

(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2010-5554

(P2010-5554A)

(43) 公開日 平成22年1月14日 (2010.1.14)

(51) Int.Cl.	F 1	テーマコード (参考)
CO2F 3/34 (2006.01)	CO2F 3/34 1 O 1 B	4 D O 3 8
CO2F 1/58 (2006.01)	CO2F 3/34 1 O 1 C	4 D O 4 0
	CO2F 3/34 1 O 1 D	
	CO2F 1/58 R	

審査請求 未請求 請求項の数 8 O L (全 19 頁)

(21) 出願番号	特願2008-168702 (P2008-168702)	(71) 出願人	000000239
(22) 出願日	平成20年6月27日 (2008. 6. 27)		株式会社荏原製作所
			東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号
		(74) 代理人	100105647
			弁理士 小栗 昌平
		(74) 代理人	100105474
			弁理士 本多 弘徳
		(74) 代理人	100108589
			弁理士 市川 利光
		(72) 発明者	島村 和彰
			東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会
			社荏原製作所内
		(72) 発明者	佐久間 博司
			東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会
			社荏原製作所内

最終頁に続く

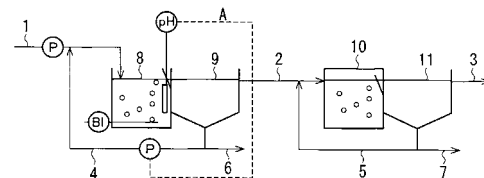
(54) 【発明の名称】 アンモニア性窒素の除去装置

(57) 【要約】

【課題】硝化工程において、薬品を添加することなく、硝酸までの進行を抑制し、亜硝酸性窒素を残留させることで、後段のアンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体とした窒素の除去を良好に行うことのできる装置を提供する。

【解決手段】独立栄養細菌下で、被処理水のアンモニア性窒素の一部を部分的に又は全量を亜硝酸化する亜硝酸化槽と、亜硝酸化槽流出液から独立栄養細菌を分離する亜硝酸化槽に接続する固液分離槽と、固液分離槽流出水、又は被処理水と前記固液分離槽流出水の混合液を独立栄養細菌下で脱窒するアンモニア脱窒槽を有する装置において、前記亜硝酸化槽に pH 計を具備し、該 pH 計の指示値に応じて前記固液分離槽で分離した前記独立栄養細菌を前記亜硝酸化槽に返送する返送量を制御する機構を備えたアンモニア性窒素の除去装置。

【選択図】 図 1



A: 返送汚泥量の制御機構
 1: 被処理水の供給管
 2: 亜硝酸化処理水の流出管
 3: アンモニア脱窒処理水の流出管
 4: 返送汚泥管(亜硝酸化槽)
 5: 返送汚泥管(アンモニア脱窒)
 6: 余剰汚泥管(亜硝酸化槽)
 7: 余剰汚泥管(アンモニア脱窒)
 8: 亜硝酸化槽(硝化槽ともいう)
 9: 沈殿池(亜硝酸化)
 10: アンモニア脱窒槽
 11: 沈殿池(アンモニア脱窒)
 P: ポンプ
 PH: pH計
 BI: フロア

【特許請求の範囲】

【請求項 1】

独立栄養細菌下で、被処理水のアンモニア性窒素の一部を部分的に又は全量を亜硝酸化する亜硝酸化槽と、該亜硝酸化槽流出液から独立栄養細菌を分離する該亜硝酸化槽に接続する固液分離槽と、前記固液分離槽流出水、又は前記被処理水と前記固液分離槽流出水の混合液を独立栄養細菌下で脱窒するアンモニア脱窒槽を有する装置において、前記亜硝酸化槽に pH 計を具備し、該 pH 計の指示値に応じて前記固液分離槽で分離した前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を制御する機構を備えたアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 2】

前記返送量を制御する機構が、該 pH 計の指示値の下限値と上限値を設定し、該 pH 計の指示値が該下限値以下の場合には前記固液分離槽で分離した前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を減少させるか、ゼロとし、該 pH 計の指示値が該上限値条件値以上になった場合には前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を増加するか、あるいは返送を開始する制御を行う制御機構であることを特徴とする請求項 1 記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 3】

前記亜硝酸化槽内の pH を高く維持して亜硝酸化槽における遊離のアンモニア濃度が 1 mg/L 以上となるように、前記 pH 計の指示値の下限値と上限値を設定することを特徴とする請求項 2 記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 4】

前記亜硝酸化槽内の pH を低く維持して亜硝酸化槽における遊離の亜硝酸濃度が 0.02 mg/L 以上となるように、前記 pH 計の指示値の下限値と上限値を設定することを特徴とする請求項 2 記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 5】

亜硝酸化槽の前記 pH 計の指示値に応じて亜硝酸化槽に原水を供給する量を制御する機構を備えた請求項 1～4 のいずれか 1 項記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 6】

被処理水中の M アルカリ度とアンモニア性窒素の測定手段、及び M アルカリ度の添加手段を備えたことを特徴とする請求項 1 記載のアンモニア性窒素の除去装置

【請求項 7】

亜硝酸化槽の前段に、被処理水にマグネシウム化合物を添加する手段と、生成したリン酸マグネシウムアンモニウムを回収する手段を備えた MAP 回収槽を設置し、前記 MAP 回収槽の流出水中の M アルカリ度とアンモニア性窒素の測定手段を備え、前記 M アルカリ度とアンモニア性窒素の測定値に応じて、前記マグネシウム化合物の添加量を制御する機構を設けたことを特徴とする請求項 6 記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【請求項 8】

前記亜硝酸化槽に前記独立栄養細菌を付着させた担体を用いることを特徴とする請求項 1 記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は、アンモニア性窒素を含む廃水などの各種被処理水（以下「原水」ともいう）をアンモニア酸化細菌の存在する条件で曝気を行い硝化し、更に原水由来のアンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体にして生物学的に脱窒する方法に係り、特に、薬品を添加することなく、硝化反応の pH を効率的に制御することで、良好に脱窒反応をさせることができるアンモニア性窒素の除去装置に関する。

【背景技術】

【0002】

汚水中に含まれる窒素、リンは、河川、海洋、貯水池などにおける富栄養化問題の原因

10

20

30

40

50

物質であり、污水处理工程で効率的に除去されることが望まれる。

今日、污水处理工程から発生する汚泥を処理する方法として、汚泥を脱水して焼却して処分する方法、汚泥を嫌気性消化させた後脱水し、更に乾燥、焼却、熔融などをおこなって処分する方法がある。これらの処理方法から排出される分離液（脱水分離液）は、高濃度の窒素、リンを含んでおり、これらが污水处理系に返流すると、窒素、リン負荷が高くなるため処理しきれなくなり、放流水中の窒素、リン濃度が高くなる原因となる。そこで、高濃度の窒素、リンを含有する汚水を高効率に除去する方法が望まれている。

【0003】

従来、汚水から窒素を除去する方法は生物学的方法が用いられている。一般に、汚水中のアンモニア性窒素は硝化工程と脱窒工程によって窒素ガスまで分解する。具体的には、硝化工程では、アンモニア性窒素は好気条件下で独立栄養性細菌であるアンモニア酸化細菌によって亜硝酸性窒素に酸化され、この亜硝酸性窒素が同じく独立栄養性細菌である亜硝酸酸化細菌によって硝酸まで酸化される。脱窒工程では、従属栄養細菌である脱窒菌が生成した亜硝酸性窒素および硝酸性窒素を嫌気性条件下で、有機物を水素供与体として窒素ガスまで分解する。

このような従来の生物学脱窒法では、アンモニア性窒素を亜硝酸性窒素および硝酸性窒素に酸化するのに多量の酸素（空気）を必要とし、また、脱窒工程では水素供与体としてのメタノールの使用量が多量であり、ランニングコストを増加させていた。

【0004】

ところで近年、アンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体として、両者を反応させ、窒素ガスを生成することができる独立栄養性の微生物群を利用した新しい処理技術の開発が進められている。特許文献1によると、亜硝酸性窒素として亜硝酸塩を添加する例が示されているが、アンモニア性窒素を部分的に硝化する方法も示唆されている。アンモニア性窒素と亜硝酸性窒素とを上記微生物群と接触させることにより反応させて、窒素ガスとして除去するものである。この例としては、特許文献2では、汚水の一部を亜硝酸化槽に導入し、槽内のアンモニア酸化細菌を含む生物汚泥と混合し、散気装置から曝気して、アンモニア酸化細菌によりアンモニア性窒素を亜硝酸性窒素に酸化し、さらに亜硝酸化槽内の亜硝酸化液は独立栄養性脱窒菌を含む生物汚泥と混合し、嫌気条件下に脱窒を行う方法が開示されている。

