

I S S N 0386-5878

土木研究所資料 第2208号

土木研究所資料

下水汚泥と都市ごみの混焼に関する計画資料

昭和60年 3 月

建設省土木研究所
下水道部汚泥研究室

Copyright © 1985 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承認を得ずしてこれを行なってはならない。

下水汚泥と都市ごみの混焼に関する計画資料

汚泥研究室 京 才 俊 則
桜 井 克 信

要 旨

下水処理の焼却には一般に多量の補助燃料を必要とする。一方、同じ都市系廃棄物である都市ごみの発熱量は高く、自燃することが多いので、両者を混合して焼却すること（混焼）により、都市系廃棄物の効率的な処理が可能となる。このような利点のある汚泥と都市ごみの混焼は、我が国において余り実施されていないが、今後実施例も増加すると考えられる。

本資料は下水汚泥と都市ごみの混焼を計画する際に考慮すべき事項を指摘し、その考え方、対応策について考察したものである。

キ ー ワ ー ド：下水汚泥，都市ごみ，焼却，混焼，ストーカ炉，流動床炉，多段炉，熱収支

序

現在、我が国の下水汚泥発生量は固形物として約 100 万 t/年と見積られるが、そのうち約50%は処分量の減少、処分汚泥の安定化のため焼却されている。この汚泥の焼却率、あるいは焼却汚泥量は、汚泥量の増加、処分地の逼迫等から今後とも増加すると考えられる。

下水汚泥の焼却には一般に多量の補助燃料を必要とする。一方、同じ都市系廃棄物である都市ごみの発熱量は高く、自燃することが多いので、両者を混合して焼却すること（混焼）により、都市系廃棄物の効率的な処理が可能となる。このような利点のある汚泥と都市ごみの混焼は、我が国において余り実施されていないのが現状であるが、今後実施例が増加する可能性が大きい。

混焼に使われる個々の要素技術は、すでに他の分野で実用化されているものが殆んどであり、混焼のための要素技術の開発の必要は余りない。しかし、どのような要素技術をどのように組合わせて混焼システムを構築するのか、あるいは要素技術の改良すべき点はどのような所にあるのかといった点については、必ずしも明確になっているとは言えない。このため、建設省土木研究所下水道部汚泥研究室では、昭和57年より3か年の計画で、上記問題点を検討することを目的に、下水道事業調査費で「下水汚泥と都市ごみの混焼に関する調査」を実施した。本資料はその最終報告書であり、今後下水汚泥と都市ごみの混焼計画立案に役立てば幸いである。

本調査の一部は（社）日本下水道施設業協会に委託して行った。このため、同協会では技術委員会の中に混焼小委員会を設け、種々の検討を重ねた。本資料の一部はその検討結果をまとめたものである。ここに、（社）日本下水道施設業協会及び混焼小委員会に深く感謝する次第である。なお、本調査の当研究室の担当者は、昭和57、58年度は京才俊則、岡久宏史であり、昭和59年度は京才俊則、桜井克信であった。

昭和60年3月

建設省土木研究所下水道部汚泥研究室

目 次

要 約

1. 下水汚泥の発生量と性状	1
1.1 下水汚泥の発生量	1
1.2 下水汚泥の性状	6
2. 都市ごみの発生量と性状	8
2.1 都市ごみの発生量	8
2.2 都市ごみの性状	11
3. 下水汚泥の処理処分の現状と将来	19
3.1 下水汚泥の処分の現状	19
3.2 下水汚泥の処理の現状	21
3.3 下水汚泥の処理処分の今後の課題	25
4. 都市ごみの処理処分の現状と将来	26
4.1 都市ごみの処理処分の現状	26
4.2 焼却施設の技術の現状	28
4.3 焼却炉周辺技術の現状	33
4.4 都市ごみ有効利用技術の現状	38
4.5 ごみ処理技術の今後の課題	45
5. 下水汚泥と都市ごみの混焼技術の現状	47
5.1 混焼の位置づけ	47
5.2 混焼の実施状況	47
5.3 混焼による諸条件の変化	52
5.4 混焼システムの構成とその要素技術	72
6. ごみ焼却炉で混焼する場合の技術的課題とその検討	83
6.1 全体プロセス計画	83
6.2 前処理プロセス	86
6.3 供給プロセス	87
6.4 燃焼プロセス	88
6.5 後処理プロセス	89

6.6 エネルギー回収プロセス	89
7. 下水汚泥焼却炉で混焼する場合の技術的課題とその検討	91
7.1 全体プロセス計画	91
7.2 前処理プロセス	91
7.3 供給プロセス	92
7.4 燃焼プロセス	92
7.5 後処理プロセス	92
7.6 エネルギー回収プロセス	93
8. 混焼システムの選定	94
8.1 混焼システムの選定フロー	94
8.2 混焼方式の選定	94
8.3 前処理プロセスの選定	96
8.4 供給プロセスの選定	97
8.5 後処理プロセスの選定	98
8.6 エネルギー回収プロセスの選定	98
9. 代表的混焼システムの評価	99
9.1 代表的混焼システムの構成	99
9.2 熱収支シミュレーション	104
9.3 分離処理と混合処理の経済比較	123
10. 混焼実施上の問題点	132
<資 料>	133
A. 下水汚泥と都市ごみの混焼について	134
B. 下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支	137
C. 下水汚泥と都市ごみの混焼の経済性	146
D. 熱収支シミュレーションのプログラム	149
103	
103	

＜要 約＞

本資料の内容を要約すると次のようである。

1章から4章までは、下水汚泥、及びごみの発生量、性状、処理及び処分の現状等についてまとめた。混焼に当っては、ごみ側と下水側の協力が必須となるが、その協力に際して互いの現状等を把握する目的で述べたものである。

5章では、混焼技術の現状をまとめた。まず混焼技術が新しい汚泥焼却技術、及びごみ焼却施設と下水処理場の結合の可能性の観点から、どのように位置づけられるかについて考察した。続いて混焼の実施状況をまとめた。また、下水汚泥とごみの燃料特性は異なっているため、混焼を行うと、一般的には燃焼速度、排ガス性状、火床からの落下物量等が変化するが、その程度を考察している。最後に、混焼システムは、前処理、混合供給、焼却、後処理、熱回収プロセスから成立するとして、それぞれのプロセスに使われる要素技術の目的、現状をまとめた。

下水汚泥と都市ごみの混焼に用いられる焼却炉は、ごみ焼却炉及び汚泥焼却炉に大別される。このため6章では、ごみ焼却炉で混焼を計画する場合の留意点と考え方を各プロセスについて考察した。7章では、汚泥焼却炉で計画する場合をまとめた。

8章では、これまで述べてきたことを基に混焼システムの構築手法を、選定フローを提示して考察した。そのフローに従ってシステムを構築する場合の選択点でのプロセス又は要素技術の選定条件、又は検討すべき事項を列挙した。

9章では、代表的混焼システムとして7システムをあげ、それぞれのシステムの混焼比（脱水汚泥重量 / ごみ重量）と熱収支の関係を、脱水汚泥とごみの性状を変化させてシミュレーションした。また、汚泥とごみを別々に焼却する分離処理と混焼の経済比較を行った。

