

(19) 前凝集プロセスが下水汚泥処理に与える影響

Influence of Pre-Coagulation Process on Sewage Sludge Treatment

高岡昌輝*、松本暁洋**、大下和徹*、武田信生*、永原茂***

Masaki TAKAOKA *, Akihiro MATSUMOTO **, Kazuyuki OSHITA *, Nobuo TAKEDA *, Shigeru NAGAHARA ***

ABSTRACT ; An advanced wastewater treatment with the pre-coagulation process is going to be developed to achieve the high removal efficiency for nitrogen and phosphorus, energy conservation, and recycling of generated sludge in a compact facility. In this study, the influence of the pre-coagulation process on the sewage sludge treatment was investigated by a pilot plant.

We used ferric chloride, polyaluminium chloride(PAC) and aluminium sulfate as the coagulant to the primary sedimentation tank. The characteristics of sludge generated from the pre-coagulation process were examined by a gravity thickening test, a dewatering test using a simple belt-press machine and a melting test.

The results are summarized as follows :

- 1)The quantity of pre-coagulated sludge became about twice as large as that of control sludge.
- 2)The dewatering test indicated that pre-coagulated sludge cake contained the same amount of water as the control sludge cake using most suitable polymer.
- 3)The melting point of pre-coagulated sludge ash by ferric chloride was lower than that of control sludge ash and pre-coagulated sludge ash by PAC and aluminium sulfate.

Finally, the running costs were estimated in the case of wastewater treatment with or without the pre-coagulation process using the presented results and the published data.

KEY WORDS ; pre-coagulation process, sewage sludge treatment, dewatering, melting, ferric chloride

1. はじめに

わが国の下水道の普及率は平成 7 年度末で 54%にまで達しており、下水道システムが流域の水循環の中でも極めて重要な位置を占めるようになってきている。また平成 8 年度から始まった第 8 次下水道整備 7 箇年計画により下水道事業は、今後ますます計画的かつ強力に推進され、平成 14 年度末には普及率 66%が見込まれている。

このような現状の下で、下水処理システムでは、1)施設のコンパクト化、2)処理水質の向上、3)省エネルギー、4)汚泥の有効利用が求められている。

今後ますます整備されるであろう下水道が以上の課題に対応するために、新しい下水処理システムがいくつか開発されているが、その一つとして曝気槽前の最初沈殿池に凝集剤を添加することにより BOD、SS のみならずリンをより効果的に除去し、後段の生物処理における負荷を減少させる前凝集プロセスを導入することが提案されている。しかし、前凝集プロセスは水質の負荷を汚泥に移行させることを意味しているた

*京都大学大学院工学研究科環境工学専攻(Dept.of Environ.Eng.,Graduate School of Eng.,Kyoto Univ.)

**現 (株)島津製作所環境計測事業部(Process&Environ.Instrumentation Div.,SHIMADZU.Co.)

***大阪府(Osaka Prefectural Government)

め、汚泥量が増加するとともに質も変化すると考えられ、より一層汚泥処理が重要となる。そこで本研究では、大阪府鴻池処理場に設置したパイロット実験プラントを用いて、各種凝集剤（アルミニウム系：PAC、硫酸バンド、鉄系：塩化第二鉄）を最初沈殿池に添加した場合の、固形分の回収について検討するとともに、凝集剤を添加した際に発生する汚泥の濃縮、脱水、焼却、熔融等の既存の汚泥処理操作に対する影響を調べ、最適な汚泥処理方法を考察することを目的とした。さらに前凝集プロセスを導入した場合のランニングコストを計算し経済的な側面より評価を行った。

2. 実験条件と実験プラント

2. 1 凝集剤添加量

実験プラント図を図 1 に示した。プラントは原水槽、混和槽、沈殿槽、沈殿汚泥貯留タンク、上澄水貯留槽、凝集剤貯留タンクから構成されている。流入原水は下水処理場内の沈砂池前に水路を設け原水槽へポンプで取水し、1日あたりの処理量は約 15m³/dayであった。また本実験では予備試験（ジャーテスト）の結果をもとに、凝集剤添加量をアルミニウム系{2.5、7.5（硫酸バンドは 8.2）、12.5mgAl/L}、鉄系{11、22、32、53mgFe/L}として実験を行った。これらを凝沈系として、その比較対照として凝集剤を全く加えない場合を標準系として実験を行った。

2. 2 攪拌条件

混和槽の攪拌条件は、ジャーテストとはほぼ同様の急速攪拌 123rpm、緩速攪拌 31rpm に設定した。凝集剤、添加量により条件は変化させなかった。また攪拌時間は各々の攪拌槽での滞留時間から、急速攪拌で 3.5min、緩速攪拌で 15.7min であった。

3. 実験方法

個々の実験条件における各試験操作フローを図 2 に示す。実験は大きく分けて水質・成分分析、濃縮試験、リン溶出試験、脱水試験、燃焼試験、熔融試験の 6 つからなり、それぞれ、熔融試験以外はプラントの連続運転で生じた試料を直接用いた。熔融試験ではプラント運転で得られた凝集沈殿汚泥を 2～3 日程度静置、重力濃縮し、その上澄み水を取り除いて得られた濃縮汚泥に脱水、乾燥、焼却処理をした後、塩基度を調整して試料とした。

