

# 汚泥処理システムのエネルギー最適化に関する研究

## ENERGY OPTIMIZATION OF SLUDGE TREATMENT SYSTEM

酒井伸一\*・平岡正勝\*\*・武田信生\*\*\*・松内孝夫\*\*\*\*

By Sin-ichi SAKAI, Masakatsu HIRAOKA, Nobuo TAKEDA and Takao MATSUUCHI

The energy optimization of sludge treatment system with energy recycle is discussed here using a steady-state energy balance model and optimization technique.

Using energy balance simulation algorithm considering autogeneous condition in incinerator and total system steam balance, we showed energy saving of drying-incineration system. And we formulated the energy optimization design problem and got a solution using a Lagrangian multiplier method. From these optimizing results we found that relative advantages of anaerobic digestion are much effected by sludge solid concentration and that in some sludge concentration there is a trade-off relationship between oil consumption and electricity generation.

*Keywords: sludge treatment, system optimization, energy balance, drying incineration, anaerobic digestion*

### 1. はじめに

下水汚泥の処理システムは汚泥発生量の増加、最終処理地の制約もあり、近年では濃縮-嫌気性消化-脱水や濃縮-脱水-焼却などの熱操作を行うフローが中心となっている。特に最近ではエネルギー利用に関する研究開発により、嫌気性消化プロセスにおけるメタンガス利用によるガス発電、焼却排ガスからの廃熱回収などエネルギー回収・生産を行うことが可能となってきている<sup>1)</sup>。

一方汚泥処理システムは、多数の単位プロセスより構成されるプロセスシステムであり、各単位プロセスは生物反応プロセス、物理的プロセス、熱化学反応プロセスなど種々の処理メカニズムを有しており、何らかの相互影響をもつ。このため従来の経験的な設計手法では全体として個々のプロセスを望ましく設計することがきわめて困難であり、望ましさを改善するための知見も得られにくい。特に汚泥処理プロセスの開発が多様な展開をみせている状況ではさらに困難となつてこよう。

そこで汚泥処理システムに対しても各ユニットの処理機構の解明と数学的モデル化が必要であり、さらにはユニット間の相互影響を考慮できるトータルモデルが必要であろう。過去に水処理システムを対象にモデル化、最適設計を行った研究は多く Fan や Erickson らにより活性汚泥処理プロセスを中心として進められている<sup>2)~4)</sup>。これらの研究においては基本的には曝気槽における活性汚泥プロセスを中心にその前後の初沈、終沈に微生物反応と混合に関するモデルをたて、黄金分割法などによる直接探索法を用いて建設コスト最小化問題を解いている。Ecker ら<sup>5)</sup>や Shih ら<sup>6)</sup>もこれらの水処理プロセスに活性炭吸着などの処理を加えたシステムに対して、それぞれ幾何計画法、動的計画法を用いて最適化を行っている。これらの水処理システムのモデル化研究に対して、汚泥処理システムも加えてトータルシステムをモデル化の対象として最適設計を行ったものも多く、Berthouex ら<sup>7)</sup>、Parkin ら<sup>8)</sup>、Middleton ら<sup>9)</sup>、Smith<sup>10)</sup>、Bowden ら<sup>11)</sup>、Craig ら<sup>12)</sup>の研究があり、特に最近では Dick ら<sup>13)</sup>、Suidan ら<sup>14)</sup>、Tyteca ら<sup>15)</sup>の研究がある。これらの研究におけるシステム構成では嫌気性消化、脱水を主たる汚泥処理システムとしてモデル化しているものが大半である。焼却プロセスのモデル化を含めているものは Smith, Suidan らの研究、汚泥と都市ごみの混合焼却シ

\* 正会員 工修 京都大学助手 環境保全センター  
(〒606 京都市左京区吉田本町)

\*\* 正会員 工博 京都大学教授 工学部衛生工学科 (同上)

\*\*\* 正会員 工博 京都大学講師 工学部衛生工学科 (同上)

\*\*\*\* 正会員 工修 川崎重工業(株)(研究当時京都大学大学院生)

システムに対する京才ら<sup>16)</sup>の研究に限られており、焼却を中心とするエネルギー利用を含めた解析は少ない。特に最近開発の進んだ嫌気性消化ガスの発電利用や焼却排ガス廃熱利用などのエネルギーリサイクルループを有する汚泥処理システムについては Owen<sup>17)</sup>や清水ら<sup>18)</sup>によりその考え方が示されているものの、そのモデル化、最適性に関する検討はなされていない。

そこで本研究では汚泥処理各プロセスの物質収支、熱収支を中心にエネルギー収支に関する定常モデル化を行った。そして焼却の燃焼条件のほか、嫌気性消化を中心とするバイオエネルギー生産サブシステム、焼却を中心とする焼却廃熱利用サブシステムの蒸気収支から系全体のエネルギー収支を計算するアルゴリズムに基づく計算結果、さらにエネルギー最適設計問題として定式化シラグランジュ乗数法を用いて最適解を求めた結果から、乾燥-焼却システムの省エネルギーや嫌気性消化のエネルギー収支上の得失に関する問題を検討した。

## 2. 汚泥処理システムのエネルギー収支モデル

(1) 汚泥処理システムエネルギー収支モデルの概要  
検討対象とする汚泥処理システムの構成は Fig. 1 のとおり、下水汚泥の処理とそのエネルギー利用を中心とし、エネルギーリサイクルとしてバイオエネルギー生産系と焼却廃熱利用系をもつシステムである。マスフローは嫌気性消化槽では下水汚泥を嫌気性発酵し、発生した消化ガスは全量ガスエンジンへ、消化汚泥は高分子凝集剤とともに

脱水機に投入される。脱水ケーキは一部乾燥機へ投入され、残りはバイパスされ直接焼却炉に投入される。以後、乾燥機から排出される汚泥を乾燥汚泥、バイパスされた脱水ケーキと混合された汚泥を乾燥ケーキとよんで区別する。乾燥機の乾燥排ガスは除湿スクラパーへ投入され、除湿スクラパー排ガスは一部燃焼用空気として補助空気とともに流動床炉へ投入され、残りは再循環されて追加空気とともに乾燥機へ流入する。流動床炉の灰分はサイクロンで除去され、排ガスは廃熱ボイラへ投入される。排ガス処理として排ガスクラパーで水分が、アルカリ吸収塔で  $SO_x$  等が除去された後、排ガスは白煙防止用の予熱空気と混合して大気へ放出される。

エネルギーフローに関しては電力は嫌気性消化ガスを利用する消化ガスエンジンおよび焼却廃熱利用の復水タービンにより生産される。重油は流動床炉で消費され、蒸気は廃熱ボイラで排ガスからの廃熱回収により生産され、系内で必要な蒸気-消化槽加温、汚泥乾燥、燃焼用空気予熱、白煙防止に用いられる。消化ガスの熱利用システムでは、ガスエンジンの冷却温水をエンジン排ガスからの廃熱回収によりさらに温水温度を上げ、この温水を用いて汚泥熱交換器により投入汚泥の加温を行う。

