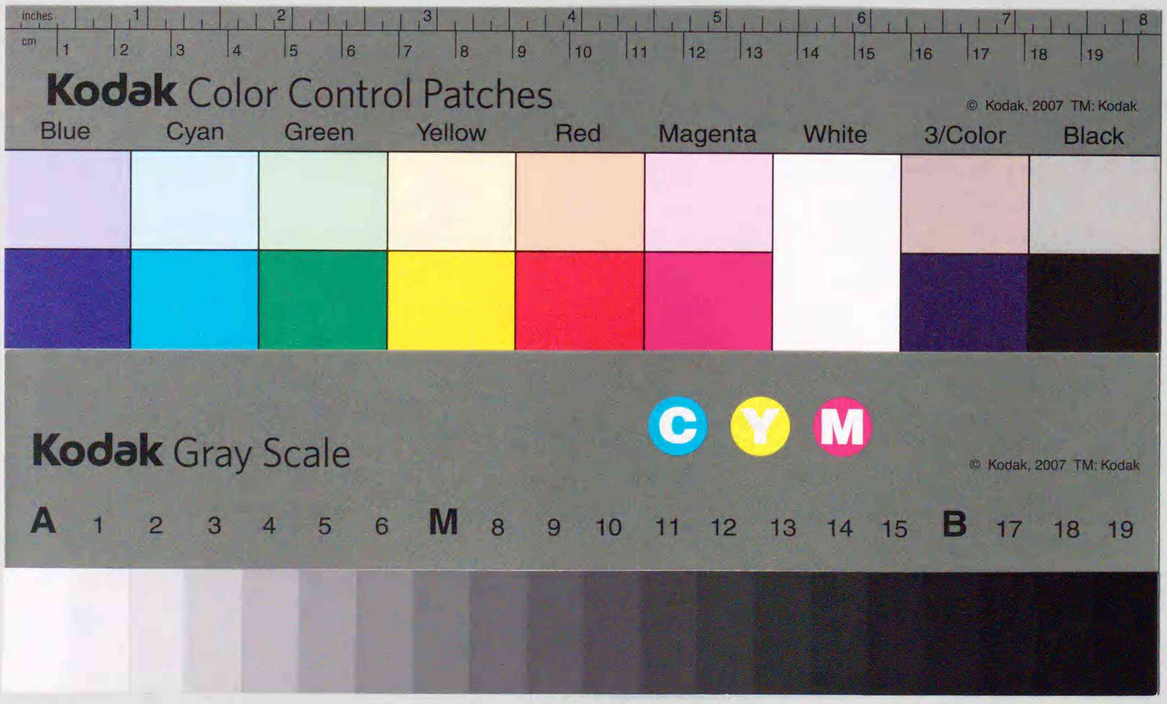
HOKKAIDO UNIVERSITY

Title	回転平膜モジュールの開発及びその排水処理への適用に関する研究
Author(s)	大熊, 那夫紀
Degree Grantor	北海道大学
Degree Name	博士(工学)
Dissertation Number	甲第4932号
Issue Date	1999-09-30
DOI	https://doi.org/10.11501/3159795
Doc URL	https://hdl.handle.net/2115/51623
Type	doctoral thesis
File Information	000000344986.pdf

Hokkaido University Collection of Scholarly and Academic Papers : HUSCAP

回転平炉モジュールの開発及び
その排水処理への適用に関する研究

鈴木 大



回転平膜モジュールの開発及び
その排水処理への適用に関する研究

1999年７月

大熊　那夫紀

目　次

第1章　序論

1．1　膜分離技術の現状 …… 1

1．2　排水処理への適用に関する問題点 …… 2

1．3　本研究の目的 …… 5

1．4　膜駆動型モジュールに関する従来の研究 …… 6

1．5　本研究の構成と内容 …… 7

＜参考文献＞ …… 11

第2章　回転平膜モジュールの開発

2．1　緒論 …… 15

2．2　実験装置 …… 16

2．3　膜回転の評価 …… 24

2.3.1 実験方法 …… 24

2.3.2 膜分離性能の評価方法 …… 25

2.3.3 実験結果 …… 28

2．4　膜モジュール基本構造の立案 …… 31

2.4.1 膜ディスクの試作 …… 31

2.4.2 モジュール構造 …… 33

2.4.3 膜材質 …… 37

2.4.4 膜孔径 …… 45

2．5　膜ディスク形状 …… 47

2.5.1 膜ディスクの表面形状 …… 47

2.5.2 ディスク材質 …… 50

2.5.3 ディスク径の大型化 …… 53

2.5.4 ディスク間隔 …… 56

2．6　運転方法 …… 58

2.6.1 実験結果 …… 58

2.6.2 運転制御方法 …… 59

2.7 実験置化の検討 …… 61
2.7.1 膜ディスクの保管方法 …… 61
2.7.2 膜ディスクの信頼性評価 …… 66
2.7.3 膜分離装置の標準化 …… 73
2.7.4 モジュール内の流動解析 …… 74
2.8 結論 …… 85
＜参考文献＞ …… 87

第3章 回転平膜モジュールの分離機構
3.1 緒論 …… 89
3.2 膜ろ過理論 …… 90
3.2.1 膜ろ過式 …… 90
3.2.2 回転平膜面の流れ …… 91
3.2.3 回転平膜ディスクの透過挙動 …… 92
3.3 回転平膜モジュールのろ過特性 …… 94
3.3.1 実験方法 …… 94
3.3.2 ろ過圧力の影響 …… 94
3.3.3 回転数の影響 …… 96
3.3.4 汚泥濃度の影響 …… 96
3.4 膜性能影響因子 …… 97
3.4.1 実験方法 …… 97
3.4.2 活性汚泥混合液のろ過抵抗 …… 98
3.4.3 菌代謝物 …… 99
3.4.4 運転操作条件 …… 102
3.5 膜性能回復方法 …… 103
3.5.1 物理的性能回復方法 …… 103
3.5.2 化学的性能回復方法 …… 103
3.6 結論 …… 109
＜参考文献＞ …… 111

第4章 活性汚泥混合液の分離
4.1 緒論 …… 113
4.2 窒素除去リアクターへの適用 …… 114
4.2.1 小規模実験装置を用いた下水処理実験方法 …… 114
4.2.2 下水処理実験結果 …… 118
4.2.3 下水のメタン発酵処理水中の窒素除去実験方法 …… 123
4.2.4 下水のメタン発酵処理水中の窒素除去 …… 125
4.2.5 従来法との比較 …… 131
4.3 窒素・りん同時除去リアクターへの適用 …… 132
4.3.1 実験方法 …… 132
4.3.2 リアクターの処理性能 …… 134
4.3.3 回転平膜モジュールの性能 …… 138
4.3.4 汚泥性状の検討 …… 140
4.4 食堂排水処理への適用 …… 143
4.4.1 実験方法 …… 143
4.4.2 透過流束影響因子の検討 …… 144
4.4.3 システムの評価 …… 144
4.5 ビル排水処理への適用 …… 146
4.5.1 実験方法 …… 146
4.5.2 システムの運転結果 …… 148
4.5.3 システムの効果 …… 150
4.6 再生水色度除去システムへの適用 …… 151
4.6.1 実験方法 …… 151
4.6.2 基礎検討の結果 …… 154
4.6.3 粉末活性炭の添加効果 …… 156
4.6.4 システムの処理性能 …… 160
4.6.5 システムの評価 …… 164
4.7 し尿処理プラント(生物処理)への適用 …… 164
4.7.1 実験方法 …… 165
4.7.2 基本特性 …… 166
4.7.3 連続運転結果 …… 168
4.8 結論 …… 169
＜参考文献＞ …… 171

第5章 凝集汚泥混合液の分離
5. 1 緒論 ……174
5. 2 し尿処理プラント(凝集処理)への適用 ……175
5.2.1 実験方法 ……175
5.2.2 基本特性 ……175
5.2.3 連続運転結果 ……177
5.2.4 回転平膜モジュールの適用効果 ……178
5. 3 浄水場排泥処理への適用 ……181
5.3.1 実験方法 ……181
5.3.2 膜洗浄排水の濃縮処理 ……184
5.3.3 浄水場濃縮槽汚泥の濃縮処理 ……192
5.3.4 洗砂排水処理 ……194
5.3.5 システム評価 ……196
5. 4 ゴミ埋立地浸出水処理への適用 ……197
5.4.1 実験方法 ……197
5.4.2 凝集及び活性炭処理の検討 ……199
5.4.3 粉末活性炭の添加効果 ……200
5.4.4 長期運転結果 ……203
5.4.5 システムの評価 ……204
5. 5 結論 ……205
＜参考文献＞ ……206

第6章 総括 ……208

謝 辞 ……212

第1章 序 論

1.1 膜分離技術の現状

膜分離法は，Reid[1)]が海水淡水化用の酢酸セルロース膜を開発して以来，物質を分離する方法の一つとして認知されている。工業的な適用は，30年程度が経過したに過ぎない比較的新しい分離法である。分離の駆動力は，主に圧力差であり，蒸発法などのように相転移のための熱エネルギーが不要で，分離に必要なエネルギーは蒸発法の1/13と推算[2)]されている。分離膜システムは，自動化が可能であり，特別な技術も必要としないことから，各種用途へその適用が図られている。

膜分離法のうち，液体を処理対象とし，かつ圧力差を分離の駆動力としている方法は，精密ろ過(Microfiltration:MF)法，限外ろ過(Ultrafiltration:UF)法，ナノろ過(Nanofiltrasion:NF)法，逆浸透(Reverse osmosis:RO)法の4種である。これらに用いられる膜素材は，初期に開発された酢酸セルロース系からポリアミド系へ，そして複合膜，エンジニアリングプラスチック，セラミックスへと多岐にわたっている。分離のメカニズムについて，MF，UF法は膜の細孔による“ふるい分け”機構によるが，RO法は“ふるい分け”では説明する事はできず，膜に選択的に吸着する成分が膜の細孔を透過し分離するという，いわゆる「選択吸着－キャピラリー流れ」説[3)]が有力である。しかし諸説があり，統一されるには至っていない。NF法は，荷電によるイオン類の排除と孔径による“ふるい分け”作用を考慮する必要があり，Wangら[4)]により理論化が検討されている。

膜分離法を実用化するためには，膜を効率良くまとめたモジュールが必要となる。当初熱交換器からの発想で，チューブラ型やプレート&フレーム型が開発され，次いでホローファイバー型，スパイラル型と現在使用されている4種が1970年までに開発された[5)]。チューブラ型とホローファイバー型は，原水を流す方向すなわち圧力をかける方向が筒状膜の内か外により内圧方式，外圧方式に分けられる。その後，これらのモジュールは各分野に適用されているが，いずれも膜メーカにより考案され改良が施されているものである。

こうした膜分離法(MF, UF, NF, RO膜)は，急速に発展し，膜モジュールは，1990年の全世界では1,875億円，1995年には2,830億円の売り上げといわれている[6]。国内においても，将来の水資源不足が避けられない事から，水資源確保が重要な政策課題となり，また安全な飲料水供給の要求などから，膜分離技術に対する期待感が高まってきている。また，産業界では環境問題に端を発した排水規制強化対応や，排水再利用促進あるいは半導体の製造に不可欠な超純水の製造[7)~9)]，食品工業[10)~15)]や新しい有用生産物の製造[16)~18)]などへと膜分離技術は発展している。

こうした膜分離技術は，用途に応じた膜やモジュールの使い分けにより成り立っており，維持管理を含めたエンジニアリングがその技術の確立には大きな役割を占めている。特に膜分離技術の用途拡大にとってネックとなっているのは，適切な維持管理に多大な労力と費用が発生することである。このため，耐久性の高いエンジニアプラスチック製の膜やセラミックス膜[19)20)]が開発されている。また，新しいモジュール型式も検討され，膜を単に固液分離操作としてではなく，バイオリアクタとして適用することで，バイオテクノロジや排水処理分野においても活発な研究[21)~23)]が行われ，膜分離技術の応用分野を広げつつある。

1.2 排水処理への適用に関する問題点

排水処理に膜分離技術を適用する場合，膜コストが高いことから，単に排水処理を行うだけでなく，有価物の回収や処理水の再利用を主目的に処理が行われる。このため，排水処理への適用先はかなり限定されていた。排水からの有価物の回収例としては，馬鈴薯澱粉排水からの蛋白質の回収[24)25)]や，醤油おりからの醤油の回収[26)]などがある。処理水の再利用例はクローズド化に伴う工場排水の再利用[27)~29)]，上・下水道料金を削減するためのビル排水からの中水製造[30)31)]，下水処理水の雑用水利用[32)]などが挙げられる。また，水溶性切削油排水の膜濃縮処理[32)]では燃焼処理の効率向上に適用されている。

一方，下水を代表とする生活系排水は有機物が処理対象の主体であるため，微生物による活性汚泥処理を中心に行われている。活性汚泥法では，汚泥の沈降分離操作条件から生物反応槽の汚泥濃度が決定されるため，汚泥濃度を高濃度にできず，有機物負荷が制限されプロセス全体がコンパクトにならない。また，処理水には沈降分離できない微小粒子が含まれ，さらに維持管理を十分に行わないと汚泥がスカムとして系外に流出し，処理水質が悪化する原因ともなる。そこで，活性汚泥処理の簡便化，処理水質の向上を目的として，沈殿槽を膜ろ過で代替する研究が多く検討され[34)~37)]，ビル排水からの中水製造[38)]システムとしても実用化されている。

しかし，活性汚泥処理は，下水や排水に含まれる有機物を炭酸ガスと余剰汚泥として排出するため，この汚泥処理にも多大な費用を要している。また，散気による動力消費は避けることはできなかった。資源に乏しい我が国にとっては，エネルギーの節約は重要課題である。こうした背景に基づき，通商産業省工業技術院の大型プロジェクト「水総合再生利用システムの研究開発(アクアルネッサンス'90計画)」が1985年からの6年間実施された[39)]。このプロジェクトは，メタン発酵バイオリアクタと膜分離技術とを組合せたもので，下水や排水中の有機物をメタンなどの資源として効率的に回収するとともに，良質な再生水を得る処理技術を開発した[40)]。このプロジェクトの中では，高濃度汚泥を安定して膜分離ができる膜モジュールの開発も行われた[41)]。さらに，廃棄物研究財団が中心となり，高負荷し尿処理技術としての膜分離技術も開発され[42)]，1987年から実機が稼動している。

このように高濃度微生物処理と膜処理の組合せシステムは，一つの処理技術として確立されつつある。しかし，し尿処理場を例にとると運転動力費の20～25%が膜分離に要する動力であり，また，中水製造システムにおいても膜分離に要する動力が多大であるため，そのシステムの導入が鈍化している。そして，いずれの膜システムにおいても，安定運転方法，膜洗浄など膜の維持管理上の問題を抱えている。

ここで，水処理用の膜分離技術の適用動向をまとめると図1-1のようになる。対象物質径が小さく，濃度が高い代表的な膜分離技術の適用例としては，海水淡水化がある。また，物質濃度が低い例としては，純水・超純水製造が挙げられる。対象物質径が大きく，物質濃度が低い場合には，砂ろ過のような膜処理以外の単位操作が適用できる。しかし，活性汚泥混合液のように粒子径が大きく，高濃度である対象液に対しては効率的な膜処理方法がなく，省エネ型の膜分離技術の開発が望まれていた。

そのためには，活性汚泥混合液のような高濃度懸濁液を安定して，かつ低い動力で運転できる膜モ

ジュールが出現しなければ解決することのできない問題である。そこで，本研究では，前述の「アクアルネッサンス'90計画」の中で開発を行ってきた高濃度懸濁液分離用の回転平膜モジュールの開発と，この新しい膜モジュールを適用した各種排水処理システムについて検討を行った。

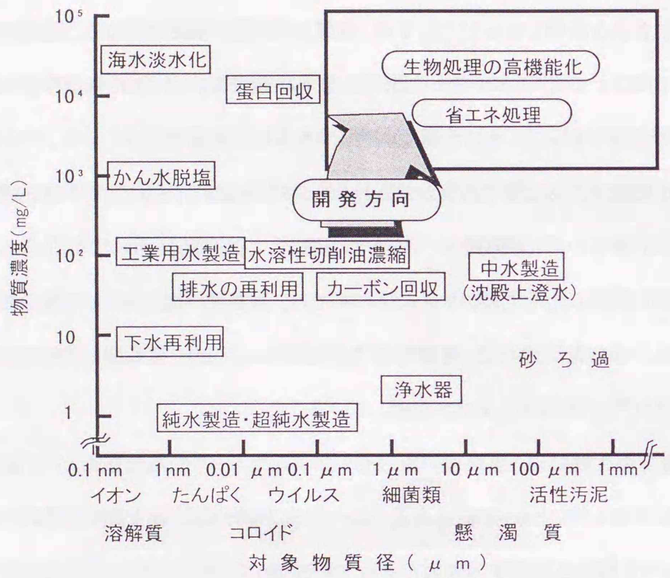


図1-1 水処理用膜分離技術の適用動向

1.3 本研究の目的

本研究の目的は，高濃度懸濁液分離用の回転平膜モジュールの開発とその膜モジュールの排水処理への適用性を明らかにし，実用システムを構築することにある。

現状の膜モジュールには，チューブラ型，プレート&フレーム型(平膜型)，中空糸型，スパイラル型などがある。このうち，中空糸型やスパイラル型は，膜充填密度が高いため，モジュール内で流路閉塞現象を生じ易く，高濃度懸濁液のろ過には適さない。したがって，活性汚泥混合液のような分離には，チューブラ型，プレート&フレーム型モジュールが適用されている。

高濃度懸濁液を効率よく分離するには，膜面におけるゲル層やケーク層の形成や濃度分極を極力少なくするため，被処理液を高流速で循環しなければならない。その結果，得られる処理水量に対して10～50倍の被処理液量を循環することになる。本来，精密ろ過(MF)膜や限外ろ過(UF)膜は，100kPa以下の圧力で十分効率のよいろ過が可能であるのに対して，膜モジュール流路の圧力損失が大きいため，膜モジュール入口の圧力が500kPa，出口圧力が100kPa位で運転されている。すなわち，本来のろ過に必要な圧力以上で運転を行わざるを得ないためにケーク層の圧密化などを生じ，膜性能を著しく低下させる要因となり，結果として膜処理に要する動力が多大になる。また，チューブラ型やプレート&フレーム型の膜モジュールでは，装置停止による沈降物や被処理液中の夾雑物が運転中に停滞するとき，それらが核となり流路閉塞を生ずる原因となる。

このような現状モジュールの問題を解決するには，膜モジュール内での流路圧損を最小にし，かつ膜面での被処理液の流動が最大となる膜モジュールの構築が必要である。この相反する命題に対して，被処理液の中で膜を駆動させる構成とし，これらの問題を解決しようとしたのが通商産業省工業技術院物質工学工業技術研究所(当時，化学技術研究所)と共同で考案した回転平膜モジュールである。

回転平膜モジュールを開発するためには，膜を回転させる効果を明らかにし，膜モジュールや装置の構成を決定しなければならない。また，回転平膜モジュールを排水処理などに適用するには，その分離機構についても明らかにしておく必要がある。さらに，回転平膜モジュールを排水処理システムへ適用した場合の長所(処理水の高度化，生物処理の効率化，汚泥の減容，プロセスの簡素化)についても明ら

かにし，実施設を構築する必要がある。

1.4 膜駆動型モジュールに関する従来の研究

チューブラ型やプレート＆フレーム型膜モジュールでは，対象液が高濃度になるほどクロスフローろ過の流路圧損は著しく増大するため，結果として運転動力が増大する。そこで，流路圧損を極力抑え，クロスフローろ過するということを目標に，新しいタイプの膜モジュールが種々開発されている。1つは，ポンプ以外の手段を用いて膜近傍の液を動かすタイプ，もう1つは膜自身を駆動するタイプである。前者のタイプである浸漬型膜モジュールは，外圧チューブラ膜(無機膜[43])や平板膜[44]を槽内に浸漬し，吹込み空気により循環流を生じさせている。また，円板膜の近傍で攪拌板を回転させるものもある[45][46]。膜駆動型としては，中空糸膜や円板状膜を振動させるもの[47][48]，チューブ状膜を高速回転させてテイラー渦を発生させ，膜面の付着物を取り除く型式[49][50]や円板膜を回転する形式がある。中空糸膜振動型は低濃度懸濁液に適しており，チューブ状膜回転型は，夾雑物を含まない菌体高濃度液などの分離に適しているが，大容量処理には不向きである。円板状膜振動型[51]は，ラテックス粒子や無機粒子の濃縮処理に適しているが，振動数52Hz，振幅25mmの運転条件であるため，大容量処理には適さない。Wronskiら[52]は円板膜を回転させる効果について蛋白質分解酵素の分離濃縮を行う場合，円板膜の近傍で攪拌板を回転するタイプより透過流束が高くなることを示した。また，福島ら[53]は円板膜回転型モジュールを用いた菌体分離において液循環型の膜モジュールに比べ，菌体に与える剪断力がはるかに少ないことを示した。こうしたことから，食品加工や発酵分野への展開も積極的に進められている。醤油おりのろ過[54]，高度不飽和脂肪酸の分離・濃縮[55]及び酵母破砕液からの有価物回収[56][57]などで円板膜回転型モジュールは既存の膜モジュールにない有効性を発揮している。しかし，そのろ過機構については十分な解明はされていない。

このように円板膜を回転させる回転平膜モジュールは，高濃度懸濁液の分離に有効である。回転平膜モジュールは高濃度懸濁液が分離の対象となる排水処理プロセスには，他の低動力型膜モジュールに比べて適していると考えられる。しかし，その適用例はほとんどない。盧[58]らは機械工場などで発生するエマルジョンの濃縮について，チューブラ膜では5％までしか濃縮できないが，回転平膜では35％～40％までの高濃縮が可能であることを示した。また梶山ら[59]は，中水製造システムにブラシ洗浄機構付の回転膜モジュールを適用し，処理の効率化を図った。

1.5 本研究の構成と内容

本論文では，回転平膜モジュール及び装置構造を確立する研究と回転平膜モジュールを用いた排水処理システムの構築に関する研究から構成されている。論文は6章から成り，論文構成を模式図で表わすと図1-2のようなる。以下に各章の概要を示す。

第1章では，膜処理を用いた排水処理技術の問題点と現状膜モジュールの実態を明らかにし，新しい膜モジュールの必要性を論じ，本研究の背景と目的を記述した。

第2章では，高濃度懸濁液の代表として，活性汚泥混合液を用い，膜を回転させることの効果を確認し，回転平膜モジュールの基本構造を確立した。構成要素として膜材質，膜孔径，ディスク形状について検討し，最適化を図った。また，回転平膜モジュールに適した運転方法についても検討を加えた。実装置化を行うにあたっては，膜ディスクの保管，膜の親水化方法等の取扱いに関する検討を行うとともに，膜ディスクの信頼性を評価し，膜装置の運転使用条件を明確にした。また，多軸膜モジュール内の流動シミュレーションを行い，膜モジュールを組込んだ膜装置の標準化を図った。

第3章では，回転平膜モジュールの分離機構について論じ，膜性能に影響を与える因子として，ろ過圧力，回転数，液濃度の評価を行った。また，膜性能の回復方法について，短期的な方法としての物理的性能回復方法と長期的な方法としての化学的性能回復方法の効果を明らかにした。

第4章では，排水処理システムのうち，活性汚泥混合液を膜分離の対象とするシステムへの適用を検討し，既存システムと回転平膜モジュールを適用したシステムを比較し，新しい処理システムの可能性を示した。窒素除去システムでは，通産省の大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90計画」で行った結果であり，生物学的窒素除去システムの固液分離に回転平膜モジュールを用いたことで，窒素の高負荷処理が可能になり，本システムの有効性を見出した。窒素・りん除去システムは，窒素除去システムの生

物反応槽にAl系凝集剤を添加したもので，硝化活性への影響を評価した。食堂排水処理では，負荷と膜性能の関係をまとめた。ビル排水処理では，実規模装置の運転データから従来法との比較を行い，システムの優位性を明確にした。再生水色度除去システムでは，生物反応槽に粉末活性炭を添加し，再生水の処理水質向上を図った。し尿処理(生物系)では，二段膜処理システムの前段の活性汚泥混合液の分離特性を調べ，維持管理性が向上できることを明らかにした。

第5章では，凝集汚泥混合液を対象とした排水処理システムについて，し尿処理(凝集系)，浄水場排泥処理，ゴミ埋立地浸出水処理システムへの適用を図った。し尿処理(凝集系)では，二段膜処理システムの後段の処理，すなわち色度とりんの除去を行うための凝集汚泥混合液の分離に適用した。実施設への導入結果について，既存のチューブラ膜との比較を行った。浄水場排泥処理では，厚生省プロジェクト「MAC21計画」「高度処理MAC21計画」の中で行った結果を中心にまとめ，対象汚泥液の限界濃度を論じた。ゴミ埋立地浸出水処理は，既存プロセスの簡素化を目的に，凝集－沈殿－砂ろ過－活性炭処理を粉末活性炭添加型凝集膜分離する簡素なプロセスを提案した。

第6章は，本研究のまとめであり，残された課題についても言及した。

最後に，回転平膜モジュールを用いた排水処理システムの構築までの要因を図1-3に示す。本論文の構成と対応させるため，図中には関連する本論文の章を付記した。すなわち，ハード面であるモジュール構造については第2章で表わし，ソフト面である透過性能については第3章で論じた。排水処理システムの適用性については，第4，5章に記した。。

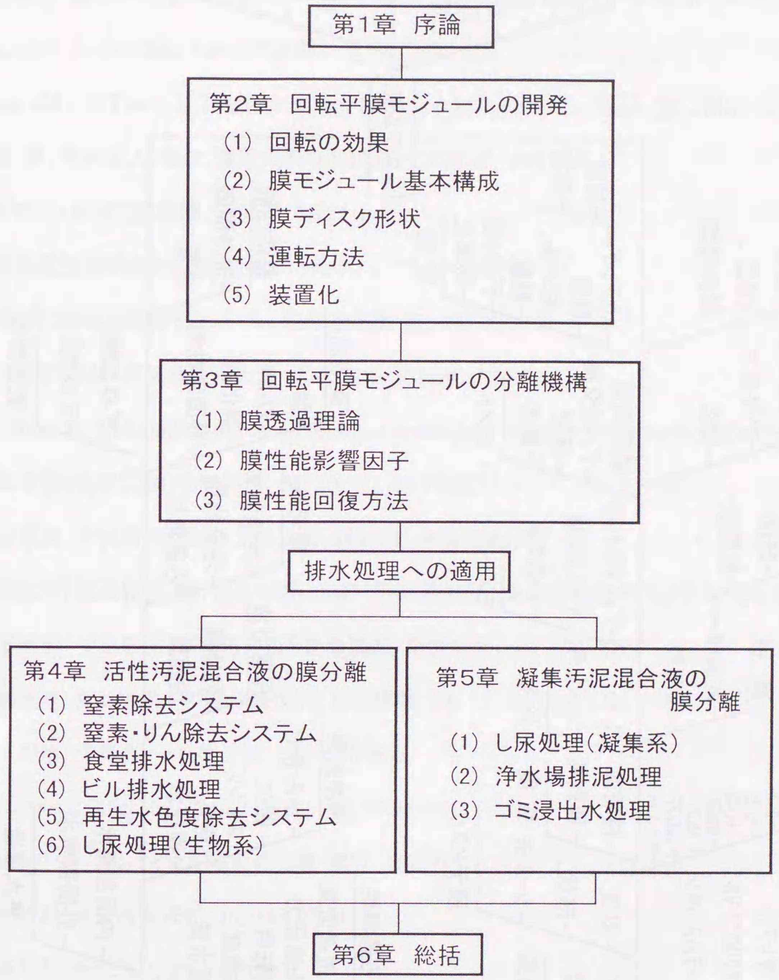


図1－2 本論文の構成

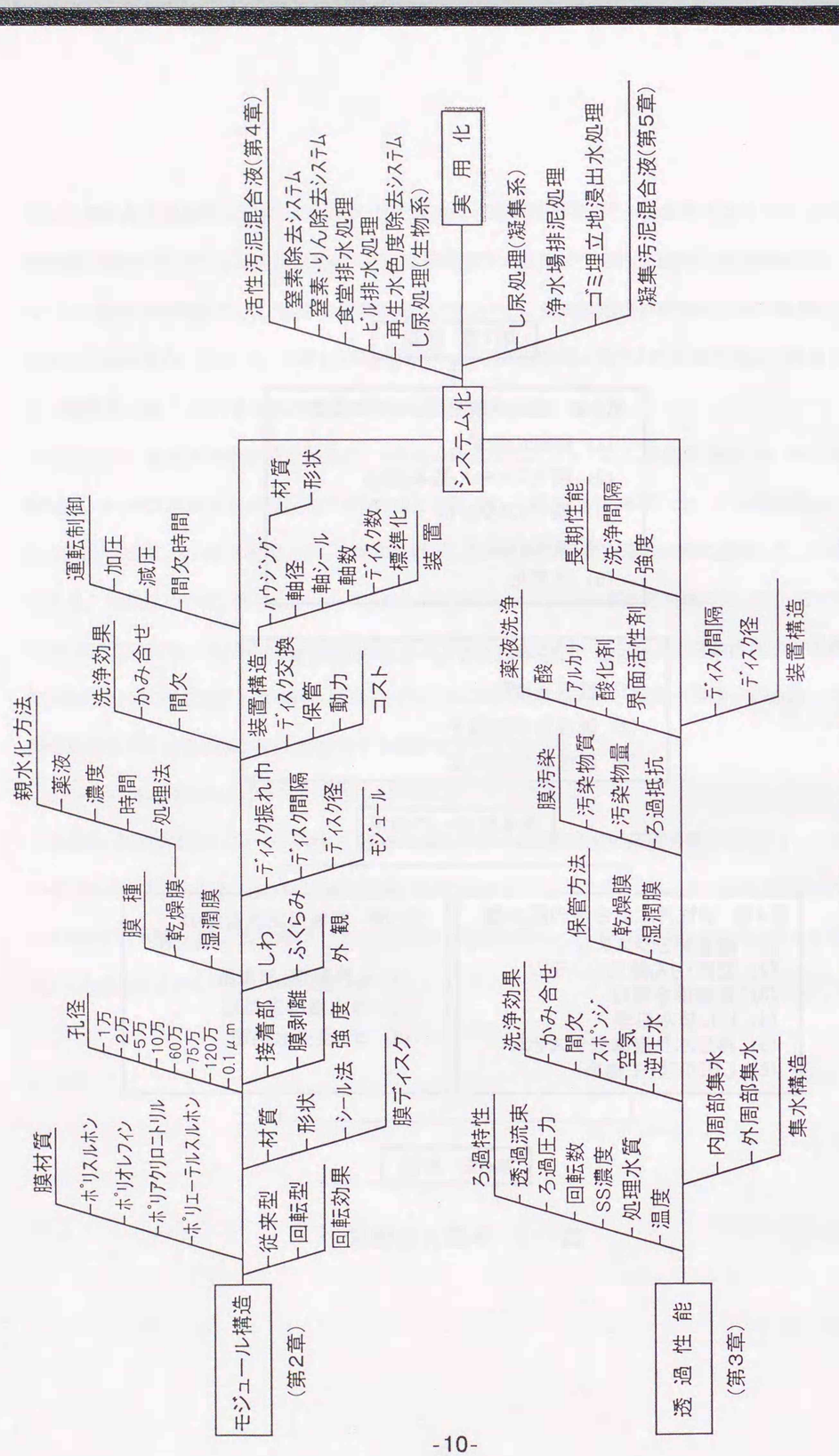


図1－3　回転平膜装置の開発・実用化要因図

＜　参　考　文　献　＞

1) Reid, C.E., E.J.Breton, Jr.: J.Appl.Polymer Sci., 1, 133(1959)

2) 大矢晴彦 編:膜利用技術ハンドブック「逆浸透法・限外ろ過法Ⅱ応用」, 幸書房, 13(1978)

3) Sourirajan, S.: Ind. Eng. Chem. Fundam., 1, 51(1963)

4) Wang, X.L., T.Tsuru, M.Togoh, S.Nakao, S.Kimura: J.Chem, Eng., Japan, 28, 372(1995)

5) 清水 博, 西村正人 監修:最新の膜処理技術とその応用, 10(1984)

6) 大矢晴彦:日刊工業新聞, 1995年10月24日

7) 半導体基盤技術研究会編:超純水の化学, リアライズ社(1990)

8) 属 富夫:超純水用膜モジュール, 配管と装置, 35, (3), 2(1995)

9) 中垣正幸 監修:膜処理技術大系 下系(応用・資料編), 26(1991)

10) De Boer, R., J.Hiddink: Membrane Processes in the dairy industry, Desalination, 35, 169(1980)

11) 神武正信:乳業における膜利用, 膜, 10, (2), 87(1985)

12) 野村男次, 大矢晴彦 監修:食品工業と膜利用, 幸書房(1983)

13) 木村尚史, 渡辺敦夫 編:食品製造における膜利用技術, 食品産業膜利用技術研究組合(1987)

14) 藪下利男, 中込敬祐:膜利用技術と食品加工, 化学装置, (6), 37(1987)

15) 中嶋光敏:食品用途への膜分離技術, 日東技報, 34, (2), 23(1996)

16) 松本幹治, 中尾真一:発酵工学, 65, 455(1987)

17) Ripperger,S,G.Schulz: Chem.Ing.Tech.,60, 892(1988)

18) 佐田栄一郎 編:バイオ生産物の分離・精製, 講談社サイエンティフィック(1988)

19) 矢沢哲夫:水質汚濁研究, 10, 165(1987)

20) 加藤能久:セラミック, 23, 726(1988)

21) 松本幹治, 大矢晴彦:バイオリアクターと膜分離プロセスの展望, 用水と廃水, 27, (11), 22(1985)

22) 永井史朗:発酵精算プロセスの膜利用技術, 膜, 12, (1), 22(1987)

23) バイオリアクター研究会 編:バイオリアクター, アイピーシー(1988)

24) 小池彬之，中岡　東，佐々木隆志：食品工業と膜利用(野村男次，大矢晴彦　編)，幸書房，197(1983)

25) 江原勝也，高橋燦吉，伊藤和行，小池彬之：化学工学論文集，6，(4)，404(1980)

26) 中垣正幸　監修：膜処理技術大系　下巻(応用・資料編)，153(1991)

27) 大樹幹雄：工業用水，(389)，41(1991)

28) 寺山一清：資源処理技術，42，(4)，23(1995)

29) 知福博行：産業機械，(9)，3(1997)

30) 内田駿一郎：沈殿池のない雑用水道設備，造水技術，10，(1)，33(1984)

31) 日笠　勝：限外ろ過を組み込んだ高濃度活性汚泥法による排水処理，用水と廃水，27，(10)，43(1985)

32) 佐藤　正：ニューメンブレンテクノロジーシンポジウム'95講演集，6-3-1(1995)

33) Dick, R.M.：UF for oily wastewater treatment, J.American Society of Lubrication Eng., 38, (4), 219(1981)

34) Bemberis, I.：Proc.Winter Meeting Am.Soc. of Agricultnal Engineers, Chicago, 71(1971)

35) Fane, A.G., C.J.D.Fell, M.T.Nor：Poly.Sci.Technol., 13, 631(1981)

36) 高橋不二雄，大谷光橘：日本化学会誌，5，1000(1985)

37) 渕上善弘，山本和夫，浅見恵一，松尾友矩：衛生工学研究論文集，23，239(1987)

38) 管原正孝：環境技術，16，146(1987)

39) 境　哲男，家寿多　保：膜利用"アクアルネッサンス'90計画"，空調調和・衛生工学，62，(1)，13(1988)

40) アクアルネッサンス編集委員会：膜複合型嫌気方式による廃水処理技術，アクアルネッサンス技術研究組合(1991)

41) Kimura, S.：Research & debelopment of membrane technologies and their applications in Japan, Desalination, 53, 279(1985)

42) 真柄泰基：廃棄物処理における最先端技術の活用について，生活と環境，33，(3)，33(1988)

43) 徳島幹治，鳴上義久，松田恒男，山懸昌継：日本機械会環境工学総合シンポジウム'92講演論文集，314(1992)

44) 清水健二，石田宏司，山田　豊，和泉清司，師　正史：環境研究，(91)，6(1993)

45) 神保尚幸：MRC News(食品膜技術懇談会誌)，(10)，70(1993)

46) 神保尚幸：MRC News(食品膜技術懇談会誌)，(10)，74(1993)

47) 木原　均，椋橋俊文：膜ろ過浄水システムにおける膜モジュール振動の効果，第46回全国水道研究発表会講演要旨集，228(1995)

48) 高田一貴，小西嘉雄，谷田克義：振動型膜分離装置VSEPの紹介，神鋼パンテック技報，40，(1)(1996)

49) Hallström, B., M.Lopez－Leiva：Description of a rotating UF module, Desalination, 24, 273(1978)

50) 神保尚幸：MRC News(食品膜技術懇談会誌)，(10)，89(1993)

51) Nuortila－Jokinen, J., A.Kuparining, M.Nystrom：Tailoring an economical membrane process for internal purification in the paper industry, Desalination, 119, 11(1998)

52) Wronski, S., E.Molga：Environ. Prot.Emg., 15, 163(1998)

53) 福島幸生，昆　正浩，伊藤真実，山野　繁，前橋信之：セラミック平膜による菌体の分離，日本発酵工学会平成2年度大会要旨集，43(1990)

54) 松下幸之助，兼国伸彦，野垣　久，板倉郁夫，清水康利，渡辺敦夫：回転型円板膜モジュールによる醤油おりのろ過，化学工学論文集，21，66(1995)

55) 佐橋裕子，石塚浩敏，小池誠治，鈴木一昭：高度不飽和脂肪酸の分解・濃縮(Ⅲ)，日本農芸化学会誌，66，(3)，27(1992)

56) Matsumoto, K., T.Kawamura, M.Tanabe, Y.Yoshikawa：Recovery of glutathione from disintegrated baker's yeast with rotating membrane：化学工学会第26回秋季大会講演要旨集，110(1993)

57) 松下幸之助，清水康利，渡辺敦夫：回転平膜モジュールと多管状膜モジュールによる酵母破砕液のクロスフローろ過，化学工学論文集，20，725(1994)

58) 盧 秀弘：韓国膜学会要旨集，81(1994)

59) 梶山吉則：産業機械，(2)，7(1990)

第2章　回転平膜モジュールの開発

2.1 緒論

排水処理プロセスへの膜分離技術の適用は，後段の処理プロセスへの負荷の軽減や有価物の回収を目的として行われることが多い。近年，生物処理と膜処理を組合せた膜リアクタが開発され，各所で稼動している[1)~3)]。しかし，この膜リアクタは，活性汚泥混合液という高濃度懸濁液を対象にしているため，運転動力の増大や膜洗浄などの維持管理の繁雑さが生じ，これらの改善が望まれており，その一つの解決手段として新しいタイプの膜モジュールの出現が期待されていた。このような背景をもって通産省の大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90計画」が1985年にスタートした[4)]。このプロジェクトでは，高濃度懸濁液の膜分離を対象に，セラミック膜や外圧中空糸膜が検討されたが，いずれも高い透過流束での運転は困難であった。このことは，嫌気性汚泥液は分散系菌体として知られているように，ろ過し難い汚泥液であるということを勘案しても実用化するためには，膜コストの大幅な低減が必要であると示唆される。こうした中，同計画の中で同時に開発を進めた回転平膜モジュールは，窒素除去システムの固液分離に用い，高い透過流束1.5m^3/m^2·dを実証でき，運転動力の低減を図ることができた。

そこで，第2章では回転平膜モジュールを開発するため，まず薄層タイプモジュールと比較し回転の効果を明らかにした。次に回転平膜モジュールの基本構造を構築するため，その構成要素について実験データに基づき検討した。また，回転平膜に適した運転方法の開発を行い，実用化に必要な維持管理方法，特に膜保管方法や親水化方法を検討し，膜ディスク強度の信頼性を検証した。さらに，実規模膜モジュールの標準化を目指し，多軸膜モジュールの流動特性をシミュレートした。

2.2 実験装置

第2章の実験に用いた装置の一覧を表2-1に示す。実験装置は膜分離装置単独のものと生物反応槽と膜分離槽から構成されているものとある。それぞれのフローシートを図2-1～6に示す。また，装置の機器仕様を表2-2～4に示す。

表2-1　第2章で用いた実験装置一覧

No.	装置名	膜分離槽						生物反応槽 有・無	設計 処理水量
		軸数	軸方向	ディスク径	ディスク最大 取付枚数	最大 回転数	槽容量		
1	単軸実験装置	1軸	たて	210mm	3枚	100rpm	18 L	無	0.5m³/d
2	双軸実験装置	2	たて	210	7	500	50	有	0.35
3	小規模実験装置	2	横	500	22	150	245	有	5.0
4	窒素除去実験装置	2	横	500	24	150	150 (膜分離槽3台)	有	10.0
5	210φ実験装置	2	横	210	7	500	10	無	0.35
6	750φ実験装置	2	横	750	7	100	350	無	5.0

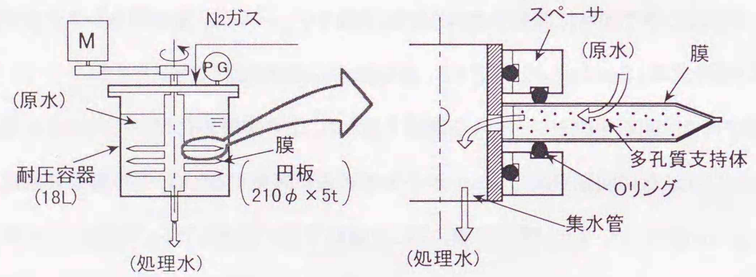


図2-1　回転平膜単軸型実験装置

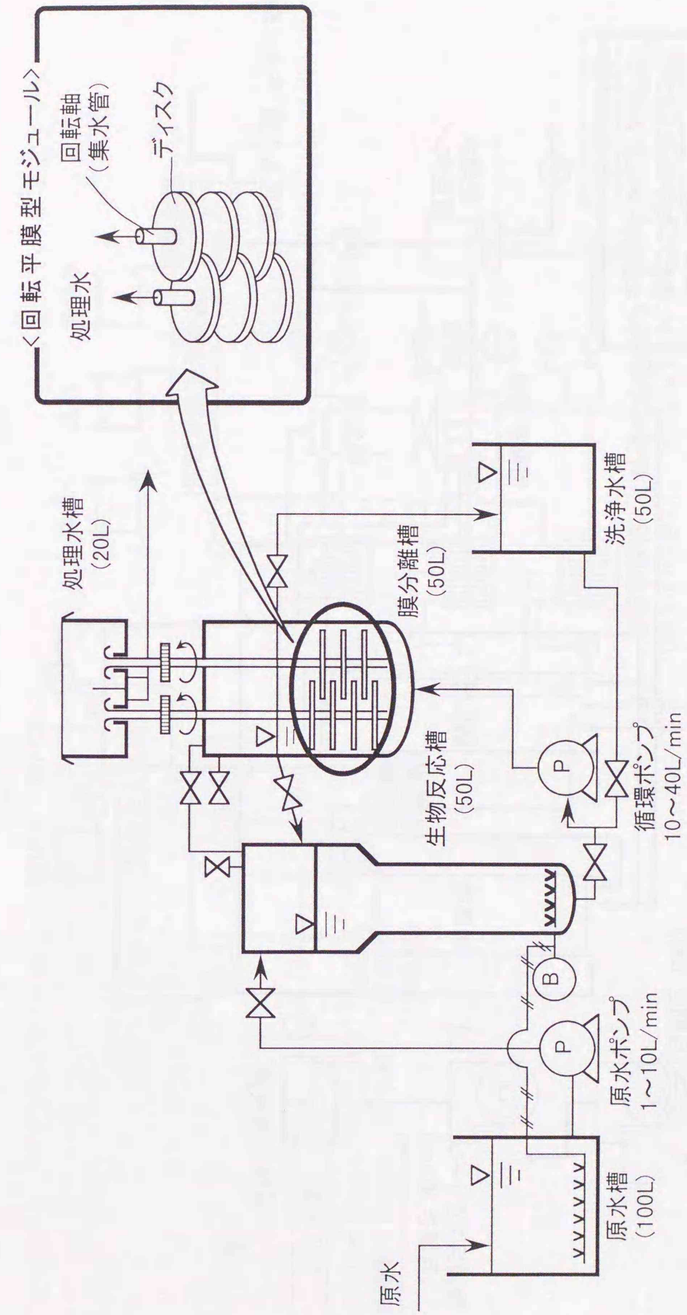


図2-2　回転平膜双軸実験装置フローシート

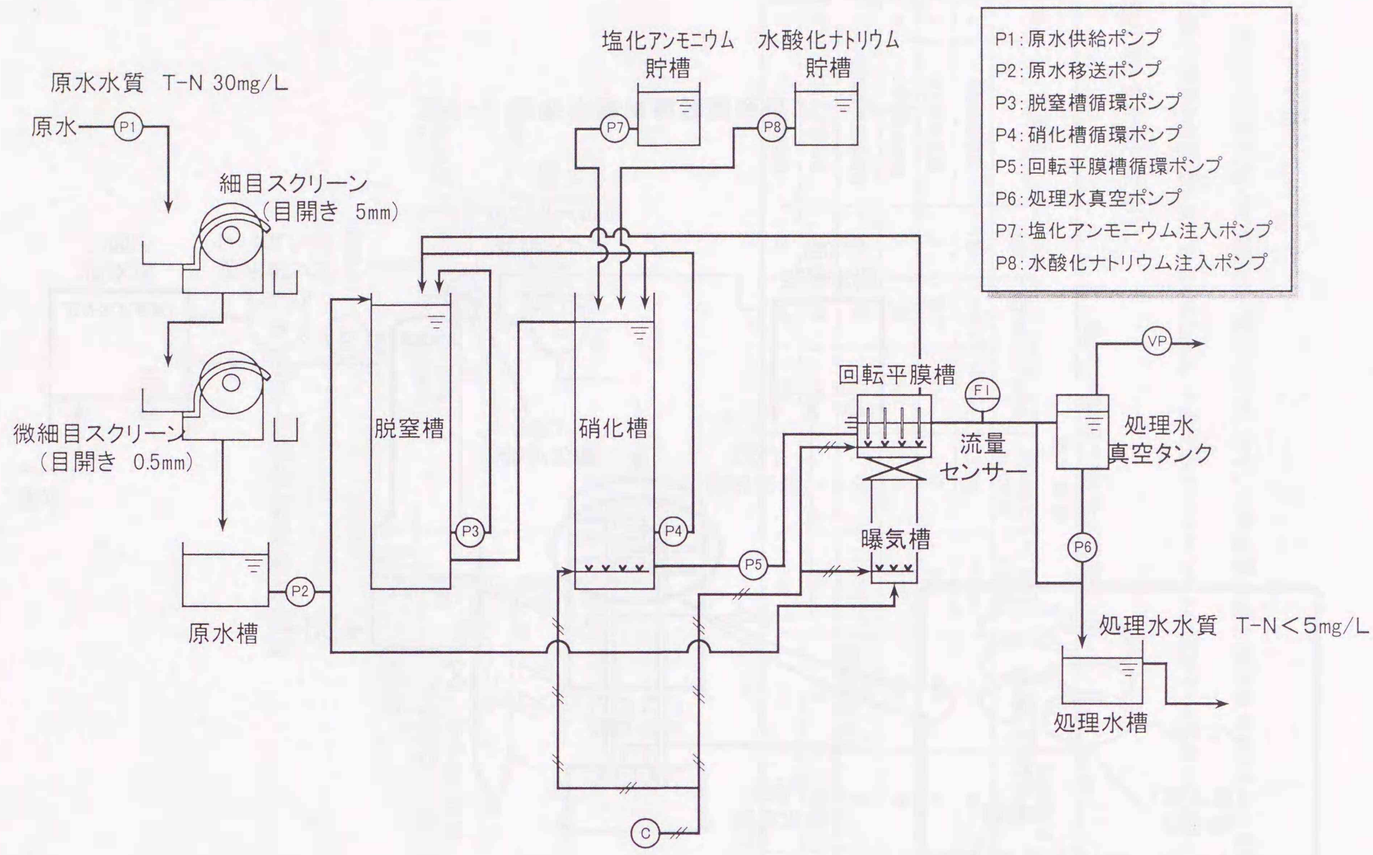


図2-3　小規模実験装置フローシート（処理量　5m³/d）

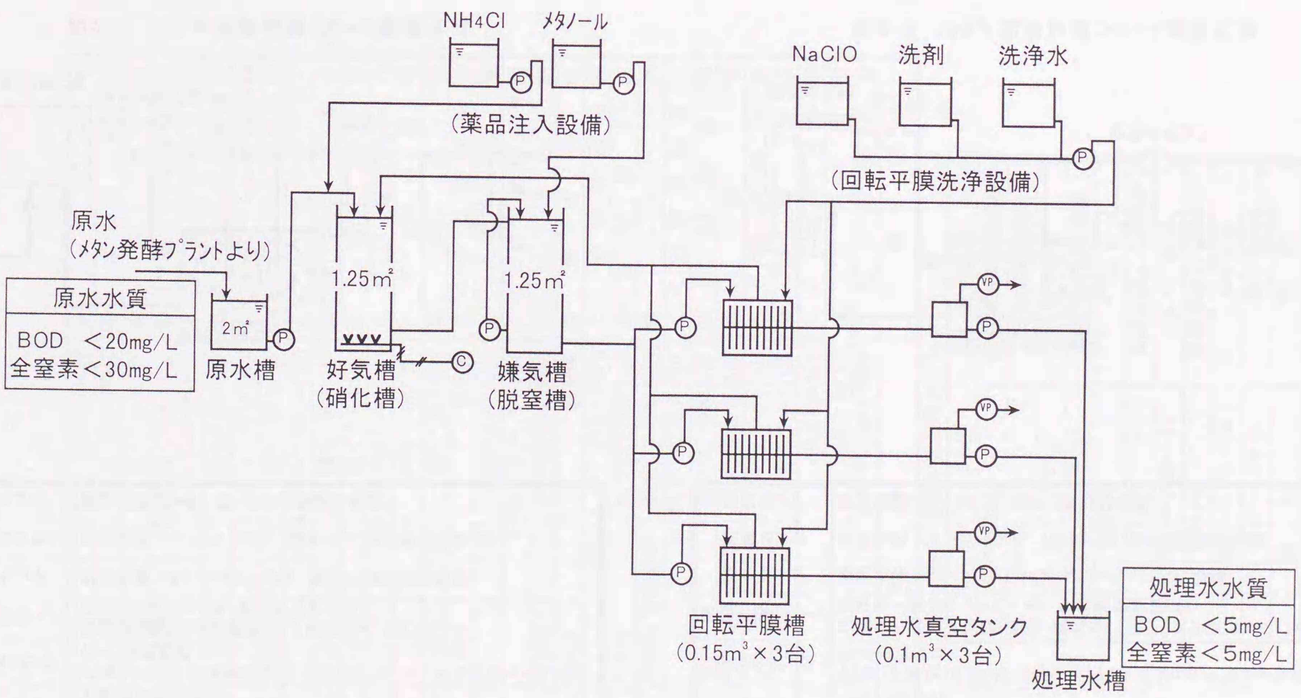


図2-4　窒素除去実験装置フローシート
（処理水質：10m³/d）

機器名	仕様	員数
膜供給水槽	容量100 l, PVC製[撹はん機, 加温用ヒータ(200 V×1 KW)付]	1
原水ポンプ	一軸ねじ式(NE20PM, 兵神装備製), 16.8 l/min×98.1 kPa×0.4 kW, インバータ可変式	1
処理水ポンプ	ギアポンプ(GX-15 SKKC-04FC, イワキ製), 3 l/min×78.5 kPa×0.4 kW, インバータ可変式	1
回転平膜モジュール	二軸かみ合わせ型[膜面積：最大5m²(膜ディスク径750mm, 7枚)] 回転モータ(200 V×0.4 kW, 手動可変変速式)	1
圧力センサ	測定範囲：-98.1～98.1 kPa, MES-T249(旭計器製)	1
流量センサ	測定範囲：1.0～10 l/min, ND10-TATAAA(愛知時計製)	1
温度センサ	測定範囲：0～100 ℃, TH71(長野計器製)	1

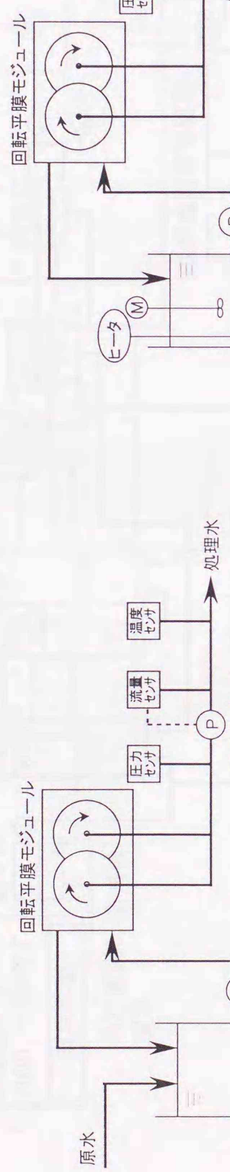


図2-6 750φ実験装置フローと機器仕様

機器名	仕様
膜供給水槽	PEタンク, 100L
原水ポンプ	一軸ねじ式(2NE15PM, 兵神装備製), 2L/min×98.1 kPa×0.4 kW, 手動可変変速機式
処理水ポンプ	ギアポンプ(GX-12 SKKC-02F, イワキ製), 1L/min×78.5 kPa×0.4 kW, インバータ可変式
回転平膜モジュール	膜面積：最大0.3m²(膜ディスク径210mm, 6枚)] 回転モータ(0.4 kW, 手動可変変速式)
圧力センサ	測定範囲：-98.1～98.1 kPa, MES-T242(旭計器製)
流量センサ	測定範囲：1.0～10 l/min, OF05ZZT-AO(愛知時計製)
温度センサ	測定範囲：0～50 ℃, TH71(長野計器製)

図2-5 210φ実験装置フローと機器仕様

表2-2 回転平膜双軸実験装置の機器·仕様

機　器	仕　様
原水槽	ポリエチレン製 100L
原水ポンプ	1～10L/min 揚程 30m
原水ポンプ用変速機	0.4 kW
循環ポンプ	11～40L/min 揚程 30m
循環ポンプ用変速機	0.75 kW
ベビコン	0.1 KW
回転平膜用変速機	0.2 kW(0～500rpm)
洗浄水槽	ポリエチレン製 50L
原水槽用撹拌機	0.1 KW(110rpm)
曝気槽用消泡撹拌機	0.1 KW(320rpm)
薬液貯槽	ポリエチレン製 100L

表2-3 小規模実験装置の機器·仕様

機　器	仕　様
原水供給ポンプ	400L/min×10.2mH
細目スクリーン	0.1kW×200V
微細目スクリーン	0.2kW×200V
原水槽	ポリエチレン製 1m³
原水移送ポンプ	30L/min×20mH
脱窒槽	硬質塩化ビニル製 最大容量 0.625m³
脱窒槽内筒管	硬質塩化ビニル製 0.125m³
脱窒槽循環ポンプ	10～100L/min×10mH
硝化槽	硬質塩化ビニル製 最大容量 0.625m³
硝化槽内筒管	硬質塩化ビニル製 0.125m³
硝化槽循環ポンプ	0.694～17.4L/min×10mH
回転平膜槽	鋼板製 0.245m³
曝気槽	硬質塩化ビニル製 0.125m³
回転平膜槽循環ポンプ	0.04～1.1m³/h×40mH
真空ポンプ	60L/min×0.2kW
処理水真空ポンプ	鋼板製 100L
処理水槽	ポリエチレン製 1m³
処理水ポンプ	16L/min×9mH
シール水ポンプ	15L/min×3kg/cm²·G
汚泥貯槽	ポリエチレン製 2m³
メタノール貯槽	ポリエチレン製 100L
メタノール注入ポンプ	0.47～7.8mL/min×10mH
塩化アンモニウム貯槽	ポリエチレン製 500L
塩化アンモニウム注入ポンプ	0.10L/min×10mH
水酸化ナトリウム貯槽	ポリエチレン製 200L
水酸化ナトリウム注入ポンプ	0.044L/min×10mH
次亜塩素酸ナトリウム貯槽	ポリエチレン製(黒色) 300L
洗剤貯槽	ポリエチレン製 300L
洗浄排水槽	ポリエチレン製 4m³
コンプレッサ	2.2kW×200V

表2-4　窒素除去実験装置の機器･仕様

機器名称	仕　様
回転平膜装置(3 台)	鋼板製，膜，モニタ付き，0.15 m^3
原水槽	ポリエチレン製，2m^3
処理水槽	ポリエチレン製，2m^3
膜洗浄水槽	ポリエチレン製，3m^3
次亜塩素酸ﾅﾄﾘｳﾑ貯槽	ポリエチレン製，1m^3
洗剤貯槽	ポリエチレン製，1m^3
塩化アンモニウム	ポリエチレン製，100L
メタノール貯槽	ポリエチレン製，50L
硝化槽	塩ビ製，1.25 m^3
脱窒槽	塩ビ製，1.25 m^3
処理水真空タンク(3 台)	鋼製，104 L
原水供給ポンプ	100 L/min×12 mH，0.75 kW
硝化槽原水ポンプ	1.8 m^3/h×10 mH，0.75kW
脱窒槽循環ポンプ	13.2 m^3/h×10 mH，2.2kW
回転平膜槽循環ﾎﾟﾝﾌﾟ(3 台)	2.0 m^3/h×30 mH，0.75kW
処理水引抜ポンプ(3 台)	20 L/min×19 mH，0.75kW
膜洗浄ポンプ	50 L/min×　8 mH，0.4kW
塩化アンモニウム注入ﾎﾟﾝﾌﾟ	10 cc/min×5.25 kg/cm^2，0.1kW
メタノール注入ポンプ	3.5cc/min×5.2 kg/cm^2，0.015kW
硝化槽用ブロワ	400 NL/min×6,000mmAq，2.2kW
真空ポンプ(3 台)	排気量　150L/min，0.4kW

単軸実験装置は，最初に作製した回転平膜の実験装置で，回転型の可能性を評価するために用いた。また，モジュール化を考え，膜ディスクを積層する場合における問題点の抽出を行った。膜ディスクはプラスチックの多孔体を分画分子量5万のポリスルホン膜で覆った構成とした。処理水は回転軸である中空の集水パイプから系外へ排出される。ろ過圧力は，窒素ガスを用い，加圧することで得た。

双軸実験装置は，生物反応槽と膜分離槽を有している。本装置では，人工下水を用いて生物処理を行いながらモジュール構成に必要な各種評価を行い，回転平膜モジュールの基本構造を決定した。原水の供給は，処理水が系外に流出した量を供給する方式とした。膜分離槽の回転軸は，単軸実験装置と同様に，縦軸型であるが，処理水を分離槽上部に集水する構造とした。これは，単軸実験装置において，軸シール部に汚泥がかみ込むトラブルが発生したことにより，対応策として気相部での軸シールを採用したことによる。またろ過圧力は曝気用空気を用い，槽内の圧力は圧力スイッチで調整した。

小規模実験装置は，A市下水処理場に設置した。流入下水を原水とし，生物学的な窒素除去ができるように，脱窒槽，硝化槽と膜分離槽から構成される。また膜分離槽下部には生物反応槽を大口径バルブを介して設置し，大口径バルブを開けることでBOD処理ができるようにしている。流入下水は細目スクリーン(目開き5mm)，微細目スクリーン(目開き0.5mm)後，脱窒槽に供給される。原水は，処理水が抜けた量だけ水位差で供給する構成とした。脱窒槽内の攪拌は外部ポンプ循環方式とした。脱窒槽と硝化槽は連通管で連結し，膜分離槽には硝化槽液を供給した。硝化槽と脱窒槽との循環は，循環ポンプによる移送量と膜分離濃縮液量を合わせて循環量とした。膜分離槽にはディスク径500mmの膜ディスク22枚(片軸11枚×2軸)を装着した。ろ過圧力は，処理水真空タンクを真空ポンプにより減圧することで得た。膜分離槽内にも散気管を設け，気泡洗浄実験を行った。また，膜ディスク表面形状，膜材質及び膜孔径についても一部のデータを取得した。

