

日本ガイシ(株) 米川 均、村瀬光一、○稲田吉一

1. はじめに

近年、都市生活の向上に伴い、初沈の固液分離性が悪化し、後段の曝気槽の流入負荷が増加している。汚泥処理においても、主に細胞体で構成される余剰汚泥の消化性、脱水性に問題が生じてきている。このような問題を解決する方策の一つとして、生物処理に頼らない物理化学的处理を見直し、維持管理性が軽減できる簡易な下水処理システムの開発が望まれている。

本システムは、加圧浮上、凝集、精密膜ろ過の3つの物理化学操作より構成され、加圧浮上槽では、膜に対する固形物負荷の軽減、凝集剤使用量の軽減、汚泥の濃縮減容化を、凝集操作では、処理水質の向上、膜性能及び経済性の向上を、精密膜ろ過では、安定した処理水の確保、維持管理性の軽減を計り、これらの物理化学操作により、水処理と汚泥濃縮工程の完結を試みた。

2. 実験方法および実験条件

2.1. 実験方法

本実験の概要フローを図-1に示す。下水流入水を直接ろ過すると膜に閉塞が生じ、安定した処理が出来ないため適切な前処理をする必要がある。

本研究では、前処理として、粗大な夾雑物を除去するためにろ布スクリーンを、繊維分を除去するために加圧浮上槽を設けた。加圧浮上槽は、角槽横流式とし、空気溶解は加圧浮上操作の維持管理性の軽減を狙ってキャピテーションの少ない特殊渦巻きポンプにより気液二相で直接、混合溶解する方式を試みた。

凝集操作をMF膜部の前段で行えば、膜モジュール流路の閉塞回避と膜透過流量の安定化に効果があり、また、固形物等の被凝集成分が少ないほど凝集剤使用量が低減できるため、加圧浮上槽後段でPACによる凝集を行うこととした。

MF膜は、膜材質ポリエチレン、公称孔径 $0.2\mu\text{m}$ 、膜面積 20m^2 のものと、膜材質ポリプロピレン、公称孔径 $0.2\mu\text{m}$ 、膜面積 3m^2 のものとを並列に設置し、それぞれクロスフローで運転し、モジュールの原水側入口圧力を 1.5 あるいは 2.0Kg/cm^2 と一定に設定した。膜透過ラインにはネジ式定量ポンプと逆止弁を並列に設けた。この構成により、開始初期に保持された透過側圧力が膜閉塞の進行と共に低下し、常圧に降下するまでは、定量ポンプにより一定透過流量すなわち系全体の処理流量が一定となる。

膜部から発生する濃縮排水、逆洗排水は、加圧浮上前段に返送した。この返送水に凝集活性が残っていれば、浮上分離性の向上が期待できる。

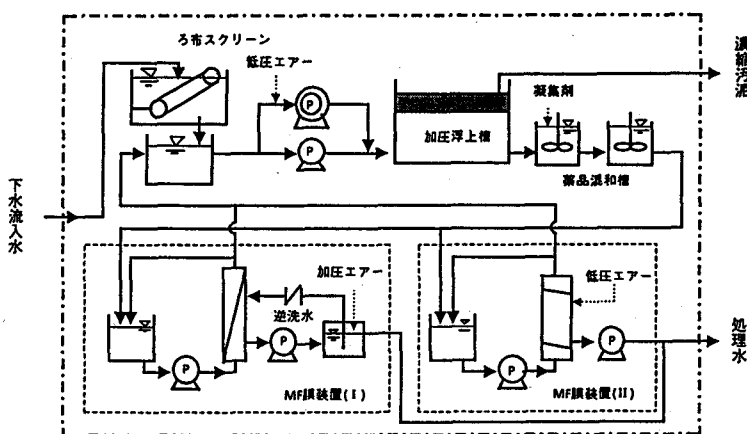


図-1 実験装置図

表-1 運転条件およびMF膜装置仕様

運転条件			
設定水量	供給水量 = $12\text{m}^3/\text{日}$ 、処理水量 = $12\text{m}^3/\text{日}$ 、濃縮水量 = $0.1\text{m}^3/\text{日}$ 程度		
加圧浮上部	加圧水圧力 = 5Kg/cm^2 、加圧水比率 = $30\sim 100\%$ 、HRT = ~ 40 分		
凝集部	凝集剤(PAC)添加量 = 5mg-Al/l 、凝集剤滞留時間 = $10\sim 20$ 分		
MF膜部	MF膜装置(I)		MF膜装置(II)
	モジュール形式、膜材質 分離孔径、ファイバー径 膜面積、運転形式 循環流量、膜透過流量	外圧中空糸、ポリエチレン $0.2\mu\text{m}$ 、 $410\mu\text{m}/270\mu\text{m}$ 20m^2 、クロスフロー&定量ろ過 100l/min 、 $0.4\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	外圧中空糸、ポリプロピレン $0.2\mu\text{m}$ 、 $650\mu\text{m}/350\mu\text{m}$ 3m^2 、クロスフロー&定量ろ過 3000l/hr 、 $1.2\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$

