

第 5 節 終末処理場

第 5 節 終末処理場

5-1 汚水処理方法の決定

下水処理施設は、汚水処理とこの過程で発生する汚泥の処理・処分で構成される。この両施設は基本的に独立して検討し得るものであるが、汚水処理方式の如何によっては、汚泥の量・質に影響し相互に関連もしている。

以上のこのを念頭にまず汚水処理について検討する。

(1) 汚水処理方法の選定にあたっての留意点

下水道事業が他の公共事業と比較して、著しく趣を異にするのは建設と維持管理のバランスで、極めて維持管理に比重がかかっていることである。終末処理場の運転にみるように、未来永劫これを維持していくことは、一時の建設負担に対して問題にならないほどである。上水道における浄水場と比べても 2～3 倍の維持費がかかると言われている。これらの維持費は下水道料金でまかなわれるのが原則ではあるが、政策的な理由により一般財源で補てんしているのが大半であり、選定をひと度誤れば町財政のお荷物になり兼ねないものである。その意味で、将来を見通し“維持管理費重視”は処理方法選定の基本方針である。

通常、維持管理は大きく二つに分けて考えられる。一つは、当該施設の設置目的に照らして、当該施設を機能的、経済的に良好な状態で運転するための直接的管理、すなわち、施設の事務管理、運転管理、及び水質管理である。他の一つは、設備・装置・機器等が経年により劣化したり、あるいは壊れたりして、当初の機能発揮を妨げることの無いように、事前、あるいは事後に施設の機能回復を図る間接的な管理、すなわち施設の保安全管理である。

一般にこの二つの管理は、組織上も事務・運転・水質係（班）、と保全係（班）に分けてその管理に当たっている。人員の構成もその機能が違うため分ける方がベターである。しかしながら、小規模な組織にあつては、一つの組織で二つの管理を見ることもあるが、その場合、保全作業は外部委託等に頼ることが多い。

下水道における処理場は、家庭や事業場から流入してくる汚水を処理して放流することにより公共水域（放流河海）の保全に寄与している。最近処理場を巡る水質条件、環境条件等は悪化の趨勢を辿っており、運転管理も厳しい状況下にある。これに加えて、最近とみにその施設（設備・装置・機器等）の近代化（先端技術の採用等）が進みこれ

を良好に保全管理しうることが難しい状況になってきている。

このような状況下の処理場の維持管理を適切に実施する為には本町に適した処理方式の選定と適正な維持管理計画の策定が望ましい。

以下、具体的な留意ポイントをあげる。

- ① 処理場運転費の60から70%が委託人件費に費やされているのが現状である。出来るだけ少人数で管理できるものが良く、そのためには流入変動に対して強く、処理水質が安定していることが省力化のポイントである。
- ② 人材（水処理技術者）の確保が難しい地域にあっては、なるべく操作が簡素なものが良い。委託管理の場合でも、高度技術者を要すると人件費単価の増高が避けられない。
- ③ 汚泥の発生量が少なく、またその処理・処分の経費が安いこと。
- ④ 汲取りし尿の下水道処理場への直接投入に耐え得るプロミスであること。

雑排水に対してし尿の比率が高まることの問題点として（イ）有機物（BOD）濃度が上昇すること、（ロ）窒素成分が多くなること、（ハ）色度（茶褐色）が残ることがあげられる。BODの95%以上の除去効率、脱窒素機能が優れていることが要件となる。

- ⑤ プラントとして実績があり、その性能が実証されていること……等である。

項目⑤を除き、いずれの項目も維持費の軽減につながるものである。項目④の汲取りし尿の直接投入問題は将来重要な意味をもってくると思われるので更に説明を加えることにする。

当然のことながら、将来の汲取り式トイレは公共下水道の普及によってますますその数を減じてくる。しかし、完全に消滅する訳ではなく、下水道区域内であってもとり残される家庭は依然として存在し、周辺の農家の水浄化（浄化槽）は更に遅れることになる。行政はこの時、公共下水道を維持しながら同時に汲取りし尿を処理しなければならない義務を負うことになる。

そこで、下水処理場で一括処理出来ないかという要望が生まれる。この時になって、プロセスの選択を誤っていると、下水処理場での受入能力が低く、引き続き経費の二重負担にあえぐことになる。

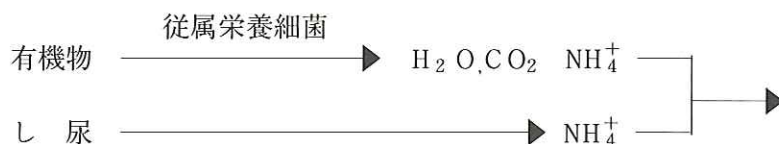
よく誤解されるので敢えてつけ加えれば、単に処理タンクを増設すれば良いということではなく、脱窒素機能に優れていなければし尿中のアンモニア成分を処理することが出来ないことを知っておかなければならない。

これは、処理容量の問題ではなく処理プロセスに関わっていることである。つまり、処理方法であり、現段階では最も実用的で効果的とされているのが“硝化脱窒素”という基本プロセスである。また、この方法は、同時に処理水中のBOD源である窒素を減量化するため、BOD除去効率も高く、プラント性能は高く“高効率・高脱窒素”はリンクしている。目安であるが、1人分の雑排水に対して2人分のし尿まで合併処理することは可能であり。言葉をかえれば、行政人口に対して50%の公共下水道が普及すれば人口し尿を下水処理場で一括処理することが可能である。

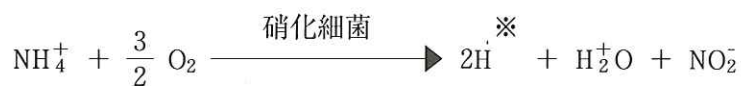
(2) 硝化脱窒素法について

硝化脱窒素プロセスに対する基本知識が重要な位置を占めて来るのでここに簡単に説明する。

- ① 有機物は従属栄養細菌の働きで、好気的あるいは嫌氣的に分解され、水、炭酸ガス、アンモニアなどに無機化する。し尿中にはアンモニアも多量含む。

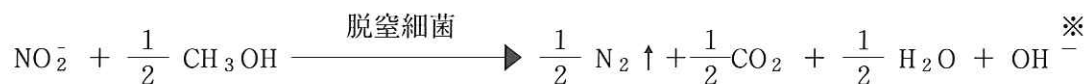


② このアンモニアは、十分に酸素が存在する条件下で、硝化細菌の働きで、亜硝酸や硝酸に酸化される。



※硝化作用を続けると酸性が強くなって微生物が害を受ける。

③ 硝酸や亜硝酸は、嫌気条件下で、生下水中のエネルギーを用いて脱窒素細菌の働きで窒素ガスまで還元される。窒素ガスは大気中に飛散する。



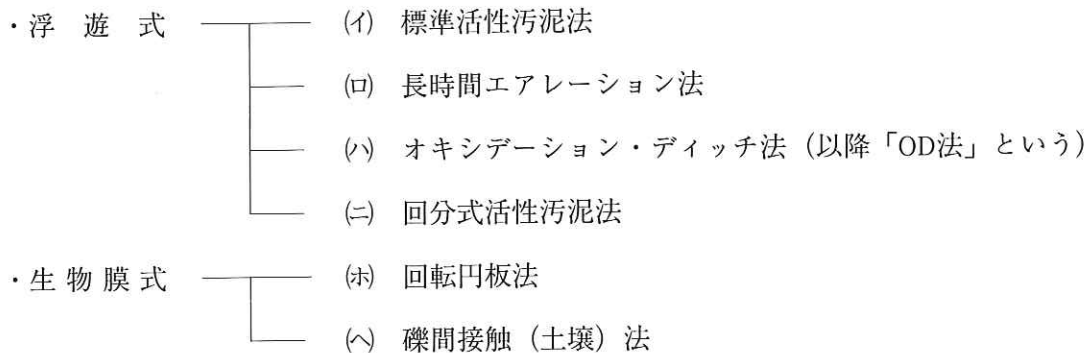
※還元、脱窒でアルカリ性になる。(硝化・脱窒で中性化)

以上が、硝化脱窒の基本プロセスの説明用によく引用される化学式である。この生物処理技術は、バクテリアの環境条件（好気・嫌気）をコントロールし、その能力を引き出してその働きで汚水を浄化するものである。

バクテリアについては、好気性菌と嫌気性菌が個別に存在するという説と、好気性と嫌気性の両方の環境に順応する細菌群（通性嫌気性菌）によるものとする説がある。いずれにしても、生物界は未知であり、今後の技術発展が多いに期待される。

(3) 選定対象とする処理方法

小規模下水道施設として従来から採用されて来たものとして主なものをあげれば次の通りである。



各処理方法の特徴と現代における一般的評価について述べる。

(イ) 標準活性汚泥法

本法は、中・大規模施設として実績を積み重ね信頼を得て来たもので、有力な小規模処理施設が出現していない初期に採用されたものである。処理能力に対して小さな用地で済むため、地価高騰の大都市で普及し、道内の小規模下水道としては昭和51年度事業認可までであり、OD法が本格的に検討され始めてからは全く姿を消した。脱窒素率は30%以下で、95%のBOD除去は難しい。

(ロ) 長時間エアレーション法

標準活性汚泥法の欠点である負荷変動に弱いところを補ったもので、道内では農業集落排水事業で採用例はある。しかし、脱窒素機能に乏しく、バルキングの発生などもあり、これも最近では評価が落ちている。

(ハ) OD法 (オキシデーションディッチ法)

上記2方法にかわって、小規模下水道の主流をになっているのがOD法であり、小規模向きの数々の特徴を備えている。本法は、ディッチのキャパシティ効果により流入変動を吸収するとともに、長円水路内の溶存酸素勾配を利用して脱窒素を行うことが出来る。より高度処理を目指し、脱窒素に焦点をあて、ON-OFFによる実験運転が行われるようになっており、良好な結果が報告されている。70~90%の脱窒率が期待でき、BODも10mg/l以下が大半である。操作も“原始的で素朴”なものを良として、比較的維持管理が簡素である。実績も積み重ねており採用し易い状況にある。

(二) 回分式活性汚泥法

本法は、OD法に少し遅れ、最近注目をあびてきた。単一の槽で、流入、曝気、沈殿、排出工程を行うというシステムであり、従来の連続方式の処理方法に対比して回分式(バッチ式)として区別される。本法の特徴は、沈殿池を別に必要としないため用地、建設費に有利である。また、好気・嫌気の操作が容易で、一定の技術力のもとでは脱窒素機能が高く、フレキシブル処理方法である。公共下水道としては、下水道事業団の開発したプラントが道内で数基稼動に入っており、その評価が待たれるところである。

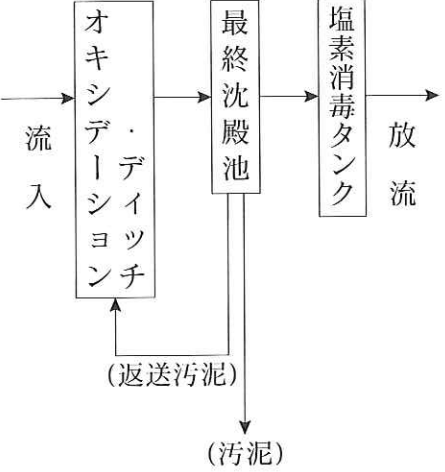
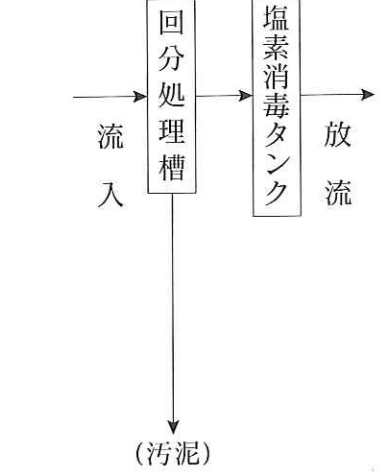
(ホ) 回転円板法・礫間接触(土壌)法

