神鋼パンテツク技報
2003年度 · Vol.47 · No.1
150
SHINKO PANTEC
ENGINEERING REPORTS

目　　次　　CONTENTS

1　＜巻頭言＞
畜産環境問題にどう取組む

2　畜産廃棄物処理システム「PANBIC-ビガダン方式」　Livestock Waste Treatment System (PANBIC-BIGADAN System)

9　活性汚泥へのフェノール添加による汚泥沈降性の改善と細菌群集の解析　Improvement of Activated Sludge Settability by Phenol Addition and the Analysis of Bacterial Community

14　4 kWh/Nm³ 高効率水電解システム　Development of High Efficient Water Electrolysis System with 4 kWh/Nm³ of Power Consumption

20　上水用大容量 UF 膜の実証実験　Demonstration Test of Large-scale UF Membrane Module for Drinking Water

27　“FM モジュール”の膜分離活性汚泥法への適用　Application of "FM Module" to Membrane Bioreactor System

35　エステプロセス／農業集落排水への適用　Application of S-TE PROCESS® to Rural Sewerage Treatment Plant

41　片持ち型コニカルドライヤ（C-CDB）の開発と標準型コニカルドライヤ（CDB）の改善　Development of Cantilever-type Conical Dryer (C-CDB) and Improvement of Conventional Conical Dryer (CDB)

47　双曲面形撹拌機 PABIO Mix の紹介　Hyperboloid Mixer, PABIO Mix

51　TECHNICAL NOTE
気液二相流の水撃現象の概要

＜巻頭言＞

畜産環境問題にどう取組む

独立行政法人農業技術研究機構
畜産草地研究所　畜産環境部　部長
農学博士　福　川　晧一郎
Taiichiro Fukukawa

わが国の畜産は，いまやわずかではあるがお米を抜いて農業産出額のトップになっている。戦後の体格の改善と長寿は畜産食品の摂取の増大によるおかげであると聞く。畜産がこのように生産が伸びた背景には，家畜の飼料の輸入量の増大がある。自給飼料の自給率は現在では約25％となり，自給率向上は畜産にとって大きな命題である。畜産経営の規模拡大と自給率低下は，必然的に家畜ふん尿の処理問題をもたらしている。また，家畜ふん尿の総発生量は9 300万トンであり，国内の産業廃棄物の約23％を占めている。余談であるが，畜産の国内生産を止めて製品輸入すべきとの意見もあるが，畜産物を消費する限り海外の農地への依存度は変らないことを忘れてはならない。消費者の安全・安心を確保するためには，身近で生産することが重要と考えている。

本来，家畜ふん尿は耕地に還元できる有機性資源であるが，規模拡大により経営内利用が果たせない畜産農家が多く，地域の耕地に還元するためには相当の努力が必要である。この努力を義務付けたのが平成11年11月に施行された「家畜排せつ物の管理の適正化及び利用の促進に関する法律」であり，平成16年11月までに適正な管理の完全実施が求められているため，現在急ピッチで，施設の整備が推進されている。

家畜のふん尿処理には，大きく二つの方向があり，ひとつは本来の資源循環利用を目指す堆肥化，液肥化であり，わが国では流通性や保存性から固形物として処理する堆肥化が主流である。堆肥化は処理量が多くなるにつれて，堆肥化過程で産生するアンモニア揮散による悪臭問題として近隣住民からの苦情となる。アンモニア揮散はヨーロッパで酸性雨の原因として問題となっている。

もう一つの方向は堆肥化が困難な部分，とくに養豚の尿や畜舎汚水は，下水処理と同じ浄化処理に依らざるをえない。家畜ふん尿は窒素やリンが多いことから浄化処理にも苦労が多いが，浄化処理によって水質基準をクリアしてもふん尿に起因する色が放流のネックとなる場合が多く，低コストで有効な脱色技術が課題である。

第３の方向として，メタン発酵技術，炭化技術などエネルギー利用への関心が高まっている。すでに一部の地域で導入されているが，わが国に合った残渣物の利用条件の解明，先進ヨーロッパでも諸制度との関係で国によって状況が異なることなど，定着に向けての立地条件の評価や整備が課題である。

現在，以上の課題に向けて畜産草地研究所を中心としたプロジェクトで，堆肥の流通化にはペレット化技術，堆肥のアンモニア揮散には吸引通気式による回収・肥料化技術，浄化処理にはUASB法メタン発酵技術，炭化・燃焼には常圧過熱水蒸気を利用した多段式コジェネレーションシステム，メタン発酵には乾式メタン発酵技術など，すでに実用化にいたったもの，農家実証試験を実施中のものなど精力的に取組んでいる。もちろん，これらの技術開発には多くの民間企業の研究者にも参画して頂いている。

ふん尿処理技術には，大きな施設や設備を必要とするものが多いことから民間企業との連携はますます重要であり，そのための情報交流の機会を増やす努力をしたいものである。

畜産廃棄物処理システム「PANBIC-ビガダン方式」

Livestock Waste Treatment System (PANBIC-BIGADAN System)

水処理本部計画部第２計画室
隅　　晃　彦
Akihiko Sumi

畜産廃棄物の適正処理が2004年11月より義務付けられることとなり，処理方法の一つとしてメタン発酵技術に注目が集まっている。当社は，特別な前処理工程が不要で熱効率の良いデンマークのメタン発酵技術「ビガダン方式」を導入し，販売活動および国内での実証実験を開始した。実証実験は牛糞尿スラリーを対象としており，処理量は５t/d，消化槽容量は100 m^3である。2002年度は滞留時間20日で中温発酵実験をおこない，メタン濃度60～65 %，100 Nm^3/d 以上の消化ガスを安定してえることができた。
（実証実験は，2002～2003年度の予定で JFE エンジニアリング(株)，日立金属(株)と共同で実施中。）

A livestock waste treatment system applying a proven Danish methane fermentation process (BIGADAN) has been marketed to meet the enforcement of the regulation regarding proper management and utilization of livestock excreta as of November 2004. A demonstration test having a digestion tank of 100 m^3 was conducted at 5 ton/day of cattle excreta. With 20 retention days for mesophilic fermentation, the first phase test in 2002 achieved methane production of 100 m^3/d with concentration of 60-65 % on a constant level.

Key Words :

家畜糞尿	Livestock excreta
メタン発酵	Methane fermentation
ビガダン方式	BIGADAN system
熱交換器	Heat exchanger
衛生化処理	Pasteurization
生物脱硫	Biological desulfurization

まえがき

わが国における家畜糞尿排出量は年間9 049万t（2000年度）と膨大であり[1)]，その処理が問題となっている。

20世紀終盤に農業関連の法体系が見直され，中核となる「食料・農業・農村基本法」が制定されるとともに，いわゆる「農業関連環境三法」が相次いで制定された。この中の「家畜排せつ物の管理の適正化及び利用の促進に関する法律」によって家畜糞尿の適正管理が義務付けられ，2004年11月より罰則をともなう本格運用が開始されることになっている。

家畜排せつ物の適正な処理・利用方法が模索され

ているなか，エネルギーを回収できるだけでなく固形残渣も減量できるメタン発酵が注目されている。当社は，多数の実績を持つ北欧デンマークのビガダン社の技術を導入し，「PANBIC-ビガダン方式」として販売を開始した。技術導入は，JFE エンジニアリング(株)よりサブライセンスを受ける形でおこなっている。

また，国内でのプラント建設・運転実績確保と実証データの蓄積を目的とし，日処理量５t のデモプラントを建設し実証実験をおこなっている。プラントの建設と実験は，JFE エンジニアリング(株)と，当社と同じくサブライセンスを受けている日立金属(株)との３社共同でおこなっている。

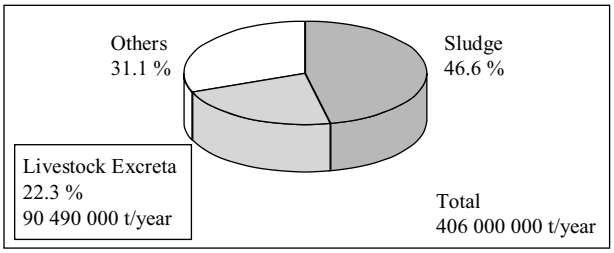


図　1　日本国内における産業廃棄物の発生量と比率
Fig. 1　Breakdown of industrial wastes in Japan

表　1　畜産廃棄物の性状
Table1　Contents of livestock excreta

		BOD mg/L	SS mg/L	COD_{Mn} mg/L	N mg/L	P mg/L
Pig	Feces	60 000	220 000	27 000	10 000	7 000
	Urine	5 000	4 500	3 300	5 000	400
	Total	24 000	80 000	12 000	6 800	2 700
Cattle	Feces	24 000	120 000	12 000	4 300	1 700
	Urine	4 000	5 000	3 000	8 000	150
	Total	16 000	74 000	8 400	5 800	1 100

本報では，技術の概要および特長とともに，実証実験の内容とこれまでにえられた成果について紹介する。

1.　家 畜 糞 尿

1. 1　家畜糞尿の特長

家畜糞尿は前述のとおり年間9 000万t 以上と大量に発生しており，産業廃棄物全体のうち22.3 %を占めている（2000年度）。**図１**に，産業廃棄物の内訳を示す。

家畜糞尿はその絶対量もさることながら，環境汚濁負荷として次の特長がある。

①BOD，SS 濃度が高い
②栄養塩（窒素，リン）濃度が高い
③強い臭気がある

これらにより，糞尿を処分する際には適切な処理が必要となる。**表１**に，豚および牛の糞尿の性状を示す。特長①②については，裏を返せば土壌の改良・肥効の付与といった有効利用につながるので，適切な処理をおこなって利用につなげるのが最善と思われる。

1. 2　畜産廃棄物の処理および利用

表２に，畜産廃棄物の各種処理／利用方法を示す。基本的には直接ないし何らかの処理をおこなって土壌還元するか，あるいは浄化処理をおこなって放流する形態がとられてきた。各々の方式の問題点は，次のとおりである。

①直接土壌散布
　臭気，病原菌，虫，植物種子
②堆肥化（好気発酵）
　広い発酵スペース，水分調整材
③液肥化（貯留による嫌気発酵）
　臭気，貯留スペース
　※曝気による好気発酵もある

表　2　畜産廃棄物の利用／処理方法
Table2　Utilization or treatment of livestock excreta

Process	Direct Manuring	Composting		Water Treatment	Methane Fermentation
		Aerobic Fermentation	Anaerobic Fermentation (No Gas Recovery)		
Product	—	Compost	Liquid Manure	Compost Clean Water	Biogas, Liquid Manure
Energy Recovery	×	×	×	×	○
Running Cost	○	△ (Mixing)	○ (Storage Only)	× (Aeration)	○ (Energy Recovery)
Space	○	△	△	△	△
Actual Achievements	○	○	○	○	○
Notes	Odor, Pathogen, Seed, Insect	Large Space, Water Content Control	Odor	High Running Cost (For Aeration)	Low Solid Residue, Power Generation & Heat Recovery

④浄化処理（SS 除去，好気性生物処理）
高ランニングコスト
（曝気動力，汚泥処分）
窒素除去が必要となる場合薬品も必要

これら従来法に対し，現在，メタン発酵技術が注目されている。メタン発酵は嫌気的に有機物を分解するものであり，曝気を必要としないため所要動力が小さく，固形残渣を減量でき，なおかつメタンガスを回収して発電や熱供給をおこなうことができる。

2. PANBIC-ビガダン方式の概要と特長

2. 1 全体構成

図２に設備の概念図，**図３**に一般的なブロックフローシート，**写真１**に，デンマークで稼動中の実プラントの一例を示す。

基本コンセプトはメタン発酵を中核としたエネルギー回収設備であり，以下の各工程からなる。

2. 1. 1 受入・前処理工程

糞尿混合スラリーを受入れ均一化するとともに，移送および発酵を容易にするためインライン破砕機により破砕をおこなう。

2. 1. 2 衛生化工程

70 ℃で最低１時間熱処理をおこなうことにより，病原菌や植物の種子等を不活化し，消化液や脱水ケーキを液肥や堆肥として安全に利用できるようにする。

昇温には，独自のダブルスクリュー式熱交換器をもちいる。第１段では消化液の熱により原料を予備加温する。続いて第２段では70 ℃の衛生化処理液の熱により，原料をさらに加温する。この時，衛生化処理液は冷却され，メタン発酵に好適な温度となる。第３段では，温水との熱交換により，衛生化処理に必要な70 ℃まで加温する。温水製造用の熱源は，メタン発酵によりえられたガスによる発電廃熱またはボイラーによりえる。

所要熱量は発生ガスのエネルギーの一部のみの使用で十分であり，発電廃熱だけでも十分な熱量が確保できる。立上げ時を除いて，外部からの熱源投入は必要ない。いったん70 ℃に加温するものの，加えた熱は再び原料の加温に利用されるため，トータルとして無駄のない熱利用がおこなわれている。

2. 1. 3 メタン発酵工程

微生物の働きにより有機物を分解し，メタンガスを取出す。原料はスラリーの状態で投入し，撹拌しながら中温発酵させる。

2. 1. 4 ガス利用工程

発生したガスから硫化水素を除去し，発電機もしくはボイラーにより，電力や熱を回収する。

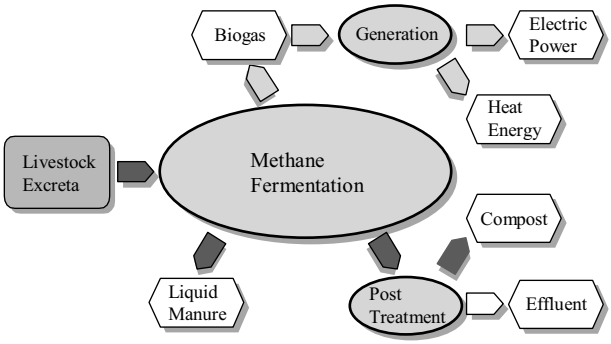


図　2　PANBIC-ビガダン方式のコンセプト
Fig. 2　Concept of PANBIC-BIGADAN system

写 真 1　実プラントの例（デンマーク，150 t/d）
Photo 1　150 t/d actual plant (Denmark)

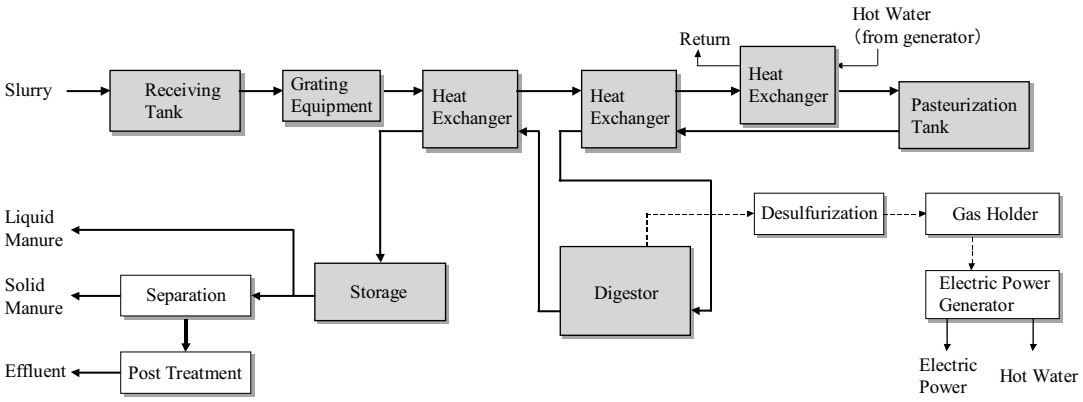


図　3　一般的なブロックフローシート
Fig. 3　Block flow diagram

脱硫には微生物処理を採用している。消化ガスに少量の空気を混合することで硫黄酸化細菌を活動させ，硫化水素を硫酸イオンないし単体硫黄の形とする。また，仕上げ処理およびバックアップのため，乾式脱硫塔を設置している。

2. 1. 5　後処理工程

設置先の状況に応じ，以下の各種方式をもちいる。

①消化液を液肥として利用する場合

消化液の貯留設備を設ける。

施肥場所の状況を考慮し，利用時期に合せた貯留日数を確保する。

②液肥が使えず，放流が必要な場合

固液分離をおこない，液については浄化処理をおこなう。固形分は堆肥化して有効利用する。

写 真 2　機械撹拌式消化槽
Photo 2　Reactor

写 真 3　熱交換器
Photo 3　Heat exchanger

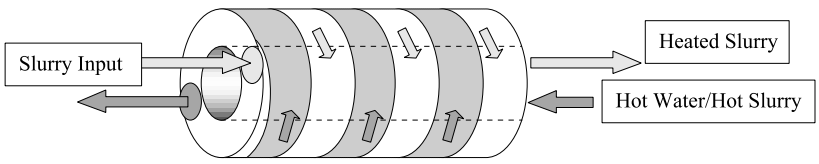


図　4　熱交換器の構造
Fig. 4　Construction of heat exchanger

2. 2　設備の特長

本方式はヨーロッパにおける多数かつ長期の運転実績（最長18年）に裏付けられた，高い信頼性を持ったシステムである。また実績の多くはデンマークをはじめとする北欧地域にあり，寒冷地での運転信頼性も確保されている。

メタン発酵そのものは一般的な湿式発酵方式であり，発酵温度は投入物の種類に応じて中温ないし高温を採用する。機構的には次の特長を有する。

①機械撹拌式単段消化槽

低動力で内部の混合をおこなうとともにスカムの蓄積を防止する。上下２段のプロペラ撹拌であり，シンプルで信頼性が高い。

写真２に，消化槽の外観を示す。

②独自の熱交換器による高効率スラリー加温

十分な流路断面積を持つスクリュー式の熱交換器により，スラリー対スラリーでの高効率の加温を実現する。**写真３**に熱交換器の外観を，**図４**に構造を示す。

らせん流による乱流効果で高い伝熱効率を有し，閉塞の心配もない。

③衛生化工程の組込みによる高い安全性とガス回収量の向上

消化液を液肥ないし堆肥として利用する場合，ヨーロッパでは熱殺菌が義務付けられている。

写真４に衛生化タンクの外観を示す。

本方式では，熱殺菌をメタン発酵の前段でおこなうことによって安全性を確保しており，さらに副次的効果として，分解性およびガス回収量の向上を図る。

④全量投入による前処理の簡易化

糞尿のメタン発酵処理では，あらかじめ固液分

写 真 4　衛生化タンク
Photo 4　Pasteurization tank

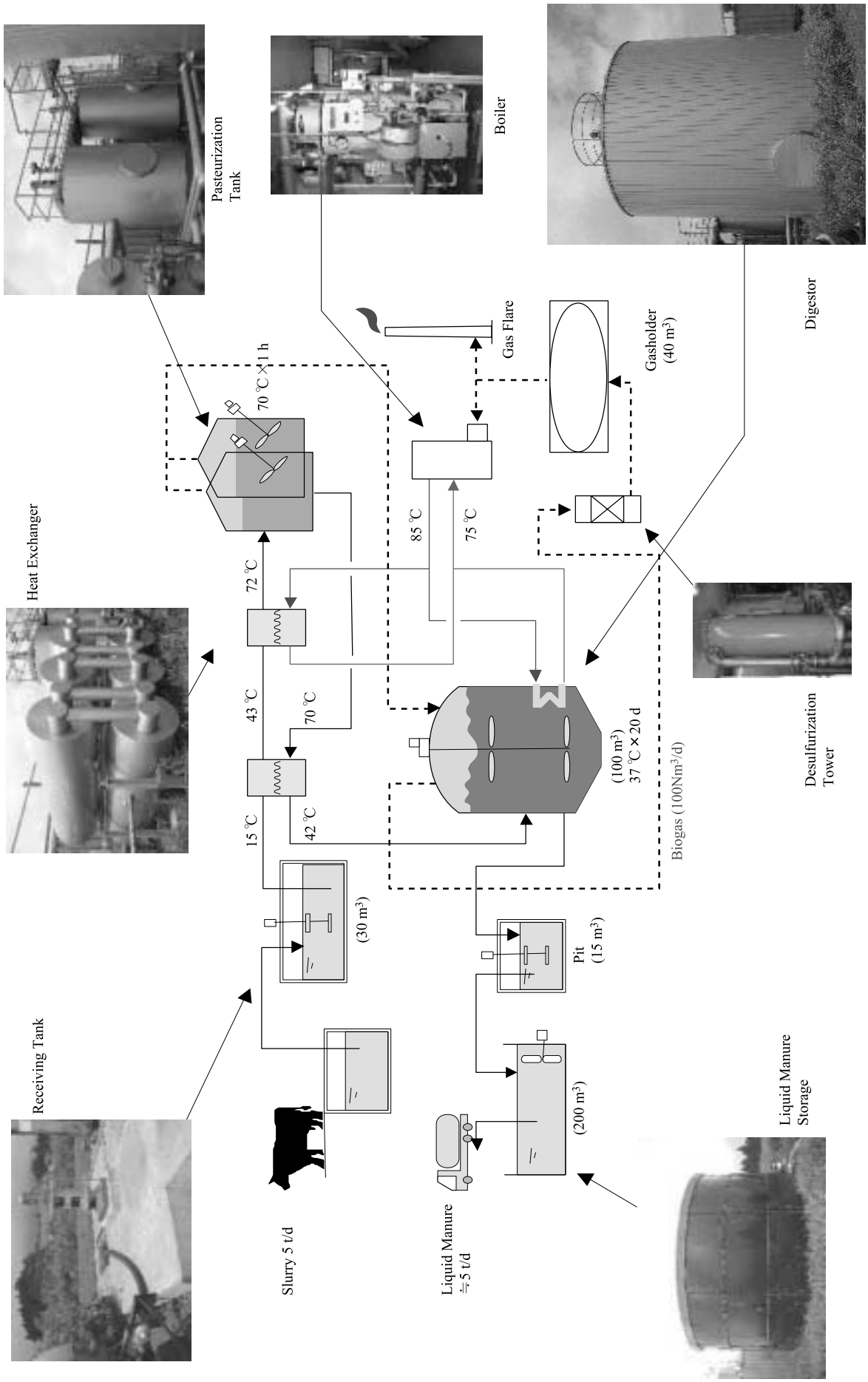


図 5 デモプラントのフロー
Fig. 5 Flow diagram of demonstration plant

離をして液のみ発酵させる方式と直接全量を発酵させる方式があり，前者は処理の煩雑さがネックとなる。

本方式では，インライン破砕機および無閉塞型の熱交換器の採用により，糞尿を分離することなく全量投入することが可能であり，排出側の手間を大幅に簡略化することができる。

3. 上九一色村実証実験

3. 1 実験の概要と目的

これまで述べてきたようにビガダン方式はすでに多数の実績を有し，問題なく実地に適用できる技術である。しかし日本国内での技術認知に当っては，国内での実プラント運転実績が重視されることも事実である。

このため，JFE エンジニアリング(株)，日立金属(株)および当社の３社は，日処理量５t/d のデモプラントを建設し，2002～2003年度の予定で国内原料による実証運転をおこなっている。設置場所は，山梨県西八代郡上九一色村である。その全景を**写真５**に示す。

3. 2 装　　置

図５にデモプラントのフローと概略仕様を示す。規模および対象は次のとおりである。

①設備規模：処理量５t/d
　　消化槽容量100 m^3

②処理対象：牛糞尿混合スラリー
　　（近隣の牧場より収集）

設備の構成は基本的に前述の**図３**に示した一般フローに準じているが，テストプラントのため，消化液の後処理は省略している。

設備規模が小さいため，ガス発電設備は設置せず，発生ガスは温水ボイラーの燃料とし，原料の加温に利用する。

消化液はいったん貯留し，液肥として利用する。貯留日数は40日分である。

3. 3 現在までの成果

図６，７に，実際の運転データを示す。

図６は，投入スラリー量と濃度，ガス量の経時変化を示したものである。当初濃度無調整の糞尿スラリーで開始したが，総固形分（TS）濃度が平均4.5％程度と低めであったため，後半は堆肥を混合してスラリー濃度を高めて投入した。スラリー投入量は５m^3/d，滞留時間は20日で，発酵温度は37 ℃の中温である。

投入濃度アップ以降，ガス発生量は100～120 Nm^3/d と安定して発生しており，良好な発酵状態を維持できた。

図７は，発生ガス中のメタン濃度，硫化水素濃度，生物脱硫後の硫化水素濃度の経時変化である。

ガス発生量安定後，メタン濃度は60～65％程度で推移しており，ほぼ一般的な指針値どおり[3)]となっていた。

発生ガス中の硫化水素は1 000～4 000 ppm の範囲であり，堆肥投入による TS 濃度調整開始後高くなる傾向がみられた。これは，有機物の分解が進んだものを投入したことにより，投入有機物に対する硫

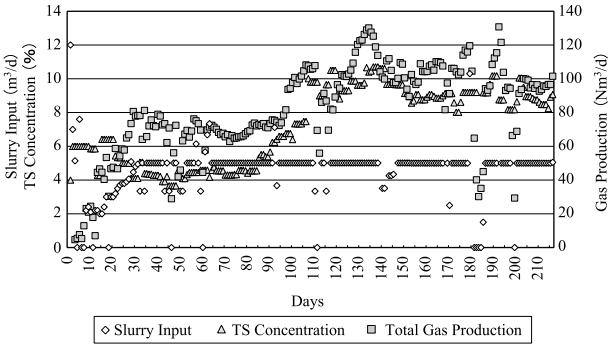


図　6　スラリー投入量，TS 濃度，ガス発生量の経時変化
Fig. 6　Slurry input and gas production

写 真 5　デモプラント
Photo 5　Demonstration plant

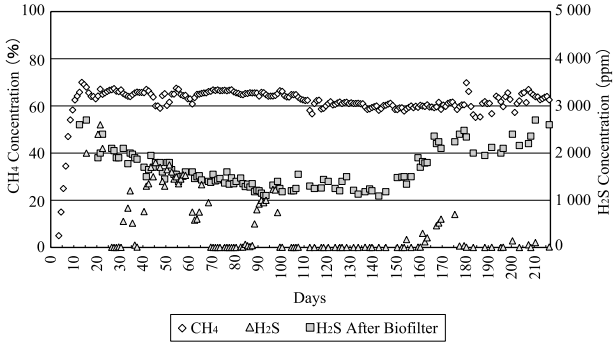


図　7　メタンおよび硫化水素濃度の経時変化
Fig. 7　Concentration of CH_4 and H_2S

黄濃度が相対的に上がったためと考えられる。

生物脱硫出口の硫化水素濃度は，立上げ直後やメンテナンス時，あるいはデータ採取のため厳しい運転条件に設定した場合を除き，おおむね10 ppm 以下であった。循環水の pH 低下のほかに単体硫黄の析出がみられ，硫化水素の除去は，硫酸イオンおよび単体硫黄への酸化反応により起こっていることが確認された。

4. 今後の予定および課題

標準の中温発酵で安定したガス発生が確認できたことと，厳寒期（マイナス13 ℃）を含む通年の運転実績ができたことにより，日本国内でも問題なく適用できることが立証された。

今後は，さらなる高性能化と，消化液の利用方法に応じた単位プロセスの選択が課題となる。（例として，浄化・放流の場合の衛生化処理省略等）

既に実施した衛生化処理＋中温発酵のデータ採取に引続き，衛生化処理の効果の比較試験，そして消化槽小型化のための高温消化実験などを予定している。

む す び

家畜糞尿のメタン発酵は，エネルギー問題への寄与もあり今後さらに普及が期待される技術である。熱効率が良く，投入時の前処理が不要なビガダン方式は，わが国でのメタン発酵技術普及の一翼を担うに足る方式であると確信する。今後，より一層の技術改良に努め，普及促進を図っていきたい。

実験および発表に当っては，実証実験の共同実施者である JFE エンジニアリング(株)および日立金属(株)，実験場所と原料を提供頂いている小澤牧場，原料を提供頂いている穐野牧場，小林牧場，馬渕牧場の関係者各位に多大なご協力を頂いた。ここに厚くお礼申し上げる。

[参考文献]

1）環境省ホームページ 2000.１.24付報道発表資料
2）農文協編：畜産環境対策大事典，(1995)，p.18，農山漁村文化協会
3）財)畜産環境整備機構：家畜排せつ物を中心としたメタン発酵処理施設に関する手引き，(2001)，p.56

連 絡 先

隅　　晃 彦　水処理本部 計画部 第２計画室 技術士（水道部門）
ＴＥＬ 03‐3459‐5803
ＦＡＸ 03‐3431‐0904
E-mail a.sumi@pantec.co.jp

