

(11) 前凝集プロセスを組み込んだ汚泥処理システムの最適化に関する研究

Optimization of Sludge Treatment System with Pre-Coagulation Process

高岡昌輝*、大下和徹**、武田信生*、藤原健史*、永原茂***

Masaki TAKAOKA*, Kazuyuki OSHITA**, Nobuo TAKEDA*, Takeshi FUJIIWARA*, Shigeru NAGAHARA***

ABSTRACT ; An advanced wastewater treatment system with pre-coagulation process is going to be developed and the influence of the pre-coagulation process on the sewage sludge treatment system is elucidated. In this study, an object-oriented analysis was demonstrated to optimize a sludge treatment system with pre-coagulation process. A computer program was developed to calculate mass balance of solids, costs, and site area requirement in each sludge treatment process. The optimized sludge treatment system was extracted by simulating about 100,000 patterns of treatment system. The optimized sludge treatment system consists of pre-coagulation process with FeCl_3 (6mgFe/L) + anionpolymer (0.6mg/L), nitrification and denitrification with biofilm process granulator-thickening process, centrifuge dewatering process, circulating fluidized bed incineration process, and ash melting process.

KEY WORDS ; Pre-coagulation Process, Object-Oriented Analysis, Sludge Treatment System, Optimization

1. はじめに

近年、わが国の下水道の普及人口は確実に増加し、平成9年度末で7000万人を超え¹⁾、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。このような現状の下水道は、平成14年度末に普及率66%が見込まれているが、社会システムの中で限られた財源を有効に生かし、①施設のコンパクト化、②処理水質の向上、③創エネルギー、省エネルギー、④汚泥の有効利用、といった課題に対応することが求められている。

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の一つのシステムとして、前凝集プロセス(最初沈殿池での化学凝集沈殿法)と、後段の生物処理に、浮遊担体あるいは固定担体を用いた窒素除去促進プロセスを組み合わせた高度処理システムが検討されており、積極的に研究され、その有効性が実証されてきている^{2), 3), 4), 5)}。

しかし、前凝集プロセスの導入は水質の負荷を汚泥に移行させることを意味しており、汚泥量が増加するとともに質も変化すると考えられ、一層汚泥処理が重要となる。前凝集プロセスを組み込んだ高度処理システムで発生する汚泥が、既存の汚泥処理システムで処理可能か、それとも設計仕様、操作条件を変更しなければならないのか検討する必要がある、我々は、昨年度まで大阪府鴻池処理場内のパイロット実験プラントを用いて、前凝集沈殿汚泥(PAC、硫酸バンド、 FeCl_3 を凝集剤として使用)の処理特性を調査してきた⁶⁾。

*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.)

**現日本ガイシ株式会社エンジニアリング事業本部開発部

(Research&Develop Dept.,Engineering Business Group.,NGK INSULATORS,LTD.)

***大阪府(Osaka Prefectural Government)

システムは非現実的であると考え、3 つのうちどれか 1 つを選ぶかもしくは選ばない(無添加、従来のパターン) ようにした。特に、前凝集プロセスを組み込んだ場合のシステムそれぞれについては、全返流水と流入生下水との混合位置を前凝集プロセス前と前凝集プロセス後の 2 パターンを想定した。

(2) 生物処理

本研究では前凝集プロセス後の基本的な生物処理として標準活性汚泥法を想定した。また、二液薬注の場合のみ非常に詳しい報告がなされているため¹¹⁾、後段の生物処理として硝化・脱窒プロセスは以下の 3 パターンの担体投入型接触酸化法(窒素除去促進プロセス)を想定した。

・硝化・脱窒Ⅰ：硝化－脱窒－再曝気

(特徴：硝化液循環がなく、返送汚泥の循環もない。
担体に附着した生物膜により硝化・脱窒を行う、ただし、脱窒のために有機物として酢酸の添加が必要)

・硝化・脱窒Ⅱ：脱窒－硝化

(特徴：硝化液循環があり、生物処理流入 BOD を脱窒のための有機物として用いるため酢酸の添加が不要。返送汚泥の循環もある。担体に附着した生物膜により、硝化・脱窒を行う。)

・硝化・脱窒Ⅲ：第 1 脱窒－硝化－第 2 脱窒－再曝気

(特徴：硝化液循環があり、第 1 脱窒槽では生物処理流入 BOD を脱窒のための有機物として用いるため酢酸の添加が不要であるが第 2 脱窒槽では必要。返送汚泥の循環がある。担体に附着した生物膜により硝化を行う。)