3. 1 水質分析

水質分析は、流入原水、処理水(初沈上澄水)に対して行った。流入原水は原水槽と混和槽の間の取水地点

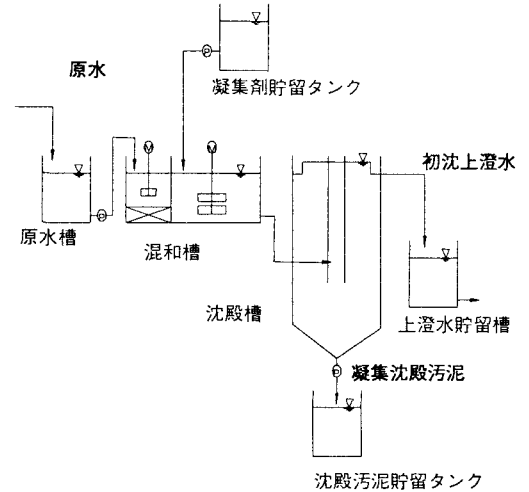


図 1 実験プラント

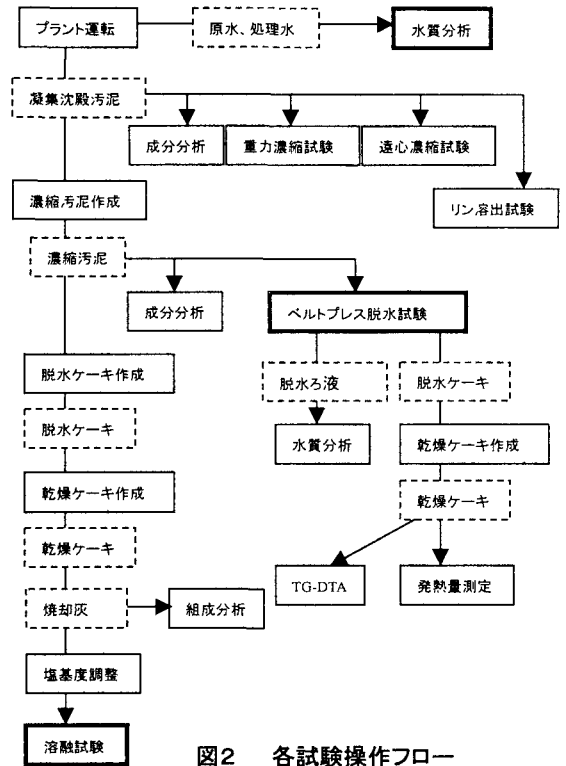


図 2 各試験操作フロー

で、処理水(初沈上澄水)は上澄水貯留槽の入口でサンプリングした。流量はサンプリング位置と同じ場所で測定した。分析項目は pH、M アルカリ度、TS、SS、FTS(TS 強熱残留物)、FSS(SS 強熱残留物)、COD_{Mn}、T-P(全リン)、S-T-P(溶解性全リン)、S-PO₄-P(溶解性リン酸イオン態リン)とした。また CHN コード(MT-2: 柳本製作所製)を用いて CHN 組成分析を行った。さらに ICP 発光分析装置(ICPS-4960:島津製作所製)を用いて凝集剤(Fe、Al)成分および、有害重金属(Zn、Cu、Cr、Cd、Pb)を測定した。

3. 2 濃縮試験

汚泥の濃縮試験はシリンダを用いた重力濃縮試験を行った。汚泥貯留タンクに 2～4 日間引き抜き、貯留させた凝集沈殿汚泥を直径 300mm×高さ 1000mm のアクリル製シリンダに滴し、攪拌後、汚泥界面高さを経時的に測定し回分沈降曲線を作成した。測定は界面高さが一定になるまで行った。また固液分離性を評価するために、測定開始後 4 時間後に水面から 5cm の点で上澄み水のサンプリングを行いSSを測定した。

3. 3 脱水試験

汚泥の脱水は機械脱水が主流で、塩化第二鉄、石灰を調質剤として用いる真空脱水、加圧脱水方式から、高分子凝集剤を用いる遠心脱水やベルトプレス脱水方式に移行する処理場が多いのが最近の傾向である^り。そこで、本研究では、簡易脱水試験機を用いてベルトプレス脱水方式を想定した脱水試験を行った。図 3 にその簡易脱水試験機の装置図を示した。試料は、凝集沈殿汚泥を沈殿汚泥貯留タンクに 2～4 日引き抜いて貯留し、さらに 1～2 日静置し重力濃縮させ、上澄み水を除いた凝集沈殿濃縮汚泥を用いた。また、標準系のプラント運転により得られた汚泥と鴻池処理場実プラントからの余剰汚泥とを固形物比 1:1 で混合したものを基本系サンプルとし、凝沈系サンプルとの比較対照として用いた。なお、実験に用いた高分子凝集剤は 3 種類でカチオン系、両性カチオン、両性系を用いた。これら高分子凝集剤の詳細を表 1 に示した。高分子凝集剤注入率は試料汚泥の TS に対する割合で 3 段階に変化させた。また、脱水ろ液の SS、T-P を測定した。

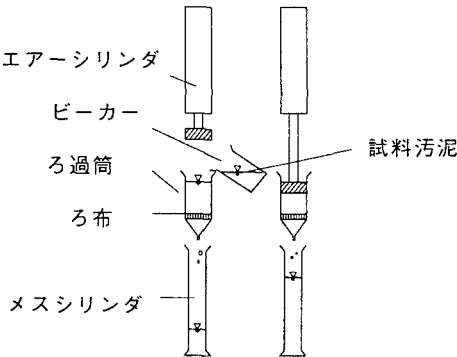


図 3 簡易ベルトプレス脱水試験機

表 1 実験に用いた高分子凝集剤の詳細

高分子凝集剤	イオン性	成分	分子量(×10 ⁴)
A	カチオン	ポリメタクリル酸エステル系	900
B	両性系カチオン	ポリアミン系	400
C	両性	メタクリル酸エステル アクリル酸エステル アクリルアミドの共重合物	400

3. 4 溶融試験

溶融試験では、脱水試験用に得られた貯留タンクの凝集沈殿濃縮汚泥をハンディプレスの加圧脱水機で高分子凝集剤添加後脱水し、できた脱水ケーキを乾燥、焼却することによって得られた灰を塩基度調整して試料とした。焼却操作は、電気炉(ELE-HEAT:眞陽理化学器械(株)製)を用い 800℃、1 時間で灰化した。焼却灰は、すり鉢で粉碎し 1mm のふるいにかけたものを原灰とした。塩基度は CaO/SiO₂を用い、塩基度を下げるときは二酸化ケイ素(SiO₂)、上げるときは消石灰(Ca(OH)₂)を原灰と混合した。二酸化ケイ素、消石灰は 1 級:片山化学工業製を用いた。

