄特性およびシステムの経済性、環境への影響等について検討を行った結果、以下の結論が得られた。

- (1) WOWシステムにより、最終処分場の早期安定、早期廃止および早期跡地利用が可能となることが示唆された。
- (2) 従来システムに比べ、経済性、環境保全性とも優位となり、地域に受け入れられ易い最終処分場になる可能性が示唆された。

今後、本研究は当社はもとより、大学や水処理メーカー等と共にコンソーシアムを結成し、水処理を含めた廃棄物洗浄実証実験を行って、詳細な経済評価を行う。

[参考文献]

- 1) 花嶋正孝, 樋口壯太郎: 廃棄物洗浄型埋立処理システムの開発, 第9回廃棄物学会研究発表会講演論文集, (1998), p. 947.
- 2) 花嶋正孝, 樋口壯太郎: 廃棄物洗浄型埋立処理システムの開発(その2), 第20回全国都市清掃研究発表会講演論文集, (1999), p. 323.
- 3) 安藤茂, 小林陽一: 特別一般廃棄物であるばいじんの適正処理について, 廃棄物学会誌, Vol. 5, No. 1, (1994), p. 18.
- 4) 花嶋正孝, 島岡隆行, 樋口壯太郎, 山口隆三, 堀井安雄, 長岡英明: 埋立地における高濃度無機塩類に関する研究, 第1回廃棄物学会発表研究会講演論文集, (1990), p. 337.
- 5) 農業地域における水質汚濁と対策: 農林水産省公害研究会 (1970)
- 6) 花嶋正孝, 桂健治, 牛越健一, 水上俊一: 廃棄物洗浄型埋立処理システムにおける廃棄物の洗浄特性, 第20回全国都市清掃研究発表会講演論文集, (1999), p. 335.

連絡先

桂 健 治	技術開発本部 開発企画室	水 上 俊 一	技術開発本部 開発企画室 室長	牛 越 健 一	環境装置事業部 製品開発室 担当部長
TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6532	
FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6503	
E-mail k.katsura@pantec.co.jp		E-mail s.mizukami@pantec.co.jp		E-mail k.ushikoshi@pantec.co.jp	

電気透析法による地下水中の硝酸性窒素の除去

Removal of Nitrate Nitrogen from Groundwater by Electrodialysis Reversal



(環)技術部計画第2課
石丸 豊
Yutaka Ishimaru
西尾 弘 伸
Hironobu Nishio
荻野 行 洋
Yukihiro Ogino

地下水中の硝酸性窒素はイオン化しており、通常の浄水処理では除去することができない。硝酸性窒素の除去には脱塩法である、イオン交換樹脂法・電気透析法・逆浸透膜法などが必要になる。

当社は硝酸性窒素の除去技術として電気透析法に着目し、長崎県加津佐町宮原簡易水道に浄水分野では国内第1号機となる極性転換式電気透析装置（処理水量：150 m³/日）を1998年3月に納入し、6月から給水を行っている。

極性転換方式とは、電気透析法で問題となる、スケーリングや膜表面への有機コロイドの付着を、一定時間ごとに電気透析槽の電極の極性を入れ替えることで解決した方式である。通常電気透析で必要な電極部や濃縮水ラインへの硫酸の添加などの薬品注入や、膜の解体洗浄が通常運転において不要になる画期的な方式である。

加津佐町では、原水硝酸性窒素濃度 26.9 mg/l に対して処理水濃度は 6.5 mg/l と、除去率 75.8 % で安定して稼働しており、本稿ではその運転状況もあわせて報告する。

Nitrate nitrogen exists in an ionized form in ground water has a risk of methemoglobin formation if taken by infants. The substance is hardly removed with conventional water purification methods. Shinko Pantec has applied the electrodialysis reversal (EDR) method to removal of nitrate nitrogen from groundwater. This can eliminate scaling on electrodes and deposition of negatively charged colloids on anion-transfer membrane which conventional electrodialysis suffered. Thus chemical injection and membrane cleaning are eliminated. The delivered EDR unit having capacity of 150 m³/day has achieved the removal ratio of 75.8 % or 6.5 mg/l from 26.9 mg/l in the raw water since June 1998.

Key Words :

硝酸性窒素
電気透析
極性転換式電気透析

Nitrate nitrogen
Electrodialysis
Electrodialysis reversal

まえがき

地下水中の硝酸性窒素濃度が、農耕地への化学肥料の多投入や家畜糞尿の浸透等により、水道水質基準 (10 mg/l) を超過する事例が近年増加している。^{1),2)} 代替水源を確保できない地域においてこのような地下水を水道水源とする場合、従来法 (凝集沈澱+砂ろ過) では硝酸性窒素が除去できないため、新たな除去技術が必要となっている。

硝酸性窒素を多く含む水道水を乳幼児が摂取すると、メトヘモグロビン血症 (ヘモグロビンの酸素運搬能力を奪う疾患) を起こす危険性がある。メトヘモグロビン血症は、摂取した硝酸性窒素が体内で亜硝酸性窒素に還元されて起こり、チアノーゼや窒息を引き起こす。水道水中の硝酸性窒素が原因とされる、乳幼児の発症は欧米で報告されている。

このため、水道水質基準では硝酸性窒素と亜硝酸性窒素を合わせて 10 mg/l と定められている。また、亜硝酸塩が胃の内容物と反応して、発癌性の疑いのあるニトロソアミンを生成するとされている。³⁾ このような硝酸性窒素汚染は日本のみではなく、アメリカ、ヨーロッパ等でも問題になっており、USEPA, WHO でも硝酸性窒素の基準を設けている。⁴⁾

1. 水道水中の硝酸性窒素除去技術

地下水中の硝酸性窒素は、イオン化しており、水道の従来処理法である凝集沈澱+砂ろ過では除去できず、更に、最近導入されているかび臭除去、消毒副生成物低減のための高度処理法である生物処理、オゾン+活性炭処理でも除去することはできない。また、自家用飲用井戸の汚染の場合、家庭レベルでの煮沸、浄水器 (活性炭+膜) でも除去できない。

従って、水道レベルで硝酸性窒素を除去するためには、新たな高度処理が必要となる。現状、実用化されている硝酸性窒素除去法は、①イオン交換樹脂

法、②電気透析法、③逆浸透膜法がある。

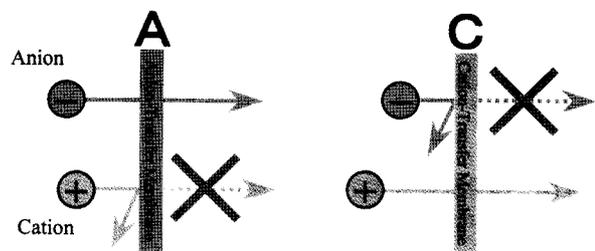
これらの中でも、容易な維持管理、安価なランニングコストから最近、電気透析法が注目されている。

2. 極性転換式電気透析装置

2.1 電気透析法

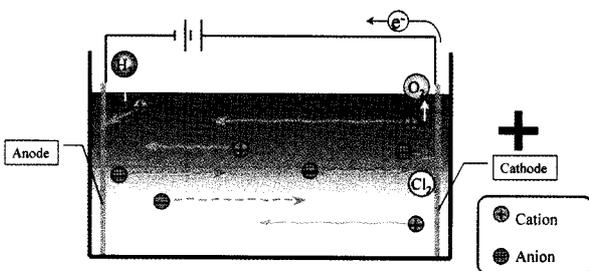
電気透析 (Electrodialysis: ED) とは、電気エネルギーを用いて溶液中の溶解イオンを膜を介し、もう一方の溶液に移動させるプロセスである。溶液中に陽極と陰極を入れ、直流電位をかけると、溶液中の陽イオンは陰極の方に移動し、一方、陰イオンは陽極の方に移動 (電気泳動) する。この時、陽極では酸素ガスや塩素ガスが発生し、陰極では水素ガスが発生する。(第1図)

この溶液に、陽イオン交換膜と陰イオン交換膜を交互に入れ直流電位をかけると、各イオンはそれぞれ電荷と反対の電極の方に移動する。陽イオンは陽イオン交換膜は透過するが、陰イオン交換膜は透過できない。一方、陰イオンは陰イオン交換膜は透過するが、陽イオン交換膜は透過できない。(第2図) このため、第3図に示すように①と③の溶液はイオンが少なくなり、②と④の溶液はイオンが取り込まれる。前者を脱塩 (希釈) と呼び、後者を濃縮と呼ぶ。この時、陰極及び膜表面に、 CaCO_3 、 $\text{CaSO}_4 \cdot$



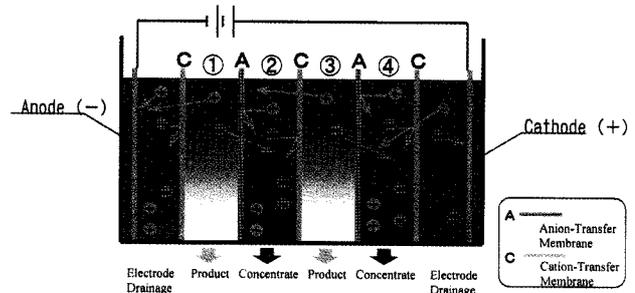
第2図 イオン交換膜の選択透過性

Fig. 2 Elective permeability of ion-transfer membrane



第1図 電気泳動

Fig. 1 Electrophoresis



第3図 電気透析の原理

Fig. 3 Principle of electro-dialysis

2H₂O等のスケールが発生するため、電気透析槽の正常な運転ができなくなる。従って、通常、このスケール発生防止のため、陰極及び濃縮側に硫酸を注入する必要がある。

2. 2 極性転換方式電気透析法

電気透析(ED)では、陽極と陰極が固定されているため、スケール防止用硫酸注入と膜表面に付着した帯電コロイドを除去するために定期的な解体洗浄が必要となる。しかし、電極極性を転換(陽極⇄陰極)すれば、スケール防止用の硫酸注入と膜の解体洗浄が不要となる。このように、電極の極性を一定時間毎に転換させる電気透析法が極性転換方式電気透析法(Electro Dialysis Reversal: EDR)である。(第4図)

2. 3 極性転換方式電気透析法(EDR)の特長

極性転換方式の電気透析では、通常電気透析法に比して次のような特長を有する。

1) 極性転換による自己洗浄: 水道水源に含まれる懸濁物等は通常-に帯電しているため、+に荷電している陰イオン交換膜表面に付着しやすい。極

性を転換することによって、付着懸濁物は電氣的に膜表面から剥離される。(第5図)

2) 省スペース: 通常電気透析では、前述の通り電極や濃縮側の膜面にスケールが発生するのを防ぐために、硫酸を添加する必要がある。しかし、極性転換方式ではこれらの薬品が通常不要になるため、ランニングコストが低減でき、薬品注入設備も不要になるため大幅にスペースを削減することができる。また、透析槽も一般の電気透析では膜を垂直に並べて配置するため、処理水量の増加に伴い設置スペースが増加する。しかし、EDR法は膜を水平に積んでいくことができるので、大幅に省スペースとなる。透析膜はアイオニクス製である。

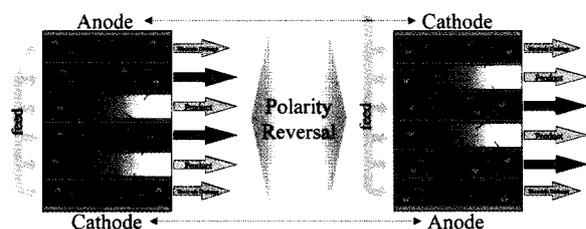
3) 高い回収率: 通常スケール防止用硫酸を注入しないため、電極排水を回収できる。極性転換後の生成水は、硝酸性窒素濃度が設定値を上回るため排水するが(始動排水)、この始動排水も回収するため、回収率は高くなる。

4) 容易な維持管理: 薬品の注入、膜の解体洗浄などの維持管理が不要となるため、維持管理が容易となる。

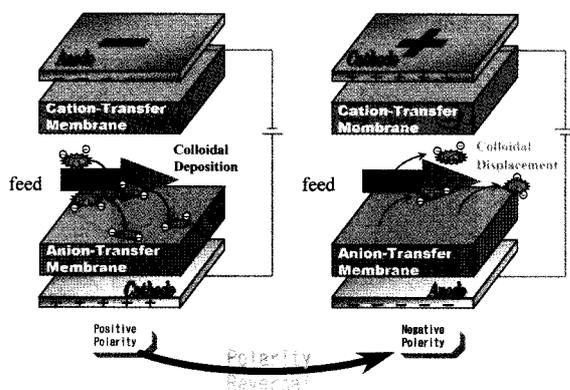
3. 長崎県加津佐町導入事例(国内第1号機)⁵⁾

3. 1 地域

長崎県南高来郡加津佐町は島原半島の南西に位置する人口8776人の町である。(1996年11月現在)



第4図 極性転換式電気透析の原理
Fig. 4 Principle of Electro dialysis reversal



第5図 極性転換による自己洗浄
Fig. 5 Self-cleaning of EDR by polarity reversal

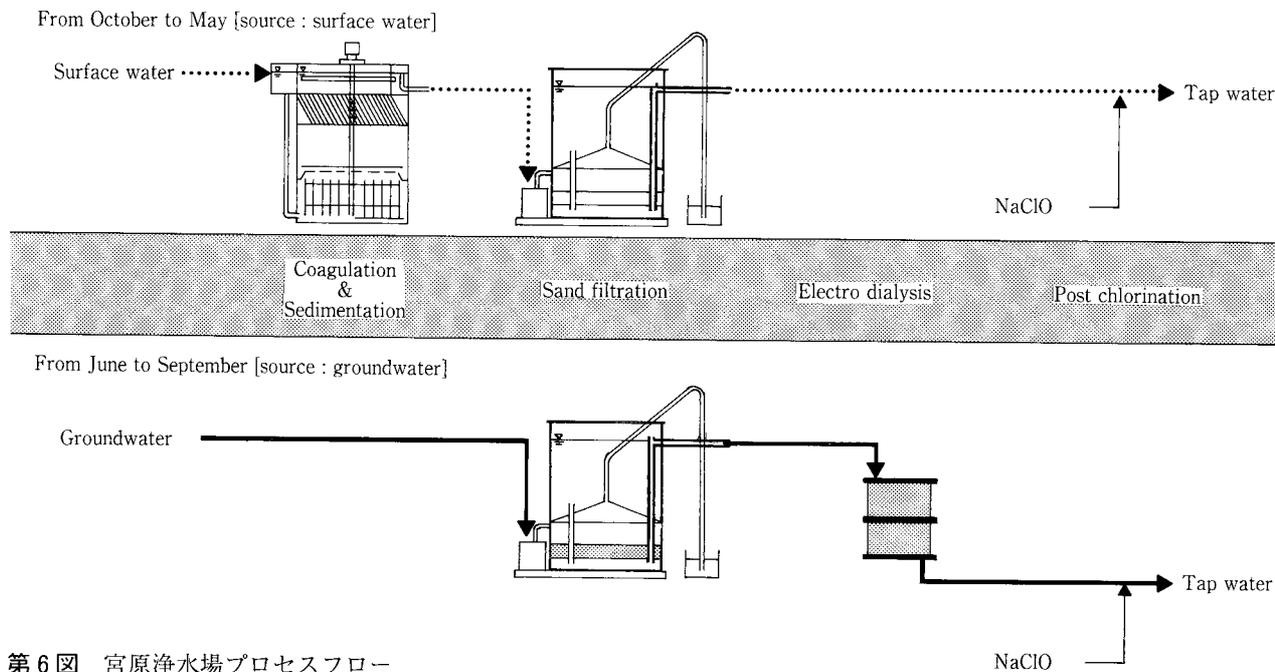
第1表 宮原簡易水道地下水水質(1998年6月~9月の平均値)

Table 1 Raw Water Quality of Miyahara water purification plant

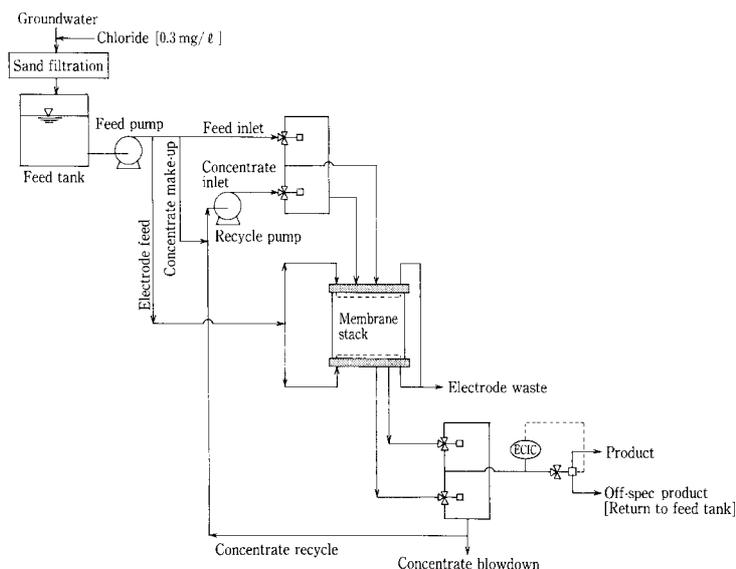
Turbidity (degree)	Less than 0.10
Color (degree)	1
pH (-)	6.6
Potassium permanent consumption value (mg/l)	1.2
Electric conductivity (μ S/cm 25°C)	255
TDS (mg/l)	240
Iron (mg/l)	0.01
Manganese (mg/l)	0.003
Nitrite nitrogen (mg/l)	Less than 0.005
Nitrate nitrogen (mg/l)	26.9

町は浄水施設として、第1浄水場(980 m³/日)、第2浄水場(370 m³/日)、第3浄水場(1150 m³/日)、六反田簡易水道(150 m³/日)、八石簡易水道(40 m³/日)、宮原簡易水道(150 m³/日)の6箇所の浄水場を有している。この内、宮原簡易水道地区は畑作が中心で、特に馬鈴薯が主な作物であり、堆肥や窒素系肥料の多投入により、水道原水となる地下水

が硝酸性窒素により汚染されている。第1表に、1998年6月～9月の宮原簡易水道地下水水質を示す。この地下水は、硝酸性窒素以外は水質基準を満足しているが、地下水中の硝酸性窒素濃度が約20 mg/lと高く、時期により濃度のバラツキはあるものの水質基準の10 mg/lを常に超過しているため、電気透析を導入することとした。当社は、この宮原簡易



第6図 宮原浄水場プロセスフロー
Fig. 6 Process flow diagram of Miyahara water purification plant



第7図 EDR システムフロー
Fig. 7 Flow diagram of EDR system



写真1 EDR(宮原簡易水道)
Photo.1 EDR system of Miyahara water purification plant

水道に浄水分野では国内第1号機となるEDR（写真1）を1998年3月に納入、6月から給水を行っている。次にその運転状況を報告する。

3. 2 浄水処理フロー

第6図に宮原簡易水道の浄水処理フローを示す。

宮原簡易水道は、表流水と地下水の2つの水源を有する。水利権の関係から、6月～9月までは、表

流水を取水できないため、地下水を取水する。従って、宮原簡易水道の浄水処理フローは、表流水の場合、凝集沈澱+砂ろ過、地下水の場合、砂ろ過+EDRとなる。なお、EDR装置を使用しない10月～5月までは、イオン交換膜の湿潤状態での養生保管のために、自動で1週間に1回、通水している。第7図にEDR装置のフローを示す。

第2表 電気透析装置仕様（宮原簡易水道）

Table 2 EDR system specification of Miyahara water purification plant

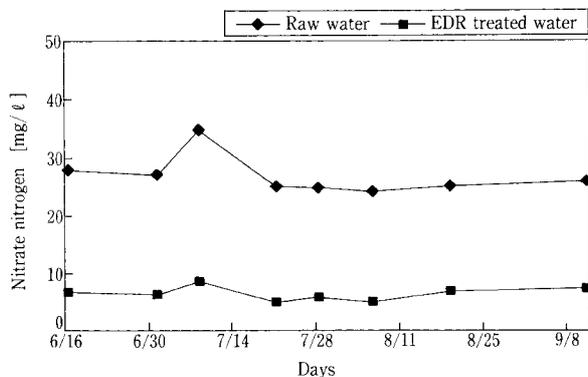
Electrodialysis reversal (EDR)			
EDR reactor	Size of membranes	46 cm×102 cm	
	Number of cell pairs	300 cell-pairs	
	Total Effective membrane surface area	89.4 m ²	
Required electric power	220 V, Triphase current, 60 Hz, 10 KVA		
System performance	Recovery	90 %	
	Nitrogen removal rate	69 %	
	Chemical injection	Unnecessary at normal operation	
Installation	Indoor		
	5 000 mm×7 000 mm×3 000 mmH (Structure areas) includes maintenance area		
feed water quality	Feed	167 m ³ /day	
	Nitrate nitrogen	18 mg/l	
	TDS	200 mg/l	
Feed water quality restrictions	SDI 5	Less than 15	
	Turbidity	Less than 2 degree	
	Free residual chlorine	continuously	Less than 0.5 mg/l
		momentary	Less than 10 mg/l
	Iron	Less than 0.3 mg/l	
	Manganese	Less than 0.1 mg/l	
Production		150 m ³ /day	
Quality of EDR treated water	Nitrate nitrogen	6 mg/l	
	TDS	67 mg/l	

3. 3 装置仕様

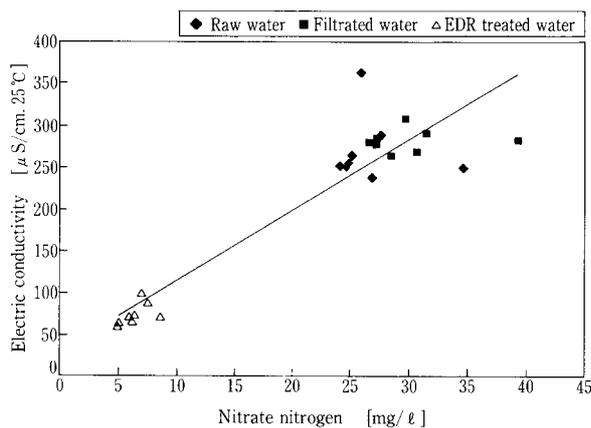
第2表に宮原簡易水道のEDR装置の装置仕様を示す。

3. 4 運転状況

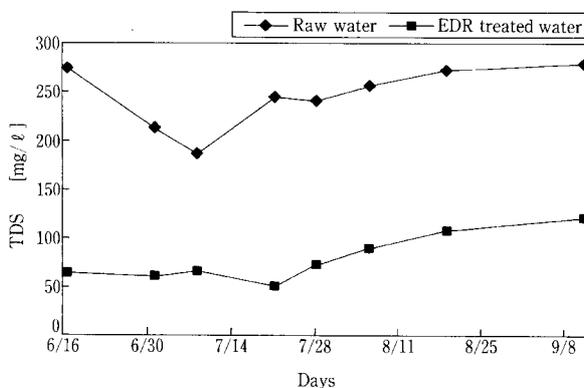
第8図に硝酸性窒素の除去状況を示す。原水の硝



第8図 硝酸性窒素除去状況
Fig. 8 Change of Nitrate Nitrogen



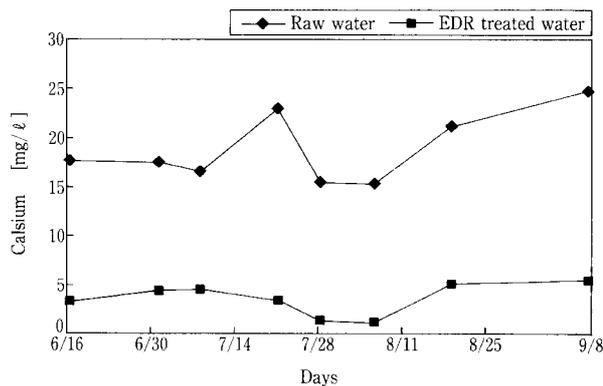
第9図 硝酸性窒素濃度と電気伝導率の関係
Fig. 9 Relation between Nitrate Nitrogen and Electric Conductivity



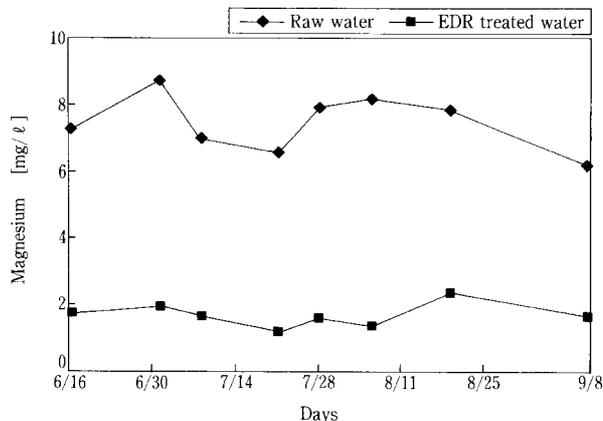
第10図 蒸発残留物除去状況
Fig. 10 Change of TDS

酸性窒素濃度は 26.9 mg/l であり、水質変動に対しても電気透析処理水は 6.5 mg/l と安定して処理されている。

第9図に電気伝導率と硝酸性窒素濃度を示す。このように、電気伝導率と硝酸性窒素濃度には、良好な相関関係が認められ、硝酸性窒素除去を目的とした電気透析において、電気伝導率が運転を行うための重要な指標であることがわかる。極性転換直後の処理水は、硝酸性窒素濃度が高いため、処理水の電気伝導率が所定の値になるまでは、排水（始動排水）し、原水タンクに戻すことで回収率を高めている。第10図に蒸発残留物、第11図にカルシウム、第12図にマグネシウムの除去状況を示す。また、1998年6月から9月の運転結果を第3表に示す。蒸発残留物、カルシウム、マグネシウムの除去率は、それぞれ67.9%、81.1%、77.4%であった。なお、硝酸性窒素を含めたこれらの除去率は、電流密度の調節により簡単に変更できる。



第11図 カルシウム除去状況
Fig. 11 Change of Calcium



第12図 マグネシウム除去状況
Fig. 12 Change of Magnesium

第3表 水質分析結果 (1998年6月~9月の平均値)

Table 3 Water quality of Miyahara water purification plant (Mean values from June to September '98)

	Raw water	Sand filtrated water	EDR treated water	Removal (%)
pH	6.6	6.7	6.5	—
Turbidity [degree]	<0.1	<0.1	<0.1	—
Color [degree]	1	1	1	—
Potassium permanganate consumption value [mg/l]	1.2	<1.0	<1.0	—
Electric conductivity [μ S/cm. 25°C]	269	280	73.6	72.6
TDS [mg/l]	245	274	78.5	67.9
Iron [mg/l]	0.01	0.03	0.01	4.9
Manganese [mg/l]	0.003	<0.001	<0.001	—
Aluminum [mg/l]	<0.01	<0.01	<0.01	—
Silicic acid [mg/l]	35.6	35.5	35.5	0.4
Calcium [mg/l]	18.9	20.3	3.58	81.1
Magnesium [mg/l]	7.46	8.11	1.69	77.4
Sodium [mg/l]	20.0	13.8	5.29	73.5
Ammonium nitrogen [mg/l]	0.04	0.02	0.03	7.1
Nitrite nitrogen [mg/l]	<0.005	<0.005	<0.005	—
Nitrate nitrogen [mg/l]	26.9	30.2	6.50	75.8
Chloride [mg/l]	13.8	16.2	3.2	77.2
Sulfate ion [mg/l]	0.49	0.53	0.12	76.0

むすび

極性転換式電気透析による硝酸性窒素の除去は、安定した除去性・容易な維持管理・安価なランニングコスト (処理水 1 m³ 当たり 0.6 kWh) などの特長を持つことが加津佐町での実施設運転結果より実証された。EDRは硝酸性窒素による汚染がすすむ水源に対して有効なシステムの一つとなるであろう。

電気透析における硝酸性窒素収支は、希釈と濃縮のために変化は無い。従って、回収率90%でEDRを運転すれば、濃縮排水中には原水の約10倍の濃度の硝酸性窒素が含まれることになる。この高濃度排水は、閉鎖性水域の富栄養化など環境保全の立場から浄水場内で処理することが望ましいものと考えられる。当社は、この排水の処理に生物脱窒法による

窒素除去の実用化を検討している。⁶⁾

[参考文献]

- 1) 厚生省生活衛生局水道環境部水道整備課, 平成8年度水道統計 水質編
- 2) 水道産業新聞記事 1998年7月23日付
- 3) 国公章一: 硝酸性窒素及び亜硝酸性窒素の健康影響, 水環境学会誌 Vol.19 No.12, (1996), p.965. 日本水環境学会
- 4) 真柄泰基編, 水道水質ハンドブック, p.21. 日本水道新聞社
- 5) 西尾弘伸ほか: 電気透析法による地下水中の硝酸性窒素除去, 日本水道協会関西地方支部第42回研究発表会講演集, (1998), p.86.
- 6) 野中信一ほか: 生物脱窒法による電気透析濃縮排水中の硝酸性窒素の除去, 日本水道協会関西地方支部第42回研究発表会講演集, (1998), p.181.