窒素除去実験装置は，通産省大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90計画」における実証プラントとして，茅ヶ崎臨海研究施設内に設置した。膜分離槽は実モジュールを意識したプロトタイプとした。装置は原水槽，硝化槽，脱窒槽及び膜分離槽で構成した。原水は水位制御により処理水を引抜いた分量をリアクタに流入させた。原水は隣接するF市の下水処理場の流入下水と下水のメタン発酵処理水を用いた。原水が下水の流入水である場合は脱窒槽へ供給し，下水のメタン発酵処理水である場合には，硝化槽に供給管を切替えた。また，同一の汚泥液で種々の実験ができるように，3系列の膜分離装置を設けた。ろ過の駆動力は，当初小規模実験装置と同様に処理水真空タンクを介して真空ポンプで減圧する方法を採用したが，実験途中で処理水ラインに容積式ポンプを設置し，そのポンプの吸引力でろ過する方法とした。この方式では処理水の定流量運転が可能となった。膜性能はろ過圧力で評価した。この実験装置では，窒素除去システムの処理性能データを取得した。また，膜孔径や運転制御方法について検討した。

210φ実験装置は原水槽と膜分離槽で構成され，膜性能の評価に用いた。処理水ラインに設置した流量センサの信号で処理水ポンプの回転数をインバータ制御し，定流量運転を行った。膜の汚れ度合いは，吸引圧力の増減で判断した。この実験装置では，膜保管条件における膜性能評価を行った。

750φ実験装置は210φ実験装置と同構成であるが，膜ディスク径が750mmと最終的に実装置にしたディスク径と同様である。この実験装置では，膜の親水化方法，ディスク振れや膜ディスクの信頼性の確認などの実装置設計上必要なデータを取得した。

以上のように，実験の進行経過に伴い実験装置も変化してきた。ここで，各膜分離装置の流動特性を把握するため，膜槽内の攪拌強度を表わすG値を計算した。G値は各膜ディスクのトルク計算から求めた。結果を表2-5に示す。実験を行った外周速範囲に対応するG値は，210φ実験装置はやや高いが，他の装置は，ほぼ同様な範囲であった。

表2-5　実験装置のG値

No.	装置名	外周速(m/s)	G値※(1/s)
1	単軸実験装置	0.33 ～ 1.1	9.2 ～ 41.1
2	双軸実験装置	0.33 ～ 3.3	8.4 ～ 150
3	小規模実験装置	0.52 ～ 3.14	14.0 ～ 131.3
4	窒素除去実験装置	0.52 ～ 3.14	18.7 ～ 175.5
5	210φ実験装置	0.33 ～ 3.3	14.8 ～ 265
6	750φ実験装置	1.18 ～ 2.94	31.8 ～ 100

※清水における値

2.3 膜回転の評価[5)]

2.3.1 実験方法

実験に用いた回転平膜ディスクを図2-7に示す。膜ディスクは円板状多孔質ディスクを分画分子量50,000のポリスルホン膜で覆って構成した。膜ディスクは回転軸である中空の集水パイプに装着し，被処理水は膜面で分離され，処理水は回転軸に集められ，回転軸下部から系外に流出する。槽容量は18Lで膜ディスク径は210㎜で有効膜面積は0.057㎡である。対照に用いた薄層流タイプのモジュールは，膜面積0.002㎡(20"×100L)で，流路厚は0.85㎜である。

供試液はデキストラン(MW.100,000～2,000,000)，シリカゾル(粒径7～9mμ)，酵母(粒径7～10μ)と活性汚泥混合液である。これらの液の濃度を変えて，一定のろ過条件でろ過を行い，物質移動係数を求めて評価した。ろ過圧力は50kPaとし，回転平膜ディスクは有効膜面積の1/2となる半径における回転速度が0.74m/sになるようにし，薄層流の流速も0.74m/sとした。透過流束は水の粘性係数から25℃に換算した。

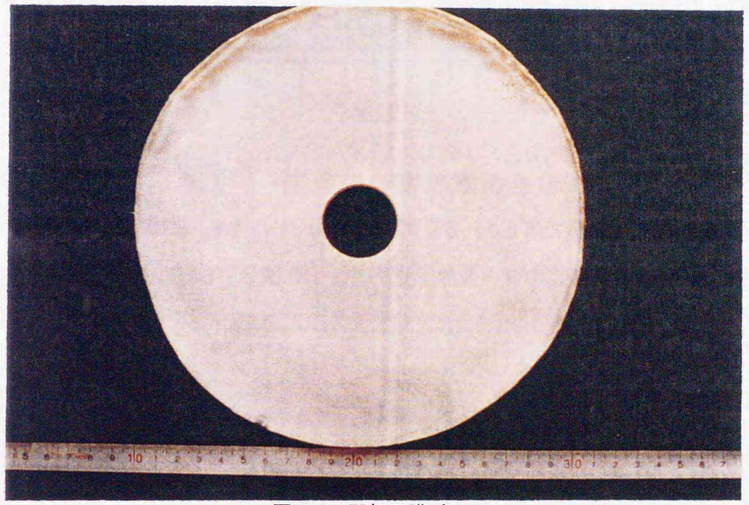


図 2-7　回転平膜ディスク

2.3.2 膜分離性能の評価方法

回転平膜モジュールと薄層流モジュールとの膜性能は，限外ろ過における物質移動係数を求めて評価した。ここで，限外ろ過の透過流束を表わす式を成書[6)]から引用して概説する。

膜によって透過を阻止された溶質が膜表面に蓄積する現象を図2-8に模式的に示す。これは濃度分極と呼ばれ，膜表面への溶質の蓄積は透過流束を低下させる。高分子やコロイドでは膜表面の濃度がゲル化濃度を上回ると図2-9に示すようにゲル層が形成される。このゲル層が透過に際して抵抗を示す事になる。溶媒に伴われて膜方向に移動する溶質の量[J・C]が，膜近傍における溶質の濃度勾配に沿って膜面から離れる方向に拡散していく量[Dc(dc/dx)]に等しくなるまで，このゲル層の厚さは増大する

事になる。すなわちこの場合は圧力を増大させても増加した推進力に見合うだけの抵抗が生じるまで，ゲル層の厚さが増大するだけとなる。したがって，膜表面からバルクへの逆拡散量を増すために，膜面流速を大きくしたり，薄層流路を形成したり，乱流促進材の挿入など種々の工夫がされている。

透過流束の律速がゲル層であると考えると，溶解している高分子やコロイドのような膜で阻止される物質が，膜面からバルク側へ逆拡散する際の物質移動に基づいて，溶媒の透過流束を算出できる。ゲル層は，一定のゲル濃度C_Gとする。

定常状態では，

$$J \cdot C = Dc\frac{dc}{dx} \quad \cdots\cdots (2\text{-}1)$$

ここで，Jは膜透過流束，Cは膜で阻止される溶質またはコロイドの濃度，xは膜面からの距離である。

膜面の濃度C_Gとバルクの濃度C_Bの境界条件下で，，式(2-1)を積分すると

$$J = \frac{D_C}{\delta}\ln\left(\frac{C_G}{C_B}\right) \quad \cdots\cdots (2\text{-}2)$$

ここで，δは濃度境界層の厚みである。

物質移動係数kを導入すると，次のように表わせる。

$$k = D_C/\delta \quad \cdots\cdots (2\text{-}3)$$

$$J = k\ln\left(\frac{C_G}{C_B}\right) \quad \cdots\cdots (2\text{-}4)$$

流れが層流では，対流伝熱におけるGreatzまたはLevequeの解を修正して使用できるものとして，Blattら[7]は層流物質移動係数を次のように表わしている。

$$k = 0.816\left(\frac{\gamma_W}{L_M}D_C{}^2\right)^{1/3} \quad \cdots\cdots (2\text{-}5)$$

ここで，γ_Wは膜面上における流体の剪断速度で，間隔2hの二平板間では$(3u_B/h)$になる。u_Bは平均流速，L_Mは膜の流路長である。

式(2-5)から分かるように，透過流束または物質移動係数は，平均流速の増加または流路長の減少によって増加させる事が示されている。

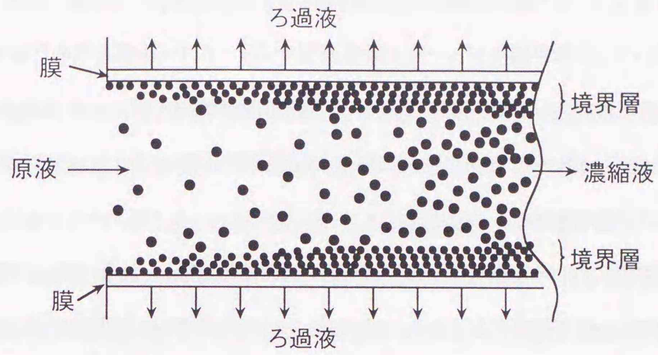


図2-8　濃度分極境界層の発達

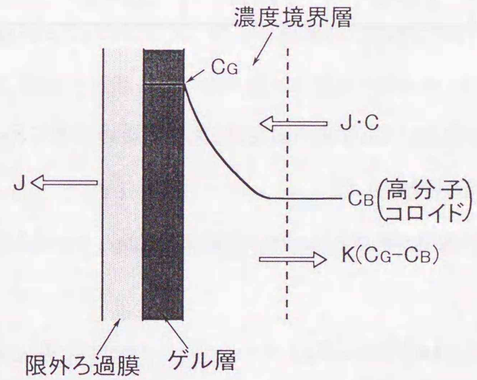


図2-9　定常分極状態の輸送モデル

2.3.3 実験結果

各種溶液を用いて，回転平膜モジュールと薄層流型モジュールでのk値を求めた結果を表2-6に示す。いずれの溶液においても回転平膜モジュールのk値が薄層流型モジュールよりも大きくなっているのが分かる。すなわち，式(2-3)，(2-4)から同じ溶液ならば回転平膜モジュールのほうが濃度境界層の厚さを薄くできる事が示唆された。

これは回転平膜面における剪断速度が異なることに起因すると考えられる。回転平膜モジュールは，内周分から外周部にかけて速度勾配があり，また速度ベクトルの向きも半径方向で同じではない。こうしたことが重なり合って結果として薄層流型モジュールより高い透過流束が得られたと推察する。回転平膜モジュールの流動解析については次章で行う。

表2-6　各種溶液におけるk値

溶液 / モジュール型	デキストラン	シリカゾル	酵母	活性汚泥混合液
回転平膜型	3.2×10^{-6}	7.9×10^{-6}	3.4×10^{-6}	12.7×10^{-6}
薄層流型	3.4×10^{-6}	2.7×10^{-6}	2.5×10^{-6}	11.0×10^{-6}

(単位：m/s)

次に，回転平膜モジュールにおいても従来の固定膜と同様に透過流束に及ぼす液流速，すなわち膜回転速度の影響が発現するかを検討した。

一般に膜面に汚れなどの付着層が形成された時の透過流束(J_V)は，ケークろ過と同様に考えられ，次式で示される。

$$J_V = (\Delta P - \Delta\pi)/(Rm + Rg) \quad \cdots\cdots (2\text{-}6)$$

ここで，ΔPは膜両側の圧力差，Δπは膜両側液の浸透圧差，Rm及びRgはそれぞれ膜及び付着層の透過抵抗である。ここに用いている膜は限外ろ過膜(UF)であるため，Δπはほとんど無視でき，(2-6)式は，

$$J_V' = \Delta P/(Rm + Rg) \quad \cdots\cdots (2\text{-}7)$$

となる。Rm及びΔPは，使用している膜及び操作圧力が一定であるとすると，Rgの変化でJ_V値が増加

することになる。Rgは，原水の性状を一定とすると操作条件である液流速によって支配される[8]ことになる。

これは膜が固定されており，膜表面で液が流動して液と膜との相対的な流速として表わされているものであり，これと同様に膜自身を回転させる回転平膜モジュールにおいても相対流速の考え方が適用できると考え，回転数すなわち膜と液との相対流速が与える透過流束への影響を調べた。

図2-10に周速と透過流束比との関係を示す。活性汚泥混合液のろ過における透過流束は経時的に変化し，ろ過初期20分は急激に低下するがそれ以後は緩やかになり，30分後にはほとんど定常状態になるため，縦軸にはろ過45分後の値と初期値の比をとった。その結果，回転することで膜と液との相対流速が得られ，固定した膜に液を流動させるのと同様な効果があることが認められた。回転数を増加させて周速を増やせば膜表面の付着層の抵抗，すなわちRgは小さくできると考えられるが，遠心力による透過流束の低下も合わせ考えると，むやみに回転数を増加させるのは得策ではないと考える。

さらに，式(2-4)のゲル分極モデル式により，回転平膜モジュールを用いた活性汚泥混合液の分離における透過流束の予測を行った。西沢ら[9]は，酵母懸濁液の膜処理について，ゲル分極モデルで整理できるとしている。そこで，活性汚泥混合液の膜処理への適用を試みた。まず，C_Gはろ過圧力の関数と考え，次式で表わした。

$$C_G = C_{GO}\cdot f(Pf) \quad \cdots\cdots (2\text{-}8)$$

ここでC_{GO}は，$P_f=1$の時のC_Gであり，P_fはろ過圧力である。したがって，式(2-4)，(2-8)から次式を得る。

$$J = k\ln[C_{GO}\cdot f(Pf)/C_B] \quad \cdots\cdots (2\text{-}9)$$

図2-11に汚泥濃度13g/Lの液を回転数100 rpm(外周速1.1m/s)，ろ過圧力50kPaでろ過した時の経時変化を示す。図から明らかなように，初期透過流束1.9$m^3/m^2\cdot d$は時間経過とともに低下し，30分後には1.28$m^3/m^2\cdot d$の定常値に達する。このことは，回転平膜モジュールにおいて，膜面に形成される汚泥の付着層は回転によりその蓄積が抑制され，一定の厚さを維持した定常状態が達成されていることを示している。式(2-4)におけるk値は，C_B，P_fを変化させJの定常値を整理し，8.2×10^{-6}m/s(0.709m/d)を得

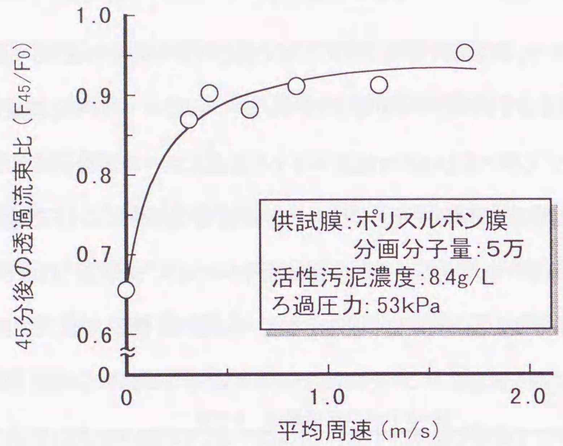


図2-10 周速の影響

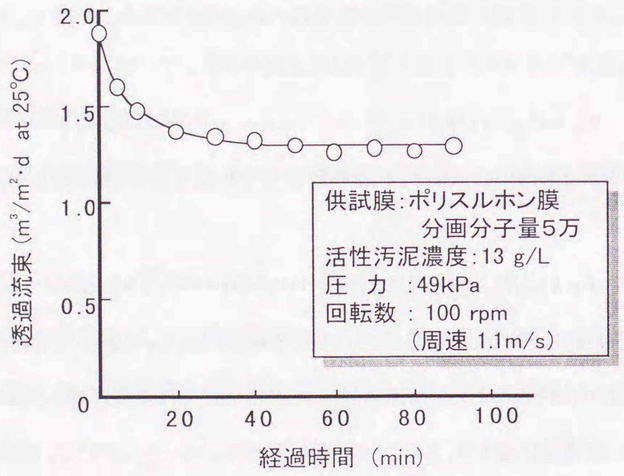


図2-11 回転平膜による活性汚泥混合液の処理

た。この値は表2-6より若干小さな値となった。このときTMPが50kPa以上では，透過流束は一定であった。

式(2-7)を変形し，両対数プロットから実験式を得た。

$$C_B \cdot \exp(J/0.709) = C_{GO}[f(Pf)] \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}10)$$

$$= 180(Pf)^{0.953} \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}11)$$

したがって式(2-11)より，Jは次式で表わされる。

$$J = 0.709 \ln\left[180\left(P_f\right)^{0.953} / C_B\right] \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}12)$$

ただし，$0 < Pf < 50kPa$，$10 < C_B < 20g/L$である。

このように，短時間のデータから透過流束を予測することは可能であるが，実装置では原水の変動，膜への吸着や細孔内閉塞などの経時変化を考慮しなければ行けないと考える。

2.4 膜モジュール基本構造の立案

2.4.1 膜ディスクの試作

膜を回転させることの評価を行うに際し，最初に試作したディスクは径200㎜のプラスチック多孔板(厚さ5㎜，中央部に径30㎜の孔を有する)を支持板及び処理水流路とし，これを高分子膜で覆った形状とした。高分子膜はシート状で製膜されているポリスルホン膜で分画分子量5万である。この膜を8角形に裁断し，中央部に回転軸を通す30㎜の穴を開けた。多孔板の両側に膜をセットし，多角形の辺の部分を熱溶着で貼り合わせた。次に，溶着部分を16角形になるように切断し，外径210㎜の膜ディスクとした。

熱溶着方法は，超音波シール，高周波シールなどを検討したが，ホーンの形状に幅広のものが市販されておらず，茶袋などのシールに用いられているヒートシールを採用した。ポリスルホン膜ディスクのヒートシール部及び膜とヒートシール部の境界部を走査型電子顕微鏡(以下，SEMと称す)で観察したところ，ヒートシール部に細孔はなく平滑な状態になっており，境界部にも大きな孔は観察されなかった。しかし，この形状の膜ディスクではヒートシール部の製造不良が多く発生した。また，外周部を円形に近づ

けてはいるが，回転時の動力の増大も懸念された。

そこでプレート&フレーム型と同様に，支持板側に処理水の集水溝を設け，ポリスルホン膜を貼り付ける構成の膜ディスクを試作した。厚さ5㎜，径210㎜の塩化ビニール(PVC)製円板の両面に幅3㎜，深さ3㎜の三角溝をディスクの中心に向けて形成させた。中央部にはドーナツ状の補強板(厚さ0.5㎜，外径50㎜，内径30㎜)を膜とPVC板の間に装着し，膜をO－リングで液封できるようにした。膜と支持板の外周部のシールには，エポキシ系の接着剤を用いた。膜は乾燥すると透過流束が激減するため，シールする部分のみ水分を紙タオルで取り，接着剤を塗布した。接着剤の硬化中，膜が乾燥しないように水分を含ませた紙タオルを膜面に置いた。この操作を片面ごとに行い，膜ディスクを製造した後，清水を用いて膜性能を測定し，ディスク製造前の平膜における清水の透過流束と比較して，±20%以内であることを確認してから実験に供した。この構成で製作した膜ディスクは，単軸実験装置を用いた実験に供した。しかし，膜ディスクの加工費が高く，実用化には不向きであった。

これに対して，実用化を意識してディスクの構成を検討した。その結果，フラットディスク面にスパイラル型モジュールに用いている集水スペーサを設けて，ディスクの外周部にこれらを一体化して接着する構成とした。このディスクは，図2-12に示すように，多孔板利用ディスクや溝付き支持板ディスクと同等の透過流束を保持し，処理水流路の抵抗による通水抵抗の問題はないと判断した。この膜ディスクは，実用化した径750㎜ディスクの原形とした。

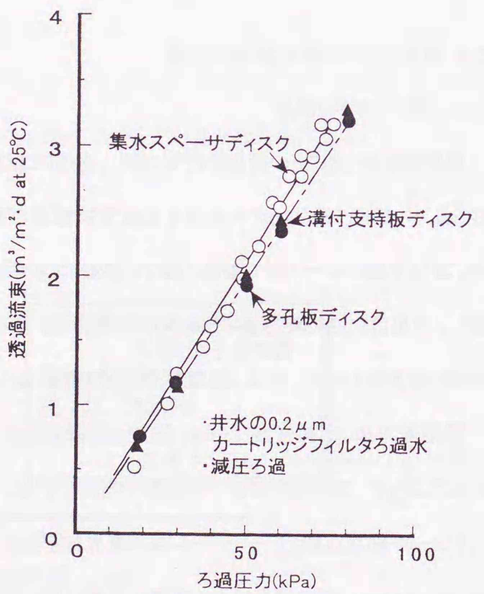


図2-12　清水による圧力依存性

2.4.2 モジュール構造

モジュール化するためには，一軸に多数の膜ディスクを積層し，コンパクト化及び取扱い性を向上する必要がある。膜ディスクを積層した場合の問題点を抽出するため，単軸型実験装置(ポリスルホン膜，分画分子量5万の膜を装着)を用いて検討した。実験は，膜ディスクの積層化を想定し，膜ディスク(5t×φ210)一枚を間にはさむようにPVC板(5t×φ210)を10㎜間隔になるように装着した。また，各ディスク間に5□×100㎜の邪魔板を挿入した場合についても実験を行った。この設定では，邪魔板と膜ディスクとの間隔は2.5㎜となる。対象液はMLSS12g/Lの活性汚泥混合液とした。操作条件は，ろ過圧力49kPa，ディスク外周速1.1m/sとし，経過時間ごとの透過流束を測定した。透過流束は，水の粘性係数を用いて25℃に換算した。結果を図2-13に示す。積層化ディスクでは，約30分後に定常化した透過流束は0.6 $m^3/m^2 \cdot d$と単板膜ディスクの1/2以下の透過流束であった。これに対し，邪魔板をディスク間に挿入した場合は,単板膜ディスクとほぼ同等の透過流束を得ることができた。これは，積層したディスクではディスク間の液が共回りをして，膜と液との相対流速が得られなかった結果と考えた。しかし，邪魔板を挿入することで，液の共回りを防止でき，結果的に単板ディスクと同等の透過流束が得られたと考える。

実装置化を想定すると，一軸の各ディスク間に邪魔板を挿入する方式ではコンパクト性に欠け，また他社からアイデア特許[10]が出願されていることから，新しい発想が必要と考えた。そこで，二軸を基本単位として一軸のディスク間にもう一方の軸のディスクを差し込んだ「かみ合せ型」モジュールを考案した[11)12)]。概念図を図2-14に示す。「かみ合せ型」モジュールはディスク間に挿入されたディスクが前述の邪魔板の代替として，液の共回りを防止すると同時に，回転軸近傍の周速の遅い部分の膜面に対して，周速の速いディスク外周部が軸付近の液相部の乱れを促進する作用が働くと考えられる。これは，実用化した回転平膜モジュールの基本構造となった。

この「かみ合せ型」モジュールの効果及び特性を確認するため，双軸型実験装置を用いて検討した[13)]。まず，回転数すなわち周速を変化させ，膜ディスク一枚の時とかみ合せ構成との透過流束を比較した。MLSS9.3g/Lの活性汚泥混合液を供試液とし，ろ過圧力は54kPaとした。その結果を図2-15に示す。膜ディスク一枚の時と，かみ合せ構成した膜ディスクとはほぼ同じ挙動であり，かみ合せ構成とすること

で液の共回りによる透過流束の低下を防止できることが明らかになった。次にディスク間隔の影響を調べた。膜分離部のディスクかみ合せ構成は図2-16の上部に示すように，ディスク間隔を2.5，10.8，15.8㎜と変化させて，透過流束(25℃に換算)を測定した。その結果，図2-16に示すようにディスク間隔が狭くなるほど高い透過流束を得る傾向があり，また周速が低くなるほど，その傾向は顕著であった。これは，ディスク間隔が狭いほど膜面の剪断力が大きくなり，膜面の付着層や濃度分極層を薄くできたことによると考える。また，ディスク外周速が2m/s以上では透過流束の差はほとんど無くなり，ディスク間隔をある程度以上保持しなければならない場合には，ディスク外周速を増加させることで透過流束の低下を防止できることが示唆された。

また，回転軸二本の回転方向についてはディスク間隔2.5㎜とし，MLSS9.3g/Lの活性汚泥混合液を用いて検討した。結果を図2-17に示すように，回転方向を変化させても透過流束に与える影響はないことが分かる。しかし，膜ディスクのかみ合せ部分の液流れを考慮すると，二軸同回転方向では膜ディスクの回転方向が反対になり，すなわち共回りによって引きずられる液同士が，ぶつかり合うことになる。これに対して，二本の回転軸の回転方向を別々にした場合，膜ディスクのかみ合せ部分では同じ方向，すなわち液をディスク間から吐き出す方向になる。透過流束は，図2-17のようにどちらの回転方向でも差はないことから，装置構成上の容易さと確実に共回りを防止できる構成であることから，回転方向は二軸同方向とした。

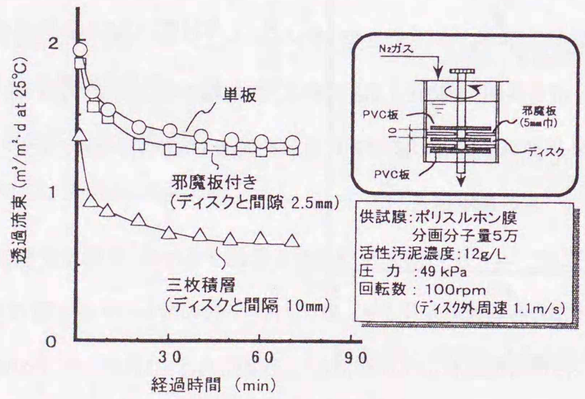


図2-13 回転平膜における邪魔板の効果

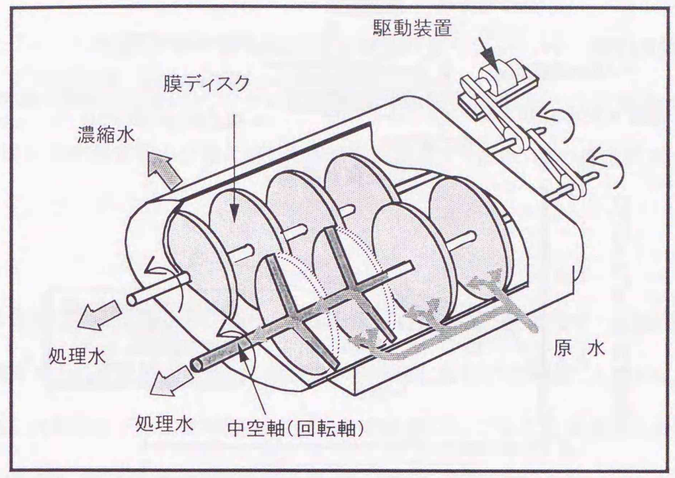


図2-14 かみ合せモジュールの概念図

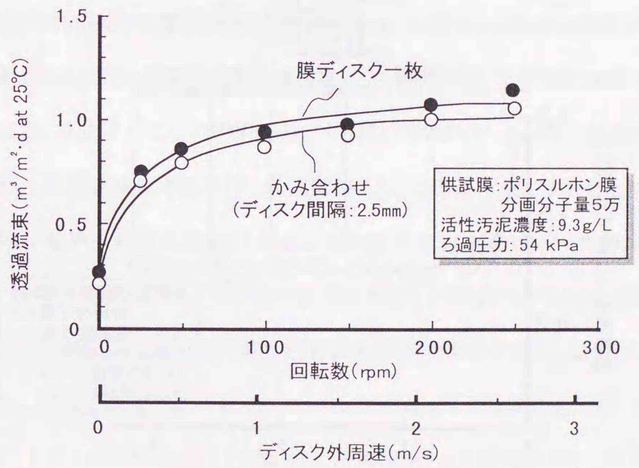


図2-15 かみ合せの効果

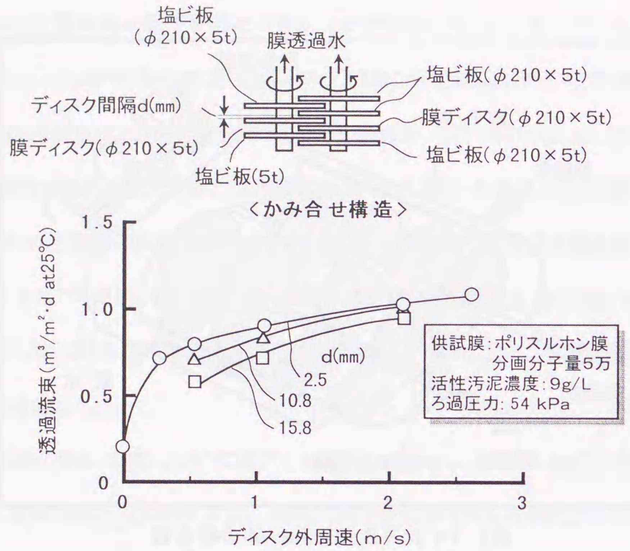


図2-16 ディスク間隔と周速の影響

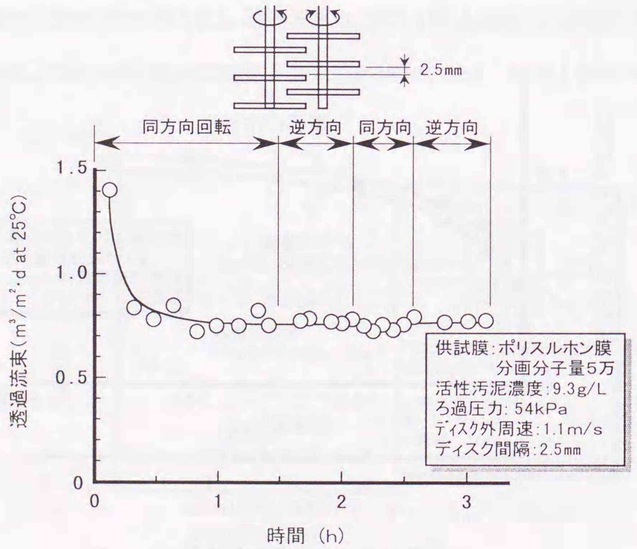


図2-17 回転方向の影響

2.4.3 膜材質

回転平膜モジュールに適した膜材質を検討した。回転平膜モジュールは，高濃度懸濁液の固液分離，特に生物処理の効率化を目的としたシステム開発に，回転平膜モジュールの用途は拡がると考えられる。そこで，活性汚泥混合液の分離に適した膜材質を選定するため，膜の透過流束と菌体の付着性から評価した。

(1) 実験方法

活性汚泥混合液の固液分離を行う場合，菌体の膜への付着性と透過流束への影響度合いを評価し，膜材質を選定する必要がある。そこで，接液部が膜表面になるように構成したセルに，φ76に切り抜いた膜を装着し，実施設の下水二次処理水中に30日間浸漬した。下水二次処理水に浸漬した理由は，活性汚泥混合液では，膜に付着する菌体量が増大し過ぎて，各膜間の差が少なくなると考えたためである。評価は，浸漬前後の膜の純水透過流束，浸漬30日後の菌体付着数，及び洗浄後(水洗浄，超音波洗浄，薬液洗浄)の付着菌体数，透過流束により行った。

実験に供した市販膜9種の膜材質，メーカ等を表2-7に示す。なお，表2-7には初期における膜の純水の透過流束も併記した。供試膜はそれぞれ透過流束測定用(非破壊試料)9種類，菌体付着量測定用(破壊試料)9種類の計18枚を用意した。膜の透過流束は，平膜セル(東洋ろ紙製UHP-76)を用いて行い，有効膜面積は38.5cm^{2}であり，耐圧は0.49Mpa(5kg f/cm^2)である。供試液は純水であり，膜面の撹拌は300rpmで行った。操作圧力はUF膜が98kPa，NF膜は392kPaとした。膜の透過流束測定は液温25℃(恒温槽)で行い，透過流束は単位時間，単位面積当たりの透過水量で表わした。菌体付着量は，試料5mm角に切断し，臨界点乾燥処理後SEMによる観察(倍率2,000倍)を行って菌体数を計数し，膜単位面積当たりの菌体付着量とした。この方法の検出限界は5×10^{4}個/cm^{2}である。洗浄効果は，水洗浄(平膜セルにセットし，300rpmで30分間撹拌)，超音波洗浄(膜を平膜セルから取り出し，27kHz，0.3W/cm^{2}で10分間洗浄)，薬品洗浄(平膜セルにセットし，NaClO200mg/Lの洗浄液を入れ，300rpmで30分間撹拌。ただしポリアミド系，イミド系膜はCl_2に弱いため洗剤洗浄を行う)を順次行い，それぞれの透過流束を測定し評価した。また，SEMの観察による洗浄効果の評価では，膜を6等分し，上記の洗浄を行っ

た後に膜の表面状態を観察した。

表2-7　浸漬実験用膜と初期透過流束

膜名称	材質	メーカ	浸漬前のFlux
NTU-3150	ポリスルホン	日東電工	4.89
UK-50	〃	東洋ろ紙	6.97
DUS-40	ポリエーテルスルホン	ダイセル	3.81
NTU-2120	ポリオレフィン	日東電工	2.08
NTU-4220	ポリイミド	〃	0.37
UP-20	芳香族ポリアミド	東洋ろ紙	8.71
YM-5	ポリサッカライド	アミコン	0.50
NTR-7250	複合膜（ポバール変性物）	日東電工	0.37※
NTR-1000	酢酸セルロース	〃	0.08※

＜膜性能測定条件＞
ろ過圧力：98kPa
（ただし、※は 392kPa）
測定後：純水

単位は、$m^3/m^2 \cdot d$
25℃換算

膜材質の親水性，疎水性を評価するために，膜の吸水率及び膜の空気中における水の接着仕事量を評価指標として導入した。

吸水率は，ASTMD570に規定されている方法で測定した日東電工(株)のデータがあり，4種類(ポリスルホン系，ポリイミド系，ポリオレフィン系，セルロースアセテート系)の膜の吸水率はそれぞれ，0.3，3.6，5.3，6.0%であった。この数値の大きいほど親水性材料であることを示す。

接着仕事は，次のようにして求めた[14]。図2-18に示すように，固体表面での液滴モデルを考えると，この系ではYoungの式が成り立つ。

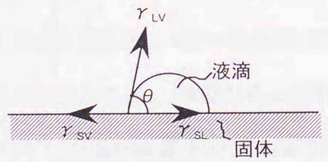
すなわち，

$$\gamma_{SV} - \gamma_{SL} = \gamma_{LV} \cos\theta \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}13)$$

ここで，γ_{SV}は固体の表面張力，γ_{SL}は液体/固体の界面張力，γ_{LV}は液体の表面張力，θは接触角である。この時接着仕事(W_A)は次式で表わされる。

$$W_A = \gamma_{SV} + \gamma_{LV} - \gamma_{SL} \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}14)$$

(2-13)(2-14)式から



γ_{SV}：固体の表面張力
γ_{SL}：液体/固体の界面張力
γ_{LV}：液体の表面張力
θ：接触角

図2-18　固体表面での液滴モデル

$$W_A = \gamma_{LV}(\cos\theta + 1) \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}15)$$

となる。

すなわち，液体として純水を用いて，膜における接触角を測定することにより，(2-15)式からW_Aを求めることができる。

そこで，9種類の膜について接触角を測定した。膜は予め，エタノールで表面を洗浄し，清浄な状態で取り扱った。測定は，Contact Angle Meter(協和科学製，DS型)を用い，それぞれ7点測定した平均値を接触角とした。(2-15)式のγ_{LV}は，20℃で72.8mJ/m²であるが，20℃以外の測定では，測定温度におけるγ_{LV}を代入してW_Aを計算した。その結果を表2-8に示す。数値が大きいほど親水性があることを示す。

表2-8　各種膜材質とW_A

膜名称	膜材質	W_A(mJ/m²)
NTU-3150	ポリスルホン系	70.4
UK-50	ポリスルホン系	78.4
DUS-40	ポリエーテルスルホン系	96.5
NTU-4220	ポリイミド系	98.1
UP-20	芳香族ポリアミド系	99.1
NTU-2120	ポリオレフィン系	101.3
NTR-1000	酢酸セルロース系	108.1
NTR-7250	変性ポリビニルアルコール系	122.8
YM-5	ポリサッカライド系	133.8

(2)　膜浸漬実験結果

下水二次処理水に30日間浸漬し，その前後の透過流束変化を表2-9に示す。透過流束低下度は，浸漬前の透過流束(f_B)と浸漬後の透過流束(f_A)の差を浸漬前の透過流束(f_B)で除去した値であり，低下度が大きいということは浸漬によって汚れが付着し透過流束が低下したことを示す。表2-9によるとDUS-40膜の低下度が0.60と最も大きく，NTR-7250膜は透過流束の変化がなかった。YM－5，NTR-1000膜は逆に透過流束が大幅に増加した。

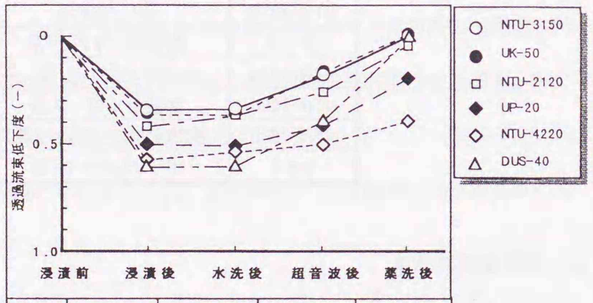
表2-9　下水二次処理水浸漬後の透過流束

膜名称	材　質	メーカ	浸漬前の透過流束(fB)	浸漬後の透過流束(fA)	低下度
NTU-3150	ポリスルホン	日東電工	4.89	3.25	0.34
UK-50	ポリスルホン	東洋ろ紙	6.97	4.42	0.37
DUS-40	ポリエーテルスルホン	ダイセル	3.81	1.51	0.60
NTU-2120	ポリオレフィン	日東電工	2.08	1.22	0.41
NTU-4220	ポリイミド	日東電工	0.37	0.15	0.59
UP-20	芳香族ポリアミド	東洋ろ紙	8.71	4.23	0.51
YM-5	ポリサッカライド	アミコン	0.50	>100	—
NTR-7250	複合膜(ポバール変性物)	日東電工	0.37※	0.38	0
NTR-1000	酢酸セルロース	日東電工	0.08※	>100	—

1) 浸漬条件
　A市K下水処理場の下水二次処理水に30日間浸漬。
2) 膜性能測定条件
　圧力：98kPa
　※NTR-7250,NTR-1000は392kPa (0.392kPa)
　測定液：純水
3) 透過流束の単位は$m^3/m^2 \cdot d$, 25℃換算
4) 低下度

$$= \frac{fB - fA}{fB}$$

次に，浸漬前の汚染膜の洗浄を行い，それぞれの膜の透過流束変化と膜表面のSEM観察結果を図2-19に示す。水洗浄では数%しか透過流束は回復しないが，超音波洗浄では，10～50%の回復が見られ，さらにNaClOによる洗浄では100%近く回復していることが分かった。ただし，ポリアミド系のUP-20膜とポリアミド系のNTU-4220膜はCl_2に弱いため，洗浄を行ったが回収率は20～50%であった。SEMによる観察結果は，透過流束の傾向をよく表わしており，NaClO洗浄まで行った膜は新膜と変わらないほどに膜面が清浄になっていることが分かった。



洗浄条件	—	平膜テスト機にセットし、300rpm、30分	27KHz 0.3 W/cm² 10分	NaClO 200ppm、30分 (4220, 20は洗剤、30分)
SEM観察結果	・綿状のSS有 ・桿菌が多い ・4220及び40は膜面が見えないほど付着している。	・数十μm程度の大きな綿状SSは取れるが浸漬後の状態はほとんど変わらない。	・綿状SSは除去できる。 ・菌体も殆ど除去できる。ただし、4220, 20, 2120は10^4個/cm²程度の菌体が残存。	・SS, 菌体とも除去できる

図2-19　下水二次処理水浸漬膜の洗浄効果

(3) 耐微生物性

下水二次処理水中には，当然の事ながら種々の微生物が存在しており，膜材質の侵食が予想される。微生物により侵食された膜は，見かけ上分画分子量が大きくなり透過流束が増大する。膜浸漬実験の結果では表2-9に示したように，ポリサッカライド系のYM－5膜と酢酸セルロース系のNTR-1000膜の透過流束が激増した。これは，微生物侵食によるものと思われ，他の材質は耐性があると判断できる。

(4) 耐汚染性

下水二次処理水中へ浸漬した膜のSEM観察の結果はどの膜も同じように微生物が多数付着し，汚染されているにもかかわらず,表2-9に示すように透過流束の低下度は膜材質により異なっており，ポリスルホン系の膜が少なく，ポリアミド，ポリイミド系が大きいという傾向があった。また，これらの膜は微生物のアタックを受けていないことを示した。実際には膜への汚染を完全に防止することは困難であるため，洗浄しやすい膜を選定する必要がある。そこで，物理的な洗浄として超音波洗浄による透過流束の回復を比較した結果を表2-10に示す。NTU-3150，UK-50，DUS-40まくはいずれもポリスルホン系の膜であり，他の材質よりも洗浄しやすいことが分かった。

表2-10　超音波洗浄による透過流束回復効果

膜　名　称	回復度※
NTU-3150	0.16
UK-50	0.20
DUS-40	0.21
NTU-2120	0.11
NTU-4220	0.03
UP-20	0.10

※回復度:水洗後の透過流束低下度と超音波洗浄後の透過流束低下度との差。

そこで膜材質と汚れの関係，すなわち膜材質と透過流束低下度，菌体付着量の関係を膜材質の親水性の度合いで整理した。材料の親水性を表す値としては，吸水率と物理化学的な数値として材料表面での水のぬれ性を表す水の接着仕事(W_A)を用いた。

膜の吸水率と透過流束低下度，膜表面における菌体付着量の関係を図2-20に示す。図2-20は，浸漬後の膜と超音波洗浄後の膜の状態を示した。その結果，吸水率3～5%をもつ膜は，透過流束の回復

が悪く，また付着菌体量は浸漬後にはほとんど差がないが，超音波洗浄後では大きな差が出ており，吸水率3～5%の膜は菌体の洗浄性が良くないことが分かった。この膜は，ポリイミド系とポリオレフィン系の膜であった。逆に菌体の洗浄性が良かった膜は，吸水性の小さいポリスルホン系膜と吸水率の大きい変性ポリビニールアルコール系の膜であった。

W_Aと透過流束低下度を図2-21に，W_Aと菌体付着量の関係を図2-22に示す。図2-21，22とも浸漬後と超音波洗浄後の値をプロットしたところ，図2-20の吸水率で整理した場合と同様の傾向を示した。つまり，透過流束の低下度が少ないのは親水性，あるいは疎水性の材料であり，中間の100mJ/m^{2}前後のW_Aを有する材料は透過流束の低下が大きかった。また菌体付着量も100mJ/m^{2}前後のW_Aを有する材料は，超音波洗浄後でも残存量が多く，洗浄されにくい材料であることが分かった。

このような現象は，蛋白質の材料への吸着現象と同じ傾向であり，松田[15]は物理化学的に説明しており，親水性材料で蛋白質は吸着しにくく，疎水性材料では蛋白質は付着するが弱い力でも外れやすいとしている。また，Jamesら[16]は，種々の配管材料への菌体の付着をW_Aで整理しており，菌体は親水性の材料に付着しにくく，最も付着しやすいW_Aは菌種によって若干ずれるものの，85～100mJ/m^{2}であった。さらに，Ridgway[17]らによると，4ヶ月間下水二次処理水をRO処理した膜面に付着している菌体を単離した結果，*Acinetobacter* が全菌体量の90%近くを占めていた。この*Acinetobacter* は Jamesらによると，W_A100mJ/m^{2}に付着の最大ピークを有しており，本実験の結果と類似していた。

これらの結果から，回転平膜用の膜材質は，親水性(変性ポリビニール系，ポリサッカライド系)あるいは疎水性(ポリスルホン系)材料が適していると判断できる。しかし実用上は，親水性の材料で膜を形成することは膜の膨潤やポリサッカライド系膜のように耐微生物性がないなどの問題があり，現状では適当な膜がない。疎水性膜の代表であるポリスルホン系膜は耐微生物性，耐汚染性，，耐薬品性に優れている。特に，塩素系洗浄に対しては他の膜の結合エネルギーに比べて表2-11に示すようにポリスルホン系膜の結合エネルギーが大きいことから，耐性があると考えられる。また，ポリスルホン系膜は製膜時における孔径のコントロールが比較的容易であることから，今回の開発に供する回転平膜モジュールの膜材質はポリスルホン膜とした。

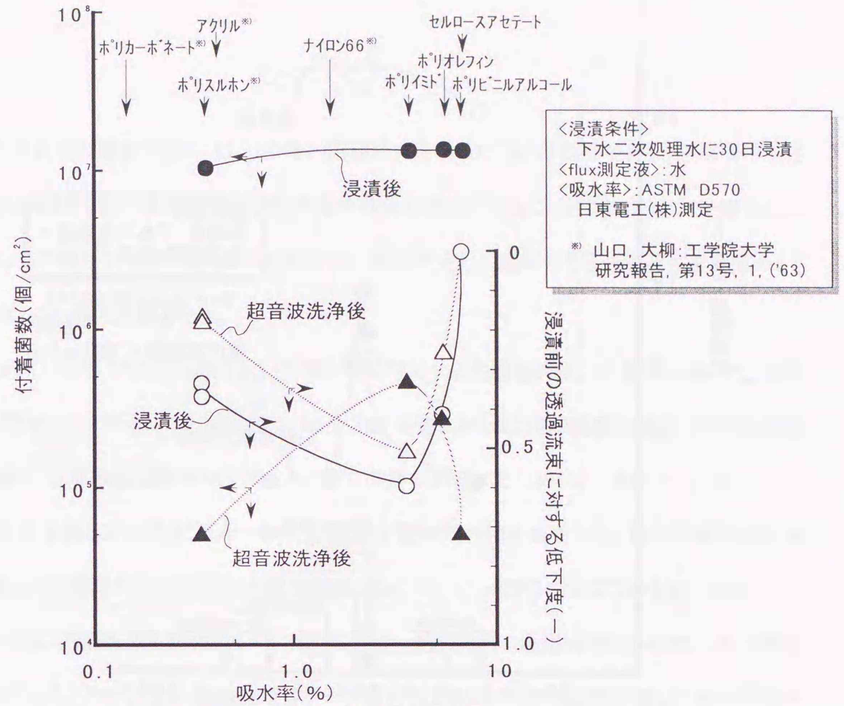


図2-20 透過流束低下度と付着菌数

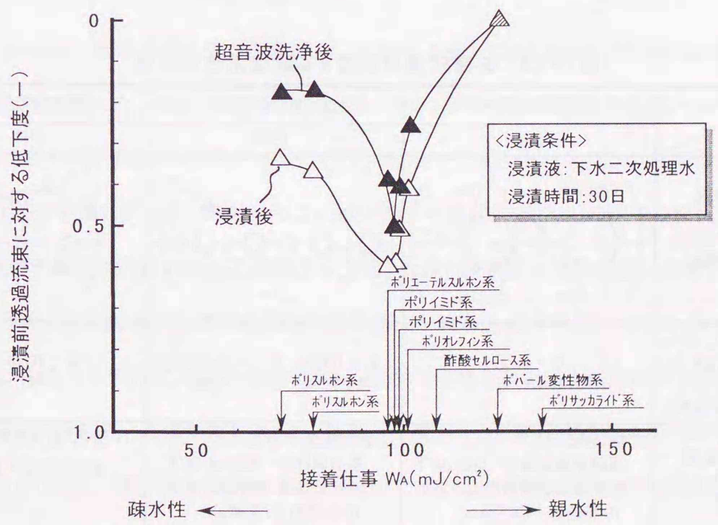


図2-21 膜材質と透過流束低下度

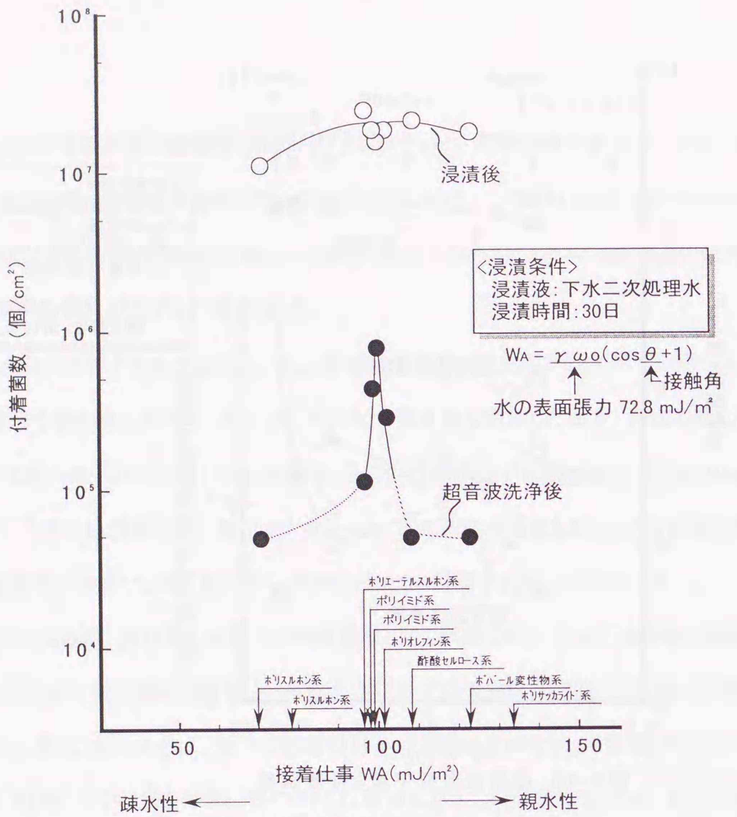
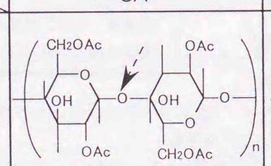
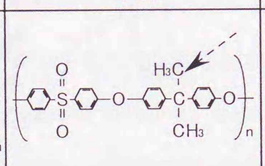
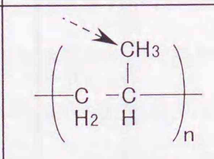


図2-22 膜材質の種類と付着菌数

表2-11 各種膜素材に関する耐塩素性の比較

	酢酸セルロース	ポリスルホン	ポリプロピレン
	CA	PSf	PP
化学構造 →：酸化・結合切断部位			
結合エネルギー（グループパラメータ）[KJ・mo1⁻¹]（化学便覧抜粋）	O - (C2) 348. 8	C - (H3)C, C - (Cb2)(C2) 1411. 4, 705	C - (C)3 (H) 940. 4
一般的文献及び知見	1) 耐塩素性低い 連続添加の場合 1ppm以下 間欠添加の場合50ppm以下 の記述あり（文献a）	1) 耐塩素性やや良 長期保存時 50ppm 以下 短時間洗浄 200ppm 以下 の記述あり（文献a）	1) 酸化・紫外線照射での劣化が早い（文献b）。

a)文献2：Munir, Cheryan, Ultrafiltration Handbook, Technomic Publishing Co Lancaster, p35～43(1986)

b)文献3：松崎・温品，化学繊維Ⅲ，丸善，p213～237，昭和46年

2.4.4 膜孔径

液質に適した膜孔径を選定することは，より高い透過流束を得るためには重要である。膜材質の選定には吸着物質による膜性能の経時変化や，薬液洗浄方法の観点から論じられるのに対して，膜孔径は透過流束すなわち装置コストに反映される項目であり，特に安定して運転できる透過流束を見極めることがエンジニアリングの最大課題となる。

まず，市販されているポリスルホン膜を用いて膜孔径の違いによる透過流束への影響を調べた。膜孔径はスパイラル型モジュールとして市販されている分画分子量5万と10万の2種類の膜を用いて比較実験を行った。実験には双軸型実験装置を用いた。同じ条件で評価するために，二軸かみ合せモジュールの一軸に分画分子量5万の膜を，もう一軸に分画分子量10万の膜を装着した。結果を図2-23に示す。分画分子量5万の膜は約30時間後から透過流束1.2$m^3/m^2 \cdot d$ at25℃で安定した。これに対して分画分子量10万の膜は透過流束1.45$m^3/m^2 \cdot d$ at25℃となり，約2割増の透過流束を示した。これは同条件でろ過を行っていることから，この透過流束はケーク層抵抗が律速でないことを示唆しており，この系では純水透過流束の高い膜，すなわち同一素材の膜であれば分画分子量を大きくすることが透過流束の増大につながることを示していると考えられる。

そこで，ポリスルホン膜の孔径の異なる膜として，分画分子量10万以上を有する膜を日東電工(株)の協力を得て新たに製造した。今回，試作した膜はポリエチレングリコール(PEG)を指標とした分画性評価(除去率90%を有する分子量で表示)で，60万，75万，120万の三種であった。また，比較のためにポリスルホン膜で分画分子量1万，2万，5万及び0.2μm(分画分子量1000万相当)の四種の膜も供試膜として用いた。実験はそれぞれの膜の純水透過流束を測定した後，窒素除去実験装置に装着し，活性汚泥混合液での透過流束を測定した。約2週間後の透過流束を純水透過流束とともに図2-24に示した。純水透過流束は孔径が大きくなるに従い増加するが，活性汚泥混合液では上に凸の曲線となり，分画分子量60万，75万の膜が高い透過流束を示した。分画分子量が小さな膜は膜自身の抵抗のため，また分画分子量の大きな膜は，膜細孔の目詰まりによる抵抗のために活性汚泥混合液での透過流束が低くなったと推測された。

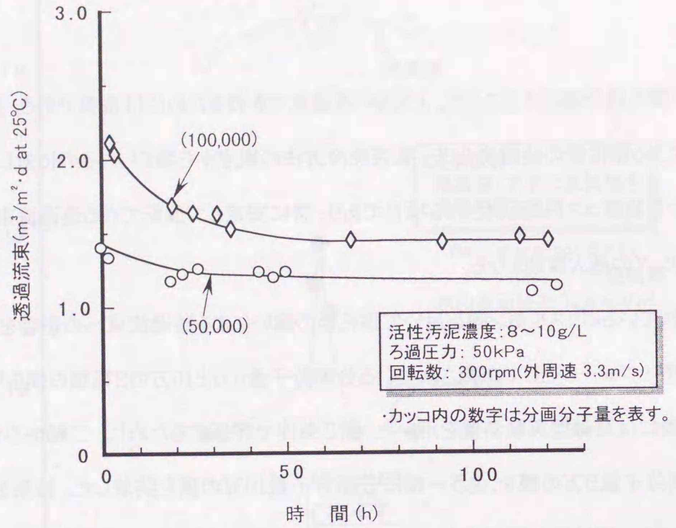


図2-23　分画分子量の異なるポリスルホン膜の透過流速の経時変化

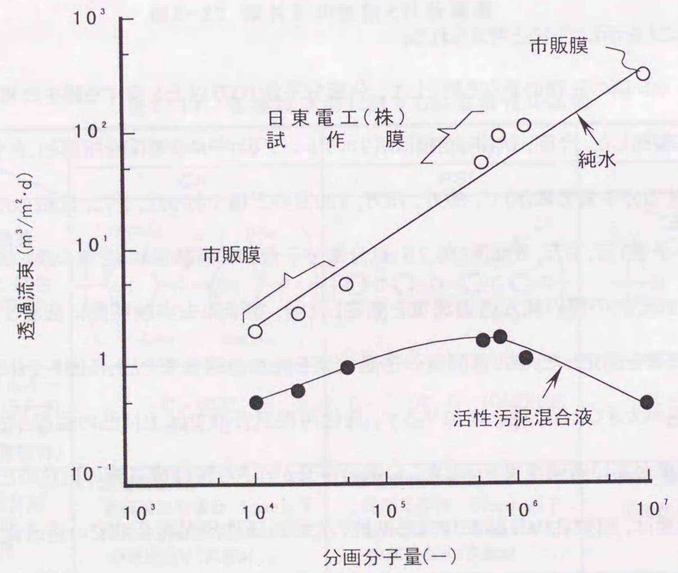


図2-24　分画分子量と透過流束の関係

これにより，活性汚泥混合液の分離には分画分子量60万～75万の膜が適していると考えられた。結果として実用化した膜孔径は，分画分子量75万の膜であり，この理由については第3章第3節に述べる膜分離特性から判断した。

2.5 膜ディスク形状

2.5.1 膜ディスクの表面形状

膜表面形状が透過流束に及ぼす影響を調べるため，図2-25に示す三種類のディスクを試作し，双軸型実験装置(ディスク径210㎜)を用いて活性汚泥混合液を供試液にし，ろ過実験を行った。波板ディスクⅠは，凹凸ピッチの細い波板であり，波板ディスクⅡはディスクを半径方向に32等分し凸部を設けた。また，波板ディスクⅢは，半径方向に45°間隔に凸部を設け，さらに周方向にも同心円状に2ヶ所づつ凸部を設けた構成とした。実験結果を図2-26に示す。図にはフラットディスクも示した。波板ディスクⅢの透過流束が最も高くなった。これは円板面での液の流れが半径方向の流れであるため，液流れの乱れを促進するように凸部を設けた波板ディスクⅢが高い透過流束を得た結果と考える。白戸ら[18]は溝付回転円板型ダイナミックろ過(ろ過板は固定)において，二次元速度分布を測定し，速度分布に及ぼす回転円板の溝効果を検討し，溝は半径方向及び周方向の速度を著しく増加させ，ろ過ケークの掃流効果を向上させると報告している。今回の実験では，膜面に凸部を設けたディスクの評価を行ったが，二軸かみ合せ構造ではディスク間隔，すなわちコンパクト性を考慮すると溝付きディスクが有効であるため，次に溝付きディスクを検討した。

溝付きディスクの実験は，窒素除去実験装置(ディスク径500㎜)を用いて行った[19]。実験に供した溝付きディスク形状を図2-27に示す。ディンプル状三種類，溝状二種類のディスクについてフラットディスクの透過流束と比較した。結果を表2-12に示す。ディンプルⅡと溝状Ⅰディスクの透過流束がフラットディスクより約25%高い透過流束を示した。ディンプルⅡディスクでは，凹みによる膜表面積の増加は最大3%と計算されるため，膜面での乱流効果の促進により透過流束が増加したと推測できる。加工コストを考慮すると，ディンプルⅡディスクが溝状Ⅰディスクよりも安価であるが，フラットディスクと比べるとコスト高に

なり，また強度面の不安も考えると，透過流束が向上しても実用化するためには，大量生産方法や信頼性の評価など多くの課題があるため，実用化はフラットディスクとした。

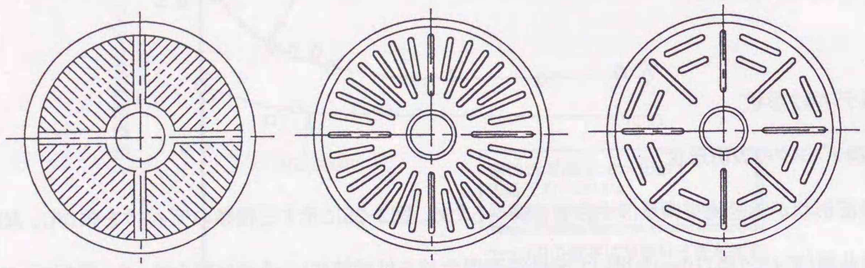


図2－25　波板ディスクの形状図

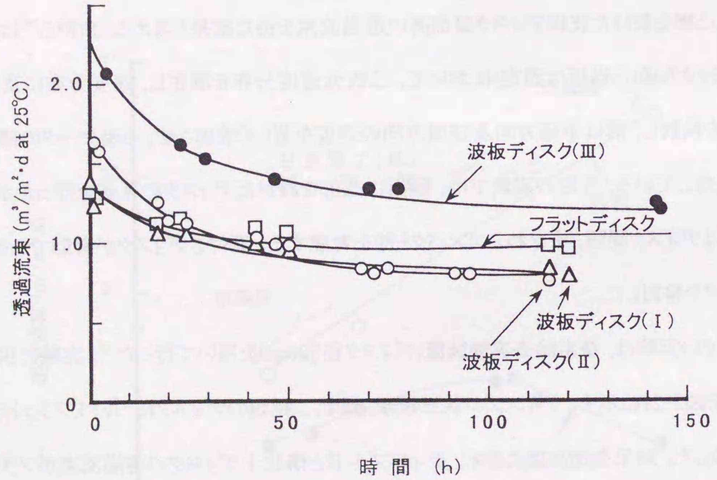
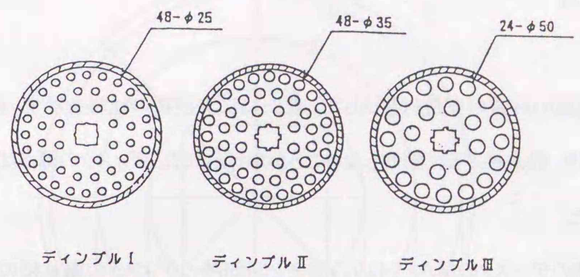