混焼実施に当っては、技術的問題点の他に行政上の問題点も存在する。10章では行政上の問題点を指摘した。

1. 下水汚泥の発生量と性状

1.1 下水汚泥の発生量

1.1.1 概要

我が国において、下水道整備が急速に進展したのは、昭和40年代中頃からである。下水道整備の進捗状況を図1-1¹⁾に示す。

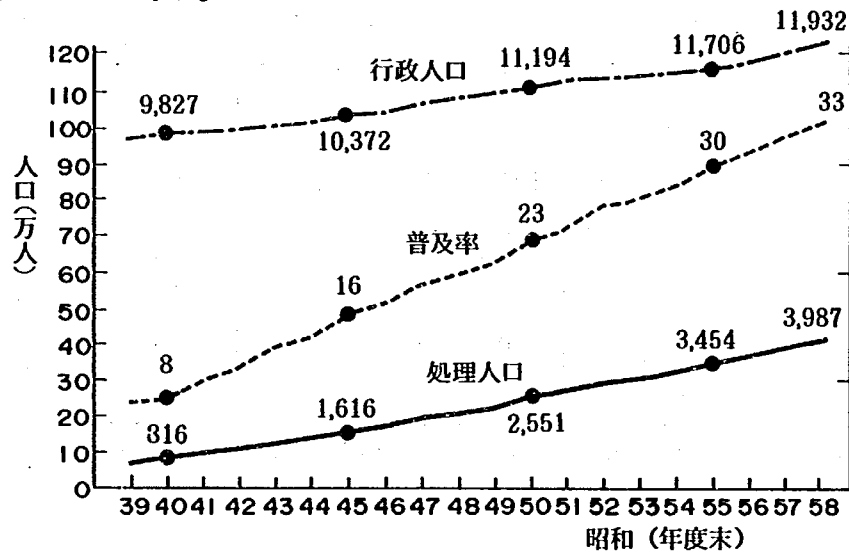


図1-1 下水道の普及状況

昭和57年度における全国ベースの下水処理水量は約75億 m^3 で汚泥発生量は固形物量で約100万tとなっている(表3-2, 3-4)。

現在、わが国で行われている下水処理は、微生物の働きによって、水中から汚濁物を分離する工程、増殖した微生物や流入下水中の固形物を沈殿によって水から分離する工程から成立っている。一般的な下水処理法である活性汚泥法のフローを、図1-2に示す。

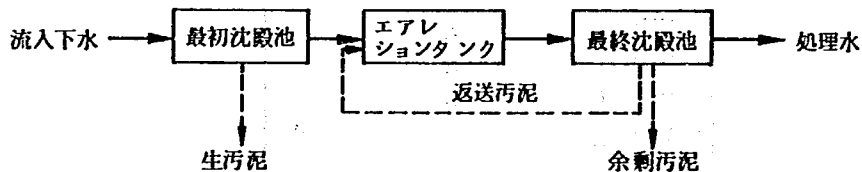


図1-2 活性汚泥法による下水処理フローシート

図中に示すように、汚泥は、初沈汚泥と余剰汚泥に分類される。前者は、下水中の固形物が質的变化をせずに汚泥となったものであり、後者は下水が反応槽内で生物学的反応を受けることにより増殖した微生物である。この両者を混合したものを「混合汚泥」又は、単に「汚泥」という。

生物処理には大きく分離すると、微生物を空気の吹き込みや機械力による攪拌によって水中に浮遊させる浮遊型と、石、各種の板材や紐などの表面に微生物を付着させる固着型となる。現在では表1-1¹⁾

表 1-1 処理方式別処理場数

(昭和57年度末)

処理方式 計画晴天時 日最大処理水量 (千m^3/日)	簡易	中 級		高 級							計
	沈 殿 法	高速 ^{**} 散水 汙床 法	高速 [*] シ ョ ン エ ア レ ー 池	標準 [*] 活性 汚泥 法	スレ ー ッ シ ョ ン エ ア 法	長 [*] エ ア レ ー シ ョ ン 間 法	リ ゼ ー シ ョ ン ビ コ ン タ ク ト ス タ ビ 法	純 [*] 酸 素 曝 気 法	オ キ シ デ イ ッ シ チ 法	回 ^{**} 転 生 物 接 触 法	
5 未満	2	2	2	37	5	12	1	2	6	7	76
5 ~ 10	1	3		45	6	1				3	61
10 ~ 50	2	6	14	121	13			1		2	158
50 ~ 100		1	3	69	23					1	96
100 ~ 500		1		88	21			2			112
500 以上				10	9						19
計	5	13	19	370	77	13	1	5	6	13	522

注) 1. 1 処理場において 2 つ以上の処理方式をもつ場合は、処理水量の大きい処理方式とした。

2. * は浮遊型, ** は固着型

に示すように、処理場数の90%において浮遊型を採用している。浮遊型においても、単位微生物当りの汚濁負荷量や水路形態などによって、各種の方法に分類される。

発生する下水汚泥量は、下水処理法によっても異なってくる。同一流入水に対して、汚泥滞留時間 (SRT) を変化させた場合の汚泥発生量の変化を図 1-3²⁾ に示す。

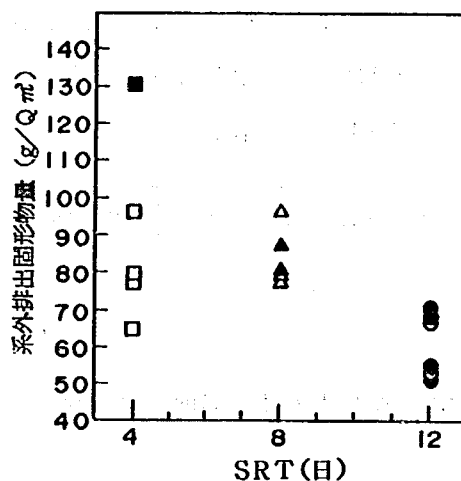


図 1-3 SRTと汚泥発生量

水処理プロセスから分離された汚泥は、その減量化や安定化を図るため、濃縮、消化、脱水、焼却などの各プロセスの一部又は、すべてを経て処分されている (図 1-4 参照)。つまり、水処理から焼却前の脱水汚泥 (脱水ケーキ) となるまでの工程における汚泥量の変化は、次の 2 つの要因による。