以上の汚泥処理システムに対してプロセス性能、物質収支、熱収支により導かれる定常モデルを各单位プロセスごとに作成した。

### (2) 単位プロセスモデル

#### a) 嫌気性消化プロセス<sup>15),19)</sup>

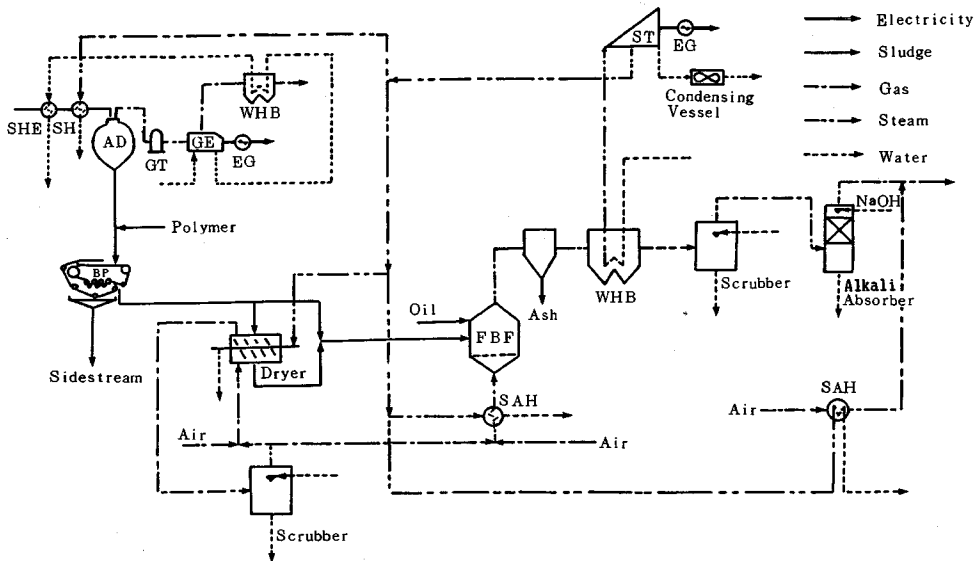


Fig. 1 Sludge Treatment System Used in this Study.

(SHE : Sludge Heat Exchanger, SH : Steam Heater, AD : Anaerobic Digester, GT : Gas Tank, GE : Gas Engine, EG : Engine Generator, WHB : Waste Heat Boiler, BP : Belt Press, FBF : Fluidized Bed Furnace, SAH : Steam Air Heater, ST : Steam Turbine)

嫌気性菌の増殖に Monod 式を与え、嫌気性菌の自己分解速度は零とし完全混合の定常状態を仮定すると、基質  $L$  (mg-COD/l) と微生物量  $S$  (mg-SS/l) は、

$$L = K_{md} / (\mu_{max} TD - 1) \dots\dots\dots (1)$$

$$S = Y(L_i - L) \dots\dots\dots (2)$$

ここで、 $\mu_{max}$  : 最大比増殖速度 (l/d),  $K_{md}$  : Michaelis-Menten の半飽和定数 (mg-COD/l),  $TD, L_i$  : 滞留日数 (d), 流入基質濃度 (mg-COD/l),  $Y$  : 単位利用基質当たりの菌体生成量 (mg-SS/mg-COD)

流入汚泥の性状は固形物を浮遊性部分と溶解性部分に分け、さらにおのおのを有機物と無機物に分けて考える。流入汚泥の生物分解性有機物は温度や滞留時間にかかわらず一定と仮定する。全生物分解性有機物濃度  $L_i$  は

$$L_i = \omega_1(\alpha VSS_i + \beta VDS_i) \dots\dots\dots (3)$$

ここで、 $VSS_i$  : 流入汚泥の浮遊性有機物濃度 (mg-VSS/l),  $VDS_i$  : 流入汚泥の溶解性有機物濃度 (mg-VDS/l),  $\alpha, \beta$  : 浮遊性および溶解性有機物の COD に対する生物分解性 COD の比 (-),  $\omega_1$  : 有機物の COD 変換係数 (mg-COD/mg-VS)

生物分解性有機物の浮遊性部分と溶解性部分は同一比で分解されるものとする、流出汚泥の  $VSS, VDS$  は

$$VSS = [1 - \alpha(L_i - L) / L_i] VSS_i + \omega_2 Y(L_i - L) \dots\dots (4)$$

$$VDS = [1 - \beta(L_i - L) / L_i] VDS_i \dots\dots\dots (5)$$

ここで、 $\omega_2$  : 嫌気性菌の有機分比 (-)

生成される消化ガスの COD は流入汚泥と流出汚泥の COD の差で与えられ、消化ガスはメタンと二酸化炭素のみ (メタン濃度 65%) と仮定すると、標準状態 22.4 l のメタンが COD 64 g と等価であるから消化ガス発生量  $Gas$  (Nm<sup>3</sup>/d) は

$$Gas = 0.35q(L_i - L) / (0.65 \times 10^3) \dots\dots\dots (6)$$

ここで、 $q$  : 流入汚泥量 (m<sup>3</sup>/d)

また嫌気性消化滞留時間の制約条件として

$$5 \leq TD \leq 30 \dots\dots\dots (7)$$

b) 消化ガス熱利用プロセス<sup>17), 20), 21)</sup>

消化ガスは全量ガスエンジン発電に利用して電力回収し、廃熱は温水回収を行う。加温熱量が不足する場合は焼却排ガスを利用する廃熱ボイラより回収される蒸気を蒸気加熱器へ供給することにより補う。空気比 1.3 とし完全燃焼を仮定すれば、燃焼量論式よりエンジン排ガスの各成分量  $G_{gej}$  ( $j=1 \sim 4$  に対して、H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>) が定式化でき、ガスエンジン入熱  $Q_{ige}$ , 出熱  $Q_{oge}$  は

$$Q_{ige} = G_{gas} Gas + \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{gej})} G_{gej} T_{ge} + T_{wc} WC \dots\dots (8)$$

$$Q_{oge} = \eta_1 G_{gas} Gas + \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{gebj})} G_{gebj} T_{ge} + T_{ww} WC \dots\dots\dots (9)$$

ここで、 $G_{gas}$  : 消化ガスの低位発熱量 (kcal/Nm<sup>3</sup>),  $\eta_1$  : 消化ガス保有熱量の発電機移行率 (-),  $T_{wc}, T_{ww}$  : 冷却水, 冷却温水の温度 (°C),  $T_{ge}, WC$  : エンジン排ガス温度 (°C), 冷却水量 (kg/d),  $C_{p\eta_j}$  : 各ガス成分  $j$  の 0~T°C の平均定圧比熱 (kcal/kg°C)

発生電力量  $KW_1$  (kwh/d) は発電機効率を  $\eta_2$  (-) とすると

$$KW_1 = \eta_1 \eta_2 G_{gas} Gas / 860 \dots\dots\dots (10)$$

エンジン排ガス温水ボイラの入熱  $Q_{igeb}$ , 出熱  $Q_{ogeb}$  は

$$Q_{igeb} = \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{gebj})} G_{gebj} T_{ge} + T_{ww} WC \dots\dots\dots (11)$$

$$Q_{ogeb} = \sum_{j=1}^4 C_{p(T_{gebj})} G_{gebj} T_g + T_{rw} WC \dots\dots\dots (12)$$

ここで、 $T_g, T_{rw}$  : 温水ボイラ排ガスおよび回収温水温度 (°C)

一方、消化槽の加温必要熱量  $QI$  (kcal/d) は投入汚泥を消化温度まで昇温させるための熱量  $QI_1$  と消化槽からの放熱を補うための熱量  $QI_2$  との和として示される。

$$QI_1 = C_i q (T_{di} - T_{si}) \dots\dots\dots (13)$$

$$QI_2 = 24 N_d \sum_{j=1}^4 K_j A_j (T_{di} - T_j) \dots\dots\dots (14)$$

ここで、 $C_i$  : 汚泥比熱 (kcal/m<sup>3</sup>°C),  $T_{di}, T_{si}$  : 消化温度, 流入汚泥温度 (°C),  $T_j$  : 外気温, 地中温などの温度条件 (°C),  $K_j$  : 消化槽各部の総括伝熱係数 (kcal/m<sup>2</sup>h°C),  $A_j, N_d$  : 消化槽各部の表面積 (m<sup>2</sup>) および槽数 (-)  $A_j$  は槽形状として卵形槽を考え、消化槽 1 槽の容積  $V$  (m<sup>3</sup>) と槽表面積  $A$  (m<sup>2</sup>) の関係を Bomhard<sup>22)</sup> のデータより次のように定式化した。

