
目次	CONTENTS
----	----------

1	<巻頭言> 総合的有害性評価方法の確立への待望	
2	SP プロセス法による高濃度PCB 汚染油の低温処理	Lower Temperature Treatment of High PCB Contaminated Oil by SP process
6	固形状汚染物中のダイオキシン類分解処理	The decomposition of dioxins in polluted solids
12	新型回転膜分離装置の紹介	Introduction of New Rotary Membrane Separation System
18	日本下水道事業団共同研究テーマ 好気性好熱細菌による下水汚泥の減量化 —エステプロセス®の下水への適用—	Decomposition of sewage sludge by thermophilic aerobic bacteria
26	汚泥処理への超臨界水酸化技術の適用	Excess activated sludge decomposition test using the supercritical water oxidation (SCWO) demonstration test plant
33	グラスライニング製新型攪拌翼『ツインスター』 (特許, 商標登録出願中)	New Model of Glasslined Impeller "TWINSTIR" (Patent and Trademark Applications Pending)
39	食品廃棄物の資源化技術の紹介 —メタン発酵によるエネルギー回収—	Resource recovery technology for food waste —Energy recovery by methane fermentation—
45	クリプトの不活化 —浄水場返送水—	Inactivation of Cryptosporidium in Recycle Water from Purification Plant
51	低圧UV酸化装置を使用した排水回収システム	Wastewater recovery system with low-pressure UV oxidation
56	佐用町本位田浄水場膜ろ過設備の運転状況	Operating Report on Membrane Filtration Water Purification Plant
64	新シリーズコンパクトタイプ中/小容量 HHOG®	New series of compact design medium/small capacity HHOG®
69	冷却塔補修工事へのFRP 材適用の事例紹介	Examples of FRP applied to cooling tower repair works
73	TECHNICAL NOTE 特殊環境微生物利用技術	

総合的有害性評価方法の確立への待望



給水工事技術振興財団 技術アドバイザー

山梨大学名誉教授

工学博士 中村文雄

Fumio Nakamura

水道の水源となっている河川や湖沼などには、未知成分を含めた各種の有害物質が突発的に混入する可能性を常時はらんでいる。最近の国の調査によれば、水道原水汚染の発生件数は年平均で80件を越えており、この内、化学物質による汚染事故は約20%に達している。ここで、飲料水水質基準に規定されているような有害性金属や有機物の多くは、「通常」の浄水システム（凝集・沈殿・濾過）のみでは完全には除去できないと考えるべきであり、したがって、水道水の衛生的安全性を確保するためには、水道原水および浄水の有害物質による突発的汚染を連続的に監視する体制の構築が急務である。

ところで、1992年に公布された水道水質基準では、従来の26の水質基準項目が46項目に増大し、また新たに、13の快適水質項目と26の要監視項目が追加されたが、今後更に、基準項目が拡大される方向にあると聞く。近年における化学物質への社会的関心と研究意欲の高まりおよび分析機器の発展は、この傾向を助長することになると予想される。基準項目の増大や基準レベルの引き上げは、たしかに、浄水技術の革新・発展を促す機能を持ち、結果として、水道および水道水質への信頼性を高める効果を持っているに違いない。

ただ、水源から給水栓に至る水質を“常時”計測してその異状を早期に検出し、迅速かつ適切に、水質管理にフィードバックさせる必要のある水道システムの運用に当たっては、それら個々の有害物質を測定・監視している時間的ゆとりはない。また、給水人口5000人以上の事業体（約2000）において、水質基準項目を自己検査し得る事業体は7.2%（1976年当時）にすぎないという現実を併せ考えれば、連続性、迅速性および簡便性を兼ね備えた総合的な有害性評価方法の早期の確立が望まれる。

近年、魚類の行動・呼吸特性変化や細菌その他微小生物の活性変化を評価指標にした測定機器が水質監視目的に開発され、一部実用化されている。これらの方法は、多様な有害物質に由来する“水の有害性”の総合的評価を可能とし、かつ、急性有害成分の微量を連続的に、かつ、簡便、迅速に検出する可能性を持つことなどの長所を持っているので、水質監視・管理目的にその機能を発揮するであろうことが期待されるが、でき得れば、亜急性～慢性毒成分の検出・評価も可能な方法にまで発展することが望まれる。

ただ、生物をセンサーとして用いる場合の不可避的問題、すなわち、感度・精度・再現性の問題、多様な有害物質への応答性の有無、個体差、等々の問題点を依然として内蔵していると想定されるので、これをより信頼性の高い水質監視手法にまで高める必要がある。すなわち、生物センサーとして感知し得る化学種、感度、精度などに基づいてその利用限界を明らかにするとともに、使用する生物種、測定方法、測定条件などの標準化を計る必要があり、このための基礎的研究を積極的に実施すべき段階にあると考えられる。

SP プロセス法による高濃度 PCB 汚染油の低温処理

Lower Temperature Treatment of High
PCB Contaminated Oil by SP process



(技)第1研究開発部第2研究室
小倉 正 裕
Masahiro Ogura
井出 昇 明
Shoaki Ide
川井 隆 夫
Takao Kawai

高濃度 PCB 汚染油の反応方法を改良することにより、分解処理温度を従来の120～180℃から90℃に下げることができた。本法による分解処理油中の残留 PCB 濃度は、PCB 初期濃度20%において、反応時間60分以内で基準値（0.5 mg/kg 以下）を達成した。処理油、廃水、廃固形分、排ガスおよび作業環境大気中の PCB およびダイオキシン類濃度を調べた結果、いずれも基準値を下回り安全性に問題ないことを確認した。本技術は、従来の高温処理法に比べて、処理油の劣化度が小さく、反応薬剤の使用量や重合体の生成量も低減できるなど多くの利点をもつプロセスである。

The reaction temperature of PCBs in transformer oil was decreased from 120-180℃ to 90℃ by improving the reaction method. PCBs were easily dechlorinated to less than 0.5mg/kg within 60 minutes at a reaction temperature of 90℃ when PCBs concentration was 20weight%. Furthermore, PCBs and dioxins concentration in treated oil, wastewater, solid waste, exhaust gas and work environment atmosphere were less than the standard criteria by means of the scale up examination. This process has advantages such as lower deterioration of dechlorinated oil, decrease of chemical consumption and polymer formation.

Key Words :

PCB 汚染油
化学処理法
金属 Na 分散体

PCBs contaminated oil
Chemical method
Sodium dispersion oil

まえがき

PCB 汚染油の化学処理法の一つである金属 Na 分散体法は、他の処理方法と比べて低温で分解処理が可能であり、環境上問題となるダイオキシン類等の副生成物がほとんど発生しないことから、実用性の高い処理技術として評価されている¹⁾。

当社は SP プロセス法として低濃度および高濃度汚染油処理技術を開発した²⁾。

本法³⁾における処理温度は、低濃度汚染油（PCB

濃度1%以下）では90℃、高濃度（同1%以上）では、1%の場合120～130℃、そして10%の場合170～190℃であった⁴⁾が、PCB 処理油の劣化低減による再利用用途の拡大やより高い安全性確保の観点から、より低温度域で処理できることが望ましい。

著者らは処理条件を検討した結果、処理温度を低減できる可能性を見出し、新たに廃水のリサイクルプロセスを付加したプロセスとし、実証試験を行ったのでその結果を報告する。

1. 試験方法

1.1 試料, 反応薬剤および反応促進剤

(1) PCB 試料

試験に用いた PCB 試料は, KC-300および KC-1000の2種類である。これらの試料を市販の絶縁油で希釈し, 1, 10, 15, 20 %に濃度調整したものをを用いた。

(2) 反応薬剤

反応薬剤は金属 Na 微粒子を絶縁油中に分散懸濁させたものを使用した。金属 Na の濃度は40 wt/vol%, 平均粒径は2~3 μm である。

(3) 反応促進剤

反応促進剤は市販の1級 IPA を使用した。

1.2 試験装置, 反応手順および後処理

(1) 試験装置

試験装置の模式フローを第1図に示す。本装置は PCB 濃度を調製するための被処理液槽, 脱塩素化反応を行うための反応槽, 余剰の Na を処理するための水和槽および油水分離槽からなる。反応槽には2 L セパラブルフラスコおよび20 L 反応槽を使用し, 攪拌翼にはフルゾーン翼を採用した。

(2) 反応手順

反応槽に反応薬剤22~310 g と絶縁油50~100 g を混合攪拌して反応薬液を調製した。本液に所定濃度に希釈した PCB 液400~450 g と反応促進剤7~85 g の混合液(被処理液)を, 反応液の温度制御を行いながら注入攪拌した。反応時間は被処理液の注入完了時を反応開始とした。反応系内は

反応薬液調製後, 反応終了まで N_2 ガスで置換した。

被処理液の注入終了後, 所定時間毎に反応液をサンプリングし, 分析に供した。

(3) 後処理

反応終了後40 $^{\circ}\text{C}$ 以下に冷却した反応液を中和槽に移送し水と攪拌混合を行い, 過剰の Na を水和した後, CO_2 中和を行い, 静置して処理油と廃液に分離した。

重合体成分は濾過により分取し生成量を調べた。

廃固形分は油水分離後得られた廃液を100 $^{\circ}\text{C}$ で蒸発乾固させて得た。

1.3 評価および分析項目

(1) 残留 PCB 濃度

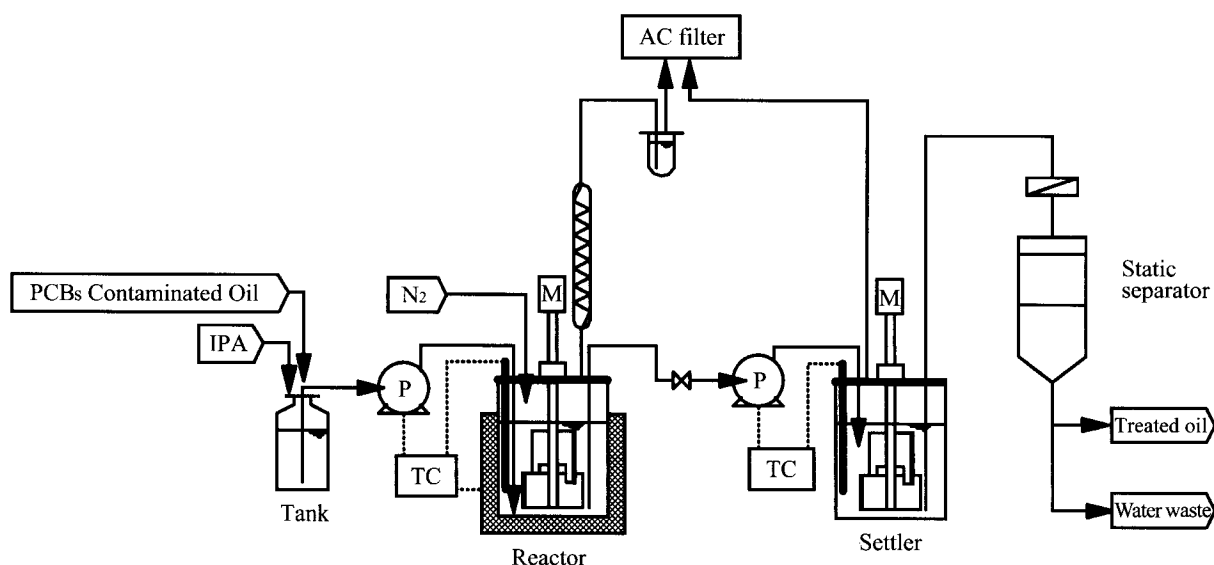
残留 PCB 濃度に及ぼす処理条件の影響を調査した。

残留 PCB 濃度はガスクロマトグラフィ (GC-ECD 法) により定量分析した。分析条件を第1

第1表 GC-ECD 分析条件

Table 1 Analytical condition of GC-ECD

Instrument	Hewlett Packard 6890
Column	HP-5 (15 m $\times$ 0.53 mm, 1.5 μm)
Carrier Gas	He (6 ml/min)
Makeup Gas	N_2 (60 ml/min)
Purge Gas	He (6 ml/min)
Injection Mode	Splitless
Injector Temp	250 $^{\circ}\text{C}$
Detector Temp	320 $^{\circ}\text{C}$



第1図 試験装置の模式図

Fig. 1 Schematic diagram of experiment

表に示す。

(2) 重合体生成量

重合体生成量に及ぼす反応温度の影響を調査した。

(3) 20L 装置による確認試験

20L 装置により分解試験を行い、処理油、廃液、廃固形分、排ガス中の全 PCB 濃度およびダイオキシン類濃度を分析した。

PCB およびダイオキシン類は、それぞれ公定法およびダイオキシン類分析マニュアルに準じて HRGC-HRMS 法により分析した。

2. 試験結果および考察

2.1 PCB 分解に及ぼす反応温度および反応時間の影響

第 2, 3 表に反応温度 90~170 °C における反応液中の残留 PCB 濃度分析結果を示す。KC-1 000, 初期 PCB 濃度 10 % では全ての条件下で残留 PCB 濃度は 0.1 mg/kg 以下になった。

第 2 図に初期 PCB 濃度 10 %, 反応温度 90 °C における残留 PCB 濃度の経時変化を示す。被処理液添加終了後 20 分以内に残留 PCB 濃度は 0.1 mg/kg 以下となった。

2.2 重合体生成量に及ぼす反応温度の影響

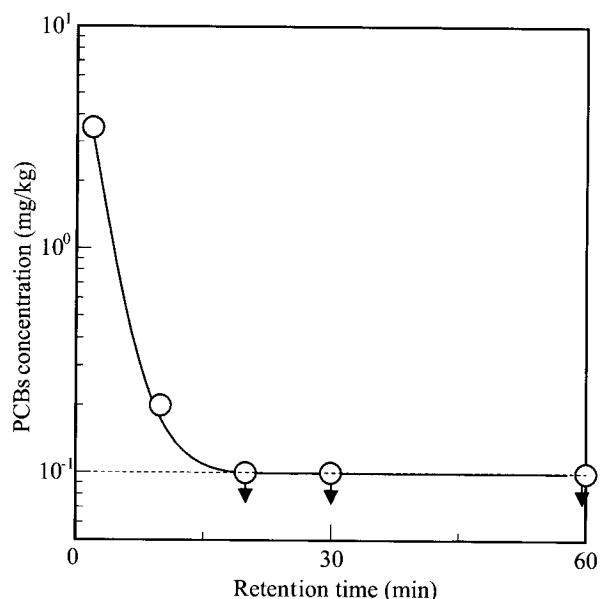
第 3 図に反応温度と重合体生成量の関係を示す。反応温度 170 °C の場合、重合体生成量は PCB 量の約 11 wt% であった。反応温度の低下に伴って重合

体生成量は減少し、反応温度 90 °C の場合、約 2 ~ 3 wt% であった。本結果より、反応温度を 170 °C から 90 °C に低下させることにより、重合体生成量は 1 / 3 以下に低減できることが分かった。

2.3 20 L 装置による確認試験

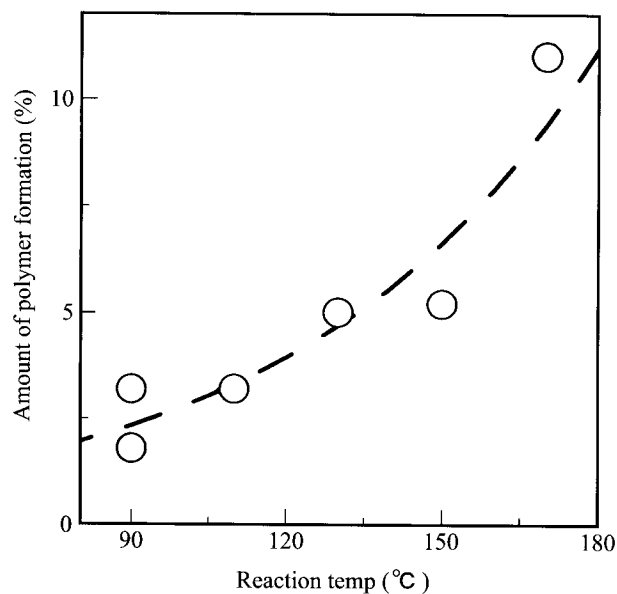
(1) 処理油

初期 PCB 濃度 1 ~ 20 %, 反応温度 90 °C, 反応時間 120 ~ 180 分で残留 PCB 濃度は最大 0.26 mg/kg, 最低 0.008 mg/kg であった。



第 2 図 10 % PCB 汚染油処理時の残留 PCB 濃度の経時変化

Fig. 2 The variation of PCBs concentration in treated oil as a function of retention time



第 3 図 重合体生成量と温度の関係

Fig. 3 Relation between amount of polymer formation and reaction temperature

第 2 表 反応液中の残留 PCB 濃度 (KC-1 000)

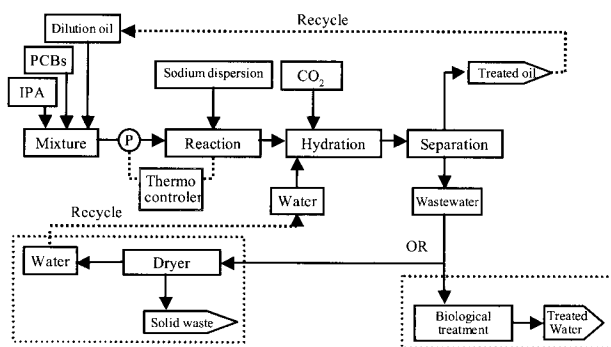
Table 2 PCBs concentration in treated oil (KC-1 000)

No.	Initial PCBs [%]	Reaction temp [°C]	PCBs concentration [mg/kg]
1	10	170	< 0.1
2	10	150	〃
3	10	130	〃
4	10	110	〃
5	10	90	〃

第 3 表 反応液中の残留 PCB 濃度 (KC-300)

Table 3 PCBs concentration in treated oil (KC-300)

No.	Initial PCBs [%]	Reaction temp [°C]	PCBs concentration [mg/kg]
1	20	90	< 0.1
2	15	90	〃
3	10	170	〃
4	10	90	〃
5	1	90	〃



第4図 SPプロセスのフロー
Fig. 4 Flow diagram of SP process

ダイオキシン類は、0.015 ng-TEQ/g 以下であった。

(2) 環境への影響

排ガス中の PCB およびダイオキシン類ともに、排出基準値（それぞれ0.25 mg/m³N（平均0.15 mg/m³N）、0.1 ng-TEQ/m³N）以下であった。

また作業環境大気、一般環境大気ともに、PCB の大気中暫定環境基準値0.5 µg/m³N、ダイオキシン類の環境基準値0.6 pg-TEQ/m³N を下回った。

廃液中の全 PCB は最大0.00022 mg/L、最低0.0028 mg/L であり、全て基準値0.03 mg/L 以下であった。ダイオキシン類は最大6.5 pg-TEQ/L（コプラナー PCBs：6.2 pg-TEQ/L、PCDDs+PCDFs：0.24 pg-TEQ/L）、最低0.32 pg-TEQ/L であり、全て排出基準値10 pg-TEQ/L 未満であった。

廃固形分については、PCB 濃度は汚泥の埋立基準値（3 µg/L—検液）以下、ダイオキシン類は検出下限値（0.013 ng-TEQ/g）以下であった。

2.4 低温法と高温法（従来法）との相違点

第4図に SP プロセスのフローを示す。

従来、反応槽への被処理液の添加を一気に全量投入していたが、今回 PCB 汚染油の送液量を反応温度で制御しながら添加する方法に変更した結果、従

来の高温法に比べて処理油の劣化度が小さく、反応薬剤の使用量や重合体の生成量も低減した。

2.5 廃液のリサイクル

脱塩素化処理の過程で生成する廃液処理システムとして、廃液を蒸発乾固し回収水を余剰 Na の水とに再利用することにより系外への排出を極力減らすシステムを確立した。従来の生物処理に比べ、省スペース化が可能となった。

むすび

高濃度 PCB 汚染油の脱塩素化反応方法改良により、低温処理技術を確立した。本処理法により、重合体などの反応副生成物の低減、処理油の劣化低減による再利用用途の拡大、反応薬剤量や熱原単位の高減が可能となった。

また、20 L 規模反応槽により反応温度90 °Cでの1～20 % PCB 処理を行い、処理油、廃液、廃固形分、排ガスのすべてにおいて全 PCB、ダイオキシン類は基準値以下であることを確認した。

本法は2000年12月「高濃度 PCB 絶縁油処理（低温処理）」として「PCB 処理技術資料集増補版」⁶⁾に記載された。

今後本格化していくトランス・コンデンサの高濃度 PCB 処理において、より安全な処理法として活用していく所存である。

[参考文献]

- 1) 川井隆夫：資源処理技術，Vol.47，No.2，(2000)，p.17
- 2) 川井隆夫ほか：神鋼パンテック技報，Vol.42，No.1，(1998)，p.34
- 3) 川井隆夫ほか：粉体工学会誌，Vol.37，No.6，(2000)，p.24
- 4) 財産業廃棄物処理事業振興財団：PCB 処理技術ガイドブック，1999年8月
- 5) 日本環境化学会：第10回環境化学討論会講演要旨集，2001年5月
- 6) 財産業廃棄物処理事業振興財団：PCB 処理技術資料集増補版，2000年12月

連絡先

小 倉 正 裕 技術開発本部
第1研究開発部
第2研究室
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail m.ogura@pantec.co.jp

固形状汚染物中のダイオキシン類分解処理

The decomposition of dioxins in polluted solids



(環)廃棄物水環境室

児 島 大

Dai Kojima

小 林 哲 男

Tetsuo Kobayashi

牛 越 健 一

Kenichi Ushikoshi

当社は最終埋立処分場浸出水の逆浸透膜（RO 膜）処理で回収される濃縮水を乾燥塩とし、乾燥塩中のダイオキシン類の分解処理に加熱還元分解法を適用してきた。今回、浸出水処理における凝集沈殿汚泥、および、汚染土壌中のダイオキシン類分解処理として本方法の適用実験を行なったところ、ダイオキシン類の分解率は99 %以上の高い分解率が得られ、本法が固形状汚染物中のダイオキシン類の分解除去に適応できることを実証した。

We have proposed an application of the heating reduced decomposition process for treatment of the dioxins in dried salts recovered from landfill leachate concentrate with using an reverse osmosis membrane process (RO-process).

In this paper, the heating reduced decomposition conditions for dioxins in coagulation/sedimentation sludge from a leachate treatment process and soil polluted by like fly ash has been investigated. Based on these experiments, this process decomposed 99 % or more of dioxins in these polluted solid under the condition of decomposition temperature range from 450 to 550 °C.

Key Words :

凝 集 沈 殿 汚 泥

汚 染 土 壌

加 熱 還 元 分 解 法

ダイオキシン類分解

Coagulation/sedimentation sludge

Polluted soil

Heating reduced decomposition process

Decomposition of dioxins

ま え が き

近年、焼却煤塵や工場排水等に含まれるダイオキシン類（以下 DXNs と称する）などの微量環境汚染物質による固形状物質の汚染が社会問題として注目され削減対策が求められてきている。このような DXNs による固形状汚染物として土壌や河川、湖沼、池などの固形状物質が対象とされる。また、その他

の固形状汚染物質として、焼却灰の埋立比率が高い処分場の浸出水処理設備における凝集沈殿汚泥が挙げられる。浸出水中に DXNs が含まれる場合、凝集沈殿汚泥などが対象となる場合がある。2000年にダイオキシン類対策特別措置法により、土壤環境基準として1000 pg-TEQ/g、要観察基準値として250 pg-TEQ/g が定められた。焼却灰中の飛灰に関し溶

融法などが適用されつつあり、汚染土壌などについては実証検討が着手されはじめている。

当社は廃棄物埋立最終処分場における浸出水処理に逆浸透膜（RO 膜）処理を適用してきている¹⁾。浸出水中の溶解塩類や難分解性有機汚濁物質（DXNs、環境ホルモン類、難分解性 COD/TOC 成分など）は RO 膜により高度に分離され、透過水（処理水）は水道水質並みとなり放流もしくは場内用水として再利用されている。一方、RO 膜で分離された濃縮水中に移行した DXNs などは乾燥固化塩とし、加熱還元分解法によって 99 % 以上の高い分解率で分解処理できること²⁾、および、分解精製で得られた副生塩の工業塩等としての再利用可能性を報告してきている³⁾。

本報では、小型加熱還元分解装置によって、浸出水処理設備で発生する凝集沈殿汚泥、および、汚染土壌を対象とした固形状物中 DXNs の分解特性について検討したので報告する。

1. 加熱還元分解法の処理原理

加熱還元分解法とは、汚染対象固形物を酸素欠乏雰囲気下で加熱（350～550℃）し、対象固形物中の難分解性有機塩素化合物を還元分解（脱塩素化）する方法でハーゲンマイヤー法と呼ばれている。

2. 実験方法

2.1 実験装置

加熱分解実験装置の概要図を第 1 図に示す。実験は回分処理で行ない、排気ガスは開始から終了までの全量をガス捕集器で捕集し、活性炭吸着塔を通し

て排出した。

- 1) 装置形状：横型回転円筒型
- 2) 寸法：φ 100 mm×350 mm
- 3) 容器空間容積：3.0 L
- 4) 注入ガス量：空気／窒素ガス（3 NL/min.）
- 5) 加熱方法：電気ヒーター（1.5 kW）

2.2 実験にもちいた固形状ダイオキシン類汚染物

本実験では下記の固形状 DXNs 汚染物をもちいた。

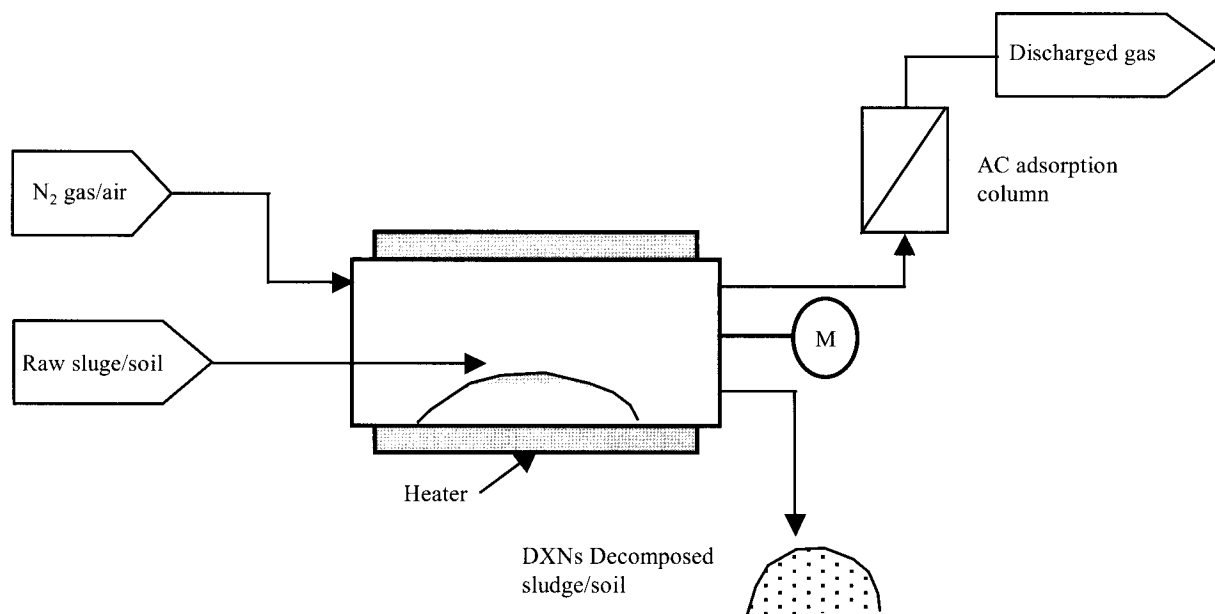
1) 某最終処分場内浸出水凝集沈殿汚泥

塩化第一鉄を添加し、凝集処理したスラリー状汚泥を真空乾燥処理し、乾燥汚泥（含水率：6.0 %）とした。浸出水中の不溶性の DXNs は凝集処理することによって 60～90 % が凝集沈殿汚泥に移行するとされる。ここでは、浸出水中の DXNs 濃度が 10～20 pg-TEQ/L 程度ある場合を想定し、乾燥汚泥に DXNs を外添して 380 pg-TEQ/g に調整した。外添 DXNs は飛灰より抽出した DXNs をもちいた。

2) 某焼却場内汚染土壌

主に焼却煤塵による汚染と判断される焼却場内の土壌を対象とした。小石等を 6 mm 振るいを通過させて取除き、通過分の粒状土壌を試料とした。煤塵の混入が多く 6 800 pg-TEQ/g であった。

第 1 表に乾燥凝集沈殿汚泥と土壌の成分組成分析結果を示す。乾燥凝集沈殿汚泥は塩類、塩素が多く、土壌は酸化アルミニウムや酸化ケイ素類の土壌成分が多く存在するのが特徴である。



第 1 図 加熱還元分解試験装置・概略図

Fig. 1 The Drawing of The Heating Reduced Decomposition Test Equipment

2.3 加熱還元分解実験条件

加熱還元分解工程の1例を第2図に示す。固形状試料を装置に約100～150 g 充填させた後、昇温させ、設定温度に到達後、酸化分解工程（エア注入）、還元分解工程（N₂ ガス注入）を所定加熱温度を保ったまま所定時間経過させ、50℃まで急冷させて分解試料を装置より取り出した。酸化工程は高温条件下で、空気を注入しながら酸化雰囲気を保ち、固形状物質中の有機物を酸化分解し、還元分解工程は窒素ガス置換による酸素欠乏雰囲気下（酸素濃度2%以下）で、固形状物中の DXNs を還元分解する工程である。

本実験では、DXNs の還元分解特性の確認として分解温度の影響、および、分解時間の影響をそれぞれ検討した。すなわち、凝集沈殿汚泥については、分解温度を350℃、450℃、550℃について酸化・還元工程を各1時間、また、土壌については400℃、550℃について還元分解工程のみとし分解時間をそれぞれ1時間、4時間とした。装置より排出される排ガスについては、全量をガス捕集器（インピンジャー：氷槽内に5本配置、純水とn-ヘキサンに接触）に通過させ、ガス成分を捕集した。終了後捕集器をアセトン洗浄し、全液を回収して分析に供した。

3. 実験結果

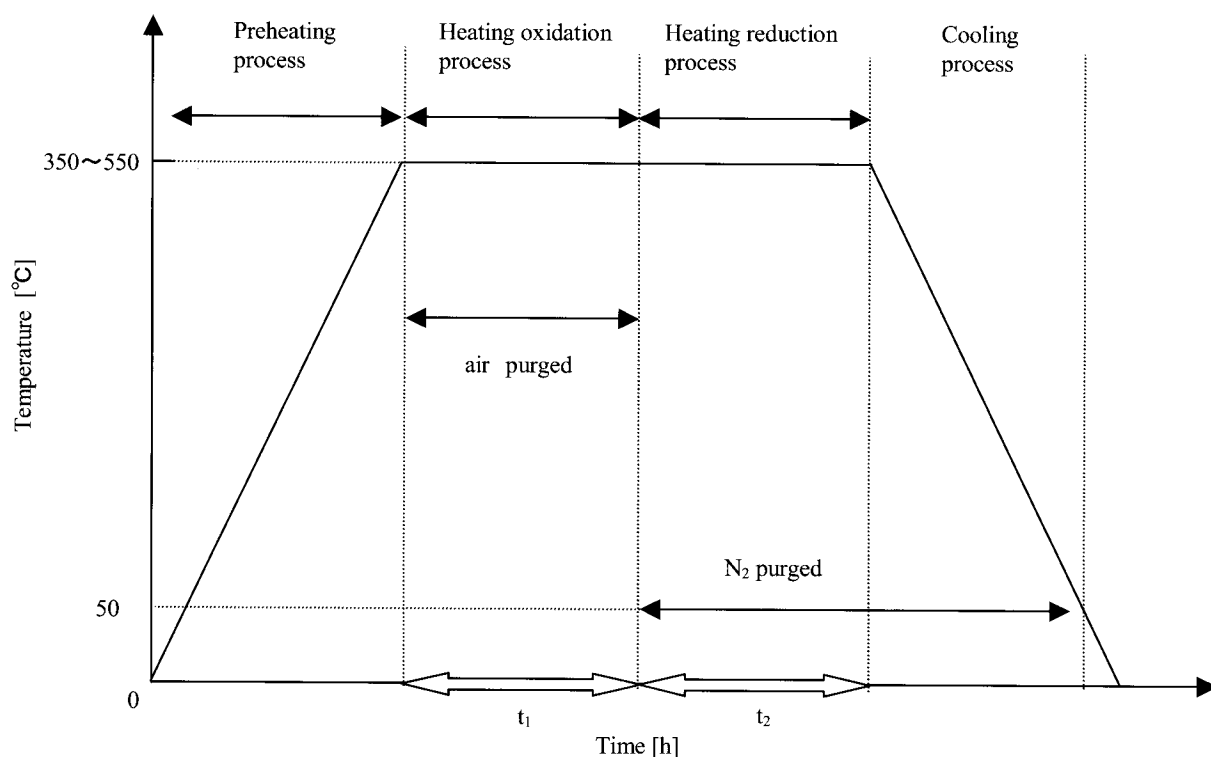
3.1 凝集沈殿汚泥の分解結果

凝集沈殿汚泥の分解結果について第2表に分解条件と分解後の DXNs 濃度と排ガス（全捕集）濃度

第1表 固形状物の分析値

Table 1 Analytical data of components in sludge and soil

Items		coagulation sludge	soil
Ca	[mg/kg]	431 000	1 400
Mg	[mg/kg]	12 200	14 300
Na	[mg/kg]	257 000	1 700
K	[mg/kg]	55 500	19 400
Mn	[mg/kg]	806	7 000
Fe	[mg/kg]	31 700	52 100
Al	[mg/kg]	333	94 800
T-P	[mg/kg]	54	400
T-S	[mg/kg]	9 110	300
Cl	[mg/kg]	204 000	170
T-N	[mg/kg]	1 070	500
SiO ₂	[mg/kg]	10 100	269 000 (as Si)
TOC	[mg/kg]	314	9 000
Ignition loss	[%]	4.37	6.0
Moisture content	[%]	6.0	17.4



第2図 分解工程

Fig. 2 Decomposition Process

を示す。DXNs 濃度はダイオキシン類 (PCDDs+PCDFs) とコプラナー PCBs の合計濃度で示した。酸化・還元分解工程を各 1 時間とし、分解温度を変化させた結果、分解温度の上昇と共に DXNs 分解率は上昇し、350℃で80.3%、450℃で97.8%の分解率となり、550℃では99.999%の高い分解率(0.003pg-TEQ/g)を得られた。排ガス中の DXNs がわずかであるが排出されることを確認したが、試料全量の0.5%以内で排出ガス濃度も0.04~0.4 ng-TEQ/Nm³と低かった。

3.2 汚染土壌の分解結果

第3表に汚染土壌の分解結果について、分解条件と分解後の DXNs 濃度と排ガス(全捕集)濃度を示す。土壌分解では還元分解工程のみとして分解温度と分解時間を変化させた結果、400℃の分解温度で1時間の分解時間では分解率94%、分解時間を4時間とすると分解率は上昇し、98.7%が得られた。550℃の場合、分解時間にかかわらずほぼ等しく

99.3% (47~49 pg-TEQ/g) と高い分解率が得られた。排ガス中の DXNs も試料全量の2%以下で濃度は共に1.8 ng-TEQ/Nm³と小型焼却炉の排ガス基準以下と低い値であった。この値は活性炭吸着塔による排ガス処理前の値で、活性炭吸着処理後の排ガス濃度は更に低い値となる。

以上より、加熱還元分解法が凝集沈殿汚泥や土壌などの固形物中 DXNs の分解技術として有効であることが検証できた。

3.3 ダイオキシン類同族体分布について

第4表に凝集沈殿汚泥と分解後の凝集沈殿汚泥中の DXNs 同族体の実測濃度分布の1例(分解温度450℃)を示す。分解凝集沈殿汚泥中の DXNs は PCDDs, PCDFs とともに一様の分解率ではなく高塩素化物ほど高い分解率が得られていることより、高塩素化物が低塩素化物へ脱塩素化反応による逐次分解が生じていることが示唆された。この傾向はコプラナー PCBs でも同様であり、また、土壌の分解結果

第2表 凝集沈殿汚泥中のダイオキシン類分析結果
Table 2 Analytical data of dioxins in sludge

	Decomposition condition			Dioxins in solid		Decomposition ratio [%]	Dioxins in gas
	Temperature [℃]	Heating oxidation process (t ₁) [h]	Heating reduction process (t ₂) [h]	Raw sludge [pg-TEQ/g]	Decomposed sludge [pg-TEQ/g]		Discharged gas [ng-TEQ/Nm ³]
case1	350	1	1	380	74	80.5	0.04
case2	450	1	1	380	8.5	97.8	0.33
case3	550	1	1	380	0.0031	99.999	0.38

第3表 汚染土壌中のダイオキシン類分析結果
Table 3 Analytical data of dioxins in soil

	Decomposition condition			Dioxins in solid		Decomposition ratio [%]	Dioxins in gas
	Temperature [℃]	Heating oxidation process (t ₁) [h]	Heating reduction process (t ₂) [h]	Raw soil [pg-TEQ/g]	Decomposed soil [pg-TEQ/g]		Discharged gas [ng-TEQ/Nm ³]
case1	400	—	1	6 800	410	94.0	—
case2	400	—	4	6 800	88	98.7	1.83
case3	550	—	1	6 800	49	99.3	—
case4	550	—	4	6 800	47	99.3	1.81

