第３章　生物学的脱窒素処理技術・システム

3.1　生物学的脱窒素処理方式 …… 279

3.1.1　緒言 ……279
3.1.2　生物学的脱窒素法の概要と留意点 ……280

3.2　標準脱窒素処理方式 …… 286

3.2.1　技術の移り変わり ……286
3.2.2　技術の開発 ……290
3.2.3　設備構成および構造 ……295

3.3　高負荷脱窒素処理方式 …… 314

3.3.1　技術の移り変わり ……314
3.3.2　技術の開発 ……317
3.3.3　技術の実用化施設の設計要領 ……328

3.4　膜分離高負荷脱窒素処理方式 …… 347

3.4.1　技術の移り変わり ……347
3.4.2　技術の開発 ……349
3.4.3　技術の実用化の設計要領 ……363

3.5　浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式
（浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式） …… 368

3.5.1　技術の移り変わり ……368
3.5.2　技術の実用化施設 ……373

3.1　生物学的脱窒素処理方式

3.1.1　緒言 [1)]

第 2 章でも記載しているが 1950 年代後半（昭和 30 年代前半）に入り、各地で公害による被害が数多く報告されるようになり、し尿処理においても不法投棄による水質汚濁などの環境汚染が問題視されるようになった。このような情勢に対応して、国は 1956（昭和 31）年に「し尿処理基本対策要綱」（5 ヶ年計画）を発表、海洋投棄の原則的禁止およびし尿の陸上処理切り換えを呼び掛けた。また、当時の主流技術であった嫌気性消化処理方式に対して「し尿消化槽の構造等の基準」を定め、市町村のし尿処理計画に技術的な指針を与えた。1958（昭和 33）年以降、嫌気性消化処理方式による処理施設が全国に急速に普及し、その後 1975（昭和 50）年頃までし尿処理の主流技術となった。

し尿処理が抱えていた問題点を解決するため各種の処理方式の実用化研究が行われた。その 1 つは化学処理方式であり、2 つ目は酸化処理方式（現、好気性処理方式）、3 つ目は湿式酸化処理方式である。これらの処理方法の開発に伴い、厚生省は 1959（昭和 34）年清掃調査会を設置して嫌気性消化処理方式以外の新処理方式についても国庫補助対象とすることの検討を開始した。

1967（昭和 42）年には阿賀野川水銀中毒事件、1968（昭和 43）年にはイタイイタイ病訴訟、1969（昭和 44）年の水俣病訴訟と続いた。

1966（昭和 41）年には「し尿処理の施設基準ならびに維持管理基準」が定められ、し尿処理の技術上の基準が明確化された。1970（昭和 45）年にはこれまでの清掃法に代わって「廃棄物の処理及び清掃に関する法律」が公布された。

1960 年代中盤（昭和 40 年代前半）は国の公害防止対策に基づいた法整備が進む中、水質規制値を達成するために高度処理技術の開発が進められた。その中で凝集分離法による COD、色度除去技術、生物学的脱窒素法による窒素除去技術、薬液による脱臭技術など次々と開発された。

1970 年代後半（昭和 50 年代前半）に入ると赤潮問題などが発生するにつれ、排水中の窒素、リンによる環境汚染に対する世論が高まり、1978（昭和 53）年には、瀬戸内海環境保全特別措置法や水質汚濁防止法が改正され、リン規制、COD の水質総量規制が導入された。

1966（昭和 41）年に定められたし尿処理施設の構造基準は 1977（昭和 52）年に「し尿処理施設構造指針」として改訂・通知された。その後 1979（昭和 54）年に COD の総量規制に対応するための技術として凝集分離設備が、また窒素除去技術として二段活性汚泥法処理方式（低希釈）（現、標準脱窒素処理方式）が構造基準に追加された。また 1978（昭和 53）年には高負荷酸化処理方式による施設が初めて建設され、1987

（昭和 62）年にはし尿処理施設構造指針にこの方式が追加された。

1970 年代後半（昭和 50 年代前半）から、建設用地の確保・希釈水の確保が難しくなり、建築面積が少なく、無希釈で処理出来る高負荷脱窒素処理方式による施設が建設されるようになった。1980 年代後半（昭和 60 年代）に入ると更なる高度な処理を行える高負荷脱窒素処理方式の固液分離に限外ろ過膜を使用した膜分離高負荷脱窒素処理方式も開発された。

1988（昭和 63）年には、高負荷脱窒素処理方式として構造指針に加わり、固液分離装置に管状膜モジュールを用いた膜分離高負荷脱窒素処理方式による施設も稼働を開始した。膜を利用したし尿処理施設はその後、毎年増加の傾向となった。

し尿処理施設は「臭い」「汚い」というイメージを一掃した近代的な施設となり、一方で水質、排ガス、振動、騒音等による二次公害の発生もない安全な施設となった。

国が特例措置法に基づく長期計画により、し尿処理施設整備の計画的な投資を推進したことや、民間において開発された新処理技術を積極的に採用するなどの行政措置が講じられたこともし尿処理技術発展の原動力となった。

3.1.2　生物学的脱窒素法の概要と留意点 [2)]

生物学的脱窒素法は、硝化菌と脱窒菌という 2 種類の微生物を利用している。これに対応して、本法について硝化菌の活動を促進する硝化工程と脱窒菌の活動を促進する脱窒工程に分けて述べる。なお、実際の設備構成においては、必ずしも硝化工程と脱窒工程を空間的に分離する必要はなく、たとえば単一槽で両工程を時間的に分割させても同一の効果が得られる。

（１）硝化工程

（ａ）概要

溶存酸素濃度が比較的高い状態でし尿中の NH_4^+を硝化菌の作用により NO_2^-若しくは NO_3^-へ転換する工程である。この反応を化学式であらわすと次のようになる。

$$NH_4^+ + 3/2O_2 \rightarrow NO_2^- + 2H^+ + H_2O \quad \text{（式 3.1-1）}$$

$$NO_2^- + 1/2O_2 \rightarrow NO_3^- \quad \text{（式 3.1-2）}$$

（式 3.1-1）と（式 3.1-2）の反応をまとめると、（式 3.1-3）になる。

$$NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O \quad \text{（式 3.1-3）}$$

（式 3.1-1）の反応を行う硝化菌を亜硝酸菌といい、（式 3.1-2）の反応を行う硝化菌を硝酸菌という。亜硝酸菌と硝酸菌はそれぞれ NH_4^+と NO_2^-を基質（エネルギー源）としている。硝化工程の一般的な処理条件では両者が共存することが多く、NH_4^+が NO_3^-にまで酸化される。しかし、処理条件によっては亜硝酸菌の代謝は阻害されずに硝酸菌の代謝だけ阻害される環境となる。このような環境の下では（式 3.1-2）の反応は進行しなくなり、NH_4^+酸化の生成物は NO_2^-にとどまる。前者の場合を硝酸型硝化、

後者の場合を亜硝酸型硝化という。

（b）留意点

硝化のための酸素供給量の低減や後段の脱窒処理の容易さ等を考慮に入れると、亜硝酸型硝化にとどめることが望ましい。経験的には、高濃度の NH_4^+が存在し、しかも液温が高く、pH も高い場合に亜硝酸型硝化となりやすい。この理由は、この状態で発生しやすいガス状の NH_3 に対して、亜硝酸菌よりも硝酸菌の方がより感受性が強いためと考えられる。ただし、このような条件では亜硝酸菌の活動も低下する傾向にあり、安定した亜硝酸型硝化を維持するのに十分な注意を払う必要がある。

いずれの硝化形式にせよ、硝化を律速するのは亜硝酸菌の活動であり、硝化工程で硝化を促進するためには、活性汚泥に十分な量の硝化菌が存在し、それが適切に活動できる環境が維持されている必要がある。具体的に言えば

①亜硝酸菌の最大増殖率に見合った汚泥日令を維持すること

②硝化工程での反応液の pH を 7 から 8 程度に維持すること

③硝化工程での溶存酸素濃度を 0.5 mg/L 以上に維持すること

④亜硝酸菌に毒性のある物質が存在しないこと

⑤液温を 15℃から 38℃の範囲に維持すること

などが必要である。

以上の条件のうち、①の条件は施設規模を決める上で重要である。最大増殖率とは基質が十分にある場合に微生物が達成できる一日当たりの増加率のことであるが、亜硝酸菌の最大増殖率は他の微生物に比べると例外的に小さい。亜硝酸菌の最大増殖率は温度とともに増大する傾向にあるが、25℃であっても 0.3 /d（すなわち 30%の割合で増加する）程度である。

活性汚泥法などの浮遊微生物法においては、SS 除去と BOD 除去に伴って増加する汚泥量を余剰汚泥として系外に排出しなければならないが、この余剰汚泥量と硝化工程に存在する活性汚泥量との比率（すなわち好気汚泥日令の逆数）がこの最大増殖率を越えた状態で長期間運転されると、たとえ亜硝酸菌の活動に適した条件が与えられていても亜硝酸菌は活性汚泥中に存在出来なくなる。このような亜硝酸菌の存在条件を定式化すると次のようになる。

$$\theta = \frac{V \cdot X \times 10^{-3}}{\triangle X} > \frac{1}{\mu} \qquad \text{（式 3.1-4）}$$

ここで　θ：汚泥日令（d）

V：硝化工程の槽容量（m^3）

X：硝化工程の MLSS 濃度（mg/L）

△X：一日当たりの余剰汚泥量（kg/d）

μ ：亜硝酸菌の最大増殖率（L/d）

（式 3.1-4）が示すように、亜硝酸菌が活性汚泥中に維持されるのに必要な汚泥日令

を確保するには、①硝化工程の水槽容量を大きくする、②MLSS 濃度を高める、③余剰汚泥量を小さくする、の 3 方法がある。し尿等を処理する場合、余剰汚泥量は主に、し尿等に含まれる BOD 量と微生物が分解出来ない不活性 SS 量に支配される。後述するように BOD は脱窒のためにある程度必要であるが、不活性 SS はできるだけ多くスクリーン等で除去しておくことが好ましい。

なお、（式 3.1-4）を単一槽での硝化脱窒法に適用する場合には、硝化工程の容積を単一槽の容積に硝化工程時間の割合を乗じたものとすべきである。

亜硝酸菌はエネルギー源として NH_4^+を利用するが、細胞合成に必要な炭素源としては、液中の溶存する HCO_3^-を利用する。それゆえ、HCO_3^-が存在できないような低い pH になると増殖活動が低下する。また、NH_4^+が亜硝酸菌に毒性のあるガス状の NH_3 になるような高 pH になると増殖活動は阻害されてしまう。したがって、亜硝酸菌にとって最適な pH は 6.5 から 8.8 の範囲である。ただし、反応液の NH_4^+濃度が高い場合は 8.0 程度の pH でも遊離の NH_3 が生成するので注意しなければならない。

上記のように、亜硝酸菌の活動は pH に強く影響されるが、亜硝酸菌による反応それ自体が pH を低下させる反応である。すなわち、前述の化学式にみるように、1 モルの NH_4^+が酸化されるごとに 2 モルの H^+が生成される。（注：この場合、NH_4^+は酸とみなせるので実質的な酸生成量は 1 モルになる）

したがって、し尿処理を硝化処理だけにとどめるならば大量の中和用アルカリが必要になる。しかし、後述するように硝化反応を引き継ぐ脱窒反応はアルカリを生成する反応であり、硝化工程に脱窒済みの液すなわちアルカリを含んだ液を導入することによって中和用に必要なアルカリ量を供給することができる。

亜硝酸菌の活動は溶存酸素濃度によっても影響を受ける。硝化工程に必要な溶存酸素濃度の限界値は活性汚泥フロック径や共存する他栄養細菌の呼吸速度によって異なり一律に決めがたいが、たとえば、泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 改訂版（以下、計画・設計要領 2006 改訂版）「Ⅱ編　3.1　2）生物学的脱窒素法の原理と機構」では 1.3 mg/L の数値を挙げている。ばっ気装置の設計に際しては、この程度の溶存酸素濃度を維持しながら必要酸素量を供給できるようにすべきであろう。

なお、硝化工程の必要酸素量は三要素に分けられる。

①硝化に必要な酸素量

②硝化工程に流入する BOD の酸化に必要な酸素量

③活性汚泥の内生呼吸に必要な酸素量

このうち、硝化に必要な酸素量は、亜硝酸型硝化であれば酸化すべき窒素 1 kg に対して 3.43 kg で済むが、技術的安全性を考慮すれば硝酸型硝化として 4.57 kg としておくべきである。

亜硝酸菌の活動を阻害する物質としては、シアンや水銀イオン等の呼吸毒性を有す

る物質のほか、チオ尿素系の有機物質が知られている。汲み取りし尿にこのような物質が混入することは考えられないが、たとえば、病院や研究機関等からの浄化槽汚泥、生ごみ等の有機性廃棄物にはその可能性も有り得ることに留意しなければならない。

亜硝酸菌の活動を阻害するもう一つの物質はガス状の NH_3 である。NH_4^+ は NH_3 と化学平衡にあり、①NH_4^+ 濃度が高いほど、②pH が高いほど、また、③液温が高いほど、NH_4^+ から NH_3 が生成され易い。し尿の生物学的脱窒素法処理で硝化不全の状態の場合には、NH_4^+ が高く、しかも pH が高くなる。それゆえ、生物学的脱窒素法の運転、特にその運転開始時にはこのようなことがないように注意しなければならない。

硝化反応は水温の影響を大きく受ける。したがって、水温は 15℃～38℃の範囲に維持しなければならないが、28℃近辺が最適と言われている。たとえば、水温が 28℃から 15℃に低下すると亜硝酸菌の増殖率は約 30%程度に低下する。硝化菌の増殖率が低下するとともに他の活性汚泥細菌の増殖率も低下する。

（２）脱窒工程

（ａ）概要

脱窒素工程は無酸素状態若しくは低溶存酸素濃度の環境の下で、硝化工程で生成された NO_2^- 若しくは NO_3^-（以下、これらを NO_x^- と表現する）を脱窒菌の作用により窒素ガスに転換する工程である。

脱窒菌とは一群の微生物の総称で、有機物質を酸化する能力を持ち、その酸化の際に必要な分子状酸素が不足すればその代用に NO_x^- 中の酸素を利用できる細菌のことである。そして、このような有機物酸化の酸化剤として使用された結果、NO_x^- は窒素ガスに還元される。これを化学式で表すと次のようになる。

$$2NO_2^- + 3H_2 \rightarrow N_2 + 2OH^- + 2H_2O \qquad (式\ 3.1\text{-}5)$$

$$2NO_3^- + 5H_2 \rightarrow N_2 + 2OH^- + 4H_2O \qquad (式\ 3.1\text{-}6)$$

上式の H_2 は脱窒菌の呼吸代謝の結果として有機物質より与えられる。なお、（式 3.1-5）に対応する反応を脱窒型亜硝酸呼吸、（式 3.1-6）の反応を脱窒型硝酸呼吸ともいう。

有機物質としては汚水中の BOD であってもよく、薬品として加えられるメタノール等であってもよい。また、反応速度は遅くなるが、脱窒菌自身の細胞物質をこの有機物質として利用することも出来る。便宜上、前者の場合を増殖並行型脱窒、後者の場合を内生呼吸型脱窒と呼ぶ。し尿等の処理ではその双方の脱窒を利用している。

（ｂ）留意点

脱窒菌は硝化菌ほど特殊な細菌ではなく、NO_x^- が存在してしかも無酸素あるいは酸素濃度が非常に低い状態に活性汚泥が馴致されると、活性汚泥中の他栄養細菌の大部分が脱窒工程に関与すると考えてよい。脱窒反応に必要な条件は無酸素状態であるが、許容できる溶存酸素濃度の上限を設定することは難しい。通常、0.5 mg/L 程度とされているが、BOD が十分に存在し、活性汚泥の呼吸活性が高い場合にはそれ以上の溶存

酸素でも脱窒は進行する。それゆえ、条件によって硝化が脱窒と同時に進行する。しかし、呼吸活性が小さい状態で脱窒反応を進行させるためには、溶存酸素濃度が可能な限り低い方がよい。なお、酸素の存在は脱窒反応を阻害するが、脱窒菌そのものに毒性を与えないので、脱窒工程の処理設備に対しては嫌気性消化槽ほど酸素の混入に注意を払う必要はない。

脱窒反応については特に至適 pH はないが、中性付近に維持することが望ましい。

脱窒反応はアルカリ生成反応であるので、高 pH 側の阻害現象に注意しなければならないが、し尿等の処理で使われている生物学的脱窒素法では、pH が低い硝化液が脱窒工程に導入されるため、pH は特段の問題がない。

脱窒工程の施設規模を決定する上で重要なのは脱窒反応の速度である。内生呼吸型脱窒やメタノールを利用した増殖並行型脱窒では反応が零次反応の形式で進行するが、し尿等の BOD を利用した増殖並行型脱窒では必ずしも零次反応にならない。

しかし、設計の便宜上、し尿等の BOD を利用した増殖並行型脱窒においても実験データを零次反応にみたてて反応速度を求める場合が多い。すなわち、脱窒反応は一般に次の（式 3.1-7）で表される。

$$\frac{dZ}{dt} = -k \cdot X \times 10^{-3} \qquad \text{（式 3.1-7）}$$

ここで　Z：NO_x^--N 濃度（kg/m^3）

X：脱窒工程 MLSS 濃度（mg/L）

k：脱窒速度係数（1/d）

t：時間（d）

これより、必要な脱窒工程の槽容量は次の（式 3.1-8）で求められる。

$$V = \frac{\triangle N}{k \cdot X \times 10^{-3}} \qquad \text{（式 3.1-8）}$$

ここで、V：脱窒工程の槽容量（m^3）

△N：一日当たり脱窒すべき NO_x^--N 量（kg/d）

なお、この式を単一槽での硝化脱窒法の槽容積に適用する際には、単一槽の容積に脱窒工程時間の割合を乗じたものを脱窒工程の槽容量としなければならない。

脱窒速度係数は様々な因子の影響を受けるので、それぞれの具体化技術ごとに実績若しくは実験によって求めなければならないが、概ね次のような傾向がある。

①し尿等の BOD やメタノールを利用した増殖並行型脱窒の方が内生呼吸型脱窒より大きい。

②何れの型式の脱窒においても液温が高いほど大きい。

③溶存酸素濃度が高いほど小さい。

④活性汚泥中に含まれる不活性 SS の割合が大きいほど小さい。

脱窒工程の施設規模を縮小するためには、増殖並行型脱窒を出来るだけ利用して

NO_x^--N を脱窒した方が有利であり、運転経費の面からメタノールを利用するよりもし尿等の BOD を利用した方が有利である。増殖並行脱窒を進めるには、脱窒すべき窒素量に対して一定割合以上の BOD もしくはメタノールが必要である。実験値として、し尿等の BOD であれば NO_x^--N1 kg に対して 2～3 kg 以上、メタノールであれば 2.8 kg 以上必要であると報告されている。

3.1 参考文献

1) 一般社団法人日本環境衛生施設工業会：50 年史（創立 50 周年記念誌），日本環境衛生施設工業会，25-26（2012）.
2) 社団法人全国都市清掃会議：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 改訂版，全国都市清掃会議，139-270（2006）.

3.2　標準脱窒素処理方式

3.2.1　技術の移り変わり [1)]

（1）社会・歴史的背景

（a）硝化液循環法の出現 [2)]

我国最初のし尿処理場は昭和初期に京都市に建設され、本格的なし尿処理の歴史は、1956（昭和 31）年に「し尿処理基本対策要綱」が発表されたことに始まる。水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）がその翌年に、し尿処理プラントの第 1 号を静岡県熱海市に嫌気性消化処理方式の施設を建設した。

し尿処理技術はその後も進歩し、好気性消化処理方式、化学処理方式、湿式酸化処理方式、希釈曝気処理方式などが開発されたが、これらの処理方式による放流水質の国の規制は、BOD、SS、大腸菌群数に対してのみだった。1970 年代前半（昭和 40 年代後半）に入って、し尿のみの問題ではないが放流先水域の富栄養化という 2 次公害が表面化してきた。

富栄養化は、水の中に窒素やリンなど、プランクトンが好む栄養物質が過剰に蓄積することに起因するものである。赤潮の発生や植物の青立ち（立ち枯れ）などの現象となって現われ、全国各地で水系の富栄養化が看過できない公害として顕在化しつつあった。水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）の技術陣にとっても、し尿や下水の窒素・リンの除去は最大の開発課題で、早くから研究に取り組んでおり、数々の試行錯誤の結果に誕生させたのが、硝化液循環法（デニパック・プロセス）であった。1976（昭和 51）年、島根県松江市の川向し尿処理場に、硝化液循環法による計画処理量 100 kL/日の 1 号機を建設した。

後述するが、これは「低希釈二段活性汚泥法処理方式」の名称を経て「標準脱窒素処理方式」とされた。

硝化液循環法（デニパック・プロセス）の原理は、生物学的脱窒素処理法である。

さらに、薬品による凝集分離、オゾン酸化、砂ろ過、活性炭吸着とプロセスを重ねて徹底的に浄化し、最後に塩素で滅菌する。その最終処理水の見た目は飲料水に匹敵するものだった。

（b）川向し尿処理場における硝化液循環法導入の経緯

川向し尿処理場が、硝化液循環法を採用した経緯について述べる。

川向し尿処理場は、中海に注ぐ意宇川の河口に位置する。中海では 5～8 月になると赤潮が発生し、沿岸漁民に多大な被害を与えていた。また、当時は、「中海・宍道湖淡水化計画」が持ち上がっており、中海が淡水化された後、農林省の干拓事業により一部干拓され、中海の水を農業用水として利用することになっていた[注)]。このため処理場建設にあたっては、従来の BOD、SS の除去だけでなく、窒素、リンの除去を含め

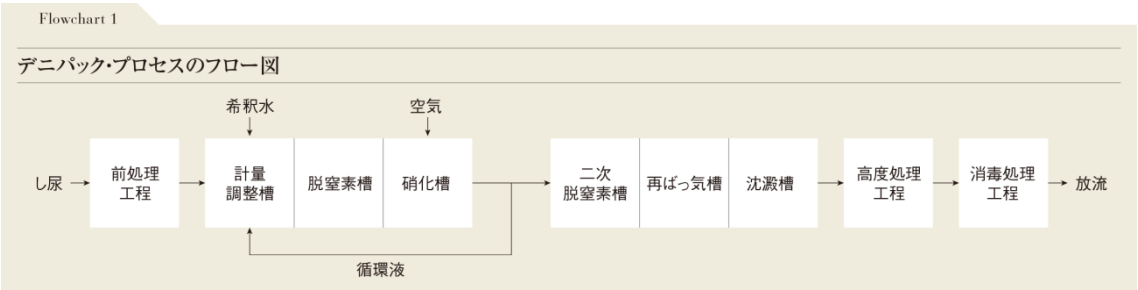
た富栄養化対策が必要だった。水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）は、硝化液循環法（デニパック・プロセス）の処理機能でこの要望に応えるとともに、施設の美観、臭気対策、騒音対策にも留意して建設にあたった。

注）中海・宍道湖淡水化計画は 1968（昭和 43）年から工事が始まったが、世論の反対が強く 1988（昭和 63）年に計画延期となり、2000（平成 12）年に中止が決定した。

従来の処理方式では希釈倍率が 20 倍で BOD が 30 mg/L 以下、SS が 70 mg/L 以下であったが、川向し尿処理場が運転を開始すると、希釈倍率が 12 倍にもかかわらず、BOD、SS、窒素はいずれも 10 mg/L 以下で、リンも 1 mg/L 以下という、従来のし尿処理のイメージを一新させるデータを示した。この運転結果が内外の注目を浴び、硝化液循環法は急速に普及していった。1979（昭和 54）年には厚生省のし尿処理施設構造指針に「低希釈二段活性汚泥法処理方式」として加えられ、後に「標準脱窒素処理方式」と名称は変わったが、活性汚泥法により新設されるし尿処理施設は、ほとんどこの方式となった。また低希釈二段活性汚泥法処理方式として、適用技術を国の構造指針に公開したことも技術の普及に大いに貢献した。

（ｃ）硝化液循環法の特徴

硝化液循環法（デニパック・プロセス）のフローシートを図 3.2-1 に示す。



（出典：水 ing のし尿処理技術に対する挑戦の歴史とこれからの取り組み）

図 3.2-1　硝化液循環法（デニパック・プロセス）のフローシート図 [1)]

硝化液循環法の特長は次のようなものである。

①し尿の高濃度の BOD と窒素を同時に高い効率で除去できる。

②硝化脱窒素法に必要なメタノール、アルカリを最小限に節減できる。

③脱窒素槽、硝化槽が多量の硝化循環液により希釈混合状態となるため、負荷変動が緩和される。

④MLSS 濃度が高く BOD 汚泥負荷が低いため、生物反応が十分に行なわれる。

⑤希釈倍率を 10 倍以下にすることができる。

硝化液循環法は、し尿処理施設にとどまらず、浸出水処理施設でも採用された。

（2）技術の概要と特徴

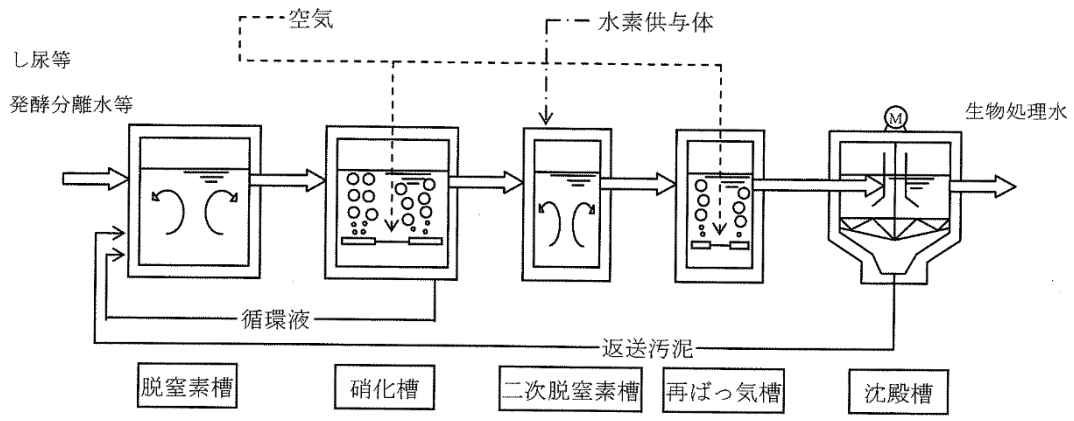
（a）概要

標準脱窒素処理方式は、し渣除去後のし尿等ならびに資源化設備から発生する分離水等をプロセス用水等で希釈した後、生物学的脱窒素法で処理するものである。本処理方式は実用施設での実績が数多くあり、技術的にほぼ完成の域に達している。本処理方式の希釈倍率は、浄化槽汚泥の混入比率の増加により、収集したし尿＋浄化槽汚泥の混合液の BOD が低下するため、適宜希釈水量が調整されている。具体的には、脱窒素槽入口 BOD 濃度が 1,200 mg/L 程度になるよう設定され、通常 5～10 の希釈倍率で運転されている例が多い。また、脱窒素槽や硝化槽内等の MLSS 濃度は、運転負荷率及び沈降分離性等から、6,000 mg/L 程度で運転されている例が多い。

硝化・脱窒素設備の構成は脱窒素槽、硝化槽、二次脱窒素槽、再ばっ気槽及び沈殿槽等を組み合わせた例が多い。ただし、硝化槽と二次脱窒槽の中間に別に沈殿槽を設けてもよく、また、いずれの場合も沈殿槽の代わりに浮上分離槽等を用いることができる。

（b）特徴

標準脱窒素処理方式の具体化技術には、硝化液循環法、ステップ脱窒法、混合分解法及び中間分離法があるが、いずれもほぼ同様な内容であるとともに同等の効果を有している。その一つである硝化液循環法を例に、その技術内容等を以下に説明する。図 3.2-2 に硝化液循環法のフローシート例を示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，144）

図 3.2-2　硝化液循環法のフローシート例 [2)]

①し渣除去後のし尿等ならびに資源化設備からの分離水等は計量調整され脱窒素槽に導かれ、ここで後段の沈殿槽から返送される返送汚泥及び硝化槽末端から循環される硝化液と混ぜられる。この脱窒素槽は無酸素状態下で撹拌され、その結果、脱窒菌がし尿等の中の BOD 成分を利用しながら増殖並行型脱窒を行い、

循環された硝化液に含まれる NO_x^- を窒素ガスに転換する。この脱窒反応の結果、し尿 BOD の大部分は除去される。また、この過程でし尿に含まれる有機性窒素のほとんどが NH_4^+ に変換される。

②脱窒素槽から流出する場合混合液は硝化槽に導かれ、ばっ気される。ここでは、脱窒素槽で除去しきれなかった BOD が除去されるとともに、硝化槽の作用により NH_4^+ が NO_x^- に酸化される。その過程で混合液の pH が低下するが、脱窒素槽流出液には脱窒反応により生成したアルカリ分が含まれるので、pH 調整用アルカリ剤が微少量で済む。

③硝化槽で硝化が完了した混合液の大部分は脱窒素槽に返送（循環）され、残余が二次脱窒素槽に流下する。この配分比はし尿等の BOD : N 比によって異なるが、概ね 4 : 1 の例が多い。

④脱窒素槽と同様に、無酸素状態に置かれている二次脱窒素槽では流入混合液に含まれる NO_x^- が脱窒される。ここでの脱窒は内生呼吸型脱窒でも行われるが、槽容量を縮小するため水素供与体（メタノール等）を添加した増殖並行型脱窒で行なわれる例が多い。

⑤二次脱窒素槽内で活性汚泥から若干量の有機物質が溶出することと、メタノール等を添加する場合にこれが残留することがあるので、これらを除去するために、二次脱窒素槽流出液は容量の小さな再ばっ気槽でばっ気を受ける。この操作は活性汚泥に付着した窒素ガスの気泡を除去する効果もあり、後段の沈殿槽での固液分離性改善にも役立っている。

⑥再ばっ気槽流出液は沈殿槽に導かれ、ここで処理水と活性汚泥に分離される。沈殿槽底において濃縮された活性汚泥は、一部が返送汚泥として脱窒素槽に送られ、残余が余剰汚泥として汚泥処理設備に送られる。また、沈殿槽から越流した処理水は凝集沈殿処理を経て消毒処理後放流されるが、必要に応じてオゾン酸化処理、砂ろ過処理、活性炭吸着処理等の高度処理を消毒処理の前で施される。

（３）技術の普及と現状

（ａ）実用化とその後の動向

硝化液循環法の実用化以降、ステップ脱窒素法、混合分解法、中間分離法等が次々開発され実用化されたことで、標準脱窒素処理方式はし尿処理技術の基本として普及し、その後も安定的に定着していった。

同処理法は現在の高負荷脱窒素処理方式，膜分離高負荷脱窒素処理方式，浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式の基本となっており、現在もなおし尿処理技術の重要な開発として位置づけられている。

（ｂ）現状

生物学的脱窒素法は、し尿処理にとどまらずごみ浸出水処理施設等の他業種にも大

きな影響を与えている。

近年、建設用地や希釈水確保の難しさから発注件数が減少しているが、その安定性から自治体の運転員の絶大な信頼を得て稼働している施設も少なくない。

3.2.2 技術の開発

（1）硝化液循環法

硝化液循環法は水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）が開発した技術であり、計画・設計要領 2006 改訂版にも詳細が記載してある。前述で説明されているが、補足的説明を加えれば以下の通りである。

硝化液循環法は、硝化槽の前後に脱窒素槽を設け、前段の脱窒素槽に硝化液を循環し、し尿等に含まれる BOD を利用して脱窒することにより、メタノール等の添加量を節約するとともに、脱窒によって放出されるアルカリが硝化槽に供給されることにより、硝化槽の pH 調整用アルカリ剤を節約または不要とすることができる。また、多量の循環液の希釈効果により、処理するし尿等の質的負荷変動が緩和される。

（2）ステップ脱窒法 [3)]

ステップ脱窒法は、栗田工業株式会社が実用化した技術である。

1978（昭和 53）年、瀬戸内海環境保全特別措置法や水質汚濁防止法が改正され、リン、COD 規制を目標とする水質総量規制が施行された。これを受けて各自治体の上乗せ基準が強化されると同時に、し尿処理施設への近隣住民の要求も厳しさを増し、施設の新設や更新時には窒素や COD、色度除去などの高度処理が求められた。

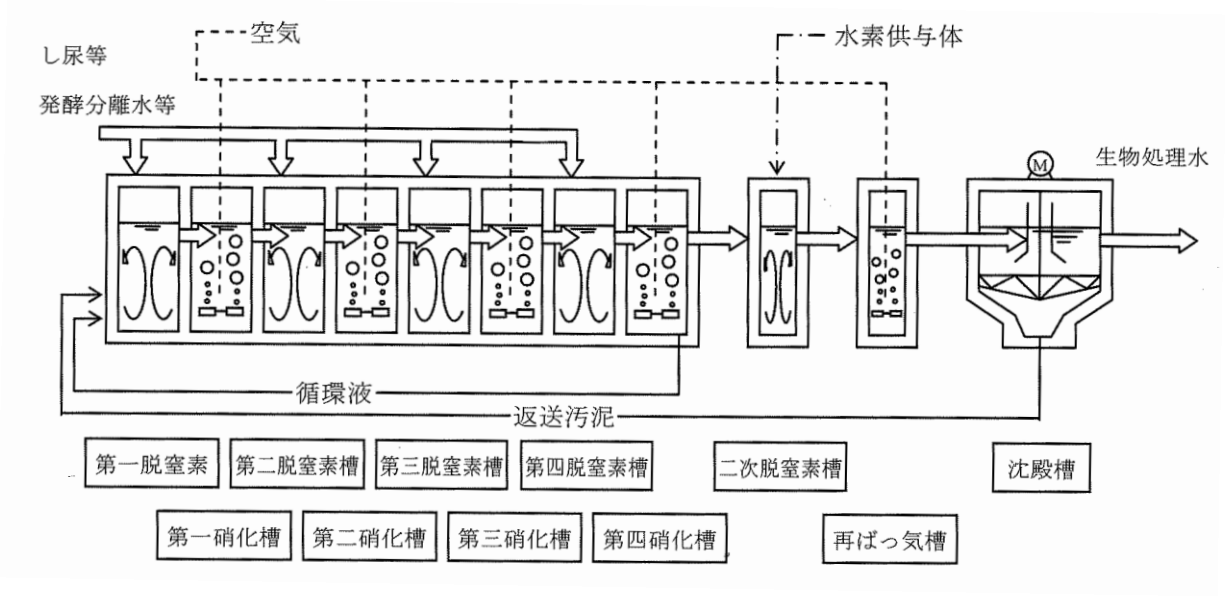
栗田工業株式会社は法規制に先駆けて 1967（昭和 42）年頃より、窒素除去の研究に着手。1972（昭和 47）年に国内初となる硝化脱窒プラントの 1 号機を三重県志勢環境衛生組合より受注した。同所の処理水は瓢箪型の湾の最奥部から放流され、しかも場所が真珠養殖の盛んな的矢湾であったことから、高度処理が前提条件になった。

当時、窒素除去は BOD 処理後に行う「高度処理」と位置づけられていた。そこで BOD 処理プロセス、硝化プロセス、脱窒プロセスの 3 工程から成る「3 相汚泥方式」を開発した。そこでは曝気による好気性消化処理を行った後に硝化槽における硝化プロセスでアンモニア性窒素を硝酸化し、次いで、脱窒素槽の脱窒素プロセスで窒素ガス化する。各プロセスに付随する沈殿槽で、固液分離された汚泥の一部は余剰汚泥として系外引き抜き処理するが、主には、それぞれ返送汚泥として各プロセスに戻し、処理の転換を図った。

この方式では、苛性ソーダやメタノールなどの薬品代を含めたランニングコストが高くなり、また 3 相の沈殿槽や各槽への汚泥返送などにより装置も複雑になるため建設費も割高になったが、その優れた脱窒効果は評価が高かった。

その後同社は、苛性ソーダの使用量を 3 分の 1 に削減する 2 相汚泥方式を開発し、

1976（昭和 51）年には高度脱窒技術「ステップ脱窒」を実用化した。ステップ脱窒素法のフローシート例を図 3.2-3 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，145）

図 3.2-3　ステップ脱窒法フローシート例 [2)]

これは硝化と脱窒を交互に繰り返すことによって脱窒を行うもので、し尿の BOD を利用して脱窒の効率化を図り、かつ脱窒で遊離するアルカリを回収して、硝化に戻す省エネ型処理方式であった。これにより脱窒を行う活性汚泥の反応速度を向上させるために使用されるメタノールは、3 相式の 10 分の 1 に大幅に削減された。硝化プロセスで生成する酸の中和のために必要であった苛性ソーダも、アルカリを回収することにより使用量が大幅に削減された。さらに、し尿を 4 等分して投入し、脱窒と硝酸化とを交互に繰り返すため、循環量を低減させることができ、効率的に処理を行える方式である。

この 1 号機は同年に高知県高幡西部清掃組合より受注したものである。1977（昭和 52）年には広島県福山市より 150 kL/日の大型装置を受注するなど、省資源指向とも相まって順調に業績を拡大した。また同センターでは、酸化、脱窒、加圧浮上処理、脱色、塔外再生式ろ過装置、脱臭装置、多段式汚泥焼却など、多くの先駆的な設備を整然と配列し、すべてをテニスコート 2 面分の地下に収める国内初の「完全地下式し尿処理施設」を完成させて話題となった。

この窒素除去技術の完成により、し尿処理装置は水質的にも運転管理面でも従来とは明確な一線を画すことになった。それまでは低負荷時に硝化が進みすぎ、亜硝酸が蓄積して pH が低下する、蓄積した亜硝酸により COD が高まる、亜硝酸がオゾンを消費し脱色が不完全になる、沈殿池で脱窒による窒素ガスが発生して汚泥を浮上させる

などの問題を引き起こすことがあった。しかし窒素除去により、低負荷時ほど運転は容易となり、処理水の COD 濃度と色度が低下し、汚泥の浮上も発生しなくなった。

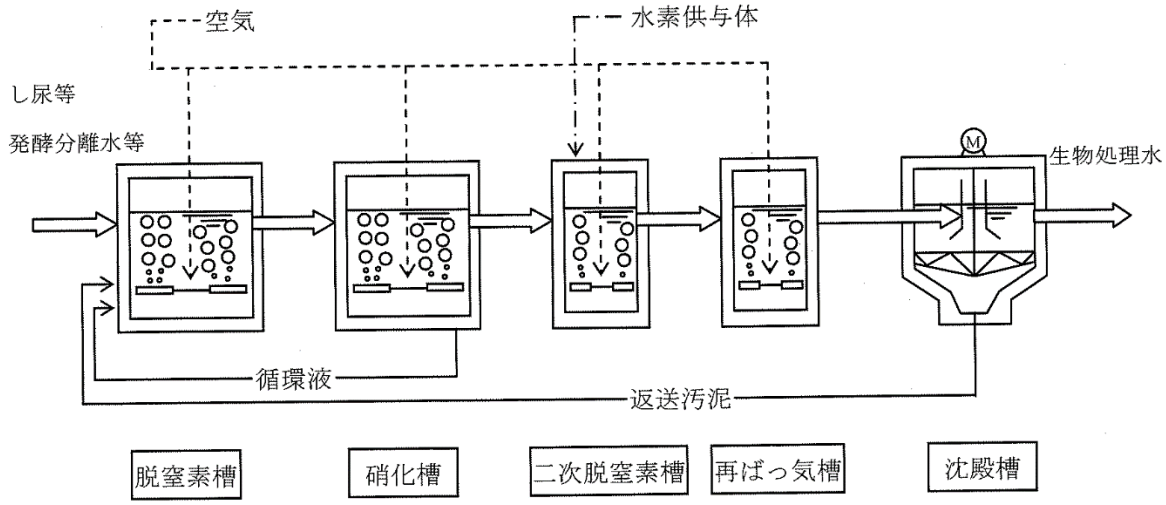
この技術は最終的に「標準脱窒素処理方式」の 1 方式と呼ばれ、10 倍以下の希釈で従来以上の処理水が得られる方式として、1979（昭和 54）年に厚生省の構造指針に採用された。

（3）混合分解法 [4)]

混合分解法は、クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）が実用化した技術である。

（a）混合分解法による硝化脱窒

生物学的硝化脱窒の原理に基づくと、脱窒素槽を完全嫌気にして脱窒させ、硝化槽は好気にして硝化させる、いわゆる硝化液循環法がこの生物学的硝化脱窒素処理の基本形であるが、クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）は、脱窒素槽も硝化槽もばっ気し、硝化と脱窒を同時に進行させる混合分解法を採用した。また、希釈水も前段と後段に分けて注入し、前段での脱窒素槽、硝化槽での硝化脱窒の安定や希釈水温による液温の低下防止を図った。混合分解法のフローシート例を図 3.2-4 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，145）

図 3.2-4　混合分解法フローシート例 [2)]

（b）混合分解法の特徴

混合分解法の大きな特徴の一つである、「脱窒素槽でも曝気する」ことに対しては、当時、完全嫌気でなければ脱窒しない、つまり、空気を吹き込みながらの脱窒、いわゆる好気性脱窒などありえない、との批判が多々あったようである。脱窒菌は通性嫌気性菌であり、メタン菌のような絶対嫌気性菌とは異なり、酸素のある好気的条件下

では、酸素を、酸素の無い嫌気的条件下では、硝酸、亜硝酸中の酸素を消費する菌である。酸素消費速度が速く、すぐに嫌気的条件を作れるような雰囲気では、曝気をしながらでも脱窒が起こることが今や常識となっている。液温が 30 ℃近くあり、活性の高い状態を維持できたことも、硝化・脱窒の同時進行を可能とした一つである。

MLSS 濃度や負荷、温度が低く、汚泥の活性が低ければ、当然、完全嫌気が必要となってくる。

クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）の好気性消化処理の一つに、「前段を無希釈で 15 日間活性汚泥処理を行った後、後段で 20 倍希釈して更に活性汚泥処理をする方法」があった。この時、前段で窒素収支が合わない（除去されている）ことが分かり、これが混合分解法の原点であった、といわれている。

これに硝化液循環を加え曝気しながらでも脱窒することを確認し、標準脱窒素処理方式としての認可を受けた。混合分解法は、脱窒素槽でもばっ気し、硝化と脱窒を同時に進行させることで、循環液量を投入し尿量の 15 倍まで低減でき、他の標準脱窒素処理方式よりも少なくなるという利点を有している。

また、二次脱窒素槽でメタノールを注入しないことも特徴の一つであった。しかし、構造指針の改定により、メタノール注入方式に変更した。二次脱窒素槽の基準が、滞留時間から窒素負荷に変更され、メタノールを注入しない場合は、水槽容量を 3 倍にしなければならなくなったからである。

（４）中間分離法 [5)]

中間分離法は、三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社（当時の三菱重工業株式会社）が実用化した技術である。

好気性処理方式の約20年間は、公害規制の強化とあいまって関連技術が開発されたが、今日の水質規制値に対しては窒素除去が不完全であった。そこで三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社（当時の三菱重工株式会社）は、1974（昭和49）年に神奈川県衛生研究所と共同して生物学的脱窒素法の研究に着手した。

本研究では、ベンチスケールテストによって「三菱二段脱窒素法」、後に中間分離法と呼ばれる技術を確立し、1978（昭和53）年に10 kL/日の実証プラントを埼玉県加須市に建設の認可を得て設置し、各種運転データの取得とデモンストレーションを行った。

