

移設可能な下水処理施設に関する
共同研究報告書

平成11年3月

建設省土木研究所
フリクト日本株式会社
前澤工業株式会社
日立機電工業株式会社
株式会社 神戸製鋼所

Copyright © (1999) by P.W.R.I.

All rights reserved. No part of this book may be reproduced by any means, nor transmitted, nor translated into a machine language without the written permission of the Director General of P.W.R.I.

この報告書は、土木研究所長の承認を得て刊行したものである。したがって、本報告書の全部又は一部の転載、複製は、土木研究所長の文書による承認を得ずしてこれを行ってはならない。

移設可能な下水処理施設に関する共同研究報告書

建設省土木研究所

下水道部 部長 京才 俊則*

三次処理研究室長 鈴木 穰

〃 主任研究員 小越眞佐司

〃 研究員 諏訪 守

〃 研究員 与儀 和史

(*: 現、建設省土木研究所 研究調整官)

NT フリクト(株)**

技術部 部長 久米 浩二

営業部 開発課係長 石井 慶治

(**: 現、フリクト日本(株))

前澤工業(株)エンジニアリング事業部

研究開発部 次長 鈴木 辰彦

〃 研究開発一課係長 吉野 正章

第一事業部

技術部 技術課係長 数井 徹

日立機電工業(株)

技術研究所主任研究員 吉田 輝久

技術研究所研究員 中山 善雄

環境装置設計部 市川 佳江

(株)神戸製鋼所

環境エンジニアリングセンター

技術部 次長 石丸 賢二

開発部 吉田 忠広

技術部 課長 野下 昌伸

技術部 白石 充広

技術開発本部化学環境研究所 中島 敏幸

〃 中山 雄之

要 旨

管渠整備先行地区の下水処理開始を早めるため、素掘り池に遮水シートを施し、固液分離機械を組み合わせた移設式下水処理施設を開発した。1 年余の実証実験によって所期目標を上回る高性能な簡易処理施設であることを確認した。

キーワード: 移設式下水処理場、膜分離活性汚泥法、高度処理

目 次

1.	はじめに	1
2.	研究目的及び概要	2
2. 1	土木研究所が提案した移設可能な下水処理方式の概要	2
2. 2	共同研究の開発目標	4
3.	開発装置の概要	6
3. 1	移設可能な下水処理実験プラント	6
3. 2	曝気攪拌装置	9
3. 3	固液分離装置	2 1
4.	実証実験	2 6
4. 1	実験区分と共通条件	2 6
4. 2	開発機器の運転結果及び詳細検討	2 8
4. 3	移設模擬実験の結果	6 2
4. 4	簡易膜分離法による処理結果	6 5
5.	実用化に関する検討	7 0
5. 1	汚泥管理方法に関する検討	7 0
5. 2	嫌気又は無酸素運転法に関する検討	7 6
5. 3	エネルギー消費に関する検討	7 8
5. 4	スケールアップ（マルチユニット化）に関する検討	8 1
5. 5	維持管理に関する検討	8 5
6.	おわりに	9 2

1. はじめに

下水道整備の進捗により、大都市と地方中核都市では下水道の普及はほぼ所定の水準に達した。しかし、中小都市では依然として低い普及率となっており、現在の下水道整備の中心はこれらの中小都市や大都市域周辺の地域に移行している。広大な行政区域を有する地方都市の公共下水道の整備や地方の中小都市を結んで整備が計画されている流域下水道では、下水排除区域が広大であるために幹線管渠の建設に時間がかかり、河川等の環境改善が遅れ勝ちになる傾向がある。このような場合、先行的に面整備が終わった地域では暫定的な下水処理を実施し、水域環境の保全を促進することが望ましい。暫定処理施設による下水処理は既に実施しているが、暫定供用の期間が短いと非常に不経済になるため実施例は少ない現状となっている。このような経済性の問題は、一カ所での供用期間が短くても数カ所を転々と移設することによって施設としての供用期間が十分長くなれば、従来の暫定施設と同等の経済性を確保することができるので、解決可能であると考えられる。

上記のような短い期間の暫定供用に対応できる移設可能な施設として、土木研究所は素掘り反応槽と機械式固液分離の組合せによる長時間活性汚泥処理方式を提案し、その要素技術である曝気ユニットと固液分離ユニットに関する実用化技術開発を、平成8年度から2カ年の官民共同研究として公募した。共同研究には民間企業4社が応募し、湖北総合実験施設における実証実験を中心に2年間にわたる開発研究を実施した。本報告は、その成果をとりまとめたものである。

2. 研究目的及び概要

2.1 土木研究所が提案した移設可能な下水処理方式の概要

移設を前提にした施設としては、次のような事項を満足する必要があると考えられる。

- 1)トラック輸送可能な単位に解体できる。
- 2)解体、組立が容易である。
- 3)解体、輸送、組立の反復に耐えることができる。
- 4)新設より移設の方が安価である。

通常、下水処理施設は移設しないので、修理、交換の必要な機械電気設備の他は解体・組立は考慮されていない。特に、沈殿池、エアレーションタンクなどの構造物は移設できない。しかし、下水処理場や合併浄化槽では施設空間の大部分が、流量調整槽、沈殿池、エアレーションタンク等の水槽で占められている。従って、下水処理施設の移設とは水槽を移設することと同義であり、本来、移設を前提にしていない水槽が少ない方式ほど移設に適していると考えられる。

一方、暫定処理施設としては、現在、図-2.1の様な生物膜処理設備(好気性ろ床)を主とするものが多く採用されている。この方式は移設を前提にしたものではないが、最終沈殿池が省略されてエアレーションタンクと一体になっているので、水槽が少なく、槽の構造を変更すれば移設に対応できると考えられる。しかし、好気性ろ床の固液分離性能を維持するには、ろ床にかかる固形物負荷が一定水準以下に保たなければならないので、流量調整槽、最初沈殿池が不可欠である。そこで土木研究所では、固液分離を機械化・高能力化し、水槽をエアレーションタンク一つに集約することによって、より移設に適した方式を開発することとした。更に、エアレーションタンクを素掘り式の簡易な形式とし、移設せずに現地に新設する方式にして、一層、移設性・経済性を高めることにした。

以上のような経緯で提案したのが、図-2.2に示した、素掘り反応槽と機械式固液分離装置の組合せによる長時間活性汚泥処理方式の移設可能で簡易な下水処理施設である。

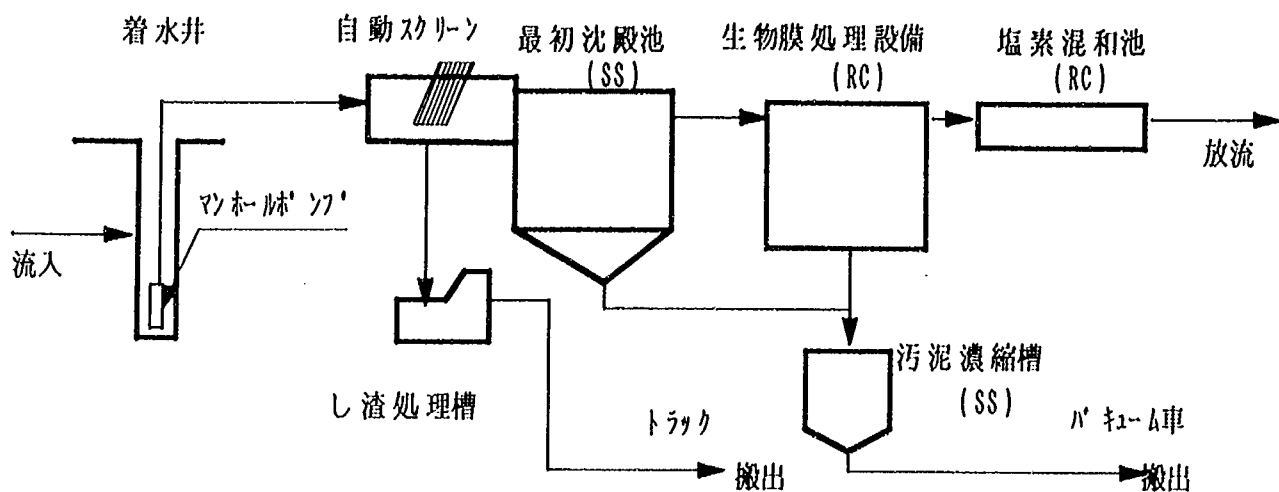


図-2.1 従来の仮設処理場の例

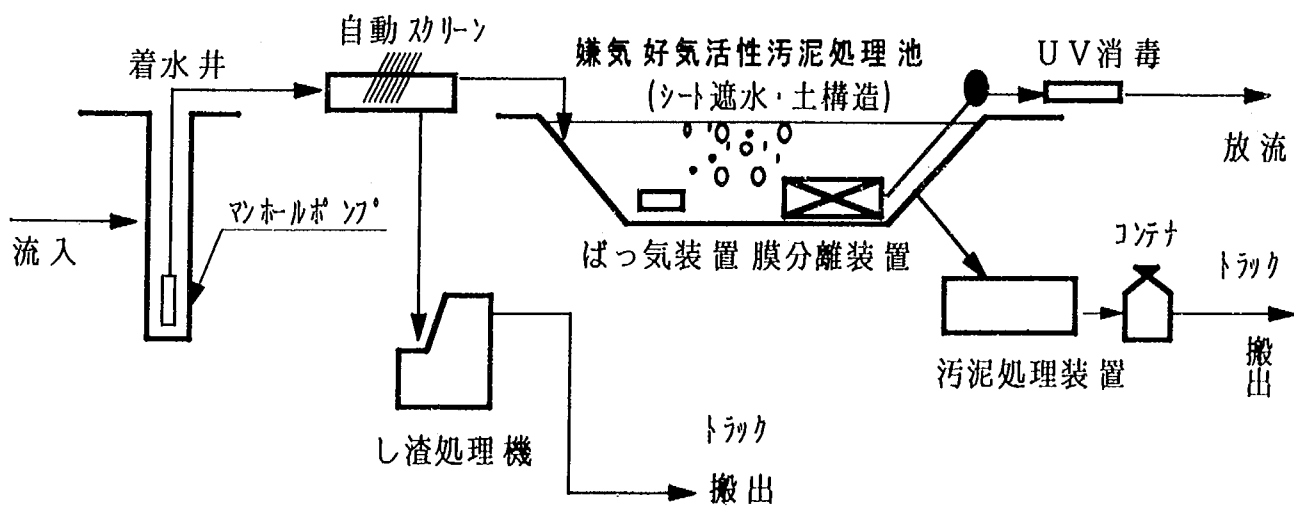


図-2.2 移設可能な下水処理施設の提案

2.2 共同研究の開発目標

素掘り反応槽と機械式固液分離の組合せによる長時間活性汚泥処理方式で下水二次処理または高度処理を行う際に、必要かつ十分な能力を有する曝気ユニット、あるいは最終沈殿池に代わる固液分離ユニットを開発することを目的とした。

曝気ユニットの開発では次のような目標を設定した。

- ① 比較的浅く、かつ水深が変化する処理槽において、槽内の攪拌と酸素の供給が過不足なく、効率よく行われること。
- ② 流入負荷の変動に対して過不足なく酸素の供給が行われること。
- ③ 酸素供給の断続等の方式によって、嫌気(無酸素)好気を反復し、栄養塩類の除去を行う変法に適用可能であること。
- ④ 無人運転及び処理の安定化等のために必要な自動制御機能を有すること。
- ⑤ 装置は数個以下のパーツにモジュール化され、設置には特別な基礎を必要とせず、配管配線も含めて簡単に取り付け・取り外しができること。

固液分離ユニットの開発では次のような目標を設定した。

- ① 沈殿分離以外の原理によるコンパクトな機械的固液分離装置であること。
- ② 比較的高濃度の活性汚泥を長期間、安定した性能で分離できること。
- ③ 処理水中の残存浮遊物濃度は、標準活性汚泥法において得られる二次処理水の残存浮遊物濃度と同等以下であること。
- ④ 無人運転及び処理の安定化のために必要な自動制御機能を有すること。
- ⑤ 装置は数個以下のパーツにモジュール化され、設置には強固な基礎を必要とせず、簡単に取り付け・取り外しができること。

以上の様な条件で公募を行った結果、攪拌曝気ユニットの開発に関して3社、固液分離ユニットの開発に関して2社の応募があり(1社は両ユニットの開発に応募)、各々、以下のような機器の開発について共同研究を行うことになった。

ITTフリクト(株):「移設可能な散気・攪拌式ばっ気ユニットの開発」

日立機電工業(株):「移設可能なスクルー型曝気ユニットの開発」

前澤工業(株):「移設可能なエゼクタ型曝気ユニットおよび中空糸膜固液分離ユニットの開発」

(株)神戸製鋼所:「移設可能な平膜型固液分離ユニットの開発」

共同研究は、茨城県霞ヶ浦湖北流域下水道の霞ヶ浦浄化センターに土木研究所が設置している湖北総合実験施設の簡易反応槽を共通実験場として、開発成果の実証を行いながら進めていくこととなった。実証実験では、個別機器の性能確認に加え、提案システムの下処理機能を確認するため、表-2.1に示すような処理水質目標値を新たに付け加えた。この目標値は、固液分離が膜処理で行われることを前提にしたものである。

表-2.1 移設可能な下水処理施設 実証実験における処理水質の追加目標

項目	通常処理	高度処理
BOD	10 mg/L 以下	3 mg/L 以下
SS	1 mg/L 以下	1 mg/L 以下
pH	6 ~ 8.5	6 ~ 8.5
T-N	設定無し	10 mg/L 以下
大腸菌群数	10 個/mL 以下	5 個/100mL 以下
一般細菌数	設定無し	1000 個/mL 以下

3. 開発装置の概要

3.1 移設可能な下水処理実験プラント

実験プラントは、図-3.1に示したとおり、生下水の揚水ポンプ、夾雑物除去のための自動スクリーン、素掘り+シート遮水式の簡易反応槽、及び混合液引き抜きポンプから成る。なお、攪拌曝気装置と固液分離装置は別途組み込まれ、固液分離装置には処理水排出ポンプが含まれている。簡易反応槽の容積は日処理水量 50m^3 (日間変動 $50\sim 150\%$ 、実験後半では $0\sim 300\%$)、滞留時間24時間で、処理水を常時一定流量で排出しても流入水量変動は反応槽の水位変動として吸収されるように設計した。

(1) 揚水ポンプ

揚水ポンプは湖北総合実験施設内に既存の一軸ネジ式ポンプの制御系統を改造して使用した。主な改造点は、ポンプの能力が過大であるため、インバータによって低い一定の流速に設定した後、プログラム式コントローラのタイマー制御によって断続運転を行い、所定の流入水量変動が生じるようにしたこと、及び、反応槽水位の上限警報によって自動停止するようにしたことである。

(2) 自動スクリーン

自動スクリーンは、微細な繊維状夾雑物の除去が可能なる布走行式の装置で、スクリーン法による下水の固液分離法として、昭和59年8月に建設技術評価規定(昭和53年建設省告示第976号)第9条の規定に基づく評価(建技評第83301号)を受けたものである。

(3) 簡易反応槽

簡易反応槽は、図-3.2に示す通りの標準水深 2m 、最大水深 2.45m (槽深さは 2.55m)の矩形水槽で、法面勾配 45° 、ビニルシート遮水の素掘り式である。周辺実験装置からの加重に対する安全対策として、実際の素掘り反応槽とは異なり、鉄筋コンクリートL型擁壁を周囲に配置している。また、底部には水槽内に設置される機器の安定支持のため厚さ 10cm の無筋コンクリートベースを遮水シートの下に打設した。

(4) 混合液引き抜きポンプ

定期的に一定量の反応槽内の活性汚泥混合液を排出して適切なSRT(汚泥滞留時間)を保つために設けた水中汚水ポンプで、必要に応じてタイマーで間欠運転できるようにした。また、引き抜き過ぎによる水位低下を防止するため、反応槽水位の下限警報によって自動停止するようにした。

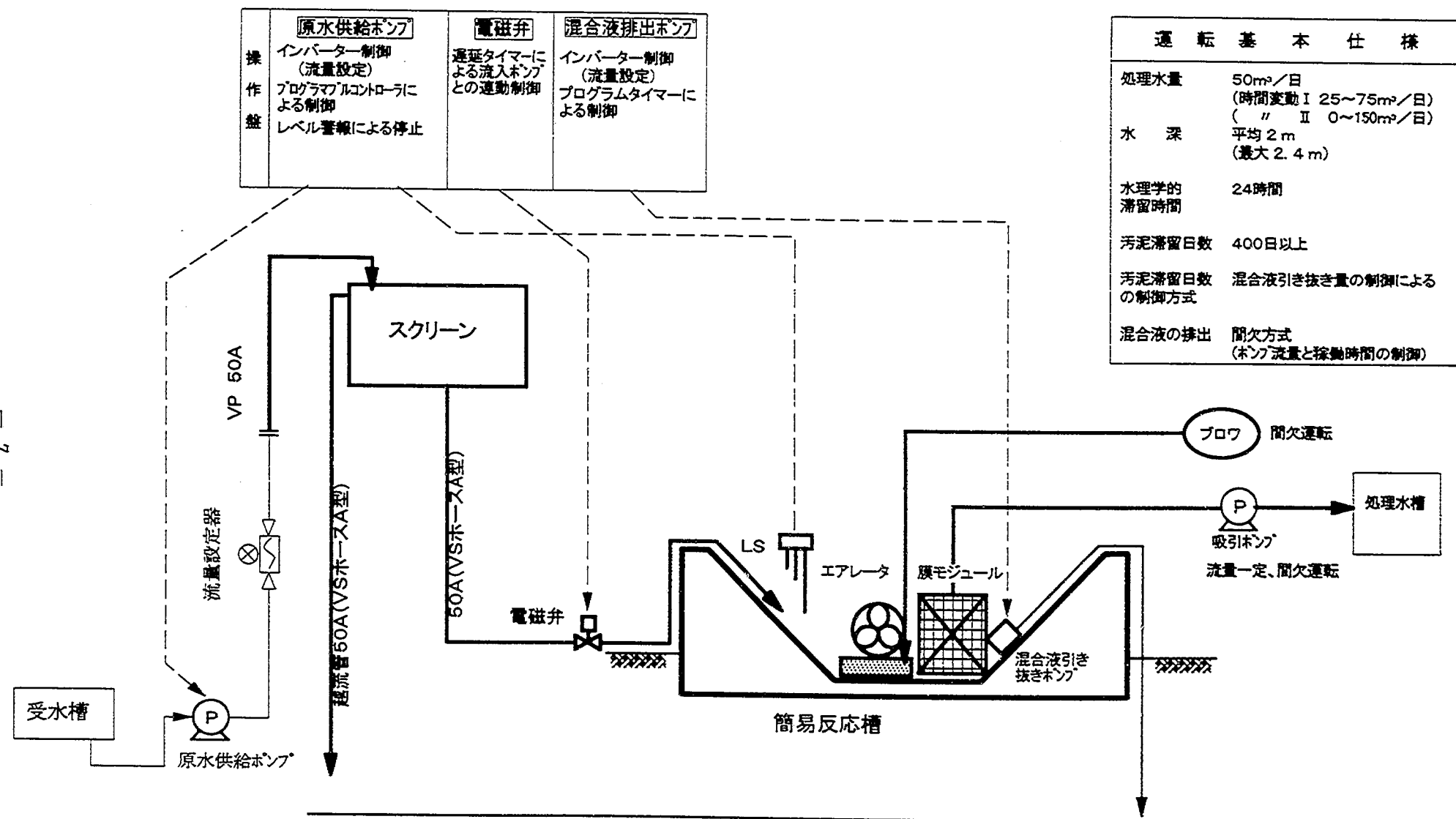


図-3.1 簡易な下水処理実験施設フローシート

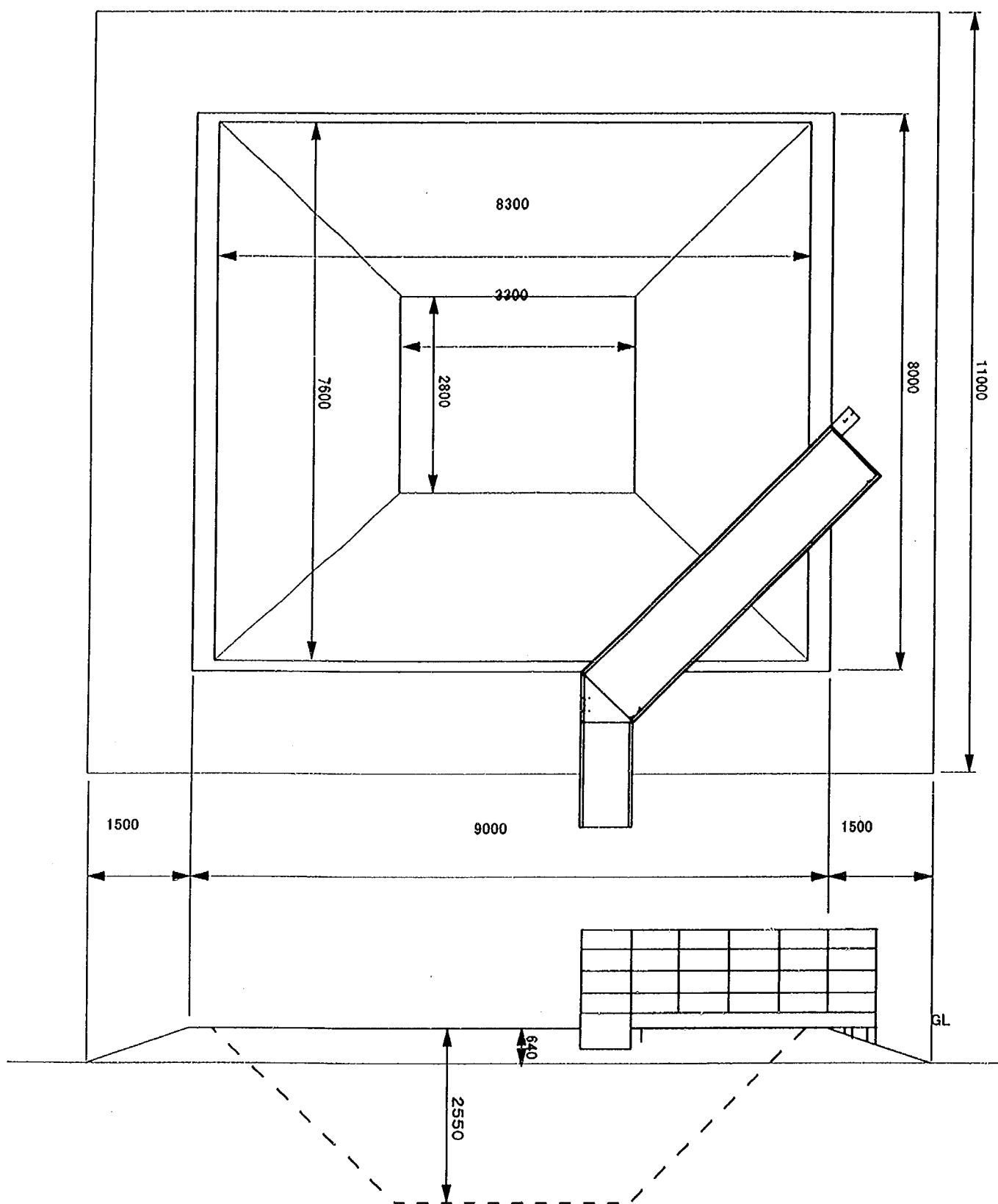


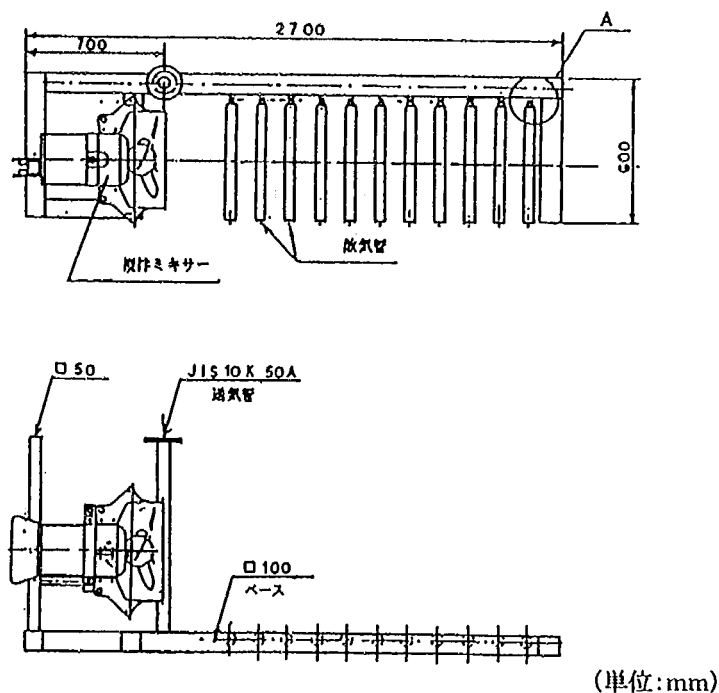
图-3.2 简易反应槽 (单位:mm)

3. 2 曝気攪拌装置

3. 2. 1 水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

実験で用いた装置ならびに、実験配置図を図－3. 3、図－3. 4、図－3. 5に示す。水中攪拌曝気装置の仕様を、表－3. 1に示す。水中攪拌曝気装置は、水中攪拌機と、散気管を取り付けた共通ベースより構成されている。散気管より水中に吐出される気泡の密度、気泡による上昇流を、水中攪拌機により水平流を発生させ強制的に破壊して酸素溶解効率の改善を図ると共に槽内の均一攪拌を行う装置である。装置の運転は、予め決められた運転パターン(好気、嫌気の運転サイクル)を基本運転とし、槽内にセットされた DO, ORP 計の設定数値に追従する制御運転を行った。実験の運転推移は、表－3. 2に示す。

散気攪拌式曝気装置概要

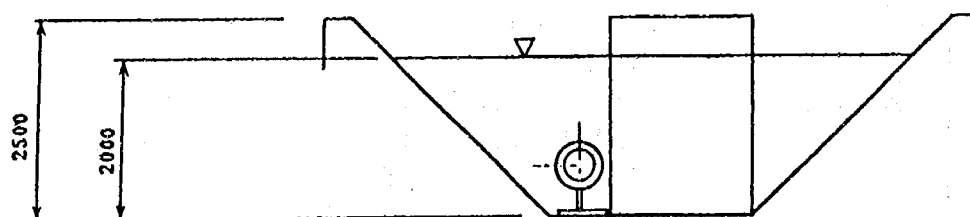
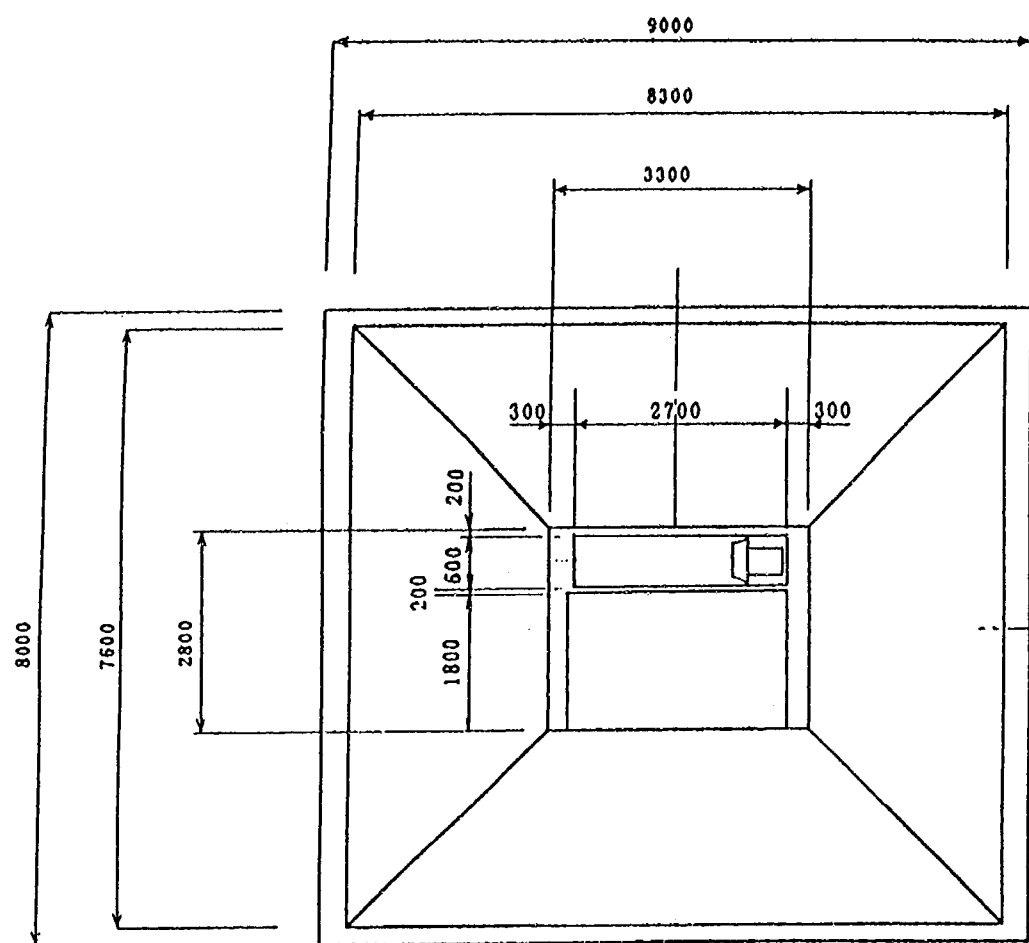


図－3. 3水中攪拌曝気装置図

表－3. 1水中攪拌曝気装置の仕様

名 称	型 式	仕 様	出 力	数 量
水中ミキサー	SR4630	吐出水量：13.2m ³ /min 反力：410N	1.5kW	1
ブロー	ARH50S	φ50×1.84 m ³ /min×4000mm	2.2kW	1
散気装置	チューブデフューザー	φ65×600L 送気量：6～10 m ³ /Hr		11
自動制御盤	屋外自立型	ブロー：周波数制御 ミキサー：周波数制御 DO, ORP による自動運転 データ-PC カード記憶式	総 合 負 荷 3.7kW	1
センサー	430DO, 3960RP			DO :2 ORP:2

第一期装置配置図



(単位:mm)

図-3.4 配置図

第四期配置図

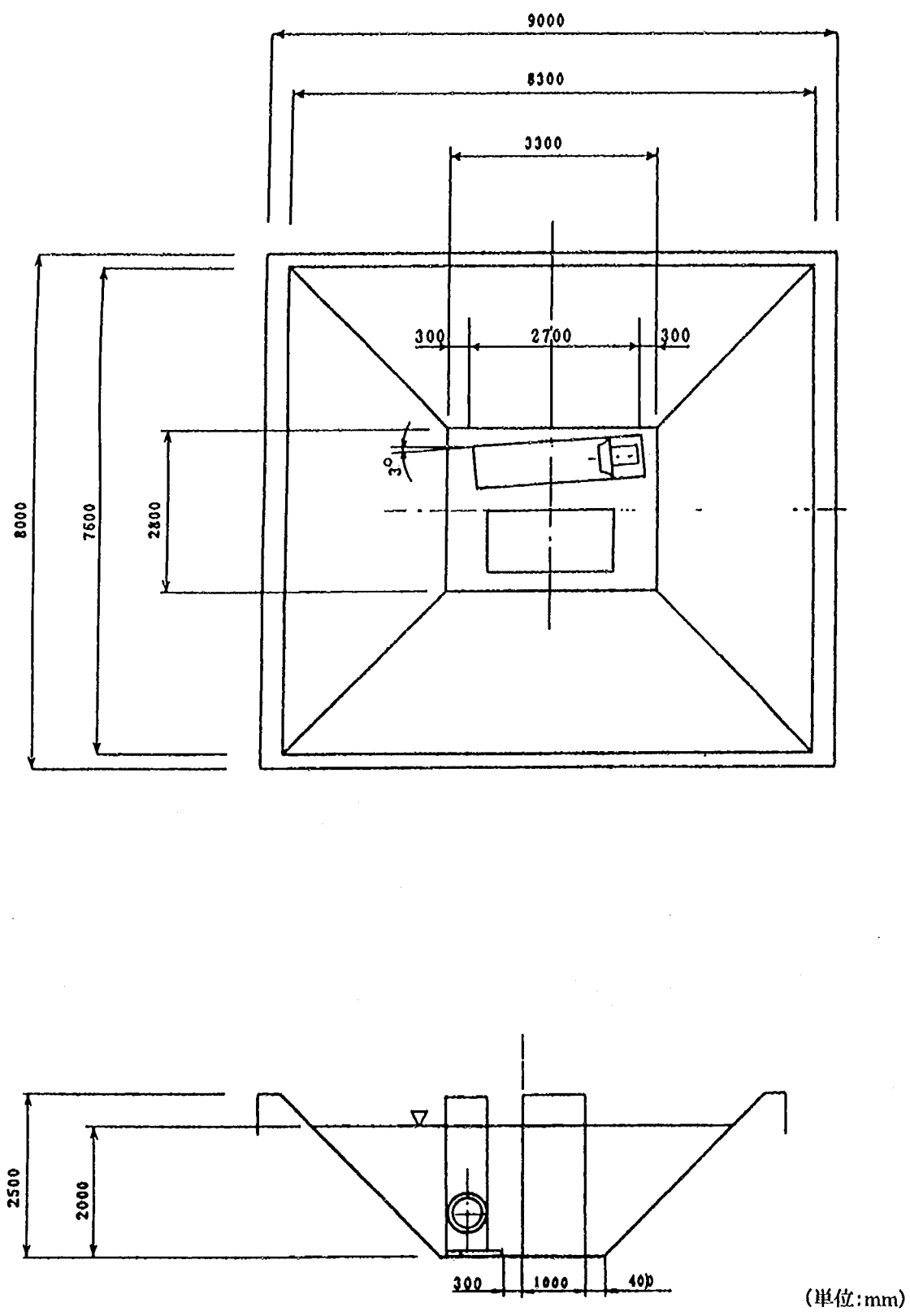


図-3.5 配置図

表-3.2 実験運転の推移 (第一期:1997.1.7~3.17 第四期:1997.8.28~11.17)

実験期NO	条件変更日	運転日数	好気/嫌気 運転条件	ブロワー周波数 Hz	ミキサー周波数 Hz	設定DO値 ppm	積算電力 Kwh
第一期	1/7~2/11	36	・曝気装置の性能テスト(Kla測定) ・汚泥分離装置の洗浄空気量の影響等の確認テスト実施				
	2月12日	10	45:75	40	60	2.5	1676
	2月21日	4		40	60	1.5	2160
	2月25日	10	30:90	40	60		2380
	3月3日	1	30:90	40	60		2720
	3月4日	6	30:90	40	60		2780
	3月10日	4	30:90	40	60		3100
	3月14日	3	30:90	40	60		3319
	3月17日	終了					
第四期	8月29日	10	60:60	40	60	1	3800
	9月8日	8	30/90	45	50	1	3993
	9月16日	8	30/90	45	50	1.2	4739
	9月24日	20	30/90	50	50	1.2	5038
	10月14日	9	30/90	40	60	1.2	6045
	10月23日	12	・汚泥分離装置点検の為6時間運転停止				
			50/70	40	60	1.2	6568
	10月29日		50/70	40	60	1.2	6931
	10月31日		50/70	40	60	1.2	7055
	11月4日		30/30	40	60	1.2	7362
	11月17日		30/30	40	60	1.2	8165
	11月19日	終了					8276

3. 2. 2スクリー計曝気攪拌装置

(1)実験装置

本実験に用いた曝気攪拌装置の仕様を表-3. 3に示す。

表-3. 3 曝気攪拌装置の仕様

名称	型式	仕様	電力	数量
曝気攪拌装置	スパーローター (SRA527N)	スクリー形（空気バルブ付） フロート追従方式	2.2kW	2
消泡装置（付属）	混合液散布方式	水中ポンプ：渦流形 ノズル：渦巻状ノズル 25A	0.15kW	2

本装置は、スクリーと空中シャフト、中空軸モータ及びカバーにて構成される。また、本システムでは水位が時間帯により大きく変動するため、フロート架台上に曝気攪拌装置を固定して水位に追従させるものとし、図-3. 6に示すように、50m³の実験水槽に2台(SRA 1, 2と表示)設置した。

本装置は、モータを起動し、スクリーを回転させると、水槽内が攪拌されるとともに、スクリー先端部に負圧が生じ、中空軸モータの開口部から外気が吸引される。取込まれた空気は、中空シャフトを介してスクリー先端部へと導かれ、スクリーのせん断作用により微細化され、水中に酸素が溶解する。嫌気攪拌の際は、中空軸モータ先端のバルブを閉にする方法、及びインバータで周波数を下げ低速攪拌を行うことにより、空気の自給を止めて暖やかな攪拌を行う方法があり、第2期は前者、第5期は後者により攪拌を行った。

