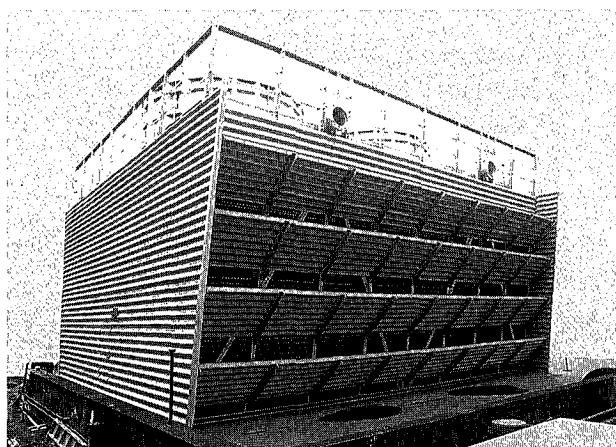


目次

CONTENTS

1	巻頭言	
2	好熱性微生物を利用した余剰汚泥が発生しない活性汚泥処理プロセス S-TE PROCESSの実証	Systematization of S-TE PROCESS Zero-Discharge Activated Sludge Process Using Thermophilic Bacteria
10	流動床式窒素除去プロセス：PABIO DENI（パビオデニ）	Moving Bed Nitrogen Removal Process, PABIO DENI
19	連続ろ過装置「KONTIRAD」の実証実験	Demonstration Test for Continuous Sand Filter [KONTIRAD]
26	逆浸透膜による浸出水の高度処理実験報告（その2）	Landfill Leachate Treatment by Membrane Filtration
37	フルゾーンの表面ガス吸収特性	Gas absorption Characteristics from liquid surface of FULLZONE reactor
47	振動型膜分離装置の適用分野と実績	Application Fields and Sales Results of Vibratory Shear Enhanced Process
58	工業用水除濁処理への振動型膜分離装置「VSEP」の適用紹介	Application of Vibratory Shear Enhanced Processing (VSEP) for Turbidity Removal of Industrial Water
66	SVミキサーのテスト事例報告（その2）	The Test Report of the SV MIXER (No.2)
76	固定床式生物処理による低濃度有機排水の回収	Low Strength Organic Wastewater Recovery by Fixed Bed Biological Treatment
83	浸出水のカルシウム除去	Removal of Calcium from Landfill Leachate
90	PCB 処理技術（SP プロセス）について	SP Process: Chemical Dechlorination Process of PCB in Waste Materials
98	グラスライニング製及びステンレス製規格品の紹介	A Standardized Series of Glasslined Reactors and Stainless Steel Reactors.
103	神戸市東灘処理場における震災復興工事の紹介	Restoration from Earthquake-Rehabilitation of Sewage Water Treatment Plant
110	TECHNICAL NOTE	



<写真説明>

当社の冷却塔は、あらゆる業種の様々なニーズに応えるため、形式はクロスフロー型・カウンターフロー型の2タイプ、塔構成材も木製・鋼製・コンクリート製・FRP製の4種類、熱交換を行う充填材はフィルム型・スプラッシュ型というように豊富なバリエーションを取り揃えています。ここに紹介するFRP製冷却塔は、当社の経験と実績をベースにFRPの特性を最大限に活かしたもので、主な特長は次の通りです。①主構造はFRP引き抜き成形材を使用、品質が安定している。②構成材をFRP化することで軽量化が可能③ユニット化を実施したことにより現地据付工期の短縮が可能④FRP製構成材はメンテナンスフリー、保守費用が大幅に低減できる。など、すぐれた特長をもっている。

Cross flow, Counter flow in types and galvanized steel, stainless steel, treated wood, concrete and FRP in materials are provided by Shinko Pantec to meet customers' various needs. Our FRP cooling tower consists of pultruded structural composites and has following features.・Pultruded main structure provides stable quality.・Light weight and factory-fabricated components permit quick and accurate on-site installation.・FRP materials provide longevity and corrosion resistance with minimum maintenance.

21世紀のための次世代型最終処分場研究施設の設立



福岡大学工学部教授

花 嶋 正 孝

Masataka Hanashima

現在、環境問題のフロントである廃棄物問題が社会の話題の中心になっている。特に地球環境を守る最後の砦である最終処分場の建設が周辺住民の設置反対の運動に遭い、完全にデッドロックに乗り上げている。全国200ヶ所以上の場所で色々とトラブルが起きており、これらの問題解決のため、国は廃棄物処理法を大幅に改正してこの対応を図った。平成9年6月に無事法案が国会を通過した。現在これを支える政省令作りに励んでいる。今回の改正の骨子として、より具体的な数値目標を定めることが要求されており、この数値決めに苦労させられている。しかも最終処分場はすべての科学（物理学、化学、地質学、生物学、土木工学）を集大成したようなものであり、色々な分野の研究者が総力を挙げて取り組まなければならない所のものである。

現在のところ、総合的な認識は旧態依然たる単なるごみ捨て場の域を超えていないのが実状である。平成9年10月12日から17日までの5日間、イタリアのサルジニア島のカリアリで開かれた第6回国際ランドフィルシンポジウムには、埋立てを中心にした400を超える研究発表が全世界から寄せられ、1000人を上回る研究者が集まった。このように問題は日本に留まらず世界的に深刻なものであり、これら問題の解決に世界の衆智を集めようとしている。

日本でも、平成6年より最終処分場システム研究会（LS研）を102社の研究者や技術者が集まって会を発足させた。関係者の努力により平成8年度には4000頁にも及ぶ膨大な研究成果が発表された。これらの基礎研究をより確かなものにするためにも、より大きな現場でのフィールド実験が要求されているが、これを満足させる研究施設が未だ日本には存在しない。そこで、このLS研の中の非常に研究熱心な企業を集めて、次世代型の最終処分場研究会なるものを発足させた。これに参画した大手企業としては、神鋼パンテック、クボタ、荏原製作所、栗田工業の4社であり、これに協力をする4社のコンサルタントが加わった。最終処分場も生ごみの埋立てによる有機物質の汚染から、現在の焼却を主体とした処理体系への変遷の中で、焼却残渣の埋立てによる無機性塩類の問題が大きくクローズアップされてきている。これらの解決には、今迄廃棄物による浸出水の処理では用いられていなかった膜の利用や、最終に生成される塩の問題の解決等に関して色々新しい技術が要求されている。

幸いにして、平成9年2月に文部省が学術フロンティア構想を打ち上げ、全国私立大学中10大学を研究中心の大学として位置付けて主要な研究テーマを有し、積極的に研究組織を整備している大学を指定することにした。8社の企業の参画を得て組織し、研究テーマがしっかりしていた次世代研が存在していたため、この指定を受けることができた。北九州市の大いなる支援を受け、響灘地区に将来計画として20000m²の敷地の獲得もでき、次世代研に次ぐ研究組織も現在4つ立ち上がっている。これらは、来るべき21世紀の日本の環境と資源問題を見据え、これを両立させる研究施設であるようにと、福岡大学、地域の諸大学と次世代研の協力で資源循環・環境制御システム研究所を誕生させた。この研究施設はただ研究だけに留まらず、資源循環型の社会を支える人材の養成と、東南アジアを中心にする廃棄物問題に取り組む研究者、技術者に現場の実状を踏まえた教育を行える場に成長させたいと思っている。この主旨に第一に御賛同戴いた貴社の志に大いに敬意を表したい。

好熱性微生物を利用した余剰汚泥が発生 しない活性汚泥処理プロセス S-TE PROCESSの実証

Systematization of S-TE PROCESS
Zero-Discharge Activated Sludge Process Using
Thermophilic Bacteria



(技)研究開発部
長 谷 川 進
Susumu Hasegawa
福 井 孝 博
Takahiro Fukui
赤 司 昭
Akira Akashi
(技)開発企画室
桂 健 治
Kenji Katsura

著者らは、これまで、汚泥を可溶化する好熱性微生物を用いた余剰汚泥の発生しない活性汚泥処理プロセスを提案し、人工廃液及び実工場廃液を用いた室内実験により実証した。本稿では、パイロットテストの運転結果を報告する。処理水 SS, TOC が若干上昇するものの、余剰汚泥の引き抜きをしない運転が可能であること、所定の条件で運転することにより、汚泥可溶化好熱菌の培養が可能であること等、室内実験で実証された結果を再現することができた。

We have previously demonstrated that the zero-discharge activated process can be achieved by using thermophilic bacteria which solubilize excess sludge.

In this paper we show the results of pilot test. In our process, SS and TOC concentrations of the treated water increased slightly compared with those of conventional activated sludge system. But we could run the process without disposing excess sludge.

Key Words :

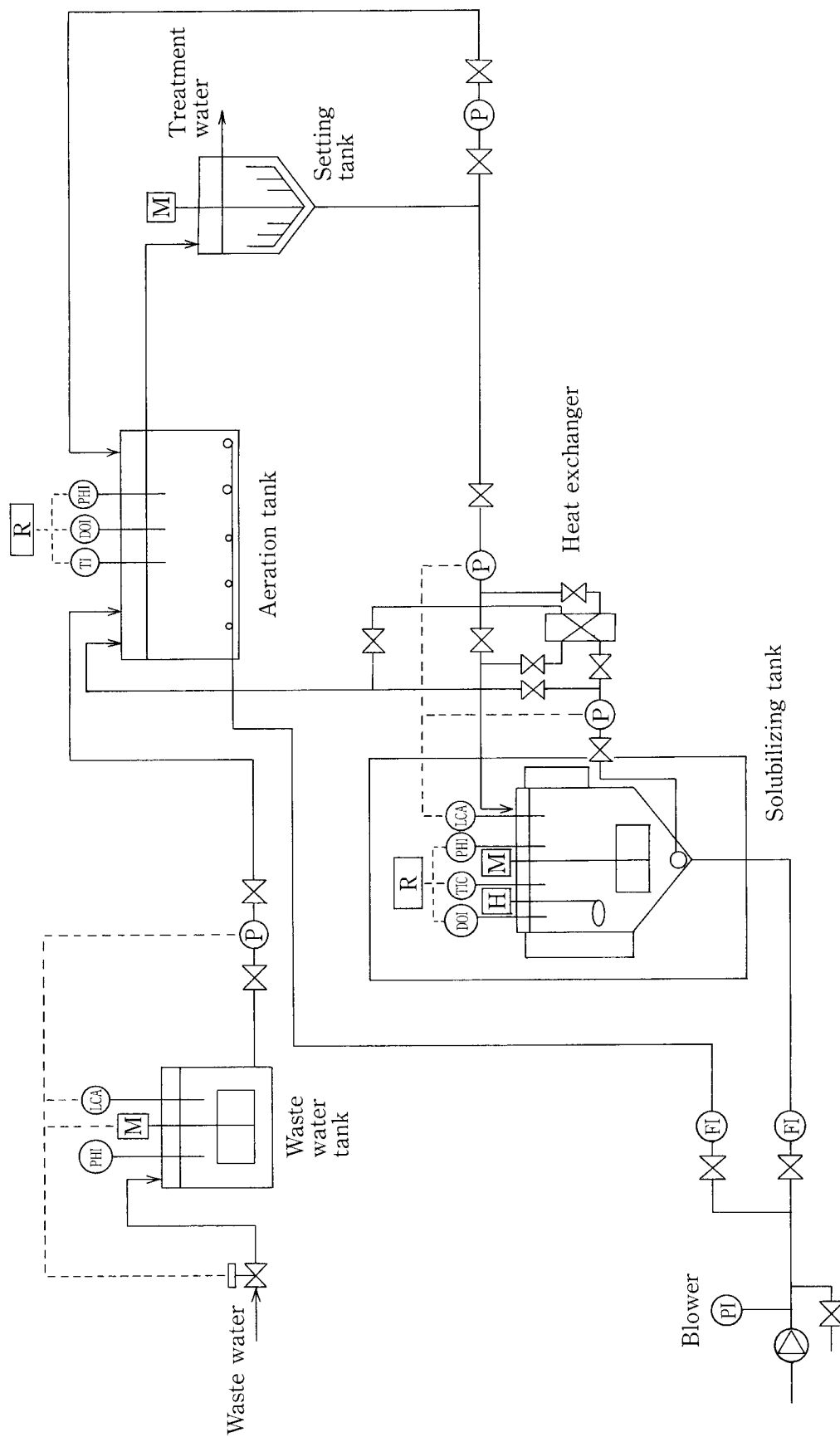
好 熱 性 細 菌
余 剰 汚 泥
可 溶 化
活 性 汚 泥 法

Thermophilic bacteria
Excess sludge
Solubilization
Activated sludge system

ま え が き

わが国における1993年度の産業廃棄物排出量は、約4億トンとされており、ここ数年、ほぼ横這いの傾向にあるが、その量は、家庭から排出される一般廃棄物の約8倍の量に相当する。この内約20%が最終処分として埋め立て処理されており、最終処分場の残余容量はここ数年をピークに減少の傾向にあ

る。このままでは、約10年後には、残余容量がゼロになるとの推算もあり、産業廃棄物の再利用、減量化が緊急の課題となっている¹⁾。産業廃棄物の内、生物学的排水処理設備より排出される余剰汚泥は、有機物含有量が多いことから、大規模工場あるいは都市圏の大規模下水処理場などでは、脱水の後、焼却、溶融による減容化が主流となっている。しかし、



第1図 S-TE PROCESS 7ロ-図
Fig. 1 Flow diagram of S-TE PROCESS

小規模工場あるいは今後普及が予想される中小市町村の小規模下水道においては、専門技術者の不足や経済面での制約があり、大規模向けに開発された技術がそのまま適用できるとは限らず、むしろ小規模設備に適した新たな技術開発が望まれている²⁾。

廃棄物減容の基本は廃棄物を出さないことであり、その様な観点から、1995年、公共下水道に関しては「発生汚泥等の処理に当たっては、脱水、焼却、再生利用等によりその減量に努めなければならない」との責務条項を盛り込んだ下水道法の一部改正がなされた。また、近年、多くの企業が「ゴミゼロ工場」「ゼロエミッション」等を目標に掲げ、工場、事業所からの廃棄物の削減に取り組んでいる³⁾。

有機性廃水の生物学的処理法は、増殖する生物により廃水中の有機物を吸着あるいは分解させるため、増殖汚泥の発生は宿命的なものである。そのため、永年、汚泥生成の少ないプロセスの検討がなされ生物膜法、長時間曝気法等余剰汚泥の発生が少ない活性汚泥法の開発がなされてきたが、それでも余剰汚泥の全く発生しないプロセスは存在しなかった。しかし、近年、山本ら⁴⁾による膜分離活性汚泥法、安井ら⁵⁾によるオゾン活性汚泥法により、見かけ上余剰汚泥の発生しないプロセスが提案され、注目を集めている。前者は、曝気槽中に膜を浸漬して固液分離することにより槽内 MLSS 濃度を高め、生物の自己酸化を促進し汚泥を減容化する方法であり、後者は、曝気槽内の汚泥を一部引き抜き、オゾンに接触させて可溶化し、再び曝気槽へ循環返送して生物分解することにより汚泥を減容化する方法である。しかし、一般に膜処理やオゾン等の物理化学的処理は装置自体はコンパクトになるが、建設費が高くなる、維持管理が煩雑等の問題あり、特に、小規模の事業所では経済的負担が大きくなる傾向にある。そこで、著者らは経済性に優れた微生物による汚泥減容化処理を検討し、これまで、ある種の好熱性微生物が汚泥可溶化酵素を体外に分泌し、有機性汚泥を可溶化することを明らかにした⁶⁾。さらに、汚泥可溶化好熱菌を用いて可溶化した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、見かけ上余剰汚泥の発生をゼロにすることが可能な活性汚泥システムを提案し、ベンチスケールテストで実証した⁷⁾。そこで、本稿では、実廃液を用いたパイロットテストの結果を報告する。

1. パイロットテストの概要

実装置化にあたって、ベンチスケールテストで得られた処理性能の実証と、運転立ち上げ方法及び維

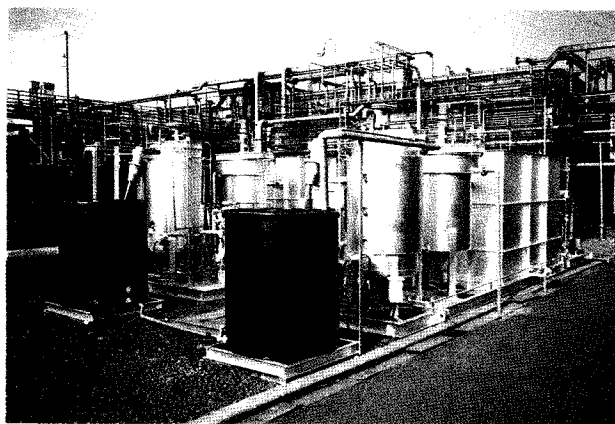


写真 1 パイロットテスト装置

Photo.1 Pilot plant of S-TE PROCESS

持管理性の確認等を行うため、実廃液を用いたパイロットテストを実施した。テストは、石油化学工場活性汚泥废水处理設備の流入廃液を対象とし、現地に、パイロットテスト機を設置して行った。

1. 1 テスト装置

パイロットテスト機のフローシートを第1図に、装置の概略仕様を第1表に、また、装置外観を写真1に示す。S-TE PROCESSの主要部は、汚泥可溶化槽であるが、汚泥の出ないプロセスが活性汚泥曝気槽との組み合わせによりはじめて達成されることから、パイロットテスト機も、汚泥可溶化好熱菌を培養する汚泥可溶化槽と、固液分離槽を含む活性汚泥処理設備から構成されている。写真1に示すよう、装置は2系列で運転し、1つの系は汚泥可溶化槽を運転しない通常の活性汚泥法とし、S-TE PROCESSの効果を評価するための対照系とした。

1. 2 運転方法

1) 装置の制御法

実設備の原水ポンプ吐出側より分岐をとり、原水を一旦本テスト機の原水槽に受水した。原水槽よりは、原水ポンプで分配槽を通してそれぞれの系に注水した。曝気槽で処理された排水は沈殿槽で固液分離され、S-TE PROCESSでは、沈殿汚泥を一部汚泥可溶化槽に移送し、残りは返送汚泥として曝気槽に返送した。また、必要がある場合は、一部を余剰汚泥として系外に引き抜いた。汚泥可溶化槽は電気ヒーターにより加温され、好熱菌培養温度を $65 \pm 2^\circ\text{C}$ に保った。汚泥可溶化槽への汚泥移送量を変化させ可溶化処理汚泥量を変化させる場合は、汚泥可溶化槽での反応時間が1日となるよう、槽内液位を調整することにより反応槽容積を変化させ、処理汚泥量の変化に対応した。汚泥可溶化槽で可溶化され

た汚泥は全量曝気槽に返送した。一方、対照系では、曝気槽内で増殖する汚泥分を余剰汚泥として連続的に系外に排出した。

運転条件を第2表に示す。できるだけ実設備の運転条件に合わせるよう運転したが、沈殿槽における汚泥の濃縮度が実設備より低かったため、返送汚泥濃度が低くなり曝気槽内 MLSS 濃度を高く維持することができなかった。そのため、BOD/SS 負荷を基準として実装置の負荷に合わせて運転した。運転立ち上げ時、曝気槽内 MLSS 濃度の上昇に合わせ BOD/SS 負荷が所定の値になるよう廃水処理量を上昇した。

第2～4図に運転立ち上げ時の、曝気槽内 MLSS 濃度、BOD 容積負荷及び BOD/SS 負荷の経日変化を示す。曝気槽内 MLSS 濃度の上昇に合わせ廃水処理量を増大し、容積負荷を上昇することにより、BOD/SS 負荷をほぼ所定の 0.3 kg-BOD/kg-SS/d に調整できた。

2) 好熱菌の添加

運転立ち上げ時、本テストで用いたと同じ実廃液で約4ヶ月運転を継続した室内実験装置の汚泥可溶化槽より採取し、冷蔵庫に貯蔵しておいた好熱菌培養液を種汚泥として用いた。沈殿槽より引き抜いた汚泥9に対し1の割合で好熱菌培養液を添加し、65℃で2日間空曝し、運転を立ち上げた。

3) 余剰汚泥の引き抜き及び汚泥可溶化処理量

対照系の余剰汚泥の引き抜きは、曝気槽内 MLSS 濃度が約 3 000 mg/L となるよう引き抜き量を調整した。一方、S-TE PROCESS では、沈殿汚泥の一部を可溶化処理し、曝気槽 MLSS 濃度が上昇傾向にある場合は、沈殿槽より汚泥を引き抜いて、対照系同様、曝気槽内 MLSS 濃度を約 3 000 mg/L に維持した。

運転立ち上げ時、対照系の余剰汚泥量 (Q_w) と同量の汚泥を汚泥可溶化槽に投入したが、この場合、曝気槽内 MLSS が上昇の傾向にあったため一部汚泥を引き抜いた。曝気槽内 MLSS が所定の値になったところで、約2週間毎に汚泥可溶化槽に投入する汚泥量 (Q_s) を増加し、最終的に対照系の余剰汚泥量の3倍 ($Q_s/Q_w=3$) に相当する汚泥を投入した時、汚泥を引き抜かない系が達成された。

1. 3 分析方法

処理水質の分析は、下水試験方法⁸⁾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。

2. テスト結果

2. 1 余剰汚泥の発生量

運転立ち上げ時は、対照系では、曝気槽内平均汚泥滞留時間 (SRT) が20日になるよう引き抜き汚泥量を少なくした。約20日運転後、曝気槽 MLSS

第1表 装置仕様

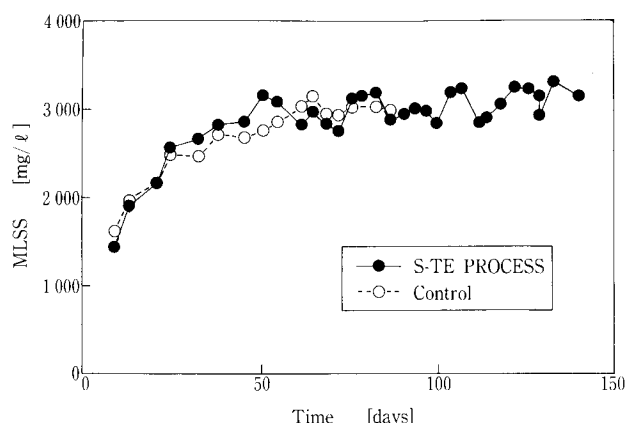
Table 1 Specifications of pilot plant

	S-TE PROCESS	Control
Aeration tank	1 m ^w ×3 m ^L ×2 m ^H (4.5 m ³)	1 m ^w ×3 m ^L ×2 m ^H (4.5 m ³)
Settling tank	0.8 m ^φ ×1.3 m ^H (0.64 m ³)	0.8 m ^φ ×1.3 m ^H (0.64 m ³)
Solubilizing tank	0.8 m ^φ ×1.5 m ^H (0.54 m ³)	—

第2表 運転条件

Table 2 Operational Conditions of pilot plant

	S-TE PROCESS	Control
Volumetric loading rate (kg-BOD/m ³ /d)	0.8	0.8
Sludge loading rate (kg-BOD/kg-SS/d)	0.3	0.3
MLSS of aeration tank (mg/L)	3 000	3 000
HRT (d)	2	2
Aeration rate (m ³ /m ³ /min.)	0.1	0.1
〈Solubilizing tank〉		
HRT (d)	1	—
Temperature (℃)	65	—
Aeration rate (m ³ / m ³ / min.)	0.1	—



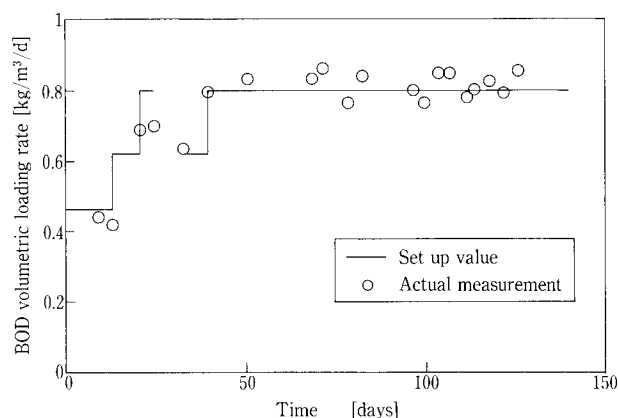
第2図 曝気槽内 MLSS の経日変化
Fig. 2 Time course of MLSS

濃度の上昇にともない、引き抜き汚泥量も増加し、最終的には、SRTを10日程度に調整した。一方、S-TE PROCESS においては処理水質への影響も考慮し、運転立ち上げ時は対照系の余剰汚泥量に相当する量の汚泥を汚泥可溶化槽に移送し、対照系の MLSS 濃度と同じになるよう余剰汚泥の引き抜きを行った。MLSS 濃度が 3000 mg/L に達してからは、2週間毎に汚泥可溶化槽への移送量を2倍3倍と増加し、結果的に3倍処理した時、汚泥の引き抜きを必要としない系が成立した。

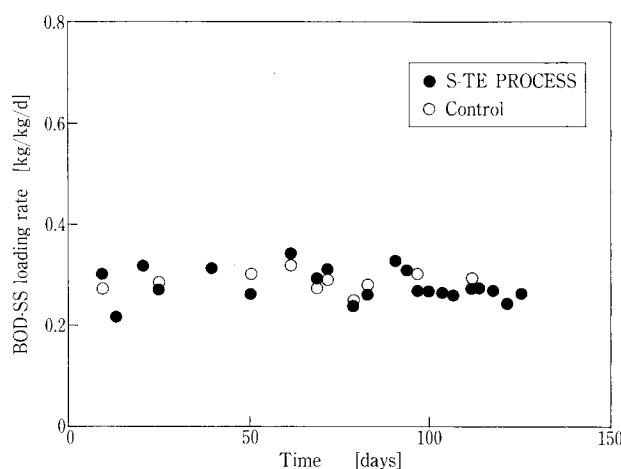
第5図に除去 BOD と発生した余剰汚泥量の関係を示す。グラフの傾きは、除去 BOD 当たりの生成汚泥量、即ち、見かけの汚泥転換率を示す。生成汚泥量としては、人為的に余剰汚泥として系外に引き抜いた汚泥と、処理水中に流出した SS 及び無視小ではあるが分析用採取分の合計とした。対照系では、実験期間を通じて、見かけの汚泥転換率は約0.25であった。一方、S-TE PROCESS では、可溶化処理する汚泥量を増加することにより、見かけの汚泥転換率が減少し、対照系で排出される余剰汚泥量の約3倍量の汚泥を可溶化処理することにより、見かけの汚泥転換率はほぼゼロになった。この条件では、人為的な汚泥の引き抜きは行っておらず、系より排出される汚泥は、処理水中の SS 及び分析用採取分のみである。

2. 2 処理水質

第3表に汚泥の引き抜きを行わない運転条件での定常時における処理水水質の平均値を示す。処理水 BOD はいずれの系でも良好で実験期間を通じ常に 5 ppm 以下であった。一方、S-TOC 及び SS は対照系と比べ S-TE PROCESS では、それぞれ 37 %、33 % 上昇した。これは、汚泥を可溶化して曝気槽



第3図 BOD 容積負荷の経日変化
Fig. 3 Time course of BOD volumetric loading rate



第4図 汚泥負荷の経日変化
Fig. 4 Time course of BOD-SS loading rate

に返送することにより、曝気槽の汚泥負荷が上昇したためと考えられる。また、本廃水を用いて室内実験を実施した時の測定結果も併記してあるが、室内実験においては SS の値がパイロットテスト結果より高めにでているものの、両者は、ほぼ同様の傾向を示しており、室内実験結果をよく再現することができた。このことは、逆に、室内実験により、実設備の処理水質を予測することができることを示唆する。室内実験で処理水 SS が高くなったのは、沈殿槽が小さいため壁面効果が現われたこと、及び曝気槽温度を 28℃ にコントロールしたため、外気温にさらされ水温の低下した沈殿槽滞留水中に曝気槽流出液が流入した際、密度流を生じ、固液分離性能が低下したためと推察される。第6図に対照系の余剰汚泥引き抜き量 (Q_w) に対する S-TE PROCESS の可溶化処理汚泥量 (Q_s) の割合を可溶化処理率 (Q_s/Q_w) と定義したときの可溶化処理率と処理水

第3表 処理水質
Table 3 Performance of S-TE PROCESS

	Influent	Effluent			
		Pilot scale test		Bench scale test	
		S-TE PROCESS	Control	S-TE PROCESS	Control
BOD ₅ (mg/L)	1 550	< 5	< 5	< 5	< 5
SS (mg/L)	45	29.2	21.9	39.8	30.1
S-TOC (mg/L)	990	52.9	38.4	55.8	41.2

水質の関係を示す。可溶化処理率を増加することにより汚泥可溶化液の返流に起因する曝気槽への負荷が上昇するため、処理水 TOC が増加していることが分かる。また、図中には、ポリペプトン、グルコースを主成分とする人工廃水を用いた室内実験の結果も併記したが、TOC の上昇率は処理する廃水の組成によっても影響され、比較的生物分解の容易な人工廃水を処理した場合は、上昇率は小さい値となった。

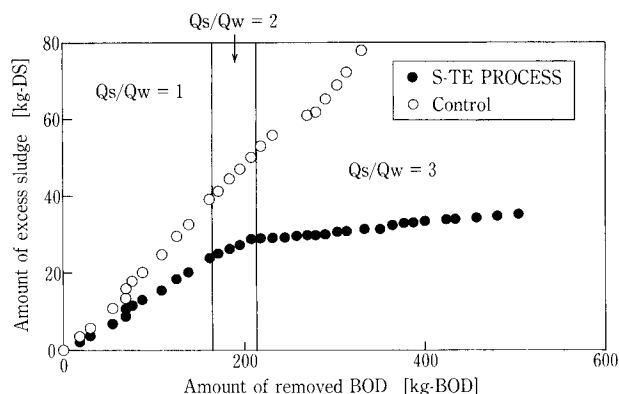
2.3 好熱菌の挙動

第4表は汚泥可溶化槽中の好熱菌計数結果を示す。好熱菌の計数は、既報の方法により行った⁶⁾。汚泥可溶化槽中の好熱菌数は 10^4 オーダーで曝気槽より2桁多かった。また、曝気槽中の好熱菌がほとんど全て休眠孢子で存在するのに対し、汚泥可溶化槽中では、ほぼ100%は生菌として存在しており、汚泥の可溶化に寄与していることが分かった。

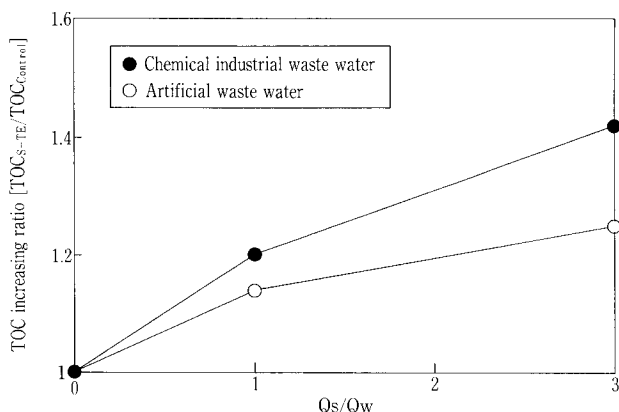
写真2は、好熱菌計数中に得た代表的な好熱菌のコロニーを継代培養し、汚泥を懸濁させた寒天培地に塗抹し、65℃恒温槽中にて24時間培養した結果である。コロニー周辺にハローが認められ、好熱菌が分泌した汚泥可溶化酵素により汚泥が可溶化され透明部ができたことが確認された。

S-TE PROCESS では、余剰汚泥を65℃の高温で処理するため、曝気槽内の中温菌がダメージを受ける事が懸念される。そこで、S-TE PROCESS と対照系の曝気槽内の中温菌数を比較した。第5表に示すように、両系の曝気槽内の中温菌数(CFU/ml)は共に 10^7 オーダーで大きな差はなかった。従って、BOD 除去成績と併せて考えると、S-TE PROCESS による中温菌へのダメージは少ないものと考えられる。

前述の結果より、汚泥可溶化槽で生育した好熱菌は曝気槽に返送されても死滅するのではなく孢子の形で生存し、好熱槽に戻された際、再び発芽し、活動するものと考えられる。また、汚泥可溶化槽に流入した中温菌も全て可溶化されるわけではなく、一



第5図 BOD 除去量と持出汚泥量の関係
Fig. 5 Relationship between excess sludge and removed BOD



第6図 可溶化処理率(Q_s/Q_w)と処理水 TOC の関係
Fig. 6 Relationship between Q_s/Q_w and TOC increasing ratio

部、孢子の形で生存し、曝気槽に返送された際、再び活性を取り戻すものもいると考えられる。この様に、S-TE PROCESS においては、それぞれ環境に適した生物が優占するようになると考えられるため、従来の活性汚泥法における生物相とは異なる生物相になっているものと推察される。

2.4 系内への無機物 (ash) の蓄積

S-TE PROCESS では発生する余剰汚泥を系外へ引き抜かないため、系内への無機物の蓄積が懸念される。そこで、VSS/SS 比を測定することにより、

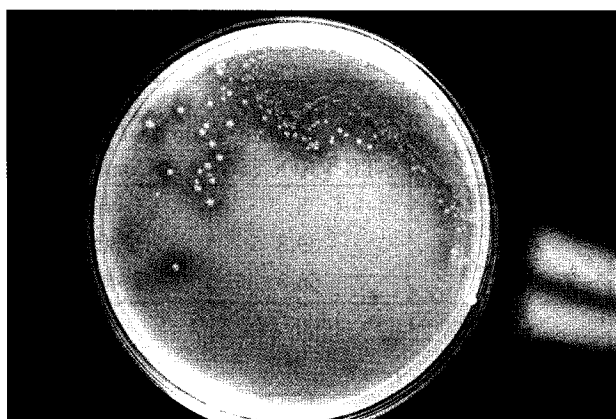
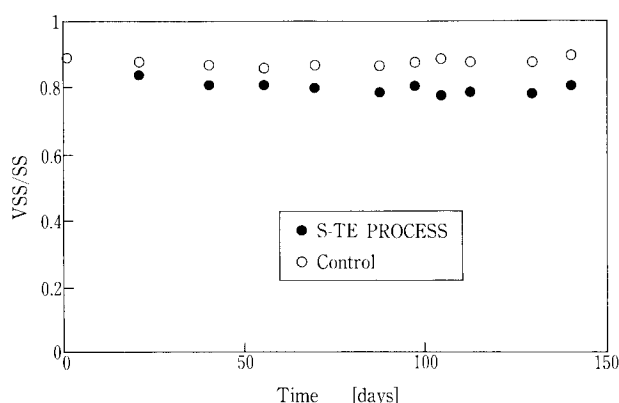


写真 2 好熱菌による汚泥の分解・可溶化
Photo. 2 Solubilization of sludge by thermophilic bacteria



第 7 図 VSS/SS の経日変化
Fig. 7 Time course of VSS/SS

第 4 表 汚泥可溶化槽内好熱菌数

Table 4 Number of thermophilic bacteria in the solubilizing tank

	Number of colony forming units(CFU/ml)	Ratio
Viable cells	2.36×10^4	1
Spores	2.8×10^2	0.01

第 5 表 曝気槽内中温菌数

Table 5 Number of methophilic bacteria in the aeration tank

	Number of colony forming units(CFU/ml)	Ratio
S-TE PROCESS	1.80×10^7	0.7
Control	2.54×10^7	1

曝気槽内の無機物の蓄積を考察した。第 7 図に示すように、S-TE PROCESS で運転初期において曝気槽内の VSS/SS 比が低下する傾向が認められた。しかし、その傾向は、次第に減少し、最終的には、VSS/SS 比 0.8 前後で安定するようになった。個々の無機塩類の挙動については未確認であるが、無機物の汚泥内への蓄積には上限があるものと推察される。これは、微生物が取り込める無機塩類には限界があるため、不要な無機物は菌体外に放出され、溶解性成分として処理水中に流出していくためと考える。

S-TE PROCESS の無機物含有量が対照系に比べて 10 ポイント程度高いことは、曝気槽内 MLSS 濃度を等しくした場合、微生物に代表される有機固形物が対照系に比べ少ないことを意味する。S-TE PROCESS での処理水質の悪化は、対照系に比べ生物量が少なかったことも原因の 1 つと考えられる。

む す び

好熱性微生物を利用した余剰汚泥の発生しない活性汚泥法のパイロットテストを実施した結果、次の知見が得られた。

- 1) 石油化学工場廃水を対象としたパイロットテストにより、汚泥のでないプロセスを実証した。
- 2) 処理水 BOD は 5 mg/L 以下であったが、S-TOC は標準活性汚泥法に比べ 35~40 % 程度上昇した。
- 3) S-TE PROCESS の曝気槽中の好熱菌数は 10^2 オーダーで全てが休眠孢子であるのに対し、汚泥可溶化槽中の好熱菌は 10^4 オーダーで、ほとんど全てが生菌であった。これら好熱菌は、汚泥を懸濁させた寒天上で、汚泥可溶化斑（ハロー）を示すことから、汚泥可溶化槽で好熱菌が良好に培養されていることを確認した。
- 4) S-TE PROCESS の曝気槽中の汚泥の無機物

含有率は、対照系に比べ10ポイント程度上昇したが、無機物が蓄積し続けることはなく、一定の値で安定した。

[参考文献]

- 1) 仁井正夫：環境技術，Vol.26，No.1，61-66，1997.
- 2) 渡部春樹：下水道協会誌，Vol.33，No.405，13-17，1996.
- 3) 例えば；PPM，Vol.27，No.9，17-85，1996.
- 4) 淵上善弘，山本和夫，浅見恵一，松尾友矩；衛生工学研究論文集，Vol.23，239-248.
- 5) Yasui, H., Shibata, M.; Wat. Sci. Tech., Vol.30, 11-20, 1994.
- 6) 長谷川進，三浦雅彦，桂健治；下水道協会誌，Vol. 34，No.408，76-82，1997.
- 7) 桂健治，三浦雅彦，長谷川進；水環境学会誌（投稿中）
- 8) （社）日本下水道協会；下水試験方法（1984年度版）

連絡先

長谷川 進 技術開発本部
(工学博士) 研究開発部
主任研究員
T E L 078 - 992 - 6525
F A X 078 - 992 - 6504
E-mail s.hasegawa@pantec. co.jp

福井孝博 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 t.fukui@pantec. co.jp

赤司 昭 技術開発本部
(医学博士) 研究開発部
T E L 078 - 992 - 6525
F A X 078 - 992 - 6504
E-mail a.akashi@pantec. co.jp

桂 健 治 技術開発本部
開発企画室
T E L 078 - 992 - 6525
F A X 078 - 992 - 6504
E-mail k.katsura@pantec. co.jp

流動床式窒素除去プロセス :

PABIO DENI (パビオ デニ)

Moving Bed Nitrogen Removal Process, PABIO DENI



(環) 製品開発室
熊 野 晋
Susumu Kumano
野 中 信 一
Shinichi Nonaka

流動床式窒素除去プロセス PABIO DENI (パビオデニ) のベンチスケール実験による硝化、脱窒の単独処理性能の調査結果を紹介するとともに、海外における PABIO DENI の実績例及び処理性能を紹介する。

ベンチスケール実験では硝化に関して $\text{NH}_4\text{-N}$ 容積負荷 $0.9 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$ 、脱窒に関しても $\text{NO}_3\text{-N}$ 容積負荷 $3.5 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$ でいずれも 98 % 以上の高い除去率が得られることが確認できた。海外の実績では約 10°C の低水温において HRT 3~6 hr で窒素除去が可能である。

This paper introduces the moving bed nitrogen removal process, PABIO DENI, at a bench-scale test in our laboratory and operation data in European countries.

A bench-scale test, using artificial wastewater demonstrated a high removal ratio as 98% or above with $0.9 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$ $\text{NH}_4\text{-N}$ volumetric loading for nitrification and with $3.5 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$ $\text{NO}_x\text{-N}$ for denitrification.

In operation data, it is possible to remove nitrogen for 3 to 6 hours even at a low temperature as 10°C .

Key Words :

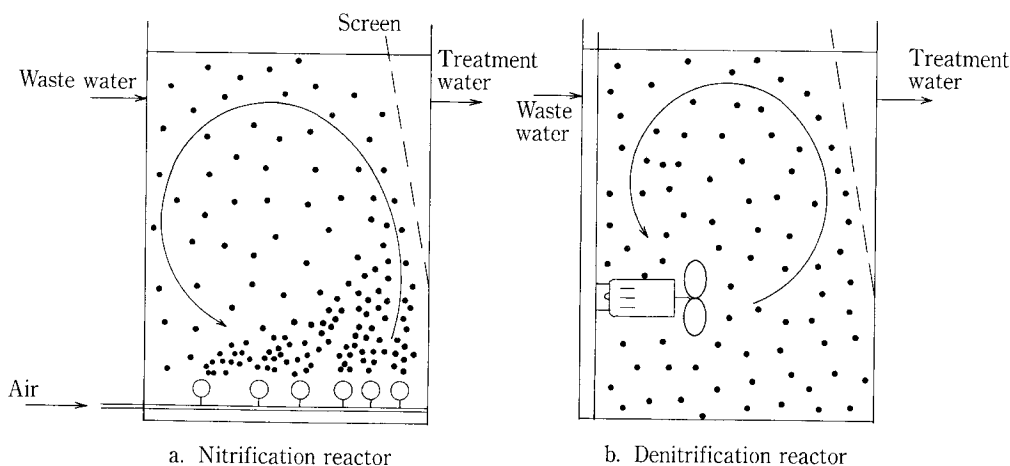
硝	化	Nitrification
脱	窒	Denitrification
M	B B R	Moving Bed Biofilm Reactor
硝	化 細 菌	Nitrifying bacteria
流	動 床	Fluidized Bed

まえがき

閉鎖性海域の富栄養化を防止するため1993年10月より窒素が新たに排水規制対象に加えられた。しかし、その施行に当たっては暫定基準が適用され、5年の猶予期間が設けられていたため、排水規制の本格的運用は1998年10月からとなる。現在、窒素含有排水を排出する工場等では、この規制に合わせ鋭意

対応策の検討がなされている状況である。

一般に、下水等の有機物と窒素を含む廃水では従来の活性汚泥法の処理工程の中に無酸素槽を設け、BODと窒素を同時に除去する活性汚泥循環変法が採用されるのが通常であった。しかしこの方式は、多大な設備面積を必要とするため、より省スペースで効率的な方法が望まれている。効率的な方法とし



第1図 PABIO DENI 装置概念図
Fig. 1 Scheme of PABIO DENI

て、担体投入法、生物膜法等が開発されている。

既報¹⁾で紹介したように流動床式生物膜処理装置 PABIO MOVER は省スペースで、しかも従来の固定床式生物膜法における担体の目詰まり等の欠点を解消した流動床方式の新しい処理装置である。この PABIO MOVER は反応槽に特殊な形状の担体を投入して流動化させるとともに、高活性の汚泥（微生物）を担体に付着保持させることでより高負荷処理が可能で、好気処理、嫌気処理のどちらにも適用でき、単に BOD 除去だけでなく窒素除去も同時に行うことが可能である。

流動床式窒素除去プロセス (PABIO DENI) は海外で多くの実績を有するが、窒素濃度や性状の異なる日本での各種の廃水に適用するに当たっては、硝化、脱窒それぞれの基本処理性能を把握する必要がある。今回、ベンチスケール実験による硝化、脱窒単独の除去能力調査結果を報告するとともに、海外の実績例を紹介する。

1. PABIO DENI の概要

1.1 原理及び構造

PABIO DENI の硝化槽、脱窒槽の概念図を第1図に示す。硝化槽、脱窒槽内に充填した担体は、第1図 a, b に示したように硝化槽ではエアレーションによって、脱窒槽では機械攪拌によって流動化される。各々の槽には担体が流出しないようにスクリーンを設けている。担体の材質は高密度ポリエチレン（密度 $0.92 \sim 0.96 \text{ g/cm}^3$ ）であり、形状は直径 10 mm、高さ 7 mm の円筒型である。円筒内は十字の仕切が、また周囲にはフィンが付いており、十字の仕切は担体強度のアップと表面積の増加に、フィンは攪拌効率の向上に役立っている。担体の充填率は硝化槽、

脱窒槽とも標準は約 70 %（リアクター有効容積の $2/3$ ）とされるが、この充填率は約 $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ の生物膜の比表面積に相当する。

写真 1 に PABIO DENI で使用される攪拌機を示す。エネルギー効率の面では縦型より横型の方が効率的であるため、プロペラ型攪拌翼が採用される。

1.2 特長

本プロセスはその独特な担体形状により次のような特長を有する。

- ① 有効表面積が広く、高活性の微生物を保持できるため高負荷処理が可能である。
- ② 担体付着微生物による処理を行うので、返送汚泥が不要等汚泥管理、運転管理が容易である。
- ③ 担体の激しい攪拌、流動により増殖微生物による目詰まりがなく、逆洗が不要である。

2. 従来のプロセスとの比較

下水等の有機物（BOD）と窒素を含んだ排水では、主として第2図に示す硝化液循環式脱窒法が適

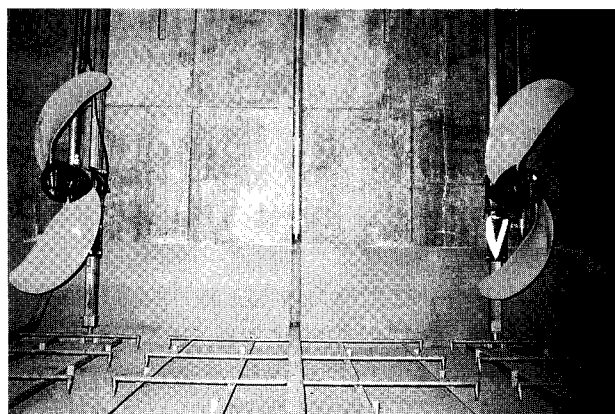
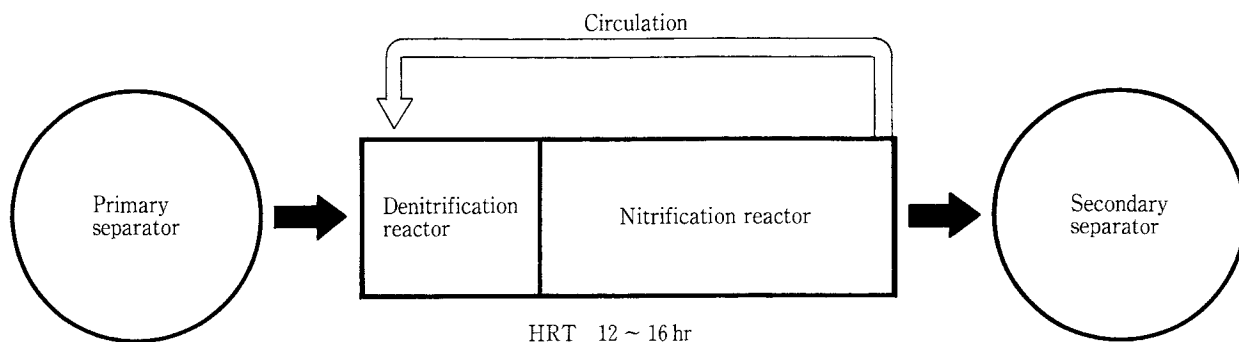


写真 1 脱窒槽の横型攪拌機
Photo.1 Mechanical agitators in denitrification reactor



第2図 硝化液循環式脱窒法

Fig. 2 Activated sludge process with circulation

第1表 PABIO DENI と従来法との比較

Table 1 Comparison of PABIO DENI to conventional processes

		PABIO DENI	Activated sludge process with recirculation	Advanced nitrification process with recirculation
Carrier elements		Required	Not required	Required
Filling ratio of carrier elements (%)	Nitrification	50-70	—	10-20
	Denitrification	50-70	—	0
Type of sludge used		attached sludge	suspended sludge	attached and suspended sludge
Return sludge		Not-required	Required	Required
HRT (hr)	Nitrification	2-3	6-8	2-3
	Denitrification	2-3	6-8	4-5

用される。

担体を利用しない従来の方法は活性汚泥循環変法と称される。これは硝化処理液を脱窒槽に循環返送することによって脱窒反応に必要な水素供与体や硝化槽での pH 調整剤を節減する方法である。この方法では脱窒槽、硝化槽を合わせた HRT は一般に 12 ~ 16 hr 必要である。これに対し近年、硝化槽に担体を投入して硝化菌を固定化し菌体濃度を高めて処理する硝化促進型循環変法が下水道分野を中心に開発されており、HRT 8 hr で BOD と窒素の同時除去が可能である。ここで使用される担体は、包括固定型や結合型があり、材質は PEG, PP, スポンジ等のものがある。

これらの硝化促進型の処理方法と PABIO DENI との比較を第1表に示す。PABIO DENI は次の2点が大きな特徴であり、反応槽の HRT は 3 ~ 4 hr で窒素除去が可能である。

- ① 硝化槽と脱窒槽に担体を投入する。
- ② 浮遊汚泥を再利用しないので返送汚泥が不要

3. ベンチスケール基礎実験

工場廃水等、原水の窒素濃度が異なる各種廃水への適用性、HRT 及び容積負荷の影響、担体付着汚泥量などの確認を目的としてベンチスケール実験を行った。

3.1 装置及び方法

3.1.1 装置

実験には第1図に示した構造の硝化槽及び脱窒槽を各々2基使用し、1基は滞留時間の影響を、他の1基は容積負荷の影響を調査した。硝化、脱窒槽の有効容積は各々5, 3.5 L であり、担体を有効容積の2/3量投入した。担体の流動化は硝化槽は曝気用空気によって、脱窒槽は縦型攪拌機にて行った。硝化槽では硝化の進行に伴って pH が低下するため、pH コントロールを行ったが、pH センサーは槽上部に設置し、pH 調整剤には 1 % の NaOH を使用した。脱窒槽には水素供与体としてメタノールを使用した。投入量はメタノールの不足が除去律速とならないように 3.5 g/g 流入 NO₃-N に設定した。

第2表 合成廃水の組成

Table 2 Composition of artificial wastewater

	Substance	Concentration
Nitrification	NH ₄ Cl	12 ~ 125 as N
	NaHCO ₃	50 ~ 500 as CaCO ₃
Denitrification	NaNO ₃	35 ~ 150 as N
Nitrification and denitrification	KH ₂ PO ₄	1 ~ 10 as P
	MgSO ₄ ·7H ₂ O	1 ~ 10 as Mg
	CaCl ₂ ·2H ₂ O	1 ~ 10 as Ca
	FeCl ₃ ·6H ₂ O	0.2 ~ 2 as Fe

3. 1. 2 実験原水

実験には第2表に示した組成の合成廃水を使用した。原水の NH₄-N 及び NO₃-N 濃度はそれぞれ実験目的により 12~125 mg/L, 35~150 mg/L の範囲で変化させた。

3. 1. 3 実験条件

実験条件の変更に当たっては除去率 90 % を目安とした。実験期間中の硝化及び脱窒槽の水温は 22~26 °C であった。

3. 1. 4 計算式

滞留時間 (HRT) 及び容積負荷 (LD_v) の計算は次式で示すように有効容積を基準とした。

$$HRT = \frac{V}{Q_i/24} [\text{hr}] \quad \cdots(1)$$

$$LD_v = \frac{Q_i \times C_i \times 10^{-3}}{V} [\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}] \quad \cdots(2)$$

V : 硝化槽 (脱窒槽) 有効容積 [L]

Q_i : 原水流量 [L/d]

C_i : 原水 NH₄-N (NO_x-N) 濃度 [mg/L]

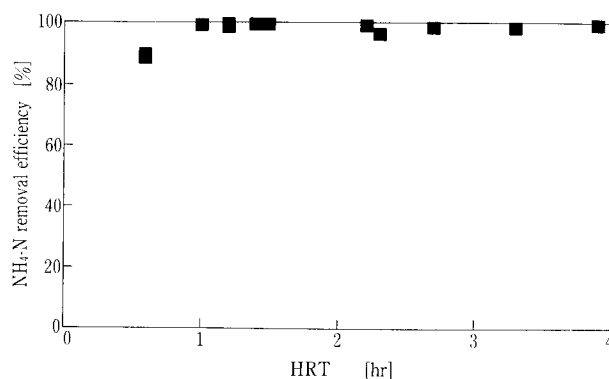
注記) NO₃-N と NO₂-N の合計を NO_x-N と表示

3. 2 結果及び考察

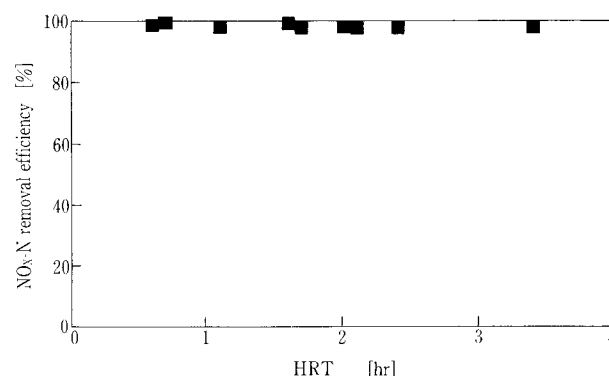
3. 2. 1 HRTの影響

原水の NH₄-N, NO₃-N 濃度をそれぞれ 13~25 mg/L, 35~50mg/L に固定し, HRT を段階的に短縮した。

硝化及び脱窒処理における HRT と硝化率及び NO_x-N 除去率の関係を第3, 4図に示す。硝化処理では HRT 1~4 hr の範囲で概ね 98 % 以上の硝化率が得られ, HRT 0.5 hr においても約 90 % の硝化率が得られた。一方, 脱窒処理では HRT



第3図 硝化槽 HRT と硝化率の関係

Fig. 3 Influence of HRT on the NH₄-N removal efficiency第4図 脱窒槽 HRT と NO_x-N 除去率の関係Fig. 4 Influence of HRT on the NO_x-N removal efficiency

0.5~3.5 hr の範囲で 98 % 以上の NO_x-N 除去率が得られた。本流動床式の硝化, 脱窒処理では HRT が 0.5 hr 以上であれば, HRT に影響されことなく 90 % 以上の高い除去効率が得られることが確認できた。

3. 2. 2 容積負荷の影響

HRT をそれぞれ所定時間に固定し, 原水 NH₄-N 及び NO₃-N 濃度をそれぞれ 125 mg/L, 150 mg/L まで段階的に高めた。

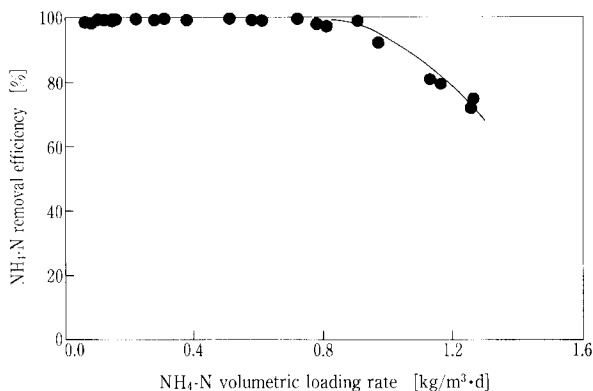
硝化, 脱窒処理における容積負荷と硝化率及び NO_x-N 除去率の関係を第5, 6図に示す。硝化処理では NH₄-N 容積負荷 0.9 kg/m³·d 以下で 98 % 以上の硝化率が得られた。NH₄-N 負荷と除去速度の関係で示すと第7図のようになり, NH₄-N 除去速度は 0.9 kg/m³·d で一定の値となる。これは NH₄-N 容積負荷 0.9 kg/m³·d 以下で処理した場合 98 % 以上の硝化率が得られることを示している。

一方, 脱窒処理では第6図に示したように NO_x-N 容積負荷 3.5 kg/m³·d の高い負荷でも 98 % 以上の

NO_x-N 除去率が得られている。脱窒については実験を継続して限界負荷を確認中である。

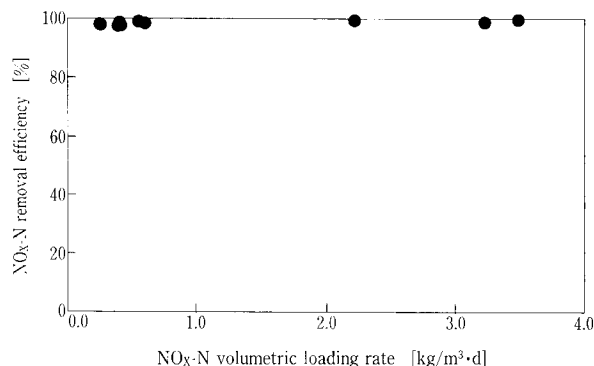
3. 2. 3 担体付着汚泥量

超音波洗浄器（日本エマソン(株)ブランソニック 2210 DTH型, 47 kHz, 125 W）を用いて、次の手順で担体付着汚泥を剥離させ、剥離液の SS 濃度を測定することによって担体付着汚泥量を求めた。ここで、担体付着汚泥量は有効容積基準の保持 SS 濃



第 5 図 NH₄-N 負荷と硝化率の関係

Fig. 5 Relation between NH₄-N volumetric loading rate and NH₄-N removal efficiency.



