

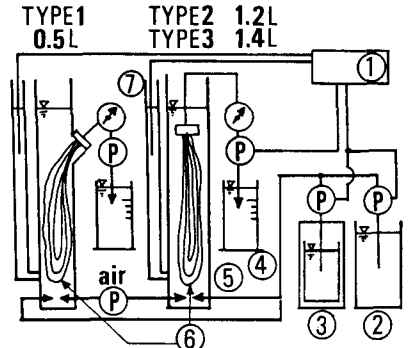
II-397

中空糸膜を用いた低圧直接吸引による膜分離活性汚泥法

東京大学工学部 ○日浅 雅見 山本 和夫 松尾 友矩

1.はじめに 活性汚泥法において最終沈澱池に代えて混合液を膜で濾過して処理水を得るプロセス(膜分離活性汚泥法)は汚泥の沈降性を問題にせず、かつ汚泥の発生を抑えたコンパクトなものである。本研究は、従来型の膜モジュールへの循環動力を不要にしてコストの低減をはかり、一層のコンパクト化のために、曝気槽中に直接中空糸膜を入れ、低圧で吸引するシステムに関して、吸引方法、曝気方法をかえて実験を行い、透水量の安定、有機物除去、窒素除去の条件に関して検討を行ったものである。

2.実験方法 実験装置の概要は図1のとおり。膜はM社製中空糸膜(孔径 0.1 μ m、膜面積0.3m²、材質ポリエチレン)を使用し、TYPE 1は上部側壁より、TYPE 2及び3は上部より挿入している。処理水は吸引ポンプで吸引し、膜の外側から内側への透水により得られる。表1に各RUNの吸引方式、実験装置、曝気方式を示す。連続吸引の場合、水位計により透水量に応じ流入水が流入し、曝気槽の水位は一定に保たれる。間欠吸引の場合、サイクルを設定し、そのサイクルの中で吸引量が所定量に達するまで、あるいは吸引時間が所定時間に達するまで吸引を行い、吸引時間終了後、吸引量に応じて流入水が流入する。またRUN 2B~2D、3、4については窒素除去を目的として部分的に曝気を停止させた。間欠吸引のサイクル、吸引量、間欠曝気の方法は表2に示す。流入水の組成、重クロム酸カリウムCOD(以下COD)とNH₄-Nの設定値を表3に示す。



1 シーケンスコントローラー 2 水道水タンク
3 基質原水タンク 4 処理水受け 5 曝気槽
6 中空糸膜 7 水位計

図1 実験装置図

3.実験結果および考察

3.1 吸引方式と透水量の安定 図2にRUN 1の透水量、吸引圧の変化を示す。連続吸引で行ったRUN 1は約2週間初期設定透水量を維持できたが、それ以降、吸引圧の急激な上昇とともに透水量が急激に低下した。このとき膜モジュール内に汚泥が詰まり、全体が固まって1本の棒状になり、その表面からしか透水しなくなっていた。RUN 2は実験装置にTYPE 2を用い間欠吸引にして行った。その結果が図3である。一度透水量が大きく増加しているが、これは水位計のトラブルによるもので、その点を除けば透水量、吸引圧ともに長期間にわたって安定している。このように、間欠吸引で運転すると安定した透水量が得られることがわかった。実際の吸引時の透水速度は約0.2m/dayであり、これはRUN 1の値を上回っている。高負荷で運転を行ったRUN 3の結果を図4に示す。RUN 3Cで流入COD容積負荷を10kg/m³・dayにしたところMLSSが増加し、36,000mg/lを超えたところで吸引圧が上昇し始めた。流入COD容積負荷5kg/m³・dayで長期間運転したRUN 4でもMLSSが43,000mg/lを超えたところで吸引圧が上昇し、吸引時の透水速度も0.33m/dayから0.27m/dayへ約2割低下し、長期的には透水量の低下につながると考えられる。このようにMLSSが3~4万を超えると粘性の上昇、汚泥による目詰まりにより透水速度が低下するものと思われる。