(2)運転条件

第2期と第5期における曝気装置(表では SRA 1、SRA 2)の運転条件を表-3. 4に示す。

全体としての数値は、1日当りの曝気空気量の合計と、供給酸素量の合計を表しているが、供給酸素量は、本装置の酸素溶解効率のデータを基に、空気量から計算により求めたものである。第2期開始当初は、供給酸素量が多く曝気が過剰気味であったため、4/9までは、段階的に下げていったが、その後は、MLSS の上昇とともに、必要な酸素量が徐々に増加したため、曝気時間及び運転周波数(スクリー回転数)の調整により、曝気空気量を逐次増加させた。

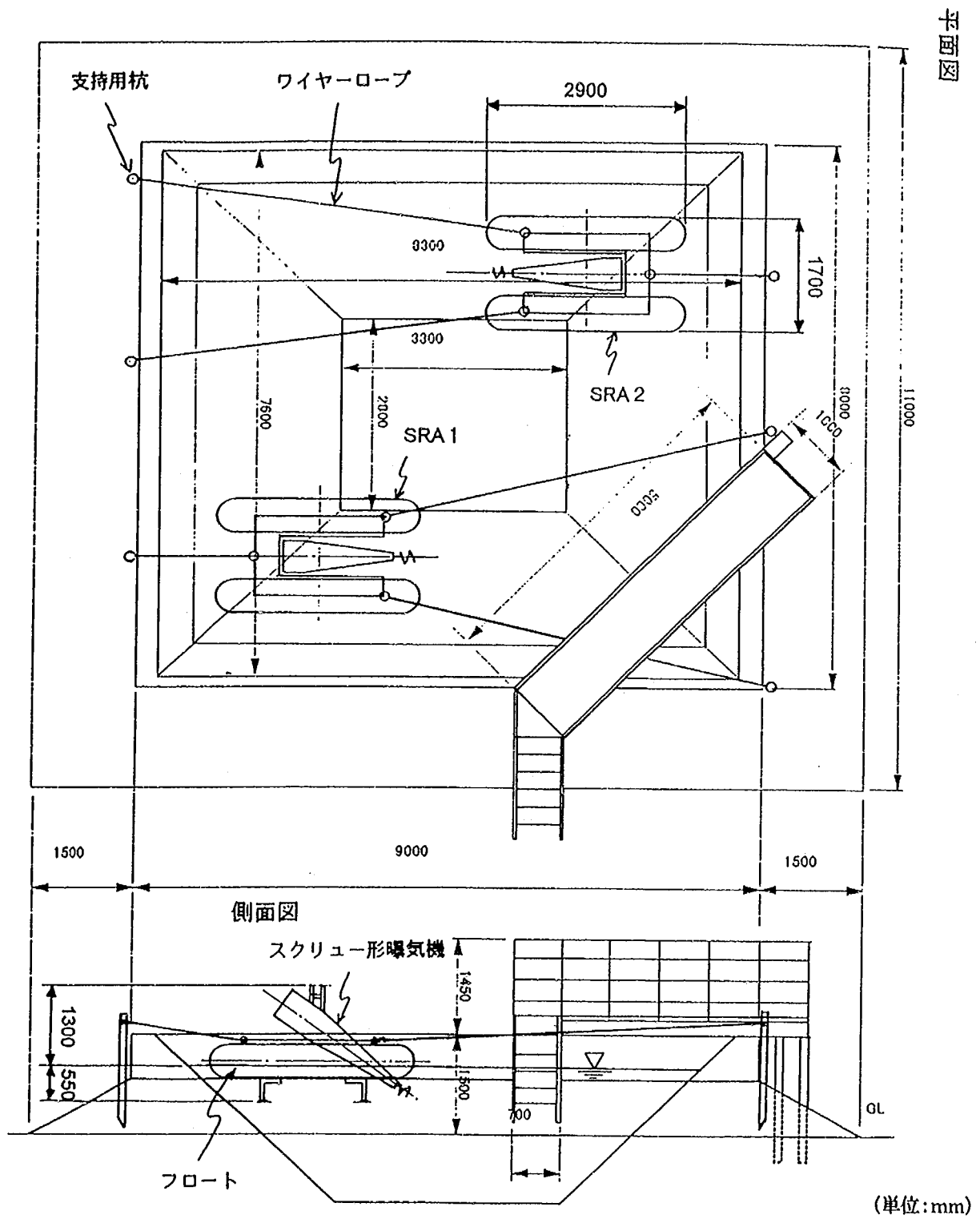


図-3.6 曝気攪拌装置の配置

表-3.4 曝気装置の運転条件

試験No.	条件 変更日	運転 日数	SRA 1				SRA 2				全体	
			曝気条件	曝気時間	周波数	曝気空気量	曝気条件	曝気時間	周波数	曝気空気量	曝気空気量	供給酸素量
第2期	3/19	8日	間欠	0.5hr/2hr	50Hz	403m ³ /日	間欠	0.5hr/2hr	50Hz	403m ³ /日	806m ³ /日	41kgO ₂ /日
	3/27	13日	//	0.3hr/2hr	//	242m ³ /日	//	0.3hr/2hr	//	242m ³ /日	484m ³ /日	25kgO ₂ /日
	4/9	27日	//	//	42Hz	123m ³ /日	//	//	40Hz	102m ³ /日	225m ³ /日	11kgO ₂ /日
	5/6	3日	//	0.5hr/2hr	47.5Hz	328m ³ /日	停止	—	—	0	328m ³ /日	17kgO ₂ /日
	5/9	19日	//	0.3hr/2hr	50Hz	242m ³ /日	間欠	0.3hr/2hr	50Hz	242m ³ /日	484m ³ /日	25kgO ₂ /日
	5/28	6日	//	0.3hr/1hr	//	484m ³ /日	//	0.3hr/1hr	//	484m ³ /日	968m ³ /日	49kgO ₂ /日
	6/3	終了										
第5期	11/21	28日	間欠	0.5hr/1hr	50Hz	806m ³ /日	停止	—	—	0	806m ³ /日	41kgO ₂ /日
	12/19	52日	間欠	0.25hr/1hr	//	403m ³ /日	間欠	0.25hr/1hr	50Hz	403m ³ /日	806m ³ /日	41kgO ₂ /日
	2/9	終了										

(注) 曝気時間の0.5hr/2hrは、1サイクル2hrあたりに0.5hr曝気を行うことを意味する。

3. 2. 3 インジェクターを用いた曝気攪拌装置

1) 開発装置(第3期)

開発装置の設備フロー及び機器配置図を図-3. 7 及び3. 8 に示す。また曝気攪拌装置の仕様を、表-3. 5に示す。

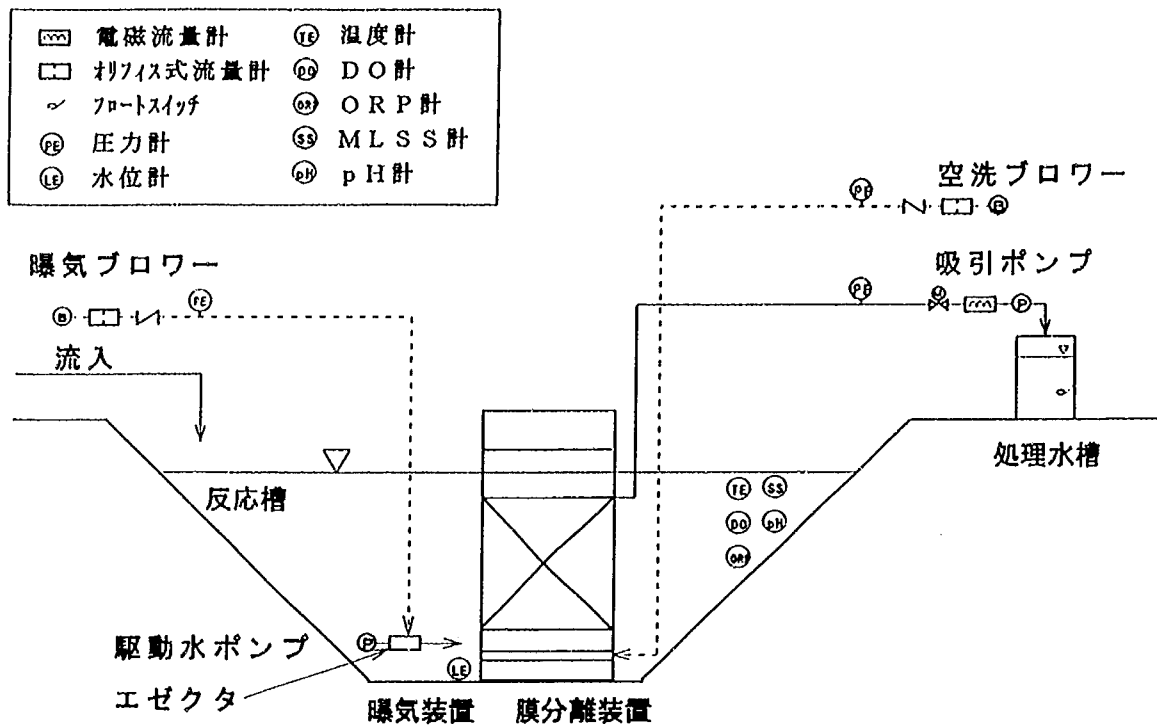
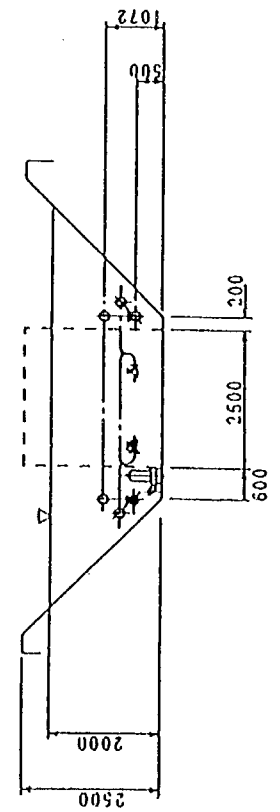
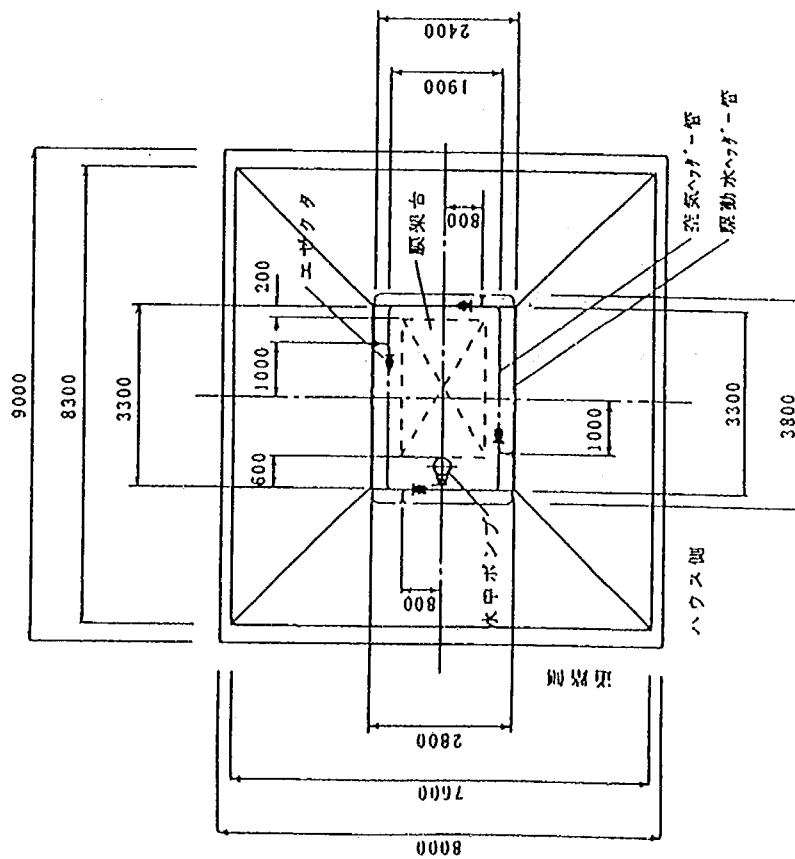
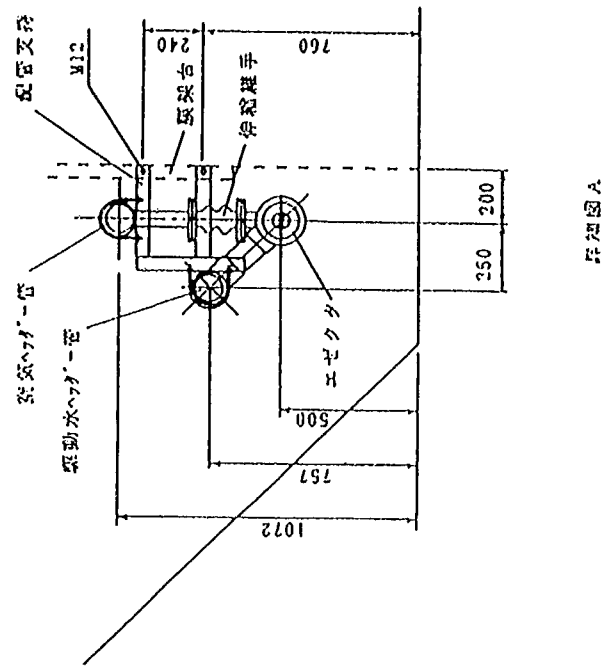


表-3. 5 曝気・攪拌装置の仕様

名 称	型 式	仕 様	電 力	数 量
エゼクタ	Type 16	水 $\phi 75 \times$ 空 $\phi 50$		4
曝気ブローワー	ルーツ型	$\phi 65 \times 2.4\text{m}^3/\text{min} \times 2.5\text{m}$	2.2kW	1
駆動水ポンプ	水中ポンプ	$\phi 80 \times 1\text{m}^3/\text{min} \times 6\text{m}$	2.2kW	1
曝気弁	電動バタ弁	$\phi 65$		1



(単位:mm)

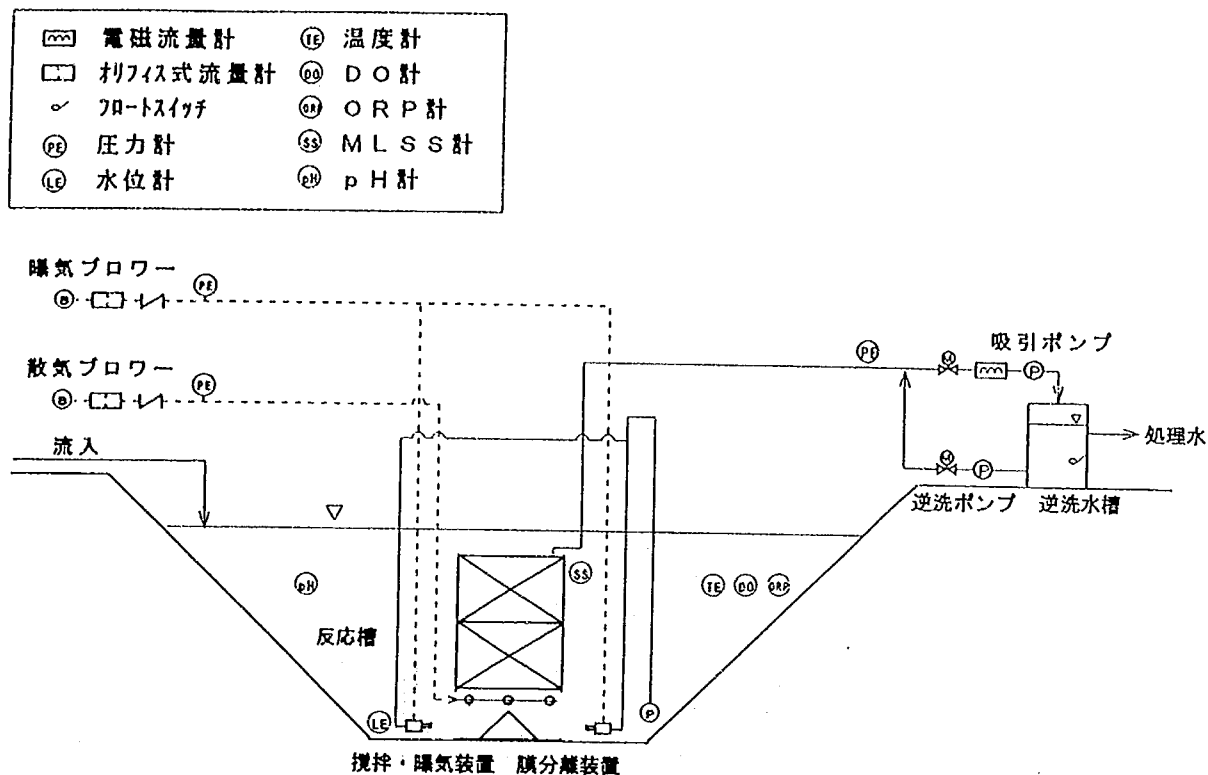


詳細図A

図-3.8 機器配置図(第3期)

2) 開発装置 (第6期)

反応槽 MLSS が高濃度 (10,000 mg/l 以上) になると、膜の洗浄空気量及び酸素供給に要する空気量も多くなる。そこで、反応槽 MLSS が 15,000 mg/l 程度となった第6期では図-3.9 及び 3.10 のようにインジェクター吐出水を膜洗浄に、また散気筒を曝気攪拌にそれぞれ有効利用する方法をとった。具体的には膜ユニットの側壁のうち上部及び下部の側壁を撤去し、インジェクターの吹き出し口を膜ユニットの下部に向け、膜ユニット下部に新たに設置した変流板によってインジェクターの吹き出し流れを上昇流に変化させ、膜洗浄に用いたことである。曝気攪拌装置の仕様は表-3.5 と同様である。



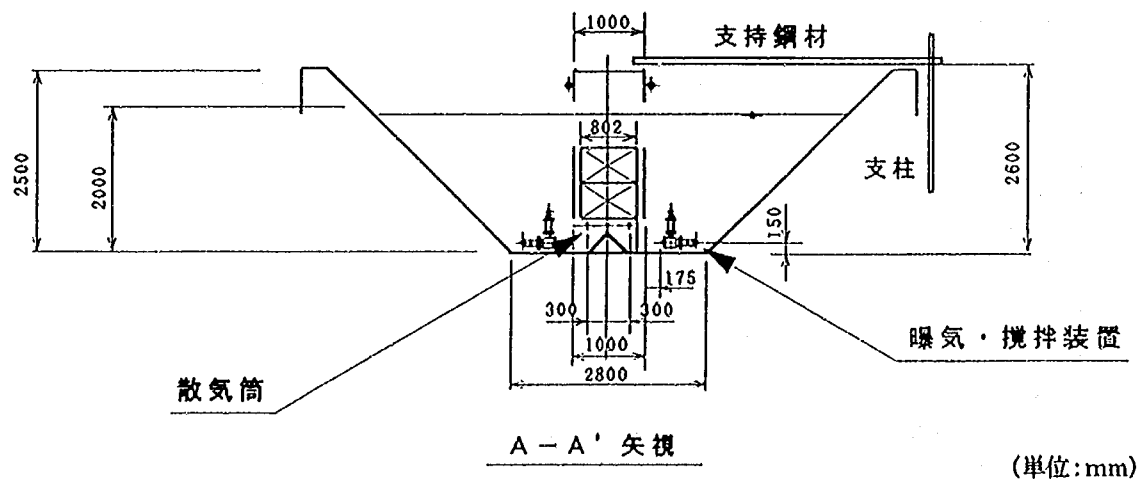
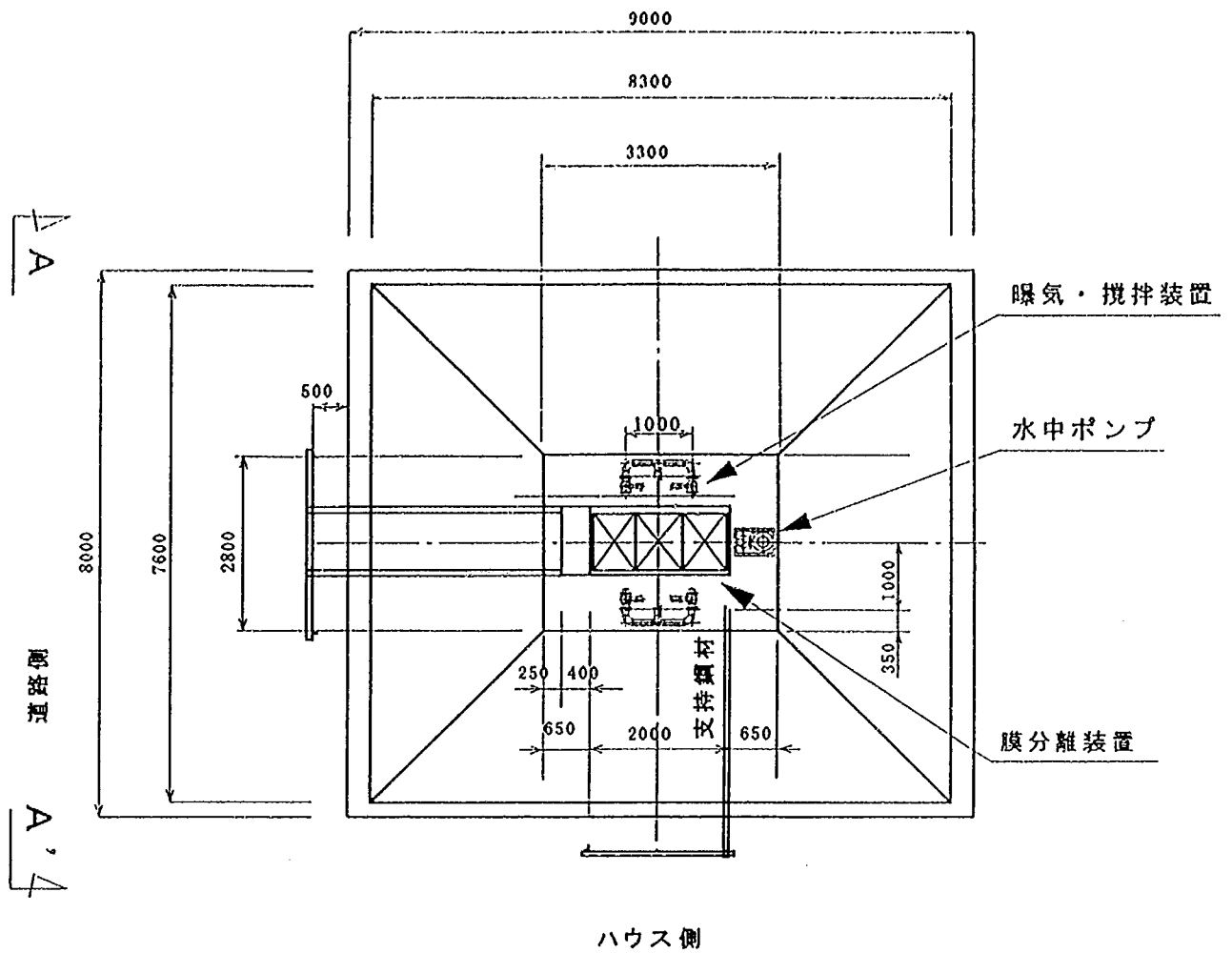


図-3.10 機器配置図(第6期)

3)実験条件

曝気・攪拌装置及び膜分離装置の運転方法を表-3.6及び3.7に示す。第6期の実験期間は H 10. 2. 12 ~ H10. 4. 29であるが、前半(H10. 2. 12~3. 2)は主に膜を洗浄を重視した実験を行い、後半(H10. 3. 3~ H10. 4. 29)は窒素除去を目的として実験を行った。

表-3.6 曝気・攪拌装置の運転方法

実験期間		第3期	第6期	
実験の目的		T-N除去	膜洗浄	T-N除去
実験期間		H9. 6. 13~H9. 8. 24	H10. 2. 21~H10. 2. 25	H10. 4. 13~H10. 4. 29
経過日数		147 ~ 219	400 ~ 404	451 ~ 467
処理水量		50 m ³ /日	37 m ³ /日	40~50 m ³ /日
反応槽容量		50 m ³		
水量変動	MAX	平均水量×1.5	平均水量×2.9	
	MIN	平均水量×0.5	平均水量×0	
流入水（前処理）		初沈流入水→ろ布走行式自動スクリーン→反応槽		
反応槽運転方式		(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)間欠曝気	(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)連続曝気	(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)曝気風量間欠変動
無酸素・好気運転 制御方式		(1)タイマー切替 無酸素90分 好気30分 (2)その他(※1)		(1)タイマー切替 無酸素210分 好気30分
曝気風量		無酸素 0 m ³ /min 好気 2.0 m ³ /min	散気筒(膜ユニット内) 及びインジェクターともに 2.0 m ³ /min	無酸素 0.8 m ³ /min 好気 2.0 m ³ /min (曝気は散気筒を使用)
反応槽MLSS(mg/l)		7,000~10,000	14,000~15,000	10,000~12,000

注) ※1 : ①無酸素運転時ORP制御: ORP-150mVでブロー弱運転を行い、ORP-100mVでブローOFF

②好気運転時DO制御: DO 0.5mg/lでブロー弱運転

表-3.7 膜分離装置の運転方法

RUN	第3期(神戸製鋼)	第6期(前澤工業)	
実験期間	H9. 6. 13~H9. 8. 24	H10. 2. 21~H10. 2. 25 (膜洗浄を主目的)	H10. 4. 13~H10. 4. 29 (T-N除去を主目的)
経過日数	147 ~ 219	400 ~ 404	451 ~ 467
処理水量	50 m ³ /日	37 m ³ /日	40~50 m ³ /日
平均フラックス	0.16 m/日	0.12 m/日	0.13~0.16 m/日
吸引時フラックス	0.2 m/日	0.18 m/日	0.16~0.2 m/日
吸引水量	44.0 ℓ/min	38.6 ℓ/min	35.3~44.2 ℓ/min
吸引ポンプON・OFF制御	タイマーおよびフロートスイッチ(L.W.LでOFF)		
吸引時間: 停止時間	8:2 min	4:2 min	18:2 min(※1)
膜洗浄空気量	2.0 m ³ /min	4.0 m ³ /min(※2) (2.6 m ³ /m ² ・min)	※3

注) ※1 : 吸引工程3.5hrの後、0.5hr吸引を停止した。

※2 : 膜洗浄には膜ユニット内散気筒(最大約2m³/min)及びインジェクター(最大約2m³/min)を用いた。

※3 : 無酸素-0.8m³/min(0.5m³/m²・min), 好気-2.0m³/min(1.3m³/m²・min)

表-3.8 装置主仕様

項 目		主仕様
膜	形 式	浸漬型平膜
	膜種類	精密ろ過膜 (MF)
	寸 法	幅610mm×高1060mm×厚13mm/枚
	公称孔径	0.4 μ m
膜 ユニット	寸 法	2.5m×1.8m ×2.6mH
	主要材質	SUS304
補機 ユニット	曝気ブロウ	ルーツ型 $\phi 80 \times 3.1\text{m}^3/\text{分} \times 3.0\text{m} \times 3.7\text{kW}$
	吸引ポンプ	一軸ネジ式 $\phi 65 \times 95\text{L}/\text{分} \times 20\text{m} \times 1.5\text{kW}$

表-3.9 膜分離装置の運転条件

RUN	第1期	第3期	第5期
実験期間	97.1.17~97.3.17 ^{*1}	97.6.4~97.8.27 ^{*2}	97.11.18~98.2.12 ^{*3}
経過日数 ^{*4}	1 ~ 59日 (59日間)	138 ~ 222日 (85日間)	305 ~ 391日 (87日間)
処理水量	50m ³ /日	50m ³ /日	35~72m ³ /日
膜面積	225m ²	180m ²	178m ²
平均フラックス	0.26m/日	0.26 ~ 0.32m/日	0.19 ~ 0.41m/日
吸引フラックス	0.32m/日	0.32 ~ 0.40m/日	0.24 ~ 0.51m/日
運転パターン	8分吸引：2分休止		
洗浄空気量	0.7~1.0m ³ /分	1.0~2.0m ³ /分	1.5~2.0m ³ /分

*1：97.2.20まで実験装置改造、影響因子実験を行ったため、この期間の運転条件は含まない。

*2：97.7.23から98.7.26まで配管改造工事のため運転休止。

*3：97.12.11は、吸引を停止し曝気洗浄実施のため運転休止。

98.1.12から98.1.17は膜薬液洗浄実施のため運転休止。

98.1.30は、配管凍結により装置停止のため運転休止。

*4：経過日数は、97.1.17より開始したものとして記載。

3. 3. 2 浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

1) 実験装置

実験フローおよび機器配置図を図-3. 13 及び 3. 14 に示す。また膜分離装置の仕様を表-3. 10 に示す。

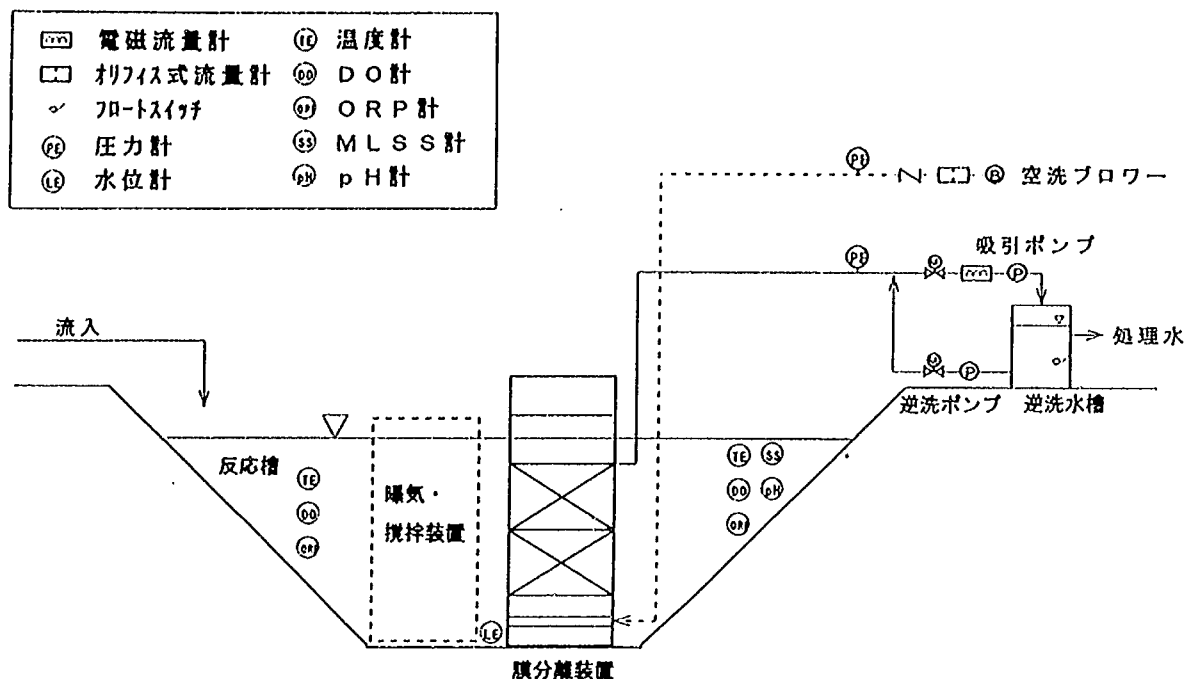


図-3. 13 実験設備フロー

表-3. 10 膜分離装置の仕様

項 目	仕 様
形式	浸漬型中空糸膜
公称孔径	0.1 μm
膜材質	ポリエチレン
膜有効面積	312 m^2 (52 m^2 $\times$ 6ユニット)
装置外形寸法	1 mW $\times$ 2 mL $\times$ 2.6 mH

名 称	型 式	仕 様	電 力	数 量
空気洗浄ブロワ	ルーツ型	$\phi 65 \times 2.4 \text{m}^3/\text{min} \times 2.5 \text{m}$	2.2 kW	1
吸引ポンプ	多段渦巻ポンプ	$\phi 25 \times 0.06 \text{m}^3/\text{min} \times 9.5 \text{m}$	0.4 kW	1

2) 実験条件

本実験期間中の運転方法及び反応槽の運転条件を表-3.11及び3.12に示す。

表-3.11 膜分離装置の運転方法

RUN	第2期	第4期	第6期	
実験期間	H9.3.18 ～H9.6.3	H9.8.28 ～H9.11.17	H10.2.21 ～ H10.2.25	H10.4.13 ～H10.4.29
経過日数	60 ～ 137	223 ～ 304	400 ～ 404	451～467
処理水量(m ³ /日)	50		37	40～50
平均フラックス(m/日)	0.16		0.12	0.13～0.16
吸引水量	38.6 ℓ/min (※3)			35.3～44.2
吸引時フラックス(m/日)	0.2	0.18		0.16～0.20
吸引ポンプON・OFF制御	タイマーおよびフロートスイッチ(L.W.LでOFF)			
吸引時間：停止時間	18:2 min		4:2 min	18:2 min(※1)
洗浄空気量(m ³ /m ² ・min)	0.6	1.3	2.6(※2)	0.8(210分) 2.0(30分)
膜破損防止アーム圧力値 (kg/cm ²)	-0.3	-0.3 ～ -0.5	-0.5 ～ -0.7	
汚泥循環ゲート	200mmW×50mmH	200mmW×100mmH	※4	
逆洗	なし	あり(※5)	なし	

注) ※1：吸引工程3.5hrの後、0.5hr吸引を完全に停止し、停止時間中の洗浄空気量は2.0m³/m²・minとした。

※2：膜洗浄には膜ユニット内散気筒(最大2m³/min)及びインジェクター(最大2m³/min)を用いた。

※3：第2及び4期では高水位時(2.2m超)において吸引水量を1.5倍とした。

※4：第6期では膜ユニット内の流速確保のため、上部及び下部のユニット側壁を撤去した。

※5：逆洗実施期間はH9.10.30～H9.11.17。

表-3.12 反応槽の運転条件

RUN	第2期	第4期	第6期	
実験期間	H9.3.18 ～H9.6.3	H9.8.28 ～H9.11.17	H10.2.21 ～H10.2.25	H10.4.13 ～H10.4.29
経過日数	60～137	223～304	400～404	451～467
反応槽容量	50 m ³			
HRT (hr)	24		32.4	24～30
水量変動	最大:平均水量×1.5		最大:平均水量×3.0	
	最小:平均水量×0.5		最小:平均水量×0	
流入水 (前処理)	初沈流入水 → ろ布走行式自動スクリーン			
反応槽運転方式	(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)間欠曝気方式		(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)間欠曝気方式	(1)単槽 (2)流入水連続流入 (3)曝気風量間欠変動
曝気・攪拌装置	スクリー型	プロペラ型	インジェクター 及び散気筒	散気筒
反応槽MLSS (mg/l)	4,000 ～10,000	10,000 ～13,000	14,000 ～15,000	10,000 ～11,000

4. 実証実験

4. 1 実験区分と共通条件

実証実験は、1997年1月から1998年4月までの約15ヶ月間実施した。開発機器は曝気装置3種類、固液分離装置2種類であるため、各々の組合せが可能で、かつ、各々の装置が下水温の高い時期と低い時期において実験できるように全体を6期に分割した。各期の終わりには、実際の移設作業を模して入れ換え作業を行った。実験区分の設定と実験対象となった開発機器の組合せを表-4. 1に示した。

実証実験の共通条件は図-3. 1に運転基本仕様として示したとおりである。簡易反応槽への流入水は湖北浄化センターの流入下水をろ布走行型自動スクリーンによって処理した一次処理水である。流入水量の変動は、第4期半ばまでは、図-4. 1に示す変動幅50%のパターン、第4期後半以降は、図-4. 2に示す変動幅の大きい極小規模型変動パターンとした。また、全期間を通じて定常的な汚泥引き抜きを行わなかった。

表 - 4 . 1 実験区分

区分	期間	曝気装置	固液分離装置
I	1997. 1.17 ~ 3.17	散気・攪拌型	浸漬平膜型
II	1997. 3.18 ~ 6. 3	スクリー型	浸漬型中空糸膜
III	1997. 6. 4 ~ 8.27	エゼクタ型	浸漬平膜型
IV	1997. 8.28 ~ 11.17	散気・攪拌型	浸漬中空糸膜型
V	1997.11.18 ~ 98.2.12	スクリー型	浸漬平膜型
VI	1998. 2.13 ~ 4.29	エゼクタ型	浸漬中空糸膜型