実施プラントの写真を写真3.2-1に示す。

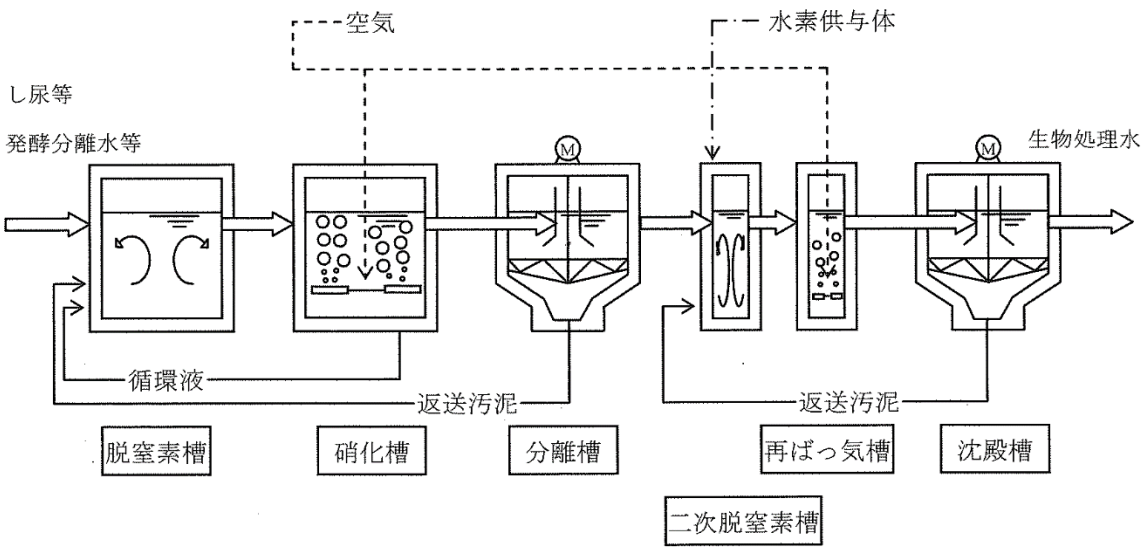
（出典：平成28年度し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書）

写真3. 2-1　埼玉県加須市に建設した中間分離法の実証プラント[5)]

1979（昭和54）年に熊本市向けに50 kL/日標準脱窒素処理方式（中間分離法）の1号機を建設以来、2001（平成13）年3月までに、プラント数26基、総処理量2,982 kL/日を納入した。

本方式では、従来の20倍希釈から10倍以下の希釈で処理を可能にし、さらにCOD除去率も飛躍的に向上した。

中間分離法のフローシート例は、図 3.2-5 に示すように硝化槽と二次脱窒素槽との間に分離槽（第一沈殿槽）を設置することにより、汚泥系を脱窒素槽・硝化槽系と、二次脱窒素槽系に分離する方法である。これにより、脱窒素反応における水素供与体（脱窒素槽ではし尿等 BOD、二次脱窒素槽では主としてメタノール）の違いにより汚泥系が分離されているので、各々の水素供与体に脱窒素菌を馴養させることができる。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，146）

図 3.2-5　中間分離法フローシート例 [2)]

3.2.3　設備構成および構造 [2)]

（1）脱窒素槽

（a）槽の形状・構造

脱窒素槽の形状や構造は、デットゾーンや沈降堆積が生じない効率的な撹拌が確保され短絡流が生じない形状とするほか、施工上や構造上の合理性、保守点検性等の配慮が必要である。

（ア）平面形状

脱窒素槽の平面形状は、槽内撹拌、短絡流防止から長方形を採用する例が多いが、水中ばっ気機を採用する場合等には正方形が適することもあり、隣接する槽形状を勘案しながら決定する必要がある。躯体構造は鉄筋コンクリート造り等の水密なものが望ましいが、小規模施設や使用期間が限定される施設については、耐食塗装をした鋼板製とすることも考えられる。

点検・修理用マンホールは密閉型で、耐食性のある材質が選定されるが、大きさ・個数等は、施設の規模、撹拌方式等により保守管理を考慮した配置とする必要がある。

また、脱窒素槽内で発生したガスを排出する排出口を設置し、排出ガスは臭気対策を施すものとする。

（イ）外気と密閉化

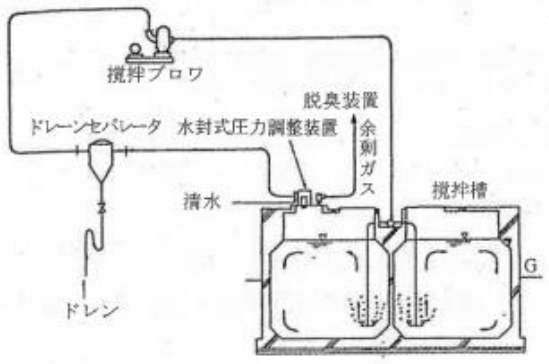
脱窒素槽の撹拌には、ガス撹拌方式、水中撹拌ポンプ方式及び空気吹込方式等があ

るが、大気中の酸素が水面から取り込まれ溶解すると脱窒効果が低下するので、外気との接触が少ない構造とする。図 3.2-6 にガス撹拌方式による脱窒素槽構造例を示す。脱窒素反応によって発生したガスにより、槽内圧力は上昇する傾向にあり、マンホール等から臭気を伴ったガスのリークを防止するため、圧力調整装置を考慮する必要がある。

（ウ）有効水深

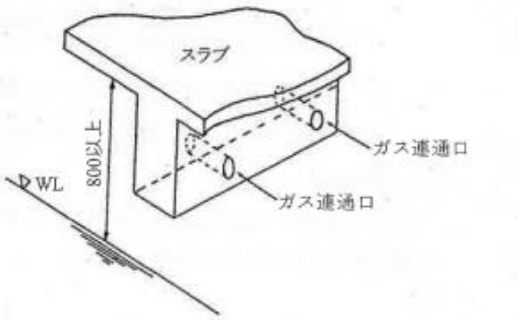
脱窒素槽の有効水深は、一般に 3.5～5 m とされているが、撹拌方式に適合した水深とする。施工面から硝化槽と同一水深とする場合は、撹拌装置の型式、配置及び槽の平面形状等と併せて総合的な検討を行う必要がある。

液面とスラブ下面等との間隔については、液の発泡により運転に支障をきたすおそれがあるため、一般に 800 mm 以上の余裕高を採る例が多い。また、スラブ下の梁下端が液面に接する場合は必要に応じガス連通口（孔）を設ける。図 3.2-7 にガス連通口例を示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，147）

図 3.2-6　脱窒素槽構造例：ガス撹拌式の場合 [2)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，147）

図 3.2-7　ガス連通口例 [2)]

（b）槽の容量

脱窒素槽の容量は、脱窒素反応を効果的に行わせることができるよう、一般に BOD 負荷、総窒素負荷より算定される。硝化槽との容量配分は、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.3　2）槽の容量」に準じて決定する。

（ア）BOD 容積負荷による槽容量

脱窒素槽の容量[V_1（m^3）]は、一般に次式によって算出されている。

脱窒素槽の容量（m^3）

$$= \frac{\text{脱窒素槽流入BOD総量(g/日)}\times 10^{-3}}{\text{脱窒素槽量BOD容積負荷(kg/m}^3\cdot\text{日)}}$$

$$= \frac{\Sigma〔\text{各流入対象物BOD濃度(mg/L)}\times\text{各流入対象物流入水量(m}^3\text{/日)}\times10^{-3}〕}{\text{脱窒素槽量BOD容積負荷(kg/m}^3\text{・日)}}$$

（式 3.2-1）

ここで、脱窒素槽における BOD 容積負荷は、2.0 kg-BOD/m³・日以下が望ましい。

なお、酸素ばっ気法の場合には MLSS 濃度を高くすることができるので、BOD 容積負荷も高くとることができる。

（イ）BOD 汚泥負荷（BOD-MLSS 負荷）による槽容量

硝化・脱窒素処理においては、前述の原理のとおり、必要な汚泥日令を維持することが重要となるために、脱窒素槽と硝化槽とを合わせた容量を算出する。その合計容量[V（m³)]は、一般に次式によって算出されている。

脱窒素槽と硝化槽の合計容量（m³）

$$= \frac{\text{脱窒素槽流入BOD総量(g/日)}}{\text{脱窒素槽と硝化槽のBOD汚泥負荷(kg-BOD/kg・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

$$= \frac{\Sigma〔\text{各流入対象物BOD濃度(mg/L)}\times\text{各流入対象物流入水量(m}^3\text{/日)}\times10^{-3}〕}{\text{脱窒素槽と硝化槽のBOD汚泥負荷(kg-BOD/kg・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

（式 3.2-2）

ここで、脱窒素槽と硝化槽における BOD 汚泥負荷は、0.1 kg-BOD/kg-MLSS・日以下が望ましい。

（ウ）総窒素汚泥負荷（総窒素-MLSS 負荷）による槽容量

本処理方式は、BOD と窒素を同時に除去するため、BOD-MLSS 負荷からだけでなく、総窒素汚泥負荷からも脱窒素槽と硝化槽とを合わせた容量を算出する必要がある。

その合計容量[V（m³）]は、一般に次式によって算出されている。

脱窒素槽と硝化槽の合計容量（m³）

$$= \frac{\text{脱窒素槽流入総窒素総量(g/日)}}{\text{脱窒素槽と硝化槽の総窒素汚泥負荷(kg-N/kg・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

$$= \frac{\Sigma〔\text{各流入対象物総窒素濃度(mg/L)}\times\text{各流入対象物流入水量(m}^3\text{/日)}\times10^{-3}〕}{\text{脱窒素槽と硝化槽の総窒素汚泥負荷(kg-N/kg・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

（式 3.2-2）

ここで、脱窒素槽と硝化槽における総窒素汚泥負荷は、0.04 kg-N/kg-MLSS-日以下が望ましい。

以上より、算出された脱窒素槽と硝化槽の合計容量は 2 つあるが、一般に大きい容量を採用する。

（ｃ）撹拌装置

脱窒素槽では、撹拌装置により槽内のし尿等と返送汚泥及び循環液とが均一に撹拌され、脱窒反応が遅滞なく進行するようにしなければならない。したがって、脱窒素槽の撹拌装置の構造は下記事項の考慮が必要である。

①撹拌装置は 24 時間連続運転となるので、必要最小限の動力とする。撹拌の程度は比較的ゆるやかで、槽内の活性汚泥が沈殿したり液面にスカムが成長しない程度の流速とする。

②槽の形状等を勘案し、デッドゾーンが生じないような装置とする。

撹拌装置には機械式撹拌装置とガス・空気吹き込み式があるが、詳細は計画・設計要領 2006 改訂版「Ⅱ編 3.2.2　3）撹拌装置」に記載されている。

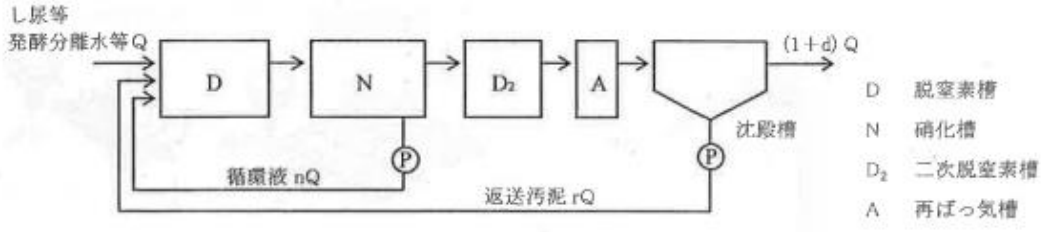
（ｄ）循環液量

希釈し尿等中のアンモニア性窒素は、脱窒素槽で除去されないまま硝化槽に流入し、ここで酸化態の窒素に変化する。この酸化態窒素を含む硝化槽混合液の一部を脱窒素槽へ循環させると、活性汚泥は希釈し尿等中の有機物質と循環液中の酸化態窒素を利用して有機物質を炭酸ガスや水等に分解するとともに、酸化態窒素を窒素ガスにする。

すなわち、循環液量は脱窒素槽、硝化槽における窒素除去率と、脱窒素槽における BOD 除去率を支配するので、目標とする除去率に応じた循環液量を定めなければならない。

酸化態窒素が窒素ガスになり除去される量と分解される有機物質量すなわち除去 BOD 量の比は、硝化槽内 DO 濃度等の各種運転条件により異なってくるが、実績では 3～3.5 kg-BOD/kg-NO_x^--N の値である例が多い。したがって、脱窒素槽で除去し得る窒素量には限界があるので、運転状況に応じた適正な循環比を設定し、目標とする処理水質を得るようにしなければならない。以下に、硝化液循環法の循環液量算出例を示す。

硝化液循環法における水収支例を図 3.2-8 に示す。ここで脱窒素槽と二次脱窒素槽で完全に脱窒素が行われるとすると、各々の槽の窒素除去率は次式で示すことができる。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，150）

図 3.2-8　硝化液循環法の水収支例 [2)]

$$\alpha_1 = \frac{n}{1+d+n+\gamma} \qquad \text{（式 3.2-4）}$$

$$\alpha_2 = \frac{1+d+\gamma}{1+d+n+\gamma} \qquad \text{（式 3.2-5）}$$

ここで、α_1：脱窒素槽における窒素除去率（－）

α_2：二次脱窒素槽における窒素除去率（－）

d：希釈水量比（－）

n：循環液量比（－）

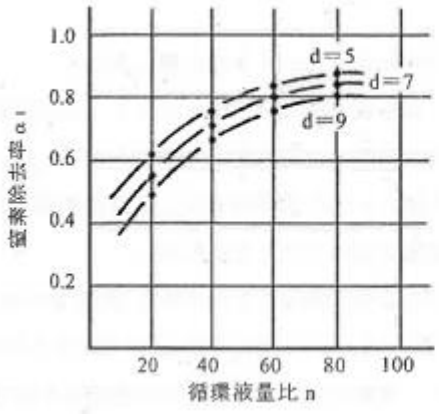
γ：返送汚泥量比（－）

したがって、循環液量（m^3/日）は次式によって算出できる。

循環液量（m^3/日）=∑各流入対象物の流入水量（m^3/日）×循環液量比（－）

（式 3.2-6）

脱窒素で NO_x^--N1 kg を除去するために必要なし尿等の BOD は、理論的に 2～3 kg であるとされている。し尿等の BOD で脱窒素できる NO_x^--N 量には限界がある。また、（式 3.2-4）に示している循環液量比を増加させるといっても、それに比例して脱窒素槽での NO_x^--N の除去量は増加しない。今までの実績等から窒素除去率は、脱窒素槽で概ね 80%、二次脱窒素槽で概ね 20%程度の割合と考えられる。図 3.2-9 及び（式 3.2-4）において γ=1+d とした場合の、脱窒素槽での窒素除去率 α_1 と循環液量比 n との関係を示す。



d：希釈倍率

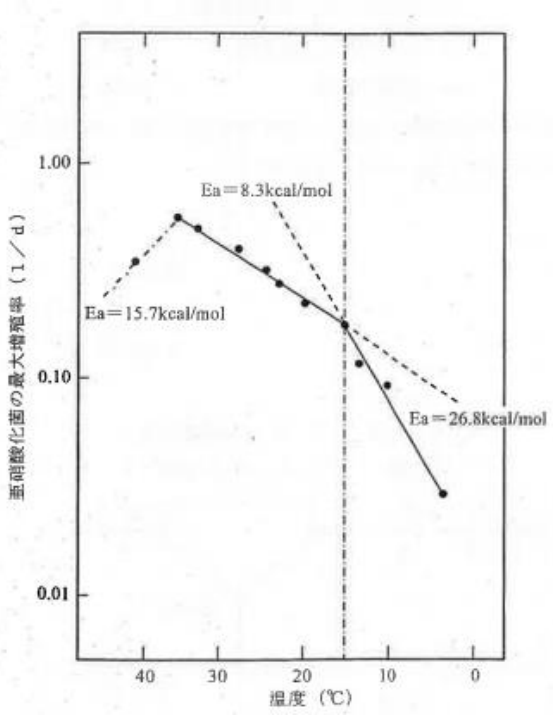
n \ d	5	7	9
20	0.626	0.556	0.500
40	0.769	0.714	0.667
60	0.833	0.789	0.750
80	0.870	0.833	0.800

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，150）

図 3.2-9　硝化液循環法における循環液量比 n と脱窒素槽での窒素除去率 α_1[2)]

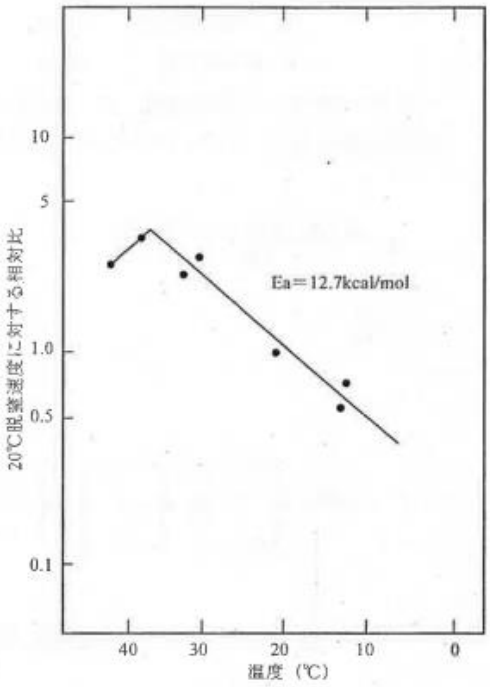
（ｅ）槽内温度

微生物の生理活性と増殖活動は反応温度に大きく左右される。図 3.2-10 に亜硝酸菌の最大増殖率に及ぼす温度の影響を、また図 3.2-11 に活性汚泥の脱窒速度に及ぼす温度の影響を示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，151）

図 3.2-10　亜硝酸化菌の最大増殖率に及ぼす温度効果 [2)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，151）

図 3.2-11　活性汚泥の脱窒素速度に及ぼす温度効果 [2)]

両方ともに 38 ℃付近までは、温度が高くなるに伴い増大していく。しかし、特に注意しなければならないのは、増殖率の小さい硝化菌である。原理と機構で述べたように、硝化菌の活動に適した条件が与えられても、必要な汚泥日令が確保しなければならないことである。硝化菌の増殖率を μ とすると、硝化槽容量[V_2（m^3）]との関係には（式 3.2-7）が成り立つとされている。

$$V_2 > \frac{\triangle X_S}{\mu \cdot X_S \times 10^{-3}} \qquad \text{（式 3.2-7）}$$

ここで、X_s：余剰汚泥排出量（kg/d）

$\triangle X_s$：槽内 MLSS 濃度（mg/L）

μ ：増殖率（1/d）

（式 3.2-7）より、$\triangle X_s$、X_s が一定であれば、増殖率が小さくなるほど硝化槽を大きくしなければならない。

このことは、硝化槽が十分に大きければ、低温であっても硝化・脱窒が可能であることを意味する。しかし、図 3.2-10 に示されるように、水温が 15℃程度以下になると亜硝酸化菌の増殖率は急激に小さくなる傾向があり、硝化槽における反応液温は 15～

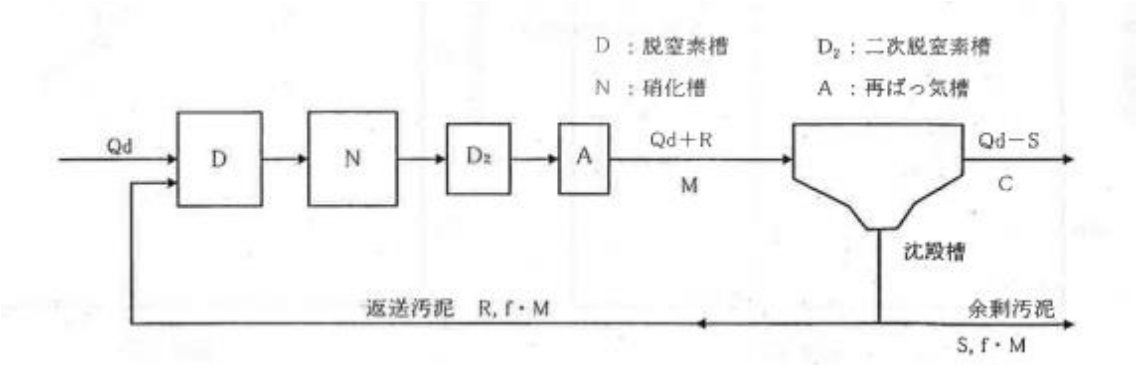
38℃の範囲とされる。脱窒素槽においては、図 3.2-10 に示したように、水温が 15 ℃程度以下で急激に小さくなる訳ではないが、脱窒素菌や他の活性汚泥細菌等の増殖率を考慮して、反応液温は 28～38 ℃の範囲とされていることが多い。なお、施設建設費と加温に要する費用との比較から、反応液温が 15℃を下廻ると予想される場合には、加温をした方が経済的な場合もある。

（ｆ）返送汚泥量

標準脱窒素処理方式の槽内 MLSS 濃度は、一般に 6,000 mg/L 程度（酸素ばっ気法については 8,000 mg/L 程度）とされている。この MLSS 濃度を維持するためには、沈殿槽で 2～2.5 倍程度に濃縮された返送汚泥を確保することが必要である。

汚泥性状が変化して汚泥濃縮率が悪化した場合には、その所定の MLSS 濃度を維持するため返送汚泥比を高めなければならない。また、活性汚泥設備にかかる負荷量は、浄化槽汚泥の混入の差等によるし尿等の性状により変化する。したがって、適正な運転管理を行うためには、負荷量に見合うように MLSS 濃度を調整しなければならないので、ある程度返送汚泥量を制御できるものとする必要がある。

図 3.2-12 に硝化液循環法の SS 収支例を示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，152）

図 3.2-12　硝化液循環法の SS 収支例 [2)]

沈殿槽における SS 収支は、定常状態で次式の関係が成り立つとされている。

$$M(Q_d+R)=f\times M\times R+C(Q_d-S)+f\times M\times S \qquad (式\ 3.2\text{-}8)$$

ここで、M：MLSS 濃度（mg/L）　　f：沈殿槽における汚泥濃縮率（－）

Q_d：希釈処理水量（m^3/日）　　C：沈殿槽流出 SS 濃度（mg/L）

R：返送汚泥量（m^3/日）　　S：余剰汚泥量（m^3/日）

（式 3.2-8）から、MLSS 濃度を所定の値に調整するために必要な返送汚泥量及び返送汚泥比[γ（－）]は、次の（式 3.2-9）及び（式 3.2-10）によって算出される。

$$R = \frac{M(Q_d-f\cdot S)-C(Q_d-S)}{f\cdot M-M} \qquad (式\ 3.2\text{-}9)$$

$$\gamma = \frac{R}{Q_d} \qquad \text{（式 3.2-10）}$$

（２）硝化槽

（ａ）槽の形状・構造

硝化槽の形状や構造は、ばっ気方式に応じた効率的な酸素供給と、撹拌により汚泥の流動状態を維持できる形状とするほか、施工上や構造上の合理性、保守点検性等に配慮が必要である。

（ア）平面形状

硝化槽は､脱窒素槽流出液中の BOD 除去及び窒素の硝化を行わせる反応槽であり、槽内で活性汚泥と十分に混合され均一化されるとともに、効率よく酸素を供給できる構造とする。散気方式で旋回流式を採用する場合、混合液の旋回流が槽の幅と水深との比に関係するので、槽の幅は水深の 1～2 倍程度とされる例が多い。

硝化槽の代表的な平面形状は、次のとおりである。

①押し出し流れ形式では、長い水路の一端から流入させ、他端から押し出し流れとして流出させるため、長方形のばっ気槽が用いられる。

②完全混合形式では、流入水と返送汚泥が硝化槽に流入すると直ちに槽全体に均一に分散され、槽の中心部にばっ気機器が設置されることから、正方形型、円形型が用いられる。

③改造工事等で、嫌気性消化槽等を利用する場合にも円形型が用いられる。

一方、硝化槽の構造は鉄筋コンクリート造り等の水密なものとし、槽内で発生したガスを排出できる排出口及び点検・補修用マンホールを設ける。硝化槽を密閉構造とする目的は、一般に排出される臭気ガスを外部に漏らすことなく効率的に集め、効果的に処理するためである。また、硝化槽を加圧する場合や酸素富化ガスを使用する場合には、ガスの放散を防ぎ、酸素利用効率を上げるために密閉構造が必要である。

（イ）有効水深

硝化槽の有効水深は、ばっ気方式によって異なる。

散気方式においては、水深が酸素溶解効率や撹拌に対して主要な影響因子となる。

使用されるブロワの効率的な使用範囲から､有効水深は 3.5～5 m 程度とされることが多い。

一方、機械撹拌方式（表面ばっ気方式）では、ばっ気や撹拌効果から深い水深をとることができず、散気式に比較して浅くなり、使用する機器の特性に合致した有効水深が定められる。

また、液面とスラブ下面との間隔は、発泡に対応するため、800 mm 以上の余裕高をとるのが一般的である。

（b）槽の容量

硝化槽の容量[V_2（m^3）]は、活性汚泥の生物化学的作用により硝化反応を十分に進行させるようにする必要があることから、次式によって算出される。

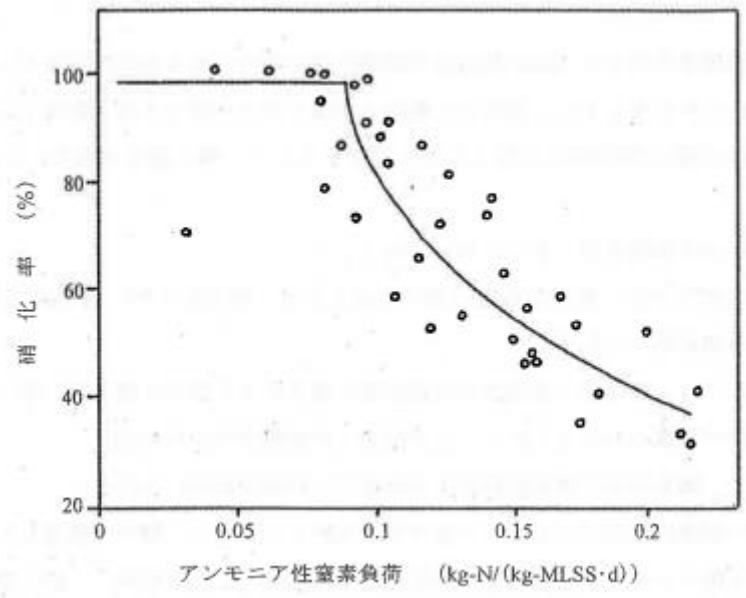
硝化槽容量（m^3）

$$= \frac{\text{脱窒素槽流入総窒素総量(g/日)}}{\text{硝化槽窒素汚泥負荷(kg-N/kg-MLSS・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

$$= \frac{\Sigma\,〔\text{各流入対象物総窒素濃度(mg/L)}\times\text{各流入対象物流入水量}(m^3/\text{日})〕}{\text{硝化槽窒素汚泥負荷(kg-N/kg-MLSS・日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

（式 3.2-11）

図 3.2-13 にアンモニア性窒素負荷と硝化率との関係を示す。図から、硝化槽における総窒素汚泥負荷（総窒素-MLSS 負荷）は、0.05～0.10 kg-N/kg-MLSS-日程度とされている。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，154）

図 3.2-13　アンモニア性窒素負荷と硝化率の例 [2)]

硝化槽の容量を決定するためには、計画・設計要領2006改訂版の「Ⅱ編　3.2.2　2）槽の容量」に述べられているように、BOD-MLSS 負荷、総窒素-MLSS 負荷により算出した脱窒素槽及び硝化槽の合計容量[V]より脱窒素槽の容量[V_1]を引いた $V-V_1=V_2$ となる。一般に脱窒素槽及び硝化槽の容量は合計容量を 1：1 の配分にして決められていることが多い。

（c）ばっ気装置

ばっ気装置は、し尿等中の BOD 除去及び窒素化合物の硝化を生物学的に行うための酸素を槽内液に溶解する装置で、硝化槽で必要とする酸素をできるだけ均一に十分

供給でき、また、汚泥、砂等が沈殿することなく、槽内汚泥濃度が実用上十分な均一を保つような撹拌能力を有するものとする。

硝化槽では、BOD 除去以外にアンモニア性窒素の硝化を行うため、一般の活性汚泥法のばっ気に比べ同一のし尿処理量に対して格段に多量の酸素を必要とする。また、総窒素-MLSS 負荷や好気性汚泥日令を必要な範囲に保つためには、MLSS 濃度を高く維持することが求められる。

したがって、ばっ気装置は、高い MLSS 濃度の槽内液に対して必要な酸素の供給が十分に可能なものでなくてはならず、また、前述のように多量の酸素を必要とするので、省エネルギーの観点からも酸素溶解効率のよいものが要求される。

（ア）必要酸素量

硝化槽での必要な酸素量は、アンモニア性窒素の硝化及び BOD 除去に消費される酸素量と、汚泥の内性呼吸に消費される酸素量の合計であり、一般に次式で算出されている。

$$O_{UR}=a\times T\text{-}N_R+b\times BOD_R+c\times V_2\times MLSS\times 10^{-3} \quad \text{（式 3.2-12）}$$

ここで、 O_{UR}：硝化槽の酸素消費量（kg-O_2/日）

$T\text{-}N_R$：硝化槽内で硝化される総窒素量（kg-T-N/日）

BOD_R：硝化槽内で除去される BOD 量（kg-BOD/日）

V_2：硝化槽容量（m^3）

MLSS：硝化槽 MLSS 濃度（mg/L）

a：アンモニア性窒素を硝化するために必要な酸素の割合

（4.57 kg-O_2/kg-NH_4^+-N）

b：BOD を酸化するために必要な酸素の割合

（0.6～1.0 kg-O_2/kg-BOD）

c：硝化槽内汚泥の内生呼吸のために消費される酸素の割合

（0.02～0.09 kg-O_2/kg-MLSS･日）

なお、$T\text{-}N_R=T\text{-}N-k\times BOD_1$

T-N：脱窒素槽へ流入する総窒素負荷量（kg/日）

BOD_1：脱窒素槽へ流入する BOD 負荷量（kg/日）

k：汚泥に資化される流入 T-N の BOD に対する割合（0.05）

また、$BOD_R=〔BOD_1-Q_d\times BOD_2\times 10^{-3}〕-\alpha\times T\text{-}N_R\times\beta$

Qd：希釈処理水量（m^3/日）

BOD_2：硝化槽から流出する BOD 濃度（mg/L）

α：脱窒素槽へ流入する総窒素と槽内で脱窒素される NO_x^--N の割合

（0.70～0.95）

β：NO_x^--N を脱窒素するために必要な BOD の $T\text{-}N_R$ に対する割合

（2.0～3.0 kg-BOD/kg-T-N）

（イ）撹拌

撹拌については、硝化槽の場合、多量の酸素を供給しなければならないが、それに見合うばっ気装置を設置すれば、特に問題はないものと考えられる。

（ウ）ばっ気装置の種類

ばっ気装置は、送風機から送気管を経て送られた空気を、散気装置で気泡化して槽内液中に放出し、槽内を撹拌すると同時に酸素溶解を行う散気式と、槽内水面にタービン翼などをそなえ、気液を接触させて気中の酸素を溶解する機械式とに大別される。

機械式には槽内液と空気を混合噴射して撹拌及び酸素溶解を行う方式のものもある。

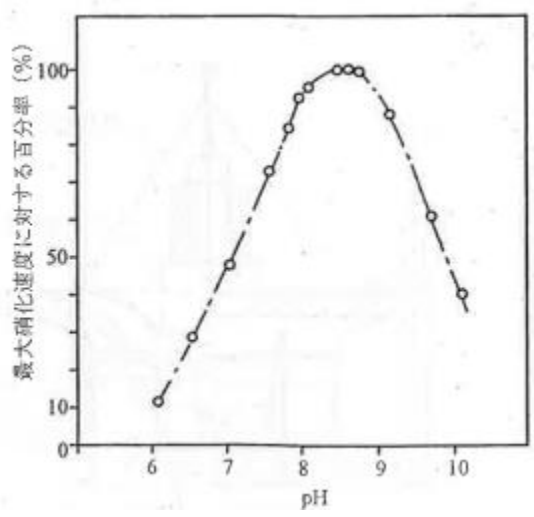
詳細は計画・設計要領 2006 改訂版「Ⅱ編　3.2.3　3）ばっ気装置」に記載されている。

（ｄ）槽内水温

槽内の水温については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.2　5）槽内温度」に記載されている。

（ｅ）槽内 pH

硝化菌の硝化速度と pH との関係を図 3.2-14 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，160）

図 3.2-14　pH と最大硝化速度に対する百分率 [2)]

図 3.2-14 より、硝化速度は pH8.0～8.5 の範囲で最大値を示し、それ以外の pH 域になると遅くなる傾向である。

硝化槽で、1 kg のアンモニア性窒素が硝酸性窒素に硝化されると、5.72 kg の水酸化ナトリウムに相当するアルカリ度が消費され、また、硝酸性窒素を含む硝化槽混合液が脱窒素槽に循環され、1 kg の硝酸性窒素が脱窒素されると 2.86 kg の水酸化ナトリウムに相当するアルカリ度が回復する。したがって、脱窒素率 80%とすると、1 m^3

のし尿（T-N=2.3 kg-N/m³）について差引き 7.87 kg の水酸化ナトリウムに相当するアルカリ度が消費されることになる。しかしながらし尿等には緩衝能があり、通常であればアルカリ度が消費されても、pH は 6.5 程度以上に保持できている。実際には低水温時や急激な負荷変動などで活性汚泥の性状が悪化して、十分な脱窒素速度や硝化速度を期待し得ない場合を想定して、必要に応じて pH 自動調整設置を設置することが多い。

アルカリ剤には、水酸化ナトリウム、炭酸ナトリウム等が用いられている例が多い。

なお、薬品注入装置等については、後述する計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編 3.2.7 4）薬品注入装置」に記載されている。

（ｆ）発泡対策

本方式において、定常運転時に発泡による運転上の支障は少ないが、運転の立上がりの時や、異物の混入あるいは負荷の変動等により発泡現象が著しいことがある。そのため、本設備には消泡装置を設けるのが一般的である。このような非常時用の消泡装置としては、消泡剤の貯槽と注入ポンプから成る消泡装置を設置し、硝化槽に設置した電極式泡検知器により自動注入する例が多い。

通常の運転では、消泡スプレーで発泡を抑制できることから、消泡スプレー装置を設置することが望ましい。また、高負荷脱窒素処理方式に使用される機械式消泡装置を設ける場合もある。機械式消泡装置には、回転式、機械せん断方式、混合液噴射方式等がある。詳細については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編 3.3.2 9）消泡装置」に記載されている。

（３）二次脱窒素槽

（ａ）槽の形状・構造

槽の形状・構造については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編 3.2.4 1）槽の形状・構造」に記載されている。

（ｂ）槽の容量

二次脱窒素槽の容量[V_3（m³）]は、一般に次式によって算出されている。

二次脱窒素槽容量（m³）

$$= \frac{\text{二次脱窒素槽へ流入する酸化態窒素総量(kg/日)}}{\text{二次脱窒素槽の酸化態窒素汚泥負荷(kg-N/kg-MLSS･日)}\times\text{MLSS濃度(mg/L)}}$$

$$= \frac{\text{〔脱窒素槽流入窒素量（kg/日）}-0.05\times\text{脱窒素槽流入 BOD 量（kg/日）〕}\times\left(1-\frac{100}{\text{脱窒素槽窒素除去率(\%)}}\right)}{\text{二次脱窒素槽の酸化態窒素汚泥負荷（kg-N/kg-MLSS･日)}\times\text{MLSS 濃度（mg/L)}}$$

（式 3.2-13）

二次脱窒素槽へ流入する酸化態窒素量は、（式 3.2-13）に示すように、脱窒素槽の流入窒素量から流入 BOD の分解によって汚泥増殖に使われた窒素分を差し引いた窒素量に、脱窒素槽で除去されなかった割合を乗じたものとする。なお、脱窒素槽の窒素

除去率は 80%程度とされる例が多い。

水素供与体（メタノール等）を注入する増殖並行型脱窒素反応の場合では、前述の原理と機構のとおり、脱窒速度がし尿等を水素供与体とする場合と同等もしくはそれ以上高くとれる。メタノールを注入する場合の酸化態窒素汚泥負荷（酸化態窒素-MLSS 負荷）は、0.03 kg-N/kg-MLSS･日以下とされる例が多い。

また、メタノールを添加しない汚泥の自己分解による内生呼吸型脱窒素反応の場合、酸化態窒素汚泥負荷は 0.01 kg-N/kg-MLSS･日以下が望ましい。

なお、流入する酸化態窒素濃度は、前段脱窒素槽での窒素除去率を 80～90%として算出する例が多い。

（ｃ）撹拌装置

撹拌装置については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.4　3）撹拌装置」に記載されている。

（ｄ）水素供与体注入装置

残存している酸化態窒素除去を促進するために水素供与体を注入する装置を設けることが望ましい。水素供与体としては、メタノールを用いられる例が多い。

なお、メタノールが第 4 類の危険物に該当するため、貯蔵タンクは地下式、注入ポンプのモーターは防爆型と、注入装置等は消防法に準じなければならない。ただし、貯蔵容量が 400 L（比重 0.8 として 320 kg）以下、若しくは濃度が 60%以下の場合は、消防法の適用外となる。

（４）再ばっ気槽

（ａ）槽の形状・構造

槽の形状・構造については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.5　1）槽の形状・構造」に記載されている。

（ｂ）槽の容量

再ばっ気槽の目的としては、前段の二次脱窒素槽流出液中の過剰ガスを脱気し、沈殿槽における汚泥の沈降性を良くするとともに、二次脱窒素槽で除去できなかった残留アンモニア性窒素の硝酸化及び水素供与体を添加した場合の残留 BOD の酸化を行わせることである。これらの目的を達成するためのばっ気量は、散気式による場合、再ばっ気槽 1 m^3 当たり 1 時間に 1 m^3 以上の送気量が必要である。

再ばっ気槽の容量[V_4（m^3）]は、一般に次式によって算出されている。脱気等に要する時間は 1.5～2.0 時間あればよいが、安全性をみて 3 時間以上とすることが望ましい。

$$再ばっ気槽の容量（m^3）＝再ばっ気槽への流入水量（m^3/日）\times\frac{滞留時間(時)}{24(時/日)}$$

（式 3.2-14）

（ｃ）ばっ気装置

ばっ気装置については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.5　3）ばっ気装置」に記載されている。

（ｄ）発泡対策

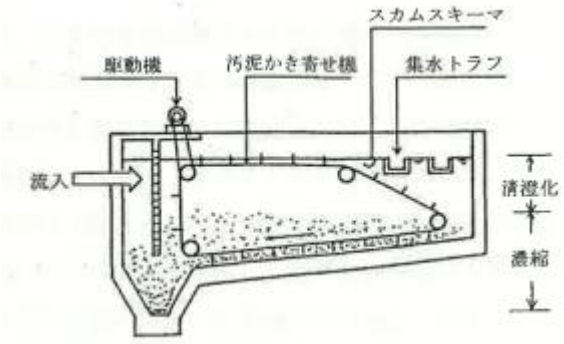
発泡対策については、計画・設計要領 2006 改訂版の「Ⅱ編　3.2.5　4）発泡対策」に記載されている。

（５）沈殿槽

（ａ）槽の形状・構造

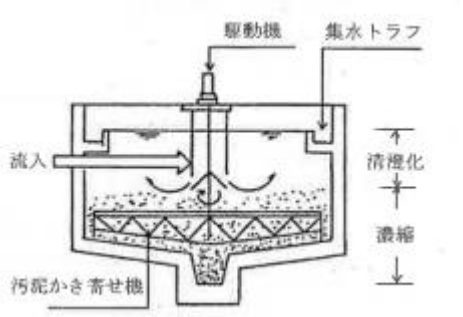
沈殿槽の平面形状には、長方形、円形、正方形の 3 様がある。しかし、正方形沈殿槽もその底部においては円形となっており、機構的には円形沈殿槽の一変形とみなせる。

長方形沈殿槽は図 3.2-15 のような構造をしており、再ばっ気槽等を流出した混合液の流入側に設けた整流壁を通して横方向に流され、汚泥が槽底へ沈降し、上澄水が水面位に設けたトラフより流出する。槽底に沈殿した汚泥はかき寄せ機によって汚泥ピットに導かれ、そこよりポンプで返送汚泥もしくは余剰汚泥として排出される。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，162）

図 3.2-15　長方形沈殿槽の例 2)



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，163）

図 3.2-16　円形沈殿槽の例 2)

円形沈殿槽は図 3.2-16 のような構造をしており、再ばっ気槽等からの混合液が中央にある整流筒を通して密度流によって全平面に分配される。この分配面の上部は清澄化ゾーンとして機能し、下部は汚泥濃縮ゾーンとして機能する。通常、円形沈殿槽の下部には汚泥層（ブランケット）が形成され、圧密によって、下部にゆくほど濃厚な汚泥濃度になっている。このようにして濃縮された槽底の汚泥は、回転するかき寄せ機によって中央の排泥ピットに集められ、そこから返送汚泥もしくは余剰汚泥として排出される。この形式の沈殿槽は汚泥濃縮性能が優れているところから、生物学的脱窒素法の沈殿設備として多用されている。

円形沈殿槽もしくはそれに準ずる沈殿槽に堆積した汚泥は、連続的に引き抜く方が

よい。管理操作上、断続的に引き抜く場合は、できるだけ引き抜きの頻度を多くして、濃厚な汚泥を短時間に引き抜くのが望ましい。弁の開閉操作には手動式又は自動式がある。なお、排泥管の内径は、汚泥による詰り等を考慮して 150 mm 以上とすることが望ましい。

（b）槽の容量

沈殿槽の容量[V_5（m^3）]は一般に次式によって算出されている。

$$\text{沈殿槽の容量}(m^3) = \text{沈殿槽への流入水量}(m^3/\text{日}) \times \frac{\text{沈殿時間(時)}}{24(\text{時/日})} \qquad (\text{式 } 3.2\text{-}15)$$

沈殿槽の深さは、理論的には粒子の沈殿除去率と無関係であるが、実際には流入、流出による水流の乱れや密度流、短絡流、汚泥かき寄せ機による動揺等の影響を押さえるとともに、一時的な汚泥の貯留のためにも適当な深さが必要である。標準脱窒素処理方式においては MLSS 濃度が 6,000 mg/L 程度で行われていることが多い。返送汚泥の量や濃度等を考慮すると、汚泥の貯留スペースは大きくしたほうがよい。これらのことから、沈殿槽における必要な沈殿時間は流入水量に対して 6 時間以上が望ましい。

（c）負荷

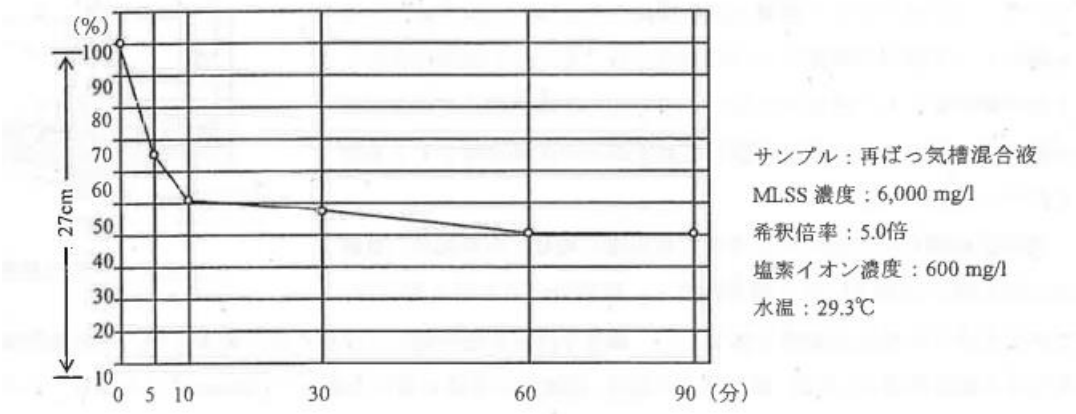
（ア）水面積負荷

水面積負荷は、沈殿槽の水面積（表面積)を計算するときに用いる。

水面積負荷は、一般に次式によって算出されている。

$$\text{水面積負荷}(m^3/m^2\cdot\text{日}) = \frac{\text{越流水量}(m^3/\text{日})}{\text{沈殿槽水面積}(m^2)} \qquad (\text{式 } 3.2\text{-}16)$$

活性汚泥の沈降速度は液の粘度等各種の条件で相違するが、他の条件が同じならば汚泥濃度が高いほど小さくなる。標準脱窒素処理方式での稼動施設における汚泥の沈降曲線例を図 3.2-17 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，164）

図 3.2-17　汚泥の沈降曲線例 [2)]

沈降曲線例の図から、初めの 10 分間の界面沈降速度は、

$$\frac{270\ \text{mm}\times(1-0.5)}{10\ \text{分}}=13.5\ \text{mm/分}$$

であり、

$$13.5\ \text{mm/分}\times 60\ \text{分}\times 24\ \text{時}\times 10^{-3}=19.4\ \text{m/日}$$

となる。

この場合には、沈降速度が大きく、自由沈降もしくは凝集沈降の状態になっていることが推測されるが、沈殿槽流入原水の SS 濃度や粘度の状態により、沈降開始時から干渉沈降の状態となることもある。干渉沈降の場合、濃縮槽の設計に用いられる固形物質負荷の考え方が参考になる。

沈殿槽流入原水の SS 濃度を 6,000 mg/L とし、固形物負荷を 60 kg/m²・日とすると、

$$\frac{60\ \text{kg/m}^2\text{・日}}{6\ \text{kg/m}^3}=10\ \text{m}^3/\text{m}^2\text{・日}$$

となる。

これらのことから沈殿槽の水面積負荷は 9 m³/m²・日以下が望ましい。なお、円形または正方形沈殿槽において、越流トラフを槽の内側に設けている場合の有効面積の算定には、この部分を占める面積が僅少であるので差引く必要はない。

（イ）越流負荷

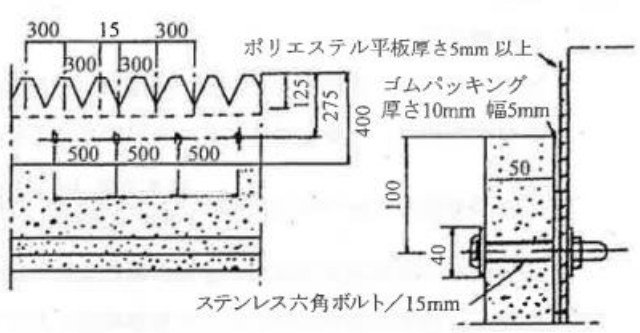
越流負荷は、沈殿槽上澄水を越流させるせきの長さを計算するときに用いる。

沈殿槽で活性汚泥と分離した処理水は越流せきから流出させる。この場合、沈殿汚泥を浮上させないようにするには、越流せきの上の水深を浅くして越流速度を小さくするのが望ましい。越流せきの長さ 1 m 当たり 1 日に越流できる水量を越流負荷といい、次式によって算出される。

$$\text{越流負荷}\ (\text{m}^3/\text{m}\text{・日})=\frac{\text{越流水量}(\text{m}^3/\text{日})}{\text{越流せきの長さ}(\text{m})} \qquad (\text{式 3.2-17})$$

越流負荷は、せき下の水深、浮遊物質の性質、沈殿槽の水面積負荷等を考慮して適切に定める必要がある。今までの実績から越流負荷は、70 m³/m・日以下が望ましい。

また、せき全体から処理水を均等に越流させることが望ましいが、施工上困難であるため、一般には図 3.2-18 に示したような三角せき板による方法が多く用いられている。三角せき板を用いる場合、その据付け高さは、ボルトで上下方向に調整できるような構造となっている。

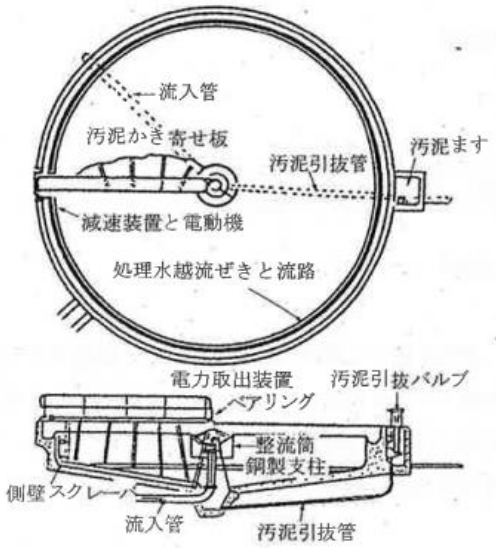


（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，164）

図 3.2-18　越流せきの例 [2)]

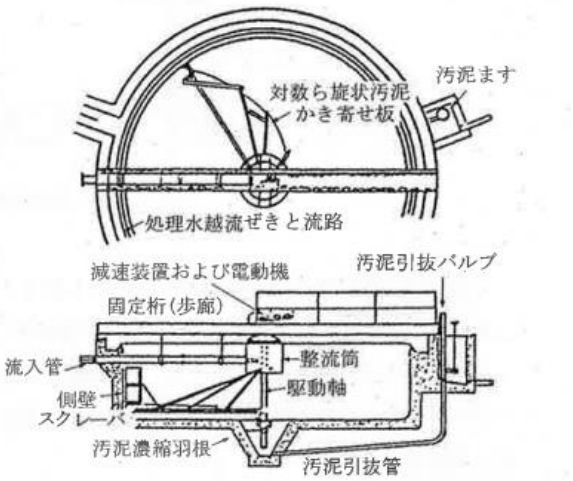
（ｄ）汚泥かき寄せ機

汚泥かき寄せ機は、長方形の沈殿槽でチェーンフライト式、円形の沈殿槽で図 3.2-19 に示す周辺駆動式、図 3.2-20 に示す中央駆動式が用いられている。また、正方形の沈殿槽の場合には中央駆動式コーナーレーキ付き汚泥かき寄せ機が用いられている。



（出典：計画･設計要領 2006 改訂版，165）

図 3.2-19　周辺駆動式汚泥かき寄せ機を設けた円形沈殿槽の例 [2)]



（出典：計画･設計要領 2006 改訂版，165）

図 3.2-20　中央駆動式汚泥かき寄せ機を設けた円形沈殿槽の例 [2)]

水の処理機能を安定化するには、沈殿槽から沈殿汚泥を返送して MLSS 濃度を一定に保つことが重要な操作となる。このため沈殿槽ではかき寄せ機を設けて沈殿汚泥をかき寄せ、濃厚な汚泥を返送できるようにすることが必要である。

かき寄せ速度は、チェーンフライト式の場合が通常 0.6 m/分程度、円形の沈殿槽の

場合が外周速度で 1.5～3 m/分程度とされていることが多い。

（ｅ）スカム対策

浮遊物質のうち軽いものや腐敗した汚泥が浮上してスカムとなるため、流出設備の手前にスカム止め及びスカム除去装置を設けることが望ましい。

3.2　参考文献

1) 石川隆雄：水 ing のし尿処理技術に対する挑戦の歴史とこれからの取り組み，都市と廃棄物，46（12），39-50（2016）.
2) 社団法人全国都市清掃会議：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 改訂版，社団法人全国都市清掃会議，139-270（2006）.
3) 一般財団法人日本環境衛生センター：平成 28 年度環境省請負業務　平成 28 年度し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書　別添資料　し尿処理における技術的取り組み　一般社団法人日本環境衛生センター提供資料，日本環境衛生センター，6-7（2017）.
4) 一般財団法人日本環境衛生センター：平成 28 年度環境省請負業務　平成 28 年度し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書　別添資料　し尿処理における技術的取り組み　クボタ環境サービス株式会社，一般社団法人日本環境衛生センター，5（2017）.
5) 一般財団法人日本環境衛生センター：平成 28 年度環境省請負業務　平成 28 年度し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書　別添資料　し尿処理における技術的取り組み　三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社，一般社団法人日本環境衛生センター，4-5（2017）.