表 1 評価対象プロセス

プロセス	詳細
凝集プロセス	投入位置
	前凝集：最初沈殿池に凝集剤を投入
	同時凝集：生物処理に凝集剤を投入
	後凝集：最終沈殿池に凝集剤を投入
	凝集剤
	PAC:2.5、7.5、12.5(mgAl/L)
	硫酸バンド:2.5、7.5、12.5(mgAl/L)
	FeCl ₃ :11、22、32(mgFe/L)
	FeCl ₃ δ(mgFe/L)+アニオンポリマー0.6(mg/L)
最初沈殿池	従来型
生物処理	標準活性汚泥法、硝化・脱窒Ⅰ、硝化・脱窒Ⅱ、硝化・脱窒Ⅲ
最終沈殿池	従来型
濃縮	混合濃縮
	重力濃縮、遠心濃縮、浮上濃縮、造粒濃縮
分選濃縮	初沈汚泥→重力濃縮
	余剰汚泥→重力濃縮、遠心濃縮
消化	浮上濃縮、重力濃縮+遠心濃縮
	嫌気性消化(メタン発酵)、有機酸発酵
脱水	真空脱水、ベルトプレス脱水、加圧脱水
コンポスト	スクリーン式
焼却	流動焼却炉、循環流動床焼却炉
直接溶融	コークスベッド溶融炉、旋回溶融炉、表面溶融炉
灰溶融	コークスベッド溶融炉、旋回溶融炉
再資源化	表面溶融炉、プラズマ溶融炉
ケーク処分	焼成レンガ製造システム、焼成砂利製造システム
灰処分	トラック搬送→陸上埋立
灰処分	加湿(20%)→トラック搬送→陸上埋立

表 2 各プロセスにおけるパターン数

プロセス	計算式	パターン数
水処理	標準活性汚泥法(1)*[前凝集(2)*一液薬注(9)+二液薬注(1)]+同時・後凝集(2)*一液薬注(9)+無薬注(1)	45
濃縮	濃縮(8)	8
消化	消化(3)～消化なしを加えて	3
脱水	脱水(5)	5
最終処分	コンポスト(1)+ケーク処分(1)+直接溶融(3)+焼却(2)*灰溶融(4)+灰埋め立て(1)+再資源化(2)	19

(3) 汚泥処理システム

前節で決定した下水・汚泥処理システムにしたがえば、汚泥処理システムを構成する単位プロセスには、濃縮・消化・脱水・焼却・溶融・コンポスト・再資源化がある。また各単位プロセスについても数々のユニットがある。これら各単位プロセスにおけるユニットの選定については平成七年度下水道統計¹⁴⁾を参考に、現在一般的に用いられているユニットを選ぶとともに、近年実用化されつつあるユニット(例えば造粒濃縮や循環流動床焼却)を組み込み、最終的に表 1 に示したように設定した。これら多種多様のユニットおよびプロセスの組み合わせをそれぞれ一つのシステムとしてとら

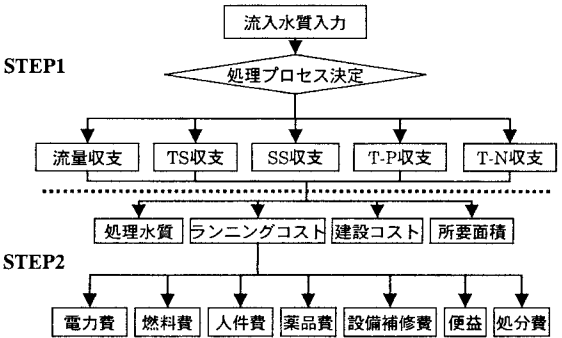


図 2 システム評価解析手順

えると、本研究で考慮した総システム数は、表 2 の計算式から約 100,000($45 \times 8 \times 3 \times 5 \times 19 = 102,600$)であった。

2.3 評価解析手順

システムの比較を行うにあたり評価指標としては、処理水の水質(SS、T-N、T-P)、経済性事項(建設コスト、ランニングコスト、所要面積)とした。評価解析手順は図 2 に示すように 2 段階から成っており、以下に説明する。

STEP1：処理プロセスは図 3 にしたがって選定しシステムの物質収支を計算する。物質収支に関しては、各污泥処理プロセスにおいて発生した返流水は最初沈殿池前に戻されるものとし、各プロセスにおける除去率、および固形物回収率等はユニットごとに定めるものとする。これによって収束計算を行い、定常状態での物質収支を求める。

STEP2：物質収支の結果を用いて、処理水の水質(SS、T-N、T-P)、建設コスト、ランニングコスト、所要面積を計算する。ランニングコストについては下水・污泥処理システム全般において、電力費、燃料費、人件費、薬品費、設備補修費、処分費、便益の総和で示されるものとして計算する。なお、このランニングコストの中には、消化プロセスによる污泥有機分の分解に伴う重油消費量の減少等が含まれている。建設コスト、所要面積は污泥処理システムのみを対象とした。