活性汚泥へのフェノール添加による汚泥沈降性の改善と細菌群集の解析

Improvement of Activated Sludge Settability by Phenol Addition and the Analysis of Bacterial Community

(技)研究開発部第５研究室
赤　司　　昭
Akira Akashi

活性汚泥にフェノールを添加することによる汚泥沈降性の改善と細菌群集の変化を解析した。曝気槽へ低濃度のフェノール（50 mg/L）を添加することにより，汚泥の沈降性が改善されるとともに，処理水の水質も向上した。汚泥の沈降性は，フェノールの添加を停止した後約２週間維持された。活性汚泥の沈降性の向上に関与するとされる *Zoogloea ramigera* はフェノール等の芳香族化合物で増殖が促進されることが知られているが，フェノール添加後の活性汚泥から PCR（Polymerase Chain Reaction）によって本細菌を検出することはできなかった。変性剤濃度勾配電気泳動（DGGE）解析および制限酵素断片多型（RFLP）解析の結果，フェノール添加前後で活性汚泥の細菌群集が大きく変化していることが明らかになった。したがって，フェノール添加による汚泥沈降性の改善は，*Z. ramigera* の増殖（優先化）によるものではなく，これら細菌群が関与していると推察された。

The effect of phenol on the settability of activated sludge was analysed. Phenol was added to aeration tank to provide an initial concentration of 50 μg/ml for monitoring SVI and the quality of effluent. SVI of activated sludge began to decrease from one week after and reached the minimum two weeks after addition of phenol. With the improvement of sludge settability, the quality of effluent also improved. Settability of activated sludge was maintained satisfactorily for two weeks after stopping phenol addition. *Zoogloea ramigera* is known to propagate with the help of aromatic compounds such as phenol and has the ability to settle bulking sludge. But the bacteria were not detected by PCR in phenol-treated activated sludge. This result indicates that the improvement of activated sludge settability was not due to the growth of *Z. ramigera.*

Key Words :

活性汚泥法	Activated sludge process
汚泥沈降性	Sludge settability
細菌群集	Bacterial community
ポリメラーセ連鎖反応	Polymerase chain rection
変性剤濃度勾配電気泳動	Denaturing gradient gel electrophoresis（DGGE）
制限酵素断片多型	Restriction fragment length polymorphism（RFLP）

まえがき

活性汚泥法は，設備や運転費用が安価で，かつ，良好な処理水がえられることから，有機性廃水の処理方法として広く採用されている。しかし，汚泥管理，とくに，沈殿槽での固液分離を常に良好に保持することはしばしば困難をともなう。汚泥の沈降性が悪化すると，SSが処理水中に流出し，処理水質が悪化して放流基準を満足できなくなるばかりでなく，曝気槽のMLSS濃度の維持が困難になり活性汚泥の運転そのものが維持できなくなることにもなりかねない。つまり，活性汚泥法の運転管理者にとって，汚泥管理は活性汚泥運転上もっとも重要な管理項目であり，簡単かつ安価に汚泥の沈降性を改善する方法が提供できれば，この問題の解決に大きく貢献できるものと考える。

活性汚泥が良好な沈降性を発揮するためには安定なフロックを形成することが重要であり，その役割は，*Zoogloea*属細菌に代表される凝集性細菌，すなわち，フロック形成細菌が果たしているといわれている。[1] われわれは，活性汚泥に少量のフェノールを添加することにより，汚泥の沈降性が著しく改善されることを見いだした。本稿では，フェノールが汚泥の沈降性におよぼす影響とフェノール添加前後の細菌群集の解析結果について報告する。

1. 材料・方法

1. 1 活性汚泥の運転

下水処理場から採取した活性汚泥を種汚泥とした。また，合成廃水（グルコース1.6 g/L，ペプトン1 g/L，酵母エキス0.5 g/L）を原水として**表1**に示す条件で運転した。

1. 2 フェノールの添加と汚泥沈降性の評価

上記条件で約2年間運転された活性汚泥に最終濃度50 mg/Lとなるようにフェノールを断続的に供給した。汚泥沈降性はSVIにより，[2] また，処理水質はSSおよびTOCにより評価した。

1. 3 PCRによる*Zoogloea ramigera*の検出

フェノール添加2週間前とフェノール添加開始後2週間目（汚泥沈降性が最良であった）の活性汚泥から精製したDNAを鋳型にしてLuら[3]のプライマーセットをもちいて検出した。

表 1 活性汚泥の運転条件
Table1 Operational condition of activated sludge process

MLSS（mg/L）	5 000
TOC-SS Loading（kg/kgSS・d）	0.1
HRT（d）	2
Temperature（℃）	25±1

1. 4 細菌群集の解析

フェノール添加前後の細菌群集の変化は，PCR-DGGE法[4]ならびに，RFLP[5]により解析した。

1. 4. 1 PCR-DGGE法

フェノール添加前後の活性汚泥を定期的にサンプリングし，Zhuらの方法[6]によりDNAを精製した。このDNAを鋳型として，真性細菌に特異的なプライマーセット（PRBA338fとPRUN519r）[7] をもちいたPCRにより，16 SrRNA遺伝子のV3領域を増幅した。PCR産物は，35～50％の変性剤濃度勾配の8.0％ポリアクリルアミドゲル電気泳動により分画した。

1. 4. 2 RFLP

1. 4. 1のDNAを鋳型として，真性細菌に特異的なプライマーセット（27fと1 492r）[8] をもちいたPCRにより，16SrRNA遺伝子のほぼ全領域を増幅した。PCR産物をMinElute PCR Purification Kit（Qiagen，Tokyo）をもちいて精製後，Zero Blunt TOPO PCR Cloning Kit（Invitrogen Corp.，Carlsbad，CA，USA）をもちいてクローニングし，大腸菌を形質転換した。任意に選出した形質転換体64ヶからQIAprep Spin Miniprep Kit（Qiagen，Tokyo）をもちいてプラスミドを精製した後，このプラスミドを鋳型として上記プライマーセットをもちいて16SrRNA遺伝子を増幅した。PCR産物は上記精製キットをもちいて精製した。このPCR産物を制限酵素HaeIII，HhaI，および，HpaIIで別々に切断した後，その一部をポリアクリルアミドゲル電気泳動し，制限酵素切断パターンを比較した。

1. 4. 3 BLAST相同性検索

RFLP解析で，フェノール添加前後で個体数に変化が見られたクローンについては，16SrRNA遺伝子の塩基配列を決定し，データベース上でBLASTホモロジー検索（http://www.ncbi.nlm.nih.gov/）をおこない，既知の細菌との相同性を比較した。

2. 結果と考察

2. 1 フェノール添加による活性汚泥の沈降性と処理水質の改善

曝気槽に50 mg/Lになるようにフェノールを添加し，フェノール添加による活性汚泥の沈降性，および，処理水質におよぼす影響を調べた。**図1**にフェノール添加前後のSVIと処理水のSS濃度，および，TOC濃度の経時変化を示す。フェノール添加前の活性汚泥のSVIは150～180の範囲で推移したが，フェノール添加開始7日目からSVI値の有意な減

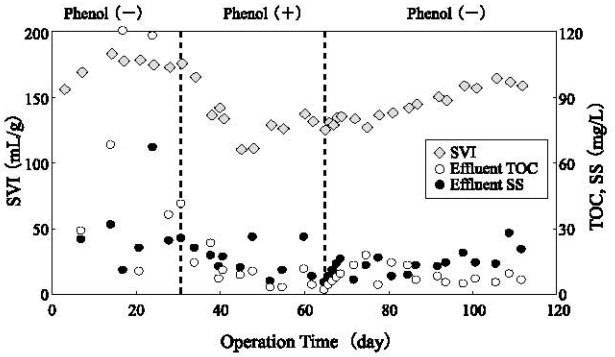


図　1　活性汚泥の SVI と処理水質の経時変化
Fig. 1　Changes of SVI of activated sludge and quality of effluent

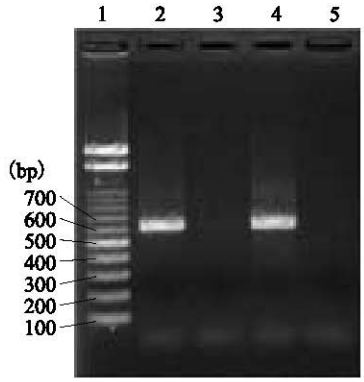


図　2　PCR による *Zoogloea ramigera* の検出
Fig. 2　Detection of *Zoogloea ramigera* by PCR
Lane1:100bp ladder size marker
2:DNA-activated sludge before addition of phenol
3:DNA-activated sludge after addition of phenol
4:DNA-municipal wastewater treatment plant
5:Negative control.

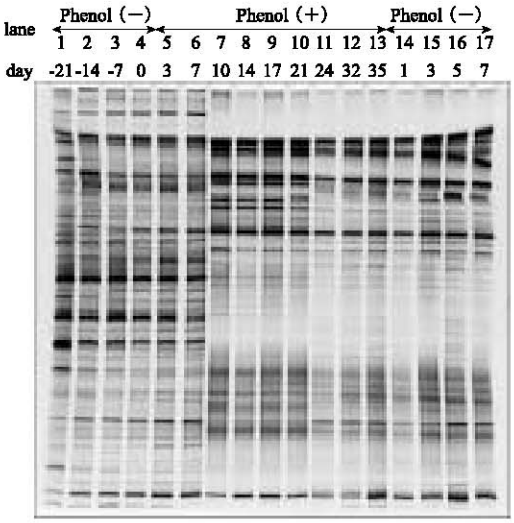


図　3　フェノール添加前後の活性汚泥の PCR-DGGE 解析
Fig. 3　PCR-DGGE analysis of eubacterial communities before and after phenol addition

少が認められ，２週間後に最小の110まで低下した。その後も130前後で推移し，良好な汚泥沈降性が維持された。また，汚泥沈降性の改善に伴い処理水質（SS，TOC）も改善された。とくに，フェノール添加による処理水 SS 改善効果は著しく，フェノール添加前は沈殿槽からの汚泥の流出がしばしば観察されたが，フェノール添加後は汚泥の流出は認められず，低濃度で安定に維持された。

次に，フェノール添加を停止し，SVI と処理水質の変化を観察した。フェノール添加停止後約２週間 SVI は約130で沈降性は良好に保持されたが，その後徐々に増加し，１ヶ月後にはフェノール添加前の150～180の範囲に戻った。

以上のように，活性汚泥に低濃度のフェノールを添加することで簡単に汚泥沈降性と処理水質を改善することができた。また，フェノール添加停止後も少なくとも２週間は良好な汚泥沈降性と処理水質が維持できることが確認された。

2. 2　*Zoogloea ramigera* の検出

活性汚泥の沈降性が良好であるためには，活性汚泥がフロックを形成する必要がある。フロック形成には，*Zoogloea* 属細菌等のフロック形成細菌が関与していることが知られている。[1] また，*Zoogloea* 属細菌はフェノールによりその増殖が促進されることが知られている。[3] そこで，活性汚泥にフェノールを添加することによる活性汚泥の沈降性の改善が，*Zoogloea* 属細菌の増殖（優先化）によるものか否かを解析するため，フェノール添加前後の活性汚泥中の *Z. ramigera* を PCR により検出した（図２）。

下水処理場活性汚泥（レーン４）とフェノール添加２週前（レーン２）の活性汚泥には，*Z. ramigera* の16SrRNA 遺伝子に相当する約600 bp の明確なバンドが検出されたが，フェノール添加２週後（レーン３）の活性汚泥からは，本菌は検出されなかった。したがって，フェノール添加による汚泥沈降性の向上は，*Z. ramigera* の増殖によるものではなく，別の要因によると推察された。

2. 3　フェノール添加前後の細菌群集の解析

2. 2の実験により，フェノール添加による汚泥沈降性の向上は，フロック形成細菌である *Z. ramigera* の増殖（優先化）によるものではなく，別の要因によることが推定された。そこで，フェノール添加前後の細菌群集を解析することによりその要因を考察した。

2. 3. 1　PCR-DGGE 法による解析

図３にフェノール添加前，添加中，および，添加停止後の細菌群集の経時変化を解析した結果を示す。フェノール添加前（レーン１～４）は，各サンプル共約25本の主要なバンド（細菌種）が見られた。また，そのパターンはほとんど変化せず，細菌群集はほぼ一定に保持されていた。レーン５～13にフェノール添加中の群集変化を示す。フェノール添加開始後７日間は細菌群集に明確な変化は観察されなかったが，10日目以降大きな変化が認められ，細菌種によって消失（個体数の減少）するもの，あるいは，増加する種が認められた。また，フェノールの添加を停止した後少なくとも１週間はフェノール添加中の汚泥と同じパターンを示し，細菌群集に変化は認められなかった。

2. 3. 2　RFLP による解析

DGGE 解析により，フェノール添加前の活性汚泥とフェノール添加により汚泥の沈降性が改善された活性汚泥では細菌群集が大きく異なることがわかった。そこで，各細菌の菌数の比較をより定量的におこなうため，RFLP 解析を実施した。RFLP 解析は，フェノール添加２週間前の活性汚泥ともっとも沈降性が良好であったフェノール添加開始２週間後の汚泥で比較した。

制限酵素 HaeIII，HhaI，および，HpaI Iの切断パターンにより分類した結果を図４に示す。フェノール添加前の汚泥中の細菌は25グループ（ribotype）に分類された。それらの中で，ribotype1に属するクローンは，解析した64クローン中18クローン（全体の28.1 %），また，ribotype2に属するクローンは，全体の12.5 %を占め，フェノール添加前の活性汚泥ではこれらのクローンに相当する細菌が優先していることが示唆された。一方，フェノール添加開始２週間後の汚泥からは16グループ（ribotype）の細菌が検出され，フェノール添加前にくらべ，ribotype数（細菌の種類数）が減少していた。これは，フェノール（50 mg/L）によりそれらの増殖が抑制されたためと推察される。フェノール添加後の汚泥の細菌群集は，添加前のそれにくらべ大きく変化していた。フェノール添加前に優占種であった ribotype1に属する細菌は減少し，代わって ribotype2に属する細菌が優占種になり全体の42.2 %を占めた。同様に，ribotype10，26～33に属する細菌がフェノール添加前にくらべ増加した。一方，ribotype3，4，7，8，9，11～13，および，15～25に属する細菌はフェノール添加前にくらべ減少した。

2. 3. 3　16SrRNA 遺伝子の相同性解析と細菌の同定

RFLP 解析の結果フェノール添加前後で個体数に差異が認められた ribotype に属する細菌が活性汚泥の沈降性に関与している可能性がある。そこで，これらの細菌の16SrRNA 遺伝子の配列を決定し，データベース上で既存の細菌の16SrRNA 遺伝子との相同性解析（BLAST 検索）を実施し，細菌の同定をおこなった。表２に相同性解析結果を示す。

フェノール添加前の活性汚泥で優占種であったが，フェノール添加後に減少した ribotype1に属する細菌は，uncultured γ-proteobacterium と96 %の相同性を示した。同様に，フェノール添加により劣勢になった ribotype3，7，8 および９に属する細菌は，それ

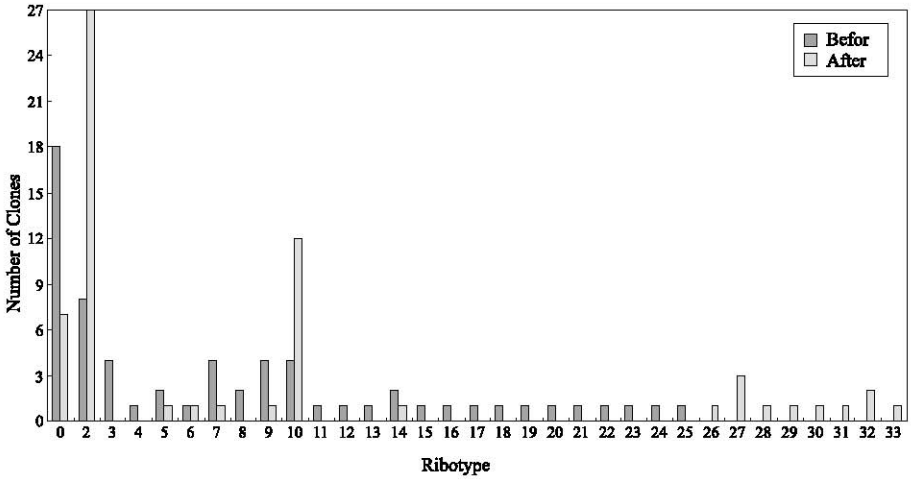


図　4　フェノール添加前後の活性汚泥中の真性細菌群集の RFLP の比較

Fig. 4　Comparison of RFLP of eubacterial communities before and after phenol addition

表 2 フェノール添加前後の活性汚泥の主要細菌のBLAST検索

Table2 BLAST homology analysis of eubacteria in activated sludge before and after phenol addition

Ribotype	Most Closely Related Bacterial Seq.	% Identity
1	Uncultured Gamma Proteobacterium	96
2	Uncultured Gamma Proteobacterium	94
3	Uncultured Bacteria Clone F2-30	97
7	Uncultured Bacterium Clone KD5-58	93
8	Uncultured Bacteria Clone F2-38	96
9	*Methylocystis* sp. KS7	98
10	Uncultured Bacterium Clone RB13C10	97
27	*Lysobacter Enzymogenes*	95
32	Uncultured Eubacterium WD243	94

ぞれ uncultured bacteria clone F2-30, uncultured bacteria clone KD5-58, uncultured bacteria clone F2-38およびMethylocystis sp. KS7と97，93，96，98％の相同性を示した。一方，フェノール添加により最優占種になったribotype2に属する細菌は，uncultured γ-proteobacteriumと94％の相同性を示した。同様に，第2優占種であるribotype10に属する細菌は，uncultured bacterium clone RB13C10と97％の相同性を示した。

前述のように活性汚泥の沈降性は，汚泥のフロック形成能と密接に関連している。汚泥のフロックは，フロックを形成する細菌とフロック形成細菌のフロック形成を阻害する細菌の相互作用により形成されるといわれている。相同性検索では，フェノール添加前後で個体数に変化が見られた細菌がフロック形成にどのような役割を果たしているかまでは推定できなかった。

むすび

少量のフェノールを曝気槽に直接投入することにより短期間で効率よく汚泥の沈降性を向上させ，かつ，処理水質を改善させることに成功した。前述のように，活性汚泥法にとって沈殿槽での固液分離を良好に維持することはきわめて重要な運転管理項目である。本法はきわめて簡単な方法で実施可能であるため，汚泥沈降性の悪化した活性汚泥処理設備の改善に貢献しうるものと確信する。

[参考文献]

1）Bitton, G. : In Wastewater Microbiology（1994）p.192, Wiley-Liss, New York

2）下水道試験方法 上巻 1997年版，p.272，日本下水道協会

3） Lu, F., et al. : Wat. Res., 35, p.4 011

4）Muyzer, G., et al : Appl. Environ. Microbiol.,59（1993）p.695

5）Moyer, C. L. : Appl. Environ. Microbiol., 60（1994）p.871

6）Zhu, H., et al. ; Nucleic Acids Res., 21（1993）p.5 279

7）Φ vreas, L., et al. : Appl. Environ. Microbiol., 64（1997）p.367

8）有馬 啓，田村学造（編）：生物による環境浄化（1980）p.21，東京大学出版会

連絡先

赤司 昭（医学博士）
技術開発本部
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 a.akashi@pantec.co.jp

4 kWh/Nm^3 高効率水電解システム

Development of High Efficient Water Electrolysis System with 4 kWh/Nm^3 of Power Consumption

(技)研究開発部第1研究室
三宅明子
Akiko Miyake
泰永順久
Yorihisa Yasunaga

固体高分子電解質膜を使用した高純度水素酸素発生装置HHOGにおいて，実用的なコストで電解効率90％以上，消費電力量4 kWh/Nm^{3}を実現できる高効率水電解システムを開発した。高効率化のため，Ir系電極触媒をもちいた薄膜電極膜接合体を使用した。プレス成形電極板と突起付き平ガスケットを組合せた新型電解モジュールを開発し，酸素側大気圧で水素側のみ加圧する差圧電解を可能にした。この新型電解モジュールを使用して5 Nm^3/h実証システムを製作し，補助加熱装置なしで80℃以上に昇温できること，および電解性能を確認した。

A highly efficient water electrolyzer with polymer electrolyte membrane has been developed for highly pure hydrogen and oxygen generator, HHOG. This system achieves electrolysis efficiency over 90 % at power consumption of 4 kWh/Nm^3 at practical initial costs. To obtain the high efficiency, a thin membrane electrode assembly with Ir catalysts was used. By developing a new electrolysis module combining pressed electrode plates with flat gaskets, electrolysis was realized under pressure difference between the H_2 side and O_2 side (ambient pressure). Testing the demonstration unit of 5 Nm^3/h incorporating the new electrolysis module confirmed that electrolysis temperature could exceed 80 ℃ without any additional heating units to achieve the performance.

Key Words :

水素	Hydrogen
水電解	Water electrolysis
固体高分子電解質膜	Polymer electrolyte membrane
電極膜接合体	Membrane electrode assembly
高効率	High efficiency
電解モジュール	Electrolysis module
消費電力量	Power consumption

まえがき

水素製造技術の中で，PEM（Polymer Electrolyte Membrane，固体高分子電解質膜）をもちいたPEM型水電解は，通常のアルカリ水電解よりも高電流密度条件で高効率化が可能である。NEDO（新エネルギ産業技術総合開発機構）では，WE-NET（World Energy Network，水素利用国際クリーンエネルギシステム技術）プロジェクトにおいて，PEM型水電解による大規模な水素製造技術の開発がおこなわれており，エネルギ効率90％以上の高効率化が達成

された。また，近年，水素利用技術のひとつである燃料電池自動車の開発が急速に進んでいるのに対応し，実用規模の1/10に相当する30 Nm^3/h の水素供給ステーションの実証テストがおこなわれた。

PEM 型水電解による水素製造の実用面での特長は，操作が簡単で，メンテナンスが容易であること，水素ボンベを貯蔵するよりもオンサイトで安全に高純度水素がえられることである。当社では，早くからこのような点に着目し，PEM 型水電解による水素酸素発生装置 HHOG（High-purity Hydrogen Oxygen Generator）を独自に商品化し，1～100 Nm^3/h の装置を国内外を含めこれまでに50基近く納入してきた。その間，装置をコンパクト化し，より手軽な新シリーズのパッケージ型 HHOG「水素サーバ」を発売している（**写真１**）。[1)]

CL-5　　BL-1

写 真 1　水素サーバー
Photo 1　Hydrogen server

一方，水電解では水素発生に要する消費電力量を如何に下げるかが重要であり，ランニングコストを低減するため，電解モジュールの高効率化にも取組んできた。これまでに，電解効率90 %の 1 Nm^3/h 電解モジュールを開発し某自動車メーカに納入した実績をもつ。この電解モジュールを使用して，米国カリフォルニア州の同メーカの研究所において，太陽光発電と組み合わせた水電解―燃料電池システムの実証テストが実施されている。

当社では，その後，さらに実用的なコストで高効率電解を可能にする新型電解モジュールの開発を進めている。また，周辺機器類の動力低減を含め，水電解システム全体の高効率化の検討もおこなってきた。その結果，低コストで電解効率90 %以上，消費電力量 4 kWh/Nm^3 の水電解システムを開発したので報告する。

1.　電極膜接合体と電解効率

PEM 型水電解では，**図１**に示すように陽極側に接合した電極触媒の作用で純水が分解されて酸素が発生し，同時に生成した水素イオンが膜中を陰極側へ移動し，陰極側に接合された触媒の作用で水素が発生する。

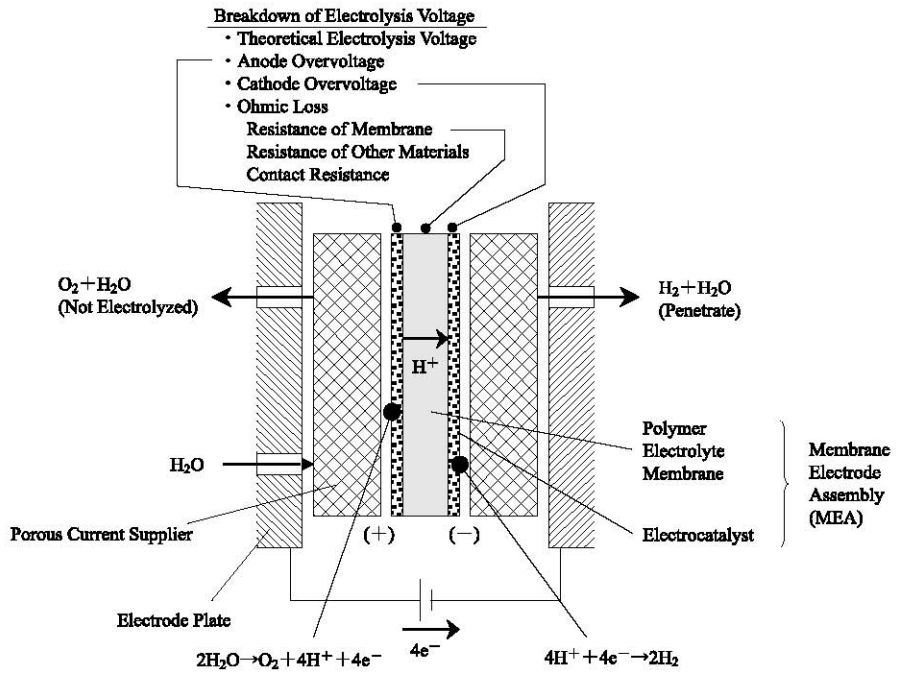


図　1　固体高分子型水電解の原理
Fig. 1　Principle of water electrolysis using polymer electrolyte membrane

PEMは，スルホン酸基（$-SO_3^-H^+$）を有するフッ素樹脂膜であり，電極板を通して通電するとスルホン酸基の水素イオン（H^+）が陽極から陰極へ移動する。このため，通常の水の電気分解と異なり電解質を添加する必要がなく，純水を電気分解することができる。

電解電圧は，次式で表される。[2)]

$$E = E_0 + \eta_a + \eta_c + iR \quad (1)$$

ここで，

E ：電解電圧（セル電圧）
E_0 ：理論分解電圧
η_a ：陽極過電圧
η_c ：陰極過電圧
iR ：オーム損

理論分解電圧は，電解温度と圧力に依存し熱力学的に決定される。陽極および陰極過電圧，オーム損失は，電極触媒の種類，膜厚，電極触媒の膜への接合方法によって変わる。

電解効率η（エネルギ効率）は，次のように電圧効率η_Eと電流効率η_Iから求められ，一般に80 ℃，1.0 A/cm² の条件で定義される。

$$\eta_E = \text{理論稼働電圧 [V]} / \text{電解電圧 [V]} \quad (2)$$

$$\eta_I = \text{実際の水素発生量 [Nm}^3\text{/h]} / \text{理論水素発生量 [Nm}^3\text{/h]} \quad (3)$$

$$\eta = \eta_E \times \eta_I \quad (4)$$

PEM型水電解では，電流効率は100 %近い値であり，電圧効率の向上，すなわち電極膜接合体（Membrane Electrode Assembly，MEA）の性能向上により電解電圧を低減することが重要である。

2. 高性能薄膜電極膜接合体

電極触媒は，陽極，陰極ともに化学的に安定なPtが使用されているが，電圧を低減するためにはIr系触媒が良いことが知られている。PtよりもIrのほうが陽極の水の分解反応の活性が高く，陽極過電圧を下げることができるためである。また，電解温度を上げると触媒活性が増し，電解電圧はさらに下がる。

PEMの膜厚を薄くすることによりオーム損失を下げることもできる。PEMは，いろいろな膜厚のものが市販されており，乾燥状態での膜厚が50～200 μmのものが水電解で使用される。従来から使用されているのはDuPont社製Nafion117（膜厚：183 μm）が多い。これに対し，50 μmの薄膜は効率は高いが長期電解中にPEMが破損しやすく，実用的には100 μm前後の薄膜が検討されている。

このようにIr系電極触媒と薄膜を組合せ，電解温度を80 ℃以上に上げることにより，90～95 %の電解効率が達成される。このため，Ir系電極触媒の薄膜への接合方法が，各社・各研究機関で開発されている。

薄膜化すると電解電圧は下がるが，膜のガス透過量が増加する。このため，電解時に発生した水素あるいは酸素が対極へ透過し，水素中酸素濃度および酸素中水素濃度が高くなり，ガス純度が低下する。HHOGは高純度水素のオンサイト供給装置であるため，電解効率だけでなくガス純度も重要な因子である。当社では，薄膜でも厚膜と同等のガス純度がえられる高性能MEAの製造方法を開発した。