図2－26　膜面形状の透過流束に及ぼす影響



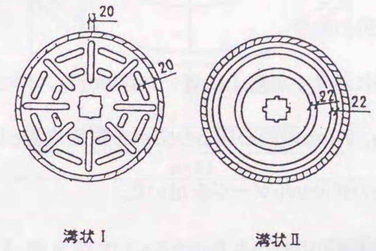


図 2-27　ディスク形状

表2-12　ディスク形状と透過流束比

	ディンプルⅠ	ディンプルⅡ	ディンプルⅢ	溝状Ⅰ	溝状Ⅱ
透過面に占める凹部面積比率	15%	30%	30%	30%	30%
透過流束比（フラットディスクを1.0とする）	1.10	1.26	1.19	1.25	0.98

2.5.2 ディスク材質

(1) 実験方法

試験には三種類の材質の支持材を供した。表2-13に支持板の仕様を示す。材質の選定理由は耐薬品性に優れており，吸水性が低く膨潤しないことが挙げられる。ディスクの厚さは自重でたわまない最小の厚さに設定した。

試験は静止時のディスクの厚さとうねりの測定と回転時のディスクの振れ幅の測定の2点について行った。以下,測定方法を各々説明する。

a. 静止時のディスクの厚さとうねりの測定

ディスクの測定位置を図2-28に示す。定盤上に置いた試験ディスクについて，45° 間隔に半径方向に引いた線と直径130㎜，310㎜，490㎜の両心円との交点を測定位置とし，各点について厚さとうねりを測定した。測定には20㎜測定用のダイヤルゲージを用いた。

b. 回転時のディスクの振れ幅の測定

膜ディスク試験装置(図2-29)に試験ディスクを装着する。外周部を測定位置とし，試験面に対してレーザ光が垂直にあたるようにレーザ変位計をセットする。回転数は，リングコーン無段変速機のダイヤルで設定を変え，振れ幅を測定する前に回転計で測定する。

三種類の試験ディスクの中で，最も振れ幅の小さいディスクについては，膜をディスク表面に接着したものについても同様の試験を行うことにする。

表2-13　支持板の仕様

種類 / 項目	塩ビ製	エポキシ樹脂製	フェノール樹脂製
材　質	塩化ビニール単板	エポキシ樹脂積層板	フェノール樹脂積層板
形　状	φ500×6t	φ500×3t	φ500×3t

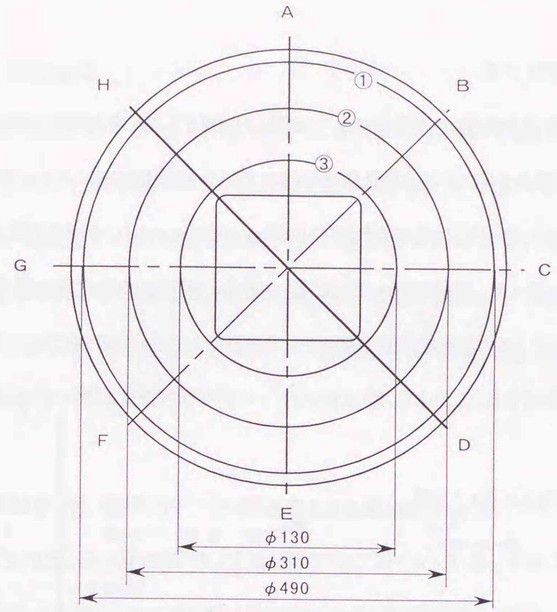


図2-28 静止時のディスクの厚さとうねりの測定位置

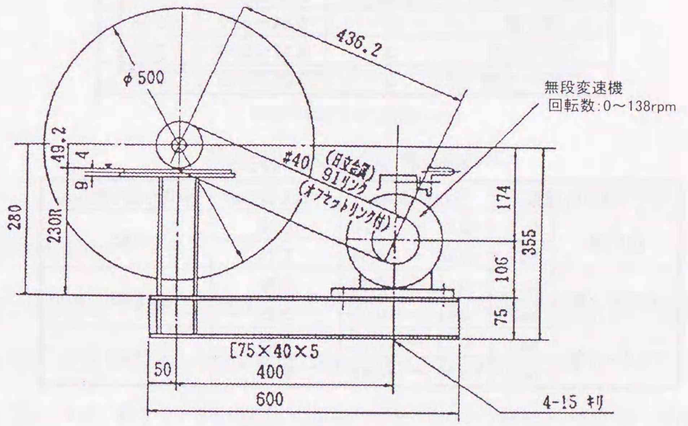


図2-29　膜ディスク振れ試験装置

(2) 静止時のディスク測定結果

静止時のディスクの厚さを各測定位置について2回づつ測定した。各材質におけるディスクの厚さの設計値と実測値の差を表2-14に示す。設計値3㎜のエポキシ樹脂製とフェノール樹脂製について比較すると，実測値の最大値と最小値の差がそれぞれ0.08㎜，0.12㎜となり，ディスク厚さ精度はエポキシ樹脂製ディスクの方が高くなった。設計値6㎜の塩ビ製の場合，実測値の最大値と最小値の差が0.38㎜であった。これは，塩ビ製ディスクの厚さが他のディスクの2倍であることを考慮に入れても，他のディスクより厚さ精度が低いと判断できる。これより，静止時のディスクの厚さ精度が高いものはエポキシ樹脂製ディスクと分かった。

次に静止時のディスクのうねりを測定位置A－1を基準にして2回測定した。各材質のディスクのうねり幅とうねり量を表2-15に示す。各ディスクについて2回測定したうねり量から，それぞれの平均うねり量を計算し比較したところ，エポキシ樹脂製ディスクの値が最も小さかった。これより，静止時の平均ディスクうねり量が小さいものはエポキシ樹脂製ディスクと判断できた。

表2-14　ディスク厚の測定結果

ディスクの種類	設計値(㎜)	実測値(㎜)	差(㎜)
塩ビ製	6	5.84～6.22	0.38
エポキシ製	3	3.17～3.25	0.08
フェノール製	3	3.01～3.13	0.12

表2-15　静止ディスクのうねり

ディスクの種類		うねり幅(㎜)	うねり量(㎜)	平均うねり量(㎜)
塩ビ製	No.1	−0.21 ～ +0.25	0.46	0.95
	No.2	−0.86 ～ +0.58	1.44	
エポキシ製	No.1	−0.11 ～ +0.68	0.79	0.69
	No.2	−0.51 ～ +0.08	0.59	
フェノール製	No.1	−0.33 ～ +1.72	2.05	1.48
	No.2	−0.45 ～ +0.46	0.91	

(3) 回転時のディスク測定結果

ディスク周速を0.65，1.34，2.07，2.93，3.67m/sとして，各ディスクについて振れ幅を測定した。測定結果を図2-30に示す。これより，支持板だけでの振れ幅が最小となるのは，エポキシ樹脂製ディスクと分かった。そこで，エポキシ樹脂製ディスクに膜を装着してこの場合のディスクの振れ幅を測定した。ディスク周速を10点とって，それぞれの振れ幅を測定した結果，膜を装着したディスクの振れ幅は，支持板だけの約2倍になることが分かった。膜を装着したエポキシ樹脂製ディスクの最大振れ幅は1.2㎜になった。

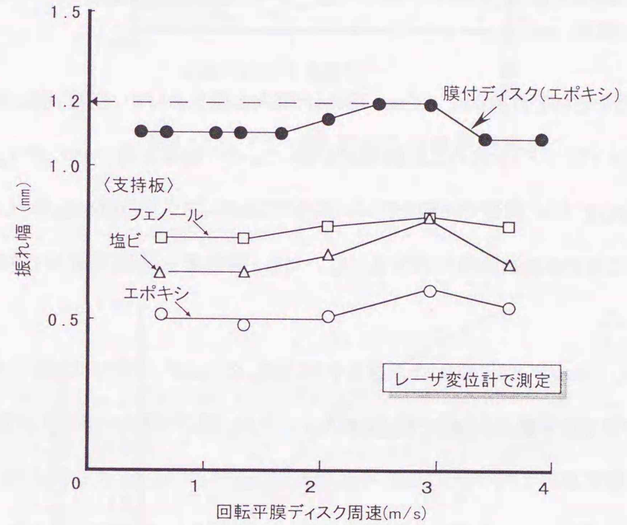


図2-30　ディスク周速と振れ幅

2.5.3 ディスク径の大型化

ディスク径は，実装置化する際に装置のプロポーションに重要な影響を与え，また，装置コストやメンテナンス性にも大きく影響する。ここでは実装置に適したディスク径を検討した。

回転平膜モジュールは，膜ディスクを回転しながらろ過を行うため，膜面の付着物は遠心力によりディスク外へ放出される方向に力が作用するが，同時に遠心力は膜を透過した処理液にも作用している。膜ディスクの処理液は，中空の回転軸に向かって流れるが，遠心力はこれとは反対の方向に作用すること

になる。そこで，まず回転に伴う遠心力による透過流束への影響を評価した。膜ディスク断面の圧力分布の模式図を図2-31に示す。透過に有効な圧力は，遠心力による逆向きの力により半径が増加するに従い，低下することになる。ここで，処理液の流路抵抗は小さいため，無視するとろ過に有効な圧力は膜面に作用する圧力から遠心力による圧力損失分を差し引いた圧力を考えることができる。そこで，図2-32に遠心力による圧力損失を示す。ディスク外周速4.4m/sでは，遠心力による圧力損失が100cmAq程度生じることが分かる。これは低い圧力での運転に際しては高い周速，すなわち高回転数での運転は圧力ロスが大きいことになる。ディスクの大型化では，このことを考慮して運転条件等を決定しなければならない。

次に，ディスク径をそれぞれ210mm，500mm，750mmと順次大型化を行い，活性汚泥混合液の分離に適したディスク径について，コストを含めた比較検討を行った。その結果を表2-16に示す。汚泥における透過流束が同じになるディスク構造で比較を行い，直径500mmディスクでの値を基準とした。また，1000mmディスクでの汚泥における透過流束の実測値はないため，同程度に透過流束ができるようなディスク構造を想定し比較した。

ディスクコストは，500mmディスクのコストが最も小さくなる。210mmディスクでは膜ディスクの製造工数が増え，750mmディスクでは平膜が1m幅で製造されているため，膜の切取りの歩留りが悪く，さらに1000mmディスクでは支持板自身のコストが大になり，それぞれ500mmディスクに比べてコスト大となる。しかしディスク製造の自動化を行うことで，いずれもほぼ同等のコストにすることは可能と考える。モジュールコストでは，部品の員数が減少するため500mmディスクと750mmディスクはほぼ同等になる。

コンパクト性については，210mmが最も密に膜面積をとることができるが，500mm以上では，ディスクの透過水スペーサ及び支持板の厚さが，ディスク径に応じて厚くなるため，コンパクト性はほとんど変化しない。しかし，210mmディスクはモジュールに組込んだ時，軸数すなわち軸シールの数が他のディスク径に比して圧倒的に増加し，また装置構造が複雑化するなどマイナス面が多い。メンテナンス性では，1000mmディスクではディスクの重量が大になり，取り扱いにくくなる。膜面積あたりの重量は，750mmディスクが最も小さくなり，動力面での優位が予想される。

これらの結果を総合すると，750mmディスクが実用モジュールとして適していると考えられる。

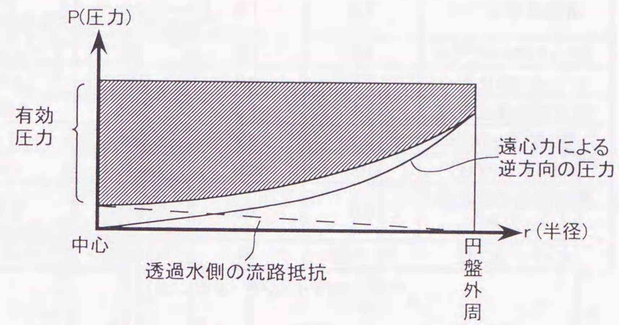


図2-31 ディスク断面の圧力分布模式図

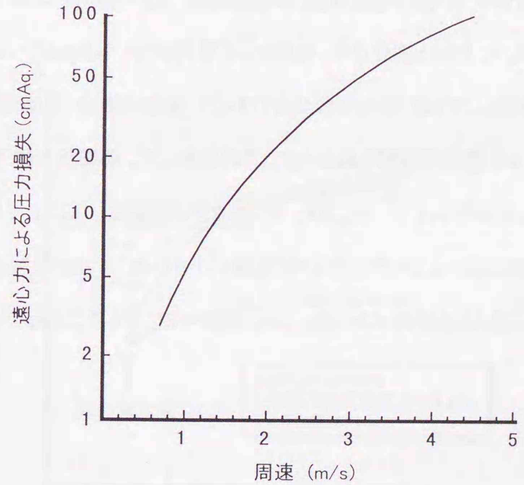


図2-32 周速と遠心力による圧力損失の関係

表2-16　ディスク径の比較

項目＼ディスク径	210	500	750	1000
透過流束比※(-)	1.0	1.0	1.0	1.0 (実測値なし)
膜ﾃﾞｨｽｸｺｽﾄ比※(-)	1.9	1.0	1.7	1.8
ﾓｼﾞｭｰﾙｺｽﾄ比※(-)	1.5	1.0	0.95	1.2
膜充填密度比※(-)	1.9	1.0	0.95	0.95
重　量 (kg/枚)	0.3	1.7	3.8	11.3
膜面積 (m^2/枚)	0.05	0.31	0.75	1.3
膜面積当りの重量 (kg/m^2)	6.0	5.5	5.1	8.7
メンテナンス性	やや難	易	易	難

※500 mmディスクを 1.0 とした

2.5.4 ディスク間隔

750㎜径の膜ディスクを用いて，ディスク間隔と透過流束の関係を求めた。実験には小規模実験装置を用い，膜モジュール部を図2-33のように改造し，750㎜径膜ディスクを設置した。ディスク間隔(750㎜ディスクと邪魔板の間隔)を6，9，12㎜と変化させ，比較として邪魔板なしの30㎜についても評価した。結果を図2-34に示す。邪魔板なし，すなわちかみ合せを行わない単軸の場合，回転数を増加しても透過流束はほとんど増加せず，また透過流束値も低かった。これに対して，邪魔板を挿入することで透過流束が増加し，かみ合せの効果が得られていた。また，ディスク外周速が2m/s以上では，ディスク間隔の差はなくなり，ディスク外周速の低いところではディスク間隔が小さい方，すなわち膜面剪断力が大きくとれる構造の方は透過流束が高くなる傾向があった。これは図2-16に示した210㎜ディスクの場合と同様の傾向であった。

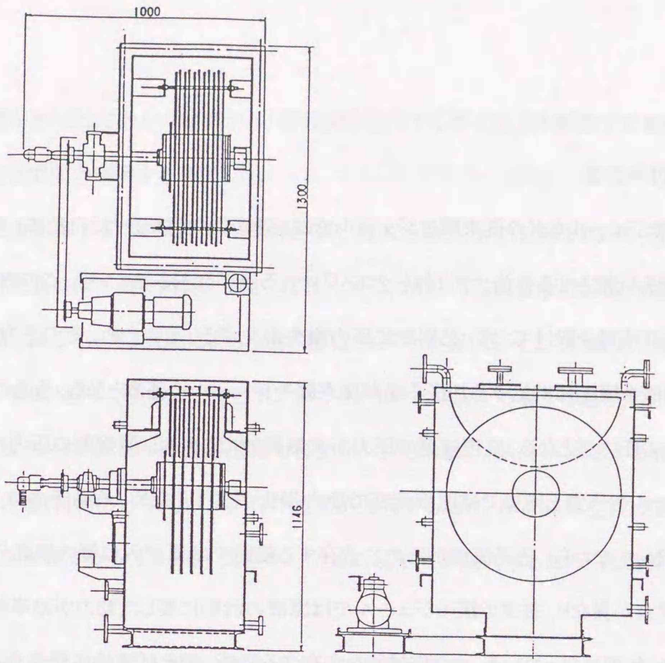


図2-33　φ750膜モジュール組立図

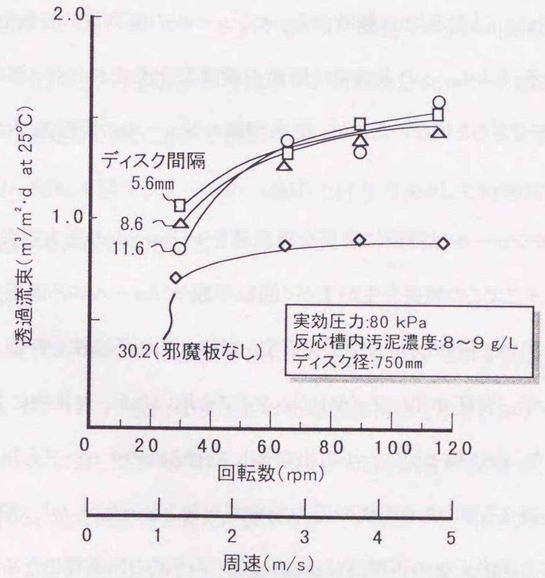


図2-34　ディスク間隔と周速の関係

2.6 運転方法

2.6.1 ろ過圧力付与方法

チューブラ型モジュールなどの従来膜モジュールでは，効率的な運転を行うために，液流れにより膜面での濃度分極を低減させる方法，すなわちクロスフローろ過が採用されている。この方法では膜面に液を流すために液流路を設けており，必然的に圧力損失が生ずる。そのため，その圧力損失以上の圧力設定にして原液を膜面に供給する加圧ろ過が従来膜モジュールの基本となる。ろ過の駆動力は，原液側と処理液側の圧力差となる。処理液側の圧力が大気開放であれば，原液側の圧力がろ過圧力となるが，膜モジュールの入口と出口では原液流路で圧力損失が生ずるため，ろ過圧力は入口が高く，出口側ほど低くなる。すなわち，透過流束が圧力に依存する範囲では原液入口側の膜部分と出口側の膜部分では透過流束が異なり，従来の膜モジュールでは原液の流動に要した動力が効率的に利用されているとは言い難い状況になっている。また夾雑物を含有する原液，例えば活性汚泥混合液のろ過では，背圧弁による圧力制御は弁の閉塞などが生じるため，安定した運転が不可能となる。そのため，チューブラ型やプレート＆フレーム型の膜モジュールの場合，各モジュールにおける圧力損失を利用し，モジュール出口側の圧力が50kPa以下となるように原液流量，モジュールの直列数の設計を行い，膜面に必要な原液流速を確保している。しかし，この方法では原液の濃度変化やそれに伴う液の流動特性が変化しても，一定の条件で運転せざるを得ないために，従来型膜モジュールの実設備ではより安全側の設計になる傾向がある。

これに対して，回転平膜モジュールは膜面に必要な液流速をモジュールの圧力損失とは無関係に制御できる特徴を有している。そこでこの特長を生かすべく回転平膜モジュールのろ過圧力付与方法について，窒素除去実験装置を用いて検討した。まず，従来型と同様な加圧ろ過法を評価するため，モジュール出口側に背圧弁を用いた。背圧弁にはダイヤフラムタイプを用いたが，夾雑物による閉塞で1時間ともたずに圧力が急上昇した。次に膜モジュールの出口側に内径8㎜のチューブを用いて抵抗部を設け，チューブ長さと巻き数を変える事である程度の圧力制御が可能となった。しかし，設置スペース及び外観の悪さの問題に加えてろ過停止後の再開時にチューブ内で汚泥の閉塞等のために取扱いが繁雑

になるという問題があった。これらの結果から，原液側を操作する事で圧力を制御する事を断念し，夾雑物のない処理液側で圧力制御する事にした。

透過液側で圧力制御するため負圧での制御となり，最大ろ過圧力は100kPaであり，透過流束の圧力依存性が高い対象液には不適な制御と考えられる。しかし，活性汚泥混合液は100kPa以下の圧力で限界透過流束が得られる[20]ので，負圧によるろ過の優位性が考えられる。そこで，減圧ろ過方式を検討した。処理液ラインに真空タンクを設け，真空ポンプでタンク内を減圧する事でろ過を行う方法で，真空タンク内の処理液はタンク内のレベル計の信号で排出ポンプを始動し，系外へ排出する構成とした。この方法では，ろ過の進行に伴い，真空タンク内の液面が上昇するため，徐々に真空度が高くなる。また，処理液の排出にも時間がかかることや，真空ポンプ油に凝縮液が混入するため，維持管理に多大な労力を要した。

次に，自吸式ポンプを用いて処理液を直接吸引する方法を検討した。ポンプ形式として，一軸ネジ式とギヤード式ポンプを窒素除去実験装置に設置し比較した。その結果，吸引圧力としてはギヤード式が-80kPaまで安定して吸引できるのに対し，一軸ネジ式は-60kPaまでであった。また，一軸ネジ式の場合には，長時間の使用によりロータとステータ部が摩耗し，駆動モニタが同回転数でも吸引圧力が変化する事が分かった。一方，ギヤード式ポンプではポンプ回転数をインバータ制御することで一定流量の処理液を容易に，かつ安定して得ることができた。

これらの結果より，回転平膜モジュールのろ過圧力付与方法として処理液ラインにギヤード式ポンプを設置し，吸引ろ過する方法を採用した。

2.6.2 運転制御方法

ろ過圧力において，ファウリングは濃度分極により生ずるため，これを防止または抑制する運転制御方法が必要となる。表2-17に一般的な膜性能の物理的維持法を示す。このうち，流体力学的除去方法が回転平膜モジュールに適した方法と考えられ，2.(a)～(c)を組合せることで，さらに濃度分極の抑制効果が働くと想定される。乱流促進材を備えた膜モジュール構成[22]やパルスフローの効果[23]は，よく知られている。回転平膜モジュールにおいては，原液流路の圧損に関係なく膜面の高流束を得ることができ，

なおかつ膜ディスクのかみ合せ部では，不安定流動部を生じていると考えられる。そこで，不規則流動を発生させる方法として，ろ過運転を所定時間行った後，ろ過を停止するという間欠運転方法について検討した。

表2-17　膜性能の物理的維持方法[21)]

1. 強制的除去法	(a) かき取り(スポンジボール，ブラシ，高速水流) (b) 撹拌･振動(挿入物，超音波，流動層，ﾊﾞﾌﾞﾘﾝｸﾞ，振動) (c) 逆洗(ろ液，ガスによる逆洗，両面ろ過) (d) 電気泳動
2. 流体力学的除去法	(a) 高膜面流速(高流速，撹拌器，回転平膜) (b) 不安定流動(乱流促進材，テーラー渦) （ 乱流･渦の定常発生） (c) 不規則流動(パルスフロー，逆方向流) (周期的発生)

実験には小規模実験装置を用い，10分間吸引ろ過を行った後に，処理液バルブを所定時間閉じる減圧－間欠運転を行った。結果を図2-35に示す。処理液バルブ閉の時間，すなわち処理液が流出していない時間を考慮した透過流束は，処理液バルブの閉止時間を1～2分間とすることが最も効率の良いことが分かった。処理液ラインの圧力は，処理液バルブを閉止してから本実験装置においては，約30秒で初期圧に復帰した。このことから，膜面での遠心力による掃流効果は，原液側と処理液側の圧力差がなくなってから作用すると推測される。また，透過流束の増加分は処理液バルブの閉止時間2分間以上では変わらないため，3分間の停止では閉止時間を考慮した透過流束，すなわち実処理量が低下することになる。

これにより，処理液バルブの閉止時間は，処理液ラインの圧力が初期圧に復帰してから30秒間以上が必要で，かつ実処理量が低下しない時間設定を行うこととした。

また，間欠運転のタイミングはタイマー設定及び吸引圧力のリミットのどちらかの信号でろ過運転時間を制御することで，処理流量を安定して得ることができる。この減圧－間欠運転方法は，回転平膜モジュールの特長を活かした運転方法である。しかし，原液の種類や運転条件により，膜面に不可逆的なケーク層が形成される場合には，その効果は減少すると考えられる。

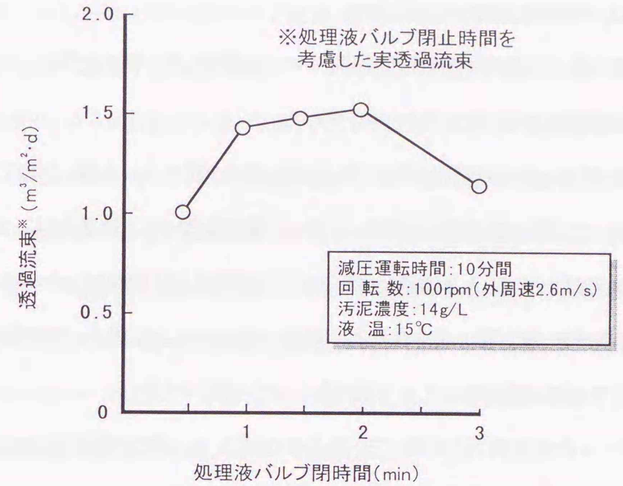


図2-35　減圧－間欠運転の効果

2.7 装置化の検討

2.7.1 膜ディスクの保管方法

膜孔径が0.5μm以下の膜は，使用後に乾燥させると透過流束が激減することはよく経験する。回転平膜モジュールに実用化された膜は，分画分子量75万のポリスルホン膜であり，湿潤後には乾燥させないように取扱いには十分注意しなければならない。実装置において，膜交換時やトラブル対応時には，膜の乾燥を防止するため常にスプレー水を膜に供給する必要がある。また，膜の保管に際しても，湿潤状態での保存が余儀なくされ，長期間の保管には微生物の繁殖により膜性能が低下することも予想される。

小池ら[24)]は，季節操業を行う馬鈴薯澱粉工場のRO膜装置について，膜の保管方法を検討し，グリセリンとホルマリンを混合した液を膜面に吹き付ける方法で，膜の乾燥と微生物の繁殖を防止した。このようにグリセリンを膜面に塗布し，膜の乾燥を防ぐことは従来より行われている。また，グリセリンに代えて界面活性剤を塗布して湿潤状態を保持する方法もあるが，これは各膜メーカのノウハウであり，詳細は不明である。グリセリン塗布膜は，乾燥状態での取扱い，保管が可能にできるが，使用時にはグリセリンを

溶解する操作，すなわち親水化処理が必要となる。

そこで，ここでは膜の親水化条件と膜の保管期間について検討した。親水化剤としては，水とグリセリンに可溶で，水より表面張力の小さなエタノールを用いた。

エタノール液の濃度を10～90%と変化させて，径76㎜の平膜を親水化した後，ろ過圧力が50kPaの条件で透過流束を測定して，親水化処理に必要なエタノール濃度を調べた。結果を図2-36に示す。エタノール液の濃度が10%では水はほとんど透過しなかったが，20%以上にすれば，メーカ出荷時の透過流束($30m^3/m^2 \cdot d$)を再現でき，膜が親水化されたことが分かった。これより，膜メーカ推奨値である50%以上より低い濃度でポリスルホン膜の親水化が可能であることが確認できた。

ここで，水とエタノールの表面張力を比較する。水の表面張力は，25℃，常圧で7.22×10^{-4}N/mといわれている[25]。エタノールの表面張力は水より小さく，次式のような温度との関係式で表される[26]。

$$\gamma = 24.05\times0.0832\cdot t\times10^{-3}\left(t:10\sim70℃\right) \cdots\cdots(2\text{-}16)$$

ここで，γ：溶液の表面張力(N/m)，t：温度(℃)

(2-16)式にt=25℃を代入すると，$\gamma=2.20\times10^{-4}$(N/m)となり，エタノールの表面張力は水の約1/3であることが分かる。

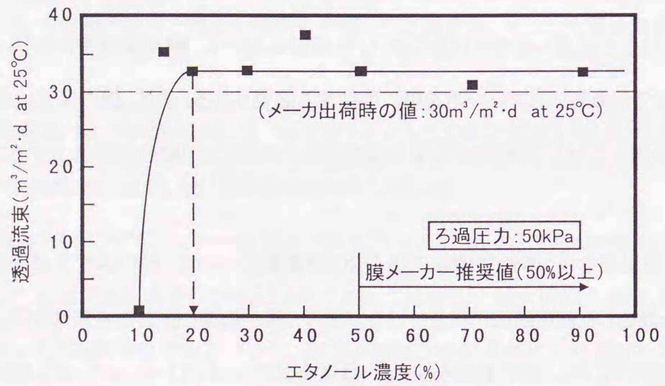


図2-36 親水化時のエタノール濃度

グリセリンは，水，エタノールとあらゆる割合で混合，溶解することが知られており，今回の実験においても，膜をエタノール液に浸漬することで膜面のグリセリンはすべて取り除かれたと考える。また，親水化処理後の透過流束が，メーカ出荷時の値となるか，あるいはほとんど水を透過しないか，いわゆるオール・オア・ナッシングであり，エタノール液の濃度が変わることで液自身の表面張力も変化し，ある値以下になればエタノール液が膜の細孔内に浸入して細孔内壁を濡らし，親水化できることが予測できる。

表面張力は少量の不純物の存在によって著しく減少することがある。例えば，脂肪酸水溶液の表面張力は酸濃度の増大とともに減少し，その効果は脂肪酸の炭素数が多いほどに顕著に表れる。一般的には，飽和脂肪酸やアルコールにおいて，溶液に表面張力をγ，水の表面張力をγ_0，溶液の濃度をcとすると，濃度cがあまり高くない範囲では，トラウベの規則により

$$\gamma-\gamma_0 = a\cdot c \cdots\cdots(2\text{-}17)$$

の関係が成立する。ここで，aは物質固有の定数である。エタノール液の濃度を変化させて，その時の表面張力を測定すると，エタノール液の濃度が0～20%ではトラウベの規則に従い，エタノール濃度の上昇に伴い表面張力が直線的に減少し，20%で約3.8×10^{-4}N/mとなる。この結果から，エタノールのa値を求めると，

$$a = \left(3.8\times10^{-4} - 7.28\times10^{-4}\right)/0.2 = -1.74\times10^{-3}\left(N/m\right) \cdots\cdots(2\text{-}18)$$

となる。水とエタノールのように，個々の液体の表面張力がかなり違うものが混合すると，低い表面張力を有するエタノールの含有量の低い領域で溶液の表面張力は大きく変化し，それ以上エタノールの含有量が高くなっても表面張力の変化は小さくなる。その分岐点となる濃度が，エタノールの場合には20%であり，これ以上エタノール液の濃度を上げても，グリセリン乾燥膜の親水化処理の効果に大差ないことが裏付けられた。

親水化に必要なエタノール液の濃度が明らかになったので，次に膜を親水化してから水道水に浸漬するまでの許容時間について検討した。エタノール液の濃度が20%と50%の条件で径76㎜の平膜を親水化した後，一定時間そのままの状態で放置し，放置後の平膜の透過流束を測定した。結果を図2-37に示す。エタノール濃度が20%の場合は90分以内，50%の場合は60分以内に膜を水道水に浸漬すれ

ば，膜面の乾燥は起こらないことが分かった。エタノール濃度が高いほど，放置できる時間が短くなった理由としては，エタノールが揮発性の高い液体であるため，親水化処理後に速やかに気化してしまい，膜面に残存する水分量が減るためと推測する。膜装置ののカバーをかぶせるためには約60分必要と予測できるので，実装置にグリセリン乾燥膜を採用した場合，親水化作業から水道水浸漬までの時間に膜面乾燥は起こらないことが分かった。万一，作業行程の遅れにより120分間放置された場合，90%の高濃度エタノール液で再親水化を行えば透過性能を回復できることも確認できた。しかし，エタノール原液の使用量増大や廃液処分の面から，極力高濃度液による再親水化を行わなくてもすむように，事前の作業段取りを十分に行う必要があると考える。

常温下で木箱内に保管している膜ディスクを定期的に採取し，新膜時に対する透過流束の保持率を測定した。結果を図2-38に示す。温度5～35℃，湿度50～85%の条件で12ヶ月保管しても，透過流束保持率は目標値の0.8以上を満足しており，グリセリンによる膜面処理が持続され，乾燥による膜面の収縮が起きていないことが確認できた。ただし，6ヶ月後と10ヶ月後の間で透過性能が10%ほど低下した。これより，膜面において酸化等によるグリセリンの劣化が生じ，その部分で乾燥による膜面の収縮が起きていることも示唆された。この結果より，できる限り膜ディスクの保管期間が短くなるように，膜ディスクの入出庫管理を厳密に行う必要があると考える。

高温でかつ湿度が低い条件下での保管を想定し，その場合の保管限界を調べた。温度を28～32℃，湿度を28～37%にコントロールしたデシケータ内から径76㎜の平膜を定期的に採取し，新膜時に対する透過流束の保持率を測定した。結果を図2-39に示す。3ヶ月経過時点までは，新膜時と同等の透過性能を保持しているが，6ヶ月後には新膜の約1/2まで低下した。これは，膜面に塗布されたグリセリンが酸化によって柱状結晶化してグリセリンアルデヒドとなり，このため膜面処理に支障をきたしたものと予想できた。この結果より，膜ディスクの保管は直射日光が当たらない屋内で，高温にならずかつ湿度が低くならない条件下で行うのが，膜の透過性能を保持するためにも好ましいことが分かった。

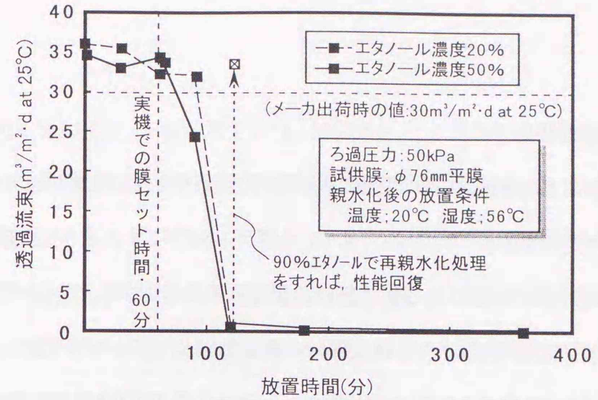


図2-37 親水化後の放置時間と透過流束

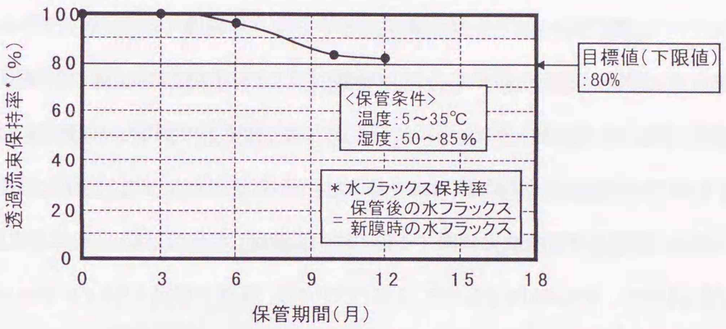


図2-38 保管期間と透過流束保持率

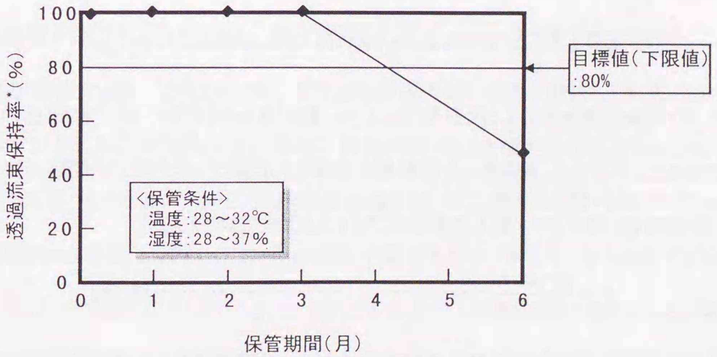


図2-39 高温低湿度下での膜の保管

2.7.2 膜ディスクの信頼性評価

膜ディスクの信頼性は，使用時に物理的要因により膜の破損等を生ずる危険性をできるだけ小さくすることを考えている。物理的要因のうち，かみ合せている膜ディスクがこすれ合うなど接触することによる要因は，ディスク間隔とディスクの振れ及び構成部材の製造公差に起因する。ディスク間隔は，狭いほど膜の透過流束が高くなることは前述したが，構成部材の製造公差及びディスクの振れから実装置のディスク間隔を決定した。また，一軸当りのディスク枚数もかみ合せの膜ディスク同士が接触しない設計とした。

膜自身の構造から想定されることは，膜の剥離によるトラブルの可能性がある。そこで，膜の剥離強度の評価を行った。膜はポリエステルの不織布にポリスルホン薄膜(約10μm)をコーティングした構造であり，ポリスルホン薄膜が逆圧や剪断応力により剥離することが予想される。膜の剥離強度は膜表面にテープを貼り，膜とテープを逆向きにし平行に置くことによる抵抗力で測定した。測定には新東科学製のトライボギア14DRを用いた。その結果，418～485kPaの抵抗力を得た。また，逆圧を想定し膜の処理液側から圧力をかけ薄膜が不織布から剥離する時の圧力を測定したところ，図2-40に示すようにロット間のバラツキはあるものの，平均90kPaであった。このバラツキは，膜厚に起因するものであった。

ここで，回転する膜ディスク面での剪断力について検討した。回転する膜ディスク面の境界層内の流れは，レルノイズ数(Re)で評価でき，$Re < 10^5$の場合は層流，$Re > 10^5$の場合は乱流となる。例えば，径750㎜の膜ディスクが60rpmの回転数で粘度0.1Pa･sの対象液中で回転する時，レイノルズ数(Re)は，

$$Re = \frac{V \cdot L}{\nu} \quad \cdots\cdots(2\text{-}19)$$

ここで，V:代表速度(m/s)，L:代表長さ(m)，ν:動粘度(m/s)となり，膜ディスク面の境界層内の流れは層流であることが分かる。隣り合った回転軸に装着された膜ディスク同士の間隔が狭く，その間の流れが層流である場合，膜ディスク面上の剪断応力(τ)は次式で表される[27]。

$$\tau = \frac{\mu \cdot \omega \cdot r}{s} \quad \cdots\cdots(2\text{-}20)$$

ここで，τ:剪断応力(Pa)，μ:対象液粘度(Pa･s)，ω:角速度(1/S)，r:半径(m)，s:ディスク間隔(m)

ディスク間隔を0.015mとして，τを計算すると15.7Paとなる。この計算結果と今回測定した膜剥離強度を比較すると，膜ディスクが回転することにより生じる剪断応力は，膜剥離強度に比べ無視できるほど小さいことが分かった。

また，繰り返し回数と膜の剥離について検討した結果を図2-41に示す。間欠運転のろ過停止に膜に逆洗が生じ，それは遠心力分の圧力が作用すると考えると，30分サイクルの間欠運転において，膜の寿命3年間では5.1×10^4回の繰り返し数となる。φ750膜ディスクにおいて回転数60rpmでは，遠心力は2.4kPaと計算されるから，図よりロットの最低の剥離強度をもつ膜でも10^5回以上の繰り返しに耐えられることが推定される。しかし，膜の剥離強度をさらに増加させることは，膜の信頼性向上にもつながるため，ポリスルホン薄膜部と支持体である不織布の含浸度合をさらに強固にした膜を作製した。

この新膜の剥離強度は，約300kPaと従来の約3倍増加させることができた。膜自身の抵抗は純水を用いて測定した結果，従来膜の2.3×10^{11}(1/m)に対して2.4×10^{11}(1/m)とほぼ同様であった。この膜の耐久性を調べるため，し尿処理場で約2年間使用した膜を採取し，剥離強度を調べたところ，初期の310kPa(平均値)に対して254kPa(平均値)と初期値比約82%で十分な剥離強度を有していることを確認した。

また，回転平膜モジュールは長期間の運転中に外周部にシワが発生し，時にはシワ部から膜の剥離が生じることがある。そこで，ここでは外周部に発生するシワについて考察し，対応策を検討した。回転平膜モジュールは，間欠運転中に膜面が若干膨れることが観察される。これは，ろ過停止時に膜の裏側に残留している処理液が遠心力により逆流し，膜の裏側から圧力がかかるためと推定される。この膜の膨れは，膜が伸びる(変形する)ことで生じるため，間欠運転の繰り返しで膜が変形し，膜ディスクの外周接着部の内側にシワが生じることが推察できる。特に，液温が高くなると膜が伸び易くなるため，その傾向は顕著になると考える。そこでまず，逆圧力と膜の変位量を調べた。結果を図2-42に示す。φ210膜ディスク(支点間距離65㎜)では，10kPaの圧力で4㎜の変位量であるのに対して，φ750膜ディスク(支点間距離260㎜)は，10kPaで25㎜の変位量であり，この変位量の差は支点間距離の違いによると考えられる。このため，φ750膜ディスクではシワが発生したと推測できる。この対応策として，膜と支持板をスポッ

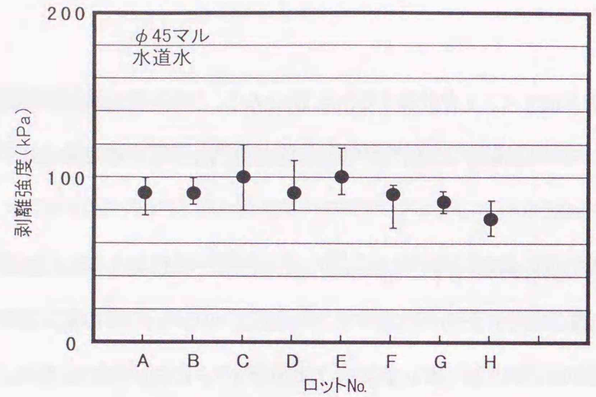


図2-40 平膜の剥離強度

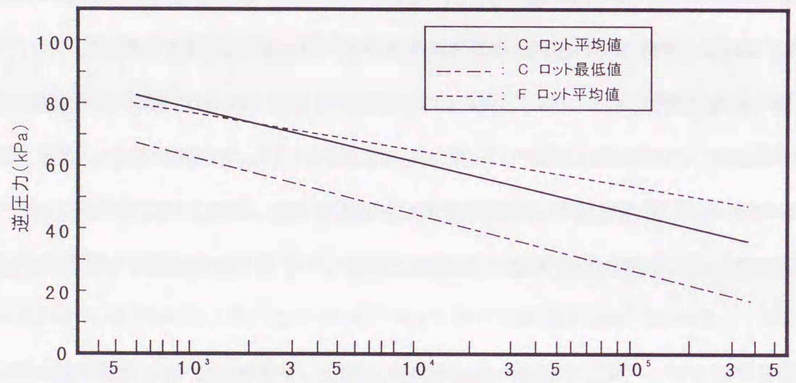


図2-41 逆圧力と繰り返し回数の関係

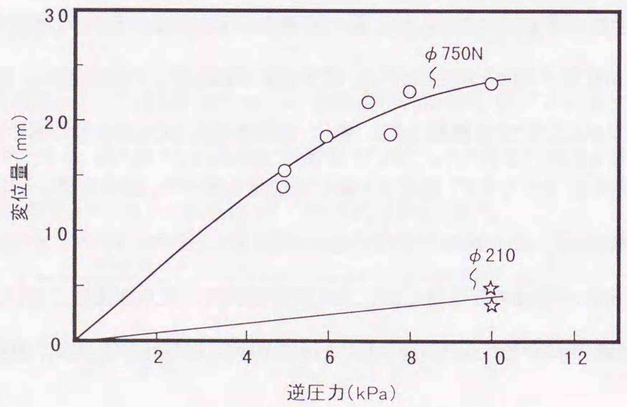


図2-42 膜ディスクの膜変位量

ト接着する点接着ディスクを検討した。ここでは，点接着ディスクの仕様を決定するため，膜変形をシミュレーションし，できるだけ接着点数が少なく，かつ膜の変形量が少ない条件を見出すこととした。

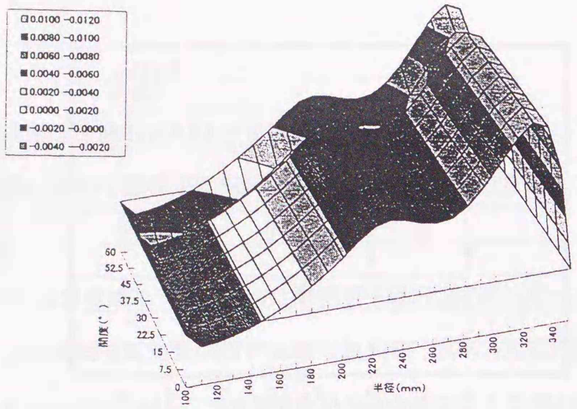
膜変形のシミュレーションでは，円盤を極座標(r，θ)を用いて離散化し，その格子点を「自由」または「拘束」と指定し，膜の半径，円周及び垂直方向の変位量を計算した。計算は，膜を弾性体と仮定し，膜の伸びと応力の関係から変位量を求めた。なお，今回のシミュレーションでは，膜ディスク外周部の接着しろを25㎜とし，その部分を無視して径700㎜のディスクが回転すると仮定した。

点接着ディスクの膜変形シミュレーションに先立ち，まず現在使用している点接着していない膜ディスクについて，膜変形をシミュレーションした。回転数が60rpmの時の3方向(膜面に対して半径，円周及び垂直方向)の変位量を図2-43に示す。各方向の最大変位量を比較すると，垂直方向，半径方向，円周方向の順に大きくなり，その比は前記の順におよそ10,000:100:1で，膜の変形は垂直方向の変位の影響が大きいことが分かった。また，垂直方向の変位量の分布をみると，半径200㎜以内の位置では変位しないことが分かった。

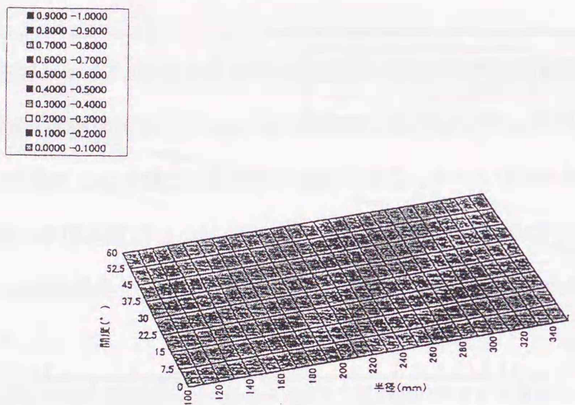
以上の結果から，点接着ディスクの膜変形シミュレーションは，①垂直方向の変位量で膜の膨れを評価，②半径 200 ㎜以内の位置では接着点無し，という条件下で行い，その評価は①各格子点での垂直方向の変位量の累積(積分値)が小さく，②接着点数が少ない点接着ディスクを明らかにすることとした。

回転数を60rpmとして，点接着ディスクⅠ，Ⅱ，Ⅲの膜変形シミュレーションを行い，3種類の点接着ディスクに関する垂直方向の変位量に関するシミュレーション結果を図2-44に，また垂直方向の変位量積分値を表2-18に示す。従来の膜ディスクに比べ，点接着ディスクはいずれも約4割変位量が低減でき，点接着ディスク(Ⅱ)と(Ⅲ)はほぼ同等の値であった。

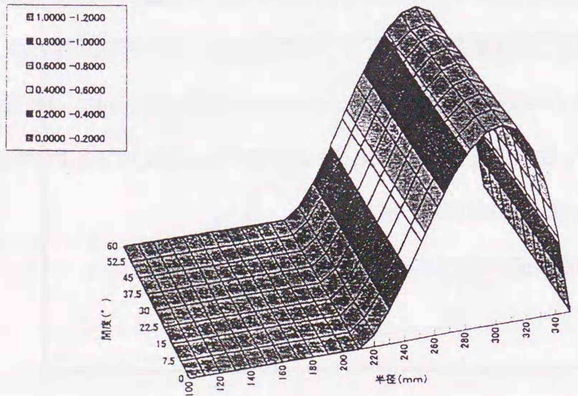
これにより，点接着が膜面の膨れ防止に効果がある事が推定された。



(a) 半径方向の変形量

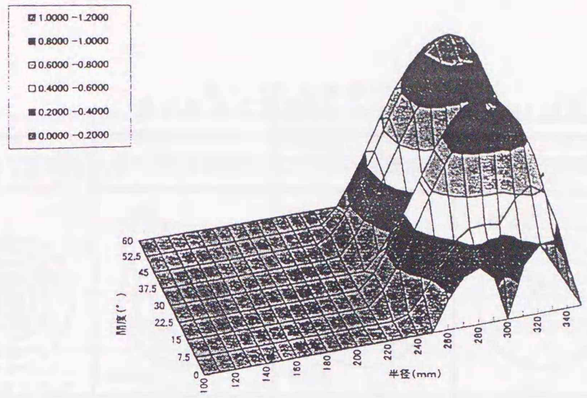


(b) 円周方向の変形量

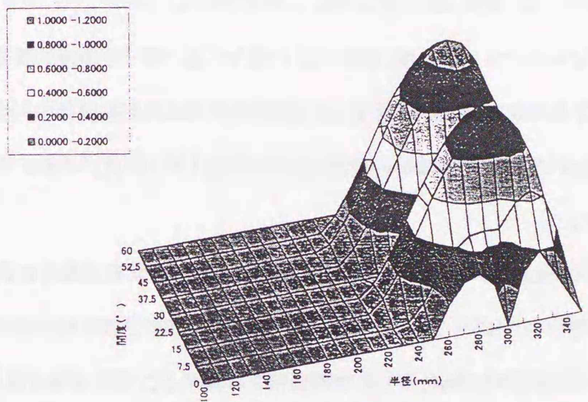


(c) 垂直方向の変形量

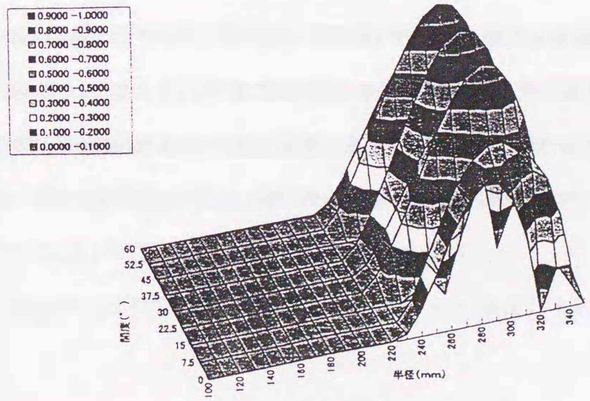
図 2-43　膜変形シミュレーション結果(従来ディスク)



(a) ディスク(Ⅰ)



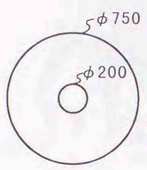
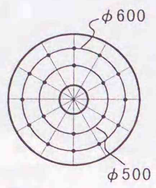
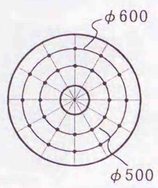
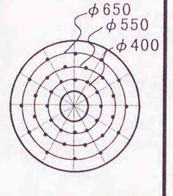
(b) ディスク(Ⅱ)



(c) ディスク(Ⅲ)

図 2-44　点接着ディスクの垂直方向の変位量分布

表2-18 シミュレーションによる垂直方向変位量

	従来ディスク	点接着ディスク(Ⅰ)	点接着ディスク(Ⅱ)	点接着ディスク(Ⅲ)
構造				
シミュレーションにおける垂直方向の変位量積分値	83.71	52.38	50.77	50.53

試作した3種の点接着ディスクについて，水温，回転数及び間欠ろ過に関する加速試験を行い，膜面のシワ発生状況を観察した。その結果，点接着していない従来ディスクは外周接着部の内側に，また点接着ディスク(Ⅰ)はφ600 ㎜の位置の点接着部の周囲にシワが発生した。一方，点接着ディスク(Ⅱ)と(Ⅲ)はシワが発生しなかった。

ここで，各点接着ディスクの仕様とシミュレーション結果，シワ発生加速試験結果を表2-19にまとめた。点接着された膜面はろ過に寄与しなくなるため，その点数が多いほど有効膜面積は減少するが，接着点の径を10㎜，外周部の接着しろを15㎜として有効膜面積を計算すると，最も接着点数の多い点接着ディスク(Ⅲ)でも従来ディスクに比べ，約0.8%の減少であり，ろ過運転に対してほとんど影響は無いと考える。また，点接着ディスクの膜変形シミュレーションにおける垂直方向の変位量の累積(積分値)について，点接着ディスクの変位量を比較すると，ディスク(Ⅰ)が他のディスクに比べ若干大きくなっているが，(Ⅱ)と(Ⅲ)はほぼ同じ値となっており，接着点数を24から36に増やしても大差ないことが示唆された。

以上の結果から，加速試験でもシワが発生せず，また接着点数が少ない点接着ディスク(Ⅱ)が最適と考えられた。この点接着ディスクは将来の回転平膜ディスク構成として，従来の膜ディスク構成にとって代わるものと考える。

表2-19 点接着ディスクの比較

	従来ディスク	点接着ディスク(Ⅰ)	点接着ディスク(Ⅱ)	点接着ディスク(Ⅲ)
接着点数（個/面）	0	18	24	36
接着面積[1]（㎡/面）	0	1.41×10^{-3}	1.85×10^{-3}	2.83×10^{-3}
有効膜面積[2]（㎡/面）	0.375	0.374	0.373	0.372
有効膜面積比率(−)	100	99.7	99.5	99.2
加速テスト結果[3]	外周部にシワ発生	φ600部の点接着部に一部シワ発生	シワ発生なし	シワ発生なし
シミュレーションにおける垂直方向の変位量積分値	83.71	52.38	50.77	50.53

1）接着点：φ10㎜
2）外周接着しろ：15㎜
3）条件：45℃，80rpm，1分ろ過2分停止，運転日数7日間（実機での170日間に相当）

2.7.3 膜分離装置の標準化

膜分離装置を実用化するには装置を標準化し，原価低減を図ることが重要になる。また，装置をユニット化し，現場での工期短縮を図れることはこれまでの膜装置にはないものであり，大きな特徴になると考える。

標準化に関する基本的な考え方は，一軸当りの膜面積は25㎡とし，50㎡，75㎡，100㎡と軸数を2軸，3軸，4軸とすることで対応することである。軸は規格化し，一軸当りの膜ディスク数は33枚とした。軸シールは，フロキュレータなどに実績があるG1シールやグランドパッキンを用いるが，G1シールは液もれはないがコストが高い，グランドパッキンは，コストは安価であるが液もれがあるなど実用には一長一短がある。最終的にはVパッキンとオイルシールを組合せた新しい軸シールを採用した。ハウジングは量産化，耐薬品性，軽量化のためFRP製とした。膜交換の作業性を考慮し，上・中・下3分割にした。

ユニット化は，膜モジュール部に加え，処理液ポンプ，回転モータ，操作盤を一つの架台上に設置することで対応した。架台の大きさはトラックで運搬できる大きさとした。工場内で組立て，膜の装着及び試運転まで行い，現地では原液，処理液，濃縮液の配管を接続し，電気をつなぐことですぐに運転できるため，現場での工期及び試運転調整に要するコストを削減できる。

標準化した製品(75㎡タイプ)を図2-45として外観を示す。また，製品リストを表2-20に示す。

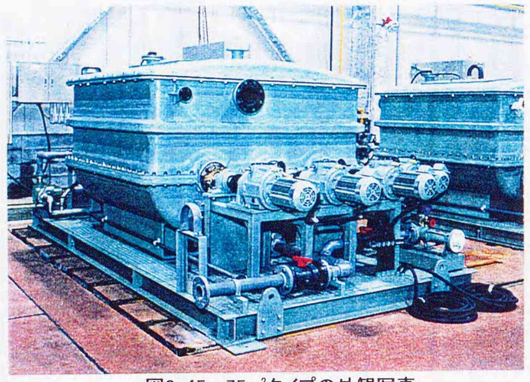


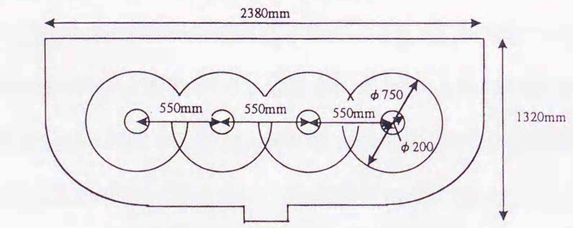
図2-45　75m²タイプの外観写真

表2-20　実用化した回転平膜分離装置

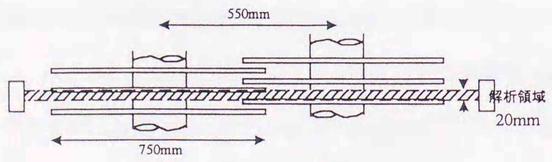
膜面積		50 m²	75 m²	100 m²
膜枚数		67 枚	100 枚	134 枚
軸　数		2 軸	3 軸	4 軸
駆動動力		2.2 kW×2	2.2 kW×3	2.2 kW×4
寸 法	縦	2,000 mm	2,100 mm	2,500 mm
	横	3,400 mm	3,700 mm	4,000 mm
	高さ	1,625 mm	1,625 mm	1,625 mm

2.7.4 モジュール内の流動解析

回転平膜槽内の流動状態を知ることは，新しい装置構成を創出するためにも必要なことである。ここでは，多軸モジュールにおける2次元解析モデルを作成し，槽内の液流動，及び膜面の剪断応力の評価をした。図2-46には4軸モジュールにおける解析領域を示す。



(a) 2次元解析体系(X-Y面)



(b) 奥行き(Z方向)方向の解析領域

図2-46　回転平膜装置の解析領域

(1) 流れ関数と渦度による流れ解析モデル

流れ関数fを導入し，流速u，vを

$$u = \frac{\partial f}{\partial y} \qquad v = -\frac{\partial f}{\partial x} \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}21)$$

にて定義する。(2-21)式によると質量保存則

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial f}{\partial y} = 0 \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}22)$$

は，自然に満足している。流れ関数fは領域内の渦度分布を湧き出し項とするポアソン方程式

$$\frac{\partial u}{\partial y} - \frac{\partial v}{\partial x} = \frac{\partial^2 f}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 f}{\partial y^2} = \omega \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}23)$$

を満足する。図2-47には，方程式(2-23)式に対する境界条件を示す。一般に壁面において，膜面に垂直な流速成分は0であり，壁面の形状に沿って流れの流線を与えている。2点間の流れ関数の差は，2点間を結ぶ任意の検査面を横切る流量を与える。従って，自由液面 r_1 と壁面上 r_2 で

$$f = \text{一定} \quad on \quad \Gamma_1 \quad and \quad \Gamma_2 \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}24)$$

となる。同じく，回転軸の境界 r_3 においても，流れ関数fは一定である。

$$f = C_1 \quad on \quad \Gamma_3 (i = 1,2,3,4) \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}25)$$