本実験システムは、図-1の破線で示したように、実験系全体を通して下水を受け入れた後、系外への返流水を発生することなく、処理水と濃縮汚泥を排出するシステムで構成されている。

2.2. 実験条件

表-1に運転条件およびMF膜装置仕様を示す。

3. 実験結果および考察

3.1. 凝集剤添加量と膜透過性能

図-2に、MF膜装置(I)の膜透過流束を0.6m³/日と設定し、凝集剤(PAC)添加量を15~3mg-Al/l(以下ppmと記す)と変化させた場合の膜透過流束と圧力損失の経時変化を示す。

図より、凝集剤添加量15ppmでは、膜循環圧力損失が運転開始時点から徐々に上昇すると同時に、膜透過流量も16hr後から急激に減少し始め、48hr後には膜を透過しなくなる。凝集剤を15ppm添加した場合、膜循環の流路となる中空糸間隙の閉塞が進行して、圧力損失が増大する、この流路閉塞は、局部的に有効膜面積を消失させ、膜透過流量に大きな影響を与えると考えられる。

凝集剤添加量10ppmでは、膜循環圧力損失の変化は観察されなかったが、65hr(2.7日)前後から膜透過流量が減少し始める。これは膜透過圧力損失が運転開始時より上昇していることから、膜内閉塞が生じたために起きていると思われる。膜内閉塞の原因としては、原水中に含まれる凝集活性の残る凝集剤が考えられ、さらに凝集剤を減らすことが必要である。

凝集剤添加量5ppmでは、膜循環圧力損失の変化は観察されず、膜透過流量に対しても96hrまではほぼ一定値を示している。また膜透過圧力損失の上昇も10ppmの場合と比べると緩やかになっている。

凝集剤添加量3ppmの場合も5ppmの時と同様に膜循環圧力損失の変化は観察されず、膜透過流量に対してもほぼ一定値を示している。

以上より、膜の長期安定運転をするには凝集剤添加量を5ppm程度以下とすることが必要と考えられる。

3.2. 加圧浮上条件による膜透過性能

本システムの長時間評価を行うにあたり、新たにMF膜装置(II)を追加しMF膜装置(I)設定透過流束を低下させ運転を行った。MF膜設定透過流束はMF膜装置(I)は0.4m³/日、MF膜装置(II)は1.2m³/日とした。凝集剤は3.1の検討結果より5ppm添加して実験を行った。なお長期運転中に浮上操作条件を表-2のように変えることにより、運転し、膜ろ過性能及び処理性能の検討を行った。ここで本システムで用いたエア混入式ポンプが、加圧水量に対してエアを2%混入したときに微細気泡の発生状態が良いので、加圧水量に従ってエア量を変化させている。

図-3にMF膜装置(II)の透過流束とろ過差圧の経時変化を示す。図よりRUN1では、2日で流路閉塞が生じ安定した透過水が得られないことがわかる。これは加圧水量を10ℓ/minとしたことで、原水のSS分に対して浮上槽で必要な量のエアが供給されず、不完全な分離状態で膜処理が行な

われ、流路閉塞が生じたと考えられる。RUN2では、20日間安定した処理水が得られている。加圧水量を15ℓ/minとしたことで、原水のSS分に対して必要量のエアが供給されたと考えられる。ここで23日目に透過流束が落ち込んでいるが、これはコンプレッサーの故障のため逆洗に必要なエアが供給されず、膜内

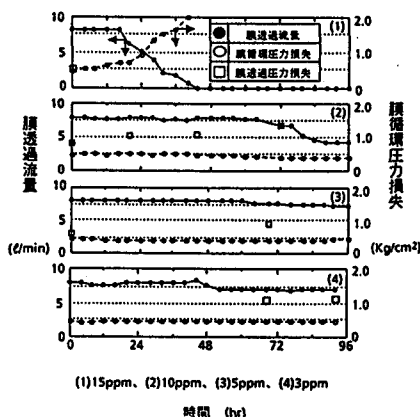


図-2 凝集剤添加量を変化させた場合の膜透過流量と圧力損失の関係

RUN	加圧水量(ℓ/min)	常圧水量(ℓ/min)	エア量(ℓ/min)
1	10	20	0.2
2	15	15	0.3
3	30	0	0.6

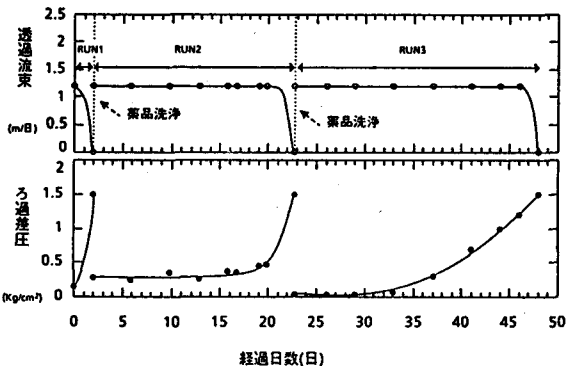


図-3 MF膜装置(II)の長期安定性の評価

閉塞が急激に進行したものである。故障がなければ、さらに長期間安定運転が行われたと思われる。RUN3では、加圧水量を30ℓ/minとし全量加圧で連続運転を行っている。今回もRUN2同様20日間安定した処理水が得られている。以上より安定した処理水量を得るには加圧水比率を50%以上にする必要がある。