図2に，膜厚の異なる高性能MEAの電解効率を従来のPt電極触媒のMEAと比較して示した。また，**図3**に，80 ℃，1 A/cm² におけるそれぞれの過電圧，オーム損失を示した。両図において，N117は前述のNafion117を示しており，N115（Nafion115）は127 μm，N1135（Nafion1135）は89 μm，N112（Nafion112）は51 μmの膜厚である。それぞれのガス純度は，精製器を設置せずにMEAのみで水素中酸素濃度が10 ppm以下，酸素中水素濃度が1 000 ppm以下であった。

3. 新型電解モジュール

今回開発した新型電解モジュールは，高効率を達成するだけでなく低コスト化を図っている。

3. 1 ガスケットと電極板

電解モジュールは単位セルを積層し，両端を端板

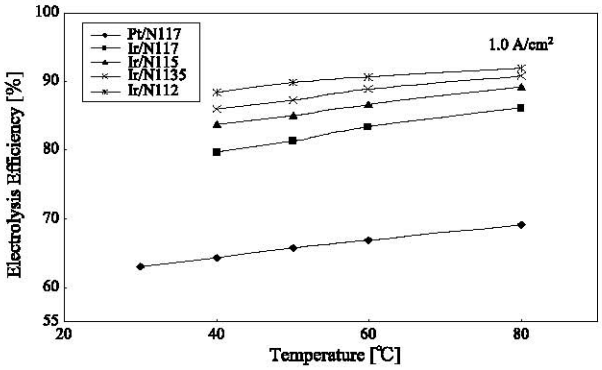


図 2 薄膜高性能電極膜接合体の電解効率
Fig. 2 Electrolysis efficiency of high-performance thin MEA

で挟みボルト締結するのが一般的である。電解モジュールの締め付け状態が悪いと，MEA／多孔質給電体／電極板の接触抵抗が高くなり，電解電圧が上昇するため，適正面圧で均一に接触するようにする必要がある。一方，純水を各セルの陽極室へ供給し，発生する酸素と水素が混合しないよう陽極室と陰極室から取出す必要がある。このため，陽極側と陰極側とが異なるポートを通る構造となっており，これらの純水やガスが混合しないよう，また，外部へ漏れないようシールすることが必須である。シール方法として，平ガスケットやＯリングが使用される。平ガスケットは，面シールであるためMEAとの接触がソフトであるが，シール性はＯリングにくらべると弱くなる。Ｏリングは，線シールであるためシール性は良いが，局所的に大きな面圧がかかるためMEAが破損しやすくなる。

新型電解モジュールでは，平ガスケットとＯリングの長所を活かし，平ガスケットに突起をつけた形状を考案した。電極板は，突起付き平ガスケットの形状に合わせてプレス成形により凹凸を形成した。電極板の外周部は，電極板を積層したときにハニカム形状になるようにした。

図４に新型電解モジュールの概略構成図を示した。この構造により，薄膜でもガスケットのシール部で過度の面圧がかかり破損することなく，シール性を上げることができた。その結果，数MPaの耐圧性を有する電解モジュールがえられた。

3. 2 差圧電解

電解で発生する水素と酸素の圧力はMEAの両面にかかるため，水素と酸素の差圧が大きいとMEAは破損しやすい。したがって，従来から，水素側と酸素側の差圧が大きくならないよう差圧制御をおこないながら電解する方式を採用している。今回の新型電解モジュールは，耐圧性だけでなくこの耐差圧性も向上させることを目的に開発されたものである。

酸素側を大気圧として，水素側の圧力を0.85 MPagまで上げたときの電流―電圧特性を図５に示した。平均セル電圧は水素側圧力が増加するとわずかに増加するが，20 mV程度であった。大気圧と0.85 MPagの差圧電解を繰返す加速テストをおこなった後も，電圧上昇は見られなかった。また，差圧電解では，酸素側への水素ガスの透過量が増加するが，

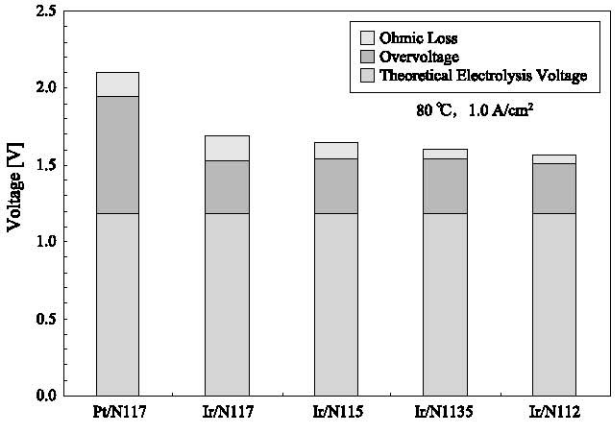


図　3　薄膜高性能電極膜接合体の電圧低減
Fig. 3　Reduction of overvoltage over high-performance thin MEA

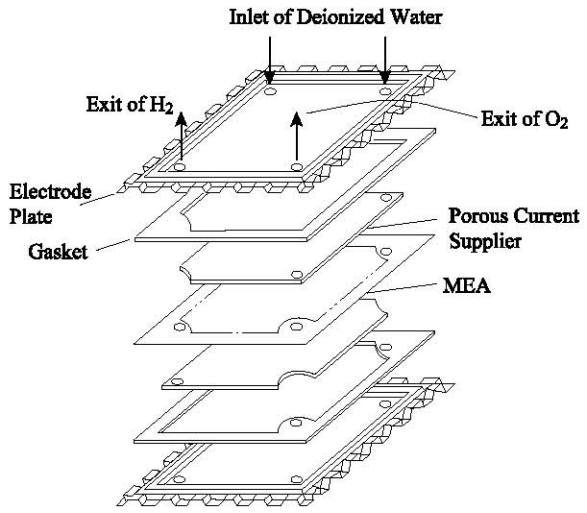


図　4　新型電解モジュールの単位セルの構成
Fig. 4　Structure of unit cell of new electrolysis module

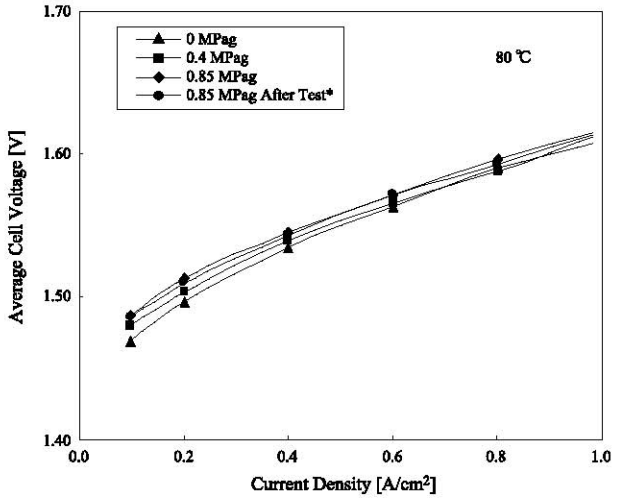


図　5　差圧電解における電流―電圧特性
Fig. 5　Cell voltage-current density relation in defferential pressure electrolysis
＊The test was multiple defferential pressure electrolysis under pressure range from 0 to 0.85 MPag of H_2.

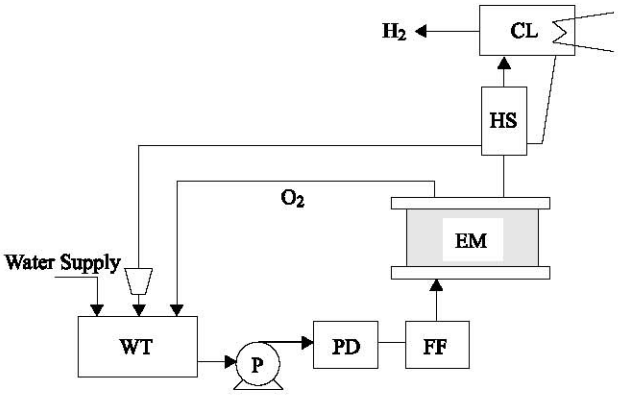
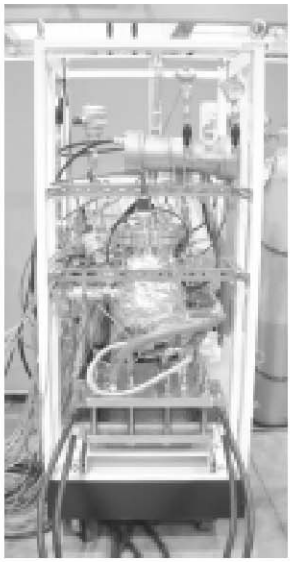


図　6　実証装置のフロー図
Fig. 6　Flow diagram of demonstration unit
WT: Deionized water tank
PD : Non-regenerative polisher
FF : Final filter
EM: Electrolysis module
HS : H_2/water separator
CL : H_2 cooler



写 真 2　5 Nm^3/h 実証テスト装置
Photo 2　Demonstration unit of 5 Nm^3/h

酸素中水素濃度は若干増加する程度で2 000 ppm 以下であった。

このように，新型電解モジュールを使用することにより差圧制御が不要となり，水電解システムを簡素化し，装置をコンパクト化できる。

4.　実証装置によるテスト

前述した高性能 MEA と新型電解モジュールを使用して，水素発生量 5 Nm^3/h の装置を製作し，高効率水電解システムの実証テストをおこなった。

4. 1　実証装置の構成

純水は，非再生型イオン交換樹脂筒を通して水質を維持しながら循環使用する。循環水の温度は，電解により発生するジュール熱のため上昇する。高性能 MEA を使用した場合は，電解電圧が低いためジュール熱の発生量が少なく，電解温度を上げるには補助加熱装置が必要になる。しかし，これでは電解モジュールの電解効率を上げても装置全体の消費電力量はかえって増加する。このため，システム全体の見直しをおこない，補助加熱装置なしで80 ℃以上に昇温できるようにした。

図 6 に，実証装置のフロー図を示す。酸素側の循環水ラインは大気圧で，水素側のみ加圧するシステムになっている。なお，この実証装置では除湿器は設置しておらず，水素ガスは水素ガスクーラで35 ℃以下に冷却後，放出している。**写真 2** に実証テスト装置を示した。

4. 2　昇 温 特 性

電流負荷が50 %，70 %，100 %の場合で，循環水の温度上昇を測定した。その結果をシミュレーション結果と合わせて**図 7** に示した。

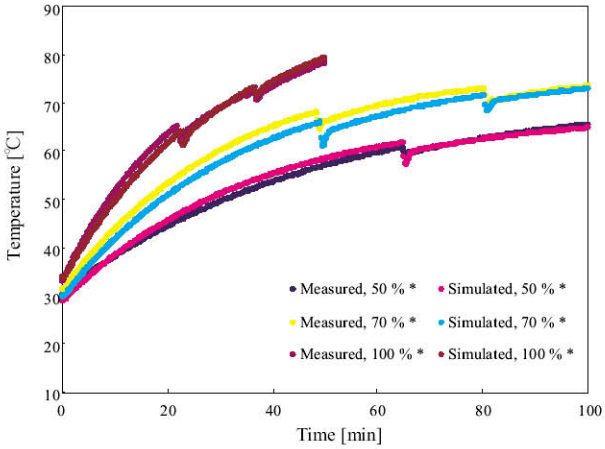


図　7　循環水温度の昇温挙動とシミュレーション
Fig. 7　Temperature behavior and simulation of circulating deionized water
*Current Load

昇温挙動のシミュレーションは，電解モジュール，循環水ライン，水素分離器，純水タンクについて，それぞれの物質収支および熱収支をとり，微小時間△t の純水温度の微小変化△T を求める式を導出し，測定値と比較しながらカーブフィッティングし，それぞれの総括伝熱係数を決定して求めた。

図 7 より，電流負荷が高いほど昇温速度が大きく，電流負荷50 %で65 ℃，70 %で75 ℃，100 %で80 ℃以上に昇温できることがわかった。80 ℃への昇温は装置を起動後 1 時間以内であった。図中で，昇温途中に温度減少が見られるのは，水電解で純水が消

費され純水タンク水位が下がった際に，室温純水が補給されたためである。

測定値とシミュレーション結果はほぼ一致しており，今後の設計指針とすることができる。

4. 3 電 解 性 能

表 1 に，装置の仕様と性能をまとめて示した。消費電力量は次式で定義される。

$$\text{消費電力量}\ [\mathrm{kWh/Nm^3}] = \text{モジュールの電解電圧}\ [\mathrm{V}] \times 2.393\ [\mathrm{kAh/Nm^3}]/\eta_I + \text{補機電力量}\ [\mathrm{kWh/Nm^3}] \quad (5)$$

補機電力量は，循環水ポンプと計装機器を含めた電力量である。温度が80 ℃に昇温した時点で装置全体の消費電力量を測定した結果，4.0 kWh/Nm³ であることを確認した。また，水素ガス純度は，99.999 %以上であった。

む す び

PEM 型水電解による水素製造技術は，燃料電池との組合せによる夜間の余剰商用電力の有効利用をはじめ，将来は太陽，風力などの自然エネルギ利用において重要な役割を果たすと思われる。高効率の PEM 型水電解を安価に実現するための開発は不可欠であり，今後さらに大きなブレークスルーが期待される。

表 1 実証テスト装置の仕様とテスト結果
Table1 Specification and test results of demonstration unit

Flow Rate of H_2	5 Nm³/h
Pressure of H_2	Max. 0.85 MPag
Operation Temperature	Max. 90 ℃
Size of Electrolyzer	650 W×800 D×1 200 H
Size of Rectifier and Control Unit	700 W×900 D×1 200 H
Electrolysis Efficiency	＞90 %
Power Consumption Including Peripheral Equipment	4.0 kWh/Nm³
Purity of H_2	＞99.999 %

[参考文献]

1）上村全弘ほか：神鋼パンテツク技報，Vol.46，No.2（2003）p.61

2）電気化学協会編，電気化学便覧（第 4 版），丸善(株)発行，p.273

連 絡 先

三 宅 明 子（学術博士）
技術開発本部
研究開発部
第 1 研究室
主任研究員
TEL 078 - 992 - 6525
FAX 078 - 992 - 6504
E-mail a.miyake@pantec.co.jp

上水用大容量 UF 膜の実証実験

Demonstration Test of Large-scale UF Membrane Module for Drinking Water

技術本部技術部第２技術室
長谷川　雅宏
Masahiro Hasegawa
中町　眞美
Mami Nakamachi
環境本部計画部第２計画室
西尾　弘伸
Hironobu Nishio

現在，国内では UF 膜ろ過装置は小・中規模浄水場へ適用されているが，中・大規模浄水場への導入を検討するため大容量 UF 膜モジュールをもちいて実証実験をおこなった。このモジュールは原水濁度に応じて全量ろ過とクロスフローろ過を自動的に切替え，消費電力を低減できる特長を有す。琵琶湖の表流水をもちい，従来の約2.5倍の膜面積を有するこの膜モジュールにて，流束を1.3から3.0 $m^3/m^2/d$ まで上昇させ，７カ月運転した。高濁度実験では原水中の鉄，マンガン，アルミニウムは100 %除去でき，一般細菌，大腸菌は検出されなかった。また，流束の上昇とともに増加した膜差圧は次亜塩素酸ナトリウムとクエン酸を使った薬品洗浄により回復できた。

This module is efficient in reducing energy consumption, with its capability of dead-end filtration and cross-flow filtration at automatic changeover depending on turbidity. UF membrane filtration is applied to small and medium purification plants at present. For application to medium and large purification plants, a demonstration test was conducted with large-scale UF membrane modules. The surface water of Lake Biwa was filtered with the module having a filter area about 2.5 times as large as conventional ones, at flux from 1.3 to 3.0 $m^3/m^2/d$ for seven months. The high turbidity test proved 100 % removal of iron, manganese and aluminum in raw water. General and coliform bacteria were not detected. Transmembrane pressure increased with increasing flux was recovered by chemical cleaning with sodium hypochlorite and citric acid.

Key Words :

大容量 UF 膜モジュール	Large-scale UF membrane module
中・大規模膜ろ過施設	Medium and large-scale plants
全　量　ろ　過	Dead-end filtration

ま え が き

膜ろ過施設は，水道原水中の病原性原虫（クリプトスポリジウム）や濁質を完全に除去できること，加えて設置面積が少なく，維持管理が容易であることから現在日本国内では，10 m^3/d 程度から10 000 m^3/d 程度の小・中規模の浄水場へ導入が進んでいる。海外においては，中・大規模膜ろ過施設で，すでに数多く稼動している。[1] 本実証実験と同じ大容量 UF 膜ろ過施設は海外で，建設中のものをふくめて，５カ所で採用されている。「膜利用型新浄水システム開発研究」（MAC21）などで膜ろ過技術が高められたこと，浄水場に導入された膜ろ過施設の実績より，膜ろ過施設の安全性・安定性が確認されたことから，最近，中・大規模浄水場への導入が期待

されるようになった。しかし，中・大規模浄水場に現在使用されている膜モジュールを適用すると，膜モジュールの数が多大となり，コストが高く，設置面積が大きく，取扱が煩雑となるため，膜ろ過法の本来の長所が生かされない。そこで，中・大規模浄水場に適した膜ろ過施設を考える必要がある。そのひとつとして膜ろ過施設の設置面積あたりの膜ろ過水量を増加させることが重要であり，このためには膜モジュールの高流束化，大容量化，高充填率化が要求される。高流束化は，従来の膜モジュールの透水性を高め，より高い流束でろ過することで，１本あたりの膜モジュールからの膜ろ過水量を増加させることができる。大容量化は，膜モジュールを大型化し，膜モジュール内の膜面積を大きくすることで，１本あたりの膜モジュールの膜ろ過水量を増加させることができる。高充填率化は，槽内にモジュールを高密度に集積させた浸漬型やモジュールを高さ方向に積重ねることにより，一定の敷地面積からの膜ろ過水量を増加させることができる。[2] 本報では，膜モジュールの大容量化に着目し，中空糸型の大容量 UF 膜をもちいた実証実験をおこない，中・大規模膜ろ過施設に向けての運転性能や処理性能などの知見をえたので報告する。

1. 大容量 UF 膜装置の特長

大容量 UF 膜ろ過装置は，次のような特長を有する。

① 膜モジュール１本あたりの有効膜面積が125 m² と従来型の2.5倍であり，省スペース化が図れる。

② UF 膜の材質は，セルロース系高分子化合物であり，親水性を有するため，膜ファウリングが起こりにくく安定した運転が可能である。

③ 本 UF 膜ろ過装置は，地下水のように清澄で濁度変動の少ない原水に対しては，消費電力の低い全量ろ過方式を標準とする。なお，濁度変動の大きい原水の場合は，濁度に応じて自動的に全量ろ過方式とクロスフローろ過方式を切替えることが可能である。

④ 膜破断の検知方法は，膜ろ過水の濁度を常時監視することに加え，一定期間ごとに，自動で膜モジュール内に圧縮空気を送り一定圧とし，所定時間の圧力変化を監視する膜破断検知テスト機能を有している。

2. 実証実験

2.1 実験装置

実験フローを**図１**に，実験装置の仕様および実験条件を**表１**に示す。また，実験装置の外観を**写真１**に，膜モジュールの模式図[3]を**図２**に示す。

本実験装置は原水槽，膜モジュール，自動洗浄式ストレーナ，膜ろ過ポンプ，逆洗ポンプ，循環ポン

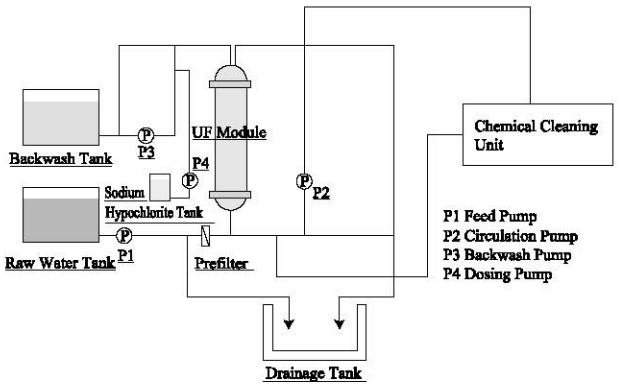


図 1 実験フロー図
Fig. 1 Schematic flow diagram

表 1 実験装置の仕様および運転条件
Table1 Specification and operating condition of test unit

Type of Membrane	UF Membrane
Molecular Weight Cutoff	100 000 Da (0.01 μm)
Material	Hydrophilic Polymer
Type of Module	Internal Pressure Type Hollow Fiber Ultrafiltration Membrane
Module	Size : Length 1 320 mm, Diameter 450 mm Effective Membrane Surface Area : 125 m²/module Module Number : 2 Total Effective Membrane Surface Area : 250 m²
Type of Filtration	Dead End Filtration and Cross-flow Filtlation
Flux	1.3-3.0 m³/m²/d
Backwash Frequency	Once/45-64 min.
Recovery	84-93 %

写 真 1　実験装置の外観
Photo 1　Outside view of pilot plant

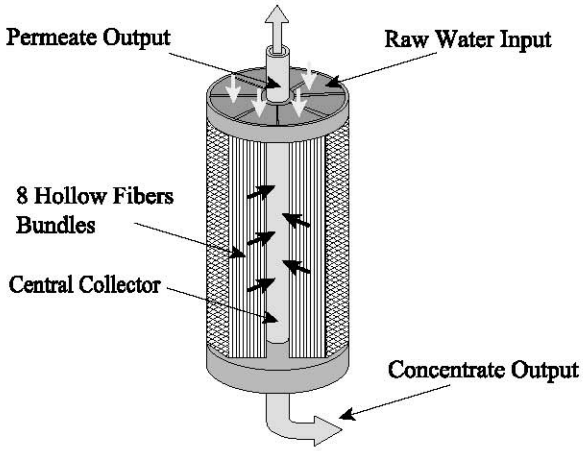


図 2　膜モジュールの模式図
Fig. 2　Schematic diagram of membrane module

プ，逆洗用次亜塩素酸ナトリウム注入設備，洗浄水槽，排水槽，空気圧縮機で構成されている。

膜モジュールはケーシング収納方式であり，中空糸はケーシング内で８分割されて配置され，モジュールの中央部に集水装置を有する構造である。

2. 2 実 験 方 法

実験にもちいた原水は，琵琶湖表流水である。原水を原水槽に受け，膜ろ過ポンプにより原水中の夾雑物を自動洗浄式ストレーナ（目開200 μm）で除去した後，膜モジュールに供給し，膜ろ過する。物理洗浄は45から64分の一定時間ごとに逆圧水洗浄を実施する。逆圧水洗浄は，膜ろ過水に洗浄排水中の残留塩素濃度が２から５mg/L となるように次亜塩素酸ナトリウムを注入しておこなった。

本実験では原水濁度10度で全量ろ過方式からクロスフローろ過方式へ自動切替となるが，実験期間中では原水濁度は平均0.6度と濁質が低い原水であったため，全実験期間の227日中，数時間を除き全量ろ過方式による運転であった。

表 2　原水水質分析結果
Table2　Analysis of raw water quality

Parameter		Raw Water
Color	degree	1
Turbidity	degree	0.9（0.4～1.5）
pH	—	7.5（6.9～8.3）
Permanganate Value	mg/L	2.1（1.8～2.5）
Total Iron	mg/L	0.02（＜0.01～0.05）
Total Manganese	mg/L	＜0.005（＜0.005～0.006）
General Bacteria	N/mL	85（2～480）
Coliform Bacteria	—	Positive（＋）

表 3　膜ろ過水水質分析結果
Table3　Analysis of filtered water quality

Parameter		Filtered Water
Color	degree	＜1
Turbidity	degree	＜0.1
pH	—	7.5（6.9～8.4）
Permanganate Value	mg/L	1.7（1.5～1.9）
Total Iron	mg/L	＜0.01
Total Manganese	mg/L	＜0.005
General Bacteria	N/mL	0
Coliform Bacteria	—	Negative（－）

3.　実証実験結果

3. 1 原 水 性 状

原水の水質分析結果を表２，４に示す。原水濁度は0.4から1.5度を示し，一般細菌が最大で480個/mLであり，大腸菌群が検出されたものの，鉄，マンガン，過マンガン酸カリウム消費量は水質基準を満足した。

また，実験期間内に３回実施した水質基準46項目試験においては，大腸菌群が検出され，臭気は藻臭を呈したが，そのほかの項目については水質基準を満足した。

3. 2 運 転 状 況

流束の経日変化を図３に示す。2002年１月12日に流束1.3 $m^3/m^2/d$ で開始し，最大3.0 $m^3/m^2/d$ まで流束を上昇させたが，約７カ月間薬品洗浄をすることなく運転が可能であった。本実験期間中の原水の水温は最小5.8 ℃，最大27.7 ℃，平均11.9 ℃であった。

補正膜差圧の経日変化を図４に示す。補正膜差圧は当初の30 kPa から流束の上昇とともに上昇した。約７カ月後の流束3.0 $m^3/m^2/d$ において，補正膜差圧は90から110 kPa 程度を示した。流束3.0 $m^3/m^2/d$ においても補正膜差圧の急激な上昇は認められず安定した運転が可能であった。

表　4　水質基準46項目の水質分析結果
Table4　Analysis of water quality

	Parameter	Water Quality Standards of Waterworks Law	2002／5／9	
			Raw Water	Filtered Water
1	General Bacteria	100 or Less (count/mL)	48	0
2	Coliform Bacteria	Not Detectable	Positive (+)	Negative (−)
3	Cadmium	0.01 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
4	Mercury	0.0005 mg/L or Less	＜0.00005	＜0.00005
5	Selenium	0.01 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
6	Lead	0.05 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
7	Arsenic	0.01 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
8	Hexavalent Chromium	0.05 mg/L or Less	＜0.005	＜0.005
9	Cyanide	0.01 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
10	Nitrate Nitrogen and Nitrite Nitrogen	10 mg/L or Less	0.17	0.16
11	Fluorine	0.8 mg/L or Less	0.08	0.08
12	Carbon Tetrachloride	0.002 mg/L or Less	＜0.0002	＜0.0002
13	1,2-dichloroethane	0.004 mg/L or Less	＜0.0004	＜0.0004
14	1,1-dichloroethylene	0.02 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
15	Dichloromethane	0.02 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
16	Cis-1,2-dichloroethylene	0.04 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
17	Tetrachloroethylene	0.01 mg/L or Less	＜0.0005	＜0.0005
18	1,1,2-trichloroethane	0.006 mg/L or Less	＜0.0006	＜0.0006
19	Trichloroethylene	0.03 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
20	Benzene	0.01 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
21	Chloroform	0.06 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
22	Dibromochloromethane	0.1 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
23	Bromodichloromethane	0.03 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
24	Bromoform	0.09 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
25	Total Trihalomethane	0.1 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
26	1,3-dichloropropene	0.002 mg/L or Less	＜0.0002	＜0.0002
27	Simazine	0.003 mg/L or Less	＜0.0003	＜0.0003
28	Thiuram	0.006 mg/L or Less	＜0.0006	＜0.0006
29	Tiobencarb	0.02 mg/L or Less	＜0.001	＜0.001
30	Zinc	1.0 mg/L or Less	＜0.005	＜0.005
31	Iron	0.3 mg/L or Less	0.01	＜0.01
32	Copper	1.0 mg/L or Less	＜0.01	＜0.01
33	Sodium	200 mg/L or Less	7.8	7.8
34	Manganese	0.05 mg/L or Less	＜0.005	＜0.005
35	Chloride Ion	200 mg/L or Less	9.6	9.6
36	Calcium, Magnesium Hardness	300 mg/L or Less	38.9	38.8
37	Evaporated Residue	500 mg/L or Less	64	62
38	Anionic Surface Active Agent	0.2 mg/L or Less	＜0.02	＜0.02
39	1,1,1-trichloroethane	0.3 mg/L or Less	＜0.0005	＜0.0005
40	Phenolic Compounds	As Phenol 0.005 mg/L or Less	＜0.005	＜0.005
41	Permanganate Value	10 mg/L or Less	2.2	1.6
42	pH Value	5.8 or More 8.6 or Less	7.7	7.7
43	Taste	Not Abnormal	—	Not Abnormal
44	Odor	Not Abnormal	Algous	None
45	Color	5 degree or Less	1	＜1
46	Turbidity	2 degree or Less	1.3	＜0.1