① 水処理における変動

- ・下水処理場に流入する下水の質及び量の変化
- ・水処理の運転操作条件

② 汚泥処理工程での変動

- ・汚泥中の含まれる水分の増減
- ・凝集剤の添加による増加や消化による固形物の減少など固形物そのものの増減

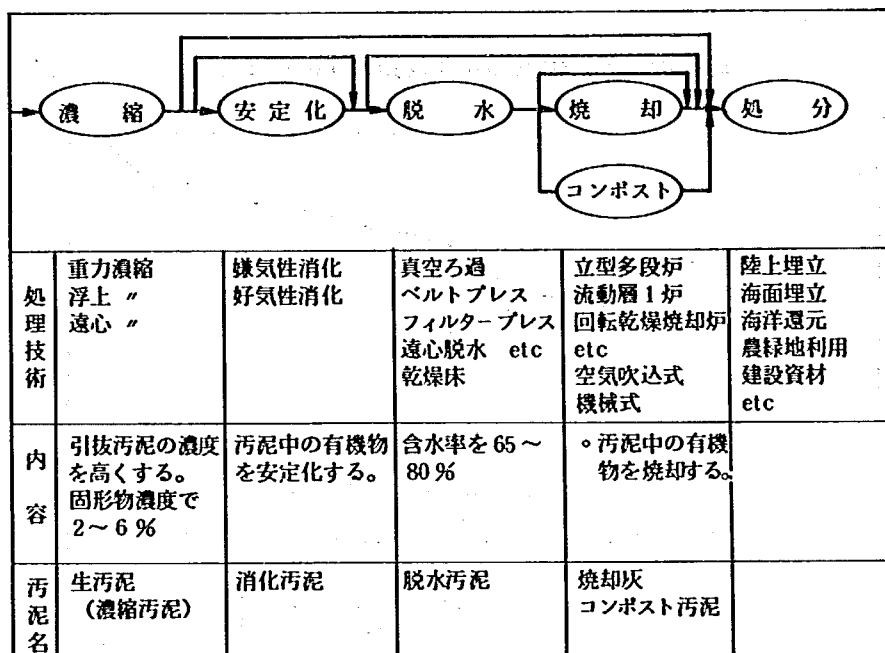


図1-4 下水汚泥処理プロセスの概要

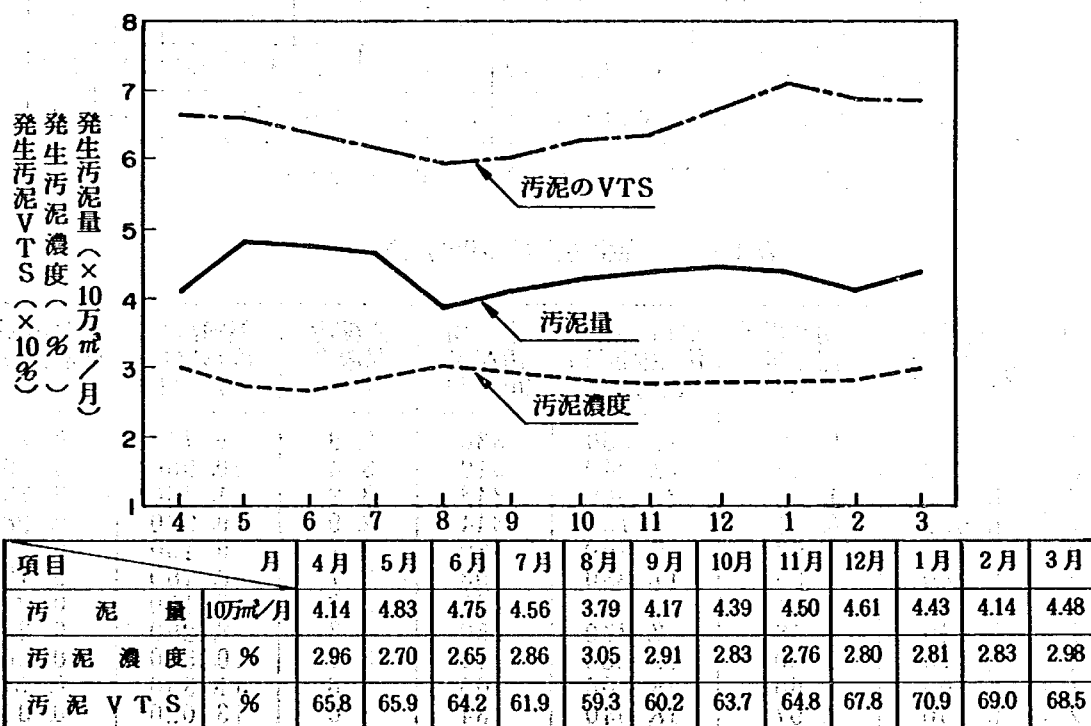


図1-5 発生汚泥性状の月別変化(昭和57年度)

下水汚泥（脱水ケーキ）の発生量は、上記①と②の要因が重なるものであり、一般的な傾向を明確にすることは出来ないが、次に各種変動の例を示す。

① 年間変動

日本下水道事業団が、焼却炉のある41ヶ所の処理場を調査した結果³⁾を図1-5に示す。濃縮汚泥ベースで、月単位の発生量は年平均値から1割前後の変動となっている。また、凝集剤添加量の変化は、図1-6に示すように大きな変動をしていないので、脱水ケーキ中の固形分も大きな変動はないと考えられる。

同様に、横浜市における濃縮汚泥固形物量の年間変動は1割程度となっている（表1-2）⁴⁾。

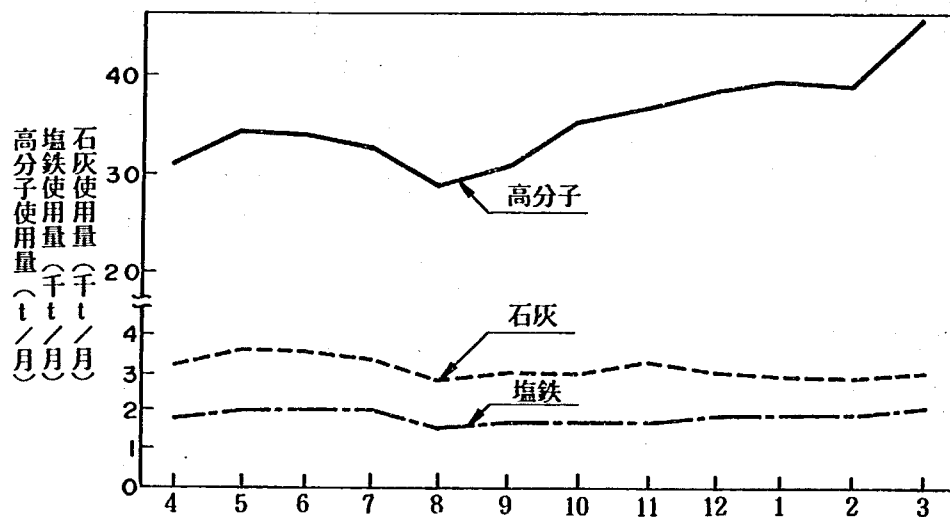


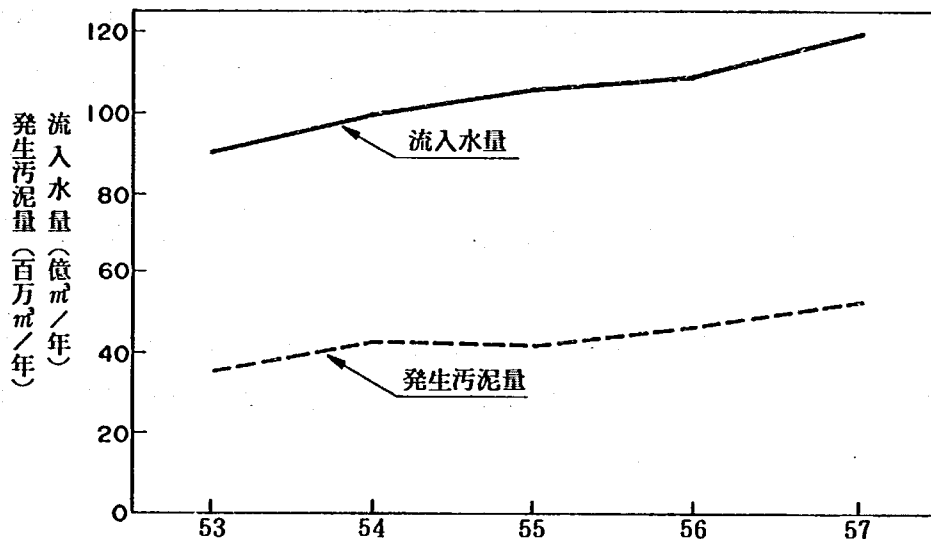
図1-6 薬品使用量の月別変化（昭和57年度）

表1-2 発生汚泥量の年間変動

項目 年月	最初沈殿池汚泥量 (m ³ /日)	最初沈殿池汚泥濃度 (%)	最初沈殿池汚泥固形物量 (kg/日)	濃縮汚泥量 (m ³ /日)	濃縮汚泥濃度 (%)	濃縮汚泥固形物量 (kg/日)	濃縮汚泥分離液濃度 (%)
昭57. 4	1,670	0.62	10,350	336	2.9	9,740	0.25
5	1,700	0.82	13,940	319	3.4	10,950	0.49
6	1,830	1.20	21,960	348	3.2	11,140	0.78
7	1,620	0.54	8,750	344	2.9	9,980	0.28
8	1,730	0.63	10,900	339	2.7	9,150	0.25
9	1,740	0.68	11,830	303	2.7	8,180	0.18
10	1,730	0.41	7,090	286	3.2	9,150	0.23
11	1,640	0.48	7,870	250	3.3	8,250	0.23
12	1,670	0.80	13,360	319	3.3	10,530	0.50
昭58. 1	1,800	1.60	28,800	405	2.8	11,340	0.64
2	1,860	0.97	18,040	434	3.0	13,020	0.31
3	1,880	0.48	9,020	383	3.0	11,490	0.35
平均	1,740	0.77	13,400	339	3.0	10,170	0.37

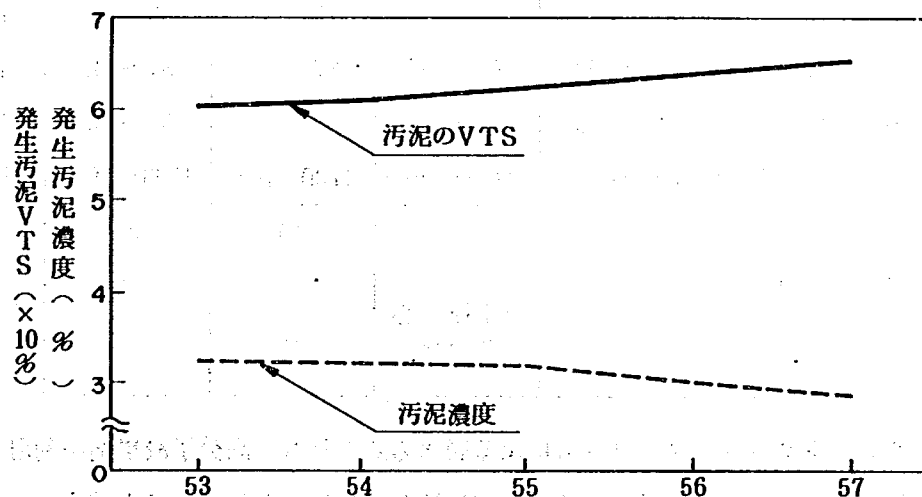
② 経年変化

図1-7に示すように、単位水量当たりの濃縮汚泥量は増加傾向にあるが、これは汚泥濃度の低



項目	年度	昭和53年	昭和54年	昭和55年	昭和56年	昭和57年
流入水量	億/年	9.10	9.96	10.6	11.0	12.0
発生汚泥量	百万 m^3 /年	3.69	4.20	4.13	4.57	5.28
水量当りの汚泥発生率	%	0.41	0.42	0.39	0.42	0.44
水量の伸び率	%	(100)	109	117	120	131
汚泥量の伸び率	%	(100)	113	111	124	143

