

循環式硝化脱窒変法に関する2,3の検討

日本大学工学部 正会員 ○西村 孝
 学生員 吉沢誠司
 学生員 藤坂基幸

1. よえがき

循環式硝化脱窒変法は下水中のBOD、窒素はもちろんのことリンも同時に除去できる技術として評価されている。しかし、生物学的脱窒素と脱リンは負荷的に相反する至適条件をもち、それら同一の系内で行うため、低水温時などに問題が生じ易いように思われる。このような観点から循環式硝化脱窒変法の連続運転結果にもとづき、2,3の問題点と検討したので報告する。

2. 実験方法

連続処理実験に用いた実験施設の反応槽は、 0.35 m^3 のもの10室が連続された矩形槽(幅 1.2 m ×長さ 2.4 m ×有効水深 1.2 m)であり、各室は硝化、脱窒の双方に使用できる。沈殿池は円形で汚泥がき寄せ機を有し、水容積は 1.47 m^3 (直径 1.2 m ×有効水深 1.3 m)である。実験原水は郡山市最初沈殿池流出水を用いた。原水流量は $7.5\text{ m}^3/\text{d}$ とし、MLSSは $7\text{ g}/\text{m}^3$ (低水温時のみ $10\text{ g}/\text{m}^3$)で運転した。循環流量は原水流量の4倍とした。

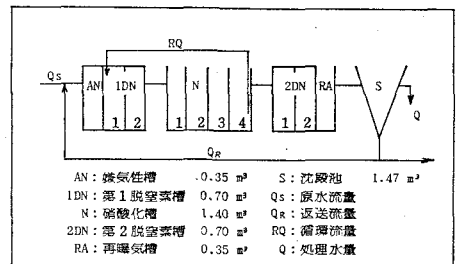


図-1 実験フロー

3. 実験結果と考察

(1) 循環工程によるDO持込みの影響(表-1)

表-1に示されるように、第1脱窒素槽での脱窒素は完全ではなく、循環される $\text{NO}_x\text{-N}$ 量 $143.4\text{ g}/\text{d}$ の約20%しか脱窒素されていなかった。原因として、循環液に随伴して第1脱窒素槽に持込まれるDOに原水中のBODが消費されることにある。窒素 1 kg 脱窒素するのにBOD 3.5 kg 必要とするとき、第1脱窒素槽で脱窒素される $\text{NO}_x\text{-N}$ 量は $30\text{ g}/\text{d}$ となり、実際に脱窒素されている量($28.1\text{ g}/\text{d}$)にほぼ等しくなる。

硝化槽の末端室のDO濃度を内生呼吸が立上げられないようなレベル($1\sim2\text{ mg}/\text{L}$)に制御したところ、第1脱窒素槽での脱窒素量 $67.9\text{ g}/\text{d}$ と倍以上に増加させることができた。これに伴って、第2脱窒素槽に添加する CH_3OH の使用量は $224\text{ g}/\text{d}$ から $102\text{ g}/\text{d}$ に低減することができた。

下水のような希薄廃水では、原水BOD量に比して持込みDO量が無視できず、硝化槽末端のDO濃度を制御して持込みDO量を最小限にする工夫(例えば、^①硝化槽末端の適量^②第2脱窒素槽入口付近からの循環など)が必要となる。

(2) 降雨の影響(図-2)

9月25日から10月24日まで相次ぐ台風の影響で原水濃度が低下し、汚泥の自己酸化が進んだ。処理水中にSSが多くなり、特にリンの処理水質が悪化した。このため10月9日には通常 $26\sim27\text{ mg}/\text{L}$ ある返送汚泥濃度が 8.8

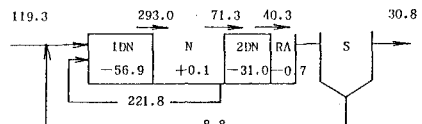
表-1 窒素収支

(1) DO濃度を制御しない場合の窒素収支 (g/d)

	原水	1DN	N	2DN	処理水
T-N	119.3	-56.9	+0.1	-31.0	30.8
$\text{NH}_3\text{-N}$	73.4	-7.3	-50.3	-0.7	0
Org-N	45.9	-21.5	-17.7	+1.4	9.5
$\text{NO}_x\text{-N}$	0	-28.1	+68.1	-31.7	21.3

注) 1. $\text{NO}_x\text{-N}$ 循環量 N → 1DN $143.4\text{ g}/\text{d}$
 2. $\text{NO}_x\text{-N}$ 移送量 N → 2DN $46.1\text{ g}/\text{d}$
 3. 引取汚泥による窒素量
 $14 \times 35 \times 0.0463 = 22.7\text{ g}/\text{d}$

T-N 収支 (g/d)



(2) DO濃度を制御した場合の窒素収支 (g/d)

	原水	1DN	N	2DN	処理水
T-N	98.0	-88.0	+26.3	-23.8	11.8
$\text{NH}_3\text{-N}$	65.5	-12.9	-52.6	0	0
Org-N	32.5	-7.2	-20.4	+2.1	5.6
$\text{NO}_x\text{-N}$	0	-67.9	+99.2	-25.8	6.2