3.3　高負荷脱窒素処理方式

3.3.1　技術の移り変わり

（1）社会・歴史的背景

1970 年代（昭和 40 年代後半）から 1980 年代（昭和 50 年代後半）になると、オイルショックなどを契機として省エネルギーや施設のコンパクト化が要望されるようになった。また、当時主流の標準脱窒素処理方式は、窒素除去の基準を満足していたものの、し尿処理量に対して 10 倍程度の希釈が必要であり、かつ処理施設の敷地面積も必要であった。これらのことから、希釈水の確保や建設用地の確保が困難な自治体では、無希釈でコンパクトな処理方式が要望されていた。

1975（昭和 50）年、環境省（旧厚生省）は、市町村が構造指針に記載のないし尿処理施設を設置する場合の「新処理施設取扱要領」を定め、新技術によるし尿処理施設にも国庫補助金が受けられる道を開いた。

この「新処理施設取扱要領」では、10 kL/日以上の実証試験装置による 1 年間の運転データを旧厚生省の生活環境審議会に提出し、評価を受けなければならなかったが、プラントメーカにとっては新技術開発を目指す要因となる制度であった。

当初、無希釈高負荷処理方式、高負荷酸化処理方式と呼ばれていた高負荷脱窒素処理方式も、生物学的脱窒素処理法と全く同様の機構により浄化が行われる。しかし、BOD13,500 mg/L、SS21,000 mg/L、総窒素 5,000 mg/L の高濃度のし尿を無希釈処理するためには、活性汚泥に必要な酸素を供給するための高速の酸素移動速度を持つばっ気装置が必要であり、反応槽の発泡、発熱対策および混合液の固液分離などいくつかの技術的課題を解決する必要があった。

1977（昭和 52）年に日立造船株式会社（当時のアタカ工業株式会社）、1980（昭和 55）年にクボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）、1981（昭和 56）年に水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）が無希釈高負荷処理方式で「指針外処理技術」の認可を受けたことにより、し尿処理プラントメーカは、次々と無希釈高負荷処理技術の開発により市場に参入した。

本処理方式は、反応槽のコンパクト化・深層化を図り、反応槽の微生物を高濃度に維持し、無希釈でも放流基準を十分に満足する処理水が得られることから、希釈水の入手や建設用地の確保が困難な、し尿処理施設の市場において急速に普及した。

1988（昭和 63）年「し尿処理施設構造指針」の改訂において、無希釈高負荷処理方式は、高負荷脱窒素処理方式として構造指針化された[1) 4)]。

（２）技術の概要と特徴

（ａ）概要

高負荷脱窒素処理方式は、し渣除去後のし尿および浄化槽汚泥等を無希釈のまま高容積負荷の生物学的脱窒素法および凝集処理法で処理するシステムであり、受入・貯留設備、硝化・脱窒素設備、固液分離設備、凝集分離設備で構成される。

なお、放流水質を廃棄物処理施設整備国庫補助事業に係る汚泥再生処理センター等の性能に関する指針（以下、性能指針）要求水質以下で計画する場合は、本設備構成に続き、砂ろ過設備や活性炭吸着設備等の高度処理設備を設けることで対応する。

（ｂ）特徴

本処理方式の基本原理は、「標準脱窒素処理方式」における生物学的脱窒素法と同じであり、標準脱窒素処理方式と比較した場合の本方式の技術的特徴は次のとおりである。

（ア）希釈水

本方式では希釈を目的とした水は使用しない。このため、薬品溶解用のプロセス用水等を使用するのみで、生物処理設備流出水量は、し尿等処理量の 1.5～3.0 倍程度となる。

（イ）ばっ気装置

高負荷脱窒素処理方式では、無希釈処理するため標準脱窒素処理方式に比較して、BOD や窒素の容積負荷が高く、硝化・脱窒素槽の容積が小さい。このため、硝化・脱窒素槽容量当りの酸素移動速度が高いばっ気装置を使用する必要がある。

（ウ）MLSS 濃度

BOD や窒素の汚泥負荷は標準脱窒素処理方式とほぼ同じ負荷とするが、MLSS 濃度を 2～3 倍に高めることで、容積負荷が高くとれ、硝化・脱窒素槽容量が縮小化されている。

（エ）消泡装置

硝化・脱窒素槽は MLSS 濃度が高いことに加えて、強力なばっ気を行うために、槽内で強力な発泡が生じやすい。このため、硝化・脱窒素槽の泡高を抑制する消泡装置を設置する。

（オ）冷却装置

生物学的脱窒素法における硝化・脱窒素槽の液温は、硝化脱窒反応およびばっ気装置の運転に伴う発生熱量等により上昇する。希釈水による冷却熱量の少ない本方式では、硝化・脱窒素槽内の液温を制御するため、必要に応じて冷却装置を設けている。

以上の特徴を具体的数値で標準脱窒素処理方式と比較すると表 3.3-1 のようになる。

表 3.3-1　高負荷脱窒素処理方式と標準脱窒素処理方式の設計値の比較 [4)]

項　目	標準脱窒素処理方式	高負荷脱窒素処理方式
硝化・脱窒素槽水槽容量(注)	約 1,460 m^3	約 300～410 m^3 (約 1/3～1/5)
運転 MLSS 濃度	6,000 mg/L	12,000～20,000 mg/L
運 転 温 度	15 ℃以上	25～38 ℃
希 釈 水 量 (注)	465 m^3/日	(プロセス用水として 55 m^3/日)

(注) し尿 60 m^3/日、浄化槽汚泥 40 m^3/日、メタン発酵分離水 40 m^3/日の場合

(出典：計画・設計要領 2006 改訂版，181)

(３) 技術の普及と現状

(ａ) 実用化とその後の動向

無希釈高負荷処理方式として、希釈水や建設用地の確保が困難な自治体に採用され普及した高負荷脱窒素処理方式は、その後、膜分離装置の登場によって、固液分離に膜分離設備を採用した「膜分離高負荷脱窒素処理方式」へ徐々に転換されるようになった。また、合併処理浄化槽等の普及に伴い、浄化槽汚泥の搬入率が増加するようになると、浄化槽汚泥搬入率が高い施設に対応した「浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式」等に展開されるようになった。

一方、高負荷脱窒素処理方式を採用した処理場においても、簡易水洗によるし尿の低濃度化や浄化槽汚泥搬入率の増加により、処理施設に搬入されるし尿等原水の低濃度化や性状変動幅の拡大が進み、運転管理等に工夫が必要となった。高負荷脱窒素処理方式における低負荷対策事例としては、以下のような変更を行っている。

(ア) ばっ気装置のインバータ制御

単一槽形式では、し尿、浄化槽汚泥が高濃度である時は、し尿等の原水の間欠投入で反応槽の DO、ORP が低下し、脱窒反応が起こっていたが、原水が低濃度化した場合、間欠投入をしても十分に DO、ORP が低下せず、無酸素化できない状態となり、硝酸性窒素が残留するという事例があった。

この際、ばっ気装置の循環ポンプにインバータ制御を導入し、高速運転と低速運転により時間的に酸素供給量を調整し、好気工程と嫌気工程を形成できるように改造した事例がある。

(イ) 返送汚泥の投入位置の変更

前述のように、単一槽の反応槽では当初、し尿等の投入により酸素が消費され無酸素状態になったが、し尿濃度の低下によりし尿の投入だけでは十分に無酸素状態にならない場合があり、原水および返送汚泥の投入位置を槽底部に変更するなどの対策を講じた事例がある。

（b）現状

し尿の搬入比率が高い処理施設においては、現在も高負荷脱窒素処理方式が採用されているが、浄化槽の普及に伴い浄化槽汚泥混入比率が高くなるにつれて、採用事例が減少する傾向にある。

前述のように、簡易水洗の普及や浄化槽汚泥混入比率の増加に伴う原水濃度の低下により、高負荷脱窒素処理方式は、「膜分離高負荷脱窒素処理方式」や「浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式」などに展開されている。また、高負荷脱窒素処理方式において培われた低負荷対策としての制御方法はそれぞれの処理方式にも標準的に採用され、現在に至っている。

3.3.2　技術の開発

（1）開発の概要

（a）目的

技術開発当時のし尿は、簡易水洗などがなく現在よりかなり高濃度であった。1977（昭和 52）年度版のし尿処理施設構造指針によると、し尿の BOD 濃度は 13,500 mg/L、総窒素濃度は 5,000 mg/L であり、下水の BOD200 mg/L、総窒素 30 mg/L に対して BOD で約 68 倍、窒素で約 170 倍であった。高濃度であるし尿は、高負荷脱窒素処理方式が登場するまで、水で 10～30 倍希釈して処理を行ってきた。低希釈二段活性汚泥法（標準脱窒素処理方式）でさえ、10 倍希釈であり、9 倍の希釈水を必要とした。

高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発および実用化においては、反応槽の微生物を高濃度に維持することにより反応槽のコンパクト化・深層化を図り、無希釈でも放流基準を十分満足する処理水質が得られることを実証し、新処理技術制度により国庫補助技術として認可を受けることを目的とした。

（b）経緯と実用化

開発経緯および実用化の事例を表 3.3-2 に示す[5) 6)]。高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発および実用化の流れは、概ね、①高速ばっ気装置を含むシステム開発、②清水試験による機能検証、③実証試験による性能検証、④指針外施設の認定、⑤実用施設 1 号機の受注、建設となる。

表 3.3-2　開発および実用化の事例 [5) 6)]

項　目	内　容
①　高速ばっ気装置の技術導入・開発	高速ばっ気装置（IZ ジェットエアレーションシステム）をオーストリアのフォーゲルブッシュ社から技術導入した。
②　酸素移動速度の清水試験およびパイロット試験 1975（昭和 50）年	当時の茨城県土浦市第二清掃事業所において清水による酸素移動速度試験およびし尿処理パイロット試験を実施。
③　し尿処理の実証試験 1976（昭和 51）年	当時の群馬県水上月夜野新治衛生センターにおいて 10 kL/日×2 系列の実証試験を実施。
④　指針外技術の認定 1977（昭和 52）年	当時の厚生省の「新処理施設取扱要領」に基づき、新処理技術評価委員会、生活環境審議会し尿専門技術委員会にて審議。同年、国庫補助対象技術として認定された。
⑤　1 号機受注、建設 1978（昭和 53）年	青森県西北五衛生組合し尿処理施設（北部若宮衛生センター、処理能力 80 kL/日）に高負荷脱窒素処理方式（当時の無希釈高負荷処理方式）1 号機完成。

（ｃ）技術的課題と解決策

し尿処理について、それまでの基礎研究では、「高速の酸素移動速度を持つばっ気装置があれば、し尿は極めて短時間で処理でき、画期的な商品になる可能性がある。」ことを示唆していた。しかし当時は、実用化されていたばっ気装置に限界があり、高速ばっ気装置（IZ ジェットエアレーションシステム）が、し尿の無希釈処理に適用できると判断されるまでに、いくつかの技術的課題を解決する必要があった。

すなわち、高負荷脱窒素処理方式を完成させるためには、以下に示す４つの技術的ブレークスルーが必要であった。

①高速酸素移動速度の達成

②高濃度混合液の固液分離

③消泡装置の開発

④冷却装置の設置

（２）技術的課題への対応

高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の技術的課題に対する解決の事例を以下に示す。

（ａ）酸素移動速度の高い高速ばっ気装置の開発

高負荷脱窒素処方式では、無希釈処理するため BOD や窒素の容積負荷が高く、硝化・脱窒素槽（反応槽）容量当りのの酸素移動速度が高い高速ばっ気装置が必要であった。高負荷脱窒素処理方式のばっ気装置には、ポンプ循環式、空気注入式などプラントメー

カにより多数の方式が開発された。日立造船株式会社（当時のアタカ工業株式会社）は、ポンプ循環式の高速ばっ気装置をオーストリアのフォーゲルブッシュ社から技術導入し、わが国で初めてし尿の無希釈処理に適用した。

本処理方式は、好気性細菌と原生動物を利用して汚水中の有機物を分解するとともに、硝化・脱窒素槽（反応槽）で硝化脱窒を行う生物学的脱窒素処理方式である。反応槽の好気性細菌や原生動物から形成された活性汚泥フロックは、汚水中の懸濁物質やコロイド粒子中の有機物を二酸化炭素と水に分解し、エネルギー変換や細胞合成に利用する。反応槽の中では、①高速ばっ気装置によって BOD 酸化と硝化反応に必要な酸素が供給されること、②硝化反応により硝酸性窒素を生成した混合液を循環ポンプにより循環させること、③し尿の間欠投入により脱窒反応に必要な嫌気状態を確保し、④同時にし尿中の BOD を脱窒用の炭素源として利用できること、これらの現象により高負荷の BOD 酸化と脱窒素の同時処理を可能としている。

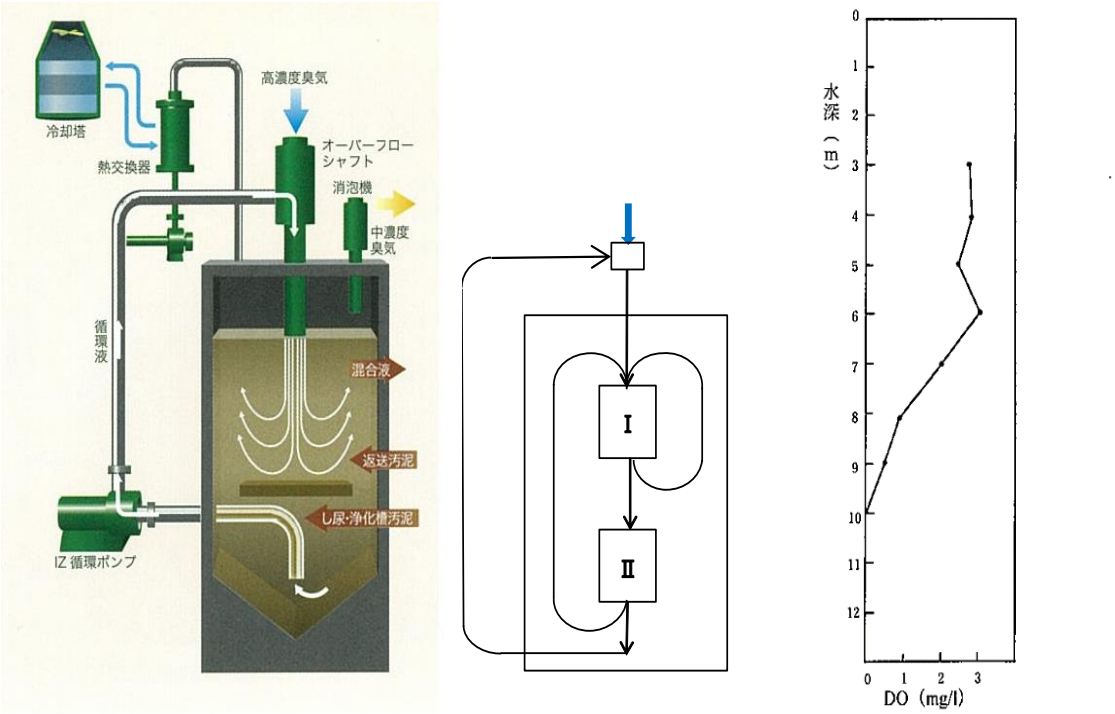
高負荷脱窒素処理方式には、硝化・脱窒素槽の形式として単一槽形式と複数槽形式がある。詳細は後述するが、ここでは単一槽形式の硝化・脱窒素槽の混合模式図を図 3.3-1 に示す。本方式は反応槽（硝化・脱窒素槽）、循環ポンプおよびオーバーフローシャフトから構成される極めてシンプルなシステムである。循環ポンプによって槽底部から引き抜かれた混合液は、反応槽上部に設置されたオーバーフローシャフトに送られ、水流の落下エネルギーを利用したエジェクタ効果により、空気を吸引しながら反応槽に落下する。

吸引した空気と混合された水流は、気液混合流となって反応槽に落下し、噴流撹拌によって高速度の酸素移動を達成することができる。

反応槽での噴流撹拌は、噴流によるせん断力が加えられるせん断混合（Ⅰ）と、せん断混合に伴って引き起こされる循環同伴流による混合（Ⅱ）により達成される。反応槽では、この特異なフローパターンにより、単一槽内において好気的部分と、嫌気的な部分が生じ、DO 濃度がおよそ 0～3 mg/L に分布する。

単一槽形式による高負荷脱窒素処理方式は、この空間的要素に加え、し尿等の間欠投入による時間的な嫌気・好気状態の繰り返しにより、硝化および脱窒を同時にかつ高度に行うことが可能となった。

高負荷脱窒素処理方式では、反応槽混合液 MLSS 濃度が 12,000～20,000 mg/L と高濃度となる。このため、通常の微細気泡型ディフューザ方式では、目詰まりが生じて圧力損失が上昇し、ブロワの能力が不足するとともに、ディフューザの洗浄、交換が必要となる。その点では、循環ポンプとシャフトのみの目詰まりのないばっ気装置の構造が無希釈処理を可能としている。高負荷脱窒素処理方式のブレークスルーは、この無閉塞の高速酸素移動速度を可能にした点にある。



(a)ポンプ循環方式の事例　　(b)混合の模式図　　(c)硝化・脱窒素槽内の DO 分布例

((a),(b)出典：日立造船株式会社のし尿処理技術，(c)出典：計画・設計要領 2006 改訂版，186)

図 3.3-1　単一槽形式による混合の模式図 [4) 5)]

（b）高濃度混合液の固液分離

それまでの常識では、まず生物処理した混合液を分離槽（沈殿槽）で重力沈降させ、生物処理水と汚泥に分離し、分離した生物処理水に高度処理を行い放流するのが一般的であった。一方、沈降分離した余剰汚泥は、汚泥脱水機により脱水し脱水ケーキとして場外搬出する方式がとられてきた。

しかし、前述のように反応槽混合液の MLSS 濃度が 12,000～20,000 mg/L と高濃度であるため、重力式では固液分離ができなかった。重力沈降が困難であるとともに、反応槽で生成された硝酸や亜硝酸が沈殿槽で脱窒反応を起こし、生成された窒素ガスで汚泥が浮上する現象が生じた。このため、その対策として分離槽の中間部から脱離液を引抜き、これを直接遠心分離機で固液分離することとした。遠心分離機で脱水した分離液は、そのまま凝集沈殿、高度処理（砂ろ過、活性炭吸着）にかけることができる。

このことにより、シンプルで安定した固液分離が行える高負荷脱窒素処理方式が完成した。固液分離の方式としては、その他に浮上分離や濃縮機などを利用する場合もある。

（c）消泡装置の開発

反応槽は所要滞留日数が数日であり、槽容量が小さい。その反応槽に対して強力なばっ気を行うため、すさまじい発泡が生じる。しかし、従来の消泡装置では、無希釈高負

荷処理の強力な発泡に対して十分な消泡機能を発揮できなかった。し尿処理における泡は、粘性と比重が高く、泡をそのまま反応槽外に出してしまうと、反応槽の混合液そのものが無くなってしまう。また、発泡が生じている間は、ばっ気装置を稼働することも難しくなり、し尿処理ができなくなってしまう。この泡の発生による問題は、物理的に泡を破砕する機械式消泡装置と消泡剤注入装置の併用によって解決した。

この消泡装置の開発が、高負荷脱窒素処理方式の大きな成功要因となった。

（ｄ）冷却装置の設置

し尿のような高濃度の有機性汚水は、生物学的硝化脱窒反応により反応熱を発生する。反応熱には、活性汚泥生物の呼吸熱、アンモニア性窒素の硝化反応熱およびばっ気装置のジュール熱が加わる。この反応熱は、高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）でも標準脱窒素処理方式（低希釈二段活性汚泥処理方式）でも同様であるが、高負荷脱窒素処理方式では希釈水による冷却効果がないため、夏場の反応槽の液温が 38℃を上回り、冷却装置を必要とする。

生物学的脱窒素法における亜硝酸菌の最大増殖率は 38 ℃までは増加するが、この温度を超えると増殖率が急激に減少し、硝化脱窒反応も極端に不安定な状態になる。当時、夏場において正常な硝化脱窒反応が生じないという問題に直面し、原因を探索していた時期があった。現在では当然と見られている冷却装置の設置も、高負荷脱窒素処理方式の成功要因の一つと考えられる。

（３）開発時の秘話

高負荷脱窒素処理方式では、硝化・脱窒素槽における高濃度臭気の生物脱臭システムも開発・実用化された。顧客にとって、し尿処理施設の最大の関心事は「臭気」であった。し尿処理施設は臭気の問題から周辺住民から迷惑施設といわれた時期がある。特に、し尿貯留槽やし渣分離装置から発生する高濃度臭気の対策は課題であった。当時、高濃度臭気は併設される汚泥焼却炉で熱分解によって処理し、中濃度臭気は薬品洗浄を行う方式が一般的であった。しかし、汚泥焼却炉を休止している夜間や休日などに臭気が付近に漏れて問題となる場合が多かった。

現場からの苦情に、「何とかならないか」と考えていた技術者の一人が「硝化・脱窒素槽の排ガスには臭いがない」ことに気が付き、「反応槽のばっ気用空気の代わりに高濃度臭気を給気すれば臭いが出なくなるのではないか」とばっ気装置の空気吸い込み口に臭気ダクトを接続した。その予感は的中し、問題となっていた臭気が消えたのである。

この時、現在では常識とされている生物脱臭システムが完成した。この高濃度臭気対策により顧客満足度が高まり、見学に来られる方々の脱臭機能への要求に応えられるようになった。

（４）各プラントメーカの開発

前述のように、環境省（旧厚生省）が定めた「新処理施設取扱要領」により、し尿処理施設構造指針に記載の無い新技術（以下、指針外処理技術）を用いたし尿処理施設に

も、認可を取得することにより国庫補助金が受けられる道を開いた。し尿処理プラントメーカは、高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）で「指針外処理技術」の認可を受けることにより、希釈水の入手や建設用地の確保が困難なし尿処理施設の市場に参入した。主なし尿プラントメーカの技術開発の経緯を以下に述べる[1)]。

（ａ）日立造船株式会社

前述の事例に示したものであるが、日立造船株式会社（当時のアタカ工業株式会社）は、高速ばっ気装置（IZ ジェットエアレーションシステム）をオーストリアのフォーゲルブッシュ社から技術導入した。1976（昭和 51）年に群馬県みなかみ町（当時の水上月夜野新治衛生センター）において、本システムを高負荷脱窒素処理方式に適用した実証試験を開始した。1977（昭和 52）年、わが国で初めての高負荷脱窒素処理方式は、国（旧厚生省）の新技術評価委員会の審議を経て、指針外処理技術としての認可を受けた。

1978（昭和 53）年、青森県西北五環境整備事務組合（当時の西北五衛生処理組合北部若宮衛生センター、処理能力 80 kL/日）に高負荷脱窒素処理方式 1 号機を納入した[1)]。

（ｂ）クボタ環境サービス株式会社

クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）は、1978（昭和 53）年、水深 100 m の超深層ばっ気槽を主反応槽とする高負荷脱窒素処理方式の実証試験を千葉県山武郡市広域行政組合衛生センターで開始した。しかし、超深層による高い酸素移動効率を求めた結果、気泡が微細化しすぎたために強烈な発泡が生じるとともに、アンモニアがすべて硝化されたために固液分離槽において脱窒が起こり、発生した窒素ガスの影響により不安定な固液分離に悩まされた。1979（昭和 54）年、これを改善するため水深 10 m に変更し、深層反応槽（10 mU チューブ）の後段に仕上げの硝化脱窒素工程を設け、高度処理として凝集沈殿槽を設ける設計変更を行った[1) 2)]。

1980（昭和 55）年、「指針外処理技術」の認可を受け、1982（昭和 57）年、群馬県西吾妻衛生施設組合に 40 kL/日の施設を納入した。

（ｃ）水 ing エンジニアリング株式会社

水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社）は、し尿処理で希釈水を使用せず、各プロセスで使用する水だけで BOD と窒素とを同時に高い効率で除去する高負荷脱窒素処理方式「ニューデニパック・プロセス」を開発した。

1981（昭和 56）年、国（旧厚生省）の指針外施設の認可を受け、1983（昭和 58）年に滋賀県湖北広域行政事務センター（当時の伊香郡衛生プラント組合）に第 1 号を納入した[1)]。

（ｄ）三井 E&S 環境エンジニアリング株式会社

三井 E&S 環境エンジニアリング株式会社（当時の株式会社三井三池製作所）は、1981（昭和 56）年、栃木地区広域行政事務組合衛生センター内に、循環加圧ばっ気処理方式

による実証プラントを建設した。1981～1982（昭和 56～57）年、実証試験を実施し、高負荷脱窒素処理方式の開発に成功した。

1982（昭和 57）年、一般財団法人日本環境衛生センター（当時の財団法人日本環境衛生センター）より、循環加圧ばっ気処理方式による無希釈高負荷脱窒素プロセスの技術評価を受けた。1983（昭和 58）年、循環加圧ばっ気方式による高負荷脱窒素処理方式は、公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）の技術審査を経て、「指針外処理技術」の認可を受けた。1 号機（50 kL/日）は、栃木市（当時の栃木地区広域行政事務組合）より受注し、1985（昭和 60）年に竣工した[1)]。

（ｅ）浅野アタカ株式会社

浅野アタカ株式会社（当時の浅野工事株式会社）は、1981（昭和 56）年、埼玉県の北本地区衛生組合し尿処理場で、流動床式高負荷脱窒素処理方式「サンドラシステム」の実証試験を開始し、翌年システムが完成した。同システムは、1983（昭和 58）年に公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）より指針外技術評価を取得した。

サンドラシステムの心臓部にあたる流動床には、微細な珪砂を投入し、この珪砂に微生物フィルムを固着させ粒子状の汚泥、生物粒子を製造する。この生物粒子により汚泥濃度を保持し、連続投入連続ばっ気が可能な単一槽で硝化脱窒素反応を進行させる特徴を備えている。

1 号機として、岐阜県の南大野衛生施設利用組合南大野衛生センター（20 kL/日）と北海道の渡島西部広域事務組合渡島西部衛生センター（70 kL/日）が 1987（昭和 62）年に竣工した[1)]。

（ｆ）住友重機械エンバイロメント株式会社

住友重機械エンバイロメント株式会社（当時の住友重機械工業株式会社）は、1983（昭和 58）年に公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）より技術評価を得た単一槽による間欠ばっ気脱窒素処理技術をベースに神奈川県愛川町内のし尿処理施設でパイロット試験を 1 年間実施し、高効率水中ばっ気装置を採用した深層ばっ気方式で 1989（平成元）年に公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）より指針外技術評価を取得した。

1989（平成元）年に島根県益田市久城が浜センター（当時の益田市他四町環境衛生組合）に処理能力 108 kL/日の 1 号機が竣工した[1)]。

（ｇ）三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社

三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社（当時の三菱重工業株式会社）は、1980（昭和 55）年に埼玉県加須クリーンセンターし尿処理施設（当時の加須市騎西町衛生施設）において、高性能ばっ気装置ロータリアトマイザを組み込んだ高負荷脱窒素処理方式の実証試験を行い、1983（昭和 58）年に公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）より指針外技術評価を取得した。

1988（昭和 63）年に秋田市向浜事業所に処理能力 230 kL/日の第 1 号機が竣工した[1)]。

（h）栗田工業株式会社

栗田工業株式会社は、多量の酸素を供給するための高効率酸素供給装置「ハイエアロレータ」を開発し、1981（昭和 56）年に神奈川県寒川町美化センターにおいて低希釈高負荷脱窒素処理システム「ハイステップシステム」の実証試験を行い、1982（昭和 57）年に公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）より指針外技術評価を取得した。

1986（昭和 61）年に福岡県八女中部衛生施設事務組合に処理能力 55kL/日の第 1 号機が竣工した[1)]。

主要メーカーの高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発経緯と実績を表 3.3-3 に示す。

表 3.3-3　高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発経緯と実績(1/3)[7)]

		(a)	(b)	(c)
	承継会社	日立造船株式会社	クボタ環境サービス株式会社	水ingエンジニアリング株式会社
	当時	アタカ工業株式会社	久保田鉄工株式会社	荏原インフィルコ株式会社
実証試験	実証期間	1976（昭和51）年	1978（昭和53）年	1981（昭和56）年～1983（昭和58）年
	所在地（県）	群馬県	千葉県	神奈川県
	実証試験場所（当時）	水上月夜野新治衛生センター	山武郡市広域行政組合衛生センター	逗子市
	（現在）	奥利根アメニティーセンター	山武郡市広域行政組合環境アクアプラント	
指針外技術評価	評価書取得時期	1977（昭和52）年	1980（昭和55）年	1982（昭和57）年
	評価書取得機関（当時）	厚生省	厚生省	厚生省
	（現在）	国	国	国
1号機納入施設	所在地（県）	青森県	群馬県	滋賀県
	納入施設名（当時）	西北五衛生処理組合北部若宮衛生センター	西吾妻衛生施設組合	伊香郡衛生プラント組合
	（現在）	青森県西北五環境整備事務組合	西吾妻衛生施設組合	湖北広域行政事務センター
	処理規模	80 kL/日	40kL/日	40kL/日
	竣工年	1978（昭和53）年	1982（昭和57）年	1983（昭和58）年
2号機以降の主な施設（2，3例）	所在地（県）	長崎	宮城県	新潟県
	納入施設名（当時）	島原市	仙南地域広域行政事務組合	南部地区清掃組合
	処理規模	144 kL/日	110kL/日	20kL/日
	竣工年	2017（平成29）年	1985（昭和60）年	1985（昭和60）年
	所在地（県）	長崎	香川県	徳島県
	納入施設名（当時）	壱岐市	高松地区広域市町村圏振興事務組合	海部郡衛生処理事務組合
	処理規模	96 kL/日	320kL/日	25kL/日
	竣工年	2012（平成24）年	1987（昭和62）年	1985（昭和60）年
実績（延べ）	高負荷脱窒素	75施設	30施設	19施設
	高負荷下水放流	8施設	3施設	3施設
	膜分離高負荷	22施設	28施設	24施設
	浄化槽汚泥対応型	19施設	13施設	8施設
備考		高負荷の内、改造・増設したもの5施設を含む。		

（し尿処理アーカイブス検討会資料）

表 3.3-3　高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発経緯と実績(2/3)[7)]

		(d)	(e)	(f)
	承継会社	三井E&S環境エンジニアリング株式会社	浅野アタカ株式会社	住友重機械エンバイロメント株式会社
	当時	株式会社三井三池製作所	浅野工事株式会社	住友重機械工業株式会社
実証試験	実証期間	1981(昭和56)年～1982(昭和57)年	1981(昭和56)年	1988(昭和63)年
	所在地(県)	栃木県	埼玉県	神奈川県
	実証試験場所(当時)	栃木地区広域行政事務組合衛生センター	北本地区衛生組合し尿処理場	寒川町
	(現在)	栃木市衛生センター	北本地区衛生組合	寒川町美化センター
指針外技術評価	評価書取得時期	1983(昭和58)年	1983(昭和58)年	1989(平成元)年
	評価書取得機関(当時)	社団法人全国都市清掃会議	社団法人全国都市清掃会議	社団法人全国都市清掃会議
	(現在)	公益社団法人全国都市清掃会議	公益社団法人全国都市清掃会議	公益社団法人全国都市清掃会議
1号機納入施設	所在地(県)	栃木県	岐阜県	島根県
	納入施設名(当時)	栃木地区広域行政事務組合	南大野衛生施設利用組合南大野衛生センター	益田市他四町環境衛生組合
	(現在)	栃木市	高山市	益田市久城が浜センター
	処理規模	50kL/日	20kL/日	108 kL/日
	竣工年	1985(昭和60)年	1987(昭和62)年	1989(平成元)年
2号機以降の主な施設（2，3例）	所在地(県)	岩手県	長崎	大阪府
	納入施設名(当時)	一関地方衛生組合	対馬市(対馬中部クリーンセンター)	八尾市立衛生処理場
	処理規模	80kL/日	23 kL/日	275kL/日
	竣工年	1989(平成元)年	2015(平成27)年	1995(平成7)年4月
	所在地(県)	山口県	熊本	静岡県
	納入施設名(当時)	小野田・楠清掃施設組合	菊池広域連合(クリーンセンター花房)	掛川市生物循環パビリオン
	処理規模	90kL/日	96 kL/日	84kL/日
	竣工年	1989(平成元)年	2005(平成17)年	1994(平成6)年3月
実績（延べ）	高負荷脱窒素	13施設(内2施設は脱窒素なし)	19施設	9施設
	高負荷下水放流	1施設	2施設	2施設
	膜分離高負荷	27施設	8施設	10施設
	浄化槽汚泥対応型	11施設	0施設	4施設
備考		・実績施設数は、2018年3月受注分まで含む。		・実証試験場所は、栗田工業株式会社と同様。(実証期間が異なる)

（し尿処理アーカイブス検討会資料）

表 3.3-3　高負荷脱窒素処理方式（無希釈高負荷処理方式）の開発経緯と実績(3/3)[7)]

		(g)	(h)
	承継会社	三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社	栗田工業株式会社
	当時	三菱重工業株式会社	栗田工業株式会社
実証試験	実証期間	1980(昭和55)年	1981(昭和56)年
	所在地(県)	埼玉県	神奈川県
	実証試験場所(当時)	加須市騎西町衛生施設	寒川町
	(現在)	加須クリーンセンターし尿処理施設	寒川町美化センター
指針外技術評価	評価書取得時期	1983(昭和58)年	1982(昭和56)年
	評価書取得機関(当時)	社団法人全国都市清掃会議	社団法人全国都市清掃会議
	(現在)	公益社団法人全国都市清掃会議	公益社団法人全国都市清掃会議
1号機納入施設	所在地(県)	秋田県	福岡県
	納入施設名(当時)	秋田市向浜事業所	八女中部衛生施設事務組合
	(現在)	秋田市向浜事業所	八女中部衛生施設事務組合
	処理規模	230kL/日	55kL/日
	竣工年	1988(昭和63)年	1986(昭和61)年
2号機以降の主な施設（2，3例）	所在地(県)	栃木県	和歌山県
	納入施設名(当時)	鹿沼市環境クリーンセンターし尿処理施設	御坊周辺広域市町村圏組合
	処理規模	89KL/日	100kL/日(高負荷)
	竣工年	1997(平成9)年	1986(昭和61)年
	所在地(県)	広島県	長崎県
	納入施設名(当時)	おのみち地区し尿処理場	北松南部清掃一部事務組合
	処理規模	173kL/日	80kL/日(膜分離高負荷)
	竣工年	1996(平成8)年	1987(昭和62)年
実績（延べ）	高負荷脱窒素	14施設	18施設
	高負荷下水放流	納入実績なし	1施設
	膜分離高負荷	18施設	25施設
	浄化槽汚泥対応型	1施設	7施設
備考			・実証試験場所は、住友重機械ｴﾝﾊﾞｲﾛﾒﾝﾄ株式会社と同様。

（し尿処理アーカイブス検討会資料）

3.3.3　技術の実用化施設の設計要領 [4)]

（１）硝化・脱窒素槽

（ａ）槽の形状・構造

本処理方式の生物処理は大別して、硝化と脱窒を別個の水槽で行う複数槽形式、単一槽形式、単一槽に二次硝化・脱窒素槽を付設する形式の 3 方式がある。以下に生物処理の 3 方式について述べる。

（ア）複数槽形式

（ｉ）生物処理設備の概要

複数槽形式の設備構成と硝化・脱窒素反応の原理は、標準脱窒素処理方式と変わりはないが、本形式においては槽内の DO レベルを調節することにより、脱窒素槽において硝化を促進したり、あるいは硝化槽において脱窒を促進したりする技術もある。

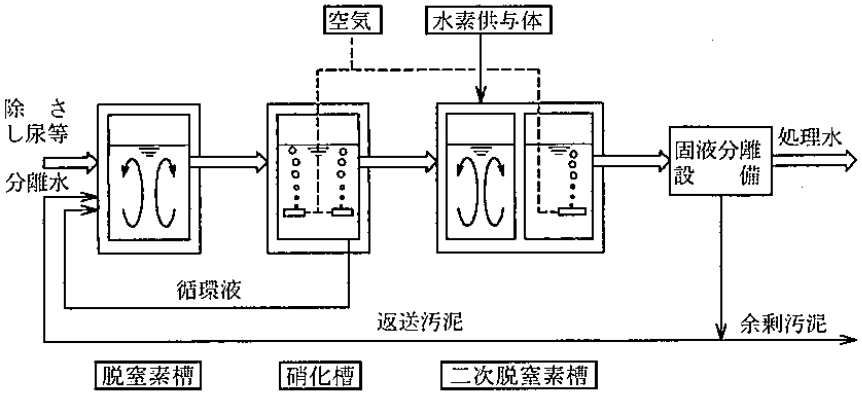
（ⅱ）生物処理設備

複数槽形式の基本的フローシートを図 3.3-2 に示す。

除渣後の計量調整されたし尿等を脱窒素槽へ定量的に投入し、し尿等の BOD を利用して硝化槽からの循環液中の NO_x^-を脱窒する。また脱窒素槽の前段にし尿等をばっ気して SS の一部を沈降分離する工程を設ける方式もある。脱窒素槽の流出液は硝化槽に流入し、好気的条件の下で NH_4^+を NO_x^-に酸化する。NO_x^-を含む混合液は脱窒素槽へ循環させる。

硝化槽の流出液は、二次脱窒素槽に流入し、NO_x^-を汚泥の内生呼吸または水素供与体添加により脱窒する。また硝化槽から脱窒素槽への循環液量を増やすことにより、硝化・脱窒素槽での窒素除去率を高め、二次脱窒素槽を設けない方式もある。他方、固液分離槽の前段に再ばっ気槽を設け、混合液の固液分離性等の改善を行う方式もある。

また、本処理施設に附帯する中継槽等に送気等を行い、仕上げの処理機能をもたせる場合もある。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，182）