しかしながら，自由液面 r_1 と壁面 r_2 において，流れ関数fの値は既知(一般に0とおいて良い)であるのに対して，回転軸上の C_1 は未知である。2つの回転軸の流れ関数値の差は，回転軸間を流れる流量を与えるが，この流量はあらかじめ既知ではない。ここで与えるべき境界条件は，回転軸に沿って一巡する流れの循環が一定の条件となる。

$$\oint_{\Gamma_3} \frac{\partial f}{\partial n} \cdot ds = 2\pi R \times (R\omega_0) \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (2\text{-}26)$$

ここにRは回転軸の半径，ω_0 は回転軸の回転角速度である。すなわち，ポアソン方程式(2-23)式に回転軸の数だけの未知数 C_1 が追加され，これが回転軸の個数分だけの条件式(2-26)式を追加することによって解かれることになる。

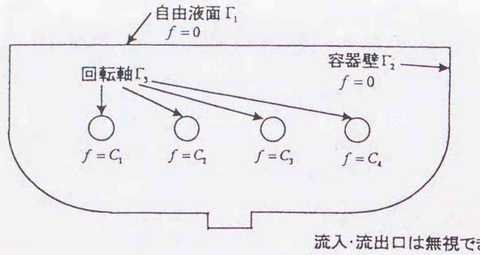


図 2-47　流れ関数のポアソン方程式に対する境界条件

次に，方程式(2-23)式の湧き出し項となる渦度ωの分布は，次の輸送方程式に従う。

$$\frac{\partial\omega}{\partial t}+u\frac{\partial\omega}{\partial x}+v\frac{\partial\omega}{\partial y}=\nu_1\left(\frac{\partial^2\omega}{\partial x^2}+\frac{\partial^2\omega}{\partial y^2}\right)+\frac{1}{\tau}\left(\omega_{wall}-\omega\right)\cdots\cdots\cdots\cdots(2\text{-}27)$$

ここでν_1は渦拡散係数，ω_{wall}は壁面で生成する渦度，τは壁面で生成した渦度が主流中へ浸透していく時の時定数である。これらの量を与えるためには，主流及び壁面での乱流モデルが必要となる。

渦拡散係数については，次の$\kappa-\varepsilon$，2方程式を解く。

$$\frac{\partial\kappa}{\partial t}+u\frac{\partial\kappa}{\partial x}+v\frac{\partial\kappa}{\partial y}=\nu_1\left(\frac{\partial^2\kappa}{\partial x^2}+\frac{\partial^2\kappa}{\partial y^2}\right)+P_\kappa-\varepsilon\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots(2\text{-}28)$$

$$\frac{\partial\varepsilon}{\partial t}+u\frac{\partial\varepsilon}{\partial x}+v\frac{\partial\varepsilon}{\partial y}=\nu_1\left(\frac{\partial^2\varepsilon}{\partial x^2}+\frac{\partial^2\varepsilon}{\partial y^2}\right)+\frac{\varepsilon}{\kappa}\left(c_1P_\kappa-c_2\varepsilon\right)\cdots\cdots\cdots\cdots(2\text{-}29)$$

ここに，

$$P_k=\nu_1\left(\frac{\partial^2u}{\partial y}+\frac{\partial v}{\partial x}\right)^2,\quad \nu_t=C_u\frac{\kappa^2}{\varepsilon},\quad C_u=0.09\quad c_1=1.8\quad c_2=1.44$$

である。

以上により，方程式系は一応閉じているが，壁面におけるω，κ，εの境界条件及び(2-27)式における時定数τは，壁面の乱流境界層のモデルにより与える必要がある。

(2) 壁面の乱流境界層に対する対数速度分布則モデル

ここでの目的は，方程式(2-27)，(2-28)，(2-29)式における，回転平膜面及び容器壁面におけるω，κ，εの境界値，壁面剪断力τ_w，及び方程式(2-27)式における渦の緩和時定数τを与えることである。これらの量は上記の方程式系を閉じるために必要であると同時に，回転平膜面の壁面剪断力は，本

研究において評価したい直接の対象である。これらは，乱流境界層において広く成り立つ対数速度分布則の理論を用いて与えられる。

容器壁面及び回転平膜面には，乱流境界層が発達していると考えられるが，境界層内における速度分布は，

$$\frac{u(z)-u_{wall}}{u^*}=\frac{1}{\kappa}\ln\frac{zu^*}{\nu}+B\quad \kappa=0.4,\ B=5.0\sim5.5\cdots\cdots\cdots\cdots(2\text{-}30)$$

で与えられる対数関数に非常に良く乗っていることが知らされている。

ここで　　$u^*=\sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}}$　　τ_w：壁面剪断応力

である。

数値解析においては，(2-30)式を次のように利用する。図2-48において壁面に接する計算セルの中心Pに流速U_pが定義される。流速U_pは，主流のポアソン方程式(2-23)式を解いて与えられるものとする。u_{wall}は容器壁面においては0であり，回転平膜面上ではその回転周速度$r\omega_0$に等しい。

$$\frac{u_p-u_{wall}}{u^*}=\frac{l}{\kappa}\ln\frac{Z_pu^*}{\nu}+B\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots(2\text{-}31)$$

は，uについて非線型方程式となっているが，単調関数であった，ニュートンラプソン法により数回の反復計算でu*は求めることができる。u*が求められると壁面の剪断応力τ_w，κ，εの壁面境界値κ_p，ε_p壁面の渦粘性係数ν_t，渦度の拡散時定数τが，各々，

$$\tau_w=\rho u^{*2},\quad \kappa_p=\frac{u^{*2}}{\sqrt{c_u}},\quad \varepsilon_p=\frac{u^{*3}}{\kappa Z_p},\quad \nu_t=\kappa u^*z_p,\quad \tau=Z_p/\kappa u^*\cdots\cdots\cdots(2\text{-}32)$$

のように与えられる。これらの境界値を用いて方程式(2-19)～(2-27)式を解き進むことにより，再び点Pにおけるu_pが求まるので，方程式系(2-19)～(2-27)式と方程式(2-29)を連成して繰り返し計算することにより，定常状態での流速分布が求まる。

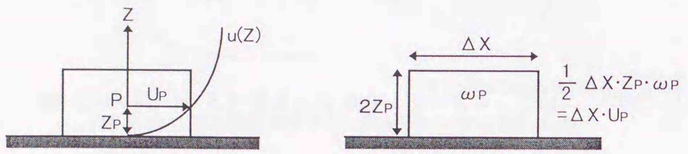
壁面における渦度は，回転平膜面においては，

$$\omega_{wall}=2\omega_0\quad(\text{平膜の回転角速度})$$

で与えられる。また，容器壁面においては剪断渦が発生し，この値は図 2-48 のように

$$\omega_p = \frac{2U_p}{Z_p}$$

で与えられる。壁面で生成した渦度は，(2-27)式によって主流中を輸送される。



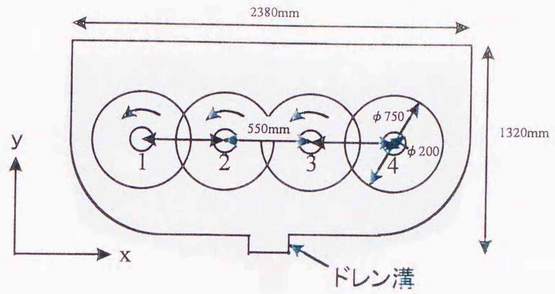
(a)壁面に隣接するセルにおける ZP, UPの定義　　(b)壁面に生成する渦度ωPの定義

図2-48 壁面での流速境界値と過度境界値の定義

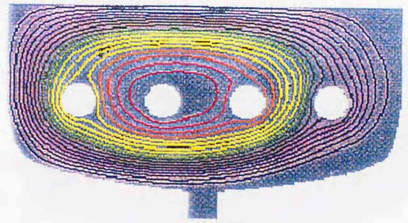
(3) 解析結果

まず，4軸モジュールについて結果を示す。図2-49(a)において円板の径は750mm，回転軸径200mm，回転軸間隔550mmとし，回転方向は反時計回りで回転数60rpmとする。図2-49(b)は，流速の流線分布を示す。全体として反時計回りの流れを形成するが，容器右下のよどみの発生により，全体の流れは左へ偏り，第2軸付近を中心とする回転流となる。

図2-50は，各円板に働く周方向剪断応力の分布を示す。負の剪断力は時計回りの向き，正の剪断応力は反時計回りの向きである。すなわち，負の剪断力は円板の向きを抑える向きに働く力であり，正の剪断力は円板を回転させようとする向きに働く力である。本装置は，円板を回転させることにより回転する流れが得られているので，一般には膜面の剪断力は負であるが局所的に円板の回転周速度よりも回転流速の方が速い部分があり，この部分では流体の力によって円板を回転させようとする方向に剪断応力が働く。膜面剪断応力は，円板の回転周速度と主流の流速との差が大きい部分で大きくなる。円板間のかみ合せ部分及び容器底面に面する部分で剪断応力が大きく，自由液面に面する部分で小さい。また，主流の流れは，第2軸付近を中心とする回転流となっているため，第2軸の円板の回転周速度と主流流速の差が小さく，第2軸円板に働く剪断応力は相対的に小さい。反対に回転流の中心から外れた第1軸と第4軸の円板においては，円板の回転周速度と主流流速の差が大きく，剪断応力は大きな値を示す。このため周方向剪断応力の最大値は，第4軸において発生し，-288paとなっている。図2-51は同

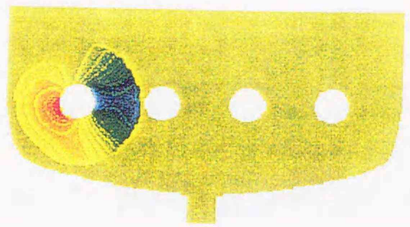


(a)解析体系

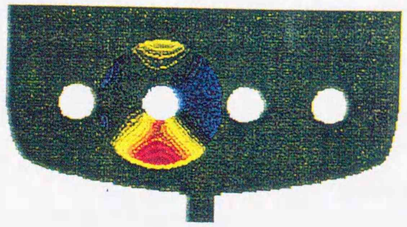


(b)流線

図 2-49　4軸型回転平膜分離装置の流速分布

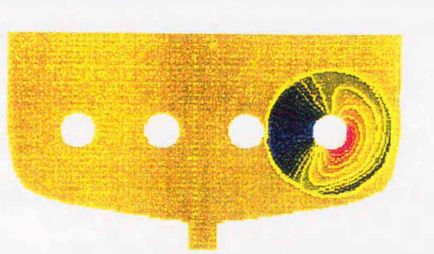


(a)第1軸



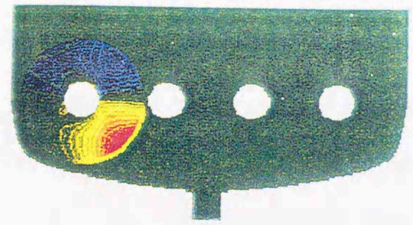
(b)第2軸

(c)第3軸

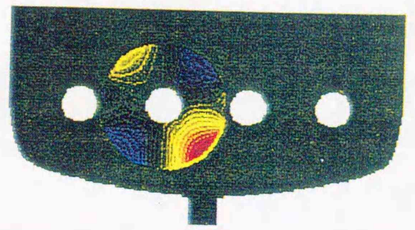


(d)第4軸

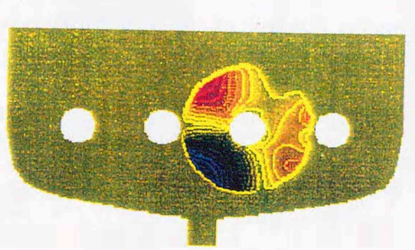
図 2-50　回転平膜に働く周方向剪断応力



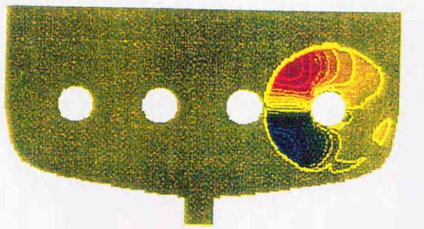
(a)第1軸



(b)第2軸



(c)第3軸



(d)第4軸

図 2-51　回転平膜に働く半方向剪断応力

じく円板に働く半径方向の剪断応力を示す。負の剪断応力は，円板の中心向きに働く力，正の剪断応力は外向きに働く力である。半径方向剪断応力の最大値は，同じく第4軸に発生し，−149paとなる。しかしながら，上記の膜面剪断応力は膜の剥離強度よりもかなり小さく，約1/1000である。

また，周方向の剪断応力に動径Rをかけて膜面に沿って積分し，膜面1枚に働く全トルクを計算したところ，

1軸目－0.716Nm

2軸目＋0.486Nm

3軸目－0.468Nm

4軸目－1.63 Nm

と計算された。2軸目のトルクが正であることは，もし軸受などの摩擦力が無視できるならば，動力なしに回転できることを意味する。つまり，1，3，4軸の回転に引きずられて受動的に回転することが推察できる。

3軸，2軸モジュールについても同様な解析結果を図2-52，2-53に示す。3軸，2軸では各軸で大きな差はなく，4軸以上のモジュールについてはさらに動力を低減することができる新しい多軸モジュールを提案できる可能性を見出した。

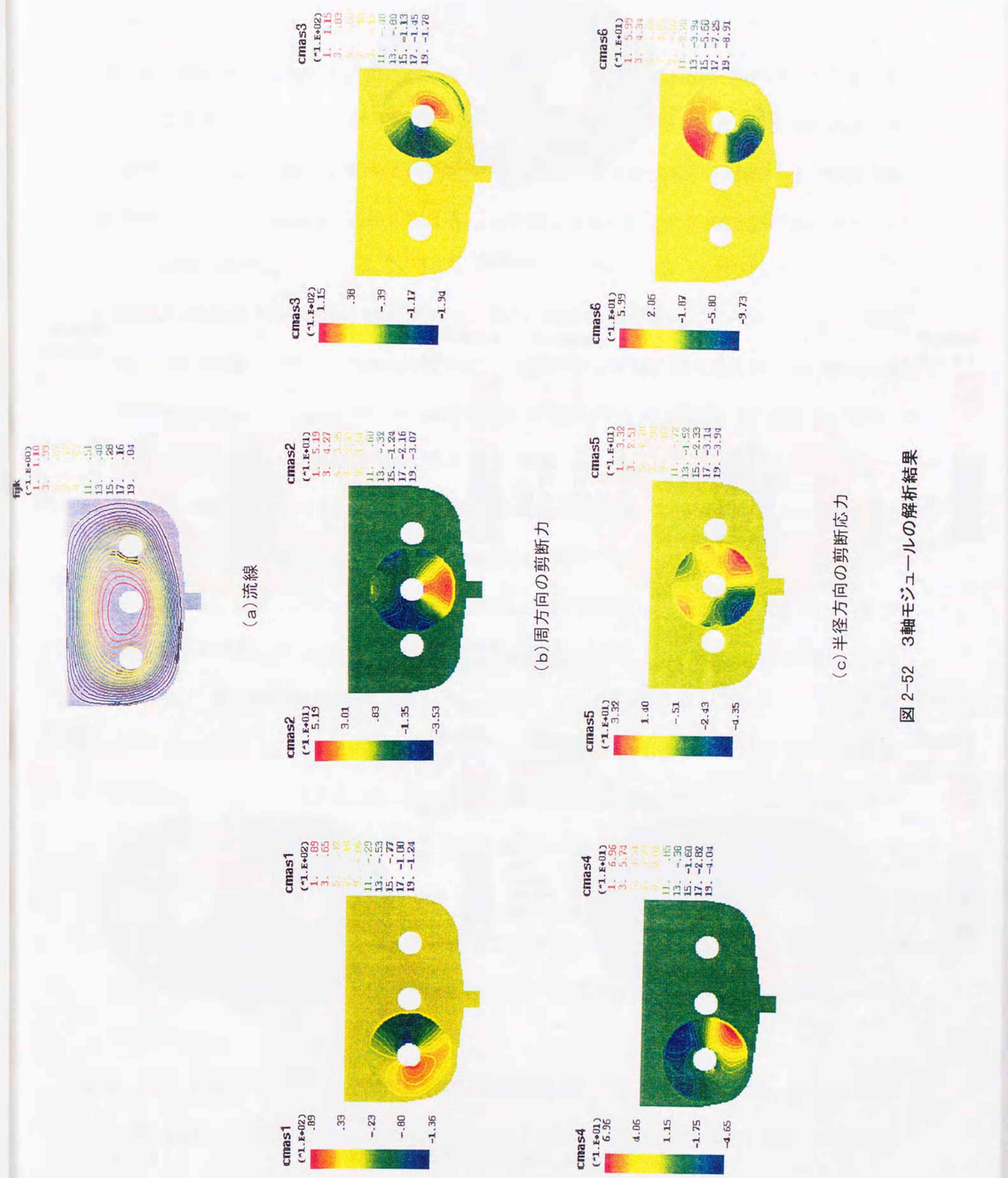
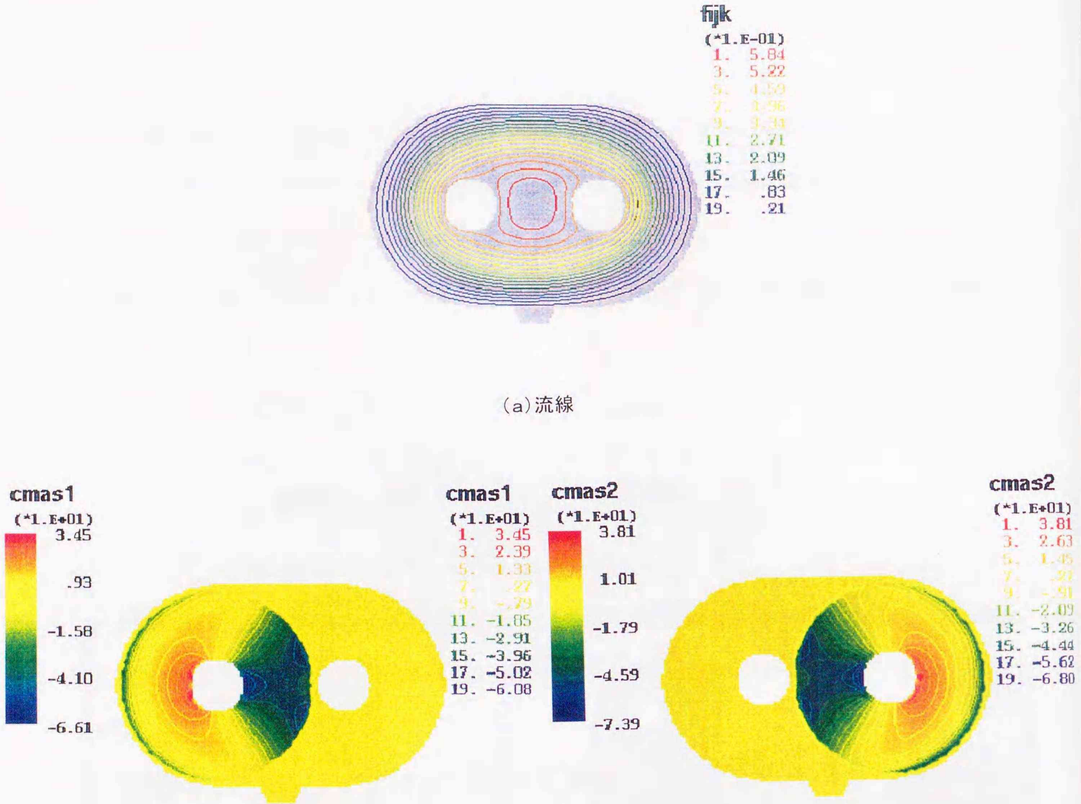
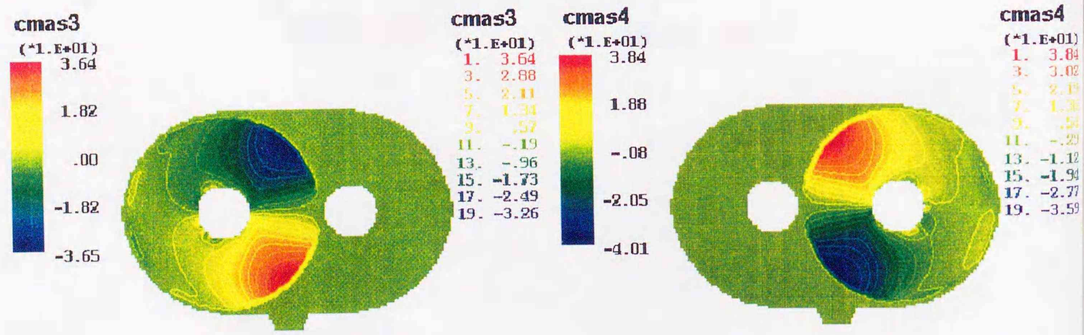


図 2-52　3軸モジュールの解析結果



(a)流線

(b)周方向の剪断力



(c)半径方向の剪断応力

図 2-53　2軸モジュールの解析結果

2.8 結論

本章では，回転平膜モジュールの基本構造を確立するため，まず回転の効果を明らかにし，次に膜モジュールの構成要素について実験データに基づき検討した。また，回転平膜に適した運転方法を検討し，実用化に欠かせない維持管理方法，特に膜の保管方法や親水化方法，及び膜ディスク強度の信頼性を検討した。さらに，実装置の標準化を目指し，多軸膜モジュールの流動特性をシミュレーションした。以下に結果をまとめる。

(1) 膜回転の効果を明らかにするため，模擬液を用いて薄層流タイプのモジュールと比較した。その結果，回転平膜モジュールは薄層流型モジュールに比べ物質移動係数を大きくでき，膜面の濃度境界層を薄くできることが示唆された。また，回転平膜モジュールも従来のクロスフローと同様に液流速の効果があることが確認できた。

(2) 膜ディスク構成は，プラスチック板の両面に膜を外周部のみ接着で貼りつけ，集水スペーサを介して処理液を集水する構成とした。モジュール構成は一軸のディスクとディスクの間に，隣の軸のディスクをかみ合せる「かみ合せ型」とした。すなわち，二軸を膜モジュールの基本構成にし，回転方向は二軸同方向とした。膜材質は，菌体の付着，剥離性を評価し，また耐薬品性を考慮し，ポリスルホン系とした。膜孔径は分画分子量75万とした。

(3) 膜ディスクの形状はコスト面からフラットディスクを，ディスク材質は振れの少ないエポキシ樹脂製を選定した。ディスク径の大型化については，実用上750㎜径が適していた。ディスク間隔は狭いほど透過流束は増加するが，ディスク外周速を2m/s以上とすることで，実用上は6㎜と12㎜の差はなくなった。

(4) 回転平膜モジュールは，膜面の流速をろ過圧力と別々にコントロールできることから，処理液側を減圧することでろ過が行える。間欠ろ過と組合せる減圧－間欠ろ過方法で，効率的なろ過運転が可能となった。

(5) 膜ディスクの維持管理性を向上させるため，従来の湿潤膜に代わり膜面にグリセリンを塗布した乾燥膜を採用した。乾燥膜では，使用前にグリセリンを溶解する親水化作業を行うが，エタノール

20%溶液をスプレーで膜面に吹き付ける親水化方法を考案した。

(6) 膜ディスクの信頼性を向上させるため，ろ過停止時に膜に作用する逆圧力に対抗するように，膜の剥離強度を約3倍にしたポリスルホン膜を製膜した。この膜は2年間使用後も初期値の80%以上の強度を有していることを確認した。また，外周部近くに生ずるシワの対策として，点接着ディスクを実験及びシミュレーションにより提案した。

(7) 実装置は，ユニット構成として標準化し，50m^2，75m^2，100m^{2}機を製品化した。軸数はそれぞれ2軸，3軸，4軸で構成した。それぞれのモジュール槽内の流動特性をシミュレートした結果，周方向の剪断応力はいずれのモジュールでもディスクかみ合せ部の剪断応力が大きく，また半径方向の剪断応力はかみ合せの入口と出口部で大きくなることが分かった。また，トルクの計算結果から4軸モジュールでは，一つの軸は動力源がなくても回転する可能性があることが示唆された。

＜ 参 考 文 献 ＞

1) 綾 日出教，内田駿一郎：メンブレン・バイオリアクタによる廃水処理技術の基本的な考え方，工業用水，(310)，8(1984)

2) 浜 光太郎，片山 茂，金山彦善，坂崎 章：限外ろ過膜法を組込んだ排水の高度処理，用水と廃水，29，(10)，36(1987)

3) 小柴正治：中水道における膜の利用，金属臨時増刊号，(1)，33(1990)

4) アクアルネッサンス編集委員会：膜複合型嫌気方式による廃水処理技術，アクアルネッサンス技術研究組合(1991)

5) Masuda, H., N.Ohkuma, N.Mori : Study on the UF mudule with a rotary disk membrane, I.C.O.M'87proceedings, 395(1987)

6) 大矢晴彦：逆浸透法，限外ろ過法Ⅰ 理論，幸書房

7) Blatt, W.F.,A.Dravid, A.S.Michaeles, L.Nelsen : Membrane Science and Technology, 47, J.E.Flinn(Ed.), Plenum Press, New York(1970)

8) 化学工学協会 編：化学工学の進歩 第18集 ろ過技術，135(1984)

9) Nishizawa, Y.：Ethanol Production by Cell Recycling with Hollow Fibers, J.Ferment Technol., 61, (6), 599

10) ドレッサー・インダストリーズ・インコーポレーテッド：特開昭 52-43782

11) 大熊直紀，森 直道，山寺利夫，中島一郎：実用新案第2023154号

12) 大熊直紀，森 直道，山寺利夫，中島一郎：特許 第2042935号

13) Ohkuma,N., H.Masuda, N.Mori：Application of rotary disk membrane type UF module to the activated Sludge Process, I.C.O.M.'87proceedings, 408(1987)

14) 丸茂秀雄：高分子の表面化学，16，産業図書(1968)

15) 松田武久：高分子表面の生体適合化，高分子，32，(9)，654(1983)

16) James, H.P., M.Fletcher:Influence of Substratum Wattability on Attachment of Freshwater Bacteria to Solid Surface, Applied and Environmental Microbiology, 45, (3), 811(1983)

17) Ridgway, H.F.:Microbial Fouling of RO membrane used in Advanced Wastewater Treatment Technology, ibid, 45, (3), 1066(1983)

18) 白戸紋平:化学工学会論文集, 11, (2), (1985)

19) Ohkuma,N., H.Masuda, M.Ohnishi, T.Yamadera:Performance of Activated Sludge Diltration by Rotary Disk Type UF Module, 第一回日中合同国際ろ過及び分離技術会議論文集, 105(1991)

20) Ohnishi,M., H.Masuda, H.Kawajiri, N.Ohkuma:Performance of Activated Sludge Diltration by Rotary Disk Type UF Module, I.C.O.M.'90 Proceedings Ⅱ, 1103(1990)

21) 松本幹治 監修:ユーザーのための実用膜分離技術, 日刊工業新聞社, 241(1996)

22) Da Costa, A.R., A.G.Fane, C.J.D.Fame, A.C.M.Franken:J.Menbr.Sci., 62, 275(1991)

23) Illias, S., R.Govined:Sep.Sci.Technol., 25, (13-15), 1307(1990)

24) 小池彬之, 中岡 東, 佐々木隆志:食品工業と膜利用(野村男次, 大矢晴彦 編), 幸書房, 197(1983)

25) 国立天文台編集:理科年表, 丸善, 445(1996)

26) 日本化学会編:化学便覧 基礎編Ⅱ, 丸善, Ⅱ-27(1989)

27) 綿抜邦彦, 久保田昌治 監修:新しい水の科学と利用技術, サイエンスフォーラム, 78(1992)

28) 渡辺信淳, 渡辺 昌, 玉井康雄:表面および界面, 共立出版, 38(1984)

29) 富田幸雄:水力学, 実教出版, 159(1982)

第3章 回転平膜モジュールの分離機構

3.1 緒論

微生物や微粒子, あるいはコロイド状の懸濁質を含有する排水に膜分離技術を適用する場合, 適用する膜モジュールのろ過機構を理解することは, そのシステムを安定運転するために重要なことである。一般にMF, UF膜にはろ材ろ過の考え方が適用できる。これをクロスフローろ過にあてはめて, ろ過現象を説明すると次のように言える。クロスフローろ過では, まずろ材閉塞ろ過から始まり, 次いでケークろ過に移行し, ろ過速度が急激に低下する。しかし, 掃流によるケークのかき取り効果によりろ過速度の大幅な低下を抑制するというろ過過程である。すなわち, 膜面流速を増加させるほどケークの除去速度は大きくなり, ろ過速度も高く維持することができることになる。この効果は膜モジュールの型式や液性状, 運転条件により異なるため, それぞれの場合に対応した効果の確認を行う必要がある。それに加えて排水処理においては原水水質の変動や不測因子の影響が大きく, これが排水処理への膜処理の適用を難しくしている要因ともなっている。

回転平膜モジュールを排水処理システムに適用する場合においても, まず回転平膜モジュールのろ過メカニズム及び, ろ過特性を把握しなければならない。そこで, 本章においては回転平膜モジュールの透過挙動を調べ, ろ過特性として活性汚泥混合液を用いて, ろ過圧力, 回転数, 汚泥濃度の透過流束に与える影響を評価した。また, 膜性能に影響を与える因子を整理し, 回転平膜モジュールの性能回復方法についても言及した。

3.2 膜ろ過理論

3.2.1 膜ろ過式

透過流束J_vは，ろ過圧力ΔP，処理液粘度μ及び全ろ過抵抗R_tを用いて，次のように表される。

$$J_V = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_t} \quad \cdots\cdots (3\text{-}1)$$

全ろ過抵抗は，膜抵抗R_m，閉塞抵抗R_p，ゲル層あるいはケーク層抵抗Rc及び濃度分極層抵抗R_sの和で表される。

$$R_t = R_m + R_p + R_c + R_S \quad \cdots\cdots (3\text{-}2)$$

R_pは膜細孔内への吸着抵抗も含まれており，また膜細孔内への粒子の直接的な閉塞及びこの粒子が圧縮性粒子である場合には，粒子の圧密化による抵抗の増大が考えられる。ここでは閉塞抵抗R_pを複雑な表現を避け，単純に直列和で表している。

膜抵抗R_mは，純水透過流束から次の式で得られる。

$$R_m = \frac{\Delta P}{\mu J_w} \quad \cdots\cdots (3\text{-}3)$$

ここで，J_wは純水の透過流束である。また，ケーク抵抗R_cは，ケーク平均ろ過比抵抗αと単位面積当りの乾燥ケーク量W_cにより表される。

$$R_C = \alpha \cdot Wc \quad \cdots\cdots (3\text{-}4)$$

粒子が非圧縮性でケーク層を形成している場合，粒子径dpが等球であるとするとαと空隙率εの関係は，Kozeny-Carmanの式[1]で表される。

$$\alpha = \frac{180(1-\varepsilon)}{\rho \cdot dp^2 \cdot \varepsilon^3} \quad \cdots\cdots (3\text{-}5)$$

ここでρは粒子の密度である。Tiller[2]らは全ろ過を行う場合，ケーク層が連続的に形成されているため主として弾性圧縮がαの圧力依存性の原因としている。Ruth[3)~6)]と同様に中西ら[7]は，αの圧力依存性を次のように示した。

$$\alpha = \alpha_0 \cdot \Delta P^n \quad \cdots\cdots (3\text{-}6)$$

ここで，nは圧縮性指数で，α_0は実験定数である。n=0の時は非圧縮性粒子であり，ラテックス粒子などがその代表である。懸濁粒子が微生物の場合，nは0.28～1と変化し，膜表面のケーク層はろ過により経時的に変化することが示唆される。

定速吸引ろ過の場合，一般にはRm≪Rcとなるので，ろ液量Vとろ過圧力ΔPの関係は近似的に次式[8]で表される。

$$\Delta P^{(1-n)} = \mu \cdot \alpha_0 \cdot J_{VC} \cdot V \quad \cdots\cdots (3\text{-}7)$$

ここでJ_{VC}は，定速ろ過速度である。

3.2.2 回転平膜面の流れ

回転平膜における流れを成書[9]を用いて説明する。静止している流体の中で半径rの円板が回転する場合，円板に接して回転する流体層は，円板との摩擦のため，慣性の影響で外側に向かって移動し，円板から離れていく。それと入れ代わりに新しい流体が円板に流れ込んでくる。そして，大きい回転抵抗とつり合った定常流れが形成される。円板状の流れの方向は，剪断応力τ_wに平行である。回転方向との角度をθとすると，剪断応力の半径方向成分$\tau_w \sin\theta$は(半径方向の運動量の増加も含めて)，流れの遠心力とつり合っているので$\rho r \omega^2 \delta$に比例するはずである。ここでδは，伴流層(摩擦層)の厚さを表す。一方，剪断力の周方向α成分$\tau_w \cos\theta$は$\mu \cdot r\omega / \delta$に比例する。したがって，$\theta$を半径に無関係として$\tau_w$を消去すると$\delta$は$\sqrt{\nu/\omega}$に比例することになり，$\delta$も半径に無関係となる。

円筒のケーシングの中で，円板が回転する場合は，相当量の流体が円板と一緒に回転するので，円板と流体の相対速度が小さくなって抵抗も減る。円板上とケーシングの壁面上には，それぞれ摩擦層が形成されるが，円板上の摩擦層では中心から外に向う流れとなる。その中間にかなり一様な速度で回転する層が存在し，ケーシングの方から円板の方にゆっくりと流れ込む。

周速度Uで回転している半径rの円板に働く摩擦モーメントMは，次式で表される。

$$M = \text{定数} \cdot r^3 \cdot \frac{\rho}{2} \cdot U^2 \sqrt{\frac{\nu}{u \cdot r}} \quad \cdots\cdots (3\text{-}8)$$

この定数は，研究者によって異なり，Cochranは3.87[10]，Karmanは0.92[11]としている。またSchnltq-Grunow[12]は，Ur/νの値が1.5×10^4～3×10^5では層流で，そのときの定数は，2.67としている。

3.2.3 回転平膜ディスクの透過挙動

ここでは，清水中における回転平膜ディスクの間欠運転時の透過挙動をシュミレートした。解析モデル及び，入力データを図3-1に示す。

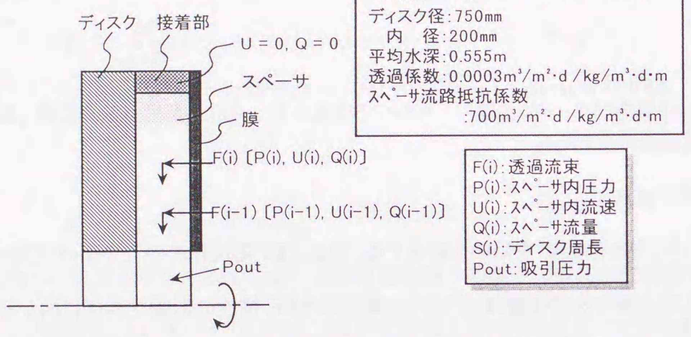


図3-1　回転平膜ディスクの解析モデル

図においてスペンサー内圧力P(i-1)は，P(i)=P(i-1)＋遠心力による圧力＋流路圧損で与えられ，スペーサ内流量(QU)は，$Q(i-1)=Q(i)+\frac{F(i)+F(i-1)}{2}\times S(i)$で与えられる。ここでS(i)は，ディスク周長である。また，透過流束F(i)は，F(i)=透過係数×[0.555-P(i)]で与えられる。0.555は平均水深である。計算は，F(i)を与えて繰返し計算を行い，設定誤差内で計算終了とした。

ろ過運転時(吸収圧力50kPa)の透過流束分布を図3-2に，間欠時すなわち，ろ過停止時の透過流束分析を図3-3に回転数をパラメータとして示す。ろ過運転時は，回転数が増加するほど遠心力による圧力ロスにより，円板外周部ほど透過流束が低下することが分かる。回転数400rpmでは，外周部付近の膜から透過した液が逆流することになり，ほとんど処理水が得られなくなる。しかし，実用上は，回転数50～70rpmでろ過を行うため，回転平膜ディスク面全体でろ過できることが推察される。

ろ過停止時には，遠心力と水深が膜に作用することになる。その結果，処理水側の遠心力による圧力で膜ディスクの外周部付近から透過液が逆流し，内周部付近からは外に出ていく量の透過液量が膜を介して供給されていることになる。すなわち，間欠運転時には，膜ディスク面の付着物は，膜面上の遠心力による剪断力だけでなく，逆圧洗浄の効果も作用していると予想される。しかし，その量はろ過時の透過流束の1/50程度である。

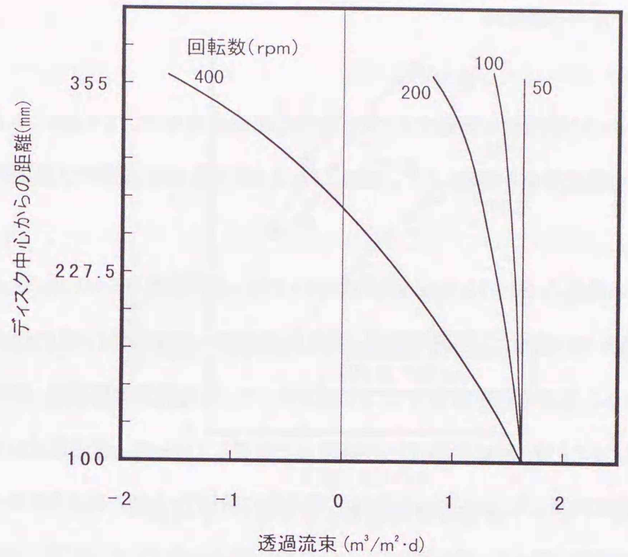


図3-2　ろ過運転時の透過流束分布(回転数の影響)

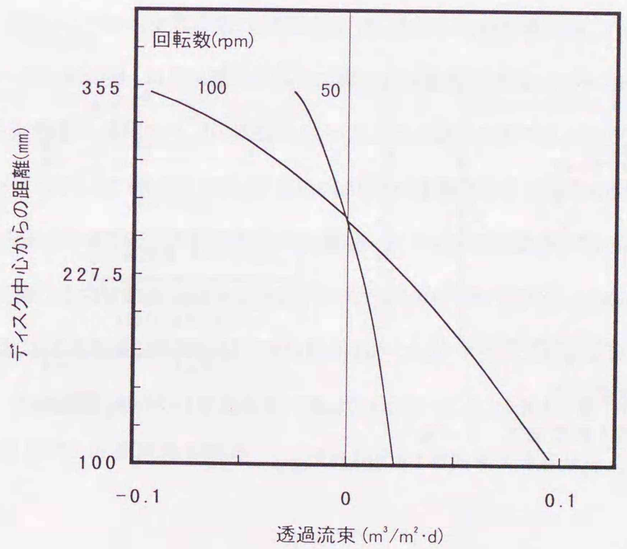


図3-3　ろ過停止時の透過流束分布

3.3 回転平膜モジュールのろ過特性

3.3.1 実験方法

回転平膜モジュールのろ過特性を評価するため，活性汚泥混合液を用いてろ過圧力，回転数，汚泥濃度をパラメータとして透過流束を測定した[13]。実験には，2.2節の窒素除去実験装置(膜ディスク径500㎜)を用いた。

実験条件範囲は，ろ過圧力 20～100kPa，回転数 20～120rpm(外周速 0.5～3.1m/s)，汚泥濃度 0.5～27g/L とした。ろ過圧力の設定は，回転平膜槽から生物反応槽への循環ラインに内径9㎜のゴムホースを接続し，ゴムホースの流路抵抗を調整することにより行った。汚泥濃度の設定は，回転平膜槽循環ポンプの吐出量を変えることで，回転平膜槽内の濃縮比を変更して行った。透過流束は水温の影響を考慮して 25℃での値に換算した。3系列ある回転平膜装置に分画分子量の異なる膜をそれぞれ装着し，同じ性状の汚泥で試験を行った。膜はポリスルホン系で分画分子量 60 万，75 万，120 万の3種類を用いた。

3.3.2 ろ過圧力の影響

汚泥濃度14～15g/L，回転数100rpmの条件で，各供試膜の透過流束におけるろ過圧力の影響を検討した。結果を図3-4に示す。分画分子量60万の膜における透過流束は，他の膜に比べ低い値を示した。一方，75万の膜では60万の膜のろ過圧力に比べ，1/2程度の圧力で同等の透過流束が得られた。75万の膜と120万の膜の透過流束はろ過圧力が50kPa以下では120万の膜の方が高いが，50kPaではほとんど差は見られなかった。各供試膜において，透過流束が限界流束に達するろ過圧力は60万の膜で90kPa，75万の膜で60kPa，120万の膜で40kPaとなった。これは分画分子量が大きく(膜孔径が大きく)なると低圧運転でも目詰まりが起こりやすくなり，ろ過抵抗が低圧域で平衡に達することによるものと考えられる。しかし，分画分子量を大きくすることで低圧でも高い透過流束が得られ，膜面のケーク層の圧密化も低く抑えられるので，低圧運転の可能性も示唆された。

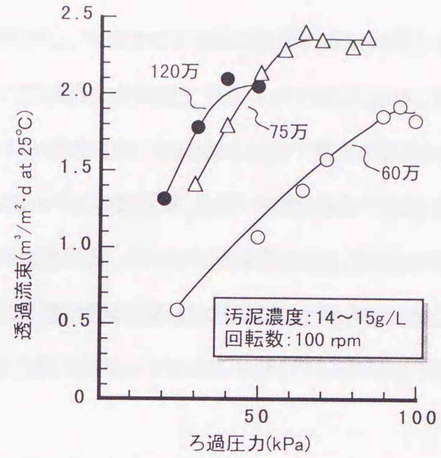


図3-4 ろ過圧力と透過流束の関係

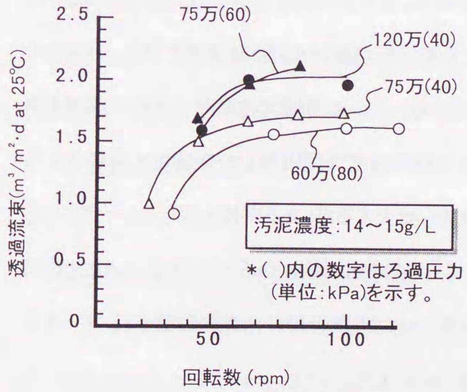


図3-5 回転数と透過流束の関係

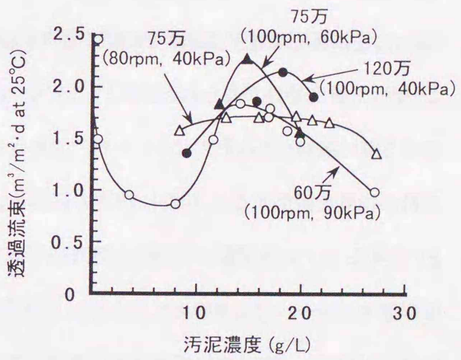


図3-6 汚泥濃度と透過流束の関係

3.3.3 回転数の影響

汚泥濃度14～15g/Lの条件で図3-4の結果を基にろ過圧力を設定し，透過流束への回転数の影響を検討した。結果を図3-5に示す。ろ過圧力80kPaの条件で分画分子量60万の膜の透過流束をみると回転数を上げていくにつれて透過流束も上昇するが，100rpmと120rpmではほとんど差は無くなった。ろ過圧力を40kPaとして75万の膜と120万の膜の比較を行うと，膜孔径の大きい120万の膜の方が回転による影響を受けやすく，100rpmから20rpmずつ回転数を下げていくと，透過流束の急激な低下が先に起こった。また，75万の膜についてろ過圧力を変えて回転数の影響を検討したところ，回転数が低くなるにつれてろ過圧力による透過流束の差は無くなり，低圧運転である程回転数の影響が小さいことが分かった。

3.3.4 汚泥濃度の影響

各供試膜について図3-4と図3-5の結果を基に，ろ過圧力と回転数を決めて汚泥濃度と透過流束の関係を検討した，結果を図3-6に示す。分画分子量60万の膜について汚泥濃度0.5～27g/Lの範囲で透過流束の変化を調べると，透過流束はS字型のカーブをたどりながら変化し，14～16g/Lでピークをとった。一般に汚泥濃度の対数と透過流束は負の相関性を持ち，グラフは右下がりになるが，図3-6に示したように逆に汚泥濃度の上昇とともに透過流束も増加する濃度域が現れた。回転平膜モジュールでこのような汚泥濃度特性が見られる原因としていくつか挙げられる。一つは回転式粘度計で汚泥の粘度を測定する際に観察されるチクソトロピー性[14]である。これは回転式粘度計で円筒を一定速度で回転させ粘度計の指度を観測すると，初期に時間の経過とともに指度も減少するが，ある時間を過ぎると一定になるという現象で，つまり回転により粒子間構造が破壊されてみかけ粘度が低くなることである。このことを回転平膜モジュールに置き換えて考えると，膜を回転させることにより膜近傍の汚泥の破壊が起こり，みかけ粘度が低下し，膜近傍に低濃度液が集まってろ過されるといえる。

また，他の原因として次のことが推論できる。汚泥が高濃度になると汚泥中の間げき水の占める割合が低下し，槽内での汚泥の流動が制約される。この状態で膜を回転させると，膜近傍の汚泥が回転の影響を受けずにその場にとどまり，これにより膜面の剪断力が大きくなり，膜面のケーク層を薄くできるので

透過流束が低下しないと考えられる。

最も可能性が高い理由としては，汚泥自身が懸濁物となり，膜面のケーク層を剥ぎ取る機能を持つため透過流束が向上すると推定されることである。

75万の膜と120万の膜でも汚泥濃度8～27g/Lの範囲で，従来のモジュールと異なり，上に凸の特性曲線を示した。75万の膜について回転数，ろ過圧力の違う条件で汚泥濃度特性を見ると，100rpm，60kPaの条件では14～15g/Lで鋭いピークが得られたが，80rpm，40kPaでは12～22g/Lの広い範囲で透過流束がほぼ同じ値となった。透過流束値は，100rpm，60kPaの条件の方が高くなるが，汚泥濃度の影響を受けやすいことを考慮すると，80rpm，40kPaで運転を行う条件が安定した透過流束を得られることが分かった。

3.4 膜性能影響因子

3.4.1 実験方法

2.2節の窒素除去実験装置において長期運転を行い，活性汚泥液のろ過抵抗，菌代謝物及び運転操作条件と透過流束の関係を調べた。

水質分析は，主にJISK0102に準拠した。また，微生物の代謝物質である蛋白と糖の分析は，次の抽出操作を行った後，ローリ法[15]とアンスロン法[16]を用いた。

① 活性汚泥混合液

↓

② 100mL採取して，遠心分離(3000G)

↓

③ 蒸留水を加えて100mLにする

↓

④ 洗浄汚泥に蒸留水を40mL加える

↓

⑤ アルミホイルで二重に包んでオートクレーブ(105±5℃, 30分)

↓

⑥ 温かいうちに遠心分離(5000G)

↓

⑦ 上澄液中の糖,, 蛋白を分析する

膜面汚染物の検出には膜面付着物成分のうち，無機物については堀場製作所製EMAX2000X線マイクロアナライザー(XMAと略す)を，有機物は堀場製作所製フーリエ変換赤外分光光度計(FT-IRと略す)を用いて分析した。

3.4.2 活性汚泥混合液のろ過抵抗

ろ過運転中，膜操作条件が一定であるのに回転平膜モジュールの透過流束が増減することがあった。そこで(3-1), (3-2)式に示すろ過抵抗を測定した。結果を図3-7に示す。膜面を観察したところ，膜面は着色しているものの膜面はゲルやケークの付着はなかった。図3-7は観察結果と対応しており，ケーク抵抗R_cはなく，閉塞抵抗R_pは若干あるが経日的な変化はほとんどなく，濃度分極層の抵抗R_sの変化が全抵抗R_tの変化に影響していることが分かった。すなわち，回転平膜モジュールで活性汚泥混合液を分離する場合には膜面にケークが付着するのでなく，汚泥液自身の抵抗が透過流束を大きく支配するといえる。言いかえると，生物処理を安定して処理することが，回転平膜モジュールの安定した運転につながることが示唆された。

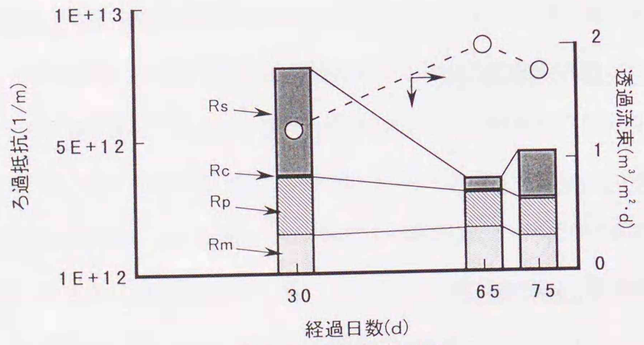


図3-7 ろ過抵抗変化

3.4.3 菌代謝物

生物処理と膜を組合せた膜リアクタでは，菌代謝物はほとんど系外へ排出されることはないので，膜の透過流束に密接な関係を持ってくることが予想される。窒素除去実験装置の運転中(連続運転7ヶ月目)に急激な透過流束の低下が生じた。この時の膜の汚泥状況及び検討結果について述べる。

まず，透過流束は水温が高くなる6月以降に徐々に低下し始め，7月下旬から8月初旬にかけて透過流束が0.2m^3/m^2·dまで低下した。膜面状況は目視で判断できるようなゲル層は付着しておらず，水洗後の膜の走査型電子顕微鏡による観察では表面に微生物は存在していなかった。ろ過抵抗を測定したところ，97%が閉塞抵抗(R_p)に起因するものであることが分かった。また，これは薬液(洗剤，次亜塩素酸ソーダ)洗浄により回復するもので，洗浄後は初期値に回復した。リアクタの運転条件としてはそれまでと大差はなく，水温のみが25～30℃と上昇していた。微生物相はワムシに変わってベニアブラミミズが大量発生し，余剰汚泥の引き抜きを行わないにもかかわらず汚泥濃度は9g/Lから7g/Lに急激に低下した。

透過流束が低下した膜を水洗し，膜面付着成分の分析を行った。まず，無機成分の分析をXMAを用いて行ったところ，図3-8に示すように膜素材に起因するSと膜面SEM観察のために蒸着したP_tが検出されたのみで，それ以外のNa以上の元素番号をもつ無機物は存在していないことが分かった。また，有機成分についてFT-IR分析を行ったところ，図3-9に示すようにペプチド結合やアルキル基に起因するピークが検出された。こうしたものは，菌体そのものではなく，菌体の代謝物等であることが推定される。そこで，菌体代謝物として代表される糖と蛋白を測定した結果の経時変化を図3-10に示す。ベニアブラミミズが大量に発生し，汚泥濃度が低下し始める時期と糖／蛋白の比が大きく変化した時は一致し，また透過流束の急激な低下ともほぼ同時期であった。また，実験期間中の菌代謝物(糖／蛋白比)と透過流束の関係をプロットすると図3-11のようになった。糖／蛋白の比が増大すると透過流束が低下する傾向があることが分かった。川島ら[17]は，汚泥液中の蛋白質が透過流束と密接な関係があることを示しており，また新田ら[18]は，細胞間高分子物質がろ過抵抗の増加に大きく寄与していることを示している。さらに浜ら[19]は，膜面には糖蛋白と推定される有機物が汚染物質として存在していたとしている。

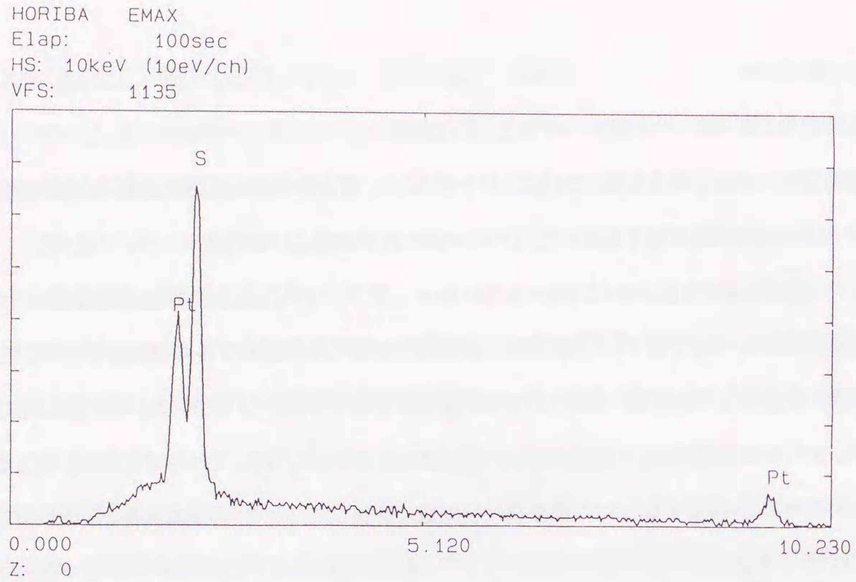


図 3-8　水洗後膜面の XMA 分析

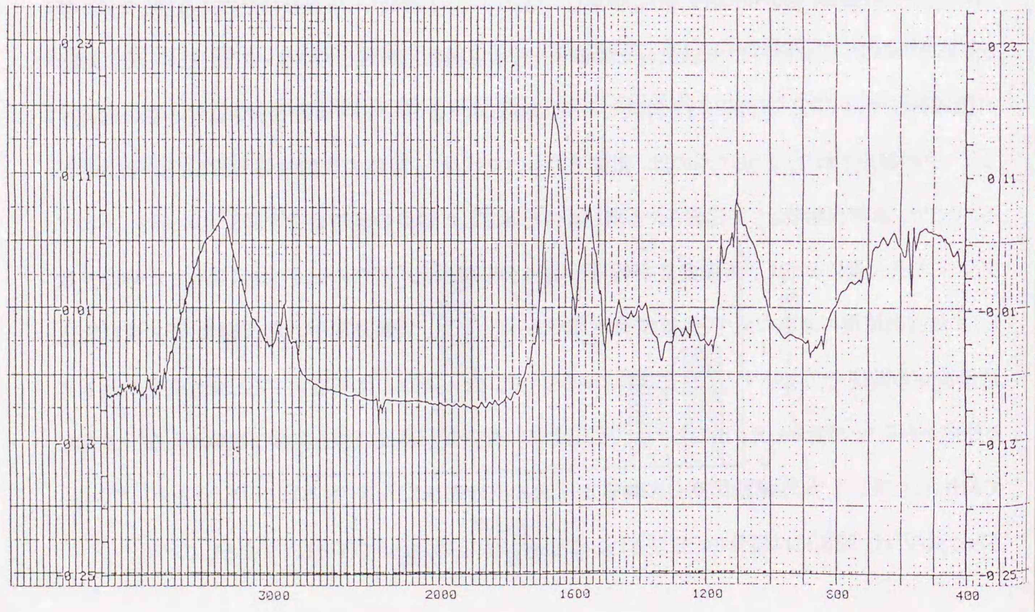


図 3-9　新膜との差スペクトル

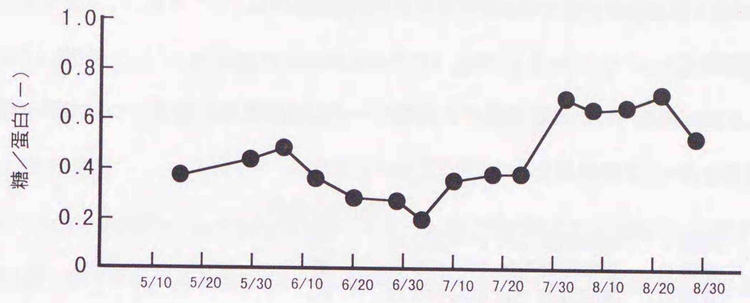


図3-10　菌代謝物の経時変化

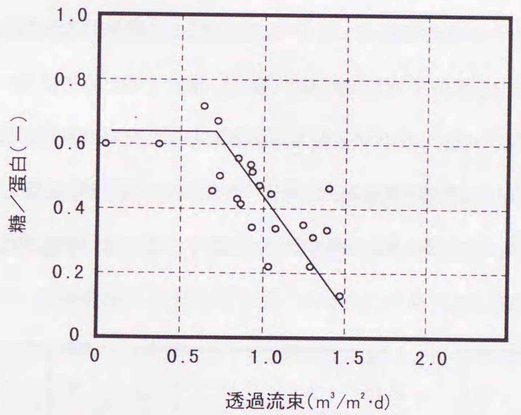


図3-11　(糖／蛋白)比と透過流束の関係

また，メタノールを資化する脱窒菌は代謝物として粘着性物質を出すことも知られており，さらにベニアブラミミズは代謝物として粘着性の多糖類を出すことからも，こうした透過流束の低下は膜リアクタのようにほとんど汚泥を引抜かない系では必然的に生じる可能性もある。

3.4.4 運転操作条件

窒素除去実験装置を用いた実験期間中の運転データと透過流束の関係についてデータを整理した。データ整理を行った実験期間を次のように三つに分けた。

		図中の記号
実験Ⅰ：	運転期間 150 日～220 日	○
実験Ⅱ：	運転期間 220 日～290 日	●
実験Ⅲ：	運転期間 290 日～370 日	□

このうち，実験Ⅱの期間は，膜の透過流束が低下している期間である。好気槽の溶存酸素(DO)濃度及び嫌気槽のpH及び粘度と透過流束の関係を図3-12(a)，(b)，(c)に示す。DO及びpHについては，実験ⅠとⅢの期間についてプロットしたところ，DO及びpHは，高いほど透過流束が低くなる傾向があり，特にDOは4㎎/L以上になるとその傾向は顕著であった。これは，DO過剰になると汚泥自身の解体が進行し，膜の目詰まりの原因となる高分子物質(糖，蛋白等)が，増大するためではないかと考えられる。いずれにしろ，運転DOとしては，4㎎/L以下で運転する必要があることが分かった。汚泥液の粘度は，実験Ⅰ，Ⅲの期間では，粘度が高くなると透過流束が低下する傾向があるが，実験Ⅱの期間では逆に粘度が高くなると透過流束が高くなる傾向があった。また，実験ⅠとⅢでは，汚泥液の粘度が3～5倍高くても透過流束はほぼ同等であった。

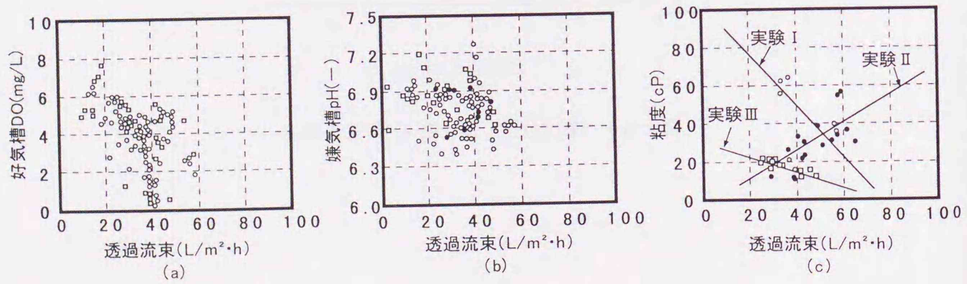


図3-12 操作条件と透過流束の関係

3.5 膜性能回復方法

3.5.1 物理的性能回復方法

回転平膜モジュールに適用できる物理洗浄方法は，スポンジ洗浄と空気洗浄が考えられる。逆圧洗浄は，2.7.2項に記述したように膜剥離の危険性があるので,検討対象とはしなかった。実験には小規模実験装置を用いた。

(1) スポンジ洗浄効果

厚さ1㎜のウレタン系スポンジシートを30㎜幅のスチール尺に巻き付けて,回転している膜ディスク面にスポンジ部を押し当て膜面付着物を擦りとった。結果を図3-13に示す。洗浄直後は約15%透過流束が向上するが，1時間以内で洗浄前の値に戻った。また，ろ過圧力が低圧の方がスポンジ洗浄前の値に戻るまでの時間を長くできるが，スポンジ洗浄により増加した処理液量は，ろ過圧力に関係なく同じ値となった。このスポンジ洗浄法は機械的構造が複雑になるため，実用化は現在のところ困難である。引き続き効果的なスポンジ洗浄方法を検討したいと考えている。

