

流動床法高負荷し尿処理プロセスへの膜分離技術適用に関する研究

浅野工事(株) ○高野剛彦、植田明郎、西村考司、皆方久吉

1. はじめに

膜分離設備を組み込んだし尿処理方式が実用化の段階をむかえているが、通常は生物処理工程と凝集処理工程の固液分離に、二段で用いられることが多い。本研究では、固定化担体により高濃度の微生物を保持できる流動床法し尿処理プロセスの凝集分離工程にUF膜を一段組み込み、操作性及び経済性の向上を目的として約2年間にわたる実証試験を行った。UF膜分離の操作性、処理水質の安定性などについて検討した。

2. 実証試験の内容

2.1 システムの概要

実証試験のフローシートを図-1に示す。実証試験設備のうち、受入貯留設備と流動床までは、実際の処理施設を利用し、仕上槽以降のプラントを新たに設置した。し尿処理能力は10kl/日である。

搬入されたし尿、浄化槽汚泥は、夾雑物を除去されたのち生物処理工程に入る。生物反応槽は、固定化微生物を高濃度に保持した流動床と、仕上槽からなる。仕上槽流出液は中カチオン性高分子を添加して、傾斜型濃縮スクリーンにて固液分離される。

濃縮汚泥は、連続的に脱水される。濃縮スクリーン分離液は、混和槽にて、塩化第二鉄、過酸化水素を添加して、pHを6.0に調整したのち、UF膜により固液分離を行う。UF膜装置は、平膜型モジュールの型式で、膜材質はポリアクリルニトリル系、分画分子量は20000のものを使用した。膜面積は7m²である。

2.2 運転状況

四季それぞれ、1ヵ月以上にわたる定常運転時の運転データを表-1に示す。し尿、浄化槽汚泥の合計投入量は16.7kl/日で設定値の20kl/日を下回ったが、生物反応槽全体の負荷は、従来の高負荷脱窒素処理方式（流動床方式）（以後従来法と略す）の基準値と変わるところはない。

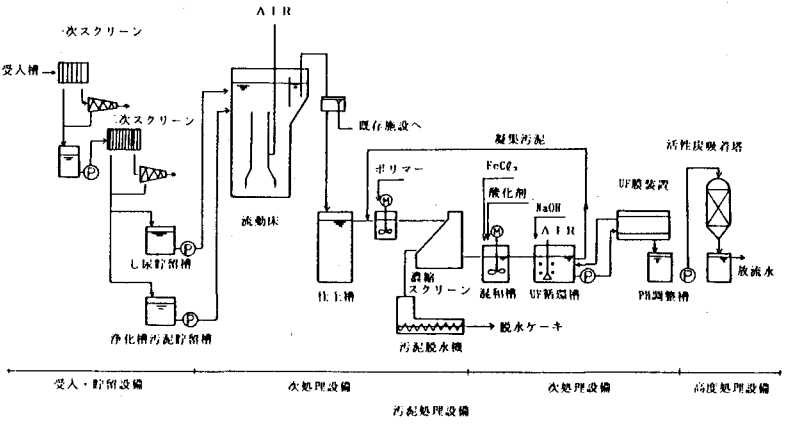


図-1 実証試験設備のフローシート

表-1 運転条件

項 目		単 位	四季平均データ	
原 液 投 入 量	し尿	kl/日	14.4	
	浄化槽汚泥	kl/日	2.3	
	混合投入量	kl/日	16.7	
生 物 処 理 工 程	流 動 床	水温	℃	36.0
		pH		7.2
		MLSS	mg/ℓ	14380
	仕 上 槽	水温	℃	33.1
		pH		7.12
		MLSS	mg/ℓ	6190
	全 槽 負 荷	BOD 汚泥負荷	kg/kg・日	0.16
		T-N 汚泥負荷	kg/kg・日	0.0529
U F 膜 分 離 工 程	混 和 槽	FeCl ₂ 注入率	mg/ℓ	1700
		pH		2.5
	U F 循 環 槽	pH		6.0
		水温	℃	35.4
		SS	mg/ℓ	8690

3. 試験結果及び考察

3.1 処理水質

表-2に、四季平均の水質を示す。濃縮スクリーンは、従来法の沈殿槽に対応するが、固液分離は良好で分離水のSSも低い。UF膜透過水は従来法の凝集沈殿処理水に対応するもので、水質は膜透過水が上回っている。

