

第29回技術研究発表会

下水処理水質とエネルギーとの関係

令和元年7月5日

(公財)日本下水道新技術機構資源循環研究部

上席研究役 石田 貴

本日の講演内容

- 1、1994年版「設計指針と解説」における議論
- 2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い
- 3、処理水質とエネルギーとの関係
- 4、省エネ診断で見られた課題

1、1994年版「設計指針と解説」における議論

①SRT(固形物滞留時間)の概念の導入

- ・アンモニアの硝化の指標(図-1参照)
- ・処理水質(C-BOD)の指標(図-2参照)

(炭素系有機物に起因するBOD)

$SRT(\text{日}) = \text{水処理系内の活性汚泥量} \div \text{1日当たり系外に排除される}$

$\text{活性汚泥量} = \text{反応タンク容量} \times \text{MLSS} \div \text{1日当たり引き抜かれる余}$

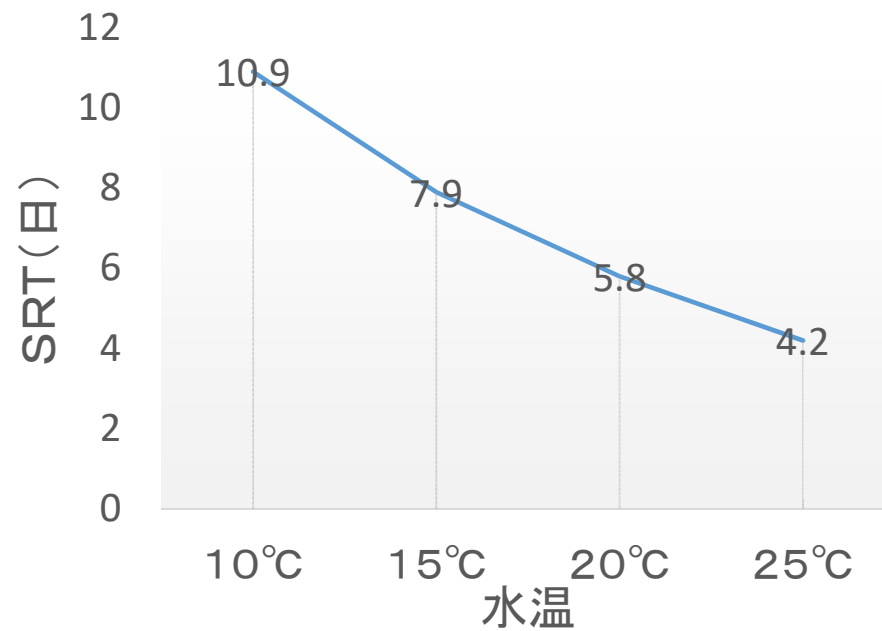
剰汚泥量

②N-BODの抑制

(アンモニア性窒素に起因するBOD)

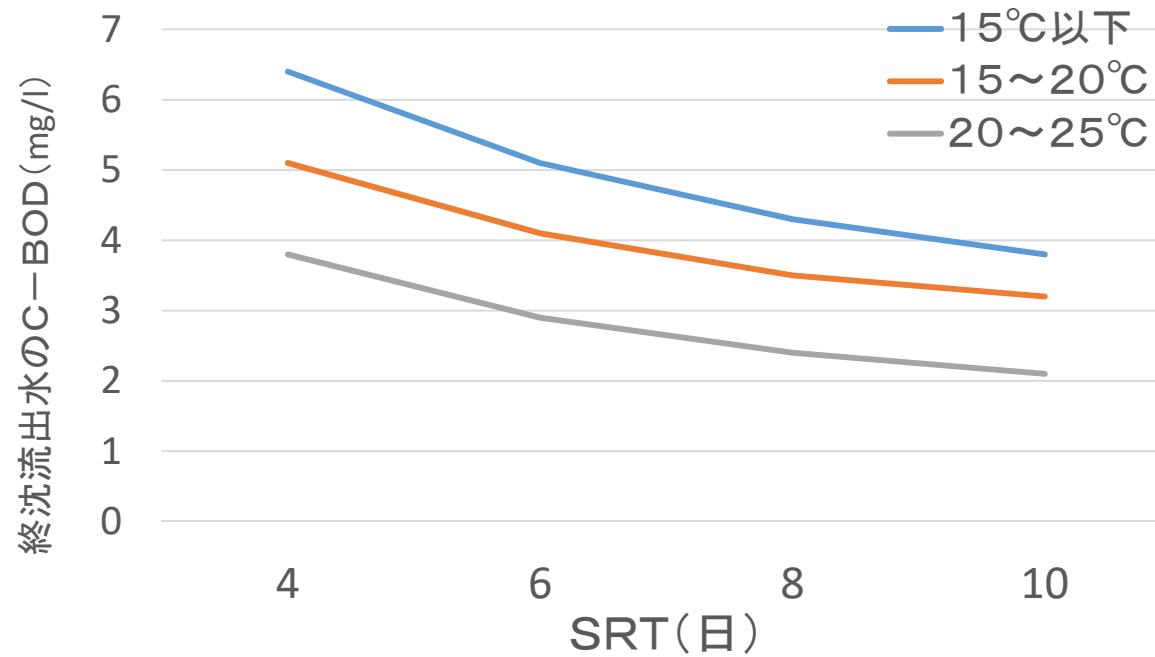
1、1994年版「設計指針と解説」における議論

図-1 硝化率80%以上となるSRTと水温との関係



1、1994年版「設計指針と解説」における議論

図-2 SRTとC-BODとの関係



1、1994年版「設計指針と解説」における議論

N-BOD問題を解消するには標準活性汚泥法のHRTを10～12時間程度とするべきでは？

N-BOD問題とは？

硝化促進運転を行っている状態で、最終沈殿池流出水にアンモニア性窒素が2～3 mg/l以上残るとN-BODが発生する。

⇒ 下水道部長より改訂作業ストップの指示

1、1994年版「設計指針と解説」における議論

標準活性汚泥法の定義はHRT6～8時間

⇒改訂作業再開

流入水質が計画値の8割

流入水量が計画値の8割

⇒(6～8時間) ÷ (0.8 × 0.8) = 9.4～12.5

時間

少し早めの増設でN-BOD問題はクリア

高度処理との違いは無酸素槽の滞留時間

概ね水温17℃以上で硝化促進運転が可能

1、1994年版「設計指針と解説」における議論

標準活性汚泥法では、バルキング対策上反応タンク前端部(4分の1程度)は無酸素槽とする。

完全硝化を行っても、返送汚泥分の硝酸は脱窒されるのでアルカリ度の不足から処理水のpHが下がりすぎることはない。

一部でも脱窒が行われないと、処理水のpH基準が満足できないばかりではなく、pH低下からコンクリートの腐食を招く。

(下水処理場の稼働当初など流入負荷の低いときは、間欠曝気が必要となる。)