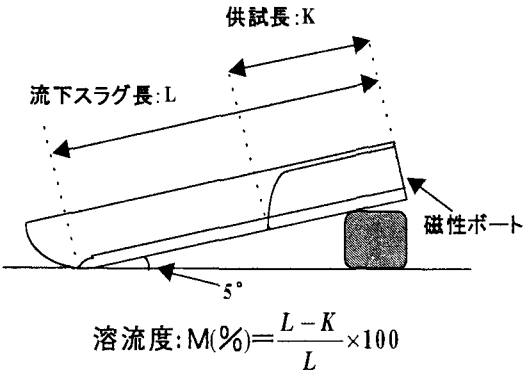


図 4 溶融試験実験装置

溶融試験は、図 4 に示した傾斜ボートを用い、供試長 K を 70mm として、溶流量 M(%)を測定した。溶

流度とは、試料の融点、流動性、加熱過程における溶融速度などを一意的に表現しようとしたものである²⁾。

4. 実験結果と考察

4. 1 水質への影響

PAC、硫酸バンド、塩化第二鉄について初沈上澄水の SS 濃度測定結果を図 5 に示した。横軸の Me/SS 比は、単位 SS あたりの各凝集剤金属イオンの重量を示す。3 つの凝集剤とも、凝集剤を添加することで明らかに SS が除去されていることがわかる。多少のばらつきはあるが、鴻池処理場の流入原水の場合、SS を 30mg/L 以下に処理するのに、PAC では Al/SS 重量比で 0.1 以上、硫酸バンドで 0.1 以上、塩化第二鉄は Fe/SS 重量比が 0.2 以上必要であることがわかった。

また図 6 に T-P 濃度測定結果を示した。横軸の Me/T-P モル比は単位 T-P モルあたりの各凝集剤金属イオンのモル量を表す。この値は凝集剤を用いたリン除去においては処理水リン濃度を決めるのに重要であるとされ、Me/T-P モル比を上げれば十分な除去率が得られるといわれている³⁾。どの凝集剤においても Me/T-P モル比が高い値になればなるほど T-P が除去された。具体的には、Me/T-P モル比が約 2.0 以上であれば、上澄水 T-P 濃度 0.5～1.0mgP/L 程度に処理できることがわかった。以上どの凝集剤を用いても、凝集剤を適切な量、具体的には PAC：7.5mgAl/L、硫酸バンド：8.2mgAl/L、塩化第二鉄：22mgFe/L の条件で添加することで SS：20mg/L 以下、リン濃度 0.5～1.0mgP/L 程度の水質を得ることができた。以後、この適切な添加量；PAC：7.5mgAl/L、硫酸バンド：8.2mgAl/L、塩化第二鉄：22mgFe/L と標準系との比較を行なった。(以下表記をそれぞれ PAC7.5、硫酸バンド 8.2、塩化第二鉄 22、標準系とする。)

4. 2 沈殿槽まわりの物質収支

図 7 に標準系、PAC7.5、硫酸バンド 8.2、塩化第二鉄 22 の TS、SS 収支計算結果と、流出/流入負荷を示した。流入とは原水が有する負荷のことであり、流出とは初沈上澄水と沈殿汚泥が有する負荷のことである。図より、TS の各流出/流入値は各条件とも 100～120%であり、本実験における物質収支の整合性が示されていた。一方 SS については標準系の 80%に対し、PAC7.5 では 260%、硫酸バンドで 230%、塩化第二鉄で 170%と増加した。これは凝集剤を添加することで、沈殿槽での SS 除去率が上昇するとともに、凝集剤により DS(溶解性物質)から SS へ転換した物質があるためと考えられた。また汚泥 SS 負荷に注目すると、標準系では 0.6t/day であったの

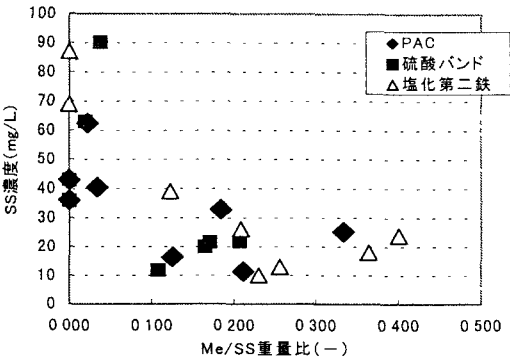


図5 処理水SS濃度

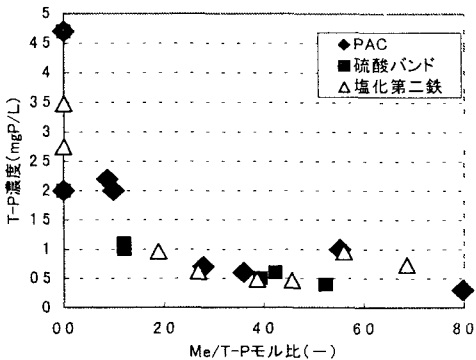


図6 処理水T-P濃度

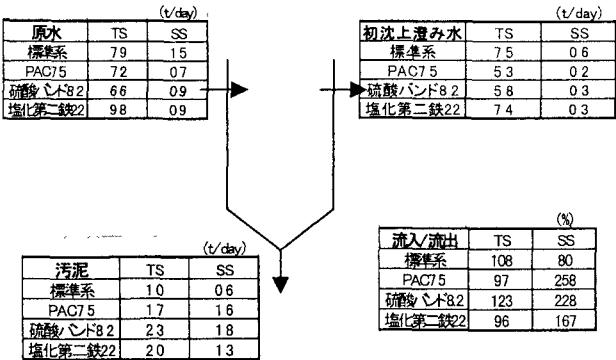


図7 沈殿槽まわりの物質収支

に対し、PAC7.5 では 1.6t/day、硫酸バンド 8.2 が 1.8t/day、塩化第二鉄 22 では 1.3t/day とほぼ 2～3 倍に達した。このように前凝集プロセスを導入した場合、最終沈殿池での余剰汚泥量が激減することが予想されるが、後段の汚泥処理プロセスでは約 2 倍程度の汚泥を処理せねばならず、量に対する対策が必要となる。

