

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公開特許公報(A)

(11) 特許出願公開番号

特開2008-246357

(P2008-246357A)

(43) 公開日 平成20年10月16日(2008.10.16)

(51) Int.Cl. F 1 テーマコード (参考)
 B O 1 D 65/08 (2006.01) B O 1 D 65/08 4 D 0 0 6
 C O 2 F 1/44 (2006.01) C O 2 F 1/44 Z A B C

審査請求 未請求 請求項の数 3 O L (全 14 頁)

(21) 出願番号 特願2007-89985 (P2007-89985)
 (22) 出願日 平成19年3月30日 (2007.3.30)

(71) 出願人 000001052
 株式会社クボタ
 大阪府大阪市浪速区敷津東一丁目2番47号
 (74) 代理人 100068087
 弁理士 森本 義弘
 (74) 代理人 100096437
 弁理士 笹原 敏司
 (74) 代理人 100100000
 弁理士 原田 洋平
 (72) 発明者 上坂 太一
 兵庫県尼崎市浜1丁目1番1号 株式会社
 クボタ本社阪神事務所

最終頁に続く

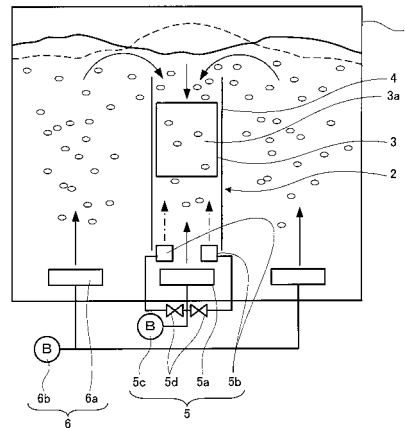
(54) 【発明の名称】 膜分離方法および装置

(57) 【要約】

【課題】膜面に対する洗浄効果を十分に発揮することができる膜分離処理方法および装置を提供する。

【解決手段】処理槽1内に浸漬した複数の膜エレメント3により槽内の処理対象液を膜分離処理するものであり、膜エレメント3が相互に対向する膜間流路に、下降流を所定範囲内の下降流速で供給しつつ、膜エレメント3の下方に配置した散気装置5aから所定範囲内の気泡径をなす気泡を膜間流路に供給する。

【選択図】 図1



【特許請求の範囲】**【請求項 1】**

槽内に浸漬した複数の膜エレメントにより槽内の処理対象液を膜分離処理するものであり、膜エレメント相互間の膜間流路に、下降流を所定範囲内の平均下降流速で供給しつつ、膜エレメントの下方に配置した散気装置から所定範囲内の気泡径を含む気泡を膜間流路に供給することを特徴とする膜分離方法。

【請求項 2】

下降流の平均下降流速が $0.2 \sim 0.4 \text{ m/sec}$ であり、気泡の全体又は一部が気泡径 $1 \sim 10 \text{ mm}$ であることを特徴とする請求項 1 に記載の膜分離方法。

【請求項 3】

槽内に浸漬する複数の膜エレメントと、膜エレメントが相互に対向する膜間流路に下降流を所定範囲内の下降流速で供給する下降流供給手段と、膜エレメントの下方に配置し、所定範囲内の気泡径を含む気泡を膜間流路の下降流中に供給する散気装置とを備えたことを特徴とする膜分離装置。

【発明の詳細な説明】**【技術分野】****【0001】**

本発明は膜分離方法および装置に関し、槽内に浸漬した膜分離装置により下廃水、浄水等を水処理する技術に係るものである。

【背景技術】**【0002】**

従来、この種の膜分離処理方法では、膜エレメントの下方に配置した散気装置から散気する空気により気液混相の上昇流を生じさせ、この上昇流が膜エレメントの膜面に沿って流れることで膜面洗浄を行っており、膜面洗浄効果を上げる場合には散気量を増加させている。しかし、散気量を増加させると散気装置の運転にかかるエネルギーコストが増大し、場合によっては過曝気の状態となって膜分離処理自体に悪影響を与える。

【0003】

この問題を解決するものとして、例えば特許文献 1 に記載するものがある。これは浸漬型薄膜モジュールを浸漬したタンクの水を曝気する循環曝気装置であり、複数の分岐を有する空気吐出しネットワークと、その各分岐に連通する曝気槽と、気流を供給する空気供給装置を有し、空気吐出しシステムの少なくとも 1 つの分岐が高流量で空気を受け取り、空気吐出しシステムの他の分岐が低流量で空気を受け取るように空気流を分割し、各分岐が受け取る空気を、繰り返し周期で高流量と低流量とに切り替えることで、タンク水に過渡的流れ状態を生じさせ、デッドスペースが生じることを防止し、浸漬型薄膜モジュールの薄膜の攪拌を補助するものである。

【0004】

また、特許文献 2 に記載する浸漬膜装置は、処理槽の液中に膜ユニットを浸漬し、膜を透過したろ過処理水を得るものであり、複数の膜ユニットを槽内液中に配置するとともに、液中の仕切板で各膜ユニットを隔て、個々の膜ユニットの下方に個々に設けた散気装置を交互に作動させるものである。

【0005】

このように、散気装置を交互に作動させることで、作動する散気装置の上の膜ユニットでは膜間に気泡による上向流が生じ、気泡と上向水流とにより膜面に付着した非ろ過物質が剥離され、作動を中止している散気装置の上の膜ユニットでは膜間に下向流が生じ、下向水流が膜面に付着した非ろ過物質を剥離させる。