$$A/V = 4.66 \times V^{-0.331} \dots\dots\dots (15)$$

また槽数  $N_d$  の決定問題と容量配分問題は、消化槽 1 槽の最大容積を 10 000 m<sup>3</sup> とし決定する。加温必要熱量を受けて消化槽への流入汚泥がもつ温度  $T_2$  (°C) は

$$T_2 = T_{si} + QI / (C_i \cdot q) \dots\dots\dots (16)$$

次に汚泥熱交換器の入熱  $Q_{ishe1}$ , 出熱  $Q_{oshe1}$  は

$$Q_{ishe1} = C_i q T_{s1} + T_{rw} WC \dots\dots\dots (17)$$

$$Q_{oshe1} = C_i q T_1 + T_{wcr} WC \dots\dots\dots (18)$$

ここで  $T_1, T_{wcr}$  : 熱交換器出口汚泥および温排水温度 (°C)。回収熱量が不足の場合には排出水温度 30°C と設定し、蒸気加熱器を用いる。蒸気加熱器の入熱  $Q_{ishez}$ , 出熱  $Q_{oshez}$  は

$$Q_{ishez} = C_i q T_1 + I_3 X_1 \dots\dots\dots (19)$$

$$Q_{oshez} = C_i q T_2 + I_2 X_1 \dots\dots\dots (20)$$

ここで、 $X_1$  : 必要蒸気量 (kg/d),  $I_2$  : ドレンの比エンタルピー (kcal/kg),  $I_3$  : スチームの比エンタルピー (kcal/kg)

c) 脱水プロセス<sup>10), 23)</sup>

脱水プロセスへの投入汚泥濃度と脱水ケーキ含水率の間には経験的に次の関係が知られている<sup>24)</sup>。

$$W_0 = C_1(TSS/10\,000)^{c_2} \dots\dots\dots(21)$$

ここで、 $W_0$ ：脱水ケーキ含水率（%）， $TSS$ ：投入汚泥浮遊性固形物濃度（mg/l）， $C_1, C_2$ ：脱水機種、助剤などによる係数

脱水助剤である高分子凝集剤の脱水ケーキ固形物性状に与える影響を無視し、溶解性固形物濃度は脱水操作により変化しないと仮定する。返流水の浮遊性固形物濃度  $TSS_2$ （mg/l）とすれば、脱水ケーキ量  $q_1$ （t/d）は

$$q_1 = q(TSS - TSS_2)/(TSS_1 - TSS_2) \dots\dots\dots(22)$$

ただし  $TSS_1$ ：脱水ケーキ固形物濃度（mg/l）

d) 乾燥プロセス<sup>25)</sup>

本研究では熱回収プロセスで回収される蒸気を用いて乾燥する間接加熱型乾燥機を想定し、乾燥排ガスは除湿スクラパーで水分を除去した後、10%を燃焼用空気として焼却炉へ投入し、残りは乾燥機へ循環するシステムを考える。また一般の乾燥機に比べ汚泥を対象とする乾燥機では、汚泥の粘着性、造塊性などにより自由な含水率設定をする装置設計を行うのは困難な場合が多い。そこで汚泥の一部を乾燥させ、残りを無乾燥のままパイパスさせるものとした。乾燥操作により投入汚泥からは水分のみが除去されるものと仮定する。

乾燥汚泥含水率を  $W_1$ （%），乾燥汚泥量比を  $F$ （-），脱水ケーキ全固形分率  $TS$ （%）とすると乾燥汚泥量  $S_1$ ，乾燥ケーキ量  $S$ （kg/d）は、

$$S_1 = 10^3 F q_1 TS / (100 - W_1) \dots\dots\dots(23)$$

$$S = S_1 + 10^3(1 - F)q_1 \dots\dots\dots(24)$$

また乾燥汚泥含水率に対する制約として

$$30 \leq W_1 \leq 100 - TS \dots\dots\dots(25)$$

次に乾燥用追加空気の温度を  $20^\circ\text{C}$ ，相対湿度を  $70\%$ ，乾燥排ガスおよびスクラパー排ガスは飽和空気であるとすると、乾燥プロセス全体の水分量の収支から、乾燥用追加乾き空気量  $DA$ （kg/d）は乾燥排ガスが  $90\%$  循環するので

$$DA = (10^3 q_1 - S) / (10H_{s(T_{dg})} - 0.7H_{s(20)} - 9H_{s(T_{sg})}) \dots\dots\dots(26)$$

ここで、 $T_{dg}, T_{sg}$ ：乾燥およびスクラパーの排ガス温度（ $^\circ\text{C}$ ），

$H_{s(T)}$ ：温度  $T^\circ\text{C}$  の飽和湿度（-）

乾燥機の入熱  $Q_{id}$ ，出熱  $Q_{od}$  は次のようになる。

$$Q_{id} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dgj})} DA_j 20 + I_1 DA_1 + 0.9 \left( \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sgj})} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 \right) + 1000 C_r T_r F q_1 + I_2 X_2 \dots\dots\dots(27)$$

$$Q_{od} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dgj})} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + C_{as} T_{rs} S_1 + I_2 X_2 \dots\dots\dots(28)$$

ここで、 $DG, SG$ ：乾燥およびスクラパー排ガス乾き量（kg/d）， $X_2$ ：乾燥用蒸気量（kg/d）， $I_1$ ：水分蒸発潜

熱（kcal/kg）， $T_r, T_{rs}$ ：脱水ケーキ，乾燥汚泥の温度（ $^\circ\text{C}$ ）， $C_r, C_{as}$ ：脱水ケーキ，乾燥汚泥の比熱（kcal/kg $^\circ\text{C}$ ）

各ガスの成分量は  $j=1\sim 3$  に対して、 $\text{H}_2\text{O}, \text{O}_2, \text{N}_2$  を表わす。次に除湿スクラパーまわりの水分量収支は、

$$WC_1 + DG_1 = WC_2 + SG_1 \dots\dots\dots(29)$$

ここで、 $WC_1, WC_2$ ：冷却水量，スクラパー排水量（kg/d）  
除湿スクラパーの入熱  $Q_{i_{s1}}$ ，出熱  $Q_{o_{s1}}$  は

$$Q_{i_{s1}} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{dgj})} DG_j T_{dg} + I_1 DG_1 + T_{wc1} WC_1 \dots\dots\dots(30)$$

$$Q_{o_{s1}} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sgj})} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 + T_{wc2} WC_2 \dots\dots\dots(31)$$

ここで、 $T_{wc1}, T_{wc2}$ ：冷却水およびスクラパー排水温度（ $^\circ\text{C}$ ）

e) 焼却プロセス

流動床炉を対象とし、炉温と空気比が一定範囲にあることを安定燃焼条件と考える。燃焼用空気は乾燥排ガスをスクラパーで除湿したスクラパー排ガスと補助空気からなり、SAH（Steam Air Heater）により予熱された後、炉へ投入される。完全燃焼を仮定し、乾燥ケーキ、重油の可燃分量をそれぞれ  $\text{CO}, \text{CO}_{oi}$ （kg/d）とすると理論空気量  $AIR$ （kg/d）は

$$AIR = (\text{CO} \sum_{j=1}^5 a_j \text{CO}_j + \text{CO}_{oi} \sum_{j=1}^5 a_j \text{CO}_{oi,j}) / 0.233 \dots\dots\dots(32)$$

ここで、 $\text{CO}_j, \text{CO}_{oi,j}$ ：乾燥ケーキ，重油組成比（kg/kg-VS）， $j=1\sim 5$  に対して、 $\text{H}, \text{O}, \text{N}, \text{C}, \text{S}, a_j$ ：燃焼量論から決定される定数（-）