4. 3 濃縮プロセスへの影響

シリンダ内汚泥の界面高さの経時変化を、単に回分沈降曲線を作成し比較したのでは初期汚泥濃度がそれぞれの凝集剤添加率条件において異なっているため、濃縮性を判断できない。そこで、図 8 に示したように微分厚み層(Capacity limiting layer)内の物質収支から沈降速度と汚泥濃度の関係を導き出し、各濃度における沈降速度を求めた 4)、5)、6)。

図 9 から、各条件について比較してみると PAC、硫酸バンドのアルミ系凝集剤については凝集剤の種類による差はほとんど無く、いずれの凝集剤を用いても凝集剤を添加すると粒子の沈降速度は減少することが分かった。また塩化第二鉄 22 の場合は粒子の沈降速度はさらに減少していた。たとえば、濃度 10,000mg/L の部分で比較してみると、標準系の汚泥ではほぼ、1cm/min、PAC7.5 と硫酸バンド 8.2 では 0.2～0.5cm/min、塩化第二鉄 22 では 0.1～0.2cm/min となった。

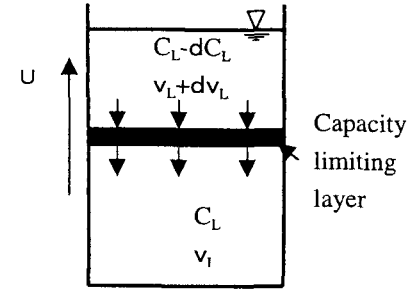
$$u = \frac{(\rho_p - \rho)g}{18\mu} D_p^2 \dots (1)$$

u；単粒子沈降速度 (m/s)、 ρ_p ；粒子密度 (kg/m³)、 ρ ；流体密度 (kg/m³)
 μ ；流体の粘性係数 (Pa・s)、 D_p ；粒子径 (m)、 g ；重力加速度 (m/s²)

実験開始直後での界面沈降現象は粒子同士の干渉が少ないと考えられ、ストークス領域での単粒子沈降速度を(1)式^{7)、8)}で考えると、今回汚泥の粘性、粒子の密度等は測定しなかったのではっきりとはいえないが、標準系と凝沈系で同じ値を用いると、凝沈系では汚泥粒子の粒径分布が小さい方に移行していると推測され、メンブランフィルターを用いた汚泥の粒径分画の測定を行った結果、凝沈系の粒径分布が小さい方にシフトしていることが確認された。

また、重力濃縮試験を固液分離性からも評価するため、上澄み水 SS を測定した結果を表 2 に示した。表によると、標準系では SS が 130～180mg/L であったのに対し、PAC7.5 では約 70mg/L、硫酸バンド 8.2 では、40～50mg/L、塩化第二鉄 22 では 50～70mg/L となり。凝沈系では上澄み SS が減少し、返流水への固形物負荷が軽減され则认为された。

以上から実プラントにおいて前凝集プロセスを導入すると、濃縮プロセスからの返流水が有する固形物は大幅に減少し、それらが処理場内を循環するような問題⁹⁾が改善される。しかし、界面沈降速度が遅いため



C_L : Capacity limiting layer 中での固体濃度

v_L : 濃度 C_L での粒子の沈降速度 U 層の上昇速度

図8 Capacity limiting layerとマテリアルバランス

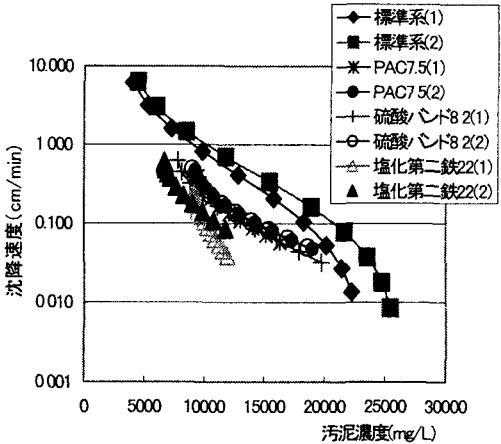


図9 重力濃縮試験による汚泥濃度と沈降速度の関係

表 2 濃縮試験上澄み SS 結果

実験条件	上澄みSS (mg/L)
標準系(1)	183
標準系(2)	136
PAC7.5(1)	64
PAC7.5(2)	71
硫酸バンド8.2(1)	52
硫酸バンド8.2(2)	43
塩化第二鉄22(1)	73
塩化第二鉄22(2)	47

引き抜き時間、間隔については検討しなければならないことが分かった。

4. 4 脱水プロセスへの影響

脱水試験についてはケーキ含水率、ろ液 SS、ろ液 T-P を測定した。図 10 にケーキ含水率の結果を示した。比較対照となる系においては、標準系のプラント運転で得られた汚泥と鴻池処理場実プラントからの余剰汚泥とを固形物比 1:1 で混合したものを用い、これを基本系とした。基本系のケーキ含水率は 81～88%、PAC7.5 で 83～85%、硫酸バンド 8.2 で 80～85%、塩化第二鉄 22 で 83～84%であった、それぞれの条件において基本系とほぼ変わらないかやや下回る結果が得られており、適切なポリマーを用いることで基本系と同等以下のケーキ含水率が得られることがわかった。適合ポリマーの電荷性は基本系：カチオン、PAC7.5：両性カチオン、硫酸バンド 8.2：両性、塩化第二鉄 22：両性であった。図 11 に脱水ろ液の SS、T-P の結果を示した。脱水ろ液の SS は基本系が約 90mg/L の値に対して PAC7.5 では 30mg/L、硫酸バンド 8.2 で 50mg/L、塩化第二鉄 22 では 85mg/L と少し高かったが、基本系より低い SS 濃度が得られることが分かった。脱水ろ液のリン濃度は、基本系の 8mgP/L に対して、凝集剤を添加すると約 2mgP/L 以下にできることがわかった。これらの結果より、重力濃縮プロセスと同様、脱水プロセスからの返流水は凝集剤を用いた場合、SS の返流分は軽減され、リンについては大幅に除去されることから水質が改善されることがわかった。