(2) 空気洗浄効果

回転平膜槽の下部に設けた曝気槽内にあるディフェーザからの空気供給量を変化させた。空気量は，0～200L/minとした。結果を図3-14に示す。空気洗浄による増加は50L/minで5～6%の透過流束の増加があったが，空気量50L/min以上ではほとんど効果はなかった。これは膜面積当りの空気量にすると7.3L/m²·minであり，生物処理に必要な空気量の約4倍に相当することから，透過流束の増加分に見合う動力増加ではなく実用的には適用できないと判断した。これは，空気による剪断力よりも回転平膜モジュールの回転による剪断力が大きいためと考えられる。

3.5.2 化学的性能回復方法

短期的な物理洗浄法はろ過抵抗のうちケーク抵抗を対象とした方法であるが，吸着抵抗を含む閉塞抵抗は薬液で洗浄することになる。活性汚泥混合液を対象液としてろ過している場合は，次亜塩素酸ナトリウムが通常用いられている。また，凝集汚泥混合液を対象液としている場合にはシュウ酸やクエン酸

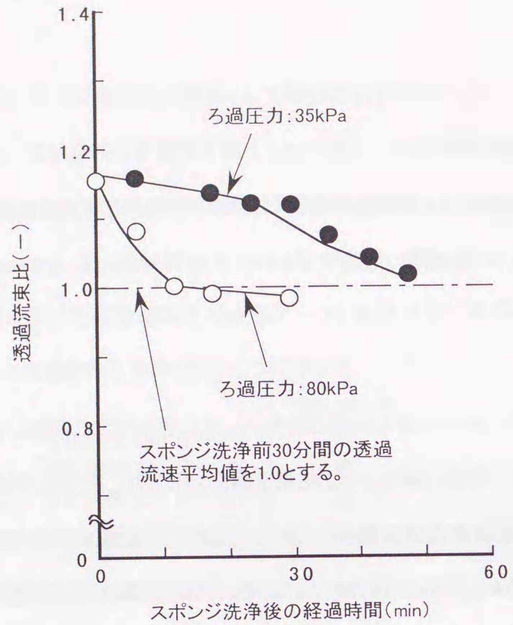


図3－13　スポンジ洗浄の効果

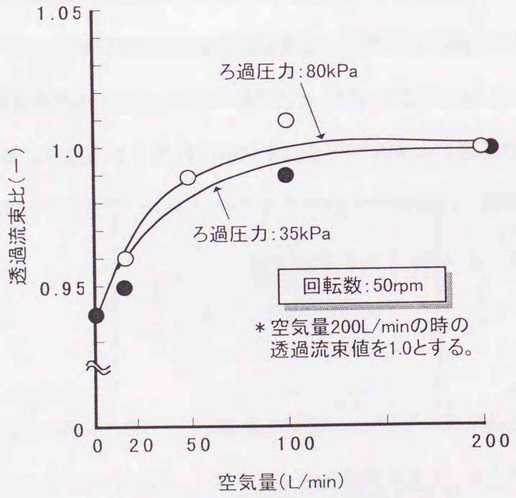


図3－14　透過流束に与える空気の効果

洗浄が行われる。回転平膜モジュールにおいても同様な薬剤で洗浄を行うことができる。そこで，ここでは薬液が膜に与える影響について検討を行った。

(1)膜強度への影響

膜の耐薬品性を評価するため，代表的な膜の薬液洗浄剤である陰イオン界面活性剤(市販の洗濯洗剤)，シュウ酸，次亜塩素酸ナトリウム(NaClO)とポリスルホン膜の親水化剤であるエタノールに平膜(5㎜×50㎜)を浸漬し，浸漬時間と膜の引張強度の関係を調べた。浸漬時の水温は，薬液による膜劣化が加速的に生じるように，ポリスルホン膜の使用範囲の上限である40℃とした。各薬液の濃度は，膜洗浄や親水化処理を行う時の設定濃度(陰イオン界面活性剤:0.2%，シュウ酸:2%，NaClO:0.1%，エタノール:30%)とした。なお，浸漬時間の設定については，膜寿命を3年，薬液洗浄間隔を1ヶ月，1回当りの薬液洗浄時間(薬液浸漬時間)を1hとした時の総薬液浸漬時間の20倍を最長時間とした。結果を図3－15に示す。シュウ酸，NaClO及びエタノールについては3週間，40℃加温下で膜を浸漬しても引張強度の低下は見られなかったが，陰イオン界面活性剤では，1日後から約20%の強度低下が確認された。この原因については，液性状による影響と加温による影響が考えられるが，どちらの影響度合いが大きいかについてはさらに検討を要する。陰イオン界面活性剤は有機物の除去に有効[21]といわれているが，洗浄後の泡切れが悪く，洗浄後のリンス水が大量に必要となる。また，有機物の除去効果はNaClOでも期待できるので，できる限り陰イオン界面活性剤の使用機会を制限すべきと考えられる。現場サイトで薬品洗浄効果を高める目的で，洗浄液を加温することも十分想定されるため，陰イオン界面活性剤を使用する最には注意を要する。

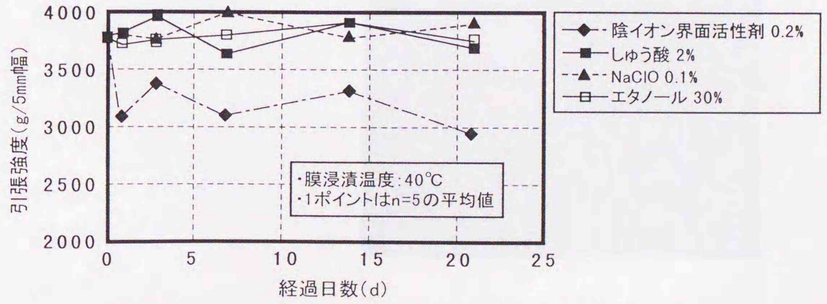


図3－15　薬液浸漬後の新ポリスルホン膜の引張強度の変化

(2)膜構造への影響

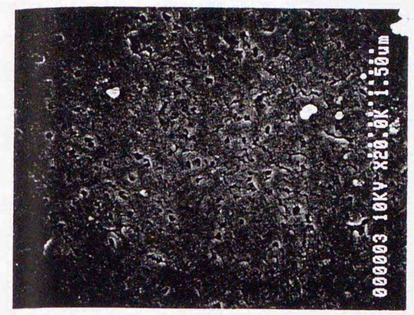
次亜塩素酸ナトリウム(NaClO)溶液が，膜構造に及ぼす影響を調べるため，NaClO 0.1%とし，pHを11，12，13とNaOHで調整した溶液に供試膜を室温(10～15℃)にて浸漬，振とうし，所定時間後に取り出し純水透過流束及び膜面のSEM観察を行った。その結果を表3-1に示す。また，表中の＊印のSEM写真を図3-16に示す。短時間であればNaClO 0.1%，pH 13としても耐性があるが，7日間の浸漬では膜が膨潤していることが分かる。通常の洗浄ではNaClO 0.1%，pH11であるので実用上は差し支えがないと考える。未凝集のポリマーが膜付着物である場合には，洗浄液のpHを高くすることで洗浄効果を上げることができるが注意が必要である。

しかし，溶剤等が混入した場合(半導体工場レジスト廃水)には，pH12でも膜が膨潤し，透過流束が激減するため注意が必要となる。これを図3-17に示す。

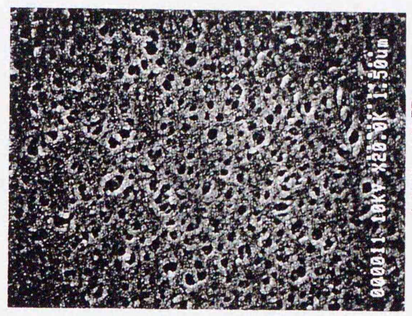
表3-1　試験結果のまとめ

pH	浸漬振とう時間 (d)	純水透過流束の低下率(%)	SEM観察結果
11	1	0～10	新膜とほぼ同じ
	7	0～10	新膜とほぼ同じ*
	14	25～65	—
12	1	0～5	新膜とほぼ同じ*
	7	5～15	—
	14	40～55	—
13	1	0～10	新膜とほぼ同じ*
	7	20～70	膨潤状態*
	14	10～55	—

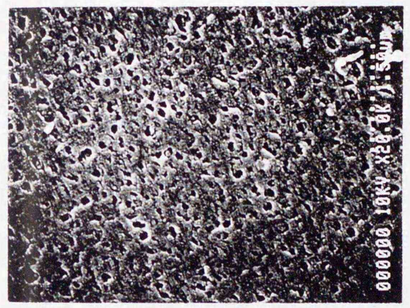
＊SEM写真あり



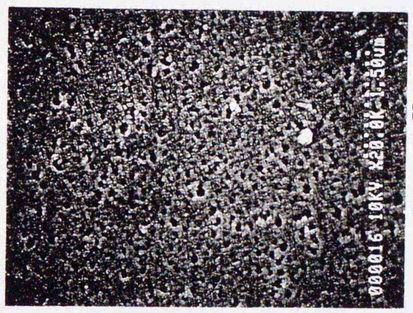
<pH13，7日間>



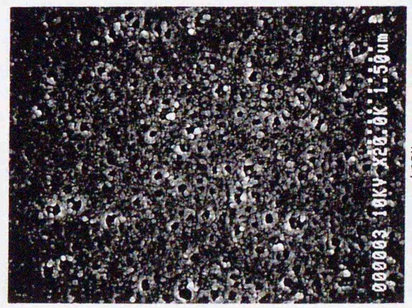
<pH13，1日間>



<pH11，7日間>

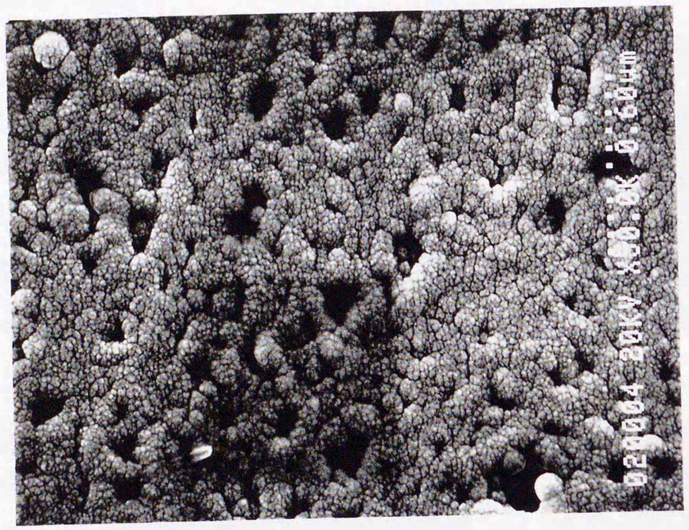


<pH12，1日間>

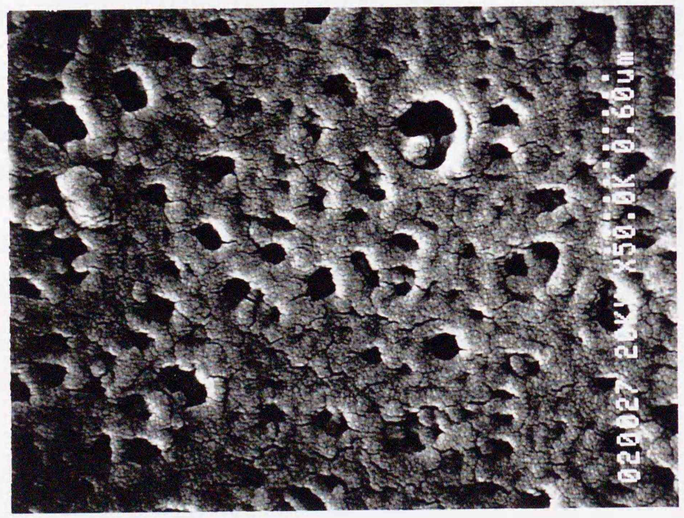


< 新膜 >

図 3-16　NaClO(0.1%)浸漬後の SEM 写真(×20,000)



現像液廃水(pH12, 24h)



現像液廃水(pH9, 24h)

図 3-17　現像液廃水への浸漬結果(×50,000)

3.6　結論

本章では回転平膜モジュールを排水処理に適用するために，回転平膜モジュールにおける分離特性を検討した。回転平膜ディスクの透過挙動，ろ過特性，また膜性能影響因子を評価し，膜性能回復方法についても検討を加えた。以下に結果をまとめる。

(1) 膜ろ過式は，他のクロスフロー法を用いる膜モジュールと同様に，膜抵抗で整理することができる。回転平膜面の流れを明らかにし，膜ディスクの透過挙動をシミュレートしたところ，間欠運転におけるろ過停止時には，ろ過時の約1/50の透過流束で膜ディスク外周部付近から逆流していることが推測できた。

(2) 回転平膜モジュールのろ過特性を，活性汚泥混合液を用いて調べたところ，分画分子量60万，75万，120万の膜における限界流束が得られる圧力は各々，90，60，40kPaであった。しかし，透過流束の絶対値は分画分子量75万の膜が最も高かった。回転数の影響は，いずれの膜も50rpm(外周速1.3m/s)以上では大幅な透過流束の増加は見られなかった。汚泥濃度の影響については，ある汚泥濃度範囲で透過流束が増加する範囲が存在し，膜の孔径，ろ過圧力によってその範囲は異なった。分画分子量75万の膜を低いろ過圧力(40kPa)で運転することで，透過流束の増加する汚泥濃度範囲が最も広くすることができた。

(3) 回転平膜モジュールにおける膜性能影響因子を検討したところ，活性汚泥混合液のろ過において，汚泥液のろ過抵抗が透過流束の変化を支配していることが分かり，回転平膜モジュールの安定運転には生物処理の安定運転が欠かせないことが示唆された。

また，菌代謝物は膜面にゲル層を形成し閉塞抵抗を増大させる要因となった。これは汚泥液中の糖/蛋白比と相関があることが推測された。生物処理の運転操作条件では，好気槽のDOと透過流束との相関が高かった。DOが4mg/L以上では，過曝気による汚泥の解体が促進され，透過流束が低下する傾向があった。

(4) 膜性能回復法としては，ケーク抵抗を低減する物理的洗浄法(スポンジ洗浄，空気洗浄)の効果，及び吸着を含む閉塞抵抗を低減する化学的洗浄方法が膜強度，膜構造に与える影響を検討し

た。スポンジ洗浄は，効果があるがハード的な問題により，実用化は現段階では困難であった。空気洗浄はほとんど効果がなかった。化学的洗浄に用いる薬剤では膜強度，膜構造に悪影響を与えることはなかったが，界面活性剤の使用には注意が必要であった。

＜ 参 考 文 献 ＞

1) Carman, P.C.: Fluid Flow Through Granular Beds, Trans. Inst. Chem. Engrs., 15, 150(1937)

2) Tiller, F.M., C.Yeh, W.F.Leu: Compressibility of Particulate Structures in Relation to Thickening Filtration, Sep. Sci. Technol., 22, 1037(1987)

3) Ruth, B.F., G.H.Montillon, R.E.Montonna: Studies in Filtration Ⅰ. Critical Analysis of Filtration Theory, Ind. Eng. Chem., 25, 76(1933)

4) Ruth, B.F., G.H.Montillon, R.E.Montonna: Studies in Filtration Ⅱ. Fundamental Axiom of Constant-Pressure Filtration, Ind. Eng. Chem., 25, 153(1933)

5) Ruth, B.F.: Studies in FiltrationⅢ. Derivation of General Filtration Equations, Ind. Eng. Chem., 27, 708(1935)

6) Ruth, B.F.: Studies in FiltrationⅣ. Nature of Fluid Flow through Filter Septa and its Importance in the Filtration Equation, Ind. Eng. Chem., 27, 806(1935)

7) Nakanishi, K., T.Tadokoro, R.Matsuno: On the Specific Resistance of Cakes of Microorganisms, Chem. Eng. Comm., 62, 187(1987)

8) 松本幹治 監修:ユーザーのための実用膜分離技術，日刊工業新聞社，86(1996)

9) 白倉昌明 監訳:流れ学(下)，コロナ社，293(1975)

10) 白倉昌明 監訳:流れ学(下)，コロナ社，300(1975)

11) 藤田重文，東畑平一郎 編:化学工学，東京化学同人社，230(1964)

12) 白倉昌明 監訳:流れ学(下)，コロナ社，302(1975)

13) Ohkuma, N., H.Masuda, M.Ohnishi, T.Yamadera: Performance of Activated Sludge Filtration by Rotary Disk Type UF Module, The First China – Japan Joint International Conference on Filtration & Separation Proceedings, 105(1991)

14) 橋本 奨:下水汚泥の流動特性について，水処理技術，24，(10)，5(1983)

15) Lowry, O.H.: J. Biol. Chem., 193(1951)

16) Hervert, D.:Methods in Microbiology, 5B, 226, Academic press(1971)

17) 川島博之:汚泥膜分離, 化学工学秋季大会講演集, 230(1989)

18) 新田弘之:好気性微生物の細胞間物質の膜分離特性, 第24回水質汚濁講演集, 35(1987)

19) 浜 光太郎:限外ろ過膜を組み込んだ排水の高度処理, 用水と廃水, 29, (10), 36(1987)

20) Buchanan, R.E.:Determinative Bacteriology, 268, The Williams & Wilkins Company(1986)

21) 大熊那夫紀:膜を用いた排水処理システム, 化学装置, 38, (8), 54(1996)

第4章 活性汚泥混合液の分離

4.1 緒論

活性汚泥混合液の膜分離は, Smithら[1]により最初に行われた。Smithらは, プレート&フレーム型モジュールを用い, 活性汚泥混合液の固液分離に膜分離が適用できることを示した。国内では, ビルの中水道への導入から始まった。当初は生物処理後の沈殿池上澄水をチューブラ型UF膜モジュールで仕上げ処理を行う方式[2]で採用が進み, 1980年には沈殿池の代替に膜分離を用いる, いわゆる膜分離活性汚泥法の実用機[3][4]が稼動を開始した。これに用いた膜モジュールは, Smithらと同様のプレート&フレーム型のUF膜モジュールであった。その後, チューブラ型モジュールなどが使用され, 東京や福岡などでのビル排水再利用のための行政指導もあり, 各地で実用化されている。

一方, 1985年より開始された通産省の大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90」計画では, 嫌気処理の効率化のために膜処理を組合せた膜リアクターが開発[5]された。この中では, また, 水処理リアクタとして生物学的な窒素除去に回転平膜モジュールを組合せた窒素除去リアクタが開発[6]された。

また, 同時期に厚生省はし尿処理の効率化, 及び衛生面の向上を目的にし尿処理の固液分離に膜処理の導入を検討[7]し, 1987年に一号機が納入された。以降, 膜を用いた高負荷型し尿処理設備が飛躍的に増加したが, 中水道設備と同様に使用される膜モジュールは, チューブラ型とプレート&フレーム型であった。これらの膜モジュールは運転動力が大きく, また薬液での洗浄頻度が頻繁で維持管理が大変であった。

これに対して,「アクアルネッサンス'90」計画の中で開発された回転平膜モジュールは, 低い運転動力と維持管理の容易さが確認され, 多方面から注目されている。活性汚泥混合液を対象とする処理では, 廃水処理の一号機を1993年に, 中水設備の一号機を1995年に, そしてし尿処理への一号機を1995年に導入して以来, 凝集汚泥系処理も合わせて, 1999年1月には稼動実績100台を突破している。

そこで本章では，活性汚泥混合液を分離の対象とした排水処理システムへの適用について検討し，既存システムと回転平膜モジュールを適用したシステムを比較し，新しい排水処理システムの可能性を示した。

4.2 窒素除去リアクタへの適用

ここでは，通産省大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90」計画において実施した窒素除去リアクタの検討結果を記述した。まず，下水処理を原水とした処理性能を検討し，次いで下水のメタン発酵処理水を原水とした場合の処理性能について言及した。

4.2.1 小規模実験装置を用いた下水処理実験方法

実験には2.2節の小規模実験装置を用いた。

原水は，A市K下水処理場の流入実下水を用い，細目スクリーン(目開き5㎜)，微細目スクリーン(目開き0.5㎜)で処理後実験に供した。微細目スクリーン処理後の原水水質を表4-1に示す。

硝化菌の馴養の進行状況を判断する方法として，硝化速度を測定した。

実験装置は，容積2Lの円筒状塩ビ管に下部より2L/分の空気が供給できるようにしたものである。実験手順はまず，あらかじめ濃度を測定した供給汚泥を3,000 rpm，10分間遠心分離を行い，上澄液を捨てて濃縮汚泥を得る。平行してNH_4Cl 0.764g/L，$NaHCO_3$ 2.343g/L，Na_2HPO_4･12HO 0.231g/Lを水道水に溶解させて，アンモニア性窒素濃度 200㎎/Lの原水を作製しておく。塩ビ管内の汚泥濃度が2,500㎎/L，アンモニア性窒素濃度が20㎎/Lになるように濃縮汚泥と原水を混合し，適宜水道水で希釈して総容量を1.5Lに設定する，空気を供給して実験を開始する。サンプリングは，塩ビ管上部より25mL採取して行った。サンプリング回数は，実験開始から1時間おきに実験開始4時間まで計5回行ない，採取後直ちにNo.5Aろ紙でろ過してろ液を試料とした。なお，この実験は20℃の恒温室内で行った。分析は，実験開始時の塩ビ管内MLSSと，採取試料のNH_4-N濃度とNO_3-N濃度について行った。

表4-1 原水水質

(微細目スクリーン処理後)

項　目		水　質	
		水質幅	(平均値)
BOD(SS込み)	mg/L	45.0－959	281
BOD(No.5A)	mg/L	5.7－98.0	43.1
COD_{Mn}(SS込み)	mg/L	21.3－242	122
COD_{Mn}(No.5A)	mg/L	9.6－62.5	33.3
SS	mg/L	80.0－817	238
VSS	mg/L	58.0－521	198
n－ヘキサン	mg/L	＜33.6	18.3
TOC	mg/L	10.4－47.2	31.2
T－N	mg/L	22.0－60.1	35.3
NH_4-N	mg/L	13.1－34.2	20.1
NO_2-N	mg/L	＜0.17	0.09
NO_3-N	mg/L	＜0.9	＜0.6

硝化速度の算出は，アンモニア性窒素濃度の減少度から求めたNH_4-N硝化速度と，硝酸性窒素濃度の増加度から求めたNO_3-N硝化速度の2方法で行った。ただし，NH_4-N硝化速度については，NH_4-N濃度の減少分がすべて硝化されたものと仮定している。NH_4-N硝化速度とNO_3-N硝化速度はそれぞれ次式で表される。

$$KN = \frac{\frac{d(NH_4 - N)}{dt}}{X} \quad \cdots\cdots (4\text{-}1)$$

$$KN' = \frac{-\frac{d(NO_3 - N)}{dt}}{X} \quad \cdots\cdots (4\text{-}2)$$

KN ：NH_4-N硝化速度(mg-N/g-MLSS･時)

KN'：NO_3-N硝化速度(mg-N/g-MLSS･時)

$\frac{d(NH_4 - N)}{dt}$ ：単位時間当りのNH_4-N濃度の減少量(mg-N/L･時)

$\frac{d(NO_3 - N)}{dt}$ ：単位時間当りのNO_3-N濃度の増加量(mg-N/L･時)

X ：MLSS濃度(g/L)

生物的窒素除去に係る微生物のうち，排水中に含まれるアンモニア性窒素を硝酸性窒素に転換するものとして主に次の2種類の菌が知られている。

Nitrosomonas: $NH_4^+ + (3/2)O_2 \rightarrow NO_2^- + H_2O + 2H$ ……(4-3)
$-\Delta G = 68.9$ kcal

Nitrobacter: $NO_2^- + (1/2)O_2 \rightarrow NO_3^-$ ……(4-4)
$-\Delta G = 18.2$ kcal

これらの微生物は，それぞれ上記の反応に対応してエネルギーを得て細胞合成を行う自栄養性細菌である。細胞合成は液中に溶解している炭酸イオンの炭素を利用するため，これらの菌の増殖には有機物を必要としない。(ただし,脱窒反応には有機物を必要とする。)

NH_4-N1gをNO_3-Nに転換するのに必要な酸素量及びアルカリ量は，それぞれ4.6g，7.07gである。

硝化菌の増殖速度は表4-2に示すように，活性汚泥のそれに比べ1/10[8]であり，増殖の遅い硝化菌を高濃度に保持するため，膜分離により微生物の流出を防止することは有効な方法であると考えられる。

またpHについては，各種の微生物が混合する混合培養では，*Nitrosomonas*の場合7.5～8.5，*Nitrobacter*で6.0～7.5が最適であると報告されている[9]。

表4-2　硝化菌の増殖速度

	世代時間(h)	増殖速度定数(h)
Nitrosomonas	31	0.022
活性汚泥	2.31～8.69	0.08～0.3
E.Coli	0.26～0.28	2.42～2.69

これらの菌をpH7.0付近で培養した場合，アンモニア性窒素から硝酸性窒素に転換するのに，*Nitrosomonas*による亜硝酸化反応が律速となり易く，反応槽内でNO_2^-は蓄積されずにNO_3^-に転換される。これに対しpH8.0と比較的高い場合，*Nitrobacter*の硝酸化反応速度が亜硝酸化反応速度により低くなり，槽内にNO_2^-が存在するようになる。遠矢ら[10]によると，亜硝酸性窒素が200mg/L以上になると*Nitrobacter*の活性が阻害されている。従って，実験にあたりこれから2種類の反応条件をうまくコントロールすることが必要である。生物学的方法は，微生物の働きにより廃水中の窒素を窒素ガスとして除去する方法であり，除去の原理機構が解明されていること，有機性窒素，亜硝酸性窒素，硝酸性窒素などの各種形態で含まれる窒素を微生物の働きで効率よく除去できるという特長がある。問題点としては，比較

的大きなスペースを要する，低温期は効率が低下することなどが挙げられる。

生物学的な窒素除去技術は，廃水中に含まれるアンモニア性窒素を好気的条件下で，硝化菌の働きにより亜硝酸，硝酸に酸化する工程(硝化)と亜硝酸，硝酸を嫌気的，かつ有機物が存在する条件下で脱窒菌の働きにより窒素ガスに転換する工程(脱窒)から成る。反応式は次式の通りである。

$NH_4^+ + (3/2)O_2 \rightarrow$ (硝化菌 *Nitrosomonas*) $NO_2^- + H_2O + 2H^+$ ……(4-5)

$NO_2^- + (1/2)O_2 \rightarrow$ (硝化菌 *Nitrobacter*) NO_3 ……(4-6)

$NO_3^- + 2(H) \rightarrow$ (脱窒菌) $NO_2 + H_2O$ ……(4-7)

$NO_2^- + 3(H) \rightarrow$ (脱窒菌) $(1/2)N_2 + H_2O + OH$ ……(4-8)

活発に脱窒を行う菌は，*Pseudomonas, Achromobacter, Bacillis, Micrococcus*属などである[11]。脱窒菌は一般には他栄養性の通性嫌気性菌であり，酸素が存在する場合にはこれを用いて呼吸するが，嫌気的でかつ硝酸イオンや亜硝酸イオンが存在するいわゆる無酸素状態では，これら結合酸素を呼吸作用に利用する。この意味で脱窒反応は硝酸呼吸と呼ばれる。

Mc Cartyら[12]は呼吸により消費されたメタノール10gに対し3gのメタノールが細菌により資化される(消費メタノールは13g)と仮定して，以下の反応式を求め，式(4－12)を必要メタノールC'mとした。

$NO_2^- + 0.67\ CH_3OH + 0.53\ H_2CO_3$
$\rightarrow 0.04\ C_5H_7O_2N + 0.48\ N_2 + 1.23\ H_2O + HCO_3^-$ ……(4-9)

$NO_2^- + 1.08\ CH_3OH + 0.24\ H_2CO_3$
$\rightarrow 0.065\ C_5H_7O_2N + 0.47\ N_2 + 1.68\ H_2O + HCO_3^-$ …… (4-10)

$O_2 + 0.93\ CH_3OH + 0.056\ NO_3^-$
$\rightarrow 0.056\ C_5H_7O_2N + 1.04\ H_2O + 0.59\ CO_3 + 0.056\ HCO_3^-$ …… (4-11)

$C'm = 2.47\ NO_3\text{-}N + 1.53\ NO_2\text{-}N + 0.87\ DO$ …… (4-12)

式(4-12)より，1gのNO_3-Nの脱窒には，2.5gのメタノールが必要で，その結果0.52gの脱窒菌の増殖と3.57gのアルカリ度の生成があることが分かる。

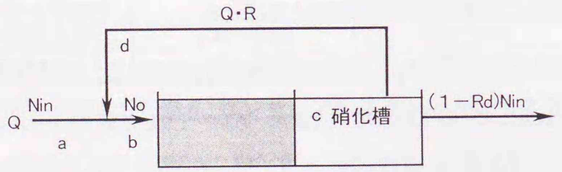
下水の場合，窒素は主にアンモニア性窒素として存在するため，その処理には硝化と脱窒の二工程が必要となる。今回の実験は，脱窒硝化プロセスの後に膜分離機構をおいて，循環しながら処理を行う形態で，Barnard法に類似している。

実験条件は，回転数100rpm，ろ過圧力80kPa，硝化槽に供給するair量20～120L/分，汚泥濃度5.4～14.1g/L，脱窒槽内循環量20L/分とした。その他，水質に及ぼす水温の影響，循環比の影響を検討するために，水温については12～18℃と20～25度の2条件で，循環比は1～5の間で任意設定した。これに伴い，水理学的滞留時間は2.0～8.3h，窒素負荷は0.2～0.3kg-N/m^3･dとなった。

4.2.2　下水処理実験結果

(1)循環比の影響

流入水中の窒素が全て硝化槽中で硝酸性窒素にまで硝化され，循環水中の硝酸性窒素は脱窒槽中で全て窒素ガスにまで還元されると仮定すると，図4-1において，物質収支は次のように表される。



Nin：流入水濃度
No ：脱窒タンク入口NO_3-N濃度
R ：循環比
Q ：流入水量
Rd：系のT-N除去率
R ：脱窒タンク入口，出口でのT-N除去率

図4－1 循環法物質収支図

b＝dとすると，

$$(1+R)\cdot Q\cdot No = R\cdot Q(1-Rd)\cdot Nin$$

$$No = \frac{R}{1+R}\cdot(1-Rd)\cdot Nin \quad \cdots\cdots (4\text{-}13)$$

また，a＝cとすると，

$$Q\cdot Nin\cdot Rd = No\cdot(1+R)\cdot Q\cdot Rd' \quad \cdots\cdots (4\text{-}14)$$

式(4-13)を代入して整理すると，

$$Rd = \frac{R\cdot Rd'}{1+R\cdot Rd'} \quad \cdots\cdots (4\text{-}15)$$

Rd'max＝1であるので，

$$Rd \leq \frac{R}{1+R} \quad \cdots\cdots (4\text{-}16)$$

従って，理論的な窒素除去率は，(4-16)式により循環比のみの関数として表される。しかし，実際には循環比の他に水温，汚泥濃度，滞留時間等が影響する。

ここでは，まず窒素除去における循環比の影響について検討した。循環比が小さいと硝酸性窒素が残存し，また大きいと動力ロスにつながる。久保田ら[13]は循環式の窒素除去方式において，循環比5.3で全窒素の除去率90%を得ているが，循環比7以上では硝化槽からのDOの持ち込みにより，BOD分解菌が好気的にBODを分解し，円滑な脱窒が行われないために除去率が低下することを示している。

これに対して，本窒素除去システムでは膜により汚泥を高濃度に維持できるので，反応速度が低濃度の場合よりも速くなり，循環比を小さくしても十分な処理性能が得られると予想される。図4-2に結果を示す。図から明らかなように，循環比2で目標の処理水質全窒素（T-N）5mg/L以下を達成できることが分かった。従来の循環式の窒素除去方式は，浮遊型で最終沈殿池により固液分離を行い汚泥を返送しているので，系内の汚泥濃度は2,000mg/L程度にしか上げられず，循環比を5程度にする必要があった。本窒素除去システムは従来法に比べ1/2以下の循環比で全窒素の除去率90%を得ることができ，また表4-3に示すようにBODも2.4mg/L以下であり，十分に再利用可能な水質が得られた。

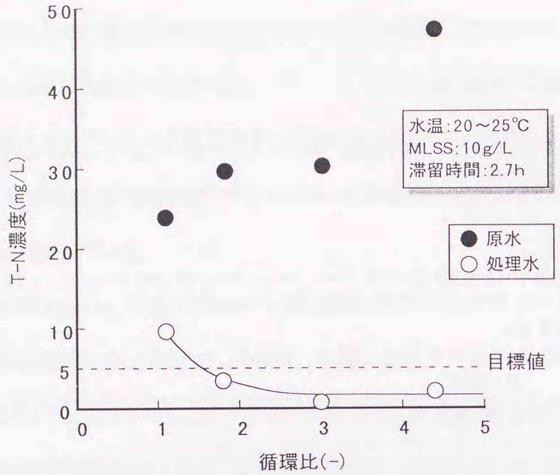


図4－2　循環比と処理水質

表4-3　循環比と処理水質(水温20～25℃)

項目＼循環比	1.1		1.8		3.0		4.4	
サンプル	原 水	処理水	原 水	処理水	原 水	処理水	原 水	処理水
BOD(mg/L)	189	2.4	289	＜2.0	214	＜2.0	270	2.4
T－N(mg/L)	24.1	9,96	30.0	3.58	30.5	0.97	47.3	2.08

(2)水温の影響

硝化菌の活性は水温が高いほど良く，この関係は次式で表わされる。

$$K_t = K_T \cdot \theta^{(t-T)} \quad \cdots\cdots (4\text{-}17)$$

このとき，Kt:t℃のときの反応速度係数

K_T:T℃のときの

θ :温度係数

桜井ら[14]は，下水の硝化反応速度と水温との関係について，温度係数1.128を得ており，これは下水のBODにおける温度係数1.045～1.065に比べ大きく，硝化菌は水温の影響を受けやすいことを示している。

そこで，本窒素除去システムにおいて水温を20～25℃及び12～18℃に設定し，それぞれ循環比を変

えた時の水質を測定した。その結果，図4-3に示すようにいずれも循環比を2以上にすれば，目標処理水質の全窒素5mg/L以下を達成することができた。村田ら[15]によると，水温15℃と22℃において同じ除去率を得る除去速度を求めたところ，15℃では22℃の除去速度の約半分になることが示唆されている。これに比べて本窒素除去システムでは，図4-4に示すように循環比2で水温20～25℃と12～18℃ではほぼ同じ除去速度であることが分かる。しかし，循環比を上げた最終到達水質は，20～25℃の全窒素1mg/Lに対して，12～18℃では全窒素3mg/Lと処理性能が低下しいていることが分かった。全窒素3mg/Lの内訳はほとんどがNH_4-Nであった。表4-4には12～18℃における他の処理水質を示しており，BODは2mg/L以下と十分に再利用可能な水質であった。

このように，汚泥を高濃度に保持できる本窒素除去システムは，水温に対しても従来の方式より効率的であった。

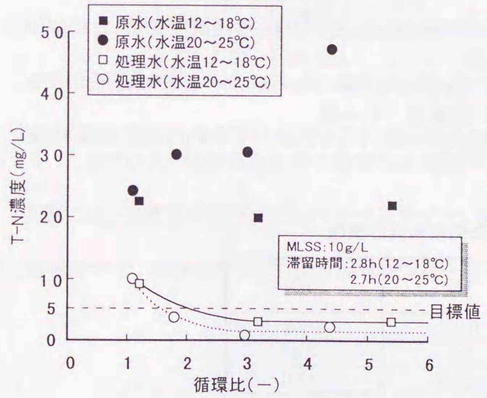


図4－3　循環比と処理水質

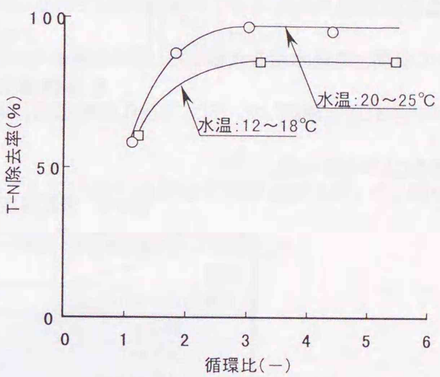


図4－4　循環比と窒素除去率

表4-4　循環比と処理水質(水温12～18℃)

項目＼循環比	1.2		3.2		5.4	
サンプル	原 水	処理水	原 水	処理水	原 水	処理水
BOD(mg/L)	302	＜2.0	182	＜2.0	141	＜2.0
T－N(mg/L)	22.5	9,00	19.9	3.06	22.0	3.12

(3)汚泥濃度の影響

余剰汚泥の発生は，生物を用いた処理では避けて通れない問題である。余剰汚泥は，次式によって生成する。

$$\Delta S = aLr - bcV \quad \cdots\cdots (4\text{-}18)$$

このとき，ΔS：余剰汚泥生成量(kg/d)

a：有機物の汚泥転換率

Lr：有機物供給量(kg/d)

b：汚泥の自己酸化係数(L/d)

c：汚泥濃度(mg/L)

V：反応槽の有効容積(m^3)

これにより，cを高くするほどΔSを減らすことができる。つまり，汚泥濃度を高めることは余剰汚泥の生成量低減効果があり，しかも負荷を大きくとれることが予測される。ここでは，汚泥濃度10g/Lと15g/Lのときの負荷と処理水量を比較した。結果を表4-5に示す。15g/Lでは，10g/Lに比べてより負荷をかけることができることを確認した。また，15g/Lの時には，ほとんど余剰汚泥を引抜かず余剰汚泥生成量が減少できることが分かった。

表4-5　汚泥濃度と処理水質の関係

項目＼MLSS(g/L)	15	10
N負荷(kg-N/m3·d)	0.30	0.20
循環比	2.0	2.0
BOD(mg/L)	＜2.0	＜2.0
T-N(mg/L)	0.76	1.92

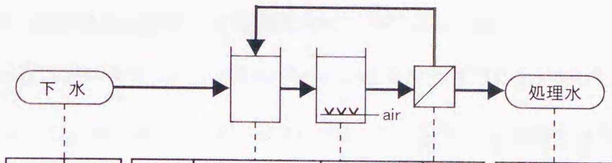
また，比増殖速度(L/d)と活性汚泥による有機基質比除去速度(L/d)のプロットから，汚泥転換率(－)及び汚泥の自己酸化係数(L/d)は，それぞれ0.99，0.02となった。

活性汚泥の汚泥転換率，自己酸化係数は基質の種類，処理温度等により異なるが，一般に汚泥転換率は0.40～0.60，自己酸化係数は0.03～0.10(L/d)という報告が多い[16)~18)]。今回の結果と比較すると，汚泥転換率が通常の活性汚泥法の1.5～2.0倍になることが分かった。これにより，嫌気好気式活性

汚泥法と膜分離機構を組合せると，通常の活性汚泥法より除去されたBODが菌体に転換されやすくなることが予想できた。

(4)窒素除去リアクタ運転結果

循環比を2として，水温20～25℃において図4-5に示す結果を得た。硝化槽での窒素負荷が0.29kg-N/m^3·dと高いにもかかわらず全窒素(T-N)は，5mg/L以下に安定して処理でき，本システムの有効性を確認した。



項目	水質
BOD (mg/L)	141-302
T-N (mg/L)	20-47
SS (mg/L)	80-310

項目	脱窒槽	硝化槽	膜
負荷	2.14 kg-BOD/m^3·d	0.29 kg-N/m^3·d	－
滞留時間	2.7h	2.7h	0.5h
MLSS	10g/L		

項目	水質
BOD (mg/L)	＜5.0
T-N (mg/L)	＜5.0
SS (mg/L)	trace

図4-5　窒素除去実験結果

4.2.3　下水のメタン発酵処理水中の窒素除去実験方法

実験には，通産省大型プロジェクトのベンチプラントである2.2節の窒素除去実験装置を用いた。図4-6に外観を示す。実験装置は(財)造水促進センター茅ヶ崎臨海研究施設内に設置した。



図4-6 窒素除去実験装置外観

原水は隣接する藤沢南部下水処理場の流入下水をメタン発酵処理したものであり，図4-7に示す実証プラントフローシートの膜分離装置からの膜透過水である。実験期間中の水質を表4-6に示す。実験に用いた種汚泥は，4.2.2項のA市K下水処理場の返送汚泥を用いた。この下水処理場は合流式であるため，原水中の全窒素濃度が当初予定(30mg/L)の1/2しかなく，設定の処理量では負荷不足となるため，負荷調整をする必要が生じた。負荷調整には二通りの方法が考えられるが，処理量は前段のメタン発酵プラントの装置設計上増大させることはできないため，窒素濃度の調整を行う方法をとった。原水中の窒素成分は，9割がアンモニア態の窒素であるため，窒素源としてNH_4Clを好気槽に所定量添加し運転を行った。この際，アルカリ度の不足が想定されるため，添加したNH_4-Nの硝化に必要なアルカリ分を$NaHCO_3$として添加した。

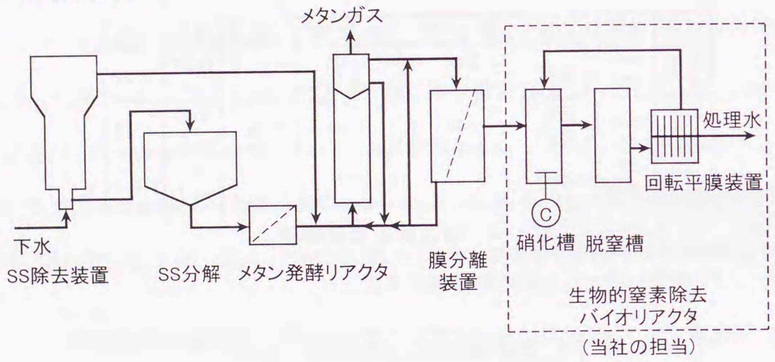


図4-7　大型プロジェクトの実証ベンチプラントフローシート

表4-6　原水水質(メタン発酵処理水)

項　目		平均値	最大値	最小値
pH	(—)	7.57	7.85	7.35
水温	(℃)	20.8	31.5	11.2
BOD	(mg/L)	10.1	30.0	4.5
COD_{Mn}	(mg/L)	20.2	38.8	7.8
TOC	(mg/L)	8.3	20.6	2.7
全窒素	(mg/L)	32.9 (18.3)	68.3	10.6
NH_4-N	(mg/L)	31.0 (16.8)	66.6	10.1
NO_3-N	(mg/L)	0.6 (0.3)	1.2	＜0.05
SS	(mg/L)	＜1	＜1	＜1

(　)内は，NH_4Cl添加前の値

また，窒素除去リアクタの原水であるメタン発酵処理水は，下水中の有機物をほとんどCO_2やCH_4に転換しているため，原水は硝化槽に導入した後脱窒処理を行った。脱窒槽には所定量のメタノールを添加した。その後，回転平膜モジュールで固液分離し，濃縮液は硝化槽に循環した。処理水は系外へ放流した。リアクタ内の汚泥濃度は高濃度から順次引き抜き，所定濃度でのデータを取得した。水温は冬期には15±2℃になるよう好気槽にヒータを入れ調整した。好気槽のDOは，1～5mg/Lにコントロールした。

4.2.4　下水のメタン発酵処理水の窒素除去実験結果

(1) 負荷の影響

冬期における負荷の影響を調べるため，水温を15±2℃に設定し全窒素容積負荷の窒素除去率におよぼす影響を検討した。負荷の設定は硝化槽に塩化アンモニウム溶液を所定量添加し，徐々に負荷をかけた。その結果を図4-8に示す。目標の全窒素負荷0.24kg/m³·dでは約99%の除去率が得られ，全窒素1mg/L以下と非常に良好な再生水が得られている。0.32kg/m³·dから徐々に低下し，0.36kg/m³·dでは全窒素除去率は96%となった。下水処理場で行われている活性汚泥循環変法では，硝化槽の窒素負荷は0.04～0.08kg/m³·dであるので，本システムは4倍以上の負荷がかけられ，しかも全窒素除去率が96%と非常に高いことが分かった。これは，原水が下水のメタン発酵処理水であり，原水中の有機態窒素が少ないこと，脱窒に必要な有機炭素源として利用効率のよいメタノールを添加していることによると考える。

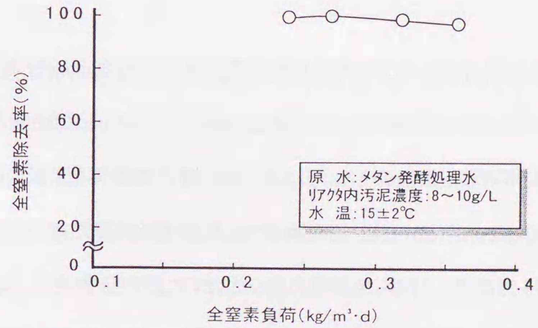


図4-8　全窒素容積負荷と全窒素除去率の関係

(2) 有機物添加量

嫌気槽に添加する有機炭素源として，微生物反応に利用されやすいメタノール，酢酸を選定し，窒素量に対する添加量を予備的に回分試験により検討した結果，メタノールはNO_3-Nの約3倍でよいのに対し，酢酸では5倍以上必要なことが分かり，実験プラントにはメタノールを添加することにした。嫌気槽に添加する理論メタノール量は，NO_3-N1gに対して，メタノールは2.5g以上必要であることから実験結果の(メタノール量/NO_3-N量)が3以上という結果とほぼ一致している。そこで，実験期間中は原水中の全窒素量の変化を想定し，メタノール添加量を3.5倍に設定した。その結果を図4-9に示す。メタノール注入量が2.5倍と低下した時には，全窒素除去率も85%に低下したが，3.0以上に保持することで97%以上の高い全窒素除去率を得ることができた。

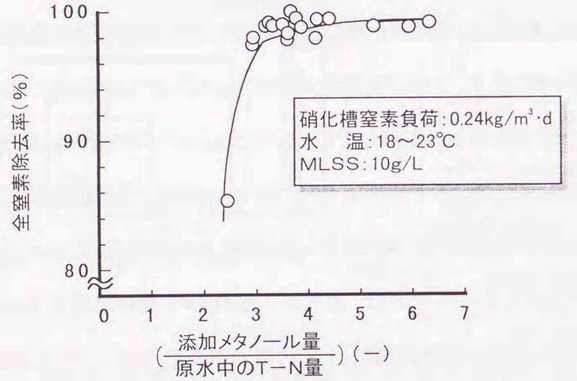


図4-9　メタノール添加量と全窒素除去の関係

(3) 汚泥濃度

汚泥濃度の影響を見るため，リアクタ内の汚泥濃度を変化させて全窒素除去率への影響を検討した。その結果を図4-10に示す。MLSS濃度15g/L，12g/L，10g/L，6.5g/Lと段階的に変化させても全窒素除去率は98%前後とほとんど変化しないことが分かり，硝化槽の窒素負荷0.22～0.25kg/m³·dでは6～7g/Lの汚泥濃度で十分なことが分かった。汚泥濃度10g/L以上では運転経過とともに徐々に低下したが，6.5g/Lにした時は2ヶ月間ほとんど汚泥濃度の変化がないことから，微生物の増殖と分解のバランスがとれた状態であることが分かった。これにより，下水のメタン発酵処理水を原水とする場合は，余剰

汚泥を発生しない生物処理の可能性が示唆された。

また，図4-11に汚泥中の有機成分量を表わすMLVSS/MLSS比の経日変化を示す。実験期間中の平均値は0.84であった。また，2ヶ月程度の大きな周期を持ってMLVSS/MLSS比は変化していることが分かった。このようにリアクタ内での汚泥は，増殖，衰退を繰り返しており，こうした変化と全窒素除去率には特に関係は認められなかったものの，透過流束には影響していることも考えられ，今後の検討課題の一つと思われる。

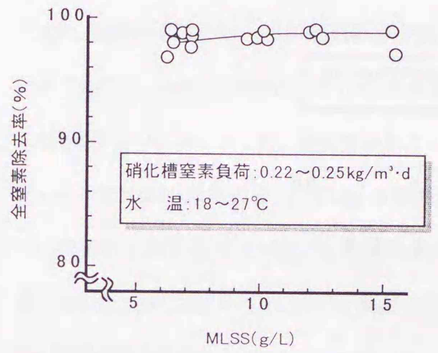


図4-10　全窒素除去とMLSSの関係

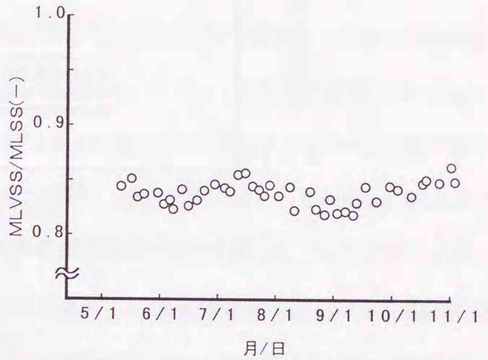


図4-11　(MLVSS/MLSS)の経日変化

(4) 水温

水温は，微生物の働きに影響し，反応速度に大きな影響を与える。特に硝化菌は，脱窒菌よりその影響は大きいと言われている。硝化速度(K_N)，脱窒速度(K_{DN})と水温の関係は下水の場合，次式で表わされている[19]。

$$K_N = 0.1197 \times e^{0.1295 \cdot T} \ (mg/L\text{-}N/g \cdot MLSS \cdot h) \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (4\text{-}19)$$

$$K_{DN} = 0.2870 \times e^{0.0687 \cdot T} \ (mg/L\text{-}N/g \cdot MLSS \cdot h) \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots (4\text{-}20)$$

実験装置における硝化速度，脱窒速度を測定したところ，脱窒速度はほぼ同等であったが，硝化速度は2～3割増加した。こうしたことから，膜付リアクタではMLSS当りの活性はほとんど変化しないものの，汚泥濃度を高めることで反応効率を良くしていることが分かった。硝化速度の若干の上昇は，汚泥中の硝化菌量比の増大を示唆していると考える。実験期間中の水温と全窒素除去率の関係を図4-12に示す。

水温15℃前後では，全窒素除去率に多少のばらつきが出ているが，これは外気温の急激な低下のためにヒータが入っていない嫌気槽の水温が低下し，脱窒反応が抑制されたものと考えられる。しかし，硝化槽は十分機能しており，水温15℃程度でも良好な処理水質が得られていることが分かり，汚泥濃度を高めた膜付リアクタが有効であることが確認できた。

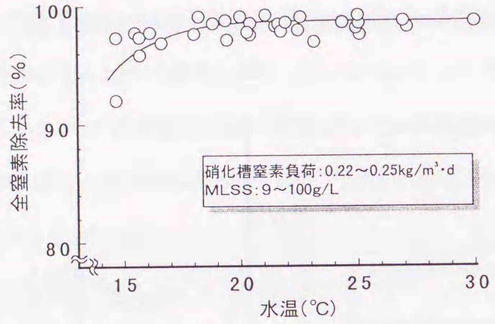


図4-12　全窒素除去率と水温の関係

(5) 窒素除去リアクタの連続運転結果

連続運転における水質の経日変化を図4-13に示す。経過日数150日付近から原水の全窒素が上昇しているのは，硝化槽の窒素負荷を目標の0.24kg/m³·dで運転を行うために原水にアンモニア性窒素を添加しているためである。実験期間中処理水のBOD，全窒素とも目標の5mg/Lを安定して得ることができた。また，平均の全窒素除去率は97.1%であった。従来法の活性汚泥循環変法[19]の硝化槽での窒素負荷0.06kg/m³·dのときの全窒素除去率70%と比較すると，大幅に性能が向上していることが分かる。

この結果は，膜型リアクタの特徴を如実に物語っており，汚泥，特に硝化菌の高濃度化が図れていることを表わしている。また，処理水質の安定性も大きな特徴となっていることが確認できた。実験期間中の平均全窒素除去率も97%以上であった。これは，原水が下水のメタン発酵処理水であるのでBOD/N比が平均で0.5と低く，脱窒槽に有機源としてメタノールを添加しているため，脱窒効率の上昇が想定されることと，原水の流入が硝化槽であり，ここで完全に硝化が行われた後に脱窒槽で脱窒されるので，全窒素の除去率が非常に高くなったと考えられる。なお，60日目，90日目に処理水中の全窒素が5

mg/L近くまで上昇しているのは，メタノール注入ポンプの運転が不調で，メタノール不足になったためである。

原水，処理水中の窒素の形態を調べてみると，原水中の全窒素成分のうち約90%がNH_4-Nであり，残り半分がNO_3-Nで，残り半分は有機態-Nであった。処理水中にNH_4-Nは存在せず，処理が好調な時はNO_3-Nも検出限界以下であり，ほとんどが有機態-Nであり，微生物に由来する有機物であると推測できる。

また，回転平膜モジュールの運転経過を図4-14に示した。これは分画分子量60万の膜で運転状況を示すもので，ろ過圧力90kPa，ディスク外周速2.6m/s(100rpm)，モジュール内汚泥濃度は12～15g/Lになるようにコントロールした。運転開始約200日間は徐々に透過流束は低下したものの，回転平膜モジュールは100kPa以下の圧力で約6ヶ月間無薬洗で運転し，透過流束1.4m³/m²·dを維持することができた。210日以降透過流束が低下したが，これについては3.4.3項で述べたように，ベニアブラミミズが大量発生したことによる。いずれにしろ，薬品洗浄(次亜塩素酸ナトリウムと界面活性剤)により回復し，その後も同様な傾向を示した。

回転平膜モジュールは低動力運転の可能性があるので，実規模に近い実証プラントの膜モジュールを用いてその所要動力を確認した。膜モジュールの所要動力は，①回転平膜モジュールへの汚泥液供給動力，及び②膜の回転動力の合計で得られる。①は実験装置のため容量の大きいポンプを設置しているので，ポンプ動力の計算式を用いてポンプ効率60%，モータ効力85%として計算し，②は回転平膜モジュールの実測値とした。その結果，①0.11kWh/m³，②0.68 kWh/m³が得られ，回転平膜モジュールの所要動力は0.79 kWh/m³であり，この値は従来の汚泥分離用膜モジュールの約1/5であり，回転平膜モジュールの優位性を見出した。

連続運転の開始時の透過流束と処理状況を図4-15に示す。馴養が進むと透過流束が上昇し，これは処理水中の全窒素の減少と対応していた[20]。本実証プラントは，下水や産業廃水中の窒素成分を除去するため嫌気，好気の繰り返し処理を行っており，そのために馴養が進むと汚泥フロックが稠密になり，膜処理に適した汚泥性状になったためと推定した。鈴木ら[21]は，膜の透過流束が汚泥の種類により

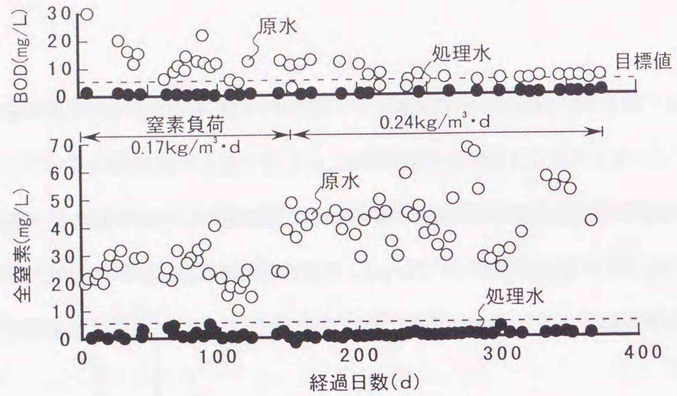


図4-13　処理水質の経日変化

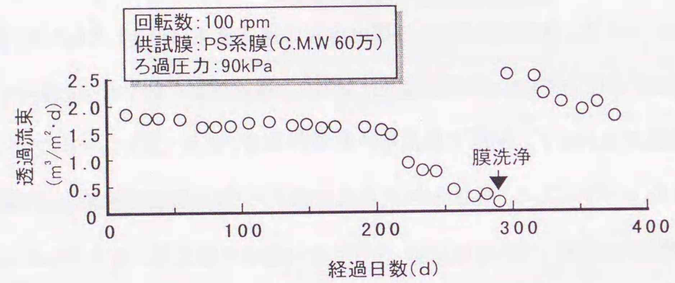


図4-14　回転平膜モジュールの透過流束

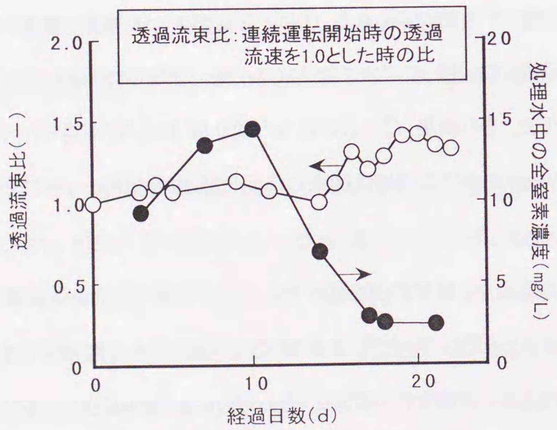


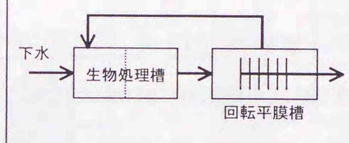
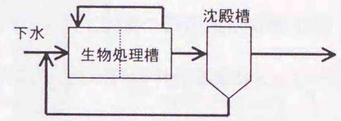
図4-15　馴養時の透過流束と処理水質

異なり，嫌気，好気の繰り返し処理を行っている汚泥の透過流束が最も高いことを報告しており，透過流束向上の一因と考えられる。

4.2.5　従来法との比較

下水を原水とする場合，循環変法[22]をシステムの性能対象とした。結果を表4-7に示す。本システムは，生物処理槽のMLSS濃度を従来法の約4倍にしているため，処理時間を1/3にでき，また高度な処理水質を得ることができ，環境への負荷軽減のみならず再利用することができるなど，従来法に比べて有効なシステムであると考える。

表4-7　従来法との比較(下水の場合)

項　目	開　発　法			従来法(活性汚泥循環変法)		
フロー						
処理時間	6 時間 生物処理槽 5.8時間 回転平膜 0.2時間			19 時間 生物処理槽 16時間 回転平膜 3時間		
負　荷	0.24 kg-T-N/m³・d			0.09 kg-T-N/m³・d		
水温 (℃)	12～18			13～21(推定)		
MLSS (mg/L)	8,000～12,000(平均 9,600)			平均 2,500		
水質(mg/L)	BOD	T-N	SS	BOD	T-N	SS
原 水	225	31.6	213	190	29.0	114
処理水	<2	2.8	Trace	<20	5～10	10～20

4.3 窒素・りん同時除去リアクターへの適用

前節で生物処理と回転平膜モジュールを組合せた窒素除去リアクタを開発した。ここでは，さらにりん除去を付加したリアクタを検討した。リアクタにおいてりんは，生物反応槽内に凝集剤を添加することでりん酸塩として捕捉され，余剰汚泥として微生物とともに系外へ排出され，除去される。

4.3.1 実験方法

実験装置のフローを図4-16に示す。実験装置は，(財)造水促進センタ茅ヶ崎臨海研究施設内に設置した。原水槽(50L)，脱窒槽(9.5L)，硝化槽(9.5L)，回転平膜(φ210ディスク1枚)で構成した。使用した膜はポリスルホン系で，分画分子量は75万である。原水である下水は脱窒槽から流入し，硝化槽内に設置した回転平膜により処理水を得る。凝集剤である塩化アルミニウム(PAC)は，硝化槽に所定量注入していた。硝化槽から脱窒槽へ硝化汚泥液を循環し，窒素除去を行った。脱窒槽は機械攪拌を，硝化槽はエアレーションによる攪拌を行った。回転平膜で処理水が系外に流出した量だけ，原水が反応槽内に流入するようシステムは構成した。回転平膜からの処理水は，ダイヤフラムポンプの吸引力を駆動力(ろ過圧力)として得た。