第 4 表 凝集沈殿汚泥中のダイオキシン類同族体分析値
Table 4 Analytical data of Dioxins homologous series in sludge

	Items	Raw sludge [pg/g]	Decomposed sludge [pg/g]	Decomposition ratio [%]
PCDDs	T4CDDs	2 900	47	98.3
	P5CDDs	3 200	28	99.1
	H6CDDs	4 200	20	99.5
	H7CDDs	2 400	9.5	99.6
	O8CDD	2 400	5.7	99.8
	Total PCDDs	15 000 (175 pg-TEQ/g)	110 (2.98 pg-TEQ/g)	99.3 (98.3)
PCDFs	T4CDFs	2 800	160	94.3
	P5CDFs	2 700	86	96.8
	H6CDFs	2 200	30	98.6
	H7CDFs	2 100	7.1	99.6
	O8CDFs	1 400	1.4	99.9
	Total PCDFs	11 000 (190 pg-TEQ/g)	290 (4.40 pg-TEQ/g)	98.5 (97.7)
Total PCDDs+PCDFs		26 000 (365 pg-TEQ/g)	400 (7.38 pg-TEQ/g)	98.5 (98.0)
Coplanar PCBs	TeCBs	153	30.4	80.1
	PeCBs	99	11	88.9
	HxCBs	38	2.4	93.7
	Total non-ortho	290 (10.3 pg-TEQ/g)	43.8 (1.12 pg-TEQ/g)	84.9 (90.0)
	PeCBs	186	43.2	76.8
	HxCBs	119	8.2	93.1
	HpCBs	52	1	98.1
	Total mono-ortho	357 (0.1 pg-TEQ/g)	52.4 (0.023 pg-TEQ/g)	85.3 (99.999)
Total Coplanar PCBs		647 (10.4 pg-TEQ/g)	96.2 (1.14 pg-TEQ/g)	85.1 (89.0)
Total dioxins		26 600 (375 pg-TEQ/g)	496 (8.52 pg-TEQ/g)	98.1 (97.8)

Decomposition temperature : 450 °C

Heating oxidated process : 1 hour

Heating reduced process : 1 hour

も同様であった。

む す び

小型加熱還元分解装置による凝集沈殿汚泥と土壌の固形状物中 DXNs の分解特性実験から次のことを確認することができた。

- 1) 凝集沈殿汚泥および土壌中 DXNs の加熱還元分解特性に及ぼす分解温度と分解時間の影響を検討した結果、初期 DXNs と組成成分の違いにより幾分の違いが認められたが、酸素欠乏雰囲気下、450～550 °C で97.8～99.999 % (毒性等量) の高い

分解率が得られ、分解処理が可能であることが示された。

- 2) 分解工程における DXNs の排ガスへの移行は 0.5～2 % 以下と低く、排ガス濃度は排ガス規制値以下となることが確認された。
 - 3) 加熱還元分解による DXNs の分解は PCDDs と PCDFs、コプラナー PCBs とも、高塩素化物ほど高い分解率が得られ、脱塩素化反応が分解に寄与していることが示唆された。
- 当社では、実用加熱還元分解装置による実証試験

を試みており、RO 膜分離処理技術と併せ、DXNs などの環境汚染物質対策として、トータル処理システムの提供を目指し研究開発に取り組んでいる⁴⁾。

なお、当社はチュービンゲン大学の Hagenmaier 教授より、水処理系から排出される汚泥や塩類、および、廃棄物、土壌中の DXNs の加熱還元分解法（ハーゲンマイヤー法）による分解技術の特許使用権の許諾を受けている。今後とも実用化技術として確立させ社会貢献できるよう努力を重ねていく所存である。

[参考文献]

- 1) 植松一也：神鋼パンテック技報，Vol.43，No.1 (1999)，p.82
- 2) 田路明宏ほか：逆浸透膜を用いた浸出水処理，第20回全国都市清掃研究発表会論文集，(1999)，p.329
- 3) 花嶋正孝ほか：浸出水膜濃縮水からの工業塩回収技術の開発，第20回全国都市清掃研究発表会論文集，(1999)，p.332
- 4) 田路明宏ほか：神鋼パンテック技報，Vol.44，No.1 (2000)，p.46

連絡先

児 島 大 環境装置事業部
環境本部
廃棄物水環境室
T E L 078 - 992 - 6532
F A X 078 - 992 - 6503
E-mail d.kojima@pantec.co.jp

新型回転膜分離装置の紹介

Introduction of New Rotary Membrane Separation System



(技)第2研究開発部第4研究室

谷 田 克 義

Katsuyoshi Tanida

杭 出 義 也

Yoshiya Kuide

高 田 一 貴

Kazutaka Takata

膜分離技術は、従来の分離技術と比較して省エネルギー、小設置面積等の利点を有するため、さまざまな工業的分離プロセスへ適用されている。しかしながら、膜分離には元来透過流束を低下させる濃度分極とファウリングという問題があるため、分離プロセスの中でも特に固形分の多い溶液の分離には適用が困難であるなど、適用範囲が制限されている。そこで膜分離技術の適用分野の拡大を目的として、当社ではこれら問題点を克服した新しい回転膜分離装置を開発した。この新しい装置は、高回転で膜円板を回転させて膜表面近傍の溶液にせん断力と遠心力を与えて濃度分極とファウリングの影響を低減させてろ過抵抗を小さくすることができるため、高透過流束、高濃度での操作が可能である。また、積層した膜円板間に独自形状のバッフルを挿入することにより、膜円板間での溶液の入れ替えを活発にして停滞を防ぐとともに乱流を発生させ膜表面せん断速度を大きくしている。本装置を使用することにより、砂ろ過などの前処理が不要となるため膜分離プロセスの簡略化や従来のクロスフロー方式では適用が困難な高濃度溶液濃縮などへの適用が可能となる。

Membrane separation technology is expected to apply to various industrial separation processes, because it has great advantage such as energy saving and small footprint for the equipment compared with another separation technologies. However, the original problems in membrane separation technology such as the concentration polarization and the fouling, which cause the decrease of permeate flux is still making difficult to separate the solutions which include a fairly amount of suspended solid. Therefore, Shinko Pantec has newly developed the rotary membrane separation machine, which can promote permeate flux by reducing and/or preventing the problems, for the purpose of expanding applicable fields of membrane separation technology. It is possible to operate with high permeate flux and high concentration using this machine, because it decreases the influences of the concentration polarization and the fouling by generating shear rate and centrifugal force in the solution near the membrane surface by rotating membrane disks at high speed. And functional baffles are installed between laminated membrane disks both to prevent the stagnation of solutions between membrane disks and to generate the turbulence. Using this system, it is possible to make separation process simple by reducing pre-treatment, and to apply where the conventional cross-flow system is difficult to use.

Key Words :

膜 分 離
回 転
せん断速度
乱 流
バ ッ フ ル

Membrane separation (filtration)
Rotation
Shear rate
Turbulence
Baffle

まえがき

膜分離技術は、近年さまざまな分離プロセスへの適用が検討され、発展を続けている。これは、膜分離技術が精密な分離が可能、省エネルギー、省スペースといった従来の分離技術よりも優れた特長を有しているためである。しかしながら、膜分離を行う際には、濃度分極現象により膜表面近傍の溶質濃度が上昇しケーキやゲルの発生が起こり、高濃縮操作ができない、ファウリングにより膜に目詰まりや汚れが発生するといった問題があるため、特に高濃縮操作を行うアプリケーションへの適用は困難と考えられている。

このような膜分離技術の問題を解決するために、当社では新型の回転膜分離装置を開発した。新型回転膜分離装置は、膜円板を高回転数で回転させることにより、膜表面の溶液にせん断力と遠心力を与えて膜表面において高いせん断速度を発生させ濃度分極とファウリングを低減することができる。また独自形状のバッフルを積層した膜円板間に挿入することにより、円板間での溶液の停滞を防止して膜の回転の効果を十分に引き出す。これらの効果により、従来の膜分離装置では適用が困難であった高透過流束、高濃縮アプリケーションでも膜性能を十分に発揮することができる。

本稿では、この新しく開発した回転膜分離装置の特長と性能について紹介する。

1. 装置の概要

1.1 装置の構造

新型回転膜分離装置の実機構造図を第1図に、外観写真を写真1にそれぞれ示す。本装置は、ろ過体である膜円板を回転軸に所定間隔で積層する形で取り付け、さらに膜円板間にバッフルを挿入して圧力容器内に納めた構造となっており、軸封部分のシールにメカニカルシールを使用している。以下にそれぞれの構成要素の特長について解説する。

膜円板は、ステンレス製の円板の両面に透過液の流路となるスパーサークロスを挟んで平膜を貼り付けた構造となっている。円板がステンレス製のため、

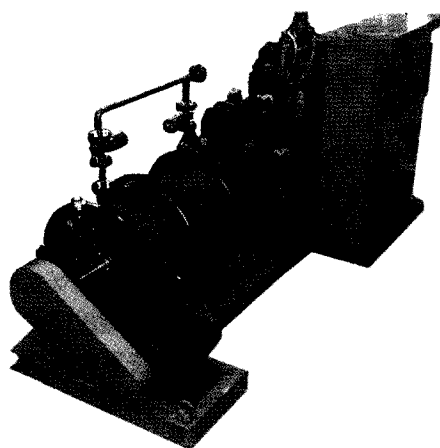
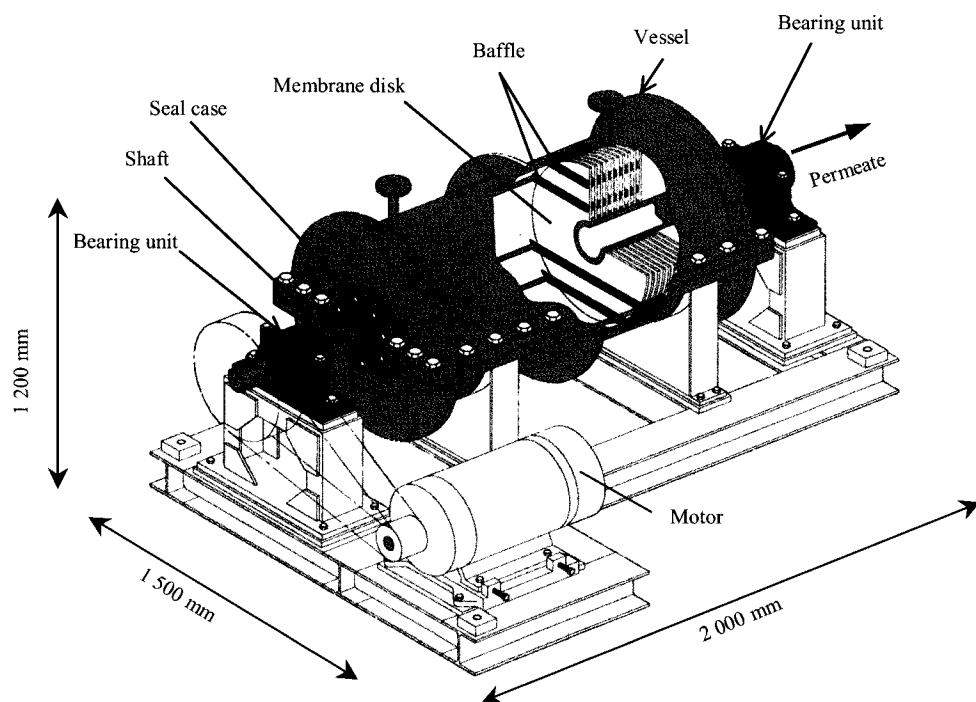


写真1 回転膜分離システム外観写真

Photo 1 Photograph of rotary membrane separation system



第1図 回転膜分離装置 実機構造図

Fig. 1 Schematic diagrams of rotary membrane separation system

従来の回転膜分離装置で多く用いられている樹脂製円板の数倍の強度を有し、高速回転下でも円板の変形等が発生することがなく、高い信頼性を発揮する。この膜円板を回転軸に取り付けて回転軸とともに高速で回転させて膜分離を行う。ここで、膜円板上の平膜を透過した透過液は膜と円板間のスペーサークロスを流路として回転軸への取り付け部分である膜円板内周部へ向かって流れ、回転軸に設けられた集水孔から回転軸内の中空部分を通して装置外に排出される。

回転軸はたわみ・変形等を極めて小さく抑えるべく高い剛性を有する機械軸となっており、重いステンレス製の円板を高速回転させても振動などは発生しない。また回転軸は前述したように膜円板上の平膜を透過した透過液を集水して移送するために中空となっている。

バッフルは、膜円板間で乱流を発生させ、また積層された膜円板が回転することによる溶液の供回りと停滞を防ぐため、膜円板間のクリアランスごとに数枚ずつ挿入される。このバッフルは、アプリケーションごとに最適な枚数を挿入可能である。また、このバッフルは挿入することにより装置内の圧力損失が大きくなる形状となっている。

膜円板が所定間隔で取り付けられた回転軸は圧力容器内に収められるが、この回転軸の軸封にはメカニカルシールを用いている。メカニカルシールの材質と構造は、取り扱う溶液に応じて変更が可能であり、さまざまなアプリケーションへの対応が可能となっている。

この新型回転膜分離装置のフローシートを第2図

に示す。原液タンクに溜められた溶液は、ストレーナーで夾雑物等が取り除かれた後、供給ポンプに送られる。供給ポンプで操作圧力に昇圧された溶液は回転膜分離装置の圧力容器内に供給され、膜円板で膜分離される。膜を透過した溶液は回転軸の中空部分を通して系外へ排出される。また、濃縮された溶液は圧力容器入口の反対側に設置された濃縮液出口から排出される。

本装置では取り扱う溶液の性状と処理目的に応じて、濃縮された溶液を容器出口から原液タンクへ返送する回分濃縮、ワンパスで系外に排出する連続濃縮、あるいは両者を組み合わせた半回分濃縮を選択して行うことが可能である。

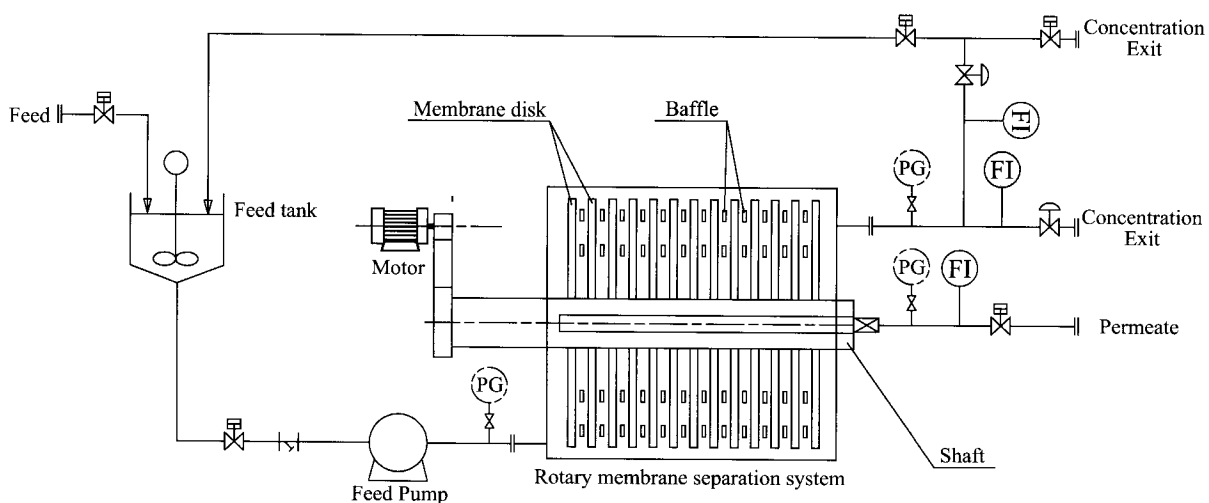
1.2 装置の特長

(1) 濃度分極とファウリングの低減

本装置では、直径600 mmの膜円板を400 rpmという高回転数で回転させることにより、膜分離を行う際に問題となる濃度分極とファウリングをクロスフロー方式と比較して大幅に低減することができる。これは、膜の高速回転により膜表面近傍の溶液に与えられるせん断力と遠心力の効果である。これらの相乗効果により下記に示すような特長が発揮される。

(2) 高透過流束

膜分離を行う際の透過流束は、膜の抵抗と濃度分極層の抵抗により決まるが、本装置では膜表面近傍の濃度分極層の形成が低減されるため、透過流束を低減する濃度分極層の抵抗が低下する。このため、クロスフロー方式と比較して特に高濃度で高透過流束を発揮する。またファウリングが低減されるため、透過流束の低下がクロスフロー方式と比較して緩や



第2図 回転膜分離装置 フローシート

Fig. 2 Flow sheet of rotary membrane separation system

かである。そのため、頻繁な膜の薬品洗浄の必要がなくなり膜の寿命をのばすこともできる。

(3) 高濃縮処理が可能

膜表面近傍の濃度分極層の形成が低減され膜表面でのケーキやゲルの発生が起こり難くなるため、高濃縮が可能となる。また、膜の回転によりチキソトロピー性を有するスラリーの粘度が低下することも高濃縮処理が可能な要因である。

(4) 高阻止性能

膜の阻止性能は、膜が同じならば濃度分極層の濃度が低いほど高くなる。これは、膜を透過する溶質の濃度が膜表面濃度に比例するためである。本装置では上述したように膜表面近傍の濃度分極層の形成が低減され膜表面近傍での溶質濃度が低下するため、膜を透過する溶質の濃度が低下する。このため、本装置では膜が同じでも阻止性能がクロスフロー方式と比較して高くなる。

(5) デッドスペースがない

上述したように回転膜分離装置では膜円板を積層して膜の充填効率を上げるため、溶液が膜円板間に停滞する問題が発生する。この問題を解決するために本装置ではバッフルを膜円板間に挿入している。このバッフルの挿入により膜円板間の溶液の出入りが可能になるため溶液の停滞が防止され、さらに膜

表面の溶液が乱流状態となる。これにより、上述したような膜の高速回転の効果が十分に発揮される。また、バッフルの形状は、バッフルの挿入により圧力容器内の圧力損失が大きくならないように工夫されている。

(6) 容易なメンテナンス

本装置は膜を回転させてはいるが、通常の膜分離装置と同様に全自動運転が可能のため、維持管理が容易となっている。また、前述のようにファウリングが低減され透過流束の低下が緩やかであるので、膜の洗浄インターバルを長くすることができる。

装置の大きさは膜面積 25 m^2 の装置で $1500\text{ mm} \times 2000\text{ mm} \times 1200\text{ mm}$ （設置面積 3 m^2 ）であり、非常にコンパクトな設計となっている。

2. 装置の性能と適用分野

2.1 装置の性能

(1) 透過流束と高濃縮

第3図に新型回転膜分離装置とクロスフロー方式を使用して測定したラテックス懸濁液の透過流束とラテックス濃度の関係を示す。測定は膜間差圧 400 kPa 、操作温度 25°C でUF膜を使用しておこなった。図の縦軸は透過流束、横軸はラテックス濃度であり、図中の記号●は新型回転膜装置での透過流束、△はクロスフロー方式での透過流束である。

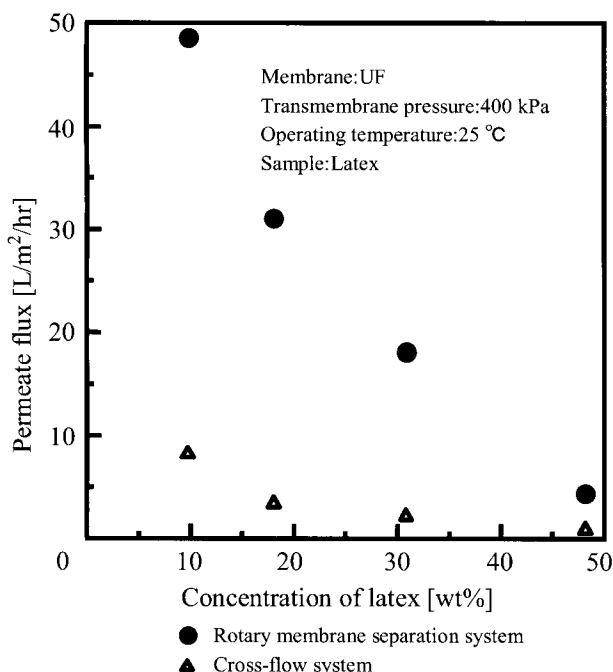
図からわかるように、回転膜分離装置ではクロスフロー方式と比較して透過流束が大きくなっている。またラテックス濃度約 $50\text{ wt}\%$ ではクロスフロー方式の透過流束がほぼ0となるのに対して、回転膜分離装置の透過流束は約 $5\text{ L/m}^2/\text{hr}$ であり、さらに高濃縮が可能であることがわかる。

第4図に同じく新型回転膜分離装置とクロスフロー方式を使用して測定したラテックス懸濁液の透過流束と運転時間の関係を示す。測定は膜間差圧 400 kPa 、操作温度 25°C でUF膜を使用して行った。図の縦軸は透過流束、横軸は運転時間であり、図中の記号●は新型回転膜装置での透過流束、△はクロスフロー方式での透過流束である。

図から、運転時間約 120 時間ではあるが、ファウリングによる透過流束の低下は見られず透過流束が安定していることがわかる。また、クロスフロー方式と比較して透過流束が大きいことがわかる。以上の結果から、回転膜分離装置はクロスフロー方式と比較して高濃縮が可能であり、また安定した透過流束を得られることがわかる。

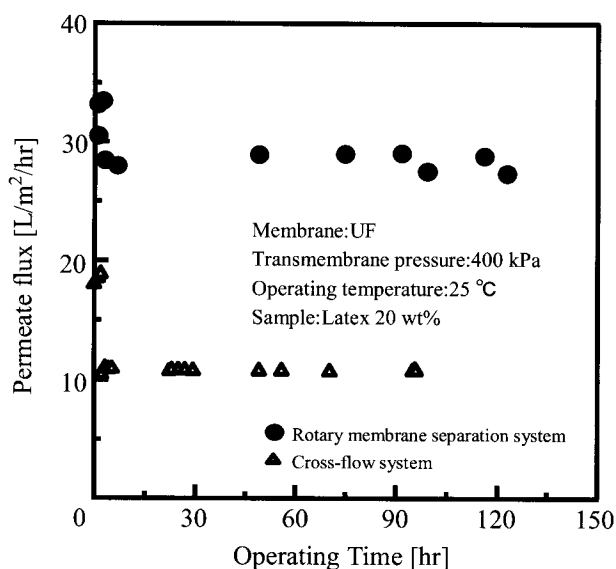
(2) 阻止性能

第5図に NaCl 溶液を使用して測定した NaCl 阻



第3図 回転膜分離装置とクロスフロー方式の透過流束と濃度の関係

Fig. 3 Relationship between permeate flux and concentration of rotary membrane separation system and cross-flow system



第4図 回転膜分離装置とクロスフロー方式の透過流速と運転時間の関係

Fig. 4 Relationship between permeate flux and time of rotary membrane separation system and cross-flow system

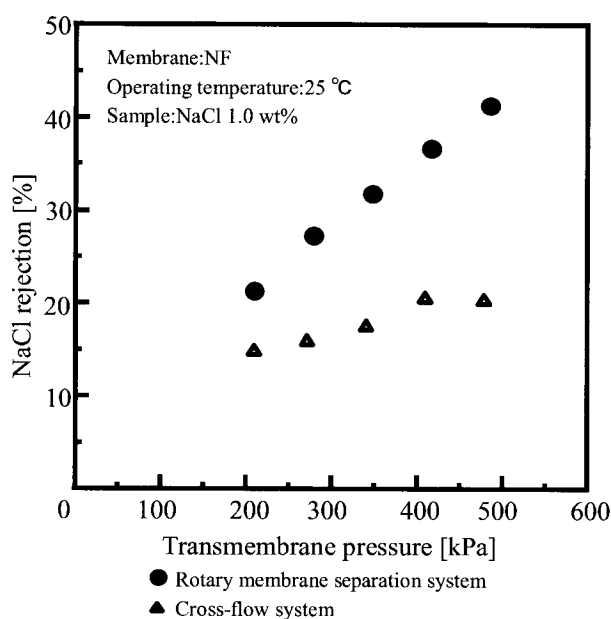
止率と膜間差圧の関係を示す。測定は操作温度25℃、NaCl濃度1.0 wt%でNF膜を使用して行った。図の縦軸はNaCl阻止率、横軸は膜間差圧であり、図中の記号●は回転膜装置でのNaCl阻止率、△はクロスフロー方式でのNaCl阻止率である。

図からわかるように、クロスフロー方式では膜間差圧を上昇させてもNaCl阻止率があまり上昇しないのに対して、回転膜分離装置では操作圧力の上昇とともに直線的にNaCl阻止率が上昇しており、膜が同じでも回転膜分離装置のNaCl阻止率はクロスフロー方式よりも大きいことがわかる。以上の結果から、同じ透過水質が求められる場合には回転膜分離装置ではクロスフロー方式よりも分画性能が低く透過流速の大きい膜を使用できるので、膜面積の低減が可能である。

(3) バッフルの膜分離性能に及ぼす影響

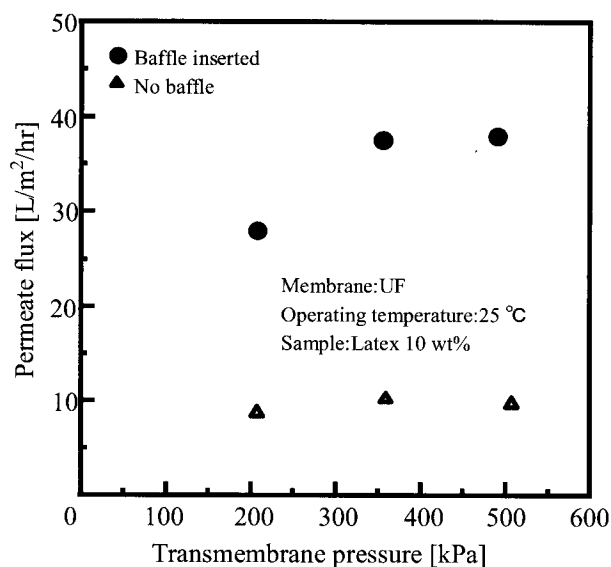
第6図にバッフルの挿入効果を比較した結果を示す。測定は操作温度25℃、ラテックス濃度10 wt%でUF膜を使用して行った。図の縦軸は透過流速、横軸は膜間差圧であり、図中の記号●は本装置のバッフルを使用した場合の透過流速、△はバッフルを挿入しない場合の透過流速である。

図からわかるように、バッフルを挿入しない場合は透過流速が小さく溶液の循環と膜円板間での停滞のために膜の回転の効果が効率よく発揮されていないことがわかる。また、本装置にバッフルを挿入



第5図 回転膜分離装置とクロスフロー方式のNaCl阻止率と膜間差圧の関係

Fig. 5 Relationship between NaCl rejection and transmembrane pressure of rotary membrane separation system and cross-flow system

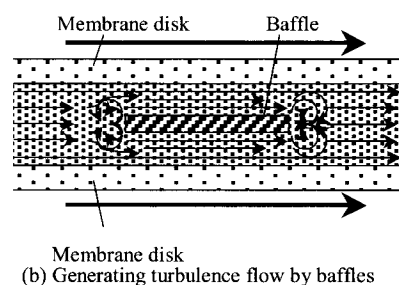
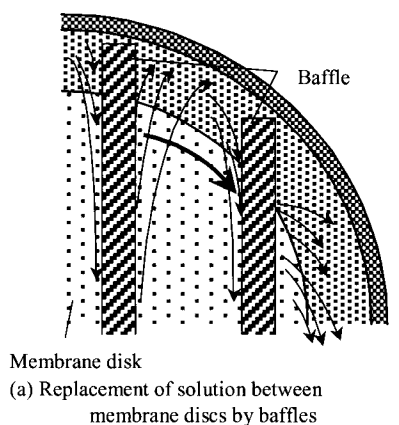


第6図 バッフル挿入効果

Fig. 6 Influence of inserting baffle

することにより透過流速が大幅に向上し回転効果が十分に発揮されていることがわかる。

このバッフル挿入効果の模式図を第7図に示す。図中の(a)はバッフルによる溶液の入れ替えの模式図である。バッフルが挿入されていない状態では膜円板間の溶液は粘性の影響により膜円板と循環をし、膜円板間に停滞してしまう。しかしながら、バッフルを挿入することにより、バッフルの膜円板回転



→ Rotating direction of membrane disk

→ Flow direction of solution

第7図 膜円板間へ挿入したバッフルの効果の模式図

Fig. 7 Schematic diagrams of influence of inserted baffle between membrane disks

方向上流側で膜円板間への溶液の吸い込みが起こり、下流側で膜円板間からの溶液の排出がおこなわれる。この作用により、膜円板間での溶液の停滞が防止される。また(b)はバッフルによる乱流発生の様式図である。粘性の影響により膜円板と供回りしようとする溶液がバッフルを通過する際、バッフルの前後で乱流が発生する。この効果により、膜表面の濃度分極層とバルク間の溶液の攪拌が起こる。また、バッフルを溶液が通過する際は流路が狭くなるために流速が上昇しせん断力が大きくなる。これらの相乗効果により、膜円板を積層した状態でも膜円板間での溶液の供回りと停滞が防止され、また膜の回転による濃度分極やファウリングの低減の効果が効率よく発揮される。

第1表 回転膜分離装置の適用分野

Table 1 Application of rotary membrane separation system

Field	Application
Chemical Processing	• Latex concentration • Colloidal silica concentration • Valuables recovery
Pulp and Paper	• Process water treatment • Water recovery from waste water
Paint and Pigment	• Paint concentration • Paint recovery from waste water
Waste and Pollution	• Oil concentration in water • BOD and COD reduction
Minerals	• Calcium Carbonate concentration
Municipal Water	• All kinds of mineral concentration • Water purification • Sludge concentration

2.2 適用分野

第1表に本装置の適用分野の一例を示す。本装置は濃度分極とファウリングを低減し高濃縮が可能であるため、従来のクロスフロー方式が適用可能な分野のみではなく、濃度分極やファウリングのために従来のクロスフロー方式では適用が困難であり蒸発濃縮などの従来技術に頼らざるを得なかった難ろ過性物質や高濃度の製品の濃縮へも適用が可能となった。また、従来のクロスフロー方式では前処理が必要であった分野に対しても、前処理なしで膜分離をおこなうことが可能なため、プロセスの効率化をおこなうことができる。

むすび

新しく開発した回転膜分離装置は、膜の高速回転とバッフル挿入の効果により濃度分極とファウリングを低減することができるため、これまでのクロスフロー方式では処理が困難であった難ろ過性物質や高濃縮操作が可能である。また、上述の効果により透過流束の安定化、洗浄インターバルの延長、透過水質の向上等の利点も発揮される。新開発の回転膜分離装置を使用することにより、これまでクロスフロー方式の膜分離装置が適用されてきた技術分野での処理効率が向上するのみではなく、遠心分離や蒸発濃縮で行われていた高濃縮処理への膜分離技術の適用が可能となり、プロセスの改善と処理コストの低減が期待される。

連絡先

谷田 克義 技術開発本部
第2研究開発部
第4研究室
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail k.tanida@pantec.co.jp

日本下水道事業団共同研究テーマ

好気性好熱細菌による下水汚泥の減量化

—エステプロセス®の下水への適用—

Decomposition of sewage sludge by
thermophilic aerobic bacteria



(技)第2研究開発部第5研究室
長 谷 川 進
Susumu Hasegawa
(水)技術部第2グループ
塩 田 憲 明
Noriaki Shiota

当社は日本下水道事業団と共同で、エステプロセスの下水汚泥に対する適用について、実規模級のテストプラントを用いて実証した。中之条町沢渡水質管理センターの400 m³のオキシデーションディッチから発生する余剰汚泥を減量化する目的で、5 m³のS-TE槽を設置した。最適な運転条件を検討した結果、余剰汚泥の発生量は従来の約1/5に減量できた。また、汚泥処理・処分に要する経費も2/3に削減できた。一方、処理水質は若干上昇したものの、T-BOD、SSともに20 mg/Lを越えることはなかった。なお、本プラントは、現在、実用機としてそのまま同センターで稼働中である。

An application of S-TE PROCESS to municipal sewage sludge treatment has been studied in a full-scale facility in cooperation with Japan Sewage Works Agency. S-TE reactor (5 m³) was installed to an oxidation ditch (OD) system with the capacity of 400 m³ in Sawatari Sewage Treatment Center of Nakanojo Town. In an optimum operating condition, the amount of excess sludge from OD tank was reduced by 80 %, and the total utility cost by 30 %. The effluent quality was slightly deteriorated especially in winter, but both T-BOD and SS concentrations were less than 20 mg/L. The test plant is now operated as an actual plant in the Center.