図1-7(1) 流入水量と発生汚泥量の年度別変化(総計)



項目	年度	昭和53年	昭和54年	昭和55年	昭和56年	昭和57年
汚泥濃度	%	3.26	3.23	3.22	2.99	2.85
汚泥VTS	%	60.5	60.6	62.4	63.8	65.2
濃度の増減率	%	(100)	97	97	91	85
VTSの増減率	%	(100)	100	103	105	108

図1-7(2) 汚泥濃度、VTSの年度別変化(平均値)

下が原因であり、固形物量でみた場合あまり大きな変化はないと考えられる。

③ 都市規模

我が国においては、地域間において生活水準に大きな差はないが、一般的に都市規模が大きいもののほど、商業や工業などの都市活動が活発なことから、住民一人当りの発生汚泥量が多いと予測される。

④ 発生形態

下水処理場内での下水汚泥の発生は一般的に連続的であるが、汚泥の搬出は昼間のみとなっている。

また、下水道の処理施設には予備機が設けられており、オーバーホール時や故障時においても、処理能力の低下を招くことがないようにしているので、汚泥の発生がこれらの理由によって大幅に変動することは少ない。

1.2 下水汚泥の性状

脱水ケーキの脱水機種の違いによる成分及び発熱量を表 1-3⁵⁾ に示す。これによると、塩化第二鉄

表 1-3 脱水ケーキの物性

脱 水 方 式		生 汚 泥			消 化 汚 泥		
		真 空	加 圧	遠心または ベルトプレス	真 空	加 圧	遠心または ベルトプレス
汚 泥 性 状	水分% W.B	73～78	63～68	75～80	73～78	63～68	75～80
	可燃分% D.B	47～52	47～52	62～67	37～42	37～42	47～52
	灰分% D.B	48～53	48～53	33～38	58～63	58～63	48～53
	発熱量(低位) kcal/kg D.S	1900～2400	1900～2400	3300～3500	1700～1900	1700～1900	2500～2700
薬 注 率	Ca(OH) ₂ % D.S	30	30	—	30	30	—
	FeCl ₃ % D.S	10	10	—	5	5	—
	高分子% D.S	—	—	0.7 遠 心 0.5 ベルト プレス	—	—	0.7 遠 心 0.5 ベルト プレス

や消石灰を加える真空脱水機やフィルタープレスによる脱水方式よりも、高分子凝集剤を利用するベルトプレスや遠心分離機の方が、低位発熱量が高く、焼却に際して熱的に有利であると言える。また、消化を行うと強熱減量(可燃分率)が低下するため、低位発熱量も低下する。

また、強熱減量の割合と高位発熱量の関係を図 1-8 に示す。

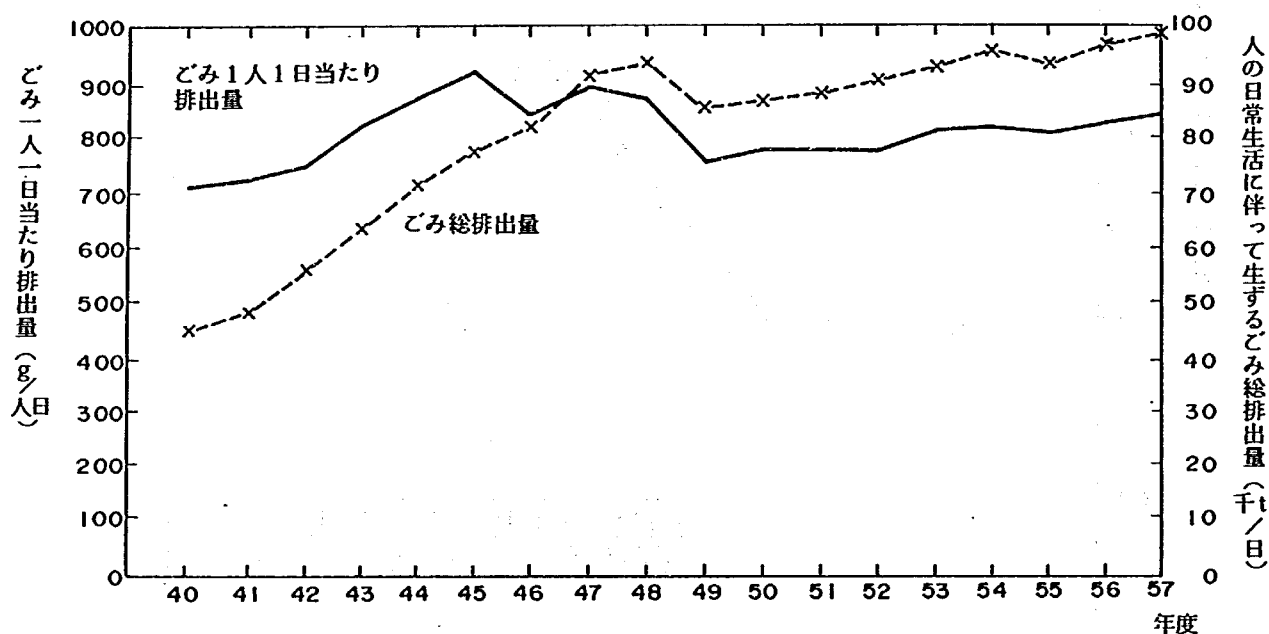
汚泥中の有機物の割合が上昇傾向にあることや脱水技術の向上が期待できることから、今後、脱水ケーキの低位発熱量は上昇することが予測される。

2. 都市ごみの発生量と性状

2.1 都市ごみの発生量

2.1.1 概 要

われわれの日常生活に伴って排出される一般廃棄物の量は、全国的にみた場合その総量は3,400万トン/年、このほか、一部の家庭内での自家処理ごみ240万トン/年を合わせると3,640万トン/年となり、これは日平均約10万トン/日に相当する（昭和57年度）。過去20余年の推移を図2-1に示す。



ごみ総排出量は計画収集量と自家処理量の合算値であり、このほかに事業系一廃等で直接搬入される量があり、これを加味した1人1日当たりごみ量としてはここ数年間ほぼ1kg/人/日で推移している。

図2-1 人の日常生活に伴って生ずるごみ総排出量とごみ1人1日当たり排出量の推移¹⁾

昭和35年当時、約24,000トン/日であったごみ量は、計画収集区域の拡大（図2-2参照）、収集車や道路交通網の整備ならびに急速な経済成長に伴う廃棄物の増大とともに、昭和47～48年頃迄は飛躍的な増加が続き90,000トン/日を越えたが、昭和48年の第一次オイルショックを契機としてかなりの落ち込みを示し、その後は格段に低い増加率で微増が続いており、当分はこの傾向で推移するものと考えられる。

1人あたりのごみ排出量についてみても、昭和35年頃の0.5kg/人/日は国民所得の伸びに伴って急増したのちこれもオイルショックを前後にかなり低下し、その後は0.8kg/人/日前後で推移しており、昭和57年度のそれは0.842kg/人/日（直接搬入量を含む場合は1.03kg/人/日）となっている。

