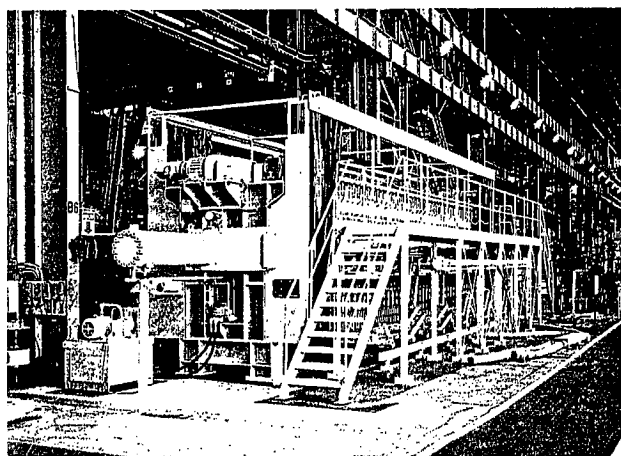


目次	CONTENTS
1 巻頭言	
2 好熱性微生物を利用した余剰汚泥が発生しない活性汚泥プロセス	Elimination of Excess Sludge Disposal with Thermophilic Bacteria in Activated Sludge System
9 高負荷嫌気性処理装置の開発	Development of High Rate Anaerobic Treatment System
18 流動床式高負荷好気性生物膜処理プロセス PABIO MOVERの実証	Systematization of PABIO MOVER (Moving bed aerobic biofilm treatment process for high loading)
29 スラッジ加温による電気浸透脱水	Studies on the Heating-up Waterworks Sludge to Enhance Dewatering Speed of PED
38 PANBIC-Gシステムの回収ビール処理への適用	Application of PANBIC-G System to Waste beer
43 石油精製排水への多段流動床式活性炭吸着装置「マルチアクトス」の適用紹介	Oil Refinery Wastewater Treatment with Multistage Fluidized-Bed Activated Carbon Adsorption Equipment
48 膜利用型浄水装置の紹介	Drinking water treatment using membrane separation technology
55 高純度水素・酸素製造のためのオンサイト大型商用水電解装置「HHOG®」	Large-scale commercial water electrolyzer "HHOG®" on-site system for generating high-purity hydrogen and oxygen gases
64 高速凝集沈殿装置スーパーシックナー	High Rate Sedimentation Unit 「Super Thickener」
68 クリーンルーム用導入エアの洗浄装置	Open air cleaning apparatus for clean room
74 コニカルドライヤのGMP/バリデーション支援事例紹介	The GMP/Validation of Conical Dryer Blender
80 実液攪拌テスト装置の紹介	A pilot Reactor system for versatile mixing tests
84 TECHNICAL NOTE	



〈写真説明〉

電気浸透式加圧脱水機「スーパーフィルトロン」は、電気泳動および電気浸透の現象を活用して、神鋼パンテックが独自に開発した画期的な脱水機である。

この方式によって、従来の機械的な圧力だけによる脱水機では達成できないレベルまで脱水を可能にした。

この技術が評価されて、1992年6月に最高の「通産大臣賞」を受賞した。

特に、水道分野では、阪神水道企業団をはじめとする実績を重ねてきたが、今度神奈川県100万 m^3 /日以上の大規模浄水場への採用が決まり、今後一層の拡販が期待される。

The Pressurized Electroosmotic Dehydrator "SUPER FILTRON" is an innovative dehydrator, applying the phenomena of electrophoresis and electroosmosis. The prize of the Minister of International Trade and Industry was awarded in June 1992 for its more effective dehydration that the conventional mechanical dehydrators could not achieve.

The first SUPER FILTRON for water works was put into operation by Hanshin Water Supply Authority. The recent order for a large scale water purification plant in Kanagawa Pref. (over one million m^3/d) is expected to prompt future orders.

“かんかんがくがく” と新産業創生を



通商産業省工業技術院
大阪工業技術研究所

所 長 児 玉 皓 雄

Teruo Kodama

バブル崩壊以来、我が国の経済を支える産業界（特に製造業）が一部を除き往時の自信と誇りをやや喪失気味である。これは、明治以来私達日本人が構築してきた諸制度や社会システムが、一言で言えば、全てに亘って“制度疲労”をきたしてきたからだと思われる。従って、その原因を明確に特定することは非常に困難で、言わば、私達の“生き様”そのものが問われていることになるのである。

「科学技術基本法」（平成七年十一月）や「科学技術基本計画」（平成八年七月）は21世紀に向けて、資源小国の我が国が科学技術にその存立をかけるべく、「科学技術創造立国」を理念として策定されたもので、今後の私共の指針となるものであろう。

ともあれ、私の所属する大阪工業技術研究所は、大正七年（1918年）に創立されて以来、来年で80周年を迎えることになる。その間、近畿圏に位置する最大の工業系の国立研究機関として、光学ガラス、炭素繊維、透明導電膜の開発等、一貫して新しい機能を持つ材料の開発を行い、産業界に貢献する多くの成果を挙げてきた。しかしながら、将来「世界の COE (Center of Excellence)」を目指すためには、研究者や研究開発の有り様に抜本的な改革のメスを入れる必要がある。当所では次の二点にこの改革の主眼を置いている。

- ① バーチャル・ラボラトリー（VL）構想の試行
- ② 新しい研究評価制度の導入

VL 構想は従来の部／課制の研究開発体制とは異なり、研究者個人を核（リーダー）とする研究体制を採用し、研究リーダーに対し、研究開発に関する裁量権を最大限に保障するもので、これにより次のような従来の組織では得られない利点が期待できる。

- ① 新しい研究開発の芽を素早く組織化できる。
- ② 誰でも従来の部／課の枠を越えて提案できる。
- ③ 産官学や世界との連携等、外に開かれた研究開発体制になる。
- ④ 研究の進展に従い、体制の組み換え、組み直しを柔軟に行うことができる。
- ⑤ ベンチャー・ビジネス化をも視野に入れた体制になる。

現在14件の VL を試行中であるが、その殆どは40才前後の新進気鋭の研究リーダーがそれぞれの戦略に沿ってその組織化を行っている。改革のもう一つの視点は“研究評価”である。自由度を与える代わりに厳しい評価により競争的環境を作ることは、新しい研究開発体制に取って欠くべからざる所であり、「VL と評価」を改革の“車の両輪”とする所以である。いずれにしても、VL 構想は必然的に産—官—学の連携を内包しており、VL が連携の要として新産業創生の“場”として有効に機能することを期待している。

「官・官（カン・カン）学・学（ガク・ガク）と産・産（サン・サン）たる新産業の創生を!!」を合言葉に、今後ともご支援・ご協力の程宜しくお願い申し上げます。

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プロセス

Elimination of Excess Sludge Disposal with Thermophilic Bacteria in Activated Sludge System



(技)研究開発部
長 谷 川 進
Susumu Hasegawa
三 浦 雅 彦
Masahiko Miura
桂 健 治
Kenji Katsura

著者らは、これまで生物性汚泥を可溶化する好熱性細菌を分離し、その性状を調べてきた。本稿では、活性汚泥処理プロセスより排出される余剰汚泥を汚泥可溶化好熱性細菌で可溶化し、その可溶化液を活性汚泥曝気槽に返送して処理することにより余剰汚泥を著しく減少できる方法を提案した。本法を組み入れることによって、曝気槽内活性汚泥の生菌数は幾分減少する傾向にあったが、BODの除去は良好であった。ただ、処理水CODは幾分上昇する傾向にあった。従来の脱水後搬出処理する場合と比較したところ、運転経費は1/2~1/3に低減されると推算された。

A recent study on the thermophilic bacteria revealed that it can solubilize biological sludge. Based on the study, a method has been established to significantly reduce the generation of excess sludge in activated sludge system with the thermophilic bacteria in an experimental unit. The unit is mainly composed of three tanks for aeration, settling and sludge solubilization. The excess sludge was solubilized with thermophilic bacteria in the solubilization tank and returned to the aeration tank. When all solubilized sludge was returned to the reactor, excess sludge was not sufficiently reduced. The sludge concentration in the aeration tank showed a tendency to increase until sludge disposal was conducted. Increasing the solubilized sludge by three times could get rid of the need of sludge disposal. Although the counts of active bacteria in the activated sludge was on a slight descending trend, the BOD concentrations remained low. The COD concentrations in the treated water showed an upward trend. The calculated running cost of the system is about one third or one half compared to the dewatering and landfill processes in the conventional activated sludge system.

Key Words :

好 熱 性 細 菌	Thermophilic bacteria
余 剰 汚 泥	Excess sludge
可 溶 化	Solubilization
活 性 汚 泥 法	Activated sludge system

まえがき

活性汚泥法は都市下水、有機性廃水の処理技術として開発された経済的かつ効果的な生物酸化処理法である。生物処理法は、一言でいえば廃水中の有機物質を一部ガス化し、残りを生物性汚泥として処理水より分離する操作である。従って、余剰汚泥が発生することを避けることはできない。この余剰汚泥の発生量は下水道の普及とともに着実に増加しており、その処理・処分が大きな問題となっている。現在、大都市を中心に採用されている汚泥処理法としては、脱水あるいは焼却後、埋立て処分する方法が多く採用されている。¹⁾しかし、今後普及率の増大が予想される中小市町村においては、専門技術者の不足や財政面での制約等があり、大都市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、むしろ中小市町村に適した新たな技術開発が望まれている。²⁾

汚泥処理の基本は、汚泥を出さないことであり、そのような観点から、昨年、公共下水道に関して、「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。従来の生物処理法で余剰汚泥が全く発生しないプロセスは存在しないが、汚泥の発生量の少ない生物処理プロセスとしては、第1表に示す方法が提案されている。

長時間曝気法は、曝気槽内の活性汚泥を長時間曝気することにより微生物を飢餓状態に保ち、微生物の自己分解により余剰汚泥の生成を減少させるものである。生物膜ろ過法は、充填担体に微生物を大量に保持して自己分解速度を高め、さらに、汚泥転換率の低い微小動物など多種の生物を系内に維持することにより汚泥の発生量を減少させるものである。これらの方法は、標準活性汚泥法に比べると汚泥の発生量は比較的少ないが、それでもなお余剰汚泥は発生する。

また、系外に引抜いた後の汚泥減量処理の1つとして嫌気性消化法がある。この方法はエネルギー回収ができるため魅力的な方法であるが、反応速度が遅い、消化率が低いなどといった問題が残されている。近年、これらの問題点

第1表 汚泥発生量の少ない生物処理プロセス

Table 1 List of low sludge yield process

	conventional	Extended aeration	Biological film
BOD Loading rate [kg-BOD·m ⁻³ ·d ⁻¹]	0.3~0.8	0.09~0.2	5
Sludge Yield [kg-SS·kg-BOD ⁻¹]	0.4~0.6	0.3~0.4	0.25~0.3

を克服するため、前処理法として熱処理³⁾、熱アルカリ処理⁴⁾、機械破碎処理⁵⁾、酸素処理⁶⁾などの研究が行われている。これらの方法は処理時間の短縮、消化率の向上には有効であるが、運転費が増大するため実設備ではほとんど採用されていない。

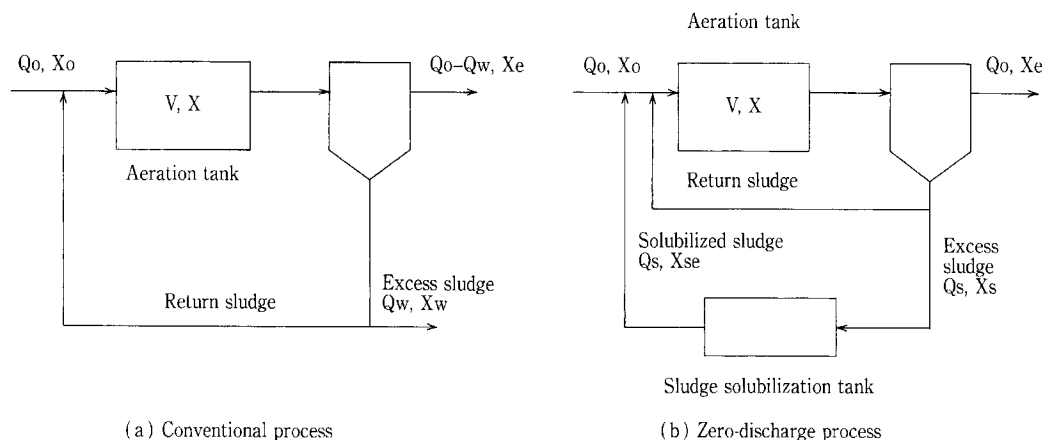
著者らは、これまでに、ある種の好熱性微生物が酵素を体外に分泌し、有機性汚泥を可溶化、さらには無機化することを明らかにした。⁷⁾本報では、余剰汚泥を好熱性微生物で可溶化し、可溶化汚泥を活性汚泥槽に返送して無機化することにより、余剰汚泥の発生をゼロにすることが可能な活性汚泥法について報告する。

1. 余剰汚泥が発生しない活性汚泥プロセスの原理

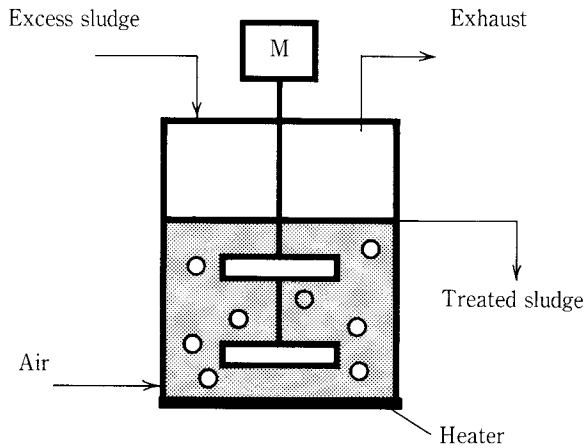
従来の標準活性汚泥法と本法の基本フローを第1図に示す。本法のフローは、従来引き抜いていた余剰汚泥を汚泥可溶化槽で可溶化し、その可溶化汚泥を曝気槽へ全量返送するという簡単なものである。

汚泥可溶化槽へ連続的に供給された余剰汚泥は、好熱性微生物が分泌する体外酵素の作用で可溶化され、一部は無機化(ガス化)される。この時、余剰汚泥を全量可溶化及び無機化できるのであれば可溶化汚泥を曝気槽へ返送する必要はないが、実際には可溶化率及び無機化率はそれぞれ30~50%、15~25%である。従って、汚泥可溶化槽への余剰汚泥供給量を調整して想定される余剰汚泥発生分を可溶化し、そして、可溶化汚泥を曝気槽へ返送して無機化することによって、余剰汚泥が発生しない活性汚泥プロセスが達成されることになる。次にその原理を説明する。

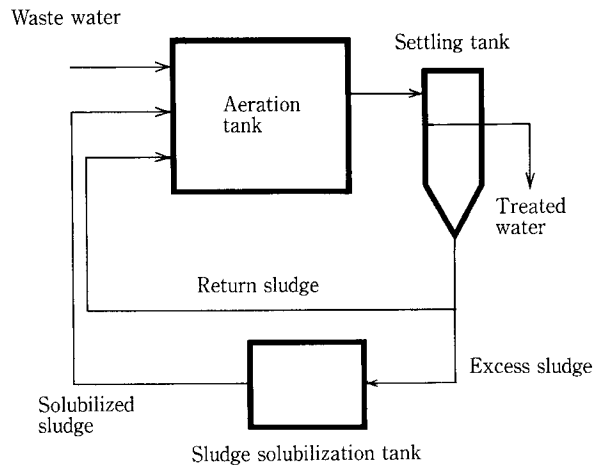
なお、可溶化率、無機化率は次のように定義した。



第1図 汚泥の出ない活性汚泥プロセス
Fig. 1 Zero-discharge activated sludge process



第 2 図 汚泥可溶化槽
Fig. 2 Sludge solubilization tank



第 3 図 実験フロー
Fig. 3 Experimental flow

可溶化率[%] = (1 - 可溶化後の VSS / 可溶化前の VSS)
無機化率[%] = (1 - 可溶化後の VM / 可溶化前の VM)

第 1 図においてプロセス周辺の汚泥収支を考える。
従来の標準活性汚泥処理法では、

$$V(dX/dt) = Y_0 \cdot Q_0 \cdot \Delta S + Q_0 \cdot X_0 - \{(Q_0 - Q_w)X_e + Q_w \cdot X_w\} \quad (1)$$

ここで、

- V : 曝気槽容積 [l]
- X : 曝気槽内汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- Y_0 : 流入 BOD に対するみかけの汚泥収率 [-]
- ΔS : 除去 BOD 量 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- X_0 : 流入汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- X_e : 処理水汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- X_w : 余剰汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- Q_0 : 流入水量 [$\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$]
- Q_w : 余剰汚泥引抜量 [$\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$] である。
- $X_0 \neq 0, X_e \neq 0$ とし、定常状態を仮定すると、(1)式は次式のようにになる。

$$Q_w = Y_0 \cdot Q_0 \cdot \Delta S / X_w \quad (2)$$

本法では、

$$V(dX/dt) = Y_0 \cdot Q_0 \cdot \Delta S + Q_0 \cdot X_0 + Q_s \cdot X_{se} + Y_s \cdot Q_s \{(1 - I/100)X_s - X_{se}\} - (Q_0 \cdot X_e + Q_s \cdot X_s) \quad (3)$$

ここで、

- Y_s : 可溶化汚泥に対するみかけの汚泥収率 [-]
- X_s : 汚泥可溶化槽への流入汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- X_{se} : 汚泥可溶化槽からの流出汚泥濃度 [$\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$]
- Q_s : 余剰汚泥可溶化量 [$\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$]
- I : 汚泥可溶化槽における無機化率 [%] である。
- $X_0 \neq 0, X_e \neq 0$ とし、定常状態を仮定すると、(3)式は次式のようにになる。

$$Q_s = Y_0 \cdot Q_0 \cdot \Delta S / \{(1 - Y_s(1 - I))X_s - (1 - Y_s)X_{se}\} \quad (4)$$

余剰汚泥引抜倍率を Q_s/Q_w とすると(2)、(4)式から Q_s/Q_w は次式のようにになる。

$$Q_s/Q_w = X_w / \{(1 - Y_s(1 - I))X_s - (1 - Y_s)X_{se}\} \quad (5)$$

$X_w \approx X_s$ とすると、(5)式は次式のようにになる。

$$Q_s/Q_w = 1 / \{1 - Y_s(1 - I) - (1 - S/100)(1 - Y_s)\} \quad (6)$$

ここで、

S : 汚泥可溶化槽における可溶化率 [%]

$$S = (1 - X_{se}/X_s) \times 100$$

即ち、余剰汚泥引抜倍率 Q_s/Q_w は、可溶化汚泥に対するみかけの汚泥収率 Y_s 、汚泥可溶化槽における無機化率 I 、可溶化率 S によって決定される。

2. 実験装置及び実験方法

2. 1 好熱性微生物による余剰汚泥の可溶化

2. 1. 1 供試余剰汚泥

下水処理場の浮上濃縮汚泥と化学工場の余剰活性汚泥を用い、SS が約 1.5% となるように調整して使用した。

2. 1. 2 汚泥可溶化好熱性微生物

汚泥を可溶化する好熱菌は、通常の活性汚泥中にも存在しており、適した条件で培養することにより、集積培養が可能である。

2. 1. 3 好熱性微生物による余剰汚泥の可溶化

リアクターには第 2 図に示す有効容積 2 l のガラス製ジャーファーマンターを用いた。このリアクターに汚泥を連続的に供給し、操作温度 65 °C、攪拌速度 300 rpm、通気量 0.4 vvm の条件で可溶化実験を行った。可溶化汚泥は 2 l の位置に設置したノズルからオーバーフローさせた。また、汚泥供給量を段階的に上げることによって、汚泥可溶化槽滞留時間 (HRT) と可溶化率の関係について検討した。

第 2 表 汚泥可溶化槽の汚泥引抜条件 (人工廃水)

Table 2 Operating conditions on sludge solubilization tank (Artificial wastewater)

Run No.		1	2	3	4	
Sludge disposal on conventional process	Q_w [L·d ⁻¹]	1.8	—	—	—	
Sludge disposal on zero-discharge process	Q_w' [L·d ⁻¹]	—	1.1	0.4	0	
Solubilized sludge	Q_s [L·d ⁻¹]	0	1.8	3.6	5.4	
	Q_s/Q_w	[—]	0	1	2	3

2. 2 余剰汚泥が発生しない活性汚泥プロセス

2. 2. 1 実験装置

第 3 図に実験装置の概要を示す。曝気槽は有効容積 40 l の塩ビ製角槽、沈殿槽は 2 l とし、汚泥可溶化槽には 2, 1, 3 で用いたガラス製ジャーフェーマンターを用いた。

2. 2. 2 原 水

原水としては、PGY 人工廃液と化学工場活性汚泥流入廃水を用いた。

人工廃液はポリペプトン：グルコース：酵母エキス = 1 : 1.5 : 0.25 とし、所定の濃度に調整して用いた。安定した運転を維持するため、HRT を実設備より長くとり、原水 BOD 濃度を $1200 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ と高くして BOD 容積負荷を約 $0.6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ に設定した。また、化学工場廃水は無調整のまま使用し ($\text{BOD} = 1500 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$)、BOD 容積負荷を約 $0.7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ に設定した。

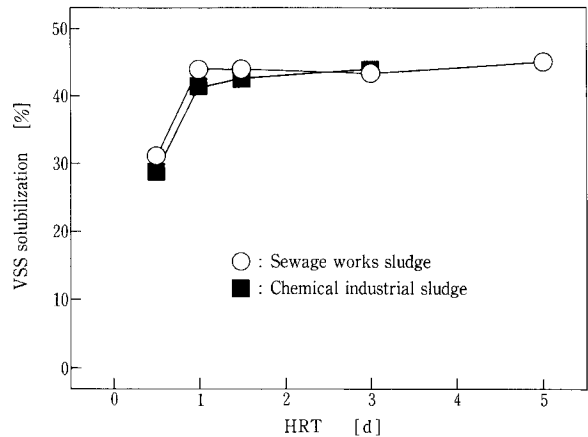
2. 2. 3 実験方法

第 2 表に人工廃水を用いた実験における汚泥可溶化槽の汚泥引抜条件を示す。

RUN-1 では汚泥可溶化槽を使用せず、余剰汚泥を系外へ引抜く従来型の標準活性汚泥法とし、MLSS が $2000 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ となるように余剰汚泥を引き抜いた。

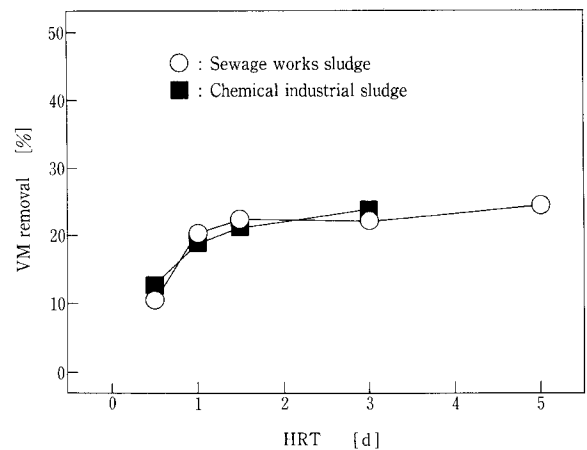
RUN-2~4 では余剰汚泥引抜倍率 Q_s/Q_w (以下、 Q_s/Q_w とする) を 3 段階に設定した。予備実験より、 $Y_s \approx 0.3$ 、 $I \approx 20\%$ 、 $S \approx 40\%$ の値が得られたため、余剰汚泥の発生しない系としては、(6)式より $Q_s/Q_w = 2.94$ となることから、RUN-4 では $Q_s/Q_w = 3$ に設定し、余剰汚泥の引き抜きを全く行わない運転を行った。また、RUN-2, 3 では Q_s/Q_w をそれぞれ 1, 2 に設定した。この条件では余剰汚泥の生成が予想されたため、引抜きを併用して、曝気槽内 MLSS を $2000 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ に維持した。汚泥可溶化槽は、HRT 1 日、操作温度 65°C で、酸素供給が律速とならないよう攪拌速度 300 rpm、通気量 0.4 vvm で運転した。

化学工場廃水を用いた実験は、2 系列行った。RUN-1 では余剰汚泥を引き抜く標準活性汚泥法を行い、MLSS を $2500 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ に調整した。RUN-2 では予備実験より $Q_s/Q_w = 3$ に設定し、余剰汚泥の引き抜きを全く行わない運転を行った。汚泥可溶化槽の操作条件は前述のとおりとした。



第 4 図 HRT と VSS 可溶化率の関係

Fig. 4 Relationship between HRT and VSS solubilization



第 5 図 HRT と VM 除去率の関係

Fig. 5 Relationship between HRT and VM removal

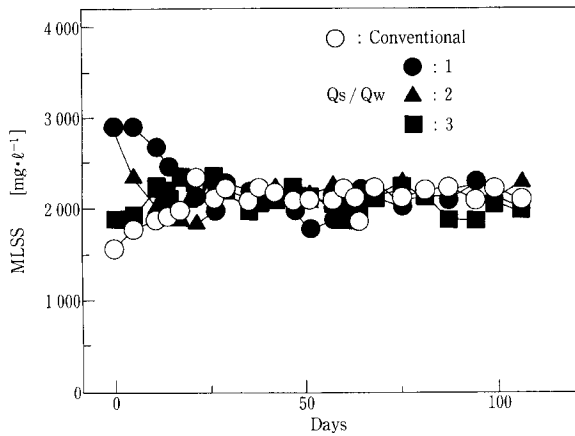
2. 2. 4 分析方法

処理水質の分析は、下水試験法に準じた。なお、全有機体炭素 (TOC) は、鳥津製作所製 TOC-500 により測定した。

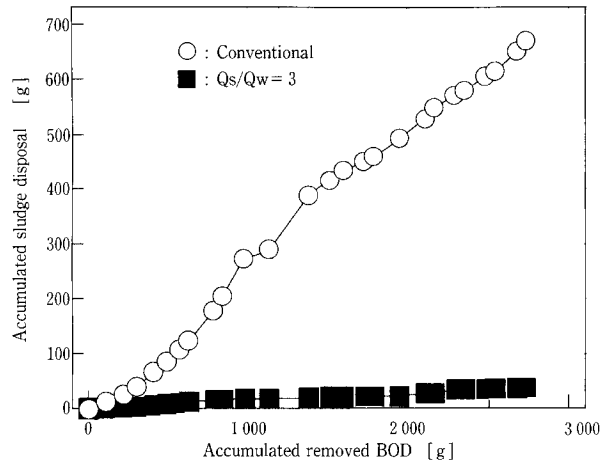
3. 実験結果

3. 1 好熱性微生物による余剰汚泥の可溶化

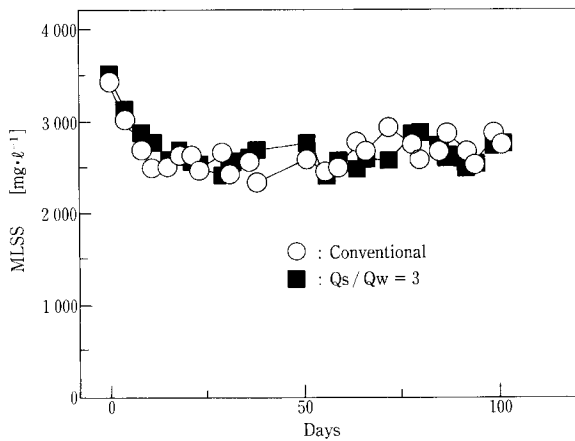
第 4 図に好熱性微生物により余剰汚泥を可溶化した場合の HRT と VSS 可溶化率の関係、第 5 図に HRT と VM 除去率の関係を示す。第 4 図から、汚泥の種類に関係なく HRT 1 日以上で 40% 以上の VSS 可溶化率が得られたが、HRT を 12 時間まで下げると 30% 前後まで低下することがわかる。これまでの実験で、余剰汚泥は好熱性微生物が関与しない場合でも熱分解により 20~25% が可溶化することがわかっていることから、HRT 12 時間の条件では、酵素生成能を有する好熱性微生物が wash-out されたため、十分な可溶化が進行しなかったものと推察される。この結果より、汚泥可溶化槽の HRT は 1 日で十分で、約 40% の



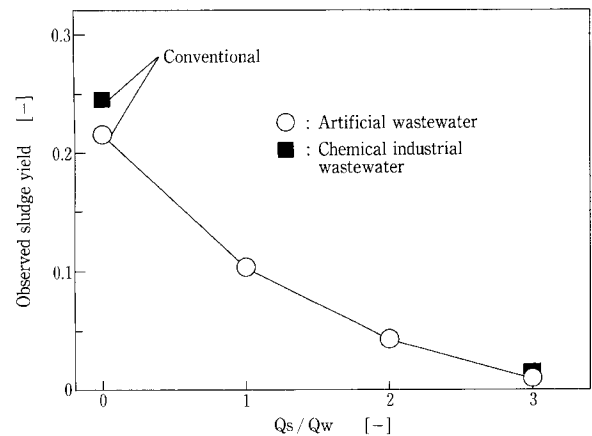
第 6 図 MLSS 経日変化 (人工廃水)
Fig. 6 Time course of MLSS
(Artificial wastewater)



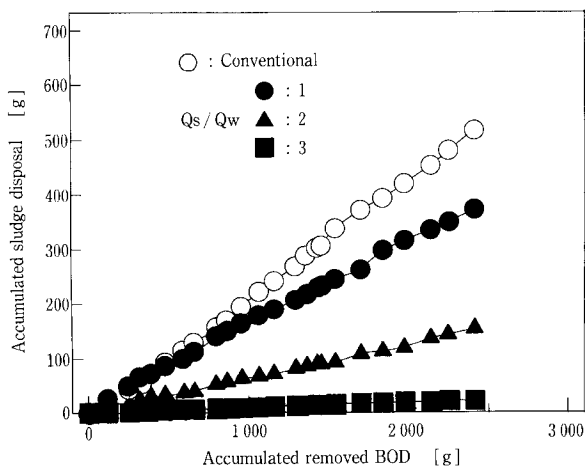
第 9 図 積算除去 BOD と積算汚泥引抜量の関係
(化学工場廃水)
Fig. 9 Relationship accumulated removed BOD and
accumulated sludge disposal
(Chemical industrial wastewater)



第 7 図 MLSS 経日変化 (化学工場廃水)
Fig. 7 Time course of MLSS
(Chemical industrial wastewater)



第 10 図 Q_s/Q_w と見かけの汚泥収率の関係
Fig. 10 Relationship between Q_s/Q_w and observed
sludge yield



第 8 図 積算除去 BOD と積算汚泥引抜量の関係
(人工廃水)
Fig. 8 Relationship accumulated removed BOD
and accumulated sludge disposal
(Artificial wastewater)

可溶化率が得られることがわかった。また、第 5 図から VM 除去率 (無機化率) も汚泥の種類に関係なく HRT 1 日以上以上の条件で 20~25% となることがわかった。

3. 2 余剰汚泥が生成しない活性汚泥プロセス

3. 2. 1 処理性能

第 6, 7 図に MLSS の経日変化を示す。人工廃液を用いた実験では、各条件において経過日数 20 日あたりから目標値の $2000 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ となり、その後安定した運転が可能であった。化学工場廃水を用いた実験においても目標値の $2500 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 前後で安定した運転が可能であった。 Q_s/Q_w をパラメータとした場合の積算除去 BOD と積算汚泥引抜量の関係を第 8, 9 図に示す。この汚泥引抜量には処理水中の SS を含んでいるため、 $Q_s/Q_w = 3$ の条件でも若干の傾きが見られるが、余剰汚泥を全く引抜かないで長期運転が可能であった。また、第 8, 9 図のグラフの傾斜はみか

第3表 処理水質 (単位: $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
Table 3 Quality of treated water [unit: $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$]

Items	Artificial wastewater					Chemical industrial wastewater		
	Raw	Run-1	Run-2	Run-3	Run-4	Raw	Run-1	Run-2
BOD ₅	1 250	< 5	< 5	< 5	< 5	1 300	< 5	< 5
SS	20	21.1	20.3	20.6	22.5	35	30.1	39.8
S-TOC	480	18.3	20.8	20.1	22.9	930	41.2	55.8
T-N	80	70	72	75	70	110	95	87
T-P	4.5	2.3	2.0	1.9	2.5	3.8	2.8	3.3

けの汚泥転換率を表しており、第10図は、第8、9図より求めたみかけの汚泥転換率と Q_s/Q_w の関係を示している。標準活性汚泥法での汚泥転換率は人工廃液で0.22、化学工場廃水で0.25であったが、 Q_s/Q_w を大きくすることによって大幅な低減が見られた。今回の実験では2種類の廃水を用いたが、 $Q_s/Q_w=3$ 、すなわち想定される余剰汚泥量の3倍量を可溶化処理することにより、廃水の種類に関係なく汚泥転換率が見かけ上ほぼゼロになり、余剰汚泥が全く発生しないプロセスが実現された。

定常時の処理水質の一例を第3表に示す。処理水BODは廃水の種類に関係なくいずれも良好で5 ppm以下であった。余剰汚泥を可溶化することによって対照系 (Run-1) と比べS-TOC, SSに若干の増加が認められたが、T-P, T-Nはほとんど同等であった。本法においては、可溶化した余剰汚泥のうち、生物難分解性のものはCODとして処理水中に流出する可能性があるため、処理水質が若干悪化したものと考えられる。

3. 2. 2 経済性

本法の運転費用は、汚泥可溶化槽の槽内温度を維持するためのエネルギーと曝気動力である。

第4表に示す経済性算出条件に基づいて、流入水当たりの運転経費を概算した。余剰汚泥濃度を2%、 $Q_s/Q_w=3$ とした時、汚泥可溶化槽への余剰汚泥供給量は $15\text{ l}\cdot\text{m}^{-3}$ となる。汚泥可溶化槽の槽内温度を維持するための供給熱量は、流出する可溶化汚泥が持ち出す熱量を流入する汚泥を用いて70~80%熱回収するものとする。この条件では、未回収熱量分及び通気ガスの持ち出す熱量分を補うための熱源として約 $0.54\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ の蒸気が必要で、これは経費にすると約 $1.4\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ になる。通気動力も約 $1.4\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ とほぼ同等で、さらに、可溶化汚泥を曝気槽で無機化するための追加曝気動力は約 $1.6\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ である。これらを合計すると、総運転経費は約 $4.4\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ となる。一方、従来どおり余剰汚泥を脱水して搬出する場合、汚泥発生量は $100\text{ g}\cdot\text{DS}\cdot\text{m}^{-3}$ となる。82%含水率ケーキとして搬出すると、搬出量は $556\text{ g}\cdot\text{m}^{-3}$ となり、脱水搬出費用は約 $8\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ となる。これに、脱水に要する凝集剤、電力費を加算すると総脱水運転経費は約 $10.6\text{ 円}\cdot\text{m}^{-3}$ となり、本法によると運転経費を従来法の $1/2\sim 1/3$ に削減できる。

第4表 経済性算出条件
Table 4 Operating conditions and cost for running cost estimation

Inf.BOD	[$\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$]	200
Sludge yield	[$\text{kg}\cdot\text{SS}\cdot\text{kg}\cdot\text{BOD}^{-1}$]	0.5
Sludge solubilization tank		
Temp.	[$^{\circ}\text{C}$]	65
Aeration	[vvm]	0.1
Q_s/Q_w	[—]	3
Steam	[$\text{Yen}\cdot\text{t}^{-1}$]	2 500
Electricity	[$\text{Yen}\cdot\text{kwh}^{-1}$]	15
Chemicals	[$\text{Yen}\cdot\text{kg}^{-1}$]	1 000
Industrial water	[$\text{Yen}\cdot\text{m}^{-3}$]	30
Sludge disposal	[$\text{Yen}\cdot\text{m}^{-3}$]	15 000

今後、汚泥可溶化槽からの持出熱量の削減及び熱回収方法を検討することにより、更に経済的なプロセスになると考えられる。

むすび

室内実験ではあるが、廃水の種類に関係なく余剰汚泥が発生しない活性汚泥プロセスが実現することを明らかにした。現在、化学工場において写真1に示すパイロットテスト (曝気槽容積: 4.5 m^3) を実施中である。

普及率の上昇が予想される中小市町村に適した汚泥処理施設の条件をまとめれば、信頼性、安全性が高く、維持管理性が容易、かつ経済性に優れた施設ということになるが、これらの条件をすべて満足することは容易ではない。⁸⁾ 本法は処理水質に若干の課題を残すものの、維持管理も比較的容易で、汚泥処分費の大幅な削減に貢献できるため、汚泥一水処理一体型プロセスとして今後の発展が期待される。

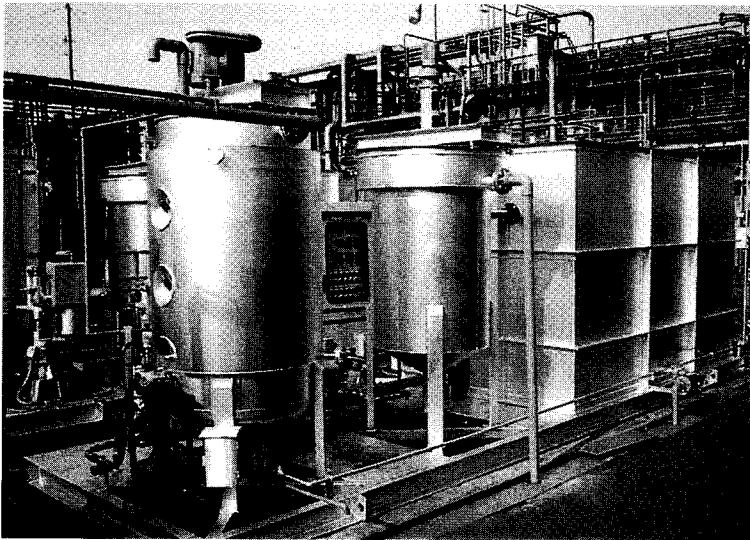


写真 1 パイロットテスト実験装置
Photo.1 Experimental Equipment for Pilot Test

最後に本研究に際し、浮上濃縮汚泥を提供頂いた神戸市建設局西事務所水環境センターの関係者の皆様に深く感謝致します。

<使用記号>

V : 曝気槽容積	[l]
X : 曝気槽内汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
Y_0 : 流入 BOD に対するみかけの汚泥収率	[$-$]
Y_s : 可溶化汚泥に対するみかけの汚泥収率	[$-$]
ΔS : 除去 BOD 量	[$mg \cdot l^{-1}$]
X_0 : 流入汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
X_e : 処理水汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
X_w : 余剰汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
X_s : 汚泥可溶化槽への流入汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
X_{se} : 汚泥可溶化槽からの流出汚泥濃度	[$mg \cdot l^{-1}$]
Q_0 : 流入水量	[$l \cdot d^{-1}$]
Q_w : 余剰汚泥引抜量	[$l \cdot d^{-1}$]

Q_s : 余剰汚泥可溶化量	[$l \cdot d^{-1}$]
I : 汚泥可溶化槽における無機化率	[$\%$]

[参考文献]

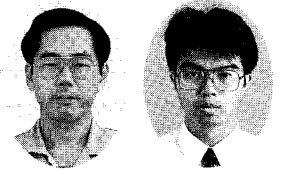
- 1) 渡部春樹 (1996) 汚泥処理技術の現況と将来展望, 下水道協会誌, 33 (396), pp. 12-17
- 2) 渡部春樹 (1996) 中小市町村の汚泥処理, 下水道協会誌, 33 (405), pp. 13-17
- 3) 李玉友, 野池達也 (1989) 余剰汚泥の嫌気性消化に及ぼす前熱処理および滞留時間の影響, 水質汚濁研究, 12, pp. 112-121
- 4) 鈴木重浩, 稲垣智亮 (1994) 熱アルカリ処理による嫌気性汚泥消化の効率化, 下水道研究発表会, pp. 570-572
- 5) 福島裕三ら (1990) 湿式ミルを用いた汚泥の高速消化法, 下水道研究発表会, pp. 480-482
- 6) 青木伸浩, 川瀬三雄 (1989) 下水汚泥の高温二相消化の研究, 下水道研究発表会, pp. 577-579
- 7) 長谷川進, 三浦雅彦, 桂健治 (1997) 好熱性微生物による有機性汚泥の可溶化, 下水道協会誌, 34 (408), pp. 76-82
- 8) 村上孝雄 (1996) 中小市町村の水処理技術, 下水道協会誌, 33 (405), pp. 8-12

連絡先

<p>長谷川 進 (工学博士) 技術開発本部 研究開発部 主任研究員 TEL 078 - 992 - 6525 FAX 078 - 992 - 6504 E-mail s. hasegawa@pantec. co. jp</p>	<p>三浦雅彦 技術開発本部 研究開発部 TEL 078 - 992 - 6525 FAX 078 - 992 - 6504 E-mail m. miura@pantec. co. jp</p>	<p>桂 健治 技術開発本部 研究開発部 TEL 078 - 992 - 6525 FAX 078 - 992 - 6504 E-mail k. katsura@pantec. co. jp</p>
--	---	---

高負荷嫌気性処理装置の開発

Development of High Rate Anaerobic Treatment System



(環)製品開発室
加 治 正 廣
Masahiro Kaji
隅 晃 彦
Akihiko Sumi

嫌気性廃水処理についてはその省エネルギー性が評価され、現在も適用範囲の拡大、高効率化等様々な研究開発が行われている。本稿では、ビール製造廃水を用いて行った新型の高効率装置の実証実験結果について紹介する。装置は反応槽と分離槽で構成されており、反応槽上部でガスのみを分離した後、分離槽で菌体と処理水を分離し、菌体はリサイクルされる。菌体は粒状化しており非常に沈降速度が大きいため、分離槽は極めて小型となっている。これらの特長により、装置全体として大幅なコンパクト化が可能である。実証試験では、COD_{Cr}容積負荷32 kg/m³・dまでの条件で良好な成績を得た。

Various R&D works on anaerobic treatment are widely conducted with high appreciation of its energy saving characteristic. This paper describes the test results of a new anaerobic treatment unit, using brewery wastewater. The highly efficient unit, composed of a reactor and a separator, is designed for high organic loading. Gas is separated from wastewater at the upper section of the reactor, while biomass is separated from treated water in the separation tank for recycle. The separation tank is minimized owing to high settling velocity of granular biomass. These features can improve the overall performance of the unit. The test shows favorable results at 32 kg/m³・d COD_{Cr} loading.

Key Words :

嫌 気 性 処 理
グ ラ ニ ュ ー ル
分 離 槽
高 負 荷

anaerobic treatment
granule
separation tank
high rate

まえがき

食品製造や有機化学製品製造工程等より排出される有機物を含む廃水を微生物により分解し低濃度化する生物処理には、大きく分けて、活性汚泥法に代表される好気性処理とUASB法に代表される嫌気性処理とがある。これらの内で、最近では嫌気性処理が適用されることが多くなっている。日本国内においても多数の実設備が稼働しているが、この理由として、嫌気性処理が次のような優れた特長を備えていることが挙げられる。

1) 余剰汚泥の発生量が少ない。

有機物は主にメタンガスと二酸化炭素に分解され、好気性処理に比べ菌体への転化が少ない。

2) 省エネルギーである。

発生したメタンガスは燃料として再利用できる。また、好気性処理のように酸素を供給する必要がないため、曝気動力費が不要である。

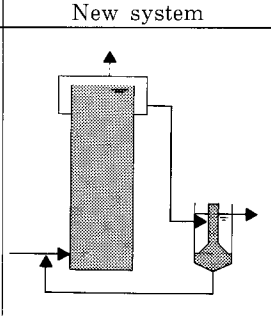
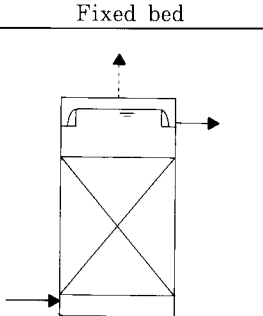
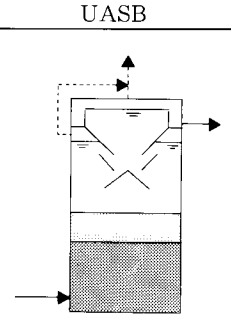
3) 省スペースである。

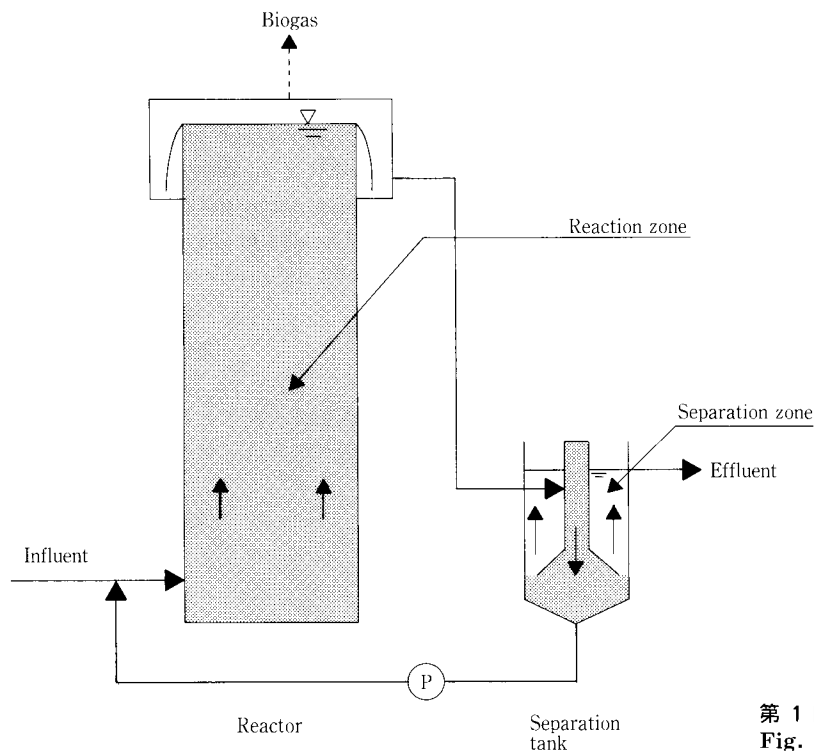
酸素の供給の制約を受けないため、高負荷での運転が可能である。結果として装置がコンパクトになる。

嫌気性処理には固定床方式とUASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) 法があり、日本国内では1996年現在固定床34基、UASB 78基がそれぞれの特性に応じた分野で稼働している。嫌気性処理の適用分野としてはビールや製糖等の食料品業界が主流となっており、日本国内では80%以上を占めている。また、最近の動向としては、UASBが多くなっている。¹⁾

第 1 表 新型装置と従来型との比較

Table 1 Comparison of new system and conventional system

	New system	Fixed bed	UASB
Structure			
Total volume	○	△	○
Volumetric loading rate	○	△	○
Concentration of microbe	○	△	○
Allowable influent SS concentration	○	◎	△
Startup	○	△	○
Others		Media required	



第 1 図 新型装置概念図

Fig. 1 Concept of new system

当社はこれらに比べて大幅に能力を向上させた新しい嫌気性処理装置を開発し、パイロットスケールでの実証試験を行った。本稿では、装置の原理・特長及びパイロットテストの実験結果について報告する。なお、第 1 表に各方式の比較を示す。

1. 原理及び特長

1. 1 システム構成

装置は、第 1 図に示す通り反応槽と分離槽の 2 槽及びリサイクルポンプで構成される。

生物処理装置における装置全体としての有機物除去能力は、微生物の保持量と活性、基質と微生物との接触効率等

の因子に影響されるものと考えられる。本装置では、主として微生物保持量を高めることにより能力の向上を図っている。その方法として、微生物を高濃度に充填した反応槽、反応槽から処理水とともに流出する微生物を回収する分離槽、回収した微生物を反応槽に戻すリサイクルポンプを組み合わせた。

1. 2 反応槽

反応槽には、グラニュールと呼ばれるメタン生成菌等からなる直径 1 ~ 2 mm 前後の粒子が充填される。

原水はリサイクルグラニュールとともに下部より導入され、原水中の有機物は、酸生成菌及びメタン生成菌の作用

第2表 新型装置容量及び設置面積
Table 2 Volume and area of new system

			New system	UASB
Conditions	Volume of granular sludge	-	1	1
	Overflow rate in separator	m/h	10	1
	Height of separator	-	0.5	1 (Reactor total)
Volume	Reactor	-	1	3 (includes GSS)
	Separation tank	-	0.05	-
	Total	-	1.05	3
		%	35	100
Area	Reactor	-	0.33	1
	Separation tank	-	0.1	0 (GSS in the Reactor)
	Total	-	0.43*	1
		%	43	100

* Pump & Maintenance space not included.