生物膜式の2方法は、いずれも運転実績の面で特筆すべきものがない。回転円板法は集落排水事業で一時採用された時期があったが、処理水の透明度が悪いとか、生物膜が円板より脱落して性能が安定しないなどのことがあり最近かえり見られなくなった。礫間接触(土壌)法は道内で1ヶ所特環事業として実績をもつが、脱窒能力にいまひとつはっきりしたものがなく、礫間閉塞に不安を残している。しかし生物膜式の両方とも、負荷変動に強く、発生汚泥量が少ないことは定説となっている。

以上により、“高効率・高脱窒”“実績”を考慮して、次の二方法につき検討をつづける。

- ① OD法(オキシデーション・ディッチ法)
- ② 回分式活性汚泥法

(4) 汚水処理方法の比較、決定

項 目	オキシデーション・デイチ法	回分式活性汚泥法
①フローシート		
② 原 理	<p>活性汚泥法の一つ。有機物負荷を低くおさえ（タンク容量を大きくして）、バクテリアを栄養不足に保ち、負荷変動に対応するとともに、汚泥を自己酸化分解により減量化する。好気・嫌気をコントロールして脱窒素を行う。間欠曝気（ON・OFF）がある。</p>	<p>単一槽のなかで、曝気・沈殿を行う。時系列的に槽内の状況が変わることを利用して、好気・曝気をコントロールして脱窒素を行う。高負荷型で脱リン・低負荷型で脱窒素が可能である。汚泥の返送をしないで、汚泥管理が容易。</p>
③ 設 計 諸 元	<p>BOD・SS負荷 0.03～0.07kg/kg・日 MLSS 2,500～5,000mg/ℓ 返送比 100～200% 曝気時間 24～36時間 水面積負荷 8～12m³/m²・日</p>	<p>BOD・SS負荷 0.03～0.4kg/kg・日 MLSS 3,000～5,500mg/ℓ 引抜き比 1/2～1/6</p>
④ 処 理 性 能	<p>(イ) 処理水 (BOD・SS) 透明度は高く、高い除去率が得られる。</p> <p>(N・P) 脱窒素率は高い。リンはやや劣る。</p> <p>(ロ) 負荷変動 反応槽の滞留時間が長いいため対応は容易。</p> <p>(ハ) 初期対策 バッキレーターのON・OFFで対応。過曝気に注意。</p>	<p>高い除去率を得ることが出来るが、透明度が劣る。</p> <p>低いMLSSで脱リン・高MLSSで脱窒素。</p> <p>予測出来る負荷変動には対応し得るが、技術力を要する。不測の変動に対しては、問題を残す。</p> <p>サイクル・曝気強度の調整で行う。容易。</p>

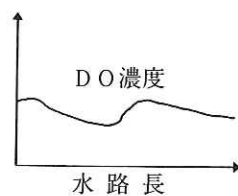
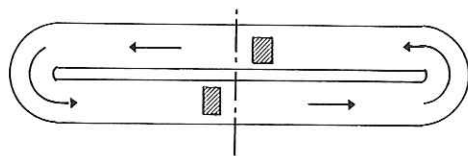
項 目	オキシデーション・ディッチ法	回分式活性汚泥法
⑤ 維持管理 (所要人員) (難易度) (保守点検) (バルキング)	ほぼ同じ 普通 回分式に比べやや機器点数が多いが、特に問題ない。 発生する可能性あり (ON・OFFによる好気・嫌気運転は除く)	ほぼ同じ (但し、脱窒素管理をする場合は水質分析員増える) やや高度技術者必要。 機器点数が少なく、やや有利。スカム対策にやや難点。 まず心配ない。
⑥ 経済性 (槽面積) (消費電力量) (委託人件費) (発生汚泥量)	1.0とする。 1.0とする。 1.0とする。 1.0とする。	0.6 0.9 1.2 1.0
⑥ 実績	道内実績多い。	道内 数ヶ所
総合評価	○ (採用する)	△

以上より、オキシデーション・ディッチ法を採用する。

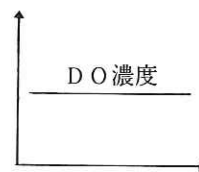
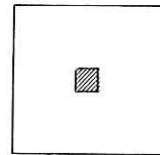
(5) OD法の運転方法

前項で、総合的にみて (特に維持管理) OD法を採用したが“硝化・脱窒素”運転の面では、回分式活性汚泥法の合理性も見逃せない。それは次の二点である。

- ① 従来のディッチが押し出し流れ式の長円水路であったため、槽内各ポイントの状況が異なり、コントロールポイントを定め難かった。これに比べ、回分式は完全混合型であるため (攪拌状態では均一)、槽内の情報をとり易く、運転指標として利用するに優れている。つまり、本町のように厳しい処理水が求められている条件では制御技術の高度化の道が必要である。



長円形ディッチ
(間欠曝気法)



回分槽

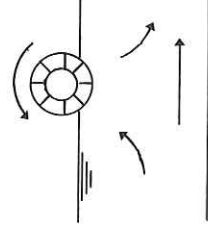
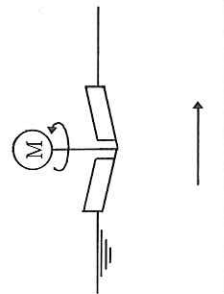
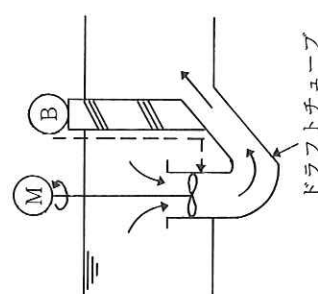
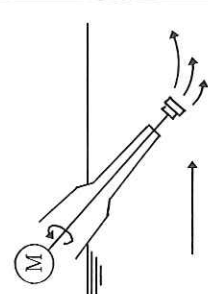
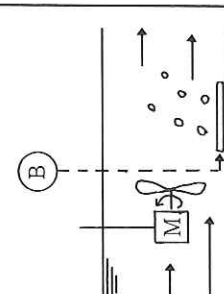
- ② 従来のディッチは、水路の長いことを利用して、溶存酸素 (DO) 濃度勾配を作り出し、好気ゾーンと嫌気ゾーンをコントロールしている。しかしこれは極めて不安定で、脱窒効率の低下の原因となっている。これに比べ、回分式は、時間より、バッキレーターのON・OFFを行うために確実に好気時間帯をつくること出来る。従って間欠曝気の方が操作性が良く、応答性に優れている。従って、ON・OFFによる硝化脱窒素運転とする。

以上により、間欠曝気式を基本とする。

尚、OD法による曝気装置は、酸素配給機能の他に、汚泥を沈殿させないための攪拌・流速維持機能を持っている。池底流速は10cm/秒以上必要であり、酸素配給機能を停止 (OFF) した場合にも攪拌・流速維持が必要である。

表5-1に曝気装置の種類を示すが、本用途に適合するのは、機能セパレート型のスクリー式と水中プロペラ式である。スクリー式は、電磁弁により送気をON・OFFするよう最近改良されており問題はない。実施設計にあたっては、スクリー式、水中プロペラ式を検討する。

表 5-1 曝気装置の種類 (OD法)

機種 項目	横軸ローター式	縦軸ローター式	軸流ポンプ式	スクリーナー式	水中プロペラ式
概略図					
概略構造	<ul style="list-style-type: none"> ・ 両軸を軸受で支持された回転軸に攪拌羽根又は多数のブラシを取付けて回転させ、水面上をかき混ぜて水流を起し同時に酸素供給を行う。 	<ul style="list-style-type: none"> ・ 縦軸に攪拌羽根を取付けて、羽根の一部を水面下に沈めて回転させ混合攪拌し、水流を起し、同時に酸素供給を行う。 	<ul style="list-style-type: none"> ・ 水路内の隔壁の上流部と下流部を接続するドラフトチューブの上流側よりインペラーの混合流れを生じさせ、同時に送風機によって酸素供給を行う。 	<ul style="list-style-type: none"> ・ 水中でスクリーナーを回転させて混合流れを生じさせ、同時に軸の回転で空気を取り込み噴射して酸素供給を行う。 	<ul style="list-style-type: none"> ・ 送風機と散気装置にて酸素を供給し、同時に水中プロペラを回転させて混合流れを生じさせて攪拌する。

5-2 汚泥処理の方法

(1) 道内の汚泥の処理・処分の現況

「'93下水道統計・行政編」統計によると、町制をとる64自治体の公共下水道について集計すると次のようになる。

表5-2 汚泥処理

汚泥処理施設	市 町 村
汚泥脱水施設	(公共下水道) 札幌市(倉成川、篠路拓北、伏古川、豊平川、厚別、新川、手稲、定山溪) 函館市、小樽市(中央、銭函)、旭川市、室蘭市(蘭西、崎守、蘭東) 釧路市(古川、大楽毛)、帯広市、北見市、岩見沢市、苫小牧市、江別市 紋別市、士別市、名寄市、根室市、千歳市、恵庭市、深川市 網走市、稚内市、伊達市、留萌市、富良野市、登別市、広島町 虻田町、白老町、美幌町、中標津町、遠軽町、池田町、美瑛町 清水町、興部町、広尾町、当別町、新得町、留辺蘂町 標茶町、斜里町、静内町、余市町、倶知安町、枝幸町、浦幌町 本別町、長沼町、栗山町、上富良野町、[札幌市、石狩町] (特定環境保全公共下水道) 阿寒町、七飯町、標津町、浜頓別町、京極町、別海町、上川町 門別町、津別町、和寒町、沼田町、士幌町 (特定公共下水道) 石狩湾新港 (流域下水道) 石狩川、十勝川、函館湾
汚泥乾燥設備	(公共下水道) 函館市、広島町 (流域下水道) 函館湾
汚泥焼却設備	(公共下水道) 札幌市(豊平川、新川、手稲焼却センター)、小樽市(中央)

※ 参考図書「下水道統計 行政編」(平成4年4月1日～平成5年3月31日) 社団法人 日本下水道協会

表5-3 汚泥利用

有効利用法	市 町 村
コンポスト化施設	(公共下水道) 札幌市(厚別コンポスト工場)、美瑛町、広尾町 (特定環境保全公共下水道) 七飯町、沼田町
堆 肥	(公共下水道) 美幌町、上富良野町、美瑛町
土 壌 改 良 剤	(公共下水道) 中標津町
消 化 ガ ス 発 電	(公共下水道) 函館市、旭川市、苫小牧市

※ 参考図書「下水道統計 行政編」(平成4年4月1日～平成5年3月31日) 社団法人 日本下水道協会

道内の主流をなす汚泥の利用プロセスは、濃縮汚泥を脱水し、ケーキ状にて緑農地還元するというものがある。

南富良野町のように、広大な畑地、山林を控えている条件下では、緑農地還元が最も合理的でローコストで処分し得る方法である。また、有害物質を排出する工場群も見当たらないことから、将来とも安定しているといえる。

道内状況をみるに緑農地還元が過半数を占めており、有機物のリサイクルの点でも誠に望ましいことと言える。しかし、実態を具体的にみると必ずしも順調に行っているとは言えず、主な問題点として次のようなことがあげられる。

- ①. 脱水汚泥の含水率は、82～85%であり、とてもケーキ状とは言い難く、取り扱いが極めて困難である。特に、この点における農家の不満が大きい。
- ②. 脱水機を効率良く運転するために、貯溜することになるが、嫌気化による腐敗臭が発生して苦情となることがある。(消化汚泥にはこの問題はほとんどないが、小規模下水道では経済的な理由から生汚泥脱水であるため、この種の問題がある。)
- ③. 脱水ケーキの需要期は限られており、(早春、秋)、特に北海道では冬期間は全く休閑期となるため需給の調節が難しい。ストックヤードを確保して野積みすることが多く、運搬経費が重むことになる。

