

土 木 研 究 所 報 告

第 172 号

下水汚泥の嫌気性消化法の機能改善に関する研究……………佐藤和明

昭 和 62 年 2 月

建 設 省 土 木 研 究 所

Copyright © 1987年 by P.W.R.I.

All rights reserved. No part of this book may be reproduced by any means, nor transmitted, nor translated into a machine language without the written permission of the Director General of P.W.R.I.

この報告書は、土木研究所長の承認を得て刊行したものである。したがって、本報告書の全部又は一部の転載、複写は、土木研究所長の文書による承認を得ずしてこれを行ってはならない。

下水汚泥の嫌気性消化法の機能改善に関する研究

佐藤和明 *

Study on Upgrading of Anaerobic Digestion Process of Sewage Sludge

by Kazuaki Sato

要 旨 :

下水汚泥を嫌気性消化したときに発生する消化ガスはメタンを主成分とし、有効な熱源となるものである。わが国においてこの消化ガスの利用は消化タンクの加温のみに限られていたが、下水処理の省エネルギー化の要請に伴い、発消化ガスの高度な有効利用が重要な課題となってきた。本研究では、下水汚泥の消化ガス発生能力をその有機成分を指標として評価する手法を示すと共に、前熱処理法が余剰汚泥のガス発生能力を増大する上で極めて有効であることを示した。また消化ガスエネルギーをガスエンジンを用いて電力変換するシステムに関して、その熱収支を検討するシミュレーションプログラムを作成し、消化ガス発電システムの適用条件について検討した結果を示した。また既存の消化タンク技術の改善点については、攪拌の問題が重要であることを指摘し、トレーサー法が消化タンクの有効容量を測定する上で優れた方法であることを示した。

キーワード：嫌気性消化、消化ガス、下水汚泥、ガス発電、省エネルギー、消化タンク、前熱処理法、トレーサー調査

Synopsis:

In Japan the use of digester gas in wastewater treatment plants is limited to digester heating. However, the effective use of digester gas has become an important subject to be developed in order to respond to energy saving in wastewater treatment plants. It is shown in this study that the gas production potential of various kinds of sewage sludge is correctly evaluated by using indices of organic components and the thermal pretreatment is quite an effective process to increase the gas production rate especially for excess activated sludge. According to the gas engine which converts gas energy to electric power, a simulation model is constructed to examine heat balance of the system and the application condition of the gas engine system to existing digesters is studied by the simulation model. This study also pointed out that mixing technology of a digester is an important subject to be improved and the tracer method is a measure to evaluate the effective volume of a digester.

Key Words: Anaerobic Digestion, Digester Gas, Sewage Sludge, Electric Power Generation, Gas Engine, Energy Saving, Digester, Thermal Pretreatment, Tracer Method

* 下水道部三次処理研究室長

目 次

はじめに	(3)
1. わが国における下水汚泥の嫌気性消化法の現状	(4)
1.1 概説	(4)
1.2 下水処理場における消化ガス発生量	(5)
1.3 消化タンクの物質収支	(7)
1.4 結論	(10)
2. 下水汚泥のガス発生量と有機物成分	(11)
2.1 緒論	(11)
2.2 ガス発生量の測定法に関する検討	(11)
2.3 汚泥有機物の分画分析	(18)
2.4 各種下水汚泥の有機物成分とガス発生量	(21)
2.5 結論	(25)
3. 前熱処理法によるガス発生量の増大	(26)
3.1 緒論	(26)
3.2 余剰活性汚泥に対する前熱処理効果	(26)
3.3 各種汚泥種に対する熱処理効果	(29)
3.4 前熱処理法の技術的検討	(32)
3.5 結論	(39)
4. ガスエンジンシステムによる消化ガスの電力変換	(40)
4.1 緒論	(40)
4.2 下水処理場の消費電力実態調査	(40)
4.3 ガスエンジンシステムの熱収支に関する シミュレーションモデル	(43)
4.4 ガスエンジンシステム適用の課題	(55)
4.5 結論	(57)
5. 消化タンクの槽内攪拌に関する実測調査	(58)
5.1 概説	(58)
5.2 攪拌時間とガス発生量に関する実験	(58)
5.3 実消化タンクの攪拌実測調査	(60)
5.4 実消化タンクのトレーサー調査	(69)
5.5 結論	(75)
6. 結論	(76)
謝辞	(79)

はじめに

嫌気性消化法は、下水処理の歴史の開始と共に、下水汚泥の代表的な処理プロセスとして開発されてきた技術で、我が国においても汚泥の減量・安定化を主目的として従来から用いられてきた。嫌気性消化の機構は、汚泥中の有機物を主としてメタン菌群に代表される嫌気性微生物の活動により分解するもので、有機物は最終的にメタンガス、炭酸ガスに変換される。発生したガスは消化ガスと称され、有効な熱源となり、一旦ガスタンクに捕集された後、嫌気性微生物反応を促進するため消化タンクの加温に用いられるのが一般的である。消化ガスは下水汚泥中の有機物 1 kg の分解当たり約 1 m³ の発生をみ、その発生エネルギー量はかなりのものとなる。例えば、下水処理場内で消費される電力エネルギーに比較しても、ほぼ同程度のエネルギー量に達することが知られている。

一方、現在我が国の下水道の人口普及率は昭和59年時点で34%であるが、下水道施設の運転にかかわるエネルギー需要は、例えば電力消費量でみると全国の総電力消費量の0.4%と見積られており、公共事業の内でも占める割合はかなり大きなものである。この電力消費量の数値は、今後の下水道普及率の向上あるいは下水処理程度の高度化により年々増加するものと予想されている。しかしながら、石油危機に端を発した省資源省エネルギー化への要請は、下水道事業に対しても例外ではなく、上記の事情と合わせますますその取組みが重要な課題となってきている。

近年、エアレーション用曝気装置の省エネ化に代表される下水処理の省エネルギーの取組みが精力的に行われるようになってきているが、省エネルギーを超えて、エネルギー生産といった課題も実際にその取組みが行われるようになってきている。消化ガスは前述したようにメタンを主成分とし、有効な熱源となるものであり、下水処理場における発生消化ガスのエネルギー量は、他の利用可能なエネルギー源に比べ、群を抜いて高いものとなっている。この消化ガスエネルギーを元に、ガスエンジン技術を媒介とし、機械的エネルギーまたは電気エネルギーをとりだす試みは、1930年代に既に欧米において着手され、1950年代にはほぼ完成されたかたちで、少なからずの処理場でガス発電システムが運転されるに至った。一方、我が国においても、1960年代に2・3箇所の下水処理場にガスエンジン技術の導入が試みられた経緯があったが、種々の理由に

よりその運転は行われなくなった。この理由については、本研究の中で詳述するが、とにかく我が国の嫌気性消化技術は、その一つの大きな効用である消化ガスエネルギーの積極的有効利用という視点を欠いて、今日迄に到ってしまっているのが現状である。

このような背景から、土木研究所下水道部においては下水道事業調査費による「汚泥消化によるエネルギー回収に関する調査」の研究を昭和50年度より開始することとなった。当初本研究では、わが国の下水汚泥のガス発生量、下水処理場における電力消費量、ガス発生量の増大技術について調査研究を行い、昭和54年度に調査を終了する予定であったが、消化ガス利用技術の実施が緊急かつ重要になってきたため調査期間を延長し、消化ガスによる発電技術について実証実験を行うと共に、既存の消化タンク技術の改善策についても検討を行うこととなった。

本研究の大きな目的の一つは、欧米で一般化しつつあるガスエンジン技術の我が国への適用に当たっての課題および問題点を明らかにすることである。元来、我が国の下水汚泥のガス発生量は欧米のそれに比べ低いという認識が強かったが、生活様式、食生活もほぼ欧米に近くなった現在、こうした認識を再吟味することが必要である。本研究では、我が国の下水処理場で発生する汚泥のガス発生能力を正確に把握することを基とし、既存の嫌気性消化技術の現状と問題点を整理することに努めた。

本研究のもう一つの大きな目的は、嫌気性消化プロセスをエネルギー生産プロセスとして確立するために必要な既存の消化技術の機能改善の方策を明確にすることである。本研究では、消化タンクの加温技術、攪拌技術について、その現状評価の手法を提示すると共に、機能改善の方向性について多角的に調査研究を行った結果を示した。また、下水汚泥自体のガス発生能力を増大するという新たな技術開発の課題についても、その検討結果を示し、熱収支の観点から有利と考えられる新しい消化システムの原型を提示した。

以上が本研究の動機と目的であるが、以下に本論文の構成を示す。

第1章では、我が国の下水汚泥の嫌気性消化におけるガス発生量の状況について、統計資料を元とし、その概要の把握を行った。また、10箇所の消化タンクを対象として行った現場調査データを元として、消化タ

ンクの物質収支に係る関係を明らかとすると共に、現状の嫌気性消化技術の問題点について整理を行った。

第2章では、下水処理場で発生する各種汚泥のガス発生能力を計測した結果を示した。この場合、下水道の合流・分流の排除方式別、最初沈殿池汚泥、余剰活性汚泥の汚泥種別、また同じ余剰活性汚泥でもエアレーション時間の長短による安定化の度合の差異に着目し、それぞれ汚泥の種別毎にそのガス発生量の数値を整理した。また、汚泥中の有機成分を分画測定することにより、各汚泥種間のガス発生量の差異の原因を明らかにすることに努めた。

汚泥の種類によってそのガス発生能に差異があることを踏まえて、次には下水汚泥のガス発生能力をどのような手法で上げうるのかということが工学的見地により重要な課題となる。第3章では、下水汚泥のガス発生能力を増大する技術として前熱処理を取りあげ、熱処理の最適温度条件、ガス発生を増大率について、実験的にこれを明らかにすることを試みた。また、熱処理に必要な新たなエネルギー量に対し、消化ガスエネルギーの増大量がどの程度上回るかについても試算を行い、前熱処理技術のエネルギー収支上の合理性を確認することに努めた。また前熱処理を組合せた新しい消化システムを実際に適用する場合に予想される技術上の利点および問題点について整理を行った。

ガスエンジンシステムを適用する場合に、技術上一番の隘路となるのは加温用エネルギーの制限である。既存の消化タンクシステムにおいては、発生消化ガスのエネルギー量の全てを加温用ボイラーに適用することができるのに対して、ガスエンジンを組入れた消化システムにおいては、加温エネルギーはガスエンジンの廃熱に限定される。我が国においては、消化タンクに投入される汚泥濃度が一般的に低いこともあり、とくにこのエネルギー収支に注意を払ってガスエンジンシステムを計画、設計する必要がある。このためには、予め加温エネルギーの過不足を検討する熱収支計算シミュレーションモデルの作成が必要となる。第4章では、本研究によって考案開発されたガスエンジンシステムの熱収支シミュレーションモデルについて、その構成、内容を示し、我が国においてガスエンジンシステムを適用する際の諸条件について、シミュレーション計算より明らかとなった事項を示した。

ガスエンジンシステムがエネルギー回収技術として、その機能を十分に発揮するためには、嫌気性消化タンク自体が効率のよいしかも安定した消化ガス発生プロセスとしての機能を保証されなければならない。既存

の消化タンク技術に関して、検討すべき一番大きな問題は攪拌技術であるものと考察した。即ち、攪拌が十分でないことにより、タンク内に死水域を生じ、設計上の消化日数が十分にとれていない施設が現状では数多くあるものと推定される。本研究では、第5章として、消化プロセスの最適攪拌度について実験的検討を行った結果を示すと共に、実消化タンクの有効容積を評価する手法として、トレーサーを使用した調査方法について検討を行った結果を示した。

最後に、第6章で本研究の結論をまとめて示した。

1. わが国における下水汚泥の嫌気性消化法の現状

1.1 概説

昭和55年の下水道統計¹⁾によれば、480箇所ある下水処理場のうち、嫌気性消化が汚泥処理プロセスとして採用されている箇所が180箇所であり、全体の約3分の1となっている。これを処理汚泥量でみると、この比率は若干上がり、約半量の汚泥が嫌気性消化処理されている。即ち中規模以上の処理場で採用例が多いということになる。180箇所の採用例のうち、これを汚泥処理フロー別に分けると、濃縮—嫌気性消化—脱水—処分のフローが、156箇所以最も一般的な形態となっている。次に、濃縮—嫌気性消化—脱水—焼却—処分のフロー、即ち焼却処理を含む形態が17箇所となっている。この嫌気性消化と焼却が組み込まれる箇所は、比較的大規模の箇所となっており、汚泥処理量も全体の約2割を占めている。

わが国の下水汚泥処理における嫌気性消化法は、①汚泥の減量、②安定化、③衛生的安全化、を主目的として行われてきた。消化を介さない直接脱水方式と較べると、汚泥有機物分の分解ガス化による汚泥固形物量の減少により、脱水ケーキ量が減少することは明らかである。

安定化という語句は、臭気の防除、或いは、害虫の発生の防止などの意味と混合して用いられるが、より厳密には、汚泥中の有機物の分解を予め促進させておき、処分地における有機物分解をコントロールすることにあると考えられる。よって汚泥の緑農地還元に当っては、根腐れなどの弊害を防ぎ、埋立地においては臭気、害虫などの発生を防ぐことができる。生汚泥をそのまま脱水し、埋立てた場合には、かなりの期間そのままの形態で存在することが知られており、埋立地の

跡地利用等を考える際には、安定化処理が必須の条件と考えられよう。このように、脱水汚泥処分の場合、消化処理の意義は大きい。

衛生的安全化に対しては、大腸菌その他病原性細菌が、嫌気性消化処理により、90%程度の率で死滅することが知られ、死滅率に及ぼす消化日数、消化温度の影響については、過去に多くの研究がなされた。しかしながら、滅菌・殺菌という見地からは、嫌気性消化は完全なプロセスではなく、一部その効果が期待できるという範囲に留まるものと考えられる。

次に、嫌気性消化法のもう一つの効用、即ち消化ガスの利用については、わが国では明確に認識されてこなかった。これは、一つには、昭和30年代、40年代の高度成長期において電力などエネルギー価格が据え置かれ、消化ガスエネルギーの利用について経済的な動機がなかったことが挙げられる。しかし、こうした経済的、社会的事情とは別に、わが国の場合、消化ガスの発生量が欧米のそれに較べかなり低いことが指摘できる。消化ガス発生量それ自体の値の低さと共に、消化タンクの熱管理に重要な意味を有する投入汚泥量当りのガス発生倍率の値も同様に低い値を示しているのが現状である。

本章では、わが国の消化タンクより発生するガス量のレベルを、まず統計資料により明らかとし、その原因について考察を加えた。次に、いくつかの実態調査例を示し、投入有機物量に対するガス発生量の関係等

について検討した結果を述べる。またガス発生量を中心とした物質収支に関する消化タンク調査において留意する点についてまとめる。

1.2 下水処理場における消化ガス発生量

昭和55年度の下水道統計¹⁾によれば、わが国の下水処理場480箇所のうち、消化タンクを有する処理場は180箇所であり、年間108百万 m^3 の消化ガスが発生している。これらの消化タンク施設は、一部汲取りし尿の処理としても用いられており、約3分の1の処理場箇所が下水汚泥とし尿の合併処理の形態となっている。このことは、わが国の汚泥消化技術の一つの特色でもあり、注意すべき点である。従って、下水汚泥起源分の発生消化ガス量については、以上の値よりし尿の分を差し引かねばならないが、殆どの施設で各々のガス量を分離計量しておらず、正確な統計計算はできない。しかしながら年間の下水汚泥投入量15,000千 m^3 に対し、し尿はその1割、1,500千 m^3 であるので、概算としては前掲の数値の約1割減、即ち100百万 m^3 が、年間の下水汚泥起源の消化ガス発生量と見積もられる。

消化ガス発生量は、処理場の規模にある程度比例して、発生量の差がみられる。表-1・1は、下水道統計より東北・関東地方にある処理場を対象とし、ガス発生量が年間100,000 m^3 /年以上およびし尿投入のない箇所を抽出し、消化ガス発生量と年間処理水量を較べてみたものである。この表より、処理水量1 m^3 当り、20～

表-1・1 下水処理場における消化ガス発生量

処 理 場 名	年間ガス発生量 (m^3 /年)	年間処理水量 (m^3 /年)	単位処理量当り ガス発生量 (l/m^3)	平均流入水 BOD 値 (mg/l)	平均流入水 SS 値 (mg/l)
山 形	727,838	10,616,070	69	254	217
堀 河 町	1,164,512	14,785,678	79	170	124
郡 山	316,782	15,447,890	21	78	163
水 戸	225,099	9,613,246	23	114	107
田 川	456,027	13,510,690	34	140	117
田 川 第 2	456,027	16,023,070	32	155	129
第 1	150,694	7,942,500	19	83	71
久 喜	199,834	7,229,190	28	148	191
金 ヶ 作	277,860	4,125,320	67	189	123
森 ヶ 崎	13,338,120	356,376,980	37	100	84
北 野	444,120	21,749,126	20	—	—
下 谷	164,801	4,812,651	34	137	182
中 部	1,200,982	27,954,800	43	129	90
南 部	3,130,690	90,465,000	35	160	158
港 北	275,270	13,596,000	20	83	106
平 均 値			37	139	133

70 l の範囲で消化ガスが発生していることがわかり、平均値は37 l であった。

さて、処理水量に対する消化ガス発生量は、当然流入水質の強度に影響されることは明らかである。今、流入水質強度として BOD 値をとり、流入水 BOD 値と処理水量 1 m³ 当りのガス発生量の関係を図-1・1に示す。この図より、流入水質強度と単位水量当りのガス発生量の間に、ほぼ比例関係が認められると考えることができる。即ち、流入水質が BOD で 100 mg/l のとき、ガス発生量は 1 m³ 当り 25 l、BOD 200 mg/l のときは 50 l 程度である。これは、BOD 負荷量 1 g 当り、消化ガス量 0.25 l となることを意味する。これより、1 人 1 人当りの BOD 負荷原単位を 50 g とすると、消化ガス量の原単位は 12.5 l/人/日となる。

以上の数値は、次の様な考察からも得ることができる。表-1・1より、下水量 1 m³ 当りの消化ガス発生量は平均 37 l であった。1 人 1 日当りの下水量は地下水量まで加えると 300 l から 400 l 程度と考えられるので、この数値から算定される 1 人当りの消化ガス量は、12 ~ 15 l/人/日となる。因みに欧米における数値は、米国で 28 l/人/日²⁾、西独で 17 l/人/日または 25 ~ 28 l/人/日³⁾ という数値がみられ、これらと比較すると日本の消化ガス発生原単位は多少低いものと考えられる。

さて、以上の値はあくまでも目安であり、種々の仮定や問題点を含んでいることを明記しておきたい。即ち、BOD で計測された水質強度と消化ガス発生量に比例関係があるとしたが、発生汚泥量は処理プロセスとくに最初沈殿池での SS 除去率また 2 次処理での生物分解の程度に影響されるので、流入水質とガス発生量を短絡して結びつけるのは厳密には無理がある。又、こ

れは後章で詳しく述べるが、セルロース等の物質はガス発生原料となるものであるが、一般的には BOD として計測されないと言われている。

以上の問題点はあるものの、わが国の下水処理場(活性汚泥法による 2 次処理)においては、1 m³ の処理水量当り概ね 30 ~ 40 l の消化ガスが発生していると言え。この値は流入下水濃度に影響され、BOD 150 mg/l 程度の流入水質の場合が上記の値となり、これよりも高い値の場合は、それに応じて高いガス発生量の値となるという傾向が認められる。

次に消化ガス発生量について重要となるのは、投入汚泥量当りのガス発生量である。これは、一般的にガス発生倍率と称されるものであるが、とくに消化タンクの熱管理を考える上で、重要な指標となるものである。図-1・2にわが国の消化タンク施設のガス発生率の状況を示す。5 倍から 10 倍といった範囲が頻度の高い領域となっているが、10 倍から 20 倍といった事例が多い欧米の下水処理場の現況と比較するとかなり低い値である。関東・東海地区以西の温暖地域においても、7 ~ 8 倍以上のガス発生倍率がある箇所では、発生ガスのみによる年間を通してのタンクの加温が可能となっている。図より明らかなように、かなりの施設で冬期に重油等の補助燃料が必要となっていることがわかる。

ガス発生倍率を規定する因子は、投入汚泥の濃度、汚泥中の有機物含有率が主因子となると考えられる。この内、とくに汚泥濃度は直接的に影響が出るので重要である。図-1・3は、消化タンク投入汚泥濃度の現況を示したものである。わが国では、汚泥の濃縮に重力濃縮プロセスが一般的に使われているが、濃縮汚泥濃度は 2 % から 4 %、平均で 3 % とかなり低い。この原

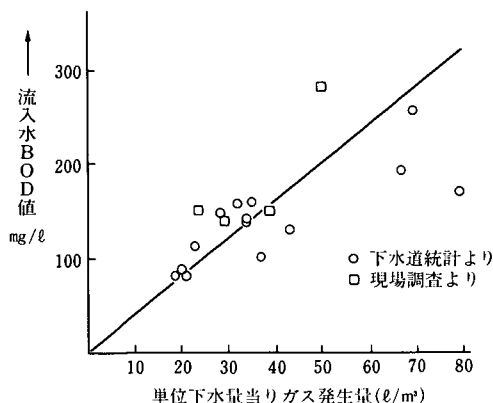


図-1・1 流入水BOD値と処理水量 1 m³ 当りのガス発生量の関係

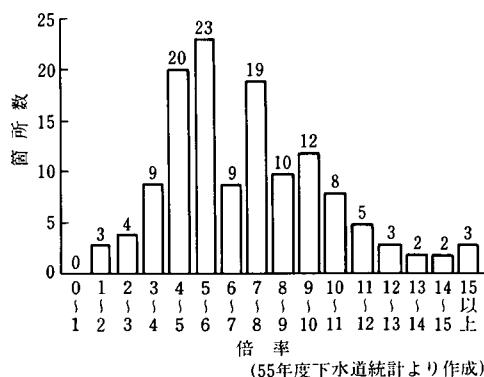


図-1・2 ガス発生倍率 (ガス発生量/投入汚泥量) の分布
(55年度下水道統計より作成)

因は種々考えられており、最近になって汚泥中の有機物含有率が高まったことが主因であると考察されている⁴⁾。しかしながら、有機物濃度が比較的高い欧米の発生汚泥に較べても、一段と低い値である。日本では気温が比較的高いため、処理プロセス内とくに濃縮タンクで汚泥の分解が生じやすく、これによって汚泥の濃縮性が減じることも一つの理由である。

有機物含有率については、旧来わが国の下水汚泥は欧米に較べかなり低いものとされ、その原因については、わが国の食生活の違いを指摘するものが多かった。即ち、日本人は西洋人に較べ動物性蛋白や脂肪の摂取量が少いため、下水汚泥中の有機物含有率も低くなるというものである。しかしながら、わが国においても分流式下水道の処理場から発生する汚泥は、有機物含有率が70～80%にも達する例がかなりあり、また合流式下水道の処理場においても、発生汚泥の有機物含有率がこの数年で大きく上がってきていることが報告されている⁵⁾。これは、食生活の欧米化にも一因はあるものの、下水道網の完成による下水汚濁物に対する管内掃流力の増加、また、道路舗装率が100%近くなってきたことによる土砂の流入の減少、等も大きな要因となっているものと考えられている。

以上の様に、最近では全体的に汚泥の有機物含有率は上がってきているものの、処理場によっては有機物含有率が50%台に留まっている箇所も多く存在する。次節では、数箇所の処理場を対象として行った消化タンクの調査結果を示し、ガス発生倍率に及ぼす諸要因について更に検討をくわえる。

1.3 消化タンクの物質収支

わが国の下水処理場における消化タンクは、2段消

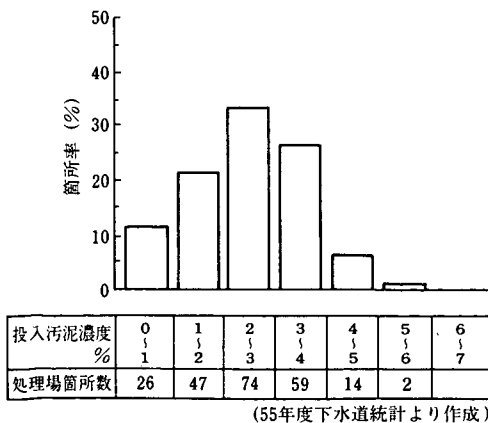


図-1-3 消化タンク投入汚泥の濃度分布

化法が一般的であり、米国で標準消化法 (standard type) とされる単槽無攪拌のものは、ごく古い施設を除いてほとんどない。2段消化法は1段目で加温攪拌の下でガス化反応が促進され、2段目では消化汚泥と脱離液の分離が行われる。1次消化タンクと2次消化タンクの容積比率は、1:1の例が一番多く、次に2:1、特例として3:1のものもみられる。これらの容積配分は、一般にタンクの個数によってなされる場合が多い。

消化日数は30日が一般的な設計数値となっているが、これは2段合わせたものに対してであり、1段目の消化タンクの水理学的滞留時間は、10日から20日というのが通常の値となっている。消化温度は30℃から40℃の範囲の中温消化が大部分であり、どちらかというと35℃以上の高目の温度がとられる場合が多い。高温消化については、東京都の処理場2箇所で行われ、50℃付近の消化温度がとられている。

以上がわが国の消化タンク施設の概観であるが、下水汚泥の嫌気性消化処理の現況をより詳細に調べるため、20箇所程度の消化タンクに対して現地調査を行ってきた。このうち、管理データが比較的良好に得られている箇所を対象とし、投入汚泥の性状とガス発生量等の関係を調査するため、消化タンクまわりの固形物および有機物収支を表にまとめた。表-1-2は、昭和50年当時に行った現地調査の結果をまとめたものであるが、この表の作成にあたっては1年間分の管理データの平均値を用いた。なお消化ガス1m³の重量は1.12kg(ガス容量比、CH₄68%、CO₂32%と仮定)として計算し、脱離液量は投入汚泥量から消化汚泥量を差し引いた値とした。表のわきには、有機物収支 (VS収支) を投入有機物量を100%として図に示した。

表-1-3は、昭和56年、57年に行った消化タンクの調査結果を同様な方式によって表にまとめたものである。この場合は、各汚泥濃度、有機物濃度は実測を行い、投入量、引拔量、ガス発生量は、調査日に対応した月間の管理データを用いたものである。

これらの表および有機物収支をまとめた図よりみると、投入有機物量に対し、ガス量の重量換算は2割から7割の広範囲にわたっていることがわかる。また本来であれば、消化ガス、消化汚泥、脱離液の有機物量を足し合せたものが、投入汚泥の有機物量に等しくなるはずであるが、有機物収支図より、約半数の箇所では3者を足し合せたものが100%の値から大きくはずれることとなった。この問題については後に検討を行う。消化処理における有機物の減少率は消化率といわれて

おり、この様に発生ガス量の重量換算から求める方法は、既に野中⁶⁾により提唱されている。これを数式で表すと次のとおりとなる。

$$D = \frac{B \cdot \rho_g}{A \cdot \sqrt{V_{ns}}} \times 10 \dots\dots\dots (1.1)$$

ここに B : 消化ガス発生量 (m³/day)
A : 投入汚泥量 (m³/day)
 ρ_g : 消化ガスの密度 (kg/m³)
V_{ns} : 投入汚泥中の有機物濃度 (%)

これに対し、従来より一般的に用いられてきた消化率の計算式は、次のとおりである。

$$D = \left(1 - \frac{V_{s1} \cdot A_{ns}}{A_{s1} \cdot V_{ns}}\right) \times 100 \dots\dots\dots (1.2)$$

ここに V_{s1} : 消化汚泥の有機物濃度 (%)
A_{s1} : 消化汚泥の強熱残留物 (%)
V_{ns} : 投入汚泥の有機物濃度 (%)
A_{ns} : 投入汚泥の強熱残留物 (%)

以上2通りの計算式で求めた各消化タンク毎の消化率の値を表-1・4に示す。これらの2通りの方法で求めた消化率の値は本来ならば同一の値に近くならなけれ

ばならないが、約半数の箇所値が大きく離れた。これは、前述したように消化ガス量の換算有機物量が、消化タンクの有機物収支に十分に整合していないという点にまず問題があるものと考えられる。

この点について考察した結果を以下に記す。第一にガスの計量が十分に正確に行われていないということがあげられる。一般的に使用されているガス流量計はオリフィス型のものであるが、この計器誤差は3%以内と言われている。しかしながら、計器の設定ミスまたはオリフィス部分の汚損により誤差の多い計測がなされる可能性がある。その他、オリフィス部分でのガスの逆流による誤計量の問題がある。オリフィスはマイナスの計量をしないので、逆流時の計器上の読みはゼロとなる。よって、汚泥の投入引抜き時にガスが消化タンクとガスタンクの間を往復することにより、投入量分のガス量が増加されて計量されることとなる。この機構により数%のオーダーで過大な計測をするということが指摘できる。

次にガス成分であるが、ごく限られた処理場を除いて、定期的な計測が行われていないのが現状である。よってガス量を有機物量換算する場合にガス重量密度 ρ_g を仮定している。ガス成分は、メタン成分が60%~

表-1・2 消化タンク物質収支計算表⁷⁾

処理場 No	処理場概要	消化タンク概要	調査項目	①投入汚泥	②消化汚泥	③脱離液	④ガス発生量
1	排除方式： 分流一部合流 日平均処理水量： 150,000m ³ /日 (し尿投入有) 390kl/日	消化方式： 2重槽 消化温度： 38°C 消化日数： 30日, 24日	1日平均量m ³ /日	1,100	400	700	6,500
			TS %	3.5	4.0	1.0	—
			VS %	2.54	2.2	0.55	—
			VS/TS %	72.5	55.0	55.0	—
			TS量 t/日	38.5	16.0	7.0	7.3
2	合流 395,000m ³ /日 (+430,000m ³ /日) 他処理場の 汚泥合併処理	2重槽 40°C 10日 汚泥量の半量 を消化処理	1日平均量m ³ /日	4,440	2,644	1,776	26,100
			TS %	3.60	2.56	2.54	—
			VS %	2.36	1.42	1.42	—
			VS/TS %	65.5	55.5	55.9	—
			TS量 t/日	159.8	68.2	45.1	29.2
3	合流 76,000m ³ /日	2段消化 41°C 30日	1日平均量m ³ /日	280	170	110	2,450
			TS %	3.75	4.25	0.65	—
			VS %	2.43	1.70	0.26	—
			VS/TS %	65.0	40.0	40.0	—
			TS量 t/日	10.5	7.22	0.71	2.74
4	合流 193,000m ³ /日 (し尿投入有) 144kl/日	2段消化 35°C 24日	1日平均量m ³ /日	1,083	501	582	5,053
			TS %	5.60	5.24	3.70	—
			VS %	2.51	2.01	1.51	—
			VS/TS %	44.8	38.4	40.8	—
			TS量 t/日	60.7	26.3	21.5	5.7
			VS量 t/日	27.2	10.1	8.8	5.7

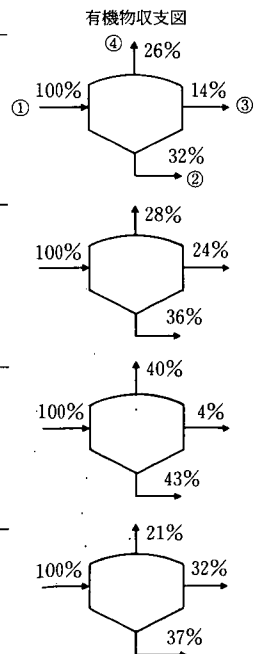
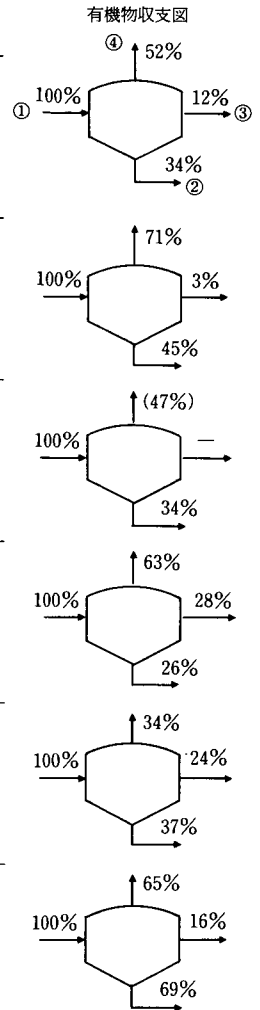


表-1・3 消化タンク物質収支計算表

処理場 Na	処理場概要	消化タンク概要	調査項目	①投入汚泥	②消化汚泥	③脱離液	④ガス発生量
1 調査期日 (56.10)	分流一部合流 日平均処理水量： 46,900m ³ /日 (し尿投入有) 79.4kl/日	消化方式：2段中温 消化温度： 38℃ 消化日数： 20日(40日) ()内は含2次タンク	1日平均量m ³ /日	354	232	146	3,500
			TS %	3.24	2.14	1.23	—
			VS %	2.14	1.10	0.63	—
			VS/TS %	66.2	51.2	51.2	—
			TS量 t/日	11.47	4.98	1.79	3.92
2 (56.12)	合流 1,130,000m ³ /日 このうち、 753,000m ³ /日 の発生汚泥が消化処理	2段高温 50℃ 9日(12日)	1日平均量m ³ /日	1,374	1,233	141	17,950
			TS %	2.69	1.70	1.13	—
			VS %	2.05	1.02	0.65	—
			VS/TS %	76.1	59.8	57.2	—
			TS量 t/日	36.96	20.96	1.59	20.10
3 (56.10)	分流 20,100m ³ /日 標準活性汚泥法 余剰汚泥は浮上濃縮	2段中温 38℃ 20日(40日)	1日平均量m ³ /日	67.1	69.7	—	(1,000)
			TS %	4.19	1.76	—	—
			VS %	3.55	1.17	—	—
			VS/TS %	84.7	66.7	—	—
			TS量 t/日	2.81	1.23	—	(1.12)
4 (57.9)	分流合流 4,600m ³ /日 (し尿投入有) 24.5kl/日	2段中温 37℃ 22日(44日)	1日平均量m ³ /日	54.5	11.0	46.8	576
			TS %	3.67	5.90	1.61	—
			VS %	1.88	2.45	0.62	—
			VS/TS %	51.2	41.5	38.7	—
			TS量 t/日	2.01	0.65	0.75	0.65
5 (57.9)	合流式 66,300m ³ /日	2段中温 38℃ 21日(43日)	1日平均量m ³ /日	304	105	213	1,899
			TS %	2.70	3.54	1.16	—
			VS %	1.66	1.80	0.56	—
			VS/TS %	61.5	50.8	48.2	—
			TS量 t/日	8.21	3.72	2.47	1.70
6 (57.9)	合流一分流 163,000m ³ /日	2段中温 35.5℃ 21日(41日)	1日平均量m ³ /日	692	462	279	6,430
			TS %	2.47	3.12	1.19	—
			VS %	1.59	1.64	0.63	—
			VS/TS %	64.4	52.7	52.9	—
			TS量 t/日	17.09	14.45	3.33	7.20
			VS量 t/日	11.01	7.62	1.76	7.20



75%，その他の大部分が炭酸ガスと考えることができる。よって表-1・5の様にガス成分に従ったガス重量密度が算出されるが、今回仮定した値1.12kg/m³の1割前後，値が動く可能性がある。

次に汚泥成分より求めた消化率とガス重量から求めた消化率が一致するかどうかという点を考察する。消化率の算出式(1・2)は旧来より用いられてきたものであるが，厳密には次の式が物質収支の点から正しいとされている⁸⁾。

$$D = \left\{ 1 - \frac{Vs_1(1-x) + Vs_x}{Vns} \right\} \times 100 \dots (1 \cdot 3)$$

ここに Vs_1 ：消化汚泥の有機物濃度(%)
 Vs_x ：脱離液中の有機物濃度(%)
 Vns ：投入汚泥の有機物濃度(%)

表-1・4 2方法の算出式による消化率の値の比較

対象タンク施設	50年度 Na 1	Na 2	Na 3	Na 4	56-57 Na 1	Na 2	Na 3	Na 4	Na 5	Na 6
発生ガス量 による消化率 ¹⁾ %	26	28	40	21	52	71	(47)	63	34	65
汚泥成分 による消化率 ²⁾ %	54	35	62	23	46	53	64	32	35	39

$$1) D = \frac{B\rho_g}{AV_{ns}} \times 100 \quad 2) D = \left(1 - \frac{V_{s1} \cdot A_{ns}}{A_{s1} \cdot V_{ns}} \right) \times 100$$

表-1・5 消化ガス成分とガス重量密度

ガス成分 容量 %	CH ₄	60	65	70	75
	CO ₂	40	35	30	25
ガス重量密度 ρ_g kg/m ³	1.21	1.15	1.09	1.03	

$\rho_g \text{CH}_4 = 0.717 \text{kg/m}^3$, $\rho_g \text{CO}_2 = 1.977 \text{kg/m}^3$, 標準状態 (0℃, 1気圧)

また、 x は次式により求める。

$$x = \frac{As_1 - Ans}{As_1 - As} \dots \dots \dots (1.4)$$

式中 As_1 : 消化汚泥中の強熱残留物 (%)

As : 脱離液中の強熱残留物 (%)

Ans : 投入汚泥中の強熱残留物 (%)

つまり上式は脱離液をも含めた有機物収支より、投入汚泥中の有機物を対照として求めた消化率である。 x は投入汚泥量に対する脱離液量の比率であり、 $(1-x)$ は消化汚泥量のそれであることにより、強熱残留物に対し次式が成立し、これをまとめると (1.4) 式となる

$$Ans \times 1 = As x + As_1 (1-x) \dots (1.5)$$

し尿消化の場合は、(1.2) 式を適用した場合かなりの不都合が出ることが指摘され⁸⁾、物質収支上合理的な (1.3) 式を用いることが推奨されている。その理由は消化汚泥と脱離液でその有機物含有率が通常かなり異なるためである。即ち、し尿脱離液は溶解性物質の濃度が高いのに反して、有機成分を含む固形物分の濃度が低く、有機物含有率は消化汚泥のそれに比べ低い値となる。しかしながら下水汚泥の場合は、表-1.2、1.3をみても明らかなように、有機物含有率は脱離液と消化汚泥でほぼ同一の値である。これは、塩分に帰着する固形物濃度が低いため、し尿の場合の様な乖離が起きずに、濃度は異なるものの消化タンク内の全槽にわたる有機物含有率がほぼ一定となると考えることができる。

(1.3) 式にいま、脱離液と消化汚泥の有機物含有率が等しいという条件、 $Vs/As = Vs_1/As_1$ を入れてみると、簡単な式の変形により (1.2) 式に帰着することがわかる。つまり、有機物収支に基礎をおいた (1.3) 式が、下水汚泥の場合、(1.2) 式と同型となることが明らかとなった。

以上の考察により、有機物減量を基礎とする従来の消化率とガス重量から求めた消化率は、本来ならば一致するものであると言える。しかしながら、現状の消化タンクにおいては、上述した様に主にガス計量の不正確さにより、消化タンクまわりのガスを含めた有機物収支が成立しない箇所が多く、2つの方法で求めた消化率が一致しない例が出る。この様な状況を考慮すると、現在のところ、消化タンクの消化率の評価は、従来の方法によるものが最も信頼性の高いものであるものと考えられる。

今回調査を行った10箇所の消化タンクでは、消化率が23%から64%という広い範囲を有し、その平均値は

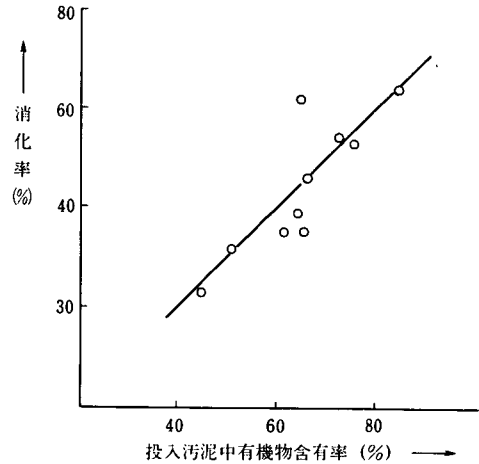


図-1.4 投入汚泥有機物含有率と消化率の関係

44%であった。この消化率と投入汚泥の有機物含有率とは正の相関を持ち、図-1.4に示す様に、60%の有機物含有率で消化率40%、80%の有機物含有率で消化率60%程度という関係が得られた。これは有機物含有率の高い汚泥ほど分解し易い有機物がより高い割合で存在することを示すものである。

その他、物質収支図より付随的に考察されることは、脱離液としてかなりの固形物分が流出している箇所は、概して消化率も低いということである。この脱離液固形物は再び水処理系に戻され、いわゆる循環汚泥となることにより、濃縮・消化プロセスの負荷を高める。その上、一端消化を受けていることにより、殆どガス発生能力を有さないの、投入汚泥自体のガス発生能力を大きく低下させる原因となるものである。上述した有機物含有率が低い汚泥は、単位有機物量当りのガス発生量も低いという事実は、この脱離液固形物の循環の問題と多分に関係しているものと考えられる。

1.4 結論

i) 昭和55年度時点のわが国の下水処理場480箇所のうち、消化プロセスを有する処理場は180箇所であり、これらの施設より発生する消化ガス量は、年間108百万 m^3 である。これらの消化タンク施設では、約3分の1の箇所でし尿との合併処理がなされており、わが国の汚泥消化技術の特色となっている。

ii) 下水処理場より発生する消化ガス量を、処理水量当りでみると、20~70 l/m^3 の範囲となっており、この値は流入下水のBOD濃度と強い相関を示した。

iii) 以上の値から1人1日当りの下水負荷量に対応する消化ガス発生量を試算すると、12~15 l/人/日となり、欧米の値よりは低いものとなった。

iv) 消化タンクまわりの有機物収支を調査した結果、約半数の箇所収支が合わないことがわかり、これは主に消化ガス量の計量に問題があるものと考察された。

v) 下水汚泥の場合、従来より用いられてきた消化率を算定する式、 $(1 - \frac{Vs_1 \cdot Ans_1}{As_1 \cdot Vns}) \times 100$ が、有機物収支の見地よりもこれを満足することを確認し、現状においてはガス量を基とした消化率よりも、汚泥成分を基とした従来の消化率の値が最も信頼性の高いものであるとの結論を得た。

vi) 上記のことは、消化汚泥と脱離液の有機物含有率がほぼ一致するという条件が、下水汚泥消化の場合一般的であるという事実に基づいているものであり、し尿の混入率の高い場合は、脱離液成分を考慮したより厳密な消化率の式を適用する必要がある。

参 考 文 献

- 1) 日本下水道協会「昭和55年度版下水道統計 第37号」
- 2) Metcalf & Eddy, Inc "Wastewater Engineering ; Treatment Disposal Reuse, second edition" p. 621, McGRAW-HILL, 1979.
- 3) Karl und Klaus R. Imhoff, "Taschenbuch der Stadtentwässerung 24., verbesserte Auflage", R. OLDENBOURG VERLAG, 1976.
(訳本,「IMHOFF 下水道ハンドブック」環境技術研究会 p.207)
- 4) 日本下水道協会「下水道維持管理指針」1979年版
- 5) 野田典宏他「汚泥の濃縮」下水道協会誌 Vol.21 No.243 pp.32-47, 1984. 8.
- 6) 野中八郎「消化槽の管理に関する研究」水道協会雑誌 第326号 pp25~39, 1961. 11.
- 7) 佐藤和明「嫌気性消化法の現状と問題点」土木技術資料 Vol.18 No.11 pp. 3 ~ 8, 1976.
- 8) 洞沢勇「消化による尿尿中の有機物の変化を標示する方法について」水道協会雑誌 第275号 pp.36~42, 1957.