【0005】

この、アンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体とした窒素の除去方法では、原水中のアンモニア性窒素と亜硝酸性窒素の割合はモル比でアンモニア性窒素1に対して亜硝酸性窒素が1.0～1.5程度となるように調整を行う必要がある。調整方法としては、アンモニア性窒素を含む原水を部分的に硝化し、40～60%程度を亜硝酸性窒素にする、もしくは原水の一部を硝化処理し、アンモニア性窒素を亜硝酸性窒素とし、残りの硝化処理を行っていない原水と混合し、アンモニア性窒素と亜硝酸性窒素とのモル比を50:50～40:60として脱窒処理へ導入する方法がある。

【0006】

従来、硝化処理においてアンモニア性窒素の酸化を亜硝酸性窒素で停止させ、亜硝酸酸化菌の働きにより、硝酸性窒素が生成しないように制御する方法として、以下の方法がある。

(a) 亜硝酸化槽内に遊離のアンモニアを一定濃度以上残存させ、この遊離アンモニアの毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑える（アンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持する）。

(b) 亜硝酸化槽の溶存酸素濃度を低く保つ。

(c) 硝化汚泥のSRT（汚泥滞留時間）、もしくはHRT（原水滞留時間）を短時間にすることで、亜硝酸酸化細菌を系外へ排出させる。

(d) 亜硝酸化槽内に遊離の亜硝酸を一定濃度以上残存させ、この遊離亜硝酸の毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑える（アンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持する）。

【0007】

しかしながら、アンモニア性窒素を含む原水を部分的に硝化し、40～60%程度を亜硝酸性窒素にする方法においては、(a)の遊離のアンモニア濃度を一定濃度に残存させるのが困難であった。通常、硝化反応が起こると、 $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が低下すると共に、 M -アルカリ度を消費しpHが低下する。このようにpHが低下した状態では遊離のアンモニア濃度は低くなる。また、pHを上げようとアルカリ剤を添加すると、硝化反応がますます進行し、ついにはほとんどの $\text{NH}_4\text{-N}$ が硝化してしまい、残留 $\text{NH}_4\text{-N}$ がなくなり所望の遊離アンモニア濃度を維持できない。さらに、例えばpH調整剤の添加によりpHを高く(7.5～8.0)に維持できたとしても、添加したアルカリ剤に比例して硝化反応が進行するので、所望の硝化率(ここでは40～60%)が維持できなかった。そこで、アンモニア性窒素を含む原水を部分的に硝化し、pH調整剤の添加をなくして、40～60%程度を安定して亜硝酸性窒素にする制御方法及び装置が要望されている。

【0008】

また、亜硝酸化槽内に遊離の亜硝酸を一定濃度以上残存させ、この遊離亜硝酸の毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑えようとした場合に、原水のpH変動や、処理の状況に応じてpHが上昇する場合がある。この場合鉍酸などのpH調整剤を添加してpHを低下させることもできるが、薬品コストが増加したり、アルカリ度が低下することで所望の硝化率を得られない場合があった。このような場合も、pH調整剤などの薬品の添加を行うことなく、遊離亜硝酸の毒性を利用して全量或いは所望の硝化率(ここでは40～60%)が安定して亜硝酸性窒素にする制御方法及び装置が要望されている。

【特許文献1】特開平8-192185号公報

【特許文献2】特開2001-104992号公報

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0009】

本発明の課題は、上記のように、硝化工程において、遊離のアンモニア濃度又は遊離の亜硝酸性窒素濃度を一定濃度に残存させることで、薬品を添加することなく、硝化反応のpHを効率的に制御することで硝酸までの進行を抑制し、亜硝酸性窒素を残留させることで、後段のアンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体とした窒素の除去を良好に行うことできる装置を提供することにある。更に、硝化工程において、所望のアンモニア性窒素と亜硝酸性窒素のモル比になるように制御し、残留する窒素濃度を低下させることが可能な装置を提供することにある。

【課題を解決するための手段】

【0010】

本発明は、以下の手段によって上記の課題を解決した。

(1) 独立栄養細菌下で、被処理水のアンモニア性窒素の一部を部分的に又は全量を亜硝酸化する亜硝酸化槽と、該亜硝酸化槽流出液から独立栄養細菌を分離する該亜硝酸化槽に接続する固液分離槽と、前記固液分離槽流出水、又は前記被処理水と前記固液分離槽流出水の混合液を独立栄養細菌下で脱窒するアンモニア脱窒槽を有する装置において、前記亜硝酸化槽にpH計を具備し、該pH計の指示値に応じて前記固液分離槽で分離した前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を制御する機構を備えたアンモニア性窒素の除去装置。

(2) 前記返送量を制御する機構が、該pH計の指示値の下限値と上限値を設定し、該pH計の指示値が該下限値以下の場合には前記固液分離槽で分離した前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を減少させるか、ゼロとし、該pH計の指示値が該上限値条件値以上になった場合には前記独立栄養細菌を亜硝酸化槽に返送する返送量を増加するか、あるいは返送を開始する制御を行う制御機構であることを特徴とする前記(1)記載のアンモニア性窒素の除去装置。

(3) 前記亜硝酸化槽内のpHを高く維持して亜硝酸化槽における遊離のアンモニア濃度が 1mg/L 以上となるように、前記pH計の指示値の下限値と上限値を設定することを

特徴とする前記（２）記載のアンモニア性窒素の除去装置。

（４）前記亜硝酸化槽内のpHを低く維持して亜硝酸化槽における遊離の亜硝酸濃度が 0.02 mg/L 以上となるように、前記pH計の指示値の下限値と上限値を設定することを特徴とする前記（２）記載のアンモニア性窒素の除去装置。

（５）亜硝酸化槽の前記pH計の指示値に応じて亜硝酸化槽に原水を供給する量を制御する機構を備えた前記（１）記載のアンモニア性窒素の除去装置。

（６）被処理水中のMアルカリ度とアンモニア性窒素の測定手段、及びMアルカリ度の添加手段を備えたことを特徴とする前記（１）記載のアンモニア性窒素の除去装置

（７）亜硝酸化槽の前段に、被処理水にマグネシウム化合物を添加する手段と、生成したリン酸マグネシウムアンモニウムを回収する手段を備えたMAP回収槽を設置し、前記MAP回収槽の流出水中のMアルカリ度とアンモニア性窒素の測定手段を備え、前記Mアルカリ度とアンモニア性窒素の測定値に応じて、前記マグネシウム化合物の添加量を制御する機構を設けたことを特徴とする前記（６）記載のアンモニア性窒素の除去装置。

（８）前記亜硝酸化槽に前記独立栄養細菌を付着させた担体を用いることを特徴とする前記（１）記載のアンモニア性窒素の除去装置。

【発明の効果】

【0011】

本発明の効果は、硝化工程において、亜硝酸化槽内に設置されたpH計の指示値によって汚泥の返送量或いは被処理水の流量を制御することで、所望のpH値に設定可能となり、その結果、遊離のアンモニア濃度又は遊離の亜硝酸性窒素濃度を一定濃度に残存させることで硝酸までの進行を抑制可能となり、後段のアンモニア脱窒反応を良好に行うことが可能となった装置を提供できた。更に、被処理水のM-アルカリ度とアンモニア性窒素濃度を測定し、測定値を演算した結果でM-アルカリ度の添加量、特にマグネシウム化合物の添加を制御し、所望のM-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ 比になるように調整することで、硝化反応槽流出水中の $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ 比が調整可能となり、その結果、アンモニア脱窒反応後の処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 濃度を極めて低濃度まで低下させること可能な装置を提供できた。なおかつ、リンの除去、回収も可能である装置を提供できた。

【発明を実施するための最良の形態】

【0012】

本発明の対象となる被処理水は、高濃度のアンモニア性窒素を含有する汚水であり、有機物、炭酸塩、亜硝酸性窒素、その他の物質を含んでも良い。有機体窒素がある場合は、そのまま本発明に投入しても良いが、予め嫌気処理又は好気処理により有機体窒素をアンモニア性窒素に変換してもよい。また、BODがアンモニア性窒素に対し3倍以上ある汚水の場合においても、そのまま本発明に投入しても良いが、予め、生物処理してアンモニア性窒素に対し $1/2$ となるように低下させておくとうまい。対象汚水の例をあげると、し尿、下水、嫌気性消化の脱水ろ液、ゴミ浸出水、肥料工場排水などがあげられる。