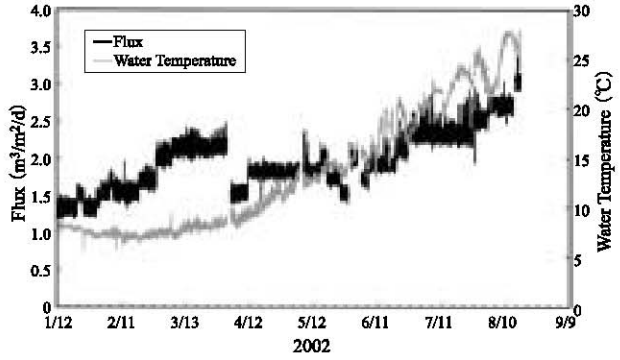


図　3　流束の経日変化
Fig. 3　Change of flux

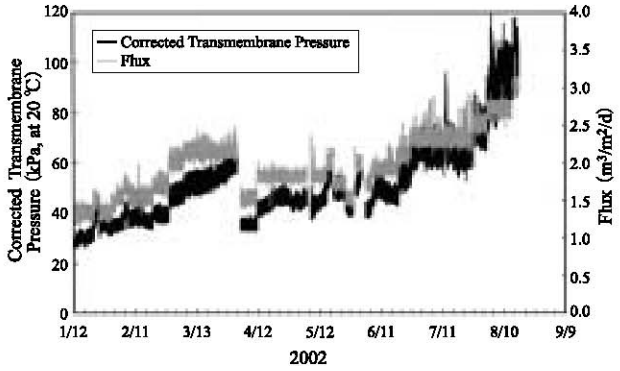


図　4　補正膜差圧の経日変化
Fig. 4　Change of corrected transmembrane pressure

ろ過開始から逆圧水洗浄までの期間ごとの膜差圧の経時変化を**図５**に示す。膜差圧はろ過の継続にともない上昇し100 kPa 程度を示したが，逆圧水洗浄により80 kPa 程度に回復した。本実験では次亜塩素酸ナトリウムを注入して逆圧水洗浄をおこなっているが，本原水は琵琶湖表流水であり，藻類などの生物に由来する濁質が多いため，ろ過性の回復には次亜塩素酸ナトリウムが有効であることが考えられる。

3. 3　処 理 性 能

膜ろ過水の水質分析結果を**表３，４**に示す。原水の濁度はおおむね１度程度を示し，膜ろ過水の濁度は0.1度以下と100 %の除去がえられた。膜ろ過水の鉄，マンガンはそれぞれ0.01 mg/L 以下，0.005 mg/L 以下であり，常に100 %の除去がえられた。

原水に検出された一般細菌，大腸菌群は膜ろ過により完全に除去された。また，水質基準46項目試験においてもすべての項目で水質基準以下と良好な処理状況を示した。

原水および膜ろ過水の濁度をオンラインで監視した結果を**図６**に示す。これより原水の濁度は通常は１度程度であり，10度を超えたのは２回であった。膜ろ過水の濁度は0.001度以下を示し，全実験期間

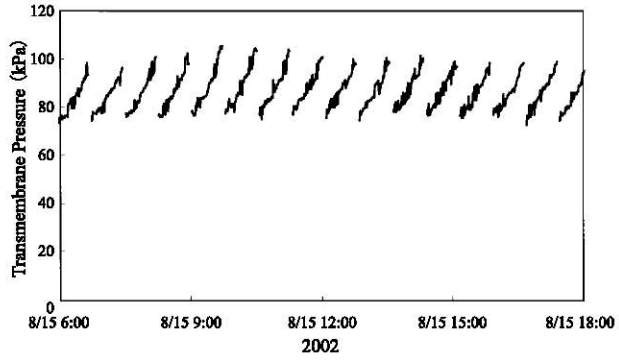


図　5　膜差圧の経時変化
Fig. 5　Change of transmembrane pressure

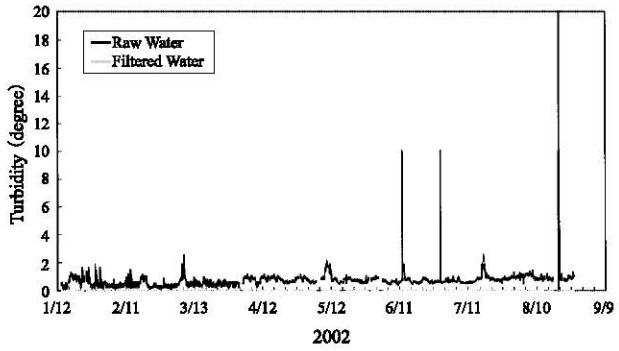


図　6　濁度の経日変化
Fig. 6　Change of turbidity

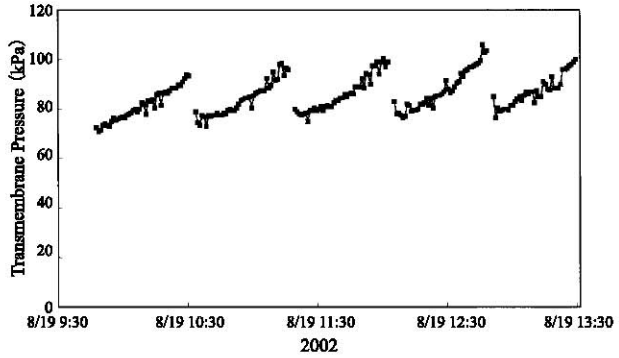


図　7　膜差圧の経時変化
Fig. 7　Change of transmembrane pressure

において良好な処理性能が継続してえられた。

3. 4　高濁度実験

実験期間中の原水濁度は１度程度と低い値を示したため，降雨などにより原水の濁度が急激に上昇した際の運転性能，処理性能の調査・確認をおこなう高濁度実験を実施した。浄水場内の土を原水に所定量添加し，100度程度の高濁度水を人工的に調整して実験をおこなった。

運転は流束1.5 $m^3/m^2/d$，クロスフローろ過方式にて４時間程度おこなった。膜差圧の経時変化を**図７**

表　5　原水および膜ろ過水の分析結果
Table5　Analysis of water quality

Parameter		2002／8／19		Raw Water		2002／8／19	
		Raw Water	Filtered Water			Raw Water	Filtered Water
Turbidity	degree	120	＜0.1	Dissolved Manganese	mg/L	＜0.005	—
Color	degree	7（130）	＜1	Dissolved Iron	mg/L	0.07	—
pH	—	7.1	7.0	Permanganate Value	mg/L	24	1.9
Total Manganese	mg/L	0.25	＜0.005	General Bacteria	N/mL	45 000	0
Total Iron	mg/L	7.2	＜0.01	Coliform Bacteria	—	Positive(＋)	Negative(－)
Aluminum	mg/L	6.1	＜0.01	Color：(Apparent Color)			

表　6　膜差圧の回復状況
Table6　Recovery of transmembrane pressure

Flux	Transmembrane Pressure（kPa, at 25 ℃）			Recovery Rate (%)
	Start of Operation	Before Chemical Cleaning	After Chemical Cleaning	
1.5 $m^3/m^2/d$	29.4	36.4	29.4	100
3.0 $m^3/m^2/d$	63.5	84.0	63.8	100

に示したように，急激な膜差圧の上昇は認められなかった。ろ過開始時の膜差圧は80 kPa を示し，ろ過の継続とともに上昇し，逆圧水洗浄の直前では100 kPa 程度を示したが，逆圧水洗浄によりろ過開始時の80 kPa まで回復した。

原水および膜ろ過水の水質分析結果を**表５**に示す。原水の濁度は120度であったが，膜ろ過水は0.1度以下であり100 %の除去率がえられた。原水の色度は７度（見かけ色度130度）であったが，膜ろ過水は１度以下であり100 %の除去率がえられた。原水の過マンガン酸カリウム消費量は24 mg/L であったが，膜ろ過水は1.9 mg/L であり92 %の除去率がえられた。原水のマンガンは0.25 mg/L であったが，膜ろ過水は0.005 mg/L 以下であり100 %の除去率がえられた。原水の鉄は7.2 mg/L であったが，膜ろ過水は0.01 mg/L 以下であり100 %の除去率がえられた。原水のアルミニウムは6.1 mg/L であったが，膜ろ過水は0.01 mg/L 以下であり100 %の除去がえられた。一般細菌，大腸菌群は原水で検出されたが，膜ろ過水では検出されず，完全に除去された。

このように高濁度時においても本 UF 膜ろ過装置の運転性能および処理性能とも安定しており，良好な結果がえられた。

3. 5　薬品洗浄

長期間運転すると，濁質成分などの膜への蓄積により，膜差圧が上昇し，逆圧水洗浄でも回復しなくなる。この場合薬品による洗浄をおこない，膜ろ過性能を回復させる。薬品洗浄に使用する薬品は，アルカリ洗浄としては次亜塩素酸ナトリウム，酸洗浄としてはクエン酸をもちいて薬品洗浄を実施する。

薬品洗浄後の膜差圧の回復状況を**表６**に示す。流束1.3 $m^3/m^2/d$ および3.0 $m^3/m^2/d$ においても膜差圧の回復率は100 %と良好で，運転初期とほぼ同等の回復がえられた。

3. 6　実証実験まとめ

大容量 UF 膜をもちいた膜ろ過装置において，流束1.3 $m^3/m^2/d$ から3.0 $m^3/m^2/d$ で約７カ月間薬品洗浄することなく安定した運転が可能で，膜ろ過水は常に水質基準を満足した。また，原水の濁度が100度を超えるような一時的で急激な濁度上昇に対してもクロスフローろ過方式により安定した運転を継続し，膜ろ過水は水質基準を満足した。

薬品洗浄では，アルカリ洗浄で次亜塩素酸ナトリウム，酸洗浄でクエン酸をもちいることで，運転初期と同程度の回復がえられた。

4.　海外での導入実績

海外で稼動している実施設の導入実績を**表７**に示す。その一例としてルーアン浄水場の実施設写真を**写真２**に，膜ろ過施設ユニット図を**図８**に示す。本浄水場はフランス首都パリの北西部セーヌ川のほとりに位置し，2000年より運転を開始した計画浄水量24 000 m^3/d の膜ろ過施設である。原水は地下水であり，膜ろ過後，塩素消毒により浄水としている。

む　す　び

当社では，1991年より始まった水道分野の官・学・民の共同プロジェクト MAC21，ACT21に参画し，

表　7　海外における大容量 UF 膜モジュールを採用している浄水場例
Table7　Purification plants provided with large-scale UF membrane modules

Country	Start of Operation	Capacity (m^3/d)	Raw Water	Combined Treatments
USA	2002	30 000	Surface Water	Clarification Pre-treatment
USA	2002 2003	15 000 30 000	Groundwater	
FRANCE	2002	120 000	Surface Water	Pre-O_3, Settling, Sand Filtration, Cristal(※)
FRANCE	2001	20 400	Surface Water	Remineralization, Pre-O_3, Powdered Activated Carbon, Final Chlorination
FRANCE	2000	24 000	Groundwater	Final Chlorination

(※) Cristal : Combined reactors integrating a separation by membrane and a treatment of an adsorption in liquid

写 真 2　ルーアン浄水場
Photo 2　Rouen purification plant

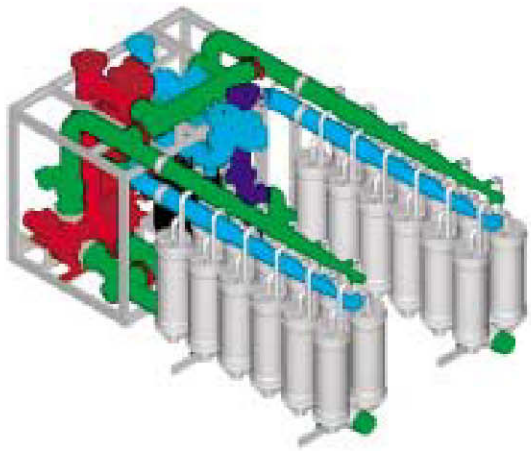


図　8　膜ろ過装置ユニット図
Fig. 8　Membrane purification unit

膜ろ過技術の開発，研究を進めてきた。その知見に基づき本実験を実施し，大容量 UF 膜の実用化を可能とした。さらに，大容量膜ろ過技術や浄水処理トータルシステムの開発を進めるべく，2002年から始まった「環境影響低減化浄水技術開発研究」(e-Water) に参画しており，今後も浄水膜ろ過の研究開発に積極的に取組んでいく所存である。

[参考文献]

1）永井康敏：水道技術ジャーナル（膜ろ過装置の調査結果報告），No.23，(2002)，p.4-9

2）西尾弘伸：神鋼パンテツク技報，Vol.46，No.2，(2003)，p.32-40

3）Frederic Colasほか：Huge Scale Plant Ultrafiltration Unit，第52回全国水道研究発表会講演集，(2001)，p.690-691

連 絡 先

長谷川　雅　宏　　技術本部
技術部
第２技術室

ＴＥＬ 078 - 232 - 8119
ＦＡＸ 078 - 232 - 8058
E-mail m.hasegawa@pantec.co.jp

“FM モジュール”の膜分離活性汚泥法への適用

Application of "FM Module" to Membrane Bioreactor System

(技)研究開発部第５研究室
野　中　信　一
Shinichi Nonaka
(プ)カスタマーサービス部
松　田　　勉
Tsutomu Matsuda

膜分離活性汚泥法において，膜分離装置で高 Flux をえるためには膜透過性に優れた汚泥性状を維持することが重要と考えられる。そこで高 Flux を維持するための曝気槽運転方法を検討した。曝気槽に蓄積する生物代謝産物（SMP:Soluble Microbial Products）に着目してベンチ試験で調査した結果，SMP が高いほど Flux は低くなることが示唆された。さらに FM モジュールをもちいたパイロット実験において曝気槽の SRT を適正に管理することにより SMP を一定の範囲に維持することができ，その結果より高い Flux において安定した膜間差圧を維持して運転できることが確認できた。また FM モジュールは浸漬方式にくらべて2.5倍程度の高 Flux がえられることがわかった。

Maintaining high permeability of activated sludge is important to get high flux with a membrane bioreactor operation. Contributing factors to obtaining excellent permeability were investigated by using bench scale equipment. The bench test suggested that flux lowered with the increasing soluble microbial products (SMP) accumulated in bioreactor. The pilot experiment using FM module proved that SMP could be maintained in the fixed range by controlling the SRT of bioreactor, and verified that the low transmembrane pressure was also stably maintained in higher flux condition with the activated sludge of low SMP. Furthermore, it turned out that the FM module could obtain 2.5 times as high flux as the submerged membrane system.

Key Words :

膜　分　離	Membrane separation
膜分離活性汚泥法	Membrane bioreactor system
平　膜	Flat sheet membrane
S　M　P	Soluble microbial products
逆　圧　洗　浄	Back pressure cleaning

ま え が き

膜分離活性汚泥法は従来の活性汚泥法における固液分離などの運転管理上の煩わしさの解消，設置面積の低減，処理水質の向上を目的として開発されてきた。膜分離活性汚泥法は工場排水処理や浄化槽の分野で着実に実績を伸ばしており，また近年では小規模下水道分野での採用が決まるなど，適用拡大が期待される技術である。当社は ROCHEM-UF System 社と独占販売契約を締結し，クロスフロー型の膜分離装置“FM モジュール”の販売を開始した。[1] FM モジュールは平膜でありながら逆圧洗浄が可能，また自動薬品洗浄ができるなどの優れた特

長を有している。しかし従来法とくらべるとコスト面でやや高く，処理能力アップ，建設費削減など総合的なコスト低減を目指した改良・改善が必要である。

前報[2]では，膜分離活性汚泥法でもちいられる膜モジュールの方式や設置方法などを概説するとともにFMモジュールをもちいた膜分離活性汚泥法の実証実験結果を紹介した。本報では膜分離性能を高めることを目的として実施した，汚泥の性状面に着目した曝気槽運転管理手法に関する調査検討結果を中心に，浸漬膜方式との性能比較結果もあわせて報告する。

1. FMモジュールをもちいた膜分離活性汚泥法

1. 1 FMモジュール概要

FMモジュールは膜モジュールを曝気槽外に設置するクロスフロー方式に分類される。FMモジュールをもちいた膜分離活性汚泥法では，排水と汚泥を含んだ活性汚泥混合液を循環ポンプで曝気槽から膜モジュールに加圧供給することでろ過処理水がえられる。FMモジュールの構造，特長およびFMモジュールをもちいた膜分離活性汚泥法の処理性能[2]などを図1にまとめた。

1. 2 FMモジュールの課題

膜分離活性汚泥法でもちいられる膜分離装置にはクロスフロー方式のほかに浸漬方式があるが，現在主流となっているのは浸漬方式である。浸漬方式が採用されている理由の一つは動力コストが安いことである。浸漬方式では曝気空気を利用してファウリングを防止するが，クロスフロー方式ではポンプで一定の液流速を与えて防止する。両者を比較するとポンプ動力のほうが大きくなる。FMモジュールは従来のクロスフロー方式より小さい流速で処理できるよう開発されたものであるが，さらに動力コストを削減するための工夫が必要である。一方で，浸漬方式は難ろ過性汚泥への適用が困難で，また，薬品洗浄をおこなう際に膜モジュールを槽外に取り出さなければならないといった問題がある。この槽外薬

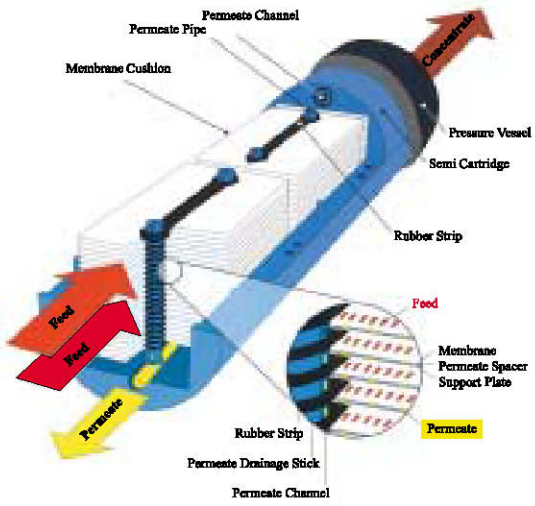
Basis	Type Flat Membrane Licenser ROCHEM-UF SYSTEM INC. (Germany)
Composition	
Characteristics	・Mambrane type can be selected according to use. ・The interval of membranes can be adjusted according to turbidity of the influent. ・Back pressure cleaning is possible. ・Chemical cleaning can be performed automatically.
Experimental Performance	Aeration Tank: Inf. BOD 5 300 mg/L; Inf. SS 1 070 mg/L; BOD Loading Rate 0.2 kg/(kg•d); BOD Removal >99 % FM Module: MLSS 10-15 000 mg/L; Viscosity 150-400 mPa•s; Flux 0.6 m/d; Transmembrane Pressure 0.1-0.2 Mpa

図 1 FMモジュール技術概要
Fig. 1 Summary of FM module

品洗浄には多大な手間と労力を要する。FMモジュールは薬品洗浄をワンボタンもしくは全自動でおこなうことができ，浸漬方式が不得意としていた難ろ過性汚泥など，新規分野の開拓が期待できる。システム全体のコスト縮減を図り，より競争力を持った商品に育てるために様々な課題解決に取組んでいるところである。

2. 膜分離に対する汚泥性状の影響

処理設備の膜面積は運転費および建設費に大きく影響し，コストを縮減するにはFluxを高めて膜面積を削減しなければならない。Fluxは汚泥の性状，すなわち粘度や粒径などのろ過性に関する性状に影響される。このことは膜分離のろ過抵抗式からも推察できる。

$$Jv = \Delta P / \mu (Rm + Rp + Rg + Rc) \quad \cdots\cdots\cdots\cdots (1)$$

Jv ：Flux（膜透過流束） [m/d]
ΔP ：操作圧力 [Pa]
μ ：液の粘度 [Pa•s]
Rm ：膜抵抗 [1/m]
Rp ：目詰まり抵抗 [1/m]
Rg ：ゲル層抵抗 [1/m]
Rc ：ケーキ層抵抗 [1/m]

(1)式における各々の因子は，ΔP と Rm が膜装置に，μ と Rp が汚泥性状に関わり，Rg と Rc が両方に関わるものである。汚泥性状は排水の成分と曝気槽運転条件に左右される。曝気槽の運転条件を最適化することにより μ，Rp および Rg を小さくし，かつFMモジュールの洗浄方法を工夫することにより Rp，Rg および Rc を小さくすることが高Fluxをえることに結びつくと考えられる。

汚泥性状を表す指標には粘度，粒子径などがあるが，生物代謝産物SMP（Soluble Microbial products）もその一つである。桃井らはSMPの蓄積特性および膜透過に対する影響について研究し，次のように報告している。[3)]

① SMPはa）中間代謝成分，b）最終代謝成分（aの分解生成物），c）微生物の内生呼吸由来代謝成分の３種類に分類される。
② SMP濃度は曝気槽運転時間経過とともに増加し，成分（a～c）構成比も時間とともに変化する。
③ SMPはゲル層，ケーキ層形成に大きく関与し，SMP増加にともない膜Fluxは減少する。

膜分離活性汚泥法で高Fluxをえるには膜透過性に優れた汚泥を安定的に維持することが重要であり，そのためにはSMPの挙動，SMP蓄積に対する影響因子を把握し，SMPを制御する曝気槽運転方法の確立が必要と考えられる。

3. ベンチ試験によるSMPに関する基礎調査

SMPの挙動，SMP蓄積に対する影響因子を把握することを目的としてベンチ試験をおこなった。

3. 1 試験装置

試験装置は下記に示すように，曝気槽には有効容積５Lの円筒形槽を使用し，膜分離装置には日東電工(株)製のC10-T型薄層流式平膜テストセルを使用した。

曝気槽
寸法：内径150 mm×高さ360 mm
反応容積：範囲３～５L（常用４L）
膜分離装置
形式：薄層流式平膜テストセルC10-T型
膜種類：UF膜，分画分子量50 000

3. 2 試験方法

１）試験原水

試験にはグルコースと酢酸ナトリウムをBOD源とする合成排水を使用した。合成排水のBOD濃度は試験条件によって1 200～7 200 mg/Lの範囲で変化させた。また合成排水には，BOD : N : P＝200 : ５ : １の割合で窒素とリンを添加した。

２）曝気槽運転条件

試験条件を**表１**に示す。試験は膜透過水量が制限されるため，原水供給量を固定し，BOD負荷，原水BOD濃度およびMLSS濃度を変化させ４条件に設定しておこなった。

表 1 ベンチ試験条件
Table1 Condition of bench test

		Run 1	Run 2	Run 3	Run 4
Flow Rate	[L/d]	2.0	2.0	2.0	2.0
Influent BOD	[mg/L]	1 200	2 800	5 600	7 200
BOD-SS Loading Rate	[kg/(kg•d)]	0.1	0.2	0.4	0.4
MLSS in Aeration Tank	[mg/L]	6 000	7 000	7 000	9 000
Frequency of Sludge Discharge	[times/d]	1	1	1	1

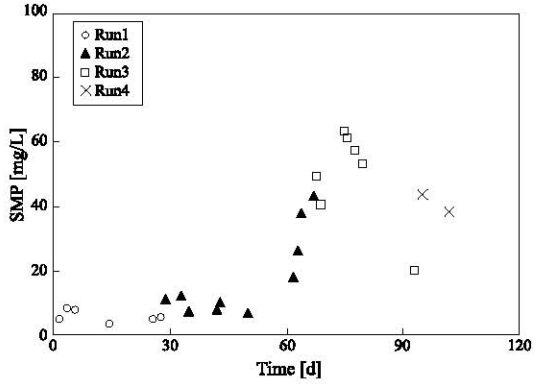


図　2　SMP の推移
Fig. 2　Change of SMP

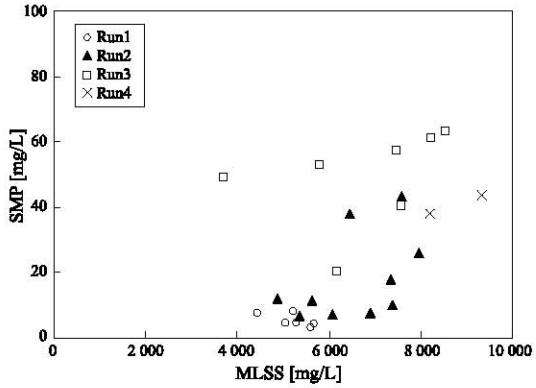


図　3　MLSS と SMP の関係
Fig. 3　Relationship between MLSS and SMP

3）装置運転方法

試験にもちいた膜分離装置は流量，圧力を制御していないため，時間とともに透過水量が変動し，曝気槽水位が変化する。このため，原水供給時間の調整や膜透過水を曝気槽に返送することで MLSS 濃度，BOD 負荷および SRT を一定に維持した。膜の洗浄は 1 日に 1 回，装置を解体しておこなった。

3. 3　試 験 結 果

試験期間の SMP の推移を図２に示す。ここで SMP は下記方法で求めた。

$$SMP = (TOC_{MF} - TOC_{UF}) \quad \cdots\cdots (2)$$

TOC_{MF} ：曝気槽混合液の遠心分離上澄液の 0.45 μm フィルターろ液の TOC［mg/L］

TOC_{UF} ：膜透過水の TOC［mg/L］

SMP は Run2の途中から上昇し Run3で最大値に達した。しかし，その後上昇することはなかった。

曝気槽運転操作因子の MLSS 濃度，BOD 負荷および SRT と SMP の関係を図３～５に示す。SMP は３因子の中では SRT との間により高い相関が認められた。連続運転における日平均 Flux 値をもちいて，SMP と Flux の相関を求めたところ，図６に示すように SMP が小さいほど Flux は大きくなる傾向があった。

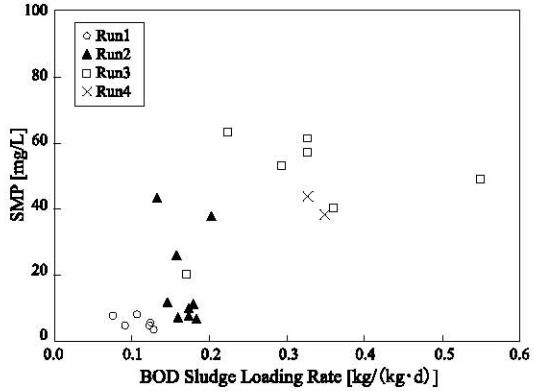


図　4　BOD-SS 負荷と SMP の関係
Fig. 4　Relationship between BOD sludge loading rate and SMP

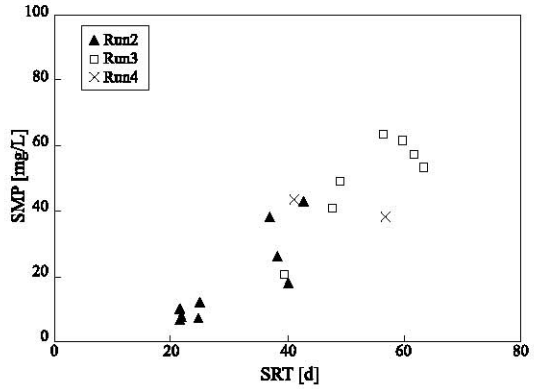


図　5　SRT と SMP の関係
Fig. 5　Relationship between SRT and SMP

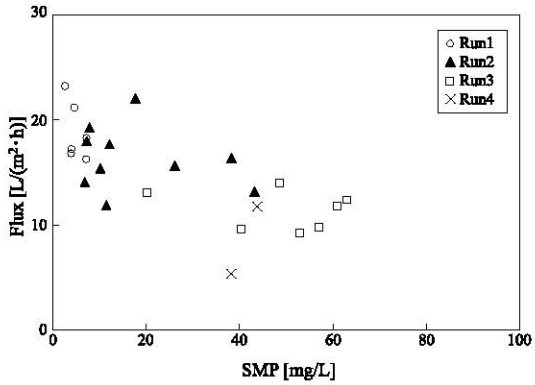


図　6　SMP と Flux の関係
Fig. 6　Effect of SMP on Flux of membrane

4.　パイロット実証実験

ベンチ試験にて SMP が膜透過性に影響をおよぼすことが確認され，SRT を適正に管理することにより SMP 濃度を一定範囲に制御できる可能性が示唆された。

高 Flux をえるための曝気槽運転管理方法確立を目的として，実排水によるパイロット実証実験をおこなった。実証実験ではゲル層抵抗，ケーキ層抵抗を増大させることなく，安定した Flux をえるための膜洗浄方法の検討を併せておこなった。