連絡先

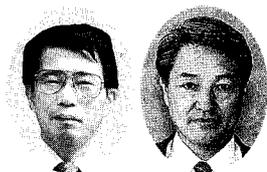
石丸 豊 環境装置事業部
(技術士・水道部門) 技術部計画第2課
担当課長
TEL 078-232-8102
FAX 078-232-8056
E-mail y.ishimaru@pantec.co.jp

西尾弘伸 環境装置事業部
技術部計画第2課
担当課長
TEL 078-232-8102
FAX 078-232-8056
E-mail h.nishio@pantec.co.jp

荻野行洋 環境装置事業部
技術部計画第2課
担当課長
TEL 078-232-8102
FAX 078-232-8056
E-mail y.ogino@pantec.co.jp

と場廃棄物の効率的処理方法について

Effective treatment for slaughterhouse waste



(環)製品開発室
栴 田 耕 平
Kohei Masuda
(環)技術部 設計部
大 原 茂 明
Shigeaki Ohara

と場からの廃棄物として放血液、胃腸内容物、生畜係留中に生じる糞尿排泄物がある。本稿で報告する処理システムは全体負荷量の約半分を占める放血液を単独に分離し、木質チップ材を用いて生物分解の働きにより減量化する技術であり、パイロット実験によりその結果を確認したものである。

家畜血液は適切な温度、攪拌条件下で好熱性細菌により容易に分解され、かつ6ヶ月間の投与でも汚泥の増加は認められず、減量化が達成出来ることが分かった。

Slaughterhouse discharge considerable amount of waste like blood, contents of stomachs and intestines, and, excreta. Only blood, accounting for half of the BOD load to the treating system was biologically treated in a pilot-scale reactor filled with specially processed wooden chips. Blood was easily decomposed by the thermophilic bacteria grown within porous wooden chips under controlled temperature and mixing. Six-month operation of the test plant proved that there was no generation of excess sludge.

Key Words :

木質チップ材	Wooden chips
好熱性細菌	Thermophilic bacteria
減量化	Reduced sludge generation
豚血液	Hog blood

まえがき

と場廃液の処理において、家畜血液の占める汚濁負荷量はBOD負荷量として全体負荷の約半分程度であるとされている。その為、血液のみを単独に分離し、効率的に処理すれば、従来の浄化槽の安定的運転の確保および余剰汚泥の減少に寄与すると考えられる。

そこで、今回杉の間伐材から作られた木質チップ材を用いた発酵装置による有機物(家畜血液)の減量化を目的にパイロット装置で実験を行った。本報告書では血液分解の処理特性、処理における運転管

理法、減量化効果、発生ガス組成等について報告するものである。

1. 減量化技術の基礎原理

木質チップ材はセルロース・リグニン・ヘミセルロースを主成分とした有機質の素材であり、木質細片を特殊加工して、木材の仮導管と呼ばれる水分や養分が通る管を空にうがったものである。これにより、微生物群の棲息・繁殖に適切な環境を長期間維持し、汚水・汚物の有機物を効率的に発酵・分解するように人工的に作られた有機質担体である。

木質チップ材には自然界の微生物群が棲みつき、

温度・水分・酸素の適切な環境条件の下で微生物の働きにより、炭水化物・蛋白質・脂肪などの有機物が炭酸ガス、水、アンモニアに分解される。また、木質担体の主成分のセルロース・リグニン・ヘミセルロースは微生物に分解されにくく、長期に渡り、微生物の棲み家としての機能を維持すると考えられている。

2. パイロットテストの概要

パイロットのテスト装置のフローシートを第1図に、装置外観を写真1、血液供給機を写真2に示す。装置の主要部分は原料投入のための吊り上げ装置、チップ材を充填したバイオリアクタ槽、チップ材表面に原料を散布するための回転式ドラム形供給機、チップ攪拌機および攪拌機の走行機から構成されている。また、寒冷期の温度調整のためにリアクター下部に空気を間接加熱するスチーム配管、その上部に酸素供給のためのブロワからの空気吹き出し配管を付設している。

2.1 装置概略仕様

装置主要部の諸元は次の通りである。

1) バイオリアクタ本体

形式：矩形型リアクタ

寸法：幅2m×長3m×高2m

内充填高さ：切返し攪拌部1.0m

静止ベッド部0.5m



写真1 パイロットプラントの外観
Photo.1 Outside view of pilot plant

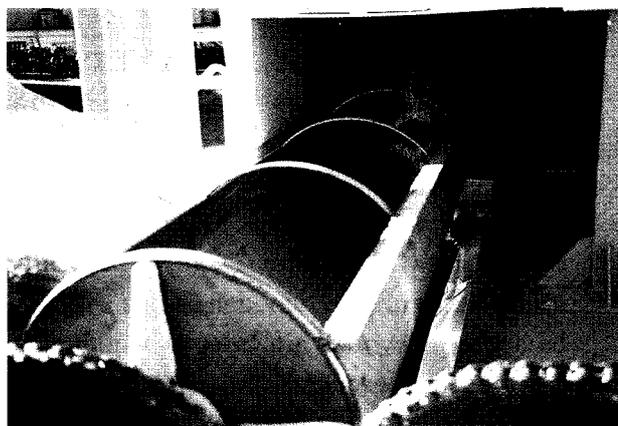
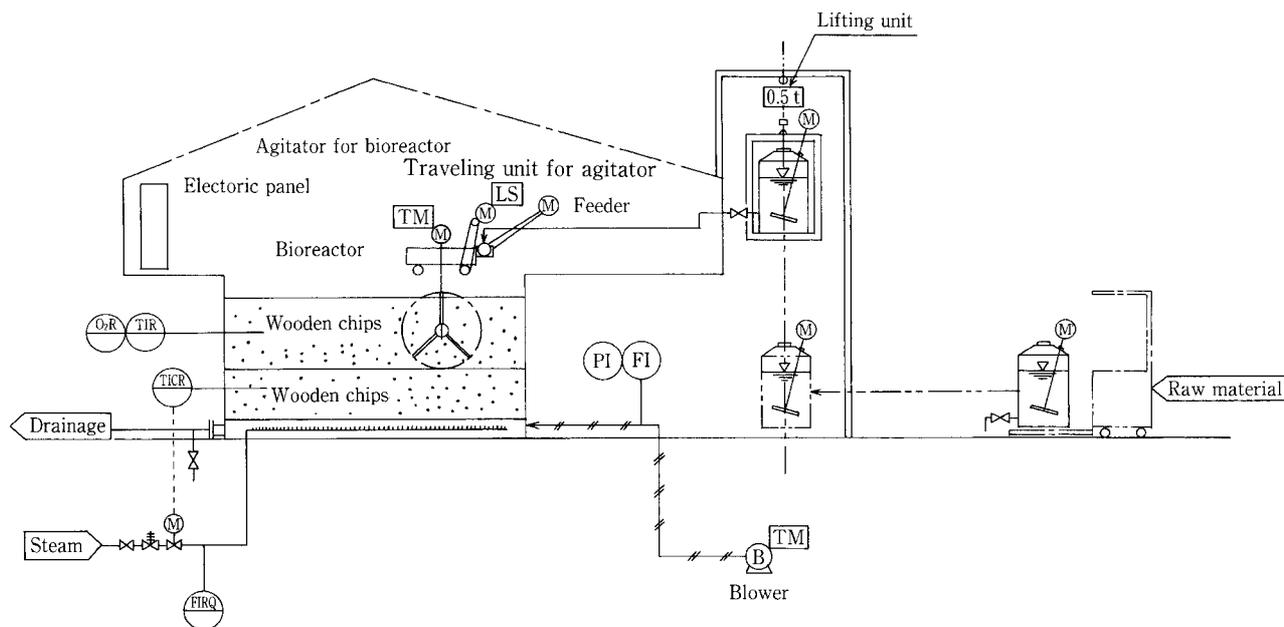


写真2 血液供給機
Photo.2 Feeder parts with drum-type vessel



第1図 パイロットプラントフローシート
Fig. 1 Flow sheet of the pilot test plant

チップ材容量：9 m³ 充填

付属品：血液供給機 0.4 kw

バイオリアクタ走行機 0.4 kw

バイオリアクタ攪拌機 3.7 kw

2) 送風機：0.9 m³/min × 100 mmAq × 0.2 kw × 1 基

3) 空気加温装置

熱源：供給スチーム圧力 4.0 kgf/cm²・G,

使用圧力は減圧弁にて 2.0 kgf/cm²・G に調整

2. 2 装置の運転方法

1) 血液の装置への投入

本装置の1日分投入量は(豚血液150 l/回 + 5% クエン酸ナトリウム液30 l/回) 総計180 l/回の水溶性血液量とした。投入頻度は立ち上げ初期は冬季寒冷期であることを考慮して、前述の量を2回/週処理した。数ヶ月経過後、ベッド部の温度が40℃以上に上昇し、発酵の主体となる好熱性細菌が十分増加したと思われる段階では連続的に毎日前述の量を装置で処理した。

なお、投入血液にはバイオリアクタへの散布を容易にするため凝固防止剤としてクエン酸ナトリウムを添加した。

2) ベッド層の切り返し法

攪拌部ベッド層の切り返しは自動的に3回/日行った。最初の切り返しは血液を供給機から木質チップ上に散布しつつ1回目をを行い、後の2回は自動的に定時刻に切り返しのみ行う方式となっている。

3) 送気方法

本装置は基本的に好気処理の発酵が行われるので、昼間の間はブロワは連続運転としたが、夜は熱源であるスチームが得られないため、冷風状態で送気することを避けてその間はブロワ自動停止とした。(タイマー設定制御)

ただし、外気温度が高くなった5月以降はブロワは夜間も連続運転に方式を変更した。

4) 送気ガスの加温方法

送気ガスはファンの付いたスチーム配管の下側で吹き出す構造となっており、いずれもベッド目皿板の下部に取り付けられている。その目皿板から320 mm上方の位置に温度検出部があり、その部分の温度が45℃以下でのスチーム弁が開となり、50℃以上で弁が閉となるよう自動制御される方式となっている。

なお、5月以降はスチーム使用の必要はなかった。

2. 3 実験データの採取方法

1) 日常データの採取方法

本装置による菌体の増殖、生物処理による発酵・分解を確認すべく次の項目についてデータ採取し、評価した。積算処理量、チップ充填部の材料温度、材料水分測定、チップ材 pH、送気ガス温度、酸素濃度、蒸気消費量等の記録

2) 長期的視野での運転データ評価

累積処理量とチップ充填量容積の変化、木質チップ材棲息微生物の電子顕微鏡写真撮影、木質チップに含まれる生成物、蓄積物の確認、発生悪臭成分の分析

3. テスト結果

1) 立ち上げ運転について

早期立ち上げを目的に種付け用にミートミル(ドッグフード)を10日間、総計約150 l 散布し、初期の種菌及び栄養物添加とし、以降1月末から3月末まで13回の血液処理を行った。また、2月末には種菌として、100 l の浄化槽汚泥を散布した。この段階でベッド部の温度は40℃以下であり、通常予想される発酵温度に至っていないが、リアクタ下部ドレン液の分析から見て、馴養期間が終了したのではないかと考えられた。バイオリアクタドレン液の分析結果を第1表に示す。

6月始めより約20回の血液投入処理を行った。その結果、血液投入開始とともにベッド部の温度が50℃以上に上昇し、十分な生物発酵が行われているこ

第1表 バイオリアクタドレン液の分析結果
Table 1 Analysis result of bioreactor drainage

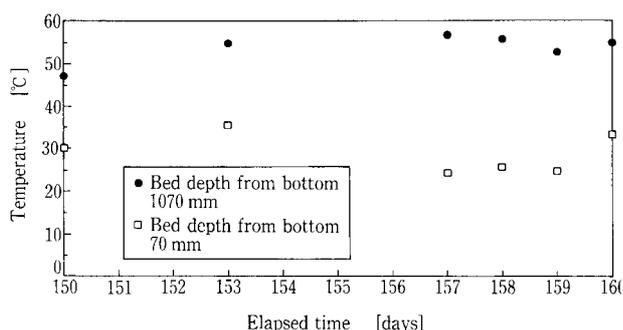
	Elapsed time (days)	Elapsed time (days)			
		13	26	44	58
pH	(-)	6.8	6.8	7.1	7.5
BOD	(mg/l)	20	16.4	< 5	< 5
COD	(mg/l)	1530	1440	152	30.4
T-N	(mg/l)	163	148	16.3	3.2
T-P	(mg/l)	11.0	11.9	1.7	0.3
TOC	(mg/l)	836	811	94	15.9

とが観察された。

2) 血液分解結果

実験期間約6ヶ月間の血液投与・処理の結果、上部チップベッド部の温度は55℃～65℃程度に維持され、発酵が容易に進行し、有機物が分解されることが確認された。ベッド部の温度変化例を第2図に示す。

血液の分解過程でかなり激しいアンモニア臭の発生が認められ、このアンモニア臭発生は上部ベッド温度が30℃程度の馴養期間の当初から始まること



第2図 リアクタベッド部の温度変化
Fig. 2 Temperature in chips bed

第2表 血液分析結果

Table 2 Analysis result of blood

Sample No.	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6
pH (-)	7.0	7.0	6.9	7.0	7.0	7.0
BOD (mg/l)	171 000	165 000	158 200	173 000	175 000	168 000
COD (mg/l)	91 200	93 000	85 300	93 000	92 000	94 400
T-N (mg/l)	30 000	31 000	30 000	32 800	32 000	33 400
T-P (mg/l)	80.6	75.0	86.0	83.5	82.0	103
TOC (mg/l)	47 200	49 600	51 000	52 400	60 800	56 700
n-Hext.* (mg/l)	320	520	410	380	460	500

*,n-Hexane extract

第3表 木質チップ材新品と6ヶ月間使用後の成分分析

Table 3 Analysis result of wooden chips — New and after 6 — months Use

Sample	New chips	6-months Use chips
pH (-)	4.7	7.4
Total nitrogen (mg/kg)	1 510	3 740
Total phosphorus (mg/kg)	29.8	1 860
Calcium (mg/kg)	2 300	2 020
Potassium (mg/kg)	879	5 910
Sodium (mg/kg)	127	12 500
Inorganic matter (mg/kg)	2.9	48.7

から、次項に示す血液の蛋白・脂肪の分解は比較的容易に進行するものと推定された。

実験期間中の木質チップ材のpHは約7～9のアルカリサイドにあり、アンモニア発生の影響を受けているものと考えられるが、生物阻害影響があると思われるpH 10には達していなかった。これは発生アンモニアが揮散することに依って、平衡状態になっているものと考えられた。また、チップ材の水分は26～30 (D.B%)に保持された。さらに、ベッドの酸素濃度はほぼ大気濃度に近く、18.1～20.9%であった。

実験期間中、数回測定した血液分析結果を第2表に示す。この分析結果からC/N比は1.6～2.0の範囲にあることが分かる。

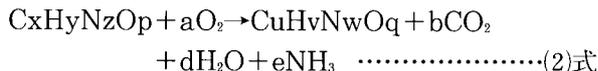
3) 血液成分の分解性について

炭水化物及び蛋白質・脂肪の分解および生物体の合成、生物体物質の分解は次式で表示される。

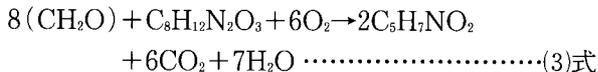
炭水化物分解



蛋白質・脂肪分解



生物細胞の合成



生物体の分解



コンポスト化速度は有機物の含有炭素Cと窒素Nに非常に影響を受けると考えられている。

C/N比10~30は有機物分解は速やか、同じくC/N比7~10では有機物分解が最大となるが、C/N比60以上では分解速度が著しく遅くなると言われている¹⁾。

普通の都市ごみではC/N比10~30、下水汚泥8~12、豚生ふん11.4、鶏生ふん5.6、牛生ふん15.8と知られている²⁾。これらの材料と比較して第2表に示した豚血液分析結果はC/N比が非常に低かった。C/N比の低い材料をコンポスト化すると、アンモニアが発生して揮散するため、C/N比が結果的に高くなり、分解速度が著しく遅くなると考えられる。すなわち、蛋白質分解に伴う生物細胞の合成、言い換えれば菌体の増殖速度が遅くなると推定される。

ただし、いま木質チップを用いての処理はコンポスト化を目的としているのではなく、減量無機化を目的としているので、窒素分が容易にアンモニアに変換するのであれば、トータルシステムとして脱臭装置の組み合わせまたは揮散ガスの焼却炉燃焼処理組み合わせで減量化目

的は達成できる技術と考えられる。前述から血液の分解という面から見ると、その成分組成から特性として、分解過程で容易にアンモニアが発生することおよび発酵速度があまり速くなさそうであると推定されることである。

4) 木質材チップ担体について

写真3に使用したチップの電子顕微鏡写真(以降SEMと称す)を示す。木質チップは2~5mm程度の大きさである。この写真から20~50ミクロン程度の蜂の巣状の細孔が整然と並んでいる様子が分かる。

一方、数ヶ月経過後の木質チップに成長した好熱性細菌のSEMを写真4に示す。この結果、数ミクロンの菌体が細孔内に沢山生息している様子が分かる。この結果、木質チップは微生物(好熱性細菌)の繁殖・棲み家として好適であると考えられた。

5) 減量化効果及びチップ材付着の塩類増加

期間としては約6ヶ月間、血液処理量:豚血液量換算4950ℓ(クエン酸添加水溶液として5940ℓ)処理したにもかかわらずチップ材充填部の容積は攪拌部1m高さのベッド部が160mm低下した。このことから血液を約5m³投入したにもかかわらず、チップ材の容積は攪拌部に対して16%減容化した結果を得た。ただし、この減容化はチップ材が分解したのでは無く、運転期間中のチップ材の圧密化によるものと推定された。

このことから、血液処理による容積増加は認められず、好熱性細菌による減量効果があるものと考えられる結果を得た。

また、第3表に新品の木質チップ材と6ヶ月使用後の成分分析結果を示した。

この結果、血液処理を行うことにより、リン、カリウム及び窒素が増加していることが分かる。その他ナトリ

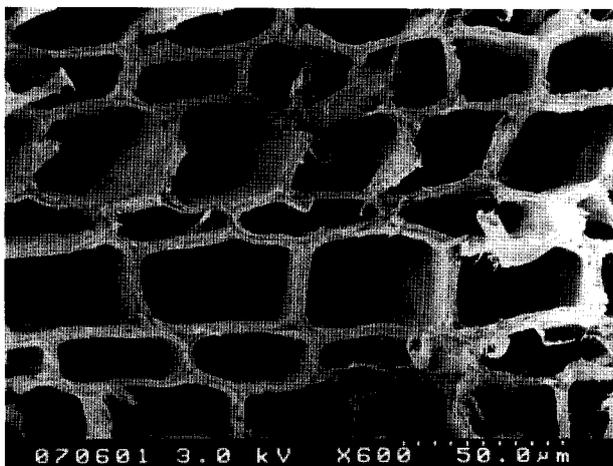


写真3 木質チップの細孔状態
Photo.3 SEM of wooden chips

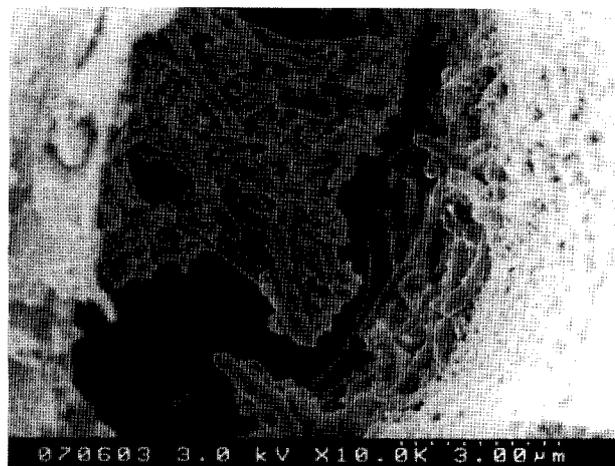


写真4 木質チップ内生の好熱性細菌
Photo.4 SEM of thermophilic bacteria grown within wooden chips

ウム、無機物が著しく増加しているが、これは前述したように血液凝固防止剤として、クエン酸水素ナトリウム ($\text{Na}_2\text{HC}_6\text{H}_5\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) を添加使用した影響であると考えられる。本処理は減容化処理であるが、処理原料に含有する無機物はチップ材に蓄積していることを示している。

6) 装置から排出するもの

装置に残るものとしては、前述の固形物相当の蓄積がある。また、チップ材表面に血液を散布した時、血液は下部にはほとんど通過せず、チップ材に付着するが、散布後の供給機洗浄液は粘度が低く、ベッド層を通過し、ドレン液として出る。したがって、この液に関しては別途処理が必要であるが、量的には少量である。(10~20 ℓ程度/回)

処理中に発生するガスは二酸化炭素と水蒸気が主体であるが、その他蛋白・脂肪分解にともなう悪臭物質が発生する。血液分解時の排ガスのアンモニア濃度400 ppm、メチルメルカプタン4.5 ppm、硫化水素は検出しなかった。

このことから、実装置では何らかの排ガスに対する脱臭設備を考慮する必要があると考えられた。

4. 結 論

パイロットテスト装置を用いて、豚血液処理を行った結果、次の結果を得た。

- 1) 木質チップを用いて、生物分解することは可能であり、分解能力としては豚血液量換算で25 ℓ/ m^3 チップ材・日であった。(BOD換算量…4.4 kg BOD/ m^3 チップ材・日)ただし、チップ材容積は攪拌部のみの計算表示
- 2) 木質チップは微生物(好熱性細菌)の繁殖・増

殖の棲み家として好適であると考えられた。

- 3) 分解に関与する細菌は好熱性細菌であり、ベッド温度は通常55~65℃程度に常に保持された。ベッド部の減容化は本実験期間で16%であったが、チップ材が分解したのではなく、圧密化により生じたものと推定された。また、血液処理による容積増加は認められなかった。
- 4) この方式では処理した場合、血液の分解は容易に行われるが、アンモニアガスの発生が多く、実装置では何らかの排ガスに対する脱臭設備を考慮する必要がある。
- 5) 木質チップ材には処理原料に由来する無機塩類が蓄積増加し、長期間にはそれらの増加量に伴いチップ材細孔目詰まりの要因となると推定される。しかしながら、今回のテスト(6ヶ月間)では処理に影響はなかった。

む す び

木質チップ材という特殊な担体利用による減容化目的の有機物分解を血液で行ったテスト結果を紹介した。コンポスト化技術と非常に類似している面もあるが、もっとも異なる点は堆肥の生産を目的としているのでは無く、有機物をいかに無機化するかということに減量化の技術があり、その点が本質的に異なることと考えられる。そういう観点から見れば、汚泥処理等適用できる分野は他にもあるものと期待される。

[参考文献]

- 1) 藤田賢二著:コンポスト化技術(1995),技報堂出版
- 2) 代永道裕著:環境対策大辞典(1996),社団法人:農山漁村文化協会

連絡先

梶 田 耕 平 環境装置事業部
製品開発室
参事
T E L 078 - 992 - 6532
F A X 078 - 992 - 6503
E-mail k.masuda@pantec. co.jp

大 原 茂 明 環境装置事業部
技術部, 設計部
担当部長
T E L 078 - 232 - 8102
F A X 078 - 232 - 8056
E-mail s.ohara@pantec. co.jp

高電圧パルス水処理装置の紹介

High Voltage Pulse Water Treatment System



(技)研究開発部
小倉 正裕
Masahiro Ogura

高電圧パルス水処理装置は、オゾン、ラジカル、衝撃波を同時に作用させることにより、有機物の分解、殺菌を行う新しい促進酸化プロセスの装置である。非常にシンプルな構造であり、上下水の高度処理への適用が期待される。一方、その構造から排ガス、悪臭ガスの処理にも適用する可能性がある。

純水にイソプロピルアルコール (IPA) を溶解した模擬液の処理実験において、高電圧パルスによる水処理はオゾン単独処理の場合の約 3 倍の TOC 除去率であった。

High Voltage Pulse Water Treatment (HVPWT) is a new advanced oxidation process. It promotes the oxidation of the organic compounds and disinfection because of ozone, radicals and shock waves. The structure of HVPWT is very simple. It is expected the application to the purification process of drinking and sewage water. On the other hands, it is expected to treat noxious gases and odors because of the construction.