図 3.3-2　複数槽形式の基本フローシート [4)]

（イ）単一槽形式

（ｉ）生物処理設備の概要

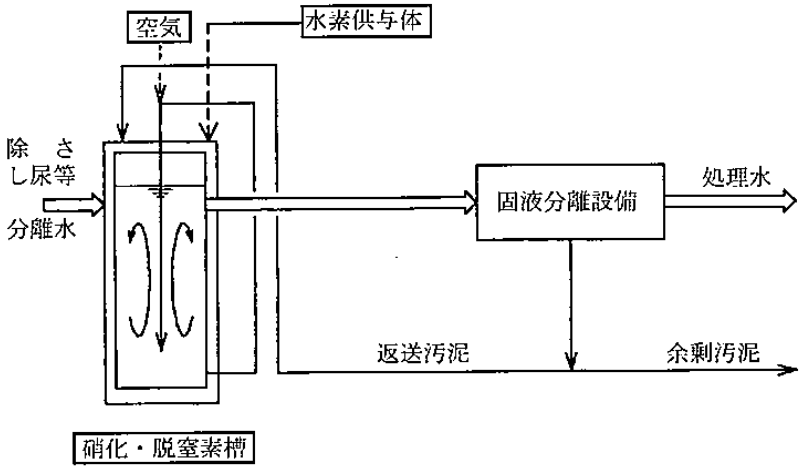
単一槽形式で利用されている反応槽では、集中式ばっ気装置を用いることにより槽内に溶存酸素濃度分布が作られ、同時に槽内液がポンプなどの手段により激しく撹拌され、その結果として硝化と脱窒を同時に行わせたり、し尿等の投入やばっ気操作を間欠的に行うことにより時間的な酸素濃度変化を与えて、同一槽内で硝化と脱窒を行わせる。

（ⅱ）生物処理設備

単一槽形式の基本的フローシートを図 3.3-3 に示す。

計量調整されたし尿等や分離水に対し、1 つの反応槽内で空間的あるいは時間的に好気・嫌気を繰返し、硝化反応と脱窒反応を進行させ、BOD と窒素を除去する。

硝化・脱窒素槽の後段に脱気を目的とした再ばっ気槽や中継槽を設ける方式もある。また、再ばっ気槽や中継槽に送気等を行い、仕上げの処理機能をもたせる場合もある。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，183）

図 3.3-3　単一槽形式の基本フローシート [4)]

（ウ）単一槽に二次硝化・脱窒素槽を付設する形式

（ｉ）生物処理施設の概要

単一槽に二次硝化・脱窒槽を付設する形式の主反応は、単一槽形式と同様に硝化・脱窒素槽で溶存酸素濃度に時間的または空間的変化を与えて単一槽で行う硝化と脱窒であり、後段に仕上工程として二次硝化・脱窒素槽を付加する。

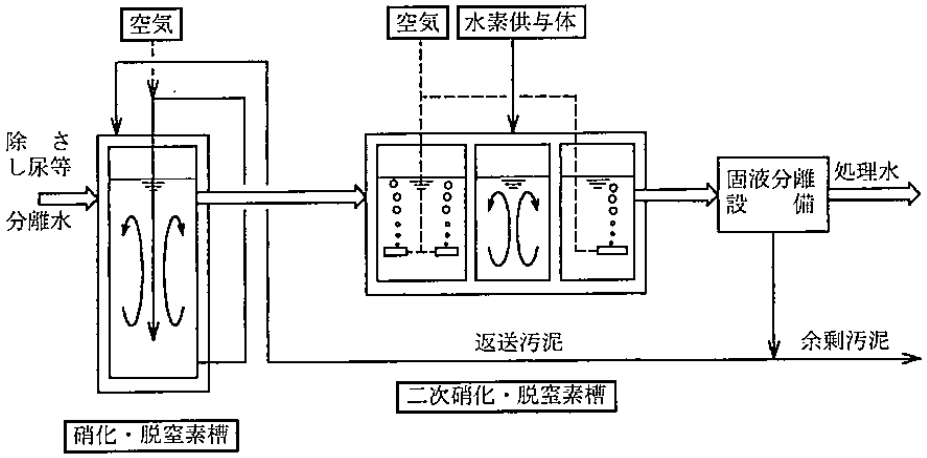
（ⅱ）生物処理設備

基本的フローシートを図 3.3-4 に示す。

除渣後の計量調整されたし尿等を主反応設備である脱窒素槽へ連続または間欠投入して、溶存酸素レベルを調整することにより、し尿等中の BOD を利用して同一槽内で硝化と脱窒を同時に進行させて処理する。また、槽内の溶存酸素濃度に時間的または空間的に変化を与えて制御する方法や槽内に担体を入れ、担体に生物を付着させて生物量を確保して処理する方法もある。

硝化･脱窒素槽の流出水は二次硝化･脱窒素槽に流入し、仕上げ処理がなされる。NOx-は汚泥の内生呼吸または水素供与体添加により脱窒を行う。

重力沈殿の場合は、汚泥の沈降性を良くするため再ばっ気槽を設けるが、遠心濃縮機を設ける場合は再ばっ気槽を省くこともある。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，183）

図 3.3-4　単一槽に二次硝化・脱窒素槽を付設する形式の基本フローシート [4)]

（ｂ）槽容量

一般に硝化・脱窒素槽の BOD 容積負荷は、2.5 kg-BOD/m^3･日以下、硝化・脱窒素槽の BOD-MLSS 負荷は、0.10～0.15 kg-BOD/kg-MLSS･日及び、硝化・脱窒素槽の総窒素-MLSS 負荷は、0.03～0.05 kg-N/kg-MLSS･日程度とされている。

高負荷脱窒素処理方式の中には多数の方式があり、各方式がそれぞれの特徴を有

し、方式により各負荷量が異なる。したがって、各負荷はかなり幅のあるものになっているが、この中の数値を適当に定めてよいということではなく、各方式により、実績に基づき定められた数値がこの範囲になるということを示している。

硝化・脱窒素槽の容量は、BOD 容積負荷、BOD-MLSS 負荷、総窒素-MLSS 負荷よりそれぞれの必要容量を計算し、その最大値とする。複数槽形式にあっては、硝化槽、脱窒素槽等を合わせて算出する。単一槽に二次硝化・脱窒素槽を付設する方式の場合にはこれを加えて算出する。

また、硝化・脱窒素槽の後段に再ばっ気槽を設ける場合もある。

なお、流動床方式による硝化・脱窒素槽の場合は、BOD-MLSS 負荷を 0.26 kg-BOD/kg-MLSS･日以下とし、総窒素-MLSS 負荷を 0.1 kg-N/kg-MLSS･日以下とすることができる。

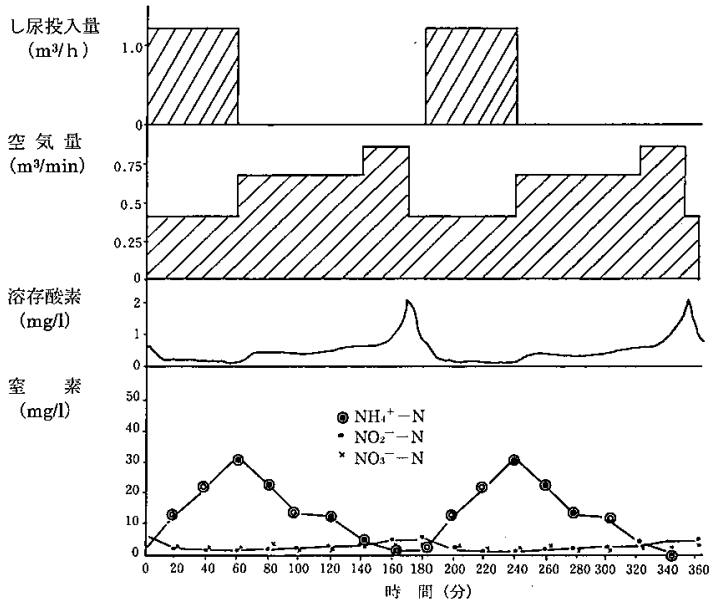
（ｃ）有効水深

通常の散気式ばっ気装置では、水深を深くすると酸素の溶解効率が高くなるが、撹拌が不十分になる、高圧の送風機が必要になるなどの問題がある。反対に浅すぎると酸素溶解効率が低下する、ばっ気槽の平面積が大きくなるなどの問題があるため、標準脱窒素処理方式の有効水深は 3.5～5 m が一般的であった。高負荷脱窒素処理方式では、ポンプ循環式や空気注入式が開発され、有効水深が深くても十分撹拌が行えるようになったので、一般に有効水深の上限を 15 m 程度とする。

また、既存の水槽等を有効利用する場合には、ばっ気効率等を考慮し、有効水深を 3.5 m 以下にする場合がある。逆に、ディープシャフト方式のように超深層のばっ気槽を用いるものについては、有効水深を 15 m 以上とする場合がある。単一槽形式の硝化・脱窒素反応の具体化技術の例を示す。

単一槽内で集中式ばっ気装置を使用している実例では、槽内の DO が一様でなく、濃度分布が生じている。これは、槽内の撹拌混合の達成に 2 種類の混合が関与しているためである。前述の図 3.3-1（b）はこれを模式的に示したもので、Ⅰの領域では十分な酸素供給が行われ、硝化反応と有機物の酸化分解が行われる。Ⅱの領域では、限られた酸素供給しか受けないので、漸次嫌気性となる。この条件下で循環する微生物フロックが自ら吸着した有機物と液中の NOx^-とによって、フロックに含まれる脱窒菌を介して脱窒素反応が起こっている。図 3.3-1（c）は実施設における槽内の DO 分布の例である。槽内は全体として好気性であるが、水深の違いにより、溶存酸素濃度の高低差があり、結果として硝化と脱窒素反応が同一槽内で起こっている。

図 3.3-5 は、単一槽形式硝化・脱窒素槽における DO 及び窒素の経時変化を示すものであるが、この運転事例では 1 サイクルを 3 時間とし、サイクルの初めにし尿等の投入をおこない、吹き込み空気量を段階的に変化させ、し尿等を回分的に処理する。汚泥の返送は連続的に行う。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，187）

図 3.3-5　単一槽形式硝化・脱窒素槽における DO 及び窒素の経時変化 [4)]

し尿等の投入が継続している間は、溶存酸素濃度がほとんど無く、脱窒素反応が優先し、NH_4^+が徐々に増加する。すなわち、この工程では、前サイクルで残留した酸化態窒素及びこの工程で生成した酸化態窒素の脱窒素反応が優先する。

し尿等の投入が終了すると、NH_4^+のみが減少し、NO_2^-、NO_3^-はほとんど増加しない。これは、生成したNO_2^-は、NO_3^-に酸化されることなく直ちに脱窒されていることを示唆している。

すなわち、次式に示す亜硝酸の生成反応と、生成した亜硝酸の脱窒素反応が同時進行する。

$$2NH_4^+ + 3O_2 \rightarrow 2NO_2^- + 4H^+ + 2H_2O \qquad (3.3\text{-}1)$$

$$2NO_2^- + 3H_2 \rightarrow N_2\uparrow + 2OH^- + 2H_2O \qquad (3.3\text{-}2)$$

この間の溶存酸素濃度は 0.2～1 mg/L であった。硝化反応が進行し、NH_4^+がほとんどなくなると（1～2 mg/L）、溶存酸素濃度は急上昇する。これは、硝化反応が完了したことを意味している。

（ｄ）ばっ気装置

（ア）概要

高負荷脱窒素処理方式のばっ気装置では、ポンプ循環式、空気注入式などの集中式ばっ気装置が利用されている。これらの装置が利用されている主な理由は、BOD や硝化すべき窒素の高容積負荷に対応して要求される高い酸素移動速度を得ることができることである。同様に、通気ガスの酸素分圧を高めるために、反応槽全体を加圧した

り、あるいは水深の深い反応槽を用いている。

ばっ気装置は、硝化・脱窒素槽内全体の撹拌・ばっ気が十分に行え、かつ、十分な酸素供給が行えるものとする。なお、必要酸素量は、窒素の硝化、BOD の酸化、活性汚泥の内生呼吸による酸素消費量によって決定する。

一般に、ばっ気装置の酸素移動速度は、次式で示される。

$$\frac{Dc}{Dt} = K_La\ (Cs - C) \qquad (3.3\text{-}3)$$

ここに、

Dc/Dt	：酸素移動速度	（mg-O_2/L･h）
K_La	：総括酸素移動容量係数	（1/h）
Cs	：飽和溶存酸素濃度	（mg/L）
C	：溶存酸素濃度	（mg/L）

高負荷脱窒素処理方式では、標準脱窒素処理方式と比べて硝化脱窒素槽容積が 1/3～1/6 に縮小化されるので、酸素移動速度が 3～6 倍程大きい能力を持ったばっ気装置が必要となる。前式の中で C：溶存酸素濃度（生物反応に必要な濃度 0.5～1.5 mg/L）を固定値と考えると、酸素移動速度を大きくするためには、K_La を大きくするか、C_S を大きくしなければならない。

（イ）K_La（総括酸素移動容量係数）

K_La は、ばっ気装置の能力と反応槽の形状により決まる係数であるが、主に水槽内での気泡の有効接触面積によって決定される。気泡の有効接触面積を大きくするためには、気泡の微細化と気泡の滞留時間を大きくすることが必要となる。

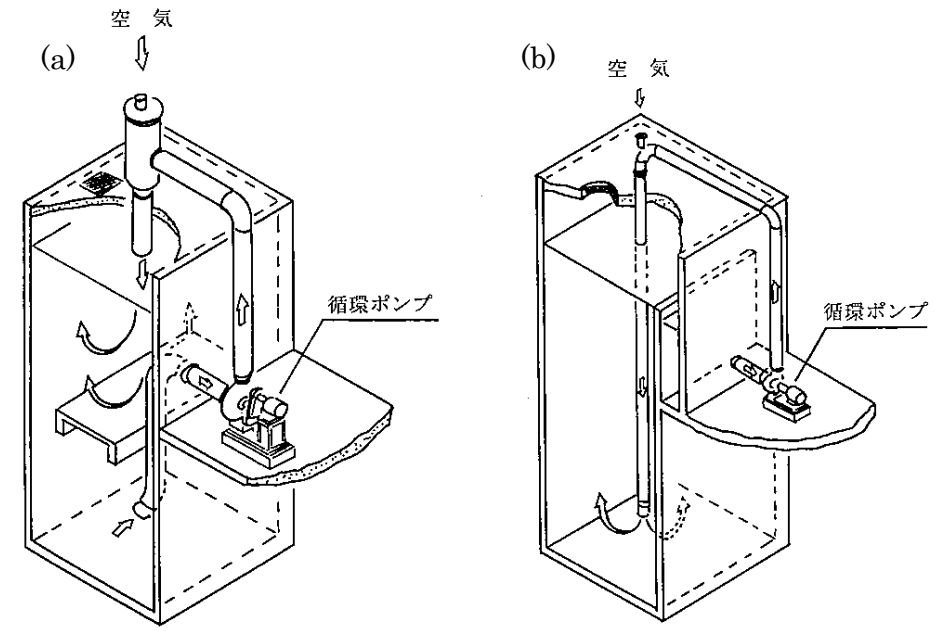
この微細気泡生成のために、高負荷脱窒素処理方式では、反応槽の内液をポンプ循環し、気液混相流を噴射して強いせん断力を与え気泡の微細化を行ったり、回転羽根によるせん断力で粗大気泡を微細化している。

また、気泡の滞留時間を大きくするために、反応槽の形状を塔形にしたり、良好なフローパターンを作るために、槽内にドラフトチューブ等の案内板を設けている方式がある。

（ウ）C_S（溶存酸素濃度）

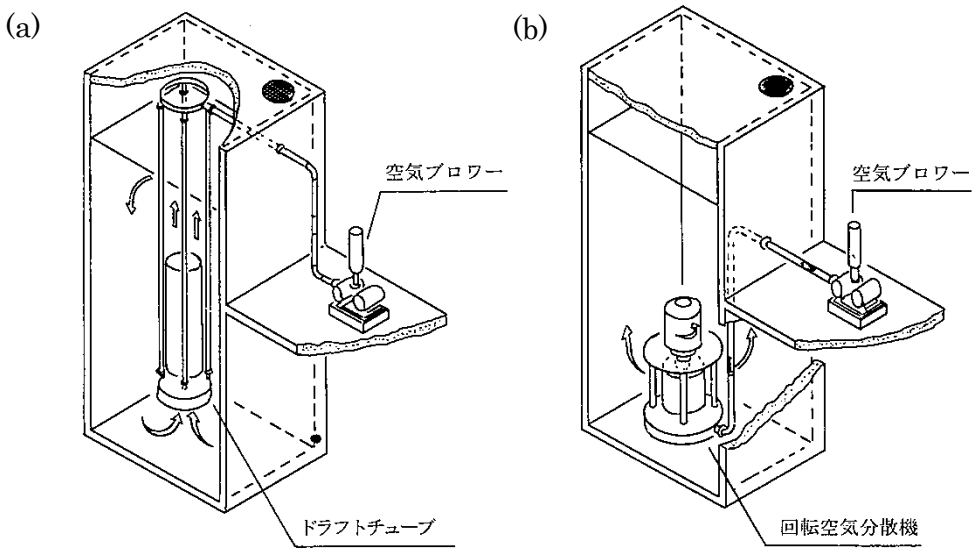
水中の飽和酸素濃度 C_S は、水温、圧力、気体中の酸素濃度により異なり、圧力及び酸素濃度に比例して増加する。高負荷脱窒素処理方式では、反応槽の圧力を高めたり反応槽の水深を深くして水圧を大きくしたりすることにより、C_S を大きくしている。

以上に示すとおり、高負荷脱窒素処理方式では、酸素移動速度の大きいばっ気装置が必要となり、K_La または C_S を大きくするために反応槽の特性に合致させた種々（図 3.3-6～図 3.3-8）のばっ気装置がある。



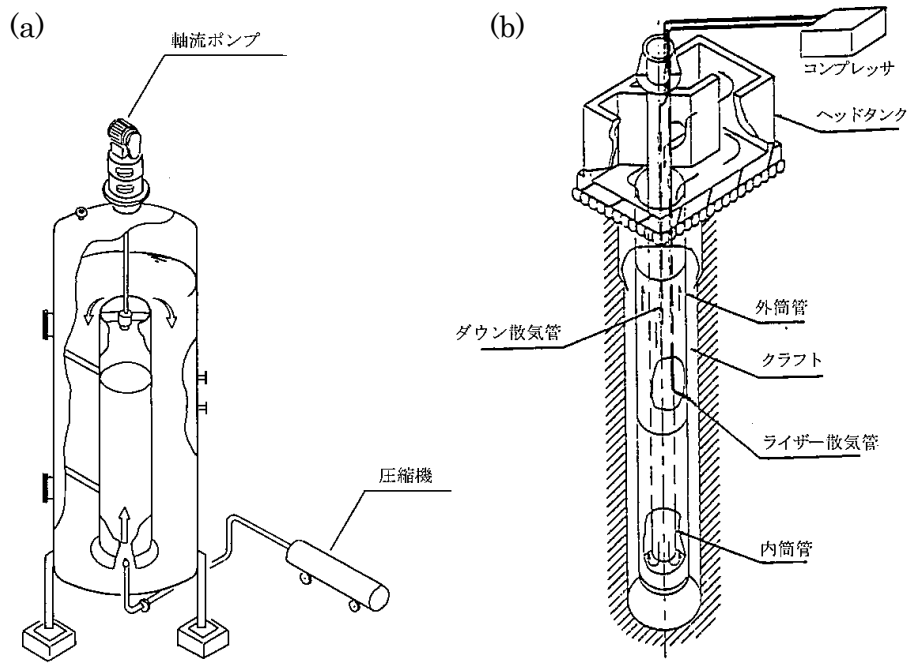
（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，190）

図 3.3-6　ポンプ循環式ばっ気装置の構造例（(a)、(b)ポンプ循環式）[4)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，191）

図 3.3-7　空気流入式ばっ気装置の構造例
（(a)ドラフトチューブ式、(b)回転空気分散式）[4)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，191）

図 3.3-8　空気流入式ばっ気装置の構造例
（(a)加圧ばっ気式、(b)ディープシャフト式）[4)]

（ｅ）槽内温度と冷却装置

（ア）槽内温度

反応槽内の液温管理は、冬期、夏期を通して、25℃～38℃前後としている。

冬期のような外気温が－20℃前後の厳しい条件でも、本処理方式では液温は 25℃以上に保たれ、特に加温する必要がない。ただし、反応槽が鋼板製の場合には槽壁貫出熱が大きく、また外気温の影響を受けるので、必要に応じて加温および保温対策をしなければならない。

夏期においては、投入し尿温度、外気温度が上昇すると、反応槽液温が 40℃以上となり、処理機能に支障をきたすおそれがあるので、冷却装置を運転し、反応槽内を常に 38 ℃以下に保たなければならない。

（イ）冷却装置

通常、生物学的脱窒素法の反応槽液温は投入し尿等や希釈水の温度よりも高くなる。これは、反応槽での発生熱と反応槽に対する流入熱の和が反応槽から流出する熱よりも大きくなるからである。硝化は NH_4^+を酸素で酸化する発熱反応であり、脱窒は有機物を NO_x^-で酸化する発熱反応である。反応槽への流入熱は、し尿等やプロセス用水と、ばっ気装置で発生するジュール熱や吹込空気の持込熱である。反応槽からの流出熱は処理水の持出し熱やばっ気に伴う排気ガスの持出すエンタルピー及び槽壁貫出熱である。

亜硝酸菌の最大増殖率は水温が 38 ℃まで増加する傾向があり、この温度範囲であれば、反応液温が高いほどより短い汚泥日令（より高い BOD-MLSS 負荷）で硝化を完了させることができる。しかし、この温度を超えると亜硝酸菌の最大増殖率が低下する傾向にあり、更に NH_3 のガス化率が高くなることもあって硝化は不安定になる。そこで、生物学的脱窒素処理法の反応液温の上限を 38℃と設定している。反応槽の熱収支上で標準脱窒素処理方式と高負荷脱窒素処理方式の最も異なる点は希釈水の持込熱量（希釈水量）の差である。通常反応液温より低い希釈水を使用しない高負荷脱窒素処理方式では反応槽液温を 38 ℃以下に保つように冷却装置を設ける。

硝化・脱窒素槽内の冷却方法はいずれも熱交換器が必要となるので、使用機材の腐食やスケールの付着に注意しなければならない。

（ウ）冷却方式

（ｉ）槽外型熱交換器による冷却方式

反応槽の槽内液を循環ポンプにより熱交換器に送り、冷却塔からの冷却水と熱交換を行う方式である。

（ⅱ）冷凍機による冷却方式

冷凍機により得られる冷水を熱交換器に送り、反応槽の槽内液と熱交換を行う方式で、冷凍機の二次側冷却が空冷の場合は、冷却塔が不要となる。

（ⅲ）地下水による冷却方式

地下水を熱交換器に送り、反応槽の槽内液と熱交換を行う方式である。本方式は、地下水が容易に取水可能な場合に採用される。

（エ）熱量収支

反応槽内の発生熱量は、生物反応に伴う発生熱量とばっ気装置に伴う発生熱量であり、吸熱量は、投入し尿等に伴う吸熱量と供給空気に伴う吸熱量である。この発生熱量の和から吸熱量の和を差し引いたものが必要冷却熱量となる。

熱量収支は式（3.3-4）となる。

$$q_1 + q_2 = (q_4 - q_3) + (q_6 - q_5) + q_7 \qquad (3.3\text{-}4)$$

したがって、冷却熱量は式（3.3-5）となる。

$$q_7 = (q_1 + q_2) - \{(q_4 - q_3) + (q_6 - q_5)\} \qquad (3.3\text{-}5)$$

ここで、q_1：生物反応熱量（MJ）

q_2：ばっ気装置等のジュール熱量（MJ）

q_3：投入し尿等の持込熱量（MJ）

q_4：流出液の持ち出す熱量（MJ）

q_5：吸込空気の持込熱量（MJ）

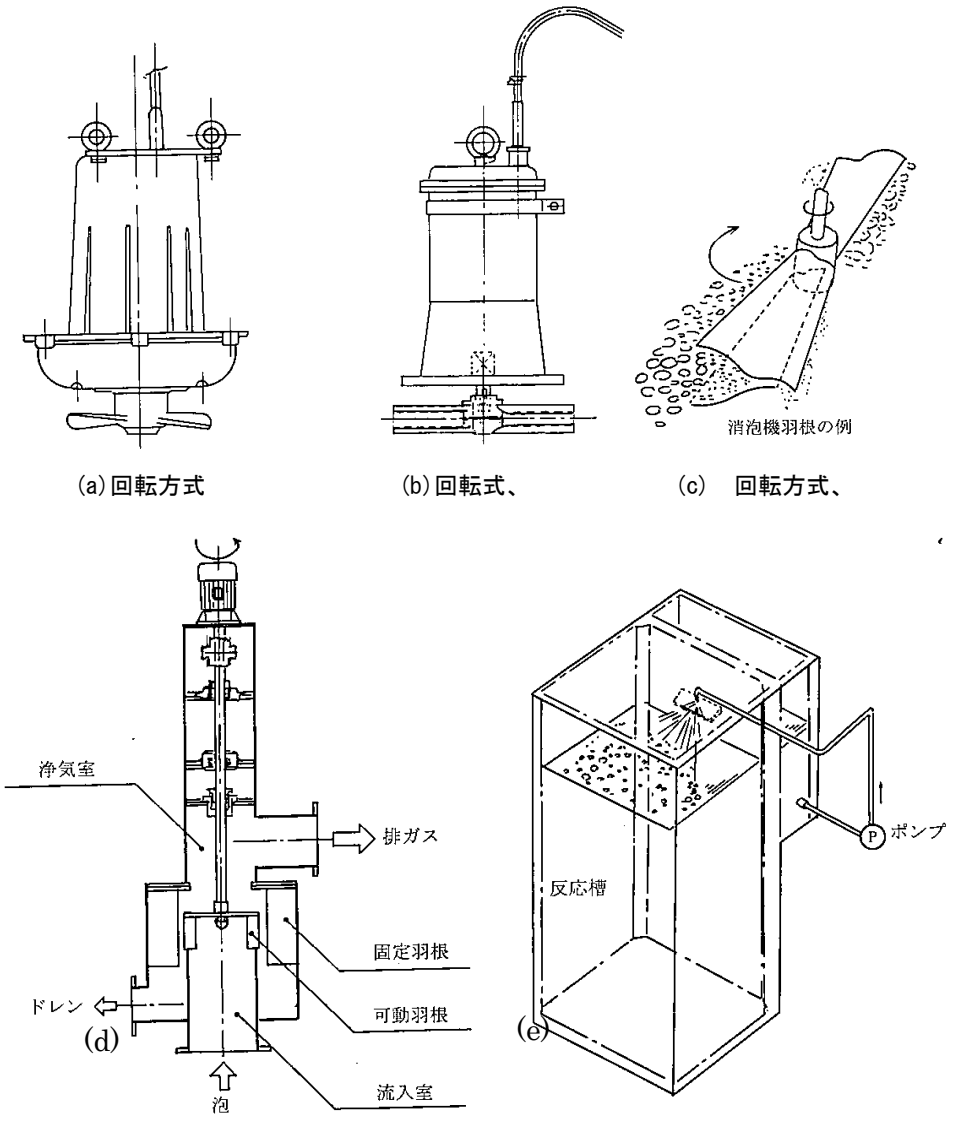
q_6：排気ガスの持ち出す熱量（MJ）

q_7：冷却熱量（MJ）

（ｆ）消泡装置

高負荷脱窒素処理方式では、いずれのばっ気装置を用いる場合においても、MLSS 濃度が非常に高濃度であるため、反応槽内で発泡が生じ易い。したがって、高負荷脱窒処理方式の反応槽高を決める際には十分な泡高を見込むと同時に、泡高を抑制する消泡装置の設置や消泡剤の用意が必要である。

機械的消泡装置の代表的なものを図 3.3-9 に示す。



(a)回転方式　(b)回転式、　(c)　回転方式、

(d)機械せん断方式、　(e)混合液噴射方式）

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，197）

図 3.3-9　消泡機の構造例 [4)]

（ｇ）循環液

複数槽形式にあっては、処理効果を安定させるため標準脱窒素処理方式と同様に硝化槽より脱窒素槽への循環液が必要となる。

詳細は「3.2.3 （１）脱窒素槽」に準じる。

（ｈ）返送汚泥量

返送汚泥量は、計画処理量に対し、硝化・脱窒素槽における所定の MLSS 濃度を維持するために必要な量でなければならない。返送汚泥量は、固液分離装置の方式により異なるが、SS 収支より算出することができる。

ただし、流動床方式の場合は、担体に付着した汚泥により返送汚泥がなくとも MLSS 濃度 12,000 mg/L 以上が維持できるので、汚泥を返送する必要がない。

（ｉ）pH 調整装置

硝化･脱窒素槽内の pH を適正に保つため、必要に応じてアルカリ剤の添加による pH 調整装置を設けなければならない。

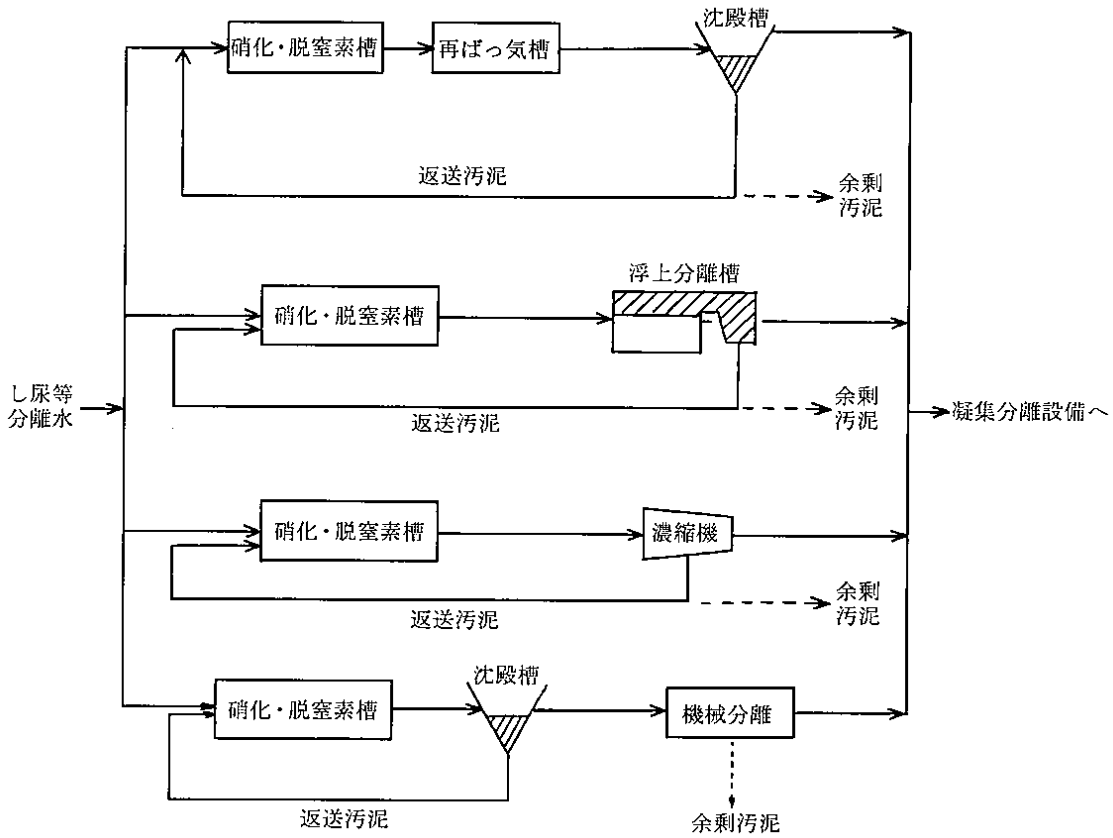
詳細は「3.2.3 （２）硝化槽」に準じる。

（２）固液分離設備

（ａ）概要

高負荷脱窒素処理方式では、MLSS 濃度を 12,000～20,000 mg/L と高くすることが高容積負荷運転を可能にしている。言い換えれば、この高 MLSS 濃度を維持できなければ高負荷脱窒素処理方式は成立しないことになる。一方、重力沈降式沈殿槽における固液分離・汚泥濃縮性は、沈殿槽流入水の固形物濃度すなわち MLSS 濃度が高くなるほど悪くなる。このような固形物濃度の影響に加えて、活性汚泥に付着する微細気泡や生物代謝廃物の蓄積に伴う高い粘性も、沈殿槽における固液分離や汚泥濃縮を悪化させる要因となっている。そのため、高負荷脱窒素処理方式においては固液分離効果を高めるために、浮上分離方式や機械分離方式または重力沈降と機械分離方式を組み合わせた方式等が多く用いられる。

固液分離方式の分類を図 3.3-10 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，198）

図 3.3-10　固液分離方式の分類 [4)]

（ｂ）重力沈降（沈殿槽）方式

固液分離設備は、主として高濃度の返送汚泥を得るための機能に重点を置いているが、生物処理の MLSS 濃度が標準脱窒素処理方式に比較し非常に高く沈降性が悪いため、負荷の取り方等で十分な余裕が必要となる。

なお、重力沈降方式と機械分離方式を組み合わせた方式の場合は、前段の重力沈降（沈殿槽）が高濃度の返送汚泥確保が主目的で、後段の機械分離が清澄な分離水の確保と同時に汚泥の脱水を兼ねる役割を持つ。

（ｃ）浮上分離方式

硝化・脱窒素槽混合液または処理水の一部に空気を過剰に溶解させて加圧水をつくり、この加圧水と混合液を浮上分離槽に流入させて大気圧に減圧すると、水中に大量の微細気泡（50～100 μ程度）が発生する。浮上分離方式はこの微細気泡を汚泥粒子に付着させ、その浮力によって汚泥を水面上に浮上分離する方式である。

本方式は、微細な気泡を発生させること、および汚泥粒子に微細気泡を効果的に付着させることが重要な条件である。

気泡の付着は、粒子表面の物理的、化学的性質により異なる。粒子によっては凝集剤を加える必要もあるが、硝化・脱窒素槽の混合液を固液分離する際には、一般的に凝集剤は使用されない。

浮上分離方式の設備は、浮上分離槽、加圧ポンプ、加圧水発生装置等から構成され、加圧方式には、エジェクタを用いて汚泥と加圧水を混合する方式、加圧水に汚泥を加圧して混合する方式、および加圧水を減圧した直後に汚泥を混合する方式等がある。

（ｄ）機械分離方式

高濃度の濃縮汚泥と SS 濃度の低い分離液を安定して得るために、遠心濃縮機、ベルトプレス、多重円板機等が使用される。

（ア）遠心濃縮機

原理・構造は遠心脱水機とほぼ同一であるが、ドラムとスクリューの回転速度差を少なくしたり、濃縮液側と分離液側の各々の出口液位差（△P）を小さくしたりする。また、濃縮汚泥出口側の水位を低くして濃縮液の排出を容易にする等、構造に若干の違いがある。

詳細は、「4.2.3 （３）（ａ）遠心脱水機」に準ずる。

（イ）ベルトプレス

本方式の特徴は、上下 2 枚のエンドレスろ布の間に汚泥調質剤（高分子凝集剤、無機凝集剤等）を添加して調質された硝化・脱窒素槽混合液をはさみ込み、ろ布の走行にともなってろ布の張力とローラーの面圧を順次汚泥に作用させ、加圧・濃縮・脱水するものである。

詳細は、「4.2.3 （３）（ｃ）ベルトプレス脱水機」に準ずる。

（ウ）多重円板機

本方式の特徴は、重力ろ過と毛管現象を利用した脱水機である。円板は低速回転のため、連続した無人運転が可能である。洗浄水量は間欠洗浄のため、ろ布式と比較しきわめて少量である。

詳細は、「4.2.3 （３）（ｄ）多重円板脱水機」に準ずる。

（３）凝集分離設備

（ａ）概要

高負荷脱窒素処理方式は、無希釈処理のため、標準脱窒素処理方式に比べ溶解性の COD、リン等の濃度が高い水準にあり、固液分離設備の次に凝集分離設備を加えている。凝集分離設備は、生物処理水に凝集剤（アルミニウム塩、鉄塩等）および高分子凝集剤（アニオン系高分子凝集剤、ノニオン系高分子凝集剤等）を添加し、生物処理水に含まれる微細な SS 等を沈殿しやすいフロックにするとともに、色度や COD の成分である有機物の一部とリン酸を不溶化し、固液分離して除去する目的で設置される。

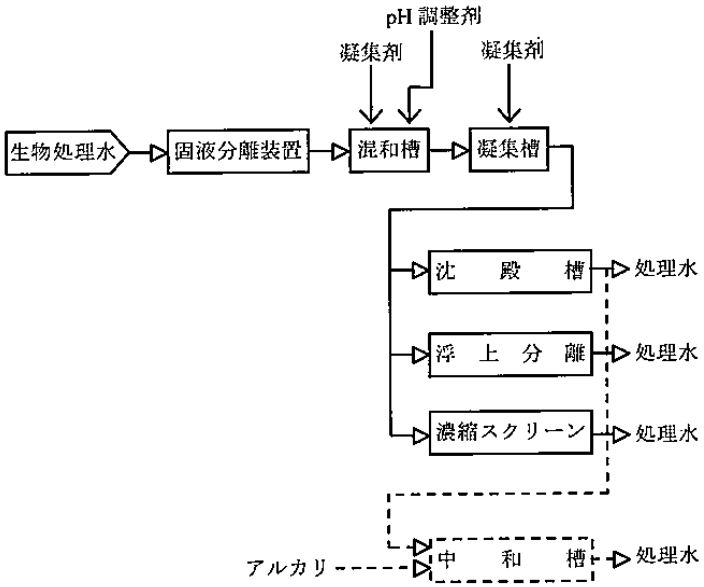
生物処理水の水質性状は、適用される処理方式等により異なるため、適正な凝集分離条件の設定は生物処理水の性状に応じ検討することが必要である。

（ア）設備の構成

凝集分離設備のフローシート例を図 3.3-11 に示す。一般に混和槽、凝集槽と沈殿槽、浮上分離槽もしくは機械分離装置（濃縮スクリーン装置等）等の組み合わせで構成される。

混和槽では固液分離処理水に凝集剤を注入し、激しく撹拌して微細なフロックを形成させる。ついで、凝集槽では高分子凝集剤などの凝集補助剤を加え、フロックを大きく成長させるため、ゆるやかに撹拌し、生成したフロックを沈殿槽で重力沈降により上澄水と分離する。

なお、混和槽では必要に応じて凝集 pH を調整するための pH 調整剤を注入する。また、凝集 pH を酸性域で処理する場合に、凝集分離水を中和する中和槽を設けることもある。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，204）

図 3.3-11　凝集分離設備のフローシート例 [4)]

（イ）凝集の機構

生物処理の固形分離処理水に含まれる浮遊物質は、粒子径が 10^{-2} mm 程度までの大きさであれば普通沈殿によって除去が可能であるが、粒子径が 10^{-3} mm 以下になると一般にコロイド粒子とよばれ、そのままの状態ではほとんど沈殿しないし、砂ろ過設備によっても除去できない。そこで、粒子径の小さい浮遊物質を凝集剤によって架橋凝集させ、重力分離可能な粒子寸法に成長させる方法が凝集分離法の原理である。

凝集分離に用いられる薬品には、凝集剤、pH 調整剤および高分子凝集剤に大別される。このうち、凝集剤は水中の浮遊物質、コロイド状物質をフロックとして凝集させるために用い、pH 調整剤は凝集剤の凝集力を最適 pH 範囲にコントロールするためと、必

要に応じてアルカリ度を補充するために用いる。高分子凝集剤は、フロックの成長を助け、水中からフロックの分離性を高めるために用いることが多い。

水中に懸濁している微粒子は、通常負に帯電しており、互いに反発しあっている。この微粒子がもっている電荷を凝集剤により電気的に中和すると、微粒子は凝集し、粒径が大きくなるので沈殿しやすくなる。多くの場合、凝集はゼータ電位で約 20 mV 程度から生じ、±5 mV まで電気的中和を行うことにより、凝集は完全となる。

凝集のもう 1 つの現象は架橋作用であり、凝集粒子の粗大化を目的としたもので、通常高分子凝集剤を使用する。高分子凝集剤は分子の中にいくつかの吸着基をもっており、これが粒子に吸着して、粒子と粒子との間に橋をかける作用をして、粒子が粗大化する。

（ウ）凝集剤の種類と特性

一般に使用されている凝集剤としては、硫酸アルミニウム（$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$）、PAC（ポリ塩化アルミニウム：$Al_n(OH)_m \cdot Cl_{3n-m}$）、塩化第二鉄（$FeCl_3$）、ポリ硫酸第二鉄（$Fe_2(OH)_n \cdot (SO_4)_{3-n/2})_m$ 等がある。

（ｉ）硫酸アルミニウム

硫酸アルミニウムは、硫酸バンドと通称されており、固体･粉状のものは Al_2O_3 として 16%が含まれ、液状のものは Al_2O_3 として約 8%のものが市販されている。硫酸アルミニウムは優れた凝集力を有し、かつ、安価なため広く使用されているが、アルミニウム、鉛、亜鉛、鉄、銅およびこれらの合金は徐々に腐食されるので、貯留容器等の使用材質には注意を要する。塩ビ、ポリエチレン等の合成樹脂、ゴム等はほとんど腐食されない。貯留容器等としては内面をゴムライニングしたもの、FRP、エポキシ樹脂、ポリエチレン等の耐食性材料を用いることが多い。

硫酸アルミニウムの浮遊物に対する荷電の中和力は、酸性領域のときに高くなる。また、pH が 8 以上になると、硫酸アルミニウムは負に帯電したアルミン酸塩を形成し、水に溶解し、凝集効果が低くなるので、アルカリ領域での処理は行わない。一般に、pH 6～8 の範囲で処理されることが多い。最近では処理性能を高めるため、pH を 5 前後で処理する、いわゆる酸性凝集法が採用されている。

（ⅱ）PAC（ポリ塩化アルミニウム）

PAC の化学式は $Al_n(OH)_m \cdot Cl_{3n-m}$ で表わされ、$Al_5(OH)_9 \cdot Cl_6$ 等がある。PAC は Al_2O_3 として 10～11%の液体品が市販されている。PAC は、アルカリ度の消費が少なく、フロックの生成が速く、かつ、大きくなる特徴がある。有効保存期間は 3～6 カ月といわれているので、品質の安定性からみて、6 カ月以上の貯蔵には注意が必要である。また、水で薄めると加水分解を促進するので、原液のまま使用する。なお、硫酸アルミニウムなど他の薬品と混合すると、沈殿物を生じやすいので避ける。貯留容器等としての耐食性材料は、硫酸アルミウムに準ずる。

（ⅲ）塩化第二鉄

塩化第二鉄は、通常 40° ボーメ（約 38%$FeCl_3$）の液体として市販されている。有

効 pH の範囲が広く、フロックが重くて沈降性、圧密性に優れ、かつ、強い撹拌においてもフロックが壊れにくく、脱水性も良い。しかし、硫酸アルミニウムに比べて凝集スラッジの発生量が多く、溶解した鉄塩が残留すると処理水の着色等の短所がある。

腐食性が強いので貯留容器等は、内面をゴムライニングしたもの、FRP、エポキシ樹脂、ポリエチレン等の耐食材料を用いることが多い。

（ⅳ）ポリ硫酸第二鉄

ポリ硫酸鉄は一種の塩基性硫酸塩である。一般式は、$(Fe_2(OH)_n \cdot (SO_4)_{3-n/2})_m$ で示される水溶液で、重合鉄錯イオンを含んでおり、OH 基を架橋として多核錯体を形成し、無機高分子化合物となっている。その他の性状は塩化第二鉄と同様である。

pH の低下は硫酸バンドよりも小さく、また、腐食性は塩化第二鉄より低い。

（エ）高分子凝集剤

高分子凝集剤は、ポリマーとも呼ばれ、水中での解離状態によりカチオン系、ノニオン系、アニオン系の 3 種類に大別される。そのうちカチオン系の高分子凝集剤は有機汚泥脱水時の凝集助剤として用いられており、凝集分離での高分子凝集剤としては、一般にノニオン系又はアニオン系のものが用いられている。