第 6 図 NO_x-N 負荷と NO_x-N 除去率の関係

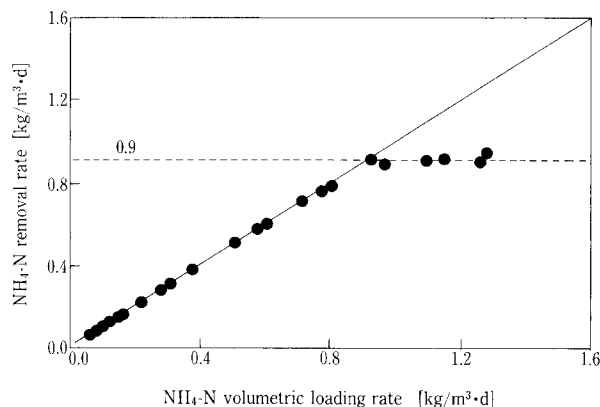
Fig. 6 Relation between NO_x-N volumetric loading rate and NO_x-N removal efficiency.

度に換算して表した。

担体付着汚泥剥離手順は次のとおりである。

- 担体 20~50 ケを採取。（付着汚泥量により加減）
- 100~120 mL のビーカーに担体を入れ、純水 50~100 mL 及び専用洗剤 0.5~1 mL を注入し洗浄器にセット。
- 温度を 50℃ に保ち 30 分間超音波処理。（付着量が多い場合は b,c の操作を 2 回行う）
- 洗浄後の汚泥剥離液の液量及び SS 濃度を測定。

測定結果を第 3 表に示すが、硝化、脱窒ともに担体付着汚泥量は容積負荷に比例して増加する傾向が見られた。実験における最大負荷での付着汚泥量は硝化槽で 992 mg/L、脱窒槽で 3 020mg/L であった。汚泥付着状況を写真 2 に示すが、大部分は内部に付着しており、外周部は薄い生物膜であることが判る。本実験では SS を含まない合成廃水を使用しているため VSS/SS 比は約 0.95 と高く、付着汚泥のほとんどは菌体とみなすことができる。なお、槽内の浮遊汚泥量は硝化、脱窒ともに非常に少なく、いずれも 10 mg/L 以下であった。



第 7 図 NH₄-N 負荷と NH₄-N 除去速度の関係

Fig. 7 Relation between NH₄-N volumetric loading rate and NH₄-N removal rate

第 3 表 担体付着汚泥量測定結果

Table 3 Amount of attached biomass on the carrier elements

N loading Item	Nitrification reactor			Denitrification reactor	
	0.61 kg/m³·d	0.97 kg/m³·d	1.27 kg/m³·d	0.50 kg/m³·d	3.48 kg/m³·d
Amount of attached biomass (mg/L)	289	755	992	457	3 020
VSS/SS ratio (—)	0.94	—	0.96	—	0.96
Activity of N reduction (kg/kg·d)	1.48	1.18	1.02	1.07	1.15

※ N means NH₄-N for nitrification or NO_x-N for denitrification

第 4 表 硝化細菌測定結果

Table 4 Result of measurement of the nitrifying bacterias

NH ₄ -N loading	Nitrate bacteria		Nitrate bacteria	
	MPN/mL	MPN/mgSS	MPN/mL	MPN/mgSS
0.47 kg/m ³ ·d	4.9×10 ⁵	2.2×10 ⁷	4.9×10 ⁵	2.2×10 ⁷
0.54 kg/m ³ ·d	3.3×10 ⁵	8.7×10 ⁶	4.9×10 ⁵	1.3×10 ⁷

第 5 表 所要 HRT (原水NH₄-N=40mg/L)

Table 5 HRT on the N removal process

HRT Temperature	Nitrification reactor hr	Denitrification reactor hr	Total hr
24 °C	1.1	0.3	1.4
10 °C	3.7	1.0	4.7

3. 2. 4 単位 SS 当たりの除去能力

硝化, 脱窒槽の単位 SS 当たりの NH₄-N, NO_x-N 除去能力を付着汚泥量測定結果と連続処理における容積負荷及び除去率から求めた。

硝化槽の単位 SS 当たりの NH₄-N 除去能力は第 3 表に示したように平均 1.22 kg/kg·d の範囲で, 脱窒槽の NO₃-N 除去能力は平均 1.11 kg/kg·d であった。合成排水を使用したときの 20℃ における NH₄-N, NO_x-N 除去能力はそれぞれ 0.25, 0.31 kg/kg VSS·d であったとの報告例があるが, 実験結果はこれらの値と比較すると 3~4 倍高いことになる。本装置では担体が激しく流動しているため, 担体に付着した生物膜は過剰に肥大することなく一定の厚みが維持され, 基質や酸素の拡散速度が大きいこと, 及び常に世代更新された活性の高い菌体が保持されることが高い除去能力が得られる要因と推測される。

前述の推論を硝化槽内の硝化細菌数から検討した。硝化細菌数は担体 50 ケを超音波処理し, 汚泥剥離液を MPN 法により測定した。測定結果を第 4 表に示すが, 亜硝酸菌 (アンモニア酸化細菌) は 3.3~4.9×10⁵ MPN/mL, 硝酸菌 (亜硝酸酸化細菌) は 4.9×10⁵ MPN/mL であった。これらの値は SS 量当たりに換算して表すと 0.87~2.2×10⁷ MPN/mg となる。

硝化促進運転を行っている下水処理場の活性汚泥混合液中の硝化細菌は 1×10⁷~10⁸ MPN/mL で存在する場合が多いと言われている³⁾。活性汚泥の MLSS 濃度は通常 2 000~3 000 mg/L であるため SS 当たりにすると 4×10⁶~10⁷ MPN/mg となり, 本法と活性汚泥の硝化細菌数は大差ない。本法の付

着細菌の活性度が高いことを示唆している。

3. 3 硝化・脱窒プロセスの所要 HRT の検討

ベンチ実験結果を基に, 無機性のアンモニア含有廃水を対象とした硝化・脱窒プロセスにおける所要滞留時間を求めた。原水 NH₄-N 濃度は下水と同程度の 40 mg/L として, 後述のヨーロッパでの実績値と比較した。計算に当たっては NH₄-N 及び NO_x-N 除去速度を各々 0.9, 3.5 kg/m³·d とし, 温度換算は(3)式により行った。

$$K_2 = K_1 \cdot \theta^{(T_2 - T_1)} \quad \dots\dots(3)$$

ここで,

K₁, K₂: T₁, T₂ での NH₄-N (NO_x-N) 除去速度 [kg/m³·d]

T₁, T₂: 硝化槽 (脱窒槽) の水温 [°C]

θ: 温度係数 [-] (=1.09)

硝化, 脱窒を合わせた反応槽の HRT は第 5 表に示したように温度 24 °C のとき 1.4 hr, 10 °C のとき 4.7 hr となる。10 °C の HRT はヨーロッパでの実

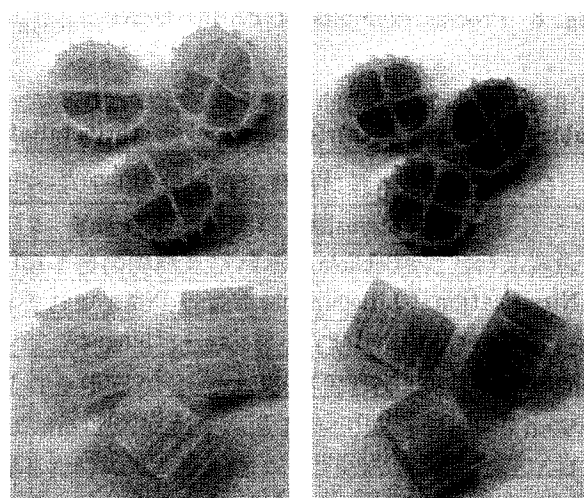
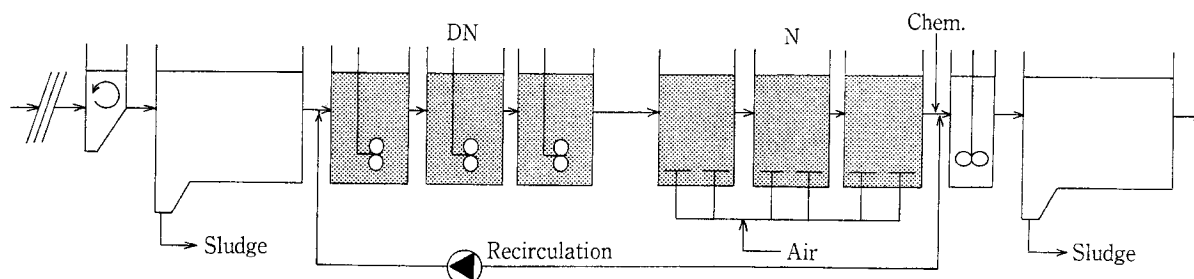
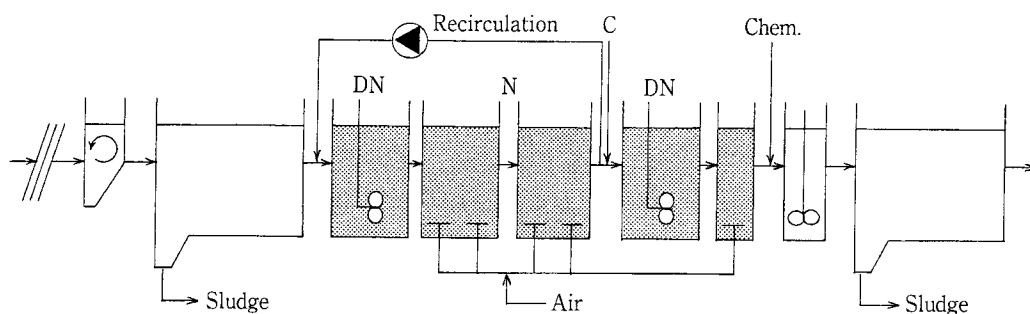
硝化槽
Nitrification reactor脱窒槽
Denitrification reactor

写真 2 生物膜付着状況

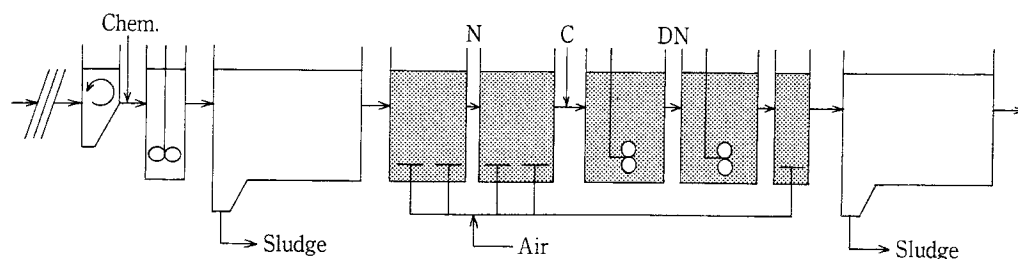
Photo. 2 Biofilm formed on carrier elements



a. Pre-denitrification of primary effluent



b. Combined pre- and post-denitrification of primary effluent



c. Post-denitrification of pre-precipitated wastewater

N : Nitrification reactor C : Carbon source
DN : Denitrification reactor

第 8 図 PABIO DENI 窒素除去プロセス例
Fig. 8 Process examples of PABIO DENI

第 6 表 海外での PABIO DENI の実績(下水処理)
Table 6 Records of performance overseas installation(Wastewater treatment)

	Plant	Place	Year of completion	Size P.E.	Reactor Volume m ³	Type of process*
Nitrification and Denitrification	Steinsholt	Norway	1990	625	50	a
	Bekkelaget	Oslo	Test line 1992-93	15 000	595	c
	Lillehammer	Norway	1994	70 000	3 840	b
	Dejtar	Hungary	1995	3 000	206	a
	Nordre Follo	Norway	1997	40 000	3 700	c
	Bjuv	Sweden	1997	16 000	171	c
	Nykoping	Sweden	1998	70 000	3 660	a
Nitrification	Bury St.Edmonds	UK	1995	40 000	500	Nitrification
	Braintree STW	UK	1998	28 000	2 360	Nitrification
	Great Dunmow STW	UK	1998	8 000	650	Nitrification

* Type of processes show in Figure 8
P.E.means "population equivalents"

第 7 表 実機及びパイロット実験における運転条件及び T-N 除去性能

Table 7 Operating conditions and removal capacity of T-N at Full-scale or Pilot running

		Guadalix (Spain)	Bekkelaget (Norway)	Bekkelaget (Norway)
Process		a	b	c
Full-or Pilot-scale		Pilot	Pilot	Full
Nitrification and Denitrification HRT (hr)		6	3.5-4	2.5-3
Addition from external carbon source COD _{Cr} /T-N(g /		0	2.9	4.7
Recirculation ratio (%)		400	50-150	0
Water temperature (°C)		15-20	7-18	7-18
Wastewater	BOD (mg/L)	185	—(99.4)*	58
	COD _{Cr} (mg/L)	297	159	191
	SS (mg/L)	74	53	98
	T-N (mg/L)	35	24	28
	NH ₄ -N (mg/L)	27	19	21
	T-P (mg/L)	7.8	2	1.7
	COD _{Cr} /T-N (—)	8.5	6.6	6.8
T-N removal efficiency (%)		75	>80	>85

*Calculated as "COD_{Cr}=1.6 BOD"

第 8 表 Lillehammer WWTP 主要データ

Table 8 Key data for the Lillehammer WWTP.

Design flows:			Details for one biological train:		
			Reactor	Empty bed volume	Mode*
Primary settling:	-Dry weather	26 000 m ³ /d			
	-Max. wet weather	43 000 m ³ /d			
Moving Bed Biofilm Reactors:	-Total surface area	600 m ²	1	180 m ³	AN/AE
	-Water depth	2.5 m	2	180 m ³	AN/AE
Flocculation (4 reactors in series):	-Total empty bed volume	3 840 m ³	3	180 m ³	AN/AE
	-Specific biofilm surface area	325 m ² /m ³	4	380 m ³	AE
	-Water depth	5.5 m	5	380 m ³	AE
	-Total volume	600 m ³	6	176 m ³	AN/AE
Secondary settling:	-Total surface area	860 m ²	7	176 m ³	AN/AE
	-Water depth	3.5 m	8	176 m ³	AN
			9	92 m ³	AE
			Total	1 920 m ³	

*AE=aerobic reactor, AN/AE=reactor can be either anoxic or aerobic.

績値とはほぼ同じであり、低水温時でも短い HRT で処理可能なことが確認できた。

4. 海外における事例紹介⁴⁾

PABIO MOVER プロセスは、国内ではまだ BOD 除去の実績であるが、海外においては BOD 除去のみならず窒素除去についても多くの実績がある。ここでは、パイロット実験を含めた海外における PABIO DENI について処理性能等を紹介する。

4. 1 処理プロセス

第 8 図に PABIO DENI を示す。プロセスには大きく分けて循環式脱窒処理 (第 8 図a)、2 段式循環脱窒処理 (第 8 図b)、直列式硝化脱窒処理 (第 8 図c) がある。流入原水の水質及び目標とする処理水質によってこれらのプロセスが使い分けられる。

第 6 表に実績を示すが、上記 a ~ c のプロセスの他に硝化処理単独への適用を含めて、処理人口 625~70 000 人規模の処理場に適用されている。

4. 2 処理性能及び実機実績

第 7 表に実機及びパイロット実験における運転条件及び窒素除去性能を示す。

プロセス a はスペイン Guadalix で行われたパイロットテストであるが、T-N 35 mg/L、COD_{Cr} 297 mg/L の廃水を水温 15~20 °C、HRT 6 hr で処理した時の T-N 除去率は 75 % であった。プロセス b はノルウェー Bekkelaget で行われたパイロットテストで、T-N 24 mg/L、COD_{Cr} 159 mg/L の廃水を水温 7~18 °C、HRT 3.5~4 hr で処理したときの T-N 除去率は 80 % 以上であった。プロセス b

第 9 表 無機窒素除去性能
Table 9 Removal of inorganic N

	Flow (m ³ /d)	Water temp. (°C)	Inorganic N		
			Infl.(mg/L)	Effl.(mg/L)	% removal
Average	7 900	6.3	17.2	3.1	82
Minimum	7 600	6	16.1	2.2	74.5
Maximum	8 300	6.5	17.7	4.1	87.6

は a より廃水の T-N, COD_{Cr} 濃度が低いため, a より短い HRT で処理ができると考えられる。プロセス c はノルウェー Bekkelaget での実機運転実績であるが T-N 28 mg/L, COD_{Cr} 191 mg/L の廃水を水温 7~18 °C, HRT 2.5~3 hr で処理した時の T-N 除去率は 85 % 以上であった。上記に示したようにプロセスの HRT は廃水の T-N, COD_{Cr} 濃度により変化するが低水温期でも 6 hr 以下で処理可能である。

4. 3 Lillehammer のプロセス

Lillehammer のプロセスを例として, PABIO DENI の設備, 仕様, 処理性能の詳細を紹介する。

4. 3. 1 処理フロー

Lillehammer の処理フローは第 8 図のプロセス b に相当し, 第 1 脱窒槽 3 槽 : (R1~R3), 硝化槽 2 槽 : (R4~R5), 第 2 脱窒槽 3 槽 : (R6~R8), 再曝気槽 1 槽 : (R9), の構成からなっている。第 8 表に設備の主要データを示すが, 第 1 脱窒槽の 3 槽目と第 2 脱窒槽の前 2 槽は好気槽としても利用できるように散気装置を設置しており, プロセス a や c にも変更が可能である。なお, 水素供与体は第 2 脱窒槽に各々供給できるようになっており, 苛性ソーダ等の中和剤は使用していない。

4. 3. 2 処理結果

実際の運転に当たっては, R1, R2 を第 1 脱窒槽, R3~R5 を硝化槽として使用し, R6 を溶存酸素 (DO) を減少させるための無酸素槽, R7, R8 を第 2 脱窒槽, R9 を再曝気槽として使用された。なお, 硝化液は R6 から R1 へ返送され, 水素供与体 (エタノール) は R7 に投入されている。R6 を無酸素

槽にすることによりエタノール添加量を低減できる工夫がなされている。

この処理フローでの T-N の処理水質を第 9 表に示す。平均水温が 6.3 °C と低いながらも無機性窒素の除去率は平均で 82 % であり, 最小でも 74.5 % と処理は良好に行われている。

む す び

今回, ベンチスケール実験結果及び海外の実績例により, PABIO DENI の処理性能を紹介したが, 従来の方法に比べて優れていることが示された。現在, 各種廃水に対応したプロセスを確立すべく実験継続中であるが, 下水道分野への適用についても実証試験を計画中で, この詳細については次回報告したい。

PABIO DENI は担体付着微生物による処理を行うため, 返送汚泥が不要で運転管理が容易である。また本法は短い滞留時間で窒素除去が可能であることから, 廃水処理設備のための敷地に余裕のない日本では非常に有用であると考ええる。

[参考文献]

- 1) 川島ら : 神鋼パンテック技報, Vol. No.1 (1997) p.18
- 2) (財)土木研究センター建設省総合技術開発プロジェクト : バイオテクノロジーを活用した新排水処理システムの開発報告書(下水道編), (平成 3 年 2 月) p.634
- 3) 下水試験方法 上巻 (1997 年度版, p.609)
- 4) Rusten, B.; Silludalen, J. G. and Bungum, S.: Moving Bed Biofilm Reactors and for Nitrogen Removal-From Initial Pilot Testing to Start-Up of the Lillehammer WWTP. Proceedings, WEFTEC' 95, Miami Beach, Florida, Oct. 21-25, 1995, Vol 1, p.615-626

連絡先

熊 野 晋 環境装置事業部
製品開発室

TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503

E-mail s.kumano@pantec.co.jp

野 中 信 一 環境装置事業部
製品開発室
担当課長

TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503

E-mail s.nonaka@pantec.co.jp

連続ろ過装置「KONTIRAD」の実証実験

Demonstration Test for Continuous Sand Filter [KONTIRAD]



(環)製品開発室
加 治 正 廣
Masahiro kaji
近 藤 展 生
Nobuo Kondo

ろ過装置は水処理の基本技術で古くより使われているが、現在でも多くの技術改良が行われており、改良技術の製品化も活発になされている。当社では省スペースで大容量処理が可能などの特長をもつ連続式ろ過装置 [KONTIRAD] の商品化を行うと共に、ろ過面積 3 m² のパイロットプラントを用いて、活性汚泥処理水、加圧浮上処理水、工業用水を対象に実証実験も行っている。本報では最近の実証実験結果を報告する。

Filtration has been applied to water treatment as a basic technology. Various improvements have been added until now and many improved systems are commercially available. A space-saving and continuous filtration unit, KONTIRAD, has been commercialized by Shinko Pantec. On the other hand, demonstration tests have been conducted with a pilot unit of 3 m² filtration area for respective effluents from activated sludge and pressurized flotation treatments, and industrial water. This paper describes recent results tested using the pilot unit.

Key Words :

砂	ろ	過	Sand Filtration
水	平	流	Horizontal Flow
移	動	床	Moving Bed
連	続	ろ	Continuous Filtration
活	性	汚	Activated Sludge Effluent
泥	汚	泥	
処	理	水	
加	圧	浮	Flotation Effluent
上	処	理	
水	工	業	Industrial Water
用	水		

ま え が き

ろ過装置は水処理の基本的な単位操作で、古くより使用されているが、現在でもろ材洗浄方法の改善や新ろ材の採用等を初めとして数多くの技術的な改良が加えられ、商品化されている。当社では移動床による連続ろ過が可能な画期的なろ過装置「KONTIRAD」の製造販売を行っている。このろ過装置は、ろ過、洗浄の切り替えがない連続ろ過機

能により、逆洗設備が不要で装置構成が非常にシンプルであるという特長を持っている。さらに、ろ層内の水の流れが従来の下向流や上向流ではなく水平方向のため、ろ過面積はろ層の高さで決まり、設置面積を同じくしたまま槽高を高くすることで、ろ過面積を大きくできる。このため設置面積当たりの処理量が非常に多くとれ省スペースであるという特長も持っている。

筆者らは本ろ過装置のパイロットプラントを用いて各種の廃水や用水に対しての実証実験を行っている。最近、活性汚泥処理水、加圧浮上処理水、工業用水（貯水池貯留水）に対する実験を実施したが、本報ではこれらより得られた処理性能、処理能力等の概要を報告する。

1. 「KONTIRAD」の概要

1.1 基本原理の概要

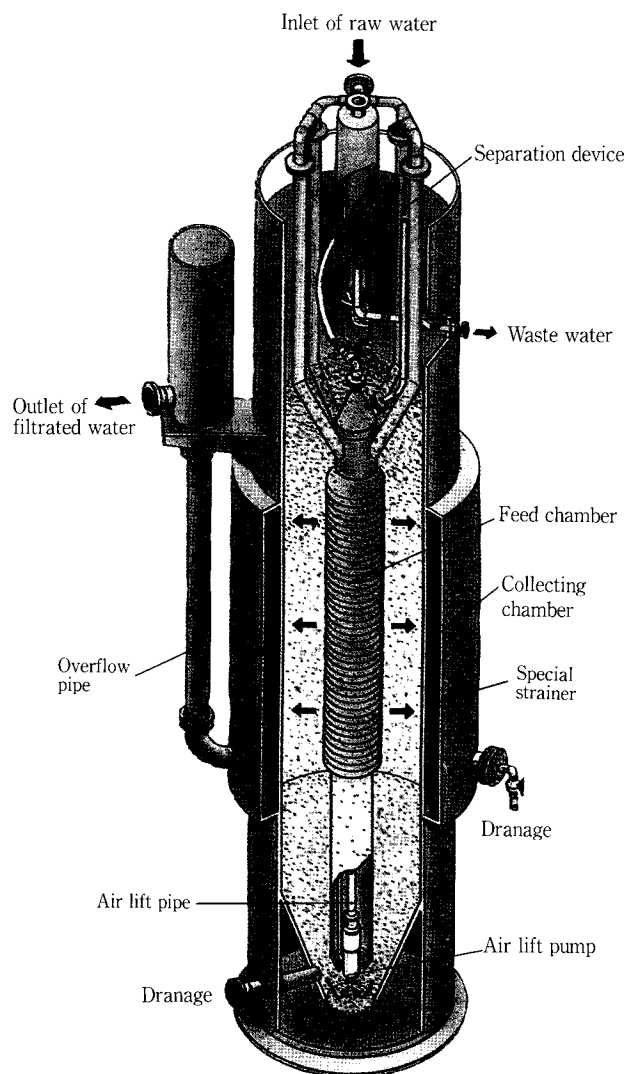
「KONTIRAD」はろ過と洗浄が同時並行的に行える連続ろ過装置である。

ろ過工程では、原水はろ過槽上部の原水流入管を通じてろ過槽中央部のフィードチャンバーに供給される。供給された原水はここでろ層に均等に分配され、円周方向に向かって水平に放射状に流れる。このようなろ過方式は原理的にSSの抑留深度が適度に大きく、ろ層全体を有効に利用でき¹⁾、結果とし

て大きなSS捕捉量を確保することができる。こうしてろ過された原水は特殊なストレーナを経て外周部に設置された集水室に集められ、水位調整用のオーバーフロー管を通り、処理水として流出する。

一方、洗浄は次の工程でろ過と並行して行われる。清澄なろ材はろ層内を上部から下部に連続的に移動するが、ろ過の継続により大量のSSを捕捉したろ材はろ層下部に設置されたエアリフトポンプによりエアリフト管内を上昇する。この上昇時にエアと水による強力なかく拌力でろ材に付着したSSが剥離され、その後ろ過装置上部に設置された分離器でろ材とSSが分離され、清澄となったろ材はろ層上部に環流する。

ろ材と分離されたSSは洗浄排水として連続的に分離器より系外に流出する。一般的に排水量は原水量の2%である。



第1図 「KONTIRAD」の概要
Fig. 1 Outline of "KONTIRAD"

本ろ過装置の概要を第1図に示す。なお、基本原理及び次項の特長に関する詳細については既報²⁾を参照願いたい。

1. 2 特 長

「KONTIRAD」は次のような特長を持っている。

- 1) 連続ろ過方式
- 2) 省スペース、大容量処理が可能
- 3) 高濃度 SS 含有廃水の処理が可能（ろ層内の流れが水平方向）
- 4) ろ過・逆洗操作の切り替えが無く装置が簡単で設備費が安価
- 5) 安定した処理水質
- 6) 運転操作が簡単で維持管理が容易
- 7) 洗浄排水量は原水量の2%であり回収率が高い

2. 実験装置及び方法

2. 1 実験装置

実験装置の概略仕様を第1表に示す。表に示すように、今回の実験装置はろ過面積3m²、ろ過槽外径1.7m、ろ過槽高さ5mのパイロットプラントを用いた。このパイロットプラントは標準化された実装置のうちの最小規模のものである。

第1表 パイロットプラントの仕様
Table 1 Specification of Pilot plant

Item	Specification	
Standard flow rate (Max.)	15 (30)	m ³ /hr
Standard horizontal LV (Max.)	5 (10)	m/hr
Normal head loss (Max.)	1 (1.5)	m
Height of filter tank	5	m
O.D. of filter tank	1.7	mφ
Total filter area	3	m ²
Flow rate of waste water (Max.)	1 (1.5)	m ³ /hr
Operating weight	6.5	tons
Total compressed air volume	4.5	Nm ³ /hr
Required electricity	1.5	kWh

第2表 ろ材の仕様
Table 2 Specification of sand

Elapsed time [Days]	Effective size [mm]	60 % passed size [mm]	Uniformity coe. [—]	Min. size (<0.42 mm) [%]	Washing turbidity [degree]	Remark
0	0.58	0.88	1.52	0.11	3.9	At start
97	0.58	0.88	1.52	0.09	—	
219	0.58	0.88	1.40	0.00	8.1	End of experiment

2. 2 使用原水

本ろ過装置は幅広い水処理分野に適用可能であるが、今回は次の3種類の原水を使用した。

1) 活性汚泥処理水

製紙工場から排出される廃水の活性汚泥二次処理水である。

2) 加圧浮上処理水

製紙工場からの抄紙工程より排出される廃水（白水）の加圧浮上処理水で、繊維状のSSが大半を占める。

3) 工業用水

製紙工場で使用される工程水用として貯水池に貯留されている工業用水である。

2. 3 使用ろ材

ろ材は砂を使用した。使用した砂の仕様を第2表に示す。ろ砂の有効径は0.58mm、均等係数は1.52であり、活性汚泥処理水、加圧浮上処理水、工業用水すべてに使用した。

2. 4 実験方法

1) 活性汚泥処理水

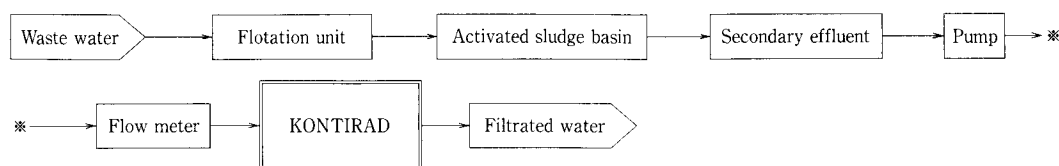
ブロックフローを第2図に示す。活性汚泥処理の沈殿池から流出する二次処理水を水中ポンプで取水、直接ろ過装置に供給し、凝集剤は添加せず無薬注で処理を行った。原水量はろ過装置入口に設置した流量計で測定し、洗浄排水量はタンクに受け計量した。

2) 加圧浮上処理水

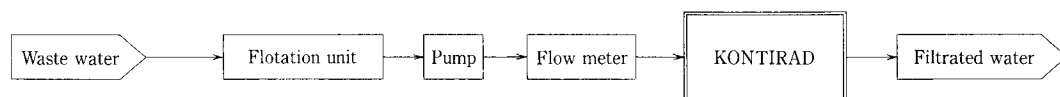
ブロックフローを第3図に示す。抄紙廃水を加圧浮上処理した処理水を直接水中ポンプでろ過装置に送水した。原水量、洗浄排水量は前述と同様の方法で測定した。この場合も無薬注で処理を行った。

3) 工業用水

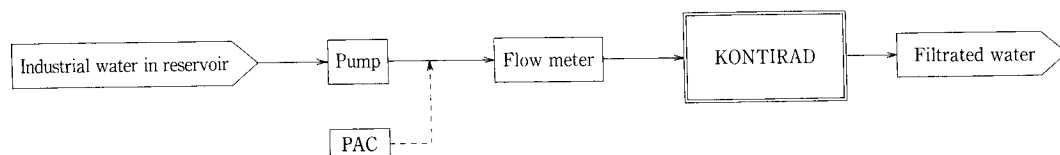
工業用水の場合のブロックフローを第4図に示す。工場内の貯水池に貯留された工業用水を水中ポンプで直接ろ過装置に供給した。なお、本貯水池には工場内で一度使用された比較的清澄な廃水（前処理後）



第2図 活性汚泥処理水のブロックフロー
Fig. 2 Block flow for activated sludge effluent



第3図 加圧浮上処理水のブロックフロー
Fig. 3 Block flow for flotation effluent



第4図 工業用水のブロックフロー
Fig. 4 Block flow for industrial water

の一部も流入している。原水量、洗浄排水量の測定は前述と同様である。ここで、実験に当たっては無薬注の場合と PAC 注入率を 5～30 mg/L の間で変化した場合の 2 ケースについて実施した。

2. 5 分析項目

分析項目は活性汚泥処理水、加圧浮上処理水については SS を、工業用水については濁度とし、それぞれ JIS K 0102 及び JIS K 0101 に準じて測定した。

3. 実証実験結果

3. 1 活性汚泥処理水

活性汚泥処理水に対しては通水量を 15, 25, 30, 35 m³/hr (ろ過速度は 5.0, 8.3, 10.0, 11.7 m/hr) と変化させて実験を行った。実験結果を第 3 表及び第 5 図に示す。

1) 原水水質

第 3 表に示すように、原水 SS は 10～26 mg/L (各設定通水量毎の平均 SS は 14, 18, 16, 18 mg/L) の間にあり、通常の活性汚泥処理と同程度で比較的安定していた。

2) 処理水質

各通水量毎の処理水平均 SS は 4.5～8.1 mg/L と

すべて 10 mg/L 以下と良好な処理状態を維持していた。特に、通水量 15 m³/hr (ろ過速度は 5 m/hr) では第 3 表に示すように最大で 5 mg/L、最小で 4 mg/L と低濃度で、変動もなく非常に良好な処理状態になっていた。ただ、通水量が大きくなると第 5 図にも示すように処理水 SS も若干づつではあるが増加する傾向にあった。第 5 図には平均除去率も示している。除去率は 25 m³/hr までは 60 % 以上になっている。30 m³/hr 以上になると 55 %～52 % とわずかに低下していた。

一方、ろ過槽内の損失水頭は通水量 30 m³/hr 迄は標準の損失水頭である 1 m 以下となっていたが、35 m³/hr になると 1.2～1.4 m と許容限界の 1.5 m に近づき、本パイロットプラントでの処理限界に達した。

これらより、20 mg/L 前後の SS を含有する活性汚泥処理水の場合は通水量 35 m³/hr (ろ過速度で 11.3 m/hr) が処理限界であり、良好な処理状態を維持するためには通水量を 30 m³/hr (ろ過速度で 10 m/hr) 以下にする必要があるといえる。

3) 洗浄排水

洗浄排水量は 1.5 m³/hr に設定したが、洗浄排水

第3表 活性汚泥処理水の水質

Table 3 Water quality for activated sludge effluent

Flow rate (m ³ /hr)	15			25			30			35		
	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.
SS in raw water (mg/L)	16	10	14	26	11	18	19	12	16	25	11	18
SS in filtrated water (mg/L)	5	4	4.5	10	3	6.1	11	6	7.3	12	5	8.1
Removal ratio (%)	71.4	50.4	65.5	86.4	43.6	66.9	67.0	43.0	55	58.7	38.9	52.4
Average of SS in waste water (mg/L)	188	79	112	248	72	143	186	140	163	398	105	228

中の平均 SS は第3表に示すように112~228 mg/L であり、通水量が増加するほど高くなる傾向を示していた。排水中の濃度が高くなったのは通水量を増加させたのに対し、洗浄排水量を固定していたことによると考えられる。

3.2 加圧浮上処理水

加圧浮上処理水に対しては通水量を10, 15, 20, 26 m³/hr (ろ過速度は3.3, 5.0, 6.7, 8.7 m/hr) として実験を行った。実験結果を第4表及び第6図に示す。

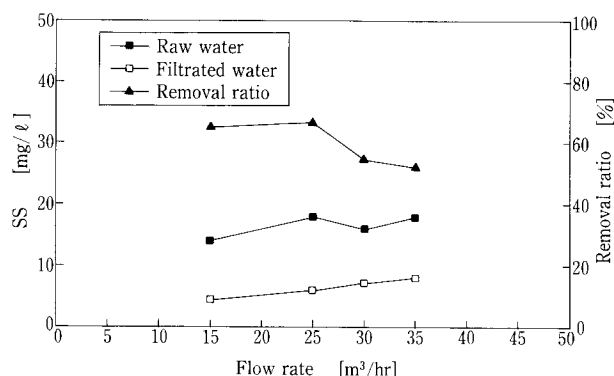
1) 原水水質

原水 SS は第4表に示すように、平均的には10~15 mg/L の範囲にあるが、実験期間中の最大は53 mg/L、最小は2 mg/L と変動幅は大きなものとなっている。第7図には原水水質の経時変化を示している。原水 SS の大半は20 mg/L 以下と低い値であるが、30 mg/L 以上と急激に高くなる場合も見られる。

2) 処理水質

各通水量毎の処理水平均 SS は4.0, 2.6, 2.7, 5.1 mg/L と通水量によらず良好な状態を維持している。さらに、第4表及び第7図に示すように実験期間中の最大値が9 mg/L、最小値は1 mg/L と原水の大きな変動に対しても安定した水質が得られている。通水量によらず良好で、安定な処理水質が得られるのは実験対象の原水が白水の加圧浮上処理水であり、含まれる SS の大半がバルブに起因する繊維状物質のみで、他の SS 成分はほとんど含まれないためと考えられる。これは加圧浮上処理が良好なときの処理水 SS、すなわち本実験での原水 SS が10 mg/L 以下となっていることよりも推察される。

除去率については通水量との明確な関係は見られず、53.9~70.5 %となっている。また、実験期間中の除去率は大きく変動しているが、これは原水水質の変動が大きいのにに対して処理水質が安定していたことによる。



第5図 平均水質と除去率 (活性汚泥処理水)

Fig. 5 Average water quality and removal ratio (Activated sludge effluent)

一方、ろ過槽内の損失水頭は15 m³/hr までは原水 SS が50 mg/L 以上と大きく変動しても0.4 m 以下と安定していた。20 m³/hr 以上の場合は0.6~1.4 m と急上昇し、原水 SS が短時間で急激に高くなると、さらにこれを上回り許容範囲の1.5 m を超え処理限界に達した。

これらのことより、加圧浮上処理水を処理対象とする場合の本パイロットプラントでの処理限界は15 m³/hr といえる。処理限界が活性汚泥処理水の場合よりも低下するのは SS の形状や性状 (繊維状でかつ凝集しやすい) に起因すると考えられる。

3) 洗浄排水

洗浄排水量は1~1.5 m³/hr に設定したが、洗浄排水中の平均 SS は118~165 mg/L で通水量との明確な関係は見られなかった。各設定毎のデータは第4表に併せて示している。

3.3 工業用水

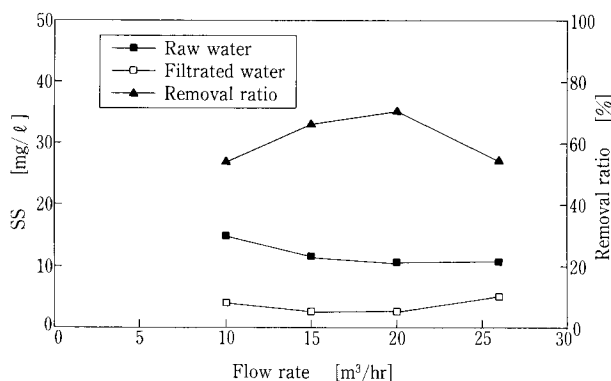
1) 原水水質

原水濁度の経時変化を第8図に示す。原水濁度は最大で2.2度、最小で0.8度であり、平均は1.2度と変動も少なく非常に低濁度であった。これは実験を冬季に行ったため、藻類等の発生がなく、原水の汚濁

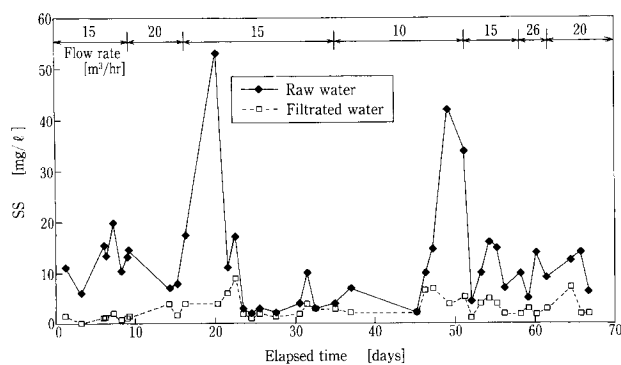
第4表 加圧浮上処理水の水質

Table 4 Water quality for flotation effluent

Flow rate (m ³ /hr)		10			15			20			26		
		Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.
SS in raw water	(mg/L)	42	2	14.8	53	2	11.5	17	7	10.5	13	9	10.8
SS in filtrated water	(mg/L)	7	1	4.0	9	1	2.6	4	2	2.7	7	3	5.1
Removal ratio	(%)	90.5	4.3	53.9	96.7	0.0	66.4	85.7	42.9	70.5	66.7	42.4	54.5
Average of SS in waste water	(mg/L)	379	41	165	271	24	119	153	71	118	181	118	150



第6図 平均水質と除去率（加圧浮上処理水）
Fig. 6 Average water quality and removal ratio (Flotation effluent)

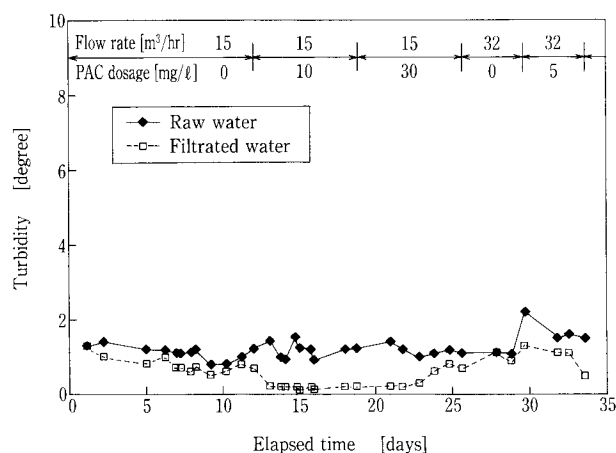


第7図 原水と処理水質の経時変化（加圧浮上処理水）
Fig. 7 Change with time elapsed for raw and filtrated water (Flotation effluent)

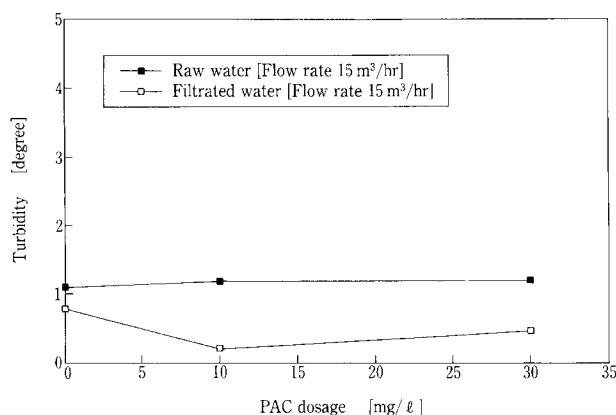
が少なかったためである。

2) 処理水質

第8図に処理水濁度の経時変化を併記している。処理水濁度は原水濁度が非常に低いにも関わらず、通水量15 m³/hr（ろ過速度は5 m/hr）、無薬注の場合で0.3度程度除去されている。PACを10 mg/L注入した場合の処理水濁度は0.2度と原水に比べ1度低下、除去率にして80 %以上除去されていた。



第8図 原水と処理水質の経時変化（工業用水）
Fig. 8 Change with time elapsed for raw and filtrated water (Industrial water)



第9図 PAC注入率と濁度の関係
Fig. 9 Relationship between PAC dosage and turbidity (Industrial water)

第9図にはPAC注入率と原水、処理水質の関係を示しているが、前述したように通水量15 m³/hrの場合は適切なPACの注入を行えば非常に効果的であることがわかる。なお、ろ過槽内の損失水頭は通水量15 m³/hrの場合は常時0.4 m前後で安定していた。32 m³/hrの場合は1.4 m前後で安定していたが、許容限界近くとなった。洗浄排水の濁度は1度から70度の間で変化していた。

これらにより、原水濁度が低い本実験範囲では、良好な処理水質を保つには通水量を15 m³/hr、すなわちろ過速度を5 m/hr程度に、また適切なPAC注入量を確保する必要があると考えられる。

3.4 ろ材状況

ろ材として砂を使用した。連続使用97日後及び219日後の砂の粒径分布を第2表に併せて示す。表に示すように、ろ砂の有効径、均等係数等は一定に維持され変化しておらず、エアリフトの激しい混合を利用した洗浄によるろ砂の細分化は起こっていない。洗浄濁度に関しては219日後も8.1度と水道基準の30度以下に保持されており、ろ材は良好な状態を維持していた。

ただ、0.4 mm以下の非常に微細なものは少なくなる傾向にあった。新砂の完全な分級は実際上困難であることから、ごく一部の0.4 mm以下の微細な砂は運転開始当初に流出する可能性があるといえる。なお、本パイロットプラントで使用可能な砂は粒径0.7 mm以上、2 mm以下であり、流出した砂は仕

様の範囲外のものであった。

むすび

以上、連続ろ過装置「KONTIRAD」のパイロットプラントによる実証実験のまとめを行い、活性汚泥処理水、加圧浮上処理水、工業用水についてそれぞれ処理性能、処理能力の概要を報告したが、本報告が読者諸氏に役立てば幸いである。

ろ過技術は水処理の基本技術であり、廃水処理の高度化や処理水の再利用等で今後も重要な技術であり続けると考えられる。省スペース、大容量処理、低コストを具現化した、本連続ろ過装置が多方面の水処理分野のニーズに応えられると信じている。

最後に、本実証実験を実施するに当たり、種々のご尽力・ご協力を頂いた愛媛製紙(株)のご関係者に深謝いたします。

【参考文献】

- 1) 藤田賢二編著：急速濾過・生物濾過・膜濾過，(1994)，技報堂出版
- 2) 加治ら：神鋼パンテック技報，Vol. 40, No. 2 (1997) P. 41

連絡先

加 治 正 廣 環境装置事業部
製品開発室
担当課長
TEL 078 - 992 - 6532
FAX 078 - 992 - 6503
E-mail m.kaji@ pantec. co.jp

近 藤 展 生 環境装置事業部
製品開発室
TEL 078 - 992 - 6532
FAX 078 - 992 - 6503
E-mail n.kondo@ pantec. co.jp

逆浸透膜による浸出水の 高度処理実験報告（その2）

Landfill Leachate Treatment by Membrane Filtration



(環)設計部設計第1課
梶 山 吉 則
Yoshinori Kajiyama
(環)技術部計画第2課
土 谷 聡
Satoshi Tsuchiya
(技)開発企画室
牛 越 健 一
Kenichi Ushikoshi

埋立地浸出水の高度処理（脱塩処理）において逆浸透膜法は浸出水中の高濃度塩類を除去できるのみならず重金属、難分解性物質も同時に除去することができる。逆浸透膜処理装置 DT—モジュールシステムを、焼却残渣を主体とした高塩濃度の浸出水に適用する実験の結果、95 % の高回収率で安定した運転結果が得られ、処理水は水道水レベルの良好な水質であった。

Reverse osmosis system can remove highly concentrated salts and simultaneously heavy metals and recalcitant substances contained in the leachate from landfill site. A test plant for leachate treatment using DT-Module which is a reverse osmosis module with plate and frame configuration developed by Rochem, has been dumped. The test result showed that performance of operation has been very stable even by recovery rate of 95%, producing very high grade treated water just like clean city water. As to concentrate treatment from reverse osmosis system, many cases and methods are proposed. Consequently it becomes to be available in Japan to construct a leachate treatment system which produces very clean water equal to potable water by using DT-Module in combination with concentrate treatment system.

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

廃棄物の焼却処理の比率が高まり、この焼却残渣を主体とする埋立地の浸出水は、高濃度の無機塩類を含むとともに、COD/BOD 比率が高く生物難分解性物質が多量に溶解している。このような浸出水に対して従来法の生物処理、沈殿ろ過処理、活性炭吸着処理といったシステムでは、塩類の除去は当然不可能であるが、重金属、難分解性有機物質の除去も

不十分で、放流処理水に残存するおそれがある。一方逆浸透膜法によるこのような浸出水の処理は、高濃度無機塩類の分離除去ができるのみならず、重金属、難分解性有機物も同時に分離除去できる技術として注目されている。いままで、特に我が国においては、膜モジュールの目詰まりやスケーリングといったファウリングの問題があり、回収率も高く取れないといった考えからなかなか採用に至らなかった。

当社は、これらの問題を解決した逆浸透膜法である、平膜筒状のDT-Module（ディスクチューブモジュール）を用いたDT-モジュールシステムによる浸出水の高度処理実証運転を行ってきた。DT-モジュールシステムによる浸出水の処理は、多数の実績を持ち、欧米諸国、特にドイツにおいて全体の半数以上を占めていることに示されるように逆浸透膜法による浸出水の処理が大きな流れとなっている。¹⁾

第1報では、RO2段運転による運転結果を報告したが、²⁾ 今回このRO2段処理に加え、濃縮液の処理としてNF（Nano Filtration）膜装置、濃縮RO膜装置を設置し高回収率の実証運転を行い好結果を得たので報告する。

1. DT-モジュールシステム

1.1 DT-モジュールの構造及び仕様

第1図にDT-モジュールの構造を示す。DT-モジュールは典型的なプレート&フレーム型の構造を持ったROモジュールで、平膜状RO膜を背中合わせに接合したクッションと呼ばれる八角形のRO膜が、ディスクと呼ばれるプラスチック製スペーサーと組み合わせ高压容器の中に収納されている。

浸出水は加圧状態で容器の一方の端面入口より入

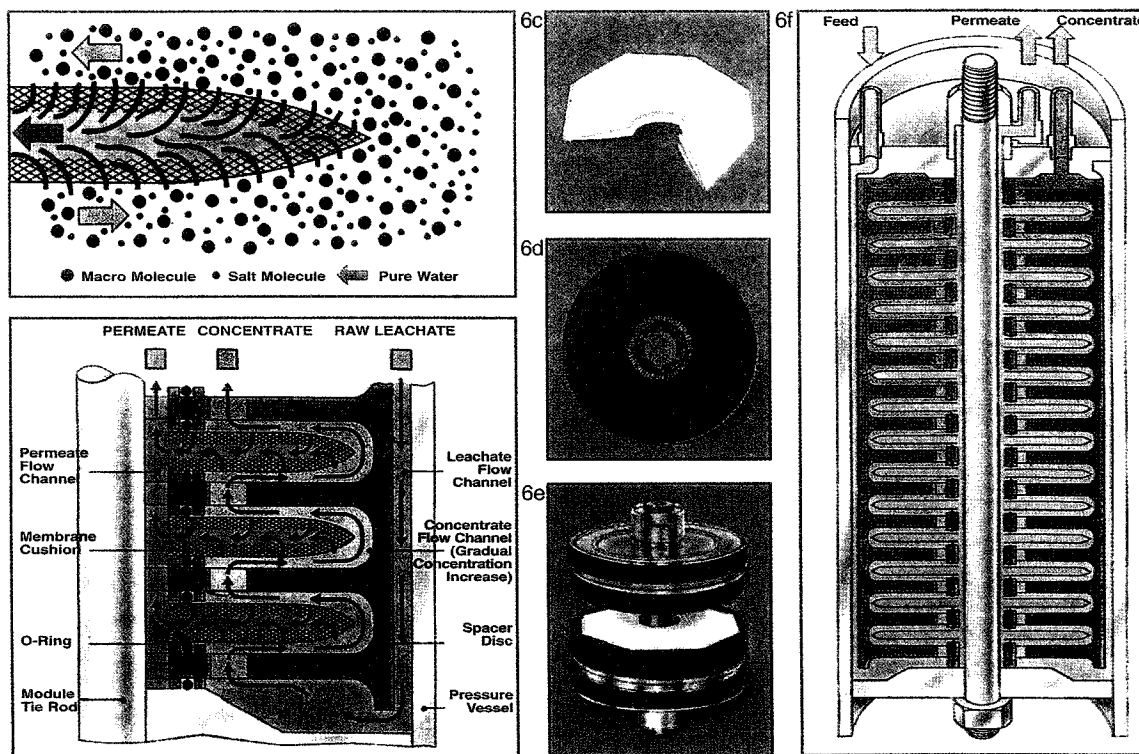
り、ディスクと容器の間隙を通ってもう一方の端面に至り、そこからクッション膜とディスクの間に入り乱流状態で元の端面の濃縮水出口から放出される。

膜を通過した透過水は、2枚の膜の間に挿入されている透過水スペーサーより中心部に集められ、端面の一方にある透過水出口より取り出される。浸出水の流路がオープンチャンネルで、スパイラルモジュールのような流路材を用いていないため目詰まりを生ぜず、生物ファウリングを受けにくい構造となっている。

第2図に同様なオープンチャンネルの構造を持つロッケム社のNF（DTF-モジュール）モジュールの構造を示す。このモジュールの膜は矩形であり2枚の膜が背中合わせに接合され、矩形ディスクと組み合わされて高压容器の中に収納されている。

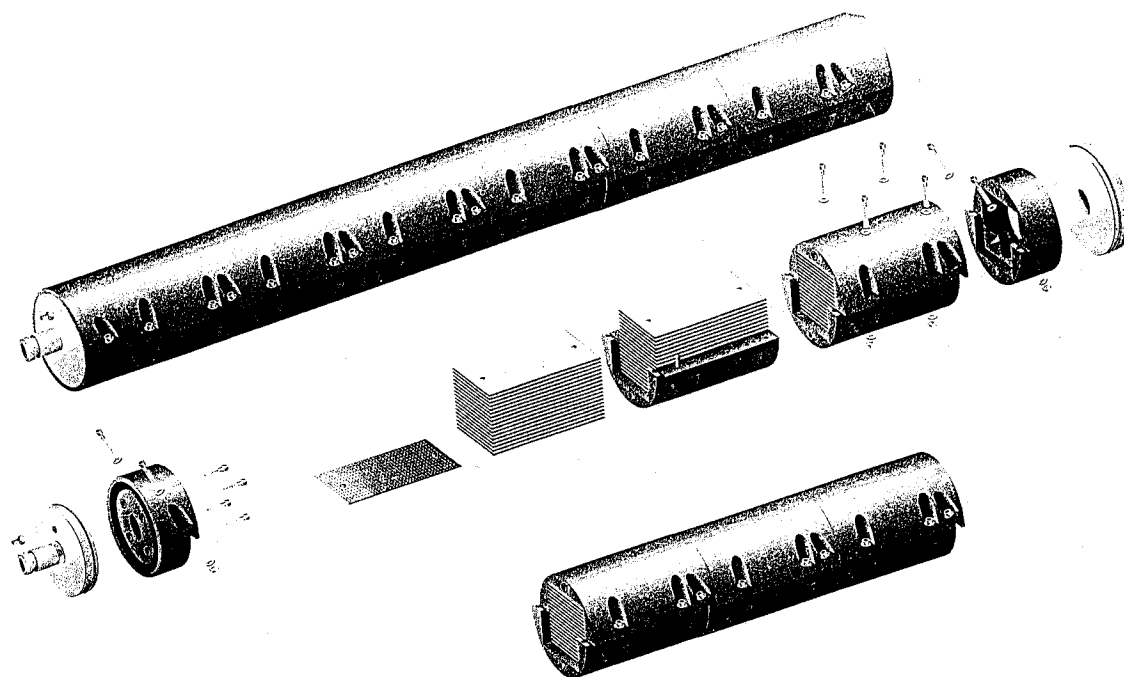
第1表にDT-モジュール及びDTF-モジュールの仕様を示す。DT-モジュールは1本の高压容器の中に約170枚のクッションが入っており、膜面積は合計7.6 m²である。膜は芳香族ポリアミドの合成複合RO膜で最高使用圧力として65 bar, 120 bar, 200 barの3種類のモジュールがある。

海水淡水化用膜と同様に基本性能として食塩溶液



第1図 DT-Module 構造図

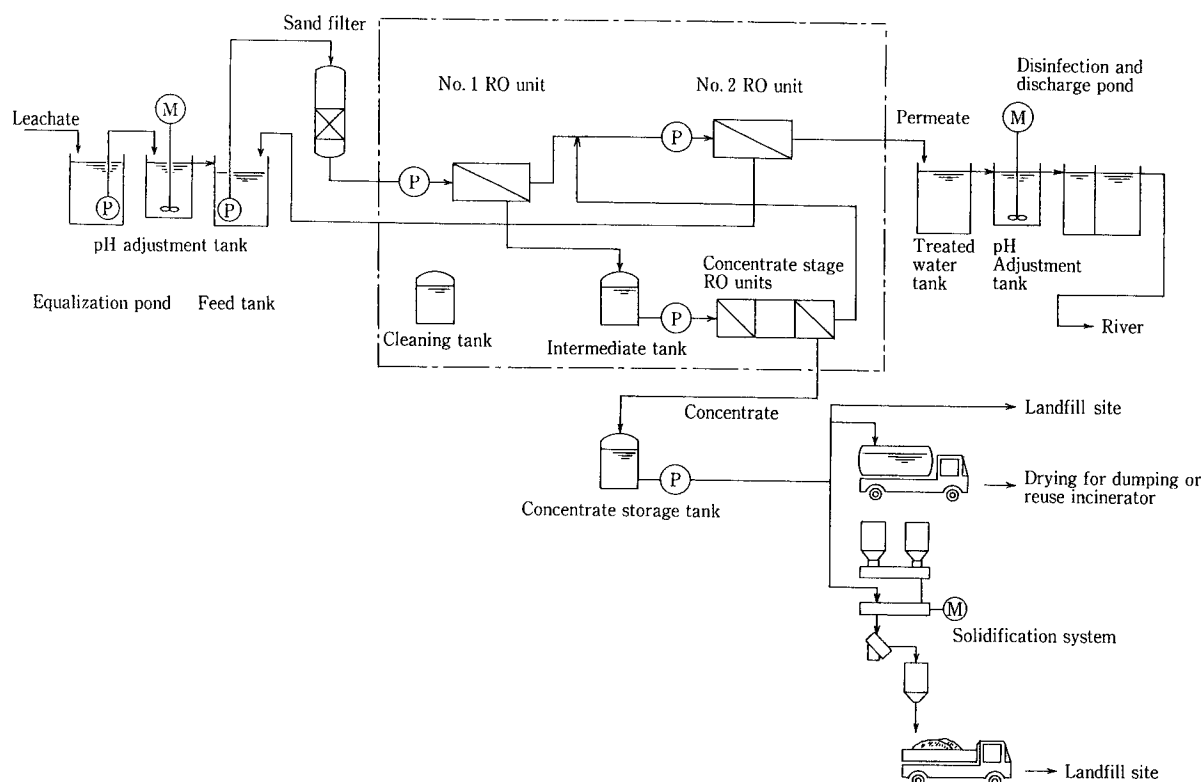
Fig. 1 Picture of DT-Module



第 2 図 DT-Module 構造図
Fig. 2 Picture of DTF-Module

第 1 表 DT-Module 及び DTF-Module 仕様
Table 1 Specification of DT-Module and DTF-Module