HVPWT is third times as large TOC removal ratio as the ozone single treatment in the purification experiment of water which contain isopropanol.

Key Words :

高電圧パルス	High voltage pulse
放電	Discharge
オゾン	Ozone
促進酸化	Advanced oxidation
水処理	Water treatment

まえがき

高電圧パルスとは比較的小さい電気エネルギーを時間的に圧縮することにより瞬間的に大きな電力を発生させる技術であり、レーザー発振、電子ビーム、X線リソグラフィ¹⁾、核融合などに利用されてきた。近年、環境機器²⁾への応用が急速に進展しており、水処理、VOC処理³⁾などへの適用が期待されている。

今回紹介する高電圧パルス水処理装置は、放電により発生するオゾン、ラジカル、衝撃波等を同時に

処理対象物に作用させる新しいプロセスの装置である。

オゾンは強力な酸化剤であり、脱色、脱臭、トリハロメタン前駆物質の低減、殺菌、生難分解性有機物の酸化分解などに使用されている。しかし、オゾンは単独では有機物を炭酸ガスと水に分解することは出来ない。環境中の難分解性物質の増加が深刻となっている現在、より強力な酸化力が必要となっている。そこで、オゾンの酸化力をさらに強めるため

に過酸化水素、紫外線、放射線照射、触媒、超音波、高 pH などを併用した促進酸化プロセスが開発されている⁴⁾。

一般に水中の有機物のオゾンによる酸化分解過程には2つの経路がある。一つは分子状オゾンとの直接反応であり、もう一方はオゾンの分解や反応によって生じたヒドロキシルラジカル (OHラジカル) による反応である。この OH ラジカルは非常に反応性の高い酸化剤であり、水素引き抜き反応、二重結合への付加反応、電子移動反応により有機物と反応する。オゾンを分解することによって、更に酸化力の強い OH ラジカルを多く生成し、有機物の酸化分解を行おうとするのが促進酸化プロセスである。

本装置は、放電電極部に直接原水を滴下することによりオゾン、ラジカル、衝撃波を同時に原水に作用させる新しい促進酸化プロセスであり、分解性能の向上により、処理時間の短縮や装置の小型化が期待できる。

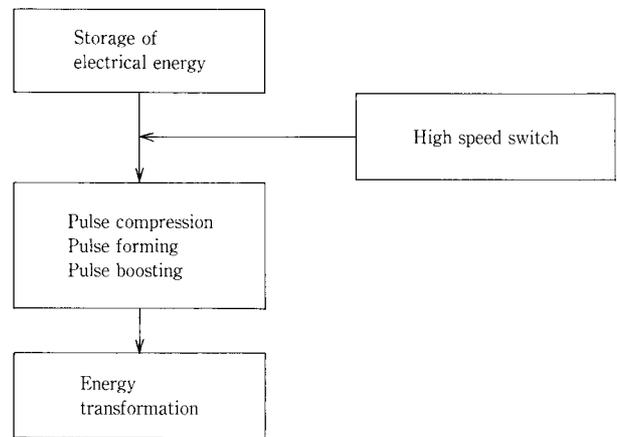
1. 高電圧パルスの発生

高電圧パルスを利用するためには急峻な立ち上がりで短いパルスを得ることが重要である。そのため、その発生には特有のシステム構成が必要である。基本的には第1図のようなダイアグラムとなる。蓄積された初期エネルギーは高速スイッチにより急速に放出され、パルス圧縮、成形⁵⁾、昇圧が行われ、負荷である放電電極に投入される。

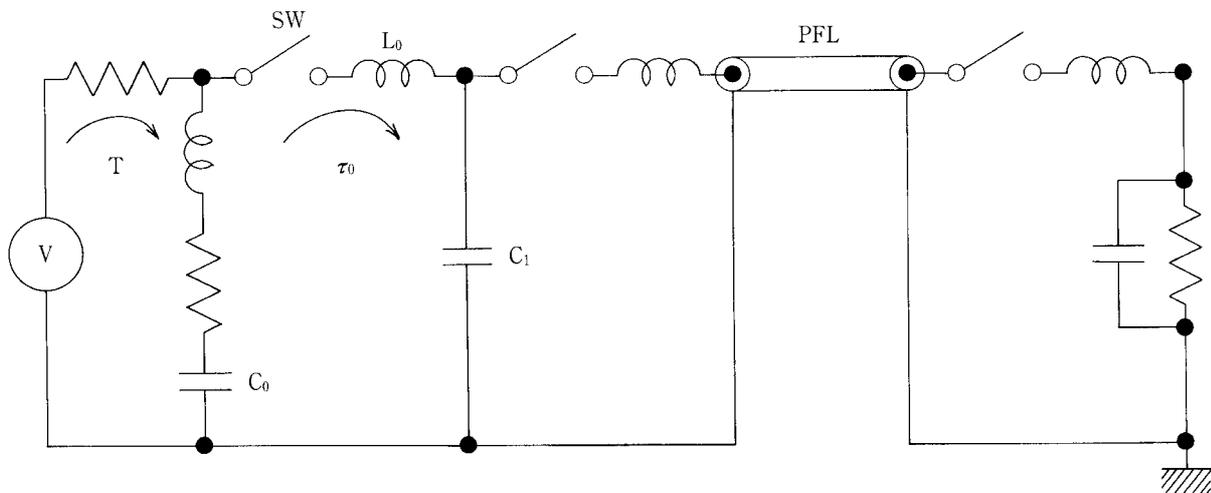
第2図に高電圧パルス発生装置の代表的な回路を示す。スイッチ SW の投入により充電されたキャパシタ C_0 が放電しインダクタンス L_0 を介して

C_1 に送られる。このとき C_0 から C_1 へのエネルギーの伝送時間 τ_0 は C_0 の充電時間 T よりも短縮されている。この回路をパルス圧縮と呼び、複数段のパルス圧縮により必要とする短いパルス幅を得ることが出来る。圧縮されたパルスは、パルスフォーミングライン (PFL) で成形される。PFL では出力波形を整え、急峻な立ち上がりのパルスとする。高電圧のパルス成形や圧縮は困難であるため、低電圧の段階でパルス圧縮と成形を行い、その後昇圧して高電圧パルスを得ている⁶⁾。

高電圧パルスの波形の例を第3図に示す。横軸が時間、縦軸が電圧であり、立ち上がり時間 (ピーク電圧の10%~90%) が約60 nsecで、パルス幅が約



第1図 高電圧パルス発生装置のダイアグラム
Fig. 1 Schematic diagram of high voltage pulse generation



第2図 高電圧パルスの回路例
Fig. 2 Example of high voltage pulse circuit

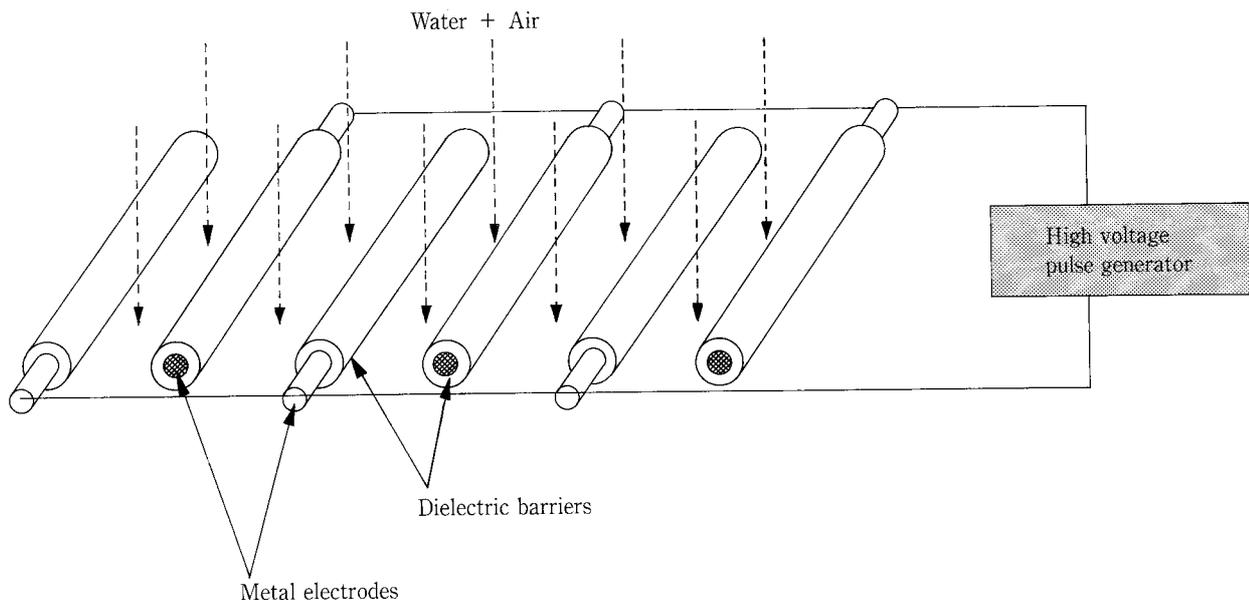
520 nsec, ピーク電圧が約18 kVの場合を示している。このようなパルスを1秒間に100~1000回程度の繰り返し回数で連続して発生させるのが高電圧パルスの発生装置である。

2. 高電圧パルスの特長

一般に不純物を多く含む水は導電率が大きく、水中で直流高電圧を電極間に印加すると大きな電流が流れるため、発熱あるいは電気分解が生じる。ところが、直流高電圧を極めて短時間印加すると水が誘電体のような性質を示す。この短時間の直流高電圧を高電圧パルスと呼ぶ。高電圧パルス幅が1 μ sec よりも短くなると、水中の各種イオンが電極間を移動することが出来なくなる。これは、水中でのイオンの移動速度が電子と比べて小さいためである。これにより、気液混合状態で高電圧パルスを印加すると電気エネルギーが発熱や電気分解に消費されず、気中放電や液滴表面での放電により消費され、オゾンやラジカルが効率的に生成される。

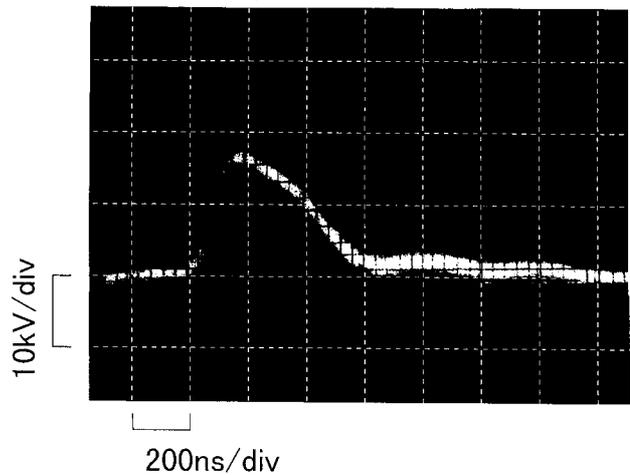
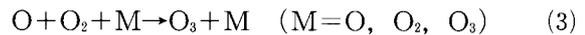
3. 高電圧パルスによる水処理

高電圧パルスによる水処理は放電部に直接原水を滴下することにより行われる。放電電極部の模式図を第4図に示す。金属をガラスで被覆した電極を櫛形に並べ、その上方より原水を滴下する。金属をガラスで被覆することによりアーク放電を防止し、より安定な誘電体バリア放電となる。電極間に高電圧パルスを印加すると、放電は主として気相および液相の表面で起こり、このとき生じるオゾン、ラジカル、衝撃波が水中の有機物を分解し、殺菌を行う。



第4図 放電電極部の模式図
Fig. 4 Schematic illustration of electrode system

オゾン発生方式には無声放電方式、紫外線方式、水電解方式、放射線照射方式などがある。高電圧パルス水処理装置では主として空気中での放電によってオゾンが発生し、その反応は電子衝突によって生じる励起種の多様性のために複雑である。主反応は次式で表される。



第3図 高電圧パルス波形の例
Fig. 3 Example of high voltage pulse wave oscillograph

(1)式、(2)式の反応で生成される酸素原子や O_2 ラジカルは極めて酸化力が強い。しかし、その寿命は数 μ 秒と非常に短い。通常、放電によって生成されたオゾン水を水へ溶解するには散気管方式やエジェクタ方式がよく用いられている。しかし、発生したオゾン化空気を水に作用させるまでにラジカルは消滅してしまうため、従来の方式では気中放電で発生したラジカルを有効に利用することは出来ない。しかし、本方式では放電電極部に直接原水を滴下することにより、気中放電で発生したラジカルの酸化力を水処理に利用可能となる。

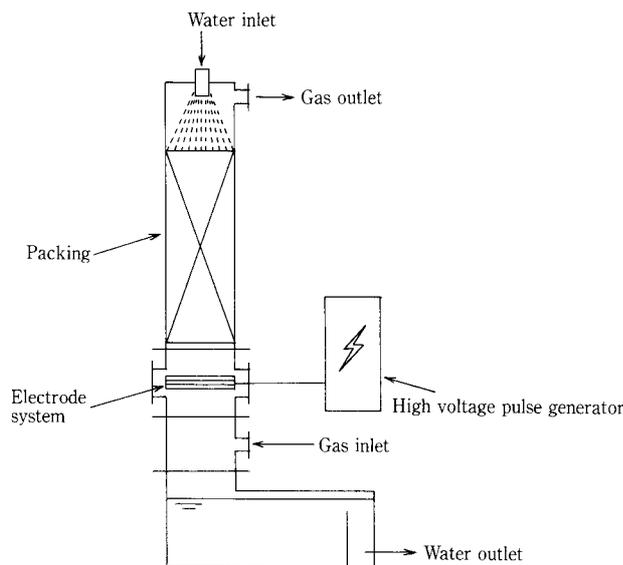
一方、液相の表面で起こる放電は液体中にOHラジカルやOラジカルなどの活性種を生成すると考えられる。これらのラジカルが水中有機物と反応すると効果的な水処理を行うことができる¹⁰⁾。

液相中に高電界を印加すると、液中生物の細胞膜は電気穿孔により破壊されて細胞内容物や原形質分離能の消失により不活性化が起こる⁷⁾。また、放電の衝撃波による殺菌効果もあると考えられる。

まとめると、高電圧パルスによる水処理は次の3つの作用がある。

- ①オゾンによる酸化還元反応
- ②高電界中での水の活性化（ラジカル生成）
- ③放電の衝撃波及び高電界による殺菌作用

これらの相乗効果により、有機物の酸化分解、殺菌が効果的に行われると考えられる。



第5図 高電圧パルス水処理装置の概略図
Fig. 5 Schematic diagram of high voltage pulse water treatment system

4. 高電圧パルス水処理装置の構成

高電圧パルス水処理装置の概略図を第5図に示す。原水は、装置上部より噴霧され、充填塔を通り放電部に滴下される。一方、オゾン発生の原料である空気は放電部の下部より送りこまれる。放電部ではオゾン、ラジカル、衝撃波が同時に作用し、さらに余剰オゾンは充填塔内で気液接触する。これにより、水中有機物の酸化分解、殺菌が効率的に行われる。

電極にはステンレス棒を石英ガラス管で覆ったものを使用している。ケーシングに近い部分には接地側の電極のみを配置しており、高電圧がケーシングや水を伝わって漏電することは無い。また、なんらかの原因で石英ガラス管が破損した場合にも、回路の安全機構が働き、電源を落とす仕組みになっている。

5. 高電圧パルス水処理装置の用途

適用分野は主に次の4つが考えられる。

- ①上水の高度処理
- ②下水の高度処理
- ③有害ガス・悪臭ガスの脱臭
- ④難分解性有機物の処理

水処理においては主として膜で取り除けない溶解性成分の処理が期待される。上水の高度処理については、殺菌消毒、異種味成分の除去、有機物の低分子化、トリハロメタン前駆物質の抑制などを目的に活性炭の前段への適用が見込まれる。下水については、殺菌、色度除去、脱臭、生物分解性の向上などを目的に塩素処理の前段への適用が見込まれる。

ガス処理についても若干の構造変更で適用が可能である。排ガスを充填塔内で気液接触させ、処理対象物質を水に吸収させた上で分解する。用途としては、排ガス・排煙脱硝、シアン・フェノール処理、悪臭ガスの脱臭に適用が見込まれる。

また、ラジカルの酸化力を利用し、難分解性有機物の低分子化に適用できる可能性がある。

6. テスト装置の紹介

テスト装置の外観写真を写真1に示す。本装置の概要は次の通りである。

- 放電電力：～200 W
- オゾン発生量：最大約15 g/h
- 空気風量：～20 m³/h
- 本体材質：SUS304
- 電極材質：石英ガラス＋ステンレス鋼
- 処理水量：～5 m³/h

6. 1 放電による水処理効果

放電処理による有機物分解効果を確認するため、

オゾン単独処理とオゾン・放電併用処理の比較を行った。オゾン単独処理では、放電で発生したオゾンを充填塔に吹き込み、処理を行った。一方、オゾン・放電併用処理では放電部に原水を滴下することで、オゾン・放電併用処理を行った。放電電力はどちらの場合も約200 Wである。原水には純水にIPA 約50 mg/lを溶解した模擬液250 Lを使用し、充填塔内を循環させ処理を行った。第6図に処理結果を示す。

オゾン・放電併用処理の場合の TOC 除去率は44%、オゾン単独処理での TOC 除去率は15%である。

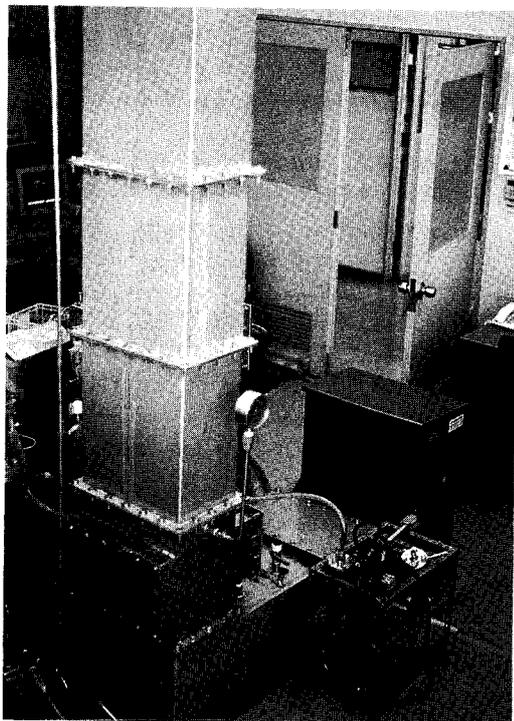


写真1 テスト機外観
Photo.1 Outside view of testing unit

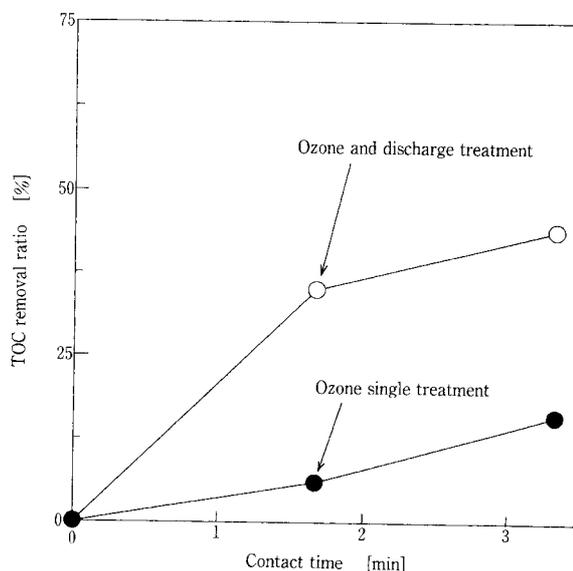
放電処理を併用することで約3倍の TOC 除去率が得られた。

6.2 用水処理への適用例

用水処理のテスト事例を第1表に示す。原水には井戸水を使用した。処理水量は10 m³/h、放電電力は500 Wである。目的は着色成分の分解、CODの除去、悪臭成分の分解及び除鉄である。色度除去率93%、濁度除去率97%、鉄分除去率91%と共に高い結果が得られた。また、CODについても43%の除去率が得られた。

6.3 上水の高度処理への適用例

上水の高度処理への適用例を第2表に示す。原水には凝集沈澱処理後の水を使用した。処理水量は0.2 m³/h、放電電力は約200 Wである。目的はトリ



第6図 TOC 除去率と接触時間の関係
Fig. 6 Relationship between TOC removal ratio and contact time

第1表 用水処理の水質
Table 1 Quality of water for industrial water treatment

	Raw water	Treated water	Removal ratio(%)
pH	7.3	8.1	—
Color	32	2	93
Turbidity	11.6	0.3	97
Conductivity	390	385	—
COD	2.3	1.3	43
Fumic acid	< 0.4	< 0.4	—
Iron	0.625	0.056	91
Manganese	0.004	0.001	75
Phenols	< 0.030	< 0.030	—
Total hardness	198	199	—

第2表 上水処理の水質

Table 2 Quality of water for drinking water treatment

		Raw water	Treated water	Removal ratio(%)
pH	[—]	7.5	7.5	—
Color	[deg]	2	1	50
Turbidity	[deg]	1.0	0.4	60
Ammonia nitrogen	[mg/l]	0.14	< 0.10	28
Chlorine demand	[mg/l]	0.7	0.4	42
KMnO ₄ consumption	[mg/l]	2.9	2.6	4
THMFP	[μg/ml]	45.7	27.3	40
General bacteria	[/ml]	2 300	51	98
E. coli group count	[/ml]	0	0	—

ハロメタン前駆物質の除去, 異種味成分の除去, 殺菌である。トリハロメタン生成能は40%除去, 一般細菌は減菌率98%が得られた。

むすび

今回は, 高電圧パルス放電によるオゾンと放電を併用した新しい促進酸化プロセスと数例の処理データを紹介した。現在, 様々な用途についてテストしつつ, 適用分野の探索, 処理フローの改良を行っている。次報ではより具体的な案件について報告する予定である。

[参考文献]

1) 秋山秀典, 原 雅則: J. IEE Japan, Vol.115, No.3

(1995), p.166.

2) 宗宮 功, 山田春美: 月刊フードケミカル, Vol.5, No.8 (1989), p.37.

3) 水野 彰: プラズマ・核融合学会誌, Vol.74, No.2 (1998), p.140.

4) 辻 幸男: 月刊地球環境, Vol.28, No.6 (1997), p.92.

5) 原 雅則, 秋山秀典: 高電圧パルスパワー工学, 森北出版 (1991)

6) 京都ハイパワーテクノロジー研究会: パルスパワー工学の基礎と応用, 近代科学社 (1992)

7) 佐藤正之: 食品と容器, Vol.35, No.6 (1994), p.308.

8) 杉光英俊: 静電気学会誌, Vol.17, No.3 (1993), p.184.

9) 山部長兵衛, 酒井英治: T. IEE Japan, Vol.114, No.4 (1994), p.357.

10) Sato M, Ohgiyama T: IEEE Tans Ind Appl, Vol.32, No.1 (1996), p.106.

連絡先

小 倉 正 裕 技術開発本部
 研究開発部
 T E L 078 - 992 - 6525
 F A X 078 - 992 - 6504
 E-mail m.ogura@pantec.co.jp

ユニット化学装置

The Unit Chemical Equipment



(化)エンジニアリング部
三 杉 弘
Hiroshi Misugi 薫
村 岡
Kaoru Muraoka

神鋼パンテックでは GL ユニット, SV ユニット, WFE ユニットの 3 種類のプロセスユニットを提供します。これらのユニットは当社のさまざまな化学装置とコンデンサー, 受器, 真空ポンプその他からなります。特に, GL ユニットはガラスライニング製となっており, 当社の専門分野でありノウハウが蓄積されています。これらのユニットにより確かなプロセスシステムをご提供いたします。

We, SHINKO PANTEC, offer three types of processing units, namely GL UNIT, SV UNIT and WFE UNIT. These units comprises various chemical apparatus manufactured by SHINKO PANTEC, condenser, receiver tank, vacuum pump and so on. Especially, since GL UNIT consisting of glass-lined apparatus is our field of expertise, We have accumulated much know-how there on. We offer reliable process systems with these units.