2. 下水汚泥のガス発生量と有機物成分

2.1 緒論

わが国の下水汚泥は欧米のそれに比べ、嫌気性消化時におけるガス発生量が低いということが一般的な認識であった様に考えられる。確かに前章で試算した様に1人当りの発生汚泥量に対するガス量は低いものと計算された。しかしながら、これはあくまでも統計的な数字からの推定であり、下水道建設期にあるわが国においては、下水管網が整備されたとしても、欧米の様に100%水洗便所化の状況となるのにはある時間がかかることが予想され、統計に示したいいくつかの都市では水洗化普及率が6割から7割の段階に留まっているということを考慮しなければならないであろう。

最近では、かなりの処理場で発生汚泥の有機物含有率が上昇していることが報告されている。その原因については前章で考察したが、発生汚泥の有機物含有率が上がると汚泥の濃縮性が一般に低下するので、実際には消化ガス発生量の増大に必ずしも結びつかないということが指摘できる。しかしながら、汚泥濃度の確保については、例えば機械濃縮等の技術的対応策があるので、やはり下水汚泥のガス発生量を規定する基本的因子は汚泥中の有機物含有率とその有機物の内容ということになる。

本章では、まず汚泥のガス発生能力を測定する実験形態について検討した結果を示し、続いて汚泥有機物の内容を分画定量する方法を示す。次に日本の各地の下水処理場より採取した汚泥のガス発生量の測定値を示し、とくに最初沈殿池汚泥、余剰泥間のガス発生量の差異について検討をくわえた結果を示す。

2.2 ガス発生量の測定法に関する検討

下水処理場から発生する汚泥中には通常、その多寡はあるものの、メタン発酵の主体となるメタン菌やその前段を司る酸発酵菌が存在し、汚泥を適当な温度で嫌気条件下におくと嫌気分解が始まる。下水汚泥のガス発生能力を測定するためには、基本的にこのプロセスを適用すれば良く、汚泥を嫌気状態に密封し、中温消化の温度域に保温することにより、ガス発生を促しガス発生量の終点を測定する。しかしながらこの方法によると、汚泥によっては酸発酵の状態で長期間停滞し、メタンガス発生を伴う嫌気性分解の終了にきわめて長い期間を要する。このため、適当な量の嫌気性菌の植種を行うことが一般的であり、通常この植種には

ガス発生を終了した消化汚泥が用いられる。この植種量に関してはこれといった基準は見当たらないが、十分な植種を行う場合には、試料の生汚泥量に対し通常容量で2倍量以上の消化汚泥を付加して種付けを行っている。以下に汚泥試料をそのままタンクに密封してガス発生状況を観察した結果と、適当な種付けを行うことによりガス発生量を測定した実験について概観する。

(1) 植種なしのバッチ実験方式によるガス発生量の測定

1) 実験内容

6箇所の下水処理場の発生汚泥を対象として、各汚泥のガス発生量を計測する実験を行った。ガス発生量を計測する方法としては、10 lの汚泥を密閉容器に封入して嫌気状態に保ち、30°Cの恒温槽内に設置しておく方法をとった。発生ガスは、飽和食塩水を満たしたガス採集管内に貯留し計測する方法をとり、ガス成分はガスクロマトグラフ(TCD)により測定した。実験装置の概要を図-2.1に示す。実験はガス発生がほとんど認められなくなる時点まで行い、この時点におけるガス発生量の合計を対象汚泥のガス発生量とした。

実験に供した汚泥は、分流式下水道の処理場3箇所、合流式下水道の処理場3箇所である。これらの処理場では活性汚泥法による2次処理がなされているが、Aにおいてはアルミニウム塩による同時凝集法が行われており、又、Bでは最初沈殿池が省略された形態となっている。汚泥を採取した処理場と採取汚泥の概要を表-2.1に示す。汚泥の採取場所は、各処理場の濃縮タンクより引き抜かれる濃縮汚泥とし、濃縮タンクのない処理施設の場合は、現地で濃縮を行った。汚泥は封入する前に5 mmのメッシュの金網で篩別し、粗大な夾雑物を排除した。又、B処理場の汚泥は濃度が高かったため、水道水で希釈を行った。

実験タンクに10 lの実験供試汚泥を封入した後、ヘリウムガスによりタンク上部の空気を置換し、ガス採集管にガス引抜き管を接続した。以上の作業を終えた後、30°Cの恒温槽内に実験タンクを設置した。タンク内の汚泥は磁力攪拌器(攪拌子10cm, 回転数300rpm)により常時攪拌した。

2) 実験結果

ガス発生量の測定は、B, C, E, F処理場の汚泥につき110日、A, D処理場の汚泥については189日行った。このうちD処理場の汚泥についてはガス発生が続くものと考えられたが、実験期間の都合上実験を中断した。ガス発生パターンを図-2.2, 2.3に示すが、各汚泥に対するガス発生パターンは相当異なっていることが認められる。この原因は、封入汚泥中のメタン菌の多寡および汚泥中の有機物の分解性の相異によっているものと考えられる。特に汚泥処理施設が敷地内ない処理場の汚泥A, Dに関しては、比較的長期の酸発酵停滞期を経てメタン発酵期に移行している。これはいわゆる汚泥処理施設からの返流水の影響がない

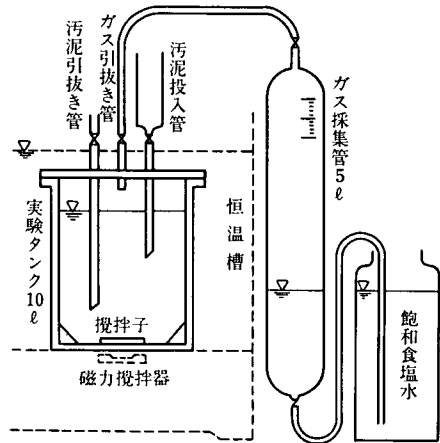


図-2.1 消化実験装置

表-2.1 実験供試汚泥の性状

処 理 場 名	A	B	C	D	E	F
排 除 方 式	分流	分流	分流	合流	合流	合流
日平均処理水量 千m ³ /日	16	74	31	430	395	76
TS mg/l	38750	27070	23350	27150	25570	28890
VS mg/l	24160	19840	15570	19960	16880	18120
V-N mg/l	1713	1589	1256	1150	1224	1148
T-P mg/l	848	342	320	212	342	245
汚処理施設の有無	無	有	有	無	有	有

注。実験供試汚泥は処理場の汚泥濃縮タンクより採取したもので、混合汚泥である。

ため、消化脱離液等による嫌気性菌のプロセス自体による植種の機会が少いために考えられる。これを逆に考えれば、通常の下水处理場の発生汚泥は、メタン菌などの嫌気性菌をかなりそれ自体保持していると考えられる。

汚泥中の有機物量とガス発生量の関係を表-2・2にまとめた。この表よりガス発生が中途のDを除いて、封入有機物量 (VS) 当りの総ガス発生量は $0.33 \sim 0.48$ l / gvs, メタンガス発生量は $0.20 \sim 0.29$ l / gvs となっていることがわかる。前章の消化タンク管理データのまとめより、有機物含有率の高い汚泥は有機物量当りのガス発生量も高くなるとの関係を得たが、今回の測定結果では有機物含有率70%を示すB汚泥が他の60%台の汚泥に較べて高いガス発生量を示すという結果は認められなかった。なおB汚泥は、前述したように、最初沈殿池なしの処理場の余剰活性汚泥である。又、今

回の汚泥試料では排除方式の別による有機物含有率の差異は少なかったため、合、分流間の発生汚泥のガス発生能力の差はでていない。

以上の実験により、植種をしない場合でも、約70日から100日でガス発生が大体終了する汚泥が多いことがわかった。但し、返流負荷の影響がない発生汚泥に関しては、酸性発酵の停滞状態が長期に継続し、200日の実験期間によってもガス発生が終了しないケースがあることがわかった。

(2) 植種のあるバッチ実験方式によるガス発生量の測定

1) 実験内容

本実験は、最初沈殿池汚泥と余剰活性汚泥のガス発生量の差異を検討することを目的として行ったものであるが、同時に植種をした場合のバッチ実験方式によ

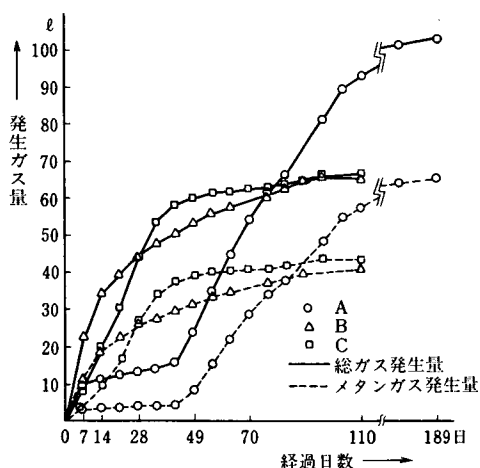


図-2・2 バッチ実験におけるガス発生量グラフ

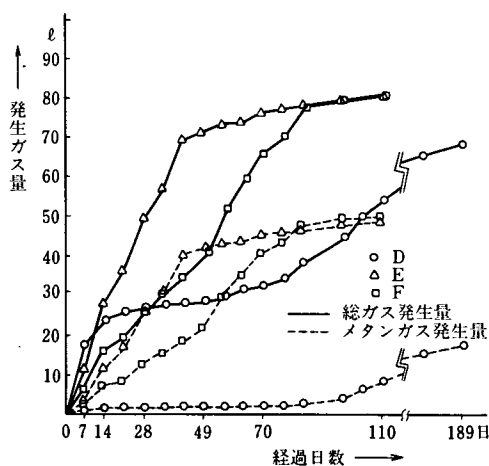


図-2・3 バッチ実験におけるガス発生グラフ

表-2・2 汚泥の有機物量とガス発生量

処 理 場 名		A	B	C	D	E	F
供試汚泥	TS mg/ l	38750	27070	23350	27150	25570	28890
	VS mg/ l	24160	19840	15570	19960	16880	18120
	VS/TS %	62.3	73.3	66.7	73.5	66.0	62.7
消化汚泥	TS mg/ l	23890	20150	15940	19990	15560	20500
	VS mg/ l	10650	12930	8630	12810	7620	10020
	VS/TS %	44.6	64.1	54.1	64.1	49.0	48.9
減 少 率	TS %	37.7	25.6	31.7	26.4	39.1	29.0
	VS %	55.9	34.8	44.6	35.8	54.8	44.7
総ガス発生量		103.4	65.9	66.1	68.5	81.0	80.5
メタンガス発生量		65.6	39.8	43.2	17.3	49.1	50.6
VS当りガス発生量		0.43	0.33	0.42	0.34	0.48	0.44
メタン発生量		0.27	0.20	0.28	0.09	0.29	0.28

る汚泥のガス発生量の測定法に関しても検討を行ったものである。実験に供した汚泥は、名古屋市西山水処理場の最初沈殿池汚泥、余剰汚泥およびこれらを固形物比1対1で混合した混合汚泥である。

前項の実験では、濃縮生汚泥をそのまま実験タンクに封入しガス発生量を測定したが、汚泥によっては酸性発酵期に停滞し、メタン発酵に移行するまでにかなりの期間がかかり、ガス発生の終点を確認するまで100日以上の実験期間が必要になった。今回行った実験は以上の様な不都合を解消するため、適当量の植種を行うこととした。実験供試汚泥6 lに2 lの種汚泥を加えた場合(ケースI)、供試汚泥2 lに6 lの種汚泥を加えた場合(ケースII)の2種類の植種条件で実験槽に汚泥を封入し、ガス発生量とその成分を測定した。なお、実験形態は前項の実験と同様であり、消化温度は30°C、汚泥は下部の磁力攪拌器により常時攪拌されている。又、種汚泥としてはガスの十分出切った消化汚泥を使用した。

2) 実験結果

ガス発生状況の概要を示すと、ケースIでは、初沈汚泥の分解が酸性発酵に留まり、ガス発生が約1ヶ月間停滞した。その後メタン発酵に移行し約1ヶ月は順調なガス発生をみたが、再度緩慢となり4箇月を経た後も明確なガス発生の終了点を示さず、実験タンク内の汚泥也未消化であった。混合汚泥は、最初の1週間発生ガスの主成分は炭酸ガスであったが、その後順調にメタン発酵に移行し、約2ヶ月でガス発生はほぼ終了した。余剰汚泥は当初から順調なメタン発酵(図-2・4参照)を示し、約1ヶ月でガス発生はほぼ終了している。これら3種類の汚泥間で異なったガス発生パターンを示した原因については、①汚泥濃度、有機物濃度共に初沈>混合>余剰となっており、有機物負荷が異っていた。②初沈汚泥では、酸発酵速度が早く、メタン菌のガス化反応が追従し得なかった。③余剰汚泥には窒素分が多く含まれているので、これが可溶化することにより消化液の緩衝能を高め、実験初期の酸発酵時のpHの低下を抑止した。等が考えられる。

ケースIIでは、3種の汚泥共に順調なメタン発酵が進行し、約1ヶ月でほぼガス発生は終了した。(図-2・5)

これらのガス発生量を、強熱減量(VS)を有機物指標とし、有機物当りに整理したものを表-2・3に示す。発生ガス中に占めるメタン成分の割合は、初沈汚泥よりも余剰汚泥の方が高くなっている。これに関しては初沈汚泥の有機物主成分がセルロース系の炭水化物、

余剰汚泥は蛋白質が主成分と類推できることから、これらの有機物構成の差がその一つの原因となっているものと考えられる。また上で触れたように、余剰汚泥の方がアンモニア性窒素が高くなることにより、消化液のpH、アルカリ度が初沈汚泥よりも高くなっている。これも一つの原因となっているものと考えられる。

有機物当りの総ガス発生量を、ガス発生がほぼ完了したケースIIと比較すると、初沈、混合、余剰の順となっていることがわかる。又、メタンガス発生量についても同様な順序が認められる。

(3) バッチ実験によるガス発生量測定に対する考察
前段に示したように、種汚泥としての消化汚泥量を、実験供試汚泥の3倍量にしたところ、実験当初より順調なメタン発酵が生じ約4週間で大体ガス発生が終了することがわかった。しかしながら、嫌気性消化のバッチ実験においては、厳密な意味でガス発生の終点をどこにとるか問題のあるところであり、実際には少量のガス発生は数ヶ月のオーダーで継続する。

そこで、もしガス発生速度が基質に対して1次反応

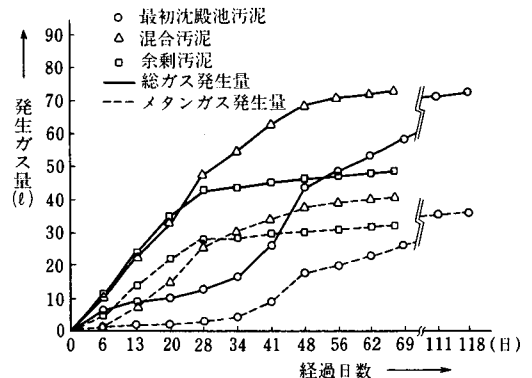


図-2・4 ケースI ガス発生グラフ

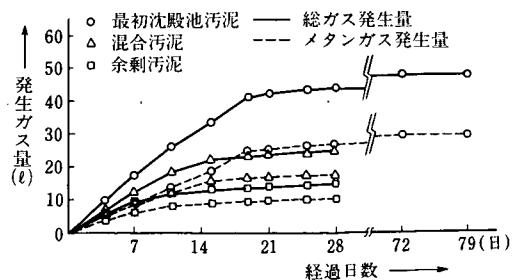


図-2・5 ケースII ガス発生グラフ

表-2・3 有機物当りガス発生量および消化混合液の性状

実験 ケース		ケース I			ケース II		
封入汚泥量		供試汚泥 6 l : 種汚泥 2 l			供試汚泥 2 l : 種汚泥 6 l		
汚泥の種類		初沈	混合	余剰	初沈	混合	余剰
汚泥成分(mg/l)	TS	44424	31630	25141	44424	31630	25141
	VS	31940	22430	17540	31940	22430	17540
総ガス発生量 (l)		72.61	72.54	47.96	(43.81) 48.27	25.17	15.13
メタンガス発生量 (l)		35.93	40.30	31.50	(26.56) 29.97	17.90	10.56
メタン成分比 (%)		49.5	55.6	65.7	(60.6) 62.1	71.1	69.8
VS当り 総ガス発生量 (l/g)		0.38	0.54	0.46	(0.69) 0.76	0.56	0.43
VS当り メタンガス発生量 (l/g)		0.19	0.30	0.30	(0.42) 0.47	0.40	0.30
消化混合液 の性状	pH	7.35	7.78	7.84	7.70	7.70	7.81
	アルカリ度(mg/l)	2480	4830	5030	4820	4420	4450
	アンモニア性窒素(mg/l)	930	1290	1290	942	1150	1150

() 内は28日までの数値

であると仮定することができれば、バッチ実験の場合のガス量累加曲線は次式で表現され、最終ガス発生量が計算上求められる。

$$Y = G (1 - e^{-kt}) \dots\dots\dots (2 \cdot 1)$$

ここに Y : 時間 t までに発生したガス量

G : 最終ガス発生量

k : ガス発生速度恒数

上式は BOD 曲線を表す式としても用いられており、時系列的にとった何点かの DO 測定データより、各係数で算出する手法がある。その代表的なものがモーメント法である¹⁾。これらの手法により最終ガス発生量を数値的に算出することが可能であるが、図-2・6に示すモーメント法を適用した例でもわかるとおり、消化ガス発生量のデータは1次反応を基礎とするガス発生カーブに必ずしも一致せず、データのとりかたによって最終ガス発生量の算出値が大きく異なることがわかる。下水汚泥のガス発生は、多くの場合、初期の直線的な増加その後には屈曲点を経て緩慢なガス発生が継続するというパターンとなっている。よって1次曲線にモーメント法で近似する場合、往々にして上記に示したような不都合が生ずることとなる。

以上のことを勘案すると、植種を伴うバッチ実験で汚泥のガス発生量を測定する場合、ガス量累加曲線に屈曲点が表れガス発生が緩慢となった時点を適当にとり、この期間に発生したガスの総量をもって供試汚泥

のガス発生能力を評価したとしても大きな誤差は出てこないものと考えられる。例えば今回の実験で初沈汚泥は28日までのガス発生量は43.81 l、その後79日目では48.27 lとなった。この差は約1割であるが、通常の消化日数20日から30日を考慮すると、前者の値43.81 l がより現実に近いガス発生量を示すものと考えられる。

(4) 半連続投入実験によるガス発生量の測定

本実験は前項(2)に示したバッチ実験と同様、名古屋市西山水処理場より発生汚泥を対象とし、その初沈汚泥、余剰汚泥、両者の混合汚泥のガス発生量を半連続投入実験により測定したものである。実際の消化タンクの操作条件に近い半連続方式の実験でガス発生量を測定することは、現実の消化ガス発生量をほぼ完全な状態で評価する手法であり、最も信頼性のある数値を得ることができる。以下に実験内容と実験結果を記述する。

1) 実験内容

実験は前述のバッチ実験の項で示した実験装置を用いて行った。実験槽は3基用意し、消化日数は30日、消化温度は30°Cに設定した。実験期間は10週間であり、ガス発生量およびガス成分、汚泥成分の測定を行った。実験形態は1日に1回汚泥の引き抜き及び投入を行う半連続投入方式であり、1週間分の投入汚泥量の5分の1量を月曜日から金曜日の5日間に分割投入した。実験に供した投入汚泥は、名古屋市西山水処理場(分

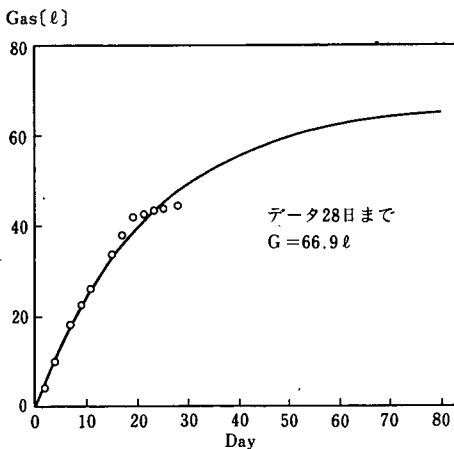
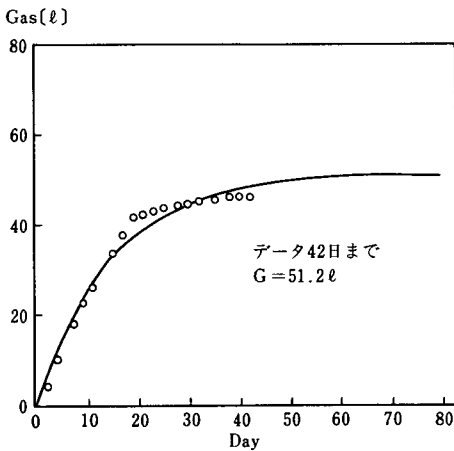
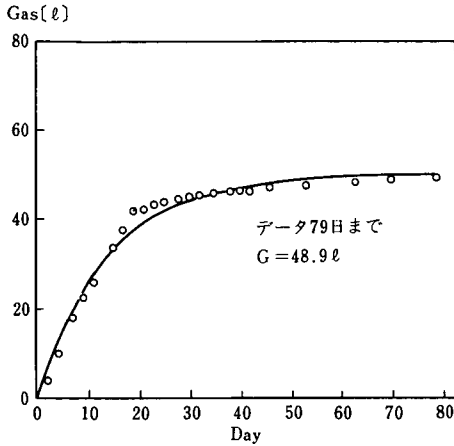


図-2.6 最終ガス発生量の算定に対するモーメント法の適用

流式、標準活性汚泥法、処理人口51,100人、家庭下水100%、日平均処理水量20,000m³/日)の最初沈殿池汚泥、余剰汚泥およびこれらを固形物比1対1に混合した混合汚泥の3種である。実験中2回に分けて処理場より採取し濃度をほぼ4%に調整したものを用いた。初回の採取汚泥は実験5週目迄、2回目のものは6週以後に投入している。この投入汚泥の成分の平均値を実験当初実験槽に封入した消化汚泥成分と共に表-2.4に示す。

2) 実験結果

各投入汚泥の実験槽からの総ガス量、メタンガス発生量および投入汚泥、消化汚泥の蒸発残留物(TS)、熱減量(VS)の各実験週毎の測定値を表-2.5に示す。ガス発生量は週間積算値、汚泥成分は週間平均値である。実験経過の概要は図-2.7に示されるように、ガス発生量は3週目あたりから安定してきた。実験槽中のpHは、最初沈殿池汚泥を投入した槽はほぼpH7、余剰汚泥を投入した槽はpH7.5近辺を維持していた。また消化液中の揮発性有機酸は各槽とも2週目までは1000mg/lをこえていたが、週を追うごとに低下し、最終的には100mg/l前後となった。

各槽における発生ガス中のメタン成分比を図-2.8に示す。これによると、余剰汚泥がいちばんメタン含有量が多く、混合汚泥、初沈汚泥の順となった。これはバッチ実験で得られた結果と同じである。

図-2.9に各槽におけるVSの減少率を示した。初沈汚泥では平均70%の減少率を示すのに対して、余剰汚泥は56%の減少率にとどまった。図-2.10、図-2.11には、各槽における投入有機物当りの総ガス発生量とメタンガス発生量の関係を示した。これによると、総ガス発生量、メタンガス発生量ともに、初沈汚泥が最も高く、混合汚泥、余剰汚泥の順となっている。メタンガス発生量では、総ガス発生量に比べ差は小さくなるものの、余剰汚泥は初沈汚泥の75%程度の発生量に留まった。以上、各投入汚泥に対するVS減少率、投入有機物当りの総ガス発生量およびメタンガス発生量の後半5週間の平均値をまとめて表-2.6に示す。

(5) バッチ実験と半連続投入実験のガス発生量の比較
前項の半連続実験により測定されたガス発生量と、(3)項に示したバッチ実験によって測定された値を比較するとほぼ一致していることがわかる。両者は同一処理場からの発生汚泥であるが、バッチ実験は51年夏期の発生汚泥を実験供試汚泥としたものであり、半連続実験は52年夏期の発生汚泥を対象としたものである。

表-2・4 実験供試汚泥成分表

mg/l

項目 投入汚泥種	TS	VS	全 窒 素		アンモニア性 窒 素	全 リ ン		COD _{Mn}		C/N	発熱量 cal/g
			Total	溶解分		Total	溶解分	Total	溶解分		
余 剰 汚 泥	37,400	27,600	3,440	754	464	825	217	8,900	875	3.9	4,379
混 合 汚 泥	36,900	27,900	2,430	633	337	566	198	11,500	1,350	5.5	4,139
最初沈殿池汚泥	38,600	30,300	1,442	462	241	284	138	9,450	1,040	10.0	4,103
封入消化汚泥	15,200	8,700	1,687	1,229	903	426	261	—	—	—	—

表-2・5 週間実験データ表

1) 余 剰 汚 泥

実験週	投入汚泥mg/l		消化汚泥mg/l		TS 減少 量 g	TS 減少 率 %	VS 減少 量 g	VS 減少 率 %	ガス発 生量 l	メタン 量 l	有機物負 荷kg/m ² /日	VS当りガ ス量 l/g	VS当りメ タン量 l/g
	TS	VS	TS	VS									
6	37,700	28,400	19,000	12,000	34.6	49.6	30.3	57.7	22.14	14.75	1.31	0.43	0.29
7	37,600	28,300	19,200	11,900	34.0	48.9	30.3	58.0	22.57	15.26	1.31	0.43	0.29
8	37,100	27,400	20,300	12,600	31.1	45.3	27.4	54.0	19.99	13.51	1.28	0.39	0.26
9	37,200	27,000	18,700	11,100	34.2	49.7	29.4	58.9	21.51	14.41	1.25	0.43	0.29
10	37,400	27,100	19,000	12,200	34.0	49.2	27.5	55.0	20.48	13.82	1.25	0.41	0.27

2) 混 合 汚 泥

実験週	投入汚泥mg/l		消化汚泥mg/l		TS 減少 量 g	TS 減少 率 %	VS 減少 量 g	VS 減少 率 %	ガス発 生量 l	メタン 量 l	有機物負 荷kg/m ² /日	VS当りガ ス量 l/g	VS当りメ タン量 l/g
	TS	VS	TS	VS									
6	37,200	28,400	17,800	11,200	45.6	52.2	40.4	59.6	41.54	25.17	1.33	0.62	0.38
7	37,000	28,100	17,300	10,800	46.3	53.2	40.7	59.3	38.10	23.09	1.32	0.51	0.35
8	36,000	27,000	18,000	11,200	42.3	50.0	37.1	62.9	34.64	20.89	1.27	0.55	0.33
9	37,000	28,000	18,400	10,500	43.7	50.3	41.1	62.5	38.97	23.54	1.32	0.59	0.36
10	37,500	28,200	18,100	10,800	45.6	51.7	40.9	61.7	38.00	22.88	1.33	0.61	0.37

3) 最初沈殿池汚泥

実験週	投入汚泥mg/l		消化汚泥mg/l		TS 減少 量 g	TS 減少 率 %	VS 減少 量 g	VS 減少 率 %	ガス発 生量 l	メタン 量 l	有機物負 荷kg/m ² /日	VS当りガ ス量 l/g	VS当りメ タン量 l/g
	TS	VS	TS	VS									
6	39,900	31,500	14,700	9,300	59.2	63.2	52.2	70.5	50.43	28.39	1.48	0.68	0.38
7	39,400	30,900	14,200	9,000	59.2	64.0	51.5	70.9	50.23	29.43	1.45	0.69	0.41
8	36,500	28,200	15,000	9,000	50.5	58.9	45.1	68.1	47.11	26.85	1.32	0.71	0.41
9	38,000	30,000	14,700	8,200	54.8	61.3	51.2	72.7	49.57	28.30	1.41	0.70	0.40
10	39,500	31,000	15,000	9,100	57.6	62.0	51.5	70.6	52.54	29.95	1.46	0.72	0.41

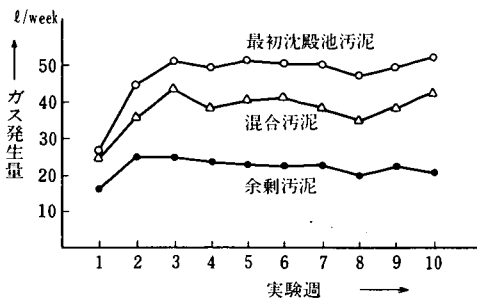


図-2・7 週間ガス発生量の実験期間中の変化

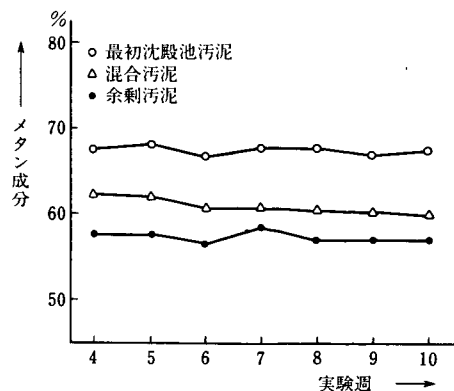


図-2・8 発生ガスのメタン成分

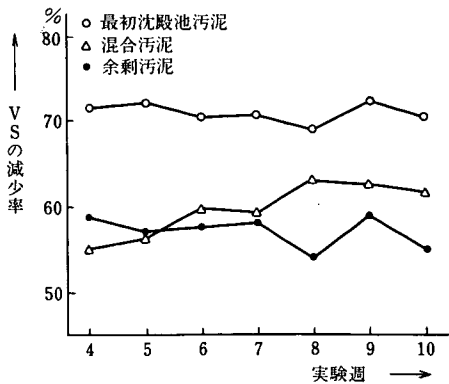


図-2・9 各汚泥における有機物減少率

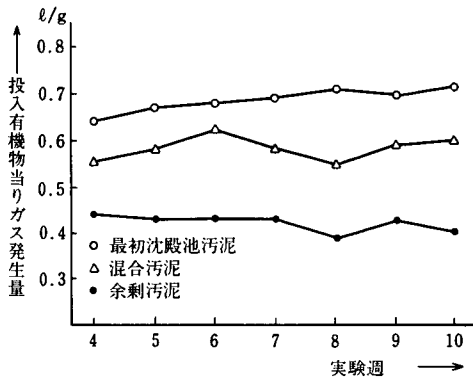


図-2・10 投入有機物当り総ガス発生量

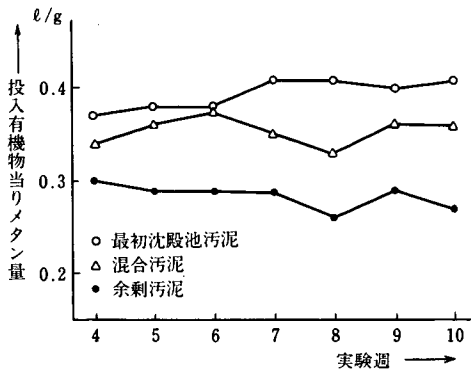


図-2・11 投入有機物当りメタンガス発生量

表-2・6 週間実験データの平均値

投入汚泥種	項目	VS 減少率 %	投入 VS 当りガス発生量 l/g	投入 VS 当りメタン発生量 l/g
余 剰 汚 泥		55.9	0.42	0.28
最初沈殿池汚泥		70.4	0.70	0.40
混 合 汚 泥		62.4 (63.2)	0.58 (0.56)	0.36 (0.34)

() 内は余剰と初沈の中間値

供試汚泥の VS 含有率とくに最初沈殿池汚泥については両者で (51年72%, 52年78%) かなりの開きがあるが, VS 当りのガス発生量はほぼ同一となった。これらのことを総合して考えてみると, まず簡易なバッチ実験方式によっても, ほぼ下水汚泥のガス発生能力を正しく評価できると言えそうである。次に, 同一の有機物組成の下水汚泥からは, 例え有機物含有率が異なっているとしても, 有機物一単位当りからのガス発生量はほぼ等しくなるだろうということが予想される。これは, 一章で指摘した単位有機物当りのガス発生量是有機物含有率により多寡があるという事実と相反するようにみえる。しかしながら, 例えば汚泥サンプル中の砂分の含有率がたまたま高くなった場合, みかけ上有機物含有率は下がるが, 有機物自体の内容は不変であるので, 有機物当りのガス発生量は, 砂分の少い即ち有機物含有率の高いものと同一となる。今回の西山処理場の最初沈殿池汚泥の有機物含有率の差も, この様な原因によっていることも十分に考えられる訳である。ガス発生量と下水汚泥中の有機物の構成の関係については後節で更に詳しく検討を行う。

以上により, バッチ実験によっても, 実際の消化タンクとほぼ同一の下水汚泥のガス発生量が, 実用上満足する精度で測定できることがわかった。この様に種汚泥を植種したもののガス発生量と, 連続実験下のガス発生量がほぼ同一となることは, 視点を変えてみるならば微生物反応における菌体生成が生産物であるガスの生成に較べて数値的にかなり小さいという事実があるためである。メタン発酵相だけに限れば, 菌体収率は酢酸基質に対し 5%程度となっており²⁾, 残りの95%は全量ガス生成物に転換される。よって, 菌体増殖を伴う連続実験のガス発生量と, 予め菌体が十分に植種してあるバッチ実験のガス発生量に, 実質上差異が出てこなかったものと考えられる。

実験操作としては, 半連続投入方式よりもバッチ方式の方がかなり簡単となり, 実験供試汚泥も少量で行える点でも有利である。しかしながら, 半連続投入方式の実験では供試汚泥に対応する消化汚泥のデータが得られることが, バッチ実験に比較して大きな利点となる。4節では, これら2つの方法を交えて測定した各種の下水汚泥のガス発生量について解析を行う。

2.3 汚泥有機物の分画分析

前節では, 単位有機物当りのガス発生量が, 下水汚泥の種類によって異ってくるということに触れた。この様に下水汚泥のガス発生能力を規定するものは, 単

に VS で計測された有機物量だけでなく、その有機物の内容が重要となってくることがわかる。下水汚泥を構成する有機物は、広範囲で非常に種類の多いものと考えられるが、これらの有機物をいくつかのグループにまとめることにより、有機物群として分画定量することが可能である。既に外国では、この様な下水汚泥有機物の分画分析結果が出ており、表-2・7 に示す Heukelekian³⁾ によるものが代表的な例である。

有機物を分画する一番簡便な方法は、有機物を炭水化物、脂質、蛋白質の 3 要素に分画する方法であると考えられる。表-2・8 に示すものは、最近のわが国の発生汚泥に対する調査例である。しかしながら、衛生工学の分野においては、汚泥有機物の分画分析手法は確立されておらず、それぞれの研究者が任意の手法を用いているのが現状である。そこで本研究をすすめるにあたり、まず汚泥有機物の分画分析手法の選択に関して検討を行った。以下にその検討事項と、その結果本研究に適用した汚泥有機物 3 要素の分析手法を示す。

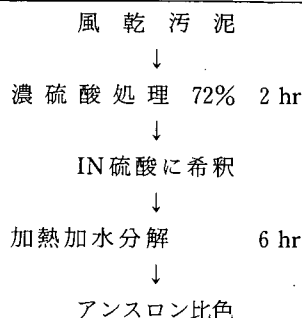
分画測定法の基づくところは、成書「湖水、海水の分析⁴⁾」である。同書においては、有機物 3 要素の名称を、全炭水化物、全脂質、全アミノ酸とし、溶解性物質、懸濁性物質、新生堆積物、湖底堆積物のいずれも分析対象とし、極めて適用範囲の広い分析手法を紹介している。有機物の 3 要素の分析については、食品分析法などのアプローチもあるが、汚泥を取り扱う技術

者としては、水質科学に基づく同書の知見を用いるのが最も適当なものと判断したものである。

下水汚泥など固形物を定量分析するためには、試料の前処理が必要であるが、下水汚泥は湖沼の新生堆積物に類似するものとして、上記の新生堆積物の項を、分析手法として採用することとした。

以下に有機物 3 要素の分析法の概要を示す。

(1) 全炭水化物



試薬は次のものを準備する。1) アンスロン溶液：エタノールから再結晶したアンスロン 200mg を硫酸 (19+1) 100ml に冷水浴中で溶かす。水冷しながらこの溶液に、さらに 20ml の純水を加える。使用直前に毎回調製するのがよいが、冷暗所に保存すれば 3、4 日間可以使用できる。2) グルコース標準溶液：市販の特級グルコース約 1g をシャーレにとり、薄く広げる。これをデシケート中五酸化リンの上に一昼夜放置して乾燥する。このグルコース 0.5g を正確にとり、純水 100ml に溶かして標準溶液とし、冷所に保存する。

汚泥試料 1g もしくは凍結試料を室温に放置して溶かしたものを 1g を時計ざらにとり、110°C で乾燥する。乾燥試料 50mg をとって丸底フラスコ (容積 100ml) に入れ、次いで 72% 硫酸を加える。ガラス棒でかきまぜて沈殿物試料を十分に硫酸に浸す。もし硫酸が足りない場合はさらに加える。室温に 2 時間放置後、加えた硫酸の 26 倍の純水を加えてからマントルヒーターで一昼夜冷却管をつけて還流し、多糖類 (水に不溶性のものが多く) を加水分解して単糖類 (水に可溶性) にする。フラスコの内容物を遠心分離管に移し、2,000rpm で 10 分間遠心分離する。

次に検量線を作製する。グルコース標準溶液の一定量を取り、純水で適当に希釈して 1ml 当たり 5~50μg のグルコースを含む一連の溶液を作る。これらの溶液 1ml を試験管にとり、氷水中に放置して冷やす。試験

表-2・7 汚泥の成分(乾燥重量%)

	生 汚 泥	消 化 汚 泥
Heukelekian		
エーテル溶解分	34.40	8.18
冷水、熱湯溶解分	9.52	5.48
アルコール溶解分	2.49	1.59
ヘミセルロース	3.20	1.58
セルロース	3.78	0.56
リグニン	5.78	8.37
粗たんばく質	27.12	19.68
灰 分	24.13	56.00
計	110.42	101.44
BuswellおよびNeave		
たんばく質 (N×6.25)	19.4	12.5
油脂分	25.2	6.9
粗繊維分	10.8	9.8
アミン酸	4.0	8.6
計	59.4	37.8
分析上の揮発性固形質	60.9	39.5

表-2・8 下水汚泥有機物分画分析例⁶⁾ (混合生汚泥)

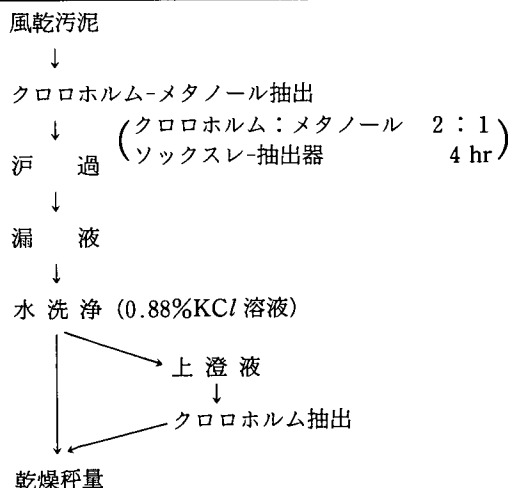
	TS基準	VS基準 (VS/TS=80%)	備 考
炭水化物	14~36%	18~45%	ヨウ化カリウム法
脂 質	6~11%	8~14%	n-ヘキサン抽出物
蛋 白 質	26~38%	33~48%	粗タンパク質
そ の 他	15%	19%	

管をよくふりまぜながらアンスロン溶液 6 ml を加える。これを沸騰水浴中で 15 分間加熱する。流水で冷却後、620nm で 1 cm セルを用いて空試験を対照に吸光度を測定する。

次に上記の操作で得た汚泥の加水分解物(上澄み液) 1 ml をとり、検量線作製の操作に従って炭水化物の呈色反応を行い、吸光度を測定する。この測定値と検量線とから試料中に存在する全炭水化物量をグスコース単位で求める。

本法は、汚泥中の多糖類、セルロースなどを加水分解して単糖類にした後、アンスロン試薬(9, 10-ジヒドロ-9-オキシアントラセン)によって呈色する方法である。「湖水・海水の分析」では、アンスロン法以外にフェノール硫酸法を挙げているが、それぞれ分析法としては一長一短があり、どちらを選択するかは一概に判断できない。しかしながら、アンスロン法では、腐植質の共存による影響が、フェノール硫酸法と比較して少いという記述があることや、米国の嫌気性消化の研究者がアンスロン法を用いていることを考慮して、アンスロン法を選択することにした。

(2) 全脂質



クロロホルム-メタノール混合液は次の操作により作製する。試薬特級クロロホルム 1 l に濃硫酸 50 ml を加え、よくふりまぜてクロロホルムを濃硫酸で洗浄する。濃硫酸が着色しなくなるまでこの操作をくり返し、最後にクロロホルム層を炭酸ナトリウムで中和後、水洗してクロロホルムを蒸留する。以上の要領で精製した

クロロホルム 2 容に特級メタノール 1 容を加え合わせる。

汚泥試料もしくはその凍結試料を室温に放置して溶かしたものを、ガラス繊維フィルターの上に載せて吸引滲過し、できるだけ多くの水を除く。この試料 1 g をソックスレ-抽出器はセットし、クロロホルム-メタノール混合液 150 ml を用い、4 時間脂質の抽出を行う。

この抽出液をガラス繊維フィルターで滲過し、滲液を滲液量の 4 分の 1 から 7 分の 1 の 0.88% の KCl 溶液を用い分液漏斗中で 2 ~ 3 分洗浄を行う。洗浄操作の後、水相とクロロホルム相を分離し、クロロホルム相は乾燥秤量瓶に移す。水相には再びクロロホルムを水相の 2 倍量添加し混合した後、クロロホルム相を分離して、前出の乾燥秤量瓶に添加する。

以上の操作の後、乾燥秤量瓶のクロロホルムをロータリーエバポレーターによりとばし、乾燥秤量する。あらかじめ求めておいた秤量瓶の重量を差し引き、汚泥試料中の全脂質を定量する。

クロロホルム・メタノールによる脂質の抽出工程は上掲書の新生堆積物に対する分析手法に準拠したものである。同書ではこの抽出物を対象とし、過ヨウ素酸酸化法によって脂質成分を比色定量しているが、実験室で検討した結果、抽出物から脂質以外の物質、即ち脂肪酸、アミノ酸、糖などを除去する工程が、後の比色定量をかなり妨害することが明らかとなった。よって、脂質の定量を重量測定法によることとし、クロロホルム・メタノール抽出によって抽出されてくる脂質以外の成分を水洗により除去することとしたものである。この様な脂質の定量方法は、生化学実験の分野で使用されており、Bligh-Dyer 法、Folch 法などが類似の脂質定量法として示されている。

クロロホルム・メタノールによる抽出は、エーテル溶媒によるものよりその抽出力が強く、エーテルがその抽出対象を中性脂肪としているのに対し、中性脂肪にくわえて複合脂質もその抽出対象となる。複合脂質は、リン脂質、糖脂質、リポ蛋白質などで構成され、有機物の 3 大要素への分画という観点からは、丁度、錯綜した領域の有機物であると言える。しかし、例えば活性汚泥など生物体を構成する脂質は、かなりの部分、この複合脂質とされるものを含んでいるものと推定される。

表-2・9 溶媒の違いによる脂質の定量値の比較

溶 媒		初沈汚泥	余剰汚泥
メタノール クロロホルム (1:2)	脱離液	250	66
	全 量	3,812	2,696
エーテル	脱離液	160	50
	全 量	2,968	1,436
フ レ オ ン	脱離液	48	—
	全 量	2,628	514

mg/l

米国の Standard Method⁹⁾によれば、汚泥中の脂質は、フレオン (CCl₂F-CClF₂) により抽出測定する方法をとっている。表-2・9に実験室で比較検討した3種類の抽出溶媒による部分結果を示す。結果は、クロロホルム・メタノール>エーテル>フレオンという順に測定値の大小が出たが、余剰活性汚泥でこの差が顕著に出た。

以上の3種の溶媒のうち、どれが下水汚泥の脂質の定量に当たって最適であるかは、一概に決めることはできないが、本研究では余剰活性汚泥を対象とした嫌気性消化が一つの課題となっており、この場合、生物体自体が基質となるので、メタノール・クロロホルム法により、汚泥基質の脂質を定量することが適当であると判断した。