【0006】

また、特許文献 3 に記載する固形分離方法は、被処理水を生物反応槽に導入して活性汚泥処理を行い、生物反応槽から排出される汚泥混合液を、複数のろ過モジュールを浸漬設置したろ過分離槽に導入し、水頭圧によりろ過モジュールからろ過水を得るものであり、ろ過分離槽内の隣接するろ過モジュールの間に仕切り壁を設置し、各ろ過モジュールの下

10

20

30

40

50

方に散気管を設け、ろ過時は、各ろ過モジュールでろ過を行いながら、各散気管への通気を交互に行うことにより、各ろ過モジュールに対して上向流と下降流をそれぞれ交互に形成するものである。

【特許文献1】特許第3645814号公報

【特許文献2】特許第3341428号公報

【特許文献3】特開2006-289370号公報

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0007】

ところで、特許文献1のものでは、各曝気槽に供給する空気流を、繰り返し周期で高流量と低流量とに切り替えることで、タンク水に過渡的流れ状態を生じさせ、浸漬型薄膜モジュールの薄膜の攪拌を補助する。しかしながら、過渡的流れ状態において膜面付近の流れは秩序だつて流れの向き、強さが変動するのではなく、常に散気の弱い部分、あるいは低流量散気となった場所が生じ、そこでは膜モジュールの薄膜を十分に揺らして攪拌するための流れが生じない。また、薄膜の膜面全体に均一に揺らして攪拌することはできず、膜面に汚れが生じるとケーキの付着した部位において集中的に膜面の汚れが進行する。

10

【0008】

特許文献2および3のものでは、膜ユニットもしくはろ過モジュールの膜間を流れる上昇流は反転して、隣接する膜ユニットもしくはろ過モジュールの膜間を下降流として流れる。しかしながら、上昇流は散気による気泡を含む気液混相流であるが、下降流は気泡を含まない水流のみによる洗浄となり、その膜面上を流れる水流自体に偏りが生じ易く、十分な洗浄効果を得ることができない。

20

【0009】

本発明は上記した課題を解決するものであり、膜面に対する洗浄効果を十分に発揮することができる膜分離方法および装置を提供することを目的とする。

【課題を解決するための手段】

【0010】

上記課題を解決するために、本発明の膜分離処理方法は、処理槽内に浸漬した複数の膜エレメントにより槽内の処理対象液を膜分離処理するものであり、膜エレメント相互間の膜間流路に、下降流を所定範囲内の平均下降流速で供給しつつ、膜エレメントの下方に配置した散気装置から所定範囲内の気泡径を含む気泡を膜間流路に供給することを特徴とする。

30

【0011】

また、下降流の平均下降流速が0.2~0.4m/secであり、気泡の全体又は一部が気泡径1~10mmであることが好ましい。

本発明の膜分離処理装置は、処理対象液を貯留する処理槽と、処理槽内に浸漬する複数の膜エレメントと、膜エレメントが相互に対向する膜間流路に下降流を所定範囲内の下降流速で供給する下降流供給手段と、膜エレメントの下方に配置し、所定範囲内の気泡径を含む気泡を膜間流路の下降流中に供給する散気装置とを備えたことを特徴とする。

40

【発明の効果】

【0012】

以上のように本発明によれば、膜間流路を流れる下降流中に供給した気泡は、下降流の流れに抗して逆方向に上昇することで上昇速度が遅速し、膜間流路を膜面に沿って上昇しながら上方向のみならず斜め方向や横方向へ漂流する。この気泡の存在によって下降流の流れが乱されるとともに、膜間流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【0013】

すなわち、膜間流路における気泡の滞在時間(通過時間)が長くなることで、上昇流中を流れの順方向に沿って気泡が流れる場合に比べて、散気装置から供給する空気量が同量であっても単位時間において膜間流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【0014】

50

また、膜面間の流路において小さな気泡径の気泡は流路の下部領域に滞留して結合し、大きな気泡径の気泡となり、大きな気泡径の気泡が膜面間の流路を下降流の流れに抗して上昇することで下降流中の気泡の密度が上がり、膜面間の流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【0015】

よって、散気装置から少量の空気を散気しても、膜間流路における液中の気泡保持量が多くなることで、膜面上に乱流が生じ易くなり、下降流の下方へ向けた力と上昇する気泡流の上方に向けた力が膜面に協働して作用するとともに、水流にゆらぎを与えることで、過曝気となる状態を回避しつつ、十分な洗浄効果を膜面に与えることができる。

【発明を実施するための最良の形態】

【0016】

以下、本発明の実施の形態を図面に基づいて説明する。本発明の膜分離装置は下廃水、浄水等の水処理に用いるものであり、ここでは図1～図3において膜分離活性汚泥処理に用いる膜分離処理装置について説明する。

【0017】

図1～図3において、膜分離処理装置は、原水供給系（図示省略）から供給する下廃水等の処理対象水を貯留する処理槽（反応槽）1と、処理槽1に浸漬した膜分離装置2とからなる。膜分離装置2は、複数枚の平板状の膜エレメント3を有しており、膜エレメント3は樹脂製の濾板の両表面にろ過膜3aを配置してなり、各膜エレメント3は透過液を導出する透過液導出系（図示省略）に連通している。