(2) 南富良野町の汚泥処理利用の基本的な考え方

汚泥処理利用の目的は、経済的に自然環境又は社会環境に受容可能な性状と量にしたうえで還元する必要がある。

そのため最終的な利用先（緑農地や埋立）の質、及び量に係る制約条件に適合した汚泥処理を経済的に行えるよう把握する必要がある、処理施設の立地条件も考慮しなければならない。

① 基本的な考え方

ア. 複数の処理場を対称とした汚泥処理・利用の統合（公共・農集・合併）

汚泥処理・利用は、一般的に多額の建設費と維持管理費を要するだけでなく、設備の運転等に熟練した操作員を要する場合が多い。汚泥処理・利用の統合は、水処理を含めた処理場全体の維持管理形態にも関連し、経済性の向上だけでなく維持管理技術者不足にも対応できるものである。

したがって、本町においては汚泥処理・利用の省力化と経済性を考慮し、各処理区の複数の処理場での汚泥処理・利用の統合を積極的に行うことが望ましい。この場合、公共下水道で汚泥処理・利用施設を建設することが合理的である。

イ. 処理施設における汚泥の最終利用法

汚泥の最終利用方法は、行政区域内地域の状況を考慮し、将来的にわたって確実に最も経済的な方法を選定する必要がある。

汚泥の最終的な利用方法は小規模で次のものがある。

- ① 緑農地利用 本町は農地及び緑地が十分に存在すると考え、汚泥資源の有効利用及び経済性の観点から緑農地利用を積極的に推進することが望ましい。
- ② 埋立 緑農地利用ができない場合、又は、できなくなった場合、一般的に汚泥を脱水汚泥の形態で陸上埋立になるが、埋立処理場の確保が困難な場合等は、埋立量の減量化、埋立汚泥の安定化のために消化することも考えられる。
- ③ その他 この他、建設資材としての利用もあるが、本町の小規模下水道において単独に実施することは不向きであるため検討対象から除外する。

ウ. 処理施設の最終汚泥処理形態

最終汚泥形態としては、次のものが考えられる。

- ・生汚泥
- ・濃縮汚泥
- ・消化汚泥
- ・脱水汚泥
- ・コンポスト化汚泥
- ・機械乾燥汚泥

これらの汚泥形態のうち、選択された汚泥の最終的な利用方法に適合し、かつ維持管理形態をも考慮したうえで処理場における最も経済的な最終形態を選定し、汚泥処理方法を決定する必要がある。

なお、現状における汚泥の焼却処理システムは、経済性や維持管理性から小規模施設単独で実施することは適当ではないと考える。このシステムを選定するに当たっては、行政区域にとらわれない広域的な視点に立って検討する必要がある。

エ. 処理施設の維持管理体制

下水処理場の施設規模は、維持管理を常住方式するか巡回方式にするかで大きく変わってくる。

小規模処理場は、事業運営上の観点から（経済性・技術者の確保）から巡回方式になじむものが多く、巡回管理の可否と巡回管理の最適頻度を考慮し、汚泥処理施設を計画する必要がある。巡回管理方式には、汚泥処理は個別に設置して操作員のみが巡回する方式と、汚泥脱水車のように汚泥処理施設と作業員がともに巡回する方式があり、巡回管理対象の処理場の位置関係や水処理や汚泥処理の施設内容によって大きく変わってくる。

なお、移動脱水汚泥車は、搭載可能な脱水機の処理能力が制限される。

(3) 汚泥コンポストについて

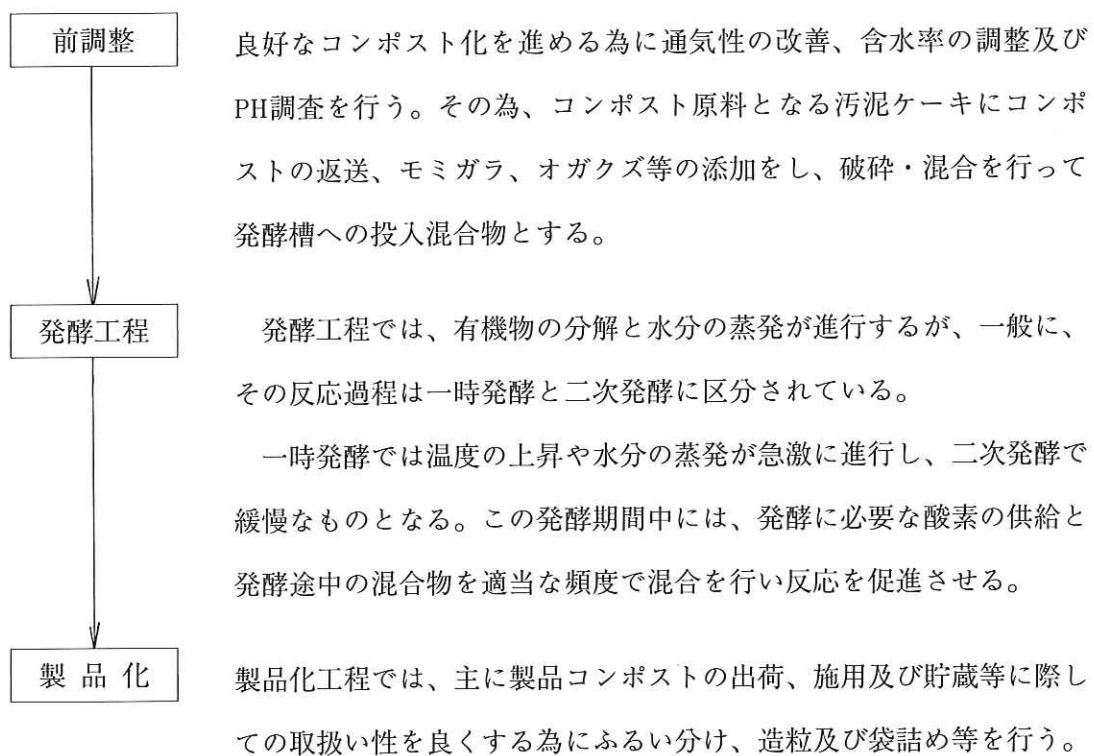
下水汚泥は、窒素や磷の肥効成分のほか、各種の有機物や無機物で構成されていることから、緑農地への有機質補給資材としての利用価値は高い。

下水汚泥の緑農地利用形態として「下水汚泥コンポスト」「乾燥汚泥」「汚泥ケーキ」「焼却灰」等があるが、肥効成分、取扱い易さ、衛生面を考慮すると、下水汚泥コンポストは望ましい方法である。

ア. 下水汚泥のコンポスト化（堆肥化）

下水汚泥のコンポスト化とは、下水汚泥中の易分解性有機物を好気性雰囲気において微生物によって分解（又は発酵）させて緑農地に利用可能な形状・性状までに安定化することをいう。