2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

①下水処理場のエネルギー消費の特徴

- 全国の下水処理場：約2,200箇所
- 日平均処理水量1万m³/日以上は約600箇所で**消費エネルギーの約9割を占める。**

図-3 エネルギー種別の消費量

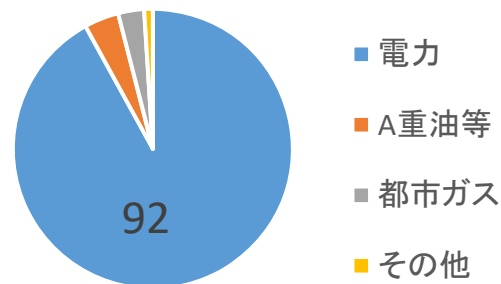
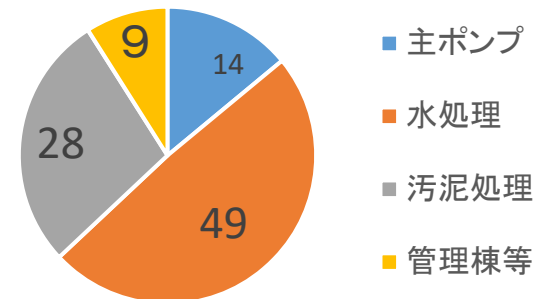


図-4 設備別のエネルギー消費量



2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

②下水処理場の標準的消費エネルギー

(出典:下水道における地球温暖化対策マニュアル、平成28年3月、環境省・国土交通省)

標準法、高度処理、焼却有、OD法の4カテゴリーに分けた標準的な処理水量当たりのエネルギー起源の二酸化炭素排出量(Y)を求める算出式を以下に示す。

$$\text{(標準法)} \quad \log(Y[\text{t-CO}_2/\text{千m}^3]) = -0.208 \times \log(\text{日平均処理水量}[\text{m}^3/\text{日}]) + 0.059 \times \log(\text{流入BOD}) - 0.368 \times \log(\text{流入比率}) + 0.092$$

$$\text{(高度処理)} \quad \log(Y[\text{t-CO}_2/\text{千m}^3]) = -0.293 \times \log(\text{日平均処理水量}[\text{m}^3/\text{日}]) + 0.811$$

$$\text{(焼却有)} \quad \log(Y[\text{t-CO}_2/\text{千m}^3]) = -0.282 \times \log(\text{日平均処理水量}[\text{m}^3/\text{日}]) + 0.846$$

$$\text{(OD法)} \quad \log(Y[\text{t-CO}_2/\text{千m}^3]) = -0.234 \times \log(\text{日平均処理水量}[\text{m}^3/\text{日}]) - 0.302 \times \log(\text{流入比率}) + 0.258$$

2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

- 高度処理を行っている下水処理場の消費エネルギーが日平均処理水量のみの関数となっている。
- アンモニアを硝化するのに最も酸素を必要とするので、本来ならば流入水質も変数に入っていないとおかしい。
- 現状の高度処理の維持管理は必要酸素量に応じた運転管理が行われていない。⇒省エネ余地が大きい。

2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

排出係数0.555(t-CO₂/千kWh)を用いて、前ページの回帰式で得られた数値を電力消費量に換算して、処理場全体の標準的な消費エネルギー量を算出することができる。

表1 消費エネルギー量

(電力量換算:千kWh/年)

処理規模	2万m ³ /日	5万m ³ /日	10万m ³ /日
標準法	3,070	6,330	10,970
高度処理法	4,680	8,940	14,590
焼却有	—	10,910	17,950

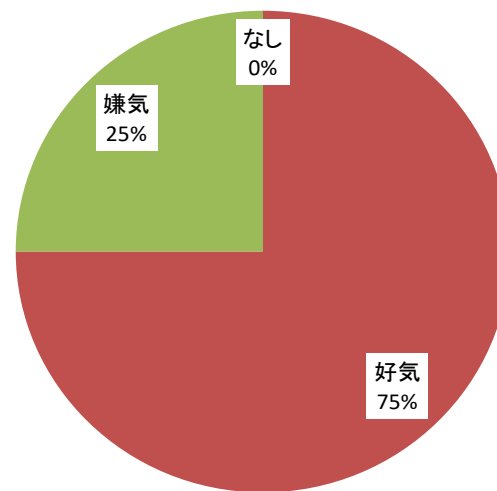
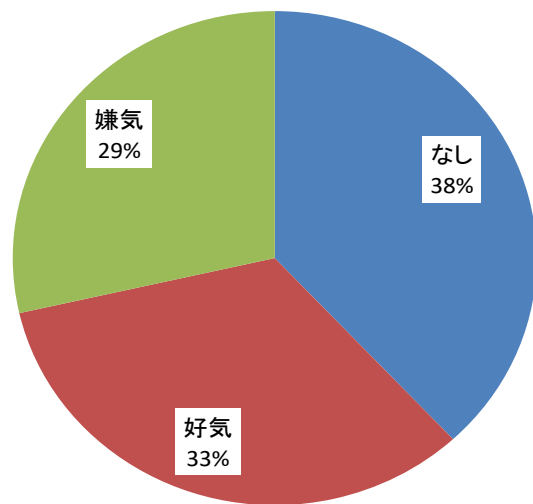
2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

- 表1に示すように、標準法と高度処理法との消費エネルギーの差は大きく、処理規模2万 m^3 /日で1.52倍、処理規模10万 m^3 /日で1.33倍となっている。
- 標準法でも北海道、東北、北陸以外では、水温の関係で硝化促進運転せざるを得ないので、送風機に係る電力に差が生じない。
- 差が出るのは無酸素槽の攪拌動力が主と考えられるが、従来、攪拌動力の大きな水中攪拌機(10w/ m^3 程度)が使用されていることや好気槽でも水中攪拌機が使用されていることが原因である。

2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

③水中攪拌機の導入状況(H29本省調査)