補助空気乾き空気量  $AG$ （kg/d）は空気比  $M$ （-）を用いて

$$AG = M \cdot AIR - 0.1 SG \dots\dots\dots(33)$$

空気比に対する制約として

$$1.3 \leq M \leq 2.0 \dots\dots\dots(34)$$

焼却炉の入熱  $Q_{i_r}$ ，出熱  $Q_{o_r}$  は

$$Q_{i_r} = G_{co} \text{CO} + G_{coi} \text{CO}_{oi} + \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sahj})} (0.1 SG_j + AG_j) T_{sah} + I_1 (0.1 SG_1 + AG_1) + C_{as} T_{rs} S_1 + 10^3 C_r T_r (1 - F) q_1 + 0.5 OL \times 20 \dots\dots\dots(35)$$

$$Q_{o_r} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{egj})} EG_j T_{eg} + I_1 EG_1 + C_{as} A_{sh} T_{eg} \dots\dots\dots(36)$$

ここで、 $G_{co}, G_{oi}$ ：汚泥，重油高位発熱量（kcal/kg-VS）， $AG_j$ ：補助空気量（kg/d）， $T_{sah}, T_{eg}$ ：予熱空気および排ガス温度（ $^\circ\text{C}$ ）， $EG_j$ ：焼却排ガス量（kg/d）（ $j=1\sim 5$  に対して  $\text{H}_2\text{O}, \text{O}_2, \text{N}_2, \text{CO}_2, \text{SO}_2$ ）， $A_{sh}, C_{as}$ ：焼却残さ量（kg/d）および比熱（kcal/kg $^\circ\text{C}$ ）

次に燃焼用空気 SAH の入熱  $Q_{i_{asah}}$ ，出熱  $Q_{o_{asah}}$  は

$$Q_{i_{asah}} = 0.1 \left( \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sgj})} SG_j T_{sg} + I_1 SG_1 \right)$$

$$+ \sum_{j=1}^5 C_{p(20)} AG_j 20 + I_1 AG_1 + I_2 X_3 \dots (37)$$

$$QO_{asah} = \sum_{j=1}^3 C_{p(T_{sah})} (0.1 SG_j + AG_j) T_{sah} + I_1 (0.1 SG_1 + AG_1) + I_2 X_3 \dots (38)$$

$X_3$  は SAH 必要蒸気量 (kg/d) であり, 予熱空気温度に対する制約として

$$T_{sah} \leq 150 \dots (39)$$

f) 排ガス処理プロセス

廃熱ボイラ出口の排ガスの処理装置として, 排ガススクラパー, ガス吸収を行うアルカリ吸収塔, および白煙防止用空気を予熱する SAH をとりあげる. 排ガススクラパーでは排ガスの水分のみが除去されるとし, スクラパー排ガス  $ESG_j$  (kg/d) は飽和ガスであるとする, と

$$ESG_1 = H_{ex(T_{esg})} \sum_{j=2}^5 ESG_j \dots (40)$$

排ガススクラパー周りの水分量収支から

$$WC_3 + EG_1 = WC_4 + ESG_1 \dots (41)$$

ここで,  $T_{esg}$ : スクラパー排ガス温度 ( $^{\circ}C$ ),  $WC_3$ ,  $WC_4$ : 冷却水量, スクラパー排水量 (kg/day)

アルカリ吸収塔排ガスの白煙防止については, 白煙防止用空気を SAH により予熱し, アルカリ吸収塔排ガスと混合させることによって白煙を防止するものとする. いま大気条件として温度  $0^{\circ}C$ , 相対湿度 70% を考えると, 白煙発生の限界湿度は次式で示される.

$$H_{ex} = 0.0004729 T_{ex} + 0.002639 \dots (42)$$

ここで,  $H_{ex}$ : スタックガスの湿度 (kg-水蒸気/kg),  $T_{ex}$ : スタックガスの温度 ( $^{\circ}C$ )

$ALG_j$  をアルカリ吸収塔排ガスの各ガス成分量 (kg/d), 白煙防止用空気条件を温度  $20^{\circ}C$ , 相対湿度 70% とし, 乾き空気量を  $WG$  とすると, アルカリ吸収塔排ガスと白煙防止用空気との合流点における水分量収支から

$$ALG_1 + WG_1 = H_{ex} \left( \sum_{j=2}^5 ALG_j + WG \right) \dots (43)$$

g) 廃熱回収プロセス

廃熱回収プロセスとして炉排ガスから蒸気エネルギー回収を行う廃熱ボイラ, 回収蒸気の余剰エネルギーで蒸気発電を行う復水タービンを考える. 廃熱ボイラの入熱  $Q_{iwhb}$ , 出熱  $Q_{owhb}$  は回収蒸気量を  $X$  とすると

$$Q_{iwhb} = \sum_{j=1}^5 C_{p(T_{esg})} EG_j T_{esg} + I_1 EG_1 + I_2 X \dots (44)$$

$$Q_{owhb} = \sum_{j=1}^5 C_{p(T_{whb})} EG_j T_{whb} + I_1 EG_1 + I_2 X \dots (45)$$

ここで,  $T_{whb}$ : 廃熱ボイラ排ガス温度 ( $^{\circ}C$ ),  $I_x, I_4$ : 回収蒸気, 給水の比エンタルピー (kcal/kg)

一方系内での必要蒸気量  $X_0$  は, 消化槽加温用蒸気量  $X_1$ , 乾燥用蒸気量  $X_2$ , 燃焼空気予熱用蒸気量  $X_3$ , 白煙防止用蒸気量  $X_4$  の総和であり, 次式で示される.

$$X_0 = \sum_{j=1}^4 X_j \dots (46)$$

消費蒸気量  $X_0$  と蒸気エンタルピー  $I_x = I_2$  として算出した回収蒸気量  $X$  に対して

$$X \geq X_0 \dots (47)$$

が満たされる必要があり, 余剰蒸気量  $X_5$  (kg/d) は

$$X_5 = X - X_0 \dots (48)$$

廃熱ボイラでの回収蒸気熱量に余剰エネルギーが発生し, 蒸気発電を行う場合, 一定の蒸気圧力, 温度条件が必要であり, 今回はエンタルピー条件を  $I_{max} = 716$  とする. 系内での必要蒸気量は復水タービンから抽気するとして, 発生電力量  $KW_2$  (kwh/d), 復水量  $X_6$  (kg/d) は

$$KW_2 = \mu_1 \mu_2 \{ X_0 (I_{max} - I_2) + X_5 (I_{max} - I_2) \} / 860 \dots (49)$$

$$X_6 = X - X_0 \dots (50)$$

ここで,  $\mu_1, \mu_2$ : 復水タービン効率および発電機効率 (-),  $I_2$ : 復水比エンタルピー (kcal/kg)

h) 電力消費関数とモデルパラメーター

今回の検討対象では消化, 脱水プロセスに対しては電力消費原単位をもとに, 乾燥, 焼却, 排ガス処理, 廃熱回収の各プロセスに対しては A 社の設計資料をもとにそれぞれ伝熱面積, ろ床面積, 排ガス量, 蒸気量の指数関数として定式化した. 嫌気性消化の電力消費量  $KWC_1$  は, 消化槽  $1 m^3$  当たり  $0.15 kWh/d$  とし,

$$KWC_1 = 0.15 q TD \dots (51)$$

脱水における電力消費は単位ろ布幅に対する電力消費量を  $288 kWh/m \cdot d$  とした<sup>26)</sup>. ろ過速度  $Bpl$  (kg-DS/m $\cdot$ h) は投入汚泥濃度と比例関係にあるとされる<sup>27)</sup>.

$$Bpl = C_5 TSS / 10000 + C_6 \dots (52)$$

一方ベルトプレス脱水機は間欠運転であることが多く, 稼働時間比を  $Tbp$  とすると, ろ布幅  $LBP$  (m) は

$$LBP = q TSS / (1000 \times 24 Tbp Bpl) \dots (53)$$

式 (53), (53) から脱水プロセス電力消費量  $KWC_2$  は,

$$KWC_2 = 288 q \times 10 TSS / [24 Tbp (C_5 TSS + 10000 C_6)] \dots (54)$$

乾燥機伝熱面積  $A_a$  ( $m^2$ ) に対して乾燥電力消費量  $KWC_3$  は

$$KWC_3 = 87.0 \times A_a^{0.724} \dots (55)$$

乾燥機の伝熱面積  $A_a$  ( $m^2$ ) には次式が成立する.