【0013】

本発明の一形態である図1に示すアンモニア性窒素の除去装置は、好氣的条件及び／又は間欠曝気条件下で独立栄養性硝化菌存在下によりアンモニア性窒素の一部を亜硝酸性窒素に変換する亜硝酸化槽と、前記独立栄養性硝化菌を分離する固液分離槽1と、亜硝酸化に備えられた前記汚水の供給管と前記独立栄養性硝化菌の流出管、固液分離槽1に備えられた汚泥の返送管と処理水の流出管、また亜硝酸化槽に備えられたpH計と、pH計の指示値に応じて汚泥の返送量を制御する制御機構、及び固液分離槽から流出した液を、嫌気条件下で独立栄養性細菌存在下にアンモニア性窒素を水素供与体、亜硝酸性窒素を水素受容体とする脱窒反応を行うアンモニア脱窒槽と、前記アンモニア脱窒槽の独立栄養性細菌を分離する固液分離槽2と、アンモニア脱窒槽に備えられた前記固液分離槽1から流出した液の供給管と前記独立栄養性細菌の流出管、前記固液分離槽2に備えられた汚泥の返送管と処理水の流出管が備えられている。

【0014】

更に図2に示すアンモニア性窒素の除去装置は、図1に示す装置に、原水を亜硝酸化槽を経由せずしてアンモニア脱窒槽に流入させる原水の分注管を設置した形態である。

【0015】

以下においては、図1のアンモニア性窒素の除去装置1の形態を説明する。

まずは、亜硝酸化槽内に遊離のアンモニアを一定濃度以上残存させ、この遊離アンモニアの毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑え、アンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持する方法を説明する。

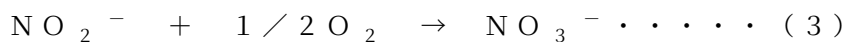
アンモニア性窒素を含有した汚水は汚水の供給管を通して亜硝酸化槽8に流入する。亜硝酸化槽8では、汚水中のアンモニア性窒素の約 $1/3 \sim 1/2$ 量、又は全量を亜硝酸性窒素あるいは硝酸性窒素に酸化する。

反応式は式(2)～(3)のようになる。

(a) 亜硝酸の生成



(b) 硝酸の生成



本発明の亜硝酸化槽では(2)の反応が主流であり、(3)の反応は極めて起こりにくい。

(2)の反応を支配的にするためには、 $\text{NH}_4 - \text{N}$ を $\text{NO}_2 - \text{N}$ に酸化するアンモニア酸化細菌の活性が、 $\text{NO}_2 - \text{N}$ を $\text{NO}_3 - \text{N}$ に酸化する亜硝酸酸化細菌の活性よりも常に高い状態となるアルカリ領域にすること、及び亜硝酸化槽に遊離のアンモニアが概ね 1 mg/L 以上存在することである。

遊離のアンモニアを存在せしめるためには、流入するアンモニア性窒素に応じて水温又は及びpHを操作するのが好ましい。目安になる算定式を(6)式に示す。

【0016】

【数1】

$$[\text{NH}_3] = 17/14 \times \{[\text{NH}_4^+ - \text{N}][10^{\text{pH}}]\} / \{(\exp(6334/(273+T))) + 10^{\text{pH}}\} \cdots \cdots (6)$$

【0017】

ここで、 $[\text{NH}_3]$ は遊離のアンモニア濃度(mg/L)、 $[\text{NH}_4^+ - \text{N}]$ はアンモニア性窒素濃度(mg-N/L)、 T は温度($^{\circ}\text{C}$)である。生物処理では希釈により処理を安定させるのが一般的であり、たとえ、数千 mg/L のアンモニア性窒素が流入したときでも反応槽内は希釈されて数十 mg/L のアンモニア性窒素濃度となっている。しかし、アンモニア性窒素が流入する段階で濃度が 100 mg/L 以下であると、反応槽内のアンモニア濃度は十数 $\text{mg/L} \sim$ 数 mg/L であり、この場合、前記の遊離のアンモニア濃度が低いために、容易に硝酸性窒素まで硝化される。したがって、アンモニア性窒素は 100 mg/L 以上であることが好ましい。また、pH7.3以上の条件下で増量培養した前記独立栄養性脱窒素菌群を添加することでも部分脱窒工程の反応は促進される。

【0018】

亜硝酸化が優勢となる条件に整えるためには、遊離のアンモニアによる毒性を利用するため、槽内のアンモニア性窒素濃度が $100 \sim 1000 \text{ mg/L}$ 、好ましくは $300 \sim 1000 \text{ mg/L}$ となるように処理を行うことが望ましい。

発明者らが長期に実験した結果では、水温は $10^{\circ}\text{C} \sim 40^{\circ}\text{C}$ 、好ましくは $20^{\circ}\text{C} \sim 35^{\circ}\text{C}$ であり、pHは7.3～9.5、好ましくは7.5～9.0の間で操作することで遊離のアンモニアは概ね 1 mg/L 以上となり、部分硝化工程では(2)の反応が進行した。

上記のpH域に設定する理由を以下に詳しく述べる。

上記の最適pHは原水の $\text{NH}_4 - \text{N}$ 濃度や、亜硝酸化率(原水 $\text{NH}_4 - \text{N}$ 濃度に対して $\text{NO}_2 - \text{N}$ に変換した割合)によって異なる。例えば、原水の $\text{NH}_4 - \text{N}$ が 200 mg/L

Lの場合、亜硝酸化槽で50%が亜硝酸性窒素に変換したとすると、亜硝酸化槽内の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は 100 mg/L となる。この場合、槽内の温度が 20°C だとすると、遊離のアンモニア濃度を 1 mg/L 以上残留させるために、少なくともpHを7.3以上とする。原水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が 1000 mg/L の場合は、亜硝酸化率50%、水温 20°C のとき、遊離のアンモニア濃度を 1 mg/L 以上残留させるためのpHは6.6でよいことになるが、pHが7.0付近では、亜硝酸性窒素を硝酸性窒素に変換する亜硝酸酸化細菌の活性が活発となるので、上記のように亜硝酸化槽内のpHは少なくとも7.3以上とする。

また、pHが10.0を超えると、アンモニア酸化細菌自体の活性が低下するので、pHの上限値としては9.5、好ましくは9.0とする。もっと好ましくは、アンモニア酸化細菌の活性が最も高くなる8.0が望ましい。

してみると、pHの下限の設定値は、アンモニア酸化細菌の活性が亜硝酸酸化細菌の活性より高く、尚且つ亜硝酸酸化細菌の活動が低下するFAを 1 mg/L 以上残存させるために決定され、pHの上限の設定値は、アンモニア酸化細菌自体の活性がゼロにならない若しくは、最大の活性が得られるようにするために決定される。

【0019】

また、本発明の独立栄養性硝化菌を付着させた担体を用いる場合によると、活性汚泥（浮遊微生物）だけでも独立栄養性硝化菌を増殖でき、亜硝酸化槽における反応は可能であるが、亜硝酸化槽に微生物担体を添加すると、担体の表面に独立栄養性硝化菌の生物膜形成され、反応が促進される。活性汚泥と微生物担体表面のそれぞれの菌数が微妙に異なるため、相互に効果を出し合うために、汚水中のアンモニア性窒素の変動にも対応でき処理が極めて安定する。担体としては、ポリエチレングリコール、ポリビニルアルコールなど任意の素材を使用することができる。

【0020】

亜硝酸化槽内の独立栄養性硝化菌は流出管を通して、独立栄養性硝化菌を分離する固液分離槽に流入する。固液分離槽では硝化菌の沈降速度を利用して、処理水と硝化菌を含む汚泥に分離する。固液分離した汚泥は、固液分離槽の底部に貯留する。無論、固液分離槽は、遠心分離装置など機械的な固液分離装置を利用してもよい。

アンモニア性窒素を亜硝酸性窒素へ酸化させる場合、(2)式のようにM-アルカリ度の消費が起これ、その消費量はアンモニア性窒素の約7倍である。このM-アルカリ度の消費は、アンモニア性窒素から亜硝酸性窒素への酸化の際には起これ、亜硝酸性窒素を硝酸性窒素へ酸化する場合には消費されない。そこで、亜硝酸化槽内の環境を亜硝酸化が優勢となるようにし、硝酸性窒素の生成を抑制した場合、亜硝酸化槽へ流入させるM-アルカリ度の量で亜硝酸性窒素の生成量が決まる。

【0021】

ところで、汚水中のアンモニア性窒素が、独立栄養性硝化菌の作用で亜硝酸に変換すると、前述したようにM-アルカリ度が消費されるので、槽内のpHが低下する。pHが低下すると前述の遊離のアンモニア濃度が 1 mg/L 以下となることもあり、この場合は、亜硝酸性窒素を硝酸性窒素に変換する独立栄養性硝化菌（亜硝酸酸化細菌）の働きが活発になるため、硝酸性窒素まで反応が進行してしまう場合があった。