こうしたごみ排出量の伸びの停滞は、経済の安定成長への移行、所得の伸びの低迷による購買力の低

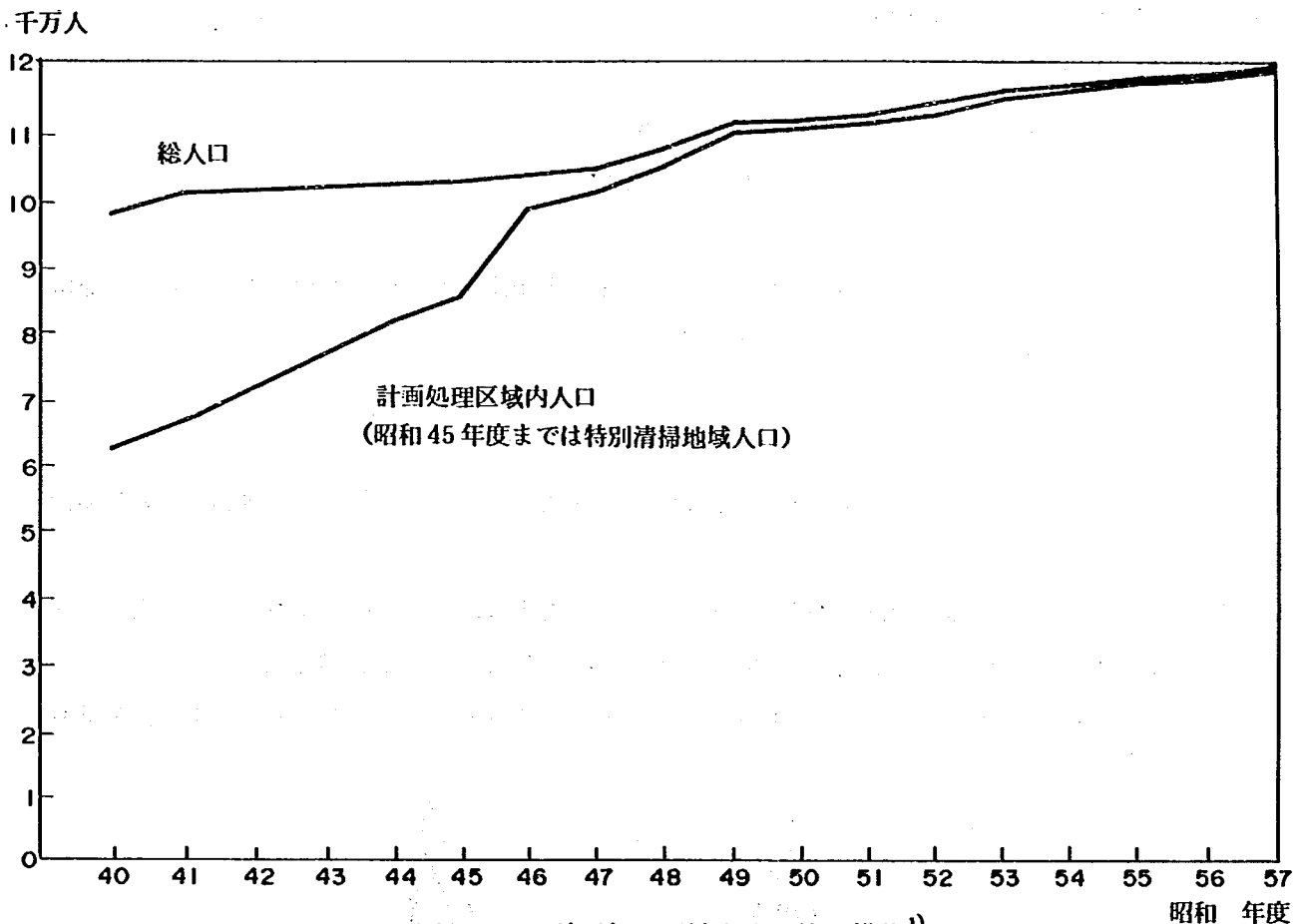


図 2 - 2 計画処理区域内人口等の推移¹⁾

下、ならびに分別収集・再資源化運動の普及などが要因となっているものと考えられる。

2.1.2 ごみ発生量の変化または変動の要因

1) 都市ごみの発生量の全国的推移は、前述のように生活水準や消費生活の慣習にもとづくものが多いが、これら発生量（収集量あるいは中間処理量と読みかえた方が適切と考えられる）は、このほかに次に示すような種々の要因によって増加、減少あるいは周期的な変化が生じており、その様態は個々の自治体のもつ事情により千差万別である。

2) ごみ量の増加要因としては、

- ・ 収集体制の整備増強、収集頻度の増加
 - ・ 焼却施設の整備が進み、処理能力に余裕が生じるとき
 - ・ 大掃除、年末などの蓄積ごみの一時的放出
- などがあげられる。

3) 一方減少要因としては、
 ・ 分別ごみ収集にあたり、料金徴収制度を採用した場合
 ・ 厨芥を飼料や堆肥とする場合

- ・紙類等易燃物の自家焼却処理を行うとき
 - ・ムダ包装の自粛運動
 - ・びん、紙、新聞紙等の、排出源での再資源化運動の徹底
 - ・オーバーホールを意識した計画的な収集量の手控え時
- などがある。

一般的にみた場合一人一日あたりのごみ排出量は大都市ほど多く（0.8～1.2kg/人/日）、郡部に至るほど少ない（0.7～0.9kg/人/日）傾向がある。

2.1.3 焼却施設の稼働率

ごみを熱エネルギー源としてとらえる場合は、ごみ発熱量とともに、焼却量の年間変動についての配慮が必要となる。

- 1) ごみ焼却施設を計画する場合は、過去数年間のデータをもとに、稼働開始7年後のごみ排出量を予測し、また年間のごみ収集量の変動幅を考慮して施設容量を定めることが指導されている。

図2-3は各月処理量の年間変化の一例であるが、年平均を1.0とした場合ピーク月1.2、最低月

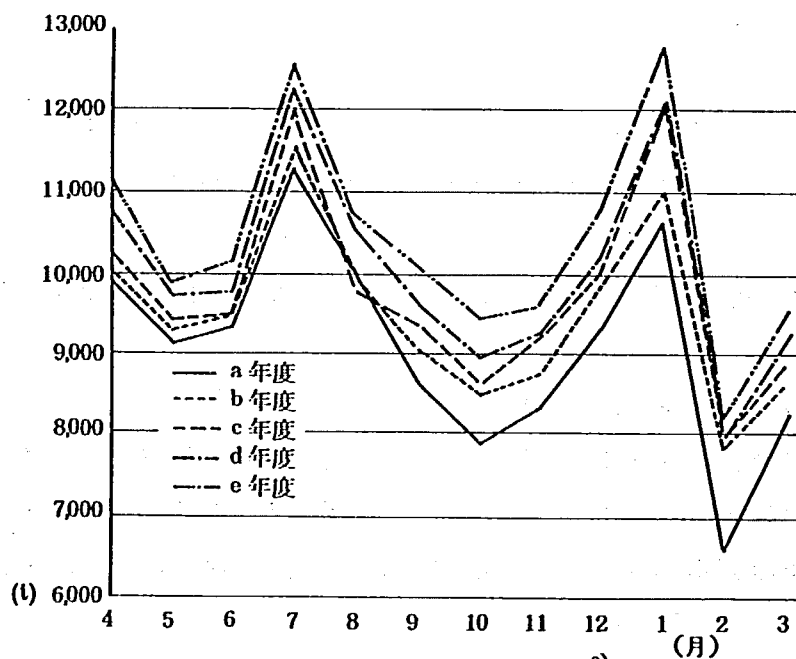


図2-3 各月処理量変動状況²⁾

は0.85程度となる例も多く、その都市のもつ諸般の因子によって変化のパターンは異なる。一般的に稼働初年度においては未だ定格焼却量に満たず、また最小排出量月にはかなり低い焼却率を示す。

- 2) 焼却設備では年1回（約2週間～1か月位）のオーバーホール整備が義務づけられている。財政の比較的豊かな大都市にあっては、予備炉をもち年間均一な安定焼却が行われることが多いが、地方都市の中、小型プラントでは整備休炉に伴って焼却が完全に停止することも多い。したがって汚泥混焼や他の施設への熱供給を計画するような場合には、オーバーホール期に熱源としてのごみが半量、また