（オ）pH 調整剤

pH 調整剤は、凝集剤注入時に最適 pH を維持させるために添加する場合と処理水の pH を 5.8～8.6 に維持するための中和剤として使用する場合が多い。

凝集剤注入後の pH は凝集剤の種類、注入量および生物処理水のアルカリ度で決まるため、最適注入量における pH が、有効 pH 域の範囲より外れる場合には、アルカリ、酸による pH 調整が必要となることが多い。通常アルカリ中和には水酸化ナトリウム、酸中和には塩酸、硫酸等が用いられることが多い。

（ｂ）混和槽

混和槽は生物処理の固液分離処理水と凝集剤を急速に撹拌することによって、凝集剤を水中に均一に分散させ、処理水と反応を行わせるための槽である。槽の形状は処理規模、用地面積、施設全体の配置などから正方形、長方形または円形槽が用いられていることが多い。混和槽の滞留時間は、流入水量に対し 5 分間程度が望ましい。

撹拌装置は、凝集剤と固液分離処理水とを急速に混和させるため機械撹拌による方法が多く用いられている。

（ｃ）凝集槽

凝集槽は、凝集剤と十分撹拌混合された混和槽よりの流入水を、ゆっくりと撹拌（緩速撹拌）することにより、沈降の容易な、大きな安定したフロックを形成させるためのものである。フロックの形成を助長するため、高分子凝集剤が添加されることが多い。凝集槽の平面形状は正方形または長方形が多い。

凝集槽は、混和槽で凝集剤と混合された液中の浮遊物などの凝集作用を促進し、かつ

沈降分離の容易な、大きく安定したフロックが形成されるのに充分な容量とする。

凝集槽の滞留時間は、流入水量に対し 20 分間程度が望ましい。

撹拌装置は、緩速撹拌装置を用いられていることが多い。凝集槽には、凝集剤の添加に伴う pH の低下により発生する炭酸ガスを、ゆっくりとした撹拌の間にあらかじめ放散して、沈殿槽でのガスの放散、フロックの浮上を防ぐ効果もある。緩速撹拌を行う方法として、一般にパドル型、タービン型等の回転翼による機械撹拌が用いられることが多い。

（d）薬品注入装置等

生物処理水に硫酸アルミニウムを注入した場合の COD 除去率、色度除去率についての例を図 3.3-12 と図 3.3-13 にそれぞれ示す。これらの図から、硫酸アルミニウム(Al_2O_3として)を 80 mg/L を注入した場合、pH5 で約 60%、pH7 で約 45%の COD 除去率が得られている。また、同じ注入量での色度除去率は pH5 で約 70%、pH7 で約 50%が得られている。

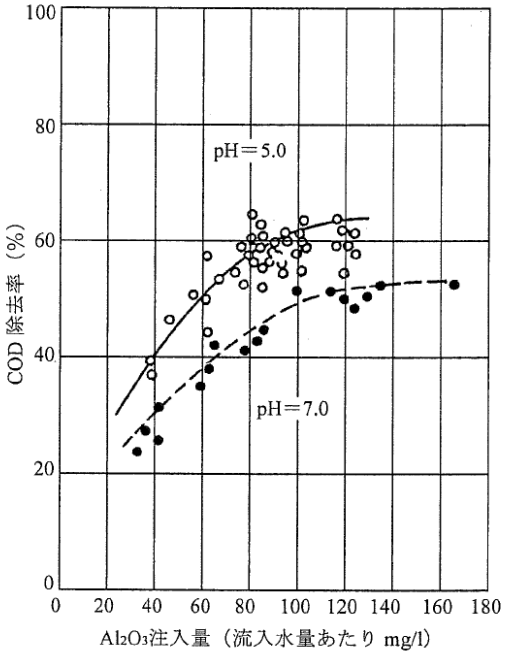
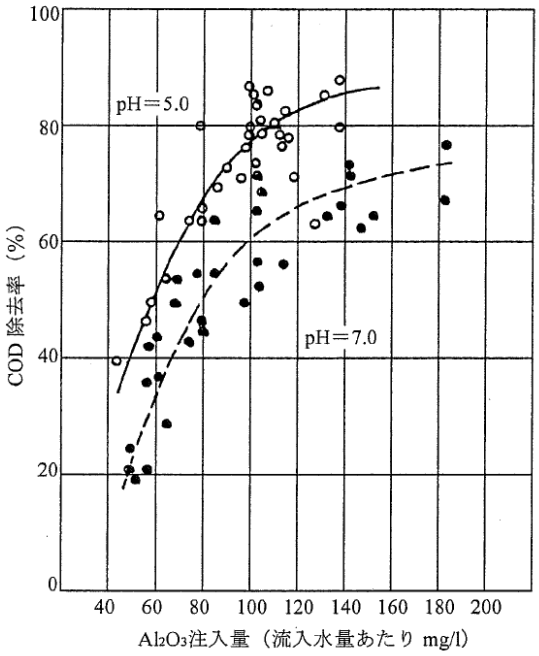


図 3.3-12　Al_2O_3 注入率と COD 除去率の例 [4)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，171）

図 3.3-13　Al_2O_3 注入率と色度除去率の例 [4)]

リン除去については凝集剤の注入量にほぼ比例した効果が得られることから、実績等では目的とする COD、色度の除去率が得られる注入量であれば、凝集処理水の残存リン濃度 1 mg/L 以下の高い除去率が得られている。しかし、生物処理水のリン濃度が高くなった時等、凝集処理水のリン濃度が 1 mg/L 以上になった場合には、混和槽への凝

集剤注入量を増加する等の操作が必要である。

凝集剤、pH 調整剤の注入量については、処理方式が多様であり、また、維持管理状態、処理施設規模、投入し尿等の性状などによっても、凝集対象の性状が異なるため、凝集剤の注入量、pH 調整剤の注入量を標準的に定めることはむずかしい。そのため、それぞれの処理施設においてジャーテストを実施し、つぎに示した事項について確認し対応する。

①凝集剤の選定

②凝集剤注入率の決定

③凝集時における撹拌速度、撹拌時間等の選定

④最適凝集条件を知るための pH 域の選定

（ｅ）凝集沈殿槽

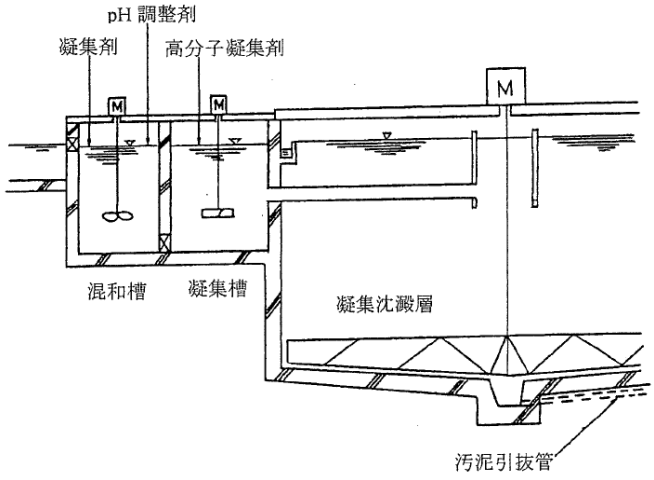
凝集沈殿槽は、凝集剤注入により凝集槽でフロックを生成させ重力沈降による沈殿を行い清澄な上澄水を得るためのものである。

凝集沈殿槽の必要沈殿時間は、水温、薬品注入率、凝集条件の適否等によっても異なるが、3 時間以上が望ましい。

凝集沈殿槽の水面積負荷は、処理水の SS 濃度と透視度等を所定の水準に維持できることの必要性から、20 m^3/m^2･日以下が望ましい。なお、凝集フロックの沈降性能等から、有効水深は 2.5～4 m としている例が多い。

凝集沈殿槽の越流負荷は、100m^3/m･日以下が望ましい。

凝集沈殿設備の断面図の例を図 3.3-14 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，169）

図 3.3-14　凝集分離設備の断面図の例 [4)]

3.3　参考文献

1) 一般財団法人日本環境衛生センター：平成 28 年度環境省請負業務　平成 28 年度し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書，一般財団法人日本環境衛生センター，28-34（2017）.

2) 石田宏司 : 無希釈し尿処理誕生物語，し尿処理今昔，第 6 回，環境技術，6（9），65-69（2007）.

3) 社団法人全国都市清掃会議 : 厚生省水道環境部監修，し尿処理施設構造指針解説，社団法人全国都市清掃会議，145-219（1988）.

4) 社団法人全国都市清掃会議 : 汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領（2006 改訂版），社団法人全国都市清掃会議，181-208（2006）.

5) 奥野芳男：日立造船株式会社のし尿処理技術，都市と廃棄物，46（12），51-69（2016）.

6) 山下耕作 : IZ 式高負荷し尿処理施設について , 用水と廃水 , 20（9）, 49-55（1978）.

7) 資料提供会社（五十音順）.

浅野アタカ株式会社
クボタ環境サービス株式会社
水 ing エンジニアリング株式会社
住友重機械エンバイロメント株式会社
日立造船株式会社
三井 E&S 環境エンジニアリング株式会社
三菱重工環境･化学エンジニアリング株式会社
一般財団法人日本環境衛生センター

3.4　膜分離高負荷脱窒素処理方式

3.4.1　技術の移り変わり

（1）社会・歴史的背景

1975（昭和 50）年頃より、し尿処理は高負荷脱窒素処理の前身である低希釈（10 倍希釈）での生物学的硝化脱窒素処理に移行していた。その後、用地難や希釈水不足から、無希釈での高負荷脱窒素処理の時代に突入したことは、標準脱窒素処理や高負荷脱窒素処理方式の項で述べられているところである。

高負荷脱窒素処理法には様々な方式があるが、いずれの方式においても、汚泥を高濃度に維持する必要があり、その安定性の維持に難があった。特に重力沈殿での汚泥濃縮では、気泡を含んだ浮上汚泥の流出による汚泥量の減少や沈降汚泥濃度のばらつき等、汚泥濃度の維持が管理上、特に重要な因子となっていた。このような背景の下、膜を用いて固液分離し、汚泥を濃縮させる方式が着目され、開発されてきた。

この膜を用いた処理方式（以下「膜分離高負荷脱窒素処理方式」と称す）は、環境問題や法整備から求められた技術ではなく、純粋に高負荷脱窒素処理技術の維持管理の容易性の追求から開発されてきたものである。一方、メーカとしては、市場での優位性を発揮できる技術でもあった。

当時の時代背景として、し尿処理等の廃棄物処理技術には「構造指針」が定められていた。国庫補助事業とするには「構造指針」に従わなければならなかったが、構造指針に定められた技術と同等以上の優れた技術があれば、「指針外技術」として認可される制度も備えていた。このことは「3.3 高負荷脱窒素処理方式」でも記載されている通りである。「指針外技術」と認可されれば、「独自の先端技術」として市場での優位性を発揮できる土壌があった。1988（昭和 63）年に、し尿処理施設構造指針の改定で、当時「指針外技術」であった高負荷脱窒素処理方式が構造指針内になり、一時「指針外技術」は減少した。しかし、「膜分離高負荷脱窒素処理方式」が再び指針外技術として出現し、各社の技術競争が激化してきた。

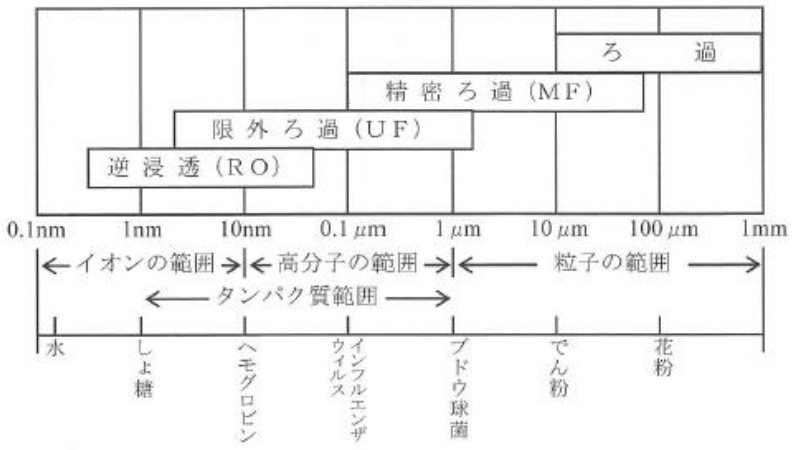
（2）技術の概要と特徴

当時、膜は「まだまだ高価なもの」であったため、人工透析等の医療分野や、牛乳、ジュース等の濃縮還元用の食品分野のように、付加価値が高く、「コストを販売価格に転嫁」できる分野でしか使われていなかった。

価格に転嫁できない、排水分野であるし尿処理施設に適用できたのは、上記維持管理を容易にできたことと、「指針外技術」で技術的優位性を確立できる制度があった結果であった。

「膜」は、細孔径で様々な膜に分類される。図 3.4-1 に示すように、最も細孔の細かいものが逆浸透膜（RO 膜）、ついで限外ろ過膜（UF 膜）、更に孔径が大きくなると精密ろ

過膜（MF 膜）となる。し尿処理で用いられている膜は、初期の第一世代では「限外ろ過膜」、その後の第二世代では「精密ろ過膜」であった。技術の詳細については後述する。



（出典：計画・設計要領 2006 改定版　212）

図 3.4-1　膜の種類と細孔径（分画分子量）[1)]

（３）技術の普及と現状

（ａ）実用化とその後の動向

限外ろ過膜の実用化以降、し尿処理で「膜分離高負荷脱窒素処理方式」は急速に普及した。

社会・歴史的背景で記述したが、当時は構造指針に合致した処理方式しか国庫補助対象とはならず､膜分離高負荷脱窒素処理方式のような指針外の処理方式を採用する場合には、その技術を採用しなければならない理由（希釈水が取れない、敷地が狭隘、放流先の規制等）が必要である等の制約があった。

しかし、1988（昭和 63）年の構造指針改正で高負荷脱窒素処理方式が指針に入ったこと、1991（平成 3）年の 9 社（浅野アタカ株式会社（当時の浅野工事株式会社、日立造船株式会社（当時のアタカ工業株式会社、株式会社新潟鐵工所)、水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社)、クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社)、栗田工業株式会社、住友重機械エンバイロメント株式会社（当時の住友重機械工業株式会社)、株式会社西原環境（当時の株式会社西原環境衛生研究所)、三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社（当時の三菱重工業株式会社)）共同研究での評価取得で実質指針に入ったことや、膜分離高負荷脱窒素処理方式の実績が増えたことから、指針外を選択する理由の制限が緩くなった（実質、採用条件の規制がなくなった)。

更に、2001（平成 13）年度から、構造指針に代わり性能指針が国庫補助事業の交付要綱になった。条件はあるが、実績のある方式は、自由に選択できるようになった。

この結果、新規・更新案件は標準脱窒素処理方式、高負荷脱窒素処理方式、膜分離高負

荷脱窒素処理方式で分け合うようになり、大規模施設（処理規模 276kL/日（岩手県奥州金ケ崎行政事務組合（当時の胆江地区広域行政組合））でも採用されはじめた。

第一世代の膜（限外ろ過膜）から第二世代の膜（精密ろ過膜）への順調な移行、また、構造指針から性能指針への移行に伴って、し尿処理施設の更新案件の半数以上を膜分離高負荷脱窒素処理方式が占めた時期もあった。

膜分離高負荷脱窒素処理技術の導入は、従来の沈殿での汚泥管理という概念を一から見直す大きな変換点であった。

活性汚泥に必須の沈殿槽がなくなったことで、し尿処理施設の姿が一新された。主要管理項目である汚泥濃度の管理は必要であるが、沈殿槽の汚泥界面管理が不要となった。沈殿槽がなくなったため、施設のレイアウトの制約も少なくなり、選択肢が広がった。し尿処理施設から凝集沈殿槽、汚泥濃縮槽を含む沈殿槽をなくしたことも膜分離高負荷脱窒素処理方式の大きな業績の一つであった。

し尿処理での採用の後、下水処理や浄水でも追随されてきた。

（b）現状

近年、汲み取り便所での簡易水洗の導入、水洗化（浄化槽の普及）による、し尿等の汚濁物質濃度の低下で、生物処理工程での汚濁負荷が低くなってきた。無希釈でも標準脱窒素処理方式と同等の汚泥濃度レベルで生物学的硝化脱窒素処理ができるようになり、この結果、高負荷脱窒素処理方式で一時、課題となった汚泥管理も沈殿で十分に対応可能になってきた。

膜分離高負荷脱窒素処理方式の欠点は、膜の交換費用と設計量以上の透過水量は流せないことであるが、この欠点と汚泥管理の利点の差が縮まってきている。

し尿処理施設は、システム全体として最適な方式が求められている。この結果、汚泥管理には優れた方式である膜を使った方式でも、一部で膜離れが起こってきている。一時期、技術的に優位な立場にあった「膜」ではあったが、条件によってはこの限りではなくなってきているのが現実である。

3.4.2　技術の開発

膜分離高負荷脱窒素処理方式は、高負荷脱窒素処理方式の固液分離や汚泥濃縮に「膜」を使用したものであり、以下、「膜」の開発を中心に記述する。

（1）第一世代の膜技術の開発－限外ろ過膜の利用－

第一世代の膜である限外ろ過膜は、図 3.4-2 に示すように、大きく分けて、内圧式のチューブラ膜（管状膜）と、外圧型の平膜の二種類がある。

（通液方式）	（膜エレメント）	（膜分離装置の例）
内圧式	管状膜	管状膜モジュール
外圧式	平　膜	液循環式ユニット

（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　216 を基に作成）

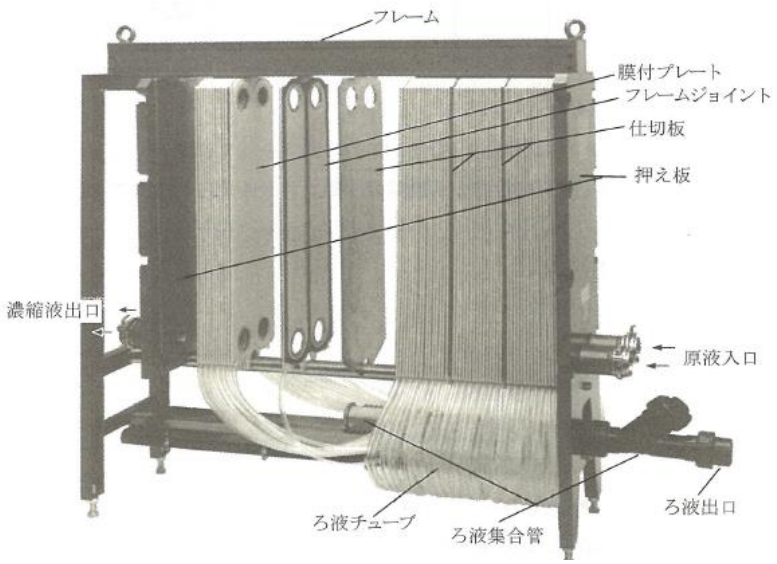
図 3.4-2　第一世代の膜（UF 膜）分離装置の分類

平膜を使用したメーカは、三井 E&S 環境エンジニアリング株式会社（当時の三井石油化学株式会社）と栗田工業株式会社であった（栗田工業株式会社は後にチューブラ膜に変更した)。その他のメーカは概ねチューブラ膜であった。透過流束（フラックス)、設置面積、洗浄方法、目詰まり対策等で各々一長一短あったが、徐々にチューブラ膜にシフトして行き、限外ろ過膜として平膜を使っていたのは三井石油化学株式会社グループ（承継会社、技術供与会社を合わせてグループと称した）のみとなった。

チューブラ膜、及び平膜の外観を写真 3.4-1、図 3.4-3 に示す。

（クボタ環境サービス株式会社提供資料）

写真 3.4-1　チューブラ膜の外観 [2)]



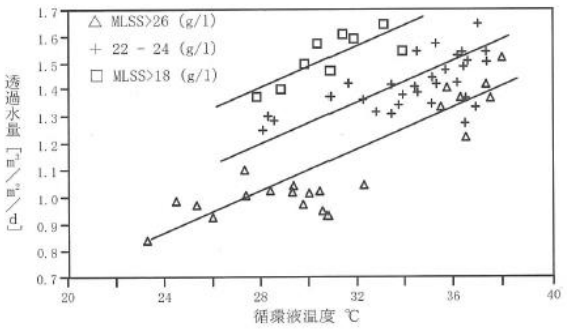
（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　219）

図 3.4-3　平膜の外観 [1)]

膜形状以外に、分画分子量、膜材質等、各社様々な開発を行ってきたが、分画分子量は 20,000～100,000、膜材質はポリオレフィン、ポリアクリロニトリル、ポリスルホン、ポリフッ化ビニリデン等の有機膜に落ち着いた。セラミック等の無機膜もあったが、し尿処理の分野での採用例はなかった。

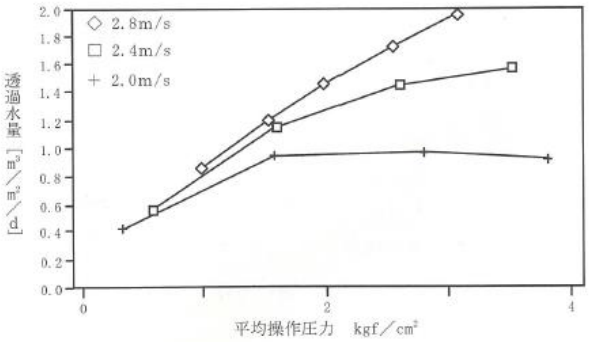
フラックスは、分画分子量で大きく左右されるが、他にも膜面流速や圧力、液温、汚泥の粘性等との相関があるため、効率良く、高いフラックスが得られる運転点を模索していた。圧力とフラックスの関係、流速とフラックスの関係を図 3.4-4、3.4-5 に示す。また、分画分子量の小さい方が COD 等の汚濁物質の阻止率は高くなる。

膜の選定、モジュールの形成方法、使用方法等は、これらを考慮して決定された。



（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　213）

3.4-4　フラックスと循環液温度の関係 [1)]



（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　213）

図 3.4-5　フラックスと圧力の関係 [1)]

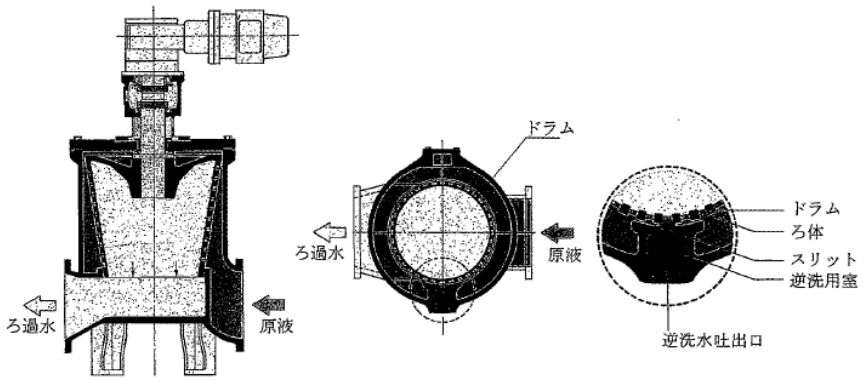
温度、流速、圧力とフラックスの関係は、温度が高いほど、膜面流速が大きいほど、また膜面圧力が高いほどフラックスは大きくなる傾向がある。各運転条件は経済性等も考慮し、温度は生物処理の最適温度である 35～38℃、膜面流速は 1.5～3 m/秒、圧力は 2 kg/cm^2（0.2MPa）を採用する例が多かった。

限外ろ過膜のし尿処理への適用にあたって、最も懸念されたのが「閉塞」であった。「閉塞」には循環ラインの閉塞である「流路閉塞」と、細孔内で有機物等が詰まる「細孔内閉塞（ファウリング）」がある。

し尿等中に多量に含まれる繊維分が、前処理で取りきれず曝気槽内で絡み合い、ポンプや配管に詰まるトラブルは時々発生していた。膜間距離 1.5～3 mm の平膜や、直径 11～14 mm のチューブラ膜で、流路閉塞が最大の懸念事項で、その対策が最優先であった。そもそも、し尿処理で膜を使う発想に乏しかったのは、その必要性以外に、「閉塞防止は根本的に無理」との考えが根底にあったためである。しかし、各社の技術開発情報が入るに従い、差別化を嫌い、研究開発に着手したのが実態と思われる。

膜の流路閉塞対策としては、曝気槽内の繊維分を如何に少なくするかにかかっており、前処理として微細目スクリーンや遠心分離機等の繊維除去装置を設置する例が多かった。また、膜の手前にオートストレーナ等のプレスクリーンの設置等が取られた。オートストレーナの模式図を図 3.4-6 に示す。

また、一般的な膜分離装置の流路閉塞防止装置のフローを、膜分離高負荷脱窒素処理方式（二段膜方式）を例として図 3.4-7 に示す。



（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　216）

図 3.4-6　オートストレーナの模式図 [1)]

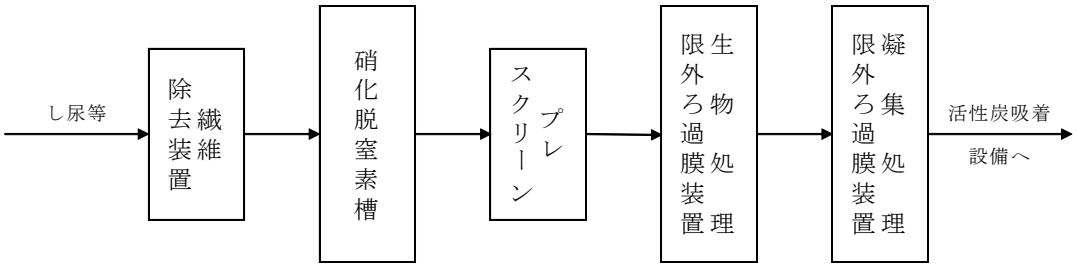


図 3.4-7　流路閉塞防止装置を組み入れた膜分離高負荷脱窒素処理方式（二段膜方式）の基本ブロックフローシート

これらの対策によって、膜の「流路閉塞」は回避された。

もう一つの閉塞、「膜の細孔内閉塞（いわゆるファウリング）」は、高分子物質や汚濁物質の膜の表面、あるいは細孔内への付着により、フラックスが低下することである。

このファウリングの防止には、①膜表面への付着に対しては、膜透過の停止時にモジュール内を水で置換する方法で（直列のチューブラ膜ではボール洗浄との併用で）、②細孔内の付着に対しては、薬品洗浄（次亜塩素酸ソーダ、及びシュウ酸ソーダ）で回復を図った。

生物処理で膜分離を使うことで、凝集沈殿でも膜分離を採用し易くなった。この結果、生物処理膜分離と凝集処理膜分離の、いわゆる「二段膜方式」が膜分離高負荷脱窒素処理方式では主流となった。

凝集処理膜分離では、原水（または生物処理膜透過水）に SS がないため流路閉塞用の装置を設けていない。生物処理膜透過水に凝集剤を添加し、微小なフロックを形成させ、沈殿の代わりに膜を使用したものである。微小フロックを形成させているため、凝集膜のフラックスは生物処理膜の 2 倍程度で運転できた（後出の表 3.4-1 参照）。

膜分離高負荷脱窒素処理方式を採用することで、沈殿槽が生物処理限外ろ過膜に、凝集沈殿槽が凝集限外ろ過膜に、汚泥濃縮槽が膜原水槽に代替され、し尿処理施設から沈殿槽はすべて消えた。

第一世代の膜（限外ろ過膜）を用いた処理方式はこのような経緯をたどり実績を上げていった。

1988（昭和 63）年 4 月、膜分離高負荷脱窒素処理方式のし尿処理施設の 1 号機が秋田県五城目町で稼働した。受注は三井 E&S 環境エンジニアリング株式会社（当時の三井石油化学株式会社）であった。その後、約 1 年遅れで、クボタ環境サービス株式会社（当時の久保田鉄工株式会社）、三菱重重工環境・化学エンジニアリング株式会社（当時の三菱重工業株式会社）、栗田工業株式会社の受注が相次いだ。稼働実績においても、膜分離高負荷脱窒素処理方式は、維持管理性の容易性を証明でき、受注量を更に伸ばした。標準脱窒素

処理方式、高負荷脱窒素処理方式と膜分離高負荷脱窒素処理方式の 3 方式でシェアを分け合った。

これらをまとめた、第一世代の膜の各社の仕様を表 3.4-1（各社からのヒアリング、及び公表資料に基づき作成）に示す。

表 3.4-1　第一世代のろ過膜の形式と目詰まり対策（1/2）[3)]

会社名	（当時）	浅野工事株式会社	久保田鉄工株式会社	栗田工業株式会社		荏原インフィルコ株式会社
	承継会社	浅野アタカ株式会社	クボタ環境サービス株式会社			水ingエンジニアリング株式会社
実証試験						
概要						
	実証試験場所	広島県	千葉県	埼玉県	大分県	神奈川県
	実証期間	～1990 （平成2年）	～1986 （昭和61）年	～1987 （昭和62）年	1986 （昭和61）年～	～1989 （平成元）年12月
	評価書取得時期	1991 （平成3年）3月	1986 （昭和61）年10月	1987 （昭和62）年6月	－	1990（平成2）年2月
納入施設						
1号機						
	納入施設名	船井郡衛生管理組合	峡南衛生組合	北松南部清掃一部衛生組合	富士吉田市	伊東市
	処理規模	94kℓ/日	40 kL/d	80 kL/d	90 kL/d	96 kL/d
	竣工年	1997 （平成9年）3月	1988 （昭和63）年7月	1989 （平成元）年3月	1992 （平成4）年2月	1993 （平成5）年2月
膜仕様						
使用膜						
	形　　式	平膜	チューブラ膜	平膜	チューブラ膜	チューブラ膜
	分画分子量（生物） （凝集）	使用しない 20,000	20,000 100,000	50,000 100,000	20,000 100,000	100,000 100,000
	材質（生物） （凝集）	使用しない ポリアクリロニトリル	ポリオレフィン ポリオレフィン	ポリスルホン ポリスルホン	ポリオレフィン ポリスルホン	ポリオレフィン ポリオレフィン
運転条件						
	透過流束（生物） （凝集）	使用しない 1.7 m3/m2/d	1.2 m3/m2/d 2.4 m3/m2/d	1.2 m3/m2/d 2.4 m3/m2/d	1.0 m3/m2/d 2.0 m3/m2/d	1.5 m3/m2/d 2.5 m3/m2/d
	膜面流速（生物） （凝集）	使用しない 1.0～3.0 m/sec	2.4 m/sec 1.5 m/sec	2.0 m/sec 2.0 m/sec	2.0 m/sec 1.0 m/sec	2.5 m/sec 2.5 m/sec
目詰まり対策						
	受入貯留設備	－	無薬注遠心分離	－	－	微細目ドラムスクリーン
	その他	濃縮スクリーン	オートストレーナ	プレスクリーン	プレスクリーン	掻揚式スクリーン
洗浄方法						
		－	－	－	－	－
		水置換	水置換	水スプレー洗浄	水置換	水置換
		薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄
その他						
評価書での特記すべき事項						

（し尿処理アーカイブス検討会資料）

表 3.4-1　第一世代のろ過膜の形式と目詰まり対策（2/2）[3)]

会社名	(当時)	住友重機械工業株式会社	株式会社タクマ	アタカ工業株式会社	三井石油化学※1株式会社	三菱重工業株式会社
	承継会社	住友重機械エンバイロメント株式会社		日立造船株式会社	三井E&S環境エンジニアリング株式会社	三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社
実証試験						
概要						
	実証試験場所	神奈川県	長野県	愛媛県	千葉県	埼玉県
	実証期間	～1988（昭和63）年	～1993（平成5）年	～1989（平成元）年8月	～1985（昭和60）年	～1986（昭和61）年
	評価書取得時期	1989（平成元）年	1994（平成6）年1月	1991（平成3）年	1986（昭和61）年2月	1987（昭和s62）年
納入施設						
1号機						
	納入施設名	南諏衛生施設組合	上浮穴郡生活環境事務組合	伯方町（現：今治市）	五城目町	和気赤磐し尿処理施設一部事務組合
	処理規模	45 kL/d	25 kL/d	15 kL/d	20 kL/d	60 kL/d
	竣工年	1992（平成4）年3月	1997（平成9）年3月	1989（平成元）年10月	1988（昭和63）年3月	1990（平成2）年2月
膜仕様						
使用膜						
	形　　式	チューブラ膜	チューブラ膜	チューブラ膜	平膜	チューブラ膜
	分画分子量(生物)	20,000	20,000	20,000	20,000	20,000
	(凝集)	100,000	100,000	40,000	40,000	40,000
	材質(生物)	ポリオレフィン	ポリオレフィン	ポリアクリロニトリル	ポリアクリロニトリル共重合体	ポリアクリロニトリル
	(凝集)	ポリスルフォン	ポリスルフォン	ポリアクリロニトリル	ポリフッ化ビニリデン	ポリアクリロニトリル
運転条件						
	透過流束（生物）	1.2 m3/m2/d	1.0 m3/m2/d	1.0 m3/m2/d	1.0 m3/m2/d	1.0 m3/m2/d
	(凝集)	2.4 m3/m2/d	2.0 m3/m2/d	2.0 m3/m2/d	2.0 m3/m2/d	2.0 m3/m2/d
	膜面流速(生物)	2.4 m/sec	2.0 m/sec	2.0～3.0 m/sec	1.5～2.5 m/sec	2.5 m/sec
	(凝集)	1.5 m/sec	2.0 m/sec	1.0～1.5 m/sec	1.5～2.5 m/sec	2.5 m/sec
目詰まり対策						
	受入貯留設備	－	微細目スクリーン	目幅0.7mmのし渣分離スクリーン	無薬注遠心分離	無薬注遠心分離
	その他	オートストレーナ	オートストレーナ等			
洗浄方法						
		－	－	ボール洗浄	水洗浄	スポンジボール洗浄
		水置換	水置換	水置換	水置換	水置換
		薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄	薬液洗浄
その他						
評価書での特記すべき事項					実績	
				膜の分画機能によるコロイドあるいは高分子有機物のゲル層の形成と膜内部への蓄積から透過流束（フラックス）の低下が生じる。高度なろ過機能を維持し、所定の透過量を確保するためには、薬液洗浄は有効である。	膜分離方式国内1号機	

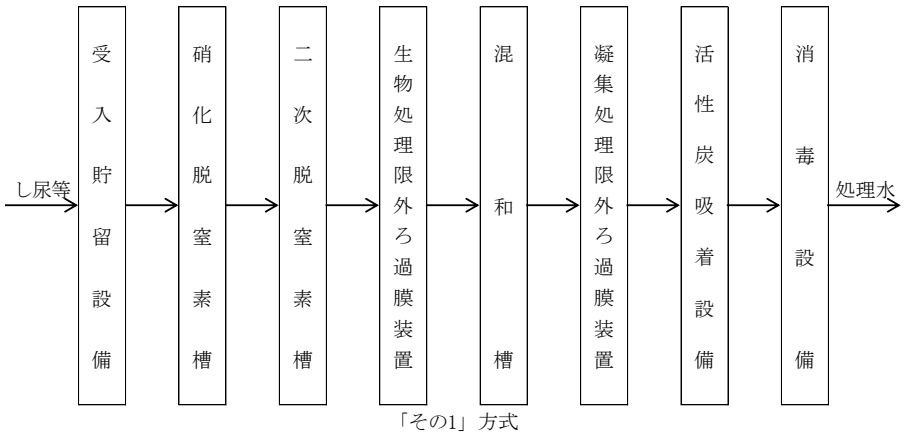
※1 国内1号機（五城目町）の受注は三井石油化学株式会社、契約は大成建設株式会社との合弁会社である日本アクアペックス株式会社が行った。その後、1991年に三井造船エンジニアリング株式会社が日本アクアペックス株式会社を子会社化した。

（し尿処理アーカイブス検討会資料）

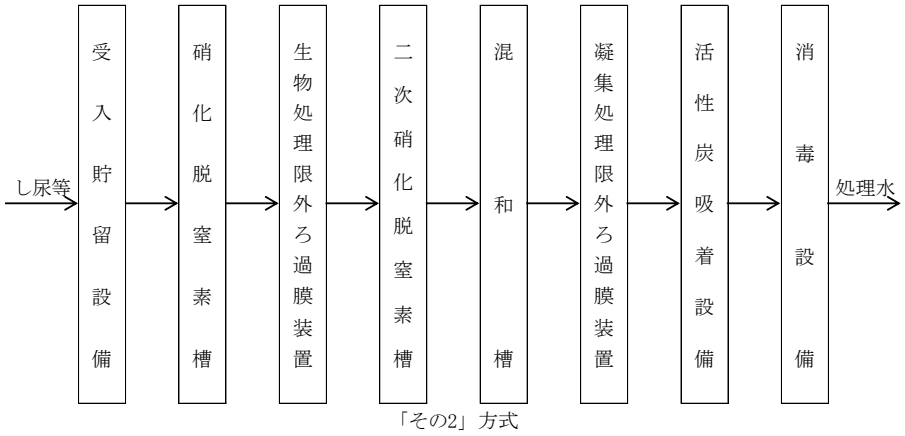
（2）第一世代の膜導入し尿処理技術の共同研究開発

1986（昭和 61）年から公益財団法人廃棄物･3R 研究財団（当時の財団法人廃棄物研究財団）が事務局となり、国立公衆衛生院と前述のし尿処理メーカ 9 社、及び学識経験者が共同で「膜を利用したし尿処理技術」の研究が行われていた。学識経験者による膜そのものの研究や、生物処理の研究もあったが、様々なテーマの一つに、メーカ 9 社が中心となり、各社の技術を持ち寄った「膜分離高負荷脱生物脱窒素処理技術の開発」があった。この成果をまとめて、公益社団法人全国都市清掃会議（当時の社団法人全国都市清掃会議）に指針外技術の評価を申請し、1991（平成 3）年 10 月に指針外技術の「評価書」を取得した。なお、本共同研究には、膜の 1 号機の実績を有する三井石油化学株式会社グループは参加していなかった。

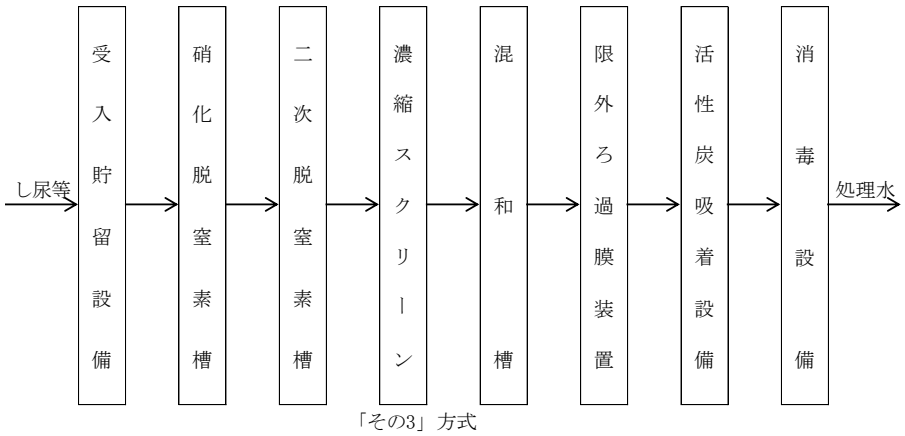
本共同研究においては、様々な方式を集約しているため、処理プロセスや前処理フローなどが複数併記されている。基本フローも図 3.4-8 に示すように 3 方式を併記したものである。「その 1」方式は硝化・脱窒素及び二次硝化脱窒素を行った後、生物処理限外ろ過膜分離を行い、その後、凝集処理膜分離、高度処理を行う方法、「その 2」方式は硝化脱窒素を行った後生物処理限外ろ過膜分離を行い、その分離液と硝化脱窒素槽の混合液を混ぜ、二次硝化脱窒素処理を行った後、凝集処理膜分離、高度処理を行う方法、「その 3」方式は硝化脱窒素処理を流動床方式で行い、スクリーンで分離した後、膜分離、高度処理を行う方法の 3 通りである。なお、限外ろ過膜は、平膜とチューブラ膜を併記したものとなっている。[4)]



「その1」方式



「その2」方式

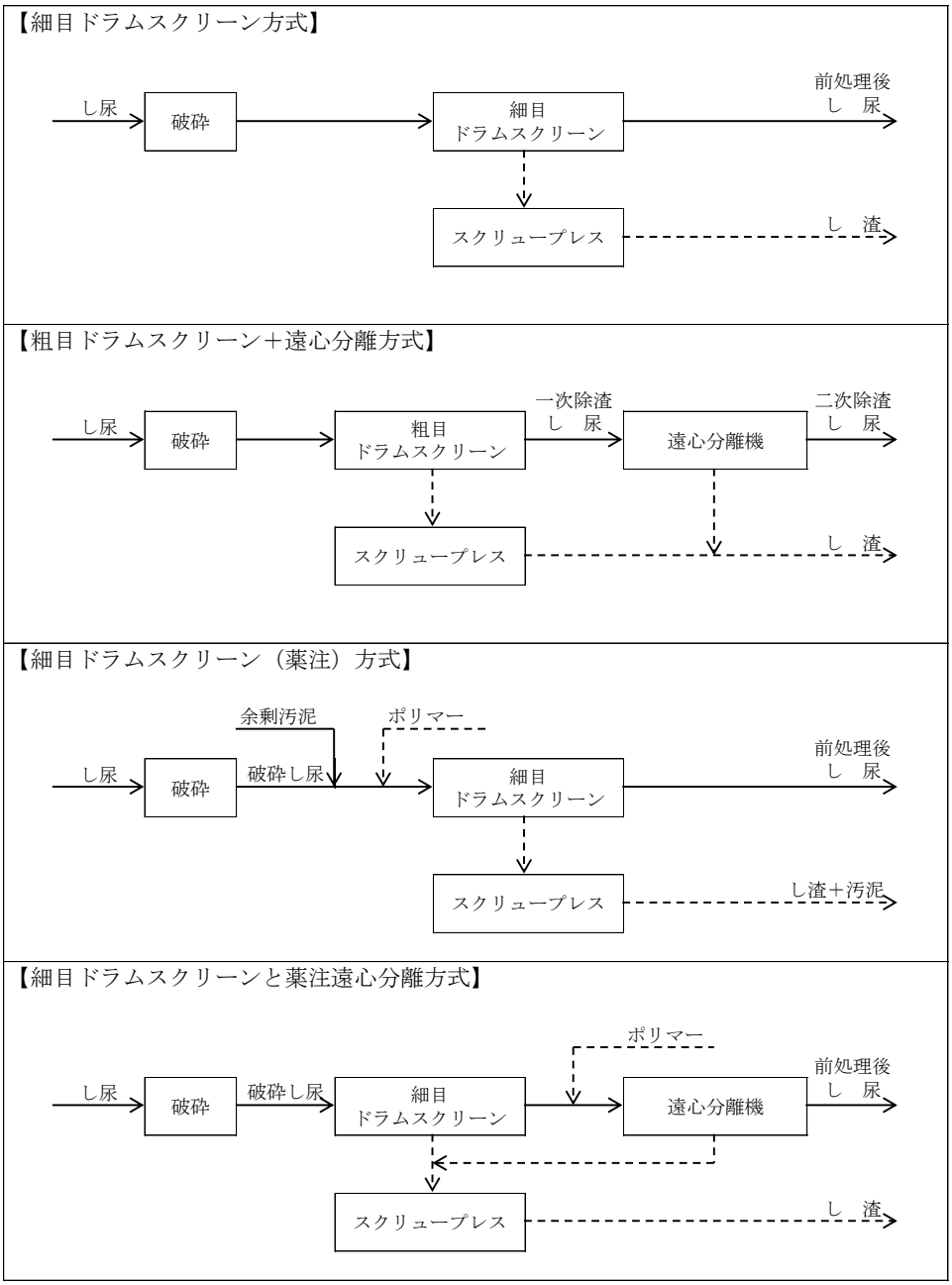


「その3」方式

（出典：メーカ資料「膜分離評価書」）

図 3.4-8　膜分離高負荷脱窒素処理方式の基本フロー[4)]

前処理についても、図 3.4-9 に示すような各社のフローを併記していた。



（出典：メーカ資料「膜分離評価書」）

図 3.4-9　各社の前処理方式 [4)]