Key Words :

好 熱 性 細 菌
酵 素
下 水 汚 泥
可 溶 化
汚 泥 減 量

Thermophilic bacteria
Enzyme
Sewage sludge
Solubilization
Sludge decomposition

ま え が き

活性汚泥法は、有機物を含む廃水を自然界に生存する微生物に接触させることにより、廃水を浄化する方法で、経済的かつ最良の有機性廃水浄化技術として古くから用いられている。しかしながら、この方法によると、廃水中の有機物を分解する際、微生物の増殖を伴うため、増殖した微生物を余剰の汚泥として系外に抜き取る必要がある。従来、余剰汚泥の処分法としては脱水して減容化した後埋め立てる方法が主流であったが、近年、埋め立て処分地の確

保が困難になってきており、汚泥処分の問題は深刻な社会問題になりつつある。

このような背景のもと、当社は、好気性好熱細菌（以下、好熱菌と略す）を用いて余剰汚泥を大幅に減量する技術「エステプロセス」を開発し¹⁾、これまで民間工場におけるパイロットテストにより、原水中に固形物（Suspended Solids : SS）を含まない場合は汚泥の引抜きをしない活性汚泥処理運転が可能であることを実証した²⁾。しかしながら、原水中に200 mg/L程度のSSを含む下水処理場に適用する

場合は、流入 SS の分解性によっては汚泥の減量化率が低下する恐れがある。そこで、エステプロセスの下水処理場への適用を目的として、日本下水道事業団と共同で1998年度よりオキシデーションディッチ法（以下 OD 法と称する）施設における実証試験を開始し、約3年間にわたる調査の結果、その有効性を確認したので報告する。

1. エステプロセスの原理と特長

エステプロセス（S-TE PROCESS）は、“（Sludge）Solubilization by Thermophilic Enzyme” の語源からも分かるように、好熱菌の分泌する汚泥可溶化酵素により汚泥を減量化する技術である³⁾。フローは第1図に示すように、従来余剰汚泥として引抜いていた汚泥を汚泥可溶化槽（以下 S-TE 槽と称する）に投入し、そこで好熱菌の分泌する酵素により汚泥を可溶化し、可溶化した汚泥を従来の水処理系に循環して通常の活性汚泥微生物群により分解無機化するという極めてシンプルなものである。本法は、生物反応であるため、物理化学的手法に比べて反応槽は幾分大きくなるが、補機類が汎用機器であるため維持管理が容易で、運転経費も安価である。また、薬品を使用しないため、水処理設備や運転管理員に悪影響を及ぼすことが無いなどの特長がある。

2. 調査の概要

エステプロセスでは、従来余剰汚泥として系外に引抜いていた汚泥を可溶化して再び水処理系に返流するため、水処理系への負荷が増大することになる。

そこで、まず、比較的低負荷で運転される OD 法への適用の検討を実施した。

2.1 実証プラント概要

本技術の実施設における実証試験を群馬県中之条町沢渡水質管理センターで行った。

実証プラントのフローを第2図に、設備概要を第1表に、また、設備の全景を写真1に示す。

本試験では反応タンクからの引抜汚泥を直接濃縮し、この濃縮汚泥を可溶化処理して反応タンクへ戻すフローを採用した。S-TE 槽は蒸気を直接吹き込むことによって65℃に加温した。また、アスピレータ式曝気機により槽内を均一に攪拌すると同時に好気条件を維持した。

S-TE 槽の排気ガスは、吸着材併用型生物脱臭装置（当社の B-DO システム）で前処理後、OD 反応タンクに吹き込み生物学的に脱臭処理した。

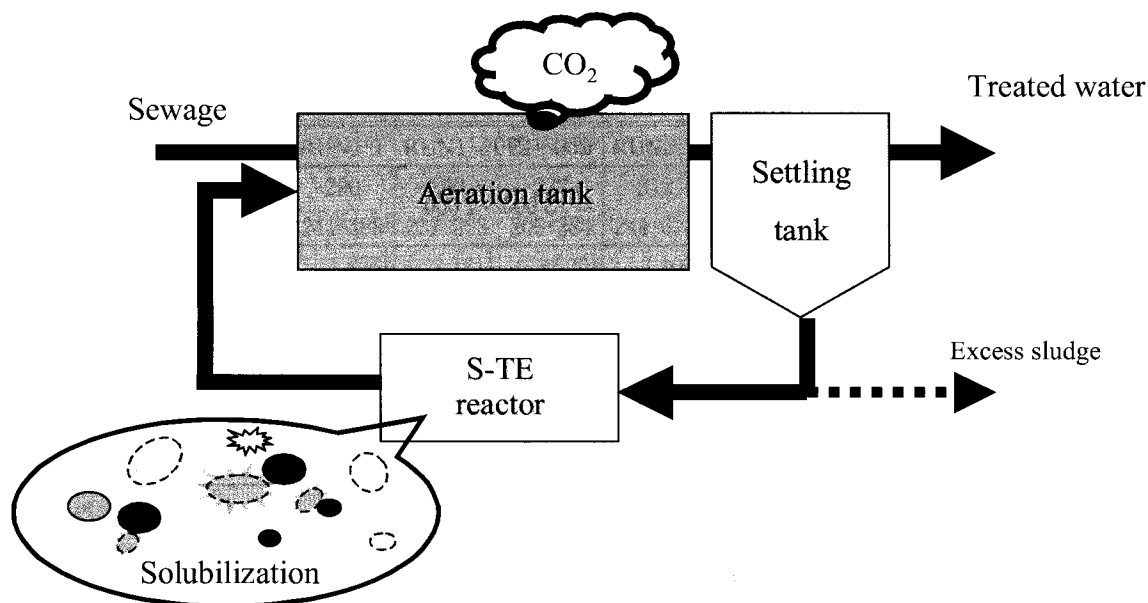
2.2 調査項目

実証プラントにおける調査項目は次のとおりである。

- (1) 余剰汚泥減量効果の実証
- (2) 濃縮汚泥投入による設備のコンパクト化の検討
- (3) 水処理系への影響調査
- (4) 活性汚泥への影響の調査
- (5) 経済性評価

2.3 運転条件

実証プラントの運転は、1998年6月より開始した。OD の運転は、基本的にそれまでの当センターの運



第1図 エステプロセスの基本フロー
Fig. 1 Standard flow of S-TE PROCESS

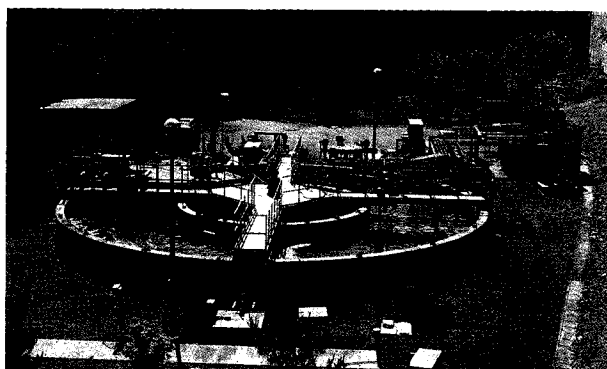
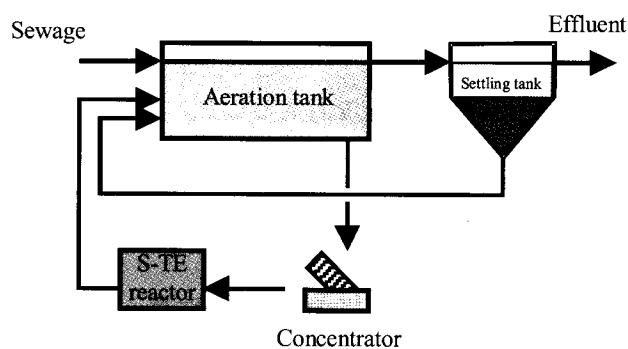


写真 1 実証プラント全景
Photo 1 Outside view of pilot test plant



第 2 図 実証プラントフロー
Fig. 2 Flow diagram of pilot test plant

第 1 表 実証プラント設備仕様
Table 1 Specification of the components in the full-scale plant

Item	Specification
Aeration tank	Oxidation ditch, 4 200 mm ^w ×3 000 mm ^d , 400 m ³
Aerator	Mechanical surface aerator with a horizontal-axis rotor
Settling tank	6 600 mm ^φ ×3 000 mm ^d
Concentrator	Screw press type with stainless steel screen, 1-3 m ³ /h
S-TE reactor	1 500 mm ^φ ×3 500 mm ^h
Aerator of S-TE reactor	Turborator (aspirating aerator)
Boiler	Oil boiler, 100 kg/h, 53 000 kcal/h

第 2 表 実証プラント運転条件（設定値）
Table 2 Operating conditions

RUN No.	RUN1			RUN2			RUN3	RUN4	
	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN2-1	RUN2-2	RUN2-3			RUN4-1
Operating period	'98.6/25 -10/5	'98.10/6 -11/16	'98.11/17 -'99.6/23	'99.6/24 -9/19	'99.9/20 -12/15	'99/12/16 -'00.2/14	'00.2/15 -3/30	'00.3/31 -'01.3/31	'00.9/5 -'01.3/31
Operating days	102	41	218	87	86	59	44	365	207
Influent flow rate (m ³ /d)	250~270								
MLSS concentration (mg/L)	2 000~ 3 000	3 000~4 000							
Concentration of the sludge To be treated (%)	1.5	1.5	1.5	3	6	4	—	4	4
Circulating ratio* (—)	1	2	3	4	4	4	—	3	3
HRT of S-TE reactor (d)	4.5	3	1.5	1.5	1.5	1.5	—	3	3
Sludge decomposition (%)	33	66	100	100			0	80	80
Object	Effect of circulating ratio on sludge decomposition			Effect of injected sludge concentration on energy saving			Control	Optimum operation	

* (Injected SS to S-TE reactor)/(influent SS)

転を踏襲する形を取ったが、S-TE 槽に汚泥を循環することにより OD 反応タンクの SRT が短くなり硝化が進行しなくなる可能性が考えられるため、反応タンク MLSS 濃度を高く維持する運転とした。

運転条件を第 2 表に示す。

RUN1では S-TE 槽への汚泥循環率 (S-TE 投入汚泥量/流入 SS 量) と汚泥減量化率との関係を調査した。RUN1-1で循環率を1として運転を開始した後、順次循環率を増加し、RUN1-3では汚泥の完全消滅を目指して循環率を3とした。RUN1での S-TE 槽投入汚泥濃度は、重力濃縮を想定して1.5 % 前後に調整した。

RUN2では投入汚泥濃度を上昇させて投入汚泥液量を減じ、投入汚泥の加温に要する熱源の省力化を検討した。投入汚泥濃度を6 %まで上昇したが、汚泥濃度上昇に起因する粘性の上昇により酸素溶解効率が極端に低下したため、RUN2-3以降は4 %濃度とした。なお、RUN2での汚泥循環率は、RUN1の結果から、循環率3では汚泥の完全消滅が達成されなかったため、循環率を4として運転した。

RUN3では、特に低温期に汚泥減量化を行わない場合の処理水水質および発生汚泥量を確認するため、S-TE 槽の運転を停止し、対照としてのデータを収集した。

RUN4では、RUN1, 2 のデータより、当センターの余剰汚泥の減量化の限界が80 %であると判断し、流入 SS に対して20 %分の汚泥を引抜き、反応タンク MLSS 濃度を一定に維持する運転の実証を1年

間を通しておこなった。なお、RUN4において、初夏から秋にかけて、装置の一部改造、落雷による運転停止などにより延べ10日程度 S-TE 槽の運転が停止した時期があったため、その時期を除いた2000年9月5日以降のデータを RUN4-1として解析に供した。

2. 4 分析試料

原水、処理水のサンプルは、1日の流入水量変動を考慮したコンポジットサンプルとし、その他の反応タンク、S-TE 槽などのサンプルはスポットサンプルとした。

3. 調査結果

3. 1 余剰汚泥減量効果

対照運転期間中 (RUN3) の汚泥発生量 (放流水中の SS も加味) は、平均流入 SS 26.1 kg-DS/d に対し26.8 kg-DS/d で、流入 SS 当たりの汚泥発生量はほぼ1であった。これより、当センターの汚泥発生量は流入 SS 量にほぼ等しいと見なし、汚泥減量化率等の算出をおこなった。

第3表に各 RUN 毎の運転経過実績をまとめる。

RUN1-1では、流入 SS 量相当分 (汚泥循環率1) を可溶化処理して汚泥減量化運転を実施した。この場合、反応タンク MLSS 濃度を一定に保つため一部汚泥を系外に引き抜く必要があった。結果的に約45 %の汚泥が減量された。

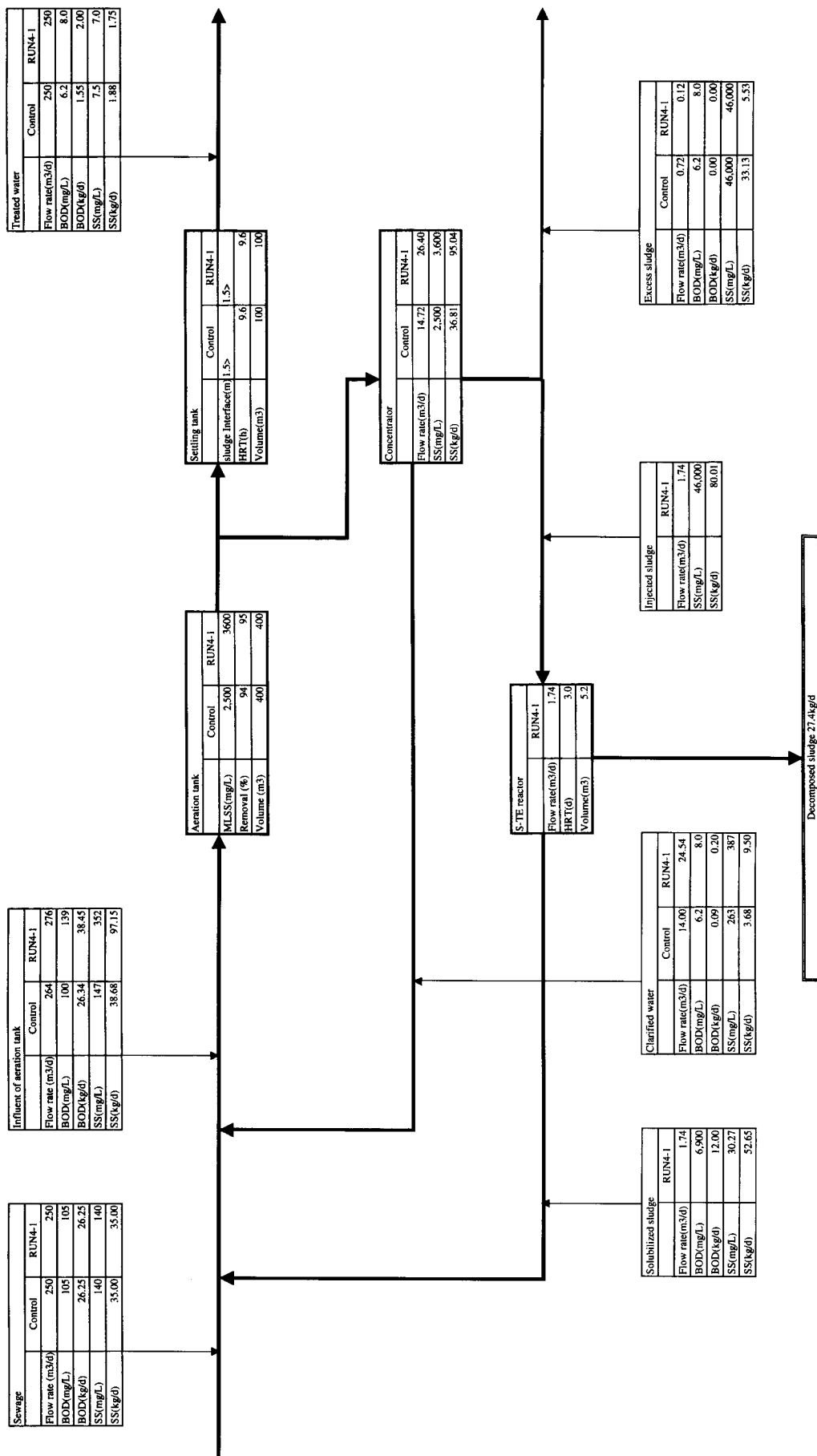
RUN1-2では、反応タンク MLSS 濃度を上昇するため、汚泥の系外引き抜きを中止した。その結果、汚泥循環率は1.4 (流入 SS 量の約1.4倍量の汚泥を

第 3 表 運転実績

Table 3 Performance of S-TE operation

RUN No.	RUN1			RUN2			RUN3	RUN4	
	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN2-1	RUN2-2	RUN2-3			RUN4-1
Influent flow rate (m ³ /d)	290 241-488	260 237-328	237 205-284	312 244-624	260 231-450	250 213-281	247 201-309	262 189-607	249 195-607
MLSS concentration (mg/L)	1 826 1 220 -2 125	2 231 1 550 -2 810	3 520 2 480 -4 680	3 406 2 560 -4 050	3 811 3 300 -4 540	4 743 4 130 -5 167	3 921 3 430 -4 890	3 563 3 050 -4 070	3 561 3 561 -3 920
Concentration of the sludge To be treated (%)	2.0 0.71-4.6	1.3 0.9-1.5	1.7 0.4-3.0	3.2 1.4-4.8	5.9 3.3-8.8	4.1 3.1-5.6	—	4.5 2.5-6.5	4.6 2.8-6.5
Circulating ratio* (—)	1.0	1.4	2.9	3.6	5.5	4.9	—	2.4	2.3
HRT of S-TE reactor (d)	4.8	1.9	1.5	1.7	1.4	1.2	—	2.6	2.8
Sludge decomposition (%)	43	62	72	70	77	77	0	74	79
Object	Effect of circulating ratio on sludge decomposition			Effect of injected sludge concentration on energy saving			Control	Optimum Operation	

Upper : average Lower : range



第3図 汚泥減量化プロセス物質収支 (RUN4-1)
Fig. 3 Mass balance of S-TE operation

可溶化処理)になった。この条件では約60 %の汚泥が減量された。

RUN1-3では、反応タンクからの引き抜き汚泥量を増加して、汚泥循環率を3まで上昇した。これにより、汚泥の減量化率は約70 %になった。

RUN2 (1~3) では汚泥循環率を4とし、投入汚泥濃度を变化させた。投入汚泥濃度の汚泥減量化率が与える影響はほとんど認められず、RUN2全期間を通しての汚泥減量化率は約75 %であった。

下水処理場においては、流入原水SS中に繊維質など有機性の難溶解性物質が含まれるため、長期の汚泥減量化運転中にそれらが反応タンク内活性汚泥中に蓄積されることが予想される。このような難溶解性物質の流入が汚泥減量化率低下の一因と考えられる。

RUN4は上記の結果を基に、汚泥を一部系外に引き抜きながら汚泥減量化運転をすることにより、難溶解性物質の蓄積を防ぎ、反応タンク内MLSS濃度を一定に維持する運転を実施した。結果的に、余剰汚泥発生量の約20 %に相当する汚泥を系外に引き抜くことによりMLSS濃度を一定に保つ運転が可能であった。第3図にRUN4の運転条件で安定運転を維持できた期間の汚泥収支をまとめる。

参考までに、当センターの原水SS中の有機性難溶解性物質を酸・アルカリ不溶性有機物として定量したところ、流入SSの約30 %と高い割合を占めていた。比較として測定した四万水質管理センターの値は約15 %で、当センターの流入SSは比較的減量化し難い汚泥であることが示唆された。また、当センターの対流入SS当たりの余剰汚泥発生割合が1と通常より高い⁴⁾ことも、この難溶解性物質の含有割合が影響していると推察する。

3.2 濃縮汚泥投入による省エネルギー効果の検討

投入汚泥を濃縮すると投入汚泥液量が減少するため、昇温に要する熱量を低減できる。また、同時に

S-TE槽を小さくできるため、放散熱量や攪拌に要する動力も小さくできる。そこで、RUN2-1~RUN2-3においては、投入汚泥濃度を1.5~6 %の範囲で変化させて、ユーティリティー使用量との関係を調べた。第4図に投入汚泥濃度とユーティリティー使用量の関係を示す。汚泥濃度を上昇することにより、投入汚泥液量が少なくなり昇温に要する熱量が削減できるため灯油使用量が減少する。しかし、一方で、汚泥濃度を上げるに従い汚泥の粘度が上昇するため、攪拌動力が大きくなり、消費電力が上昇する傾向になる。また、粘度の上昇は酸素移動効率を低下させるため、通気量が大きくなり、その結果、通気ガスが持ち出す熱量を補充するため灯油使用量が上昇する傾向となる。

以上の観察結果より、経済性、取扱性を考慮して、投入汚泥濃度は4 %程度が最適と判断する。

3.3 処理水質への影響

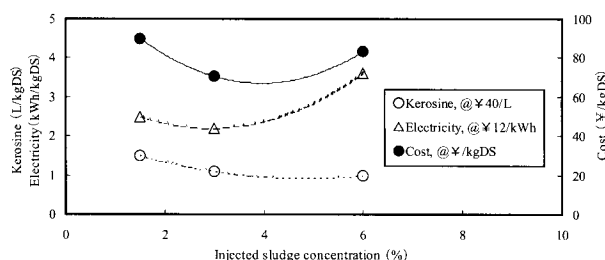
3.1および3.2の結果を基に、長期安定化運転(RUN4)は次の条件で実施した。

余剰汚泥引き抜き率 流入SSに対し20 %程度
(処理水SSも含む)

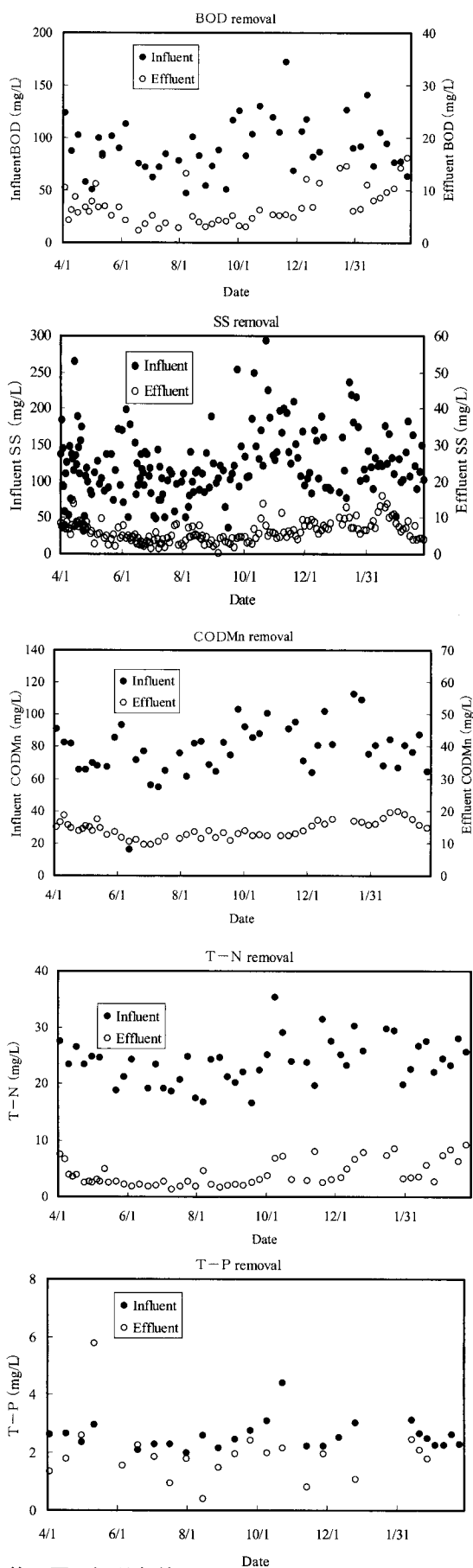
投入汚泥濃度 4 %

処理水質については1年間を通して安定運転を行ったRUN4のデータを表示する。

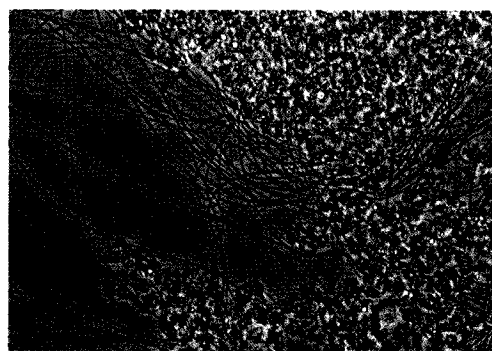
放流水質の経日変化を第5図に示す。処理水SSは、大略10 mg/L以下で運転できた。冬期の処理水SSの上昇は、水温低下による活性汚泥の活性低下、あるいは、可溶化による汚泥フロックの一部解体による影響と推察される。処理水T-BODは、処理水SSの影響を受け、処理水SSが高くなる冬期にやや高い値を示したが、ほぼ15 mg/L以下を維持できた。S-BODはほぼ検出下限値2 mg/L以下の水質を得ている。処理水T-COD_{Mn}は水温の低下する冬期に上昇する傾向にあったが、20 mg/L以下を維持できた。また、BODとは異なり、処理水のT-COD_{Mn}とS-COD_{Mn}はほぼ同じ値を示し、ほとんどのCOD成分が溶解性であった。処理水透視度は処理水SSの影響を受け、処理水SSが上昇する冬期にやや悪化し50 cmを下回ることがあった。T-N除去については、汚泥減量化運転では、想定汚泥発生量の3倍量程度の汚泥を循環させるため、反応タンクのA-SRTが短くなるが、ローター運転時間を12時間に延長してA-SRTを十分確保することにより汚泥減量化運転前とほぼ同程度の80 %以上の窒素除去率を維持できた。りん除去は、りんを含有した余剰汚泥の引き抜き量に見合う除去にとどまった。



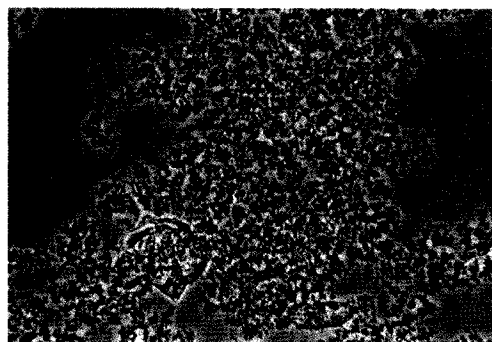
第4図 高濃度汚泥投入による省エネルギー効果
Fig. 4 Effect of injected sludge concentration on energy saving



第5図 処理水質
Fig. 5 Qualities of Effluent

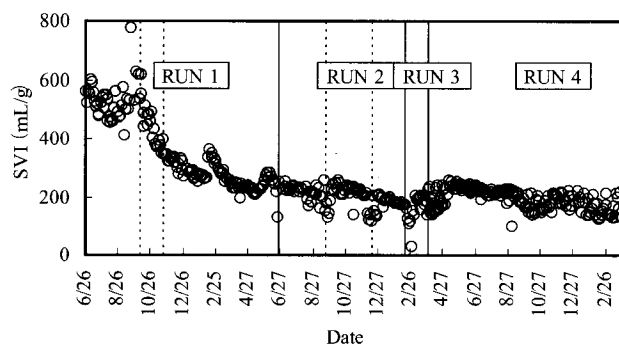


Before S-TE treatment



After S-TE treatment

写真 2 反応槽内活性汚泥
Photo 2 Activated sludge in aeration tank



第6図 反応タンク SVI
Fig. 6 Time course of sludge SVI in aeration tank

3. 4 活性汚泥への影響

好熱性細菌による汚泥減量の対象が有機性汚泥であるため、無機物の反応タンク内への蓄積が懸念されたが、反応タンク活性汚泥の VSS/SS 比は最終的に0.7程度で安定化した。これは、原水からの無機物の流入と、処理水あるいは引き抜き汚泥中に流出する無機物の量がバランスした結果と考える。

第6図に汚泥の沈降性の指標として測定した SVI の経日変化を示す。汚泥減量化運転を開始することにより活性汚泥中の糸状性細菌が減少し、沈降性が大きく改善された。可溶化処理により糸状体が解体

されたものと推察される。(写真2)

汚泥減量化運転中に引き抜いた汚泥の脱水性も調べたが、減量化運転開始以前と同様の条件で脱水したところ、含水率78~80%と従来と同程度の脱水ケーキが得られた。

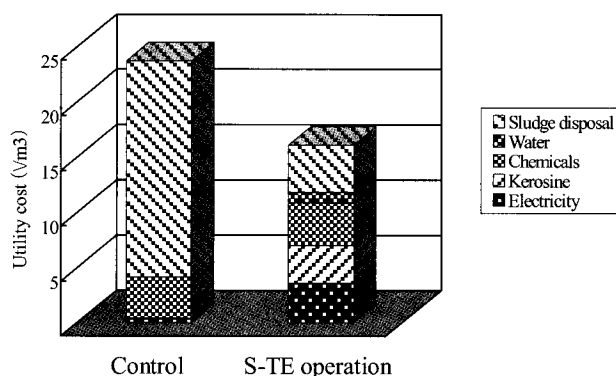
3.5 経済性の検討

汚泥減量化運転の実施により、散気動力、加熱に要する費用、および反応タンクにおける酸素消費増加に伴う電力費等が増加要因となるが、余剰汚泥の発生量が大幅に減少するため、脱水薬剤および汚泥処分に関わる費用が削減要因となる。第7図に流入水量当たりの用役費を示す。今回の実験では、当センターの余剰汚泥発生量が小さかったため、熱交換器やボイラー、曝気機が過大となっており、エネルギー効率が最適化された条件であったわけではないが、従来法より30%程度用役費が削減された。さらに、余剰汚泥の搬送、処分にかかる手間、人件費なども削減できることから、当センターには有効な技術と評価できる。

むすび

好気性好熱細菌による汚泥減量化技術のOD法への適用について検討し、以下の知見を得た。

- (1) 本技術の導入により、余剰汚泥発生量を約80%削減できた。
- (2) 処理水質は、概ね、 $T\text{-BOD} < 15 \text{ mg/L}$ 、 $SS < 15 \text{ mg/L}$ 、 $COD_{Mn} < 20 \text{ mg/L}$ 、窒素除去率 $> 80\%$ と良好であった。



第7図 経済性評価

Fig. 7 Economic estimate

(3) 汚泥の沈降性、脱水性は良好であった。

(4) 処理費用も約30%低減された。

なお、本調査に用いた汚泥減量化設備は、現在、当センターにおいて実設備として使用されている。

最後に、中之条町下水道課および同町沢渡水質管理センター、日本下水道事業団技術開発部の関係者の皆様より多大なるご指導ご支援を賜りましたことに深く感謝致します。

[参考文献]

- 1) 桂健治ほか：水環境学会誌, Vol.21, No.6, (1998), p.360
- 2) 塩田憲明ほか：環境技術, Vol.28, No.8, (1999), p.1
- 3) 長谷川進ほか：下水道協会誌, Vol.34, No.408, (1997), p.76
- 4) 堺好雄：月刊下水道, Vol.21, No.2, (1998), p.12

連絡先

長谷川 進 技術開発本部
(工学博士、技術士・水道部門) 第2研究開発部
第5研究室
主任研究員
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp

汚泥処理への超臨界水酸化技術の適用

Excess activated sludge decomposition test using the supercritical water oxidation (SCWO) demonstration test plant



(技)第1研究開発部第3研究室
中 井 寛
Hiroshi Nakai
西 田 英 夫
Hideo Nishida
佐 伯 一 丸
Kazumaru Saeiki

超臨界水酸化 (SCWO) 実証実験プラントを用いて、下水処理場で発生する余剰汚泥の分解処理実験を行った。処理量 $1.1 \text{ m}^3/\text{h}$ 、処理圧力 $23 \sim 25 \text{ MPa}$ 、反応器内温度 $500 \sim 620 \text{ }^\circ\text{C}$ 、の条件において 99.9% 以上の TOC 成分分解率を安定して達成し、連続分解処理が可能であることを確認した。

この結果をもとに、SCWO 技術を下水処理場に適用したプロセスの経済性を検討したところ、既存のプロセスと比較して競合しうるものと認められた。

Decomposition test of excess activated sludge generated in wastewater treatment process was held using the supercritical water oxidation (SCWO) demonstration test plant.

The decomposition rate of TOC was over 99.9% , where flow rate was $1.1 \text{ m}^3/\text{h}$, reaction pressure was $23 \sim 25 \text{ MPa}$, and reaction temperature was $500 \sim 620 \text{ }^\circ\text{C}$

Based on above results, it was confirmed that continuous decomposition operation of SCWO was realistic. And the feasibility study on this results concluded that the wastewater treatment process using SCWO was competitive with other existing processes.

Key Words :

超 臨 界 水 酸 化
実 証 実 験
汚 泥
分 解 実 験

Supercritical water oxidation
Demonstration test plant
Municipal sewage sludge
Destruction test

ま え が き

下水処理場で発生する汚泥は、通常、脱水処理された後、コンポストなどに有効利用されているものもあるが、大部分は埋立処分されるか、特に都市部では減容化のために焼却処理されているものが多い。

最終処分場の余地がひっ迫している現在、一般廃棄物や下水汚泥の減容化が求められており、その減容手段として焼却処理法は効果的で便利な方法と言える。しかしながら焼却処理法は、ダイオキシン、 SOx 、 NOx や煤塵などの有害ガスを発生させる。排

ガス処理技術が進歩しているとはいえ、焼却設備近隣への健康被害の不安は拭いきれない。

近年、汚泥の焼却処理に代わる無害化処理技術として、汚泥の湿式酸化処理法と超臨界水酸化処理法が検討されてきた。これらは高温・高圧水の中で、酸素または空気を酸化剤として、汚泥を水および二酸化炭素にまで酸化分解するものである。

当社は後者の超臨界水酸化技術に着目し、実用化への研究開発を推し進めており、前報¹⁾²⁾³⁾までに、超臨界水の特長、当社実証実験プラントの紹介と処

理実験結果の一部を紹介した。本報では、余剰濃縮汚泥の超臨界水酸化分解処理実験の結果を報告し、超臨界水酸化処理の経済性についても簡単に述べる。

1. 超臨界水酸化法

超臨界水酸化法 (SCWO) とは、水の臨界点 (374 °C, 22.1 MPa) 以上の温度および圧力の超臨界水中で、有機物を酸化、分解する方法である。第 1 図に水の状態図を示す。

超臨界水は、気体並みの小さな粘性率と液体並みの分子密度を兼ね備え、低い誘電率を示して有機物を溶解するが、無機物は溶解しなくなる性質を示す。

また、超臨界水は高い運動エネルギーを持ち、ガス状分子のように激しい熱運動を行っており、極めて反応性に富む状態である。有機物を含む超臨界水中に酸素を入れると、これら水、有機物および酸素が均一に混合され、有機物は加水分解を受けながら酸素によって速やかに酸化され、炭酸ガス、窒素、水へと完全に分解される。

2. 汚泥分解実験

2.1 実験装置

実験装置が小型の場合、簡便で使い易い利点がある反面、わずかな実験手順の違いが大きな結果の差異を生み出し易く、特に汚泥処理を行う場合には機器や配管内の閉塞などを生じやすい面がある。当社の超臨界水酸化実験装置は、実験装置としては世界最大規模であるが、これは小型装置の短所を取り除き、確実にエンジニアリングデータを取れるようにしたものである。

処理量としては1.1 m³/h、運転圧力は23~25 MPa、反応器内温度は500~620 °C、処理する有機物濃度は最大で約10 %である。

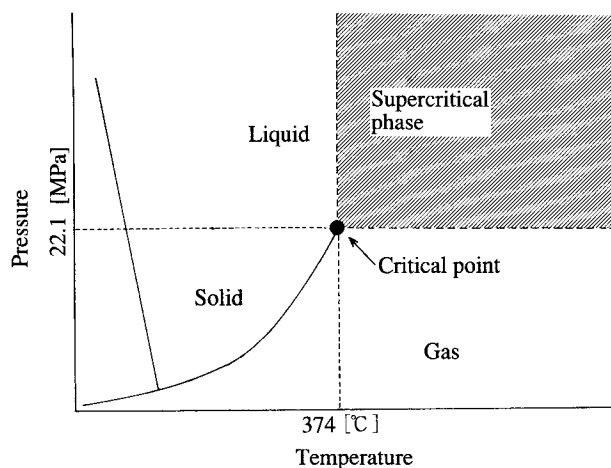
当社の実証実験プラントの主要部を写真 1 に、処

理フローを第 2 図に示す。

処理フローの概要を説明する。攪拌翼を設置したフィード液タンクで汚泥を均一に攪拌する。この汚泥は高压フィードポンプで加圧され熱交換器へ送られる。熱交換器で汚泥は反応処理液の熱を回収後、トリムヒータへ送られ反応に必要な温度に調整される。汚泥はチューブラ式反応器へ送られ反応器入口部で吹き込まれた酸素と反応し、含有する有機物が酸化分解される。その後反応器を出た高温の処理液は前述の熱交換器によって熱回収され、さらにエアークーラで冷却された後減圧される。その後、気液混合流体となった処理水は気液分離器にてガスと液に分離される。

2.2 被処理汚泥と実験条件

実験に使用する汚泥量は 1 回当たり約 5 m³ である。汚泥試料は、下水処理場から当社技術研究所までタンクローリで輸送した。



第 1 図 水の状態図
Fig. 1 Phase diagram of water

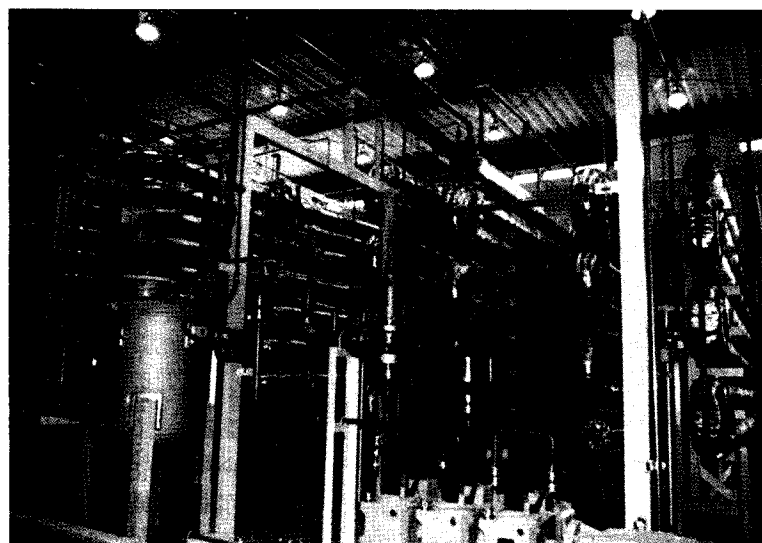
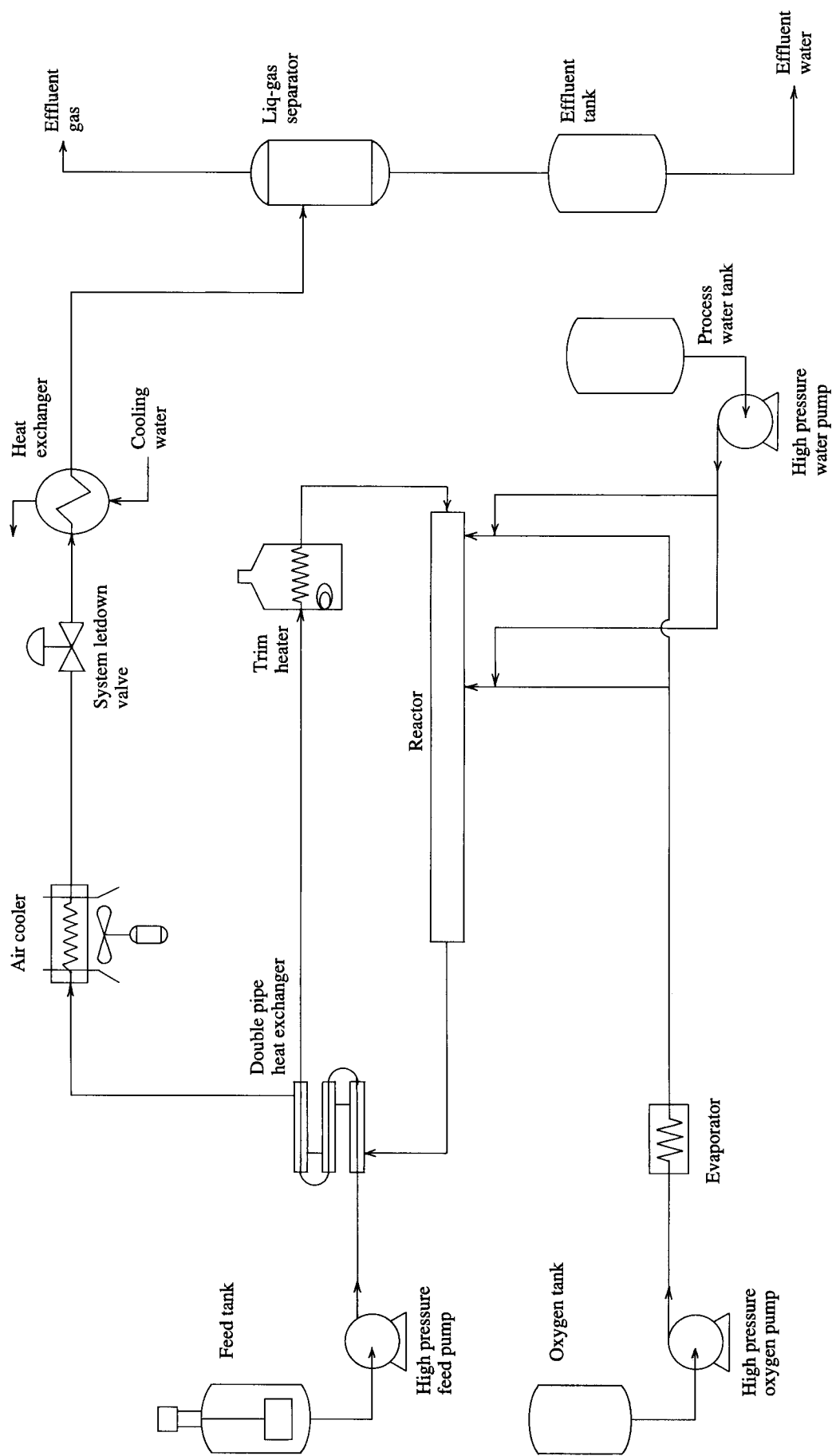


写真 1 超臨界水酸化実証実験プラント
Photo 1 SCWO pilot plant



第2図 超臨界水酸化実験プラントフローシート
Fig. 2 Flow sheet of SCWO pilot plant

汚泥は浮上分離した余剰濃縮汚泥で、第1表に汚泥の元素分析値を示す。

汚泥のSS濃度は3.0%～4.8%の範囲にあったが、季節変動や下水処理場の操作条件に従い、変動を生じた。汚泥は若干の砂を含んでいたがストレーナで事前に除去した。

実験条件を第2表に示す。

2.3 実験結果と考察

2.3.1 汚泥と処理液

写真2に、処理前の汚泥と処理水を示す。左端は実験の被処理液とした余剰濃縮汚泥である。中央は

処理直後の処理液を示し、浮遊する無機物のため白濁している。右端は処理液を約2時間静置して、浮遊していた無機物を沈降させたもので、完全に透明である。

第3表に汚泥および処理水の水質分析結果を示す。本表に示すとおり TOC 成分は、99.9%以上分解している。しかしながら、アンモニアイオンが処理水中に残った。

2.3.2 窒素成分除去法

第3図は有機物を超臨界水酸化分解する場合の反応式を示す。窒素成分の一部はいったんアンモニアになった後、窒素ガスにまで酸化分解される。

第1表 余剰濃縮汚泥の元素分析値

Table 1 Ultimate analysis of sludge

Element	Composition w.t. %
SS	4.5
C	41.10
H	5.47
O	24.00
N	7.81
S	0.65
Cl	1.22
P	1.82
Al ₂ O ₃ , SiO ₂ & etc.	17.93

第2表 実験条件

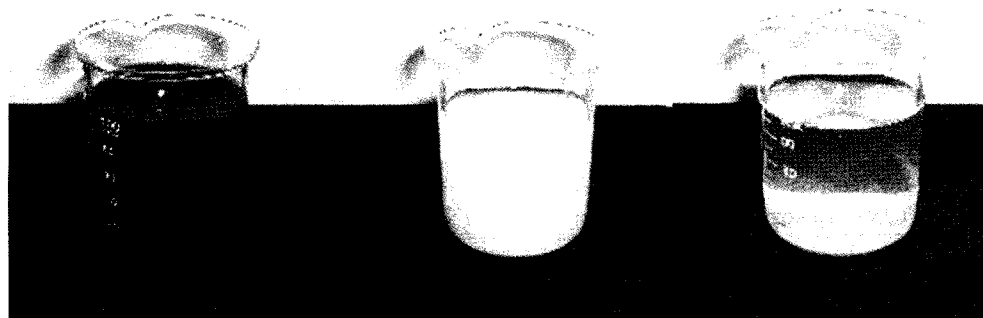
Table 2 Test conditions

Feed rate	1.1 m ³ /h
Reaction pressure	23 MPa
Max. temp. of reactor	580 °C ~ 620 °C
Excess Oxygen feed ratio to stoichiometric amount	5 % ~ 15 %
Residence time in reactor	Approx. 60 sec.