3. 最適システムの評価と考察

3.1 鴻池処理場の現状とそのモデル化

本研究において、作成したプログラムが下水・污泥処理システムを忠実にモデル化し、処理場の現状を再現できるかどうかについて検討した。本研究の対象の中心となる鴻池処理場は、流域下水道に区分される合流式下水処理場である。処理方法として、水処理系は最初沈殿池－曝気槽－最終沈殿池－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。污泥処理系については、初沈污泥は重力濃縮槽を経て混和槽へ、終沈污泥は一部が返送污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 2 基、流動床式焼却炉 1 基により脱水ケーキが焼却される。

松本は、当該処理場において污泥処理プロセスを中心とした現状の調査を行い年間の処理場の固形物、元素レベルでの物質収支を求めた⁷⁾。その報告によると、この処理場では特に初沈

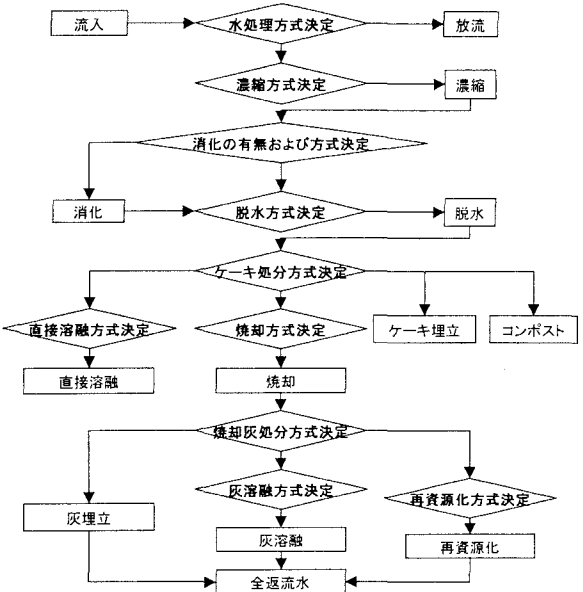


図3 処理プロセス決定のフロー

表3 鴻池処理場シミュレーション設定値

流入	流量	(m ³ /day)	219643
	TS	(t/day)	110
	SS	(t/day)	23
	T-N	(t/day)	5.49
	T-P	(t/day)	0.77
沈殿池	初沈污泥引き抜き率	(-)	0.03
	初沈TS除去率	(-)	0.52
	初沈SS除去率	(-)	0.5
	初沈TN除去率	(-)	0.03
	初沈TP除去率	(-)	0.32
	終沈SS除去率	(-)	0.92
	終沈TN除去率	(-)	0.3
生物処理	終沈TP除去率	(-)	0.47
	HRT	(-)	4.9
重力濃縮(初沈污泥)	TS回収率	(-)	0.13
	SS回収率	(-)	0.16
	TN回収率	(-)	0.16
	TP回収率	(-)	0.13
	濃縮污泥濃度	(mg/L)	26000
重力濃縮(余剰污泥)	TS回収率	(-)	0.58
	SS回収率	(-)	0.5
	TN回収率	(-)	0.5
	TP回収率	(-)	0.32
	濃縮污泥濃度	(mg/L)	12000
遠心濃縮	TS回収率	(-)	0.81
	SS回収率	(-)	0.81
	TN回収率	(-)	0.81
	TP回収率	(-)	0.77
	濃縮污泥濃度	(mg/L)	50000
真空脱水	TS回収率	(-)	0.77
	SS回収率	(-)	0.9
	TN回収率	(-)	0.9
	TP回収率	(-)	0.98
	塩鉄	(%SS)	20
	消石灰	(%SS)	50
	洗浄水	(m ³ /投入污泥m ³)	4
焼却炉	排水への飛灰移行率	(-)	0.14
	ケーキ中T-Nガス化率	(-)	1.00
	排水への飛灰中TP移行率	(-)	0.04

生物処理の HRT が 8.0(h)である標準活性汚泥法を想定し、汚泥処理システムにおける固形物回収率に平成 7 年度下水道統計から算出した中央値を採用し、固形物の循環のない全国平均的な下水・汚泥処理システムをシミュレーションした。ただし、初沈重力濃縮槽の SS 回収率の全国中央池は 77%であったが、パイロットプラントにおける初沈汚泥重力濃縮試験では 95%であったので、より厳しい値であるプラント実験の固形物回収率を採用した。シミュレーション結果を図 4 に示した。

表 4 と比較すると放流水水質は SS:4.78(mg/L)、T-N:18.1(mgN/L)、T-P : 1.02(mgP/L)にまで処理された。汚泥処理プロセスの固形物回収率の上昇により場内返流水の固形物も流入水の約 50%となり、固形物が循環する傾向が改善された。以下このシステムを標準システムとした。