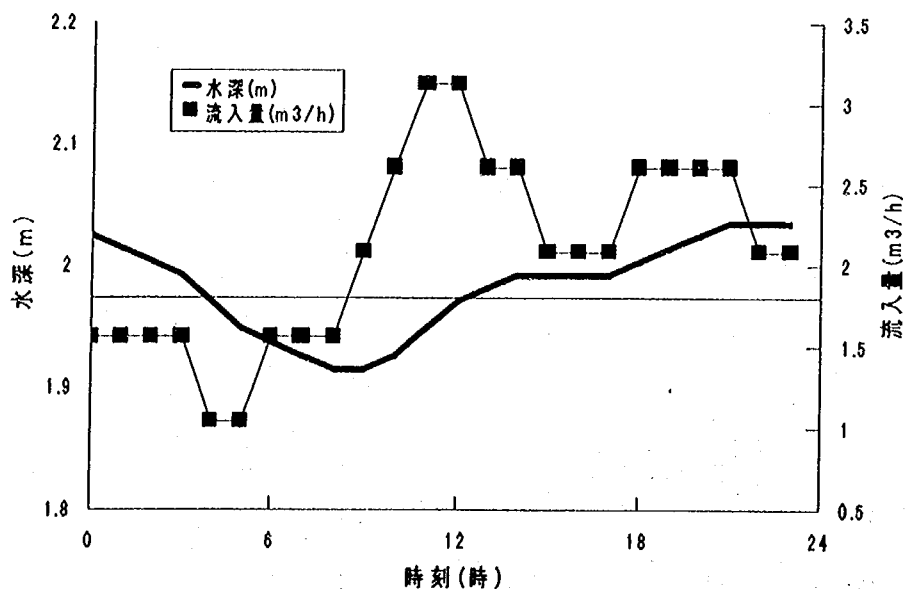


図-4. 1 反応槽水位と流入量(300日まで)

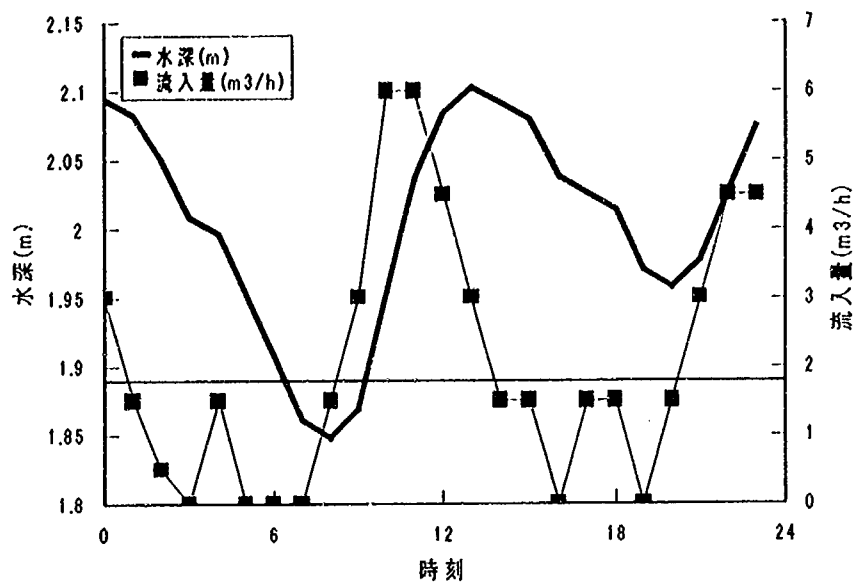


図-4.2 反応槽水位と流入量(300日目以降)

4. 2 開発機器の運転結果及び詳細検討

4. 2. 1 水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

① 攪拌及び酸素供給の状態

(1) 攪拌・混合状態

三次元流速計にて、表層(30cm)、中層(50cm)、下層(140cm)の各流速を好気、嫌気状態で測定した。また、槽内の DO 分布を測定した。槽内が均一に攪拌されているかどうかの判断は、上記の測定結果より判断した。第一期で得られた槽内流速分布を図-4. 3、図-4. 4、DO 分布を図-4. 5に示す。第四期で得られた槽内流速分布を図-4. 6、図-4. 7、DO 分布を図-4. 8に示す。攪拌機より発生した水流が、逆四角錐台の槽形状により表面に浮き上がるような流れとなり、また、水槽の中央部に汚泥分離装置が設置されたために、旋回流が発生しにくい状況であった。しかし測定の結果は、汚泥の沈降しない流速(0. 1m/sec)が得られた。流速は、表層、中層、下層、で異なった値となった。表層流が一番早く流れた原因は、槽の形状によるものと判断できる。上昇流によるものである。攪拌機より離れた場所では、各層の流速に大きな変化は無く層流となり流れた。汚泥濃度変化による流速変化は、汚泥濃度の大きい時のほうが表層流を大きくした。これは、散気管より発泡された気泡が、汚泥濃度の上昇により水中に分散し難い状態となり、気泡密度の高い状態で水面方向に流された結果、表層流が速くなったと推測する。汚泥濃度の変化による攪拌効率は、各期の汚泥分離装置の体積が異なったり攪拌曝気装置の設置位置が若干異なった為、得られたデータをそのまま比較することは難しい。

(2) 酸素供給について

槽の形状により酸素溶解効率は、かなり変化する為に実験水槽にて K_La 測定を実施した。

1). 性能確認方法

- ・槽内を無酸素とする為に原水(下水)投入した。十分(80~90分)攪拌、後曝気攪拌による DO 測定を実施。
- ・送気量は、インバーダーにて変化させ6パターンテストを行った。
- ・投入動力は、各機器(ミキサー、ブロー)の運転電流より換算した。

測定結果は、表-4. 2に示す。

表-4. 2 水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置の性能確認結果

水中ミキサー運転周波数 Hz	60	60	60	60	60	60
ブロー運転周波数 Hz	25	30	35	40	45	50
水温℃	15	14	14	14	15	15
容量 m^3	61.8	59.5	60.6	59.5	62.5	63.6
出力 kW (ミキサー + ブロー)	2.71	2.74	2.81	2.93	2.95	2.99
K_La	3.1	4.9	6.0	8.1	9.0	10.6
酸素溶解能力 KgO_2/Hr	1.87	2.91	3.63	4.8	5.49	6.41
出力当り酸素溶解能力 $KgO_2/kWhr$	0.69	1.06	1.29	1.64	1.86	2.14
酸素溶解効率 %	22	22.7	21	21.8	21	20

2) 実運転の酸素供給推移

今回の実験計画では、最大酸素必要量は、約 $36\text{kgO}_2/\text{日}$ (汚泥濃度 1% 、流入 BOD 300ppm 、流入下水量 $50\text{m}^3/\text{日}$)で、好気時間当たり 6kgO_2 (2時間サイクルで好気時間30分とする場合)の酸素が必要となる。設置した曝気攪拌装置の能力は清水での現地確認で上記要求を満足できることが判明している (実測値: $\max 6.41\text{kgO}_2/\text{日}$ 対応可能)。

第一期の実験では、汚泥濃度が $2300\sim 4600\text{ppm}$ まで変化した。計算上 (エッケンフェルガー、 $Q_s = aLa + bSa$ 、 $a = 0.65$ $b = 0.07$) 最大必要酸素量は、 $22\text{kgO}_2/\text{日}$ 、好気運転時間 (6時間/日) 当り、 $3.7\text{kgO}_2/\text{h}$ を必要とする。実際運転は、ブロー40Hzにて運転したので性能上 $4.8\text{kgO}_2/\text{h}$ の酸素が供給されたことになった。供給能力に余裕があり、結果 DO 制御運転ができた。

第四期の実験では、汚泥濃度が上昇し (汚泥濃度 12100ppm) 必要酸素が、計算上 $41.2\text{kgO}_2/\text{日}$ となり第一期と同様の運転パターンでは、 $7\text{kgO}_2/\text{h}$ の酸素が必要となり確認テストで得られた能力を越える事になった。その結果実際の運転パターンは、2時間サイクル、50分好気:70分嫌気の運転と、1時間サイクル、30分好気:30分嫌気としなければ好気時 DO の上昇が得られ無かった。第一期、第四期の運転を通じ、ほぼ曝気攪拌装置の確認テストで得られたデータと、実際運転記録とが一致した事より、酸素供給推移は、槽内汚泥濃度に追従 (比例) したと判断する。

② 流入負荷変動に対する酸素供給の安定性

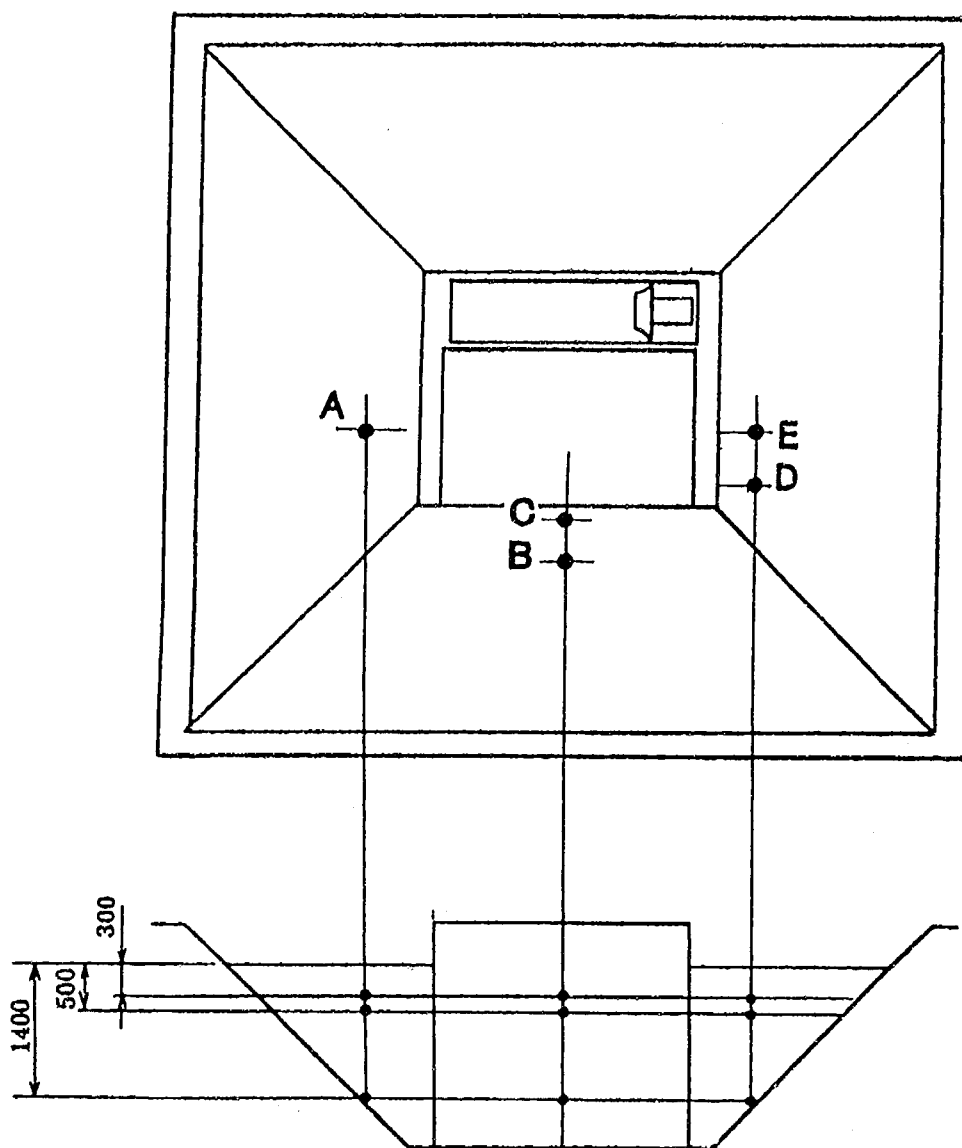
測定項目として、ブローの運転周波数、DO、ORP、水温、攪拌機運転周波数、を測定した。別紙添付運転グラフに測定結果を示す。グラフより、好気時 DO 制御を行った為にブローの運転周波数、DO 値、ORP 値、を見る事によりその時間帯に反応槽内に下水原水が流入しているかどうか判断できる。グラフより読み取ると負荷変動に追従した酸素供給と反応槽内の安定が解る。

③ 好気無酸素交互運転

実験では、流入変動、負荷変動、による運転時間に対する影響は無かった。しかし、槽内の汚泥濃度による影響を受けた。好気時の DO が汚泥濃度によっては上昇しない状況が発生した。対応として基本運転パターン (好気、嫌気時間) を変更した。脱窒素を考慮した運転パターンの範囲で運転時間を設定した。

④ 自動運転と無人化

攪拌機の運転は、連続運転とし好気、嫌気時間は、タイマーによる設定を行う。流入変動、負荷変動等に対して省エネと過曝気保護の為に、DO 上限制御運転を行う。また脱窒素を効率よく行う為に無酸素運転時の ORP 下限制御を行う。基本自動運転は、好気嫌気のタイマー、DO、ORP 計、の構成で行う。無人化運転では、一番不安要素として考えられるセンサーが作動しない状態でも好気、嫌気の基本パターン運転は継続される。センサーの管理サイクルが定期訪問サイクルとなるものと予測する。



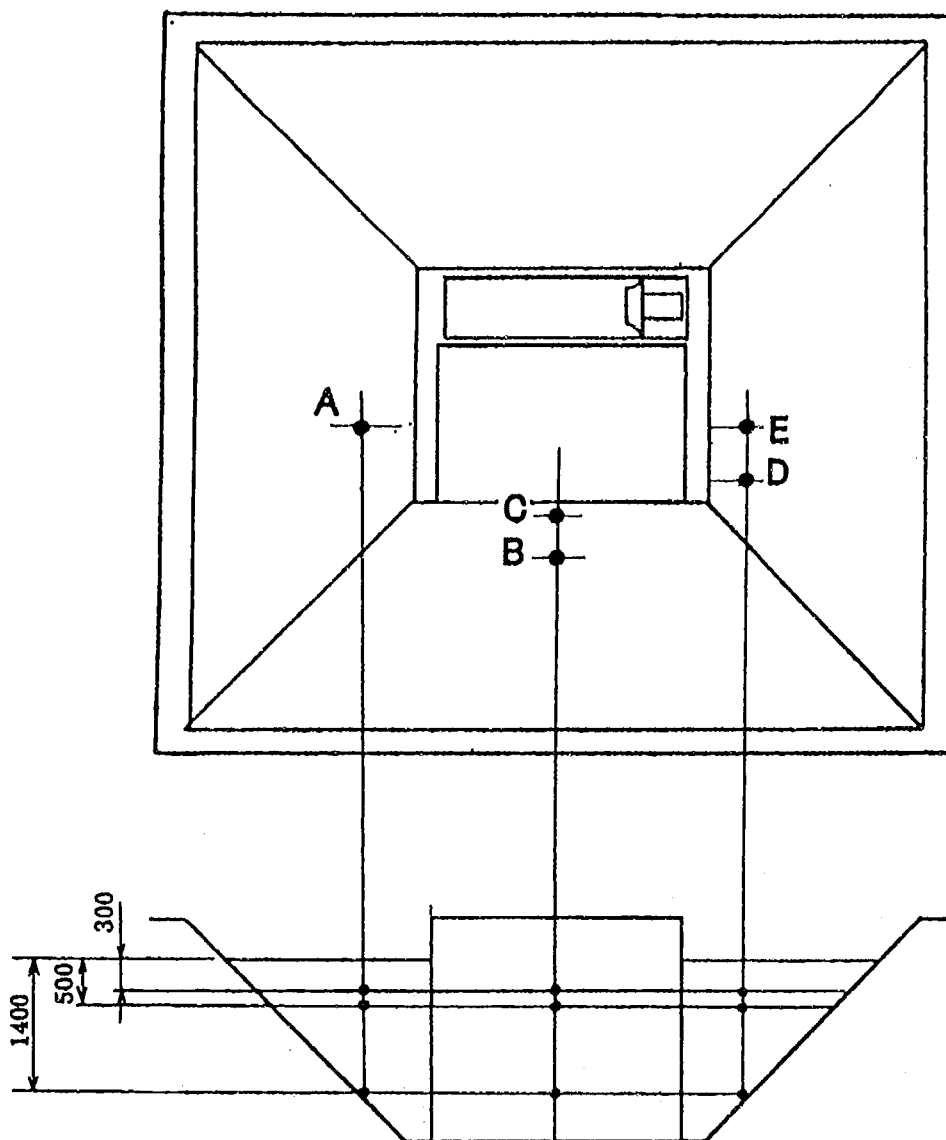
測定条件: 汚泥濃度3940ppm, 好気 :X,Yベクトル合成
ミキサ: 60Hz, フロー: 40Hz

測定場所 水深 m	A m/sec	B m/sec	C m/sec	D m/sec	E m/sec
0.3	1	0.69	0.35	0.25	0.2
0.5	0.65	0.45	0.3	0.2	0.15
1.4	0.45	0.45	0.2	0.15	0.15

機器運転条件: ミキサ-60HZ, フロー-40Hz

(単位:mm)

図-4.3 第一期流速分布(好気)



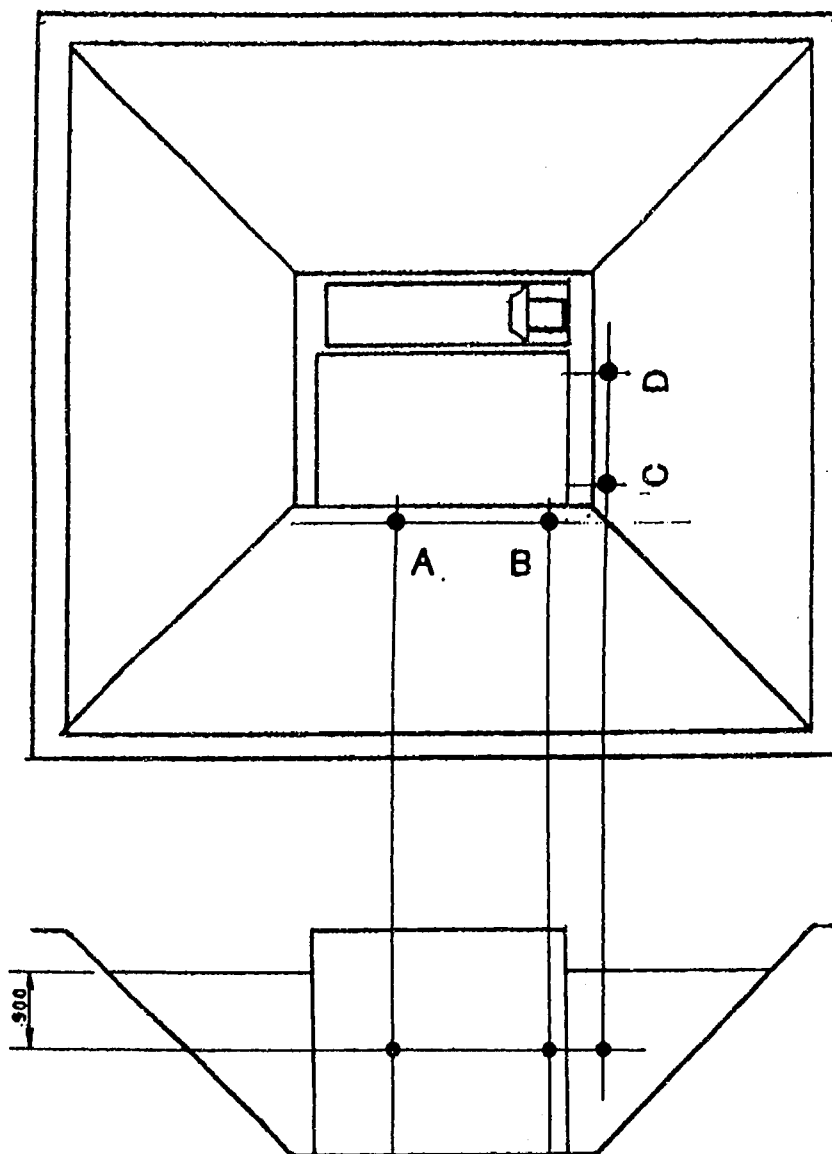
測定条件: 汚泥濃度3940ppm, 嫌気 : X,Yベクトル合成
ミキサー: 60Hz, パワー: 40Hz

測定場所	A	B	C	D	E
水深 m	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec
0.3	0.56	0.39	0.2	0.15	0.15
0.5	0.42	0.35	0.2	0.15	0.15
1.4	0.3	0.25	0.15	0.1	0.1

機器運転条件: ミキサー-60HZ, パワー-40Hz

(単位:mm)

図-4.4 第一期流速分布(嫌気)



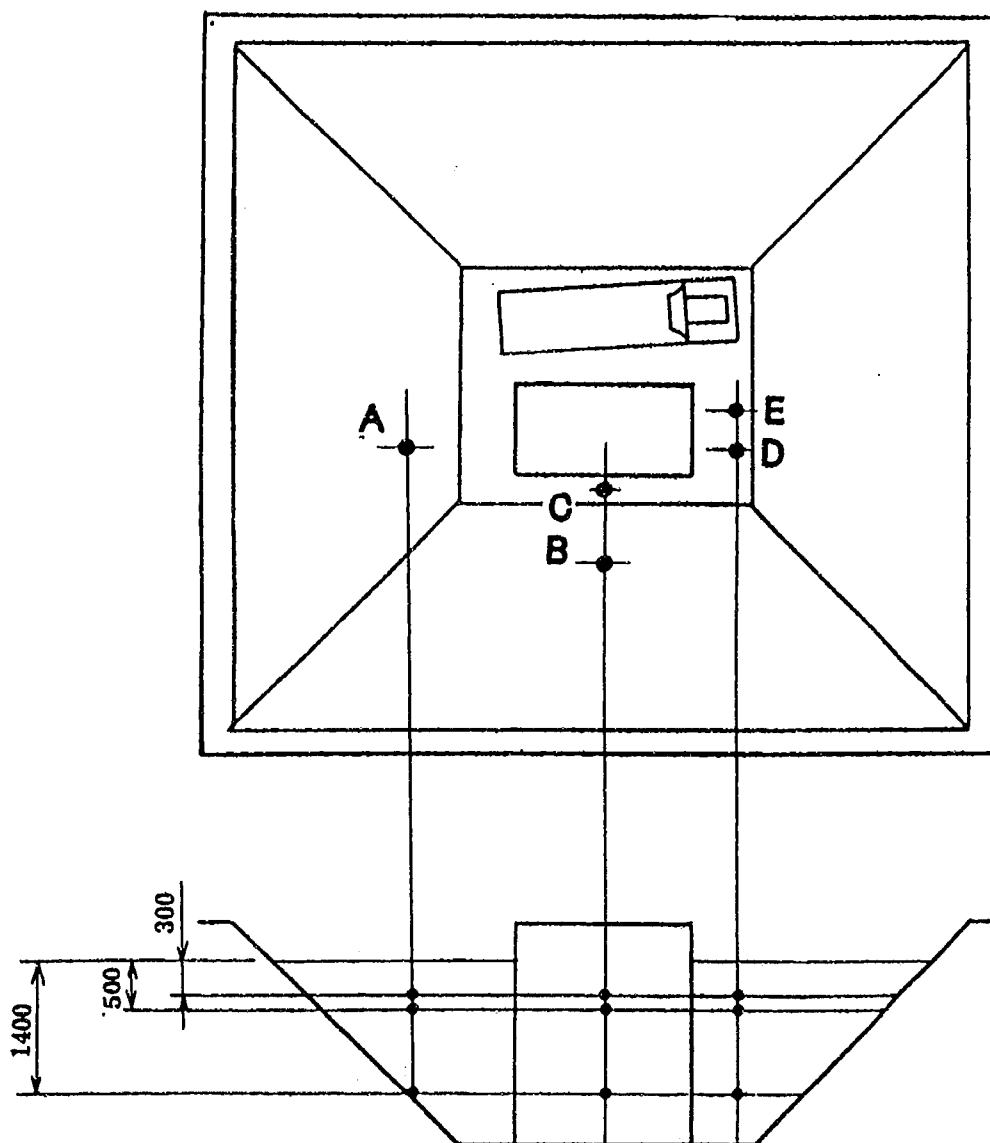
第一期DO分布

測定条件: 好気、ミキサー60Hz, ブロワー40Hz

測定場所	A	B	C	D
DO値	2	1.9	1.9	1.9

(単位:mm)

図-4.5 第一期DO分布(好気)



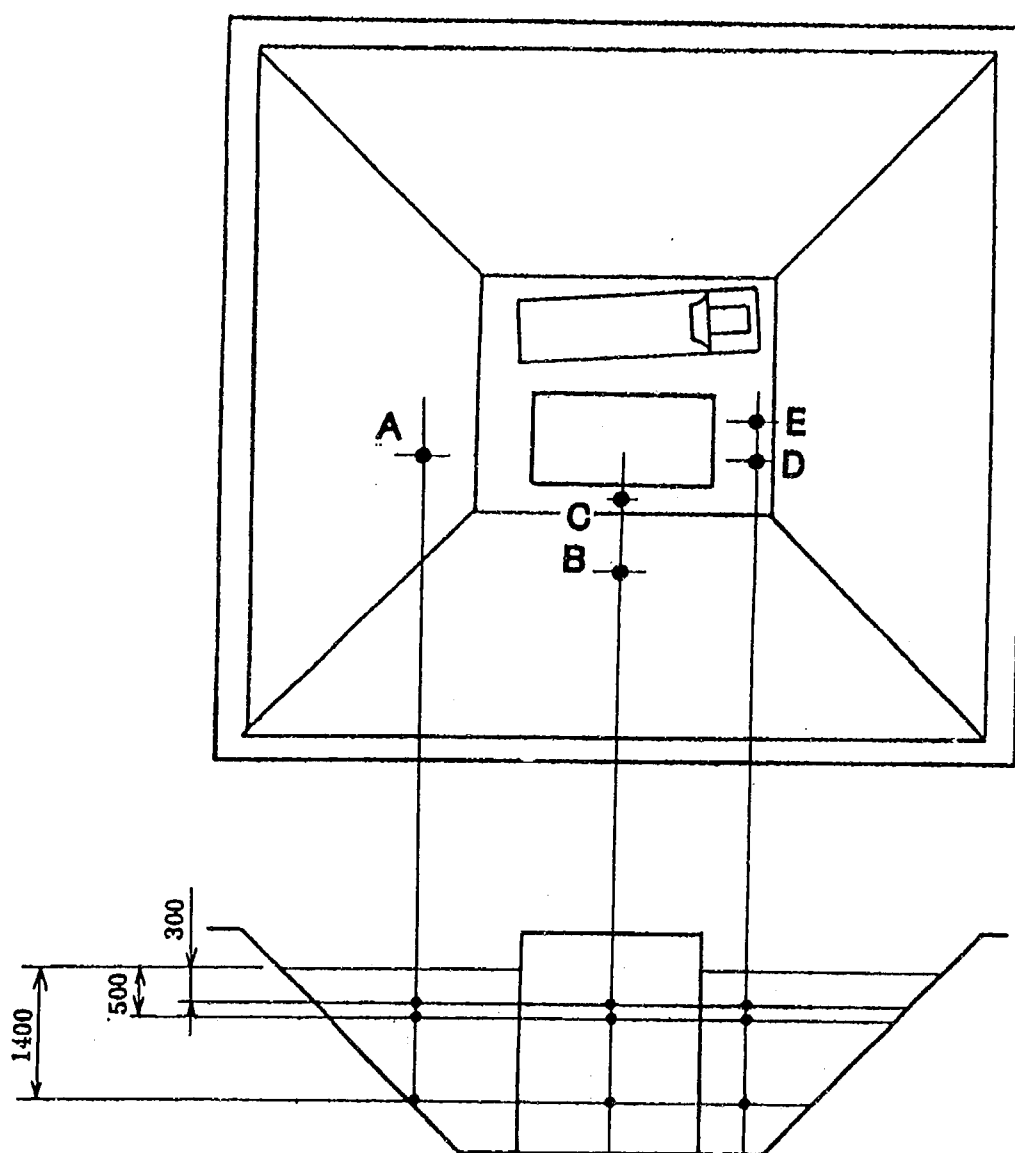
測定条件: 汚泥濃度11800ppm, 好気: X, Yベクトル合成
ミキサー: 60Hz, ブロー: 40Hz

測定場所	A	B	C	D	E
水深 m	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec
0.3	1.1	0.85	0.4	0.28	0.25
0.5	0.68	0.58	0.3	0.2	0.15
1.4	0.4	0.35	0.2	0.15	0.1

機器運転条件: ミキサー-60HZ, ブロー-40Hz

(単位:mm)

図-4.6 第四期流速分布(好気)



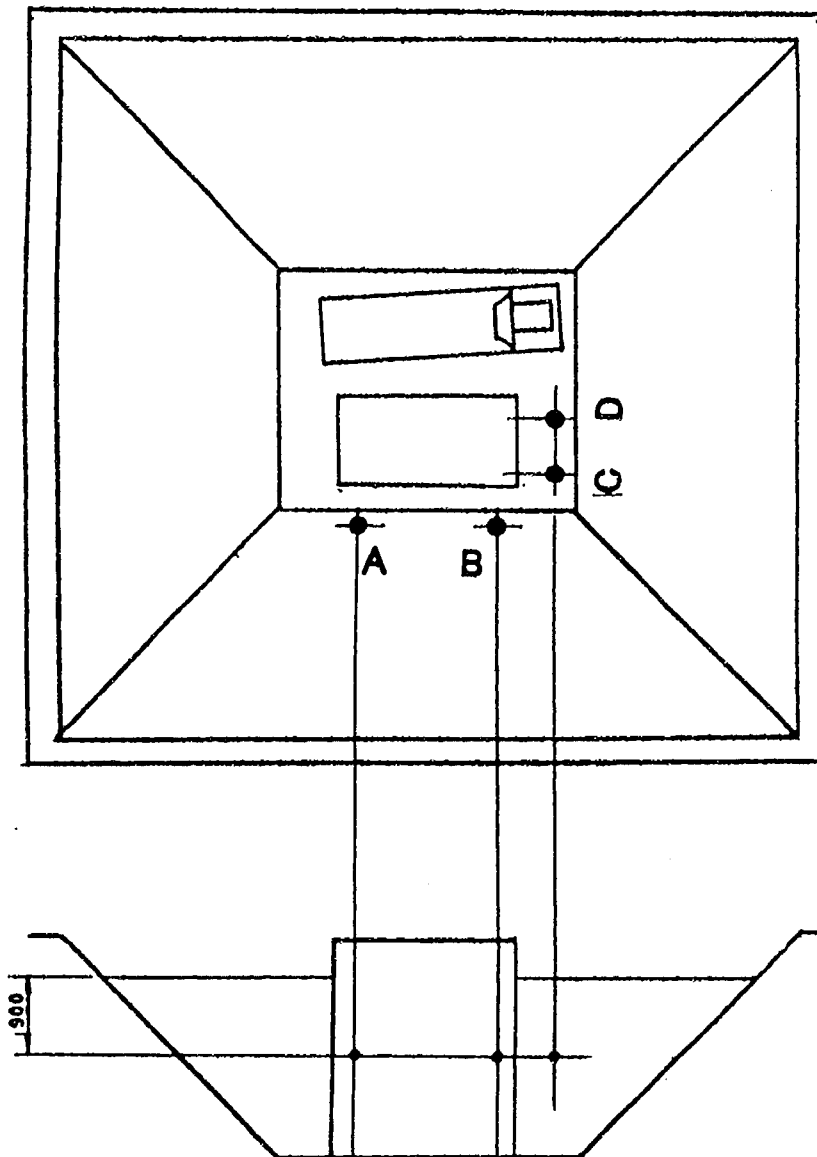
測定条件: 汚泥濃度11800ppm, 嫌気: X, Yベクトル合成
ミキサー: 60Hz, フロー: 40Hz

測定場所	A	B	C	D	E
水深 m	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec	m/sec
0.3	0.71	0.72	0.34	0.21	0.18
0.5	0.52	0.45	0.25	0.2	0.15
1.4	0.4	0.3	0.15	0.15	0.1

機器運転条件: ミキサー-60HZ, フロー-40Hz

(単位:mm)

図-4.7 第四期流速分布(嫌気)



第四期DO分布

測定条件: 好気、ミキサー60Hz, ブロー40Hz

測定場所	A	B	C	D
DO値	0.22	0.22	0.24	0.29

(単位:mm)

図-4.8 第四期DO分布(好気)

4. 2. 2 スクリュー形曝気攪拌装置

①攪拌及び酸素供給の状態

(1)攪拌状態

本装置は攪拌装置と曝気装置を兼ねているため、第2期と第5期における、攪拌装置としての運転条件の推移を表-4. 3に示す。尚、攪拌強度については、攪拌動力を 50m^3 で除した値を動力投入密度として示した。

第2期開始当初の8日間は、モータの運転-停止による間欠運転を行ったため、嫌気時の動力投入密度がゼロの時間帯があったが、それ以降は、嫌気時間帯も常時攪拌を行うよう変更した。

表-4. 3において、最も長期運転となった第5期の12/19以降の運転では、0. 75hrの嫌気運転と0. 25hrの好気運転を交互に行っている。嫌気運転時の動力投入密度が $5. 6\text{W}/\text{m}^3$ と小さく、攪拌不足による汚泥の堆積が心配されたため、底部の流速測定と、MLSSの濃度分布の測定を行った。

図-4. 9は底から10cmの位置における流速を測定し、ベクトル図として表したもので、スクリーンの前方では大きい流れが得られているものの、 $5\text{cm}/\text{秒}$ 以下の点が大半を占めている。そこで、この時の底部8箇所(図-4. 10 A～H)のMLSS濃度を測定したところ、表-4. 4に示す値が得られた。

図-4. 3で大きい流速が得られているC点やF点は、十分攪拌されているため、水槽の中層部とほぼ同等の値を示している。それ以外の点は、幾分濃度が高く、汚泥が沈降気味になっているが、1hrサイクルで嫌気と好気を繰返し、好気時には、 $88\text{W}/\text{m}^3$ の動力投入密度で強力に攪拌混合を行っているため、嫌気時も $20000\text{mg}/\text{L}$ を超えるような高濃度にはなっていない。

図-4. 11、4. 12は、好気時間帯の流速ベクトルを示したものである。図-4. 11は、水面下10cmの上部の流速、図-4. 12は図-4. 9同様に底から10cmの底部流速を示したもので、すべての点が $10\text{cm}/\text{秒}$ 以上あり、沈降気味だった汚泥も巻き上げられて、槽内全体がほぼ均等なMLSS濃度になっていたため、実用上問題はないと考えられる。

表-4.3 攪拌装置としての運転条件の推移

試験No.	条件 変更日	運転 日数	SRA 1				SRA 2				全体	
			攪拌条件	運転時間	周波数	攪拌動力	攪拌条件	運転時間	周波数	攪拌動力	攪拌動力	動力投入密度
第2期	3/19	8日	間欠	0.5hr/2hr	50Hz	0~2.2kW	間欠	0.5hr/2hr	50Hz	0~2.2kW	0~4.4kW	0~88 W/m ³
	3/27	13日	//	0.3hr/2hr	//	0~2.2kW	連続	(24hr)	//	2.2kW	2.2~4.4kW	44~88 W/m ³
	4/9	27日	//	//	42Hz	0~1.3kW	//	//	40Hz	1.1kW	1.1~2.4kW	22~48 W/m ³
	5/6	3日	//	0.5hr/2hr	47.5Hz	0~1.9kW	//	//	45Hz	1.6kW	1.6~3.5kW	32~70 W/m ³
	5/9	19日	//	0.3hr/2hr	50Hz	0~2.2kW	//	//	50Hz	2.2kW	2.2~4.4kW	44~88 W/m ³
	5/28	6日	//	0.3hr/1hr	//	0~2.2kW	//	//	//	2.2kW	2.2~4.4kW	44~88 W/m ³
	6/3	終了										
第5期	11/21	28日	間欠	0.5hr/1hr	50Hz	0~2.2kW	連続	(24hr)	15Hz	0.06kW	0.06~2.3kW	1.2~48 W/m ³
	12/19	52日	連続	0.75hr(低速) 0.25hr(高速)	20Hz 50Hz	0.14~ 2.2kW	連続	0.75hr(低速) 0.25hr(高速)	20Hz 50Hz	0.14~ 2.2kW	0.28~4.4kW	5.6~88 W/m ³
	2/9	終了										