【0018】

膜エレメント3を収める膜ケース4は上部領域が膜充填部をなし下部領域がドラフトチューブ部をなす。膜充填部において各膜エレメント3はろ過膜3aの膜面を上下方向に沿わせて配置し、相互に隣接するものを所定間隙をあけて平行に配列し、相対向する膜エレメント3のろ過膜3aの膜面間に流路を形成している。膜エレメント3の下方には膜面洗浄気体を噴出する洗浄用散気装置5を配置しており、洗浄用散気装置5は主散気部5aと副散気部5bとブローア5cと副散気部5bへの空気供給を制御するバルブ5dとからなる。

【0019】

処理槽1の底部には膜分離装置2の両側に循環流用散気装置6を配置しており、循環流用散気装置6が下降流供給手段として機能する。循環流用散気装置6は散気部6aとブローア6bとからなる。

【0020】

膜分離装置2は、処理槽1の層内での水頭を駆動圧として層内の活性汚泥混合液を膜エレメント3で重力ろ過し、膜エレメント3の膜面を透過した透過液を処理水として透過液導出系（図示省略）を通じて槽外へ導出する。透過液導出系に吸引ポンプを介装することで吸引ろ過することも可能である。

【0021】

以下、上記した構成における作用を説明する。膜分離処理装置は、処理槽1に原水供給系（図示省略）から供給する下廃水等の処理対象水は槽内の活性汚泥により生物処理し、槽内の活性汚泥混合液を膜分離装置2で固液分離する。膜分離装置2の膜エレメント3のろ過膜3aを透過した膜透過液は透過液導出系（図示省略）から取り出し、活性汚泥を含む固形分は汚泥排出系（図示省略）から余剰汚泥として槽外へ排出する。

【0022】

上述の膜分離処理装置の運転時には、洗浄用散気装置5から洗浄用気体を散気し、循環流用散気装置6から駆動用気体を散気する。両側の循環流用散気装置6はブローア6bから供給する駆動用気体、ここでは空気を散気部6aから処理槽1の活性汚泥混合液中に散気する。散気部6aから散気した駆動用気体の空気は活性汚泥混合液を曝気するとともに活性汚泥混合液中を上昇し、エアリフト作用により上昇流が生起する。

【0023】

10

20

30

40

50

この上昇流は槽内における膜分離装置 2 の両側の領域を上昇し、槽内の液面付近で反転して膜分離装置 2 を下降流として流れ、処理槽 1 の内部に循環流を形成する。膜分離装置 2 の膜ケース 4 へ固液混相（連行する多少の空気を含む）の下降流となって流入する槽内の活性汚泥混合液は、膜エレメント 3 の相互間の流路へ供給し、ろ過膜 3 a の膜面に沿ってクロスフローで流れる。

【 0 0 2 4 】

循環流用散気装置 6 は、処理槽 1 の内部に循環流を形成し、かつ膜分離装置 2 の膜ケース 4 において後述する所定範囲内の下降流速を得るのに必要な所定量の駆動気体を常に散気部 6 a から散気する運転状態を維持する。散気部 6 a から散気する駆動気体の気泡径はエアリフト作用を考慮し、循環流を生じさせるのに必要な所定範囲のものとする。

10

【 0 0 2 5 】

洗浄用散気装置 5 は、洗浄用気体、ここでは空気を多量に散気する大量曝気運転と、洗浄用気体の空気を少量で散気する少量曝気運転とを所定時間毎に繰返し行なう。

大量曝気運転では、ブローア 5 c から供給する洗浄用気体の空気を主散気部 5 a から所定量で後述する所定範囲内の気泡径で散気するとともに、バルブ 5 d を開放して副散気部 5 b から所定量で散気する。副散気部 5 b から散気する洗浄用気体の気泡径は、エアリフト作用を考慮し、後述する上昇流を生じるのに必要な所定範囲のものとする。

【 0 0 2 6 】

主散気部 5 a および副散気部 5 b から散気した洗浄用気体はその全量が膜ケース 4 へ流入し、ドラフトチューブ部を通過して膜充填部へ流入し、膜エレメント 3 の相互間の流路を通過して膜ケース 4 の外の槽内領域へ流出する。

20

【 0 0 2 7 】

この大量曝気運転では、主散気部 5 a に加えて副散気部 5 b から散気することで、膜ケース 4 の内部へ多量の空気を散気する。この多量の空気のエアリフト作用により生じする上昇流は前述した循環流用散気装置 6 による下降流よりも勝り、膜ケース 4 の内部に固液混相の上昇流が生起する。よって、処理槽 1 の液面は、図 1 中に破線で示すように、膜分離装置 2 に対応する部位が盛り上がった状態となる。

【 0 0 2 8 】

この上昇流に伴って槽内の活性汚泥混合液が膜分離装置 2 の膜ケース 4 へ流入し、活性汚泥混合液は固液混相の上昇流として膜エレメント 3 の相互間の流路へ供給し、ろ過膜 3 a の膜面に沿ってクロスフローで流れる。

30

【 0 0 2 9 】

少量曝気運転では、ブローア 5 c から供給する洗浄用気体の空気を主散気部 5 a から散気し、バルブ 5 d を全閉（所定開度まで絞ることも可能）して副散気部 5 b からの散気を停止する。主散気部 5 a から散気した洗浄用気体はその一部または全量が膜ケース 4 へ流入し、ドラフトチューブ部を通過して膜充填部へ流入し、膜エレメント 3 の相互間の流路を通過して膜ケース 4 の外の槽内領域へ流出する。

