鉄電解法による既設合併処理浄化槽のリン除去性能の向上

森 泉 雅 貴* 廣 瀬 潤** 奥 野 公 信***
 辻 裕 伸† 中 島 淳††

Improvement of Existing Johkasou by Introducing Iron Electrolysis Process

Masaki MORIIZUMI*, Jun HIROSE**, Kiminobu OKUNO***
 Hironobu TSUJI† and Jun NAKAJIMA††

* Government and Institutional Market Development Headquarters, Sanyo Electric Co., Ltd., 2-5-5 Keihanondouri, Moriguchi, Osaka 570-8677, Japan

** Life Solutions Company, Consumer Group, Sanyo Electric Co., Ltd., 1-1-1 Seta, Ohtsu, Shiga 520-2198, Japan

*** Kanden Kogyo Co., Ltd., 2-9-18 Honjou-higashi, Kita-ku, Osaka 531-8502, Japan

† Kansai Electric Power Co., Inc., 1-4-4 Doujimahama, Kita-ku, Osaka 530-0004, Japan

†† Ritsumeikan University, 1-1-1 Nojihigashi, Kusatsu, Shiga 525-8577, Japan

Abstract

The iron electrolysis process was applied to an existing domestic wastewater treatment plant that used the contact aeration process. The wastewater in the second contact aeration tank was pumped up into the iron electrolysis tank that contained iron electrodes and flowed back to the first sedimentation/separation tank. The removal efficiencies for phosphorus and nitrogen were improved by introducing the iron electrolysis process and were 75% and 50%, respectively, when it was operated at an Fe:P ratio of 1.5, a polarity reversal of 24 hours, and a recycle ratio of 1.0. Iron electrolysis did not inhibit biochemical oxygen demand removal. The voltage between the electrodes were stable during 90 days operation and then increased. The amount of eluted iron that was controlled by electric current was almost equal to the theoretical amount. The cost of electrolysis was estimated and was shown to be less expensive than the poly aluminium chloride coagulation process.

Key words: iron electrolysis, phosphorus removal, domestic wastewater

1. はじめに

水質総量規制は広域的な閉鎖性水域について、汚濁負荷量の総量を統一的かつ効果的に削減することを目的としている。平成16年度を目標とする第5次総量削減計画では、COD、窒素およびリンを指定項目とした¹⁾。指定地域における汚濁負荷量の80%が200人以下の小規模浄化槽由来であり、窒素、リンの除去が可能な高度処理型合併処理浄化槽の普及が水質の改善に効果的と考えられる²⁾。そこで、BOD除去型の合併処理浄化槽について、窒素お

よびリン除去が可能となる改造方法の検討が必要となる。改造においては、安価で工事日数を必要としないことが望まれている。

これまでに鉄電解法によるリン除去技術について、人工下水における最適電解条件³⁾や高度合併処理浄化槽への適用⁴⁾などについて検討してきた。ここでは、既設合併処理浄化槽に鉄電解法を組込む改造を行ったところ、良好な結果が得られたので報告する。本改造は簡易であり、その経済性についても検討を行った。

* 三洋電機(株) 営業開発本部 〒570-8677 大阪府守口市京阪本通2-5-5

** 三洋電機(株) コンシューマ企業グループライフソリューションズカンパニー 〒520-2198 滋賀県大津市瀬田1-1-1

*** 関電興業(株) 建築部工事グループ 〒531-8502 大阪市北区本庄東2-9-18

† 関西電力(株) お客さま本部 〒530-0004 大阪市北区堂島浜1-4-4

†† 立命館大学理工学部 〒525-8577 滋賀県草津市野路東1-1-1

2. 実験方法

2.1 実験対象装置

Fig. 1に示す沈殿分離・接触ばっ気方式合併処理浄化槽（計画処理人数60人、構造基準第3の2^{3.6}）を対象とした。各槽の有効容量をTable1に示す。沈殿槽で堆積した汚泥は4時間毎に $0.1\text{m}^3\cdot\text{min}^{-1}$ の流速で5分間、沈殿分離槽第1室へ移送された。

2.2 鉄電解装置

鉄電解装置は2槽の鉄電解槽（Chamber No.1,2）と電源とで構成され、各鉄電解槽中に鉄電極が2対浸漬されている（Fig. 2）。すなわち、電極は計8枚で、電極1枚あたりの大きさは $190\times 331\text{mm}^2$ 、厚みは4.5mm、重量は2.4kgである。