図-5 標準法の場合 図-6 高度処理法の場合

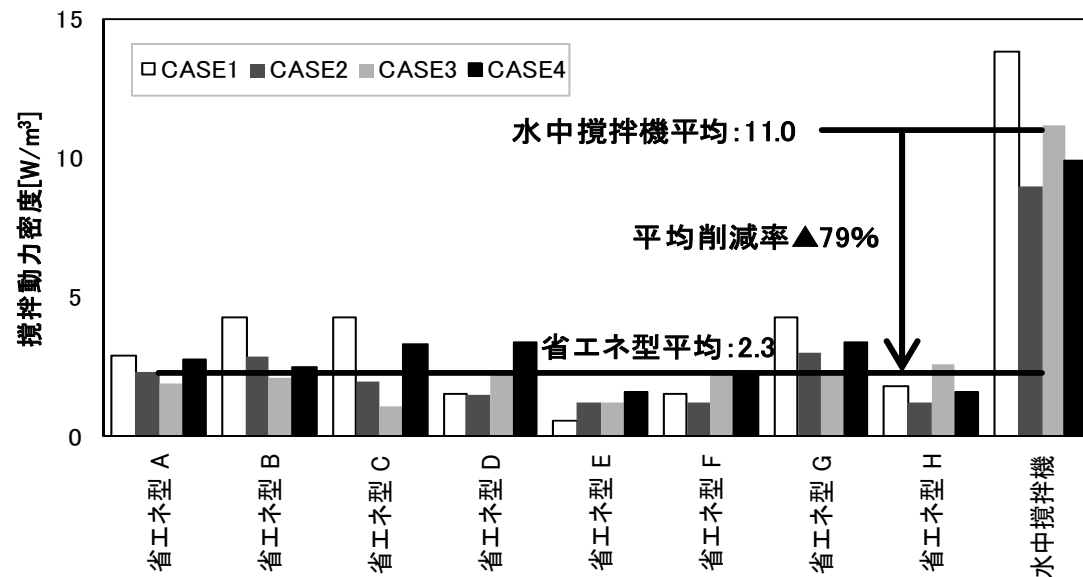


2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

④水中攪拌機と省エネ型攪拌機の攪拌動力密度の比較

水中攪拌機が設置されている反応タンクに省エネ型反応タンク攪拌機を導入した場合のケーススタディによれば、図-7に示すように、平均削減率は79%に達する。

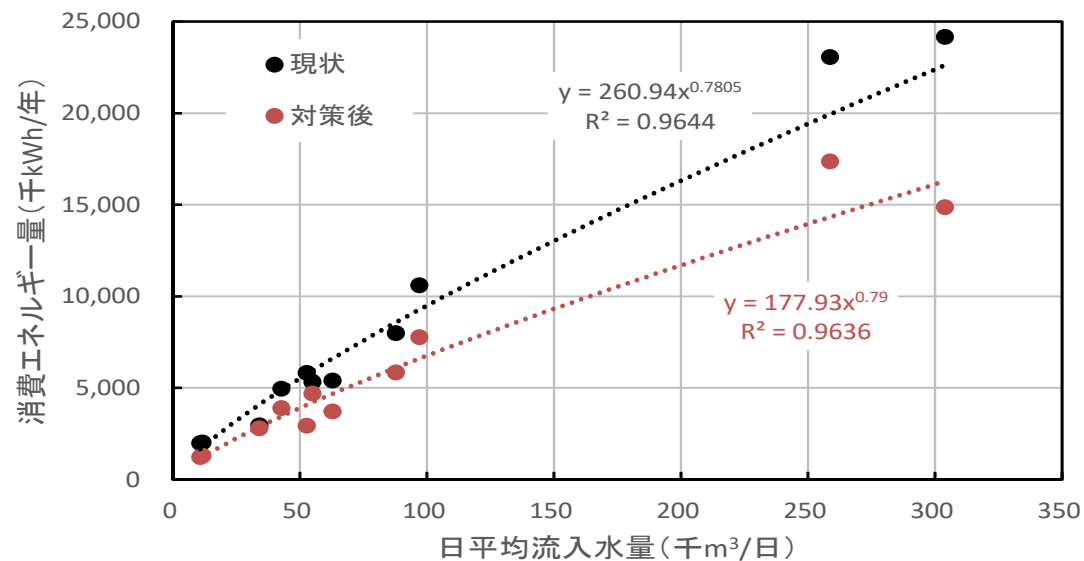
図-7 省エネ型反応タンク攪拌機の削減効果



2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

⑤水処理施設における省エネ対策効果(H29本省調査)
省エネ対策の導入前後における消費エネルギー分布は図
-8のとおりである。平均の消費エネルギー削減率は30%
となる。

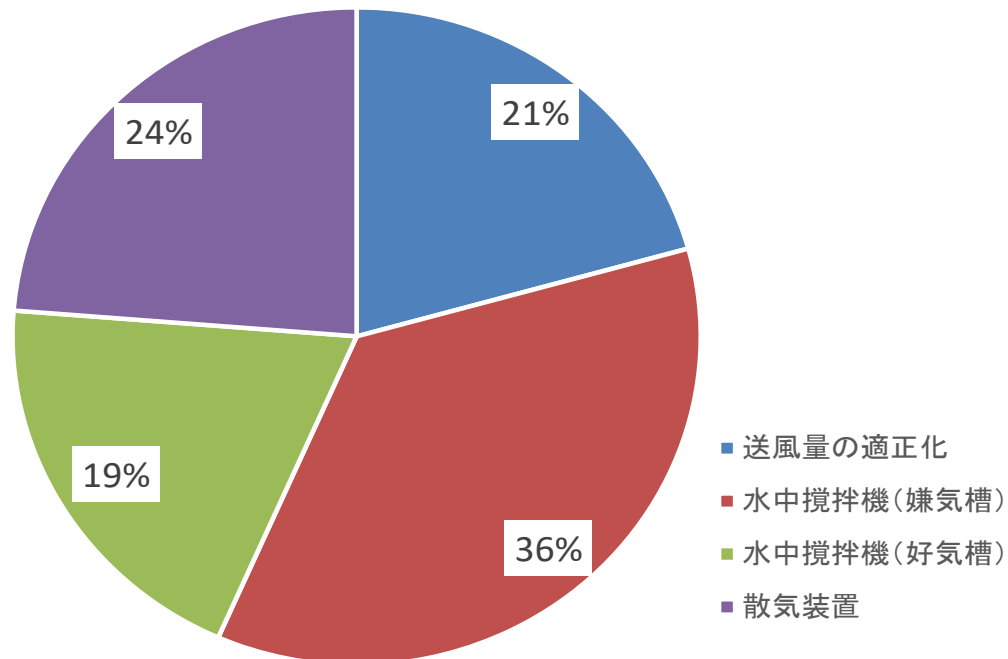
図-8 水処理施設における省エネ対策効果(高度処理法)