【 0 0 3 0 】

この少量曝気運転では、主散気部 5 a のみの散気となることで、膜ケース 4 の内部へは少量の空気を散気する。この少量の空気のエアリフト作用により生起する上昇流は前述した循環流用散気装置 6 による下降流よりも劣り、膜ケース 4 の内部には下降流が生起する。よって、処理槽 1 の液面は、図 1 中に実線で示すように、膜分離装置 2 の両側に対応する部位が盛り上がった状態となる。

40

【 0 0 3 1 】

このように少量曝気運転では、膜分離装置 2 の膜ケース 4 の内部で、槽内の活性汚泥混合液が膜エレメント 3 の相互間の流路を下降流でろ過膜 3 a の膜面に沿ってクロスフローで流れる。

【 0 0 3 2 】

このとき、膜エレメント 3 の相互間の流路、つまり膜間流路を流れる下降流中に供給した洗浄用気体の気泡は、下降流の流れに抗して逆方向に上昇することで上昇速度が遅速し

50

、膜間流路をろ過膜 3 a の膜面に沿って上昇しながら上方向のみならず斜め方向や横方向へ漂流する。この気泡の存在によって槽内の活性汚泥混合液の下降流の流れが乱されるとともに、膜間流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【 0 0 3 3 】

すなわち、膜間流路における気泡の滞在時間（通過時間）が長くなることで、上昇流中を流れの順方向に沿って気泡が流れる場合に比べて、洗浄用散気装置 5 の主散気部 5 a から供給する空気量が同量であっても単位時間において膜間流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【 0 0 3 4 】

また、図 3 に示すように、膜間流路において小さな気泡径の気泡は流路の下部領域に滞留して結合し、大きな気泡径の気泡となり、大きな気泡径の気泡が膜面流路を下降流の流れに抗して上昇することで下降流中の気泡の密度が上がり、膜面間の流路における液中の気泡保持量が多くなる。

【 0 0 3 5 】

よって、洗浄用散気装置 5 の主散気部 5 a から少量の空気を散気しても、膜間流路における液中の気泡保持量が多くなることで、ろ過膜 3 a の膜面上に乱流が生じ易くなり、下降流の下方へ向けた力と上昇する気泡流の上方に向けた力がろ過膜 3 a の膜面に協働して作用するとともに、下降流の水流にゆらぎを与えることで、過曝気となる状態を回避しつつ、十分な洗浄効果をろ過膜 3 a の膜面に与えることができる。また、気泡が膜エレメント 3 の相互間の流路で長く保持されるので、気液接触が促進される結果、酸素溶解効率が増大する。さらに、本実施の形態において、下降流はポンプや攪拌機を用いて生じさせても良い。

【 0 0 3 6 】

以下に具体的に説明する。図 2 および図 3 において、 v_{Ld} は、膜ケース 4 の内部、つまり上部開口付近および膜エレメント 3 の下方のドラフトチューブ部において洗浄用気体の気泡が存在する下での下降流の平均下降流速を示し、 v_{Lm} は、膜エレメント 3 の相互間の流路において洗浄用気体の気泡が存在する下での下降流の平均下降流速を示し、 v_{Sd} は、膜ケース 4 の内部、つまり上部開口付近および膜エレメント 3 の下方のドラフトチューブ部において下降流が存在する下での気泡が移動するスリップ速度を示し、 v_{Sm} は、膜エレメント 3 の相互間の流路において下降流が存在する下で、ある気泡が移動するスリップ速度を示している。

【 0 0 3 7 】

v_{Ld} の計測は、3次元電磁流速計を用いて膜エレメント 3 より上方の膜ケース 4 の内部において 5 箇所測定し、その平均値とするか、中央部の測定値を平均値としても良い。 v_{Lm} は、各膜エレメント 3 の相互間に形成する全ての流路の全流路断面積と、膜エレメント 3 より上方の膜ケース 4 の流路断面積との面積比により v_{Ld} から算出する。本実施の形態では、面積比 1 : 2 であり、 $v_{Lm} = v_{Ld} \times 2$ である。また、膜分離装置の設置面積（膜ケース 4 の断面積）/ 処理槽の面積 = 1 / 8 である。

【 0 0 3 8 】

ここで、 $v_{Ld} < v_{Lm} < v_{Sm}$ のとき、膜間流路における気泡の滞在時間は短くなって、単位時間における膜間流路の液中の気泡保持量が少なくなり、下降流と気泡流とが協働する作用が減少し、十分な洗浄効果をろ過膜 3 a の膜面に与えることができない。

【 0 0 3 9 】

$v_{Sm} < v_{Ld} < v_{Lm}$ のとき、気泡が膜ケース 4 の下端開口から散逸する傾向が強まり、十分な洗浄効果をろ過膜 3 a の膜面に与えることができない。

$v_{Ld} < v_{Sm} < v_{Lm}$ のとき、気泡は気泡径によって上昇するものと、下降するものが混在し、膜間流路における気泡の滞在時間は長くなって、単位時間における膜間流路の液中の気泡保持量が多くなり、下降流と気泡流とが協働する作用によって、十分な洗浄効果をろ過膜 3 a の膜面に与えることができる。