3.2 最適処理システム

標準システムをベースとしてさまざまな水処理プロセス、汚泥処理プロセスを組み合わせたシステムについて、物質収支、コスト試算、所要面積の算定を行い、T-P、ランニングコスト、建設コスト、所要面積の 4 つの指標から標準システムを全ての指標で上回り、SS、T-N については 10(mg/L)以下を満たす高度処理型の最適処理システムを検討した。なお、T-N の 10(mg/L)という数値は寝屋川流域下水道における、高度処理施設を有する他の処理場の目標処理水質である。

基準となる処理水質とともに、前節における標準システムの物質収支結果を用いてランニングコスト、建設コスト、所要面積を算定した結果を表 5 に示した。これらの指標値を用い、以下の手順で最適汚泥処理システムを抽出した。

- STEP1 : 処理水の SS:10(mg/L)以下を満たすシステムを抽出する。
- STEP2 : STEP 1 で残ったシステムの中から、処理水の T-P について標準システムの T-P:1.02(mgP/L)以下を満たすシステムを抽出する。
- STEP3 : STEP 2 で残ったシステムの中から、処理水の T-N:10(mgN/L)以下を満たすシステムを抽出する。
- STEP4 : STEP3 で残ったシステムの中から、ランニングコストについて標準システムのランニングコスト:18.8(円/m³)以下を満たすシステムを抽出する。。
- STEP5 : さらに STEP4 で残ったシステムの中から所要面積について標準システムの所要面積 1978(m²)以下を満たすシステムを抽出する。

STEP6 : 最後に STEP5 で残ったシステムの中から建設コストについて標準システムの建設コスト 3265(×百万円)以下を満たすシステムを抽出する。

これらの操作により、約 100,000 パターンのシステムの中から表 5 の 6 つの指標値を 1 つでも満たさないシステムは切り捨てられ、最終的にすべての指標値を満たしたシステムが抽出されることになる。ただし、システム抽出における順序は、本研究では SS、T-P、T-N、ランニングコスト、建設コスト、所要面積の順に行ったが、順序によらず最後に抽出されたシステムは表 5 のすべての指標値を下回ったシステムである。

図 5 に最適処理システムの抽出結果を示した。図から最終的に 6 つの指標値を全て満たしたシステムは 679 システムであった。また、抽出されたシステムの中で、水処理システムの

表5 最適化における指標値

項目	単位	指標値
SS	(mg/L)	10.0
T-N	(mgN/L)	10.0
T-P	(mgP/L)	1.02
ランニングコスト	(円/m³)	18.8
所要面積	(m²)	1978
建設コスト	(×百万円)	3265

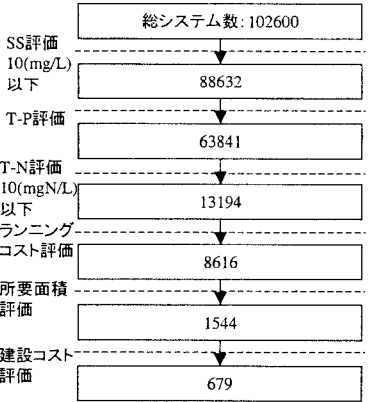


図5 最適処理システム抽出結果

表6 最適処理システム抽出後の凝集剤添加条件の比率

条件	比率(%)
凝沈系FeCl3-6 +アニオンポリマー0.6→硝化・脱窒Ⅰ	31.0
凝沈系FeCl3-6 +アニオンポリマー0.6→硝化・脱窒Ⅱ	45.2
凝沈系FeCl3-6 +アニオンポリマー0.6→硝化・脱窒Ⅲ	23.7
合計	100.0

各プロセスの比率を表 6 に示した。T-N の基準を 10(mgN/L)としたため、標準活性汚泥法は全て対応できず、抽出されたのは、凝集剤添加条件、生物処理について全て凝集剤は $\text{FeCl}_3\cdot 6(\text{mgFe/L})$ +アニオンポリマー 0.6(mg/L)と硝化・脱窒の組み合わせであった。硝化・脱窒についてはパターンⅠ、Ⅲがそれぞれ 24~31%、パターンⅡが 45%を占めていた。

汚泥処理システムについては各単位汚泥処理プロセスごとに比率が最も多かったものを表 7 に示した。濃縮、脱水、最終処分については制約条件として、所要面積の影響を大きく受けており、少ないスペースで処理が行えるユニットが抽出された。また有機酸発酵が抽出されたのは脱窒における有機源を補うことができ、後段の汚泥量を少なくできるからであり制約条件として、主にランニングコストの影響を受けていると考えられた。