第3表 余剰濃縮汚泥と処理液の分析結果

Table 3 Composition of sludge and effluent

Species	Feed	Effluent	Decomposition rate (%)
COD-Cr mg/L	52 500	22	99.96
COD-Mn mg/L	—	0.7	—
TOC mg/L	18 450	1.0	99.99
T-N mg/L	3 515	2 080	40.83
T-P mg/L	619	12	98.06
pH	6.5	6.8	—



Untreated sludge

Effluent right after treatment

Effluent after settling

写真2 余剰濃縮汚泥および処理液

Photo 2 Sludge and effluent

しかしながら、本実験では全窒素の分解率は40 %に止まった。これは汚泥に含まれる窒素成分が、アンモニアまでの分解に止まり、処理水中にアンモニウムイオンが残留したためである。

超臨界水酸化で窒素成分を窒素ガスへ完全に分解するには、反応温度を600℃以上に保持する必要があるとされている⁴⁾。第4図に反応器温度プロファイルを示すとおり、保温処置を行っているにもかかわらず、ヒートロスのため反応器全域を600℃以上に保つことができなかった。このためアンモニウムが残留したものと推定される。

反応器温度が600℃以下の条件で窒素成分を分解処理する方法に、高C/N（炭素／窒素）比率法および硝酸注入法などがあるが、これらの実験では窒素の分解率も高かったため、第4表に結果を示す。

RUN1は反応器最高温度が比較的低い510℃での分解結果を示し、この温度が高い620℃の分解結果をRUN2に示す。

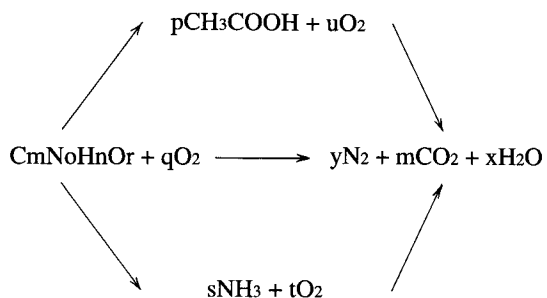
RUN3は、アンモニウムを含む処理水にIPAを加えてC/N比を約10に高くした被処理液を処理した例を示す。この方法では600℃以下の反応器温度でも約85%程度の窒素成分の除去が可能であった。

硝酸注入法は、分解反応後期に酸素よりも強力な

酸化剤である硝酸を注入する方法で、RUN4に実験結果を示す。95%以上の窒素成分を分解除去している。この場合、過剰に加えた硝酸が若干残っているため見かけの分解率は低くなっているが、処理水中のアンモニウムイオンは2.3 mg/Lとなり、汚泥中の窒素は99.9%以上分解された。

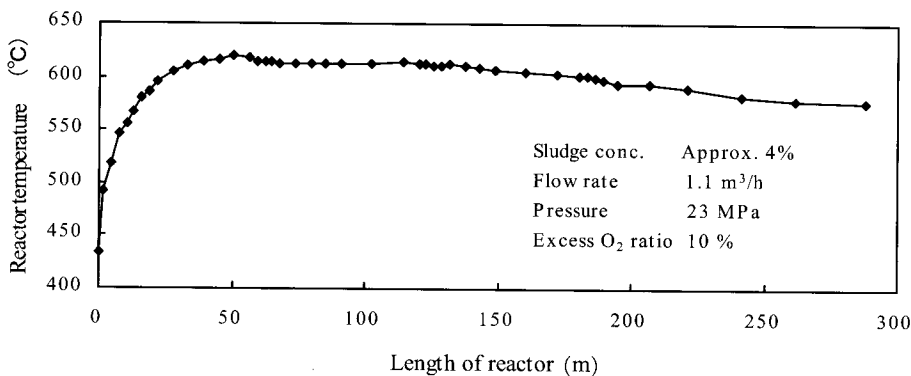
2.3.3 処理水中の無機固形分

次に、処理液中の無機固形物は白色粉末であったが、分析結果によればリン酸塩の他、硫酸カルシウム等の無機塩やシリカであった。



第3図 SCWOにおける反応経路

Fig. 3 Simplified reaction pathways in SCWO



第4図 汚泥分解実験に於ける反応器温度プロファイル

Fig. 4 Reactor temp. profile in sludge decomposition

第4表 窒素成分の分解実験結果

Table 4 Decomposition results of nitrogen compound

Method		RUN1	RUN2	RUN3	RUN4
		Low reaction temp. (C/N=Approx. 4)	High reaction temp. (C/N=Approx. 4)	C/N ratio (C/N=Approx. 10)	HNO ₃ injection (C/N=Approx. 4)
Max. reaction temp.	℃	Approx. 510	Approx. 620	Approx. 600	Approx. 600
Feed	(T-N) mg/L	2 950	2 730	1 789	2 950
Effluent	(T-N) mg/L	2 489	1 602	280	82
Decomposition rate	(%)	15.63	41.32	84.35	97.22

2. 3. 4 排 ガ ス

第5表に気液分離器から出る排ガス成分を示す。二酸化炭素と酸素が主体であり、NO_x、SO_x等の有害ガスは認められなかった。焼却炉の排ガスは、NO_x、SO_x、煤塵およびダイオキシンなど有害物質への対策を必要とするが超臨界水酸化装置の排ガスにはこれらのものが含まれず、排ガス処理装置を必要としないことが分かる。

3. 超臨界水酸化汚泥処理システムの位置づけ

汚泥処理フローの中で、超臨界水酸化処理するための被処理汚泥として、濃縮汚泥と脱水汚泥が考えられる。ここでは経済試算の結果、最も有利と考えられる濃縮汚泥を処理する場合について述べる。

第5図の上段に現在の一般的な下水処理および汚泥焼却処理プロセスを示す。更に汚泥処理および焼却処理部分に代替処理プロセスとして、下段に超臨界水酸化システムを組み込んだ場合の処理フローを付け加えた。

超臨界水酸化システムを汚泥分解処理設備に採用すると、既存の下水処理場設備の内、嫌気性処理、脱水処理および焼却処理（排ガス処理および廃水処理を含む）までの一連の設備が不要になる。

窒素成分の分解処理には、前述した高C/N比率

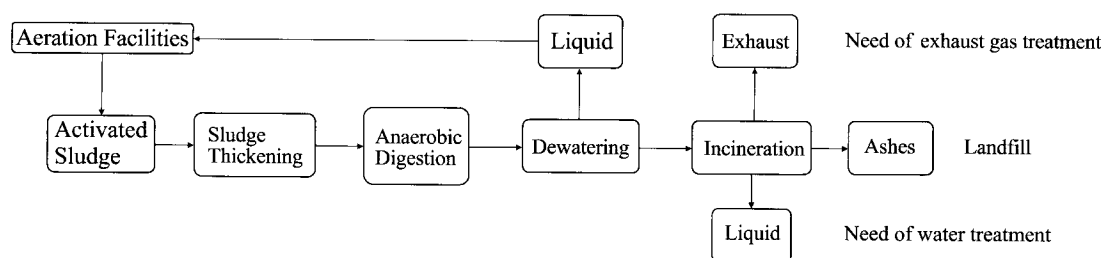
法や硝酸注入法があるが、ランニングコストを考慮すると、これらは必ずしも良い方法とはいえず、超臨界水酸化汚泥分解処理の後に、処理水を生物処理する方法が経済的である可能性が高い。たとえば当社製品である硝化脱窒プロセス（PABIO DENI）を組み合わせる処理方法の他、下水処理場の硝化脱窒処理能力に余裕がある場合は下水処理場原水に返送する方法がある。この場合、原水量が10万m³/日の既存の下水処理設備に当てはめて試算すると、超臨界水酸化システムから返送されるアンモニウムが最大2000ppmと仮定すると、原水の窒素負荷は約10%増加するに過ぎない。これは原水の窒素変動幅の設計値を考慮すると、その中に吸収されうる。

第5表 排ガスの成分分析結果

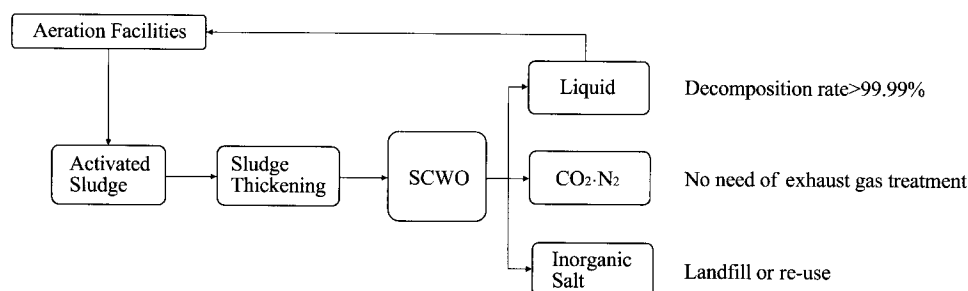
Table 5 Composition of gas phase effluent

Compound		Exhaust gas
CO ₂	vol%	83.3
O ₂	vol%	14.2
N ₂	vol%	2.4
CO	mg/L	10
SO _x	mg/L	<0.1
NO _x	mg/L	<0.1

[Incineration Process]



[SCWO]



第5図 SCWO プロセスを組み込んだ下水処理フロー

Fig. 5 Flow Diagram of wastewater processing with SCWO

4. 超臨界水酸化汚泥分解処理の経済性

超臨界水酸化システムを下水の汚泥分解処理に適用するとすれば、焼却法との経済性比較で、優位性を示す処理費にならねばならない。

下水処理場の濃縮汚泥（3～4%）をそのまま超臨界水酸化処理する場合の経済性試算では、必ずしも焼却処理方式（脱水＋焼却＋灰分処分）と比較して優位になるとは言えないケースもあった。その理由の一つは、汚泥濃度が低いため発熱量が小さく、熱回収を行ってもなお加熱ヒータで加熱する燃料を必要とすることである。

しかしながら汚泥濃度が高濃度（SS約6%以上）になると、汚泥濃縮に伴う処理量の減少による設備費の低減、および高濃度汚泥の高い発熱量による熱交換器における熱回収からトリムヒータの燃料費の削減による、ランニングコストの低減が期待できる。これらの試算結果から、焼却方式に十分競合できるプロセスと考えられる。さらに高濃度の汚泥を安定して処理できれば、より経済性は向上する。

5. 今後の課題

今後の課題として、前述の高濃度汚泥を処理することの他に、減圧システムの耐久性の向上と連続運転のためのスケーリング対策が上げられる。

減圧システムについては、キャピラリに高压水を注入して圧力を制御する方式で耐久性が格段に向上

する上に、制御性も十分であることが確認できた。

スケーリング対策は、酸洗浄でほぼ初期状態に戻る目安を付けることはできたが、スケール抑制法はなお今後の実験を積み重ね、検討していく必要がある。

むすび

超臨界水酸化システムを下水の汚泥分解処理に適用すると、ダイオキシン、SO_x、NO_xおよび煤塵などが全く出ない点で大きく注目される。社会の環境意識が更に高まってくると、処理コストが同等の場合、環境に優しい処理設備、健康に害を及ぼさない設備がより強く求められるようになろう。

現在、超臨界水酸化システムの実用化に必要なエンジニアリングデータを一つ一つ積み重ねている。まだ解決しなければならない課題が幾つか残っているが、早期の実用化を目指したい。

【参考文献】

- 1) 村岡薫ほか：神鋼パンテック技報，Vol.44，No.2（2000），p.26
- 2) 空利之ほか：神鋼パンテック技報，Vol.43，No.2（1999），p.106
- 3) 三輪和也ほか：神鋼パンテック技報，Vol.43，No.1（1999），p.16
- 4) 大場泰久：汚泥処理の先端技術「超臨界水酸化法」について：水すまし，86，pp.52-58（1996）

連絡先

西 田 英 夫 技術部開発本部
 第1研究開発部
 第3研究室
 主任研究員
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail h.nishida@pantec.co.jp

グラスライニング製新型攪拌翼『ツインスター』

(特許，商標登録出願中)

New Model of Glasslined Impeller "TWINSTIR"

(Patent and Trademark Applications Pending)



(化)技術部 GL グループ
中 村 隆 彦
Takahiko Nakamura
徳 岡 洋 由
Hiroyuki Tokuoka

近年，医薬品・ファインケミカル分野では，多品種少量生産での攪拌性能の向上，洗浄性の向上などが望まれている。これらの要求に応えるべく従来のオーバル三枚後退翼に代わる新型攪拌翼『ツインスター』を開発した。形状は後退した二枚板翼を採用している。混合性能はオーバル三枚後退翼の1.4～2倍であり，3%の少液量においても攪拌可能である。

More agitation performance and improved cleanability are recently required to multi-purpose chemical reactors for multi-grade products in pharmaceutical and fine-chemical markets. A new model of glasslined impeller "TWINSTIR" has been developed to replace the conventional model, i.e. the three retreat blade impeller made of round pipes. TWINSTIR is made of flat plate and formed into two retreat blades. TWINSTIR has 1.4-2 times higher mixing performance than conventional impeller and can agitate the content at a small volume such as 3%.

Key Words

グラスライニング製攪拌翼
少 量 液 攪 拌
洗 浄 性

Glasslined mixing impeller
Small volume agitation
Cleanability

ま え が き

グラスライニング（以下 GL と呼ぶ）製反応機の攪拌翼としては，オーバル三枚後退翼，タービン翼，フルゾーン翼などがある。このうちフルゾーン翼はその優れた攪拌性能から，中高粘度液の高負荷攪拌，水素添加，酸化反応などの表面ガス吸収攪拌，また，晶析などの用途でプロセス改善ならびに効率化に貢献している。

一方，低中粘度液攪拌では従来からオーバル三枚後退翼が使用されており，GL 施行の容易さ，低コストなどを理由に GL 製攪拌翼全体の約60%以上を占めている。

近年この低中粘度液攪拌においてもユーザニーズ

は次のように多様かつ高度化してきており，従来のオーバル三枚後退翼ではこれらニーズを満足することが困難となってきた。

- ・多品種少量生産への移行により一つの反応機で少液量から通常液量（呼称容量）まですべての液量において効率良い攪拌が可能
- ・高サニタリー性，コンタミレスを保つため攪拌翼形状はシンプルで洗浄が容易
- ・コンタミ発生の原因となる分割部が少ない密閉型（クローズドタイプ）の攪拌槽に取り付けが可能

当社はこのたび，上記ユーザニーズを満足する GL 製新型攪拌翼『ツインスター』を開発し，販売

を開始した。

本稿ではこの『ツインスター』の特長を紹介する。

1. ツインスターの形状

ツインスターを装備した攪拌槽を第1図に示す。ツインスターは二枚板翼であり、翼先端を一部折り曲げ後退させた非常にシンプルな形状である。また攪拌翼下面を攪拌槽底面（鏡部内面）に沿うような形状としており、攪拌翼位置（高さ）が従来のオーバル三枚後退翼よりも低い位置となっている。

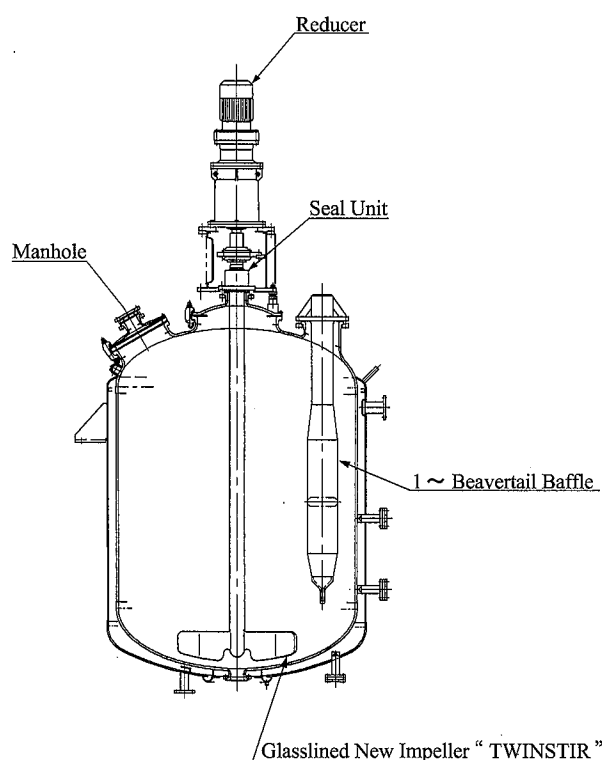
この形状は攪拌混合実験によって性能確認を行い最適化した結果として得られた。

1.1 基本形状

攪拌翼について次の目標を設定し、その基本形状を検討した。

- ・攪拌混合性能の向上
オーバル三枚後退翼以上の混合性能
- ・少流量での混合性能の向上
- ・洗浄性が良好
- ・密閉型の攪拌槽に取り付けが可能
本体胴フランジがなくセンターマンホール（以下 CMH と呼ぶ）からの挿入が可能
- ・製作が容易

一般に攪拌翼はオーバル翼であるよりも板翼であるほうが吐出循環流が増加し、攪拌混合性能が向上



第1図 ツインスターを装備した攪拌槽
Fig. 1 TWINSTAR set into a vessel

することが知られているが、GL 施行の容易さより従来からオーバル翼が採用されてきた。しかし、近年の GL 施行技術の向上により板への GL 施行の安定化が図られたため新型攪拌翼には板翼を採用した。

またオーバル翼の場合その構成がパイプであるため攪拌軸への取り付け位置に制限を受け、攪拌槽底面に攪拌翼を近接させる事ができず攪拌槽底面と攪拌翼との間隔が大きくならざるを得なかった。これは少流量の場合において内容液に攪拌翼が接触する面積が少なくなり十分な混合性能を得ることが難しくなることを意味する。しかし、板翼を採用したことにより攪拌槽底面に沿うような形状に容易に加えられるため少流量への対応性が向上すると考えた。

洗浄性および製作性についても考慮し、パドル翼を基本形状に選び、攪拌翼枚数は二枚とした。また吐出力の強化、粘度対応性と動力効率の向上を図るため後退翼を採用した。

さらに、CMH から挿入可能な範囲で攪拌翼スパンと翼高さを変え、混合上最適な形状寸法を決定した。

1.2 検討手法

混合性能を評価するために混合実験を行った。実験はヨード澱粉の呈色をチオ硫酸ナトリウムで還元脱色する脱色法を利用し、攪拌動力を同一にして混合時間を測定し比較した。ヨード溶液およびチオ硫酸ナトリウム溶液は内容液と同じ粘度に調整したものを用い、混合時間は脱色過程の連続写真から決定した。本実験は $\phi 400$ mm のアクリル製可視円筒槽一本のビーバーテイルバッフルを使用し、内容液粘度は $0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, 液深は $H/D = 1.25$ の条件にて行った。さらに少流量時の混合性能を評価するため $H/D = 0.32$, 0.2 の条件にも行った。なお、ここで採用した $H/D = 0.32$ は $H/D = 1.25$ の 20 % 流量、 $H/D = 0.2$ は 10 % 流量に相当する。

1.3 形状寸法の最適化の検討

CMH から攪拌翼を挿入する際、CMH 径より攪拌翼スパンが小さい場合は攪拌翼高さに制約を受けることなく攪拌槽内への挿入が可能である。しかし CMH 径よりも攪拌翼スパンが大きい場合は片方の翼をある程度挿入した後、微調整しながらもう一方の翼を挿入することになり、攪拌翼高さは制約を受けることになる。すなわち CMH からの挿入可能な範囲内では、攪拌翼挿入方法より攪拌翼スパンを可能な限り大きくすれば攪拌翼高さは必然的に低くせざるを得ず、逆に攪拌翼高さを高くすれば攪拌翼スパンは小さくせざるを得ない。

ここでは上記制約を考慮し攪拌翼スパンと翼高さが混合性能に及ぼす影響を評価した。

第1表に実験に使用した代表的な3種の攪拌翼での混合実験結果を示す。攪拌翼スパンと翼高さのバランスが不適切な場合、各液粘度および各液量で安定した混合性能が得られないことが判断できる。特に少液量となった場合においては形成された循環流のバランスが悪くなり混合不良部（デッドスペース）が発生し、完全混合には至らない。第1表以外の寸法の攪拌翼においても混合実験を行った結果、最も混合性能が安定している攪拌翼スパンはCMH径の1.5倍程度であり、攪拌翼高さは最少でも $b/d=0.25$ であることが好ましい。

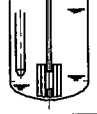
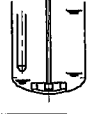
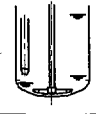
2. ツインスターの攪拌特性

2.1 混合特性

ツインスターの混合性能を従来の汎用型攪拌翼であるオーバル三枚後退翼と比較した結果を写真1～8に示す。実験では $0.001 \sim 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ の範囲で液粘度を変化させ H/D が 1.25, 0.32, 0.2 の条件にて脱色の速さを比較した。ツインスターでは全粘度域において混合不良部の発生がなく、しかもオーバル三枚後退翼に比べ混合速度が1.4～2倍程度大きい。特に

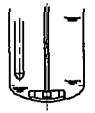
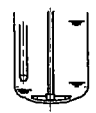
第1表 a) 翼スパンおよび翼高さの混合時間に及ぼす影響、 $\mu = 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Table 1 a) Effect of the d/D and b/d on mixing time ($\mu = 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$)

		Impeller		
		$d/D=0.32$ $b/d=1.40$	$d/D=0.50$ $b/d=0.25$	$d/D=0.55$ $b/d=0.14$
				
H/D	1.25	80 sec	50 sec	50 sec
	0.32	30 sec	80 sec	80 sec
	0.20	over 300 sec	40 sec	over 300 sec

第1表 b) 翼スパンおよび翼高さの混合時間に及ぼす影響、 $\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Table 1 b) Effect of the d/D and b/d on mixing time ($\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$)

		Impeller		
		$d/D=0.32$ $b/d=1.40$	$d/D=0.50$ $b/d=0.25$	$d/D=0.55$ $b/d=0.14$
				
H/D	1.25	10 sec	8 sec	12 sec
	0.32	8 sec	4 sec	12 sec
	0.20	7 sec	5 sec	7 sec

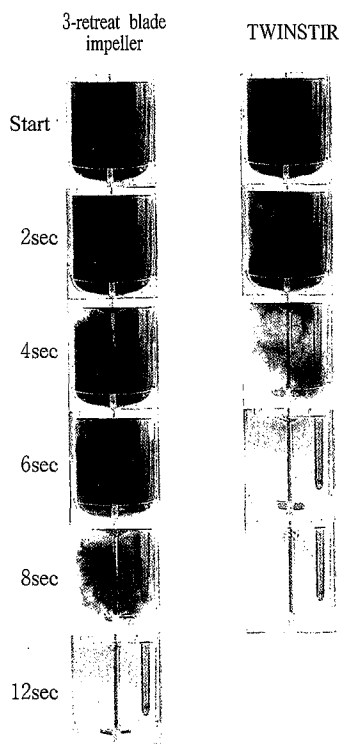


写真1 混合経過の比較
 $\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.1 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 1.25$

Photo 1 Comparison in mixing.

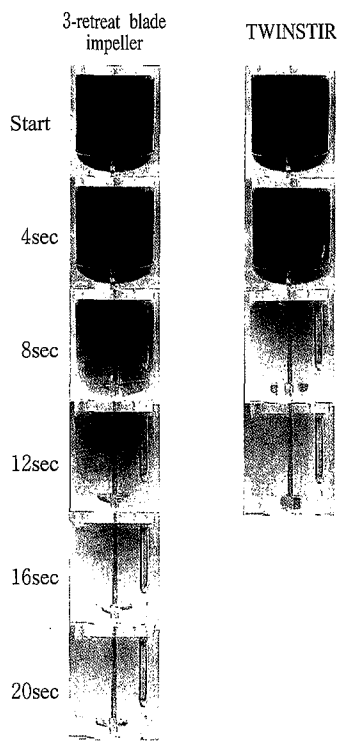


写真2 混合経過の比較
 $\mu = 0.032 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.1 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 1.25$

Photo 2 Comparison in mixing.

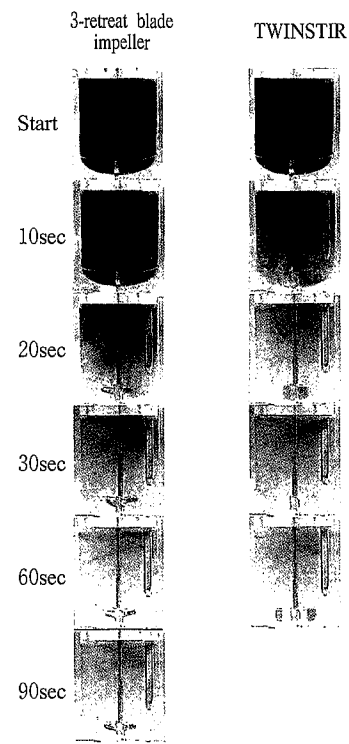


写真3 混合経過の比較
 $\mu = 0.12 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.1 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 1.25$

Photo 3 Comparison in mixing.

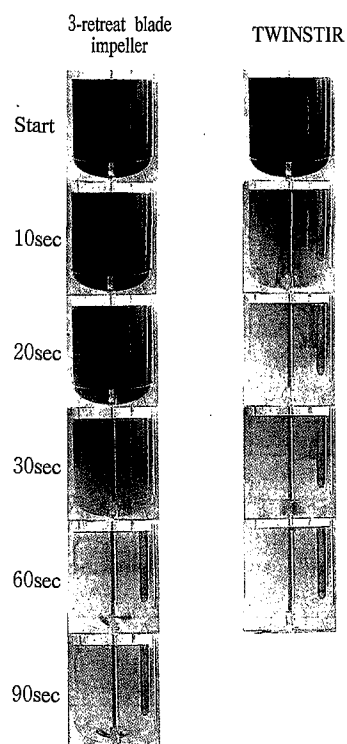


写真 4 混合経過の比較

$\mu = 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.5 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 1.25$

Photo 4 Comparison in mixing.

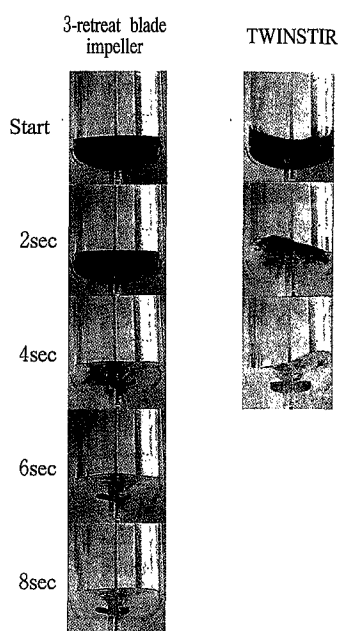


写真 5 混合経過の比較

$\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.1 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 0.32$

Photo 5 Comparison in mixing.

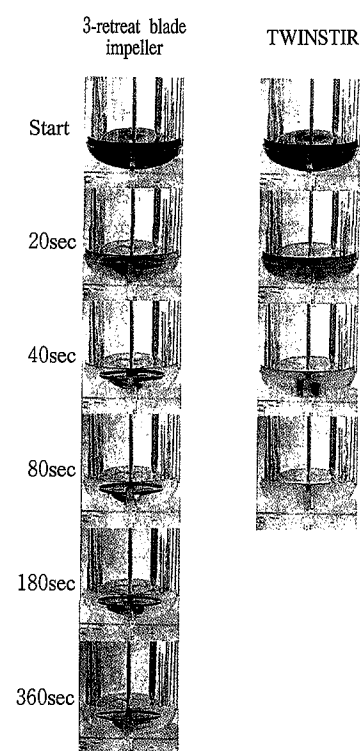


写真 6 混合経過の比較

$\mu = 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.25 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 0.32$

Photo 6 Comparison in mixing.

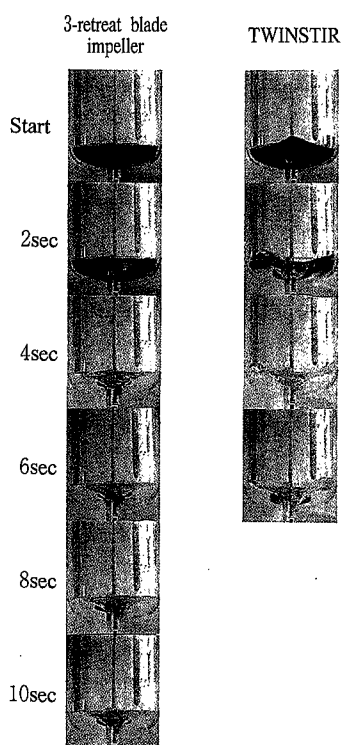


写真 7 混合経過の比較

$\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.1 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 0.20$

Photo 7 Comparison in mixing.

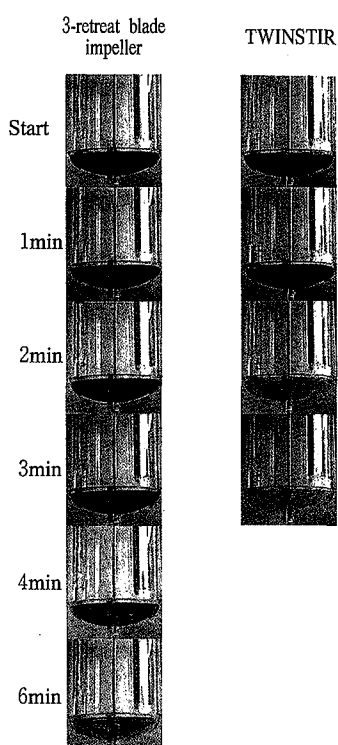


写真 8 混合経過の比較

$\mu = 0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
 $P_v = 0.4 \text{ kW/m}^3$
 $H/D = 0.20$

Photo 8 Comparison in mixing.

液深が低い少量でバッフルが液に浸からない状態、すなわちバッフル効果が得られない状態においてはオーバル三枚後退翼では混合不良部が発生し、6分の時点でも混合が完了していないが、ツインスターの場合、 $H/D=1.25$ の場合の混合時間から大きく逸脱することなく完全混合に達している。従来のオーバル三枚後退翼では対応することが困難であった少量液、具体的には攪拌槽容量の約3～20%程度の液量であってもツインスターは対応可能であり、液深変化に対して安定した混合性能を有する。

上記攪拌翼の混合時間を $n \cdot \theta m \cdot Re$ 線図で整理し、各種攪拌翼の線図¹⁾と比較して第2図に示す。ツインスターはフルゾーンのような大型パドル翼とオーバル三枚後退翼のほぼ中間位置となっている。中低粘度域 ($Re=300 \sim 10^5$ 以上) ではオーバル三枚後退翼よりも小さな $n \cdot \theta m$ であり、攪拌混合性能の向上が図られている。

2.2 異相系攪拌特性

2.2.1 固液系攪拌

固液系攪拌の特性評価のためイオン交換樹脂の懸濁実験を行った。粒子濃度をかさ体積で23%とし、ツインスターとオーバル三枚後退翼について攪拌速度を数段階に変化させて粒子の浮遊状態を観察比較した。液表面近傍での粒子濃度を動力に対してプロットした結果を第3図に示す。液面近傍での粒子濃度が仕込み濃度に近づけば均一な懸濁状態と見なせる。ツインスターではオーバル三枚後退翼の約50%の動力で粒子の均一浮遊が可能であり、固液攪拌においても攪拌性能の向上が図れる。

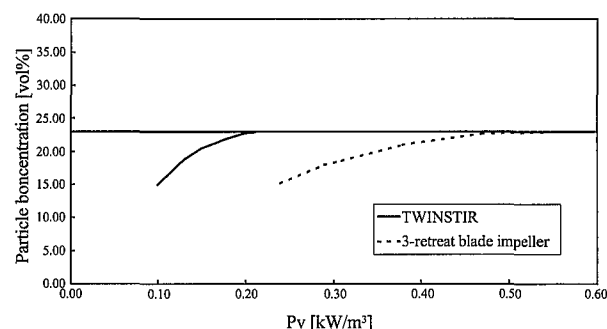
2.2.2 液液系攪拌

液液系攪拌の特性評価のためにも固液系攪拌と類似の実験を行った。20 vol %の白灯油（密度790 kg/m³）と水を攪拌槽に満たし、上記2種の攪拌翼について攪拌速度を数段階に変化させて液滴の分散状

態を観察比較した。攪拌槽鏡部終端 (T. L.) 近傍での白灯油濃度を動力に対してプロットした結果を第4図に示す。攪拌槽鏡部終端近傍での白灯油濃度が仕込み濃度に近づけば均一な分散状態と見なせる。ツインスターではオーバル三枚後退翼の約80%の動力で均一分散が可能であり、液液分散においても攪拌性能の向上が図れる。

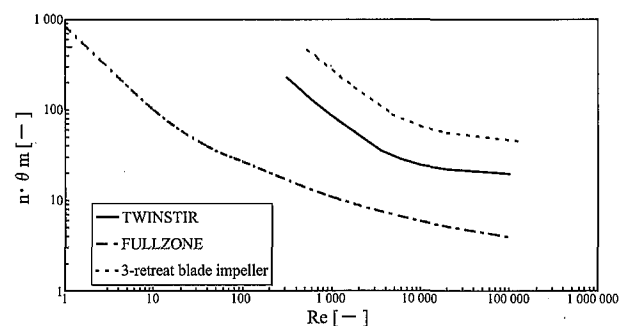
3. 横荷重

二枚翼および板翼にすることにより横荷重が増加し、オーバル三枚後退翼の攪拌軸サイズよりも大きくなることを懸念していたが、 $\phi 1600$ mmの攪拌テスト槽を用いて攪拌軸に作用する横荷重を測定²⁾したところ、液深変化した場合においても突出した横荷重が発生することがなく問題視すべき点がないことを確認した。Pv値が同一の条件であればオーバル三枚後退翼と同等の横荷重であり、軸サイズを大きくする必要はなくオーバル三枚後退翼と互換性がある。



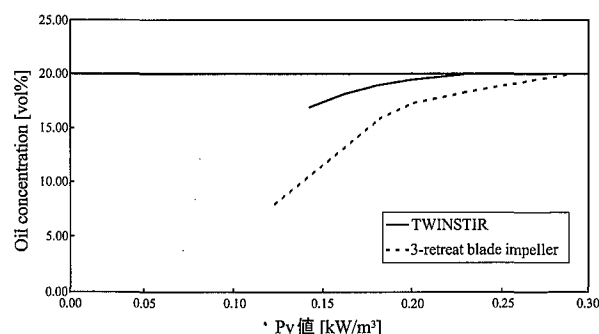
第3図 粒子均一浮遊にいたる動力の比較

Fig. 3 Comparison of two impellers in power required for uniform solids suspension



第2図 $n \cdot \theta m \cdot Re$ 曲線の比較

Fig. 2 Comparison of $n \cdot \theta m \cdot Re$ curves for several impellers



第4図 液滴均一分散にいたる動力の比較

Fig. 4 Comparison of two impellers in power required for uniform dispersion of liquid droplets

4. ツインスターの形状、特長および適用分野

【形状】

- ・先端部を後退させた二枚板翼
- ・攪拌槽底設置で翼下面が槽底面に沿う

【特長】

- ・密閉型の攪拌槽への取り付けが可能（CMHからの挿入が可能）であり、サニタリー性が良い。また二枚翼であることからクライオロック化も可能である。
- ・オーバル三枚後退翼の1.4～2倍の混合性能を有する。
特に少流量攪拌の場合において、オーバル三枚後退翼以上の混合性能を有する。
- ・攪拌槽呼称容量の3%程度の流量から混合可能である。
- ・オーバル三枚後退翼の50～80%の動力で粒子の均一浮遊および液滴の分散が可能である。
- ・シンプルな形状であり、洗浄性が良好である。
- ・製作が容易で低コストである。
- ・オーバル三枚後退翼と軸サイズの互換性があり、攪拌翼の改造にも対応可能である。

【適用分野】

- ・流量変化を伴うプロセスや、多品種少量生産の攪拌槽
- ・コンタミレス、洗浄性が重要視される医薬・電子材料などのファインケミカル分野

むすび

本稿ではGL製新型攪拌翼『ツインスター』について、その開発過程および実験で確認した攪拌性能をいくつか紹介した。ここに紹介したツインスターの性能がユーザ各位の攪拌における問題改善の検討材料になれば幸いである。また、付属品であるマンホール、排出弁、各種センサー類についても開発・改良を行っており、機会を改めて報告する。

今後も高度なユーザニーズを的確にとらえ、GL製反応機の開発・改良を行い、ユーザ各位の製品品質の向上、生産性の向上に役立ちたいと考えている。

【記号説明】

H	: 液深	[mm]
D	: 攪拌槽径	[mm]
d	: 攪拌翼スパン	[mm]
b	: 攪拌翼高さ	[mm]
n	: 攪拌翼回転数	[1/s]
θ_m	: 混合時間	[s]
Re	: 攪拌レイノルズ数 $= \rho n d^2 / \mu$	[-]
Pv	: 単位容積当たりの攪拌動力	[kW/m ³]
ρ	: 攪拌液密度	[kg/m ³]
μ	: 攪拌液粘度	[Pa·s]

【参考文献】

- 1) 菊池雅彦ほか：神鋼パンテック技報 Vol.35, No.1 (1991), p.6
- 2) 戸崎康隆ほか：神鋼ファウドラニューズ Vol.10, No.4 (1966), p.1

連絡先

中 村 隆 彦 化工機事業部
 技術部
 GLグループ
TEL 0794 - 32 - 2513
FAX 0794 - 32 - 2578
E-mail th.nakamura@pantec.co.jp

食品廃棄物の資源化技術の紹介

—メタン発酵によるエネルギー回収—

Resource recovery technology for food waste
—Energy recovery by methane fermentation—



(技)第2研究開発部第5研究室
桂 健 治
Kenji Katsura

食品廃棄物の発生抑制、資源化、減量を食品関連事業者へ義務付ける「食品循環資源の再生利用等の促進に関する法律（食品リサイクル法）」が2001年5月に農林水産省により施行された。当社は今後の国内ニーズに対応するため、ドイツの Biotechnology Nordhausen 社からメタン発酵技術を導入し、すでに販売を開始した。本報では、本技術の特長を紹介するとともに、メタン発酵技術の普及に向けた今後の課題について言及した。

In May of this year, Ministry of Agriculture, Forestry and Fisheries enforced a “Food Waste Reduction and Recycling Promotion Law” that obligates food-related businesses to work on recycling and reduction of food waste. In order to meet needs of our customers, we have introduced methane fermentation technology from Biotechnology Nordhausen GmbH of Germany, and started to sale the system based on the technology. In this paper, the features of the technology are shown. Finally, the subject of the future spread of methane fermentation technology is considered.