2、標準法と高度処理法との消費エネルギーの違い

省エネ対策の項目別寄与率を図-9に示す。水中攪拌機の寄与率が嫌気槽と好気槽合わせて55%と半分以上を示す。

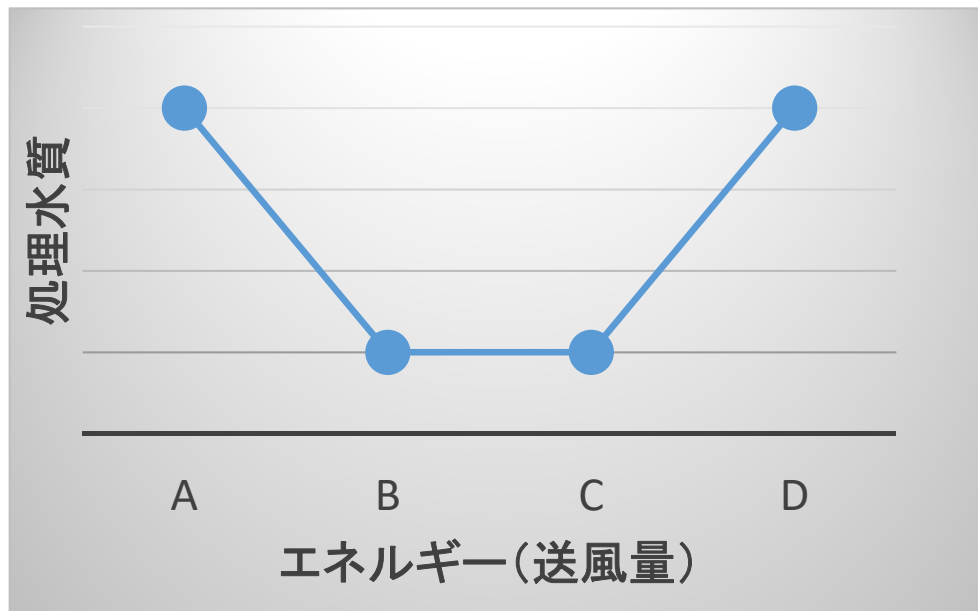
図-9 省エネ対策の項目別寄与率(高度処理法)



3、処理水質とエネルギーとの関係

処理水質とエネルギーすなわち送風量との間には、図-10に示す関係がある。

図-10 処理水質とエネルギーとの関係



3、処理水質とエネルギーとの関係

- B地点はBOD酸化や内生呼吸等に必要な酸素量より求められる送風量。
- これより送風量が少なければ酸素不足により処理水質は悪化する。
- C地点は反応タンク末端に設置されたDO計で監視されるバルキング防止のための送風量。これより送風量が多いとバルキングにより処理水質が悪化する。
- 通常、反応タンクの送風量はB～Cの間でコントロールされる。

3、処理水質とエネルギーとの関係

- 必要酸素量の計算式

必要酸素量 = BOD酸化に必要な酸素量 (O_a)
+ 内生呼吸に必要な酸素量 (O_b) + 硝化反応に必要な酸素量 (O_c)

$$O_a = A \times (\text{除去BOD量} - K \times \text{脱窒量})$$

$$O_b = B \times V \times \text{MLVSS}$$

$$O_c = C \times \text{硝化したケルダール窒素量}$$

ただし、 $A = 0.5 \sim 0.7$ 、 $B = 0.05 \sim 0.15$ 、

$C = 4.57$ 、 $K = 2.86$ 、 $V = \text{好気槽容量}$

3、処理水質とエネルギーとの関係

必要酸素量の計算式に基づき、以下の3方式について必要酸素量を比較する。

- ①標準法(硝化抑制)
- ②標準法(硝化促進)
- ③高度処理法

前提条件

流入水量1万 m^3 /日

流入水質(BOD濃度=200 mg/ℓ 、T-N=40 mg/ℓ)

⇒反応タンク流入水質(BOD=140 mg/ℓ 、T-N=35 mg/ℓ)

標準法HRT=8時間(好気槽=6時間)

高度処理法HRT=12時間(好気槽=8時間)

3、処理水質とエネルギーとの関係

MLVSS

標準法(硝化抑制) 1200mg/ℓ (MLSS=1500mg/ℓ)

標準法(硝化促進) 1440mg/ℓ (MLSS=1800mg/ℓ)

高度処理法 1600mg/ℓ (MLSS=2000mg/ℓ)

余剰汚泥で除去されるケルダール窒素を9mg/ℓ

処理水ケルダール窒素を標準法(硝化促進)=4mg/ℓ、

高度処理法=1mg/ℓ と仮定。

①標準法(硝化抑制)

$$O_a = 0.6 \times 140 \text{mg/ℓ} \times 1 \text{万m}^3/\text{日} \div 10^3 = 840 \text{kg/日}$$

$$O_b = 0.1 \times 1 \text{万m}^3/\text{日} \times 6 \div 24 \times 1200 \div 10^3 = 300 \text{kg/日}$$

$$O_a + O_b = 840 + 300 = 1140 \text{kg/日}$$

3、処理水質とエネルギーとの関係

②標準法(硝化促進)～処理水T-N=15mg/ℓ

$$O_a = 0.6 \times (140\text{mg}/\ell - 2.86 \times 11\text{mg}/\ell) \times 1\text{万m}^3/\text{日} \\ \div 10^3 = 651\text{kg}/\text{日}$$

$$O_b = 0.1 \times 1\text{万m}^3/\text{日} \times 6 \div 24 \times 1440 \div 10^3 = 360\text{kg}/\text{日}$$

$$O_c = 4.57 \times 22\text{mg}/\ell \times 1\text{万m}^3/\text{日} \div 10^3 = 1005\text{kg}/\text{日}$$

$$O_a + O_b + O_c = 651 + 360 + 1005 = 2016\text{kg}/\text{日}$$

硝化抑制と硝化促進との比較

硝化で消費される酸素量は約50%と非常に大きい。

硝化促進で必要とされる酸素量は硝化抑制の1.77倍。

散気装置の条件が同じであれば、硝化促進で空気倍率5倍であったとすれば、硝化抑制の場合は空気倍率約3倍が良い。

3、処理水質とエネルギーとの関係

③高度処理法～処理水T-N=8.5mg/ℓ

$$O_a = 0.6 \times (140\text{mg}/\ell - 2.86 \times 17.5\text{mg}/\ell) \times 1\text{万 m}^3/\text{日} \div 10^3 = 540\text{kg}/\text{日}$$