(3) 全蛋白質

汚泥試料

↓ ← NaOH

乾 燥

↓ ← 硫酸, CuSO₄, K₂SO₄

分 解

↓

蒸 留

↓

滴定法または吸光光度法

汚泥試料の適量をケルダールフラスコにとり、これに水酸ナトリウムを加え pH を 8 付近にしたうえで、加熱濃縮し、アンモニア性窒素を除去する。

以下、有機体窒素の定量操作をケルダール法に基づいて行い、N/10硫酸による滴定法または、インドフェノールによる吸光光度法によって窒素量の定量を行う。

全蛋白質量は、測定された窒素量に係数6.25を乗して求める。

「湖水・海水の分析」では、試料を塩酸で処理し、蛋白質等を遊離アミノ酸としている。しかし、下水道の分野では、下水試験方法に有機性窒素の分析項目が確立されているので、蛋白質の分析はこれに準拠して行うこととした。

全蛋白質の算定は、上記の分析フローで得られた窒素量に係数6.25を乗して求めるものである。なお、全蛋白質という名称は、前出の全炭水化物、全脂質の名称と単に統一を図ったものであり、いわゆる粗タンパク質と称されるものと同一のものである。

2・4 各種下水汚泥の有機物成分とガス発生量

(1) 同一処理場内発生活泥間の比較

2節のガス発生量測定の前でみてきた様に、最初沈殿池汚泥の余剰活性汚泥では一般的に単位有機物当りのガス発生量がかなり異なる。この両者の汚泥間のガス発生量の差、または有機物分解率の差異を比較検討するに当たって、前節に示した有機物3要素の分画分析結果が多くの示唆を与える結果となった。ここでは最初に3箇所の下水処理場の発生活泥を対象とした実験結果を概観する。

表-2・10に3箇所の下水処理場より採取した、それぞれ最初沈殿池汚泥および余剰活性汚泥の性状を示す。Na3の処理場では、余剰汚泥が最初沈殿池に戻されているため混合汚泥となっている。蒸発残留物がそれぞれ4%に近くなっているのは、実験供試汚泥とするため、適当な濃縮を行ったためである。表-2・11は表-2・10に対応した汚泥の有機物3要素の分析結果である。この表ではTSに対する量を%で表示している。この表より同じ最初沈殿池汚泥でもかなり有機物成分が異なっていることが指摘できる。Na2の初沈汚泥は黒色で腐敗が進行しており、一部既に嫌氣的分解をうけたものと考えられた。これに対し、Na1の汚泥は汚泥処理施設をもたないという処理場の特性から、初沈汚泥と余剰汚泥を明確に分離採取できたものであり、また採取汚泥は新鮮なものであった。

Na1とNa3の処理場の汚泥分析結果より、初沈汚泥と余剰汚泥の差異を調べてみると、炭水化物が初沈汚泥で高く、脂質、蛋白質が余剰汚泥で高いという傾向を読みとることができる。また、強熱減量で測定された有機物量に対し、有機物3要素としての分析値の和は70%から80%となった。本研究では、後段に示すように多種の汚泥を対象として有機物分画分析を行ったが、有機物3要素の合計%は80~90%となっている。

表-2・10 実験供試汚泥の成分分析表

()内は TS に対する%

実験対象汚泥	TS mg/l	VS mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	T-P mg/l	C/N	発熱量 cal/g	汚泥採取処理場概要
1-初沈	40,100	(84.6) 33,900	(42.1) 16,890	(4.2) 1,690	(0.8) 304	10.0	4,310	分流 標準活性汚泥法 汚泥処理施設なし
1-余剰	37,100	(85.0) 31,500	(48.2) 17,870	(9.8) 3,640	(1.4) 519	4.9	4,900	
2-初沈	38,400	(61.8) 23,700	(34.0) 13,060	(5.2) 2,000	(1.1) 440	6.5	3,580	分流一部合流 標準活性汚泥法 直接脱水方式
2-余剰	42,600	(69.2) 29,500	(33.4) 14,220	(6.7) 2,850	(1.1) 465	5.0	3,660	
3-混合	37,900	(67.6) 25,600	(36.8) 13,950	(4.7) 1,770	(1.2) 449	7.9	3,730	合流 標準活性汚泥法 嫌気性消化脱水方式
3-余剰	41,000	(77.9) 31,900	(41.7) 17,080	(8.6) 3,520	(1.5) 619	4.9	4,370	

また余剰汚泥に対しては、全蛋白質が VS 量の半量近くなる分析値が多く出ている。表-2・11の値については、サンプル保存中の有機性窒素の無機化の影響も多少出ていると考えられるので、有機物 3 要素の分析に当たっては、サンプル採取後速やかに分析を行うことが必要である。

上記の汚泥を半連続実験の形態で嫌気性消化を行った結果、発生したガス量をまとめたものが表-2・12である。これをみると、初沈汚泥のほうが余剰汚泥に比べ、一般的にガス発生能が高いことが示されている。表-2・13は、その消化汚泥について、有機物 3 要素を分析した結果である。この消化汚泥の分析結果を消化前の実験供試汚泥の分析結果(表-2・11)と比較してみると、炭水化物がとくに含有率の高い汚泥で、大きく減少していることが認められる。脂質については、一様に減少しているものの消化汚泥中の残留量に多少の多寡が認められ、それは供試汚泥の脂質の含有率と相関する。又、蛋白質の減少率は炭水化物、脂質のそれに比べあまり高くないことが認められる。

以上の所見から、汚泥中の有機成分のうち炭水化物および脂質の含有率が一定の値よりも大幅に高くなっている場合に、これが分解の対象となり顕著なガス発生を示すものと考えられる。とくにこの傾向は、脂質より炭水化物で明確に出ており、全炭水化物として分析される有機物が、嫌気性消化過程で速やかに分解ガス化されることが明らかとなった。

全炭水化物として分析されるものは多糖類、セルロースなどであるが、とくに Na 1 の初沈汚泥中には多量のトイレットペーパーの残査が混入していることが観察され、このセルロース分がガス発生に大きく寄与したものであると考えられる。セルロースは好気性微生物によっては分解され難いが、嫌気性微生物のある菌群はこれをよく分解することが知られている。木材などリグニンと結合しているセルロースや、結晶構造の強

表-2・11 供試汚泥有機物成分分析表 (対TS)

実験供試汚泥	TS mg/l	VS %	全炭水化物 %	全脂質 %	全蛋白質 %
1-初沈	40,100	84.6	49.2	7.0	11.9
1-余剰	37,100	85.0	13.2	26.9	27.5
2-初沈	38,400	61.8	6.9	12.2	26.3
2-余剰	42,600	69.2	6.0	12.1	26.3
3-混合	37,900	67.6	19.5	8.1	26.3
3-余剰	41,000	77.9	9.0	20.3	27.5

表-2・12 供試汚泥のガス発生量

実験供試汚泥	投入VS当り ガス発生量 l/g	投入VS当り メタンガス発生量 l/g	メタン成分 比 %
1-初沈	0.688	0.389	56.5
1-余剰	0.478	0.306	64.0
2-初沈	0.349	0.238	68.2
2-余剰	0.274	0.179	65.3
3-混合	0.393	0.243	61.8
3-余剰	0.385	0.238	61.8

表-2・13 消化汚泥有機物成分分析表

実験供試汚泥	TS mg/l	VS %	全炭水化物 %	全脂質 %	全蛋白質 %
1-初沈	19,100	59.1	7.6 (3.6)	9.8 (4.7)	20.0 (9.5)
1-余剰	22,000	68.8	6.8 (4.0)	14.4 (8.5)	31.9 (18.9)
2-初沈	32,500	51.3	7.0 (5.9)	8.3 (7.0)	21.3 (18.0)
2-余剰	23,200	54.7	7.5 (4.1)	7.3 (4.0)	24.4 (13.3)
3-混合	27,700	53.7	7.9 (5.8)	8.3 (6.1)	20.0 (14.6)
3-余剰	27,000	64.7	6.9 (4.5)	12.4 (8.2)	28.1 (18.5)

()内投入汚泥TS換算

いセルロースは、嫌気性微生物によっても難分解性のものであるが、パルプ工程を経て精製されたセルロース類は嫌気性消化にとって良好なガス発生源となることが、多くの事例で確かめられている⁹⁾¹⁰⁾。

以上の考察により、最初沈殿池汚泥が一般に余剰活性汚泥に比べ高いガス発生能力を示すということが、その炭水化物含有量の高さにあるとして、一応理解できるものと考えられる。

(2) 各種下水汚泥の有機物成分とガス発生量

合計15箇所の下水処理場の発生汚泥22種類を対象として、汚泥の有機物成分の分画分析とそのガス発生量

の測定を行った。対象とした下水処理場の大部分は標準的な活性汚泥法の処理場であるが、一部、最初沈殿池が省略された活性汚泥処理法、回転円板法、オキシデーションディッチ法の処理場が含まれる。また、発生汚泥は最初沈殿池汚泥と余剰活性汚泥をそれぞれ測定することを原則としたが、余剰汚泥が最初沈殿池に戻される箇所が多く、その場合は混合汚泥として汚泥の種類を記述した。これらのデータをまとめて表-2・14に示す。ガス発生量は、2節で示したように、種付け条件下のバッチ方式または半連続投入方式で測定を行い、これを投入 VS 当りのガス発生量として表示した。また、有機成分 3 要素の分析値は対象汚泥の有機物 (VS) 当りに換算した値を%で表示した。

表-2・14を元として、まず、各汚泥の VS 当りのガス発生量を汚泥の有機物含有率を指標として比較を行った。その結果を図-2・12に示す。図中、最初沈殿池汚泥、混合汚泥、余剰汚泥を、それぞれ判断がつくように、△、○、□と記号で図示した。この範疇に入らないオキシデーションディッチ等の汚泥については、記号を黒塗りにして示した。また、一ノ宮処理場について加するといった関係が認められるが、その絶対値に関

しては両グループでかなり開きがある。初沈および混合汚泥、余剰汚泥共に他と比較してかなり低いガス発生量となっている。これは、この処理場に流入してくる皮革工場排水などの影響が強く出ているものと考えられ、今回の統計的な考察の対象から外すこととし、同じく黒塗りの記号で示した。図より明らかなことは、初沈汚泥および混合汚泥のグループと余剰汚泥のグループがかなり明確に図上で分離されてくることであり、余剰汚泥のガス発生量は相対的に低いものとなっている。また、それぞれのグループに対して、有機物含有率が高い程、単位 VS 当りのガス発生量は増混合汚泥では80%の有機物含有率で0.7 l/gvs 程度、VS70%で0.4~0.5 l/gvs となっているのに対し、余剰汚泥では VS80%で0.4 l/gvs、70%で0.3 l/gvs という値となっている。図-2・13にはこのガス発生量のうちメタンガス発生量を縦軸としたグラフを示した。傾向は総ガス発生量に指摘したものとはほぼ同様である。

以上に示したように混合汚泥も含めた初沈汚泥、余剰汚泥間にグラフ上明確なガス発生量の差が存在することが明らかとなった。表-2・15に、初沈汚泥、混合汚泥、余剰汚泥別の平均的な値をまとめた。この平均値

表-2・14 各種下水汚泥の有機物成分とガス発生量

WTP	汚泥の種類	VS/TS %	全炭水化物 %	全脂質 %	全蛋白質 %	Total l/gvs	CH ₄ l/gvs	Date
Nishiyama	初沈・△ ¹	84.6	58.2	8.3	14.1	0.688	0.389	S 53.1
"	余剰・□ ¹	85.0	15.5	31.6	32.4	0.478	0.306	"
Arakawa	初沈・△ ²	61.8	11.2	19.7	42.6	0.349	0.238	"
"	余剰・□ ²	69.2	8.7	17.5	38.0	0.274	0.179	"
Yokohama	混合・○ ¹	67.6	28.8	12.0	38.9	0.393	0.243	"
"	余剰・□ ³	77.9	11.6	26.1	35.3	0.385	0.238	"
Meijyo	混合・△ ³	78.2	41.4	17.0	21.2	0.69	0.42	S 54.1
"	余剰・□ ⁴	75.2	5.1	23.8	40.0	0.52	0.35	"
Uchide	混合・○ ²	60.8	6.6	35.5	40.5	0.41	0.29	"
"	余剰・□ ⁵	68.1	6.0	26.1	51.5	0.33	0.22	"
Ichinomia	混合・●*	67.2	6.5	29.1	51.6	0.21	0.14	S 54.12
"	余剰・■*	75.2	5.1	20.7	50.6	0.17	0.12	"
Okazaki	混合・○ ³	58.7	17.3	16.8	41.3	0.40	0.26	"
"	余剰・■**	58.8	7.9	20.3	50.2	0.31	0.21	"
Odawara	混合・○ ⁶	66.7	—	—	—	0.425	0.277	S 50.9
Gifu	余剰・■**	73.3	—	—	—	0.332	0.203	"
Odai	混合・○ ₅	67.2	—	—	—	0.342	0.199	S 52.8
Ochiai	混合・○ ⁴	72.9	20.3	22.9	26.4	0.571	0.351	S 53.9
Togashira	余剰・□ ⁷	78.9	13.2	14.1	46.1	0.339	0.231	S 56.1
Iida	初沈・△ ⁴	81.8	33.4	17.8	46.2	0.759	0.477	S 57.6
"	余剰・□ ⁶	83.2	10.5	12.8	58.6	0.406	0.253	S 57.10
Yufutsu	余剰・■***	71.1	13.1	9.6	46.0	0.448	0.280	S 58.2
Takane	余剰・■***	72.6	14.0	14.1	58.8	0.260	0.174	"

* 皮革工場排水の影響大

** 最初沈殿池なしの活性汚泥法

*** オキシデーションディッチ

** 散水汙床、回転円板法汚泥

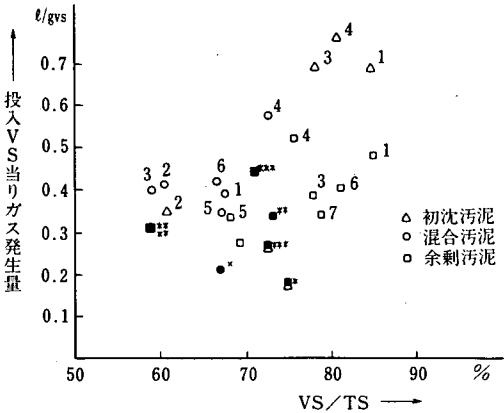


図-2・12 各種下水汚泥の有機物含有率とガス発生量

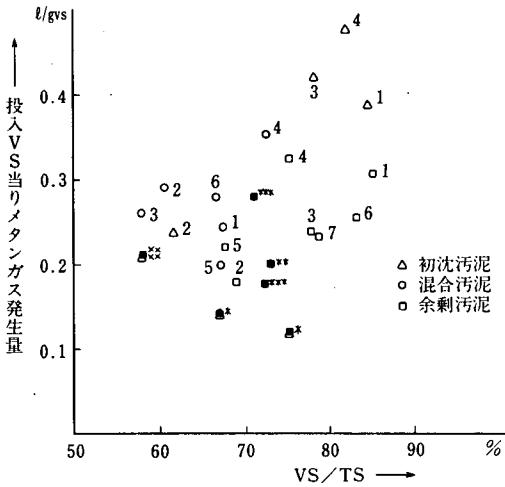


図-2・13 各種下水汚泥の有機物含有率とメタンガス発生量

の算出に当たっては、前述の黒印で示したデータは統計対象外とした。平均値をそれぞれ比較すると、前段でも指摘したように、最初沈殿池汚泥で単位有機物当りのガス発生量が余剰汚泥よりも高く、混合汚泥ではその中間的な値を示している。これらの値は、恐らくわが国の標準的な下水処理場より発生する種類別汚泥の平均的な値を示しているものと考えられるが、注意すべき点は4箇所の初沈汚泥サンプルが、1箇所を除ききわめて新鮮な汚泥であり、従って高い有機物含有率を示していたことである。

ガス発生能力を異にする初沈汚泥、混合汚泥、余剰汚泥各グループに対する有機物成分の差異に注目すると、まず全炭水化物の差異が顕著であり、初沈汚泥の炭水化物含有率は余剰汚泥の3倍以上、混合汚泥の約2倍となった。これらの有機物成分の汚泥種間による

表-2・15 汚泥種別のデータ平均値

汚泥の種類	汚泥有機物の構成			VS当りガス発生量	VS当りメタンガス発生量
	全炭水化物	全脂質	全蛋白質		
最初沈殿池汚泥	36.1%	15.7%	31.0%	0.622l/gvs	0.381l/gvs
混合汚泥	18.3	18.8	36.8	0.444	0.286
余剰汚泥	10.1	21.7	43.3	0.390	0.254

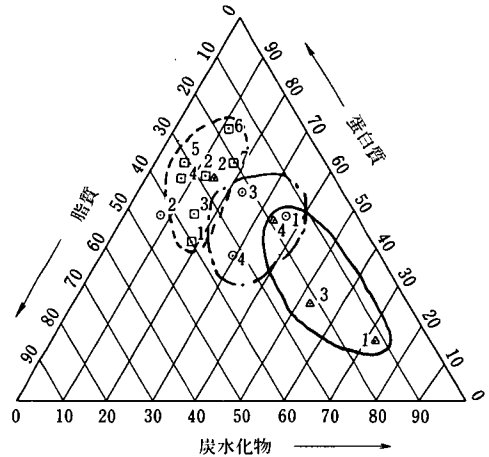


図-2・14 有機物成分構成の汚泥種間の比較

3構成を3角座標にプロットすると図-2・14のとおりとなり、それぞれの汚泥種グループのプロットが1, 2の例外を除き、ほぼ異った領域に存在する様子がわかる。なお、この3角座標へのプロットに当たっては、有機物3成分の合計値が100%となるようにデータを補正した。前掲の表-2・14に示した各汚泥種の平均値は、この図に示された各領域の中心点の近傍にあると考えることができる。また、各汚泥種内のデータの分散傾向をみると、初沈汚泥では炭水化物含有率にかなり差がみられ、余剰汚泥では脂質の含有率に一番の差が認められる。初沈汚泥については、前段に示したように炭水化物の分解ガス化率が高いため、汚泥中の全炭水化物の含有率が高ければ高い程、ガス発生量が高くなる。しかしながら、炭水化物系の有機物は嫌気条件下で容易に可溶化、有機酸化されるので⁽¹⁾⁽¹²⁾、炭水化物の含有率は汚泥の新鮮度と密接な関連を有することが考えられる。因みに高炭水化物含有率を示した初沈汚泥は、いずれも汚泥処理施設のない処理場の発生汚泥であり、汚泥処理系統からの返流固形物を全く含まないという意味で、新鮮な汚泥サンプルであったと考えることができる。余剰汚泥のガス発生量の差異については次項で検討を行う。

(3) 余剰活性汚泥のガス発生量に関する考察

表-2・16 活性汚泥試料のエアレーション条件

汚泥番号	BOD-SS 負荷*	エアレーション時間	汚泥 VS/TS	VS 当り ガス発生量
1	0.64kg/kg日	3.1hr	85.0%	0.478l/gvs
2	0.14	5.58	69.2	0.349
3	0.37	2.7	77.9	0.385
4	0.46	3.94	75.2	0.52
5	0.39	2.96	68.1	0.33
6	0.20	10.3	83.2	0.406
7	0.11	14.7	78.9	0.339

* 昭和55年版下水道統計活性汚泥作業の項よりデータ抜粋

前項でみてきたように一般に余剰活性汚泥のガス発生能力は、最初沈殿池汚泥または混合汚泥のそれよりも低い。しかしながら、それぞれの余剰汚泥間でガス発生量の多寡があり、 $0.52 \text{ l/gvs} \sim 0.27 \text{ l/gvs}$ の開きがある。これは一つには有機物含有率の違いに理由をおくことができるが、それだけでは説明のつかない関係が認められる。有機物組成を表す図-2・14を参照すると、余剰汚泥では初沈汚泥に比べ比較的個々のデータにまとまりがあるが、脂質の含量に多少の多寡が認められる。この点に注目すると、脂質の含量が比較的高い汚泥番号1, 3, 4, 5のものは、他のものに比べガス発生量が高い傾向にある。

花木らは¹³⁾、ミルクで培養した活性汚泥を用いて嫌気性消化実験を行い、内生呼吸期の汚泥に比べミルク投与後の汚泥で高いメタン発生量があることを指摘した。また、曝気時間が24時間程度になると4時間曝気のものに比べその増加率が半減することを示した。このように、同じ活性汚泥でも基質が初期吸着した段階と全く細胞内にとりこまれた段階では、嫌気性消化における汚泥有機物の分解率が異なってくるようである。以上の観点から、実験に供した余剰汚泥の酸化分解の程度をみるため、統計データより各活性汚泥のエアレーション時間およびBOD-SS負荷を調べてみた。この結果を表-2.16に示す。

同表より、BOD-SS負荷 0.3 kg/kg-日 を境として、高負荷のもの、汚泥番号1, 3, 4, 5, 低負荷のもの2, 6, 7と分けることができるが、図-2・12あるいは図-2・13を参照すると、やはり低負荷の汚泥でガス発生量が同じ有機物含有率のものに比べて低くなっていることがわかる。また、前述した脂質含有率の多寡による汚泥のグループ分けが、丁度、高負荷と低負荷の領域に分けた場合の汚泥のグループ分けと符号しており、BOD-SS負荷が低い、即ちSRTが長い活性汚泥ほど脂質含有率が低下し、これが単位有機物当りのガス発生量を低下させるといった機構が、推論の範囲は出ないが、みてとれる。

2.5 結論

i) 下水汚泥のガス発生量を測定する場合、適当な消化条件下で半連続投入実験を行うことが最適な方法であるが、種汚泥を植種したバッチ実験によっても、実用上ほぼ満足する精度で汚泥試料のガス発生量が測定できることがわかった。

ii) 汚泥中の有機物を全炭水化物、全脂質、全蛋白質の3要素に分画測定することにより、汚泥種別のガス発生量の差異をより詳細に分析検討することができ

る。

iii) 同一処理場内から発生する最初沈殿池汚泥と余剰活性汚泥のガス発生量を比較すると、最初沈殿池汚泥の方が一般に高いガス発生能力を有し、この原因はセルロース等炭水化物の含有量の高さにあることがわかった。

iv) 15処理場22試料の発生汚泥のガス発生量とその有機物成分の測定を行った結果、最初沈殿池汚泥・混合汚泥と余剰汚泥間で明確なガス発生量の差が認められた。各々有機物含有率が高い程、単位VS当りのガス発生量が増加するという関係が認められるものの、両汚泥種間でかなりの開きがあり、最初沈殿池汚泥・混合汚泥では、80%の有機物含有率で 0.7 l/gvs 程度、VS70%で $0.4 \sim 0.5 \text{ l/gvs}$ であるのに対し、余剰汚泥では、VS80%で 0.4 l/gvs 、70%で 0.3 l/gvs という値が得られた。

v) 最初沈殿池汚泥のガス発生量を規定する有機物成分はその炭水化物含有量にあるものと考えられ、セルロース等炭水化物系の有機固形物が嫌気条件下で比較的速やかに分解されることにより、新鮮な汚泥ほど高いガス発生能力を有するものと考察された。

vi) 余剰活性汚泥のガス発生量を規定する有機物成分は主に脂質含有量と考えられ、エアレーションを長く受けた汚泥ほど脂質の含有量が下がり、ガス発生量も低下する傾向が認められた。

参 考 文 献

- 1) E. W. Moore, H. A. Thomas, Jr., and W. B. Snow, "Simplified Method for Analysis of BOD Data," Sewage & Industrial Wastes, Vol. 22 p.1343 1950.
- 2) Lawrence, A. W., and P. L. McCarty "Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment", J. WPCF, Vol. 41, No. 2, part 2, 1969.

- 3) Heukelekian, H. "Basic Principles of Sludge Digestion" Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Vol. 2, No.25 pp. 25~43, Reinhold Publ. Corp. 1958.
- 4) 小山, 半田, 杉村共著:「湖水・海水の分析」講談社
- 5) 日本薬学会編「衛生試験法注解 1973」金原出版「飲食物一般成分試験法」pp.53-136
- 6) 大和市下水道部「消化槽負荷変動実験報告書」昭和59年7月
- 7) 三浦編「生化学実験法 上巻, 文光堂」昭和53年
- 8) Amer. Pub. Health Assn. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 13th Ed." 1971.
- 9) 矢口淳一, 野池達也, 松本順一郎「嫌気性消化におけるセルロースの分解に及ぼす可溶性デンプンおよびペプトン添加の影響」土木学会論文集第351号/II-2 1984年11月
- 10) J.M. Gosseff and P.L.McCarty "Heat Treatment of Refuse for Increasing Anaerobic Biodegradability," Report No. NSF/RANN/SE/GI-43504/PR/4/74, January 1975
- 11) Tohn A. Eastman, John F. Ferguson "Solubilization of Particulate Organic Carbon during the Acid Phase of Anaerobic Digestion" Journal WPCF, Vol. 53 No.3 pp. 352-366, 1981.
- 12) 巖泰奎, 佐藤和明, 松本順一郎「し尿消化の酸生成相に関する研究 I」第39回土木学会年講, 第2部 pp.907-908 昭和59年10月
- 13) 花木啓介, 松尾友矩, 長瀬道彦「嫌気性消化における種々の基質の分解過程(II)」下水道協会誌 Vol.17, No. 196, pp. 40~49, 1980.

主に都市ゴミを対象として米国の研究者により行われてきた。その初期の研究としてあげられるのは、マサチューセツ工科大学における実験で¹⁾、各種都市ゴミ成分および余剰活性汚泥を対象として、熱処理による COD 成分の可溶化率およびガス発生量の増加の計測がなされ、121°Cの熱処理条件で余剰活性汚泥のガス発生量が46%上がることが示された。1970年代には、NSF 補助金の下に都市ゴミのメタン発酵の効率を熱処理によって上げるプロジェクトが精力的に行われ、Gosset & McCarty²⁾および Graun, Pfetter, Liebmann³⁾による大部のレポートが出ている。下水汚泥に対する前熱処理技術に関しては、ロスアンジェルス-オレンジカウンティ都市区における広域下水汚泥管理計画(LAIOMA プロジェクト)の一環として、前熱処理法による消化ガス発生量増大技術が汚泥の有効利用の方法として大きくとりあげられてきた。本プロジェクトは1970年代に行われたものであるが、R.T.Haugを主任技術者として多くの委託研究の成果があげられている。Haugらの研究結果については、本章の中で適宜引用を行う。

下水汚泥や都市ゴミの嫌気性消化分解率を上げる手法としては、その他、酸およびアルカリ処理があげられているが⁴⁾、前熱処理法が技術的に最も簡易でその適用性も高いと考えられたため、本研究の検討の対象としたものである。

元来、余剰汚泥は濃縮脱水し難いものと認識されているが、熱処理を加えることによりこうした汚泥性状も改善され、且つガス発生量が大幅に増大することになれば、ここに検討する前熱処理技術は、かなり実現性の高いものとなってこよう。以上の観点から、本章では各種の下水汚泥を対象とし、その熱処理効果を調べると共に消化汚泥の濃縮脱水性の改善および熱処理脱離液の臭気・色度成分の嫌気性消化による除去効率を検討した結果を示したものである。

3. 前熱処理法によるガス発生量の増大

3.1 緒論

前章ではわが国の下水汚泥の消化ガス発生能力について、各種汚泥に対する測定値を示し、最初沈殿池汚泥に対し余剰活性汚泥のガス発生能力が一般的に低いことを示した。本章ではこの余剰汚泥のガス発生能力を増大させる技術として、前熱処理法をとりあげ、熱処理条件、ガス発生量の増大率について検討を加えた結果を示す。

熱処理により嫌気性消化の分解率を上げる試みは、

3.2 余剰活性汚泥に対する前熱処理効果

(1) 前熱処理効果の確認実験

1) 実験方法

実験は、図-3・1に示す消化実験装置(実験タンク容量20 l)を2基用い、オートクレーブにより120°C、30分間の熱処理を行った余剰汚泥と、コントロールとしての無処理余剰汚泥の2ケースを並行して半連続投入式消化実験を行い、ガス発生量の比較を行った。消化条件は、消化温度35°C、消化日数30日で、実験期間は8週間である。

実験供試汚泥は、活性汚泥法の下水処理場の返送汚泥ピットで採取したもので、濃縮して TS 濃度を約 2.5% に調整したものである。余剰活性汚泥の採取を行った下水処理場は、家庭污水 100% の下水処理を行っているもので、エアレーション時間 15 時間、BOD-SS 負荷 0.11 kg/kg・日のエアレーションタンク運転条件である。

表-3・1 に供試汚泥の成分を示す。汚泥成分の分析は下水道試験法 (1976 年版) に拠り、全有機炭素濃度 (T-C) の分析は CN コーダー (柳本社製) を用いた。供試汚泥は、実験期間中 2 回に分けて採取したが汚泥性状に大差はなく、各週に分析した供試汚泥の有機物含有率の値も、70.2~71.7% の範囲に一定していた。なお、実験は種汚泥として実験タンクに封入した下水消化汚泥に供試汚泥を 2 週間低負荷投入することにより調整を行った後、開始した。

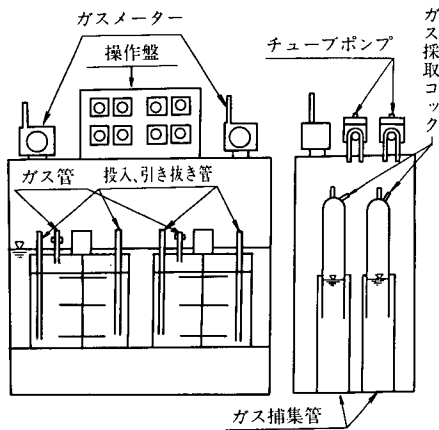


図-3・1 嫌気性消化実験装置

2) 実験結果

図-3・2 に実験期間 8 週間における各週の週間ガス発生量を 2 ケースに比較して示した。また、図-3・3 にはメタンガス成分比を同様に示した。

120°C 熱処理汚泥は、コントロール汚泥に較べて、常に消化ガス発生量は高く、これを後半 4 週間についてみると、平均して 58% の増加となっている。しかし、120°C 熱処理汚泥は、オートクレーブによる熱処理段階で汚泥から蒸気が発生することにより、実際には汚泥容量で約 5% の濃縮が行われている。これを考慮し、投入有機物当りガス発生量で比較をしてみると、コントロール汚泥で 0.19 l / gvs, 120°C 熱処理汚泥で 0.29 l / gvs となり、約 53% の増加であることがわかる。

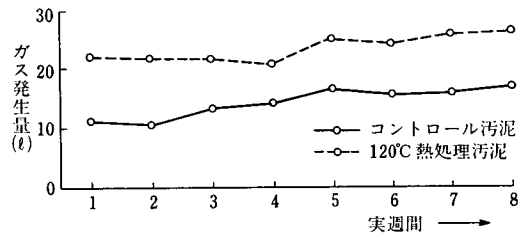


図-3・2 週間ガス発生量

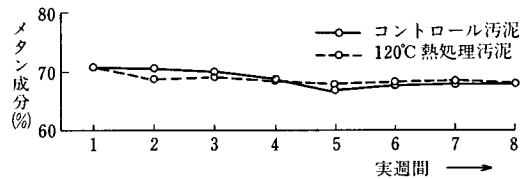


図-3・3 週間平均メタン成分

表-3・1 供試余剰汚泥成分

汚 泥	項 目	TS mg/ l	VS mg/ l	T-C mg/ l	T-N mg/ l	T-P mg/ l	VS/TS %	C/N
コ ン ト ロ ー ル		25000	17800	9750 (428)	1560	350	71.2	6.3
120°C	熱 処 理	26100	18500	(2110)	1700	370	70.9	—

() 脱離液

表-3・2 消化汚泥成分

汚 泥	項 目	TS mg/ l	VS mg/ l	T-C mg/ l	T-N mg/ l	T-P mg/ l	VS/TS %	C/N
コ ン ト ロ ー ル		21100	13500	7470 (606)	1510	360	64.0	4.9
120°C	熱 処 理	19600	11700	(1140)	1660	380	59.7	—

() 脱離液

表-3・2に実験最終週の引抜き消化汚泥の成分分析結果を示す。有機物減少量は、コントロール汚泥に較べると120°C熱処理汚泥で高く、58%の減少量の増加となっている。このことは、熱処理によりガス発生量が5割増強増加したと符号するものである。

以上の実験結果により、余剰活性汚泥に対しては、前熱処理により顕著なガス発生増大効果があることが確かめられた。

(2) 前熱処理温度検討実験-1

実験は、バッチ形式のものであり、内容量10 l 消化タンクを4基用意して、無処理のコントロール汚泥を含めた4ケースの実験を並行して行った。消化条件は消化温度35°Cであり、実験タンクに種汚泥（前項実験の消化汚泥でガス発生が殆ど終了したもの）を6 l 封入し、それに供試汚泥を4 l 投入して実験を開始した。実験方法の詳細は、2-2-(2)のバッチ実験に準拠する。

実験に供した汚泥は、前項実験と同一の下水処理場より採取し、同様の前処理を行った余剰活性汚泥である。70°C、87°Cの熱処理は、湯浴により汚泥温が所定の温度に上ってから30分の処理を行った。120°C熱処理については、前項実験と同様の方法により行った。

1) 実験結果

図-3・4に実験期間56日間の累積ガス発生グラフを示す。消化ガスは56日以降も1日当り100ml程度発生する模様であったが、実験の都合上この時点でガス量の測

定を終了した。

コントロール汚泥の総ガス発生量は、24.04 l であり、各熱処理汚泥のこれに等しいガス発生量を得る経過日数は、70°C熱処理汚泥で44日、87°C熱処理汚泥で30日、120°C熱処理汚泥との間に2割程度の差が認められる。

表-3・3に供試汚泥成分、表-3・4にバッチ実験終了時の消化汚泥成分を示す。消化汚泥の有機物量をコントロール汚泥と各熱処理汚泥間で比較すると、今回の熱処理温度の範囲では、高温になるほどVSの値が減少しており、ガス発生量の増加の傾向と一致している。

(3) 前熱処理温度検討実験-2

本実験は、前項低温域熱処理汚泥のバッチ実験をもとに、120°C以上の温度で加熱処理をした場合のガス発

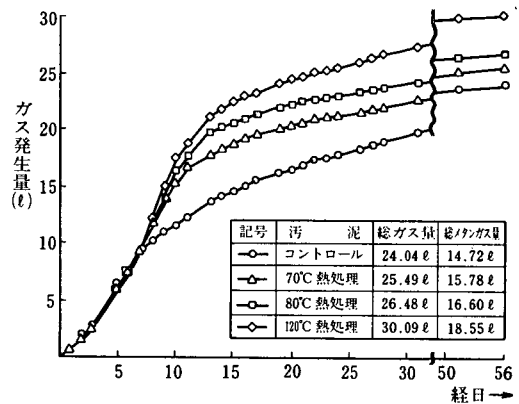


図-3・4 累積ガス発生量

表-3・3 供試余剰汚泥成分

汚 泥	項 目	TS mg/l	VS mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	T-P mg/l	VS/TS %	C/N
コ ン ト ロ ー ル		26500	20400	11100 (420)	1860	380	77.0	6.0
70°C	熱 処 理	27200	20800	(2110)	2250	420	76.5	—
87°C	熱 処 理	25500	19500	(2500)	1770	390	76.5	—
120°C	熱 処 理	26900	20600	(2900)	1790	390	76.6	—

() 脱離液

表-3・4 消化汚泥成分

汚 泥	項 目	TS mg/l	VS mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	T-P mg/l	VS/TS %	C/N
コ ン ト ロ ー ル		18300	11800	7560 (1440)	1860	361	64.5	4.1
70°C	熱 処 理	18200	11700	(1450)	1850	368	64.3	—
87°C	熱 処 理	17600	11100	(1520)	1810	361	63.1	—
120°C	熱 処 理	17200	10800	(1540)	1820	365	62.8	—

() 脱離液

表-3・5 供試余剰汚泥成分

汚 泥	項 目	TS mg/l	VS mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	T-P mg/l	VS/TS %	C/N
コ	ン	24200	19100	10300 (380)	1930	434	78.9	5.3
120°C	熱 処 理	25000	19900	(2660)	2060	436	79.6	—
150°C	熱 処 理	24100	19100	(4510)	1970	429	79.3	—
180°C	熱 処 理	24500	18800	(5870)	2040	420	76.7	—

() 脱離液

表-3・6 脱離液中の有機物成分(mg/l)

汚泥	項目	炭水化物	脂 質	蛋 白 質
コントロール		57.9	32.1	240
120°C熱処理		231	179	2670
150°C熱処理		447	186	5080
180°C熱処理		546	273	6630

生量の検討を行ったものである。前項実験と正確な比較を行うため、熱処理温度条件は、120°Cを加え、150°C、180°Cとした。その他の消化実験条件は、前項バッチ実験と同様である。

1) 実験結果

図-3・5にガス発生量の累加グラフを示す。消化ガスは56日付近で約100ml/日発生し続けているが実験の都合上この時点でガス量の測定を終了した。総ガス発生量は、コントロール汚泥25.97 lを基にすると、120°C熱処理汚泥が36%増、150°C熱処理汚泥が52%増、180°C熱処理汚泥が54%増となっている。150°C、180°C熱処理汚泥間の差は僅少であり、熱処理により同程度のガス化能力の増大が行われたと考えることができる。

2) 考察

以上のように、下水汚泥に熱処理を加えることにより汚泥のガス発生能力が改善されるのは、熱処理をすることによって、通常の消化ではガス化されにくい汚泥中有機物が、嫌気性菌によって分解-ガス化が可能な有機物に変換したためと考えられる。

汚泥中の有機物組成の差を検討するために若干の汚泥、水質成分の分析を行った結果を述べる。表-3・5に供試汚泥成分を示す。VS含有率は熱処理により差はみられないが、溶解成分中(脱離液中)の全有機炭素濃度(T-C)が熱処理汚泥で大幅に増加しているところから、熱処理による汚泥有機成分の可溶化が顕著な処理効果であることが窺える。可溶化の程度は、熱処理温度が高い程増加し、120°Cから150°Cでは約7割増し、150°Cから180°Cでは約3割増となっている。

表-3・6には熱処理汚泥の脱離液中の有機物構成成分を示す。有機物成分の測定方法は前章3節に示した方法に拠った。有機物成分の可溶化は、熱処理温度が高くなるほど増加することは明らかであるが、とくに蛋

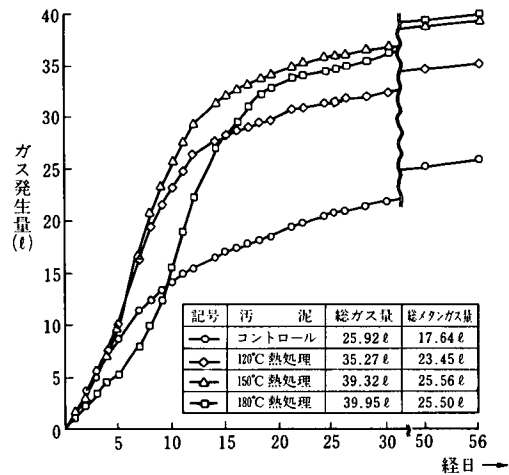


図-3・5 累積ガス発生量

白質成分でこの傾向が顕著に出ている。

表-3・7はバッチ実験終了後の消化汚泥の成分を示したものである。脱離液中のT-Cに注目すると、消化後は熱処理汚泥のものもコントロール汚泥に近い値となっており、可溶化された有機炭素のかかなりの部分が分解ガス化されたものと考えられる。表-3・8に消化汚泥中の有機物成分を分析した結果を示す。熱処理をした汚泥では、コントロール汚泥に較べて、とくに蛋白質成分が減少している。

以上のデータにより、通常の消化反応ではガス化されにくい余剰汚泥の成分、これは余剰汚泥の主構成物質である菌体蛋白質と推定されるが、これが熱処理により消化可能な物質に変換され、ガス発生量増大の原因となっているものと考察される。また、熱処理の温度条件としては、150°C付近まで温度が上がるにつれ、汚泥の分解ガス化率が増加する傾向にあるが、それ以上の温度では殆ど分解率が増加しないということが明らかとなった。

3.3 各種汚泥種に対する熱処理効果

(1) 実験の概要

表-3・7 消化污泥成分

項 目	TS mg/l	VS mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	T-P mg/l	VS/TS %	C/N
コントロール	17500	11700	6930 (1230)	1920	389	66.9	3.6
120°C 熱処理	15800	9940	(1500)	1920	408	62.9	—
150°C 熱処理	15700	9900	(1550)	1920	401	63.1	—
180°C 熱処理	15500	9640	(1830)	1930	401	62.2	—

() 脱離液

表-3・8 消化污泥中の有機物成分(mg/l)

汚泥	項目	炭水化物	脂 質	蛋 白 質
コントロール		992	1060	4660
120°C 熱処理		787	1400	3590
150°C 熱処理		741	1030	3360
180°C 熱処理		650	1200	3470

前節では、余剰活性汚泥に対し、前熱処理がガス発生量を増大する上で、大きな効果があることを示した。本節ではこうした前熱処理効果が、他の余剰活性汚泥や初沈汚泥に対しても同等に認められるかどうかを検討したものである。実験の対象とした汚泥は、前節とは別の活性汚泥法の処理場の初沈汚泥と余剰汚泥、それと2箇所のオキシデーションディッチ発生汚泥である。これらの汚泥は、2章にガス発生量を記述したもので、表-2・13の下段4つのものに対応するものである。表-3・9に実験供試汚泥の種類と熱処理温度をまとめて記す。

実験形態はバッチ実験方式であり、種汚泥6 l に対し実験汚泥4 l を封入し、消化温度35°Cで数週間ガス発生量の測定を行った。また、実験は無処理のコントロール汚泥と熱処理した汚泥について同時並行して行い、ガス発生量の比較を行った。

(2) 実験結果

図-3・6にI処理場初沈汚泥に対するガス発生の累積グラフを示す。ガス発生速度が初期に比較的早いものが、120°C熱処理汚泥であり、続いて無処理(コントロール)、150°C熱処理となっており、200°C熱処理ではかなり遅れている。また、実験12週後の最終的な累積ガス発生量は、無処理で65.6 l、120°C処理で66.1 l、150°C処理で64.0 l、200°C処理で56.2 l となった。200°Cの熱処理では、かえって嫌気性消化反応に阻害が出るのが明らかとなり、また当該初沈汚泥に対しては、前熱処理によるガス発生増大効果がほとんど現れないという結果となった。

図-3・7にI処理場余剰汚泥に対するガス発生の累積グラフを示す。グラフからわかるように、150°C熱処理

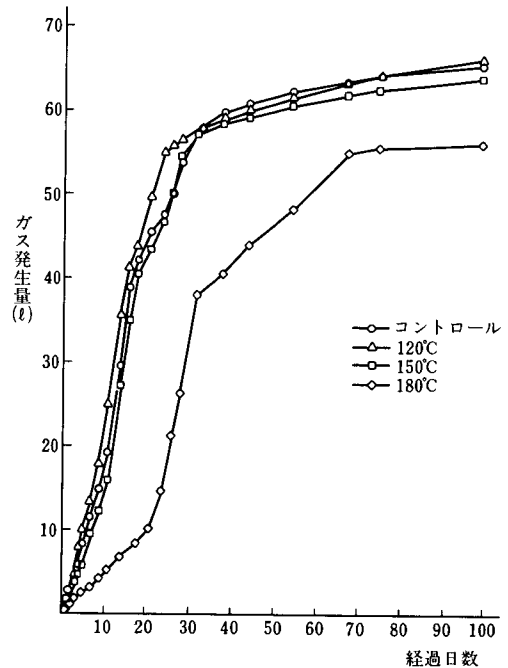


図-3・6 I 処理場初沈汚泥のガス発生累積グラフ

で熱処理効果が顕著に出ており、実験前期のガス発生速度もコントロールに較べかなり早いものとなっている。これに対し、180°C熱処理汚泥では、ガス発生の開始に多少の遅延が認められる。また、200°C熱処理においては、ガス発生がかなりの期間停滞する状況となっており、実験後期にガス発生の回復が認められる。ガス量測定7週目の累積ガス発生量は、無処理で40.3 l、150°C処理で46.4 l、180°C処理で44.8 l、200°C処理で21.1 l となった。以上に示したとおり、本余剰汚泥に対する前熱処理効果は、150°C熱処理で総ガス発生量として15%増加という結果となった。これは、前節に示した余剰汚泥に対する前熱処理効果、ガス発生量約50%増というものよりかなり低い増加率となっている。この原因としては、本余剰汚泥が、VS 当りガス発生量、0.406 l /gvs とともに高いガス発生能力を有していたためと考えられる。