3.2 硝化・脱窒素処理工程

硝化・脱窒素処理工程は流動床、仕上槽、濃縮スクリーンで構成され、その主体は流動床であり構造は図-2の通りである。流動床は円塔状の水槽で、水深は約10mである。中央部にドラフトチューブを設け、エアリフト作用により酸素供給と内部循環を行う。

槽内には、固定化担体と浮遊汚泥により、12,000~20,000mg/ℓの汚泥濃度が保持される。流動床のBOD容積負荷は2.81kg/m³・日、T-N容積負荷は0.92kg/m³・日と高く、BOD 99%、T-N 98%程度の除去率となる。固定化担体は、サイクロンにて回収され流動床内の必要汚泥濃度が安定して保たれるため返送汚泥は必要なく、通常生物反応槽に付属して設置されるUF膜は不要である。仕上槽流出水は濃縮スクリーン処理され、その分離水は繊維分など夾雑物が除去されており、続く凝集UF膜の流路閉塞が防止できた。

3.3 凝集・UF膜分離工程

濃縮スクリーン分離水に塩化第二鉄を1700mg/ℓ、過酸化水素を98mg/ℓ添加して混和し、酸化反応を進めたのちpHを6.0に調整し凝集フロックを生成させてUF膜分離を行った。

(1) 透過フラックスの経時変化

図-3、図-4にフラックスと流速、操作圧力の経時変化の一例を示す。運転開始数日でフラックスは2m³/m²・日程度で擬安定状態になるので、この値を保つように、膜面流速、操作圧力を少しずつ上昇させた。

しかし操作条件がUF膜装置の限界に達したのちは成行きのフラックスとし、1.7m³/m²・日の値を下回る様になった時薬品洗浄を実施することとした。薬品洗浄は、水洗後塩酸、シュウ酸溶液(pH2)にて30分洗浄後次亜塩素酸ナトリウム 500mg/ℓ(pH10)にて8時間程度洗浄した。この場合酸洗浄によるフラックスの回復はあまり見られず、アルカリ性次亜洗浄により、初期フラックスの90%程度に回復した。薬品洗浄は、3週間に1度程度の頻度で行った。

表-2 処理水質(四季平均値)

工程	前処理		生物処理	
	除渣し尿	浄化槽汚泥	濃縮スクリーン 分離水	UF膜透過水
pH	8.52	8.12	7.31	6.17
BOD (mg/ℓ)	9850	5670	39.1	6.3
COD (mg/ℓ)	4560	2960	272	64.1
SS (mg/ℓ)	9690	5660	125	<1.0
NH ₃ -N (mg/ℓ)	2710	975	4.8	4.8
NO _x -N (mg/ℓ)			1.5	0.87
T-N (mg/ℓ)	3330	1330	35.5	13.8
T-P (mg/ℓ)	360	179	69.1	0.08
色度 (度)			1150	81