表7 最適処理システム抽出後の各単位汚泥処理プロセス

条件		比率(%)
混合濃縮	遠心濃縮	31.3
	造粒濃縮	21.1
消化	有機酸発酵	73.9
脱水	遠心脱水	45.5
	ケーキ埋め立て	31.3
最終処分	流動床焼却炉+灰埋め立て	13.7
	循環流動床焼却炉+灰埋め立て	18.0

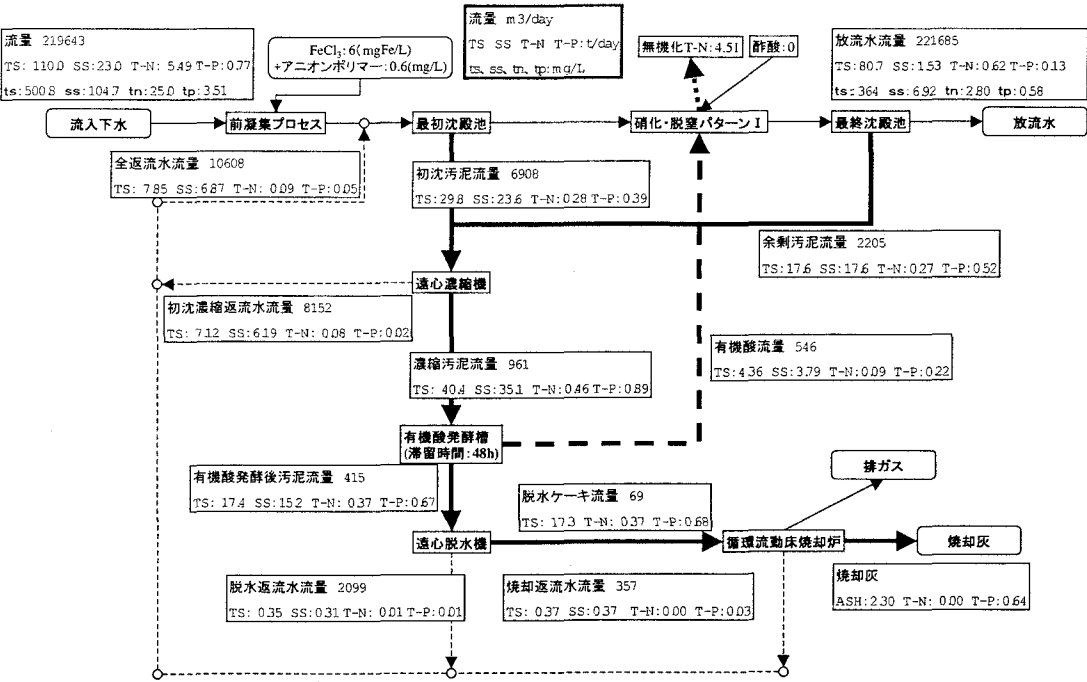


図6 RunAにおける物質収支

抽出された 679 システムの一例(RunA)として、これらを組み合わせたシステム(前凝集 $\text{FeCl}_3\cdot 6(\text{mgFe/L})$ +アニオンポリマー 0.6(mg/L)→硝化・脱窒Ⅰ→混合遠心濃縮→有機酸発酵→遠心脱水→循環流動床焼却炉+灰埋め立て)を挙げる。まず RunA について図 6 に物質収支の結果を示した。

図 4 の標準システムと比較すると、処理水はSSで 4.78(mg/L)から 6.92(mg/L)とわずかながら上昇した。硝化・脱窒プロセスにおける硝化菌、脱窒菌の収率の増加が、余剰汚泥量を増加させたことが原因として考えられた。しかし設定した処理水 SS:10(mg/L)以下は下回っていた。また T-N については硝化・

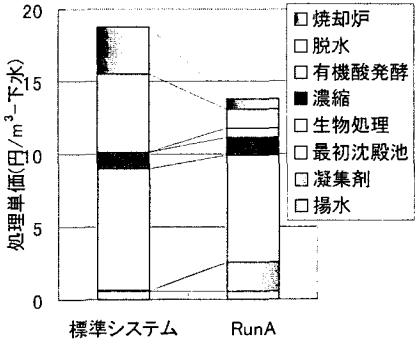


図7 標準システムとRunAとのランニングコスト比較

脱窒プロセスを導入したことにより 18.1(mgN/L)から 2.80(mgN/L)へと顕著に改善された。T-P についても凝集プロセスを導入したことにより、1.02(mgP/L)から 0.58(mgP/L)へと約半分となった。

ランニングコストを、標準システムの場合とともに図 7 に示した。RunA では標準システムが約 19(円/m³)であるのに対し、凝集剤コスト、有機酸発酵のコストが追加されたにもかかわらず、処理単価は約 14(円/m³)に抑えられた。RunA の特徴を標準システムと比較すると、