(注1) 運転時間の0.5hr/2hrは、1サイクル2hrあたりに0.5hr攪拌運転を行うことを意味する。

(注2) 攪拌動力及び動力投入密度の、a~bで表現しているものは、aが嫌気攪拌時、bが曝気攪拌時の数値を表す。

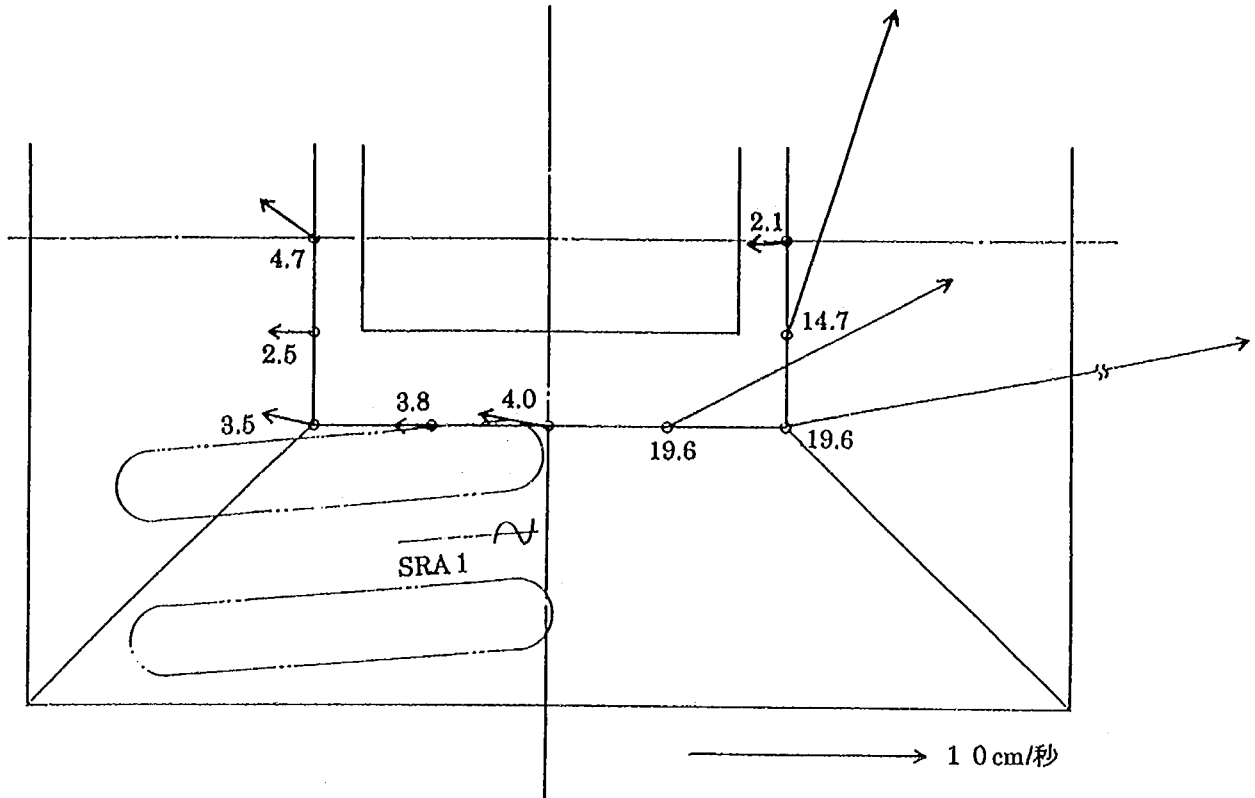


図-4.9 反応槽底部の流速分布

表-4.4 MLSS分布

測定点	測定値
A	17000
B	16000
C	13800
D	18500
E	17500
F	13600
G	17500
H	16800
中層部	14000

(単位:mg/L)

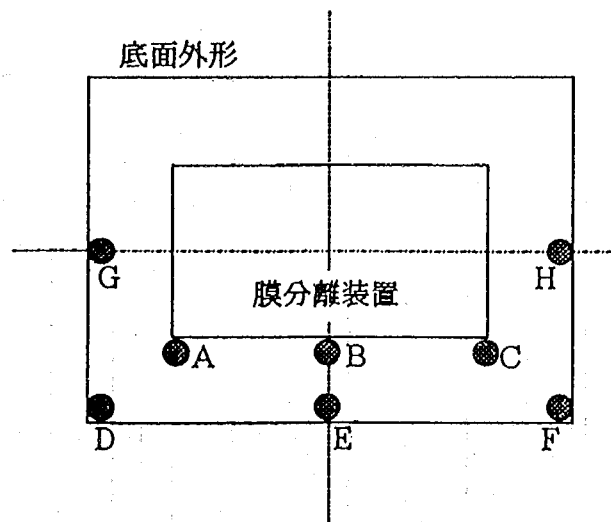


図-4.10 MLSS測定位置

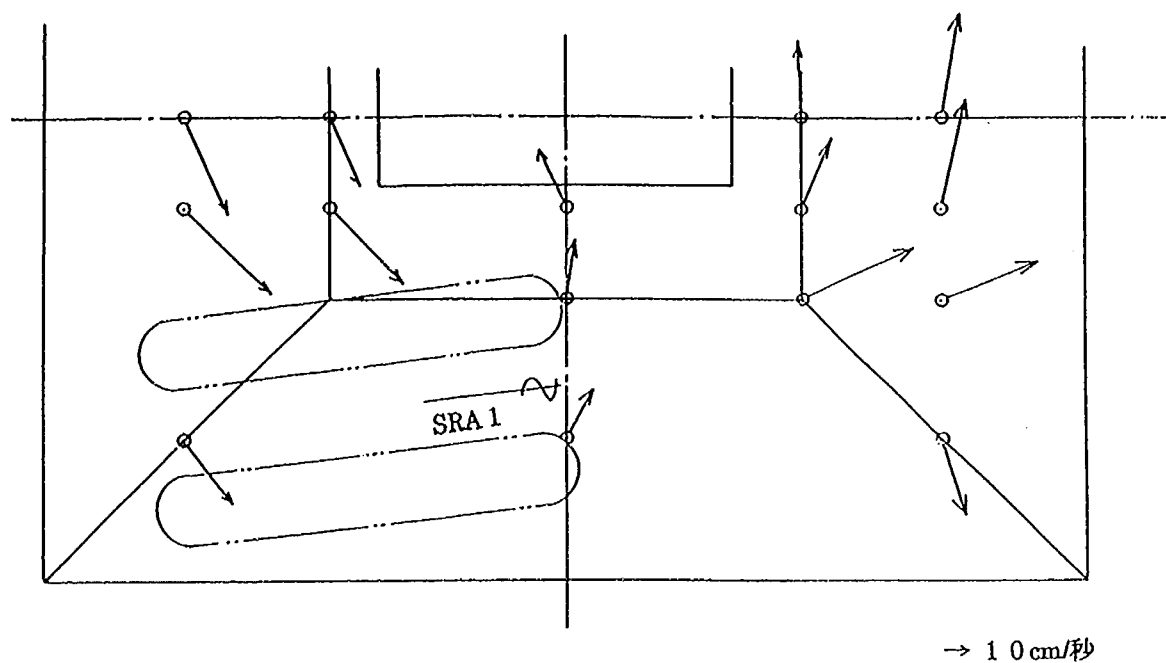


図-4. 11 反応槽の流速分布(上部)

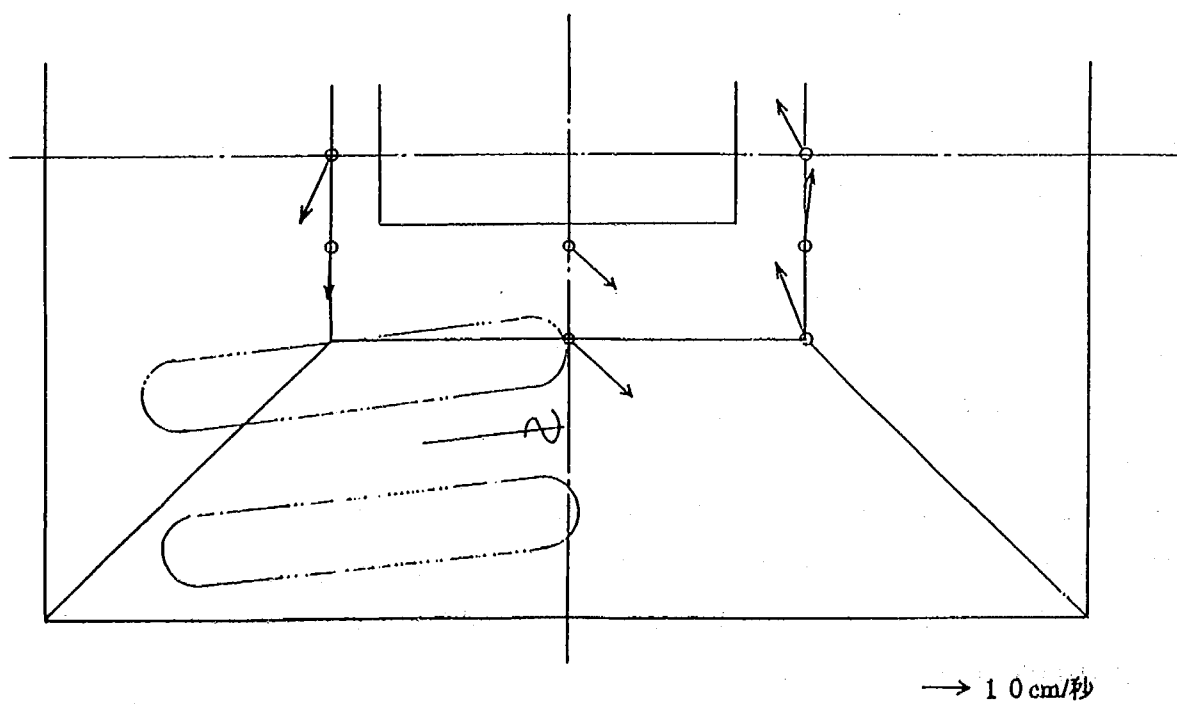
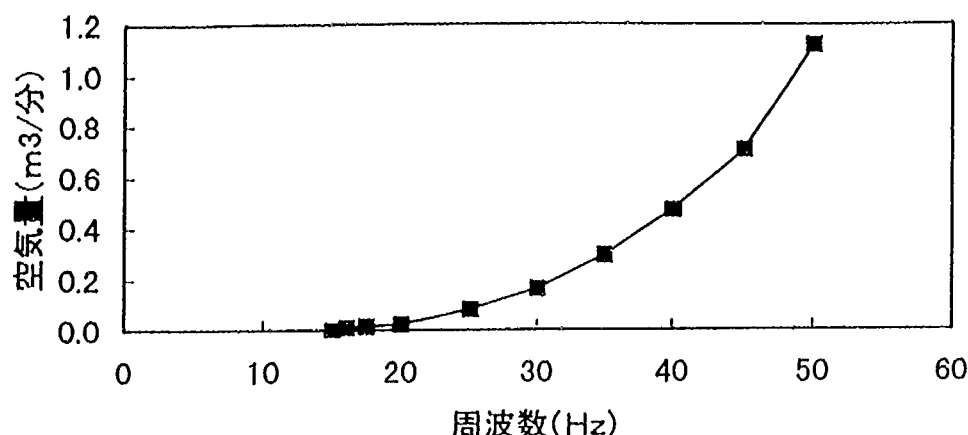


図-4. 12 反応槽の流速分布(底部)

(2) 酸素供給の状態

実験期間中の酸素供給量の推移は、前記表－3. 4に示した。

また、本曝気装置をインバータにより周波数調整を行った時の、周波数設定値と空気量の関係を図－4. 13に示す。尚、空気測定時の MLSS は約10000mg/Lであった。



図－4. 13 周波数と空気量の関係

50Hz運転における曝気空気量の測定値は、 $1.12\text{m}^3/\text{分}$ であり、本装置の標準空気量 $1.26\text{m}^3/\text{分}$ に対し、10%程度小さい値を示した。MLSSの上昇とともに、汚泥の粘度が高まったため、スクリーウの回転により自吸される空気量が減少したことが考えられる。

一方、スクリーウ回転数を下げて空気量をゼロにするためには、15Hzにする必要があるが、15、20、25Hzにおける空気量及び底部流速の測定結果を考慮し、周波数(回転数)を下げて嫌気攪拌を行う時の適正周波数は、20Hzとした。尚、この時の、攪拌状況は、(1)に記述した通りである。

(3) スカムの発生と対策方法

本システムにおいては、SRTを大きくして高濃度のMLSSで運転するため、放線菌が増殖し、発泡スカムが生じ易い。写真－4. 1は、第5期の水面の状況を示したもので、消泡を行わない場合には、水面の大半がスカムにより覆われた。尚、この時の反応槽 MLSS は、約1300mg/L、混合液1mL当りの放線菌数は 1.3×10^6 個で、スカム問題が顕在化する 10^6 個のオーダーに達していた。

スクリーウ形曝気攪拌装置は、フロート架台に設けており、スカムは特に2つのフロート間に堆積する傾向が見られることから、汚泥混合液を水中ポンプで揚水し、写真－4. 2示すように、フロート間のモータ直下に設けたノズルによ

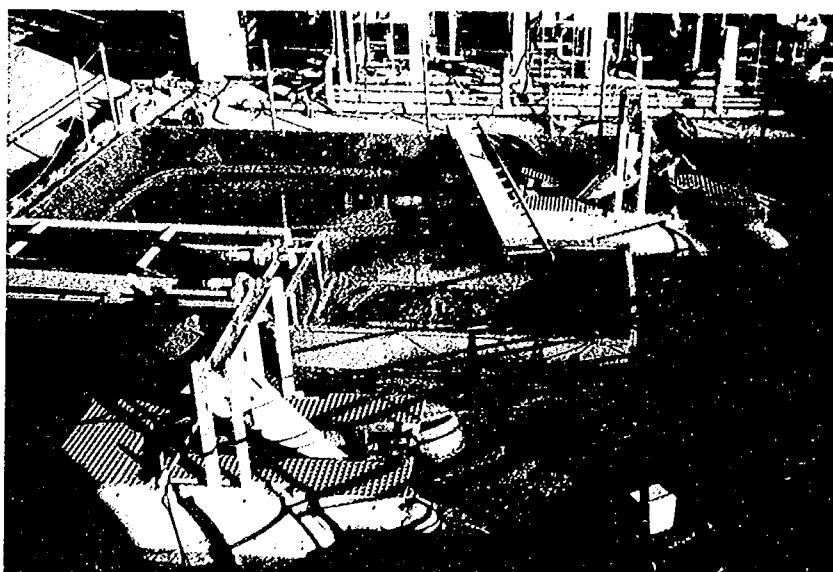


写真4. 1 消泡開始前

(嫌気攪拌により流れが
直接当る部分を除き、
スカムが堆積)



写真4. 2 消泡ノズル

(好気時間帯に合わせて、
消泡を実施)

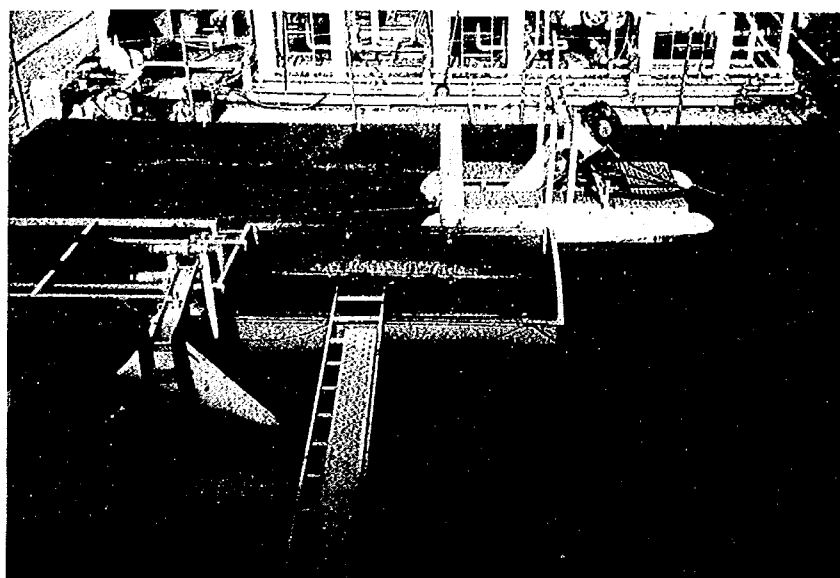


写真4. 3 消泡10分後

(一部のデッドスペースを
除き、スカムはほぼ消失)

り混合液を散布する方法を試みた。写真－4. 3は、消泡を開始して約10分後の状況で、表面の流れが停滞する一部分を除き、スカムを破碎、消失することができた。

②流入負荷変動に対する酸素供給の安定性

本装置は、OD 用の曝気装置として技術評価を受けたもので、軸動力当りの酸素供給効率として $2\text{kgO}_2/\text{kWh}$ の能力があると装置して認定されたものを使用している。流入負荷(水量)変動は、反応槽内の水位変動として現れるが、本装置はフロート式とすることにより、スクリー部の浸漬深さが一定に保たれるため、曝気空気量は一定に保たれる。

③嫌気無酸素交互運転(嫌気好気混合運転では?)

本システムでは、完全混合形の反応槽において、嫌気－好気の交互運転を行うことにより、硝化、脱窒を促進することを目標の1つとしている。流入負荷変動に対し、スクリー形曝気攪拌装置は、タイマーにより、一定のサイクルで嫌気－好気を繰り返す運転としたが、この場合に硝化、脱窒が十分進むかという観点から、表－4. 5に示す条件において、第2期と第5期にそれぞれ1回、処理水の窒素成分の経時変化を測定した。

表－4. 5 測定時の運転条件

試験No.	測定日	SRA 1		SRA 2	
		曝気時間	嫌気時の攪拌	曝気時間	嫌気時の攪拌
第2期	5/22～23	0.3hr/2hr	無し	0.3hr/2hr	無し
第5期	2/4～5	0.25hr/2hr	有り	0.25hr/2hr	有り

第2期は1hr間隔、第5期は2hr間隔で処理水をサンプリングし、T-N、ケルダールN、 $\text{NO}_3\text{-N}$ の分析を行った。ここでは、第2期、第5期それぞれのT-N濃度の経時変化を図－4. 14, 4. 15に示す。

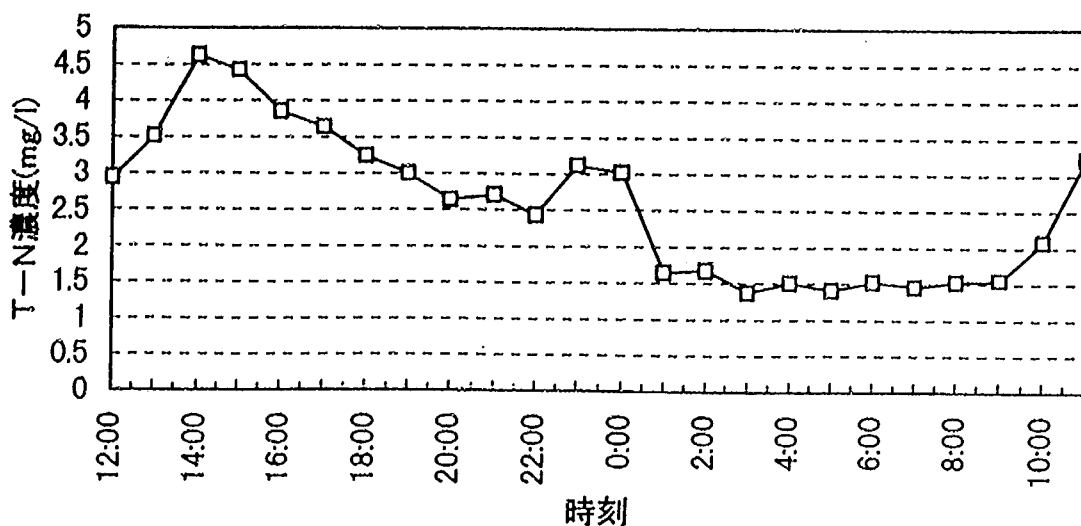


図-4. 14 T-Nの経時変化(第2期)

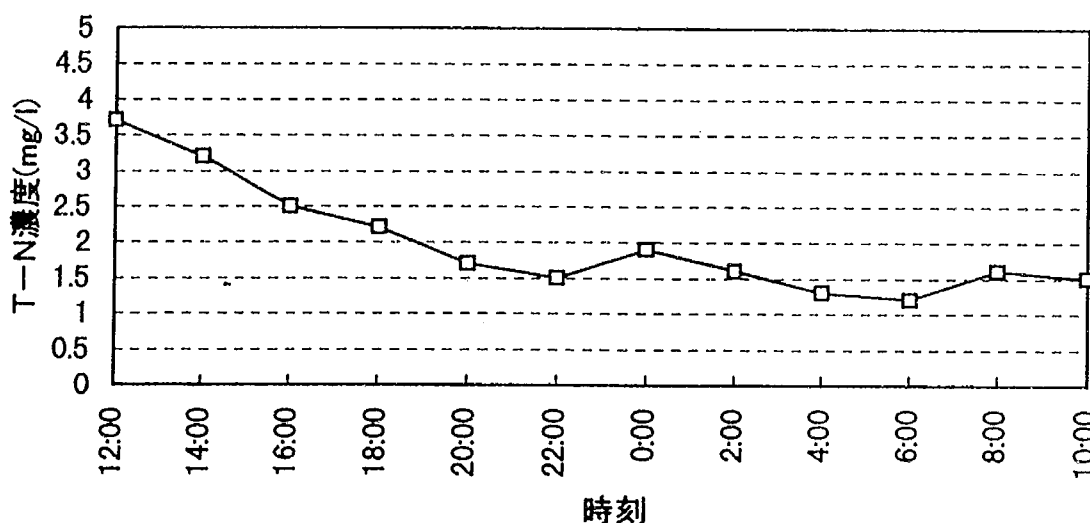


図-4. 15 T-Nの経時変化(第5期)

第2期の図-4. 14では14:00, 第5期の図-4. 15では12:00に最大値を示しているが、何れの場合もすべて5mg/L以下の良好な水質を示している。また、24hrの平均値は、第2期が2.6mg/L、第5期が2.0mg/Lで目標の3mg/Lを満足する結果を示した。

本システムのように、高濃度の MLSS で運転する場合には、供給した酸素の大部分が汚泥微生物の呼吸用として利用される。また、本システムでは膜分離装置の膜面洗浄用に Air 曝気を行っているため、曝気装置としての必要動力を正確に把握することは難しい。

一方、本システムでは上記のように嫌気好気運転を行うため、曝気装置は、1日の1/2(12hr)程度曝気するだけ

で必要な酸素を供給できるように余裕を持った設備とする必要がある。第5期は、第2期よりも高濃度の MLSS (13000mg/L程度)で運転しており、この場合に常時膜洗浄用の Air 曝気を行った状態で、表-4.5に示すように1日の1/4(2hr当りに0.25hr)曝気を行えば、良好な処理水質が得られ、必要な酸素量を供給できていたことから、本実験の50m³/日に対しては、設置した曝気装置(2.2kW×2台)の1/2の動力で十分と考えられる。すなわち、本曝気装置の場合は、50m³槽に対し2.2kW、投入曝気動力として44W/m³程度の設備が必要と考えられる。

④自動制御と無人化

- 1) 本システムでは、供用開始初期から徐々に流入水量が増加していくのに加えて、MLSS濃度が10000mg/L程度に達するまでは汚泥の引抜きを行う必要がなく、MLSSも次第に上昇していくため、必要な酸素量は、定常運転に達するまでの間に大きく変動する。したがって、このような変動に対して安定した処理性能を保つためには、自動制御を設けることが好ましい。
- 2) 自動制御を行う場合、最も適切なのが DO センサーを用いる方法で、嫌気時間タイマーと組合せ、曝気開始後、所定の DO 値になれば曝気から攪拌運転に切替えて、嫌気時間を保持し、設定時間が経過すれば、曝気運転に戻す方法が簡便で効果的である。尚 DO センサーの代わりに、ORP センサーを用いることも可能である。
- 3) 一方、流入水量の日変動や週間変動があまり大きくない時は、日々暖やかに必要酸素量が増加していくため、巡回点検時(1~2週間程度の間隔が適切)に流入水量と MLSS をチェックし、曝気装置の運転時間の設定運行を行うことにより対応することも可能である。

4. 2. 3 インジェクターを用いた曝気攪拌装置 (前澤工業)

①攪拌及び酸素供給の推移

1) 攪拌・混合状態

第3期では写真4.4に示すように、膜分離装置の周囲にインジェクターを4基設置し、それぞれ反時計回りに噴出するよう設置した。また表-3.6に示すように、好気(2.0m³/min)30分及び無酸素90分にて運転した。さらに無酸素運転時にはORP-150mVに達した時点でブロー弱運転を行い、その後ORP-100mVに達した時ブローOFFとした。また好気運転時にはDOが0.5mg/lに達したときブロー弱運転を行った。

第3期では反応槽内の流速測定を行っていない。そこで参考までに曝気ブローを2.0m³/minとした第6期の反応槽内の攪拌混合状態を図-4.16に示す。写真4.4に示すように反応槽底部では十分な攪拌が得られていると推定されたが、反応槽の四隅近辺では極端に流速が落ちており、特に無酸素運転時にはスカムが溜まる傾向が見られた。そこで写真4.5に示すように水中ポンプを設置し、スカムを破碎した。

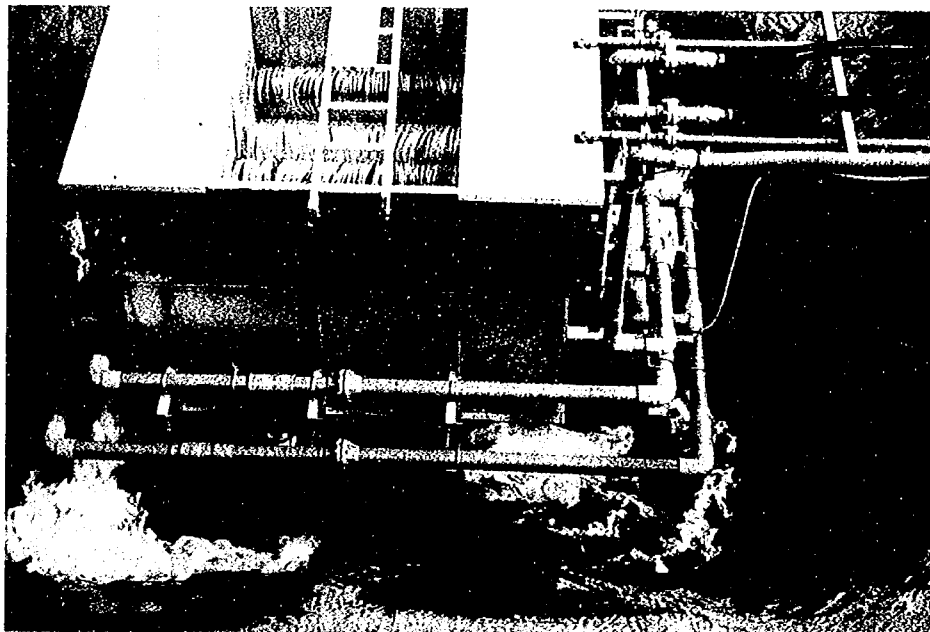
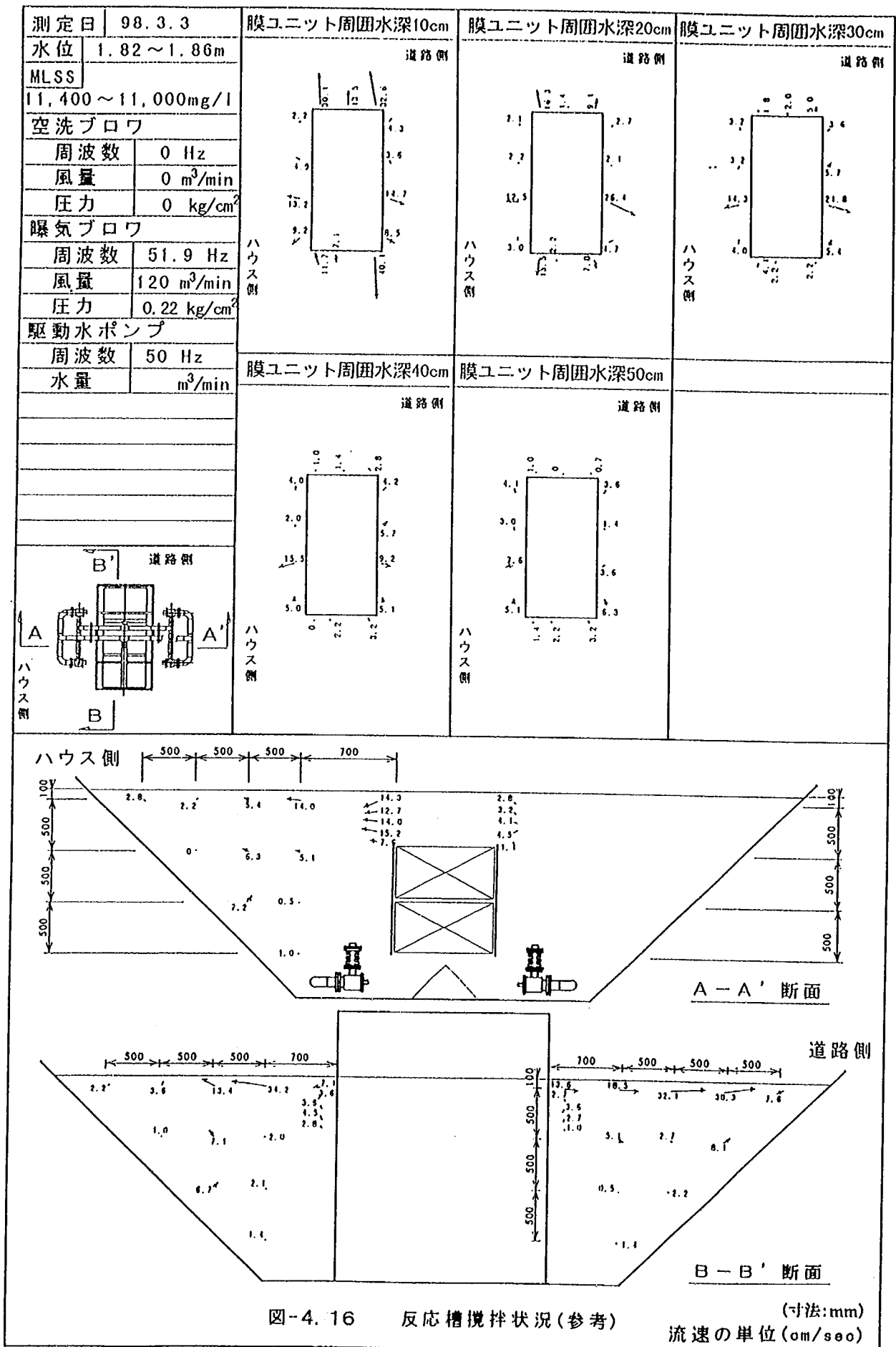


図-写真4.4 インジェクター運転状況



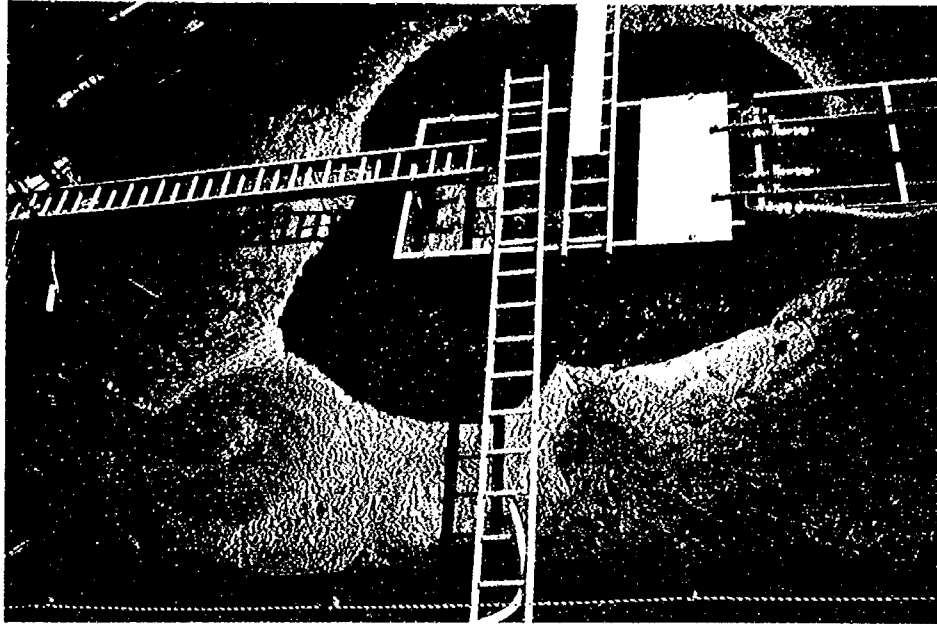


写真4. 5 水中ポンプによるスカムの破碎

2) 酸素供給の推移

図-4.17 に第3期における反応槽曝気量、水温、MLSS及び膜ユニットの洗浄空気量を示す。図のように反応槽の曝気量はそれぞれの因子に影響されていることがわかった。それらの影響を表-4.6 にまとめた。

表-4.6 反応槽曝気量とその影響因子の関係

影 響 因 子	特 性	
	因子量 大	因子量 小
反応槽水温	曝気量 大	曝気量 小
反応槽MLSS	曝気量 大	曝気量 大
膜洗浄空気量	曝気量 小	曝気量 大

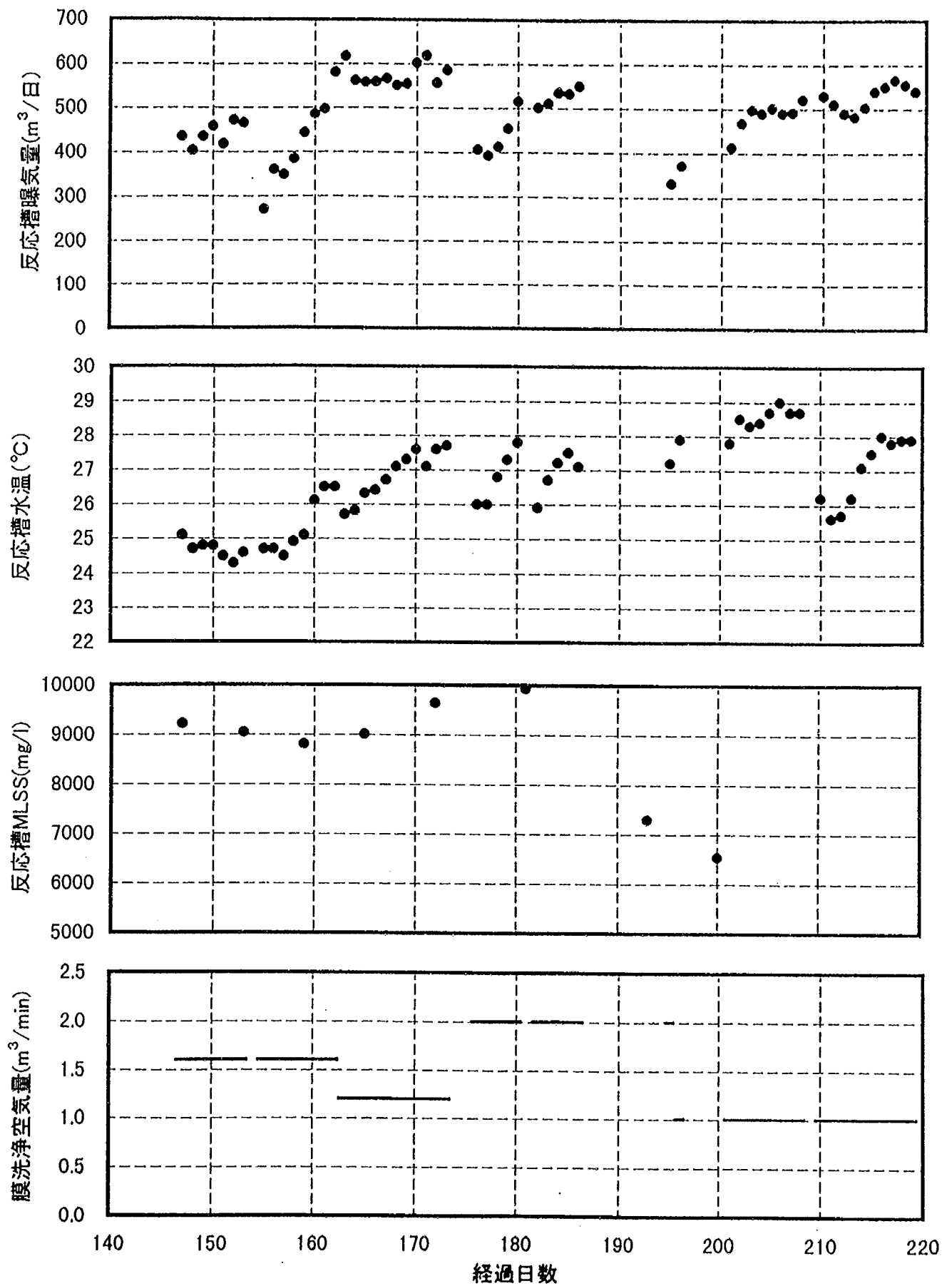


図-4. 17 反応槽曝気量、水温、MLSS及び膜ユニットの洗浄空気量の推移

②流入負荷変動に対する酸素供給の安定性

図-4.17において、最も曝気風量が高かったH9.6.29(経過日数163日)の流入負荷変動、曝気風量、DO及びORPの変化を図-4.18に示す。図-4.18のように午前10時から午後11時あたりまでは流入負荷が高く、DOは0.5mg/lに達していない。また午前0時から午前8時までには流入負荷が小さく、曝気ブロワは弱運転に切り替わっている。結果として、流入負荷が高い時間帯ではややDOが小さくなるものの、DOの変化はほぼ安定している。またORPについても同様である。次に曝気量が少なかったH9.6.21(経過日数155日)の流入負荷変動、曝気風量、DO及びORPの変化を図-4.19に示す。流入負荷が小さいときにはDOが高くなりやすいため、曝気ブロワは運転後しばらくして弱運転に切り替わっている。結果として、DO及びORPの変化は両者とも似かよったものとなっている。