4. 1 実 験 装 置

実験装置の仕様を**表２**に示す。曝気槽は有効容積が２m^3の円筒形槽である。FM モジュールは膜総面積が17.4 m^2で，モジュール３本を直列に配して使用した。膜にはベンチ試験と同様の分画分子量50 000の UF 膜を使用した。実験フローを**図７**に示す。曝気槽と FM モジュールの間に中間槽を設け，中間槽の水位検知により曝気槽への原水供給を ON-OFF 制御した。原水流量を透過水量より大きく設定することで，FM モジュールの24時間連続的運転を図った。

表 2 実験装置仕様
Table2 Specification of pilot test equipment

	Item	Specification
Aeration Tank	Size Capacity	ϕ 800 mm×4 000 mm^{WD} 2 m^3
Membrane	Membrane Type Material MWCO*	UF Polyacrylonitrile 50 000
Module	Quantity of Module Arrangement Total Membrane Area	3 Modules Series 17.4 m^2

＊MWCO : Molecular Weight Cut off

4. 2 実 験 方 法

１）実験原水，種汚泥

A 工場のリンス系排水を実験原水とした。原水の主成分は製品洗浄用の有機溶剤であり，固形物はほとんど含まれておらず SS 濃度は10 mg/L 以下である。曝気槽への原水供給量は膜透過水量が制限要因となるため，所定の TOC 負荷を与えるために排水の主成分となる薬品を添加して実験に供した。曝気槽の種汚泥には工場内の浄化槽の返送汚泥を使用した。

２）実験条件

実験はリンス排水の主成分に対する汚泥の馴養，曝気槽の適正 TOC 負荷の確認および FM モジュールの洗浄方法の確認などを終えた後におこなった。実験条件を**表３**に示す。実験は曝気槽 SRT を44～67日とした Run1および SRT を30日とした Run2の

表 3 パイロット実験条件
Table3 Condition of pilot test

	Item		Run 1	Run 2
Aeration Tank	TOC-SS Loading Rate	[kg/(kg･d)]	0.05	0.05
	MLSS	[mg/L]	8 000～10 000	6 500
	SRT	[d]	44～67	30
	Frequency of Sludge Discharge	[times/d]	4	6
FM Module	Flux	[m/d]	0.35～0.5	0.35～0.4
	Cross Flow Velocity	[m/sec]	0.8	0.8
	Frequency of Back Pressure Cleaning	[times/d]	12～24	24
	Frequency of Chemical Cleaning	[times/month]	1	1

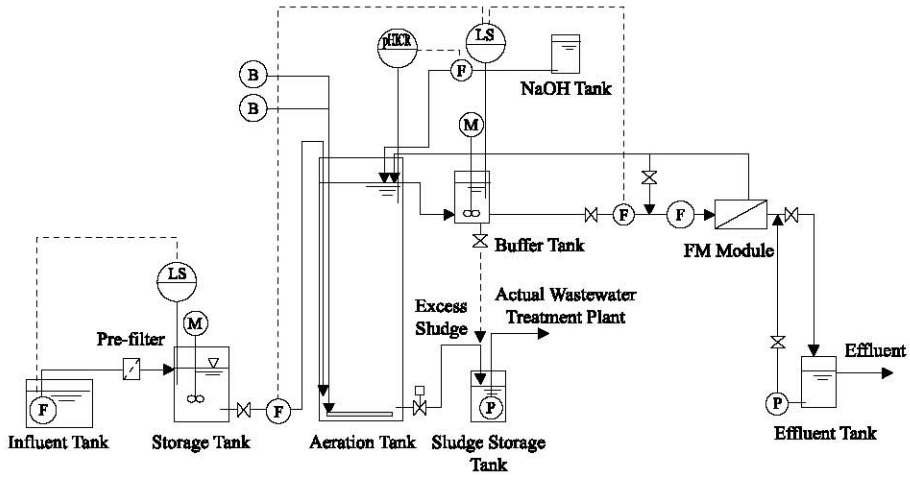


図 7 パイロット実験フローシート
Fig. 7 Flow diagram of pilot test

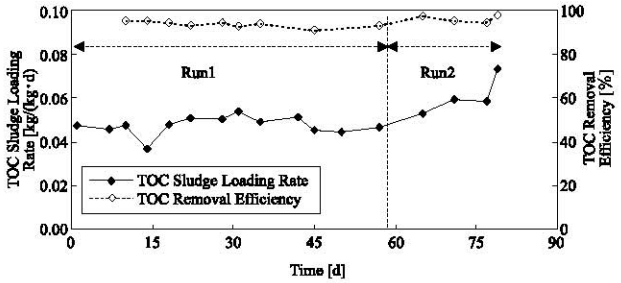


図　8　TOC 負荷，TOC 除去率の推移
Fig. 8　Change of TOC sludge loading rate and TOC removal efficiency

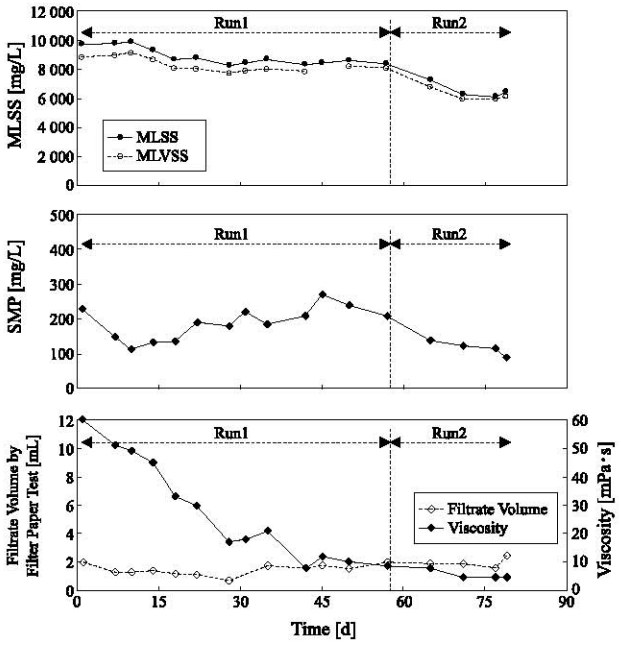


図　9　MLSS，SMP，粘度およびろ紙ろ過性の推移
Fig. 9　Change of MLSS, SMP, viscocity and filtrate volume by filter paper test

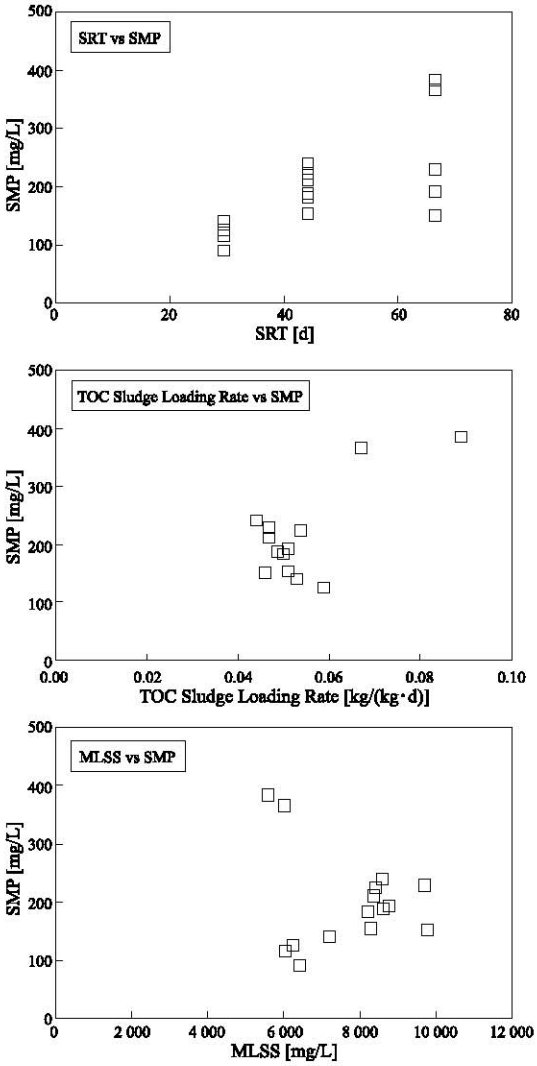


図　10　曝気槽操作因子と SMP の関係
Fig. 10　Dependence of operating factors of aeration tank on SMP

２条件でおこない，SRT による SMP 制御の検討および SMP の FM モジュール Flux への影響を調査した。曝気槽の TOC-SS 負荷は0.05 kg/(kg•d)に固定した。

３）FM モジュール運転方法

FM モジュールの運転は定流量ろ過方式を採用し，クロスフロー流速を約0.8 m/sec とした。ろ過時間の経過にともない膜間差圧が上昇するが，定期的な逆圧洗浄と薬品洗浄により膜面付着物を排除して差圧回復を図った。逆圧洗浄は膜の処理水側から水もしくは空気を送り，ファウリング物質を除去する方法である。今回は膜処理水をもちいて１～２h に１回の頻度で逆圧洗浄をおこなった。薬品洗浄は曝気槽混合液の代わりに次亜塩素酸ナトリウムを500 mg/L 濃度に調整した膜処理水を膜モジュールに供給してポンプ循環と静置浸漬を繰返す方法とし，１回／１～1.5カ月の頻度でおこなった。

4. 3　実 験 結 果

１）曝気槽処理水質

TOC-SS 負荷および TOC 除去率の推移を**図８**に示す。TOC-SS 負荷約0.05 kg/(kg•d)においておおむね95 %以上の TOC 除去率がえられた。

２）汚泥性状

曝気槽汚泥の MLSS 濃度，SMP，ろ紙ろ過性および粘度の推移を**図９**に示す。MLSS 濃度は SRT によって変化し，Run1で8 300～9 800 mg/L，Run2で6 100～7 200 mg/L であった。SMP は Run1では時間経過とともに上昇する傾向にあったが，Run2で SRT を下げると SMP は約１／２に低下した。

ろ紙ろ過性は一定条件の下，汚泥を５分間ろ過してえられるろ液量を表し，浸漬方式膜分離装置の適

用可否判断にもちいられる指標である。通常，ろ紙ろ過性は10 mL 以上が望ましいとされている。実験汚泥のろ紙ろ過性はおおむね２mL 以下であり，膜分離活性汚泥法の適用は困難と判断される汚泥であった。粘度については45日目までは60から10 mPa・s へと時間経過とともに低下した。この期間の粘度低下は原水成分に呼応した菌相およびフロック状態の変化によると推定される。一般に粘度は MLSS 濃度に比例するが，実験汚泥はその相関がみられず，特異な汚泥ということができる。

３）SMP 影響因子および SMP の制御

曝気槽運転操作因子と SMP の相関関係を求めた。その結果を図10に示す。SMP はベンチ試験の結果と同様に SRT との間により高い相関関係が認められた。ろ紙ろ過性についても調べたが，図11に示すように SRT との間に相関関係が認められた。

４）SMP の膜透過性に対する影響

SMP と膜透過性能の関係を調べるため，SMP の異なる汚泥について回分ろ過試験をおこなった。回分ろ過試験は回転子で攪拌しながら窒素ガスで一定の圧力を加える方法とし，パイロット実験で使用した膜と同じ UF 膜をもちいて操作圧力を0.2 Mpa としておこなった。膜透過性能は，ろ過時間15分後の膜透過流束 $Flux_{15}$ をもちいて評価した。

SMP と $Flux_{15}$ の関係を図12に示す。SMP70～180 mg/L の範囲では SMP が小さいほど，$Flux_{15}$ は大きくなった。以上の結果より，SRT を適切に制御し SMP を一定の範囲に維持することで，高い膜透過性能がえられることが確認できた。

５）FM モジュールの膜透過性能

クロスフロー流速をおおむね0.8 m/sec として運転したときの膜間差圧および Flux の推移を図13に示す。実験開始から500 h までは膜間差圧は0.2 Mpa 以下で安定した（区間 A）が，500～1 100 h の間は膜間差圧が短時間で上昇し，かつ変動が大きかった（区間 B）。1 100 h 以降は膜間差圧が安定する傾向にあった。

1 500 h 経過時点で薬品洗浄を実施した。洗浄効果により膜間差圧は0.1 Mpa に低下した。この後，Flux を高めて運転したが，膜間差圧が一時的に上昇したものの1 850 h まで安定して推移した（区間 C）。区間 A～C における SMP の推移をみると，区間 A は SMP が150 mg/L 以下の期間，区間 B は SMP が180 mg/L から270 mg/L に上昇する期間，そして区間 C は SMP が200 mg/L から100 mg/L に低下する期間である。このことからも，SMP が膜処理性能に影響することが伺える。なお FM モジュールではクロスフロー流速を高めればさらに高い Flux をえることができる。短時間の運転データではあるが流速 1 m/sec にて Flux 0.6 m/d がえられて

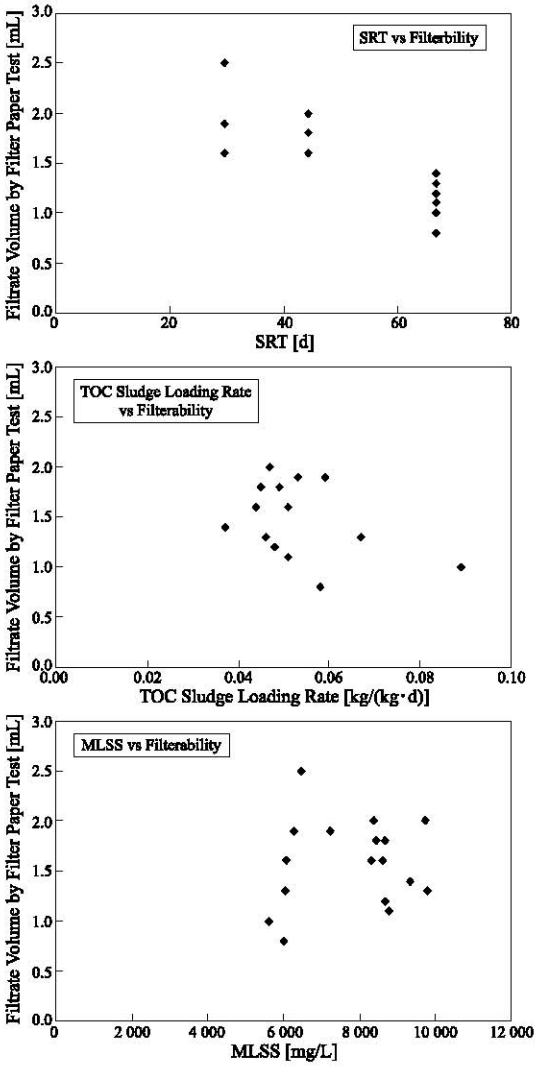


図　11 曝気槽操作因子とろ紙ろ過性の関係
Fig. 11 Dependence of operating factors of aeration tank on filterability

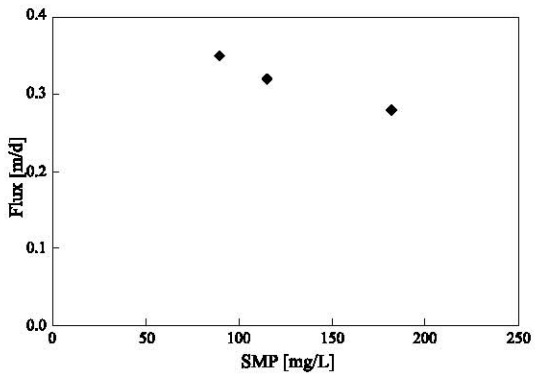


図　12 Flux に対する SMP の影響
Fig. 12 Effect of SMP on Flux of FM module

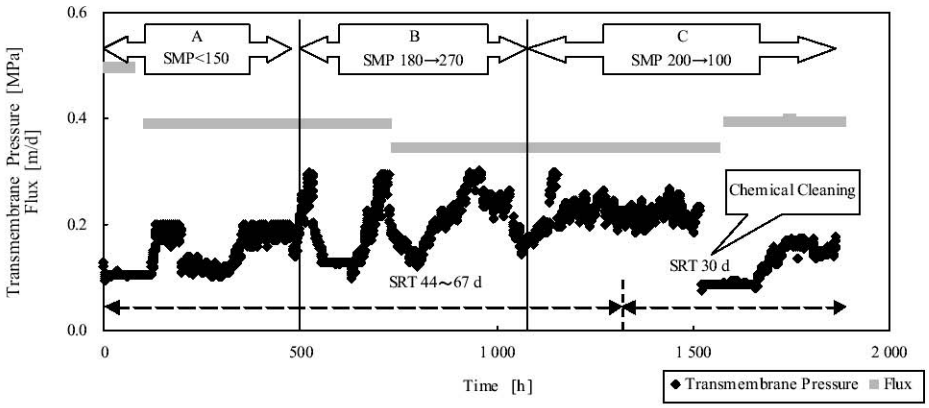


図　13 FMモジュール運転結果
Fig. 13 Timecourse of transmembrane pressure and flux

いる。本実験によりFMモジュールは，浸漬方式を適用できないような非常にろ過性の悪い汚泥でも安定運転が可能であることが確認できた。

5.　浸漬方式の膜透過性能

総膜面積２m^2の平膜をもちいた小型の浸漬方式膜分離活性汚泥処理試験装置によりFMモジュールとの膜分離性能比較をおこなった。試験は同一汚泥をもちいておこない，パイロットテスト機の曝気槽から汚泥を連続的に導入・返送する方法とした。また，ろ過方法は間欠吸引方式とし，13分吸引，２分停止とした。Flux 0.25 m/dで運転した場合，膜間差圧は時間経過とともに上昇し30 kPaに達した。実験終了時点のFlux 0.1 m/dにおける膜間差圧は30 kPaであったが，さらに上昇する傾向にあった。以上の結果より浸漬方式の標準的な基準とされる30 kPa以下の膜間差圧で運転できるFluxは0.15 m/d以下であると推察された。

む　す　び

FMモジュールをもちいた膜分離活性汚泥法において，膜透過性に優れた汚泥をえるための曝気槽運転方法を検討した。曝気槽に蓄積するSMPに着目してベンチ試験をおこなった結果，SMPが高いほどFluxは低くなることが示唆された。FMモジュールをもちいたパイロット実験では，曝気槽SRT管理によりSMPを高濃度に蓄積させることなく一定の範囲に維持できることがわかった。またSRT管理が高Flux化および膜間差圧安定化に効果があることを確認できた。さらに，FMモジュールは難ろ過性の汚泥に適用が可能なこと，浸漬方式にくらべて2.5倍程度のFluxがえられることがわかった。

[参考文献]

1）島田光重ほか：神鋼パンテツク技報，Vol.45 No.2 (2001)，p.46
2）松田勉ほか：神鋼パンテツク技報，Vol.46 No.1 (2002)，p.18
3）桃井青至ほか：用水と廃水（限外ろ過膜の膜透過流束に及ぼす生物代謝産物の影響)，Vol.41 No.4 (1999)，p.23-26

連絡先

野　中　信　一　　技術開発本部
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.nonaka@pantec.co.jp

エステプロセス／農業集落排水への適用

Application of S-TE PROCESS® to Rural Sewerage Treatment Plant

(技)研究開発部第５研究室
山　下　哲　生
Tetsuo Yamashita

農業集落排水処理施設から排出される余剰汚泥は堆肥化などへの再利用が進められているが，処理施設が普及するにつれて，堆肥の過剰供給が予測される。このため余剰汚泥消滅型活性汚泥プロセスであるエステプロセスを農業集落排水処理施設へ適用することを目的として，2002年11月より実規模テスト機をもちいた汚泥減量化実証試験を約半年間おこなった。４カ月間の定格運転をおこない80％以上の余剰汚泥を減量できることを実証した。処理水質についてもBOD，COD，T-N，T-PおよびSSに関して，全て放流水の計画処理水質を十分に下回る排水処理が可能であった。処理コストの試算から，従来の処分方法と比較して本プロセスが優れていることが証明された。

The excess sludge generated from rural sewerage treatment plants has been recycled as fertilizer. But fertilizer will be over supply as such treatment plants increase. A full-scale demonstration test was conducted about six months in the actual treatment plant for application of S-TE PROCESS® (zero-discharge activated sludge process). Excess sludge was decomposed more than 80 % in four months, and effluent BOD, COD, T-N, T-P and SS were decreased below the quality standards of effluent. Estimation of sludge treatment cost proved this process is superior to the former system.

Key Words :

農業集落排水	Rural sewerage
余剰汚泥	Excess sludge
可溶化	Solubilization
好熱性細菌	Thermophilic bacteria

まえがき

農村地域において発生する汚水は，集落ごとの農業集落排水処理施設において処理されている。これらの排水処理施設から発生する余剰汚泥は，「農地還元」の基本思想から堆肥などへの再利用化が進められている。しかしながら，堆肥の需要は農作期に集中して偏りが生じるため，年間を通して，安定した需要を確保することは難しく，排水処理施設から発生する全ての余剰汚泥を堆肥として利用することは現状では困難である。また，農村地域における排水処理施設の普及率は25％程度であるが，今後，急速な上昇が予想されることから余剰汚泥の発生量

も大幅に増加すると考えられ，余剰汚泥の有効利用を堆肥化のみでまかなうことは困難と考えられる。さらには，農業集落排水処理は地域分散型の処理設備のため，余剰汚泥の回収には汚泥収集車による巡回作業が必要で，輸送コストも割高となる。これらの考えから，農業集落排水処理ではそれぞれの処理施設において汚泥の発生量そのものを削減した運転が今後一層必要となってくる。

当社が独自に開発した汚泥減量化プロセス S-TE PROCESSR® は，汚泥を高温好気条件において好熱性細菌が分泌する細胞外酵素により可溶化し，既設のばっ気槽で無機化し減量化するプロセスである。本プロセスはオキシデーションディッチ（OD）による公共下水処理[1]および民間化学工場廃水処理[2]において実設備として稼働中である。

本稿では，エステプロセスの農業集落排水処理施設への適用を検討し，実供用中の処理設備にておこなった実規模スケールの汚泥減量化実証試験結果について報告する。

1. 実証試験の概要

汚泥減量化実証試験は関西地域Ｙ地区の農業集落排水処理施設（以下，Ｙ処理場と称する）において2002年11月より2003年４月までの約６カ月間実施した。

1. 1 開発目標

① 余剰汚泥発生量を80％削減するための，運転条件の把握，および長期安定運転データの収集

② 既設排水処理に及ぼす影響の調査

③ 維持管理の容易な汚泥減量化プロセスの開発

1. 2 排水処理施設の概略

実証試験を実施したＹ処理場は周辺地区のし尿および生活雑排水の処理をおこなっている。処理施設の概略を以下に示す。

計画人口：470人（2002年度供用人口：368人）

計画水量：126.9 m^3/日

処理方式：長時間ばっ気方式

ばっ気槽容積：163 m^3

当処理施設は長時間ばっ気方式を採用して間欠ばっ気運転をおこなうことにより，余剰汚泥の発生量を抑え，かつ窒素除去も可能な排水処理をおこなっている。また，ばっ気槽と沈殿槽はそれぞれ２系列の構成となっており流入汚水は汚水計量槽にて各系に等分配されて処理がおこなわれる。

1. 3 実証試験設備の概要

実証試験設備の全景を**写真**１に，フローシートを**図**１に示す。**写真**１の建家の内に既設の排水処理設備があり，屋外に設置したタンクなどの機器類が汚泥減量化設備である。本設備は試験機として設計したため，タンク類が必要容量よりも大きなものとなっているが，実用機としては容積的には１／２程度まで小型化が可能である。

汚泥減量化設備は余剰汚泥発生量を調整する目的として組込まれているため，既設の排水処理設備の返送汚泥ラインから汚泥を引抜き，可溶化処理をおこなって再び返送汚泥中に返流するフローとなって

写真 1 実証試験設備の全景
Photo 1 Test equipment

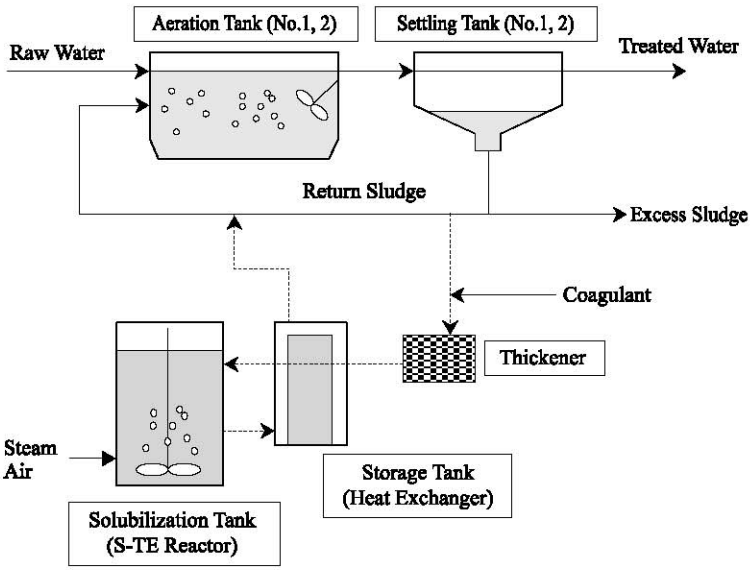


図 1 実証試験設備のフロー
Fig. 1 Flow diagram of test plant

いる。よって，返送汚泥ラインからの汚泥の引抜きおよび返流以外は，既設の排水処理設備に改造の必要はない。汚泥の処理フローは以下のとおりである。

① 返送汚泥の一部を１系および２系の沈殿槽上部の返送汚泥計量槽より引抜く。

② 引抜いた汚泥に高分子凝集剤を添加し，ドラムスクリーン式濃縮機で余分な水分を分離して濃縮する。

③ 濃縮した汚泥を汚泥熱交槽で可溶化汚泥の熱を利用して予熱する。

④ 予熱された濃縮汚泥は汚泥可溶化槽（S-TE槽）へ連続投入され，約1.5日の滞留時間で可溶化処理をおこなう。

⑤ 可溶化汚泥は汚泥熱交槽で投入汚泥に一部熱を回収された後に既設の返送汚泥ラインに戻される。

⑥ その後，可溶化汚泥を返送汚泥とともにばっ気槽に返流することによって，可溶化汚泥から溶出した有機物はばっ気槽にて炭酸ガスなどに無機化される。

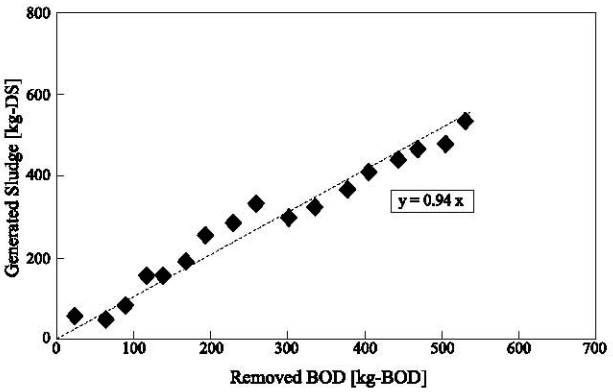


図 2 除去BODと汚泥発生量の関係
Fig. 2 Relationship between amount of removed BOD and generated sludge

S-TE槽の加温は熱源コストを抑えることと農村地区でのメンテナンス性を考慮して，灯油炊きボイラによる蒸気吹込方式とした。

1. 4 事前調査

本実証試験においては，排水処理設備から発生する余剰汚泥全てを汚泥減量化処理の対象としているため，実証試験期間中の真の汚泥発生量（以下，推定汚泥発生量と称する）を正確に把握することができない。そこで，実証試験開始前の２カ月間（2002年８月末～2002年10月末），当排水処理設備における水質と汚泥発生状況を調査して，実証試験との比較データを収集した。事前調査結果に基づき算出した，Y処理場における積算除去BODと積算汚泥発生量の関係を図２に示す。なお，汚泥発生量は引抜いた余剰汚泥量，処理水として流出したSS量およびばっ気槽内でのMLSS濃度の増減の和より算出した（実証試験も同様の方法で算出）。図２よりY処理場においては除去BOD［kg-BOD］あたりの汚泥発生量［kg-DS］（以下，汚泥転換率と称する）は0.94であることを確認した。実証試験期間中もこの汚泥転換率に基づき除去BODから推定汚泥発生量を算出した。