4. 5 溶融プロセスへの影響

溶融試験に用いた試料の灰分組成を、各元素の金属酸化物の割合として表 3 に示した。また、溶融試験結果を図 12 に示した。溶融試験ではプラントの都合で塩化第二鉄 22 の場合は行っていないので比較対照として塩化第二鉄 32 の場合の結果を示した。各凝集剤について、より低い温度で溶流度が高い値を示した場合の塩基度を最適塩基度とすると最適塩基度は標準系で 0.6、PAC7.5、硫酸バンド 8.2 が 1.4、塩化第二鉄 32 が 0.2 であった。これらの違いは塩基度 (CaO/SiO_2) に対する凝集剤の金属酸化物の寄与による違いであると考えられ、焼却灰中に多量の凝集剤由来の金属酸化物を含む場合は CaO/SiO_2 でなく、広義の塩基度 (塩基性酸化物/酸性酸化物) を用いるべきであると考えられた。

標準系では 1450℃でようやく 100%に達した。PAC7.5、硫酸バンド 8.2 では 1450℃では 100%近くまで達しているが、1400℃以下では温度を上げて溶流度の変化があまり顕著でなく、標準系よりも溶融しにくく融点が増していると考えられた。原因としては灰分中の酸化アルミニウム (融点 2020℃) の割合が増加していることが考えられた¹⁰⁾。塩化第二鉄 32 についてはその逆の傾向がみられ、すべての設定温度で標準系より溶流度が高く 1250℃付近ですでに 100%に達しており溶融しやすくなると考えられた。

以上、標準系に比較してアルミニウム系凝集剤を用いた凝集沈殿汚泥焼却灰は溶融しにくく、実機では溶

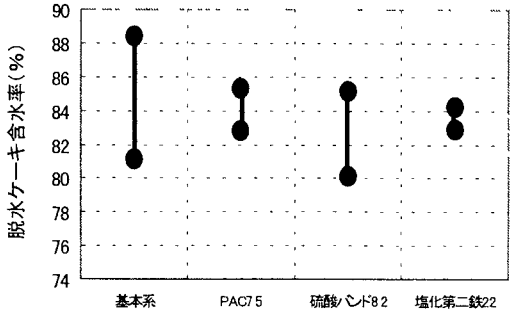


図10 脱水試験結果(ケーキ含水率)

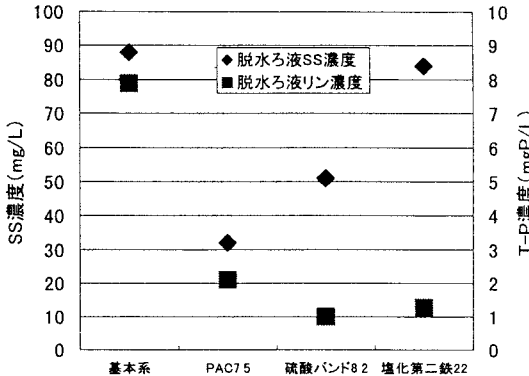


図11 脱水ろ液水質測定結果

表 3 溶融試験に用いた試料の灰分組成 (%)

実験条件	MgO	SiO ₂	CaO	FeO	Al ₂ O ₃
標準系	5.6	43.6	17.9	17.6	15.3
PAC7.5	0.7	28.7	7.9	8.4	54.3
硫酸バンド8.2	0.7	29.8	8.2	10.3	51.0
塩化第二鉄32	0.6	15.7	6.9	68.4	8.4

融炉での操作温度を高くする必要があり、それとともに、補助燃料消費量の増加や、炉壁耐火材の短寿命化などの問題が生じることが推定される。また塩化第二鉄を用いた場合は熔融しやすくなり、実機では熔融炉の設定温度を低くすることができ、補助燃料消費が低減し経済的運転も可能になるだろう¹¹⁾。総じてエネルギー、コスト面から見て熔融処理については凝集剤として塩化第二鉄を用いた場合のほうが有効であることが示唆された。

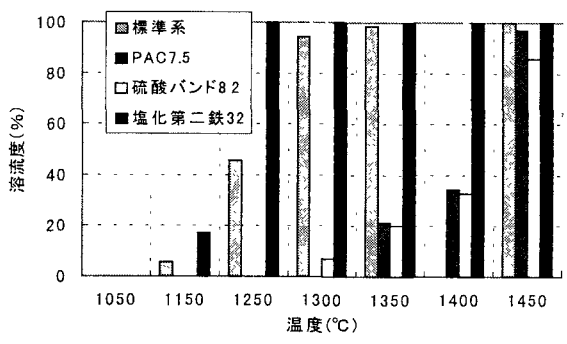
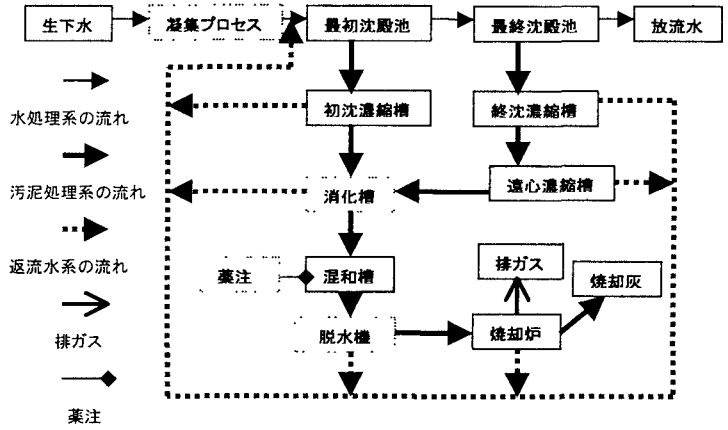