DT-Module				
Type of module	DT-Module (Reverse osmosis)			
Configuration	Disk-Tude (Plate and frame)			
Maximum rated operating pressure	65bar, 120bar, 200bar			
Dimensions	65bar	120bar	200bar	
Diameter (mm)	226	222	250	
Length (mm)	1 200	1 200	1 150	
Membrane area	65bar, 120bar		7.6 m ²	
	200bar		9.1 m ²	
Operating Temperature	5—35℃			
Material	Membrane	Polyamide		
	Disk	ABS		
	Casing	65bar		FRP
		120bar, 200bar		SUS
DTF-Module				
Type of module	DTF-Module (Nanofilter)			
Configuration	Disk-Tude (Plate and frame)			
Maximum rated operating pressure	40bar			
Dimensions	Diameter	123mm		
	Length	2 250mm		
Membrane area	5.0 m ²			
Operating Temperature	5—35℃			
Material	Membrane	Polyamide		
	Disk	ABS		
	Casing	SUS		



第3図 DT-Module 浸出水処理装置フロー

Fig. 3 Typical Flow Diagram of DT-Module Leachate Treatment System

に対し99%以上の塩を除去できるとともに、有機物、コロイドレベルの微粒子等をも同時に除去することができる。また200 barの高圧運転の可能なDT-モジュールにより、塩類濃度を十数%以上にまで濃縮することができる。ディスク材質はABS、容器材質は65 barモジュールがFRP、120および200 barモジュールはステンレス鋼である。DTF-モジュールの1本当たりの膜面積は5.0 m²であり、最高運転圧力は40 barで容器材質はステンレス鋼である。

1. 2 DT-モジュールシステム

第3図に典型的なDT-モジュールシステムフローを示す。埋立地よりの浸出水は調整池に集められpH調整された後、砂ろ過器でろ過される。ろ過水はミクロンフィルターを通り1段目RO装置に供給され、加圧ポンプで加圧しDT-モジュールで処理される。透過水は2段目RO装置によりさらに仕上げ処理し、pH調整後放流池を経て河川に放流される。2段目RO装置の濃縮水は1段目RO装置の手前に返送される。この1段目RO装置、2段目RO装置には65 bar DT-モジュールが使用される。

1段目RO装置より出た濃縮水は、NF装置により2価のスケール成分となる硫酸カルシウム等を除

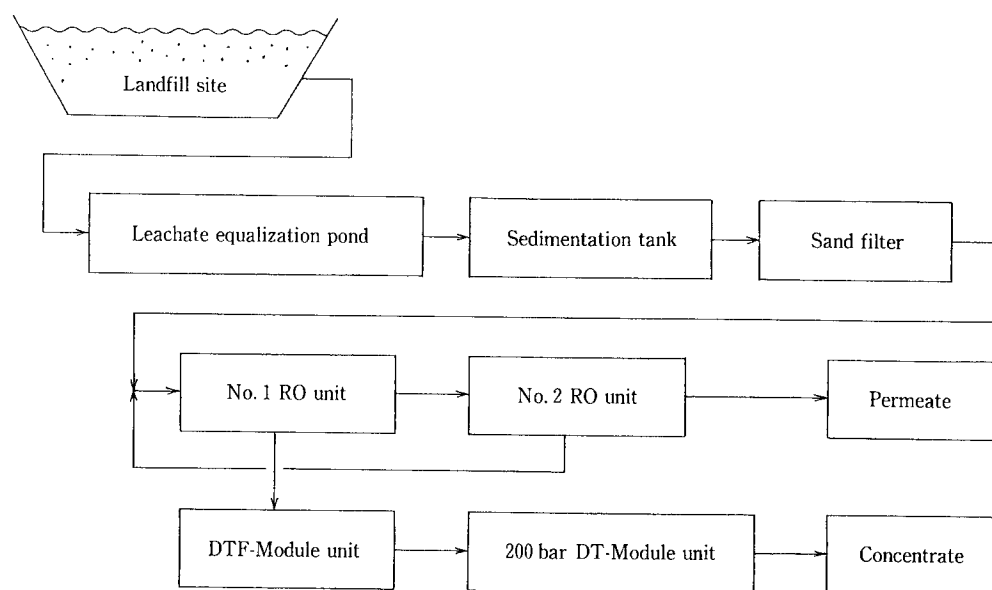
去した後、透過水は濃縮RO装置に、濃縮水は濃縮槽に送られる。濃縮RO装置ではNF装置の透過水をさらに透過水と濃縮水に分離し、透過水は2段目RO装置の前へ、濃縮水は濃縮槽に返送される。濃縮RO装置のDT-モジュールは、浸出水の塩濃度または回収率の低い場合には120 barモジュールが、浸出水塩濃度、回収率が高い場合は200 barモジュールが用いられる。

DT-モジュール浸出水処理装置はこのような方法で95~98%の回収率が得られ、供給浸出水の95~98%が処理水として放流され、2~5%が濃縮水として別途処理される。

濃縮水は、①埋立地への返送②固化埋め立て③乾燥保管④焼却処理などの処理方法が考えられ最終処分場の条件により最適な方法を選択する。

2. 実証実験の概要

1996年2月より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において、呼称30 m³/d 1段RO装置、2段RO装置を備えた実証装置を運転してきた。初年度は特に我が国の浸出水水質における実証と最適設計・運転条件の検討を主目的として開発試験を行い、その結果を当技報に「逆浸透



第4図 試験装置フロー
Fig. 4 Flow Diagram of Test Plant

膜による浸出水の高度処理実験報告（その1）」として報告した。²⁾ 初年度の運転結果は、回収率60～70%程度に設定し順調に稼働してきたが、塩類濃度が高いこと、カルシウム等2価塩類の濃度が高い処分場の浸出水水質であること、及び工事中の当処分場の特別事情により下記の事が判明した。

- 1) 当処分場が改造工事のため数百mg/lにもおよぶ懸濁固形物を含む浸出水が流入する事があるため、凝集沈殿装置を付加することが望ましい。
- 2) カルシウムイオン等スケール生成の元となる2価イオンが多いため、pH調整のほかにスケール防止剤の注入が望ましい。
- 3) DT-モジュールの薬品洗浄頻度は1～2週間に1回が適切である。

初年度の試験運転により得られたこれらの知見により、1997年度は凝集沈殿装置を付加し、分散剤を注入してRO処理を開始した。また濃縮系のRO装置を設置し、全体の回収率を90%以上として実証運転を継続した。

2.1 実証実験装置

第4図に実験装置のフローシートを、第2表に各装置の仕様を示す。写真1その全景及び内部を示す。調整槽より取水された浸出水は凝集沈殿装置、砂濾過装置、1段目RO装置、2段目RO装置の水処理系RO装置を経て処理水として放流される。2段目RO装置の濃縮水は1段目RO装置の前に返送され、1段目RO装置の濃縮水は濃縮水槽に受

け入れ既設処理設備で処理するため調整槽に返送し、濃縮水を全量処理した場合の水量に換算して装置全体の回収率として求めた。

2.2 実証実験方法

各装置の運転条件は次の通りである。

1) 前処理装置

凝集沈殿装置処理流量	1 250～2 000 l/h
砂濾過装置処理流量	1 250 l/h
薬品注入量	硫酸バンド 20～60 mg/l
	NaOH pH 設定より自動注入
	H ₂ SO ₄ pH 設定より自動注入
設定 pH	凝集槽 6.8～7.2
	ろ過器入口 5.8～6.0

2) 水処理系 RO 装置

1 段目 RO 装置	透過水量	900 l/h
	運転圧力	30～50 bar
	回収率	66～73 %
2 段目 RO 装置	透過水量	810 l/h
	運転圧力	15～20 bar
	回収率	90 %

3) 濃縮装置

NF 装置	透過水量	80 l/h
	運転圧力	10～40 bar
濃縮 RO 装置	透過水量	40 l/h
	運転圧力	70～180 bar

4) 全体回収率 90%→93%→95%

砂ろ過器の洗浄は約1回/週、1段目RO装置、

NF 装置、濃縮 RO 装置は 1～2 週間に 1 回とし、酸及びアルカリを用いて洗浄した。

2. 3 実証実験結果及び考察

第 5 図に水処理系 RO 装置の流量のデータを示す。1 段目 RO 装置の透過水量は 2 600 時間の運転期間中ほぼ 900 l/h で安定している。この間運転圧力の変動はわずかで膜がファウリングを受けていないことがわかった。また 2 段目 RO 装置の透過水

量も 810 l/h と安定しており、運転圧力もほとんど変動はなかった。

1 段目 RO 装置入口流量が減少しているのは、透過水量を一定にして全体の回収率を 90 %→93 %→95 % に上げたためである。2 段目 RO 装置は、1 段目 RO 装置の透過水を原水としており膜の汚染もなく安定した運転結果を示している。

第 6 図に NF 装置の運転データを示す。運転圧力

第 2 表 試験装置仕様

Table 2 Specification of Test Unit

Water Treatment RO System	
No.1 Unit RO	
Reted inlet capacity	30m ³ /d
Type of module	65bar DT-Module
Nos. of DT-Module	6 sets × 2 blocks
No.2 Unit RO	
Type of module	65bar DT-Module
Nos. of DT-Module	4 sets
Concentrate Stage RO System	
DTF-Module unit	
Type of module	DTF-Module
No. of DTF-Module	1 set
200bar RO Unit	
Type of module	200bar DT-Module
No. of DT-Module	1 set
Material	PVC, FRP, SUS, PE
Accessories	Pumps, pipes, valves, instruments, panels, etc.

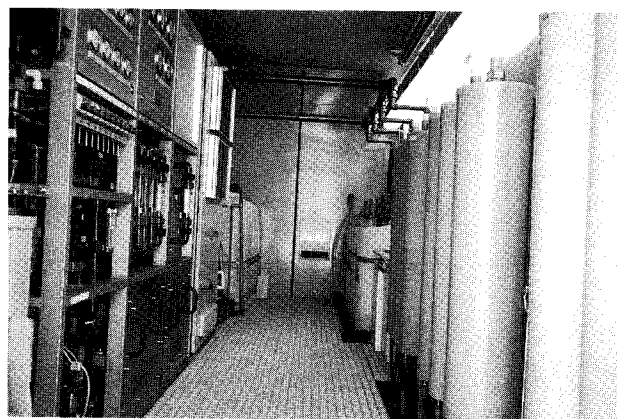
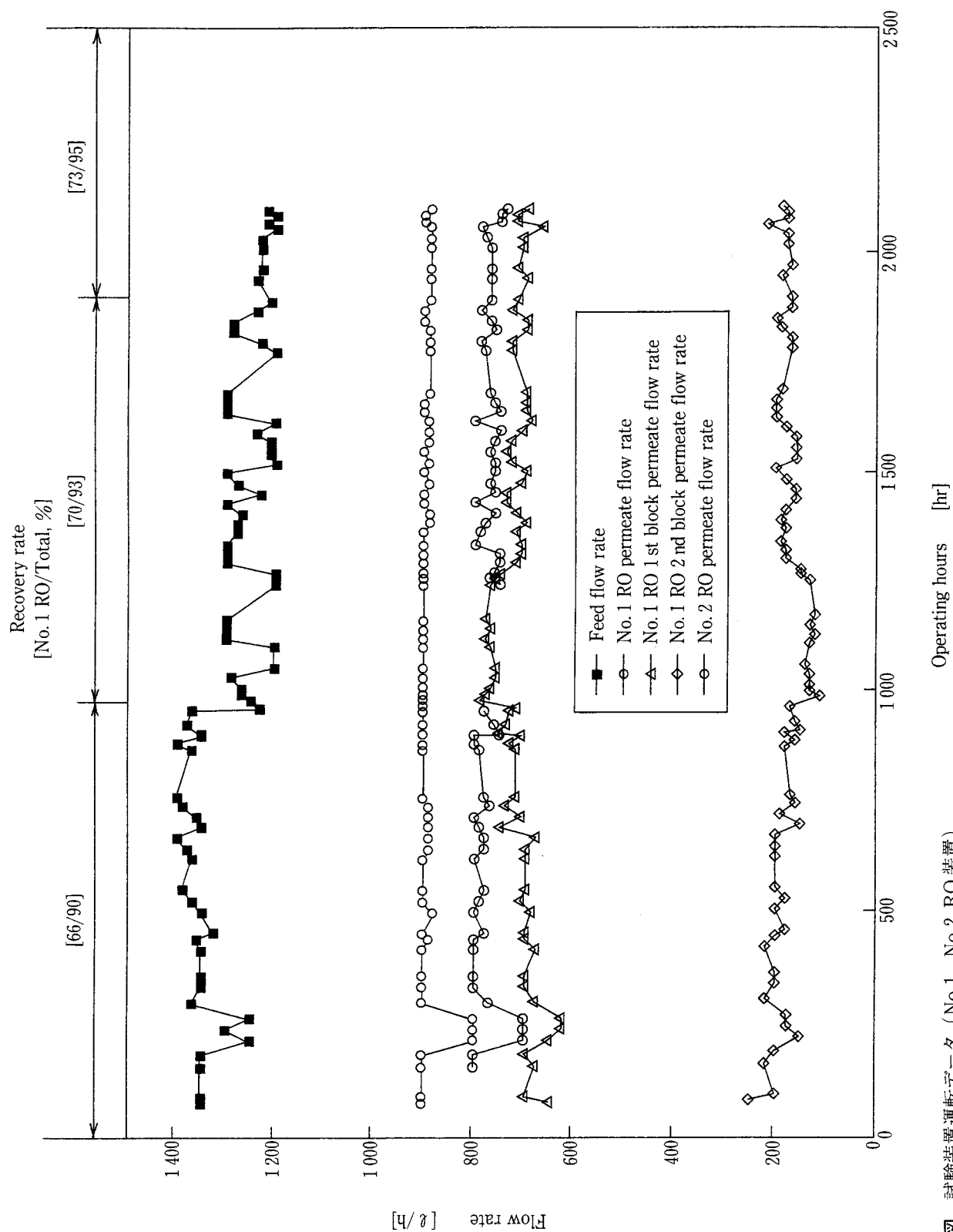


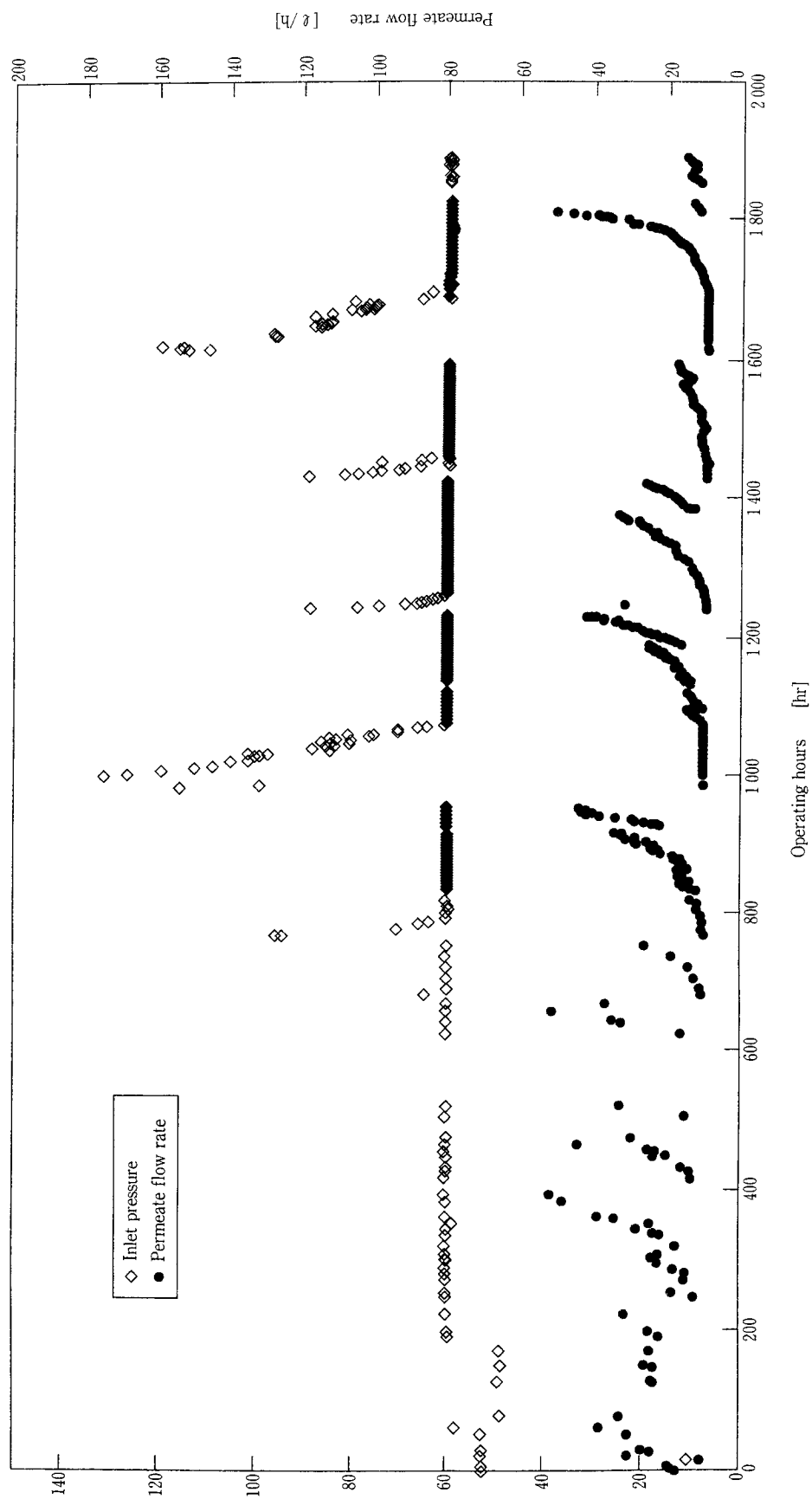
写真 1 試験装置

Photo.1 Distant and Inside View of Test Plant

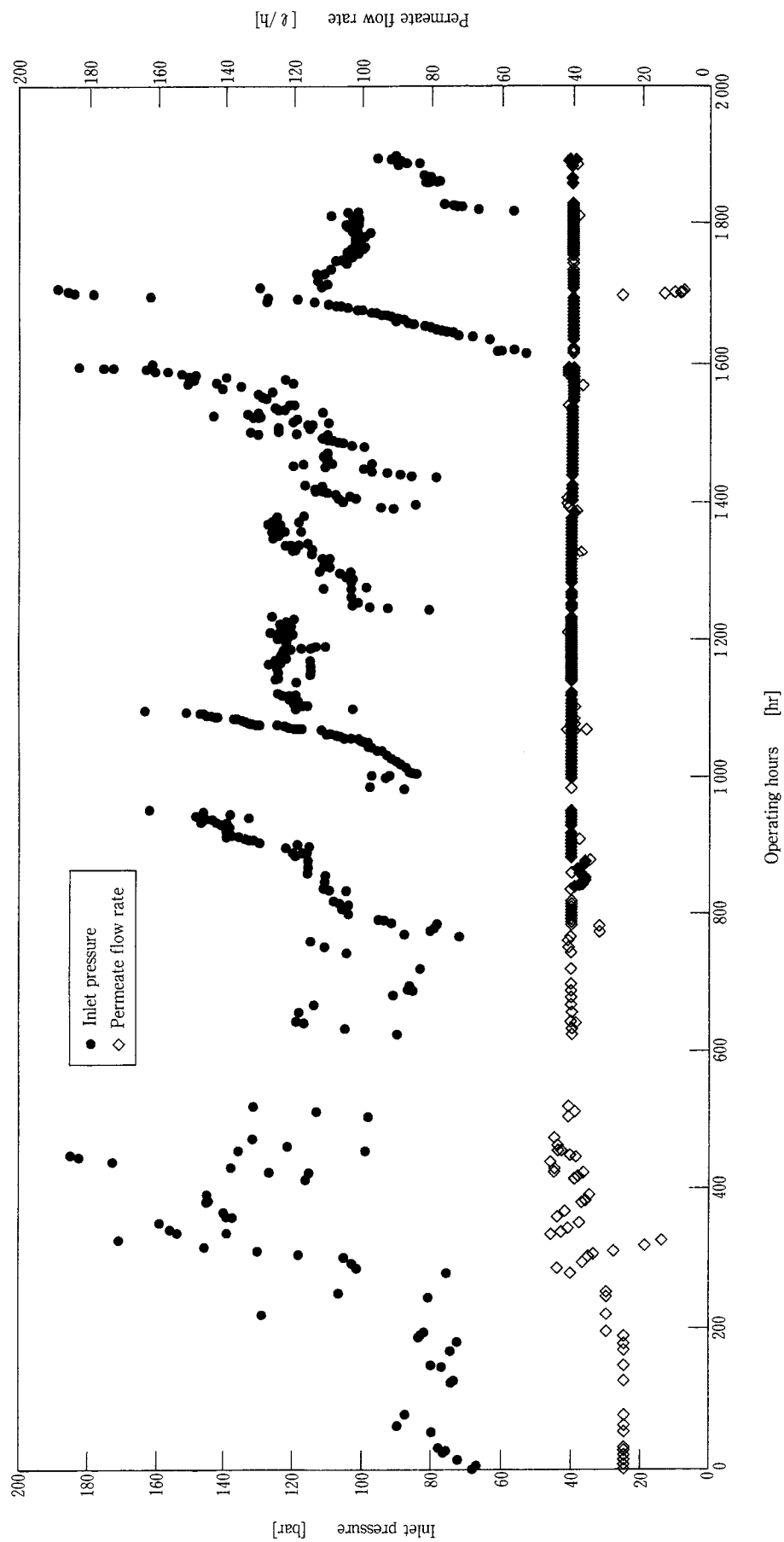


第5図 試験装置運転データ (No.1, No.2 RO装置)

Fig. 5 Operating Data of Test Plant (No.1 and No.2 RO Unit)



第6図 試験装置運転データ (DTF-Module装置)
Fig. 6 Operating Data of Test Plant (DTF-Module Unit)



第7図 試験装置運転データ (200bar 高圧 RO 装置)
Fig. 7 Operating Data of Test Plant (200bar DT-Module Unit)

第3表 DT-Module 浸出水処理装置水質分析データ

Table 3 Performance of DT-Module Leachate Treatment System

Parameter	Units	Leachate	Permeate	Concentrate	Rejection (%)
Turbidity	Turb. unit	1.2	<0.1	0.5	—
Color	Color unit	28	1	240	96.42
pH	—	5.7	6.0	6.6	—
Conductivity	μ S/cm	17 900	90.1	140 000	99.50
M-alkalinity	CaCO ₃ , mg/l	2.8	3.0	52.1	—
P-alkalinity	CaCO ₃ , mg/l	0	0	0	—
Total hardness	CaCO ₃ , mg/l	2 270	<2.0	23 900	>99.91
Total salts	mg/l	12 700	80	124 000	99.37
Ca	Ca, mg/l	748	<0.8	7 880	>99.89
Mg	Mg, mg/l	97.6	<0.5	1 024	>99.49
Na	Na, mg/l	2 440	8.94	25 000	99.63
K	K, mg/l	952	5.49	10 100	99.42
Cl	Cl, mg/l	6 500	15.3	67 400	99.76
SO ₄	SO ₄ , mg/l	84.8	<0.1	1 000	>99.88
NO ₃	NO ₃ , mg/l	94.1	3.14	720	96.66
NH ₄	NH ₄ , mg/l	17.1	0.76	191	95.56
Total-N	N, mg/l	43.6	1.4	379	96.79
SiO ₂	SiO ₂ , mg/l	9.28	0.14	108	98.49
Fe	Fe, mg/l	0.12	0.1	0.18	—
Mn	Mn, mg/l	4.10	<0.01	25.0	>99.71
COD _{MN}	O, mg/l	37.8	<1.0	329	>97.35
BOD ₅	O, mg/l	<5.0	<2.0	<5.0	—

Date of sampling : September 16, '97

Total recovery rate : 95%

は前処理、濃縮倍率等の状態により若干変動しているが、洗浄の効果により特に大きな圧力上昇はない。透過水量も設定値で安定している。一時的に透過水量が大きくなっているのは、洗浄後処理水によるフラッシングによるものと考えられる。

第7図に濃縮 RO 装置の運転データを示す。運転圧力が変動しているのは、濃縮率の変動、またフラッシングにより浸透圧が変化したものと考えられる。運転圧力の非可逆的な上昇はなく、透過水量も安定しており問題はない。

このように全体回収率は90 %から93 %に、さらに95 %に上昇したが各装置の運転状況は極めて良好で安定した運転が確認できた。

第3表に全体回収率95 %で運転しているときの水質データを示す。凝集沈殿、pH 調整後の浸出水の色度、濁度はそれぞれ28度、1.2度であり、透過水は色度1度、濁度0.1度以下とよく除去されている。

浸出水の電気伝導率、塩類濃度、塩素イオン濃度

はそれぞれ17 900 μ S/cm, 12 700 mg/l, 6 500 mg/lと高い値であったが、透過水はそれぞれ水道水水質レベルの90.1 μ S/cm, 80 mg/l, 15.3 mg/lであり除去率は99.6 %, 99.4 %, 99.8 %に達している。

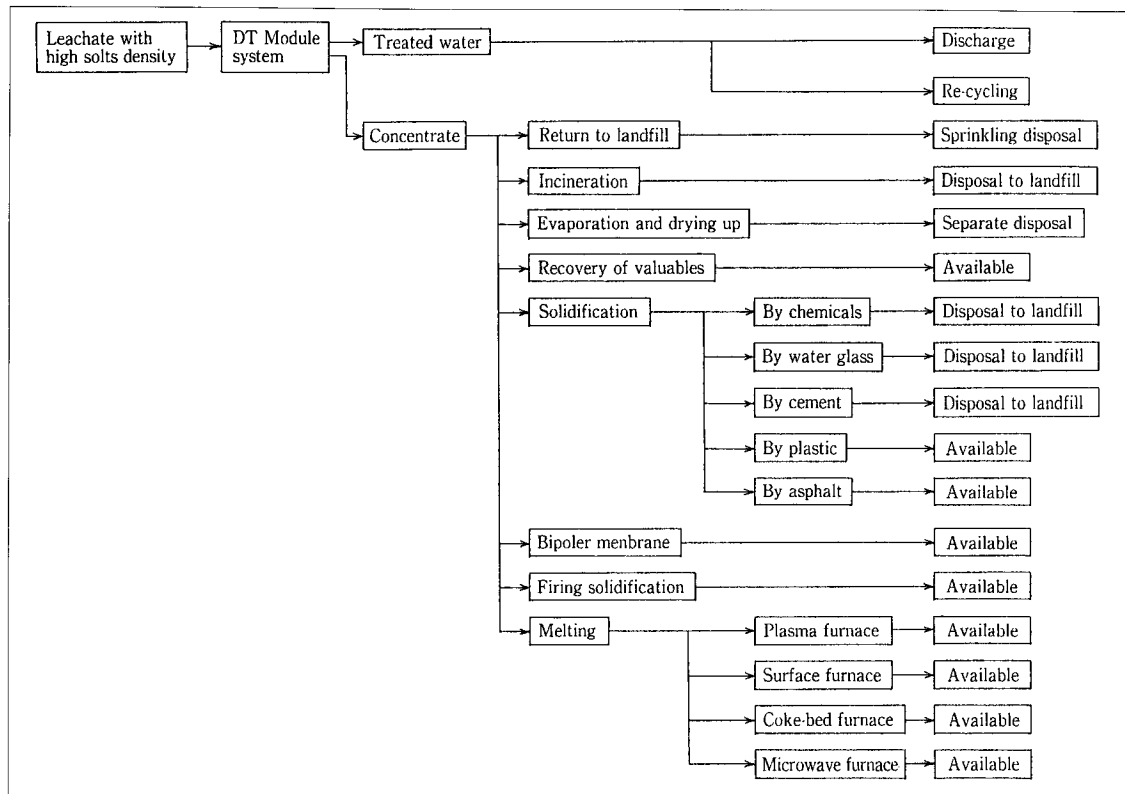
浸出水のカルシウム、マグネシウム濃度はそれぞれ748 mg/l, 97.6 mg/lであり、透過水はそれぞれ<0.8 mg/l, <0.5 mg/lと非常によく除去できている。

硝酸イオン、アンモニウムイオン、全窒素は浸出水濃度それぞれ94.1 mg/l, 17.1 mg/l, 43.6 mg/lに対し、透過水は3.14 mg/l, 0.76 mg/l, 1.4 mg/lと非常に低い値の透過水が得られ95 %以上の除去率を示した。

浸出水 COD, BOD はそれぞれ37.8 mg/l, <5.0 mg/lと低い値で、透過水も<1.0 mg/l, <2.0 mg/lと天然の清水に等しい値が得られている。またシリカ、鉄、マンガンの浸出水の濃度は9.28 mg/l, 0.12 mg/l, 4.10 mg/lであり処理上大きな問題となる値ではなかった。

第8図 濃縮水処理方法

Fig. 8 Methods for Concentrate Treatment



濃縮水水質は、電気伝導率、塩類濃度それぞれ 140 000 μ S/cm, 124 000 mg/l と高濃度に濃縮されている。特にカルシウム、マグネシウムは、それぞれ 7 880 mg/l, 1 024 mg/l と高濃度に濃縮されているにもかかわらず、スケーリングを生じることなく装置が継続運転できている。

3. 濃縮水の処理について

DT-モジュールシステムによる浸出水の処理により、極めて良好な処理水が安定して得られることを確認した。しかし一方で同時に排出される数%の濃縮水の処理を適切に行う必要がある。第8図に濃縮水の処理方法の体系を示す。

これらの処理方法について安定性、経済性の面から評価がなされている。³⁾ 濃縮水処理として固化法、乾燥保管法、工業的再利用法、処分場返送法などいくつかの方法が提案されており、最終処分場の条件により最適な方法が選択できるよう検討されている。

むすび

DT-モジュールシステムは塩類濃度、硬度成分の高い我が国の焼却残渣を主体とした埋立地の浸出水に対しても安定した運転ができることを実証できた。また処理水質は、水道水レベルの極めて良好な処理水を得ることができ、システム全体の回収率も95%という高回収率で運転できることが確認できた。

これからの埋立浸出水に対し、安全で環境に優しい処理方式として広く採用いただけるよう期待するところである。

[参考文献]

- 1) T. A. Peters: Treatment of Landfill Leachate by Reverse Osmosis, Proceedings of Sardinia 97 Sixth International Landfill Symposium II, pp. 395-402 (1997)
- 2) 梶山吉則: 神鋼パンテック技報, Vol. 40 No. 1 (1996)
- 3) 小林俊幸, 佐伯一丸: 神鋼パンテック技報, Vol. 40 No.2 (1997)

連絡先

梶山吉則 環境装置事業部
設計部設計第1課
担当課長
TEL 078-232-8118
FAX 078-232-8058
E-mail y.kajiyama@pantec.co.jp

土谷 聡 環境装置事業部
技術部計画第2課
TEL 078-232-8102
FAX 078-232-8056
E-mail s.tsuchiya@pantec.co.jp

牛越健一 技術開発本部
(技術士) 開発企画室長
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail k.ushikoshi@pantec.co.jp

フルゾンの表面ガス吸収特性

Gas absorption Characteristics from liquid surface of FULLZONE reactor



(化)技術部
今 中 照 雄
Teruo Imanaka

攪拌槽を用いたガス吸収反応においては、通気ガス吸収操作が一般的であるが、連続的に通気することなく、反応で消費されるガスを液の自由表面から吸収させる表面ガス操作も行われている。ガス吸収速度に関しては、もちろん前者の方がすぐれているが、仮に表面ガス吸収操作で十分な能力が得られれば、設備が簡素化され、運転操作も容易となるなどメリットが大きい。しかし、表面ガス吸収については解説された文献も少なく、攪拌機の形状と液側物質移動容量係数 K_{La} の関係が定量的に把握されているとは言えない。また、通気ガス吸収操作においても、現実には表面ガス吸収性能が大きく影響を及ぼしている場合もあり、表面ガス吸収の特性を知ることが、いずれのガス吸収操作においても重要と言える。

本稿では、フルゾーンが他の攪拌翼より表面ガス吸収性能に優れていることと、液粘度や液高さ等の操作因子と翼形状やバッフル条件などの形状因子が K_{La} に与える影響を紹介する。

In gas absorption reaction using an agitated vessel, there are two kinds of operation system. The one is aerating operation from bottom which is generally adopted and the other is sucking operation from liquid surface which is used to absorb the gas consumed in the reactions without continuous aeration. As to the reaction rate of gas absorption, the former is better than the latter. But, if the latter is improved to more efficient one than the former, it will have great advantages, such as simple facilities and easy operations. On the other hand, there are less papers reported on sucking operation from liquid surface, and the relationship between the type of agitator and overall capacity coefficient of gas absorption " K_{La} " is not clearly formulated. As the functions of sucking operation sometimes affect to that of aerating operation, it is very important in both gas absorption operations to know the characteristics of sucking operation.

This paper describes that the gas absorption of FULLZONE is superior to any other type of agitator and formation factors such as type of impeller and baffle condition affect to K_{La} .

Key Words

表面ガス吸収
 K_{La}

Gas absorption from liquid surface
Overall capacity coefficient of
gas absorption

ま え が き

当社の高効率攪拌翼フルゾーンは、化学工業界をはじめ、ファインケミカル、医薬、食品用途等の広範囲の用途において順調に実績を積み重ねている。特に難易度の高い攪拌プロセスに積極的に採用され、従来の攪拌翼に比べ大きな改善効果をもたらしていることが多くのユーザーより公表されている¹⁾。

フルゾーンの優れた混合・循環特性から得られる、広い粘度域での良好な混合、高い伝熱性能、液液系及び固液系での低動力での均一分散性能等については、既報^{2)~4)}にて詳細に報告した。さらにフルゾーンは、気液系攪拌における自由表面からのガス吸収特性についても、従来翼より極めて優れた特性を有している。本稿では、このフルゾーンの表面ガス吸収特性を、パラメータとして P_v 値（単位容積当たりの攪拌動力）のみならず、粘度、液面高さやバッフル強さ等も用いて解説するとともに、通気ガス吸収特性について簡単に述べることにする。

1. ガス吸収

1. 1 ガス吸収速度理論

気液系においてガスが単位接触面積当たり溶液中に溶解する速度 N_A は、固液系の溶解速度や液液系の抽出速度、さらには対流伝熱等の移動現象を考えると場合と同様に表現することができ、（物質移動係数）×（濃度差）の形で与えられる。

$$N_A = K_L(C_1 - C) \quad (1)$$

ここで、 K_L は液側物質移動係数、 C_1 は気泡中のガス分圧と平衡な濃度、すなわちその液温度における飽和濃度、 C は任意の時刻における液中のガス溶解濃度であり、 $(C_1 - C)$ がガス吸収の推進力となる。

また、 A を気液の接触面積、 V_L を液体積とすれば、液中のガス濃度が増加していく速度 $V_L dC/dt$

はガスの溶解速度に等しいので、

$$N_A A = V_L dC/dt \quad (2)$$

と考えることができる。

よって、(1) (2) 式より

$$\frac{dC}{dt} = K_L \frac{A}{V_L} (C_1 - C) \quad (3)$$

が成立する。

さらに A/V_L を単位体積当たりの気液界面積 a とおけば、

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_1 - C) \quad (4)$$

となる。

気液攪拌操作においては、単独で気液界面積 a を求めることは困難なため、 a と液側物質移動係数 K_L の積である液側物質移動容量係数 $K_L a$ が、ガス吸収性能を表現する指標として用いられる。

この他にも、 $K_L a$ と相関関係が高いホールドアップや攪拌翼背面に生じる負圧が気泡の巻き込みによって減少することによる攪拌動力の低下等も、ガス吸収性能を評価する指標として用いられることが多い。しかし、表面ガス吸収性能の場合、これらホールドアップや攪拌動力の変化は極めて小さいため、よほど測定精度を向上させない限り信頼性のあるデータをとることは困難である。

1. 2 通気ガス吸収と表面ガス吸収

気液系攪拌には槽底からのガス吹き込み（通気ガス吸収）と液面からのガス吸収（表面ガス吸収）による2つの方式がある。

通気ガス吸収の場合、高いガス吸収能を得るために、ガスの微細化を目的とした、タービン翼に代表される高セン断型の攪拌翼と大きなバッフル効果を

第1表 ガス吸収に対して攪拌装置に求められる仕様

Table 1 Required specification for agitating system of gas absorption

Method of gas absorption	Aeration from bottom	Sucking from liquid surface
Type of impeller	High shear type (Flat disc turbine etc.)	Discharge-circulating type (Pfaudler etc.)
Number of stage	Multi-stage	Multi-stages
Baffle condition	Nearly full	Partly
H/D	Large	Standard
Main effected factor for rate of gas absorption	Degree of dispersion of gas bubbles	Volume of sucked gas

もつバッフルが選定される。さらに、分散された気泡の滞留時間を長くするため、槽径 (D) に対する液高さ (H) の比 H/D を大きく設計し、多段翼を採用する。これに対し表面ガス吸収の場合は、液界面の表面更新性能を重視し、吐出型の攪拌翼とバッフル効果の小さなバッフルを選定する。また、自由表面からガスを巻き込みやすくするために、H/D は一般的な値 (1.0~1.5) を採用し、液面近くにも攪拌翼を設置する。

言い換えれば、 KLa の中の気液界面積 a について注目すると、通気ガス吸収の場合は与えられたガス流量の中で気泡径をできるだけ小さくして a を大きくすることに対し、表面ガス吸収の場合は攪拌槽内の自由表面での表面更新を積極的に行うことによりガスを吸い込むことで a の増加が計られる。以上のように、従来技術においては、2つのガス吸収操作に要求される装置特性はそれぞれ異なるものであり、これらを第1表にまとめる。

しかしながら、通気ガス攪拌操作と言っても、現実には吹き込まれたガスと自由表面から吸引されたガスが混在して運転されている状況が容易に想定される。たとえば Van Dierendonck ら⁵⁾ は、通気ガス攪拌における8枚平羽根タービン翼を用いたガスホールドアップ ε (%) を次式で相関している。

$$\varepsilon = A \cdot U_g^{2/3} + B \cdot (n - n_0^*) \quad (5)$$

A, B : 装置形状及び物性値から得られる係数

U_g : 空塔ガス線速

n : 攪拌回転数

n_0^* : 気泡吸い込み開始 (特性) 攪拌回転数

この式の右辺の第2項は、攪拌によるガス分散能力だけでなく、液表面からのガス吸引も考慮された値となっている。また、岡本によっても、通気ガス攪拌におけるガスホールドアップ特性と液表面からのガス吸引との関係が説明されている⁶⁾。

ガス吸収操作において、液面からのガス吸引のみによるガス吸収操作よりも、通常は通気ガス吸収形式の操作が多い。しかし通気ガス吸収において、特に通気ガス空塔線速が遅く、比較的高い P_v 値を与えて攪拌している場合は、前述のように表面からもガスを巻き込んでいる可能性が高く、これがガス吸収速度に大きく影響を与えていることがあることは十分認識しておく必要がある。概念上、両方のガス吸収操作は、次式のように考えることができる。

通気ガス吸収の場合：

$$(KLa)_B \propto (Q_B + Q_V)^{\alpha} \cdot P_v^{\beta}$$

$$\text{但し } Q_V \propto Q_B^{\gamma} P_v^{\delta}$$

表面ガス吸収の場合：

$$(KLa)_V \propto Q_V^{\theta} \cdot P_v^{\zeta} \quad (7)$$

$$\text{但し } Q_V \propto P_v^{\eta}$$

ここで、 Q_B は通気ガス量、 Q_V は吸い込みガス量を示す。

1.3 KLa の測定

表面ガス吸収における KLa の測定には、槽底からのガス吹き込みによる場合と全く同様に、亜硫酸ソーダの空気酸化反応においてヨウ素滴定により酸化速度を算出する亜硫酸ソーダ法と、溶存酸素計を用い液中の酸素の溶解速度を直接測定するダイナミック法が適用されることが多い。以下に、本稿で紹介するデータの採取に用いた後者のダイナミック法の測定方法について解説する。

- (1) 攪拌槽に水道水を所定量張り込む。
- (2) 槽底から窒素ガスを通気しながら攪拌する。
- (3) 溶存酸素濃度が 0.2 ppm 以下になれば、攪拌と通気を止め、液中の窒素ガス気泡が無くなるまで放置する。
- (4) 所定の回転数で攪拌し、溶存酸素濃度の経時変化を溶存酸素計により測定する。
- (5) 溶存酸素濃度が飽和濃度の 95 % 程度になれば、測定を終了する。
- (6) KLa 算出式

(4)式において、初期条件として

$$t=0 \text{ の時 } C = C_0 \quad (8)$$

の条件で積分すると、

$$\ln(C_1 - C) = -KLa \cdot t + \ln(C_1 - C_0) \quad (9)$$

を得る。すなわち KLa は、

$\ln \{(C_1 - C)/(C_1 - C_0)\}$ vs t のグラフの傾きとして求めることができる。

このダイナミック法による KLa の測定は亜硫酸ソーダ法に比べ測定が容易にできることが利点であるが、注意すべきは溶存酸素計の応答遅れが顕著に現れる範囲では使用できないことである。当社の計器 (0—90 % 応答時間 20 秒) の場合、 $KLa < 200 (1/\text{Hr})$ の範囲では遅れがほとんどないことを確認している。

2. フルゾーンの表面ガス吸収特性

前章では攪拌槽を用いたガス吸収操作一般について解説したが、本章においては、フルゾーンの表面ガス吸収特性を K_La を用いて説明する。尚、本稿で紹介する K_La は、すべて槽径 (D) $\phi 400$ mm の 2:1 半楕円鏡付円筒槽を使用し、溶存酸素計を用いた前述のダイナミック法により測定された水—空気系におけるものである。

2. 1 フルゾーンと他形式翼との比較

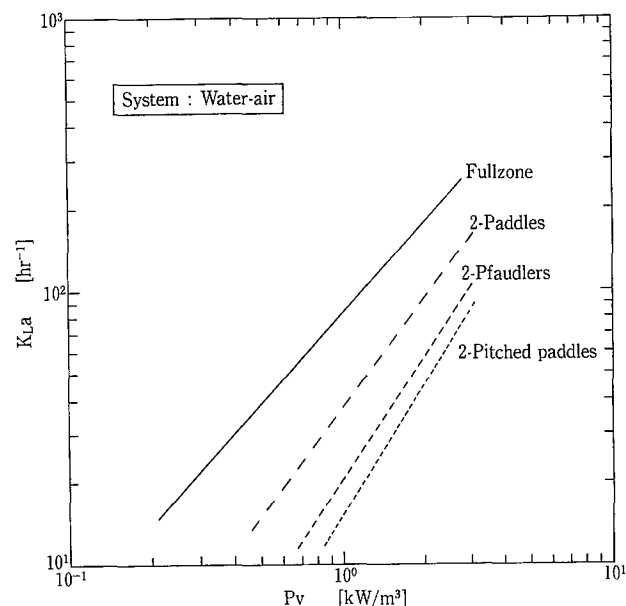
第1図にフルゾーンと他の翼形式の K_La の比較データを示す。これよりフルゾーンは、同一 P_v 値基準で他の翼の約 3～4 倍の K_La を示していることがわかる。また一例として表面から巻き込んだガスの分散状況を、写真1に示す。白濁しているのは、巻き込まれたガスが分散されているためであり、この写真からもフルゾーンの表面ガス吸収能力が優れていることがわかる。次にその理由について述べる。

表面ガス吸収性能は、翼と液面の距離に大きく依存する。このことは、前述の(5)式にて用いた気泡吸い込み開始（特性）攪拌回転数 n_0^* が、

$$n_0^* \propto Z_i^{1/2} \quad (10)$$

Z_i : 翼と液面の距離

なる関係があるとされている⁵⁾ こと、さらに表面ガス吸収用途の攪拌槽には、現実に多段翼が多く用い



第1図 各攪拌翼に対する P_v と K_La の関係
Fig. 1 Relationship between P_v and K_La for each impeller

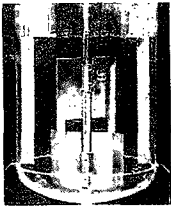
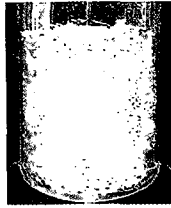
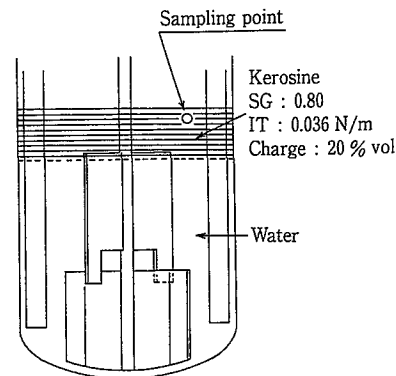
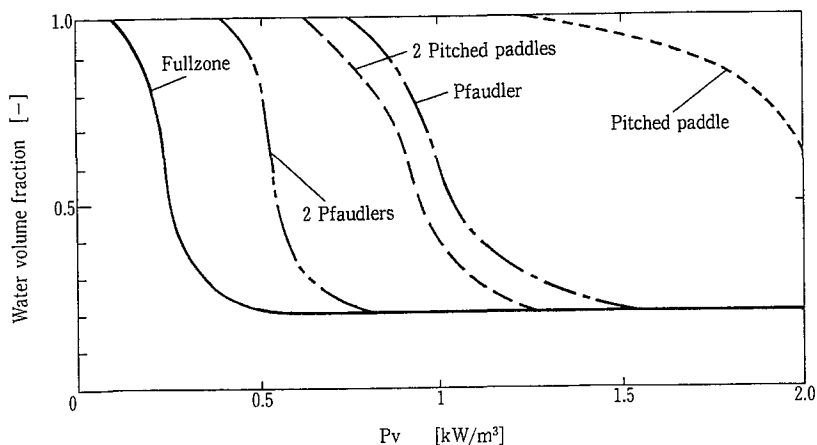
Impeller	Pfaudler(2-stages)	Fullzone
$P_v=0$ KW/M³		
$P_v=1.0$ KW/M³		
$P_v=2.0$ KW/M³		

写真1 ガスの吸い込み状況
Photo.1 Condition of sucked gas



第2図 液液系の均一分散に至る動力の比較

Fig. 2 Comparison in power required for uniform dispersion of liquid droplets

られていることから容易に想像できる。単純に考えれば、他の翼に比べフルゾーンは、翼上端と液面が極めて接近しているため低回転すなわち低動力でガスを引き込みやすく、これが優れた性能を生み出している理由の一つと言える。

さらにもう一つの理由は、引き込んだガスを液中にホールドできる能力が大きいことである。一旦液中に引き込まれたガスは攪拌翼で分散されると同時に、攪拌翼先端の背面に発生する負圧部に集合し、局所的にみれば翼近傍部のホールドアップが増加する。よってこの負圧の大きさと負圧が生じる領域すなわち翼幅が大きいことが、ガスをホールドできる要因となる。フルゾーンの場合、他の翼と比べ同一 P_v 値では翼先端速度が遅いため負圧は小さいものの、むしろ攪拌翼が液深方向に長いことためガスが槽内全域にわたってホールドされやすいことが、大きく影響しているものと推定される。写真1からも、ファウドラ翼は翼近傍にガスが集合している傾向があることに対し、フルゾーンは槽内全体に分散している様子がわかる。

第2図は、各攪拌翼の液液系攪拌における軽液の均一分散性能を比較したものであり、フルゾーンが他の翼形式に比べ低い動力で均一に分散できる性能をもっていることがわかる。ガスを軽い物質と考えればこの特性と表面ガス吸収は同じ理屈で説明することができ、このテストデータからもフルゾーンのガス吸収特性を理解することができる。さらに同じことが固液系攪拌の軽い粉体の分散性能にも適用できることは、容易に想像できる。

2. 2 K_{La} に影響を与える因子

2. 2. 1 P_v 値

第1図に示した通り、 K_{La} は P_v 値に大きく影響を受ける。フルゾーンは

$$K_{La} \propto P_v^{0.8 \sim 1.0} \quad (11)$$

の関係がある。 K_{La} が P_v の0.8~1.0乗に影響されることは、通気ガス操作の攪拌支配状態における K_{La} と P_v の関係⁶⁾ とほぼ同じであり、興味深い結果である。

2. 2. 2 H/D (液深/槽径)

フルゾーンを使って攪拌した時の、液面変化に対する K_{La} の変化を第3図に示す。液面を変化させることは、すなわち液面と翼上端との距離が変化することである。液面が下がってくると K_{La} は次第に大きくなり、さらに翼上端を通過すれば一定の値となる。前項でも述べたが、液面と翼上端との距離は気泡の吸い込み状態に大きく影響し、本図はそのことを的確に表している。

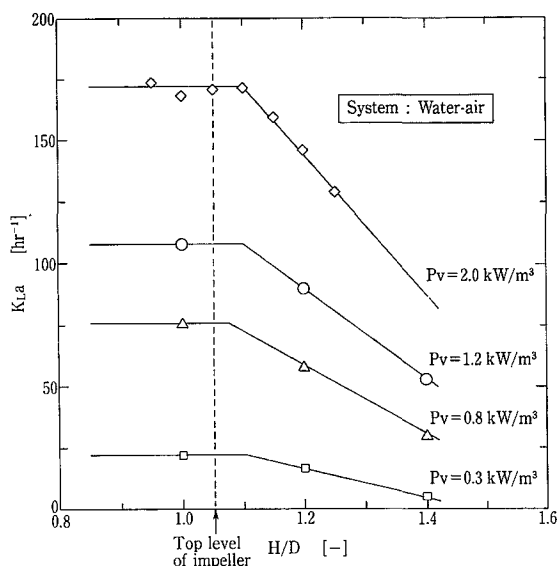
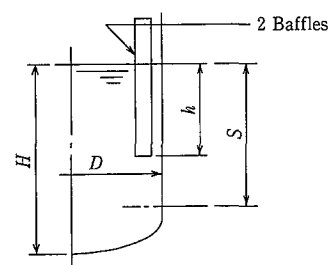
多段翼系の場合は、液面が上段の翼より下になると攪拌動力の低下と共に K_{La} も急激に低下するため、液面変化の大きいプロセスにおいては、運転操作が難しくなる。しかし、フルゾーンは液面が翼上端から下がった後の液面変化に対しても、安定した性能を発揮する。

尚、液面が翼上端近くまで下がってくると、特に低粘度の場合液滴の飛沫が生じやすくなるため、このことが問題となる時は H/D が 1.1~1.2 の範囲で

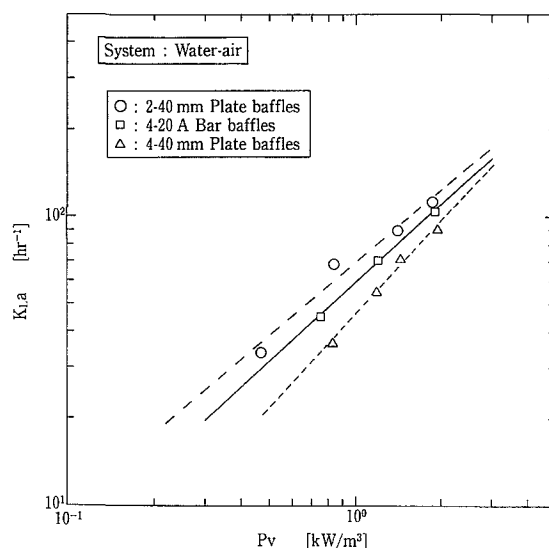
第 2 表 バッフル挿入深さと表面ガス吸収性能の比較

Table 2 Comparison of h/S for performance of gas absorption from surface

Imp.	Turbine (Single-stage)		Pfaudler (Single-stage)		Fullzone	
	P_v	K_{La}	P_v	K_{La}	P_v	K_{La}
(-)	(kW/m ³)	(1/Hr)	(kW/m ³)	(1/Hr)	(kW/m ³)	(1/Hr)
1.0	1.5	4.0	1.5	3.1	0.35	14.1
0.25	1.5	88.4	1.5	94.5	0.35	54.8



第 3 図 フルゾーンの液高さと K_{La} の関係
Fig. 3 Relationship between H/D and K_{La} of FULLZONE



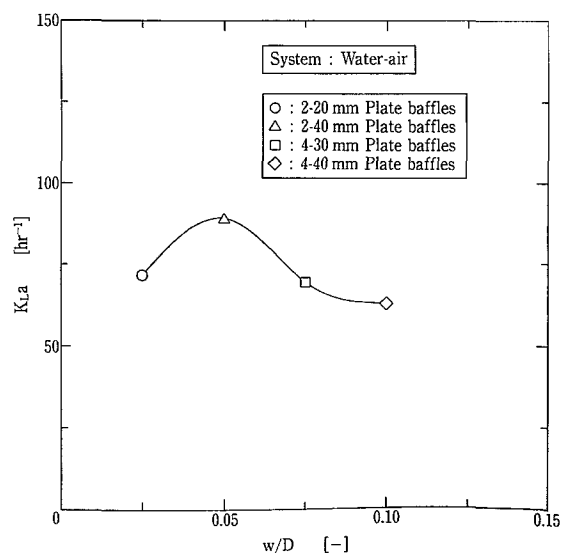
第 4 図 フルゾーンの各種バッフルに対する P_v と K_{La} の関係
Fig. 4 Relationship between P_v and K_{La} for each baffles of FULLZONE

使用することが望ましい。

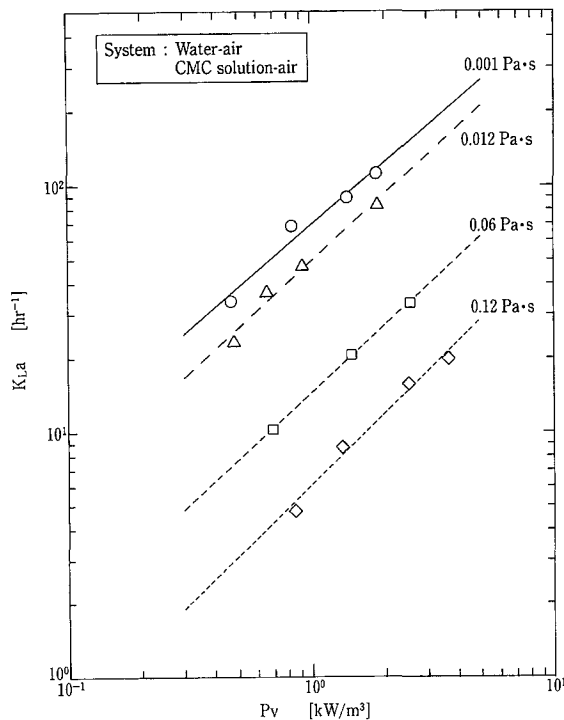
2. 2. 3 w/D (バッフル強さ)

従来から表面ガス吸収の向上には、バッフル抵抗を弱めることが有効とされてきた。バッフルを弱めることで、円周方向の流れが強くなりボルテックスが積極的に形成される結果、自由表面（気液界面）の面積が大きくなると同時にガスを巻き込み易くなる。その一例を第 2 表⁷⁾に示す。これは、バッフルの液面からの挿入深さを変えることで、バッフル効果を変化させた場合の K_{La} の変化を示したものであるが、従来翼（タービン翼、ファウドラ翼）ではバッフル効果を弱めることで極端に K_{La} が増加していることがわかる。一方フルゾーンの場合、従来翼ほどバッフル挿入深さの影響は受けない。