- ①凝集剤コストがランニングコストを増加させた。
- ②凝集剤添加で生物処理負荷が軽減され曝気電力が減少した。
- ③硝化・脱窒の導入により硝化に要する曝気電力、脱窒槽の攪拌動力等、電力コストの増加によりランニングコストが増加した。
- ④有機酸発酵の導入により、発酵槽加温や、攪拌等におけるランニングコストが増加した。
- ⑤脱窒における有機源は 100%有機酸でまかなうことができたため、酢酸の費用が節約された。
- ⑥有機酸発酵により汚泥が分解され汚泥量が減少し、脱水、焼却におけるランニングコストが減少した。
- ⑦脱水で高分子凝集剤を用いたため汚泥量の増加が抑えられ、脱水プロセスのランニングコストが減少した。
- ⑧循環流動床により焼却炉での電力消費が減少した。

以上 8 つの特徴が挙げられるが、②、⑤、⑥、⑦、⑧の効果が①、③、④のマイナス要因を上回ったことがランニングコストの減少につながったものと考えられた。

次に総合的な評価であるが、標準システムとの比較結果をレーダーチャートにして図 8 に示した。RunA は処理水の SS 以外で標準システムを下回り、特に T-N とランニングコストの減少が顕著であった。また所要面積については有機酸発酵を導入したにもかかわらず、標準システムの約 60%となり、遠心濃縮機、遠心脱水機、循環流動床焼却炉の所要面積が小さいことや、汚泥量が減少されたことが原因として考えられた。建設コストについてはほぼ同程度であった。

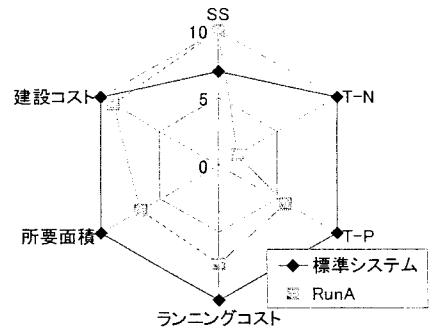


図8 標準システム、RunAの総合比較

以上のことから処理水質(SS、T-N、T-P)、建設コスト、ランニングコスト、所要面積を基準とした最適処理システムの抽出により、前凝集プロセス+硝化・脱窒を組み合わせたシステムの優位性が示された。

3.3 再資源化・都市型システム

脱水ケーキおよび、焼却灰の埋立処分地は有限でその確保は困難なものとなっており、今後下水汚泥のリサイクルを推進していく必要がある。前節で抽出されたシステムのうち最終処分方式については、表 7 からケーキ埋立、灰埋立が全体の 60%を占めていた。残りの 40%については溶融、コンポストに代表される再資源化システムであった。本プログラムでは所要面積で、ケーキまたは灰の必要埋立面積については考慮していない。そこで最適汚泥処理システム抽出の処理水質、コストの制約条件はそのまま、所要面積が半減(約 2000m²→1000m²)することを制約条件として加え、さらに、再資源化プロセスを含む(灰埋立、ケーキ埋立を除く)ようにシステムの抽出を行った。

この結果を図 9 に示した。再資源化・都市型システムを含むものは最終的に 8 システムが抽出された。抽出されたシステムは前凝集凝集剤: FeCl₃6(mgFe/L)+アニオンポリマー 0.6(mg/L)、返流