により中間生成物の有機酸を経てメタンガスと二酸化炭素に分解される。処理水はグラニューールと分離されることなく反応槽上部から流出するが、発生ガスはここで処理水と分離される。流出部には落差を設けており、グラニューールに付着したガスの分離を促進する構造としている。このため、反応槽流出水中のグラニューールは優れた沈降性を有する。

また、グラニューール充填層は底部から水面まで及んでいるため、全槽を反応領域として有効に活用できるとともに微生物を大量に保持できる。

1.3 分離槽

分離槽では、反応槽流出水からグラニューールを分離する。分離されたグラニューールは、リサイクルポンプにより反応槽へ返送される。また分離槽は、グラニューールからの発生ガス及び処理水中の残存ガスを捕集するとともに浮上グラニューールをトラップできる構造としている。

グラニューールの沈降速度はガスが付着していない場合非常に速く、実際に運転中の装置から引き抜いた直後のものについて実測した結果、0.25~0.5 mm のもので平均16 m/h、0.5~1 mm では40 m/h、1~2 mm では67 m/hとなっていた。このことはグラニューールを10 m/h 以上の高い水面積負荷で沈降分離できることを示唆している。一方、UASBではグラニューールの分離をリアクター内に設置されたGSS (Gas-Solid Separator) と呼ばれる装置により行っているが、この部分での上昇流速は1~2 m/h程度である。

本装置では、分離槽は反応槽本体と独立して設計できるためグラニューール本来の沈降速度を活かすことが可能であり、きわめてコンパクトなものとなる。

1.4 特長

1) コンパクトな設備

グラニューールを大量に保持した反応槽と小型の分離槽の組み合わせにより、設備全体として大幅なコンパクト化を達成した。UASBと比較した試算結果を第2表に示す。

なお、条件は次の通りとした。

- ・グラニューールの濃度、保持量、単位微生物量当たりの有機物処理量は同一とする。
- ・UASBにおける微生物保持容量を1、有効反応域の比

率を1/3とする。

新型装置はUASBに対し容量で35%、面積で43%となり、大幅なコンパクト化が可能であることがわかる。

2) 低い建設費

設備のコンパクト化に加え、構造がシンプルであることから建設費が低減できる。

3) 混合状態の改善

反応槽内の液上昇流速を増すことができ、また面積当たりのガス発生量も増加するため、槽内の混合状態が改善されると考えられる。このことにより、

- ①基質と微生物との接触効率の改善によるVSS負荷の向上
- ②流入部許容有機物濃度及びpH範囲の拡大
- ③流入SSの蓄積防止による流入SS濃度の許容範囲の拡大

等が期待できる。

2. パイロットテスト

前項の検討結果を基にパイロットテスト機を作成し、実廃水を用いた実証試験を行った。次にその結果の一部を示す。

本テストでは、新型装置においてグラニューールを減少させることなく運転が行えることを実証するとともに、限界負荷の確認を行うことが主目的となる。

2.1 設備概要

設備は反応槽、分離槽を主とし、回収グラニューール返送ポンプ、原水流入設備、処理水排出設備、ガス処理設備から構成される。第2図に設備のフローシートを、写真1に装置の外観を示す。

原水はビール製造廃水であり、既設廃水処理設備の加圧浮上処理水ラインより、自動弁を介してpH調整槽へ導かれる。原水はpH調整の後、返送グラニューールとともに反応槽下部より流入し、グラニューール層を上向流にて通過する過程でメタンガスと二酸化炭素に分解される。なお発生したガスは脱硫塔へ送られ、ここで硫化水素が除去される。

反応槽内でグラニューールと接触し有機物を除去された原水は、反応槽出口でガスと分離された後、グラニューールとともにトラフを通り分離槽へ送られる。反応槽上部の流出

部では、堰の上端とトラフ下面との間に落差を設けてあり、ここを流下する仮定で過程でグラニューールに付着した気泡の分離が促進され、沈降性を回復させる構造となっている。

グラニューールは分離槽で沈降分離され、これをポンプで反応槽へ返送する。分離槽内で新たに発生したガス及び再浮上してくるグラニューールは、流入部でトラップされ、沈降分離ゾーンには出ていかなないようにしている。

なお、メタン発酵反応には適切な温度条件が不可欠であるため、pH調整槽内部及び反応槽外周にヒーターを設置している。

装置主要部の諸元は次の通りである。

反 応 槽	: $\phi 1000 \text{ mm} \times 7800 \text{ mmH}$	5.9 m ³
	(水深7500mmH)	
分 離 槽	: $\phi 800 \text{ mm} \times 3000 \text{ mmH}$ (半割円筒)	0.8 m ³
	沈殿部面積	0.22 m ²
pH調整槽	: $\phi 850 \text{ mm} \times 760 \text{ mmH}$	0.36 m ³
原水ポンプ	: 4.4 m ³ /h \times 15 m	1.5 kW
返送ポンプ	: 7.0 m ³ /h \times 15 m	1.5 kW
ヒーター	: pH調整槽 投込式	15 kW
	反応槽 テープ式	5 kW

原水ポンプ流量は、COD_{Cr}容積負荷 32 kg COD_{Cr}/m³・d までの実験が可能なものとした。32 kg COD_{Cr}/m³・d の場合の滞留時間は約1.5 hr となる。

2. 2 実験方法

2. 2. 1 運転方法

1) 原水量の設定

基本的には容積負荷が所定値となるよう当日午前 of 原水濃度に応じて原水量を調整した。実験開始当初 (Run 1 ~ 3) は各日の濃度に応じ調製したが、分離槽での流量変動の影響を避けるため、Run 4 以降は予想 COD_{Cr} 濃度が 2000 mg/L \pm 20 % 範囲に入らない場合のみ流量を変更するものとした。

2) グラニューール返送量の設定

開始当初 (Run 1 ~ 2-1) は原水に対する返送比を 100 % とし、原水量に応じて調整した。Run 2 - 2 以降は、反応槽内上昇流速を一定とするため、原水量と返送グラニューール量の合計を所定の値に調整した。

2. 2. 2 実験条件

COD_{Cr} 容積負荷を 12, 16, 20, 25, 32 kg COD_{Cr}/m³・d の 5 段階とし、それぞれ Run-1~4 とした。Run- 2 及び Run- 4 では、反応槽内の液上昇流速 (LV) を中途で変更している。第 3 表に運転条件の一覧及び実験結果を示す。

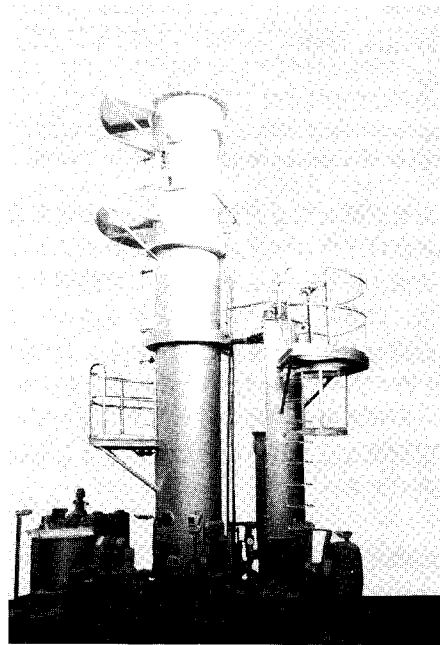
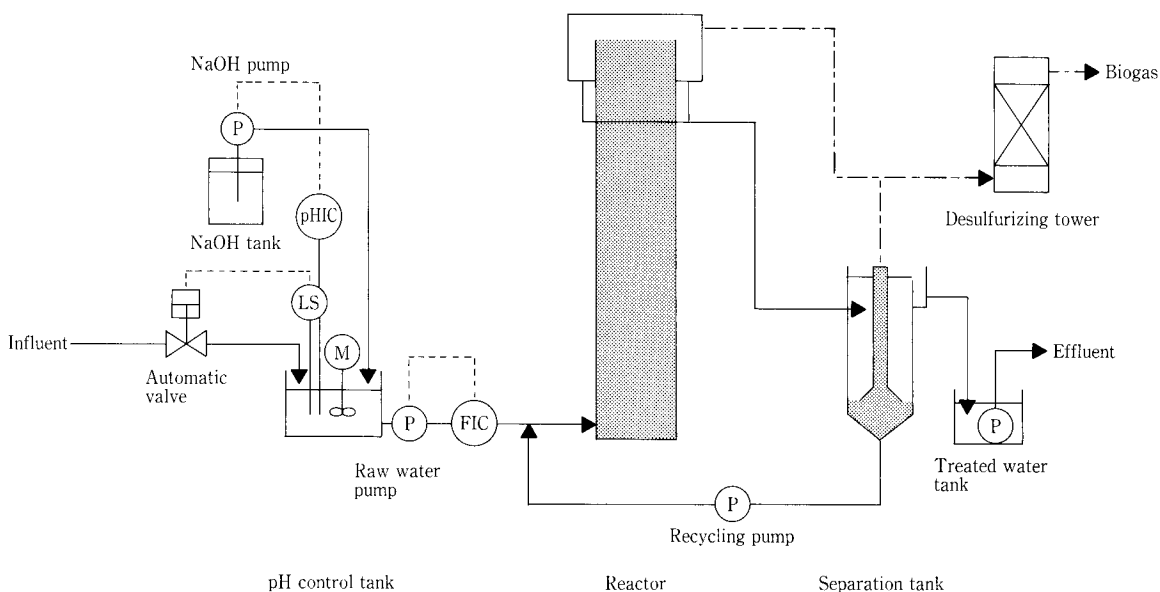


写真 1 パイロットテスト機
Photo.1 Pilot test plant



第 2 図 パイロットプラントフローシート
Fig. 2 Flowsheet of pilot plant

第3表 各期間運転条件及び結果

Table 3 Conditions and operation results (average in each condition)

			Run-1	Run-2		Run-3	Run-4		Run-5	
				2-1	2-2		4-1	4-2		
Conditions										
COD _{Cr} volumetric loading rate										
	Target value	kg/m ³ /d	12	16	16	20	25	25	32	
	Average (actual)	kg/m ³ /d	11	15	16	19	20	24	33	
Hydraulic retention time			h	4.5	3	3	2.4	1.9	1.9	1.5
Linear velocity of water										
	Reactor	m/h	4.2	5.6	10	6	6	7	7	
	Separation tank	m/h	7.5	10	10	12.5	15.6	15.6	20	
Results										
COD _{Cr}	Influent	mg/L	2530	1940	1940	1890	2030	1940	2220	
	Effluent	mg/L	537	484	428	412	514	470	522	
	Removal efficiency	%	78.7	74.7	77.9	78.2	73.9	75.7	76.3	
S-COD _{Cr}	Influent	mg/L			1680	1560	1830	1610	2000	
	Effluent	mg/L			239	253	325	266	313	
	Removal efficiency	%			85.6	83.6	81.2	83.3	84.3	
BOD	Influent	mg/L	1640	1220	1150	1030	1100	1100	1260	
	Effluent	mg/L	133	178	89	141	93	81	111	
	Removal efficiency	%	91.4	85.5	92.4	86	95.3	91.4	90.5	
SS	Influent	mg/L	313	290	174	228	236	210	280	
	Effluent	mg/L	194	271	156	196	310	236	317	

表中の容積負荷は、原水 COD_{Cr} 濃度を2000 mg/L、BOD 濃度を1500 mg/Lとして計算したものである。実際の負荷は原水濃度の変動により上下したが、土日の低負荷時を除き、概ね設定目標値の±30%以内となっていた。

また、原水 pH の設定値は6.7とし、NaOH の注入により制御した。また、反応槽温度は36℃~37℃とした。

2. 2. 3 水質分析

原水、処理水、反応槽内グラニューール濃度について、次の方法でサンプリング後分析を行った。

1) サンプリング方法

・原水、処理水

オートサンプラーを用いて1hr毎に採水を行い、24時間分のコンポジットサンプルを調製した。原水採取位置は、パイロットプラントのpH調整槽内とした。処理水採取位置は当初処理水槽内としていたが、Run-4-2より分離槽出口に変更した。

・反応槽内グラニューール

槽に設けたサンプリングノズル(16Aボール弁)より採取した。ノズルは上下方向に1mないし0.5mおきに設置した。

2) BOD, SS, VSS

JIS-K-0102 工場排水試験方法により分析した。グラニューールの粒径分布では、目開きが0.25, 0.5, 1.0, 2.0 mm のふるいを用いて予め分級し、それぞれについてSS, VSSを測定した。また、反応槽内グラニューール平均濃度は各高さの濃度から計算により求めた。

3) COD_{Cr}

Hach社DR-2000型簡易分析計を用い、波長620nmにおける吸光光度法により測定した。

4) 有機酸

ガスクロマトグラフ法(絶対検量線法)により測定した。カラムとしてはG-300(化学品検査協会製)を用い、カラム温度は145℃とした。

2. 3 実験結果

第3表に、各条件下における水質の平均値を示す。

2. 3. 1 有機物除去性能

1) COD_{Cr}

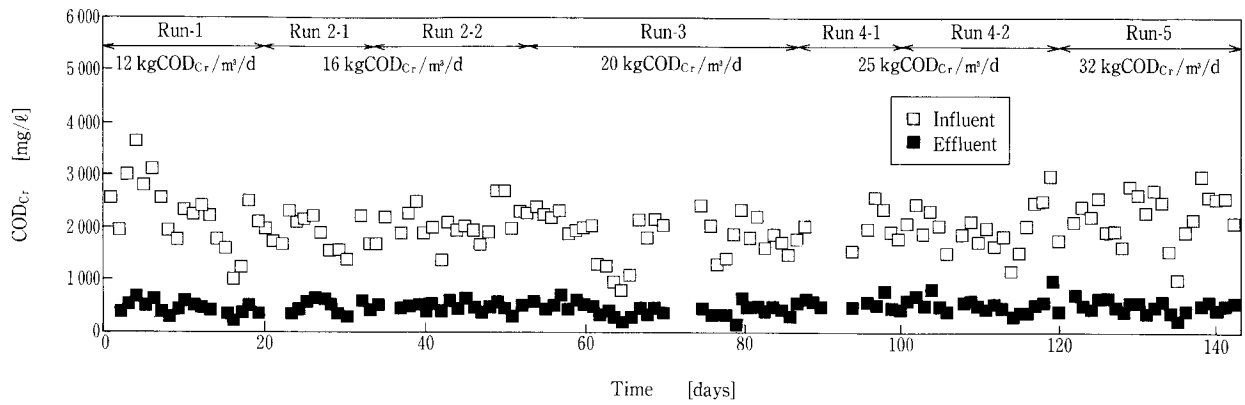
第3図に原水および処理水のCOD_{Cr}濃度の経時変化を、第4図にCOD_{Cr}除去率の経時変化を示す。

原水COD_{Cr}濃度は1300~3000 mg/Lの範囲で変動しているが、大半は当初想定濃度の2000 mg/L前後となっている。これに対して処理水COD_{Cr}濃度は原水の変動に対して比較的安定しており、ほぼ300~600 mg/Lの範囲にあり、平均では480 mg/Lとなっている。また、除去率は、概ね70~90%の範囲におさまっている。

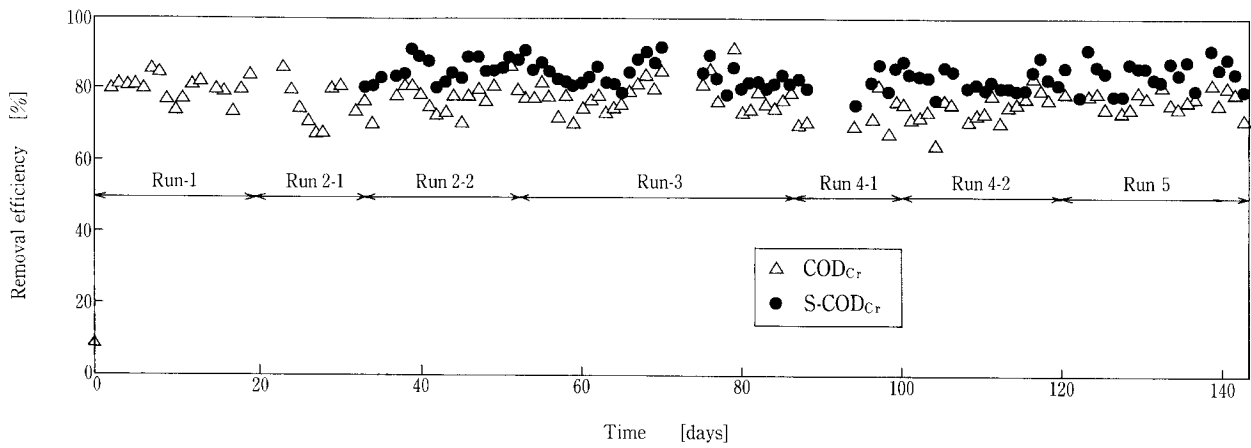
次に、第5図にCOD_{Cr}容積負荷と単位容積当たりの除去量の関係を示す。全期間のデータに対し、負荷と除去量の間には次式の関係が成立する。

$$\text{COD}_{Cr} \text{ 除去量 (kg/m}^3\cdot\text{d)} \\ = 0.77 \times \text{COD}_{Cr} \text{ 容積負荷 (kg/m}^3\cdot\text{d)} \quad (1)$$

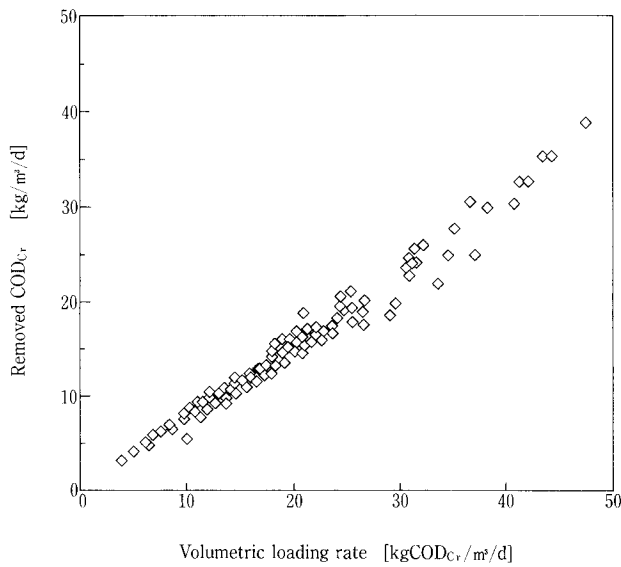
式(1)の直線の傾きは除去率を示すことになる。すなわち、全期間の平均除去率は77%となる。また、容積負荷と除去率の関係を示したのが第6図である。32 kg COD_{Cr}/m³・d までについては負荷の上昇に伴う除去率の明確な低下はなく、ほぼ70~90%の範囲内にある。各条件毎の平均値は、第3表に示した通りであり、全体の平均では77%となっていた。同じ範囲で、溶解性COD_{Cr}(以下S-COD_{Cr})についても、負荷上昇に伴う除去率の低下は見ら



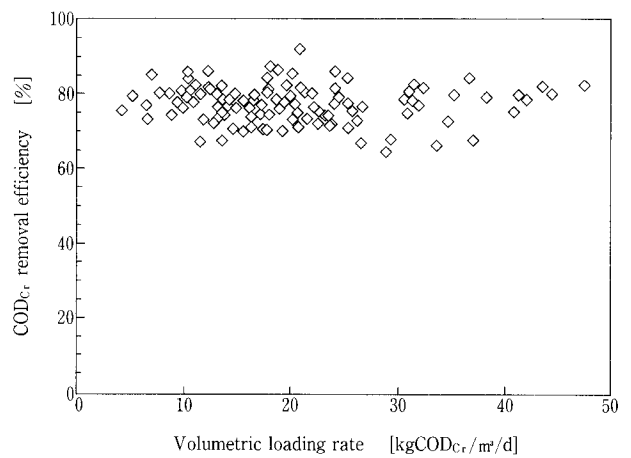
第 3 図 COD_{Cr} 濃度の経時変化
Fig. 3 COD_{Cr} concentration



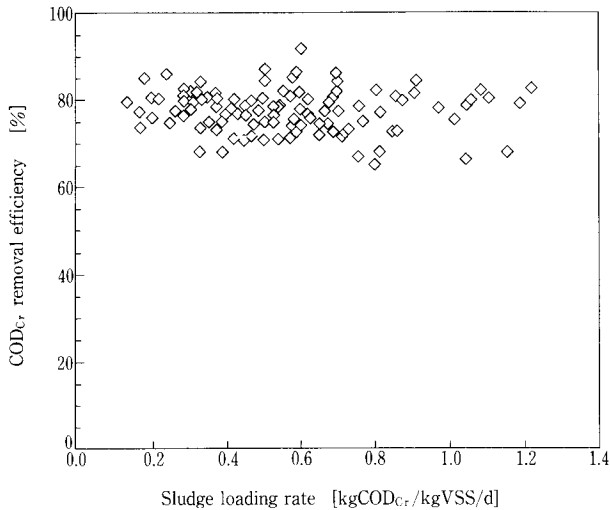
第 4 図 COD_{Cr} 除去率の経時変化
Fig. 4 COD_{Cr} removal efficiency



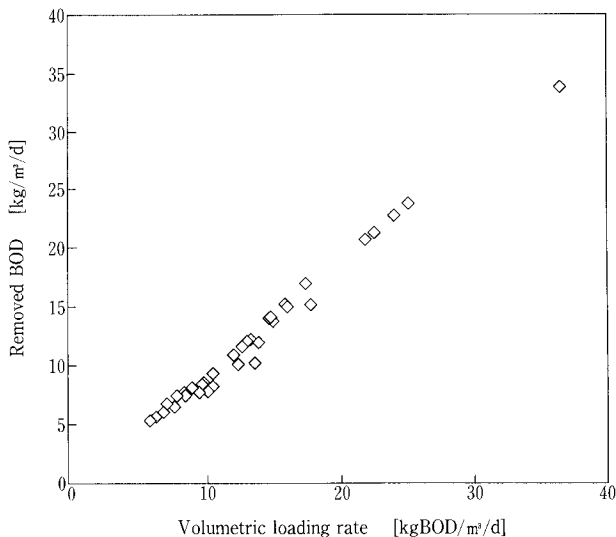
第 5 図 COD_{Cr} 容積負荷と除去量の関係
Fig. 5 Volumetric loading rate and removed COD_{Cr}



第 6 図 COD_{Cr} 容積負荷と除去率の関係
Fig. 6 COD_{Cr} Volumetric loading rate and removal efficiency



第7図 COD_{Cr} VSS 負荷と除去率の関係
Fig. 7 COD_{Cr} sludge loading rate and removal efficiency



第8図 BOD 容積負荷と除去量の関係
Fig. 8 Volumetric loading rate and removed BOD

れなかった。S-COD_{Cr} 除去率はほぼ80~90%の範囲にあり、各条件毎の平均値は81~86%であった。

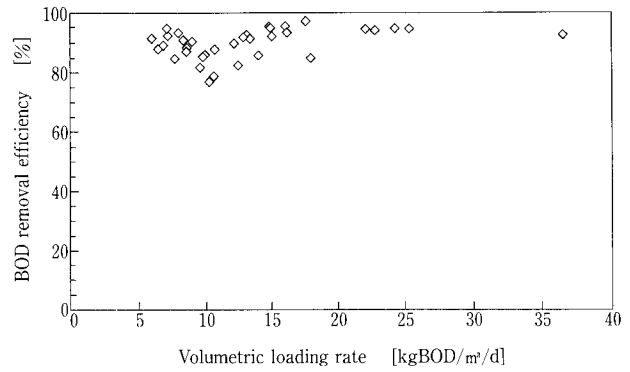
次に、汚泥負荷についての実験結果を示す。COD_{Cr}-VSS 負荷と COD_{Cr} 除去率の関係を第7図に示す。1.0 kg COD_{Cr}/kgVSS·d までの範囲において明確な除去率の低下はみられず、限界負荷には到達していないものとみられる。

2) BOD

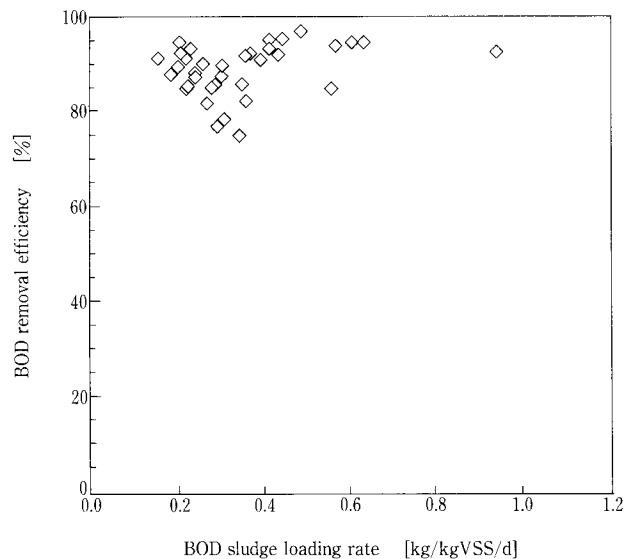
第8図に BOD 容積負荷と除去量、第9図に BOD 容積負荷と除去率、第10図に BOD-VSS 負荷と除去率の関係を示す。第8図に示した通り、BOD 容積負荷と除去量の間には次式の関係が成立する。

$$\begin{aligned} \text{BOD 除去量 (kg/m}^3\cdot\text{d)} \\ = 0.91 \times \text{BOD 容積負荷 (kg/m}^3\cdot\text{d)} \quad (2) \end{aligned}$$

前項と同様、式(2)の直線の傾きは除去率を示し、全期



第9図 BOD 容積負荷と除去率の関係
Fig. 9 BOD volumetric loading rate and removal efficiency



第10図 BOD-VSS 負荷と除去率の関係
Fig. 10 BOD sludge loading rate and removal efficiency

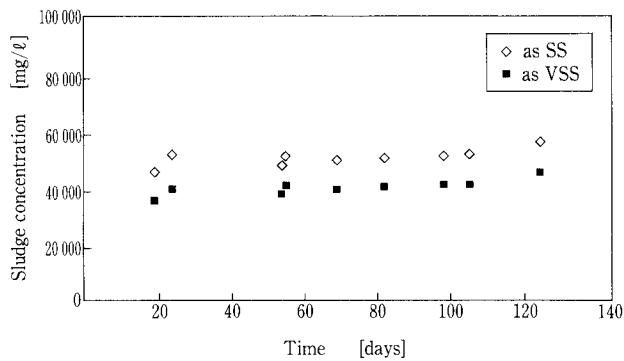
間の平均 BOD 除去率は91%となる。また、各条件における BOD 平均除去率は、第3表に示した通り86~95%となっている。容積負荷、VSS 負荷と除去率については、第9、10図に示した通り、COD_{Cr} の場合と同様負荷上昇による除去率の低下は見られない。

3) 有機酸

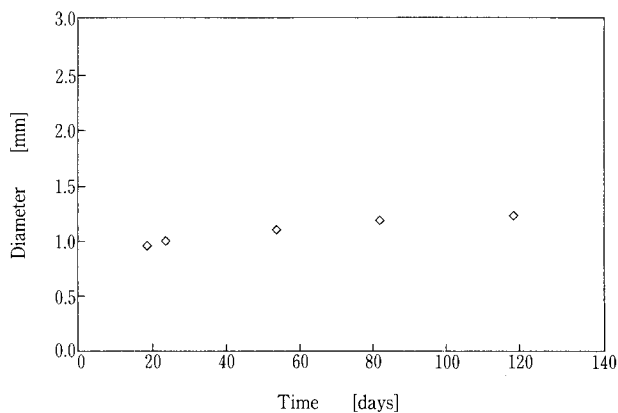
メタン発酵反応では、中間生成物として酢酸等の有機酸(VFA)が生じる。処理水中の VFA 濃度を分析した結果、COD_{Cr} 容積負荷 25 kg COD_{Cr}/m³·d までの条件では常時不検出であった。すなわち、生成した VFA はすべてメタンガスと二酸化炭素に転換されており、メタン発酵反応は良好に行われているといえる。負荷 32 kg COD_{Cr}/m³·d ではプロピオン酸がわずかに検出されたが、平均濃度 15 mg/L と非常に低濃度であった。

2. 3. 2 反応槽内グラニューール濃度及び粒径

第11図に反応槽内グラニューール濃度の経時変化を示す。濃度変動は特にみられず、SS で 50 000 mg/L、VSS で 40 000 mg/L となっている。また、SS に対する VSS の比



第11図 反応槽内汚泥濃度の経時変化
Fig. 11 Sludge concentration in the reactor



第12図 グラニュール平均粒径の経時変化
Fig. 12 Mean diameter of granule

は、平均的には80%であった。

次に、グラニュール平均粒径の経時変化を第12図に示す。平均粒径は1~1.3mmであり、わずかながら増加傾向が認められる。また第13図に、Run-1, Run-5における反応槽内グラニュールの高さ別濃度分布を示す。各高さで、明確な濃度差は認められない。

本実験では、反応槽から流出したグラニュールを回収してポンプで返送する方式をとっているためグラニュールの破壊、微細化が懸念されたが、本図からも明らかなように、そのような状況は生じていないといえ、ポンプ返送が有効であることが確認できた。

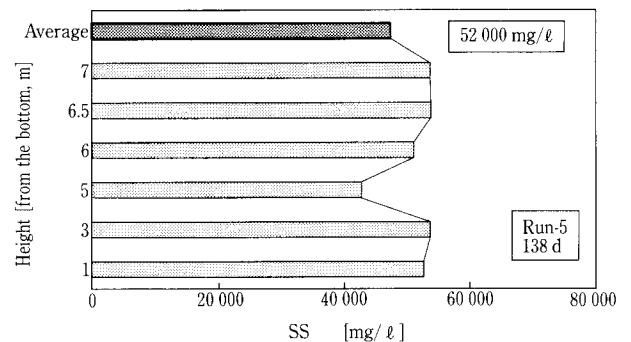
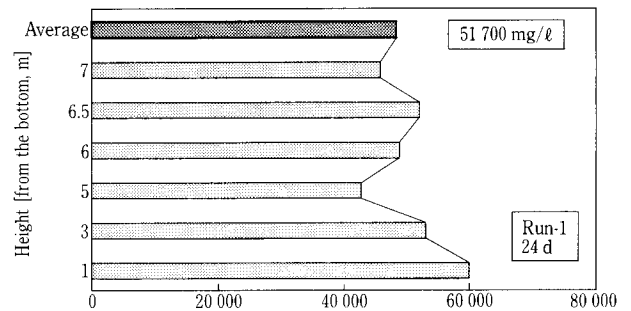
2. 3. 3 SS収支

第14図に原水及び処理水のSS濃度の経時変化を示す。原水SS濃度と処理水SS濃度の関係は、図からもわかる通り

Run-2 (COD_{Cr} 容積負荷16 kg/m³·d) まで：原水 > 処理水
Run-3 (同 20 kg/m³·d) 以降：原水 < 処理水
となっている。

本装置の理想的な運転状態は、SSに関していえば次の通りである。

- ・原水中のSSが内部に蓄積せず、全量が処理水とともに排出される。



第13図 高さ別グラニュール濃度分布(Run-1, Run-5)
Fig. 13 Distribution of Granule concentration

- ・増殖したグラニュールが内部に良好に保持され、系外に流出しない。ただし、系内のグラニュール濃度が飽和に達した場合は増殖分のみが系外に流出する。

増殖量をSSとして除去COD_{Cr}の2.8%²⁾とし、原水の平均COD_{Cr}濃度を2000 mg/L、除去率を77%とすれば、原水1L当たりのCOD_{Cr}除去量は1540 mgであり、原水1L当たりの微生物増殖量は

$$1540 \times 0.028 = 43 \text{ mg/L}$$

となる。COD_{Cr} 負荷32 kg/m³·d (Run 5) における原水SSと処理水SSの濃度差は平均で37 mg/Lであり、またグラニュール保持量についても変動がないことから、現在のところ増殖SS量と流出SS量は見かけ上バランスしているものとみられる。SS収支については今後さらに検討を続け明確にしていく予定である。

2. 3. 4 反応槽内液上昇流速 (LV) の影響

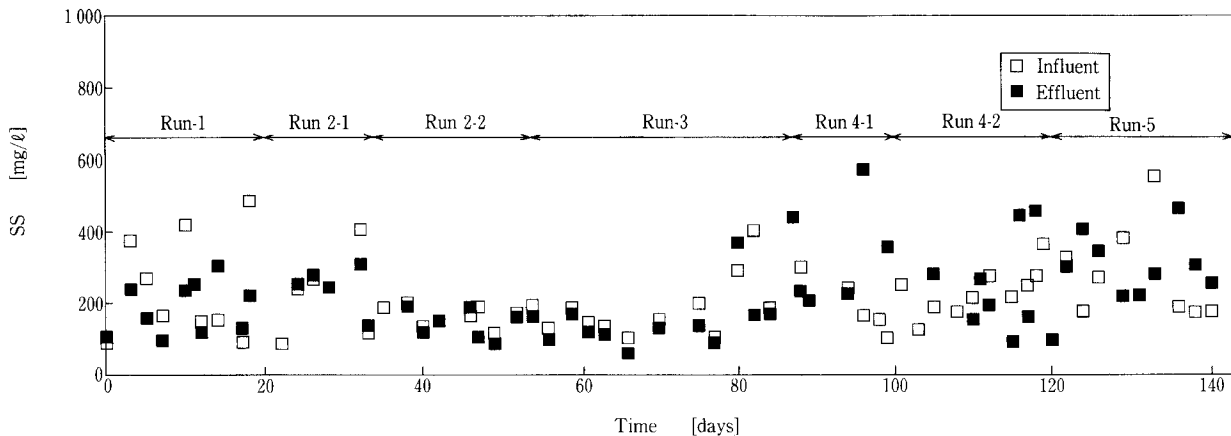
Run-2 (負荷16 kg COD_{Cr}/m³·d) の中途において、混合状態を改善し更に有機物除去率の改善を図る目的で液LVを5.6 m/hから10 m/hに上げ、その影響について調査した。

1) SSの流出

反応槽からのグラニュール流出は増加したが、処理水中のSSは増加せず、LV変更の影響はなかった。本装置ではSSは分離槽で良好に分離されていると考えられる。

2) 有機物除去

COD_{Cr} 除去率は平均値で74.4%から77.9%と若干の向上がみられた。



第 14 図 SS 濃度の経時変化
Fig. 14 SS concentration

原因としては、上昇流速が上がったため基質とグラニューールの接触効率が改善されたことが考えられる。一方、LV を上げるには循環量を増加させるか槽を高くして断面積を小さくする等が考えられるが、ポンプ動力費や建設費に影響をおよぼすため、今後更に検討を加えていく考えである。

2. 4 結 論

パイロットテスト装置を用いて実証試験を行い、以下の結果を得た。

有機物除去に関しては、COD_{Cr} 負荷 32 kg/m³·d (1.0 kg/kg VSS·d) の条件下で良好な性能が得られることがわかった。この時、BOD は原水濃度 1260 mg/L に対し処理水では 111 mg/L (除去率 91%) であり、低負荷の場合と比べ特に除去率の低下はない。濃度変動により一時的に 40 kg COD_{Cr}/m³·d を超えた場合もあったが、特に影響はみられなかった。

処理水中の有機酸は上記負荷において不検出もしくはごく微量であり、メタン発酵反応が良好に行われていることが確認された。

反応槽内でのグラニューールの保持に関しては、直径 0.25 mm 以上の SS 濃度は期間中ほぼ一定であり減少はみられなかった。流出 SS 量は 32 kg COD_{Cr}/m³·d、反応槽液 LV 7 m/h の条件下で、流入 SS 量と微生物理論の増殖量の和よりも小さく、グラニューール保持量が減少するほどの SS

流出は生じていなかった。

グラニューールの返送にポンプを用いることについては、現在まで粒子の微細化がみられず、むしろ平均粒径が増加傾向にあることから、悪影響はないことが確認できた。

以上より、本装置でビール総合廃水を COD_{Cr} 容積負荷 32 kg COD_{Cr}/m³·d、滞留時間 1.5 hr の条件で処理できることが確認された。

なお嫌気処理ではメタン発酵の前段に酸生成槽を設置するケースがみられるが、本実験では原水を直接反応槽に投入して上記の結果を得ており、本装置によるビール総合廃水の処理において酸生成槽は不要と考えられる。

今後、混合状態の解析等を主眼に、装置の完成度を更に高めるべく、実験を続けたいと考えている。

む す び

新型の高負荷嫌気性処理装置について紹介した。

この装置は UASB や固定床方式に比べて大幅なコンパクト化を実現したものであり、またシンプルな構造のため建設費が非常に安価であるという特長を持つ。

ユーザー各位に満足いただけるより安価かつ高性能な設備を提供できるようになれば、これに勝る喜びはない。

[参考文献]

- 1) 造水技術, Vol. 23, No. 1 (1997), p. 66.
- 2) 池本春樹: 神鋼パンテック技報, Vol. 39, No. 2 (1996), p. 56

連絡先

加 治 正 廣 (環) 製品開発室

隅 晃 彦 (環) 製品開発室

担当課長

T E L 078 - 992 - 6532

T E L 078 - 992 - 6532

F A X 078 - 992 - 6503

F A X 078 - 992 - 6503

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

E-mail a. sumi@pantec. co. jp

流動床式高負荷好気性生物膜処理プロセス

PABIO MOVER の実証

Systematization of PABIO MOVER

(Moving bed aerobic biofilm treatment process for high loading)



(環)製品開発室
川 嶋 淳
Jun Kawashima
枅 田 耕 平
Kohei Masuda
(技)研究開発部
長 谷 川 進
Susumu Hasegawa

この度当社が上市した流動床式高負荷好気性処理プロセス PABIO MOVER (パビオムーバー) の、技術評価を目的とした実証試験及び実廃水を用いた処理試験を行った。特長的な特殊形状の担体の流動による酸素移動効率の上昇や、高度な微生物保持能力、生物の棲み分け等が確認され、高負荷処理が可能なが実証された。ビール、食品、紙・パルプ廃水による処理試験により、様々な分野の工業廃水の処理に有効なプロセスであることが確認された。

PABIO MOVER, that is moving bed aerobic biofilm treatment process for high load waste water, was experimented to estimate its technical matter and tested using some kinds of the practical waste waters. It is special feature for this process using the unique shape carrier elements. It was confirmed that increasing of oxygen transfer rate by moving the carrier elements, high capacity of the carrier element to hold microorganisms, and habitat segregation of microorganisms. And it was evidenced that high load waste water treatment is possible by these results. It has been confirmed that PABIO MOVER is very effective process for treatment of various kinds of industrial waste waters by tested beer, food, and paper mill waste waters.

Key Words :

廃 水 処 理
流 動 床
生 物 膜

Waste water treatment
Moving bed
Biofilm

まえがき

製造プロセス拡大に伴う負荷の増大への対応や、処理水質改善のための能力アップを行う場合、廃水処理設備に対して、高負荷処理技術の要求が高まってきている。有機性廃水に対しての生物処理としては、従来活性汚泥法が用いられてきたが、より高負荷処理が可能な技術として、固定床の担体に生物膜を固定化した、固定床式の生物膜法が導入されてきている。これらの固定床生物膜法は、従来法の

活性汚泥法の BOD 容積負荷が約 $1 \text{ kg/m}^3/\text{d}$ 程度であるのに対し、公称 BOD 容積負荷 $3 \sim 6 \text{ kg/m}^3/\text{d}$ の処理が可能とされており、より高負荷処理が可能である。

しかし、生物膜法にも欠点がある。高い負荷をかけるとそれに対応して大量の微生物が発生し、担体上に固着するため、担体の目詰まりや、生物膜の閉塞といった事態が起こり、効果的な処理が不能になる傾向があり、微生物への酸素供給不足が起きたり、担体の頻繁な逆洗が必要となる。

このような固定床生物膜法の欠点を解決し、より高負荷処理が可能な技術が、曝気槽に充填したプラスチック担体を槽内全体に流動させる、流動床方式のPABIO MOVER (パビオムーバー)である。このプロセスは好気処理、嫌気処理のどちらにも適用されるプロセスであるが、本稿は好気処理による有機物除去プロセスについて、その概要と実装置化のために行った技術評価試験の結果を報告する。なお、本プロセスに使用する担体は、ノルウェーのKALDNES社と国の研究機関であるSINTEFにより開発されたものである。

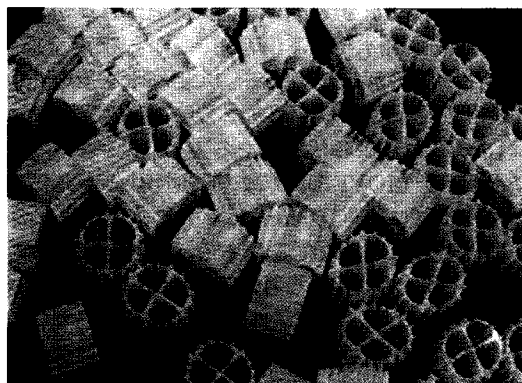
1. PABIO MOVER の概要

1.1 プロセス

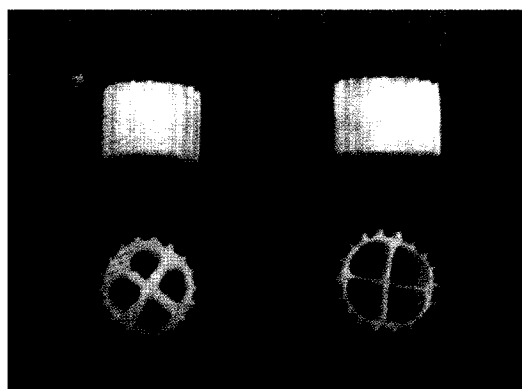
第1図にPABIO MOVERの概念図を示す。リアクター内に高密度ポリエチレン製の担体を充填し、下部よりの曝気により担体を激しく流動、攪拌させる。担体の流動には、細かい気泡よりも大きな気泡の方が効果的であることもあり特別なディフューザーでなく、送気用のパイプにφ4mmのオリフィスを多数設けた散気管を用いる。リアクターの入口、出口にはシーブ(ふるい)が設置され、担体の流出を防ぐ構造になっている。シーブ下部には散気管が設置され、閉塞を防止する構造となっている。リアクターは通常2槽以上とし、各槽に負荷と水質に見合った生物相を定着させ、効率的な処理が行えるように工夫されている。

写真1aにPABIO MOVERに用いられる担体を示す。直径10mm、高さ7mmの円筒型で内部に十字の仕切りがあり、周囲には小さなフィンが18ヶ付いている。生物膜は主に担体内部の壁面に形成され、周囲のフィンは担体同士の衝突による攪拌効率の上昇に役立っている。比重は水よりわずかに軽いため、小さな動力での攪拌が可能となっている。担体寿命は20年以上とされている。

写真1bに未使用の担体と生物膜の付着した担体の比較を示す。生物膜の形成法としては、標準的には種汚泥等は



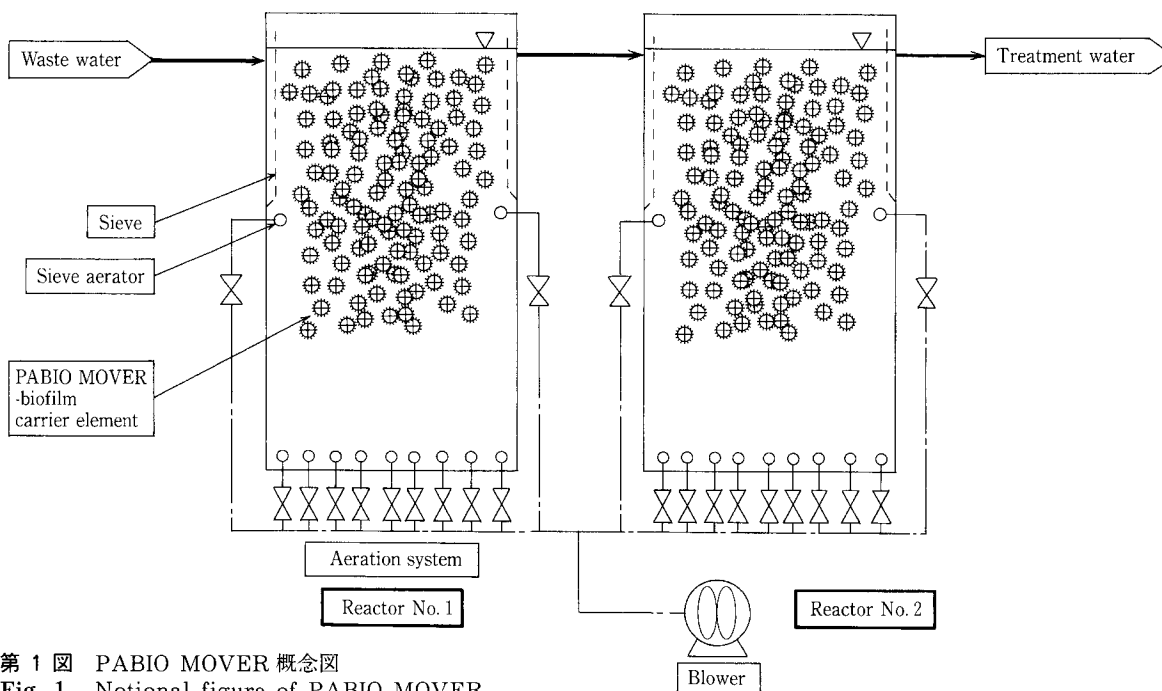
a. 未使用担体
a. New carrier elements



b. 未使用担体(右)と生物膜付着担体(左)
b. New carrier elements (right) and biofilm formed carrier elements (left)

写真1 PABIO MOVER 担体

Photo.1 PABIO MOVER biofilm carrier elements



第1図 PABIO MOVER 概念図

Fig. 1 Notional figure of PABIO MOVER

用いず、処理目的の廃水を、段階的な負荷をかけながらリアクターに通水する。廃水種により時間に差があるが、1～4週間程度で生物膜の形成が始まる。人工廃水を用いた実験では、生物膜が形成されはじめるまでに3週間かかった。写真1 bは1.5～2ヶ月後の状態である。

写真2にPABIO MOVERの散気管を示す。太い母管から分岐したパイプに50～150mmピッチでφ4mmのオリフィスが開けてある簡単な構造である。散気管末端には、先端にφ5mmの穴が開けられたレーキが付いており、送気圧を上げることで、散気管内のゴミ等を排出できる構造になっている。好気処理においては、全面曝気できるようにリアクター底面に密に配置されており、また、嫌気処理の場合にも、リアクター底部に堆積する沈澱物を除去する目的で、間隔を広くとった散気管が配置される。

1.2 処理フロー

第2図にPABIO MOVERを使用したプロセス例を示す。

例①は、スクリーンを通過した原水を2槽シリーズのリアクターで処理後、沈澱等により固液分離を行うシステムである。

例②は、原水中の固形物を沈澱分離後、2槽シリーズの

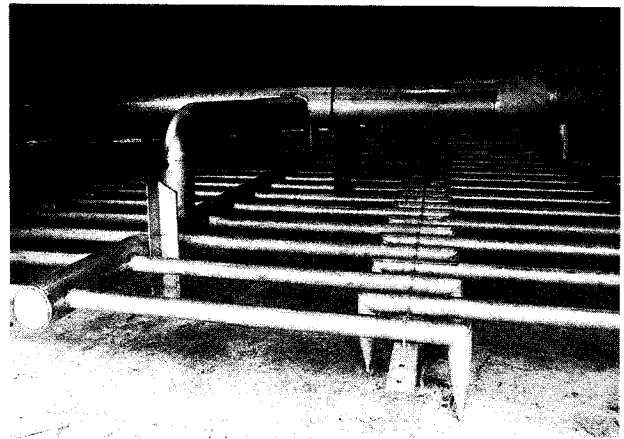
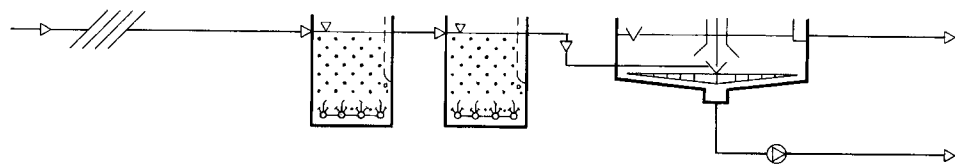


写真2 PABIO MOVER 散気管
Photo.2 Aerator of PABIO MOVER

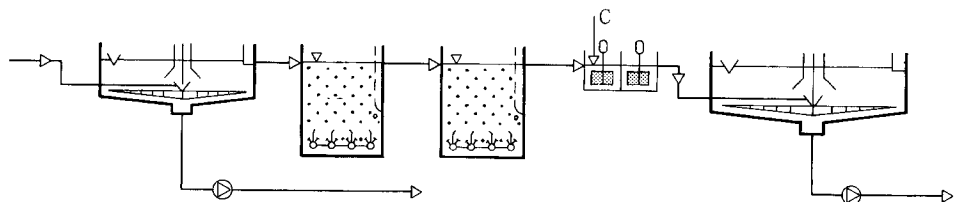
第1表 PABIO MOVER 実績例
Table 1 Result examples of PABIO MOVER