【0022】

本発明においては、アンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持し、尚且つ、遊離のアンモニア濃度が 1 mg/L 以上となるように、亜硝酸化槽内のpHを高く維持するために、pH計を設置し、pH計の指示値に応じて固液分離槽で分離された硝化菌を含む汚泥の返送量を制御する。すなわち、亜硝酸化槽内のpHが所望範囲以下（下限値）となった場合は、汚泥の返送量を減少、或いは停止させて、リアクタ内のMLSSを低くするような運転を行うことで、汚泥あたりのアンモニア負荷が増加し、槽全体の硝化能力を減少させる。このような操作を行うことで、槽全体の硝化速度が減少するためM-アルカリ度が残留するようになり、pHが所望の範囲となるように維持することが可能となる。逆に、pHが所望範囲以上（上限値）となった場合は、返送量を多くして、槽

内のMLSSを高めることで汚泥当たりのアンモニア負荷が減少し、槽全体の硝化能力を増加させる。このような操作を行うことで、槽全体の硝化速度が増加するためM-アルカリ度がより減少するためpHを低くすることが可能となる。

pHの下限値は前述したように、アンモニア酸化細菌の活性が亜硝酸酸化細菌の活性より高く、尚且つ亜硝酸酸化細菌の活動が低下する遊離のアンモニアを1mg/L以上残存させるために7.3、好ましくは7.5に設定し、pHの上限値は、アンモニア酸化細菌自体の活性がゼロにならない若しくは、最大の活性が得られるように、9.5、好ましくは9.0、もっと好ましくは8.0に設定する。

【0023】

一例を挙げると、原水のpHが8.5の廃水进行处理する場合、下限を7.5、上限を8.0とした制御を行う。亜硝酸化槽内に設置されたpH計が7.5を下回るようなら、汚泥の返送量を減少若しくは停止させて、亜硝酸化槽内のMLSSを減少させることでpHを上げる。逆に、pH計が8.0を上回るようなら、汚泥の返送量を増加若しくは汚泥の返送を起動させて、亜硝酸化槽内のMLSSを増加させることでpHを下げる（亜硝酸化槽内で硝化反応がほとんどおこらない場合、pHは最大で8.5まで上昇する）。このようにすることで、リアクタ内のpHは7.5～8.0に保たれることになり、遊離のアンモニア濃度を1mg/L以上保つことができる。その結果、硝化過程における硝酸化は抑制されて、亜硝酸性窒素が残留することになる。このように、硝酸化を抑制して亜硝酸性窒素とアンモニア性窒素が残留する液では、後段のアンモニア脱窒反応を良好に行うことができる。

上記の説明ではpHの上限値、下限値を設定し、汚泥返送量を制御した本発明を示した。この発明に、更に亜硝酸化槽にNH₄-Nの測定手段と、pH値とNH₄-N値から遊離のアンモニア濃度を演算する演算装置を設置することで、演算された遊離のアンモニア濃度の値に応じて、汚泥返送量を制御することが可能となる。この場合も、遊離のアンモニア濃度の上限値と下限値を設定し、上限値以上、或いは遊離のアンモニア濃度が上昇傾向となった場合に、汚泥の返送量を増加させるか、又は汚泥返送ポンプを起動し、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を増加させる操作を行う。逆に、下限値以下、或いは遊離のアンモニア濃度が減少傾向となった場合に、汚泥の返送量を減少させるか、又は汚泥返送ポンプを停止し、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を減少させる操作を行う。遊離のアンモニア濃度の下限値は1mg/Lが好ましく、上限値はアンモニア酸化細菌の活性がゼロ、或いは低くなり過ぎないように、50mg/L以下、好ましくは20mg/L、もっと好ましくは10mg/Lに設定する。

無論、演算した遊離のアンモニア濃度からpHの上限値、下限値を決定してもよい。

次に、亜硝酸化槽内に遊離の亜硝酸を一定濃度以上残存させ、この遊離亜硝酸の毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑える方法について説明する。この方法も、アンモニア酸化細菌の活性が亜硝酸酸化細菌の活性よりも高くなる現象を利用した方法である。

【0024】

亜硝酸化槽内に遊離の亜硝酸を一定濃度以上残存させ、この遊離亜硝酸の毒性を利用して亜硝酸酸化細菌の働きを抑える場合を示す。遊離の亜硝酸濃度を高くして、硝酸化を抑制する場合には、リアクタ内の亜硝酸濃度を高くするか、pHを低下させる。

目安となる遊離の亜硝酸濃度の算出式を以下に示す。

【0025】

【数2】

$$\text{HNO}_2 = 47/14 \times \text{NO}_2\text{-N} / (\text{EXP}(-2300/(273 + \text{水温})) \times 10^{\text{pH}})$$

【0026】

この場合、所望のpHとなるように汚泥の返送量を高くするような制御を行うと、硝化反応が進行し、M-アルカリ度低下によるpHの低下が起こるので、遊離の亜硝酸濃度が

上昇する。遊離の亜硝酸濃度は、少なくとも 0.02 mg/L 以上、好ましくは 0.1 mg/L 以上残留させることで、硝酸化を抑制することができる。例えば、水温 30°C の場合の遊離の亜硝酸濃度は、 $\text{pH } 8.0$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ が 100 mg/L で 0.007 mg/L 、 $\text{pH } 7.5$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ が 100 mg/L で 0.02 mg/L 、 $\text{pH } 7.0$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ が 100 mg/L で 0.07 mg/L となるので、 pH が 8.0 の状態にあるときは、 pH 指示値が 7.5 以下となるように、汚泥の返送量を多くなるような制御を行う。

pH の上限値は、上述したように遊離の亜硝酸濃度を 0.02 mg/L 以上残留させるために、 7.5 、好ましくは 7.0 以下が望ましい。 pH の下限値はアンモニア酸化細菌の活性が少なくともゼロにならないように設定し 6.0 、好ましくは活性度をそれほど低下させないようにするために 6.5 がよい。

10

【0027】

一例を挙げると、 pH の下限を 6.0 、上限を 6.5 とした制御を行う。亜硝酸化槽内に設置された pH 計が 6.0 を下回るようなら、汚泥の返送量を減少若しくは停止させて、亜硝酸化槽内の MLSS を減少させることで pH を上げる。逆に、 pH 計が 6.5 を上回るようなら、汚泥の返送量を増加若しくは起動させて、亜硝酸化槽内の MLSS を増加させることで pH を下げる。このようにすることで、リアクタ内の pH は $6.0 \sim 6.5$ に保たれることになり、遊離の亜硝酸濃度を 0.1 mg/L 以上保つことができる。その結果、硝化過程における硝酸化は抑制されて、亜硝酸性窒素が残留することになる。このように、硝酸化を抑制して亜硝酸性窒素とアンモニア性窒素が残留する液では、後段のアンモニア脱窒反応を良好に行うことができる。

20

上記は pH の上限値、下限値を設定し、汚泥返送量を制御した本発明を示した。この発明に、更に亜硝酸化槽に $\text{NO}_2\text{-N}$ の測定手段と、 pH 値と $\text{NO}_2\text{-N}$ 値から遊離の亜硝酸濃度を演算する演算装置を設置することで、演算された遊離の亜硝酸濃度の値に応じて、汚泥返送量を制御することが可能となる。この場合も、遊離の亜硝酸濃度の上限値と下限値を設定し、上限値以上、或いは遊離の亜硝酸濃度が減少傾向となった場合に、汚泥の返送量を増加させるか、又は汚泥返送ポンプを起動し、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を増加させる操作を行う。逆に、下限値以下、或いは遊離の亜硝酸濃度が増加傾向となった場合に、汚泥の返送量を減少させるか、又は汚泥返送ポンプを停止し、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を減少させる操作を行う。遊離の亜硝酸濃度の下限値は 0.02 mg/L が好ましく、上限値はアンモニア酸化細菌の活性がゼロ、或いは低くなり過ぎないように、 10 mg/L 、好ましくは 2 mg/L に設定する。

30

無論、演算した遊離の亜硝酸濃度から pH の上限値、下限値を決定してもよい。

遊離のアンモニアを残留させることでアンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持するか、それとも、遊離の亜硝酸を残留させることでアンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持するかを選択は、以下のように考えるとよい。

すなわち、アンモニア性窒素を含む廃水を本プロセスで処理しようとするなら、運転開始時には亜硝酸性窒素は残留していないので、遊離のアンモニアを残留させることでしか、アンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持することができないので、亜硝酸化槽内の pH の下限値を 7.3 、好ましくは 7.5 に設定し、上限値を 9.5 、好ましくは 9.0 、もっと好ましくは 8.0 に設定する。このようにして、運転開始時にアンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持できたなら、アンモニア性窒素と亜硝酸性窒素を含む廃水が得られる。通常運転（定常状態の運転）においては、そのまま遊離のアンモニアを残留させることでアンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持してもよいし、また、亜硝酸性窒素が残留しているだろうから、 pH の上限値を 7.5 、好ましくは 7.0 、 pH の下限値を 6.0 、好ましくは 6.5 に設定して、遊離の亜硝酸を残留させることでアンモニア酸化細菌の活性を亜硝酸酸化細菌の活性よりも高く維持する運転に切り替えても良い。