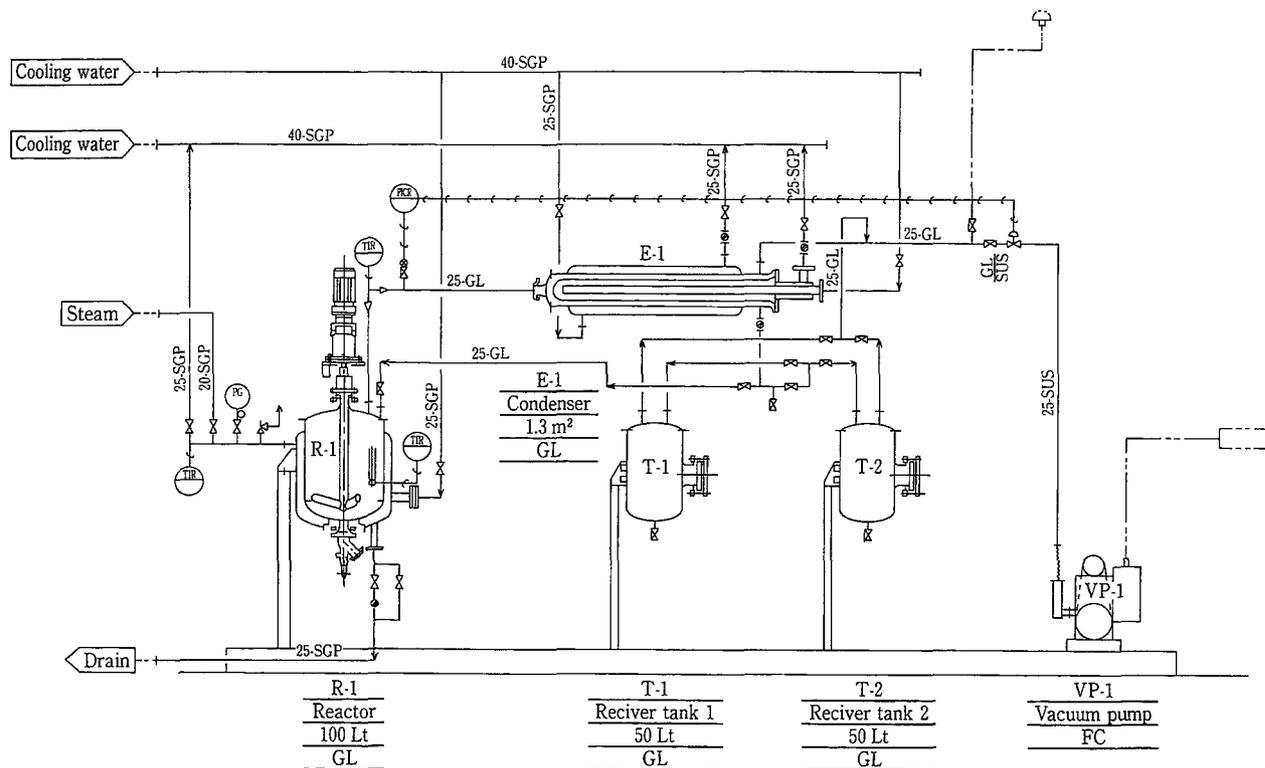
Key Words

ユニット化学装置	UNIT CHEMICAL EQUIPMENT
ガラスライニング反応機	GLASS-LINED REACTOR
SV ミキサー	SV MIXER
ワイブレン	WIPRENE

まえがき

神鋼パンテックの化学装置は化学, 医薬, 電子材料, 食品などの分野で幅広く利用されています。ガラスライニング製反応機 (以下 GL 反応機とする), 薄膜蒸発機 (ワイブレン及びエクセバ), 攪拌型乾燥機 (SV ミキサー), 容器回転型乾燥機 (CDB 乾燥機), ろ過乾燥機 (FD ろ過乾燥機) など (括弧内は GL 反応機以外商品名) がこの分野の当社主力製品ですが, これらの機器には減圧下, または真空下で反応操作, 蒸留操作, 乾燥操作を行う用途に使用されているものも数多くあります。コンデンサー,

受器, 真空排気設備などの付帯機器は主要機器の機能を活かすために重要な役割を果たしており, その選定, サイジングにはエンジニアリング力が必要です。当社では長年の機器納入実績およびプラント納入実績から, 当社主要機器を中心とし, 反応, 蒸留, 蒸発, 乾燥を目的とするミニプラントを商品化し, ユニット化学装置と名づけて販売することにしました。ユニット化学装置は規模の小さいものはトラック輸送が可能なモジュール商品とし, 規模の大きなものは現地工事を含むプラント商品となります。ここでは GL 反応機, SV ミキサー, ワイブレンをそ



第1図 GLユニット
Fig. 1 GL UNIT

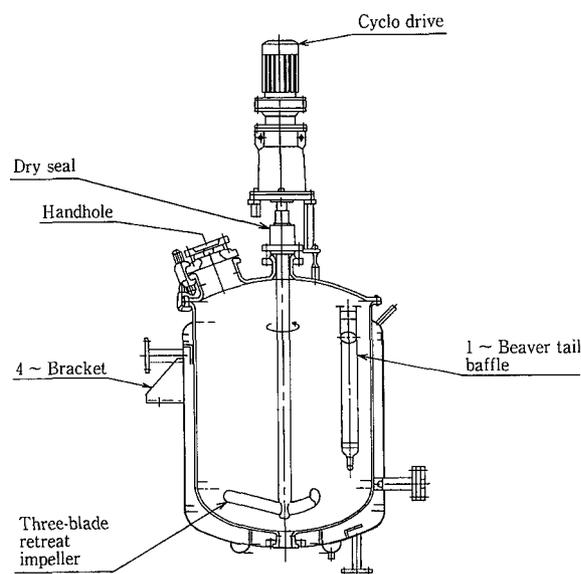
それぞれ中心とする「GLユニット」「SVユニット」「WFEユニット」の3種類のユニット化学装置を紹介します。

1. ユニット化学装置

1.1 GLユニット

GLユニットはGL反応機、コンデンサー、受器と真空ポンプから構成（第1図）されています。各種化学反応操作および反応後の製品の濃縮、脱溶剤処理が可能な装置です。ユニットの型式は反応機容量が100 lt「GLRD-001」から6 000 lt「GLRD-060」までの9型式としています。主反応機は短納期、低価格の当社標準「K-R」（第2図）を採用し、本体設計圧力FV \sim 2 kg/cm²G、外套設計圧力5 kg/cm²G、設計温度0 \sim 150 $^{\circ}$ C、材質はガラス番号9000としています。コンデンサーは「GLRD-005」以下では多重缶式（第3図）、「GLRD-010」以上で多管式（第4図）のグラスライニング製熱交換器を採用しました。真空ポンプは20 mmHgの真空を想定し水封ポンプを選定しました。これらの標準仕様を（第1表）に示します。

標準仕様と異なる要望、たとえば反応機とコンデンサーの間に充填蒸留塔が要る、コンデンサーの材



第2図 グラスライニング反応機
Fig. 2 Glass-lined reactor

質はカーボン製がよい、高真空で溶媒留去したいで能力の大きい真空排気設備が必要、反応機温度処理システムが必要、などの場合はその目的に応じ

第 1 表 GL ユニット標準仕様

Table 1 Standard specification of GL UNIT.

Type		GLRD-001	GLRD-003	GLRD-005	GLRD-010	GLRD-020	GLRD-030	GLRD-040	GLRD-050	GLRD-060	
Capacity		100	300	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	6 000	
Reactor	Type: Vertical cylinder	Volume m ³	100	300	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	6 000
	Agitater: Three blade reatreat impeller	Heating area m ²	0.95	2.06	2.96	4.69	7.45	9.75	11.4	13.4	14.7
		Power KW	0.75	0.75	0.75	1.5	2.2	3.7	3.7	5.5	5.5
	Material: GL+SS	Dimension mm	500φ×500SS	700φ×800SS	800φ×900SS	1 000φ×1 100SS	1 400φ×1 550SS	1 500φ×1 650SS	1 700φ×1 850SS	1 800φ×1 950SS	2 000φ×2 150SS
Condenser	Type: Shell & Tube/ Multiple vessel	Heating area m ²	1.3	3.4	4.4	5.1	10.7	10.7	21.3	21.3	21.3
	Material: GL+SS	Dimension mm	450φ×1 131L	700φ×1 235L	700φ×1 535L	300A×2 000L	400A×2 000L	400A×2 000L	450A×3 500L	450A×3 500L	450A×3 500L
Distillated receiver tank 1	Type: Vertical cylinder	Volume Lt	50	200	300	500	1 000	1 500	2 000	2 500	3 000
	Material: GL+SS	Dimension mm	350φ×500SS	600φ×700SS	700φ×750SS	800φ×950SS	1 000φ×1 200SS	1 200φ×1 300SS	1 400φ×1 250SS	1 500φ×1 300SS	1 500A×1 600SS
Distillated receiver tank 2	Type: Vertical cylinder	Volume Lt	50	200	300	500	1 000	1 500	2 000	2 500	3 000
	Material: GL+SS	Dimension mm	350φ×500SS	600φ×700SS	700φ×750SS	800φ×950SS	1 000φ×1 200SS	1 200φ×1 300SS	1 400φ×1 250SS	1 500φ×1 300SS	1 500A×1 600SS
Vacuum pump	Type: Water sealed	Displacement Lt/min	315	540	803	1 540	3 040	3 740	6 180	6 180	6 180
	Material: GL+SS	Power KW	0.75	0.75	1.5	2.2	3.7	5.5	7.5	7.5	7.5
	Pressure: 20 mmHg	Dimension mm	560L×330W×370H	660L×380W×370H	730L×400W×600H	820L×550W×600H	775L×590W×910H	775L×590W×910H	910L×720W×1 120H	910L×720W×1 120H	910L×720W×1 120H

第 2 表 SV ユニット標準仕様

Table 2 Standard specification of SV UNIT.

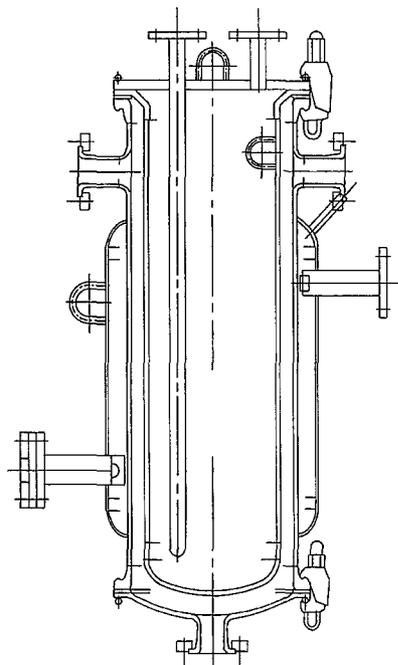
Type		SVD-001	SVD-003	SVD-005	SVD-010	SVD-015	SVD-020	SVD-030	SVD-050	
Capacity		Lt/Batch	100	300	500	1 000	1 500	2 000	3 000	5 000
SV mixer	Type: Conical vessel	Type	SV001VT	SV003VT	SV005VT	SV010VT	SV015VT	SV020VT	SV030RT	SV050RT
	Material: SUS316	Heating area m ²	0.87	1.53	2.38	4.12	5.59	6.89	9.13	12.96
		Power Screw KW	1.5	2.2	2.2	3.7	3.7	5.5	5.5	11
		Orbit arm KW	0.2	0.2	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.75
		Dimension mm	800φ×1 341H	1 150φ×1 645H	1 350φ×1 972H	1 700φ×2 545H	1 900φ×2 872H	2 100φ×3 200H	2 300φ×3 620H	2 650φ×4 110H
		Bag filter m ²	0.56	0.56	0.56	1.13	1.13	1.13	1.68	1.68
Condenser	Type: Shell & Tube	Heating area m ²	2	2	3	5	7	10	15	15
	Material: SUS316	Dimension mm	350A×1 000L	350A×1 000L	350A×2 000L	350A×2 000L	350A×2 000L	400A×2 000L	450Aφ×2 000L	450Aφ×2 000L
Receiver tank	Type: Vertical cylinder	Volume Lt	100	200	300	500	1 000	1 500	2 000	2 500
	Material: SUS316	Dimension mm	500φ×500SS	600φ×700SS	700φ×750SS	800φ×950SS	1 000φ×1 200SS	1 200φ×1 300SS	1 400φ×1 250SS	1 500φ×1 300SS
Vacuum pump	Type: Water sealed	Displacement Lt/min	1 500	2 500	2 500	3 000	3 000	5 500	5 500	5 500
	Material: SUS316	Power KW	3.7	5.5	5.5	7.5	7.5	15	15	15
	Pressure: 20 mmHg	Dimension mm	1 000L×590W×625H	1 154L×713W×625H	1 154L×713W×625H	1 320L×795W×760H	1 320L×795W×760H	1 610L×895W×877H	1 610L×895W×877H	1 610L×895W×877H

設計に対応します。

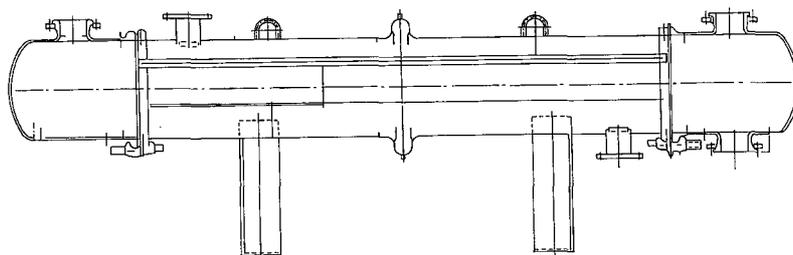
1.2 SVユニット

SVユニットはSVミキサー、バグフィルター、コンデンサー、受器、真空ポンプから構成(第5図)

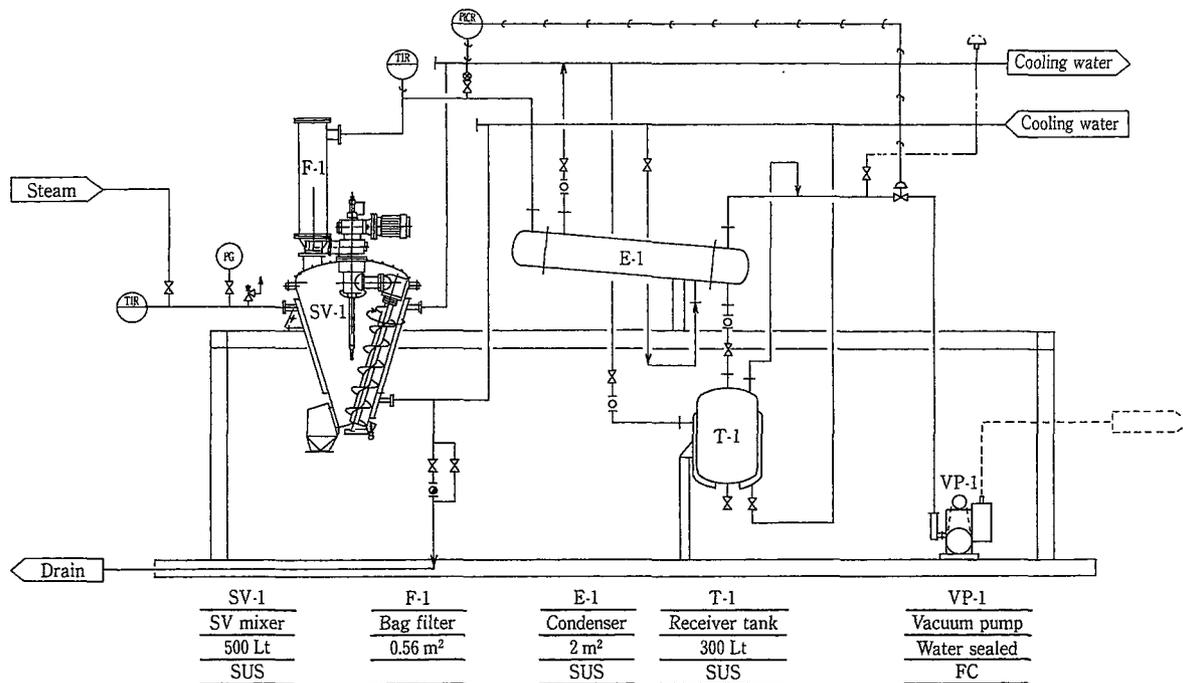
されています。医農薬中間体、電子材料、食品、飼料などの湿潤粉体を低温真空乾燥処理できる装置です。ユニットの型式はSVミキサーの容量が100lt「SVD-001」から5000lt「SVD-050」までの8型式としています。SVミキサー(第6図)は本体設計圧力FV~大気圧、外套設計圧力1.9kg/cm²G、設計温度130℃、材質SUS316ステンレス鋼を標準としています、バグフィルターはテトロンフェルトを標準とし、コンデンサーは多管式熱交、真空ポンプは水封式を採用しています。これらの標準仕様を(第2表)に示します。



第3図 多重缶型コンデンサー
Fig. 3 Multiple vessel condenser



第4図 多管式
Fig. 4 Shell & Tube condenser



第5図 SVユニット
Fig. 5 SV UNIT

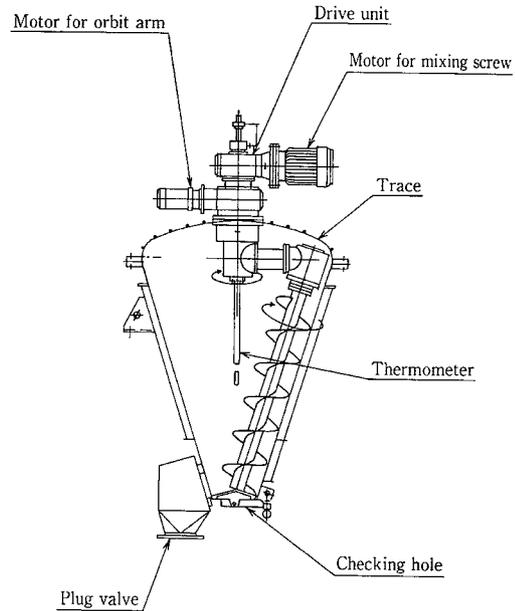
標準仕様と異なる要望，たとえば減率乾燥時間が長いので窒素ガスを同伴するデバイスが要る，乾燥時に酸性ガスが出るので耐食性金属のSV ミキサーが要る，スラリーで受け入れろ過してから乾燥したい，外套加温温水ユニットが要る，などの場合はその目的に応じた設計に対応します。

1.3 WFE ユニット

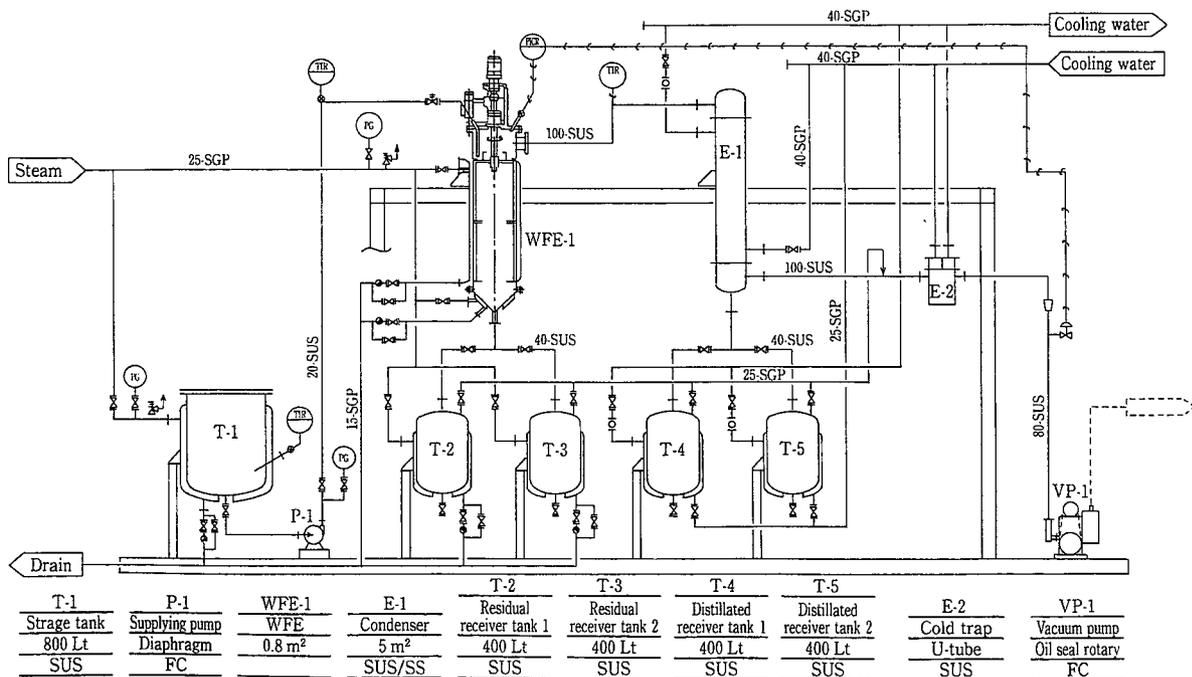
WFE ユニットは供給液タンク，供給液ポンプ，ワイプレン，コンデンサー，受器，コールドトラップ，真空ポンプから構成（第7図）されています。熱安定性のない物質の蒸発精製処理，付着性が強く伝熱面が汚れやすい物質の濃縮処理が可能で，医薬，食品および廃液処理分野で使用していただけます。ユニットの型式は伝熱面積が0.2 m²「WFED-602」から3.0 m²「WFED-2430」までの5型式としています。ワイプレン（第8図）は本体設計圧力 FV～大気圧，外套 5 kg/cm²G，設計温度200℃，材質 SUS316 ステンレス鋼を標準としています。真空ポンプは油回転ポンプとし1 mmHgまでの真空操作が可能です。これらの標準仕様を（第3表）に示します。

標準仕様と異なる要望，たとえば高温蒸留したいので熱媒加熱装置が要る，コールドトラップにブライン供給装置が要る，1 mmHg以下の高真空蒸留が必要でワイプレン内部にコンデンサーを設置した

い，高粘度液を処理したい，などの場合はその目的に応じた設計に対応します。



第6図 SV ミキサー
Fig. 6 SV MIXER



第7図 WFE ユニット
Fig. 7 WFE UNIT

第 3 表 WFE ユニット標準仕様

Table 3 Standard specification of WFE UNIT.

Type			WFED-602	WFED-1204	WFED-1208	WFED-2415	WFED-2430
Evaporator	Type: WFE	Type	6—2	12—4	12—8	24—15	24—30
	Material: SUS316	Heating area	m ² 0.2	0.4	0.83	1.5	3.1
		Power	KW 0.4	1.5	1.5	2.2	2.2
		Dimension	mm 156 φ × 630L	315 φ × 735L	315 φ × 1 165L	600 φ × 1 500L	600 φ × 2 150L
Condenser	Type: Shell & Tube	Heating area	m ² 2	2	5.1	10	15
	Material: SUS316	Dimension	mm 350A × 1 000L	350A × 1 000L	350A × 2 000L	400A × 2 000L	450A × 2 000L
Storage tank	Type: Vertical cylinder	Volume	Lt 200	400	800	1 500	3 000
	Material: SUS316	Dimension	mm 600 φ × 700SS	700 φ × 750SS	800 φ × 950SS	1 000 φ × 1 200SS	1 000 φ × 1 200SS
Distillated receiver tank 1	Type: Vertical cylinder	Volume	Lt 100	200	400	800	1 500
	Material: SUS316	Dimension	mm 500 φ × 500SS	600 φ × 700SS	700 φ × 750SS	800 φ × 950SS	1 000 φ × 1 200SS
Distillated receiver tank 2	Type: Vertical cylinder	Volume	Lt 100	200	400	800	1 500
	Material: SUS316	Dimension	mm 500 φ × 500SS	600 φ × 700SS	700 φ × 750SS	800 φ × 950SS	1 000 φ × 1 200SS
Residual receiver tank 1	Type: Vertical cylinder	Volume	Lt 100	200	400	800	1 500
	Material: SUS316	Dimension	mm 500 φ × 500SS	600 φ × 700SS	700 φ × 750SS	800 φ × 950SS	1 000 φ × 1 200SS
Residual receiver tank 2	Type: Vertical cylinder	Volume	Lt 100	200	400	800	1 500
	Material: SUS316	Dimension	mm 500 φ × 500SS	600 φ × 700SS	700 φ × 750SS	800 φ × 950SS	1 000 φ × 1 200SS
Supply pump	Type: Diaphragm	Discharge	Lt/hr ~100	~180	~250	~320	~400
	Material: SUS316	head	mH ₂ O 20	20	20	20	20
		Power	KW 0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Vacuum pump	Type: Oil sealed rotary	Displacement	Lt/min 315	540	803	1 540	3 040
	Material: SUS316	Power	KW 0.75	0.75	1.5	2.2	3.7
	Pressure: 5 mmHg	Dimension	mm 560L × 330W × 370H	660L × 380W × 370H	730L × 400W × 600H	820L × 550W × 600H	775L × 590W × 910H
Cold trap	Type: U-Tube (SUS316)	Heating area	m ² 0.5	0.5	1	2	2

第 4 表 GL ユニットの処理能力

Table 4 Capacity of GL UNIT

Type	GLRD-001	GLRD-003	GLRD-005	GLRD-010	GLRD-020	GLRD-030	GLRD-040	GLRD-050	GLRD-060
Charge	kg 100	300	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	6 000
Heating area	m ² 0.95	2.06	2.96	4.69	7.45	9.75	11.4	13.4	14.7
Overall coefficient of heat	kcal/m ² hr°C 390	380	380	360	350	360	360	350	350
Temperature difference	°C 40	40	40	40	40	40	40	40	40
Heat transfer	kcal/hr 15 000	30 000	45 000	70 000	100 000	140 000	170 000	190 000	200 000
Capacity of evaporation	kg/hr·(Lt vessel) 1.5	1.0	0.9	0.7	0.5	0.5	0.4	0.4	0.3

Condition Charge: Water containing low concentration chloride
 Jacket: Steam 120 °C
 Pressure: 400 mmHg

第 5 表 SV ユニットの処理能力

Table 5 Capacity of SV UNIT

Type	SVD-001	SVD-003	SVD-005	SVD-010	SVD-015	SVD-020	SVD-030	SVD-050
Charge kg	100	300	500	1 000	1 500	2 000	3 000	5 000
Heating area m ²	0.87	1.53	2.38	4.12	5.59	6.89	9.13	12.96
U constant-rate period kcal/m ² hr°C	80	80	80	80	80	80	80	80
U falling-rate period kcal/m ² hr°C	20	20	20	20	20	20	20	20
Temperature difference °C	40	40	40	40	40	40	40	40
C constant-rate period kg/hr·(m ³ vessel)	300	160	150	130	120	110	100	80
C falling-rate period kg/hr·(m ³ vessel)	70	40	40	35	30	30	25	20

Condition U: Overall coefficient of heat
 C: Capacity of drying
 Charge: Organic substance with 10 wt% solvent.
 Moisture: Initial...10 wt%, Final...0.1 wt%
 Jacket: Hot water 60 °C
 Pressure: 20 mmHg

第 6 表 WFE ユニットの処理能力

Table 6 Capacity of WFE UNIT

Type	WFED-0602	WFED-1204	WFED-1208	WFED-2415	WFED-2430
Supply kg/hr	20	40	90	170	320
Heating area m ²	0.2	0.4	0.83	1.5	3
Overall coefficient of heat kcal/m ² hr°C	620	680	680	550	550
Temperature difference °C	40	40	40	40	40
Heat transfer kcal/hr	5 000	11 000	23 000	33 000	66 000
Capacity of evaporation kg/hrm ²	80	80	90	90	85

Condition Supply: Organic solvent
 Composition: Distilled...80 wt%, Residue...20 wt%
 Jacket: steam 120 °C
 Heat capacity: 0.5 kcal/°C·kg
 Latent heat: 100 kcal/kg
 Temperature: Feed Inlet...80 °C, Distilled...80 °C, Residue...80 °C

第 7 表 テスト機概略仕様

Table 7 Outline specification of test equipment

		Reactor		SV mixer	WFE	
		Pilot test equipment		100lt test equipment	2-03	6-2
Capacity	Lt	60		100	—	—
Heating area	m ²	—		0.58	0.03	0.2
Design pressure	kg/cm ² G	Body: FV~16 Jacket: 5		Body: FV~ATM Jacket: 1.9	FV~ATM	Body: FV~16 Jacket: 5
Design temperature	°C	Body: 250 Jacket: 250		Body: 130 Jacket: 130	300	Body: 300 Jacket: 300
Material		Body: SUS316 Jacket: SS400		Body: SUS304 Jacket: SS400	Glass	Body: SUS316 Jacket: SS400
Throughput	lt/hr	—		—	4~6 g/min	10~50