第 4、5 図は、フルゾーンを使って攪拌した時の、バッフル形式、バッフル抵抗が K_{La} に与える影響を示す。但し、いずれもバッフルは下鏡 T. L. まで挿入している。第 5 図からは、 $w/D=0.05$ の時に最も大きな K_{La} が得られていることがわかる。



第 5 図 フルゾーンの各種バッフルに対する P_v と K_{La} の関係
Fig. 5 Relationship between w/D and K_{La} of FULLZONE



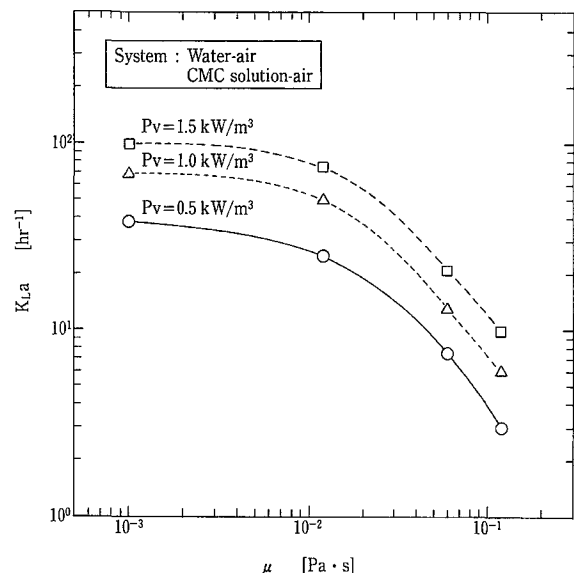
第6図 フルゾーンの各粘度に対する P_v と K_{La} の関係
Fig. 6 Relationship between P_v and K_{La} for each viscosity of FULLZONE

前述よりフルゾーンの場合、従来翼に見られるほどバッフル抵抗を弱めることが必ずしも K_{La} の増加に寄与するとは言えず、かつ、全体的にバッフル効果が K_{La} に与える影響も小さいと言える。一方、バッフル効果を混合特性から見た場合、2枚の10%幅平板バッフル ($w/D=0.05$) を下鏡 T. L. まで挿入することで最短の混合時間を得ることができ、これをフルゾーンの標準バッフルとして採用している。この混合性能も考慮に含んだ場合、 $w/D=0.05$ のバッフルを T. L. まで挿入することが適切であると考えられる。

従来翼とフルゾーンではバッフル効果が K_{La} に与える影響が異なり、従来翼に比べフルゾーンは比較的強いバッフル条件下でもボルテックスを形成することなく、ガスを引き込む特性がある。したがって、特に伝熱のための蛇管コイルや多数のヘアピンコイルなどが設置されている(バッフル抵抗が強い)場合でも、フルゾーンは容易に表面ガス吸収を行わせることができる。

2.2.4 液粘度

第6図と第7図は、フルゾーンを用いて水及び数種の CMC 水溶液を攪拌した時の、見かけ液粘度に対する K_{La} の変化を示したものである。第6図か



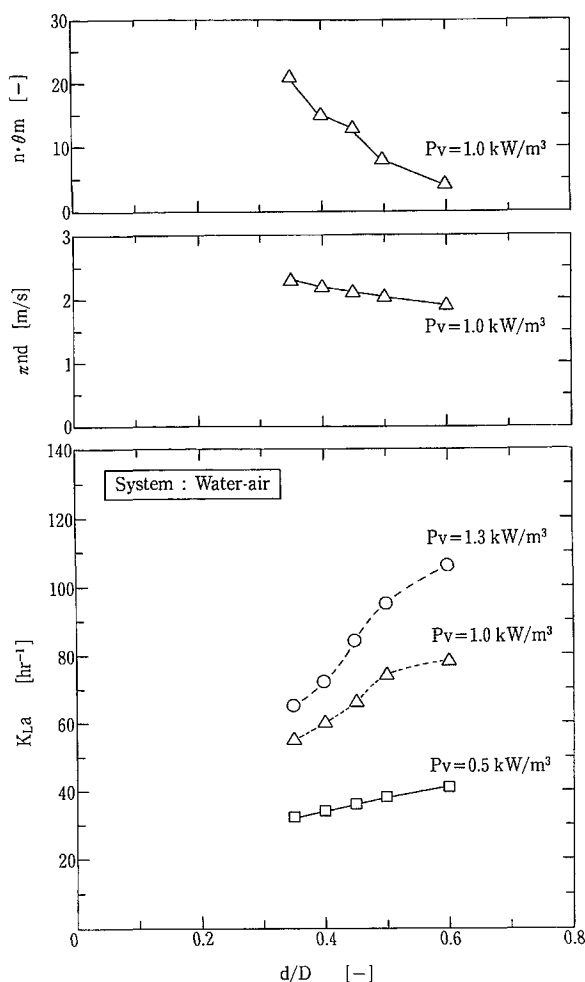
第7図 フルゾーンの粘度と K_{La} の関係
Fig. 7 Relationship between viscosity and K_{La} of FULLZONE

らいずれの粘度においても直線の傾きはほぼ同じであり、 K_{La} の P_v 値への依存率にほとんど差異が無いことがわかる。また、第7図からは、粘度が $0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ と $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ とを比較すると、 P_v 値が 1.0 kW/m^3 では K_{La} がそれぞれ約70と約7であり、約1/10に減少していることがわかる。

K_{La} が、液粘度の影響を大きく受けることは、通気ガス吸収操作においてはよく知られたことである。これは、液粘度が上昇すると気泡まわりの境膜が厚くなるなどにより物質移動係数 K_L が抑制されること、粘度が高い液中では気泡が細分化されづらく気液界面積 a が低下することによる。表面ガス吸収においても、全く同様の理由で K_{La} が低下しているものと考えられる。

さらに第7図においては、 0.02 から $0.03 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ あたりから急激に K_{La} が低下している傾向が見受けられる。CMC 水溶液は粘度が約 $0.03 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ を越えると凝塑性を示す。凝塑性流体を攪拌すると翼周辺での粘度は下がり、翼から離れた部分では粘度が上がる。このため、翼から離れた部分では気泡が合一しやすく、気液界面積が減少する。凝塑性が強まるほどにこの傾向は強まり、ついには攪拌翼の周辺にしか気泡を保持し得ない状態となる。このため、CMC 水溶液の場合、見かけ粘度の上昇による急激な K_{La} の低下が生じるものと推定される⁸⁾。

このように考えた場合、他の翼形式と比べフルゾーンはガスをホールドできる翼幅が広いという点にお



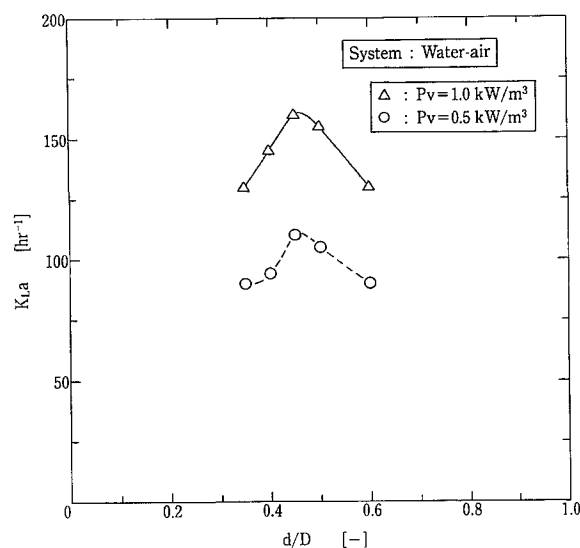
第8図 フルゾーンの d/D と K_{La} の関係(表面ガス吸収)
Fig. 8 Relationship between d/D and K_{La} of FULLZONE

いて、 K_{La} の低下の度合も小さいものと推定するが、むしろガスホールド量の分布が槽長手方向に均一であることのほうが、実際の反応操作面においては有益であると考えられる。

2. 2. 5 翼スパン

第8図はフルゾーンの翼スパンを変化させていった場合の K_{La} の変化を示す。翼スパンが大きくなる、すなわち d/D が大きくなるにしたがって、 K_{La} は増加する傾向にあり、今回テストを行った範囲では、フルゾーンの標準スパンである $d/D=0.6$ が、最も大きい K_{La} を示した。

第8図には、 P_v 値が 1.0 kW/m^3 時の翼先端スピード πnd と混合時間 $n \cdot \theta m$ の変化も同時に示している。 d/D の増加と共に πnd が小さくなっている、すなわちガスの微細化能力は低下しているにもかかわらず、 K_{La} が増加傾向を示しているのは、ガスの吸い込み能力がそれ以上に高いために気液界面積 a



第9図 フルゾーンの d/D と K_{La} の関係(通気ガス攪拌)
Fig. 9 Relationship between d/D and K_{La} of FULLZONE (aeration from bottom)

が増加していることによる。また、ガスの吸い込み能力が高いことは、表面更新性に優れ混合時間 $n \cdot \theta m$ が短くなっていくことと同じ意味を持つと考えられる。

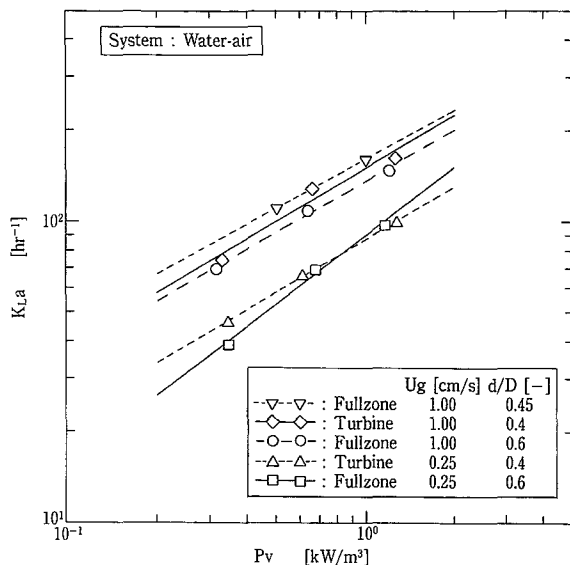
3. フルゾーンの通気ガス吸収特性

フルゾーンの通気ガス吸収特性についても、簡単に紹介する。

フルゾーンは、通気ガス攪拌には最適と言われているタービン翼に比べ、 P_v 値一定条件においては翼先端スピードが小さくなるため、せん断力すなわちガスの微細化能力が小さくなる。フルゾーンはむしろ低せん断型に分類される攪拌翼である。しかし、これまでに述べたようにフルゾーンは表面ガス吸収に極めて優れた性能を持っているため、通気ガス攪拌操作においても空塔ガス線速が小さくかつ攪拌動力が大きい攪拌支配領域では、タービン翼と同等以上のガス吸収速度を発揮する。

第9図は、空塔ガス線速 U_g を 1 cm/sec とした時の、 K_{La} に与える d/D の影響を調べたものであるが、表面ガス吸収の特性(第8図)とは異なった状況を示す。すなわち、 d/D に対し K_{La} は変極点をもち、通気ガス吸収においては $d/D=0.45$ が最適であることがわかる。

つぎに、フルゾーン ($d/D=0.6, 0.45$) と2段タービン翼 ($d/D=0.4$) の比較データを第10図に示す。 $U_g=0.25 \text{ cm/sec}$ の時、 P_v 値 $< 0.9 \text{ kW/m}^3$ の領域では、フルゾーンよりタービン翼の方が大きい K_{La} を示すが、 P_v 値が 0.9 kW/m^3 を越えると逆転する。



第10図 U_g と d/D に対する K_{La} 関係(表面ガス吸収)
Fig.10 Relationship between P_v and K_{La} for each U_g and each d/D

この程度の通気速度域では、フルゾーンの表面ガス吸収能力が K_{La} の増加に大きく寄与している。 $U_g = 1.0 \text{ cm/sec}$ の時、通気ガスによるガスの上昇流れが強まるため、表面からのガス吸収は押さえられ、通気ガスの分散状態が K_{La} の支配的要因となる。よって、 $U_g = 0.25 \text{ cm/sec}$ で見られたような逆転は起こることない。 $d/D = 0.6$ ではタービン翼の方が高い K_{La} を示すものの、 $d/D = 0.45$ にすればフルゾーンの方が高い K_{La} を示している。

前述の結果から、フルゾーンは、 $U_g \leq 1.0 \text{ cm/sec}$ の範囲の通気攪拌において、翼スパンを適切に選定すれば、2 段タービン翼と同等以上のガス吸収性能を示すことがわかる。尚、本テストにおいてはあくまで攪拌翼のガス分散特性を比較するために、ガスはいずれの翼に対しても単孔ノズルから通気させた。

4. 改善事例

フルゾーンを適用する事によって実現できた、水添反応におけるプロセス改善事例を紹介する。

水添反応においては、表面ガス吸収性能のみならず、固体粒子の均一浮遊性能、伝熱性能や均一混合性能等が求められるが、第11図に示すように3 段タービン翼からフルゾーンに変更することによって、次に示す改善効果が確認された。

(1) K_{La} の増加

表面ガス吸収性能に優れているため、 K_{La} は約 2 倍の値が得られた。

(2) 触媒使用量の低減

	Before improvement	After improvement
sketch		
Impeller Type	6-blades turbine	FULLZONE
Number of stage	3 stages	
Bafful Type	Flat plate	Flat plate
Width	$0.1 \cdot D$	$0.1 \cdot D$
Number	4 piecies	2 piecies

第11図 フルゾーンを用いた改善事例
Fig.11 Illustration of improvement by FULLZONE

槽底部、槽壁部に偏在していた触媒を、槽内均一に浮遊させることができたため、触媒の使用量を10~20 % 低減できた。

(3) 触媒破壊の防止

局所的な強せん断域がなくなったため、触媒破壊が減少した。

(4) 伝熱係数の向上

総括伝熱係数が約20 % 向上した。

(5) 前述の効果により、反応時間を1/2にすることができ、触媒使用量の削減によりコストダウンできた。

5. ま と め

次にフルゾーンの表面ガス吸収に対する特性をまとめる。

(1) フルゾーンは他形式の2 段翼に比べ、同一 P_v 値基準で3~4 倍の K_{La} を示す。

(2) 液面が翼上面より上昇してくると K_{La} は減少傾向を示すものの、逆に液面がそれより下がってきても K_{La} は変化せず一定の値を示す。

(3) 表面ガス吸収性能は液粘度の影響を大きく受ける。特に凝塑性流体の場合は影響が大きい。

(4) 表面ガス吸収に優れた翼スパンとバッフル強さは、それぞれ $d/D = 0.6$, $w/D = 0.05$ (2 枚の平板バッフル) である。これは、最も混合性能が優れている組み合わせと同じである。

(5) 通気攪拌操作においても、比較的空塔ガス線速が小さい ($U_g \leq 1.0 \text{ cm/sec}$) 領域であれば、

表面ガス吸収能力が分散（微細化）能力の低さを補うため、フルゾーンを適用することが可能である。特に、低セン断特性が同時に求められるプロセスには有効である。

む す び

フルゾーンの表面ガス吸収特性を、当社テストデータをもとに解説した。フルゾーンは、先に紹介した水添反応の他、発酵培養槽や塩素化反応など多くの適用実績があり、各ユーザーにおいてそのすぐれた性能が立証されている。

また、当社の播磨製作所には従来の模擬液を使用する可視テスト機に加え、1年前に60 Lt. のパイロットテスト機⁹⁾を製作導入し、これら2つのテスト装置で社内及び客先テストに対応できる体制をとっている。これらのテスト装置を有効に活用することにより、効率よく信頼性の高いデータを取得し、今後さらに最適な攪拌仕様が決定できるよう努力していく考えである。

<記号の説明>

P_V (kW/m³) : 単位容積当たりの攪拌動力
 N_A (g·mole/cm²sec) : 溶解速度
 K_L (cm/sec) : 液側物質移動係数
 C_1 (g·mol/cm³) : 液体中におけるガスの飽和溶解濃度
 C (g·mol/cm³) : 液体中におけるガスの溶解濃度
 A (cm²) : 気-液の接触面積
 V_L (cm³) : 液体積
 a (cm²/cm³) : 単位体積当たりの気液界面積
 K_{La} (1/sec, l/hr) : 液側物質移動容量係数
 D (m, mm) : 槽径
 ϵ (—) : ガスホールドアップ

U_g (cm/sec) : 空塔ガス線速
 n (r/m, r/sec) : 攪拌回転数
 n_o^* (r/m) : 気泡吸い込み開始（特性）攪拌回転数
 Z_i (m, mm) : 翼と液面の距離
 H (m, mm) : 槽底から液面までの高さ
 h (m, mm) : 液面からのバッフル挿入深さ
 w/D (—) : バッフル強さ
 d (m, mm) : 翼スパン
 πnd (m/sec) : 翼先端スピード
 θm (sec) : 混合時間
 $n \cdot \theta m$ (—) : 無次元化された混合時間
 ρ (kg/m³) : 液密度
 μ (Pa·s) : 液粘度

[参考文献]

- 1) たとえば 特開平6-16708 (住友ダウ株), 特開平6-287203 (日本ゼオン株) など
- 2) 菊池雅彦ほか, 神鋼パンテック技報, Vol. 35, No. 1 (1991) P6
- 3) 菊池雅彦ほか, 神鋼パンテック技報, Vol. 35, No. 3 (1991) P6
- 4) 徳岡洋由, 神鋼パンテック技報, Vol. 38, No. 1 (1994) P11
- 5) L.L. Van Dierendonck et al., Chem. React. Symp., 1968, Pergamon, P. 205
- 6) 岡本幸道, 神鋼ファウドラニューズ, Vol. 26, No. 3 (1982) P8
- 7) 徳岡洋由, 神鋼パンテック技報, Vol. 36, No. 3 (1992) P5
- 8) 岡本幸道, 神鋼ファウドラニューズ, Vol. 27, No. 3 (1983) P1
- 9) 伊藤久善, 神鋼パンテック技報, Vol. 41, No. 1 (1997) P80

連絡先

今 中 照 雄 化工機事業部
技術部

TEL 0794 - 36 - 2517

FAX 0794 - 36 - 2578

E-mail t.imanaka@pantec.co.jp

振動型膜分離装置の適用分野と実績

Application Fields and Sales Results of Vibratory Shear Enhanced Process



(技)研究開発部

高 田 一 貴
kazutaka Takata
小 西 嘉 雄
Yoshio Konishi
谷 田 克 義
Katsuyoshi Tanida
竹 尾 由 重
Yoshishige Takeo

膜分離技術は様々な産業分野において懸濁スラリーやイオンを分離する上で最も重要な技術の一つとなってきた。神鋼パンテックはこれまで多くの膜分離装置を販売してきたが、このたび米国 New Logic 社より新しいコンセプトの振動型膜分離装置 VSEP を導入し、日本国内において、医薬・食品分野を除く分野への独占販売を開始した。医薬・食品分野へはその販売権を米国 PALL 社が保有しているが、当社と PALL 社との間で業務提携を締結し、これら分野への振動型膜分離装置の販売もできる。当社は1997年に多くの引き合いをいただき、化学、半導体、アルミ分野の顧客より5プロセス15基の受注を果たした。膜分離システムの導入には膜寿命等の予測のために長期間の検討期間が必要になるにもかかわらず、VSEP は短期間の検討で性能を確認し受注するに至った。このことは、VSEP が既存の膜分離技術には決してみられない革新的なシステムであることを示すものである。

Membrane separation technology has become one of the most important technologies for the separation of slurry and/or molecules in various industrial fields. Shinko Pantec also have had a technology on the membrane separation technology to various industrial fields, and has introduced Vibratory Shear Enhanced Processing (VSEP) from New Logic International of the United States exclusively in the Japanese market except for the food and pharmaceutical industries. At the same time Shinko Pantec has agreed with Pall Corporation of the United States which have the right of marketing this system to food and pharmaceutical fields to make possible for marketing Pallsep to the fields. During the year of 1997, Shiko Pantec has gotten orders 15 machines in 5 processes from chemical, semiconductor, aluminum makers.

In spite of fairly long term should be required for installing membrane separation system, Shinko Pantec has gotten orders using VSEP system in a short term experiments. This shows that VSEP is considered to be recognized as a evolutionary system never seen in the conventional membrane separation technologies.

Key Words :

膜 分 離
振 動
せん断速度

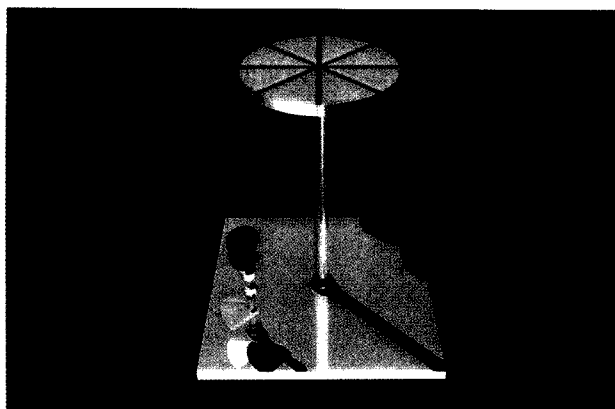
Membrane Separation
Vibration
Shear rate

まえがき

振動型膜分離装置 VSEP™ (VSEP=Vibratory Shear Enhanced Processing, 製造元: 米国 NEW LOGIC INTERNATIONAL INC.) の販売を1996年6月より開始して1年以上が経過した。この間に化学、製紙、半導体、印刷塗料、鉱業、医薬、食品をはじめとする広範な顧客に対して、室内テスト及びフィールドあわせて40社以上、60サンプル以上のテストを行ってきた。その結果、化学、アルミメーカー、半導体エンジニアリング会社より大きな評価をいただき合計で5プロセス15基の実機を受注し、日本国内における商用機の稼働を開始した。米国ではすでに化学、製紙、印刷塗料、鉱業、医薬、食品分野に対して150基以上の実機実績がある。従来からのクロスフロー式にくらべてより大きな透過流束、濃縮限界を越えた高濃縮、膜洗浄インターバルの延長等の特長により用途が急速に広がっている。

医薬・食品製造向けの GMP 対応型振動型膜分離装置 PALLSEP™^{2) 3) 4)} (製造元: 米国 PALL CORPORATION) に関しては、米国 PALL 社と販売提携を締結し、日本ポール社を通じて PALLSEP の販売を行っている。PALLSEP は米国及び欧州に合計10基以上の実績がある。

世界的にみても類をみない特長ある振動型膜分離装置であり、現在までのテストや実績の中で振動の特長が随所にみられる結果も多く得られているので、ここではなるべく多くのデータを紹介することにより適切な適用プロセス選定のガイドとしても使用できるように配慮した。また基本的なプロセスフロー、振動機構やフィルターパック内の流れをわかりやすく説明することを試みた。

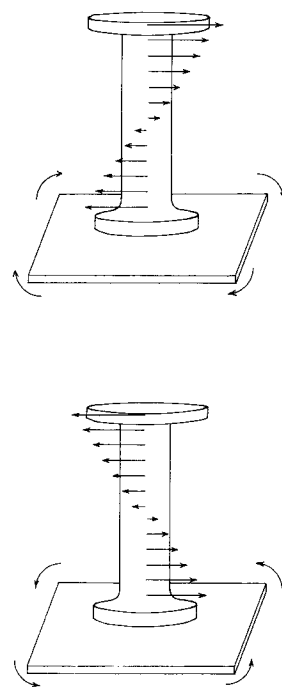


第1図 振動システムの模式図

Fig. 1 Schematic diagrams of vibration system

1. 振動型膜分離装置 (VSEP, PALLSEP) の振動機構

第1図は振動型膜分離装置 VSEP の振動を発生させるメカニズムを模式的に示した図である。¹⁾ 駆動モーターからサイズミックマスに動力を伝える軸に偏心ベアリング (荷重の重心を軸中心から半径方向へずらした重り) がとりつけられている。この軸を高速 (約3000 rpm 以上) で回転させて装置を振動させるが、この際周波数を約45 Hz付近まで一気に上昇させて装置の1次共振点の直前まで振動数を上げる。約50 Hzの振動数でフィルターパックの運転条件 (振幅約20 mm) に達する。駆動モニターと偏心ベアリングの動きによってサイズミックマスが水平方向に振動するが、サイズミックマスの荷重 (約1トン: 84 m²) に起因する慣性モーメントとフィルターパックの荷重 (約1トン) による慣性モーメントがトーションバーにねじりを発生させる。第2図に示すようにサイズミックマスが時計方向の動きをする場合にはフィルターパックは反時計方向の運動を、サイズミックマスが反時計方向の運動時にはフィルターパックは時計方向となる。この繰り返し振動が周波数50 Hzで継続されるので、フィルターパック内の膜面に強力な流体せん断力が発生し膜面へのファウリングを低減または防止する。



第2図 トーションスプリング、サイズミックマス及びフィルターパックの往復運動模式図

Fig. 2 Motions of torsion spring, seismic mass, and filter pack

VSEP と PALLSEP の振動機構、周波数、振幅共にほぼ同一である。

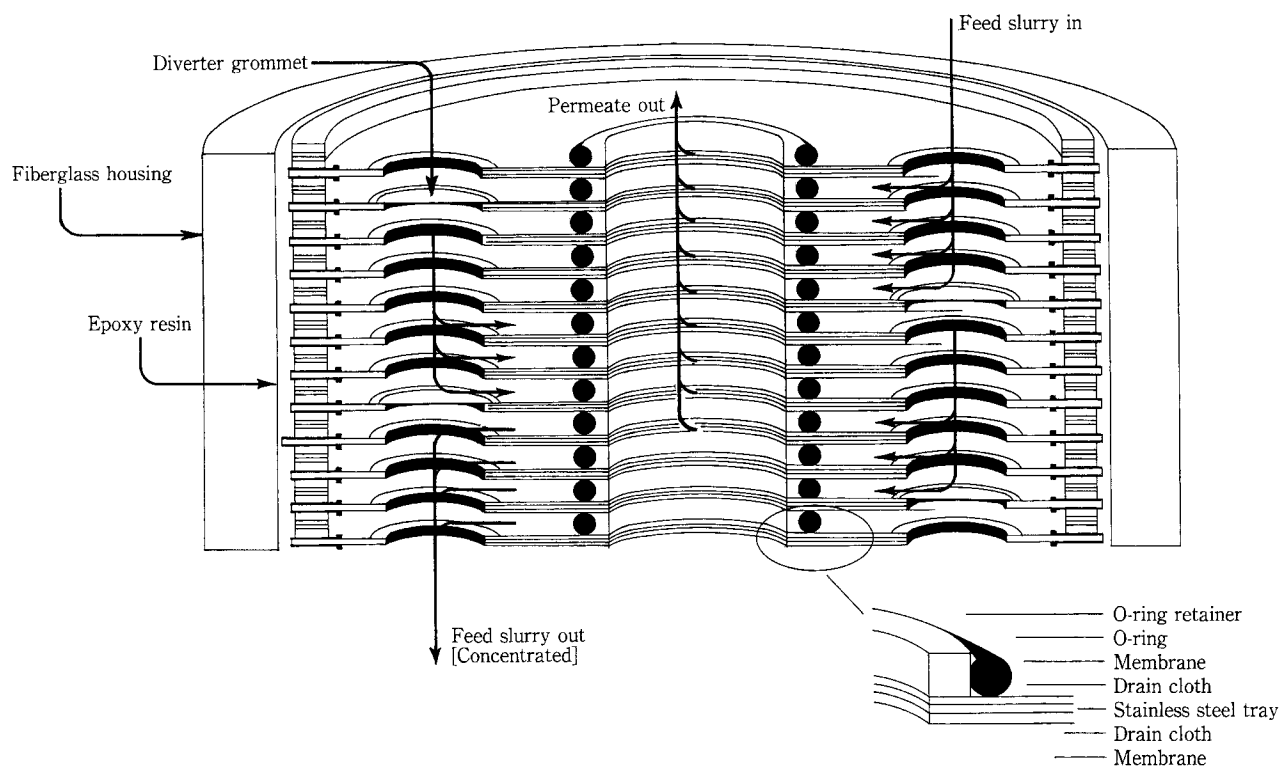
2. 振動型膜分離装置のフィルターパック概要及び内部の流動

2.1 VSEP

第3図に VSEP Series I のフィルターパック内模式図を示す。フィルターパックは、SUS304（標準）プレート上下面に貼られた平膜トレイを、膜面積（9～84 m²）に応じて約30～300段FRPパイプ内に挿入してエポキシ樹脂でモールドされて製造される。膜面積によって膜トレイ間のクリアランスとフィルターパック高さが異なる。クリアランスは3～7 mm、フィルターパック高さは450～1 800 mm、フィルターパック直径は膜面積によらず約600 mmである。フィルターパックの耐圧は40気圧である。被処理液の性状によってフィルターパックをデザインするが、たとえば高濃縮する適用例の場合にはクリアランスを大きくするなどがその一例である。フィルターパック上部から供給された被処理液は濾過されながらフィルターパック下部より濃縮液として排出され、透過液はフィルターパック中心部に集水さ

れ上部より排出される。フィルターパックには仕切板が挿入されており、1パスで運転できるように上段部で仕切間隔を大きく、濾過されて膜面上を流れる流量が少なくなる下段部では仕切間隔を小さくとり膜面上の流速を確保できるように設計されている。

振動型膜分離装置の技術的本質は、比較的高圧で運転させて透過流束を大きくとることにある。この際膜表面にゲル層が形成されるが、そのゲル層の形成効果と振動によるゲル層の剥離効果が平衡状態に達した時に透過流束が安定する。この平衡状態はクロスフロー型のような従来型にくらべて比較的高い圧力において形成され、透過流束は後節で示すようにクロスフロー方式に代表される従来技術の3倍以上になることが確認されている。透過流束がいったん安定するとかなりの長時間、透過流束をほぼ一定に保持できる。被処理液が無機系のスラリーであれば約1時間程で平衡状態に達し、その後は安定した運転が継続できる。有機物を含む排液などの処理の場合には、膜の分画サイズよりもはるかに小さい低分子有機物が膜内部を徐々に汚染するため透過流束はわずかながら低下する傾向がある。そのような場合



第3図 VSEP フィルターパック内流れの模式図

Fig. 3 Schematic diagram of the flow in VSEP filter pack

には薬品洗浄を運転モードの中に組み込み定期的に膜の洗浄を行い透過流束を回復させる必要がある。

2. 2 PALLSEP²⁾

写真1にPALLSEP本体据え付け例を、第4図にPALLSEPのフィルタースタック内の流れを模式的に示す。膜は透過液流路溝があるSUSプレートの上下に装着されており外周部に供給液孔、内周側に還流液孔が一定間隔で設けられている。被処理液はスタック下部より供給液孔に分配された後エレメント円周外側より膜面流路に流入する。膜面流路に流入した処理液は濾過されながらエレメント中心部へ流れ濃縮液として円周外側より流出される。膜を透過した液はエレメント中心部に集水されてスタック上部より流出する。これらフィルターエレメントは分解可能であり膜表面の汚染状況や洗浄の効果を確認することができる。

PALLSEPの1エレメントあたりの膜面積は0.4 m²であり1～100エレメントまで装着可能となっている。0.4 m² (1エレメント) はおもに膜選定等テスト目的として用い、フィールドテスト、実機対応用としては10～100エレメント (4～40 m²) まで必要に応じて膜面積を調整することができる。

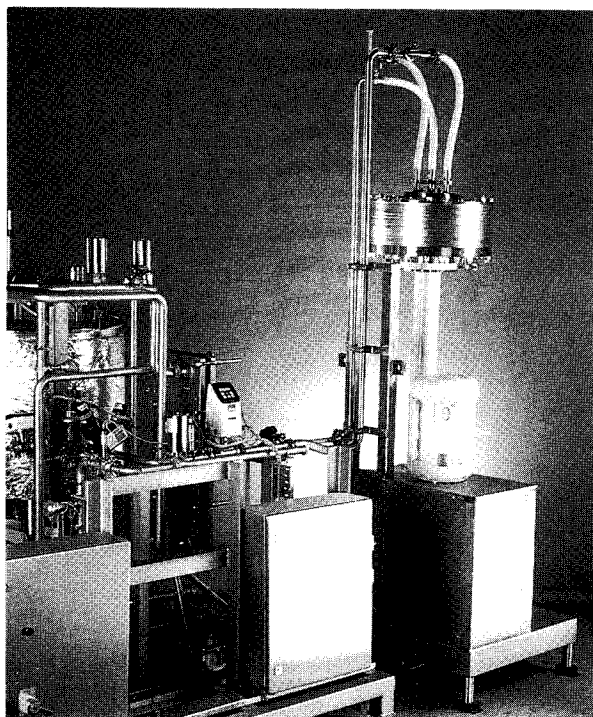


写真1 Pallsepの全体配置の一例
Photo. 1 Pallsep unit with assembly

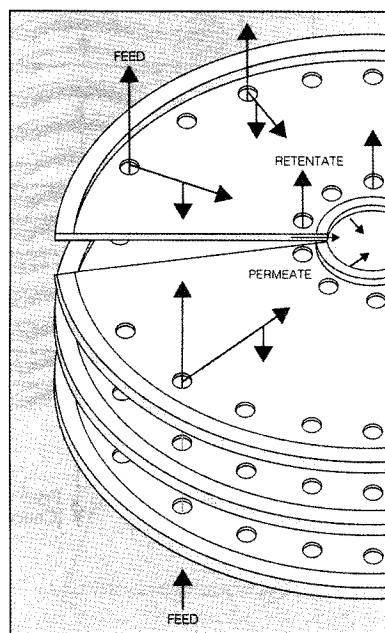
3. 振動型膜分離装置 (VSEP, PALLSEP) の基本的フローシステム

3. 1 VSEP

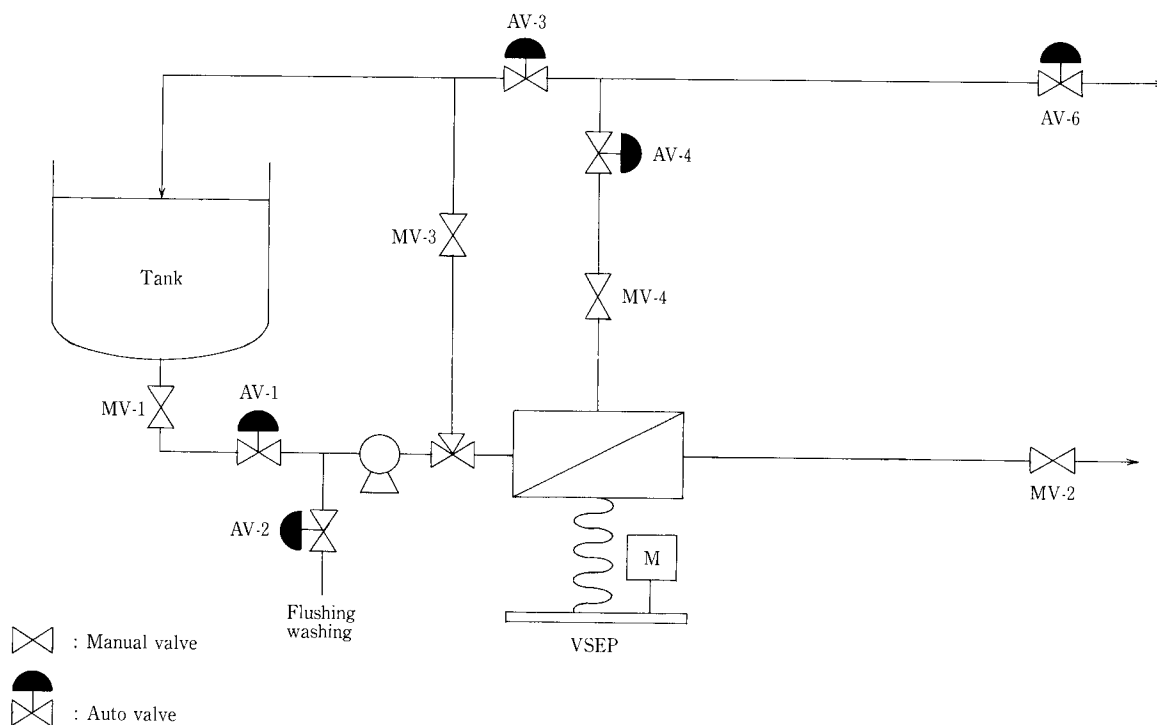
第5図に振動型膜分離装置 (VSEP) の基本フローシステムの一例を示す。フィルターパック上部に取り付けられている流入管と透過液流出管には振動を吸収するためにフレキシブルホースが使用されている。被処理液はポンプによりフィルターパック上部より供給され透過液と濃縮液に分離され、フィルターパック上部と下部よりそれぞれ排出される。配管各所に自動弁を設置するが、これらは自動運転モードになった場合、運転停止時のフラッシング、膜の洗浄などをPLC (Programable Logic Controller) を介して自動制御を行う際に使用される。

3. 2 PALLSEP

基本的なフローシステムはVSEPのそれとほぼ同一であるが、最高使用圧力が60 psiであるため、フィルターパックに取り付けられている供給、透過液、濃縮液配管には樹脂製のフレキシブルホースが使用されている。PALLSEPはVSEPとは異なりフィルタースタック内部に仕切板がないため被処理液は各エレメントに同濃度で流入し同濃度まで濃縮される。フローシステムは第5図に示すフローか濃縮液を還流液として供給タンクに戻すフローを基本としている。処理液性状・処理方法によりフローシステムを使い分ける。



第4図 Pallsep フィルターパック内の流れの模式図
Fig. 4 Schematic diagram of the flow in Pallsep filter pack



第5図 VSEP システムのブロックフロー図
Fig. 5 Block flow diagrams of VSEP system

4. テスト方法

4.1 VSEP

振動型膜分離装置の適用を検討する際には、膜面積算出、水質確認も含めてテストが必要になる。テストはまず膜の選定から行われる。当社では30種類以上の膜種からプロセス目的に合致した膜を選定し、平膜テスト装置及び Series L (膜面積 0.045m^2) を使用して膜性能の確認を行う。膜の選定時には膜材質、孔径、分画性能、塩阻止率を考慮する。Series L では実際に振動を加えてテストを実施するが、限られた量のサンプルでは透過流束低下等の長期予測は困難であるため、透過流束の推移は現地のサイドストリームを使用するテストにより確認を行う。

Series L のテスト終了後には Series P (膜面積 1.5m^2 , パイロット) または Series I (実機) を用いて実際に1パス濃縮テストを実施し、Series L で得た性能を実モジュールで評価する方法を採用している。Series L は約 60Hz , Series P は約 47Hz , Series I は約 50Hz でそれぞれ操作されるため、透過流束のせん断速度(振幅, 振動数)依存性等を把握することが実際の膜面積を決定する上で重要になってくる。通常透過流束はせん断速度に比例する場合が多いが、サンプル物性(SS濃度, 粘度等)により比例係数が異なる。

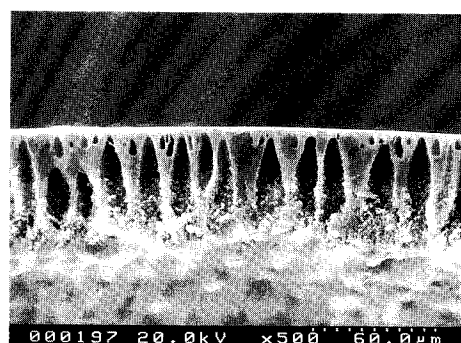
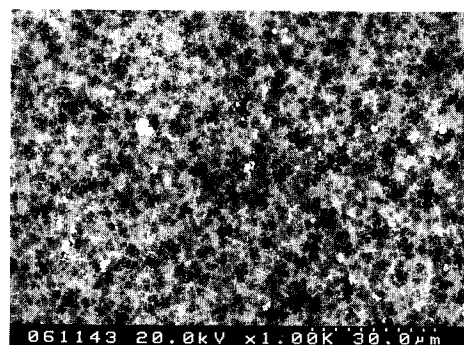
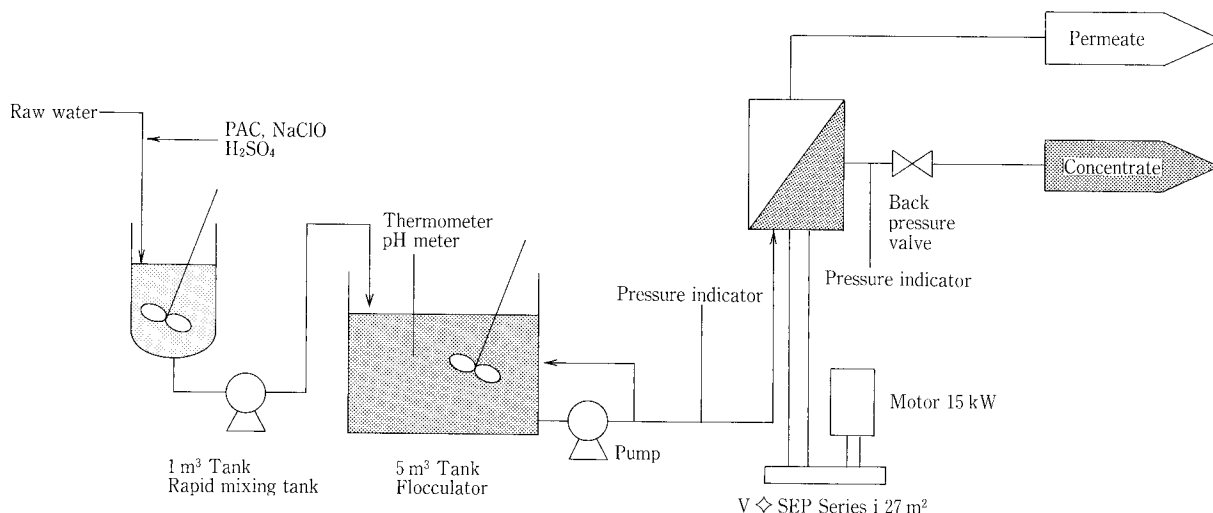


写真 2 UF膜の表面と断面 SEM 写真
Photo. 2 SEM photograph of UF membrane, surface and cross sectional area

第1表 膜リスト
Table 1 Membrane list

Material/Backing	Membrane Class	Temperature [°C]	pH	Pressure [psi]
45CFM Film/Polypropylene	MF ~10 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 10 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polyethylene	MF 5.0 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 1.0 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 0.45 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 0.22 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 0.2 μ m	130	1 ~13	50~200
Teflon/Polypropylene	MF 0.1 μ m	130	1 ~13	50~250
Polysulfone/Polysulfone	UF 100 000 MWCO (0.05 μ m)	45	2 ~12	400
Regenerated Cellulose/Polypropylene	UF 100 000 MWCO	70	1 ~12	50~250
Polyethersulfone/Polypropylene	UF 50 000 MWCO	90	1 ~14	10kg/cm ²
Polyaramid/Polypropylene	UF 50 000 MWCO	70	1 ~13	50~250
Polysulfone/Polysulfone	UF 40 000 MWCO	90	1 ~13	
Regenerated Cellulose/Polypropylene	UF 30 000 MWCO	70	1 ~12	50~250
Polyolefin/Polyester	UF 20 000 MWCO	40	2 ~11	5kg/cm ²
Regenerated Cellulose/Polypropylene	UF 10 000 MWCO	70	1 ~12	50~250
Polyimide/Polysulfone	UF 10 000 MWCO	50	1 ~11.5	150~300
Polyimide/Polysulfone	UF 8 000 MWCO	50	1 ~11.5	150~300
Sulfonated polyethersulfone/Polysulfone	NF 10 % NaCl reject	40	2 ~11	200~400
Sulfonated Polysulfone/Polysulfone	NF 10 % NaCl reject	80	2 ~12	200~400
Polyethersulfone/Polypropylene	NF 10 % NaCl reject	90	1 ~14	40kg/cm ²
Sulfonated Polysulfone/Polysulfone	NF 20 % NaCl reject	80	2 ~12	200~400
Sulfonated Polysulfone/Polysulfone	NF 35 % NaCl reject	80	2 ~12	200~400
Aromatic Polyamide/Polysulfone	NF 40 % NaCl reject	45	4 ~11	200~400
Sulfonated Polyethersulfone/Polysulfone	NF 50 % NaCl reject	40	2 ~11	200~450
Cellulose acetate/Polypropylene	NF 50 % NaCl reject	35	2 ~9	200~400
Polyamide & Polysulfone/Polypropylene	NF 50 % NaCl reject (200~300MWCO)	90	2 ~11	30kg/cm ²
Proprietary thin-film/Proprietary	NF 80 % NaCl reject (200~300MWCO)	50	1 ~11.5	250~500
Polyvinyl alcohol derivative/Polyester	NF 85 % NaCl reject (180MWCO)	40	2 ~8	250~450
Polyimide/Proprietary	RO 97 % NaCl reject	50	2 ~11.5	250~500
Fully Aromatic Polyamide/Polyester	RO 98 % NaCl reject	45	4 ~11	350~500
Polyamide Urea/Polyester	RO 99 % NaCl reject	45	4 ~11	250~500
Polyimide/Proprietary	RO 99 % NaCl reject	50	1 ~11.5	250~500



第6図 VSEPを使用した河川水濾過プロセス

Fig. 6 Block flow diagram of river water filtration using VSEP system

テストでは膜へのファウリング特性把握、洗浄方法の検討も行う。膜表面の状態観察には走査型電子顕微鏡 (SEM)、エネルギー分散型X線分析 (EDX)、フーリエ変換赤外分光分析法 (FTIR) 等を使用しており、膜表面のファウリング物質等を特定する技術として活用している。写真2はUF膜の表面状態と断面の写真撮影結果の一例である。

4.2 PALLSEP

PALLSEPのテストは実機で行う。膜選定のための基礎テストはVSEPとほぼ同一であり、実際の顧客サンプルと平膜試験装置等により適用膜種を選定する。いったん膜種が選定されるとフィルターエレメントを実機に装着してフィールドにおける実液運転を実施して透過流束の推移を確認する。

5. 膜の種類

振動型分離装置 (VSEP) に装着できる膜はMF膜からRO膜までである。これら膜は米国、ドイツのメーカーを中心に約10社から供給を受けておりそのスペック概要は第1表に示すとおりである。膜によりpH、温度上限、加圧限界等制限がある。

PALLSEPへ装着できる膜スペックは孔径0.45、1ミクロンのMF膜2種類となっている。

また膜のメンテナンスや洗浄に関して材質とマッチした薬品の選定等が不可欠になる。その多くは膜製造メーカーより推奨されている薬品を使用することになるが、当社においても膜表面の状態観察やフィールドにおける洗浄テスト等をとおして、適用プロセ

スに最適な薬品洗浄方法の確立をめざしている。

6. VSEPの実績及びテスト結果

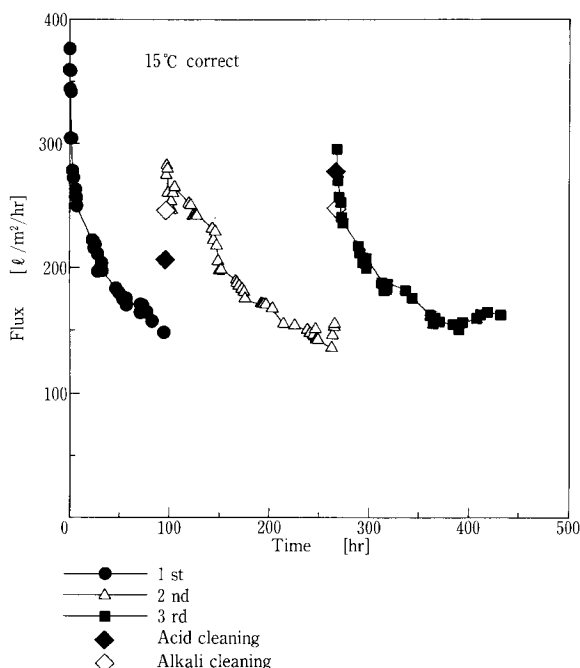
ここで示しているデータはVSEP Series Lを使用して得られたデータであり、VSEPの概略性能を調査するためになされたテスト結果である。実際にはフィールドにおける長期テストを実施して透過流束の推移を見極める必要がある。

(1) 河川水濾過

N社T工場に導入が決まり商業運転に入っているVSEP Series I (84 m²) 6基について、導入前のラボテストから実機導入にいたる一連のテスト経緯について説明する。⁵⁾

第6図に処理プロセスのブロックフローダイアグラムを示す。河川より取水した原水は、ラインにPAC (ポリ塩化アルミニウム) を注入後急速攪拌槽に供給され、PACと原水を槽内で瞬時に反応混合させる。その後緩速攪拌槽に供給された原水はフロキュレーションを経てVSEPに供給される。VSEPにより膜分離された透過液は工場へ送水され、濃縮液は水処理を経て工場外へ排出される。

通常、膜分離の前処理にPACを使用すると膜の閉塞が懸念されるが、VSEPでは膜表面に大きな流体せん断力を発生させているため、従来からの膜分離装置にくらべて高スラリー濃度の処理が安定して継続できる。また水質が年間を通して大きく変化する河川水の場合には前処理としてPAC注入量を変化させて濁質、色度成分、有機物、金属等を取り



第7図 透過流束の時間依存性及び薬品洗浄の効果と回復率

Fig. 7 Influence of permeate flux on time, and the effect of chemical cleaning and its recovery

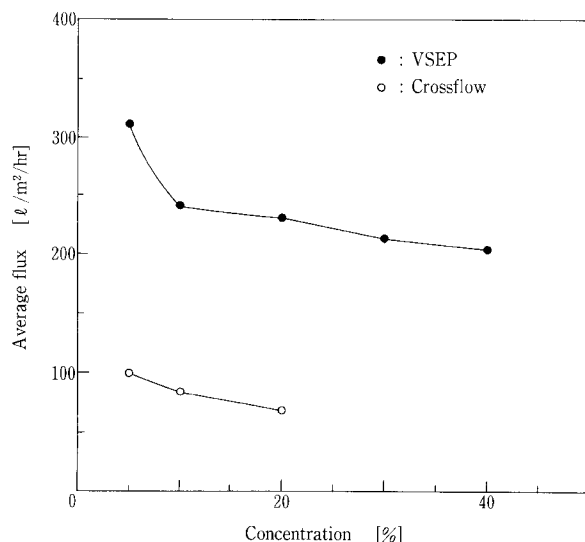
込む最適注入条件を見いだすことが安定した水質の水を生産する上で極めて重要になる。このように変化する薬注量に対して VSEP は耐ファウリング性に対して大きなフレキシビリティを有することが採用決定の大きな要因となった。

第7図は VSEP Series L による運転結果を示した結果である。150 l/m²/hr (以降 LMH) となった時点で洗浄を行った。河川水には UF 膜では分画できない低分子有機物が多く含まれており、これら低分子有機物が膜内部を汚染するため定期的な薬品洗浄は必要であると考えられる。テストでは全操作時間430時間の間に3回薬品洗浄を行った。いずれも薬品洗浄を行うタイミングではなかったが、薬品洗浄方法を確認するために敢えて行ったものである。薬品洗浄には酸とアルカリを併用した。3回の洗浄とも初期透過流束に対して回復率は75~79%になっており、酸とアルカリのファウリング物質に対する薬品洗浄性は妥当であると判断された。

(2) 炭酸カルシウム

炭酸カルシウムは極めて広い産業分野で使用されている基礎化学品である。石灰石を原料として化学反応法で製造されるプロセスが多い。

第8図は VSEP Series L を用いて化学反応法で製造された炭酸カルシウムスラリーを用いて濃縮テストを行った結果を、従来技術のクロスフロー濾過



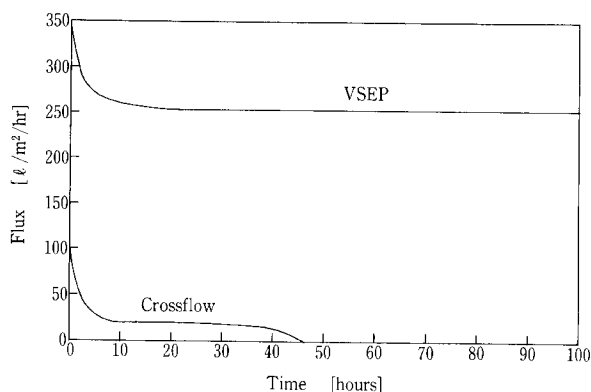
第8図 炭酸カルシウム濃縮テスト結果 (VSEP とクロスフロー濾過との比較)

Fig. 8 Comparisons of VSEP and crossflow separations using calcium carbonate

と比較して示した結果である。膜には分画分子量8000 (ポリスルホン・ポリアミド合成膜) の UF 膜を使用した。VSEP を用いることで入口濃度約 4 wt % の炭酸カルシウムスラリーを 45 wt % 付近まで濃縮できることが示されている。このような高濃縮ができる理由は次のように説明できる。すなわちスラリー濃度がおおよそ 50 ~ 55 wt % 以下の炭酸カルシウムに強い流体せん断を与えると、スラリーはみかけの粘性係数が低下する。この特性をチキソトロピー性と呼称しているが、この性質は多くのスラリーに見られる特性であり VSEP 技術により高濃縮を実現する原動力ともなる。フィルターパック内ではたとえ 50 wt % を越えるスラリーであってもフィルターパックそのものが強く振動しているためみかけ粘度としては低い値になる。そのためフィルターパック内ではスムーズな流動が期待できるが、いったんフィルターパックから排出されたスラリーはせん断を受けていないので流動性が悪いスラリーに変化する。一方従来技術では約 20 wt % で膜が閉塞し濾過が継続できなかった。これはクロスフローでは膜表面で速度が必ずゼロであるためエネルギーの大半を消費する乱流本流までの速度境界層が厚いことにより、速度が小さい部分にスラリーが堆積することが原因となっている。

(3) ラテックス

ラテックスも炭酸カルシウムと同様に広く産業分野で使用される基礎化学品であり、重合反応法により製造されている。ラテックスの種類も多く (ABS,



第9図 ラテックス膜分離における透過流束の変化
(従来クロスフロー型との比較)

Fig. 9 Comparisons of VSEP and crossflow separation using latex

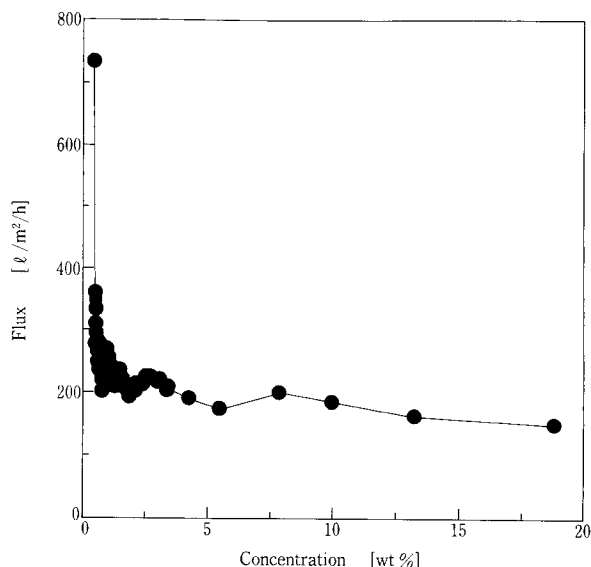
SBR, PVC など) その重合形態はそれぞれ異なるが、おもに懸濁重合、乳化重合法が使用される。いずれも水系を溶媒とする反応系であり、有機溶剤または残留モノマーが少ない製造プロセスに対して、有機膜 (VSEP) が適用できるアプリケーションになる。具体的適用は重合反応製品のさらなる濃縮、重合缶や貯蔵タンクなどの洗浄排液からの製品回収等付加価値の高い適用分野のひとつと考えられる。

第9図は VSEP を用いてラテックスの実液運転結果をクロスフロー式と比較して示したグラフである。膜には UF 膜を使用し、初期濃度 9 wt% のラテックスを使用している。テストの期間中透過流束低下はほとんどみられなかった。このアプリケーションも炭酸カルシウムと同様にラテックス粒子 (0.1~1 ミクロン) の膜面への付着挙動と振動による剥離効果が平衡に達した段階で透過流束が安定する例の1つである。またラテックスの多くはチキソトロピー性を有するため、振動型膜分離装置に最も適したアプリケーションである。