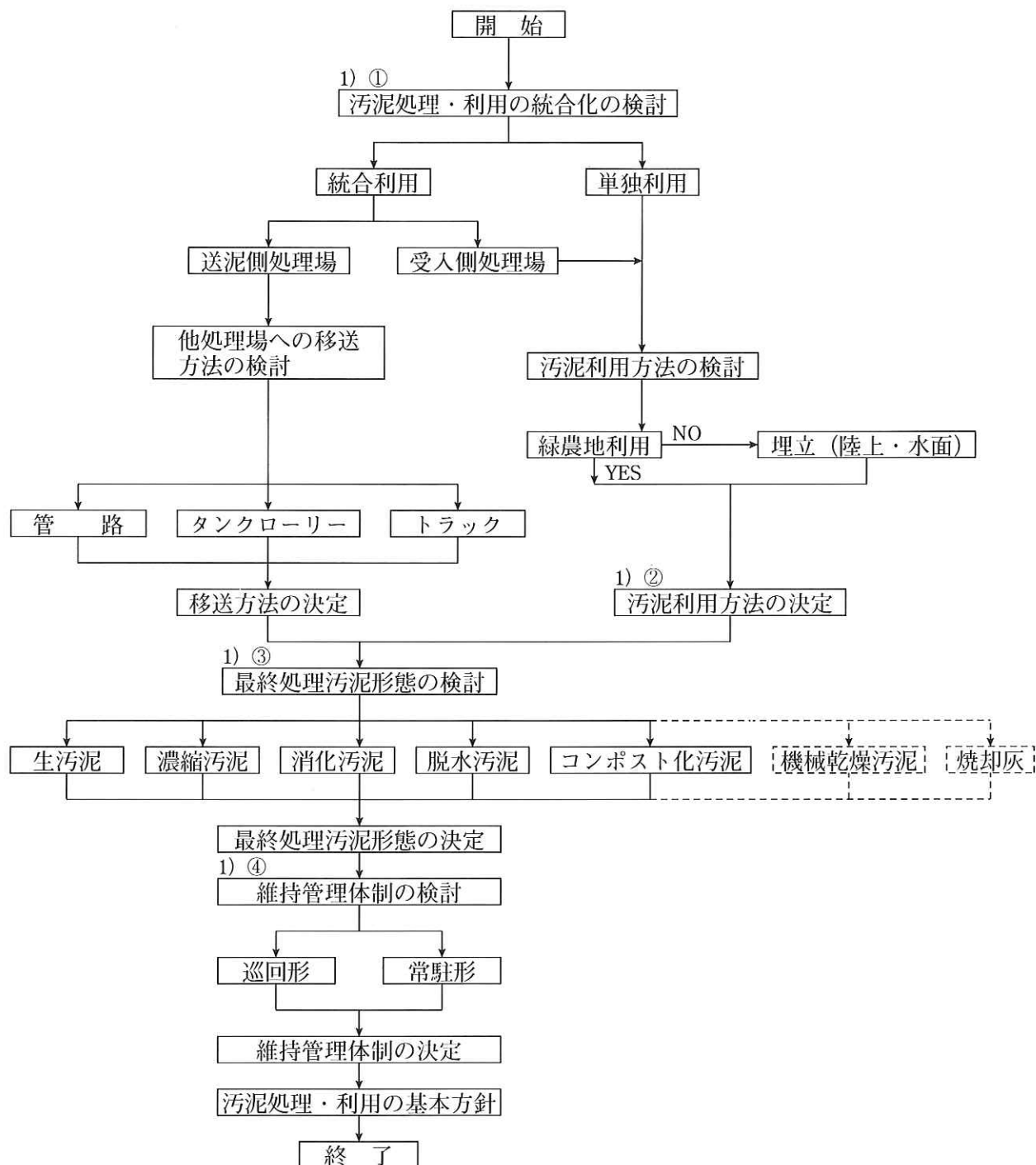
コンポスト化施設の基本プロセスを示す。



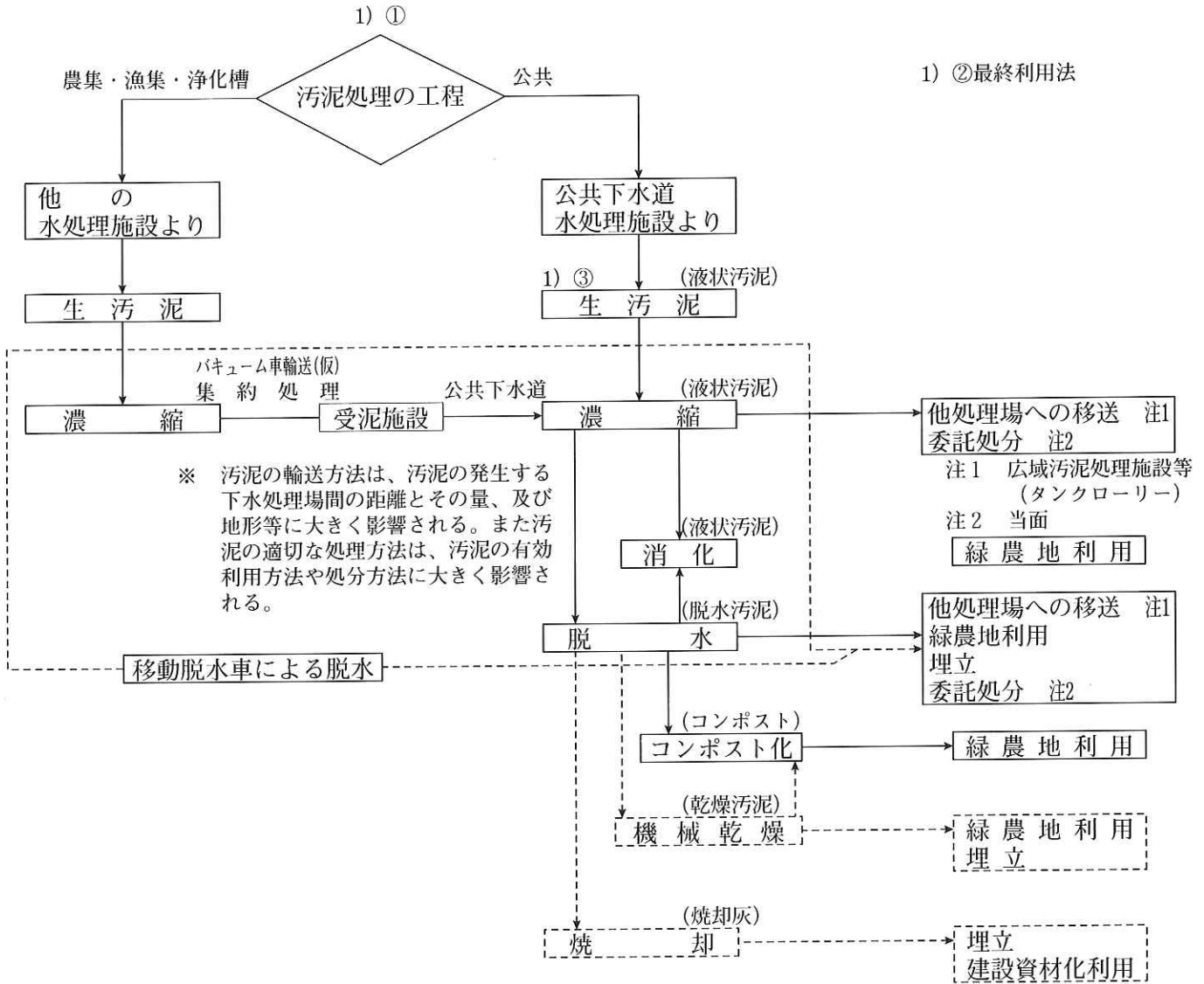
イ. 基本条件

- ・コンポスト化施設の規模は、製品コンポストの需要量に見合ったものとする。
- ・コンポスト化施設は、立地条件を十分考慮したものとする。

汚泥処理・利用の基本方針決定のためのフロー



汚泥の最終利用法と処理工程フロー



南富良野幾寅浄化センター設計計算書

容量計算

1. 基本事項

- (1) 名称 南富良野幾寅浄化センター
- (2) 位置 南富良野字幾寅505番1地先
- (3) 敷地面積及び計画地盤高 約113アール 計画地盤高 +350.0M
- (4) 周囲の土地利用 指定なし
- (5) 下水排除方式 分流式
- (6) 処理方式 下水処理(全体計画)オキシデーション・ディッチ法+凝集剤添加
汚泥処理(全体計画)濃縮、機械脱水
- (7) 放流先 名称 石狩川水系ユクトラシュベツ川支川松井川
水質環境基準等の設定値 なし
H.W.L 346.60M 現在河床高 345.45M

2. 設計諸元

(1) 計画人口

処理区域の名称	全体計画		
	定住人口	観光人口	計
幾寅処理区	2,670人	4,530人	7,200人

(2) 計画処理区域

処理区域の名称	全体計画	備考
幾寅処理区	172.0ha	

(3) 計画下水量

項目	全体計画 (m ³ /日)		
	計画1日平均	計画1日最大	計画時間最大
家庭汚水量	868	1,148	2,056
観光汚水量	23	511	872
工場汚水量	—	—	—
地下水量	134	134	134
計	1,025	1,793	3,062

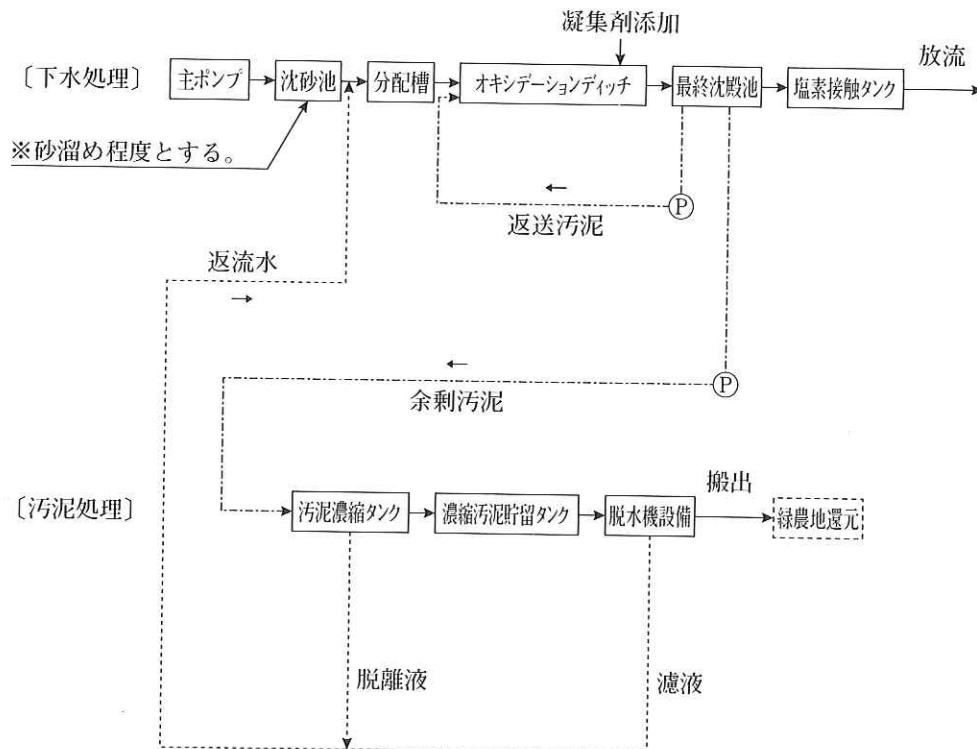
名称	期別	全 体 計 画 (m ³ /日)			
		m ³ /日	m ³ /時	m ³ /分	m ³ /秒
Q ₁ 計画1日平均汚水量		1,025	42.71	0.71	0.012
Q ₂ 計画1日最大汚水量		1,793	74.71	1.25	0.021
Q ₃ 計画時間最大汚水量		3,062	127.58	2.13	0.035

(4) 流入下水の水質及び処理効果

項 目	流入下水水質 (mg/ℓ)	オキシデーションディッチ+最終沈殿池		総合除去率 (%)	摘 要
		除 去 率 (%)	放流水水質 (mg/ℓ)		
B O D	180(160)	90	18	90	
S S	171(130)	90	17.1	90	
C O D	111(90)	80	22.2	80	
T - N	50(50)	70	15	70	
T - P	7(6)	60	2.8	60	

() 内は原水流入水質を示す。

3. フローシート



4. 各処理施設の負荷及び汚泥量

原水流入固形物量を100とし、水処理施設での総合SS除去率が90%で除去SS量当り汚泥発生率を85%（凝集剤注入による生成固形物量を含む）とすると、計画発生汚泥量Dは76.5となり、各施設の固形物回収率を次のとおりに仮定する。

汚泥濃縮タンクの固形物回収率 γ_1	90 %
汚泥脱水設備の固形物回収率 γ_2	90 %
汚泥脱水設備の凝集剤注入率 γ_c	0.8 %

以上から、各施設の計画汚泥量 $X_1 \sim X_3$ は、次のようになる。

いま、汚泥処理系からの返流水の固形物量をRとし、この全量が再び汚泥処理系へ戻るものとする、

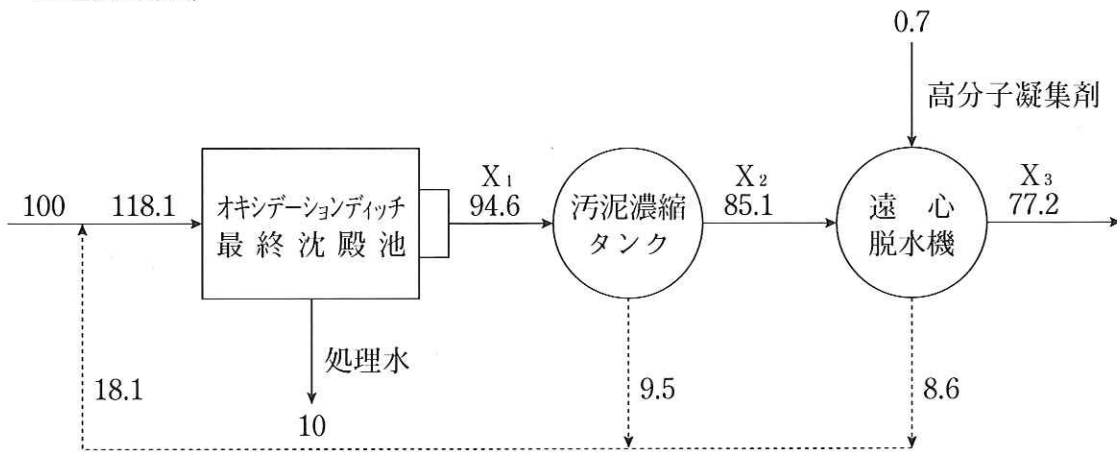
$$\begin{aligned}
 R &= (D+R) \cdot \{(1-\gamma_1) + \gamma_1 \cdot (1+\gamma_c) \cdot (1-\gamma_2)\} \\
 &= (76.5+R) \times \{(1-0.9) + 0.9 \times (1+0.008) \times (1-0.9)\} \\
 &= (76.5+R) \times 0.191
 \end{aligned}$$

$$\therefore R = 18.1$$

汚泥濃縮タンク	$ \begin{aligned} X_1 &= D+R \\ &= 76.5+18.1 \\ &= 94.6 \end{aligned} $
汚泥脱水機	$ \begin{aligned} X_2 &= X_1 \cdot \gamma_1 \\ &= 94.6 \times 0.9 \\ &= 85.1 \end{aligned} $
凝集剤注入量	$ \begin{aligned} C &= X_2 \cdot \gamma_c \\ &= 85.1 \times 0.008 \\ &= 0.7 \end{aligned} $
	$ \begin{aligned} X_3 &= X_2 \cdot (1+\gamma_c) \cdot \gamma_2 \\ &= 85.1 \times (1+0.008) \times 0.90 \\ &= 77.2 \end{aligned} $

固形物収支 (オキシデーショondiッチ法)