は皆無となる場合や、夜間や休祭日などに焼却炉が埋火休止するような場合を考慮しておく必要がある。

2.2 都市ごみの性状

2.2.1 概 要

各戸から収集される都市ごみは、木・紙・プラスチックなどの易燃物、厨芥を主とする難燃物、金属、土砂、ガラスなどの不燃物が混在しており、水分や形状寸法も雑多である。これらの構成割合については、収集区域の業態（農村、住宅街、商店街、ビル街など）によって相違があり、また季節的にみても、梅雨時や夏季は水分が多く、逆に秋～冬にカロリーが上昇する傾向がある。このような変動の傾向は小都市において顕著であり、大都市になるほど年間を通じてごみ質が安定する傾向がある。全国的にみた場合、昭和35～38年頃の低位発熱量は、自燃の限界ぎりぎりの850 kcal/kg程度であったが、生活水準の向上とともにカロリーも急速に上昇し、オイルショックを期に発熱量の上昇も鈍化して現在に至っており、これはごみの発生量の推移（図2-1）とよく符合する傾向にある。

現在の平均的ごみ質としては、農村部で1,000 kcal/kg、小都市で1,200～1,400 kcal/kg、大都市では1,500～2,000 kcal/kg程度と考えるのが妥当であろう。図2-4は横浜市におけるごみ発熱量の年次推移を、また図2-5はその組成変化の推移を示している。カロリー上昇の要因は、一般的に厨芥

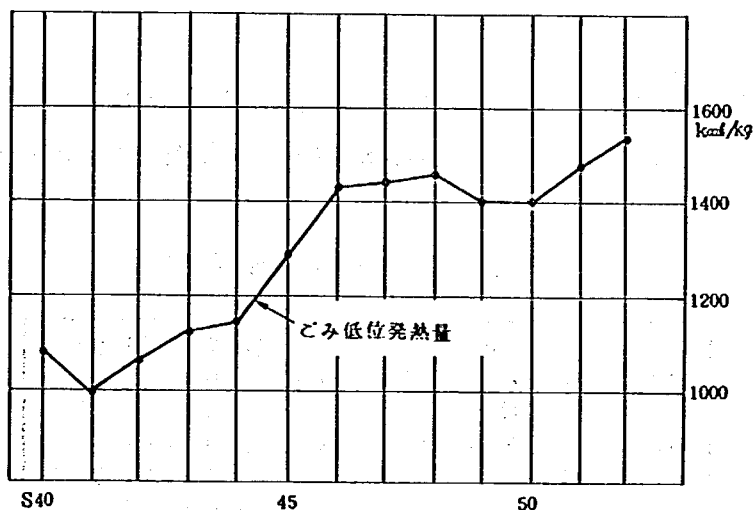


図2-4 ごみ発熱量の年次推移（横浜市）²⁾

比率の減少、土砂・不燃物の減少、紙・プラスチック類の増加にあるとされるが、図2-4の場合は紙類とプラスチックの急激な増加がカロリー押上げの原因となっている例である。

2.2.2 ごみの組成

ごみの組成は前述のように収集区域、季節によって変化するほか、収集体制（混合収集、分別収集、再資源化運動など）によっても変化がある。

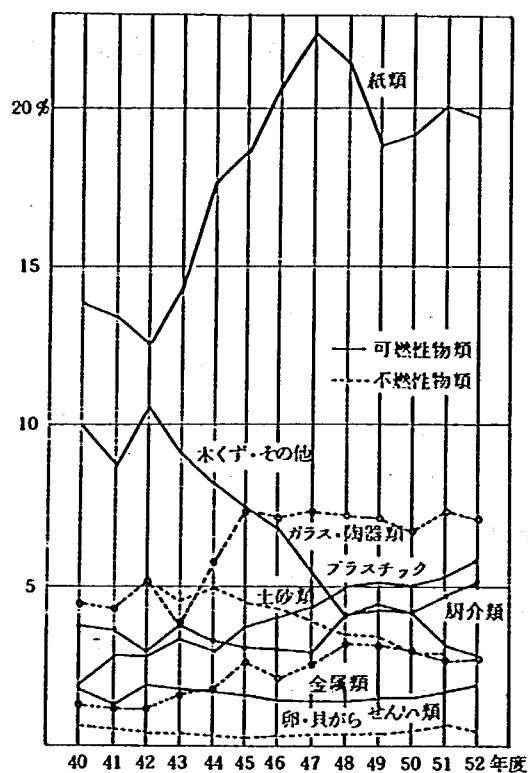


図 2-5 収集ごみの組成年次別変化 (生ごみベース重量比)³⁾

1) 物理的組成

表 2-1, 表 2-2 にごみ組成についての統計事例を示す。とくに表 2-1 () 内表示の如く、データの範囲は非常に大きくバラツキがあるのが都市ごみの特性とも言えよう。

表 2-1 ごみの一般的性状²⁾

乾重量当り(%)	紙・布類	46.2(16.7 ~ 64.9)
	木・竹・わら類	5.6(0.6 ~ 23.1)
	合成樹脂類	12.7(3.9 ~ 27.9)
	ちゅう芥類	18.6(3.0 ~ 51.1)
	不燃雑芥類	10.7(0.7 ~ 24.7)
	その他雑物	6.1(0.0 ~ 28.1)
	小計	99.9
生量ごみ(中%)重	水分	56.0(34.0 ~ 75.0)
	総固形物	44.0(25.0 ~ 66.0)
	〔総可燃物〕	32.7(17.8 ~ 49.4)
	〔総灰分〕	11.3(4.4 ~ 22.9)
	小計	100.0
生ごみ低位発熱量(kcal/kg)		1,442(533 ~ 2,354)

表 2-2 廃棄物の成分別の組成 (昭和50年度)¹⁾

物質区分	乾ベースの組成 (%)					発生時湿ベ-ス (%)	発生時湿ベ-スの処分量 (千トン)
	仙台市	大阪市	福岡市	北九州市	荷重平均		
紙類	36.9	36.8	31.5	37.7	36.0	18.6	5,597
厨芥	14.9	12.1	20.2	12.1	13.8	58.0	17,454
繊維	2.1	5.1	2.1	2.5	4.0	1.9	572
木竹他	7.2	6.2	9.0	6.2	6.8	3.2	963
プラスチック	11.7	11.0		8.3	11.0	5.1	1,535
ゴム	0.7	0.6	13.4	0.7	0.6	0.3	90
金属	7.0	6.1	6.3	8.2	6.5	3.0	903
ガラス、陶磁器	14.7	12.1	12.7	12.8	12.5	5.8	1,745
その他、雑物	4.8	10.0	4.8	11.5	8.8	4.1	1,233
水分 (%)	55.7	51.5	59.6	52.0	53.4	—	—
総処分量 (千トン)	183	1,330	401	291			30,092 (全国)

注) 1. 各都市のデータは各都市の発表している清掃事業年報等による。

2. 全国総処分量には直接搬入ごみ、粗大ごみを除いたもの。

2) 比重

都市ごみの嵩比重 (t/m³) は、ごみの物理的組成に支配される。水分の多い厨芥類や、ガラス、土砂、缶類などの不燃物が多い場合は嵩比重も大きく、紙類、プラスチックの含有量がふえるほど嵩比重は小となる。すなわち一般的には嵩比重はごみ発熱量に逆比例する傾向がある。昭和40年代初期においてごみの平均的な嵩比重は0.3～0.35とされていたが、近時は厨芥類の減少、紙類の増加によって0.20～0.30の都市が多い。図2-6は東京都の事例を示し、他の地方都市と比べるとかな