(4) シリコンウエハ切削排水

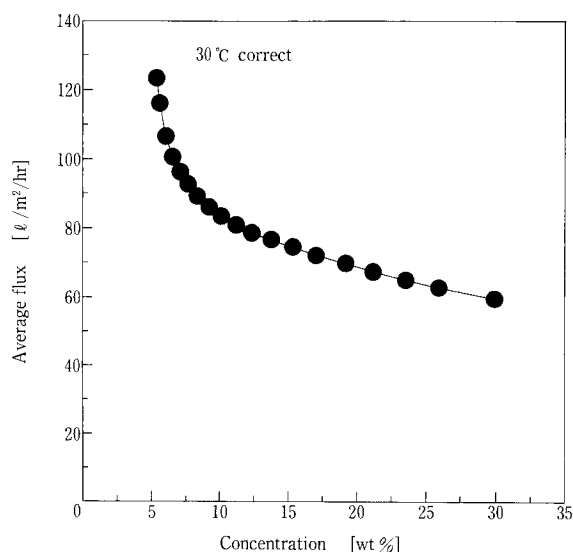
半導体工場ではシリコンウエハを切削するプロセスに純水が使用されている。現状多くのプロセスでは凝集沈殿やセラミックフィルターなどを使用してシリコン切削屑を回収、投棄している。前者は従来からの処理技術であり設備規模も大きくメンテナンスに人手を要するという欠点がある。また後者は近年よく用いられるようになった技術であり、シリコンと純水を完全に分離することができるが濃縮率に限界がある。

VSEP を用いて両者の欠点を克服することが可



第10図 透過流束におよぼす濃度の影響 (半導体工場シリコン切削屑廃液)

Fig. 10 Effect of concentration on permeate flux using waste stream from semiconductor factory

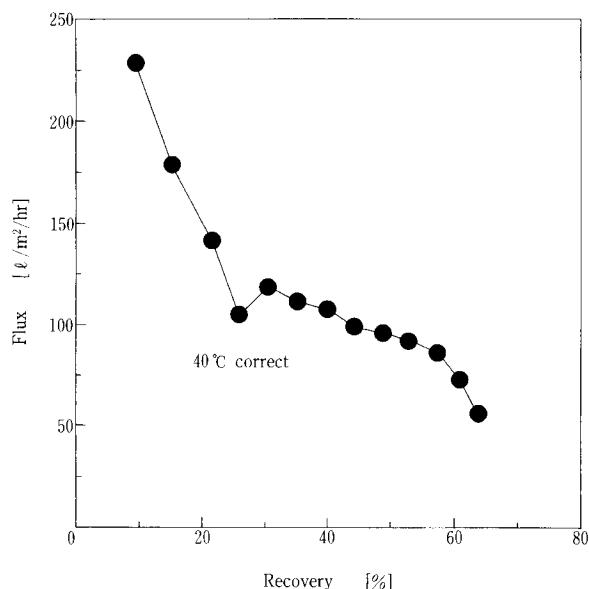


第11図 透過流束におよぼす濃度の影響 (イースト廃液)

Fig. 11 Effect of concentration on permeate flux using waste stream of yeast parmenter

能である。第10図は VSEP Series L を用いて透過流束におよぼすスラリー濃度の影響を測定した結果である。膜には MF 膜 (0.1 ミクロン PTFE 膜) を使用した。初期濃度 0.5 wt% から約 20 wt% まで濃縮できており、高濃度域でも透過流束の低下は少なく、さらに濃縮が可能であることを示唆している。無機系のスラリーであり、VSEP を使用すれば長時間安定した透過流束が維持できるアプリケーションの1つである。

この適用に関して今後は実サイトにおける長期連続運転が不可欠になる。有機膜のシリコン切削屑に対する膜の機械的強度調査は無論のこと、高濃縮操作を長期間安定して行えることを確認する必要がある。



第12図 透過流束におよぼす回収率の影響（製紙排水）
Fig. 12 Effect of recovery ratio on permeate flux using paper mill effluent

第 3 表 Pallsep の医薬・食品プロセスにおける適用例
Table 3 List of applications of Pallsep for food and pharmaceutical processes

Food processes

Application	Description	Notes
Wine	clarification	100 LMH
Gelatine	clarification	40 LMH (at 4 %)
Skim milk	fat removal	100 LMH
Casein	remove off flavors	50 LMH
Coffee	clarification	40 LMH
Apple juice	clarification	100 LMH
Tea	remove tea leaves	15 LMH
Sugar	clarification	50 LMH
Corn "mud", gluten	oil protein removal	100 LMH
Corn hydrogenerated oil	remove catalyst	100 LMH
Soy sauce	remove crystalline protein	350 LMH
Xanthan gum	concentration prior to extraction	60 LMH (2-3 X)

[LMH=L/m²/hr]

Pharmaceutical processes

Baker yeast	Basic study
Hep B vaccine	clarification
Fungal biomass	cell separation
Bacterial biomass	cell separation
Bacterial biomass	cell separation
Renet	cell concentration

(5) 食品排水

2000年に産業排水の海洋投棄が規制される動きがあり、それにあわせてCOD（化学的酸素要求量）、BOD（生物化学的酸素要求量）削減が食品製造メーカーにとって急務となっている。活性汚泥法に代表される生物化学的処理方法等では処理液水質が放流規制値をクリアできない、設置面積が大きい、悪臭等問題点が多い。膜分離法はこのような既存技術のもつ問題点を解決し、しかもCOD、BOD削減に対して大きな可能性をもつ分離技術として注目されている。

第11図はイースト廃液をVSEP Series LにNF膜（ポリスルホン系合成高分子膜：塩阻止率20%）を取り付けて、初期濃度5～6wt%の原液を30%程度まで濃縮した結果を示したグラフである。30wt%までの濃縮で平均透過流束約50LMHとなっており、高い透過流束と従来法では達成が困難な濃度域までVSEPで処理できる可能性が示された。

第 2 表 水質分析結果
Table 2 Results of water analysis

	Original water [ppm]	permeate water [ppm]	Rejection ratio [%]
S S	128	0	100
C O D	444	8.6	98

排水には膜を通過する低分子有機物を多く含むため、膜の定期的な洗浄が欠かせないものと考えられる。

(6) 製紙排水

製紙工場における水の使用量は膨大であり、それら排水を再利用することは、水使用量低減によるコスト削減効果のみならず上記排出規制もクリアすることから環境保全面からも早急に取り組むべき課題であると認識されている。製紙工場には漂白排水、白水、ブラックリカーなど膜分離の対象となる排水が多い。

第12図は VSEP Series L に NF 膜（ポリビニルアルコール系合成膜：塩阻止率 80 %）を取り付けて、製紙排水（白水）を処理した場合に得られた回収率と透過流束との関係である。回収率 70 % で平均透過流束 120 LMH を得ることができた。本適用例では NF 膜を使用しているものの、膜面に付着したり膜を通過する COD 成分（低分子有機物）があり、定期的に洗浄を必要とするアプリケーションの一例でもある。第 2 表に示すように、透過液の COD 除去率は 98 % となっており、水の再利用条件を十分に満足する水質を得ることができた。

7. PALLSEP の実績と適用分野

医薬・食品分野の適用例をそれぞれ第 3 表に示す。PALLSEP は発酵培地の清澄濾過、製品回収、菌体の分離・濃縮、ライセートの濾過、シロップ・スターチの濃縮・清澄濾過、清涼飲料水・酒類・植物

油の清澄濾過、珪藻土濾過の代替装置、廃液中からの菌体・蛋白・脂質の回収・濃縮等に適用可能である。

む す び

振動型膜分離装置 VSEP とそのサニタリー仕様機種である PALLSEP の機器説明とそれらの日本国内における適用例を紹介した。膜分離装置ゆえ長期にわたる膜透過流束の検証が不可欠であり、導入前の検討に時間を要するのが現状である。そのような中で販売開始から 1 年足らずで日本市場において 5 プロセス 15 基を受注したことは、振動膜の技術が現状の問題点を解決する手段になりうることを明確に示している。今後は多様な膜素材に対して、物理的・化学的な検討を加え膜選定、膜の運転管理に対して科学的なデータを提供していく予定である。またフィルターパック内部の流体せん断応力の流体力学的解析などをおしてファウリングがいかに防止または抑制されるのかという点をアプリケーション毎に明らかにしていく予定である。

【参考文献】

- 1) US. PAT No.4952317, 5014564
- 2) 高田一貴：第 9 回秋季研究会例会講演要旨
食品膜技術 懇談会（1997），p46-p55
- 3) ポールニュース，Vol. 80，春（1997），p3-p4
- 4) Filtration & Separation，Vol. 34，No.6（1997），p568-p570
- 5) 藤井ら：神鋼パンテック技報 Vol.41，No.2（1997），p58

連絡先

高 田 一 貴
(工学博士)

技術開発本部
研究開発部

小 西 嘉 雄

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 k.takata@pantec.co.jp

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 k.tanida@pantec.co.jp

竹 尾 由 重

技術開発本部
研究開発部

TEL 078-992-6525

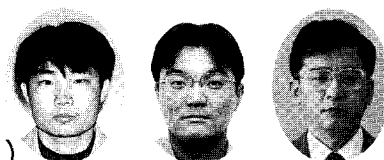
FAX 078-992-6504

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

工業用水除濁処理への振動型膜分離装置

「VSEP」の適用紹介

Application of Vibratory Shear Enhanced Processing (VSEP)
for Turbidity Removal of Industrial Water



(環)製品開発室 藤井 匡
Tadashi Fujii
(環)技術部計画第3課 山地 洋樹
Hiroki Yamaji
(環)製品開発室 山本 和良
Kazuyoshi Yamamoto

当社が販売を開始している振動型膜分離装置「VSEP」は、膜面に常に水平振動を与えることにより、膜の目詰まりや流路の閉塞を防止し、高透過流束の長期維持を可能とした膜分離装置である。

本稿では VSEP の特長とともに、河川表流水を水源とする工業用水の精密除濁処理目的に納入した国内初の実績例を紹介する。

VSEP (Vibratory Shear Enhanced Processing) has high fouling- and plugging-resistance on the membrane surface because of the movement in a vigorous vibratory motion tangent to the face of the membrane, and can attain stable high flux continuously.

This paper introduces VSEP, and reports an example of application of VSEP for turbidity removal of industrial water originated from river water.

Key Words :

振 動 膜 ろ 過
V S E P
工 業 用 水
濁 質 除 去

Vibratory membrane filtration
VSEP
Industrial water
Turbidity removal

ま え が き

当社は、米国 NEW LOGIC INTERNATIONAL 社により開発された振動型膜分離装置 (Vibratory Shear Enhanced Processing=VSEP) の国内販売を開始している。この装置は膜モジュールであるフィルターパツクを水平円周方向に振動させることにより膜表面に高せん断力を与えるという特長ある機構を有しており、被処理液によるファウリング (膜の目詰まり) やプラッキング (流路の閉塞) を

大幅に抑制することが出来ることを特長にしている。従って、従来型クロスフロー膜分離装置に較べて、高い透過流束の維持が可能であり、また従来型クロスフローろ過装置では処理が困難であった高濃度スラリーの処理が可能となっている。

本報では、高色度で年間を通して水質変動の激しい、北海道勇払川表流水を水源とする工業用水の除濁設備に VSEP を適用した国内初の実績例について、その設備概要と運転結果を報告する。

1. VSEP の概要

1.1 VSEP の構造、原理

第1図に VSEP Series i の模式図を示す。モーターの駆動軸には偏心ベアリングがとりつけられており、この軸を高速で回転させることにより軸下部に連結したサイズミックマス (Seismic mass) を水平方向に振動させる。この振動によるサイズミックマスの慣性力はトーションスプリングのねじれを介して上部フィルターパックに伝達され、フィルターパックを水平円周方向に振動させる。この繰り返し振動は周波数約 50 Hz で連続的に行われ、フィル

ターパック内に多段に重ねられた平膜上に強力な水平せん断力を発生させ膜面のファウリングを低減させる。

第2図にフィルターパックの内部構造を示す。原水はフィルターパックの上部から供給され、各段の間隙を水平に流れてろ過され最終的に濃縮液としてフィルターパック下部より排出される。また膜によりろ過された清澄水はフィルターパック中心部へ流れその上部から排出される。

1.2 VSEP の特長

1) ファウリング低減による高透過流束の維持

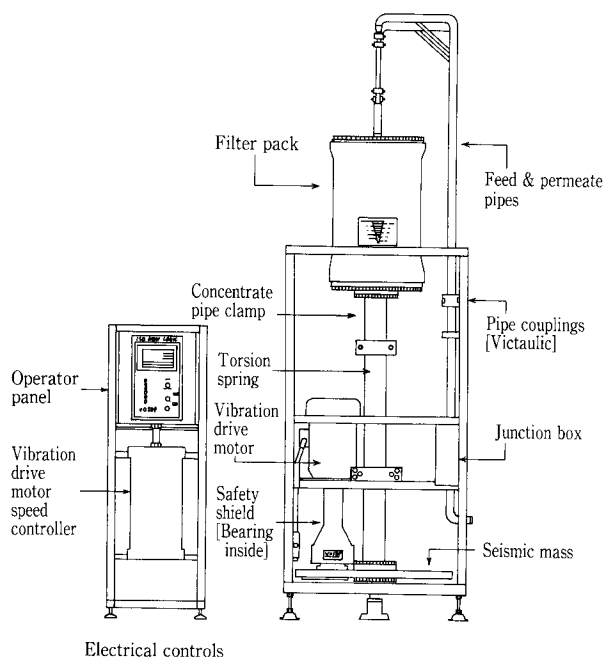
フィルターパックに水平円周振動を与え、膜面に高せん断力を発生させることによりファウリングを防止し、膜面が常にろ過容易な状態に保たれる。従って、従来型クロスフローろ過装置にみられるファウリングによる流束低下が少なく、長期間安定した高流束の維持が可能となっている。

2) 高濃縮が可能

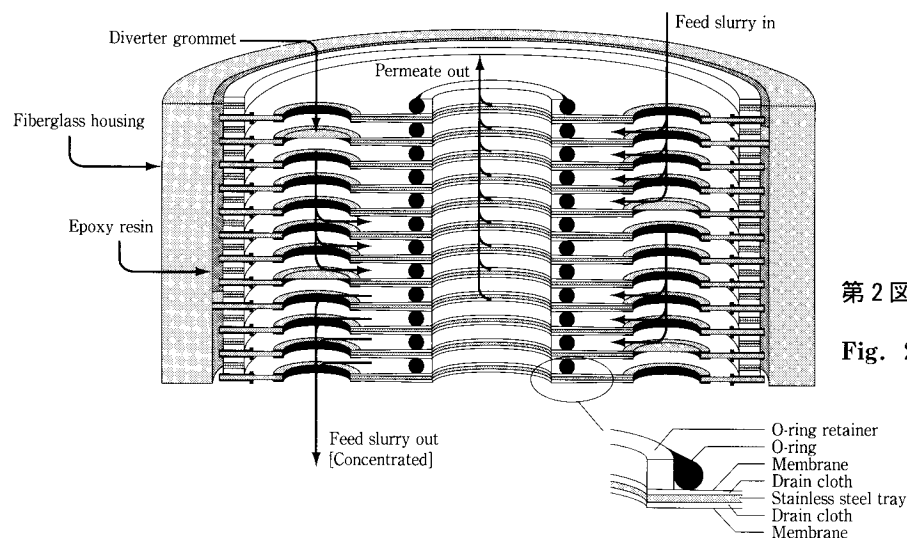
従来型クロスフローろ過装置では処理液の粘性 (スラリー濃度) が大きくなると膜面のせん断力が低下するため膜面にファウリングを生じる。VSEP では膜面に振動を与え、膜面に高せん断力を発生させファウリングを防止すると同時に高濃縮スラリーの流動性を助長するため、高濃縮が可能となっている。

3) 高効率

従来のクロスフローろ過装置の場合、循環ポンプによる送液エネルギーが膜面のファウリングを防止するせん断力へ変換される効率は約10%程度と小さい。VSEP では膜面に与えられる振動エネルギーの大半が膜面近傍の流体にせん断力と



第1図 VSEP Series i の外形図
Fig. 1 Outside view of VSEP Series i



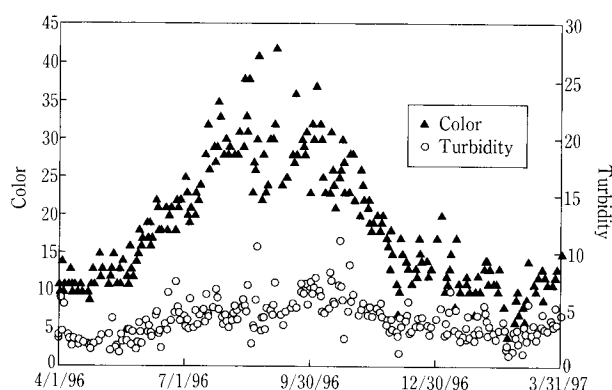
第2図 VSEP Series i のフィルターパックの内部構造
Fig. 2 Cross sectional view of filter pack for VSEP Series i

第 1 表 工業用水除濁設備の設計諸元

Table 1 Design condition of the plant for turbidity removal of industrial water

Maximum flow rate of treated water : 1 440 m³/d (60 m³/h)

Quality		Industrial water	Treated water
Temperature	(℃)	0~15	<17
pH	(-)	6.3~6.9	5.8~6.9
SS	(mg/ℓ)	—	—
TS	(mg/ℓ)	70~116	—
Color	(unit)	16~67	<1
Turbidity	(unit)	4~16	<0.1
Permanganate value	(mg/ℓ)	2.1~4.1	<1
M-alkalinity	(CaCO ₃ , mg/ℓ)	19~25	—
Chloride ion	(mg/ℓ)	4.6~6.0	—
Nitrate and nitrite ion	(mg/ℓ)	0.1~0.6	—
Total hardness	(CaCO ₃ , mg/ℓ)	25~27	—
Calcium hardness	(CaCO ₃ , mg/ℓ)	14.8~16.8	—
Total iron	(mg/ℓ)	0.2~1.9	<0.05
Solubility iron	(mg/ℓ)	0.12~1.2	—
Aluminum	(mg/ℓ)	—	<0.05
Ionic silica	(mg/ℓ)	39~43	—
SDI	(-)	—	<2



第 3 図 勇払川の水質

Fig. 3 Water quality of Yufutsu river

して変換されるため、高効率である。

4) 高い機械的信頼性と簡単なメンテナンス

駆動部分はトーションスプリング（寿命は半永久）と偏心ベアリング（自動潤滑）の 2 箇所だけであり、メンテナンスが簡単である。

5) コンパクトなデザイン

84m²の膜面積をもつVSEPの本体設置スペースは 1.2 m×1.2 m であり省スペースである。

6) 低コストの実現

前述の特長のため省エネルギー、膜面積の減少、膜寿命の延長、設置面積の減少を実現しており経済的である。

2. 除濁設備概要

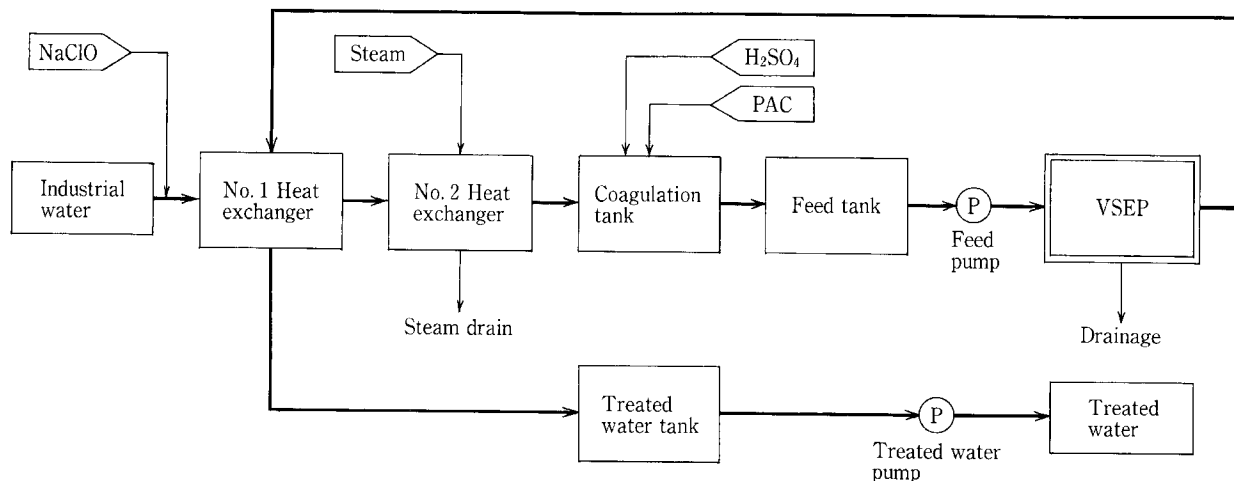
2.1 設計諸元と VSEP 適用背景

今回、VSEP を適用した工業用水除濁設備の設

計諸元を第 1 表に示す。この設備の処理水は、純水装置の原水として使用される他、直接、電子材料等の精密部品の洗浄水としても使用されるため、微粒子数及び有機成分の少ない高レベルな水質が要求されている。

この工業用水は北海道の勇払川表流水を水源としている。勇払川は比較的低濁度であるが北海道の河川に多い有機色度成分であるフミン質を多く含有した河川である。また雪解け時には濁度、色度等の水質指標が急激に悪化する等、年間を通じての水質変動が激しい（第 3 図）。このような特性を有する河川表流水の除濁設備を計画するにあたり、次の理由により VSEP が最適と考えられ採用されるに至った。

- ① 変動の激しい原水水質に対し、年間を通じて設計処理水質を安定して得るには膜処理の適用が必要である。当工場で従来稼働の凝集砂ろ過処理では設計処理水の確保は困難で、更に夏期の高濁度、高色度時に処理水質が大幅に悪化するという問題があった。
- ② 一般にUF膜では分画分子量が数万以上であるため、フミン酸等の低分子量域の有機色度成分は有効に除去されない。そのため凝集剤により有機成分をUF膜で分離可能なように凝集フロックとして捕捉させることが必要である。
- ③ 原水中の有機色度成分が高濃度であるため、高濃度の凝集剤添加が必要である。一般的な中空糸UF装置では、高濁度凝集水を直接膜装置に供給すると、膜の目詰まりによる流束低下、流路の閉



第4図 工業用水除濁設備のフローシート

Fig. 4 Schematic diagram of the plant for turbidity removal of industrial water

塞を起こす可能性があるが、VSEPではその特長により高濁度凝集水の直接ろ過が可能である。

- ④ VSEPの高い耐濁質性能により、従来の膜処理設備に必要な濁質除去のための前処理設備（凝集沈澱池、砂ろ過器等）が不要であり、全体設備費、設備面積の低減、工期の短縮が可能である。

2.2 設備概要

工業用水除濁設備のフローシートを第4図に示す。

次にそれぞれのプロセス、システムの概要を説明する。

2.2.1 凝集プロセス

比較的低濁度で高色度の河川表流水を水源とする工業用水に凝集剤（PAC）を添加し、凝集槽（急速攪拌機付）にて凝集反応の促進、原水槽（緩速攪拌機付）にてフロックの形成とSS沈降防止を行い、膜のファウリング要素である有機成分をフロック中に充分に取り込む。PACの注入量は現地テスト及びラボテスト実績より、第1表を満足する処理水を得るには、硫酸によるpH調整と共に40~60 mg/lの注入が必要であった。

2.2.2 ろ過プロセス

凝集された工業用水は、UF膜を装着したVSEP（Series i：膜面積84 m²/基）に供給され濁質を除去される。VSEP外観を写真1に示す。VSEP基数は1基洗浄停止時に設計水量60 m³/hを満足することを条件に6基とした（設計流束143 l/m²/h×膜面積84 m²/基×常用基数5基=60 m³/h）。VSEPは処理水槽の水位に従い供給ポンプに連動して自動起動-停止運転を行う。また頻繁な起動-停止を避けるため、供給ポンプ吐出量は処理水槽の水位に従いイ

ンバータによるモータ回転数制御を行う。

当設備のVSEP装着膜には、分画分子量100 000のセルロース系UF膜を用いた。当膜種はラボ機（Series L¹：膜面積0.045 m²）による膜選定テスト、及び実機スケールのテスト機（Series i：膜面積28 m²）による現地テストにより、高い透過流束が安定して得られ、且つ目標処理水質を満足する膜として選定された。セルロース膜へのバクテリアアタックを防止するため、膜供給水にはあらかじめ塩素を

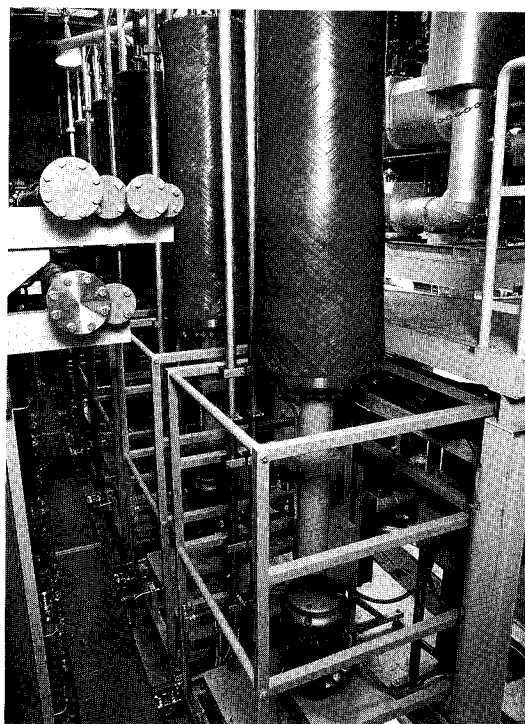
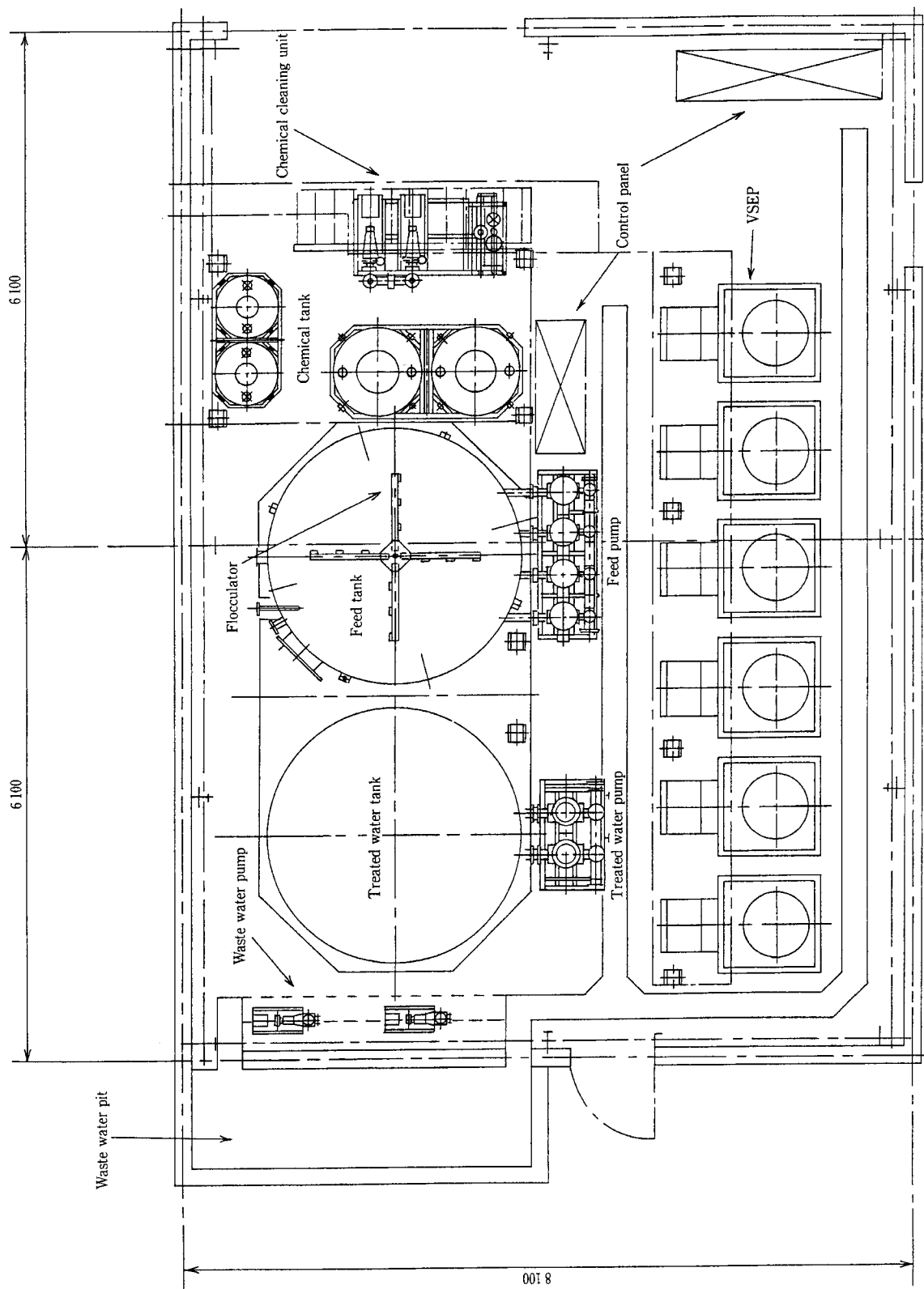


写真1 VSEP Series i (84m²×6基)

Photo.1 VSEP Series i (84m²×6 machines)



第5図 工業用水除濁設備の配置図
Fig. 5 Layout drawing of the plant for turbidity removal of industrial water

注入し殺菌を行っている。

2.2.3 加温システム

年間を通じて0～15℃まで変動する工業用水は、2段のプレート熱交換器により30℃まで加温されVSEPに供給される。前段熱交換器では熱源としてVSEP処理水(30℃)の顕熱を利用し、処理水を設計条件である17℃以下に下げ、一定とすると同時に工業用水をある程度の温度まで加温する。後段熱交換器では熱源として蒸気を利用し、30℃まで加温する。

VSEP原水を30℃まで加温することにより、膜透過流束は冬期(0℃)で2.1倍、夏期(15℃)で1.4倍となると想定され、必要膜面積の低減を実現している。

2.2.4 洗浄システム

工業用水水質の悪化等で膜への負荷が増大し、膜汚染が進行した場合には、自動で酸及びアルカリにより薬液洗浄が可能である。酸洗浄には硫酸(pH:1.0～1.5)を使用し、膜表面に付着した水酸化アルミニウムが主体の金属水酸化物等の溶解除去を膜透過側を遮断して行う。アルカリには苛性ソーダ(pH:11.5～12.0, 40℃加温)を使用し、膜内部に侵入したフミン酸等の有機成分の溶解除去を行う。洗浄周期や薬液循環時間は工業用水の水質状況に応じユーザー側で調節容易なシステムとなっている。

2.2.5 水質監視、制御システム

VSEPの処理水水質は、膜の損傷等の万一のトラブルを早期に発見するためレーザー式濁度計(測

定範囲0.0001～1度)により常時監視、記録するシステムとなっている。

また全設備は自動化されており、運転、監視、設定値変更のすべてがひとつのタッチパネル上で可能となっている。

2.2.6 設備レイアウト

工業用水除濁設備の配置図を第5図に示す。全設備が12.2mW×8.1mL×5.9mHの建屋内に配置されている。凝集槽及び熱交換器の配置場所は、原水ポンプ及び処理水ポンプ上のスペースを有効に利用しており、コンパクトで合理的な設計となっている。

2.3 主要機器仕様

次に本設備の主要機器仕様を示す。

1) VSEP (設計処理水量 60 m³/h)

型 式: 振動型膜分離装置
寸 法: 1 194 mmW×1 194 mmL×
5 175 mmH

基 数: 6 基

(膜仕様)

膜 種: セルロース系UF膜

分 画: 100 000 MWCO

膜 型 式: 多段平膜型

膜 面 積: 84 m²/基

2) 凝集槽 (設計流入水量 70 m³/h)

型 式: 鋼製円筒型

寸 法: 1 400 mmφ×1 530 mmH

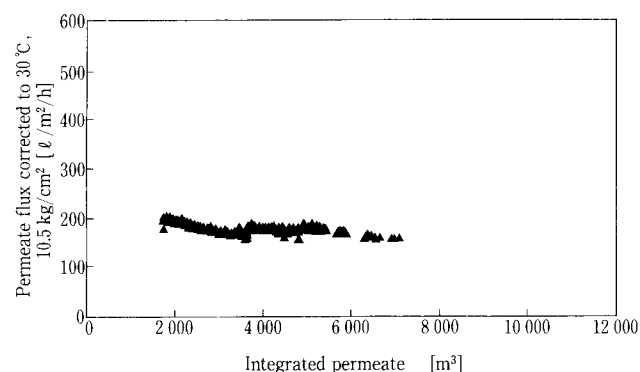
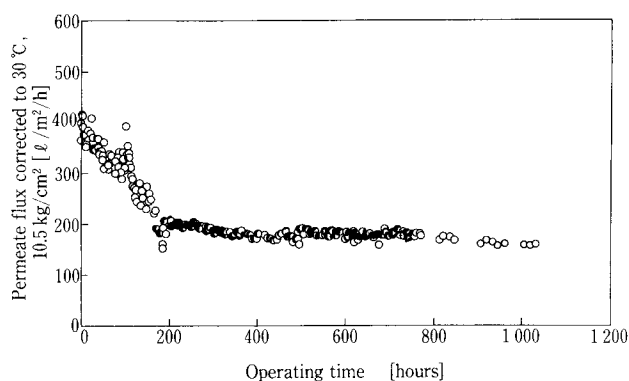
(有効容量 1.8 m³)

滞留時間: 1.5 min

第2表 試運転時の水質分析結果

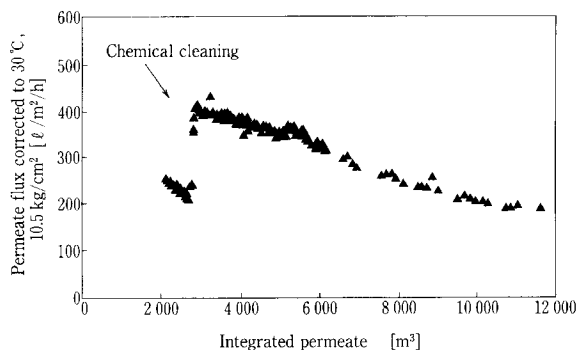
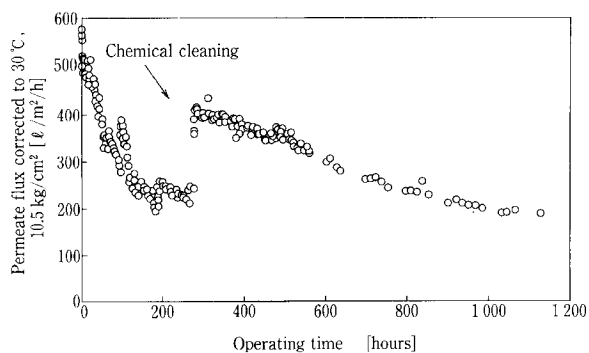
Table 2 Analysis result of water quality at test-run

Parameter	8/26/97			9/16/97			Designed water quality
	Industrial water	Coagulated water	Treated water	Industrial water	Coagulated water	Treated water	
pH (—)	7.1	6.6	6.5	6.9	7.1	6.4	5.8～6.9
SS (mg/ℓ)	2	19	—	3	20	—	—
TS (mg/ℓ)	94	124	98	102	120	96	—
Color (unit)	28	28	<1	28	28	<1	<1
Turbidity (unit)	2.0	4.2	<0.1	2.2	5.2	<0.1	<0.1
Permanganate value (mg/ℓ)	6.8	7.0	<1.0	5.9	6.2	<1.0	<1
M-alkaline (CaCO ₃ , mg/ℓ)	27.7	12.9	12.7	27.7	13.7	13.9	—
Total hardness (CaCO ₃ , mg/ℓ)	10.5	10.2	12.6	24.2	24.0	24.2	—
Calcium hardness (CaCO ₃ , mg/ℓ)	3.9	3.8	5.0	16.2	15.8	16.4	—
Total iron (mg/ℓ)	1.00	0.89	0.002	0.99	1.09	0.001	<0.05
Total manganese (mg/ℓ)	<0.10	<0.10	0.005	<0.10	<0.10	0.007	—
Aluminum (mg/ℓ)	0.21	3.41	<0.01	0.17	3.54	0.01	<0.05
Ionic silica (mg/ℓ)	44.9	39.6	41.5	44.9	41.1	41.8	—
E ₂₆₀ , 50mm cell (—)	0.430	0.564	0.075	0.227	0.084	0.040	—
Abs ₄₂₀ , 50mm cell (—)	0.028	0.025	0.002	0.027	0.012	0.006	—
TOC (mg/ℓ)	1.4	1.0	0.5	0.9	1.0	<0.5	—
DOC (mg/ℓ)	1.3	0.6	—	0.9	0.6	—	—
Humic group (mg/ℓ)	2.1	1.3	<0.4	1.2	1.4	<0.4	—
SDI (—)	—	—	1.56	—	—	—	<2



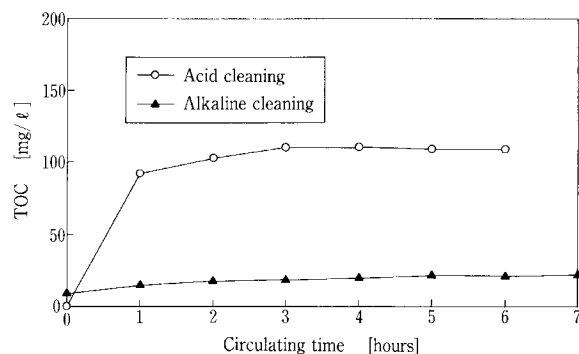
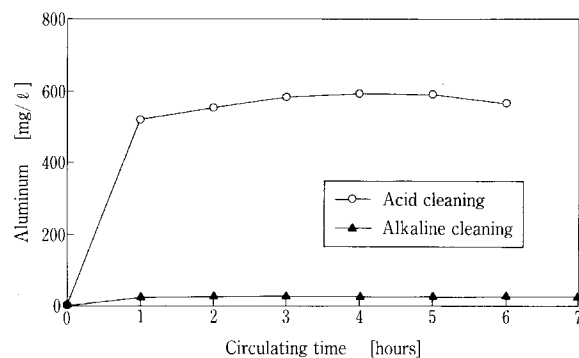
第 6 図 透過流束と運転時間、積算流量の関係
(No. 6 VSEP)

Fig. 6 Flux VS operating time, integrated permeate
(No. 6 VSEP)



第 7 図 透過流束と運転時間、積算流量の関係
(No. 4 VSEP)

Fig. 7 Flux VS operating time, integrated permeate
(No. 4 VSEP)



第 8 図 洗浄液中へのアルミニウム、TOC 成分の溶出
Fig. 8 Aluminum and TOC in chemical cleaning
solution

第 3 表 膜洗浄結果と条件の一例

Table 3 An example of membrane cleaning result and
condition

	Step 1 Acid cleaning	Step 2 Alkaline cleaning
Species of chemical	Sulfuric acid	Sodium hydroxide
Circulating time (hours)	6.0	7.0
pH of cleaning solution	1.0~1.1	12.0
Permeate flux ($\ell/\text{m}^2/\text{h}$ at 30 °C, 150 psi)		
before cleaning	241	363
after cleaning	363	387

3) 原水槽

型 式：鋼製円筒型

寸 法：3 000 mm ϕ ×3 800 mmH

(有効容量 25 m³)

滞留時間：21 min

4) 処理水槽

型 式：F R P 製円筒型

寸 法：3 000 mm ϕ ×3 870 mmH

(有効容量 25 m³)

滞留時間：25 min

5) 前段熱交換器

型 式：プレート式

材 質：SUS 304

6) 後段熱交換器

型 式：プレート式

材 質：SUS 316

7) 供給ポンプ

仕 様：24 m³/h×139 mAq×15 kw
(インバータ制御付)

基 数：4 基 (1 基予備)

8) 処理水ポンプ

仕 様：60 m³/h×40 mAq×11 kw

基 数：2 基 (1 基予備)

3. 運 転 結 果

3.1 原水、処理水水質状況

試運転時の原水及び処理水の水質分析結果を第2表に示す。試運転実施時期が水質の悪化する夏期に重なり、原水の色度が比較的高かったため、PACの添加量を60 mg/ℓに調整した。処理水水質は各項目とも設計値を満足していることが確認された。処理水濁度はオンラインのレーザー式濁度計においても常時0.0015以下を示しており、微粒子除去が確実に行われていた。また、当処理で重要な因子である有機色度成分除去の効果を確認するため、有機色度成分の指標となるE₂₆₀値(紫外外部吸光度260 nm)、TOC濃度、フミン酸類の分析を行った。何れも原水に対して高い除去効果を示し、PAC凝集+VSEP(UF膜)処理により有機色度成分の除去が有効に行われていることが確認された。

3.2 膜透過流束の経時変化

試運転開始からのVSEPの透過流束変化の一例を第6図に示す。透過流束は設備フル稼働時の供給条件として、膜最大操作圧150 psi (10.5 kg/cm²)、水温30℃に換算して示した。通水開始後、透過流束は低下傾向を示したが約200時間(採水量約2000 m³)後からはほぼ安定することが確認された。他の5基のVSEPについても、150~200 ℓ/m²/hの

高い透過流束で安定し、設備計画値の143 ℓ/m²/h(1基洗浄時、5基で60 m³/h)を十分に満足することが確認された。

3.3 膜洗浄の結果例

試運転期間中に膜洗浄を実施したVSEPの透過流束変化を第7図に、膜洗浄結果、洗浄条件の一例を第3表に示す。酸洗浄は透過側を閉止し膜表面に付着したアルミニウムフロック等のファウリング物質の除去を目的に行い、アルカリ洗浄は膜内に蓄積されたフミン質等の有機系ファウリング物質の除去を目的に行った。洗浄中の循環薬液中のアルミニウム、TOC濃度変化を第8図に示す。酸洗浄により、膜表面に付着したアルミニウムフロックが除去されていることが確認された。また、酸洗浄液中にはTOC成分も高濃度に含まれており、PAC凝集によるフロックにフミン質等の有機成分が十分に捕捉されていることがわかる。アルカリ洗浄では、膜内に蓄積しているわずかな有機成分が溶出されると推察される。

む す び

当社の新製品である振動型膜分離装置(VSEP)の国内1号機として納入したこの工業用水除濁設備は、試運転完了後も設計条件を満足し安定した運転を継続している。またVSEPも高い透過流束を維持できることが確認され、その特長を十分に生かすことができた。この設備の導入によりユーザーは年間を通じて安定した良質の処理水が得られ、製品品質の安定化、純水装置供給原水水質の向上、市水使用量の低減等が実現された。この設備はすでに製造ライン増設による要求水量の増加に伴いVSEP 3基の増設工事中であり、今後も最適膜洗浄周期や膜寿命の把握のために運転データの蓄積、解析を行っていく所存である。また、本事例の紹介が他分野でのVSEPの適用の参考になれば幸いである。

【参考文献】

- 1) 高田一貴ほか：神鋼パンテック技報, Vol. 40, No. 1 (1996), p.28

連絡先

藤 井 匡 環境装置事業部
製品開発室

TEL 078-992-6532

FAX 078-992-6503

E-mail td.fujii@pantec.co.jp

山 地 洋 樹

環境装置事業部
技術部計画第3課

TEL 078-232-8105

FAX 078-232-8056

E-mail h.yamaji@pantec.co.jp

山 本 和 良

環境装置事業部
製品開発室

担当次長

TEL 078-992-6532

FAX 078-992-6503

E-mail kz.yamamoto@pantec.co.jp

SV ミキサーのテスト事例報告（その2）

The Test Report of the SV MIXER (No. 2)



(化)技術部
太田 幹子
Mikiko Ohta

SV ミキサーは粉体の混合及び乾燥機として幅広い分野で使用されている。最近では医薬品・食品・ファインケミカル分野の用途が増え、それに伴い GMP 対応や低温乾燥機としての対応がユーザより望まれている。

当社ではユーザの要望に沿って様々なテストを行っている。前報においてテスト結果の一部を紹介した。本稿ではさらに前報とは異なる新型排出弁（メンテナンス フリー タイプ）のテスト事例などを紹介する。

The SV MIXER has been widely used in powder equipment such as for mixing and drying. Recently, the application of the SV MIXER in the field of pharmaceutical, food and fine chemical industries is on increase. Therefore it is necessary to be suitable to the severer spesification of GMP (Good Manufacturing Practice) and low temperature drying.

We perform various tests to satisfy the customer's desire. Adding to the result of tests on the farmer report, the test results such as functions of discharge valve with no maintenance are reported in this paper.

Key Words

S V ミ キ サ ー
G M P
低 温 乾 燥
自 動 化

SV MIXER
GMP
Low temperature drying
automated

ま え が き

近年、医薬品、医薬中間体、食品、ファインケミカル分野では、GMP 対応がより一層指向されている。GMP に要求される事項としては

- ①滅菌
 - ②洗浄性の向上
 - ③自動化による品質の安定
- 等があげられる。

また、医薬品や食品には熱的に不安定な物質を取り扱う場合があり、SV ミキサーのような機械的攪

拌による乾燥機では、攪拌による摩擦熱によって装置内の粉体接触部の温度が粉温より高くなり、変質を生じることがある。

こういった問題を解決し、SV ミキサーの差別化を行う事を目的としてテストを行い、前報にてその一部を報告した。

今回は、前報では報告できなかった項目について紹介する。

テスト機としては、主として150 Lt SV ミキサー（SV0015VT-2S）を使用した。概略図を第1図に

示す。本報では、

①新型排出弁の開発

運転の自動化を目的とする

②自・公転軸の温度データの取得

熱に不安定な物質を取り扱う際のガイドライン

③スクレーパの性能確認

品質の安定と洗浄性の向上

④滴水シールの性能確認

品質の安定と洗浄性の向上

について報告する。

1. 新型排出弁の開発

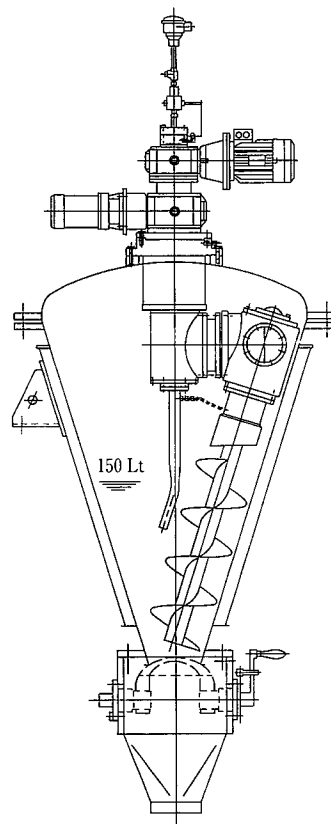
SV ミキサーの排出口は通常プラグバルブが適用される。しかし、内容物を排出する際にシート面に異物が噛み込むと、真空の保持が困難になり、時には粉洩れを生じるためバッチ毎にシート面の洗浄が必要である。また構造上、口径が大きくなると加圧を保持できないという欠点がある。

1. 1 構造

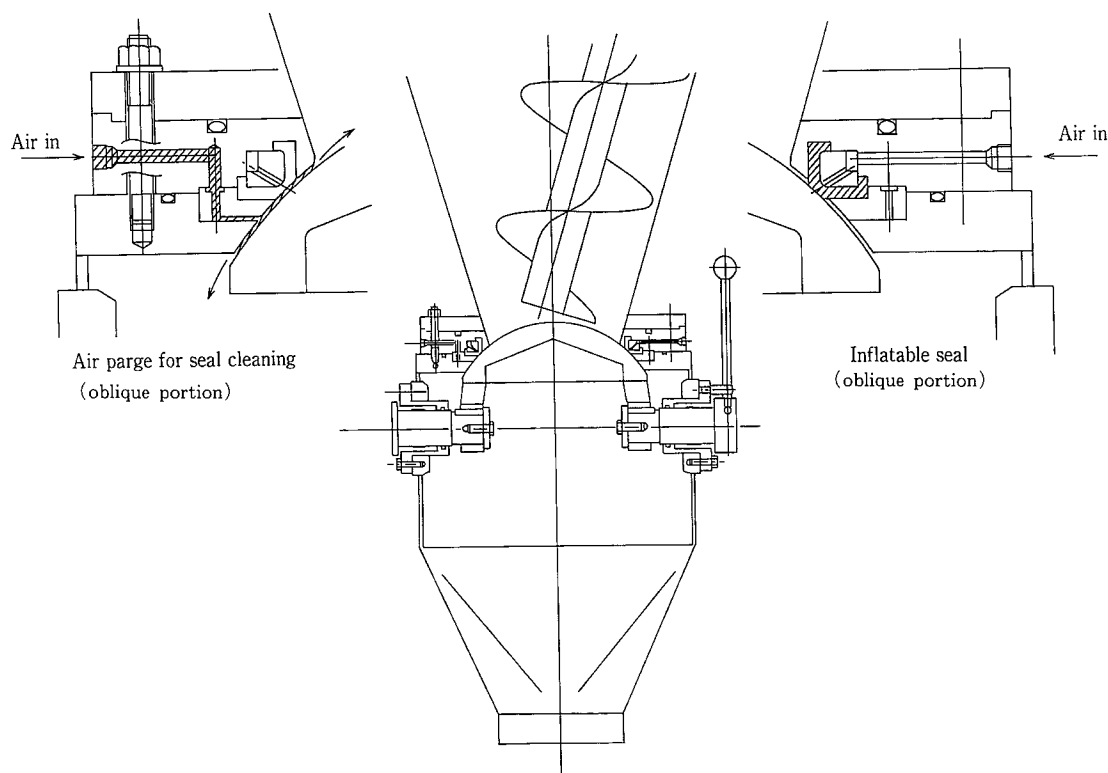
第2図に新型排出弁の構造を示す。

シート面と弁体の間には隙間があり、バルブの開閉はこの状態で行う。従って、従来のバルブとは異なり、開閉時の弁体・シート間での異物の噛み込み等による摩耗を防ぐことができる。

バルブを閉める場合には、Aの部分からエアー



第1図 SV ミキサー (150 Lt) 概略
Fig. 1 Schematic of the SV MIXER



第2図 新型排出弁
Fig. 2 New model discharge valve

第1表 操作条件

Table 1 Operation condition

RUN. No	material	air parge	Repeat time
RUN. 1	Precititated calcium carbonate	none	1
RUN. 2	Precititated calcium carbonate	yes	1
RUN. 3	Heavy calcium carbonate	none	1
RUN. 4	Heavy calcium carbonate	yes	1
RUN. 5	Precititated calcium carbonate	yes	10
RUN. 6	Heavy calcium carbonate	yes	10

を供給し、シートを膨張させることによってシートと弁体を密着させ密閉する。シート面は柔軟なゴム製であるため、少量の異物を噛み込んだとしても、槽内を密閉することができる。

長期間にわたる自動運転を可能にするため、排出時にはBよりエアの供給を行いエアパージすることによってシート面を洗浄し、付着物を取り除く機構となっている(特許出願中)。

新型排出弁の性能を確認するために、

①真空リークテスト

②気密テスト

を行った。

この時、Aより供給されるエア圧は、約3.0 kgf/cm²G、Bより供給されるエア圧は約1.0 kgf/cm²Gとした。

1. 2 真空リークテスト

1. 2. 1 実験方法及び操作条件

次の手順でテストを行った。

- ・約30分間真空を引く。
- ・次に真空度を30~40 Torrに調整する。
- ・そのまま放置し、1時間置きに真空度を測定する。

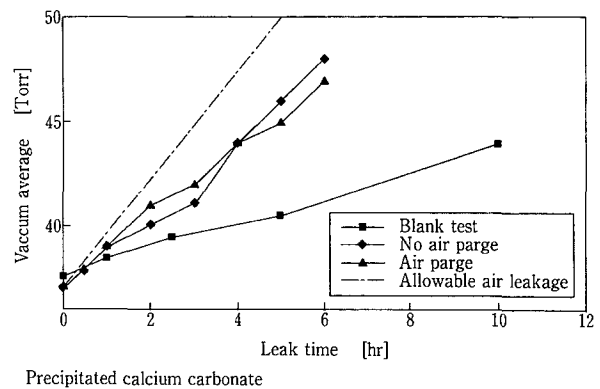
操作条件を第1表に示す。粉体試料としては、軽質炭酸カルシウムと重質炭酸カルシウムを使用した。また、ブランクテストとして、シート面を洗浄し異物を取り除いた状態で真空リークテストを行い、比較対象とした。

1. 2. 2 実験結果及び考察

テスト結果を第3~5図に示す。

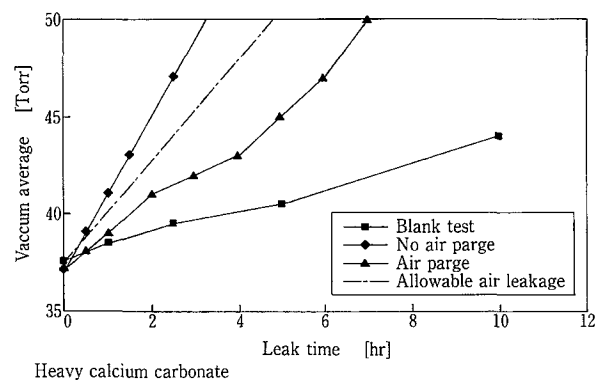
グラフ中の破線は社内規格によるSVミキサーの許容空気漏洩量である。

第3図より、軽質炭酸カルシウムについてはエア



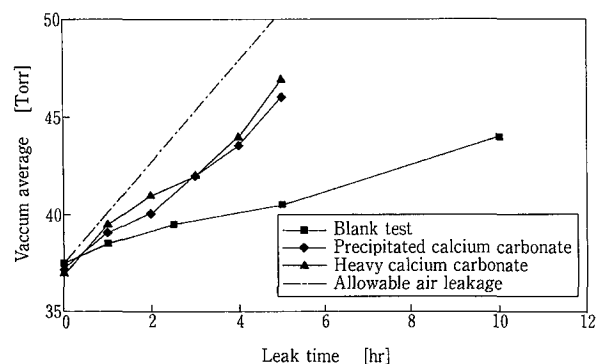
第3図 真空リークテスト

Fig. 3 Vacuume leak test



第4図 真空リークテスト

Fig. 4 Vacuume leak test



第5図 真空リークテスト

Fig. 5 Vacuume leak test

洗浄の有無による影響は、ほとんどなかった。これは、軽質炭酸カルシウムは流動性が悪く付着性が強い粉体ではあるが、粒子が細かく柔らかい粉であるため、付着した試料がバルブの隙間を埋めたためと考えられる。1回のテストではエアパージを行わない場合においても社内規格を満たしているが、写真1に示すように、ゴムシート面への付着はエアパージを行わない場合の方が多いため、繰り返し運転を



(1) air purge



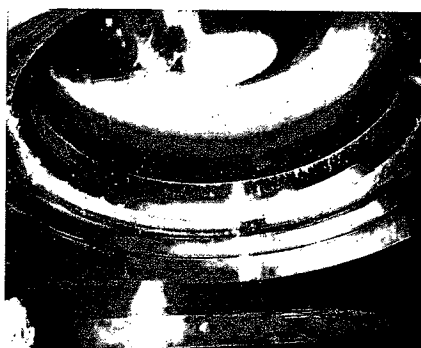
(2) no air purge

写真 1 排出後の排出口（軽質炭酸カルシウム）

Photo.1 Discharge valve (precipitated calcium carbonate)



(a-1) Discharged one time



(a-2) Discharged ten times

(a) Precipitated calcium carbonate



(b-1) Discharged one time



(b-2) Discharged ten times

(b) Heavy calcium carbonate

写真 2 排出後の排出口

Photo.2 Discharge valve

行くと真空保持ができなくなると推測される。

重質炭酸カルシウムについては、エアパージの有無の影響が表れた（第4図）。これは重質炭酸カルシウムは粒子が大きく堅いため、部分的に付着することでエア洩れを生じたと考えられる。この場合もエアパージを行うことによって、エアの漏洩量を許容範囲内に収めることができた。

10回繰り返し排出を行い、真空リーク量を確認し

た結果を第5図に示す。排出の際にはエアパージを行った。

エアパージを行っているため、シート面への試料の付着状況は1回目から10回目まで、目視ではほとんど変化がなかった（写真2）。また、第5図からわかるように、いずれの試料に置いても空気の漏洩量を許容範囲内に収めることができた。

前述の結果より、本テストで使用した試料に於い

第2表 操作条件

Table 2 Operation condition

RUN. No	Contents*	Working press	JKT	Temperature
RUN. 1	200 kg	20 Torr	no	10 °C
RUN. 2	200 kg	ATM	yes**	18 °C
RUN. 3	200 kg	20 Torr	no	25 °C
RUN. 4	200 kg	20 Torr	yes**	25 °C

*Heavy calcium carbonate

**JKT temperature : 50 °C

て、新型排出弁による自動化運転が可能であるといえる。今後、物性の異なる試料、バルブ材質の検討等を行い、自動化運転に対応したいと考えている。

1. 3 気密テスト

1. 3. 1 実験方法及び操作条件

- ・槽内の圧力を一定に保った状態 (0.5, 1.0, 1.9 kgf/cm² G) で約20分間放置する。
- ・バルブ周辺からエア洩れが生じていないかどうかの確認を行う。