2. 試験結果

2002年12月末より実施した，80％の汚泥減量化を目的とした４カ月間の長期安定運転の試験結果を中心に報告する。

2. 1 結　　果

(1) 汚泥発生量

表１に汚泥減量化試験の運転結果の一覧をまとめる。また，図３に試験期間中の余剰汚泥発生量，および除去BODより算出した推定汚泥発生量の推移

表 1 汚泥減量化試験の結果
Table1 Result of sludge decomposion test

	Unit	Pre-Investigation	Demonstration Test
Date		8/27～10/25	12/25～4/30
Operating Period	[d]	60	126
Circulating Ratio	[Qs/Qw]	—	2.0
HRT at S-TE Reactor	[d]	—	1.5
Estimated Amount of Sludge Generated	[kg-DS/d]	—	10.9
Excess Sludge Generated	[kg-DS/d]	8.7	2.0
Amount of Removed BOD	[kg-BOD/d]	9.4	11.7
Ratio of Sludge Conversion	—	0.93	0.17
Sludge Decomposion	[%]	—	82
VSS Removal	[%]	—	39

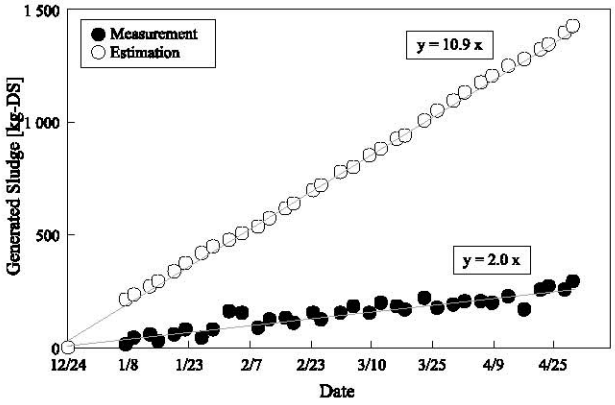


図　3　汚泥発生量の推移
Fig. 3　Excess sludge generation

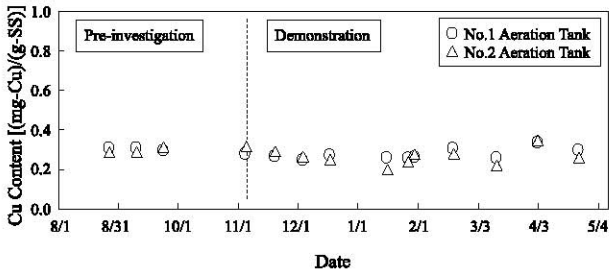


図　4　Cu 含有率の推移
Fig. 4　Changes of Cu content

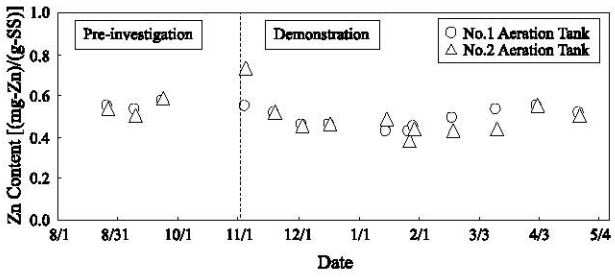


図　5　Zn 含有率の推移
Fig. 5　Changes of Zn content

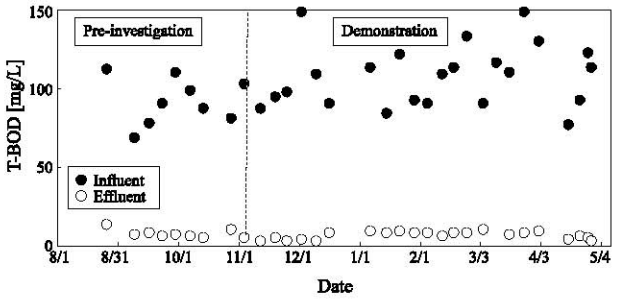


図　6　T-BOD の推移
Fig. 6　Changes of T-BOD

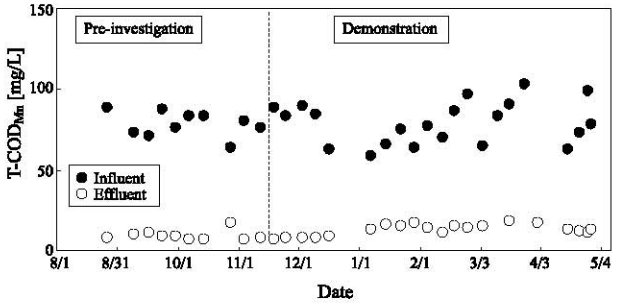


図　7　T-COD$_{Mn}$ の推移
Fig. 7　Changes of T-COD$_{Mn}$

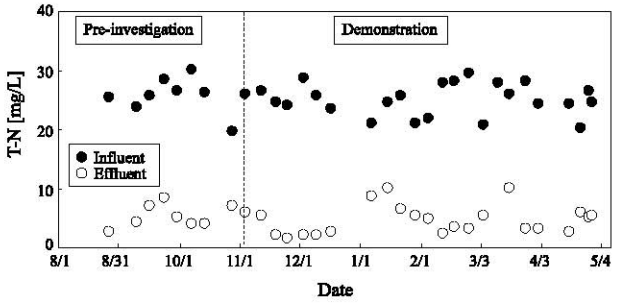


図　8　T-N の推移
Fig. 8　Changes of T-N

を示す。図３より汚泥減量化をおこなわない場合は１日当たり10.9 kg-DS の余剰汚泥が発生しているのに対し，この約２倍量を本プロセスに循環した実証試験では2.0 kg-DS まで減少しており，82 %の余剰汚泥減量化を達成した。また，表１に示すとおり，実証試験期間中の S-TE 槽内の汚泥可溶化率（VSS 可溶化率）が39 %と比較的高かったため，２倍量程度の循環率で80 %以上の汚泥減量化を達成できたものと推察する。

(2) 活性汚泥に及ぼす影響

エステプロセスをはじめとする汚泥減量化プロセスは余剰汚泥の系外への引抜き量が減少するため，汚泥中への無機物の蓄積が懸念される。図４および図５に事前調査から実証試験期間中にかけての，ばっ気槽活性汚泥中の Cu および Zn の含有率の推移を示す。試験期間を通して Cu および Zn の含有率はほぼ横ばいで推移しており，本プロセスにより汚泥の減量化をおこなった場合でも，ばっ気槽汚泥中に金属などの無機物が蓄積し続ける傾向は認められなかった。

(3) 処理水質に及ぼす影響

図６，７，８および９に事前調査から試験期間中にかけての原水および処理水の水質変化を示す。

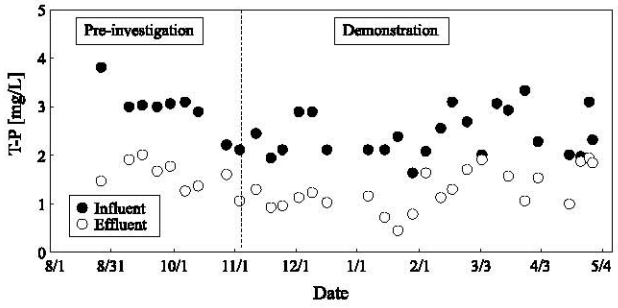


図　9　T-P の推移
Fig. 9　Changes of T-P

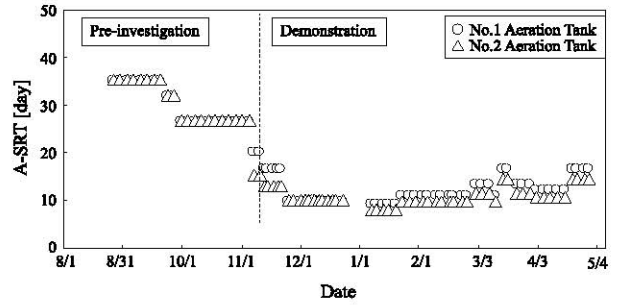


図　10 A-SRT の推移
Fig. 10 Changes of A-SRT

① T-BOD（図６）

T-BOD に関しては，実証試験開始後も10 mg/L 以下の良好な水質を維持できており，汚泥減量化による T-BOD 処理に対する影響はほとんど認められなかった。

② $T\text{-}COD_{Mn}$（図７）

従来余剰汚泥の一部として系外に排出していた難分解性の $T\text{-}COD_{Mn}$ に関しては，汚泥減量化により余剰汚泥の引抜量が低下することから，その一部は処理水中に流出してくることが予測される。図７より，処理水中の $T\text{-}COD_{Mn}$ は１月上旬より15 mg/L 程度まで若干上昇する傾向にあったが計画値の20 mg/Lを越えることはなかった。また，ばっ気槽水温が上昇する３月中旬より処理水 $T\text{-}COD_{Mn}$ は10 mg/L 程度まで低下してきたため，冬期の $T\text{-}COD_{Mn}$ 上昇については水温の影響が大きいものと考えられる。

③ 窒素（図８）

実証試験期間中においても，処理水中の T-N は10 mg/L 以下で推移しており，良好な窒素除去をおこなうことができた。１月上旬に水温低下による硝化不良のため処理水中の T-N が若干上昇する傾向にあった。このときのばっ気槽の A-SRT は図10に示すとおり，約９日間で運転されていたが，ばっ気時間を約10 %程度延長して A-SRT を10日以上に保つことにより，処理水中の T-N は減少傾向に転じた。以上のことから水温低下時に硝化が進みにくくなった場合でも，従来の維持管理方法と同様に A-SRT に基づいてばっ気時間を延長するなどの軽微な運転調整により，処理水の水質を維持することが可能であった。

④ リン（図９）

Y 処理には，リン除去を目的とした鉄鋼板がばっ気槽内に沈められている。通常，汚泥の減量化では余剰汚泥として系外に排出していたリンが処理水に流出する。本試験においては，汚泥減量運転中も事前調査期間と同程度までリン除去をおこなうことができていた。これは，可溶化により溶出したリンが曝気槽内の鉄鋼板により吸着除去されたものと推察する。

その他，処理水の SS に関しては計画値である50 mg/L を大きく下回り，水温が最も低くなる２月においても10 mg/L 程度での運転が可能であった。また，透視度，pH に関しても，事前調査期間とほぼ同等で推移していた。

表　2　エステプロセスのランニングコスト
Table2　Operating cost of S-TE PROCESS®

Item	Conventional	S-TE PROCESS®
Electricity	—	¥445/d
Fuel	—	¥775/d
Chemicals	—	¥340/d
Disposal expense	¥6 540/d	¥1 200/d
Total	¥6 540/d	¥2 760/d
Unit operating cost	¥600/kg-DS	¥253/kg-DS

3.　経　済　性

実証試験結果に基づき，Y 処理場における汚泥処理コストの比較をおこなった。

3. 1　算出基準

・推定汚泥発生量：10.9 kg-DS／日
・余剰汚泥発生量：2.0 kg-DS／日
・汚泥処分費用：15 000円／m^3
（搬出汚泥濃度：2.5 wt%）

3. 2　処理コストの比較

表２に Y 処理場にてエステプロセスを導入した場合の汚泥処理コストの比較を示す。推定汚泥発生量10.9 kg-DS／日を全てバキューム車により搬出し

た場合6 540円／日のコストが必要になるが，82 %の汚泥減量化をおこなった場合のコストは2 740円／日であり，約60 %の汚泥処理コストを削減できる。また，本プロセス導入時のコストの約半分は発生した18 %の汚泥処分費用であり，本プロセスが経済的に優れた減量化方法であることを表している。

む　す　び

エステプロセスの農業集落排水処理設備おける汚泥減量化実証試験を，実規模スケールで実施した。４カ月間にわたる連続運転の結果82 %の余剰汚泥削減効果があることを実証した。金属類に代表される無機物の汚泥中への蓄積もほとんど認められなかった。また，処理水質に及ぼす影響もほとんど認められず当処理場の計画処理水質を十分にクリアした。冬期に水温の影響を受けやすい硝化反応についても，ばっ気時間変更などの従来どおりの軽微な維持管理で対応することが可能であった。汚泥の処理コストに関しても，従来の半分以下に削減することができ，本プロセスが経済的にも優れた汚泥減量化方法であることを実証した。

[参考文献]

1）塩田憲明ほか，神鋼パンテツク技報 Vol.43，No.1（1999），p.10

2）塩田憲明ほか，神鋼パンテツク技報 Vol.46，No.1（2002），p.8

連 絡 先

山　下　哲　生　　技術開発本部
研究開発部
第５研究室

ＴＥＬ 078－992－6525
ＦＡＸ 078－992－6504
E-mail t.yamashita@pantec.co.jp

片持ち型コニカルドライヤ（C-CDB）の開発と標準型コニカルドライヤ（CDB）の改善

Development of Cantilever-type Conical Dryer（C-CDB）and Improvement of Conventional Conical Dryer（CDB）

プロセス機器事業部技術部
半　田　裕　利
Hirotoshi Handa
永　田　純　洋
Sumihiro Nagata

当社の標準型コニカルドライヤの加熱媒体流通部と真空吸引部を片側にまとめた新しい構造のコニカルドライヤ“C-CDB”を開発した。C-CDBは装置をコンパクト化できるだけでなく，駆動部をクリーンルーム外に設置することが可能なため，クリーンな作業環境を実現し，よりGMPに対応した機器である。また，従来のコニカルドライヤを改善した当社の減速機直結ドライブ，吸引管共回構造，ドレン排出機構は優れた特長を有している。減速機直結ドライブは従来のベルト，チェーンによる駆動方式にくらべてクリーンでメンテナンス性に優れており，吸引管共回型は従来の吸引管固定型にくらべてコンタミが少なく，ドレン排出機構は乾燥性能の向上に寄与している。

Improvement was made to our standard conical dryer blender (CDB) by moving the vacuum tube assembly to the heating tube assembly. The new one, called C-CDB, is GMP-compatible, for its compact structure and the driving unit that can be separately placed outside a clean room. Our Standard CDB has superior characteristics; direct coupled motor, revolving suction tube assembly, and drain tank, each of them respectively contributes clean environment and easy maintenance (compared to the belt-and-chain mechanism), lower contamination and drying performance.

Key Words :

乾　燥　機	Dryer
コニカルドライヤ	Conical dryer
G　M　P	GMP

ま え が き

コニカルドライヤ（以下CDBという）は容器回転型の混合乾燥機で，主として医薬品，化学薬品，食品のバルク製造工程に多数使用されている。特にGMP対応機器として，医薬品分野などで良好な洗浄性，コンタミレスを特長とした乾燥機が望まれ，CDBの導入は年々増加傾向にある。これらの客先ニーズに応えて新たに片持ち構造のCDB（商品名：C-CDB）を考案し新製品として販売を開始した。

本稿では，C-CDBの紹介とグラスライニング製を中心として多くの実績を持つ当社の標準型コニカルドライヤでの改善改良の実施例を紹介する。

1.　C-CDBの紹介

1. 1　標準型CDBの構造

図1に標準型のCDBの構造図を示す。

CDBは，外套付本体，加熱媒体流通部，真空吸引部，駆動装置および架台より構成されている。ダブルコーン型の容器を回転させることで内容物を流動させ，外套からの加熱と缶内を減圧することにより内容物に含まれる蒸発成分を低温で効率よく乾燥

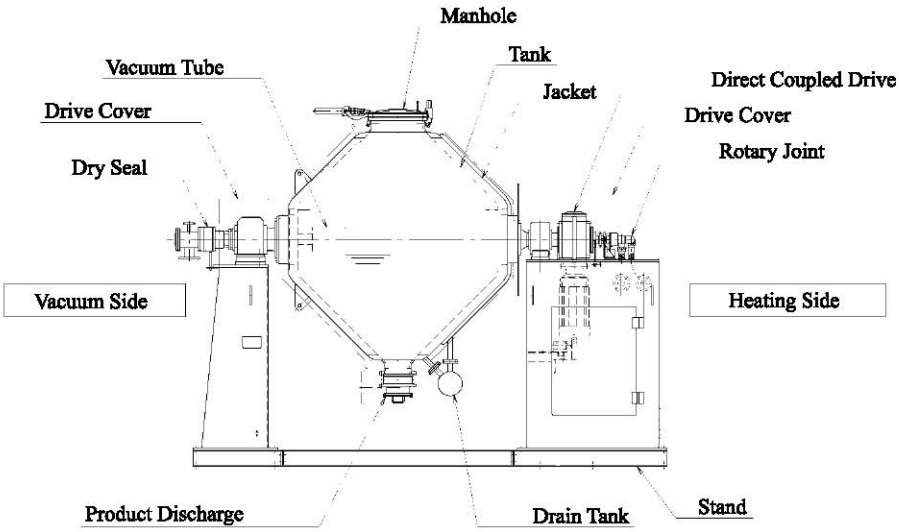


図　1　標準型 CDB 構造図
Fig. 1　Schematic of standard type CDB

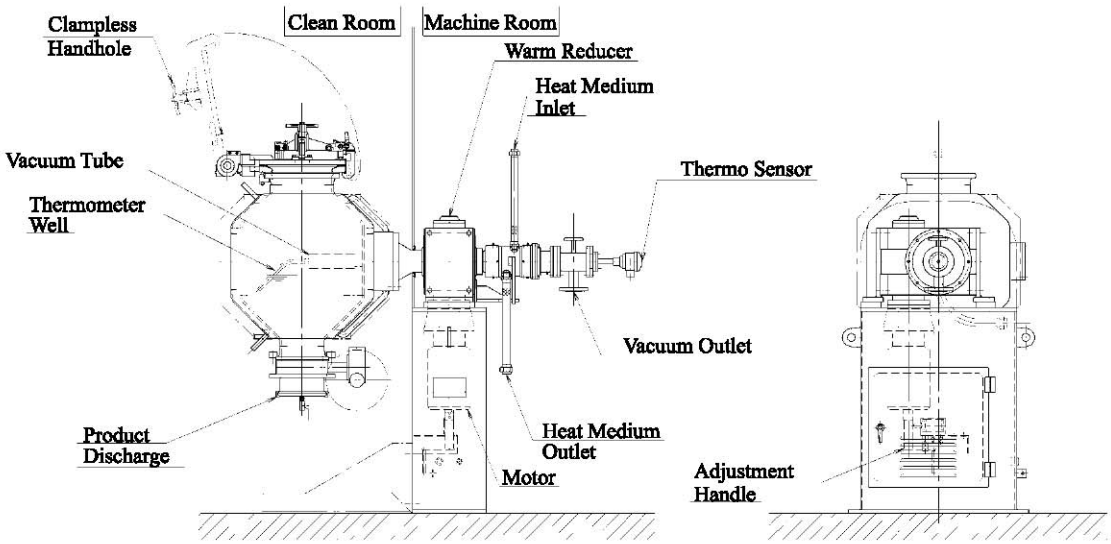


図　2　C-CDB 構造図（4，6型）
Fig. 2　Schematic of C-CDB（Type 4 & Type 6）

させることができる。缶体は耐食性，耐付着性に優れたグラスライニングで製作が可能で，医薬，食品分野で数多くの実績がある。加熱媒体流通部は，外套の熱媒出入口，軸受部およびロータリージョイント部より構成されており，ロータリージョイントより入った熱媒体は，ロータリージョイント内管を通り外套に供給され，外套内を循環した熱媒体は，外管を通りロータリージョイントの出口側へ排出される。真空吸引部は，フィルター部，真空シール部より構成され，真空シールはシール液を必要としないドライシールが主流となっている。 駆動装置は中空軸型のモータ付減速機を加熱軸に直結し，インバータにて変速する構造としている。

1. 2　C-CDB の構造（特許出願中）

図２に C-CDB の構造図を示す。

前述のように標準型の CDB は両側を軸受（プランマブロック）で支持し，一方を缶内減圧のための真空吸引側とし，もう一方を加熱媒体の供給のための加熱側としているが，C-CDB は，真空吸引側，加熱側を片方にまとめ，缶体を片側で支持する構造としている。片持ち構造とする利点として以下の点が挙げられる。

(1) 装置全体のコンパクト化

装置全体がコンパクトになる。また，左右にそれぞれ必要であったメンテナンススペースが片側だけで済むため，メンテナンススペースを考慮した設置

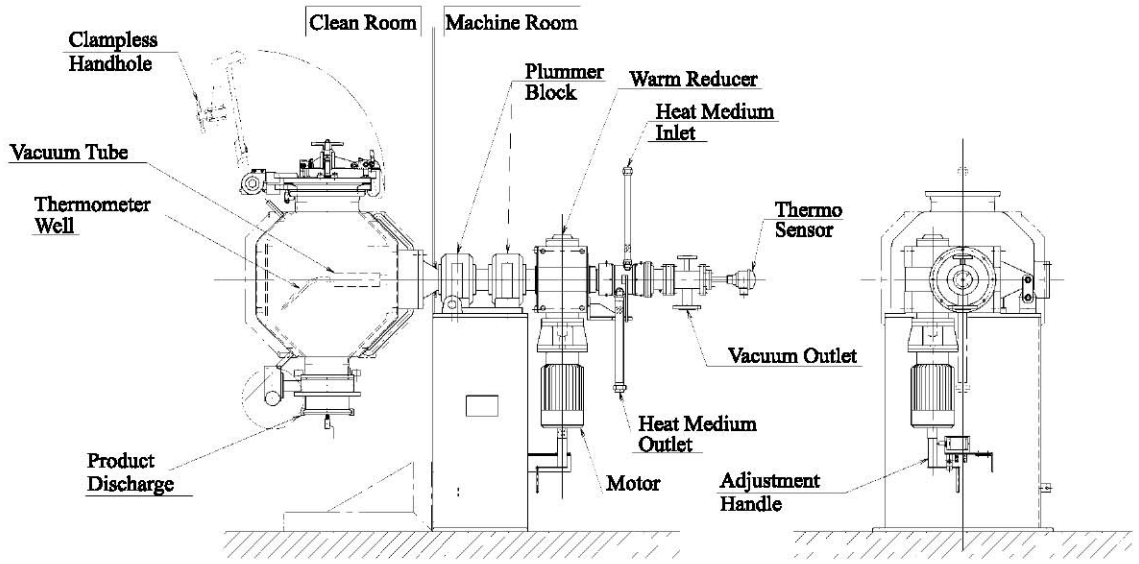


図　3　C-CDB 構造図（10，12型）
Fig. 3　Schematic of C-CDB (Type 10 & Type 12)

表　1　C-CDB 標準型式
Table1　Standard type of C-CDB

Type	4	6	10	12
Total Capacity [Lt]	50	160	580	1 000
Effective Capacity [Lt]	20	65	230	400
Internal Diameter [mm]	400	600	1 000	1 200
Heating Area [m^2]	0.6	1.3	3	5.1
Revolution Speed [rpm]	9.5～32	9.5～32	6～20	2.5～10

面積も少なくて済む。

(2) 本体へのアクセスが容易

従来の構造では両端に軸受があるため，回転する本体の前面・後面の二面からしかアクセスできなかったが，C-CDB では本体が回転しない方向を含め三面からのアクセスが可能となる。これにより作業性および安全性が向上する。

(3) 駆動部を外部へ配置可能

CDB は医薬関連のクリーンルームで使用される事が多く，コンタミの発生源となる伝動装置部や軸受部などの駆動部にカバーなど設置して対応している。また，設置面積が広いため，クリーンルームもそれを見越して広く設計しなければならない。C-CDB は駆動部が片側に集中しているため，伝動装置部や軸受部などのコンタミの発生源を容易にクリーンルーム外へ出す事が可能であり，クリーンルームの縮小およびコンタミ発生源の減少がはかれる。

(4) 配管が容易

熱媒体出入口，排気口などが片側にまとまっているため，配管の取り回しが容易である。

1. 3　C-CDB の標準型式

クリーンルーム内に設置するような CDB は少量生産の医薬向けが多く小型の型式が多い。そこで標準型式としては，4，6，10，12型の４つの型式とした。表１に片持 CDB の標準型式を示す。４，６型については図１に示すようにウォーム減速機の軸受部に全ての荷重を受けさせることで非常にシンプルな構造となっている。10，12型については，同様の構造を検討すると軸径が極端に太くなりウォーム減速機での対応が困難であるため，図３に示すように片側に軸受（プランマブロック）を２つ設置して荷重を支持する構造とする。この構造でも標準型構造の CDB と比較して十分コンパクトとなる。

以下の項では標準型 CDB の改善事例について紹介する。

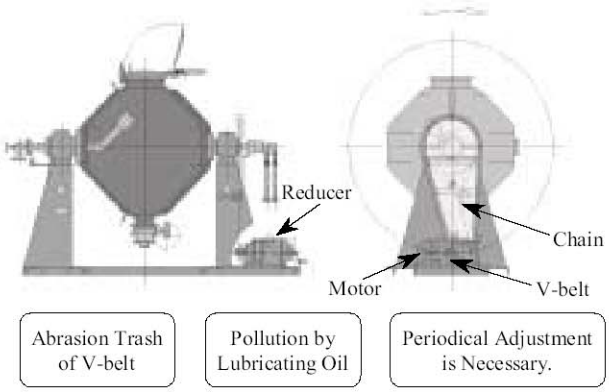


図　4　従来型 CDB の駆動方式
Fig. 4　Driving mechanism of conventional CDB

2.　減速機直結ドライブ

2. 1　従来構造の問題点

従来，CDB の伝動形式としては図４に示すように，モータの動力をＶベルトで減速機に伝達し，

さらにチェーンまたはギヤで缶体を駆動する形式が多くもちいられてきた。この方式の場合，Ｖベルトの摩耗粉の発生や，チェーンの潤滑油の飛散があり，定期的なＶベルトやチェーンの弛みの調整が必要であった。当社の CDB はこのような問題点を解決するためモータ付の減速機を加熱軸に直結する構造としている。クリーンルームに設置される CDB の多くは，駆動部をカバーで覆い発塵を防止しているが，減速機直結ドライブとすることでよりクリーンな環境とすることができる。

2. 2 減速機直結ドライブの構造

図５，写真１に減速機直結ドライブの構造を示す。

減速機は缶体停止時逆転防止のためセルフロック性を有するウォーム減速機をもちいている。モータはインバータにて変速する。インバータは遠隔操作で変速がおこなえることにくわえ，起動時の衝撃が少なく，停止時は低速運転をおこない近接センサーで所定の位置に容易に停止することができる。

3. 吸引管シール部

3. 1 吸引管シール形式

吸引管シール形式として，吸引管が固定で缶体が回転する吸引管固定型と吸引管が缶体とともに回転する吸引管共回型がある。(特許：第3151157号)

図６にシール形式を示す。構造上，固定方式は缶内に摺動部を設ける必要があるが，吸引管共回り形式はドライシールを缶内から離れた吸引管外端に設けており，コンタミの発生がきわめて少ない構造となっている。

ここ数年，共回型を採用されるユーザが増えており，また固定型から共回型への改造も増加している。

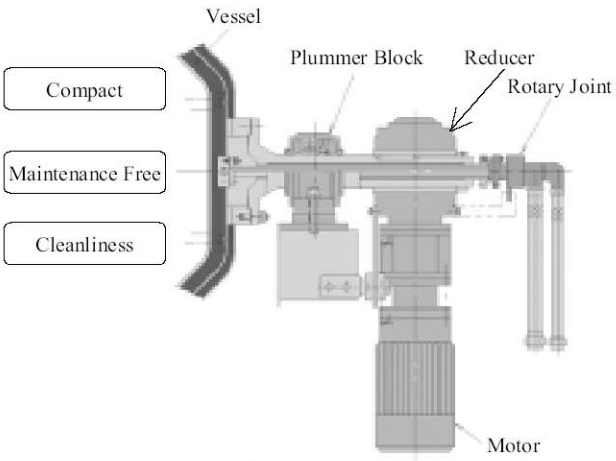
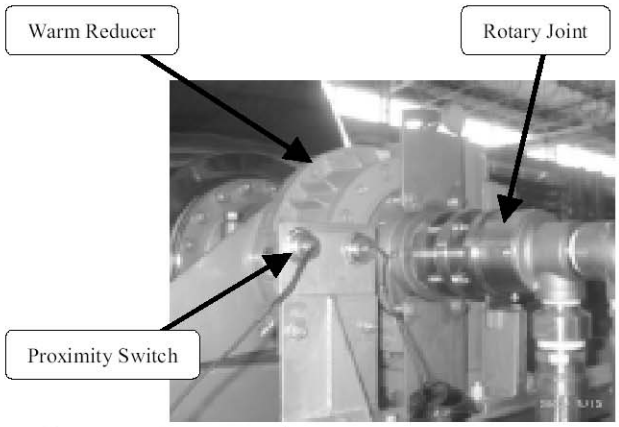