$$O_b = 0.1 \times 1\text{万 m}^3/\text{日} \times 8 \div 24 \times 1600 \div 10^3 = 533\text{kg}/\text{日}$$

$$O_c = 4.57 \times 25\text{mg}/\ell \times 1\text{万 m}^3/\text{日} \div 10^3 = 1143\text{kg}/\text{日}$$

$$O_a + O_b + O_c = 540 + 533 + 1143 = 2216\text{kg}/\text{日}$$

標準法(硝化促進)と高度処理法の違い

高度処理法の方が1.10倍と10%ほど大きいだけである。ただし、無酸素槽の攪拌のための消費電力は2倍となる。

3、処理水質とエネルギーとの関係

(参考) 3段ステップ流入式硝化脱窒法の場合

それぞれの段に均等に流入水が3等分され、返送汚泥率を50%と仮定すると、各段のMLSSは以下のとおりとなる。

1段目 = 3600mg/ℓ、2段目 = 2570mg/ℓ、3段目 = 2000mg/ℓ

1段目のMLSSは非常に高濃度(OD法並み)で十分な硝化が行われるか疑問であるが、理論上、T-N除去率 = 85%となる。

3段式ステップ流入式硝化脱窒法～処理水T-N = 5.2mg/ℓ

$$O_a = 0.6 \times (140\text{mg}/\ell - 2.86 \times 19.8\text{mg}/\ell) \times 1\text{万m}^3/\text{日} \\ \div 10^3 = 498\text{kg}/\text{日}$$

HRT = 12時間とし、各段の槽容量を1:1.5:2.25とする。

3、処理水質とエネルギーとの関係

$$\begin{aligned} O_b &= 0.1 \times 1 \text{万 m}^3/\text{日} \times 12 \div 24 \times (3600 + 1.5 \times \\ &\quad 2570 + 2.25 \times 2000) \times 0.8 \div 4.75 \div 2 \div 10^3 \\ &= 503 \text{kg/日} \end{aligned}$$

$$O_c = 4.57 \times 25 \text{mg/l} \times 1 \text{万 m}^3/\text{日} \div 10^3 = 1143 \text{kg/日}$$

$$O_a + O_b + O_c = 498 + 503 + 1143 = 2144 \text{kg/日}$$

必要酸素量については他の高度処理法より若干少なくなるが、窒素除去率が高い分、無酸素槽の容量が大きくなる。

ステップ法は好気槽と無酸素槽の比率が1:1なので、無酸素槽の容量がHRT2時間分大きい。

無酸素槽の攪拌を水中攪拌機(10W/m³)で行ったものとする、**年間の消費電力は51千kWh**増となる。

$$1 \text{万 m}^3/\text{日} \times 2 \div 24 \times 10 \times 0.7 \times 24 \times 365 \div 10^6 = 51 \text{千kWh/年}$$

4、省エネ診断で明らかとなった課題

この3年間で約30箇所^①の下水処理場の省エネ診断を行ってきたが、この中で設計上や維持管理上問題ではないかと思われる事例を紹介する。

いずれも、特殊な事例というわけではなく、複数で見られた課題である。

- ①省エネ機器を導入しただけでは省エネにならない
- ②現状の処理水量を踏まえた設備能力とすることの重要性
- ③現状の監視制御設備は省エネに役立っていない
- ④維持管理でよく行われていることは本当に妥当か？
- ⑤担体法(硝化菌包括)の誤った導入時期と運転方法