Plant	Kind of industry	Flow m ³ /d	Volumetric loading	Result Influent → Effluent	Removal rate %	Note
MEIRIET SφR	Dairies	90	2.3 kgBOD ₇ /m ³ /d	1475 mgBOD ₇ /ℓ → 53	96.4	Fat remover + PABIO MOVER
STORA PAPIRUS	Paper products	3120	5.4 kgBOD ₇ /m ³ /d	60 mgBOD ₇ /ℓ → 5	91.6	
NORSKE POTATO INDUSTRIER	Potato products	400	15 kgCOD _{cr} /m ³ /d	9175 mgCOD _{cr} /ℓ → 74	99.2	Anaerobic reactor + PABIO MOVER

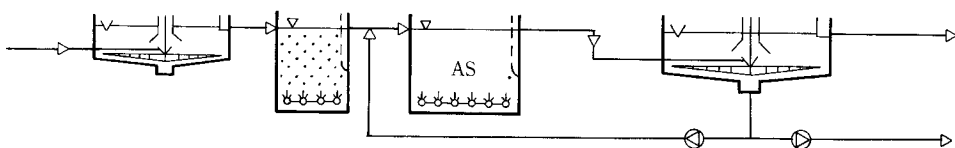
例①
Example ①



例②
Example ②



例③
Example ③



第2図 プロセス例
Fig. 2 Process examples

リアクターで処理，処理水を凝集沈澱により固液分離し，更に高度な処理水質を得るプロセスである。

例③は，初沈後，PABIO MOVER 1段で処理，その後活性汚泥法で処理するハイブリッド方式であり，それぞれ処理目的により選択される。

1.3 PABIO MOVERの特長

PABIO MOVERは，次の特長により，高負荷処理が可能となっている。

- ①生物膜法の一般的な特長として，返送汚泥が不要であり，運転管理が楽である。
- ②独特な担体形状により，有効表面積が広く，担体への高活性微生物の保持が可能である。
- ③担体の激しい攪拌，流動により，担体の目詰まりがなく，逆洗が不要である。また，酸素溶解効率や，廃水・酸素・微生物の接触効率が向上する。
- ④様々な形状のリアクターのアレンジが可能であり，既設設備の転用が可能である。

1.4 PABIO MOVERの実績

PABIO MOVERは，工業廃水としては，紙・パルプ，食品，化学工業廃水についての実績がある。ヨーロッパでの工業廃水処理実績の例を第1表に示す。

2. 実証試験

KLaの向上，処理効率，高負荷除去メカニズムの解明等について実証試験を行った。

2.1 KLa測定

KLaとは，酸素移動係数のことで，この数値が高いほど曝気装置の能力が高いという指標になる数値である。

2.1.1 KLa測定方法

第3図にKLa測定装置のフローシートを示す。φ600 mm，高さ4000 mmの実験槽を用いた。ディフューザーはPABIO MOVERの散気管を模倣して，全面曝気ができるようにした塩ビ管にφ4 mmのオリフィスを開けたタイプとし，比較として細かな気泡の出るディスクタイプのディフューザーを用いた。担体の充填率と水深，曝気量を変化させて，KLaの変化を比較した。

原水タンクで水道水に亜硫酸ナトリウムを溶解した無酸素液を調整し，反応槽に送水，DO（溶存酸素）0から曝気を開始し，DOの上昇を連続的に記録した。

酸素移動係数（KLa）の算出は，次式¹⁾を使用した。

$$OAR = dc/dt = KLa(Cs - C) \quad \text{————— (1)}$$

ここで，OAR : 酸素移動速度

KLa : 酸素移動係数 (1/hr)

C : 水中の溶存酸素濃度 (mg/l)

Cs : 散気水深を考慮した水中の飽和溶存酸素濃度 (mg/l)

t : 時間 (hr)

Csは次式²⁾にて算出した。

$$Cs(t) = Cw(t) \cdot ((1.033 + 0.1h/1.033) + Ot/21) \cdot 1/2 \text{ at } t^\circ\text{C}$$

ここで，Cw(t) : t°Cにおける水中の飽和溶存酸素濃度 (mg/l)

h : 槽水深 (m)

Ot : 出口ガスの酸素分圧 (%) —— 21%で計算

(1)式を積分して，

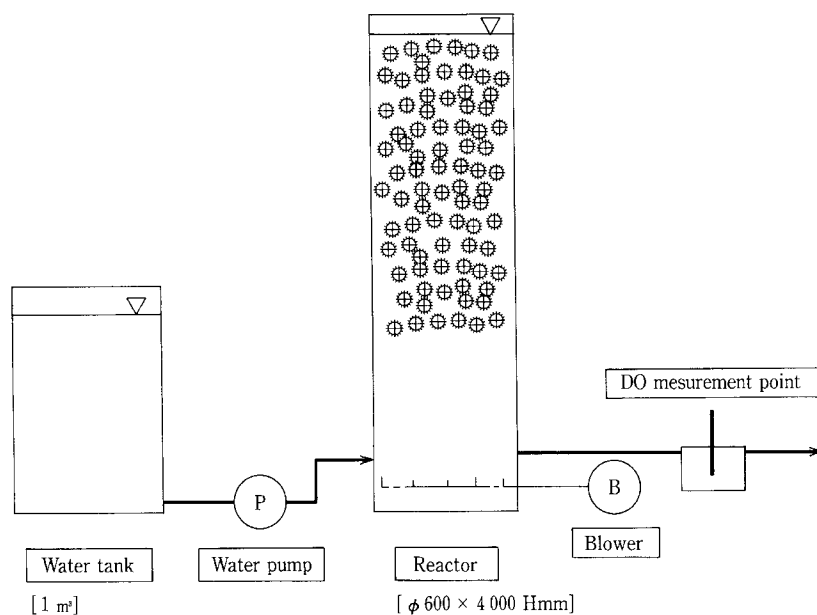
$$2.3 \log(Cs - C) = KLa \cdot t + \text{const.} \quad \text{————— (2)}$$

(2)式から

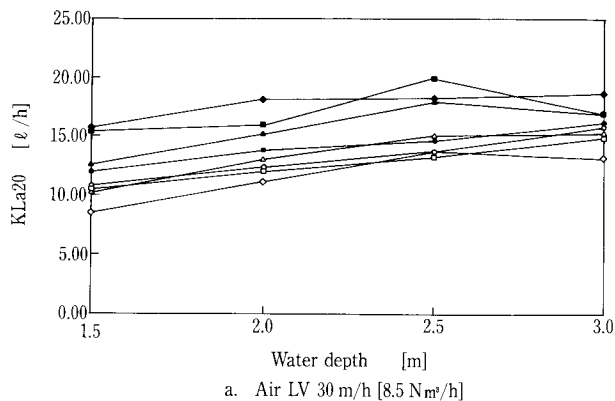
$$KLa = (1/t_2 - t_1) \cdot (2.3 \log Cs - C_1 / Cs - C_2) \text{ となる。}$$

また，t°Cで測定したKLa(t)を，次式³⁾を使用して20°Cにおける値に換算して，基準値とした。

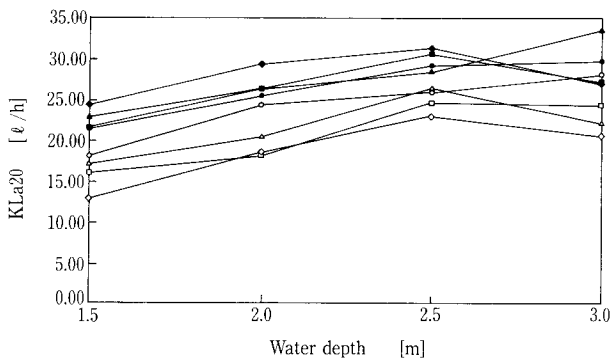
$$KLa(20) = 1.024^{(20-t)} \cdot KLa(t)$$



第3図 KLa測定装置フローシート
Fig. 3 Flow sheet of KLa measurement equipment



a. Air LV 30 m/h [8.5 Nm³/h]



b. Air LV 53 m/h [15 Nm³/h]

○— Disk ; Element 0% ●— PABIO ; Element 0%
 △— Disk ; Element 33% ▲— PABIO ; Element 33%
 □— Disk ; Element 50% ■— PABIO ; Element 50%
 ◇— Disk ; Element 67% ◆— PABIO ; Element 67%

第 4 図 KLa の比較

Fig. 4 Comparison of KLa

採取データは全て KLa (t) をもとめ、20℃に換算した KLa (20) で表示した。

2. 1. 2 測定結果

第 4 図 a に空気 LV30m/hr の、第 4 図 b に空気 LV 53 m/hr における KLa の比較を示す。全体に PABIO MOVER タイプディフューザーの方がディスクディフューザーに比較して高い KLa を示し、また、PABIO MOVER タイプディフューザーにおいては、担体の充填率を高くする程、KLa が高くなる傾向が認められた。一方、ディスクディフューザーにおいては、担体の充填率を高くする程 KLa が低下する傾向が認められ、細かな気泡よりも大きな気泡の方が担体の攪拌、流動が促進され、酸素溶解効率が上昇する結果が得られた。前述、及びその他に検討した結果より、PABIO MOVER タイプディフューザーにおいては、担体の充填により、担体なしに比較して 1.2~1.3 倍程度の KLa の上昇が認められた。また、BOD 容積負荷 4~5 kg/m³/d とした場合、20℃における KLa (20) = 30 (1/hr) 以上必要と試算されるが、この能力を十分出せることが確認できた。

2. 2 負荷試験

2. 2. 1 試験装置及び方法

写真 3 に実験槽を示す。40ℓの水槽を中央で仕切り、20ℓ 2槽の直列処理とした。実験槽 5 個を用いて並列的に

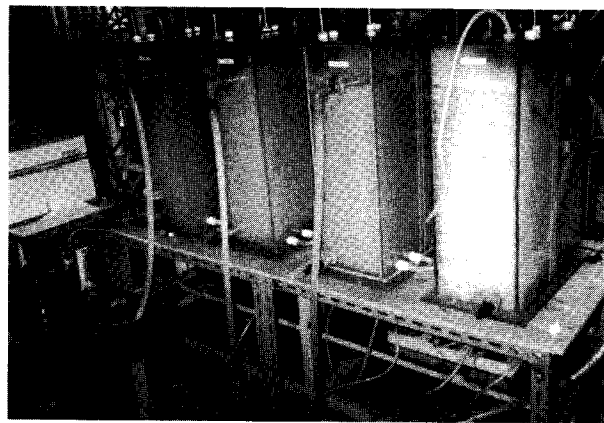
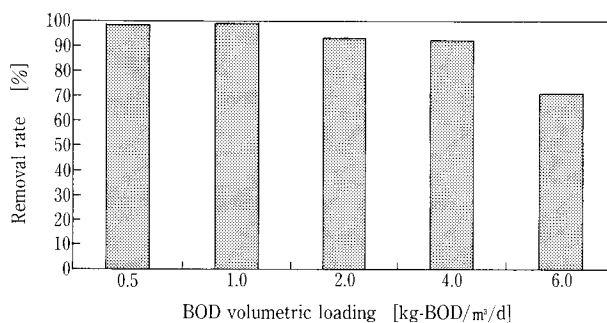


写真 3 負荷除去試験装置

Photo.3 Test equipment for organic load removal



第 5 図 負荷と除去率の関係

Fig. 5 Relation of BOD-loading and removal rate

0.5~6 kg/m³/d の BOD 容積負荷をかけ、除去率との関係を調べた。廃水には、ポリペプトン、グルコース、乾燥酵母による人工廃水を用い、ろ過処理水について BOD 除去評価を行った。

2. 2. 2 試験結果

第 5 図に負荷と除去率の関係を示す。BOD 容積負荷 4.0 kg/m³/d で 92.2% の良好な除去率が得られ、BOD 容積負荷 6.0 kg/m³/d では 70.8% の結果となった。

2. 3 担体付着生物量の測定

第 6 図に示す付着生物量の測定フローにより、担体付着生物量の測定を行った。

第 2 表にこの方法で担体に付着した SS の重量を測定した結果を示す。すべての測定において SS 剥離前の付着担体の重量と、剥離後の担体と SS を合わせた重量を比較した収率が、ほぼ 100% であることがわかり、この方法により担体付着 SS の重量が正確に測定できることが確認できた。

BOD 容積負荷 0.5 及び 6.0 kg/m³/d の担体付着 SS 量について比較すると、0.5 kg/m³/d で担体 1 個当たり 1 mg 程度のものが、6.0 kg/m³/d で 5.9~7.5 mg と、負荷の増大とともに、付着量が大きくなることがわかった。また、実績より求められた汚泥生成量は、0.3~0.42 g/gS-CODcr rem. である。

この方法は担体の乾燥や SS の剥離に、非常に手間と時間がかかる。そこで簡便法として、収率がほぼ 100% であ

ること、剥離後の担体重量155~158 mg/個と、付着なしの担体重量157.7 mg の差がほとんどないことから、SS が付着した担体を乾燥し、付着なしの担体重量を差し引くだけでも、かなり正確なSS重量が把握できると考えられ、代替法として利用できる。

2. 4 懸濁生物と付着生物の活性及び負荷除去性能

浮遊生物（懸濁性微生物）と付着生物（担体付着性微生物）の呼吸活性及び有機物除去活性について比較を行った。

2. 4. 1 実験方法

第7図に試験装置フローを示す。方法は、①通常のリアクター内の状態である懸濁液+担体の系（浮遊生物+付着生物）、②懸濁液のみの系（浮遊生物のみ）、③懸濁液を遠心分離した上澄液+担体の系（付着生物のみ）④対照として活性汚泥の系をそれぞれ調製し、これらを曝気してそれぞれの系の生物による酸素消費量と、有機物除去速度を調べた。呼吸活性は酸素飽和状態まで曝気した後、曝気を停止して溶存酸素量の変化を調べた。有機物除去速度は曝気を継続し、懸濁液中有機物量（CODcr）の経時的な変化を調べた。

2. 4. 2 呼吸活性測定結果

第8図に呼吸活性の測定結果を示す。容積当たりの酸素消費速度は、浮遊生物に比較して付着生物の方が高いことがわかった。一方、これをSS重量当たりに換算すると単位重量当たりの酸素消費速度は、浮遊生物の方が、付着生物の約2倍であることがわかった。これは、付着生物の方が、同じ容積当たりに保持されているSS濃度が格段に高いためである。この結果より、生物の活性度としては、浮遊生物の方が付着生物よりも高いことが推察された。

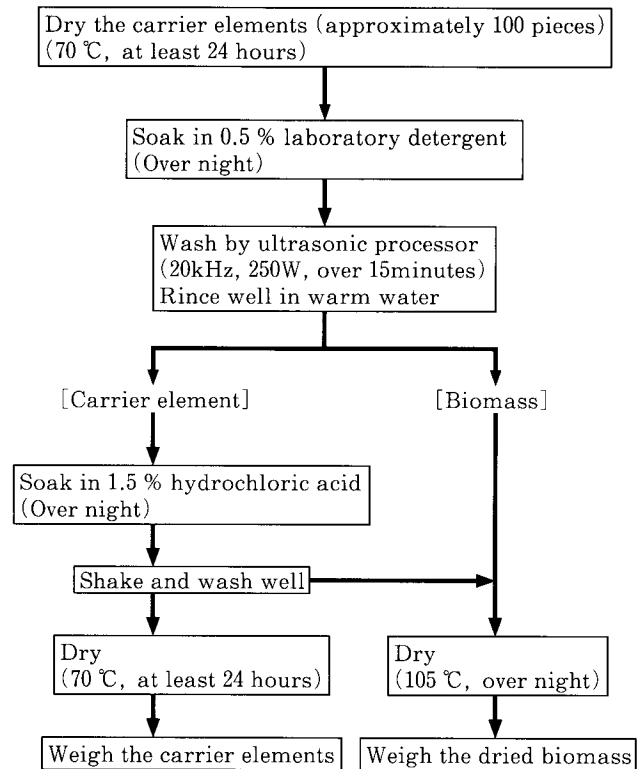
2. 4. 3 有機物除去速度測定結果

第9図に、浮遊生物、付着生物、活性汚泥の有機物除去速度の比較を示す。付着生物と活性汚泥は1 kg のSSが1日当たりそれぞれ1.8 kg、1.5 kg のCODcrを除去する能力ではほぼ同程度の有機物除去速度であったが、浮遊生物は6.5 kg と約4倍の除去能力を有していることが確認された。

これらの結果より、PABIO MOVERでは、高活性の浮遊生物による負荷（溶解性有機物）除去と、活性汚泥と同等の負荷除去を行う付着生物の組み合わせにより、高負荷処理が行われていることが推察された。

2. 5 顕微鏡観察による生物相の比較

前項で検討を行った活性汚泥及びPABIO MOVER懸



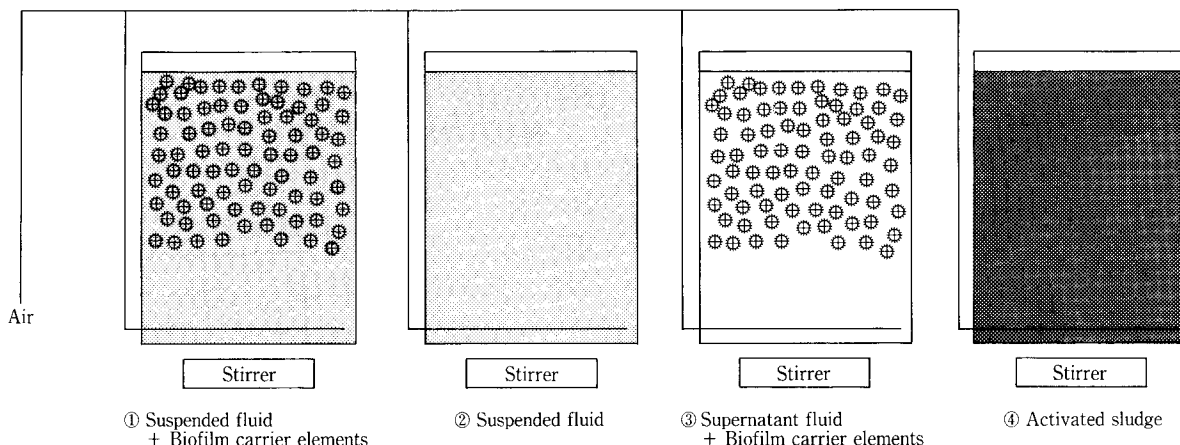
第6図 担体付着生物量の測定

Fig. 6 Methodology for the analysis of biomass on the carrier element

第2表 担体付着SS重量測定結果

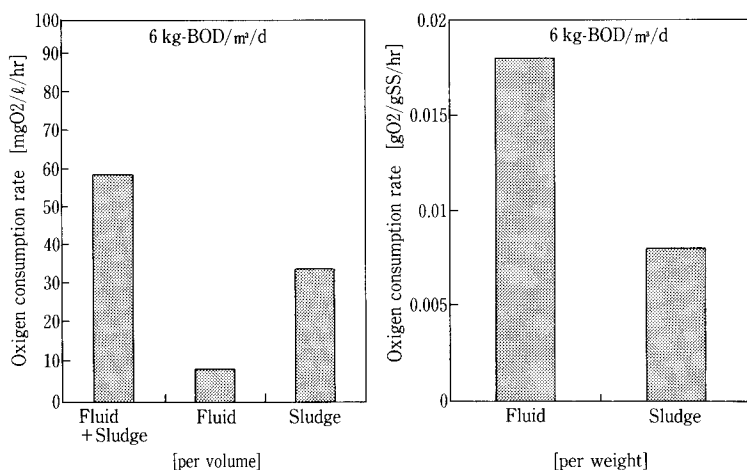
Table 2 Test results of measurement of biomass weight on carrier elements

BOD volumetric loading	Number of carrier elements pieces	Dry weight of adhered biomass and carrier elements g	Dry weight of carrier elements g mg/piece	Dry weight of biomass mg mg/piece	Yield %
0.5 Reactor No. 1	71	11.1614	11.1543 157.1	77.9 1.097	100.63
0.5 Reactor No. 2	108	17.0232	17.0013 157.4	76.2 0.705	100.31
2.0 Reactor No. 1	102	16.3017	16.1277 158.1	278.1 2.726	100.63
2.0 Reactor No. 2	119	18.8302	18.7561 157.6	141.4 1.188	100.35
6.0 Reactor No. 1	97	15.9744	15.2638 157.3	732.3 7.549	100.13
6.0 Reactor No. 2	126	20.2662	19.5456 155.1	747.4 5.931	100.13
New carrier element (after washing)			157.7		



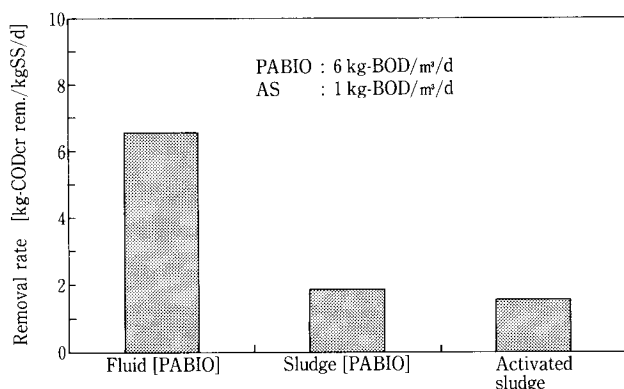
第 7 図 呼吸活性及び有機物除去活性試験装置フローシート

Fig. 7 Flow sheet of test equipment for oxygen consumption activity and organic matter removal activity



第 8 図 呼吸活性測定結果

Fig. 8 Result of measurement of oxygen consumption rate



第 9 図 有機物除去速度の比較

Fig. 9 Comparison of removal rate of organic matter

濁液、担体付着 SS について顕微鏡観察を行い、生物相の比較を行った。

写真 4 に活性汚泥の顕微鏡写真を示す。SS のフロックに糸状性菌がからみついている状態である。全体に、糸状性菌と分散状態の細菌が優勢な生物相となっている。

写真 5 に PABIO MOVER 懸濁液（浮遊生物）の顕微鏡写真を示す。主に運動性の激しい桿菌と酵母が優勢を占

める状態である。これらの生物が、溶解性有機物の除去に働いていると考えられる。

写真 6 に PABIO MOVER 担体付着 SS（付着生物）の顕微鏡写真を示す。原生動物のツリガネムシの群体と、後生動物のワムシの写真である。これらの生物は主に細菌類を捕食する生物である。2 槽直列の PABIO MOVER リアクターにおいてこれらの細菌捕食性生物は、前段のリアクターには少数確認され、後段のリアクターには大量に発生していることが確認された。

これらの観察結果より、前段のリアクターでは主に有機物除去に関係する細菌類が優勢を占め、後段のリアクターでは前段で発生した生物（汚泥）を捕食する生物が優勢を占める、生物の“棲み分け”ができていたことがわかった。このような生物相の違いによる有機物除去が、高効率な除去に関係していると考えられる。

2. 6 PABIO MOVER の処理メカニズム

前述の結果をまとめると、PABIO MOVER の処理メカニズムは、

- ① 生物膜法の特長として、担体に有用な微生物を大量に保持できること
- ② 担体の激しい攪拌・流動により KLa 及び反応効率が向上し、また、過剰に増殖した微生物が分散し、常に生

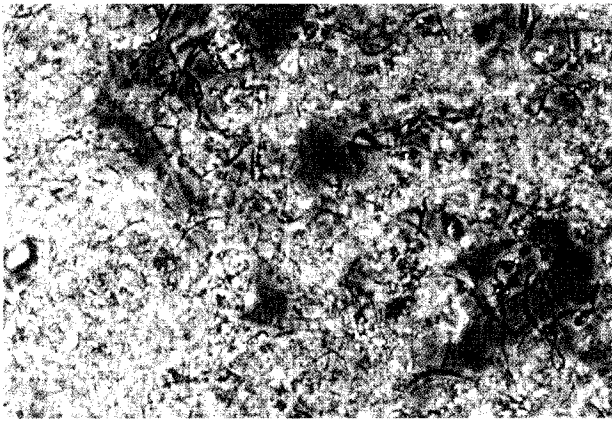


写真 4 活性汚泥顕微鏡写真 (×80)
Photo.4 Microphotograph of activated sludge (×80)

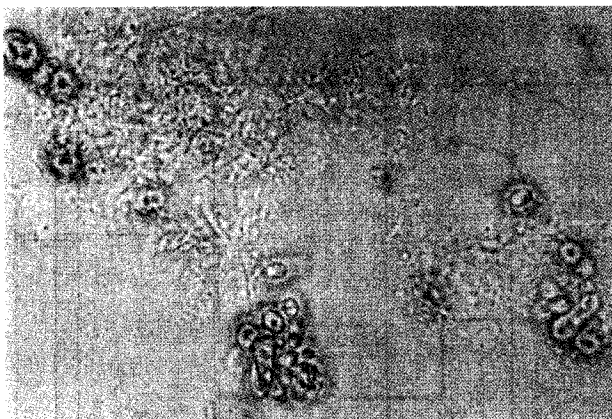


写真 5 PABIO MOVER 懸濁液顕微鏡写真 (×320)
Photo.5 Microphotograph of suspended fluid of PABIO MOVER (×320)

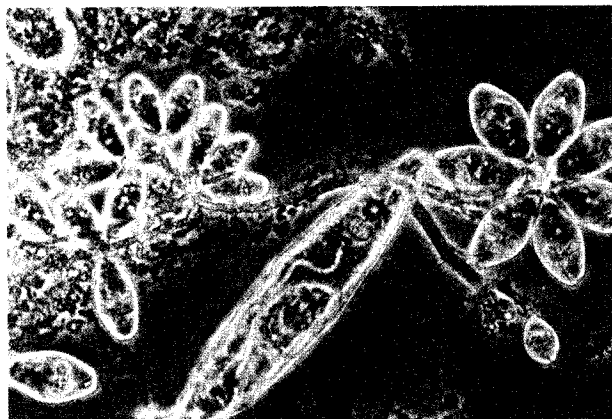


写真 6 PABIO MOVER 担体付着 SS 顕微鏡写真 (×80)
Photo.6 Microphotograph of biofilm on carrier element of PABIO MOVER (×80)

物膜が良好な状態に維持されること

- ③ リアクター多槽化による生物の棲み分けが起こり、細菌類による有機物除去と、増殖した細菌を補食する生物の組み合わせにより、効率的な負荷除去が行われる。これらの相乗効果により、全体として高効率な処理が可能であると推察された。



写真 7 PABIO MOVER パイロットプラント
Photo.7 View of pilot plant of PABIO MOVER

3. パイロットテスト及び実廃水処理試験

実証試験と並行して、客先工場でのパイロットテスト及び技術研究所において実廃水処理試験を行ったので、その結果について報告する。

3. 1 Aビール工場パイロットテスト

廃水処理設備能力増強案として PABIO MOVER の導入を提案、1997年2月より5月まで現地パイロットテストを実施した。

写真7にパイロットプラントの外観を、第10図にフローシートを示す。リアクターは380ℓ×2槽の直列シリーズである。本パイロットプラントは、KALDNES社が製作したものである。パイロットテスト装置一式がコンテナ内に配置され、コンテナごと移動、現地設置後テストが可能な構造になっている。

第11図にBOD及びCODMnの除去率の変動を示す。BOD容積負荷>4kg/m³/dまでの処理を行ったが、BOD除去率約99%、CODMn除去率80%以上の良好な結果が得られた。本廃水はBOD濃度1500ppm程度の、比較的濃度の高い廃水であり、リアクター内滞留時間が稼げる点、また、一般にビール廃水は生物分解性が良いことから、PABIO MOVERによる処理に適した廃水であるといえる。

3. 2 B食品工場パイロットテスト

廃水処理設備能力改善、向上案として PABIO MOVER の導入を提案、1997年1月より6月まで現地パイロットテストを実施した。

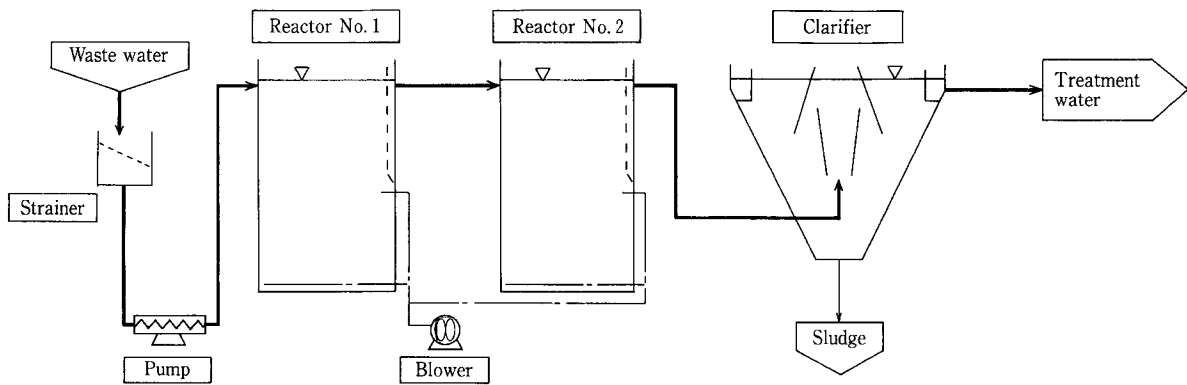
写真8にパイロットプラントの外観を、第12図にフローシートを示す。リアクターは、1.13m³×2槽の直列シリーズである。

第13図にBODの除去率の変動を示す。BOD容積負荷6kg/m³/dまでの処理を行ったが、BOD除去率95%以上の良好な結果が得られた。本廃水は主に大豆食品製造の際の廃水であり、BOD濃度1000ppm程度と比較的濃度が高い。また、生物分解性も良好であり、PABIO MOVERによる処理に適した廃水であるといえる。

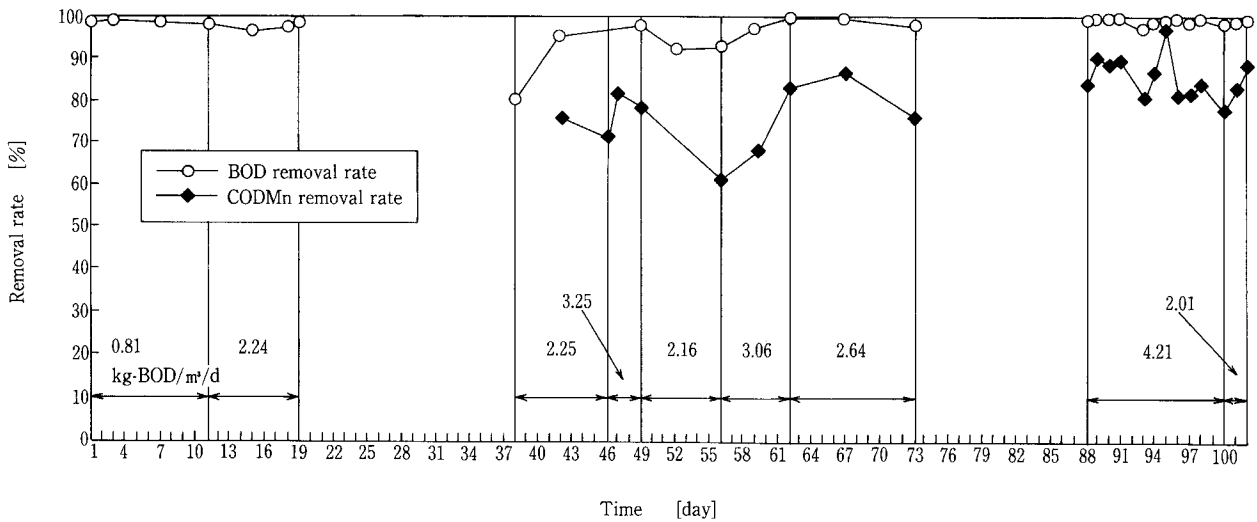
3. 3 Cパルプ製造工場実廃水処理試験

廃水処理設備能力増強案として PABIO MOVER の導入を提案、技術研究所にて実廃水処理試験を実施した。

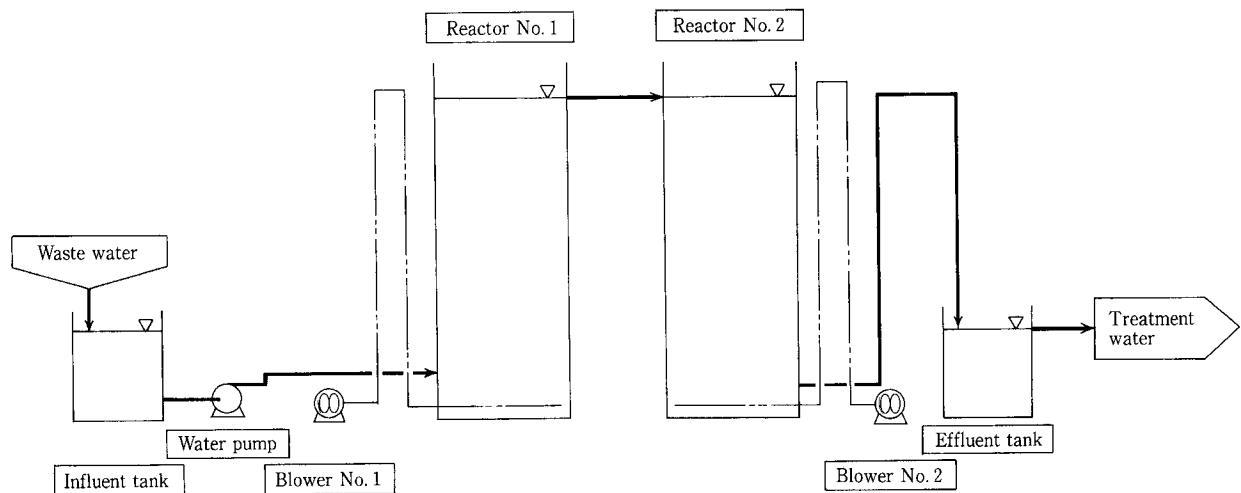
第14図に処理試験装置のフローシートを示す。リアクター



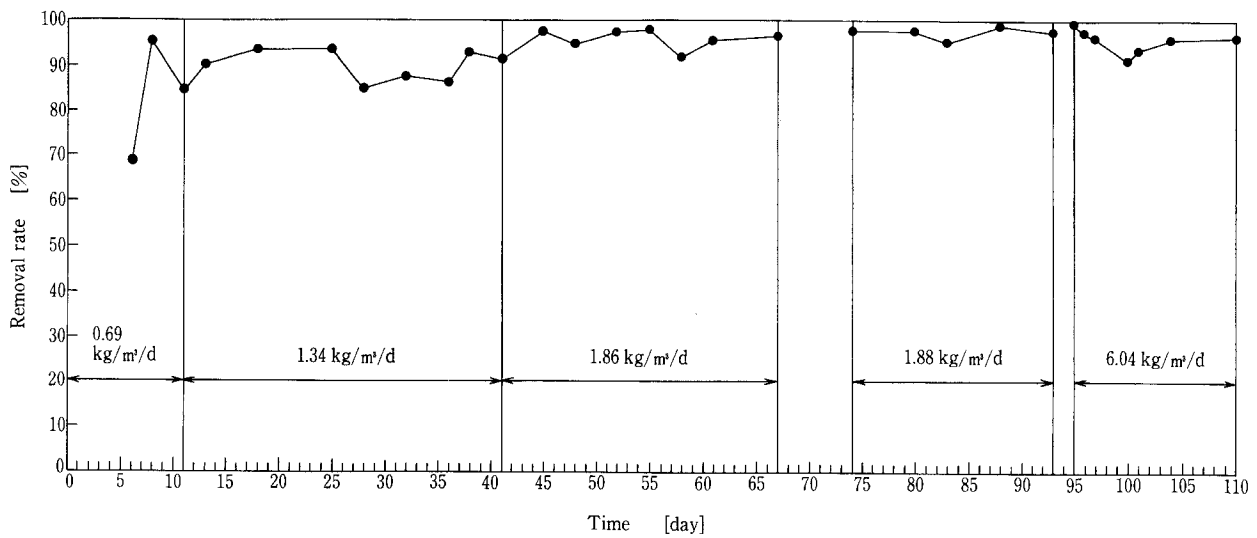
第10図 パイロットプラントフローシート
Fig. 10 Flow sheet of pilot plant of PABIO MOVER



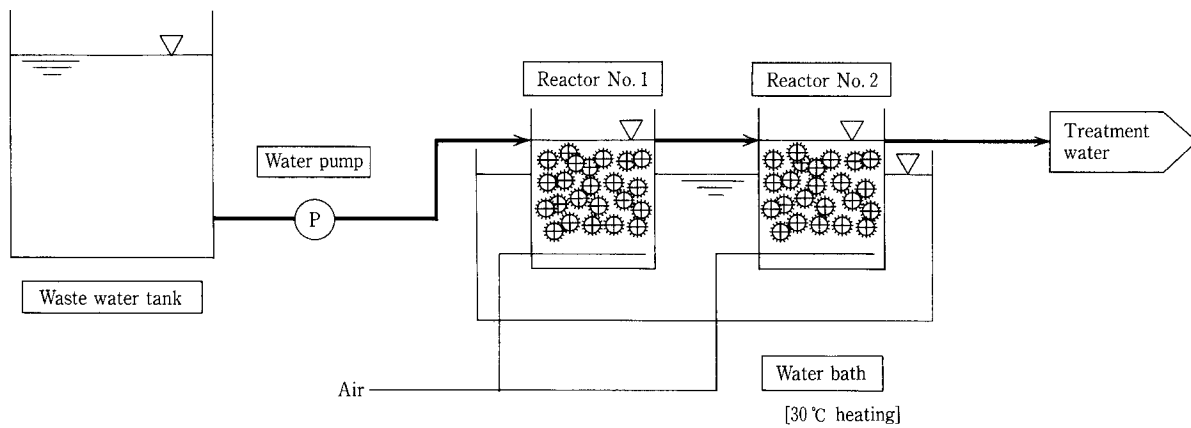
第11図 除去率の変動
Fig. 11 Transition of removal rate



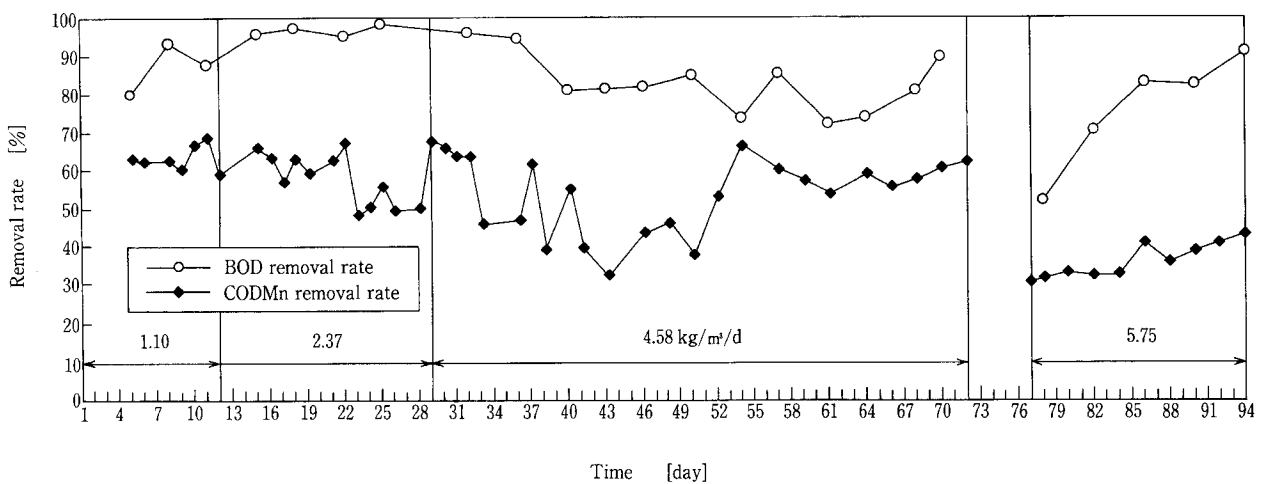
第12図 パイロットプラントフローシート
Fig. 12 Flow sheet of pilot plant of PABIO MOVER



第 13 図 BOD 除去率の変動
Fig. 13 Transition of BOD removal rate



第 14 図 試験装置フローシート
Fig. 14 Flow sheet of test equipment



第 15 図 除去率の変動
Fig. 15 Transition of removal rate

は2ℓ×2槽の直列シリーズである。

第15図にBOD及びCODMnの除去率を示す。原水BOD濃度は400～500ppmの中程度の濃度であった。BOD容積負荷2.37kg/m³/dで平均BOD除去率96%，4.58kg/m³/dで83%，5.75kg/m³/dで75%の良好な結果が得られた。一方、平均CODMn除去率はBOD容積負荷2.37kg/m³/dで57%，4.58kg/m³/dで53%，5.75kg/m³/dで35%であり、除去率はかなり低い値を示した。これは、パルプ廃水の主成分が難分解性のリグニン質であり、生物分解が進まなかったためであると考えられる。客先の要求はCODMn除去であるため、本廃水の処理にPABIO MOVERの適用は困難であると評価される。

4. 今後の課題

これまでに得られた実証試験、処理試験及びパイロットテストの結果より、次のような課題が残されている。

4.1 運転立ち上げ最適化の検討

プラスチック担体に生物膜の付着が始まるまでに、汚泥を投入しない場合、食品工業廃水で1～2週間、紙・パルプ工業廃水で3～4週間程度時間がかかると予想されている。人工廃水を用いた試験においても、生物膜の付着が確認できるまでに約3週間かかっており、馴養期間が長い点が実運用のうえで問題になると考えられる。このため、馴養期間を短縮させるため、種汚泥の投入、負荷上昇プログラム等、最適な運転立ち上げを行う方法についての検討を行っている。

4.2 最適プロセスの検討及び適用範囲の拡大

実証試験で得られたプロセスについての知見を基に、流動床の特長を生かした最適な運転方法についての検討を行う。リアクターの多槽化による処理効率の向上検討、生物相の棲み分けのための最適条件の検討等が挙げられる。

本プロセスは、生物処理の高効率化を目的として開発されたものであり、海外では公共下水の処理方面での実績も多いことから、硝化脱窒処理への適用についても有効であると考えられている。本件については、現在開発研究を実施中である。

むすび

従来の生物膜法は、リアクター内に固定、または浮上させた担体に廃水を通水処理する固定床法や、回転円板法が主流であり、生物膜の閉塞防止のための逆洗の必要性や、酸素移動効率の限界等が問題として挙げられていた。

この度上市したPABIO MOVERは、担体自体を激しく攪拌、流動させる流動床方式であり、担体の流動により固定床法の欠点を解消、さらに処理能力を向上させるという画期的な廃水処理プロセスである。有機物除去だけでな

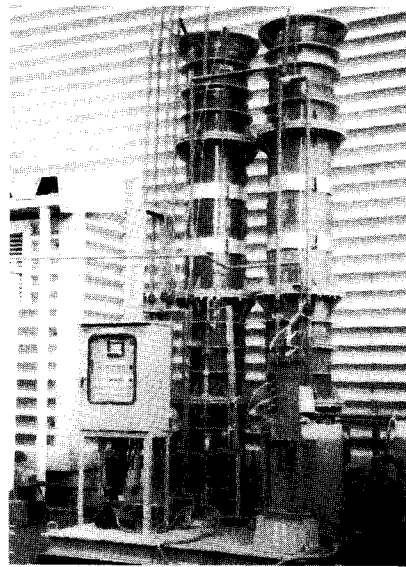


写真8 PABIO MOVERパイロットプラント
Photo.8 View of pilot plant of PABIO MOVER

く、硝化・脱窒処理方面にも適用可能であり、今後当社の主力商品となり得る有望な技術であると確信している。今後とも、実装置化に向けての開発、検討に注力していきたい。また、現在(1997年8月)までに食品工場向けに2件の受注が確定しており、これを足がかりに実装置化、販売拡大に勢いをつけたいと考えている。

<記号説明>

- SS : Suspended solid, 水中に浮遊している物質の総称。
BOD : Biochemical oxygen demand, 生化学的酸素要求量
通常は測定5日間のBOD₅を指す。
測定7日間の値をBOD₇と称す。
COD : Chemical oxygen demand, 化学的酸素要求量
「100℃における過マンガン酸カリウムによる酸素要求量」をCODまたはCODMnと称す。
「ニクロム酸カリウムによる酸素要求量」をCOD_{Cr}と称す。
S-COD_{Cr} rem.: Soluble COD_{Cr} removal, 溶解性COD_{Cr}除去

[参考文献]

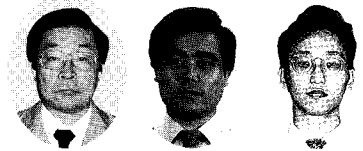
- 1) Lewis, W. K. and Whitman, W. G.: Ind. and Eng. chem., 16, No. 12, p. 1215 (1924)
- 2) Oldshue, J. Y.: Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, 1, p. 231, Reinhold Pub., Corp., New York (1956)
- 3) 辻 幸男: PPM-1990/11, p. 62

連絡先

川 嶋 淳	環境装置事業部 製品開発室	栞 田 耕 平	環境装置事業部 製品開発室	長 谷 川 進 (工学博士)	技術開発本部 研究開発部 主任研究員
TEL 078-992-6532		TEL 078-992-6532		TEL 078-992-6525	
FAX 078-992-6503		FAX 078-992-6503		FAX 078-992-6504	
E-mail j.kawashima@pantec.co.jp		E-mail k.masuda@pantec.co.jp		E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp	

スラッジ加温による電気浸透脱水

Studies on the Heating-up Waterworks Sludge to Enhance Dewatering Speed of PED



(環)EO技術室
近 藤 史 朗
Shiro Kondo
佐 野 滋
Shigeru Sano
近 藤 吾 郎
Goro Kondo

電気浸透脱水速度を向上させるため、スラッジ加温法の効果を研究した。その結果、常温が7℃、16℃及び22℃の上水スラッジを40℃に加温して脱水することにより、従来の加圧脱水法及び電気浸透脱水法とも、1.3~1.5倍のろ過速度向上が認められた。また、電気浸透に要する消費電力量は、約10~50%の低減が可能であった。

The effects of heating-up waterworks sludge to enhance dewatering speed of pressurized electro-osmotic dehydrator (PED) have been studied. The method of conventional filter press using pressure alone and pressurized electro-osmotic dewatering were both proved to provide the increased filtration speed (1.3~1.5 times) when the sludges (7℃, 16℃ and 22℃) generated from the water purification plant was heated up to 40℃ and then dehydrated. It was also revealed that the power consumption required for electro-osmotic dewatering could be decreased by approx. 10~50%.