$$U_a \times A_a \times (T_{11} - T_{21}) = X_2 (I_1 - I_2) / 24.0 \dots (56)$$

ここで,  $U_a$ : 総括伝熱係数 (kcal/ $m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C$ ),  $T_{11}, T_{21}$ : 蒸気および汚泥層温度 ( $^{\circ}C$ )

焼却電力消費量  $KWC_4$  は流動床炉ろ床面積  $AIN$  ( $m^2$ ) に対し

$$KWC_4 = 192 \times AIN^{0.994} \dots (57)$$

一方焼却炉のろ床面積は熱負荷から次式で求まる.

$$AIN = QIN / (24 LIN \cdot TIN) \dots (58)$$

ここで、 $QIN$ ：焼却炉入熱 (kcal/d)， $LIN, TIN$ ：焼却炉熱負荷 (kcal/m<sup>2</sup>・h)，稼働時間比 (-)

排ガス処理電力消費量  $KWC_s$  は排ガス量  $EG$  (Nm<sup>3</sup>/d) に対し

$$KWC_s = 0.109 \times EG^{0.841} \dots\dots\dots (59)$$

廃熱回収消費電力  $KWC_e$  は蒸気量  $X$  (kg/d) に対して

$$KWC_e = 1.51X^{0.494} \dots\dots\dots (60)$$

以上の各ユニットのエネルギー収支モデル，電力消費関数のモデルパラメーターを Table 1 に示す。Table 1 には嫌気性発酵槽の放熱量に関する式 (14) のパラメーターは示していない。これは消化槽を消化ガス接触部，汚泥接触部，地下埋設部にわけ，各部分の総括伝熱係数，外部温度を仮定し，次式により求めるとしたためである。

$$QI_s = 24N_aA(0.916T_{a_s} - 15) \dots\dots\dots (14)$$

脱水性能にかかわる式 (21) のパラメーター  $C_1, C_2$  については清水のデータ<sup>27)</sup>に基づいて設定した。また各ユニットの熱収支においては熱損失を入熱の 5% (焼却は 10%) と仮定した。

### 3. 汚泥処理システムのエネルギー収支シミュレーション

#### (1) エネルギー収支計算アルゴリズム

本研究の検討対象システムは，汚泥のもつ潜在的エネルギーを効率的に利用するためのエネルギー回収プロセスとして消化ガスエンジンによる電力回収，その冷却温

水，排ガスからの廃熱回収，炉排ガスの廃熱からの蒸気回収，復水タービンによる電力回収などを有している。

また回収蒸気の系内での利用は，消化槽加温，乾燥，燃焼用空気の予熱，白煙防止などのために行われ，消化ガス熱利用サブシステムとともにエネルギーリサイクルループをなしている。今回は以下のエネルギー収支計算アルゴリズムに従い消化日数，乾燥汚泥量比，乾燥汚泥含水率を設計変数として汚泥処理のエネルギー収支に関して検討を進めた。シミュレーションアルゴリズムは，

- (1) 消化日数の入力
- (2) 消化，消化ガスの熱利用，脱水に関する計算を実行
- (3) 乾燥汚泥量比，乾燥汚泥含水率の入力
- (4) 焼却炉の安定燃焼条件を満たすための収束計算
- (5) 排ガス処理，廃熱回収にかかわる計算を実行し，蒸気不足となる場合は炉へ重油を投入し (4) へ戻り，余剰の場合は次へ進む。
- (6) 回収蒸気量と必要蒸気量を等しいとしたときの比エンタルピーが設定最大比エンタルピー  $I_{max}$  を上回る場合は回収蒸気量，発生電力量を算出して計算を終える。反対に  $I_{max}$  に満たない場合は，回収蒸気の比エンタルピーを消費蒸気と同じ条件，すなわち， $I_s$  とおいて回収蒸気量，余剰蒸気量を算出して計算を終える。

以上のうち (4) の焼却にかかわる収束計算について

Table 1 Values of Parameters Used in this Study.

Parameter	Items	Value	Parameter	Items	Value	
Anaerobic Digestion	$\mu_{max}$	Maximum specific growth rate	0.29	1/d		
	$K_{m0}$	Michaelis-Menten saturation coefficient	2200	mg-COD/l		
	$Y$	Biomass growth yield	0.044	-		
	$\alpha$	Biodegradable COD ratio(suspended solid)	0.7	-		
	$\beta$	Biodegradable COD ratio(dissolved solid)	0.7	-		
	$\omega_1$	COD conversion ratio of organic solid	1.36	mg-COD/mg-VSS		
	$\omega_2$	Organic ratio of biomass for digestion	0.92	-		
$VSS_1$	VSS concentration of influent sludge	28000, 14000	mg/l			
$VDS_1$	VDS concentration of influent sludge	3000, 1500	mg/l			
Gas Engine Generation	$\eta_1$	Gas engine efficiency	0.35	-		
	$\eta_2$	Gas engine generator efficiency	0.90	-		
	$G_{gas}$	Lower caloric value of digester gas	5500	kcal/Nm <sup>3</sup>		
	$T_{wc}$	Cooling water temp. for engine	20	°C		
	$T_{we}$	Cooling water temp. from engine	70	°C		
	$T_{ge}$	Exit. gas temp. from gas engine	500	°C		
	$T_b$	Exit. gas temp. from boiler	250	°C		
	$T_1$	Influent sludge temp.	15	°C		
	$T_d$	Anaerobic digestion temp.	35	°C		
	$C_1$	Specific heat of sludge	1000	kcal/m <sup>2</sup> ・°C		
Dewatering	$C_1$	Parameter accounting for dewatered cake H2O content	Digested 83.7, -0.0687			
	$C_2$	Recycle stream TS Conc.	Raw 78.6, -0.0664			
	$YSS_2$		200	mg/l		
	$C_5$	Parameter accounting for filtration rate	Digested 49.4/Raw 40.5			
	$C_6$		Digested 25.0/Raw 25.8			
Drying	$T_r$	Dewatered cake temp.	20	°C		
	$T_{r0}$	Dried sludge temp.	100	°C		
	$T_{de}$	Exit. gas temp. from dryer	85	°C		
	$T_{ds}$	Exit. gas temp. from drying scrubber	30	°C		
	$T_{w01}$	Cooling water temp. for scrubber	20	°C		
	$T_{w02}$	Cooling water temp. from scrubber	50	°C		
	Electricity Consumed	$T_{e0}$	Exit. gas temp. from furnace	800	°C	
		$W_{o1}$	Moisture content of fuel oil	0.3	%	
		$VS_{o1}$	Volatile ratio of fuel oil	99.95	%	
		$G_{e0}$	Higher calorific value of sludge	5500	kcal/kg-VS	
$G_{e1}$		Higher calorific value of fuel oil	9900	kcal/kg-VS		
$C_{a0}$		Specific heat of sludge residue	0.3	kcal/kg・°C		
$CO_1$		Sludge element concentration	H=0.07, N=0.07, O=0.37			
$CO_{o1}$		Fuel oil element concentration	C=0.48, S=0.01			
			H=0.18, N=0.01, O=0.005			
			C=0.80, S=0.005			
Heat Recovery	$T_{e00}$	Exit. gas temp. from scrubber	30	°C		
	$T_{wh}$	Pre-heated air temp. for defogging gas	150	°C		
	$T_{whb}$	Exit. gas temp. from waste heat boiler	300	°C		
	$\mu_1$	Condensing turbine efficiency	0.90	-		
	$\mu_2$	Turbine generator efficiency	0.90	-		
Enthalpy	$I_1$	Latent heat of water	597	kcal/kg		
	$I_2$	Specific enthalpy of drain	181	kcal/kg		
	$I_3$	Specific enthalpy of steam	663	kcal/kg		
	$I_4$	Specific enthalpy of supplied water	100	kcal/kg		
	$I_5$	Specific enthalpy of condensed water	575	kcal/kg		
Electricity Consumed	$C_5$	Parameter accounting for filtration rate	Digested 49.4/Raw 40.5			
	$C_6$		Digested 25.0/Raw 25.8			
	$T_{e0}$	Operation ratio of dewatering process	1.0	-		
	$T_{11}$	Steam temp.	179	°C		
	$T_{21}$	Dried sludge layer temp.	100	°C		
	$U_d$	Heat transfer coefficient of dryer	100	kcal/m <sup>2</sup> ・hr・°C		
	$LIN$	Heat loading of incineration furnace	350000	kcal/m <sup>2</sup> ・hr		
	$TIN$	Operation ratio of incineration furnace	1.0	-		