図 12 熔融試験結果

5. 前凝集プロセスのコスト試算

5. 1 物質収支

新しく既存の下水処理システムに前凝集プロセスを導入する場合、後段の生物処理の負荷が小さくなるため、生物処理には接触酸化法等が検討されているが、ここでは、現処理場のプロセスである活性汚泥法を想定した。対象とした処理場では、下水は最初沈殿池→曝気槽→最終沈殿池→塩素滅菌→放流といった流れに沿って処理され、場内返流水は最初沈殿池の前に戻される。



薬注
標準系 凝集プロセス、消化槽は除く、脱水機は真空脱水機、薬注は消石灰と塩化第二鉄
凝沈系 消化槽は除く、脱水機は真空脱水機、薬注は消石灰と塩化第二鉄
凝沈系+AD+BP 脱水機はベルトプレス脱水機、薬注は高分子凝集剤

図 13 コスト計算における物質収支フロー図

また汚泥処理系については、初沈汚泥は重力濃縮槽を経て混和槽へ、終沈汚泥は一部が返送汚泥として曝気槽に戻され、その他は重力濃縮槽、遠心濃縮槽を経て混和槽へと送られる。混和槽では無機凝集剤として消石灰、塩化第二鉄が添加され真空脱水機で脱水される。焼却炉は堅型多段炉が 2 基、流動床式焼却炉が 1 基あり脱水ケーキが焼却される。これらの流れを図 13 に示したが、これに沿って以下 3 つの場合を想定した

1) 前凝集プロセスを導入しない場合(標準系)
2) 前凝集プロセスを実際に導入した場合(凝沈系)
3) 前凝集プロセスと嫌気性消化(AD)とベルトプレス脱水(BP)を組み合わせた場合(凝沈系+AD+BP)

そして、パイロットプラント実験結果、鴻池処理場物質収支データ⁹⁾を使用して、各場合における処理場全体の物質収支を計算した。収支計算を行うにあたり以下の仮定をおいた。

- 1) 流入水質：SS=23t/day、T-P=0.77t/day
- 2) 前凝集プロセスにおける SS 増加は PAC7.5、硫酸バンド 8.2 で 2 倍、塩化第二鉄で 1.7 倍と考える。
- 3) 曝気槽では、分解する SS と、微生物により DS から SS へ転換する量は経験的に同じと考える¹²⁾。
- 4) 各プロセスにおける SS、T-P 除去率(回収率)を表 1 のように定める。
- 5) 最初沈殿池に戻ってくる返流水には、一度凝集プロセスを通過しているので凝集剤を添加しない。

6) 真空脱水時の調質剤は汚泥固形分に対し、消石灰 50%、塩化第二鉄 20%を添加し、ケーキ固形分としては全濃縮汚泥の 50%が増加する。(実プラント収支⁹⁾)

求めた物質収支の値を用いて、放流水水質の試算を行った結果を表 5 に示した。実プラント値として、処理場における生下水、放流水年間平均値を示した。標準系ではこの実プラント値よりも SS が減少しているが、これは処理場での返流水が有する多量の固形物が処理場内を循環している影響⁹⁾を考慮していないことによると考えられた。また凝沈系では標準系の SS: 約 7mg/L、T-P:2.5mgP/L から PAC7.5 で SS:2.3mg/L、T-P:0.4mgP/L、塩化第二鉄 22 で SS:4.9mg/L、T-P:0.2mgP/L にまで除去されており、ともに顕著に凝集プロセスの効果が現れた。また嫌気性消化プロセスは消化後の固形物回収率があまり高くないため、全返流水の水質が悪化しその影響で、PAC7.5 +AD+BP では SS:2.6mg/L、塩化第二鉄 22 +AD+BP では SS:5.5mg/L になった。

5. 2 コスト試算

求めた物質収支の値を用いて、下水・汚泥処理に必要な 4 つのコストを各系列について計算し、下水処理量で割った単位下水処理コストを算出した。

- 1) 電力量コスト 2) 重油コスト 3) 調質剤コスト 4) 凝集剤コスト

また、これらのコストを算出するに当たり用いた原単位および薬品価格^{13)、14)、15)、16)、17)}を表 6 に示した。

単位下水処理コストを縦軸にとったコスト計算結果を図 14 に示し、各系列における比較を行った。凝沈系では生物負荷の軽減、余剰汚泥の減少などにより、プロワの電力と遠心濃縮機の電力が減少した。しかし一方で、汚泥量の増加により脱水、焼却にかかる電力は増大し、総電力量はわずかに増加した。しかも、汚泥量増加のため、調質剤、重油のコストがほぼ 2 倍に増加し、総コストでは、標準系の 5.78 円/m³に対し、PAC7.5 では 14.88 円/m³、硫酸バンド 8.2 では 13.80 円/m³、塩化第二鉄 22 では 13.47 円/m³にまで増加した。このように、前凝集プロセスを採用した場合、凝集剤コストに加えて汚泥の発生量増加によって電力量、調質剤量が増加するうえ、脱水ケーキの VTS が減少し、ケーキ 1t あたりの必要重油消費量も増えるため、現状の鴻池処理場の処理プロセスに単純に適用したのでは処理コストが高くなる結果となった。

嫌気性消化プロセス(AD)とベルトプレス式脱水装置(BP)の導入を想定した場合、各プロセスの必要電力量は加算されるものの、AD により有機物が分解され脱水すべき汚泥量が減少、また BP では調質剤として高分子凝集剤を汚泥固形分に対して 1%前後で添加するため、調質剤として消石灰と塩化第二鉄をそれぞれ汚泥固形分の 50%、20%添加する真空脱水に比較して調質剤コストが約半分になり、さらに脱水ケーキ量が減少する。および消化ガスを消化槽自身の加温、焼却炉での補助燃料に利用でき、それを加味してコスト計算