2. ユニット処理能力

2.1 GVユニットの処理能力

低濃度の塩水溶液を濃縮する事例の能力比較を(第4表)に示します。外套の120℃のスチームを供給し、反応機本体を400 mmHgで水を蒸発させた計算例で、総括伝熱係数は350~390 Kcal/m²hr℃となります。容量が大きくなると液単位容量あたりの設備伝熱面積が減少し、処理能力が低下します。

2.2 SVユニットの処理能力

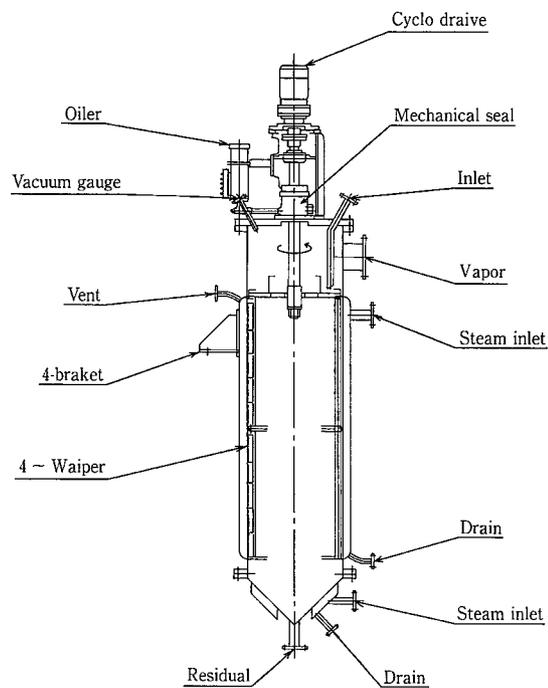
有機溶媒10%を含む湿潤粉体を0.1%まで乾燥させる事例の能力比較を(第5表)に示します。装置の見かけの伝熱係数は処理する粉体の性状により異なりますので、テストによる確認が必要です。ここでは10%から1%までを恒率乾燥、1%から0.1%を減率乾燥として試算しました。それぞれの乾燥期間の見かけの伝熱係数は恒率乾燥で80 Kcal/m²hr℃、減率乾燥で20 Kcal/m²hr℃と仮定しています。GLユニットと同じく、大型化するに従い能力が低下します。

2.3 WFEユニットの処理能力

高沸点物質が溶解している溶媒から、溶媒を留去する事例の能力比較を(第6表)に示します。ワイプレンは伝面基準の処理量を一定にスケールアップすると、内部ロータ周速をほぼ一定で設計しているため、総括伝熱係数もほぼ同じ値を取ります。従ってスケールアップしても処理能力がGL, SVユニットのように低下することはありません。

3. テスト装置

ユニットを構成する主要機器の機能を確認するために当社ではテストセンターでのテストをお奨めしております。テスト機の概略仕様を(第7表)に示します。またGL反応機、WFE薄膜蒸発機、CDB



第8図 ワイプレン (WFE)

Fig. 8 WIPRENE (WFE)

乾燥機, FD 濾過乾燥機については供試機を準備しています。

むすび

当社の装置をさらに使用していただくためにユニット化学装置を企画し、紹介しました。ユニット化学装置が顧客の設備計画の一助となることを期待し、また標準ユニットからの変更についても豊富なプラント建設の実績を活かし、顧客の要望に適切に対処していく所存です。

連絡先

三 杉 弘	化工機事業部 エンジニアリング部 担当課長	村 岡 薫	化工機事業部 エンジニアリング部
	TEL 0794 - 36 - 2518		TEL 0794 - 36 - 2518
	FAX 0794 - 36 - 2542		FAX 0794 - 36 - 2542
	E-mail h.mishugi@pantec. co.jp		E-mail k.muraoka@pantec. co.jp

流動床式高負荷好気性生物膜処理プロセス PABIO MOVER の実績紹介

Moving Bed Aerobic Biofilm Treatment Process
for High Loading, PABIO MOVER



(環)技術部計画第3課
宮本 Takeshi Miyamoto
西尾 敏 幸
Toshiyuki Nishio

流動床式高負荷好気性生物膜処理プロセス PABIO MOVER (パビオムーバー) は担体を曝気槽内で常に流動させる新しいプロセスである。

従来の担体生物膜法にあった生物膜の閉塞の課題を解決することで、高負荷処理、処理の安定性、保守が容易なシステムが実現した。

本稿では、PABIO MOVER の製菓廃水と食品廃水処理に適用した実例を2件紹介する。

Moving bed aerobic biofilm treatment process, PABIO MOVER, realized high loading, stability and easy maintenance of treating operation, by constantly moving the carrier elements in the aeration tank, solving problems of conventional fix-bed type treatment.

This paper reports two successful applications of the system to a confectionery and a food-processing factory.

Key Words :

廃水処理	Waste water treatment
流動床	Moving bed
生物膜	Biofilm

まえがき

製造業の生産拡大に伴う廃水負荷の増加への対応や、管理の省力化など、廃水処理設備に対しては、高負荷対応かつ安定処理技術の要求が高まって来ている。有機性廃水については、従来活性汚泥法が広く採用されてきたが、生物凝集性に依存する固液分離を行うために、BOD 負荷を大きくとることが出来ず、またバルキングなど微生物管理に悩まされてきた。一方、高負荷処理が可能な技術として担体に

生物膜を固定化する担体生物膜法があり、BOD 容積負荷として活性汚泥法が $1 \sim 2 \text{ kg/m}^3\text{d}$ 程度に対し、公称 $3 \sim 6$ 倍程度の負荷設定が可能とされている。

しかし、担体生物膜法は、高負荷をかけるとそれに応じて多量の微生物が増殖し、担体への目詰まりや、生物膜の閉塞をおこす。これらの事態は微生物への酸素供給不足を招き、対策として担体への頻繁な逆洗操作が必要となるなど、処理の安定性、管理

の容易性には課題があった。

ここに紹介する PABIO MOVER はプラスチック製の担体を曝気槽内で槽内液と共に循環流動させる担体生物膜法であり、従来の担体生物膜法の欠点を解決すると共に更に高負荷設定を達成した。このプロセスは好気処理、嫌気処理のどちらにでも適用されるプロセスであるが、本稿は好気処理による有機物除去プロセスの納入実績の概要について報告する。

1. PABIO MOVERの概要

1.1 プロセス

第1図に PABIO MOVER の概念図を示す。リアクター内にポリエチレン製の担体を充填し、下部よりの曝気により担体を激しく流動、攪拌させる。

担体の流動には特殊な曝気装置は不要であり、散気管のみを用いるシンプルなトラブルが起りにくい構造を採用する。また担体充填の接触効果により高い酸素供給効率を有する事も本システムの特長である。

リアクターの流入、流出口には閉塞防止を考慮したシーブ（ふるい）を設置し担体の流出を防止する。

本システムは通常リアクターを2槽以上シリーズに設置し、各槽に負荷と水質に応じた生物相を定着

させて、効率的かつ高度な処理が行えるように設計されている。

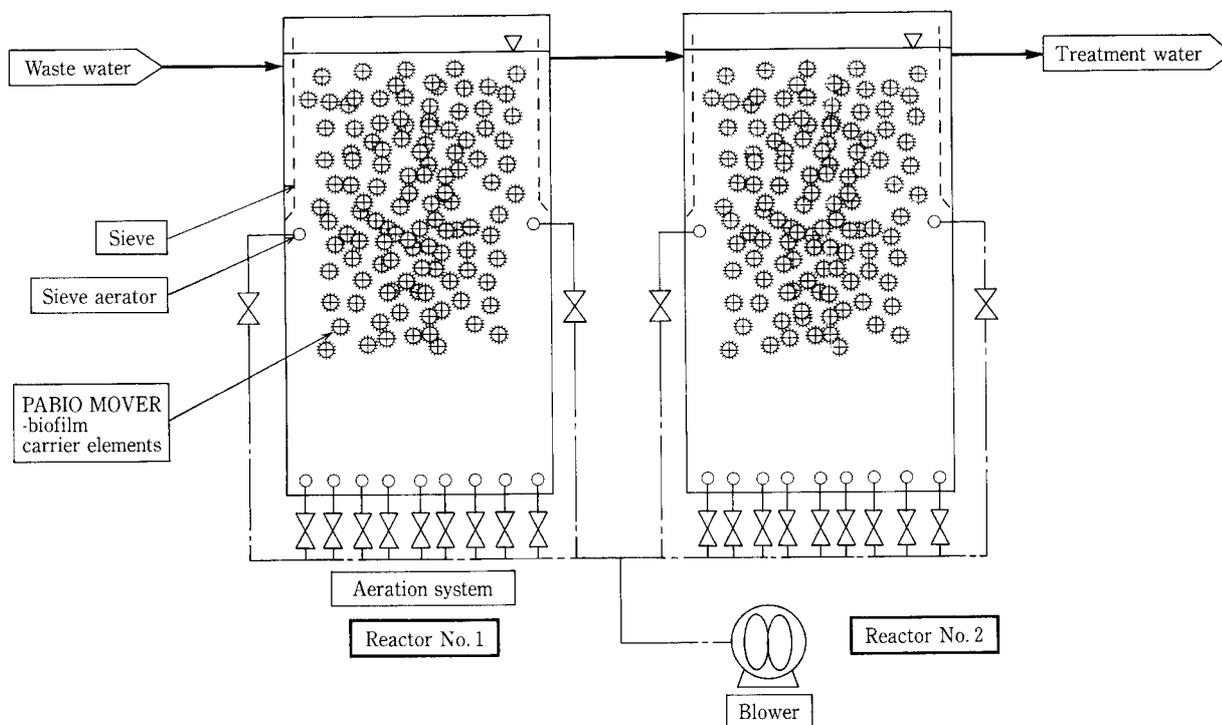
写真1に PABIO MOVER に用いる担体を示す。円筒型で内部に十字の仕切りがあり、周囲には小さなフィンが設けられている。生物膜は担体の内外面に形成され、周囲のフィンは小さな動力での攪拌を可能にし、又水流による担体自体の回転運動を生み出し、汚水と微生物の接触効率を高める。

1.2 処理フロー

第2図に PABIO MOVER を使用したプロセス例を示す。本プロセスは常に担体同士が接触、流動するため増殖余剰汚泥を剥離して、担体の目詰まりを防止している。反面リアクター流出水には常に余剰汚泥が含まれることになる。設備のマテリアルバランス上、余剰汚泥が含まれても排出可能な条件ならばそのままリアクターからの放流も可能であり汚泥処理も必要なく非常にシンプルなシステムとなる。しかし、放流条件がリアクター出口 SS 濃度を下回る場合は後段で SS 分離が必要となる。

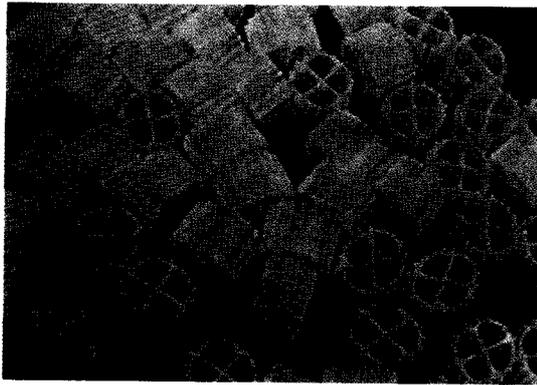
例①はリアクター後段に固液分離操作として凝集沈殿装置を採用した場合のプロセスを示す。

また、本プロセスは既存の活性汚泥等の処理設備を増強する場合にも既設水槽改造などで容易に導入

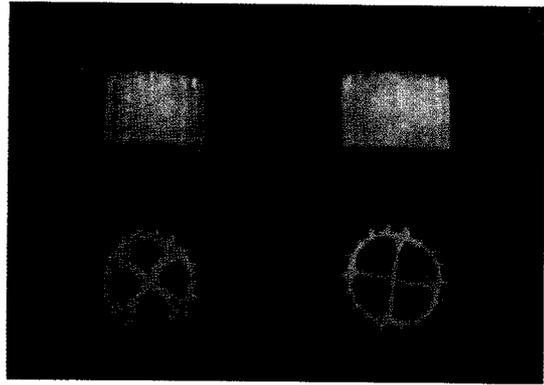


第1図 PABIO MOVER 概念図

Fig. 1 Conceptual drawing of PABIO MOVER



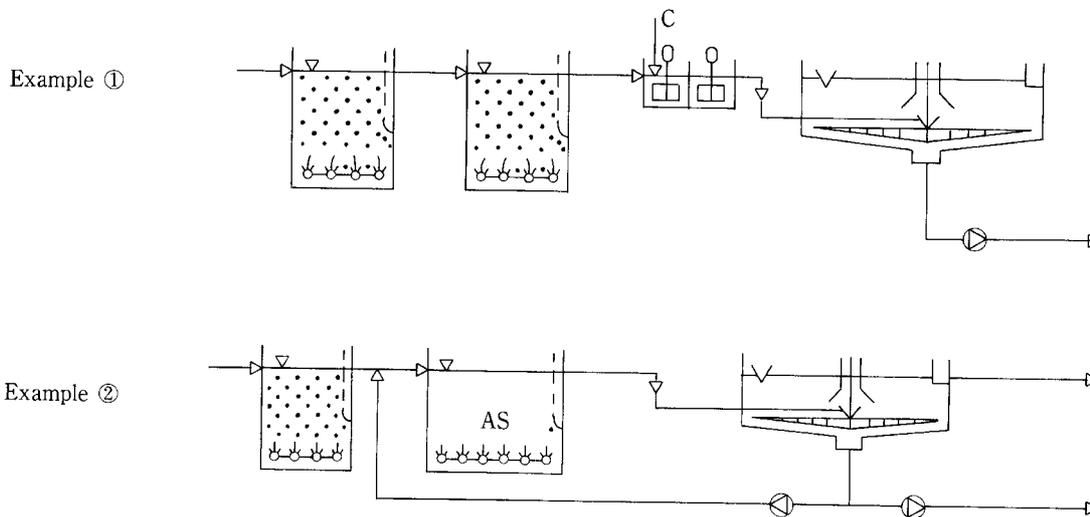
a. New carrier elements



b. New carrier elements (right) and biofilm-formed carrier elements (left)

写真 1 PABIO MOVER 担体

Photo.1 PABIO MOVER biofilm carrier elements



第 2 図 プロセス例

Fig. 2 Process examples

できる為に、省スペースで省コストに設備増強が可能である。

例②は既存設備の増強を目的とした PABIO MOVER と活性汚泥処理を組み合わせたハイブリットシステムのフローを示す。

1. 3 PABIO MOVER の特長

PABIO MOVER は、数多くの特長を有しており、主なものとしてつぎの点が上げられる。

- ① 環境に適した微生物の活用と担体を流動させることにより、大きな接触効果が得られ高負荷処理が可能である。
- ② リアクター内の担体に付着した微生物で処理する為、返送汚泥が不要である。

余剰汚泥は小さい SS となって流出するが、沈殿池等で容易に除去できバルキングの心配がないこと。

- ③ 下水道放流から公共水域放流まで目的に合わせた処理水が容易に得られること。
- ④ 食品、化学、紙、パルプ、下水等広い範囲の排水に適用できること。
- ⑤ 既設の曝気槽や遊休タンクなど様々な形状の水槽を転用することができ、既設設備を有効利用し、能力増強を図れること。
- ⑥ 担体の目詰まりの心配は全くなく、他の生物ろ過法・固定床法のような逆洗操作は一切不要であること。

2. 実績紹介

次に最近国内にて納入された設備事例を2件紹介する。

2.1 森永製菓(株)塚口工場殿向設備

2.1.1 設備概要

1) 設備諸元

本件の建設目的としては、老朽化した既設設備の更新及び工場負荷状況に応じた設備増強である。

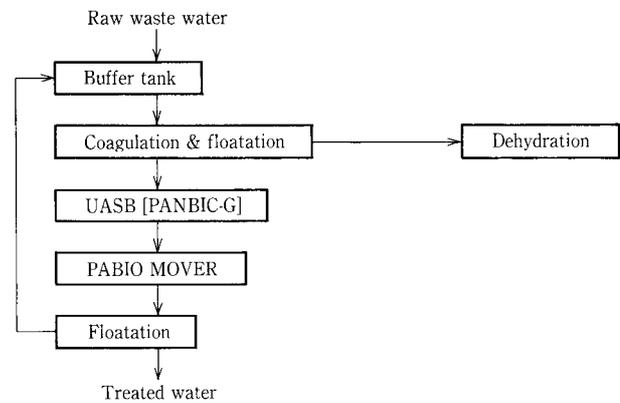
当該設備の設計した条件である製菓工場廃水の設計諸元は、第1表に示すとおりである。

2) 処理フローのブロックダイアグラム

処理フローを第3図に示す。設備構成としては流入水量の変動の平均化を目的とした原水槽を経由してまず凝集加圧浮上処理により油分とSSの分離除去を行う。つぎに嫌気性処理設備によりBODの除去を行う。嫌気性処理は運転費が安く、高負荷処理が可能ながら得られる処理水質レベル

が高く直接放流条件を満たすことができない。本件の放流先は下水道であり、処理水レベルに応じた負荷設計のできるPABIO MOVERを採用した。後段には余剰汚泥除去のため加圧浮上槽を設置している。

それぞれの装置入出口における予想水質を第2



第3図 処理フローのブロックダイアグラム
Fig. 3 Block flow for diagram

第1表 製菓工場廃水の設計諸元

Table 1 Design conditions for confectionery waste water

Flow rate of water : F=600m ³ /d				
Quality		Raw waste water	Treated water	
PH		6-8		
SS	(mg/l)	1 000	< 200	
BOD	(mg/l)	3 300	< 200	
OIL	(mg/l)	500	< 20	
Temp.	(°C)	50-30		

第2表 各ユニットの設計処理水質

Table 2 Design basis for water quality

	PH	SS (mg/l)	BOD (mg/l)	OIL (mg/l)
Raw waste water				
Buffer tank	6-8	1 000	3 300	500
Coagulation & Floatation		1 000	3 300	500
UASB (PANBIC-G)		100	2 640	50
PABIO MOVER		100	264	
Floatation		162	80	
Treated water		100	80	10

第3表 PABIO MOVER 主要機器仕様

Table 3 Specification of main components of PABIO MOVER

Item	Specification	Unit
PABIO MOVER reactor	2 000mm ^w *3 400mm ^L *4 500mm ^{WD} *6 500mm ^H	2
Blower	5.5m ³ /min*5.0mAq*11kw	1+1

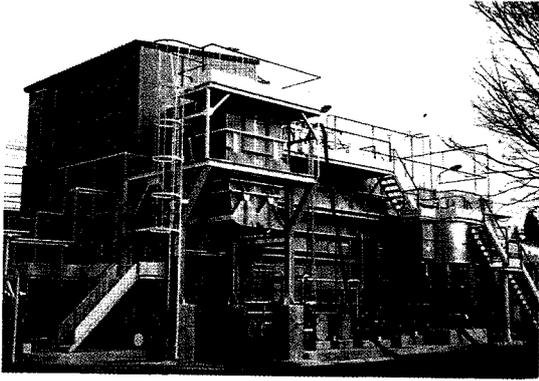


写真 2 製菓工場廃水処理設備外観
Photo.2 Outside view of confectionery waste water treatment



写真 3 PABIO MOVER 外観
Photo.3 Outside view of PABIO MOVER reactor

第 4 表 PABIO MOVER 運転データ
Table 4 Operation data of PABIO MOVER

Operation data-1

	Design condition		Operation data	
	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water
PH (-)			6.7	8.2
SS (mg/l)	100	100	126	23
BOD (mg/l)	264	80	170	18
OIL (mg/l)	50	10	4	<1

Operation data-2

	Design condition		Operation data	
	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water
PH (-)			6.9	8.0
SS (mg/l)	100	100	50	25
BOD (mg/l)	264	80	67	15
OIL (mg/l)	50	10	2	2

第 5 表 食品工場廃水の設計諸元
Table 5 Design conditions for food-processing waste water

Flow rate of water (m ³ /d)	High concentrate raw waste water	Low concentrate raw waste water	Total
		40	160

Quality	High concentrate raw waste water	Low concentrate raw waste water	treated water
PH (-)	4.0~7.0	4.0~7.0	5.8~8.6
SS (mg/l)	3 000	450	<50
BOD (mg/l)	10 000	400	<20
COD _{Mn} (mg/l)	7 000	280	<30
COD _{Cr} (mg/l)	15 000	600	
T-P (mg/l)	150	10	<8

表に示す。

3) 設備仕様

今回の設備における PABIO MOVER 部分の主要機器仕様を第 3 表に示す。目標処理水質を得るにあたり BOD 負荷 $2.6 \text{ kg/m}^3\text{d}$ 、滞留時間 2.4 時間と高負荷設定でコンパクトな設備が実現した。

設備全体外観を写真 2 に、PABIO MOVER 外観を写真 3 に示す。

2. 1. 2 運転結果

通常運転における、流入水と処理水の水質の一例を第 4 表に示す。流入水質が設計条件より低いこともあるが、設計値を満足し良好な処理が行われていることが確認された。

2. 2 旭松食品(株)埼玉工場殿向設備

2. 2. 1 設備概要

1) 設備諸元

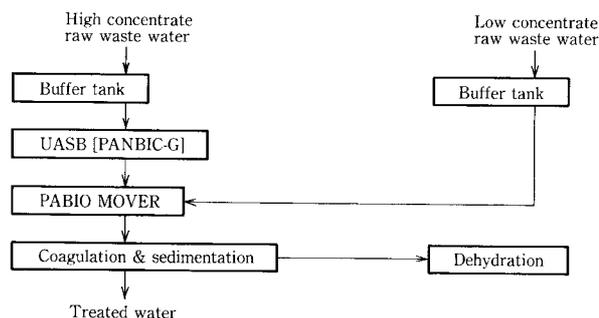
本件は新設工場建設に伴う設備導入実例である。当該設備の設計した条件である食品工場廃水の設計諸元は、第 5 表に示すとおりである。

2) 処理フローのブロックダイアグラム

処理フローを第 4 図に示す。設備の考え方としては、流入条件として高濃度な煮汁・浸漬排水と

低濃度な雑排水の 2 系統の排水条件がある。各排水には水量変動の平均化を目的とした調整槽を個別に設置し、高濃度排水については後段の処理安定化のために嫌気処理を行い後段負荷低減を図る。高濃度排水である煮汁・浸漬排水の嫌気処理水と雑排水を PABIO MOVER に受け入れ、放流値まで処理が行われる。本件の放流先は河川であり処理条件は比較的厳しい。後段には余剰汚泥除去のため凝集沈殿を設置している。

それぞれの装置の入出口の予想水質を第 6 表に示す。



第 4 図 処理フローのブロックダイアグラム
Fig. 4 Block flow for diagram

第 6 表 各ユニットの設計処理水質

Table 6 Design basis for water quality

	PH	SS (mg/l)	BOD (mg/l)	COD _{Mn} (mg/l)	T-P (mg/l)
High concentrate raw waste water	4.0~7.0	3 000	10 000	7 000	150
Buffer tank	4.0~7.0	1 200	10 000	7 000	150
Low concentrate raw waste water	4.0~7.0	450	64	280	2
Buffer tank	4.0~7.0	455	64	256	2
UASB (PANBIC-G)		1 200	1 500	1 050	142
PABIO MOVER		782	34	60	
Coagulation & Sedimentation		<50	<20	<30	<8
Treated water	5.8~8.6				

第 7 表 PABIO MOVER 主要機器仕様

Table 7 Specification of main components of PABIO MOVER

Item	Specification	Unit
PABIO MOVER reactor	2 400mm ^W *3 500mm ^L *4 200mm ^{WD} *5 000mm ^H	2
Blower	5.6m ³ /min*5.0mAq*11kw	1+1

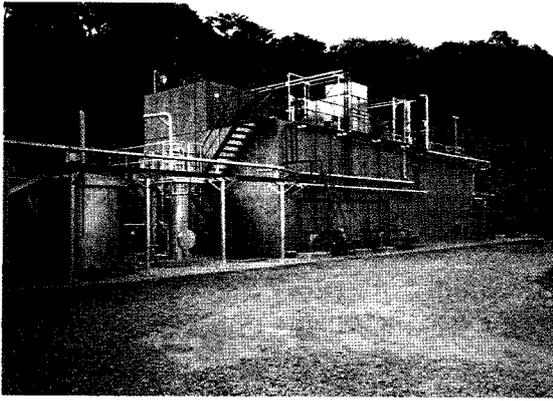


写真 4 食品工場廃水処理設備外観
Photo.4 Outside view of food-processing waste water treatment

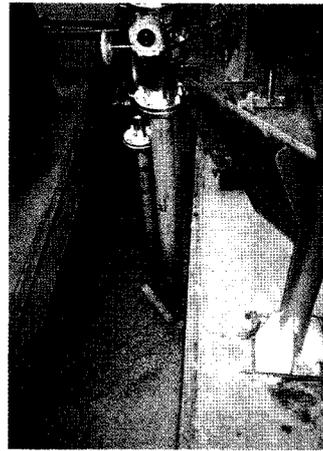


写真 5 PABIO MOVER 外観
Photo.5 Outside view of PABIO MOVER reactor

第 8 表 PABIO MOVER 運転データ
Table 8 Operation data of PABIO MOVER
Operation data-1

	Design condition			Operation data		
	Low concentrate raw waste water	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water	Low concentrate raw waste water	UASB(PANBIC-G) treated water	Treated water
PH (-)	4.0~7.0		5.8~8.6	6.5	6.9	7.0
SS (mg/l)	455	1 200	<50	237	40	2
BOD (mg/l)	361	1 500	<20	422	183	<5
COD _{Mn} (mg/l)	256		<30	190		8.7
T-P (mg/l)	10		<8	3.88		<0.2

3) 設備仕様

対象設備における PABIO MOVER 部分の主要機器仕様を第 7 表に示す。前例に比し高度な放流水質が要求されるために負荷設定としては、BOD 負荷 1.8 kg/m³d、滞留時間 7.7 時間としている。

設備全体外観を写真 4 に、PABIO MOVER 外観を写真 5 に示す。

2. 2. 2 運転結果

試運転における PABIO MOVER への流入原水及び処理水（放流水）の一例を第 8 表に示す。

原水水質が設計条件よりも低いこともあるが、処理水質各項目とも設計値を満足し、良好な処理が行われていることが確認された。

むすび

食品廃水における PABIO MOVER の適用例について紹介した。

PABIO MOVER は幅広く設置目的に応じて適応可能な高負荷生物処理設備であり、かつ担体への目詰まりのない画期的な廃水処理プロセスである。

本プロセスは有機物除去のみではなく、硝化・脱窒処理方面にも適用可能であり、当社のこれからの主力商品となると確信している。

今後とも顧客ニーズにマッチする、より高性能なシステムを提供し、設備普及に努める所存である。

[参考文献]

1) 川嶋 淳ほか：神鋼パンテック技報, Vol.41, No.1 (1997), p.18.