Key Words :

スラッジ加温
電気浸透脱水

the Heating-up Waterworks Sludge
Pressurized Electro-osmotic Dewatering

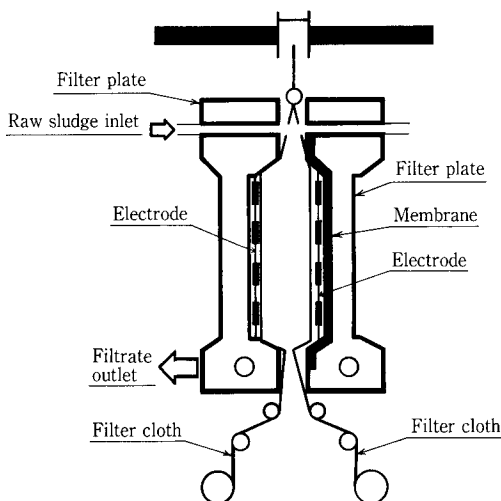
まえがき

近年、日本では多くの浄水場において無薬注による脱水方式が指向されている。

これは、無薬注脱水により、脱水ケーキの減容化が図れることが主要因である。

また、石灰、ポリマー等を含まない脱水ケーキは、農業利用等の有効利用をする場合において好都合である。

しかし、無薬注脱水方式は、従来の薬注脱水方式に比べ、ろ過速度が低下し、その結果、装置が大型化することとなる。



第1図 電気浸透式加圧脱水機内部構造
Fig. 1 Construcion of Pressurized Electro-osmotic dehydrator (PED)

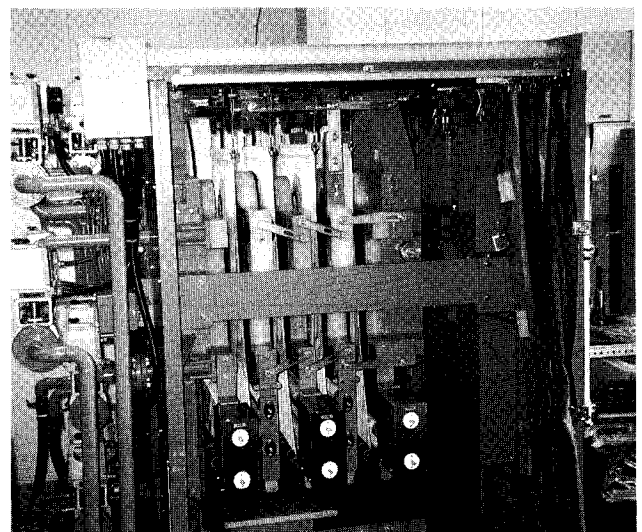


写真1 電気浸透式加圧脱水機(600[□])実験装置
Photo.1 Experimental unit (600[□])

これに対応するため、当社は従来になかった新型脱水機である「電気浸透式加圧脱水機」を開発した。

本方式は、電気を印加することによって、従来型加圧脱水機よりも大きな脱水能力を持つことが特長である。

しかし、時代の要請に応えるため、さらに電気浸透脱水速度の向上を図り、装置の小型化が可能なスラッジ加温脱水法の適用を試みた。

本報では、2.1 m²のろ過面積を有する実験装置を用いたスラッジ加温脱水実験結果について報告する。

1. 実験装置及び実験方法

1.1 実験装置

実験では、ろ板寸法が600 mm² 実機規模の電気浸透式加圧脱水機を使用した。

実験装置の写真を写真1に示し、内部構造を第1図に示す。

実験装置は第2図に示すように、脱水機、スラッジ貯留槽、スラッジ加温装置、空気圧縮機、スラッジ打込ポンプ、直流電源装置及びろ布洗浄装置で構成される。

また、ろ板及びろ布はポリプロピレン製、電極板は特殊カーボン製、圧搾膜はクロロプレン製である。

1.2 実験方法

第1表に示した性状のスラッジを、スラッジ打込ポンプを使用し、490 kPaの圧力でろ室内に圧入した後、圧搾膜を使用し、490 kPaの圧力で圧搾を行い脱水した。

また、設定時間後に直流電圧(40, 100 V)をスラッジに印加した。

1.3 実験条件

実験条件を次の1)～7)に示す。

ろ過速度は、6)及び7)の条件に従い、算出した。

- 1) 薬注条件：無薬注
- 2) 打込・圧搾圧力：490 kPa
- 3) 印加電圧：0 V, 40 V, 100 V
- 4) 最終ケーキ厚み：約5 mm
- 5) スラッジ温度：常温, 20℃, 30℃, 40℃

※スラッジは実験開始前に、スラッジ貯留槽内に設置した電気ヒーターを使用して加温した。

- 6) ケーキ含水率：60%
- 7) 雑時間(ケーキ排出時間等)：3 min

2. 実験結果及び考察

2.1 実験結果

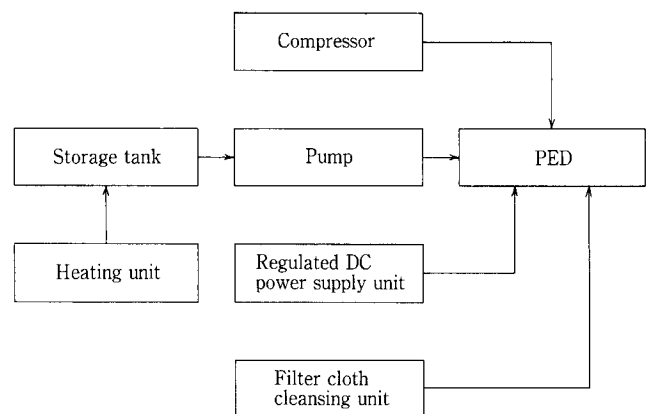
1) 実験結果を第2表に示す。

2) 第2表のデータを使用し、スラッジ温度とスラッジ打込量の関係を第3図に示す。

第3図のデータはすべて、打込圧力490 kPa、スラッジ打込時間10 minと設定し、スラッジ打込時間内において電圧は印加していない。

スラッジを常温から40℃に加温することにより、スラッジ打込量は、Aスラッジでは4.46 kg-DSが5.40 kg-DSと1.21倍に増加し、同様に、Bスラッジでは4.37 kg-DSが4.88 kg-DSと1.12倍に増加、Cスラッジ4.10 kg-DSが4.54 kg-DSと1.11倍に増加した。

前述のことから、スラッジを加温することにより、従来の加圧脱水法及び電気浸透脱水法とも、スラッジ打込量(処理固形物量)の増加が認められた。



第2図 実験設備
Fig. 2 Experimental facilities

第1表 A, B及びCスラッジの性状
Table 1 Properties of A, B and C sludge

	A-sludge	B-sludge	C-sludge
Sludge temp. (°C)	7	16	22
Sludge concentration SS (mg/l)	57 200	62 100	45 500
pH	6.8	6.9	7.0
Electrical conductivity (µS/cm at 25 °C)	560	650	550
Particle size distribution (%)			
· Silt content : 5 ~ 75 µm	60	54	40
· Clay content : 5 µm or less	40	46	60
Ignition loss (%SS)	20.4	19.0	21.7
Silica content (SiO ₂) (%SS)	40.9	40.1	39.3
Alumina content (Al ₂ O ₃) (%SS)	22.2	20.9	21.1

第 2 表 実験結果
Table 2 Experimental results

Test No.	Sludge temp.	Voltage	Amount of sludge	Moisture content of cake: 60 %			
				Time (T) required	Filtration speed	Power consumption	
	(°C)	(Volt)	(kg-DS)	(min)	(kg-DS/m ² · h)	(kWh/kg-DS)	
A-sludge	1	7	0	4.46	51	2.50	0
	2	20	0	4.62	50	2.64	0
	3	30	0	4.98	49	2.90	0
	4	40	0	5.40	41	3.76	0
	5	7	40	4.46	35	3.64	0.10
	6	20	40	4.62	33	4.00	0.06
	7	30	40	4.98	31	4.59	0.06
	8	40	40	5.40	29	5.32	0.05
	9	7	100	4.46	27	4.72	0.32
	10	20	100	4.62	27	4.89	0.31
	11	30	100	4.98	24	5.93	0.29
	12	40	100	5.40	23	6.71	0.25
B-sludge	13	16	0	4.37	42	2.97	0
	14	30	0	4.49	41	3.13	0
	15	40	0	4.88	36	3.87	0
	16	16	40	4.37	33	3.78	0.06
	17	30	40	4.49	31	4.14	0.05
	18	40	40	4.88	28	4.98	0.05
	19	16	100	4.37	27	4.62	0.24
	20	30	100	4.49	25	5.13	0.24
	21	40	100	4.88	23	6.06	0.22
	C-sludge	22	22	0	4.10	53	2.16
23		30	0	4.11	48	2.38	0
24		40	0	4.54	46	2.76	0
25		22	40	4.10	39	2.89	0.16
26		30	40	4.11	37	3.12	0.16
27		40	40	4.54	34	3.76	0.16
28		22	100	4.10	31	3.65	0.36
29		30	100	4.11	30	3.83	0.35
30		40	100	4.54	28	4.48	0.30

· The filtration and compression for all experiments (No. 1~30) is 490kPa.

· The time required for filtration, compression, miscellaneous time is as shown below;

←—————→		
Filtration time 10 min	Compression time (T-13) min	Misc. time 3 min
	Energization time (T-13) min	

The miscellaneous time includes cake separation time, filter plate movement time, etc.

· The filtration speed was calculated as follows;

$$\text{Filtration speed} = \frac{\text{Amount of sludge (kg-DS)}}{\text{Time required (h)} \times \text{Filtration area (2.1 m}^2\text{)}}$$

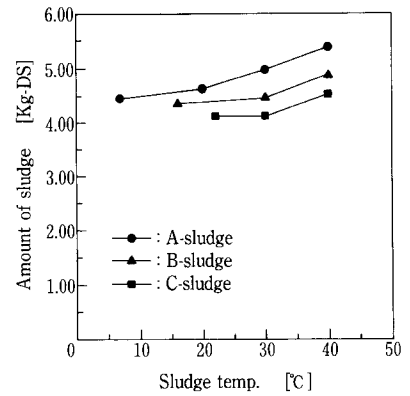
· The power consumption is electric energy required for electro-osmotic dewatering, but does not include the electric energy required for machine operation.

第 3 表 ろ過速度の比較

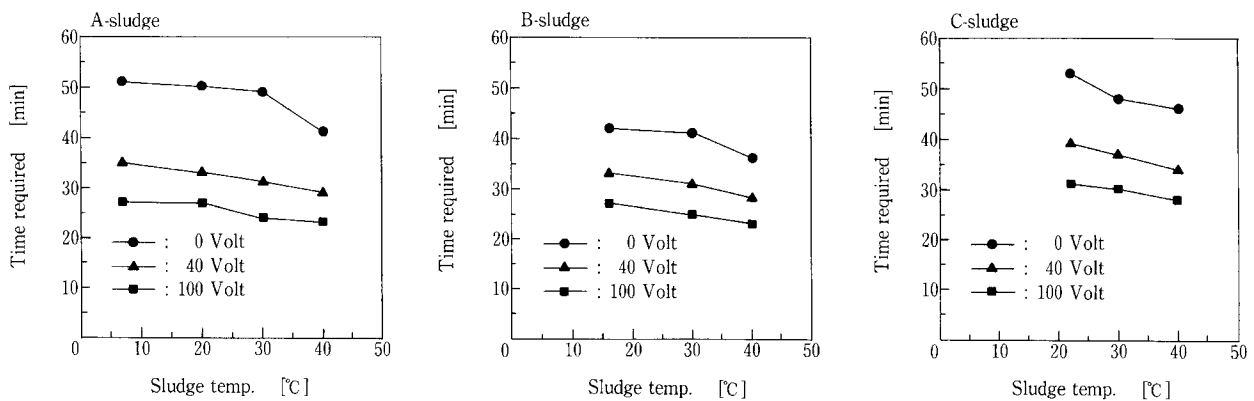
Table 3 Comparison of filtration speed

A-sludge				B-sludge			
Voltage (Volt)	0	40	100	Voltage (Volt)	0	40	100
Sludge temp. (°C)				Sludge temp. (°C)			
7 (nomal temp.)	100	146	189	16 (nomal temp.)	100	127	156
20	106	160	196	30	105	139	173
30	116	184	237	40	130	168	204
40	150	213	268	—	—	—	—

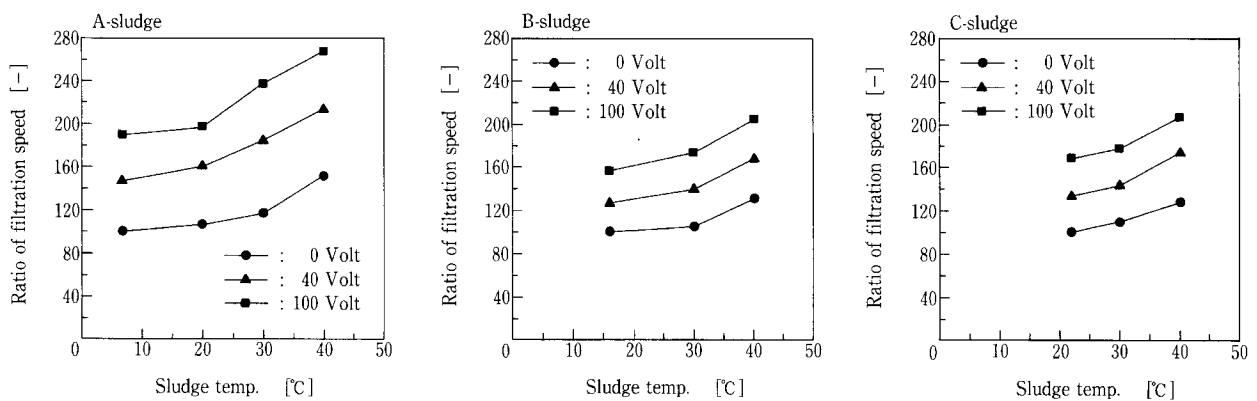
C-sludge			
Voltage (Volt)	0	40	100
Sludge temp. (°C)			
22 (nomal temp.)	100	134	169
30	110	144	177
40	128	174	207



第 3 図 スラッジ温度とスラッジ打込量の関係
Fig. 3 Relation between Sludge temp. and Amount of sludge



第 4 図 スラッジ温度とケーキ含水率が60%になるまでの所要時間との関係
Fig. 4 Relation between Sludge temp. and Time required



第 5 図 スラッジ温度とろ過速度の関係
Fig. 5 Relation between Sludge temp. and Ratio of filtration speed

3) 第2表のデータを使用し、スラッジ温度とケーキ含水率が60%になるまでの所要時間との関係を第4図に示す。

スラッジを常温から40℃に加温することにより、ケーキ含水率が60%まで低下させる所要時間は、加圧脱水法の場合、Aスラッジでは51分が41分となり20%の低減が認められ、同様に、Bスラッジでは14%の低減、Cスラッジでは13%の低減が認められた。

一方、電気浸透脱水法の場合、Aスラッジでは35分(40V)及び27分(100V)が29分(40V)及び23分(100V)となり15~17%の低減が認められ、同様に、Bスラッジでは15%の低減、Cスラッジでは10~13%の低減が認められた。

前述のことから、スラッジを加温することによりケーキ含水率が60%まで低下させる所要時間は、加圧脱水法及び電気浸透脱水法とも約10~20%減少する。

4) 2) 及び 3) に示すように、スラッジを加温することによりスラッジ打込量(処理固形物量)が増加し、かつ

所要時間が短縮されるのでろ過速度が上昇する。

第3表にろ過速度の比較を示す。

第3表のデータを使用し、スラッジ温度とろ過速度の関係を第5図に示す。

また、第3表及び第5図の値は、Aスラッジではスラッジ温度7℃のとき、Bスラッジではスラッジ温度16℃のとき、Cスラッジではスラッジ温度22℃のときの非通電時ろ過速度をいずれも100として換算した値を使用して比較している。

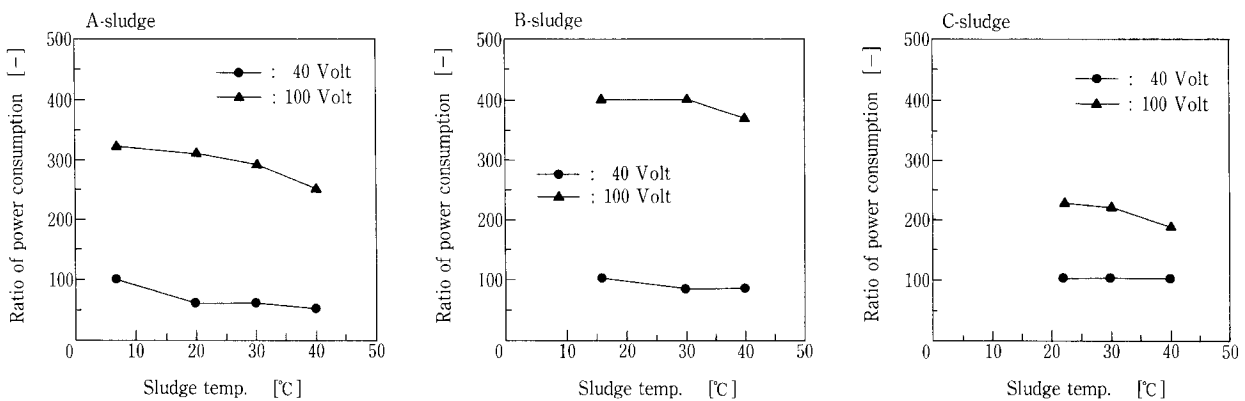
スラッジを常温から40℃に加温することにより、ケーキ含水率が60%になる時のろ過速度は、加圧脱水法の場合、Aスラッジでは2.50 kg-DS/m²・hが3.76 kg-DS/m²・hとなり1.50倍の増加が認められ、同様に、Bスラッジでは1.30倍の増加、Cスラッジでは1.28倍の増加が認められた。

一方、電気浸透脱水法の場合、Aスラッジでは3.64 kg-DS/m²・h(40V)及び4.72 kg-DS/m²・h(100V)が5.32 kg-DS/m²・h(40V)及び6.71 kg-DS

第4表 消費電力量の比較
Table 4 Comparison of power consumption

A-sludge			B-sludge		
Voltage (Volt)	40	100	Voltage (Volt)	40	100
Sludge temp. (°C)			Sludge temp. (°C)		
7 (nomal temp.)	100	320	16 (nomal temp.)	100	400
20	60	310	30	83	400
30	60	290	40	83	367
40	50	250	—	—	—

C-sludge		
Voltage (Volt)	40	100
Sludge temp. (°C)		
22 (nomal temp.)	100	225
30	100	219
40	100	188



第6図 スラッジ温度と消費電力量の関係
Fig. 6 Relation between Sludge temp. and Ratio of power consumption

$/\text{m}^2 \cdot \text{h} (100 \text{ V})$ となり、スラッジ温度が常温時の加圧脱水法ろ過速度に対して2.13~2.68倍の増加が認められ、同様にBスラッジでは1.68~2.04倍の増加、Cスラッジでは1.74~2.07倍の増加が認められた。

前述のことから、スラッジ温度を上昇させた場合、また印加電圧を上昇させた場合、いずれの場合もろ過速度は上昇した。

5) 第4表に、スラッジ温度と印加電圧を変化させた場合の消費電力量の比較を示す。

第4表のデータを使用し、スラッジ温度と消費電力量の関係を第6図に示す。

また、第4表及び第6図の値は、Aスラッジではスラッジ温度7℃、Bスラッジではスラッジ温度16℃、Cスラッジではスラッジ温度22℃における印加電圧40V時消費電力量をいずれも100として換算した値を使用して比較している。

スラッジを常温から40℃に加温することにより、ケー

キ含水率を60%まで低下させた場合の電気浸透脱水に要する電力量は、Aスラッジでは0.10 kWh/kg-DS (40 V) 及び0.32 kWh/kg-DS (100 V) が、0.05 kWh/kg-DS (40 V) 及び0.25 kWh/kg-DS (100 V) となり、スラッジ温度常温時各印加電圧における電力量に対して、22~50%の低減が認められ、同様にBスラッジでは8~17%の低減、Cスラッジでは40V時の場合、増減はなかったが、100V時の場合、0.36 kWh/kg-DS が、0.30 kWh/kg-DS となり、スラッジ温度常温時電力量に対して、17%の低減が認められた。

前述のことから、スラッジ温度を上昇させた場合、電気浸透脱水に要する電力量は10~50%減少した。

2. 2 理論値と実験結果の比較

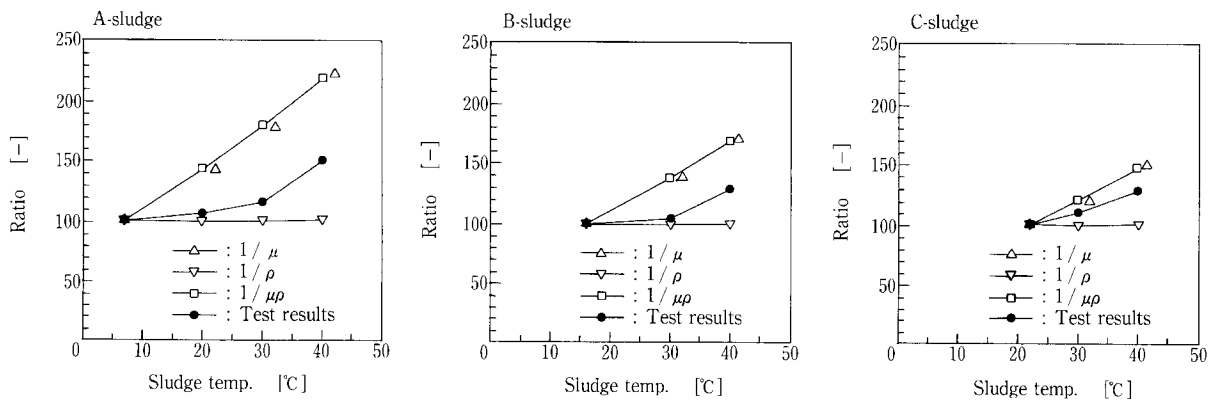
1) 定圧ろ過

ろ材抵抗を無視した場合、定圧ろ過において単位面積当りのろ液量 U は Ruth 式 (1式) で表すことができ、温度の変化に影響を受けないと考えられる因子をまとめ

第5表 加圧脱水法による加温効果の理論値と実験結果の比較

Table 5 Comparison of theory and test results of heating effect in pressurized dewatering

	Sludge temp. (°C)	Calculated value			Test results
		$1/\mu$	$1/\rho$	$1/\mu\rho$	
A-sludge	7	100	100	100	100
	20	142	100	142	106
	30	178	100	178	116
	40	218	101	219	150
B-sludge	16	100	100	100	100
	30	139	100	139	105
	40	169	101	170	130
C-sludge	22	100	100	100	100
	30	120	100	120	110
	40	146	101	147	128



第7図 加圧脱水実験結果と計算値の関係

Fig. 7 Relation between Sludge temp. and Calculated value

ると、この式は、(2)式となる。

$$U^2 = \frac{2A^2 \cdot P (1-mS)}{\mu \cdot \alpha \cdot \rho \cdot S} \cdot \theta \quad (1)$$

$$U^2 = k_1 \frac{1}{\mu \cdot \rho} \quad (2)$$

A : ろ過面積
 m : ケーキの湿乾質量比
 P : 圧力
 S : スラリー濃度
 μ : 粘性
 ρ : ろ液密度
 θ : 時間
 α : ケーキの平均比抵抗
 U : 単位面積当たりろ液量
 k_1 : 定数

スラッジ温度を変化させた場合における $1/\mu$ 、 $1/\rho$ 及び $1/(\mu\rho)$ の計算値を、第5表に実験結果とともに示す。

第5表のデータを使用し、スラッジ温度と理論値及び加圧脱水実験結果の関係を第7図に示す。

また、第5表及び第7図の各値は、Aスラッジではスラッジ温度7℃時、Bスラッジではスラッジ温度16℃時、Cスラッジではスラッジ温度22℃時のろ過速度をいずれも100として換算した値を使用して比較している。

第5表及び第7図からみると、スラッジ温度が変化しても $1/\rho$ の変化は僅かであるが、 μ 値は脱水能力向上に大きな影響を与えることがわかる。

温度が7℃から40℃に上昇すると、計算上では $1/\mu$ は2.18倍の増加となるが、Aスラッジ実験結果では1.5倍と、それより少ない結果であった。

同様に、温度が16℃及び22℃から40℃に上昇すると、計算上では $1/\mu$ は1.69倍及び1.46倍の増加となるが、Bスラッジ及びCスラッジ実験結果では1.3倍と、それより少ない結果であった。

この原因はスラッジ加温による影響として、ケーキ粒子の細分化、スラッジ性状の変化等が考えられる。

2) 電気浸透脱水

電気浸透脱水速度 U_E は、定電圧下において(3)式で表される。

$$U_E = \frac{\zeta \cdot D \cdot E}{\kappa \cdot 4\pi \cdot \mu} \quad (3)$$

E : 電圧
 D : 誘電率
 μ : 粘性
 U_E : 電気浸透脱水速度
 ζ : ゼータ電位
 κ : 比電導度

ここで、誘電率は、(4)式から得られた値を使用する。

$$D = 78.54 [1 - 4.579 \times 10^{-3} (t-25) + 1.19 \times 10^{-5} (t-25)^2 - 2.8 \times 10^{-8} (t-25)^3] \quad (4)$$

D : 誘電率
 t : 温度

また、ゼータ電位は、(5)式から得られた値を使用する。

$\Delta E/\Delta P$ はゼータ電位計による測定値を使用し、D及び μ は理論値を使用する。

$$\zeta = \frac{k_2 \cdot \mu \cdot \Delta E}{D \cdot R \cdot \Delta P} \quad (5)$$

D : 誘電率
 μ : 粘性
 ζ : ゼータ電位
 ΔE : 流動電位差
 ΔP : 圧力差
 k_2 : 定数

スラッジ温度を変化させた場合における $1/\mu$ 、D、 ζ 及び $\zeta \cdot D/\mu$ の計算値を、第6表に実験結果とともに示す。

第6表のデータを使用し、スラッジ温度と理論値及び電気浸透脱水実験結果の関係を第8図に示す。

また、第6表及び第8図の各値は、Aスラッジではスラッジ温度7℃時、Bスラッジではスラッジ温度16℃時、Cスラッジではスラッジ温度22℃時の計算値及びろ過速度をいずれも100として換算した値を使用して比較している。

Dは、スラッジ温度が上昇すると低下の傾向を示す。 ζ は、約30℃で最低値を示した後、スラッジ温度上昇に従い、増加していく。

第6表及び第8図から判るように、スラッジ加温によるD、 ζ の変化と比べて、 $1/\mu$ の変化の割合が大きい。

加圧脱水法と同様、電気浸透脱水法においても、 μ がスラッジ加温効果に与える影響が大きいことがわかる。

3. 加温脱水法の実用化

3.1 実用化した場合の利点

- 1) 加温脱水法を実用化した場合、脱水能力が常温脱水法と比べて向上するため、装置が小型化する。
- 2) ケーキの剥離が良好であるため、ろ布の寿命が延びる。
- 3) 1) 及び 2) から消耗品費が節約できる。

3.2 実用化する場合の課題

- 1) 適切な加温方法の選定。
- 2) スラッジの温度低下防止。

3.3 ランニングコスト

電気浸透式加圧脱水機を使用した場合の常温脱水法及び加温脱水法のランニングコスト比較を行った。

比較条件を次の1) ~ 12)に示す。

- 1) 発生固形物量 : 5 000 kg-DS/d
- 2) 運転時間 : 5 d/w, 7 h/d
- 3) スラッジ濃度 : 4.0 %
- 4) ケーキ含水率 : 60 %
- 5) ろ過速度 : 常温 (10~20℃) 2.0 kg-DS/m²·h
加温 (40℃) 2.6 kg-DS/m²·h
- 6) 電気浸透脱水に要する電力量 :

常温 (10~20℃) 0.15 kWh/kg-DS
 加温 (40℃) 0.13 kWh/kg-DS

- 7) スラッジ加温方法: 蒸気直接吹込
- 8) 建設費 (設備費及び建築費) の減価償却期間: 17年
- 9) 人件費は除く。
- 10) 電気料金 : 15円/kWh (基本料金を含む。)
- 11) ガス料金 : 38円/Nm³ (基本料金を含む。)
- 12) ボイラー用薬品: 636円/kg

ランニングコスト試算結果を第7表に示す。

第7表の値は、常温脱水法の合計を100として換算したものである。

第7表の結果をまとめると次のとおりとなる。

- ① 運転費 (電力費, スラッジ加温に要するエネルギー

費等) は、加温脱水法の場合、スラッジ加温に要するエネルギー費が高く、常温脱水法の2倍である。

- ② 消耗品費は、加温脱水法の場合、装置が小型化するため、加温装置を含めても、常温脱水法に比べ17%低減できる。

- ③ 設備の減価償却費は、加温脱水法の場合、全体のランニングコストに対して64%を占め、同様に常温脱水法の場合は69%を占める。

従って、いずれの場合もランニングコストに大きな割合を占める。

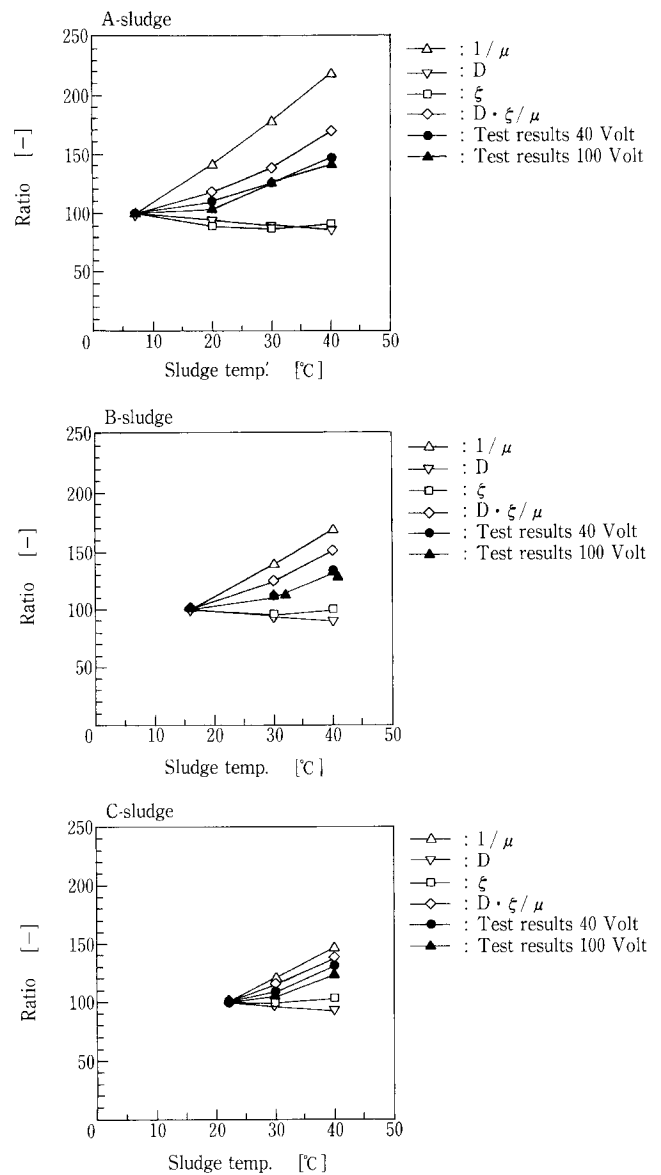
また、加温脱水法の場合、装置が小型化するため、

第6表 電気浸透脱水法による加温効果の理論値と実験結果の比較
 Table 6 Comparison of theory and test results of heating effect in electro-osmotic dewatering

	Sludge temp. (°C)	Calculated value				Test results	
		$1/\mu$	D	ζ	$D \cdot \zeta/\mu$	40 V	100 V
A-sludge	7	100	100	100	100	100	100
	20	142	94	89	119	110	104
	30	178	90	87	139	126	126
	40	218	86	90	169	146	142
B-sludge	16	100	100	100	100	100	100
	30	139	94	95	124	110	111
	40	169	90	99	151	132	131
C-sludge	22	100	100	100	100	100	100
	30	120	96	99	114	108	105
	40	146	92	102	137	130	123

第7表 ランニングコストの試算結果
 Table 7 Results of running cost accounting

	PED	PED with heating unit
	□ 1500 mm×70 CH×2	□ 1500 mm×54 CH×2
The cost of operation	5	10
The cost of parts for consumption	12	10
The cost of equipment	69	61
The cost of construction	14	15
	100	96



第8図 電気浸透脱水実験結果と計算値の関係
 Fig. 8 Relation between Sludge temp. and Calculated value

加温装置を含めても、常温脱水法に比べ12%の低減ができる。

- ④ 建築物の減価償却費は、加温脱水法の場合、大きなスラッジ加温槽を必要とするため、常温脱水法の1.07倍となる。

総合的には、加温脱水法の採用によりランニングコストは、常温脱水法に比べて、4%の低下となる。

むすび

- 1) 上水スラッジを加温することにより、ろ過速度の向上を図ることができる。

また、理論値から推測される上昇率よりも、実際の実験結果は低く、1.3~1.5倍となる。

- 2) 電気浸透脱水法の場合、スラッジを加温することにより、電気浸透に要する消費電力量の低減が図れる。

- 3) 加圧脱水法の場合、ろ過性は、粘性の影響が主要因であるが、電気浸透脱水法の場合、ろ過性は、粘性の影響が高い割合を示し、それに続いて誘電率及びゼータ電位が影響を及ぼす。

- 4) コージェネレーションシステムを採用し、その排熱を利用してスラッジの加温を行う等、他の熱源を利用することができれば、ランニングコストはさらに削減することが可能である。

【参考文献】

- 1) S. Kondo: STUDIES ON THE HEATING-UP WATERWORKS SLUDGE TO ENHANCE DEWATERING SPEED OF PED, 7th World Filtration Congress Budapest HUNGARY, HUNGARIAN CHEMICAL SOCIETY, PROCEEDINGS Vol. 1 (1996), p. 301~304, 320

連絡先

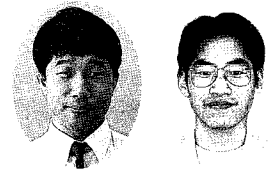
近藤 史朗 環境装置事業部
(工学博士) EO 技術室
室長
TEL 078 - 232 - 8138
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail s. kondo@pantec. co. jp

佐野 滋 環境装置事業部
EO 技術室
課長
TEL 078 - 232 - 8138
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail s. sano@pantec. co. jp

近藤 吾郎 環境装置事業部
EO 技術室
TEL 078 - 232 - 8138
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail g. kondo@pantec. co. jp

PANBIC-Gシステムの回収ビール処理への適用

Application of PANBIC-G System to Waste beer



(環) 技術部計画第3課

宮本 武
Takeshi Miyamoto
吉田 健 作
Kensaku Yoshida

UASAB式嫌気性廃水処理装置、PANBIC-Gシステムを回収ビール処理目的に納入した実績について紹介する。本実績では、従来の2倍以上の高容積負荷である17.4 kgBOD/m³dにおいてBOD除去率96%と極めて高い値を確認した。また、高負荷時においてもグラニュール汚泥の処理水への流出が少なく、グラニュール汚泥がリアクター内で安定保持されていることを確認した。

The PANBIC-G, a UASB system, has been delivered to a brewery for treatment of waste beer. The system achieved the removal ratio of 96% at volumetric loading rate of 17.4 kg BOD/m³d, twice as high as the conventional rate. Stable retention of granule sludge in the reactor is confirmed even at high loading rates, minimizing the flow of granule into treated water.

Key Words :

嫌気性処理
グラニュール

Anaerobic treatment
Granule

まえがき

近年、産業界においては省資源、省エネルギー、廃棄物の低減を重視した企業活動の社会的要請が高まってきており、排水処理分野においても同様な観点から環境を重視した処理システムへの転換が望まれている。

有機系排水処理システムには、生物学的処理法として活性汚泥法に代表される好気性処理法と嫌気性処理法があり、好気性処理法は従来より都市下水から多種の産業排水にわたり幅広く適用されてきている。しかし基本的には多大な曝気動力、多大な余剰汚泥の発生を生じ、省エネ、廃棄物の低減という点では課題があった。

そういう中で嫌気性処理法は、好気性処理法に比べ高負荷処理(容積当たり5~10倍以上の処理能力)が可能であり、また曝気動力が不要な上に燃料に利用できるメタンガスの回収ができ、余剰汚泥が少ないという利点から食品業界を中心に実用化されてきている。当社の嫌気性処理装置においても、固定床設備(当社商標: PANBIC-Fシステム)は食品工場に17件、化学工場に9件の計26件の納入実績があり、またUASB設備(当社商標: PANBIC-Gシステム)についても9件の納入実績がある。

本稿では、PANBIC-Gシステム(以下Gシステムと称

す)の4号機となる回収ビール処理への適用において、高負荷処理の実証例を紹介する。

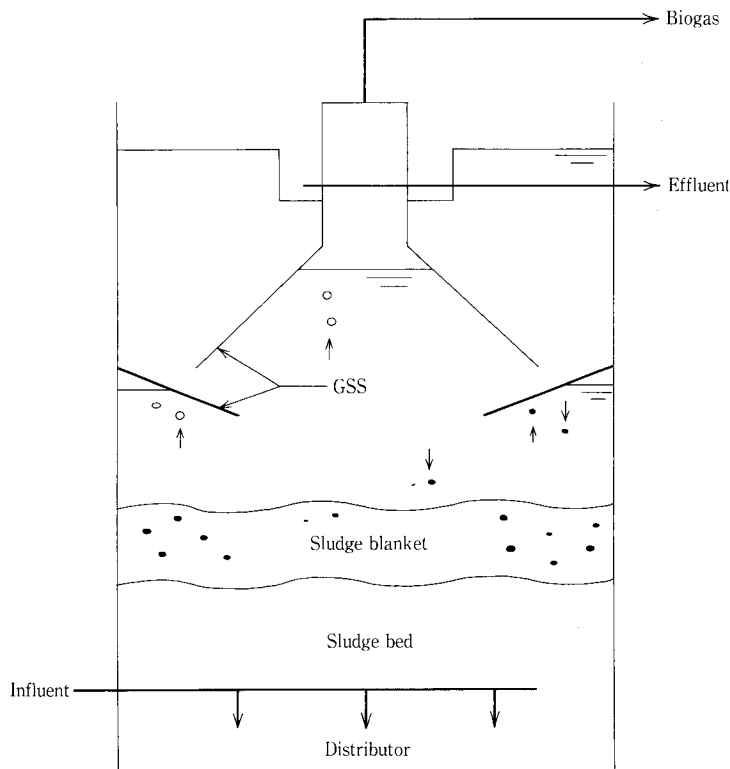
1. 設備導入背景

近年、ビール業界は、市場に常に新鮮な製品を提供するために、市場からのビールを早期に回収するなどして、市場品質の向上に努めている。回収されたビールは、酒税法上の取り扱いに従い工場にて処理されている。

回収ビールの含有する有機成分は高濃度かつ溶解性であり、製造工程排水(全体)がBOD2000 mg/l前後、SS500~1000 mg/l程度であるのに比べてBOD100000 mg/l前後、SS数mg/l以下と性状は大きく異なる。回収ビールは工程排水に比べ生物分解は容易ながら少量で大きな負荷になる。

従来回収ビールは嫌気性処理設備及び活性汚泥処理設備にて製造工程排水とあわせて処理されていた。しかし生産量の増加、回収ビールの増加による有機物負荷の増大に対応して将来ともに安定した処理を達成するための設備増強が検討された結果、高濃度、少量の回収ビール専用の嫌気性処理設備が導入されることとなった。

設備導入にあたっては、パイロットテストの結果をもとに、高負荷処理かつ短期間で立ち上げが可能なGシステムを採用した。



第 1 図 PANBIC-Gリアクター概念図
Fig. 1 Scheme of PANBIC-G reactor

2. 設備概要

2.1 PANBIC-Gシステムの特長

嫌気処理とは排水中の有機成分を嫌気性汚泥（微生物）により無酸素下で消化ガス（メタン、二酸化炭素）に転換し有機物を除去する排水処理法である。またGシステムは、PANBIC-Fシステムとリアクター内の汚泥の保持方法が異なり、Fシステムは充填材に付着させた汚泥を保持するのに対してGシステムは充填材を使用せず、嫌気性汚泥自体の凝集・集塊作用によって形成された粒径1～2mm程度のグラニュール汚泥を保持するのが大きな特長である。

Gシステムの概念図は第1図に示すが、ディストリビューター部（廃水流入部）、グラニュール汚泥が保持されているスラッジベット部、汚泥膨脹部としてのブランケット部及び気固液分離を行うGSS部（Gas Solid Separator）の3つ部分から構成されている。

ディストリビューター部は流入水をリアクター底部で均等に分散させる構造になっており、流入する廃水をスラッジベット層に均一に行き渡らせ、汚泥の分解能力を十分発揮させるための重要な部分である。リアクターは主にリアクター内で発生するガスで攪拌されているが、流入水がリアクター底面で均等に分散されないと短絡流が生じ易くなるため、流入水が均等分散できるように設計に注意が必要である。

スラッジベット部において保持されるグラニュール汚泥は、一般に食品系廃水ではおよそ粒径1～2mm程度、MLSS濃度5～10%と言われている。しかし、グラニュール汚泥の性状は運転条件（負荷、上昇流速）や環境条件（廃水性状等）によって異なる。

GSS部はリアクター内で発生したガス及びブランケット部上方へ浮上したグラニュール汚泥を効率的に分離でき

る構造となっており、清澄な処理水を得、かつ汚泥流出を最小限に抑える役目を持ち、リアクター内の高濃度汚泥の保持に役立つ。したがって、このGSS部の構造はリアクター全体としての性能を大きく左右し、リアクターの装置上最も重要な部分である。

2.2 設備仕様

写真1にGシステムの全景、第2図に処理フローシート、第1表に設計条件、第2表に設備仕様を示す。

回収ビールはBOD 100 000 mg/lと非常に高濃度である為に濃度調整に希釈水を使用し、苛性ソーダによるPH調整設備と冬季のリアクター温度適正化の為にスチーム注入による加温設備を設ける。

Gリアクターは鋼板製で設計処理能力は1 000 kgBOD/d (1 200 kg COD_{Cr}/d) 容積負荷で20 kgBOD/m³dを有している。

流入される有機成分はリアクター内のグラニュール汚泥で分解除去され、嫌気処理水は既設の活性汚泥設備に流入しさらに処理される。活性汚泥設備への排水水質は設計値としてBOD 1 000 mg/l以下としている。

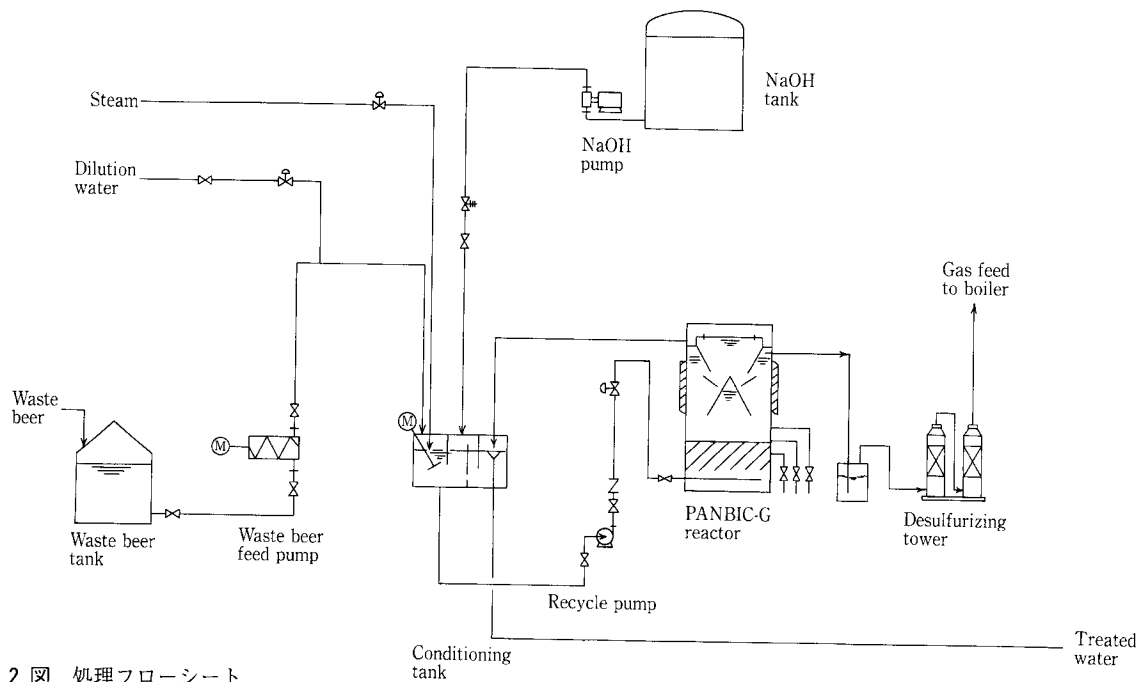
嫌気分解で発生した消化ガスは、脱硫塔で硫化水素が吸着除去され、一旦ガスホルダーに貯留されたのちボイラーの燃料として使用される。ボイラーで発生したスチームは工場の熱源として有効利用される。

3. 運転結果

3.1 原水水質

嫌気性処理は分解気質に対する菌体増殖率が低い為、栄養塩の必要量も好気性処理に比べて少なく好気性処理のBOD:N:P=100:5:1に対して10～20%程度¹⁾とも言われている。

第3表に各製品の分析結果を示す。a, bと、c, dと比較



第 2 図 処理フローシート

Fig. 2 Schematic diagram of the wastewater treatment

第 1 表 設計条件

Table 1 Design conditions

	Influent		Dilution waste beer	Treated water
	Waste beer	Dilution water		
Flow rate (m ³ /d)	10	40	50	50
BOD (mg/l)	100 000	—	20 000	<1 000

第 2 表 設備仕様

Table 2 Specification for the plant

Item	Specification
PANBIC-G reactor	2 600 mm ^w ×3 500 mm ^l ×5 800 mm ^h
Seal tank	400 φ mm×900 mm ^h
Conditioning tank	1 000 mm ^w ×2 600 mm ^l ×1 500 mm ^h
Waste beer feed pump	0.42 m ³ /h×10 mAq×0.4 kw
Recycle pump	12 m ³ /h×10 mAq×1.5 kw
NaOH pump	0.5 L/min×10 ⁶ ×0.2 kw
Agitator	0.4 kw

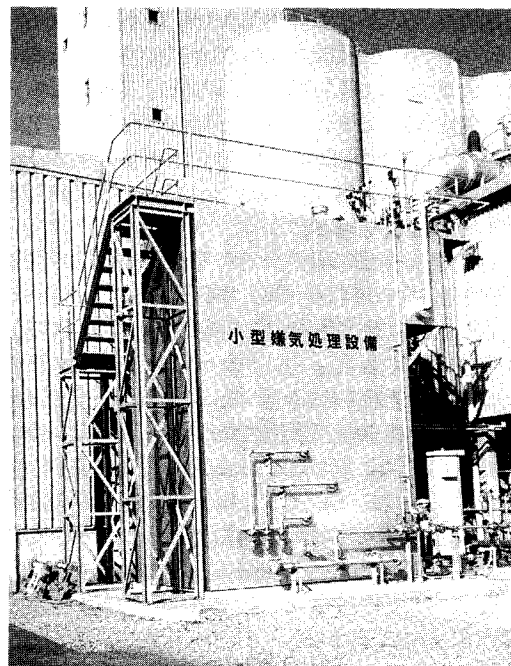


写真 1 PANBIC-Gシステムの全景

Photo.1 Outside view of PANBIC-G system

第3表 各製品分析結果

Table 3 Water quality of Beer

Item	a	b	c	d
pH	4.5	4.3	3.7	3.7
BOD ₅	90 900	80 300	84 600	83 300
T-N	699	442	157	179
T-P	202	132	62	68.4

第4表 PANBIC-Gリアクター処理性能

Table 4 Operating performance of PANBIC-G reactor

Item	Wast beer	Manufacturing process wastewater
Reactor temperature	35.5 °C	36.0 °C
Reactor pH	7.2	—
BOD load	17.4 kg/m ³ d	6.9 kg/m ³ d
BOD Influent Effluent	14 500 mg/l 630 mg/l	1 860 mg/l 167 mg/l
BOD removal	95.6 %	91.0 %
Gas production	400 Nm ³ /d	—

するとBOD, COD_{Cr}がほぼ同等なのに比べて窒素, リンの濃度がかかなり低いため, c, bの通水時には栄養塩(窒素, リン)の添加を実施した。

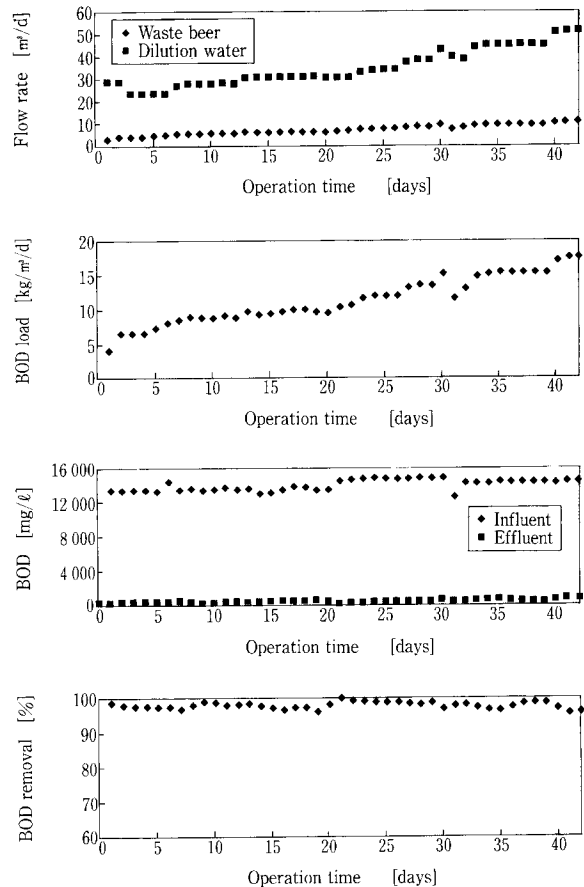
3.2 処理性能

第4表にGリアクターの処理性能, 第3図に試運転データを示す。リアクター供給原水濃度はCOD_{Cr} 20 000 mg/l程度に調整する為, 希釈水として既設廃水処理設備処理水を使用し, リアクター内温度は常に35 °C程度に調節した。

設計水量通水において, 容積負荷は17.4 kgBOD/m³d (24 kg COD_{Cr}/m³d)程度にて運転され, 処理水COD_{Cr}は940~1 190 mg/l, 処理水BODは442~642 mg/lと設計条件のBOD 1 000 mg/l以下の良好な水質が確認された。またCOD_{Cr}除去率94~95%, BOD除去率96%と極めて高い値が確認された。

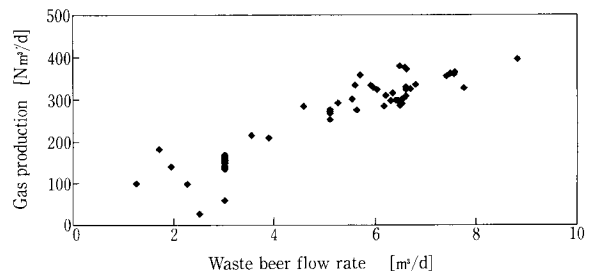
これは文献等²⁾で報告されている比較的分解されやすい廃液での容積負荷10~12 kg COD_{Cr}/m³d, 成分が複雑な廃液での容積負荷8~10 kg COD_{Cr}/m³dと比較しても2倍以上の能力である。また第4表に示される製造工程排水処理実績と比較しても非常に高い能力である。

第4図に原水通水量とガス発生量の関係を示す。ガス発生量は原水通水量とよく相関しており, 原液1 m³当たり約50 Nm³のガスが発生した。ガス組成はCO₂ 20~30%, H₂S約1 000 ppm (v/v)であり, 発生ガス中のCH₄の含有率は70~80%であった。



第3図 試運転データ

Fig. 3 Start-up operation data



第4図 原水通水量とガス発生量の関係

Fig. 4 Relationship between flow ratio and gas production

3.3 リアクター内汚泥

リアクター内におけるグラニュール汚泥の増殖量は, 0.023 kgSS/kg 除去COD_{Cr}であった。これは文献等²⁾で報告されている0.005~0.03 kgSS/kg 除去COD_{Cr}と一致する値であり, 分解された有機物は良好にグラニュール汚泥に転換されていると判断される。

除去COD_{Cr}当たりのグラニュール汚泥増殖量 (kgSS/kg 除去COD_{Cr})

$$= \frac{\text{リアクター内増殖グラニュール汚泥} + \text{流出グラニュール汚泥}}{\text{COD}_{Cr} \text{除去量}} \dots\dots(1)$$

第5表 ランニングコストの比較
Table 5 Comparison of operating cost

Item		PANBIC-G process		Activated sludge process	
Electric power consumption	14 円/kWH	40 kWh/d	560 円/d	1 800 kWh/d	25 200 円/d
NaOH (25%)	14 円/kg	210 kg/d	2 920 円/d	—	—
Steam	3 円/kg	640 kg/d	1 920 円/d	—	—
Conversion of steam	3 円/kg	4 300 kg/d	-12 900 円/d	—	—
Desulfurizing agent	500 円/kg	1.62 kg/d	810 円/d	—	—
Dewatered cake disposal	50 円/kg-DS	—	—	260 kg-DS/d	13 000 円/d
Total		-6 670 円/d		38 200 円/d	

設計水量通水時の処理水へのグラニュール汚泥の流出量は2～3 kgSS/d, グラニュール汚泥増殖量は約25 kgSS/dであった。一般的にUASBリアクターは、原水中のSS濃度が高いとリアクター内汚泥の安定保持が困難といわれている²⁾。本設備では原水SS濃度が低いこともあり、流出グラニュール汚泥量が増殖量の10%程度であり、リアクター内にグラニュール汚泥が安定保持されていることを確認した。

3.4 ランニングコスト

第5表に本設備と従来の処理方式におけるランニングコストの比較を示す。本設備導入により電力費、汚泥処分費の減少、発生ガスの熱源の回収によってランニングコストの低減を確認した。

む す び

負荷増大に対応する設備増強の一環として回収ビール専用の処理にPANBIC-Gを適用することにより次の成果が得られた。

- 1) 既設処理設備の負荷軽減により安定処理が可能になった。
- 2) 省電力、余剰汚泥の削減とともに消化ガスの有効利用によるエネルギー回収が達成できた。

従来法の場合ランニングコスト38 200 円/dに対しGシステム-6 670 円/dと44 870 円/d低減した。

納入設備の性能に関しては以下の結果を得た。

- 1) PANBIC-Gリアクターは設計水量で運転した結果、容積負荷17.4 kgBOD/m³d程度で運転され、処理水BOD 442～642 mg/lと設計条件以下の良好な水質が確認された。またBOD除去率も96%と極めて高い値が得られた。これは従来の嫌気性処理の2倍以上の能力である。
- 2) 除去COD_{Cr}量あたりのグラニュール汚泥増殖量は0.023 kgSS/kg除去COD_{Cr}の値を得、分解された有機物が良好にグラニュール汚泥に転換されていることを確認した。
- 3) 設計水量通水時の流出グラニュール汚泥量は、グラニュール汚泥増殖量の10%程度であり、リアクター内にグラニュール汚泥が安定保持されていることを確認した。

PANBIC-Gシステムは優れた処理性能を有する省エネルギー処理設備であることが再確認出来た。

当社は今後とも顧客ニーズにマッチするより高性能なシステムを提供し、食品業界をはじめとしてさらに嫌気性処理設備の普及に努める所存である。

〔参考文献〕

- 1) 宝月章彦：用水と廃水：Vol.33 No.4 (1991) p.40-47
- 2) Grontmij Product Manual (1994)

連絡先

宮 本 武 環境装置事業部
技術部計画第3課

TEL 078 - 232 - 8104

FAX 078 - 232 - 8056

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

吉 田 健 作 環境装置事業部
技術部計画第3課

TEL 078 - 232 - 8104

FAX 078 - 232 - 8056

E-mail kn. yoshida@pantec. co. jp

石油精製排水への多段流動床式活性炭吸着装置 「マルチアクトス」の適用紹介

Oil Refinery Wastewater Treatment with Multistage Fluidized-Bed Activated Carbon Adsorption Equipment



(環) 技術部計画第3課
木 下 勉
Tsutomu Kinoshita
永 田 道 明
Michiaki Nagata

多段流動床式活性炭吸着装置「マルチアクトス」は水質規制の強化に伴い、1993年の販売開始以来、各方面より注目を集めている。マルチアクトスは従来の固定床式活性炭吸着装置に比較して、活性炭消費量が少ない、安定した処理水質が得られる、運転・保守が容易である等の特長をもっている。

本稿では、マルチアクトスの特長とともに、石油精製排水の処理に適用した実例を、装置の内容と運転結果から紹介する。

With strengthening water quality regulations, multi-stage fluidized-bed activated carbon adsorption equipment, Multi-ACTS, has been attracting much attention from various fields since the start of the sale in 1993. The advantage of the equipment includes low consumption of activated carbon, stable quality of treated water, and easy maintenance compared to the conventional system of fixed bed type.