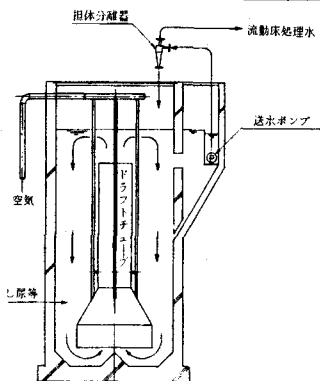


図-2 流動床の構造

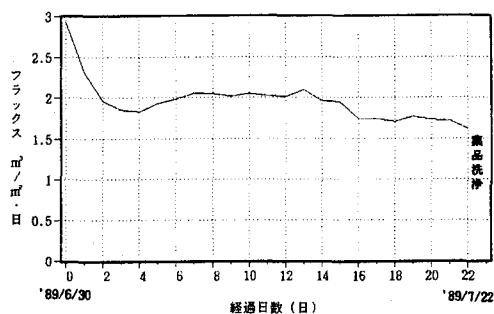


図-3 平膜フラックス経時変化

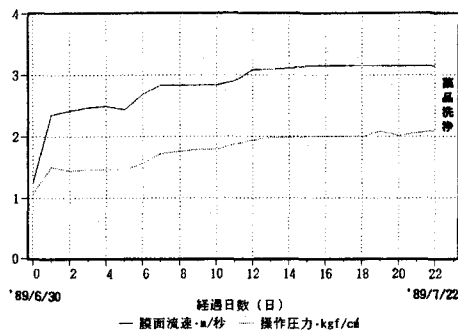


図-4 平膜膜面流速、操作圧力経時変化

(2) 分画分子量と透過水質について

UF循環槽混合液を原水として、分画分子量の異なる3種の膜について、その透過水質の差を検討した。試験は、膜面積0.02m²の小型平膜装置にて行った。結果は表-3に示す通り、分画分子量20,000、40,000の膜透過水に差は見られないが、200,000の膜透過水は、CODなどがやや高い値を示し差が見られる。分画分子量40,000程度の膜を実装置に用いても、本実証試験と同様の処理水質が得られると推察される。

(3) 処理工程別のゲルクロマトグラム

各処理工程別のゲルクロマトグラムを図-5に示す。検出はUV-210nmにて行った。し尿は、巾広い分子量成分を含むが、生物処理工程で分解され、UF循環槽分離液中には1万以上の成分はほとんど見られない。UF膜透過水中には1万以下の成分が主体となっている。

3.4 高度処理工程

UF膜透過水の高度処理として活性炭吸着処理を行った。装置は下向流固定床式のものを用了。結果を表-4に示す。活性炭吸着処理水は、COD、色度、T-Nが良好に除去されている。また従来法に比べて、活性炭吸着プロセスへの負荷が低いため、維持費の低減が可能となる。

3.5 汚泥処理工程

生物処理工程よりの余剰汚泥とUF循環槽より引抜かれる凝集汚泥は混合して薬注の上、濃縮スクリーンで固液分離される。この濃縮汚泥はスクリュープレス型脱水機にて脱水される。2%（対DS）程度のポリマー添加率で含水率94.2%の濃縮汚泥と含水率73%の脱水汚泥が得られ、SS回収率も98.5%と高い値となった。

4. おわりに

流動床法高負荷し尿処理プロセスにUF膜分離技術を導入し固液分離、汚泥分離工程を改善して次の様な結果を得た。

- 1) 流動床の特徴を生かし、生物処理の固液分離に傾斜型スクリーンを採用し、脱水機を組合せて、安定した固液分離、濃縮、脱水操作ができる。
- 2) 凝集処理+UF膜分離により、リン、色度、COD等が安定して高度に除去され、続く高度処理工程への負荷が軽減する。
- 3) UF膜フラックスは1.7 m³/m²・日以上値を得ることができる。
- 4) 処理工程がシンプル化し操作性、経済性が向上した。

本研究は、（財）廃棄物研究財団による「膜利用技術開発研究」の一環として行った。

参考文献

- 1) 中島文夫 他：都市清掃、36 (137)、PP629、1983

表-3 膜分画分子量と透過水質

分画分子量	20	40	200
	$\times 10^3$	$\times 10^3$	$\times 10^3$
項目	(PAN)	(PVDF)	(PVDF)
pH	6.0	6.0	6.0
BOD (mg/l)	4.0	4.1	4.5
COD (mg/l)	61	62	83
T-N (mg/l)	10.6	10.9	11.9
T-P (mg/l)	0.08	0.08	0.10
色度 (mg/l)	70	70	80

PAN ポリアクリルニトリル
PVDF ポリフッ化ビニリデン

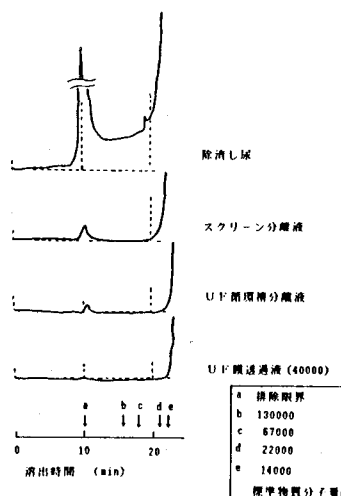


図-5 処理工程別のゲルクロマトグラム

表-4 高度処理試験結果

項目	単位	UF膜透過水	活性炭処理水
pH		6.8	7.3
BOD	mg/l	3.4	0.6
COD	mg/l	4.4	3.3
SS	mg/l	< 1.0	< 1.0
NH ₃ -N	mg/l	6.0	6.0
NP _x -N	mg/l	2.6	0.2
T-N	mg/l	15.5	7.6
T-P	mg/l	0.06	0.04
色度	度	33	< 2.0