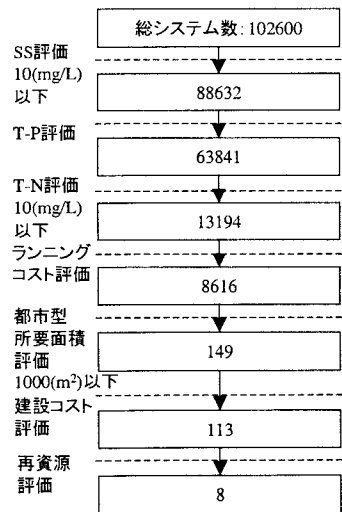


図9 再資源・都市型システム抽出結果

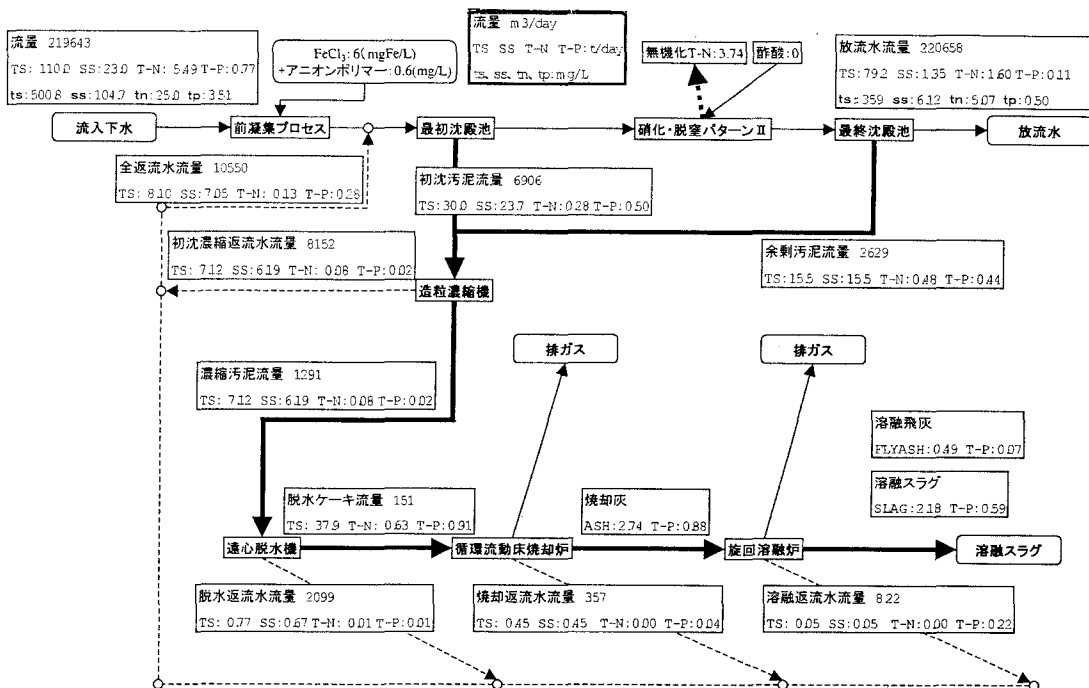


図10 RunBにおける物質収支

水混合位置(2 パターン)、生物処理：硝化・脱窒Ⅱ、濃縮形式：造粒濃縮、消化：なし、脱水方式：遠心脱水、最終処分：循環流動床焼却炉+灰溶融(4 パターン)であった。

その一例(RunB)として前凝集 FeCl_3 6+アニオンポリマー 0.6(mg/L)+硝化・脱窒Ⅱ→造粒濃縮→遠心脱水→循環流動床焼却炉→巡回灰溶融を挙げる。まず RunB の物質収支計算結果を図 10 に示した。

処理水質について標準システムと比較すると SS で、4.78(mg/L)から 6.12(mg/L)とわずかに上昇したが RunA より低い結果となった。また T-N は 18.1(mgN/L)から 5.07(mgN/L)と RunA ほど窒素が高度処理されていないが 70% 程度改善された。T-P は 1.02(mgP/L)から 0.50(mgP/L)まで減少し、凝集プロセスの顕著な改善効果が得られた。また硝化・脱窒Ⅱは脱窒→硝化プロセスであるため脱窒に必要な有機物を生物処理槽流入水から得ているため、この場合は酢酸の投入が必要なかった。ランニングコストについては標準システムとの比較を図 11 に示した。特に生物処理における曝気電力のコストは減少したが、脱窒→硝化プロセスであるため硝化液の循環ポンプ等の電力コストが増大し、結果的に生物処理におけるコストは全体として増大した。また灰溶融プロセスを組み込んだこと、有機酸発酵等の消化プロセスがないため RunA に比較して脱水以後のランニングコストは増大していた。しかし標準

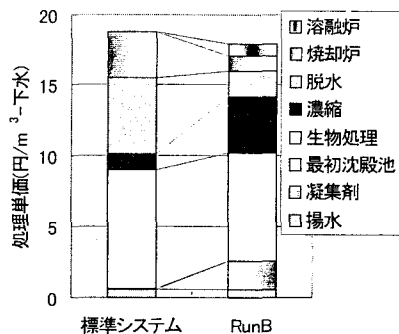


図11 標準システムとRunBとのランニングコスト比較

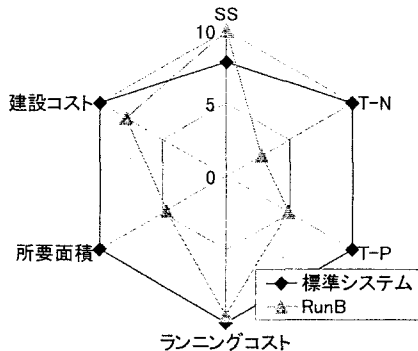


図12 標準システム、RunBの総合比較

システムに対して約 1.0(円/m³)程度節減できていた。

標準システムとの比較における総合的評価を図 12 に示した。特に所要面積については污泥処理への負荷が減少していることや、造粒濃縮プロセスは一台あたり 12(m²)ですむため、その影響もあり約 950(m²)に抑えられ、標準システムの半分程度であった。