直接脱水方式

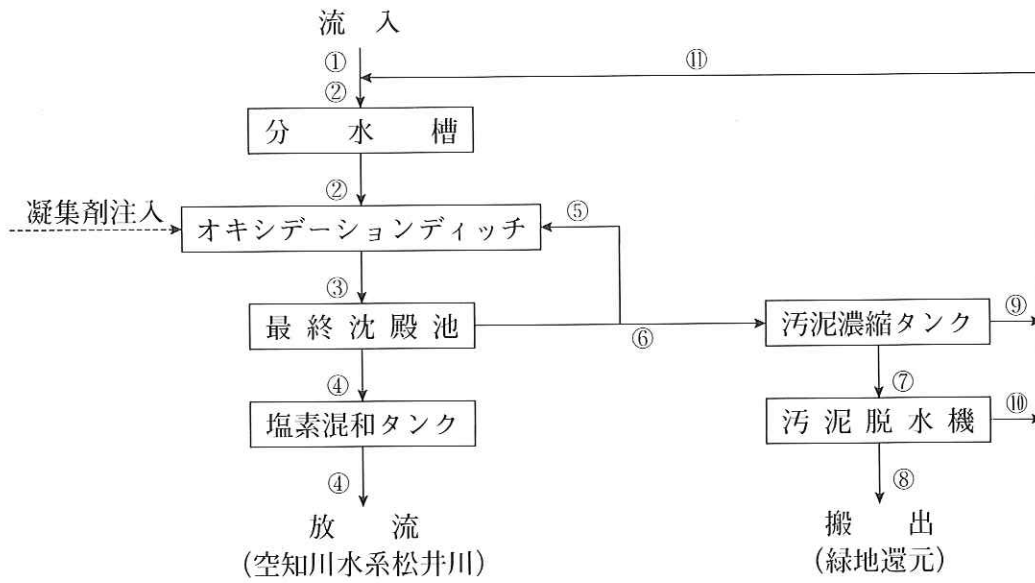


項	目	全 体 計 画
1. 余剰汚泥量	固形物量	$1,793 \times 130 \times 0.946 \times 10^{-6} = 0.221 \text{t.DS/日}$
	汚泥量	$\frac{0.221}{0.6} \times 100 = 36.8 \text{m}^3/\text{日}$
2. 濃縮汚泥量	汚泥量	$\frac{0.221 \times 0.90}{1.7} \times 100 = 11.7 \text{m}^3/\text{日}$
3. 濃縮分離液	液量	(余剰汚泥量 - 濃縮汚泥量)
		$36.8 - 11.7 = 25.1 \text{m}^3/\text{日}$
4. 脱水汚泥量	汚泥量	$\frac{0.221 \times 0.90 \times (1 + 0.008) \times 0.90}{16.5} \times 100 = 1.1 \text{m}^3/\text{日}$
5. 脱水炉液	液量	$11.7 - 1.1 = 10.6 \text{m}^3/\text{日}$
6. 濃縮分離液の水質負荷量	B O D	$25.1 \times 1000 \times 10^{-6} = 0.025$
	S S	$25.1 \times 2500 \times 10^{-6} = 0.063$
	C O D	$25.1 \times 1000 \times 10^{-6} = 0.025$
	T - N	$25.1 \times 50 \times 10^{-6} = 0.0013$
	T - P	$25.1 \times 10 \times 10^{-6} = 0.0003$
	<div style="border: 1px solid black; padding: 5px; width: fit-content; margin: 0 auto;"> <p>B O D 濃度 = $1000 \text{mg}/\ell$</p> <p>S S 濃度 = $2500 \text{mg}/\ell$</p> <p>C O D 濃度 = $1000 \text{mg}/\ell$</p> <p>T - N 濃度 = $50 \text{mg}/\ell$</p> <p>T - P 濃度 = $10 \text{mg}/\ell$</p> </div>	
7. 汚泥脱水炉液の水質負荷量	B O D	$10.6 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.016$
	S S	$10.6 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.016$
	C O D	$10.6 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.016$
	T - N	$10.6 \times 50 \times 10^{-6} = 0.0005$
	T - P	$10.6 \times 10 \times 10^{-6} = 0.0001$

項	目	全 体 計 画																								
8. 処理施設計画流入水質		(返流水負荷を考慮する)																								
	B O D	$\frac{1,793 \times 160 \times 10^{-6} + (0.025 + 0.016)}{1,793 + (25.1 + 10.6)} \times 10^6$ =179.3 ≒ 180mg/ℓ																								
	S S	$\frac{1,793 \times 130 \times 10^{-6} + (0.063 + 0.016)}{1,793 + (25.1 + 10.6)} \times 10^6$ =170.7 ≒ 171mg/ℓ																								
	C O D	$\frac{1,793 \times 90 \times 10^{-6} + (0.025 + 0.016)}{1,793 + (25.1 + 10.6)} \times 10^6$ =110.7 ≒ 111mg/ℓ																								
	T - N	$\frac{1,793 \times 50 \times 10^{-6} + (0.0013 + 0.0005)}{1,793 + (25.1 + 10.6)} \times 10^6$ =50.0 ≒ 50mg/ℓ																								
	T - P	$\frac{1,793 \times 6 \times 10^{-6} + (0.0003 + 0.0001)}{1,793 + (25.1 + 10.6)} \times 10^6$ =6.1 ≒ 7mg/ℓ																								
9. 計画処理水質		<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>原水流入水質 (mg/ℓ)</th> <th>総合除去率 (%)</th> <th>処理水質 (mg/ℓ)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>B O D</td> <td>180</td> <td>90</td> <td>18</td> </tr> <tr> <td>S S</td> <td>170</td> <td>90</td> <td>17</td> </tr> <tr> <td>C O D</td> <td>110</td> <td>80</td> <td>22</td> </tr> <tr> <td>T - N</td> <td>50</td> <td>70</td> <td>15</td> </tr> <tr> <td>T - P</td> <td>7</td> <td>60</td> <td>2.8</td> </tr> </tbody> </table>		原水流入水質 (mg/ℓ)	総合除去率 (%)	処理水質 (mg/ℓ)	B O D	180	90	18	S S	170	90	17	C O D	110	80	22	T - N	50	70	15	T - P	7	60	2.8
		原水流入水質 (mg/ℓ)	総合除去率 (%)	処理水質 (mg/ℓ)																						
	B O D	180	90	18																						
	S S	170	90	17																						
	C O D	110	80	22																						
	T - N	50	70	15																						
T - P	7	60	2.8																							
10. 計画余剰汚泥量		$1,793 \times 170 \times 10^{-6} \times 0.90 \times 0.85 = 0.233 \text{t.DS/日}$ ≒ 38.8m ³ /日																								
11. 計画濃縮汚泥量		$\frac{0.233 \times 0.90}{1.7} \times 100 = 12.3 \text{m}^3/\text{日}$																								
12. 計画濃縮分離液量		$38.1 - 12.3 = 26.5 \text{m}^3/\text{日}$																								
13. 計画脱水汚泥量		$\frac{0.233 \times 0.90 \times (1 + 0.008)}{16.5} \times 0.90 \times 100 = 1.2 \text{m}^3/\text{日}$																								
14. 計画脱水炉液量		$12.3 - 1.5 = 11.1 \text{m}^3/\text{日}$																								
15. 計画流入汚水量	日 最 大	$1,793 + (26.5 + 11.1) = 1,831 \text{m}^3/\text{日}$																								
	時 間 最 大	$3,062 + (26.5 + 11.1) = 3,100 \text{m}^3/\text{日}$																								

項	目	全 体 計 画
16. 計画返送汚泥量	常 時	$1,831 \times 1.00 = 1,831 \text{m}^3 / \text{日}$
	最 大	$1,831 \times 1.50 = 2,747 \text{m}^3 / \text{日}$
17. 混 合 液 量 (終沈流入水)	日 最 大	$1,831 + 1,831 = 3,662 \text{m}^3 / \text{日}$
	時 間 最 大	$3,100 + 2,747 = 5,847 \text{m}^3 / \text{日}$
18. 最終沈殿池流出水量	日 最 大	$3,662 - 1,831 - 39 = 1,792 \text{m}^3 / \text{日}$
	時 間 最 大	$5,847 - 2,747 - 39 = 3,061 \text{m}^3 / \text{日}$

5. 水・汚泥収支



(1) 水収支

(全体計画)

No.	日最大 (m ³ /d)	時間最大 (m ³ /d)
①	1,793	3,062
②	①+⑪	1,831
③	②+⑤	3,662
④	③-⑤-⑥	1,792
⑤	1,831	2,747
⑥	38.8	38.8
⑦	12.3	12.3
⑧	1.2	1.2
⑨	26.5	26.5
⑩	11.1	11.1
⑪	37.6	37.6

(2) 水質及び負荷量

(全体計画)

No.		水 質 (mg/ℓ)	負荷量 (t/d)
①	B O D	160	0.287
	S S	130	0.233
②	B O D	180	0.331
	S S	171	0.316
③			
④	B O D	18	0.032
	S S	17.1	0.031
⑤			
⑥			
⑦			
⑧			
⑨	B O D	1,000	0.027
	S S	2,500	0.066
⑩	B O D	1,500	0.017
	S S	1,500	0.017
⑪	B O D		0.044
	S S		0.083

6. 下水処理施設設計

(1) 流入管渠

現 在 地 盤 高	347.0M
計 画 地 盤 高	350.0M
管 渠 断 面	⊙ 350 V.U
勾 配	2.2‰
管 底 高	341.740M
満 管 流 量	0.08692m ³ /秒
満 管 流 速	0.9191m/秒

(2) 主ポンプ設備

項 目	記号	全 体 計 画
計画下水量	Q ₁	計画一日平均汚水量 0.71m ³ /分
	Q ₂	計画一日最大汚水量 1.25m ³ /分
	Q ₃	計画時間最大汚水量 2.13m ³ /分
ポンプ型式		汚水水中ポンプ (スクリーウズ巻きタイプ)
ポンプ台数		4台 (内1台予備)
1台当りの揚水量		1号~2号ポンプ 0.55m ³ /分/台 3号~4号ポンプ 1.1 m ³ /分/台 (内1台予備)
運転台数と揚水量		1号~2号ポンプ 0.55×2=1.1m ³ /分 3号~4号ポンプ 1.1×2=1.1m ³ /分/台 (内1台予備)
		計 2.2m ³ /分
1号~2号 ポンプ口径	D ₁	$D_1 = 146 \sqrt{\frac{0.55}{2.0}} \doteq 80\text{mm}$
実揚程		ポンプ井 L.W.L 340.740M 沈砂池流入管 最高レベル H.W.L 352.500M
	h ₁	実揚程 11.76m
全揚程		ポンプ廻りの管弁損失 1.00m 総揚程 12.76m 余裕 0.24m 計 13.00m
軸動力	P _{S1}	$\frac{0.163\gamma \cdot Q \cdot H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 0.55 \times 13.0}{0.60} = 1.9\text{KW}$
原動機出力	P ₁	P _{S1} (1 + α) = 1.9 × (1 + 0.15) = 2.19 ≐ 2.2KW
ポンプ仕様		口径80mm×0.55m ³ /分×13.0m×2.2KW×2台
3号~5号 ポンプ口径	D ₁	$D_1 = 146 \sqrt{\frac{0.55}{1.1}} \doteq 100\text{mm}$
実揚程		ポンプ井 L.W.L 340.740M 沈砂池流入管 最高レベル L.W.L 352.500M
	h ₂	実揚程 11.76m

項目	記号	全 体 計 画
全 揚 程		ポンプ廻りの管弁損失 1.00m 総 揚 程 12.76m 余 裕 0.24m 計 13.00m
軸 動 力	P_{s2}	$\frac{0.163 \gamma \cdot Q \cdot H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 1.1 \times 13.0}{0.60} = 3.9\text{KW}$
原 動 機 出 力	P_2	$P_{s1} (1 + \alpha) = 3.9 \times (1 + 0.15) = 4.49 \rightarrow 5.5\text{KW}$
ポ ン プ 仕 様		口径100mm×1.1m ³ /分×13.0m×5.5KW×2台

運 転 計 画

(全体計画)

	下 水 量 (m ³ /分)	運 転 組 合 せ	運 転 計 画 (台)		揚 水 量 (m ³ /分)	摘 要
			口径80mm	口径100mm		
計画1日平均汚水量	0.71	No. 1 + No. 2	2	—	1.10	
計画1日最大汚水量	1.25	No. 1 + No. 3	1	1	1.65	
計画時間最大汚水量	2.13	No. 1 + No. 2 + No. 3	1	1	2.20	