This paper reports an example of most suitable application to oil refinery wastewater and its advantages in view of system components and operating results.

Key Words :

活 性 炭 吸 着
多 段 流 動 床
石 油 精 製 排 水

activated carbon adsorption
multistage fluidized-bed
oil refining wastewater

まえがき

活性炭吸着法は、高度処理技術の1つとして昔から知られている技術であるが、活性炭費用によるランニングコストの問題から敬遠される場合が多かった。しかし、活性炭の性能向上、多段流動床式活性炭吸着装置の出現、排水規制の強化、水不足に伴う再利用の要請等により、改めて活性炭吸着法が脚光を浴びるようになってきた。

多段流動床式活性炭吸着法は、固定床式と比較して活性炭の消費量が少ないこと、活性炭供給量を制御することによって処理水の水質を変えられること、運転管理が容易なこと等の多くの利点があることから、最近、固定床式に代わって数多く用いられるようになってきている。

本報では、多段流動床式活性炭吸着装置「マルチアクトス」の紹介と、石油精製排水についての運動結果を報告する。

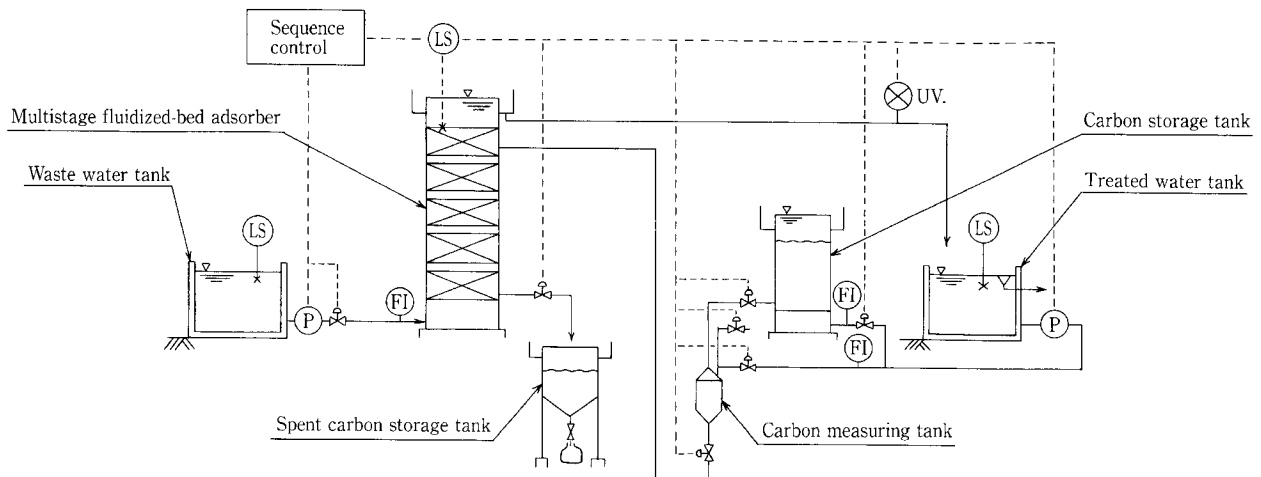
1. 多段流動床式活性炭吸着装置「マルチアクトス」

1.1 マルチアクトスのフロー

第1図に今回の石油精製排水に適用したマルチアクトスのフローを示す。

吸着塔は一塔5段式であり、排水中の汚濁物質は、トレイで仕切られた各段において流動している活性炭によって吸着除去される。排水は、吸着塔下部より流入し、上向流で各段の活性炭と接触後、処理水としてオーバーフローする。

活性炭は、新炭が吸着塔の最上段(1段目)に供給され、吸着能力の低下した老廃炭が最下段(5段目)より抜き出されることにより、各段トレイの開口部より順次下段方向へ移送されていく。活性炭の供給量は、処理水の水質(UV)を測定し、調節されるとともに、抜き出しは最上



第1図 石油精製排水に適用したマルチアクトスのプロセスフロー
 Fig. 1 Process flow diagram of Multi-ACTS for petroleum refinery waste water

第1表 マルチアクトスと固定床式の比較
 Table 1 Comparison between Multi-ACTS and fixed bed type

〈Condition of case study〉		
Flow rate of wastewater	: $F = 1\,200 \text{ m}^3/\text{d}$	
COD concentration of waste water (inlet of adsorber)	: $C_0 = 54 \text{ mg/l}$	
COD concentration of treated water	: $C_t = 20 \text{ mg/l}$	
〈Results of case study〉		
	Multi-ACTS	Fixed bed type
【Adsorber】		
Specification	2 000 dia × 5 stages × one column	3 200 dia × 4 000 sh × three column
【Activated carbon】		
Amount of holding [ton]	4.5	30
Amount of consumption [kg/d]	130	350

段の活性炭レベル検知により行われる。

活性炭の移送は、処理水を用いスラリー状にして圧送タンク方式で行われる。処理水は活性炭移送前の活性炭の洗浄水や、移送後の配管フラッシング水としても用いられる。

これらの工程は、すべてプログラムタイマーと組み合わせられて自動的に行われる。

1.2 マルチアクトスの利点

マルチアクトスの最も大きな利点は、活性炭のもつ吸着能力を十分に使いきることができる点にある。固定床吸着塔方式の場合は吸着能力を使いきっていない活性炭を抜き出すことが多くなる。それに対して、マルチアクトスは、最下段より吸着能力の低下した活性炭のみを徐々に抜き出していくため、活性炭の利用効率がよく、活性炭の使用量を低減することができる。

マルチアクトスは、その他にも数多くの特長を有しており、主なものとして次の点が上げられる。

- ①小粒径の活性炭を利用するため、吸着速度が大きく、かつ活性炭の利用効率も高い。
- ②活性炭は、常に排水と向流接触状態にあり、また、デッドスペースの少ないトレイ構造により、接触効率が高い。
- ③活性炭の供給量を調整することによって、原水の水質が変動しても処理水の水質を維持できる。
- ④活性炭の利用効率が高くとれるため、ランニングコストを低減できる。
- ⑤1塔多段式であり、吸着速度が大きいので、装置がコンパクトになり設置面積を削減できる。
- ⑥流動床式であるので、原水中の汚濁物質による濾床閉塞が無く、固定床式のような逆洗設備が不要である。
- ⑦全自動シーケンスにより運転されるため、運転管理が容易である。

今回の設備は、マルチアクトスのこれらの特長を生かした設備内容となっている。

第 2 表 石油精製排水の設計諸元

Table 2 Design condition of petroleum refinery waste water

Flow rate of waste water: F=1 200 m ³ /d		
Quality		
	Raw waste water	Treated water
PH	6~8	6~8
SS	(mg/l) 50	15
COD	(mg/l) 90	20
Oil & grease	(mg/l) 300	1
Phenols	(mg/l) 20	1

第 3 表 各ユニットの設計処理水質

Table 3 Design treatedwater quality of each unit

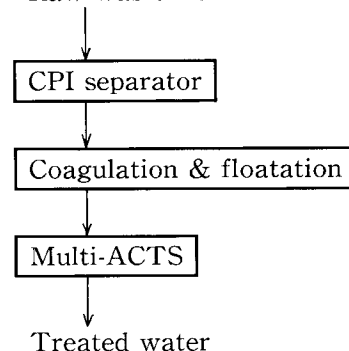
	PH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	Oil (mg/l)	Phenols (mg/l)
Raw waste water	6~8	50	90	300	20
CPI separator	6~8	15	90	10	20
Coagulation & floatation	6~8	15	54	5	20
Multi-ACTS	6~8	15	20	1	1
Treated water					

第 4 表 マルチアクトスの主要機器仕様

Table 4 Specification of main equipment for Multi-ACTS unit

Item	Specification	Unit
Multistage fluidized-bed adsorber	2 000 dia×5 stages CS/Epoxy lining	1
Carbon storage tank	2 000 dia×2 000 SH CS/Epoxy lining	1
Spent carbon storage tank	2 000 dia×2 000 SH CS/Epoxy lining	1
Carbon measuring tank	500 dia×700 SH 304 SS	1

Raw waste water



第 2 図 処理フローのブロックダイアグラム

Fig. 2 Block diagram of treatment flow

1. 3 マルチアクトスと固定床式との比較

今回の設備計画にあたっては、第 1 段階の検討で生物処理など他の処理方法との比較において、運転管理面でメリットのある活性炭吸着法が選択され、次の検討段階で活性炭吸着法の内、マルチアクトスと従来の固定床式との比較が行われた。

マルチアクトスと固定床式について、今回の条件で比較した結果を第 1 表に示す。

その結果、マルチアクトスは固定床式と比較して、活性炭保有量は 1/6 以下、活性炭消費量も 1/2 以下、建設費は 2/3 以下となり、経済的にかなり有利なことから、マルチアクトスの採用となった。装置の大きさもコンパクトになっており、敷地面積は削減された。

2. 設備概要

2. 1 設計諸元

今回の処理設備を設計した条件である石油精製排水の設計諸元は、第 2 表の通りである。

2. 2 処理フローのブロックダイアグラム

前記第 2 表の排水に対し、活性炭吸着処理を行う前にできるだけ汚濁物質を除去し、活性炭への負荷を軽減することによって活性炭消費量を低減するために、自然浮上油分離装置 (CPI セパレーター)、凝集加圧浮上分離装置 (フローテーションセパレーター) を前処理設備として設置した。処理フローのブロックダイアグラムを第 2 図に示す。

それぞれの装置入出口における予想水質を第 3 表に示す。通常であれば活性炭吸着装置原水 (前処理設備処理水)

第 5 表 試運転時のマルチアクトス運転データ
Table 5 Operation data of Multi-ACTS at test-run

【Operation data-1】

	Design condition		Operation data	
	Coagulation & floatation treated water	Treated water	Coagulation & floatation treated water	Treated water
PH	6~8	6~8	6.6	6.5
SS (mg/l)	15	15	9	6
COD (mg/l)	54	20	28.3	5.7
BOD (mg/l)			28.2	< 5.0
Oil & grease (mg/l)	5	1	4	< 1
Phenols (mg/l)	20	1	2.8	< 0.5

【Operation data-2】

	Design condition		Operation data	
	Coagulation & floatation treated water	Treated water	Coagulation & floatation treated water	Treated water
PH	6~8	6~8	6.6	6.9
SS (mg/l)	15	15	6	< 5
COD (mg/l)	54	20	31.5	5.9
BOD (mg/l)			33.3	< 5.0
Oil & grease (mg/l)	5	1	< 2	< 1
Phenols (mg/l)	20	1	0.9	< 0.5

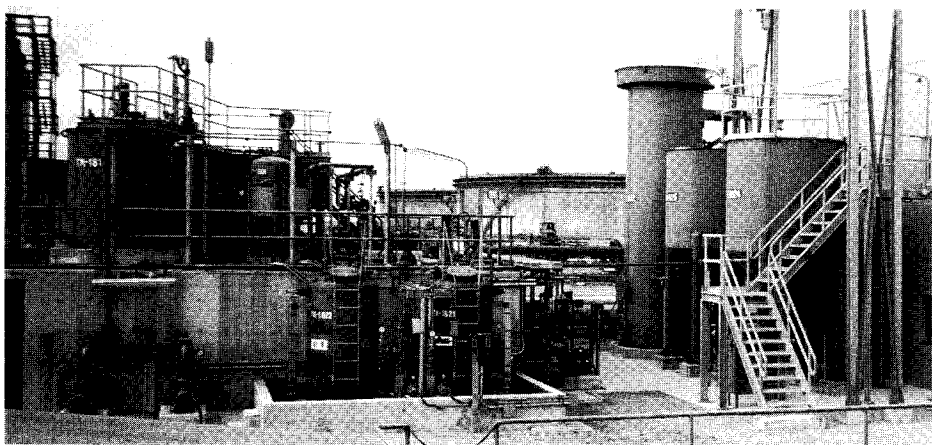


写真 1 マルチアクトス装置外観
Photo. 1 Outside view of Multi-ACTS unit

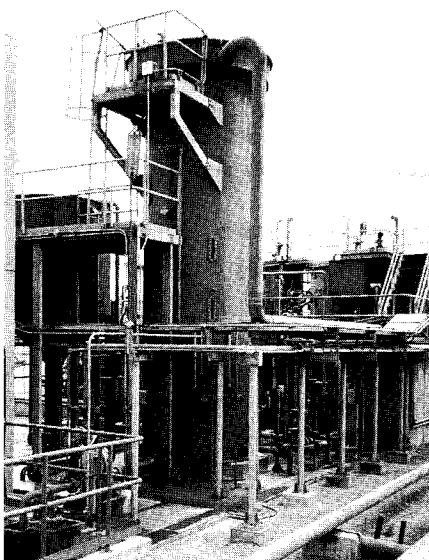


写真 2 マルチアクトス吸着塔外観
Photo. 2 Outside view of Multi-ACTS Adsorber

の水質としては、まだ有機物濃度が高く、凝集加圧浮上処理の後、活性炭吸着の前にさらに有機物低減装置を設置し、活性炭吸着装置でのランニングコスト低減をはかる場合が多いが、ランニングコストで多少高くなるものの、設備管理面で手間の少ないことがなにより優先され、今回のフローが採用された。

2. 3 設備仕様

今回設備におけるマルチアクトス部分の主要機器の仕様を第 4 表に、装置全体外観を写真 1 に、吸着塔外観を写真 2 に示す。

3. 運転結果

3. 1 排水、処理水の性状

試運転時におけるマルチアクトスへの流入原水（凝集加圧浮上処理水）及び処理水の水質の一例を第 5 表に示す。

原水の水質が設計値よりも低いこともあるが、処理水の水質各項目とも設計値を満足し、良好な処理が行われていることが確認された。

第 6 表 活性炭の物性
Table 6 Properties of activated carbon

Item	Specification
Particle size average [mm]	0.55
Upper 0.71 mm [%]	< 10.0
Under 0.35 mm [%]	< 5.0
Bulk density [g/cm ³]	0.49
Specific surface area [m ² /g]	1 150
Iodine adsorptive capacity [mg/g]	1 050

また、今回の設備に使用した活性炭の物性を第 6 表に示す。

この活性炭は、固定床用の活性炭に比較し、粒径分布が狭く、吸着塔内の活性炭の流動化と処理水中への活性炭の流出防止を考慮したものである。

4. 今後の検討課題

現在、装置の運転は試運転を終了し、実運転に入って数ヶ月経過している。活性炭供給量を制御する処理水 COD 値を UV 計で代用し、設計処理水質 COD 20 mg/l に対し、

本設備では、活性炭の供給開始の COD を 20 mg/l、停止を 18 mg/l に設定し、他設備処理水との混合後、総合排水として水質を守り、かつ経済運転が出来る条件を検討中である。今後この設定値で正確に活性炭の供給と停止が行われ、処理水質を守りつつ、活性炭消費量を節減した運転が出来ているかどうかを確認していく必要がある。

また、その活性炭の消費量が当初の計算値に比較して実運転ではどれだけ変化したかを今後の運転データより解析していくために追跡調査を行っていく予定である。

むすび

前述のとおり、石油精製排水におけるマルチアクトス適用の一例を紹介した。今後、さらに水質規制の強化が予想されることより、活性炭吸着装置の活躍する場面も多くなると予想され、従来の固定床式に代わってマルチアクトスが、これまでの実績や今回の石油精製排水にとどまらず、他の各種排水に適用されていくことが期待できる。

【参考文献】

- 1) 野田 晃ほか：神鋼パンテック技報，Vol. 36，No. 1 (1992) P. 10
- 2) 野田 晃ほか：神鋼パンテック技報，Vol. 37，No. 3 (1993) P. 41

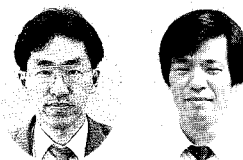
連絡先

木下 勉 環境装置事業部
技術部計画第 3 課
担当課長
TEL 078 - 232 - 8104
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail ts. kinoshita@pantec. co. jp

永田 道明 環境装置事業部
技術部計画第 3 課
TEL 078 - 232 - 8104
FAX 078 - 232 - 8056
E-mail m. nagata@pantec. co. jp

膜利用型浄水装置の紹介

Drinking water treatment using membrane separation technology



(環) 製品開発室
松井 日出夫
Hideo Matsui
(環) 技術部計画第2課
西尾 弘 伸
Hironobu Nishio

1991年より3年間、厚生省、国立公衆衛生院及び(社)水道浄水プロセス協会により「MAC 21計画」が実施されたが、当社も実験参画し、当社の膜ろ過装置が浄水処理システムとして実用可能である事を証明した。

浄水膜ろ過施設は、無人運転による維持管理の容易さ、設備の省スペース化等の有用性から、従来の凝集沈澱砂ろ過法に替わる浄水システムとして今後発展していくものと思われる。また、近年、クリプトスポリジウムが飲料水に混入し感染症が発生する事例があり、膜ろ過はこの対策としても効果があることが認められている。

本報では、当社の膜ろ過設備(SP-MEMCOR)の内容と、実証プラントとしての事例、クリプトスポリジウムの除去例について述べる。

A national research project "Membrane Aqua Century 21 (MAC 21)" was carried out for three years from 1991 by The Water Purification Process Association at the initiative of The Ministry of Health and Welfare.

SHINKO PANTEC participated in this project with its membrane filtration system. The system proved in a demonstration plant the efficiency over the conventional coagulation/sedimentation/filtration system for the advantages as easy maintenance or unmanned operation, smallspace requirement, etc. It also confirmed the effectiveness as a preventive measure for disease caused by pathogenic protozoa as Cryptosporidium possibly mixed in drinking water. For these reasons, the system is expected to replace the existing system.

This paper introduces the SHINKO PANTEC membrane filtration system (SP-MEMCOR), the results of pilot plant, and the removal of Cryptosporidium.

Key Words :

膜ろ過
クリプトスポリジウム

membrane filtration
Cryptosporidium

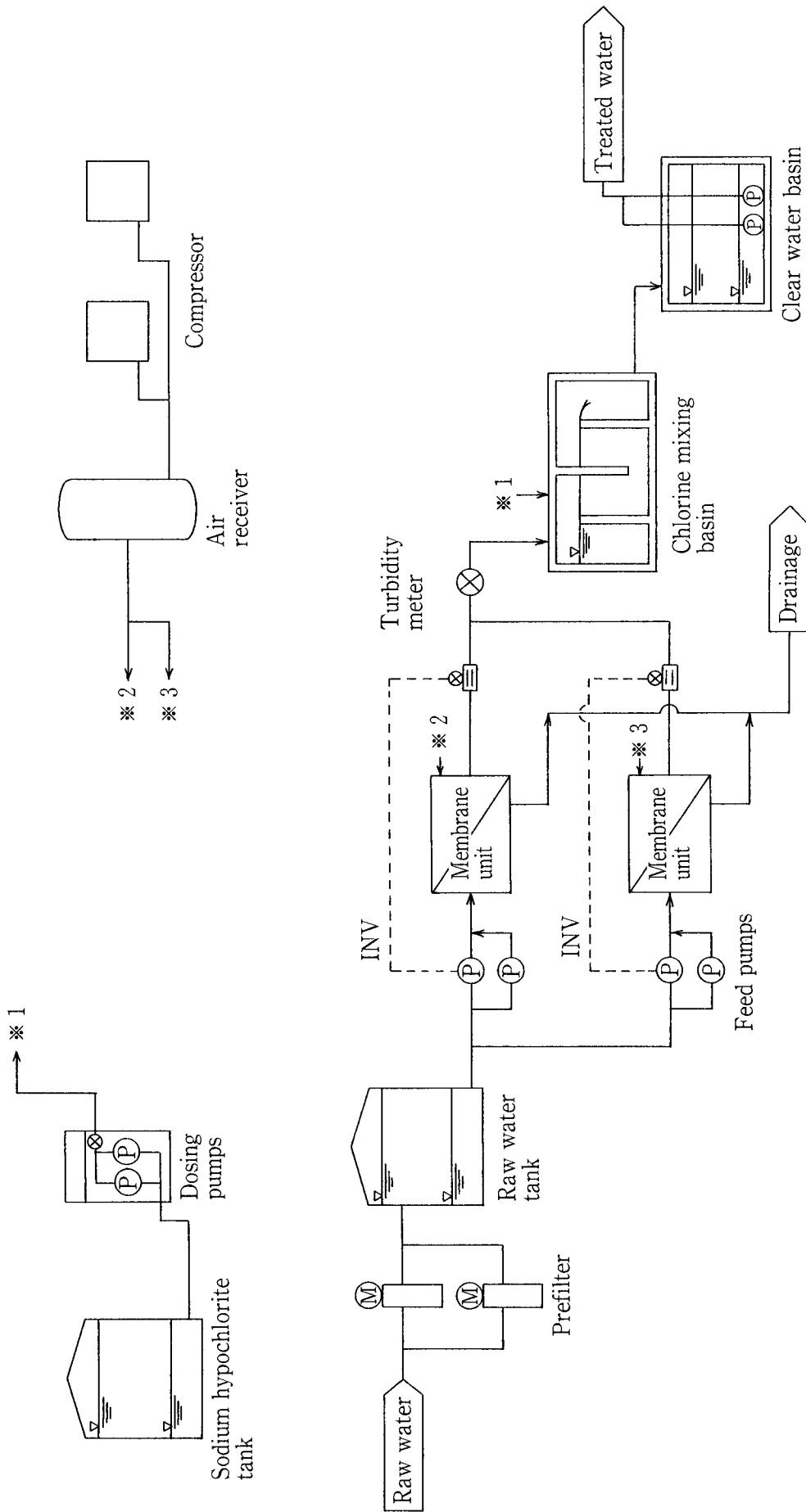
まえがき

1991年より3年間、浄水分野での膜分離技術の実用化を目指した厚生省、国立公衆衛生院及び(社)水道浄水プロセス協会*1による「膜利用型新浄水システム開発研究：MAC 21計画*2」が実施され、膜による浄水システムはその実用性が実証された。当社もMAC 21計画に実験参画し、当社の膜ろ過装置が浄水処理システムとして実用可能である事を証明した。

また近年、飲料水にクリプトスポリジウムが混入したことによる感染症が発生した事例があり、厚生省は平成9年度の厚生白書にて、クリプトスポリジウム問題など水道水に起因する新たな健康障害に対し、水道水の水質保全、浄水処理の高度化、水道の水質管理の強化等の対策が強く求められていると述べ、クリプトスポリジウム等の病原性原虫を確実に除去する膜ろ過施設の整備を推進する旨を明らかにした。

注釈*1 1996年9月より(財)水道管路技術センターと合併し(財)水道技術研究センターとなる

*2 Membrane Aqua Century 21 project



第 1 図 SP-MEMCOR 標準フロー
 Fig. 1 SP-MEMCOR standard schematic flow diagram.

浄水膜ろ過施設は、クリプトスポリジウム等病原性原虫の除去に効果的であり、無人運転による維持管理の容易さ、設備の省スペース化等の有用性から従来の凝集沈澱砂ろ過法にかわる浄水システムとして今後発展していくものと思われる。

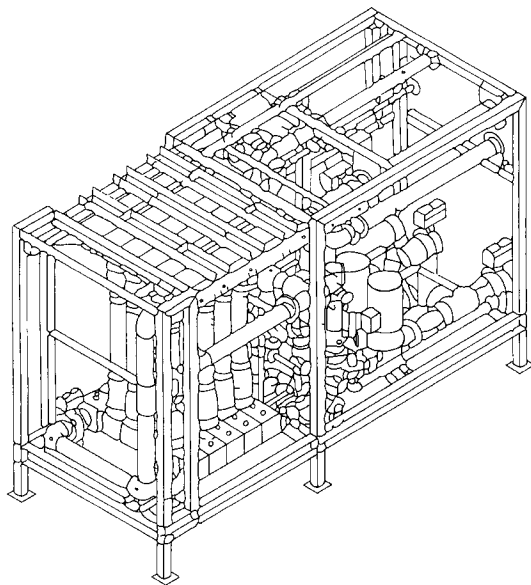
本報ではこの浄水ろ過膜装置 (SP-MEMCOR[®]) の内容と、実証プラントの例、クリプトスポリジウムの除去例を報告する。

1. 膜ろ過装置の概要

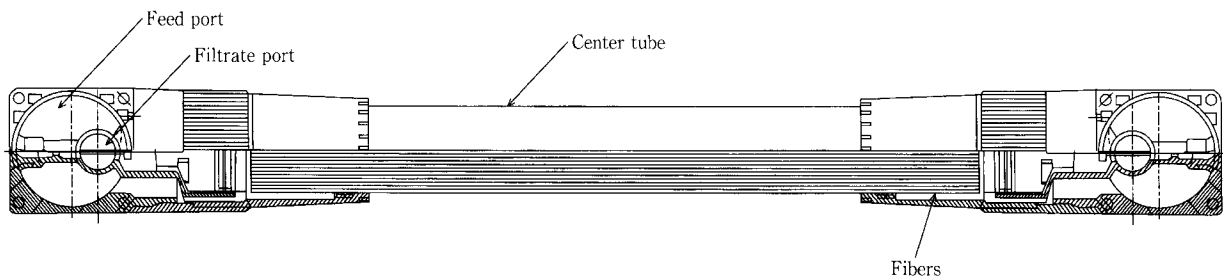
1.1 構成機器

第1図に標準的なフローシートを示す。膜による浄水装置の標準的な構成機器は次の通りである。

- ①プレフィルタ
- ②原水槽
- ③原水ポンプ
- ④逆洗ポンプ
(流束^{*1} $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$, $450 \text{ m}^3/\text{日}$ 以上の場合設置)
- ⑤膜モジュール (詳細は、1.2 参照)



第2図 SP-MEMCOR (180~360 $\text{m}^3/\text{日}$)
Fig. 2 SP-MEMCOR (180~360 m^3/d)



第3図 膜モジュール外形図 (M10C)
Fig. 3 A cross section of a MEMCOR M10C module

- ⑥逆洗排水受槽
- ⑦コンプレッサー
- ⑧空気槽
- ⑨制御盤及び電磁弁盤
- ⑩消毒用次亜塩素酸ナトリウム注入設備
- ⑪原水・ろ過水電磁流量計, 濁度計, 圧力計
必要に応じて, 次の機器を加える。
- ⑫プロセスモニター (遠隔地監視装置)
- ⑬薬品注入装置 (凝集剤, PH調整剤)
- ⑭薬品洗浄装置 (酸・アルカリ槽とそれらの注入装置, 及び中和槽)

第2図に処理水量 $180 \sim 360 \text{ m}^3/\text{日}$ (流束 $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$) の膜ろ過装置を示す。このタイプはユニットに原水ポンプ, 膜モジュール (12~24本), 電磁弁盤が含まれている。概略寸法は幅 1.6 m , 高さ 2.5 m , 長さ $3.6 \sim 4.2 \text{ m}$ である。原水ポンプを別置きにするタイプもある。

1.2 膜モジュール標準仕様

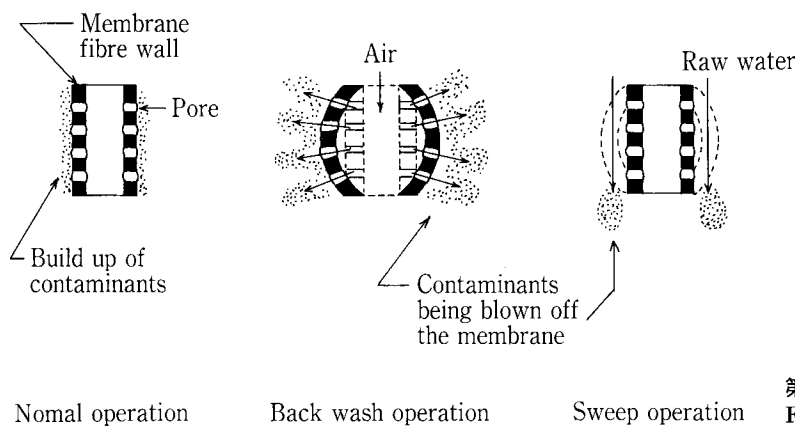
膜モジュールの標準仕様を第1表に, 外形図を第3図に示す。膜はポリプロピレン製の公称孔径 $0.2 \mu\text{m}$ の中空糸型 MF 膜であり, 膜モジュールは膜面積 15 m^2 (M10C 型, モジュール1本当たり) である。その他の仕様は次のとおりである。

第1表 標準仕様 (SP-MEMCOR)
Table 1 Standard specifications (SP-MEMCOR)

Type of membrane	Microfiltration (MF)
Material	Organic (polypropylene)
Pore size	$0.2 \mu\text{m}$
Type of module	External pressure type hollow fiber membrane
Membrane surface area	15 m^2 per module
System of filtration	Dead end constant flow filtration
System of physical cleaning	Air back washing

注釈*3 Shinko Pantec-MEMCOR, MEMCOR は Memtec Limited の登録商標

*4 単位面積, 単位時間当たりの膜ろ過水量: $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$



第4図 物理洗浄（ガスバックウォッシュ）操作
Fig. 4 Back wash operation

- ・膜ろ過流束：0.75～2.0 m³/m²/日（標準 1 m³/m²/日）
- ・回収率：原水水質、流束及び物理洗浄頻度によって異なるが、1 m³/m²/日の流束の場合、1時間に1回の物理洗浄では約92%である。
- ・（財）水道技術研究センター認定番号：
膜モジュールはMEMCOR膜モジュールの名称として第005号、膜ろ過装置は水道用精密ろ過膜装置の名称として第005号の認定を受けている。

1.3 プロセスフロー

1.3.1 ろ過

原水は前処理として0.2 mmの目幅のプレフィルタで夾雑物を除去され、膜モジュールに送られる。ろ過方式は、全量ろ過方式である。膜ろ過水量が一定になるように、原水ポンプをインバータにより流量制御を行っている。このため、膜の目詰まり（ファウリング）は、原水側圧力とろ過水側圧力の差（膜差圧）の上昇として確認できる。ろ過、物理洗浄の切替はタイマーにより空気式自動弁で行うが、自動弁の作動と膜の物理洗浄のための空気源として、コンプレッサー、0.2 μmの除菌フィルター、空気槽を備えている。

1.3.2 物理洗浄

物理洗浄は圧縮空気による逆圧空気洗浄方式であり、洗浄頻度は1時間に1～2回を標準としている。第4図に洗浄工程の模式図を示す。洗浄工程は次の三段階で行う。

- (1) 膜モジュールのケーシング出入口を全閉にし、ろ過水側から中空糸内に600 kPaの空気圧をかける。
- (2) 原水側の弁を一気に開放する事により中空糸内の加圧空気を原水側（洗浄排水ライン）に噴出させる。この時の空気の衝撃とポリプロピレンの延伸性による中空糸の膨脹、振動により膜外面の汚れを剥離させる。
- (3) 原水を流し、剥離された懸濁成分を排出する。

1.3.3 薬品洗浄

薬品洗浄は、膜差圧が100～150 kPaに達した時点で行うことを標準としている。薬品は無機物（金属）除去とし

て硫酸（1%）を有機物除去として苛性ソーダ（2%）を標準使用としている。

1.4 適用水質

原水の水質は濁度、細菌類を除いては、水質基準に適合しているのが望ましい。原水濁度は標準として懸濁物質濃度（SS）50 mg/L以下としている。膜ろ過水濁度は0.1度以下としている。一般細菌は、膜ろ過水で100個/mL以下であり、大腸菌群は、膜ろ過水では検出されない。

溶解性マンガン、溶解性鉄、色度、アンモニア性窒素など溶解性の物質は膜では除去できない。これらの溶解性の物質を除去するためには、生物処理、オゾン・活性炭処理、接触酸化等の前処理並びに後処理が必要である。

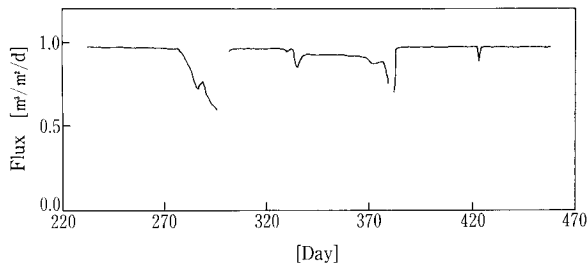
1.5 装置の特長

SP - MEMCORの特長を次に示す。

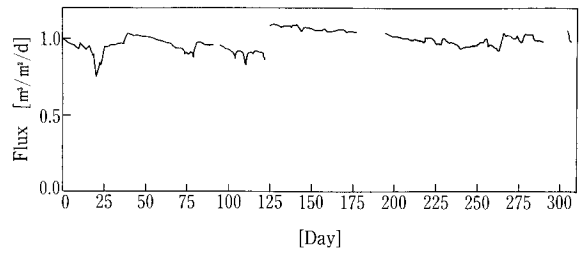
- ① 海外において浄水分野に豊富な実績がある。
全世界でMEMCOR膜は多数稼働しており、1996年7月までで完成予定も含み34件の実績がある。このうち1000 m³/日以上設備は24件であり、最大は76000 m³/日の設備である。
- ② 安全性を重視した膜ろ過システムである。
膜破損に対する検知システムとしてメンブレンテスト^{*5}と膜ろ過水の濁度常時モニター（低濁度レーザー濁度計）の二重の安全対策を施している。また、万が一膜の破損を検知した場合、緊急にその系列のみ停止するシステムとなっている。
- ③ 長期安定運転が可能である。
膜ろ過装置を長期間安定に運転するためには、膜に生じるファウリングを効率よく除去する洗浄方法が重要な因子となる。SP - MEMCORはその膜の特性（延伸性）を生かし、物理洗浄には洗浄回復性に優れた逆圧空気洗浄を採用している。
- ④ 維持管理が容易である。
主要機器がポンプとコンプレッサーのみのため、維持管理が容易である。更にオフライン^{*6}による薬品洗浄等で膜モジュールを取り外す場合、有機膜を乾燥あるいは損傷させることなく、専用ツールを用いてケーシングと膜エレメントを短時間で脱着するこ

注釈*5 透過側に空気にて一定の圧力（120 kPa）をかけ、単位時間における圧力の低下によって膜の破損を検知するシステム

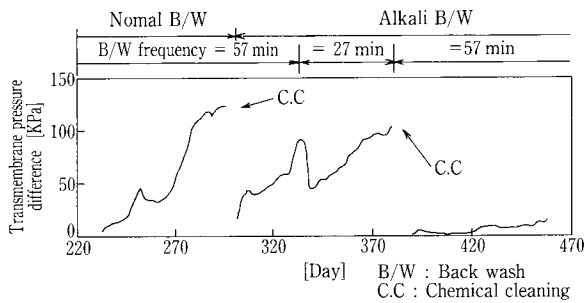
*6 膜モジュールを浄水工程から遮断すること



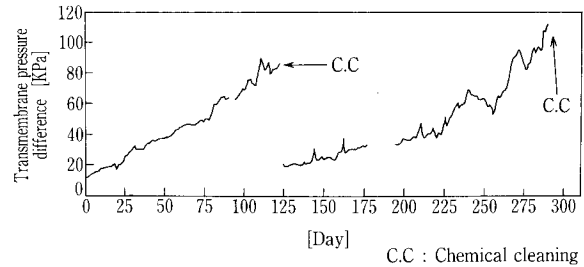
第 5 図 流束 (A 村)
Fig. 5 Flux (A Village)



第 7 図 流束 (B 町)
Fig. 7 Flux (B Town)



第 6 図 操作圧力 (A 村)
Fig. 6 Transmembrane pressure difference (A Village)



第 8 図 膜差圧 (B 町)
Fig. 8 Transmembrane pressure difference (B Town)

第 2 表 水質分析結果 (A 村)
Table 2 The analysis results of water quality (A Village)

Parameter	Raw water			Filtrated water			Standard water quality
	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	
Turbidity (unit)	1	0.1	0.38	<0.1	<0.1	<0.1	<2
Color (—)	6	3	4.3	4	1	1.6	<5
Permanganate value (mg/L)	4	1.2	2.6	2.7	1	1.5	<10
E ₂₆₀ , 50 mm cell (—)	0.128	0.057	0.09	0.1	0.014	0.05	—
Total manganese (mg/L)	0.009	0.001	0.004	0.006	0.001	0.004	<0.05
Total iron (mg/L)	0.068	0.011	0.028	0.003	0.001	0.002	<0.3
Aluminium (mg/L)	0.05	0.01	0.02	0.05	0.01	0.03	<0.2
THMFP (mg/L)	60	21.8	42.1	47.1	14.7	29.6	—
General Bacteria (N/mL)	1 100	14	139	37	0	16.5	<100
E coli group (MPN/100 mL)	7 900	9	871	0	0	0	No detection

第 3 表 水質分析結果 (B 町)
Table 3 The analysis results of water quality (B town)

Parameter	Raw water			Filtrated water			Contact Filtrated water			Standard water quality
	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	Max.	Min.	Ave.	
Turbidity (unit)	0.9	0.5	0.44	0	0	0	0.1	0	0.01	<2
Color (—)	2	1	1	1	1	1	1	1	1	<5
Permanganate value (mg/L)	1.6	<1	<1	<1	<1	<1	1.1	1	1.05	<10
E ₂₆₀ , 50 mm cell (—)	0.066	0.011	0.03	0.001	0.014	0.05	0.342	0.003	0.037	—
Total manganese (mg/L)	0.087	0.063	0.062	0.092	0.034	0.06	0.031	0.001	0.009	<0.05
Total iron (mg/L)	0.096	0.084	0.028	0.02	0.001	0.004	0.003	0.001	0.002	<0.3
Aluminium (mg/L)	0.83	0.3	0.47	0.21	0.03	0.08	0.13	0.01	0.05	<0.2
THMFP (mg/L)	30.8	<5	15.6	34.8	<5	9.1	17.9	5.1	10.3	—
General Bacteria (N/mL)	110	27	10.8	9	0	1.7	—	—	—	<100
E coli group (MPN/100 mL)	130	33	25.6	0	0	0	—	—	—	No detection

とが可能である。

⑤ 経済性に優れている。

SP - MEMCOR は全量ろ過方式を採用しているため、クロスフロー方式（原水循環方式）に比べて消費電力が少なく、維持管理費が安い。また、膜モジュール間の配管が不要のため設備がコンパクトになり、設置面積が従来の凝集沈澱砂ろ過の半分程度になる。

⑥ 遠隔地からの監視が可能である。

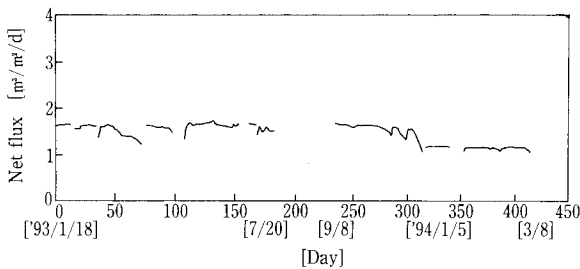
SP - MEMCOR は無人運転を標準としているが、当社のプロセスモニターを採用することにより、市販のパソコンで遠隔地からの監視ができる。

2. 実証プラントの事例紹介

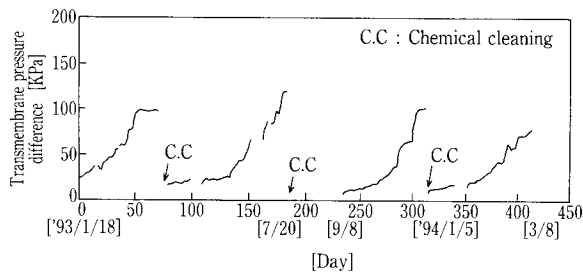
2.1 低濁度原水の事例

原水が低濁度である実証プラントの事例を次に示す。

A村の場合の流束、膜差圧の経日変化をそれぞれ第5、



第9図 流束 (MAC 21)
Fig. 9 Flux (MAC 21)



第10図 操作圧力 (MAC 21)
Fig. 10 Transmembrane pressure difference (MAC 21)

6図に、水質分析結果を第2表に示す。また、B町の場合の流束、膜差圧の経日変化をそれぞれ第7、8図に、水質分析結果を第3表に示す。

A村の場合、膜ろ過水量は30 m³/日、設定流束は1.0 m³/m²/日である。原水は若干色度が高いため、PACを10 mg/L 注入し膜ろ過を行う事で、色度を除去している。実験は1996年3月から開始し、現在480日間稼働中である。

B町の場合、膜ろ過水量は15 m³/日、設定流束は1.0 m³/m²/日である。原水は溶解性マンガンを含み、膜では除去できないため膜ろ過の後にマンガン砂による接触酸化槽を設けて除去している。実験期間は1996年7月～1997年5月の307日間である。原水はA村、B町とも表流水である。

A村、B町とも、流束は期間を通して安定している。また薬品洗浄を行うと膜差圧は下がり、膜差圧が回復しているのがわかる。

膜ろ過水の水質は水質基準値内であり、膜ろ過の効果が実証されている。

また、A村においては色度除去のためのPACがファウリングの原因となり、膜差圧の急な上昇を引き起こしたため、物理洗浄時に苛性ソーダを添加する方式を用いている。これは、膜表面から剥離した物質を原水で排水する時に苛性ソーダで膜表面を洗う方式であり、苛性ソーダは一定時

第4表 水質分析結果 (MAC 21)

Table 4 The analysis results of water quality (MAC 21)

Parameter	Raw water	Filtrated water	Removal ratio
Turbidity (unit)	13.6	0.0	100 %
Color (unit)	12	3	73.1 %
Permanganate value (mg/L)	6.7	2.6	61.7 %
E ₂₆₀ , 50 mm cell (—)	0.150	0.120	19.8 %
Ammonia nitrogen (mg/L)	0.23	0.17	25.1 %
Total manganese (mg/L)	0.049	0.017	64.4 %
Total iron (mg/L)	0.79	0.01	98.7 %
Aluminum (mg/L)	0.69	0.04	94.9 %
THMFP (mg/L)	0.040	0.026	34.7 %

第5表 MEMCOR膜によるジアルジアとクリプトスポリジウムの除去例

Table 5 The removal of Giardia and Cryptosporidium by MEMCOR membrane

The source of watersupply	Temperature (°C)	Turbidity (NTU)	pH	TOC (mg/L)	E coli group (cfu/100mL)	Kind	cyst/L oocyst/L	removal (Log)
U. S. A California (Lake Elsman)	13	3.4	7.9	2.6	13	Giardia Criptosporidium	2.8E+4 7.4E+4	> 6.4 > 6.9
U. S. A Oregon (Bull reservoir)	15	0.7	7.8	1.3	9	Giardia Criptosporidium	7.9E+4 1.3E+4	> 6.9 > 6.1
France (Seine River)	18	15.4	8.2	3.0	47 700	Giardia Criptosporidium	1.3E+4 2.3E+4	> 7.0 > 6.3

間毎の物理洗浄時に洗浄排水の pH に影響がない程度に添加される。これによって膜差圧の上昇が抑えられているのがわかる。

この方式は、低濁度の原水において、例えば色度除去のために PAC を多量注入する場合のアルミ成分によるファウリングを抑制することができ、薬品洗浄までの期間を延ばす方式として有効である。

2.2 高濁度水の事例

当社が参加した MAC 21 の実証プラントの事例を次に示す。実験期間は 1993 年 1 月～7 月及び 1993 年 9 月～1994 年 3 月で、膜ろ過水量は 34 m³/日、設定流束は初期 1.7 m³/m²/日、後期 1.0 m³/m²/日である。原水は表流水である。流束、膜差圧の経日変化をそれぞれ第 9、10 図に、水質分析結果を第 4 表に示す。この場合のろ過方式は、クロスフロー方式であり膜供給水の濁度が原水濁度より高くなる事例であるが、2.1 の例と同じように安定した流束と、薬品洗浄における膜差圧回復効果が実証されている。

膜ろ過水水質については、溶解性マンガン、アンモニア性窒素等の溶解性成分は除去率が低く除去できないのがわかる。他の成分は水質基準値内にあり膜ろ過の効果があることがわかる。

2.3 クリプトスポリジウムの除去例

クリプトスポリジウムのオーシスト（包囊）は 4～6 μm の大きさであり、大腸菌の数十万倍の耐塩素性があるため、

従来の凝集沈澱＋砂ろ過＋塩素消毒処理では除去率が 1 log (90%) にとどまっている。1993 年に米国 Milwaukee 市でおきたクリプトスポリジウムの集団感染が契機となり、米国では表流水水質規制で、クリプトスポリジウムの除去率を 4 log (99.99%) 以上を要求している。

Memtec 社の MF 膜によるクリプトスポリジウムの除去例を第 5 表に示す。この表に示したように、孔径 0.2 μm の MF 膜ではほぼ 100% (6 log 以上) の除去率が得られており、その有効性が実証されている。（なお、表中のジアルジアはクリプトスポリジウムより大きく、耐塩素性の低い原虫である。）

むすび

前述のとおり、当社浄水用膜ろ過装置（SP-MEMCOR）と、実証プラントの事例について述べた。

当社膜ろ過装置は、MAC 21 等の実証プラントで浄水設備としての有効性を実証する事ができた。今後、クリプトスポリジウム対策や既設凝集沈澱砂ろ過設備の代替設備の要求に応じて普及することが期待できると考えている。

[参考文献]

- 1) 神鋼パンテック技報：Vol. 38, No. 3 (1994), P26
- 2) 西尾弘伸ほか：“アメリカでの精密ろ過膜による原虫クリプトスポリジウムの除去に関して”，（第 40 回研究発表会概要集），（1996），日本水道協会関西地方支部

連絡先

松井 日出夫 環境装置事業部
製品開発室

TEL 078-992-6532

FAX 078-992-6503

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

西尾 弘伸 環境装置事業部
技術部

計画第 2 課

TEL 078-232-8103

FAX 078-232-8057

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

高純度水素・酸素製造のためのオンサイト 大型商用水電解装置『HHOG®』

Large-scale commercial water electrolyzer "HHOG®" on-site system
for generating high-purity hydrogen and oxygen gases



(技)研究開発部
三宅明子
Akiko Miyake
小林宏子
Hiroko Kobayashi
森岡輝行
Teruyuki Morioka

大型商用水電解装置として開発されたオンサイト型高純度水素・酸素発生装置“HHOG (High Purity Hydrogen Oxygen Generator)”の特長について、原理及び構造の面から詳しく解説した。HHOG の最大の特長は、電解質を添加せずに純水を電気分解する点である。これを可能にした固体高分子電解質膜の水素イオン伝導のメカニズムや、水素及び酸素の膜内透過があるにもかかわらず高純度水素が得られる理由を説明した。また、水電解では飽和蒸気を含む水素と酸素が発生するため、要求露点に応じた3通りの除湿方式を紹介した。これまでに開発した低圧型 HHOG 及びコンプレッサーなしで高圧水素を発生させることができる中圧/高圧型 HHOG の装置概要とその適用システム例をまとめて紹介した。

Features of a large-scale commercial water electrolyzer, HHOG (High Purity Hydrogen Oxygen Generator), which was developed as an on-site system for generating high-purity hydrogen and oxygen, are reviewed in details in the view of its principle and electrolysis cell structure. One of the most important features of HHOG is to electrolyze deionized water without addition of any electrolytes into the water. The mechanism of proton migration in a solid polymer electrolyte membrane and the reason why high-purity hydrogen and oxygen gases are generated in spite of permeation of H₂ and O₂ through the membrane are described. In order to decrease the dewpoint of the generated gases which contain saturated water vapor, three systems for dehumidification are mentioned. In this paper, two series of HHOG for low-pressure system and for middle/high-pressure system which dose not require any compressors are summarized and their applications are also mentioned.