接触ばっ気槽第2室の水はエアリフトポンプで鉄電解槽へ移送され、鉄電解後の処理水は、沈殿分離槽第1室へ移送された。鉄電解槽への移送にはエアリフトポンプを用いた。Fig. 3に示す鉄電解槽を組み込んだ合併処理浄化槽の外観をFig. 4に示した。電源には菊水社製定電流直流安定化電源PMC35-3Aを2台用い、極間電圧はレコーダーでモニターした。以上の鉄電解槽、電源および移送管などの改造工事は1日で、その工事費用は10万円以下であった。

2.3 運転条件

Fig. 1に示す既設の状態では運転させた場合をRUN1とし、Fig. 3に示すように硝化液の循環経路に鉄電解槽を設置し、電解運転を行った場合をRUN2とした。RUN1は2000年8月から3ヶ月間、RUN2は2001年の7月から6ヶ月間の運転とした。

鉄電解槽への移送流量は調査時、5ℓポリバケツが満水になる時間を測定したところ、ほぼ一定の $12\text{m}^3\cdot\text{day}^{-1}$ であった。本合併処理浄化槽の流入水質および流入量は測定していないが、合併処理浄化槽の使用人数は50人であることから、流入量を $10\text{m}^3\cdot\text{day}^{-1}$ とした。また、流入T-P濃度は、RUN1運転前1年間の平均値で、 $4\text{mg}\cdot\ell^{-1}$ （ $3.7\sim 4.5\text{mg}\cdot\ell^{-1}$ ）であった。RUN2の電解条件はTable2のとおりで、電流値は以下の式を用いて算出した。ただし、T-P濃度は最大の $4.5\text{mg}\cdot\ell^{-1}$ を用いた。

Table 1 Volume of tanks

	Volume (m^3)
1st sedimentation /separation tank	12.0
2nd sedimentation /separation tank	6.0
1st contact aeration tank	4.8
2nd contact aeration tank	3.2
Sedimentation tank	2.5

Fig.2 Photo of the electrolytic tank ($W550\times L600\times H600$) and the electrode unit

Fig. 1 Flowchart of the existing domestic treatment plants

Fig. 3 Flowchart of the existing domestic treatment plants added by the electrolytic tank

Fig. 4 Structure of the existing domestic treatment plants added by the electrolytic tank

Table 2 Electrolysis conditions

Current	5.4A
Fe:P ratio	1.5
Reversing time of polarity	24hours
Distance between the electrodes	25mm
Aeration	40ℓ・min ⁻¹
Residence time	3.0minutes

電流値(A) = (Fe:P比) × (Feの価数) ×
$$\frac{(\text{リン負荷量 (g・day}^{-1}\text{)})}{\text{リン原子量}} \times \frac{(1\text{グラム当量の電気量})}{86400(\text{sec})}$$

Fe:P比=1.5, Feの価数=2,
リン負荷量=(4.5×10)g・day⁻¹, リン原子量=31
1グラム当量の電気量=96500c

よって
電流値 = 4.9A
実際には、やや高めの5.4Aに設定した。

2.4 水質分析

沈殿分離槽第1, 2室の滞留時間が1.8日のため, 調査時の採水場所は接触ばっ気槽第1室, 電解槽流出水および沈殿槽流出水とし, 採水頻度は週1回, 午前10時とした。分析項目はBOD, 全リン(T-P), 全窒素(T-N), リン酸イオン(リン酸態リン:P0₄-P), 硝酸イオン(硝酸態窒素:NO₃-N), 亜硝酸イオン(亜硝酸態窒素:NO₂-N), アンモニウムイオン(アンモニア態窒素:NH₄-N)とした。

イオン分析にはイオンクロマトグラフ装置(ダイオネクス製DX-100)を用いた。鉄についてはサンプル溶液をまず塩酸処理後, 原子吸光分光分析装置(日立製Z6100)で測定した。

全リンの分析にはJISK0102, 46.3.1のペルオキシ二硫酸カリウム分解法を, 全窒素の分析にはJISK0102, 45.2の紫外線吸光光度法を, BODの分析にはJISK0102, 21を用いた。