これらを具体に表現した、より詳細なフローを図 3.4-10～3.4-12 に示す。

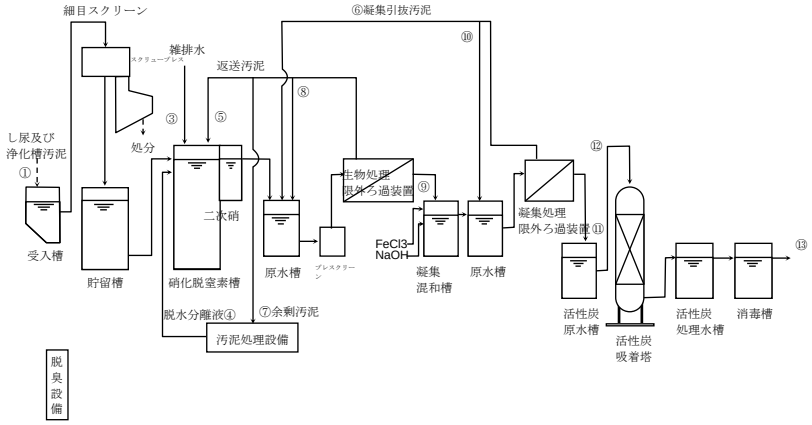


図 4.3-10　膜分離高負荷脱窒素処理フロー（その 1）

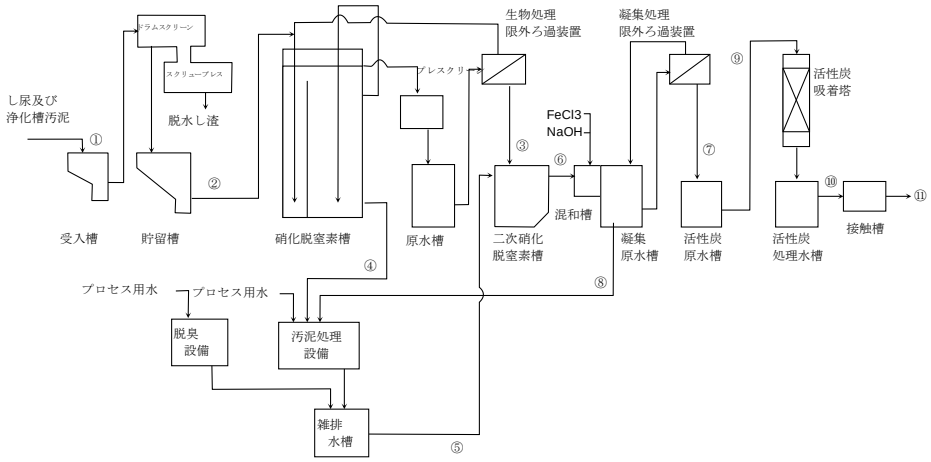
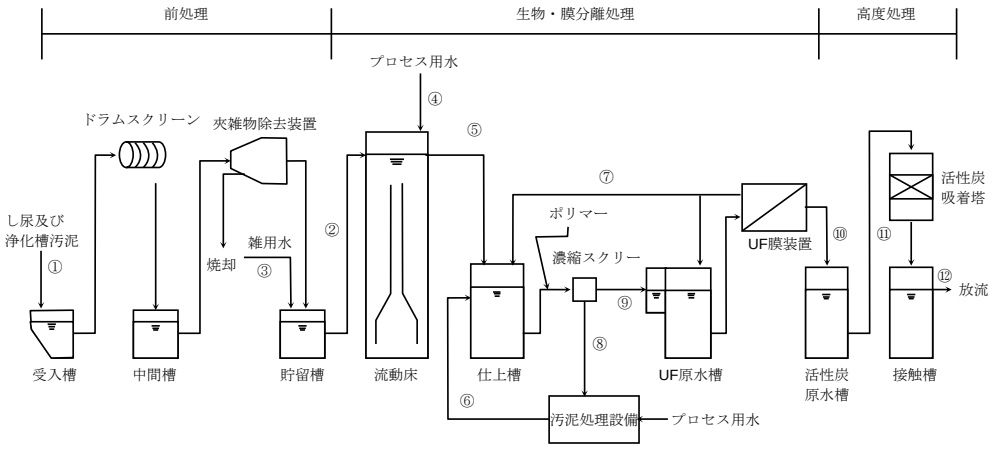


図 4.3-11　膜分離高負荷脱窒素処理フロー（その 2）



（出典：メーカ資料「膜分離評価書」）

図 4.3-12　膜分離高負荷脱窒素処理フロー（その 3）[4)]

（3）第二世代の膜技術の開発－精密ろ過膜の利用－

（a）背景

限外ろ過膜の出現によって、し尿処理の維持管理は劇的に変化した。当初、固液分離に係るものが膜分離装置のみで対応でき、設備面でも簡素化されると思われていたが、実際には目詰まり防止のための設備や、ポンプ類、膜モジュール本体、膜洗浄装置等、想定以上に設備が多かった。維持管理面においても、ポンプ動力、膜交換費用等の管理費の負担が大きく、管理面からのより一層の開発が要求されてきた。

（b）当初の考え方

当初、膜は高価なもの。従って、必要膜面積を小さくすることでコスト競争力が付くとの考えから、フラックスを大きくする運転を考えていた。汚濁物質（COD、色度等）の阻止率も高い方が性能は良いと考えられていた。

分画分子量が小さいほど、汚濁物質等の阻止率が高くなるのは当然であるが、阻止率が高いから、除去率も上がるというものではない。

通常の活性汚泥での生物処理水（沈殿槽越流水）の無希釈換算でのCOD濃度を200 mg/Lと仮定する。限外ろ過膜のCOD阻止率を50%と仮定すると、通水当初は原水のCOD濃度は200mg/L、透過液のCOD濃度は200×0.5＝100 mg/Lとなるが、循環液（原液）側に残存したCODは除去されないため徐々に濃縮される。結局、原水側のCOD（ろ液）の濃度は400 mg/Lになり、阻止率50%で透過液側が200 mg/Lに落ち着くことになる（濃縮液は脱水側に引き抜かれるため、濃度は若干下がるが）。

膜は阻止するだけのもので除去するものではない、という当たり前のことになかなか気が付かなかったため、阻止率の高い膜の性能にこだわり過ぎていた。実際には、SSの管理が重要で、汚濁物質の阻止率はあまり意味をなさなかった。

（c）メンテナンスフリーの考え

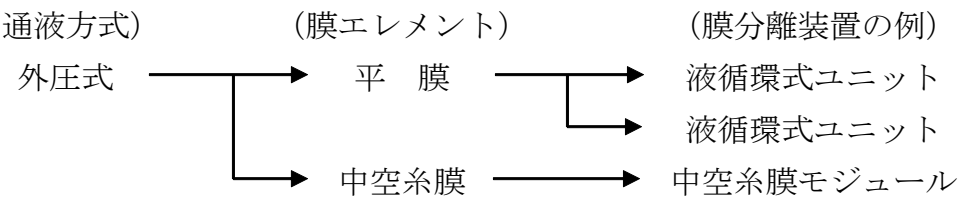
フラックスを大きくすると細孔内でのファウリングが早まり、そのため薬液での洗浄頻度が多くなる。薬液洗浄は膜を劣化させ、交換時期が早くなる。一方、フラックスを低く抑えることで、ファウリングを防止でき、洗浄頻度を抑えられることが分かってきた。その結果、低フラックスで、メンテナンスフリーの発想に切り替わった。

このような背景の下、分画分子量にこだわらない、SSのみを100%阻止でき、維持管理性に優れた精密ろ過膜の開発に移って行った。

（4）第二世代の膜技術

前項で述べた共同研究の膜の評価書に、「分画分子量3,000,000（ただし、阻止率は低下するとの実験結果がある、とのコメント付き）」が記載されている。この時期に、精密ろ過膜での研究開発を進めてはいたが、「限外ろ過膜」の言葉が独り歩きしており、「精密ろ過膜」の文言を入れにくかったためである（精密ろ過膜は分画分子量表現をしないのが一般的であるが、あえて分画分子量で表示した）。第二世代の膜は1994（平成6）年竣工のし尿処理施設で既に採用されていた。

精密ろ過膜を用いた第二世代の膜装置の分類を図 3.4-13 に示す。



（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　216 を基に作成）

図 3.4-13　第二世代の膜（MF 膜）分離装置の分類

第二世代の精密ろ過膜を用いたフローはいずれも外圧式（浸漬式）でポンプ吸引方式であり、浸漬平膜（図 3.4-14）、回転平膜（図 3.4-15）と中空糸膜（図 3.4-16）が用いられていた。

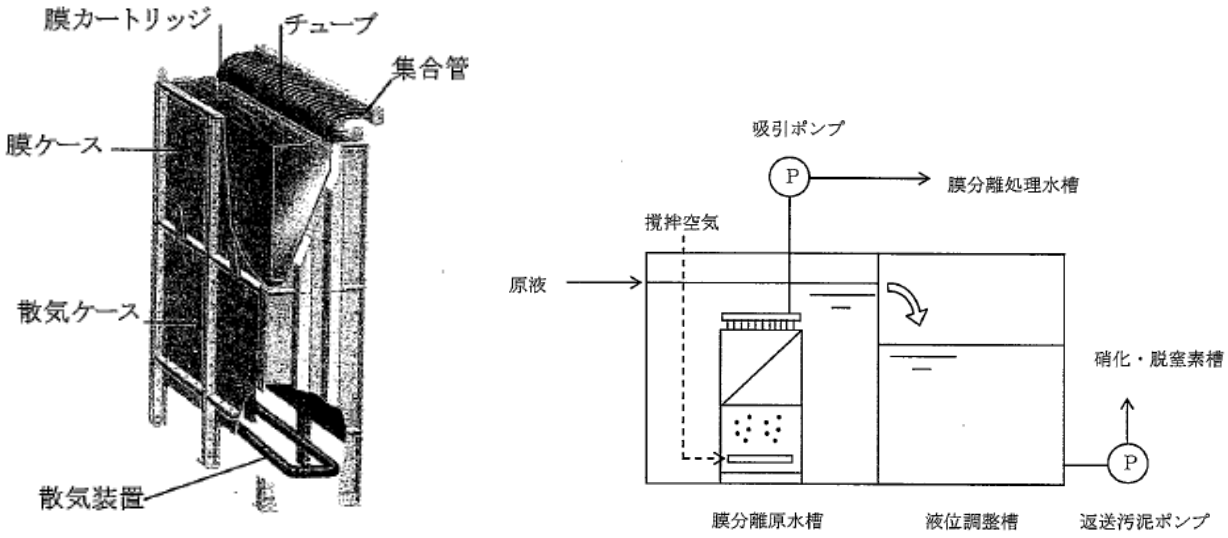


図 3.4-14　浸漬平膜の構造と設置イメージ [1)]

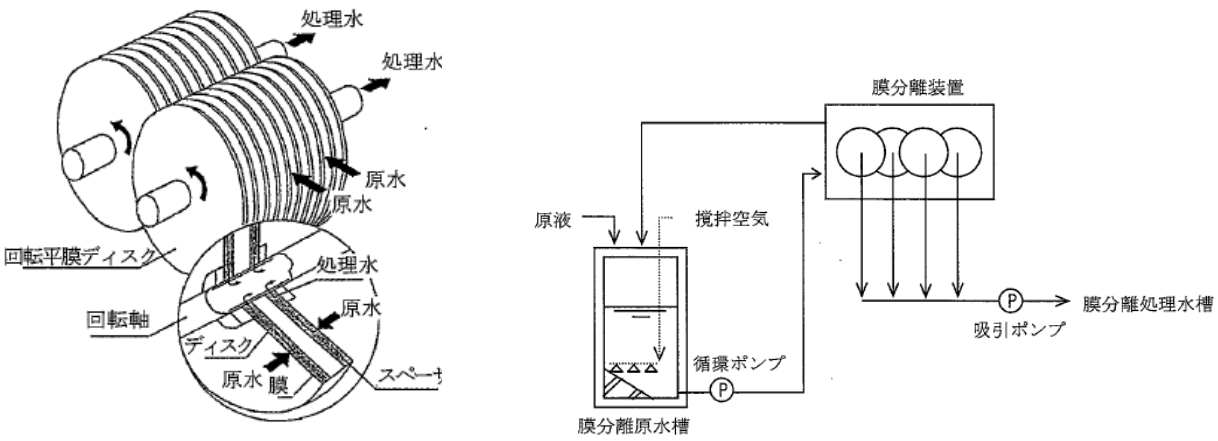
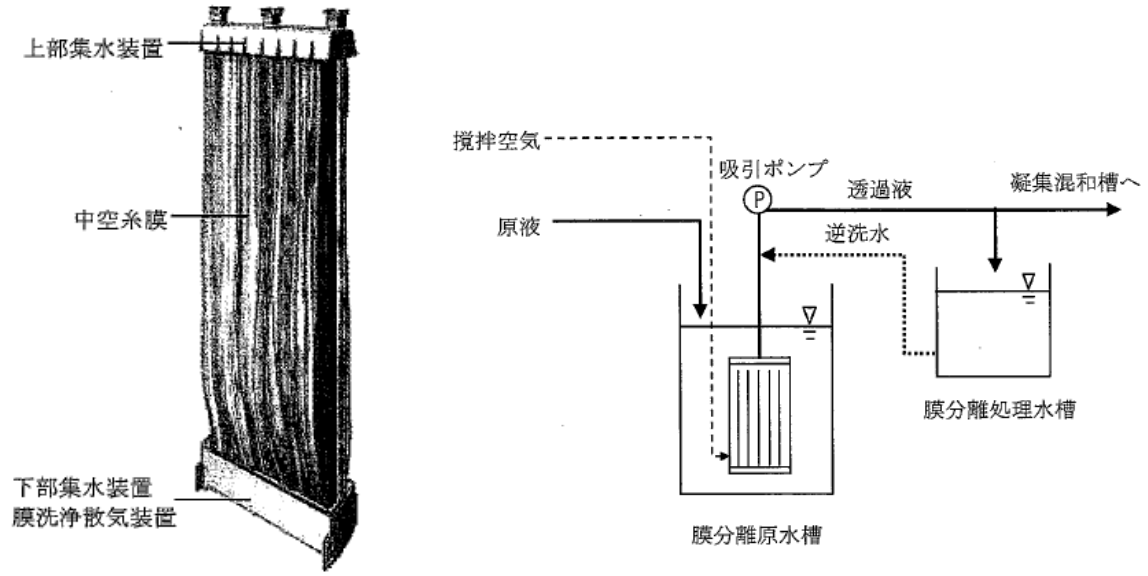


図 3.4-15　回転平膜の構造と設置イメージ [1)]



（出典：いずれも計画・設計要領　2006 改訂版　221-224）

図 3.4-16　中空糸膜の構造と設置イメージ [1)]

浸漬平膜は、精密ろ過膜をろ板の両側に貼り、内側から透過液を抜き出すものである。若干の繊維であれば閉塞しない程度の膜間距離（8 mm）を確保し、膜間を散気による気泡で洗浄する方式を採用している。吸引圧力は−0.5 kg/cm²（−0.05 MPa）程度でフラックスは 0.2～0.5 m³/m²･日程度で運転している。

一方、もう一つの吸引型浸漬膜である回転平膜は、精密ろ過膜を張り付けた円板を回転軸に装着し、この膜ディスクの溝に隣の膜ディスクをかみ合わせた構造で、浸漬槽内に設

置したものである。軸は中空になっており、そこを通して透過液を得る。二本のディスクが回転するときのせん断力で、膜の洗浄を行うものである。

中空糸膜は撹拌空気により膜を振とうさせ、汚泥の付着を防止している。

精密ろ過膜としては、液中膜に代表される浸漬平膜と、回転平膜、中空糸膜の 3 種類が使われた。し尿処理分野では浸漬平膜と回転平膜が主流であり、下水の分野では中空糸膜が多く使われた。その後、浸漬平膜が主流となった。

浸漬平膜が主流になった一因として、回転平膜は一つの軸に複数の円板を通していたため、膜の交換に手間を要したことが考えられる。

実績としては浸漬平膜に集中してきたが、研究者の対象としての膜は回転平膜に集中した。せん断力で汚泥の膜面付着を防止する機構が、膜のファウリングの研究に適したためと思われる。

学者もこぞって研究したことで、し尿処理以外の分野でも膜が使用されるようになった。

3.4.3　技術の実用化の設計要領 [1)]

（汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領　2006 改訂版を抜粋、引用）

（1）硝化・脱窒素槽

「1.1　開発の社会・歴史的背景」で述べたとおり、膜分離高負荷脱窒素処理方式は、高負荷脱窒素処理方式の固液分離を「膜」による分離に置き換えたものである。したがって、「硝化・脱窒素槽」や「二次硝化脱窒素槽」等の生物処理水槽は、高負荷脱窒素処理方式と全く変わらない。また、各設備で必要なばっ気装置、冷却装置、消泡装置も変わりはない。

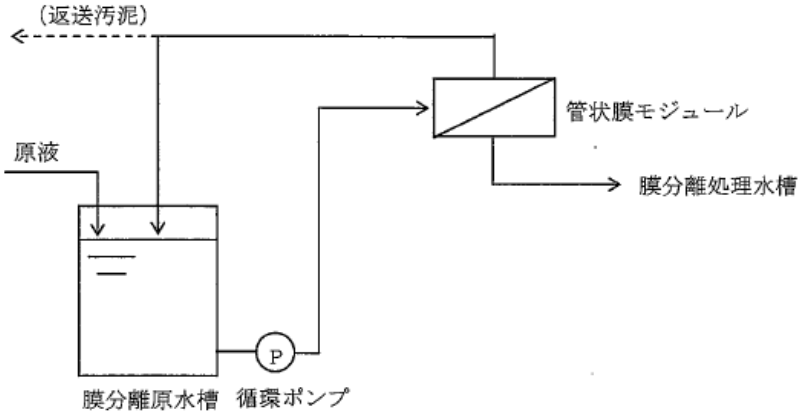
返送汚泥および余剰汚泥は、膜分離装置で濃縮された汚泥を直接又は膜分離原水槽より引抜き、返送または汚泥処理設備等へ移送することになる。

（2）固液分離設備

固液分離は膜で行うが、膜分離槽と膜装置との組み合わせを以下に示す。

（a）内圧式管状膜モジュール（第一世代の膜）

管状膜モジュール周りの概略フローを図 3.4-17 に示す。原液は、循環ポンプにより管状膜モジュールへ圧送され、透過液と濃縮液とに分離される。濃縮液は、バルブ調整により所定量を返送汚泥として硝化・脱窒素槽へ返送し、残りを膜分離原水槽へ循環する例が多い。



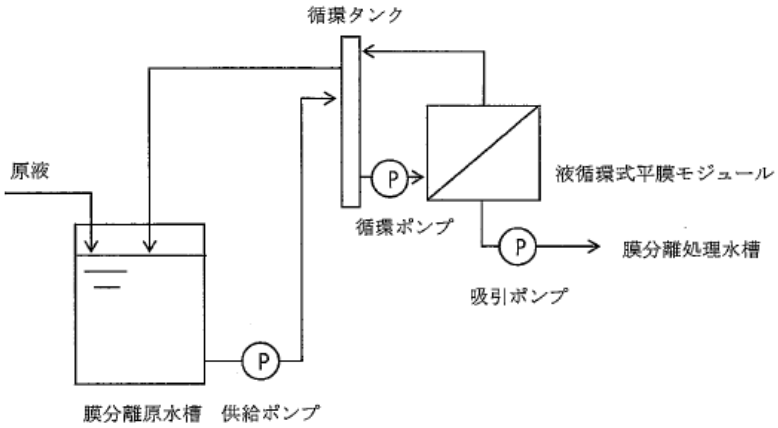
（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　218）

図 3.4-17　内圧管状膜モジュール周りの概略フロー[1)]

（b）外圧式液循環式平膜ユニット（第一世代の膜）

液循環式平膜ユニットには、循環ポンプを利用してろ過圧力を得る加圧型と、循環ポンプと吸引ポンプを併設してろ液側を減圧する吸引併用型がある。

吸引併用型の概略フローを図 3.4-18 に示す。原液は膜分離液原水槽から循環タンクに送られ、さらに膜モジュールに圧送されクロスフローろ過される。ろ液は膜分離処理水槽へ送られ、濃縮液は循環タンクに戻される。加圧型に比べて膜エレメント間の流路幅が広く、吸引ポンプによりろ過圧力を補助するため、膜モジュール内への循環圧力を低く抑えることができる。



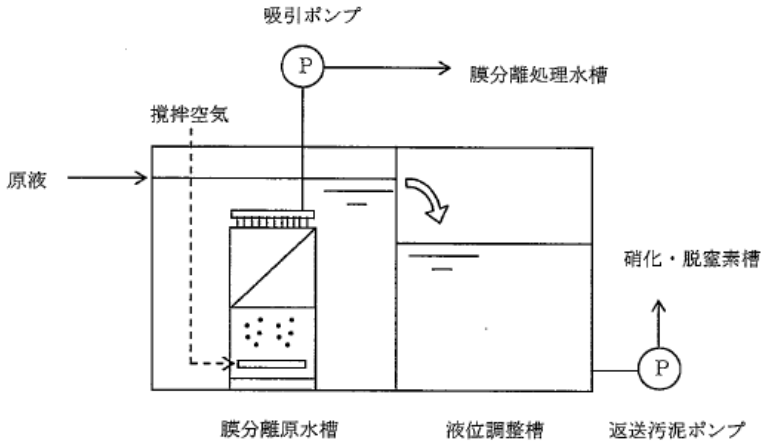
（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　220）

図 3.4-18　吸引併用型の外圧式液循環式平膜ユニット周りの概略フロー[1)]

（c）外圧式浸漬平膜ユニット（第二世代の膜）

浸漬平膜ユニット周りの概略フローを図 3.4-19（図 3.4-14 の再掲）に示す。浸漬平膜ユ

ニットは槽内に配置し、上部開口はメンテナンス用の蓋を設ける。水頭差による膜間差圧を利用するため、液面下 1m 以上に浸漬することが望ましい。膜ユニット設置水槽の液位は一定に保つことが望ましく、通常、液位調整槽を併設してオーバーフローさせる方法が取られている。

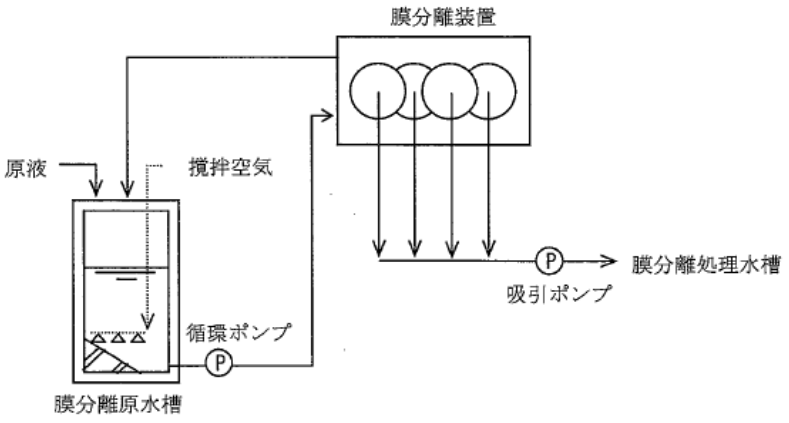


（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　221）

図 3.4-19　外圧式浸漬平膜ユニット周りの概略フロー[1)]

（d）外圧式回転平膜ユニット（第二世代の膜）

回転平膜ユニット周りの概略フローを図 3.4-20（図 3.4-15 の再掲）に示す。原液は循環ポンプにより膜分離原水槽から回転平膜ユニットに送られ、透過液と濃縮液に分離される。循環量は透過液量の 3 倍程度である。濃縮液は回転平膜ユニットからオーバーフローし、膜分離原水槽へ戻す。

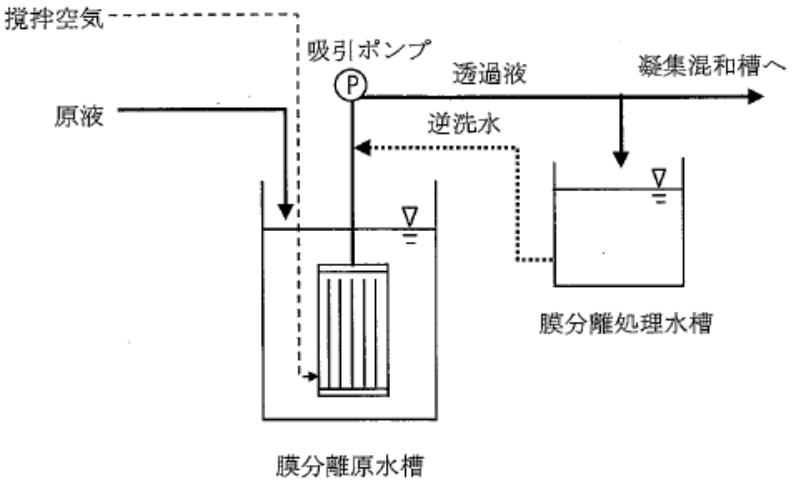


（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　222）

図 3.4-20　外圧式回転平膜ユニット周りの概略フロー[1)]

（ｅ）外圧式中空糸膜ユニット（第二世代の膜）

中空糸膜ユニット周りの概略フローを図 3.4-21（図 3.4-16 の再掲）に示す。中空糸膜ユニットは膜分離原水槽内に設置する。膜洗浄散気装置により槽内撹拌を兼用している。膜分離原水槽から硝化・脱窒素槽へ汚泥を返送し、一部を余剰汚泥として引抜く。ろ過膜の運転は流量が一定となるよう制御するとともに、膜分離原水槽液位により制御する例が多い。



（出典：計画・設計要領　2006 改訂版　224）

図 3.4-21　外圧式中空糸膜ユニット周りの概略フロー[1)]

（３）凝集処理膜分離装置

膜を用いて凝集分離する場合は、基本的な流れが、高負荷脱窒素処理方式と同じで、重力分離を膜に置き換えたものとなっている。フロックを大きくするための高分子凝集剤は不要で、凝集剤により微小フロックを形成した状態で膜分離処理を行う。

凝集剤と汚泥を混合する混和槽の基本構造は、高負荷脱窒素処理方式と変わりはない。一般的に、ポリマーを添加し、フロックを大きくする凝集槽は用いないが、膜分離への負荷を軽減させるために、凝集槽、凝集沈殿槽を前段に設ける例もある。

3.4 参考文献

1) 社団法人全国都市清掃会議編：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領（2006 改訂版），全国都市清掃会議，215-226（2007）.

2) し尿処理アーカイブス検討会資料（クボタ環境サービス株式会社提供）.

3) 資料提供会社（五十音順）.

浅野アタカ株式会社
クボタ環境サービス株式会社
水ingエンジニアリング株式会社
住友重機械エンバイロメント株式会社
株式会社タクマ
株式会社西原環境
日立造船株式会社
三井E&S環境エンジニアリング株式会社
三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社
一般財団法人日本環境衛生センター

4) 評価書，社団法人全国都市清掃会議，NO.13（1991）.

3.5　浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式
（浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式）

3.5.1　技術の移り変わり

（１）社会・歴史的背景

古くは明治末年から大正初期にかけて我が国で初めて設置された浄化槽は、1960 年代後半（昭和 40 年代前半）以降、国民の生活レベル向上に伴い、下水道未接続地域の水洗トイレ化の急速な普及により、1980 年代（昭和 50 年代後半）以降に著しい増加を見るようになった。

2013（平成 25）年度ではし尿処理施設、汚泥再生処理センターに搬入されるし尿と浄化槽汚泥との比率が 1：2 にまで高まっている（1.2.3　図 1.2-6 参照）。

浄化槽の普及に伴い浄化槽汚泥の搬入量が増加する一方で、その搬入性状と搬入量の日量変動幅が大きいことから、し尿処理施設の処理機能安定化に支障をきたすケースが目立つようになってきた。

（２）技術の開発

浄化槽汚泥の混入比率の高い脱窒素処理方式（以下、浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式）以前の処理方式は、し尿を主体とした原水を処理することを基本として開発された技術である。しかしながら、上述したように、浄化槽の普及が進むにつれて、施設に搬入される浄化槽汚泥量がし尿量を上回る例が多くなってきていた。

浄化槽汚泥は、し尿と比較して汚濁物質濃度が低く性状の変動が大きいので、混入比率が高くなるほどその濃度が低下し、性状の変動も大きくなる。浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式はこうした性状の変化に対応した合理的処理方式として、し尿処理施設建設に関わるプラントメーカー各社により 1990 年代(平成元年代)から開発が開始された。

その先駆としてクボタ環境サービス株式会社（当時の株式会社クボタ)、水 ing エンジニアリング株式会社（当時の荏原インフィルコ株式会社)、栗田工業株式会社の 3 社は共同で 1994（平成 6）年に浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式を開発し、廃棄物研究財団より廃棄物処理技術評価第 1 号及び第 2 号を取得している。

1996（平成 8）年、浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式の全国第 1 号施設（北播衛生事務組合・南部衛生公園　増設）が建設された。

先行 3 社に続き、メーカ各社は、前凝集処理や生物学的脱窒素処理に各社独自の技術を織り込んだ処理技術を開発し、廃棄物研究財団の廃棄物処理技術評価を取得した。

これらの技術は、全国都市清掃会議第 13 号指針外施設である「膜分離高負荷生物脱窒素処理方式」及び構造指針の「浄化槽汚泥専用処理方式」、全国都市清掃会議第 22 号指針外施設「し尿処理施設・限外ろ過膜分離式高負荷処理方式」などを改良する形をとっており、1999（平成 11）年までに 9 技術が技術評価を取得している。

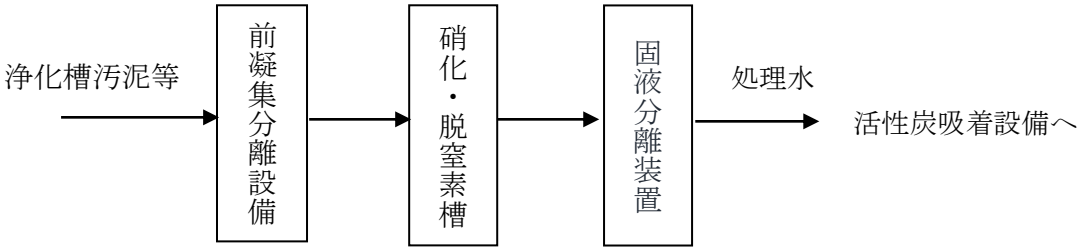
（３）技術の概要と特徴

（ａ）概要

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式は高負荷脱窒素処理方式、膜分離高負荷脱窒素処理方式を改良し、浄化槽汚泥の混入比率の高い場合に適用可能な技術である。

本処理方式の構成は固液分離設備までであるが、性能指針に示す処理水質を得るためには高度処理（活性炭吸着処理）まで必要となる。フローシートを図 3.5-1 に示す。

搬入されるし尿及び浄化槽汚泥等（コミュニティプラント、農業集落排水施設、下水道等からの汚泥を含む）を前凝集処理して負荷の低減と均等化を行った後、硝化・脱窒素処理を行い、固液分離して処理水を得るフローである。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，231）

図 3.5-1　浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式のフローシート [1)]

従来の処理方式と比較した場合の主な相違点は以下の通りである。

① 除渣後の浄化槽汚泥等は前凝集分離設備で濃縮または脱水等の固液分離を行い、固形物の除去を行う。これにより性状が安定し、脱窒素処理設備での負荷が低減されるので、処理水槽を縮小できるとともに安定した処理が可能となる。

② 前凝集分離設備で無機凝集剤と高分子凝集剤を併用する場合、リン除去等も前段で行えるので、生物処理後の凝集分離設備が不要となる。

本処理方式は浄化槽汚泥混入比率 50%以上に適用される場合が多いが、混入比率が高いほど経済的に有効（施設運営費（建設費＋維持管理費＋運営費）が低減される）である。

（ｂ）特徴

（ア）運転管理の容易性

膜分離高負荷脱窒素処理方式等と比較して、凝集分離設備が簡略化されるので、運転管理が容易化される。

（イ）量的変動（特に過負荷時）に対する特徴

量的変動（特に過負荷時）に対しては、主に前凝集分離設備と固液分離装置の能力が律速条件となる。

前凝集分離設備については、運転時間の延長等で量的変動に対応が可能であるが、固

液分離装置に膜分離装置を使用する場合には膜分離高負荷脱窒素処理方式と同様の事項に留意する必要がある。詳細は「3.4　膜分離高負荷脱窒素処理方式」を参照してもらいたい。

（ウ）固液分離に膜を使用した場合の膜の洗浄

詳細は「3.4　膜分離高負荷脱窒素処理方式」を参照してもらいたい。

（エ）汚泥発生量

本処理方式で発生する総汚泥量は、浄化槽汚泥等の固形物と脱窒素処理設備からの余剰汚泥とに大別できる。

浄化槽汚泥等を前凝集分離設備で直接脱水あるいは濃縮後脱水する場合は、浄化槽汚泥等より分離された固形物量が直接汚泥の発生量となる。余剰汚泥の発生量は処理方式により差があるが、前凝集分離設備で固液分離を行うため、かなり減少する。

汚泥の総発生量は、前凝集分離設備で直接脱水あるいは濃縮後脱水する場合は、脱窒素処理工程での固形物分解効果がないため、従来方式と比較して増加することになる。資源化設備の能力設定に関しては、量的な増加分と資源化対象汚泥性状の違いを考慮して設計する必要がある。

（４）技術の普及と現状

（ａ）実用化とその後の動向

本処理方式によるし尿処理施設が全国で最初に契約された 1996（平成 8）年から 20 年がたち、メーカ各社が独自技術の下で施設建設を進めており、2000（平成 12）年以降 2016（平成 28）年までに国庫補助金及び循環型社会形成推進交付金を利用して整備された（発注まで含む）し尿処理施設/汚泥再生処理センター128 件のうち、浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式の施設数は 33 件と 25 %以上を占めている。

廃棄物処理技術評価取得各社の浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式の第 1 号施設を表 3.5-1 に示す。

補足：2001（平成 13）年の性能指針への移行以前は、1988（昭和 63）年の構造指針に記載されない技術について、記載された技術と同等以上の優れた技術であれば指針外技術として評価され、国庫補助金の対象となった。

膜分離高負荷脱窒素処理方式は、1991（平成 3）年に全国都市清掃会議による指針外技術評価を得ており、浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式は、1994（平成 6）に廃棄物研究財団により、従来の指針外技術評価にかわる最初の廃棄物処理技術評価を得ている。

以降、1999（平成 11）年までにプラントメーカー16 社が技術評価を得ている。

表 3.5-1　浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式技術評価取得各社の第 1 号施設 [11)]

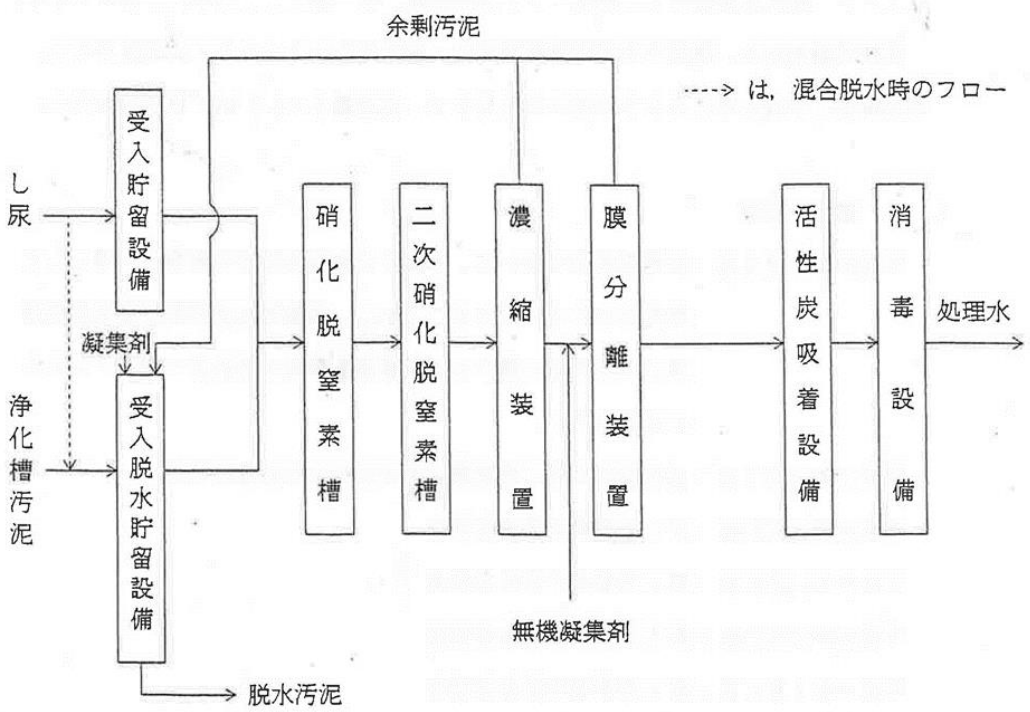
会社名（施設納入時）	契約年	技術評価	事業主体名	施設規模（kL/日）
クボタ環境サービス株式会社（株式会社クボタ）	1997 (H9)	第1号	下伊那南部衛生施設組合	20
	1997 (H9)	第2号	豊川宝飯衛生組合	110
水ingエンジニアリング株式会社（荏原インフィルコ株式会社）	1997 (H9)	第1号	上越地域広域行政組合	240
栗田工業株式会社	1996 (H8)	第1号	北播衛生事務組合	69
三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社（三菱重工業株式会社）	1996 (H8)	第3号	都北衛生センター管理組合	130
日立造船株式会社（アタカ工業株式会社）	1998 (H10)	第6号	みなかみ町	35
住友重機械エンバイロメント株式会社（住友重機械工業株式会社）	2000 (H12)	第7号	入郷地区衛生組合	28
株式会社西原環境（西原環境テクノロジー株式会社）	1999 (H11)	第7号	下越清掃センター組合	81
日立造船株式会社	2004 (H16)	第7号	寄居地区衛生組合	83
三井E&S環境エンジニアリング株式会社（三井鉱山株式会社）	1999 (H11)	第11号	郡上広域連合	90
東レエンジニアリング株式会社（水道機工株式会社）	2009 (H21)	第15号	双葉地方広域市町村圏組合	63

（出典：し尿処理アーカイブス検討会資料）

その間、浄化槽汚泥比率は一貫して上昇し、し尿及び浄化槽汚泥の性状の変化（希薄化）も見られることや、建設後の運転管理実績から安定処理を前提として、技術的な変更が加えられている場合もある。

【技術的な変更例（フロー）　廃棄物処理技術評価第 7 号施設での例】

廃棄物処理技術評価第 7 号施設の標準フローシートを図 3.5-2 に示す。



（出典：廃棄物処理技術評価-第 7 号，2）

図 3.5-2　廃棄物処理技術評価第 7 号施設の標準フローシート [6)]

この標準フローに対して、現状では、以下に示すような変更を行っている。

① 再曝気槽後段の濃縮装置を使用していない。

② し尿の混入比率の減少に伴い、浄化槽汚泥との混合処理へ移行している。

③ 脱水機に資源化設備として高効率型脱水機を使用することで、汚泥発生量の低減を行っている。

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式においては、ほぼすべての施設で生物学的脱窒素処理の固液分離に膜分離装置を使用しており、2016（平成 28）年現在、使用されている膜形式は浸漬平膜が 60%以上と最も比率が高い。

昨今の施設延命化、効率化の流れにより基幹的設備改良工事等の施設改良で施設延命化、効率化を実施する例もあり、浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式への転換も検討策の一つである。

（b）現状

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式はし尿処理施設における最新技術であり、今後も一定数の建設実績が見込まれると考えられるが、し尿等の下水道への投入施設が拡大する傾向にあり、従来に比べてその普及割合は減少していくものと推測される。

また浄化槽汚泥の比率のさらなる上昇に伴い、生物学的脱窒素処理以降に係る負荷が減少するため、低負荷運転対策が必要となる状況も想定される。

3.5.2　技術の実用化施設

3.5.1 に示したようなメーカ各社の開発の成果として種々のシステムが確立され、実用化施設が建設されていった。実用化施設を構成する主要プロセスについて以下に示す。

（１）前凝集分離設備

（ａ）基本事項

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式では、下記の理由により除渣後の浄化槽汚泥等を生物学的脱窒素処理の前段で濃縮あるいは脱水等の固液分離（前凝集分離）を行うことを特徴としている。

① 浄化槽の形式や清掃方式により、性状の変動が大きい

② 固形物除去後の分離液の汚濁負荷が小さい

これにより生物学的脱窒素処理における負荷及び負荷変動の低減ができ、前凝集分離以降の処理設備を縮小化及び簡略化することが可能となる。

前凝集分離設備は脱水分離方式、脱水・膜分離方式、及び濃縮分離方式の 3 種類に大別される。

（ｂ）脱水分離方式

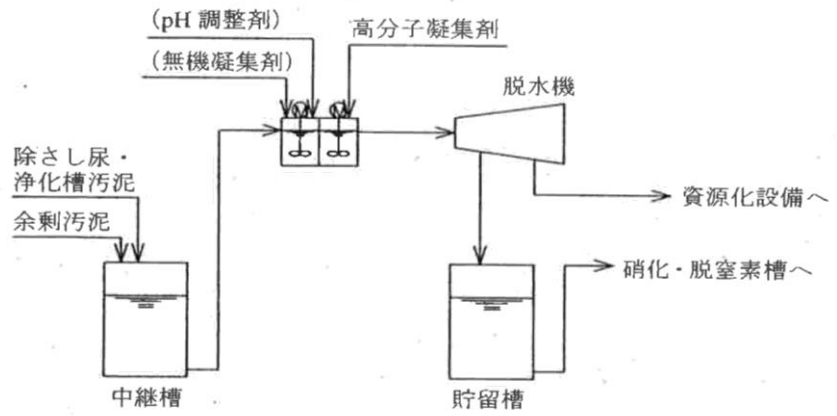
本方式では、除渣後の浄化槽汚泥等に後段の生物学的脱窒素処理で発生した余剰汚泥を混合し、脱水することで分離液を得る。本方式で採用する脱水機は遠心脱水機が主流であり、構造等の概要は「4.2.3（３）遠心脱水機」を参照してもらいたい。

汚泥の調質は、無機凝集剤と高分子凝集剤を併用する場合や高分子凝集剤を単独で使用する場合がある。

併用の場合、し尿の混入比率が高い汚泥はアルカリ度による無機凝集剤の大量消費を避けるため、硫酸等の酸を添加して原水の pH 調整を実施するとよい。

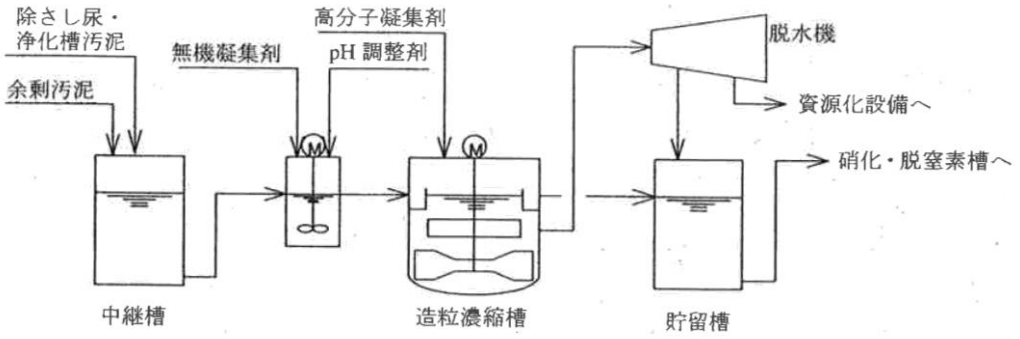
高分子凝集剤単独使用の場合、無機凝集剤併用の場合と比較して脱水分離液のリン酸濃度が高くなるため、生物学的脱窒素処理以降に無機凝集剤を添加する必要がある。

本方式によるフロー例を図 3.5-3 及び図 3.5-4 に示す。また、設計値の例を表 3.5-2 に示す。



(出典：計画・設計要領 2006 改訂版，233)

図 3.5-3　脱水分離方式のフロー例（廃棄物処理技術評価　第 1,2 号） [1) 2) 3)]



(出典：計画・設計要領 2006 改訂版，233)

図 3.5-4　造粒濃縮脱水方式のフロー例（廃棄物処理技術評価　第 1,2 号） [1) 2) 3)]

表 3.5-2　脱水分離方式における設計値の例 [1) 2) 3)]

	浄化槽汚泥混入比率 60%		浄化槽汚泥混入比率 100%	
	除渣し尿・浄化槽汚泥混合液	脱水分離液	除渣浄化槽汚泥	脱水分離液
BOD（mg/L）	4,900	2,050（2,460）	3,300	880（1,370-1,560）
COD（mg/L）	3,720	1,070（1,500）	3,600	260（510-1,190）
SS（mg/L）	7,380	1,930（1,850）	8,300	300（250-1,620）
T-N（mg/L）	1,390	980（940）	780	200（240-320）
T-P（mg/L）	198	31（75）	150	4（33-39）