40

【0028】

また、本発明においては、上記したように、 pH によって汚泥の返送量を制御する際に

50

それと共に、同時に原水の流入量を制御する手段を採用することができる(図3)。すなわち、亜硝酸化槽内のpHが所定の値以下となった場合(例えばpH8.0を上限、7.5を下限に設定した場合のpH7.5となったとき)、汚泥の返送量を減少又は停止させることで、亜硝酸化槽内のMLSSを低下させると共に、原水の流入量を多くして、アンモニア性窒素及びM-アルカリ度の供給速度を速くすると、汚泥当たりのアンモニア負荷が一段と増加し、亜硝酸化槽内のさらに硝化速度が減少する。この場合、硝化速度の減少によってM-アルカリ度が残留し、尚且つ原水由来のM-アルカリ度の供給速度が速いために、尚更M-アルカリ度が残留し、pHが上昇するようになる。従って、pHによって汚泥の返送量のみを制御する場合に比べて、より早く汚泥当たりのアンモニア負荷を増加させることができる。

10

【0029】

本発明においては、被処理水に、M-アルカリ度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の測定手段、M-アルカリ度の添加手段を備えさせることができる(図4)。アンモニア性窒素が亜硝酸性窒素に変換される際には、前記した反応式によれば、反応した $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の7倍のM-アルカリ度が消費される。亜硝酸化槽では含有するアンモニア性窒素の一部又は全量を亜硝酸性窒素に変換する。生成する亜硝酸性窒素濃度は、M-アルカリ度の供給量を制御することで決定することができ、例えば、原水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度に対して、4倍のM-アルカリ度の供給量しか供給しなければ、全アンモニア性窒素の内、57%が亜硝酸性窒素となる。M-アルカリ度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の測定手段は任意の手段を取ることができる。

20

【0030】

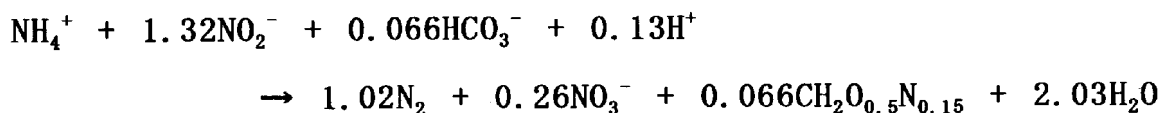
本発明では、上記のM-アルカリ度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の測定手段、M-アルカリ度の添加装置を備えと共に、更に、亜硝酸化槽に設置されたpH計の指示値に応じて、汚泥の返送量を制御することで、より安定してアンモニア性窒素を所望濃度の亜硝酸性窒素に変換することができる。M-アルカリ度としては、炭酸ナトリウム、炭酸水素ナトリウム、水酸化ナトリウム、水酸化カルシウム、酸化マグネシウム、水酸化マグネシウムなど任意の薬品を使用することができる。

ところで、アンモニア脱窒反応は以下の式で進行すると言われている(Strous M, et al, Appl.Microbiol.Biotechnol., 50, 589-596, 1998)。

【0031】

【数3】

30



【0032】

上記のように、アンモニア性窒素と亜硝酸性窒素は1:1.32で反応するので、硝化反応槽の流出水や、硝化反応槽の流出水と被処理水の混合水の $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}=1.32$ となっていれば、両者は残留することなく反応に寄与することができる。逆に、この比率を維持できなければ、どちらか一方が残留し、処理水中の窒素濃度の上昇となる。従って、本発明の態様によって、被処理水に、M-アルカリ度と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の測定手段、M-アルカリ度の添加手段を備えて、 $\text{NH}_4\text{-N}$ とM-アルカリ度の比率を調整することは、硝化反応槽の流出水や、硝化反応槽の流出水と被処理水の混合水が $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}=1.32$ となるように調整することになり、良好なアンモニア脱窒反応と、処理水窒素濃度の低減が可能となる。

40

【0033】

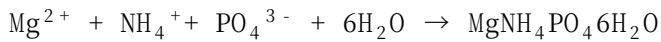
本発明の一態様は、被処理水にマグネシウム化合物を添加する手段と、生成したリン酸マグネシウムアンモニウムを回収する手段を備えたMAP回収槽(「MAP反応槽」ともいう)を設置し、MAP回収槽の流出水中のM-アルカリ度とアンモニア性窒素の測定手

50

段を備え、前記M-アルカリ度とアンモニア性窒素の測定値に応じて、前記マグネシウム化合物の添加量を制御する機構を設けている。マグネシウム化合物は、水酸化マグネシウムや酸化マグネシウムなど、pHが上昇する化合物を使用する。

【0034】

メタン発酵処理水などは、液中にアンモニア性窒素やリン酸態リンが高濃度に残留している場合が多い。一方でマグネシウムは少ない。このような廃水にマグネシウム化合物を添加することで、MAP回収槽では、以下の反応が進行し被処理水水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ の低下が起こる。



反応はアルカリ領域で進行するので、反応pHは7.5～9.5が好ましい。マグネシウム化合物の添加量は、MAP回収槽の流出水のM-アルカリ度とアンモニア性窒素が所定の濃度比になるように添加量を制御する。例えば、上記に示したように、アンモニア脱窒槽流入(硝化反応槽流出水)の $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ が1.32の場合、両者は残留することなく、アンモニア脱窒反応が起こるので、MAP回収槽流出水のM-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ の比率は3.5～4.5、好ましくは4.0がよい。

【0035】

図5に示すMAP回収槽は、完全混合型のリアクタと沈殿槽からなり、沈殿槽に沈降したMAPを再度リアクタに返送する装置である。MAP回収槽は、この方式以外にも、上向流で被処理水を通水すると共に流動層リアクタ内に滞留しているMAPの表面で結晶化させる流動層方式もある。M-アルカリ度が高い場合は、MAP回収槽に散気手段を設けて脱気する手段を併用しても良い。

【0036】

上記のようにMAP回収槽では、アンモニア性窒素、リン酸態リンが低下し、M-アルカリ度が上昇すると共に、MAPを回収できる。また、MAP回収槽の流出水は、M-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ の比率が調整され、後段のアンモニア脱窒反応を良好に行うことが可能となった。回収したMAPは肥料や薬品、化学原料として有効利用可能である。

【実施例】

【0037】

以下において、本発明を実施例によりさらに説明するが、本発明はこれらの実施例により制限されるものではない。

【0038】

実施例1

この実施例では、嫌気性硝化の脱水ろ液を対象に図1に示すような処理フローを用いて処理を行った。処理装置は、亜硝酸化槽8と、固液分離槽(沈殿池)9、アンモニア脱窒槽10、固液分離槽(沈殿池)911からなり、更に亜硝酸化槽8にはpH計が備えられ、pH計の指示値に応じて固液分離槽で分離した汚泥の返送量を制御している。亜硝酸化にはPEG(ポリエチレングリコール)担体を20vol%(容積あたり;以下同様)となるように添加している。通水開始に当たり、既設設備からの硝化汚泥を添加した。

【0039】

原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が800mg/L、M-アルカリ度が3700mg/L、pHが7.2であった。原水の供給量は100L/dとした。亜硝酸化槽内のpHは7.8～8.0となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH7.8以下となると汚泥の返送量を停止し、pH8.0以上となると汚泥の返送を開始する。汚泥の返送量は少なくとも、亜硝酸化槽内のMLSSが上昇するような設定で運転を行う。この場合、返送汚泥流量は原水量に対して2.0Qとした。処理結果を図6に示す。

【0040】

通水開始当初、処理水(亜硝酸化槽流出水)の $\text{NO}_2\text{-N}$ の残留はなく、 $\text{NH}_4\text{-N}$ から変換した窒素は $\text{NO}_3\text{-N}$ となったが、7日後に $\text{NO}_2\text{-N}$ が残留し始め、通水開始21日後には $\text{NO}_3\text{-N}$ の生成が抑制され、処理水の $\text{NO}_2\text{-N}$ は450mg/L、 $\text{NH}_4\text{-N}$

10

20

30

40

50

—Nは350mg/Lとなった。この期間の亜硝酸化槽内の汚泥濃度はpH制御によって約100～250mg/Lに変動した。通水時間の経過と共に担体の硝化性能が上昇したため、期間中の汚泥濃度は変動し、その結果pHを7.8～8.0に維持することができた(図10)。また、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{—N}$ は10mg/L以下、 $\text{NO}_2\text{—N}$ も同様に10mg/L以下で、良好なアンモニア脱窒反応を行うことができた。