表 4 各プロセスの SS、T-P 除去率(回収率)(%)

	標準系		PAC7.5 硫酸バンド8.2		塩化第二鉄22		備考
	SS	T-P	SS	T-P	SS	T-P	
最初沈殿池	50	10	90	80(90)	80	90	実験データ
初沈濃縮槽	95	95	99	99	99	99	実験データ
最終沈殿池	90	55	90	55	90	55	実プラント収支 ⁹⁾
終沈濃縮槽	90	30	90	30	90	30	文献値 ¹³⁾
遠心濃縮機	65	55	65	55	65	55	実プラント収支 ⁹⁾
脱水の薬注率	50	0	50	0	50	0	実プラント収支 ⁹⁾
脱水機	98	99	98	99	98	99	実プラント収支 ⁹⁾
消化槽	80	80	80	80	80	80	文献値 ¹³⁾
焼却炉	98	98	98	98	98	98	実プラント収支 ⁹⁾

表 5 処理水質試算結果

	生下水SS (mg/L)	放流水SS (mg/L)	生下水T-P (mgP/L)	放流水T-P (mgP/L)
実プラント値	104.72	10.02	3.51	2.19
標準系		7.03		2.48
PAC7.5		2.33		0.37
塩化第二鉄22		4.85		0.18
PAC7.5+AD+BP		2.62		0.45
塩化第二鉄22+AD+BP		5.50		0.22

表 6 コスト計算に用いた原単位

	原単位 または価格	単位
遠心濃縮機	80 ¹⁴⁾	kwh/DS-t
真空脱水機	137 ¹⁴⁾	kwh/DS-t
ベルトプレス脱水機	167 ¹⁴⁾	kwh/DS-t
焼却炉(流動床炉)	120 ¹³⁾	kwh/ケーキ
消化槽	3.1 ¹⁴⁾	kwh/m ³ -汚泥
電力	9.52	円/kwh
重油	29.5 ¹⁵⁾	円/L
PAC	40 ¹⁷⁾	円/kg-薬品 (Al ₂ O ₃ として10~11%)
硫酸バンド	22 ¹⁷⁾	円/kg-薬品 (Al ₂ O ₃ として8%)
塩化第二鉄	25 ¹⁷⁾	円/kg-薬品(38%)
消石灰	20.6 ¹⁷⁾	円/kg
高分子凝集剤	1050 ¹⁶⁾	円/kg

することにより、脱水、焼却プロセスの電力、調質剤、重油コストが削減できる。この場合のコスト計算結果も図 14 に示したが PAC7.5 で 8.93 円/m³、硫酸バンド 8.2 で 7.86 円/m³、塩化第二鉄 22 で 8.25 円/m³ と大幅に削減できる結果となった。しかし、標準系に比べて約 1.3～1.5 倍のコストがかかる結果となった。

総括すると、処理場において現状の汚泥処理プロセスのまま前凝集プロセスを導入した場合、処理水質は改善され SS、リンについて高度処理が可能となる。しかし、汚泥の発生量増大とともに下水処理に大きなエネルギー、コストを費やす結果となった。汚泥量を減少させるために、嫌気性消化とベルトプレス式脱水を併用することにより、投入エネルギーを削減できる可能性があると考えられた。

また、凝集剤コストは PAC が全処理コストの 35～60%程度、塩化第二鉄、硫酸バンドで 25～50%にも達していたため、凝集剤添加は過剰、または過小にならないように、流量や水質により制御し無駄をなくすることが重要であると考えられた。

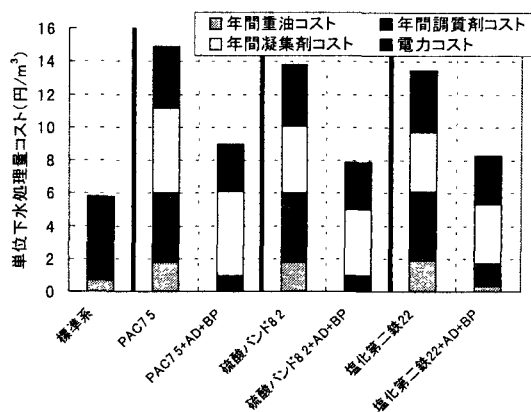


図 14 コスト試算結果

6. おわりに

本研究では、前凝集プロセスが汚泥処理に及ぼす影響を 3 種類の凝集剤（PAC、硫酸バンド、塩化第二鉄）を用いて実験し以下のような知見が得られた。また実験の総括を表 7 に示した。

- 1) PAC : 7.5mgAl/L、硫酸バンド : 8.2mgAl/L、塩化第二鉄 : 22mgFe/L 程度添加することで SS : 20mg/L 以下、リン濃度 0.5～1.0mgP/L 程度の水質が得られることがわかった。
- 2) SS については標準系の 80% に対し、PAC7.5 では 260%、硫酸バンドで 230%、塩化第二鉄で 170% と増加した。また汚泥 SS 負荷は、標準系では 0.6t/day であったのに対し、PAC7.5 では 1.6t/day、硫酸バンド 8.2 が 1.8t/day、塩化第二鉄 22 では 1.3t/day とほぼ 2～3 倍に達した。
- 3) 凝沈系は標準系に比較して粒子の沈降速度が減少するが、凝沈系の上澄み水の SS は標準系に比べて 50% 程度減少し、濃縮プロセスからの返流水の水質は大幅に改善されることが分かった。
- 4) 適切なポリマーを用いることで基本系と同等の約 85% 含水率のケーキが得られた。また脱水プロセスからの返流水は凝沈系の場合、固形分、リンは除去され水質が改善されることがわかった。
- 5) 標準系に比較してアルミニウム系凝集剤を用いた凝集沈殿汚泥焼却灰は溶融しにくく、逆に塩化第二鉄を用いた場合は溶融しやすくなる傾向があった。
- 6) 現状の汚泥処理プロセスに前凝集プロセスを導入すれば、水質は改善されるが、凝集剤コストはもとより、汚泥の発生量増大とともに、下水処理に大きなエネルギー、コストを費やす結果となった。しかし、嫌気性消化とベルトプレス式脱水により、投入エネルギーは削減できる可能性があると考えられた。