表-3-9 実験供試汚泥の性状と熱処理条件

汚泥の種類		熱処理条件	汚泥の性状	コントロール汚泥の	
				TS	VS/TS
Iida	初 沈	120°C, 150°C, 200°C	食品工場廃水の混入	26,400 mg/l	81.8%
Iida	余 剰	150°C, 180°C, 200°C	エアレーション時間 10 hr. BOD-SS負荷 0.2 kg/kg・日	28,435	82.9
Yufutsu	ディッチ 余 剰	150°C	エアレーション時間 41 hr. BOD-SS負荷 0.04 kg/kg・日	20,500	71.4
Takane	ディッチ 余 剰	150°C	エアレーション時間 131 hr. BOD-SS負荷 0.01 kg/kg・日	17,680	73.3

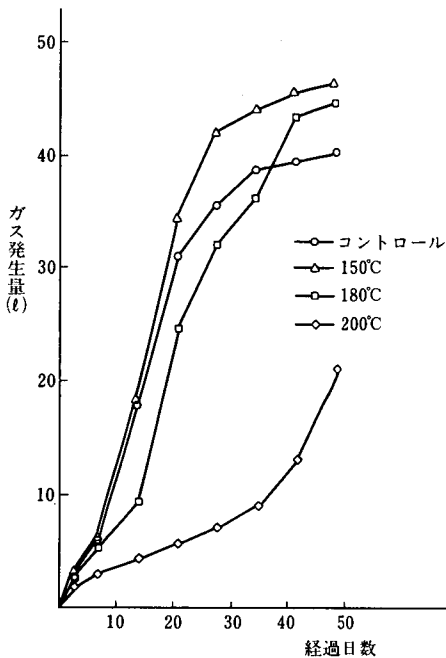


図-3-7 I 処理場余剰汚泥のガス発生累積グラフ

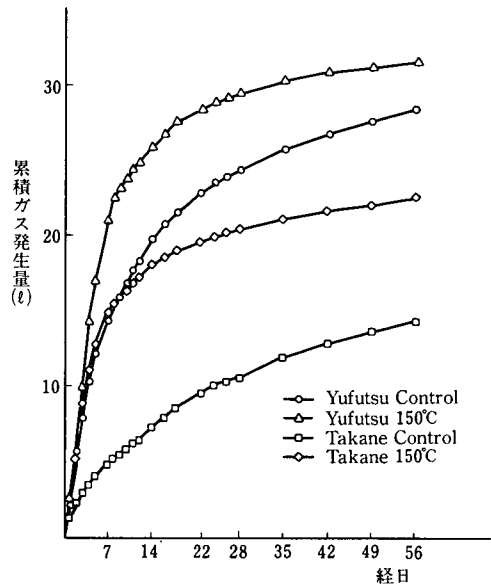


図-3-8 ディッチ発生汚泥に対する熱処理効果

図-3-8には、オキシデーションディッチの発生汚泥2試料について、熱処理効果を測定した結果を示したものである。オキシデーションディッチ法は周知のとおり、最初沈殿池がなく、処理場発生汚泥はディッチの余剰汚泥のみである。ディッチの滞留時間は通常24時間以上と長くとられることにより、汚泥は好気性消化をうけ安定化される。図より双方の汚泥に対しガス発生量増大の熱処理効果が認められることがわかる。これを、56日目のガス発生量を基として計算した投入VS当りガス発生量で比較すると、Y処理場では0.448 l/gvsが0.499 l/gvs、T処理場汚泥では0.260 l/gvsが0.408 l/gvsに増大している。2者を比較すると、ガス発生の少い汚泥に対して、より熱処理効果があることが認められる。Y処理場汚泥はオキシデーションディッチ発生汚泥としては、ガス発生量が高いものと

なっているが、これは寒冷地にある処理施設で冬期の汚泥試料であるため水温が低く十分な好氣的安定化がなされていなかったためと考えられる。

(3) 考察

以上の実験により明らかとなったことは、①最初沈殿池汚泥に対しては熱処理効果がない。②余剰活性汚泥に関しては原汚泥のガス発生能力が低いほど熱処理効果がある。ということである。最初沈殿池汚泥に関するこの知見は、1箇所の汚泥に対する実験値に基づいたものであるが、米国の研究者 Haug⁵⁾等によって得られた実験結果も同様のものとなっており、最初沈殿池汚泥に対しては熱処理によるガス発生効果はまず期待できないものと考えられる。

各種余剰活性汚泥に対する熱処理効果を、原汚泥の

ガス発生能力を指標として整理したものを図-3・9に示す。この中には前掲の Haug 等による実験データと山内⁶⁾によるデータを付加した。この図からも明らかな様に、有機物当りのガス発生量の低い活性汚泥ほど、熱処理によるガス発生増大効果が顕著に認められる。即ち、原汚泥の VS 当りガス発生量の $0.2 \sim 0.3 \text{ l/gvs}$ のときの熱処理汚泥は 0.4 l/gvs 程度にガス発生能力が上昇するのに対し、原汚泥が 0.4 l/gvs 付近のガス発生能力を有する場合は、そのガス発生増大量は比較的小さくなっている。

熱処理温度については、 70°C 程度の比較的低い温度でもガス発生量の増大に対し多少の効果があることが確かめられた。平岡⁷⁾も $60 \sim 80^\circ\text{C}$ の熱処理温度域で約 3 割増のガス発生の増大効果があることを最近の論文で示している。この熱処理効果は 150°C 付近まで温度の上昇と共に増加したが、 180°C では 150°C に較べ殆ど変わらず、 200°C になると一般的に熱処理効果はかえって減少することがわかった。Haug 等も同様な結果を得ており⁵⁾、 175°C の温度条件において、汚泥濃度が高い場合、阻害の徴候が表れ、 200°C では阻害現象が著しいという結果となっている。

熱処理によりガス発生が増大し、且つ高温度では阻害現象が現れる機構としては次の事項が推論される。

- ① 活性汚泥を構成する菌体が熱により死滅することにより嫌氣的分解をうけやすくなる。
- ② 菌体の細胞壁が熱的破壊をうけ菌体内有機物が容易に分解対象基質となる。
- ③ 菌を主たる構成とする汚泥有機物が分解し易い有機物に変成される。
- ④ 200°C 近い熱処理温度では、生物反応を阻害する物質が生成する。

熱処理効果の原因となる機構については、次節の連続実験の結果のところ、さらに考察を行う。

3.4 前熱処理法の技術的検討

3.4.1 熱収支の検討

前節では、前熱処理法により余剰活性汚泥のガス発生能力を 50% 程度増加しうることを示した。しかしながら、熱処理プロセスは汚泥を熱するためにエネルギーを必要とし、それ故、増加したガス発生量のエネルギーが熱処理に要するエネルギーを凌駕できるかどうかを検討することが必要である。

図-3・10は、嫌気性消化タンクの標準プロセスと、前熱処理との組合せによる新システムにおける熱収支

の比較を示したものである。モデル計算のベースは、 $30,000\text{m}^3/\text{日}$ 規模の下水処理場の発生汚泥としている。熱処理組合せシステムにおいては、余剰汚泥のみ熱処理を加えるものとし、熱処理汚泥は固液分離することなしに全量消化タンクへ投入される。熱処理温度は 150°C としたが、この温度は熱交換器により熱処理プロセスへ流入する汚泥を暖めることに使われ、熱交換器出口の汚泥温は 60°C と設定した。 60°C の熱処理余剰汚泥は常温の初沈汚泥と混合され、中温消化域 33°C の温度で消化タンクに投入されるので、熱処理汚泥の保有熱量は有効に利用される。ガス発生量を計算するにあたって、各汚泥のガス発生量単位は、最初沈殿池汚泥に対して $0.5\text{m}^3/\text{kgvs}$ 、余剰汚泥に対し $0.3\text{m}^3/\text{kgvs}$ 、熱処理余剰汚泥に対して $0.45\text{m}^3/\text{kgvs}$ とした。このシステムにおいて、最初沈殿池汚泥は熱処理を受けずに投入されるが、これは前節で指摘したように熱処理効果が期待できないためである。その他の理由としては、常温の初沈汚泥と熱処理した余剰汚泥を組合せることにより、最も良い熱収支条件で中温消化システムが組めるためである。

図より明らかなように熱収支は熱処理を加えたものの方が若干ではあるが良くなっている。熱処理反応塔、熱交換器部分での損失熱量は安全をみて大きめの値をとっているため、このモデル計算で得られた熱処理組合せシステムの熱収支上の有利性は確実なものと考えることができる。以上により、前熱処理法組合せシステムは、余剰汚泥に熱処理効果が顕著であれば、標準

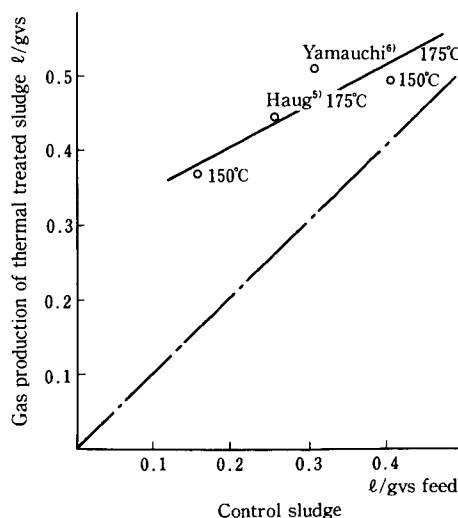


図-3・9 種々の余剰汚泥に対する前熱処理効果の違い

法に較べ熱収支的に有利な条件で組み上げることができることがわかった。

3・4・2 熱処理汚泥の嫌気性消化に関する検討

熱処理プロセスは従来より高 BOD 分離液, 臭気, 処理水の着色の問題が指摘されてきた。しかしながら, ここに示した新しい熱処理と嫌気性消化の組合せシステムにおいては, 熱処理脱離液の高 BOD 成分が嫌気性消化反応によって除去される他, 臭気成分の生物分解

除去も期待できる。また, ガス発生量増大に伴う汚泥量の一層の減量および熱処理効果による消化汚泥の濃縮・脱水性の改善が本組合せシステムの大きな利点であると考えることができる。以上に指摘した点を検討するために次に示す熱処理汚泥を用いた連続実験を行った。

(1) 実験方法

実験に供した余剰活性汚泥は, 2 節(1)項の実験汚泥

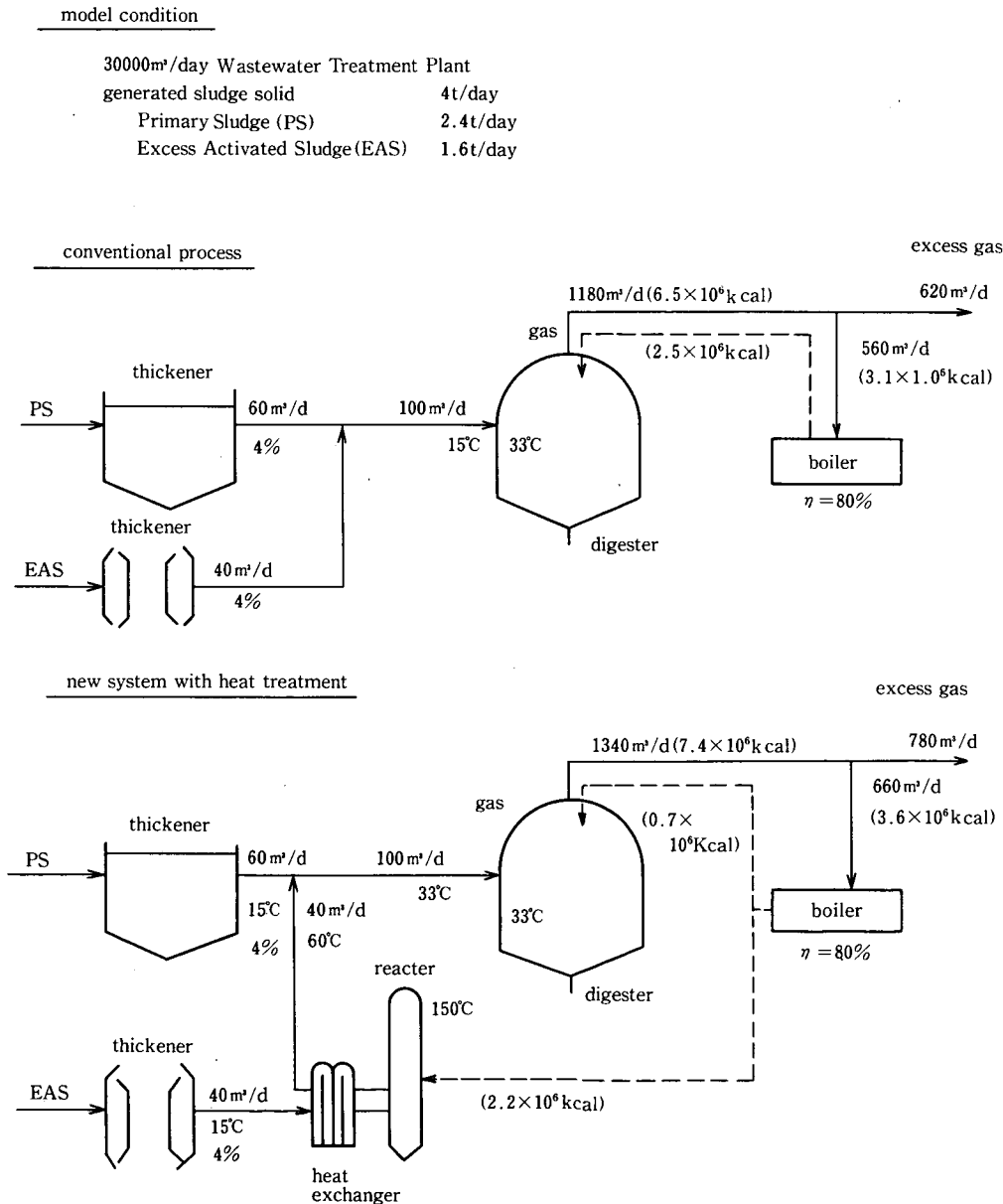


図-3・10 前熱処理を組み込む新システムと従来嫌気性消化法の熱収支の比較

と同じ処理場のものを用いた。当下水処理場は、家庭下水を主とし、エアレーション時間は約10時間である。実験汚泥は、実験期間中数回に分けて返送汚泥ピットより採取したが、VS成分などの変動は少く、大体同一の性状を有する汚泥を実験に用いることができたものと考えられる。汚泥は実験室において遠心分離器により濃縮され、濃度約2.5%に調整した。

汚泥の熱処理は、図-3・11に示す5 l規模の熱処理装置によって行った。熱処理温度は3段階選び、それぞれ、120°C、150°C、180°Cとした。熱処理時間は30分としたが、図-3・12に示すように昇温および冷却にかなり時間がかかっている。熱処理した汚泥は約4°Cの冷蔵庫内に保存し実験に供した。

実験に用いた嫌気性実験装置を図-3・13に模式的に示す。実験タンクは20 lの規模であり、35°Cの恒温水槽の中にセットされている。本実験では、熱処理装置の容量の制約から実験槽内の汚泥量を10 lとして実験を行っている。汚泥の投入引抜きは、内径9 mmのチューブポンプにより行っており、20日消化の条件で1日1回、10日消化の条件で1日2回の半連続投入引抜きの形態である。なお1回の投入引抜き時間は約3分、所定の時間にタイマー作動により自動的に投入引抜きを行った。発生ガス量は、ドラム容量0.2 lの湿式ガスメーターにより計測した。また、ガスメーターを出たガスは、一時5 l容量のガスタンクに貯留されるが、これは汚泥引抜き時に、実験タンク内に外気が侵入するのを防ぐためである。

実験タンクは4基用意し、それぞれコントロールとしての無処理余剰汚泥、120°C熱処理汚泥、150°C熱処理汚泥、180°C熱処理汚泥を投入汚泥とし、同時並行的に実験をすすめた。実験開始時に、タンク内に封入した消化汚泥は、予備実験において上述の処理場から採取してきた余剰汚泥を消化したものを用いた。当初封入した消化汚泥量は6 lであり、1日250mlの実験供試汚泥を約4週間投入することにより、消化汚泥の賦活を行うと共に、実験タンク内の汚泥量を10 lとした。

20日間消化の負荷条件で8週間実験を行い、続いて10日消化の条件で4週間消化実験を継続した。

測定はガス量を毎日計測すると共に、週に3回ガス成分をガスクロマトグラフ法により測定した。汚泥成分については、pHを週に3回、酸度、アルカリ度、TS、VSを週一回の頻度で計測すると共に、TOC、CODcr窒素、リンなどの測定を必要に応じて行った。このうちいくつかの項目については、汚泥を遠心分離(3000 rpm, 10分)した上澄液を脱離液サンプルとして測定を

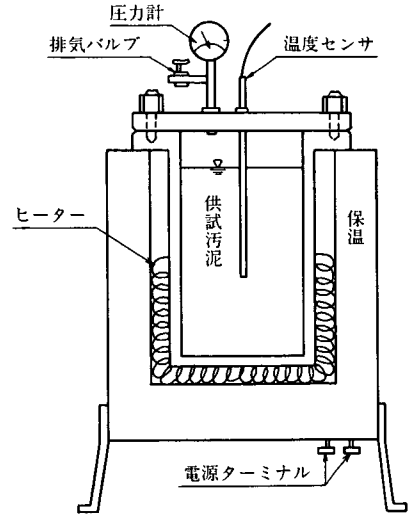


図-3・11 熱処理装置

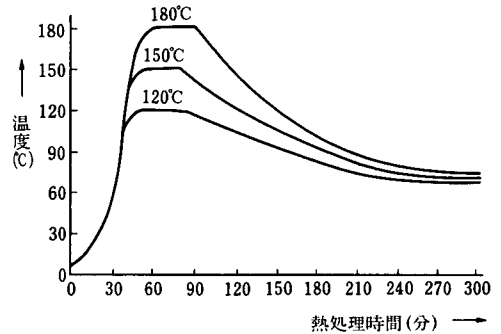


図-3・12 熱処理温度条件

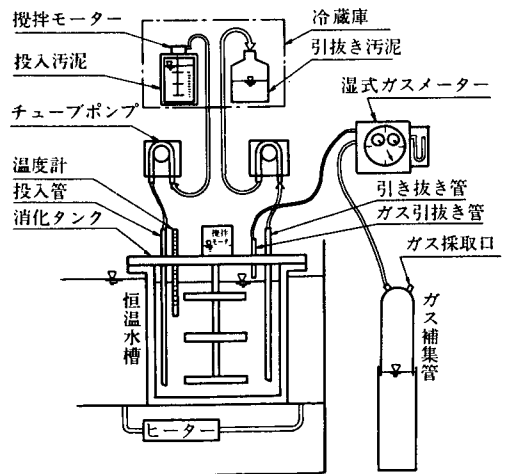


図-3・13 消化実験装置

行った。以上の計測は、下水道試験方法に準拠している。但し、全炭素および全窒素の分析はCN コーダーにより行った。

汚泥の脱水性については、リーフテストを行うと共に CST 試験により評価を行った。消化ガスおよび汚泥の臭気濃度については、三点比較式におい袋法により、嗅覚閾値の希釈倍数を統計処理しその臭気濃度を求めた。又、代表的な臭気成分について、ガスクロマトグラフ法によりその濃度を計測した。脱離液の色度については、JIS(工業用水試験法)に準じて測定を行った。

(2) 実験結果

1) ガス発生量および消化状況

ガス発生の変化図を図-3・14に示すが、コントロール汚泥に比べ熱処理汚泥は実験当初からかなり発生ガス量が高くなっていることが示されている。20日消化条件において、コントロール汚泥で1日約1.5 lの発生ガス量であるのに対し、120°C熱処理汚泥で2.5 lから3 l、150°C、180°Cの熱処理汚泥で3~3.5 lのガス発生をみている。ガス発生の状況は負荷条件を変えた場合、ほぼ一週間以内に所定のガス発生量まで達しており、かなり安定した消化状況であると推察できる。グラフには多少のガス発生の変動が示されているが、ガスメーターの作動または投入ポンプのトラブルなどに起因するものが多い。なお10日消化の3週目にガス発生量の低下がみられるが、これは投入汚泥の濃度調整を誤り低濃度の汚泥を投入してしまったことによるものであ

る。

表-3・10, 3・11, 3・12に投入汚泥および消化汚泥の成分を示す。実験期間中、消化汚泥の pH は殆ど同一の値を示し、コントロール系で7.0, 120°Cで7.3, 150°と180°Cの槽で7.4であった。コントロール槽の消化汚泥は色相も活性汚泥の色が残り、明らかに未消化物が残っている状態であったが、揮発性有機酸は10ppm 程度しか認められていない。よって、この pH 値が他よりも多少低い値をとるのは、窒素成分の可溶化が少いことなどに関係しているものであり、いわゆる消化状況の悪化に起因しているものではない。

汚泥固形物の減量という観点からデータをみると、明らかに熱処理を加えた汚泥の消化減量は大きくなっており、ガス発生量の増加を裏付けるものである。

全炭素の分析値からは、熱処理により可溶化された部分の炭素が、かなりの程度ガス化されていることが推察される。しかし、消化脱離液中に残存する有機炭素量は、熱処理汚泥のもので高く、いわゆる熱処理により生成された可溶性有機物も全部が生物分解されるという関係とはなっていない。

表-3・13に、各投入汚泥、消化日数に対応したガス発生量およびガス成分をまとめたものを示す。ガス成分については実験期間中殆んど一定しており、熱処理汚泥で多少炭酸ガス成分が高く出ている。投入 VS 当りのガス発生量は、コントロール汚泥で0.16 l /gvs でかなり低い値に留まっているが、120°Cの処理条件で0.3 l /gvs, 150°C, 180°Cで0.4 l /gvs 近くと余剰汚泥として

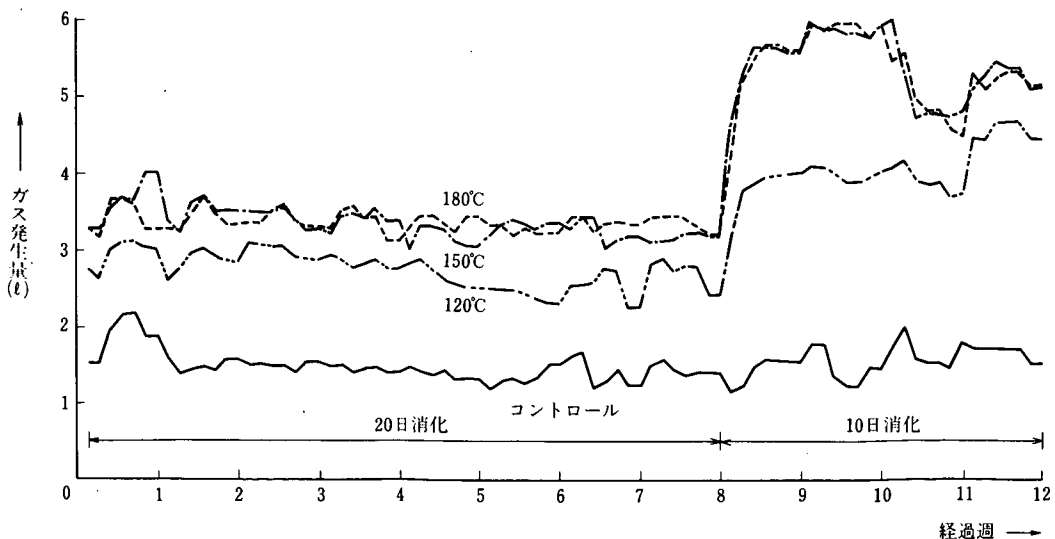


図-3・14 ガス発生量変化グラフ

表-3・10 投入汚泥成分表

	pH	アルカリ 度mg/l	酸 度 mg/l	T S mg/l	V S mg/l	COD _{Cr} mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	NH ₄ -N mg/l	T-P mg/l
コントロール	6.53	570	601	24,300	18,500	23,800 (268)	8,190 (520) ¹⁾	1,810	120	412 (74) ²⁾
120°C	6.47	437	593	24,500	18,600	22,200 (4,720)	8,880 (2,750)	1,870	163	418 (75)
150°C	6.10	393	990	24,300	18,500	20,700 (6,030)	8,970 (3,980)	1,850	197	412 (111)
180°C	5.45	189	1,200	24,300	18,100	23,200 (12,300)	8,510 (5,290)	1,840	241	415 (133)

() : 脱離液 1) : TOC, 2) : オルトリン

表-3・11 20日消化汚泥成分表

	pH	アルカリ 度mg/l	酸 度 mg/l	T S mg/l	V S mg/l	COD _{Cr} mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	NH ₄ -N mg/l	T-P mg/l
コントロール	7.02	1,880	859	21,100	15,200	17,300 (653)	7,420 (493) ¹⁾	1,740	363	412 (113) ²⁾
120°C	7.35	3,580	1,130	16,700	11,000	12,400 (1,570)	5,810 (764)	1,670	808	392 (99)
150°C	7.39	3,800	1,120	15,400	9,680	11,500 (1,810)	5,520 (978)	1,780	919	409 (111)
180°C	7.48	3,910	1,080	14,000	8,380	10,700 (3,220)	5,270 (978)	1,710	971	389 (108)

() : 脱離液 1) : TOC, 2) : オルトリン

表-3・12 10日消化汚泥成分表

	pH	アルカリ 度mg/l	酸 度 mg/l	T S mg/l	V S mg/l	COD _{Cr} mg/l	T-C mg/l	T-N mg/l	NH ₄ -N mg/l	T-P mg/l
コントロール	6.89	1,520	855	20,400	15,100	17,100 (678)	7,590 (306) ¹⁾	1,600	242	415 (100) ²⁾
120°C	7.28	3,110	1,090	15,600	10,500	12,400 (1,650)	5,730 (980)	1,550	682	398 (93)
150°C	7.32	3,510	1,140	14,200	9,090	11,500 (1,810)	5,220 (910)	1,590	818	386 (100)
180°C	7.47	3,530	1,100	12,600	7,760	13,300 (3,280)	4,850 (1,150)	1,590	924	373 (88)

() : 脱離液 1) : TOC, 2) : オルトリン

表-3・13 ガス発生量および成分の比較

供試汚泥	消 化 条 件	ガ ス 成 分			投 入 汚 泥 1 l 当りガ ス発生量(l)	投入汚泥1 l 当りメタンガ ス発生量(l)	投入VS1 g 当りガス発 生量(l/gvs)	投入VS1 g 当りメタンガ ス発生量 (l/gvs)
		CH ₄	CO ₂	その他				
コントロール	20日	71.3	27.4	1.3	2.87	2.05	0.16	0.11
	10日	70.3	27.6	2.1	1.68	1.18	0.10	0.07
120°C	20日	70.7	28.6	1.7	5.58	3.95	0.30	0.21
	10日	70.6	28.9	0.5	4.61	3.25	0.28	0.20
150°C	20日	68.6	30.6	0.8	6.58	4.51	0.36	0.25
	10日	68.5	31.2	0.3	5.21	3.57	0.32	0.22
180°C	20日	68.6	30.1	1.3	6.85	4.70	0.38	0.26
	10日	68.3	31.4	0.3	5.25	3.59	0.34	0.23

注) 10日消化条件では、表-3・10に示した投入汚泥の値を補正して計算した。

は高い値を示している。20日消化と10日消化間でガス発生量を比較すると熱処理汚泥に関しては、投入汚泥量当りのガス発生量は大体同程度となっており、消化状況は安定したものであることを裏付けている。10日消化のコントロール汚泥の投入量当りのガス発生量は、20日消化に比べ約半量となっているが、揮発性有機酸などの分析値は異常値を示しておらず、単にガス発生量のみが低く抑えられている結果となっている。

2) 消化汚泥の濃縮・脱水性状

図-3・15に1 lのメスシリンダーを用いて汚泥の沈降濃縮性を測定した結果を示した。なお、消化汚泥のサンプルは20日消化の最後の実験週に得られたものである。コントロールおよび120℃熱処理汚泥に関しては、殆ど沈降が生ぜず、その消化汚泥も同様であった。150℃熱処理汚泥の沈降性はかなり幅があり、脱離液相が殆ど出ないものから容量50%近く汚泥が濃縮されるものまで種々のものがみられた。一方その消化汚泥は常に汚泥と脱離液の分離が生じ、24時間後には容量として30~50%の脱離液が得られた。180℃の熱処理汚泥の沈降濃縮性は極めて良く、1時間後には既に汚泥量は20%に濃縮された。180℃消化汚泥は若干沈降性は悪く、1時間後には40%に濃縮され、その後も緩慢な濃縮が続き、24時間後には容量約20%まで濃縮された。

熱処理汚泥およびその消化汚泥の脱水性についての比較検討をリーフテストおよびCSTテストにより行った。表-3・14にその結果を示すが、対象とした汚泥は、8時間濃縮し脱離液を除いた濃縮汚泥であり、消化汚泥は10日消化時のものを用いた。当初無薬注の条件で汚泥の脱水性を比較できるものと考えたが、脱水性は180℃熱処理汚泥でも極めて悪く、適当な薬品調整を

た条件で通常の滲過速度が得られている。180℃の熱処理汚泥では、汚泥固形物量に対して塩化第二鉄10%、消石灰25%の薬添条件で、消化汚泥も共に通常の滲過速度になっているのに対し、150℃の熱処理汚泥では、約2倍の薬添量を必要としている。熱処理汚泥とその消化汚泥の脱水性状の差異については、明確な答を得るところまで到っていないが、同程度または消化汚泥で多少低下するといった結果と理解できよう。このこ

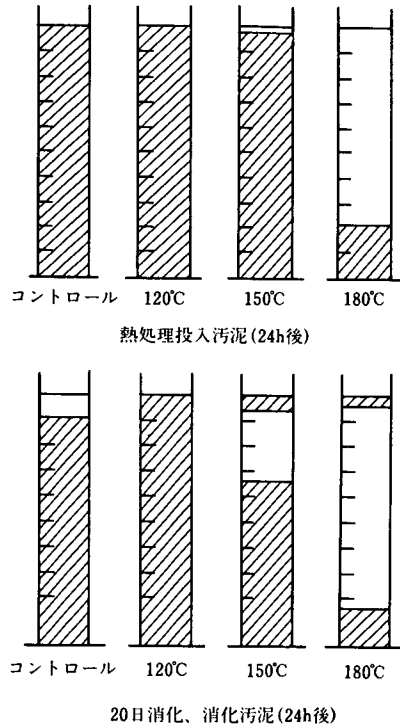


図-3・15 熱処理汚泥、消化汚泥の沈降性

表-3・14 熱処理汚泥・消化汚泥の脱水試験結果

汚泥の種類	汚泥濃度 (%)	薬添率		ろ過時間		ケーキ厚 (mm)	ろ液量 (ml)	剥離性	ケーキ重量 (g)	乾ケーキ重量 (g)	ケーキ水分 (%)	ろ過速度 (kg/m ² /時)	CST 秒
		FeCl ₃ (%)	Ca(OH) ₂ (%)	吸着(分)	脱水(分)								
投入 180℃	6.50	0	0	2	4	2.0	135	不良	22.6	5.0	77.9	5.0	201
投入 180℃	〃	10	25	2	4	10.0	455	良	160.7	26.2	83.7	17.4	66
投入 180℃	〃	20	50	2	4	16.0	515	良	216.0	35.0	83.8	35.0	65
消化 180℃	3.99	0	0	2	4	1.0	95	不良	4.9	1.3	73.5	11.3	307
消化 180℃	〃	10	25	2	4	6.0	520	良	68.9	12.2	82.3	12.2	27
消化 180℃	〃	20	50	1	4	16.0	735	良	189.6	32.8	82.7	40.3	23
投入 150℃	2.22	10	25	2	4	2.0	360	不良	23.6	3.0	87.3	3.0	47
投入 150℃	〃	20	50	1	4	9.0	590	良	115.5	14.9	87.1	17.9	27
消化 180℃	2.15	10	25	2	4	1.0	150	不良	12.7	2.0	84.3	2.0	199
消化 180℃	〃	20	50	1	4	7.0	695	良	73.2	11.5	84.3	13.8	16

条件：ろ過面積 0.010 m² ろ布NaP 74
真空度 400 mmHg

とは上述の汚泥の濃縮性状で得られた結果と相通ずるものであり、熱処理汚泥の濃縮、脱水性状は、嫌気性消化後も多少低下することはあるものの、大きく変化するものではないと考えられる。

3) 消化汚泥の臭気および脱離液の色度

実験期間中、熱処理汚泥を対象とした実験槽から発生する消化ガスの臭気はかなりの強度であるのが観察された。表-3・15に20日消化条件での実験最終週の消化ガスの臭気濃度および代表的な臭気成分の分析結果を示したが、硫化水素が熱処理のケースで1000ppm以上となっており、臭気濃度を規定する主成分であることが推察される。下水汚泥の消化では通常、消化状況が悪化すると硫化水素濃度があがるという関係にあるが、前述の様に消化状況は安定したものであるので、熱処理による汚泥成分の変化がガス中の硫化水素濃度の上昇に関係しているものと考えられる。

表-3・16には熱処理汚泥およびその消化汚泥の臭気の測定結果を示した。臭気の捕集は、汚泥試料200mlを30℃の条件で窒素ガスを曝気(10 l/時)することによって行い、この曝気ガスを測定に供したものである。結果をみると、消化により汚泥の臭気がかなり軽減することが示されており、熱処理に特有のアルデヒド臭も消化汚泥では少くなっている。

脱離液の色度の測定結果を表-3・17に示すが、熱処理によって生成した色度は嫌気性消化では除去されないという結果を示している。

3・4・3 熱処理効果に関する考察

前出の図-3・14に示されている様に、20日消化から10日消化に負荷を倍にした時点において、熱処理汚泥に

対するガス発生量は速やかに倍化している。同様に図-3・16には、実験が終了した段階でコントロール汚泥と120℃熱処理汚泥を各々、120℃およびコントロールタンクに逆に投入し、ガス発生量の状況を検討した結果を示した。同図より明らかなようにガス発生量の関係は1週間程度ではほぼ投入汚泥の性状に対応したものとなっている。このように、通常の嫌気性消化条件におけるガス発生量は、投入汚泥のガス発生能力に極めて迅速に一对一対応をし、投入汚泥の性状のみがガス発生量を規定するという関係が明らかに示されている。

最近の報文によれば、嫌気性消化の浄化機構は、加水分解、酸生成、メタン生成の3段階を経て完結すると理解されており、とくに下水汚泥など固形有機物が主体となる基質を対象とする場合は、第1番目の加水分解過程が嫌気性消化の律速段階となることが考察されている⁸⁾⁹⁾。熱処理により、汚泥中の有機物が可溶化することは、表-3・10のCOD成分または有機炭素成分がかなりの部分脱離液中に移行するという関係に明らかに示されている。また本実験結果から可溶性有機炭素量がガス発生量に大きく関与していることも明確で

表-3・17 脱離液の色度

脱離液の種類	色 度
投入コントロール	16
120℃	130
150℃	200
180℃	600
消化コントロール	50
120℃	130
150℃	260
180℃	700

表-3・15 消化ガスの臭気測定結果

汚泥の種類	臭気濃度	硫化水素 ppm	メチルメルカプタン ppm	備 考
コントロール	170,000	220	14	硫化水素臭 臭気強度5
120℃	980,000	1,640	38	〃
150℃	4,100,000	2,300	74	〃
180℃	9,800,000	3,100	61	〃

表-3・16 汚泥部分の臭気測定結果

汚泥の種類	臭気濃度	硫化水素 ppm	メチルメルカプタン ppm	アセトアルデヒド ppm	備 考
投入コントロール	4,100	0.58	0.11	0.14	臭気強度5
120℃	73,000	0.25	2.91	7.83	〃 5
150℃	230,000	0.20	2.84	2.24	〃 5
180℃	1,300,000	0.02	0.09	12.4	〃 5
消化コントロール	1,700	0.33	0.25	0.12	〃 3~4
120℃	550	ND	0.04	0.10	〃 4
150℃	980	ND	0.06	0.08	〃 4~5
180℃	980	ND	0.04	0.13	〃 4

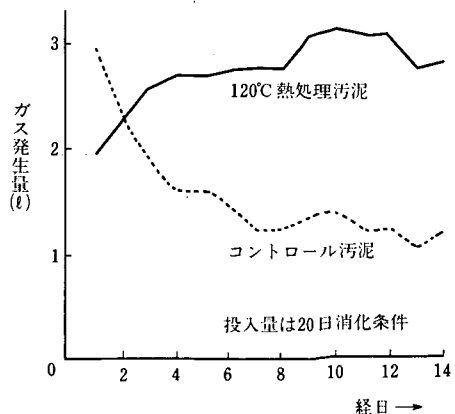


図-3・16 ガス発生変化グラフ

表-3・18 脱離液中の揮発性有機酸濃度 mg/l

汚泥の種類	酢酸	プロピオン酸	酪酸	イソ酪酸	吉草酸	イソ吉草酸	カプロン酸	計
投入コントロール	107	76	7	12	3	19	—	224
// 120°C	258	129	18	19	5	28	3	460
// 150°C	233	98	18	16	4	24	2	395
// 180°C	295	103	14	11	23	5	4	455
消化コントロール*	13	4	4	—	—	—	—	21
// 120°C	12	4	—	—	—	—	—	14
// 150°C	11	3	—	—	—	—	—	14
// 180°C	12	4	—	—	—	—	—	16

*消化汚泥については20日消化の最終サンプル分析値

ある。表-3・18に熱処理汚泥中の揮発性有機酸の分析結果を示したが、揮発性有機酸は、熱処理により生成される可溶性有機物の一部分を占めるにすぎないといった関係が示されているものと理解できる。以上のことは、熱処理効果の主な機構は有機酸成生段階の前の有機物の可溶化に求められることを示すものである。

以上のことをもう少し詳しく検討するため、超音波による前処理効果を測定した例を対照してみる。いくつかの報告⁹⁾¹⁰⁾では、超音波処理は熱処理に比較してその効果は劣るものの、余剰活性汚泥に対するガス発生増大効果が確かめられている。超音波処理の機構としては、汚泥粒子の微細化、汚泥を構成する細菌細胞の破壊というものが考えられる。熱処理による可溶化とは若干その機構が異なるが、活性汚泥構成細菌の細胞壁の破壊ということでは共通する機構となっていることも考えられる。150°Cと180°Cの熱処理条件間でその可溶化の程度は異なるものの、ガス発生増大効果はほぼ同じであったことを考え合わせると、熱処理効果の機構をより明確に把握するためには、可溶化として表わされる機構をより詳細に分析する必要がある。以上、前節末に示した4項目の熱処理効果因子について考察をくわえたが、これらの因子の寄与の大小については今後の研究課題である。

3.5 結論

i) 前熱処理によるガス発生増大効果は余剰活性汚泥を対象とした場合顕著に出た。有機物成分分析により、熱処理をした場合蛋白質成分の分解率が上がることがわかった。

ii) 熱処理の温度条件としては、70°Cですでにガス発生の増大効果がみられ、150°C付近までは温度の上昇に伴い汚泥の分解ガス化率が増加することが認められた。しかし、150°C以上の温度では殆ど分解率が増加せず、200°Cではかえってガス発生が阻害されることが明

らかとなった。

iii) 最初沈殿池汚泥に対しては殆ど熱処理効果が期待できない。

iv) 余剰活性汚泥に対する熱処理効果は、原汚泥のVS当りガス発生量0.2~0.3 l/gvsのとき、0.4 l/gvs程度にガス発生能力が増加する。しかし、原汚泥が0.4 l/gvs付近のガス発生能力を有するときは、熱処理効果は比較的小さくなる。

v) 余剰汚泥に対する熱処理効果が一定値以上のものであれば、余剰汚泥の前熱処理を組み込んだ消化システムを、従来の標準消化システムに較べ熱収支的に有利な条件で組み上げることができる。

vi) 熱処理によるガス発生増大の機構に関しては、活性汚泥細菌の細胞壁の熱的破壊による菌体有機物の可溶化が主因子となっているものと推論される。

vii) 150°C以上の熱処理条件で、余剰汚泥の濃縮・脱水性状の改善がみられたが、この熱処理汚泥の濃縮・脱水性状では、嫌気性消化後も多少低下する可能性はあるものの、大体保持されるものと考えられる。

viii) 嫌気性消化により、熱処理汚泥の臭気濃度が軽減できる。しかし脱離液の色度の除去は期待できない。

参 考 文 献

- 1) Labonte, R. "Heat Treatment and Anaerobic Stabilization of Excess Activated Sludge" Thesis for the Degree of Sanitary Engineer, Mass. Inst. of Tech., Cambridge, Mass. 1962.
- 2) J. M. Grossett and P.L. McCarty "Heat Treatment of Refuse for Increasing Anaerobic Biodegradability" Report No. NSF/RANN/SE/GI-43504/PR/4/74, January 1975.
- 3) James W. Brown, John T. Pfeffer, Jon C. Liebman "Biological Conversion of Organic Refuse to Methane, Volume 1" Report No. ERDA/NSF/RANN/SE/GI-29191/FR/76/4, November 1976.
- 4) John T. Pfeffer, Khalique A. Khan "Microbial Production of Methane from Municipal Refuse" Biotechnology and Bioengineering, Vol. XVIII pp. 1179-1191, 1976.
- 5) Haug R.T. et al "Effect of Thermal Pretreatment on Digestibility and Dewaterability of Organic Sludges" Journal WPCF, Vol. 50 No. 1 pp. 73-85, 1978.

- 6) 山内徹「下水余剰汚泥・嫌気性消化の前処理の研究」土木学会第18回衛生工学研究討論会講演論文集, pp.184-190, 1982.
- 7) M. Hiraoka, N. Takeda, S. Sakai and A. Yasuda "Highly Efficient Anaerobic Digestion with Thermal Treatment" Water Science and Technology, Vol. 17 pp. 529-539, 1984.
- 8) Eastman, J.E.E., Ferguson J.F. "Solubilization of Particulate Organic Carbon during the Acid Phase of Anaerobic Digestion, Journal WPCF, Vol. 53 No3 pp. 352-366, 1981.
- 9) 遠藤銀朗, 野池達也, 松本順一郎, 「嫌気性消化の酸生成相におけるセルロースとグルコースの分解特性」土木学会論文報告書集第325号, pp. 61~68, 1982.
- 10) 建設省土木研究所「汚泥消化によるエネルギーの回収に関する調査」昭和58年度下水道事業調査費報告, 1984.