【0041】

実施例2

この実施例では、嫌気性硝化の脱水ろ液を対象に図2に示すような処理フローを用いて処理を行った。処理装置は、亜硝酸化槽8と、固液分離槽9、アンモニア脱窒槽10、固液分離槽11、被処理水の分水槽からなり、更に亜硝酸化槽8にはpH計が備えられ、pH計の指示値に応じて固液分離槽で分離した汚泥の返送量を制御している。亜硝酸化にはPEG(ポリエチレングリコール)担体を20vol%となるように添加している。アンモニア脱窒槽にはPVA(ポリビニルアルコール)担体を20vol%となるように添加している。

【0042】

原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{—N}$ が800mg/L、M-アルカリ度が3700mg/L、pHが7.2であった。分注比は、亜硝酸化槽に57%、アンモニア脱窒槽に43%となるように分水した。原水の供給量は100L/dとした。亜硝酸化槽内のpHは6.0～6.5となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH6.0以下となると汚泥の返送を停止し、pH6.5以上となると汚泥の返送を開始する。返送流量は原水流量Qに対して2Qとした。

【0043】

また、亜硝酸化槽に流入した $\text{NH}_4\text{—N}$ の全量を硝化させるために、 Na_2CO_3 を更に添加してM-アルカリ度が6000mg/Lとなるように調整した。亜硝酸化槽の流出水の $\text{NH}_4\text{—N}$ は10mg/L以下、 $\text{NO}_2\text{—N}$ は790mg/Lであった。アンモニア脱窒槽の前段で、被処理水と亜硝酸化槽の流出水を混合し、アンモニア脱窒反応を行ったところ、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{—N}$ は10mg/L以下、 $\text{NO}_2\text{—N}$ も同様に10mg/L以下で、良好なアンモニア脱窒反応を行うことができた。

【0044】

実施例3

この実施例では、実施例1にさらに、原水流量の制御機構を設けた例である。それ以外の条件は実施例1と同様に行った(図3)。

原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{—N}$ が800mg/L、M-アルカリ度が3700mg/L、pHが7.2であった。原水の供給量は80～120L/dとした。亜硝酸化槽内のpHは7.8～8.0となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH7.8以下となると汚泥の返送量を停止し、pH8.0以上となると汚泥の返送を開始する。汚泥の返送量は少なくとも、亜硝酸化槽内のMLSSが上昇するような設定で運転を行う。この場合、返送汚泥流量は原水量に対して200L/dとした。また、同様にpHが7.8以下となると原水流量を増加させて120L/dで運転し、pHが8.0以上となると原水流量を低下させて80L/dで運転した。処理水の $\text{NO}_2\text{—N}$ は450mg/L、 $\text{NH}_4\text{—N}$ は350mg/Lであり、また、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{—N}$ は10mg/L以下、 $\text{NO}_2\text{—N}$ も同様に10mg/L以下で、良好なアンモニア脱窒反応を行うことができた。なお、pHはほとんどの時間帯で7.9を維持できていた。これはpHが7.8以下となった場合や8.0以上となった場合、汚泥返送量の制御のほか、原水量の制御も行ったので、迅速、かつ精度よくpHの制御が出来たためである。

【0045】

実施例4

この実施例では、嫌気性硝化の脱水ろ液を対象に図4に示すような処理フローを用いて処理を行った。処理装置は、原水槽、 Na_2CO_3 添加装置C、亜硝酸化槽8と、固液分離槽9、アンモニア脱窒槽10、固液分離槽11からなり、更に亜硝酸化槽にはpH計が

備えられ、pH計の指示値に応じて固液分離槽2で分離した汚泥の返送量を制御している。また、原水槽にはアンモニア濃度測定器とM-アルカリ度の測定器が備えられ、これらの測定器より得られた数値を演算し、演算値に応じて Na_2CO_3 添加量が制御した。亜硝酸化にはPEG（ポリエチレングリコール）担体を20vol%となるように添加している。

【0046】

Na_2CO_3 を添加する前の原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 1000mg/L 、M-アルカリ度が 3200mg/L 、pHが7.2であった。原水の供給量は 100L/d とした。原水のM-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ は4.4となるように Na_2CO_3 の添加量をコントロールして処理を行った。また、亜硝酸化槽内のpHは7.8~8.0となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH7.8以下となると汚泥の返送量を停止し、pH8.0以上となると汚泥の返送を開始する。

亜硝酸化槽流入の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 1000mg/L 、M-アルカリ度は Na_2CO_3 の添加により概ね 4400mg/L となっていた。亜硝酸化槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 420mg/L 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ は 580mg/L 、M-アルカリ度 400mg/L であった。また、アンモニア脱窒槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ と $\text{NO}_2\text{-N}$ は共に 10mg/L 以下であり、良好に処理がなされた。

【0047】

実施例5

この実施例では図5に示す処理フローを用いた処理を行った。処理装置の構成は、被処理水中のアンモニア性窒素及びリン酸態リンと反応するマグネシウム化合物を添加してMAPを生成させるMAP反応槽16、MAP反応槽の後段に設置された固液分離槽（沈降槽）17、固液分離槽17に設置された沈降したMAPの引抜管とMAP反応槽に返送する返送管15、MAP処理水の流出管、MAP流出水中のアンモニア性窒素とM-アルカリ度を測定する測定器、各測定器の値を演算してマグネシウム化合物の添加量を制御する制御機構、亜硝酸化槽8と固液分離槽9、固液分離槽9で濃縮した汚泥を亜硝酸化槽に返送する返送管4、亜硝酸化槽8に設置されたpH計とpH計の指示値に応じて返送量を制御する制御装置A、アンモニア脱窒槽10と固液分離槽11、固液分離槽11で濃縮した汚泥をアンモニア脱窒槽10に返送する返送管からなる。

【0048】

MAP反応槽流出水のM-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ は3.8~4.3となるようにマグネシウム化合物の添加量を制御したところ、被処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ = 800mg/L 、 $\text{PO}_4\text{-P}$ = 200mg/L 、M-アルカリ度= 2900mg/L に対して、MAP処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 720mg/L 、 $\text{PO}_4\text{-P}$ = 30mg/L 、M-アルカリ度= 3200mg/L となった。亜硝酸化槽内のpHは7.8~8.0となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH7.8以下となると汚泥の返送量を停止し、pH8.0以上となると汚泥の返送を開始する。亜硝酸化槽流入（MAP反応槽流出水）の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 720mg/L 、M-アルカリ度は 3200mg/L に対して、亜硝酸化槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 310mg/L 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ は 410mg/L 、M-アルカリ度 400mg/L であった。また、アンモニア脱窒槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ と $\text{NO}_2\text{-N}$ は共に 10mg/L 以下であり、良好に処理がなされた。また、MAPとして、 1.3g/L 回収できた。実施例1~4ではリンの除去・回収を行うことが出来なかったが、実施例5ではリンも回収可能となった。

【0049】

実施例6

この実施例では、嫌気性硝化の脱水ろ液を対象に図1に示すような処理フローを用いて処理を行った。処理装置は、亜硝酸化槽8と、固液分離槽9、アンモニア脱窒槽10、固液分離槽11からなり、更に亜硝酸化槽8にはpH計が備えられ、pH計の指示値に応じて固液分離槽で分離した汚泥の返送量を制御している。亜硝酸化にはPEG（ポリエチレングリコール）担体を20vol%となるように添加している。通水開始に当たり、アン

モニア酸化細菌が優先的に存在している種汚泥を用いた。

【0050】

原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 800 mg/L 、 M-アルカリ度 が 3300 mg/L 、 pH が 7.2 であった。原水の供給量は 100 L/d とした。亜硝酸化槽内の pH は $6.0\sim 6.5$ となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、 pH 6.0 以下となると汚泥の返送量を停止し、 pH 6.5 以上となると汚泥の返送を開始する。汚泥の返送量は少なくとも、亜硝酸化槽内の MLSS が上昇するような設定で運転を行う。この場合、返送汚泥流量は原水量に対して 2.0 Q とした。亜硝酸化槽流出水の処理水の $\text{NO}_2\text{-N}$ は 450 mg/L 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は 350 mg/L となった。この期間の亜硝酸化槽内の汚泥濃度は pH 制御によって約 $100\sim 250\text{ mg/L}$ に変動した。また、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 10 mg/L 以下、 $\text{NO}_2\text{-N}$ も同様に 10 mg/L 以下で、良好なアンモニア脱窒反応を行うことができた。

10

【0051】

実施例 7

この実施例では、嫌気性硝化の脱水ろ液を対象に図10に示すような処理フローを用いて処理を行った。処理装置は、亜硝酸化槽8と、固液分離槽9、アンモニア脱窒槽10、固液分離槽11からなり、更に亜硝酸化槽8には pH 計と $\text{NH}_4\text{-N}$ 計が備えられ、 pH 計と $\text{NH}_4\text{-N}$ の指示値に応じて遊離のアンモニア濃度を演算し、演算結果に応じて、固液分離槽で分離した汚泥の返送量を制御している。演算した遊離のアンモニア濃度の下限値を 2 mg/L 、上限値を 15 mg/L となるような運転を行い、下限値を示したら返送汚泥量を原水量に対して 2.0 Q から 0.2 Q に減少させ、上限値を示したら返送汚泥量を 0.2 Q から 2.0 Q に増加させた。