これまでの研究で現在の鴻池処理場のシステムに前凝集処理プロセスを組み込んだ場合、放流水の水質は改善され SS、リンともに高度処理が可能であることが示唆された。また濃縮プロセス、脱水プロセスからの返流水についても水質が改善されることが示された。しかしその反面、ランニングコストが高くなることがわかった。処理水質の高度化は経済的には評価し辛く、また前凝集プロセスの所要面積についても総合的な経済的評価は難しいが、今後、コストを削減することが必要である。そのためには凝集剤量および汚泥量を減らさなければならず、凝集剤量の削減のためには有機高分子凝集剤との組み合わせや凝集剤の回収、再利用を考えなければならない。汚泥量の減少には、前凝集沈殿汚泥に合った装置、プロセスの導入をはかる必要がある。このためには、これまで行ってきた実験で得られたデータと、現在の汚泥処理に用いられている各種プロセスの詳細調査とを合わせて、仮想的に汚泥処理システムを作成、返流水水質、コスト等のいく

つかの指標の下で、前凝集プロセスを取り入れた場合の最適汚泥処理プロセスを見出すことが求められる。

表 7 実験結果の総括

処理プロセス		標準系	凝沈系		
			PAC75	硫酸バンド82	塩化第二鉄22
処理水質(SS、T-P)		SS=約50mg/L T-P=約4mgP/L	SS=10~15mg/L T-P=0.7mgP/L	SS=10~20mg/L T-P=0.5mgP/L	SS=20mg/L以下 T-P=0.5mgP/L
汚泥量	沈殿槽周囲の 流出/流入負荷	80%	260%	230%	170%
重力濃縮	汚泥濃度 10000mg/Lの 時の沈降速度	1cm/min	0.2~0.5cm/min	0.2~0.5cm/min	0.1~0.2cm/min
	上澄み水 SS濃度	140~180mg/L	約70mg/L	約50mg/L	40~70mg/L
脱水	適合ポリマーと その注入量	カチオン 1%TS	両性カチオン 0.7%TS	両性 0.8%TS	両性 1%TS
	ケーキ含水率	81%~89%	83%~85%	80%~85%	83%~85%
	脱水ろ液水質	SS=約90mg/L T-P=約8mgP/L	SS=約30mg/L T-P=約2mgP/L	SS=約50mg/L T-P=約1mgP/L	SS=約80mg/L T-P=約1mgP/L
熔融	最適塩基度	0.6	1.4	1.4	0.2*
	溶流度	1450℃で100%にま で上昇。	1450℃で100%近くまでは上 昇するが溶融しにくい。	1450℃で100%近くまでは上 昇するが溶融しにくい。	1250℃で100%、全体として溶融 しやすい。*
コスト	単位下水処理コ スト	5.78(円/m³)	14.88(円/m³) BP+ADの場合: 8.94(円/m³)	13.80(円/m³) BP+ADの場合: 7.86(円/m³)	13.47(円/m³) BP+ADの場合: 8.25(円/m³)

(*は塩化第二鉄 32 のデータ結果から、BP:ベルトプレス脱水 AD:嫌気性消化)

【参考文献】

- 1) 渡部春樹：汚泥処理技術の現状と将来展望、下水道協会誌、Vol.33、No.396、pp.12~17(1996)
- 2) 木村淳弘：下水汚泥表面溶融システムの実用化に関する研究、京都大学博士論文、p.25(1994)
- 3) 下水道技術改善対策研究会、下水汚泥の処理処分対策研究専門部会：下水汚泥の処理処分対策研究、(平成三年度報告書)、p.43(1992)
- 4) 粉体工学通論：日刊工業新聞社、pp.212~219(1981)
- 5) Talmage.W.P.、Fitch.E.B.：Ind.Eng.Chem.、Vol.47、No.1、pp.38~41(1955)
- 6) 渡部春樹、落修一、北村友一：下水汚泥濃縮脱水機構の解明に関する研究、下水道関係調査研究年次報告集(平成7年度)、pp.59~68(1995)
- 7) 水科篤郎、桐栄良三：化学工学概論、産業図書、pp.229~232(1979)
- 8) 毛利光男、藤井滋穂：累積型沈降筒法による懸濁粒子沈降速度分布の把握、水環境学会誌、Vol.20、No.12、pp.838~844(1997)
- 9) 松本暁洋、高岡昌輝、大下和徹、武田信生：下水処理場における固形物および主要元素の季節変動と物質収支、環境工学研究論文集・第34巻・1997、pp.279~289(1997)
- 10) 村上忠弘、石田貢、鈴木和美、角田幸二：下水汚泥灰分の溶融特性に関する指標の検討、下水道協会誌、Vol.18、No.209、pp.46~54(1989)
- 11) 村上仁、色摩勝司、荒井俊博：三成分状態図による下水汚泥溶融特性の解析、京都大学環境衛生工学研究会第13回シンポジウム講演論文集、pp.59~63(1991)
- 12) 合田健：水質工学 応用編、丸善、pp.223~246(1976)
- 13) 社団法人日本下水道協会：下水道施設計画・設計指針と解説(後編)-1994年度版-、pp.258~264(1994)
- 14) 松永一成：嫌気性消化プロセスの効率化による汚泥処理システムの最適化に関する研究、京都大学博士論文、pp.61~62、pp.190~194(1987)
- 15) (財)建設物価調査会：建設物価、p.649、pp.678~679(1998)
- 16) (財)経済調査会：積算資料、p.667、pp.706~707(1998)
- 17) 松本暁洋：前凝集プロセスが汚泥処理にあたる影響、京都大学修士論文、p.167(1998)