図　5　直結型ドライブ
Fig. 5　Direct coupled drive unit



写　真　1　直結型ドライブ
Photo 1　Direct coupled drive unit

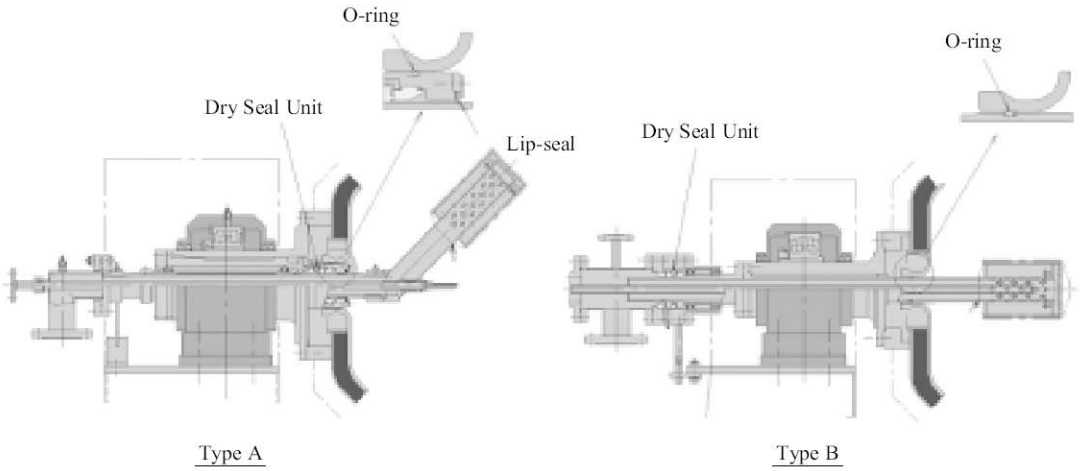


図　6　シール形式
Type A: 吸引管固定型　Type B: 吸引管共回型
Fig. 6　Seal type
Type A: Stationary vacuum tube assembly　Type B: Revolving vacuum tube assembly

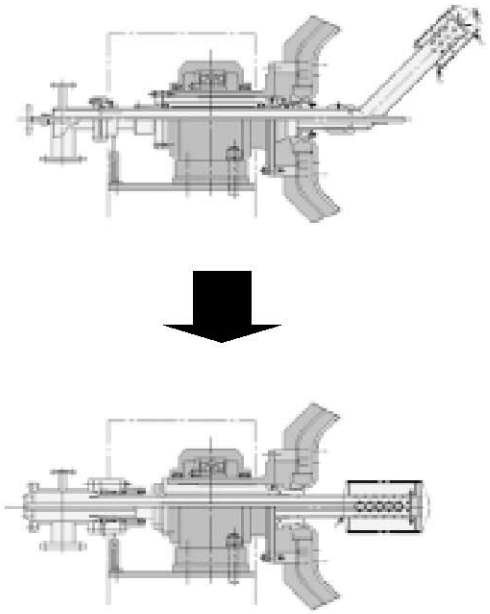


図　7　固定型から共回型への改造
Fig. 7　Conversion of vacuum tube assembly from Type A into Type B

図７に固定型から共回型への改造例を示す。

円筒軸内部の部品を交換することで缶体を分解することなく改造することが可能である。

また，図８は固定型と共回型を兼用した例を示す。缶内の吸引管の付け替えと缶外の回り止めを取り外しをおこなうことで容易に変更することができる。

3. 2　共回型の温度測定

処理物の仕込量は排気フィルターの目詰まりを防止するため，フィルターが没しない位置にする必要があり，固定型が全容積の60～70％の仕込量に対し共回型は30～40％となる。このため共回型の場合，直接製品温度を測定することが困難で，標準的にはベーパ温度を測定している。しかし，特に許容温度の低い医薬品等は，乾燥終点を知る上で，製品温度を直接測定することは重要である。今回，共回型で製品温度を直接測定する方法として図９に示す構造を考案した。

温度計鞘管（固定）の先端を内容物に接触するよ

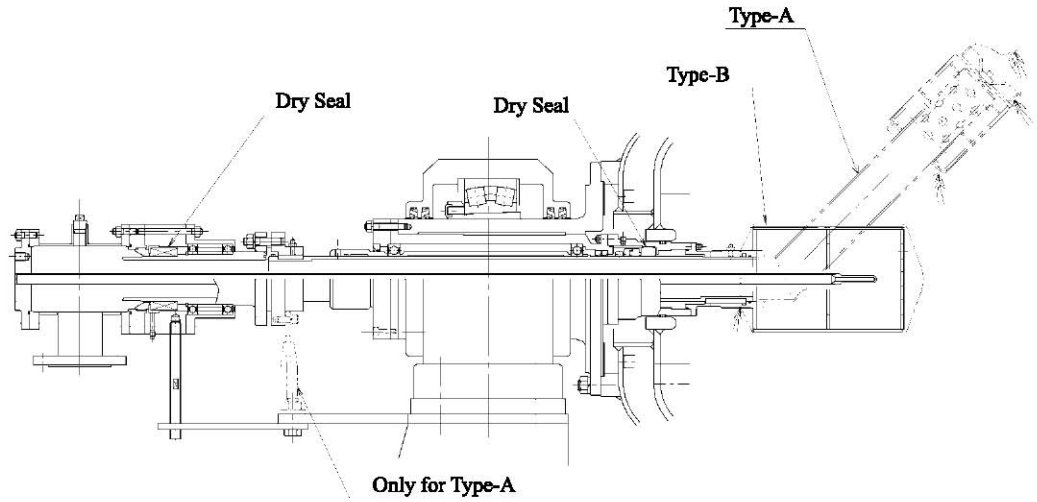


図　8　固定型／共回型兼用構造
Fig. 8　Structure of vacuum tube assembly (Dual type)

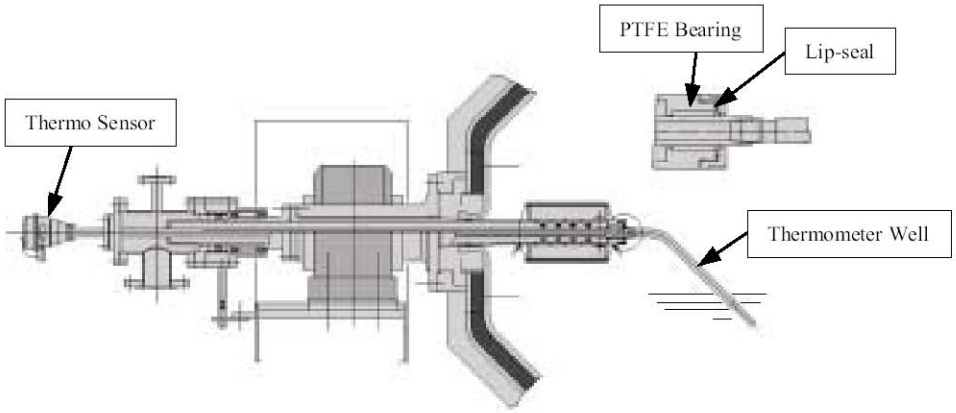


図　9　共回型での温度測定方法
Fig. 9　Temperature measuring method of Type B

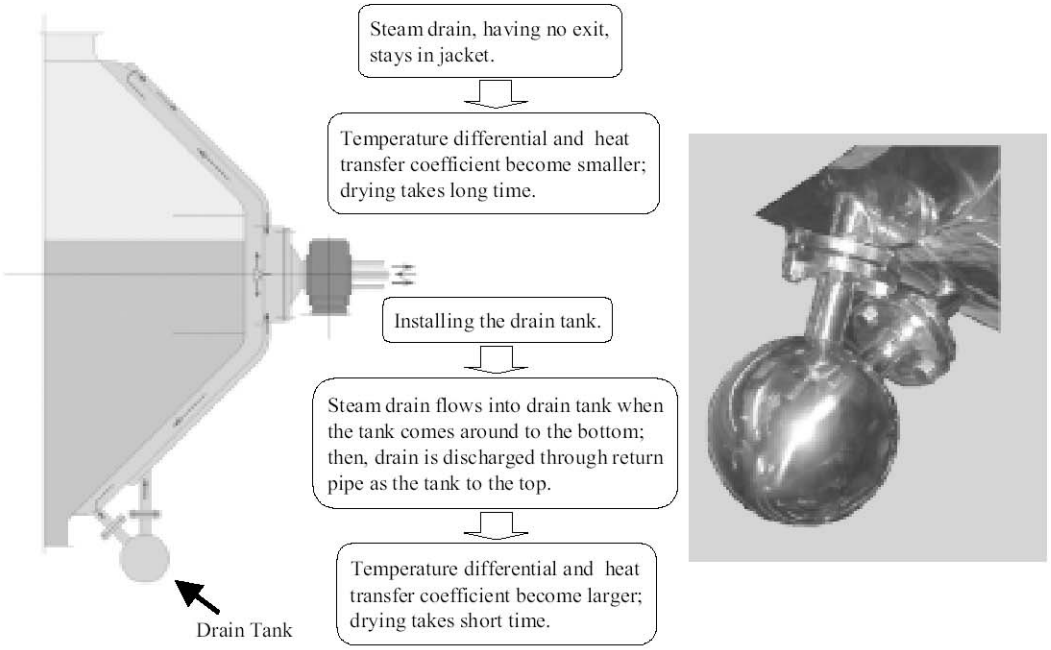


図　10 ドレンタンク
Fig. 10 Drain tank

うに下方に曲げ内容物の温度を測定する。構造上，鞘管直線部に摺動部ができるがこの部位のシールは気密性を要求されず，粉体浸入防止のためのリップシールとしている。リップシールは，摺動面圧が小さいことと，周速がきわめて小さいためほとんど摩耗粉の発生も無い。

4.　ドレンタンク

ドレンタンクの概略図を図10に示す。

CDB は外套をスチームで加熱する場合，凝縮したドレンが十分排出されず外套内に温水が溜まった状態となる。とくに内容物が接している外套の下半分に温度の低いドレンが溜まるため外套から与えられる熱量の低下と伝熱係数の低下により乾燥性能の悪化を招くことがある。

ドレンタンクを設けることでドレンが確実に排出されることが可能となった。タンクが下部に来たときに外套に溜まっているドレンがタンク内に流入し，容器が上部に来たときにドレンが排出される構造となっている。単に当社のドレンタンクと同じ外観のものを取り付けてもドレンタンクへ流入したドレンを完全に排出することはできない。当社のドレンタンク機構はタンク内の工夫と流出分岐方式に特長がある。それ故に1回転するごとにドレンを完全に排出するため良好な乾燥がおこなえる。

む　す　び

ユーザ製品の高純度化が進むなかで，新製品 C-CDB はよりクリーンな作業環境を提供できる装置であると確信している。今後もユーザニーズに応えた製品へと改善改良をくわえ，より良い製品を提供できるよう尽力していく。

連 絡 先

半　田　裕　利　プロセス機器事業部
技術部

ＴＥＬ 0794 - 36 - 2517
ＦＡＸ 0794 - 36 - 2578
E-mail h.handa@pantec.co.jp

双曲面形撹拌機 PABIO Mix の紹介

Hyperboloid Mixer, PABIO Mix

技術本部技術部第３技術室
水　口　　護
Mamoru Mizuguchi

ドイツ INVENT 社から技術導入した PABIO Mix は双曲面状の撹拌装置である。槽内撹拌，有機成分除去や硝化脱窒はもちろん，１台で撹拌・曝気を切り替えることが可能であることから間欠運転や回分式活性汚泥法（好気／嫌気）など様々な分野に適用することができる。構造がシンプルで動力効率が優れているため，設置／メンテナンス費や運転費の削減が可能である。国内導入実績は導入以来13基となった。

The mixer, introduced from a German company, INVENT, has unique hyperboloid shape. The wide application includes intermittent operation and batch operation for activated sludge treatment (aerobic/anaerobic) tank due to its selectable mixing and aeration functions in addition to mixing for removal of organic matter and nitrification/denitrification. With simple construction and energy-efficiency, installation/maintenance and operating costs are greatly reduced. The domestic sales have reached 13 units within 2 years.

Key Words :

双曲面形	Hyperboloid shape
撹拌	Mixing
曝気	Aeration
水中撹拌エアレーター	Submerged aerator

まえがき

PABIO Mix は，2000年10月にドイツ INVENT 社から技術導入した双曲面状の特徴的な形状の撹拌翼を有している撹拌装置であり，上市後，国内導入実績が13基となった。

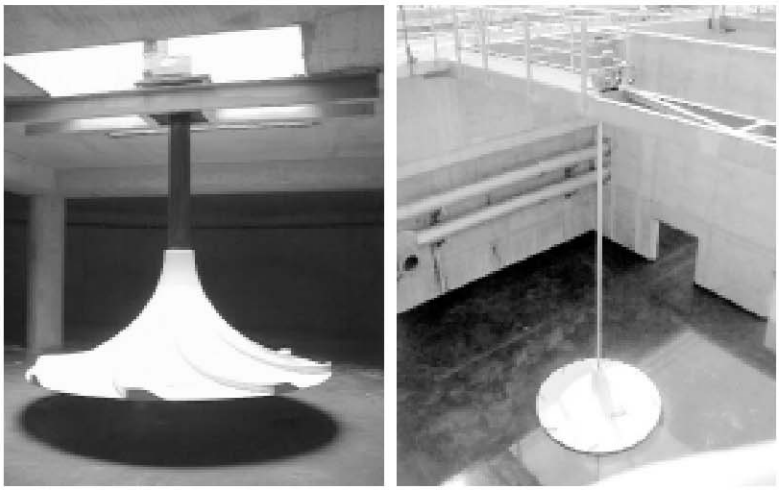
本装置は混合に最適な双曲面形状の回転体を使用することにより，従来装置にくらべ効率の良いタンク内の撹拌と酸素供給が可能となった。

本報では，PABIO Mix について，その構造，特長などを紹介する。

1. 概　　要

1. 1 製品の種類，用途

PABIO Mix には，ミキサータイプ（**写真１**）とエアレータータイプの２種類があり，様々な分野に適用することができる。槽内の撹拌・有機成分除去や硝化脱窒はもちろん，１台で撹拌・曝気を切り替えることが可能であることから，間欠運転や回分式活性汚泥法にももちいることができる。各々のタイプの代表的な用途としては下記があげられる。



写 真 1　PABIO Mix
Photo 1　PABIO Mix

図　2　構造図
Fig. 2　Structure

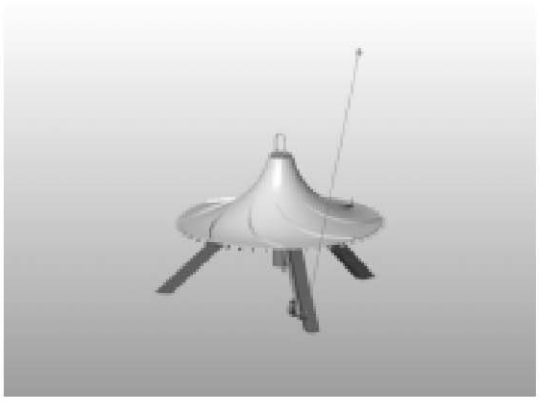


図　1　PABIO Mix（水中タイプ）
Fig. 1　PABIO Mix (Submersible Type)

・ミキサータイプ（均一撹拌・沈殿防止）
　調整槽
　貯留槽（汚水，汚泥）
　嫌気槽
　無酸素槽
・エアレータータイプ（曝気・撹拌）
　活性汚泥のエアレーション
　切替槽（嫌気・好気）

タンク形状については正方形，長方形また丸形でも設置可能である。

また，水中モーターを使用するタイプ（図１）もあり，槽の条件にあわせて設置することができる。

1. 2 構　　造

図２に PABIO Mix の全体構造を示す。

PABIO Mix は主に
・駆　動　部
・ベアリング部
・シ ャ フ ト
・撹　拌　翼

の４つで構成されている。

1. 3 特　　長

① 高い撹拌能力
双曲面形の撹拌翼を槽底部付近で回転させるため，十分な底部流速がえられ撹拌動力が小さい。
撹拌動力密度：２～５ W/m^3

② シンプルな構造でかつ軽量
ミキサータイプは駆動部・シャフト・撹拌翼のみで構成されており，構造は非常にシンプルである。
撹拌翼は FRP 製で，総重量は，最大 ϕ2 500 mm（モーター1.5 kW）で200 kg 程度

③ 設置およびメンテナンスが容易で維持費が安価
ミキサータイプは下部振止めが不要であり，槽内の水抜きをおこなうことなく設置・取り外しが可能である。
水中に摺動する部分がないため夾雑物等のからみつきもなく，水中部分のメンテナンス不要である。
オーバーホールは駆動部のみであり，維持費が安価である。

④ 飛沫がなく臭気発生が少ない
槽底部で撹拌をおこなうため，飛沫が飛ぶことなく臭気の発生が少ない。

⑤ 高い酸素移動動力効率（エアレータータイプの場合）
曝気時にはリングスパージャー（撹拌翼下部にある散気管）から供給される気泡を撹拌翼底面の突起で微細化するため，効率よく酸素を溶解する。
酸素移動動力効率：2.2 kgO_2/kWh

2. 撹拌の原理

2.1 槽内状態

図３はPABIO Mixがタンク内でどのように機能しているかを示している。

撹拌機の特殊な形によって，タンク内で双曲面部の表面近くに水流が形成され，また撹拌機本体に施してあるリブが媒体を放射状かつ接線方向に放出し，槽内をくまなく循環させる。

2.2 水流と撹拌効果

槽の中に形成される水流を，写真２，図４に示す。図４は，写真２で見える微細渦の構造図を示している。速度に関係なく，タンク底面の撹拌部から放射状に伸びる水流が形成され，壁面に沿って上側に方向を変えていることがわかる。

水面で水流は内側に戻り，そこで再び下に吸い込まれる。遅い速度では，水面直下に小さい外向きのカウンター渦巻が形成される。次に水流は双曲面を描き，再び放射状に外側へ向きを変える。この流れが巨大な渦巻流を動かす。調査した全ての事例では，タンク全体を占める巨大な渦巻が一つだけ形成されることがわかっている。

撹拌機周辺部では，撹拌部の縁から放射軸状の水流が発生し，静止渦巻流が撹拌部の下で形成される。これによって沈殿物が撹拌部の下に沈澱するのを防止する。

撹拌部から発生する水流は槽底面の近くで小さい渦巻を発生させる。これらの連続して発生する小さい渦巻が槽底面上を速い速度で押し流している。この主流に対して逆方向に曲がる外向きの小さい渦巻流の発生がPABIO Mixの一つの特徴である。この小渦巻を形成し続ける主流とタンク底面の密着状態から，小渦巻が反転しているものと予測でき，このことから，小渦巻がエネルギを蓄えていると結論づけることができる。つまり，ここは乱流が増え，エネルギが散逸する場所であり，その領域は理論上，粒子を渦巻流で浮上させるのに適している。小さい渦巻は槽の隅でも発生し，それが主流と共に旋回し

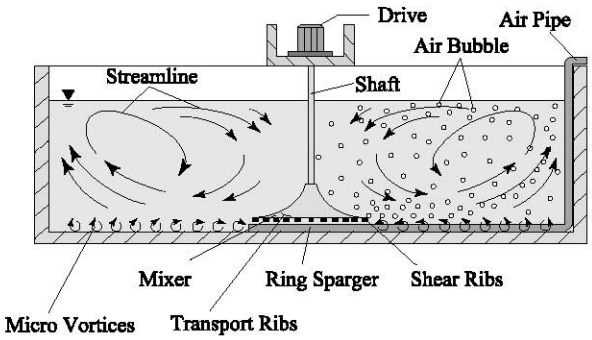


図　3　撹拌と曝気工程
Fig. 3　Mixing and aeration system with dry mounted motor

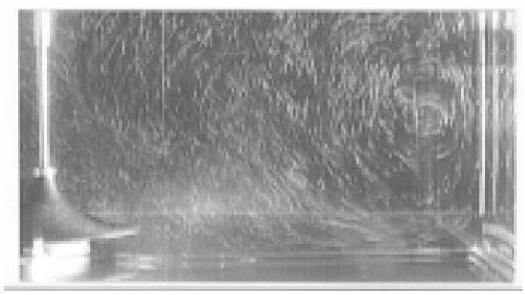


写真　2　撹拌工程
Photo　2　Mixing Process

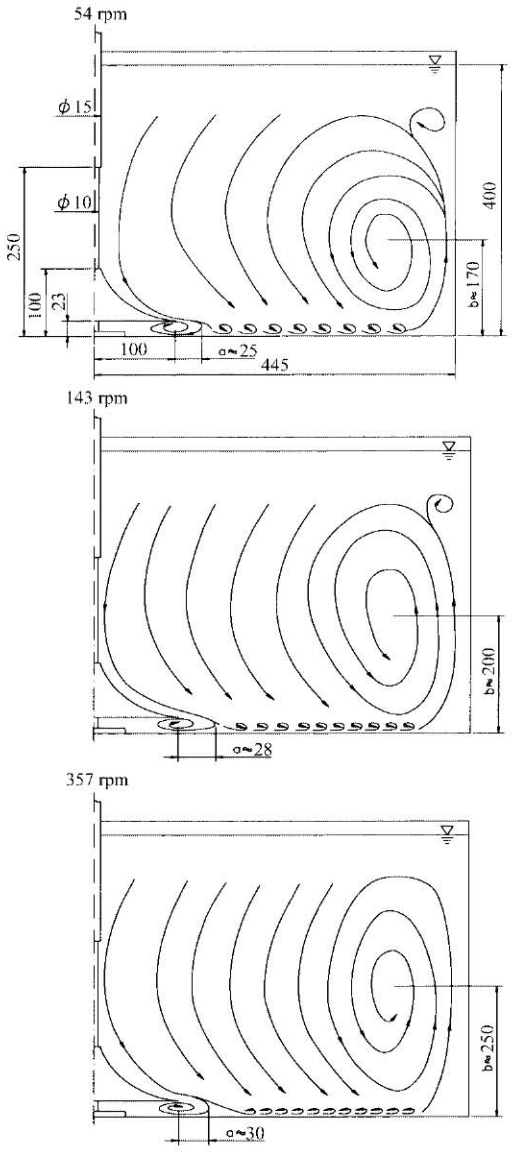


図　4　渦巻きの発生と各速度における渦の大きさ
Fig. 4　Eddy formation and dimensions at various velocities

表　1　所用撹拌動力密度の比較*1
Table1　Comparison of power density*1

	Power Density (W/m^3)
PABIO Mix	2～5*2
Conventional Submerged Aerator	5～7

*1 Mixing wastewater without aeration
*2 Values from actual results of delivery

て，槽の隅に粒子が沈澱するのを防いでいる。

また，水の表面近くで水の動きが激しくならないことにより，脱窒やリン除去にもちいられるときにも，余計な酸素の移動を起こさない。同じ理由で，好ましくない噴霧の発生はさけられる。そのため臭気問題が起こりにくくなっている。

3.　従来製品との比較

表1に従来の水中撹拌エアレーターと所要撹拌動力密度を比較した結果を示す。所要撹拌動力密度とは活性汚泥の浮遊混合状態を維持するために必要な，槽1 m^3 当たりの動力である。なお，表1はエアレーションをおこなわない汚水の場合での比較結果である。従来品は5～7 W/m^3 程度必要であるが，PABIO Mix では2～5 W/m^3 程度と少ない動力で効率的に撹拌できる。

4.　納入事例

この度，食品工場の調整槽撹拌用として PABIO Mix を納入した。

処理対象廃水は食品加工廃水であり，PABIO Mix は既設廃水処理設備増強の一環である。調整槽の後段には，弊社の流動床式高負荷嫌気処理装置 PANBIC-H を導入している。

4.1　機器仕様

槽　仕　様　10 m×16 m×6.5 mWH：1 000 m^3
撹拌機台数　1台
撹拌機翼径　ϕ2.5 m
回　転　数　25 rpm
モーター　4.0 kW×200 V×60 Hz×4 P

4.2　水　　質

pH　　4～8
温度　　18～38 ℃
SS　　＜250 mg/L

4.3　運転結果

測定時槽内水量　800 m^3（5.0 mWH）
消費電力平均値　1.859 kW
減速機効率　0.9
モーター効率　0.93
軸　動　力　1.56 kW
所要撹拌動力密度　1.95 W/m^3

むすび

排水処理の分野において撹拌・曝気は非常に重要な要素であり，かつ，要するエネルギは大きな割合を占めている。今回紹介した PABIO Mix は従来の撹拌・曝気方法とくらべ効率的な装置であり，各種排水処理におけるエネルギ削減に寄与できるものと確信している。

当社では，従来の排水処理方式に PABIO Mix を適用したプロセスを提案し，ユーザ各位のエネルギ削減に貢献できるよう取り組んでいく所存である。

[参考文献]

1）Marcus W. A. Höfken et al.：Wat. Sci. Tech. Vol.34, No.3-4（1996），p.329
2）松田年博ほか：神鋼パンテツク技報，Vol.44，No.2（2000），p.50

連絡先

水口　護　　技術本部技術部
第3技術室

TEL 078-232-8117
FAX 078-232-8058
E-mail m.mizuguchi@pantec.co.jp

TECHNICAL NOTE

気液二相流の水撃現象の概要

伊藤　裕　技術開発本部 開発企画室 室長 工学博士

まえがき

気体と液体とが同時に流れる系を気液二相流と呼ぶ。当社の製品の中でも曝気槽内に空気を吹込む散気装置等で日常的に気液二相流を取扱っている。ところで配管中で気液二相流になった場合には，液単独で流れる場合に対して多くの異なった現象が見られる。当社は水処理以外にも有機性固体廃棄物のメタン発酵にともなう電気・熱回収プラントなど，各種の気液二相流を扱う事例が今後，増えてくると思われる。ここでは，配管系の気液二相流についての概要を示した後，プラントでしばしば見られ，かつ配管系に破損を与える可能性がある気液二相流の水撃現象について示すことにする。

1. 気液二相流の概要

液が単相で流れる場合，その流動様式は１種類しかないが，気液二相流になれば，**図**１に示すように多様な流動様式が生じる。一般に気液二相流では気体流量が増加するにしたがって，次の流動様式となる。

(a) 気　泡　流：連続した液体中に気泡の分散した流れで，比較的均一な液体として扱える。

(b) スラグ流：流路断面を大きな気泡塊と，小さな小気泡を含む液体とが交互に流れるもの。

(c) 環状噴霧流：連続相は気体で，分散相は液体で，気体流中に微少液滴を含む流れ。

(d) 噴　霧　流：液滴が気相に飛散している流れ。

なお配管が水平，垂直のいずれかによって，上記に加えてさらに層状流，波状流，プラグ流（水平管），フロス流，環状噴霧流（垂直管）を追加する場合もある。

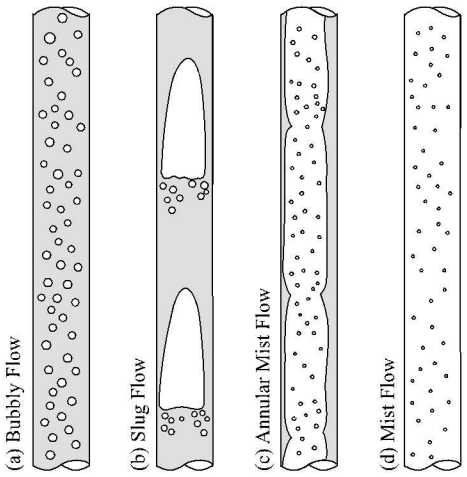


図　１　流動様式（垂直管の場合）
Fig. 1　Flow pattern (vertical flow)

図２に Weisman による気液二相流の流動様式線図を示す。ここで気体，液体の見かけの流速 jg と jl は気体，液体の次式のように定義され，これらの値を**図**２に適用することで，気液二相流の流動様式が大まかに予測できると言われている。

$$Qg/A = jg = u_{go}\,(\mathrm{m/s})$$
$$Ql/A = jl = u_{lo}\,(\mathrm{m/s}) \qquad (1)$$

ϕ_1，ϕ_2 は補正係数[1]

2. 水撃現象の基本

流体が流れている配管系において弁を急閉鎖すれば水撃現象が発生し，急激な圧力上昇とそれに続く流体振動が発生する。この水撃現象は弁の急閉鎖以

外にも，ポンプトリップで流体が急激に停止した場合にも発生するので，プラントの設計に注意を要する問題である。ここでは単相流における水撃現象を示した上で，気液二相流で生じる水撃現象を示す。