連続運転時の原水は，本実験場に隣接する藤沢市南部下水処理場の流入下水を用いた。硝化速度の測定方法は，図4-16に示す装置の硝化槽を用いて行った。まず，脱窒槽から硝化槽への配管中のバルブを閉め，硝化液循環ラインを脱窒槽ではなく硝化槽へ戻すようにする。さらに，処理水も硝化槽に戻すようにする。こうした状態の硝化槽にNH_4Cl及び$NaHCO_3$を添加する。NH_4Clは，NH_4-Nが約20mg/Lとなるように調整した。薬液添加後から経過時間ごとに処理水をサンプリングし，NH_4-N，NO_3-N濃度を測定し，汚泥単位量，単位時間当たりの処理窒素量を算出して硝化速度とした。

リンの除去剤として，ポリ塩化アルミニウム(PAC)を硝化槽に添加した。添加量は4mg-Al/L原水とし，Run4のみ無添加とした。原水の流入コントロールは，処理水が系外に排出された量と等量が生物反応槽に流入する方法としたため，生物反応槽の滞留時間(HRT)は，それぞれのRunで8～9時間であった。水温はコントロールしなかった。回転平膜は，回転数 350rpmとした。汚泥の引き抜きについては，MLSS 15g/Lとなるようにコントロールした。Run2からはN負荷を高めるため，NH_4Clを添加し，0.2～0.3kg-N/m^3・dにおけるデータの取得を行った。この時，添加したNH_4Clに対応する$NaHCO_3$も同時に添加した。これらの運転条件をまとめて，表4-8に示す。原水，処理水のサンプリングは週1回とし，pH，BOD，SS，T-N，T-P，TOC，色度を水質測定項目とした。汚泥混合液については，SS濃度，T-Al濃度を分析した。汚泥の粒度分布は，レーザ散乱計(島津製 LC-1000)を用いた。

また，ろ過の比抵抗は分画分子量75万の膜(76φ)を用いて50kPaの圧力で低圧ろ過を行い，ケークろ過式から求めた。

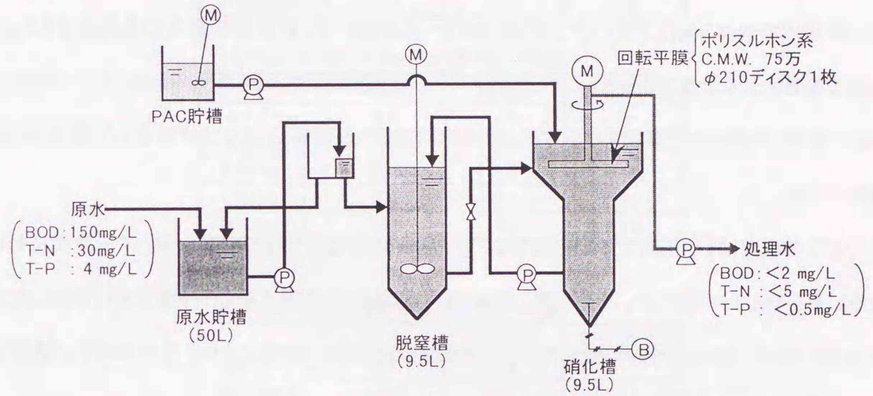


図4-16 実験装置フロー(処理水量 57L/d)

表4-8 運転条件

項目 \ Run	1	2	3	4
PAC注入量 (mg-Al/L)	4	4	4	0
平均HRT (h)	8.0	9.2	8.8	8.6
水温 (℃) 平均値 (変動幅)	24.1 (18.1～31.9)	26.7 (23.1～28.8)	21.5 (16.1～27.4)	15.6 (13.3～17.1)
設定N負荷 (kg-N/m^3・d)	0.14	0.20	0.25	0.30

4.3.2 リアクタの処理性能

Runごとの水質の平均値を表4-9に示す。Run1～4において，BODは非常に良く処理できており，原水BODが75～300mg/Lと変動しても処理水BODは1mg/L以下であり，平均除去率は 99%以上であった。

原水中のT-N濃度は14～31mg/Lと比較的低いので，Run2からは原水中にNH_4Clを添加しT-N負荷を高め負荷の影響について検討した。NH_4Cl無添加時のRun2～4におけるN負荷は平均0.14kg-N/m^3・dであり，処理水T-Nは5mg/Lであった。さらにRun2～4において，N負荷を徐々に上昇させ0.3kg-N/m^3・dまで変動させる予定であった。しかし原水中のT-N濃度が予想よりも低く，Run4においても0.20kg-N/m^3・dまでしか負荷を上昇できなかった。結果として0.20kg-N/m^3・dまでは処理水T-N濃度は5mg/Lを確保できた。

原水中のT-P濃度は1～6mg/Lであり，ほとんどがPO_4-Pの形態であるので原水中のT-P濃度に対し添加するAl量を4mg/L一定とした。その結果，各Run1～4における処理水中のT-P量における差はなかった。Run4においてはPACを無添加としたが，反応槽内の過剰Alの影響により処理水中のT-P濃度は0.5mg/L以下に維持することができた。

水温の影響についてはRun4における平均水温15.6℃のときでも安定して，処理水のT-N，T-Pをそれぞれ5mg/L，0.5mg/L以下に処理できた。図4-17に年間を通じての水温，T-N，T-Pの変化を示す。処理水のT-Nは若干変動するが，T-PはAlの注入により確実に反応し捕捉できるため安定していた。

反応槽内のAl濃度変化と微生物の硝化活性の変化を図4-18に示す。反応槽内のT-Al濃度は400～1,500mg/Lであり，平均で800mg/Lが常時反応槽内に存在していた。このAlによる硝化活性の阻害が考えられたが，先に示したように処理水のT-Nは除去されており，これは0.2kg-N/m^3・d　の負荷条件で反応槽に原水が流入した場合，反応槽内の微生物濃度を15g/Lに維持すれば0.4mg-N/g-SS・hの硝化速度で十分処理できることから，汚泥濃度を高くすることで達成された結果と考えられる。10月の初旬から硝化速度が0.1mg-N/g-SS・hに低下し回復の兆しが見られなかったので，汚泥の交換を行い運転を再開した。その後の硝化速度は前回と同様に初期の硝化速度に対し約1ヶ月で1/2から1/3に低下した。これらの結果から，本リアクターでは，Al添加による微生物の硝化活性の低下を汚泥濃度の増大でカバーしているといえる。

表4-9　各Runごとの水質

(a) Run1における水質分析結果(平均値)

	原水	処理水	除去率(%)
pH（－）	6.9	7.8	－
BOD(mg/L)	177.0	1.3	99.2
T-N(mg/L)	23.6	4.3	81.9
T-P(mg/L)	3.6	0.3	92.8
TOC(mg/L)	38.5	4.6	87.9

(b) Run2における水質分析結果(平均値)

	原水	処理水	除去率(%)
pH（－）	6.8	7.3	－
BOD(mg/L)	122.0	1.4	98.9
T-N(mg/L)	29.6	4.8	83.8
T-P(mg/L)	4.4	0.2	96.3
TOC(mg/L)	48.5	4.2	91.4

(c) Run3における水質分析結果(平均値)

	原水	処理水	除去率(%)
pH（－）	6.8	7.3	－
BOD(mg/L)	139.6	1.3	99.1
T-N(mg/L)	34.0	3.1	91.0
T-P(mg/L)	3.1	0.1	96.6
TOC(mg/L)	39.8	5.0	87.5

(d) Run4における水質分析結果(平均値)

	原水	処理水	除去率(%)
pH（－）	7.0	7.6	－
BOD(mg/L)	200	1.0	99.5
T-N(mg/L)	35.9	0.6	98.4
T-P(mg/L)	5.4	0.1	98.9
TOC(mg/L)	46.0	6.2	86.5

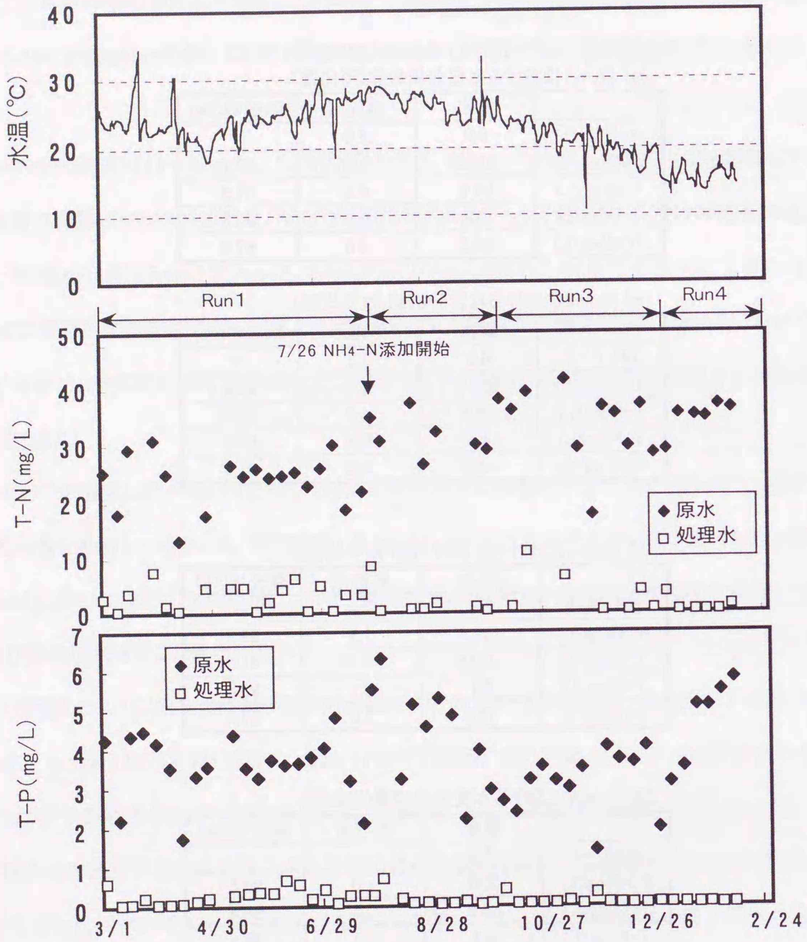


図4-17　水質の変化

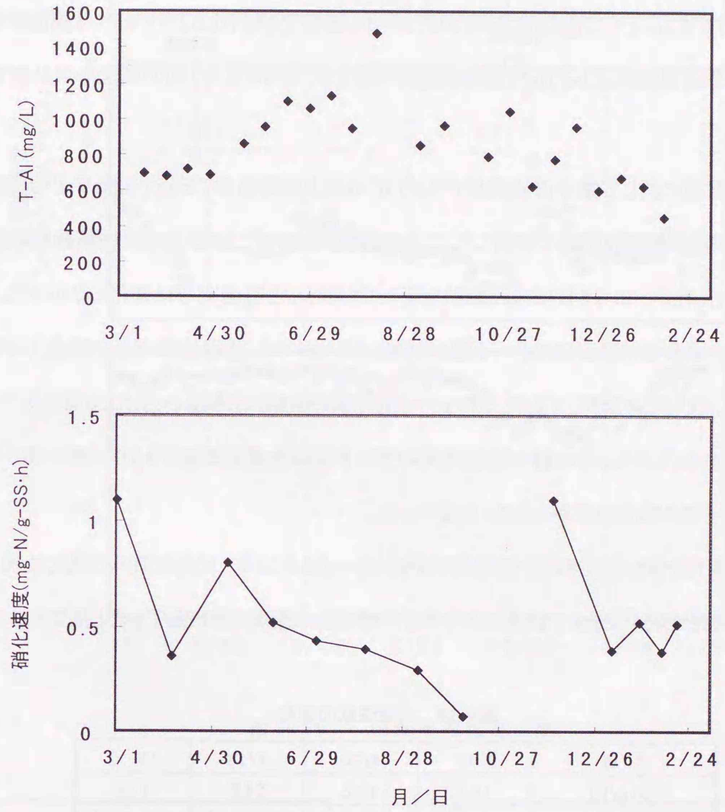


図4-18　硝化活性の変化

4.3.3　回転平膜モジュールの性能

反応槽内のSS濃度，回転平膜の透過流束，ろ過圧力の変化を図4-19に示す。反応槽内のSS濃度は15～20g/Lになるようにコントロールした。回転平膜の透過流束は吸引圧力を90kPaにしてろ過しているため，徐々に低下する。そこで透過流束が0.5m^3/m^2・dを維持できなくなるようであれば膜洗浄を行うことにした。その結果透過流束は1m^3/m^2・dをほぼ維持できるが，約6ヶ月で1回の膜洗浄が必要であることが分かった。

回転平膜の性能に関して膜の透過流束が1m^3/m^2・d以上の時(3月７日)と，0.5m^3/m^2・dの時(10月５日)における回転数の影響について検討した。これを図4-20に示す。3月７日には回転数を変化させると透過流束も変化したが，10月５日には回転数を変えてもほとんど透過流束は変化しなかった。これは，透過流束が高い場合には膜面にはケーク層が付着していないが，透過流束が低い時点では膜面にケーク層が存在していることを示しており，このケーク層は膜の回転による遠心力による剪断力ではとれないためと考えられる。しかし，その後の透過流束のデータでは次亜塩素酸ナトリウム液を用いた膜洗浄で，十分にケーク層の除去効果があることが分かった。

汚泥性状の変化を表4-10に示す。透過流束が低くなった4月20日，10月12日のろ過比抵抗値が高いことがわかる。汚泥性状が変化し，膜面にケーク層が形成され透過流束が低下したと推定される。

表4-10　汚泥性状の変化

月/日	2/16	4/20	7/13	10/12
SS(g/L)	14.4	13.2	21.8	11.8
ろ過比抵抗(m/kg)	9.7×10^{12}	3.2×10^{13}	7.0×10^{13}	2.0×10^{13}
平均粒子径(μm)	37.0	27.6	27.4	33.2
T-Al (mg/L)	436	705	1130	723

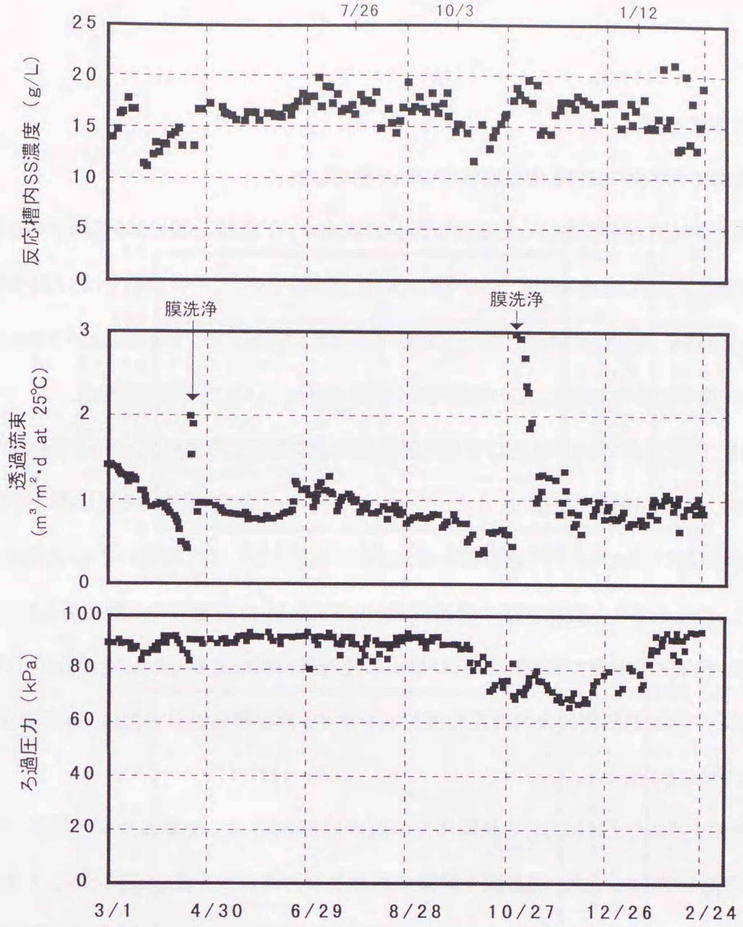


図4-19　回転平膜性能の変

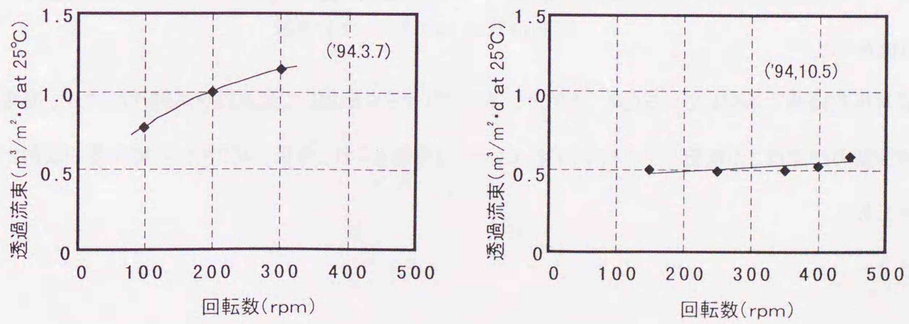


図4-20　回転平膜の透過流束への影響

4.3.4　汚泥性状の検討

凝集剤添加型システムにおける汚泥性状について検討した。

汚泥液の示差熱(DTA)分析を行った結果を図4-21に示す。下図は上図の300℃以下のDTA曲線を拡大した図であり,173.3℃に吸熱のピークを有していることが分かる。ビーカ実験では，$Al(OH)_3$は100℃以下のピークしかなく，$Al(PO_4)$になると160～170℃に結合水の分解ピークを示すことが分かっていることから，今回の汚泥中には$Al(PO_4)$としての形態でりんが除去されていることが確認できた。

図4-22には，汚泥液のフロック径及び平均ろ過比抵抗値を示す。汚泥液のフロック径は50%径で27～37μmであり，平均ろ過比抵抗値は，4×10^{12}～1×10^{13}m/kgであり，比較的ろ過し易い汚泥であるといえる。Al濃度が高くなると汚泥のろ過抵抗を増大させる傾向があり，また汚泥のフロック径は小さくなる傾向があった。こうした事から回転平膜の透過性能から考えると，反応槽内のAl濃度が必要以上に高くならないように，汚泥の引き抜きを行うことがシステムの性能維持には重要であることが分かった。

図4-23に本システム運転開始後の汚泥粒度分布を示す。運転開始28日目では，ほぼ安定した粒度分布になっていることが分かる。

次に，凝集剤を添加した系における余剰汚泥の脱水性を検討した。比較の余剰汚泥として，下水処理場の余剰汚泥を用いた。また，簡易脱水試験の結果及び汚泥性状を表4-11に示す。下水処理場の余剰汚泥は凝集性が良くろ過性も良かったが，含水率は86.3%と悪かった。また，凝集剤添加型汚泥は凝集性も悪く，汚泥フロックが小さく，ろ布が目詰まりしてろ過性も悪くなったが，含水率は82.0%であった。ケークろ過式から求めた平均ろ過比抵抗は，下水処理場の余剰汚泥に比べて，凝集剤添加型の汚泥は低かった。

通常汚泥は負に帯電しているため，カチオン系のポリマーを添加して脱水性テストを行ったが，凝集剤添加型の汚泥はこの電荷バランスがくずれていたことも考えられ，今後はポリマーの種類等の検討が必要である。

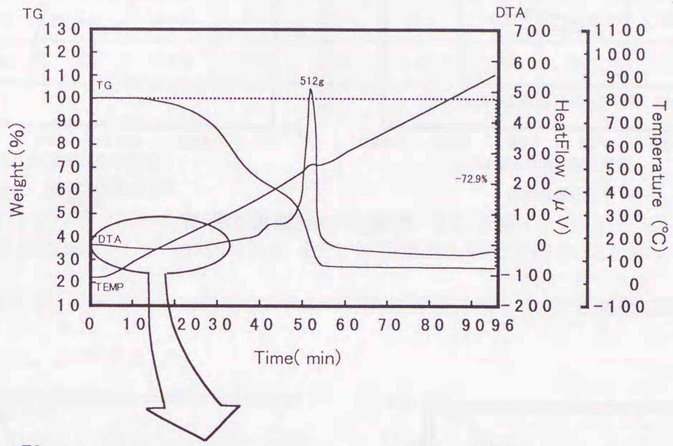
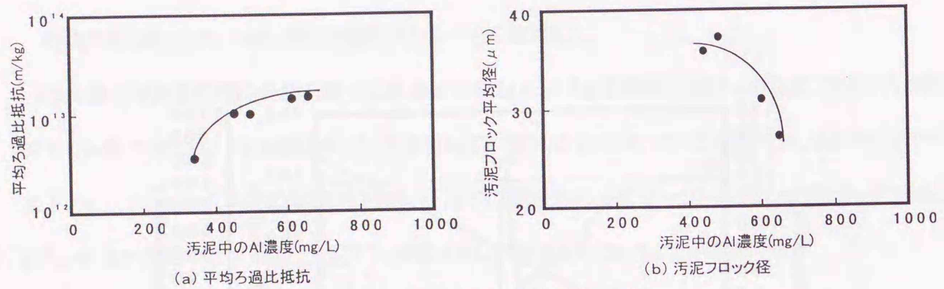


図4-21　汚泥のDTA分析結果



(a) 平均ろ過比抵抗　　(b) 汚泥フロック径

図4-22　汚泥中のAl濃度の影響

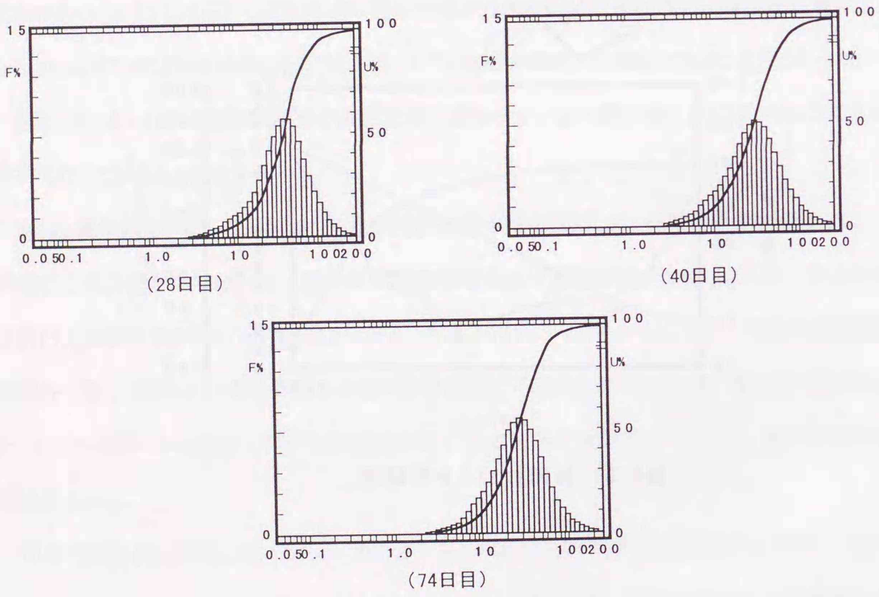


図4-23　粒度分布変化

表4-11　簡易脱水試験結果及び汚泥性状

脱水試験 / 汚泥種類	高分子凝集剤 薬注量 (mL)	高分子凝集剤 薬注量 (%対TS)	高分子凝集剤 フロック大きさ (mm)	脱水試験結果 ろ液量(mL) 30秒後	脱水試験結果 ろ液量(mL) 60秒後	脱水試験結果 含水量 (%)	脱水試験結果 SS g/L	汚泥性状 電導度 ms/cm	汚泥性状 Mアルカリ度 mg/L	汚泥性状 平均ろ過比抵抗 m/kg
下水処理場余剰汚泥	2.4	0.3	4～6	155	175	86.3	4.89	79.4	351	4.8×10^{13}
凝集剤添加型汚泥	5.9	0.3	1～3	110	130	82.0	12.68	54.3	481	8.2×10^{12}

注)　凝集剤濃度は，0.2%を使用，脱水圧力は100kPa

4.4　食堂排水処理への適用

食堂排水は，小規模排水として代表的であり，またビル排水の大部分を占めることから，回転平膜モジュールの適用を検討した[23]。ここでは処理システムの可能性評価に加えて，安定運転に欠かせない透過流束の影響因子について言及した。

4.4.1　実験方法

実験装置(処理量3m³/d)のフローを図4-24に示す。原水は，当社松戸工場内の食堂排水を用い，スクリーン(目開き2.0mm)，油水分離槽を経た後，生物処理槽(0.8m³)へ供給される。生物処理槽では，嫌気，好気の処理を行った後に回転平膜モジュールで固液分離を行い，再生水を得る。濃縮液は嫌気槽へ送られる。原水は再生水として系外へ流出する量と同量が生物処理槽へ供給される。実験に供したモジュールはディスク径500mmであり，一軸に6枚のディスクを装着している。膜はポリスルホン系であり，分画分子量は75万である。回転平膜モジュールの透過液ラインに定容量ポンプを設置し，このポンプの吸引圧により再生水を得る方式とした。実験期間中，薬液による洗浄は行わなかった。

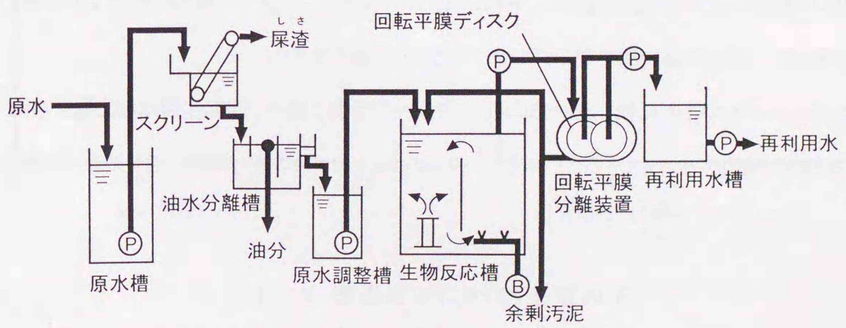


図4-24　食堂排水処理システム実験装置フロー

4.4.2　透過流束影響因子の検討

本システムを円滑に運転するには，膜モジュールの安定運転が重要となる。そこで，システムの連続運転に先立ち，回転平膜モジュールの透過流束への影響因子について検討した。因子として汚泥液中のTOC，汚泥粒径，SVIC，負荷，呼吸活性と透過流束との関係について図4-25に示す。その結果，BOD-SS負荷が大きくなると透過流束が高くなる傾向があった。これは，負荷を大きくすることで汚泥の増殖を増長させ，自己酸化による高分子物質の膜ろ過抵抗への影響を少なくできるからと推定できる。

こうしたことは最近数多く検討されている。松井[24]や中川[25]らは活性汚泥混合液中の溶解性成分が透過流束に大きく関与するとしている。また柳ら[26]は，この溶解性成分は主に生物の代謝過程で生成するとし，さらに桃井ら[27]は生物の内生呼吸に由来する生分解性を持たない代謝成分が透過流束の低下に大きく関与していると報告している。また，西村ら[28]も膜の分画性よりも大きな代謝物が生物活性に影響を与えることを示唆している。これらのことから，生物処理と膜分離を組合せたシステムでは，適度な汚泥引き抜きが不可欠であり，システムの安定運転には欠かせないといえる。

4.4.3　システムの評価

実験装置では，BOD-SS負荷が0.15kg/kg・dになるように運転した。2ヶ月間連続運転時の水質分析結果及び透過流束の経時変化を表4-12，図4-26に示す。表4-12における原水は，生物処理槽入口の水質を示す。この間の生物処理槽内の液温は，25～33℃であり，MLSSは10g/L程度にコントロールした。表に示すように，いずれの水質項目も再利用するのに十分な水質が安定して得られることが分かった。回転平膜モジュールの透過流束は，平均1.5m^3/m^2・dであり，スクリーン程度の簡単な前処理で夾雑物の影響もなく，効率の良い膜処理が行われていることが確認できた。

また，ランニングコストの比較を表4-13に示す。チューブラ膜に比べ，回転平膜は動力費を半減でき，さらに薬液洗浄頻度も少なくできることから，トータルのランニングコストを4割減できる見通しを得た。

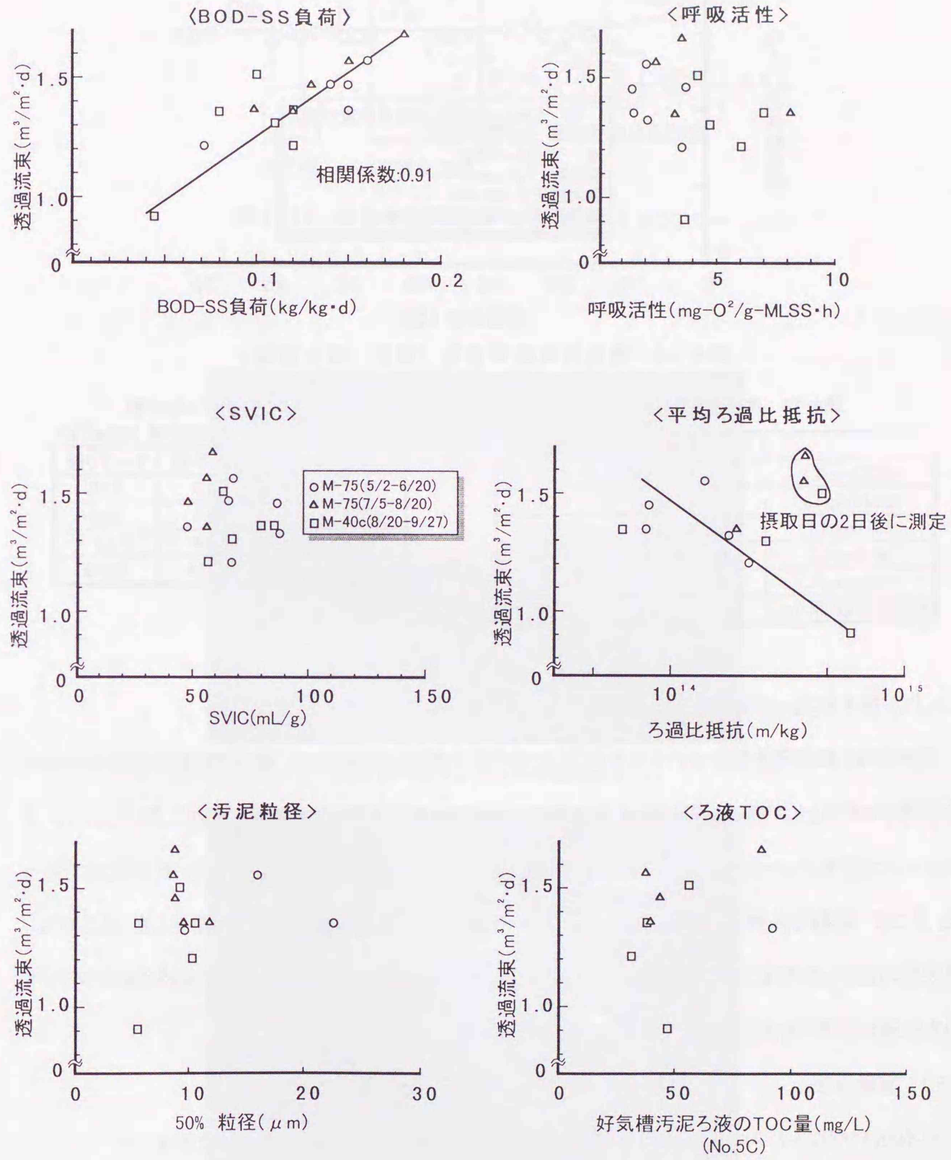


図4-25　透過流束に及ぼす影響因子

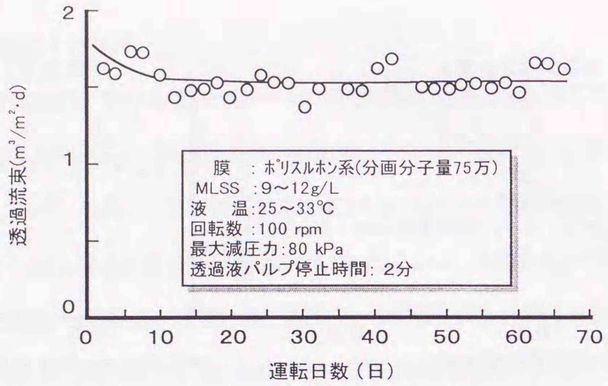


図4-26　透過流束経日変化（減圧一間欠運転）

表4-12　水質分析結果(平均値)

	原水	処理水	水質基準
BOD(mg/L)	390	1.9	＜20
COD(mg/L)	127	7.4	＜30
SS (mg/L)	109	＜1	—
pH (mg/L)	6.1	7.1	5.8～8.6
n-Hex(mg/L)	32.8	＜2	—
大腸菌群数(個/mL)	—	ND	＜30

表4-13　ﾗﾝﾆﾝｸﾞｺｽﾄ比較
(処理規模 200m³/d)

	回転平膜	ﾁｭｰﾌﾞﾗ膜
動力（%）	25.3	47.9
膜交換(%)	30.4	50.2
薬品（%）	0.04	1.9
トータル(%)	55.74	100.0

4.5 ビル排水処理への適用

生物処理と膜処理を組合せたシステム，いわゆる膜分離活性汚泥法は，国内ではビル排水からの中水製造システムとして発達してきた。この経緯については，綾[29]が詳述している。これに用いられているチューブラ型モジュールやプレート&フレーム型モジュールでは，運転動力が大きいのが欠点であった。そこで，低動力が特徴の回転平膜モジュールを適用する中水製造システムを開発した。ここでは，実規模の膜ディスク(φ750)を67枚用いた50m²モジュールを試作し，中水製造システムパイロットプラントの実証運転結果[30]をまとめた。

4.5.1　実験方法

パイロットプラントのフロー，回転平膜分離装置外観をそれぞれ図4-27，図4-28に示す。

パイロットプラントは既設中水製造装置に併設した。原水はスクリーンで粗大な夾雑物を除去した後原水槽に貯留し，その後生物処理槽へ供給する。この原水を生物反応槽に導入し，活性汚泥混合液を回

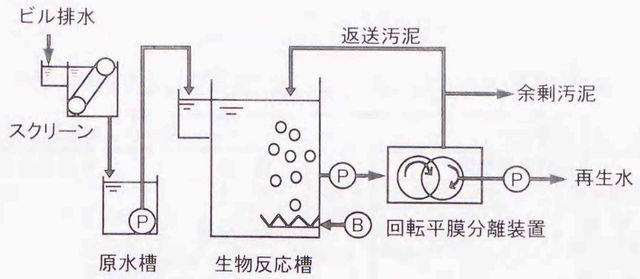
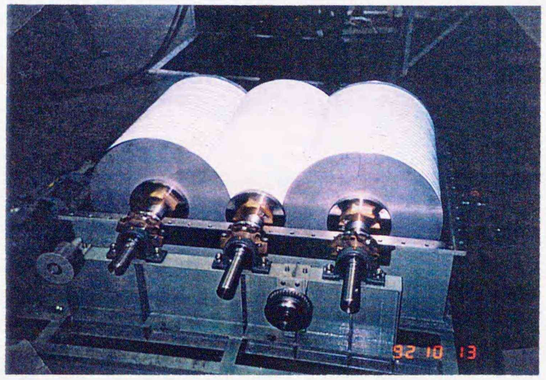


図4-27　回転平膜利用中水製造システムのフロー



(a)回転平膜モジュール内部(50m²)



(b)モジュール外観

図4-28　回転平膜装置外観

転平膜で分離し，再生水を得る。設備仕様を表4-14に，また運転条件を表4-15に示す。

表4-14　設備仕様

項　目	実験装置仕様	
処理規模	処理水質	50 m^3/d
生物反応槽	容　量	3.2 m^3
	滞留時間	1.5 h
回転平膜装置	膜面積	50 m^2
	動　力	5.5 kW
処理水ポンプ	型　式	ロータリーポンプ
	動　力	3.7 kW
汚泥循環ポンプ	型　式	一軸ネジ式ポンプ
	動　力	2.2 kW ﾘﾝｸﾞｺｰﾝ可変速機

表4-15　施設運転条件

項　目	実験装置運転条件	
原　水	ビル排水	
生物反応槽	BOD容積負荷	2.3kg-BOD/m^3·d
	滞留時間	1.5h
回転平膜装置	透過流束	1.0 m^3/m^2·d
	回転数	55 rpm
処理ポンプ	運転制御	減圧間欠運転 (停止接点ﾀｲﾏｰ 又は膜間差圧)
汚泥循環	汚泥循環比	3(活性汚泥/処理水)

4.5.2　システムの運転結果

(1)　処理水水質

生物処理後の回転平膜分離装置の水質分析結果(平均値)を表4-16に示す。SS濃度は膜分離によって安定して1mg/L以下が得られた。生物処理時間も1.5時間と短時間の処理でありながら，

BODも1mg/L以下と良好に処理できた。また，大腸菌はまったく検出せず，回転平膜モジュールを用いた中水製造システムにより高度で衛生的な処理水が得られることを確認した。なお，処理水は雑用水の水質基準を十分に満足している。

表4-16　水質分析結果(平均値)

分析項目	原水	処理水	雑用水 (基準値)
pH　(－)	7.32	7.38	5.8～8.6
SS　(mg/L)	190.5	＜1	－
BOD (mg/L)	153.6	1.0	＜20
COD (mg/L)	105.8	12.5	＜30
大腸菌群数(個/mL)	39,000	ND	＜40

図4-29に原水及び処理水BODの経日変化を示す。原水BOD値が70～400mg/Lと大幅に変動しているにもかかわらず，安定した処理水が得られている。特に膜処理水は生物反応槽滞留時間が1.5時間と短いにもかかわらず，十分な処理が行われていることが分かる。これは沈殿槽による固液分離方式に比べ，生物反応槽内のMLSS濃度を約20g/Lの高濃度に保持でき，従来の生物処理のMLSS濃度2.5g/Lに比べ約8倍の高濃度化が図れたことによると考えられる。

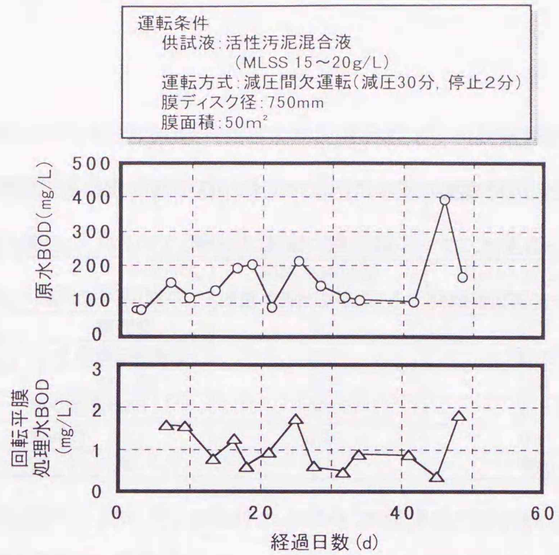


図4-29　回転平膜利用中水製造システムのBOD処理性能

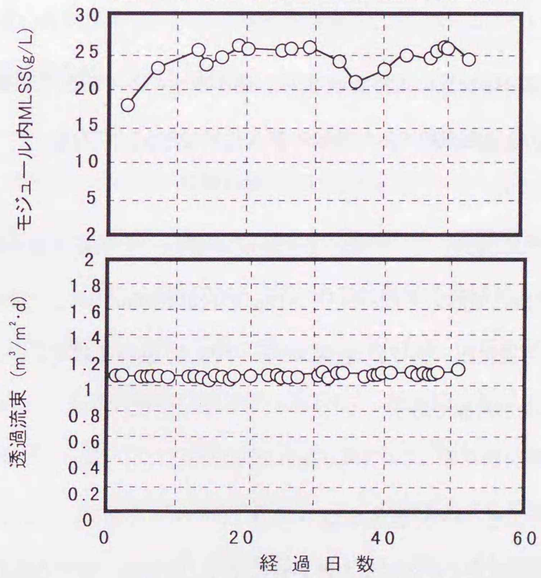


図4-30　中水製造における回転平膜装置の分離性能

(2) 回転平膜分離装置の性能

膜モジュール内の活性汚泥濃度の経日変化及び回転平膜分離装置の透過流束を図4-30に示す。膜モジュール内のMLSS濃度は，22～25g/Lと高い濃度で維持しているが，この間の透過流束は当初の計画値の1.0m^3/m^2・dを安定して維持することができた。また，この期間内では膜の目詰まりもなく，薬液洗浄作業は全く不要であった。

4.5.3　システムの効果

a) 余剰汚泥発生量の低減

生物処理における余剰汚泥の発生量は，BODあたり0.2kgであった。この値は標準活性汚泥法の0.75kg-DS/kg-BODに対して極めて小さい値である。

これは生物反応槽内で高濃度に微生物を維持できたため，活性汚泥の自己消化が生じているためと推定される。また，従来の沈殿槽による固液分離での余剰汚泥濃度が0.8%程度であるのに対し，回転平膜の適用により2.5%の高濃度にできることから，取扱う汚泥容積が少なく汚泥処理操作が容易になることを確認した。

b) 維持管理

生物反応槽，回転平膜分離装置の維持管理は2回/週の点検のみである。この結果，回転平膜を用いた中水道施設は定期的な巡回点検のみで運転の無人化ができることになる。

c) 設置面積の縮小

膜利用中水製造システムの設置スペースは，①生物反応槽3m^2，②回転平膜分離装置5m^2，③電気盤，ポンプ，ブロワーなど3m^2，④メンテナンスペース18m^2の合計約30m^2である。これは，従来プロセスの生物処理－沈殿槽－砂ろ過に比べ約1/4の設置スペースであり，回転平膜モジュールを用いた中水システムは大幅な省スペースが可能である。

d) 運転コストの低減

膜型用中水製造システムについて，回転平膜モジュールとプレート&フレーム型モジュールを使用した場合についてコストを比較した。その結果を表4-17に示す。膜分離に要する動力は，プレート&フレームに比べ1/4になるものの，現状では膜交換費が高く，総コストとしては15%弱のコスト低減にとどまった。今後，回転平膜の需要が増え，増産化ができればさらにコストが低減できる。

表4-17　運転コスト比較

項目	システム	回転平膜装置利用システム	プレート&フレーム利用システム
電気代(%)	膜関係	10.7	43.7
	その他(フロアなど)	29.0	29.2
	小　計	39.7	72.9
膜交換費(%)		46.5	26.7
薬品費　(%)		0.1	0.1
合　計　(%)		86.5	100

4.6　再生水色度除去システムへの適用

前節のビル排水再生利用システムは，生物処理と回転平膜モジュールを組合せたコンパクトなシステムを実現し，現在実機が稼動している。しかし，処理水の色度が20～30度であり，そのままトイレ用水に再利用する場合には着色した用具を用いる必要があった。あるいはオゾン処理や活性炭処理を付加して色度成分を分解，除去しなければならなかった。そこで，本節では，簡単な操作で水道水のみの低色度の再生水を得るため，生物反応槽内に粉末活性炭を添加したシステムについて，粉末活性炭の添加効果，システムの処理性能などについて検討した。

4.6.1　実験方法

実験装置のフローを図4-31に示す。実験装置は(財)造水促進センター茅ヶ崎臨海研究施設内に設置した。装置は原水槽(50L)，生物反応槽(嫌気槽9.5L，好気槽9.5L)，回転平膜モジュール(φ210，ディスク6枚)で構成されている。使用した膜はポリスルホン系で分画分子量は75万である。原水である下水は，まず嫌気槽に入り好気槽を経て回転平膜モジュールに送られる。回転平膜モジュールでは固液分離を行い，処理水を得るとともに濃縮液は嫌気槽に返送した。粉末活性炭は所定量を嫌気槽に注入した。この時の添加量は，原水量に対する粉末活性炭量で表わした。嫌気槽は機械撹拌を，好気槽はエアレーションにより撹拌を行った。原水は回転平膜モジュールの処理水が系外に流出した量だけ嫌気槽に供給される。滞留時間のコントロールは，回転平膜モジュールの間欠運転時間で調整した。例えば透

過流束を1m³/m²·dに設定し，1サイクルを15分間とし，このうち5分間だけ処理水を系外に排出すると，この設定における生物反応槽(嫌気槽，好気槽の合計)滞留時間は4.5時間となる。回転平膜モジュールからの処理水は，処理水の引抜ポンプであるギアポンプの吸引力を駆動力(ろ過圧力)として得た。

システムの連続運転に用いた原水は，生活系排水の代表として藤沢市南部下水処理場の流入下水を用いた。実験期間中の水質を表4-18に示す。また，活性炭の選定及び膜による色度成分の除去試験に用いた原水は，生物処理水の代表として藤沢市南部下水処理場の二次処理水を用いた。

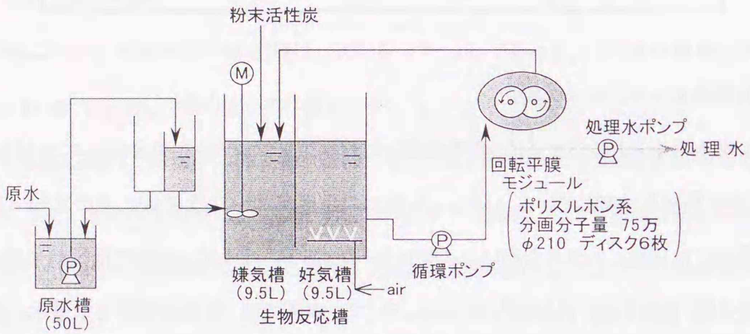


図4-31 実験装置フロー

表4-18 原水の水質

項目	下水流入水
pH(—)	6.62～7.47 (6.97)
BOD(mg/L)	60.2～310 (125.0)
T-N(mg/L)	11.8～41.3 (34.9)
TOC(mg/L)	8.2～76.0 (34.9)
色度(度)	12～48 (30.0)

表4-19 供試粉末活性炭の種類

記号	原材料	平均細孔径(Å)	粒径(μm)光透過法)		
			20%径	50%径	80%径
A	ヤシガラ系	20～30	1.5	10.6	29
B	木質系	20～30	1.2	7.6	28
C	石炭系	18～20	100	212	310
D	木質系	—	0.7	6.1	26
E	木質系	—	2.5	14.1	33
F	ヤシガラ系	15	2.1	13.6	35
D	木質系	35～40	2.0	11.3	25

(1) 活性炭の選定方法

試験に供した7種類の活性炭を表4-19に示す。原材料は木質系，ヤシガラ系，石炭系の3種を選定し，表中の細孔径はカタログ値，粒径は光透過法で測定した結果を示した。供試活性炭について色度除去における吸着等温線及び吸着速度を測定し，単位活性炭量当りに吸着量が多く，吸着速度の大きい活性炭を選定した。吸着等温線は供試活性炭を乾燥した後，原水量に対して0，20，50，100，200，500，1,000mg/Lになるように添加し，25℃で24h，振とう後にNo.5Aろ紙にてろ別し，ろ液の色度を測定してろ液の色度と活性炭単位重量当りの色度吸着量をプロットして得た。吸着速度は，原水に供試活性炭を50mg/L添加し，25℃で振とうしながら，時間経過ごとにNo.5Aろ紙でろ別し，ろ液中の色度，TOCを測定した。

(2) 膜による色度成分の除去試験

膜孔径の違いによる色度成分の除去を検討するため，原水を分画分子量1万，5万，10万，75万の4種類の膜でろ過し，原水とろ過水の色度を測定した。膜素材はいずれもポリスルホン系を用いた。このろ過処理は直径76mmの膜を平膜ろ過セルに装着して，20kPaのろ過圧力で行った。

(3) システム性能実験

まず，システムにおける粉末活性炭添加量と生物反応槽滞留時間について色度除去への影響を検討した。粉末活性炭は，嫌気槽に所定量(10，20，50，75mg/L)添加し，一つの条件で約2ヶ月間原水と処理水色度を測定し，色度除去率の平均値で整理した。生物反応槽滞留時間は，粉末活性炭添加量を50mg/Lとし，回転平膜モジュールの間欠運転時間を調整して，6.0，4.5，3.2，2.3時間と変化させ，一条件で約2ヶ月間の処理水質を測定し，色度除去率の平均値で整理した。

次に，粉末活性炭の添加が回転平膜モジュールの性能に与える影響について検討した。活性汚泥に粉末活性炭を添加した混合汚泥液と活性汚泥混合液について，フロック径，平均ろ過比抵抗を測定し，次いで膜ディスク外周速(1.1～5.5m/s)を変化させて透過流束を測定した。また，粉末活性炭混合汚泥液のSS濃度(3.5～26g/L)と透過流束の関係についても測定した。これらの透過流束は，80kPaでの定圧力ろ過で求めた。

システムの連続運転期間中，膜ディスク外周速は3.3m/sで一定とした。運転時の透過流束は，1m³/m²·dに設定し，定流量運転を行った。システムの性能は，原則として週一回，原水，処理水の水質分析を行い評価した。汚泥の脱水性評価は，藤沢市南部下水処理場の余剰汚泥と連続運転開始6ヶ月後の粉末活性炭混合汚泥液について行った。

水質分析は，JIS K 0102に準拠した。フロック径の測定は，レーザー計(島津製作所製 LC-1000)を用いた。平均ろ過比抵抗は分画分子量75万の膜(φ76)を用いて，50kPaの圧力で定圧ろ過を行い，ケーキろ過式から計算で求めた。フロック形態の観察には光学顕微鏡を，また添加した粉末活性炭表面の観察にはSEM(日立製 S-800)を用いた。

4.6.2　基礎検討の結果

(1) 活性炭種の選定

7種の活性炭の吸着等温線，及び残存色度の経時変化を図4-32，4-33に示す。B，D，E，Gは木質系であり，A，Fはヤシガラ系，Cは石炭系である。吸着量はヤシガラ系，石炭系に比べ木質系が高く，また図4-33に示すように木質系は色度の吸着速度もヤシガラ系，石炭系に比べ早いため，色度成分の除去には木質系の活性炭が適していると判断した。木質系の中でコストはB炭が安価であるので，以降の実験ではB炭を使用した。

(2) 膜による色度除去の検討

本実験で使用した分画分子量75万の膜における色度成分の除去効果を検討した。比較のため，他の分画分子量の膜についても評価した。結果を図4-34に示す。分画分子量1万の膜で約6割が除去でき，分画分子量75万の膜では色度成分はまったく除去できなかった。下水二次処理水中の色度成分の主成分はフミン質が主体であり，分子量1万未満のフミン質は7～8割[30]といわれており，ほぼ同様な結果であった。

これらの結果から，本システムにおける色度成分の除去は，添加した活性炭の吸着作用により行われることが分かった。

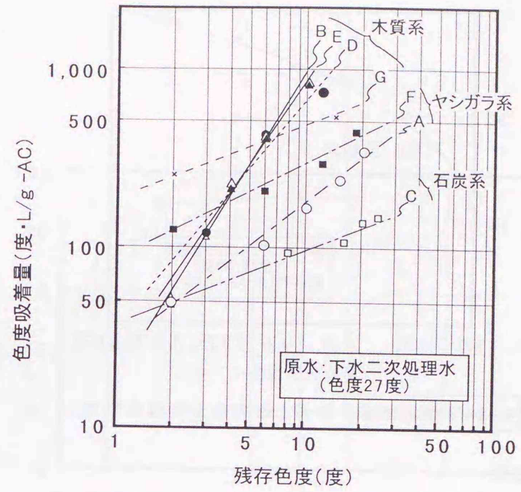


図4-32　各種粉末活性炭の吸着等温線

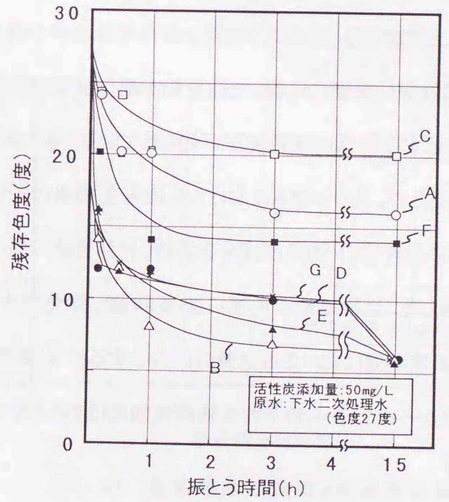


図4-33　残存色度の経時変化

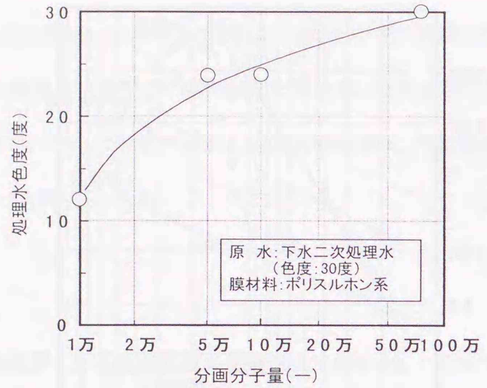


図4-34　膜の分画分子量と色度成分の除去効果

4.6.3　粉末活性炭の添加効果

(1)活性炭添加量の検討

本システムにおける粉末活性炭添加の色度除去効果を検討するため，嫌気槽に粉末活性炭を所定量添加し，処理水色度を測定した。実験は各粉末活性炭添加量ごとに約2ヶ月間の連続運転を行い，色度除去率で評価した。結果を図4-35に示す。粉末活性炭を添加しない場合の色度除去率は約40%であるが，粉末活性炭を20mg/L以上添加することにより90%以上の色度除去率が得られた。

浄水の高度処理では，粒状活性炭の表面に付着した微生物が硝化反応などを行うと同時に，生物再生効果により活性炭の寿命を延ばす生物活性炭処理法が知られている。本システムは同様に微生物と活性炭との組合せシステムであるため，本システムにおける生物再生効果について飽和吸着量から再生効果を推算した。生物処理水に残存している色度成分を添加した活性炭で吸着するという仮定で，飽和吸着量から必要添加量を推算した。生物処理水色度17度(実験値)，膜処理水色度5度，粉末活性炭吸着量を280度･L /g-ACとし，実験装置における処理量57L /dとすると，必要添加量は43mg/Lとなる。先の実験結果では，20mg/Lで良かったことから若干の生物再生効果はあると考えられる。

(2)生物反応槽滞留時間の検討

粉末活性炭の添加量を一定(50mg/L)とし，滞留時間を変化させたときの処理水色度について検討した。滞留時間と色度除去率の関係を図4-36に示す。処理水色度を安定して5度以下にするための色度

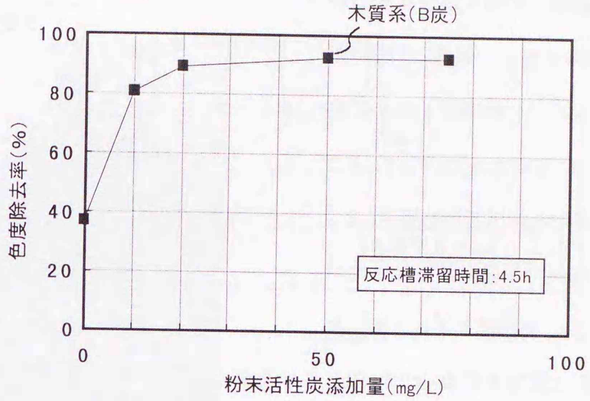


図4-35　粉末活性炭添加量と色度除去率

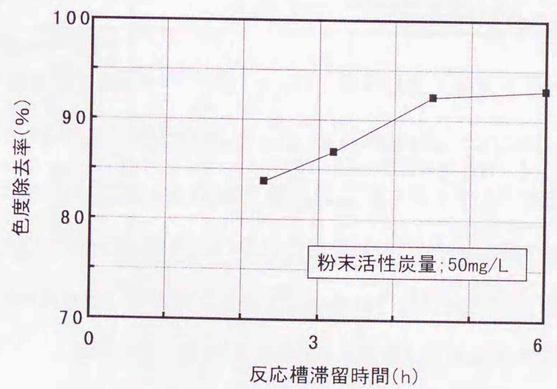


図4-36　反応槽滞留時間と色度除去率

除去率90%以上を得るには，4.5時間以上の滞留時間が必要であった。これは色度の成分であるフミン質の活性炭への吸着速度が遅いために，滞留時間を短くすると吸着が不十分になることを示している。

(3)回転平膜モジュール性能への粉末活性炭添加効果

活性汚泥混合液に粉末活性炭を添加した時の光学顕微鏡写真を図4-37に示す。粉末活性炭が活性汚泥フロックに取り込まれている状況が分かる。そこで，フロックの平均径，平均ろ過比抵抗を測定した。結果を表4-20に示す。活性汚泥混合液単独に比べフロック平均径は3倍になり，その結果平均ろ過比抵抗も1/10に低減した。粉末活性炭はケイソウ土などを用いたろ過助剤と同様な働きをしていると考えられる。



図4-37　光学顕微鏡写真(×400)

表4-20　粉末活性炭添加による膜性能への影響

	活性汚泥	活性汚泥＋粉末活性炭	粉末活性炭*
SS 濃度(g/L)	10.6	22.2(10.6＋11.6)	11.1
平均粒径(μm)	44.4	134	7.6
比抵抗(m/kg)	1.42×10^{13}	1.15×10^{12}	—

＊木炭系(B 炭)

そこで粉末活性炭を添加した活性汚泥混合液について，膜ディスク外周速が透過流束に及ぼす影響を検討した。結果を図4-38に示す。外周速が3m/s以上では粉末活性炭を混合した汚泥液と活性汚泥混合液はほとんど同様な傾向を示すのに対し，外周速が遅くなるほど活性汚泥液に比べ，粉末活性炭混合汚泥液の透過流束が高くなった。これは回転数が遅くなり外周速が低下するとケーキ層の抵抗が支配的になるため，平均ろ過比抵抗の小さい粉末活性炭混合汚泥液の透過流束が高くなったものと推定される。

粉末活性炭混合液のSS濃度が透過流束に及ぼす影響を検討した。結果を図4-39に示す。SS濃度が10～20g/Lの範囲で透過流束は高くなり，10g/L以下あるいは20g/L以上で透過流束は低くなる傾向が

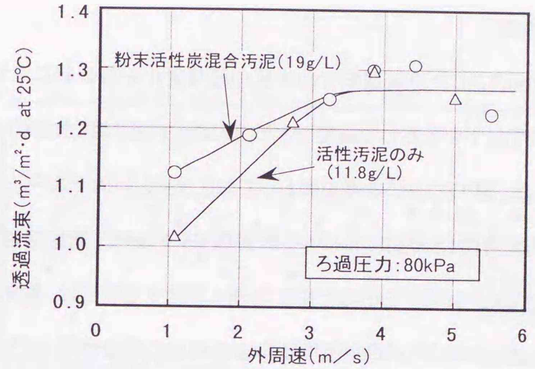


図4-38　透過流束に及ぼす外周速の影響

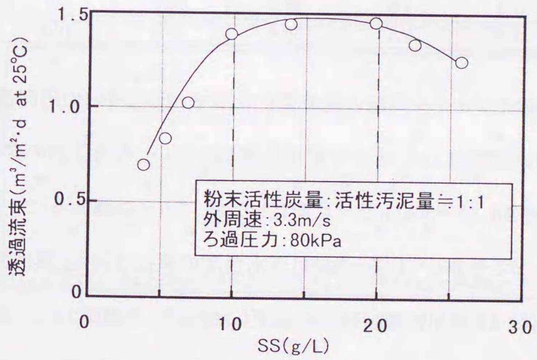


図4-39　活性炭混合液SS濃度と透過流束の関係

あった。この結果は，活性汚泥混合液単独のデータ[32]と同様であり，反応槽内のSS濃度を10～20g/Lの範囲にコントロールすれば良いことが分かった。

4.6.4　システムの処理性能

粉末活性炭添加量50mg/Lとした連続運転での水質の経時変化を図4-40に示す。処理水色度は，滞留時間2.3時間以外は5度以下を安定して満足できた。BOD，TOCは原水変動に関係なく安定した処理水質であった。これらは，膜リアクタの特徴を表わしており，処理水中のSSが完全に除去できた結果と考える。表4-21には，滞留時間4.5時間における各水質項目について，粉末活性炭添加の有無を比較した。数値は平均値で示した。BOD，T-Nなど生物処理に起因する項目は，粉末活性炭の有無に関係なく同様な除去率を示した。しかし，TOCや色度は粉末活性炭の吸着作用により除去されるため，粉末活性炭を添加した本システムでは，処理水質を向上できた。