Key Words :

水	素	Hydrogen
酸	素	Oxygen
高	純	High-Purity
水	電	Water electrolysis
脱	塩	Deionized water
電	解	Electrolyzer
電	解	Solid polymer electrolyte membrane
装	置	
膜		

まえがき

固体高分子電解質膜を利用して純水の電気分解により水素と酸素を発生させる方法は、1970年代初期に米国ジェネラルエレクトリック社が燃料電池技術の水電解に応用して潜水艦のライフサポート用酸素発生装置を開発したのが始まりである^{1,2)}。国内では石油危機を契機に1975年から、水素エネルギー開発を目的に、通産省工業技術院大阪工業技術研究所で先駆的な研究開発が進められた³⁻⁵⁾。しかし、現在、商用装置としてはガスクロマトグラフ用キャリアガス等の小容量発生装置が実用化されているのみで、大型商用装置として固体高分子水電解法が実用化された例はほとんどない。

一般に電気分解法による水素製造は高価で経済性が成り立たないとみられているが、固体高分子電解質膜を利用した水電解法は、操作が簡単なこと、メンテナンスが簡単なこと、クリーンであること、精製装置なしで発生ガスの純度が高いこと等多くの利点を有している。

当社では、水素供給のオンサイト化傾向に着目し、固体高分子水電解装置 HHOG の開発を行ってきた^{6,7)}。最近では、化学工場に7.5 Nm³/h のオンサイト装置を納入したのをはじめ⁸⁾、半導体工場や火力発電所向けの受注が相次いでいる。

本稿では、固体高分子水電解装置の特長と、これまでに開発した大型商用装置の機種とその適用例をまとめて紹介する。

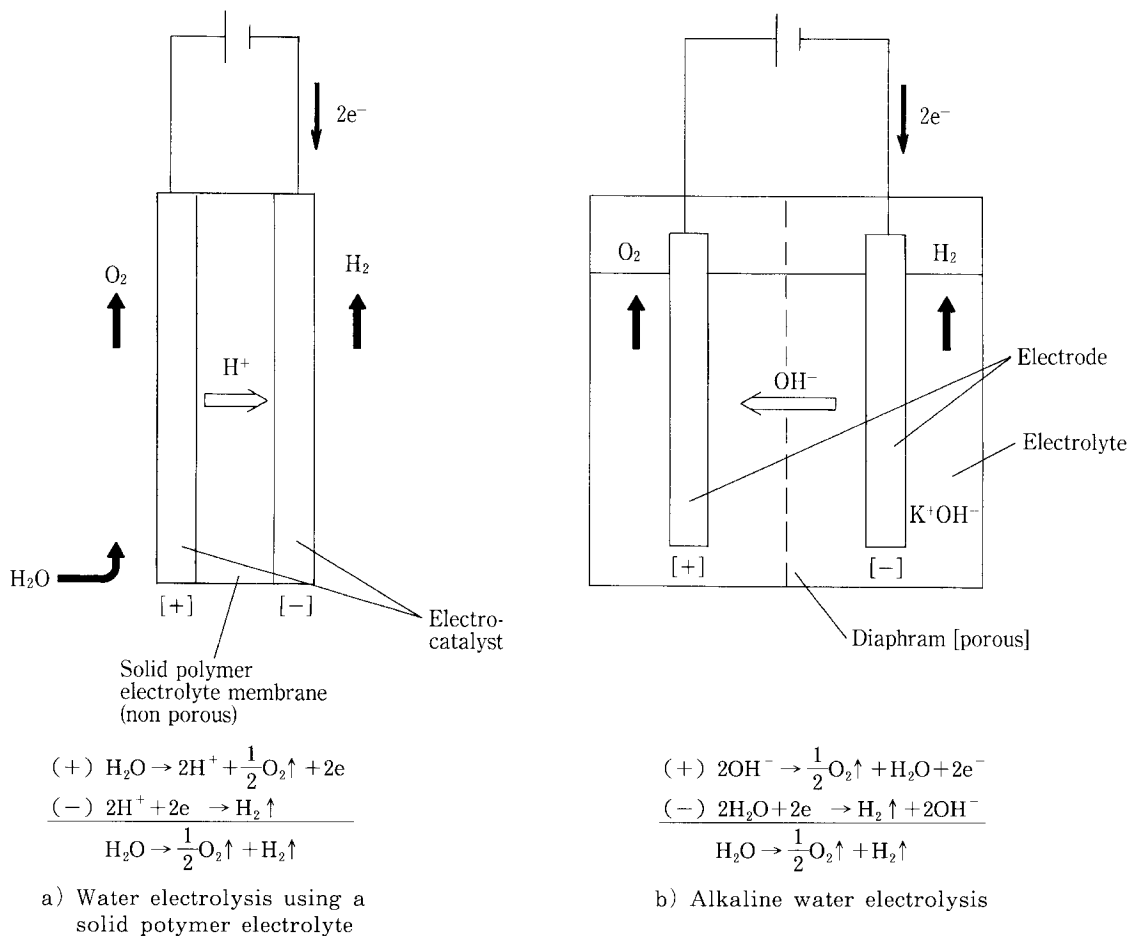
1. 固体高分子水電解装置の特長

1.1 固体高分子水電解の原理

第1図に、固体高分子水電解法の原理を、通常の水の電気分解（アルカリ水電解法）と比較して示す。

水の電気分解は、材料の腐食が少ないアルカリ（30% KOH, 20% NaOH等）を電解質として添加し、隔膜の両側に陰極及び陽極電極を配置し、電解液を直流で分解して水素と酸素を発生させる。隔膜は多孔質であり、水酸化物イオン(OH⁻)を陰極から陽極に透過させる機能をもつ。陰極で水素が発生する際に水が消費されるので、陰極に純水を供給する。

一方、固体高分子水電解法では、固体高分子電解質膜が、隔膜と電解質の役割を果たす。この固体高分子電解質膜には、化学的に安定なスルホン酸基(-SO₃H)を有するフッ素樹脂系のカチオン交換膜が用いられる。含水処理を行い、固体高分子電解質膜を湿潤状態にして直流電圧を印加すると、電解質イオンが電解液中を対極へ向かって移動するように、固体高分子電解質膜内をスルホン酸基の水素イオン(H⁺)が陽極から陰極へ移動する。



第1図 固体高分子水電解法の原理

Fig.1 Principle of water electrolysis using a solid polymer electrolyte.

第2図に、湿潤状態における固体高分子電解質膜の膜構造として提案されている“イオンクラスターモデル”を示す⁹⁾。水は主にスルホン酸基により形成される親水性ネットワークに含有され、これがポリテトラフルオロエチレン(PTFE)骨格中に分散していると考えられている。固体高分子電解質膜は非多孔質の膜であるが、このように湿潤状態にすることにより水素イオン伝導性を発現する。

また、固体高分子電解質膜の両面には、白金族金属の電極触媒を接合する。陽極に純水を供給すると、陽極電極触媒層で水の電気分解が起こり、酸素ガスと水素イオンが生成する。水素イオンは前述のごとく陰極へ移動し、陰極電極触媒層で電子を得て水素ガスが発生する。

このような原理により、固体高分子水電解では、電解質を添加せずに純水を電気分解し水素と酸素を発生させることができる。

1.2 電解セルの特長

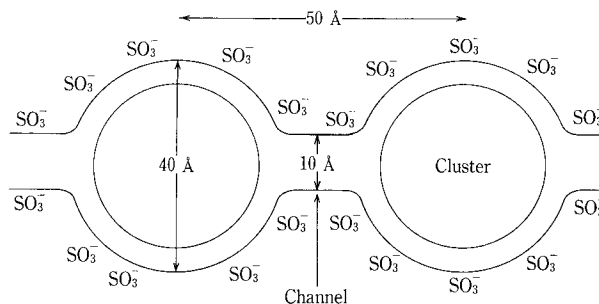
実際の固体高分子水電解装置では、電解セルを直列に積層し、第3図に示すような複極式の電解セル構造にする。

複極式電解セルでは、両端の電極板に直流電圧を印加するため、中間の電極板は片面が陽極で、もう片面は陰極になる。したがって、電極板と固体高分子電解質膜で仕切られた陽極室と陰極室が交互に並び、陽極室には純水を供給する経路及び酸素と未反応の純水とを取り出す経路を設け、陰極室には水素ガスを取り出す経路を設ける。

一つの電解セル内には、電極触媒層に純水を均一に供給し、かつ、発生するガスをスムーズに電解セル外へ排出す

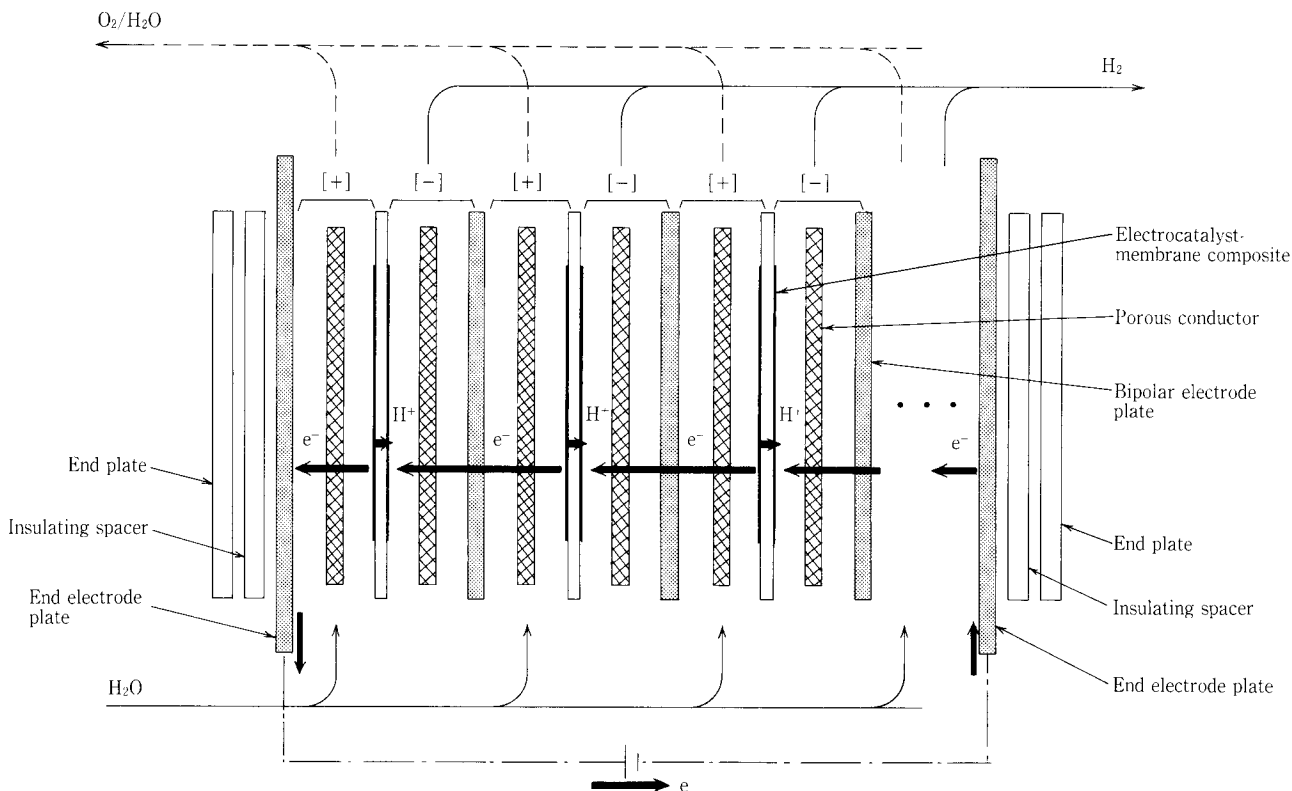
るために、固体高分子電解質膜と電極板の間に給電体と呼ばれる多孔質電極板を置く。

固体高分子電解質膜は水素イオンを通すが、電気は通さない絶縁体である。第3図において、ある固体高分子電解質膜の陽極面で発生する水素イオンと電気の流れに着目すると、電子は給電体を通して隣のセルの固体高分子電解質膜の陰極まで移動し、水素イオンは1.1で述べたように、固体高分子電解質膜を陰極へ移動する。したがって、電解セル全体の電気の流れは、固体高分子電解質膜内の水素イオンの移動と、それ以外の導電体部の電子の移動から成り



第2図 固体高分子電解質膜のイオンクラスターモデル (湿潤状態)

Fig. 2 Ion Cluster-network model for a wet solid polymer electrolyte membrane.



第3図 複極式積層電解セルの構成

Fig. 3 Structure of bipolar stacking electrolysis cells.

立っている。

導電体の電子の移動に比べ、水素イオンの移動が遅いため、水素イオンの移動が電解セル全体の電気抵抗の律速になる。一般に使用される固体高分子電解質膜の水素イオン伝導度は0.1 S/cm程度である¹⁰⁾。

前述のように、固体高分子水電解の電解セルは、固体だけから成り、通常の水電解のように溶液抵抗や電極間のガス抵抗が存在しない。しかし、電極板—給電体—固体高分子電解質膜間の固体同士の接触抵抗があるため、これをできる限り小さくする必要がある。

また、電解セル内での水素と酸素の混合あるいは水素の漏洩は爆発の危険性を伴う。HHOGの電解セルは、シール機構にも十分配慮した設計になっている。

2. ガス純度

固体高分子水電解は、電解質を添加せず、比抵抗が5 MΩ·cm以上の純水を電解分解するため、不純物の混入が極めて少ない。しかし、発生したH₂とO₂の極一部が固体高分子電解質膜内を透過して対極へ混入するため、水素ガス純度は水分を除くと99.999%~99.9999% (5ナイン~6ナイン)、酸素ガス純度は99.9% (3ナイン)になる。

第1表に、HHOGのガス純度を市販のボンベ充填高純度水素ガスの純度と比較した。¹¹⁾ HHOGでは、CO、CO₂及び炭化水素は検出下限以下で、ボンベより一桁以上濃度が低い。水電解以外のオンサイト水素製造装置としてメタノール改質法や都市ガス改質法があるが、PSAで精製してもCO、CO₂及び炭化水素の総濃度は1 ppm以下のレベルで残存する。また、水素中の窒素不純物の除去は一般に困難であるが、HHOGで混入するN₂は、純水中に溶存したN₂が原因である。したがって、純水を予め脱気すること等によりN₂は低濃度にすることができる。

固体高分子電解質膜のガス透過は、膜が非多孔質である

第1表 ガス純度分析

Table 1 Analysis of generated hydrogen gas (unit: ppm)

	O ₂	N ₂	CO	CO ₂	CnHm	Purity (%)
HHOG	0.93	0.17	<0.1	<0.01	<0.01	99.9999
Cylinder Gas	<0.1	1	<0.1	<0.1	<0.1	99.9999

Note: Analysis method for HHOG gas

Impurity	Lowest detectable limit	Analysis method
O ₂	0.002 ppm	Gas Chromatograph Mass Spectroscopy
N ₂	0.003 ppm	
CO	0.01 ppm	Gas Chromatograph (PID)
CO ₂		
CnHm		

ことから、気体が膜表面で溶解し、膜中を拡散して他面で脱溶解する“溶解—拡散機構”が適用されると考えられている¹²⁾。含水率を変えた固体高分子電解質膜で酸素や水素の拡散係数、溶解度及び透過係数が調べられており、含水率が低いときは、ガス透過はPTFE骨格で起こり、含水率が高くなるとPTFE骨格の間に形成される第2図に示したイオンクラスターを透過することが報告されている^{13, 14)}。

また、ガス透過速度は次式で表され、膜にかかる差圧に比例するが、電解を行った場合のガス透過速度は、この式から予想されるよりもはるかに大きい。

$$Q = P_m \cdot \Delta P / d$$

Q : ガス透過速度 (mol/cm²·s)

P_m : 透過係数 (mol·cm/cm²·s·atm)

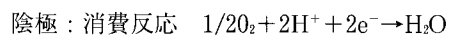
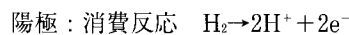
ΔP : 差圧 (atm)

d : 膜厚 (cm)

例えば電極触媒を接合しない固体高分子電解質膜で、水素中の酸素不純物濃度及び酸素中の水素不純物濃度は、それぞれ1000 ppm, 10000 ppmになることが確認されている¹⁵⁾。この原因として、固体高分子電解質膜に押し当てた給電体や、電極触媒層の抵抗により、局所的差圧が生じているものと考えられている。

しかし、電極触媒を接合した固体高分子電解質膜を使用して実際に電解すると、水素中の酸素不純物濃度は1 ppm以下 (第1表)、酸素中の水素不純物濃度は数百ppmと低くなる。これは固体高分子電解質膜の両面に接合された白金族金属触媒層において、第4図に示したような反応により透過ガスが消費されるためであることが報告されている¹⁵⁾。

電気化学的反応



化学的反応

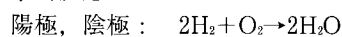
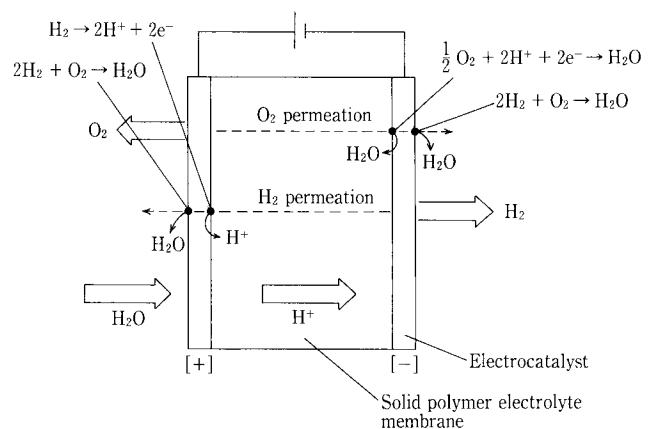


写真1に、白金族金属電極触媒の接合状態を走査型電子



第4図 透過ガスの消費反応

Fig. 4 Consuming reactions of permeation gases.

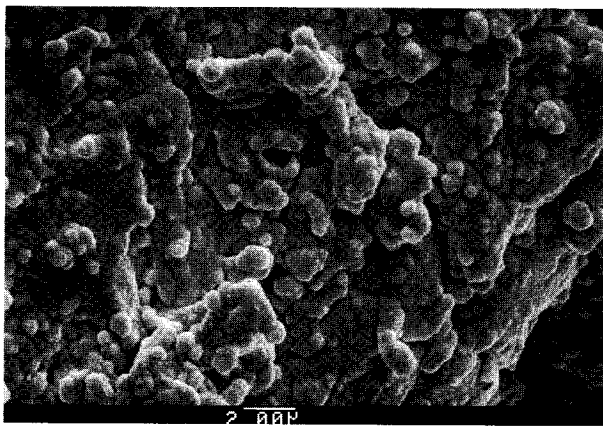
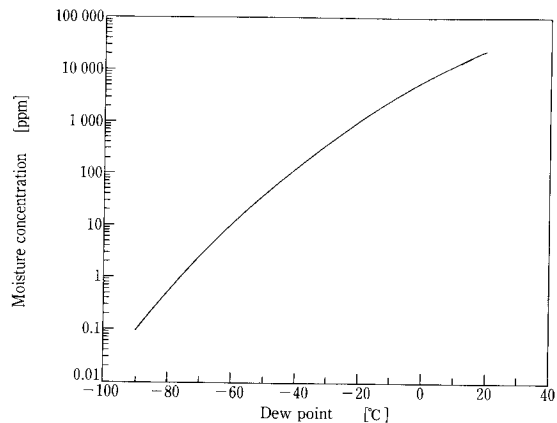


写真 1 電極触媒の接合状態

Photo.1 SEM image of an electrocatalyst-solid polymer electrolyte membrane composite.



第5図 露点と水素ガス中の水分量

Fig. 5 Moisture concentration in hydrogen gas at dew point.

顕微鏡で観察した結果を示す。電極触媒の接合は、通産省工業技術院大阪工業技術研究所で開発された吸着還元成長法（無電解メッキ）³⁾について同所より技術指導を受けて、内製したものである。ガス純度は、膜のガス透過量よりもむしろ、電極触媒層の構造や電極の種類に依存する。前処理として固体高分子電解質膜の表面粗化を行い、電極触媒-膜界面の面積を増大させ反応効率を上げると同時に、電極触媒層を多孔質構造にして発生ガスの抜けを良くしている。

3. 除湿

電解モジュールから発生する水素ガス及び酸素ガスには、40℃～50℃で水分が飽和状態で含まれているため、除湿する必要がある。HHOGではユーザーの要求露点に応じて、除湿方法を選択している。大気圧下の露点が-10℃までは冷却方式、-20℃までは膜方式、-80℃までは吸着剤方式を適用する。

第5図に露点と水素ガス中の水分量の関係を示す。露点の低下にともない水分量は指数関数的に減少する。例えば大気圧下の露点が-10℃の場合の水分量は2560 ppm、-30℃の場合は375 ppm、-80℃の場合は0.5 ppmとなる。

3.1 冷却方式

使用時に大気圧下で結露しない程度の露点を要求される場合、冷却方式を用いる。発生ガスは40～50℃と高温であるため、ガスを冷却すると露点は下がる。例えば5℃に冷却した場合、次のように露点が下がる。

低圧型：露点5℃ (0.4 MPa) → 露点-11℃ (大気圧)

中圧型：露点5℃ (0.9 MPa) → 露点-21℃ (大気圧)

冷却には熱交換器にチラーの冷却水を流す方法、熱交換器を直接熱電子冷却素子で冷却する方法等がある。

3.2 膜方式

HHOGの後工程で発生ガスを昇圧する場合、結露を防止するために大気圧下で-20℃の露点を要求されることがある。この場合膜方式を適用する。水の透過速度が非常に大きく、水分子のみを選択的に透過させるガス分離膜を用いる。中空糸膜の内側に湿潤ガスを通し、外側に水蒸気分圧の低い乾燥ガスを流す。水蒸気分圧の差が駆動力となり湿潤ガス中の水分子が乾燥ガス側へ移動する。

乾燥ガスは低圧の方が水蒸気分圧は低くなり除湿効率は高くなる。コンプレッサーの圧縮空気を減圧して乾燥ガスに使用した場合、発生ガスを-20℃まで除湿できる。

3.3 吸着剤方式

大気圧下で-80℃の露点を要求される場合には、吸着剤方式を適用する。吸着剤は活性アルミナ、ゼオライトなどを用いる。除湿器は吸着剤を充填した2塔で構成され、一方が吸着工程時、他方は再生工程となる2塔切替方式で自動連続運転できる。

再生には脱着した水分を系外へ排出するためにパージガスが必要であり、本装置では発生ガスの純度を保つために高純度なパージガスを用いる必要がある。しかし高純度なパージガスを準備すると装置が高価なものになる。このため発生ガスの一部をパージガスとして用いる。パージガスによる発生ガスの損失は、電解セル数を増やす必要があり、イニシャルコスト、ランニングコストを高くすることになるため、最小限にとどめる必要がある。

吸着剤の再生方法には、温度スイング方式 (TSA) と圧力スイング方式 (PSA) がある。温度スイング方式は、水と吸着剤間の物理吸着力よりも大きな熱エネルギーに相当する温度にまで昇温し、吸着された水分を脱着する。脱着された水分をパージガス中に取り込み系外に排出する。パージガス量は全ガス量の数%となる。再生の加熱・冷却に時間がかかるため、2塔切替サイクルが長く、装置が大きくなる。一方、圧力スイング方式は、減圧して水蒸気分圧を下げることにより吸着された水分を脱着する方式である。昇圧された吸着塔内のパージガスは、大気圧に減圧され系外に放出される。損失ガス量は全ガス量の約20%となる。再生の昇圧・減圧は短時間ででき、2塔切替サイクルが短く、装置が小さくなる。

HHOGでは、発生ガスの損失が少ない温度スイング方式を採用している。

4. HHOG 装置の概要

第6図に、HHOGの標準機種を示した。0.1, 0.5 Nm³/hの水素発生量については低圧型 HHOG シリーズがあり、1～50 Nm³/hの水素発生量については低圧型と中圧/高圧

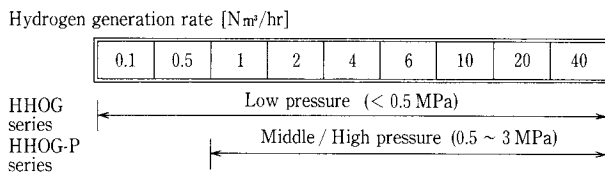
型 HHOG-P シリーズの両方がある。これ以外の水素発生量に対してはこれらの標準機種を組み合わせる。酸素の発生量は、水素発生量の1/2である。

ここで、低圧型とは発生圧力が0.5 MPaの装置を、中圧/高圧型とは0.5~3 MPaの発生圧力の装置を示す。後者は、発生ガス圧力によって、高圧ガス保安法の規制を受けない1 MPaまでの中圧型と1.1~3 MPaの高圧型とを区別しており、装置のシステムは同じである。次に、それぞれの装置の概要を述べる。

4.1 低圧型 HHOG

第7図と写真2に、装置のフロー図と装置全体の外観を示した。

装置は、純水製造ユニット、電解セル、気液分離タンク、除湿器から成る。電解セルの陽極室で発生した酸素ガスは酸素側気液分離タンクで、電解セルの陰極室で発生した水素ガスは水素側気液分離タンクでそれぞれ純水と分離され、除湿器を通してユースポイントへ供給する。気液分離タンクで分離された純水は、純水製造ユニットに戻し循環使用する。



第6図 HHOGの標準機種
Fig.6 Standard Series of HHOG.

水素ガス発生量は電解電流値で制御し、水素側気液分離タンクの圧力を一定に保つようにする。酸素側気液分離タンクの圧力はリリーフ弁の開閉のみで一定に保つようにする。これにより酸素分離タンク-〈陽極室|膜|陰極室〉-水素分離タンクそれぞれの圧力をほぼ一定に保ち、固体高分子電解質膜が過度の差圧によって破損することがないようにしている。

4.2 中圧/高圧型 HHOG-P²⁾

第8図と写真3に、装置のフロー図と装置全体の外観を示した。

中圧/高圧型では、酸素側気液分離タンク（電解タンク）の中に電解セルを入れ純水に浸漬した点が低圧型と異なる。電解セルの陽極室で発生した酸素ガスは電解タンク内へ放出されるため、電解セルの外側の圧力、すなわち電解タンク

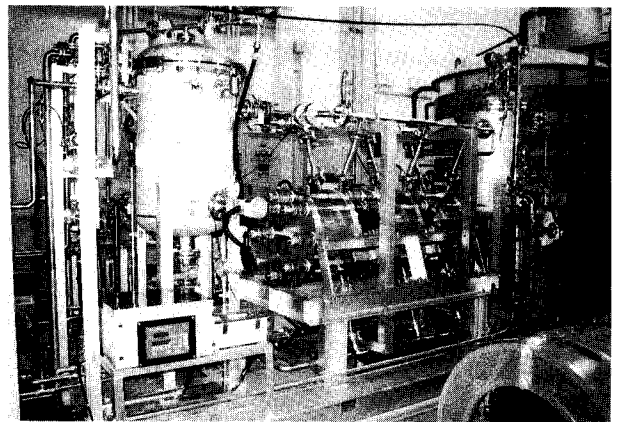
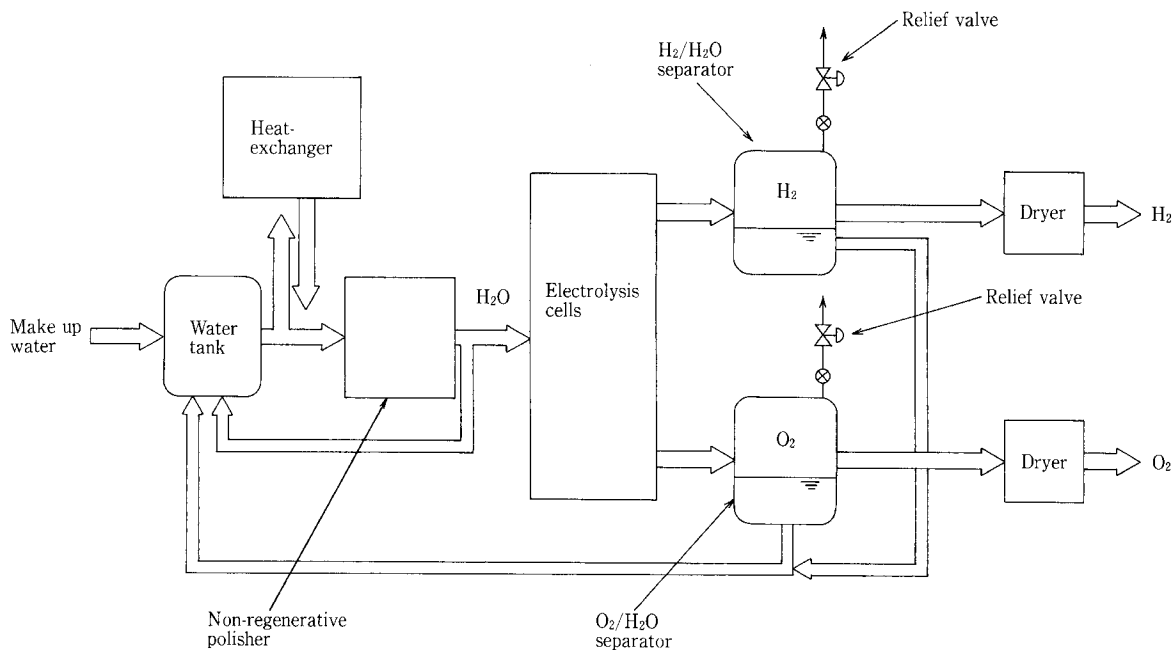


写真2 低圧型 HHOG
Photo.2 Low pressure system of HHOG.



第7図 低圧型 HHOGのフロー
Fig.7 Flow diagram of low pressure system of HHOG.

ク内の圧力と電解セルの陽極室の圧力が等しくなる。

低圧型 HHOG で高圧ガスを発生させるとすると、電解セル内の圧力と大気との圧力差が大きくなるため、電解セルは、それだけ耐圧性を上げる必要がある。しかし、中圧/高圧型 HHOG では、電解セルを電解タンク内に入れることにより、低圧型と同じ耐圧の電解セルで高圧ガスを発生させることができる。

また、水の電気分解に対する圧力の影響は小さく、反応速度は電流に依存する。したがって、高圧下においても通電しさえすればガスが発生し、電解タンクと水素分離タンクへ発生ガスを充填することにより、コンプレッサーなしで所定圧力まで昇圧させることが可能である¹⁶⁾。このように中圧/高圧型 HHOG は、コンプレッサーを使用せず昇圧することができるため、コンプレッサーからの不純物汚染がなくガス純度は低下しない。

このシステムでは、タンクの耐圧強度を確保できれば、さらに高圧のガスを発生させることができる。標準仕様は 3 MPa までであるが、原理的にはポンペの充填圧力と同等の 14.8~19.7 MPa の圧力も可能である。

高圧になると酸素側気液分離タンクと水素側気液分離タンクの差圧が大きくなるおそれがあるため、中圧/高圧型では、水素側気液分離タンクの圧力を電解電流値で制御し、水素側気液分離タンクと酸素側気液分離タンクの差圧を一

定に保つように両方のタンクのリリーフ弁を開閉し、差圧を制御している。

電解タンク内の純水は、非再生ポリッシャを通して電解セルに循環供給され、電解タンクが純水タンクと酸素側気液分離タンクの役割を果たす。また、電解セルを電解タンクに内蔵するため装置全体がコンパクトになる点も中圧/高圧型 HHOG の大きな特長である。

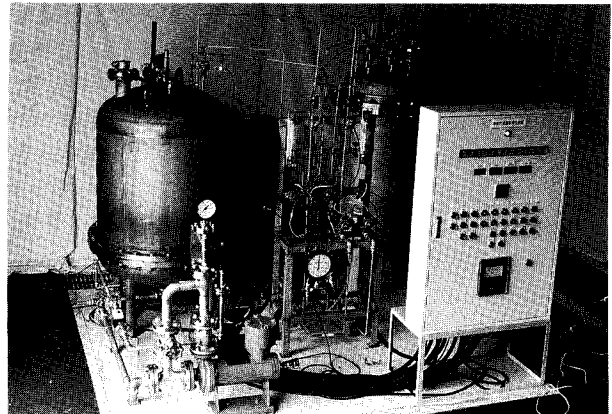
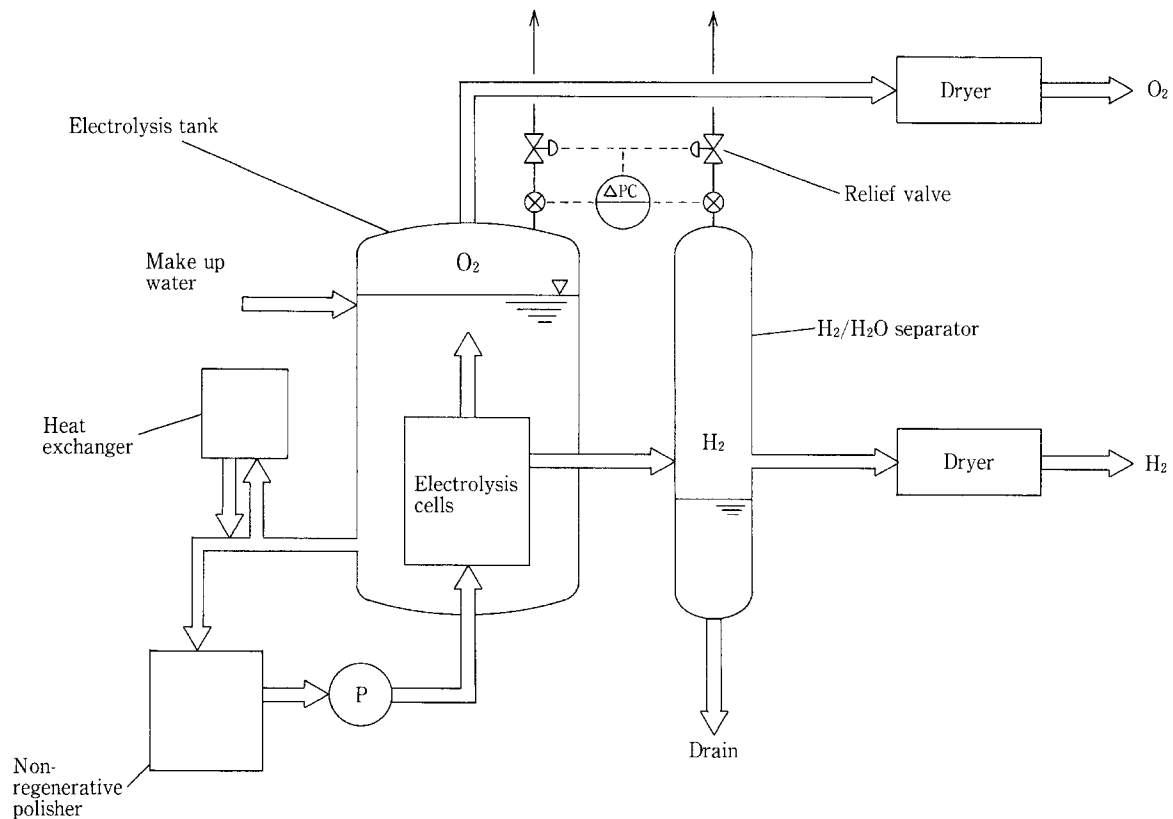
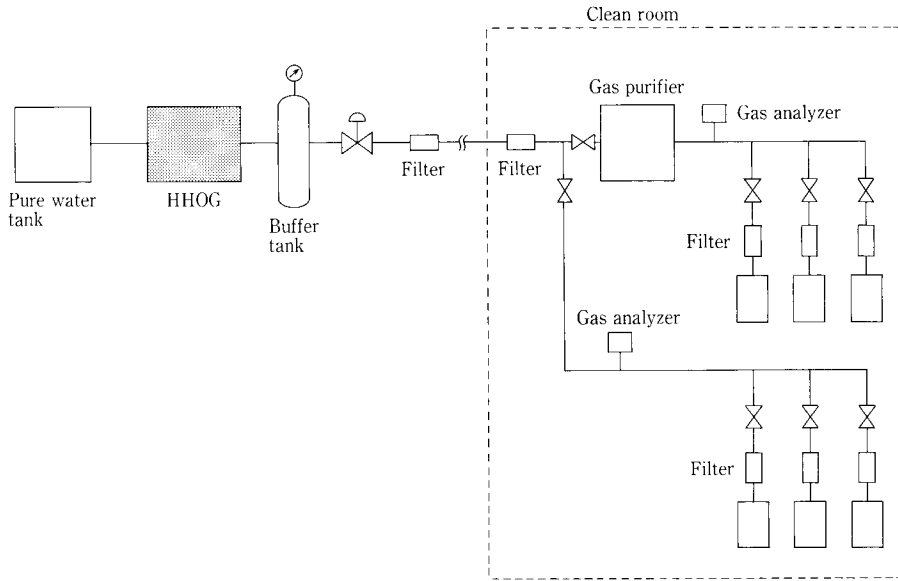


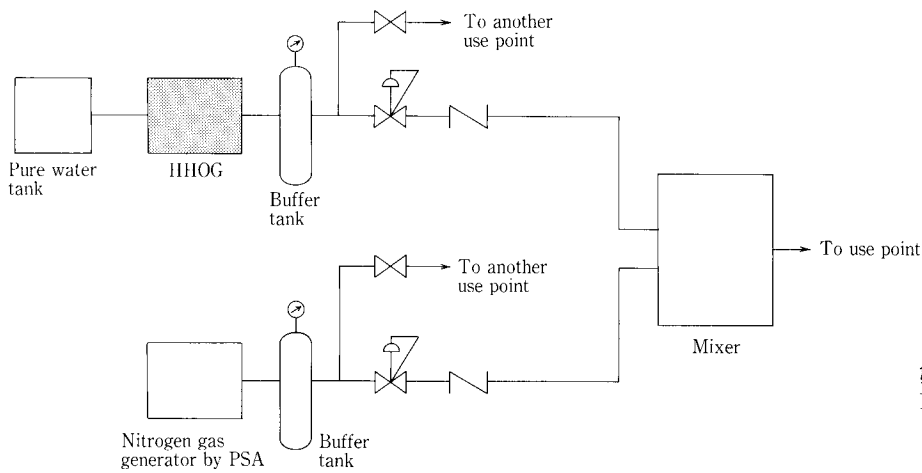
写真 3 中圧/高圧型 HHOG
Photo.3 Middle/High pressure system of HHOG.



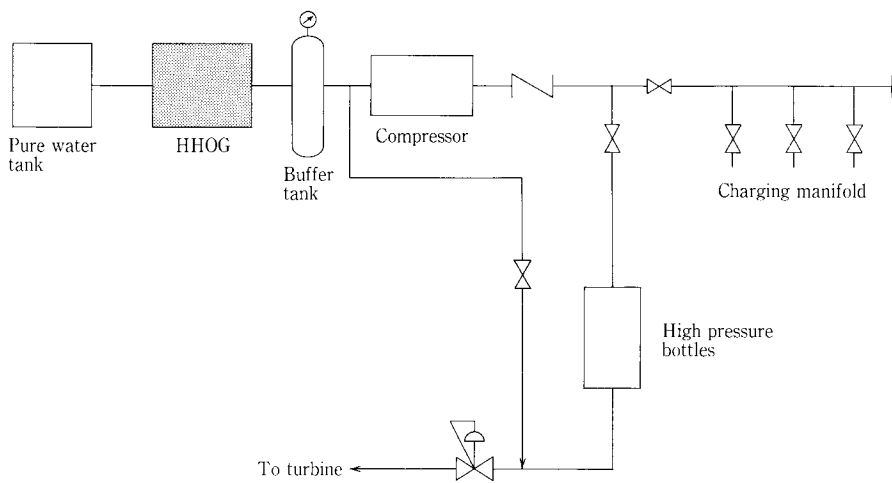
第 8 図 中圧/高圧型 HHOG のフロー
Fig.8 Flow diagram of middle/ high pressure system of HHOG.



第9図 半導体製造のプロセス用水素ガスフロー
 Fig.9 Hydrogen gas flow diagram of LSI manufacturing process.



第10図 電子工業用水素混合ガスフロー
 Fig.10 Mixing gas flow diagram of electronic industry.



第11図 火力発電所用水素ガスフロー
 Fig.11 Hydrogen gas flow diagram of power generating system.