連絡先

宮本 武 環境装置事業部
技術部
計画第 3 課
TEL 078 - 232 - 8104
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail t.miyamoto@pantec. co.jp

西尾 敏 幸 環境装置事業部
技術部
計画第 3 課
TEL 078 - 232 - 8104
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail t.nishio@pantec. co.jp

浄水場における電気浸透式加圧脱水機の実績紹介

Application of the Pressurized Electroosmotic Dehydrator to Waterworks Sludge.



(環)EO技術室
佐野 滋
Shigeru Sano

電気浸透式加圧脱水機 (PED) は電気浸透現象および電気泳動現象を利用した高性能の加圧脱水機である。この度、この装置が全国でも十指にはいる大規模浄水場である神奈川県内広域水道企業団の西長沢浄水場に納入され、1998年4月から装置が稼働したので、その概要について紹介する。

西長沢浄水場では取水源の河川改修工事や PAC 添加量の増加により、スラッジ性状が年々難脱水性へと変化している。

実運転結果については、スラッジ濃度、強熱減量および $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ とろ過速度の間には非常によい相関が得られた。

現在、脱水機5系列の内3系列が稼働しており、1998年4月から9月までに各系列とも2000サイクル以上の運転を行っているが、2000年4月には全系列が稼働する予定である。

The Pressurized electroosmotic dehydrator (PED) is highly effective pressurized dehydrator making use of electroosmosis and electrophoresis. Shinko Pantec Co. Ltd. delivered the units to one of the largest water purification plants of Japan.

The paper reports the outline of the equipment and operating conditions for the operation of more than 2000 cycles since April 1998. The sludge has been getting a refractory characteristic year after year as a result of the improvements of the source water river and increase of PAC injection. The actual operation proves good relationship between sludge concentration, ignition loss and $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ and the filtration velocity.

Key Words :

上水スラッジ
電気浸透脱水

Waterworks Sludge
Pressurized Electroosmotic Dewatering

まえがき

神奈川県内広域水道企業団西長沢浄水場の排水処理設備は、稼働から20年以上が経過し、老朽化が進み、その更新が検討されていたが、脱水機には、新たな用地の確保が困難なため、既設建屋内に納まるコンパクトな装置であることや、無薬注処理はもち

ろんのこと、水質の変動に対応して柔軟性があり、経済的で運転管理が容易なことが求められていた。

長年の実験・検討を経て当社の新技術である電気浸透式加圧脱水機が採用され、大型機種5台の内3台が1998年4月より実運転を開始したので、その概要および運転状況等について報告する。

1. 概 要

1.1 西長沢浄水場概要

西長沢浄水場は川崎市内にあり、神奈川県内広域水道企業団の4浄水場の中でも最大で、川崎市潮見台浄水場分（処理水量：200 000 m³/日）を含め、1日当たりの浄水量が最大で1 137 700 m³/日と全国でも十指に入る大規模浄水場である。

水源は丹沢湖を源とする酒匂川と相模湖からの混合水であり、横浜市および川崎市に供給されている。

浄水場の配置図を第1図に示す。

1.2 既設排水処理設備の概要

既設の排水処理設備は、主として濃縮設備、造粒脱水機、熱風乾燥機等で構成される。処理行程はまず濃縮槽で濃縮されたスラッジに水ガラスおよびポリマーが添加され、造粒脱水される。その後、脱水ケーキは熱風乾燥され、乾燥土は県経済連を通じてその全量が農業利用されていた。

1.3 新排水処理設備の概要

濃縮設備は既設のものを使用し、濃縮槽引抜ポンプ以降のスラッジ貯留槽、電気浸透式加圧脱水機、コンベヤ、ケーキホッパ、その他補機類および排水処理に関連する電気計装設備一式を更新する。

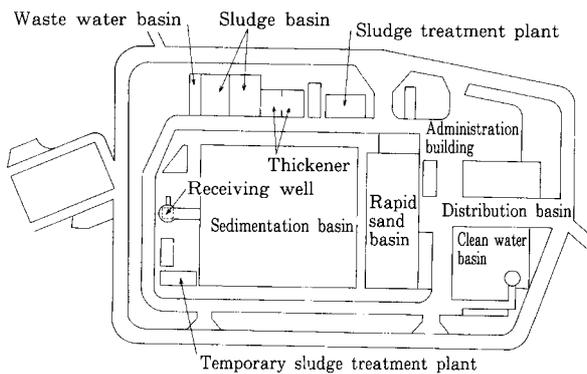
処理は電気浸透式加圧脱水機による無薬注脱水処理で、脱水ケーキはそのまま農園芸用土として有効利用される。

1.3.1 設備の計画条件

設備の計画条件を第1表に示す。

脱水機の仕様を次に示す。

- ・脱水方式：ろ布走行式圧搾機構付き横型加圧脱水機（電気浸透式）
- ・設置台数：5台（仮設備3台）
- ・サイズ：□1 500 mm×80室/台
- ・ろ過面積：288.8 m²/台
- ・印加電圧：40～80 V
- ・圧搾圧力：4～5 kgf/cm²



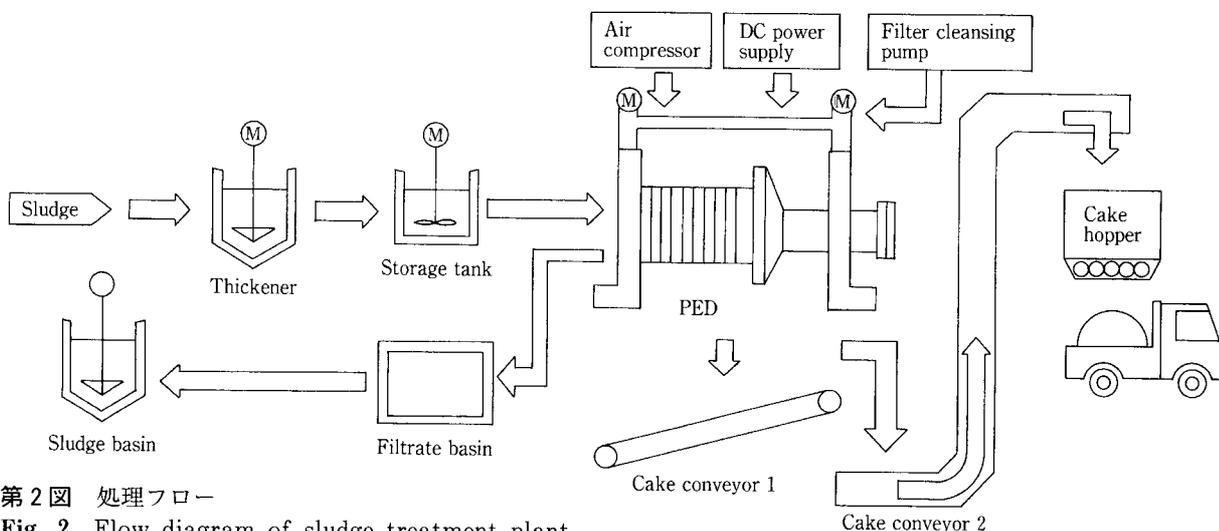
第1図 西長沢浄水場配置図

Fig. 1 Outline layout of Nishinagasawa purification plant

第1表 設備の基本条件

Table 1 Design conditions

Treatment capacity	1 137 700 m ³ /day
Solid generation	31.15 t-DS/day (normal)
	91.02 t-DS/day (high turbidity)
Operation time	7.5 h/day×5day/week (normal)
	12.5 h/day×5day/week (high turbidity)
Sludge concentration	5% (normal)
	8% (high turbidity)
Cake moisture content	55%



第2図 処理フロー

Fig. 2 Flow diagram of sludge treatment plant

1. 3. 2 設備フロー

設備の処理フローを第2図に示す。

現在は仮設備として3系列設置され運転されているが、2000年4月には既設排水処理棟内に5系列すべてが設置されることになる。

1. 3. 3 本設備および仮設備の内容

西長沢浄水場は、周囲を住宅地で囲まれており、用地面積が狭く、新たな用地を取得することも困難であり、経済的にも有利なため、既設の排水処理棟を再利用することになった。そのため、まず一時的に仮設排水処理棟を建設し、その中に新設の脱水機3系列を設置し、排水処理を行う。仮設排水処理棟の平面図を第3図に示す。

仮設備の3系列が稼働した後、既設建物の機器を撤去し、建物の改造、耐震工事などを行う。

その後、既設建物内へ5系列の内、残りの脱水機2系列を設置し、さらに仮設排水処理棟より脱水機3系列を移設するという工事内容となっている。

完成後の本設備の平面図を第4図に示す。

2. 運転状況

工事は1997年度から3年間の工期で実施中であるが、仮設備の設置工事が完成した1998年3月11日より試運転が始まった。

試運転開始時にはスラッジ濃度は1.3%と非常に低濃度であったが、脱水1サイクルは約90分で、ケーキ含水率約60%、ケーキ厚みが4~4.5mmの良好な脱水ケーキが得られ、大きな問題もなく、順調に

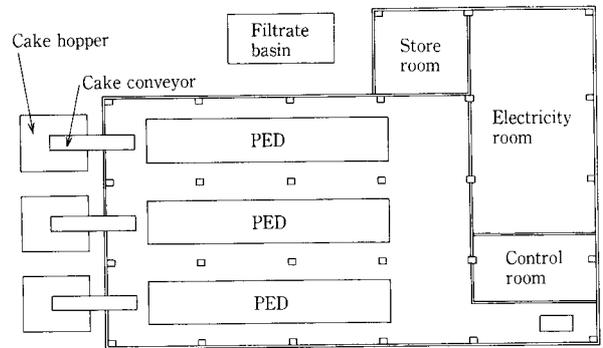
立ち上がった。

2. 1 スラッジ性状について

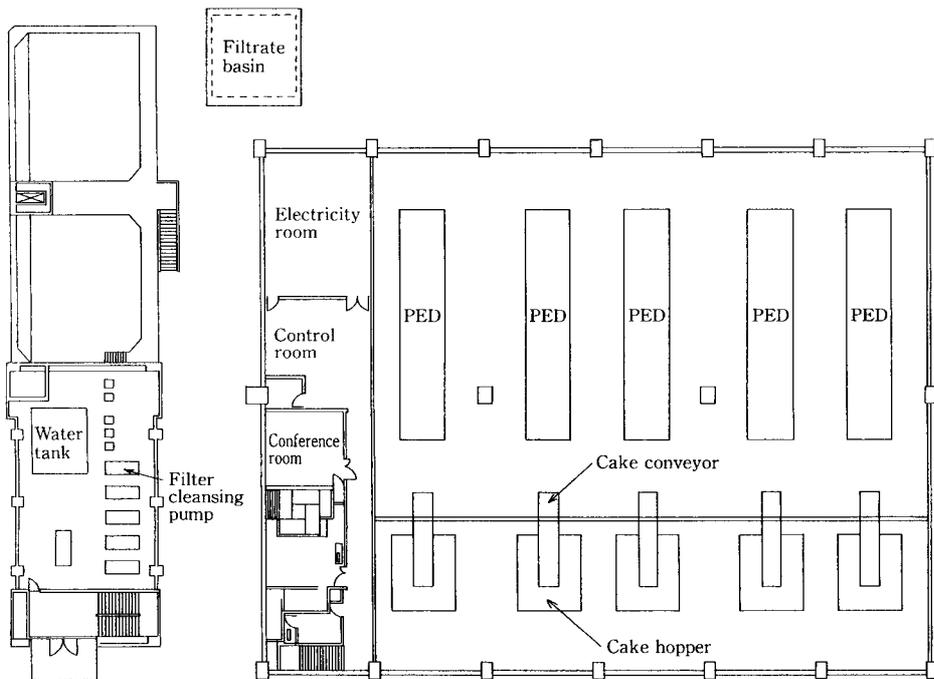
2. 1. 1 スラッジ性状とろ過速度

一般にスラッジ性状が脱水性に与える影響は次のように言われている。

- ・スラッジ濃度：低いほど脱水性が悪い。
- ・強熱減量（有機物量を示す）：有機物量が多いほど脱水性が悪い。
- ・ $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ またはALT比（Al/濁度）：SSに対するアルミの比率が多いと脱水性が悪い。従ってALT比が大きいと脱水性が悪い。
- ・粒径分布：大きな粒子が少ないほど脱水性が悪い。



第3図 仮設備排水処理棟平面図 (2F)
Fig. 3 Plan view of temporary sludge treatment plant (2F)



第4図 本設備排水処理棟平面図 (2F)
Fig. 4 Plan view of sludge treatment plant (2F)

この内、スラッジ濃度、強熱減量および $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ とろ過速度の関係を次にまとめる。

2. 1. 2 スラッジ性状の変化

1981年から1997年までの17年間のスラッジ濃度とALT比の変化を第5図に示す。

スラッジ濃度は1986年度頃には約7%であったが、その後は年々低下しており、1994年度からは2%台にまで低下している。

PAC 注入率 (Al の添加率) は1991年度より増加し、ALT 比ではそれまでの平均が 3×10^{-2} であったものが、1995~1997年度には約 7×10^{-2} にまで上昇している。

スラッジ濃度と原水濁度には深い関連があるが、その原水濁度は年々低下傾向を示している。

濁度は表には示していないが、1991年度までの11年間の平均濁度が14.9度であったが、1992年度以降の6年間の平均濁度は7.5度と約1/2に低下してきている。

1992年からの濁度の低下は、酒匂川水系での河川改修工事や砂防工事の影響と思われる。

また、PAC 注入率は、1992年度から塩素注入方式から次亜塩素酸ソーダ注入方式に変更されたことや、1997年度からのクリプトスポリジウム対策で増加している。

これら濁度の低下や、Al 添加量の増加により、スラッジ性状は難脱水性へと変化してきていることが判る。

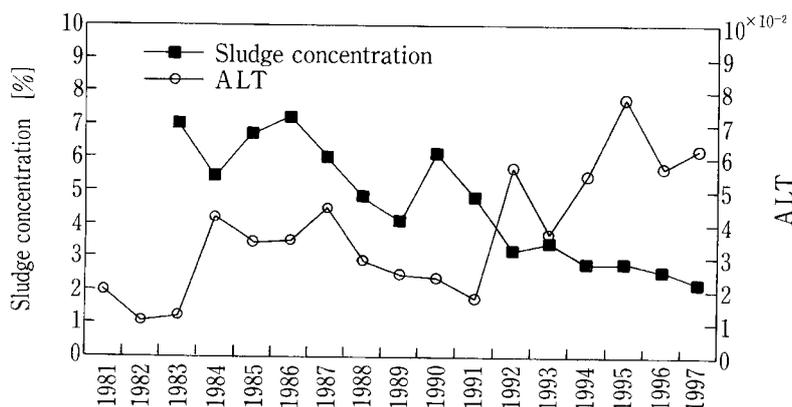
2. 2 実運転結果

2. 2. 1 スラッジ濃度

運転開始後の1998年4月1日より1998年9月30日までの平均スラッジ濃度の変化を第6図に示す。

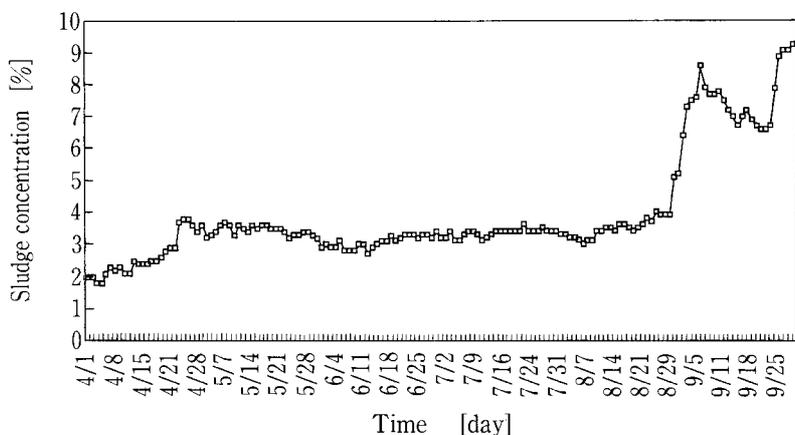
スラッジ濃度は、試運転開始当初1.3%であったが、従来並列使用されていた2つある濃縮槽を直列につなぎ2段濃縮にしたことや、季節変化もあり4月下旬には約3~3.5%程度に上昇した。その後8月下旬までは3~3.5%で推移した。

9月にはいると、記録的な豪雨や台風により原水の濁度が急上昇したことからスラッジ濃度も上昇し、9%程度まで上昇した。



第5図 スラッジ濃度と ALT 比の変化

Fig. 5 Relationship between sludge concentration between and ALT



第6図 スラッジ濃度の変化

Fig. 6 Time course of sludge concentration

2. 2. 2 スラッジ濃度とろ過速度

スラッジ濃度とろ過速度の関係を第7図に示す。

スラッジ濃度が8%以下の平常時には、スラッジ濃度とろ過速度の相関係数は0.98と良い相関関係があり、スラッジ濃度が3%の場合ろ過速度は1.1 kg-DS/m²h となった。

一方、8%以上の高濁度時には平常時に比べスラッジ濃度とろ過速度関係の曲線が異なるが、スラッジ濃度が8%の場合、ろ過速度は5.4 kg-DS/m²h となった。

なお、図中のデータは、1日の平均値（1日平均約13サイクル×3台）であり、1998年4月から9月までの6ヶ月間の157点である。

2. 2. 3 強熱減量およびSiO₂/Al₂O₃とろ過速度

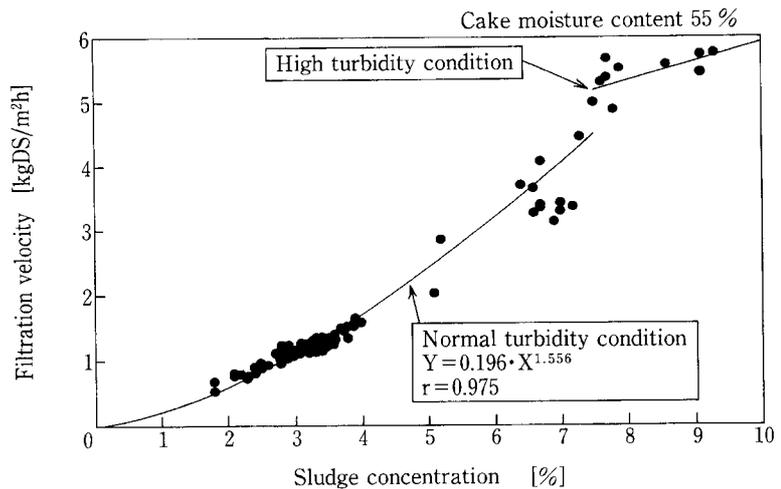
強熱減量とろ過速度の関係を第8図に、SiO₂/Al₂O₃とろ過速度の関係を第9図に示す。

図中に示す計画時実験データ（●印）は、1993年から1995年に計画用データ取得のために実施した8点を示しており、実運転データ（△印）は、1998年4月から9月の間に定期的にサンプリングした7点のデータを示す。

第8、9図より判るように、強熱減量およびSiO₂/Al₂O₃とろ過速度にはよい相関が得られている。

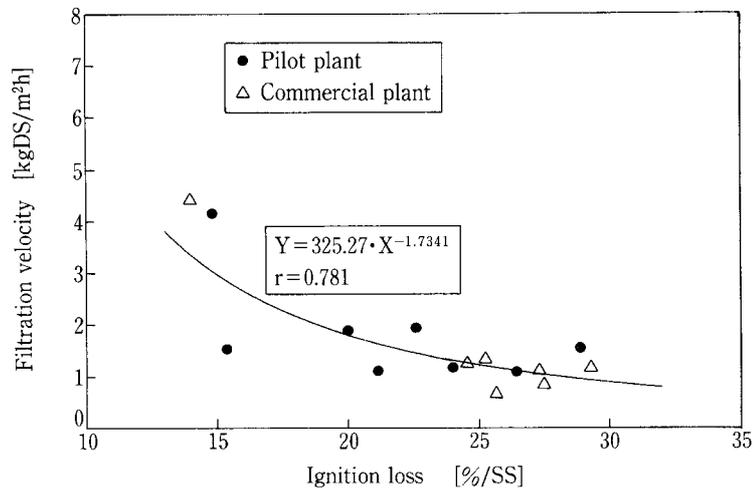
第8図より実運転データ（△印）の強熱減量は、高濁度の14%/SSを除き、全て24~30%/SSの間に入っており非常に高く、難脱水性の範囲となっている。ろ過速度も、図中に示した回帰曲線から求めると、約0.9~1.3 kgDS/m²h と難脱水性となっている。

また、第9図より実運転データ（△印）のSiO₂/Al₂O₃は、高濁時の約1.8を除き、約1.0~1.3の範囲に入っており、やはり難脱水性の範囲にあることが判る。



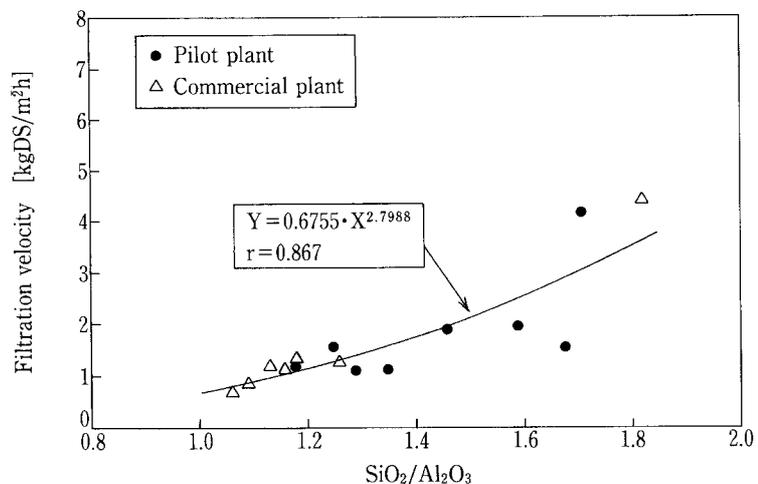
第7図 スラッジ濃度とろ過速度の関係

Fig. 7 Relationship between sludge concentration and filtration velocity



第8図 強熱減量とろ過速度の関係

Fig. 8 Relationship between ignition loss and filtration velocity



第9図 SiO₂/Al₂O₃とろ過速度の関係

Fig. 9 Relationship between SiO₂/Al₂O₃ and filtration velocity

第 2 表 運転実績 (4月1日～9月30日)

Table 2 Operating data (4/1~9/30)

	Number of operating cycle (cycle/unit)			Amount of (t-DS)
	No.1 Unit	No.2 Unit	No.3 Unit	
1998/4	288	292	277	239.4
1998/5	278	277	269	247.2
1998/6	224	222	210	187.1
1998/7	267	268	269	243.0
1998/8	305	299	295	269.0
1998/9	701	698	700	1 235.1
Total	2 063	2 056	2 020	2 420.8

2. 2. 4 運転サイクル数

4月1日から9月末までの仮設備3系列での実運転における運転サイクル数は、第2表に示すように各系列ともすでに2000サイクルを越えている。

1998年は神奈川県では、台風も含め、8月末から記録的な大雨となり、9月の処理固形物量が通常時に比べ2倍以上となった。これを仮設備の脱水機3

系列で処理する必要があったが、運転時間の延長で対応することができた。

むすび

実運転開始後半年以上経過した。この間、記録的な豪雨などの影響から、1週間にわたる24時間連続運転も経験したが、大きな問題もなくほぼ順調に稼働している。

電気浸透式加圧脱水機はスラッジの性状変化に対して、印加電圧等の操作を行うことにより、対応力が高いが、河川の改修や浄水処理における PAC 注入率の増加などによるスラッジ性状の変化はさけられないものがある。

本設備での運転に向け、運転データを蓄積し、より一層効率的な運転方法を確立できるよう努力していきたい。

[参考文献]

- 1) 安西慎一：水道技術ジャーナル, No.9 (1998)
- 2) 神奈川県内広域水道企業団水質試験所：水質試験成績並びに調査報告, 第21集～第24集

連絡先

佐野 滋 環境装置事業部
E O 技術室
担当課長
TEL 078 - 232 - 8138
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail s.sano@pantec.co.jp

乾式電気集塵機と湿式洗浄塔による 排ガス処理装置納入事例紹介

Electrostatic Precipitator and Wet scrubber



(気)大気環境室
村上 一 徳
Kazunori Murakami

工場や処理施設等より発生するガス中のダストを捕捉・排出する装置のひとつとして、電気集塵機がある。内部構造は非常にシンプルであり、粒径の細かいダストも除去できる高性能集塵機として多くの分野で使用されている。

また、ガス中の有害物質や悪臭物質を除去する装置として、湿式洗浄塔を使用するケースが多い。本報では、乾式電気集塵機ならびに湿式洗浄塔の特長とともに、金属電解炉より発生するガスの除塵及びガス吸収を目的とした装置の納入事例を紹介する。

An electrostatic precipitator, which is available as one of devices for collecting and discharging dust in gases generated from factories, etc., is used in various fields as a high performance precipitator which has a very simple internal construction and is capable of removing the dust having fine particle sizes, too.

Further, there are many cases where a wet type scrubber is used as a device for removing toxic substances and malodorous substances in gases.

This paper introduces features of the dry type electrostatic precipitator and the wet type scrubber, and simultaneously, some examples of installations of systems designed for removing the dust in gases and absorbing the gases generated from a metal electrolytic furnace.