3. 結果および考察

3.1 電極状況

RUN2における極性反転直前の極間電圧の経日変化をFig. 5に示す。Chamber No. 1およびNo. 2の極間電圧変化はほぼ同じであった。最初の約15日間, 徐々に電圧が低下しているが, 初期の電極表面に形成されていた酸化鉄皮膜の剥離が影響しているのではないかと考えられる。その後90日までの極間電圧は0.05V・day⁻¹で上昇していた。この上昇率は、生物ろ過方式合併処理浄化槽に組込んだ鉄電解法の結果⁴⁾の5倍であった。これは本研究の電流密度が前述のそれより約5倍で, 単位面積あたりの鉄溶出量が増加したために, 電極表面に酸化鉄が多く形成され, 電気抵抗が増加したと推測される。

次に, 90日以降からは上昇率が高くなっていた。これは電極の消耗により薄くなり, 電極面積の減少率が大きくなったために, 電流密度が増加したからである。電極が極端に薄くなると, 浸水している電極の脱落が起りやすくなり, 電解槽内汚泥の堆積原因となる。この結果より, 90日付近で電極を交換することが望ましいと考えられる。

Fig. 5 Change in voltage

RUN2における80日目の電極状況をFig. 6に示した。溶出した表面には酸化鉄皮膜は認められず、金属光沢が確認できた。このことから、鉄電極が安定して溶出したと考えられる。

80日目の鉄電極1枚当りの重量は1106.3～1148.5gであり、平均1122gであった。新品の電極1枚当りの重量は2440gなので、鉄電解槽内の電極全体で以下の鉄量が溶出した。

$$(2440-1122) \times 8 = 10544\text{g}$$

一方、電流値5.4A、運転日数80日間の鉄の理論溶出量は以下の式で求めることができた。

$$\text{鉄溶出量} = \frac{(\text{鉄原子量})}{(\text{鉄の価数})} \times \frac{(\text{電流(A)}) \times (147\text{日の時間(sec)})}{(1\text{グラム当量の電気量(C)})}$$

$$\text{理論溶出量} = 10290\text{g}$$

$$\begin{aligned} \text{鉄原子量} &= 55.8\text{g}, \text{鉄の価数} = 2, \\ 80\text{日間の時間} &= 80 \times 24 \times 3600\text{sec}, \\ 1\text{グラム当量の電気量} &= 96500\text{c} \end{aligned}$$

従って、鉄溶出量は理論値と一致していた。すなわち、電気量に比例して鉄溶出しており、鉄溶出量は電気量によって制御可能と言える。

3.2 リン除去性能

RUN1,2における接触ばっ気槽第1室、沈殿槽流出水および鉄電解槽流出水のT-P、 $\text{PO}_4\text{-P}$ の平均値、標準偏差をTable3に示した。RUN1では、接触ばっ気槽第1室および沈殿槽流出水のT-Pはほぼ同値($2.0 \sim 2.2\text{mg} \cdot \ell^{-1}$)であり、また $\text{PO}_4\text{-P}$ も同値($1.2\text{mg} \cdot \ell^{-1}$)であった。RUN2では、接触ばっ気槽第1室のT-Pは $2.2\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ に対して、沈殿槽流出水は $0.66\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ と減少していた。つまり、鉄電解法の導入によるリン除去効果が確認できた。また、RUN2の接触ばっ気槽第1室の $\text{PO}_4\text{-P}$ が $0.05\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ 以下で、RUN1より低かった。これは、鉄電解槽内で生成したリン酸鉄や酸化鉄が沈殿分離槽へ送られ、それらが沈殿分離槽および接触ばっ気槽第1室内の $\text{PO}_4\text{-P}$ やリンを含む有機物質と吸着、凝集したために、 $\text{PO}_4\text{-P}$ が低下したと考えられた。

Fig. 6 Comparative photo of the electrodes before-use and after 80-day use

3.3 BOD、窒素除去性能

RUN1,2における接触ばっ気槽第1室および沈殿槽流出水のBODの平均値、標準偏差をTable4に示した。RUN2における接触ばっ気槽第1室のBODはRUN1に比べて $20\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ と高かった。これは今回測定していないが、SSによる影響と考えられた。また、沈殿槽流出水のBODはRUN1およびRUN2ともに、 $10\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ 以下となった。以上の結果より、電解運転によるBOD除去への影響はないと考えられる。