3.3. 長期安定性の評価(処理水質について)

長期運転中のBOD除去の経時変化を図-4に、T-P除去の経時変化を図-5に、各水質項目については表-3に示す。

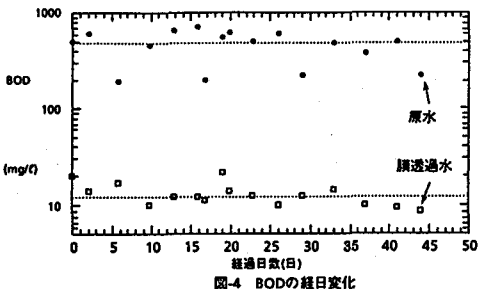


図-4 BODの経日変化

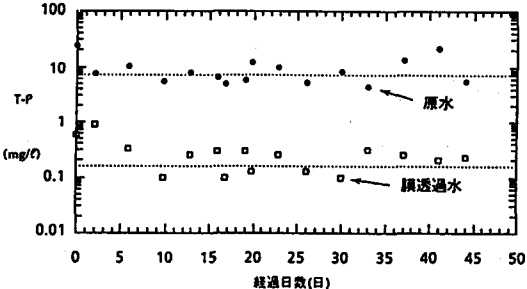


図-5 T-Pの経日変化

BODは原水で190~714(mg/ℓ)とかなり変化しているのにもかかわらず、処理水では、10~22(mg/ℓ)と安定した値が得られた。T-Pにおいても、原水で5.2~40.6(mg/ℓ)とかなり変化しているのにもかかわらず、処理水では0.07~0.29(mg/ℓ)と安定した値が得られた。他の水質項目であるSSについても100%、CODについても74~94%と安定した処理が可能であった。

3.4. 濃縮汚泥の脱水性評価

本プロセス濃縮汚泥と同日に採取した混合生汚泥を、リーフテスターによる脱水試験を行なった。表-4に結果を示す。

表より本プロセス濃縮汚泥の方が混合生汚泥よりも処理能力が1.5倍程度優れていることがわかる。本プロセス濃縮汚泥は、濃縮濃度が高く、また活性汚泥のような細胞体が含まれないことが寄与したためと考えられる。

3.5 本システムへの高度処理の適用

本システムの後段に硝化塔を設け、膜処理水に対して硝化を試みた。硝化塔は内径50mm、高さ3m(充填高さ2m)で、充填担体は軽量骨材を使用し通水速度を33m/日、空気倍率は5倍とした。表-5に膜透過水と硝化塔処理水の分析結果を示す。膜透過水ではNH₄-Nが20.8(mg/ℓ)であったものが、7.0(mg/ℓ)にまで減少し、T-Nでは25.9(mg/ℓ)から8.6(mg/ℓ)へと減少している。

硝化塔の維持管理においても、膜処理水を硝化塔に通水しているため、SS分の流入がなく、一ヶ月間逆洗なしで安定した運転が可能であった。

4. おわりに

- 1)長期安定運転するには凝集剤添加量を5ppm程度以下とすることが必要である。
- 2)加圧浮上槽において加圧水比率を50%以上にする必要がある。
- 3)本実験システムによりSSは100%、BODは93~98%と高い除去性が得られ、リンも凝集効果によりほぼ完全に除去された。
- 4)本実験システムによって2.7~4.1%の濃縮汚泥が得られ、また脱水性も通常汚泥より、処理能力が1.5倍程度優れていることがわかった。
- 5)膜処理の後段に生物膜法による硝化塔を計画する場合、逆洗頻度が少なくなり、維持管理が容易になる。

以上のように本システムは、原水水質の変動に対して緩衝性の高いもので、流入下水を放流水質を満たした膜透過水と濃縮汚泥とに完全に固液分離でき、水処理と汚泥濃縮工程を完結することができる。

表-3 長期運転水質結果

水質項目		原水	透過水	除去率(%)
TS	(mg/ℓ)	538~12400	325~418	34~71
SS	(mg/ℓ)	158~733	0	100
BOD	(mg/ℓ)	190~714	10~21.9	93~98
COD	(mg/ℓ)	111~329	17~29	74~94
T-N	(mg/ℓ)	38~73	26~38	23~51
T-P	(mg/ℓ)	5.2~40.6	0.07~0.29	98~99

表-4 脱水結果

	混合生汚泥	浮上濃縮汚泥
TS(%)	1.85	3.40
水分(%)	66.2	64.7
処理能力(kgDS/m ² hr)	1.5	2.2

表-5 分析結果

水質項目	透過水	硝化塔処理水	除去率(%)
SS (mg/ℓ)	0	0	-
BOD (mg/ℓ)	13.2	6.7	47
T-N (mg/ℓ)	25.9	8.6	67
NH ₄ -N (mg/ℓ)	20.8	7.0	66
NO _x -N (mg/ℓ)	0.05 >	14.0	-