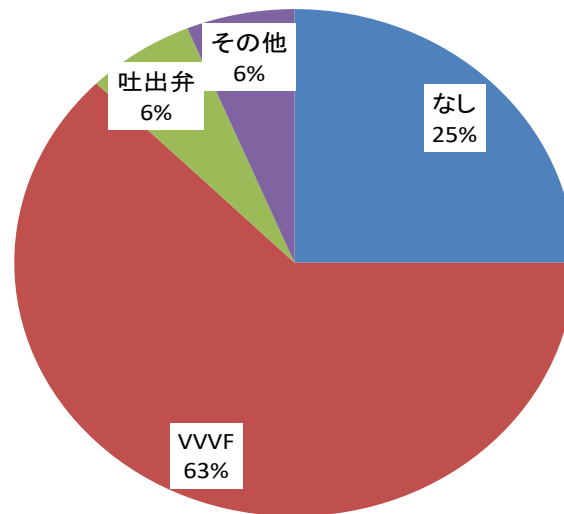
4、省エネ診断で明らかとなった課題

①省エネ機器を導入しただけでは省エネにならない

イ、インバーターの導入

主ポンプについては63%に導入されている。

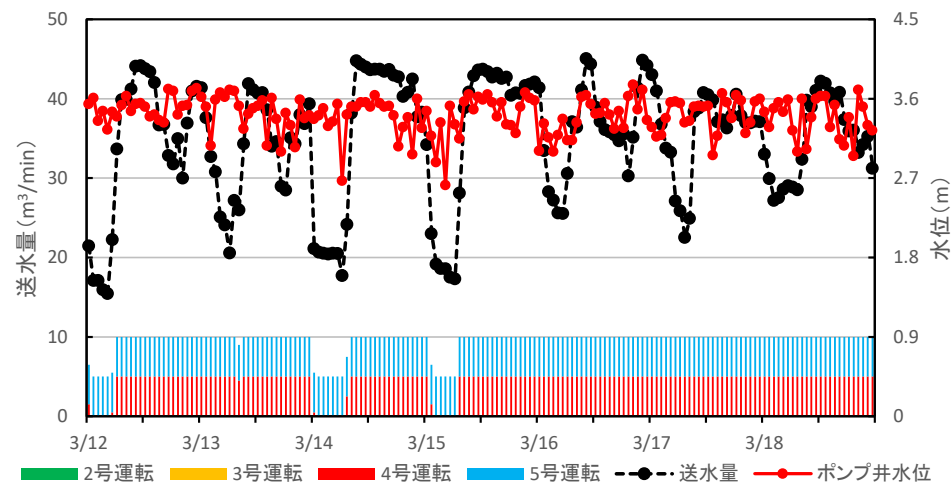
図-11 インバーターの導入状況



4、省エネ診断で明らかとなった課題

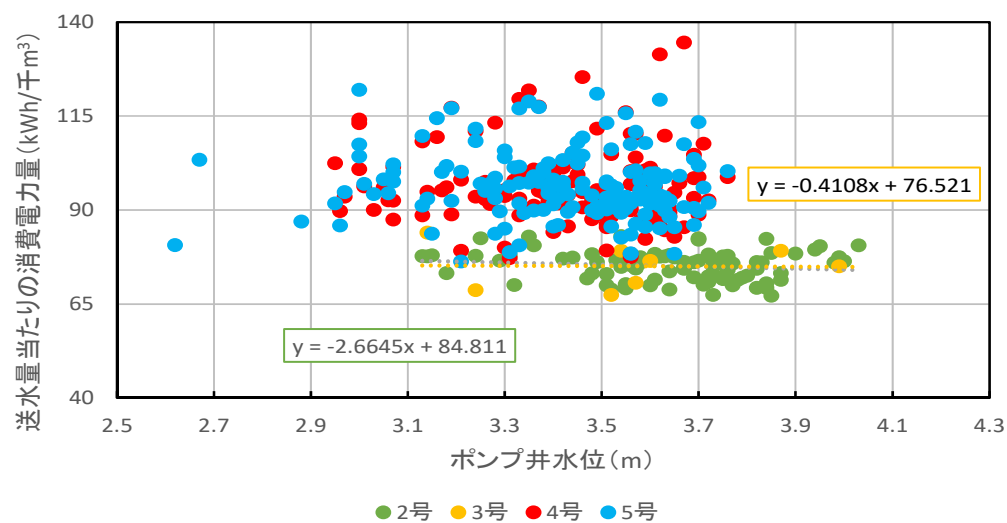
しかし、本当に必要か十分に吟味されていない(コンサルタント)。インバーターさえ付いていれば省エネになると思っている(維持管理)。インバーターを導入したためにかえって省エネになっていない事例が多い。

図-12 ポンプ井水位と送水量



4、省エネ診断で明らかとなった課題

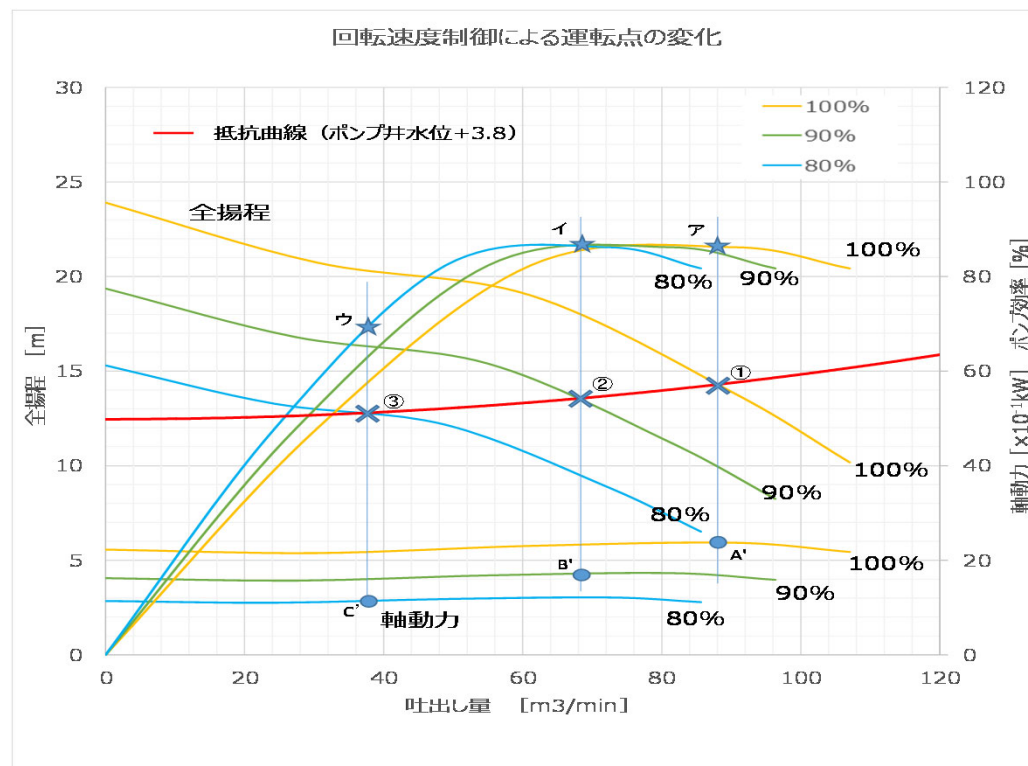
図－13 ポンプ井水位と送水量当たりの消費電力量



インバーター付きポンプ2台使用を固定速ポンプ1台使用に変えることにより約20%の消費電力を削減できた。

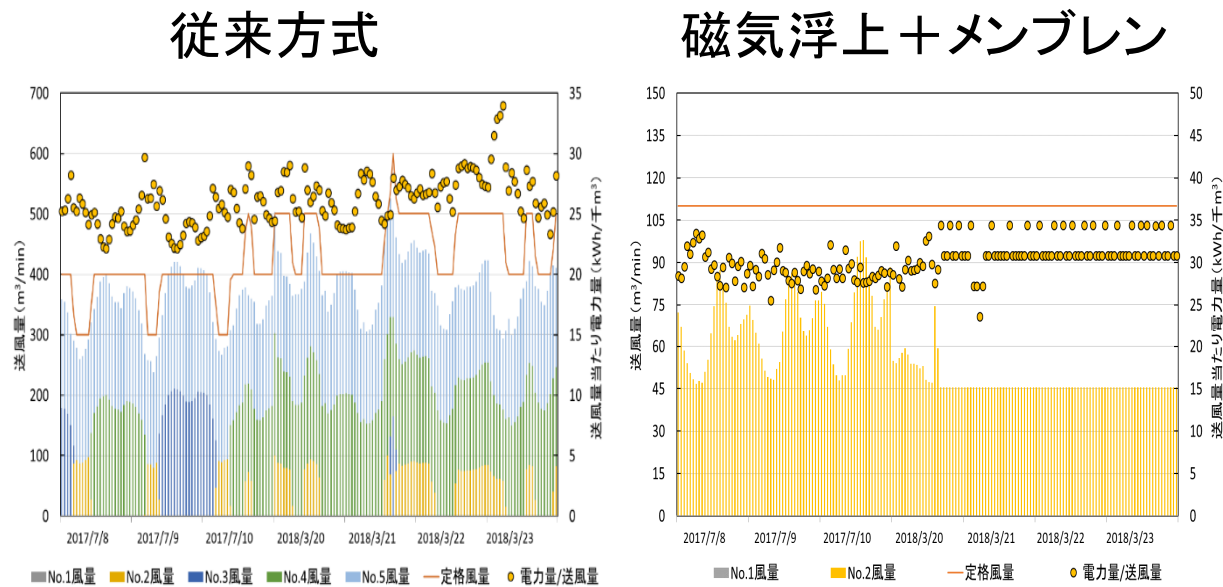
4、省エネ診断で明らかとなった課題

図-14 ポンプの性能曲線からみたインバーターの効果



4、省エネ診断で明らかとなった課題 口、磁気浮上式ブロワとメンブレン散気装置の導入

図-15 従来方式との消費電力の比較



4、省エネ診断で明らかとなった課題

従来方式(1～6系)の送風量当たり消費電力が20～27(kWh/千m³)であるのに対し、7系の磁気浮上+メンブレンでは23～40(kWh/千m³)とむしろ大きくなっている。