4. ガスエンジンシステムによる消化ガスの電力変換

4.1 緒論

下水汚泥の消化ガスの利用は、1892年にイギリスにおいて、消化ガスによってガス灯をともにしたという史実からも伺われるように、下水処理の歴史と共に行われてきたといつてよい。わが国においても、昭和の初期から下水道施設を有していた都市においては、処理場内外、例えば実験室や炊事場へ消化ガスを供給した他、水洗浄で炭酸ガスを除いた消化ガスをポンペに詰め自動車の燃料に供する等の利用例が歴史に残っている。

下水処理場で発生する消化ガスの熱量は、本研究でも示されるように、場内消費電力量の熱量換算値に匹敵するものであり、その有効利用を図る方策を新たな観点から整備することが望まれている。現在、消化ガスの有効利用に当って最も利用価値の高い技術と考えられているのは、ガスエンジンまたはガスタービンを用いて消化ガスを電力または動力に変換するシステムであり、欧米では既に多くの下水処理場でその実施例をみることができる。図4・1にガスエンジンシステムの概要を示す。本章は、このガス発電技術をわが国へ適用するに際し、検討すべき点を調査した結果を示したものである。

まず、わが国の下水処理場における電力を主とするエネルギー消費の実態を調査した結果を示し、単位処理水量当りのエネルギー消費量を明らかにすると共に、ユニットプロセス別の消費電力構成を示した。また、この消費エネルギー量に対し、発生消化ガス量のエネルギー量を比較し、わが国における消化ガス発電の回収電力量の大きさに検討を加えた。

ガス発電技術においては電力の回収と同時にエンジン廃熱の回収が行われ、この回収熱により消化タンクの加温が行われる。このため、通常のボイラー加温システムと比べ、加温条件が一段と厳しくなることが予想される。1章でも示したように、わが国の消化タンクの熱管理は従来のボイラーシステムによっても十分な域に達していない場合が多い。よって、ガス発電システムの計画に当っては、加温のエネルギーバランスを詳細に検討しておくことがとくに必要である。本研究ではこのような要請から、消化タンクを含めたガス発電システム全体の熱収支を検討するシミュレーションモデルの開発を行った。本章では、モデルの構成の検討結果と同時に、代表的な計算結果例を示し、ガス発電システムをわが国へ適用する場合の問題点および解決すべき課題について整理を行った。

4.2 下水処理場の消費電力実態調査

(1) 調査方法

下水処理場における電力を主体としたエネルギー消費の実態を把握するため、また、消化ガスによる回収エネルギーの程度およびその有効利用形態に検討をくわえることを目的として、以下の調査を行った。調査の対象とした処理場は、水処理が活性汚泥法、汚泥処理が嫌気性消化脱水方式を採用しており、施設容量と現在流入水量が同程度となっている箇所の中から選定した。調査箇所数は6箇所であるが、3万 $\text{m}^3/\text{日}$ 、10万 $\text{m}^3/\text{日}$ 、30万 $\text{m}^3/\text{日}$ の3段階の規模に対して、各々2箇所である。調査を行った処理場の概要を表4・1に示す。

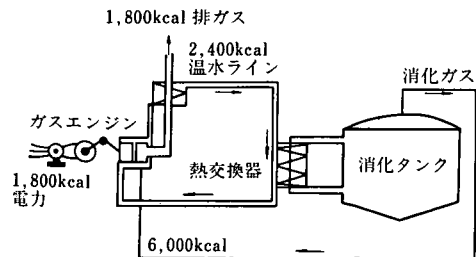


図4・1 ガス発電システムの全体フローと消化ガス1 m^3 の熱量の標準的な使われ方

調査方法は、消費電力等の数値を月別に処理場管理月報から写しとる形式をとり、調査対象期間は、S51.4～S52.8とした。但し、No2の処理場に関しては、対象期間のデータの収集ができなかったため、S50.4～S51.8のデータに置き換えている。なお、本調査は昭和52年度に行ったものである。

(2) 調査結果

1) 電力消費量とその内容

表-4・2に、各処理場における総消費電力量とその内容を、1日の平均値として表わした数値を示す。同時に総消費電力量を流入水量および2次処理水量で除した値を示した。調査対象処理場には合流式のものも含まれるため、総消費電力量の内には簡易放流操作に起因する電力量も含まれる。この場合は、簡易放流分のポンプ電力量を差し引き補正を加えた上で、2次処理水量に対する単位消費電力量を算出した。なお、No5の処理場においては、隣接するゴミ焼却場より供給される蒸気により2台のエアレーション用ブロフが常時運転されているという状況であったため、この分を電力換算し、加算した上で2次処理に対する単位消費電力量を算出した。

以上6箇所の処理場調査より、1 m^3 の下水を2次処理するために、0.2～0.3kWhの電力量が使用されているという調査結果を得た。その後、同様な消費電力統計調査¹⁾が建設省により全国規模で行われたが、消費電力量の原単位は、処理水量1 m^3 当り0.3kWh/ m^3 、処理人口1人当り75kWh/年/人という数値が得られている。

表-4・3は、電力消費の内容を、揚水ポンプ、水処理、汚泥処理、その他の4項目に分け各々を全体に対する百分率で示したものである。また、水処理のエアレーション用ブロフの消費電力についても、その大きさを第5項目に百分率で示した。処理場によっては、配電系統が正確に各処理施設部分に対応していない箇所も存在したので、表に一部欠損がある。しかしながら、本表より電力消費量の内容を概観すると、水処理系統で約6割、揚水ポンプ関係で2割強、汚泥処理で1～2割という電力消費の構成が平均的なものと考えられる。又、処理場機器のうち、最も大きな消費電力の比率を占めるものはブロフであり、その量は全体の半量近くにもものぼっている。前掲の建設省の調査¹⁾によっても電力消費の内訳が調べられており、これによれば標準活性汚泥の場合、揚水に20%、水処理に60%、汚泥

表-4・1 調査対象処理場概要

処理場No	処理面積	処理人口	排除方式	処理能力 (日最大処理量)	日平均 処理水量	水処理方式	汚泥処理方式
1	608ha	46,250人	分 流	27,000 m^3 /日	26,096 m^3 /日	ステップエアレーション	沈降濃縮 ↓ 嫌気性消化 ↓ 洗 浄 ↓ 機械脱水 但し6は一部直接脱水
2	343	55,000	合 流	34,250	33,803	ステップエアレーション	
3	737	115,400	合 流	84,240	81,259	標準活性汚泥法	
4	687	140,800	合 流	150,000	102,037	標準活性汚泥法	
5	1,842	354,250	合 流	288,000	198,275	ステップエアレーション	
6	2,276	280,800	合流一部分流	275,000	253,479	標準活性汚泥法	

表-4・2 下水処理場における電力消費量

処理場No	総消費電力量 kWh/日	ポンプ kWh/日	水処理 (ブロフ) kWh/日	汚泥処理 kWh/日	流入水量 (日平均) m^3 /日	2次処理水量 m^3 /日	総電力量/流入水量 kWh/ m^3	補正総電力量/ 2次処理量 kWh/ m^3	備 考
1	5,464	—	(2,450)	939	26,100	26,100	0.209	0.209	
2	9,117	1,933	(3,949)	—	42,700	33,800	0.214	0.257	
3	17,353	3,896	9,638 (6,985)	1,710	88,700	80,100	0.196	0.213	
4	34,407	5,735	24,148 (21,092)	3,575	110,100	102,000	0.313	0.337	
5	36,184	13,381	15,152 (—)	6,874	222,500	200,000	0.163	0.261	ブロフ2台分16,984 kWh/日を加算して補正
6	55,993	14,098	30,673 (19,750)	9,793	266,400	253,500	0.210	0.218	

処理に15%と、本調査の結果と非常に共通した結果を得ている。

2) 単位消費電力量の検討

以上の調査により、下水処理における消費電力は、揚水ポンプ、エアレーション用ブロウで全体の3分の2が占められることがわかった。そこで揚水ポンプ、ブロウの単位吐出量当りの消費電力について検討を行った。揚水ポンプでは1m³の汚水を1m揚げるために要する電力量を、又、ブロウでは1m³の送気量に要する電力量をそれぞれ単位消費電力量とした。6処理場に対する計算結果を表-4・4に示した。計算された単位消費電力量を処理場の規模(処理水量)を横軸にとって整理したグラフが図-4・2、4・3である。図には、他の研究者²⁾によって、モデル的に計算された単位消費電力量の値を実線で示した。これらの計算値は今回の実態調査により得られた値のほぼ下限値となっている。このことは、運転状況の如何または運転年数により、実際に稼働している機器の効率が若干低下することを示すものと理解される。

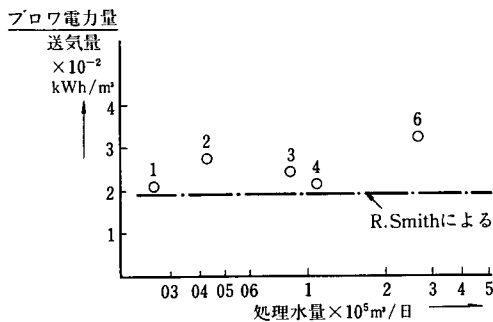


図-4・2 送気量1m³当りのブロウ消費電力量

以上の実態調査により得られたポンプ、ブロウに対する単位消費電力量の値を用いて、2次処理における処理水量1m³当りの消費電力量を概算する式を作成した。式の係数は、調査結果の単位消費電力量の平均値を用い、第3項の定数は、揚水ポンプ、ブロウ以外の消費電力量の平均的な値から算出したものである。この概算式の6処理場に対して当てはめて計算した結果を表-4・4に併記したが、大体実測値と良く一致することが確かめられた。

表-4・3 消費電力構成率

処理場No.	ポンプ	水処理	汚泥処理	その他	ブロウ
1	—%	—%	17.2%	—%	44.8%
2	21.9	—	—	—	43.3
3	22.5	55.5	12.1	12.1	40.3
4	16.7	70.2	2.7	2.7	61.3
5*	(36.9) 25.1	(41.9) 60.4	(2.2) 1.6	(2.2) 1.6	—
6	24.8	53.9	4.0	4.0	34.7
平均値	22.2	60.0	5.1	5.1	41.9

※ブロウ分を補正して計算、()内は補正前のデータによる。

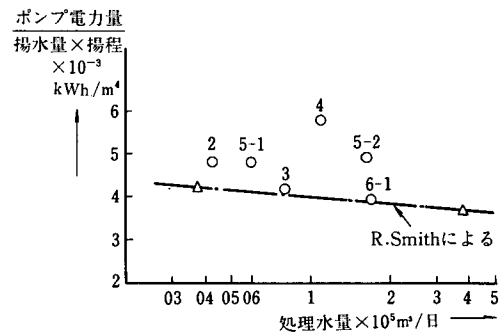


図-4・3 下水1m³を1m揚げるためのポンプ消費電力量総電力、ブロウ、ポンプの時間変動

表-4・4 ポンプ、ブロウの単位消費電力量

処理場No.	ポンプ消費電力量 揚水量 kWh/m ³	揚程 m	ポンプ消費電力量 揚水量×揚程 kWh/m ³	ブロウ消費電力量 処理水量 kWh/m ³	送気倍率 倍	ブロウ消費電力量 送気量 kWh/m ³	総消費電力量 処理水量 kWh/m ³	概算式値 kWh/m ³
1	—	3.5	—	0.0939	4.64	0.0202	0.209	0.214
2	0.0453	9.5	0.00477	0.1168	4.21	0.0278	0.257	0.232
3	0.0439	10.5	0.00418	0.0872	3.70	0.0236	0.213	0.224
4	0.0521	9.0	0.00579	0.2068	9.67	0.0214	0.337	0.366
5	0.0757 0.0537	16.0 10.8	0.00473 0.00495	—	5.08	—	0.261	0.267
6	0.0312 —	8.0 13.0	0.00390 —	0.0779	2.45	0.0318	0.218	0.189
平均	—	—	0.00472	—	—	0.0250	—	—

消費電力概算式：〔処理水量1 m³当り消費電力量〕(kWh/m³)
 $=0.0047 \times [\text{ポンプ揚程}] (\text{m}) + 0.025 \times [\text{送風量倍率}] (\text{倍}) + 0.082$

3) 処理場内消費エネルギーと消化ガスエネルギー
 表-4・5は、電力に加えて重油、都市ガスの年間使用量を1日当りの平均値で示し、これをカロリー換算したものを、発生ガス量のカロリー値と比較したものである。計算の対象としたデータは51年9月から52年8月までの1年間のものである。消費電力量は処理水量に大体対応していることは前述のとおりであるが、重油使用量は処理場によってまちまちであり、消化ガス発生量が低い箇所では重油の使用量が高く出ている。これは、消化タンクの加温に要する消化ガス量の不足を重油で補っているためである。

No 1, 3, 5の処理場では、発生消化ガスのエネルギー量が消費電力のエネルギー量と同程度となっていることが注目される。このことは消化ガスの積極的な有効利用の可能性を十分示唆するものであり、例えば消化ガスをガスエンジンシステムを用いて電力に変換する場合には、システムの電力変換効率が約30%であることにより、場内消費電力の約30%が生産される計算となる。以上の状況はNo 6の処理場にもあてはまり、直接脱水されている約4分の1量の汚泥のガス化も加味されれば、消化ガスのエネルギー量はほぼ消費電力エネルギー量に等しくなる。

以上の関係は、1章に示したわが国の消化ガス発生量の統計数値、即ち1 m³の処理水量当り20~70 lの範囲の消化ガスが発生するということから求められる。1 m³の消化ガスの熱量は平均5,500kcal/m³であることにより、20~70 lの消化ガスの熱量は110~385kcalと

なる。前述したように、1 m³の処理水量当りに消費される電力は0.2~0.3kWh、これは、1 kWh=860kcalであることにより、172~258kcalの熱量に相当する。即ち、発生消化エネルギーは消費電力エネルギーとほぼ同程度となるという関係が、これらの数値の検討からも導き出せる。

一方、No 2の処理場の発生ガス量は低く、又、No 4の処理場も重油使用量などから推測すると、かなりそのレベルは低いものと考えられる。これら処理場間で消化ガス発生量に大きな差が出る原因については、本調査では明確ではないが、1章で考察したように流入下水の濃度が大きな原因となっていることが考えられる。こうした処理場間の差はあるものの、以上に示したように、わが国の処理場においては、発生消化ガスエネルギーが場内消費電力エネルギーとほぼ同程度となる関係が平均的であるものと考えられる。

4.3 ガスエンジンシステムの熱収支に関するシミュレーションモデル³⁾

4.3.1 シミュレーションモデルの概要

(1) モデルの概要

消化ガスエンジンシステムにおいてはエンジン廃熱を回収し加温に供する点が重要なポイントになるが、この限られた加温熱量により安定した消化処理を行うためには、消化システムの設定に際し、十分な熱収支上の検討を行っておく必要がある。この様に種々の条件下において熱収支上の検討を行うため、図-4・4に示す消化タンクを含めたガスエンジンシステムに対し、熱収支を計算するシミュレーションモデルを考案した。

表-4・5 下水処理場内における消費エネルギーおよび消化ガスエネルギー

処理場No	消費電力量 kWh/日	カロリー換算 ×10 ⁶ kcal	消費重油量 l/日	カロリー換算 ×10 ⁶ kcal	都市ガス使用量 m ³ /日	カロリー換算 ×10 ⁶ kcal	総消費カロリー ×10 ⁶ kcal	消化ガス発生量 m ³ /日	カロリー換算 ×10 ⁶ kcal	備 考
1	5,572	4.79	423	3.63	0	0	8.42	944	5.19	重油：加温用
2	9,812	8.44	493	4.23	0	0	12.67	502	2.76	重油：加温用
3	17,392	14.96	10.3	0.09	69	0.35	15.40	2,857	15.71	重油：自家発用 都市ガス：加温用
4	35,302	30.36	1,723	14.79	0	0	45.15	—	—	重油：1,627 l/日加温用 96 l/日自家発用
5*	(50,610) 33,626	(43.52) 28.92	379	3.25	0	0	(46.77) 32.17	6,855	37.70	重油：301 l/日加温用 78 l/日自家発用
6	58,400	50.22	0	0	30	0.15	50.37	6,268	34.47	

1kWh=860kcal 重油1 l =8,520kcal 都市ガス1m³=5,000kcal 消化ガス1m³=5,500kcalとして計算 * ()内ブロウ分追加

消化ガス発生量は、季節的変動があることが認められており、一般的に夏期に投入汚泥の濃縮度が低下することにより、夏期に低く、冬期に高いという傾向が現れると理解されている。本研究では、このガス量の季節変動に関し解析を行うため、全国8ヶ所の下水処理場の月別流入負荷量、発生汚泥のVS含有率に関し、昭和52・53年度に調査を行ってきた。調査結果の詳細は、昭和53年度下水道事業調査費報告⁴⁾に示してあるが、浮遊物濃度でみた流入負荷量には図-4・5に示されるように若干の季節変動が存在し、冬期に高いという結果を得た。また発生汚泥の有機物含有率にも図-4・6に示されるように顕著な季節的変動が認められた。以上の事実により、消化タンクへの投入濃度が一定にできたとしても、やはりガス発生量に季節的変動が残ることが予想され、今回のシミュレーションモデルでは、これらのガス発生量の季節的変動を十分組み入れたものとした。

シミュレーションモデルのフローシートを図-4・7に示す。まず日平均下水量と流入平均SS値を設定し、この値を基に、流入水量および流入SS値の月間変動パターンを図-4・8、4・9に示した平均的な年間変動カーブを用い月別の発生汚泥量を算出している。また処理場におけるSS除去率を90%とし、SS負荷量に0.9を乗じた数値を月別発生汚泥量（固形物）としている。以上のように、流入水SS濃度にその除去率をかけて、発生汚泥量を計算する方法は、下水道施設設計指針に準じたものである。

発生汚泥量の計算は、本来、最初沈殿池汚泥、余剰活性汚泥と分別し各々を計算することが正確な方法である。しかしながら、余剰汚泥量の計算において、溶解性BODのSS転換率が通常の処理条件においてSS性BODの分解の量と相殺されるという研究成果⁵⁾もあるので、各々に分けて求めた発生汚泥量の合計は、今回用いた設計指針に基づく簡易式による計算結果と大きく変わってこないものと考えられる。よって上述の簡易な発生汚泥量計算式を用いたものである。

(2) モデル消化タンクの諸元の決定

消化タンクの容量は、熱収支に関係する1次タンクのみを対象として計算しており、固液分離の機能が主である2次タンクは除外している。発生汚泥固形物量に対し汚泥濃度を設定することにより、発生汚泥量が算出される。月別に計算された発生汚泥量の最大値を基に、所定の消化日数により消化タンクの容量を計算した。この理由は、現在の汚泥処理施設の設計が、日

最大設計水量に計画SS値をかけて求めた発生汚泥量を元に行われることに準拠したものである。なお、今回のモデル計算においては設計消化日数を20日とした。

消化タンクの総容量が決まった段階で槽数を適当に設定し、図-4・10に示す形態のモデル消化タンクの直径と高さを決定した。今回のシミュレーションでは、日平均下水量30,000m³/日に対しタンクは2基、100,000m³/日に対し4基、300,000m³/日に対し6基とした。本モデルタンクの伝熱係数は、頂版部S(1)、上部側壁S(2)、地上部側壁S(3)、地下部側壁S(4)、底版S(5)の5つの部分に関し、それぞれ標準的な壁厚、断熱材厚を設定して計算した数値をあてはめた。本モデルタンクの総括的な伝熱係数は、約1.8kcal/m²・hr・degであるが、これはわが国のタンクの標準的な値である。また本モデルタンクでは、底版が地下水面に接する条件と

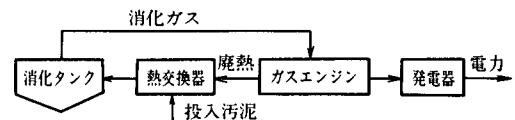


図-4・4 ガスエンジンによる消化ガス利用システム

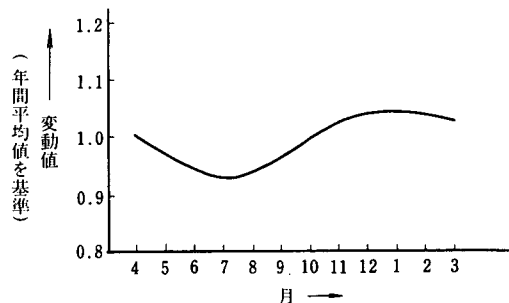


図-4・5 負荷量の年間変動パターン⁴⁾

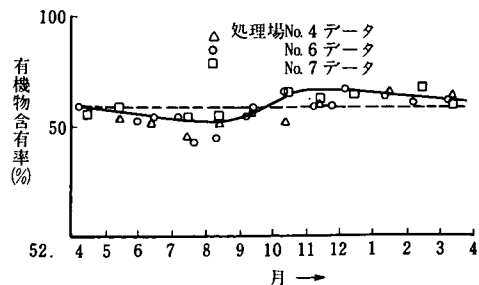


図-4・6 投入汚泥の有機物含有率の季節変動⁴⁾

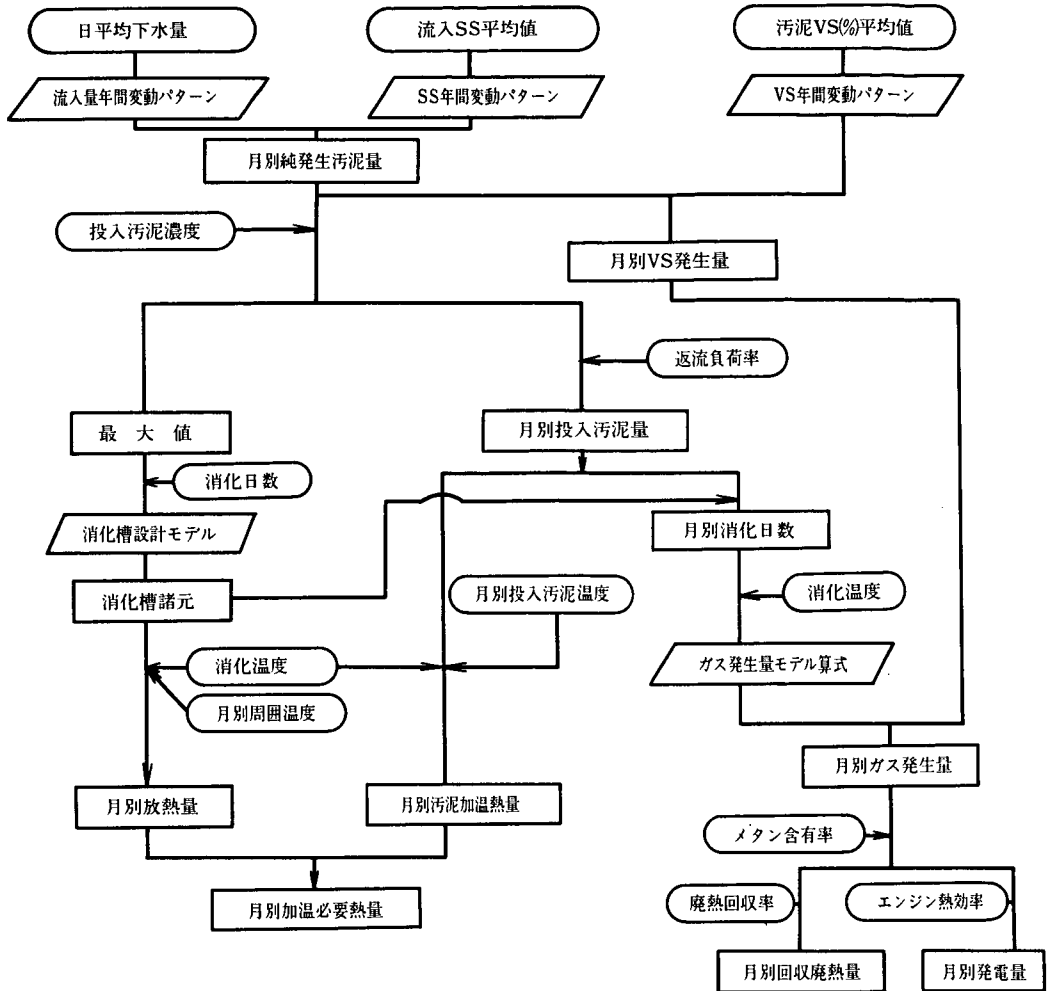


図-4-7 シミュレーションモデルの計算フローシート

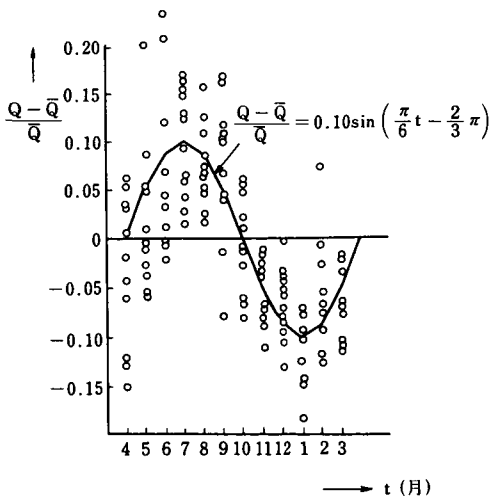


図-4-8 流入水量年間変動

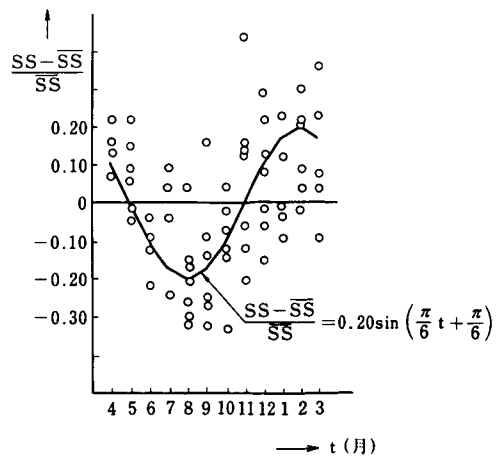


図-4-9 処理場流入下水SS濃度年間変動

し、底版から放散される熱量は地下水温を元に計算した。

(3) 返流負荷のモデルへの組みこみ

現実の下水処理場においては、上記で計算した真の発生汚泥量に加えて、消化槽脱離液等に含まれる比較的高濃度の固形物が水処理系へ回帰している。これを循環汚泥などと称しているが、実際にはこの量が無視しえない処理場が多く存在する。(図-4・11参照) よって、本シミュレーションモデルを現実に近いものとするために、返流負荷の項をつけ加えることとした。消化脱離液中には有機物(VS)が含まれるものの、この有機物は殆どガス発生能力がない。よって、この返流固形物負荷が加えられることによりみかけ上の汚泥発生量は増加するものの、消化ガスの発生にはプラスに作用しない。のみならず投入汚泥量が増加することにより、汚泥加温に要する熱量が増加し、また、消化日数が短縮することによりガス発生量も若干低下することとなる。後にガス発生量のモデル式のところで述べる様に、本モデルで投入有機物に対するガス発生量は、消化温度と消化日数のみの関数として決定しているので、返流汚泥はみかけ上有機物を含まない汚泥としてとりあつかっている。したがって、ガス発生量の計算に当たっては、真の発生汚泥の有機物量だけを対象とし、返流負荷量に対応して短縮された消化日数条件下でガス量が計算される。

なお、実際の処理場では、汚泥濃縮タンクの上澄液の返流負荷も相当量になる場合があるが、この返流量は、もし定常であれば消化タンクへの投入量には影響せず、またガス発生量に及ぼす影響も小さいと考えられたので、本モデルの返流負荷への組み込みを除外している。

(4) モデル消化タンクの加温必要量の計算

タンクの加温必要熱量(Q)は、投入汚泥を消化温度まで温める熱量(Q₁)とタンクからの放熱量を補う熱量(Q₂)の和として計算される。

$$Q = Q_1 + Q_2 \dots\dots\dots (4.1)$$

$$Q_1 = cq (T_D - T_S) \times 1000 \dots\dots\dots (4.2)$$

ここに

Q₁: 投入汚泥温度を消化温度にする熱量(kcal/日)

c: 汚泥の比熱(≒ 1)

q: 投入汚泥量(m³/日)

T_D: 消化温度

T_S: 投入汚泥温度

$$Q_2 = 24 \Sigma K_i \cdot A_i \cdot (T_D - T_i) \dots\dots\dots (4.3)$$

ここに

Q₂: タンク外界への放散熱量(kcal/日)

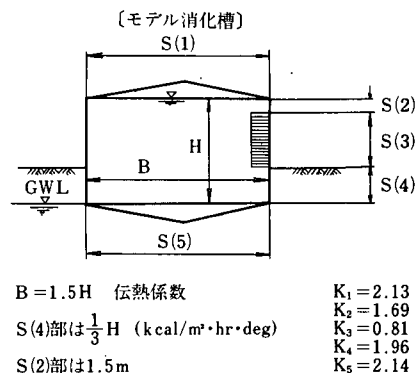


図-4・10 モデル消化槽の概要

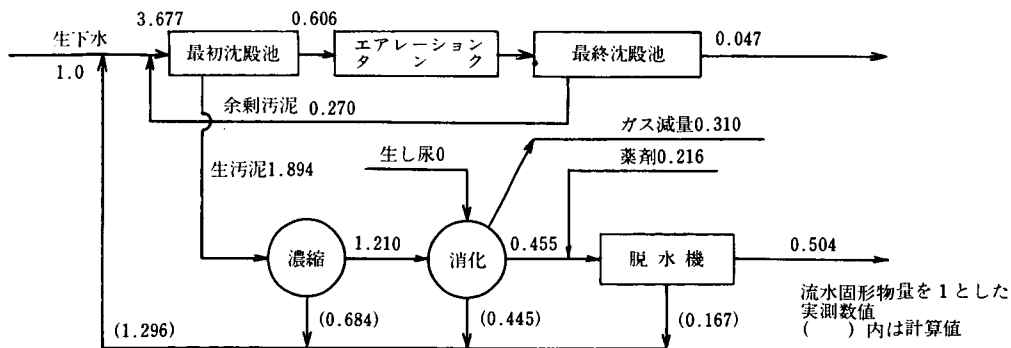


図-4・11 処理場固形物収支図の例

K_i : タンク外部の総括伝熱係数 ($\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{deg}$)

A_i : 頂版, 側壁, 底版などの面積 (m^2)

T_i : 外気温, 地中温などの温度条件

本モデルにおいては, 前に触れたように, 放散熱量はタンクを5箇所の部分に分けて計算される。

(5) 消化ガス発生量

本モデルにおいて, タンクから発生する消化ガス量は, 投入汚泥中の有機物量 (VS 量), 消化温度, 消化日数の条件によって計算される。VS 量は純発生汚泥量に有機物含有率をかけて計算されるが, 有機物含有率については, 処理場の実態調査により図-4・6に示す様な夏冬の傾向が認められたので, 季節変動を加味した月別の VS% の数値を用意することとした。但し, 夏の発生汚泥の VS% ということで, 年間平均値を70%と設定した。その数値を図-4・12にグラフとして示す。

各消化温度, 消化日数に対する投入有機物当りのガス発生量の算出式を以下に示し, 図-4・13にその結果をグラフとして示す。

$$\begin{cases} Y = 0.55y \\ y = 1 - \frac{2^{\frac{30-T}{3}}}{x-5} \end{cases} \quad \dots\dots\dots (4 \cdot 4)$$

ここに

Y : 投入有機物当りガス発生量 (Nm^3/kgvs)

y : ガス発生率

X : 消化日数 (日)

T : 消化温度 ($^{\circ}\text{C}$)

このモデル算出式は, 投入有機物当りの窮極的なガス発生量を $0.55\text{m}^3/\text{kgvs}$, 正常なメタン発酵を示す最小消化日数を5日として, それぞれ漸近線としたものであり, 各消化温度における双曲線カーブは, 著者の実験データ⁶⁾あるいは米国 EPA の汚泥処理処分マニュアルに示されている実験データ⁷⁾を敷衍して求めたものである。また, 投入汚泥濃度を本モデルでは数段階にふらして計算を行ったが, 著者の実験データ⁸⁾を元に, 投入有機当りのガス発生量は投入汚泥濃度に影響されないという仮定をおいた。以上に示した手順により, 各

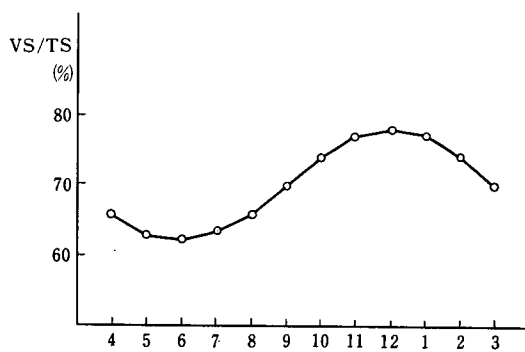


図-4・12 投入汚泥VS含有率設定値

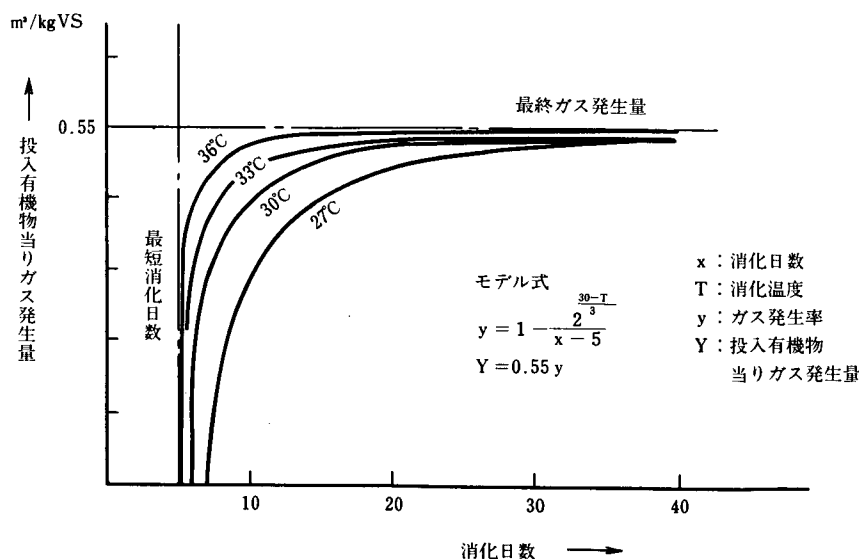


図-4・13 消化ガス発生量のモデル式

条件下における月別の日ガス発生量が計算される。

(6) 発電量・廃熱回収量の計算

本モデルは、簡単のため以上により計算された全発生ガス量をガスエンジンシステムに導入し、発電量および廃熱回収量を計算している。

消化ガスの発熱量は、メタン含有率を65%と仮定して(メタンガスの低位発熱量8,550kcal/Nm³)5500kcal/Nm³とした。また、ガスエンジンの熱効率、正確には発電機までを含めた発電効率として30%、廃熱回収率は40%として、発電量および廃熱回収量の計算を行った。但し、これらの値は任意の数値として、シミュレーションプログラムに組み入れられるようになっており、自由に設定できるものである。

以上の計算機プログラムにより、次の項目のデータが月別に打ち出されてくる。

- ①投入汚泥量 ②加温必要熱量 ③発生ガス量
④発電量 ⑤廃熱回収量 ⑥廃熱回収量の過不足

シミュレーションプログラム自体については、本節末に記載した。

4.3.2 シミュレーション計算設定条件

(1) 流入水量、発生汚泥量

シミュレーションを行う処理場の規模を今回は3段階選択し、それぞれ日平均下水水量30,000m³/日、100,000m³/日、300,000m³/日とした。この下水水量に前出の季節変動の関数をかけ、月毎の日下水量の値を算出している。この計算式は以下の式で表わせる。

$$Q(t) = Q_{\text{mean}} \cdot \left\{ 1 + 0.10 \sin \left(\frac{\pi}{6} t - \frac{2}{3} \pi \right) \right\} \cdots (4.5)$$

ここに

$Q(t)$: t 月の流入下水水量 (m³/日)

Q_{mean} : 日平均下水水量 (m³/日)

t : t 月

発生汚泥量は、流入量と流入SS濃度をかけたSS負荷量に0.9の乗数をかけて求めた。流入SS濃度に関して、今回のモデルでは年平均SS濃度を150mg/lとし、流入水量と同様、季節変動の関数をかけ、月毎の流入SS濃度を算出した。流入SS濃度に関する季節変動関数は以下の式で表わせる。

$$SS(t) = SS_{\text{mean}} \cdot \left\{ 1 + 0.20 \sin \left(\frac{\pi}{6} t + \frac{\pi}{2} \right) \right\} \cdots (4.6)$$

ここに

$SS(t)$: t 月の流入SS濃度 (mg/l)

SS_{mean} : 平均流入SS濃度 (mg/l)

t : t 月

発生汚泥の有機物含有率 (VS) についても、次に示す季節変動関数を設定し、各月毎の計算値をモデル条件値とした。なお、年平均有機物含有率は70%とした。

$$VS(t) = VS_{\text{mean}} \cdot \left\{ 1 + 0.11 \sin \left(\frac{\pi}{6} t + \frac{\pi}{2} \right) \right\} \cdots (4.7)$$

ここに

$VS(t)$: t 月の汚泥有機物含有率 (%)

VS_{mean} : 年平均有機物含有率 (%)

t : t 月

以上の設定値をグラフに示したものが、前出の図-4・12である。

(2) 投入汚泥温および外気温などの設定

投入汚泥温および外気温などの温度条件については、日本の気候条件に合わせて3段階の条件を設定した。それぞれ年平均気温15°Cの地区(東海地区)、10°Cの地区(東北地区)、5°Cの地区(北海道東北部)である。これらの地区から代表的な下水処理場を選出し、管理日報より月別の流入下水温を整理し、これを投入汚泥温のデータとして用いた。また、外気温は、同都市の月平均気温のデータを理科年表より求めた。

消化タンク下部からの放熱量を計算するために、地中温度の設定を行った。地中温度の年変化の例を図-4・14に示す。地中温は気温に影響されるが、深くなるにつれてその度合は小さくなり、また時間的に影響が遅れて出る傾向となっている。地下5m程度になると、地温は殆ど変化しなくなるが、この層を恒温層と呼び、年平均気温との関係は次式で表わされる。⁹⁾

$$T_e = 0.83 T_a + 3.7 \cdots \cdots \cdots (4.8)$$

ここに

T_e : 恒温層上限地中温度

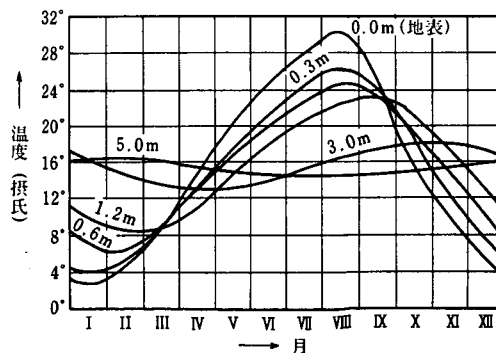


図-4・14 地中温度年変化 (小平)⁹⁾

Ta: 年平均気温

以上の地下温度に関する資料により、モデル消化タンクの地中部側壁に対する地中温を図-4・14の地下1.2mの温度パターンにより作成した。また消化タンク底部に対する地下水温は恒温層温度として設定した。

以上の設定温度条件を、それぞれの平均温度地区に分けて、図-4・15, 16, 17に示す。

(3) その他の設定値

本モデルは消化タンクへ投入する汚泥濃度を設定して年間の熱収支を計算するプログラムとなっているが、今回は投入汚泥濃度、3%, 4%, 5%, 6%の4段階について計算を行った。

また、逆流負荷率についても任意の数値を設定できるが、今回は逆流負荷率（発生汚泥固形物量に対する逆流汚泥固形物量）を0, 0.05, 0.10, 0.20の4段階として計算を行った。

消化条件は、消化日数20日、消化温度33°Cである。ガスエンジンシステムの熱効率（電力変換効率）は0.30、廃熱回収効率は0.40とした。

4.3.3 シミュレーションモデル計算結果の概略

(1) ガス発生量および回収電力量

3段階の処理規模について、ガス発生量および回収電力量の計算結果を図-4・18, 19, 20に示す。平均ガス発生量は3万m³/日のケースで1500Nm³/日、10万m³/日

のケースで5000Nm³/日、30万m³/日で15,000Nm³/日となっている。またそれぞれの日平均発電量は、2,900kWh/日、9,600kWh/日、29,000kWh/日と計算される。これらの値は、下水処理場における処理水量1m³当りの消費電力を0.3kWhとすれば、処理場消費電力の約32%

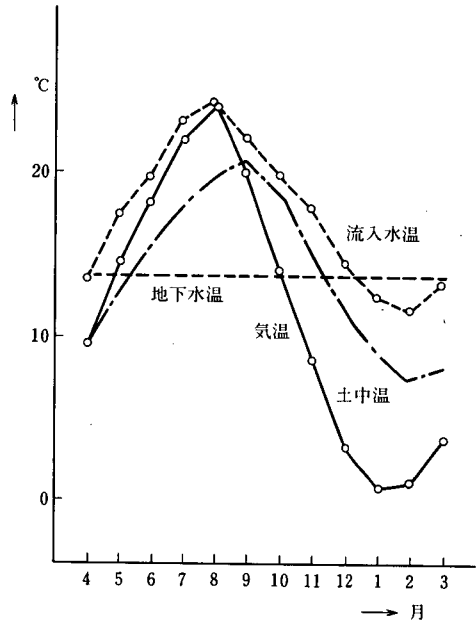


図-4・16 平均気温10°C地区に対する設定温度条件

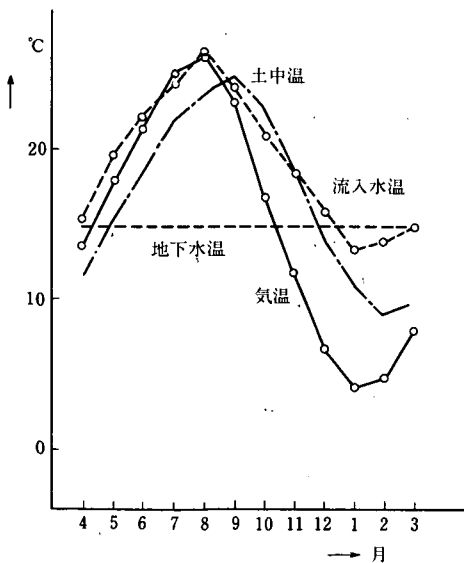


図-4・15 平均気温15°C地区に対する設定温度条件

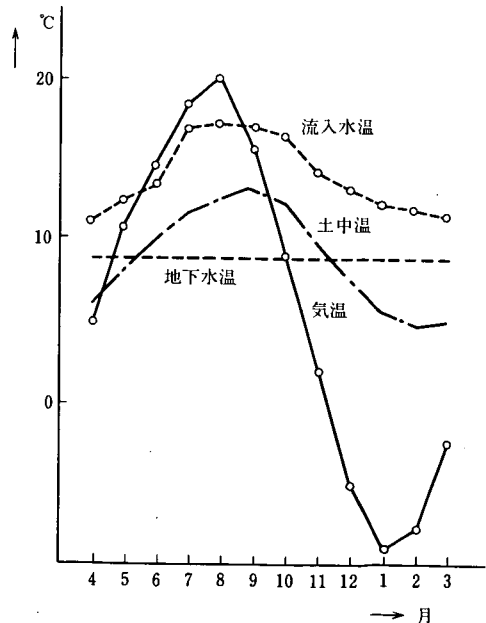


図-4・17 平均気温5°C地区に対する設定温度条件

が消化ガス発電により回収可能という関係を示している。

発生ガス量の季節的変動は、冬期に高く夏期に低いという形態で出ており、その変動幅はおよそ上下2割という大きさである。発電量の方もガス発生量と同様の変動を示している。

(2) 加温必要量と廃熱回収量の関係

本シミュレーションモデルは、加温必要熱量に対する廃熱回収量の過不足の計算が主要な検討課題である。以下この点に関して得られた結果の概略を示す。

図-4・21, 22, 23は、投入汚泥濃度、汚泥処理施設からの返流負荷、気温等立地気候の違いによる消化槽加温熱量の変化を示したものである。図中太線で示した廃熱回収エネルギーとの差によって、ガスエンジンシステムに消化ガス全量を供給した場合の加温熱量の過不足が判断できる。これらのグラフから、投入汚泥濃度と気温等の処理場立地条件が、消化槽加温熱量の多寡に大きく影響していることがわかる。返流負荷率による影響はあまり大きく出ていないが、これは最小の消化日数を20日と選んだことにより、消化日数の短縮によるガス量の減少が比較的少なかったためと考えられる。

図-4・24は処理場規模による加温熱量の変化を、廃熱回収熱量が加温必要熱量に対して余るあるいは不足する割合で示したものである。処理場規模が大きくなるに従って廃熱回収エネルギーの余剰率が高くなる傾向にあるが、これは、消化タンクの一基の容量が大規模処理場ほど大きくなるようにモデルを設定したため、容積に対するタンクの表面積の比が次第に小さくなり、単位汚泥量に対する放熱量の値が減少するためである。