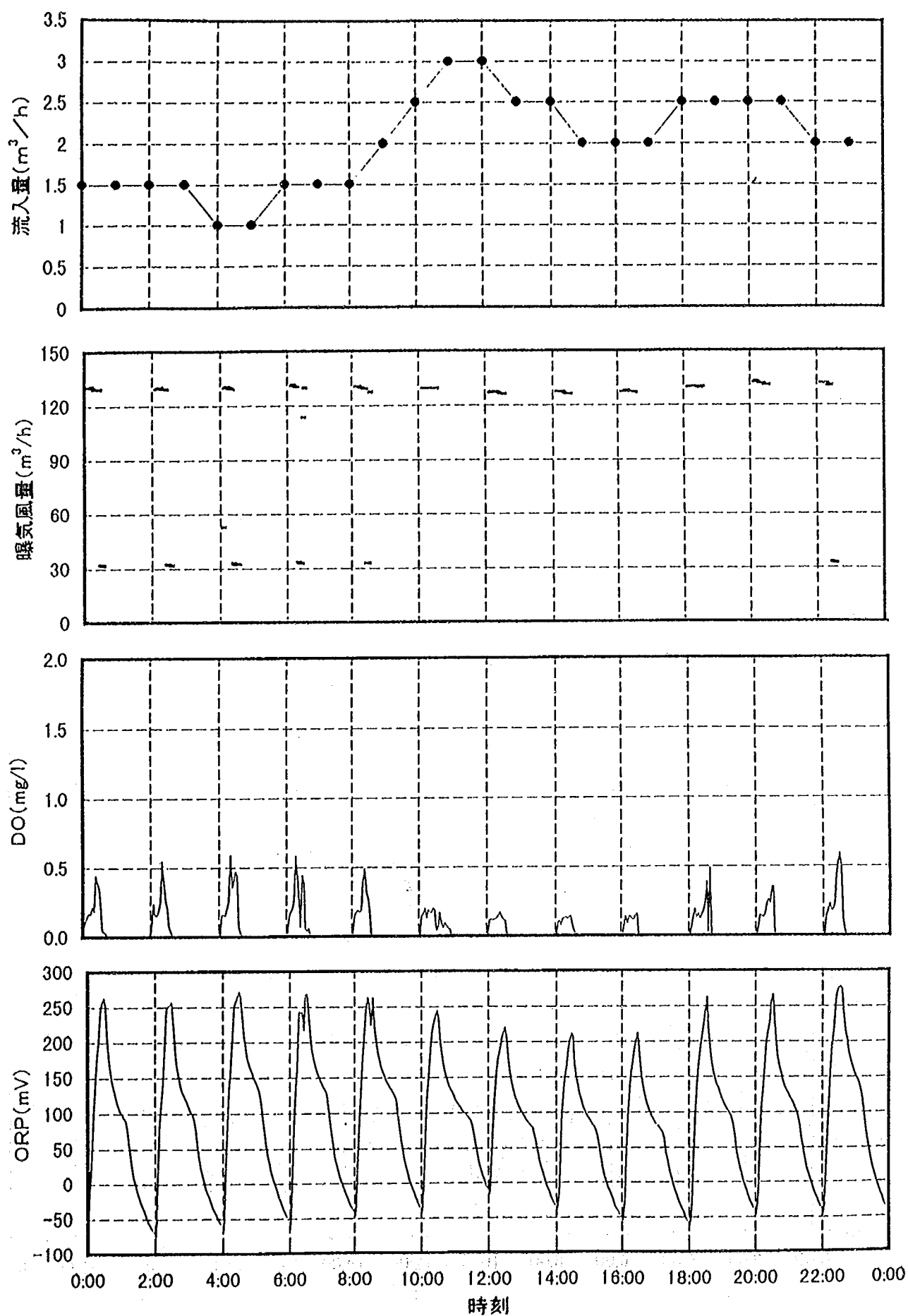


図-4. 18 流入負荷変動、曝気風量、DO及びORPの変化(H9.6.29)

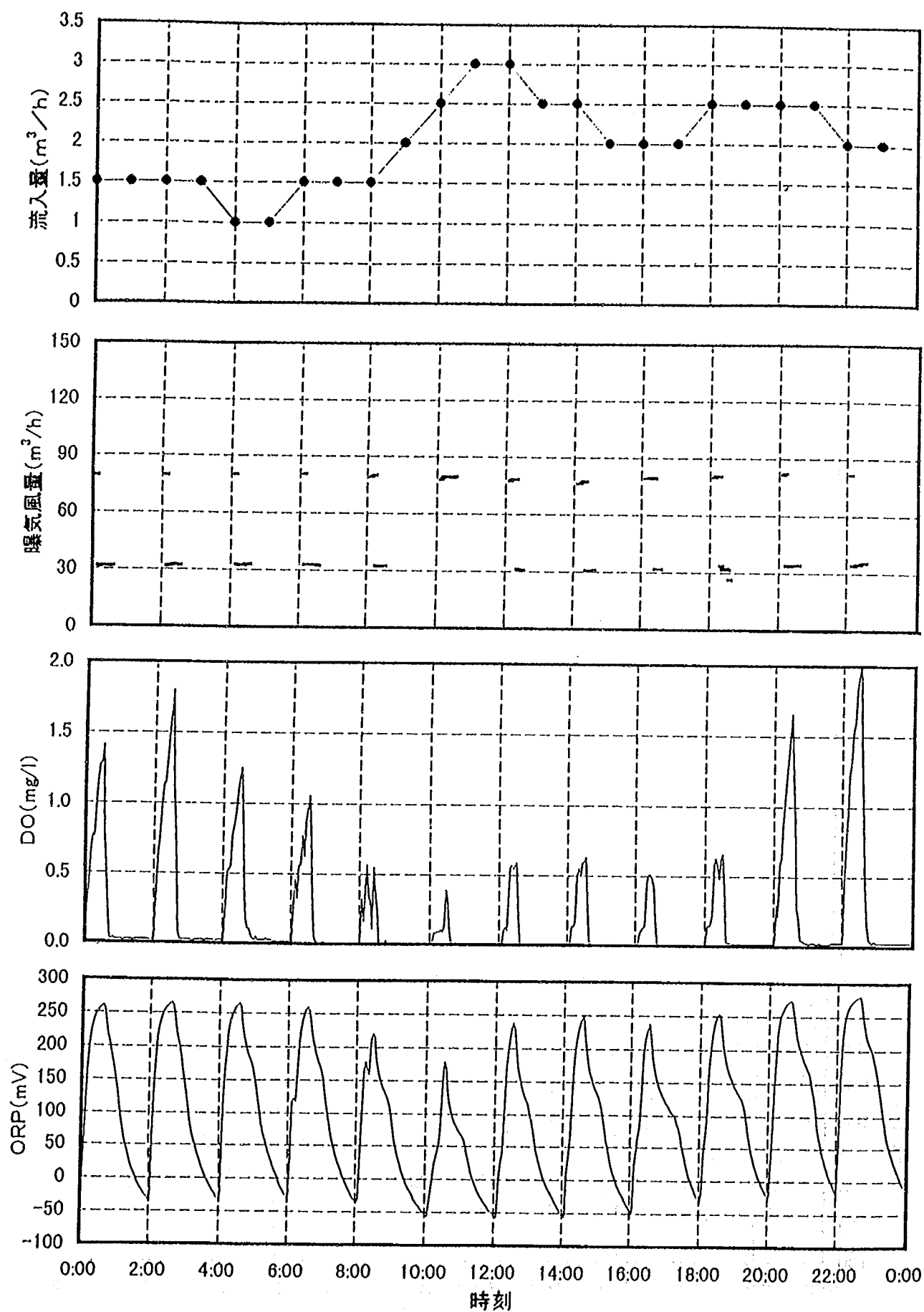


図-4. 19 流入負荷変動、曝気風量、DO及びORPの変化(H9.6.21)

③嫌気無酸素交互運転

表-3.6 に示すように、第3期の実験では窒素除去を目的として、好気30分：無酸素90分、第6期後半では好気30分：無酸素210分の運転を行っている。第3期の窒素関係の水質分析結果を図-4.20に示す。図-4.20のように処理水T-Nは3mg/l以下であり、硝化脱窒が良好に行われていることがわかった。また第6期後半(H10.4.13~H10.4.29)では好気においても、小風量の曝気を行ったが、膜処理水のT-Nは6mg/l以下であった。これは好気運転時においても反応槽内が部分的に無酸素状態になっていたためと考えられる。

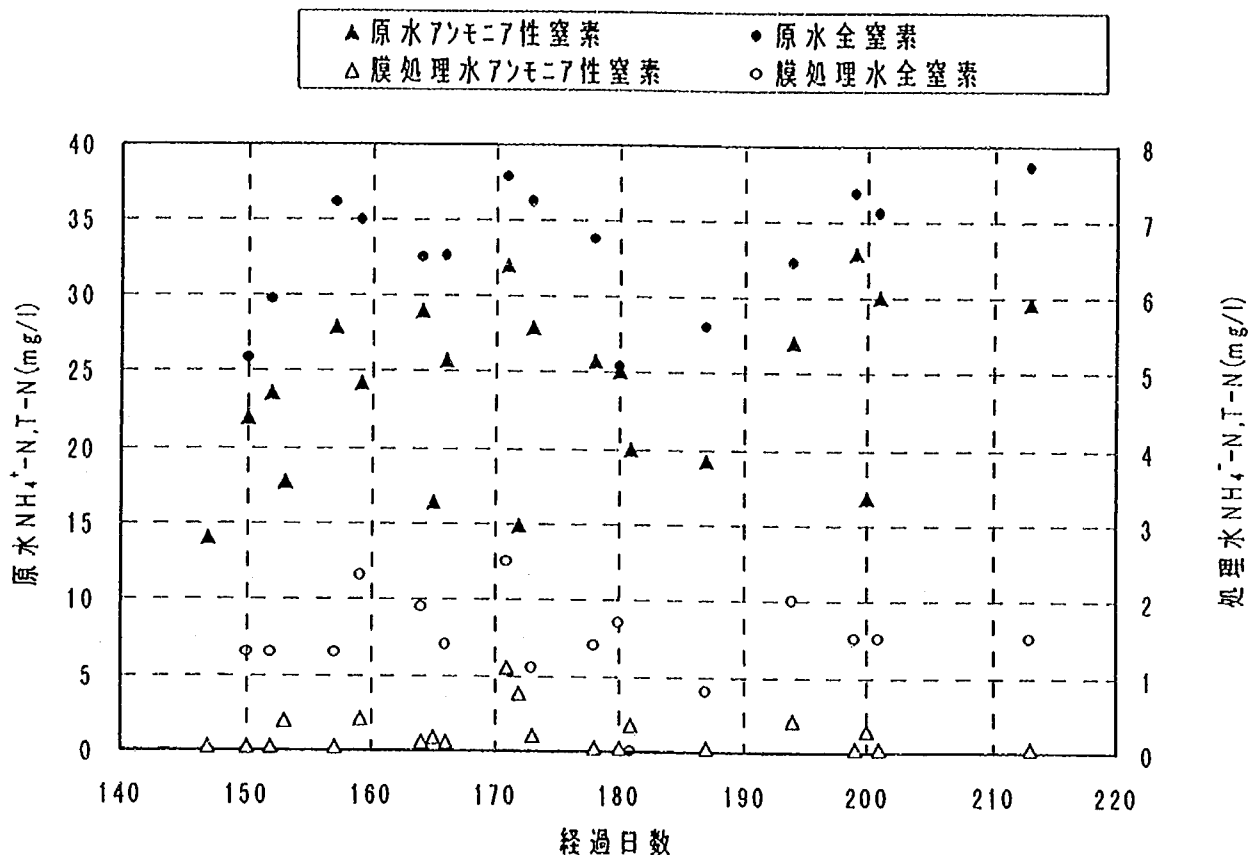


図-4.20 NH_4^+-N 及び T-N の経時変化

④自動制御と無人化

(1)曝気風量の制御

曝気装置はタイマーによる各機器（曝気ブロワ及び駆動水ポンプ）の運転及び停止、好気運転時に過曝気を防ぐための曝気量調整（DO計と連動）及び無酸素運転時に過度にORPが低下しないよう曝気運転を行う（ORP計と連動）等により、制御される。

(2)駆動水ポンプの制御

無酸素運転時には出力を最大とし、好気運転時には効率よくジェット水を噴出させるために最適な吐出圧で運転する。

(3)無人化

本設備の管理は巡回管理が基本となる。詳細は5.6維持管理に関する検討で述べる。

4.2.4 浸漬型平膜を用いた固液分離装置

①固液分離性能の長期安定性

第1期 (実験期間：1997年1月17日～3月17日)

実験開始から1997年2月20日まで、実験装置の改造、影響因子実験などを実施し、1997年2月20日から連続運転を開始した。フラックス0.32m/日一定運転に対し、わずかではあるが膜差圧の上昇が見られたが、安定した運転を行うことができた。連続実験開始直後、透過係数は $0.35\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日} \cdot \text{kPa}$ 程度であったが、10日程度で急激に低下し、実験終了時点では透過係数 $0.075\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日} \cdot \text{kPa}$ 程度となった。このことから、新品の膜を連続使用した場合、運転当初は比較的高い透過係数を示すが、短期間のうちに透過係数が急激に低下することが示唆された。

第3期 (実験期間：1997年6月4日～8月26日)

第3期前半は、吸引配管中のエア溜まりによる吸引抵抗の増減が見られた。この原因として、①第1期に比べ水温が上昇したため（第1期：11～17℃、第3期25～30℃）、溶存空気が負圧により気化し易くなり気泡となったため、②膜モジュールの保管、取付時などに膜面の一部にキズができ、この部分より微細な気泡が水と同時に吸引されやすくなったなどの理由により、吸引配管中にエアが混入し、エア溜まりができたと思われる。このため、第3期中盤にエア溜まりを解消するため、吸引配管の改造を実施した。改造の内容は、配管内流束を上げるため吸引配管を2本から1本とし、配管はポンプ側へ上り勾配とした。また、同時に膜面に付着した汚泥を、高圧水にて洗浄した。この改造によりエア溜まりはほぼ解消され、配管改造、膜水洗浄後は、フラックス0.35m/日、膜差圧5～6kPaにて安定的に処理が行えた。透過係数は、第3期前半は、エア溜まりの影響により、膜差圧が正確に測定できなかったため、透過係数が増減している。しかし、配管改造工事および膜水洗浄を行った後は、安定した運転が行え、透過係数 $0.085\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日} \cdot \text{kPa}$ から推移し始め、第3期実験終了時では $0.075\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日} \cdot \text{kPa}$ となり、第1期終了時点とほぼ同程度の値となった。

第5期 (実験期間：1997年11月18日～1998年2月9日)

第5期前半は、MLSSの高濃度化により安定した運転が困難となった。第5期当初は、フラックス0.36m/日で運転を開始したが、短時間で膜差圧の上昇が見られた。このため、フラックスを0.24m/日、0.28m/日に低下させて運転したが、同様に膜差圧の上昇が見られた。また、これらの運転により、隣接する平膜間にケーキ状の汚泥が付着していることが確認されたため、1997年12月11日に吸引を停止し、24時間の曝気洗浄を行った。これにより、フラックス0.28m/日の運転再開直後、膜差圧は一時的に3kPa程度まで低下したが、その後急激に上昇する結果となった。このため1998年1月12日から17日にかけて、膜全数を薬液洗浄を行った。薬液洗浄は、次亜塩素酸ナトリウム0.1%およびシュウ酸0.2%にてそれぞれ約3時間程度浸漬する方法で行った。これにより、運転再開後フラックス0.36m/日で膜差圧が15kPa程度で安定的に運転できた。その後、1998年1月30日に配管凍結のため一時的に運転を休止したが、1998年1月31日以降はフラックス0.51m/日にて、膜差圧20kPa程度で実験終了まで運転を継続できた。透過係数は、実験開始当初から第3期に比べて低い値を

示した。1997年12月11日に実施した曝気洗浄により、膜表面のケーキ状の汚泥が排出できたため、曝気洗浄直後は一時的に透過係数は上昇したが、短時間で曝気洗浄前とほぼ同じ値となった。また、98年1月12日から実施した膜薬液洗浄後も、透過係数の回復はほとんど見られなかった。曝気洗浄、薬液洗浄後も、透過係数の上昇がほとんど見られなかったことから、膜面が洗浄された状態でもMLSSが高濃度、高粘度の状態では、膜差圧上昇に大きく影響すると想定された。よって、第5期では、透過係数は 0.01 から $0.03\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日} \cdot \text{kPa}$ と常に低い値を推移する結果となった。

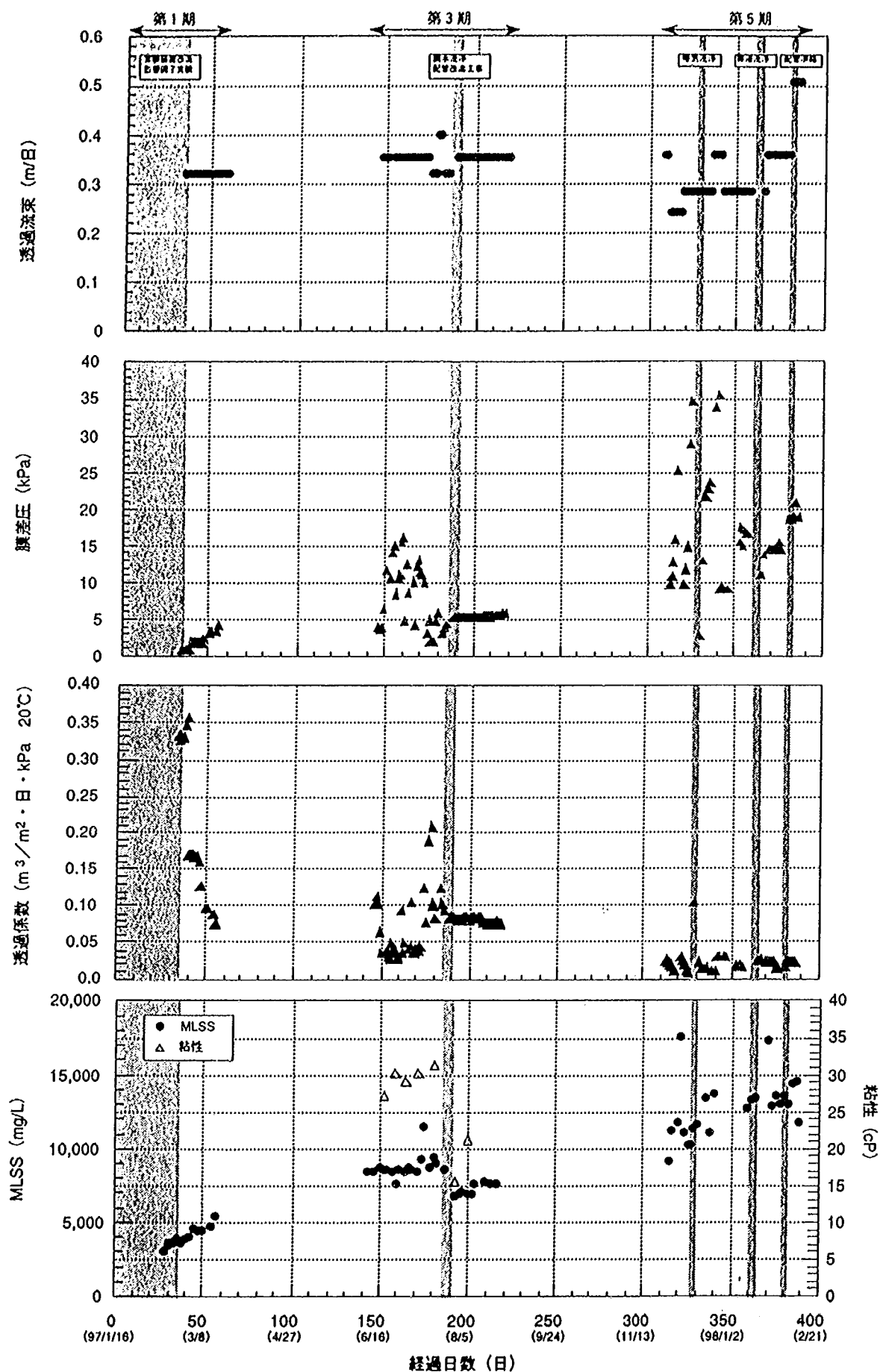


図-4.21 運転結果の経日変化

②浮遊物および細菌除去性能

一般的に精密ろ過膜（MF）では、SSはほぼ完全に除去が可能であり、大腸菌群についても非常に高い除去率が得られる。しかし、膜面が破損している場合は、その部分より汚水が進入し、処理水が悪化することが想定される。実験期間中、膜モジュールの取り付け時、もしくは装置の搬出入の作業時などに、膜面の一部にキズが入ったと思われる、実験終盤では大腸菌群数が100mL中 10^1 から 10^3 検出されることがあった。なお、実験終了後、膜面を観察すると、一部の膜面に引っかいたようなキズが数カ所確認できた。

ただし、膜面のキズは、使用しているうちに活性汚泥によりキズはふさがれるとも言われており、吸引配管中での菌の増殖やサンプリング時の不注意による混入などにより、大腸菌群が検出されたとも考えれる。

図-4. 22に大腸菌群の流入水と処理水の経日変化を示す。

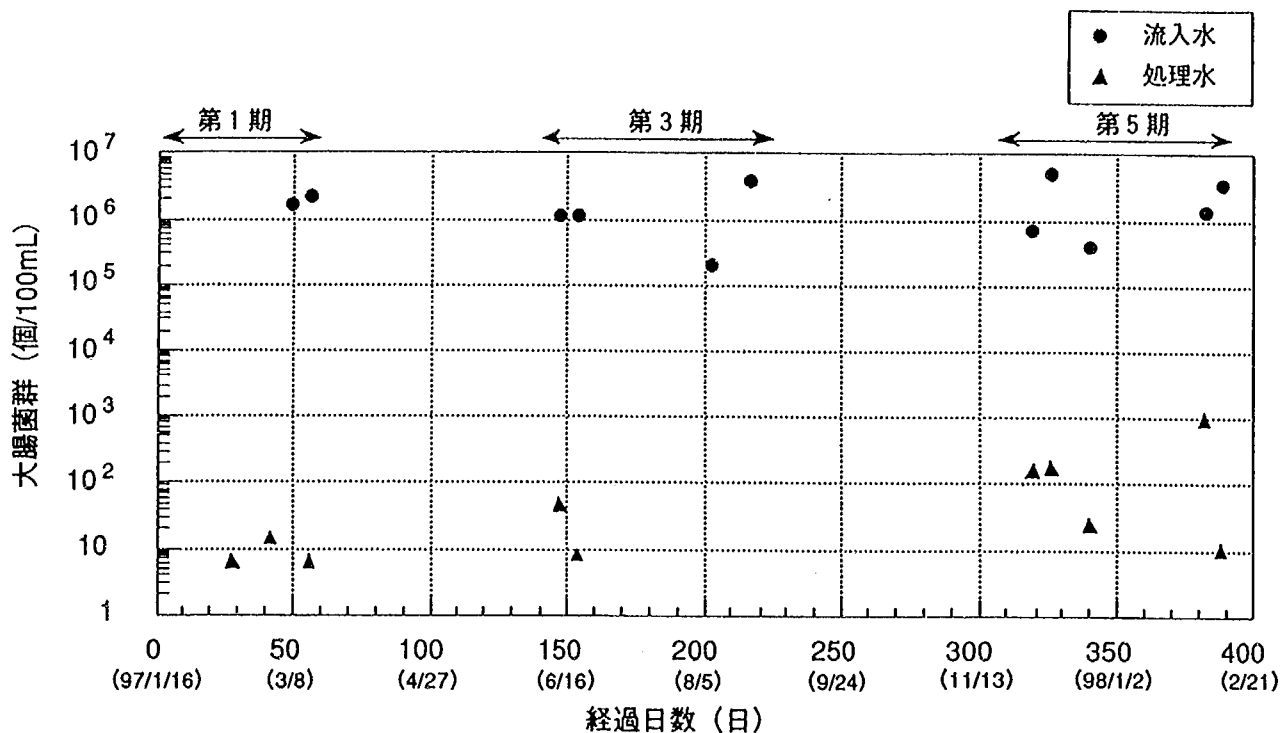


図-4. 22 大腸菌群の経日変化

③自動制御と無人化

浸漬型平膜を用いた固液分離装置では、表－4.7 に示す管理項目について自動制御運転を行っているため、通常は無人運転を行った。実験期間中は、運転条件の変更や運転状況の確認のため、1～2週間に一度の頻度で巡回した。

表－4.7 実験装置の自動制御項目

項 目	制御内容	警報出力
吸引水量	一定値制御	－
吸引圧力	上限値設定	○（運転停止）
曝気量	一定値制御	－
反応槽水位	下限値（LL）設定	○（LL：運転停止 L：運転再開）
運転パターン	8分吸引－2分休止	－

4. 2. 5 浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

①固液分離性能の長期安定性

固液分離性能は活性汚泥の粘度の影響を受ける。図-4.23 は透過流束、膜差圧、透過係数、MLSS及び粘度の推移を示したものである。第2期では反応槽MLSSが4,000~10,000mg/lであり、比較的安定した運転が行えた。第4期では膜洗浄空気量を $0.6\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ から $1.3\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ へ増加させたが、反応槽MLSSが12,000mg/lを超えたあたりから、膜の洗浄が困難になり、膜差圧の急激な上昇が起こっている。第6期ではMLSSは14,000mg/l前後となり、 $2.6\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ の空気量で、安定した処理を行うことができた。

このように、高濃度MLSS下では汚泥の粘度が大きく、膜差圧が高くなり、また膜洗浄空気量も大量に必要とする。従って、通常は反応槽MLSSが10,000mg/l程度以下(粘度80cP程度以下)で運転すれば、10~20kPa程度以下の低い膜差圧で運転でき、維持管理上望ましいと考えられる。

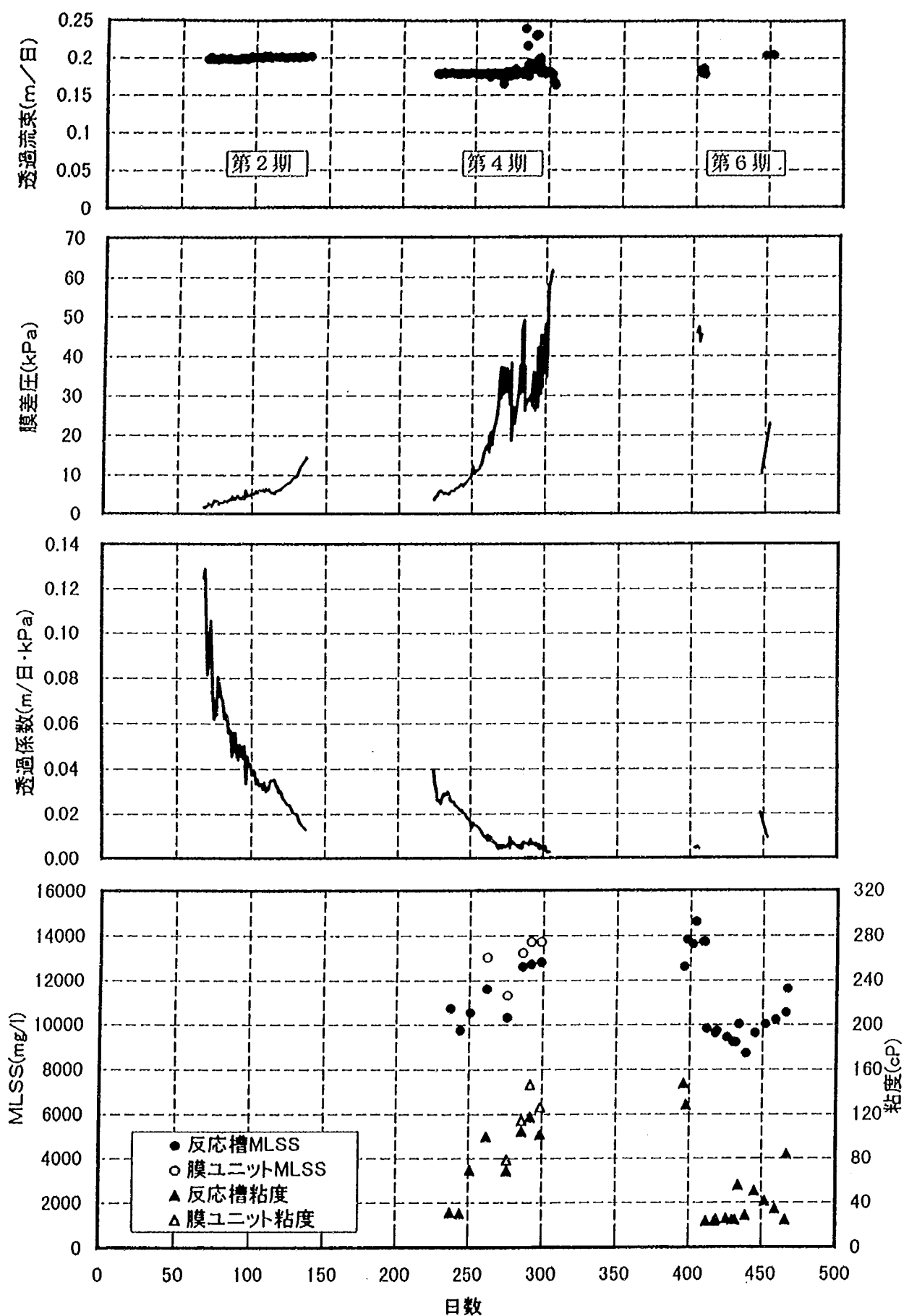


図-4.23 透過流束、膜差圧、透過係数、MLSS及び粘度の推移

②浮遊物及び細菌除去性能

第4期の実験では流入原水濁度52～154に対し、処理水濁度0.1未満～0.9であり、浮遊物の除去については非常に良好な結果が得られている。

細菌除去性能について、第4期の結果を表-4.8に示す。膜の孔径は $0.1\mu\text{m}$ であり、大腸菌群数の除去効果は高く、消毒なしで処理水をせせらぎ用水等に利用できる。なおH9.10.30～H9.11.17の間、膜差圧上昇抑制のため、逆洗(吸引停止時間2分間の間に約10秒間、逆洗水量約100ℓ)を行ったが、膜処理水質が悪化することがあり、大腸菌群数で最大66個/100ml、一般細菌数で最大 2.9×10^5 個/mlに達した。この原因は仮に中空糸膜が切断した場合、切断部に汚泥が詰まって閉塞する自己修復作用により、処理水質は次第に回復する。しかしながら逆洗操作を行うことにより、切断部分を塞いでいた汚泥が排除され、水質が悪化したものと考えられる。従って、逆洗操作の実施に当たっては注意を要する。

表-4.8 生物試験結果

期 間	項 目	原 水	処理水	備 考
第4期 (H9.8.29 ～H9.10.29)	一般細菌数 (個/ml)	1.3×10^6 ～ 4.7×10^7	9.9×10^2 ～ 3.0×10^3	逆洗なし
	大腸菌群数 (個/100ml)	3.1×10^1 ～ 5.6×10^1	0 ～ 21	

③自動制御と無人化

(1)吸引水量の制御

調節計にて、吸引水量の自動制御を行う。実験では反応槽からの汚泥の溢流を防止するため、表-4.9に示す運転方法を行い、安定した結果を得た。また遠方監視等の方法により、無人化は可能であると考えられる。

表-4.9 反応槽水位と吸引水量

水 位	動 作	実施例(本実験)
高水位	通常吸引水量 $\times 1.5$	2.2m超
通常運転水位	通常吸引水量	1.8～2.2m
低水位	吸引停止	1.8m未満

(2)吸引圧力の管理

膜損傷防止のため、吸引圧力の上限値を設定し、上限値に達したら、吸引を停止する。吸引圧力の急激な上昇要因として、曝気ブロワ異常、流入水中の油分の膜面への付着等が考えられる。遠方監視等の方法により、無人化は可能である。

4. 3移設模擬実験の結果

4. 3. 1水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

移設作業の内容と工程数量は表－4. 10に示す。

表－4. 10 水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置の移設工程数量

作 業 項 目	作 業 内 容	工 数 量 (時間)
水槽内作業	曝気攪拌装置の設置、自重設置 (クレーン作業)	0.5
地上作業	自動制御盤の設置、ブロワーの設置 (クレーン作業)	0.5
配管作業	散気管とブロワーとの接続	0.5
電気工事作業	ブロワー、ミキサー電源接続、DO,ORP,センサーの接続	2.0

試運転に関する工数

項 目	試 運 転 内 容	工 数 量 (時間)
機器の電機チェック	運転電流、絶縁、チェック	0.3
センサー	DO, ORP 計調整	2.0
総合作動確認	実際運転による総合確認	6.0

実験では、水槽の水抜き等で約1日の時間を要した。全体で(水抜き作業を含む)、上記の作業内容を行い2. 5日で本稼働が出来る状態となった。

4. 3. 2スクリー形曝気攪拌装置

スクリー形曝気攪拌装置の移設に際して、必要な作業内容と作業に要する時間を表－4. 11に示す。

表－4. 11 スクリー形曝気攪拌装置の移設作業

作業対象	作業内容	所要時間	必要人員
曝気攪拌装置	配線取り外し	0.3 h r	1～2人
//	係留ロープの取り外し	0.2 h r	//
//	水槽からの撤去、 トラックへの積み込み	0.5 h r	2～3人
制御盤	アンカーボルト取り外し	0.2 h r	1～2人
//	トラックへの積み込み	0.2 h r	2～3人

曝気攪拌装置、制御盤の撤去には重機を要するが、本装置の移設は、全作業を2hr以内に完了することが可能である。

4. 3. 3 浸漬平膜型固液分離装置

浸漬型平膜を用いた固液分離装置では、膜ユニット、補機ユニットともにユニット構造となっているため、移設作業は比較的簡単に行えた。撤去、据付作業結果を表-4. 12 および表-4. 13に示す。

表-4. 12 据付作業結果

作業項目	人数	作業日数	備考
膜ユニット、補機ユニットの据付	4	1.0	重機作業
二次側電源、計装機器取付	2	1.0	
吸引、曝気ホースの取付	2	0.1	

表-4. 13 撤去作業結果

作業項目	人数	作業日数	備考
吸引、曝気ホースの取り外し	2	0.1	
二次側電源、計装機器取り外し	2	0.5	
膜ユニットの搬出	3	0.5	重機作業

4. 3. 4浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

1) 移設作業の概要

膜ユニットの移設は表-4. 14に示す順序で行われ、実験の結果から、表の右欄に示した時間が必要と予想される。膜ユニット撤去の際は試運転の工程が不要であるが、洗浄工程(1~2 hr)が追加されるので、全体の所要時間はほぼ同程度と考えられる。

表-4. 14 膜ユニット設置作業及び予想所要時間

作 業 項 目	作 業 内 容	所要時間
①膜ユニット及び 補機類ユニット搬送	保管場所から現地までの搬送	—
②点検及び据付	点検：膜破損の有無, 配管の漏れ 据付：25tクレーンによる	1~2 hr 1 hr
③配管サポート設置		1 hr
④配管及び計装機器設置	配管：フレキシブル管の接続 計装機器：水位検知器等	1~2 hr
⑤試運転		1~2 hr
		合計 5~8 hr