理由は、対象系列の計画処理能力(6, 500m³/日×3池)に対し、1池のみが整備されている状況で、送風能力110m³/分(158, 400m³/日)の送風機が設置されているためである。

計画処理能力に対しても大きすぎる送風機をインバーターで風量制御できるとして導入している。

4、省エネ診断で明らかとなった課題

②現状の処理水量を踏まえた設備能力とすることの重要性

イ、全体計画に見合った主ポンプの設置

全体計画11,100m³/日(463m³/h)にほぼ対応した主ポンプ(396m³/h、22kW)が設置されているが、現有処理能力6,200m³/日(258m³/h)、日平均処理水量約3,500m³/日に対して過剰な設備となっている。水中ポンプの耐用年数等を考えれば見合った設備能力のものに変更する方がよい。

ロ、計画処理能力に見合った送風機の設置

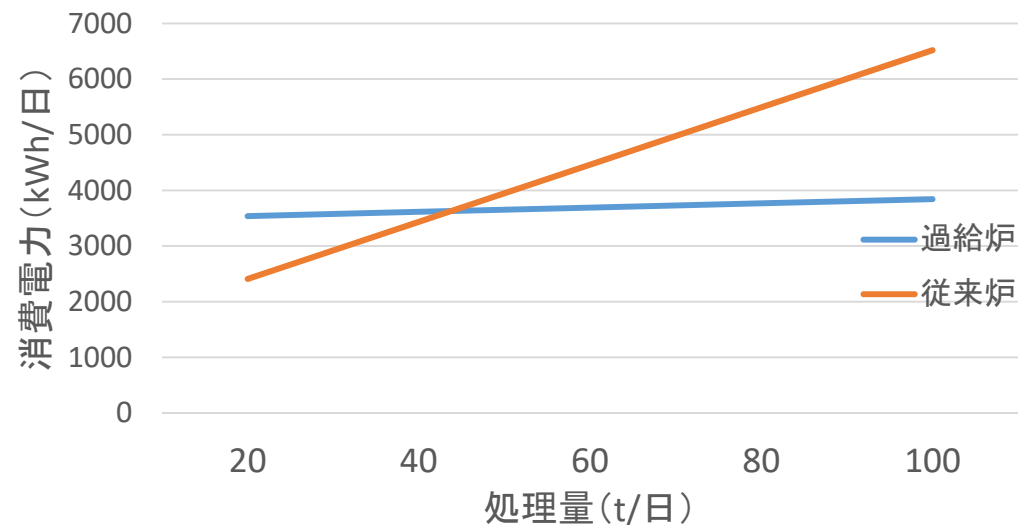
①ロの例で見るように、計画処理能力に対して空気倍率約8倍の送風機を設置している。酸素移動効率の良いメンブレン散気装置を導入していることを考えると、少なくとも今の半分程度の能力のもので十分である。処理水量の伸びが小さければもっと小さな送風機でもよい。

4、省エネ診断で明らかとなった課題

ハ、省エネ型焼却炉の場合

図－16は、従来型流動炉と過給炉との消費電力を比較したものである。定格能力では過給炉の省エネ効果は明らかであるが、処理量が定格能力の半分程度以下になると逆転する。

図－16 消費電力の比較



4、省エネ診断で明らかとなった課題

省エネ型焼却炉は定格に近い処理量で運転した方が効果大きい。

蒸気発電機やバイナリー発電機を付帯した省エネ型焼却炉においても同様である。

したがって、設備能力を決めるにあたっては、全体計画汚泥量から単純に設備能力を決めるのではなく、現状の処理汚泥量を踏まえて設備能力を決める必要がある。

設備の耐用年数が15年程度であることを考えると、これから10年間の維持管理費を十分考慮すべきである。

4、省エネ診断で明らかとなった課題

③現状の監視制御設備は省エネに寄与できない

下水道機構では、主ポンプや送風機など電動機容量の大きな設備機器の消費電力分析を行っている。

しかし、現場盤から中央監視盤へ消費電力データが伝達される際に100kW単位で送られる場合は、図-17に示すように、複数の曲線となり分析ができない。電力計を設置し10kW単位で分析した場合を図-18に示す。

下水処理場の処理規模が小さく、電動機容量が100kW以下であれば10kWでも分析できない。

消費電力分析は日報の時間データを基に行っているが、現状の監視制御設備のデータはこのようなことを行うことを前提にしていない。⇒民間との共同研究でエネルギー画面増設で見える化を計画中