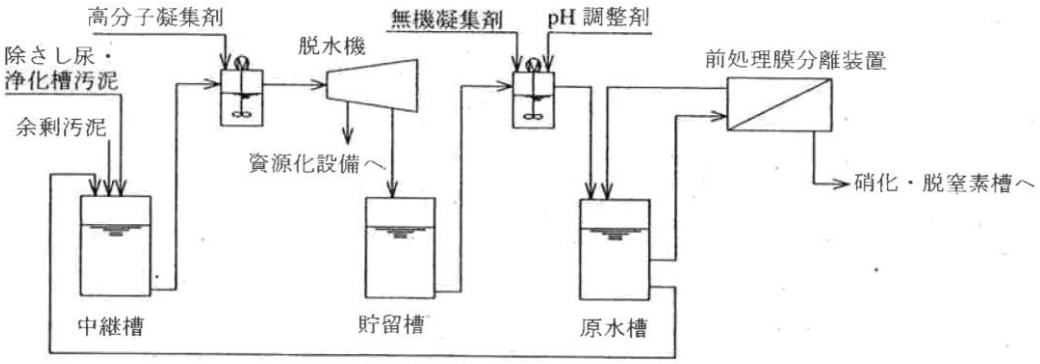
注：（ ）内は高分子凝集剤のみで脱水した場合　(出典：計画・設計要領 2006 改訂版，233)

（ｃ）脱水・膜分離方式

本方式では脱水によって得た分離液をさらに膜分離する。

適用する脱水機（遠心脱水機）および膜分離装置（チューブラ膜）の構造等については、「4.2.3（３）遠心脱水機」を、膜分離装置については「3.4　膜分離高負荷脱窒素処理方式」を参照してもらいたい。

本方式によるフロー例を図 3.5-5 に、設計値の例を表 3.5-3 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，234）

図 3.5-5　脱水・膜分離方式のフロー例（廃棄物処理技術評価　第 3 号）[1) 4)]

表 3.5-3　脱水・膜分離方式における設計値の例[1)]

	浄化槽汚泥混入比率 80%		浄化槽汚泥混入比率 100%	
	除渣し尿・浄化槽汚泥混合液	膜分離液	除渣浄化槽汚泥	膜分離液
BOD（mg/L）	4,100	50	3,300	39
COD（mg/L）	3,660	115	3,600	68
SS（mg/L）	7,840	<2	8,300	<2
T-N（mg/L）	1,080	420	780	80
T-P（mg/L）	174	1	150	0.6

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，234）

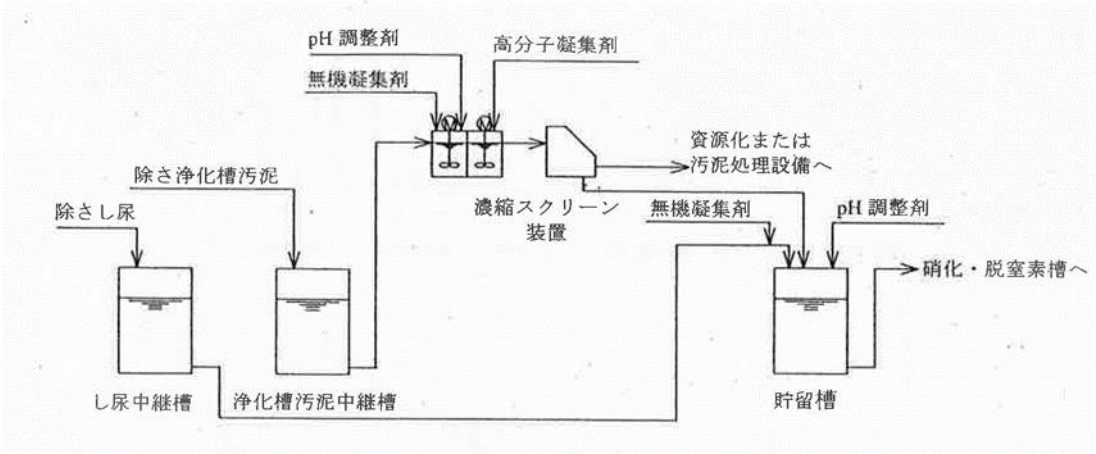
（ｄ）濃縮分離方式

本方式は、除渣後の浄化槽汚泥等を濃縮することで分離液を得るもので、機械分離方式及び重力沈降方式がある。本方式により濃縮した汚泥は、後段の生物学的脱窒素処理で発生した余剰汚泥とともに資源化設備あるいは汚泥処理設備で処理する。

（ア）機械分離方式

濃縮スクリーン装置によるものと遠心濃縮機によるものがある。濃縮設備の構造等については「4.2.2　汚泥濃縮設備」を参照してもらいたい。

濃縮スクリーン装置による処理フロー例を図 3.5-6 に示す。



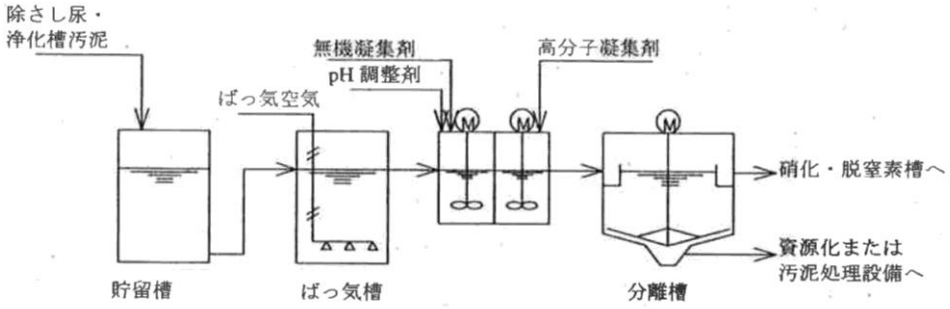
（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，235）

図 3.5-6　濃縮分離方式（濃縮スクリーン装置による機械分離）のフロー例
（廃棄物処理技術評価第 6 号） [1) 5)]

（イ）重力沈降方式

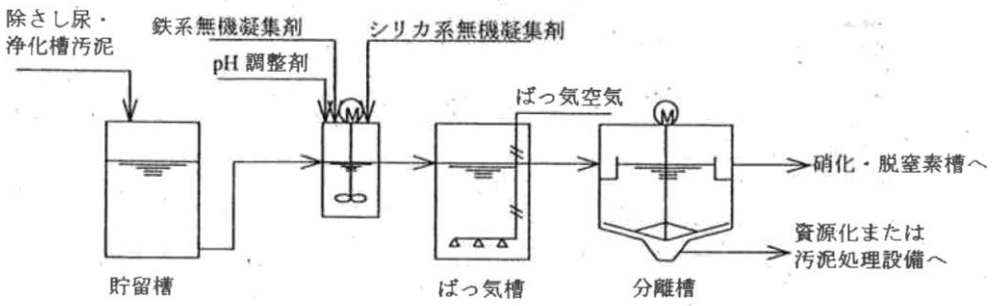
除渣後の浄化槽汚泥等を単純ばっ気及び凝集処理をし、重力沈降による固液分離を行うものである。ばっ気することで負荷を均一化し、沈降分離性を改善する。

本方式には単純ばっ気と凝集処理の組み合わせによる 2 方式があり、処理フロー例を図 3.5-7 及び図 3.5-8 に示す。また、設計値の例を表 3.5-4 に示す（濃縮分離方式によって除去率が異なる）。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，235）

図 3.5-7　濃縮分離方式（重力沈降方式その 1）のフロー例
（廃棄物処理技術評価第 11 号） [1) 7)]



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，235）

図 3.5-8　濃縮分離方式（重力沈降方式その 2）のフロー例
（廃棄物処理技術評価　第 15 号）[1) 9)]

表 3.5-4　濃縮分離方式における設計値の例[1)]

	浄化槽汚泥混入比率 60%		浄化槽汚泥混入比率 100%	
	除渣し尿・浄化槽汚泥混合液	濃縮分離液	除渣浄化槽汚泥	濃縮分離液
BOD（mg/L）	4,900	1,230-3,880	3,300	780-1,900
COD（mg/L）	3,720	860-2,570	3,600	680-2,040
SS（mg/L）	7,380	1,000-4,910	8,300	1,000-3,740
T-N（mg/L）	1,390	630-970	780	220-320
T-P（mg/L）	198	25-100	150	11-44

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，236）

（２）硝化・脱窒素槽

（ａ）基本事項

基本的には高負荷脱窒素処理方式および膜分離高負荷脱窒素処理方式等に準ずる設備が採用される。硝化・脱窒素槽の構造等については「3.3　高負荷脱窒素処理方式」を参照してもらいたい。なお、前凝集分離により本設備への負荷が低くなっているとともに、BOD/N 比等が大きく変化しているので、設備容量の決定には留意する必要がある。

（ｂ）本方式特有の処理方式

汚濁物質負荷の低減により、以下のような新たな生物処理法の採用が可能である。

（ア）生物固定床方式

本方式は、前凝集分離で脱水・膜分離方式を採用した場合に適用可能である。

脱水･膜分離方式による前凝集分離装置の分離液は、固形物が完全に除去されており、通常の活性汚泥法の代わりに各槽内に波板状ろ材等の固定床を充填し、その表面に付着した菌体（硝化菌、脱窒菌）により脱窒素処理を行う。

本方式を採用する場合の設計基本数値の一例を表 3.5-5 に示す。

表 3.5-5　生物固定床方式の設計基本数値の例（廃棄物処理技術評価第 3 号）[1) 4)]

項目	本技術（生物固定床方式）
総窒素容積負荷※　（kg-N/m³･d）	0.05 以下
総窒素表面積負荷　（kg-N/m³･d）	8.2×10^{-4} 以下
運転温度（℃）	15～38

※：ろ材比表面積 110 m²/m³、ろ材充填率 55%時の水槽容積あたりの負荷

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，236）

（イ）生物脱リン方式

本方式では、高負荷脱窒素処理方式に準ずる硝化・脱窒素槽の前段にリン蓄積細菌を増殖させるための嫌気性の脱リン槽（嫌気槽）を設け、活性汚泥のリン吸収能力を増加させるものである。

原水となる前凝集分離装置の分離液と除渣し尿を嫌気槽へ連続投入する。嫌気槽内の活性汚泥は溶存酸素、酸化態窒素も存在しない呼吸不可能な状態で BOD を取り込み溶解性のリンを放出する。

続く、硝化・脱窒素槽で好気性の生物学的脱窒素処理を行うことにより、活性汚泥に嫌気槽で放出した以上のリンが摂取される。このリンを活性汚泥に吸収させた状態で余剰汚泥として引き抜くことで、生物学的リン除去を行う。

（３）　固液分離装置

（ａ）基本事項

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式においては、前凝集分離設備にて固液分離が行われているため、本装置に流入する固形物その他汚濁物質の負荷が低減されている。

そのため、本装置までの工程で高負荷脱窒素処理方式の凝集分離設備までと同等以上の機能を有しており、後段の高度処理設備の簡素化が可能となる。

固液分離装置には膜分離方式、濃縮・膜分離方式及び凝集沈殿方式の 3 通りの方式がある。

（ｂ）膜分離方式

構造等は「3.4 膜分離高負荷脱窒素処理方式」を参照してもらいたい。本方式を採用した場合の膜分離装置の透過水量例を表 3.5-6 に示す。

表 3.5-6　膜分離装置の透過水量例 [1)]

		内圧型	外圧型		
		（管状・平膜）	浸漬平膜	回転平膜	中空糸膜
透過水量	膜分離方式	1.0～1.5	0.15～0.5	0.8～1.5	0.7 以下
($m^3/m^2 \cdot d$)	濃縮・膜分離	1.0～1.5	－	1.0～1.5	0.7 以下

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，238）

（ｃ）濃縮・膜分離方式

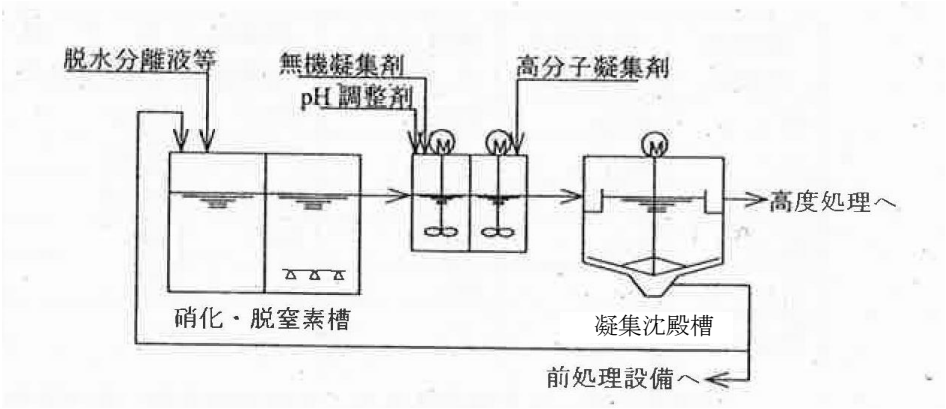
本方式の濃縮装置は、重力式もしくは機械式のものが採用でき、濃縮分離液を膜分離するが、それぞれの概要については「3.3.3　技術の実用化施設の設計要領」を参照してもらいたい。

本方式を採用した場合の膜分離装置の透過水量例を表 3.5-6 に示した。

（ｄ）凝集沈殿方式

凝集沈殿処理の概要については「3.3.3　技術の実用化施設の設計要領」を参照してもらいたい。

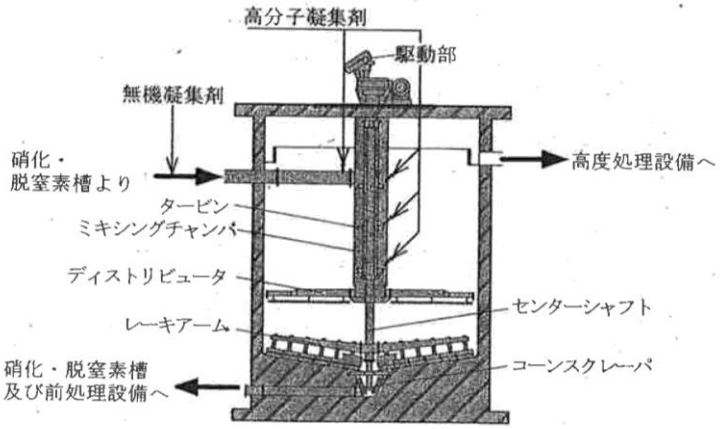
本方式は活性汚泥混合液に直接無機凝集剤を添加するもので、前凝集分離設備において無機凝集剤を添加しない場合に適用される。処理フロー例を図 3.5-9 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，238 を基に、原資料中の文字が一部不鮮明のため加筆）

図 3.5-9　凝集沈殿方式の処理フロー例（廃棄物処理技術評価　第 12 号）[1) 8)]

本方式では凝集沈殿槽に高速凝集沈殿槽を採用することもできる。高速凝集沈殿槽の構造例を図 3.5-10 に示す。



（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，238）

図 3.5-10　高速凝集沈殿槽の構造例（廃棄物処理技術評価　第 12 号）[1) 8)]

無機凝集剤を添加した活性汚泥混合液に高速凝集沈殿槽内で高分子凝集剤を添加し、ミキシングチャンバ内に設けられたタービンの撹拌により凝集フロックを形成させる。この凝集フロックをレーキアームと連動して回転するディストリビュータの開口部から沈殿槽内に均一に分散させることで凝集沈殿を高速化している。

高速凝集沈殿槽の設計基本数値の一例を表 3.5-7 に示す。

表 3.5-7　高速凝集沈殿槽の設計基本数値の例（廃棄物処理技術評価　第 12 号）[1) 8)]

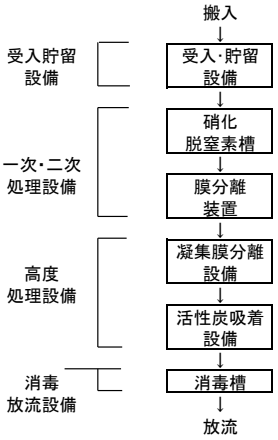
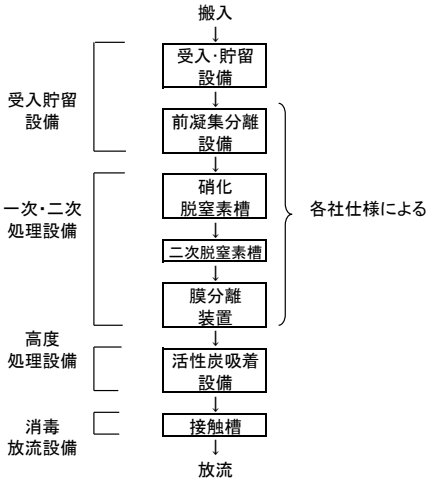
項目	基本数値
水面積負荷（$m^3/m^2 \cdot h$）	2.0 以下
滞留時間（h）	1.8 以上（返送汚泥量は除く）

（出典：計画・設計要領 2006 改訂版，239）

3.5 参考文献

1) 社団法人全国都市清掃会議編：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 改訂版，社団法人全国都市清掃会議，231-242（2006）.
2) 廃棄物処理技術評価−第 1 号（浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術−前処理脱リン法を適用した技術−），財団法人廃棄物研究財団（1994）.
3) 廃棄物処理技術評価−第 2 号（浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術−生物学的脱リン法を適用した技術−），財団法人廃棄物研究財団（1994）.
4) 廃棄物処理技術評価−第 3 号（膜分離を採用した浄化槽汚泥処理施設−膜分離浄化槽汚泥処理方式−），財団法人廃棄物研究財団（1995）.
5) 廃棄物処理技術評価−第 6 号　浄化槽汚泥対応型膜分離高負荷生物脱窒素処理方式，財団法人廃棄物研究財団（1996）.
6) 廃棄物処理技術評価−第 7 号　浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理方式，財団法人廃棄物研究財団（1997）.
7) 廃棄物処理技術評価−第 11 号　浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷脱窒素処理技術−前曝気凝集分離脱リン法を適用した方式−，財団法人廃棄物研究財団（1999）.
8) 廃棄物処理技術評価−第 12 号　浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した高負荷脱窒素処理技術−高速凝集沈殿法を適用した方式−，財団法人廃棄物研究財団（1999）.
9) 廃棄物処理技術評価−第 15 号　浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理技術−前反応分離脱リン法を適用した方式−，財団法人廃棄物研究財団（1999）.
10) 廃棄物処理技術評価−第 20 号　浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷脱窒素処理技術−前凝集分離濃縮法を適用した方式−，財団法人廃棄物研究財団（1999）.
11) 資料提供会社（五十音順）.
クボタ環境サービス株式会社
水ingエンジニアリング株式会社
住友重機械エンバイロメント株式会社
株式会社西原環境
日立造船株式会社
三井E&S環境エンジニアリング株式会社
三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社
一般財団法人日本環境衛生センター

3.5 資料1 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式ー基本技術との概略比較

	膜分離高負荷脱窒素処理方式（基本技術）	浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式	備 考
処理方式 （ブロックフロー）			
プロセス概要	受入・貯留設備から供給されるし尿等を、生物学的脱窒素法と凝集分離法を組みあわせ、プロセス用水以外の希釈用の水を用いることなく、高負荷で処理するものであり、計量調整装置、硝化・脱窒素槽,膜分離設備を組みあわせたものである。 プロセス用水以外の希釈水を用いないため、実質的な希釈倍率は1.5～3倍となる。 し尿は計量調整装置で計量後、循環液と混合され硝化・脱窒素槽に送られる。 硝化・脱窒素槽では膜分離装置によって濃縮された返送汚泥により、MLSSを高濃度に保ち、硝化菌の働きで、し尿中のアンモニア性窒素を酸化態窒素に酸化する。 酸化態窒素はし尿中のBODを栄養源として、脱窒素菌の働きで窒素ガスに還元され除去される。 高度処理設備は主にSS,COD,ﾘﾝの除去を目的として設置し通常凝集膜分離設備,活性炭吸着設備より構成される。 消毒放流設備は、次亜塩素酸ナトリウムを注入し、消毒処理を行い放流する。	受入・貯留設備で浄化槽汚泥を余剰汚泥と共に脱水し、生物処理流入水質の変動及び負荷の低減を行った分離液とし尿を、生物学的脱窒素法と凝集分離法を組合せ、プロセス用水以外の希釈用の水を用いることなく、高容積負荷で処理するものであり、前脱水設備,計量調整装置,硝化脱窒素槽,二次脱窒素槽、膜分離設備を組みあわせたものである。 プロセス用水以外の希釈水を用いないため、実質的な希釈倍率は1.5～3倍となる。 前処理設備で浄化槽汚泥は、系内で発生した余剰汚泥と混合され濃縮又は脱水処理を行う事で負荷変動を抑えることができる。 し尿及び脱水分離液は計量調整装置で計量後、循環液と混合され、硝化脱窒素槽に送られる。 硝化脱窒素槽では膜分離装置によって濃縮された返送汚泥により、MLSSを高濃度に保ち、硝化菌の働きで、し尿中のアンモニア性窒素を酸化態窒素に酸化する。 酸化態窒素はし尿中のBODを栄養源として、脱窒素菌の働きで窒素ガスに還元され除去される。 二次脱窒素槽で再び嫌気性状態とし、残留している窒素を除去する。 脱窒素菌の栄養源としてはメタノールを使用する。 高度処理設備は主にCODの除去を目的として設置し、通常活性炭吸着設備より構成される。 消毒放流設備は、次亜塩素酸ナトリウムを注入し、消毒処理を行い放流する。	
処理プロセス （処理水量,槽内MLSSは代表的な数値を示す）	[受入貯留設備](処理水量＝1.0Q) 投入したし尿を受入槽で沈砂した後、破砕機で夾雑物を破砕し、ﾄﾞﾗﾑｽｸﾘｰﾝで除去する。 除去した夾雑物はスクリュープレスで脱水する。 [一次・二次処理設備] 〈硝化脱窒素槽〉 BOD,N分の除去原理は「標準脱窒素処理方式」と同様 脱窒素槽では脱窒菌が、し尿中のBODを利用しながら返送された硝化混合液に含まれるNO_x^-を窒素ガスに還元する。 硝化槽では脱窒素槽で除去しきれなかったBODが除去されるとともに、硝化菌によりNH_4^+がNO_x^-に酸化される。 その過程でpHは低下するが、脱窒素槽流出液には、脱窒反応により生成したｱﾙｶﾘが含まれるため中和に要するｱﾙｶﾘは節約出来る。硝化槽,脱窒素槽のMLSSは12000～20000mg/Lとする。 前段の脱窒素槽で残留したN分を除去するために第二脱窒素槽を設置する場合もある。その場合、BOD源としてメタノールを使用する。	[受入貯留設備](処理水量＝1.0Q) 投入したし尿を受入槽で沈砂した後、破砕機で夾雑物を破砕し、ﾄﾞﾗﾑｽｸﾘｰﾝで除去する。 除去した夾雑物はスクリュープレスで脱水する。 〈前凝集分離設備〉 除渣された浄化槽汚泥と余剰汚泥を混合し、無機凝集剤及びﾎﾟﾘﾏｰを添加し脱水を行うことで、生物処理設備への負荷をを低減する。 [一次・二次処理設備] 〈硝化脱窒素槽〉 BOD,N分の除去原理は「標準脱窒素処理方式」と同様 除渣後し尿と前段の分離液を混合し、硝化・脱窒素槽へ投入する。 脱窒素槽では脱窒菌が、し尿中のBODを利用しながら返送された硝化混合液に含まれるNO_x^-を窒素ガスに還元する。 硝化槽では脱窒素槽で除去しきれなかったBODが除去されるとともに、硝化菌によりNH_4^+がNO_x^-に酸化される。 その過程でpHは低下するが、脱窒素槽流出液には、脱窒反応により生成したｱﾙｶﾘが含まれるため中和に要するｱﾙｶﾘは節約出来る。槽内MLSSは10000～12000mg/Lとする。 〈第二脱窒素槽〉 前段の脱窒素槽で残留したN分を除去するために第二脱窒素槽を設置する。BOD源としてメタノールを使用する。	

3.5 資料1 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式ー基本技術との概略比較

	膜分離高負荷脱窒素処理方式（基本技術）	浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式	備考
処理プロセス （処理水量,槽内MLSSは代表的な数値を示す）	<膜分離装置> 前段より流出してくるSSを膜分離装置により、汚泥を分離し、汚泥は脱窒素槽へ返送すると共に、一部を余剰汚泥として凝集分離汚泥と共に汚泥処理設備へ移送する。 高濃度での汚泥の引抜きが可能であるため、汚泥処理設備に濃縮槽を設置する必要がない。 [高度処理設備] <凝集分離設備> 前段より流出してくる膜透過液を凝集剤を添加する事により、色度やCODの成分である有機物の一部とりん酸を不溶化し、膜分離装置にて分離除去する。 凝集分離汚泥は汚泥処理設備へ移送する。 <活性炭吸着設備> 活性炭への吸着により、溶解性,難分解性の有機物や無機物の吸着を行い、COD、色度を除去する。 [消毒放流設備](放流水量=1.6Q) <接触槽> 高度処理設備処理水に次亜塩素酸ナトリウムを注入し消毒の上、放流する。 [汚泥処理設備] <汚泥貯留槽> 汚泥を汚泥脱水機へ移送する前に一旦貯留し、汚泥脱水機の運転時間に合わせて汚泥を供給する。 標準脱窒素処理方式と異なり汚泥の濃度が高いため濃縮装置を設置しない。 <汚泥調質設備> 脱水汚泥の含水率を下げるために、無機凝集剤,ポリマーを注入し汚泥の調質を行う。 <汚泥脱水設備> 汚泥脱水機を用いて脱水し、脱水汚泥はホッパー等へ貯留する。	<膜分離装置> 前段より流出してくるSSを膜分離装置にて固液分離する。汚泥は前処理脱水設備に送られ、浄化槽汚泥と一緒に脱水処理を行う。 高濃度での汚泥の引抜きが可能であるため、汚泥処理設備に濃縮槽を設置する必要がない。 [高度処理設備] 省略できる。 <活性炭吸着設備> 活性炭への吸着により、溶解性,難分解性の有機物や無機物の吸着を行い、COD、色度を除去する。 [消毒放流設備](放流水量=1.5Q) <接触槽> 高度処理設備処理水に次亜塩素酸ナトリウムを注入し消毒の上、放流する。 [汚泥処理設備] <汚泥貯留槽> 汚泥を汚泥脱水機へ移送する前に一旦貯留し、汚泥脱水機の運転時間に合わせて汚泥を供給する。 標準脱窒素処理方式と異なり汚泥の濃度が高いため濃縮装置を設置しない。 <汚泥調質設備> 脱水汚泥の含水率を下げるために、無機凝集剤,ポリマーを注入し、汚泥の調質を行う。 <汚泥脱水設備> 本工程は前処理脱水工程と一元化されており、分離液は硝化脱窒素槽へ移送される。脱水汚泥はホッパー等へ貯留する。	
長所	・ 希釈水を使用しないため、槽内温度を高く維持する事ができ、硝化菌,脱窒素菌の処理能力が高く取れる。 ・ 高MLSSを維持して運転を行うため、水槽が小さくなり設置スペースが小さくなる。 ・ 固液分離に膜を使用するため、固液分離は安定した運転が可能である	・ 希釈水を使用しないため、槽内温度を高く維持する事ができ、硝化菌,脱窒素菌の処理能力が高く取れる。 ・ 高MLSSを維持して運転を行うため、水槽が小さくなり設置スペースが小さくなる。 ・ 固液分離に膜を使用するため、固液分離は安定した運転が可能である ・ 浄化槽汚泥等を前脱水することで、流入水質の変動を低減すると共に負荷変動を抑えることができるため、安定した生物処理を維持することができる。 ・ 主処理以降の水槽容量低減、高度処理の簡略化等により施設全体の建設費用を低減できる。	
短所	・ 生物処理水槽が小さいため、量的,質的負荷変動には比較的弱い。 ・ 硝化工程において、生物反応による液温が上昇するため冷却装置が必要である。 ・ 阻害物質の流入や酸素供給不足により、硝化が悪化すると、短時間で硝化を更に悪化させるNH_3^+が蓄積し易くなる。 そのため水質分析頻度を多くする等の手段により処理状態を監視する必要がある。 ・ 機器数が多いため、機器の保守管理を含めた高度の運転管理計画とそれを実施できる体制が必要となる。 ・ 希釈水を使用しないため、処理水の塩類濃度が高く、処理水の再利用が限定される。 ・ 膜分離装置の閉塞を防止するために定期的に薬液等による洗浄を行う必要がある。 ・ 膜を定期的に交換する必要があるため経年補修費は高くなる。	・ 高負荷脱窒素処理方式,膜分離脱窒素処理方式と比較して生物処理水槽が小さいため、量的,質的負荷変動には比較的弱い。 ・ 硝化工程において、生物反応による液温が上昇するため冷却装置が必要となることもある。 冬季の液温化工抑制のため、加温装置が必要となることもある。 ・ 阻害物質の流入や酸素供給不足により、硝化が悪化すると短時間で硝化を更に悪化させるNH_3^+が蓄積し易くなる。 そのため水質分析頻度を多くする等の手段により処理状態を監視する必要がある。 ・ 機器の保守管理を含めた高度の運転管理計画とそれを実施できる体制が必要となる。 ・ 希釈水を使用しないため、処理水の塩類濃度が高く、処理水の再利用が限定される。 ・ 膜分離装置の閉塞を防止するために定期的に薬液等による洗浄を行う必要がある。 ・ 膜を定期的に交換する必要があるため経年補修費は高くなる。 ・ 浄化槽汚泥と余剰汚泥を合わせて脱水するため、発生汚泥量が多い。	

3.5 資料2 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式一技術評価取得各社の技術概要

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者(○代表者)	基本技術	適用混入比率
第1号	浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -前処理脱水脱リン法を適用した技術-	平成6年9月21日	荏原インフィルコ株式会社○ 株式会社クボタ 栗田工業株式会社	指針外施設: 膜分離式高負荷生物脱窒素処理施設 社団法人全国都市清掃会議第13号評価	60%以上

開発目標	開発成果	備考
(1)し尿及び浄化槽汚泥を、前処理脱水後膜分離を用いた生物処理を行うことにより、凝集分離設備を省略し、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下(プロセス用水を含む)が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること	(1)し尿及び浄化槽汚泥を前処理脱水後、膜分離を採用した生物処理を行うことにより、凝集分離設備が省略でき、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている	標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者(○代表者)	基本技術	適用混入比率
第2号	浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -生物学的脱リン法を適用した技術-	平成6年9月21日	荏原インフィルコ株式会社○ 株式会社クボタ 栗田工業株式会社	指針外施設: 膜分離式高負荷生物脱窒素処理施設 社団法人全国都市清掃会議第13号評価	60%以上

開発目標	開発成果	備考
(1)浄化槽汚泥を前処理脱水後、し尿とともに膜分離を用いた生物処理を行うことにより、凝集分離設備を省略し、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下(プロセス用水を含む)が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること	(1)浄化槽汚泥を前処理脱水後、し尿とともに膜分離を採用した生物処理を行うことにより、凝集分離設備が省略でき、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている	標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者(○代表者)	基本技術	適用混入比率
第3号	膜分離を採用した浄化槽汚泥処理施設 -膜分離浄化槽汚泥処理方式-	平成7年9月1日	三菱重工業株式会社	し尿処理施設構造指針 浄化槽汚泥専用処理方式	80%以上

開発目標	開発成果	備考
(1)浄化槽汚泥専用処理プロセスに膜分離による脱リンを含んだ固液分離処理工程、及び生物処理に脱窒素処理工程を付加することにより、脱窒素・脱リン処理が可能となること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下(プロセス用水を含む)が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること	(1)浄化槽汚泥を主としたし尿を遠心脱水後、膜分離を行うことにより、生物処理工程での汚濁物質負荷が低減できるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている	標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者(○代表者)	基本技術	適用混入比率
第6号	浄化槽汚泥対応型膜分離高負荷生物脱窒素処理方式	平成8年4月26日	アタカ工業株式会社	指針外施設: 膜分離式高負荷生物脱窒素処理施設 社団法人全国都市清掃会議第13号評価	60%以上

開発目標	開発成果	備考
(1)浄化槽汚泥を凝集分離した分離液と無機凝集剤を添加したし尿とを混合したもの、又は浄化槽汚泥を含むし尿を凝集分離した分離液を、生物脱窒素処理後膜分離することにより、高度処理については活性炭吸着のみで行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下(プロセス用水を含む)が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること	(1)浄化槽汚泥を凝集分離し、その分離液と無機凝集剤を添加したし尿とを混合したもの、又は浄化槽汚泥を含むし尿を凝集分離した分離液を、生物脱窒素処理後膜分離することにより、凝集膜分離設備が省略でき、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている	標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者(○代表者)	基本技術	適用混入比率
第7号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷生物脱窒素処理方式	平成9年1月17日	浅野工事株式会社 アタカ工業株式会社 住友重機械工業株式会社○ 株式会社新潟鐵工所 株式会社西原環境衛生研究所 三菱重工業株式会社	指針外施設: 膜分離式高負荷生物脱窒素処理施設 社団法人全国都市清掃会議第13号評価	50%以上

開発目標	開発成果	備考
(1)浄化槽汚泥を前処理脱水した分離液とし尿について、又は浄化槽汚泥とし尿混合したものを前処理脱水した分離液について、生物脱窒素処理を行い、処理混合液を濃縮分離し、その分離液に無機凝集剤を添加して膜分離を行うことにより。膜分離を一段とし、活性炭吸着のみで高度処理が行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下(プロセス用水を含む)が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること	(1)浄化槽汚泥を前処理脱水し、その分離液とし尿を混合したもの、又は浄化槽汚泥とし尿を混合して前脱水処理した分離液を、生物脱窒素処理後濃縮分離し、分離液に無機凝集剤を添加して膜分離を行うことにより、膜の透過フラックスが高く維持でき、活性炭吸着設備のみで高度処理が行えるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている	標準フローシート参照

3.5 資料2 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式ー技術評価取得各社の技術概要

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者（○代表者）	基本技術	適用混入比率
第11号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷脱窒素処理技術 -前曝気凝集分離脱リン法を適用した方式-	平成11年1月18日	三井鉱山株式会社	し尿処理施設・限外ろ過膜分離式 高負荷処理方式 社団法人全国都市清掃会議第22号評価	50%以上
(1)浄化槽汚泥の混入率が高いし尿に対して、前曝気凝集分離工程で処理し、その分離液上澄水を膜分離高負荷処理方式と高度処理で処理が適切に行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下（プロセス用水を含む）が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること		(1)除渣したし尿と浄化槽汚泥を、前曝気凝集分離工程で処理し、その分離上澄水を膜分離高負荷処理方式で処理することにより、高度処理工程として活性炭吸着設備のみで、基本技術と同等の高度処理水質を得ることができるプロセスであると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている			標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者（○代表者）	基本技術	適用混入比率
第12号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した高負荷脱窒素処理技術 -高速凝集沈殿法を適用した方式-	平成11年1月20日	住友重機械工業株式会社	し尿処理施設構造指針 高負荷脱窒素処理方式	70%以上
(1)浄化槽汚泥及びし尿を余剰汚泥と混合して前処理脱水した分離液を生物学的脱窒素処理したのち、無機凝集剤を添加し高速凝集沈殿槽値を用いて固液分離を行うことにより、基本技術の生物学的脱窒素処置と凝集処理を一体化できる (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下（プロセス用水を含む）が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること		(1)浄化槽汚泥及びし尿を余剰汚泥と混合して前処理脱水した分離液を生物学的脱窒素処理したのち、無機凝集剤を添加し水面積負荷が最大2m3/m2/時までの高速凝集沈殿槽値を用いて固液分離を行うことにより、基本技術の生物学的脱窒素処置と凝集処理を一体化できると認められる (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている			標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者（○代表者）	基本技術	適用混入比率
第15号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -前反応分離脱リン法を適用した方式-	平成11年8月6日	株式会社タクマ 東レエンジニアリング株式会社 日本鋼管株式会社 三井造船株式会社 三井造船エンジニアリング株式会社○	し尿処理施設・限外ろ過膜分離式 高負荷処理方式 社団法人全国都市清掃会議第22号評価	50%以上
(1)し尿及び浄化槽汚泥を、凝集曝気分離を行う前反応後に膜分離を用いた生物処理を行うことにより、凝集膜分離装置を省略し、活性炭吸着処理設備のみで高度処理を行えること (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下（プロセス用水を含む）が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること		(1)浄化槽汚泥混入率50%以上のし尿に対し、鉄系凝集剤及びシリカ系凝集剤を用いて凝集曝気を行い、脱リンと生物反応を兼ね備えた前反応工程を設けることによって、主処理工程での負荷とその変動を軽減し、脱窒素処理を安定かつ確実に行うことができる。さらに膜分離装置を経て高度処理として活性炭吸着のみで処理を行い、高度な処理水を得ることができる技術であると認められる。 (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている			標準フローシート参照

	技術評価取得件名	評価書発行日	評価申請者（○代表者）	基本技術	適用混入比率
第20号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -前反応分離濃縮法を適用した方式-	平成11年12月7日	三菱化工機株式会社	膜分離高負荷脱窒素処理方式 社団法人全国都市清掃会議第14号評価	60%以上
(1)除渣後のし尿及び浄化槽汚泥を余剰汚泥と混合して前凝集分離した分離液を膜分離高負荷脱窒素処置することにより、活性炭吸着のみで高度処理が行える (2)本技術により、処理水質BOD10mg/L以下、COD10mg/L以下、T-N10mg/L以下、SS5mg/L以下、T-P1mg/L以下、色度30度以下（プロセス用水を含む）が達成できること (3)経済性は、従来技術に比べて優れていること		(1)除渣後のし尿及び浄化槽汚泥を余剰汚泥と混合して凝集させ、遠心濃縮機で汚泥分離濃縮後の分離液を、生物学的脱窒素処理し、浸漬型精密ろ過膜で分離した後、活性炭吸着による高度処理を行うことで、基本技術と同等の処理性能を得ることができるプロセスであると認められる。 (2)達成可能 (3)適用浄化槽汚泥混入率において経済性が優れている			標準フローシート参照

3.5 資料2 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式ー技術評価取得各社の技術概要

事業継承企業一覧

技術評価取得時企業名	継承企業名	取得評価
荏原インフィルコ株式会社	水ingエンジニアリング株式会社	第1号、第2号
株式会社クボタ	クボタ環境サービス株式会社	第1号、第2号
栗田工業株式会社	栗田工業株式会社	第1号、第2号
浅野工事株式会社	浅野環境ソリューション株式会社	第7号
アタカ工業株式会社	日立造船株式会社	第6号、第7号
株式会社新潟鐵工所		
住友重機械工業株式会社	住友重機械エンバイロメント株式会社	第7号、第12号
株式会社西原環境衛生研究所	株式会社西原環境	第7号
三菱重工業株式会社	三菱重工環境・化学エンジニアリング株式会社	第3号、第7号
株式会社タクマ	株式会社タクマ	第15号
東レエンジニアリング株式会社	水道機工株式会社	第15号
日本鋼管株式会社	JFEエンジニアリング株式会社	第15号
三井造船株式会社	三井E&S環境エンジニアリング株式会社	第11号、第15号
三井造船エンジニアリング株式会社		
三井鉱山株式会社		
三菱化工機株式会社	三菱化工機株式会社	第20号

3.5 資料2 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式ー技術評価取得各社の技術概要

	技術評価取得件名	評価技術の特徴	備考
第1号	浄化槽汚泥比率の高いし尿の 膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 −前処理脱水脱リン法を適用した技術−	①浄化槽汚泥混入比率が60%以上のし尿処理に適用可能で、経済的に有利である。 ②負荷変動の大きい浄化槽汚泥に対して、前処理脱水工程を加えたことにより、生物処理工程への負荷が軽減され、平均化される。そのため、生物処理槽容量が小さくなり、処理も安定する。 ③前処理脱水工程で、COD、色度、リン、油分などが除去できる。 ④前処理脱水するため、難脱水性の余剰汚泥の発生量が少なくなる。 ⑤余剰汚泥の脱水と前処理とが一元化され、維持管理が容易になる。 ⑥従来の汚泥脱水と凝集分離とを前処理脱水脱リンという形で一体化したので、生物処理後の凝集分離設備は不要となった。このため、設置面積も小さくなる。 ⑦高度処理は活性炭吸着処理のみで良好な放流水質が得られる。	全技術 標準フローシート
第2号	浄化槽汚泥比率の高いし尿の 膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 −生物学的脱リン法を適用した技術−	①浄化槽汚泥混入比率が60%以上のし尿処理に適用可能で、経済的に有利である。 ②負荷変動の大きい浄化槽汚泥に対して、無機凝集剤とポリマを添加して余剰汚泥とともに脱水を行うことで、生物処理工程への負荷が軽減され、平均化される。そのため、生物処理槽容量が小さくなり、処理も安定する。 ③原水濃度が安定化するので硝化脱窒素処理及び高度処理の運転管理が容易となる。 ④余剰汚泥の脱水と前脱水が一元化され、維持管理が容易となる。 ⑤生物脱リン法によりリン除去ができる。 ⑥活性汚泥の固液分離に膜分離装置を設けたことにより、濃縮と分離を確実に行うことができる。 ⑦凝集分離設備が省略できるので、設置面積が小さくなる。 ⑧高度処理は活性炭吸着処理のみで良好な放流水質が得られる。	
第3号	膜分離を採用した浄化槽汚泥処理施設 −膜分離浄化槽汚泥処理方式−	①前処理膜分離方式により、後段の生物処理にかかる窒素負荷を大幅に低減することができ、生物処理水槽容積のコンパクト化が図れる。 ②固定床生物膜法を採用することができ、従来の活性汚泥で必要だったMLSS濃度の調整のための活性汚泥の分離回収が不要となる。 ③前処理膜分離によりBODの大部分が除去されるので、脱窒素工程で遊離するアルカリを硝化槽へ循環することにより硝化槽へ供給するアルカリ分を削減できる。	
第6号	浄化槽汚泥対応型 膜分離高負荷生物脱窒素処理方式	①負荷変動の大きい浄化槽汚泥に凝集剤を添加し凝集分離を行うことにより水質の低減、安定化を行うことができる。 ②し尿に無機凝集剤を添加することにより液中の溶解性リンを不溶化できる。 ③硝化脱窒素槽投入前のし尿と浄化槽汚泥に調整を加え、効果的に膜分離生物脱窒素処理と脱リン処理を行うことができる。 ④し尿と浄化槽汚泥を混合した場合でも①と同様の凝集分離を行うことで③の効果を得ることができる。	
第7号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷生物脱窒素処理方式	①前処理工程において脱水機を設置し、高分子凝集剤を添加して除渣後の浄化槽汚泥を余剰汚泥とともに脱水し、浄化槽汚泥中の固形物を除去するとともに、汚泥脱水工程を一元化する(分離脱水)。また、当処理工程においては除渣し尿も混合して脱水することもできる(混合脱水)。 ②硝化脱窒素設備と膜分離装置の間に濃縮装置を設置し、膜分離装置へ流入する有機物汚泥量を低減することにより、回転平膜の透過フラックスが高く維持でき、また、中空糸膜の利用を可能とし、膜分離装置をコンパクトにできる。 ③硝化脱窒素処理設備の後段で無機凝集剤を添加して膜分離装置によってリン、COD、色度等の除去を行うことにより高度処理への負荷を軽減し、膜分離装置を一段にできる。 ④高度処理工程において活性炭吸着処理のみを行うことにより基本技術と同等の処理水質を得ることが可能。 ⑤浄化槽汚泥混入比率が50%以上のし尿処理に適用可能で、経済的に有利である。	
第11号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷脱窒素処理技術 −前曝気凝集分離脱リン法を適用した方式−	①除渣後のし尿及び浄化槽汚泥に単純曝気(前曝気)を行い、水質負荷を均一化、沈降分離性の促進を図る。 ②前曝気後のし尿及び浄化槽汚泥に無期系凝集剤を添加して、凝集フロックを形成させるとともに、リン酸態イオンを固定化し、凝集助剤(高分子凝集剤)を添加して、凝集分離性を促進させて重力沈降による固液分離を行う。 ③前曝気凝集分離工程により、SS、BOD、窒素成分などの負荷の低減、及び脱リン処理を図る。 ④前曝気凝集分離工程により、負荷が低減、均一化されるため、生物処理槽の槽容量が小さくなり、安定した硝化脱窒素処理を行うことができる。 ⑤生物処理の後段で膜分離処理を行うことにより、SS、BOD等を除去するとともに、前曝気凝集分離工程で固定化したリン酸塩等も同時に除去することができる。	