さらに詳しく述べる、

- ① 空気比  $M$  (1.3), 予熱空気温度  $T_{sah}$  ( $150^{\circ}\text{C}$ ) の下で, 炉温が  $T_{eg}$  ( $800^{\circ}\text{C}$ ) となる重油量を収束計算で求める。もし自然可能で炉温が  $T_{eg}$  を超える場合は②へ進む。
- ② 予熱空気温度を下げて, 炉温が設定の  $T_{eg}$  となるよう収束計算する。もし予熱を行わなくとも炉温が設定  $T_{eg}$  を超えるならば③へ進む。
- ③ 空気比制御により炉温が設定  $T_{eg}$  となるよう収束計算する。したがって先の (5) から (4) へ戻るときには, 上の②へ進むことになる。

(2) 乾燥-焼却システムによる省エネルギー

乾燥-焼却系においてはエネルギー収支からみて乾燥汚泥含水率に最適値あるいは最適範囲が存在し, これは脱水ケーキの含水率に影響される。ここでは省エネルギーの考え方として脱水ケーキのバイパスによる部分乾燥について考察する。すなわち, 乾燥ケーキ含水率を決定する設計変数として乾燥汚泥含水率  $W_1$  に, 乾燥汚泥量比  $F$  を加える。つまり  $F$  に相当する汚泥量は  $W_1\%$  まで乾燥を行い,  $(1-F)$  は無乾燥のままバイパスさせ乾燥汚泥と混合のうえ, 焼却炉に投入させる。

直接脱水システム, 消化脱水システム (以下, おのおの DC, ADDC と称する) について乾燥汚泥量比に対するエネルギー収支シミュレーション結果を Fig. 2 に示す。縦軸に重油消費量, 電力生産量からなるエネルギー収支量, および電力生産量を取り, 横軸には乾燥汚泥量比  $F$  をとって乾燥汚泥含水率が 30% の場合に対する結果を示している。図で  $F=0$  は無乾燥で, 各曲線の右端は上限空気比 (=2.0) となる乾燥汚泥量比である。

なおエネルギー収支量としてはエネルギーリサイクルループに影響する重油消費量, 電力生産量をもとに議論を進め, 重油換算には  $9500 \text{ kcal/kg-oil}$  を, 電力換算には  $2450 \text{ kcal/kwh}$  (発電効率 35%) を用いている。

DC システムに対して  $TS=2\%$  の場合,  $F$  が約 0.3 以上でオイルレスとなり, 電力生産は  $F$  が 0 から約 0.6 まで行える。  $TS=4\%$  の場合は,  $F$  が約 0.2 以上でオイルレスとなり, 電力生産は  $F$  が 0 から約 0.5 まで行える。今回は  $1.3 \leq M \leq 2.0$  なる制約をおいたため, 上限空気比を超える領域については示していないが,  $2.0 \leq M$  では乾燥用蒸気量が増え重油投入がないと蒸気収支がマイナスとなる領域が生ずる。ADDC システムのエネルギー収支は乾燥汚泥量比に対して極値が生ずる。これは重油消費量の極小点よりも  $F$  が小さいときには焼却炉の燃焼条件から, 高いときには蒸気収支からエネルギー収支が決定されるためである。なお Fig. 2 のエネルギー収支曲線に不連続点がみられるのは焼却廃熱による蒸気発電の比エンタルピー条件を考えているためである。以上から乾燥汚泥含水率を下げすぎる (乾燥汚泥量比を上げすぎる) と焼却炉の自然点をこえ制御性に難点が生じ, 系全体の蒸気収支が満たされずに余分なエネルギー投入が必要となる一方, 乾燥汚泥含水率が高すぎると自然点以下である場合には燃焼プロセスにて重油消費があり廃熱ボイラの回収蒸気に余剰が生ずることとなる。

4. 汚泥処理システムのエネルギー最適化について

(1) エネルギー最適設計問題の定式化

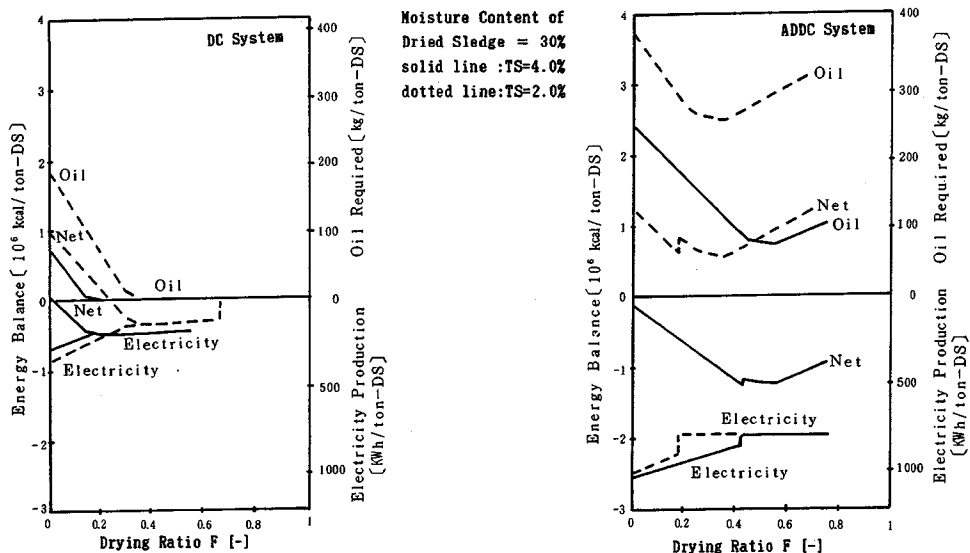


Fig. 2 Energy Balance versus Sludge Feed Ratio to Dryer.

先述したプロセスのシミュレーションでは独立に決定できる設計変数が与えられて、与えられた条件のもとでのシステムの特性を把握することにその目的がおかれる。したがってプロセスシミュレーションに基づく設計においては設計の自由度は小さく、設計条件の決定に際して人間の判断が必要となり、これによって最適性が保証されなくなることがあり得る。特に本研究で対象とするような変数の多い大規模な問題に対しては、考慮できる範囲が限定され、最適性を保証することは困難であるといわざるを得ない。ここで一般的な非線形計画問題は

$$\text{Min } f(x) \dots \dots \dots (61)$$

$$\text{subj. to } g_i(x) \leq 0 \quad i=1 \sim m \dots \dots \dots (62)$$

$$h_j(x) = 0 \quad j=1 \sim l \dots \dots \dots (63)$$

汚泥処理システムに対するエネルギー最適設計問題を定式化すると  $f(x)$  は次式で示される。

$$f(x) = k_1 \left( \sum_{i=1}^6 KWC_i - \sum_{i=1}^6 KW_i \right) + k_2 OL \dots \dots \dots (64)$$

ここで、 $KWC_i$ ：各ユニットプロセスの電力消費量 (kwh/d)  $i=1 \sim 6$  に対し消化、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、廃熱回収の各プロセスを表わす、 $KW_i$ ：各ユニットプロセスの電力生産量 (kwh/d)、 $OL$ ：重油消費量 (kg/d)、 $k_1, k_2$ ：エネルギー換算係数 ( $k_1=2450$  kcal/kwh、 $k_2=9500$  kcal/kg)