濃度まで低下した。一方、このとき郡山市終末処理場の返送汚泥濃度は8%程度のもので、4.5%まで低下していた。このような降雨時にも、MLSSと7%前後に維持するためには、240%の汚泥返送率が必要とされた。低負荷で運転される硝化脱窒素プロセスには十分な汚泥返送能力をもたせることが必要とされる。

(3) 低水温時の運転方法(図-3)

生物学的脱リン法で除去できるリンの量は余剰汚泥量とそのリン含有率によって決定されるが、その関係は次式で示される。

$$\Delta P = \Delta BOD \cdot Y \cdot P_x$$

ここに、 ΔP : 除去されるリン(%)、 ΔBOD : 除去されるBOD(%)

Y : 除去BODに対する汚泥転換率、 P_x : 汚泥のリン含有率

循環式硝化脱窒変法に窒素とリンの同時除去システムである。

脱窒素のためには硝化菌と流亡させないためのSRTを維持する必要がある、脱リンにとっては汚泥中のリン含有率を一定とすると、原水中のリン量に見合う余剰汚泥量が必要である。

1月8日から1月28日までの平均値(図-3)をもとに、リン収収から低水温時(10℃近辺)における余剰汚泥量及びそれに対するSRTを算定する。

(原水量: 7.5%, 汚泥のリン含有率: 14%, 原水T-PO₄: 15.8%
処理水T-PO₄: 1.0%, 処理水SS: 6.5%, 引抜MLSS: 24%
MLSS: 10%)

$$\text{余剰汚泥量} = (15.8 - 1.0) / 24 \times 0.14 \div 33 (\%)$$

余剰汚泥量 33% に対するSRTは

$$SRT = 1.75 \times 10^3 / (33 \times 24 + 7.5 \times 6.5) \times 10^3 = 20.8 (d)$$

以上の結果から、冬期でもSRTを20日程度に保たなければ脱リンと見合に達成できないことになる。この程度のSRTと水温10℃近辺で維持し続けると、硝化菌が流亡してしまう恐れがある。このような矛盾の解決方法として、N、Pとともに満足できる形で処理する方法が仲々、見当たらないが、水温に合わせて運転方法を変えて行くことが考えられる。例えば、①最初流脱池で凝集処理をほこし、流入SSを低く抑え、SRTを大きくとる。②冬期は第2脱窒素槽と硝化槽に切換える。③水温によりMLSSを変化させ、SRTを制御する。などが考えられる。

4. あとがき

国地下水などの小規模下水ならともかく、寒冷地の都市下水処理場に循環式硝化脱窒変法を適用する場合には、規制される窒素及びリンの排水基準値にもよるが、何んらかの運転上の工夫が必要になるものと思われる。

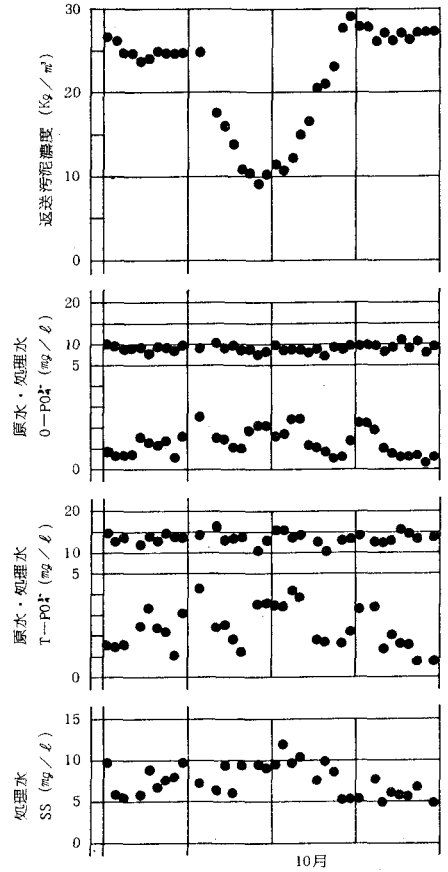


図-2 降雨の処理水への影響

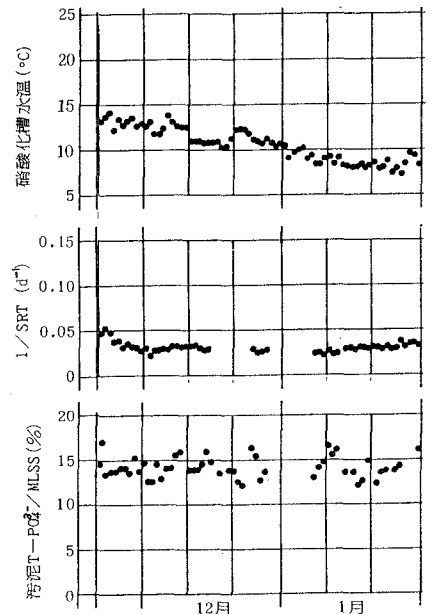


図-3 水温、汚泥生成率、リン含有率