5. HHOG の応用例

HHOG は先に述べたように半導体分野, 電子工業分野, 電力分野において使用される。そのフローを紹介する。

5.1 半導体製造プロセス

一般に半導体工場では水素ガスは高圧充填されたローダーで工場内に一括して貯蔵される。大容量の高圧ガスを貯蔵しているため高圧ガス保安法に規制される。さらに地震, 火災等の不測の災害時には爆発の心配があり, 安全性に問題がある。このような問題を解決し, オンサイトで高純度水素を得るために HHOG が使用される。

半導体製造プロセスで使用される水素ガスは他の窒素ガス, 酸素ガス, アルゴンガスと同じように第9図に示すような工場規模のフローで供給される。配管には内面が電解研磨処理されたステンレス鋼が使用される。6 ナインを超える超高純度が要求される処理工程にはガス精製装置が設置され, 水素ガス中に含まれる超微量の窒素, 酸素, 炭化水素等が除去される。

メイン配管, クリーンルームの入口, 各処理装置の入口には必要な大きさのフィルターが取り付けられている。そして水素ガス中に含まれる微粒子, 減圧弁, バルブ等の配管部品からの発塵による微粒子を除去し, シリコンウェハの汚染を防止している。

5.2 電子工業

第10図に示すようなフローによりオンサイトで水素ガスと窒素ガスを発生させる装置が電子工業で使用されている。窒素ガスは PSA 方式により発生させる。このフローでは水素ガス, 窒素ガス及びこれらの混合ガスが使用できる。

5.3 火力発電所のタービン発電機の水素冷却

火力発電所のタービン発電機は水素ガスにより冷却される。国内の火力発電所ではタービン発電機の冷却用水素ガスはボンベ等の貯蔵設備から供給される。海外の火力発電所の中には地理的にボンベによる水素ガスの確保が困難な場合がある。このような場合オンサイトで水素ガスが発生できる HHOG が使用される。そのフローを第11図に示す。

定期補修後の発電機立ち上げ時には約 500 Nm³ の冷却用水素ガスが必要である。定常状態の運転においては 3 ~ 20 Nm³/h の水素ガスが冷却用として使用される。HHOG は定常状態でのタービンの冷却に使用する水素ガス量よりも幾分大きい水素ガス発生量の機種が選定される。そして定常運転時には定期補修後の発電機立ち上げ時のために発生ガスの一部がボンベに高圧充填される。

むすび

HHOG は, 固体高分子電解質膜への電極触媒接合技術については通産省工業技術院大阪工業技術研究所の技術指導を受け, 電解セル構造, 除湿器, 装置全体フローは独自の技術開発により水電解装置の大型化, 高圧化を実現したものである。HHOG では純度99.9999%の高純度水素ガスを手軽に, 安全にオンサイトで得られる。

高純度水素ガスは半導体産業をはじめとする各種プロセスガスに使われている。また自然エネルギーを利用した水電解水素ガスは, 地球環境の保全性が良い21世紀のエネルギーとして期待されている。このような背景のなかで HHOG の果たす役割は大きいと確信している。今後ユーザーの期待に沿った HHOG として性能, コスト面でより完成度を高めていく所存である。

[参考文献]

- 1) L. J. Nuttall, *Int. J. Hydrogen Energy*, 2 (1997), P395
- 2) L. J. Nuttall, et al., *Proc. of 2nd World Hydrogen Energy Conf.*, 391 (1978)
- 3) 鳥養栄一, 竹中啓恭, 特許1, 226, 766号
- 4) 竹中啓恭ほか, 電気化学, 52 (1984), P351
- 5) 竹中啓恭ほか, 電気化学, 53 (1985), P261
- 6) T. Sasaki, *proc. of 4th Symposium on Sino-Japanese Fossil Power Plant Water Treatment*, 245 (1995)
- 7) 安井信一ほか, 神鋼パンテック技報, Vol.40, No.1 (1996), P1
- 8) 広瀬潤ほか, 神鋼パンテック技報, Vol.40, No.2 (1997), P48
- 9) T. D. Gierke, *Electrochem. Soc. Fall Meeting, Atlanta* (1977)
- 10) T.A.Zawodzinski, *J. Phys. Chem.*, 95 (1991), P6040
- 11) 大陽東洋酸素株式会社特殊ガスカタログ
- 12) T. Sakai, et al., *J. Electrochem. Soc.*, 133 (1986), P88
- 13) T. Sakai, et al., *J. Electrochem. Soc.*, 132 (1985), P1328
- 14) Z. Ogumi, et al., *J. Electrochem. Soc.*, 131 (1984), P769-773
- 15) 竹中啓恭ほか, 電気化学, 57 (1989), P229-236
- 16) 宝月章彦, 神鋼パンテック技報, Vol.40, No.2 (1997), P104

連絡先

三宅明子
(学術博士)

技術開発本部
研究開発部

小林宏子

技術開発本部
研究開発部

森岡輝行

技術開発本部
研究開発部

TEL 078-992-6525

TEL 078-992-6525

TEL 078-992-6525

FAX 078-992-6504

FAX 078-992-6504

FAX 078-992-6504

E-mail a. miyake@pantec. co. jp

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

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

高速凝集沈殿装置スーパーシックナー

High Rate Sedimentation Unit 「Super Thickener」



(環)製品開発室
松井 美純
Yoshizumi Matsui

スーパーシックナーは従来の凝集沈殿装置と比べて5～20倍の処理能力を持つ高速凝集沈殿装置である。スーパーシックナーの最大の特長は①槽内を均等な上昇流とすることにより表面積負荷が大きくなれること②良好な処理水質が期待できること③濃縮槽一体型であるので排出汚泥濃度が高いこと等である。

これらの特長により設備の占有面積は、最小となり、既設のリプレースにおいては、大幅な省スペース、大容量処理も可能になる。

本報告ではこの高速凝集沈殿装置の概要と実験結果の一例を紹介する。

SUPER THICKENER is a high-rate coagulation/sedimentation unit, improving treating capacity by 5-20 times that of the conventional unit.

Its advantages includes high surface loading rate due to uniform upflow, superior treated water quality, the high strength discharged sludge because of integral construction of sedimentation and thickening tanks. These advantages minimize installation space and increase treating capacity. This paper introduces the outline of the thickener together with its operating data with a pilot unit.

Key Words :

沈殿装置
表面積負荷
清澄分離
沈殿濃縮
水力学的特性

Sedimentation unit
Rate Surface loading
Clarification
Thickening
Hydraulic characteristic

まえがき

用水、廃水処理においては、ほとんどの場合固液分離操作が必要とされる。固液分離操作には、液中に懸濁している固形物の密度が液体の密度より大きいのか、または小さいかによって2つの操作に分けられ、前者は沈降分離操作 (sedimentation)、後者は浮上分離操作 (floatation) と呼ばれている¹⁾。

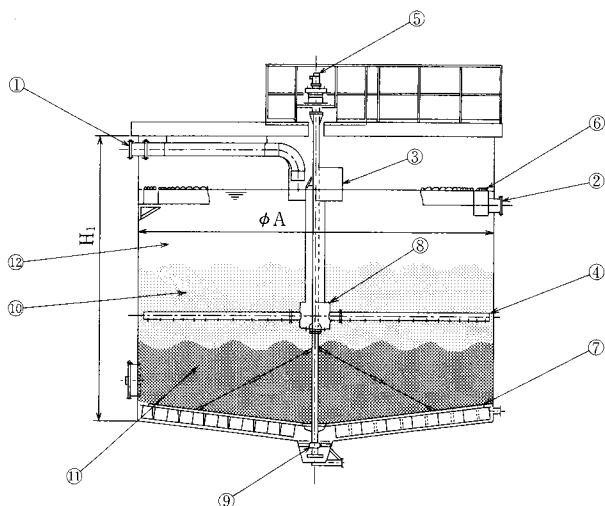
沈降分離操作には、清澄な処理水を得ることを主目的とした清澄分離操作 (clarification) と濃厚なスラッジを得ることを主目的とした沈殿濃縮操作 (thickening) とに分けられる。

凝集沈殿装置は、凝集剤などを添加し、液体中の固形物

を凝集させたフロックを沈降分離するものであり、固液分離装置の一種である。

従来、凝集沈殿装置は通常の装置では表面積負荷0.5～2.0 m³/m²・hr程度であったが、装置の工夫、凝集剤の改良、凝集理論の解明等によって、その性能が向上してきた。それらはスラリー循環型、スラッジブランケット型及び両者の複合型に大別される²⁾。

ここに紹介する高速凝集沈殿装置『スーパーシックナー』は、沈降速度の速いフロックを形成するための造粒技術の検討と高効率な固液分離装置をめざして、沈殿槽内の均等な流れの研究により開発された凝集沈殿装置である。



- ① Raw Water Inlet Pipe
- ② Treated Water Outlet Pipe
- ③ Inlet Box
- ④ Distributor
- ⑤ Rake Driving Unit
- ⑥ Collecting Trough
- ⑦ Rake Arm
- ⑧ Distributing Box
- ⑨ Under water Bearing
- ⑩ Sludge Blanket Zone
- ⑪ Sludge Thickening Zone
- ⑫ Clarified Water Zone

第 1 図 『スーパーシックナー』の構造
Fig. 1 Schematic diagram of "Super Thickener"

1. 原理

1.1 構造と原理

写真 1 に本装置の外観を、第 1 図に本装置の構造を、第 2 図にパイロットプラントフローシートを、また第 1 表にスーパーシックナー主要寸法を示す。

原水（流入水）は、反応槽へ送られ凝集剤と中和剤が添加される。

ここでは懸濁物質は凝集し微細フロックが生成する。

次に原水は造粒槽（混合槽）へ送られ、高分子助剤が添加される。ここでは、沈降しやすいフロックが形成されるとともに、これが後に核となってフロックが成長する。

水位差によりさらに流入水は、造粒槽から高速沈殿槽へ導入される。すなわち沈殿槽中間部にあるディストリビュータから槽内に均等に分散導入される。

ここでは、導入水は回転するディストリビュータにより槽内に均等に分散されるとともに、緩速攪拌される。この時フロックは次第に成長する。そして槽内を上昇する間に、流入水は、固液分離されて、清澄な処理水となり上部にある集水トラフより流出される。

一方フロックは、濃縮されるにつれて、下部濃縮ゾーンに溜まり、間欠的に排泥ポンプにより排出される。また低濃度原水の場合、必要により造粒槽に一部返送される。

1.2 特長

(1)沈降性のよい粒子が造粒されるように工夫されている。

すなわち

①造粒槽 SS を最適濃度とする

原水 SS が少ない場合、沈殿槽汚泥を一部返送することにより、造粒槽 SS を最適濃度に調整して運転する。



写真 1 高速凝集沈殿装置『スーパーシックナー』
Photo.1 High Rate Sedimentation Unit "Super Thickener"

第 1 表 『スーパーシックナー』標準寸法表
Table 1 Standard specification of "Super Thickener"

Type	diameter ϕA (mm)	Height $H1$ (mm)	Flow volume (m^3/hr)
SPT - 15	1 500	5 100	8 - 17
SPT - 19	1 900	5 150	14 - 28
SPT - 29	2 900	5 200	28 - 66
SPT - 38	3 800	5 300	65 - 113
SPT - 50	5 000	5 350	110 - 196
SPT - 60	6 000	5 450	170 - 280
SPT - 70	7 000	5 550	230 - 380
SPT - 80	8 000	5 550	300 - 500
SPT - 90	9 000	5 650	380 - 635
SPT - 100	10 000	5 750	470 - 785
SPT - 110	11 000	5 850	570 - 950
SPT - 120	12 000	5 850	680 - 1 130

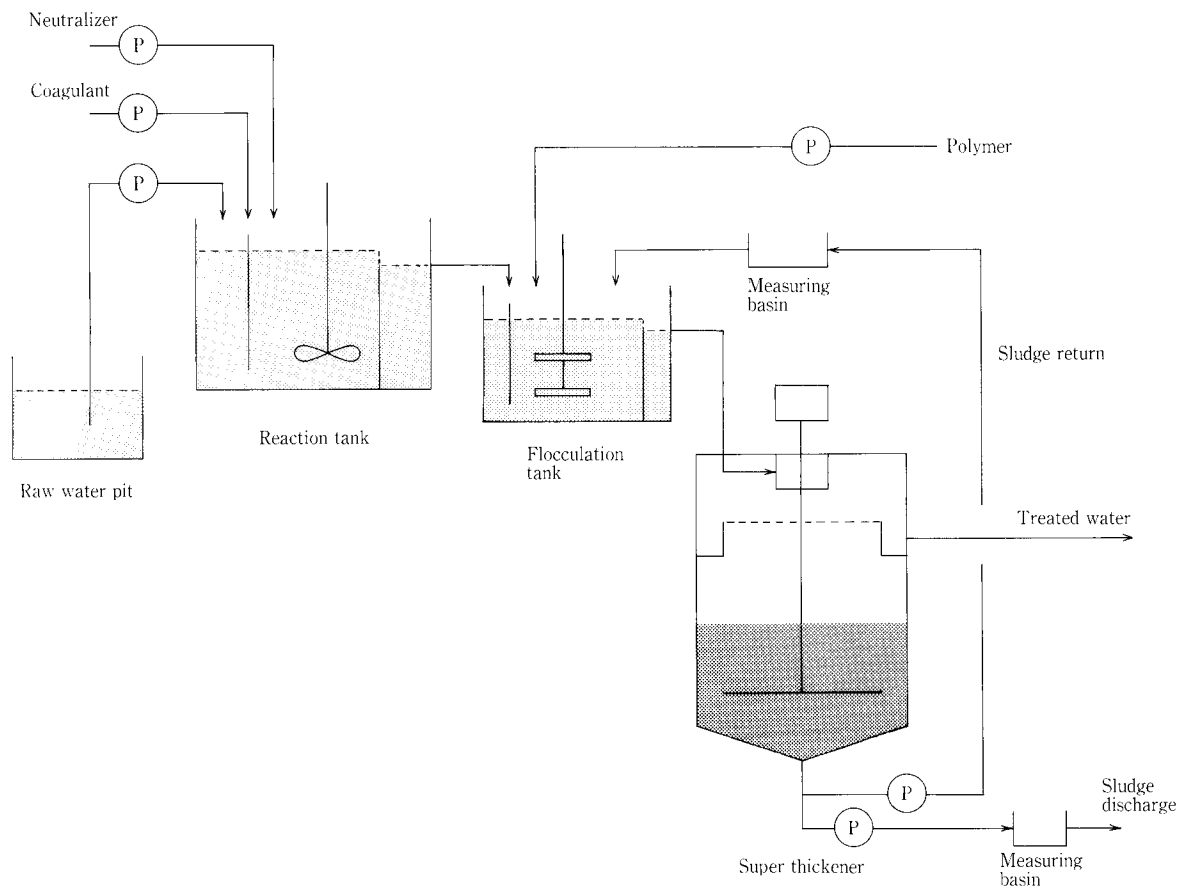
②最適攪拌条件により設計

③最適高分子助剤添加量による運転

(2)高効率な固液分離装置である。

沈殿槽内では、大小フロックや未凝集小粒子が重力によって分離される。安定した固液分離のためには、乱れの少ない均等な上昇流であることが理想的であり、多段槽列モデルにおける槽数 J 値は、出来るだけ大きくなる条件を作り出す必要がある。

トレーサーテスト法により槽内の水力的特性、及び、流動数値解析による沈殿槽のスケールアップが性能に及ぼ



第 2 図 『スーパーシックナー』のフローシート
Fig. 2 Flow sheet of "Super Thickener" Pilot Plant

す影響についての須田らの報告³⁾を踏まえ、さらにパイロット実験で検討と実証の上に沈殿槽内詳細が設計されている。その主な特長は次の通りである。

①ディストリビュータによる流入水の均等な分散導入機構
ディストリビュータラテラルの本数と回転速度、噴出オリフィスの孔径、個数、配置、噴出方向等が槽内均等流れにより近くなるように設計されている。

②トラフによる均等集水機構
沈殿槽内の均等流れ、特に清澄ゾーン、ブランケットゾーンの流れを乱さないように集水トラフが配置されている。

(3)汚泥濃縮ゾーンを装備している。
汚泥は濃縮ゾーンで濃縮された後、従来型よりも高濃度で排出される。

(4)運転再開時対策
運転再開時の早期ブランケット回復等の対策が講じてある。これらの特長から、従来の凝集沈殿装置と比較すると次の利点がある。

- ・高表面積負荷が可能である。
従来法 (0.5~2.0 m³/m²・hr) の 5~20 倍 (5~15 m³/m²・hr) が可能
- ・装置がコンパクトである
- ・設置面積が小さい。(従来法の1/5以下)
- ・イニシャルコストが安い。

第 2 表 概略仕様
Table 2 outline specification

Item	Specification
Flow volume	5-30 m ³ /hr
Rate of surface loading	3.3-20 m ³ /m ² ・hr
Height of sedimentation tank	5 000 mm
Inner diameter of sedimentation tank	1 400 mm
Number of distributor lateral	6 pipe

- ・引き抜き汚泥濃度が高い。
- ・運転管理が容易である。

2. パイロット実験

パイロット機による実原水での実験例を次に述べる。

2. 1 パイロット機

第 2 図にパイロットプラントのフローシートを示す。また第 2 表に『スーパーシックナー』パイロットの概略仕様を示す。

2. 2 実験結果

1) 実験例 1

製鉄工場熱延工程ろ過器逆洗排水の凝集沈殿処理パイ

第3表 パイロット実験例1
Table 3 Example 1 of pilot test

Raw water	Back washing water of sand filter SS av. 200 mg/L
Plant	super Thickener (Pilot Plant)
Coagulant	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18 H_2O$ 600 mg/L
pH control	NaOH
Coagulant aid (anion)	1 ~ 2.4 mg/L
Rate surface loading	5 ~ 13 m ³ /m ² · hr
Treated water	SS 3 ~ 22 mg/L (av. 10 mg/L)

ロット実験例1を第3表に示す。

本排水は平均SSが約200 mg/Lであり、反応槽で硫酸バンド600 mg/L添加し、NaOHでpH7付近に自動制御した後、造粒槽で高分子助剤を1~2.4 mg/L添加して、凝集沈殿処理実験を行った。この時表面積負荷5~13 m³/m² · hrにおいて処理水SSは平均10 mg/Lが得られた。この場合スーパーシックナーの表面積負荷は従来法の10~20倍に相当する。

2) 実験例2

凝集後のフロックがほとんどAl(OH)₃であり、非常に軽い場合の実験例を第4表に示す。

本原水は平均SSが15 mg/Lのプロセス水である。本原水は反応槽で硫酸バンド150 mg/L添加し、NaOHでpH7付近に自動制御した後、造粒槽で高分子助剤を0.5~2.0 mg/L添加して凝集沈殿処理実験を行った。この時表面積負荷6.6~10 m³/m² · hrにおいて処理水SSは平均10 mg/L以下が得られた。この場合も、表面積負荷は従来法の5~10倍に相当する。

3. 適用分野

スーパーシックナーの適用分野は、従来凝集沈殿装置が使われていたところなら、ほとんどどこでも適用可能である。特に・酸洗浄废水の処理・活性汚泥処理水の後処理において、その特長が発揮される。

既設のリプレースによって、大幅な省スペースが可能である。特に処理対象水が大容量の場合その効果は著しい。

連絡先

松井美純 環境装置事業部
製品開発室
参事
TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503
E-mail y. matsui@pantec. co. jp

第4表 パイロット実験例2
Table 4 Example 2 of pilot test

Raw water	Process water SS av. 15 mg/L	
Coagulant	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18 H_2O$ 150 mg/L	
pH control	NaOH	
Coagulant aid (anion)	0.5 mg/L	2.0 mg/L
Max rate surface loading	6.6 m ³ /m ² · hr	10 m ³ /m ² · hr
Treated water	SS < 10 (2~8) mg/L	SS < 10 (3~7) mg/L
Blanket	SS 2000 ~ 2500 mg/L	SS 1500 ~ 1600 mg/L
Floc composition	Al(OH) ₃ 47.7 ~ 52.8 % dry SS Fe(OH) ₃ 8.0 ~ 10.2 % dry SS Others 37.0 ~ 44.1 % dry SS	

むすび

前述のとおり、高速凝集沈殿装置『スーパーシックナー』の概要と実験結果の一例を紹介した。

近年、従来の水質に加え、水量、水生生物、水辺地等を総合的にとらえた水環境の保全が必要といわれている。このような状況において、今後ますます用廃水処理技術の発展も期待される。

廃水や用水の処理では、凝集沈殿装置は浮上分離と共に最も基本的な固液分離操作の一つであり、今後も水処理プロセスの中で重要な役割を担うものと思われる。

本報で紹介した『スーパーシックナー』は良好な処理水が得られることの他に従来の凝集沈殿の5~20倍の処理能力を発揮する頼もしい装置である。また本装置は、省スペース、省エネルギー、低コストを満足するものであり、多方面のニーズに応えることができると確信している。

最後に、実験場所を提供いただき、また実験に当たって種々のご協力をいただいた(株)神戸製鋼所の関係各位に深謝いたします。

【参考文献】

- (1) 井出哲夫：“水処理工学—理論と応用—” 技報堂出版
- (2) 厚生省監修：“水道施設設計指針・解説” 日本水道協会
- (3) 須田龍生ほか：神鋼パンテック技報 Vol. 40, No. 2 (1997), P. 10

クリーンルーム用導入エアの洗浄装置

Open air cleaning apparatus for clean room



(気)大気環境室
檜 山 和 成
Kazushige Hinokiyama

当社は、クリーンルームへ取入外気の洗浄装置を最近数基納入し、稼働中である。従来、クリーンルームではケミカルフィルターとHEPAフィルターの組み合わせによりガス及び粒子状物質を除去していたが除去効率とフィルターの寿命の点で問題があった。本稼働装置は以上の2点を解決した画期的なものであり、その概要について述べる。

Shinko Pantec Co., Ltd. has recently delivered several open air cleaning apparatuses for the clean room, and they are being operated now.

Gas and particulate matter were conventionally removed by a combination of chemical filters and HEPA filters in case of the clean room, which posed a problem because of low removal efficiency and short life of the filters. These new apparatuses make an epoch in solving these two problems. This paper presents an outline of the apparatuses.

Key Words :

ク リ ー ン ル ー ム
粒 子 汚 染
化 学 汚 染
イ メ ー ジ 作 用 力
衝 突 効 率
慣 性 パ ラ メ ー タ ー
ク ー ロ ン 力
慣 性 力

Clean room
Contamination by particulate matter
Chemical contamination by gas
Image force
Collision efficiency
Inertial parameter
Coulomb force
Inertial force

まえがき

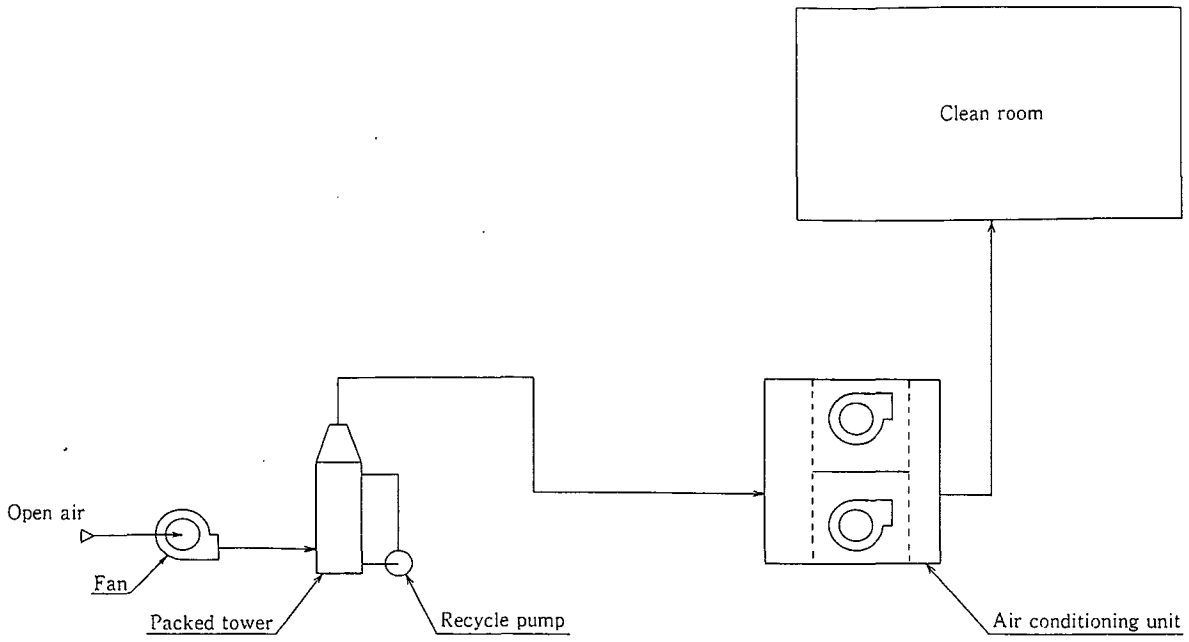
大気中には各種製造工場、廃棄物処理場(し尿、下水、ごみ等)、都市暖房、自動車及び海水の飛沫等から発生する塵埃、海塩粒子等の粒子状物質、硫黄酸化物、窒素酸化物、塩化水素、塩素等の酸性ガス、アンモニア、トリメチルアミン等の塩基性ガス、キシレン、トルエン等の中性(有機)ガスが微量存在している。

最近、半導体の高集積化、微細加工化の促進にともない、クリーンルーム設備の高清浄化と低コスト化の強い要望が

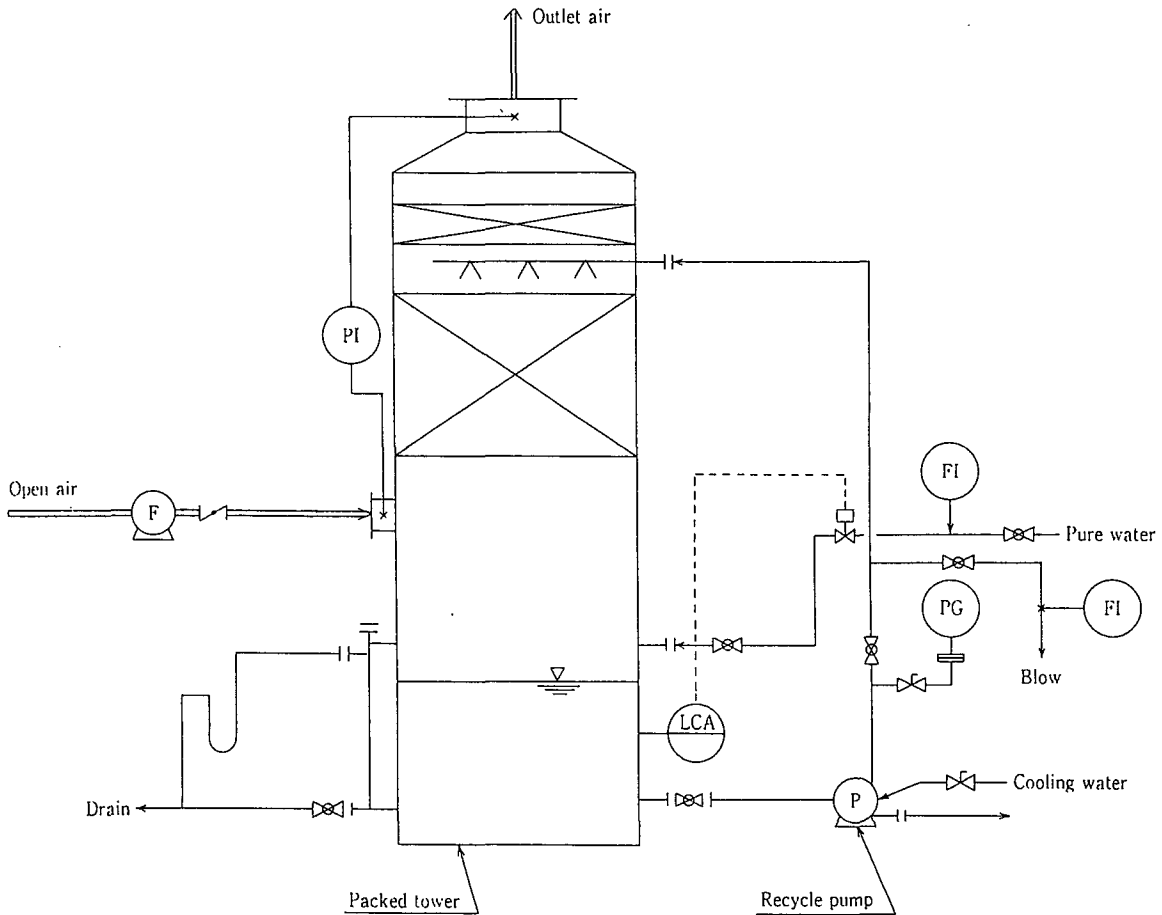
ある。

クリーンルームでは、ケミカルフィルター(吸着剤)による取入外気中のガス状物質の除去とHEPAフィルターやULPA等による粒子状物質の除去が行われているが、除去効率が悪く、フィルター寿命が短い等の問題点がある。

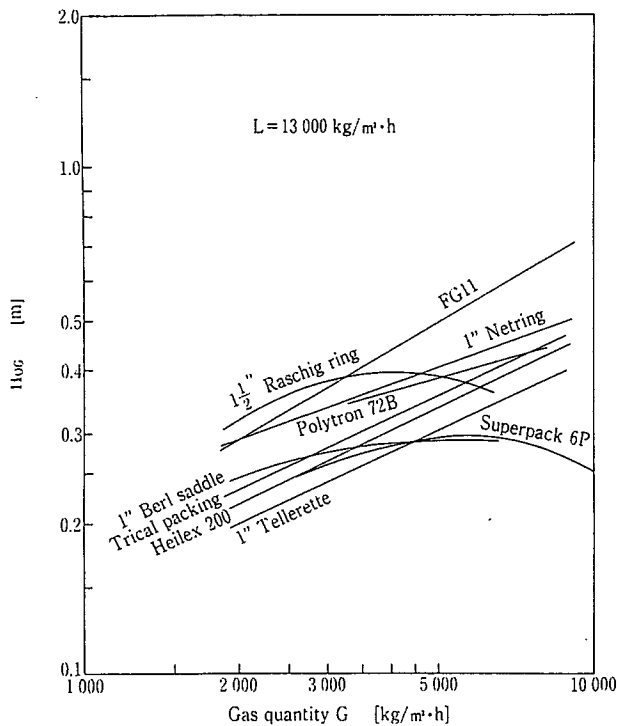
このようなことから、取入外気中のガス状汚染物質と粒子状物質の高除去率化とフィルターの長寿命化を目的とした高性能充填塔による洗浄装置を数基設置したのでその稼働例を紹介する。



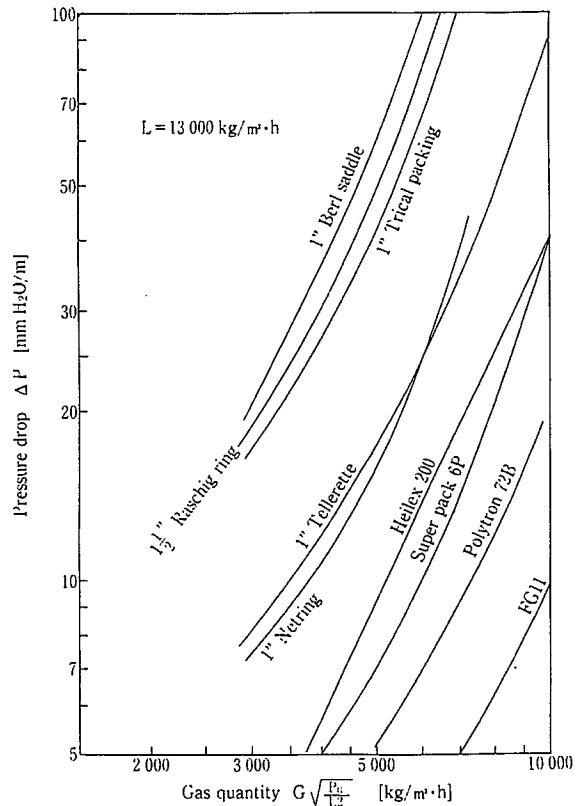
第 1 図 取入外気処理設備フローシート
 Fig. 1 Flow sheet of equipment for the open air treatment



第 2 図 取入外気処理装置フローシート
 Fig. 2 Flow sheet of the open air treatment

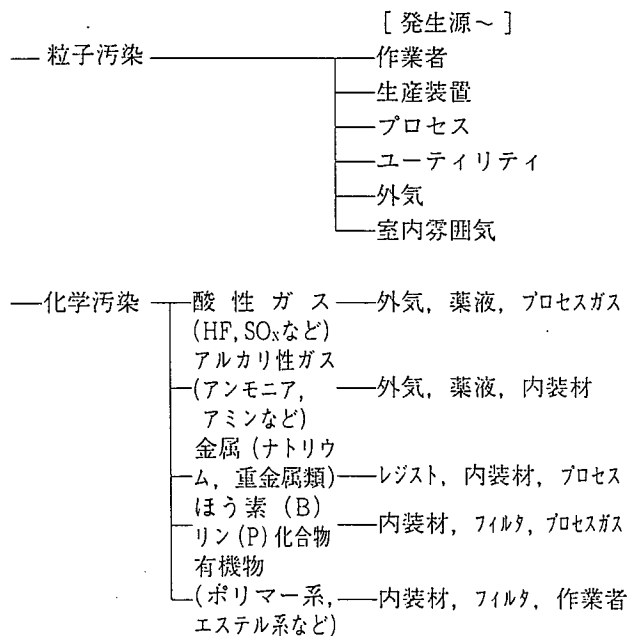


第 3 図 各種充填材の H_{OG} 値
Fig. 3 H_{OG} value of tower packings



第 4 図 各種充填材の圧力損失
Fig. 4 Pressure drop of tower packings

・ 充填塔によるガス及び粒子状物質の除去
クリーンルームの清浄度低下要因例は次のとおりである。



これらの物質を抑制するため、充填塔による化学吸収と粒子状物質の除去原理について概要を述べる。

1.1 ガスの化学吸収

塩化水素、塩素等が気液接触し、液中の薬品との化学反応により化合物ができて、空気中から除去される現象を化学吸収という。

充填塔の断面積は、空気流量5000～12000 kg/m²·h、洗浄水量は、液流量10000～30000 kg/m²·hからそれぞれ決

第 1 表 各種充填材の特性
Table 1 Characteristics of tower packings

Packing	Surface area (m ² /m ³)	Free volume (%)
Super pack 6 P	390	95
Heilex 200	100	93
Heilex 300	75	95
2" Raschig ring	93	74
3" Raschig ring	62	74
1" Tellerette	185	81.6
2" Tellerette	102	88.6
1" Netring	164	86
Polytron A	88	92
Polytron B	100	91.1
Intalox saddle	256	77.5

められる。

充填高さ Z とガス濃度の関係は(1)式の通りである。

$$Z = H_{OG} \cdot \ln \frac{Y_1}{Y_2} \quad (1)$$

Z : 充填高さ (m)
 H_{OG} : 移動単位高さ (m)

Y_1 : 入口空気中のガス濃度 (モル分率)
 Y_2 : 出口空気中のガス濃度 (モル分率)

H_{OG} 値は、充填材の種類により変化し、この値が小さい程充填材を低くでき、これを用いて充填材高さは入口濃度と出口濃度から算出できる。

1. 2 粒子状物質の除去

粒子状物質に作用する力には van der waals 力、クーロン力、イメージ作用力、慣性力等があるが、充填塔の場合、慣性力が主体となる。慣性集塵は、含塵空気を各種の障害物に衝突させ、あるいは含塵空気流の急激な方向転換を行い、空気中の粒子を除去するものである。

衝突効率(2)式の慣性パラメーターで表される。

$$\psi = \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot V_i}{18\mu \cdot D_C} \quad (2)$$

ψ : 慣性パラメーター
 d_p : 粒子径
 ρ_p : 粒子密度
 V_i : 障害物に対する粒子の速度
 D_C : 障害物の直径又はノズルの直径あるいは幅

空気流が方向転換する場合、粒子の分離速度は(3)式で表される。

$$W_C \propto \frac{d_p^2 \cdot V_o}{R} \quad (3)$$

W_C : 粒子の分離速度
 V_o : 周分速度
 R : 旋回半径

(2)及び(3)式から、粒子の衝突速度が大きく、旋回半径が小さいほど細かい粒子を分離捕集できることになる。

2. プロセスのフロー

第1図に取入外気処理設備のフローを示す。設置場所は工業地区で比較的海に近い。ファンで外気を取り入れ、充填塔でガス状物質と粒子状物質を除去し、高浄化された空気は空気調和機で所定の温湿度に調節されて、クリーンルームに送気される。

3. 本装置の概要

本装置は、高性能充填材を組み込んだ充填塔で有害ガス

と塵埃を除去することができ、その装置のフローを第2図に示す。外気はファンにより充填塔へ導入される。ここで、外気中の有害ガスはROブロー水、純水、あるいは、純水装置の排水中に含有しているアルカリ(Na, K)と化学的に反応し、化合物として水中に固定される。一方、外気中の塵埃は慣性衝突により同時に除去される。

補給水は純水で、充填塔循環槽水位計と連動して注入される。

排水量は6 m³/hであり、冷水塔の補給水として再利用される。充填塔の性能を決定づける最大のポイントは、組み込む充填材の選定である。第3図に各種充填材のNH₃-水系での H_{OG} 値、第4図に圧力損失及び第1表に特性の比較を示す。

第3図から、ガス流量G=9000 kg/m²・hの場合、 H_{OG} 値は0.27 m~0.7 mの間に散在し、この値が小さいほど性能がよいことを意味する。第4図からG=7000 kg/m²・hの場合、圧力損失は8 mmH₂O/m~200 mmH₂O/mの間にある。第1表から、充填材の表面積は、62 m²/m³~390 m²/m³、空間率は74%~95%の間に散在している。表面積が大きい充填材は H_{OG} 値が小さく、空間率が大きいものは圧力損失が小さいという関係がある。

総合評価として、各種充填材を組み込んだ充填塔の性能比較を第2表に示す。処理ガス量500 m³/min、入口NH₃濃度=5 ppm、出口NH₃濃度=0.1 ppm、充填塔直径=2150 φmm一定、洗浄水量=1210 l/min一定の条件で、充填高さや圧力損失の比較を行った。第2表の結果から、充填塔高さは990 mm~1890 mm、圧力損失は50 mmH₂O~397 mmH₂Oの間にあり、スーパーパック6Pが最も性能がすぐれていることから、この充填材を選定した。

4. 稼働装置の仕様

稼働装置の外形図を第5図に示す。設計条件、仕様及び主要部材は次の通りである。

4. 1 設計条件

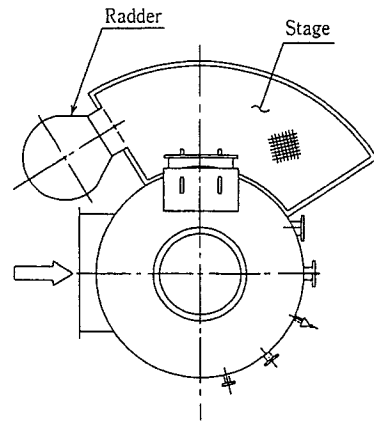
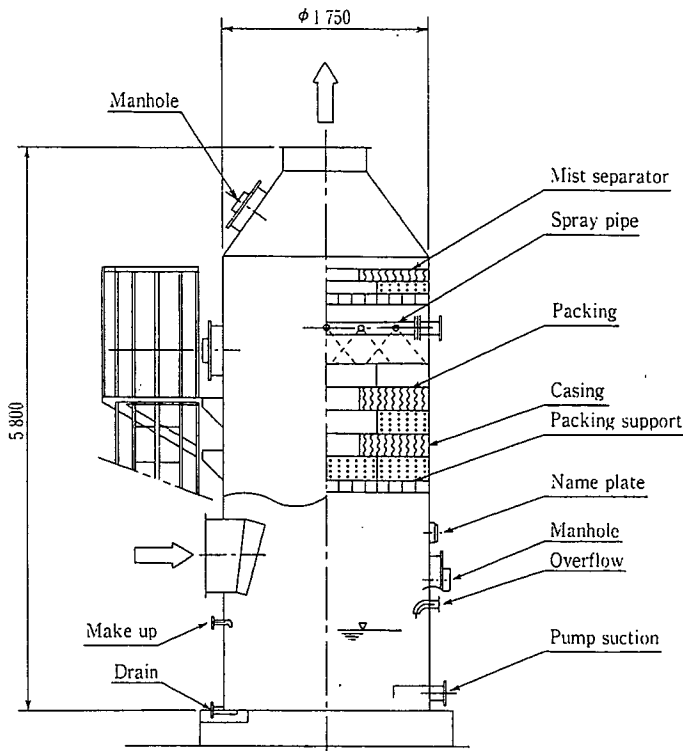
取入外気量 18000 m³/h

有害ガス	取入外気中濃度 (μg/m ³)	処理後濃度 (μg/m ³)
SO _x	100	1
Cl ₂	50	25
NO _x	20	15
NH ₃	50	5

第2表 各種充填塔の性能

Table 2 Performance of packed towers

Packing	Gas quantity (m ³ /min)	Tower diameter (mmφ)	Water quantity (l/min)	Inlet concentration (ppm)	Outlet concentration (ppm)	N_{OG}	H_{OG} (m)	Packing height (mm)	Pressure drop (mmH ₂ O)
Supar pack 6P	500	2150	1210	5	0.1	4.71	0.21	990	50
Heilex 200							0.36	1700	75
1" Tellerette							0.31	1460	176
1 1/2" Raschig ring							Flooding		
I-Ball							0.29	1370	66
1" Netring							0.40	1890	397



第 5 図 稼働装置
Fig. 5 Operation apparatus

第 3 表 有害ガスの除去性能
Table 3 Removal efficiency of noxious gases

Gas	Run	Inlet concentration ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	Outlet concentration ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	Removal efficiency (%)
SO _x	1	140	2.0	98.6
	2	220	2.5	98.9
Cl ₂	1	4.0	0.5	87.5
	2	3.5	0.7	80.0
NO _x	1	18.0	2.5	86.1
	2	7.5	1.5	80.0
NH ₃	1	3.5	0.8	77.1
	2	8.0	0.9	88.8

第 4 表 塵埃除去性能
Table 4 Removal efficiency of dust

Run	Dust ($>0.5\mu\text{m}$)		
	Inlet concentration (pieces/ft ³)	Outlet concentration (pieces/ft ³)	Removal efficiency (%)
1	1558×10^2	282×10^2	81.9
2	1632×10^2	223×10^2	86.3
3	1225×10^2	150×10^2	87.8
4	1429×10^2	248×10^2	82.6

第 5 表 海塩粒子の除去性能
Table 5 Removal efficiency of salt particle in the open air

Run	Inlet concentration (mg/m ³)	Outlet concentration (mg/m ³)	Removal efficiency (%)
1	0.0872	0.00665	92.4
2	0.1323	0.00886	93.3
3	0.0785	0.00679	91.4
4	0.225	0.00923	95.9
5	0.1130	0.00805	92.9

洗浄水量 700 l/min
 洗浄水質 純水 ($\text{Na}^+ = 0.12 \text{ mg/l}$, $\text{K}^+ = 0.1 \text{ mg/l}$, asCaCO₃)
 給水量 MAX. 6 m³/h
 (純水中のNa⁺, K⁺及び外気中のNH₃が水に溶解して、SO_x, Cl₂, NO_xとの反応から算出)
 排水水量 pH 6 ~ 8
 Na₂SO₄ 10 mg/l
 NaCl 2 mg/l
 NaNO₃ 0.2 mg/l
 (NH₄)₂SO₄ 10 mg/l
 圧力損失 100mmH₂O

第 6 表 従来プロセスとの比較
Table 6 Comparison with conventional process

Flow sheet	New process			Conventional process		
Performance of Gas and dust concentration in the open air	Inlet	Outlet	Removal efficiency (%)	Inlet	Outlet	Removal efficiency (%)
SO _x (μg/m ³)	180	2.3	98.7	180	18	90.0
Cl ₂ (μg/m ³)	3.8	0.6	84.2	3.8	3.5	7.9
NO _x (μg/m ³)	12.8	2.0	84.4	12.8	5.1	60.2
NH ₃ (μg/m ³)	5.8	0.8	86.2	5.8	5.0	13.8
Dust (pieces/ft ³)	1.5×10 ⁵	2.3×10 ⁴	84.7			
salt Particle (μg/m ³)	127	7.9	93.8			
Running cost (yen/year)	2 000 000			15 000 000		

4. 2 装置仕様

充填塔 型番	VSP-175 (0)	1 基
	1 750 φmm×5 800 ^H mm	
循環ポンプ	700 l/min×15 m×3.7 ^{KW}	1 台
	SCS14製	
ファン	300 m ³ /min×130 mmH ₂ O×11 ^{KW}	1 台
	SS400製	
循環配管	PVC製	

4. 3 充填塔主要部材材質

本体	FRP製
散水管	PVC製
散水ノズル	ポリプロピレン製
充填材	PVC製
充填材受 (グレーチング)	FRP製
ミストセパレーター	PVC製
ミストセパレーター受 (グレーチング)	FRP製
歩廊及び梯子	SS400製

5. 稼働結果

設定した1号機は1996年10月から稼働しているが、その運転及び性能テスト結果を第3～5表に示す。

稼働中の本装置は、取入外気量=18 000 m³/h、循環水量=700 l/min及び給水量=4 m³/hであった。

第3表から、ガスの除去率はSO_x98.6～98.9%、Cl₂80.0～87.5%、NO_x80.0～86.1%及びNH₃77.1～88.8%が得られた。

連絡先

檜山和成 気熱装置事業部
(工学博士) 大気環境室
参事
TEL 078-232-8133
FAX 078-232-8066
E-mail k.hinokiyama@pantec.co.

第4表から、0.5 μm以上の浮遊塵埃の除去率は81.9%～87.8%となっている。

第5表から、海塩粒子については、外気中の濃度が0.0785 mg/m³～0.225 mg/m³において除去率91.4%～95.9%である。

前述から、設計条件となっている有害ガスの除去性能は満足される結果が得られた。なお、外気中の塵埃及び海塩粒子も90%程度除去されることが確認された。

6. 従来プロセスとの比較

クリーンルーム取入外気中の有害ガスと塵埃の除去プロセスについて、本プロセスと従来との比較を第6表に示す。

第6表から、本装置を設置することにより、SO_x、Cl₂、NO_x、NH₃、塵埃及び海塩粒子の除去効果に優れ、この結果、クリーンルームの高浄化と低コスト化に寄与することができる特長をもつ。

むすび

今後、本装置を組み込んだプロセスを採用することにより極めて清浄度が高く、かつ、維持管理費の安価なクリーンルームの完成が可能となり、ユーザーならびに関係各位のニーズにお答えできるものと確信する。

[参考文献]

- 鈴木道雄 他：スーパークリーンルーム、空気調和・衛生工学、71(7) pp. 5-12、空気調和・衛生工学会、1997
- 檜山和成：AWガス洗浄装置による排ガス処理事例、PPM、95(9)、pp. 77-83 (株)日本工業新聞社、1995

コニカルドライヤの GMP/バリデーション 支援事例紹介

The GMP/Validation of Conical Dryer Blender



(化)技術部
半 田 裕 利
Hirotoishi Handa

コニカルドライヤは粉体の乾燥機として医薬品業界を中心に幅広い分野でご使用いただいている。本稿では GMP 対応のコニカルドライヤの特長を紹介し、GMP に不可欠なバリデーションに対しての当社の支援事例を紹介する。

The Conical Dryer Blender is used for a vacuum dryer in the field of pharmaceutical. This paper shows the characteristic of Conical Dryer Blender with the specifications of GMP. We explain some examples of the validation, it is indispensable to GMP.

Key Words :

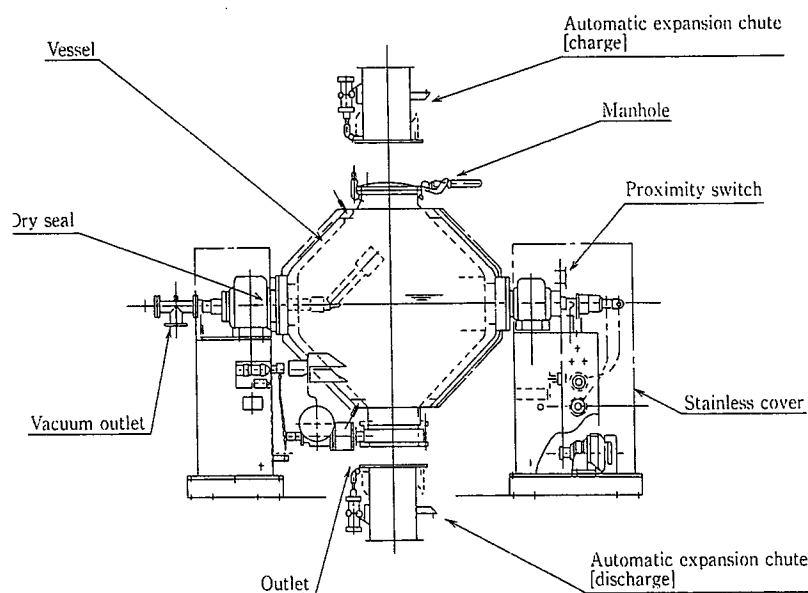
コニカルドライヤ	Conical Dryer Blender
C D B	CDB
G M P	GMP
バリデーション	Validation

： え が き

1994年のGMP省令の改正が行われ、1996年4月には医薬品GMPにおけるバリデーションが法制化され医薬品製造の許可要件となった。我が社の製造する反応機、濾過機、乾燥機、混合機は医薬品製造プロセスにおいて数多くご使

用いただいております。GMPに対応した仕様、品質が強く要求されている。

本稿で紹介するコニカルドライヤは、主として医薬原体または中間体の製造プロセスの最終乾燥工程で使用されており、GMPの適用を受ける場合が少なくない。



第1図 コニカルドライヤの構造図
Fig. 1 Schematic of the Conical Dryer Blender.