RUN1およびRUN2における接触ばっ気槽第1室、沈殿槽流出水および鉄電解槽流出水のT-N、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ の平均値、標準偏差をTable5に示した。接触ばっ気槽第1室および沈殿槽流出水におけるRUN2の $\text{NO}_2\text{-N}$ はRUN1と比較して大きな差は認められなかった。一方、T-Nおよび $\text{NO}_3\text{-N}$ 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ については、RUN2はRUN1と比較して低く、RUN2の沈殿槽流出水のT-Nおよび $\text{NO}_3\text{-N}$ はRUN1の約半分で $15\text{mg} \cdot \ell^{-1}$ 以下、 $\text{NH}_4\text{-N}$ については5分の1から6分の1であった。これは電解運転と同時に行った接触ばっ気槽第2室から沈殿分離槽第1室への循環運転が影響していると考えられる。つまり、接触ばっ気槽内の硝化液を嫌気状態にある沈殿分離槽へ移送することで、硝酸が脱窒されたと考えられる。

3.4 ランニングコスト

本合併処理浄化槽のランニングコストを電気代と鉄材費用とに分けて、以下のように算定した。

①電気代：電解電流は5.4A、極間電圧は実測値で平均17Vであったので、消費電力は92Wとなる。年間に換算すると、804kWhとなる。ただし、この消費電力に、直流電源の出力効率70%を換算(菊水電子工業社総合カタログ)すると、消費電力は1149kWhとなる。よって、年間の電気代は約26,400円($1\text{kWh} = 23\text{円}$ として換算)となり、リ

Table 3 The average and SD of T-P, $\text{PO}_4\text{-P}$ in the 1st contact aeration tank, the effluent of sedimentation tank and effluent of electrolytic tank on RUN1 and RUN2

Sampling place		RUN1		RUN2	
		T-P	$\text{PO}_4\text{-P}$	T-P	$\text{PO}_4\text{-P}$
1st contact aeration tank	Average	2.2	1.2	2.2	0.05>
	SD	0.12	0.21	1.0	0.01
effluent of sedimentation tank	Average	2.0	1.2	0.66	0.05>
	SD	0.15	0.21	0.37	0.01
effluent of electrolytic tank	Average	—	—	—	0.05>
	SD	—	—	—	0.01

Table 4 The average and SD of BOD on 1st contact aeration tank and effluent of sedimentation tank on RUN1 and RUN2

Sampling place		RUN1	RUN2
1st contact aeration tank	Average	7.6	20
	SD	4.0	6.0
effluent of sedimentation tank	Average	5.4	7.2
	SD	2.5	3.8

Table 5 The average and SD of T-N, NO₃-N, NO₂-N, NH₄-N on 1st contact aeration tank, effluent of sedimentation tank and effluent of electrolytic tank on RUN1 and RUN2

Sampling place		RUN1				RUN2			
		T-N	NO ₃ -N	NO ₂ -N	NH ₄ -N	T-N	NO ₃ -N	NO ₂ -N	NH ₄ -N
1st contact aeration tank	Average	23	17	0.69	6.7	15	9.4	0.45	1.1
	SD	4.7	1.1	0.43	0.46	5.5	0.78	0.27	0.91
effluent of sedimentation tank	Average	25	18	0.29	5.7	13	9.8	0.47	1.1
	SD	6.5	1.1	0.06	0.51	5.6	0.53	0.29	0.86
effluent of electrolytic tank	Average	—	—	—	—	12	9.7	0.32	0.95
	SD	—	—	—	—	4.2	0.61	0.14	0.88

ン負荷量 (17.5kg・year⁻¹) あたりは1.5円・g⁻¹となる。また、鉄電解槽のばっ気およびエアリフトポンプ用ブローの消費電力は220Wであり、年間消費電力で換算すると、1,927kWhとなる。よって、ブローの年間の電気代は約44,300円となる。従って、年間の総電気代は70,700円となり、リン負荷量あたりは4.0円・g⁻¹となる。