1. 3. 2 実験結果及び考察

テストの結果、いずれの圧力に於いても排出弁からのエア洩れは生じなかった。構造上、シート面に直接圧力がかかる事はなく、またゴムシート自体が3 kgf/cm² Gの圧力で膨張しているため、1.9 kgf/cm² Gの圧力を内側から受けても気密性を保つことができる。

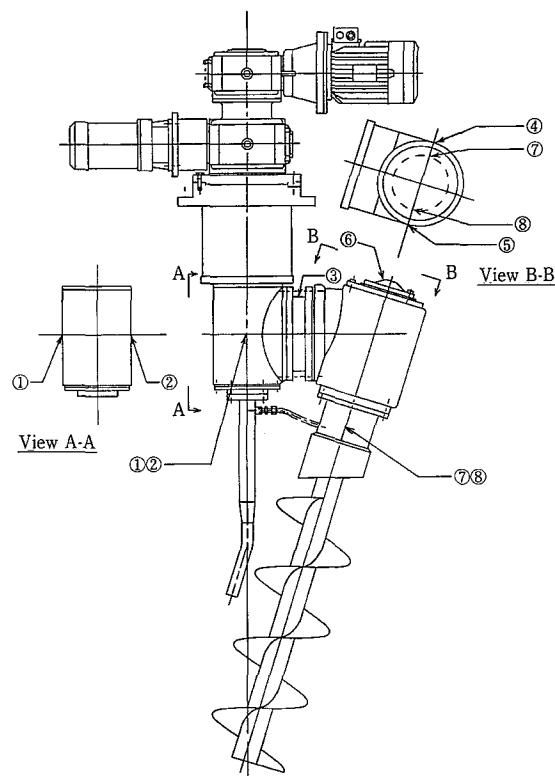
SVミキサーの駆動部はシール部をドライシールにすることで1.9 kgf/cm²の圧力に対応することができる。

缶内滅菌を行う場合など、缶内に圧力がかかる場合でも十分に対応できることが証明された。

2. 自・公転軸の温度データの取得

許容温度の低い物質 (低融点物質、温度により変質を伴う物質) を取り扱う場合、駆動部及びスクリー翼の局所的な温度上昇により製品の劣化を伴うことがある。

前報に於いて、1500 LtのSVミキサーを使用し、9時間連続運転を行った場合の駆動部の昇温データについて報告した。その結果、モータ負荷が高いほど、駆動部の発熱量は大きくなることが確認された。今回は150 Lt SVミキサーを用いて駆動部の昇温データを測定し、槽内の圧力及び外套の有無が及ぼす影響について検討を行った。



第6図 温度測定位置

Fig. 6 measurment position

2. 1 実験方法及び操作条件

測定は接触温度計を用い、1時間毎に行った。測定部位を第6図に示す。

また、操作条件を第2表に示す。

2. 2 実験結果及び考察

第7図に、槽内の圧力による駆動部の温度変化の違いを示す。大気圧下に比べ、減圧下 (約20 Torr) の方が高温になる。テストを行った時期が異なるため外気温に差が生じているが24時間運転を行った時点で、大気圧では約35 °C、減圧下では約40 °Cの温度上昇が確認された。

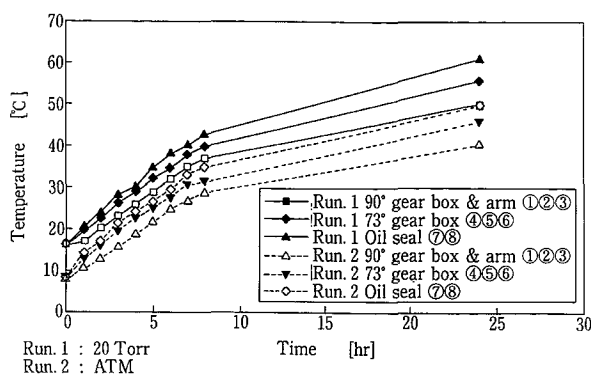
駆動部から放熱を行う際、真空下の場合は熱伝導度が悪化するため駆動部への蓄熱量が大きくなったと考えられる。従って本テスト機においては、大気圧下と減圧下では5~10 °C程度の温度差が生じることが明らかになった。

前報において、駆動部の温度推測式として、次に示すモデル式を作った。

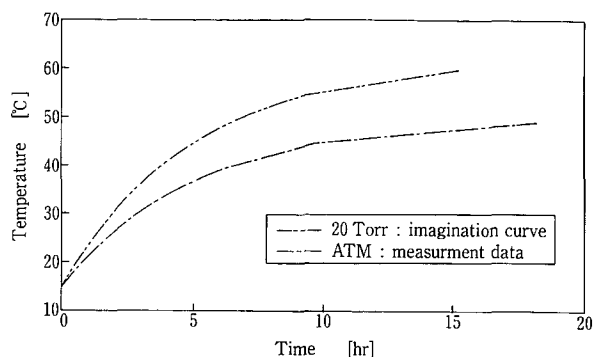
$$\theta = -\frac{M}{UA} \ln \{Q - UA (T - t_0)\} + C$$

θ : 時間

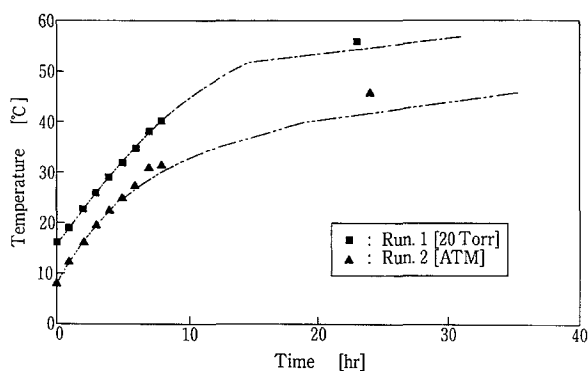
[hr]



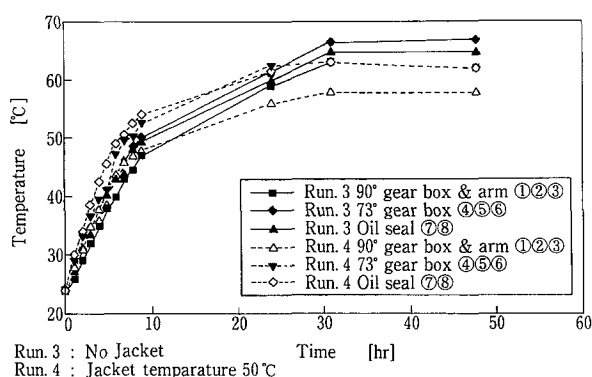
第7図 駆動部温度曲線
Fig. 7 Thermo curve



第9図 温度曲線 (1500 Lt 仮想曲線)
Fig. 9 Thermo curve (1500 Lt imagination curve)



73° gear box
第8図 温度曲線 (仮想曲線)
Fig. 8 Thermo curve (imagination line)



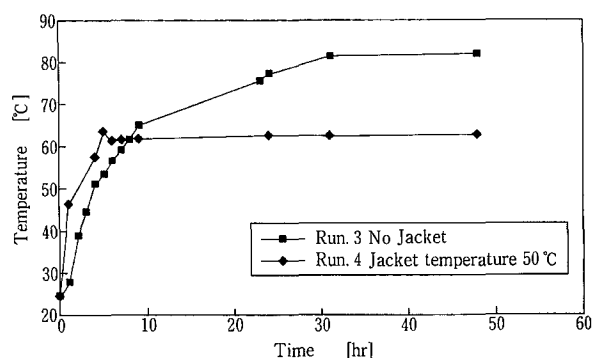
Run 3 : No Jacket
Run 4 : Jacket temperature 50°C
第10図 駆動部温度曲線
Fig.10 Thermo curve

M : 熱容量 [kcal/°C]
U : 総括伝熱係数 [kcal/m²hr°C]
A : 表面積 [m²]
Q : 発生熱量 [kcal/hr]
T : 外表面温度 [°C]
t₀ : 雰囲気温度 [°C]

今回のテスト結果では、運転開始直後は時間に対して比例する形で温度が上昇した。今回使用したテスト機は断熱しており、また駆動部の大きさに対して空間容積が小さいため駆動部からの発熱によって缶内の雰囲気温度も上昇するためと考えられる。

運転開始約5時間以降は、前式に従って温度が上昇しており、総括伝熱係数Uと伝熱面積Aの乗数UAを2.0 kcal/hr°C、熱容量M : 20 kcal/°C、とすると、大気圧下でのQ : 34.4 kcal/hr、減圧下でのQ : 64.9 kcal/hrとなり、第8図のように表すことができた。

SV ミキサーがスケールアップした場合も、同様に考えると、前報で報告した1500 Lt SV ミキサーを真空下で運転した場合、第9図の様な温度上昇が

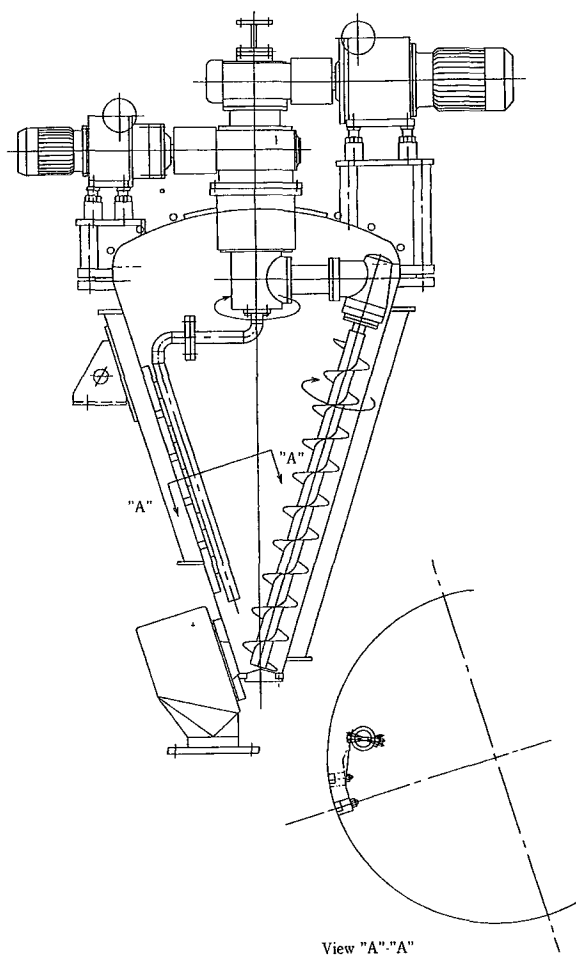


第11図 品温
Fig.11 Product temperature

起きたと推定でき、最終的には大気圧下での運転と15°C以上の温度差が生じたと考えられる。

SV ミキサーを乾燥機として使用する場合、通常缶内は減圧することから、低融点物質を取り扱う場合には特に注意が必要である。

第10図は、外套の有無による駆動部の温度変化を示す。



第12図 スクレーパー取付状態
Fig.12 Fitting of the scraper

運転開始直後は、外套 50℃で加温した方が高い温度を示す。これは外套によって槽内の雰囲気温度が高くなり、駆動部自身の発熱に加え周囲から熱を与えられたためと考えられる。しかし、運転時間約24時間より、RUN. 4は温度がほぼ一定となり、最終的にはRUN. 3の方が高温を示した。

第11図に、この時の品温を示した。このグラフからわかるように外套がある場合は品温が一定温度でコントロールされている。

前述の結果より、外套で加熱を行う場合、品温は急激に上昇した後、一定温度を保つ。品温が高温になると外套が冷却装置として作用し、品温は約62℃で安定した。駆動部の温度は缶内の雰囲気温度に左右されるため、品温が低いほど、温度の上昇を抑えることができる。

従って、低温乾燥品の場合は、品温をコントロールすることで、駆動部の温度上昇を抑えることができる。しかし、長期運転を行う場合、完全に発熱を抑えることは困難である。

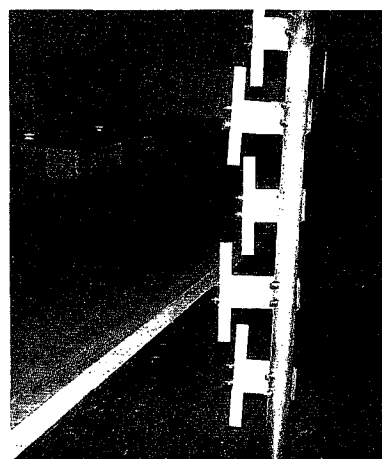


写真 3 スクレーパー
Photo.3 Scraper

3. スクレーパーの性能確認

SV ミキサーで乾燥を行う場合、スクリューと内壁のクリアランス部分がデッドゾーンとなり、内容物が付着することがある。付着物を取り除かず続けて乾燥を行うと、伝熱面積の減少により乾燥効率が悪化し、乾燥時間が長くなるという悪影響を及ぼす。従って多量の付着物を生じた場合、それを取り除く必要があるが、多大な労力と時間を費やすことになる。

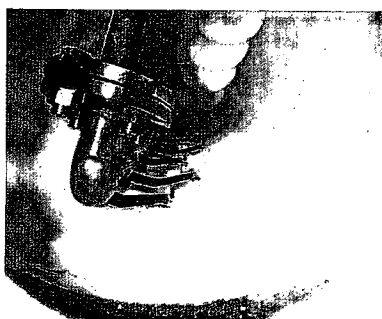
3.1 実験方法及び操作条件

第12図及び写真3に今回実験に使用したスクレーパの形状及び取り付け状態を示す。

試料としては有機粉体を用い、実際に乾燥を行った後スクレーパを取り付け、付着物のかき落とし状況を確認した。

3.2 実験結果及び考察

写真4にスクレーパ運転前と運転後の缶内の様子を示す。ワイパー部分は支持版によって壁面に強く押しつけられる構造になっている。



(a) before



(b) orbit arm 1 round



(c) orbit arm 2 rounds

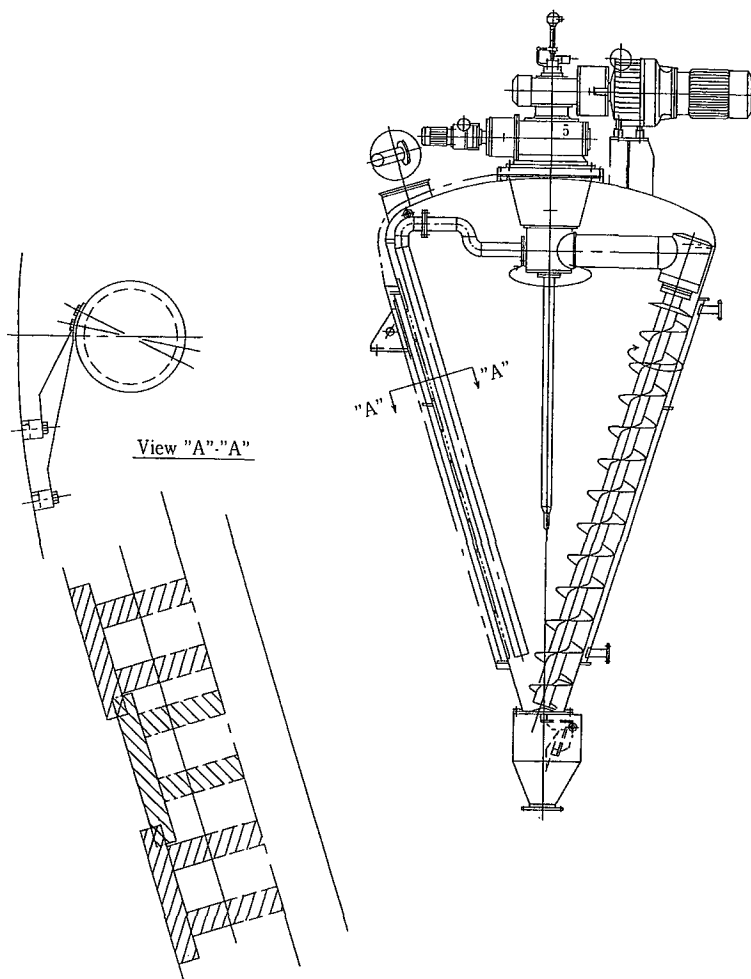
写真 4 スクレーパ性能テスト

Photo.4 Performance test of the Scraper



写真 5 スクレーパ取付状態

Photo.5 Fitting of the Scraper



第13図 スクレーパ取付状態 (5 000 Lt SV ミキサー)

Fig.13 Fitting of the scraper (5 000 Lt SV MIXER)

テストの結果、スクレーパを1回転させただけで付着物のほとんどをかきおとすことができることが確認された。

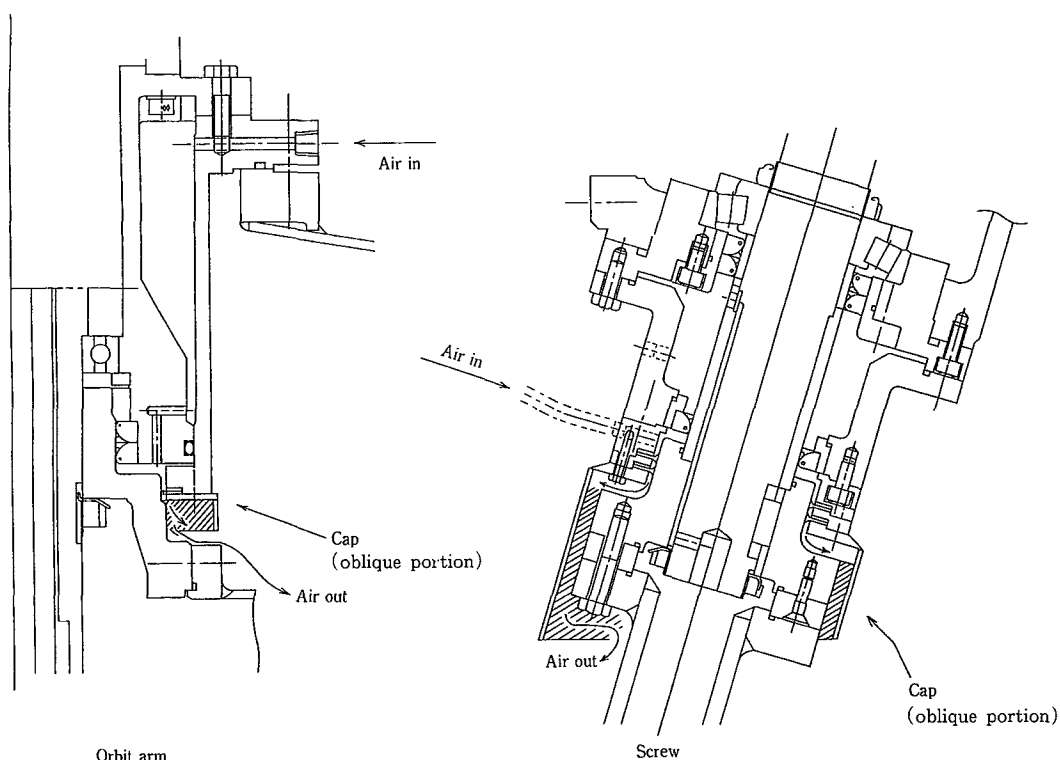
試料が融着している場合は、かきとりは困難であると考えられるが、通常の付着であればこのスクレーパで十分対応できると考える。

第13図は、5 000 Lt SV ミキサー用のスクレーパの形状、また写真5は実際に取り付けた状態である。このスクレーパは鏡のマンホール部分から取付、取り外しができるようになっている。

5 000 Lt のSVミキサーにおいても、約3回公転を行うことで付着物は取り除かれると考えている。

4. 満水シール

洗浄の労力を軽減するために、槽内に水を張って洗浄を行う場合がある。しかし、ドライブ内へ洗浄液が侵入する恐れがあるため、通常は自転軸シール部より低い位置で水張りを行う。



第14図 満水シール
Fig.14 Air seal (coped with full water)

4. 1 構造

満水シールの構造図を第14図に示す。

駆動部内にエアを流して水の逆流を防ぎ、またエアの出口部分にかさを取り付けることでエア溜まりを作り水の侵入を防ぐ構造になっている。

実験では

- ①駆動部内に水の侵入が無いかどうか
- ②満水で攪拌を行うことによって洗浄が可能かを確認した。

4. 2 駆動部内への水の侵入の確認

4. 2. 1 実験方法及び操作条件

手順としては、

- ①シール部分に乾粉を吹き付け（第14図斜線部）、そのままの状態で缶内に満水を張る。
- ②水を張った状態で自公転を運転し、エアが流れているかどうかを確認する。
- ③約30分運転後缶内から水を抜き、シール部分が濡れていないかどうかを目視にて確認した。

4. 2. 2 実験結果及び考察

満水での運転状況を観察したところ、リップシールがよく効いているため、エアが連続的に流れてくるということはなく、間欠的に空気の泡が生じていた。

水を抜いた直後に缶内に入り、シール部分に吹き付けた粉の状況を確認した。かさに隠れた部分の粉

は完全に乾いた状態で、シール部分にまで水が侵入していないことが確認できた。

4. 3 満水攪拌洗浄の確認

4. 3. 1 実験方法及び操作条件

手順としては、

- ・湿分約15%に調整した軽質炭酸カルシウムを10分間混合する。
- ・外套温度130℃で真空乾燥を行う。

その後、スクリューと壁面のクリアランス部分に付着した内容物を、

- ①マンホール部から水洗いを行う（水張りを行わない）。

- ②缶内に満水を張り約60分運転（自/公転：63/1.6 RPM）する

の二通りについて比較した。

4. 3. 2 実験結果及び考察

テスト開始前の缶内及び試料を付着させた状態の缶内を写真6に示す。

スクリューと缶壁のクリアランス部分に、約10mmの厚みで付着が生じている。

写真6-bの状態でマンホールから水をかけて、付着物を取り除いた。スクリューの上部及び壁面の付着は、水を含み湿り気を帯びると付着力が弱まり、洗い落とすことができる。しかし、スクリューの裏側など、直接水に当たらない部分は付着物は乾燥し



(a) before test

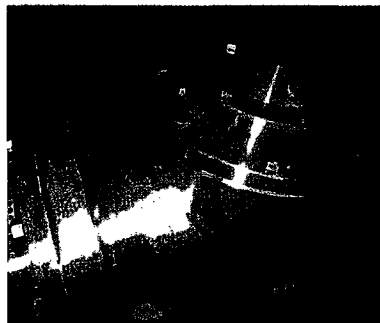


(b) condition of adhesion

写真 6 洗浄テスト (缶内状態)
Photo.6 Cleaning test (inside tank)



(a) inside tank



(b) orbital arm



(c) back of the screw

写真 7 洗浄テスト
Photo.7 Cleaning test

た状態で残り、取り除くことはできなかった。

写真7に、満水まで水を張り、約1時間運転した後の槽内の様子を示す。缶壁、スクリュウの裏側、公転軸部、いずれも付着物は落剥していた。

適用できる試料は、水に対して可溶性もしくは剥離しやすくなる物に限られる。また、気相部への付着がほとんど無い試料に関しては、スクリュウ部まで水を張ることで対応できるが、乾燥後本体鏡の部分や公転軸部等気相部への付着を伴う試料に満水シールを適用することで、洗浄に要する労力を軽減することができると思う。

むすび

SV ミキサーのテスト事例報告を、2回に渡って紹介した。今後も医薬品・食品分野での需要が見込まれる中で当社はGMP対応技術のより一層の向上を目指しており、各種の社内テストを行いデータを集積するなど、エンジニアリングサービスを充実させ、ユーザ各位のご要望に応じていきたい。

【参考文献】

- 1) 神鋼パンテック技報 Vol. 36, No. 1 (1992), P. 24
- 2) 神鋼パンテック技報 Vol. 38, No. 1 (1994), P. 15
- 3) 神鋼パンテック技報 Vol. 40, No. 2 (1996), P. 57

連絡先

太田 幹子 化工機事業部
技術部

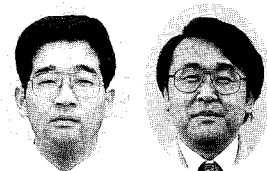
TEL 0794 - 36 - 2517

FAX 0794 - 36 - 2542

E-mail m.ota@ pantec. co.jp

固定床式生物処理による低濃度有機排水の回収

Low Strength Organic Wastewater Recovery by Fixed Bed Biological Treatment



(環)製品開発室
杉 澤 政 宣
Masanori Sugisawa
知 福 博 行
Hiroyuki Chifuku

半導体及び液晶製造工程から排出される低濃度有機排水の再利用について検討した。

消費エネルギーを低減するためには、効率的な TOC 分解法が重要である。このため球状活性炭を使用した固定床式生物処理と膜を組み合わせたシステムについて検討を行った。実排水を使用したパイロットテストで TOC 除去率 90 % 以上を得、ランニングコストは低圧 UV 酸化処理装置と比較して1/5となった。この高除去率は一時停止や逆洗工程後でも短時間で回復できた。

Reclamation of wastewater having low strength of TOC discharged from semiconductor or liquid crystal manufacturing process was investigated.

In order to reduce energy consumption it is important to adopt effective TOC composition method. A fixed bed biological treatment using spherical activated carbon and membrane unit were combined for this purpose. Tests of the pilot scale system using actual wastewater achieved TOC removal ratio of more than 90 %, with operating cost down to 1/5 compared to the low pressure UV oxidization method. The high recovery rate was restored in a short time even after a temporary shutdown or backwash process.

Key Words :

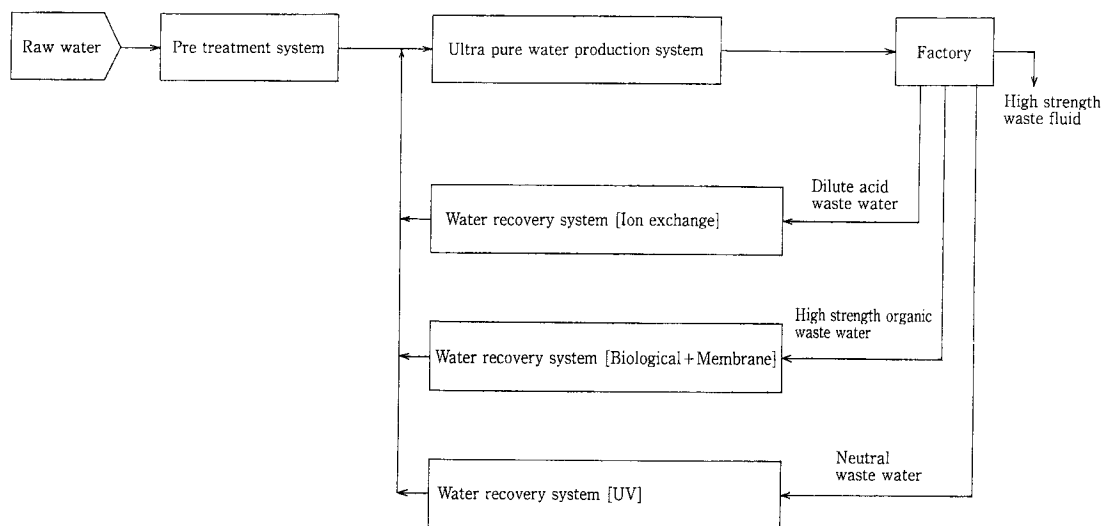
半 導 体
液 晶
T O C
固定床式生物処理
流動床式生物処理
球 状 活 性 炭
低濃度有機排水
低 圧 UV ラ ンプ
高 圧 UV ラ ンプ

Semiconductor
Liquid crystal display
Total Organic Carbon
Fixed bed biological treatment
Fluidized bed biological treatment
Spherical activated carbon
Low strength organic wastewater
Low-pressure mercury lamp
High-pressure mercury lamp

ま え が き

半導体・液晶製品等の電子工業においては工場内の排水を適切に分別収集を行い、回収・再利用することでセミクローズ化し廃棄物の低減が図られてい

る。通常は無機排水から回収を始めることが多いが、回収率を70~80%に高めるためには、有機排水の回収も不可欠となってくる。しかし有機排水を回収する場合には無機排水を回収する場合と比較して回



第1図 水の回収フロー

Fig. 1 Schematic diagram of water recovery system

収コストが割高になることが多く、コストの低減が求められている。

高濃度の有機排水の回収には経済的に有利な生物処理が採用されているが、TOC 濃度が数 mg/L 程度の低濃度の有機排水に対しては生物処理が難しいため、従来から UV ランプによる処理が採用されている。

この UV ランプによる処理に関連し、低圧 UV ランプの使用により消費エネルギーは従来使用されている高圧 UV ランプの 50 % に低減できることについては、すでに報告している。⁽¹⁾

本報では、低圧 UV ランプよりさらに消費エネルギーの少ない処理装置である生物処理を低濃度の有機排水に対して適用した結果を報告する。

1. 電子工場の排水回収

電子工場では基板のエッチング、薬液洗浄、リンス洗浄工程等で大量の超純水が使用され、その結果有機及び無機の薬品を含んだ大量の排水が排出されるため回収再利用が必須となっている。電子工場における排水の発生及び回収のフローを第1図に示す。一般的には、まず工業用水（原水）を前処理装置で濁質を取除いた後に一次純水装置と二次純水装置から構成される超純水装置で処理して超純水を製造する。この超純水は、製造工程の主に洗浄ラインで使用された後、回収の対象となる希酸系排水、高濃度有機排水、低濃度有機排水（中性系排水）の3種類の排水とそれ以外に分別排出される濃厚廃液となる。

希酸系排水はエッチング後のリンス工程等から排

出される無機の酸を含む排水でありイオン交換装置等により処理回収される。高濃度有機排水はレジストの剥離後の洗浄工程等から生ずる濃度の高い排水であり TOC 濃度としては数百 mg/L 程度で、生物処理と膜処理等で処理される。低濃度有機排水は、希薄な洗浄液などで、主成分は、IPA、メタノール、アセトン、TMAH、DMSO、フェノール、酢酸、界面活性剤等である。TOC 濃度としては数 mg/L 程度である。現在この低濃度有機排水は UV 酸化装置等で処理されている。

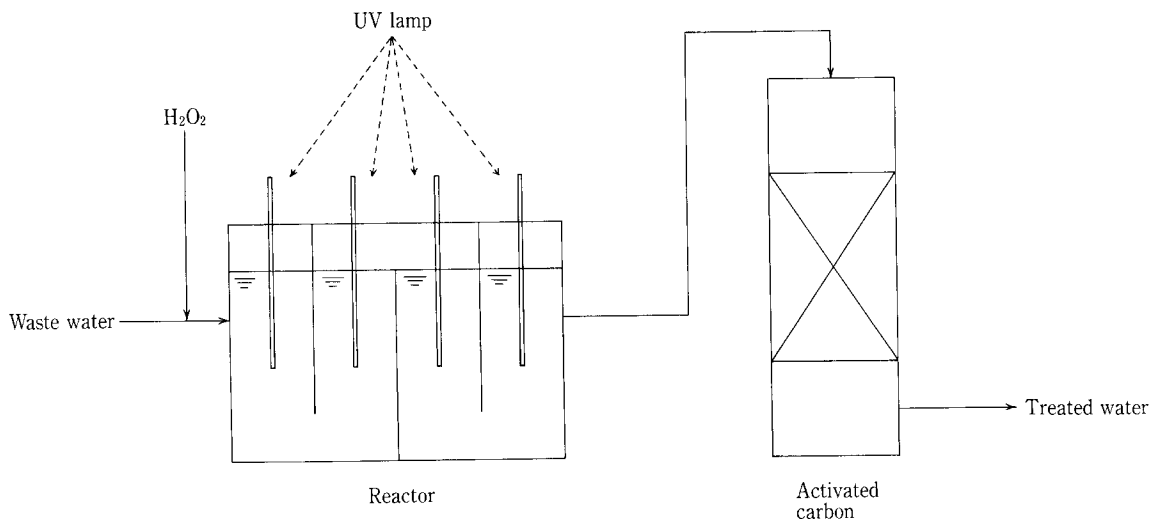
2. 低濃度有機排水に対する TOC 処理技術について

2.1 UV 酸化方式

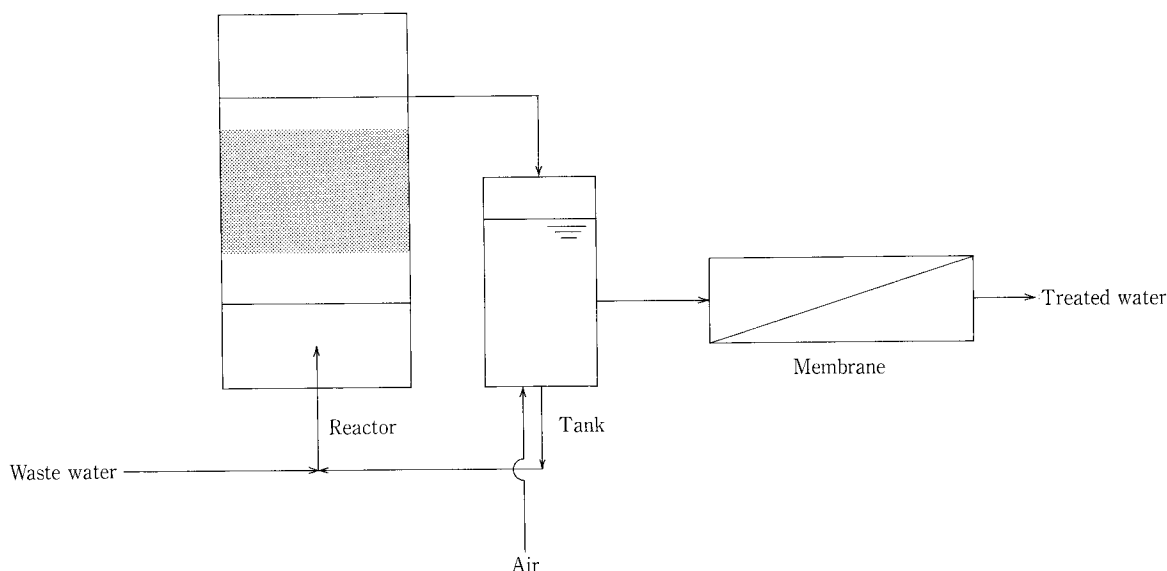
紫外線を照射することにより TOC 成分を酸化分解する技術であり、ランプ内の水銀蒸気圧の違いにより高圧 UV ランプと低圧 UV ランプに区別される。低圧 UV ランプの水銀蒸気圧は 0.01 mmHg 程度でありスペクトルは 185 nm と 254 nm の出力が大きい。高圧 UV ランプの水銀蒸気圧は 1～10 atm で、スペクトルは 240 nm 以上であり低圧 UV と異なり 185 nm の出力はなく 254 nm の出力も低い。

UV 酸化方式による有機物の酸化分解には次の 2 つのメカニズムが関与している。

- ① UV の持つエネルギーにより直接有機物内の結合を開裂する
- ② 185 nm の UV は、 H_2O からヒドロキシラジカル ($\cdot OH$) を生成し、これが有機物を酸化分解する。



第2図 UV酸化装置フロー
Fig. 2 Schematic diagram of UV oxidation



第3図 流動床式生物処理装置フロー
Fig. 3 Schematic diagram of fluidized-bed type biological treatment

UV酸化装置のフローを第2図に示す。基本的には処理対象液を反応槽に導入しUVを照射するだけであるが、高圧UVランプの場合、低圧UVランプと異なり185nmの放射がほとんど無いため($\cdot\text{OH}$)の生成がないので光増感剤として過酸化水素を添加する。

また数mg/LのTOCを含む排水に低圧UVランプを適用する場合にも、($\cdot\text{OH}$)の生成能力が不足するため高圧UVランプと同様に過酸化水素の添加が必要になる。また過酸化水素を添加した場合には余剰の過酸化水素を分解除去するために活性炭による後処理が必要になる。^(*)

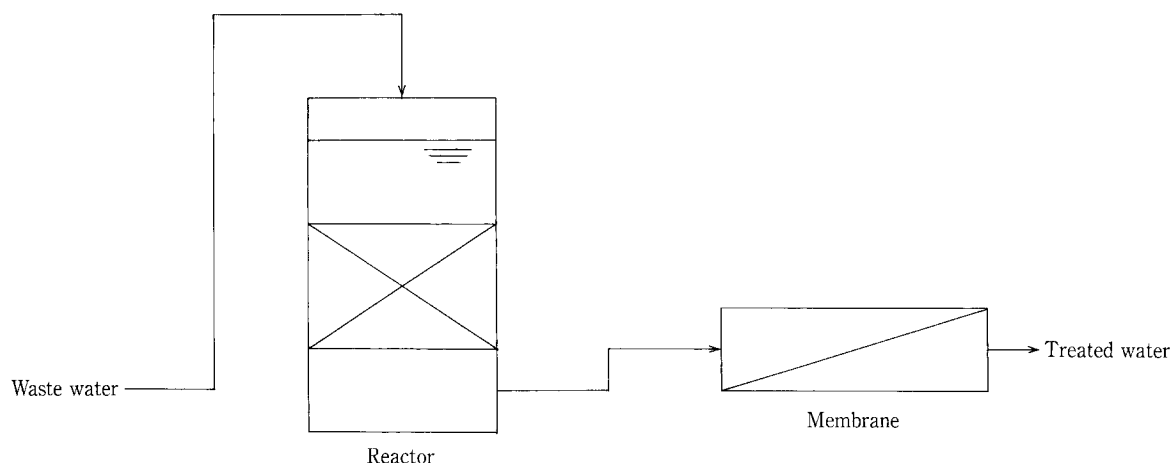
2.2 流動床式生物処理方式

担体に生物を付着させ、処理対象液を上向流で通水し担体を流動させ、排水中のTOC成分を担体に付着させた生物に接触させて除去する。流出した菌体等の固形物は次工程の膜装置等で除去するシステムである。社内試験の結果では、担体としては粒状活性炭が適しており、TOC除去率90%以上が得られたが、活性炭の微細化や流出が認められた。

第3図に流動床式生物処理装置のフローを示す。

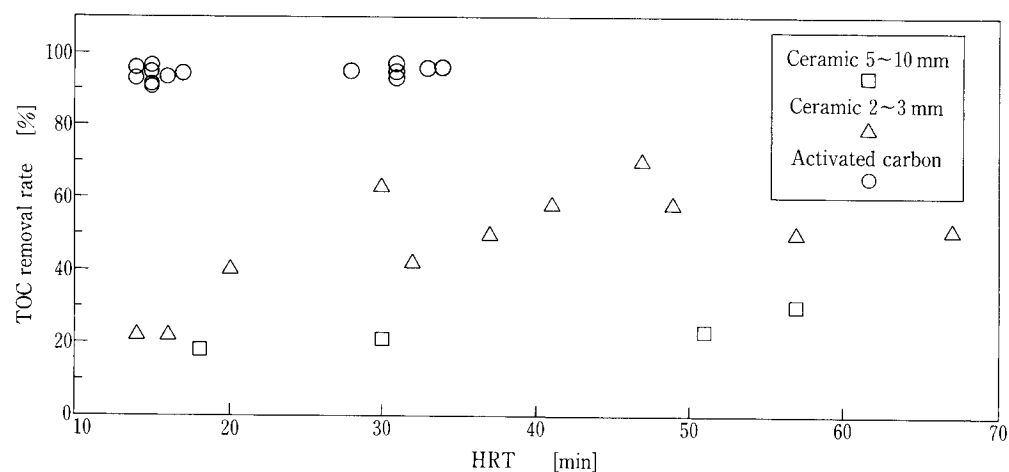
2.3 固定床式生物処理方式

一定の粒径を持った担体に生物を付着させ、下向流で処理対象液を通水し、排水中のTOC成分を生



第4図 固定床式生物処理装置フロー

Fig. 4 Schematic diagram of fixed-bed type biological treatment



第5図 HRTとTOC除去率の関係

Fig. 5 Relationship between HRT and TOC removal rate
(HRT:Hydraulic Retention Time)

第1表 使用原水(模擬排水)組成

Table 1 Composition of artificial waste water

Substance	TOC ratio(%)	Concentration (mg/L)
TOC	—	3
IPA	50	2.5
Methanol	40	3.2
Acetone	10	0.48
K	—	1.0
Ca	—	1.0
Cg	—	1.0
Mn	—	0.1
Cu	—	0.1
Fe	—	0.05
Zn	—	0.1

物により除去し、流出した菌体等を膜装置等で除去する方式である。

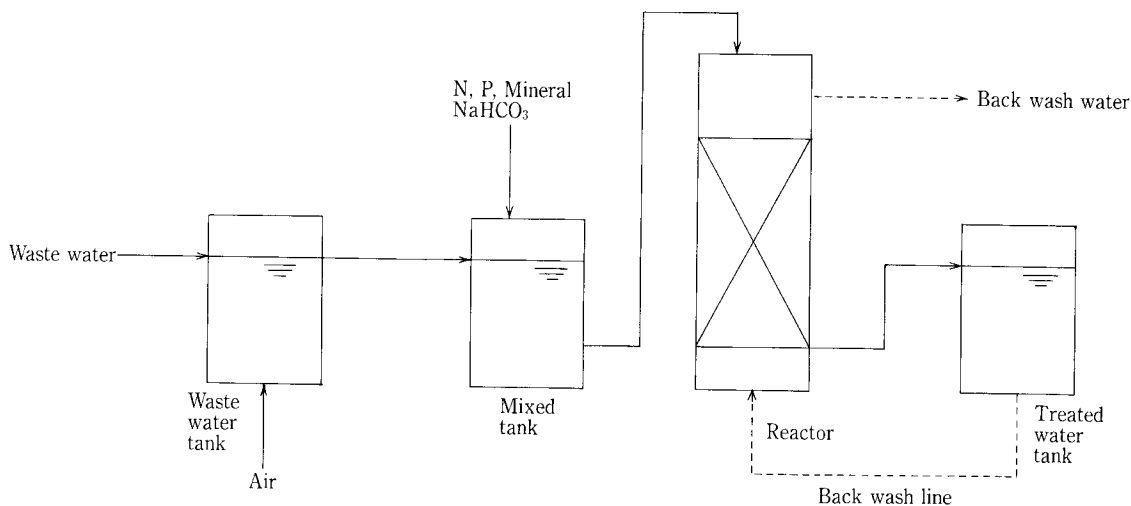
この方式は粒状活性炭を使用した流動床式の場合と異なり活性炭の微細化や流出がなく、そのため後処理である膜処理装置での目詰りによる透過水量の低下が起こり難く、洗浄頻度も少ない。固定床式生物処理装置のフローを第4図に示す。

固定床式と流動床式の選定については、前項で述べた理由から微細活性炭の流出がない固定床式とした。

3. 試験結果

3.1 使用担体の選定

被処理液として、第1表に示す組成の模擬廃液を使用して次の3種類の担体での処理性能の違い及び菌体付着数の違いを調査し使用する担体を決定した。なお模擬廃液にはTOC濃度に対して5%の窒素と



第 6 図 試験装置フロー

Fig. 6 Schematic diagram of test equipment

1 % のリンを添加した。

試験装置は直径150 mm、高さ2 000 mmの透明カラムを用いた。

使用担体（3 種類）

材 質	粒径 (mm)
セラミック	5 ～ 10
セラミック	2 ～ 3
球状活性炭	1.3～1.6

各担体を使用した場合の滞留時間と除去率の関係を第 5 図に示す。結果はセラミックの担体は粒径 5 ～ 10 mm のものでは滞留時間 50 分で TOC 除去率約 20 %，粒径 2 ～ 3 mm のもので TOC 除去率約 60 % であった。これに対して球状活性炭の場合は滞留時間 14～34 分で TOC 除去率 90 % 以上であった。このことから担体は球状活性炭を使用することに決定した。なお各担体の菌体付着数は第 2 表に示す通りであり各担体間での菌体数の付着数は球状活性炭が一番多かった。具体的には PGY 培地の場合，直径 5 ～ 10 mm のセラミックの約 7 倍，直径 2 ～ 3 mm のセラミックの約 2.6 倍であり，R2A 培地においても各々約 4.3 倍，6.7 倍であった。

3. 2 実排水による試験結果

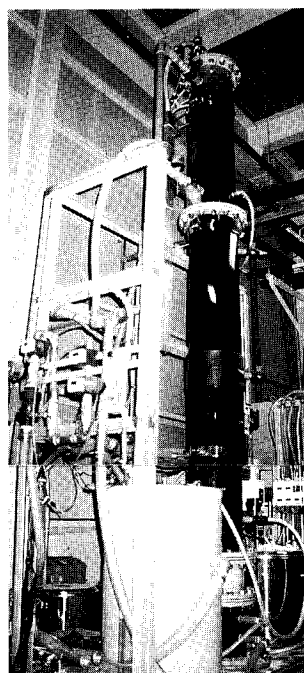
連続運転の安定性，排水濃度の変化等の影響を確認するため直径 300 mm，高さ 3 800 mm のパイロット装置により実排水を使用して試験を実施した。

第 6 図に装置のフローを写真 1 に装置の外観を示す。試験期間中の実排水の TOC 濃度は 2.3～2.9 mg/L であった。

第 2 表 担体への菌体付着数

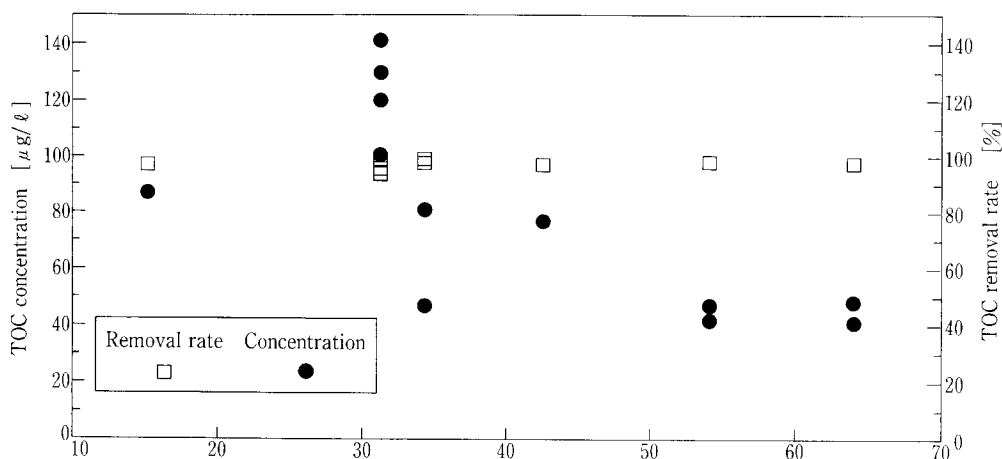
Table 2 Count of bacteria on media

Kind of media	Bacteria (cfu/ml · elements)	
	PGY	R2A
Ceramic (5～10 mm)	1.4×10^6	1.4×10^6
Ceramic (2～3 mm)	3.8×10^6	8.9×10^5
Activated Carbon	9.7×10^6	6.0×10^6

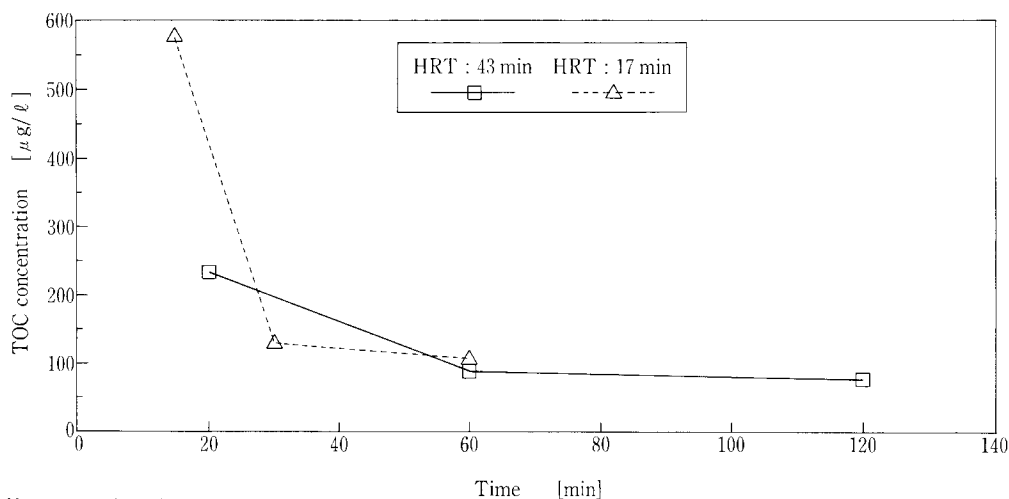


写 真 1 試験装置

Photo.1 Test equipment



第7図 HRTとTOC濃度と除去率の関係
Fig. 7 Relationship between HRT and concentration and removal rate of TOC
(HRT:Hydraulic Retention Time)



第8図 逆洗後のTOC濃度
Fig. 8 TOC concentration after back wash

滞留時間と TOC 除去率、処理水中の TOC 濃度を第7図に示す。TOC 除去率は、滞留時間15～65分まででいずれも90%以上であった。また処理水中の TOC 濃度は滞留時間30分では100～140 $\mu\text{g/L}$ 、60分では40～50 $\mu\text{g/L}$ であった。

3. 3 装置停止後の再起動および逆洗後の処理水質の経時変化について

実装置の場合、装置を一時停止した後に処理水が安定するまでの時間と、逆洗後に水質が安定するまでの時間は運転管理上重要な問題となってくるため、故意に装置を一時停止し、再度通水した場合の水質と逆洗終了後の水質の変化も確認した。

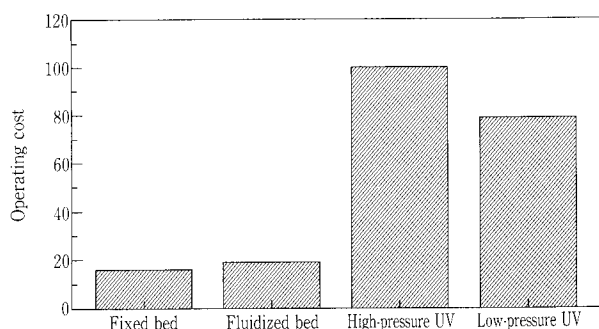
一時停止後の立上げ試験において停止前の処理水は滞留時間64分で TOC 濃度48.4 $\mu\text{g/L}$ 、TOC 除去率98.1%であった。一週間装置を停止した後通水

を再開した場合、滞留時間が64分の条件で通水再開後3時間での TOC 濃度は128 $\mu\text{g/L}$ 、除去率は、93.6%と良好であり一週間程度の装置停止ならば、通水後3時間以内に立上ることが確認できた。

逆洗後の処理水質の経時変化について第8図に示す。滞留時間43分の場合には逆洗後60分から、滞留時間17分の場合には逆洗後30分から水質が安定している。すなわち逆洗を行った場合滞留時間の1.4～1.8倍の時間で処理水質は安定した。

4. 菌の種類について

今回の試験に使用した球状活性炭の一部から、菌を単離培養し電子顕微鏡写真を撮影した。菌の種類は *Pseudomonas diminuta* であり、この菌は超純水中でも生息することができる種に属するものであり、貧栄養下でも繁殖をすることができる。



第9図 ランニングコスト比較

Fig. 9 Comparison of operating cost

写真2に電子顕微鏡写真を示す。

5. 各種 TOC 除去装置の経済比較

有機排水回収を行う場合の回収にかかるコストを固定床式生物処理方式、流動床式生物処理方式、高圧 UV 酸化方式、低圧 UV 酸化方式の4つについて比較した。

第9図に高圧 UV 酸化方式のランニングコストを100とした場合の各処理方式でのランニングコストについて示す。

生物処理方式は UV 酸化方式と比較して、ランニングコストが安く、おなじ生物処理方式でも固定床式のランニングコストは流動床式の85%である。これは流動床方式の場合担体を流動させるために一定以上の流速を必要とするための動力を要するためである。また、固定床式生物処理方式のランニングコストは高圧 UV 方式と比較すると約1/6、低圧 UV 方式と比較すると約1/5となった。

むすび

今回の試験検討によって固定床式生物処理方式について次のことが確認できた。

- 1) 担体として球状活性炭はセラミックより高い TOC 除去率が得られた。
- 2) TOC濃度約 3 mg/Lの実排水を処理した場合、

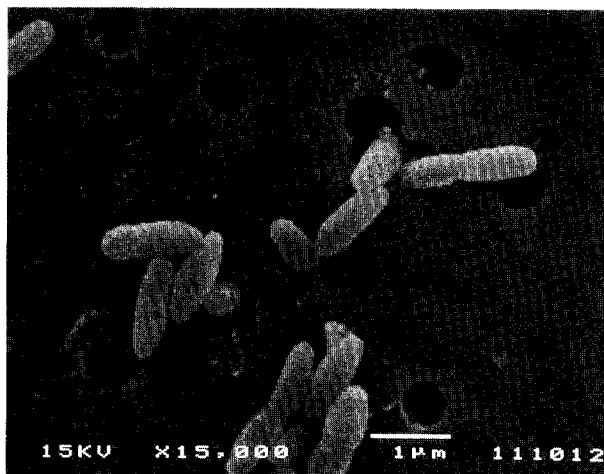


写真2 *Pseudomonas diminuta* の電子顕微鏡写真
Photo.2 SEM of *Pseudomonas diminuta*

滞留時間15~65分においていずれも TOC 除去率90%以上であった。

また処理水の TOC 濃度は、滞留時間30分では 100~140 µg/L、60分では40~50 µg/Lであった。

- 3) 装置を7日間停止した後でも、3時間以内に立上げができた。
- 4) 逆洗後、充填した担体の1.4~1.8倍量の排水を通水すれば定常状態の処理水質になった。
- 5) TOC 分解菌は *Pseudomonas diminuta* であった。
- 6) ランニングコストは高圧 UV 酸化方式と比較して約1/6、低圧 UV 酸化方式と比較して1/5である。

今後はさらに濃度変動の激しい排水や、他の成分が含まれる排水についても処理性能、安定性を確認し、適用範囲を広げ排水の回収・再利用に本装置を役立ててゆく所存である。

[参考文献]

- 1) 神鋼パンテック技報 Vol. 40, No. 2 (1997 P.16)

連絡先

杉 澤 政 宣 環境装置事業部
製品開発室
TEL 992-6532
FAX 992-6503
E-mail m.sugisawa@pantec.co.jp

知 福 博 行 環境装置事業部
(技術士・環境計量士) 製品開発室
担当課長
TEL 992-6532
FAX 992-6503
E-mail h.chifuku@pantec.co.jp

浸出水のカルシウム除去

Removal of Calcium from Landfill Leachate



(環)技術部計画第1課
橋 本 敬 行
Takayuki Hashimoto

近年、埋立浸出水のカルシウムイオンや塩素イオン等の無機塩類が高濃度となり、浸出水処理施設内の配管や機器類にスケーリングの問題が生じている。これに対応して、カルシウム除去法である炭酸ナトリウム添加によるアルカリ凝集沈殿法を、最近運転開始した処理施設に採用した。

本法は適正な pH 調整のもとで、炭酸ナトリウムを添加し、不溶性の炭酸カルシウムを生成・析出させカルシウムを除去する方法である。カルシウムを除去した上澄水は生物処理で BOD と窒素を、また、砂ろ過・活性炭吸着で SS、COD を除去している。脱水性の良い炭酸カルシウム汚泥は、無薬注で直接脱水している。

Recent trend of high-strength calcium in landfill leachate causes scaling of piping and equipment in the landfill facilities. To cope with the situation, the alkali coagulation/ sedimentation method, using sodium carbonate was applied to a landfill leachate treatment facility recently started. Calcium is securely removed under adequate pH control as insoluble calcium carbonate (CaCO_3). After calcium removal, BOD and nitrogen is removed with biological treatment, and SS and COD are with sand filter plus activated carbon filter. The highly dewaterable CaCO_3 sludge is directly sent to dehydrator where chemical injection is no required.