Key Words :

電 気 集 塵 機
湿 式 洗 浄 装 置
荷 電 粒 子
ガ ス 吸 収

Electrostatic precipitator
Wet scrubber
Charged particulate
Gas absorption

まえがき

近年、環境問題がクローズアップされ、工場や処理施設より排出されるガスに対する規制が、厳しくなってきた。また、法規制や条例などによる排出基準をクリア出来ない場合、操業が出来なくなる場合もある。

それらをクリアするために、状況に応じて様々な排ガス処理装置を設置するが、その装置のひとつとして、ダストとガス状成分が同時に除去できるとい

う利点のある湿式洗浄塔がある。しかし、湿式洗浄塔だけでは、ガス中のダストの性状やその他成分の条件により制約を受けるケースが多い。

また、ダスト除去の目的のため、電気集塵機を設置するケースがあるが、電気集塵機のみではガス状の有害物質については除去できない。

しかし、これらを組み合わせることにより、高性能集塵とガス吸収を同時に行えることとなる。また、ダストについては再利用出来るものもあり、電気集

塵機においては、ダストのみを捕捉し、排出するので、この場合非常に有効な装置であるといえる。

1. 電気集塵機の原理と特長

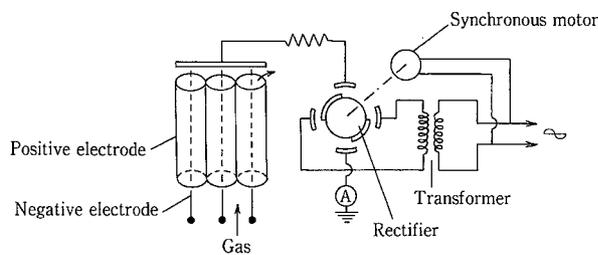
電気集塵機の型や種類には数多くあるが、原理的には同一であって、集塵の過程には次の三つの基本的機構がある。

- 1) ガス中に浮遊する微粒子を荷電する。
- 2) 荷電した微粒子を電解中で集塵極に集める。
- 3) 集塵極に捕捉したダストを搬出する。

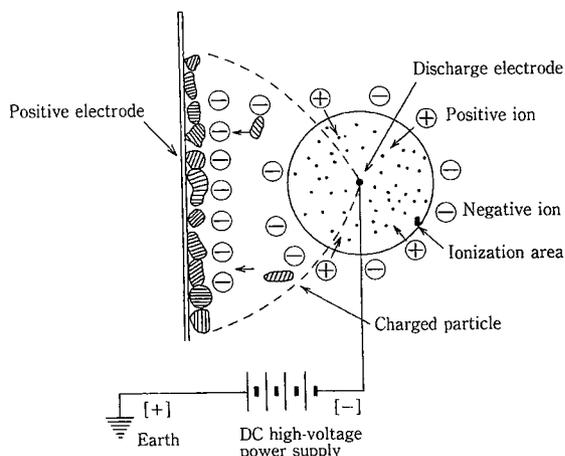
電気集塵機の機構を第1図に示す。

円筒状（または板状）の集塵極（陽極）内に放電線（陰極）を垂下し、両者の間に1500~6000volt/cm（使用電圧は3万から10万volt）程度の高圧直流電場をつくり、この間にダストを含むガスを0.5~3 m/sの速度で通す。

両極間にはいわゆるコロナ放電が起こり、負にイオン化された無数のガス分子が陽極の方向へ運動し、これが粒子と衝突して粒子が荷電する。



第1図 電気集塵機の機構
Fig. 1 Mechanism of electrostatic precipitator



第2図 電気集塵の原理
Fig. 2 Principle of electrostatic precipitator

荷電された粒子は集塵極へ集められ、その表面に捕捉、堆積される。集塵極に捕捉された粒子は集塵極上で集合体となり、槌打ち装置で払い落とされ、搬出される。（第2図）

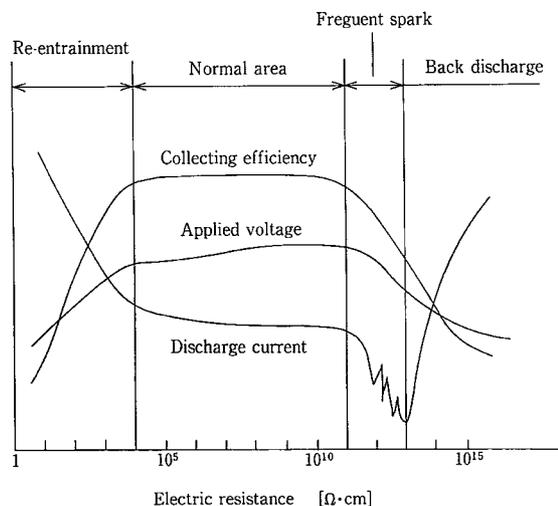
電気集塵機の集塵性能は第3図に示すように粒子の電気抵抗値に左右される。抵抗値が $10^4 \Omega \cdot \text{cm}$ 以下では集塵極に到達した帯電粒子は直ちに荷電を失い、集塵極と同じ極性となるため反発力となり、再飛散を起こす。逆に、 $10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$ 以上の高抵抗ダストの場合、集塵極で荷電が蓄積されるために、槌打ちによっても容易に離脱せず、ついにはダスト層内で絶縁破壊を引き起こし、逆極性のイオンが飛び出す、いわゆる逆電離現象が起こり、集塵効率が低下する。

これに対して $10^4 \Omega \sim 10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$ 範囲のダストは荷電が適度に失われるために電流、電圧が共に安定し、高い集塵効率が保たれる。また、温度や水分量によっても電気抵抗値が変化するため、同じダストでも、これらの条件により集塵効率が変化する場合がある。

2. 湿式洗浄塔の特長

湿式洗浄塔には、スプレー塔、充填塔、ベンチュリースクラバー、溜水式スクラバー、トレイスクラバー、サイクロンスクラバーなどがあり、ここでは、吸収効率がよく通気損失が比較的小さいという面から充填塔についての特長を述べる。

充填塔の構造を第4図に示す。垂直円筒内に充填材をつめたもので、上部より液をスプレーし、その



第3図 粉塵の電気抵抗率と効率
Fig. 3 Relation between dust electric resistance and dust collecting efficiency

液が充填材上部で分散され、充填材の表面を伝わって膜状に流下する。一方ガスは下方から塔内に入り、充填材の間隙を上昇する内に液と接触して吸収が行われる。

充填材として適当な条件は

(1) 単位充填容積についての有効な気液界面積が

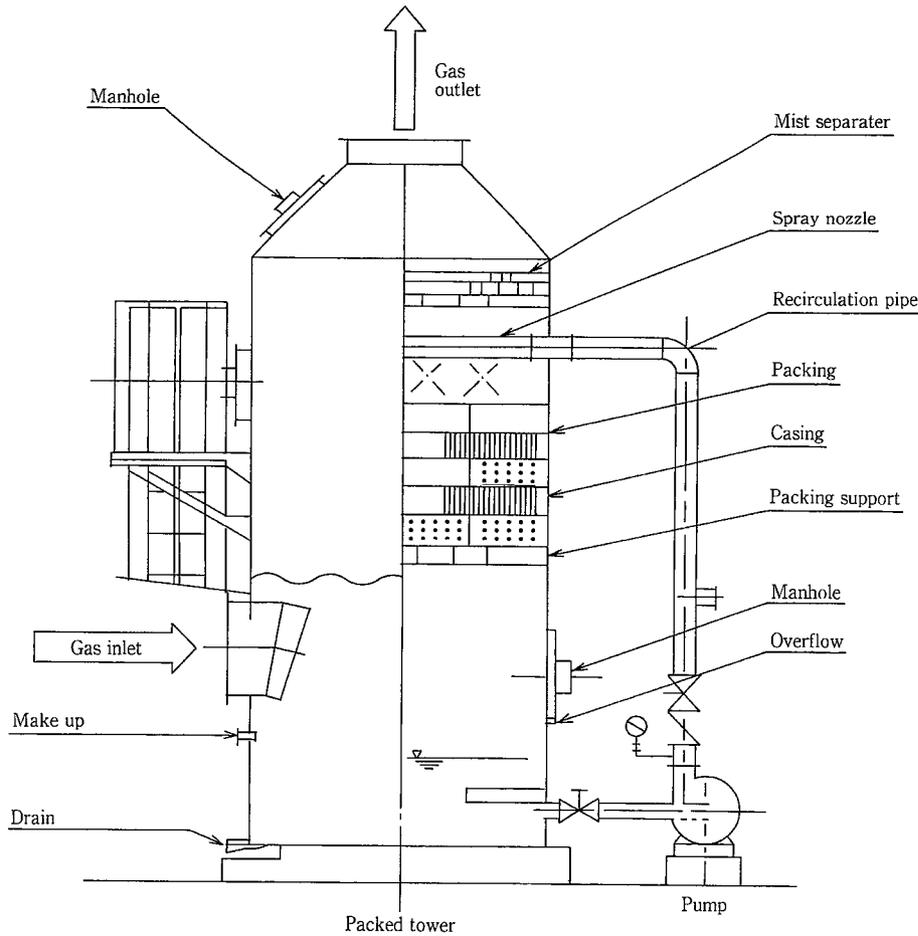
なるべく大きいこと。

(2) ガスの圧力損失がなるべく少ないこと。

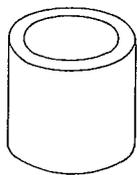
(3) 処理するガスや液に対して耐食性であること。

(4) 安価なこと。

などであり、当方ではこれらの条件により、主にスーパーパックやテラレットを用いている。



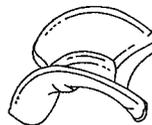
第4図 湿式充填塔
Fig. 4 Packed tower



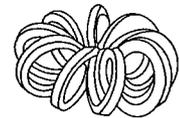
Raschig ring



Pall ring



Intalox saddle



Tellerette

第5図 各種充填材
Fig. 5 Packings of several kinds

代表的な充填材を第5図に示す。

3. 納入実績の紹介

《発生源》希土類金属電解炉

《処理目的》ダストの回収及びフッ素化合物の除去

《運転条件》風量：220 Nm³/min

ガス温度：150℃

対象成分：ダスト、フッ素化合物

《装置概要》

電気集塵機

型 式：乾式

塔体寸法 (mm)：2 800 W×3 100 L×7 500 H

ケーシング：SS400

ダスト排出機：槌打ち装置、スクレーパ、
ロータリーバルブ

No. 1 充填塔

型 式：VSP-175

塔体寸法 (mm)：φ1 750×H 6 550

ケーシング：FRP製

充填材：テラレット SO 型、PP 製

充填高さ：2 400 mm

No. 2 充填塔

型 式：VSP-175

塔体寸法 (mm)：φ1 750×H 7 050

ケーシング：FRP製

充填材：テラレット SO 型、PP 製

充填高さ：2 000 mm

電解炉より発生する排ガス中のダストをそのまま回収し、かつ、排ガス中のフッ素化合物を除去するため、乾式電気集塵機と湿式充填塔が採用された。

システムフローを第6図に示す。電解炉より発生したガスは、まず電気集塵機に導入され、ここでガス中のダストを捕捉し、系外へ搬出する。ダストを除去されたガスは次にNo. 1 湿式充填塔へ導入され、KOH（苛性カリ）を含んだ溶液と効率よく気液接触し、ほとんどのフッ素化合物を吸収、除去する。さらに、完全にフッ素化合物を規制以下にするため、No. 2 湿式充填塔へ導入し、再び KOH を含んだ溶液と気液接触させ、大気へ放出する。

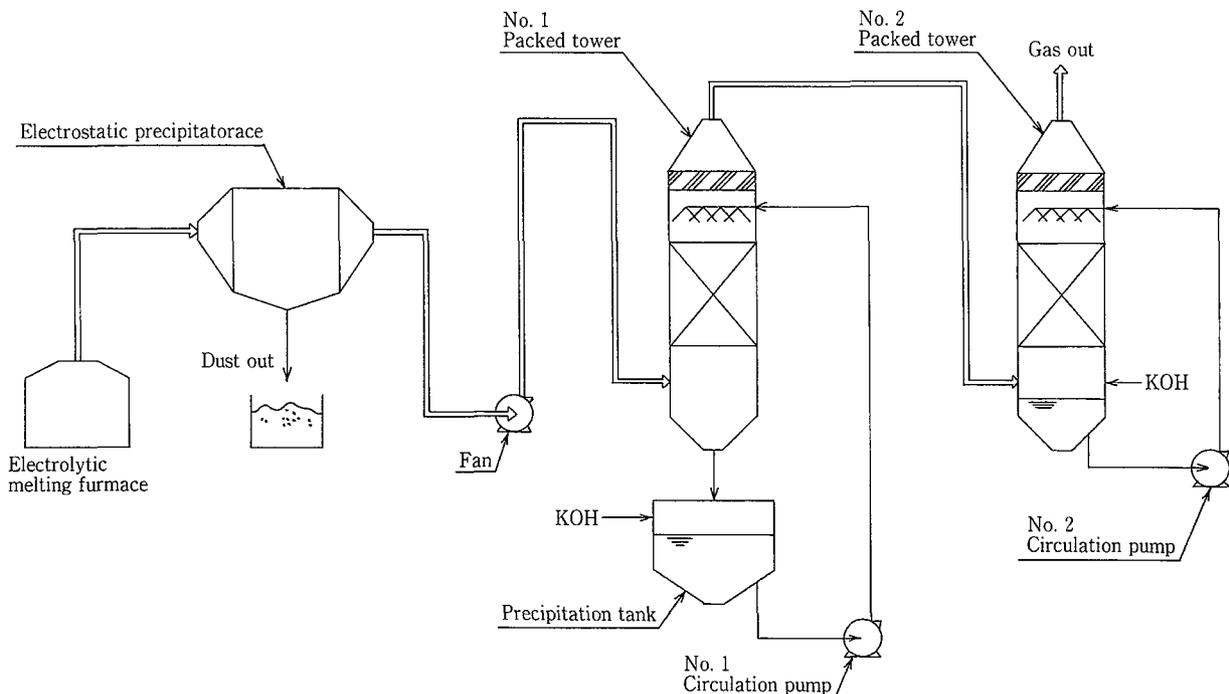
KOH 溶液は洗浄塔に設置された pH 計の管理により、常にアルカリ性となるよう注入している。また、ガス吸収性能維持のための循環液水質管理については定期的に循環液を抜き出して液の分析を行い、液中のフッ素濃度がある規定値に達した時、全量抜き出して新水と入れ替える方式をとっている。

《測定結果》

フッ素化合物（フッ素として）

No. 1 洗浄塔入口：1 600 mg/Nm³

No. 2 洗浄塔入口：6.6 mg/Nm³



第6図 電気集塵機と湿式洗浄塔のフローシート

Fig. 6 Flow sheet for Electric precipitator and Wet scrubber

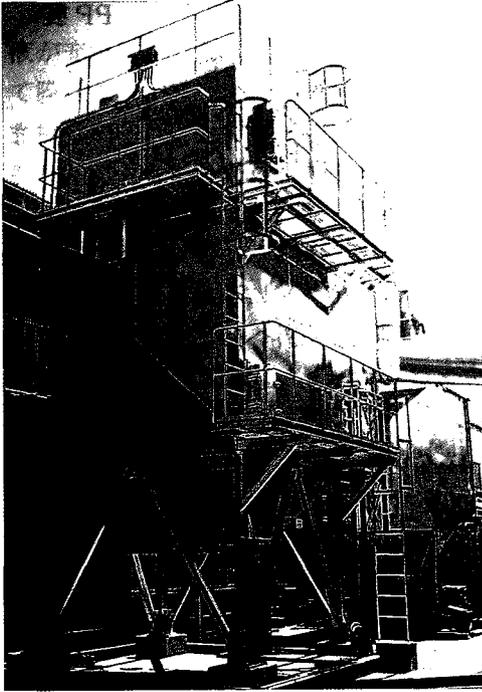


写真 1 電気集塵機
Photo.1 Electrostatic precipitator

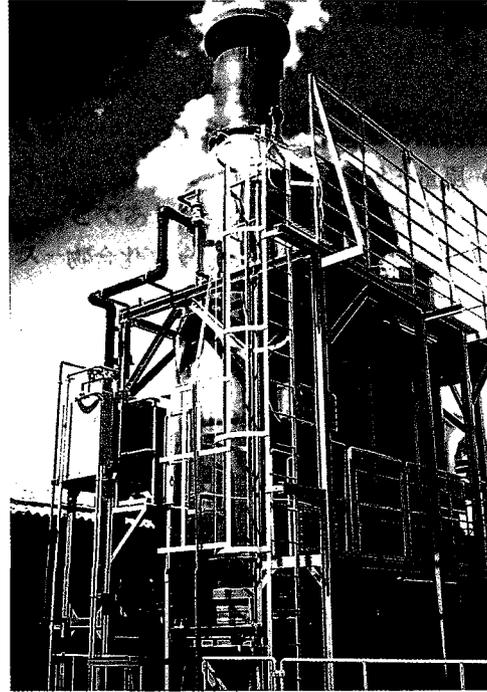


写真 2 湿式洗浄塔
Photo.2 Wet scrubber

No. 2 洗浄塔出口： 0.2 mg/Nm³
(出口保証値： 0.5 mg/Nm³ 以下)

ダスト

電気集塵機入口： 0.39 g/Nm³
電気集塵機出口： 0.03 g/Nm³
No. 2 洗浄塔出口： 0.0085 g/Nm³
(出口保証値： 0.1 g/Nm³ 以下)

測定結果よりダスト除去率は電気集塵機にて92.3 %を確保しており、洗浄塔出口にて97.8 %であった。

また、フッ素化合物の除去率についてはNo. 1 洗浄塔出口で99.6 %、No. 2 洗浄塔出口で99.99 %であり、非常に良好な結果であったといえる。

納入装置の外観を写真 1、2 に示す。

むすび

金属電解炉より発生するガス中のダスト除去・回収およびガス吸収装置の納入例について乾式電気集塵機と湿式洗浄塔の組み合わせシステムを紹介した。

近年、環境問題がクローズアップされる中、ここに紹介したシステムにおいてもかなりのニーズがあると考えられる。特に電気集塵機については非常に高集塵性能で構造もいたってシンプルであり、メンテナンスも容易である特長を有している。今後もユーザーのニーズに応じて、他の機器との組み合わせを提案し、環境問題に役立てたいと思う。

[参考文献]

- 1) 亀井 三郎：化学機械の理論と計算，産業図書(株)
- 2) 化学工学便覧，17章 集塵・分級
- 3) 高分子学会編，静電気ハンドブック
- 4) 飯島 歩：電気集塵機とその電源(その1)

連絡先

村上 一 徳 気熱装置事業部
大気環境室

TEL 078 - 232 - 8134

FAX 078 - 232 - 8067

E-mail k.murakami@pantec.co.jp

PC ロガーの実績紹介

Application of "PC-Logger"



(環)設計部電気計装課
橋 岡 啓 司
Keiji Hashioka
的 野 哲 也
Tetsuya Matono

PC ロガーは、汎用ハードウェアを使用した水処理施設監視システムである。下水道施設、水道施設、浸出水処理施設、工場廃水処理施設などを対象として、単独システム、一般回線および専用回路を使用した遠方監視システム、ネットワークを利用した大規模施設対応システムなど多くの実績がある。

本稿では、PC ロガーの概要と納入事例を紹介する。

"PC Logger" is a monitoring system, using a general-purpose computer, for facilities treating city water, sewage, landfill leachate and plant wastewater. The system has been applied in diversified forms such as a stand-alone system, remote monitoring system using public telephone circuit or exclusive lines, and a large scale system utilizing computer networks. This paper introduces the outline and applications of the PC Logger.

Key Words

コンピュータ
監視システム

Computer
Monitoring system

まえがき

OA 分野でのオープン化、ダウンサイジング化、ネットワーク化などの流れは、監視装置の分野にも定着したと言える。工業用コンピュータが汎用品として供給され、制御系ハードのオープン化が進み、各種のシステム開発ツールが整備された現在、監視装置が専門メーカーだけのものではなくなっている。

装置メーカーである当社でも、水処理施設監視装置 PC ロガーの Windows 3.1 版発売以来、Windows NT 3.51 版を経て現在の NT 4.0 版へと発展させてきた。

本稿では、PC ロガーの最近の納入事例を紹介する。

1. PC ロガーの概要

水処理施設監視装置 PC ロガーは、これまでに農業集落排水処理施設、コミュニティプラント、公共下水道施設、水道施設、浸出水処理施設、工場廃水処理施設などの監視装置として実績を重ねてきている。

基本構成は、PLC (プログラマブルロジックコントローラ) などの制御機器と工業用コンピュータおよび周辺機器を組み合わせたものである。

OS には Windows NT を使用し、次のような機

能を持つ。

- 1) グラフィック表示
フローシート表示, 単線結線図, 地図画面表示等
- 2) 計器表示
計測値の計器イメージでの表示
- 3) ヒストリカルトレンド
グラフ, データシートの表示
- 4) 警報監視
一覧表示, 履歴表示, 外部接点出力 (警報通知用)
- 5) 運転時間監視
主要機器の運転時間計測と設定時間到達の通知
- 6) 帳票作成
日報, 月報, 年報の自動作成機能
前述以外に代表的なオプション機能として次の機能がある。

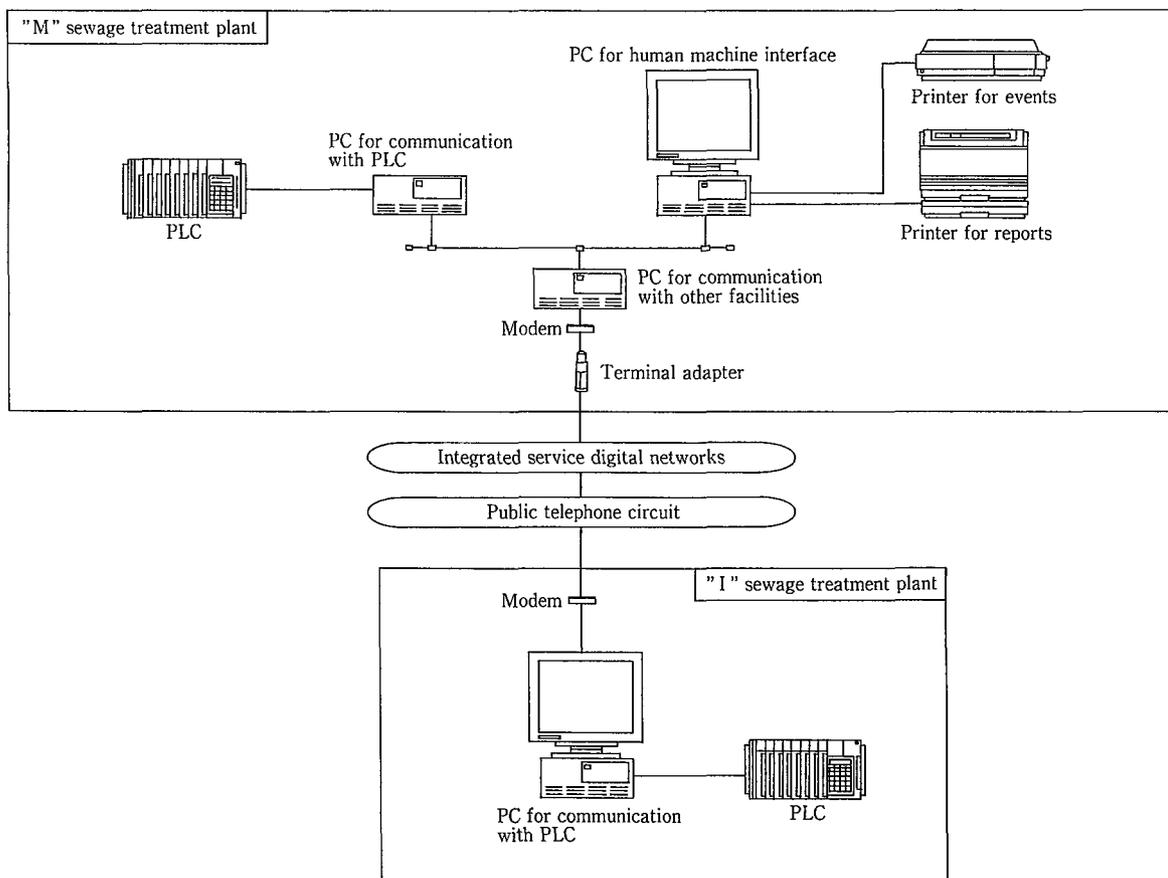
- 1) 上位・下位通信機能
上位コンピュータ 1 台で複数カ所の遠隔地監視装置と同じ内容を, 電話回線を介して監視可能

- 2) ネットワークオプション
ネットワークを利用して複数の CPU に機能分散をさせて, 大規模システムに対応可能
- 3) 警報通報機能
電話通報, ポケベル通報等が可能
- 4) 機器管理台帳データベース
主要機器の仕様をデータベース化し, フローシート上の機器の仕様, 警報発生時の該当機器の仕様を表示することが可能であり, 故障履歴の自動追記, メンテナンス履歴の手入力, 印刷等が可能
- 5) リモートアクセス機能
自宅のパソコンから電話回線を介して中央監視装置の画面を見ることが可能

2. PC ロガーの特長

PC ロガーの特長を次に述べる。

- 1) フレキシブルなソフトウェア構成のため, ユーザーニーズに柔軟に対応可能で, 特殊な要求に対しても, 基本部分の改造なしに新規ソフトの追加のみで対応が可能である。



第 1 図 システム構成図
Fig. 1 System Construction

- 2) 機器管理台帳データベース, リモートアクセス, 電話音声通報機能などの機能アップ用オプションが豊富である。
- 3) デファクトスタンダードのハードウェア, OSを採用しているので, OA系との親和性が良く, 保守, リプレースが容易である。
- 4) ネットワーク, 電話回線(専用回線, 一般回線, INS ネット64), CATV 網などが利用可能で, 最適な通信方法を選択できる。
- 5) 標準でハードディスクを二重化しており, 必要により CPU の二重化にも対応している。
- 6) 自己診断機能, 電源監視機能を持ち, 信頼性を向上させている。

3. 下水道施設への適用例

3.1 システム概要

本システムは, 特定環境保全公共下水道施設へ適用した例である。M浄化センター内の監視装置は, 同浄化センター内施設の監視と I 浄化センターの遠隔監視を行っている。

一方, I 浄化センターの監視装置は, I 浄化センター内施設のみを監視し, M浄化センターとの通信機能を持つ。つまり, 本システムは通常の場合内監視と他処理場の遠方監視を組み合わせたシステムである。

システム構成図を第1図に示す。M浄化センターにはマンマシンインターフェイス用, 他浄化センター通信, 場内データ通信用の3台のCPUがあり, そ

れぞれがネットワークによって接続されている。

M浄化センターは INS ネット64を使用可能であるが, I 浄化センターでは一般回線しか使用できないためM浄化センターではTAのアナログポートにモデムを接続し, I 浄化センターではアナログ回線用モデムを使用している。

I 浄化センターで警報が発生すると, I 浄化センターから回線を接続してM浄化センターのCPUへ通報する。また, M浄化センターでは夜間に回線を接続して1日分のデータを転送して帳票作成, トレンドデータの蓄積を行う。M浄化センターのオペレータが回線を接続して, I 浄化センターをリアルタイム監視することも可能である。