【 0 0 4 0 】

10

20

30

40

50

気泡のスリップ速度は、周囲の液の性状によっても異なる。例えば、図5は、水槽実験において槽内に清浄水を満たした場合における単一気泡の上昇速度と気泡径との相関a、および槽内に所定濁度、所定粘性の濁液を満たした場合における単一気泡の上昇速度と気泡径との相関bを示している。図5から推量する傾向として、気泡の上昇速度は、槽内の液が清浄であるほどに増大し、気泡径が大きくなるほどに増大する。

【0041】

よって、本実施の形態においても、気泡の挙動は図5に示すものと同様であると推量して、下降流の平均下降流速 v_{Lm} を $0.2 \sim 0.4 \text{ m/sec}$ の所定範囲内としている。下降流の平均下降流速 v_{Lm} が 0.4 m/sec を超えると通常膜表面の洗浄気体として用いられる気泡径 $1 \sim 10 \text{ mm}$ の範囲の気泡は、図5に示す気泡の上昇速度の傾向から推量して気泡が上昇せずに、膜間流路の下方領域に気泡が滞留し下降流の過大な抵抗となったり、下降流に連行されて膜ケース4の下端開口から散逸するものと思われる。また、下降流の平均下降流速 v_{Lm} が $0.2 \sim 0.4 \text{ m/sec}$ であると、気泡径 $1 \sim 10 \text{ mm}$ の所定範囲の気泡は単独あるいは膜間流路の下方領域で結合しながら膜間流路を上昇すると思われる。

10

【0042】

ここで、散気装置から出る気泡は、通常において気泡径に分布をもっているが、その気泡径の範囲が $1 \sim 10 \text{ mm}$ の間に全て収まっている必要はなく、気泡の全体又は一部が気泡径 $1 \sim 10 \text{ mm}$ の範囲であれば同様の膜面洗浄効果が得られる。

【0043】

また、下降流の平均下降流速 v_{Lm} が 0.2 m/sec 以下となると、十分な洗浄効果が得られない。

20

図4は、本実施の形態において、下降流下で膜面洗浄を行なう場合の散気の有無による膜面洗浄の効果の違いを表したものであり、下降流の膜間平均下降流速と膜圧増加速度との相関を示しており、下降流中に散気しない無気泡運転aと下降流中に散気する気泡含有運転bとを示している。

【0044】

条件は、膜エレメント3のろ過膜3aの膜面形状 $200 \times 300 \text{ mm}$ 、膜エレメント3の相互間の距離 7 mm 、主散気部5aから噴出する気泡の通気速度 3 cm/sec とし、ろ過運転を2週間継続して圧力増加を測定した。

30

【0045】

図4より、無気泡運転aと気泡含有運転bは、共に膜間平均下降流速が増加するほどに膜圧増加速度は小さくなり、膜間平均下降流速が減少するほどに膜圧増加速度は大きくなる。

【0046】

そして、全体的な傾向として何れの膜間平均下降流速においても気泡含有運転bにおける膜圧増加速度が無気泡運転aにおける膜圧増加速度よりも小さくなり、下降流中に気泡を伴うことにより優れた洗浄効果が発揮される。

【0047】

しかし、膜間平均下降流速が 0.2 m/sec 未満となると、無気泡運転aと気泡含有運転bは、共に急激に膜圧増加速度が大きくなり、洗浄効果が低下する。気泡含有運転bでは膜間平均下降流速が 0.4 m/sec を超えると気体の大きな塊りが形成されて安定した気泡流とならず、再現性のあるデータを取得できなかった。

40

【0048】

次に、図6(a)は本発明の他の実施の形態を示すものである。図6(a)において、膜分離処理装置は、原水供給系50から供給する下廃水等の処理対象水を貯留する反応槽(前曝気槽)51と、固液分離槽52からなり、反応槽51の下部域から固液分離槽52の下部域へ槽内液が流入し、固液分離槽52の上部域から反応槽51の下部域へ槽内液が流入して、反応槽51と固液分離槽52との間で槽内液が循環する。

【0049】

50

反応槽 5 1 は曝気用散気装置 5 3 を備えており、曝気用散気装置 5 3 は槽内に配置する散気部 5 3 a とフロア 5 3 b とからなる。

固液分離槽 5 2 には複数の膜分離装置 5 4 を隣接して配置しており、各膜分離装置 5 4 の上方領域および下方領域は固液分離槽 5 2 の槽内において相互に連通している。固液分離槽 5 2 の上部にはガイド板 5 5 を設けており、ガイド板 5 5 は後述する上昇流が下降流へ反転する際にその流れを促進する。

【 0 0 5 0 】

各膜分離装置 5 4 は、複数枚の平板状の膜エレメント 5 6 を有しており、膜エレメント 5 6 は図 1 の説明におけるものと同様でありその説明を省略する。各膜エレメント 5 6 は透過液を導出する透過液導出系 5 7 に連通しており、透過液導出系 5 7 に設けた吸引ポンプ 5 8 の吸引圧を駆動圧としてろ過操作を行う。