Key Words :

埋 立 地
浸 出 水
カルシウム除去

Landfill
Leachate
Calcium removal

ま え が き

近年、一般廃棄物最終処分場における環境対策として、浸出水による水質汚濁防止の重要性が高まっており、浸出水処理の高度化が求められている。ま

た、埋立物が従来の可燃物主体から、焼却残渣や不燃物主体に変遷した結果、浸出水中のカルシウムイオンや塩素イオン等の無機塩類が高濃度となり、浸出水処理施設内でのスケール障害、機器類の腐食、

放流先での塩害等が発生している。このような無機塩類による問題は浸出水処理の今日的課題であり、その対応が求められている。

1997年3月に完成した福島県いわき市の浸出水処理施設は、カルシウム除去及び脱窒・高度処理を備えた施設である。処理方式は、カルシウムを炭酸ナトリウム添加によるアルカリ凝集沈殿で除去後、回転円板による生物学的脱窒、凝集沈殿処理をし、高度処理として砂ろ過、活性炭吸着である。汚泥処理は、炭酸カルシウム汚泥と生物処理後の凝集沈殿汚泥を各々別系統の脱水機で処理している。

本稿では、その施設の概要を紹介する。

1. 最終処分場の概要

いわき市においては、収集された一般廃棄物は、市の焼却施設、粗大ごみ処理施設にて処理を行い、既設埋立地で埋立処分を行っていたが、残存容量が少なくなり、新たに一般廃棄物最終処分場を建設、1997年3月に竣工し、現在稼動中である。

1.1 埋立地（写真1）

- 1) 敷地面積：367 468 m²
- 2) 埋立面積：44 560 m²
- 3) 埋立容量：600 000 m³
- 4) 埋立物：不燃物及び焼却残渣
- 5) 埋立構造：準好気性
- 6) 埋立工法：サンドイッチ方式

1.2 浸出水処理施設（写真2）

- 1) 計画水量：200 m³/d
- 2) 計画水質：第1表に流入水質と処理水質を示す。
- 3) 処理方式

水処理：カルシウム除去、生物学的脱窒
（回転円板）、凝集沈殿、砂ろ過、
活性炭吸着、消毒

汚泥処理：濃縮、脱水

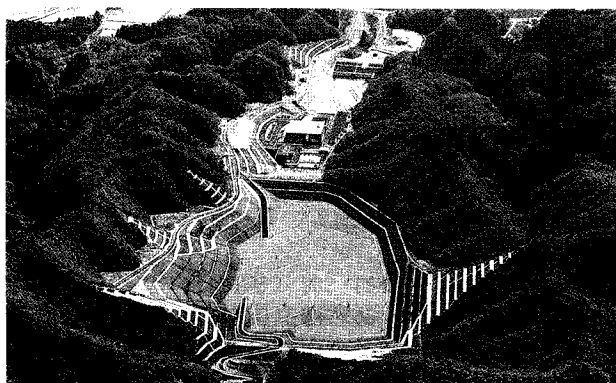


写真1 埋立地外観
Photo.1 Outside view of Landfill

2. 浸出水処理施設の概要

浸出水の処理方法は流入水質・処理水質を考慮し、第1図処理工程概要、第2図フローシートに示す通りである。

2.1 前処理・調整槽設備

2.1.1 プロセス説明

埋立地からの浸出水は、原水槽へ流入し、原水ポンプにより調整槽へ送水される。浸出水の流入量は、原水ポンプの送水管に設置した電磁流量計にて測定している。

調整槽には、浸出水の腐敗防止、水質の均一化を図るために、一般的には散気装置を設置するが、ここでは、散気空気中のCO₂と浸出水中のカルシウムイオンが反応し、炭酸カルシウム(CaCO₃)を生成・析出して、散気装置が詰まり、トラブルとなることを避けるために、機械攪拌方式の水中ミキサーを採用した。

調整槽からカルシウム除去設備への送水管は、スケールによる閉塞を考慮して、管理の容易な露出配管とし、かつ2条管とした。

第1表 流入水質及び処理水質

Table 1 Water quality

Item	Influent	Effluent
pH	6.0 ~ 10.0	5.8 ~ 8.6
COD (mg/ℓ)	100	< 10
BOD (mg/ℓ)	200	< 10
SS (mg/ℓ)	200	< 25
T-N (mg/ℓ)	100	< 25
Ca (mg/ℓ)	1 000	< 100

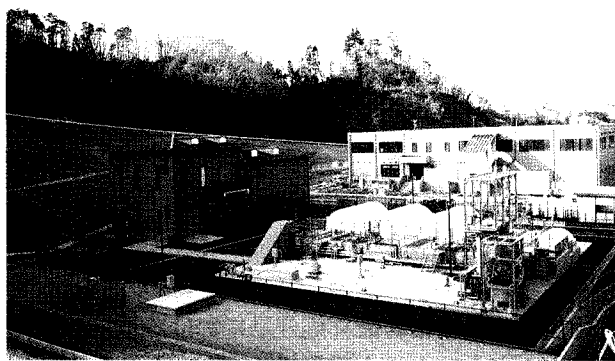


写真2 浸出水処理施設外観
Photo.2 Outside view of Landfill leachate treatment

2. 1. 2 機器の仕様

1) 原水ポンプ 2台

形 式：水中汚水汚物ポンプ

仕 様：0.6 m³/min×8 m×2.2 kW

2) 調整槽ポンプ 2台

形 式：水中汚水汚物ポンプ

仕 様：0.25 m³/min×8 m×1.5 kW

3) 調整槽攪拌機 2台

形 式：水中ミキサー

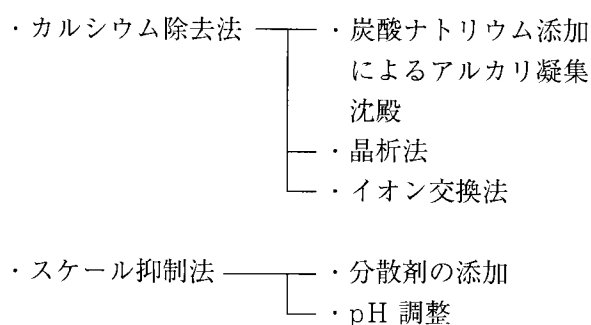
仕 様：攪拌容量 260 m³×1.5 kW

2. 2 カルシウム除去設備 (写真 3)

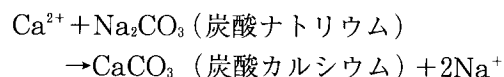
2. 2. 1 プロセス説明

浸出水中のカルシウムイオンは、水中や空気中の CO₂ と反応して、炭酸カルシウム (CaCO₃) を生成・析出する。この炭酸カルシウムスケールは、配管閉塞、ポンプ閉塞等の機器障害や、回転円板体表面や散気装置に付着して処理性能が低下する等の障害を起こす。

スケール対策の技術は、炭酸カルシウムの成分であるカルシウムイオンそのものを除去する方法 (カルシウム除去法) と、カルシウムイオンを直接除去することなく他の条件を操作することにより炭酸カルシウムの生成・析出を抑制する方法 (スケール抑制法) とに大別される。



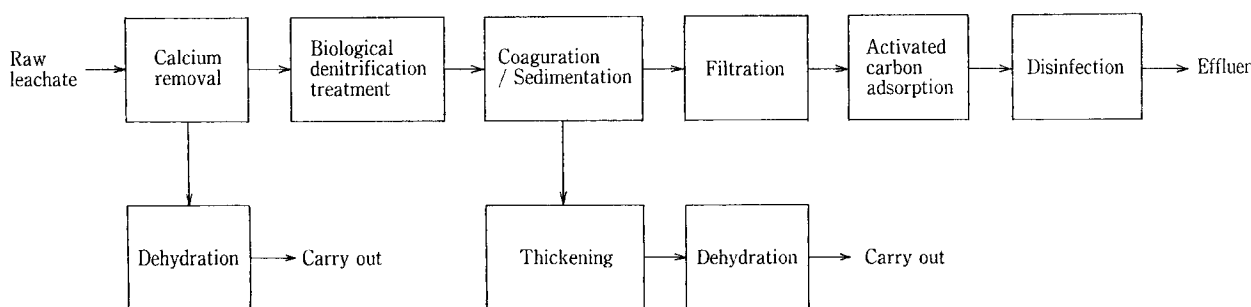
本施設では、処理の確実性、実績、アルカリ凝集沈殿のため重金属除去が可能等の利点を有する炭酸ナトリウム添加による凝集沈殿法を採用した。次に示す反応により炭酸カルシウムを生成させ、カルシウムを除去する。



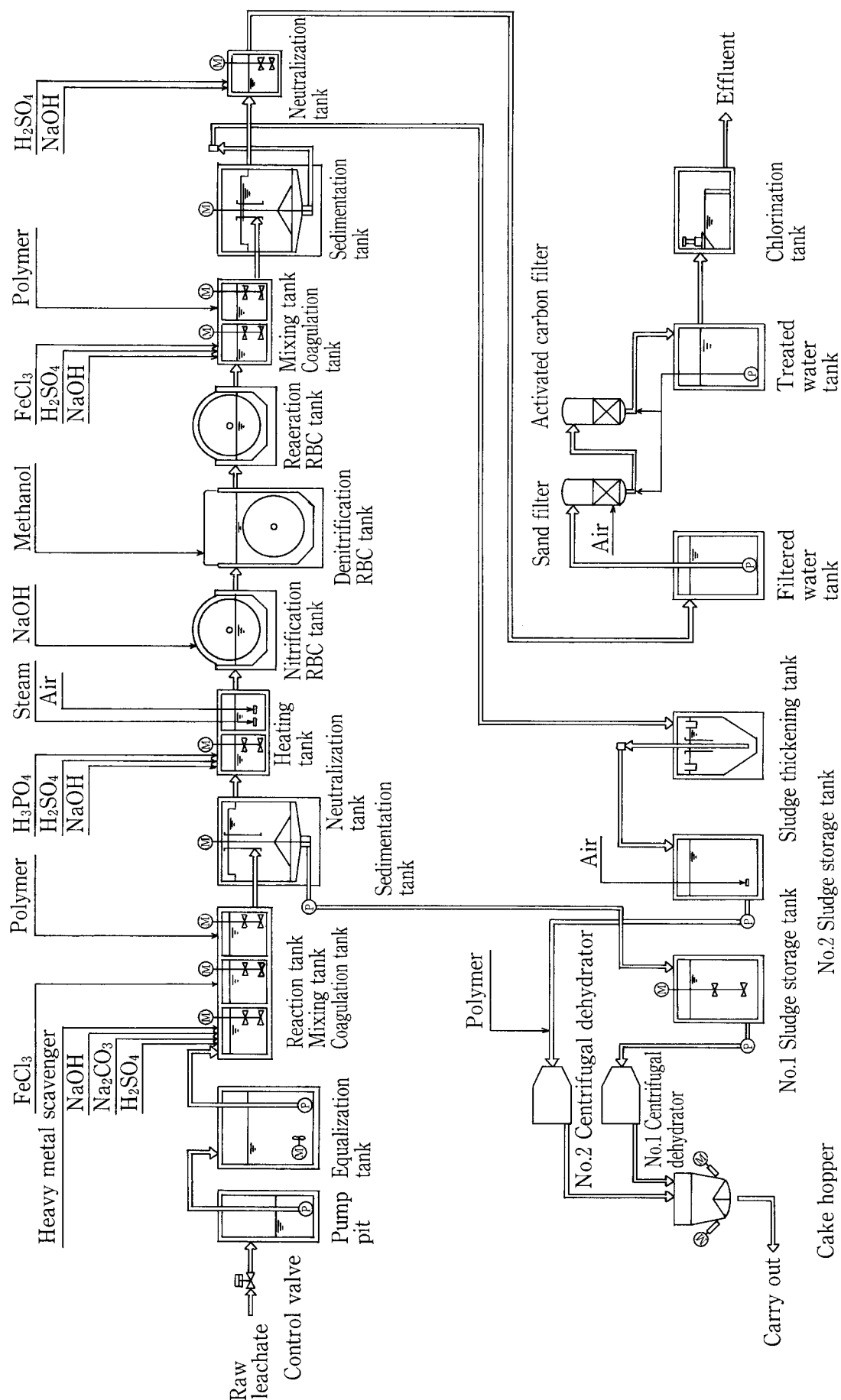
上記反応の適正 pH は 9～10 である。但し炭酸ナトリウムを注入すると pH が上昇する。したがって、浸出水の pH やカルシウムイオン濃度によっては酸、もしくはアルカリの添加が必要となる。

カルシウム除去設備として重要なことは、処理の安定性と維持管理の容易性であり、次の点について配慮した。

- (1) 反応槽、混和槽、凝集槽の清掃が容易に出来るように水槽上部は全面開口とし、更に各槽にはドレン弁を設置し、容易に空に出来る設備とした。
- (2) 反応槽と混和槽の攪拌機は、定期的にスケール除去が必要であり、容易に取り外し可能な可搬式とした。
- (3) pH 計は、センサー部に付着したスケールを自動的に除去する薬液洗浄形 (薬液回収タイプ) として、測定値の正確性と安定性を図り、維持管理の容易な設備とした。
- (4) 炭酸カルシウム汚泥は、沈降性がよく、閉塞しやすいので汚泥引抜ポンプによる強制引抜きとし、ポンプ形式は、無閉塞形汚泥ポンプとした。
- (5) 沈殿槽の流入管や汚泥引抜き管は、閉塞時を考慮して洗浄できる設備とした。



第 1 図 処理工程概要
Fig. 1 Flow diagram



第2図 浸出水処理施設フローシート
Fig. 2 Flow sheet for landfill leachate treatment

2. 2. 2 設計条件

- 1) 反応槽滞留時間: 5 min 以上
- 2) 混和槽滞留時間: 5 min 以上
- 3) 凝集槽滞留時間: 20 min 以上
- 4) 沈殿槽滞留時間: 4 hr 以上
- 5) 沈殿槽水面積負荷: $20 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 以下
- 6) 中和槽滞留時間: 10 min 以上

2. 2. 3 機器仕様

- 1) 反応槽攪拌機 1 台
形 式: プロペラ式 (可搬式)
仕 様: $295 \text{ min}^{-1} \times 0.2 \text{ kW}$
- 2) 混和槽攪拌機 1 台
形 式: プロペラ式 (可搬式)
仕 様: $295 \text{ min}^{-1} \times 0.2 \text{ kW}$
- 3) 凝集槽攪拌機 1 台
形 式: パドル式
仕 様: $35 \text{ min}^{-1} \times 0.75 \text{ kW}$
- 4) 汚泥掻寄機 1 基
形 式: 中心駆動懸垂式
仕 様: $3800 \text{ mm} \phi \times \text{周速 } 4 \text{ m/min} \times 0.4 \text{ kW}$
- 5) 中和槽攪拌機 1 台
形 式: プロペラ式
仕 様: $295 \text{ min}^{-1} \times 0.75 \text{ kW}$
- 6) 汚泥引抜ポンプ 2 台
形 式: 無閉塞形汚泥ポンプ
仕 様: $0.25 \text{ m}^3 / \text{min} \times 6 \text{ m} \times 1.5 \text{ kW}$

2. 3 生物処理設備 (写真 3)

2. 3. 1 プロセス説明

生物処理の前段では加温槽を設け、冬期の水温低下時に蒸気を吹き込み浸出水の加温を行う。水温は硝化・脱窒作用に及ぼす重要な因子であり、水温が低下した場合、自動的に設定した温度に昇温して生物処理の安定を図っている。

生物脱窒処理は、負荷変動に対する安定性、管理の容易性から、回転円板法を採用し、酸化・硝化槽、脱窒槽、再ばっ気槽から成る。水素供与体としてメタノールを使用するプロセスである。

負荷変動への対応及び清掃時を考慮し、バイパス水路を設け水槽数の調整可能な構造とした。

2. 3. 2 設計条件

- 1) 硝酸化用回転円板: $6 \text{ g-BOD} / (\text{m}^2 \cdot \text{RD} \cdot \text{d})$ 以下
 $1.5 \text{ g-NH}_4^+ \text{-N} / (\text{m}^2 \cdot \text{RD} \cdot \text{d})$ 以下
- 2) 脱窒素用回転円板: $3 \text{ g-NO}_x \text{-N} / (\text{m}^2 \cdot \text{RD} \cdot \text{d})$ 以下
- 3) 再ばっ気用回転円板: $10 \text{ g-BOD} / (\text{m}^2 \cdot \text{RD} \cdot \text{d})$ 以下

2. 3. 3 機器仕様

- 1) 硝酸化用回転円板 3 基

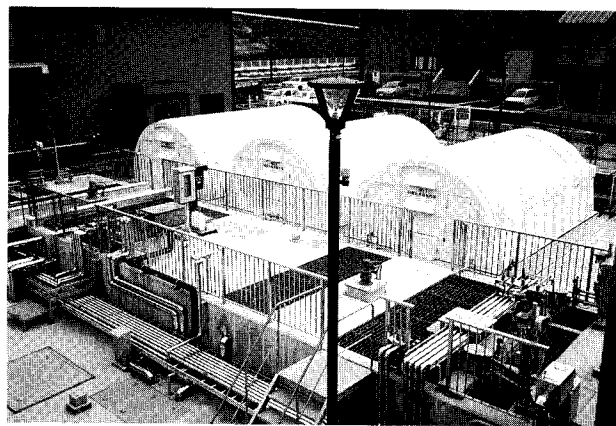


写真 3 凝集沈殿 (カルシウム除去)・回転円板装置
Photo.3 Coagulation/ sedimentation and RBC

形 式: 半水没形

仕 様: $3600 \text{ mm} \phi \times 7540 \text{ m}^2 \times 3.7 \text{ kW}$

- 2) 脱窒素用回転円板 1 基

形 式: 水没形

仕 様: $3600 \text{ mm} \phi \times 7540 \text{ m}^2 \times 3.7 \text{ kW}$

- 3) 再ばっ気用回転円板 1 基

形 式: 半水没形

仕 様: $2400 \text{ mm} \phi \times 1040 \text{ m}^2 \times 0.75 \text{ kW}$

2. 4 凝集沈殿設備

2. 4. 1 プロセス説明

凝集剤に塩化第二鉄を、凝集助剤に高分子凝集剤を使用し、COD除去に効果的な弱酸性凝集沈殿処理が可能な設備とした。

2. 4. 2 設計条件

- 1) 混和槽滞留時間: 5 min 以上
- 2) 凝集槽滞留時間: 20 min 以上
- 3) 沈殿槽滞留時間: 3 hr 以上
- 4) 沈殿槽水面積負荷: $20 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 以下
- 5) 中和槽滞留時間: 10 min 以上

2. 4. 3 機器仕様

- 1) 混和槽攪拌機 1 台
形 式: プロペラ式
仕 様: $295 \text{ min}^{-1} \times 0.4 \text{ kW}$
- 2) 凝集槽攪拌機 1 台
形 式: パドル式
仕 様: $35 \text{ min}^{-1} \times 0.75 \text{ kW}$
- 3) 汚泥掻寄機 1 基
形 式: 中心駆動懸垂式
仕 様: $3800 \text{ mm} \phi \times \text{周速 } 2 \text{ m/min} \times 0.2 \text{ kW}$
- 4) 中和槽攪拌機 1 台
形 式: プロペラ式
仕 様: $295 \text{ min}^{-1} \times 0.75 \text{ kW}$

2.5 高度処理設備（写真4）

2.5.1 プロセス説明

高度処理としては、SS除去用に砂ろ過器、COD除去用に活性炭吸着塔を設置した。

砂ろ過器、活性炭吸着塔は、シリーズで通水し、タイマーによる自動逆洗が可能なシステムとした。

腐食対策として砂ろ過器、活性炭吸着塔の内面は、ゴムライニングとし、内部配管、部品等は全て樹脂製とした。

2.5.2 設計条件

- 1) 砂ろ過速度：200 m/d 以下
- 2) 活性炭吸着空とう速度：4 m³/ (m³・h) 以下

2.5.3 機器仕様

- 1) 砂ろ過器 1基
形 式：圧力式下向流
仕 様：2層ろ過×1350 mmφ
- 2) 活性炭吸着塔 2基
形 式：圧力式下向流
仕 様：1400 mmφ×層高2000 mm

2.6 汚泥処理設備（写真5）

2.6.1 プロセス説明

カルシウム除去設備から発生する炭酸カルシウム汚泥は、生物処理後の凝集沈殿汚泥と比べ濃度や性状が異なり、かつ発生量も6～8倍と多いため、汚泥処理は2系統とし、遠心脱水機を2台設置した。但し、流入カルシウム濃度が低い時期にも考慮して、混合汚泥での1系統処理も可能な設備とした。

炭酸カルシウム汚泥は沈降性が良く、圧密しやすいので濃縮槽を設けず、凝集沈殿槽から直接汚泥貯留槽に送泥している。汚泥貯留槽の攪拌は、パドル形攪拌機を採用し、常時運転をすることにより汚泥の沈降、圧密防止を図っている。

炭酸カルシウム汚泥は、脱水性が良く、脱水機内で詰まりやすいことから、遠心力を1000～1500 Gに調整可能な回転数制御とした。また、無薬注で十分脱水が可能であり、脱水助剤設備は設けていない。

生物処理後の凝集沈殿汚泥は、濃縮後脱水助剤を注入し遠心力2100 Gで脱水処理している。

2.6.2 設計条件

- 1) 脱水ケーキ含水率：カルシウム汚泥 70 % 以下
凝集沈殿汚泥 85 % 以下

2.6.3 機器仕様

- 1) No.1 脱水機（カルシウム汚泥用） 1台
形 式：遠心脱水機（インバーターによる可変）
仕 様：15 m³/ h (300 kg/h)
- 2) No.2 脱水機 1台

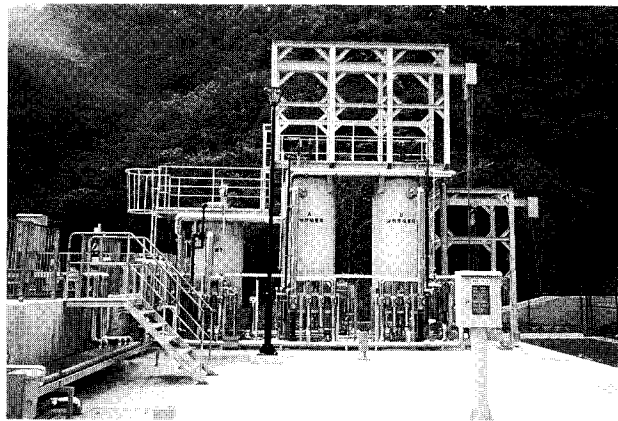


写真4 砂ろ過・活性炭吸着塔

Photo.4 Sand filter and Activated carbon filter



写真5 遠心脱水機

Photo.5 Centrifugal dehydrator

形 式：遠心脱水機

仕 様：2 m³/ h (40 kg/h)

- 3) No.1 給泥ポンプ 1台

形 式：一軸ネジ式

仕 様：max 22.5 m³/h×20 m×7.5 kW

- 4) No.2 給泥ポンプ 1台

形 式：一軸ネジ式

仕 様：max 3.0 m³/h×20 m×7.5 kW

- 5) No.1 汚泥貯留槽攪拌機（カルシウム汚泥用）

1台

形 式：パドル式

仕 様：43 min⁻¹×15 kW

2.7 監視設備

日常管理の目的は、設備を安定的に運転し、水質を維持することであり、そのためには、水質、水量の監視及び運転状況の把握が重要となる。浸出水処

理は水質，水量の時間的，季節的変動が大きく，適正な運転をするためには，管理を効率的に行う監視装置が求められる。

操作室に工業用パソコンを用いた監視装置（ＰＣロガー）を設置し，警報監視，データ収集などの集中管理を行っている。

監視装置は機器の運転，故障状況を示すフローシート表示，計測値表示，管理日報，月報，年報の作成及び警報監視等の機能を有している。

さらに，処理施設内に設置した雨量計からのデータと，浸出水処理施設への流入量から埋立地内の貯留量を予測する機能も有している。

む す び

本処理施設は，１９９７年３月に完成し，稼動を始めて間もない設備である。埋立作業は順次行われているが，計画流入水質に比べ現在の流入水質は，はるかに低い。これも浸出水処理施設の宿命と言える。

流入水質は，今後徐々に上がっていくと予想されるが，季節的及び経年的な水質変動に対応するためには，適正な運転管理が必要となってくる。メーカーとして，今後その状況を見守っていく所存である。

最後に，本施設の建設にあたり，多大な御指導をいただいたいわき市の方々に，深く感謝致します。

連 絡 先

橋 本 敬 行 環境装置事業部
 技術部計画第１課
 担当課長
 T E L 03 - 3459 - 5944
 F A X 03 - 3437 - 3256
 E-mail t.hashimoto@pantec. co.jp

PCB 処理技術(SP プロセス)について

SP Process: Chemical Dechlorination Process of PCB
in Waste Materials



(技)研究開発部
川 井 隆 夫
Takao Kawai
佐 伯 一 丸
Kazumaru Saeki
中 西 勉
Tsutomu Nakanishi
服 部 孝 弘
Takahiro Hattori

神鋼パンテックは PCB 汚染廃棄物中の PCB の化学的脱塩素化処理技術を開発した。名付けて SP プロセス（ナトリウム粉末分散油添加法）である。本プロセスは2つの主要部からなる。第一は Powertech 社の開発技術を導入した化学的処理法で、比較的低温で反応し、残留 PCB 濃度を0.5 ppm 以下にする。本技術はカナダで十年間に9 000 m³以上の汚染油処理実績を有す。第二は脱塩素プロセスで生じた廃液に含まれる二次生成物を生物学的処理法で除去するシステムである。本処理装置はコンテナサイズに収納し、移動容易な装置であるので PCB 汚染物保管サイトにて処理することが可能である。

Shinko Pantec has developed a chemical treatment process for the dechlorination of PCB contaminated in waste materials, named SP process; Sodium Pulverulent Dispersion oil Put on Process by Shinko Pantec and Powertech. This process is composed of two major process. One is chemical destruction process originally developed by Powertech with using sodium pulverulent dispersion oil as a reagent react with contaminated PCB at a relatively low temperature and reduce the PCB level lower than 0.5 ppm. This original dechlorination process has a result that more than 9 000 m³ of PCB contaminated oil have been treated in Canada for more than ten years. Another is biological treatment system which decompose organic substances formed in the dechlorination process. Since this equipment facilitates in container size as mobile type, it is able to treat on site of storing PCB contaminated wastes.

Key Words :

PCB 汚染廃棄物	PCB contaminated wastes
化 学 処 理 法	Chemical method
脱 塩 素	Dechlorination
ナトリウム分散絶縁油	Sodium pulverulent dispersion oil

まえがき

PCB (Poly Chlorinated Biphenyl : ポリ塩化ビフェニル) は1881年にドイツで合成され、1929年に米国でモンサント社が工業生産を開始、日本では鐘淵化学工業が1954年より生産を開始した。¹⁾ 生産が中止されるまでの総生産量は世界的には約100万トン以上と推定されており、日本では5万9千トンが生産され、5万4千トンが国内消費されている。

PCBは化学的に安定で熱分解しにくく、酸化されにくいこと、酸・アルカリに安定で金属を腐食しないこと、水に極めて溶けにくいこと、絶縁性、耐熱性、耐薬品性に優れることから、トランス、コンデンサー等の電気絶縁油や熱交換器の熱媒体、感圧複写紙等に使用された。

しかし、1968年カネミ油症事件により PCB の毒性が問題化し、1972年製造が中止され、1974年には特定化学物質に指定された。これに伴い PCB に汚染されたトランス、コンデンサー等の廃棄物は特別管理廃棄物に指定され、保管及び数量の届け出が義務づけられて今日に至っている。

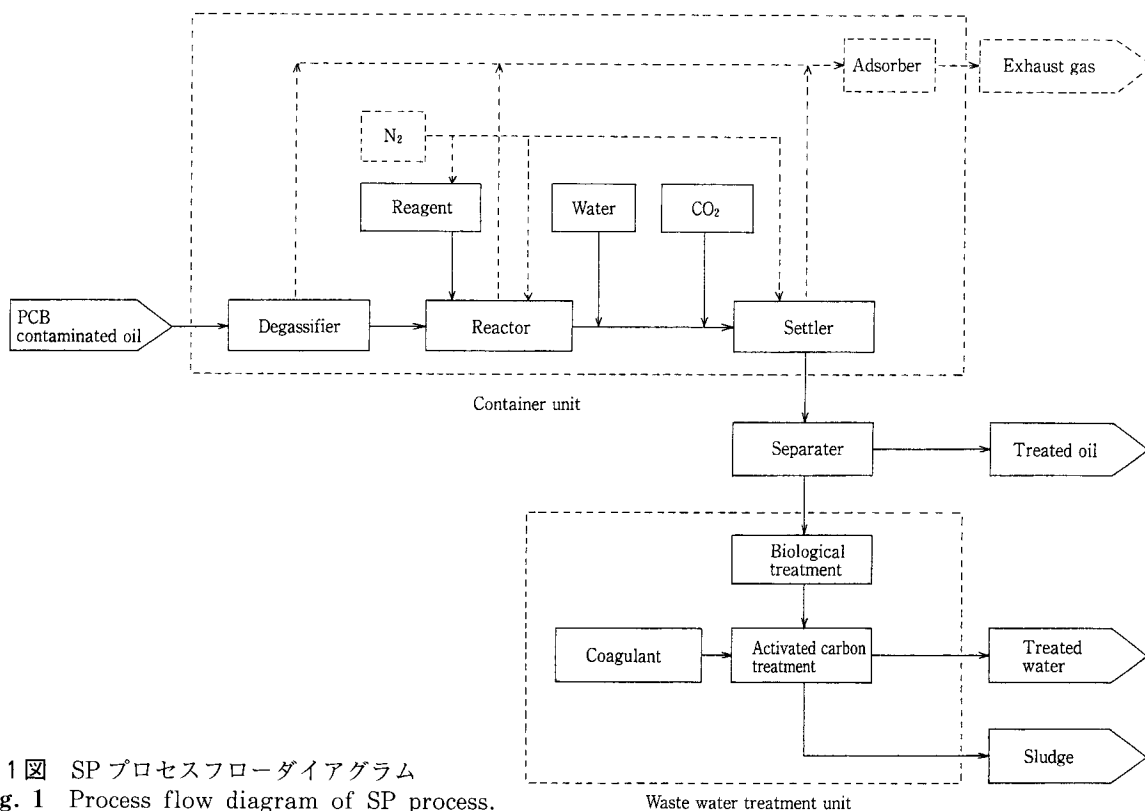
だが、阪神大震災等の緊急事態発生に際して保管物が所在不明となるなど、維持管理が必ずしも万全ではなく保管容器の老朽化とともに二次汚染の恐れ

が現実味を帯びてきた。このため早急な対応が求められている。

しかし、1986年の廃掃法改正により PCB の燃焼処理が唯一の処理法として認められているにもかかわらず、様々な要因から処理されることなく今日に至っている。その打開策の一環として、国は環境庁、通産省、厚生省が連携して諸外国における規制の現状と処理技術ならびに処理状況について現状把握に努めてきた。そして諸外国の状況と照らし合わせて合理的でかつ、より安全サイドに立脚した処理技術の検討が進められてきた。

その過程で、化学処理法が十分適用可能なレベルに達しているとの見解が示された。²⁾ これを受けて1997年6月に廃掃法が改正され、11月には特別管理廃棄物指定の PCB 濃度基準も新たに0.5 ppm が答申された。これによって遅くとも1998年6月までに化学法による処理が実施可能となるように政令が改正されることとなった。

いうまでもなく、PCB 汚染物の移動に関する規制は厳しいものがあり、できる限り移動させずに保管場所にて処理できること、コンパクトで十分な処理性能(残留 PCB 濃度及び処理量)を有し、系外に二次的な有害副生成物を発生させない設備であるこ



第1図 SP プロセスフローダイアグラム

Fig. 1 Process flow diagram of SP process.

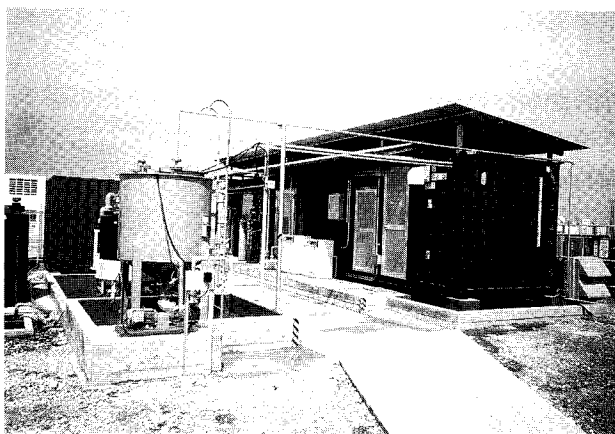
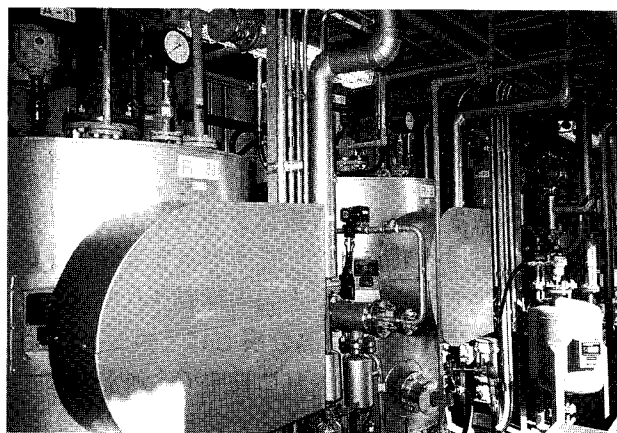


写真 1 装置の外観ならびに装置室内の状況
Photo.1 The outlook of the facility and inside of the container



と、又、処理方法としては複雑でなく、扱いやすい方法であることが重要である。

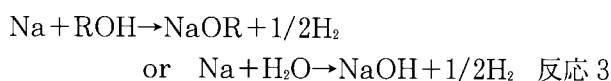
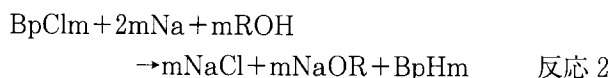
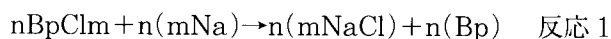
当社では、前述の背景のもと、カナダ Powertech 社の技術をベースとして、日本の状況に適した処理技術を開発した³⁾ので本処理技術：SP プロセスについて紹介する。

1. 本技術の基本原則

本処理法、すなわち SP 法は Sodium Pulverulent Dispersion Put on process by Shinko Pantec Powertech の略である。本処理システムのフローを第 1 図に示す。

本処理技術のうち、PCB の脱塩素工程から副生成物の分離（オプションとして油の精製）まではカナダ Powertech 社の開発技術をベースとしたものである。1986 年より、カナダ国、BC Hydro (British Columbia 州電力公社) 社の工場にて柱上トランス油の汚染 PCB 処理と処理油の再生利用を手掛け、現在までに 9 000 トン以上の処理実績を有し、現在も稼働中である。

本技術（SP プロセス）の基本となる化学反応は次に示す反応式で示される。



R：炭化水素基，Bp：ビフェニル環（(10-m) の H を含む）， m = 1 から 10

本技術は超微粒子金属 Na（ナトリウム）を電気絶縁油中に分散させた懸濁油を反応薬剤として被処理油中に添加攪拌して、被処理油中に含まれる PCB と金属 Na を反応させて NaCl を生成させるとともに、同時に添加したプロトン供与体から Cl（塩素）の抜けた部位にプロトンを供給する事によりビフェニル類に変換して安定化をはかる。

低濃度の場合にはプロトンは絶縁油から供給され、従ってプロトン供与体（反応促進剤）を添加しなくても脱塩素反応は進み、かつビフェニルの重合＝ポリマー化は生じにくい、高濃度の場合、促進剤の種類及び量によって脱塩素反応速度が大きく影響を受ける結果、塩素含有ポリマーが新たに生成したり、脱塩素化率が目標に達しないなどの現象が生ずる。

従って、本法では促進剤として、低濃度の場合には極微量の水を、高濃度の場合にはイソプロピルアルコールを添加して反応の維持を図る。

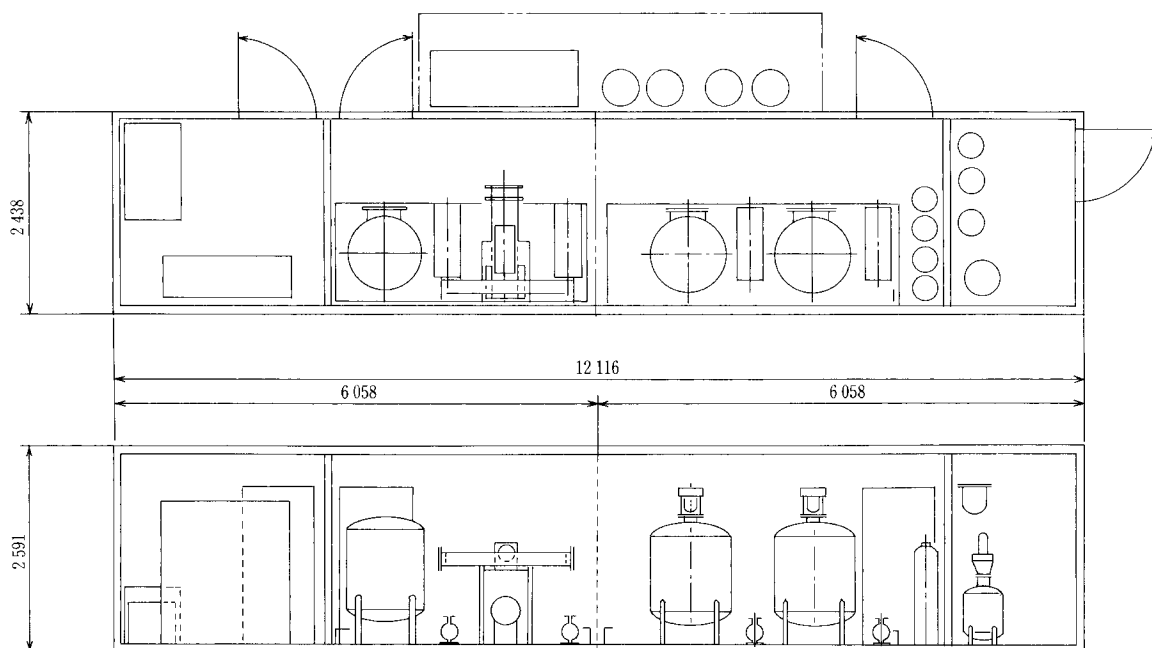
反応は低濃度の場合 90℃ 以下、高濃度の場合でも 200℃ 以下でおこなわれるので、ダイオキシン等の副生成物は理論的に生成しない。また、絶縁油の変性がほとんどなく、絶縁油としての再生利用も可能である（ただし、精製プロセスを通す必要がある）。

本法は難分解性有機物の生成が少ないこと、比較的添加量が少なく（塩素モル比で 10 倍程度）、しかも反応温度が比較的低温で、反応時間が短い特徴がある。

分解によって生じたビフェニルは飽和溶解度までは絶縁油中に溶解するが、油に溶解しないで水溶液中に懸濁した有機物に対しては生物分解法により処理して、系外に排出させないことを意図している。

2. 設備の規模及び概要

実証試験装置の概観を第 2 図及び写真 1 に示す。



第2図 装置の概略図 (単位 : mm)

Fig. 2 Outline of pilot scale test equipment of dechlorination process (Unit : mm)

処理能力としては低濃度 PCB の場合で 500 l / batch である。これはコンテナサイズに装置を集約して、PCB 保管場所に移動設置可能な可搬型処理設備として設計したものである。

この処理システムは大きく区分して、主体である反応処理システムと防火・消火システムからなっている。

反応処理システムは次に示す機器構成からなっている。

被処理油受け入れのための貯留槽、油加熱器、減圧蒸留槽、反応薬剤貯槽ならびに計量槽、反応槽、抽出槽、静置分離槽、排ガス・トラップ、ならびに副生成物の生物処理槽から構成される。

貯留槽には処理前の PCB 汚染油が貯留される。

加熱器は油を加熱するためのものである。

減圧蒸留槽では、過剰水分を除去すると同時に 90℃ まで被処理油を加熱する。

加熱及び減圧蒸留を完了した被処理油は反応槽に送られる。本槽には反応薬剤貯槽より、事前に秤量された反応薬剤が送り込まれて、反応がおこなわれる。

抽出槽は反応終了後の油が移され、反応によって生成した副生成物の水中への移行をはかる。

分離槽では副生成物ならびに洗浄水と処理油の分離をおこなう。

分離後、残された副生成物を含む廃液はバッチ式生物処理装置に送られ処理される。

3. 処理の方法ならびに処理能力

はじめに受け入れタンクに導入された被処理油は GC-ECD 法による分析によって PCB 含有量がチェックされる⁴⁾。

次いで、加熱器を経て減圧蒸留槽に送られ、ここで水分を分離してから、脱塩素反応槽に送られる。ここで反応薬剤貯槽から計量された薬剤が注入され、反応させる。

所定時間経過後、反応液に水及び炭酸ガスを注入しながら抽出槽に送る。ここでは、未反応の過剰薬剤の中和ならびに反応生成物である NaCl を油中から分離する。この際、水を加えて攪拌し、水中に NaCl を移行させる。ここで反応が完全に行われたことをオンサイトに設置した GC-ECD 装置にて分析確認する。本処理を経て、静置分離槽により、処理油と廃水とに分離する。

廃水は生物処理装置に送られて排水基準値以下の水質に改質して下水放流する。

適用可能な絶縁油中の PCB 濃度範囲は上限 20 % である。この理由は、PCB そのものの粘度が高く、攪拌の影響が大きくなり、反応が進み難くなるためである。従って、これより高濃度のものを処理する場合には絶縁油（場合によっては回収再利用可能な

炭化水素系溶剤)にて本濃度以下に希釈して処理を行う。

1%以下のPCB濃度汚染油のPCB分解反応は30分以内で終了する。被処理油の仕込みから反応終了、抜き出しまでの1バッチは約1時間である。本実証装置では500ℓ/batchであるので、2m³/日として年間500m³(稼働日数250日)の処理性能である。

10%程度の高濃度PCB汚染油の場合には反応生成物による温度上昇を抑制する必要があるため、約1時間の反応時間を要す。

4. 主要な安全対策ならびに保安設備

4.1 環境汚染対策

受け入れタンク以降、静置分離槽までは密閉式となっており、系外へのPCB漏洩はサンプリングを除いて一切ないように設計している。

減圧蒸留槽及び反応槽での工程で発生する飛散物が系外に排出されないように、オイル・トラップ及び活性炭フィルターを設置して防止を図っている。

被処理油を保有する装置部には装置床部全面に防液堤(オイル・パン)を設け、接続部から漏洩があっても外部に漏洩することなく回収再処理ができるようになっている。

装置室内部は換気扇により強制排気を行う。排気は活性炭フィルターを通過して外部に放出される。

装置を設置するにあたっては基礎として全体を防液堤で囲み、万一装置から漏洩があった場合にも土壌への汚染等の2次汚染を引き起こさないようにしている。

生物処理槽では処理油以外の副生成物(懸濁液状)を生物処理により分解し、環境基準に適合する水質に改質する。

4.2 防火対策ならびに火災予防対策

装置全般について、安全増モーター防爆仕様の電気機器ならびに本質安全防爆機器を使用し、電気火花による着火の防止をはかること、アース配線を確実にし、漏電あるいは静電気による着火の防止をは

第1表 低濃度PCB汚染油処理のピーカー(1リットル)スケール基礎実験結果

Table 1 1 litre scale test result of low PCB contaminated oil.

No	volume (ml)	PCB conc. (ppm)	Temp. (°C)	PCB conc. after reaction (ppb)	Reaction time
FT-1	500	463	100	<20	5 min.
FT-2	500	463	90	<20	5 min.
FT-3	500	463	70	<20	5 min.
FT-4	500	463	60	<20	5 min.

*PCB types are A1242 and A1260. Sample also contains 160 ppm of TTCB.
Sampling time is every 5, 10, 20, and 60 minutes.

第2表 低濃度PCB汚染油の実機装置テスト結果(BC Hydro社の装置750ℓ/バッチを使用)

Table 2 The test result with using actual operating equipment (at BC Hydro Co., 750ℓ/batch scale)

No.	PCB conc. (ppm)	Temp. (°C)	React. time (minutes)	Amount of Dispersion (litre)	Residual PCB Conc. (ppm)(high resolution)
1	347	90	20	4.7	< 2 (120 ppb)
2	347	90	20	4.7	< 2 (160 ppb)
3	347	90	20	5.3	< 2 (34 ppb)
4	347	90	20	5.3	< 2 (45 ppb)
5	347	90	20	5.63	< 2 (11 ppb)
6	347	90	20	5.63	< 2 (31 ppb)
7	347	90	20	5.63	< 2 (53 ppb)
8	347	90	40	5.63	< 2 (26 ppb)
9	347	90	47	11.26	< 2 (8.5 ppb)

かっている。

反応薬剤槽と反応槽までの配管経路には、反応薬剤を送液したのち、まず加熱した油、続いて窒素ガスにて配管内をクリーニングすることと、専用容器を用いることにより密閉系で移し替えを行うようにしている。

装置は自動制御運転とし、人為的ミスによる事故を防止するとともに、作業員への PCB やその他の危険物の暴露防止を図っている。

火災予防対策として、自動火災報知器など法律で定められた予防対策装置及び消火設備を設置している。

オンサイトに分析装置を設置し、処理油の分析を行い、処理が行われていることを確認している。かつ、定期的に他の分析機関に分析依頼をして、精度検定を行っている。

5. 本プロセスの処理性能及び処理物の安全性

5.1 低濃度 PCB 汚染油の処理結果

1ℓ ビーカー装置及び20ℓ 規模ベンチ設備を用いて PCB 濃度と反応薬剤(ナトリウム分散絶縁油)添加量、分散体の粒径、反応時間、反応温度、促進剤の効果等を検討した。

5.1.1 1ℓ スケールの低濃度 PCB 汚染油処理実験結果

第1表に1ℓ スケールの低濃度 PCB 汚染油処理実験結果を示す。反応時間は1時間に設定し、サンプリングは5, 10, 20, 60分とした。分析の結果より、60℃以上の温度条件下でいずれも5分以内に残留 PCB 濃度は20 ppb 以下に到達することが確認された。

5.1.2 750ℓ スケール設備の低濃度 PCB 汚染油処理実験結果

第2表には、これらの結果を踏まえて行った750ℓ スケールの低濃度 PCB 汚染油処理実験結果を示す。これによれば非常に短時間で反応が終了し、いずれも、基準値0.5 ppm をクリアしている。

5.2 高濃度 PCB 汚染油処理実験結果

5.2.1 1ℓ スケール実験結果

1ℓ スケールの高濃度 PCB 汚染油処理実験結果では所定の脱塩素量に達した場合と到達出来なかった場合とがあり、とくに促進剤としてビフェニルやナフタレンは高濃度の場合には期待度が低いことが判った。

5.2.2 20ℓ スケール実験結果

第3表に濃度の異なる試料の20ℓ スケール脱塩素処理実験結果を示した。

前述の結果より、低濃度 PCB 汚染油の処理条件として、反応温度は約90℃、反応時間は1時間以下で脱塩素化が完了し、反応薬剤(ナトリウム分散絶縁油)の添加量は、塩素量に対して5倍以上(モル比)必要であることが明らかとなった。反応薬剤添加量は高濃度になるほど低減可能であり、10%では3.7ないし5倍程度が最適条件となる。

5.3 環境への二次的影響等の検討結果

反応によって生成する NaCl, Biphenyl などの、油相から分離して水相に移行する生成液について標記の検討を行った。

5.3.1 分離液の残留 PCB 分析

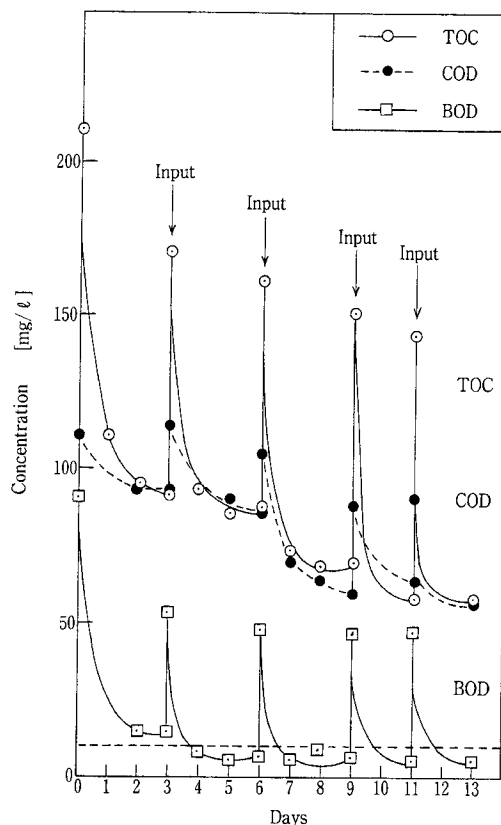
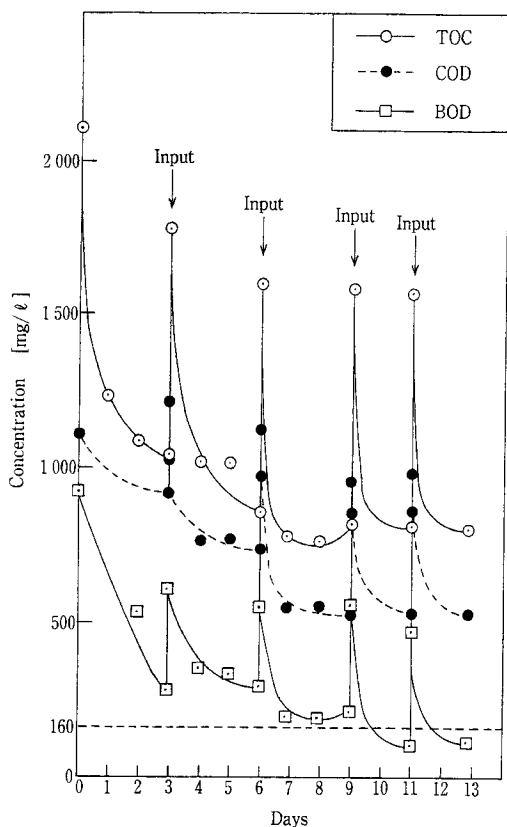
反応生成水溶液中の PCB は GC-ECD による分析の結果検出されなかった。コプラナー PCB (33' 44', 33' 44' 5, 33' 44' 55') も0.01 ng/g (検出限界) 以下であった。

第3表 PCB 濃度が異なる場合の20リットルスケール基礎実験結果

Table 3 20 litre scale fundamental test result of different PCB contamination levels.

No.	Temp. (°C)	PCB conc. (ppm)	Na add. (g/l)	Promotor (ml/l)	Mol. ratio of SD, Promotor, to chlorine	Completion time
PC-1	60	595	2.0	2.0	10.8 : 3.2 : 1	<10
PC-2	60	1550	2.4	2.5	5 : 1.5 : 1	<10
PC-3	20-96	100000**	64.0	90.0	3.7 : 1 : 1	60

**Aroclor-1242



第3図 生物処理における投入有機物濃度の経時変化

Fig. 3 Effect of biological treatment for the reduction of organic carbon

第4表 再生処理油の物性比較

Table 4 Correlation of the quality of recycled oil

Items	JIS standard	dechlorinated oil
Density (g/cm ³ at 15 °C)	<0.91	0.865
Viscosity (at 40 °C) cSt	<13	8.29
Viscosity (at 100 °C) cSt	<5.5	3.0
Firing Temp. (P. M) °C	>130	155
Flow Temp. (°C)	<-27.5	<-40
Neutralization Number (mg KOH/g)	<0.02	<0.01
Dielectric Strength (2.5 mm) kV	>30	54

5. 3. 2 分離液の変異原性試験及び急性経口毒性試験

労働省告示第77号に準じた変異原性試験の結果、突然変異誘起性は陰性であること、OECD 化学物質毒性試験指針 (1987) に準拠したマウスにおける

急性経口毒性試験 (限度試験) では単回経口投与による致死量は20 ml/ (kg 体重) 以上であることなどの安全性を確認した。

5. 3. 3 分離液の排水としての環境基準適合性の検討

しかしながら、排水としての環境基準値は重金属を除いて有機物に関して充たしていない項目 (BOD, COD, n-Hexane 抽出量) があるので、生物処理によりこれら有機物の分解及び分離を行い、水質基準値を達成させようと系外に排水できるように生物処理による検討を行った。

5. 4 分離液の生物処理に関する検討

実操業プラントより排出された油分離後の反応生成液を用いて、反応生成液の分解実験をおこなった。

その結果、第3図に示すように BOD は確実に減少し、水質汚濁防止法の基準値160 ppm 以下を達成した。COD についても下水放流可能な数値基準である100 ppm 以下を達成し、n-Hexane 抽出量も3 mg/ℓ 以下を達成した。

5. 4. 1 作業環境への PCB 揮散度評価

反応時の揮散物はフィルター除去しており、我々

がモデルとするカナダにおける実操業プラントにおける分析において作業環境大気中への放出も基準値(50 ng/Nm³)以下を充たしている。

5.5 処理再生油の電気的特性

本処理によってPCB分解処理を行った後、再生処理を行った再生油の電気的特性を第4表に示す。いずれの項目も十分に規格を充たしている。

むすび

本処理技術は、金属ナトリウム分散絶縁油を反応薬剤として添加して直接脱塩素化する技術と、これによって発生する廃液を生物処理して環境基準に適合した排出のレベルに浄化する技術を組合せたもので、系外に廃棄物を極力出さない、あるいは処理によって二次的な廃棄物を新たに発生させないことを意図しており、次の特長を有している。

- 1) カナダに於いて、10数年間操業以来無事故であり、9 000 m³もの油を処理し、現在も操業中の実績を有す。
- 2) 金属微粒子を直接絶縁油中で反応させるため分解率が非常に高く、20 ppb以下の残留PCB濃度が得られる。(分析装置の検出限度以下)
- 3) 反応時間が短い。(20分程度で反応終了/低濃

度汚染油の場合)

- 4) 反応温度が低い。このためダイオキシン等の有害物質を発生させない。
- 5) 処理油は絶縁油として再生が可能。
- 6) 生成廃水にはPCBは含まれず、各種生物を用いた安全性試験でも安全性を確認している。
- 7) 生成廃液中の有機炭素は生物処理で90%以上分解除去できる。
- 8) 最終生成廃液は排水基準を充たし、有害物質を含まない。
- 9) コンテナサイズに収納でき、PCB保管場所での移動処理が可能。

現在、日本国内で確認のための実証試験を実施して性能確認を行い、6月以降の実施に向けて対応出来るよう準備を進めている。

[参考文献]

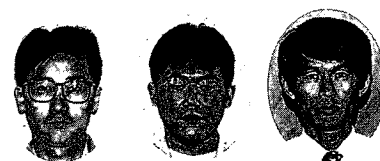
- 1) 橋詰博樹：廃棄物学会誌. vol. 5, pp 233-242, 1994
- 2) PCB処理の推進について(中間報告), 平成9年10月, PCB混入機器等処理推進調査検討委員会
- 3) 川井隆夫, 中西勉, 佐伯一丸：特願平9-127395
- 4) 平成6年度有害廃棄物の処理に関する調査報告書, p 75~84, 平成7年3月, 産業廃棄物処理事業振興財団

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
T E L 078 - 992 - 6525
F A X 078 - 992 - 6504
E-mail t.kawai@ pantec. co.jp

グラスライニング製及びステンレス製 規格品の紹介

A Standardized Series of Glasslined Reactors and Stainless Steel Reactors.



(化)技術部
徳 岡 洋 由
Hiroyuki Tokuko
中 村 隆 彦
Takahiko Nakamura
宮 田 忠 明
Tadaaki Miyata

グラスライニング製反応機ならびにステンレス製反応機はユーザの仕様に応じた個別設計による受注生産を行ってきた。しかしながら近年、反応機は競争が激化しており、短納期ならびに低価格をユーザより強く要望されている。この要望に応えるべく、グラスライニング製ならびにステンレス製反応機について、仕様をある範囲に限定した規格品の販売を開始した。本稿でその概要を紹介する。

Glasslined reactors and Stainless steel reactors have been so far designed and manufactured on a custom-built basis. However, there is recently keen competition in the reactor market and customers demand request us shorter delivery and lower price. To satisfy customers' demand we have commercialized a standardized series of glasslined reactors and stainless steel reactors. Presented in this paper is an outline of the standardized series of reactors.