表-4・6は各処理規模の処理場について、諸条件毎に、廃熱回収エネルギーのみでは消化タンク加温がまかないきれない月が年間に何か月あるかを示したものである。この表により、本設定ガス発電システムにおける発生ガス全量を消化ガス発電できる条件が、ある程度明確となってきた。例えば、年平均気温が15°C、即ち関東・東海地区以南では、投入汚泥濃度4%を確保することにより、年間をとおして全消化ガス量を発電システムに投入することが可能である。又、東北地方等冷涼な地区においても、投入汚泥濃度5%を確保することにより、上記の全量消化ガス発電が可能である。但し、実際には処理場発生汚泥の有機物含有率が一定の値以上となっていることが必要である。例えば、返流汚泥の有機物含有率を50%と仮定すると、本モデ

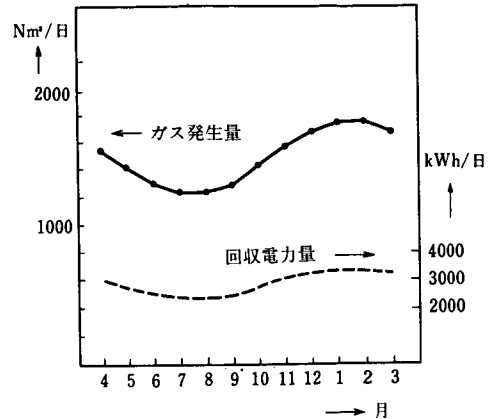


図-4・18 3万m³/日処理場におけるガス発生量と回収電力量

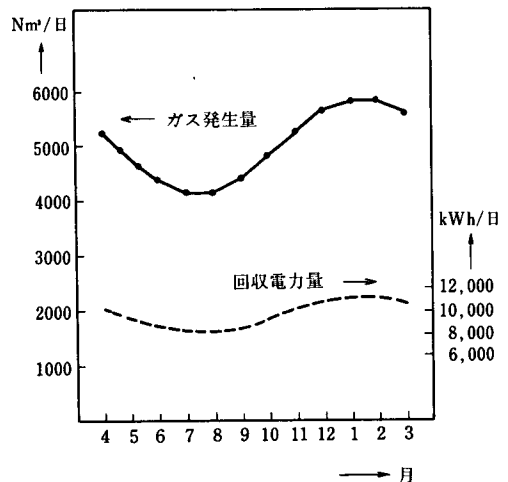


図-4・19 10万m³/日処理場におけるガス発生量と回収電力量

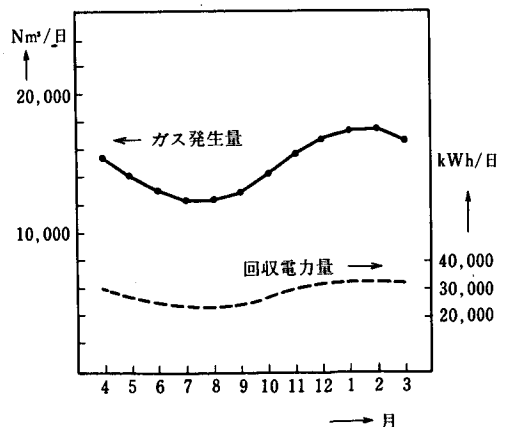


図-4・20 30万m³/日処理場におけるガス発生量と回収電力量

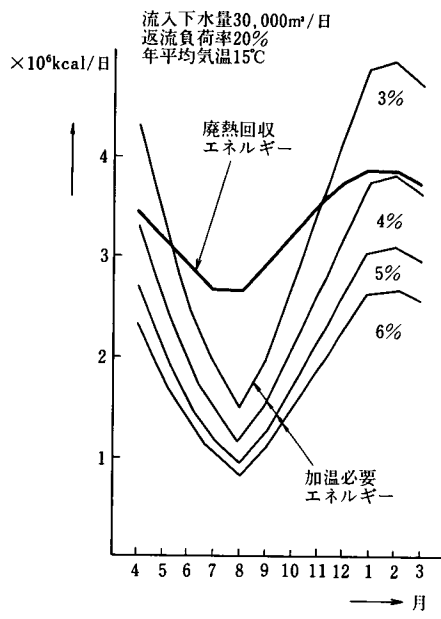


図-4-21 投入汚泥濃度と加温必要エネルギー

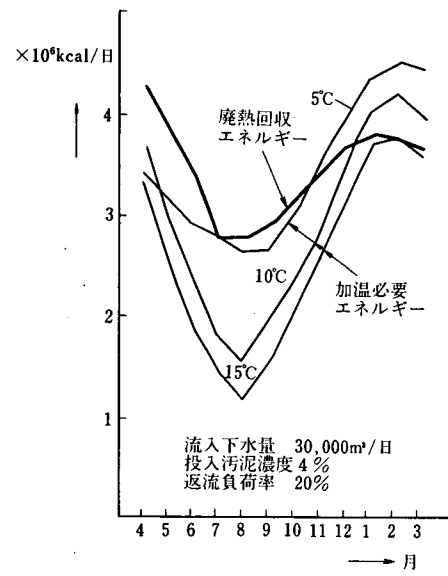


図-4-23 年平均気温と加温必要エネルギー

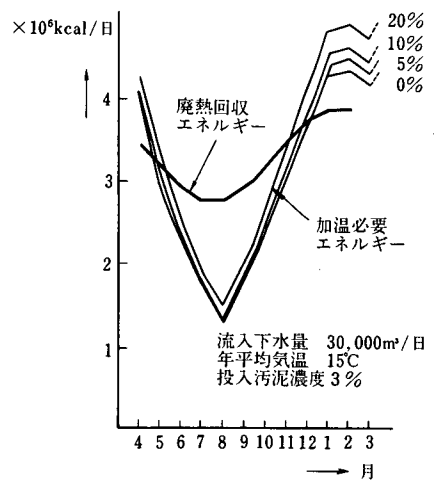


図-4-22 返流負荷率と加温必要エネルギー

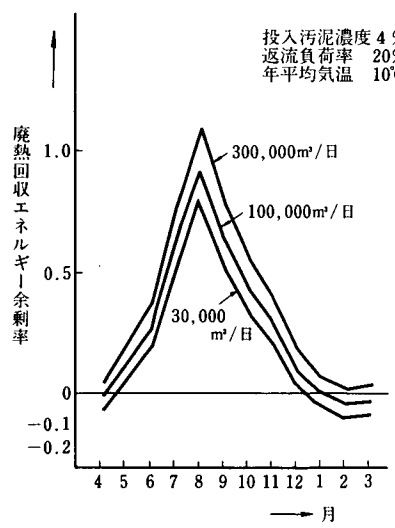


図-4-24 処理場規模との関係

表-4-6 廃熱回収エネルギー不足月数

処理場規模	年平均気温		15℃				10℃				5℃			
	投入汚泥濃度 (%)		3	4	5	6	3	4	5	6	3	4	5	6
3万m ³ /日	返流負荷率	0	4	0	0	0	6	0	0	0	12	6	0	0
	(%)	20	6	0	0	0	8	4	0	0	12	9	2	0
10万m ³ /日	返流負荷率	0	4	0	0	0	6	0	0	0	11	3	0	0
	(%)	20	5	0	0	0	8	3	0	0	12	7	0	0
30万m ³ /日	返流負荷率	0	0	0	0	0	4	0	0	0	9	0	0	0
	(%)	20	4	0	0	0	6	0	0	0	12	5	0	0

ガスエンジンシステムの熱収支に関するシミュレーション計算プログラム

①計算プログラム

```

C      SHOKA TANK NO NETSUKAISYU SIMULATION
0001      DIMENSION T(3,12),WT(3,12),QMFAN(3),X(3),ALPH(5),Q(12),SMFAN(3),
        IS(12),VSS(12),QS(12),QSI(12),DDELS(12),CS(5),SS(6),DISS(12),
        PRRT(12),HMO(5),DEN(5)
0002      DIMENSION ST(12),ST1(3,12),ST2(3),QSMFAN(3)
0003      DO 10 IJK=1,3
0004      READ(5,101) (T(IJK,J),J=1,12)
0005      READ(5,101) (WT(IJK,J),J=1,12)
0006      10 CONTINUE
0007      READ(5,101) (ST(J),J=1,12)
0008      101 FORMAT(12F6.0)
0009      READ(5,102) (QMEAN(I),I=1,3)
0010      READ(5,102) (SMEAN(I),I=1,3)
0011      READ(5,102) (X(I),I=1,3)
0012      102 FORMAT(3F10.0)
0013      READ(5,103) VMEAN
0014      103 FORMAT(F10.0)
0015      READ(5,104) (ALPH(IJL),IJL=1,4)
0016      READ(5,104) (CS(K),K=1,4)
0017      104 FORMAT(4F10.0)
0018      READ(5,105) PAI,GAMMA1,GAMMA2
0019      READ(5,105) (DEN(N),N=1,5)
0020      105 FORMAT(5F10.0)
0021      READ(5,105) RTT,DTEP,CALKAN,EATA1,EATA2
0022      WRITE(6,111)
0023      111 FORMAT(1H1,'TEMP, JOKEN',9X,'4      5      6      7      8      9      10
        '      11      12      1      2      3')
0024      DO 20 IJK=1,3
0025      TT=0.0
0026      DO 15 J=1,12
0027      TT=TT+T(IJK,J)
0028      15 CONTINUE
0029      TMEAN=TT/12.
0030      ST2(IJK)=TMEAN*0.87*3.7
0031      DO 16 J=1,12
0032      ST1(IJK,J)=ST2(IJK)*ST(J)
0033      16 CONTINUE
0034      WRITE(6,112) IJK,(T(IJK,J),J=1,12)
0035      WRITE(6,113) (WT(IJK,J),J=1,12)
0036      WRITE(6,113) (ST1(IJK,J),J=1,12)
0037      WRITE(6,114) ST2(IJK)
0038      112 FORMAT(1H ,7X,11,5X,'KION',12F6.1,2X,'(C)')
0039      113 FORMAT(1H ,12X,'SUION',12F6.1,2X,'(C)')
0040      213 FORMAT(1H ,9X,'DOTYUON1',12F6.1,2X,'(C)')
0041      214 FORMAT(1H ,9X,'DOTYUON2',F6.1,2X,'(C)')
0042      20 CONTINUE
0043      WRITE(6,114) VMEAN
0044      114 FORMAT(///4X,'VMEAN(R)='F5.2/)
0045      WRITE(6,115) GAMMA1,GAMMA2
0046      115 FORMAT(1H ,7X,'JOKYOHITSU='F7.1/)
0047      WRITE(6,116) RTT
0048      WRITE(6,117) DTEP
0049      WRITE(6,118) CALKAN
0050      WRITE(6,119) EATA1
0051      WRITE(6,120) EATA2
0052      116 FORMAT(1H ,7X,'RTT=' F10.2,'(D)')
0053      117 FORMAT(1H ,7X,'DTEP=' F10.2,'(C)')
0054      118 FORMAT(1H ,7X,'CALKAN=' F10.2,'(CAL/M**3)')
0055      119 FORMAT(1H ,7X,'EATA1=' F10.2/)
0056      120 FORMAT(1H ,7X,'EATA2=' F10.2/)
0057      DO 30 J=1,12
0058      VSS(J)=VMFAN*(1.+0.0065*SIN(PAI*FLOAT(J)/6.-1.630))-0.10996*COS(PAI
        *FLOAT(J)/6.-1.630)
0059      30 CONTINUE
0060      WRITE(6,121) (VSS(J),J=1,12)
0061      121 FORMAT(1H ,7X,'VSS',3X,12F6.2)
0062      DO 1111 I=1,3
0063      DO 1300 IJL=1,4
0064      WRITE(6,201) QMEAN(I),SMEAN(I),ALPH(IJL)
0065      201 FORMAT(1H1,'      RYURYO(M**3/D.)='F7.0,'      SS.CON(1H
        *G/L)='F5.1,'      HENRYUFUKA='F4.2///)
0066      WRITE(6,202)
0067      WRITE(6,203)
0068      202 FORMAT(1H ,7X,'MONTH',6X,'0      5',7X,'RYUNYUFUKA HENRYUFUKA HAS
        *SF10DE1')
0069      203 FORMAT(1H ,9X,'(M**3/D.) (MG/L)      (TON/D.)      (TON/D
        ')')
0070      DDELS=0.0
0071      QQS1=0.0
0072      QMAX=0.0
0073      DO 2000 J=1,12
0074      Q(J)=QMEAN(I)*(1.+0.10*SIN(PAI*FLOAT(J)/6.-PAI/6.))
0075      S(J)=SMEAN(I)*(1.+0.20*SIN(PAI*FLOAT(J)/6.-2.*PAI/3.))
0076      QS(J)=Q(J)*S(J)*10.**(-6.)
0077      QSI(J)=QS(J)*ALPH(IJL)*GAMMA1
0078      DDELS(J)=QS(J)*GAMMA1+QSI(J)*GAMMA2
0079      DDELS=DDELS+DDELS(J)
0080      QQS1=QQS1+QSI(J)
0081      IF (CSMAX.GE.QS(J)) GO TO 500
0082      QSMAX=QS(J)
0083      500 CONTINUE
0084      JJ=J+3
0085      IF (JJ.LE.12) GO TO 805
0086      JJ=JJ-12
0087      805 WRITE(6,804) JJ,Q(J),S(J),QS(J),QSI(J),DDELS(J)
0088      804 FORMAT(1H ,5X,12,3X,F6.1,2X,F5.1,3(5X,F6.2))

```

下水汚泥の嫌気性消化法の機能改善に関する研究

```

0089      2000 CONTINUE
0090      QQ05=Q051/12.
0091      DDELSS=DDELS/12.
0092      WRITE(6,205) QQ05,DDELSS
0093      205 FORMAT(/6X,'HF IKIN',28X,F8.2,5X,F6.2)
0094      DO 1100 IJK=1,3
0095      DO 1400 K=1,4
0096      DTV=RTT*QSMAX*GAMMA1*100./CS(K)
0097      BB=(DTV*6./(PAI*X(I)))*(1./3.)
0098      BB9=BB/0.5
0099      IR1=FIX(RR9)*1
0100      R2=0.5*FLOAT(IR1)
0101      HH=92/1.5/0.5
0102      IH1=FIX(HH)
0103      HHH=92/1.5
0104      HHH=FLOAT(IH1)*0.5
0105      IF (HHH.GE.HHHH) GO TO 99
0106      IH=FIX(HH)*1
0107      H2=0.5*FLOAT(IH)
0108      GO TO 9A
0109      99 H2=HHH
0110      98 SS(1)=PAI*BB**2./4.
0111      SS(2)=PAI*BB**1.5
0112      SS(3)=PAI*BB**2.*H2/3.-1.5)
0113      SS(4)=PAI*BB*H2/3.
0114      SS(5)=SS(1)
0115      DTVV=SS(I)*H2*X(I)
0116      WRITE(6,808) CS(K),ALPH(IJL),OMEAN(I),IJK
0117      WRITE(6,809) DTV,SS(1),DEN(1)
0118      WRITE(6,810) R2,SS(2),DEN(2)
0119      WRITE(6,811) H2,SS(3),DEN(3)
0120      WRITE(6,812) X(I),SS(4),DEN(4)
0121      WRITE(6,813) DTVV,SS(5),DEN(5)
0122      808 FORMAT(1H,5X,'SLUDGE CON.=',F3.1,'(%) HENRYUFUKA=',F5.3,5X,'R
0123      *YURYO=',F7.0,'(M**3/D.)',5X,'TEMP.JOKEN',I3///)
0124      809 FORMAT(1H,5X,'DIGESTION TANK VOLUME',F9.1,'(M**3) MOINETSU MEN
0125      *SEKI',F7.1,'(M**2) DENNETU KEISU',F7.2,'(KCAL/H./M**2./C)')
0126      810 FORMAT(1H,22X,'DIAMETER',F10.2,'(M)',19X,'2',F7.1,23X,'2',F7.2)
0127      811 FORMAT(1H,22X,'DEPTH',F13.2,'(M)',19X,'3',F7.1,23X,'3',F7.2)
0128      812 FORMAT(1H,22X,'SOLIDS',F13.0,22X,'4',F7.1,23X,'4',F7.2)
0129      813 FORMAT(1H,21X,'VOLUME',F9.1,'(M**3)',19X,'5',F7.1,23X,'5',F7.2/
0130      *//)
0131      DO 3000 J=1,12
0132      DISS(J)=DFIS(J)*100./CS(K)
0133      RRT(J)=DTVV/DISS(J)
0134      3000 CONTINUE
0135      WRITE(6,749)
0136      WRITE(6,750)
0137      749 FORMAT(1H,3X,'RETENTION TIME'/)
0138      750 FORMAT(1H,5X,'MONTH',5X,'4 5 6 7 8 9 10
0139      * 11 12 1 2 3')
0140      WRITE(6,751) (RRT(J),J=1,12)
0141      751 FORMAT(1H,5X,'DAYS ',12F6.1//)
0142      WRITE(6,821)
0143      WRITE(6,822)
0144      WRITE(6,823)
0145      821 FORMAT(1H,2X,'MO. TONYU',6X,'ODEI',5X,'SOUHOU GASRYO MASSFI
0146      * GASTEN- VSRYO GAS',8X,'YOJOGAS YJOGAS ENGINE HAINETU GAS
0147      *NO')
0148      822 FORMAT(1H,8X,'ODEI',6X,'KAON NETSHRYO',10X,'GASRITU KARITU',
0149      *10X,'ENERGY',7X,'ENERGY FNE.PITU POWER RYO AMARI')
0150      823 FORMAT(1H,5X,'(M**3/D.)',2(' (KCAL/D.)'), (M**3/D.),10X,'(CC/G)
0151      * (T/D.) (KCAL/D.) (KCAL/D.)',11X,'(KW)',3X,2(' (KCAL/D.)'))
0152      DDISS=0.0
0153      TTTTHO=0.0
0154      GGAASS=0.0
0155      GASSSO=0.0
0156      VVSS=0.0
0157      GGGCAL=0.0
0158      YOGAS=0.0
0159      ENGINE=0.0
0160      RRGAS=0.0
0161      DO 11 J=1,12
0162      JJ=J*3
0163      IF (JJ.LE.12) GO TO 1049
0164      JJ=JJ-12
0165      1049 CONTINUE
0166      CGAS=(-2.*((130.-DTEP)/3.)/(RRT(J)-5.))*1.0
0167      CGASS=CGAS*550.
0168      DELVS=VSS(J)*QS(J)*GAMMA1
0169      GAS=CGASS*DELVS
0170      GASCAL=CALKAN*GAS
0171      HKAON=DISS(J)*(DTEP-WT(IJK,J))*1000.
0172      TTHO=HKAON
0173      DO 18 N=1,3
0174      HMO(N)=DEN(N)*SS(N)*(DTEP-T(IJK,J))*24.
0175      TTHO=TTHO+HMO(N)*X(I)
0176      18 CONTINUE
0177      HMO(4)=DEN(4)*SS(4)*(DTEP-ST1(IJK,J))*24.
0178      HMO(5)=DEN(5)*SS(5)*(DTEP-ST2(IJK,J))*24.
0179      TTHO=TTHO+(HMO(4)+HMO(5))*X(I)
0180      WGAS=GASCAL-TTHO
0181      GKAIU=WGAS/GASCAL
0182      FOUT=GASCAL*EATA1/BA0.
0183      RGAS=GASCAL*EATA2
0184      WNGAS=RGAS-TTHO

```

土木研究所報告

```

0177.      WRITF (6,R24) JJ,DISS(J),HKAON,TTHO,GAS,CGAS,CGASS5,DELVS,GASCAL,
          *WGAS,GKAIU,EOUT,PGAS,WWGAS
0178      DDISS=DDISS+DISS(J)
0179      TTTTHO=TTTTHO+TTHO
0180      GGAASS=GGAASS+GAS
0181      GAS550=GAS550+CGASS5
0182      VVSS=VVSS+DELVS
0183      GGGCAL=GGGCAL+GASCAL
0184      YOGAS=YOGAS+WGAS
0185      ENGINE=ENGINE+EOUT
0186      RRRGAS=RRRGAS+RGAS
0187      WWWGAS=WWWGAS+WGAS
0188      R24 FORMAT(1H,*,12,X,F7.2,3X,3(E8.3,2X),F5.3,3X,F6.2,2X,F6.3,1X,FR.3,
          *2X,E10.3,2X,F5.3,2X,2(E8.3,1X),E10.3)
0189      11 CONTINUE
0190      ADDIS=DDISS/12.
0191      ATTTTHO=TTTTHO/12.
0192      AGGASS=GGAASS/12.
0193      AGS550=GAS550/12.
0194      AVSS=VVSS/12.
0195      AGGCAL=GGGCAL/12.
0196      AYOGAS=YOGAS/12.
0197      AENGINE=ENGINE/12.
0198      ARRGAS=RRRGAS/12.
0199      AWWGAS=WWWGAS/12.
0200      WRITF (6,R40)
0201      R40 FORMAT(1H,*,130(1-1)/)
0202      WRITF (6,R42) ADDIS,ATTTTHO,AGGASS,AGS550,AVSS,AGGCAL,AYOGAS,
          *AENGINE,ARRGAS
0203      R42 FORMAT(1H,*,AVE,*,F7.2,13X,E8.3,2X,FR.3,8X,FR.2,1X,F7.3,1X,FR.3,
          *4X,FR.3,9X,2(F8.3,1X))
0204      1400 CONTINUE
0205      1100 CONTINUE
0206      1300 CONTINUE
0207      1111 CONTINUE
0208      STOP
0209      END

```

②入力データ

TFMP. JOKEN		4	5	6	7	8	9	10	11	12	1	2	3
1	K10N	11.5	18.0	21.3	25.2	26.7	23.0	16.9	11.7	6.6	4.1	4.8	7.9 (C)
	SUTON	15.6	19.6	22.5	24.6	26.8	24.1	21.0	18.3	15.9	13.5	13.9	14.9 (C)
	DOTYUON1	11.5	15.2	18.7	21.9	23.8	24.9	22.9	18.4	14.1	10.9	9.0	9.7 (C)
	DOTYUON2	16.7	(C)										
2	K10N	9.6	14.5	18.2	22.1	24.0	20.0	14.0	8.4	3.2	0.6	0.9	3.8 (C)
	SUTON	13.7	17.5	19.9	23.3	24.6	22.0	19.8	17.7	14.3	12.2	11.7	13.2 (C)
	DOTYUON1	9.5	12.6	15.5	18.1	19.6	20.6	18.9	15.2	11.6	9.0	7.5	8.0 (C)
	DOTYUON2	13.8	(C)										
3	K10N	5.0	10.7	14.3	18.5	20.0	15.6	8.9	1.9	-5.2	-9.0	-7.8	-2.4 (C)
	SUTON	11.2	12.1	13.3	16.6	16.8	17.2	16.3	14.1	13.2	12.1	11.8	11.6 (C)
	DOTYUON1	4.1	8.0	9.9	11.5	12.5	13.1	12.1	9.7	7.4	5.7	4.8	5.1 (C)
	DOTYUON2	8.8	(C)										

VMEAN(%) = 0.70

JOKYORITSU= 0.9 1.0

RTT= 20.00 (D.)

DTEP= 33.00 (C)

CALKAN= 5500.00 (CAL/M**3)

EATA1= 0.30

EATA2= 0.40

VSS 0.66 0.63 0.62 0.63 0.66 0.70 0.74 0.77 0.78 0.77 0.74 0.70

ルの返流負荷率0.2のときは、真の発生汚泥の平均有機物含有率が70%であることにより、約65%の有機物含有率を平均値とする汚泥となる。即ち、65%程度の有機物比を有する汚泥が消化タンクに投入されているならば、上記に示した汚泥濃度が、全量消化ガス発電を行うための唯一の条件となつてこよう。

4.4 ガスエンジンシステム適用の課題

消化ガス発電技術については、昭和56年あたりより種々の機関、都市で势力的な調査が行われ、多くの調査報告がなされた¹⁰⁾¹¹⁾¹²⁾¹³⁾¹⁴⁾。現在運転または建設がな

されているガス発電施設を表-4・7に示す。以下にこれらの報告を元として、現在までに検討されてきた発電を伴うガスエンジン技術の問題点について項目ごとに言及する。

まず、発電状況であるが、いずれもほぼ問題なく行われている。発電電力の利用機器または電力網への接続方法は、図-4・25に示すように、利用機器に直接接続する単独運転、起動時に買電で起動し定常状態になってから発電電力に切り換える瞬時並列運転、および既設の電力網の中に発電電力を合流させる常時並列運転がある。実施箇所では商用電源との常時並列運転を行っ

表-4・7 下水汚泥消化ガス発電施設の設置状況¹³⁾

処 理 場	旭川市西部 下水処理場	苫小牧市西町 下水処理場	横浜市中部 下水処理場	大和市中部 下水処理場	北九州市日明 下水処理場	北九州市新町 下水処理場	福岡市中部 下水処理場	沖縄県中部流 城郡瀬処処理場	名護市名護 下水処理場
処 理 水 量 [m ³ /d]	59,200	44,000	72,800	23,000	200,600	38,500	210,000	73,000	5,000
消化ガス発生量 [N m ³ /d]	3,600	4,700	3,170	1,400	7,970	2,940	7,200	4,500	480
エンジン出力 [HP]	750	650	195	240	300	240	360	410	41
発電施設規模 [kW]	500	400	130	160	200	160	240	270	20
処理場平均消費電力 [kW]	590	430	700	700	1,970	560	2,700	1,000	150
ガス発電による消費電力節約率 [%]	(将来は25~30) 59年3月予定	—*	約13	約16	約8	約17	約6	約15	約13
使用開始時期(昭和)	59年3月予定	57年4月	58年11月	58年3月	59年5月	59年4月予定	59年3月予定	59年5月予定	58年2月
備 考	二重燃料方式	二重燃料方式**	火花点火式	火花点火式	火花点火式	火花点火式	火花点火式	火花点火式	火花点火式

注 * 常用ではない。

** 稼働状況60.700kWh (昭和57年12月1日~58年11月31日)

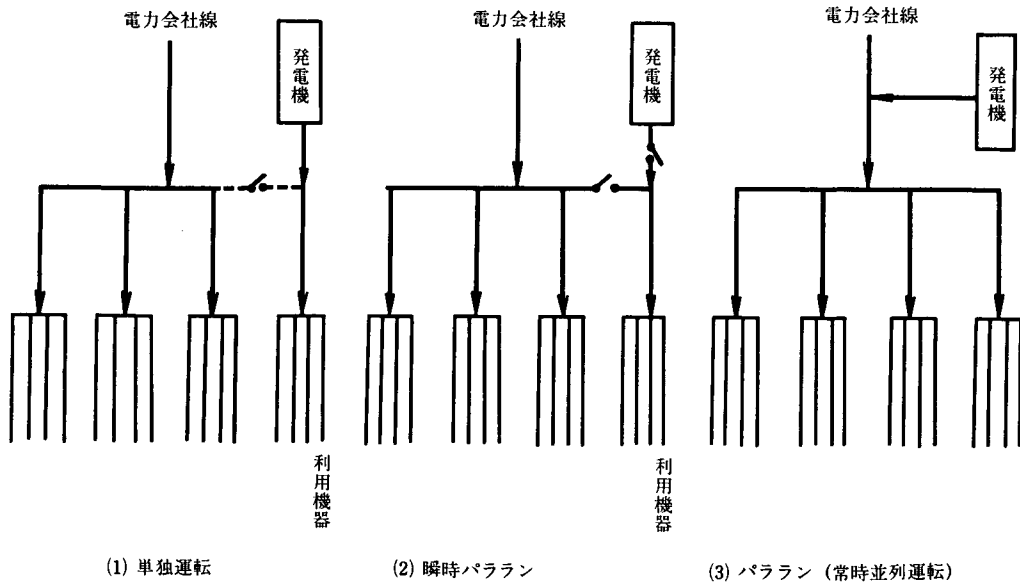


図-4・25 電気の利用方法概念図

ている例が多く、この場合は前二者の場合のように利用機器の容量と発電容量との差でロスを生じることもなく、発電量が全て有効に使用される。常時並列運転では、発電にトラブルが生じた場合、影響が場外まで及ぶ懸念があった。しかし、この問題は逆電力継電器などの保護装置をつけることにより対処できるものであり、各実施場所においては関係電力会社の合意も得られ、また自家用電気工作物としての監督官庁への諸手続も問題なく行われている。

表-4・7に示されるように、ガス発電による発電電力量は下水処理場内の全消費電力量に対し2割以下という割合が実績となっている。前節のシミュレーションモデルでは、わが国の場合3割程度という予測を示したが、発生消化ガス量が全量使用されている例がないため、上記の数値に留まっているものと考えられる。

電気の取得についてはほとんど問題がなかったのに対して、廃熱回収については必ずしも満足のいく結果とはなっていない。その主な理由は、わが国では蒸気加温が一般的であり、エンジン廃熱から蒸気を取り出す場合、廃熱ボイラのみの熱量が対象となり、廃熱回収率が温水加温に比べ5割以下に下がるからである。運転結果の実績によれば、蒸気として回収された熱量は消化ガスエネルギーの20%以下であった¹¹⁾¹²⁾¹⁶⁾。エンジン廃熱を全量蒸気でとり出す方式は、蒸気循環式冷却法を用いたガスエンジンシステムにより可能である。しかしこの場合、得られる蒸気の圧力は1.5気圧程度の低圧蒸気であり、わが国で用いられている蒸気ボイラー加温の蒸気圧3気圧程度には達しない。また、廃熱回収効率も温水方式より下がり、30%程度とされている。よって、ガスエンジンシステムの廃熱利用によるタンクの加温に関しては、外部熱交換器を介した温水加温によるものが、効率の最もよい組み合わせになるものと考えられる。因みに前掲のガス発電実施箇所においても、消化タンクの加温を温水加温に切替えている例がある。廃熱を全量温水としてとる方式では、得られる温水の温度が70~90℃、廃熱回収率が40~50%となるという結果が得られている。

ガスエンジンシステムによる廃熱回収率が40~50%の高さに達するとしても、既存のボイラー加温システムの80~90%に較べると、その加温量は約半量に縮小される。前節に示したように、加温量の削減に関しては、投入汚泥濃度が一番重要な制御因子となる。一般的にわが国の場合、4%または5%の汚泥濃度を確保するためには、重力濃縮にかわり機械濃縮の導入が不可欠であると考えられる。最初沈殿池汚泥と余剰活性

汚泥では大きくその濃縮性状に差異があり、最初沈殿池汚泥単独では、重力濃縮でも比較的容易に4%以上の濃縮汚泥が得られるのに対し、余剰汚泥単独では重力濃縮で2%程度に留まる。よって機械濃縮は余剰汚泥に適用するのが適当であると考えられるが、無薬注の条件で、浮上濃縮法で3~4%、遠心濃縮法で4~6%の濃度の濃縮汚泥が得られる。

もう一つガスエンジンシステムの熱収支を改善する手法として消化タンクの放熱量の削減があげられる。図-4・26は前節のシミュレーションモデルの計算結果を元として、タンクの加温必要熱量に占める放熱量の割合をグラフ化したものである。放熱量の割合は約3割であるが、タンクの規模が小さくなるに従ってその割合が高くなっている。タンクからの放熱量を減少させる方策としては、①タンクの基数を少くし、1基当りの容量を大きくする。②表面積が小さいタンク形状とする。③保温形式および保温材を改良する。等が検討項目となるものと考えられる。

ガス発電技術に関しては、その経済性が重要な検討課題である。一般的にその経済性の検討は、計算された発電単価を市場の買電単価と比較することにより行われている。各個のガス発電実施箇所においては、発電単価が買電単価を下回る、即ち経済性はほぼ認められるとする評価が大方を占めるものの、その程度に関しては種々見解が別れるようである。これは、経済計算の手法が必ずしも一致していないことと、基礎となる機器の価格にかなりの差があることによるものである。また、人件費などの積上げ方によっても大きな差が出ている。しかしながら、発電システムの規模が大きいほど経済性は有利となること、また、発電単価はガスエンジンの運転稼働率の高低に大きく影響され、稼働率の高いシステムほど経済性が出ること等が一連の検討により明らかとなってきた。

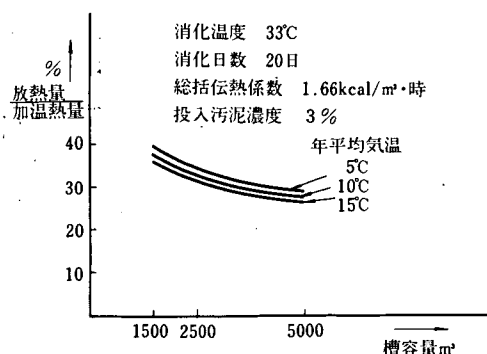


図-4・26 加温必要熱量に占める放熱量の割合(モデル槽による計算例)

4.5 結 論

i) わが国の下水処理場では、活性汚泥法の水処理、嫌気性消化脱水方式の汚泥処理の場合、処理水量 1 m³ 当り 0.2~0.3 kWh の電力が消費されている。

ii) 上記の場合、電力消費の主たる構成は、エアレーション用ブロワが、4 割から 5 割を占め、次に揚水ポンプが 2 割程度を占める。よって消費電力量の概算値は、エアレーション空気倍率およびポンプ揚程より簡易な式を使って求めることができる。

iii) わが国の場合、発生消化ガスエネルギーは場内消費電力エネルギーとほぼ同程度となる関係が平均的であるものと考えられ、消化ガスを電力変換した場合、消費電力量の 3 割程度の回収が可能である。

iv) 現場の消化ガス発生量は、冬期に高く夏期に低いといった季節変動が認められる場合が多く、これは夏期に投入汚泥濃度が低下することによるものと理解されていた。しかしながら、流入下水の負荷の実測値を元にガス発生量をシミュレーションモデルにより計算した結果、汚泥濃度一定の条件下でも同様の季節変動が認められることがわかり、シミュレーションモデルはこの季節変動を十分に組み入れたものとした。

v) 消化ガス発電システムの熱収支に影響する因子は、気温水温などの立地条件に加えて、消化タンクへ投入する汚泥濃度が重要な影響因子となる。

vi) 年平均気温が 15°C、即ち関東、東海地区以南では、投入汚泥濃度 4% を確保することにより、年間をととして全消化ガス量を発電システムに投入することが可能であり、タンクの加温は回収された廃熱のみにて賄うことができる。

vii) 同様に年平均気温 10°C 程度の地区では、全消化ガス量をガス発電に回すためには、投入汚泥濃度 5% を確保することが必要である。

viii) 消化タンクの規模が大きくなるほど、比表面積が小さくなり、タンクの熱収支の観点からは有利となる。

ix) ガスエンジンシステムの普及に当たっては、システムの廃熱回収効率を上げることが重要であり、このためには消化タンクの加温形式を蒸気加温から温水加温に切り替えることが必要である。

参 考 文 献

1) 建設省都市局下水道部「下水施設の省資源、省エネルギー化に関する調査」昭和55年3月

2) Robert Smith "Environmental Protection Technology Series, Electrical Power Consumption for Municipal Wastewater Treatment" EPA-R2-73-281, July 1973
 3) 土木研究所資料第1934号「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」昭和58年3月
 4) 建設省土木研究所下水道部「昭和53年度下水道関係調査研究年次報告書集」「汚泥消化によるエネルギーの回収に関する調査」pp.162-171, 1979
 5) 柏谷衛, 安中徳二, 佐藤和明「下水処理場における汚泥発生収支に関する研究」微生物利用による都市廃水・汚泥処理の高度化に関する研究報告書 pp. 179~196 科学技術庁研究調整局, 昭和52年12月
 6) 佐藤和明「エネルギー回収を目的とした嫌気性消化法の検討 (第一報) 一消化温度と最適消化日数について」第14回下水道研究発表会講演集, pp.634-636, 1977.
 7) U.S. Environmental Protection Agency "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal" EPA 625/1-79-011, 6.2.3.2 Solid Retention Time, p.6-22, September 1979.
 8) 佐藤和明, 館山祐清「嫌気性消化法によるエネルギー回収(第3報)一高濃度汚泥の消化について一」第16回下水道研究発表会講演集, pp.613-615, 1979.
 9) 地下水ハンドブック編集委員会編「地下水ハンドブック, 昭和54年版」建設産業調査会 p.120
 10) 渋谷守弘他「高濃度汚泥消化ガス発電システム」下水道協会誌, Vol.20 No234, pp.90-101, 1983.
 11) 科学技術庁計画局「下水汚泥消化ガス発電システム「メタトピア計画」調査報告」昭和58年3月
 12) 大内弘, 野口実, 香林仁司「横浜市の消化ガス発電実験」下水道協会誌, Vol. 19, No219. pp33-42, 1982.
 13) 林功, 山下祐吉「苫小牧市の消化ガス発電」下水道協会誌 Vol. 20 No228 pp.61-70, 1983.
 14) 照屋林三「那覇下水処理場における消化ガス発電」下水道協会誌, Vol. 20No234, pp.75-89, 1983.
 15) 石川忠男「下水汚泥消化ガスによる発電」空気調和・衛生工学, 第58巻第5号 1984.
 16) 石川忠男, 佐藤和明「消化ガスの発電への利用」土木技術資料 Vol.24, No 8, pp.40-45 1982.

5. 消化タンクの槽内攪拌に関する実測調査

5.1 概説

わが国で一般的に使用されている消化タンクの形態は、2段消化法が一般的であるが、第1段の1次タンクでは、ガス化反応を促進するため、加温と攪拌が行われている。消化温度については、数多くの研究がなされてきており、中温消化域、高温消化域、それぞれの最適温度については、ほぼ衆知の一致をみていると考えてよい。一方、消化タンクの攪拌技術に関しては、その形態が多様ということもあり、衛生工学の範囲では、攪拌の度合を評価するのに必ずしも一定の基準というものが無いと言ってよい。

消化タンクの攪拌装置の設計に当たっては、一応、攪拌方式により、単位容積当たりのガス吹込量、または汚泥循環量などの攪拌の度合を表す数値が用いられ、その数値の根拠となったと考えられる攪拌強度の算式も米国の設計マニュアル等に散見される¹⁾。しかしながら、これらの算式の諸係数は、清水を用いた実験結果や経験値から求めているものと考えられ、下水汚泥への適用に当たっては、そのモデルの可否も含め、根本的に見直す必要がある。

他方、わが国の実プラントにおいては²⁾、攪拌方式としてガス攪拌が主であり、機械攪拌および両者の併用もみられる。攪拌装置の運転時間は、処理場により、それぞれの経験から、1日1時間、8時間、24時間運転など異なった時間がとられている。また、攪拌の効果に対しては、必ずしもガス発生量などに関連づけて把握されているわけではなく、スカムの減少が、共通して認識されている効果にすぎない。また、十分な攪拌が行われていない結果として、タンク内に死水域がかなり存在することが、確かめられており、消化日数の確保に重大な支障をきたしている。

以上のように、消化タンクの攪拌技術については、攪拌度合の最適値というものが曖昧となっている他、攪拌を考える上での基本的モデルになお検討の余地が残されているものと考えられ、消化タンクの合理的設計法を完成させるうえで、攪拌技術の分野に残された課題は多い。

以下の節において、攪拌技術に検討を加えた結果を、
① 10 l 規模実験タンクによる攪拌時間とガス発生量に関する実験 ② 実消化タンクの攪拌実測調査 ③ 実消化タンクのトレーサー調査、の順に記述し、最後

に結果をまとめる。

5.2 攪拌時間とガス発生量に関する実験³⁾

5.2.1 実験方法

実験に使用した実験タンクの形状は、直径200mmの円筒形タンクであり、その容量は10 l である。本実験においてタンク内汚泥の攪拌は、底部に置かれた磁力攪拌子により行った。磁力攪拌子は、テフロンコーティングのもので、長さ6 cm、回転速度は500rpm である。この条件における槽内の汚泥の攪拌状態は、目視で汚泥表面が緩く回る程度のものであった。当初、消化汚泥を10 l 封入したところ、汚泥表面の回り方がかなり遅かったため、タンク内汚泥量を8 l として実験を行った。実験装置の概要を図-5・1に示す。

実験方法は、1日1回汚泥の投入引抜きを行う半連続投入方式で、嫌気性消化実験を9週間行い、その期間内に攪拌条件を表-5・1に示す3段階に分け、各条件下のガス発生量を測定したものである。

なお、タンクを2基使用し、消化日数をそれぞれ10日消化、20日消化と2つの負荷条件とし、実験を並行して行った。また、消化温度は30℃とした。

実験に使用した汚泥は、都市下水処理場より採取し

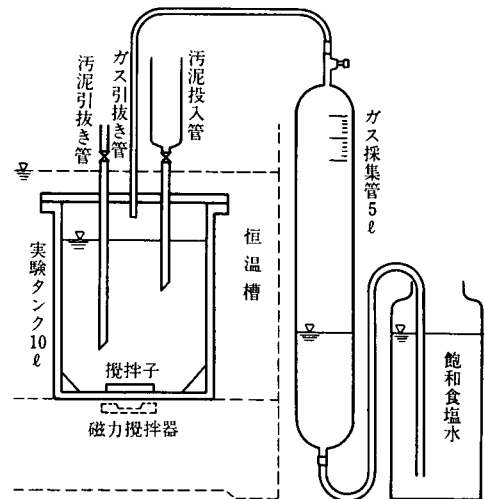


図-5・1 実験装置の概要

表-5・1 攪拌実験条件

段階	攪拌条件	実験期間
	(連続攪拌, 初期安定期間)	3週間
1	1日1回攪拌(汚泥投入引抜き時~20分間)	2 //
2	1日8時間攪拌	2 //
3	連続攪拌	2 //

た混合濃縮汚泥であり、濃度は2.2% (TS)、有機物含有率 (VS/TS) は72%程度の汚泥である。なお、供試汚泥は、実験当初処理場より採取し、ミキサーで粉細した後、5 mmのメッシュの金網をとおして粗大な夾雑物を除き、各週間分のロットに分取し、冷蔵庫内 (4℃) に保存した。実験当初、タンクに封入した種汚泥は、同一処理場の消化タンクより採取した消化汚泥である。

5.2.2 実験結果

ガス発生量などの実験結果を週間でまとめたものを表-5・2、表-5・3に示す。保存した投入汚泥試料に多少の有機物量の低下が見られたこと、又、均一な汚泥の投入に若干の問題があったことなどを考慮し、発生ガスを投入有機物量当りに計算し直して比較してみた。図-5・2にその結果を示す。表-5・2、5・3および図-5・3からわかるように、各攪拌段階におけるガス発生量の差は顕著には現れていない。しかしながら、連続攪拌条件の方が、1日1回攪拌条件よりも若干ガス発生量の増加が認められる。また、1日8時間攪拌と連続攪拌の間では、殆ど差がみられない。

実験期間中、消化混合液のpHは7.3~7.6でほぼ一定であった。また、揮発性有機酸は、20日消化においては、全実験期間を通して、200~400mg/lの範囲にあり、10日消化においては、初期の連続攪拌期に1,000mg/l程度であったが、その後の期間では、300~600mg/lの範囲に下がっている。また、ガス成分に関しては、10日消化の初期に炭酸ガス成分の多い期間がみられた程度で、他はメタン成分64%、炭酸ガス成分32%であり、各攪拌条件間で差はみられなかった。以上、pH、揮発性有機酸、消化ガス成分のデータは、各攪拌段階において消化の状況が安定していたことを示すものである。

5.2.3 考察

本実験において、1日1回攪拌と8時間または連続攪拌との間に僅少ではあるが、ガス発生量の差がでたことについて考察を加える。まず、10日消化においては、3週間の安定期間が不充分であったことが認められ、実験前半に行われた1日1回攪拌と後半の連続攪拌のガス発生量をそのまま比較するのには、多少の難がある。他方、20日消化においては、実験初期の安定期間時の連続攪拌と次の1日1回攪拌との間にも多少