10

【 0 0 5 1 】

膜エレメント 5 6 を収める膜ケース 5 9 は上部領域が膜充填部をなし下部領域がドラフトチューブ部をなす。膜充填部において各膜エレメント 5 6 はろ過膜の膜面を上下方向に沿わせて配置し、相互に隣接するものを所定間隙をあけて平行に配列し、相対向する膜エレメント 5 6 の膜面間に流路を形成している。各膜分離装置 5 4 は膜面洗浄気体を噴出する洗浄用散気装置 6 0 を有しており、洗浄用散気装置 6 0 は膜エレメント 5 6 の下方に配置する散気部 6 0 a とフロア 6 0 b とからなり、1 台のフロア 6 0 b が複数の散気部 6 0 a にそれぞれ自動作動バルブ 6 1 a、6 1 b、6 1 c、6 1 d を介して連通している。また、固液分離槽 5 2 には汚泥引抜き系 6 2 が連通している。膜の設置方法は、上昇流および下降流の干渉が小さいならばどんな配置でも可能である。

20

【 0 0 5 2 】

各膜分離装置 5 4 への空気供給系は、図 6 (b) に示す構成とすることも可能である。図 6 (b) においては、大量曝気用フロア 1 0 1 と少量曝気用フロア 1 0 2 とを設けており、一つおきの洗浄用散気装置 1 0 5 を接続して一つの系統 1 0 7 とし、他の洗浄用散気装置 1 0 6 を接続して一つの系統 1 0 8 とし、大量曝気用フロア 1 0 1 と 2 つの系統 1 0 7、1 0 8 を三方切替弁 1 0 3 で接続し、少量曝気用フロア 1 0 2 と 2 つの系統 1 0 7、1 0 8 を三方切替弁 1 0 4 で接続している。

【 0 0 5 3 】

この構成により、双方の三方切替弁 1 0 3、1 0 4 を切り替えることで、各膜分離装置 5 4 が大量曝気運転と少量曝気運転とに切り替える。

30

上記した構成により、膜分離処理装置は、反応槽 5 1 に原水供給系 5 0 から供給する下廃水等の処理対象水は、曝気用散気装置 5 3 で曝気する反応槽 5 1 と、洗浄用散気装置 6 0 で曝気する固液分離槽 5 2 とを循環する間に、槽内の活性汚泥により生物処理し、固液分離槽 5 2 の槽内の活性汚泥混合液を膜分離装置 5 4 で固液分離する。膜分離装置 5 4 の膜エレメント 5 6 のろ過膜を透過した膜透過液は透過液導出系 5 7 から取り出し、活性汚泥を含む固形分は汚泥引抜き系 6 2 から余剰汚泥として槽外へ排出する。

【 0 0 5 4 】

上述の膜分離装置 5 4 の運転時には、全ての膜分離装置 5 4 で大量曝気運転と少量曝気運転を交互に行い、隣接する膜分離装置 5 4 の一方の膜分離装置 5 4 において通常曝気運転を行う間に他方の膜分離装置 5 4 において少量曝気運転を行う。大量曝気運転を行う膜分離装置 5 4 と少量曝気運転を行う膜分離装置 5 4 とが交互に配置され、それぞれが定期的に切り替わり、どの膜分離装置 5 4 も上向流、下降流が定期的に切り替わるように運転するのが望ましい。

40

【 0 0 5 5 】

大量曝気運転を行う膜分離装置 5 4 には、フロア 6 0 b から供給する洗浄用気体の空気を散気部 6 0 a から通常運転を行う所定量で上述した所定範囲内の気泡径で散気する。その時、例えば自動作動バルブ 6 1 a、6 1 c は大曝気量に自動的に調整され、残りの自動作動バルブ 6 1 a、6 1 c は少曝気量に自動調整される。

【 0 0 5 6 】

50

散気部 60 a から散気した洗浄用気体はその全量が膜ケース 59 へ流入し、ドラフトチューブ部を通して膜充填部へ流入し、膜エレメント 56 の相互間の流路を通して膜ケース 59 の外の槽内領域へ流出する。

【0057】

この上昇流に伴って槽内の活性汚泥混合液が膜分離装置 54 の膜ケース 59 へ流入し、活性汚泥混合液は固気液混相の上昇流として膜エレメント 56 の相互間の流路へ供給し、ろ過膜の膜面に沿ってクロスフローで流れる。

【0058】

膜ケース 59 の外の槽内領域へ流出した上昇流は、槽内の液面付近で反転して隣接する膜分離装置 54 を下降流として流れ、固液分離槽 52 の内部に循環流を形成する。このとき、下降流が流入する膜分離装置 54 では少量曝気運転を行っている。

10

【0059】

少量曝気運転を行う膜分離装置 54、つまり少曝気量に自動調整された自動作動バルブ 61 a、61 c に対応する膜分離装置 54 では、プロア 60 b から供給する洗浄用気体の空気を散気部 60 a から少量曝気運転を行う少量の所定量で上述した所定範囲内の気泡径で散気する。

【0060】

散気部 60 a から散気した洗浄用気体はその全量が膜ケース 59 へ流入し、ドラフトチューブ部を通して膜充填部へ流入し、膜エレメント 56 の相互間の流路を通して膜ケース 59 の外の槽内領域へ流出する。

20

【0061】

この少量曝気運転をしている膜分離装置 54 では、膜ケース 59 の内部へ少量の空気を散気するので、この少量の空気のエアリフト作用により生起する上昇流は前述した隣接した膜分離装置 54 から流入する下降流よりも劣り、膜ケース 59 の内部には下降流が生起する。よって、少量曝気運転では、膜分離装置 54 の膜ケース 59 の内部で、槽内の活性汚泥混合液が膜エレメント 56 の相互間の流路を下降流でろ過膜の膜面に沿ってクロスフローで流れる。