Key Words

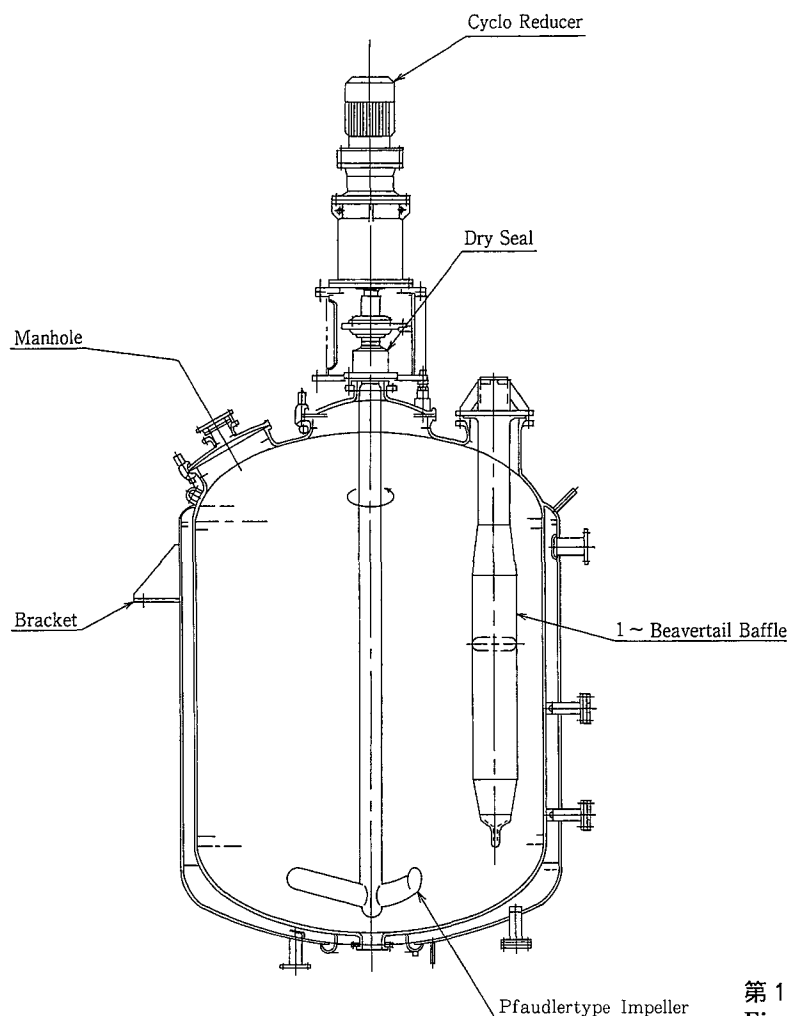
規	格	品	Standardized series
短	納	期	Shorter delivery
低	価	格	Lower price

ま え が き

従来、グラスライニング（以下 GL と呼ぶ）製反応機ならびにステンレス（以下 SUS と呼ぶ）製反応機は、利用される分野も目的も多岐に渡り、装置形状も関係因子も多様であるがためユーザの仕様に応じた個別設計による受注生産が主力を占めてきた。

近年、プラント建設期間の短縮とそのコスト低減についてのユーザニーズが高くなってきている。受注生産の場合、機器仕様の確定、承認図の設計、受

注後のキックオフミーティング、承認図返却後の変更などのため、手配製作までに時間を取られることが多く、ユーザの要望である短納期・低コストに充分に応えることが困難になってきている。そこで当社では、長年培った数多くの実績と技術力により、このユーザの要望に応えるべく、GL 製ならびに SUS 製反応機について、仕様をある範囲に限定した規格品の販売を開始した。本稿では、これら規格品について紹介する。



第1図 GL規格品の概略図
Fig. 1 Schematic of GL standard reactor

1. GL 規格品

1. 1 GL 規格品の概要

第1図にGL規格品の構造を示す。GL規格品とは、現市場においてGL製反応機市場の大部分を占めている容量について、シンプルかつ汎用性が高い反応機を、当社にてあらかじめ仕様条件を設定し、設計したものであり、カタログ一枚で反応機仕様の確定ならびに発注ができるようにしたものである。

1. 1. 1 缶体標準容量

100 Lt から8 000 Lt までの12タイプをラインアップした。

オープン型 100 Lt ~ 2 000 Lt 計7タイプ

クローズ型 3 000 Lt ~ 8 000 Lt 計5タイプ

1. 1. 2 本体の支持方法

本体の支持方法としては、ブラケットタイプと自立脚タイプの2タイプとした。

1. 1. 3 ノズルの配置

ノズルは個数、サイズが同じで、配置が180°対称である2タイプとした。

1. 1. 4 標準仕様

攪拌槽としての機能を満足できるシンプルな構造のスタンダード仕様と、さらに必要部品を選択できるオプション仕様の二種類から構成されている。仕様の各項目を第1表に示す。

1. 1. 5 攪拌翼

攪拌翼は、吐出性能に優れ、低粘度から中粘度まで幅広くカバーでき、数多くの実績があるファウラー翼（三枚後退翼）を採用した。

1. 1. 6 軸封、ドライブ機構

軸封は、構造が簡単で潤滑油、冷却水が不要なトライシールを採用した。摺動部材質はPTFE回転リングとセラミックシートであり、パッキン屑や潤滑油の缶内への混入がない構造で、これまでに多数の納入実績がある型式とした。

減速機は、定速回転減速機をスタンダード仕様とし、オプション仕様として、インバータ付き電重機を採用し、幅広い攪拌用途に対応できるようにしている。

第 1 表 仕様項目
Table 1 Specifications

Item	Standard spec.	Optional spec.
Code	F. S. L/P. V. 2	_____
Design press.	Vessel : F. V./2 kgf/cm ² Jacket : 4 kgf/cm ² or Vessel : 2 kgf/cm ² Jacket : 5 kgf/cm ²	_____ _____ _____ _____
Design temp.	Vessel : 0~158 °C Jacket : 0~158 °C	_____ _____
Vessel support	Bracket or Leg	_____
Glass No.	# 9000	_____
Reducer Type	Cyclo	Cyclo with inverter
Motor Type	eG3 (indoor use)	d2G4 (outdoor use)
Agitator Type	Pfaudler impeller	_____
Seal Type	Dry seal	_____
Baffle Type	Beavertail	Beavertail with GS-T Lead wire for GS-T Safety barrier for GS-T Converter for GS-T
Discharge valve	_____	Flush valve
Manhole	Opening system : Hinge Accessories : Sight glass	Spring balance Protection ring
Accessories	Each noz (tank) is furnished with split flange and gesket	Reducing flange Blind flange Dipping pipe (PTFE)

1. 2 規格品選定手順

カタログにより容量を選定し、次に支持方法を選定、最後にノズルの配置という順序で総計48タイプより選定することができる。さらに、必要部品があればオプション仕様の中から選択することができる。

2. SUS 規格品

SUS 規格品はステンレス製反応機の抜本的な標準化を行った缶体に、高効率攪拌翼であるフルゾーンを搭載したもので、名称を FULLZONE® K-REACTOR とした。

2. 1 FULLZONE® K-REACTOR の概要

第 2 図に FULLZONE® K-REACTOR の構造を示す。FULLZONE® K-REACTOR の特長は、次の 2 点である。

- 1) 当社のキーテクノロジー「攪拌」を最大のコンセプトとし、多機能で優れた攪拌性能を有するフルゾーンを備え、攪拌目的や内容物物性に応じて攪拌機の仕様（モータ容量、回転数）が選択できる。
- 2) 過剰なオプションをカットしたシンプルな設計により、短納期、低価格化を実現した。

2. 2 缶体標準容量

1 m³から20 m³までの13タイプをラインアップした。

オープン型 :

1 m³ (KR-1) ~ 3 m³ (KR-3) 計 3 タイプ

クローズ型 :

4 m³ (KR-4) ~ 20 m³ (KR-20) 計 10 タイプ

第 2 表 仕様項目
Table 2 Specifications

■ Design spec.

Item	Standard spec.	Optional spec.
Code	P. V. 1	P. V. 2/F. S. L
Design press.	Vessel : F. V./10 kgf/cm ²	10 kgf/cm ² Under
	Jacket : 5 kgf/cm ²	5 kgf/cm ² Under
Design temp.	Vessel : 0~150 ℃	-5~150 ℃
	Jacket : 150 ℃	-5~150 ℃

■ Vessel

Item	Standard spec.	Optional spec.
Material	Vessel	Solid : SUS304
		SUS304L, SUS316, SUS316L
		Clad : SM400B+SUS304
		SUS304L, SUS316, SUS316L
	Jacket	SM400B
		←
Manhole	Bolt : Swing bolt	←
	Opening system : Spring balance	←
	Accessories : 100A Sight glass	←
Inside finish	Internal : Pickling	Baff # 240, # 320, # 400 Mirror # 320, # 400 Electro polish EP-3, EP-5

■ Agitator

Item		Standard spec.	Optional spec.
Reducer	Type	Cyclo	Cyclo with inverter
Seal	Type	Double mech. seal	Dry seal
	Double mech. seal	Seal material : Carbon vs SUS316CM coat	←
		O ring : FPM	NBR, Perfluoro, Kalrez
		Lubricant : Mech. oil	Water
		Oil catcher : None	Furnished
		Lubrication : CS press. cylinder	SUS press. cylinder
Agitator Type		FULLZONE®	←
Baffle		2~Plate baffle	←

■ Others

Item	Standard spec.	Optional spec.
Vessel	Bracket	Leg
Conductivity	Agitating nozzle	Spiral baffle
Accessories	Insulation ring	Discharge valve
	Insulation nut	

2. 3 標準仕様

攪拌槽としての機能を満足できる基本仕様と、さらに多様な目的に対応できるオプション仕様の二種類から構成されている。設計圧力、温度に対しては基本仕様内の任意の条件に対応し、ユーザ各位の設計条件にあった缶体板厚を採用することとした。また、内面仕上げについてはバフ仕上げにとどまらず電解研磨「EP 仕上」までオプション仕様で対応可能とした。当社の長年に亘る納入実績に基づき設定した代表的な仕様項目を第2表に示す。

2. 4 攪拌

多機能で高効率攪拌翼として、様々な分野、用途に数多くの実績があるフルゾーンを採用した。

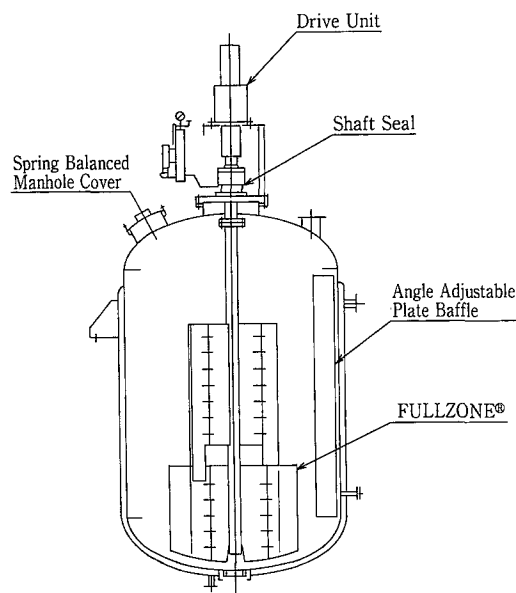
フルゾーンの優れた攪拌性能については、数多くのユーザに満足していただいております。用途も近年では、触媒調整槽や表面ガス吸収による水素添加など多様化している。

本 FULLZONE® K-REACTOR では攪拌馬力が設計上の大きなポイントとなる。当社ではユーザ各位の内容物物性や攪拌目的及び用途に応じて最適な攪拌仕様を選定し、必要なモータ馬力を搭載することとしている。

2. 5 軸封、ドライブ機構

基本仕様にダブルメカニカルシールをそしてオプション仕様にドライシールを採用した。メカニカルシールの摺動材はカーボンシート vs SUS316セラミックコートを用意した。

減速機は、定速回転減速機を基本仕様とし、変速回転用のオプション仕様としては、インバータ付電



第2図 FULLZONE® K-REACTOR の概要
Fig. 2 Schematic FULLZONE® K-REACTOR

動機を採用した。

む す び

GL 及び SUS 規格品は、当社の経験と技術力をベースに機能性と経済性を追求してシリーズ化した新しいコンセプトの反応機である。今後もユーザの皆様の期待に応えるべく、オプション仕様の見直し追加により、より良い製品へとブラッシュアップを図っていく計画である。

ユーザ各位におかれては、これら規格品の仕様をプラントの計画時点より検討・配慮いただければ幸いです。

連 絡 先

徳 岡 洋 由	化工機事業部 技術部	中 村 隆 彦	化工機事業部 技術部	宮 田 忠 明	化工機事業部 技術部 担当次長
TEL 0794 - 36 - 2511		TEL 0794 - 36 - 2513		TEL 0794 - 36 - 2513	
FAX 0794 - 36 - 2578		FAX 0794 - 36 - 2578		FAX 0794 - 36 - 2578	
E-mail h.tokuoka@ pantec. co.jp		E-mail th.nakamura@ pantec. co.jp		E-mail t.miyata@ pantec. co.jp	

神戸市東灘処理場における震災復興工事の紹介

Restoration from Earthquake-Rehabilitation of Sewage Water Treatment Plant



(環)技術部計画第1課
植 松 一 也
Kazuya Uematsu
(環)技術部計画第2課
宮 後 靖 浩
Yasuhiro Miyago

阪神・淡路大震災が発生してから3年あまりが経過し、その傷跡も徐々にではあるが復興してきている。下水処理場の中でもっとも被害が大きかった神戸市東灘処理場においても、建て直していた脱水機棟が完成し、移設された大型ベルトプレス脱水機3台が稼働を始めた。震災直後から現地に乗り込み災害復旧に取り組んできた当社の行った復旧工事について紹介する。

About three years have passed since the disastrous earthquake in Kobe. The restoration works from the earthquake have been gradually progressing in various places. In the most heavily damaged sewage treatment plant, three dehydrators recently started operation in the reconstructed building. This paper describes a series of rehabilitation works implemented at the plant immediately after the earthquake.

Key Words

震 災 復 興

restoration from earthquake rehabilitation
of damaged sewage treatment plant

加圧浮上濃縮装置

pressurized floatation system

ベルトプレス脱水機

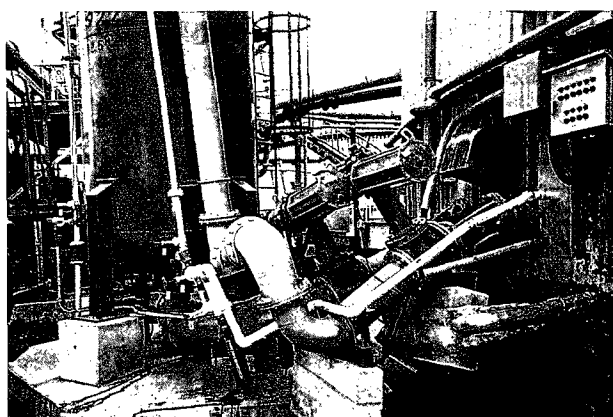
belt press dehydrator

ま え が き

神戸市東灘処理場は神戸市の東端、東灘区にあり神戸市最大に当たる225 000 m³/日（震災当時）の処理能力を持ち、その処理区域は東灘区・灘区・中央区の一部と広範囲にわたっている。

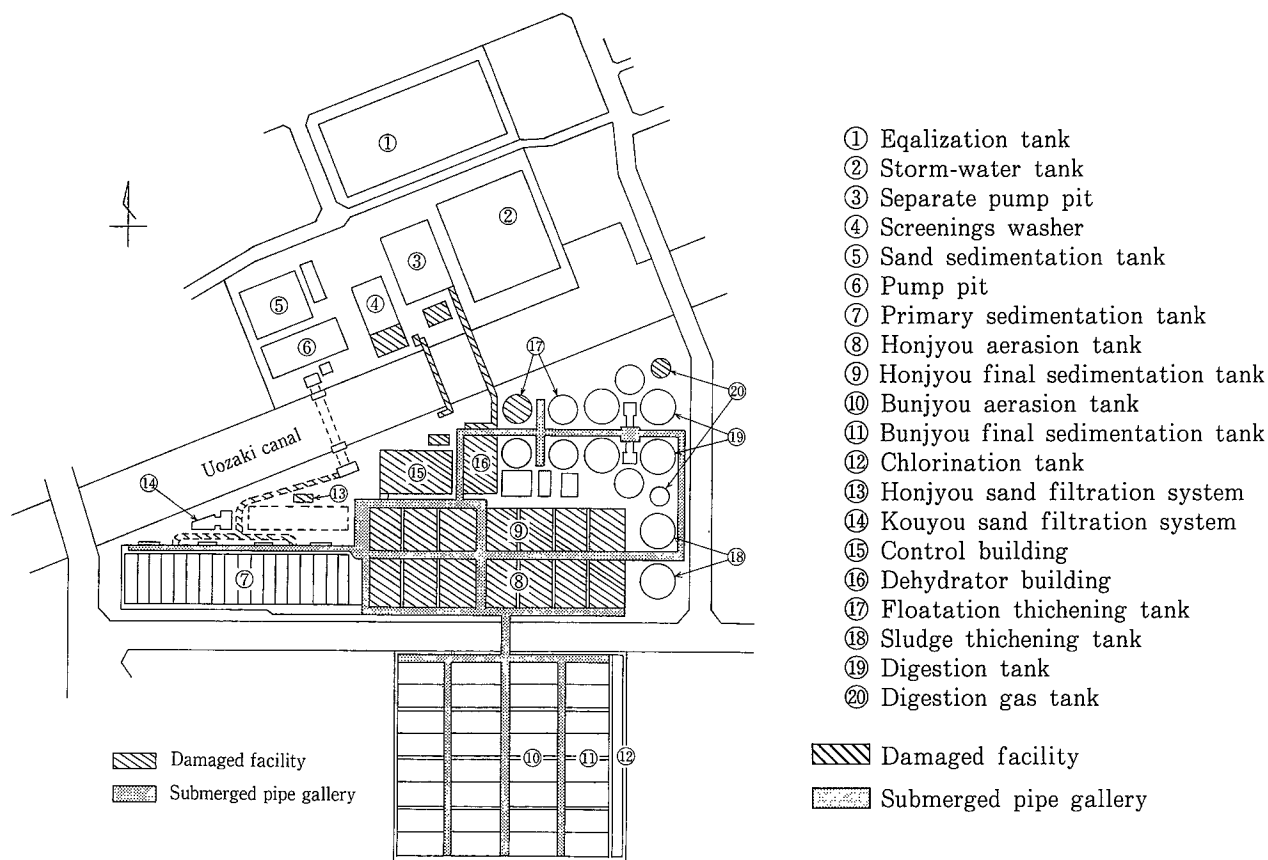
1995年1月17日未明に発生した兵庫県南部地震により神戸の町は大きな被害をうけた。当時、水道・ガス・電気の被害が大きく取り上げられたが、ライフラインの一翼を担う下水道においても例外ではなく、特に古い埋め立て地に建設された東灘処理場においては日本の下水道史に例をみない壊滅的な被害をうけた。（写真1）

当社も地元企業として沈澱池設備・浮上濃縮設備・



写 真 1 壊滅した加圧浮上濃縮設備

Photo.1 Destroyed pressurized floatation system



第1図 東灘処理場被災状況¹⁾
 Fig. 1 Suffered area of higasinada sewage treatment plant

汚泥脱水設備・砂ろ過設備・消毒設備・脱臭設備等数多くの処理設備を納めており、今回の震災復旧においても震災直後より現地に乗り込み、仮復旧である一次復旧工事を完了した後、現在も本復旧となる二次復旧工事を継続中である。

なお、一次復旧工事は神戸市の直接発注工事であり、二次復旧工事は神戸市より委託を受けた日本下水道事業団の発注工事である。

本稿では、稼働中の大規模下水処理場における汚泥処理設備の移設切り替え工事を中心に、今回の災害復旧工事において経験した事例を紹介する。

1. 東灘処理場の被災状況

本処理場は魚崎運河を挟んで北にポンプ場施設、南に処理場施設と分かれているが、地震の衝撃で下水処理施設側の運河に面した護岸が北側に1～2m程度の横ずれを起こし、周辺の地盤沈下を引き起こしたことにより、運河に面した施設建物の基礎杭が破壊、建物の傾斜や破断を生じた。

処理場中央部に位置する本場エアレーションタンクと最終沈殿池においても地震の衝撃と液状化現象

により基礎杭の破断や、コンクリート打ち継ぎ部の破壊、これを取り囲む地下管廊に汚水と地下水（海水）が流入し、設置されていたポンプ類や操作盤が水没した。また、ポンプ場施設から水処理施設へ汚水を送る送水管の破損、施設間をつなぐ配管・配線の破断、放流管渠の破損等数え上げたらきりがないほどの被害を受け、その機能は完全に停止した。

当社の納めた諸設備も、この中にあり大きな被害を受けた。第1図に東灘処理場被災状況を示す。

2. 一次復旧工事

2.1 一次復旧工事の全体概要

震災当初は水道の断水状態が続き、下水の流入水量も必然的に低下していたが、水道の復旧が進むにつれて下水の水量も増加していく中、魚崎運河をせき止めた仮設沈殿池により凝集沈殿処理を行う一方、比較的被害の少なかった分場水処理施設の復旧と、汚泥処理設備を含めた本場水処理設備の応急処置による仮復旧（水処理4/7系列）を行い、本来の下水処理場としての機能を取り戻すべく、20社を越える、土木・建築・機械・電気の各業者が、神戸市職員の

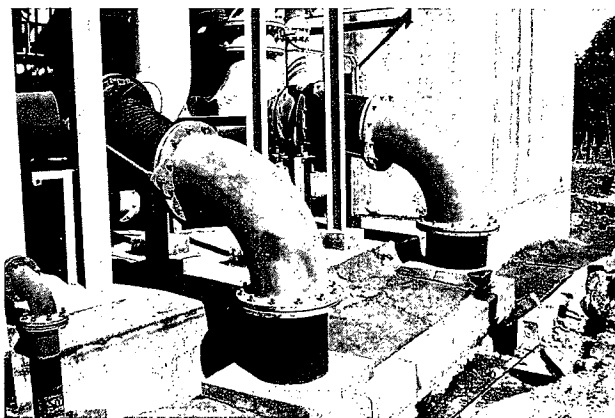


写真 2 損傷した連絡配管
Photo. 2 Damaged connecting pipes

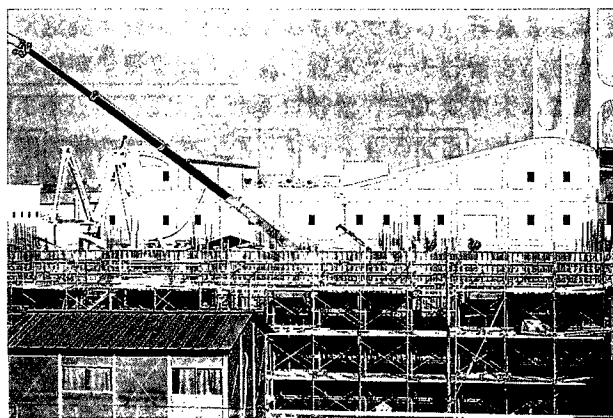


写真 3 新脱水機棟全景
Photo. 3 Re-constructed dehydrator building

方々の指導の下で本工事に従事した。

当社も現地作業所に計画・設計・工務・工事の各担当者を常駐させ休日を返上し夜間作業を繰り返しながら、当初の目標である1995年5月1日通水を達成した。

一 次 復 旧 の 状 況

- 1月17日 処理機能停止。
- 1月18日 水没箇所の排水作業及び仮復旧工事開始。
- 1月21日 運河にオイルフェンスを設置。
- 1月27日 関西電力より仮受電。
- 2月7日 運河を仮締め切り、簡易沈殿処理を開始。
- 3月20日 処理水質改善のため、凝集沈殿を開始。
- 3月27日 処理水質改善のため、運河浚渫と浚渫汚泥脱水開始。
- 4月25日 浚渫汚泥を使用して、種汚泥の馴養開始。
- 5月1日 仮復旧により、通常の水処理を開始。

一次復旧工事において当社がたずさわった本場仮復旧工事を簡単に紹介する。

2. 2 最終沈殿池仮復旧

震災当時、掻き寄せ機の取り替え工事を受注しており、竣工検査直前で被災したもので、破損変形した水槽にあわせ芯だし・レベル調整を行った。

2. 3 向洋用砂ろ過設備仮復旧

ポンプ軸封水等の場内用水を供給している本場用砂ろ過設備が、杭の破損により再構築となったため、被害の少なかった向洋用砂ろ過設備を補修し代用した。

- 1) 液面揺動により転倒したろ材修復。
- 2) 寸断した連絡配管の復旧。(写真2)
- 3) 仮設配管の設置。

2. 4 2号加圧浮上濃縮設備復旧

1号加圧浮上濃縮設備が杭の破損により再起不能

のため、損傷の少ない2号設備の復旧を行った。

- 1) フロス掻き取り機のレベル修復調整。
- 2) コンクリート水槽のレベル修復調整。
- 3) 転倒した混気タンクの再据え付け。
- 4) 水没ポンプ等のオーバーホール。

2. 5 汚泥脱水機設備仮復旧

杭の破損により変形した脱水機棟内(写真3)において6台ある脱水機のうち3台を応急修理復旧した。

- 1) ジャッキアップによる脱水機のレベル調整。
- 2) 変形したベルトコンベヤの芯だしレベル調整。
- 3) 破損した防臭カバーの補修。
- 4) 破断変形した配管の修復。
- 5) 水没ポンプ等のオーバーホール。
- 6) 補機類の芯だしレベル調整。
- 7) 破断した脱臭ダクトの修復。

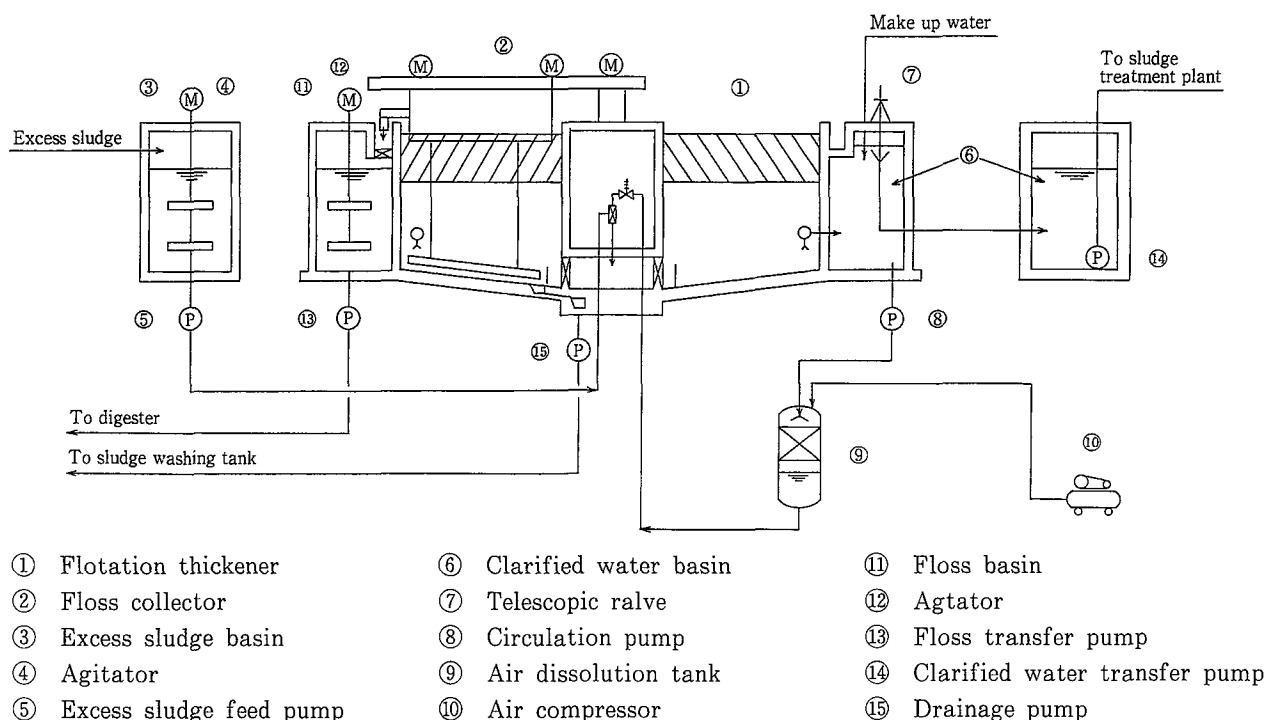
3. 二次復旧工事

3. 1 二次復旧工事の全体概要

一次復旧工事を完了し正常な処理機能は回復したが、あくまで応急処置であり、二次復旧工事として基礎杭が破損した管理本館・本場エアレーションタンクと最終沈殿池・脱水機棟・1号加圧浮上濃縮槽および魚崎運河をわたる水管橋の再構築が引き続き行われた。

管理本館は運河の北側にすでに建設中であった雨水滞水池の上に新設、浮上濃縮槽は同じ場所にて撤去新設、脱水機棟は旧本場水処理施設5～7系跡地へ新設、本場水処理施設は分場水処理施設増設完了後、一次復旧工事で仮運転を行っていた本場水処理施設1～4系を撤去した跡地へ新設と大規模な工事となった。

当社はこの中の加圧浮上濃縮設備・脱水機設備・



第2図 浮上濃縮設備概略フロー

Fig. 2 Flow diagram of flotation thickening unit

本場水処理設備の機械設備工事を受注した。今回の震災復興工事全般にわたりいえることであるが、公共土木施設災害復旧事業費国庫負担法の適用を受けており、これに基づき、原形復旧を原則とした工事内容となっている。既存の設備をできる限り再利用し、しかも稼働中の下水処理場における工事及び運転立ち上げであったため、課題の多い工事となった。又、下水道地震対策技術調査検討委員会の提言等も受けて、極力構造物との一体化を図り、やむを得ない場合については、可とう継手で対処していく事としている。

次に当社が受注した二次復旧工事の内容を、立ち上げ運転を中心に紹介をする。

3.2 加圧浮上濃縮設備の復旧工事

3.2.1 工事の概要

本工事は、震災で破壊された1号加圧浮上濃縮設備の機器を撤去し躯体を一度取り壊した後、新たに躯体の再構築（別途工事）を行い、撤去していた設備の整備・再据え付けを行うもので、既に一次復旧工事により2号加圧浮上濃縮設備の運転を再開している状況の中で、2号設備の運転に支障を来さないよう、細心の注意を払いながら復旧工事を行う必要があった。各社が錯綜する現場であり、敷地内にまとまった用地がない等、最悪ともいえる現場環境

においての工事を余儀なくされた。

加圧浮上濃縮設備の処理フローを第2図に示す。

3.2 設備の概要

本復旧工事対象主要機器は次のとおりとなる。

1) 余剰汚泥供給ポンプ	2台
2) 余剰汚泥貯留槽攪拌機	1台
3) フロスかき取り装置	1台
4) フロスピット攪拌機	1台
5) 加圧水ポンプ	2台
6) 混気タンク及び混気タンク関連弁	1台
7) 空気圧縮機	2台
8) 分離液越流弁	1台
9) 分離液排水ポンプ	2台
10) フロス移送ポンプ	1台
11) 床排水ポンプ	1台

主要機器については、混気タンク出口側の“混和水弁”（空気作動式変心構造弁）以外は全て移設品としている。震災前の設備納入は、1992年11月であり、設備共用開始後わずか3年あまりで震災にあった事になる。機器が新しかった事もあり結果的には整備補修をする事により大半の機器を再利用することが出来たが、混和水弁については弁体の破損、シャフトの歪みが激しいために更新とした。

3. 2. 3 運転立ち上げ

分場余剰汚泥を2号加圧浮上余剰汚泥貯留槽より連通管を介してもらい受ける方法で、1997年9月に実負荷による運転立ち上げを完了、再稼働にこぎつけ、現在は順調に稼働している。次に試運転の概要を説明する。

1) 工程

- '97. 8/22~8/23 M単／回転チェック
- '97. 9/16~9/17 単独運転・ラインチェック
- '97. 9/18~9/22 自動／連動運転確認
- '97. 9/24~9/26 汚泥実負荷連続運転

2) 運転条件

運転時間：24時間連続

(1号浮上槽、2号浮上槽同時運転)

余剰汚泥投入量=1440 m³/日 (1.0 m³/分)

浮上槽有効水面積=101.7 m²

循環水量=3.0~5.0 m³/分

余剰汚泥濃度=約6200 mg/ℓ

(6000~6400 mg/ℓ)

固形物負荷量 (LS)

$$= \frac{6200 \text{ mg/ℓ} \times 1.0 \text{ m}^3/\text{分} \times 10^{-3} \times 1440}{101.7 \text{ m}^2}$$

$$\approx 87.8 \text{ kg-DS/m}^2 \cdot \text{日}$$

$$\text{気固比 (A/S)} = \frac{K \cdot S_a (f \cdot P - 1) \cdot R}{LS}$$

$$= 0.027 \sim 0.045$$

3) 運転内容

運転立ち上げ時に分離液の逆流と、加圧水のリークが見られた。これはチャッキ弁の動作不良が原因であり、地震による影響と震災後2年半余り動かされていなかった事に拠るものと思われる。

フロス掻き取り機の運転については、10分休止・40分運転の設定とした。掻き取り機の休止時間を長く設定すると、フロス濃度は上がる傾向にあるものの、フロス厚が厚くなり分離液は逆に悪化する傾向となる。フロス厚の設定範囲としては、500 mm~1000 mmを運転の標準とした。また分離液悪化を防止する為、分離液ピットには補給水(雑用水40A散水栓)を入れた方が運転が安定する傾向にある。

3. 3 ベルトプレス脱水機の復旧移設工事

3. 3. 1 工事の概要

本工事は、震災により基礎杭が破損した脱水機棟を新たに建て直し(別途工事)、被害を受けた脱水機及び補機を復旧又は取り替えし、既設脱水棟から

新設脱水機棟へ移設するものである。写真3に新脱水機棟全景を示す。又、脱水ケーキ貯留方法をケーキヤード方式からサイロ貯留方式に変更する為の関連機器の製作及び据付を行うものである。

既に一次復旧工事により3台の脱水機が運転を再開しており、処理場全体として脱水機の連続運転を継続する必要があった。このため今回の移設・切り替え工事は次の手順を必要とした。

- 1) 既設3台は運転を継続できる状態とし、1次移設として脱水機3台と補機を新脱水機棟へ移設とする。
- 2) 移設した脱水機3台及び関連補機の立ち上げ運転を行い、移設した脱水機3台の連続運転に切り替える。
- 3) 旧脱水機棟の3台の運転を停止し、2次移設として新脱水機棟へ移設する。

1997年9月に1次移設及び立ち上げ運転が完了し、新脱水機棟での汚泥処理に切り替えることが出来た。尚、2次移設は、1998年3月に完了予定である。脱水設備の処理フローを第3図に示す。

3. 3. 2 設備の概要

本復旧工事対象主要機器は次のとおりである。

1) 1997年9月引き渡し主要機器

(1) ベルトプレス脱水機及び補機	3台
(2) 塩鉄貯留槽	2台
(3) 高分子貯留槽及び供給機	1台
(4) ケーキ搬送コンベア	1式
(5) 廃液ポンプ	3台
(6) 給水・排水設備	1式
(7) 汚泥貯留槽攪拌機	2台
(8) 天井クレーン	1式
(9) 脱臭塔	3基

2) 1998年3月(予定)引き渡し主要機器

(1) ベルトプレス脱水機及び補機	3台
(2) 塩鉄貯留槽	2台
(3) 高分子溶解槽及び供給機	2台
(4) 廃液ポンプ	2台
(5) 脱臭塔	1基

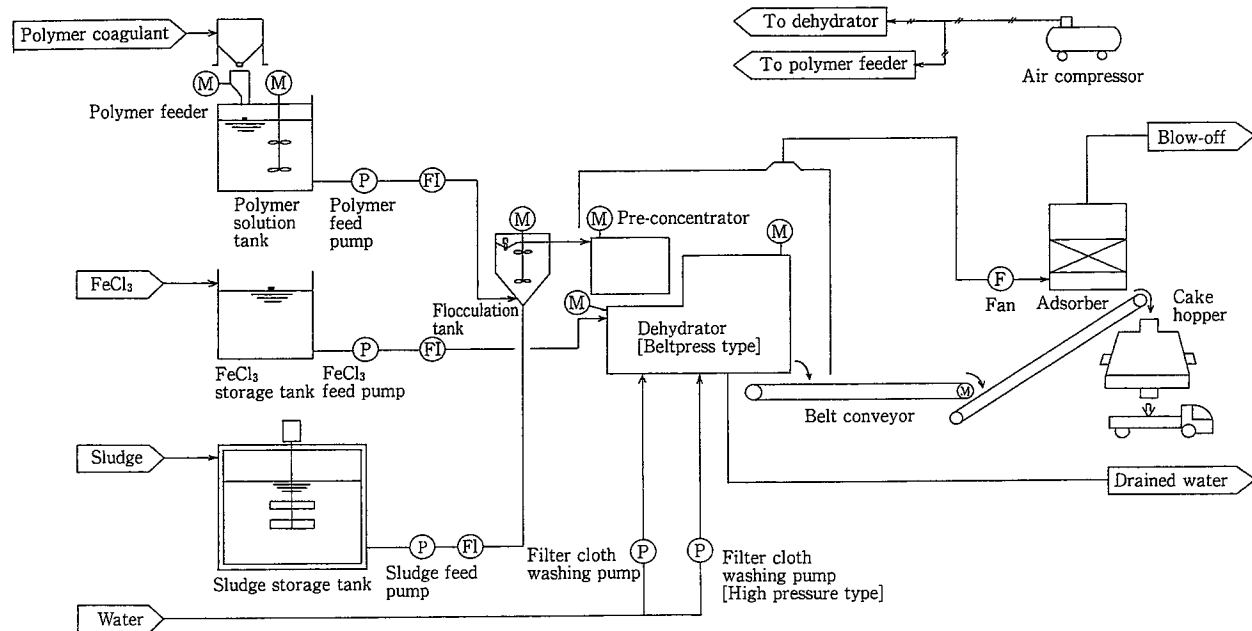
3) 対象汚泥

当処理場より発生する汚泥は、消化後洗浄された消化洗浄汚泥である。

4) 主要設備の機能

(1) 汚泥貯留・供給設備

洗浄汚泥タンクよりポンプで圧送された汚泥は新脱水機棟の汚泥貯留槽に入る。均一に攪拌された汚泥は給泥ポンプにより、凝集混和槽へ圧送



第3図 脱水設備処理フロー
Fig. 3 Sludge dewatering system flow

する。

(2) 高分子凝集剤溶解・供給設備

高分子溶解タンクは全3台中1台が1次移設の対象とした為、1台の連続運転となる。高分子凝集剤は定量フィーダで定量供給する。それに定量の溶解水を比例供給し、混合させて溶解タンクに貯留する。高分子溶解タンクは3槽に仕切られており、供給された凝集剤と溶解水は十分に溶解され、常に0.2%の一定濃度の溶解液が貯留される。溶解液は高分子供給ポンプにより脱水機へ圧送される。

(3) 塩化第二鉄供給設備

タンクローリで受け入れた塩化第二鉄は、新脱水機棟地下に移設された塩化第二鉄貯留槽に貯留される。貯留した塩化第二鉄は塩鉄供給ポンプで脱水機へ圧送される。

(4) 汚泥脱水機設備

1次移設で移設された脱水機は、既設3・5・6号の3台である。凝集混和槽で凝集された汚泥は、均一供給装置にて前濃縮機に送られ重力濃縮後、脱水機で重力脱水、加圧脱水、漸圧脱水、さらに圧搾脱水され脱水ケーキとなる。写真4に稼働中の脱水機を示す。

(5) ろ布洗浄設備

前濃縮機及び脱水機には、ケーキ剥離したろ布

を、常に洗浄する為の洗浄水装置（水圧6 kg/cm²）と、脱水機のろ布の汚れの具合によって任意に運転できる高圧洗浄装置（水圧20 kg/cm²）を設けている。

(6) 脱水ケーキ搬送・貯留設備

脱水されたケーキをケーキ貯留ホッパーへ搬送する。

(7) 脱臭設備

脱水機本体は前面アクリルカバーで覆い、発生する臭気をダクトを通して脱臭ファンで吸引し、脱臭塔へ送気する。又、今回工事として処理場全体の臭気発生箇所を吸引する脱臭装置も新脱水機棟に移設とした。

3.3.3 運転立ち上げ

1997年9月に1次移設が終わり、関連補機を合わせて立ち上げ運転を行った。次に試運転概要を説明する。

1) 工程

- '97. 8/25~26 M単／回転チェック
- '97. 8/28~30 単独運転・ラインチェック
- '97. 9/1~5 自動／連動運転確認
- '97. 9/6~8 薬品受け入れ
- '97. 9/9~13 汚泥実負荷運転

2) 運転条件

- (1) 汚泥供給量=300 kg-DS/Hr（供給汚泥

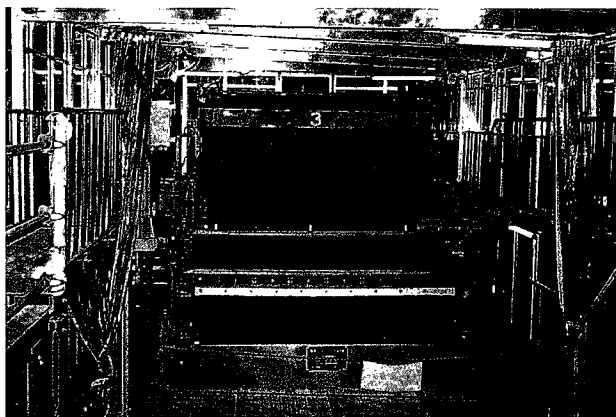


写真 4 稼働中の脱水機
Photo.4 Operating dehydrator

TS = 約 1.5 % , 給泥量 = 約 20 m³/h

(2) 高分子注入量 = 1.20 ~ 1.50 m³/h
(対 DS 0.8 % ~ 1.0 %)

(3) 塩鉄注入量 = 45.1 ℓ/h ~ 56.4 ℓ/h
(対 DS 8.0 ~ 10 %)

3) 運転内容

脱水設備の運転は、コントロール盤での全機器連動運転と、現場操作盤での単独手動運転が行える。又、薬品供給量は供給汚泥の固形物量に対して比例注入される設備である。しかしながら今回の立ち上げ運転では、既設の脱水設備の運転を継続させる必要があり、かつ 1 台しかない演算器が既設で使用されていたため、自動運転では薬品の比例注入は手動設定を余儀なくされた。

3.4 水処理設備の復旧工事

3.4.1 工事の概要

震災により杭が破損した本場エアレーションタンク及び最終沈殿池は、応急復旧により 4/7 系列による運転を行っていたが、分場水処理設備の増設が完了した現在すでに取り壊され、新しい本場水処理設備の建設が始まっている。新しい施設は、新脱水機棟にそのスペースを取られ、旧施設の 4/7 の敷地に同規模の処理設備を建設するもので、面積縮小を補うためエアレーションタンクは水深 10 m の深層ばっ気、最終沈殿池は 2 階層式が採用されている。

3.4.2 工事の進捗状況

現在、土木工事（別途工事）を行っており、地下 2 階・地上 2 階の構造物の 1 階部分を施工しており、当社担当の機械設備工事は来年度施工となる。

む す び

今回の災害復旧工事にたずさわられた神戸市職員の方々、日本下水道事業団の方々の中には震災によりけがをされた方や、自宅が被災された方も多く、そのような状況の中で本工事に対しご指導いただきましたことに感謝するとともに、紙面をお借りしてお礼を申し上げたい。又、工事業者の方々にも、本工事にご尽力くださったことに感謝するとともに、お礼を申し上げたい。

まだ復旧工事は完了していないが、この工事を通して当社が経験した多くのことがらは、今後当社の取り組んでいく工事において、必ず役立つものと確信している。

【参考文献】

1) 尾崎昭彦, 水すまし, No.86, (1996), p45

連絡先

植 松 一 也 環境装置事業部
技術部計画第 1 課

TEL 03 - 3459 - 5940

FAX 03 - 3437 - 3256

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

宮 後 靖 浩 環境装置事業部
技術部計画第 2 課

TEL 078 - 232 - 8102

FAX 078 - 232 - 8056

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

攪拌による剪断の強さ



岡 本 幸 道 化工機技術部
担当次長
工学博士

ま え が き

攪拌プロセスの設計において、剪断速度や剪断応力を直接扱う機会に出会うことは比較的少ない。しかし、機会が少ない割には、攪拌による剪断の扱いに関して、曖昧さ、混乱、誤解を経験される方が多いと見受けられる。

攪拌プロセスで剪断を扱う例としては、次の操作がある。

- 1) ラテックス、微生物、担持触媒、板状結晶の攪拌
- 2) 非ニュートン流体の攪拌
- 3) 壁面の掻き取り

上記の1項では、乱流攪拌を扱う場合が多く、2項3項では層流攪拌を扱うことが多い。乱流と層流とでは、扱いが異なるため混乱や誤解が生じ易い。

次に層流攪拌及び乱流攪拌時の剪断速度について諸説を紹介する。

1. 層流時の剪断速度

非ニュートン流体の攪拌動力を推定するには、攪拌時の剪断速度を知り、その剪断速度に対応する見掛け粘度を求めて攪拌動力を計算する。Metzner¹⁾や永田²⁾は、攪拌時の平均剪断速度 $\dot{\gamma}_{ave}$ が翼回転数 n に比例するとし、その比例定数 C_M を次の様に報告した。

$$\dot{\gamma}_{ave} = C_M n \quad (1)$$

リボン	$C_M = 30$
アンカー	$C_M = 25$
パドル、タービン	$C_M = 10 \sim 13$

リボン、アンカーについては、槽径の95%の翼が用いられた。擬塑性流体であれば、見掛け粘度 μ_a は次式で与えられ、

$$\mu_a = m \dot{\gamma}^{\alpha-1} \quad (0 < \alpha \leq 1) \quad (2)$$

この見掛け粘度から攪拌動力が正しく推算されるという。永田によれば、擬塑性流体だけでなく、ビンガム流体にも同様の考え方を適用できるという。

しかしながら、この方法が必ずしも正しいと断言できないことは、次の簡単な解析によって示唆される。

無限容器中で回転する半径 R 長さ L の円筒を想定する。具体的には回転粘度計である。擬塑性流体の剪断速度と応力 τ との関係

$$\tau = m \dot{\gamma}^{\alpha} \quad (0 < \alpha \leq 1) \quad (3)$$

m, α : 物性定数

を流体の運動方程式に代入して、流速分布と円筒表面での剪断速度を求めると次式を得、

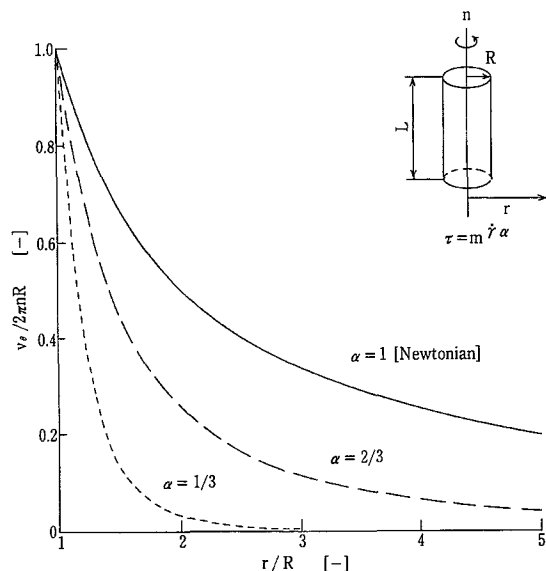
$$v_{\theta} = 2\pi n R (R/r)^{2/\alpha-1} \quad (4)$$

$$\dot{\gamma}_R = 4\pi n / \alpha \quad (5)$$

回転粘度計のトルク T として次式を得る。

$$T = 2\pi R^2 L m (4\pi n / \alpha)^{\alpha} \quad (6)$$

第1図に α をパラメータとする流速分布の例を示す。式(5)によれば、確かに剪断速度は回転数に比例するが、その比例定数は流体に依存しない定数ではなく、擬塑性の度合い α に依存する。このこと



第1図 擬塑性流体の流速分布
Fig. 1 Velocity distribution in pseudoplastic fluid

は、式(1)の C_M が翼のみによって決まる定数でなく、 C_M を決める実験に用いた流体の特性によってその値が異なることを意味する。

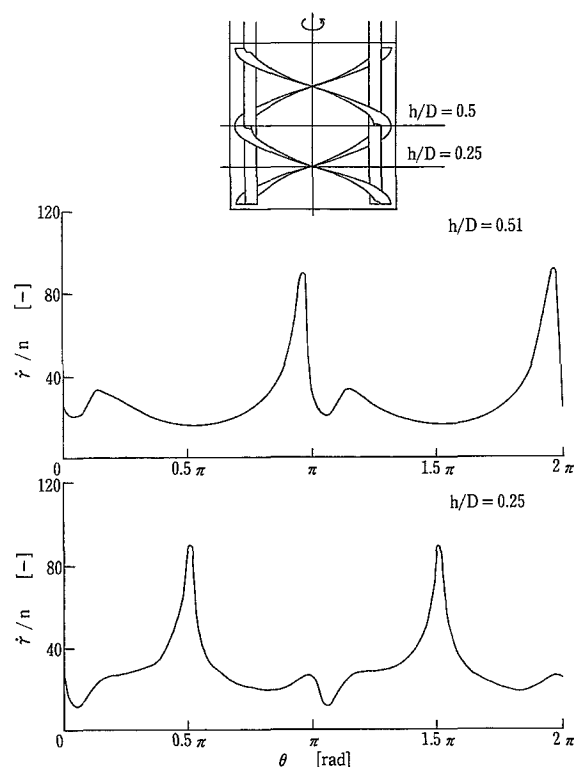
近年、流体数値解析技術の急速な発展に伴って、攪拌槽内の流速分布や剪断速度分布を比較的容易に知ることができるようになった。リボン翼を改良した当社のログボーン翼について、壁面での剪断速度の円周方向分布を求めた例³⁾を第2図に示す。流体は粘度10 Pa.s のニュートン流体である。ちなみに、この分布から C_M に相当する値を求めると約24になる。非ニュートン流体についても同様の解析を実施すれば、剪断速度分布が得られる。

第2図の剪断速度でのピーク値はリボン羽根の周速をクリアランスで割った値になる。この部分で剪断応力による掻き取り効果を期待するのであれば、スケールアップ時にクリアランスの絶対値を守る必要は無く、むしろ翼径とクリアランスの比率を守るべきである。

ところで、式(1)の平均は、攪拌槽内全体の平均を意味しない。大半のトルクが伝達される曲面上での平均値と考えるべきである。実際、第2図の平均剪断速度は、攪拌トルクが均等に容器壁面に伝わるとして求められた値とほぼ一致する。一方、槽平均の剪断速度は攪拌動力 P と液容量 V から次のように求められる。

$$\dot{\gamma}_{vol. ave} = (P/\mu V)^{1/2} \quad (7)$$

第2図の条件でこの値を求めると、壁面平均剪断



第2図 壁面での剪断速度分布
Fig. 2 Shear rate distribution on the wall³⁾

速度の約70%値になる。リボン翼では外周部で比較的剪断速度が大きく、軸側で剪断速度が小さいためである。

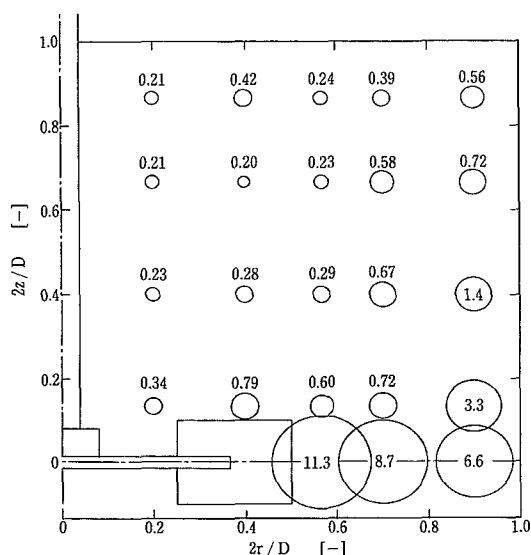
2. 乱流時の剪断速度とエネルギー消散分布

乱流に云えば、攪拌槽の乱流はその大きさが10 μ から1mまでの流体塊のランダム運動の重なりである。乱流理論では流体塊を乱流渦と呼ぶ。十分に発達した乱流であれば、大部分の運動エネルギーが微視的な乱流渦の運動によって消費され、その運動はあらゆる方向に等質で、かつ動力消散速度と流体粘度のみによって決まる普遍的な平衡状態にある。これが局所等方性理論である。この時、乱流渦の剪断速度は次式で求められる。

$$\dot{\gamma}_{turb} = (\epsilon/15\nu)^{1/2} \quad (8)$$

この式の物理的な意味は式(7)と同じである。 ϵ は流体単位質量あたりのエネルギー消散速度を、 ν は動粘度を表す。3方向の乱流速度成分が等方性の速度勾配を持つため、15という数値が分母に存在する。

攪拌レイノルズ数が10⁴を越える条件であれば、投入した攪拌動力の90%以上が乱流渦によって消費される。したがって、 ϵ の槽内平均値は次の様に



第3図 邪魔板の無い攪拌槽でのエネルギー消散速度分布

Fig. 3 Local dissipation rate, $\varepsilon(P/\rho V)^{-1}$ [-], in an unbaffled mixing vessel ($D=0.60\text{m}$, $N=80\text{rpm}$, $Re=120\,000$)⁴⁾

近似できる。

$$\varepsilon_{ave} = P/\rho V \quad (9)$$

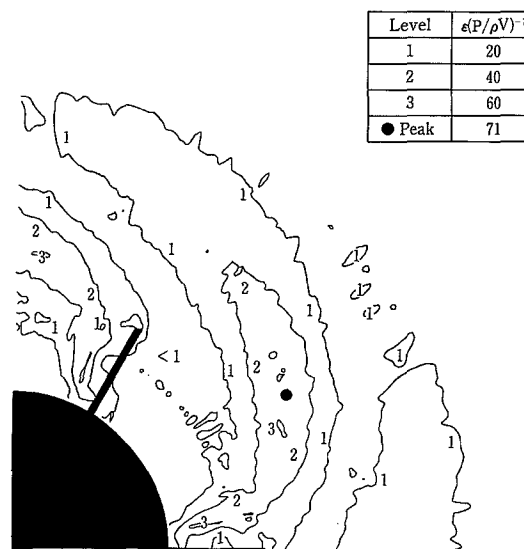
ε の槽内分布の測定報告例は比較的少ない。第3、4図にディスクタービン翼での測定結果^{4,5)}を示す。第3図によれば、投入した動力の70%程が攪拌翼の周辺で消費され残り30%程が槽内全体に伝えられる。第3図の条件では攪拌動力は 0.027 kW/m^3 であり、剪断速度を求めると、翼周辺で約 140 s^{-1} 、翼から離れた部分で約 20 s^{-1} となる。現実の反応器ではこの数十倍の動力を与える。その時、剪断速度はこの数値の3～7倍の数値となる。

第4図は翼周辺のエネルギー消散速度分布を詳しく測定した例である。ピーク値が槽内平均値の71倍になるという。測定条件での攪拌動力 0.065 kW/m^3 から剪断速度のピーク値を求めると 550 s^{-1} になる。

ところで、上記の剪断速度が直接作用する現象は微視的な現象に限られる。その代表的な大きさはKolmogoroffスケール η によって表される。

$$\eta = (\nu^3/\varepsilon)^{1/4} \quad (10)$$

上記の例では $20\sim 100\mu$ となる。これよりも大きな規模の現象に作用する剪断力を単純に上記のエネルギー消散速度から推定することは、必ずしも正しくない。仮にそれが正しいとすれば、攪拌槽のスケールアップは単に単位容積あたりの攪拌動力を一定にすればよいとの結論に至る。しかし、現実異なる。



第4図 タービン翼周囲でのエネルギー消散速度分布

Fig. 4 Energy dissipation rate contour around a Rushton turbine, $d=0.101\text{ m}$, $D=0.305\text{ m}$, 180 rpm ⁵⁾

液滴分散、ラテックス、担持触媒、晶析等の攪拌で動力基準のスケールアップを実施すれば、剪断力が増加するとし解釈しようのない結果を得る。スケール η より大きな規模の現象では、装置の大小が間接的に影響するような乱流渦の運動を考慮する必要があるという気がする。この点について、学会の評価はまだ定まっていない。

むすび

本稿では層流攪拌及び乱流攪拌での剪断速度の考え方について簡単に諸説を紹介した。

当社は、近年、低剪断での攪拌に有利な攪拌翼フルゾーンや、リボン翼の混合を飛躍的に高めたログボーン翼の販売を通じて、各種攪拌プロセスの改善に努めている。これらの翼について、その流動特性や混合特性を把握し既に公開してきたが、剪断特性についてはまだ十分に把握し切れていない点がある。目下、電算機シミュレーションを用いてフルゾーンの剪断速度分布を解析中である。機会を見て紹介したいと考えている。

[参考文献]

- 1) Metzner, A.B., et.al. : A.I. Ch.E.J., Vol.7, (1961), p.3
- 2) Nagata, S.: Mixing, (1975), Kodansha, p.76
- 3) 高田一貴 : 社内資料, (1993)
- 4) 岡本幸道ほか : 化学工学論文集, Vol. 5, No.4, (1979), p.410
- 5) Stoots, C.M. and R.V.Calabrese : OHP Handout at an invited lecture in BHRA in U.K., (1988)