不等式制約式 (62)、等式制約式 (63) はエネルギー収支モデルのプロセス性能、物質収支、熱収支などにより構成される。今回の問題は変数の数は 43、等式制約の数が  $l=37$ 、非負制約以外の不等式制約が  $m=9$  となり、かなり大規模な非線形計画問題となる。

## (2) 最適手法とその適用

### a) 拡大ラグランジュ乗数法<sup>28)~31)</sup>

本論文で用いた拡大ラグランジュ乗数法は非線形計画法のうち、有制約問題に対する変換解法の 1 つである。拡大ラグランジュ乗数法の基本的概念はペナルティ法に由来する。ペナルティ法の基本的な考え方は、有制約計画問題に対しペナルティ関数  $P(x)$  を定義 ( $x$  が許容点のとき  $P(x)=0$ 、 $x$  が許容点でないとき  $P(x)=+\infty$ ) し、これを目的関数  $f(x)$  に付加してつくった拡大目的関数に関する無制約計画問題を元の有制約計画問題の代わりに解くことである。このとき変換した問題の解が元問題の解となるような理想的なペナルティ関数の形に近づけるために関数  $P(x)$  に含まれるペナルティパラメーターを変化させる方法がとられる。ペナルティ法はアルゴリズム自身が簡単で広い範囲の問題に適用可能であり、また種々の有効な無制約計画法を利用できるという利点があるので広く用いられているが<sup>7), 11), 13)</sup>、収束が遅いことやペナルティパラメーターを無限大に接近させるに従って正確な最小点を決定することが困難にな

るという欠点がある。このような欠点を改良してペナルティパラメーターをあまり変化させることなく有限の値に保ったまま、ラグランジュ乗数を修正することによって元問題の最適解を得る手法が拡大ラグランジュ乗数法である。具体的には等式制約、不等式制約を有する非線形計画問題 (61)~(63) に対する拡大ラグランジュ関数を無制約問題として準ニュートン法を用いて最適化することにより最適なラグランジュ乗数と最適解を同時に求めることとなる。

### b) 最適化手法適用上の問題点

本論文で扱う問題は変数と制約条件の数が非常に多く、プログラム作成一なかでも制約関数の勾配ベクトル計算部分が膨大な作業となる。また仮にこの形で計算を進めても大きな計算機容量を必要とし計算時間も長時間となる。そこで最適化問題の再編を行うこととしたが、その内容は等式制約を用いて問題の同値関係を崩さないように気をつけながら変数の数を減らすこと、最適化計算アルゴリズムのなかで必要となる勾配ベクトルの計算プログラムの作成が容易になるように、式 (61)~(63) の左辺  $p_i(x)$  に対して

$$p_i(x) = \sum_{k=1}^{m_i} A_{ik} \cdot \prod_{j=1}^N X_j^{B_{ijk}} \quad i=1 \sim l \dots \dots \dots (65)$$

の形式で表現することの 2 点である。また今回の問題はかなり多変数で制約条件式も多いため、計算を効率的に行うためのスケーリングも困難である。そのため基本的には設計変数は処理規模にかかわる変数とかかわらない変数に二分してスケーリングを行うものとした。

### (3) 最適設計例

直接脱水、消化脱水システムに対する最適設計結果を  $TS=2, 4\%$  について Table 2 に示す。表中には括弧内にシミュレーション探索結果も併記している。直接脱水焼却システムでは最適設計によるエネルギー削減量は小さく、嫌気性消化-焼却システムではかなりの量となることがわかる。これはシステムモデルの大規模化によるエネルギー収支に対するシステム構造が経験的な判断も必要とするシミュレーション探索では十分に把握されにくいことを示唆するものである。つまり、直接脱水-焼却システムではエネルギー収支に対するシステム構造が乾燥プロセスの付加による効率化といった点に集約され、比較的全体像を把握しやすいのに対して、嫌気性消化-焼却システムではメタンガス熱回収利用系が加わるにより全体のシステム構造の把握が簡単にはなされないためである。しかもメタン発酵プロセスではガス発生量、ガス発電量を増加させるうえでは十分な嫌気性分解を行うことが有効である一方、消化日数を多くとるとは槽容量を大きくとることにつながり、系からの放熱量を増加させるといった相反する側面をもつ。これら



Table 2 Energy Balance Comparison of Sludge Treatment Optimum Designs.

TS	ITEMS		ADDC SYSTEM	DC SYSTEM
2%	Electricity Consumed	Anaerobic Digestion	202(368)	0( 0)
		Dewatering	305(306)	358(358)
		Drying	244(241)	251(267)
		Incineration	232(223)	230(226)
		Gas Treatment	377(362)	347(344)
		Waste Heat Recovery	58( 59)	56( 55)
	Sub Total		1418(1557)	1242(1251)
	Electricity Generated	Gas Engine	1837(1910)	0( 0)
		Steam Turbine	271( 0)	341(347)
		Sub Total		2108(1910)
Electricity Balance			-690(-353)	901(904)
Fuel Oil			2499(2379)	0( 0)
Energy Balance			1809(2027)	901(904)
4%	Electricity Consumed	Anaerobic Digestion	85	0
		Dewatering	151	180
		Drying	259	129
		Incineration	128	233
		Gas Treatment	221	350
		Waste Heat Recovery	43	56
	Sub Total		887	948
	Electricity Generated	Gas Engine	1884	0
		Steam Turbine	145	479
		Sub Total		2029
Electricity Balance			-1142	469
Fuel Oil			773	0
Energy Balance			-369	469

( ):results of simulation search

UNIT:Mcal/ton-DS

から嫌気性消化-焼却システムの最適設計結果がかなり良好な結果となったものと考えられる。

今回最適設計問題として解いた問題の規模がすでに述べたとおり、変数 43, 等式制約 37, 非負制約以外の不等式制約 9 というようにエネルギー収支に限ってもかなり大規模であること、汚泥処理システムとして最適化を図るには嫌気性消化、脱水、焼却といった単位プロセス設計から嫌気性消化-ガス発電のようなバイオエネルギー生産系や乾燥-焼却-廃熱回収系といったサブシステム設計、さらに大規模な系を考える必要性も今後生じることなどを考え合わせれば、最適設計の有効性はここに示されたといえよう。

(4) 嫌気性消化の有無によるエネルギー収支の得失とトレードオフ

消化プロセスでは嫌気性菌体の働きによりメタンガスの発生がある一方、汚泥の燃料的価値は低下し後続の乾燥焼却システムにおいて新たな投入エネルギーが必要となる可能性がある<sup>22)</sup>。Table 2 の最適結果より直接脱水、

消化脱水の両システムを比較すれば、TS=2% の場合、重油消費量は ADDC では約 2500 Mcal/t-DS、DC ではオイルレスとなり、電力収支量は ADDC で約 690 Mcal/t-DS の生産、DC では約 900 Mcal/t-DS の消費となる。重油消費と電力収支を考慮したエネルギー収支でみると、ADDC で約 1800 Mcal/t-DS の消費、DC で約 900 Mcal/t-DS の消費となる。一方 TS=4% の場合、最適点では ADDC システムの重油消費量は約 770 Mcal/t-DS、DC ではオイルレスとなり、電力収支量は ADDC で約 1140 Mcal/t-DS の生産、DC で約 470 Mcal/t-DS の消費となる。エネルギー収支量では ADDC が約 370 Mcal/t-DS の生産、DC が約 470 Mcal/t-DS の消費と ADDC の方が有利となる。