表-5・2 20日消化実験週間データ表-400ml/日汚泥投入

攪拌段階	実験週	投入汚泥量	ガス発生量	投入汚泥平均値		引込汚濁平均値		投入有機物量	投入有機物当ガス発生量
				TS	VS	TS	VS		
連続 (安定期間)	2 週目	2.4 l	20.92 l	mg/l 23211	mg/l 16876	mg/l 16957	mg/l 9735	(VS)g 40.5	l/g 0.517
	3	2.4	21.14	23403	17145	16488	9631	41.1	0.514
1日1回	4	2.4	18.08	20958	15141	15801	9101	36.3	0.498
	5	2.4	20.13	23849	17167	15421	8905	41.2	0.498
1日 8時間	6	2.4	21.06	23359	16827	15608	9000	40.4	0.521
	7	2.4	20.11	22415	16107	15375	8881	38.7	0.520
連 続	8	2.4	20.08	22406	16071	15376	8907	38.6	0.520
	9	2.4	20.11	22145	15839	15225	8834	38.0	0.529

表-5・3 10日消化実験週間データ表-800ml/日汚泥投入

攪拌段階	実験週	投入汚泥量	ガス発生量	投入汚泥平均値		引込汚濁平均値		投入有機物量	投入有機物当ガス発生量
				TS	VS	TS	VS		
連続 (安定期間)	2 週目	4.8 l	31.61 l	mg/l 23211	mg/l 16876	mg/l 17161	mg/l 10382	(VS)g 81.0	l/g 0.390
	3	4.8	33.77	23403	17145	16914	10361	82.3	0.410
1日1回	4	4.8	34.05	20958	15141	16046	9138	72.7	0.468
	5	4.8	35.99	23849	17167	16030	9742	82.4	0.437
1日 8時間	6	4.8	36.74	23359	16827	16590	9946	80.8	0.455
	7	4.8	36.21	22415	16107	16090	9678	77.3	0.468
連 続	8	4.8	36.95	22406	16071	15899	9572	77.1	0.479
	9	4.8	37.54	22145	15839	15726	9414	76.0	0.494

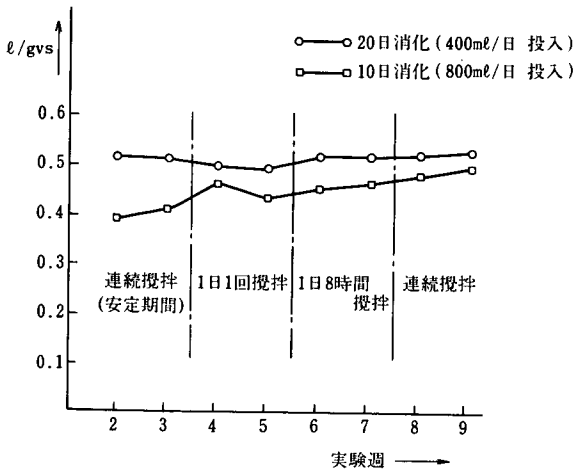


図-5・2 投入有機物当りガス発生量

のガス発生量の差が認められ、有意な差となっている。この差は、大体4～5%の大きさである。1日1回攪拌において、ガス量が多少下がる理由としては、20分の攪拌により十分投入汚泥の均一な混合はできていると考えられることから、無攪拌時の静置による汚泥部分と液部分の分離が考えられる。

しかし、一方、視点をえてみるならば、1日20分の攪拌と24時間の間で、5%程度のガス発生量の差しか出ていないことは、必ずしも常時攪拌する必要のないことを示しており、1日8時間攪拌と連続攪拌との間で差異がみられなかったこともこのことを支持している。

同様の検討が、し尿を対象とした嫌気性消化実験により野池ら⁴⁾によってなされているが、2 l 規模の実験槽においては、1日1時間程度の攪拌で十分という結果となっている。

以上の実験結果より推察されることは、実消化タンクにおける攪拌混合度の目標は、いわゆる汚泥が1日1回循環する程度、即ち投入汚泥が均一に分散される程度と、経験上言い表わされてきた範囲でまず実用上は問題がないのではないかと言うことである。しかしながら、これはガス発生反応、嫌気性微生物の生物反応促進という観点に限ったことであり、攪拌混合の他の機能、スカム量の減少、死水域の解消、に対しては、また新たな観点からの検討が必要となてこよう。

5.3 実消化タンクの攪拌実測調査

5.3.1 調査方法

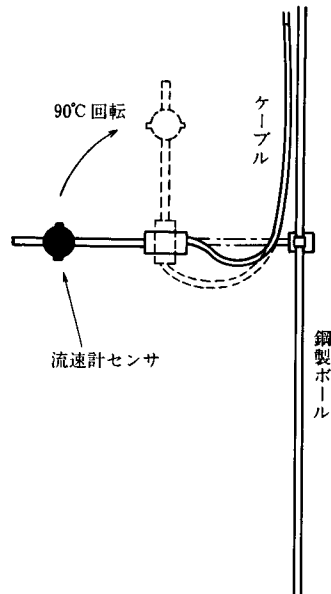


図-5・3 2方向電磁流速計による3次元流速の測定

6箇所の運転中の消化タンク施設に対して、タンク内の汚泥堆積状況、および攪拌状況を把握するため、以下に示す手法で調査を行った。

- ① 沈砂・汚泥の堆積状況——タンク上部試料採取口から2 kgの測鉛（レッド）を投入し、これが停止する深さを測定した。予め設計図より底版に到る深さを求めておき、この差により堆積汚泥の厚みとした。2 kgの測鉛の停止する部位の汚泥濃度は、約固形物10%程度である。
- ② 汚泥濃度分布——水深方向に1 mピッチで汚泥サンプルを採取し、各サンプルに対し蒸発残留物(TS)の測定を行った。サンプリングは、ゴム栓付のポリ容器（容量250ml）を鋼製ポールに固定して、所定的水深においてゴム栓を開栓する形態のサンプル用具を考案製作し、これを用いた。
- ③ 温度分布——サーミスタ温度センサを投入し、1 mピッチで測定を行った。
- ④ 流速分布——2方向電磁流速計（マーシュ・マクバーニ社製）のセンサ部分を鋼製ポールに固定し、ポールの先を底版に固定したうえで流速の測定を行った。センサは測定中、図-5・3に示すように90°回転し、水平2方向、垂直1方向の3次元の流速の測定を行った。なお、本流速計の分解能は、 $0.9\text{cm/s}/\sqrt{T}$ （T：時定数）であり、測定は $T=5$ で行ったので、分解能は 0.4cm/s である。測定にあたっては、大体

30秒程度メーターの指針を読みとり、平均的な値を測定値とした。また、メーターの振れが大きい場合には、測定値としてその範囲を示すこととした。流速の測定は、原則的に2 mピッチで行った。

⑤ その他項目の測定——投入汚泥および移送汚泥（一次タンク流出汚泥）の蒸発残留物(TS)、強熱減量(VS)、浮遊物(SS)の分析を行った。これらの分析は下水試験方法により行った。また、消化槽内の汚泥(=移送汚泥)を対象とし、回転粘度計(ハーケ社製ロトビスコ)により粘度の測定を行った。

なお、汚泥濃度、温度、流速の分布の測定は、いずれも攪拌が行われている時間帯に行った。

以下の表-5・4に6箇所の調査を行った消化タンク施設の概要を示す。消化タンクの形状の詳細は、後の調査結果の項で図に示すが、Mo 処理場の上下円錐形を除き円筒形に属するものである。

5.3.2 調査結果

実測調査により得られた結果を、各タンク施設毎に図-5・4、5・5、5・6、5・7、5・8、5・9に示す。各図には、上より汚泥濃度分布、温度分布、流速分布を示し、沈砂汚泥の堆積状況の調査結果も、図中に斜線で示した。以下、各調査項目毎に、共通してみられる現象および

調査箇所相互の結果の比較を示す。

1) 沈砂、汚泥の堆積状況

2 kgのレッドが停止する位置の上下では、汚泥の濃度が大きく異なることが一般に認められ、停止点以下の汚泥濃度は凡そ10%以上であった。また参考のため、数地点で5 kgのレッドを投下してみたところ、いずれも2 kgレッド停止点と底版の中間で停止した。これより、底版上の堆積物は、固化しておらず、下方に行くに従って高濃度となる圧密ゾーンに似た濃度分布を有するものと考えられる。また、2 kgレッド停止点と垂直汚泥濃度分布を対照とすると、停止点上方1 m以内では、それより上方の汚泥濃度よりかなり高濃度の値が測定されている場合がある。この様に槽内混合域の汚泥と底版上の堆積汚泥は、遷移領域をはさんで濃度的に連続しており、堆積槽の位置の判定は難しい。これらの問題点はあるもののここでは、一応2 kgレッドの停止点以深を堆積槽として取り扱い、以下の検討を行うものとする。

表-5・5に各タンク施設における堆積層厚および堆積層の体積を示す。N処理場、C処理場では、試料採取口が中心より異なった距離で3箇所あるが、堆積層厚はいずれも周辺部で厚くなっている。攪拌設備が中心に近いところにあり、底辺の傾斜角度が15°C程度が一

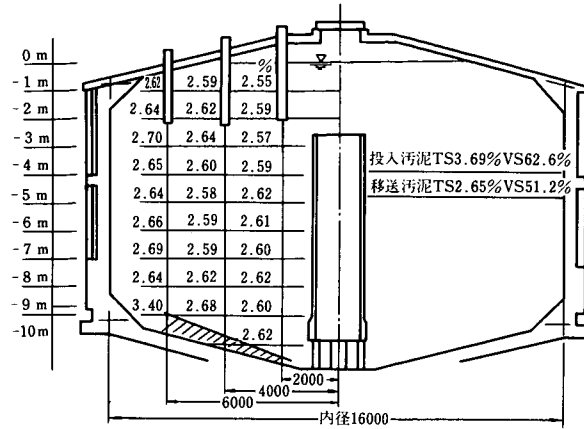
表-5・4 調査対象消化タンク施設の概要

	消化方式	1次タンク容積	攪拌方式	攪拌ガス量 ガス量/容積、時間	備 考
N処理場	2段中温 38°C 20日	1,790m ³	ガス攪拌, ドラフトチューブ	2.96m ³ /分・千m ³ , 24h/日	運転開始後 3年 投入汚泥 TS 3.7% VS63%
S "	2段高温 50°C 9日	4,500m ³	多点ガス吹込+汚泥循環 (9点)*	1.12m ³ /分・千m ³ (汚泥循環率: 29.2時間/1回)	清掃後運転 7年 TS 2.5% VS80%
Ma "	2段中温 38°C 20日	1,200m ³	ガス攪拌, ドラフトチューブ	3.38m ³ /分・千m ³ 24h/日	運転開始後 5年 TS 3.2% VS80%
H "	2段中温 36°C 22日	3,350m ³	ガス攪拌、底部ディフューザー方式	2.1m ³ /分・千m ³ , 24h/日	清掃後運転 5ヶ月 TS 2.7%
C "	2段中温 38°C 21日	3,050m ³	ガス攪拌, 4点ガス吹込	1.4m ³ /分・千m ³ , 22h/日	清掃後運転 6年 TS 2.9%
Mo "	2段中温 37°C 24日	1,200m ³	ガス攪拌, ドラフトチューブ	4.6m ³ /分・千m ³ , 15.5h/日	運転開始後 8年 1:1 下水汚泥(4.5%), し尿(3%)構成

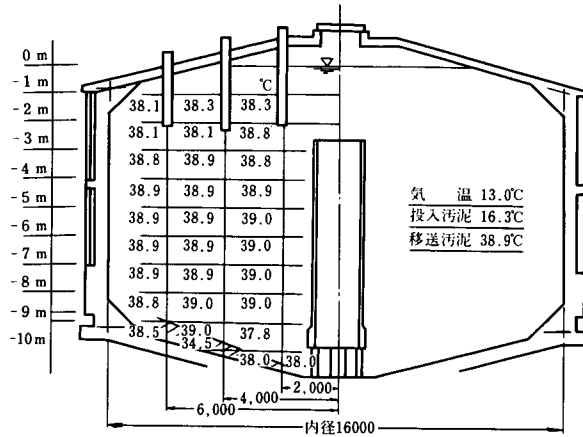
*中央1点は常時、周辺8点は1点20分間をサイクル

表-5・5 1次タンクの底部堆積状況

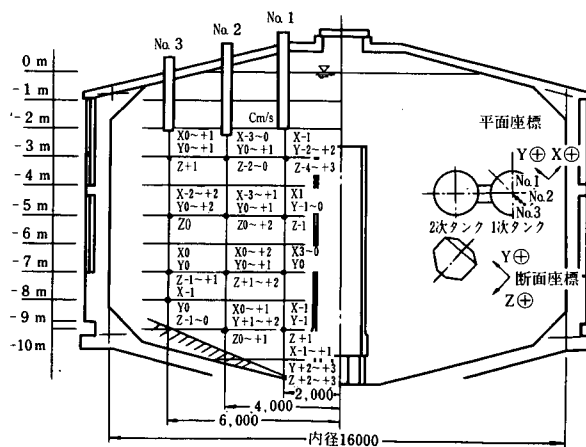
	タンク容積	使用期間	堆積層厚 () は平均厚	堆積層の体積, 比率	堆積速度
N処理場	1790m ³	3年	0.9, 0.7, 0.3 ^m (0.63) ^m	130m ³ 7.3%	0.21m/年
S "	4500m ³	7年5ヶ月	0.7, 0.3, 0.4 (0.47) ^m	260m ³ 5.8%	0.06m/年
Ma "	1200m ³	5年	0.4, 0.2 (0.30) ^m	50m ³ 4.2%	0.06m/年
H "	3350m ³	3ヶ月	0, 0 (0) ^m	— —	—
C "	3050m ³	5年10ヶ月	1.9, 1.4, 1.2 (1.5) ^m	520m ³ 17.0%	0.26m/年
Mo "	1200m ³	8年6ヶ月	0.8 (0.80) ^m	70m ³ 5.8%	0.09m/年



1 次タンクの濃度分布



1 次タンクの温度分布



1 次タンクの流速分布

図-5.4 N 処理場消化タンク調査結果

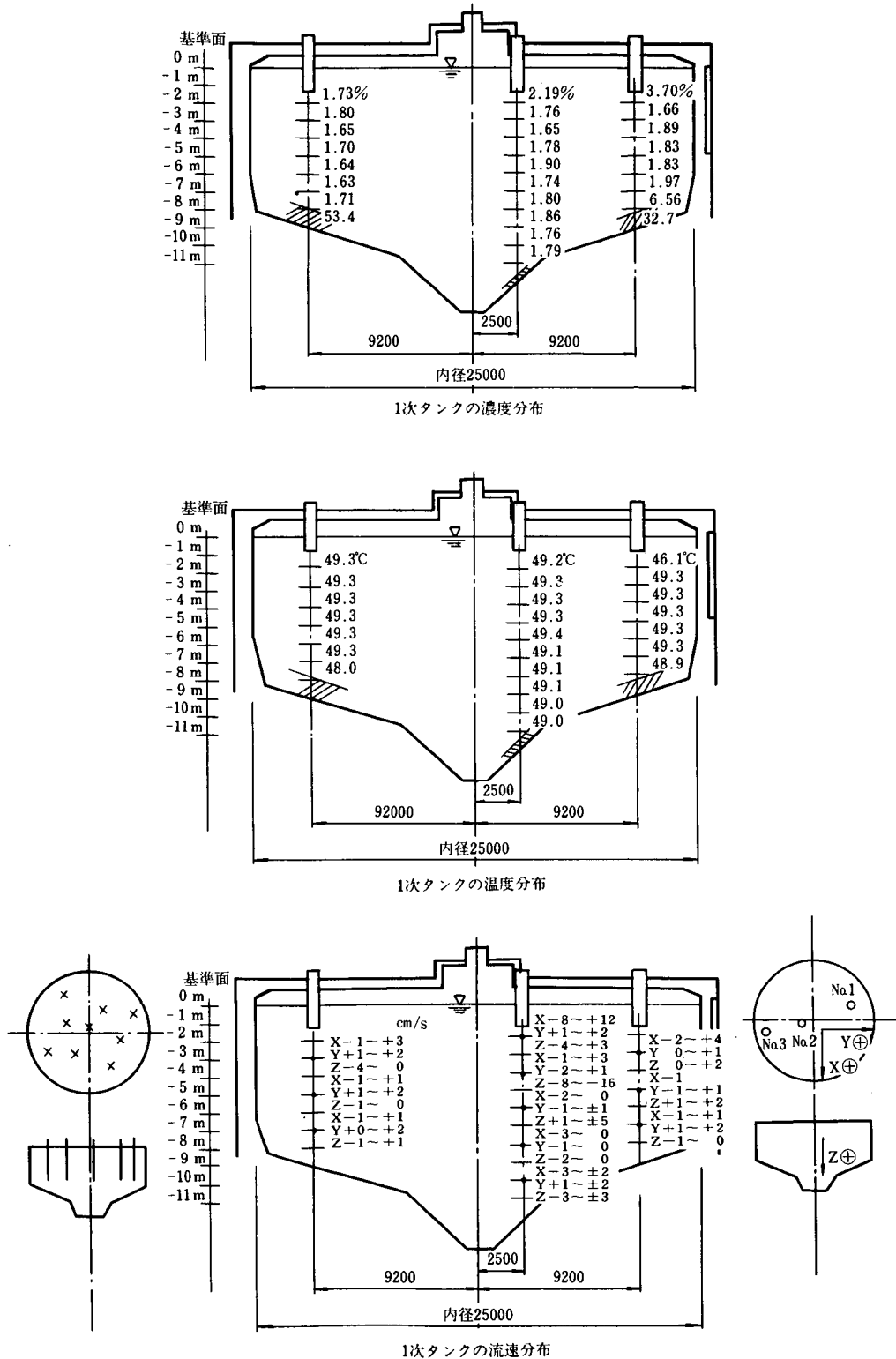


図-5.5 S処理場消化タンク調査結果

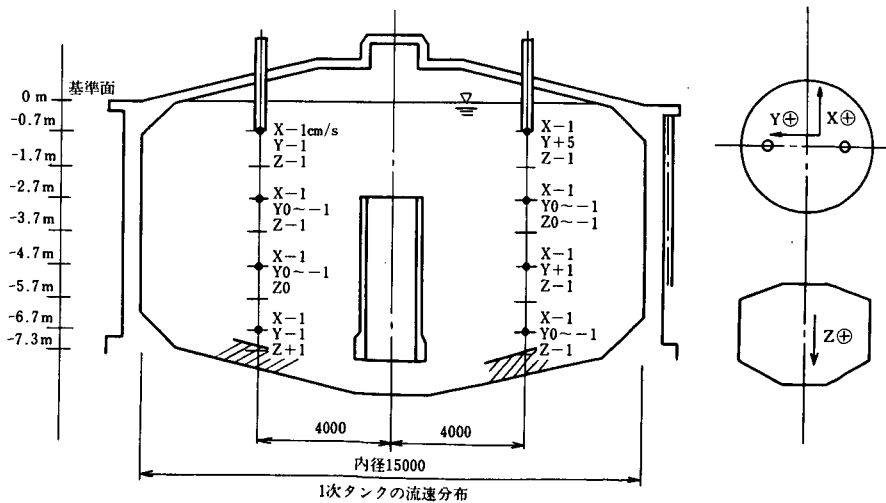
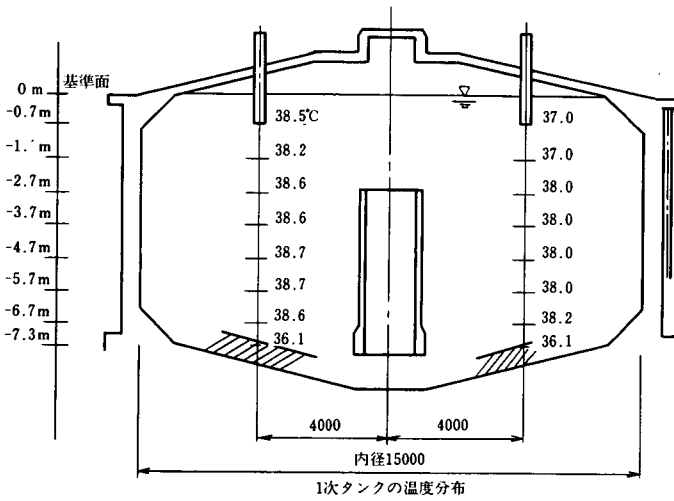
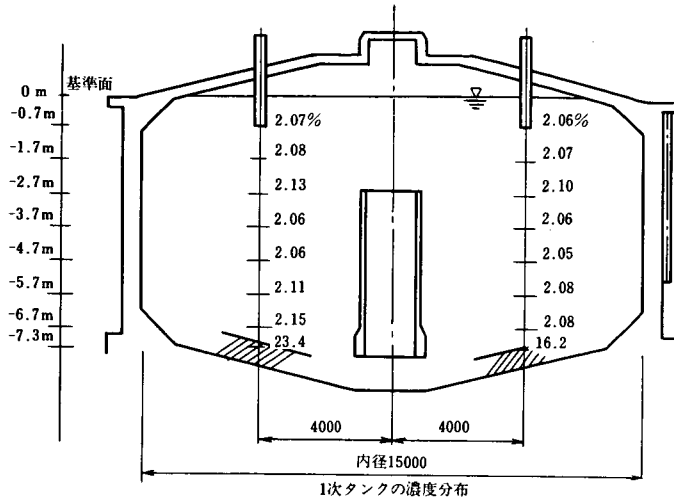


図-5・6 Ma処理場消化タンク調査結果

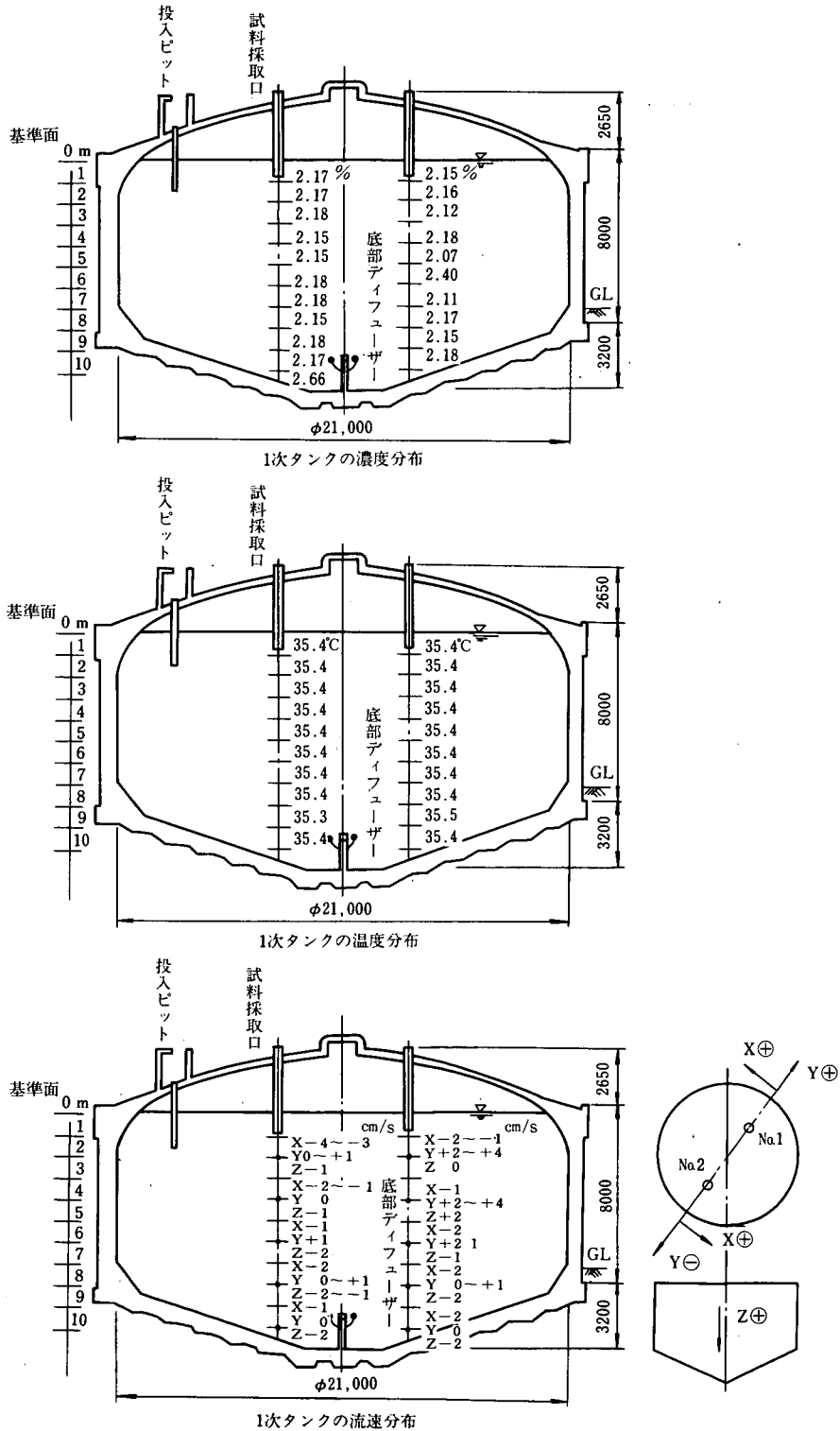
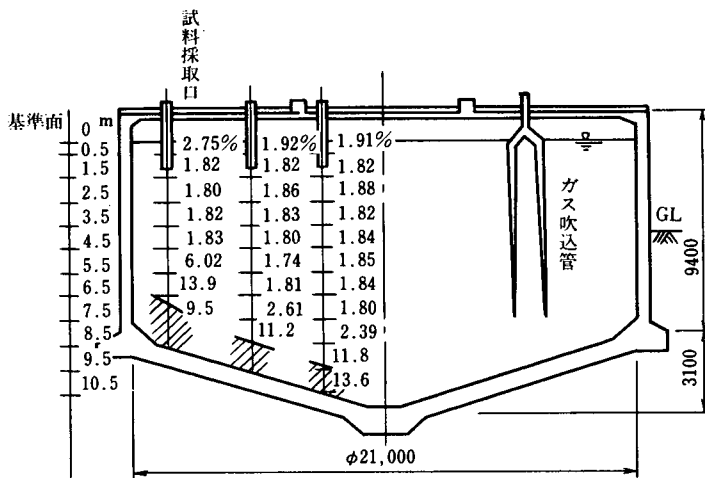
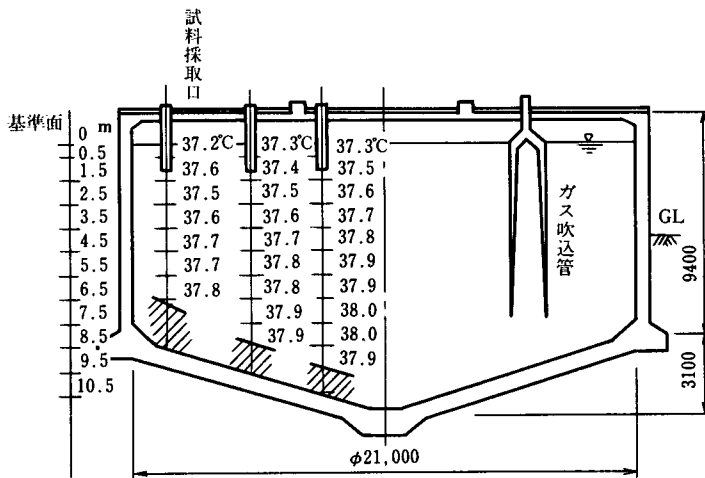


図-5-7 H処理場消化タンク調査結果



1次タンクの濃度分布



1次タンクの温度分布

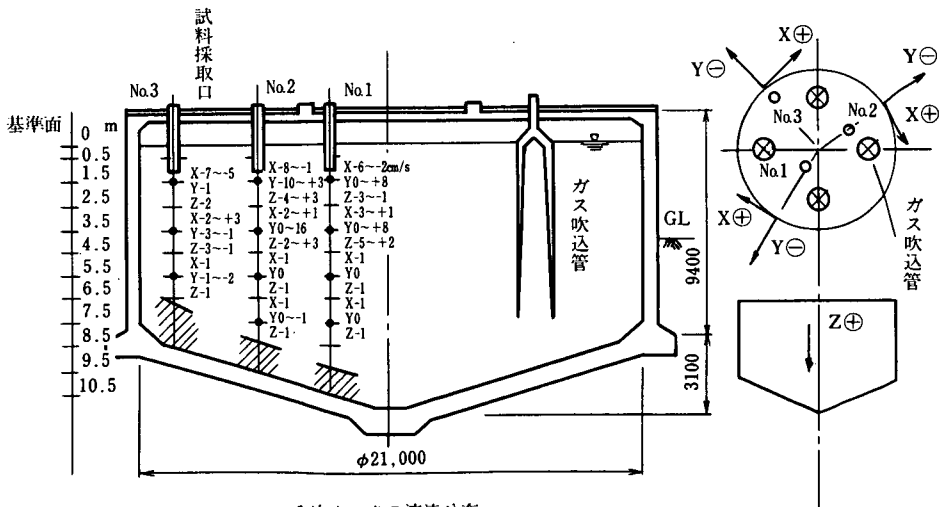


図-5.8 C処理場消化タンク調査結果

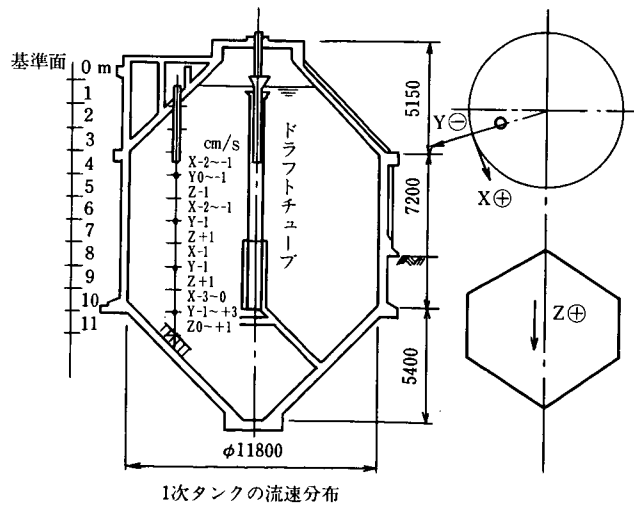
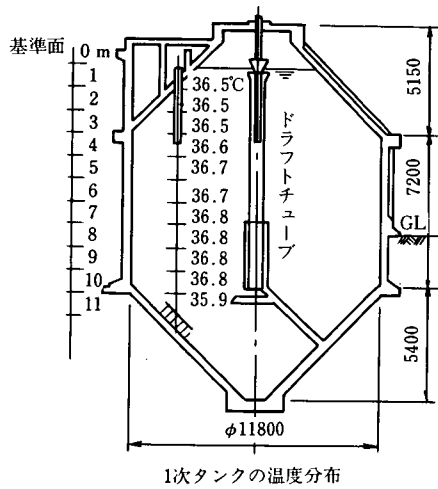
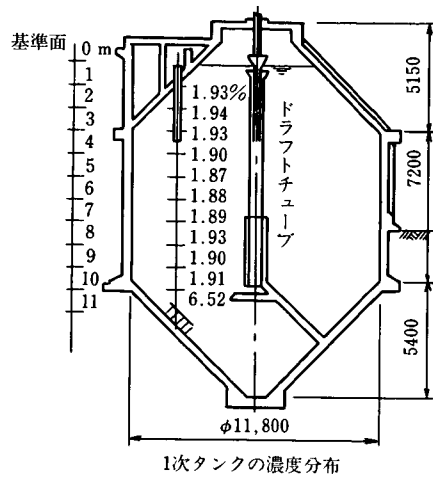


図-5.9 Mo処理場消化タンク調査結果

般的なわが国の消化タンクにおいては、周辺部より厚い堆積があるものと推定される。

表に示される堆積層の体積は、タンク底部に存在して確実に汚泥の攪拌が期待できない死水域（デッドスペース）を意味するものである。堆積層の体積は、各タンクにより異なるが、タンク実容積の7～17%を占めていた。

2) 濃度分布

調査対象6箇所の一次タンク内の汚泥濃度は、攪拌域とみられるところで、1.6～2.7% (TS) の範囲であった。これは、投入汚泥濃度の範囲が2.5～3.7%であることに対応し、投入汚泥中の有機物分の消化減少率を差し引いた濃度とほぼ等しくなっている。また移送汚泥の濃度は、タンク内の汚泥濃度にほぼ等しくなっており、完全混合槽における槽内液と流出液の基本的関係が確認される。但し、Mo 処理場の消化タンク施設は、1次タンクの攪拌を間欠的に行い、攪拌停止時に下部より濃度の濃い汚泥を引き抜くといった操作を行っているため、槽内汚泥濃度は、投入汚泥濃度と消化減量より計算される値よりは若干低目の値となっている。

槽内汚泥の濃度分布は、底部堆積槽に近い部分および上部スカム槽の部分を除き、比較的均一な濃度分布となっている。この均一の程度を数値で表すと、平均的な値に対して $\pm 0.05 \sim 0.1\%$ 以内の範囲にほぼ収まるという関係となっている。即ちこの範囲から外れるデータは、その地点が良好な攪拌域の外にあることを示していると考えられる。この観点より、例えばC 処理場においては、約3割のスペースが良好な攪拌域外にあると判断される。

しかしながら、S 処理場の槽内汚泥濃度は、以上に示した原則から少し外れたものとなっている。即ち、汚泥濃度が他の様に一様となっておらず、左右上下で0.2%程度の差がみられる。この原因は明らかではないが、S 処理場においては外部熱交換器を通して汚泥の循環が行われており、底部より引き抜かれた汚泥が中層へ放出されるため、このような汚泥濃度の不均一ができていたとも考えられる。

3) 温度分布

各消化タンクとも表層と底部堆積内で汚泥温度の低下が見られるが、攪拌域とみられる中層部では、ほぼ均一な温度となっている。また、この均一性を数値で表すと、平均的な値に対して $\pm 0.2^\circ\text{C}$ 以内というオーダーとなっている。

以上の関係から若干ずれるものとして、S 処理場中央の試料採取口の垂直温度分布があげられ、上部と下

部で 0.2°C 程度の温度差が認められる。これは、前述の様に外部熱交換器を経た汚泥がタンク中層部に流入してくるためと考えられ、この部分における上下の混合がそれ程大きくないことを示している。また、Mo 処理場においては、タンクの左右で 0.5°C 程の温度差が出ている。この原因は明らかではないが、汚泥投入時と温度測定時が重なり、冷温の投入汚泥が未だ均一に分散されていない時点であったとも解釈できる。

興味のある点は下部堆積層における温度の低下である。2 kg レッドの停止点のやや上部より温度の低下が認められ、停止点より下では急激に温度が低下している場合が多い。この傾向は堆積層が薄い場合、顕著である。堆積層が厚い場合、例えばC 処理場では、2 kg レッド停止点まで殆ど温度の低下はみられない。これは堆積層そのものが断熱層となっているものと考えられ、堆積層内の温度低下勾配は、層が厚ければそれだけ緩いものになっていると推測される。C 処理場の場合、温度センサを堆積層内に貫入することができなかった。

以上の様に、温度分布より攪拌域を推定する場合、とくに堆積層が厚いとその境界が明確に出てこないという点が問題点となることが考察された。

4) 流速分布

測定された各タンクの流速分布の概要を表-5・6に、各タンクの攪拌条件と共にまとめた。流速分布の範囲と平均値は、タンク中層部の攪拌域とみられる測定地点の流速の範囲とその平均値を示したものである。攪拌域の流速は、1 cm/s より数cm/s の範囲が最も頻度の

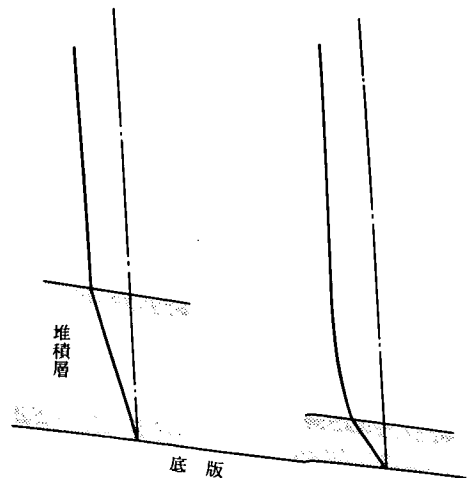


図-5-10 堆積層の厚みによる温度分布の差

高い流速範囲となっており、6箇所中3箇所の処理場で平均的な流速が約3 cm/sとなっている。また、他の箇所では、これより若干流速が小さくでている。その他、共通する特徴としては、タンク表面部で比較的高い流速が出ていることが指摘できる。しかしながら、タンク内の流速分布について上記に示した以上に定式化を試することは、①調査対象タンクの攪拌形式が多様であること、②流速測定精度に限界があること、③対象箇所数が6箇所と少ないことなどの理由から無理があるものとする。

槽内流速の平均的な値を決定する因子としては、①攪拌動力、②混合攪拌域の容積、③汚泥の粘性等が考えられ、また、槽内流速の分布の特性を規定するものとしては、①攪拌形式、②タンクの形状が主因子となるものと考えられる。これらの関係を図化すると、図-5・11のようになる。

以上のタンク内の混合攪拌域の容積の評価を行う手法として、トレーサー法による調査を次節に示した。

5・4 実消化タンクのトレーサー調査

5.4.1 トレーサー調査の方法

消化タンクは密閉形の施設であり、内部の様子を直接測定することは、3節に示したようにごく限られたポイントでしかできない。よって、有効容量すなわち混合攪拌域の把握に対しては、トレーサー法が非常に有力な手段となる。以下にトレーサー法による調査の原理、トレーサー物質の選定、実タンクのトレーサー調査方法について、順を追って記述する。

(1) 調査手法の理論⁵⁾

完全混合槽モデルにトレーサーをパルス状に注入し

た場合、トレーサーの流出濃度曲線は次のように記述できる。

$$C/C_0 = e^{-\frac{v}{V}t} = e^{-\theta} \quad \dots\dots\dots (5.1)$$

C：時間tにおける濃度

C₀：トレーサ投入量をタンク容積で除した濃度（＝初期濃度）

v：流量

V：タンク容積

θ：無次元化した時間（＝ $\frac{vt}{V}$ ）

タンクに死水域がある場合は、完全混合部分容積をV_a、死水域容積をV_dとして、(V_a+V_d=V)流出濃度曲線は次のように記述できる。

$$C/C_0 = \frac{V}{V_a} e^{-\frac{v}{V_a}\theta} \quad \dots\dots\dots (5.2)$$

さらに、短絡流のある場合を考慮すると、完全混合部分に流入するv₁、短絡する流量をv₂として、(v₁+v₂=v)流出濃度曲線は、次の様に記述できる。

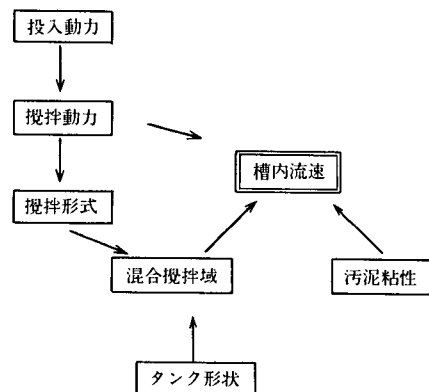


図-5・11 槽内流速を規定する因子

表-5・6 タンク内流速分布と攪拌条件

	攪拌方法	攪拌強度 (ガス吹込位置)	タンク内汚泥 TS, VS(%) みかけ粘度(CP)	速度分布cm/s (平均値)
N処理場	ドラフトチューブ	2.96m ³ /分・千m ³ 水深9.5m	TS2.55~2.70 30~50(35°C) VS51.2 45~75(20°C)	0.3~3.2 (1.5)
S "	多点ガス吹込+汚泥循環	1.12m ³ /分・千m ³ (循環率 29.2時間/回) 6.5m	1.63~1.97 12~19(35°C) 60.7 15~22(20°C)	1.0~12.1 (2.9)
Ma "	ドラフトチューブ	3.38m ³ /分・千m ³ 8.0m	2.05~2.13 68.3	1.2~5.2 (2.0)
H "	底部センターディフューザ方式	2.1m ³ /分・千m ³ 9.5m	2.07~2.18 54.8 50~85(20°C)	1.8~5.9 (3.1)
C "	4点ガス吹込	1.4m ³ /分・千m ³ 7.5m	1.75~1.88 55.5 23~40(20°C)	1.4~6.4 (3.2)
Mo "	ドラフトチューブ	4.6m ³ /分・千m ³ 3.5m	1.87~1.93 42.6 9~15(20°C)	0.7~2.1 (1.7)

$$C/C_0 = \left(\frac{v_1}{v}\right)^2 e^{-\frac{v_1}{v}\theta} + \frac{v_2}{v} \delta_{\theta=0} \dots \dots \dots (5.3)$$

δ : Dirac のデルタ関数

以上により、死水域に加えて短絡流のある場合には、流出濃度曲線は、(5.2) 式と (5.3) 式の合成により次の様に記述できる。

$$C/C_0 = \left(\frac{v_1}{v}\right)^2 \frac{V}{V_a} e^{-\left(\frac{v_1}{v} \frac{V}{V_a}\right)\theta} + \frac{v_2}{v} \delta_{\theta=0} \dots \dots \dots (5.4)$$

上記に示した 4 つのモデルが、一応代表的なものと考えられ、(5.4) 式がこれらのモデルを包括的に表す式となるので、トレーサー調査で得られた流出曲線と (5.4) を対照し、それぞれの係数を元に簡単な計算に

より、短絡流の大きさ、死水域の比率が決定されることとなる。

(2)トレーサー物質の選定と測定方法

消化タンク中の汚泥の混合度を測定するため、トレーサー物質としてアイソトープが使用された事例がいくつかある^{6),7)}。これらは、 I^{131} 、 P^{32} などの放射性同位元素を用いたものであるが、最近とくに我が国においては、放射性物質の取扱いが厳しくなり、現場調査にアイソトープを用いることは、種々周到な準備が必要である。

最近、Monteith ら⁸⁾により、ふっ素をトレーサーに

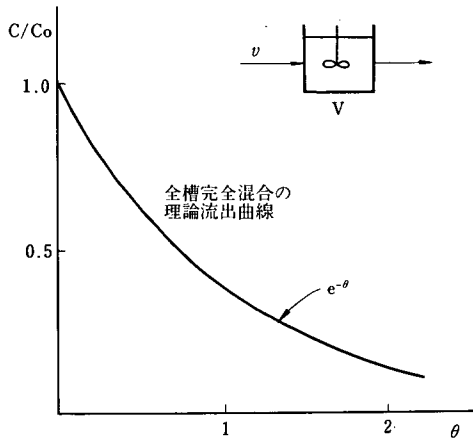


図-5-12 完全混合モデルの流出曲線

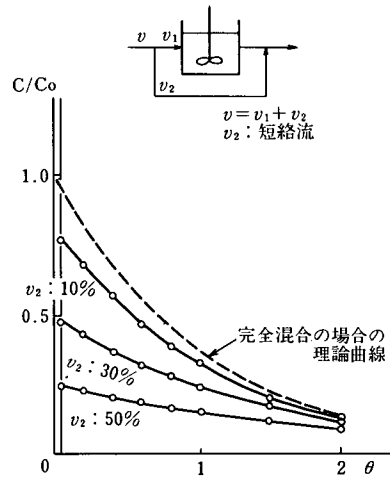


図-5-14 短絡流のある場合の流出曲線

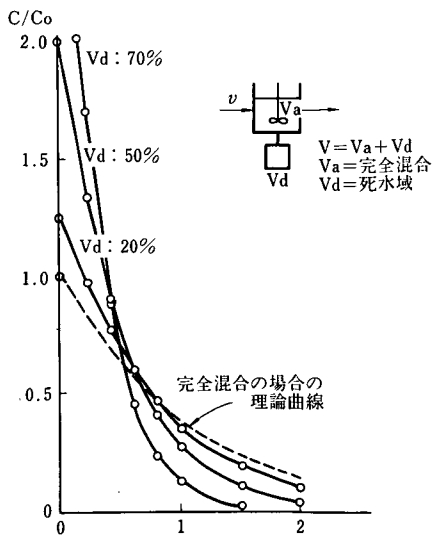


図-5-13 死水域のある場合の流出曲線

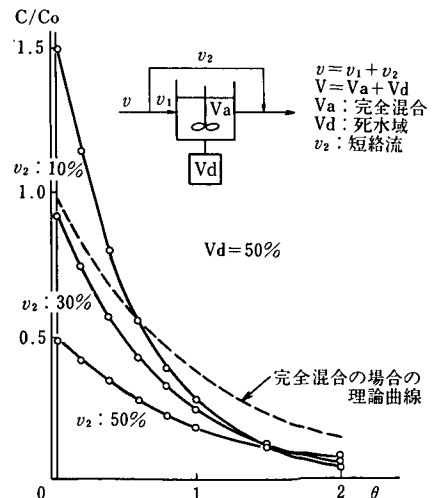


図-5-15 死水域および短絡流のある場合の流出曲線

用いて、実タンクの混合特性を調査した結果が発表された。この調査では、トレーサー物質としてふっ化ナトリウム (NaF) を使用し、初期濃度10~25mg/lの量を投入し、トレーサー濃度の検出はイオン電極法によって行っている。しかしながら、ふっ素は下水汚泥中に無視できない濃度で存在しており、バックグラウンド値として、1~4 mg/l 程度であることが指摘されている。又、高柳⁹⁾により、ふっ化ナトリウムがある濃度以上で、嫌気性消化の生物反応を阻害することが示された。同時に、高柳らはリチウムが生物阻害の危険も少なく、良好なトレーサー物質となることを指摘した。