4. 4 簡易膜分離法による処理結果

4. 4. 1 処理実験の結果

①有機物の除去

全実験期間を通じて BOD、COD は安定して除去された(図-4. 24、4. 25)。図の流入水はスクリーン処理後の反応槽への流入水である(以下の図-4. 26、4. 27も同じ)。この流入水に対し処理水では BOD は95 %以上、COD(Mn)は80%以上、COD(Cr)は90%以上の除去率で浄化されていた。

また、図-4. 25に示されるとおり、COD(Mn)の残留濃度はほぼ一定で、1年を通じて極めて安定した有機物除去が行われた。後述のように実験後半では活性汚泥濃度が上昇した結果、反応槽の DO が低下した時期があり、その際には、処理水の BOD と COD(Cr)がわずかに増加する傾向がみられた。

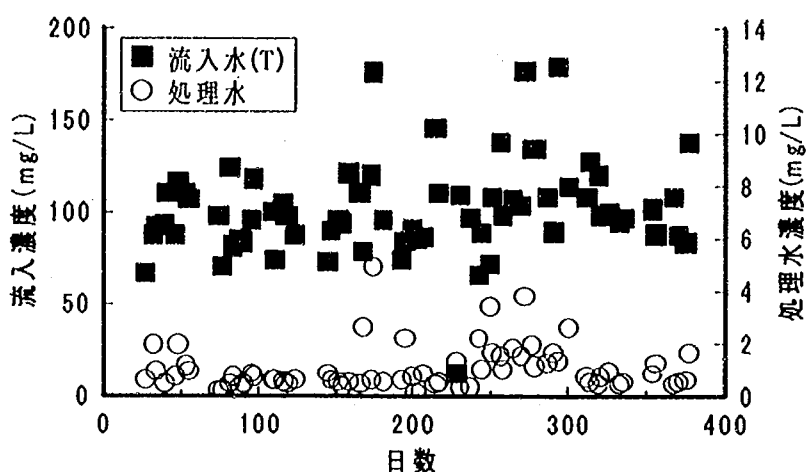


図-4. 24 BODの処理状況

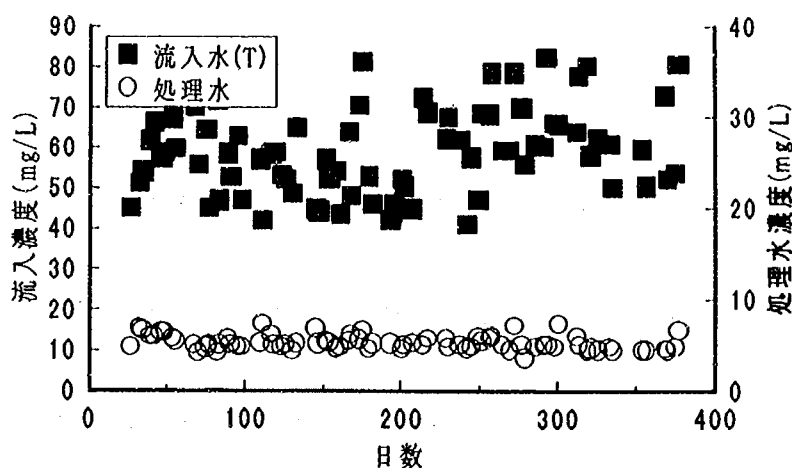


図-4. 25 COD(Mn)の処理状況

②窒素の除去

窒素除去を行うためのエアレーション装置の ON-OFF 間隔は季節や装置の種類によって多少の違いがあっ

たが、1～2時間サイクルのうちエアレーション時間33～25%、攪拌時間67～75%で脱窒が進行した。条件設定のための期間と、後述の膜の閉塞による負荷削減の期間を除いて、上記の運転条件で安定した除去が行われ、処理水 T-N 3mg/L以下、窒素除去率90%以上であった。この時の残存窒素は有機態窒素が主体であった。

膜の閉塞によって負荷が減ったV期(300日以降)は、膜閉塞防止用の曝気量を増したことも影響して反応槽の無酸素状態が不十分になった。その結果、脱窒素反応が不安定になり硝酸性窒素が残留することが多くなり、T-N 除去率は低下した。

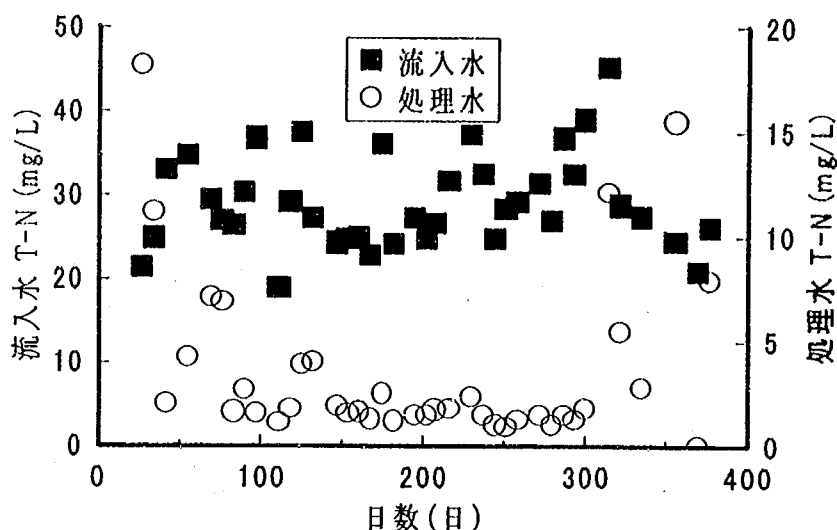


図-4. 26 窒素の除去状況

③細菌の除去

処理水中の大腸菌群数は、100mL中1000個以下のレベルを常時維持し、通常の再利用や放流に際しての消毒は不要であることを確認した。親水利用の目安である100mL中50個以下も、膜の破損が生じない限り十分達成できることがわかった。しかし、高度処理の目標とした5個/100mL以下は達成できない場合が多かった。

従属栄養細菌数は 1mL中に $10^3 \sim 10^5$ 個のオーダーで検出され、膜の孔径から期待されるほぼ完全な細菌の除去は達成できなかった。このような細菌類の検出は、配管内に存在したものの増殖、サンプリング中の混入、実験作業中の不手際により膜を傷つけたこと等、様々な原因が考えられる。図-4. 27に見られるように大腸菌群数の検出数は経過日数の増加と共に増える傾向を示し、膜の破損箇所数の増加が疑われた。

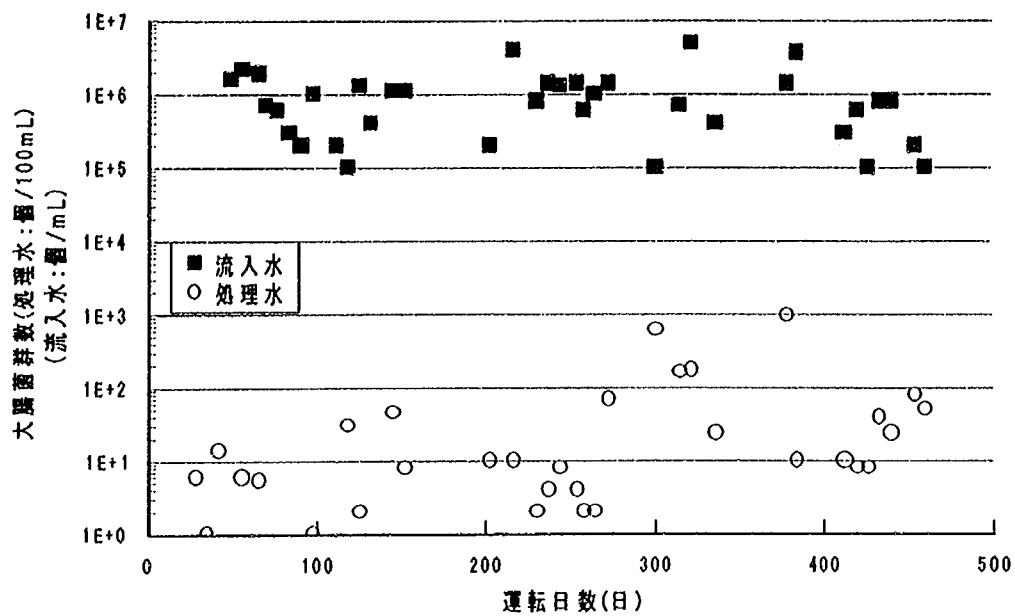


図-4.27 大腸菌群数の処理

4.4.2 負荷変動と処理水質

流入量の変動に対して処理水量が一定の運転を行っているため処理時間は一定であり、通常の下水处理に比較すると負荷変動の影響が処理水濃度の変動に表れにくい処理方式であると考えられる。図-4.28は第Ⅲ期に

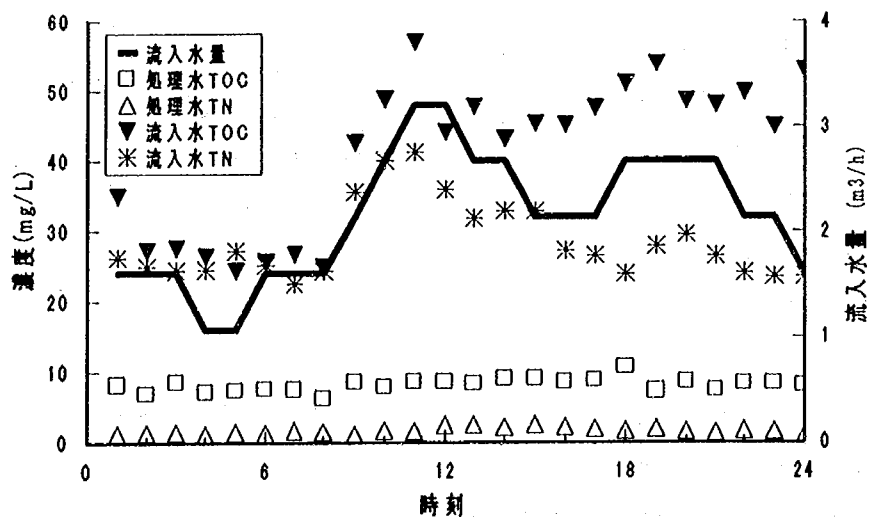


図-4.28 水量変動と処理水質

行った24時間調査の結果で、水量や水質の変動が処理水質にほとんど影響を与えていないことがわかる。

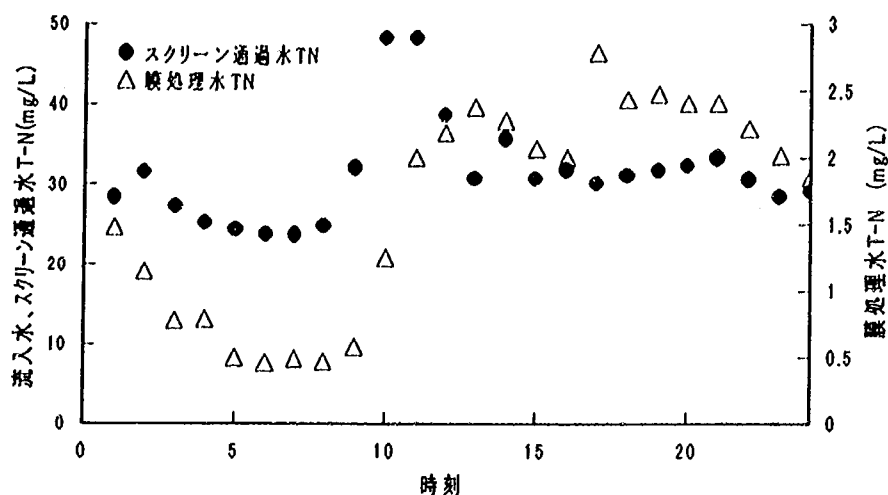


図-29 T-Nの日間変動

図-4. 29は第4期に行った日間変動調査の窒素に関する調査結果であり、流入濃度の変化に追従するような処理水窒素濃度変動が示されている。図-4. 28でも処理水窒素濃度は同様の変動をしていると見ることができ、窒素除去はTOC除去より流入変動の影響を受けやすいと云えよう。

4. 4. 3 汚泥転換率

本実験では、余剰汚泥の引き抜きを行わない状態で長期間の運転を行った。図-4. 30に示すように、反応槽 MLSS 濃度は次第に増加し、夏期には無機化が進行して、安定～減少となったが、平成9年10月には MLSS 濃度が1%を超過し、その後の水温の低下も加わって次第に次の様な問題が顕著に現れることとなった。即ち、①曝気装置の酸素供給が不十分になり反応槽内の DO 濃度が上昇しない、②膜の吸

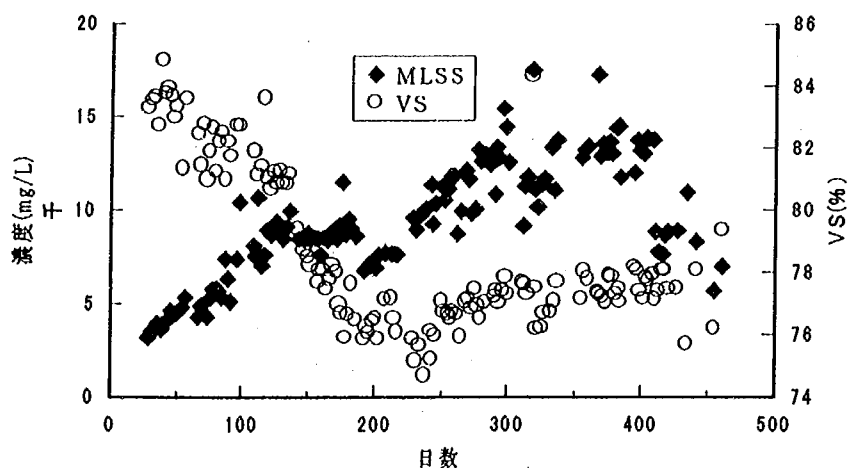


図-4. 30 活性汚泥濃度

引圧力が増加し保安装置の作動により膜の運転が停止し処理水量が減少する、等である。DO 不足に対しては無酸素好気時間比を変更して好気時間を延ばし、膜の運転停止に対しては、閉塞対策として膜面流速を高めるために曝気量を増加させたが、先述のような処理水質への影響が現れることとなった。

このような汚泥の増加と除去有機物量との関係を、2週間毎の移動平均によって示すと、図-4. 31となり、除去 BODあたりのSS増分は0. 25から 0. 35の間で変動するということになる様である。

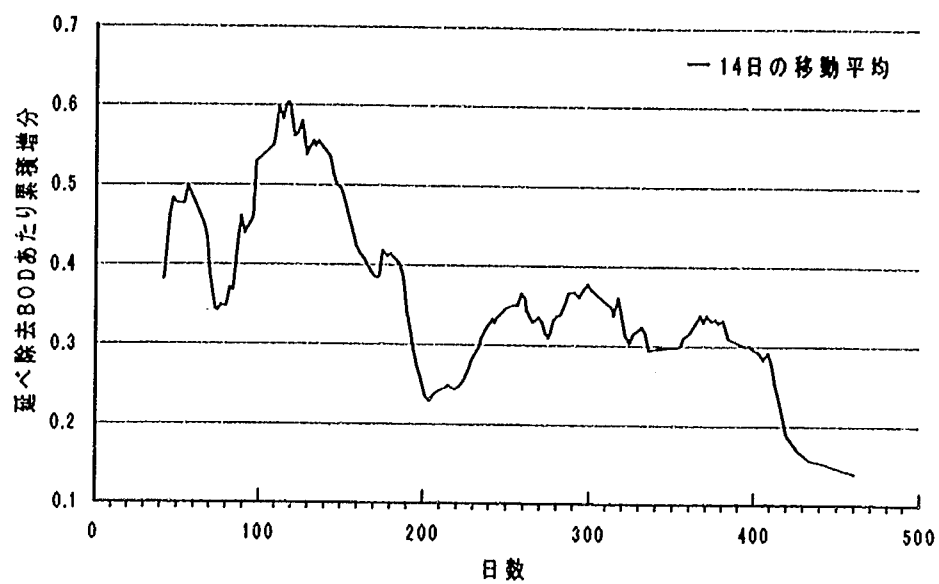


図-4.31 BODの汚泥への変換率

5. 実用化に関する検討

5.1 汚泥管理方法に関する検討

5.1.1 汚泥の高濃度化と膜分離への影響

①浸漬平膜型固液分離装置

図-5.1に透過係数と MLSS の経日変化を示す。第3期前半は、エア溜まりの影響により正確な評価はできないが、第3期後半の MLSS 8,000mg/L程度において、第1期終了時点と同程度の透過係数 $0.07\sim0.08\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{日}$ で安定した運転が可能であった。これに対し、第5期では実験開始当初から MLSS 12,000mg/L程度と活性汚泥の高濃度化が進んでおり、透過係数も $0.01\sim0.03\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{日}$ と低い値を推移した。薬液洗浄後、短期間では比較的安定した運転が行えたが透過係数の明らかな回復が見られなかった。薬液洗浄により膜閉塞の程度を示す純水透過水量比は表-5.1に示すように洗浄前8%から洗浄後45%まで回復しているが、薬液洗浄による透過係数の回復が見られなかった。この原因として、活性汚泥が高濃度、高粘度の状態では、膜面が洗浄されている状態でも、ろ過時における膜面への活性汚泥の抵抗が非常に大きく、運転再開後短時間に洗浄前の膜差圧まで上昇したためと思われる。一方、第3期、第5期における処理水質の差はほとんど見られないこと、第5期は汚泥高濃度化に対し曝気量を増大させたことから、長期的に安定、経済的な運転を行うには、第3期の MLSS 8,000 $\sim$ 10,000mg/Lに汚泥濃度を管理することが適当であると思われる。

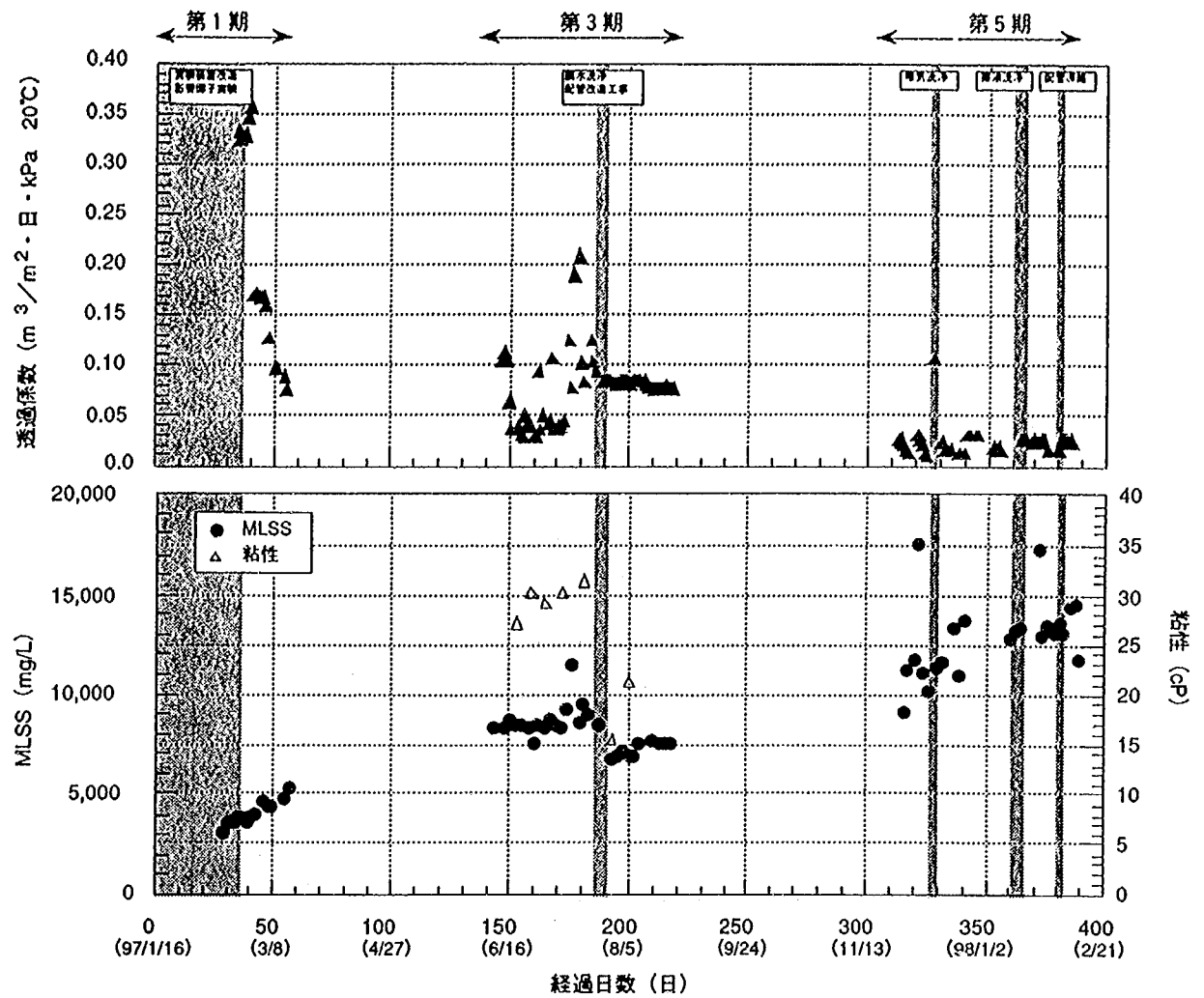


図-5.1 透過係数とMLSSの経日変化

表-5.1 薬液洗浄効果（純水透過水量）

膜種類	洗浄方法	純水透過水量*1 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$)
新膜	—	542 (100%)
洗浄前	—	45 (8%)
洗浄後	・次亜塩素酸ナトリウム0.1% 3時間浸漬 ・シュウ酸0.2% 3時間浸漬	246 (45%)

*1: 25℃、膜差圧1kg/cm²における純水透過水量
() は、新膜に対する比率

②浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置（前漕工業）

(1)膜差圧の上昇

図-4.23 に示したとおり、汚泥の高濃度化により、膜差圧の上昇が起こる。活性汚泥のMLSSが10,000～12,000mg/lでは膜差圧は10～30kPaとなり、MLSSが14,000mg/l前後で膜差圧は45kPa程度となった。

(2)膜洗浄空気量の増加

汚泥の高濃度化に伴い、汚泥の流動性が減少するため、膜を洗浄する空気量も増大する。実験において、比較的吸引操作が安定していた期間の活性汚泥条件と膜洗浄空気量を表-5.2に示す。

表-5.2 反応槽活性汚泥と必要膜洗浄空気量

反 応 槽 活 性 汚 泥		膜洗浄空気量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$)
MLSS (mg/l)	粘度 (cP)	
4,000～8,000	20程度以下(※1)	0.6
10,000～12,000	30～70	1.3
13,000～15,000	130～150	2.6(※2)

注) ※1：推定値

※2：散気管及びインジェクターの合計空気量

5. 1. 2汚泥の高濃度化と攪拌・酸素供給への影響

①水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

前述の攪拌・混合状態の項と重複するが、汚泥の高濃度化により表層流が早くなった。この原因は、水中の気泡が分散しにくい状況となったものと判断した(汚泥濃度が上昇することにより気泡密度が高くなり表面方向に移動する速度が速くなった)。推測の範囲となるが、攪拌流速の変化に伴い曝気装置の酸素移動効率も若干であるが影響を受けたものと考えられる。

②スクリー形曝気装置

汚泥の高濃度化が酸素供給に及ぼす影響について、スクリー形曝気攪拌装置では、本設備でのデータは採取していないため、別の試験設備で実施した下記データを参考に検討する。

- ・対象排水:畜産排水
- ・曝気槽容量:75m³
- ・曝気装置:本実験と同様の2. 2kW機×1台
- ・測定方法:定常法(流入水、返送汚泥を止め、定常に達した時の DO、及び混合液の酸素消費速度を測定→酸素供給能力を計算)
- ・測定時の MLSS :7300mg/L
- ・酸素供給能力の測定値:4. 49kgO₂/hr(20℃換算)
- ・消費動力の測定値:2. 4kW
- ・酸素供給効率(消費動力当り):1. 87kgO₂/kWh

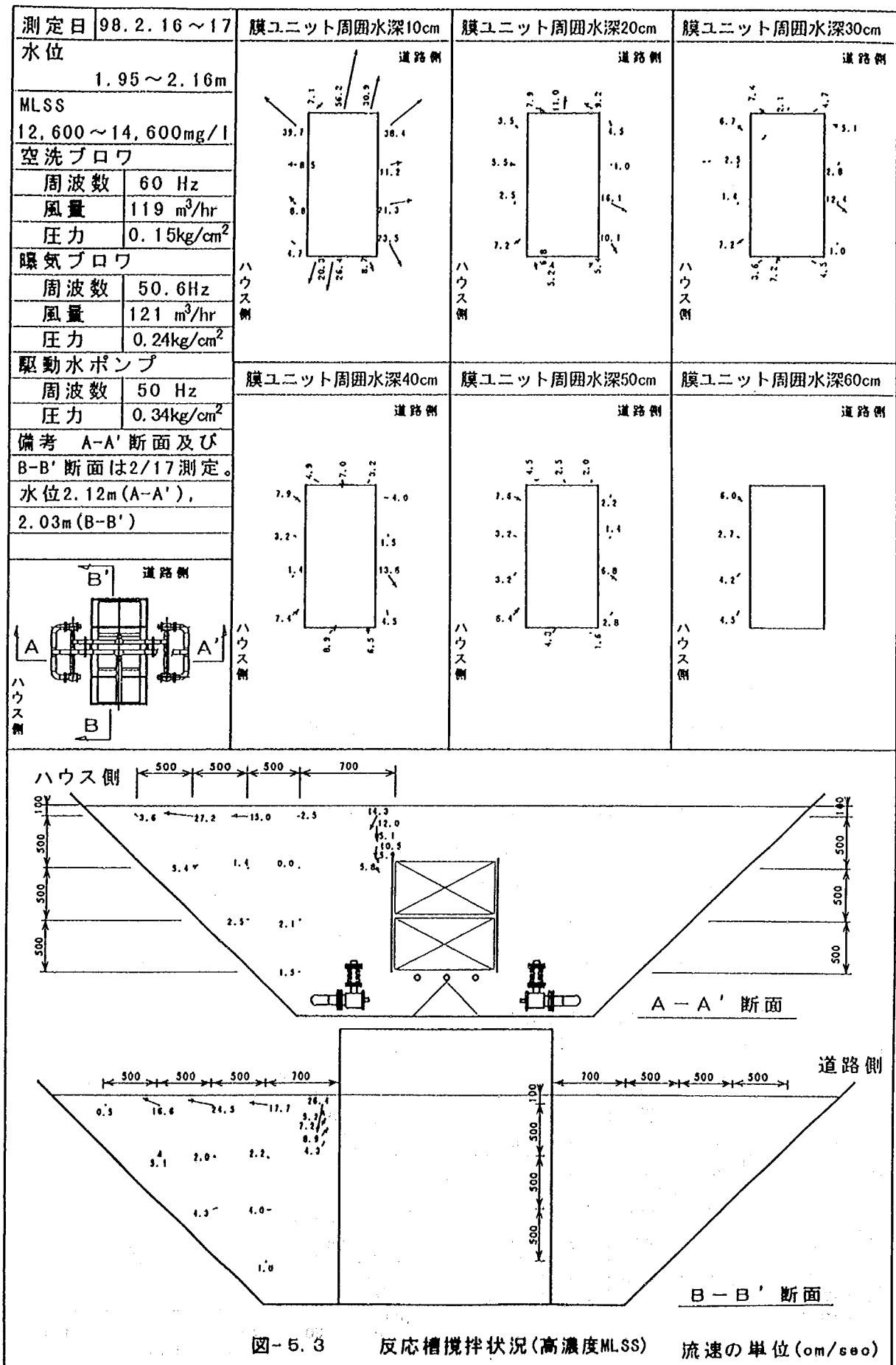
上記実験における酸素供給能力4. 49kgO₂/hrに対し、通常の OD における酸素供給能力(定格値)が、4. 35 kgO₂/hrであることから、MLSS による変化はあまりないと考えられる。

尚、4. 35kgO₂/hrの酸素供給能力は、酸素溶解効率に換算すると17%となるため、3. 2. 2に示した表における供給酸素量は、溶解効率を17%として曝気空気量から換算したものである。

③インジェクタを用いた曝気装置

反応槽の攪拌は汚泥濃度の影響を受ける。図-5. 2及び5. 3に反応槽 MLSS 10, 800~11, 000mg/L、及び12, 600~14, 600mg/Lの時の反応槽の混合状況を示す。これらの図より、反応槽の MLSS の上昇によって、汚泥の粘性が増し、流動しにくくなっていることがわかる。

また汚泥の高濃度化とともに、粘性が増加し、酸素移動に関して抵抗となるとともに、活性汚泥の酸素消費量が増加するため、酸素供給量は増える。実験では図-4. 17において、経過日数175~195日は反応槽水温及び膜洗浄空気量がほぼ一定である。この反応槽 MLSS が10, 000mg/L程度から7, 000mg/L程度に減少したときに曝気風量は600m³/日強から400m³/日弱に減少している。



5. 2 嫌気又は無酸素運転法に関する検討

5. 2. 1 完全混合型反応槽における膜分離装置洗浄用空気による酸素供給の制御に関する検討

①浸漬平膜型固液分離装置

浸漬型膜分離法では、処理水を吸引して得る場合、膜面の閉塞を防止するため常時浸漬膜の下部より曝気を行い、隣接する膜間をクロスフロー状態にする必要がある。しかし、単一槽にて無酸素好気運転行う場合、曝気を行う好気時しか吸引ができなくなり、必要膜面積が大きくなってしまう。このため、無酸素好気時に関係なく連続吸引できるように、膜洗浄曝気の影響および膜分離ユニット構造について検討を行った。

<第1期>

第1期では膜洗浄曝気の反応槽への影響を極力少なくしつつ、膜洗浄に必要な上昇流を確保するため、膜分離ユニット上部一辺のみを開放し、エアリフト効果で越流する汚泥のみが反応槽へ流出する構造とした。しかし、好気時に反応槽のDOは最大2.5mg/lまで上昇し、ORPは図-5.4に示すように常に120mV以上となり、脱窒反応に適切なORPの制御が困難であった。また、表-5.3に示すように、処理水中のNO_x-N平均値が7.3mg/lと、十分に脱窒が行われていないことが示された。他方、膜分離ユニットの膜洗浄曝気を停止させ、曝気ユニットのみの運転を行った場合は、無酸素時のORPが-120mVまで低下したことから、ORP値には膜洗浄曝気が大きく影響していることが示唆された。

<第3期>

第3期では、膜分離ユニットの外周部を完全に囲い込み、膜分離ユニット内の汚泥が反応槽に全く流出しない構造とした。その結果、第1期に比べ、第3期ではMLSSが高濃度化したことによる影響もあるが、ORPは脱窒反応に適切な値に制御することができ、処理水質からも窒素除去が良好に行えていることが確認された。これらのことから、単一槽における無酸素好気運転には、膜洗浄曝気が大きく影響するため、連続的に吸引するには、膜分離ユニットの外周部を完全に囲い、反応槽に汚泥が流出しない構造とすることが効果的であった。ただし、第1期、第3期実験終了時の膜面観察で、隣接する平膜間に汚泥ケーキ状のものが堆積している箇所が確認された。これらは、膜分離ユニットの外周部を囲った影響により、膜分離ユニット内の流動が不足し、膜洗浄が有効に働かなかったためと思われる、この点については、さらに知見を得る必要がある。

表-5.3 各期における処理水質の平均値

	流入水		処理水	
	第1期	第3期	第1期	第3期
BOD (mg/l)	96.2	101.4	2.2	1.0
COD Mn (mg/l)	57.6	54.3	6.0	6.0
T-N (mg/l)	28.4	26.6	8.9	1.6
NH ₄ -N (mg/l)	23.8	19.5	1.2	0.3
NO _x -N (mg/l)	0.2	0.1	7.3	0.8
大腸菌群数 (個/100ml)	1.9 × 10 ⁴	1.6 × 10 ⁴	5.4	18.3

*自動スクリーン処理水

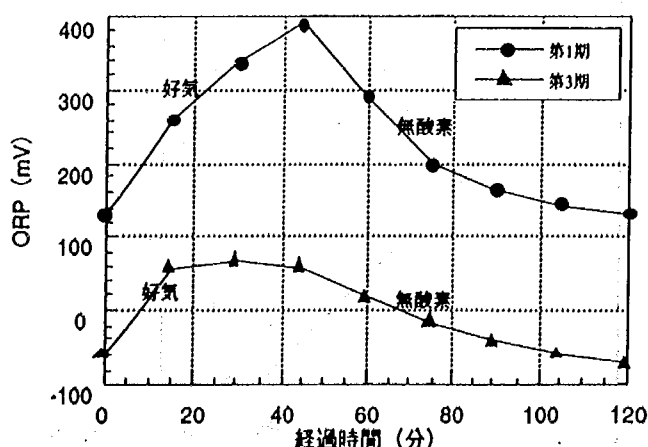


図-5.4 ORP経時変化

②浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置（前澤工業）

第2及び4期実験では、膜ユニットをほぼ完全に鋼板で覆い、膜ユニットに設けた汚泥循環ゲート(第2期:200mmW×50mmH, 第4期:200mmW×100mmH)によって汚泥の循環を行い、膜ユニット内の活性汚泥が過度に濃縮されないようにした。図-4.23に示すように、第4期では、反応槽と膜ユニットのMLSSの差は最大で1,400mg/lであり、濃縮率は最大で1.1倍であった。第4期において、ゲートを最大にした(200mmW×200mmH)場合、反応槽内のDO制御に影響を与えていたため、実用化の際には、開口面積を可変とするなどの措置が必要であると考えられる。

5. 3エネルギー消費に関する検討

5. 3. 1曝気攪拌用エネルギー

①水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

(1)攪拌エネルギー及び曝気エネルギー

1)攪拌エネルギー

第1期、第4期、共、攪拌に投入したエネルギーは、一定とした。投入動力1.4KW(槽内汚水容量50m³に対して)28W/m³であった。このエネルギーは、攪拌、散気管より吐出されるエアを強制的に拡散する為に使用されている。実験中に汚泥濃度が4倍変化した但攪拌機の動力には、変化が無かった。また汚泥濃度の変化(MLSS 4000 mg/L→12000mg/L)による攪拌流速変化は計算上3%程度あるが、実験では、汚泥分離装置の容積による抵抗の方が大きかった。好気、嫌気、攪拌では、攪拌流速に差が発生した。嫌気攪拌時の流速を沈降し無い最低流速とすると好気時に多少攪拌流速を下げる事ができる。計算上であるが攪拌機による循環水量を10%下げる(13.2 m³/min→11.9m³/min)と好気時攪拌エネルギーの20%省エネルギー化が図れる。

2)曝気エネルギー

酸素溶解テストでも明らかのように散気管単体の酸素溶解効率(散気管単体効率12~15%)よりもブローによる送気量を低減できた分、省エネルギーとなった。曝気に投入した動力は、1期、4期と共1.51kW、流入量50m³に対して30.2W/m³の動力となった。

攪拌、曝気に使用された動力は、58.2W/m³(28+30.2)となった。

(2)電力消費

第1期、第4期、の消費電力を表-5.4に示す。

表-5.4 第1期と第4期の消費電力

実験期	実験期間	計算上の電力KWH	積算電力計の量KWH	計算上-実際値KWH	運転好気/嫌気min	流入量当りKWH/m ³
第1期	3/4~3/14	556.8	539	17.8	30/90	1.08
第4期	10/29~10/31	127	124	3	50/70	1.24
	11/14~11/17	876.7	803	73.7	30/30	1.23

流入量当りの電力量は、表の通りとなった。計算上の電力量と実際の電力量の差は、DO 制御した事により省エネルギーされたものと判断する。

②スクリー形曝気装置

スクリー形曝気攪拌装置に関し、第5期に実施した消費電力の測定結果を表-5.5に示す。

最も、長期間運転し、性能も安定していた12/19~2/4の結果から、本曝気攪拌装置の消費電力は、流入水1m³当り0.75kWh程度と考えられる

表-5.5 消費電力

調査期間	消費電力(kWh/日)			流入量当り (kWh/m ³)	曝気装置の運転状態	
	全体	消泡ホップ	曝気装置		SRA 1	SRA 2
12/3~12/18	30.5	0	30.5	0.61	12hr曝気/日	連続攪拌
12/19~2/4	39.2	1.6	37.6	0.75	6hr曝気~18hr攪拌/日	
2/5~2/9	41.0	2.4	38.6	0.77	同上	