4. おわりに

本研究では、前凝集沈殿污泥の処理特性に関する実験で得られた結果と当該処理場における固形物、リン収支、窒素収支、および種々の単位污泥処理操作文献データをもとに、各単位污泥処理操作ごとに装置を選択することで様々なバリエーションの処理システムの物質収支、コスト、所要面積を表現するプログラムを作成した。このプログラムを用いてシミュレーションを行い、標準システムを設定し基準とすることで、処理水質、コスト、所要面積から最適污泥処理システムを抽出した。以下に本研究で得られた主な知見を以下に示した。

- ・ C++を用いたオブジェクト指向分析により污泥処理システムを中心とした下水・污泥処理システムをプログラミングした。
- ・ プログラム中のパラメータを変えることで現在の鴻池処理場の物質収支をおおむね表現できた。
- ・ 標準システムを基準として、処理水質、ランニングコスト、建設コスト、所要面積の指標から最適污泥処理システムを抽出した結果、約 100,000 パターンの処理システムから 679 の最適污泥処理システムが決定された。一例としては RunA：前凝集 FeCl₃6+アニオンポリマー 0.6(mg/L)→硝化・脱窒Ⅰ→混合遠心濃縮→有機酸発酵→遠心脱水→循環流動床焼却炉→灰理立が挙げられた。
- ・ 再資源化・都市型システムとして、最適污泥処理システム抽出の処理水質、コストの制約条件はそのまま、所要面積半減を制約条件として加え、さらに再資源化プロセスを含むようにシステムの抽出を行った結果、8 つの都市型再資源システムが決定された。一例としては、RunB：前凝集 FeCl₃6+アニオンポリマー 0.6(mg/L)+硝化・脱窒Ⅱ→造粒濃縮→遠心脱水→循環流動床焼却炉→旋回灰溶解が挙げられた。
- ・ 本プログラムでは、現在開発段階にある各污泥処理プロセスおよび装置(超臨界水酸化法、炭化污泥の製造、ロータリープレス脱水等)内の固形物、窒素、リンの収支やコストなどのデータが得られれば、比較的簡単にプログラムに組み込むことができる。したがって今後はこのプログラムを改良することにより、新規の処理場および既設の改造などで、新しい装置を導入する際の全体への波及効果を見積もることが可能であり、その応用が期待される。

最後に、本研究は大阪府下水道技術研究会污泥処理分科会の協力で行ったものであり、遂行にあたりご配慮いただきました大阪府下水道技術研究会、寝屋川北部広域下水道組合、(株)クボタ、日本ガイシ(株)の皆様に感謝いたします。

【参考文献】

- 1) 三品文雄：污泥のリサイクルはどうすればうまくいくのか、月刊下水道、Vol.22、No.1、pp.17～21 (1999)
- 2) 岩部秀樹、堅田智洋、小松敏広、武田信生：凝集沈殿法と生物膜法を組み合わせた下水の高度処理システムの特性、PPM-1996/4、pp.59～66(1996)
- 3) 鍋島良宏、神谷佳宏、野口基治：前凝集と担体添加生物処理による高度処理システム、第 35 回下水道研究発表会講演集、pp.591～593(1998)
- 4) 貫上佳則、宗宮功、津野洋、長谷川明巧：前凝集沈殿・接触酸化法による窒素除去に関する研究、第 35 回下水道研究発表会講演集、pp.594～596(1998)
- 5) 木下巖、宗宮功、津野洋、貫上佳則、長谷川明巧：前凝集処理を用いた活性污泥法の窒素除去特性に関する研究、第 35 回下水道研究発表会講演集、pp.597～599(1998)

- 6) 高岡昌輝、松本暁洋、大下和徹、武田信生、永原茂：前凝集プロセスが下水汚泥処理に与える影響、環境工学研究論文集・第35巻・1998、pp.171～180(1998)
- 7) 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)
- 8) 渡辺春樹：汚泥処理－概論－、下水道協会誌、Vol.33、No.403、p.89(1996)
- 9) R.S.ウイナー、L.J.ピンソン、前川守：C++:オブジェクト指向プログラミング、アジソンウェスレイ・トッパン、情報科学シリーズ-5、pp.2～24(1994)
- 10) 柴田望洋：プログラミング講義 C++、ソフトバンク(1996)
- 11) 大阪府下水道技術研究会、高度処理分科会：高度処理に関する研究調査、平成9年度報告書(1998)
- 12) 社団法人日本下水道協会：平成七年度版下水道統計(行政編)(1997)