図-5・16に筆者ら¹⁰⁾の行った塩化リチウム、ふっ化ナトリウムの嫌気性消化反応への影響とトレーサー回収率の検討結果を示す。実験は10 lのタンクを用い、1日1回汚泥の投入引抜きを行う半連続投入形式で、消化温度、消化日数はそれぞれ35°C、20日とし、リチウム及びふっ素のトレーサー物質を3段階の濃度でパルス投入した。実験ケースは、コントロール槽を含め3ケースであり、同一の生汚泥を投入した。

ガス発生量は、ふっ化ナトリウム添加のケースで、100mgF/l以上の濃度で影響が出始め、200mg/lでは消化反応の阻害が顕著に出た。しかしながら、塩化リチウム添加のケースでは、200mg Li/lの濃度範囲では、ガス発生量に影響がなかった。消化汚泥中のトレーサー濃度の分析結果では、リチウムに関しては、ほぼ計算どおりの値が得られ、汚泥粒子への選択的吸着の問題はほとんどないことが明らかとなった。

トレーサー物質の選定に当っては、①消化を阻害しないこと、②分析方法が簡易であること、③バックグラウンド値が十分低いこと、等が要件となる。消化汚泥中のリチウムのバックグラウンド値は、0.01mg/l以下であり、ほとんど無視できる濃度であるので、塩化リチウムは、以上の条件を満足するトレーサー物質であることがわかった。

リチウム濃度の測定は、炎光光度法¹¹⁾により、原子吸光光度計を用いて測定した。この方法では、リチウム濃度0.1mg/lのオーダーまで正確に測定できることを、あらかじめ検証した。汚泥サンプルの前処理は、サンプルを遠心分離器 (3,000rpm, 10分) にかけて、上澄液をGFB 濾紙で濾過したものを、分析に供したものである。

(3)トレーサー調査の方法

2箇所の下水処理場の消化タンク施設の一次タンクを対象として、トレーサー調査を行った。これをタン

クA、タンクBと称するが、それぞれ3節のH処理場、C処理場の消化タンクに対応するものである。前節の実測調査の結果を簡単に記すと、タンクAでは、試料採取口直下の底版上で汚泥堆積物は認められず、このタンクが清掃後5箇月しか運転期間を経ていないという事実とよく一致した。一方、タンクBにおいては、かなりの層厚の堆積汚泥が認められ、この量はタンク全容積に対し概ね3割程度と見積られた。

調査に使用したトレーサーは、市販の25kg缶塩化リチウム溶液 (40%w/w) であり、それぞれ完全混合の初期濃度がLiで10mg/lとなる量を投入した。タンクAに対しては、リチウム溶液をタンク上部にある汚泥投入ピットより、汚泥が投入されている時間帯に投入した。なお、投入所要時間は約10分であった。タンクBに対しては、投入ラインに直接トレーサーを投入できる箇所がなかったため、ポンプを使用し、トレーサー溶液を直接タンク内に注入した。注入場所は、投入管が開口する部位に一番近い試料採取口直下とし、汚泥が投入されている時間帯に、約20分間の時間で注入を行った。消化タンクの滞留日数は、いずれも20日間程度であるので、上記に示したトレーサーの投入は、パルス投入に近似できるものである。

トレーサー流出曲線を得るためのサンプリングは、1次タンクと2次タンクを連結する移送汚泥管にて行った。サンプリング頻度は、投入後48時間は、1日数回移送汚泥が引抜かれるごとに行い、その後約2箇月間の期間に対し、1週間に2回とした。又、投入後48時間の時間帯で、試料採取口よりタンク内6ポイントのサンプルを採取し、トレーサーのタンク内の拡散挙動の観察も行った。

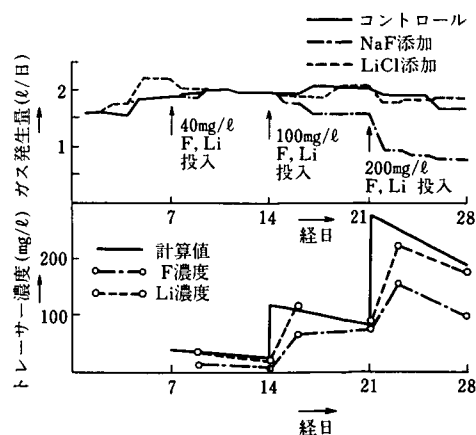


図-5・16 消化に及ぼすトレーサー濃度の影響とトレーサー回収率

5.4.2 トレーサー調査の結果

(1)タンク Aのトレーサー調査結果

図-5・17にタンク Aに対するトレーサー流出曲線を基準化した座標上に示した。この場合、実際の消化タンクへの投入汚泥量は毎日一定ではないので、平均滞留時間で基準化した時間 θ を求める際には、積算投入量をタンク容量 V で除した値を用いた。又、流出曲線は、 $ae^{-b\theta}$ のかたちの関数に近似させるものとし、 a 、 b 係数を最小自乗法により求めて得た曲線を図中に示した。一点鎖線で表示したものは、全槽が完全混合の場合の流出曲線である。

初期の測定値を a 、 b 、 c の点で表示したが、これらは完全混合の理論流出曲線より外れたものとなっており、移送汚泥中のリチウム濃度が最大値をとるまで 24 時間を要した。タンク内の 6 ポイントの測定値も、概ね移送汚泥中の値と一致し、同様に最大値に達するまで、投入後 24 時間を要している。これらの初期の測定結果より、タンク A では、トレーサーがタンク内に均一に分散するのに、約 1 日の時間を要したことがわかる。

トレーサー流出曲線のモデル解析によれば、上記に示した流出曲線は、死水域を有する完全混合槽のモデルにより解析することができる。このモデルを図化したものを図上に示すが、初期の測定結果によって支持されるように、短絡流を含まないモデルとなっている。このモデルの流出曲線は本項 5・4・1 の (1) で示したように次式で表示される。

$$C/C_0 = \left(V/V_a \right) \exp \left\{ -V/V_a \cdot \theta \right\} \dots \dots \dots (5.5)$$

ここに、 C ：時間 θ における Li 濃度

C_0 ：完全混合槽における理論的初期濃度

V ：全タンク容量

V_a ：完全混合域とみなせるタンク容量

θ ：無次元化した時間 ($= vt/V = t/\tau$)

v ：流量、 τ ：平均滞流時間)

図中に a 、 b 、 c で示した初期の 3 つのものを除いたデータを指数関数 $ae^{-b\theta}$ に近似することにより、次の式が得られた。

$$C/C_0 = 1.04e^{-1.14\theta} \dots \dots \dots (5.6)$$

(5.5) 式と対比すると、 a 、 b 係数は本来一致しなければならないが、多少の差が出た。この原因は、全タンク容量または投入量に関する計測誤差による可能性が高い。しかしながら、得られた指数関数より、タンク A の場合死水域とみなされる部分は、全容量の 12% 以下であるものと評価することができる。このように

数値解析の面で多少問題のあるものの、得られた流出曲線は指数関数曲線によく合致し、又、3 節の実測調査で測定されたものと概ね一致する結果を得ることができた。このことは、有効タンク容量を評価する手段として、トレーサー法が実際に十分適用できることを示すものである。

(2)タンク Bのトレーサー調査結果

図-5・18は、タンク B に対するトレーサー流出曲線を示したものである。トレーサー投入後 2 時間での最初のサンプルは、リチウム濃度 $85mg/l$ という、非常に高い値を示した。しかしながら、2 回目以降のサンプル中ではこのような異常値は現れていない。タンク内の 6 ポイントにおけるリチウム濃度のデータによれば、本タンクでは、トレーサー投入後 1 時間でトレーサーが均一に分散され、同時に最高値を示した。

上記の結果より、タンク B の流出曲線の解析に当たっては、図上に示すように、死水域を含むモデルに短絡流の存在を加えたものを用いることとした。このモデルに対するトレーサー流出曲線は、次式で表される。

$$C/C_0 = \frac{V}{V_a} \left(\frac{v_1}{v} \right)^2 \exp \left\{ -\frac{v_1}{v} \frac{V}{V_a} \cdot \theta \right\} + \frac{v_2}{v} \delta_{\theta=0} \dots \dots \dots (5.7)$$

ここに、 v ：タンク流入量

v_1 ：完全混合域に流入する流量

v_2 ：短絡流によるバイパス量

δ ：Dirac のデルタ関数

その他の記号は式 (5.5) に準ずる

1 番目に観測された異常値を除き、前回と同様に最

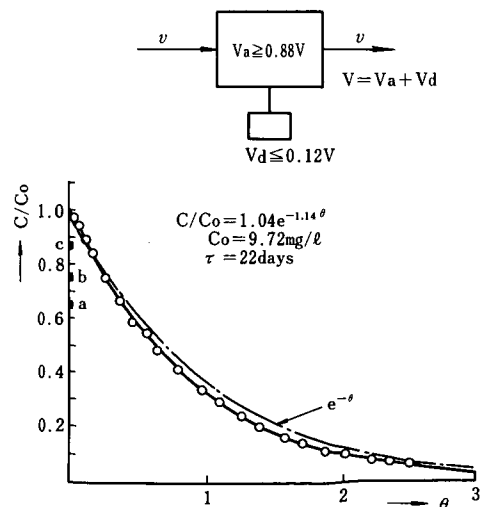


図-5・17 タンク A におけるトレーサー流出曲線

小自乗法を用いたデータを近似すると、次の数式が得られた。

$$C/C_0 = ae^{-b\theta} = 1.24e^{-1.80\theta} \quad \dots\dots\dots (5.8)$$

得られた係数により、次の数値が計算される。

$$a/b = v_1/v = 1.24/1.80 = 0.69$$

よって $v_2/v = 0.31$

$$b/\frac{v_1}{v} = V/V_a = 1.80/0.69 = 2.6$$

よって $V_a/V = 0.38 \quad V_d/V = 0.62$

式(8)は、短絡流の項を含む次式に書き直すことができる。

$$C/C_0 = 1.24e^{-1.80\theta} + 0.31\delta_{\theta=0} \quad \dots\dots\dots (5.9)$$

上式は、完全混合とみなせる部分が、全体の38%、即ち死水域が62%存在することを示し、又、短絡流が投入量に対し31%のものの大きさであることを示している。タンクBに対するこの評価は、実測調査により推定された死水域の大きさに比べ、大きく外れたものとなった。さらに、短絡流の数値は、初回のサンプル値と移送液量により求めた初期トレーサー流出比に比べ、数倍大きなものとなった。これらの問題点を検討するため、同じタンクBを対象として、次節に示すような2回目のトレーサー調査を行った。

5.4.3 再調査及び考察

(1) タンクBに対する再調査

タンクBを対象とし、前節の調査より1年後の時点で再びトレーサー調査を行った。調査方法は前回と同じであるが、初期の短絡流量を実測するため、トレーサー投入後、第1回、第2回の引抜き移送汚泥について、引抜き時間15分に対し5回のサンプリングを行った。なお、本調査では、トレーサー投入量を、初期濃度 5 mg/l とし、前回に比べ半量とした。又、40%濃度の塩化リチウム溶液を水道水で4倍に薄めて投入を行った。

得られた流出曲線を図-5.19、初期サンプルの値を表-5.7に示す。図のデータプロットを $ae^{-b\theta}$ の式に近似し、死水域及び短絡流のある場合のモデル式にあてはめると次式が得られた。

$$C/C_0 = 1.00e^{-1.80\theta} + 0.44\delta_{\theta=0} \quad \dots\dots\dots (5.10)$$

上式より、死水域69%、短絡流44%の値が得られ、前回の結果とほぼ同様の値となった。

表-5.7に示されるように、かなりの量のトレーサーの初期流出があることが明らかとなった。この流出量を計算すると 5.3 kg-Li となり、リチウム投入量 16.4 kg-Li に対し32%となった。よってモデル式の解析により

得られた値とほぼ同等の量が、実際に初期流出していたことが確かめられた訳である。この意味では、トレーサー流出曲線のモデル解析の正しさを実証したことになる。

しかしながら、実際に投入汚泥の3割以上もの量が、直接移送汚泥中に混入するといった現象が、果たして認められるかどうか、多いに疑問が残った。そこで、調査を行ったときと同一条件で、移送汚泥のサンプリ

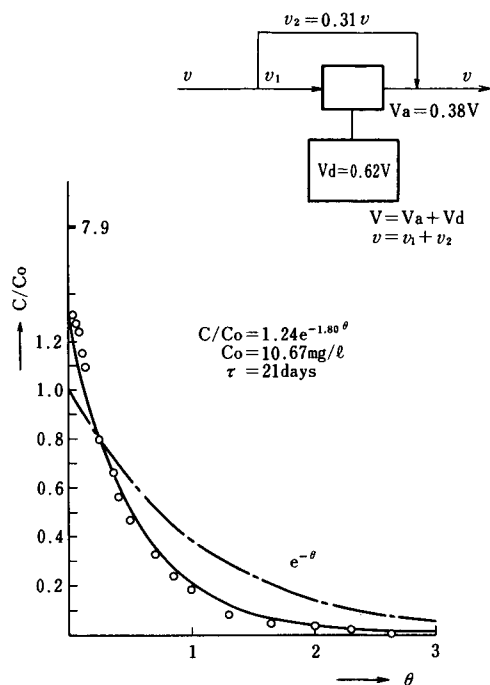


図-5.18 タンクBにおけるトレーサー流出曲線

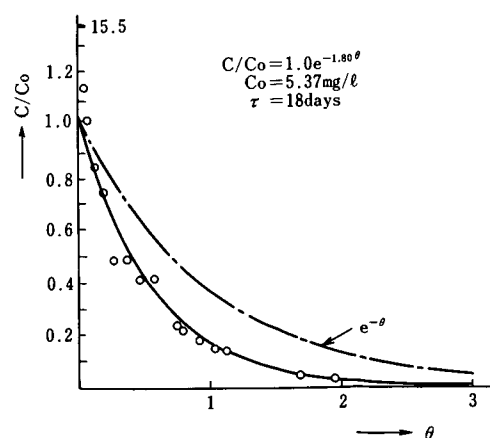


図-5.19 タンクBにおける再調査時のトレーサー流出曲線

ングを行った。もし3割もの短絡流量があるならば、トレーサー物質と同じように、初期引抜き汚泥中に投入汚泥の痕跡が認められるはずである。即ち、投入汚泥の有機物含有率は、槽内汚泥のそれよりも高い値を示すので、移送汚泥の各サンプル値は、投入汚泥の混入率に従って、槽内汚泥よりも高い値を示すはずである。

表-5・8に調査結果を示すが、結果は、移送汚泥の有機物含有率が時間的にも一定値となった他、槽内汚泥と全く同一値となった。よって、トレーサー調査から考えられた短絡流は、実際にほとんどないことがわかった。この原因は、トレーサーとしての塩化リチウム溶液の比重が消化汚泥より大きく、(40%溶液-1.25, 10%溶液-1.06, 消化汚泥混合液-1.01) 投入されたトレーサー溶液の一部が、密度流として消化タンク底部に滞留し、移送液中に引抜かれたものと考察された。即ち、初期のトレーサーの挙動と投入汚泥の挙動が、必ずしも一致していないことがわかった。

上記の現象が明らかとなったことにより、トレーサー流出曲線の解析に次の修正を行う必要がでてきた。①短絡流の存在はないと仮定し、死水域のみが存在するモデルを用いる。②投入トレーサー量より、初期に流出したトレーサー量を差引き、改めて初期濃度 C_0' を計算する。前述したように、初期流出トレーサー量は、全量の32%であった。よって式(5・10)は次の様に修正される。

$$C/C_0' = 1.47e^{-1.80\theta} \dots\dots\dots (5 \cdot 11)$$

上式より明らかなように、 $ae^{-b\theta}$ のa係数はb係数に近い値に修正される。この例からもわかるように、トレーサーが密度流等により初期流出を生じる場合、a係数は修正を必要とするが、b係数は一定に保たれる。よって、このような場合は、b係数の値により、死水域の量が評価できることになる。タンクBの場合、2回の調査を通じb係数は1.80と出た。即ち $V/V_a = 1.80$ であるので、良好な攪拌部は56%、死水域は44%となる。短絡流の存在するモデルをあてはめた場合、死水域は62%以上の値に計算されたが、上記の検討により、より確からしい数値は、44%であることがわかった。

(2)現場データの誤差に関する考察

上述のように、モデル式の不用意な適用により、短絡流及び死水域量について不当な結果を得る可能性のあることを示した。このような誤謬を避けるためには、トレーサーを投入汚泥中に希釈混合して投入し、トレーサーと汚泥の挙動が乖離することがないようにするこ

表-5・7 トレーサー投入後1回目、2回目の引抜き移送汚泥中のLi濃度

移送汚泥ポンプ運転継続時間	3分	6分	9分	12分	15分
1回目引抜き移送汚泥中のLi濃度 (mg/l)	381	375	125	22.5	13.5
2回目引抜き移送汚泥中のLi濃度 (mg/l)	16.9	6.8	5.9	5.8	5.6

* 1回目トレーサー投入2時間後 * 2回目トレーサー投入6時間後

表-5・8 移送ポンプ運転中に採取した汚泥サンプルのVS値

移送開始後サンプル採取時刻	1分	2分	3分	4分	5分	7分	10分
1回目移送汚泥サンプルのVS値(VS/TS, %)	13.3*	52.3	53.1	52.7	53.2	-	53.2
2回目移送汚泥サンプルのVS値(VS/TS, %)	52.9	-	53.4	-	53.3	53.8	53.2

注 投入汚泥の平均VS値 67.2%

槽内汚泥の平均VS値 53.0%

* 管内堆積汚泥をサンプリングした可能性が高い。

とが、まず重要な対応策となる。その他、実施設を対象としたトレーサー調査に対しては、解析の基本となる数値にも無視できない誤差が含まれていることが十分に考えられる。次にこれらの事項について考察を加えた。

1) タンク容量(V)の誤差

トレーサー調査の場合、タンク容量は設計図より求めているが、実際に建設されたタンク施設は、図面と多少の差異が生じている場合もある。又、タンク内の水位は汚泥の投入引抜きにより、多少変動するのが常で、今回の調査においては、平均水位をもってタンク容量を計算した。このように実際の容量と、計算に用いる数値との間に、多少の差が出る可能性がある。以下に真の容積をV、解析に使用した容積値をV'として、検討結果を示す。記号に'をつけたものは、VをV'としたことによる、みかけ上の数値を表すものである。

いま、完全混合槽を考えると、パルス応答の流出曲線は、次式で表される。

$$C/C_0 = e^{-\theta}$$

VをV'としたことにより、

$$\theta' = \frac{vt}{V'}, C_0 = \frac{q}{V'} \left(\theta = \frac{vt}{V}, C_0 = \frac{q}{V} \right)$$

よって

$$\theta = \frac{V'}{V} \theta', C_0 = \frac{V'}{V} C_0'$$

よって、上式の完全混合槽の流出曲線が次式のようにみかけ上変更される。

$$C/C_0' = \frac{V'}{V} e^{-\frac{V'}{V} \theta'}$$

上式は、死水域を有するモデルの応答曲線と同形の式であり、真の容積との差異が死水域として解析され

ることとなる。即ち、10%大きく容積を見積れば、10%相当の死水域があるものとして解が得られる。これはトレーサー調査において注意すべき点であるが、一方、例え間違った容積の算定をしたとしても、真の容積は自動的に算出されることとなり、滞留日数について検討を行う場合には、結果として誤った評価を避けることができる。

2) 流量(v)の誤差

汚泥の投入量及び引き抜き量は、電磁流量計で測定される場合が多いが、箇所によっては、ポンプ能力に運転時間を乗した値が記録されることもある。又、電磁流量計の測定誤差はほとんど無視できる程度と言われているが、箇所によっては使用期間中、この誤差の範囲を大きく越える事例も多々あることが知られている。以下に、測定流量に誤差がある場合、トレーサー調査の流出曲線解析に与える影響を検討する。前項と同様、真の流量を v とし、みかけの流量を v' とする。その他の記号については、'をつけたものが、流量 v を v' としたことによるみかけ上の数値を表すものとする。

前項と同じく、完全混合槽の流出曲線が、みかけ上どのような流出曲線式に変化するかを以下に示す。

$$C/C_0 = e^{-\theta} \quad (\text{完全混合流出曲線式})$$

ここで v を v' とすることにより、

$$\theta' = \frac{v't}{V}, \quad C_0 = C_0 \left(\theta = \frac{vt}{V} \right)$$

よって上式は次のとおりに変形される。

$$C/C_0 = e^{-\frac{v}{v'}\theta'}$$

上記の式は、流量 v を v' にとり違えたことにより、流出曲線が時間軸 θ' 上で、伸ばされたり縮められたりすることを表すものである。この関係をより具体的に図-5・20に示す。即ち、流量を実際の流量よりも過少に見積ってしまった場合には、グラフ上において、真の流出曲線よりも急激に減少する曲線として解析される。これは、短絡流のある場合の流出曲線の変化に対応するものである。つまり、基準化されたグラフ上の流出曲線の積分値は1である必要があることから、その不足分が短絡流として解析されるものである。これを数式で説明すると、次のとおりになる。

$$\int_0^{\infty} e^{-\frac{v}{v'}\theta'} d\theta' = \frac{v'}{v}$$

よって、次の短絡流の項をつけ加えたものが、流出曲線の必要条件を満たす式となる。

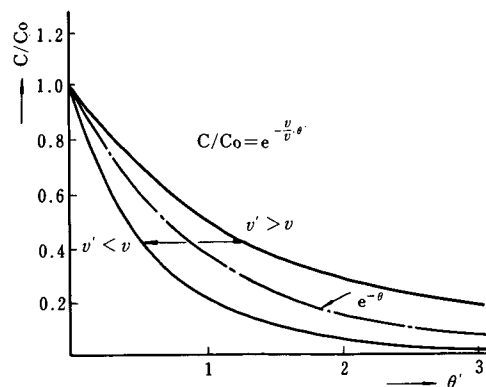


図-5・20 流量 v が v' と計測されたときのトレーサー流出曲線の変化

$$C/C_0 = e^{-\frac{v}{v'}\theta'} + \left(1 - \frac{v'}{v}\right) \delta_{\theta'=0}$$

以上の様に、流量すなわち投入量の測定値が不正確であることにより、みかけ上短絡流があるものとして、解析がなされるということが明らかとなった。これは、トレーサー調査において、短絡流の大きさを数値計算により求めるのは問題があり、実測により、その大きさを検証することが必要であることを示すものである。

5.5 結 論

i) 10 l 規模の実験タンクによる検討により、1日20分の攪拌と連続攪拌ではガス発生量に大きな差がないことが認められ、下水汚泥の嫌気性消化反応に要する攪拌度は、投入汚泥が均一に分散される程度でほぼ十分であることがわかった。

ii) 2 kg重量の測鉛が停止する部分の汚泥濃度は、固形物濃度で約10%である。測鉛停止点上方1 m以内では、攪拌混合域と堆積汚泥域の遷移領域が存在する。

iii) 実消化タンクにおいては良好に攪拌されていると考えられる部分の汚泥濃度はほぼ同一であり、2%程度の汚泥濃度に対し、変動誤差の範囲は $\pm 0.05 \sim 0.1\%$ 以内であった。

iv) 実消化タンクにおいて、温度分布より攪拌域を測定しようとする場合は、堆積層が厚いと温度低下勾配が小さくなり、その境界が明確に出てこないという問題点がある。

v) 消化タンクの有効容積の測定に対し、トレーサー手法は十分適用可能なものである。今回のトレーサー調査の結果、清掃後運転まもないタンクは、全槽完全混合に近いものと解析され、清掃後6年経たタンクは、

44%の死水域があるものと評価された。

vi) トレーサー物質として、①生物代謝阻害がない。②バックグラウンド値が低い。③吸着現象がない。等の利点を有することにより、塩化リチウムが有効である。

vii) 塩化リチウム溶液は比重が大きいため、投入の方法によっては、投入汚泥と挙動を一にしない可能性がある。したがって、トレーサー溶液は投入汚泥中にあらかじめ十分希釈混合しておく必要がある。

viii) トレーサー流出曲線の解析モデルの選択を誤まると、短絡流量、死水域容積について、まちがった評価を与えることがある。こうした誤謬を避けるためには、次の方法が有効である。①トレーサーの初期流出量を初期流出サンプルを高頻度でとることにより実測する。②同じく初期流出サンプルの有機物含有率を測定し、実際に投入汚泥の短絡があるかどうか確認する。③以上①、②の結果より適用モデルの選択を行う。本調査例のように、トレーサーに初期流出はあるものの、投入汚泥の短絡がない場合は、死水域のみが存在するモデルの解を考慮し、得られた流出曲線の関数、 ae^{-bt} のb係数をもって死水域の大きさが評価できる。

参 考 文 献

- 1) U.S.Environmental Protection Agency "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal" EPA 625/1-79-011, 6.2.6.3 Mixing, September 1979.
- 2) 佐藤和明「嫌気性消化法の現状と問題点」土木技術資料 Vol. 18 No11pp.3-8, 1976.
- 3) 佐藤和明「嫌気性消化における攪拌の影響」第31回土木学会年次学術講演概要集 第2部 pp. 575-576, 1976.
- 4) 野池達也, 野村幸弘, 内田浩二「し尿の嫌気性消化におよぼす攪拌の影響」第36回土木学会年次学術講演会概要集 第2部 pp. 85-86, 1981.
- 5) Octave Levenspiel "Chemical Reaction Engineering, 2nd Ed." Multiparameter Models pp. 296-297, John Wiley & Sons, Inc.
- 6) Loffell, B.L. Some Studies on the Movement of Sludge within a Digestion Tank during the Digestion Process" Public Health (Johannesburg) 18(9), 29 and 18(10), 10, 1959.
- 7) 全国市長会編「都市におけるし尿消化その研究」昭和34年
- 8) Monteith H.D. and Stephenson J.P., "Mixing Efficiencies in Full-Scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods" Journal WPCF, Vol. 53 No. 1, pp. 73-84, 1981.
- 9) 高柳枝直, 上村敏夫「実施設を用いた高濃度消化実験」第20回下水道研究発表会講演集, pp.586-588, 1983.
- 10) 佐藤和明, 館山祐清「消化タンクの滞留日数に関するトレーサー調査」第20回下水道研究発表会講演集 pp. 589-591, 1983.
- 11) APHA-AWWA-WPCF "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater, 15th edition" 1980.

6. 結 論

下水汚泥を嫌気性消化したときに発生する消化ガスはメタンを主成分とし、有効な熱源となるものである。わが国においてこの消化ガスの利用は消化タンクの加温のみに限られていたが、下水処理運転の省資源・省エネルギーの要請に伴い、発生消化ガスのより高度な有効利用が重要な課題となってきた。本研究は、嫌気性消化法のエネルギー回収機能に視点を定め、下水汚泥の嫌気性消化時に発生する消化ガスの有効利用技術を具現化する上で、解決すべき種々の問題点について検討を行った結果を示したものである。

まず第1章では、わが国の下水汚泥の嫌気性消化技術についてレビューを行った。昭和55年度時点のわが国の下水処理場480箇所のうち、嫌気性消化プロセスを有する処理場は180箇所であり、これらの施設より発生する消化ガス量は、年間108百万 m^3 である。これらの消化タンク施設では約3分の1の箇所でし尿との合併処理がなされており、わが国の汚泥消化技術の特色となっている。

下水処理場より発生する消化ガス量を、処理水量当りで見ると、20~70 l/m^3 の範囲となっており、この値は流入下水のBOD濃度と強い相関を示した。以上の値から1人1日当りの下水負荷量に対応する消化ガス発生量を試算すると、12~15 $l/人/日$ となり、欧米の値よりは低いものとなった。

消化タンクまわりの有機物収支を調査した結果、約半数の箇所で収支が合わないことがわかり、この原因としては主に消化ガス量の計量に問題があるものと考察された。下水汚泥の場合、従来より用いられてきた消化率を算定する式 $(1 - \frac{Vs_i \cdot Ans}{As_i \cdot Vns}) \times 100$ が、有機物

収支の見地よりもこれを満足することを確認し、現状においてはガス量を基とした消化率よりも、汚泥成分を基とした従来の消化率の値が最も信頼性の高いものであるとの結論を得た。上記のことは、消化汚泥と脱離液の有機物含有率がほぼ一致するという条件が、下水汚泥の場合一般的であるという事実に基づいているものであり、し尿の混入率の高い場合は、脱離液成分を考慮したより厳密な消化率の式を適用する必要がある。

2章では、下水汚泥のガス発生能力を測定する実験様式について検討を行うと共に、汚泥有機物の内容を分画定量する方法を示した。また、わが国の各地の下水処理場より採取した汚泥のガス発生量の測定値を示し、とくに最初沈殿池汚泥、余剰活性汚泥間のガス発生量の差異について検討を行った。得られた結果は次のとおりである。

i) 下水汚泥のガス発生量を測定する場合、適当な消化条件で半連続投入実験を行うことが最適な方法であるが、種汚泥を植種したバッチ実験によっても、実用上ほぼ満足する精度で汚泥試料のガス発生量が測定できることがわかった。

ii) 汚泥中の有機物を全炭水化物、全脂質、全蛋白質の3要素に分画測定することにより、汚泥種類のガス発生量の差異をより詳細に分析検討することができる。

iii) 同一処理場から発生する最初沈殿池汚泥と余剰活性汚泥のガス発生量を比較すると、最初沈殿池汚泥の方が一般に高いガス発生能力を有し、この原因はセルロース等炭水化物の含有量の高さにあることがわかった。

iv) 15処理場22試料の発生汚泥のガス発生量とその有機物成分の測定を行った結果、最初沈殿池汚泥、混合汚泥と余剰汚泥間で明確なガス発生量の差が認められた。各々有機物含有率が高い程、単位 VS 当りのガス発生量が増加するという関係が認められるものの、両汚泥種間でかなりの値が異なり、最初沈殿池汚泥、混合汚泥では、80%の有機物含有率で0.7 l/gvs程度、VS70%で0.4~0.5 l/gvsであるのに対し、余剰汚泥ではVS80%で0.4 l/gvs、70%で0.3 l/gvsという値が得られた。

v) 最初沈殿池汚泥のガス発生量を規定する有機物成分はその炭水化物含有量にあるものと考えられ、セルロース等炭水化物系の有機固形物が嫌気条件下で比較的速やかに分解されることにより、水処理あるいは汚泥処理プロセスで嫌気状態にさらされていない汚泥

ほど高いガス発生能力を有するものと考察された。

vi) 余剰活性汚泥のガス発生量を規定する有機物成分は主に脂質含有量と考えられ、エアレーションを長く受けた汚泥ほど脂質の含有量が下がり、ガス発生量も低下する傾向が認められた。

3章は、下水汚泥のガス発生量を増大する技術として前熱処理法を取りあげ、その有効性を検討した結果を示したものである。前熱処理法によるガス発生量増大効果は余剰汚泥で著しく認められ、汚泥によってはガス発生量が倍増する例も認められた。このガス発生量増大効果は、とくにガス発生量の低い余剰汚泥に対して顕著であった。反対に最初沈殿池汚泥に対しては殆どその効果は認められなかった。ガス発生増大効果の機構は、蛋白質成分の分解ガス化が促進されることが観察されており、活性汚泥細菌の細胞壁の熱的破壊による菌体有機物の可溶化が主因子となっているものと推論された。

熱処理温度に関しては、150°C付近までは熱処理温度の上昇に伴いその効果が増大することが認められた。しかしながら、150°C以上では殆ど分解率が増加せず、200°Cではかえってガス発生が阻害されることが明らかとなった。

前熱処理プロセスを組み入れた消化システムについて、熱収支の検討を行ったところ、余剰汚泥に対する熱処理効果が一定値以上のものであれば、余剰汚泥の前熱処理を組み込んだ消化システムを、従来の標準消化システムに較べ熱収支的に有利な条件で組みあげることができることがわかった。このように熱収支的に問題なくシステムが組めることにくわえ、前熱処理をすることにより消化汚泥の濃縮・脱水性状の改善が期待できること、熱処理汚泥の臭気も嫌気性消化反応である程度除去できることがわかり、前熱処理法は嫌気性消化法の効率の改善手法としてかなり有望視できることが明らかとなった。

4章は、消化ガスを電力に変換して下水処理場内の電力の補給を行うガス発電技術について、その計画・設計上の問題点の予備的検討を行うと共に、ガス発電実証実験により得られた結果を整理し、将来の課題についてまとめを行ったものである。

まず、わが国の下水処理場の電力消費の実態を明らかにすると共に、発生消化ガスのエネルギー量を消費電力エネルギーと対比し比較を行った。その結果、発生消化ガスエネルギーが場内消費電力エネルギーとほぼ同程度となる関係が、わが国の場合平均的であることが示され、消化ガスを電力変換した場合、場内消費

電力量の3割程度が回収可能となるものと考察された。

下水処理場の消化ガス発生量は、冬期に高く夏期に低いといった季節変動が認められる場合が多く、これは夏期に投入汚泥濃度が低下することによるものと理解されていた。しかしながら、流入下水の負荷の実測値を元にガス発生量をシミュレーションモデルにより計算した結果、汚泥濃度一定の条件下でも同様の季節変動が認められることがわかった。ガス発電システムにおいては消化タンクの加温はエンジンの廃熱によって行われるため、ガス発電システムの計画に当っては、加温のエネルギーバランスを詳細に検討しておくことがとくに必要である。本研究ではこのような要請から、消化タンクを含めたガス発電システム全体の熱収支を検討するシミュレーションモデルの開発を行った。本シミュレーションモデルでは、上記の季節変動要因も十分組入れたものとすると共に、汚泥処理系統からの逆流負荷もその影響因子としてモデルの中へ組み込むこととした。本シミュレーションモデルの計算結果より得られた結果の主なものとは次のとおりである。

i) 消化ガス発電システムの熱収支に影響する因子は、気温水温などの立地条件に加えて、消化タンクへ投入する汚泥濃度が重要な影響因子となる。

ii) 例えば投入汚泥濃度を4%に確保することにより、年平均気温15°C、即ち関東、東海地区以南では、年間をとおして全消化ガス量を発電システムに投入することが可能であり、タンクの加温は回収された廃熱のみにて賄うことができる。

iii) 同様に年平均気温10°C程度の地区では、全消化ガス量をガス発電に回すためには、投入汚泥濃度5%を確保することが必要である。但しこの場合の与件として、有機物含有率65%以上の汚泥が消化タンクに投入されることが必要である。

さらに、ガス発電システムの普及に当たっては、システムの廃熱回収効率を上げることが重要であり、このためには消化タンクの加温形式を現在一般化している蒸気加温方式より温水加温方式に切り替えることが必要である。

5章では、既存の消化タンクの機能向上に関し最も大きな隘路となっていると考えられる攪拌技術の問題をとりあげ、槽内攪拌度の評価方法について検討をくわえた結果を示した。

まず10 l 規模の実験タンクによる検討実験によって、1日20分の攪拌と連続攪拌ではガス発生量に大きな差がないことを確認し、下水汚泥の嫌気性消化反応に要する攪拌度は、投入汚泥が均一に分散される程度で

ば十分であることを明らかにした。

次に数箇所の消化タンク施設を対象とし、攪拌域の調査を行い、タンク有効容量の減少のため設計上の消化日数が十分にとれていない事例が存在することを示した。この場合の調査方法は、試料採取口より2 kg重量の測鉛の停止位置を確認する方法、汚泥の垂直濃度分布を測定する方法、温度の垂直分布を測定する方法、槽内の流速分布を測定する方法をそれぞれ試みた。主たる調査結果は以下のとおりである。

i) 2 kg重量の測鉛が停止する部位の汚泥濃度は、固形物濃度で約10%である。測鉛停止点上方1 m以内では、攪拌混合域と堆積汚泥域の遷移領域が存在する。

ii) 実消化タンクにおいては良好に攪拌されていると考えられる部分の汚泥濃度はほぼ同一であり、2%程度の汚泥濃度に対し、変動値の範囲は $\pm 0.05 \sim 0.1\%$ 以内であった。

iii) 実消化タンクにおいて、温度分布より攪拌域を測定しようとする場合は、堆積層が厚いと温度低下勾配が小さくなり、その境界が明確に出てこないという問題点がある。

しかしながら、消化タンクは基本的に密閉構造であり、試料採取口も2、3箇所と限られた箇所にしか開口していないため、上記のような直接的な測定方法には限界があるものと考えられた。そこで、トレーサー法による槽内の有効容量の測定を試み、次の結果を得た。

i) 消化タンクの有効容積の測定に対し、トレーサー手法は十分適用可能なものである。今回のトレーサー調査の結果、清掃後運転まもないタンクは、全槽完全混合に近いものと解析され、清掃後6年経たタンクは44%の死水域があるものと評価された。

ii) トレーサー物質として、生物代謝阻害がない、バックグランド値が低い、吸着現象がない、等の利点を有することにより、塩化リチウムが有効である。

iii) 塩化リチウム溶液は比重が大きいため、投入の方法によっては、投入汚泥と挙動を一にしない可能性がある。したがってトレーサー溶液は投入汚泥中にあるかじめ十分希釈混合しておく必要がある。

iv) トレーサー流出曲線の解析モデルの選択を誤ると、短絡流量、死水域容積について、まちがった評価を与えることがある。こうした誤謬を避けるためには、トレーサーの初期流出量を初期流出サンプルを高頻度でとることにより実測すると共に、初期流出サンプルの有機物含有率を測定し、実際に投入汚泥の短絡があるかどうか確認した上で、適用モデルの選択を行うこ

とが必要である。本調査例のように、投入汚泥の短絡がない場合でも、トレーサーの密度流による初期流出が認められた場合は、死水域のみが存在するモデルの解を考慮し、得られた流出曲線の関数 ae^{-bt} の b 係数をもって死水域の大きさが評価できる。

以上、本研究では、わが国へのガスエンジン技術の適用について、一般的な要件を明らかにすると共に、各地域の下水処理場に実際にガスエンジンシステムを適用する際に、その熱収支を検討するシミュレーションモデルの開発を行った。また、嫌気性消化法をエネルギー回収プロセスとして確立するために、前熱処理法、トレーサー調査等、具体的プロセスの改善技術および手法について検討し、その効果を明らかにした。これらの研究結果により、今後の嫌気性消化技術の機能向上に対する問題解決の方向を明確にすることができたものと考えている。

謝 辞

本研究は、筆者が昭和50年4月より58年3月まで土木研究所下水道部に在籍中に担当した下水道事業調査費による「汚泥消化によるエネルギーの回収に関する調査」の調査結果をまとめたものである。調査の行われた期間中、省エネルギーへの取り組みは下水道事業においても重点的に行われ、消化ガスを用いた下水処理場内ガス発電の試みも、本調査を基礎にして各地の地方公共団体で実施されることとなった。よって本調査は単に土木研究所内での調査研究に留まらず、各地方公共団体への委託調査、他省庁との共同研究まで調査の枠を広げることとなった。

以上のことより本調査を遂行するにあたっては、土木研究所下水道部の上司より多大なる御助力、御支援をいただいた。とくに柏谷衛前部長（現東京理科大学工学部教授）には、本研究についての調査方法等、直接指導をいただいた他、栗林宗人前部長（現日本下水道事業団技術開発部長）、福井経一前部長（現土木研究所企画部長）ならびに安藤茂部長より終始丁寧なる助言をいただいた。

また、本研究で行われた実験、現場調査については、下水道研究室、汚泥研究室の同僚に大いに助力をいただいた。とくに館山祐清氏（現水戸市水道部）には、8年間にわたる調査期間中惜しまない助力をいただいた。

また、実験、調査の一部は、愛知県、北九州市、横浜市に委託を行ったが、受託側の担当技術者の皆様には一方ならぬ御協力をいただいた。同様に消化タンクの現場調査にあたっては、各地方公共団体の技術者の

皆様に御協力をいただいた。

さらに、東北大学工学部松本順一郎教授ならびに東京大学工学部松尾友矩教授よりは、本研究をまとめるにあたり、終始激励の言葉をいただくとともに本稿に対する貴重な助言をいただいた。

末尾ながら以上の方々に深く感謝する次第である。

昭和60年10月14日原稿受理

下水汚泥の嫌気性消化法の機能改善に関する研究

土木研究所報告
第172号 1987年3月

佐藤和明

要 旨：

下水汚泥を嫌気性消化したときに発生する消化ガスはメタンを主成分とし、有効な熱源となるものである。わが国においてこの消化ガスの利用は消化タンクの加温のみに限られていたが、下水処理の省エネルギー化の要請に伴い、発生消化ガスの高度な有効利用が重要な課題となってきた。本研究では、下水汚泥の消化ガス発生能力をその有機成分を指標として評価する手法を示すと共に、前熱処理法が余剰汚泥のガス発生能力を増大する上で極めて有効であることを示した。また消化ガスエネルギーをガスエンジンを用いて電力変換するシステムに関して、その熱収支を検討するシミュレーションプログラムを作成し、消化ガス発電システムの適用条件について検討した結果を示した。また既存の消化タンク技術の改善点については、攪拌の問題が重要であることを指摘し、トレーサー法が消化タンクの有効容量を測定する上で優れた方法であることを示した。

キーワード：嫌気性消化，消化ガス，下水汚泥，ガス発電，省エネルギー，消化タンク，前熱処理法，トレーサー調査

Study on Upgrading of Anaerobic Digestion Process of Sewage Sludge

Report of PWRI
Vol. 172 March 1987

by **Kazuaki Sato**

Synopsis :

In Japan the use of digester gas in wastewater treatment plants is limited to digester heating. However, the effective use of digester gas has become an important subject to be developed in order to respond to energy saving in wastewater treatment plants. It is shown in this study that the gas production potential of various kinds of sewage sludge is correctly evaluated by using indices of organic components and the thermal pretreatment is quite an effective process to increase the gas production rate especially for excess activated sludge. According to the gas engine which converts gas energy to electric power, a simulation model is constructed to examine heat balance of the system and the application condition of the gas engine system to existing digesters is studied by the simulation model. This study also pointed out that mixing technology of a digester is an important subject to be improved and the tracer method is a measure to evaluate the effective volume of a digester.

Key Words : Anaerobic Digestion, Digester Gas, Sewage Sludge, Electric power Generation, Gas Engine, Energy Saving, Digester, Thermal Pretreatment, Tracer Method

土木研究所報告第172号

昭和62年2月25日発行

発行 建設省土木研究所
〒305 茨城県筑波郡豊里町大字旭1番地
電話 0298 (64) 2211

印刷 株式会社 東 神 堂
東京都千代田区神田司町2-14
電話 03 (252) 7611

本研究報告より転載又は複製する場合は、前もって
建設省土木研究所情報資料課に連絡のうえ、許可を
得てください。

Report
of
Public Works Research Institute
Ministry of Construction
Vol. 172 FEBRUARY 1987

CONTENTS

Study on Upgrading of Anaerobic Digestion Process of Sewage Sludge.....	Kazuaki Sato
--	--------------