(3) 沈砂池

項 目	記号	全 体 計 画
計画下水量(時間最大)	Q ₃	3,062m ³ /日=127.58m ³ /時=2.13m ³ /分=0.035m ³ /秒
除去対象粒子	V	0.2mm (沈降速度 0.021m/秒)
水面積負荷		1,800m ³ /m ² ・日 (最小除去粒子 0.2mm)
所要水面積	A ₁	$\frac{Q}{\text{水面積負荷}} = \frac{3,062}{1,800} = 1.70\text{m}^2$
有効水深	H	0.16m
池内平均流速	V ₁	0.30m/秒
池 幅	B	$\frac{Q}{V_1 \cdot H} = \frac{0.035}{0.30 \times 0.160} = 0.8\text{m}$
池 長	L	$\frac{A_1}{B} = \frac{1.70}{0.8} = 2.2\text{m}$
構造寸法		砂溜り(有効深0.30m)程度とする。
沈砂量(日平均)		(流入下水1,000m ³ 当り0.01m ³ と推定する。)
し 渣 量		$1,025 \times \frac{0.01}{1,000} = 0.01\text{m}^3/\text{日}$ 沈砂量と同程度とみる。

(4) オキシレーションディッチ (間欠曝気式)

項 目	記号	全 体 計 画
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,831m ³ /日 = 76.29m ³ /時
硝 化 率	m	90%
脱 窒 率	n	70%
硝 化 速 度	K _n	0.70mg-N/g・MLSS時
脱 窒 速 度	K _{DN}	0.40mg-N/g・MLSS時
M L S S	CM	4000mg/ℓ
流入ケルダール窒素濃度	CK _{in}	50mg/ℓ
(1) 容 量		
硝化ゾーン	V _N	$V_N = \frac{m \times CK_{in} \times Q \times 10^3}{24 \times K_n \times CM}$ $V_N = \frac{0.90 \times 50 \times 1831 \times 10^3}{24 \times 0.70 \times 4000} = 1,226\text{m}^3$
脱窒ゾーン	V _{DN}	$V_{DN} = \frac{n \times m \times CK_{in} \times Q \times 10^3}{24 \times K_{DN} \times CM}$ $V_{DN} = \frac{0.70 \times 0.90 \times 50 \times 1831 \times 10^3}{24 \times 0.40 \times 4000} = 1,502\text{m}^3$
容 量	V	$V = V_N + V_{DN}$ $= 1,226 + 1,502 = 2,728\text{m}^3$
(2) 形 状		
鉄筋コンクリート		巾4.5m × 深2.0m × 102m × 3池 = 2,754m ³
	水路ハンチ 控 除	V = 2754 - 0.3 × 0.3 × 102 × 3 = 2,726m ³
(3) 検 討		
滞 留 時 間		$\frac{2726 \times 24}{1831} = 35.7$ 時間
曝 気 装 置		
BOD-SS負荷		$\frac{24 \times 180}{35.7 \times 4000} = 0.03\text{kg/kg} \cdot \text{日}$
必要酸素量		流入BOD ₅ 当り 2.0kgO ₂ /kgBOD
AOR		180 × 1831 × 2.0 × 10 ⁻³ = 659kg/日

項目	記号	全 体 計 画
必要酸素供給能力	SOR	1日当り12時間で硝化 $= \frac{659 \times 8.84 \times 2}{1.024^{20-20} \times 0.93 \times (0.97 \times 8.84 - 1.5)}$ $\times \frac{760}{760} \times \frac{1}{24} = 73.8 \text{ kg/時} = 1,771 \text{ kg/日}$
設置台数		6 Set
1 Set 当たり 酸素供給能力	Or	Or = 73.8 / 6 = 12.3 kg/時

(5) 最終沈殿池

項目	記号	全 体 計 画
型式		放射流円形沈殿池
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,831 m ³ /日 = 76.29 m ³ /時
沈殿時間	T ₁	8.0時間
所要容量	V ₁	76.29 × 8.0 = 610 m ³
水面積負荷		8 m ³ /m ² ・日
所要水面積	A ₁	1831 ÷ 8 = 229 m ²
有効水深	H	3.5 m
越流負荷		25 m ³ /m・日
所要堰長	ℓ ₁	1831 ÷ 25 = 73 m
構造寸法		内径10.00 m × 有効水深3.50 m × 3池 (堰長29 m/池)
(水面積)		10.00 ² × π × (1/4) × 3 = 235.6 m ²
(容量)		235.6 × 3.5 = 825 m ³
(検討)		
沈殿時間		825 ÷ 76.29 = 10.8時間
水面積負荷		1,831 ÷ 235.6 = 7.8 m ³ /m ² ・日
越流負荷		1,831 ÷ 87 = 21.0 m ³ /m・日

(6) 消毒設備

項 目	記号	全 体 計 画
接 触 タ ン ク		
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,792m ³ /日=74.67m ³ /時=1.24m ³ /分
接 触 時 間	T ₁	15分
所 要 容 量	V ₁	1.24×15=18.6m ³
構 造 寸 法		幅1.0m×長13.0m×深1.50m×1水路
容 量		1.0×13.0×1.50×1=19.5m ³
検 討		
接 触 時 間	T ₂	19.5÷1.24=15.7分
塩素消毒設備		
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,792m ³ /日=74.67m ³ /時
塩素注入率		4 mg/ℓ
所 要 塩 素 量		(有効塩素量70%とする) 1,792×4×10 ⁻³ =7.2kg/日 7.2÷0.7=10.3kg/日 固形塩素投入方式とする
滅 菌 器		型式 湿式固形塩素充填式 容量 75kg

(7) 汚泥濃縮タンク

項 目	記号	全 体 計 画
発生汚泥量		
余剰汚泥	q_2	$38.8\text{m}^3/\text{日}$ 、 $0.233\text{T.DS}/\text{日}$ (含水率99.4%)
型 式		矩形重力式
固形物負荷		$30\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{日}$
所要水面積	A_1	$233 \div 30 = 7.8\text{m}^2$
有効水深	H	3.0mとする
濃縮汚泥含水率		98.3%とする
濃縮汚泥量	q_3	$12.3\text{m}^3/\text{日}$
分離液量		$26.5\text{m}^3/\text{日}$
構造寸法		幅2.0m×長2.0m×有効水深3.0m×2池
(水面積)	A_2	$2.0 \times 2.0 = 4.0\text{m}^2/\text{池}$ $4.0 \times 2 = 8.0\text{m}^2$
(容 量)	V_2	$4.0 \times 3.0 = 12.0\text{m}^3/\text{池}$ $12.0 \times 2 = 24.0\text{m}^3$
(検 討)		
濃縮時間	T_2	$\frac{24.0}{38.8 \times 1 / 24} = 14.8\text{時間}$
固形物負荷		$\frac{233}{8.0} = 29.1\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{日}$
水面積負荷		$\frac{38.8}{8.0} = 4.9\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$
越流負荷		$\frac{38.8}{12.8} = 3.0\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{日}$

(8) 脱 水 機

項 目	記号	全 体 計 画
型 式		遠心脱水機
計 画 汚 泥 量	q ₃	12.3m ³ /日 (0.210T.DS/日)
運 転 時 間	T ₃	6時間 (ただし日曜には0時間とする。)
ケ ー キ 含 水 率		83.5%
所 要 処 理 量		$12.3 \times (\frac{1}{6} \times \frac{7}{6}) = 2.4\text{m}^3/\text{時}$
脱 水 ケ ー キ 量	q ₄	1.2m ³ /日
脱 水 機 仕 様		型 式 遠心脱水機 処 理 量 5.0m ³ /時 台 数 1台

南富良野幾寅浄化センター設計計算書

参 考

リン除去率30%の場合

容量計算

1. 基本事項

- (1) 名称 南富良野幾寅浄化センター
- (2) 位置 南富良野字幾寅505番1地先
- (3) 敷地面積及び計画地盤高 約113アール 計画地盤高 +350.0M
- (4) 周囲の土地利用 指定なし
- (5) 下水排除方式 分流式
- (6) 処理方式 下水処理(全体計画)オキシデーション・ディッチ法
汚泥処理(全体計画)濃縮、機械脱水
- (7) 放流先 名称 石狩川水系ユクトラシュベツ川支川松井川
水質環境基準等の設定値 なし
H.W.L 346.60M 現在河床高 345.45M

2. 設計諸元

(1) 計画人口

処理区域の名称	全体計画		
	定住人口	観光人口	計
幾寅処理区	2,670人	4,530人	7,200人

(2) 計画処理区域

処理区域の名称	全体計画	備考
幾寅処理区	172.0ha	

(3) 計画下水量

項目	全体計画 (m ³ /日)		
	計画1日平均	計画1日最大	計画時間最大
家庭汚水量	868	1,148	2,056
観光汚水量	23	511	872
工場汚水量	—	—	—
地下水量	134	134	134
計	1,025	1,793	3,062

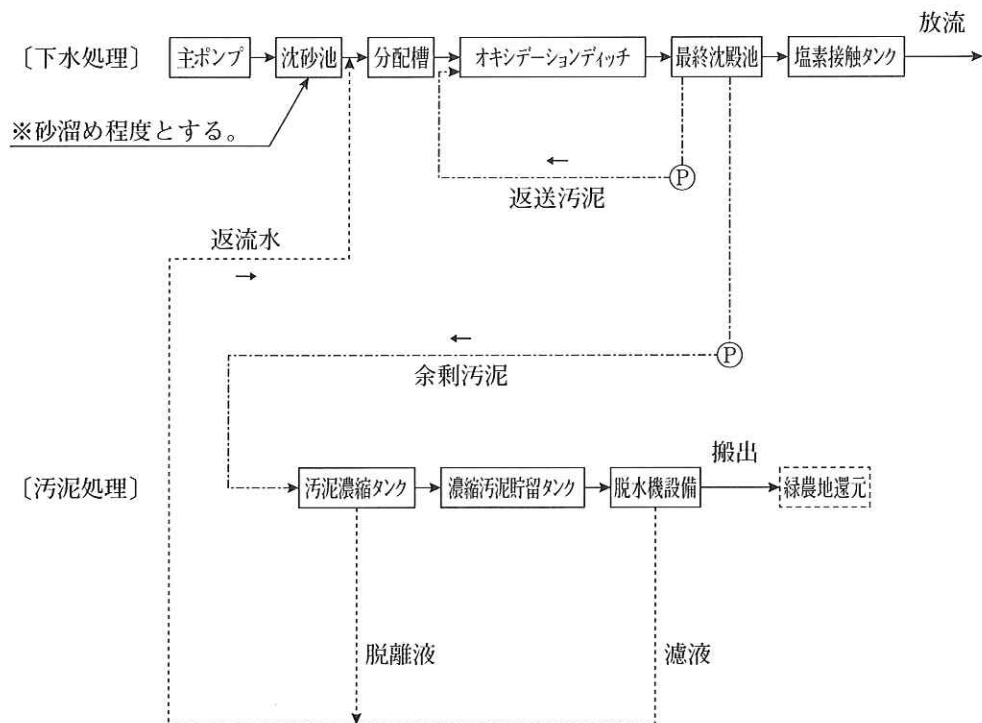
名称	期別	全体計画 (m ³ /日)			
		m ³ /日	m ³ /時	m ³ /分	m ³ /秒
Q ₁ 計画1日平均汚水量		1,025	42.71	0.71	0.012
Q ₂ 計画1日最大汚水量		1,793	74.71	1.25	0.021
Q ₃ 計画時間最大汚水量		3,062	127.58	2.13	0.035

(4) 流入下水の水質及び処理効果

項目	流入下水水質 (mg/ℓ)	オキシデーションディッチ+最終沈殿池		総合除去率 (%)	摘要
		除去率 (%)	放流水水質 (mg/ℓ)		
B O D	180(160)	90	18	90	
S S	170(130)	90	17	90	
C O D	110(90)	80	22	80	
T - N	50(50)	70	15	70	
T - P	7(6)	30	4.9	30	