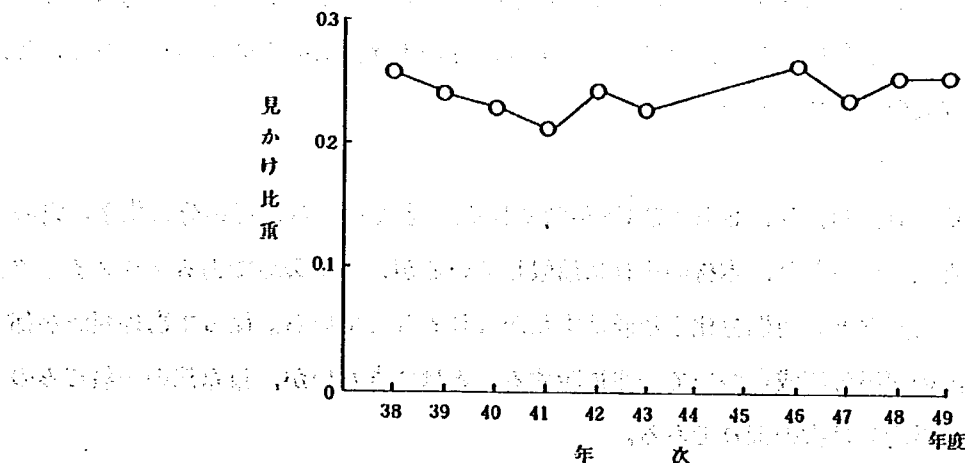


図2-6 ごみの見かけ比重 (東京都)²⁾

り軽いごみの部類に属している。

3) 化学的組成

(1) 三成分

ごみの性状や燃焼性を大づかみに把握する手段として混合芥の定量をサンプルにとり、これを乾燥および完全燃焼させることによってそれぞれの減量を測定し、生ごみを水分、灰分、可燃分の三成分重量比率表示することが行なわれている。これは後述する発熱量の算定によく使われる（図2-7参照）。全国的平均としては、全水分（W）45～55％、可燃分（B）25～35％、灰分（A）10～18％程度と考えられる。

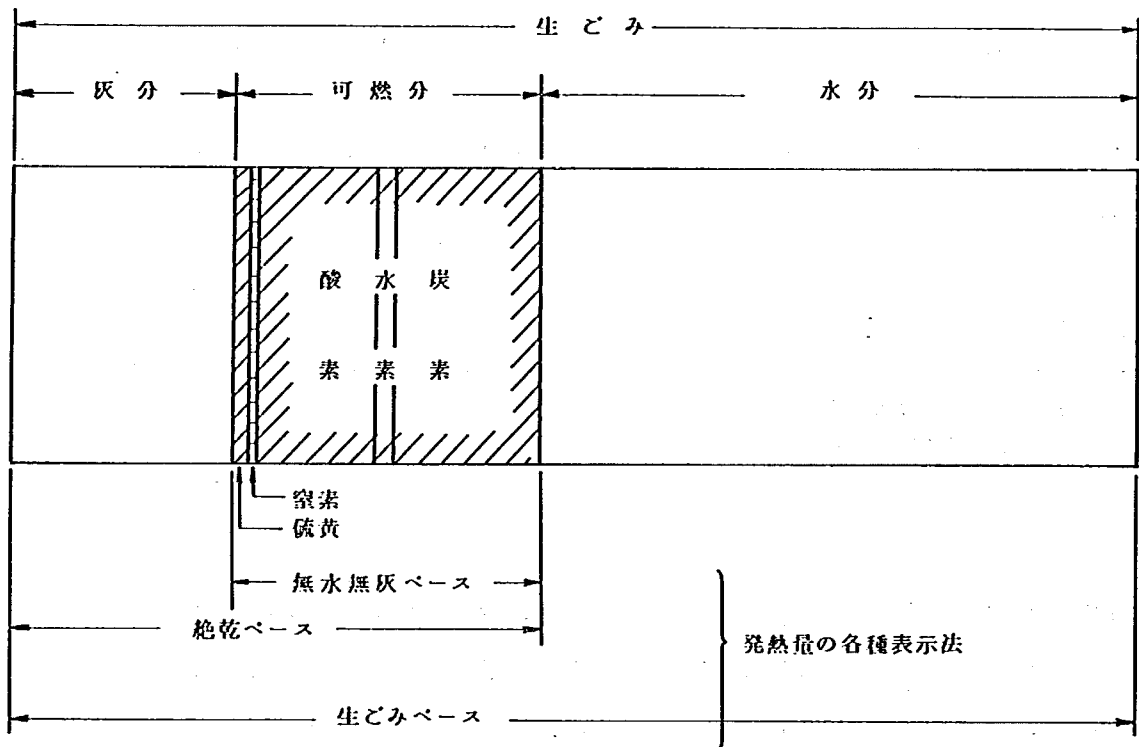


図2-7 生塵芥の構成と発熱量の表示法

この三成分はごみの構成によって変化するが、その一例を図2-8、図2-9に示す。通常、水分は6,7,8月に増加する都市が多い。なお、年次推移により水分の上昇、灰分の低下が見られるのは、昭和47年以降の分別収集の浸透による影響である。

(2) 可燃分の化学組成

ごみの可燃分にはC、H、O、N、SおよびClが含まれる。多くのごみの可燃分の化学組成の重量比率は化石燃料と大幅に異なり、木材のそれに類似しているが、人工製品であるプラスチック、あるいはゴム、動物性厨芥などの可燃分化学組成はまたかなり異なっている。従って物理組成が都市によって異なるごみの可燃分組成について一律に断ずることはできないが、東京都の一般ごみのデータ（昭和53～55年平均）は次の通りである。

C : 48.1%, H : 6.6%, O : 43.3%, N : 1.3%, S : 0.17%, Cl : 0.55%

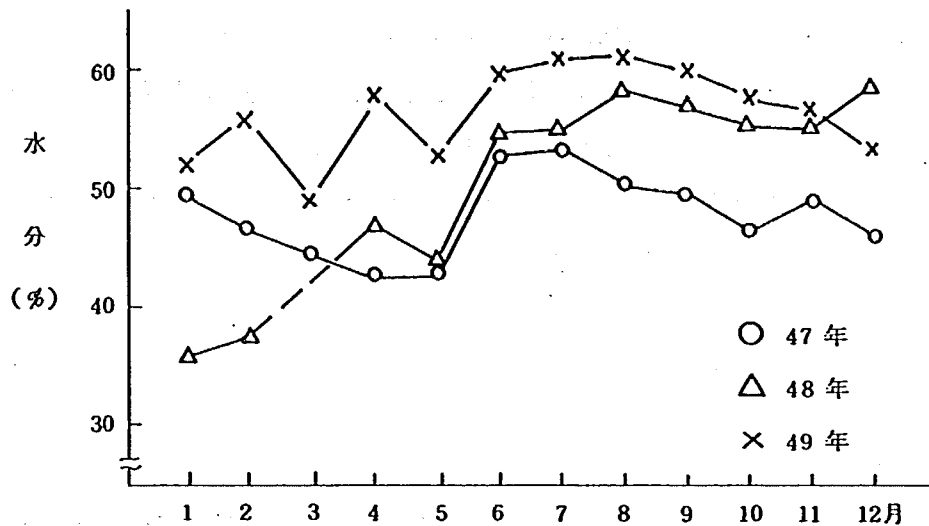


図 2-8 月別水分推移 (東京都)²⁾

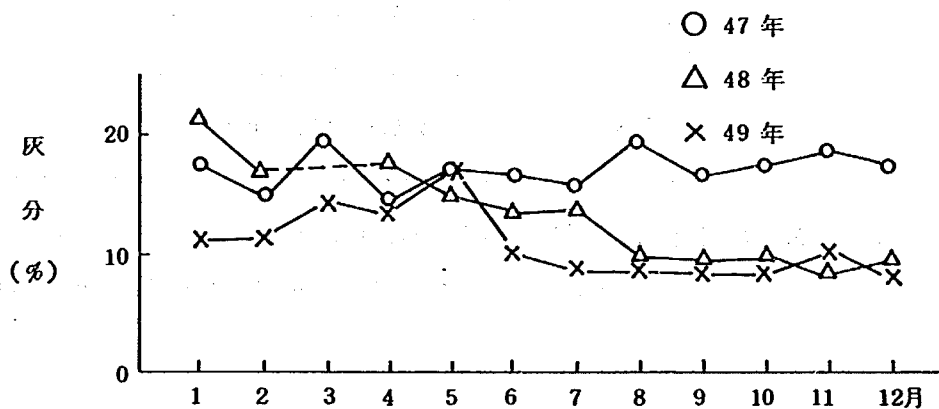


図 2-9 月別灰分推移 (東京都)²⁾

2.2.3 ごみの発熱量

ごみの発熱量の実測または算出には次の5手法が用いられている。

- 熱量計による実測
- 元素分析値からの算出
- 三成分値 "
- 物理組成 "
- 熱精算 "