Key Words :

食 品 廃 棄 物
有 機 性 廃 棄 物
メ タ ン 発 酵
資 源 回 収
エ ネ ル ギ ー 回 収

Food waste
Organic waste
Methane fermentation
Resource recovery
Energy recovery

ま え が き

循環型社会の形成に向けて廃棄物管理に係わる各種の法制度が整えられつつある現在、廃棄物について、発生抑制、資源化、最終処分を階層とする新たなシステムが形成されつつある。このような中で、食品廃棄物の発生抑制、資源化、減量を食品関連事業者へ義務付ける「食品循環資源の再生利用等の促

進に関する法律（以下、「食品リサイクル法」とする）」が2001年5月に施行された。食品廃棄物の資源化または減量化量の目標値は20%であり、2006年4月までの猶予期間が設けられている。目標未達成の場合、特に年間100トン以上の食品廃棄物を排出する事業者に対しては、事業者名の公表や罰則が科せられることになる¹⁾。

当社は今後の国内ニーズに対応するために、食品廃棄物の資源化技術としてドイツの Biotechnology Nordhausen 社からメタン発酵技術を導入し、すでに販売を開始した。本稿では本技術の特長を紹介するとともに、メタン発酵技術の普及に向けた今後の課題について言及する。

1. 食品廃棄物の処理状況およびメタン発酵技術の位置付け

1.1 食品廃棄物処理の状況²⁾

第1表に食品廃棄物の発生量および処理方法を示す。「食品廃棄物」とは食品の①製造、②流通、③消費の各過程で生じる「動植物性の残さ類」を意味する。第1表の中で、食品リサイクル法の対象となるのは家庭系の一般廃棄物1000万トン／年を除く940万トン／年である。第1表から、上記①は産業

廃棄物として約50%が再資源化されているが、②および③は事業系および家庭系の一般廃棄物としてわずか0.3%程度しか再資源化されていないことが分かる。また、食品廃棄物の再資源化方法としては、その割合は低いものの肥料化や飼料化が行われていることが分かる。

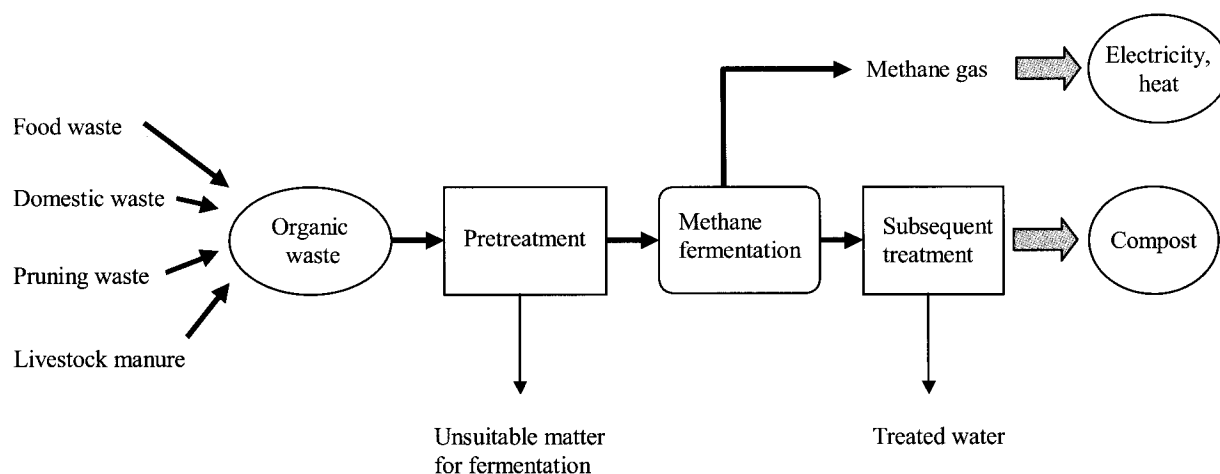
1.2 メタン発酵技術の位置付け

食品リサイクル法への対応として発生抑制を除いた資源化および減量化を考えた場合、今後も肥料化や飼料化が採用されると考えられる³⁾。しかし、これらの方法では食品廃棄物の全量を肥料や飼料に変換するため、今後、資源化物の受け入れ先を長期的に確保することが難しくなると考えられている^{4),5)}。将来的に家畜糞尿などの各種有機性廃棄物の資源化が進むにつれ、上記の問題が顕在化することが予想

第1表 我が国における食品廃棄物の発生量および処理方法 (1996)

Table 1 Amount of generation and treatment process of food waste in Japan (1996)

Items	Amount of generation (1 000 t/y)	Treatment method				
		Incineration and landfill	Resource recovery			
			Fertilizer	Fodder	Others	Total
Municipal waste	16 000	15 950 (99.7%)	50 (0.3%)	—	—	50 (0.3%)
Industrial	6 000	5 980	20	—	—	20
Domestic	10 000	9 970	30	—	—	30
Industrial waste	3 400	1 770 (52%)	470 (14%)	1 040 (31%)	120 (3%)	1 630 (48%)
Total (exclusive of domestic municipal waste)	9 400	7 750 (83%)	490 (5%)	1 040 (11%)	120 (1%)	1 650 (17%)



第1図 メタン発酵技術のコンセプト

Fig. 1 Concept of methane fermentation technology

される。

これに対して、メタン発酵では食品廃棄物を汎用性の高いメタンガスに変換できるため、最終的にエネルギー（電気、熱）として利用できる。また、同時に廃棄物の減量化も達成できる。以上の理由から、メタン発酵技術は食品廃棄物の資源化技術として有望視されている。

有機性廃棄物（食品廃棄物を含む）を対象としたメタン発酵技術は海外、特に欧州で積極的に採用されている。メタン発酵施設は1997年の時点で欧州を中心に世界90カ所で稼働中であり、今後も増加することが予想されている⁶⁾。今後、我が国においても有機性廃棄物を対象としたメタン発酵技術が普及していくと考えられる。

2. 導入したメタン発酵技術の概要

2.1 コンセプト

第1図に本技術のコンセプトを示す。本技術は基本的に、有機性廃棄物から発酵不適物を選別・除去し、メタン発酵によりメタンに変換するとともに、減量化した固形残さから堆肥を製造する技術である。また、本技術は前処理、メタン発酵、後処理の3つの工程から構成されている。それぞれの工程のコンセプトについて以下に詳述する。

2.1.1 前処理工程

(1) 選別

メタン発酵の効率化および堆肥の品質向上のために、有機性廃棄物に含まれる発酵不適物（容器、ビニール、金属等）を選別・除去する。

(2) 水分調整および粉碎

全蒸発固形物（以下、TS（Total Solids）とする）濃度が8～12%となるように水分調整をおこなう。また、滅菌およびメタン発酵の効率化のために固形物を粒径10 mm以下まで粉碎する。

(3) 滅菌

固形残さを堆肥として利用するために、70℃で30分間滅菌処理をおこなう（ドイツの法律で義務付けられている）。

2.1.2 メタン発酵工程

(1) メタン発酵⁷⁾

加水分解（37℃）およびメタン発酵（37℃）の2段階処理にて有機性廃棄物をメタンガスに変換する。メタン発酵槽の流入TS濃度は8～12%である。また、滞留時間（HRT）は、加水分解が5日、メタン発酵が20～25日である。

(2) メタンガスの利用

脱硫処理の後、ガスエンジンの燃料に使用する。

2.1.3 後処理工程

(1) 堆肥化

固液分離後の固形残さを堆肥化処理し、堆肥を製造する。

(2) 排水処理

発酵処理液を固液分離後、上澄液を排水処理（生物学的処理および膜処理）して河川へ放流する。

上述のとおり、本技術は金属、プラスチック類等の発酵不適物を含む有機性廃棄物を対象としており、また、メタンガスをガス発電の燃料として、固形残さをコンポストとして利用することを前提に開発された技術である。したがって、本技術を国内の食品廃棄物処理へ適用する場合、対象とする廃棄物の性状や組成、資源化物の利用先でのニーズに応じて処理フローを決定していくことになる。

2.2 本技術の特長

本技術の特長を次に示す。

(1) 廃棄物に応じた前処理技術の選定

廃棄物の種類や性状に応じた最適な前処理技術（選別、破碎、粉碎等）を選定できる。

(2) 2段階処理による装置のコンパクト化と処理の安定化

加水分解とメタン発酵の2段階処理により、メタン発酵を効率的に行うことができ、結果的に装置をコンパクト化できる。また、加水分解槽とメタン発酵槽の各々に応じた制御が可能で、メタン発酵全体の処理能力および安定性を高めることができる。

(3) メタンガスの有効利用

メタンガスを燃料にして発電をおこなうことにより、処理場内の消費電力を賄うとともに、余剰電力を売電することもできる。

(4) 堆肥の有効利用

メタン発酵および後処理として行う排水処理から発生する固形残さから良質の堆肥を製造することができる。

2.3 実績紹介

第2表に納入実績の一覧を示す。

2.3.1 処理対象

第2表から、4つの施設全てにおいて1種類の廃棄物だけを対象とせずに、複合処理を行っていることが分かる。すなわち、食品製造工場等からの産業廃棄物に加え、家庭からの生ゴミ、剪定廃棄物、家畜糞尿等の各種有機性廃棄物を集約処理している。ドイツでは国家施策として有機性廃棄物の資源化技術に取り組んでいる様子がうかがえる⁸⁾。

2. 3. 2 施設の概要

第2表の中から、一例として Nentzelsrode プラントの概要を次に示す。

(1) 処理フロー

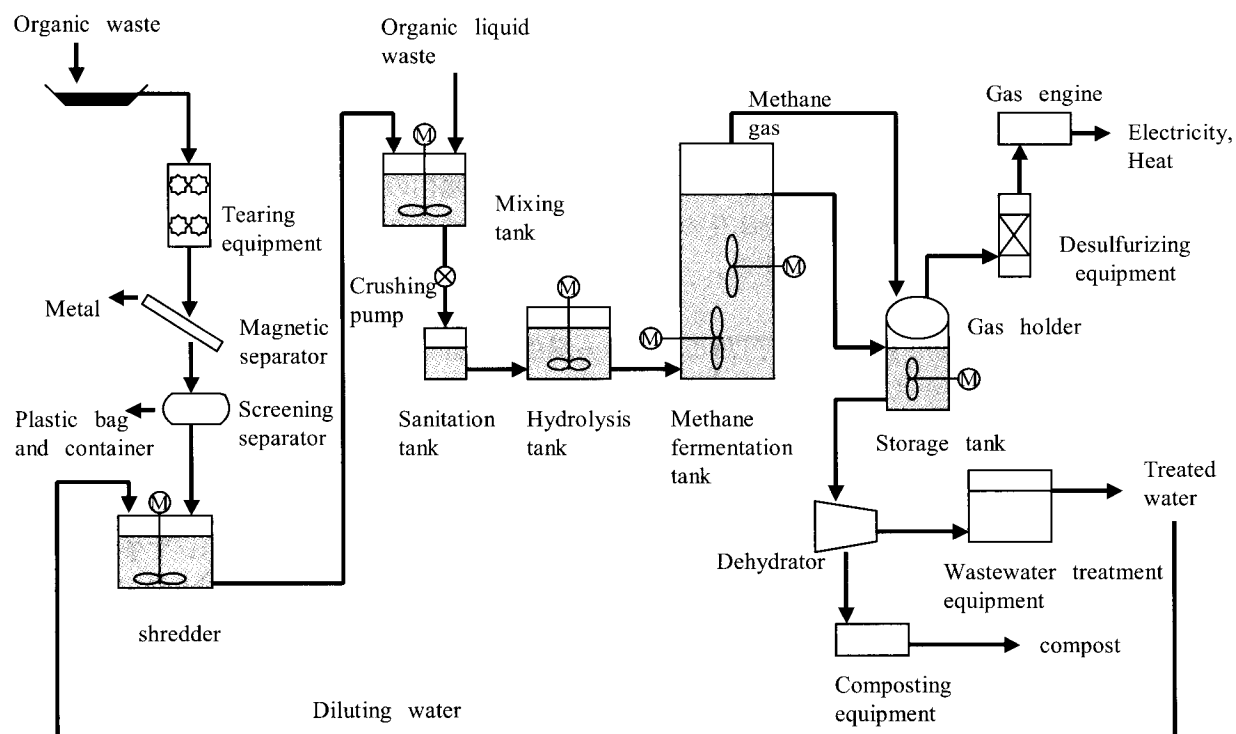
第2図に処理フローを示す。主に家庭ゴミと食

品製造工場等から発生する産業廃棄物を収集して、磁気分離機、スクリーン型選別機にてそれぞれ金属類、ビニール・容器類を選別・除去する。その後、破碎机、減菌槽で処理を行い、2段処理にてメタンガスを回収している。メタンガスはガスエ

第2表 納入実績の一覧表

Table 2 List of track record

Name of plant	Type of organic waste	Treatment capacity (t/d)	Volume of methane fermentation tank (m ³)	Starting date
Groden (Germany)	Industrial waste Livestock manure Pruning waste	70	2×3 000	1995
Vietlubbe (Germany)	Industrial waste Municipal waste Livestock manure Pruning waste	70	1 000	1995
Singen (Germany)	Industrial waste Municipal waste Pruning waste	100	2×800	1997
Nentzelsrode (Germany)	Industrial waste Municipal waste Pruning waste	60	1 400	1998



第2図 Nentzelsrode プラントの処理フロー

Fig. 2 Flow sheet of Nentzelsrode biogas plant

ンジンにて発電し、処理場内の消費電力を賄うとともに、余剰電力は電力会社へ売電している。一方、固形残さはスクリュープレスで脱水し、堆肥を製造している。

(2) 設備の仕様

第3表に主な設備の仕様を示す。スクリーン型選別機にはドラムスクリーン（目開き80 mm）、破碎機にはパルパー（4.5 m³）を採用している。メタン発酵槽は鋼製で、横型攪拌を採用している（写真1を参照）。ガスホルダーはメンブレン型で、発酵液貯留槽の上部に設けられている。そのほか、発電にはガスエンジン（250 kW）、脱水機にはスクリュープレスを採用している。

(3) 処理性能

第4表にメタン発酵槽における処理性能を示す。VTS（Volatile total solids）はTS中の有機成分を意味する。第4表から、VTSおよびCOD_{Cr}の分解率は70%以上であり、メタン発酵が良好におこなわれていることが分かる。この結果は、適切な前処理がおこなわれていることに起因すると考えられる。また、分解したCOD_{Cr}当たりのメタンガス発生量は0.32 Nm³/kgとなっている。この値は理論量の91%に相当し、ほぼ理論通りのメタンガスを回収していることがわかる。

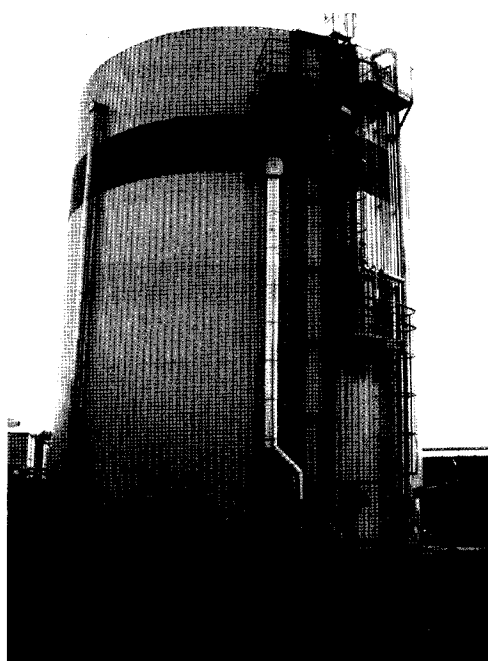


写真1 メタン発酵槽

Photo 1 Whole view of methane fermentation tank

3. 国内でのメタン発酵技術の普及に向けた課題

上述のとおり、メタン発酵技術はメタンガスを回収できるとともに有機性廃棄物を減量化できる有望な資源化技術である。

しかし、本技術を国内へ適用する場合の課題のひとつに固形残さの処理が挙げられる。第4表に示すように、メタン発酵により有機性廃棄物の減量化は達成されるが、それでもなお処理対象物の20～30%の固形残さが発生する。現在、固形残さの処理として肥料化等が検討されているが、今後、農地への施肥の許容量から考えて受け入れ先を確保することが難しくなると予想されている^{4),5)}。特に、都市部で処理を行う場合に問題になると考えられる。

このような問題を解決するべく、当社では本導入技術と好熱菌による有機性固形物の可溶化技術を組み合わせた固形残さの発生しないメタン発酵プロセスを提案している。好熱菌による可溶化技術は、当社が活性汚泥プロセスから発生する余剰汚泥の消滅

第3表 設備の仕様

Table 3 Specification of equipment

Name of equipment	Specification
Shredder	Pulper (4.5 m ³)
Screening separator	Drum screen with opening size of 80 mm
Methane fermentation tank	Steel tank with horizontal agitation (1 400 m ³)
Gas holder	Membrane type (200 m ³)
Energy recovery	Gas engine (250 kW)
Dehydrator	Screw press

第4表 メタン発酵槽における処理性能

Table 4 Treatment capacity in methane fermentation tank

Items	Unit	Data
VTS decomposition rate	%	72.5
COD _{Cr} decomposition rate	%	70.1
Methane gas production rate	Nm ³ /d	1 764
Methane gas production rate per removed COD _{Cr}	Nm ³ /kg	0.32

技術として開発した技術である。

この固形残さの発生しないメタン発酵プロセスは、NEDOの平成12年度地球環境保全技術開発事業に採択された技術であり、現在実証実験を実施中である。

む す び

技術導入したメタン発酵技術の特長を紹介するとともに、国内でのメタン発酵技術の普及に向けての課題を考察した。将来的に考えて、メタン発酵技術は食品廃棄物を含む有機性廃棄物の資源化技術として有望視されている。当社は、導入したメタン発酵技術に加え、固形残さを発生させない新規なメタン発酵プロセスを商品化することにより、多様化する国内ニーズに対応していく所存である。

【参考文献】

- 1) 農林水産省：食品循環資源の再生利用等の促進に関する法律（2000）
- 2) 農林水産省：食品廃棄物の発生抑制とリサイクルの推進方向について、都市と廃棄物，Vol.30，No.4（2000），p.26
- 3) 高梨太志：食品循環資源の再生利用等の促進に関する法律について，廃棄物学会誌，Vol.11，No.5（2000），p.12
- 4) 財地球環境産業技術研究機構：地球環境関連技術の推進に関する調査（1999），p.118
- 5) 生物系廃棄物のリサイクル研究会：生物系廃棄物のリサイクルの現状と課題（1999）
- 6) 河村清史：有機性廃棄物の資源化技術，廃棄物学会誌，Vol.11，No.5（2000），p.24
- 7) B.Linkeほか：Design and performance for anaerobic treatment of organic wastes, Energy and Agriculture, Vol.1（1999），p.365
- 8) 河村清史ほか：ドイツにおける生物作用を用いたバイオ廃棄物の処理，廃棄物学会誌，Vol.10，No.4（1999），p.57

連 絡 先

桂 健 治 技術開発本部
 第2研究開発部
 第5研究室

TEL 078 - 992 - 6525
FAX 078 - 992 - 6504
E-mail k.katsura@pantec.co.jp

クリプトの不活化 — 浄水場返送水 —

Inactivation of Cryptosporidium in Recycle Water from Purification Plant



(環)技術部第1グループ
西 拓 也
Takuya Nishi

浄水場排水処理設備内での効率的なクリプトの不活化システムの実用化に向け、ろ過池洗浄排水などを返送再利用するクローズドシステム内のクリプトの存在割合を調べた。混合槽、沈降管、脱水機から構成されるテスト装置を使用し、沈殿池排泥にポリスチレントレーサー（クリプトの擬似粒子）を加え、攪拌後、濃縮、脱水を行った。上澄水、濃縮汚泥、脱水ろ液、脱水ケーキ、ろ布洗浄排水中のトレーサーの割合は、濃縮汚泥が一番高く、約18%が着水井に返送されることが確認できた。

また、汚泥や返送水中のクリプトの不活化方法として加熱・紫外線・電気・乾燥処理を行い、それぞれの最適条件をみつけ、それをヒトへの感染力の有無が評価できる培養細胞をもちいた感染試験法で評価を行っている。

To develop practical system for inactivation of Cryptosporidium, a study was made on its surviving rate in the closed system of water purification plants where rinse water is recycled. Together with the sludge settled in a sedimentation basin, a polystyrene tracer, artificial particles for Cryptosporidium, was added to a test unit composed of a mixing tank, sedimentation tube and dehydrator.

Measurement of the tracer rate in the supernatant, concentrated sludge, dehydrator filtrate and filter cloth washing wastewater found that the concentrated sludge was the highest. About 18% of the injected tracer was returned to the receiving well.

Cryptosporidium in the sludge and recycle water was inactivated with heating, UV, electricity and drying methods to find their optimum inactivating conditions. The performance is being evaluated using cultured cells to check the infectivity to human being.

Key Words :

クリプトスポリジウム

Cryptosporidium

排水処理

Waste water from water purification plant

ポリスチレン製トレーサー

Polystyrene tracer

まえがき

(財)水道技術研究センターは、1997年～2001年の五カ年計画で水道における浄水技術の革新と高効率化の実現を最終目的に ACT21「高効率浄水技術開発研究」を実施している。本研究は、従来浄水技術と

比較して、(1)より高い汚染物質除去性能を有し、(2)処理施設の小型化・簡素化および管理の省力化が図れ、(3)信頼性がより高い「高効率浄水技術」の開発を目指し、7つの研究グループに分かれて研究を行っている。当社は、その内の第5研究グループの「浄

水場排水の高効率処理技術」に参画し、浄水場内でのクリプトの存在割合の把握、および排水処理における不活化システムの検討を行っている。

1. 実験目的¹⁾

クリプトスポリジウム（写真1；以下クリプト）による水系感染症の集団発生が世界で多発しており、1993年には米国ミルウォーキーで患者数40万人を越える世界最大規模の感染事例が発生した。我が国も例外でなく、1996年に埼玉県越生町で8800人余りの感染者を出している。これらの事故は浄水処理が不十分であったことによるものが多く含まれているが、中には従来の浄水処理の慣行からみて、特に問題であるとは考えられない運転管理が行われ、かつ供給した水道水が水質基準を満たしていた水道水での集団感染も含まれている。このことは、水源によっては水道システムに関する従来の基本的考え方が必ずしも十分でなかったことを強く示唆するものである。このような微生物感染症問題が発生することは、水道の社会的位置づけを根本から揺るがしかねないきわめて重要な問題であり、クリプト対策は現在、水道界の最優先課題となっている。

これまで、浄水場でのクリプト対策として、処理水濁度を0.1以下にすることや膜処理によるクリプトの除去が有効とされてきた。しかし、除去したクリプトの処理、つまり浄水場内での排水中のクリプトの処理については未解決のままである。除去したクリプトを河川放流した場合、浄水場が新たなクリ

プトの汚染源となる。また、ろ過池洗浄排水等を返送再利用するクローズドシステムを採用した浄水場の場合、クリプトは浄水場内を循環・蓄積する恐れがある。そこで本研究では、浄水場内全体のクリプトの存在割合を把握し、浄水場内でのクリプトに対する安全性を確保できるシステムについて検討をおこなっている。

2. トレーサーを用いたクリプトの挙動の確認

浄水場の原水から侵入したクリプトは、その大部分が凝集沈殿池にて原水中のSS成分と共に凝集され²⁾、沈殿池排泥として濃縮槽に集まる。しかし、濃縮槽以降の排水処理設備内でのクリプトの存在割合は未だ確認されていない。そこで、クリプトの疑似粒子であるポリスチレン製トレーサーを用いて排水処理設備内のクリプトの存在割合を確認した。

2.1 実験装置

濃縮槽以降の排水処理設備内でのクリプトの存在割合を確認するため、写真2、3に示す実験装置を使用した。

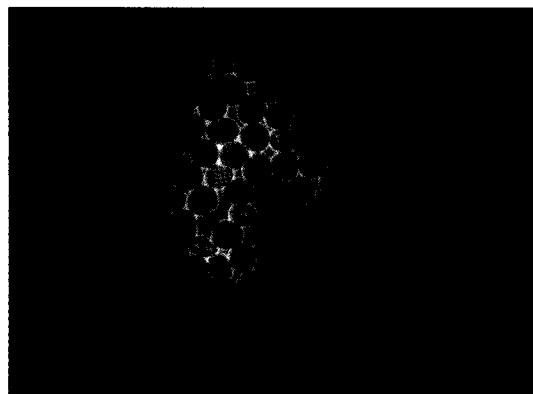


写真1 クリプトスポリジウム蛍光顕微鏡撮影
Photo 1 *Cryptosporidium, parvum*

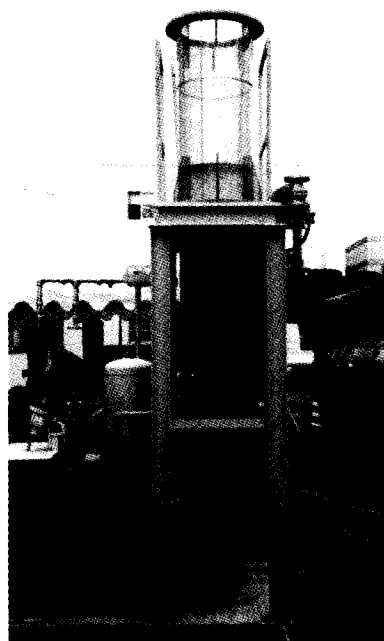


写真2 沈降管外観
Photo 2 Thickener

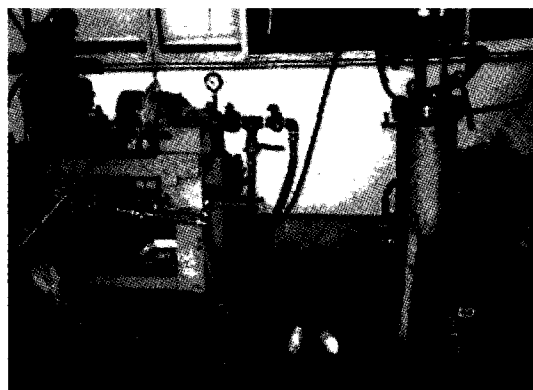


写真3 脱水機外観
Photo 3 Dehydrator

沈降部での汚泥の沈降時間は48時間とした。実験に供試した沈殿池排泥は、ポリスチレン製トレーサーを添加し、十分に攪拌した後、48時間沈降させた。上澄水と濃縮汚泥を分離した後、濃縮汚泥を脱水機にて脱水処理をおこなった。

ポリスチレン製トレーサーの仕様を第1表に示す。また、写真4に蛍光顕微鏡でのポリスチレン製トレーサーを示す。実験装置の仕様を第2表に示す。沈降管(写真2)は材質が透明PVCで形状が $\phi 400 \times 2500$ H, 有効容積が250 Lである。脱水機(写真3)のろ過面積は 1.04 m^2 , ろ布通気度は $1000 \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{min}$ である。

2.2 実験フロー

実験装置のフロー図を第1図に示す。

装置は沈降管、小型脱水機で構成される。まず、トレーサーを添加した沈殿池排泥を沈降管にて48時間濃縮し、濃縮槽上澄水と濃縮汚泥を回収した。さらに濃縮汚泥を小型脱水機にて脱水し、脱水ろ液・脱水ケーキ・ろ布洗浄排水を回収した。

2.3 実験条件

ここで、対象となるクリプトは、凝集沈殿池で凝集剤にて汚泥粒子と凝集された形で濃縮槽に移送される。そのため、トレーサーはあらかじめ沈殿池排泥に添加した後、酸・アルカリ調整を行い、汚泥粒子と凝集させてから実験に供試した。また、トレーサーが配管内や沈降管に吸着する分を無視できるよう、 1.40×10^{10} 個添加した。

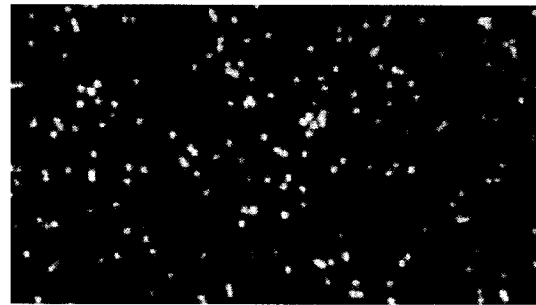


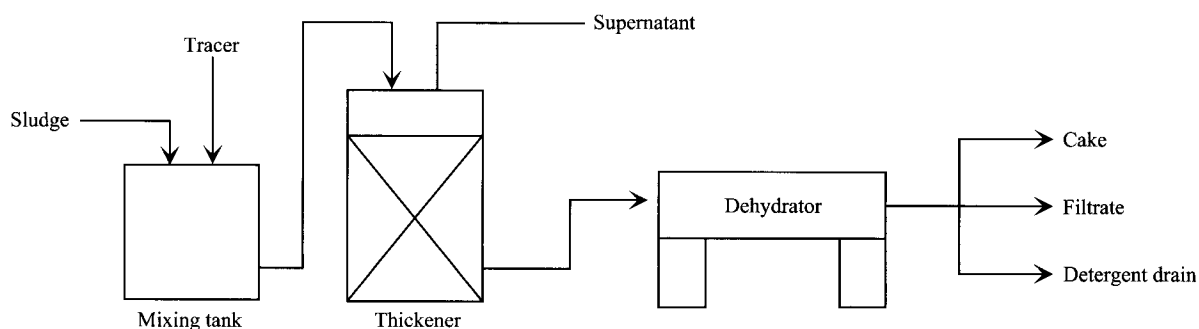
写真4 ポリスチレン製トレーサー
Photo 4 Polystyrene tracer

第1表 ポリスチレン製トレーサーの仕様
Table 1 Specification of polystyrene tracer

		Polystyrene tracer	Cryptosporidium
Size	μm	5.0 ± 0.5	$4.2 \sim 5.5$
	—	1.07	1.06
	mV (pH)	-19 (7.0)	-25 (6.5)

第2表 実験装置
Table 2 Experimental apparatus

	Material	Size
Thickener	PVC	$\phi 400 \text{ mm} \times 2500 \text{ mm}$, 250 L
Dehydrator	SS	Filtration area ; 1.04 m^2
Filter cloth	PP	$1000 \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{min}$



第1図 実験装置フロー
Fig. 1 Flow diagram of test plant

濃縮槽での沈降時間は48時間とした。

小型脱水機での脱水時間は、打込20分、圧搾25分で計45分とした。

実験では、沈殿池排水中のトレーサー数に対する沈降管上澄水、濃縮汚泥、脱水ろ液、脱水ケーキ、ろ布洗浄排水中のトレーサーの割合を確認した。

2.4 実験結果

クリプトは凝集沈殿池では約90%が汚泥粒子と共に濃縮槽に移送され、さらに0.1%が処理水に漏出することがこれまでの研究で知られている。この知見と今回の実験結果を統合し、一例としてクローズドシステムを採用した浄水場でのクリプトの存在割合をシュミレーション計算した結果を第2図に示す。この図より、浄水場に侵入したクリプトの大部分が濃縮汚泥中に存在し、約18%のクリプトが着水井に返送されることが確認された。

3. クリプトの不活化試験の概要

前述のトレーサーをもちいたクリプトの挙動の確認試験より、浄水場内に侵入したクリプトの大部分が濃縮汚泥中に、約18%が着水井に返送されることが確認できた。そこで、次にクリプトを効率的に不活化するため、汚泥や返送水中のクリプトの処理を加熱・電気・紫外線・乾燥・圧力により効果があるか確認した。

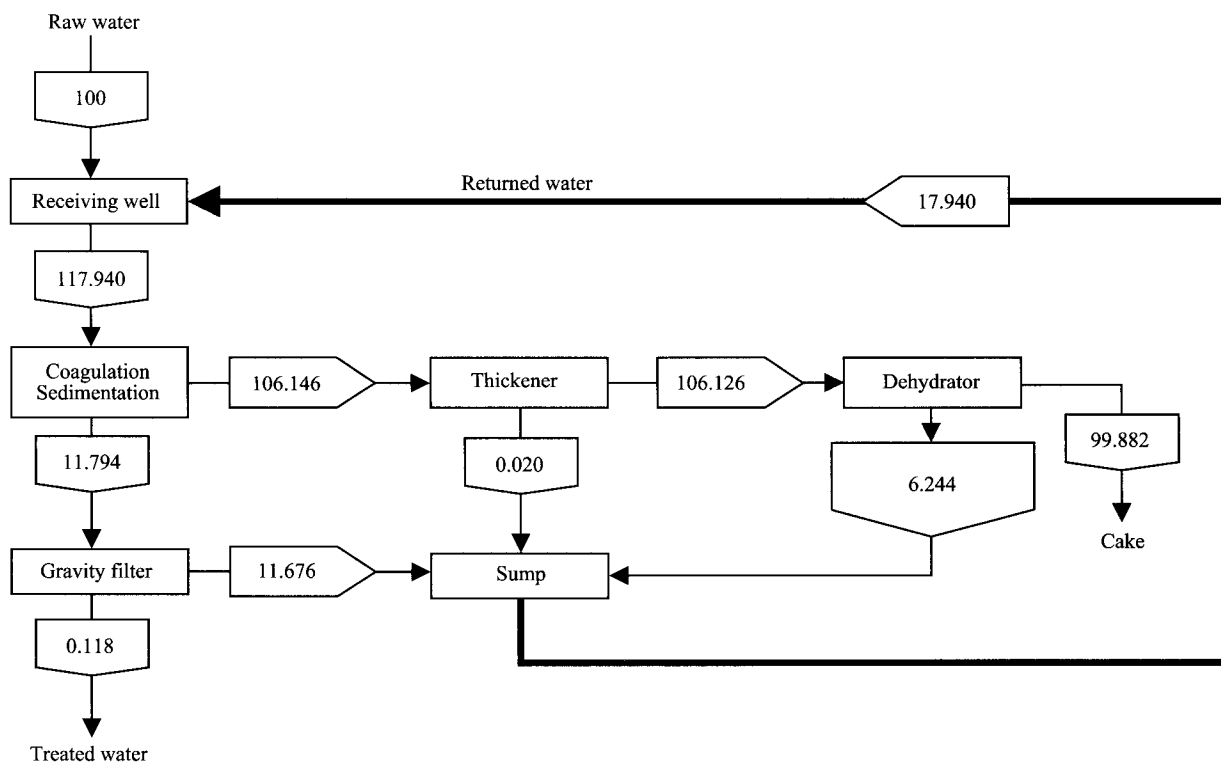
ここで、クリプトの不活化評価には、生育活性試験法と感染試験法がある。本試験では両方法にて評価をおこなった。