表4－21　水質分析結果

	粉末活性炭添加(50 mg/L)			無添加（活性汚泥のみ）		
	原　水	処理水	除去率(%)	原　水	処理水	除去率(%)
pH （－）	6.9	7.3	—	6.8	7.5	—
BOD(mg/L)	227.4	1.0	99.6	134.4	1.1	99.2
T-N(mg/L)	24.6	11.2	54.5	19.1	8.3	56.5
TOC(mg/L)	32.5	2.9	91.1	28.2	4.1	85.5
色 度（度）	34.4	2.6	92.4	30.8	19.3	37.3

図4-41には，回転平膜モジュール性能の経時変化を示す。反応槽内の汚泥濃度は10～20g/Lにコントロールした。設定透過流束は1m^3/m^2･dで定流量運転を行い，ろ過圧力の変化で膜性能を評価した。ろ過圧力は徐々に増加し40～50kPaで一旦安定したが，400日以降徐々に上昇した。400日以降は滞留時間2.3時間のデータを取得しているときで処理水色度の悪化に加え，膜性能にも影響を及ぼすことが分かった。500日以降，4.5時間の滞留時間に変更したところ，ろ過圧力は安定した。しかし，ろ過圧力が低下することはなかった。これは，一度付着したケーキ層はこの回転数では除去できないためと考えられる。この間，薬品による膜洗浄は行わず，本システムは約1年半にわたり安定した膜処理ができた。

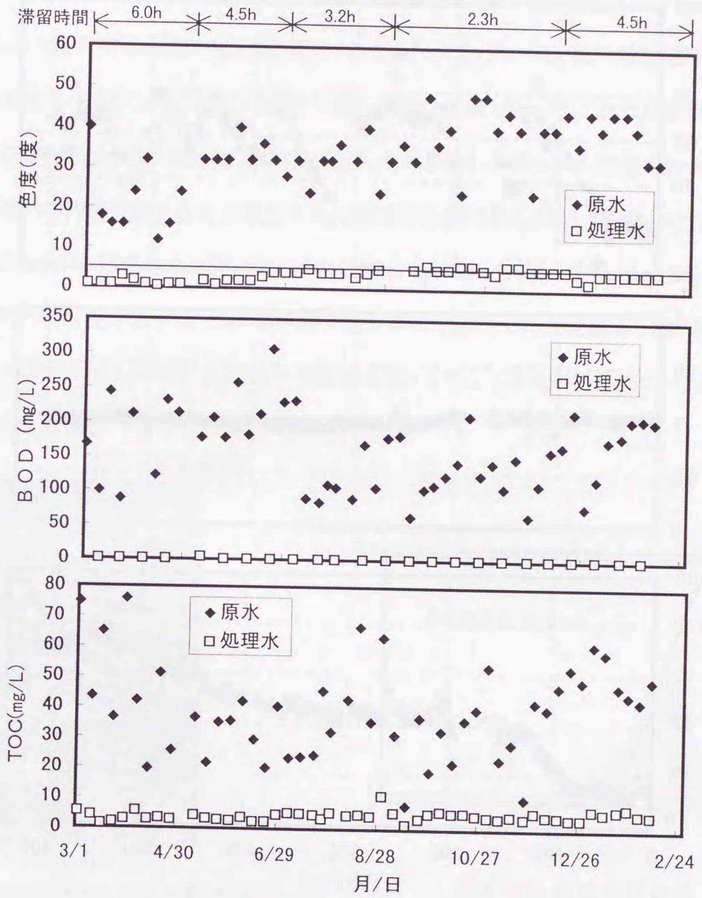


図4-40 水質の経時変化（粉末活性炭添加量:50mg/L）

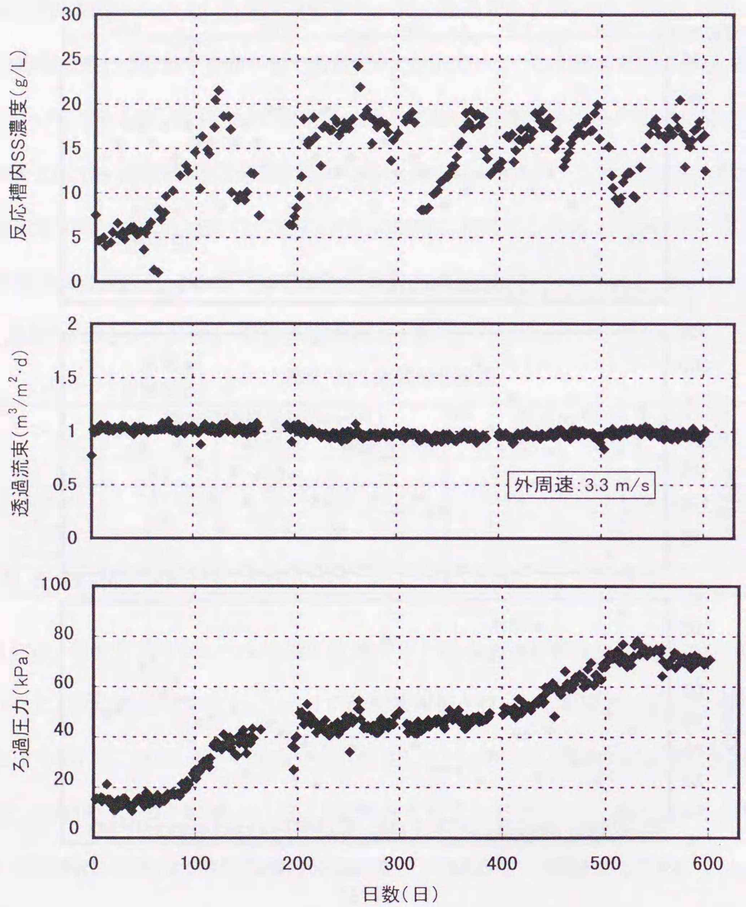
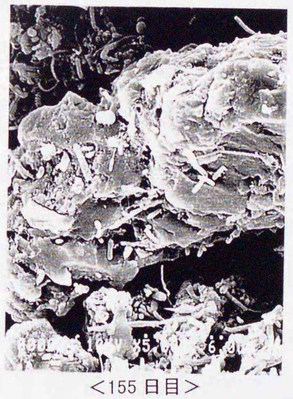


図4-41 回転平膜モジュール性能の経時変化

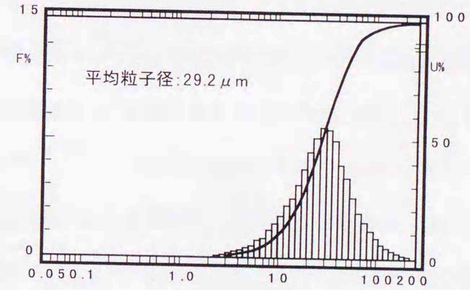
運転155日目の活性炭表面のSEM写真と汚泥混合液の粒度分布を図4-42，43に示す。活性炭の表面に微生物の付着は観察されるが，その量は非常に少なかった。にもかかわらず，若干の生物再生の効果があるということは，粉末活性炭を取り囲むように存在する活性汚泥フロックが生物再生に寄与している可能性があると考えられる。また，155日目の汚泥混合液のフロック平均径は29.2μmと混合当初の134μm，さらに活性汚泥単独液の44μmに比べ，かなり小さくなっている。膜分離活性汚泥フロックは，標準活性汚泥に比べ小さくなることは知られており[33]，同様な傾向であった。これは回転平膜モジュール内の剪断力で，汚泥フロックが細分化した結果であり，それ以降も同様のフロック径であった。

生物反応槽内の汚泥性状を藤沢市南部下水処理場の余剰汚泥と比較した。ろ過のし易さを表わす平均ろ過比抵抗値は，処理場の余剰汚泥の4.8×10^{13}m/kgに対して4.8×10^{12}m/kgと1桁低い値であった。また，汚泥の脱水性評価では，処理場汚泥の含水率86.3%に対し78.0%と脱水し易い汚泥であることが分かった。本システムの余剰汚泥は，従来の生物処理から発生する余剰汚泥に比べ，脱水性を向上できることが示唆された。



<155 日目>

図 4-42 粉末活性炭表面の SEM 写真(×5,000)

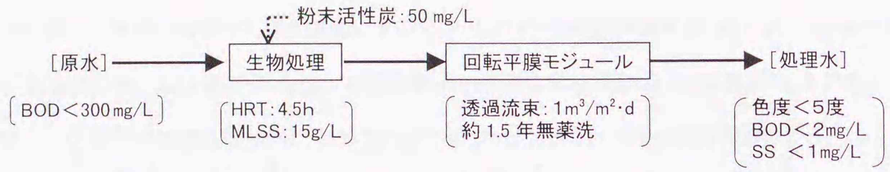


<155日目>

図4-43 粒度分布変化

4.6.5　システムの評価

これまでに得られた結果から，再生水色度除去システムをまとめると次のようになる。



このシステムを回転平膜モジュールの代わりにチューブラ型モジュールを，粉末活性炭の代わりに固定床の活性炭塔を設置するとして，200m³/dの処理規模でコスト試算すると，回転平膜モジュールを用いた本システムは，建設費で33%減，運転費で43%減となり，本システムの有効性を確認した。

4.7 し尿処理プラント(生物処理)への適用

膜を用いたし尿処理システムは，微生物の高濃度保持により無希釈で高負荷処理が可能となるため，1987年以来各地で実用化されている[34)35)]。膜の導入により，システムのコンパクト化，処理水質の安定性などが著しく向上するとともに，細菌やウイルスも除去できるなど衛生面からも従来の固液分離に比べてより安全なシステムとして脚光を浴びている。しかし，これらのシステムに用いられている膜モジュールは，既存のチューブラ型やプレート＆フレーム型であり，し尿処理のような高濃度懸濁液を対象とする場合には，運転動力や洗浄頻度の増大，また補機類として洗浄設備や膜保護のためのストレーナ設置が必要となるなど，種々の問題がある。

特に，生物学的窒素除去を行った後に活性汚泥混合液を膜分離し，さらに凝集処理後に凝集汚泥混合液の膜分離を行う二段膜処理システムでは，全体の設備コストに占める膜処理装置の設備コスト比率が数%であるのに対して，全運転動力の約1/4が膜処理装置の動力と言われている。ちなみに処理量50kL/dのし尿処理場では，膜処理の動力が年間1千万円程度になり，これを回転平膜モジュールの導入により低減できることは，大きなメリットとなる。また，膜の洗浄など維持管理も容易になると期待できる。二段膜処理システムに回転平膜モジュールを適用した場合の効果については，第5章，第2節で既存のチューブラ型モジュールとの比較を行った。本節では，し尿処理プラントの生物処理への回転平膜モジュールの適用実験結果を記述する。

4.7.1　実験方法

実験は既存のし尿処理施設内で行った。し尿処理施設(二段膜処理システム)の処理フロー及び今回の実験での取水位置を図4-44に示す。投入されたし尿は，前処理で除渣を行った後，生物処理する。生物処理は，第一反応槽，第二反応槽，で構成されており，第一反応槽では間欠曝気による嫌気，好気条件下で窒素除去している。第二反応槽は生物処理の仕上げ処理槽である。生物処理時間は第一，二反応槽合わせて4～6日である。この活性汚泥混合液は，目開き1.5㎜の自動ストレーナで繊維分を除去した後，チューブラ型のUF膜(ポリオレフィン系，分画分子量2万)で固液分離し，処理水は凝集槽に送られる。この処理水に残存するりん及び色度成分はさらに，塩化第二鉄を用いた凝集処理で除去するが，この凝集フロックの分離には，チューブラ型のUF膜(ポリオレフィン系，分画分子量10万)を用いている。さらに最終的に活性炭処理などを行っている。

実験に用いた回転平膜分離装置の仕様を表4-22に示す。実験装置A，Bは膜面積(A:1.74m²，B:0.20m²)が異なるが装置構成は同じである。すなわち，膜モジュールに原液を送る原水ポンプ，透過水を引抜く処理水ポンプ，及び回転平膜モジュール(かみ合わせ型)で構成されている。使用した膜はポリスルホン系，分画分子量75万である。すべての実験を通じて液温のコントロールは行わなかったが，液温は30～36℃であった。

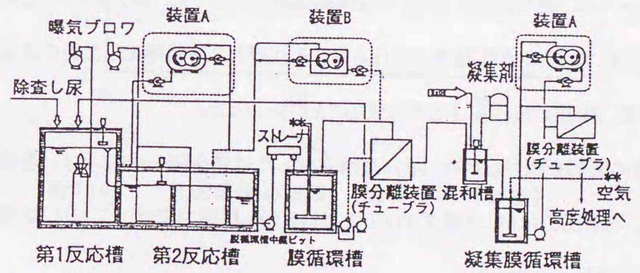


図 4-44　既設し尿処理フローと回転平膜併設場所

表4-22　実験装置の仕様

装置名	A	B
膜材質	ポリスルホン系	ポリスルホン系
分画分子量	75万	75万
ディスク径(mm)	500	210
ディスク枚数（枚）	6	4
膜面積(m^2)	1.74	0.20
モジュール内容積(L)	80	10
膜回転モータ	0.2 KW	0.2 KW
原水供給ポンプ	0.2 KW	0.2 KW
処理水ポンプ	0.2 KW	0.2 KW

本実験中の生物処理反応槽への投入し尿の性状の一例を表4-23に示す。実験を行ったし尿処理施設は山間部にあるので浄化槽汚泥量が少なく，他の処理施設よりも基質濃度が高くなっている。活性汚泥混合液の分離実験は，まず実験装置を用い膜モジュールの処理特性として周速及びMLSSの透過流束への影響を検討した。この実験では，第一反応槽の活性汚泥混合液を原液とした。次に，装置Bを用い，チューブラ型膜モジュールとの性能比較をするため，既存チューブラの濃縮液を回転平膜モジュールに供給し，連続運転を行った。連続運転における周速(回転数)は，基本特性実験結果に基づいて設定した。水質分析は原則として週一回とした。

表4-23　投入し尿の性状

項目	平均値
pH　(−)	7.9
BOD (mg/L)	15,000
SS　(mg/L)	9,800
T-N (mg/L)	3,700
T-P (mg/L)	400
Cl- (mg/L)	2,200

4.7.2　基本特性

回転平膜モジュールは，膜を回転することで高膜面流速を得るため，膜ディスクの回転数に透過流束が依存する。ここでは，膜ディスク外周速を変化させ，それぞれ2週間運転した後の透過流束値を図4-45に示す。その結果，周速は3m/s以上必要であることが分かった。

また，MLSS濃度の影響を調べるため，回分濃縮実験した結果を図4-46に示す。透過流束1.0m^3/m^2・dに設定した場合，ろ過圧力はMLSS濃度30g/Lまでは30kPa程度で安定しており，高濃度汚泥混合液の膜分離の可能性が明らかになった。

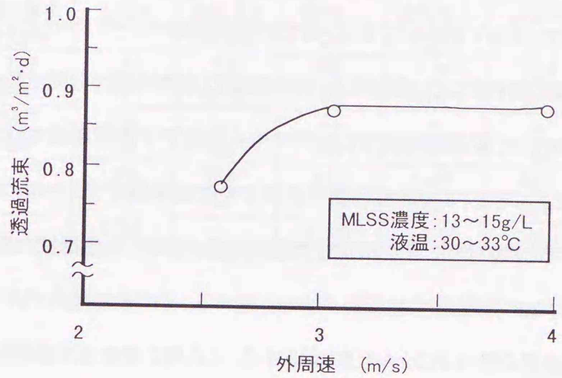


図4-45　ディスク外周速の影響　（活性汚泥混合液）

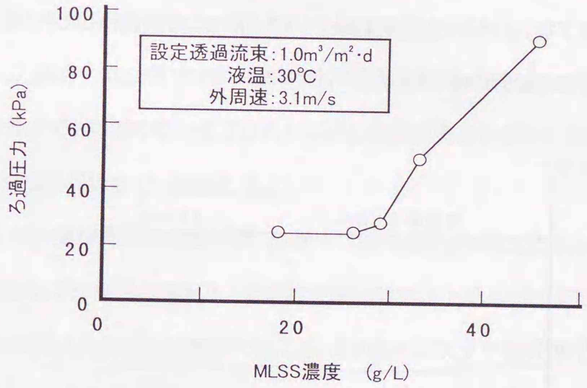


図4-46　汚泥濃度の影響　（活性汚泥混合液）

4.7.3 連続運転結果

連続運転の透過流束の経時変化を図4-47に，また水質分析結果を表4-24に示す。この間の活性汚泥混合液のMLSS濃度は12～18g/Lであった。約8ヶ月間の連続運転中，トラブルもなく安定した膜分離を行うことができた。間欠運転条件として，吸引圧力-80kPaまたはろ過時間30分間で吸引を一時的に停止させるよう設定した。このため，設定透過流束1.0m^3/m^2・dの条件下で実透過流束は0.9m^3/m^2・dで安定した透過流束を得ることができた。この活性汚泥混合液での回転平膜モジュールのろ過の機構を吸引圧力の変化から推定すると次のように考えられる。ろ過の継続に伴い，ろ過抵抗の原因となる膜面への付着層が徐々に形成し，20～30分間で差圧が-80kPaに達する。その後処理水バルブを閉じ，膜ディスクを回転させることで膜表面の汚れがほとんど取り除かれる。この時の膜表面を観察したところ,膜表面にゲル層が見られなかったことから，このようなろ過と洗浄が行われていることを推定できる。

表4-24に示すBOD，Total-P，色度などの被処理液は，No.5Cろ紙でのろ液であり，回転平膜の処理水と比較すると，いずれも膜の処理水の方が低い値を示しており，混合液中のコロイダルな成分が膜で除去できていた。実験終了後，0.1%の次亜塩素酸ナトリウム液で1時間洗浄したところ，市水を用いた透過流束は99%回復し，洗浄性も良好であった。

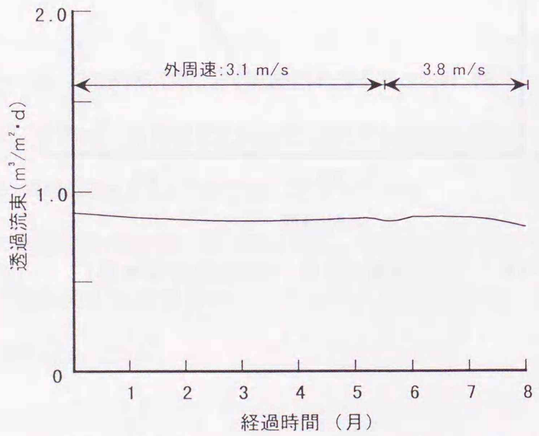


図4-47 連続運転における透過流束の経時変化（活性汚泥混合液）

表4-24 活性汚泥混合液分離時の水質分析結果

（数値は平均値）

	冬期 H3.11～H4.2		春期 H4.3～5		夏期 H4.6～8		秋期 H4.9～11	
	被処理水	処理水	被処理水	処理水	被処理水	処理水	被処理水	処理水
MLSS(mg/L)	13,850	—	15,550	—	12,940	—	13,000	—
pH （—）	7.42	6.59	7.10	7.07	7.20	7.59	7.22	7.35
BOD (mg/L)	36.6※	10.1	39.6※	4.2	40.4※	6.1	88.6※	4.4
COD_{Mn}(mg/L)	647※	553	—	—	—	—	767※	323
TOC(mg/L)	434※	339	398※	271	295※	198	363※	191
T-N(mg/L)	128※	128	55.0※	47.2	104※	48.2	80.0※	38.5
T-P(mg/L)	—	—	—	—	140※	98.8	120※	95.0
色 度(度)	—	3,000	—	2,400	3,900※	1,800	4,250※	2,500

（※は，No.5Cろ液）

4.8 結論

本章では，生物処理と膜処理を組合せたシステム，いわゆる膜分離活性汚泥法に回転平膜モジュールを適用したシステムについて検討し，既存システムと比較して回転平膜モジュールを適用したシステムの有効性を明らかにした。以下に結果をまとめる。

(1) 窒素除去リアクタ

下水を原水とした場合，MLSS濃度を従来法(活性汚泥循環変法)の約4倍に高めることができるため，循環比2という条件下でも処理時間を従来法の1/3(硝化槽窒素負荷約3倍)に短縮でき，処理水質は従来法よりも高度で安定していることを確認した。

原水が下水のメタン発酵処理水の場合は，原水中にBOD成分がほとんど存在しないため，脱窒槽にメタノールを添加した。約1年間の運転中，窒素除去率は97%以上であった。回転平膜モジュールの透過流束は，約200日間 1.5m^3/m^2・dを維持できたが，その後ベニアブラミミズの大量発生により激減したものの，次亜塩素酸ナトリウムを用いた薬液洗浄で回復し，その後も安定した処理を行うことができた。また，膜分離動力は0.79KWh/m^3と従来モジュールの約1/5であった。

(2) 窒素・りん同時除去リアクタ

窒素除去リアクタの生物反応槽にAl系凝集剤を添加し，余剰汚泥としてりんを除去するリアクタを約1年間運転した。反応槽内のAl濃度は硝化活性に影響を与えるが，汚泥を高濃度にした本リアクタでは硝

化活性の低下を汚泥濃度でカバーしているため，大幅な処理水質の低下は生じなかった。

また，回転平膜モジュールは透過流束1m³/m²･dで運転した場合，6ヶ月に一回の薬液洗浄が必要であった。

(3) 食堂排水処理

当社松戸工場内の食堂排水を原水として実験を行い，透過流束への影響について検討した。その結果，BOSD-SS負荷と正の相関があり，適度な汚泥引き抜きがシステムの安定運転には欠かせないことが分かった。また，チューブラ型モジュールを用いたシステムに比べ，ランニングコストを4割減できる見通しを得た。

(4) ビル排水処理

実規模膜ディスク(φ750)を67枚用いたプロトタイプの膜モジュールを試作し，既設中水製造設備にパイロットプラントを併設して実証運転を行った。その結果，回転平膜モジュール内のMLSS濃度を20g/Lに維持しても安定した処理ができ，本システムは維持管理が容易でコンパクトな設備であることを確認した。また，プレート&フレーム型モジュールを用いたシステムに比べ，トータルのランニングコストを約15%低減できる見込みがある。現在，実機が稼働中である。

(5) 再生水色度除去システム

膜分離活性汚泥法の処理中の色度成分を簡単な操作で除去するため，生物反応槽に粉末活性炭を添加するシステムを検討した。再生水色度を水道水並みの5度以下にするには，粉末活性炭50mg/L添加が必要であった。回転平膜モジュールは，透過流束1m³/m²･dで約1年半無薬洗の運転が可能であった。回転平膜モジュールはチューブラ型モジュールと固定床の活性炭塔を設けたシステムと比較すると，建設費は33%減，運転費は43%減が見込まれ，本システムの有効性を確認した。

(6) し尿処理プラント(生物処理)

チューブラ型モジュールを用いた二段膜処理システムで構成される既設し尿処理施設内に実験装置を併設し，実験を行った結果，約8ヶ月間透過流束0.9m³/m²･dで安定した運転ができた。また，実験後は次亜塩素酸ナトリウムで性能が回復することを確認した。

＜ 参 考 文 献 ＞

1) Smith, C.V., Jr. Di Gregario, D., R.M.Tacott:The Use of UF Membranes for Activated Sludge Separation 4th Annual Purdue Industrial Waste Conference, May 7.(1969)

2) 建設大臣官房官庁営繕部 監修:排水再利用･雨水再利用システム計画基準･同解説，公共建築協会，67(1998)

3) 内田駿一郎:沈殿池のない雑用水道設備，造水技術，10，(1)，33(1984)

4) 小柴正治:中水道における膜の利用，金属臨時増刊号，(1)，33(1990)

5) アクアルネッサンス編集委員会:膜複合型嫌気方式による廃水処理技術，アクアルネッサンス技術研究組合(1991)

6) 大熊直紀，増田 等，大西真人，佐藤 等，川尻 斉:回転平膜モジュールを用いた生物学的窒素除去技術，化学工学会 第23回秋季大会 第4分冊，81(1990)

7) 真柄泰基:廃棄物処理における最先端技術の活用について，生活と環境，33，(3)，33(1988)

8) 藤田 利彦，関口義彰，加康三千夫:活性汚泥の生物学(2)，水処理技術，10，(2)，1(1969)

9) Paul, W.:Arch. Mikrobial., 87(1972)

10) 遠矢泰典:生物学的脱窒素法に関する研究(Ⅰ)，下水道協会誌，7，(74)，21(1970)

11) 須藤隆一:廃水処理の生物学，産業調査会(1977)

12) McCarty, P.L., L.Beck, P.S.Amant:Proc. 24th Ind. Waste conf., Purdue Univ.(1964)

13) 久保田宏，宮地有正:循環方式による廃水中の窒素除去プロセス，水処理技術，18，(2)，6(1977)

14) 桜井敏郎:公害技術全国会議，生物的脱窒技術Ⅱ(1976)

15) 村田清美，田中正明，山田 豊:し尿中の脱窒除去に関する研究，水処理技術，18，(8)，53(1977)

16) Srinivasaragharan, R.:Operational performance of an Activated Sludge Process with Constant Sludge Feedback, W.P.C.F., 47, (7), 1946(1975)

17) Keys, T.W.:Applications of kinetic Models to the Control of Activated sludge Processes, W.P.C.F., 47, (11), 2574(1975)

18) Gujer, W.:A Nitrification Model for the Contact Stabilization Activated Sludge Process, Water Research, 9, 561(1975)

19) 汚泥循環変法研究会:循環式窒素除去プロセスの運転に関する技術調査, (1982)

20) Ohkuma, N., H.Masuda, M.Ohnishi, N.Mori:Biological Nitrogen Removal Technique Using a Rotary Disk Type UF Module, I.A.W.P.R.C. 15TH, 687(1990)

21) 鈴木基之, 藤井隆之:膜分離に適した汚泥生物相, 化学工学会研究発表大会講演集, 370(1989)

22) 森 邦雄:霞ケ浦の高度処理, 下水道協会誌, 27, (318), 18(1990)

23) 大熊那夫紀, 増田 等, 大西真人, 川尻 斉:回転平膜モジュールを用いた食堂排水再利用システム, 第28回下水道研究発表会講演集, 469(1991)

24) 松井謙介:膜分離脱窒素処理方式のフラックス管理の実際, 用水と廃水, 35, (6), 17(1993)

25) 中川信一, 浦野紘平:微生物の膜分離特性(第2報), 第22回水質汚濁研究協会講演集, 81(1988)

26) 柳 根勇, 桃井清至, 原田秀樹:限外ろ過膜における膜面付着素形成に対する生物代謝成分の影響に関する研究, 環境工学研究論文集, 32, 19(1995)

27) 桃井清至, 小松俊哉, 柳 根勇:限外ろ過膜の膜透過流束に及ぼす生物代謝産物の影響, 用水と廃水, 41, (4), 22(1999)

28) 西村和之, 緒方洋子, 荒野真弘, 川村清史, 眞柄泰基:限外膜ろ過を利用した活性汚泥法におけるばっ気槽中溶解性勇気物質の特性, 第28回 日本水環境学会年会講演集, 20(1994)

29) 綾 日出教:膜分離による水処理の現状, 水環境学会誌, 22, (4), 2(1999)

30) 奥野 裕, 古舘俊夫, 大熊那夫紀, 佐分利 治, 堀田正見:回転平膜を用いたビル中水製造システムの実証運転, 日本機械学会 第3回環境工学総合シンポジウム講演論文集, 326(1993)

31) 筒木 潔:フミン物質の生成機構とその性質, 水環境学会誌, 18, (4), 2(1995)

32) Ohnishi, M., H.Masuda, N.Ohkuma, T.Yamadera:Performance of Activated Sludge Filtration by Rotary Disk Type UF Module, I.C.O.M'90 Proceedings, 1103(1990)

33) 張 博苒, 山本和夫, 大垣真一郎:標準活性汚泥と膜分離活性汚泥の性状及び微生物活性の比較, 第28回日本水環境学会年会講演集, 88(1994)

34) 真柄泰基:廃棄物処理における先端技術の活用, 生活と環境, 33, (3), 33(1988)

35) 石井保彦:UF膜を用いたし尿処理の実際例, PPM, (12), 18(1988)

第５章　凝集汚泥混合液の分離

5.1 緒論

金属の水酸化物に代表される無機凝集汚泥混合液の固液分離は，遠心分離や圧搾ろ過など膜分離の競合技術に経済的に圧倒されている。これは汚泥濃縮という観点が優先されているからであるが，近年の環境負荷低減という観点からは固液分離処理水のの高度化が求められており，無機凝集汚泥混合液への膜分離の適用が検討されている。無機凝集汚泥混合液の膜分離において，10g/L以上の高濃度汚泥液でも高い透過流束が得られることは良く知られており[1)-3)]，この膜分離技術を凝集沈殿，砂ろ過に代表される水処理プロセスに適用したのが，し尿処理における脱りん工程[4)]への展開であった。また渡辺ら[5)]は，石炭火力発電所の排水処理にチューブラ型モジュールを用い，凝集剤注入量の低減効果で膜システムが経済的にも成り立つことを示した。昆ら[6)]も低コストの袋状の浸漬膜を用い，産業排水用の凝集沈殿，砂ろ過処理の代替技術として開発を行っている。このように，凝集汚泥混合液の膜処理技術の開発が活発に行われるようになってきた。また金ら[7)]は，下水の新高度処理システムの中で下水に凝集剤を添加して初沈を行い，この凝集沈殿汚泥から有機酸を回収する方法に回転平膜モジュールを適用した。

これらに対して，低濃度系凝集汚泥混合液の膜処理の代表は，膜型浄水システムである。膜型浄水システムは，1991年から厚生省のプロジェクト「MAC21」計画[8)]で開発が行われた。この浄水システムでは，原水は低濃度系であるが逆洗などの定期的な物理洗浄排水は比較的に高濃度汚泥液となる。そこで1994年から開始した「高度処理MAC21」計画[9)]では，浄水場排水処理についての回転平膜モジュールの適用が検討された。

一方，ゴミの最終処分場からの浸出水処理も環境への負荷軽減及び安全性の観点から，より確実な処理方法のの導入が検討[10)]されており，この中で膜処理技術への期待は高まってきている。

そこで，本章では凝集汚泥混合液を分離の対象として，し尿処理プロセス，浄水場汚泥処理，ゴミ埋

立地浸出水処理システムへの回転平膜モジュールの適用を検討し，新しい処理システムの可能性を明らかにした。

5.2 し尿処理プラント(凝集処理)への適用

1987年に導入された膜分離高負荷処理は年々増加し，1998年には新規件数の70%，処理量ベースで60%を超える設備が導入され，これにより国内総し尿処理量の12%[11]が膜処理されていることになる。従来膜モジュールを用いた二段膜処理システムでは，二段目の凝集汚泥混合液を対象とした膜分離にトラブルが多く発生している。これは，凝集汚泥混合液のろ過性が活性汚泥混合液に比べて良いことから，設計透過流束を高くしているため，わずかな操作ミスやpHコントロール不良，凝集剤注入量不足などの調整不良が大きなトラブルにつながるからである。

そこで，本節では凝集汚泥混合液の回転平膜モジュールを用いた分離特性を明らかにし，二段膜処理システムに回転平膜モジュールを適用した場合の効果について言及した。

5.2.1 実験方法

4.7.1項と同様に実験を行った。凝集汚泥混合液の分離には実験装置Aを用い，膜は活性汚泥混合液の分離で使用した膜ディスクを薬液洗浄してから供した。チューブラ型モジュールとの性能比較をするため，原液は既設の凝集液分離用の膜分離装置の入口配管から分岐した。運転開始後3ヶ月間は回転平膜モジュールの処理特性としてディスク外周速及びSS濃度の透過流束への影響を検討した。その後，クエン酸を用いた薬液洗浄を行い連続運転し，長期安定性の評価をした。水質分析は原則として週一回とした。

5.2.2 基本特性

既設のチューブラ型モジュールを用いた膜分離装置は，凝集汚泥混合液による膜チューブ内での流路閉塞を防止するため，SS濃度5～10g/Lの範囲で運転している。これに対し，回転平膜モジュールは流路閉塞の心配がなく，高濃度SS液での運転が可能と考えられる。そこで，まずディスク外周速と透過流束の関係を調べた。回分濃縮を行い透過流束の圧力依存性を検討した。図5-1にディスク外周速の

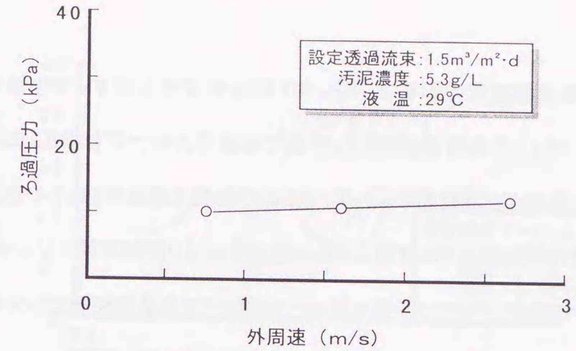


図5-1　ディスク外周速の影響（凝集汚泥混合液）

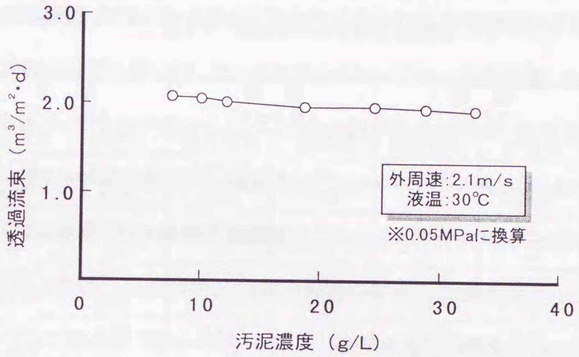


図5-2　汚泥濃度の影響（凝集汚泥混合液）

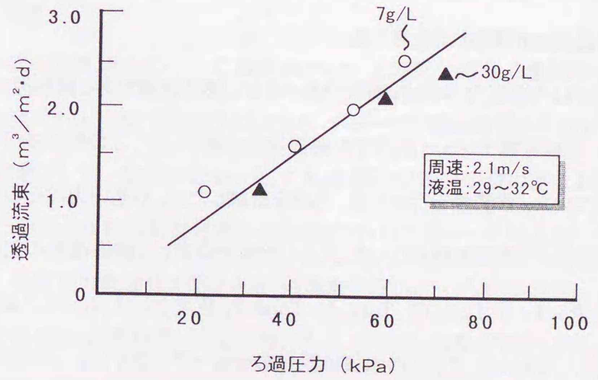


図5-3　凝集汚泥混合液の圧力依存性

影響を，図5-2に汚泥混合液濃度の影響を，図5-3に圧力依存性を示す。その結果，透過流束を1.5m³/m²·dとした場合，ディスク外周速が0.8m/s以上でろ過圧力は一定になり，また汚泥混合液が30g/Lまではろ過圧力の急激な上昇は認められず，さらに汚泥混合液濃度30g/Lの透過流束の圧力依存性は汚泥混合液濃度7g/Lの傾向とほぼ同じであった。これにより回転平膜モジュールは，凝集汚泥混合液の分離に適用する場合，チューブラ型モジュールに比べて高濃度SS液での分離が可能であり，し尿処理システムでの汚泥脱水設備の軽減などを図ることができる見通しを得た。

5.2.3 連続運転結果

連続運転での透過流束の経時変化及びろ過圧力の変化を図5-4に示す。透過流束は定流量減圧間欠運転を行っているため，透過流束1.6m³/m²·dと一定であった。減圧間欠運転の設定は活性汚泥混合液の場合と同様に，吸引圧力-80kPa，ろ過時間30分とした。しかしこの液では，処理水バルブの開閉による間欠運転の効果はほとんど見られなかった。これは膜面に不可逆的なケーク層が形成されており，回転による遠心力では除去できないと考えられた。目視観察の結果では，膜表面に褐色の汚泥ケークが付着していた。しかし，凝集汚泥混合液での透過流束は活性汚泥混合液での値よりも高くなっていた。この原因を調べるためケーク層の抵抗を測定した。それぞれの汚泥混合液でのケーク層の抵抗をケークろ過式の平均ろ過比抵抗値で表わすと，活性汚泥混合液では10^{13}～10^{14}m/kgであるのに対して，凝集汚泥混合液では10^{11}～10^{12}m/kgと低く，ろ過しやすい汚泥であった。そのため，ろ過時にケーク層が形成されても高い透過流束が得られたと考える。

連続運転約4ヶ月まではろ過圧力が40kPa前後であったが，膜の原液である凝集汚泥混合液の供給停止トラブルが発生し，回転平膜モジュール内での高濃縮化が進行した。この時のモジュール内の推定SS濃度は50g/Lを超えていた。水洗浄を行った後，ろ過を継続したが，ろ過圧力はその後徐々に上昇した。7ヶ月目にクエン酸2%で1時間洗浄を行ったところ，市水で測定した透過流束の回復率は89%であった。水質分析結果を表5-1に示す。BOD，Total-N，Total-P，色度などは，No.5Cろ紙のろ液でも膜の処理水でもほとんど変わらなかった。これらの水質は既設のチューブラ型モジュールと同様であった。

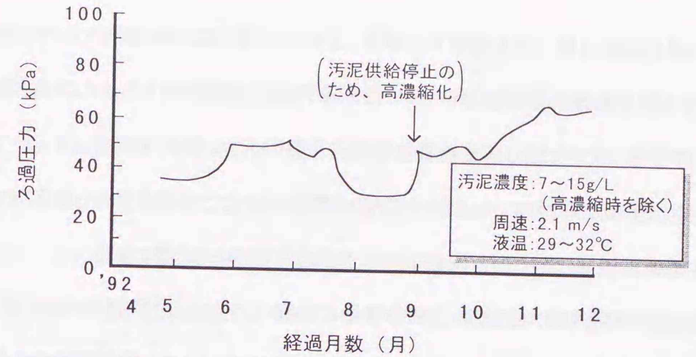


図5-4 連続運転におけるろ過圧力の経時変化（凝集汚泥混合液）

表5-1 凝集系での水質分析結果

（数値は平均値）

	冬期（1～3月）		春期（4～6月）		夏期（7～9月）		秋期（10～12月）	
	被処理水	処理水	被処理水	処理水	被処理水	処理水	被処理水	処理水
SS（mg/L）	7,170	—	12,100	—	12,500	—	11,100	—
pH（—）	4.89	4.84	5.42	5.64	5.39	5.68	5.39	5.53
BOD（mg/L）	—	—	—	—	3.7※	<2	2.3※	<2
COD_{Mn}(mg/L)	—	—	—	—	—	—	52.6※	56.5
TOC（mg/L）	54.5※	50.5	48.9※	43.5	42.9※	41.3	42.9※	39.4
T-N（mg/L）	19.6※	20.0	10.2※	9.0	9.8※	7.2	9.5※	9.5
T-P（mg/L）	0.15※	0.15	0.13※	0.11	0.10※	0.10	0.19※	0.16
色度（度）	147※	147	137※	140	96※	108	115※	97

（※は，No.5Cろ液）

5.2.4 回転平膜モジュールの適用効果

(1) 膜の分画分子量

活性汚泥混合液の膜処理水について，既設のチューブラ膜（分画分子量2万）と回転平膜（分画分子量75万）の処理水色度を比べると表5-2のようになり，チューブラ膜の処理水色度に対して回転平膜の処理水色度は約5割増加していることが分かった。これは，膜の分画分子量の差によると考えられる。そこで回転平膜を用いた場合の後段の凝集処理への影響について，ジャーテストを行って評価した。凝集剤として$FeCl_3$を用い，凝集剤の添加量を変化させ，処理水色度（No.5Cろ液）を測定した。その結果を図5-5に示す。処理水の色度を100度程度にするには，チューブラ膜，回転平膜とも500mg/L(as Fe)の添加量で良く，チューブラ膜と同様の凝集処理で十分対応できることが明らかになった。

また，生物処理の固液分離に膜を適用する場合，生物反応槽内に分子量の大きな未分解物や微生物の代謝物などの難分解性物質が蓄積し，膜の性能や汚泥の活性を低下させることなどが知られている[12)13)]。こうした分子量の大きな難分解性物質は分画分子量の大きい回転平膜ではチューブラ膜に比べて透過し易く，逆に生物反応槽内でのこうした物質の蓄積が少なくできると考えられることから，膜の性能だけでなく生物処理性能にとっても，回転平膜の適用は有利であると思われる。

凝集汚泥混合液の処理に対する膜の分画分子量の影響については，既設のチューブラ膜，回転平膜，No.5Cろ紙の各ろ過水とも色度に差がないことから，凝集処理を確実に行えば処理水質は膜の目開きにはほとんど差がないと考えられる。しかし，膜の透過流束及び膜の目詰まりを考慮(膜の目開きが大きくなると膜の目詰まりが進行する)すると，限外ろ過膜と精密ろ過膜の中間くらいの目開きを持つ分画分子量75万の膜は適していると考える。

し尿処理施設に膜処理が導入された主要な理由の一つに，細菌やウィルスが膜で除去できるということが挙げられる。精密ろ過膜では，細菌が除去されることは知られているが，ウィルスになると細孔径の関係から十分な除去は期待できず，限外ろ過膜が必要になる。西村ら[14)]は，分画分子量200万の膜でも活性汚泥との混在系では，大腸菌ファージが阻止できることを示している。今回使用した膜は，分画分子量が75万であることから，ウィルス除去に対しても十分期待できると考える。

表5-2　活性汚泥混合液処理水の色度比較

	No.5Cろ液	回転平膜処理水 (C.M.W 75万)	チューブラ膜処理水 (C.M.W 2万)
色度(度)	4,000	2,200	1,430

(数値は,平均値)

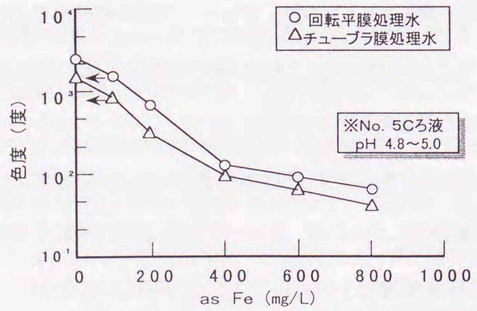


図5－5　凝集剤添加量と処理水色度

(2) 維持管理とランニングコストの比較

既設で使用されているチューブラ膜と回転平膜モジュールの性能比較表を表5-3に示す。回転平膜モジュールは，低いろ過圧力でもチューブラ膜に近い透過流束を得ることができ，運転動力は制御系全てを含めた実験装置(A)の実測値でチューブラ膜の約1/2であった。実装置でのスケールアップメリットを考えると1/3以下での運転が可能と考える。これにより，処理量50kL/dのし尿処理施設では，年間約6～7百万円の電力費が低減できる見込みである。鴨野ら[15)]は，実規模の回転平膜装置とチューブラ膜装置の運転動力を実測し，各々0.75kWh/m^3，3.5kWh/m^3とし，回転平膜モジュールの優位性を明らかにした。また，維持管理性を洗浄頻度で表わすと洗浄頻度は，活性汚泥混合液の分離で8ヶ月，凝集汚泥混合液の分離で7ヶ月の連続運転結果を得ており,チューブラ膜(活性汚泥混合液で1～2ヶ月に1回，凝集汚泥混合液で2～3週に1回)に比べて,洗浄頻度を大幅に低減できることが分かった。これは，減圧・間欠運転によるマイルドなろ過操作ができる回転平膜モジュールの特徴と考える。

(3) プロセス及びイニシャルコスト

回転平膜分離装置は，先に述べたように洗浄頻度を大幅に低減することが可能なため，チューブラ型膜分離装置のような自動膜洗浄設備(薬液タンク，ポンプ類，電気計装)や膜洗浄時の予備モジュールが不要となり，膜洗浄廃液の処理も小規模で十分である。また，膜保護のための細目ストレーナも設置不要となる。さらに，汚泥濃度を高濃度にすることができるので，汚泥脱水設備の負荷軽減や薬剤使用量も低減できるなど，補機類の設備費や維持費の大幅な軽減が期待できる。

このようにチューブラ型装置の必要設備であるストレーナや洗浄設備などを削減できることから，補機類を含めた設備では同等以下の設備費になると推算される。

表5-3　モジュール型式による運転データ比較

	生物処理系		凝集処理系	
	回転平膜	チューブラ膜	回転平膜	チューブラ膜
膜分画分子量	75万	2万	75万	10万
透過流束($m^3/m^2 \cdot d$)	0.9	1～1.5	1.6	1.6
操作圧（MPa）	平均-0.04	平均 0.2	-0.04～-0.06	平均 0.1
動力比	0.51	1.0	0.48	1.0
洗浄頻度	洗浄なしで8ヶ月	1回/1～2ヶ月	洗浄なしで7ヶ月	1回/2～3週
実験中の異常時				
1）し査混入	透過流束に変化なし	透過流束低下,洗浄	—	—
2）活性汚泥混入	—	—	透過流束に変化なし	透過流束低下,洗浄
3）薬注量低下	—	—	透過流束に変化なし	透過流束低下,洗浄

5.3 浄水場排泥処理への適用

浄水場から発生する汚泥の約1/4はグランド用資材やセメント原料として有効利用が図られており[16]，最近の汚泥処理費の高騰を考えるとこの傾向はさらに進むと考えられる。そのため，ろ布を用いて浄水場からの排水を効率良く濃縮する技術等が検討されている[17]。しかし，感染性原虫類であるクリプトスポリジウムなどはろ水側に存在することが懸念され,浄水の回収率向上にはつながらなかった。これに対して，膜を用いた排水の濃縮処理は，安全性の向上に加えて効率的な処理法[18]が期待されており，「高度処理MAC21」計画の中でも検討された[19)-21)]。

本節では，1994年から実施された「高度処理MAC21」計画の成果について，当社の分担範囲である回転平膜モジュールを用いた膜洗浄排水の濃縮及び浄水場濃縮汚泥の処理の検討結果から，排泥処理システムの可能性を明らかにするとともに緩速ろ過池の洗砂排水処理についても言及した。

5.3.1 実験方法

(1)膜洗浄排水の濃縮実験

原水は，北千葉水道企業団北千葉取水場内に設置された「高度処理MAC21計画」共同実験プラントで稼動している膜型浄水システムから発生する膜洗浄排水とした。膜型浄水システムの処理フローを図5-6に示す。使用した膜モジュールは2種類で，いずれも外圧式中空糸膜である。各膜モジュールの仕様と物理洗浄方法を表5-4に示す。膜洗浄排水は，エアスクラビングや逆圧水洗浄により，モジュールから排出される物理洗浄排水を用いた。

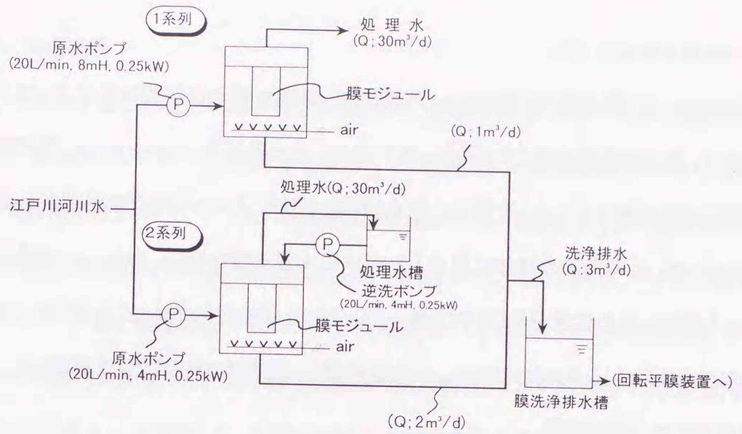


図5-6　膜型浄水システムの処理フロー
（標準処理能力：30m³/d×2系列）

表5-4　膜モジュールの仕様と物理洗浄方法

項目＼系列		1系列	2系列
仕様	膜メーカ	三菱レーヨン	旭化成工業
	膜種類	精密ろ過膜	限外ろ過膜
	膜孔径	0.1 μm	分画分子量 13,000
	膜材質	ポリエチレン	ポリアクリロニトリル
	ﾓｼﾞｭｰﾙ形状	減圧中空糸浸漬型	外圧中空糸型
	膜面積	50 m^2	71 m^2
	ﾓｼﾞｭｰﾙ本数	1	5
物理洗浄方法		エアスクラビング	エアスクラビング 逆圧水洗浄併用
物理洗浄排水の系外排出方法		エアスクラビング後， 膜浸漬槽下部よりﾄﾞﾚｲﾝ	物理洗浄後， 膜ﾓｼﾞｭｰﾙ下部よりﾄﾞﾚｲﾝ

原水を回転平膜モジュールに投入して濃縮実験を行った。使用した膜はポリスルホン系の限外ろ過膜で，分画分子量は75万である。膜面積は，径210mmの膜ディスク6枚合計で0.3m^2である。膜ディスクの回転数は，300rpm(外周速：3.3m/s)とした。膜洗浄排水槽から実験装置への原水の供給は膜供給水槽に設置したボールタップを介して行い，処理水として系外に引抜いた分だけ連続的に補給した。ろ過方式は膜面に付着した濁質成分を定期的に排除できるように間欠ろ過方式を採用し，20分ろ過後，5分間ろ過を停止するようにタイマ制御した。ただし，20分間のろ過時間の間にろ過圧力が65kPaを越えた場合は，ただちに5分間のろ過停止を行うように設定した。ろ過時の設定透過流束は0.75$m^3/m^2 \cdot d$一定と

し，約8か月間連続運転を行った。

回転平膜モジュールの処理性能の評価は，透過性能，処理水質及び汚泥性状について行った。透過性能の評価は，温度の影響を無くすために，25℃換算したろ過圧力の値で行った。回転平膜モジュール内の濃縮状況を把握するため，定期的に原水と回転平膜モジュール内の濃縮汚泥の蒸発残留物(TS)濃度を測定した。処理性能の評価は原水と処理水の水質分析を行い，浄水への適合性を調査した。また，原水と濃縮汚泥の性状分析(強熱減量，成分分析及び粒度分布)も行い，両者を比較した。薬品洗浄には次亜塩素酸ナトリウム(NaClO)としゅう酸を使用し，透過性能の回復性を評価した。

(2)浄水場濃縮槽汚泥の濃縮実験

原水は，北千葉水道企業団北千葉浄水場の濃縮槽引抜き汚泥とした。実験期間中，浄水原水である江戸川河川水の水質が悪かったため，浄水場において凝集沈殿工程の前段で粉末活性炭を投入していた。そのため，実験に供した濃縮槽引抜き汚泥中には凝集汚泥に混ざって粉末活性炭も多く含まれていた。

実験装置の運転方法は前項に記載した膜洗浄排水を原水とした時と概ね同じであるが，短時間で濃縮するため，ろ過運転中の原水供給は行わずバッチ運転により約1.5倍まで濃縮した。また，透過流束と濃縮限界の関係を明らかにするため，透過流束を0.96，1.92，2.88m^3/m^2・dと変化させて濃縮実験を行い，濃縮汚泥のTS濃度とろ過圧力の関係を検討した。膜洗浄排水の実験時と同様に，原水と濃縮汚泥の性状分析(強熱減量，成分分析及び粒度分布)も行った。

回転平膜モジュールで濃縮した各原水の濃縮汚泥を圧搾機構付きフィルタプレス型加圧脱水機(月島機械製，ろ過面積:0.04m^2)に供して，加圧脱水実験を行った。脱水運転時の圧力は，ろ過工程が294kPa，圧搾工程が1471kPaとした。脱水時間は，ろ過工程時間，圧搾工程時間及びケークの排出やろ板締め付けなどに要する雑時間の合計で表わした。各工程ごとの所要時間はろ過工程を5分とし，圧搾工程は膜洗浄排水の濃縮汚泥を原水とする時は12分，浄水場濃縮槽引抜き汚泥の濃縮汚泥を原水とする時は28.5分とし，雑時間は8分とした。脱水時間，脱水ケークの重量及び厚さから脱水ケークの含水率とろ過速度を求め，脱水性能を評価した。

(3)洗砂排水処理実験

原水は，O市浄水場の緩速ろ過池の洗砂排水とした。実験装置は2.2節の750φ実験装置を用いた。膜装置には，径750㎜のディスクに分画分子量75万のポリスルホン系UF膜を貼りつけた回転平膜を装着した。有効膜面積は5.0m^2で，ディスクの回転数は60rpmとした。運転は8分間ろ過運転を行った後，2分間処理水ポンプを停止する間欠ろ過方式とした。処理水ポンプ停止時もディスクが回転することで膜面に形成したケーク層を剥離除去する膜洗浄方法を採用した。実験はバッチ濃縮実験(原水を全量ろ過して回転平膜槽内で濃縮する)と約2週間の連続ろ過実験(処理水を原水槽に戻し，系内の濃度を一定に保ちながらろ過する)を実施した。水質分析は上水試験方法に準拠した。

5.3.2 膜洗浄排水の濃縮処理

(1) 回転平膜モジュールの性能

膜型浄水システムから排出された膜洗浄排水を原水として，約8か月間の連続運転を行った。ろ過圧力の経日変化を図5-7に，原水と濃縮汚泥のTS濃度の経日変化を図5-8に示す。実験開始当初，ろ過圧力は約10kPaであったが，時間経過とともに膜汚染が進行し，150日後には50kPaまで上昇した。しかし，その後ろ過圧力は徐々に低下し，200日以降は20～25kPaで安定した。一方，TS濃度の挙動をみると原水は0.2～0.4 g/Lで推移しており，大きな変化はみられないが濃縮汚泥のTS濃度は時間経過とともに徐々に上昇し，「高度処理MAC21計画」共同実験プラント運転終了時の253日目には49.1g/Lまで濃縮できた。以上の結果から，濃縮汚泥濃度の上昇が150日以降のろ過圧力の低下に影響を及ぼしていることが予想できた。そこで，透過性能の濃度依存性を明らかにするため，回転平膜槽内のTS濃度と圧力換算した透過流束の関係を調べた。結果を図5-9に示す。一般に，ろ過対象液の濁質濃度が上昇すると，膜面のケーク層抵抗が大きくなるため，透過流束は低下する傾向を示す。今回の実験では，TS濃度が10g/L以下の濃度域では同様の傾向を示すが，10g/Lを越えると透過流束は逆に緩やかに上昇した。このような現象は，活性汚泥などの有機系汚泥をろ過する時にも経験しており，膜ディスクを回転させながらろ過を行う回転平膜モジュール特有のものと考える。この現象が起きる原因は，濁質濃度上昇に伴う被対象液の粘度増加が，膜ディスク回転による膜面ケークの掃流効果を促進したためと推定して

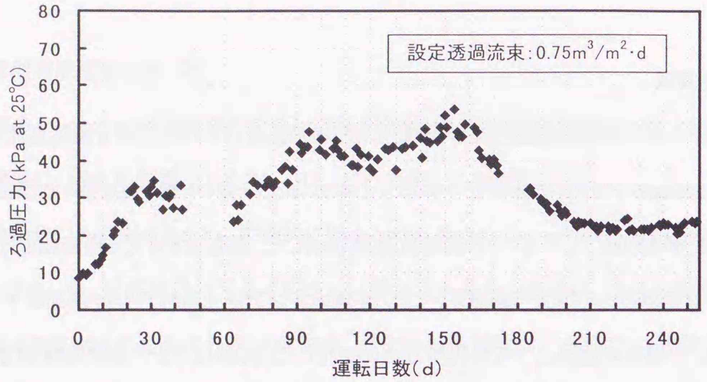


図5-7 ろ過圧力の経日変化

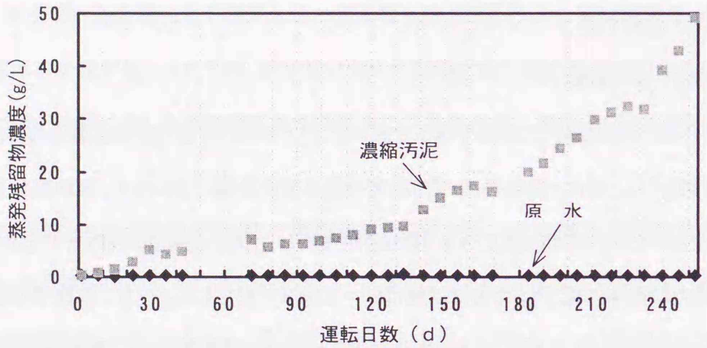


図5-8 蒸発残留物濃度の経日変化

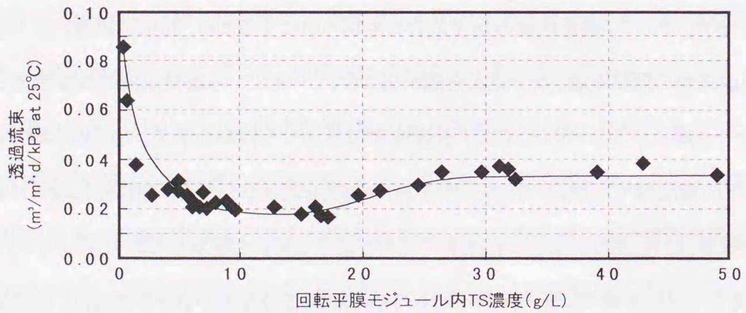


図5-9 回転平膜モジュール内透過流束と
TS(蒸発残留)濃度の関係

いる。活性汚泥での透過流束の濃度依存性は第3章第3節の図3-6に示すように，MLSS濃度が10g/Lで下に凸になり，15～20g/Lで上に凸となる3次曲線を示したが，無機系の濁質成分が主体と考えられる膜洗浄排水では，TS濃度が50g/L以上に変曲点があると推測でき，ろ過対象液の性状により濃度依存性が異なることが分かった。

以上の実験結果から，回転平膜モジュールで膜洗浄排水をろ過，濃縮する場合，50g/L以下の濃度範囲で急激なろ過圧力の上昇を伴わずに安定した透過流束が得られる見通しを得た。今回の実験では，現地実験期間の制限から50g/Lまでの濃縮に止まったが，濃縮限界を見極めるためにも更なる検討が必要と考える。

(2) 処理水質

連続運転期間中に実施した水質分析結果を表5-5にまとめる。濁質成分に起因する濁度や総鉄などは水質基準を満足する結果が得られているが，一般細菌については水質基準値である100個/mLを超過することがあり，平均値で105個/mLとなった。この原因は，この処理システムが無塩素系であるため，処理水配管中に微生物由来のスライムが発生したことによる二次汚染と予測している。この処理水を浄水として回収するときには，後段の塩素消毒で対処可能と考える。限外ろ過膜では除去が期待できない溶解性物質である過マンガン酸カリウム消費量やアンモニア性窒素などの除去率が高い原因は，膜洗浄排水をろ過する際に引抜きを行わずに濃縮したことにより，膜洗浄排水中に含まれていた微生物が処理系内で高濃度に保持され，生物処理が行われた結果と推定する。実験開始から190日経過した時点で処理水を採水して，水質基準全46項目を分析した結果を表5-6に示す。一般細菌が基準値とほぼ同等の99個/mL，臭気は藻臭を呈しているが，いずれも後段の塩素処理を施すことで十分対応可能と考える。その他の項目については基準値を十分満足した。