() 内は原水流入水質を示す。

3. フローシート



4. 各処理施設の負荷及び汚泥量

原水流入固形物量を100とし、水処理施設での総合SS除去率が90%で除去SS量当り汚泥発生率を75%とすると、計画発生汚泥量Dは67.5となり、各施設の固形物回収率を次のとおりに仮定する。

汚泥濃縮タンクの固形物回収率 γ_1 90 %

汚泥脱水設備の固形物回収率 γ_2 90 %

汚泥脱水設備の凝集剤注入率 γ_c 0.8 %

以上から、各施設の計画汚泥量 $X_1 \sim X_3$ は、次のようになる。

いま、汚泥処理系からの返流水の固形物量をRとし、この全量が再び汚泥処理系へ戻るものとする、

$$\begin{aligned} R &= (D+R) \cdot \{(1-\gamma_1) + \gamma_1 \cdot (1+\gamma_c) \cdot (1-\gamma_2)\} \\ &= (67.5+R) \times \{(1-0.9) + 0.9 \times (1+0.008) \times (1-0.90)\} \\ &= (67.5+R) \times 0.191 \end{aligned}$$

$$\therefore R = 15.9$$

$$\begin{aligned} \text{汚泥濃縮タンク} \quad X_1 &= D+R \\ &= 67.5+15.9 \\ &= 83.4 \end{aligned}$$

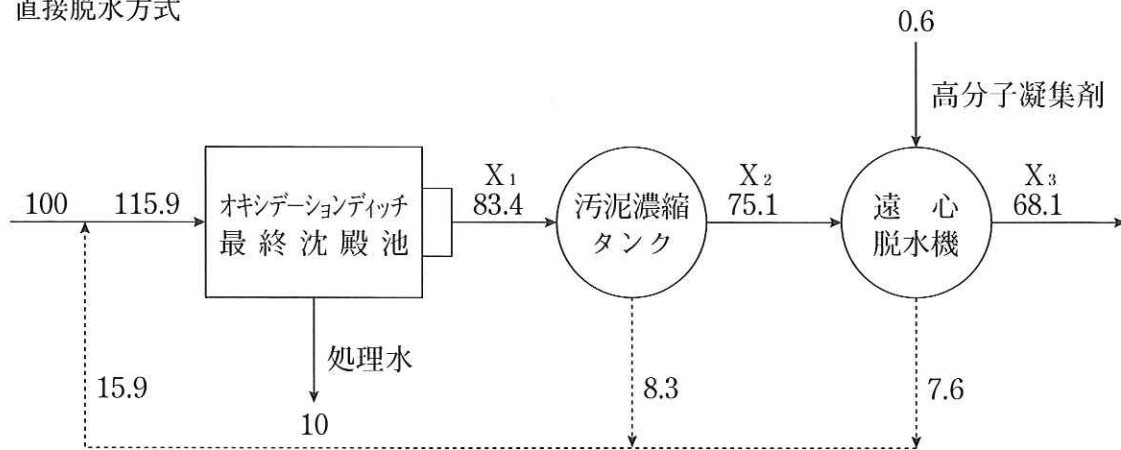
$$\begin{aligned} \text{汚泥脱水機} \quad X_2 &= X_1 \cdot \gamma_1 \\ &= 83.4 \times 0.9 \\ &= 75.1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{凝集剤注入量} \quad C &= X_2 \cdot \gamma_c \\ &= 75.1 \times 0.008 \\ &= 0.6 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_3 &= X_2 \cdot (1+\gamma_c) \cdot \gamma_2 \\ &= 75.1 \times (1+0.008) \times 0.90 \\ &= 68.1 \end{aligned}$$

固形物収支 (オキシデーションデイチ法)

直接脱水方式

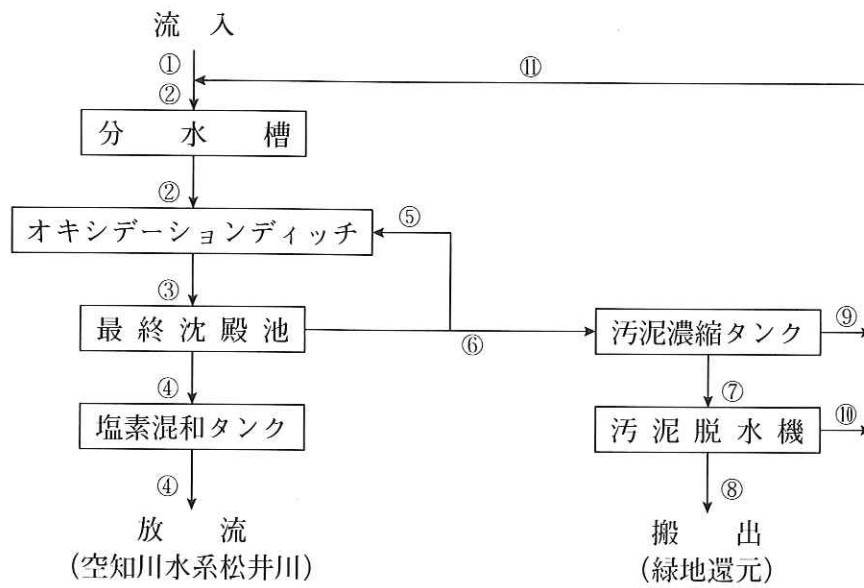


項	目	全 体 計 画
1. 余剰汚泥量	固形物量	$1,793 \times 130 \times 0.834 \times 10^{-6} = 0.194 \text{t.DS/日}$
	汚泥量	$\frac{0.194}{0.6} \times 100 = 32.3 \text{m}^3/\text{日}$
2. 濃縮汚泥量	汚泥量	$\frac{0.194 \times 0.90}{1.7} \times 100 = 10.3 \text{m}^3/\text{日}$
3. 濃縮分離液	液量	(余剰汚泥量 - 濃縮汚泥量) $32.3 - 10.3 = 22.0 \text{m}^3/\text{日}$
4. 脱水汚泥量	汚泥量	$\frac{0.194 \times 0.90 \times (1 + 0.008) \times 0.90}{16.5} \times 100 = 1.0 \text{m}^3/\text{日}$
5. 脱水炉液	液量	$10.3 - 1.0 = 9.3 \text{m}^3/\text{日}$
6. 濃縮分離液の水質負荷量		
	B O D	$22.0 \times 1000 \times 10^{-6} = 0.022$
	S S	$22.0 \times 2500 \times 10^{-6} = 0.055$
	C O D	$22.0 \times 1000 \times 10^{-6} = 0.022$
	T - N	$22.0 \times 50 \times 10^{-6} = 0.0011$
	T - P	$22.0 \times 10 \times 10^{-6} = 0.0002$
<div style="border: 1px solid black; padding: 5px; width: fit-content; margin: 0 auto;"> <p>B O D 濃度 = 1000mg/ℓ</p> <p>S S 濃度 = 2500mg/ℓ</p> <p>C O D 濃度 = 1000mg/ℓ</p> <p>T - N 濃度 = 50mg/ℓ</p> <p>T - P 濃度 = 10mg/ℓ</p> </div>		
7. 汚泥脱水炉液の水質負荷量		
	B O D	$9.3 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.014$
	S S	$9.3 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.014$
	C O D	$9.3 \times 1500 \times 10^{-6} = 0.014$
	T - N	$9.3 \times 50 \times 10^{-6} = 0.0005$
	T - P	$9.3 \times 10 \times 10^{-6} = 0.0001$

項	目	全	体	計	画																								
8. 処理施設計画流入水質		(返流水負荷を考慮する)																											
	B O D	$\frac{1,793 \times 160 \times 10^{-6} + (0.022 + 0.014)}{1,793 + (22.0 + 9.3)} \times 10^6$ $= 177.0 \div 180 \text{mg} / \ell$																											
	S S	$\frac{1,793 \times 130 \times 10^{-6} + (0.055 + 0.014)}{1,793 + (22.0 + 9.3)} \times 10^6$ $= 165.6 \div 170 \text{mg} / \ell$																											
	C O D	$\frac{1,793 \times 90 \times 10^{-6} + (0.022 + 0.014)}{1,793 + (22.0 + 9.3)} \times 10^6$ $= 108.2 \div 110 \text{mg} / \ell$																											
	T - N	$\frac{1,793 \times 50 \times 10^{-6} + (0.0011 + 0.0005)}{1,793 + (22.0 + 9.3)} \times 10^6$ $= 50.0 \div 50 \text{mg} / \ell$																											
	T - P	$\frac{1,793 \times 6 \times 10^{-6} + (0.0002 + 0.0001)}{1,793 + (22.0 + 9.3)} \times 10^6$ $= 6.1 \div 7 \text{mg} / \ell$																											
9. 計画処理水質		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; text-align: center;"> <thead> <tr> <th></th> <th>原水流入水質 (mg/ℓ)</th> <th>総合除去率 (%)</th> <th>処理水質 (mg/ℓ)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>B O D</td> <td>180</td> <td>90</td> <td>18</td> </tr> <tr> <td>S S</td> <td>170</td> <td>90</td> <td>17</td> </tr> <tr> <td>C O D</td> <td>110</td> <td>80</td> <td>22</td> </tr> <tr> <td>T - N</td> <td>50</td> <td>70</td> <td>15</td> </tr> <tr> <td>T - P</td> <td>7</td> <td>30</td> <td>4.9</td> </tr> </tbody> </table>					原水流入水質 (mg/ℓ)	総合除去率 (%)	処理水質 (mg/ℓ)	B O D	180	90	18	S S	170	90	17	C O D	110	80	22	T - N	50	70	15	T - P	7	30	4.9
		原水流入水質 (mg/ℓ)	総合除去率 (%)	処理水質 (mg/ℓ)																									
	B O D	180	90	18																									
	S S	170	90	17																									
	C O D	110	80	22																									
	T - N	50	70	15																									
T - P	7	30	4.9																										
10. 計画余剰汚泥量		$1,793 \times 170 \times 10^{-6} \times 0.90 \times 0.75 = 0.206 \text{t} \cdot \text{DS} / \text{日}$ $\div 34.3 \text{m}^3 / \text{日}$																											
11. 計画濃縮汚泥量		$\frac{0.206 \times 0.90}{1.7} \times 100 = 10.9 \text{m}^3 / \text{日}$																											
12. 計画濃縮分離液量		$34.3 - 10.9 = 23.4 \text{m}^3 / \text{日}$																											
13. 計画脱水汚泥量		$\frac{0.206 \times 0.90 \times (1 + 0.008)}{16.5} \times 0.90 \times 100 = 1.0 \text{m}^3 / \text{日}$																											
14. 計画脱水炉液量		$10.9 - 1.0 = 9.9 \text{m}^3 / \text{日}$																											
15. 計画流入汚水量	日 最 大	$1,793 + (23.4 + 9.9) = 1,826 \text{m}^3 / \text{日}$																											
	時 間 最 大	$3,062 + (23.4 + 9.9) = 3,095 \text{m}^3 / \text{日}$																											

項	目	全 体 計 画
16. 計画返送汚泥量	常 時	$1,826 \times 1.00 = 1,826 \text{m}^3 / \text{日}$
	最 大	$1,826 \times 1.50 = 2,739 \text{m}^3 / \text{日}$
17. 混 合 液 量 (終沈流入水)	日 最 大	$1,826 + 1,826 = 3,652 \text{m}^3 / \text{日}$
	時 間 最 大	$3,095 + 2,739 = 5,834 \text{m}^3 / \text{日}$
18. 最終沈殿池流出水量	日 最 大	$3,652 - 1,826 - 34 = 1,792 \text{m}^3 / \text{日}$
	時 間 最 大	$5,834 - 2,739 - 34 = 3,061 \text{m}^3 / \text{日}$

5. 水・汚泥収支



(1) 水収支

(全体計画)