3.1 生育活性試験

1) 生体染色法

染色液を用いて染まりやすさ、染まりにくさから生育活性を判定する方法である。代表的な染色法は、DAPI/PI染色法である。膜透過性のDAPI (4',6-diamidino-2-phenylindole) 染色とPI (propidium iodide) の染色の組み合わせであり、DAPI染色は(写真5)波長350 nmのフィルターブロックを用い、PI染色は(写真6)510~560 nmのフィルターブロックを用いて蛍光・微分干渉顕微鏡で観察し、DAPI染色で染まり、PI染色で染まらないものを生育活性があると判断する。この方法は比較的簡単に、短時間で測定できる反面、染色程度に差があり、測定が人の目の判断によることから、そのばらつきにより判定が困難な場合が多い。また、感染試験と比較し、クリプトの不活化に対して過小評価となるといわれている。

一方、SYTO-59による染色法は(写真7)、510~560 nmのフィルターブロックを用いて蛍光・微分干渉顕微鏡で観察し、SYTO-59染色で染まらないものを生育活性があると判断する。DAPI/PI染色



第2図 浄水場におけるクリプトスポリジウムの挙動

Fig. 2 Existence of Cryptosporidium in water Purification plant

に比べて染色の曖昧さが少なく、より短時間で測定できる特徴があり、また動物感染試験と相関性が高いといわれている。

2) 脱 嚢 法

試験管内で脱嚢しやすい温度条件等で生育し、顕微鏡観察にて脱嚢したクリプトを生育活性があると判定する方法であり、比較的簡単に実施することができる。しかし、測定するためには1000個以上のクリプト数を必要とし、クリプトの個体により脱嚢するまでの時間が異なることから、生育活性の判定に応用するには課題が多いといわれている。

3. 2 感染試験法

1) 動物感染試験

免疫不全マウス等にクリプトを経口投与し、2週間程度の飼育期間中に排泄された糞便中のクリプトを測定し、感染したかどうかを判定するものである。生育活性試験とは違い、クリプトの感染力を評価することができる。しかし、実験を実施するために特定の飼育施設が必要であったり、供試個体により感染するオーシスト数に差があり、その均一性のための準備にも万全を期するなど、多大な費用・時間・労力を必要とする。また、従来人畜共に感染するといわれてきたクリプトスポリジウムパルブムについて、ヒトにしか感染しないものの存在が近年確認されたことから、動物感染試験では正確な結果が得られないことになる。

2) 培養細胞を用いた感染試験

ヒトの回腸の腫瘍細胞を37℃のシャーレ内で二酸化炭素培養し、増殖した細胞に感染させる方法で、クリプトのヒトへの感染力の有無が評価できるため、近年注目されている試験法である。さらに動物感染試験と比較し、省コスト・省時間で測定することができる。

3. 3 クリプトの不活化評価の信頼性

クリプトの不活化は、その評価法によって差があり、生育活性試験法は、感染試験と比較してクリプトの不活化に対して過小評価する傾向がある³⁾⁴⁾。従って、生育活性試験結果をもちいてクリプトの不活化処理設備を計画した場合、過大設備となってしまうおそれがある。エネルギーを効率的に利用するためには、より正確な試験結果が必要となる。そのため、前述で紹介したクリプトの不活化試験法のうち、培養細胞を用いた感染試験法を採用してデータ解析する予定である。また、感染試験と相関性が高いといわれる SYTO-59 染色試験法も併用して感染試験と関連づけることができれば、より多くの試験データ



写真 5 DAPI 染色によるクリプトスポリジウム

Photo 5 Cryptosporidium with DAPI stain



写真 6 PI 染色によるクリプトスポリジウム

Photo 6 Cryptosporidium with PI stain



写真 7 SYTO-59 染色によるクリプトスポリジウム

Photo 7 Cryptosporidium with SYTO-59 stain

が得られると期待している。

3.4 不活化試験項目

排水処理工程でクリプトの不活化処理をおこなうため、以下の項目について検討する。

1) 濃縮汚泥中のクリプトの不活化

濃縮汚泥中のクリプトは加熱・電気処理にて不活化させるのがエネルギー的に安価であると考え、クリプトが不活化するまでの時間を確認する。

2) 返送水中のクリプトの不活化

返送水の量的関係より、紫外線照射によるクリプトの不活化が効率的であると考え、適正な紫外線照射量、紫外線強度の検討をおこなう。

3) 脱水ケーキ中のクリプトの不活化

脱水ケーキ中のクリプトは、脱水機による圧力または乾燥の影響が生存日数にどの程度効果があるのか確認する。

む す び

熱や紫外線といった簡単な操作で浄水場内のクリプトを不活化することができれば、本プロセスは微生物的に安全な水が得られる可能性が高い技術となる。現在、前述の実証実験を進めているところであ

る。

なお、ここで紹介した ACT21 における研究は(株)石垣、月島機械(株)、(株)西原環境衛生研究所、前澤工業(株)、ユニチカ(株)との共同研究として実施している。実験結果についてはあらためて紹介したいと考えている。

[参考文献]

- 1) 金子光美：推計感染症とその対策，水道協会雑誌，768，(1998)，pp.2～21
- 2) 財水道技術研究センター：飲料水中の微生物による感染症対策に関する研究報告書 (1998)
- 3) Finch G.R., Black E.K., Gyurek L. and Belosevic M.: Ozone inactivation of *Cryptosporidium parvum* in demand-free phosphate buffer determined by in vitro excystation and animal infectivity. *Applied and Environmental Microbiology*, 59, (1993), pp.4203～4210
- 4) Black E.K., Finch G.R., Taghi-Kilani R. and Belosevic M.: Comparison of assays for *Cryptosporidium parvum* oocysts viability after chemical disinfection. *Federation of European Microbiological Societies microbiology letters*, 135, (1996), pp.187～189
- 5) 木村憲司：クリプトスポリジウムの殺滅，造水技術，(2000)，pp.18～24

連絡先

西 拓 也 環境装置事業部
環境本部
技術部
第1グループ
TEL 03-3459-5940
FAX 03-3459-3256
E-mail t.nishi@pantec.co.jp

低圧UV酸化装置を使用した 排水回収システム

Wastewater recovery system with
low-pressure UV oxidation



(環)営業部第2グループ 杉 澤 政 宣
Masanori Sugisawa
(環)技術部第1グループ 阿 野 真 隆
Masataka Ano

TOCが1 mg/L程度の低濃度有機排水を回収する場合、従来から使用されている高圧UV酸化装置では、排水1 m³当たり1.1 kWhの照射電力が必要であった。一方、パイロット装置を使用して低圧UV酸化装置に過酸化水素を添加した試験を行った結果、照射電力を0.55 kWhと50%削減することができた。

また、電子部品工場に本システムを採用することにより1日当たり825 kWhの電力を削減できた。このことはISO 14001における省エネルギーの要求に貢献するものである。

また、設置スペースも50%に削減することができた。

The conventional high-pressure UV oxidation unit has required electricity of about 1.1 kWh per 1 m³ in treating low-strength organic wastewater of about 1 mg/L TOC.

But electricity was reduced by 0.55 kWh or by 50% by applying hydrogen peroxide to a low-pressure UV oxidation unit with a pilot test.

An electronic factory applied with the system could reduce its electric consumption by 825 kWh/d, contributing to energy saving demanded by ISO 14001. The installation space was also contracted by 50%.

Key Words :

全有機性炭素
電子部品工場
低圧UV酸化
省エネルギー
過酸化水素
有機排水処理

TOC
Electronic factory
Low-pressure UV oxidation
Energy saving
Hydrogen peroxide
Organic wastewater treatment

まえがき

電子部品工場においてもISO 14001への取り組みが積極的に進められているが、廃棄物の削減とともに使用エネルギーの低減が大きなテーマになっている。クリーンルームを持つ工場では、大量の空調用電力を消費しているが、半導体や液晶パネルの微細化が進むに従い純水・超純水の使用量が増加し排水

の回収量も増加するため、水処理系におけるエネルギー消費量も大きな割合を占ようになってきた。

一次純水製造装置では低圧逆浸透膜の適用によるポンプ消費動力の低減などが進めれており、また有機排水の回収では効率的な酸化分解法が研究されている。当社においてもこれまで省エネルギー型の排水回収装置として過酸化水素を併用した低圧UV

(Ultraviolet=紫外線) 酸化装置¹⁾や、微生物を利用した微量 TOC 除去装置²⁾の提案を行ってきたが、本報では低圧 UV 酸化装置の実装置への適用例について紹介する。

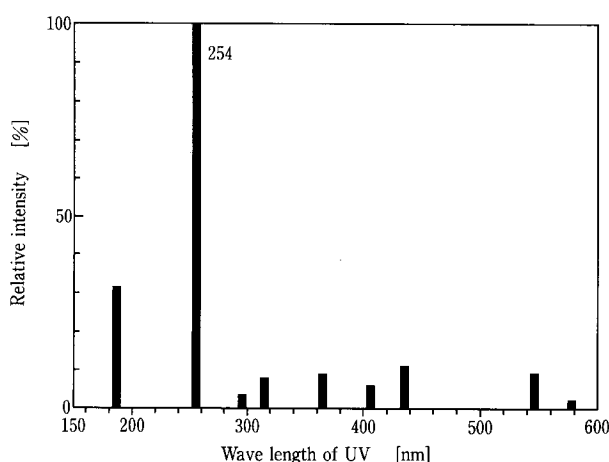
1. 電子部品工場における排水回収

電子部品工場のなかでも半導体や液晶製造工場では大量の薬品、たとえば IPA (イソプロピルアルコール)、メタノール、アセトン、TMAH (テトラメチルアンモニウムハイドロオキシド)、DMSO (ジメチルスルホキシド)、フェノール、酢酸、界面活性剤等が使用されている。特に液晶製造ラインでは有機系の薬品類の使用が多くなるため、洗浄排水も TOC (全有機炭素) 濃度で数 mg/L から数百 mg/L となることがある。

高濃度の有機排水を生物処理した場合でも処理水には TOC が数 mg/L 残留するので、回収するためには再度 TOC 除去が必要となる。また、無機排水の回収においても無機イオン成分以外に 1 mg/L 程度の TOC を含むことが多いため、これらの後処理も必要となる。

以上のように排水を回収再利用する場合には、TOC として 1～数 mg/L の微量な有機物を含む大量 (例えば 1 000～2 000 m³/d) の排水を TOC 数十～数百 μ g/L 程度までに処理する必要がある。

この処理方法としては、大出力のランプが入手可能な高圧 UV 酸化装置が従来より使用されてきたが、消費電力が処理水 1 m³あたり 1～3 kWh と大きく消費電力を低減することが課題であった。この値は TOC が百 mg/L 程度の有機排水の処理に匹敵し、従来方式による微量濃度域での TOC 除去は非常に効率が悪いものであった。



第1図 低圧 UV ランプのスペクトル分布
Fig. 1 Spectral distribution of low-pressure mercury lamp

2. UV 酸化処理について

2.1 紫外線の分類

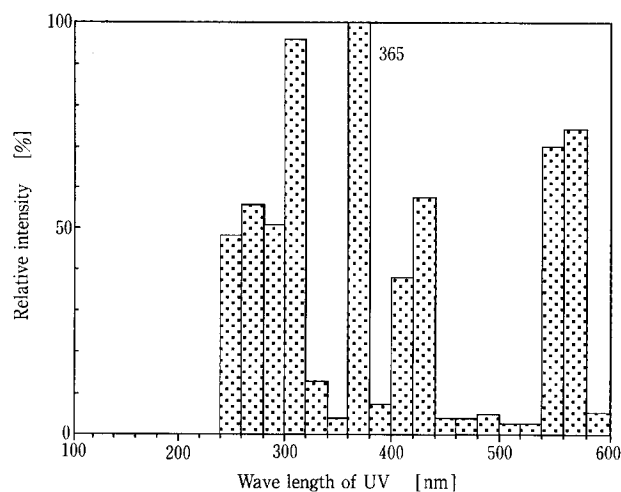
UV とは X 線と可視光線との間の約 100～400 nm の波長域を総称したものである。UV はその作用によりさらに 320～400 nm の UV-A (色素沈着, 光化学作用), 280～320 nm の UV-B (ビタミン生成, 紅斑の生成), 180～280 nm の UV-C (殺菌作用) に分類されている。

2.2 UV ランプの種類と特徴

UV ランプは基本的には水銀ランプの一種でありランプ内の水銀蒸気圧で高圧ランプ, 低圧ランプに分けられている。高圧 UV ランプはランプ内の水銀蒸気圧が 1～10 atm, 低圧 UV ランプで 0.01 mmHg 程度である。また放射される波長分布は封入されている水銀蒸気圧により変化し, 特徴的な輝線部を有している。第1図に低圧 UV ランプのスペクトル分布の例を, 第2図に高圧 UV ランプのスペクトル分布の例を示した。

低圧 UV ランプでは 185 nm (オゾン線), 254 nm (殺菌線) の出力が大きい。このうち 185 nm の UV は水分子に作用しヒドロキシラジカルを生成するため, 数十 μ g/L 濃度の TOC であれば過酸化水素を添加せずに酸化分解することが可能である。このため低圧 UV 酸化装置は 2 次純水装置等で TOC 除去・殺菌装置として使用されている。

高圧 UV ランプのスペクトルは連続に近く, また 185 nm のスペクトルは認められない。単独では酸化作用が極めて弱いため, 過酸化水素等の光増感剤を併用する。低圧 UV ランプより発光効率が悪いが大出力のランプが製作できるため, 排水回収で用い



第2図 高圧 UV ランプのスペクトル分布
Fig. 2 Spectral distribution of high-pressure mercury lamp

られることが多い。

2.3 酸化分解の機構

有機物の酸化分解には次の2つのメカニズムが関与している。

- ① UVの持つエネルギーにより直接有機物内の結合を開裂する。
- ② 185 nmのUVがH₂Oに作用しヒドロキシラジカル(・OH)を生成し、これが有機物を酸化分解する。((1式))



ν は振動数である。

光のもつエネルギーは波長 λ に反比例し、次式で示される。

$$E = N \cdot h \cdot C / \lambda$$

E : 光量子1molのエネルギー

h : プランクの定数 $6.626 \times 10^{-34} \text{ J} \cdot \text{sec}$

c : 光速 $2.998 \times 10^8 \text{ m/sec}$

N : アボガドロ数 $6.022 \times 10^{23} / \text{mol}$

JをKcalに、 λ をnmに換算すると

$$E = 2.859 \times 10^4 / \lambda$$

たとえば185 nmでは $E = 155 \text{ Kcal/mol}$ 、254 nmでは113 Kcal/mol、365 nmでは78.3 Kcal/molである。

分子の結合を開裂させるのに必要な結合解離エネルギーの例を第1表に示した。185 nmではほとんどの結合を開裂することができるが、365 nmでは

難しい。

このため185 nmの放射が殆ど無い高圧UVランプでは光増感剤として過酸化水素を添加する。また、数mg/LのTOCを含む排水の処理に低圧UVランプを適用する場合にはヒドロキシラジカルの生成能力が不足するため、高圧UVランプと同様に過酸化水素の添加が必要となる。過酸化水素からヒドロキシラジカルが生成する反応を(2)式に示した。



このようにして生成させたヒドロキシラジカルは2.8 Vという高い酸化ポテンシャルを持っている。これはオゾンの2.07 Vと比較しても高く、フッ素の3.06 Vに近い強い酸化力であるためUV酸化の効率を高めるのに有効である。

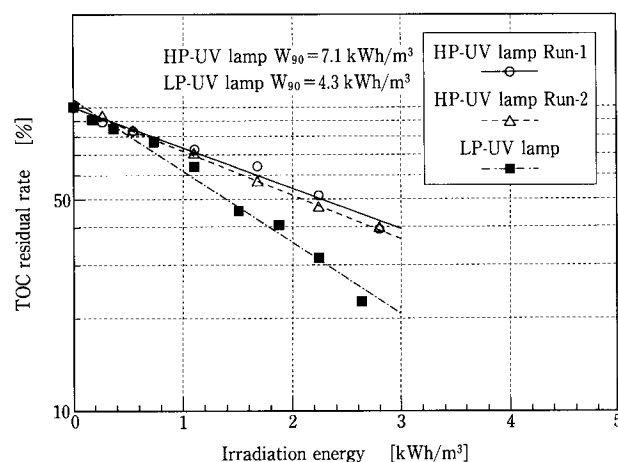
3. 低圧UVランプと高圧UVランプの効率比較

両ランプの特性の違いについては前節で述べたが、UVスペクトルの相違以外に入力に対する紫外線への変換効率が大きく異なっている。一般的には高圧UVランプでは10%程度、低圧UVランプでは25~30%程度といわれており、消費電力を1/2.5~1/3に削減することが期待できる。しかし、185 nm UVの出力は排水回収で使用するには不足であるため、高圧UVランプの場合と同じように光増感剤の併用が必要となる。

第3図はTOC濃度3 mg/Lの模擬排水を使用し高圧UVランプと低圧UVランプの分解性能について比較試験を行なった結果である。試験は800 Lの反応槽を使用し、その中央に1 kWの高圧UVランプ

第1表 結合解離エネルギー
Table 1 Bond dissociation energy

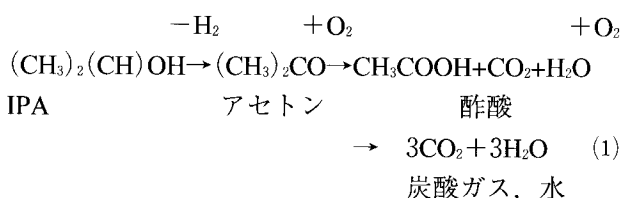
Bond	Dissociation energy kcal/mol	Bond	Dissociation energy kcal/mol
C-C	82.6	C=O aldehydes	176
C=C	145.8	C=O ketones	179
C-C ₁	81	C-H	98.7
C-F	116	N-H NH ₃	102.2
C-N	72.8	S-O	119
C=N	147	N=O	162



第3図 効率の比較
Fig. 3 Comparison of Performance

と670 W の低圧 UV ランプをとりつけて性能比較したものである。排水としては純水に有機源として IPA を溶解したものを使用しているが、この結果より低圧 UV ランプは高圧 UV ランプと比較して消費電力を大幅に削減できることが確認できた。

IPA の酸化分解反応は(1)式に示したように、アセトン、酢酸が中間体として生成する。



また、メタノールではホルムアルデヒドや蟻酸が、アセトンでは酢酸が生成される。これらの中間体の内、酢酸や蟻酸はイオン性であるため逆浸透膜やイオン交換樹脂で除去することが可能である。そのため目標 TOC 濃度によっては完全酸化は不要となる。

4. 納入装置

4.1 排水回収への適用

電子部品工場における低濃度有機排水の回収に適用した例を紹介する。本工場では従来より高圧 UV 酸化装置により排水の処理・回収を行っていたが、消費電力や設置スペースの削減のため設備の増設に

あたり、低圧 UV 酸化装置の検討をおこなった。

本排水はリンス排水が大半を占めており、TOC 濃度が0.8～1 mg/L という低濃度の有機排水である。処理方式としては生物活性炭方式のバイオリクターについても検討した。この方式は高圧 UV 酸化装置、低圧 UV 酸化装置と比較して消費電力やランニングコストの面で優れているが、本工場では設置スペースの面で適用し難く、最もコンパクトな低圧 UV 酸化装置を採用することになった。

システムの設計に先立ち、類似排水によりパイロット試験を実施し必要照射電力の確認を行なった。既設工場における高圧 UV 酸化装置の運転実績では、処理水 TOC 濃度を300 μg/L まで下げるのに必要な照射電力量としておよそ1.1 kWh/m³であったが、パイロット試験の結果では第4図のように1/2以下の照射電力でこの濃度が得られた。第5図に納入装置のフローを示す。パイロット試験も同様のフローで実施したが H₂O₂ 除去は NaHSO₃ を添加しておこなった。次にパイロット試験装置の概略仕様を示す。

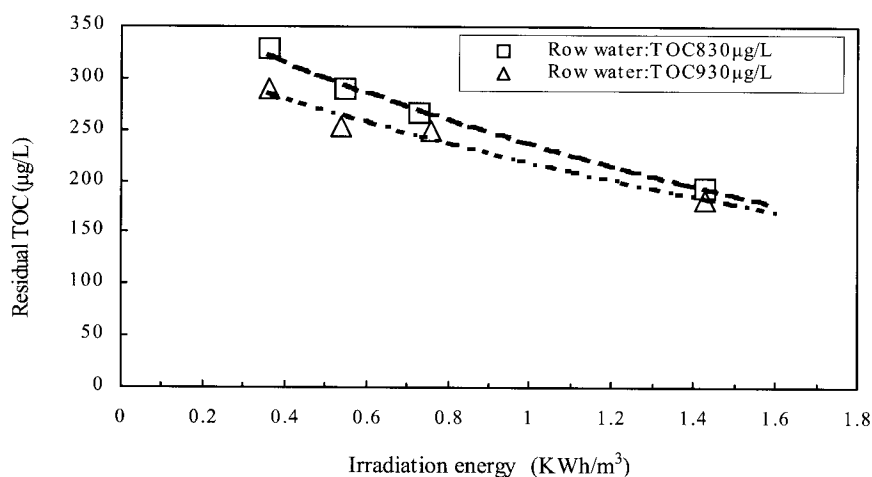
ランプ出力：0.54 kW

シリンダー寸法：150 φ × 1 500 L

通水量：0.38～1.5 m³/h

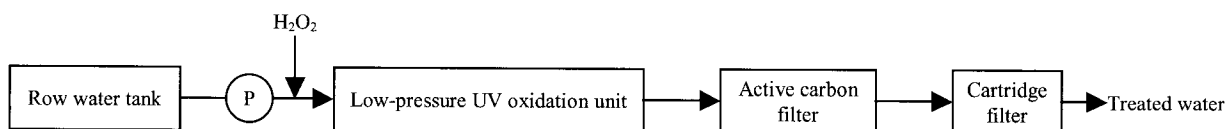
光増感剤：H₂O₂

(注入量 15～150 ml/L)



第4図 UV 照射量と残留 TOC の関係

Fig. 4 Relationship between Irradiation energy and residual TOC



第5図 低圧 UV 酸化装置を使用した排水回収システムフロー

Fig. 5 Flow diagram of wastewater recovery system with low-pressure UV oxidation

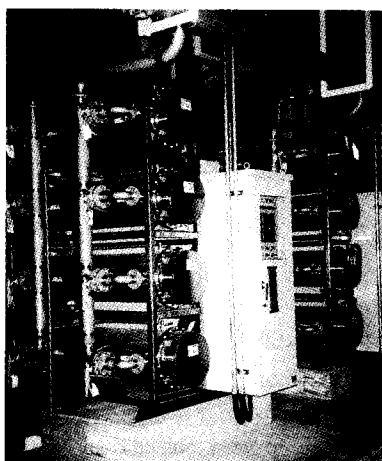


写真 1 低圧 UV 酸化装置
Photo 1 Low-pressure UV oxidation unit

4. 2 納入設備仕様

1) 低圧 UV 酸化装置

形 式：多管式シリンダー型光酸化反応器

ランプ出力：5.4 kW/基

台 数：4 基/台×2 台

処 理 流 量：75 m³/h

2) 過酸化水素添加設備

添 加 量：最大注入量 50mg/L

貯 留 槽：既設高圧 UV 酸化設備用から分取

3) 過酸化水素除去塔

形 式：下降流式活性炭充填塔

活性炭充填量：5.9 m³

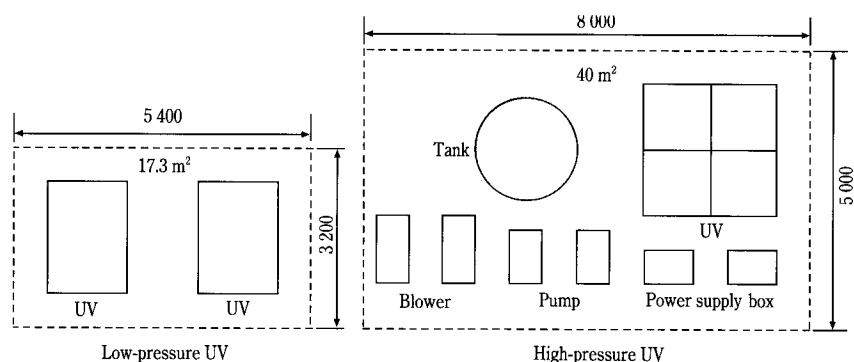
塔 数：2 塔

4) 処理水フィルター

形 式：カートリッジ式 5 μm

台 数：3 台

本設備のフローを第 5 図に、外観を写真 1 に示し



第 6 図 低圧 UV 酸化装置と高圧 UV 酸化装置の配置図
Fig. 6 Layout of high-pressure and low-pressure UV oxidation system

た。本設備の反応器は立体的に設置されているうえに、電源盤と一体構造としているのでコンパクトな設備となっている。また、同処理量の高圧 UV 酸化装置とのスペースの比較を第 6 図に示したが、高圧 UV 酸化装置では電源盤やブローア、中間ポンプなどの付帯設備の占めるスペースが大きく低圧 UV 酸化装置の設置スペースは高圧 UV 酸化装置の約 50 % に削減することができた。

む す び

水処理用エネルギーの削減と省スペース化の目的で、低圧 UV 酸化装置を低濃度有機排水の回収装置として電子部品工場に納入した。

この結果、1 日あたりの電力消費量が従来方式と比較して約 50 %、825 kWh 削減することが可能となり、設備スペースについても 50 % に削減することができた。

[参考文献]

- 1) 知福博行：神綱パンテック技報，Vol.40，No.2（1997），p.16
- 2) 杉澤政宣ほか：神綱パンテック技報，Vol.41，No.2（1999），p.76
- 3) 照明学会編：ライティングハンドブック

連絡先

杉 澤 政 宣 環境装置事業部
水処理本部
営業部
第 2 グループ
TEL 078 - 232 - 8094
FAX 078 - 232 - 8075
E-mail m.sugisawa@pantec.co.jp

佐用町本位田浄水場膜ろ過設備の運転状況

Operating Report on Membrane Filtration Water Purification Plant



(環)技術部第2グループ
佐藤 良 太
Ryota Sato
西 尾 弘 伸
Hironobu Nishio

兵庫県佐用町は、本位田浄水場水道原水へのクリプトスポリジウム混入の恐れなどから、膜ろ過設備（計画浄水量883.4 m³/d）を導入し、2000年3月より給水を開始している。本水源は濁度変動が大きく、降雨により100度を超えることもあるが、膜ろ過水濁度は、常に0.05度以下を示し、原水の水質変動によらず安定した処理をおこなっている。薬品洗浄は、ランニングコストの安い現地洗浄方式であり、半年に1回の頻度で実施、膜差圧は回復し安定運転を継続している。なお、これまでの運転結果から、薬品洗浄時期と原水濁度の相関を得ることができた。これにより、薬品洗浄時期を想定することができる。

A membrane filtration system applied to the water purification system with outlet design capacity of 883.4 m³/d in Hyogo Pref. to control cryptosporidium oosysts has started its supply since March 2000. The filtered water maintains its turbidity at 0.05 degree or below, although the intake water widely fluctuates in turbidity, exceeding 100 degree especially after rain. Relatively inexpensive in situ cleaning was conducted semiannually, recovering the transmembrane differential pressure for steady operation. The operating results reveals that opportune timing of chemical cleaning is anticipated with the turbidity and accumulated quantity of raw water.

Key Words :

膜ろ過	Membrane filtration
逆圧空気洗浄	Gas backwashing
薬品洗浄	Chemical cleaning
高濁度	High turbidity
クリプトスポリジウム	Cryptosporidium

まえがき

近年、中小規模水道を中心に膜ろ過の導入が進んでおり、設置件数は、建設中や通水予定を含め、2000年6月現在で、185件に達している¹⁾。日量数百m³規模のものから、最大1万4千m³規模のものまで導入が進んでいるが、現在のところ簡易水道向け小規模施設が主体となっている。

膜ろ過は、膜の孔径よりも大きな懸濁物質（細菌等）を膜表面にて阻止し、孔径より小さなもののみを通過させる分離法であり、従来の凝集沈澱・砂ろ

過と比較して、次のような特長²⁾を有する。

(1) 処理水質の向上が図れる。

膜ろ過に使用されるろ過膜の細孔は、精密ろ過膜（0.1 μm ～ 0.3 μm）、限外ろ過膜（分画分子量千～200万 Da）と小さいため、濁度、大腸菌群、一般細菌の除去性が優れている。

(2) 浄水施設の自動化、無人化により、運転管理が容易となり、凝集剤などの薬品使用量が低減できる。

膜ろ過の場合、原則として凝集剤は不要、もし

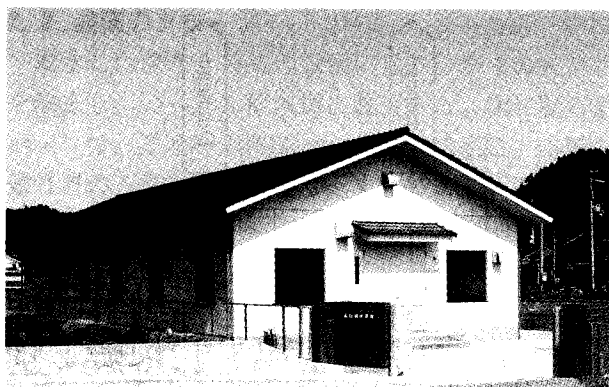


写真 1 膜ろ過施設外観

Photo 1 Outside view of membrane filtration facility

くは微量の一定注入（マイクロフロック法）で処理がおこなえるため、ジャertestが不要となる。このため、設備の運転管理は、膜ろ過水の水質および膜の運転状況の監視だけとなり、設備の無人運転が可能となる。

(3) 浄水施設の省スペース化が図れる。

膜ろ過は原水の直接ろ過をおこなうので、沈澱池が不要となる。また砂ろ過のような2次元ろ過ではなく、中空糸型膜を使用することで3次元ろ過となり、設備がコンパクトになる。

このことから、浄水場の技術者不足、水源が山間地にあり十分な用地確保ができないといった問題や、クリプトスポリジウムによる新たな水源汚染に対して、膜ろ過が注目され、膜ろ過設備の導入が進んでいる。

本報では、2000年3月兵庫県佐用町本位田浄水場に納入した膜ろ過設備の運転状況を報告する。

1. 膜ろ過設備の導入の経緯

佐用町は兵庫県の南西部に位置する人口約9 000人、総面積116 km²の町である。古くから出雲街道、

因幡街道が交わる交通の要所として栄え、現在では中国自動車道や智頭急行の駅が整備されており交通の便がよいところである。また星を美しく見ることができるところでも知られる自然豊かな町である。

本位田浄水場では、佐用川の伏流水を水源として取水し、緩速ろ過で処理してきたが、原水の濁度変動が大きいこと、上流に農業集落排水処理場や養鶏、畜産などの施設を有し、原水へのクリプトスポリジウム混入の恐れがあることなどから今回設備更新にあたって膜ろ過設備を導入するに至った。写真1に膜ろ過施設の外観を示す。

2. 設備概要

2.1 設備の構成

第1図に設備のフローを、第1表に設備仕様を示す。

膜ろ過設備は

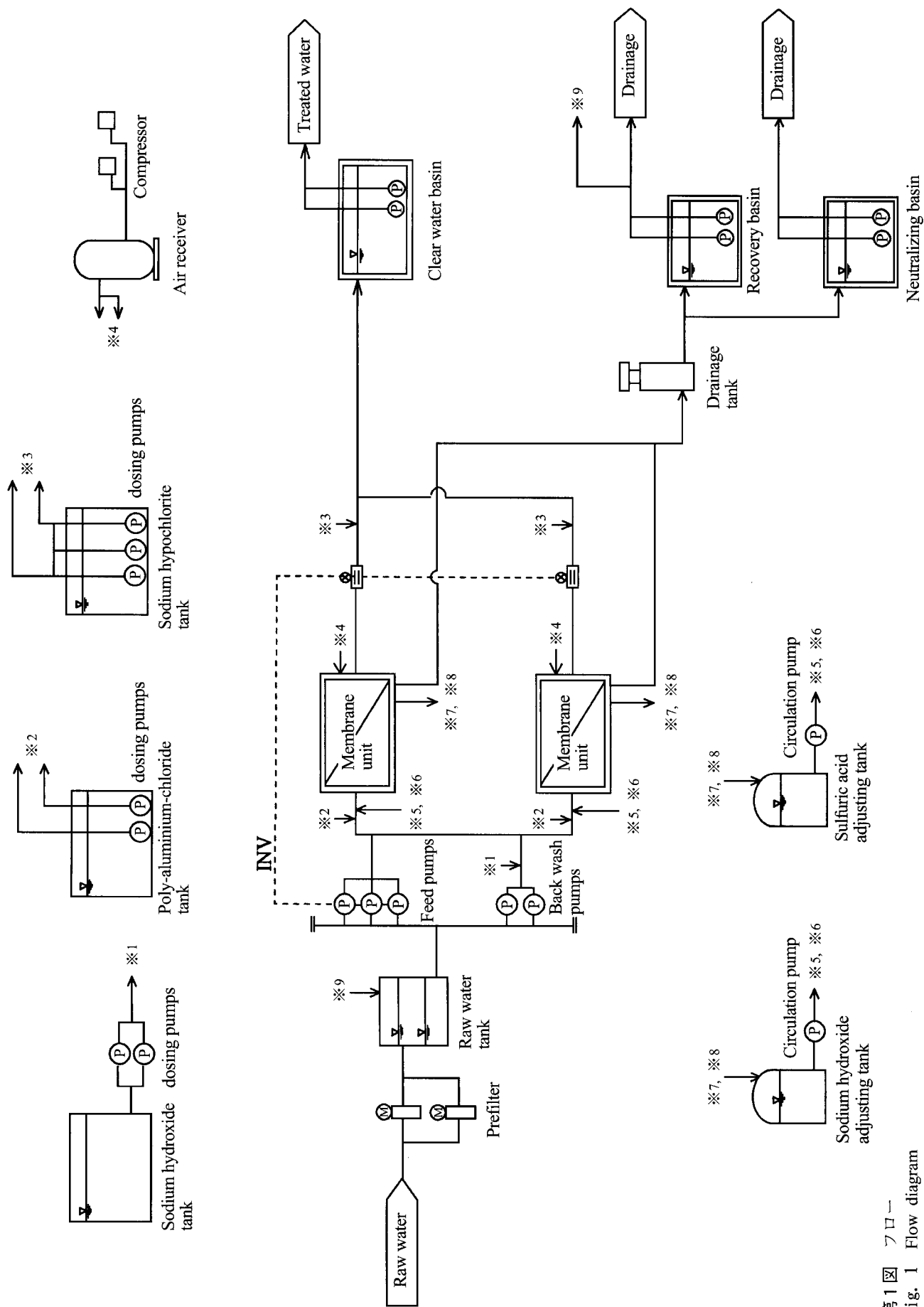
- ①前処理設備
- ②原 水 槽
- ③膜ろ過ポンプ
- ④膜モジュール
- ⑤逆洗ポンプ
- ⑥空気圧縮機
- ⑦空 気 槽
- ⑧逆洗排水槽
- ⑨薬品注入設備（次亜塩素酸ソーダ、苛性ソーダ、ポリ塩化アルミニウム）
- ⑩回収ポンプ
- ⑪回 収 槽
- ⑫薬品洗浄設備（硫酸調整槽・硫酸循環ポンプ・苛性ソーダ調整槽・苛性ソーダ循環ポンプ・中和槽・排水移送ポンプ）
- ⑬浄水池

から構成される。

第 1 表 設備仕様

Table 1 Specification of equipment

Item	Specification
Design filtration flow	883.4 m ³ /d
Type of membrane	Micro filtration (MF)
Nominal pore size	0.2 μm
Material	Organic (polypropylene)
Series	2
Total number of modules	60 (30/series)
Design flux	1.0 m ³ /m ² /d
Effective membrane surface area	900 m ² (15 m ² /module)
Type of filtration	Dead end constant flow filtration
Physical cleaning	Gas backwashing (600 kPa)
Chemical cleaning	In situ cleaning