TS=2%, 4% とも重油消費量から評価すれば直接脱水システムが有利となり、電力収支量からみれば消化脱水システムが有利となる。そして両者を合せたエネルギー収支からみれば、TS=2% では DC システムが有利となり、TS=4% では ADDC システムが有利となる。このように消化プロセスの有無によるエネルギー収支の得失は汚泥濃度に大きく左右されることがわかる。そして TS が 2% から 4% の間にはエネルギー収支でみれば両システムとも同等の評価が得られるが、重油消費面からみれば直接脱水システムが、電力生産面からみれば消化脱水システムがそれぞれ有利となる濃度が当然存在するはずである。すなわち、ある汚泥濃度に対してはエネルギー収支量が同等であるケース(パレート解)が存在し、重油量低減を考えるか発生電力増加を考えたというトレードオフ関係が汚泥処理システムの選定問題に生じることとなる。

5. おわりに

汚泥処理システムのエネルギー最適化に関して検討を加えてきた結果を要約すれば、

(1) 汚泥処理システムを構成する各プロセス-嫌気性消化、消化ガス発電利用、脱水、乾燥、焼却、排ガス処理、焼却廃熱利用-のエネルギー収支モデルをプロセス性能、物質収支、熱収支を基本に作成した。また各プロセスの電力消費関数も定式化した。

(2) 汚泥処理システムのエネルギー収支モデルに対するエネルギー収支計算アルゴリズムを示した。これは嫌気性消化-ガス発電における熱収支、焼却プロセスの燃焼条件、さらに系全体の蒸気収支を考慮するアルゴリズムである。乾燥-焼却システムの計算結果から省エネルギー化が図れることを示し、乾燥汚泥含水率、乾燥機汚泥投入量比に最適値の存在する可能性を示した。

(3) 汚泥処理システムのエネルギー最適設計問題を定式化したうえでラグランジュ乗数法により最適解を求

めた。汚泥処理システムの大規模性から最適設計の必要性が、特に消化プロセスを含む場合に生ずることがわかった。

(4) 最適設計結果よりメタン発酵プロセスの有無によるエネルギー収支上の得失について検討を加えた。重油消費量からすれば直接脱水システムが有利であり、電力生産からすればガス発電により消化脱水システムが有利となる。そして汚泥濃度がエネルギー収支に大きく影響し、ある条件では重油消費量、電力消費量の間でトレードオフ関係となることがわかった。

本論文では汚泥処理システムの最適化を図るには個々の単位プロセス設計から今回示したバイオエネルギー生産系や乾燥-焼却-廃熱回収系といったサブシステムの設計、さらにはシステム全体の設計といった階層的設計手法が必要であるとの立場から、エネルギー最適化にアプローチしてきたが他の規範に基づいて最適設計を進めていくうえでも同様の立場が取れるものと考えている。

最後に本研究の最適化計算を進めるにあたり有益なご指摘とご指導を頂いた甲南大学理学部 中山弘隆教授に深く感謝致します。

#### 参 考 文 献

- 1) 平岡正勝・酒井伸一：下水汚泥の処理と利用，産業公害，Vol. 19, No. 6, pp. 505~513, 1983.
- 2) Ericson, L. E. and Fan, L. T. : Optimization of the hydraulic regime of activated sludge systems, J. WPCF, Vol. 40, No. 3, pp. 345~362, 1968.
- 3) Fan, L. T., Chen, G. K., Erickson, L. E. and Naito, M. : Effects of axial dispersion on the optimal design of the activated sludge process, Water Research, Vol. 4, pp. 271~284, 1970.
- 4) Fan, L. T., Kuo, M. T. and Erickson, L. E. : Effects of suspended wastes on system design, ASCE, Vol. 100, No. EE 6, pp. 1231~1247, 1974.
- 5) Ecker, J. G. and McNamara, J. R. : Geometric programming and the preliminary design of industrial waste treatment plants, Water Resources Research, Vol. 7, No. 1, pp. 18~22, 1971.
- 6) Shih, C. S. and Defilippi, J. A. : System optimization of waste treatment plant process design, ASCE, Vol. 96, No. SA 2, pp. 409~421, 1970.
- 7) Berthouex, P. M. and Polkowski, L. B. : Optimum waste treatment plant design under uncertainty, J. WPCF, Vol. 42, No. 9, pp. 1589~1613, 1970.
- 8) Parkin, G. F. and Dague, R. R. : Optimal design of wastewater treatment systems by enumeration, ASCE, Vol. 98, No. SA 6, pp. 833~851, 1972.
- 9) Middleton, A. C. and Lawrence, A. W. : Least cost design of activated sludge systems, J. WPCF, Vol. 48, No. 5, pp. 889~905, 1976.
- 10) Smith, R. : Preliminary design of wastewater treatment systems, ASCE, Vol. 95, No. SA 1, pp. 117~145, 1969.
- 11) Bowden, K., Gale, R. S. and Wright, D. E. : Evaluation of CIRIA prototype model for the design of sewage-treatment works, J. WPC, Vol. 75, No. 2, pp. 192~205, 1976.
- 12) Craig, E. W., Merdith, D. D. and Middleton, A. C. : Algorithm for optimal activated sludge design, ASCE, Vol. 104, No. EE 6, pp. 1101~1117, 1978.
- 13) Dick, R. I., Simmons, D. L. and Hasit, Y. : Process integration in sludge management, Wat. Sci. Tech., Vol. 14, pp. 765~779, 1982.
- 14) Suidan, M. T., Saunders, F. M., Godfrey, C. S. and Stewart, H. T. : Wastewater treatment : Sensitivity analysis, J. Environmental Engineering, ASCE, Vol. 109, pp. 120~138, 1983.
- 15) Tyteca, D. : Nonlinear programming model of wastewater treatment plant, ASCE, Vol. 107, No. EE 4, pp. 747~766, 1981.
- 16) 京才俊則・桜井克信・岡久宏史：下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支，衛生工学研究論文集，Vol. 21, 1985.
- 17) Owen, W. F. : Energy in wastewater treatment, Prentice Hall, 1982.
- 18) 清水 治・大島秀晴：下水汚泥の処理プロセスの評価，京都大学環境衛生工学研究会，第5回シンポジウム講演論文集，1983.
- 19) 合田 健編：水質工学 応用編，1976.
- 20) 建設省土木研究所：ガスエンジンシステムのシミュレーションモデルに関する報告書，ISSN 0386-5878，土研資料，第1934号，1983.
- 21) 渋谷守弘：高濃度汚泥消化ガス発電システム，下水道協会誌，Vol. 20, No. 234, pp. 90~101, 1983.
- 22) Bomhard, H. : Faulbehälter aus betou, BAUINGENIEUR, Vol. 54, pp. 77~84, 1979.
- 23) 平岡正勝・酒井伸一：汚泥の脱水，下水道協会誌，Vol. 21, No. 243, pp. 48~58, 1984.
- 24) MaCarty, P. L. : Sludge concentration-needs, accomplishments and future goals, J. WPCF, Vol. 38, pp. 497~507, 1966.
- 25) 平岡正勝・武田信生：乾燥，汚泥研究年報，環境技術研究会，1980.
- 26) 建設省都市局下水道部編：下水処理プロセスの管理指針，日本下水道協会，1984.
- 27) 平岡正勝・清水 治：汚泥処理処分問題のエネルギー的考察，汚泥研究年報，環境技術研究会，1981.
- 28) 佐山準敏・亀山嘉正・中山弘隆・榎木義一：非線形計画問題に対する乗数法，計測自動制御学会論文集，Vol. 10, No. 1, pp. 28~35, 1974.
- 29) Nakayama, H., Sayama, H. and Sawaragi, Y. : A generalized Lagrangian function and multiplier method, J. of Optimization Theory and Applications, Vol. 17, No. 3/4, pp. 213~227, 1975.
- 30) 志水清孝・相吉英太郎：数理計画法，昭晃堂，1984.
- 31) 今野 浩・山下 浩：非線形計画法，日科技連，1978.
- 32) 笠倉忠夫・川瀬三雄：下水汚泥の脱水-焼却プロセス中における消化操作の評価，環境技術，Vol. 12, No. 3, pp. 141~145, 1983.