②鉄材費用：リン負荷量48g・day⁻¹ (流入リン濃度4mg・ℓ⁻¹, 処理水量12m³・day⁻¹) に対し、必要な鉄材量は以下となる。

Fe:Pモル比1.5の場合

必要鉄量 = $48 \times 1.5 \times 55.8 \div 31 = 129.6 \text{ g} \cdot \text{day}^{-1}$

48:リン負荷量, 55.8:鉄原子量, 31:リン分子量

これより、1年間の鉄材量は47.3kgとなる。端子接続部分を考慮し、鉄材量を30%残すとすると、61.5kgとなる。

今回の鉄電解槽には1枚2.4kgの鉄電極が8枚セットされているので、3ヶ月に1回の電極交換が必要と言える。鉄材量61.5kgでは15,600円である⁷⁾が、端子接続や固定用穴加工などを含め、電極1枚当たり1,000円であったので、年間鉄材費用は24,000円であった。

よって、電気代および鉄材費用は年間94,700円必要で、リン負荷量あたりは5.4円・g⁻¹となる。同じ合併処理浄化槽でPACを用いた凝集剤添加法を検討した⁴⁾場合(鉄電解法と同じモル比1.5でアルミニウムを添加)、薬剤費用だけで約130,000円⁸⁾と算定され、リン負荷量あたりでは7.4円・g⁻¹となる。よって、鉄電解法はランニングコストの面で安価である。なお、汚泥費用については凝集沈殿法で生成される物質がほぼ同じのため、変わらないと考えられる。

4. まとめ

既設の接触ばっ気方式合併処理浄化槽において、新たに接触ばっ気槽第2室から沈殿分離槽第1室への移送経路を設け、鉄電解装置をその移送経路に設置した。この時のリン窒素除去性能、電極状況やランニングコスト等を検討した結果、以下の知見が得られた。

1)極間電圧の上昇率はChamber No. 1およびNo. 2はほ

ぼ同じで、90日までは0.05V・day⁻¹であった。

2)沈殿槽流出水のT-PおよびT-Nは、非電解運転時で2.2mg・ℓ⁻¹, 25mg・ℓ⁻¹に対して、電解および硝化液循環運転では1mg・ℓ⁻¹以下、15mg・ℓ⁻¹以下となった。

3)鉄電解槽を組み込んだことによりBOD除去への影響は認められなかった。

4)鉄電解槽を経由した硝化液を循環したことで、沈殿槽流出水T-Nは循環なしのその半分となった。

5)鉄溶出量は理論溶出量にほぼ一致し、電流による制御が可能であった。

6)鉄電解法のランニングコストはリン負荷量あたり5.4円・g⁻¹で、PACを用いた凝集沈殿法より安価であった。

今回の改造工事は1日ででき、工事内容も電解槽設置、移送ポンプ設置および移送管設置のみであった。また、その改造は既設の合併処理浄化槽敷地内で可能であった。他方の凝集槽や凝集沈殿槽を設ける場合は改造工事費用、工事日数および増設する槽の設置面積が必要となる。以上のように、鉄電解を用いた改善により、処理能力T-N15mg・ℓ⁻¹以下、T-P1mg・ℓ⁻¹以下まで確保することが可能となった。

(原稿受付 2004年 4月12日)

(原稿受理 2004年10月29日)

参 考 文 献

- 1) 柴垣泰介(2002) 閉鎖性海域の水環境対策としての第5次水質総量規制, 用水と廃水, 44(7), 7-12.
- 2) 稲森悠平, 清水康利, 水落元之(2002) 分散型生活排水処理システムによる水環境保全への対応, 用水と廃水, 44(7), 26-34.
- 3) 森泉雅貴, 福本明広, 藤本恵一, 山本康次, 奥村早代子(2000) リン除去技術における鉄電解法の最適電解条件の検討, 水環境学会誌, 23(5), 279-284.
- 4) 森泉雅貴, 福本明広, 山本康次ら(2001) 高度水処理技術における鉄電解法の応用, 水環境学会誌, 24(9), 609-612.
- 5) (財)日本建築センター(1996) 尿尿浄化槽の構造基準・同解説, pp.353-358.
- 6) (財)日本環境整備教育センター(1999) 生活排水処理施設としての浄化槽, pp.10-21.
- 7) 化学工業日報社(2000) 13700の化学商品, pp.115-116.
- 8) シーエムシー(1995) 水処理薬剤の市場展望, pp.39.