第1図 フロー

Fig. 1 Flow diagram

2.2 設備のフロー

取水した原水を前処理設備に送り、水中の夾雑物を除去し、いったん原水槽に貯留する。次に膜ろ過ポンプで、原水を膜モジュールへ供給する。本膜ろ過装置のろ過方式は全量ろ過方式である。運転方式は膜ろ過ポンプの回転数をインバータ制御する定流量運転である。膜ろ過装置は2系列で構成され、1系列停止時は、残りの系列で計画浄水量の75%を自動的に確保できるようになっている。

本膜ろ過装置の物理洗浄方式は、逆圧空気洗浄であり、逆洗ポンプ、空気槽を使用して、57分に1回の頻度で洗浄をおこなっている。また逆洗排水は、逆洗排水槽に受けた後、回収槽に貯留する。回収槽では、回収ポンプで逆洗排水を原水槽に回収することで、設備全体の回収率を上げることができる。

本原水には、有機物（フミン酸）由来と考えられる色度があるため、これを除去するために、凝集剤（ポリ塩化アルミニウム：PAC）を10 mg/L 定量注入し、マイクロフロックを形成させた後、膜ろ過をおこなっている。また凝集剤の注入による膜差圧の上昇を防ぐため、逆洗時に苛性ソーダを注入できる設備を備えている。

膜ろ過水は、次亜塩素酸ソーダを注入した後、浄水池へ送られる。

薬品洗浄設備では、膜差圧が100 kPa 程度に達したとき、現地洗浄を実施する。薬品洗浄排水は、中和槽に排出し、中和処理をおこなう。中和後の排水は、排水移送ポンプにより放流する。

2.3 膜および膜モジュール

膜は、ポリプロピレン製の公称孔径 $0.2\mu\text{m}$ の中空糸型精密ろ過膜（MF膜）であり、膜モジュール

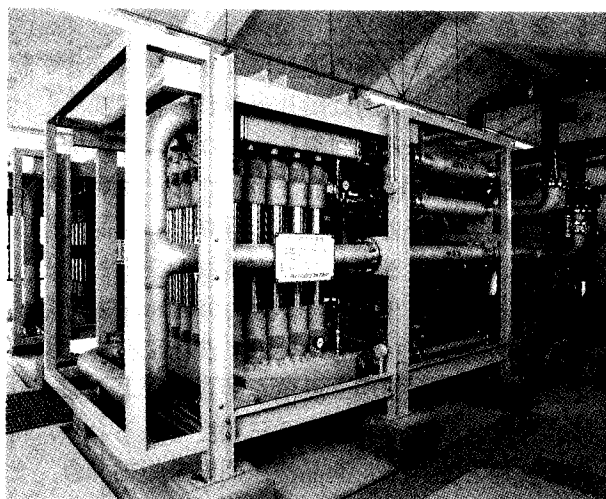
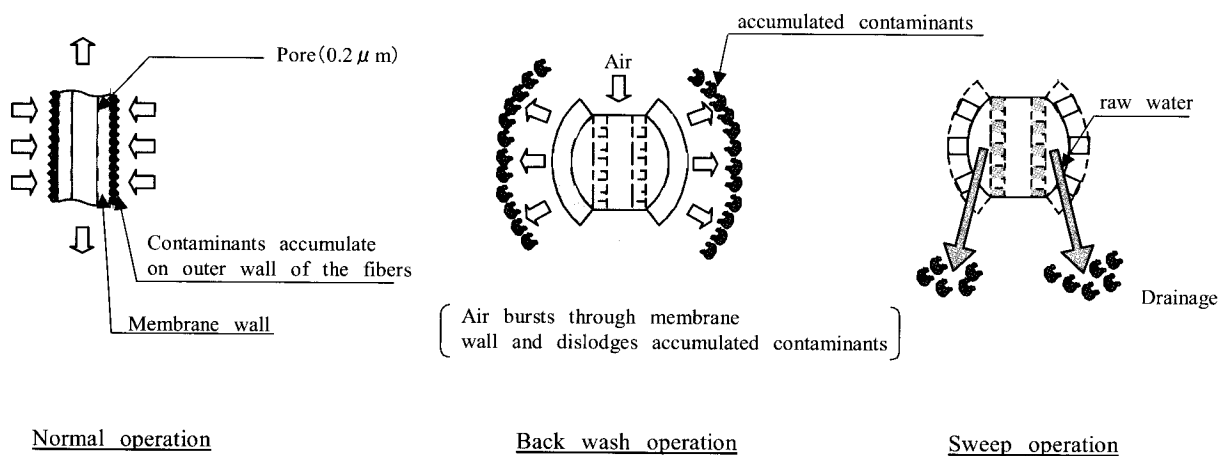


写真 2 膜ろ過装置外観
Photo 2 Membrane stack

は、膜面積 15 m^2 （モジュール1本当たり）である。本装置には、各系列に30本ずつ膜モジュールを装備し、1系列の膜面積は 450 m^2 である。写真2に、膜ろ過装置の外観を示す。

2.4 物理洗浄³⁾

本膜ろ過装置の物理洗浄方式は、膜材質がポリプロピレン製で膜強度が高く、伸縮性に富んでいることから、洗浄回復性に優れた逆圧空気洗浄方式を採用している。第2図に逆圧空気洗浄の模式図を示す。この逆圧空気洗浄方式は、600 kPa の無菌圧縮空気を膜ろ過側から加えて膜を膨張させ、膜壁に向けて瞬間的に逆流させ、膜の外壁に蓄積した物や、膜の細孔内に付着した物質を勢いよく吹き飛ばし、瞬時に取り除く逆洗方式である。



第2図 逆圧空気洗浄模式図

Fig. 2 Model of the gas back washing mechanism

2.5 薬品洗浄

膜ろ過では、長時間の運転により、懸濁成分が膜表面に付着し、間欠的に繰り返される物理洗浄だけでは、膜差圧が十分に回復しなくなる。この場合には、薬品による洗浄（薬品洗浄）をおこない、ろ過性能を回復させる必要がある。写真3に薬品洗浄設備を示す。使用する薬品は、有機物除去を目的として苛性ソーダ（2%）、無機物（金属）除去を目的として硫酸（1%）をもちいる。洗浄工程では薬品によるろ過循環、循環、浸漬を半自動でおこなう。

現地洗浄に要する日数は3日程度であるため、持ち帰り洗浄と比べて、薬品洗浄期間を短縮でき、またこれに要する費用は、持ち帰り洗浄よりも安くなる。

2.6 膜破断、凍結対策

本設備は、膜破断に対する検知システムとして、メンブレンテストと膜ろ過水濁度を常時監視する（設定警報濁度0.05度）二重の安全対策を施している。メンブレンテストとは、モジュールの膜ろ過側から圧縮空気（100 kPa）を加えこの圧力の保持期間を測定し、膜の異常を検知するテストであり、一定時間ごとに自動でおこなっている。万が一、膜の破断を検知した場合、その系列を自動停止するようになっている。

また本設備は、冬期水温の低下による膜モジュールの凍結を防止するシステムを備えている。これは、膜ろ過設備の運転待機中、水温の低下（2℃以下）を検知すると、自動で膜モジュール内の水を排水し、凍結を防止する。

2.7 維持管理

施設の主な維持管理は、テレメータでの膜ろ過設備の遠方監視、現場での薬品補充、薬品洗浄などである。テレメータでは、原水流量、膜ろ過流量、原水濁度、ろ過水濁度、膜差圧、水温、浄水 pH、浄水残留塩素の測定値および機器故障などの警報信号を送っている。通常、施設は無人で運転管理されている。

3. 運転結果

3.1 高濁度時における安定した運転

第3図に原水濁度の経日変化を示す。原水は降雨の影響を受けやすく、濁度が50度以上を記録した日が20日間あった。期間中（2000年3月6日～2001年4月21日）の原水濁度の最大値は100度以上（濁度計の測定上限は100度）、最小値は0.4度、平均値は7.1度であった。原水濁度は表面散乱光方式による連続測定をおこない、データは連続測定値の瞬時値

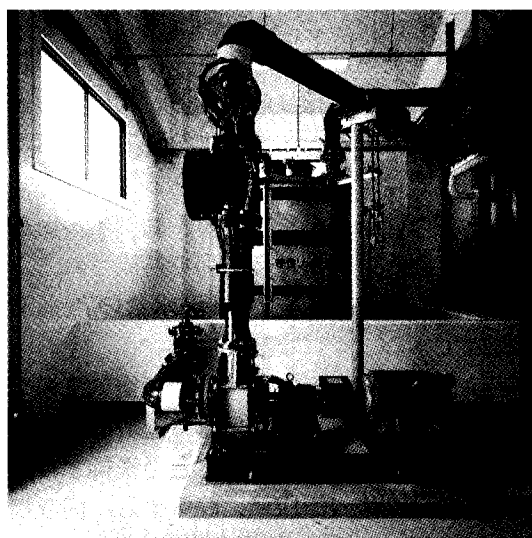
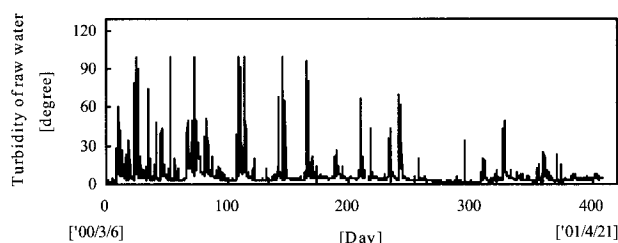


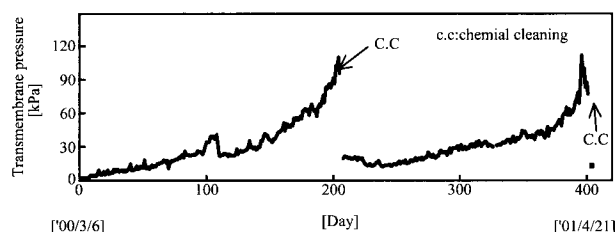
写真3 薬品洗浄設備外観

Photo 3 Chemical cleaning equipment



第3図 原水濁度の経日変化

Fig. 3 Change of turbidity of raw water



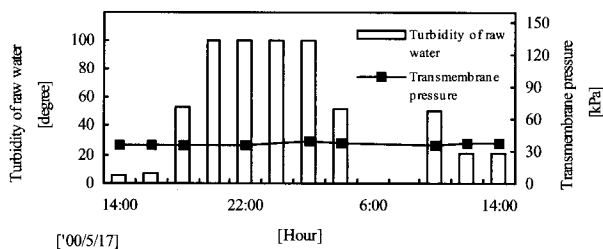
第4図 膜差圧の経日変化

Fig. 4 Change of transmembrane pressure

を示す。

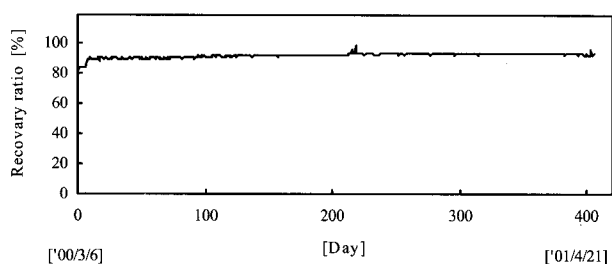
第4図に、膜差圧の経日変化（日平均）を示す。膜差圧は、運転開始当初（2000年3月6日）の1 kPa程度から緩やかに増加を示し、213日後には100 kPa程度に達した。また薬品洗浄後も、同様に緩やかな上昇傾向を示し、193日後に、100 kPa程度に達した。

本原水は、運転期間を通して100度以上の高濁度を示すことが多かったが、膜差圧の急激な上昇は認められなかった。



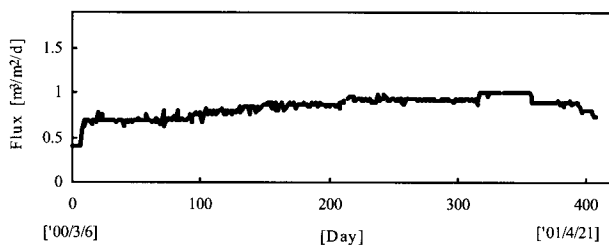
第5図 原水濁度と膜差圧の経時変化

Fig. 5 Change of turbidity of raw water and transmembrane pressure



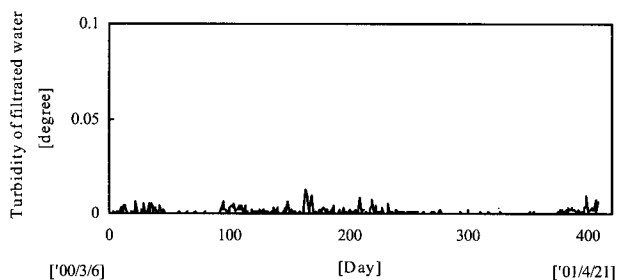
第7図 回収率の経日変化

Fig. 7 Change of recovery ratio



第6図 流束の経日変化

Fig. 6 Change of flux



第8図 膜ろ過水濁度の経日変化

Fig. 8 Change of turbidity of filtrated water

第2表 薬品洗浄排水分析結果 (2000年10月5, 6日)

Table 2 Quality of chemical cleaning wastes

Item	Units	Alkali waste	Acid waste
pH	—	>12.0	<2.00
Soluble iron	mg/L	0.95	25.6
Soluble manganese	mg/L	<0.50	8.80
Aluminum	mg/L	317	156
SS	mg/L	11.0	9.00
Dissolved organic carbon	mg/L	295	<10.0

第3表 薬品洗浄排水分析結果 (2001年4月18, 19, 20日)

Table 3 Quality of chemical cleaning wastes

Item	Units	Alkali waste	Acid waste
pH	—	>12.0	<2.00
Total iron	mg/L	1.09	12.2
Total manganese	mg/L	0.23	4.91
Aluminum	mg/L	125	119
SS	mg/L	80.0	10.0
Dissolved organic carbon	mg/L	153	24.7

第5図に、降雨時(2000年5月17日)の急激な原水濁度の変化に対する膜差圧の経時変化を示す。この図において原水濁度が短時間に急激に上昇し、100度以上に達していることがわかるが、膜差圧は、ほぼ一定値(平均37 kPa)を示し、急激な上昇は認められなかった。これは、本膜ろ過設備が膜の目詰まりに対して強い外圧式中空糸を使用していることおよび逆圧空気洗浄が洗浄回復性に優れていることによる。

これらのことより本膜ろ過設備は、高濁度時においても、安定した運転を継続できることが検証でき

た。

第6図に、実流束(日平均)の経日変化を示す。

実流束は2000年3月6日から3月15日までは平均0.4 m³/m²/d、3月16日から2001年4月21日までは平均0.85 m³/m²/dで推移している。実流束が徐々に増加しているのは、必要水量に合わせて、設定膜ろ過流量を段階的に設定変更しているためである。

第7図に回収率の経日変化を示す。膜ろ過設備の回収率は平均92%であった。

第8図に精密濁度計によって測定した膜ろ過水濁度の経日変化(日平均)を示す。運転期間を通して

膜ろ過水濁度は常に0.05度以下であり、原水の水質変動によらず安定した処理性能を示した。

3.2 薬品洗浄効果

第4図に示すように、運転期間中（2000年3月6日から2001年4月21日）、約半年に1回の頻度で薬品洗浄を実施した。薬品洗浄では苛性ソーダによる膜の浸漬時間を12時間程度、硫酸による膜の浸漬時間を1時間程度とした。これらの結果、薬品洗浄前には、100 kPa程度であった膜差圧が、運転開始当初の膜差圧まで回復した。

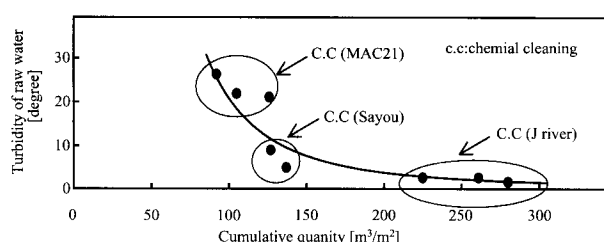
第2、3表に、それぞれ2000年10月5、6日、2001年4月18、19、20日に実施した薬品洗浄の洗浄排水分析結果を示す。苛性ソーダによる洗浄では、溶存有機炭素（DOC）がそれぞれ295 mg/L、153 mg/L含まれている。これより膜に付着した有機物が、除去されていることがわかる。硫酸による洗浄では、鉄、マンガンが多く含まれている。これより膜に付着した金属成分が除去されていることがわかる。これらのことから、ろ過を継続していくと、原水中に含まれる有機物や鉄、マンガンなどの金属成

分が、通常の物理洗浄では完全に除去できず、膜面に蓄積し、膜差圧の上昇を引き起こすことがわかる。

第4表に、2000年10月5、6日に実施した薬品洗浄の洗浄水中和放流水の水質分析結果を示す。中和放流水は、中和をおこなうことで、排水基準を満たし、放流できることが検証できた。

3.3 薬品洗浄頻度

第9図に、薬品洗浄ごと（膜差圧が100 kPaに達したとき）の単位膜面積あたりの積算膜ろ過水量と、原水平均濁度を示す（第9図は、他の水源である



第9図 原水濁度と積算膜ろ過水量の関係
Fig. 9 Relation of turbidity of raw water and cumulative quantity

第4表 洗浄水中和放流水の水質分析結果（2000年10月5、6日）

Table 4 Quality of neutralized effluent water of chemical cleaning

Item	Units	Alkali neutralized effluent water	Acid neutralized effluent water	Effluent standard
pH	—	6.9	6.9	5.8~8.6
COD	mg/L	42.5	9.8	<160
BOD	mg/L	6.4	<2.0	<160
SS	mg/L	142	95	<200

第5表 水質分析結果

Table 5 Analysis of water quality

Item	Units	Slow sand filtration (11th Aug. 1999)		Membrane filtration (16th Aug. 2000)		Water quality standards
		Raw water	Filtrated water	Raw water	Filtrated water	
Turbidity	degree	0.8	<0.1	1.1	<0.1	<2
Color	degree	6	1	7	1	<5
pH	—	7.7	7.7	8.2	7.7	5.8~8.6
Potassium permanganate consumption	mg/L	5.6	2.8	5.3	3.0	<10
Nitrate nitrogen and Nitrite nitrogen	mg/L	0.38	0.45	0.21	0.29	<10
Total iron	mg/L	0.12	<0.03	0.11	<0.03	<0.3
Total manganese	mg/L	0.01	<0.001	0.007	<0.001	<0.05
General bacteria	N/mL	18 000	16	1 200	0	<100
Total coliforms	N/100mL	11 000	0	13 000	0	Not detected

MAC21での実証実験結果、J川における実験結果を示す)。

本設備では、単位膜面積あたりの積算膜ろ過水量が、 $120\text{ m}^3\sim 140\text{ m}^3$ で薬品洗浄を実施した。当社ではMAC21計画での実証実験結果より、原水平均濁度と、薬品洗浄までの単位膜面積あたりの積算膜ろ過水量には、相関関係があることを報告³⁾しているが、今回の結果と、ほぼ一致した。

このことより、本位田浄水場において、薬品洗浄までのおよその単位膜面積あたりの積算膜ろ過水量が把握でき薬品洗浄時期が想定できる。さらに設定した流束から、薬品洗浄頻度を想定できる。

3.4 処理水質

第5表に、緩速ろ過水と膜ろ過水の水質分析結果を示す。膜ろ過では、一般細菌、大腸菌群が100%除去されていることが確認された。色度は、凝集剤(PAC)を定量注入(注入率 10 mg/L)することで、効果的に除去されていることがわかる。緩速ろ過と同等以上の水質である。

3.5 ランニングコスト

本位田浄水場全体(取水設備、膜ろ過設備、送水設備)のランニングコスト(2000年5月～7月の平平均値)は、 7791 円/d (18.1 円/m^3)であった。

このうち膜ろ過設備のランニングコストは、およそ 10 円/m^3 である。

むすび

本膜ろ過設備は、2000年3月に給水を開始して以来大きなトラブルもなく順調に安定した運転をおこなっている。この運転結果より、次のことが確認できた。

- (1) 本膜ろ過装置は、原水濁度が100度を超えるような高濁度時においても、膜差圧の急激な上昇、膜ろ過水濁度の悪化もなく、長期安定した処理をおこなえる。
- (2) 約半年に1回の頻度で現地薬品洗浄を実施することで、膜差圧は回復し安定運転をおこなえる。また洗浄排水は、中和することで、排水基準を満たし、放流がおこなえる。
- (3) 原水濁度と薬品洗浄までの積算膜ろ過水量から薬品洗浄時期を想定できる。

【参考文献】

- 1) 渡辺義公：水道協会雑誌，Vol.69，No.9 (2000)，p.6-7
- 2) 西尾弘伸：神鋼パンテック技報，Vol.38，No.3 (1994)，p.27-28，p.33
- 3) 西尾弘伸：環境技術，Vol.25，No.4 (1996)，p.206

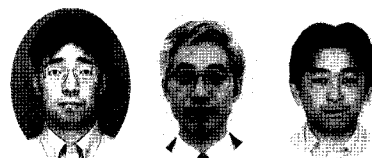
連絡先

佐藤良太 環境装置事業部
環境本部
技術部
第2グループ
TEL 078-232-8102
FAX 078-232-8057
E-mail r.sato@pantec.co.jp

<製品紹介>

新シリーズコンパクトタイプ 中／小容量 HHOG[®]

New series of compact design
medium/small capacity HHOG[®]



試作センター
上 村 全 弘
Masahiro Uemura
平 井 清 司
Kiyoshi Hirai
UC 事業室
安 井 信 一
Shinichi Yasui

ユーザーに好評を得ている従来の水電解式高純度水素発生装置 (HHOG) をコンパクト化と標準化により改良し、設置面積の半減と納期の短縮を可能とする新しいコンパクト型シリーズを商品化した。

Our conventional water electrolyzers (HHOG) were improved as the new series of HHOG. They are now available and will be well received by users.

The new series was designed to minimize the size and cut the delivery time by standardizing the manufacturing process.

Key Words :

オンサイト水素発生装置
水 電 解
コ ン パ ク ト
スキッドマウント型
パ ャ ケ ー ジ 型

On-site hydrogen generator
Water electrolysis
Compact
Sukid mounted type
Packaged type

ま え が き

数多くの優れた特長をもつ固体高分子電解質膜を使用した水電解式高純度水素発生装置である HHOG は、ユーザーの好評を得て1995年の発売以来納入実績が30基を超えている。特に近年は圧縮水素ガス供給事情の変化もあって、半導体、セラミックス、電力、冶金、エネルギー等の多岐にわたる分野において HHOG 導入の気運が増してきている。

今回、ユーザーの要望により設置面積を半分以下に小型化し、標準化により納期を短縮した新シリーズのコンパクト型 HHOG を商品化したので報告する。

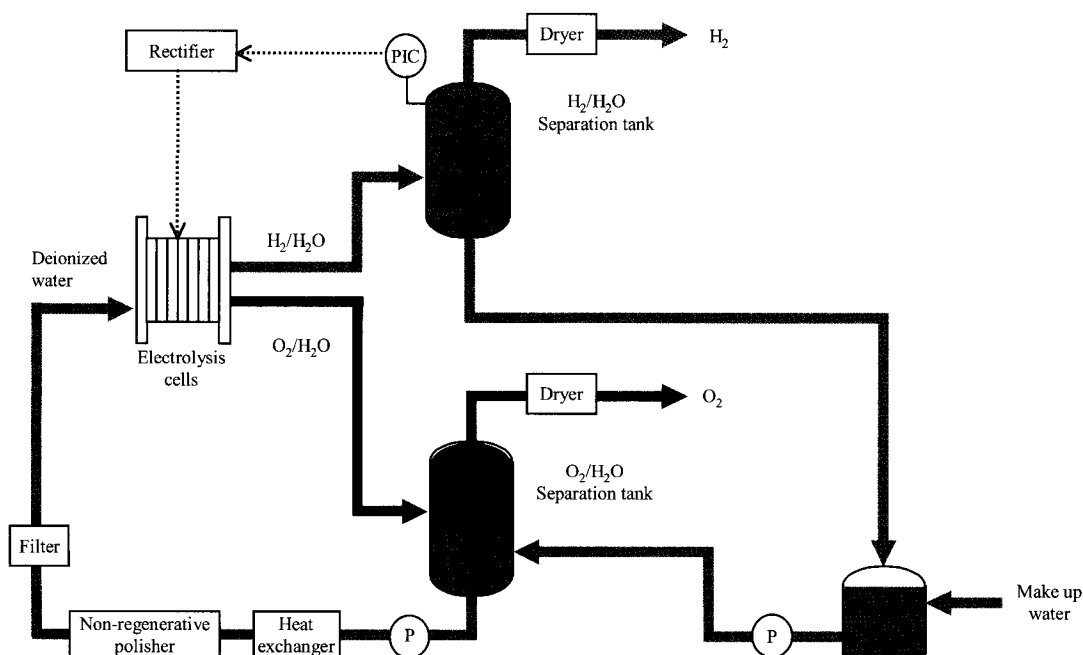
1. 新シリーズ HHOG の概略

新シリーズ HHOG は、従来と同じく水素発生圧

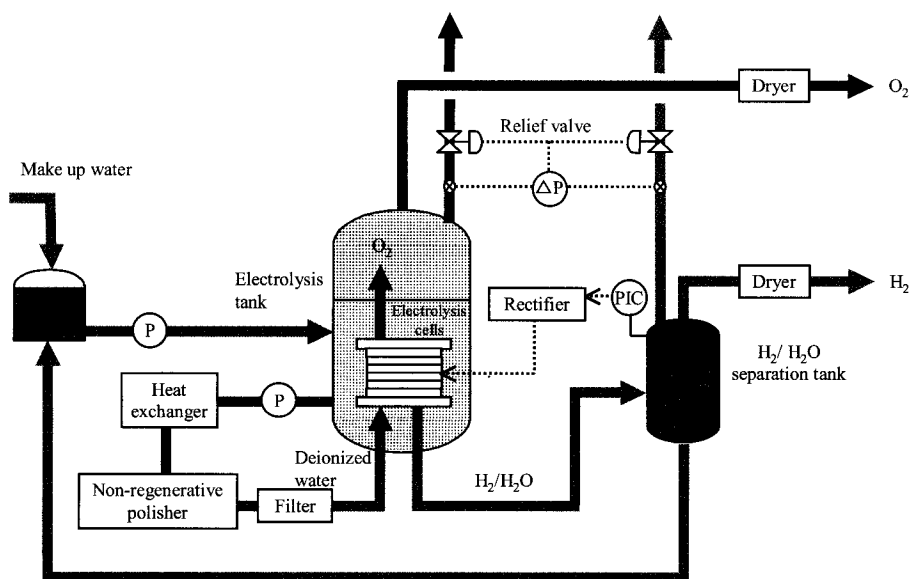
力が最高0.4 MPa (G) までの低圧型と0.9 MPa (G) 未満の高圧型の2種類があり、水素発生量によって10 Nm³/h～80 Nm³/h の中容量スキッドマウント型と10 Nm³/h 以下の小容量パッケージ型に分かれている。

第1表に寸法一覧表を示す。

スキッドマウント型は工場のマルチユースに対応した水素ガス供給設備を想定したもので、水素ガス発生量は10 Nm³/h～80 Nm³/h の中容量である。パッケージ型は、単独の機器と組み合わせてユニットとして使用できることを想定したもので、水素ガス発生量は10 Nm³/h 以下の小容量である。第1図 a) b) に、低圧型と高圧型のシステムフロー図を示す。低圧型は電解モジュールを大気中に設置しているのに



第1図a) 低圧型 (0.4 MPa (G) 以下) システムフロー
Fig. 1a) Low pressure type system flow



第1図b) 高圧型 (0.4~0.9 Mpa (G) 以上) システムフロー
Fig. 1b) High pressure type system flow

第1表 新シリーズコンパクトタイプ HHOG 一覧表
Table 1 New series of compact design HHOG

Low pressure type							High pressure type					
Type	Skid mounted type						Skid mounted type					
Model No.	SL-10	SL-20	SL-30	SL-40	SL-60	SL-80	SH-10	SH-20	SH-30	SH-40	SH-60	SH-80
H ₂ Flow Rate Nm ³ /h	10	20	30	40	60	80	10	20	30	40	60	80
Size												
Width mm	4 500	5 200	5 500	5 800	7 500	8 000	4 000	5 500	6 300	7 500	9 500	11 500
Length mm	1 400	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 200	2 200	2 200
Height mm	2 100	2 500	2 500	2 600	2 700	2 700	2 100	2 300	2 500	2 600	2 600	2 600
Approx. weight kg	6 000	7 000	8 000	9 000	10 000	11 000	6 500	8 000	9 000	10 000	11 500	13 000

※Note This table shows standard flow rate. Out of standard flow rate is also available in response to inquiry.
※注 本表は標準シリーズを示す。標準発生量以外も製作可能につきお問い合わせ下さい。

対し、高圧型は電解モジュールを電解タンクの水中に浸漬し酸素ガスと水素ガスの差圧を一定に制御している。このため、低圧型と同じ構造の電解モジュールでガスケットの耐圧以上の高圧を得ることができる¹⁾。基本的な装置構成は低圧型、高圧型ともに同じである。

水道水受け入れの場合は一次純水装置で水道水を純水に処理してから、純水受け入れの場合はそのまま純水補給タンクに貯留する。貯留した純水を純水補給ポンプで、酸素分離タンク（低圧型の場合）または電解タンク（高圧型の場合）に供給する。供給された純水は純水循環ポンプにより熱交換器、イオン交換樹脂筒（PD）、純水フィルターをへて電解モジュールへ供給される。

酸素は、酸素分離タンクまたは電解タンクで純水と分離し、酸素放出ラインより大気放出する。分離した純水は純水循環ポンプにより循環する。

水素は、水素に同伴して電極膜接合体を透過した少量の純水を含むため、水素分離タンクで純水と分離したのち水素供給ラインをへてユースポイントへ供給される。標準型は供給ラインに除湿器が設置されており、ユースポイントでの水素ガスは市販ボンベと同等以上の露点が確保されている。

2. 新シリーズスキッドマウント型 HHOG

従来の HHOG は性能、操作性等は十分に満足できるものであったが、ユーザーからは専用の建屋に収納する場合はもちろん、工場内に設置する場合でも設置面積の減少が要望されていた。そこで従来の HHOG の設置スペースを見直した。

新シリーズではすべての機器を単一の架台上にスペースを詰めて設置するとともに、装置の幅を 2 m 以下に抑えてコンテナに収納出来るようにした。幅が狭くなったことにより各機器とも外周から手が届くようになり、操作性やメンテナンス性が著しく向上した。

なお本装置はコンテナフレームに収納されて、配管サポートがこのフレームから設置されることにより、過酷な輸送にも耐えられる頑丈な構造となっている。フレーム上部の 4 隅には吊金具が取り付けられてハンドリングが容易になっている。

また $10 \text{ Nm}^3/\text{h} \sim 80 \text{ Nm}^3/\text{h}$ の範囲をシリーズ化し標準化することで生産性の向上、納期の短縮が可能となったばかりでなく、HHOG の操作性、メンテナンス性の向上にもなっている。

スキッドマウント型の改良後の $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 低圧型 (SL-20) を写真 1 に示す。

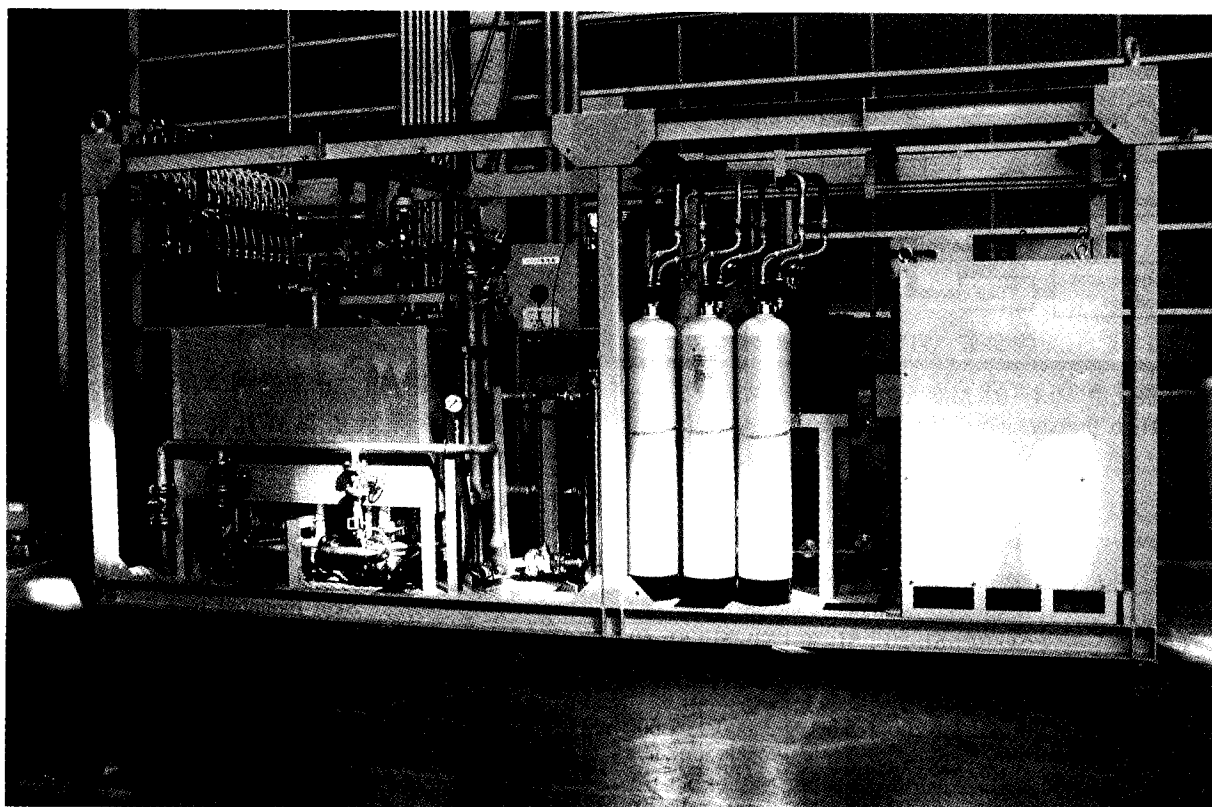
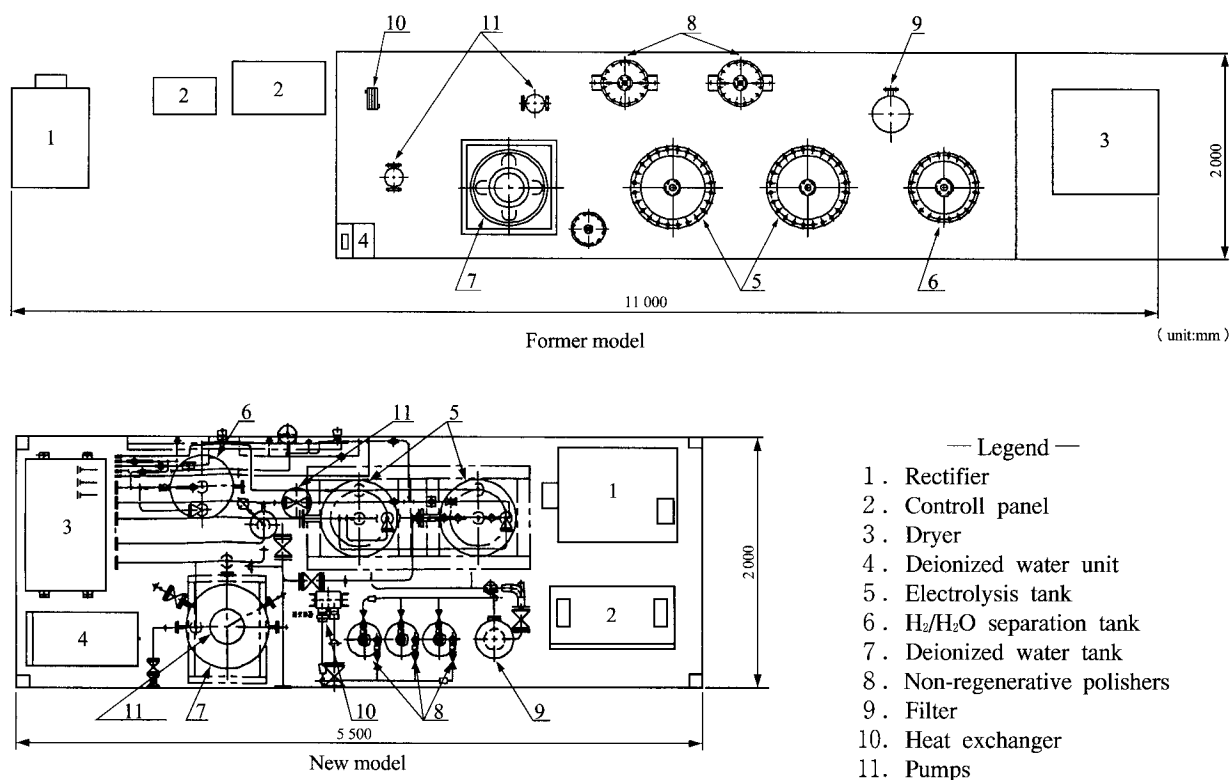


写真 1 新シリーズスキッドマウント型 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (SL-20)

Photo 1 New series skidmounted type $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (SL-20)