【0062】

このとき、膜エレメント 56 の相互間の流路、つまり膜間流路を流れる下降流中に供給した洗浄用気体の気泡は、下降流の流れに抗して逆方向に上昇することで上昇速度が遅速し、膜間流路をろ過膜の膜面に沿って上昇しながら上方向のみならず斜め方向や横方向へ漂流する。この気泡の存在によって槽内の活性汚泥混合液の下降流の流れが乱されるとともに、膜間流路における液中の気泡保持量が多くなる。この気泡保持量が多くなることで、ろ過膜の膜面上に乱流が生じ易くなり、下降流の下方へ向けた力と上昇する気泡流の上方に向けた力がる過膜の膜面に協働して作用するとともに、下降流の水流にゆらぎを与えることで、過曝気となる状態を回避しつつ、十分な洗浄効果をろ過膜の膜面に与えることができる。

30

【0063】

本実施の形態における効果を、図 7 に記載する構成との比較において説明する。図 7 において、図 6 と同様の構成要素には同符号を付して説明を省略する。この構成では、一対の膜分離装置 54 が所定の間隔をあけて固液分離槽 52 に浸漬しており、洗浄用散気装置 60 は常に 100% の大量曝気運転を行う。

40

【0064】

条件は、膜エレメント 56 の膜面形状 500 × 1000 mm、膜エレメント 56 の相互間の距離 7 mm、膜フラックスが日平均 0.6 m/day、散気部から噴出する気泡の通気速度 5 cm/sec (100%)、大量常曝気運転と少量曝気運転との切替え間隔 3 ~ 4 分、処理対象水の性状は BOD/SS 負荷 0.05 kg SS/d、MLSS 6000 mg/L、汚泥粘度 10 mPa·s、ろ過性指標 10 mL/min/5 min である。

【0065】

運転例 1 . 図 7 の構成において、洗浄用散気装置 60 により常に 100% の大量曝気運

50

転を行う。

運転例 2 . 図 6 の構成において、大量曝気運転と少量曝気運転との切替え間隔 3 ~ 4 分で行ない、通常曝気運転において洗浄用散気装置 6 0 により 1 4 0 % の通常曝気運転を行ない、少量曝気運転において洗浄用散気装置 6 0 により 2 0 % の少量曝気運転を行なう。

【 0 0 6 6 】

運転例 3 . 図 6 の構成において、大量曝気運転と少量曝気運転との切替え間隔 3 ~ 4 分で行ない、大量曝気運転において洗浄用散気装置 6 0 により 1 6 0 % の大量曝気運転を行ない、少量曝気運転において洗浄用散気装置 6 0 の運転を停止する。

【 0 0 6 7 】

図 1 0 は運転例 1、運転例 2、運転例 3 の運転条件をまとめた図表である。

図 8 に示すように、運転例 1 (従来) と運転例 2 (本実施の形態) と運転例 3 (気泡なし) を比較すると、運転例 1 (従来) と運転例 2 (本実施の形態) においては膜圧増加速度は小さく、運転例 3 (気泡なし) では大きくなる。また、図 9 に示すように、運転例 1 (従来) と運転例 2 (本実施の形態) と運転例 3 (気泡なし) を比較すると、運転例 1 (従来) と運転例 2 (本実施の形態) においては経過時間が多くなっても膜圧の変化はわずかであるが、運転例 3 (気泡なし) では経過時間が多くなると膜圧が急激に大きくなる。

【 0 0 6 8 】

本実施の形態では、膜分離装置内で下降流から上昇流に切り替わる際には、膜エレメント 3 の相互間の流路に滞留するガス (空気) が一気に上昇に転じることで、流れが大きく乱れ、強力な洗浄効果を発揮するとともに、流れの切り替わり時間が短縮される。

【 0 0 6 9 】

また、上述した何れの実施の形態でも、散気エネルギーの削減効果、処理槽設置面積低減効果、薬剤洗浄頻度減少効果を得ることができる。

本発明の実施の形態では平板状の膜エレメントであるが、これに限定されることなく、浸漬型の膜分離装置であれば、セラミックなどの管状の膜エレメントでも同様の作用効果を実現できる。

【 図面の簡単な説明 】

【 0 0 7 0 】

【 図 1 】 本発明の実施の形態における膜分離処理装置を示す模式図

【 図 2 】 同膜分離処理装置の要部を示す模式図

【 図 3 】 同膜分離処理装置の要部を示す模式図

【 図 4 】 同実施の形態における膜間平均下降流速と膜圧増加速度との相関を示すグラフ図

【 図 5 】 単一気泡における気泡径と上昇速度との相関を示すグラフ図

【 図 6 】 (a) は本発明の他の実施の形態における膜分離処理装置を示す模式図、(b) は他の実施の形態における空気供給系を示す模式図

【 図 7 】 比較例の構成を示す模式図

【 図 8 】 膜圧増加速度の比較を示すグラフ図

【 図 9 】 経過時間と膜圧の相関を示すグラフ図

【 図 1 0 】 各運転例の運転条件を示す図表

【 符号の説明 】

【 0 0 7 1 】

- 1 処理槽
- 2 膜分離装置
- 3 膜エレメント
- 4 膜ケース
- 5 洗浄用散気装置
- 5 a 主散気部
- 5 b 副散気部
- 5 c プロア
- 5 d バルブ