No.		日最大 (m ³ /d)	時間最大 (m ³ /d)
①		1,793	3,062
②	①+⑪	1,826	3,095
③	②+⑤	3,652	5,834
④	③-⑤-⑥	1,792	3,061
⑤		1,826	2,739
⑥		34.3	34.3
⑦		10.9	10.9
⑧		1.0	1.0
⑨		23.4	23.4
⑩		9.9	9.9
⑪		33.3	33.3

(2) 水質及び負荷量

(全体計画)

No.		水 質 (mg/ℓ)	負荷量 (t/d)
①	B O D	160	0.287
	S S	130	0.233
②	B O D	180	0.325
	S S	170	0.306
③			
④	B O D	18	0.032
	S S	17	0.030
⑤			
⑥			
⑦			
⑧			
⑨	B O D	1,000	0.023
	S S	2,500	0.058
⑩	B O D	1,500	0.015
	S S	1,500	0.015
⑪	B O D		0.038
	S S		0.073

6. 下水処理施設設計

(1) 流入管渠

現 在 地 盤 高	347.0M
計 画 地 盤 高	350.0M
管 渠 断 面	⊙ 350 V.U
勾 配	2.2‰
管 底 高	341.740M
満 管 流 量	0.08692m ³ /秒
満 管 流 速	0.9191m/秒

(2) 主ポンプ設備

項 目	記号	全 体 計 画
計 画 下 水 量	Q ₁	計画一日平均汚水量 0.71m ³ /分
	Q ₂	計画一日最大汚水量 1.25m ³ /分
	Q ₃	計画時間最大汚水量 2.13m ³ /分
ポンプ型式		汚水水中ポンプ (スクリーウーズ巻きタイプ)
ポンプ台数		4台 (内1台予備)
1台当りの揚水量		1号~2号ポンプ 0.55m ³ /分/台 3号~4号ポンプ 1.1 m ³ /分/台 (内1台予備)
運転台数と揚水量		1号~2号ポンプ 0.55×2=1.1m ³ /分 3号~4号ポンプ 1.1×2=1.1m ³ /分/台 (内1台予備)
		計 2.2m ³ /分
1号~2号 ポンプ口径	D ₁	$D_1 = 146 \sqrt{\frac{0.55}{2.0}} \doteq 80\text{mm}$
実揚程		ポンプ井 L.W.L 340.740M 沈砂池流入管 最高レベル H.W.L 352.500M
	h ₁	実揚程 11.76m
全揚程		ポンプ廻りの管弁損失 1.00m 総揚程 12.76m 余裕 0.24m 計 13.00m
軸動力	P _{S1}	$\frac{0.163\gamma \cdot Q \cdot H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 0.55 \times 13.0}{0.60} = 1.9\text{KW}$
原動機出力	P ₁	P _{S1} (1 + α) = 1.9 × (1 + 0.15) = 2.19 ≐ 2.2KW
ポンプ仕様		口径80mm × 0.55m ³ /分 × 13.0m × 2.2KW × 2台
3号~5号 ポンプ口径	D ₁	$D_1 = 146 \sqrt{\frac{0.55}{1.1}} \doteq 100\text{mm}$
実揚程		ポンプ井 L.W.L 340.740M 沈砂池流入管 最高レベル L.W.L 352.500M
	h ₂	実揚程 11.76m

項目	記号	全 体 計 画
全 揚 程		ポンプ廻りの管弁損失 1.00m 総 揚 程 12.76m 余 裕 0.24m 計 13.00m
軸 動 力	P_{S2}	$\frac{0.163\gamma \cdot Q \cdot H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 1.1 \times 13.0}{0.60} = 3.9\text{KW}$
原 動 機 出 力	P_2	$P_{S1} (1 + \alpha) = 3.9 \times (1 + 0.15) = 4.49 \rightarrow 5.5\text{KW}$
ポ ン プ 仕 様		口径100mm×1.1m ³ /分×13.0m×5.5KW×2台

運 転 計 画

(全体計画)

	下 水 量 (m ³ /分)	運 転 組 合 せ	運 転 計 画 (台)		揚 水 量 (m ³ /分)	摘 要
			口径80mm	口径100mm		
計画1日平均汚水量	0.71	No. 1 + No. 2	2	—	1.10	
計画1日最大汚水量	1.25	No. 1 + No. 3	1	1	1.65	
計画時間最大汚水量	2.13	No. 1 + No. 2 + No. 3	1	1	2.20	

(3) 沈砂池

項 目	記号	全 体 計 画
計画下水量(時間最大)	Q_3	$3,062\text{m}^3/\text{日}=127.58\text{m}^3/\text{時}=2.13\text{m}^3/\text{分}=0.035\text{m}^3/\text{秒}$
除去対象粒子	V	0.2mm (沈降速度 0.021m/秒)
水面積負荷		$1,800\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ (最小除去粒子 0.2mm)
所要水面積	A_1	$\frac{Q}{\text{水面積負荷}} = \frac{3,062}{1,800} = 1.70\text{m}^2$
有効水深	H	0.16m
池内平均流速	V_1	0.30m/秒
池 幅	B	$\frac{Q}{V_1 \cdot H} = \frac{0.035}{0.30 \times 0.160} = 0.8\text{m}$
池 長	L	$\frac{A_1}{B} = \frac{1.70}{0.8} = 2.2\text{m}$
構造寸法		砂溜り(有効深0.30m)程度とする。
沈砂量(日平均)		(流入下水1,000 m^3 当り0.01 m^3 と推定する。 $1,025 \times \frac{0.01}{1,000} = 0.01\text{m}^3/\text{日}$)
し 渣 量		沈砂量と同程度とみる。

(4) オキシデーションディッチ (間欠曝気式)

項 目	記号	全 体 計 画
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,826m ³ /日=76.08m ³ /時
硝 化 率	m	90%
脱 窒 率	n	70%
硝 化 速 度	K _n	0.70mg-N/g・MLSS時
脱 窒 速 度	K _{DN}	0.40mg-N/g・MLSS時
M L S S	CM	4000mg/ℓ
流入ケルダール窒素濃度	CK _{in}	50mg/ℓ
(1) 容 量		
硝化ゾーン	V _N	$V_N = \frac{m \times CK_{in} \times Q \times 10^3}{24 \times K_n \times CM}$ $V_N = \frac{0.90 \times 50 \times 1826 \times 10^3}{24 \times 0.70 \times 4000} = 1,223\text{m}^3$
脱窒ゾーン	V _{DN}	$V_{DN} = \frac{n \times m \times CK_{in} \times Q \times 10^3}{24 \times K_{DN} \times CM}$ $V_{DN} = \frac{0.70 \times 0.90 \times 50 \times 1826 \times 10^3}{24 \times 0.40 \times 4000} = 1,498\text{m}^3$
容 量	V	$V = V_N + V_{DN}$ $= 1,223 + 1,498 = 2,721\text{m}^3$
(2) 形 状		
鉄筋コンクリート		巾4.5m×深2.0m×102m×3池=2,754m ³
	水路ハンチ 控 除	$V = 2754 - 0.3 \times 0.3 \times 102 \times 3 = 2,726\text{m}^3$
(3) 検 討		
滞 留 時 間		$\frac{2726 \times 24}{1826} = 35.8\text{時間}$
曝 気 装 置		
BOD-SS負荷		$\frac{24 \times 180}{35.8 \times 4000} = 0.03\text{kg/kg} \cdot \text{日}$
必要酸素量		流入BOD ₅ 当り 2.0kgO ₂ /kgBOD
	AOR	$180 \times 1826 \times 2.0 \times 10^{-3} = 657\text{kg/日}$

項目	記号	全 体 計 画
必要酸素供給能力	SOR	1日当り12時間で硝化 $= \frac{657 \times 8.84 \times 2}{1.024^{20-20} \times 0.93 \times (0.97 \times 8.84 - 1.5)}$ $\times \frac{760}{760} \times \frac{1}{24} = 73.6 \text{ kg/時} = 1,766 \text{ kg/日}$
設置台数		6 Set
1 Set 当たり 酸素供給能力	Or	Or = 73.6 / 6 = 12.3 kg/時

(5) 最終沈殿池

項目	記号	全 体 計 画
型 式		放射流円形沈殿池
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,826 m ³ /日 = 76.08 m ³ /時
沈 殿 時 間	T ₁	8.0時間
所 要 容 量	V ₁	76.08 × 8.0 = 609 m ³
水 面 積 負 荷		8 m ³ /m ² ・日
所 要 水 面 積	A ₁	1826 ÷ 8 = 228 m ²
有 効 水 深	H	3.5 m
越 流 負 荷		25 m ³ /m・日
所 要 堰 長	ℓ ₁	1826 ÷ 25 = 73 m
構 造 寸 法		内径10.00 m × 有効水深3.50 m × 3 池 (堰長29 m/池)
(水 面 積)		10.00 ² × π × (1/4) × 3 = 235.6 m ²
(容 量)		235.6 × 3.5 = 825 m ³
(検 討)		
沈 殿 時 間		825 ÷ 76.08 = 10.8時間
水 面 積 負 荷		1,826 ÷ 235.6 = 7.8 m ³ /m ² ・日
越 流 負 荷		1,826 ÷ 87 = 21.0 m ³ /m・日

(6) 消毒設備

項 目	記号	全 体 計 画
接 触 タ ン ク		
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,792m ³ /日=74.67m ³ /時=1.24m ³ /分
接 触 時 間	T ₁	15分
所 要 容 量	V ₁	1.24×15=18.6m ³
構 造 寸 法		幅1.0m×長13.0m×深1.50m×1水路
容 量		1.0×13.0×1.50×1=19.5m ³
検 討		
接 触 時 間	T ₂	19.5÷1.24=15.7分
塩素消毒設備		
計画下水量(日最大)	Q ₂	1,792m ³ /日=74.67m ³ /時
塩素注入率		4mg/ℓ
所 要 塩 素 量		(有効塩素量70%とする) 1,792×4×10 ⁻³ =7.2kg/日 7.2÷0.7=10.3kg/日 固形塩素投入方式とする
滅 菌 器		型式 湿式固形塩素充填式 容量 75kg

(7) 汚泥濃縮タンク

項 目	記号	全 体 計 画
発生汚泥量		
余剰汚泥	q ₂	34.3m ³ /日、0.206T.DS/日 (含水率99.4%)
型式		矩形重力式
固形物負荷		30kg/m ² ・日
所要水面積	A ₁	206÷30=6.9m ²
有効水深	H	3.0mとする
濃縮汚泥含水率		98.3%とする
濃縮汚泥量	q ₃	10.9m ³ /日
分離液量		23.4m ³ /日
構造寸法		幅1.9m×長1.9m×有効水深3.0m×2池
(水面積)	A ₂	1.9×1.9=3.6m ² /池 3.6×2=7.2m ²
(容量)	V ₂	3.6×3.0=10.8m ³ /池 10.8×2=21.6m ³
(検討)		
濃縮時間	T ₂	$\frac{21.6}{34.3 \times 1 / 24} = 15.1$ 時間
固形物負荷		$\frac{206}{7.2} = 28.6$ kg/m ² ・日
水面積負荷		$\frac{34.3}{7.2} = 4.8$ m ³ /m ² ・日
越流負荷		$\frac{34.3}{12.8} = 2.7$ m ³ /m・日

(8) 脱 水 機

項 目	記号	全 体 計 画
型 式		遠心脱水機
計 画 汚 泥 量	q ₃	10.9m ³ /日 (0.185T.DS/日)
運 転 時 間	T ₃	6時間 (ただし日曜には0時間とする。)
ケ ー キ 含 水 率		83.5%
所 要 処 理 量		$10.9 \times (\frac{1}{6} \times \frac{7}{6}) = 2.1\text{m}^3/\text{時}$
脱 水 ケ ー キ 量	q ₄	1.0m ³ /日
脱 水 機 仕 様		型 式 遠心脱水機 処 理 量 5.0m ³ /時 台 数 1台