なお, M浄化センターではさらに2カ所の浄化センターを監視する予定であり, 中継ポンプ場の監視を追加することも容易に可能である。

3.2 機能

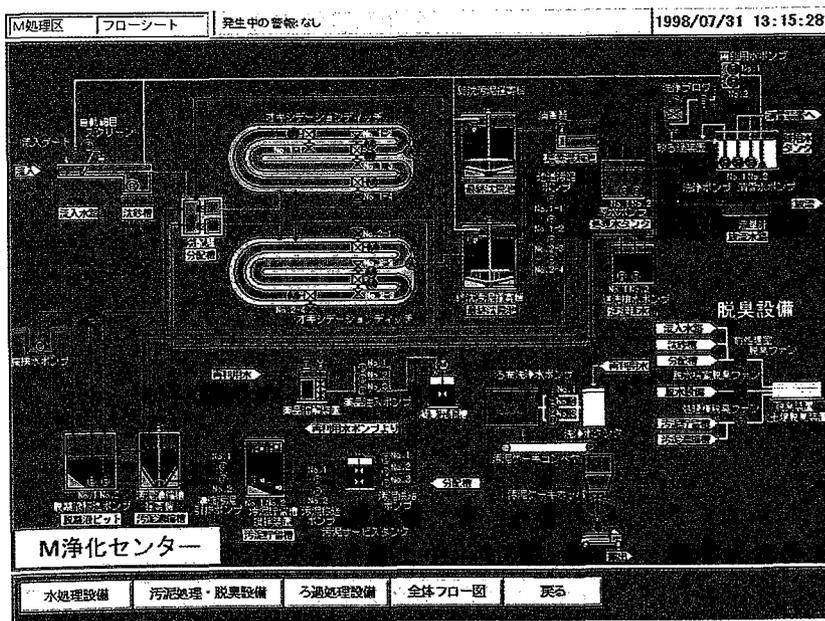
本監視システムは次の機能を持つ。

1) 地図画面表示

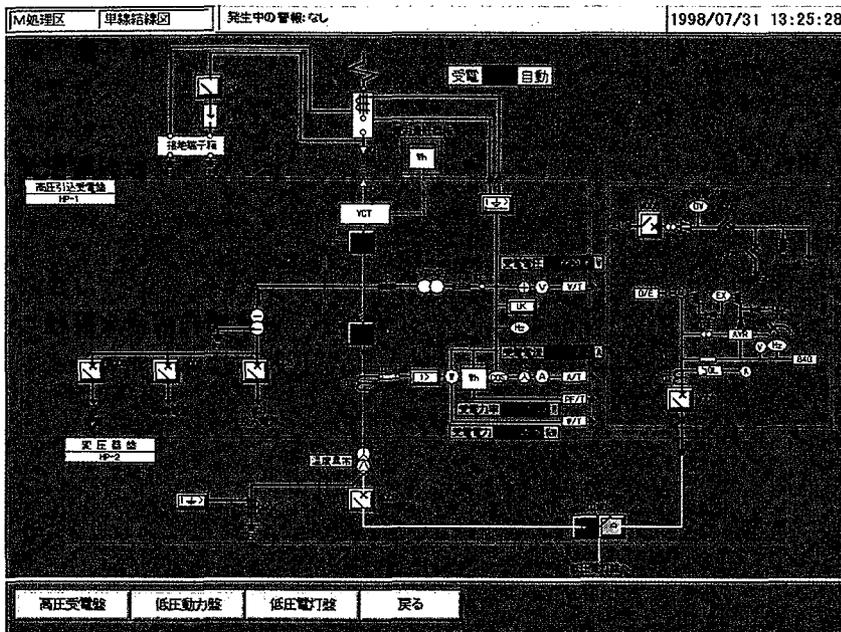
行政区全体の地図, 処理区の地図で, 処理場位置を明示しており, 警報発生時には対象処理場が点滅する。

2) フローシート表示

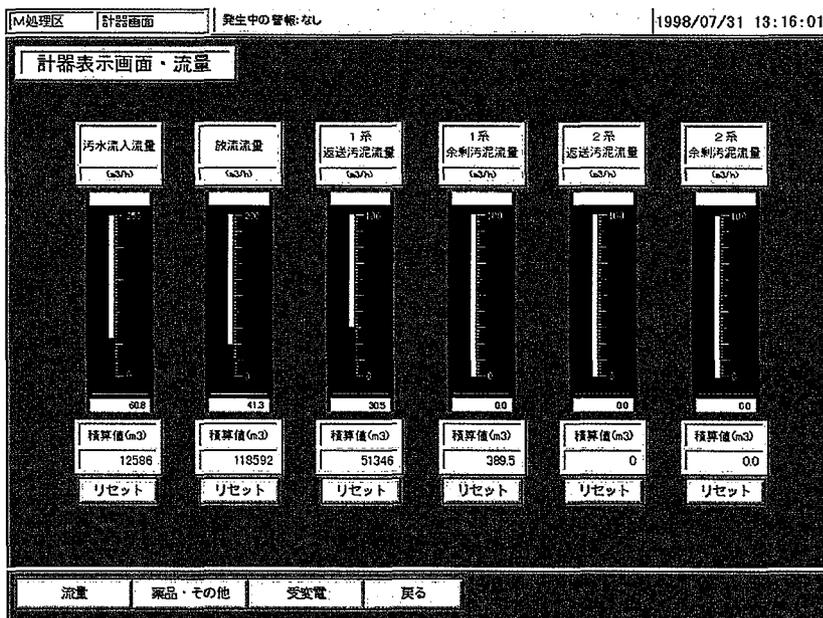
全体フロー(第2図)と詳細フローがあり, 通常の状態監視以外に詳細フローでは, 対象機器をクリックすると機器台帳データベースから機器情報を読み出して表示することができる。



第2図 フローシート画面
Fig. 2 Flow sheet display



第3図 単線結線図画面
Fig. 3 Single line diagram display



第4図 計器画面
Fig. 4 Instrument display

3) 単線結線図表示 (受変電設備)

受変電設備の単線結線図を表示し、故障発生状況などの状態を表示する (第3図)。

4) 計器画面表示

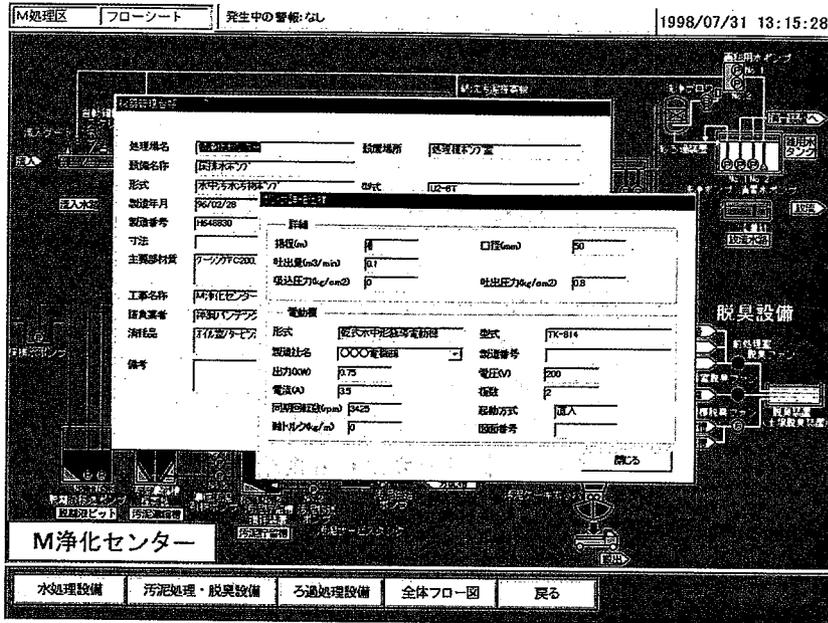
計測値を計器イメージ (バググラフと数値) で表示する (第4図)。電圧、電流、電力等の受変電設備のデータは丸形メータイメージで表示される。また、積算値のカウンタが表示され、リセットボタンも備えている。

5) ヒストリカルトレンド表示

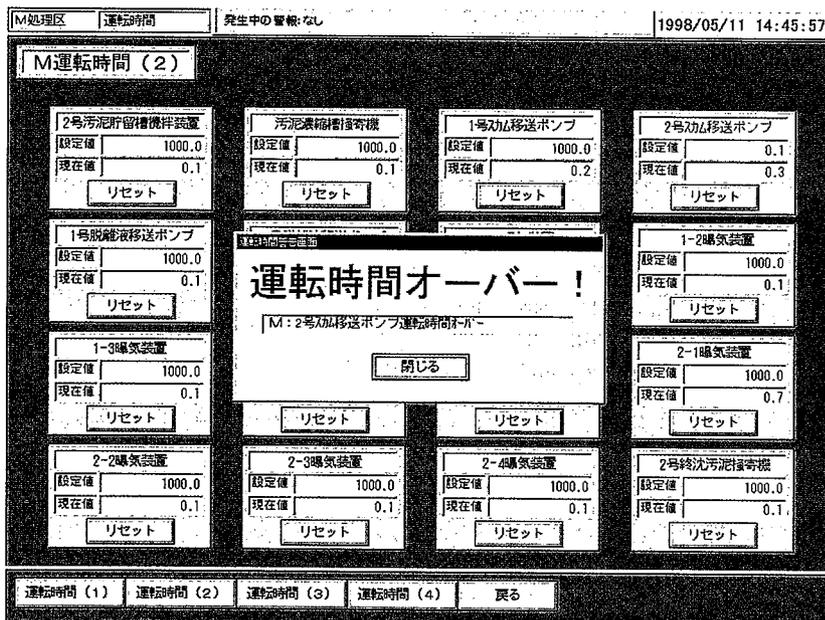
計測値の履歴をトレンドグラフやデータシートで表示する。

6) 警報表示

警報一覧、警報履歴を表示する。警報発生時には、画面中央に通知用ダイアログが表示され、「機器情報」ボタンをクリックすると機器台帳データベースから該当機器の情報が読み出されて、表示できる。



第5図 機器情報表示
Fig. 5 Equipment information display



第6図 運転時間画面
Fig. 6 Hour meter display

7) 帳票作成

日報, 月報, 年報があり, 自動印字, 手動印字, 修正などが可能である。ファイルは Excel 形式なので, 他のパソコンで利用可能である。

8) 機器管理台帳データベース

機器情報がデータベース化されており, 警報履歴の自動追記, メンテナンス履歴の手動追記, 個々の機器の履歴表示, 全機器の警報発生回数集計などが可能である。第5図にフローシート上の機器をクリックして表示させた機器情報を示す。

9) 運転時間監視

主要機器の運転時間をカウントし, 設定した時間に到達するとオペレータに画面中央のダイアログによって通知する。第6図に通知ダイアログが表示された状態を示す。

3.3 特長

- 1) ネットワーク構成にすることで機能分散させて大規模システムに対応している。
- 2) 機器管理台帳を本格的なデータベースとして持っており, 各機器の履歴もデータベース化されてい

るので、メンテナンスへの有効利用が可能である。
3) 一般回線およびINS ネット64を使用しているため回線料金が安価である。

4) デファクトスタンダードのハード、ソフトを使用しており、保守、リプレースが容易である。

4. システム作りの課題

最近のシステム作りは、市販ソフトを利用することによって効率化を図ることが当たり前になっている。したがって、OS、開発言語、ツール類などの信頼性がシステム全体の信頼性を左右する。

ところが、これらのソフトウェアに内在するバグによってトラブルが発生する可能性があるため、事前に回避のための十分なテストと回避策の実施が不可欠であり、最も神経を使う点である。プラットフォームや開発ツールと呼ばれるようなベースとなるソフトウェアには、今以上の信頼性の向上を望みたい。

5. PCロガーの今後

インターネット/イントラネット技術の発展に伴い、監視装置の構成も変化する可能性がある。監視

対象カ所にWWWサーバを設置し、オペレータはクライアントに搭載されたブラウザによってサーバにアクセスして監視するという方法が一般的になる可能性がある。

このような方式を採用すると、ソフトの保守性向上、ユーザインターフェイスの統一、クライアントOSの混在が可能、工期の短縮などのメリットが期待できる。

PCロガーの今後の展開として、このようなスタイルの導入も検討しているところである。

む す び

冒頭で述べたように監視装置は専門メーカーのみならず、装置メーカーからも供給されるようになった。当社は装置メーカーとして、専門メーカー以上にユーザおよび装置に密着したポジションを持っている。今後とも、この優位点を活かしたシステムを供給していく所存である。

注) Windows, Windows NT, Excel は米国 Microsoft 社の商標です。

連絡先

橋 岡 啓 司	環境装置事業部 設計部 電気計装課 担当課長	的 野 哲 也	環境装置事業部 設計部 電気計装課
	TEL 078 - 232 - 8108		TEL 078 - 232 - 8108
	FAX 078 - 232 - 8068		FAX 078 - 232 - 8068
	E-mail k.hashioaka@pantec. co.jp		E-mail t.matono@pantec. co.jp

「流れのコンピュータシミュレーション」



高田 一 貴

技術開発本部
研究開発部
主任研究員
工学博士

まえがき

装置や設備内部とそれら周辺の流れ、および熱や物質等のスカラー量の輸送機構を解明することは装置設備の最適設計やトラブルシューティングに貢献するのみならず、これら設備からの排出物・排熱等の拡散が環境中へ与える影響等をも予測する上で重要である。これら流れやスカラー量の輸送機構を解明するためには実際に流速や温度・濃度等を測定することが考えられるが、実際の装置内では高温・高圧であったり、測定対象が大気や海洋のように大スケールであるために、これら諸量の測定が困難になる場合が多い。

コンピュータの発展に伴い、10年前にはスーパーコンピュータといわれた機種が今ではデスクトップ型の廉価なワークステーションに取って代わるなどハード面からの著しい技術革新によって流れを支配する非線形方程式群を手元で数値的に解析できるようになってきた。本稿では均相系流れの標準的なコンピュータシミュレーション方法を概説すると共にいくつかの適用例と計算精度について述べる。なお、コンピュータシミュレーションはコンピュータ内で実験を行うものであるから計算実験または数値実験とも呼ばれており、その中でも流れの数値解析を数値流体力学 (Computational Fluid Dynamics) と呼んでいる。

1. 支配方程式概説 (モデリング)

流れは流体が均相系で非圧縮性の場合下記に示す連続の式と運動量の輸送方程式で表される (便宜上直交座標系とアインシュタインの総和規約で簡略表

記する)。

$$\frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial u_i}{\partial t} + u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\nu \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) - g_i \beta (T - T_0) \quad (2)$$

熱や物質のスカラー量輸送方程式は(3)式で表される。

$$\frac{\partial s_i}{\partial t} + u_j \frac{\partial s_i}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\alpha_i \frac{\partial s_i}{\partial x_j} \right) \quad (3)$$

これら方程式は変数が圧力 P 、流速 u_i 、スカラー量 S の連立非線形方程式となるため、机上でアナログ的な解析解を求めることは不可能である。従って、解析領域をデジタル式に分割して所定の拘束条件 (境界条件) に合致するよう繰り返し計算で解を固定する方法すなわち数値解析が唯一の求解方法となる。流れが層流である場合には渦スケールが大きくそのため解析分解能は小さくてよいため分割数も少なくてすむ。そのため直接(1)~(3)式を数値的に解くことにより解を得ることができる。

実際の装置や設備では、取り扱う流れの大半は乱流である。この場合には、乱流渦スケールを代表するコルモゴロフ渦スケール (100ミクロンオーダー) 以下にまで解析分解能を上げる必要があるため(1)~(3)式を直接解くには膨大な分割数となり、このような高負荷計算は超並列コンピュータで処理してはじ

めて現実的な時間内で解を求めることができると考えられる。企業における超並列コンピュータの使用は未だ十分なコストパフォーマンスで行われるとは言い難い。このような場合渦スケールをエネルギー表示して計算負荷を低減する乱流モデルが研究機関や企業における計算実験でよく使用される。その中でも代表的な乱流モデルは2方程式($k-\varepsilon$)モデルである。2方程式モデルは流れとスカラー量輸送を支配する方程式(1)~(3)に時間平均操作を施すことによって時間平均連続の式、時間平均運動量およびスカラー量輸送方程式を導出した際に発生する変動流速の2次モーメントをクローズするために導入する物理モデルのひとつである。具体的には(4)式で表される平均値と変動値で表示した式を(1)~(3)式に代入して(5)~(7)式を得る。

$$u_i = \bar{U}_i + u'_i, \quad P = \bar{P} + p', \quad S = \bar{S} + s' \quad (4)$$

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = 0 \quad (5)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{P}}{\partial x_i} \\ &+ \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\nu \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} - \overline{u'_i u'_j} \right) - g_i \beta (\bar{T} - T_0) \end{aligned} \quad (6)$$

$$\frac{\partial \bar{S}_i}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \bar{S}_i}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha_i \frac{\partial \bar{S}}{\partial x_i} - \overline{u'_i s'_i} \right) \quad (7)$$

(5)~(7)式に存在する変動流速の2次モーメントをクローズするために下記に示す物理モデルを導入する。

$$-\overline{u'_i u'_j} = \nu_t \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \quad (8)$$

$$-\overline{u'_i s'_i} = \alpha_i \frac{\partial \bar{S}}{\partial x_i} \quad (9)$$

(8)式中の ν_t および k はそれぞれ渦粘性係数と乱流エネルギーであり次式で表されるが変動流速の方向性が3方向で均一になると仮定することで計算を簡略化する(等方性乱流)。

$$k = \frac{1}{2} (\sum u_i'^2) \quad (10)$$

$$\nu_t = \frac{\mu_t}{\rho} = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (11)$$

従って、(5)~(7)式に(8)~(11)式を代入することにより

2方程式モデルに対する連立の式と運動量の輸送方程式を得る。なお、 ν_t は(11)式で表されることから、方程式を解くためには k と ε の輸送方程式が必要となり、その基礎式は次式で表される。ここで ε は k の消散率である。

$$\begin{aligned} \frac{\partial k}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial k}{\partial x_j} &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{K_M}{J_K} \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) \\ &- \overline{u'_i u'_j} \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} - \varepsilon \end{aligned} \quad (12)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{K_M}{J_K} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) \\ &- C_1 \frac{\varepsilon}{k} \overline{u'_i u'_j} \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} - C_2 \frac{\varepsilon^2}{k} \end{aligned} \quad (13)$$

(9)式中の α_i はスカラー量の渦拡散係数であり、流れ場の状態によって変化するためこれらを求める方程式が必要になる。 α_i に関しては(9)式で示したように勾配拡散型で表示されるが⁸⁾、乱流粘性係数と乱流状態を代表する無次元物性値(乱流プラントル数 P_n (エネルギー)、乱流シュミット数 S_{sc} (拡散物質))を用いて次式で表される。

$$\begin{aligned} \alpha_i &= \mu_t C_p / P_n \quad (\text{エネルギー}), \\ \alpha_i &= \mu_t / \rho S_{sc} \quad (\text{拡散物質}) \end{aligned} \quad (14)$$

(14)式を(7)式に代入することによってスカラー量の輸送方程式に対する2方程式モデルの流れ場を基準とした拡散方程式が導かれる。スカラー量の輸送まで考慮した流れを解析するためには(5)~(14)式を連立させてコンピュータを用いて解く必要がある。ここで C_1 、 C_2 、 C_μ は定数であり流れに応じて決められる。

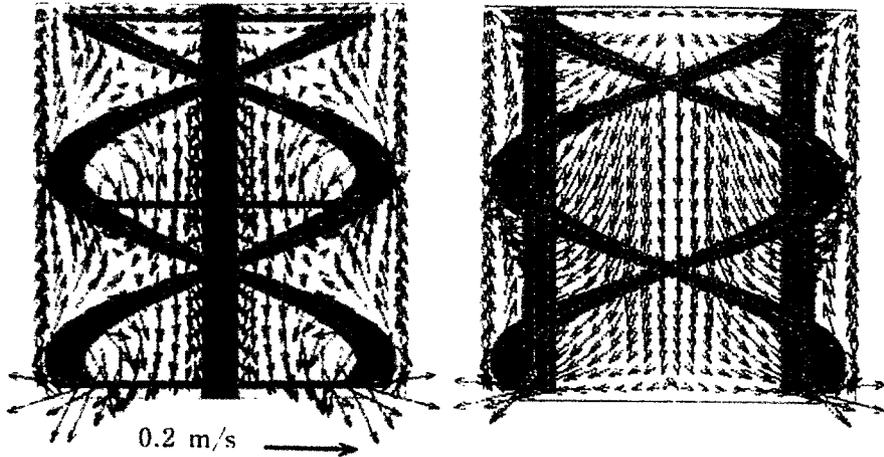
前述のモデルは様々な乱流に対して汎用性を持っているとは限らないのも事実である。そのため実際の現象に合致する様々な乱流モデルが開発されている。いずれにしてもモデルの特徴と適用範囲を明確にして適用する必要がある。

2. 適用例と計算精度

ここでは弊社が製造する攪拌槽、水処理設備および冷却塔の様々な現象について実際の解析例を示すと同時に計算結果を実測結果と比較することによりシミュレーションの予測精度について解説する。

2.1 攪拌槽

化学装置を代表する反応器は攪拌型である場合が多い。第1図はダブルヘリカルリボン翼を槽内で攪拌させた際に生じる流れを解析し流速ベクトルで表



第1図 ダブルヘリカルリボン翼を用いた攪拌槽内の流動状態（軸あり，軸無しフレーム式）
 Fig. 1 Flow patterns in a stirred tank equipped with double helical ribbon impeller
 (with shaft, and frame type without shaft)

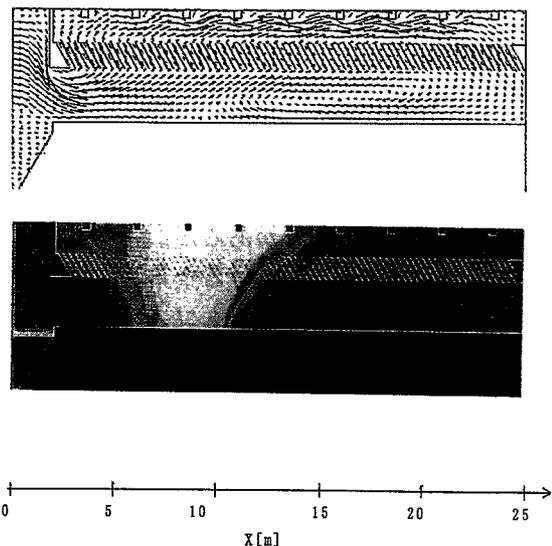
示した結果である（高田ら，1993）。解析系は流れが層流であることから式(1)~(3)が用いられた。解析結果はレーザー流速計による計測値と比較されたが，最大流速に対して5%以内の精度で一致しており，流れが層流である場合の計算実験はほぼ実用域に達していることが示された一例である。

2.2 沈澱池密度流

水処理設備内の凝集物（フロック）キャリアオーバー問題に対する原因解明と対策にシミュレーションが適用された（小西ら，1996）。第2図は約20m×25mのスケールを有する沈澱池への流入水温度が最も高くなると同時にフロックのキャリアオーバーが著しくなる夏期の午後4時頃における流速分布と温度分布である。解析は系内が乱流であることから式(5)~(14)が用いられた。局所的に流速が増大していることが確認され，キャリアオーバーは沈澱池内のフロックが，流入水の温度変化に起因する局所的な流速増加（自然対流）によって同伴されることによって発生することが解明されている。この自然対流を最小限に防止するために沈澱池の各所に阻流板を入れた計算実験を繰り返すことにより最も自然対流を防止できる挿入条件を決定し，阻流板施工後は年間を通してフロックのキャリアオーバーを防止することが確認された。この検討によりこの種の設備に対して前述の乱流モデルが適用可能であることが示された。

2.3 冷却塔白煙

冷却塔からの排熱はおもに冬季と梅雨期に可視白



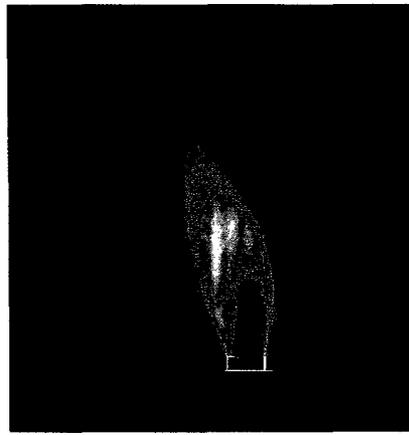
第2図 傾斜管式沈澱池内の流速分布および温度分布
 (夏期夕刻 16:00頃)

Fig. 2 Velocity vectors and temperature contours in an inclined tube settler (summer evening at about 16:00)

煙として観察される。冷却塔白煙は空港等における管制障害，大都市地域冷暖房システムにおける火災誤認等の問題からその防止技術が不可欠である。第3図は白煙発生状況を予測した結果である。解析対象が熱と物質の移動を伴う大気乱流になるため(5)~(14)式が用いられた。可視白煙は相対湿度が計算上100%以上になる領域として濃淡表示される。可視部分の長さ，体積，幅といったマクロスケールは観



Experiment



Computation

第3図 大型塔1の可視白煙の計算結果と観察結果との比較 (Run.3)
Fig. 3 Comparison of computed and measured visible plume of large tower 1 (Run.3)

測結果と良好な一致を示すことがわかった (Takata et al, 1997)。ここに示す白煙の予測手法を用いて、白煙を防止する経済的な乾湿空気比率を決定することが可能になった。なお比較結果からも判別できるように、乱流モデルによる計算結果は白煙局所の渦に起因するマイクロな挙動まで解析できないという限界がある。この挙動を明らかにするためには解析領域を膨大なメッシュで分割し、(1)~(3)式を超並列コンピュータで解析する必要があるが、先述したようにこの種の計算を現段階における企業レベルの設計計算とすることは目的の上からもコストパフォーマンスの上からもなじまない。

むすび

化学装置や水処理設備では装置内流れがその性能を左右することが多い。それゆえ装置内流れの予測

技術が最適設計に寄与することは明白である。ここでは均相系流動についての標準的なシミュレーション技術の現状について概説したが、実際にはガス・液に代表される気液2相流やグラニユール流れに表される気固液3相流のようにより複雑系となる場合が現実問題として多く存在する。当社ではこれ流れに対して実際の現象を常に観察しながら高コストパフォーマンスを有する実用シミュレーション技術の確立を多くのケーススタディをとおして行っている。機会をみてより複雑系のモデリング手法や解析結果について紹介したいと考えている。

【参考文献】

- 1) 高田一貴ほか：神鋼パンテック技報, Vol.37, No.3 (1996) p.2.
- 2) 小西嘉雄ほか：水道協会雑誌, 第65巻, 第11号 (平成8年)
- 3) Takata et al. : CTI Journal, Vol.18, No.1 (1996)