10

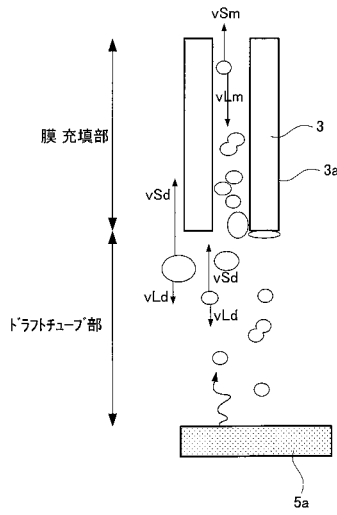
20

30

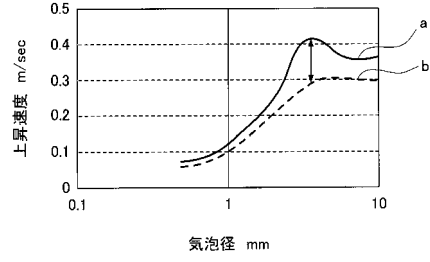
40

50

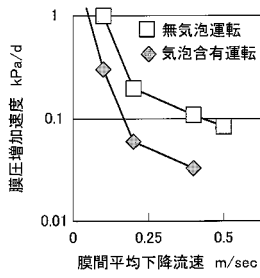
【 図 3 】



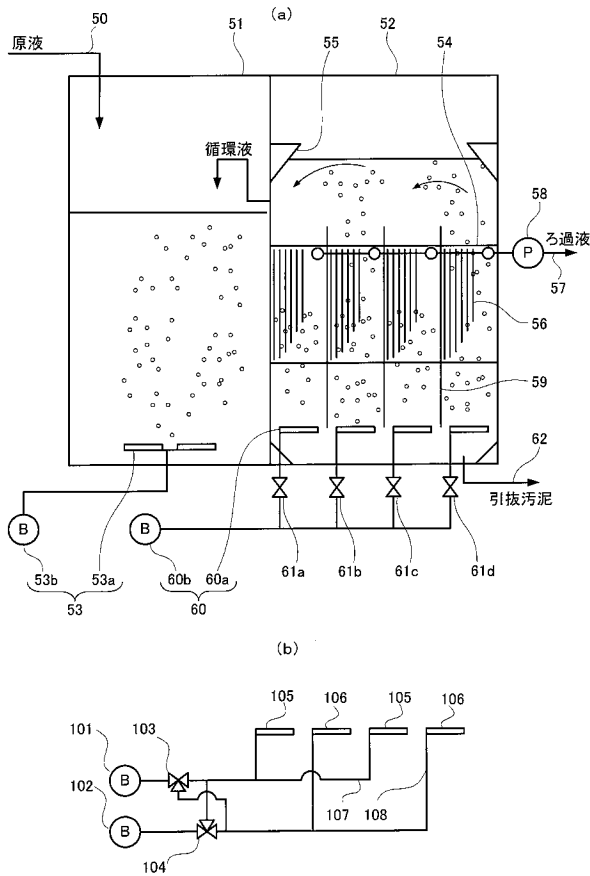
【 図 5 】



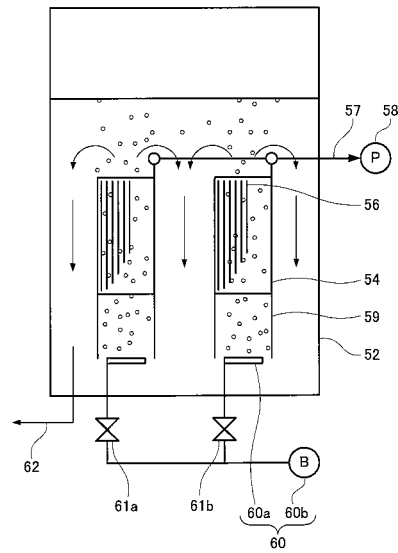
【 図 4 】



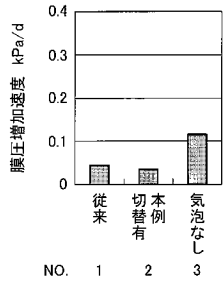
【 図 6 】



【 図 7 】



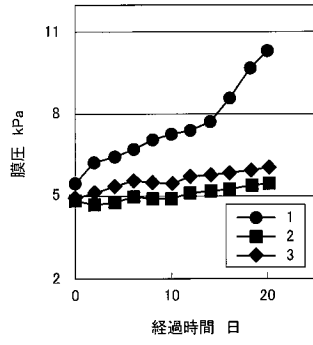
【 図 8 】



【 図 10 】

	膜上部 vLd m/sec	上昇側ユニット		下降側ユニット			グラフ 記号
		ばっ気 従来比 %	台数	ばっ気 従来比 %	台数	1台あたり ばっ気 %	
1. 従来 上昇型	0.3	100	2		0	100	◆
本案							
2. 実例2切替型	0.15	140	2	20	2	80	■
3. 下降側気泡なし	0.25	160	2	0	2	80	●

【 図 9 】



フロントページの続き

(72)発明者 岩倉 一生

兵庫県尼崎市浜1丁目1番1号 株式会社クボタ本社阪神事務所内

(72)発明者 伊藤 義朗

大阪府八尾市神武町2-3-5 クボタメンブレン株式会社内

Fターム(参考) 4D006 GA07 HA41 HA93 JA70A JA71 KA31 KA44 KB22 KE01Q MA03
MB02 PA01 PB02 PB08 PC63