20

【0052】

亜硝酸化にはPEG（ポリエチレングリコール）担体を $20\text{ vol\%}$ （容積あたり；以下同様）となるように添加している。通水開始に当たり、既設設備からの硝化汚泥（アンモニア酸化細菌、亜硝酸酸化細菌を含む）を添加した。

原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 800 mg/L 、 M-アルカリ度 が 3700 mg/L 、 pH が 7.2 であった。原水の供給量は 100 L/d とした。

【0053】

通水開始当初、処理水（亜硝酸化槽流出水）の $\text{NO}_2\text{-N}$ の残留はなく、 $\text{NH}_4\text{-N}$ から変換した窒素は $\text{NO}_3\text{-N}$ となったが、10日後に $\text{NO}_2\text{-N}$ が残留し始め、通水開始20日後には $\text{NO}_3\text{-N}$ の生成が抑制され、処理水の $\text{NO}_2\text{-N}$ は 450 mg/L 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は 350 mg/L となった。この期間の亜硝酸化槽内の汚泥濃度は遊離のアンモニア濃度制御によって約 $100\sim 300\text{ mg/L}$ に変動した。 pH は $7.3\sim 7.7$ であった。また、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 10 mg/L 以下、 $\text{NO}_2\text{-N}$ も同様に 10 mg/L 以下で、良好なアンモニア脱窒反応を行うことができた。

30

【0054】

実施例 8

実施例7において約6ヶ月通水後、亜硝酸化槽に更に亜硝酸濃度計を設置し、遊離の亜硝酸濃度と pH 値より演算した遊離の亜硝酸濃度を操作因子として、連続処理を行った。遊離の亜硝酸濃度の上限値を 1.5 mg/L 、下限値を 0.3 mg/L として返送汚泥量の制御を行った。すなわち、上限値を示したら返送汚泥量を 2.0 Q から 0.2 Q に減少させ、下限値を示したら返送汚泥量を 0.2 Q から 2.0 Q に増加させた。

40

【0055】

このような運転に切り替えた後の6ヶ月間においても、処理性能に変化はなく、処理水の $\text{NO}_2\text{-N}$ は 450 mg/L 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は 350 mg/L となった。なお、遊離のアンモニア濃度は $0.7\sim 3.5\text{ mg/L}$ であり、遊離のアンモニア濃度が 1 mg/L 以下となっても安定した運転が可能となったのは、遊離の亜硝酸濃度による制御が効果的に機能したためと考えられる。無論、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 10 mg/L 以下、 $\text{NO}_2\text{-N}$ も同様に 10 mg/L 以下であり、良好なアンモニア脱窒反応を行うこと

50

ができた。

【0056】

比較例 1

この比較例は、実施例 1 に対応する比較例である。比較例 1 では、pH 制御による汚泥返送量の変化はないが、返送汚泥量を原水量に対して 0.5Q として、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を 250mg/L となるように維持した。

原水は実施例 1 と同じであり、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 800mg/L、M-アルカリ度が 3700mg/L、pH が 7.2 であった。原水の供給量は 100L/d とした。亜硝酸化槽内の pH は通水開始時 8.0 であったが、処理の経過と共に低下し 3 週間後には 6.5 となった。また、処理水中に $\text{NO}_2\text{-N}$ の残留はほとんどなく、95% 以上が $\text{NO}_3\text{-N}$ まで進行した。槽内の汚泥濃度は一定に保つことができたが、処理過程で硝化性能が上昇し、pH が 6.5 まで低下した。また、pH が低下したことで、遊離のアモニアの毒性による硝酸化の抑制をすることができず、所望の $\text{NO}_2\text{-N}$ を得ることができなかった（図 11）。その結果、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 300mg/L、 $\text{NO}_3\text{-N}$ は 500mg/L であり、アンモニア脱窒反応は起こらなかった。

【0057】

比較例 2

この比較例は実施例 2 に対応する比較例である。比較例 2 では、pH 制御による汚泥返送量の変化はないが、返送汚泥量を原水量に対して 0.5Q として、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を 250mg/L となるように維持した。

原水は実施例 2 と同じであり、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 800mg/L、M-アルカリ度が 3700mg/L、pH が 7.2 であった。また、分注比も亜硝酸化槽：アンモニア脱窒槽 = 57：43 とした。原水の供給量は 100L/d とした。亜硝酸化槽内は、 Na_2CO_3 を添加して M-アルカリ度が 6000mg/L となるように調整した。亜硝酸化槽内の pH は 6.5～7.5 で変動した。亜硝酸化槽流出水は、 $\text{NO}_2\text{-N}$ の残留はほとんどなく、95% 以上が $\text{NO}_3\text{-N}$ まで進行し、 $\text{NH}_4\text{-N}$ = 10mg/L 以下、 $\text{NO}_2\text{-N}$ = 10mg/L 以下、 $\text{NO}_3\text{-N}$ は 780mg/L であった。pH が上昇したことで、遊離の亜硝酸の毒性による硝酸化の抑制をすることができず、所望の $\text{NO}_2\text{-N}$ を得ることができなかった。被処理水と亜硝酸化槽流出水を混合しアンモニア脱窒槽に流入させたところ、アンモニア脱窒槽流出水の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 300mg/L、 $\text{NO}_3\text{-N}$ は 500mg/L であり、アンモニア脱窒反応は起こらなかった。

【0058】

比較例 3

この比較例は実施例 4 に対応する比較例である。原水槽にアンモニア濃度測定器と M-アルカリ度の測定器、 Na_2CO_3 添加量制御機構がないこと以外実施例 4 と同様である。

Na_2CO_3 を添加する前の原水の性状は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が 1000mg/L、M-アルカリ度が 3200mg/L、pH が 7.2 であった。原水の供給量は 100L/d とした。亜硝酸化槽内の pH は 7.8～8.0 となるように、汚泥の返送量をコントロールして処理を行った。すなわち、pH 7.8 以下となると汚泥の返送量を停止し、pH 8.0 以上となると汚泥の返送を開始する。

亜硝酸化槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 650mg/L、 $\text{NO}_2\text{-N}$ は 350mg/L、M-アルカリ度 400mg/L であった。また、アンモニア脱窒槽出口の $\text{NH}_4\text{-N}$ は 300mg/L、 $\text{NO}_2\text{-N}$ は 10mg/L 以下であり、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が残留した。これは実施例 4 と比較して、原水の M-アルカリ度/ $\text{NH}_4\text{-N}$ の比率を調整しなかったことによる。

【0059】

比較例 4

この比較例は、実施例 6 に対応する比較例である。比較例 4 では、pH 制御による汚泥返送量の変化の手段は用いず、返送汚泥量を原水量に対して 0.5Q として、亜硝酸化槽内の汚泥濃度を 250mg/L となるように維持した。

原水は実施例 6 と同じであり、 $\text{NH}_4 - \text{N}$ が 800 mg/L 、 M -アルカリ度が 330 mg/L 、 pH が 7.2 であった。原水の供給量は 100 L/d とした。亜硝酸化槽内の pH は 6.5 ~ 7.5 で変動し、亜硝酸化が抑制できずに、硝酸まで進行した。亜硝酸化処理水の $\text{NH}_4 - \text{N}$ は 350 mg/L 、 $\text{NO}_2 - \text{N}$ は 10 mg/L 以下、 $\text{NO}_3 - \text{N}$ は 440 mg/L であった。その結果、後段のアンモニア脱窒槽において脱窒反応はおこらなかった。

【産業上の利用可能性】

【0060】

本発明は、被処理水の硝化工程において、亜硝酸化槽内に設置された pH 計の指示値によって汚泥の返送量或いは被処理水の流量を制御することで、所望の pH 値に設定可能となり、その結果、遊離のアンモニア濃度又は遊離の亜硝酸性窒素濃度を一定濃度に残存させることで硝酸までの進行を抑制可能となり、後段のアンモニア脱窒反応を良好に行うことが可能となった装置を提供でき、更に、被処理水の M -アルカリ度とアンモニア性窒素濃度を測定し、測定値を演算した結果で M -アルカリ度の添加量、特にマグネシウム化合物の添加を制御し、所望の M -アルカリ度/ $\text{NH}_4 - \text{N}$ 比になるように調整することで、硝化反応槽流出水中の $\text{NO}_2 - \text{N}/\text{NH}_4 - \text{N}$ 比が調整可能となり、その結果、アンモニア脱窒反応後の処理水の $\text{NH}_4 - \text{N}$ 濃度、 $\text{NO}_2 - \text{N}$ 濃度を極めて低濃度まで低下させること可能な装置を提供でき、また、リンの除去、回収も可能である装置を提供できたので、有機性排水の処理の技術分野で広く用いられるものとみられる。