③インジェクターを用いた曝気攪拌装置

第3期において消費電力量の調査を行った。平均2.0kWh/m³の電力を消費していることがわかった。

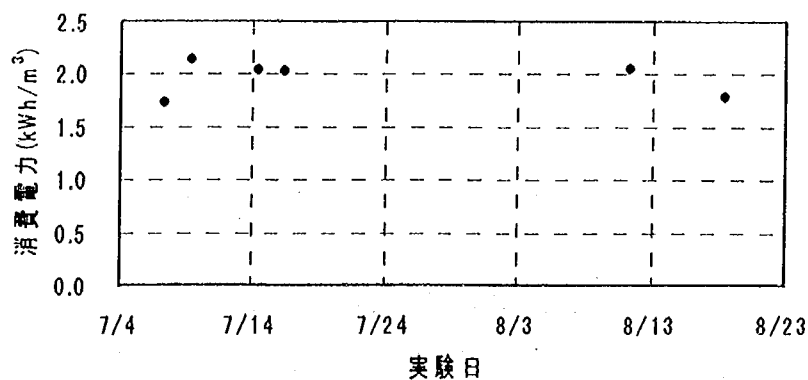


図-5.5 消費電力(第3期曝気攪拌装置)の推移

5. 3. 2膜分離装置の消費エネルギー

①浸漬平膜型固液分離装置

各実験期間における消費電力測定結果とその時の運転条件を表-5. 6 に示す。消費電力は、表内に示す測定日において、積算電力計により測定した。第1期、第3期では、曝気量1.0~1.2m³/分で膜洗浄を行ったが、第5期ではMLSSの高濃度、高粘度化により、曝気量2.0m³/分の増加させ運転を行った。このため、第5期では消費電力が増加する結果となった。

表-5. 6 膜ユニットの運転条件と消費電力

期間	運転条件	膜差圧 (kPa)	MLSS (mg/L)	処理水量当たりの消費電力 (kWh/m ³)	参考
第1期	曝気量 1.0m ³ /分 処理水量 50m ³ /日	3.4	4,800	0.61	測定日 97.3.12~13
第3期	曝気量 1.2m ³ /分 処理水量 50m ³ /日	10.0	8,500	0.68	測定日 97.7.3~4
第5期	曝気量 2.0m ³ /分 処理水量 50m ³ /日	14.2	13,000	1.16	測定日 98.1.21~22

②浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

表-5. 7に第2期の膜分離装置の運転条件と消費電力を示す。反応槽の MLSS 濃度が高い場合には膜差圧が上昇するため、消費電力も増加するが、表中の MLSS の範囲では消費電力はほぼ一定であった。

表-5. 7 膜ユニットの運転条件と消費電力

期 間	運 転 条 件	MLSS (mg/l)	膜差圧 (kPa)	消費電力 (kWh/m ³)	備 考
第2期	空洗量1.0m ³ /分 処理水量50m ³ /日	4,000~10,000	4.4~9.7 (平均6.3)	0.50~0.56 (平均 0.53)	H9.4.21~H9.5.28

5. 4スケールアップ(マルチユニット化)に関する検討

5. 4. 1水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

移設式のため装置の大きさがある程度制限される。その為に装置に装着される、散気管数が制限される。装置1台当りの最大送気量は、 $240\text{m}^3/\text{hr}$ 程度となる。(散気管能力 $8\sim 10\text{m}^3/\text{h}/\text{本}$)

規模が大きくなると台数対応となる。

攪拌投入出力は、 $28\text{W}/\text{m}^3$ とする。設置方法は、槽内に自重設置とする。

5. 4. 2スクリー形曝気攪拌装置のユニットは、下記を考慮して構成する。

1) 本ユニットは、2台を1組として設置する。

2) ユニットのフロートにより、水位追従できるよう構成し、図-5. 6に示すように、水槽の水面に対し、対角位置に2台のユニットを設置し、水面断面方向に循環水流を形成させる。

3) 嫌気時の攪拌は、インバータによる回転数

調整と空気の吸引口の開閉を併用して行い、小さい動力で攪拌を行うものとする。したがって、バルブ付のスクリー形曝気装置を用いるものとし、2. 2、3. 7、7. 5kW機の3種類を組合せて、各種容量の設備に対応する。

4) 水槽の水抜きを行う場合があることを考慮し、本

装置の設置に際しては、フロート等が水槽の法面

と接触することなく、底面に確実に着地するよう配慮する必要がある。

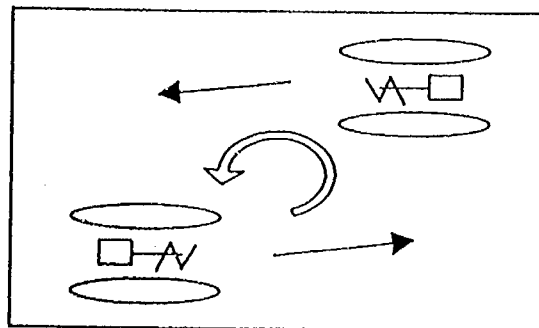


図-5. 6 設置例

1) バルブ付スクリー形曝気攪拌装置2台を設置する場合、最大設置容量は、 $7.5 \times 2\text{台} = 15\text{kW}$ となる。これにより対応できる水槽容量は、必要な投入曝気動力を、4. 2. 2の②の結果から $44\text{W}/\text{m}^3$ とすると、約 340m^3 となる。本システムでは、24h滞留で設計するため、 $340\text{m}^3/\text{日}$ まで対応できることになる。したがって、 $350\text{m}^3/\text{日}$ 以上の処理設備の場合には、本ユニットが3台以上必要となり、水槽の形状、寸法等を考慮して各ユニットの配置を決める必要がある。

2) 反応槽の水深は、今回の実証試験同様に、2m程度を基本とする。本曝気攪拌装置は、水面に近い位置から曝気攪拌を行う方式のため、水深が深くなるにつれて攪拌混合が難しくなる。立地条件によっては、より深くしなければならない場合が考えられるが、水深が2. 5~3m以上ある場合には、攪拌力が十分か、別途確認する必要がある。

5. 4. 3インジェクターを用いた曝気攪拌装置

1)インジェクター数

処理水量50～1,000m³/日の規模について、必要となるインジェクター数及び圧力水量を表-5. 8に示す。

表-5. 8 処理規模とインジェクター数

処 理 水 量 (m ³ /日)	反 応 槽 容 量 (m ³)	インジェクター数	圧 力 水 量 (m ³ /分)
50	50	4	1
100	100	6	1.5
200	200	12	3
300	300	18	4.5
500	500	30	7.5
700	700	42	10.5
1000	1000	60	15

- 注 1. 圧力水揚程は7mAqとする。
2. 反応槽MLSSは5,000～10,000mg/lとする。
3. 流入水BOD200mg/lとする。
4. 流入T-Nは35mg/lとする。
5. 散気水深は2mとする。

2)ユニット化

処理規模が大きくなるにつれて、インジェクター設置数は増加するが、点検時の吊り上げを容易にするために一定数量毎にユニット化する。

5. 4. 4 浸漬平膜型固液分離装置

(1) 複数の膜ユニットの対する吸引、曝気方法

<ポンプ>

処理水量が大きくなると、膜ユニットを複数設ける必要が出てくる。このようなとき、膜ユニットそれぞれに対し吸引ポンプを1台設ける場合と、複数の膜ユニットに対し1台の吸引ポンプを設けることが考えられる。本実験の平膜ユニットは、平膜を2系列に積層した膜ユニット構造（図-5.6.）に対し、1台のポンプで吸引を行ったが、各系列での吸引水量のばらつきはほとんど見られなかった。このことから、複数の膜ユニットから1台のポンプで吸引することは可能と思われる。ただし、膜ユニットの設置位置などで吸引のアンバランスが予想される場合、膜ユニット数が多数となる場合は、それぞれの膜ユニットの流量制御を行うか、膜ユニット毎にポンプを設置する必要があると思われる。

<ブロワ>

本実験においては、吸引ポンプと同様に、2系列に積層した平膜に対し1台のブロワにて曝気を行った。若干の不均衡があったため弁調整を行う必要があったが、複数の膜ユニットに対しブロワ1台設置で運転は可能であった。ただし、膜ユニット数が多数となる場合は、各膜ユニットで均一に曝気できるように、弁制御を考慮した構造にする必要があると思われる。

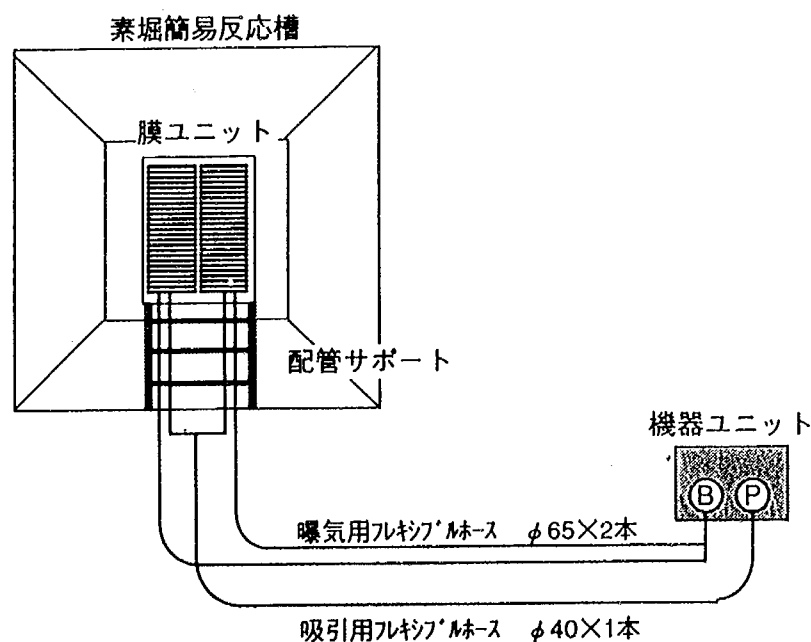


図-5.6 実験装置の膜ユニット構造と配置状況

(2) 反応槽形状と配置の関係

処理水量の増加に伴い、反応槽容量が大きくなった場合、反応槽の形状に見合った曝気ユニットと膜ユニットの配置を検討する必要がある。特に、曝気ユニットは必要な槽内攪拌流速を得る必要があるため、膜ユニットは配置、構造など攪拌の障害とならないようにする必要がある。

5. 4. 5浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

(1) 捕機類に関して

複数のユニットを1台の吸引ポンプで吸引する場合、ユニット間での圧力差が懸念されるが、実際はろ過速度が小さいことから、影響を受けにくいと推測される。

(2) 配列に関して

反応槽の攪拌に支障のない配列とする。二つの膜ユニットに間隔があると、その間に汚泥が沈降し、堆積・腐敗するのでなるべく膜ユニットは間隔を開けないようにした方がよい。

また膜ユニットの点検及び洗浄時を考慮した配列を検討する必要がある。

5.5 維持管理に関する検討

5.5.1 水中攪拌機を用いた曝気攪拌装置

① 運転管理項目と点検頻度

管 理 項 目	点 検 頻 度 (/ 月)
各電動機の絶縁測定	1
各電動機の運転電流測定	1
運転パターンの確認	0.5
各センサーの洗浄	2

② 定期保守作業と頻度

保 守 項 目	保 守 頻 度 (/ 年)
センサーの校正	1
各電動機器の点検	0.5

③ 異常時対応の方法と予備機

異 常 項 目	対 応 方 法	備 考
水中攪拌機異常	通報装置により通報	漏電、過負荷、加熱
ブロー異常	通報装置により通報	漏電、過負荷
シーケンサー異常	通報装置により通報	

予備機の対応は、基本的に複数のユニットでの設置となる為必要としない。

5.5.2 スクリュー形曝気攪拌装置

① 運転管理項目と点検頻度の整理

本装置及び付属機器の運転管理内容を表-5.9に示す。

表-5.9 運転管理

対象	管理項目	管理内容	頻度
曝気攪拌装置	異常音、異常振動	状態の目視確認	巡回時
消泡装置	ノズルの目詰り	状態の目視確認	巡回時
制御機器 (DO計)	異常値の有無	センサーの方式による	巡回時

② 定期保守作業項目と頻度及び工程の整理

本装置及び付属機器の定期保守内容を表-5.10に示す。

表-5.10 定期保守内容

対象	作業内容	頻度	作業時間
曝気攪拌装置	モータ加熱の有無チェック	2～3ヶ月毎	0.1hr程度
//	電流値の測定	//	0.2hr程度
//	絶縁抵抗の測定	//	//
消泡装置	ポンプの絶縁抵抗測定	//	//
制御機器 (DO計)	センサーの校正	1～6ヶ月毎	1hr程度

③異常（故障）時対応の方法と予備機

- 1) 本装置は、1ユニット2台で構成しており、1台が故障した時は、警報装置により、電話回線等を介して通報することが好ましい。曝気能力は、1日の半分の時間（12hr）運転すれば十分酸素を供給できるよう設計するため、1台が故障した時も、残りの1台で必要な酸素を供給することが可能である。したがって、DO制御を組込んだ場合は、残りの1台により、過不足なく酸素を供給することができるが、タイマー運転の場合は、残りの1台で2台分の酸素を供給するように運転時間を2倍に設定変更する必要がある。
- 2) 上記理由により、予備機は設けないものとする。

5. 5. 3 インジェクターを用いた曝気攪拌装置

①運転管理項目と点検頻度の整理

通常の管理体制は巡回管理が基本となる。また遠隔管理も可能である。なお表-5.11 に示すような項目が管理項目として挙げられる。

表-5.11 管理項目

対 象	管 理 項 目	遠隔管理	警 報 出 力
1. 各機器の動作の確認			
1.1 曝気ブロワ	送風圧力 送風量	必要	必要（下限値に達したとき） 必要（下限値に達したとき）
1.2 駆動水ポンプ	吐出圧	必要	
2. 運転状況の確認	DO, ORP, MLSS, 粘度		
3. 処理状況の確認	BOD, T-N		

②定期保守作業項目と頻度及び工程の整理

ブロワ及びポンプの定期保守作業の内容は「下水道維持管理指針」等に依るものとする。

③異常（故障）時対応の方法と予備機

異常（故障）時対応の方法を表-5.12 にまとめる。

表-5. 12 故障時における対応

対 象	故 障 内 容	故 障 原 因	対 応
1. 曝気ブロワ	送風圧低下及びブロワ停止	電動機、ブロワ故障	ブロワ点検、予備機への切替、故障機器の修理
	送風圧上昇	電動機、ブロワ故障、インジェクターへの異物噛み込み	ブロワ点検、予備機への切替、故障機器の修理、インジェクターの点検
2. 駆動水ポンプ	吐出圧低下	電動機、ポンプ故障、インジェクターあるいはストレーナへの異物噛み込み	ポンプ点検、ストレーナ点検、予備機への切替、インジェクターの点検、故障機器の修理
3. DO計	測定不良	電極破損、封入液劣化他	電極交換、封入液交換、校正
4. ORP計	測定不良	電極破損、封入液劣化他	電極交換、封入液交換、校正

また各機器の予備機については表-5. 13 のとおりである。

表-5. 13 予備機の考え方

対 象	予 備 機 の 考 え 方
1. 曝気ブロワ	最低設置台数を2台とし、各容量を全体容量の50%とする。
2. 駆動水ポンプ	最低設置台数を2台とし、各容量を全体容量の50%とする。
3. 計測機器 (DO計及びORP)	電極等の入れ替えの期間はタイマー運転を行うので、予備機は不要である。

5. 5. 4 浸漬平膜型固液分離装置

①運転管理項目と点検頻度

運転管理項目と点検頻度を表-5. 14 に示す。連続的な監視が必要な項目については、電話回線などを用いた遠隔監視システムにて、運転データを常時監視する必要があると思われる。その他の項目についても、遠隔監視をすることが望ましいと思われる。

表-5. 14 運転管理項目と点検頻度

対 象	管理項目	点検頻度
吸引ポンプ	吸引圧力	連続
	吸引水量	月1回程度
曝気ブロワ	曝気圧力	月1回程度
	曝気風量	月1回程度
反応槽状況	MLSS,粘度	月1回程度
	水位	連続
膜の状況	処理水濁度	連続

②定期保守作業項目と頻度および工程の整理

定期保守作業項目と頻度および工程を表-5. 15 に示す。今回の実験では、連続運転期間が短かったため、膜洗浄頻度および膜交換頻度が明らかにできなかった。このため、保守作業の頻度は想定頻度を示す。

表-5. 15 定期保守作業項目と頻度および工程

定期保守作業項目	想定頻度	工 程
膜水洗浄	2～3ヶ月に1度	○膜ユニット又は膜カートリッジの取り外し ↓ ○高圧水洗浄 ↓ ○膜ユニット又は膜カートリッジの取付
膜薬液洗浄	年2回程度	○膜ユニット又は膜カートリッジの取り外し ↓ ○シュウ酸浸漬洗浄 ↓ ○次亜塩素酸ナトリウム浸漬洗浄 ↓ ○膜ユニット又は膜カートリッジの取付
膜交換	5年で全数交換	○膜ユニット又は膜カートリッジの取り外し ↓ ○膜モジュールの交換 ↓ ○膜ユニット又は膜カートリッジの取付

③異常（故障）時対応の方法と予備機

<機器異常>

本システムは、調整槽などの施設がないため、膜ユニットにおけるポンプ、ブロワの機器異常が発生し機器が非常停止した場合でも、処理を継続する必要がある。このため、ポンプ、ブロワについては予備機を設け、異常時には自動的に切り替わる設定にすることの方が望ましい。また、機器異常は、遠隔監視システムにて状況が送信されるため、管理者はできるだけ早く現地に行き対処する必要がある。

<膜差圧上昇>

機器異常による非常停止以外にも、膜差圧が上昇（膜閉塞）し、設定値に達した場合は、処理継続が困難となり、装置は非常停止する。この場合も、処理を継続する必要があるため、処理水量を低減させた運転するか、または装置を停止し、処理できない未処理水（反応槽越流水）は、消毒を行い放流するシステムとすることが望ましい。また、管理者は遠隔監視システムにて状況が送信されるため、管理者はできるだけ早く現地に行き対処する必要がある。

<処理水質悪化>

膜破損などにより処理水濁度が異常上昇（濁度上昇）した場合も、処理を継続し、膜処理水は消毒を行うシステムとすることが望ましいと思われる。また、管理者は遠隔監視システムにて状況が送信されるため、管理者はできるだけ早く現地に行き対処する必要がある。

5. 5. 5 浸漬型中空糸膜を用いた固液分離装置

①運転管理項目と点検頻度の整理

通常の管理体制は巡回管理が基本となる。また遠隔管理も可能である。

管理項目の例としては以下が挙げられる。

表-5. 16 管理項目等

対 象	管理項目	管 理 内 容	遠隔監視	警報出力	点検頻度
1. 各機器の動作確認 1.1 吸引ポンプ	吸引圧力	膜差圧が運転開始初期値より一定値以上上昇した場合に、膜の薬液洗浄を行う。	◎	○	1 回/日
	処理水量	流量計で測定し、設定値から外れる場合には調整する。	◎		〃
1.2 空気洗浄ブロワ	送風圧	圧力計で測定し、設定値から外れる場合には点検する。	○		〃
	空洗風量	風量計で測定し、設定値から外れる場合には点検する。	○		〃
2. 処理状況の確認	BOD, T-N他				2 回/月
3. 反応槽の状況	MLSS	反応槽MLSSをMLSS計等で測定し、MLSSが設定値を超える場合には汚泥引き抜きにより、MLSSを調整する。			2 回/月
	水位	水位の上昇がある場合には、処理流量の調整を行う。	◎		1 回/日
4. 膜の状況	処理水濁度	濁度の悪化は膜の破損が原因として挙げられる。状況によっては膜ユニットを引き上げて、点検する必要がある。	◎	○	1 回/日

注) ◎：必ず必要 ○：どちらでもよい

②定期保守作業項目と頻度及び工程の整理

1) 膜洗浄ブロワ

ブロワの定期保守作業内容は「下水道維持管理指針」等に依るものとする。

2) 膜の薬液洗浄

膜は原水条件あるいは運転条件によっても異なるが、通常は半年に一度薬液洗浄を行う。表-

5. 17 に洗浄方法の一例を示す。洗浄の結果が芳しくないときにはNo. 2～3の工程を繰り返すと良い。

表-5. 17 薬液洗浄方法

No	洗 浄 方 法	使 用 す る 薬 品	備 考
1	スプレー洗浄	—	高圧スプレー洗浄
2	アルカリ洗浄	0.2%次亜塩素酸ナトリウム溶液	生物スライム及び有機性の汚れの除去
3	酸洗浄	0.5%シュウ酸	鉄塩、マンガン塩等の除去

③異常（故障）時対応の方法と予備機

以下、一例を示す。

表-5. 18 故障時における対応

対 象	故 障 内 容	対 応
1. 各機器 1.1 吸引ポンプ	吸引圧力大 停止	空洗ブロワの点検, 膜の人為的洗浄 吸引圧力の推移の調査、予備機への切替、故障機器の修理
1.2 空気洗浄ブロワ	停止	予備機への切替、故障機器の修理
2. 膜	処理水濁度大	膜の引き上げ点検, 活性汚泥中の夾雑物の除去

また各機器の予備機については表-5. 19のとおりである。

表-5. 19 予備機の考え方

対 象	予 備 機 の 考 え 方
1. 吸引ポンプ	予備機は必要。複数以上のポンプを設置する場合、共通の予備機を設置すればよい。
2. 空気洗浄ブロワ	予備機は必要。複数以上のポンプを設置する場合、共通の予備機を設置すればよい。
3. 膜モジュール	予備の膜モジュールが必要。必要数量は1ユニット分。

6. おわりに

素堀反応槽と膜分離活性汚泥法の組み合わせる簡易膜処理法についてパイロットプラント実験を官民共同研究で実施し、下水道の早期整備を目標とする移設式処理場の開発を行った。その結果、簡易膜処理方式は簡単な施設構成でありながら水量や水質の変動に対して緩衝能力が大きく有機物の除去性能が高度、かつ安定しており、消毒を行うことなく衛生学的に安全な処理水を得ることができることが明らかになった。必要であれば窒素分を90%程度の高い除去率で処理することが可能であること、MLSS濃度 10000mg/L 程度までの高濃度の活性汚泥に対応でき、余剰汚泥の発生量が少ないことが確認できた。さらに、日常は無人運転が可能であることも実証され、汚泥発生量が少ないことと併せて維持管理は相当省力化されるものと推定できる。このような実験結果に基づいて、移設処理方式として好気性ろ床方式と比較した結果、簡易膜処理方式が移設に適していること、300m³/d 以下の極小規模で、より有利な方式であることが示された。

この新たに開発された処理システムは、下水処理の早期整備を目的とする場合に限らず、被災地における緊急の下水処理と再生水の利用、イベント開催地における暫定的な汚水処理と再利用、得られる高度な処理水による環境改善を目的としたせせらぎプラントへの適用等、様々な暫定的用途に適用できる。また、反応槽を恒久施設化すれば直ちに、維持管理の簡単な小規模処理施設として利用することができる。今後、本方式による下水処理が導入され、水質環境の一層の改善が進むことが期待される。

資料篇

(外部公表論文)

移設可能な散気攪拌式曝気装置

ITT フリクト (株) ○石井 慶治

久米 浩二

1. はじめに

下水道普及率を伸ばす手段として、ハイパーフレックスプランの検討が行われている。

(ハイパーフレックスプランとは、下水道幹線間管渠が到達するまでの間暫定的な処理施設により、下水を処理し管渠到達後に、その施設を次々に移設して処理していくものです。)

恒久的な下水設備と暫定下水設備では、排水基準は同じであるが使用される設備、機器は相当異なるものになる。ハイパーフレックスプランで要求される処理施設は設置、撤去が容易でなおかつ素掘池等の簡易な構造が想定できる。

これらの条件に適合できる設備「移設可能な下水道施設の開発」を建設省土木研究所、前澤工業株式会社、日立機電工業株式会社、株式会社神戸製鋼所と共同にて行った。

共同研究は確実な技術確立をする為に H 8 年～H 9 年の 2 年間パイロットプラントにて実証実験を行った。本報告は、移設可能な下水道施設の研究のうち弊社が担当した散気攪拌式曝気装置について得られた成果について報告する。

2. 実験概要

2-1 実験および開発目標

- ・槽内の攪拌と、酸素の供給が流入負荷変動に対して過不足なく行われること。
- ・酸素供給の断続等の方式によって嫌気好気を反復し、高度処理をおこなう。
- ・無人運転及び処理の安定化等のために必要な自動制御機能を有する事。
- ・装置は、数個以下のパーツにモジュール化され、設置には特別な基礎を必要とせず、配管、配線も含め、簡単に取り付け、取り出しが出来ること。

2-2 実験装置及び概要

実験装置は建設省土木研究所湖北総合実験施設の中に設置された。設備のフローは、図 1 に示す。移設可能な暫定的設備を考慮し素掘の生物反応槽 50 m³ を 1 つ用意して行った。

生物反応槽内 (図 2) には、攪拌曝気装置と汚泥分離用膜 (平膜または中究糸膜) を設置した。実験装置全体は、反応槽と地上に装置を制御する操作盤、ブロー、処理水吸排水ユニットの 4 ブロックから形成されるシンプルな構成となった。

流入原水は、霞ヶ浦湖北浄化センターに流入している下水を使用し、反応槽に流入する前にろ布式スクリーンにて来雑物の除去を行った。実験は、曝気装置 3 方式 (エジェクター方式、スクリー方式、散気攪拌式曝気装置) と汚泥分離膜 2 方式 (平膜、中究糸膜) の各組合せにて約 75 日サイクルで行われた。今回の共同実験期間中に 2 回 (1 月～3 月、8 月～11 月) の実験運転を実施した。

図-1 設備フロー

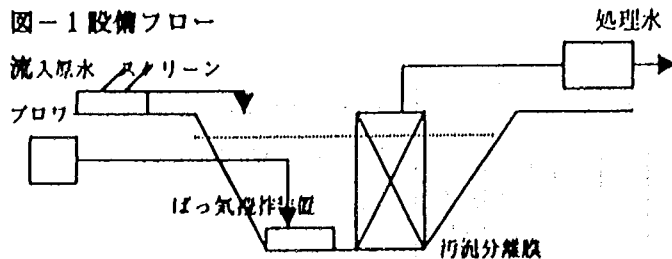
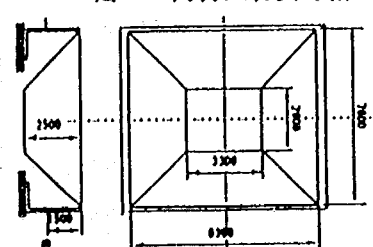


図-2 簡易生物反応槽



2-3 実験内容

実験内容を図-3に示す。

単一反応槽内に曝気攪拌ユニットと膜分離ユニットを設置し、実験を実施した。膜分離ユニットの運転は吸引、停止の交互の運転と吸引量に変化をつけた自動運転で行った。

曝気攪拌ユニットの運転は窒素除去の為、好気、嫌気の反復運転を行い、好気時、DO制御、嫌気時ORP制御にて曝気強度を追従させた、また攪拌強度は、一定強度にて運転した。流入原水は、日量50m³とし実際の条件に合った流入変動をつけて反応槽にいった。

図-3 実験条件

実験名称	第1回実験			第2回実験	
	器機性能テスト	馴養運転	自動運転	馴養運転	自動運転
実験期間	'97.1.7~'97.3.17			'97.8.27~'97.11.19	
実験内容	素掘水槽内で曝気効率KLa測定を行う。	槽内流速測定	120分サイクル 30分好気 90分嫌気 DO 1.5制御 ORP -100~-200 DO測定	槽内流速測定	120分サイクル 60分サイクル DO 1.5制御 ORP -100~-200制御 DO測定
	汚泥分離膜 浸漬平膜処理 MLSS3170~5300			汚泥分離膜 中空糸膜処理 MLSS11000~12100	

3. 実験結果

3-1 酸素移動量

実験で使用した散気攪拌曝気装置の酸素移動量は、図-4の通りの結果であった。出力当たりの酸素移動量は、2.1Kg/kWhrの能力を確認した。溶解効率は、送気量が変化しても20%以上の安定した性能であった。

図-4 酸素移動量測定結果

3-2 攪拌流速

生物反応槽の形状により膜分離装置（膜分離装置容積約10m³、5m³）と曝気装置の間隔を開けないで設置した。この為に効率的水の流れを調整できない状況であったが、図-5に示すとうり各測定点で0.1m/sec以上の流速

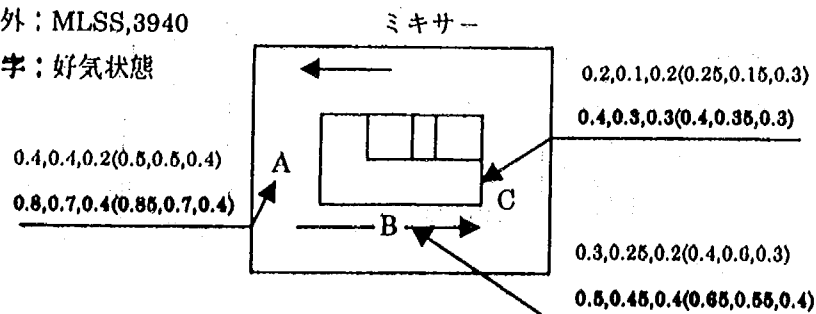
が発生した。測定値は、三次元流速で（）内の数値は、旋回流れ方向、旋回流れ垂直方向、上昇流方向、の流速である。流速変化量は、汚泥の濃淡よりも空気の有無によるほうが大きかった。空気混入が有る場合、無い場合の流速に対し平均1.7倍の流速が得られた。槽内のDO分布の測定結果でも槽内全体が均一した値であった。また槽内の堆積も無かった。

図-5 槽内攪拌流速

()内：MLSS,11800

()外：MLSS,3940

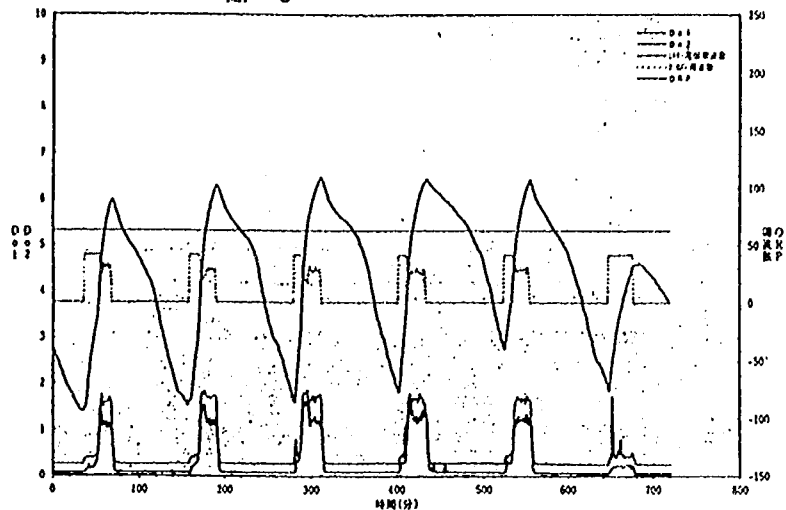
太字：好気状態



3-3 自動運転

自動運転は馴養運転期間に運転サイクルを決定し、DO、ORP センサーにより得られた数値により自動運転を行った。MLSS が 10000 以上になった第二回目の実験では、ORP の下がり過ぎを考え運転サイクルを短くした。自動運転した記録は、図-6 に示す。各センサーの管理は、3～4 週間に 1 度水洗浄を実施した。

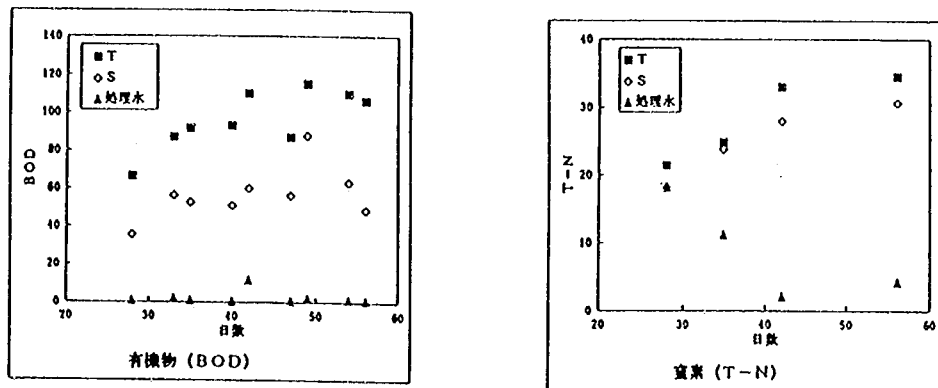
図-6 97年3月4日のグラフ



3-4 水質

高度処理目標である (BOD3mg T-N10mg 以下) 数値は、実験期間安定した状態で達成できた。図-7 に水質結果を示す。

図-7



4. まとめ

1. 実験期間 (冬-春)、(夏-秋)、ならびに生物反応槽の汚泥濃度 3170～12100mg/l の条件で、目標値を十分満足する DO、攪拌流速が得られた。
2. 水中の気泡に横から流速を与えるだけで散気管単体の酸素溶解効率より 5～10% 高い安定した酸素溶解効率が得られた。
3. 攪拌力により発生するスカムが破碎された。スカム対策としての効果も期待できた。
4. 自動運転のキーポイントであるセンサー類の管理、耐久面については、更に知見を得る必要がある。
5. 曝気強度のコントロールについては、データを得ることができたが攪拌強度との相関ならびに嫌気時の攪拌強度については更に知見を得る必要がある。

素掘り反応槽と膜による 移設可能施設の処理特性

建設省土木研究所 ○小越 眞佐司

与儀 和史

鈴木 穰

1. はじめに

現在、下水道整備事業は主要都市ではほぼ終了し主な事業は地方中小都市やその周辺地域に移行している。これらの地域における広域の下水道整備事業は、市街地密度が低く集落が分散している地域で行われるため、人口規模の割に幹線管渠延長が延び整備期間が長くなりがちである。このような地域の下水処理を早期に開始するため、面整備の終了した地域から逐次仮設処理施設による供用を行い、幹線到達後は仮設施設を他の地点へ移設する整備方式(ハイパーフレックスプラン)が考えられる。当研究所では、日当たり下水処理量が 100m^3 未満の極小規模なものから 1000m^3 規模程度まで対応でき、条件の異なる別の場所へ移設可能な下水処理施設として、図-1に示すような素掘り反応槽と膜を組み合わせた方式を提案し、民間企業4社(ITTフリクト㈱、㈱神戸製鋼所、日立機電工業㈱及び前澤工業㈱)と共同で研究開発を実施した。

2. 研究の目的

共同研究の目的は、このような移設可能施設に適用できる攪拌・エアレーションユニット及び固液分離ユニットの開発と小規模下水処理施設としての処理特性及び高度処理能力の把握であり、当研究所では主として処理特性について検討を行った。

3. 処理方式及び実験装置の概要

当所が提案した移設可能な処理施設は、固液分離の機械化によって下水処理場の主要施設である水槽群を1個の反応槽に集約し、更に反応槽を移設する代わりに簡易な土構造(素掘り池に遮水シートを張ったもの等)として安価に現場に建設し、廃止後は機械設備のみ移設して反応槽は埋め戻すというものである。

試算では、素掘り池の建設費と埋め戻し費の合計は大型鋼製水槽の移設費よりかなり安価であると推定される¹⁾。また、池の形状を現場の条件にあわせて比較的自由に設計できるという、ユニット化された水槽にはない利点もある。維持管理面では、沈殿池で行っていた重力沈降による固液分離が自動スクリーンと膜分離装置に替わるため、沈降分離性の変動に伴う水処理の不安定さが解消され、運転操作が簡略化される。また、膜による固液分離で処理水を得るため、細菌や原虫等、膜の開口径($0.1 \sim 0.4 \mu\text{m}$ 程度)より大きい微生物をほぼ100%除去することができ、処理水の消毒が不要になる。

実験装置は茨城県霞ヶ浦流域下水道湖北浄化センター内の土木研究所湖北総合実験施設内に設置され、上部が $7.6\text{m} \times 8.3\text{m}$ 、法面勾配45度、深さ2.5m、水深2mで貯水量 50m^3 のビニルシート張り素掘り反応槽と初沈代替のろ布走行型自動スクリーン、反応槽内に設置するエアレーション装置、同じく反応槽内に設置する固液分離膜装置(日処理能力 50m^3 、膜面積 $200 \sim 312\text{m}^2$)からなっている。流入水は湖北浄化センターの沈砂池流出