第2図 設置面積の比較

Fig. 2 Comparison of plan view between former model and new model

2. 1 設置面積半減

設置面積は従来型に比較して半分以下になっている。

一例として第2図に水素発生量 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ の高压型HHOG (SH-20) の場合の設置面積を比較した。

2. 2 小型流量計

電解モジュールに供給される純水の流量計に従来はテープフロートメータを採用していた。

これを変更し、センサ部と計測表示部がワンタッチ結合されるタイプの小型パドルホイール式流量計に置きかえた。

2. 3 小型分離タンク

酸素/水素と純水を分離する分離タンクは、数多くの納入実績からタンク容量を見直して適正な容量として小型化した。

2. 4 縦積み電解モジュール (低压型の場合)

従来の低压型の電解モジュールは、水素発生量に応じて必要な台数の電解ブロックを横に連結して設置していた。これを見直し、縦型ヘッダーと積層架台の採用により縦積みの連結構造の電解モジュールとして、設置面積を減少した。

2. 5 立体配置純水補給水ポンプ

従来の純水補給水ポンプと純水補給タンクの平面

的な配置を立体的にして設置面積を削減した。

2. 6 除湿装置、一次純水装置の制御盤統合

汎用機器の除湿装置と一次純水装置を採用していたため、それぞれが独立してシーケンサ、タッチパネルを保有していた。これらの制御をHHOGのシーケンサに取り込み、HHOGの制御盤のタッチパネル画面ひとつで操作できるよう一元制御することで、信頼性の向上と装置のコンパクト化を実現した。また、除湿装置と一次純水装置をHHOG専用に変更し、設置面積と設備費を削減した。

3. 新シリーズパッケージ型

パッケージ型の小型化目標は、ユースポイントの近傍に置かれることを想定して小型化と可搬性が追求されている。すなわちサイズで幅 1.2 m ×奥行き 1.2 m ×高さ 1.9 m 、重量で従来の $1/10$ の 200 kg 台とした。この目標を達成するにはスキッドマウント型と同じ手法では不可能であり、機器類の中でとくに設置面積の大きい分離タンク、重量の大きい直流電源装置の設計を根本から見直し、装置全体を小型軽量化した。

またキャスターを付けることにより、どこへでも移動できるようにしている。

パッケージ型の改良後の $5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 低压型 (PL-5)

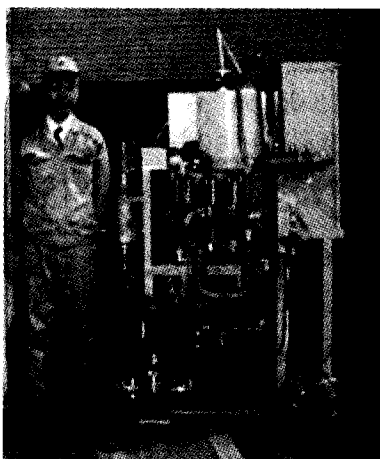


写真 2 新シリーズパッケージ型 5 Nm³/h (PL-5)
Photo 2 New series packaged type 5 Nm³/h (PL-5)

を写真 2 に示す。

3. 1 気液分離器

従来は酸素／水素と純水の分離は単にタンクで流速を減少させて気液分離させていた。

小型化するため、単なる気液分離でなく気液、気泡分離とミスト除去を組み合わせた分離器を開発し、従来の1/5に小型化することができた。

3. 2 高周波スイッチング直流電源装置

商用電力を交流から直流に整流するための直流電源装置は、従来サイリスタ整流器を採用していた。

電圧の変換と1次側と2次側の絶縁のため変圧器が不可欠であるが、商用周波数域の変圧器は寸法、重量ともに非常に大きく小型化は不可能である。

そこで水冷の高周波スイッチング直流電源を採用することにより小型軽量化を図った。

3. 3 一 体 化

制御盤、電解モジュール、気液分離器、直流電源装置等を空間的に無駄なく配置した一体設計にし、小型パッケージ化した。

む す び

新シリーズスキッドマウント型 HHOG は既に数基ユーザーに納入されて、順調に運転されている。

またコンパクトタイプパッケージ型はテスト機の開発を終えており、新規デザインのケーシングを付加した商用機を今年度中に販売の予定である。

[参考文献]

- 1) 安井信一ほか：神鋼パンテック技報，Vol.40，No.1 (1996)，p.1

連 絡 先

廣 瀬 潤 UC 事業室
担当課長

TEL 078 - 232 - 8100
FAX 078 - 232 - 8110
E-mail j.hirose@pantec.co.jp

<技術紹介>

冷却塔補修工事への FRP 材適用の事例紹介

Examples of FRP applied to cooling tower repair works



(気)冷却塔部エンジニアリンググループ
山 本 裕 久
Hirohisa Yamamoto

木製冷却塔は納入後10～15年経過すると木材の腐食により部分補修が必要となる。従来は腐食部分は木材で補修していたが、近年は FRP 材を使いメンテナンスと補修工事費用の削減が図られている。FRP は、腐食しない、強い、軽い、品質が安定しているという大きなメリットがあり、当社では1967年から冷却塔の部材の内のファンスタック、ファン、温水槽、冷水槽、外装板に採用してきたが、このたび独自に主構造材に至るすべての材料の FRP 部品の生産体制を整え短納期で低価格を可能とした。主構造である支柱、斜柱、梁には木材強度の2倍以上で形状的にも互換性のある FRP 材を準備しており、都度強度計算不要で交換が可能で、耐久性も25年以上となる。

Wooden cooling towers require partial repairs on damage caused by decay of wood in 10 to 15 years after delivered. While decayed parts have been repaired with wood thus far, recently the reduction of maintenance and total repair cost is attempted by making repairs with FRP. FRP has a great advantage of being non-corrosive, mechanically strong, lightweight and stable in quality. Shinko Pantec has been using the FRP on fan stacks, fans, distribution basins, cold water basins and casing among the cooling tower parts since 1967 and finally we have succeeded in establishing a production system on our own for all FRP-made members including main structural members, resulting in satisfying the requirements for short delivery and a reasonable price. FRP-made main structural members, comprised of columns, diagonal braces and girts, are two times stronger than wood in strength and interchangeable in shape, replaceable without calculation of strength each time when replaced, and over twenty five years in durability.

Key Words :

冷	却	塔	Cooling tower
補	修	工	Repair works
F	R	P	Fiber Reinforced Plastics
主	構	造	Main structural members

ま え が き

当社は1962年（昭和37年）以来、木製冷却塔を主体として各種冷却塔を納入してきた。木製冷却塔は納入後10～15年経過後部分補修が必要になってくる。

一般的には木材で補修するが、毎年の補修工事費用削減に取り組むユーザーが増加している。

一方「PRTR法」の公布、産業廃棄物規制強化も踏まえますます FRP 化が増加するものと予測して

いる。

FRP は、木材に比べ、腐食しない、強い、軽い、品質が安定しているという大きなメリットがある。

しかしながら、木材に比べコスト高、短納期対応がネックで普及しづらい難点があった。メンテナンス費用削減に取り組む熱心なユーザーの期待に応えるべく開発を重ね、この度独自に主構造材に至るすべての材料の FRP 部品の生産体制が整い、短納期、価格面についても期待に応えられるようになった。

本稿では、当社点検報告書に基づく補修工事での FRP 部品の採用事例について紹介する。

1. 主構造の FRP 材

冷却塔の主構造である柱、梁、斜柱、甲板材には引き抜き製造（プルトルージョン法）の FRP 材を使用している。そのため、腐食しない、強度、品質の安定、周囲環境条件に左右されることなく冷却塔の主構造材として最適である。さらに FRP の材料特性で部材交換による強度は2倍増となる利点もある。

しかし、市販の FRP 材では短納期、コスト面で採用しづらい面があった。当社ではこの欠点を補うため、独自に冷却塔用主構造材を開発し低価格で提供できるようになった。

2. FRP 材による補修工事適用事例

2.1 納入時期

1970年3月に某社水島地区に納入。

2.2 冷却塔仕様

塔型式	強制通風式クロスフロー冷却塔
塔番号	663M-32-06R
基数	1基（6セル／基）
塔寸法	

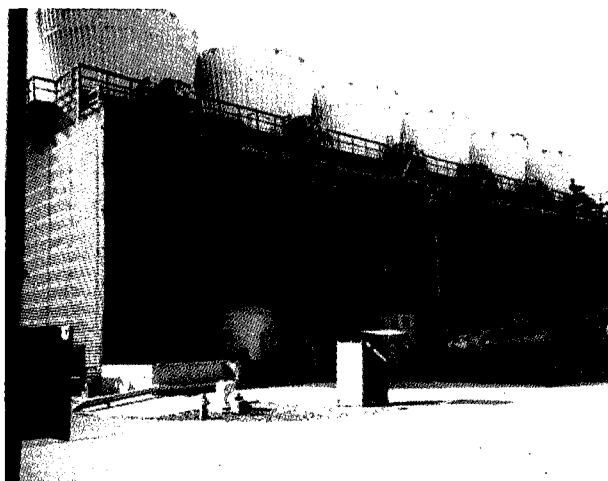


写真 1 冷却塔全景

Photo 1 Panoramic view of cooling tower

全長	51 440 mm
全幅	14 450 mm
全高	18 100 mm（冷水槽天端より）
冷却水量	13 000 m ³ /h
入口温度	40.0 °C
出口温度	30.0 °C
湿球温度	27.0 °C

2.3 機器明細

1) 送風機

型式	軸流型（手動可変ピッチ翼）
直径	7 310 mmφ（公称）

2) 減速機

型式	スパイラルベベル及びヘリカルギア
----	------------------

3) 伝動軸

型式	フルフロート・フレキシブルカップリング
----	---------------------

4) 送風機用電動機

型式	全閉外扇屋外型三相誘導電動機
定格	110 kW, 4 P, 3 300 V, 60 Hz

写真 1 に冷却塔全景を示す。

2.4 納入時構造材材質

①主構造	木製（防腐処理）
②外装板	波形アスベストセメント板
③ファン甲板	木製（防腐処理）
④ルーバー	波形アスベストセメント板
⑤ファンスタック	FRP
⑥充填材	硬質塩化ビニル
⑦エリミネーター	木製（防腐処理）
⑧温水槽	木製（防腐処理）
⑨散水箱	木製（防腐処理）
⑩塔上手摺	木製（防腐処理）
⑪塔内歩廊	木製（防腐処理）
⑫階段	木製（防腐処理）

2.5 補修箇所および劣化腐食箇所

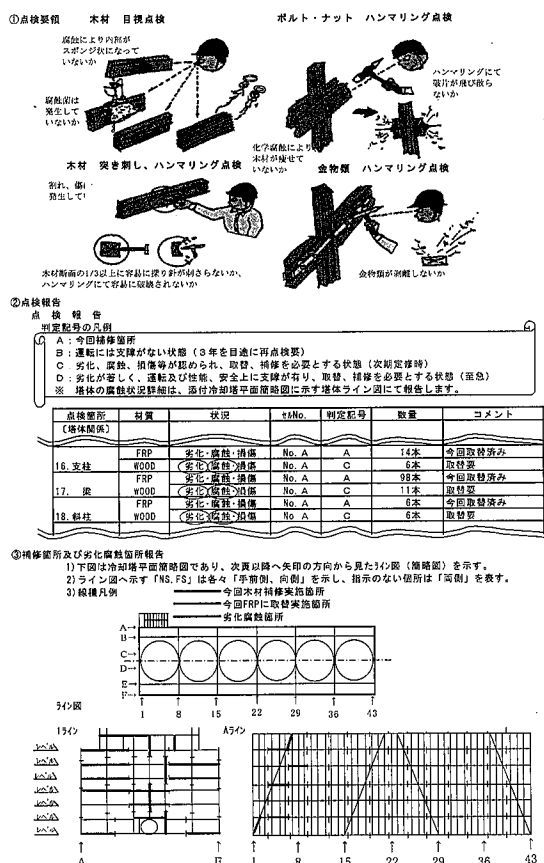
当社では納入冷却塔のメンテナンス体制として、巡回点検サービスを実施している。木材部の点検には、目視、突き刺し、金物類にはハンマリングで腐食状況を段階的に分類し報告書で提案している。

本補修工事もこの報告書に従って実施したものである。

補修工事完了後は、補修工事完了報告と併せ、次回補修箇所を明記して報告している。第1図に冷却塔点検補修工事報告書記載例を示す。

2.6 主構造材への FRP 材の適用事例

主構造材とは、支柱・梁・斜柱を指し台風、地震



第1図 冷却塔点検補修工事報告書記載例
Fig. 1 Examples of reports on cooling tower inspection and repair work

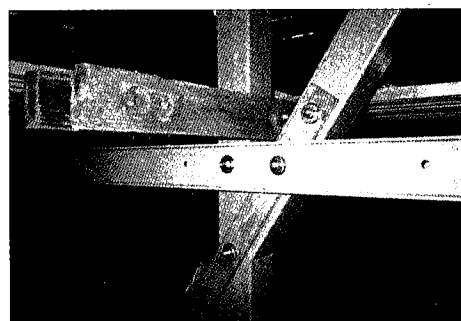


写真 2 主構造材 (梁, 斜柱)
Photo 2 Main structure (Girt, Diagonal brace)

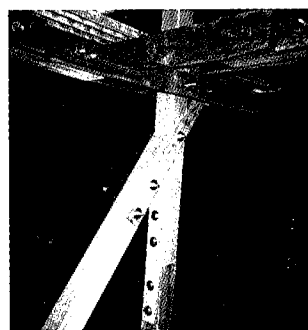


写真 3 主構造材 (支柱継手, 斜柱)
Photo 3 Main structure (Joint of column, Diagonal brace)

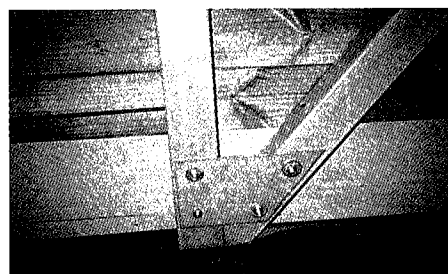


写真 4 主構造材 (支柱, 斜柱)
Photo 4 Main structure (Column, Diagonal brace)

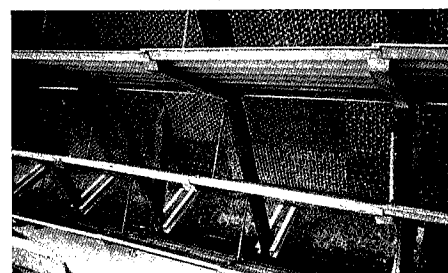


写真 5 主構造材 (梁)
Photo 5 Main structure (Girt)

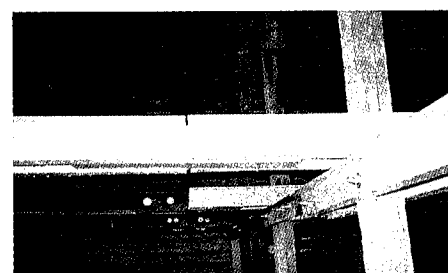


写真 6 主構造材 (梁)
Photo 6 Main structure (Girt)

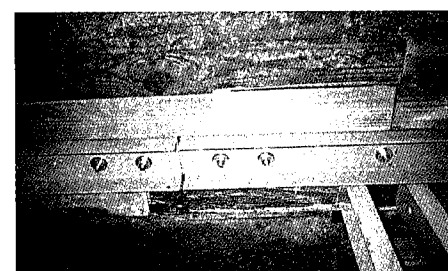


写真 7 主構造材 (梁)
Photo 7 Main structure (Girt)

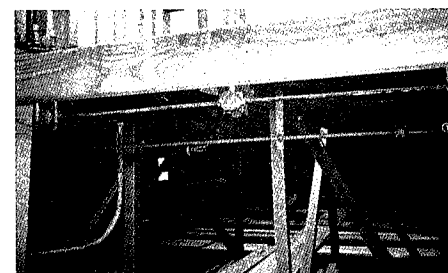


写真 8 主構造材 (支柱, 斜柱)
Photo 8 Main structure (Column, Diagonal brace)

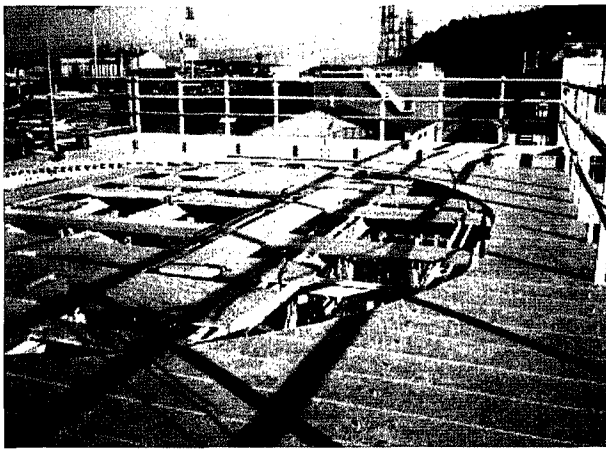


写真 9 ファン甲板
Photo 9 Fan deck

時に耐えうる強度を有し、特に強度が一番必要な構造材を指す。この構造部材が負担する荷重は、個々部材毎に異なるので、納入メーカーまたは納入時の構造計算書と照合し適切な強度を有した部材に交換する必要がある。当社では、木材強度の2倍以上でかつ、形状的にも互換性のあるFRP材を準備しており都度強度計算不要で交換が可能となる。また、FRP材に交換することで耐久性は25年以上となる。

写真2～8にその適用事例を示す。

2.7 ファン甲板へのFRP材の適用事例

ファン甲板フロアーは、冷却塔の最上部の点検デッキとなる。裏面は高温多湿で一番腐食し易い箇所ので、安全上早期に補修を勧めたい。

写真9にその適用事例を示す。

2.8 温水槽へのFRP材の適用事例

温水槽は冷却塔に送られてきた温水を充填層に均一に分散させる散水装置である。温水槽のFRP化には、底板にFRPハンドレイアップ材、側板・サ

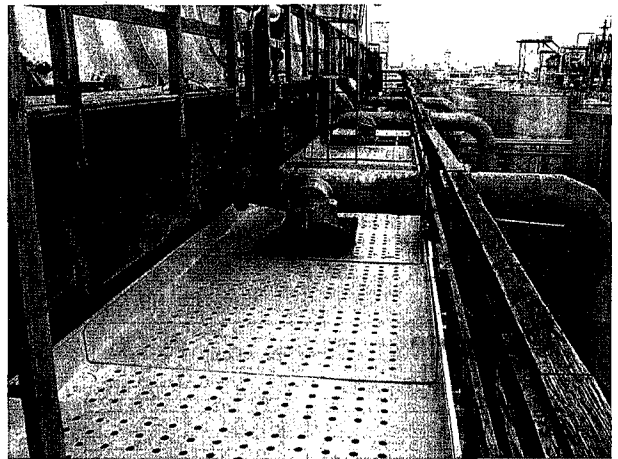


写真 10 温水槽
Photo 10 Distribution basin

ポートにはFRP引き抜き材を使用する。

写真10にその適用事例を示す。

2.9 その他冷却塔構造材へのFRP材の適用

本稿では、上述のとおり主構造材、ファン甲板、温水槽へのFRP材の適用事例について紹介したが、冷却塔構造材（外装板、ルーバー、散水箱、塔上手摺、塔内歩廊および階段）すべてについてFRP材での補修工事が可能である。

むすび

冷却塔はあらゆる業界で使用されておりメンテナンスに関するユーザーの関心も高く、また、稼働後20年以上になる冷却塔も多くあり補修を計画されているところも少なくない。

本稿が冷却塔の補修を計画されているユーザー各位の参考になれば幸いである。

今後は、FRP材の実機適用による経験を積み多様化する冷却塔ユーザー各位のご要望にお応えできるよう努力していく所存である。

連絡先

山 本 裕 久 気熱装置事業部
 冷却塔部
 エンジニアリンググループ

TEL 078 - 232 - 8135
FAX 078 - 232 - 8066
E-mail hr.Yamamoto@pantec.co.jp



特殊環境微生物利用技術

長谷川 進 技術開発本部
第2研究開発部
第5研究室
主任研究員
工学博士、技術士（水道部門）

まえがき

地球は、創世期の灼熱地獄から氷河期の極低温と、その長い歴史の中で様々な環境を経験して現在に至っている。そして、それぞれの時代にその環境に順応した生物が表舞台で活動し、環境にそぐわないものは、舞台より消え去るか、あるいは、わずかに与えられた生活の場で密かに息を潜めて生き続けている。その結果、現在地球上には、高温、低温、強アルカリ、強酸、嫌気、高塩濃度、高圧などわれわれの目から見て特殊といえる環境を好む種々の微生物が生存¹⁾するようになった。それら表舞台から追いやられた特殊環境微生物も、彼らの好む環境を整えてやるとたちまち活気付き、その機能を発揮する。特殊環境微生物が生育できる環境では、通常の微生物が成育できないため、開放系であっても、目的微生物（特殊環境微生物）を優先的に増殖させ、その機能を利用することができる。

本稿では、これら特殊環境微生物を利用した当社開発製品を概説する。

1. 好酸性細菌の利用

当社製品名：吸着材併用型生物脱臭装置
「B-DOシステム[®]」

1.1 生物脱臭の原理

生ゴミをごみ箱に入れて放置しておくと強烈な悪臭を発するようになるが、それを庭の畑に埋めると悪臭はほとんど感じられなくなる。これは、土壌中の微生物が悪臭成分を分解し、無臭化しているためである。B-DOシステムは、この土壌脱臭の原理を充填層内で効率よく再現している。

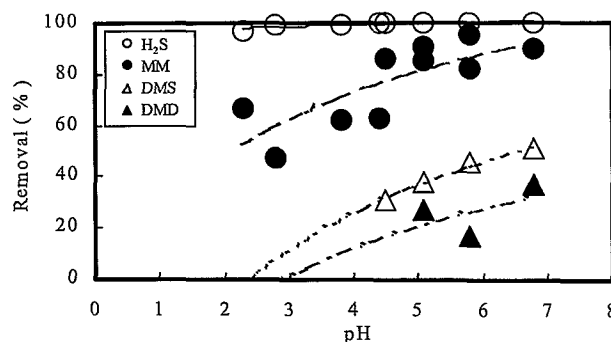
本法において、悪臭ガスは、微生物を着生させた特殊吸着材充填層に通気され、悪臭成分を吸着材に吸着除去させ、処理ガスとして排出する（吸着

脱臭）。吸着された悪臭成分は吸着材表面に着生する悪臭成分分解微生物（*Thiobacillus* 属、*Nitrosomonas* 属、*Pseudomonas* 属など）により分解無臭化され（分解無臭化）、この時生じた代謝生成物は1日数回の散水により洗浄される（洗浄）。これら3つの過程を充填層内で並行して進行させることにより、悪臭成分は、物理学的+生物学的に効率よく分解除去され、吸着材も破過することなく半永久的使用が可能である。

1.2 好酸性細菌の利用

下水処理場においては、イオウ系臭気成分が悪臭成分の主体となる場合が多い²⁾。イオウ系臭気成分は、イオウ酸化細菌により最終的に SO_4^{2-} まで酸化されるため、充填層内 pH が2～4まで低下する。通常の悪臭成分分解微生物の至適 pH は中性付近であるため、生物脱臭の進行に伴う pH 低下により、脱臭活性が極端に低下する結果となる。

第1図に充填層内 pH と各臭気成分除去率の関係を示す。低 pH 域においてメチルメルカプタン（MM）、硫下メチル（DMS）、および二硫化メチル（DMDS）の除去率が大幅に低下している。硫化水



第1図 臭気成分除去率におよぼす pH の影響
Fig. 1 Effect of pH on removal of odor components

素 (H₂S) のみは、低 pH 域でも高い除去率を示すが、これは、H₂S を分解する微生物に好酸性の種が存在する³⁾ことを示唆している。そこで、B-DO システムでは、好酸性イオウ酸化細菌を利用するため、充填槽内に低 pH 域を設ける工夫をしている。

1. 3 B-DO システム

B-DO システムは、上段と下段を異なる pH 条件で運転する 1 塔 2 層式充填層となっている。上段を低 pH 条件で運転し、好酸性イオウ酸化細菌により主として H₂S を除去し、下段を中性付近で運転して、一般の微生物により他の臭気成分を除去している。具体的には、第 2 図に示すよう、上段と下段の間に水切りを設け上段散水ドレンが下段に流下しないようにしている。第 1 表に 1 塔 1 層式と 1 塔 2 層式の処理成績を示す。1 塔 1 層式の場合、pH 低下により MM, DMS, DMDS の除去率が極端に低いが、1 塔 2 層式では、上段 pH が 3 以下まで低下しているにもかかわらず、下段は中性付近で運転されており、処理成績が大幅に改善されている。

写真 1 に、上段、下段の担体表面の微生物の電子顕微鏡写真を示す。下段では、形状や大きさが様々で多種の微生物が認められるのに対し、上段の微生物種は低 pH という特殊環境により限られていることが分かる。第 3 図に充填材に付着する細菌の計数結果を示す。特に上段では、好酸性イオウ酸化細菌

が優先し、一般細菌が消失していることがわかる。

1. 4 実 施 例⁴⁾

(1) 処理設備概要

設備全景を写真 2 に示す。

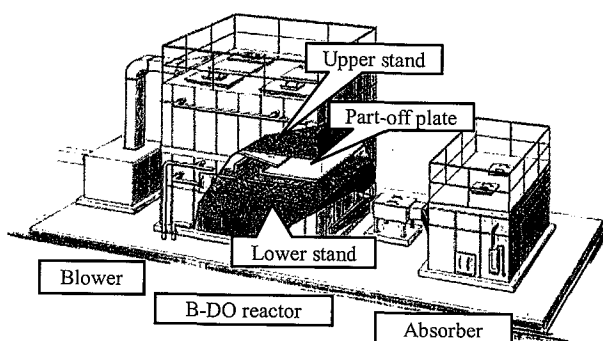
処理風量：300 m³/min (150 m³/min × 2 基)

通気速度：0.1 m/秒

空間速度：225 m³/m³/h

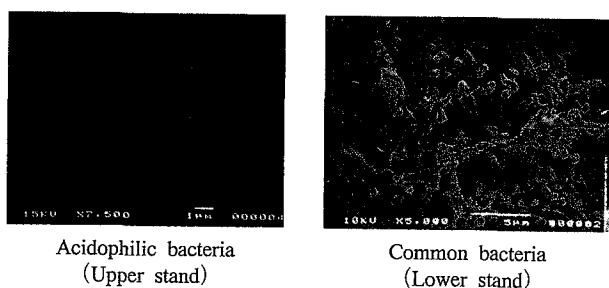
(2) 処 理 成 績

上段 pH は 3 まで低下したが、H₂S が上段でほとんど除去されるため、下段充填層 pH は低下することなく中性付近に維持され 1 塔 2 層式運転が実現された。各臭気成分の平均除去率は、H₂S, MM, DMS, DMDS, それぞれ、99.9 %, 99 %, 99.9 %, 99.9 %, 99.9 % である。



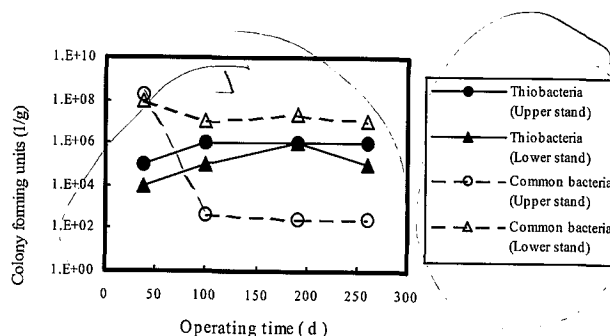
第 2 図 B-DO システム鳥瞰図

Fig. 2 Birds-eye view of B-DO system



写 真 1 好酸性細菌の電子顕微鏡写真

Photo 1 Electron micrograph of acidophilic bacteria



第 3 図 イオウ酸化細菌数の経日変化

Fig. 3 Time course of the number of thiobacteria

第 1 表 B-DO システム処理成績

Table 1 Performance of B-DO system with two stands

(a) 1 stand

	Influent (ppm)	Effluent (ppm)	Removal (%)
H ₂ S	6.3	<0.006	>99.9
MM	0.21	0.11	47.6
DMS	0.026	0.026	—
DMDS	0.025	0.026	—
NH ₃	0.2	<0.1	>50
pH		3.1	

(b) 2 stands

	Influent (ppm)	Upper stand (ppm)	Lower stand (ppm)	Removal (%)
H ₂ S	19	<0.006	<0.006	>99.9
MM	0.67	0.32	0.058	91.3
DMS	0.064	0.057	0.04	37.5
DMDS	0.011	0.018	0.005	27.3
NH ₃	0.5	<0.1	<0.1	>80
pH		2.8	6.8	



写真 2 B-DO システム全景
Photo 2 Outside view of B-DO system

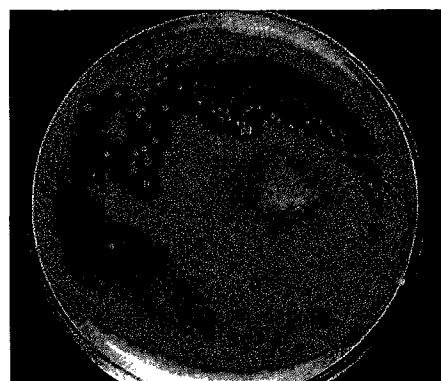


写真 3 好熱性細菌による汚泥プレートの可溶化
Photo 3 Sludge solubilization by thermophilic bacteria

96 %, 88 % と良好で、後段の活性炭吸着塔出口では、臭気強度2.0相当濃度以下を十分満足した。

現在、約40件に及ぶ B-DO システムが稼働中である。

2. 好熱性細菌の利用

当社製品名：生物学的汚泥減量化技術
「エステプロセス®」

2.1 生物学的汚泥減量化の原理

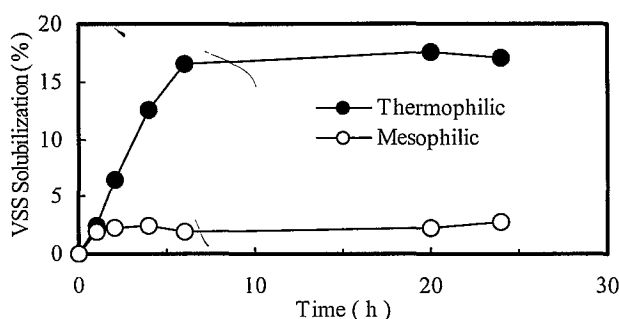
有機性固形物は、多種の酵素により低分子化され、最終的に微生物に取り込まれ、無機化される。たとえば、たんぱく質を資化する場合、まず、プロテアーゼにより各種アミノ酸に分解され、さらに分解する必要がある場合は、脱アミノ作用、脱炭酸作用を触媒する酵素により分解代謝されていく。同様に、炭水化物は、たとえば、アミラーゼにより分解され、グルコースは解糖系に入り、好気条件においては、二酸化炭素と水にまで酸化される。

下水処理場などの活性汚泥処理設備から排出される余剰汚泥は大半が蛋白質で構成され、脂質、炭水化物がそれぞれ10 %程度含まれている⁵⁾。したがって、プロテアーゼ、アミラーゼなどを分泌する微生物により余剰汚泥が分解できることは容易に予想される。

筆者らは、好熱性細菌のある種のものが、プロテアーゼ、アミラーゼを体外に分泌し、余剰汚泥を溶解することを見出し、分離に成功した。

2.2 汚泥を可溶化する好熱性細菌（好熱菌）

下水余剰汚泥を基質として、70 °C の高温槽中で好熱菌を培養し、その中から汚泥を可溶化する好熱菌を分離した。培養液の一部を汚泥を懸濁させた寒天平板上に塗抹し、コロニーを形成させ、コロニー周辺に汚泥可溶化部（ハロー）が認められたものを汚泥可溶化菌として分離した（写真3）。



第4図 SPT2-1株培養液上澄みによる汚泥の可溶化
Fig. 4 VSS solubilization by the supernatants of thermophilic and mesophilic culture

第4図は、汚泥可溶化好熱菌 SPT2-1株（生命研究受託番号 FERM P-15395）を標準液体培地で純粋培養し、その培養液を18 000G で高速遠心した上澄み液に下水処理場の余剰汚泥を等量添加し、70 °C で24時間振とうした場合の VSS（揮発性固形物質：有機性固形物量を代表する値）の分解率を示す。約5時間の短時間で分解が進んでいることから、上澄み液中に汚泥可溶化酵素が存在していたと推察される。比較として、汚泥可溶化能を示さなかった中温菌の培養液上澄み液についても同様の試験を行ったが、可溶化は認められなかった。

2.3 エステプロセス

エステプロセスは第5図に示すように、余剰汚泥を汚泥可溶化槽（S-TE 槽）で好熱菌により可溶化処理後、水処理系の曝気槽に返送し、無機化する水処理・汚泥処理一体型のプロセスである。

エステプロセスで使用する好熱菌は *Bacillus stearothermophilus* に分類される病原性のない安全な細菌で、自然界から分離されたものである。この細菌は好気性条件の下で60~70 °C で活発に増殖

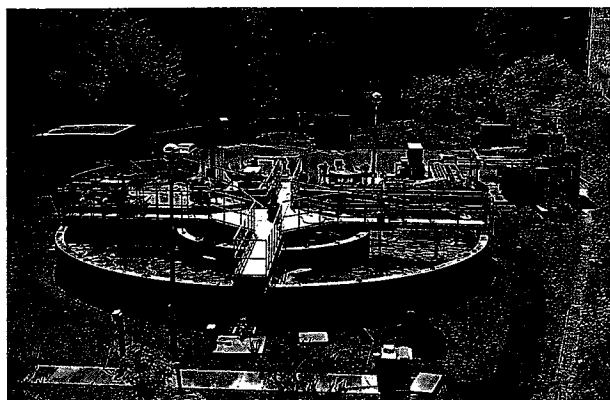


写真 4 エステプロセス設置処理場全景
Photo 4 Outside view of S-TE plant

し、強力な汚泥可溶化酵素を分泌し、汚泥を溶解する。また、本菌は50℃以下では増殖せず、かつ、汚泥可溶化酵素も50℃以下では不活性であるため、可溶化液を水処理系曝気槽に返流しても活性汚泥に悪影響を及ぼすことはない。

本菌は、芽胞（孢子）形成細菌の一種であり、芽胞は種々のストレス（温度変化、毒性物質の混入、乾燥等）にさらされても死滅することなく生残する。曝気槽内では一部芽胞の状態で存在するため、死滅することなく、沈殿槽を経てエステ槽に送られ、再度活性化（発芽）し、汚泥の可溶化に寄与する。したがって、種菌の追加接種は原則的に不要である。

2.4 実施例⁶⁾

(1) 処理設備概要

実下水処理施設（オキシデーショondiッチ法）において実証実験を行なった。設備全景を写真4に示す。

オキシデーショondiッチ槽：400 m³

流入下水量：260～270 m³/d

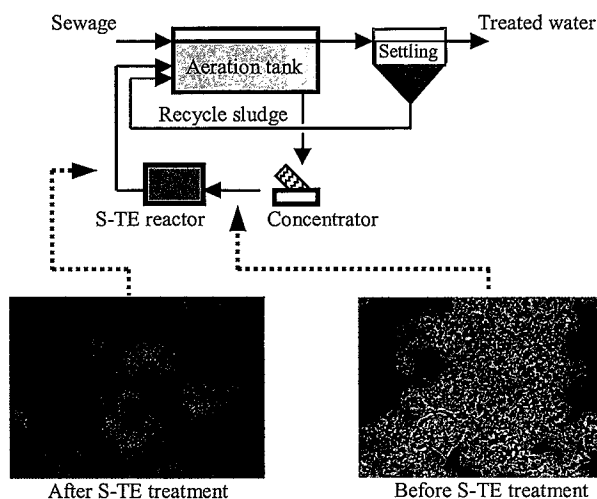
余剰汚泥発生量：25～30 kgDS/d

S-TE 槽：5 m³

(2) 処理成績

最適な運転条件を検討した結果、余剰汚泥の排出量が従来の1/5程度に削減され、汚泥処理に要する用役費も2/3程度となった。処理水質についても、T-BOD、SSは年平均10 mg/L程度と良好で、CODMnについても1年を通して20 mg/Lを上回ることはなかった。

現在、群馬県中之条町沢渡水質管理センターに



第5図 エステプロセス基本フロー

Fig. 5 Standard flow of S-TE PROCESS

てエステプロセスが実働している。

むすび

特殊環境微生物としては他にも嫌気性細菌を利用した嫌気処理技術もあるが、広く汎用化されているため本稿では割愛した。

地球上には、有用な機能を持った特殊環境微生物が他にも多く認められている。また、未だ発見されず、どこかに潜んでいるものもあると推察される。今後、このような特殊環境微生物の持つ有用な機能あるいは特殊な機能を利用することによって、より効率的な生物利用技術が確立されていくものと期待する。

【参考文献】

- 1) 大島泰郎監修：極限環境微生物ハンドブック，(1991) (株)サイエンスフォーラム
- 2) 建設省都市局下水道部，日本下水道事業団：下水道施設における生物脱臭技術の開発に関する調査，(1990)
- 3) Murray, R. G. E et al.: Bergy's Manual of Systematic Bacteriology, Vol. 3 (1984), p.1854-1857, Williams & Wilkins.
- 4) 藤本莞二：月刊下水道，Vol.16, No.2 (1995), p.49
- 5) 長谷川進他：下水道協会誌，Vol.34, No.408 (1997), p.76
- 6) 若山正憲他：第38回下水道研究発表会講演集，(2001), p.668