【図面の簡単な説明】

【0061】

【図 1】亜硝酸化槽の pH に基づいて返送汚泥量を制御する制御機構を設けた本発明の窒素除去装置の概要図を示す。

【図 2】原水を分注する本発明の窒素除去装置の概要図を示す。

【図 3】返送汚泥量と被処理水量の両方を制御する本発明の窒素除去装置の概要図を示す。

【図 4】被処理水の水質を調整するようにした本発明の窒素除去装置の概要図を示す。

【図 5】窒素の除去と併せて MAP を回収するようにした本発明の窒素除去装置の概要図を示す。

【図 6】実施例 1 における処理水の窒素濃度変化を示す。

【図 7】実施例 1 における処理水の pH 変化を示す。

【図 8】比較例 1 における処理水の窒素濃度変化を示す。

【図 9】比較例 1 における処理水の pH 変化を示す。

【図 10】 pH 計と $\text{NH}_4 - \text{N}$ 計を設けた実施例 7 の装置の概要図を示す。

【図 11】亜硝酸化槽に亜硝酸濃度計を設けた実施例 8 の装置の概要図を示す。

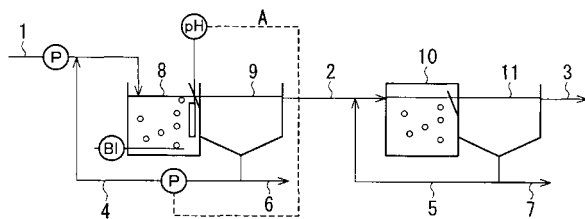
【符号の説明】

【0062】

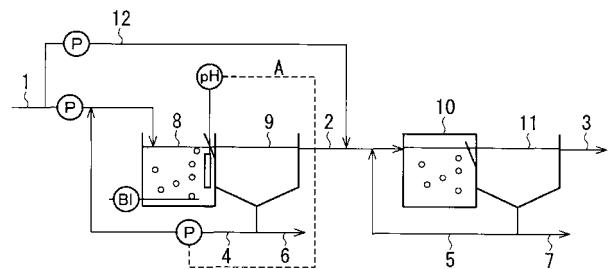
- 1 被処理水供給管
- 2 亜硝酸化処理水流出管
- 3 アンモニア脱窒処理水の流出管
- 4 返送汚泥管(亜硝酸化槽)
- 5 返送汚泥管(アンモニア脱窒)
- 6 余剰汚泥管(亜硝酸化槽)
- 7 余剰汚泥管(アンモニア脱窒)
- 8 亜硝酸化槽
- 9 沈殿池(亜硝酸化)
- 10 アンモニア脱窒槽
- 11 沈殿池(アンモニア脱窒槽)
- 12 原水の分注管
- 13 M -アルカリ度、 $\text{NH}_4 - \text{N}$ 測定手段

- 1 4 M g の供給管
- 1 5 M A P の返送管
- 1 6 M A P 反応槽
- 1 7 沈降槽
- 1 8 M A P の回収管

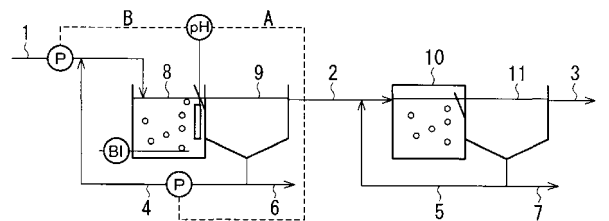
【図 1】



【図 2】



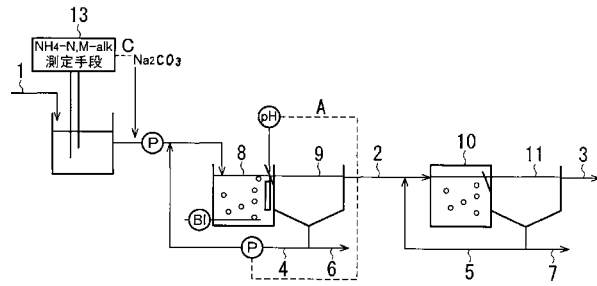
【図 3】



- A: 返送汚泥量の制御機構
 1: 被処理水の供給管
 2: 亜硝酸化処理水の流出管
 3: アンモニア脱窒処理水の流出管
 4: 返送汚泥管(亜硝酸化槽)
 5: 返送汚泥管(アンモニア脱窒)
 6: 余剰汚泥管(亜硝酸化槽)
 7: 余剰汚泥管(アンモニア脱窒)
 8: 亜硝酸化槽(硝化槽ともいう)
 9: 沈殿池(亜硝酸化)
 10: アンモニア脱窒槽
 11: 沈殿池(アンモニア脱窒)
 P: ポンプ
 PH: pH計
 BI: フロア

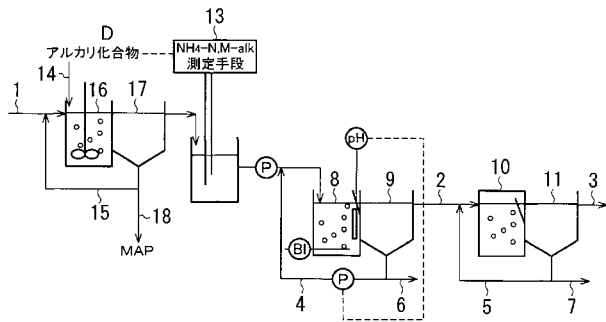
B: 被処理水量の制御機構

【図 4】



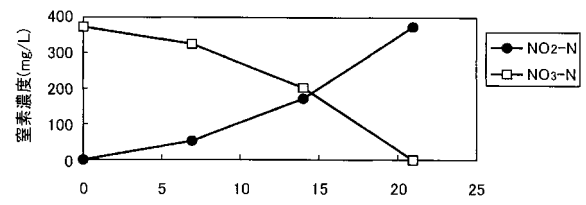
C:M-アルカリ度の制御機構

【図 5】

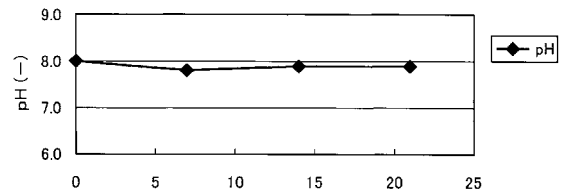


D:Mg供給量の制御機構

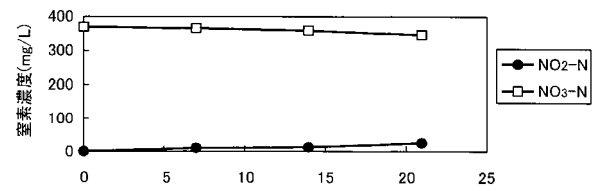
【図 6】



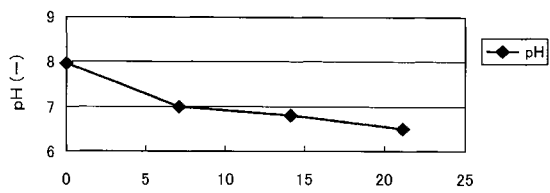
【図 7】



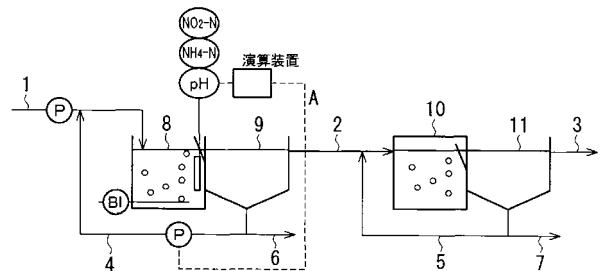
【図 8】



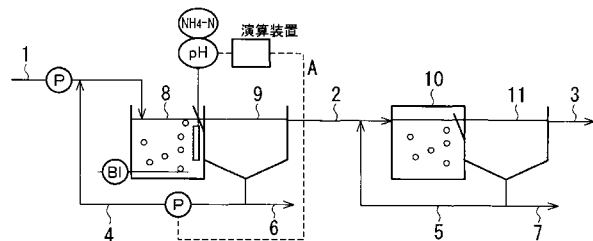
【図 9】



【図 1 1】



【図 1 0】



フロントページの続き

(72)発明者 葛 甬生

東京都大田区羽田旭町 1 1 番 1 号 株式会社荏原製作所内

Fターム(参考) 4D038 AA08 AB48 AB49 BA02 BA04 BA06 BB13 BB19
4D040 BB02 BB12 BB33 BB42 BB52 BB73 BB82 BB91