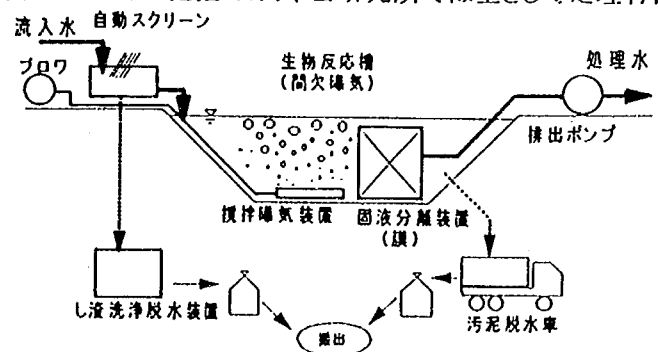


図-1 移設可能な下水処理施設の基本フロー

部から揚水した生下水で、平成9年1月に既設OD法施設の活性汚泥を投入し、24時間滞留の間欠曝気方式で運転を開始した。エアレーション装置と固液分離用膜分離装置は、ほぼ11週間毎に表-1に示す新たな組合せに変更した。

処理水を一定流量で排出する方式で運転するため、流入水量の変動によって反応槽の水位が変動する。しかし、素掘り反応槽は上部が広いすり鉢型であることと、24時間という長い滞留時間であることのため、比較的小さい水位変動によって吸収される。図-2はV、VI期の実験プラントの水位変動(計算値と実測値)で、平均流量に対し0～300%に及ぶ水量変動が30cm以内の水位変動で吸収でき、流量調整槽は不要である。

4. 実験結果

4.1 有機物の除去

全実験期間を通じてBODは安定して除去された(図-3)。BODの他、COD(Mn)では80%以上、COD(Cr)では90%以上の除去率であった。後述のように活性汚泥濃度が上昇した結果、反応槽のDOが低下した時期には、処理水のBODとCOD(Cr)がわずかに増加していた。

4.2 窒素の除去

窒素除去を行うためのエアレーション装置のON-OFF間隔は季節や装置の種類によって多少の違いがあったが、1～2時間サイクルのうちエアレーション時間33～25%、攪拌時間67～75%で脱窒が進行した。条件設定のための期間と後述の膜の閉塞による負荷削減の期間を除いて、上記の運転条件で安定した除去が行われ、処理水T-N 3mg/L以下、窒素除去率90%以上であった。この時の残存窒素は有機態窒素が主体であった。膜の閉塞によって負荷が減ったV期(300日以降)は、膜閉塞防止用の曝気量を増したことも影響して反応槽の嫌気状態が不十分になった。その結果、硝酸性窒素が残留しT-N除去率は低下した。

4.3 細菌の除去

処理水中の大腸菌群数は、通常の再利用に必要な100mL中に1000個以下のレベルを常に維持し、通常の放流に際しては消毒が不要であることが確認できた。しかし、親水利用の目安として示されている100mL中に50個以下の状態を達成できない場合があった。従属栄養細菌数は1mL中に $10^3 \sim 10^4$ 個のオーダーで検出されたが、

表-1 エアレーション装置と膜装置の組合せ

実験期間	エアレーション	膜分離
I	散気+機械攪拌	平膜
II	スクリー型	中空糸膜
III	インジェクター型	平膜
IV	散気+機械攪拌	中空糸膜
V	スクリー型	平膜
VI	インジェクター型	中空糸膜

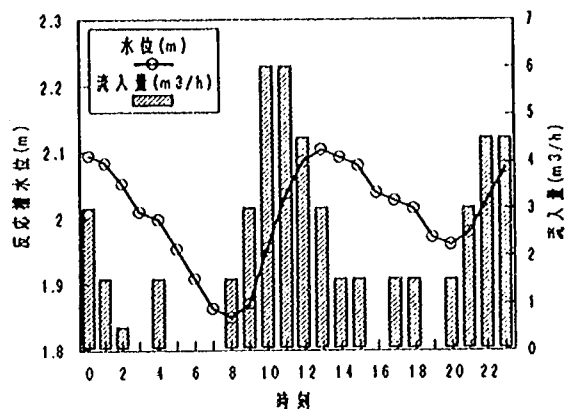


図-2 流量変動と反応槽水位

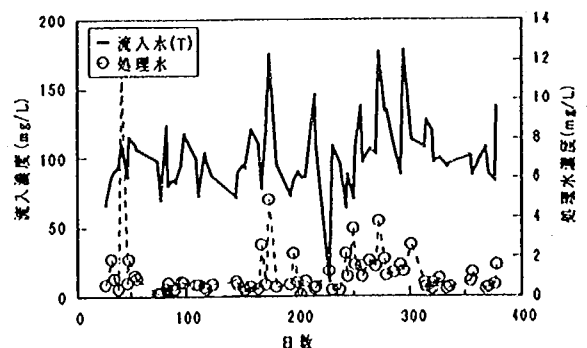


図-3 BODの処理

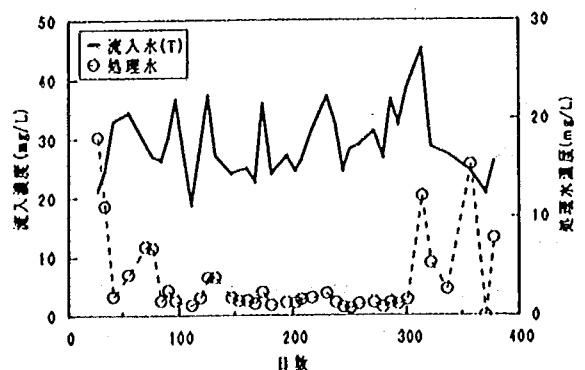


図-4 T-Nの処理

一般細菌数は 1mL 中に 1000 個以下であった。細菌類の検出は、配管内に存在したものの増殖、サンプリング中の混入、実験作業中の不手際により膜を傷つけたこと等が原因と考えられる。

4.4 活性汚泥濃度

本実験では、余剰汚泥の引き抜きを行わない状態で長期間の運転を行った。反応槽 MLSS 濃度は次第に増加し、夏期には無機化が進行して、安定～減少となったが、平成9年10月には MLSS 濃度が 1%を超過し、その後の水温の低下も加わって次第に次の様な問題が顕著に現れることとなった。即ち、① 曝気装置の酸素供給が不十分になり反応槽内の DO 濃度が上昇しない、② 膜の吸引圧力が増加し保安装置の作動により膜の運転が停止し処理水量が減少する、等である。DO 不足に対しては嫌気好気時間比を変更して好気時間を延ばし、膜の運転停止に対しては、閉塞対策として膜面流速を高めるために曝気量を増加させたが、先述のような処理水質への影響が現れることとなった。

4.5 その他

パイロットプラントの運転を通じて、この方式は処理水質が大変安定していることがわかった。図-7はⅢ期に行った24時間調査の結果で、水量や水質の変動が処理水質にほとんど影響を与えていない。しかし、汚泥引き抜きを行わない運転であったため、図-8に示すようにリン除去は安定せず、長期的には低い除去率にとどまった。

また、維持管理は容易で、日常の運転は無人化に対応できることがわかった。

5. 終わりに

今回検討した単一の反応槽に直接膜分離装置を浸漬する方式は、エアレーション装置の間欠運転によって有機物と窒素を極めて安定的に、かつ高度に除去できることが確かめられた。しかし、細菌の除去は必ずしも完全ではないこと、膜分離の適用によって得られる活性汚泥の高濃度化には問題があること等も明らかになった。今後は本方式の高 MLSS と長 SRT 運転の利点が最大限発揮できる様な汚泥の管理手法について検討を行っていく予定である。

(参考文献)

- 1) 平成8年度下水道関係調査研究年次報告書集、pp201～208；
土木研究所資料第3528号、平成9年10月 建設省土木研究所
問合わせ先：小越眞佐司(建設省土木研究所 下水道部 三次処理研究室、

〒300-0804 茨城県つくば市大字旭1 TEL.0298 (64) 2211)

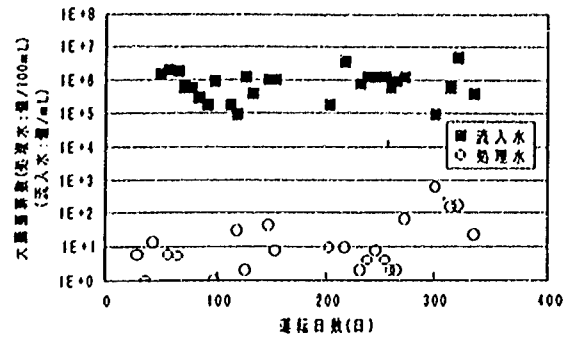


図-5 大腸菌群数の処理

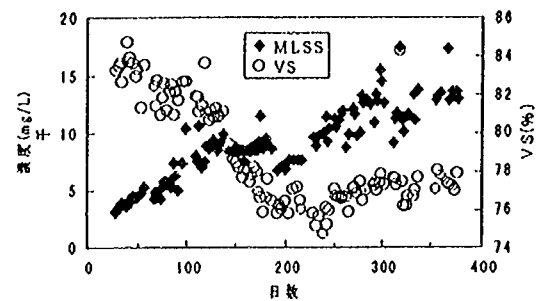


図-6 活性汚泥濃度

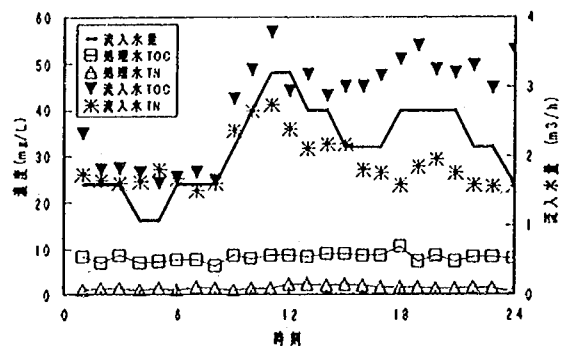


図-7 水量変動と処理水質

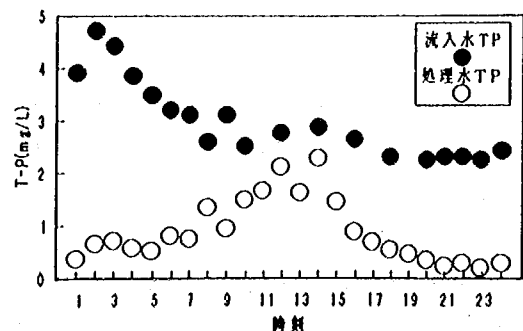


図-8 リンの時間変動

移設可能な下水道施設における 浸漬型平膜処理の研究

(株) 神戸製鋼所 ○吉田 忠広 中島 敏幸
中山 雄之 野下 昌伸
白石 充広 石丸 賢二

1.はじめに

流域下水道など、集水区域が広いために下水道幹線管渠の建設に時間がかかり、河川等の環境改善が遅れがちになる傾向がある。このような場合、先行的に面整備が終わった地域から暫定的に下水を処理し、水域環境の保全を促進することが望まれる。しかし、一カ所に固定された暫定的な処理施設は、供用期間が短くなり不経済となる。そこで、管渠が到達した時点で、処理施設を未整備地域に転々と移設し使用する施設が有効と考えられる。これらの課題に対して、建設省土木研究所、ITTフリクト株式会社、日立機電工業株式会社、前澤工業株式会社、株式会社神戸製鋼所との共同研究（平成8年度～9年度）により、「移設可能な下水道施設の開発」を実施し、平成9年1月よりパイロット実証実験を開始した。なお、実験は、曝気ユニット3方式、膜分離ユニット2方式のそれぞれの組合せにより実験期間を6期間に分けて、各期を1週間程度に区切り実施した。このため、本報告は当社が担当した浸漬型平膜による実験の第1、3、5期のうち、平成9年8月までに実施した第1、3期にて得られた成果について報告する。

2.実験方法

(1) 実験装置

実験は、茨城県霞ヶ浦湖北流域下水道霞ヶ浦浄化センター内建設省土木研究所湖北総合実験施設に実験装置を設置し、実施した。処理フローを図1に示す。本施設は、数カ所を転々と移設し処理を行っていくため、迅速な施工、撤去が要求されるため、反応槽は遮水シートによる素掘式の簡易反応槽とした。固液分離には、浸漬型膜分離法を採用し、反応槽内には、攪拌、酸素供給を目的とした曝気ユニットを別途設置した。実験原水は、初沈流入水を用い、ろ布走行式の自動スクリーンにて、夾雑物を除去した後に反応槽に流入させた。実験に用いた浸漬膜の主仕様を表1に示す。

(2) 実験条件

第1期、第3期の実験条件を表2に示す。曝気ユニットは、窒素除去を目的とし、単一槽内で無酸素好気を繰り返させるため、間欠的に曝気を行う運転パターンとした。一方、膜分離ユニットは、8分吸引2分休止の運転パターンとし、一定流量にて吸引する運転を行った。なお、反応槽の活性汚泥は、建設省土木研究所実験施設内のオキシデーションディッチ反応槽より簡易反応槽に移送し実験を開始した。

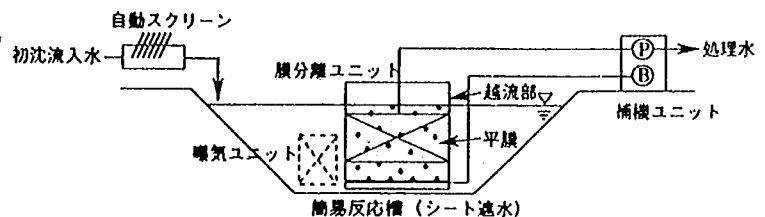


図1 処理フロー

表1 浸漬膜仕様

項目	仕様
膜種類	浸漬型平膜
材質	ポリオレフィン
孔径	0.4 μm
寸法	610×1060×13mm

3. 実験結果と考察

(1) 単一槽の窒素除去における膜洗浄曝気の影響

浸漬型膜分離法では、処理水を吸引して得る場合、膜面の閉塞を防止するため常時浸漬膜の下部より曝気を行い、隣接する膜間をクロスフロー状態にする必要がある。しかし、単一槽にて無酸素好気運転を行う場合、曝気を行う好気時しか吸引ができなくなり、必要膜面積が大きくなってしまふ。このため、無酸素好気時に関係なく連続吸引できるように、膜洗浄曝気の影響および膜分離ユニット構造について検討を行った。

・第1期実験

第1期では膜洗浄曝気の反応槽への影響を極力少なくしつつ、膜洗浄に必要な上昇流を確保するため、膜分離ユニット上部一辺のみを開放し、エアリフト効果で越流する汚泥のみが反応槽へ流出する構造とした。しかし、好気時に反応槽のDOは最大2.5mg/lまで上昇し、ORPは図2に示すように常に120mV以上となり、脱窒反応に適切なORPの制御が困難であった。また、表3に示すように、処理水中のNO_x-N平均値が7.3mg/lと、十分に脱窒が行われていないことが示された。他方、膜分離ユニットの膜洗浄曝気を停止させ、曝気ユニットのみの運転を行った場合は、無酸素時のORPが-120mVまで低下したことから、ORP値には膜洗浄曝気が大きく影響していることが示唆された。

・第3期実験

第3期では、膜分離ユニットの外周部を完全に囲い込み、膜分離ユニット内の汚泥が反応槽に全く流出しない構造とした。その結果、第1期に比べ、第3期ではMLSSが高濃度化したことによる影響もあるが、ORPは脱窒反応に適切な値に制御することができ、処理水質からも窒素除去が良好に行えていることが確認された。これらのことから、単一槽における無酸素好気運転には、膜洗浄曝気が大きく影響するため、連続的に吸引するに

表2 実験条件

実験期間	第1期	第3期
	1997年1月～3月	1997年6月～8月
処理水量	50m ³ /日	50m ³ /日
反応槽容量	50m ³	50m ³
滞留時間	24時間	24時間
平均Flux	0.22 m/日	0.28 m/日
膜洗浄曝気量	0.8～1.5m ³ /日	1.0～2.0m ³ /日
膜運転パターン	ろ過8分 休止2分	ろ過8分 休止2分
好気：無酸素	45分：75分	30分：90分
反応槽MLSS	3,200～5,300mg/l	6,800～11,500mg/l
曝気ユニット	水中エアーシフト方式 ITTフリクト（株）	インジェクター方式 前澤工業（株）

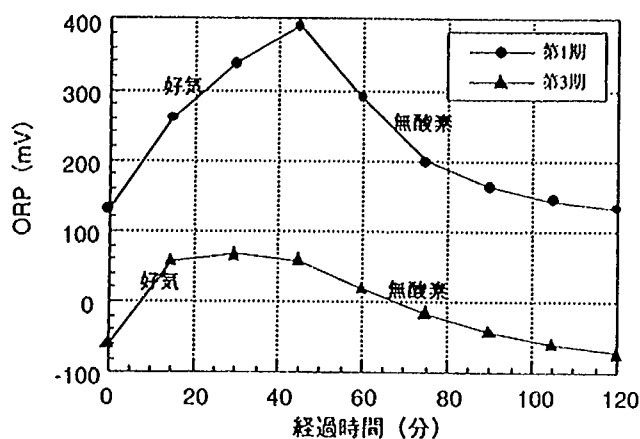


図2 ORP経時変化

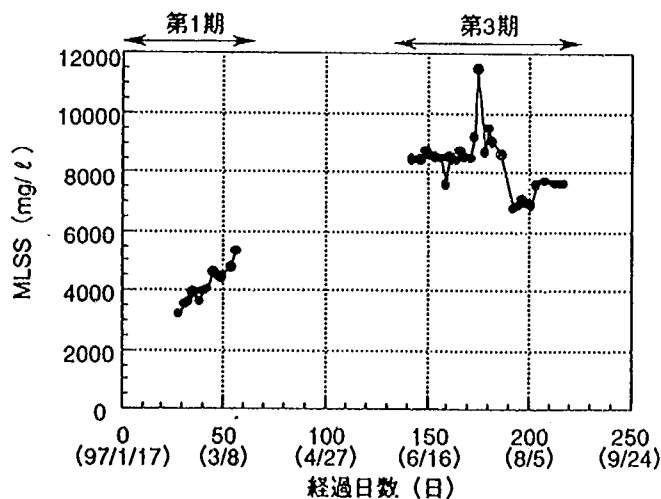


図3 MLSS経時変化

表3 各期における処理水質の平均値

	流入水		処理水		目標値
	第1期	第3期	第1期	第3期	
BOD (mg/l)	96.2	101.4	2.2	1.0	<3
CODMn (mg/l)	57.6	54.3	6.0	6.0	—
T-N (mg/l)	28.4	26.6	8.9	1.6	<10
NH ₄ -N (mg/l)	23.8	19.5	1.2	0.3	—
NO _x -N (mg/l)	0.2	0.1	7.3	0.8	—
大腸菌群数 (個/100ml)	1.9×10 ⁴	1.6×10 ⁴	5.4	18.3	<5

* 自動スクリーン処理水

は、膜分離ユニットの外周部を完全に囲い、反応槽に汚泥が流出しない構造とすることが効果的であった。ただし、第1期、第3期実験終了時の膜面観察で、隣接する平膜間に汚泥ケーキ状のものが堆積している箇所が確認された。これらは、膜分離ユニットの外周部を囲った影響により、膜分離ユニット内の流動が不足し、膜洗浄が有効に働かなかったためと思われる、この点については、さらに知見を得る必要がある。

(2) 処理性能

窒素以外の項目については、第1期、第3期ともほぼ同等の結果が得られた。これは、MLSS濃度の差はあるが、滞留時間を24時間と設定しているため、処理が十分進み処理水質に差が出なかったと考えられる。大腸菌群については、処理水中に若干量検出されたが、これは膜分離ユニットから吸引ポンプまでの配管内などで増加したものと考えられる。

(3) 薬液洗浄効果

第1期実験終了後に、膜面の閉塞度を把握するため、平膜の膜面の一部を切り抜き、次亜塩素酸ナトリウム、シュウ酸にて洗浄し、洗浄効果を比較するため純水透過水量の測定を行った。洗浄方法を表4に、薬液洗浄の効果を図4に示す。その結果、表面の汚泥を水洗いしただけの膜Aは、新膜に比べ純水透過水量は39%まで低下していた。これに対し、次亜塩素酸ナトリウムにて洗浄した膜Bは78%まで回復したが、シュウ酸により洗浄した膜Cは45%とほとんど洗浄効果がなかった。次亜塩素酸ナトリウム、シュウ酸にて洗浄した膜Dについても83%に留まった。よって、第1期終了時では、膜面は有機物の付着が主で、無機物の付着はほとんど見られなかった。

4. まとめ

建設省土木研究所、ITTフリクト(株)、日立機電工業(株)、前澤工業(株)、(株)神戸製鋼所との「移設可能な下水道処理施設の開発」共同研究におけるパイロット実証実験を行った結果、下記の知見を得た。

- (1) 膜分離活性汚泥法における、単一槽内での無酸素好気脱窒処理において、反応槽内の無酸素条件を妨げないように膜洗浄曝気を行い連続吸引するには、膜分離ユニットの外壁を完全に囲うことが有効であることが示唆された。ただし、第1期、第3期実験終了時に、平膜間に汚泥ケーキ状のものが堆積している箇所が確認されたことから、膜分離ユニットの外周部を囲ったことより膜分離ユニット内の流動が不足し、膜洗浄が有効に働かなかったと思われる、この点については、さらに知見を得る必要がある。
- (2) 第3期では流入水T-Nが26.6mg/lに対し、処理水1.6mg/lと高い除去率が得られた。また、BOD、CODについても、非常に良好な水質が得られた。
- (3) 第1期終了時に実施した薬液洗浄では、次亜塩素酸ナトリウムが最も洗浄効果が大きかった。

問い合わせ先：(株)神戸製鋼所 都市環境本部 環境エンジニアリングセンター
電話078-261-5763 吉田 忠広

表4 洗浄方法

	水洗浄	次亜洗浄	シュウ酸洗浄
膜A	あり	—	—
膜B	あり	0.1%	—
膜C	あり	—	0.2%
膜D	あり	0.1%	0.2%
浸漬時間	—	3時間	3時間

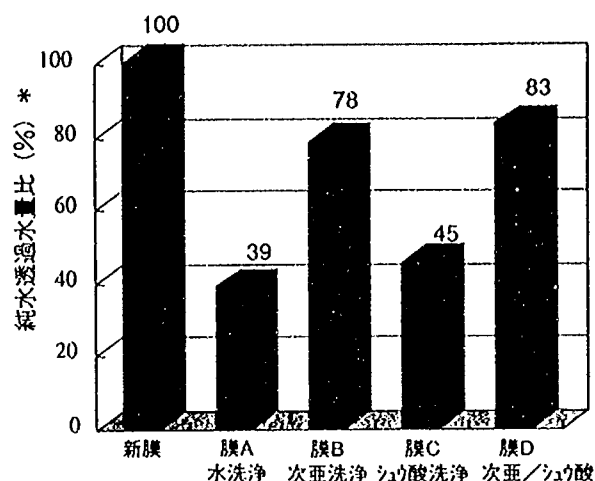


図4 膜の薬液洗浄効果

* 新膜の25℃、膜差圧1.0kgf/cm²における純水透過水量を100とし、比率で表現

浸漬型中空糸膜による膜分離活性汚泥法

前澤工業(株) ○吉野正章

矢尾 真

数井 徹

1. はじめに

下水道の建設は非常に長い年月を必要とする。下水道幹線管渠や終末処理場の建設の遅れによっては、下水管渠面整備が終わっても、実際の供用はさらに遅れることになる。このような場合、面整備終了地域に移設可能な処理施設を設置し下水を処理し、幹線管渠接続後、他の地域へ移設する方法が考えられる。そこで、こうした施設の開発を目標として、建設省土木研究所と、ITTフリクト㈱、(株)神戸製鋼所、日立機電工業㈱及び前澤工業㈱が共同研究を実施した。

2. 実験装置及び実験条件

(1) 概要

実験は三方式の曝気・攪拌方式及び二方式の膜分離方式の組み合わせによって行われた。本報では固液分離膜として浸漬型中空糸膜を、曝気・攪拌装置として散気+水中攪拌機を用いた実験(平成9年8月29日～11月17日)について報告する。

本実験では図1に示す装置を用い、小規模下水道を想定した負荷変動を与えて、表1に示す水質を得ることを目標とした。

(2) 反応槽

表2に反応槽諸元を示す。原水は初沈流入水をろ布スクリーンに通したもので、反応槽滞留時間は24時間とした。

(3) 膜分離装置

表3に膜分離装置の仕様を示す。吸引水量は38.6ℓ/分、透過流量は0.18m³/日であり、18分吸引の後2分停止し、20分サイクルで運転した。処理水量は50m³/日である。反応槽高水位時(2.2m)には吸引水量を1.5倍の57.9ℓ/分とした。また膜モジュール下部より常時2m³/min(膜モジュール投影面積1m²あたり1.3m³/min)で空気洗浄した。膜ユニットは鋼板で反応槽より仕切られているが、下部間隙より汚泥を取り込み、上部排出口より汚泥を排除することで、ユニット内の汚泥濃度上昇を防いだ。なお、

実験後半期間(平成9年10月30日～11月17日)では、処理水を用いて膜を逆洗し、その効果を検討した。

(4) 曝気・攪拌装置

ITTフリクト社の曝気・攪拌装置は、散気筒後方の水中プロペラによって気泡の分散と攪拌を行うもので、散気筒への空気供給を断続させることにより間欠曝気を行う。

表1 処理目標

水質項目	目標値
BOD(mg/l)	<3
T-N(mg/l)	<10
一般細菌数(個/ml)	<1000
大腸菌群数(個/100ml)	<5

表2 反応槽

仕様	索堀り、透水シート張り
容量	50m ³
形状	(周囲)8m ² ×9m ¹ (底面)2.8m ² ×3.3m ¹
斜面角度	45°
水深	2m

表3 膜分離装置

型式	浸漬型中空糸膜
孔径	0.1μm
膜面積	312m ²

表4 曝気・攪拌装置

型式	プロペラ型水中攪拌機
曝気方式	散気筒

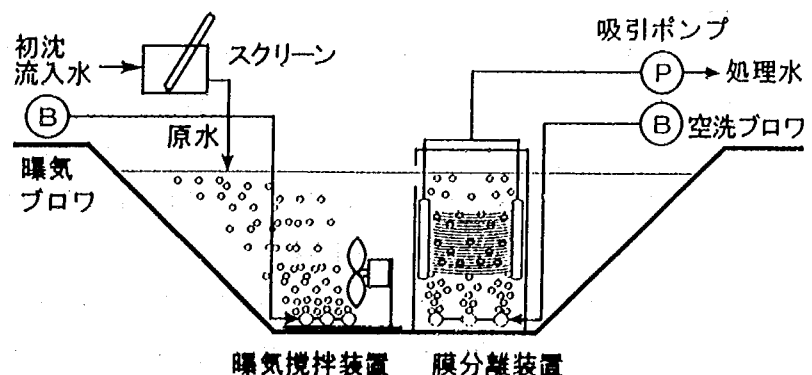


図1 実験フロー

3. 実験結果

(1) 反応槽の嫌気好気状況

図2及び3に流入変動並びにDO及びORPの変化の一例を示す。図2のように、8/29から11/6まで平均流量比0.5～1.4倍の変動を与え、11/7以降は平均流量比0～2.9倍の変動を与えている。一方嫌気好気サイクルは一定であったので、反応槽への流入量が1.5m³/h以下の時間帯(0:00～8:00)では、比較的嫌気好気状態が明確に表れているが、処理量が多い時間(9:00～18:00)でDOは0.05mg/l以下を示した。

(2) 処理水質

本実験で得られた処理水質を表5及び6に示す。表のように、BOD及びT-Nは当初目標値を達成した。ところで実験後半において、膜面圧力損失の低減のため、膜処理水を用いて逆洗を行った(逆洗時間は10秒、逆洗水量は約0.1m³)。その結果、BOD等の処理水質には逆洗の影響が見られなかったが、表6に示すように一般細菌数及び大腸菌群数には影響が見られている。何らかの原因で中空糸膜が切断された場合でも、汚泥が切断面を閉塞させるため、処理水質は次第に回復すると考えられるが、逆洗によって、汚泥が排除され、一時的に水質が悪化することも考えられる。

(3) 膜間差圧

本実験では、過度の吸引圧上昇による膜破損防止のため、一定以上の吸引圧力条件で吸引を停止させた。表7にその圧力値を示す。本実験で用いた膜は平成9年3月17日から平成9年6月4日迄80日間使用後、圧力水洗浄を行い、再び実験に供したものである。図4～6に膜間差圧、反応槽水温及び活性汚泥の粘度の変化を示す。平成9年8月29日から平成9年11月17日までの実験期

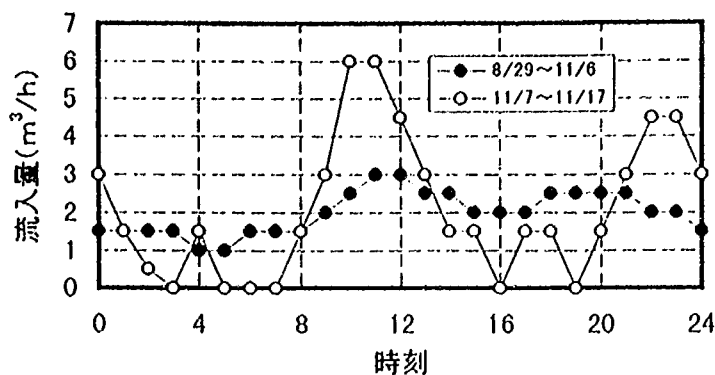


図2 流入変動

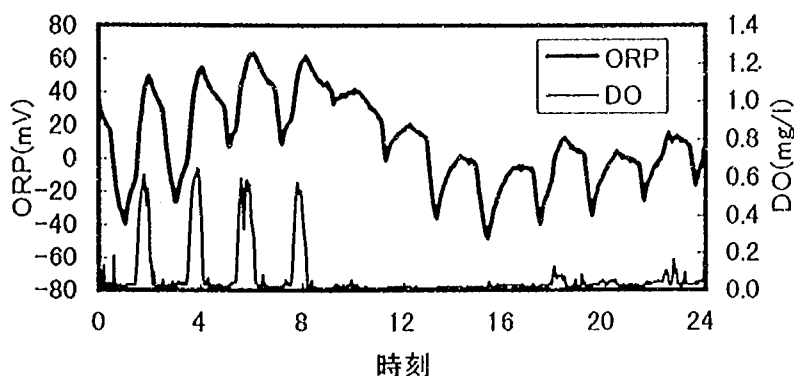


図3 DO及びORPの変化(H9.9.4)

表5 処理水質

水質項目	原水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)
BOD	71.4～132	0.1～2.0	97.3～99.9
COD	55.9～99.7	4.1～5.9	89.6～94.6
NH ₄ ⁺ -N	27.1～32.5	0.1以下	99.7以上
T-N	33.1～40.2	0.6～3.5	89.4～98.5

表6 生物試験結果

期 間	項 目	原 水	処 理 水
(1) 逆洗なし (8/29～10/29)	一般細菌数(個/ml)	$1.3 \times 10^6 \sim 4.7 \times 10^7$	$9.9 \times 10^2 \sim 3.0 \times 10^3$
	大腸菌群数(個/100ml)	$3.1 \times 10^7 \sim 5.6 \times 10^7$	0～21
(2) 逆洗あり (10/30～11/17)	一般細菌数(個/ml)	$6.7 \times 10^5 \sim 1.9 \times 10^7$	$5.4 \times 10^2 \sim 2.9 \times 10^5$
	大腸菌群数(個/100ml)	$2.9 \times 10^4 \sim 4.4 \times 10^7$	14～66

表7 吸引圧警報値

実験期間	吸引圧警報値(kg/cm ²)	
	通常運転時	高水位時
8/29～10/7	-0.3	-0.4
10/8～11/6	-0.5	-0.6
11/7～11/13	-0.6	-0.8
11/14～11/17	-0.8	-1.0

間中、活性汚泥を引き抜かなかったため、反応槽のMLSSは9,700mg/ℓから12,800mg/ℓに上昇し、膜ユニット内のMLSSは13,700mg/ℓ程度に上昇した。水温も低下してきたため、活性汚泥の粘度は29.8cPから117cPに増加し、膜間差圧の上昇が起こった。

図4に示すように、10/5以降、吸引圧力が警報値に達し、装置が頻繁に停止した。停止から復帰迄の膜の散気洗浄により、膜間差圧が回復したが、その回復量は0.016～0.152kg/cm²の範囲にとどまった。また、10/21に膜ユニットを反応槽より引き上げ、部分的に汚泥ケーキで覆われた膜を高圧ジェット水で洗浄したところ、膜間差圧は洗浄前0.34kg/cm²から洗浄後0.19kg/cm²まで回復した。

以上のことから反応槽MLSS上昇及び水温低下による粘度の上昇は膜の洗浄を困難にし、膜表面への汚泥層の蓄積により、膜間差圧が急激に上昇することがわかった。従って安定した運転を行うためには、反応槽の粘度の制御が重要であり、粘度80cP以下は一つの目安になる。

4. おわりに

本実験により以下のことがわかった。

- (1) 小規模下水道を想定した流入変動下において、BOD 2mg/ℓ以下の高度処理水が得られた。
- (2) 同負荷条件下で、断続的な空気供給による無酸素好気運転により、硝化脱窒反応が進行し、全窒素 4mg/ℓ以下の処理水が得られた。
- (3) 高粘度下では膜間差圧が過度に上昇する。このため反応槽からの汚泥引き抜きによる膜ユニット内の粘度を制御することが重要である。
- (4) 膜運転の際、逆洗は一時的な水質悪化が見られることから注意を要する。

問い合わせ先：前澤工業(株)研究開発部 吉野 〒332-8556 埼玉県川口市市仲町5-11 TEL048(253)0710

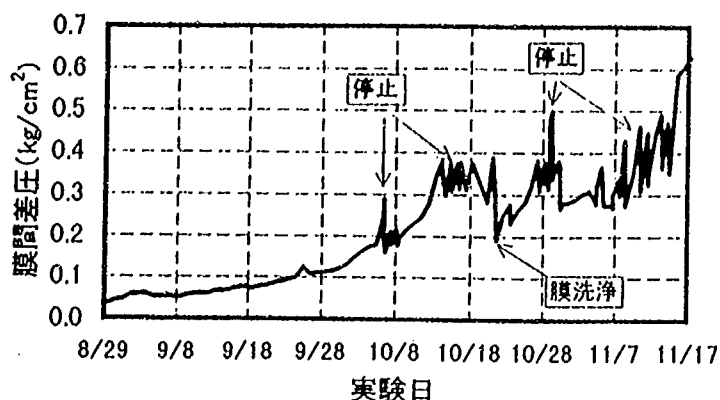


図4 膜間差圧の変化

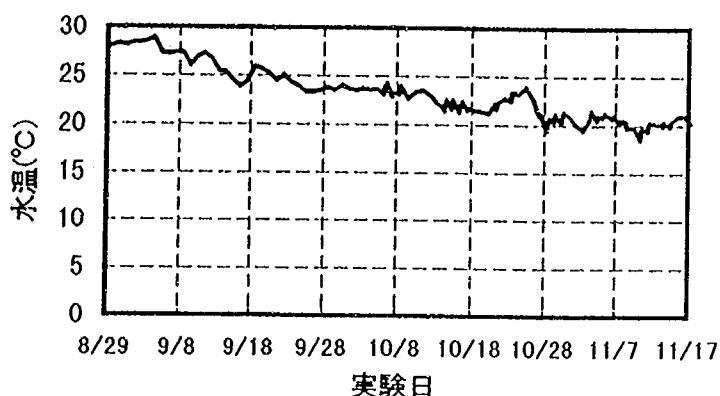


図5 水温の変化

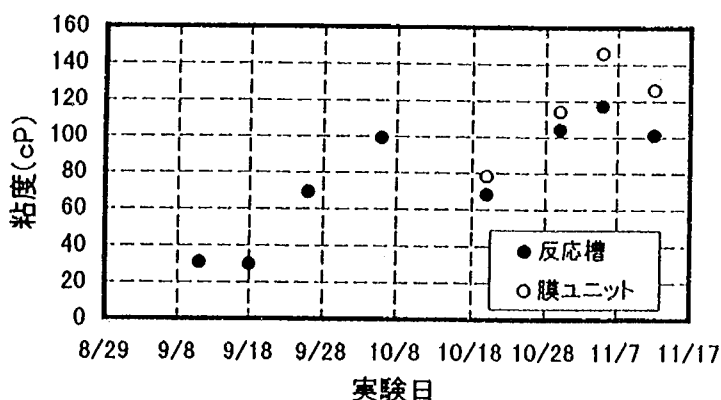


図6 粘度の変化