3.2 有機物および窒素除去 RUN 2の有機物除去については良好であった。この時MLSSは15,000mg/l程度で安定しており、COD汚泥負荷が0.1kg-COD/kg-MLSS・dayとなっている。RUN 2、3において種々の曝気方式、負荷について実験した

表1 各RUNの吸引方式・曝気方式

RUN	吸引方式	曝気方式	曝気量	実験装置
1	連続吸引	連続曝気	1.8 l/min	TYPE1
2A	間欠吸引	連続曝気	1.8	TYPE2
2B~2C	間欠吸引	間欠曝気	1.8	TYPE2
2D~2E	間欠吸引	間欠曝気	0.5	TYPE2
3A~3C	間欠吸引	間欠曝気	1.8	TYPE3
4	間欠吸引	間欠曝気	1.8	TYPE3

表2 間欠吸引のサイクル・吸引量・間欠曝気の方法

RUN	サイ	最大吸	吸引量	基質流入開始から
	クル	引時間		の曝気停止時間
2A	10分	5分	50ml	(曝気停止せず)
2B	10	5	50	5分間
2C~2D	10	3	50	7分間
2E	15	3	75	12分間
3A~3C	60	5	60	20分間
4	60	5	60	20分間

表3 流入基質の組成 (mg/l)

	RUN1,2	RUN 3A	RUN 3B,4	RUN 3C
Glucose	100	400	2,000	4,000
Pepton	100	400	2,000	4,000
Yeast extract	10	40	200	400
(NH ₄) ₂ SO ₄	80	320	1,600	3,200
KH ₂ PO ₄	16	64	320	640
MgSO ₄ ·7H ₂ O	20	80	400	800
MnSO ₄ ·4H ₂ O	1.8	7.2	36	72
FeCl ₃ ·6H ₂ O	0.1	0.4	2	4
CaCl ₂ ·2H ₂ O	2	8	40	80
設定COD濃度	250	1,000	5,000	10,000
設定COD容積負荷 (kg/m ³ ・day)	1.5	1	5	10
設定NH ₄ -N濃度	20	80	400	800

窒素除去の結果を表4に示す。表4において流入する窒素はほぼ有機態とアンモニア態(あわせて以下KN)であったので、硝化量、脱窒量を次式により算出した。

$$\text{硝化量} = (\text{流入TN}) - (\text{蓄積TN}) - (\text{流出KN})$$

$$\text{脱窒量} = (\text{流入TN}) - (\text{蓄積TN}) - (\text{流出TN})$$

脱窒菌の活性向上のために曝気停止過程を組み入れたにもかかわらず、RUN 2B~2Dでは2Aに比べてあまり脱窒率は向上しなかった。これは溶存酸素が十分に低下できなかったためと思われる。しかし、曝気時間をさらに短縮したRUN 2Eでは酸素供給量の減少が硝化菌の活性低下をもたらせ、硝化率が大きく低下したが、硝化された窒素はすべて脱窒されていた。このように酸素供給量の減少が脱窒菌の活性向上とともに硝化菌の活性低下をもたらすため、曝気停止過程による硝化・脱窒は微妙な均衡の上に成り立っているといえる。

RUN 3の有機物除去の結果を表5に示す。RUN 3AはMLSSは14,000mg/l、COD汚泥負荷0.09kg-COD/kg-MLSS・dayであった。RUN 3Bでも処理水質は良好であったが、運転期間中汚泥は増加していた。RUN 3Cは運転開始1日後汚泥が灰黒色になり、処理水のCODも急激に悪化した。RUN 3Bと同一条件に設定(測定では5.0kg/m³・day)して運転したRUN 4は20日目に汚泥が灰黒色になり、MLSSは43,000mg/lであった。このようにMLSSが4万を超えると汚泥が嫌氣的になるようである。この時散気管からの気泡は分散されず大きくなっていった。これは汚泥の粘性上昇によるものと考えられ、このことから汚泥濃度に限界があるといえる。RUN 3の窒素除去に関してはRUN 3Aに比べ、3Bでは汚泥が好氣的であったにもかかわらず硝化率が低下している。これは汚泥増加により硝化菌へ酸素が行きわたらなくなったためと考えられる。