コニカルドライヤの構造を紹介するとともに、当社のGMP/バリデーションへの取り組みの一例を紹介していく。

1. コニカルドライヤの紹介

コニカルドライヤは、第1図に示すように、ダブルコーン型の容器を回転させることで内容物を流動させ、外套からの加熱と缶内を減圧することにより内容物に含まれる蒸発成分を低温で効率よく乾燥させることのできる装置である。

コニカルドライヤの特長としては

- 1) 攪拌翼などによる機械的攪拌機能を有しないため、粒子を破壊することなくマイルドな乾燥を行うことができる。
- 2) 操作因子が少なく、パイロットプラントからのスケールアップバリデーションの予測が容易である。
- 3) シンプルな構造のため缶内の洗浄性が優れている。
- 4) 対薬品性、対付着性に優れたグラスライニングの施工ができる。
- 5) 処理容量に比較して、設置スペースが少なく、クリーンルーム内の設置が計画できる。

等の理由から、GMP対応機器として適した乾燥機といえる。

2. GMP仕様のコニカルドライヤ

GMP仕様の機器に求められる構造としては、

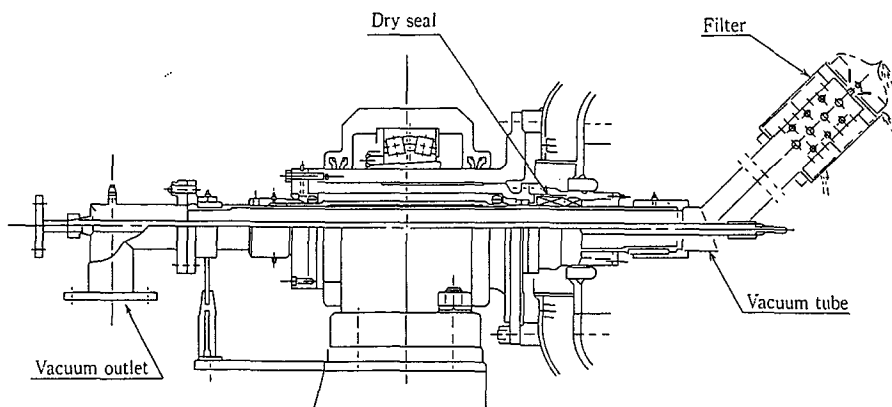
- ①内容物汚染が少ない構造。
また、局所的なデッドスペースがなく熱的に製品の劣化、変質がない構造。
- ②洗浄しやすい構造。
- ③メンテナンスしやすい構造。
- ④塗装の剥がれ、オイル、粉塵の飛散等のない作業環境性が良い構造。
が求められる。

2.1 コンタミ(汚染)の少ない構造

コニカルドライヤはその材質をグラスライニング、ステンレスチタン、ハステロイ等の耐食材を用いることが出来るので、腐食によるコンタミを防げる機器である。

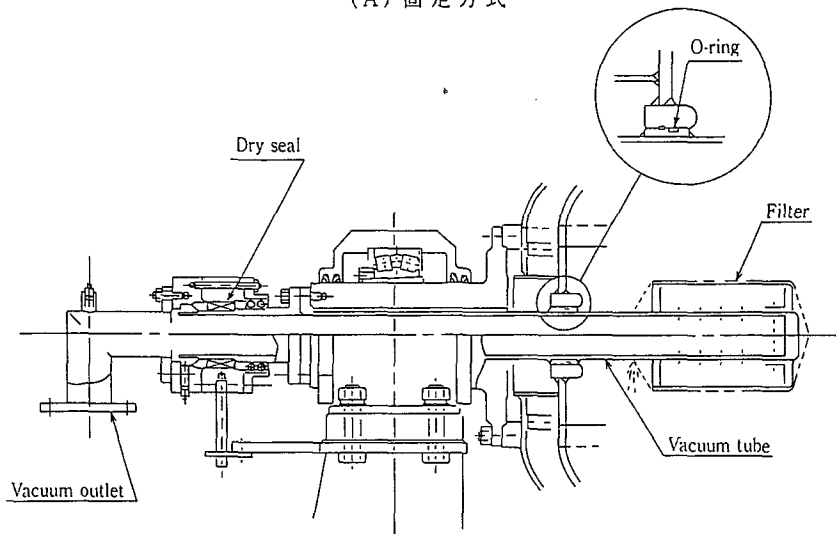
一方グラスライニングや電解研磨施工のステンレスは、粉体の付着、洗浄性に優れており、クロスコンタミ(交差汚染)の防止に対しても有効である。

第2図に吸引管シール部の構造図を示す。シール部には、



Type [A] : The vessel revolves / The vacuum tube fixes.

(A) 固定方式



Type [B] : The vessel and the vacuum tube revolve together

(B) 共廻り方式

第2図 吸引管シール構造図

Fig. 2 Vacuum side assembly

1 表 GMP 対応表
Table 1 Application of GMP

G M P 対応表

	Grade A	Grade B
GL 製 本体材料 内面仕上 金属製 本体材料 内面仕上	SUS 304 L, 316 L+GL ノーピンホール SUS 製, ハステロイ製 EP-3, EP-5	SS 400+GL ノーピンホール SUS 製, ハステロイ製 #400磨き, #320磨き
材 料 外面仕上	SUS 304 #320磨きツヤダシ	SS 400 塗装
套部保温	施工 SUS 304溶接構造	施工しない(現地施工)
動装置カバー	施工 SUS 304#320磨きツヤダシ	施工しない
ズル金具, クランプ	SUS 304	SS 400 S 25 C
台	SUS 304	SS 400
封装置	ドライシール:セラミック/PTFE	ドライシール:セラミック/PTFE
洗浄 (接粉・接ガス部)	組立前の部品洗浄・・・有 組立後の全体洗浄・・・有	組立前の部品洗浄・・・無 組立後の全体洗浄・・・有
ガスケット・Oリング の組み込み	油脂, グリース類の塗布厳禁 (蒸留水のみ使用可)	ペースト塗布
テスト項目	耐圧気密 作動テスト ホワイトグローブテスト	耐圧気密 作動テスト
出書類	検査成績書 洗浄記録書 材料証明書	検査成績書 材料証明書

ール液を必要としないドライメカニカルシールを標準採用している。従来のグランドパッキン方式でみられたパッキン屑の混入がない, またオイルシール方式では耐圧的に難であったスチーム滅菌操作に対応できる等の利点がある。さらに摺動部が, 缶内接粉部のない共回り方式では, シーからのコンタミの発生がほとんどなく, 吸引管固定方式くらべて吸引管の温度上昇を低く抑えられる。(実用新申請中)

共回り方式ではドライシールを缶内から離れた吸引管外に設けており, 摺動部で発生する運転初期の微量の摩擦は減圧下ではベーパーとともに排気され逆分散はしない。に逆圧がかかったとしてもフィルターを介しているので品に混入する可能性が低い。また摺動部が缶体から離れているため摩擦熱が缶内製品に及ぼす熱影響は少なく, 熱に不安定な物質の取り扱いに対応できる。

2 洗浄性

コンカルドライヤーの内部には, 缶内を減圧し, 蒸発物排気する真空吸引管が設けられている。攪拌翼等の機械的攪拌機構がない構造のためにデッドスペースが少なく洗浄がしやすい構造となっている。また吸引管は容易に取り外し洗浄ができる。(共回り方式ではフィタ枠から取り外しが可能)

3 保全性

特にメンテナンス対象となるシール部は, 缶体を取り外たり伝動装置を分解することなく, ユニットとして取り替えるため, シール部の交換が容易である。

2. 4 作業環境性

ステンレス母材にグラスライニングを施工し外面をバフ研磨する, 架台脚部をステンレスで製作する等外面には塗装部位をなくし, 外面の清浄性を良くしている。

また, 駆動部をステンレス製カバーで覆うことにより, オイルの飛散, 粉塵の発生を少なくしている。

これらの特長を生かした GMP 対応のコンカルドライヤーの仕様を第 1 表にまとめる。

3. バリデーション支援事例

3. 1 設備に求められるバリデーション

バリデーションとは「当該工程が予め決められた規格や品質特性に適合する製品を恒常的に生産することを高度に保証する証拠を文書で示すこと」と定義される。言い換えれば, 安定した製品を製造するために, その製造設備, 工程, 原材料の管理等を確立し, その裏付けとなる根拠を科学的に検証し文書化することである。

設備(機器)に要求されるバリデーションは大きく分けて DQ, IQ, OQ, PQ を確保するための記録書となる。

DQ: 設計時の的確性

IQ: 据付時の的確性

OQ: 運転時の的確性

PQ: 稼動性能の的確性

バリデーション書類作成及び実施は実際にはユーザもしくはエンジニアメーカの範疇となるが, 製作機器メーカーにおいてはそれらを支援するために必要な図面類及び成績書, データを準備する必要がある。

3. 2 メーカーからのバリデーション支援

第 2 表 バリデーション支援のための提出書類
Table 2 Documents for validation

	概 要	メーカー必要書類
DQ	機器の設計について GMP /バリデーションの観点から検証する	確定仕様書 (製作仕様書), 強度計算書, 化工計算書, 機器組立図
IQ	設備が仕様書通りに適切に設置されていることを検証する	洗浄記録書, 材料証明書, 検査記録書, 取扱説明書
キャリブレーション	計測機器と標準計器との関係を調査し, 基準外であれば調整する	トレサビリティ証明書, 校正証明書
OQ	設備が仕様書通りに作動し, 再現性のあることを検証する	現地試運転報告書
PQ	設備が期待する性能を発揮することを, 実薬やチャレンジテストにより検証する	範囲外

第 3 表 当社の洗浄グレード
Table 3 Grade of Cleaning

グレード	内 容	判定基準
A 清水洗浄	部品及び組立品ともに, 加工後に十分に清水にて水洗するものをいう。 尚, 酸洗のある場合でも同グレードとする。	目視
B 中性洗剤洗浄	部品及び組立品ともに, 中性洗剤を用いてモップ, スポンジ, ブラシなどで全面を磨き洗浄し, その後十分に清水にて水洗するものをいう。	目視
C 特殊洗剤及び複数回の洗浄	加工及び組立後に特殊洗剤による洗浄, および, 下位のグレードでも複数回の洗浄を行うものをいう。	目視又は ホワイトグローブテスト
D 高度洗浄	上記に属さない更に高度な洗浄, および, 洗浄後に特殊な検査や数量管理 (ゴミ, 塵の数) を要求されるものをいう。	ホワイトグローブテスト

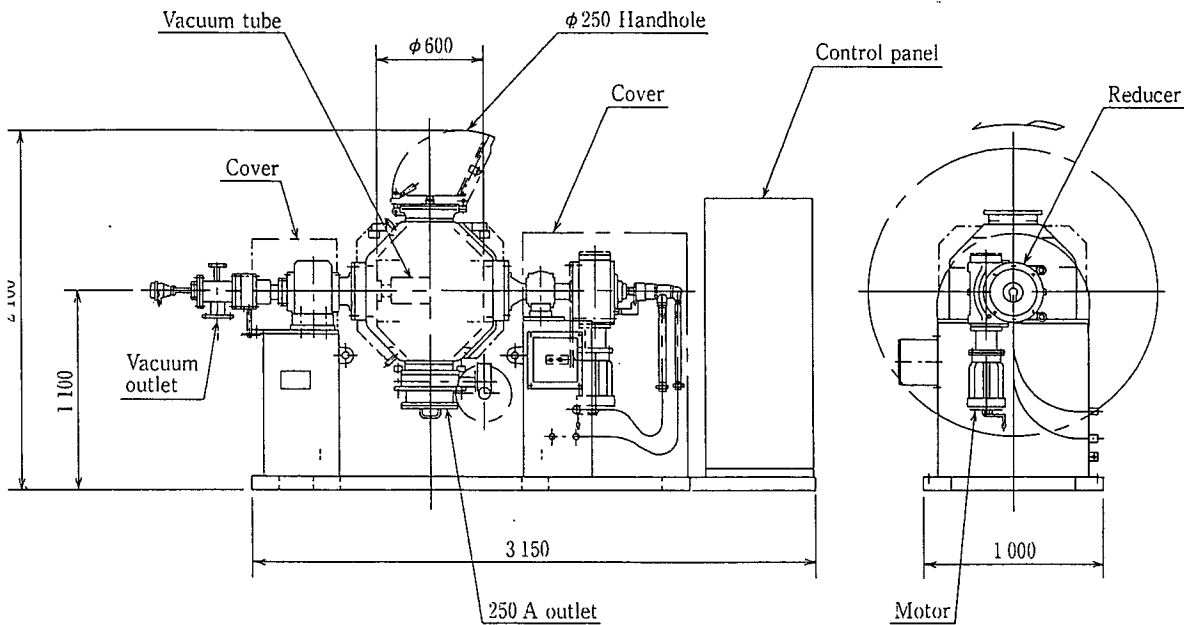
第 4 表 現地試運転チェックリスト
Table 4 Check list of field test

CDB 試運転チェックリスト					
検査年月日:		年 月 日 ~ 年 月 日		機器番号:	
検査員名:				MFG.NO:	
場 所:					
NO	項 目	確 認 内 容	判 定 基 準 ()内は実測値	合・否	判定者
1	出荷品の照合	予備品の有無	組立図と照合		
2	運 転 準 備	減速機に潤滑油が入っているか	油面計指示範囲にある		
		モータは結線されているか	目視確認		
		安全柵は施工されているか	目視確認		
3	伝 動 装 置	缶体の回転方向は図面通りか	図面にて確認		
		缶体の回転数は図面通りか	実測値 ()		
4	マンホール	開閉はスムーズに行えるか	動作確認		
5	空 運 転	異常音・異常振動がないか 電流値は大きくないか	社内検査記録と照合 〃		
6	本 体 内 面	内面の疵はないか	目視確認		
7	外 観	疵はないか	目視確認		
8	リミット スイッチ	<input type="checkbox"/> 安全柵	ON で運転可		
		<input type="checkbox"/> ステージ用	〃		
		<input type="checkbox"/> 手動ハンドル用扉	〃		
9	真空テスト	真空リークテスト	社内検査記録と照合		

5 表 GMP 納入例

Table 5 Supplied example for GMP

式	GL 10 CDB	SUS 15 CDB	GL 16 CDB
容物	医薬品 $\rho B=0.6$	医薬品 $\rho B=0.5$	医薬品 $\rho B=0.46$
用圧力 用温度	5 Torr \sim 1.9 kg/cm ² 130 °C	0.1 Torr \sim 1.5 kg/cm ² 125 °C	5 Torr \sim 1.8 kg/cm ² 50 °C
付場所	eG 3 クリーンルーム	d2G4 クリーンルーム	eG 3 クリーンルーム
設計圧力 設計温度 缶体材料 金属材料	F.V. \sim 1.9 kg/cm ² 130 °C SUS 304 L+GL ハステロイ C-276 (# 240 ツヤダシ)	F.V. \sim 1.9 kg/cm ² 130 °C SUS 316 L SUS 316 L (EP-5)	F.V. \sim 1.8 kg/cm ² 170 °C SUS 304 L+GL ハステロイ C-22 (# 320 ツヤナシ)
設計圧力 設計温度 缶体材料 仕上	4.5 kg/cm ² 154 °C SUS 304 # 240 ツヤダシ	F.V. \sim 2 kg/cm ² 0 \sim 130 °C SUS 304 # 250 ツヤダシ	4.5 kg/cm ² 170 °C SUS 304 # 240 ツヤナシ
材料 仕上 カバー	SUS 304 # 240 ツヤダシ SUS 304	SUS 304 # 250 ツヤダシ SUS 304	SUS 304 # 240 ツヤナシ SUS 304
形式	共回り方式 ドライシール	共回り方式 ドライシール	共回り方式 ドライシール
記事項	保温; グラスウール 50 mm SUS 304 カバー 全溶接構造 # 240 ツヤダシ	保温; 珪酸カルシウム 50 mm SUS 304 カバー 全溶接構造 # 250 ツヤダシ 缶内洗浄装置付属 安全柵付	保温; グラスウール 50 mm SUS 304 カバー 全溶接構造 # 240 ツヤナシ 定位停止装置 インバータ 安全柵付



Specification

Model	: GL 6 CDB	Variator	: Inverter
Total capacities	: 160 Lt	Motor	: 1.5 kW, 4P, 50/60 Hz, 200/220 V, d2G4,
Max. working Capacities	: 60 Lt	Vacuum tube	: Size 65A Material Hastelloy C-276
Design Press.	: Tank F.V. \sim 1.9 kg/cm ² Jacket 4.5 kg/cm ²	Filter	: Material PET
Design Temp.	: Tank 130 °C / Jacket 130 °C	Heating	: Inlet PT3/4B Outlet PT1B
Rotation range	: 3 \sim 32 rpm	Accessories	: Thermometer, Control panel
		Weight	: 1 600 kg

3 図 供試機

Fig. 3 Rental testing unit

必要書類の具体例を第2表に示す。

第2表の中でDQ関連の書類は従来からもユーザに提出させていただいていたものであり特に説明は省き、IQ、キャリブレーション、OQ関連での書類のうち特にGMP対象機器であるがゆえに必要とされる書類について詳しく述べることにする。

3. 2. 1 材料保証書

製品に直接接する部材や製品に混入する恐れのある部材について材料証明書(ミルシート)を発行する。

但し、グラスライニングの成分、シール部材の成分等製品のノウハウに関する材料については開示出来ないのでガラスNo.及び一般的な名称の表現にとどめ組立図に記述する。

3. 2. 2 洗浄要領書/記録書

機器に要求されるグレードに応じ洗浄要領書を作成し、注文主の承認を得て洗浄を実施し、洗浄記録を提出する。

当社における洗浄のグレードを第3表に示す。

グレードと判定基準は原則的に第3表で実施しているがユーザとの打ち合わせにより、グレードBの洗浄であってもホワイトグローブテストを実施する場合もある。

実際に医薬中間体の乾燥機の用途で製作したコニカルドライヤの洗浄実施例を次に記す。

<洗浄実施例>

1) 組立前部品洗浄

- ①機械加工部品、バフ研磨施工された部品の表面は弱アルカリ水溶液を用い浸漬またはスポンジで磨き洗いをする。
- ②水道水でジェット洗浄または、スポンジ、白布等で磨き洗いをを行う。
- ③中性洗剤を用い浸漬またはスポンジで磨き洗いをする。
- ④水道水でジェット洗浄、または水道水で洗い流す。
- ⑤清潔な白布等にて水分を除去する。
- ⑥ラップ等で養生し、次行程へ送る。

2) 組立後缶内洗浄

- ①缶内内面に付着した汚れを薬用アルコールをコットンウエスにしみこませ拭き取る。

3) 洗浄度検査

注文主立会のもと次の検査を実施する。

- ①接粉部は洗浄面を薬用アルコールを染み込ませたコットンウエスで擦り、コットンウエスが無色であること

を確認する。

- ②非接粉部は目視にて洗浄面を観察し汚れ、付着物がないことを確認する。

前述の各工程においてのチェックリストを作成し、チェックリストには実施部署、日付、確認者の印を明記する。

これらのチェックリストは洗浄確認記録書としてユーザに提出する。

3. 2. 3 計器の校正証明書

製品の安定性、再現性を確保するためには、操作パラメータである温度、圧力、回転数等が正確に測定できることが必要条件であり、計測機器のキャリブレーションはバリデーションの中でも非常に重要である。

機器に取り付けられる測定計器類の、校正証明書、トレーサビリティ証明書(校正に用いた基準器が何であることを明記している証明書)が必要となる。

3. 2. 4 現地試運転記録書

現地据付後、空運転(又は水運転)で製作仕様及び社内検査記録通りの運転ができ、機械的に問題がないことを確認する。

チェックリストのサンプルを第4表に示す。

このチェックリストにもとづきユーザ立ち会いのもと現地試運転を実施し検査記録書として提出する。

4. GMP対応コニカルドライヤの納入実績例

1994年のGMP省令の改正から現在に至るまでに、約20台のコニカルドライヤを何らかのGMP対応仕様で納入した。そのうち高度なGMP適用機種を第5表に具体例として紹介する。

む す び

コニカルドライヤ単体機器としてのGMP/バリデーションの対応例を紹介したが、当社ではエンジニアリングを含めたプラント対応ができ、マスターバリデーション、プロトコルの作成をも含めて支援をすることができる。

また、GMPに対応したコニカルドライヤとしてGL型6型の供試機(第3図)を1998年より供試を予定しておりユーザ各位にご利用いただけることを望んでいる。

[参考文献]

- 1) 中村公彦: 神鋼パンテック技報, Vol. 40, No. 1 (1996) P. 43
- 2) 平山重光: 「既許可品目のバリデーションへの取り組み」 PHARM TECH JAPAN Vol. 12, No. 13

連絡先

半田 裕利 化工機事業部
技術部

TEL 0794 - 36 - 2517

FAX 0794 - 36 - 2542

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

実液攪拌テスト装置の紹介

A pilot Reactor system for versatile mixing tests



(化)技術部
伊藤 久 善
Hisayoshi Ito

神鋼パンテックでは、この度、当社播磨製作所テストセンター内に、実液攪拌テスト装置を新設し、実液でのパイロットテストの実施が可能となった。

テスト装置はSUS 316 製 60 Lt 反応機（設計圧力：FV/16 kg/cm²、設計温度：250℃）を中心として、その他原料供給槽、コンデンサー等の付帯機器をも備えている。反応機は槽内温度、圧力の計測をはじめ、トルク検出器、回転検出器を備え、反応時のトルク、回転数をリアルタイムで計測することができる。当社でのパイロットテスト実施により、実際の反応液を用いて攪拌状態と反応結果を直接確認し、短期間に反応機の最適な仕様を決めることができる。

A pilot reactor system for versatile mixing test has been constructed in our HARIMA PLANT's test center.

The system consists of SUS 316 60 Lt. reactor (design press. FV/16kg/cm², design temp. 250℃) and two feed tanks, two condensers and other facilities. Reactor data can be taken of impeller torque, impeller speed, pressure and temperature. Optimum specification of reactor will be decided as a result of grasping the agitating state during reaction and the reaction product by carrying out the pilot test in SHINKO PANTEC.

Key Words :

攪拌技術
反応機

Technology of Agitation
Reactor

はじめに

このたび、当社播磨製作所テストセンター内に実液攪拌テスト装置を新設し、ユーザー各位の攪拌改善の要望に対応べく、パイロットテストの実施に対応していくこととなった。本稿ではテスト装置の概要について紹介する。

テスト設備の概要

本テスト装置は60 Lt 反応機がメインとなる。その他付帯機器を含めたフローシートを第1図に示す。

付帯機器は、40 Lt 供給槽、40 Lt ホッパー、分縮器、コンデンサー、受液槽で構成されている。

反応機に原料（液体、粉体）、薬液等の供給のためのノ

ズルは、本体上蓋、短胴部にそれぞれ備えられ、供給槽・ホッパーに配管接続されている。ガス排出口、凝縮液環流口ノズルもそれぞれ反応機の上蓋、短胴部に備えられ、分縮器に配管接続されている。

ユーティリティーとしては反応機、供給槽には熱媒、コンデンサーにはチラー水を循環させ加熱・冷却することができる。その他、必要により温水ラインとの接続も可能である。

真空装置は、コンデンサーと接続されており、コンデンサー→分縮器→反応機もしくは、コンデンサー→反応機→のラインで真空操作を行う。

2. テスト設備の仕様

2.1 60 Lt 反応機

反応機の仕様を第1表に示す。

槽内径は $\phi 400$ で、標準的な運転容量は60 Ltを想定している。本体材質はSUS 316を採用している。容器本体は第一種圧力容器として、設計製作した。外套材質はSS 400製で熱媒循環による加熱を標準としている。

フランジ部以下の本体を別途準備されたジャッキにて昇降させることによって、攪拌翼・バツフルの交換、槽内部の点検、清掃ができる。その他、上蓋の視窓・照明用ノズルにより、槽内の観察ができる。また、予備ノズル、ガス吹き込み口が上蓋、短胴部に備えられている。

攪拌機の駆動部の仕様を第2表に示す。

2.2 kW 耐圧防爆モータ付の無段変速機がプーリを介して取り付けられ、回転数3 ~ 500 R/M、攪拌トルクは最大100 kg-mでの運転が可能である。軸封部はダブルメカ

ニカルシールで、メカニックオイルを加圧筒から供給する。摺動材は、缶内側カーボンVS. 耐酸超硬、大気側はカーボンVS. SUS 316セラミックコート、Oリング材質は、FPMである。軸封部の上にはトルク検出器、回転検出器を装備した。

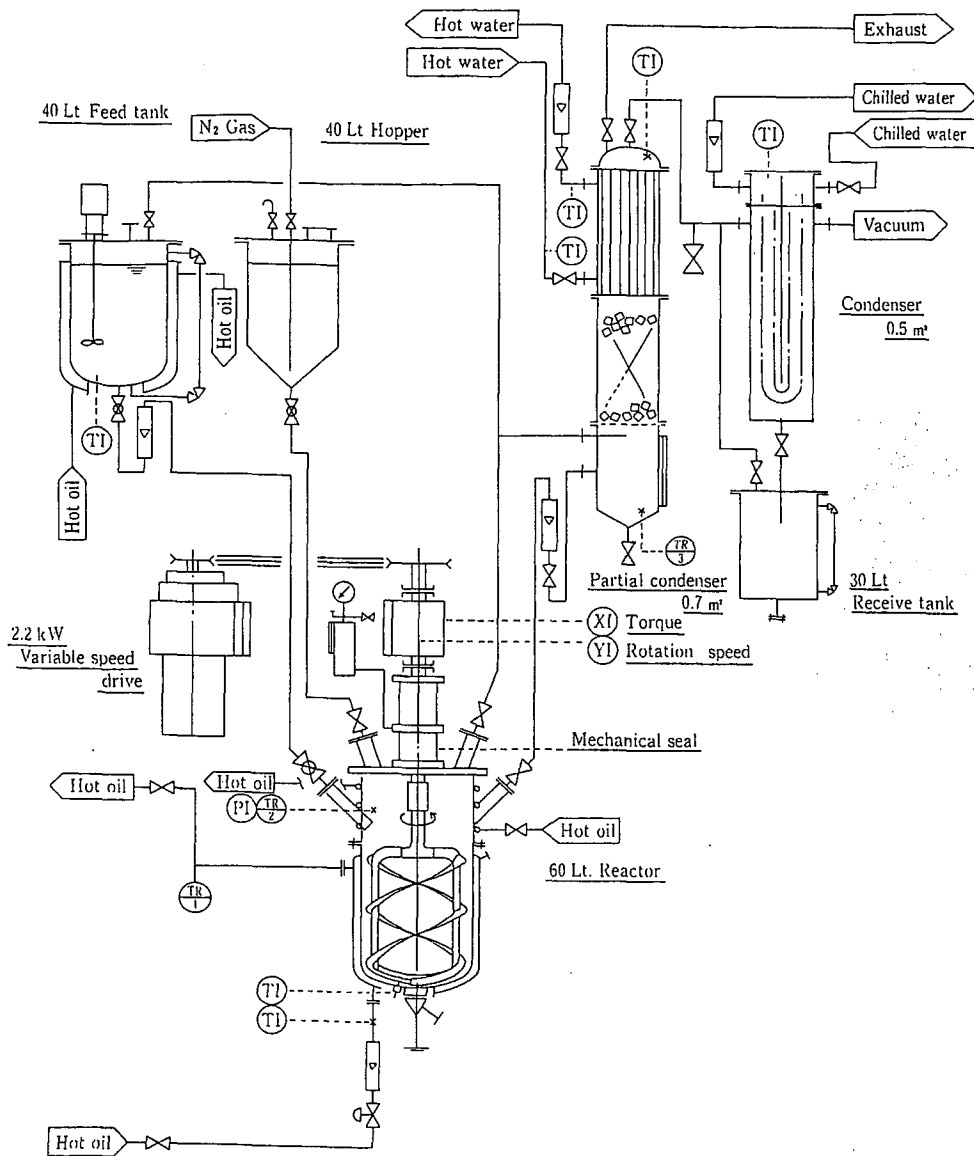
2.2 付帯機器の仕様

付帯機器の仕様を第3表に示す。

材質は全て、反応機と同じSUS 316製とした。供給槽は攪拌機、外套（熱媒油循環）付で、原料を攪拌、溶解して供給することができる。ホッパーは窒素ガスの供給が可能であり、粉体原料等の圧送が可能である。

2.3 計装

反応機及び付帯機器に付属の計測器は全て防爆仕様としている。操作盤はエアパージ式の簡易防爆構造とした。操作盤での表示が可能な測定項目は外套出口、反応機内気相部、分縮器の温度、反応機の攪拌軸の回転数およびトルク



第1図 実験装置のフローシート

Fig.1 Flow sheet of the experimental equipment

ある。それぞれが記録計、トルク演算表示器にてリアルタイムに表示される。

その他の温度計および圧力計は現場指示型を採用している。(第1図参照)

反応機の昇温・冷却のパターンは既設制御システムにより設定可能となっている。

4 各ユーティリティ仕様

本テスト装置は当社テストセンター内に設置され、次のユーティリティに接続されている。

1. 熱媒循環装置：ヒーター容量 40 KW
2. 温水循環装置：7 m³/hr
3. チラー水循環装置：12 000 kcal/hr
4. 真空ポンプ：1 500 m³/hr (水封+油回転式)

攪拌テスト実施例

本テスト装置は1997年3月より運転を開始し、実液攪

1 表 60 Lt. 反応機の仕様
Table 1 Specifications of 60Lt. Reactor

ITEM	VESSEL	JACKET
Full Cap.	130 Lt.	Approx. 38 lt.
Inner dia.	400 mm	500 mm
Design press.	FV/16kg/cm ²	5kg/cm ²
Design temp.	250 °C	250 °C
CODE	Pressure vessel Class 1	Pressure vessel Class 1
Material	SUS 316	SS 400

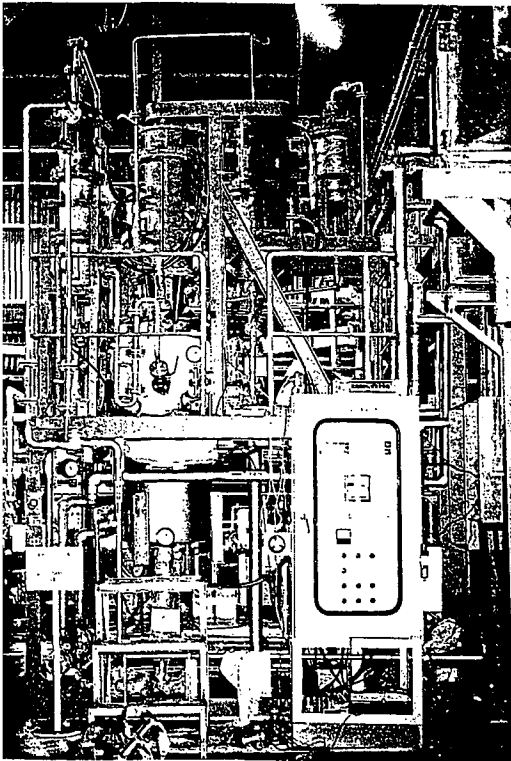


写真 1 実験装置
Photo.1 The experimental equipment

拌テストを実施した。

テスト対応時には第4, 5表に示すレシピとタイムテーブルのプランクフォーム及び前述のフローシートをユーザー各位に送付し、記入をお願いする。反応プロセスを事前に把握しておくことで、迅速なテストの準備、一方では危険予知に活用することができる。特に原料、製品が危険物等に該当する物に関しては、まず指定数量以下であることを原則とし、さらにその取り扱いと安全対策について、ユーザー各位と慎重に協議することになっている。

次に、本装置でのテストの一例を簡単に紹介する。

第2表 攪拌機の仕様
Table 2 Specifications of Agitator

ITEM	SPEC.
REDUCER	VARIABLE SPEED REDUCER Motor spec. : Explosion proof type (d2G4), outdoor use 2.2kw, 4P, 60Hz, 220V
SEAL	2 nd DOUBLE MECH. SEAL ・Seal material VESSEL SIDE: Carbon vs WC Solid ATMOSPHERE SIDE: Carbon vs SUS 316 CM coat ・O-ring FPM ・Sealant Mech. oil ・Lubrication SUS press. cylinder
IMPELLER	OPTIONAL IMP. (FULLZONE®, LOGBORN® etc.)
BUFFLE	OPTIONAL BAFFLE
OTHERS	TORQUE DETECTOR (Explosion proof type) 0~10 kg-m or 10~100 kg-m TACHOMETER

第3表 付帯機器の仕様
Table 3 Specifications of Facilities

No.	ITEM	SPEC.
1	FEED TANK	・SUS 316 ・CAP. 40Lt. ・W/JACKET (HOT OIL) ・W/ AGITATOR (100W MOTOR)
2	HOPPER	・SUS 316 ・CAP. 40Lt. ・N ₂ GAS BLOW (<6kg/cm ²)
3	PARTIAL CONDENSER	・SUS 316 ・HEAT TRANS. AREA: 0.7m ² ・VOL. OF PACKED COLUMN: 12Lt. (W/RASCHIG RINGS)
4	CONDENSER	・SUS 316 ・HEAT TRANS. AREA: 0.5m ²
5	RECEIVE TANK	・SUS 316 ・CAP. 30 Lt.

第 4 表 プロセス流体仕様一覧
Table 4 Specifications of Fluid.

流体名	仕 様					
	状態 (常温)	比重	粘度 cp	沸点 ℃	引火点 ℃	適用法規 特記事項 (貯蔵方法他)

第 5 表 タイムテーブル
Table 5 Timetable of operation

		工 程 名			
STREAM No.		1	2	n	
処 理 量	Lt/batch				
状 態	T: 温度 ℃				
	P: 圧力 kg/cm ²				
物 性	ρ: 密度 g/cm ³				
	μ: 粘度 cp				
	C: 比熱 kcal/kg·℃				
	K: 熱伝導度 kcal/m·h·℃				
	P: 蒸気圧 mmHg				
	i: 蒸発潜熱 kcal/kg				
	mp: 融点 ℃				
	BP: 沸点 ℃				
MW: 分子量					
操 作 時 間	min.				

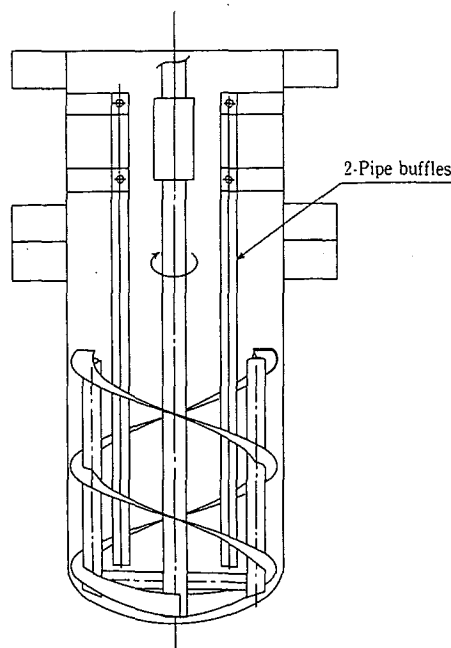
3. 1 反応操作

粉体原料を仕込み、昇温、溶解する。開始剤投入以後、反応が進行するにつれ粘度が上昇し反応終了時に最大粘度に達する。反応初期から反応終了まで、低粘度時から高粘度までの混合の良否により凝固物の発生や製品品質の低下を生じることがある。

連絡先

伊 藤 久 善 化工機事業部
 技術部

TEL 0794 - 36 - 2515
FAX 0794 - 36 - 2578
E-mail h.ito@pantec.co.jp



第 2 図 バッフル付ログボーン翼
Fig. 2 LOGBORN® with Baffles.

3. 2 結果

攪拌翼を第 2 図に示すバッフル付きログボーン翼とすることにより、反応初期の低粘度混合が改善され、高粘度でも良好な混合状態が達成され、凝固物が皆無でかつ製品規格を満足する反応物が得られた。

また、反応時に計測したトルクデータを基に実機仕様を決定することができた。

お す び

攪拌反応機に関する限り、当社では従来、コールドモデルテストのみを実施し、実液での反応テストは供試機を提供して客先での実施をお願いしてきた。しかし、限られた時間の中で、真に適切な反応機を責任もって提供しているには、当社でも実際にパイロットテストを実施し、攪拌状態とその結果を直接把握することが必要である。

少なくとも、前述の実施例ではその考え方が正しいといえる結果を得ることができた。本装置を活用し今後とも適切な攪拌システムの提案に努める所存である。

水汚泥の加圧脱水に及ぼす電気泳動の効果



近藤 史朗 環境装置事業部 E O 技術室

えがき

電気浸透式加圧脱水機「スーパーフィルトロン」は電気泳動及び電気浸透の現象を利用して、当社が独自に開発した脱水機であるが、このたび全国で10指に入る大規模浄水である神奈川県内広域水道企業団、西長沢浄水場向けに型機種5台（ろ過面積288.8m²/台）の採用が決定した。土では開発当初より各種の実験・検討を重ねてきたが、水汚泥の脱水プロセスにおいては電気浸透現象による脱水の促進以外に、その前段階で起きる電気泳動現象が脱水率に多大の影響を及ぼしていることを見いだした。ところが、界面動電現象を利用したスラリーの加圧脱水に関する研究の多くは、最終過程の圧密期間における電気泳動の効果に多くの関心が向けられているため、前半のろ過期間における電気泳動の効果に言及した例は少なく、理未確立である。¹⁾²⁾ すなわち、電気浸透現象は、ろ過水が進行し、ろ過系内で被圧搾物の粒子が濃縮され、その粒子の移動が拘束される状態になってはじめて起こるが、多くの論文は、この状態のケースについて論じている。そこで本稿では筆者らが見いだした電気浸透式加圧脱水プロセスのろ過期間における電気泳動効果に関する新しい理論解析方法を紹介する。³⁾⁴⁾

理論

1 理論解析上の仮定

圧搾過程の前半に現れるろ過期間の初期におけるろ過速度に及ぼす電気浸透の効果は、電気泳動のそれに比して小さいので、脱水に及ぼす電気浸透の効果は無視できるものとする。個体粒子の沈降速度は十分小さいので、ケーキ厚の鉛直方向の相違を無視する。

2 理論解析手順

- 1) Ruthのろ過式に従い、定圧ろ過時におけるろ液量 V_s の時のケーキ厚み l を求める。
- 2) 電気泳動速度式より、電気印加時の電気泳動による固体粒子の移動距離 l_E を求め、ろ液量が V_s の時の陰極側のケーキ厚さ l_c を $l_c = l + at_E$ と定義する。但し a は実験定数

- (3) 電気印加効果によるケーキ厚み増加分 (at_E) はケーキの空隙率が増加したと考え Kozeny-Carman 式を適用し、ろ液流速 u_c の増加を予測する。結果は定圧ろ過時の見かけ脱水速度 u との比で求める。

1.3 理論解析

Ruthの定圧ろ過式は次の(1)(2)式で表される。

$$(V + V_m)^2 = K_v(\theta + \theta_m) \quad (1)$$

$$K_v = \frac{2A^2P(1-m \cdot s)}{\mu \alpha_{av} \rho \cdot s} \quad (2)$$

ここで、 K_v [m⁶/s] は Ruth の定圧ろ過係数、 θ_m [s] は仮想ろ過液量 V_m を得るのに要する仮想ろ過時間で $V_m^2 = K_v \cdot \theta_m$ の関係がある。

今ケーキの平均空げき率を ϵ_{av} [-]、個体密度を ρ_s [kg/m³] とすると次式が成立する。

$$W_s = AL(1 - \epsilon_{av})\rho_s \quad (3)$$

また、任意のろ過時間 θ におけるろ液量 V とケーキ固形物質量 W_s との関係はケーキ内の物質収支より次式で与えられる。

$$W_s = \frac{\rho \cdot s}{(1 - m \cdot s)} \cdot V \quad (4)$$

この(3)式と(4)式よりケーキ厚さ L [m] が求まる。

$$L = \frac{\rho \cdot s}{\rho_s(1 - \epsilon_{av})(1 - m \cdot s)} \cdot \frac{V}{A} \quad (5)$$

また(1)式より(6)式が得られ、(7)式が求まる。

$$\frac{d\theta}{dV} = \frac{2}{K_v}(V + V_m) \quad (6)$$

$$\frac{\theta}{V} = \frac{1}{K_v} \cdot V + \frac{2V_m}{K_v} \quad (7)$$

一方、電圧を印加した場合の平均空隙率を $n_c \cdot \epsilon_{av}$ で表すと(8)式の Kozeny-Carman 式をろ液流動基礎式に代入した式³⁾は、陰極側の見かけ脱水速度 u_c を与える(9)式となる。

$$u = \frac{\rho_s \epsilon_{av}^3}{k S_0^2 (1 - \epsilon_{av})} \cdot \frac{\partial P_L}{\mu \rho_s \partial \omega} \quad (8)$$

$$u_c = \frac{\rho_s (n_c \epsilon_{av})^3}{k S_0^2 (1 - n_c \epsilon_{av})} \cdot \frac{1}{\mu \rho_s} \left(\frac{\partial P_L}{\partial \omega} \right)_{\omega=0} \quad (9)$$

ここで、 $n_c \epsilon_{av} < 1 - s$ である。ケーキ内の個体質量が同一ならばケーキの平均空隙率にかかわらず $\frac{\partial P_L}{\partial \omega} \Big|_{\omega=0}$ は同一なので、定圧圧搾のみの場合の見かけ脱水速度 u との比として

$$\frac{u_c}{u} = \frac{(1 - \epsilon_{av})}{(1 - n_c \epsilon_{av})} (n_c)^3 \quad (10)$$

を得る。

ここで、陰極側のケーキ厚さ l_c を

$$l_c = l + at_E \quad (11)$$

と仮定すれば、質量保存則

$$\frac{l_c}{l} = \frac{1 - \epsilon_{av}}{1 - n_c \epsilon_{av}} \quad (12)$$

より n_c を与える(13)式を得る。

$$n_c = 1 + \frac{\left(\frac{1}{\epsilon_{av}} - 1 \right) \frac{at_E}{l}}{1 + \frac{at_E}{l}} \quad (13)$$

ここで、 a は実験定数である。液の移動距離に相対的な電気泳動による個体粒子の移動距離 t_E は、(14)式に示した電気泳動速度⁶⁾

$$u_E = \frac{\zeta \epsilon_E H}{\mu} \quad (14)$$

を用いて(15)式で定義する。

$$t_E = \int_{\theta_{st}}^{\theta_s} u_E \cdot d\theta_s \quad (15)$$

ここで

A : ろ過面積 [m^2]

P : ろ過圧力 [Pa]

m : 湿乾質量比 = $\frac{\text{湿潤ケーキ質量}}{\text{乾燥ケーキ質量}}$ [-]

S : スラリーの個体質量分率 [-]

μ : ろ液粘度 [Pa·s]

ρ : 液体の密度 [kg/m^3]

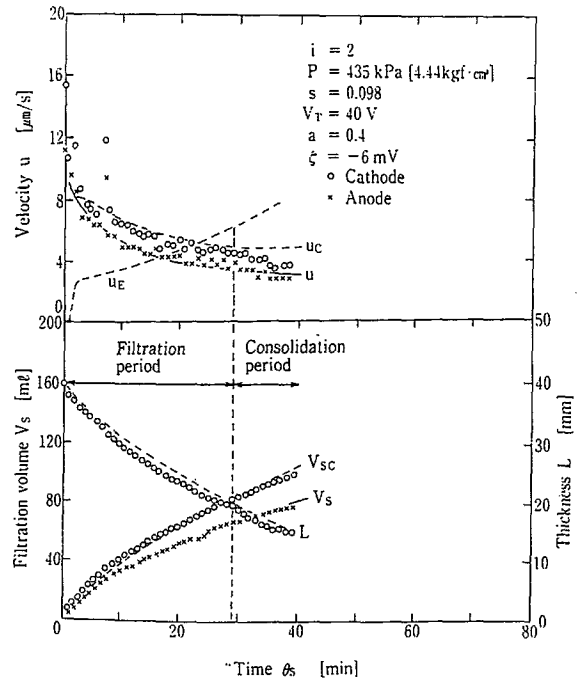
k : Kozeny 定数 [-]

S_0 : 位置 ω における粒子有効比表面積 [m^{-1}]

P_L : 局所過剰液圧 [Pa]

n_c : 定数

ϵ_E : 液の誘導率 [F/m]



第1図 ろ過曲線 ($V_T = 40V$, $i = 2$, $s = 0.098$)

Fig. 1 Relations between Filtration volume and Velocity vs. Time

ζ : 粒子のゼータ電位 [V]

H : 電解の強さ [V/m]

ω : ケーキ底面から任意の位置までに存在する単位面積当たりの正味個体積 [m]

次に実験により a を定める。

2. 実験

2.1 実験方法

片面脱水 ($i=1$) と両面脱水とが可能な内径95 mmの横軸形小形カラム実験装置³⁾を使用した。一定の初期厚さのカラムに、個体粒子の比重2.24, メディアン径33 μm , ゼータ電位 $\zeta = -6 mV$ である上下汚泥を封入後、一定圧搾圧力 $P = 435 kPa$ 下で、一定の直流電圧 $V_T = 40 V$ を印加する。圧搾時間 θ と脱水ろ液量 V やケーキの厚さ L の関係を求めるには、

$$\theta_s = \theta - 60, \quad V_s = V - V |_{\theta_s=0} \quad (16)$$

を用いる。従って Ruth の式は

$$(V_s + V_m)^2 = K_v (\theta_s + \theta_m) \quad (17)$$

となる。

2.2 実験定数 a の計算方式

脱水に関する電気泳動の効果に関する理論の予測値を求める手順は次の通りである。

(1) 定圧圧搾の実験値より、 m や(7)式中の K_v , V_m ならびに θ_m をもとめる。

(2) 電気泳動の効果が現れるに要する時間遅れ θ_{st} における L ならびに $\zeta = -6 mV$, $\epsilon_E = 6.95 \times 10^{-10} F/m$

を用いて(14)式より u_F を求める。

- 3) 時間 $\Delta\theta_s = 1$ 分経過ごとに t_B , l を求めた後、電圧印加のない場合の u を利用して、種々の実験定数 a に関して u_c を予測する。
- 4) 以上の手順を、ろ過期間終了まで繰り返す。
- 5) 理論の予測値と実験値とを比較・検討することにより最適な実験定数 a を見いだす。

理論と実験との比較

電気泳動効果が現れるに要する時間遅れの実験値を用い理論式(10)と(13)とより予測値を求め、実験と比較した結果第1図に示す。第1図で V_{s0} , u_c の破線は $a=0.4$ としたの電圧印加時における理論値で、○印及び×印は(−)側と(+)極側の実験値である。 u , V_s は定圧ろ過実験の脱水速度及びろ液流量である。

第1図より電圧印加時のろ過速度 u_c は電圧印加のない圧ろ過の場合のろ過速度 u に比べて $\theta_s = 20$ 分の時、約%の増加となる。また(+)極側のろ過速度は定圧ろ過速度 u とほぼ同じであることが判る。

そして第1図より電圧印加直後の数分間と、圧密期間(Consolidation Period)を除けば、実験定数 $a=0.4$ のと理論値 u_c は実験値とよい一致を示す。

考 察

第1図より u_c の解析値と実験値の違いが、ろ過期間(Filtration Period)終了時近辺から現れはじめることができる。特に圧密期間(Consolidation Period)に入ってからはその差が増大している。これは圧密期間に入ると粒子移動が拘束され電気泳動効果は消えて、電気浸透効果がはじめるためと思われる。

従って、本稿で述べた解析式は電圧印加直後の数分間か、ろ過期間終了近辺までが適用範囲と考えられる。電圧印加直後の数分間は、 u_c の解析値と実験値が大きく異なるが、この原因は粒子の衝突や気泡その他の影響等により動効果が現れるのに時間を要するためと思われる。

す び

電気浸透式加圧脱水機は、もちろんその名の通り電気浸透現象を利用して脱水の促進をはかるものであるが、本稿

で述べたように上水スラッジを対象にした場合には電気泳動現象の効果も非常に大きいことが判る。

電気泳動・浸透現象は1808年に発見され、多くの基礎的研究や実用化等が試みられたが、長い間産業機械用脱水機としての電気浸透脱水機は完成されなかった。

その主な原因としては次のことが考えられる。

- (1) 電気浸透法による液移動のスピードは非常に遅いため脱水に時間がかかり、処理性能が低く、装置が大型化し、設備費が高くなった。
- (2) 電気浸透効果のみに目が向けられ電気泳動効果に対する認識が薄かったため圧力との効率的な併用や、電流、電圧等のかけ方等の工夫が不足しており、特に電気代が高くつき経済的でないと思われていた。
- (3) 電気浸透式脱水機の心臓部である電極において、安価で長寿命のものが開発されなかった。
- (4) 電気浸透脱水法は、この原理単独での実用は困難で、他の機械的脱水法と組み合わせて実用化が試みられたため、装置が複雑となり、自動化及び材質面、安全面等で完成度の高い装置が要求されたが、それまでの技術では対応が難しかった。

私共は、前述の点に鑑み、各種の改良を行って、現在では出願中をも含めて46件の特許(内、海外4件)を出願するなど各種の方法で解決してきた。本稿で述べた電気泳動効果に注目した解析方法も、これらと同様に少しでも今後の電気浸透脱水技術の発展に貢献できれば幸いである。

[参考文献]

- 1) Wakeman, R, J : Filtration & Separation, 316, (1982)
- 2) Yukawa, H. et al : J. Chem. Eng. Japan, 9, 396, (1976)
- 3) 近藤史朗 : 京都大学学位論文, 電気浸透脱水法に関する研究, p. 19-42, (1994)
- 4) 近藤史朗, 中村克孝 : 化学工学会秋田大会研究発表講演要旨集, p. 130-131, (1993-8)
- 5) 白戸紋平 : 化学工業, 機械的操作の基礎, p.170, 丸善, (1980)
- 6) D.H. Everett (関集三 : 訳) : コロイド化学の基礎, p.90-93, 化学同人, (1992)