3.5 資料2 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式一技術評価取得各社の技術概要

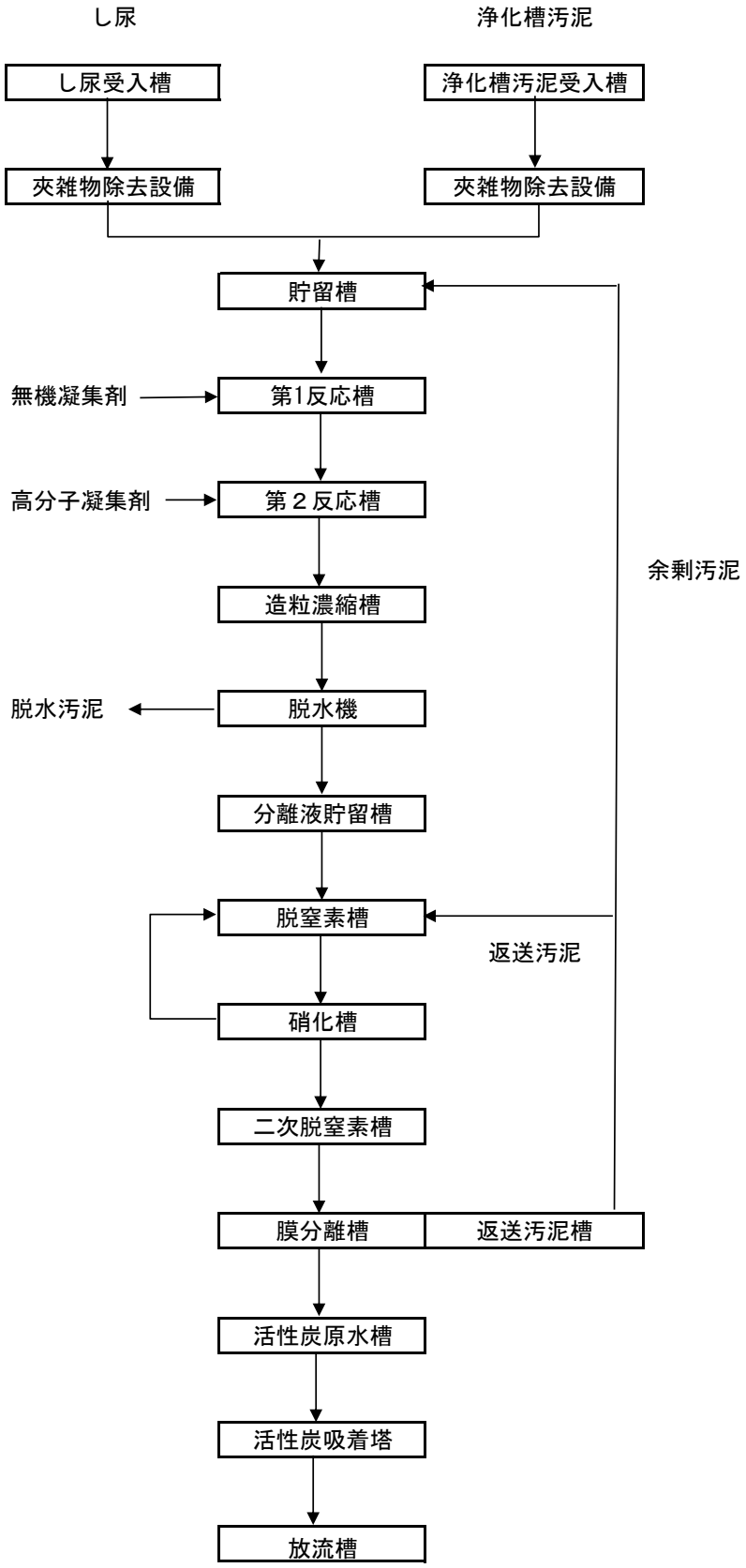
	技術評価取得件名	評価技術の特徴	備考
第12号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 高負荷脱窒素処理技術 -高速凝集沈殿法を適用した方式-	①前処理において、脱水機を配置し、高分子凝集剤を添加して除渣後の浄化槽汚泥または浄化槽汚泥及びし尿を、余剰汚泥と混合して脱水を行い、し尿、浄化槽汚泥中の固形物を除去し、生物処理における汚泥負荷を低減するとともに、汚泥脱水工程を一元化する。 ②硝化脱窒素設備と固液分離装置の間に混和槽を設置し、混和槽で無機凝集剤を添加し固液分離装置として高速凝集沈殿装置を用いて固液分離を行うことにより、基本技術の生物学的脱窒素処理と凝集処理を一体化する。 ③浄化槽汚泥混入比率が70%以上のし尿処理に適用可能で、経済的に有利である。 ④固液分離に膜分離装置を使用しない。	
第15号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -前反応分離脱リン法を適用した方式-	①前反応工程において、除渣後の浄化槽汚泥及び生し尿に2液の無機凝集剤を添加し、生物反応を兼ね備えた凝集曝気を行うことで脱リン及び脱窒素の促進を図る。その後、沈降分離を行い上澄液は直接、また沈降物は汚泥処理工程を経て脱水分離液が主処理工程へ送られる。 ②特に合併浄化槽汚泥に起因する負荷の変動を前反応工程で吸収するため、主処理工程では槽容量を小さくすることができ、硝化脱窒素処理を安定かつ確実に行うことができる。 ③また、主処理工程での負荷が低減されることにより、膜に接する有機汚泥量が低減されるため、膜の透過流速が高く維持でき、膜分離装置をコンパクトにできる。 ④高度処理工程に関し、基本技術における凝集膜分離装置を省略し、活性炭吸着処理のみで、基本技術と同等の処理水質を得ることが可能となり、建設費および運転費の低減を図ることができる。	
第20号	浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した 膜分離高負荷生物脱窒素処理技術 -前反応分離濃縮法を適用した方式-	①主処理の前段に前凝集分離工程を設置し、除渣後のし尿及び浄化槽汚泥を余剰汚泥と混合し、無機凝集剤及び高分子凝集剤を添加して凝集した後、遠心濃縮機でし尿、浄化槽汚泥及び余剰汚泥中固形物を分離濃縮除去する ②前凝集分離工程により、BOD、窒素等の負荷の低減と脱リンを行うため、負荷の低減化と均一化が図られ、安定した処理が行える ③前凝集分離工程にて浄化槽汚泥に含まれる油分を除去することにより、生物処理と膜分離に対する悪影響が低減されること ④膜分離装置は浸漬型精密ろ過膜を採用し、省スペース、運転動力が軽減できること ⑤高度処理工程は凝集膜分離設備を省略し、活性炭吸着設備のみとすることができる	

3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第１号

浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術-前処理脱水脱リン法を適用した技術-

標準フローシート

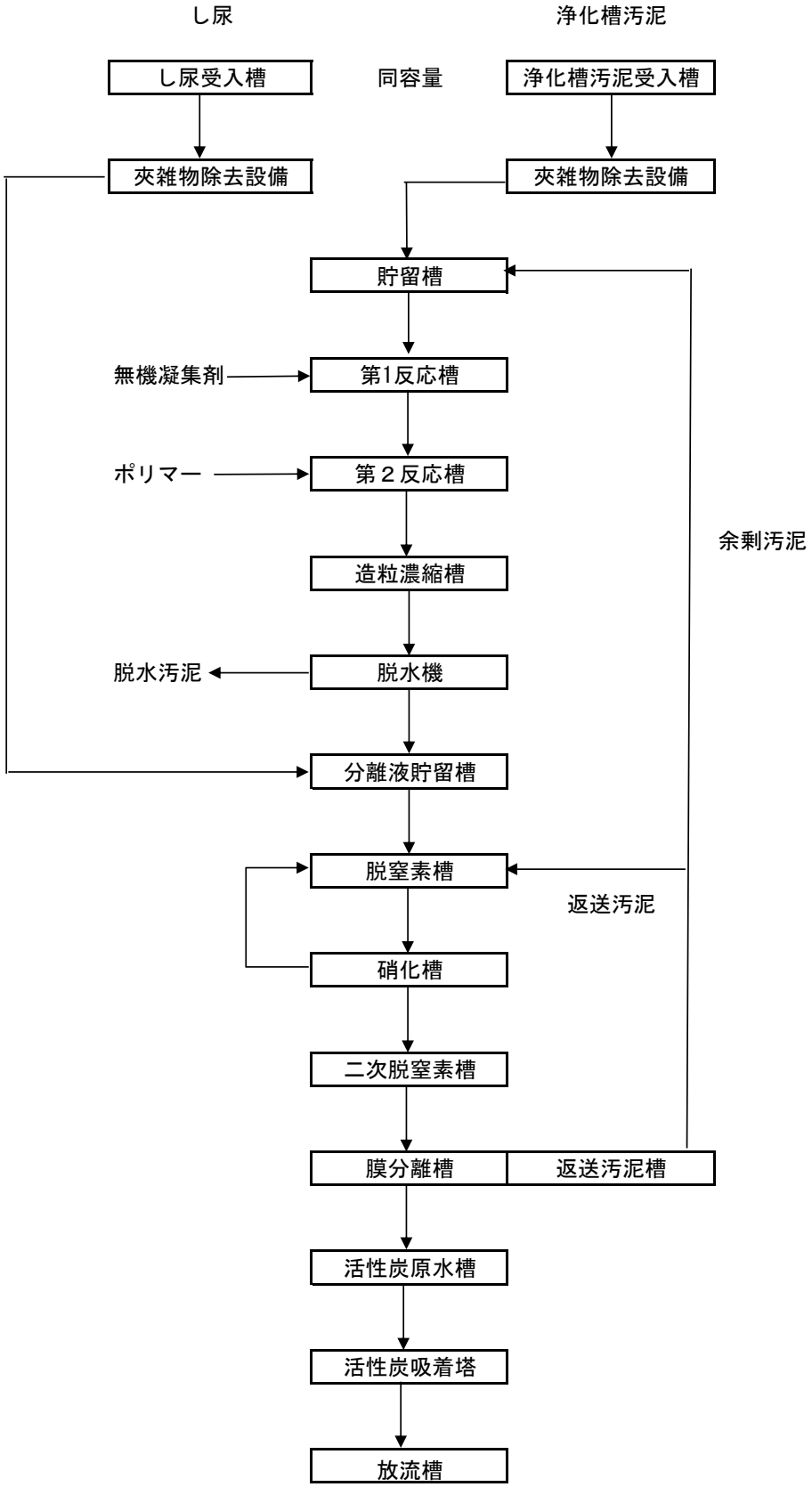


3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第２号

浄化槽汚泥比率の高いし尿の膜分離高負荷生物脱窒素処理技術−生物学的脱リン法を適用した技術−

標準フローシート

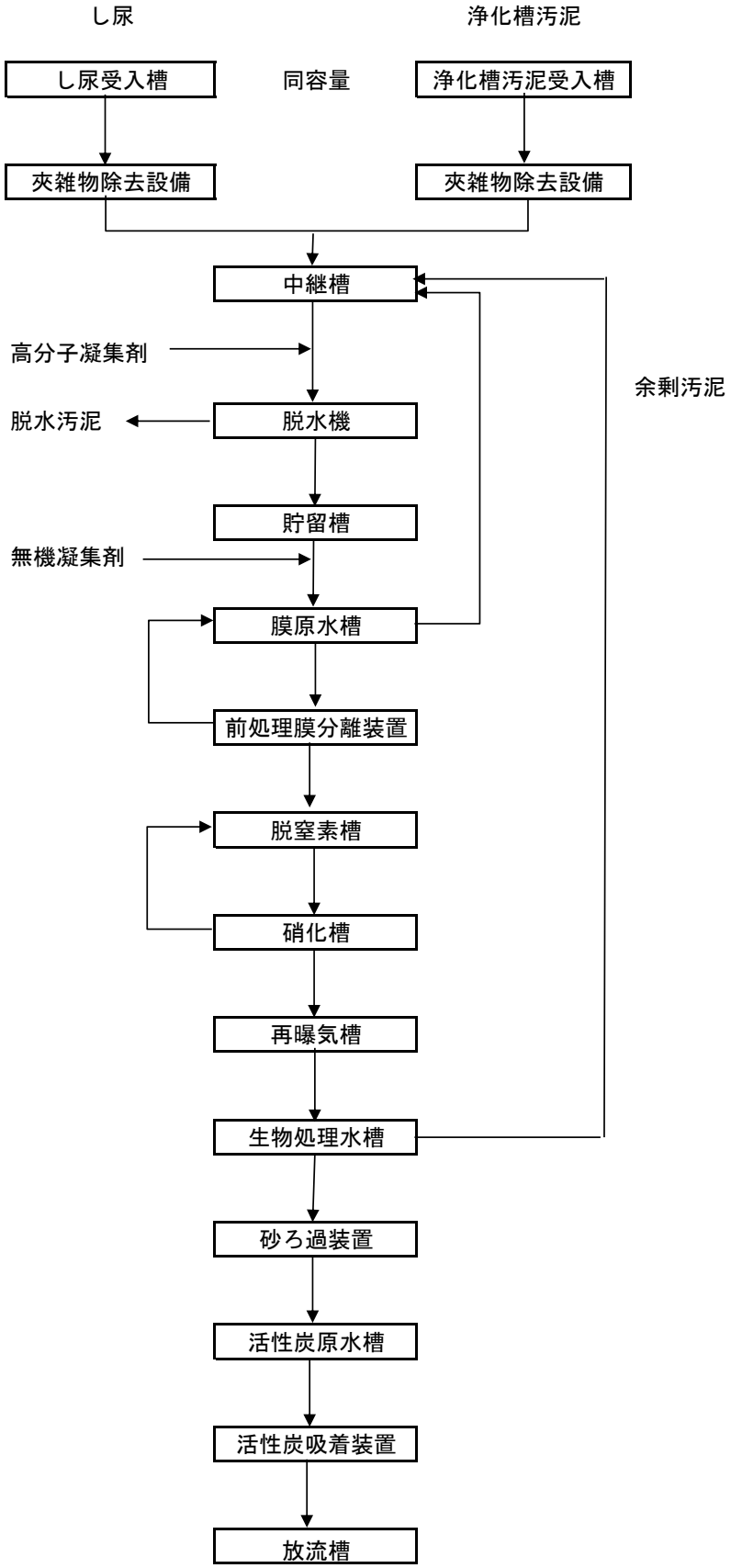


3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第３号

膜分離を採用した浄化槽汚泥処理施設−膜分離浄化槽汚泥処理方式−

標準フローシート

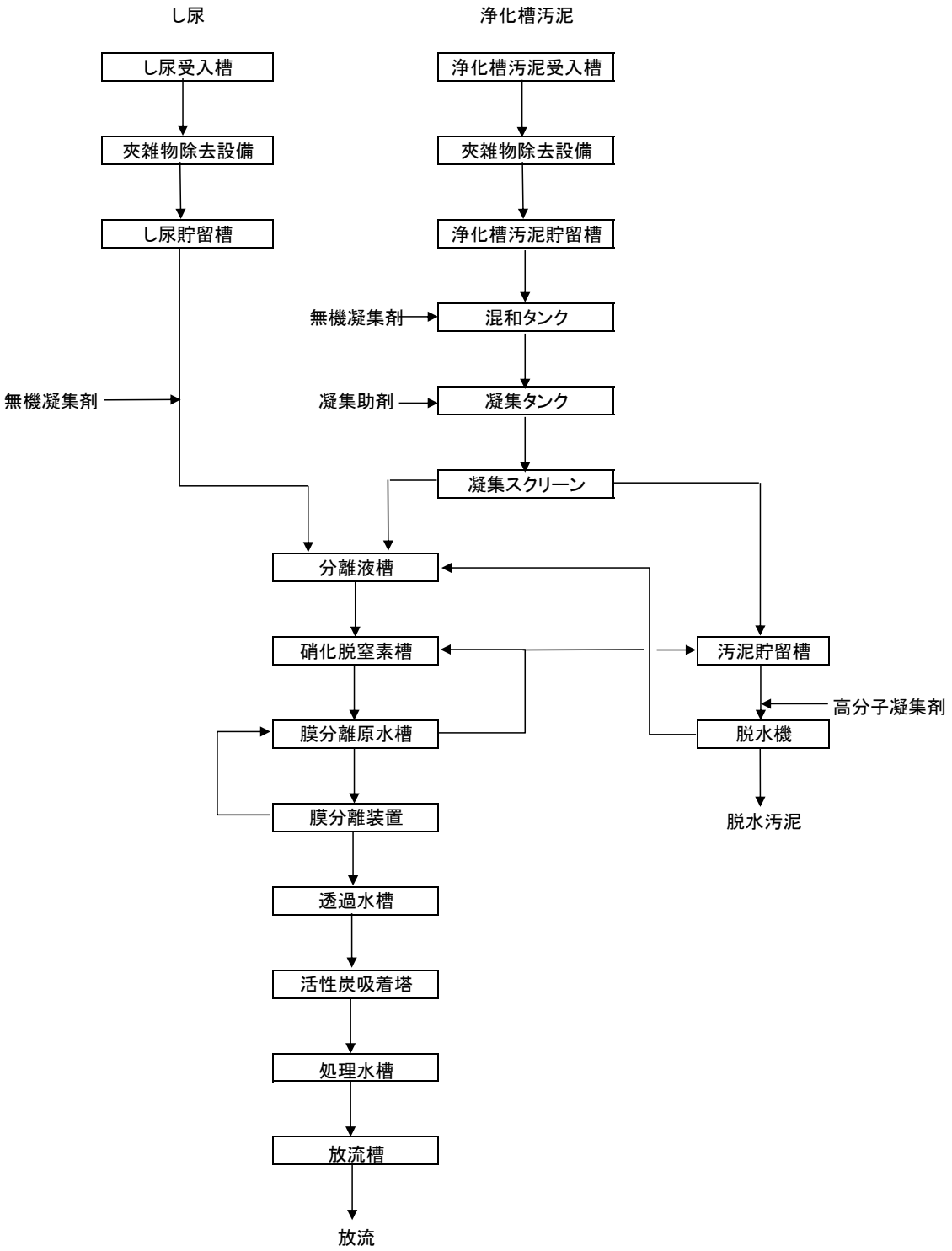


3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第６号

浄化槽汚泥対応型膜分離高負荷生物脱窒素処理方式

標準フローシート

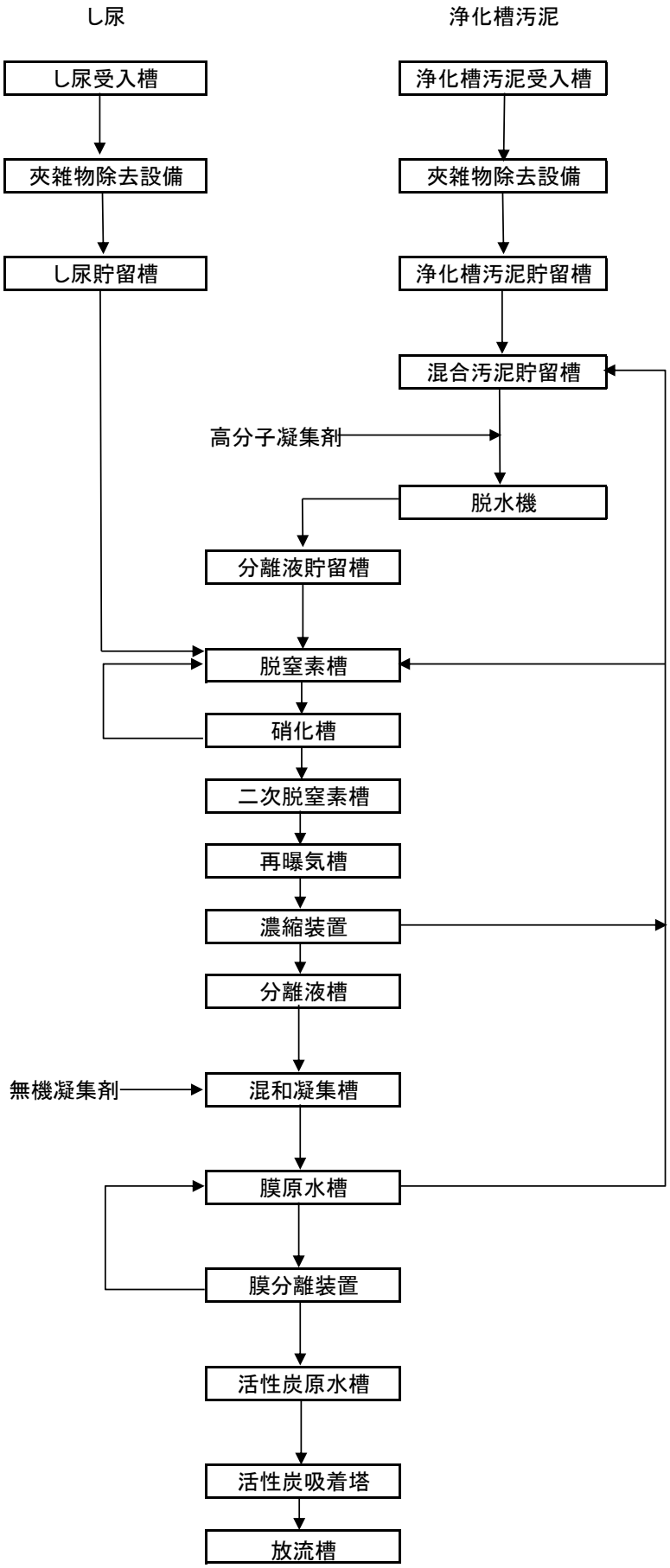


3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第７号

浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理方式

標準フローシート



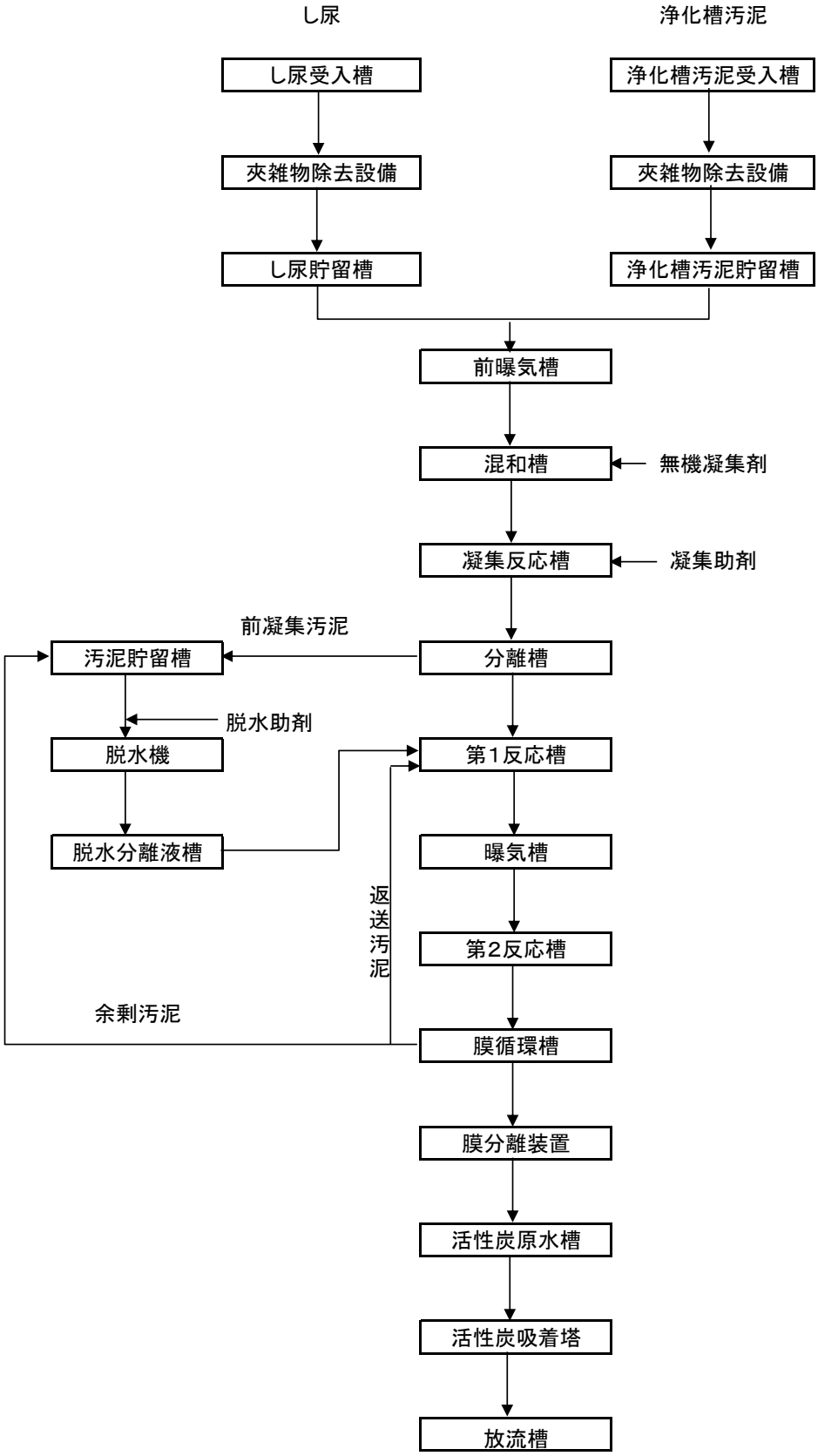
3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第１１号

浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷脱窒素処理技術

-前曝気凝集分離脱リン法を適用した方式-

標準フローシート

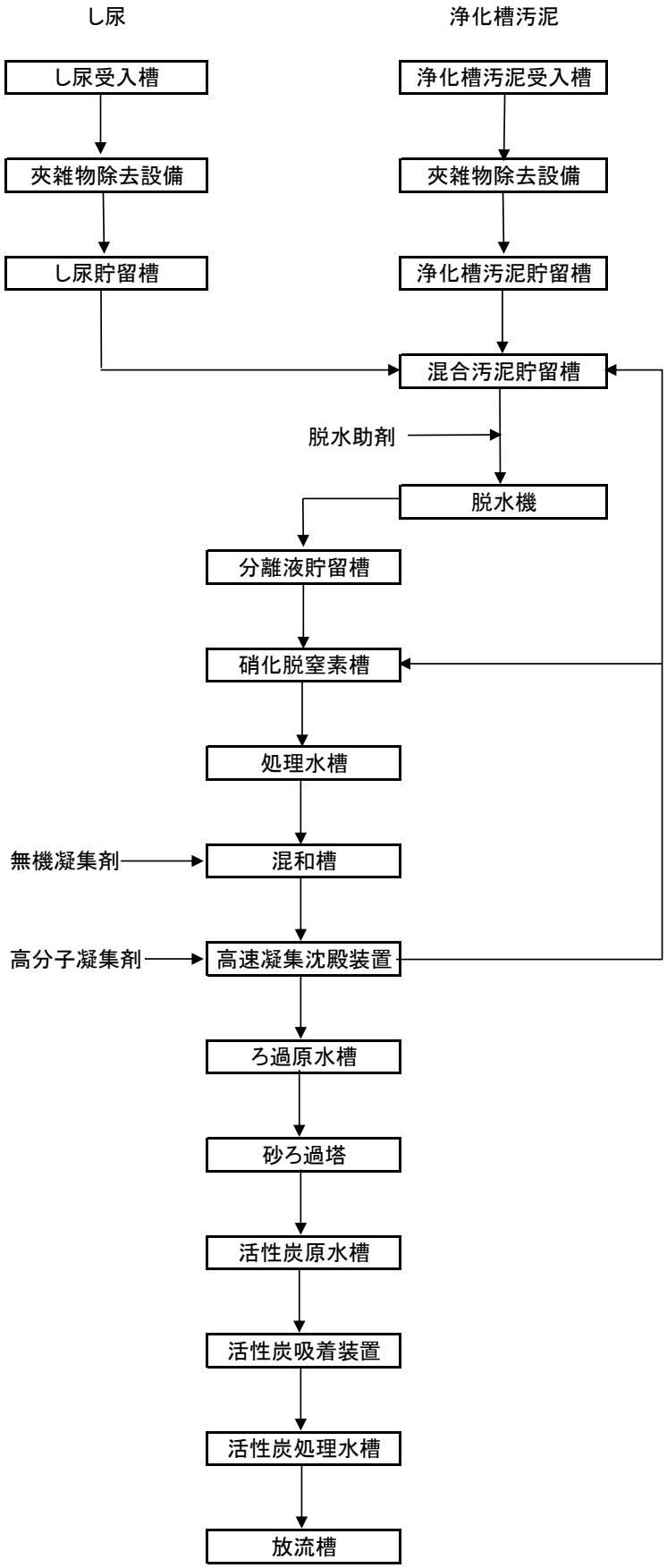


3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第１２号

浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した高負荷脱窒素処理技術-高速凝集沈殿法を適用した方式-

標準フローシート



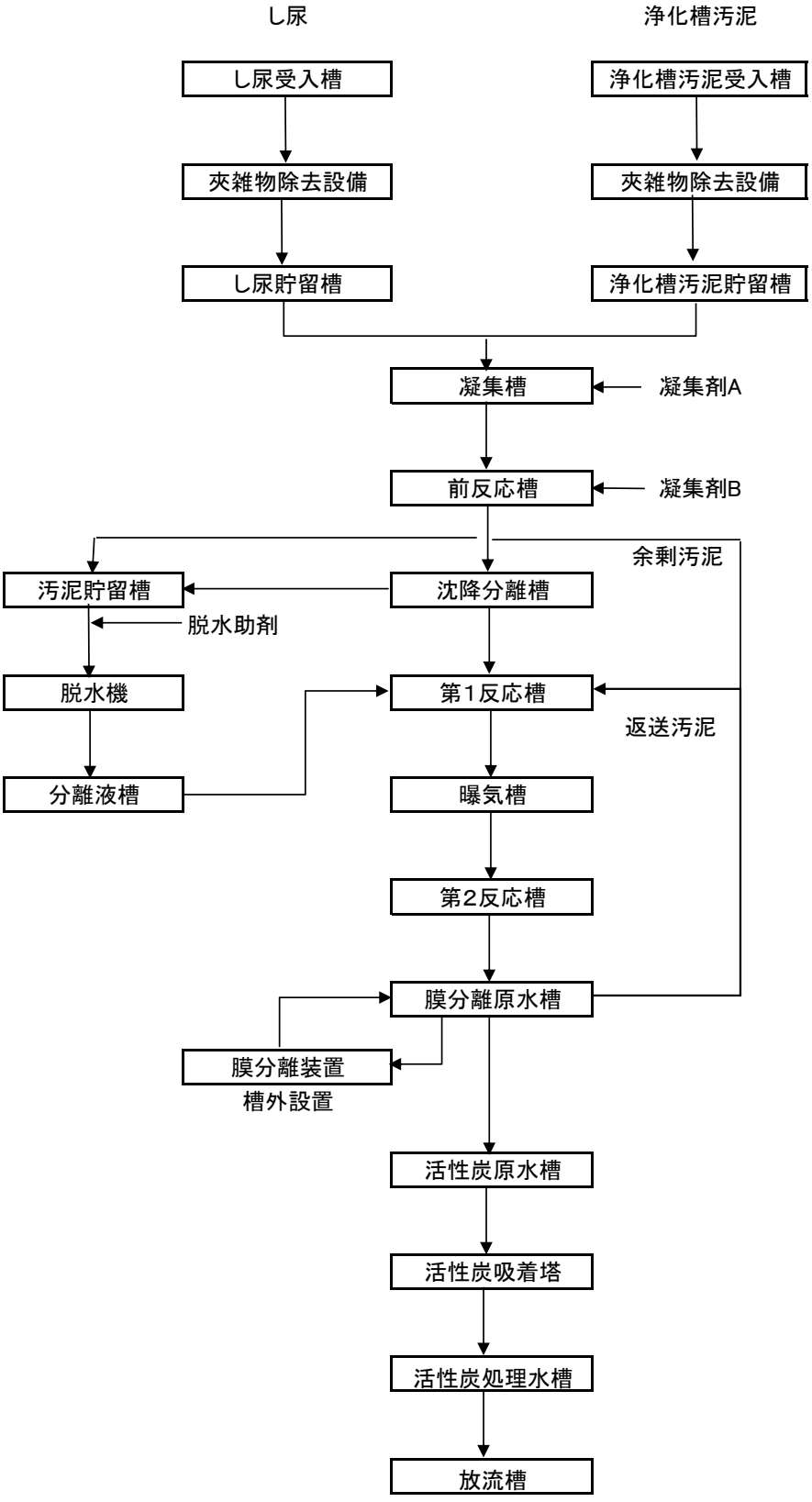
3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第１５号

浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理技術

-前反応分離脱リン法を適用した方式-

標準フローシート



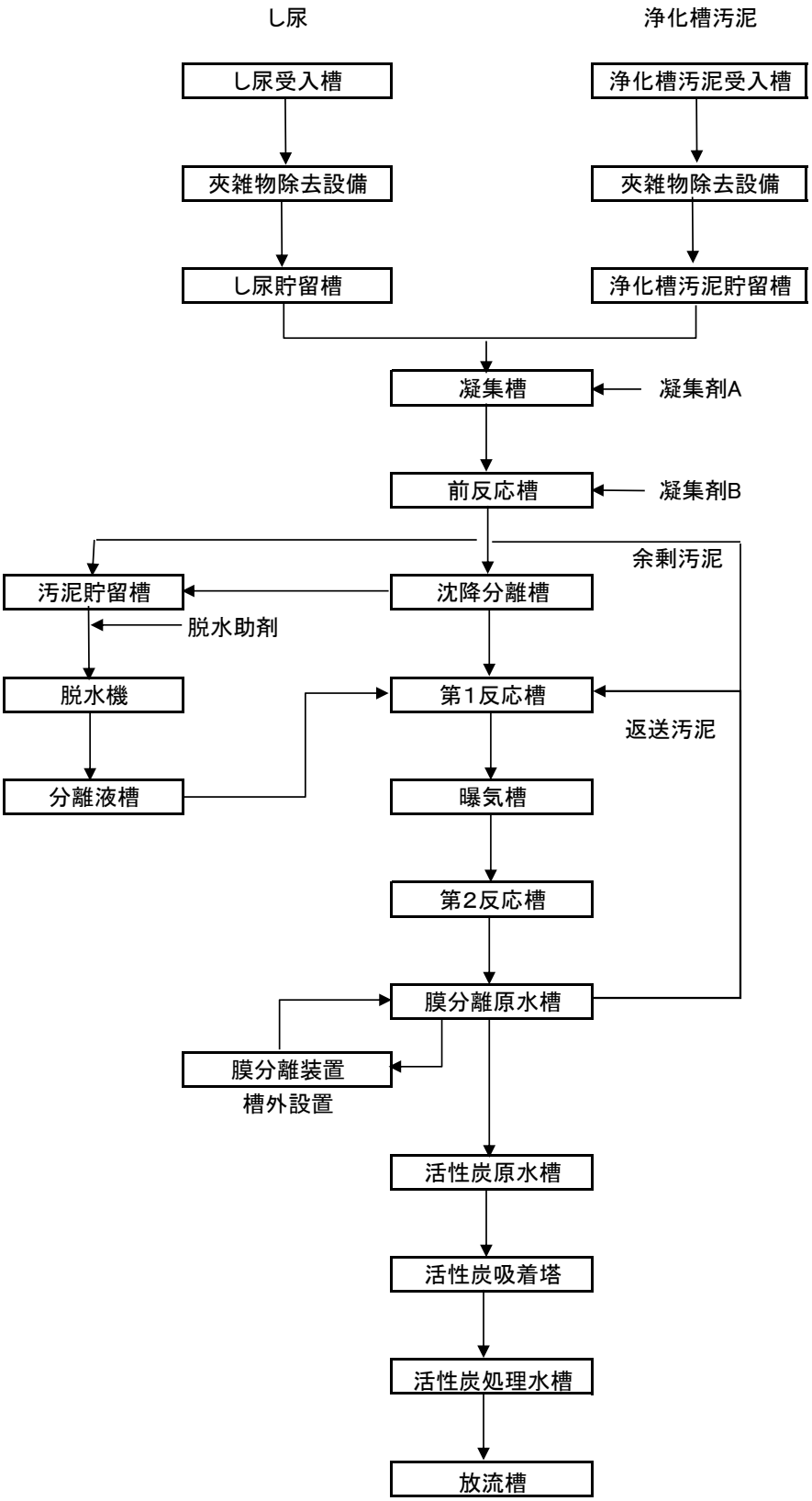
3.5 資料3 技術評価取得各社の標準フローシート

技術評価第２０号

浄化槽汚泥混入率の高いし尿に対応した膜分離高負荷生物脱窒素処理技術

-前反応分離濃縮法を適用した方式-

標準フローシート



3.5 資料4 技術評価取得技術の設計因子等まとめ

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式

前凝集設備での除去率

評価書内設計除去率%

	BOD	COD	SS	TN	TP	備　　考
第1号　混合脱水	60	70	75	25	85	混合脱水 浄化槽汚泥比率60%
第2号　分離脱水	70	90	95	50	95	分離脱水 浄化槽汚泥比率60%
第3号	99	97	99	60	99.5	浄化槽汚泥80%
第6号	42	44	45	28	62	浄化槽汚泥100%の前処理工程水質より計算
第7号　分離脱水	70	75	85	55	70	浄化槽汚泥比率75%
混合脱水	60	65	80	40	70	浄化槽汚泥比率75%
第11号	80	80	1000	60	90	SSの単位のみmg/L
第12号	65	85	97	40	65	浄化槽汚泥比率70%
第15号	80	80	80	60	80	浄化槽汚泥比率60%

処理工程水質

	第1号		第2号		第3号		第6号		第7号			
	膜透過水	高度処理水	膜透過水	高度処理水	生物処理水	高度処理水	膜透過水	高度処理水	膜透過水	膜透過水	高度処理水	
									分離脱水	混合脱水		
BOD mg/L	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	
COD mg/L	40以下	10以下	40以下	10以下	35以下	10以下	75以下	10以下	50以下	35以下	10以下	
SS mg/L	5以下	5以下	5以下	5以下	35以下	5以下	5以下	5以下	5以下	5以下	5以下	
T-N mg/L	15以下	10以下	15以下	10以下	10以下	10以下	15以下	10以下	15以下	15以下	10以下	
T-P mg/L	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	
色度 度	170以下	30以下	170以下	30以下	40以下	30以下	340以下	30以下	80以下	80以下	30以下	
浄化混入比率 %	60		60				60		75			

	第11号		第12号		第15号		第20号		
	生物処理水	高度処理水	生物処理水	高度処理水	膜透過水	高度処理水	膜透過水	高度処理水	
BOD mg/L	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	10以下	
COD mg/L	60以下	10以下	50以下	10以下	70以下	10以下	60以下	10以下	
SS mg/L	5以下	5以下	10以下	5以下	5以下	5以下	5以下	5以下	
T-N mg/L	10以下	10以下	15以下	10以下	15以下	10以下	10以下	10以下	
T-P mg/L	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	1以下	
色度 度	200以下	30以下	80以下	30以下	200以下	30以下	200以下	30以下	
浄化混入比率 %			70		60		60		

膜分離装置設計基準

	第1号		第2号		第3号		第6号		第7号		
	加圧型	吸引型	加圧型	吸引型		吸引型	加圧型	吸引型	吸引型	吸引型	
				浸漬		回転平膜			回転平膜	中空糸膜	
フラックス m3/m2/日	1～1.5	0,5	1～1.5	0,5	1.0～1.8	0.8～1.5	1.0～1.5	0.6～1.0	1.0～1.5	0.3～0.5	
膜面流速 m/秒	2～3	0.5～0,7	2～3	0.5～0,7	2～3	－	2～3	－	2～3	－	
周速	－	－	－	－	－	2	－	2	－	－	
平均圧力 kPa	150～300	−10～−30	150～300	−10～−30	150～300	−10～−30	150～300	−10～−30	−70最大	−70最大	
温度 ℃	25～38	25～38	25～38	25～38	15～38	15～38	25～38	25～38	20～38	20～38	
膜分離液濃度 mg/L	12,000～26,000	12,000～26,000	12,000～26,000	12,000～26,000	5,000～15,000	5,000～15,000	12,000～26,000	12,000～26,000	5,000～25,000	5,000～15,000	

	第11号			第12号	第15号		第20号		
	吸引型	吸引型	加圧型		吸引型	吸引型	吸引型	吸引型	
	回転平膜	浸漬	平膜		槽外平膜	中空糸	浸漬平膜	中空糸膜	
フラックス m3/m2/日	0.96	0.15	0.96	膜を使用しない	0.8～1.5	0.30～0.35	0.35以下	0.15以下	
膜面流速 m/秒	－	－	－		－	－	－	－	
周速	－	－	－		－	－	－	－	
平均圧力 kPa	20以下※1	10以下※1	250以下※1		−30～10	−30～10	30以下	30以下	
温度 ℃	25～38	25～38	25～38		20～38	20～38	－	－	
膜分離液濃度 mg/L	12,000～18,000	12,000～18,000	12,000～18,000		3,000～6,000	3,000～6,000	－	－	
	吸引27分停止3分	吸引28分停止2分	レベル運転				運転8分停止2分	運転8分停止2分	

※1 膜間圧力差を示す

3.5 資料4 技術評価取得技術の設計因子等まとめ

硝化脱窒素基準値

	第1号	第2号	第6号	対照技術	
	基本技術対照	基本技術対照	基本技術対照	基本技術※1	構造指針※2
嫌気槽容積	−	1.4Q	−	−	−
BOD汚泥負荷 kg-BOD/kg-MLSS/日	−	−	−	0.1～0.15	0.10～0.15
BOD容積負荷 kgBOD/m3/日	2.0以下	2.0以下	2.0以下	2.0以下	2.5以下
総窒素MLSS負荷 kg-N/kg-MLSS/日	0.04以下	0.04以下	0.04以下	0.04以下	0.03～0.05
運転MLSS mg/L	12,000～20,000	12,000～20,000	12,000～20,000	15,000～20,000	12,000～20,000
運転温度 ℃	25～38	25～38	38以下	38以下	25～38
COD除去率	−	−	−		

	第7号	第12号		対照技術	
	基本技術対照	構造指針対照		基本技術※1	構造指針※2
嫌気槽容積	−	−		−	−
BOD汚泥負荷 kg-BOD/kg-MLSS/日	−	0.15以下		0.1～0.15	0.10～0.15
BOD容積負荷 kgBOD/m3/日	2.0以下	1,2以下		2.0以下	2.5以下
総窒素MLSS負荷 kg-N/kg-MLSS/日	0.04以下	0.03～0.05		0.04以下	0.03～0.05
運転MLSS mg/L	7,000～20,000	12,000～16,000		15,000～20,000	12,000～20,000
運転温度 ℃	38以下	25～38		38以下	25～38
COD除去率	−	80（消化脱窒素槽）			

	第3号	対照技術
	浮遊活性汚泥方式	基本技術※3
嫌気槽容積	−	−
BOD汚泥負荷 kg-BOD/kg-MLSS/日	−	0.21
BOD容積負荷 kgBOD/m3/日	−	−
総窒素MLSS負荷 kg-N/kg-MLSS/日	0.04以下	0.047
運転MLSS	2000以上	12,000～15,000
運転温度	15～38	38以下
COD除去率	−	−

	第11号	第15号	第20号	対照技術
				基本技術※4
嫌気槽容積	−	−	−	−
BOD汚泥負荷 kg-BOD/kg-MLSS/日	0.11	0.17以下	0.092以下	0.21
BOD容積負荷 kgBOD/m3/日	−	−	1.1以下	−
総窒素MLSS負荷 kg-N/kg-MLSS/日	0.035	0.05以下（曝気槽）	0.025以下	0.047
運転MLSS	7,000～15,000	3,000～6,000	12,000	12,000～15,000
運転温度	25～38	38以下	25～38	38以下
COD除去率	−	−	−	−

※1：指針外施設 膜分離式高負荷生物脱窒素処理施設 社団法人全国都市清掃会議第13号評価

※2：高負荷脱窒素処理方式

※3：指針外施設 し尿処理施設・限外ろ過膜分離式高負荷処理方式 社団法人全国都市清掃会議第22号評価

※4：浄化槽汚泥専用処理方式