結局透水量の点からも、好気を維持するという点からもMLSSが3~4万程度に限界があるといえる。COD汚泥負荷が0.1kg-COD/kg-MLSS・dayでMLSSは安定すると考えられるので、このシステムでの限界COD容積負荷は3~4kg/m³・day程度ということになる。

4.まとめ COD容積負荷3~4kg/m³・dayまでの有機性排水処理は間欠吸引で運転することにより長期間安定した透水量が得られ、有機物除去も良好であった。窒素除去については汚泥が増殖した際の硝化菌への酸素供給が問題になり、限界負荷はさらに低くなると考えられる。

RUN	流入TN	系内への蓄積TN	流出KN	流出TN	硝化量	硝化率(%)	脱窒量	脱窒率(%)
2A	231	23	27	180	181	87	48	23
2B	127	-58	12	104	173	94	81	44
2C	126	-23	32	94	117	79	55	37
2D	148	-53	6	81	195	97	120	60
2E	172	59	68	68	45	40	45	40
3A	129	-17	31	53	115	79	93	64
3B	816	39	561	561	216	28	216	28
3C	1005	246	930	930

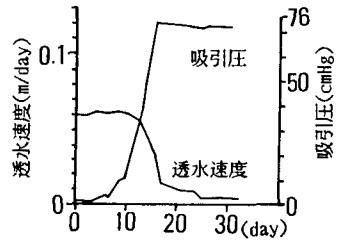


図2 連続吸引での透水量と吸引圧

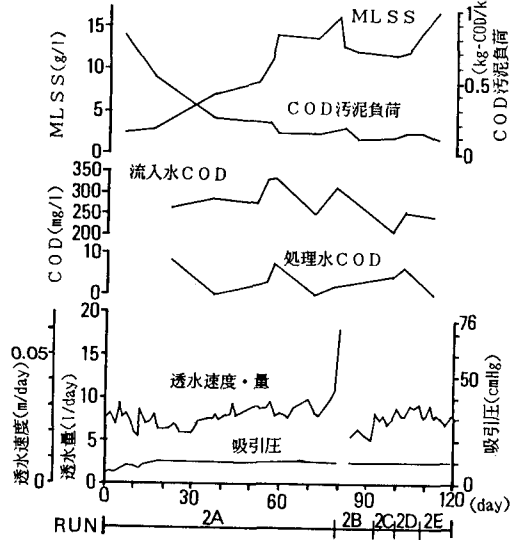


図3 間欠吸引での汚泥濃度、有機物除去、透水量と吸引圧

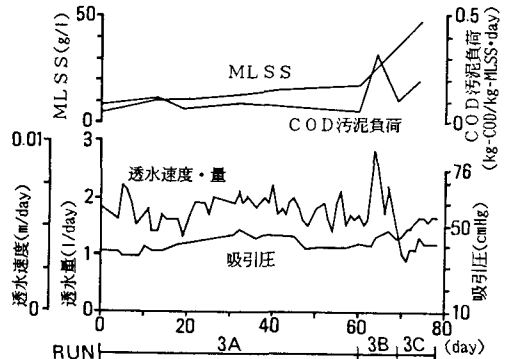


図4 間欠吸引での汚泥濃度、透水量と吸引圧

RUN	流入濃度 (mg/l)	流入負荷 (kg/m ³ ・day)	流出濃度 (mg/l)	MLSS (mg/l)
3A	999	1.3	16	14,000
3B	4,660	5.8	39	36,000
3C	9,900	6.4	3,630	47,000