4、省エネ診断で明らかとなった課題

図-17 100kW単位の分析結果

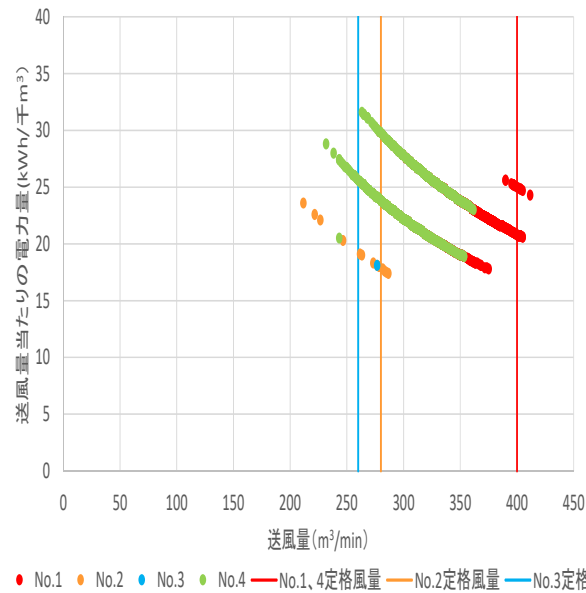
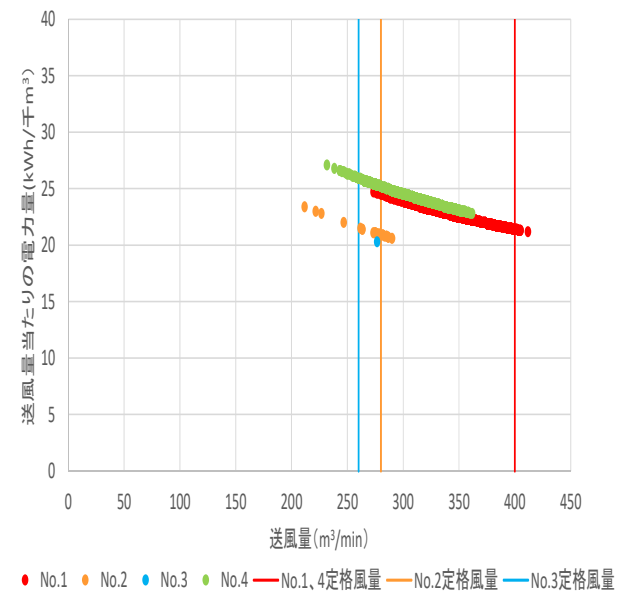


図-18 10kW単位の分析結果

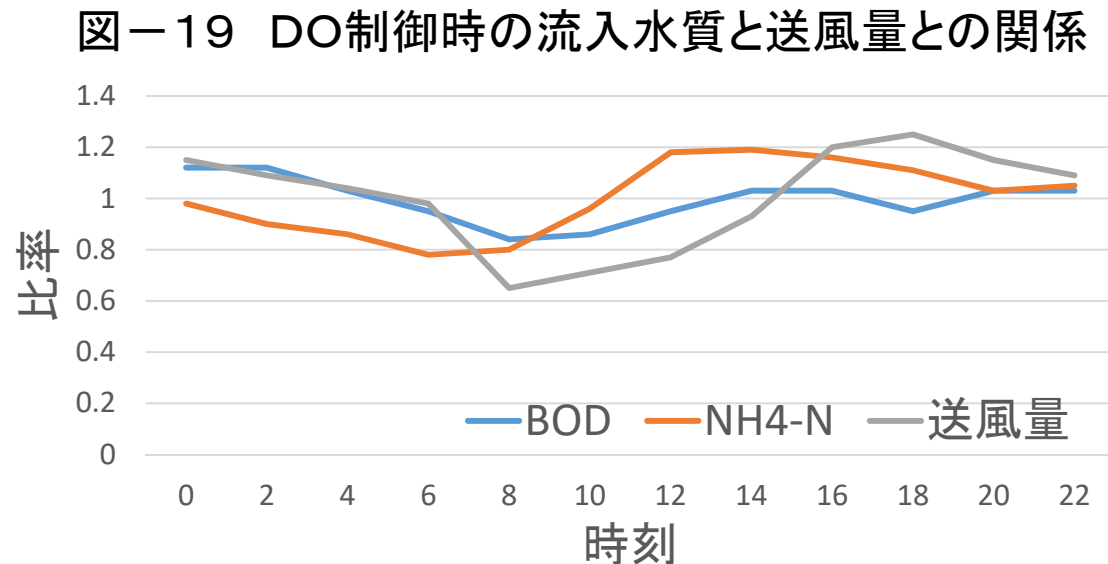


4、省エネ診断で明らかとなった課題

④維持管理でよく行われていることは本当に妥当か？

イ、反応タンク末端のDO計で送風量を制御

図－19は、DO制御を行っている反応タンクにおける反応タンク流入水の水質と送風量の関係を時系列的に示したものである。



4、省エネ診断で明らかとなった課題

反応タンク流入水質の内、BODについては時間変動は小さいが、必要酸素量の大きな $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の時間変動は大きい。 $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度と送風量との関係を見ると、深夜から早朝にかけて $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が低いときに送風量が大きくなっている。このため、8時頃にはDO濃度が上がり送風量を小さくする制御が働く。しかし、この頃から $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は高くなり、送風量との間に乖離が生ずる。こんどはDO濃度が下がるので、16時頃より送風量を増やす制御が働くことになる。しかし、この時には $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が徐々に下がり始めて再び送風量との間に乖離が生ずる。

このように、反応タンク末端でのDO計による制御は、タイムラグが生じるので制御方式としては問題がある。省エネを考え、必要な時に必要な送風量を与えるということが重要である。

4、省エネ診断で明らかとなった課題

ロ、揚水量を一定にすると処理水質が良くなる

処理場で必ず言われることに、処理のことを考えてできるだけ一定水量で揚水しているという言葉がある。

しかし、実際に行っていることはインバーターを使って頻繁に揚水量を変えてたり、深夜から早朝にかけて流入水量が少ないときにも管内貯留により一定量の揚水量を確保しようとしている。⇒**水質的には逆効果**

処理水質に悪影響があるのは、処理能力に近い流入水量の時に時間変動がかかるときで、通常、処理能力に対して余裕のある水量の時に意味はない。

⇒**省エネを優先すべきである。**

4、省エネ診断で明らかとなった課題

ハ、ステップ方式なのに最終段のMLSS濃度しか知らない

2段ステップ流入式硝化脱窒法や3段ステップ流入式硝化脱窒法を採用している下水処理場はかなりの数に上るが、前段のMLSS濃度を把握していないケースがほとんどである。⇒各段への分配割合や槽容量比、返送汚泥比、最終段のMLSS濃度が分かれば計算できる。

ステップ方式は前段のMLSS濃度が高くなることに特徴
⇒HRTの短縮、最終沈殿池への負荷の軽減

3(参考)で触れたように、3段ステップでは最終段のMLSS濃度を2000mg/lとした時、1段目は3600mg/lであり、OD法並みの高濃度となる。好気槽のDO濃度不足から理論通り硝化が十分行われているか疑問がある。

4、省エネ診断で明らかとなった課題

⑤担体法(硝化菌包括)の誤った導入時期と運転方法

計画上、将来的に担体により好気槽HRTを短くできるので、担体法を採用している。

しかし、流入水量の少ない当初から担体を投入している。

⇒計画水量に達した頃は、**担体の摩耗**により追加投入が必要となる。

⇒担体が投入されているにもかかわらず、MLSS濃度を高くして、担体中の硝化菌を**エサ不足の状態**にしている。いざというとき機能しない。

ご清聴ありがとうございます
ございます