以上の結果から，本システムの処理水は，浄水として十分回収できる水質であることが分かった。

表5-5　水質分析結果

採水点 / 分析項目	原水 平均値	原水 最大値	原水 最小値	処理水 平均値	処理水 最大値	処理水 最小値	除去率 (%)	水質基準値
蒸発残留物(mg/L)	284	418	212	146	202	92	48.6	500 以下
pH(−)	7.3	7.6	7.0	7.0	7.4	6.7	−	5.8以上 8.6以下
濁度(度)	95	140	63	<0.1	0.1	<0.1	>99.9	2度以下
色度(度)	87	140	45	2.6	4	1	97.0	5度以下
E260(−)	0.270	0.389	0.174	0.150	0.269	0.104	44.4	−
過ﾏﾝｶﾞﾝ酸ｶﾘｳﾑ消費量(mg/L)	30.9	38.5	25.8	5.0	5.7	4.0	83.8	10 以下
総鉄(mg/L)	4.4	7.2	2.7	<0.01	−	−	>99.8	0.3 以下
総ﾏﾝｶﾞﾝ(mg/L)	0.27	0.46	0.10	0.03	0.073	<0.005	88.9	0.05 以下
ｱﾙﾐﾆｳﾑ(mg/L)	4.4	9.2	1.9	<0.01	−	−	>99.8	−
全ｹｲ酸(mg/L)	22.1	25.8	17.6	20.0	25.7	15.6	9.5	−
ｱﾝﾓﾆｱ性窒素(mg/L)	0.10	0.65	0.02	0.01	0.06	<0.01	90.0	−
一般細菌(個/mL)	14,800	37,000	2,300	105	450	0	99.3	100 以下
大腸菌群数(個/mL)	305	910	37	0	−	−	100	検出されないこと
総ﾄﾘﾊﾛﾒﾀﾝ(mg/L)	0.004	0.007	<0.001	0.003	0.008	<0.001	25.0	0.1 以下
TOC(mg/L)	6.1	8.7	4.6	1.8	2.3	1.0	70.5	−
BOD(mg/L)	11.4	17	5.1	<0.05	−	−	100	−
SS(mg/L)	99	150	22	<1	−	−	100	−
ﾉﾙﾏﾙﾍｷｻﾝ抽出物質(mg/L)	<1	−	−	<1	−	−	−	−
ﾌｪﾉｰﾙ類(mg/L)	<0.005	−	−	<0.005	−	−	−	0.005 以下
銅(mg/L)	0.01	0.02	<0.01	<0.01	−	−	100	1.0 以下
全ｸﾛﾑ(mg/L)	<0.04	−	−	<0.04	−	−	−	0.05 以下
ﾌｯ素(mg/L)	0.09	0.18	<0.08	0.10	0.11	0.09	−	0.8 以下
全窒素(mg/L)	4.99	6.07	3.59	2.27	3.02	1.75	54.5	−
全ﾘﾝ(mg/L)	0.75	0.98	0.57	0.06	0.07	0.05	92.0	−
COD(mg/L)	13	19	10	2.1	4.6	1.5	83.8	−

＊水質項目ごとの除去率は，平均値から求めた。　　（n＝20）

表5-6　処理水の水質分析結果

項目		結果	基準値
健康に関連する項目	一般細菌	99 個/ml	100 個/ml以下
	大腸菌群	0 個/ml	検出されないこと
	カドミウム	0.001 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	水銀	0.00005 mg/L未満	0.0005 mg/L以下
	セレン	0.001 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	鉛	0.001 mg/L未満	0.05 mg/L以下
	ヒ素	0.001 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	六価クロム	0.005 mg/L未満	0.05 mg/L以下
	シアン	0.001 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	硝酸性窒素及び亜硝酸性窒素	2.15 mg/L	10 mg/L以下
	フッ素	0.08 mg/L未満	0.8 mg/L以下
	四塩化炭素	0.0001 mg/L未満	0.002 mg/L以下
	1,2-ジクロロエタン	0.0004 mg/L未満	0.004 mg/L以下
	1,1-ジクロロエチレン	0.001 mg/L未満	0.02 mg/L以下
	ジクロロメタン	0.001 mg/L未満	0.02 mg/L以下
	シス-1,2-ジクロロエチレン	0.001 mg/L未満	0.04 mg/L以下
	テトラクロロエチレン	0.0005 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	1,1,2-トリクロロエタン	0.0006 mg/L未満	0.006 mg/L以下
	トリクロロエチレン	0.001 mg/L未満	0.03 mg/L以下
	ベンゼン	0.001 mg/L未満	0.01 mg/L以下
	クロロホルム	0.003 mg/L	0.06 mg/L以下
	ジブロモクロロメタン	0.001 mg/L未満	0.1 mg/L以下
	ブロモジクロロメタン	0.001 mg/L未満	0.03 mg/L以下
	ブロモホルム	0.001 mg/L未満	0.09 mg/L以下
	総トリハロメタン	0.003 mg/L	0.1 mg/L以下
	1,3-ジクロロプロペン	0.0002 mg/L	0.002 mg/L以下
	シマジン	0.0003 mg/L	0.003 mg/L以下
	チウラム	0.0006 mg/L	0.006 mg/L以下
	チオベンカルブ	0.001 mg/L	0.02 mg/L以下
水道水が有すべき性状に関連する項目	亜鉛	0.017 mg/L	1.0 mg/L以下
	鉄	0.01 mg/L未満	0.3 mg/L以下
	銅	0.01 mg/L未満	1.0 mg/L以下
	ナトリウム	9.6 mg/L	200 mg/L以下
	マンガン	0.005 mg/L未満	0.05 mg/L以下
	塩素イオン	12.7 mg/L	200 mg/L以下
	カルシウム,マグネシウム等(硬度)	43.8 mg/L	300 mg/L以下
	蒸発残留物	116 mg/L	500 mg/L以下
	陰イオン界面活性剤	0.02 mg/L未満	0.2 mg/L以下
	1,1,1-トリクロロエタン	0.0005 mg/L未満	0.3 mg/L以下
	フェノール類	0.005 mg/L未満	0.005 mg/L以下
	有機物等(過マンガン酸カリウム消費量)	2.9 mg/L	10 mg/L以下
	pH値	6.8	5.8以上8.6以下
	味	****	異常でないこと
	臭気	藻臭	異常でないこと
	色度	1度	5度以下
	濁度	0.1度未満	2度以下

(3) 汚泥性状

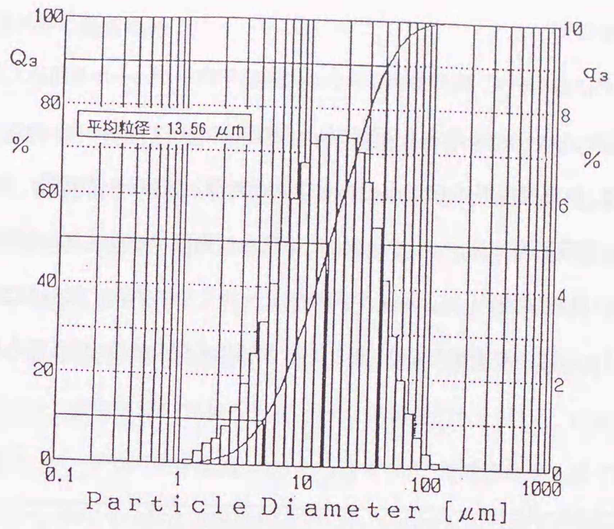
原水と連続運転終了時の濃縮汚泥を採取し，固形物性状分析を実施した。成分分析の結果を表5-7に示す。なお，強熱減量はサンプル全量に対するパーセントで表した。原水，濃縮汚泥ともに，主成分はSi，Fe，Alと同じであるが，回転平膜モジュールで濃縮することで，FeとSiのサンプル全体に対する比率が増加し，逆にAlの比率は減少していた。また，原水と濃縮汚泥の強熱減量を比較すると，原水で38.2%であったものが濃縮汚泥では23.1%となり，濃縮することで有機物の占める割合が低下した。これは，約8か月間にわたって，汚泥の引抜き無しで原水を濃縮したことにより微生物に由来する有機系汚泥が解体し，処理系内で一部無機化したためと推定する。このような現象は，嫌気状態で長期間汚泥を引き抜かずに濃縮した時に起こることが分かっている。今回の実験においても回転平膜モジュール内部で部分的に嫌気状態になったことが考えられ，汚泥の嫌気性分解が起きたことが予想できる。

次に，両サンプルの粒度分布の測定結果を図5-10に示す。原水は粒径1～150μmで分布し，累積曲線も比較的なだらかである。一方，濃縮汚泥の粒度分布は，約65μm以上の粒子がなくなり，それに伴いピークが原水に比べ粒径の小さいほうへシフトしている。平均粒径を比較しても，原水が13.56μm，濃縮汚泥が8.48μmとなり，回転平膜モジュールでの濃縮過程中に細粒化されたことが分かった。張らは[22]，ビル中水道膜分離活性汚泥プロセスの活性汚泥と下水処理場の活性汚泥の粒径分布を比較し，汚泥の引抜きを行わない膜分離活性汚泥の粒径分布が小さいほうに偏ることを報告している。その原因として，汚泥滞留時間が非常に長く，膜ろ過方式がクロスフローろ過であるため，汚泥が循環ポンプにより破砕を受けたためと考察している。今回の実験結果も，汚泥の種類は違うが汚泥の引抜きを行わない膜ろ過プロセスを運転することで得られたものであり，同様の現象が起きていると考える。

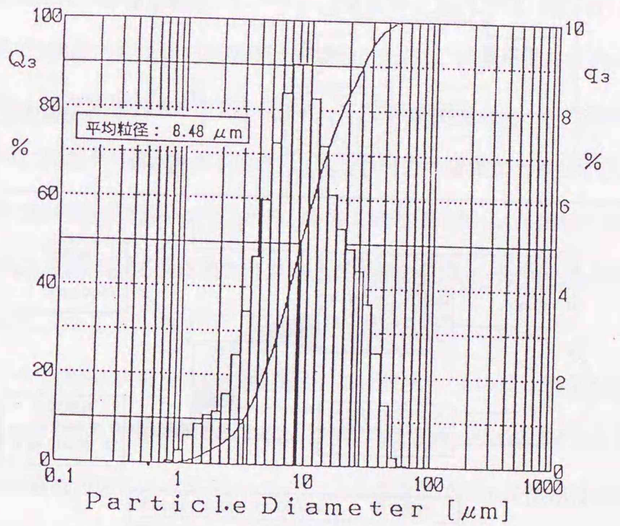
表5-7　成分分析結果

成　分	原　水	濃縮汚泥
Na	0.6	0.7
Mg	0.7	1.0
Al	14.8	10.8
Si	22.2	28.5
P	0.7	0.8
S	0.1	0.2
Cl	<0.1	0.2
K	2.3	2.7
Ca	4.6	4.8
Ti	1.2	1.3
Mn	0.5	0.5
Fe	13.6	24.6
Ni	<0.1	<0.1
Cu	<0.1	0.2
Zn	0.2	0.3
強熱減量	38.2	23.1

（単位：%）



(a)膜洗浄排水

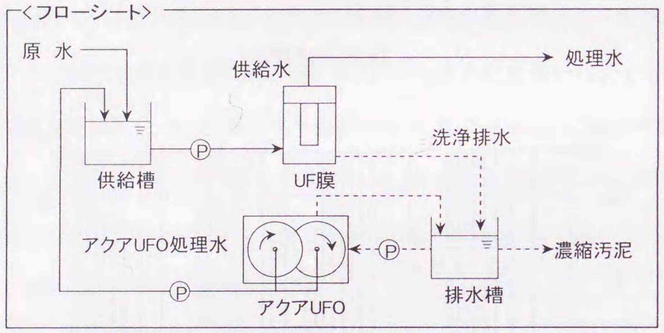


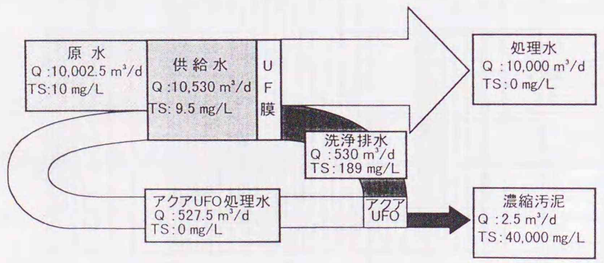
(b)膜洗浄排水の濃縮汚泥

図 5-10　粒度分布測定結果

(4) システムの物質収支

今回の実験結果に基づいて，膜型浄水システムに回転平膜モジュールを組込んだ場合の物質収支を求め，回転平膜モジュールがシステム全体に与える効果について検討した。物質収支図を図5-11に示す。試算条件は，処理規模が10,000m^3/d(排水規制の対象となる最小の規模)，膜型浄水システムの水回収率を95%，回転平膜モジュールで回収した処理水は膜型浄水システムの供給槽に戻すこととした。膜洗浄排水の濃縮装置として，回転平膜モジュールをシステムに組込むことで，水回収率は99.98%まで向上し，汚泥の濃縮倍率も4000倍となり，大幅に汚泥を減容できる見込みである。





水回収率	10,000 / 10,002.5 = 99.98 %
汚泥の濃縮倍率	40,000 / 10 = 4,000 倍

図5-11 物質収支図(処理規模:10,000m³/d)

5.3.3 浄水場濃縮槽汚泥の濃縮処理

(1) 透過性能

浄水場濃縮槽引抜き汚泥を原水としてバッチ運転での濃縮実験を行った。なお，本実験では運転中の原水供給は行わず，約1.5倍まで濃縮した。透過流束を0.96，1.92，2.88m^3/m^2・dと変化させた時の濃縮汚泥のTS濃度とろ過圧力の関係を図5-12に示す。透過流束が0.96m^3/m^2・dの場合は，濃縮汚泥のTS濃度が80g/Lから120g/Lまで上昇しても，ろ過圧力は約8kPaと変化しないが，透過流束が1.92m^3/m^2・dの場合では，濃縮汚泥のTS濃度が100g/Lを越えるとろ過圧力は急上昇した。透過流束を2.88m^3/m^2・dまで高めると，濃縮汚泥のTS濃度上昇とともにろ過圧力も上昇した。回転平膜モジュールで汚泥を濃縮する場合，ポンプで汚泥を循環しながらろ過するが，汚泥濃度が上昇するにつれて液粘度が上昇するため，それに伴って汚泥の流動性も低下しポンプの送水能力低下が懸念される。また，高粘度液で満たされた回転平膜モジュール内でディスクを回転させるため，膜駆動モータの動力も上昇する。汚泥のTS濃度と液粘度の関係を図5-13に示す。TS濃度が12.6g/Lでは，液粘度は1.7mPa・sで水とほぼ同じであったが，TS濃度上昇に伴い液粘度は指数的に上昇し，132g/Lで359mPa・sとなった。

以上の結果から浄水場濃縮槽引抜き汚泥を原水として，回転平膜モジュールで濃縮する場合，透過流束を約1.0m^3/m^2・dに設定すれば，濃縮が進行してもろ過圧力の急激な上昇もなく運転できる見通しを得た。今回の実験は短時間での評価であるため，今後長期連続運転による信頼性評価が必要と考える。また，回転平膜モジュールによる濃縮限界は濃縮汚泥の流動性低下の面から評価すべきと考える。

(2) 濃縮汚泥の脱水性

回転平膜モジュールで濃縮した各原水の濃縮汚泥を加圧脱水し，その脱水性能を評価した。結果を表5-8にまとめる。脱水ケークの含水率を比較すると，濃度の高い浄水場濃縮槽引抜き汚泥の濃縮汚泥のほうが膜洗浄排水の濃縮汚泥に比べ低くなった。また，ろ過速度は浄水場濃縮槽引抜き汚泥の濃縮汚泥のほうが大きかった。脱水後のろ布からのケークの剥離性は，浄水場濃縮槽引抜き汚泥の濃縮汚泥のほうが良かった。

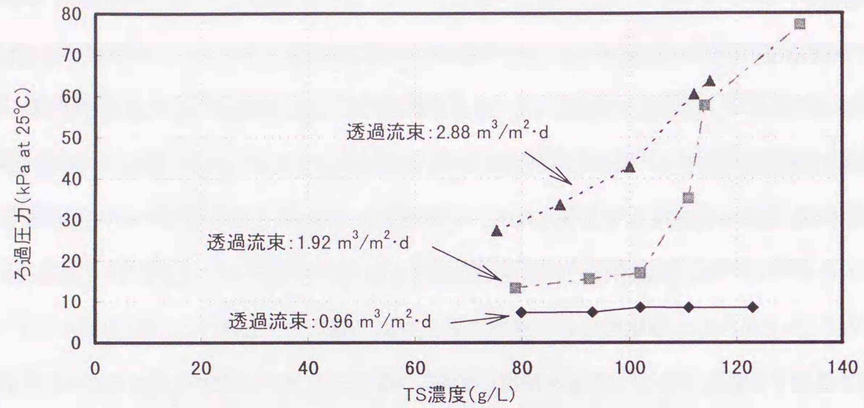


図5-12 TS濃度とろ過圧力の関係

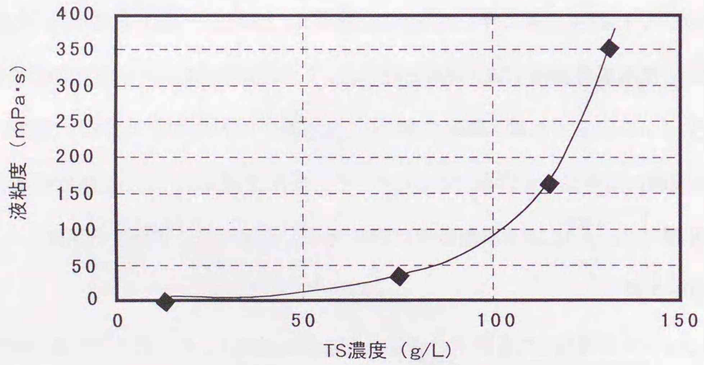


図5-13 TS濃度と液粘度の関係

膜洗浄排水と浄水場濃縮槽引抜き汚泥の汚泥性状を比較すると，平均粒径は膜洗浄排水のほうが大きくなっているが，含有成分についてはほとんど同じ傾向を示しており，膜洗浄排水と浄水場濃縮槽引抜き汚泥はほぼ同じ性状を持っていると考えられる。よって今回の脱水実験結果は，供試濃度の異なる同質の排水を用いて得られたと想定しても差し障りないと思われる。

これより，脱水機に供する排水の濃度が高いほど脱水ケークの含水率は低く，ろ過速度は大きくなり，また，脱水ケークの剥離性が良くなる傾向を確認した。

表5-8 加圧脱水実験結果

項目＼濃縮汚泥	膜洗浄排水	浄水場濃縮槽引抜き汚泥
汚泥濃度(g/L)	37	107
脱水ケーク重量(g)	97.0	208.7
脱水ケーク厚さ(mm)	3.5	6.0
脱水ケーク含水率(%)	60.0	57.3
ろ過速度(kg/m²·h)	2.33	3.22
脱水ケークの剥離性	普 通	良 好

5.3.4 洗砂排水処理

(1) バッチ濃縮実験

設定透過流束1.0m³/m²·dで濃縮を行った。濃縮時の回転平膜槽内のSS濃度と圧力·温度換算透過流束の関係を図5-14に示す。SS濃度が20g/L以下の範囲では濃度上昇とともに透過流束は低下するが，20～50g/Lでは透過流束はほとんど変化せず，50g/Lを越えると透過流束は再び減少傾向を示した。これより緩速ろ過池の洗砂排水を安定して濃縮処理するには，回転平膜槽内のSS濃度を50g/L以下にコントロールすればよいことが分かった。

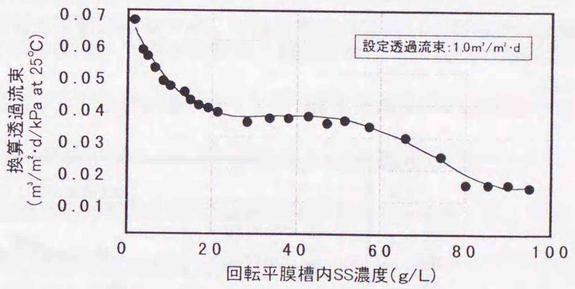


図5-14 透過流束とSS濃度の関係

水質分析結果を表5-9に示す。溶存成分に起因する色度の除去率が47%で，他の分析項目に比べ低い値であった。負荷上昇などの影響は極めて小さいことが分かった。

表5-9　水質分析結果

分析項目	原水	膜ろ過水
濁度(度)	202	＜0.5
色度(度)	17	9
pH(－)	6.9	7.0
SS(mg/L)	578	＜1
T-Fe(mg/L)	7.1	＜0.1
T-Mn(mg/L)	0.31	＜0.05
BOD(mg/L)	31.2	＜2.0
COD(mg/L)	82.4	2.3
T-SiO_2(mg/L)	299	13.4

(2) 連続ろ過実験

回転平膜槽内のSS濃度を一定に保持しながら，約2週間の連続ろ過を行った。初期ろ過圧力に対する圧力上昇量の経時変化を図5-15に示す。バッチ濃縮時と同様にSS濃度50g/L以下ではろ過圧力の上昇がほとんど見られないが，71.3g/Lでは100時間経過後からろ過圧力が上昇し始め，安定運転に支障をきたした。

これより，緩速ろ過池の洗砂排水を安定して濃縮できる濃度限界は50g/Lと推定できた。また，緩速ろ過池の洗砂排水は前述の膜洗浄排水，浄水場濃縮槽引き抜き汚泥と比べて，ろ過しにくいことが分かった。

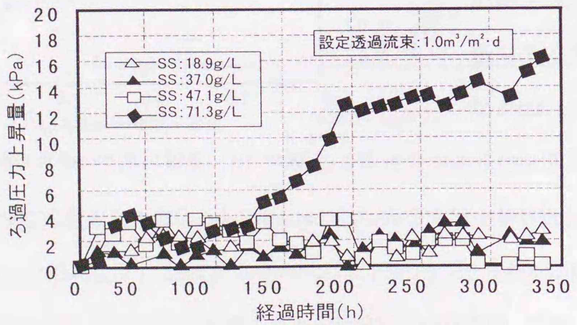


図5-15　ろ過圧力上昇量の経時変化

5.3.5 システム評価

これまでの実験結果を基に，膜型浄水システムから発生する膜洗浄排水の処理システムへの回転平膜モジュールの適用について検討した。膜洗浄排水の濃縮工程に，回転平膜モジュールを適用した場合と従来設備の沈降濃縮槽を適用した場合について，後段の脱水工程を含めてコスト試算を行った。試算条件は。処理規模を10,000m^3/d，膜型浄水システムの水回収率を95%，回転平膜モジュールでの濃縮到達濃度を50g/L，沈降濃縮槽での濃縮到達濃度を30g/Lとし，脱水ケークは引取り処分とした。両者を比較すると，ランニングコストについてはほぼ同等だったが,回転平膜モジュールを適用した場合の設備費と沈降濃縮槽を用いた場合の設備費の比は4:1となり，コスト面でまだ問題が残されていることが分かった。しかし，回転平膜モジュールの処理水と濃縮槽の上澄水の水質を比較すると，濃縮槽上澄水は浮遊するSS分の流出の影響で若干濁っており，原水槽に返送する場合，負荷上昇を引き起こすのに対し，回転平膜モジュールの処理水はSS分もなく，浄水として回収可能な高度な水質であることから，水回収率の面で前段の膜型浄水システムへの波及効果も大きいと考える。近年では，大都市において水道水源の有機物汚染が進行し，それに伴う浄水場汚泥の難沈降化，難濃縮化が問題となっており，脱水機への負荷が増大しつつある。また，病原性大腸菌(O-157)やクリプトスポリジウムなど細菌による汚染問題が発生し，排水系までを含めた浄水場内一括の水質管理の重要性など，水の疫学的安全性の向上が求められている。これらの問題を抱えている浄水場に対しては，排水処理系への膜処理の導入は問題解決に向け有効な手段となるため，回転平膜モジュールが適用される可能性もある。

以上のことから，コスト面ではまだ問題はあるが，膜処理導入による波及効果などを考慮すると，回転平膜モジュールは浄水場で発生する排水の濃縮処理装置として，適用できると判断した。

5.4 ゴミ埋立地浸出水処理への適用

ゴミ埋め立て廃棄物が焼却灰主流になりつつあるため，最終処分場からの浸出水はこれまでのBOD，COD，SS成分に加えて溶解性塩類の増大や有害無機質，ダイオキシンなどの有害物が処理の対象になってきている。また，処分場の立地条件から環境に与える影響を考慮して，排水規制も強化されている。

こうした中，埋立地浸出水の処理に膜分離技術を適用しようとする動き[23]が各方面で活発になっている。この膜分離技術適用の目的の一つに，プロセスの簡素化が挙げられる。安村ら[24]は，凝集沈殿，砂ろ過の代替に凝集膜処理を検討し，凝集pHがろ過抵抗に与える影響を検討した。しかし，活性炭処理までを代替するプロセスは提案されていなかった。

そこで，本節では回転平膜モジュールをゴミ埋立地浸出水処理に適用するに際して，凝集沈殿，砂ろ過，活性炭処理を代替する新しい処理プロセスである粉末活性炭添加型凝集膜処理システムの確立を目指した。

5.4.1 実験方法

(1) 原水

原水には，焼却灰を主体に埋め立てを行っている浸出水処理設備から排出する生物処理水を用いた。表5-10に供試原水の水質を示す。SSは既設生物処理(回転円板方式)に起因し，焼却灰に起因するCaは高濃度であるがほとんどが溶解していた。

表5-10 原水の水質

項 目	水質(mg/L)
BOD	2～6
COD	34～60
SS	98～1,600
Ca	835～1,210

(2) 凝集条件及び活性炭添加量の決定

原水に対する凝集条件及び活性炭必要量を決めるため，ジャーテスト，吸着等温線及び粉末活性炭の添加量とCOD_{Mn}除去率を求めた。凝集剤には塩化第二鉄を用い，注入量は0～500mg-$FeCl_3$/L，pHは，3.5～8.5と変化させた。COD_{Mn}の除去から凝集剤の最適注入量とpHを求めた。また同時に処理水に残存する鉄量を調べた。

粉末活性炭はメジアン粒径27μmの木質系炭を用いた。吸着等温線は20℃で24時間振とう後にNo.5Aろ紙にてろ別し，ろ液のCOD_{Mn}を測定して得た。粉末活性炭の接触時間とCOD_{Mn}除去率の関係は，添加量100～1,000mg-AC/Lと変化させ，所定時間ごとのろ液のCOD_{Mn}を測定して求めた。凝集剤と粉末活性炭を組合せるときの粉末活性炭の必要量は，所定の凝集処理を行った後，No.5Aろ紙のろ液を原水として所定量の粉末活性炭を添加し，1時間後のCOD_{Mn}，色度を測定し求めた。

いずれもCOD_{Mn}値は，原水中の亜酸化態窒素に起因するCOD_{Mn}値を差し引いて整理した。

(3) 膜システムに対する粉末活性炭の添加効果確認実験

まず，COD_{Mn}除去効果を検討するため原水に凝集剤と粉末活性炭の所定量を同時に混和し，経過時間ごとに0.2μmの孔径を有するフィルタでろ過してろ液のCOD_{Mn}を測定した。比較のために凝集剤と粉末活性炭の単独液も同様の手順で実験した。

回転平膜性能に及ぼす影響を検討するため，まず2.2節の210φ実験装置を用いて原水に凝集剤を添加し，SSを20g/Lに調整(pH5.5)した凝集汚泥液と凝集汚泥液に粉末活性炭を等量混合した液(SS 20g/L)を対象として連続ろ過を行った。ろ過条件は，設定透過流束1.5m^3/m^2・d，回転数200rpm(外周速2.2m/s)とし，10分間ろ過，2分間停止の間欠運転を行った。次に，各汚泥液のろ過性を評価するため凝集汚泥液に粉末活性炭を所定量添加して，汚泥液の平均ろ過比抵抗値を測定した。また，凝集汚泥と粉末活性炭の混合液について回転平膜性能に及ぼす回転数と汚泥濃度の影響を検討した。透過流束を1.5m^3/m^2・dの定流量運転とし，回転数は50～400rpm(外周速0.55～4.4m/s)，汚泥濃度は5～35g/Lとした。評価方法はろ過圧力の増減で評価した。

(4) システム性能評価

ゴミ埋立地浸出水処理システムへの適用の可能性を評価するため，2.2節の750φ実験装置を実施設に設置し，まず凝集汚泥液を対象にし，次いで粉末活性炭を所定量注入し，システム性能を検討した。この時の凝集剤と粉末活性炭の添加量は原水量当りで表わし，原水には連続的に供給した。凝集槽のpHは5.5にコントロールした。回転平膜モジュールは，回転数を60rpm(外周速2.4m/s)一定とし，設定透過流束は0.6～1.2m^3/m^2・dの間で変化させた。回転平膜モジュール内の汚泥濃度は，20～30g/Lになる

ように適宜引抜きを行った。システムの性能は原則として週一回，原水，処理水の水質分析を行い評価した。汚泥液の脱水性は，凝集汚泥液及び粉末活性炭を添加した汚泥混合液について脱水試験を行い評価した。

5.4.2 凝集及び活性炭処理の検討

COD_{Mn}の除去率を指標として，凝集条件及び活性炭必要量を求めた。凝集剤の添加量は，100mg-$FeCl_3$/L以上では，COD_{Mn}除去率60～65%を得た。次に，凝集剤の添加量を100mg-$FeCl_3$/LにしてpHの影響を調べた。結果を図5-16に示す。後段の膜処理にとって溶解性鉄の存在は，膜内部での凝集などにより膜閉塞を生ずる可能性がある。そこで図5-16には処理水中の鉄濃度も測定した結果を示した。pH5.5以上では処理水中の鉄濃度は検出限界(0.1mg/L)以下であった。またCOD_{Mn}除去率はpH4.5～5.5付近で最大値を示した。これは今回の原水として使用しているゴミ浸出水のCOD_{Mn}成分がフミン質主体であるため，いわゆる酸性凝集によるCOD_{Mn}の除去と考えられる。以後の実験では，凝集剤の添加量100mg-$FeCl_3$/L，pH5.5とした。

活性炭処理については，まず吸着等温線から粉末活性炭1g当り0.042gのCOD_{Mn}の吸着能(残存COD_{Mn}10mg/Lのとき)を得た。また，接触時間1時間では24時間の吸着量に対して，90%以上の吸着量を示した。これらの結果に加えて，凝集処理水について粉末活性炭の必要量を検討した。図5-17に結果を示す。凝集処理でCOD_{Mn}が約60%除去でき，さらに粉末活性炭を添加することで，粉末活性炭500mg/L以上では90%以上のCOD_{Mn}除去率を得た。処理水中COD_{Mn}の目標を10mg/Lとすると，生物処理水である原水のCOD_{Mn}は約50mg/Lであるので，COD_{Mn}除去率80%を得る必要がある。つまり，粉末活性炭の必要添加量は250mg/Lであった。このときの色度の除去率は約90%であった。

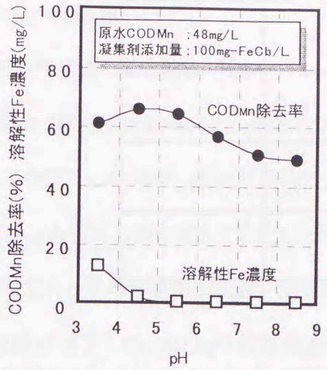


図5-16 CODMn除去に対するpHの影響

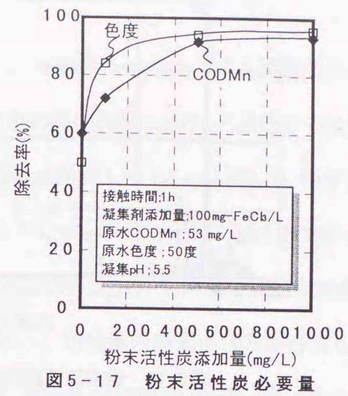


図5-17 粉末活性炭必要量

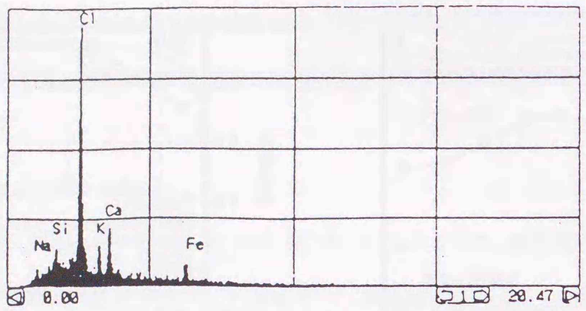
5.4.3 粉末活性炭の添加効果

(1) 汚泥フロック形状

活性汚泥フロックと粉末活性炭を混合した場合では，活性汚泥に粉末活性炭を添加することで混合汚泥フロックの粗大化が見られた。そこで，凝集汚泥液に粉末活性炭を添加，混合した汚泥液について，光学顕微鏡，SEM観察及び粒度分布を測定した。まず，光学顕微鏡による観察では粉末活性炭添加によるフロックの粗大化は見られなかった。粒度分布の測定結果を表5-11に示す。凝集汚泥液，粉末活性炭及び混合汚泥液とも30μm前後でほとんど変わらず，光学顕微鏡の観察結果と同様であった。また，粉末活性炭表面のEDX分析を行った。その結果を図5-18に示す。若干の鉄分は検出されるが，活性炭の表面はほとんどが露出しており，鉄分による粉末活性炭の吸着能に及ぼす影響は少ないことが予想できた。

表5-11 汚泥液の粒度分布

	メジアン径
凝集汚泥液 (SS=10g/L)	33.4μm
粉末活性炭 (SS=10g/L)	27.0μm
混合汚泥液 $\left(\frac{\text{凝集汚泥}}{\text{粉末活性炭}}=\frac{1}{1}\right)$	34.5μm



EDX 分析結果

図 5-18　粉末活性炭(凝集剤混在)の表面観察結果

(2) COD_{Mn}除去効果

凝集処理槽に粉末活性炭を添加することを想定して，5.4.2項で求めた凝集条件と粉末活性炭添加条件で，凝集汚泥と粉末活性炭を混合した汚泥液について，接触時間ごとのCOD_{Mn}除去率を測定した。その結果を図5-19に示す。図5-19には参考までに凝集剤，粉末活性炭単独の結果も示した。凝集剤と粉末活性炭を併用した場合，接触時間10分で70%以上のCOD_{Mn}除去率を得，以降時間経過にともない徐々に除去率は増加し，90分でCOD_{Mn}除去率80%を得た。粉末活性炭単独でも徐々にCOD_{Mn}除去率が増加することから，この増加分は粉末活性炭の吸着によると考えられる。また，5.4.2項の粉末活性炭必要量は，凝集処理後に汚泥フロックを除去した後に吸着実験を行ったものであるが，COD_{Mn}の除去率は約80%と凝集剤と粉末活性炭を混合した場合と同じ除去率であった。これらから，凝集処理と吸着処理を同一槽で行っても，吸着能に与える凝集フロックの影響は無いと考えられる。

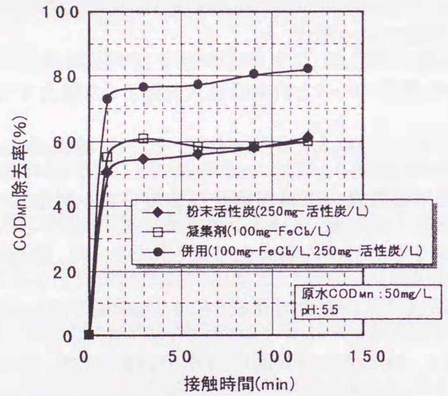


図5-19　接触時間とCODMn除去率

(3) 膜性能への影響

粉末活性炭添加による回転平膜モジュール性能への影響については，210φ実験装置を用いて検討した。凝集汚泥液と粉末活性炭を添加した汚泥混合液の連続ろ過におけるろ過圧力の経時変化を調べた。結果を図5-20に示す。凝集汚泥液は，徐々にろ過圧力が上昇するのに対して，粉末活性炭を混合した汚泥はろ過圧力が安定していた。この理由を調べるため，凝集汚泥液に所定量の粉末活性炭を添加し，汚泥液の平均ろ過比抵抗値を測定した。図5-21に示すように，粉末活性炭量が増えると平均ろ過比抵抗値は低下した。SS10g/Lの凝集汚泥液に対して，10倍量の粉末活性炭が存在したときの値は，粉末活性炭単独における平均ろ過比抵抗値(9.5×10^{10}m/kg)とほぼ同等であった。粉末活性炭を混合した汚泥液では，平均ろ過比抵抗値が低下したことにより，ろ過性が向上したと考えられる。

次に，粉末活性炭混合液について，回転平膜モジュールの特性を調べた。汚泥濃度依存性については，汚泥濃度が10～40g/Lの間ではろ過圧力に変化はなかった。また，回転数についても50～400rpmの範囲で回転数を変化させても，ろ過圧力は変化しなかった。これは活性汚泥混合液の分離には見られない現象であり，粉末活性炭混合液はろ過し易い液性状であるといえる。

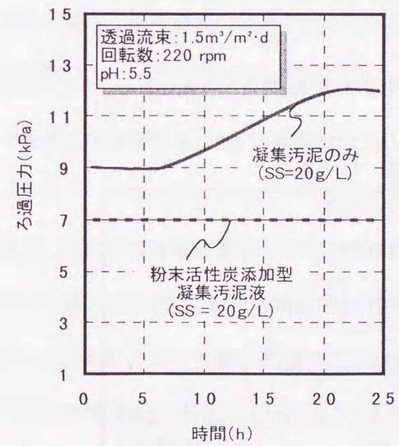


図5-20　ろ過における粉末活性炭の添加効果

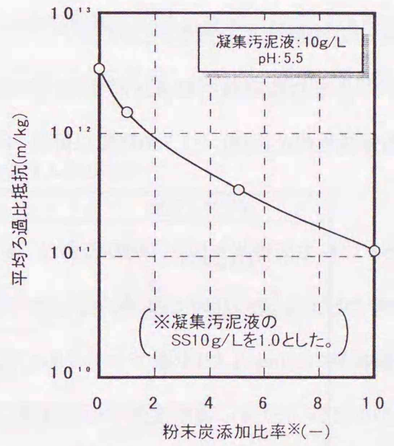


図5-21　粉末活性炭による平均ろ過比抵抗変化

5.4.4 長期運転結果

ゴミ浸出水処理システムへの適用を検討するため，実施設に長期性能試験装置を設置し，長期連続運転を行った。このときの処理性能の経時変化を図5-22に示す。当初1,700時間までは凝集剤のみを注入し，それ以後は粉末活性炭を添加し，徐々に増加させた。汚泥濃度は，当初引抜きを行わず，20g/Lを超えてからは20～30g/Lの範囲でコントロールした。

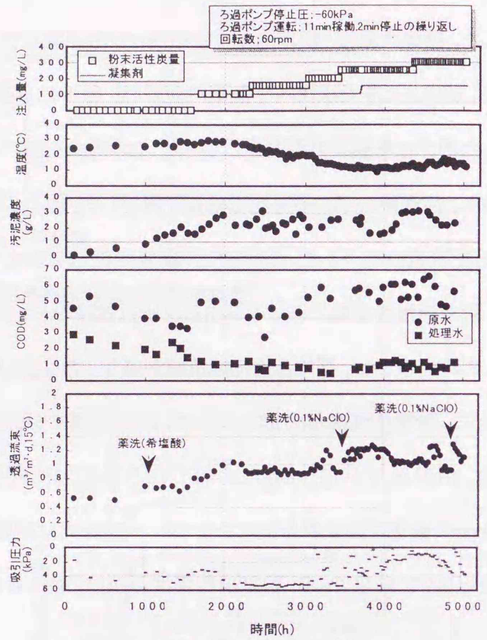


図5-22 開発システム性能の経時変化

透過流束は，最大吸引圧力を-60kPaに設定したため，凝集剤単独の場合は，0.6～0.8m^3/m^2・dでの運転が限界であった。これに対し，粉末活性炭を添加した系では，0.9～1.2m^3/m^2・dの透過流束を得ることができた。これは5.4.3項の基礎検討結果と同様に，粉末活性炭の添加効果と考えられる。また，処理水COD_{Mn}も粉末活性炭を添加した1,700時間以降は，10mg/Lをほぼ満足できた。水質分析結果を表5-12に示す。

ここで徐々に粉末活性炭を増加させた理由は，水温の低下による吸着能低下を防ぐことと，原水(生物処理水)中のCOD_{Mn}値の上昇に起因した。1,700時間から3,500時間にかけて，粉末活性炭の添加量が基礎検討結果の250mg/Lより少量で十分であった。これは，この期間中雨が少なく，実施設における浸出水量が少なかったため，実験装置での処理量も減少させる必要があり，活性炭の接触時間が3～4時間と当初の設定より長くなった結果と考えられる。

回転平膜モジュールの薬液洗浄間隔は，夏期で2.5ヶ月，冬期で1.5ヶ月と考えられ，膜の洗浄には

次亜塩素酸ナトリウム液が有効であった。これは生物処理水中の生物フロック由来の物質が膜のろ過圧力上昇に影響している事を示している。

表5-12 水質分析結果(平均値)

	凝集処理		粉末活性炭を添加した凝集処理	
	原 水	処理水(除去率,%)	原 水	処理水(除去率,%)
BOD(mg/L)	13.7	＜2	5.0	＜2
COD(mg/L)	43.6	21.9 (49.8)	45.0	8.3(81.6)
SS (mg/L)	539	＜1	282	＜1
色 度 (度)	50	18.5(63.0)	50	3.1(93.8)

5.4.5 システムの評価

今回，開発したシステムと従来の凝集・沈殿―砂ろ過―活性炭処理を行うシステムについて比較を行った。これを表5-13に示す。開発システムでは物理化学処理の単位操作数は半減することができた。また，凝集剤の使用量も半減できた。これは開発システムが凝集汚泥液を膜分離する方式であるため，汚泥の沈降分離に必要な凝集剤量を低減できた結果と考える。この効果は，浄水処理における膜の適用効果[25]と同様である。活性炭の必要量は比表面積の大きな粉末活性炭を用いているため，約1/3に低減できた。汚泥の脱水性は汚泥の含水率で評価すると，粉末活性炭を含有した開発システムの含水率は76%と従来汚泥に比べて低くなった。

これらの結果と維持管理の容易さを踏まえると，生物処理後に凝集処理槽に粉末活性炭を添加し，回転平膜モジュールで固液分離するシステムは，ゴミ浸出水の処理システムに適用できる見通しを得た。

表5-13 開発システムとの比較

	従来システム	開発システム
フロー	凝集剤 凝集助剤 → 凝 集 → 沈 殿 → 砂ろ過 → 活性炭	凝集剤 粉末活性炭 → 凝 集 → 回転平膜
単位操作数	4	2
凝集剤量	100	50
活性炭必要量	100	35
汚泥の脱水性	86%	76%
処理水質	○	○

5.5 結論

本章では，無機系凝集汚泥混合液を分離の対象としてし尿処理，浄水場排泥処理，ゴミ埋立地浸出水処理システムに回転平膜モジュールを適用することで，新しい処理プロセスの可能性を示した。以下に結果をまとめる。

(1) し尿処理プラント(凝集処理)

回転平膜モジュールにおいて，鉄系凝集汚泥混合液のろ過特性は回転数，すなわちディスク外周速や汚泥濃度にほとんど依存せず，従来のチューブラ型モジュールに比べて安定運転の適用範囲が広いことが分かった。また，実機での膜装置の運転動力の比較から回転平膜モジュールの優位性を明らかにした。これにより，し尿処理プラントに回転平膜モジュールを適用(生物処理と凝集処理)することで，プロセスの簡素化が図れ，ランニングコストが安価で維持管理の容易なし尿処理プラントが実現できた。現在，数多くの実機が稼働中である。

(2) 浄水場排泥処理

膜洗浄排水，浄水場濃縮汚泥の濃縮処理や緩速ろ過池の洗砂排水処理に回転平膜モジュールを適用した結果，浄水場濃縮槽汚泥，膜洗浄排水，洗砂排水の順でろ過性が悪くなった。しかし，洗砂排水でも汚泥濃度50g/Lでの運転は可能であった。本システムは，浄水場での水回収率向上に加えて，環境への負荷低減を考慮すると適用可能なシステムと判断できる。

(3) ゴミ埋立地浸出水処理

従来の凝集沈殿，砂ろ過，活性炭処理に代えて，凝集剤と粉末活性炭を添加した後，この混合液を回転平膜モジュールで固液分離するシステムを確立した。この新しいシステムは，従来法に比べて凝集剤量及び活性炭必要量を低減でき，プロセスを簡略化した維持管理の容易なシステムであった。

＜ 参 考 文 献 ＞

1) Klein, W., W. Hoelz：Crossflow Microfiltration in chemical Processes, The Chem. Engr., October, 369(1982)

2) Baker, R. J., A.G.Fane, C.J.D.Fell, B.H.Yoo：Factors Affecting Flux in Crossflow Filtration, Desalination, 53, 81(1985)

3) Fell, C.J.D., A.G.Fane, M.R.HoogLand：Crossflow Filtration of Mineral Slurries using Ceramic Membrane, Filtration Symposium NAGOYA'86, 203(1986)

4) 金山彦喜：工場廃水の再生利用と膜分離技術の応用，高分子，39，(4)，288(1990)

5) 渡辺一成，白方 正，八田 武，一柳直人：石炭火力発電所の新排水処理システムの開発，火力原子力発電，44，(2)，58(1993)

6) 昆 正浩，大熊那夫紀：浸漬型平膜分離におけるエアバブリング洗浄効果の検討，第31回研究発表会講演要旨，46(1996)

7) 金 東夏：下水の新高度処理システムにおける膜分離を用いた有機酸発酵に関する研究，環境衛生工学研究，9，(4)，37(1995)

8) 国包章一：膜ろ過実証プラント実験における汚染物質の除去，第45回全国水道研究発表会講演集，66(1994)

9) 国包章一：環境技術，25，(4)，9(1996)

10) 廃棄物学会研究委員埋立処理処分部会編：埋立地における高塩類問題と技術的対応，廃棄物埋立処理処分部会報告書(平成5年度～平成7年度)，107(1996)

11) 河村清史：し尿処理分野での膜利用，水環境学会誌，22，(4)，22(1999)

12) 岡田光正：膜利用排水処理プロセスにおける目詰まりの考察，第27回日本水環境学会講演集，238(1993)

13) 桃井清至：平膜型限外ろ過を組み込んだ反応器における代謝物の蓄積に伴う汚泥活性度の変化について，第28回日本水環境学会講演集，332(1994)

14) 西村和之:活性汚泥共存下における大腸菌ファージの限外ろ過による阻止性, 第27回日本水環境学会講演集, 230(1993)

15) 鴨野義男, 青井 透, 大熊那夫紀, 篠田 猛:回転平膜型膜分離設備の高負荷し尿処理実施設への適用, 第15回全国都市清掃研究発表会講演集, 25(1994)

16) 林 幹人:浄水場発生汚泥の処理・処分の現状, 工業用水, (451), 12(1996)

17) 関谷 透, 平林勝博:浄水汚泥の改質と減溶化技術, 工業用水, (451), 2(1996)

18) 季 秉鎬, 滝沢 智, 藤田賢二:濃縮膜ろ過装置による膜洗浄排水の濃縮, 水道協会雑誌, 66, (8), 29(1997)

19) 村田周和, 廣川浩之, 横山繁樹, 奥野 裕, 国包章一, 伊藤雅喜:膜ろ過法による排水処理(Ⅰ), 第48回全国水道研究発表会講演集, 268(1997)

20) 横山繁樹, 塩山昌彦, 廣川浩之, 奥野 裕, 国包章一, 伊藤雅喜:膜ろ過法による排水処理(Ⅱ), 第48回全国水道研究発表会講演集, 270(1997)

21) 大西真人, 奥野 裕, 廣川浩之, 横山繁樹, 国包章一, 伊藤雅喜:膜ろ過法による排水処理(Ⅲ), 第48回全国水道研究発表会講演集, 272(1997)

22) 張 博苒, 山本和夫, 大垣真一郎:標準活性汚泥と膜分離活性汚泥の性状及び微生物活性の比較, 第28回日本水環境学会年会講演集, 88(1994)

23) 大熊那夫紀:膜分離技術による埋立浸出水の処理方法, 廃棄物最終処分場における埋立浸出水処理の高度化とダイオキシン類対策セミナーテキスト, 技術情報センタ(1998)

24) 安村宣之, 三木康平:汚泥の膜分離に関する基礎的検討, 第6回廃棄物学会研究発表会講演集, 237(1995)

25) 国包章一:膜利用型新浄水システムの研究成果と今後の展望, ニューメンブレンテクノロジーシンポジウム'95, 5-1-1(1995)

第6章 総 括

本研究では, 高濃度懸濁液を低動力で分離できる回転平膜モジュールの基本構造の立案から実用モジュールまでの開発, さらに回転平膜モジュールのろ過メカニズム, ろ過特性及び回転平膜モジュールを用いた排水処理システムについて, 活性汚泥混合液と凝集汚泥混合液を対象液にしたシステムを構築するために検討を行った。本研究で得られた知見を以下に要約する。

第2章では, 高濃度懸濁液の代表として, 活性汚泥混合液を用い, 膜を回転させることの効果を確認し, 二軸かみ合わせタイプの回転平膜モジュールの基本構造を確立した。構成要素として膜材質, 膜孔径, ディスク形状について検討し, ディスク750㎜の実規模ディスク構造を構築した。また, 回転平膜モジュールに適した運転方法として, 間欠減圧運転を採用した。実装置化を行うにあたり, 膜ディスクの保管, 親水化方法等の取扱いに関する検討を行い, 乾燥膜状態で1年間の保管期間を確認し, 乾燥膜の親水化は20%のエタノール液で行えることを明らかにした。さらに, 膜ディスクの信頼性を膜の剥離強度の評価から行ない, より信頼性の高い膜を開発した。これらにより, 回転平膜モジュール, 制御盤, ポンプ類等を組込んだ膜装置ユニットの標準化を行った。また, 多軸膜モジュール内の流動シミュレーションを行い, より低動力運転が可能な新しい膜モジュールの可能性を示唆した。

第3章では回転平膜モジュールの分離機構について論じ, 膜ディスクにおける透過挙動を解析した。また, 活性汚泥混合液を対象に, 回転平膜モジュールにおけるろ過圧力, 回転数, 液濃度によるろ過特性を調べ, 汚泥濃度10～20g/Lの範囲に透過流束の増加する領域が存在することを明らかにした。膜性能に影響を与える因子として, ろ過抵抗, 菌代謝物, 運転条件を整理した。膜性能の回復方法については, 短期的方法としてスポンジ洗浄の効果を明らかにし, 長期的方法としての化学的性能回復方法における薬液が膜物性に与える影響を明確にした。

第4章では, 廃水処理システムのうち活性汚泥混合液を膜分離の対象とする生物処理システムへの適用を検討し, 既存システムと回転平膜モジュールを適用したシステムを比較し, 新しい処理システムの

可能性を示した。窒素除去リアクタの開発では，通産省の大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90計画」で行った結果であり，生物学的窒素除去システムの固液分離に回転平膜モジュールを用いたことで，窒素の高負荷処理が可能になり，本システムの有効性を見出した。窒素・りん除去リアクタは，窒素除去システムの生物反応槽にAl系凝集剤を添加したもので，硝化活性は低下するものの汚泥の高濃度化によりシステムの処理性能維持が可能であった。食堂排水処理では，負荷と膜性能の関係をまとめ，適度な汚泥引き抜きが膜処理の安定運転には欠かせないことを明らかにした。ビル排水処理では，実規模装置の運転データから従来法との比較を行い，維持管理が容易でコンパクトな設備であることを確認し，本システムの優位性を明確にした。再生水色度除去システムは，生物反応槽に粉末活性炭を添加し，色度を水道水なみに高度化した。チューブラ型モジュールと固定床の活性炭塔を設けたシステムと比較し，設備費，運転費とも3割以上の低減が見込まれ，本システムの有効性を確認した。し尿処理(生物系)では，二段膜処理システムの前段の活性汚泥混合液の分離特性を調べ，維持管理性が向上できることを明らかにした。

第5章では，凝集汚泥混合液を対象とした排水処理システムについて，し尿処理(凝集系)，浄水場排泥処理，ゴミ埋立地浸出水処理システムへの適用を図った。し尿処理(凝集系)では，二段膜処理システムの後段の処理，すなわち色度とりんの除去を行うための凝集汚泥混合液の分離に適用し，回転平膜モジュールはチューブラ型に比べ，安定運転範囲が広いことを明確にした。実施設へ導入することでプロセスの簡素化が図れ，運転費が安価で維持管理の容易なし尿処理プラントが実現できた。浄水場排泥処理では，厚生省プロジェクト「高度処理MAC21計画」の中で行った結果を中心にまとめ，浄水場濃縮槽汚泥，膜洗浄排水，緩速ろ過の洗砂排水の順でろ過性が悪かったが，いずれの対象液でも50g/L以上の濃縮が可能であった。本システムは，浄水場の水回収率向上，環境負荷軽減を考慮すると適用可能なシステムと判断した。ゴミ埋立地浸出水処理は，既存プロセスの簡素化を目的に，凝集－沈殿－砂ろ過－活性炭処理を粉末活性炭添加型凝集膜分離する簡素なプロセスを確立した。

以上のことから，回転平膜モジュールは高濃度懸濁液の固液分離に有効であることを実証できた。また，排水処理システムに適用することでシステムの効率化，プロセスの簡素化，処理水の高度化，汚泥

の減容化が明らかになり，新しい実施設を構築できた。

本研究を通じ，回転平膜モジュールを用いた新しい排水処理システムを構築することができた。また，回転平膜モジュールは新しい膜モジュールとして成書などに記載され，一つのモジュール型式として認知された。しかし，一方では解明が不十分な点や膜モジュールとして新しい課題も認められた。そこで最後に膜処理を用いた 排水処理システムの構築に向けたいくつかの課題をまとめる。

(1) 膜性能影響因子は対象液によって異なるもので，これらを網羅した論文は見当たらない。そのため，ケースごとに影響因子とその影響度合いを調べていくことは重要なことであり，本研究もその一端に寄与していると考える。しかし，生物処理が安定している時は膜処理も安定しているが，生物処理が不安定になると膜処理も不安定になるなど，経験的には理解されているが，生物処理と膜処理を組合せたシステムでは安定運転のための指標が必要となる。具体的には，原水中の有機物量，質に関するモニタリングや汚泥性状の簡易的な評価方法，安定運転条件の見極め手法，汚泥引き抜き量や散気量と膜性能の関係などのソフト技術とそれに対応できるハード技術の確立が必要であると考える。

(2) 膜寿命は運転操作条件により異なり，一概に何年と決めることはできない。一般的には薬液洗浄の回復性が低下したとき，つまり薬液洗浄間隔が短くなった時に膜寿命と判断している。現象論的にはこのような判断で良いと考えられるが，これまでの膜寿命に関する議論は不十分であると考える。それは膜寿命は前述のような洗浄不良や洗い残しによる性能低下に加えて，膜の化学劣化による構造変化に伴う性能低下，さらに膜面の摩耗による膜表面構造変化による性能低下を考慮する必要があり，特に膜面の摩耗による性能低下は各種膜モジュール型式，対象液や運転条件の違いによる解析評価が必要であると考える。

(3) 回転平膜モジュールは，高濃度懸濁液をこれまでの膜モジュールに比べて低動力で分離できることを実証したが，本研究における膜モジュール内の流動解析によっても示唆されたように，さらに低動力型のモジュール開発の可能性を探っていく必要がある。具体的には，モータを用いない回転方法の検討や膜装置ユニットの更なる原価低減を図ることで，今後の用途拡大に対処していきたい。

(4) 将来の膜技術の発展は，水処理分野のみならず産業界全般にとっても有益である。そのためには新しい膜素材，新しいモジュール構造，新しい性能回復方法などの開発が必要であり，また膜メーカ，エンジニアリングメーカ，ユーザーが一体となった産業界と官，学の共同開発を推進することにより，その用途はさらに拡大すると考える。特に，水処理分野においては膜単独で使用するのではなく，他の単位操作との組合せによるいわゆるハイブリッド化を積極的に展開する必要がある。こうした意味でも本研究が膜技術の発展に寄与することを期待したい。

謝　辞

北海道大学大学院工学研究科　渡辺義公教授には，本論文の作成に際し，暖かみのある叱咤激励，ご助言，ご指導を賜りました。また，論文の執筆にあたり格段のご配慮を頂くなど，本論文を作成することができたのも一重に渡辺教授のご尽力によるものと，心より感謝致します。

日立プラント建設株式会社松戸研究所　江原勝也所長にはお忙しい中，数々の議論の場を与えて下さり，本研究の遂行及び本論文を作成する上で大変便宜を図って頂いた他，博士後期課程入学の機会を与えて頂きました。ここに厚くお礼申し上げます。

元通商産業省工業技術院化学技術研究所　増田等技官には，回転平膜モジュールの共同考案者として本研究の主要部分に関するご助言，ご指導を賜りました。また，大型プロジェクト「アクアルネッサンス'90」計画におきましても，度重なるご支援，ご指導を頂きました。増田技官には公私共にお世話になり，ここに心より感謝致します。

北海道大学大学院工学研究科　真柄泰基教授には，国立公衆衛生院在職中，本研究の遂行に当り適切なご助言，ご指導を賜りました。深く感謝いたします。

国立群馬工業高等専門学校　環境都市工学科　青井透教授には，住友重機械工業株式会社在職中より公私共にお世話になり，回転平膜モジュールの用途開発には一方ならぬご支援を頂きました。心よりお礼申し上げます。

第2章では，膜種やディスク形状の検討を行う際，サンプルの提供や試作に快く応じて頂くと共に，新しい膜の開発やデータの取得にもご協力して頂いた日東電工株式会社　滋賀事業所　開発部の皆様に深く感謝いたします，また，膜モジュール内の流動解析における技術的なご支援並びにご助言を株式会社日立製作所電力・電機開発研究所　天野研主任研究員より賜りました。厚くお礼申し上げます。

さらに，実装置化に当り当社 樋川資朗専務取締役を始め会社幹部，環境システム事業本部山寺利夫技師長，機電エンジニアリング株式会社の関係者の方々に種々のご協力を頂き，心よりお礼申し上げます。

第3章の実験は，主に財団法人造水促進センターの茅ヶ崎臨海研究施設内において「アクアルネッサンス'90」計画の実験プラントで取得したもので，茅ヶ崎臨界研究施設の故 岡部利之次長には，実験上の便宜を図って頂き，大変感謝しております。

また，横浜国立大学工学部 松本幹治教授には，膜透過の基礎について有意義なご助言を頂きました。深く感謝致します。

第4章の窒素・りん除去リアクタ及び再生水色度除去リアクタの開発に際して，東京大学生産技術研究所 鈴木基之教授には，的確なご助言を頂きました。深く感謝致します。

また，第4章，5章の実験では，データの取得，解析には当社 大西真人技師，川尻斉主任技師，奥野裕技師，森直道副技師長，堀田正見主任研究員，鈴木恒雄さん，吉川慎一君，福島幸生主任研究員，鈴木賢司さん，倉持玲子さん他関係者，並びに財団法人造水促進センターの杉本和明係長，吉川正義さん，住友重機械工業株式会社 岡庭良安課長にご協力頂き，心よりお礼申し上げます。

また実験装置の製作に際して，広瀬沽機装産業株式会社社長を始めとする方々に大変ご苦労をかけました。心より感謝致します。

小沢源三さん，菊池朋子さん，阿部純子助手，木村克輝助手，下如林さんを始めとする北海道大学大学院工学研究科関係者の皆様には大学の内外において種々なご支援を賜りました。大変感謝致します。

最後に学位論文作成に際し，家族を始めとする多くの方々に多大なご理解とご協力を得たことを付記し，お世話になった関係の皆様に厚くお礼申し上げます。

1999年6月

大熊那夫紀