1）過渡圧力の基本的特性

単相水撃現象を**図3**左図のような下流端に急閉鎖弁と管路上流端に大容量で圧力一定の貯圧タンクから構成されている管路で考察する。

弁を急閉鎖すれば水撃現象によって圧縮波が発生し，**図3**中の線(a)のように管路上流に向かって伝播する。上流端に進行波が到達すれば，負の膨張波に転じて再び管路下流に向かって伝播し，**図3**中の線(b)のように圧力はいったん元の圧力に下がる。この後退波が下流端に達すれば，固定端に相当する弁で負の圧力波のままで反射され，上流に向かって再度伝播するので，結果的に各管路の軸方向の圧力はさらに低下していく（**図3**中の(c)）。またこの負の圧力波が上流端に達すれば，圧力波の振幅の向きが変わり，正の圧縮波となって下流端に戻る（**図3**中の(d)）。このように振幅の向きをそれぞれ変化させながら圧力波が管路を往復するので，結果的に実験結果の**図4**のように各軸方向の位置の圧力は正弦波的な周期波動を生じることになる。

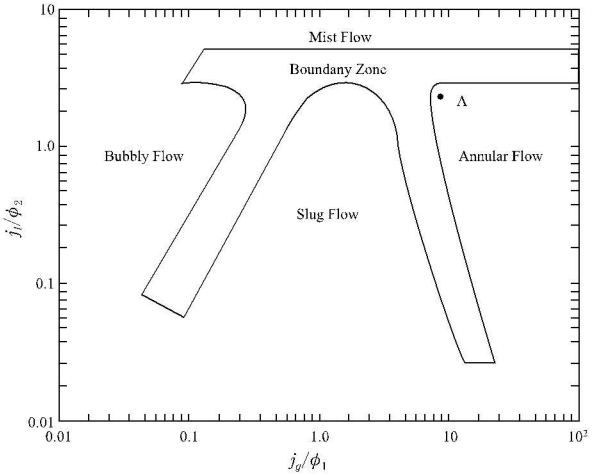


図 2 管流動様式線図（垂直管の場合）
Fig. 2 Flow pattern diagram

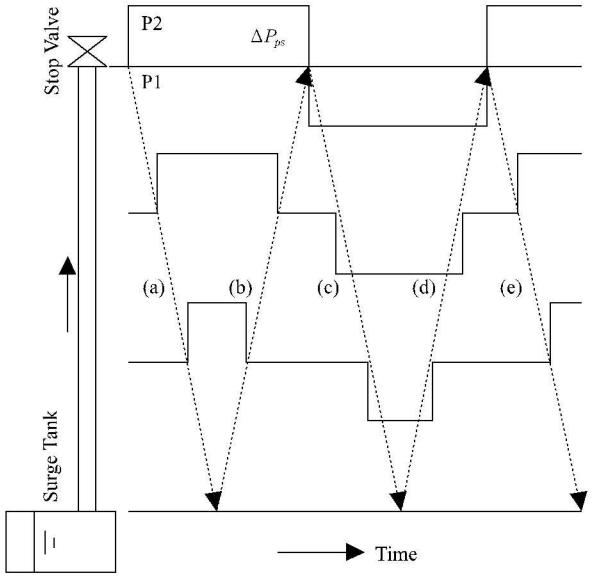


図 3 水撃現象の圧力波伝播モデル
Fig. 3 Schematic drawing of pressure wave in water hammer

2）液単相水撃現象の音速とポテンシャルサージ

水撃現象が生じて圧力波が管路中を往復する際，その圧力波の伝播速度は液中の音速であり，その値は式(2)で与えられる。

$$a_s = \sqrt{\frac{K/\rho l}{1+(K/E)(D/e)}} \tag{2}$$

水撃現象による圧力上昇値はポテンシャルサージ $\Delta P_{ps} = P_2 - P_1$（$P_1$：上昇前の圧力，$P_2$：上昇後の圧力）と呼ばれ，単相水撃現象時には次式で示される。

$$\Delta P_{ps} = P_2 - P_1 = \rho l \times a_s \times u_{lo} \tag{3}$$

上式は Joukowsky の式と呼ばれ，単相水撃現象での圧力上昇値を与えるものである。

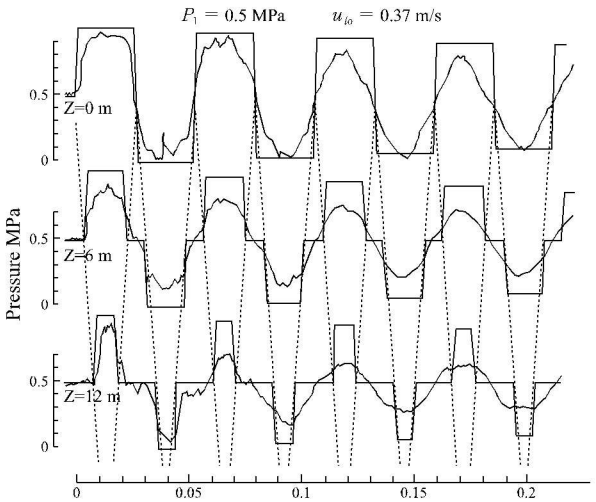


図 4 水単相流における水撃現象
Fig. 4 Water hammer phenomena in single phase flow

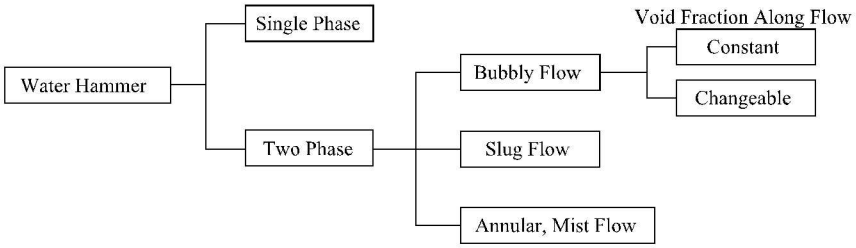


図 5 水撃現象の生じる流動様式
Fig. 5 Water hammer phenomena in various flow pattern

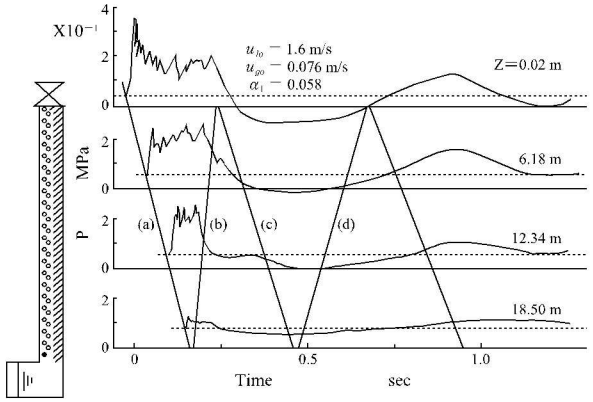


図 6 気泡流における水撃現象
Fig. 6 Water hammer phenomena in two phase flow (bubbly flow)

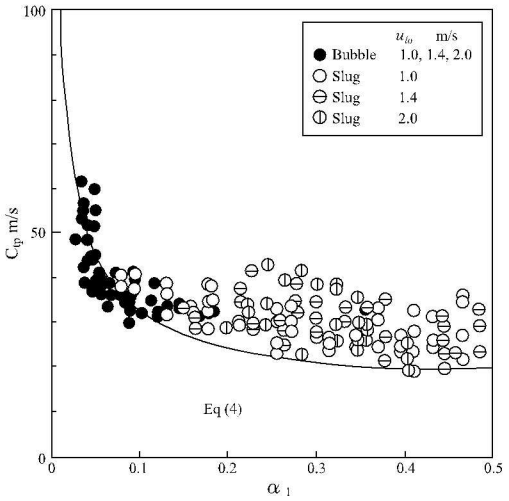


図 7 圧力波伝播速度
Fig. 7 Velocity of pressure wave

3. 気液二相流の水撃現象

3. 1 気液二相流の流動と水撃現象の特長

二相流においては単相流の場合と異なり，**図5**のように流動状況によってそれぞれ水撃現象の特性が異なる。スラグ流，環状流でも水撃現象は生じるが，圧力上昇が顕著であるのは気泡流であるため，ここでは主に気泡流についての水撃現象について述べる。

図5でボイド率分布一定の気泡流とは，管路全長にわたって管路断面積の空隙率（ボイド率）が一定の場合を言い，またボイド率変化する系とは，液単相の流路の途中に気相注入部があって，その地点より下流側が二相流になっている管路をいう。

3. 2 ボイド率分布一定の気泡流

軸方向ボイド率分布が一様であり，上流側の大容量サージタンクと下流端の急閉鎖弁で構成される**図6**の流路系を例にとって気液二相流の水撃現象を説明する。

管路下流端の弁急閉鎖によって**図6**の圧力応答波形のような水撃現象が生じる。弁急閉鎖によって閉鎖点近傍で急激な圧力上昇が生じ，この圧力波は単相流の場合と同じように伝わって，全体として正弦波的に近い圧力応答となる。第1波目の圧縮波の波面はステップ状であり，衝撃波的形状を呈しているのに対して，第2波以降はなだらかな形状となることが特徴である。ここでは気液二相流の水撃現象で最初に生じた衝撃波的な圧縮波の伝播速度を C_{tp} とし，膨脹波および第2波以降の圧縮波のなだらかな圧力波の伝播速度を D_{tp} として両者を区別する。

3）衝撃波的圧縮波の伝播速度

均質気泡流中の衝撃波の伝播速度 C_{tp} は Campbell らの静止衝撃波の等温モデルを対象に，次式のように表されている。

$$C_{tp} = \sqrt{\frac{P_2}{\alpha_1(1-\alpha_1)\rho_l}} \tag{4}$$

図7に衝撃波的圧縮波の伝播速度の実験値 C_{tp} と，ボイド率 α_1 との関係が示されている。この図のように気泡流における圧縮波の伝播速度 C_{tp} はボイド率に対してほぼ1つの曲線上で表される。

4）なだらかな圧力波の伝播速度

膨張波の伝播速度は，Henry らによる微小振幅圧力波の伝播速度は等温および断熱均質流モデルによって次式で与えられる。膨脹波などなだらかな圧力波

の伝播速度は式(5)の微小振幅圧力波の音速式で表される。

$$D_{tp}=\sqrt{\frac{P_1}{\alpha_1(1-\alpha_1)\rho_l}} \tag{5}$$

5）ポテンシャルサージ

弁急閉鎖によって生じる圧力上昇，すなわちポテンシャルサージの値は水撃現象での安全解析上，重要な因子のひとつである。気泡流のポテンシャルサージについては単相水撃現象と同様に以下の式で求められる。

$$\begin{aligned}\Delta P_{ps}&=[\text{液中の圧力波の伝播速度}]\\&\quad\times[\text{液密度}]\times[\text{液流速}]\\&=C_{tp}(1-\alpha_1)\rho_l u_{tp}/(1-\alpha_1)\\&=C_{tp}\rho_l u_{lo}\end{aligned} \tag{6}$$

で表される。上式のポテンシャルサージと実験結果とを**図8**に示す。このようにボイド率が大きい範囲（スラグ流領域）では偏差が生じるが，気泡流領域ではポテンシャルサージ ΔP_{ps} は単相流と同形式である式(6)で表される。

6）水撃現象の防止

弁をゆっくりと閉鎖すれば水撃現象は生じないことは感覚的に理解できる。これを以下の圧力波の伝播で説明する。弁閉鎖を開始すれば水撃作用によって系内圧力が上昇を始めるが，弁を閉鎖しきるまでに圧力波が管路を往復し，膨張波となって帰還すれば，圧力はポテンシャルサージ ΔP_{ps} の値までに至ることなく低下する。管路長さを L とすれば，圧力波が往復するまでの時間は以下のように示される。

$$\tau<\frac{L}{C_{tp}}+\frac{L}{D_{tp}} \tag{7}$$

すなわち，式(7)で示される時間 τ 以上に弁をゆっくりと締切れば，圧力上昇はポテンシャルサージ ΔP_{ps} の値まで圧力上昇が生じることなく，また水撃現象を防止することができる。

3. 3 不連続なボイド率変化のある場合

前節では軸方向のボイド率が一定の気泡流で発生する水撃現象を解説したが，実際の配管系ではボイド率が一定でない場合が多く，例えば配管中に気体を注入している場合などはボイド率分布が流れの途中から急激に変化している。ここでは「上流側は単相流部，下流側は二相流」という不連続なボイド率変化のある管路系を対象に水撃現象を述べる。

1）不連続ボイド率管路の圧力応答波形

図9に対象とする管路モデルと実験結果（実線(a)）を示す。また比較のため，前述のように管全長にわたってボイド率が一定である気泡流での実験例を同図中(b)で示す。上流側に単相流部がある管路(a)では第1波内の圧力波の形状は(b)と大きく異なっている。弁急閉鎖により末端弁近傍の圧力は，ポテンシャルサージ ΔP_{ps} の値まで上昇するが（この値を初期ポテンシャルサージと呼び，その後の圧力上昇と区別する），その後さらにステップ状の圧力上昇 m が生じて最大圧力上昇値 $\Delta P\,\max$ に達する。また管路の中間点近傍での圧力は p' m' n のように

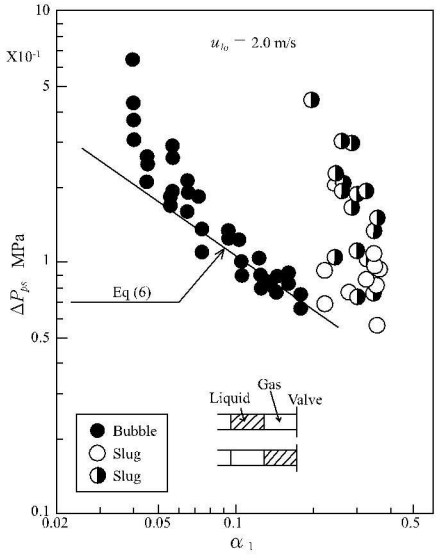


図 8 ポテンシャルサージ
Fig. 8 Potential surge

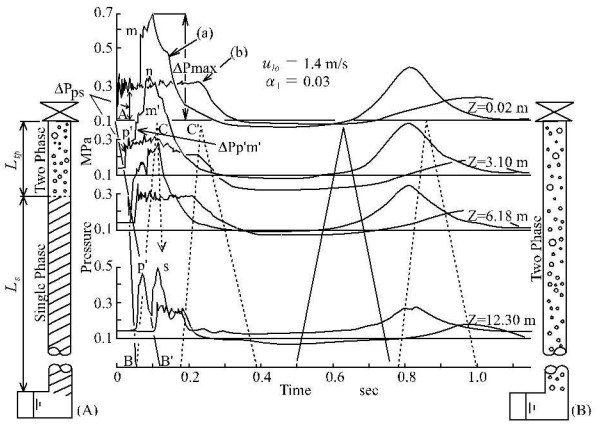


図 9 気泡を注入する管路での水撃現象
Fig. 9 Water hammer phenomena in pipeline which pours in air bubbles

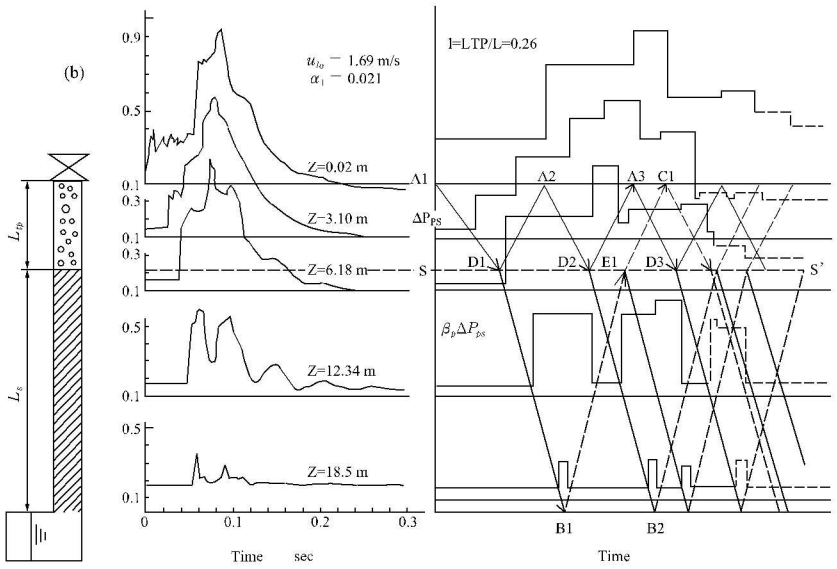


図 10 複数段の圧力上昇のある水撃現象
Fig. 10 Water hammer phenomena with two or more steps of pressure rises

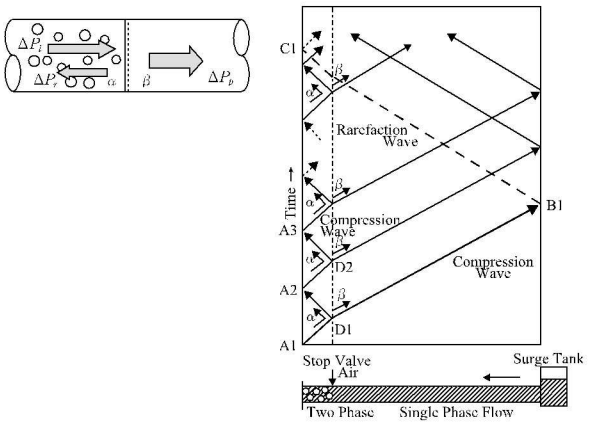


図 11 複数段の圧力上昇のモデル図
Fig. 11 Schematic drawing of multi pressure rises

複数段の圧力上昇が見られる。

2）複数圧力上昇が生じる理由

一般に弾性力学の問題として，密度の異なる材質の境界面に圧力波が到達した場合，その境界面で圧力波の反射と通過が生じることが知られている。二相流と単相流の界面でも両者の密度が異なるために，その界面で反射，通過が生じる。

① 二相流から単相流のように，疎から密な相に圧力波が進行すると，圧力波は境界で一部反射波となるが圧力波の振幅の向きは変わらない。

② 単相流から二相流のように，密から疎な相に圧力波が進行すると，境界で反射が生じ，反射された圧力波の振幅は逆転する。

この概念をもとに圧力応答波形と，その圧力応答波形が進行するダイヤグラムとを対応させたものを**図10**に示す。この図は圧力波の挙動を明確にするために圧力波を矩形にして図式化したもので，実線は圧縮波，破線は膨脹波を表す。この図で説明できるように複数圧力上昇は二相－単相界面での圧力の反射で生じているのである。

3）圧力上昇段数

系の設計に際し，最大圧力上昇値を求めるためには，圧力上昇段数を予測する必要がある。

不連続なボイド率変化のある流路で生じる圧力上昇の段数は下記の式で表される。

$$n-2 < \frac{C_{tp}}{a_s}\,\frac{Ls}{L_{tp}} < n-1 \tag{8}$$

4）反射率と透過率

図11に示されるような気液二相流界面（$Z = L_{tp}$）に圧力波 ΔP_i が到達すれば，この反射波 ΔP_r と通過波 ΔP_p とが生じる。反射率と通過率を αr と βr とすれば，これらは次式で示される。

$$\alpha r = \frac{\Delta P_r}{\Delta P_i} = \frac{\rho L a_s - \rho_{rp} C_{rp}}{\rho L a_s + \rho_{rp} C_{rp}} = \frac{a_s - (1-\alpha_1) C_{tp}}{a_s + (1-\alpha_1) C_{tp}} \tag{9}$$

$$\beta r = \frac{\Delta P_p}{\Delta P_i} = \frac{2\rho_l a_s}{\rho_l a_s + \rho_{tp} C_{tp}} = \frac{2a_s}{a_s + (1-\alpha_1) C_{tp}} \tag{10}$$

5）最大圧力上昇値

図11に複数段の圧力上昇のモデル図が示されている。弁急閉鎖により生じたΔP_{ps}の大きさの圧縮波は図中の点A1→D1に進み，点D1で反射されて以下D1→A2→D2→A3と反射を繰り返して末端弁近傍の圧力上昇を順次増加させていく。一方境界点D1を通過した圧縮波はB1で反射されて負圧波となりB1→C1に沿って末端弁に戻り，圧力上昇を低下させる。その間，末端弁近傍の圧力はA1，A2,・・Anまでn段の圧力上昇を生じているので，Anでの最大圧力上昇値をとることになる。n段上昇した場合の最大圧力上昇値ΔP_nは次式で表される。

$$\frac{\Delta P_n}{\Delta P_s}=1-\left(\frac{1-\phi}{1+\phi}\right)^n(1+\phi) \qquad (11)$$

$$\phi=(1-\alpha_1)C_{tp}/a_s$$

以上のようにボイド率，二相流長さ，流速の初期条件を与えてやれば，式(8)によって圧力上昇段数nが求まり，さらにこのnと式(11)をもちいて最大圧力上昇値ΔP_nが求まる。**図12**に末端での初期ボイド率α_1と最大圧力上昇値の比$\Delta P_n/\Delta P_s$の関係が示されている。この図のように$\Delta P_n/\Delta P_s$の値はボイド率とともに減少する傾向があり，同図中の式(11)による解析値で予測することができる。

3. 4　その他の流動様式

ここでは典型的な二相流の水撃現象として，気泡流を取り上げ，その特異な特性を示した。

なお流動様式がスラグ流の場合や，蒸気―水系のように水撃の途中で気液相の間で凝縮・蒸発が生じる場合はさらに別の現象が生じるが，基本的にここで示した空気―水系の気泡流の場合よりも圧力上昇値（ポテンシャルサージ）は低い方向となる。系の安全設計という面では本報で示した気泡流を考慮しておけば十分と思われ，その他の流動様式の場合の記述を割愛した。気泡流以外の流動様式に対する水撃現象および，気液二相流で生じる各種の動的な現象は参考文献の図書[1]に示されている。

むすび

気液二相流の水撃現象の典型的な特性を紹介した。当社は，(株)神戸製鋼所都市環境・エンジニアリンググカンパニーの一部と2003年10月1日付けで統合することが予定されており，技術範囲も今後さらに拡大していくものと思われる。とくに気液二相流は水撃現象のほかにも単相流と違った固有の流動特性が多くある。本件がこれらの技術的一助になれば幸いである。

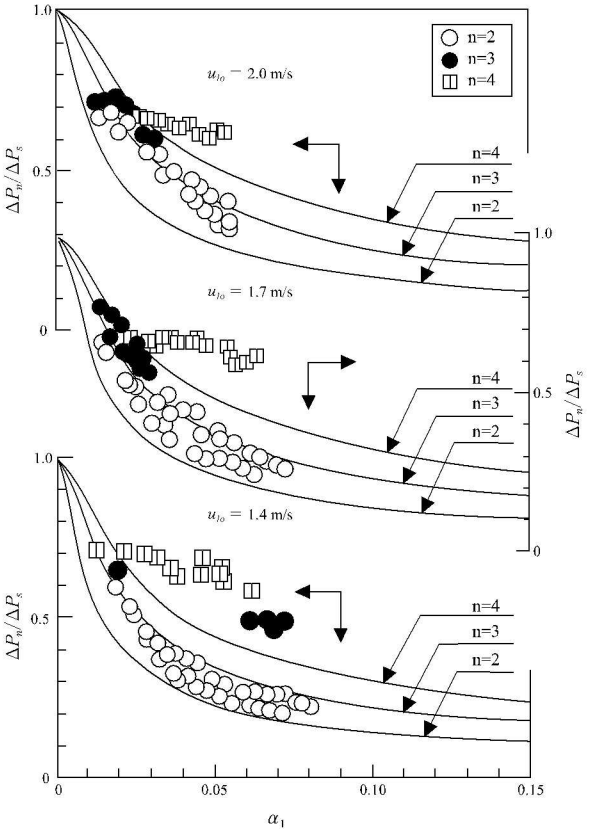


図　12 最大圧力上昇比
Fig. 12 Ratio of maximum pressure rises

[参考文献]

1）藤井照重，赤川浩爾，伊藤裕：気液二相流の動的配管計画，(1999)，日刊工業新聞社

[使用記号]

Q_g, Q_l ：気体，液体の体積流量
u_g, u_l ：気体，液体のみかけの流速
A ：管路断面積
K ：液体の弾性係数
E ：管材質の弾性係数
D ：管の内径
e ：管肉厚
L ：管路長さ
ρ_g, ρ_l ：気体，液体の密度
a_s ：単相の流速
u ：流速
u_{lo} ：液のみかけの流速
α ：ボイド率
P ：圧力

添字

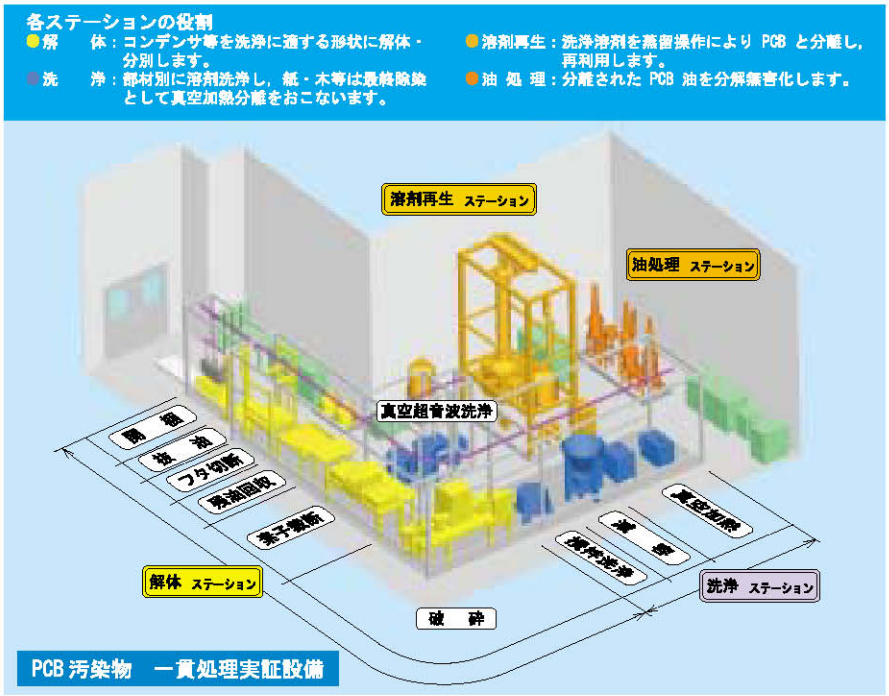
g ：気体
l ：液体
1 ：初期状態
2 ：水撃後
tp ：二相流
ps ：ポテンシャルサージ

PCB 汚染物一貫処理技術

Integrated Treatment Technology of PCBs-contaminated Materials

本技術は，PCB を使用した電気機器等の汚染部材から PCB を取り除き，取り除いた PCB の無害化処理を“SP プロセス”と“SED プロセス”の融合により一貫しておこなう技術です。PCB の抜油，汚染機器の解体・分別，部材別の溶剤洗浄，低温真空加熱乾燥による除染，金属ナトリウム分散体との化学反応による無害化処理等，安全で確実な，数々の技術が結集されています。

The combination of "SP process" and "SED process" has achieved an integrated treatment technology of PCBs-contaminated materials. The technology is full of safe and reliable methods for removal of PCBs from electric devices, demolition and grouping, solvent wash and extraction, low temperature vacuum thermal removal and destruction of PCBs by chemical reaction with sodium dispersion.



—溶剤再生ステーション—
使用後の溶剤を蒸留・再生する

—油処理ステーション—
PCB を脱塩素化無害化処理する

—解体ステーション—
汚染機器から PCB を抜き取り，洗浄に適した形状に解体する

—洗浄ステーション—
汚染機器を溶剤洗浄する

神鋼パンテツク技報　2003年度　Vol.47 No.1　通巻150号
《本社》 神鋼パンテツク株式会社　〒651-0072　神戸市中央区脇浜町１丁目４—78
《編集発行》 〒651-2241　神戸市西区室谷１丁目１－４　神鋼パンテツク株式会社 技術開発本部（神鋼パンテツク技報編集委員会）
☎（078）992-6527　FAX（078）992-6510　http://www.pantec.co.jp/sp05/
《編集委員》 委員長/水上俊一 委員/山田　章·和田耕一·伊藤　裕·真鍋　恵·土居孝芳·知福博行·安田圭子·浅原一彦·那須　潔·山崎忠成·澤田雅光
《発行》 2003年７月10日印刷　2003年８月１日発行　年２回発行《禁無断転載》《発行人》西岡　泉《印刷所》中村印刷株式会社