1) 熱量計による実測

混合ごみから代表試料を抽出し、熱量計を用いてその真値を測定することによって、最も正確な発熱量を測定することができる。しかし通常、ボンブ熱量計に用いられる代表試料は数 g のオーダーであり、種々雑多な混合ごみから四分法による縮分やさい断を繰り返しながら代表的試料を調整し、更にこの中から大形不燃物を除去し、残りを乾燥、粉碎して最終的に 5~10 g の試料を得る過程では実

にさまざまなサンプリングエラーが入り込む機会が多い。従ってかなり数多くのサンプルから得た平均をもって判断することが必要となる。ボンブ熱量計で得られる発熱量は高位発熱量であるため、熱計算などに常用される低位発熱量は次式から算出する必要がある。

$$Hu = Ho - 6 (9H + W) \dots\dots\dots (1)$$

Hu : ごみ低位発熱量 kcal/kg (湿りごみ)

Ho : ごみ高位 " kcal/kg (")

H : 湿りごみ中 水素分 (%)

W : " 水分 (%)

2) 元素分析値からの算出

可燃分の元素分析値をもとに可燃分の高位発熱量を求める場合において、化石燃料に通常もちいられている Dulong の式(2)は熱量計の実測値とかけ離れて低目に出ることが知られており、ごみに対しては次の(3)、(4)式による算出がより近いとされている。

$$Ho = 81C + 340 (H - O / 8) + 22S \text{ (kcal / kg)} \dots\dots\dots (2)$$

$$Ho = 81 (C - 3 / 4 O) + 342.5 H + 22.5 S + 57 \times 3 / 4 O \text{ (kcal / kg)} \dots\dots (3)$$

$$Ho = 81 (C - 3 / 8 O) + 57 \times 3 / 8 O + 345 (H - O / 16) + 25S \text{ (kcal / kg)} \dots\dots\dots (4)$$

しかしこの両式においても酸素の帰属(炭素又は水素との結合状態の推測)についての考え方の相違からそれぞれの算出結果には差が生じる。東京都清掃研究所は Steuer の式(4)の真値が最も近いとしている。

3) 三成分値からの算出

ごみの性状や燃焼性を大つかみに認識する目的で三成分(水分、灰分、可燃分)を測定することは比較的容易であるところから各都市、各現場ではかなりの頻度でこの種の測定が行われており、データ数も豊かである。したがってこの三成分をベースにしてごみの低位発熱量を推算することはしばしば行われており、実用性が高い。

$$Hu = \alpha B - 6W \text{ (基本式)} \dots\dots\dots (5)$$

Hu : ごみの低位発熱量 (kcal / kg)

B : 湿ごみ中 可燃分 (%)

W : " 水分 (%)

α : 可燃分の低位発熱量 (kcal / 10^{-2} kg)

$$Hu = 44.75 B - 5.85 W - 21.2 \text{ (本多の式)} \dots\dots\dots (6)$$

本式は(5)式の α を $44.75 \text{ kcal} / 10^{-2} \text{ kg}$ とし、実測データからの補正項を設けたもので昭和40年代初期のごみに適応したものである。

$$Hu = 45 B - 6 W \text{ (厚生省の式)} \dots\dots\dots (7)$$

$$Hu = 47.2 B - 6 W \text{ (都清掃研究所実験式)} \dots\dots\dots (8)$$

本式は東京都のごみに適するものとして可燃分低位発熱量に 4,720 kcal/kg を与えている。可燃分の発熱量をいくらに選ぶかは都市のごみ収集体制と密接にかかわる問題であり、プラスチックなどの含有率によって変化するが、現状の日本のごみでは $H_u = (46 \sim 49) B - 6 W$ の範囲を選べば大きな誤りはないものと考えられる。

4) 物理組成からの推算

ごみ中の可燃分発熱量の支配的要因がプラスチックの含有量であるところから、このデータをもつところでは次の式も利用されている。

$$H_u = 88.2 R + 40.5 (G + P) - 6 W \quad (9)$$

R: プラスチックの含有量 (%)

G: 厨芥の " (%)

P: 紙類の " (%)

W: 水分の " (%)

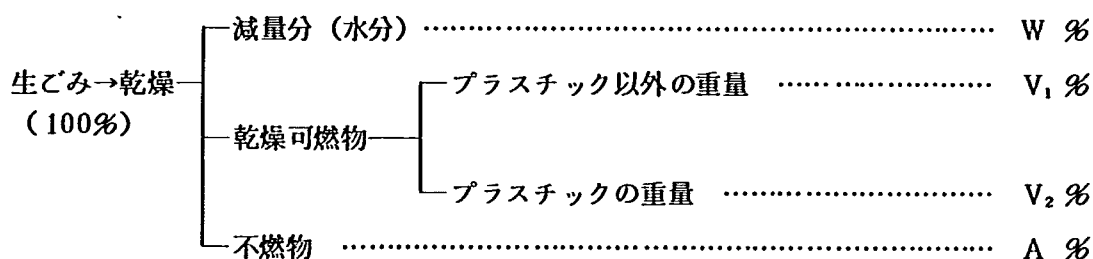
あるいは

$$H_u = (45 V_1 + 80 V_2) - 6 W \quad (\text{狩郷の式}) \quad (10)$$

V_1 : プラスチック以外の可燃物 (%)

V_2 : プラスチックの含有量 (%)

ただし(9)、(10)両式による場合の重量%は、全湿りごみを 100 とし、この中の可燃物（プラスチック類とプラスチック以外の紙、厨芥等）を風乾して得られた乾燥後の重量%を用いる（下図参照）。



すなわち三成分の式による場合、乾燥、燃焼灰化の操作をとるのに対し、この式では乾燥、分別の操作をとる違いがある。

5) 熱精算によるごみ発熱量の推定

日々刻々に変化するごみ質の変動に対し、常に正確なごみサンプリングを行うことは事実上不可能といえる。これに対してごみ焼却量、炉温、蒸気発生量（あるいは水噴射量）、空気量、空気過剰率、排ガス量、排ガス温度などの計測データをもとに熱精算を行うことによってごみ発熱量を逆算することが行われている。これは焼却炉自体を熱量計と見なしたもので、若干の仮定条件はあるとしても、時々刻々の発生熱量をもっとも正確に推算できる手法であり、燃焼の自動安定制御ともからんで近年良く使われている。

以上のごとくごみ発熱量の算出には多くの手法が用いられるが、日々変化の多い混合ごみを取扱う場合に重要なことは個々の数値の正確さを論ずるよりは、都市の性格、収集の形態、季節的变化、時

代的变化などの背景を配慮したごみ質の把握であると考えられる。

＜参考文献＞

- 1) 厚生省環境衛生局水道環境部環境整備課；「日本の廃棄物処理」，昭和59年12月
- 2) 全国都市清掃会議；「廃棄物処理施設構造指針解説」，昭和53年10月
- 3) 宮之原；「ごみ質の変化と私の仕事」，私たちの記録，うんすい会，昭和56年
- 4) 田中；「都市ごみリサイクルの将来展望」，第1回廃棄物の再利用・再資源化に関する国際会議資料，昭和56年11月（クリーンジャパンセンター）
- 5) 東京都清掃研究所昭和56年度年報
- 6) 平山；「ごみ処理施設の構造と管理」，昭和52年9月（日本環境衛生センター）

3. 下水汚泥の処理処分の現状と将来

3.1 下水汚泥の処分の現状

昭和56年11月から57年10月までの我が国の汚泥の処分状況を表3-1に、経年変化を図3-1、図3

表3-1 下水汚泥の処分状況 (56.11.1 ~ 57.10.31)

(単位 千 m^3 /年)

処分方法 性 状	陸上埋立	海面埋立	有効利用	海洋還元	計 (%)
脱水ケーキ	871	726	260	13	1,870(78.3)
焼却灰	140	102	35	0	277(11.6)
乾燥汚泥	6	0	54	0	60(2.5)
消化・濃縮汚泥	7	0	0	173	180(7.5)
計 (%)	1,024(42.8)	828(34.7)	349(14.6)	186(7.8)	2,387(100)

注) 乾燥汚泥には堆肥化汚泥を含む。

(建設省下水道部)

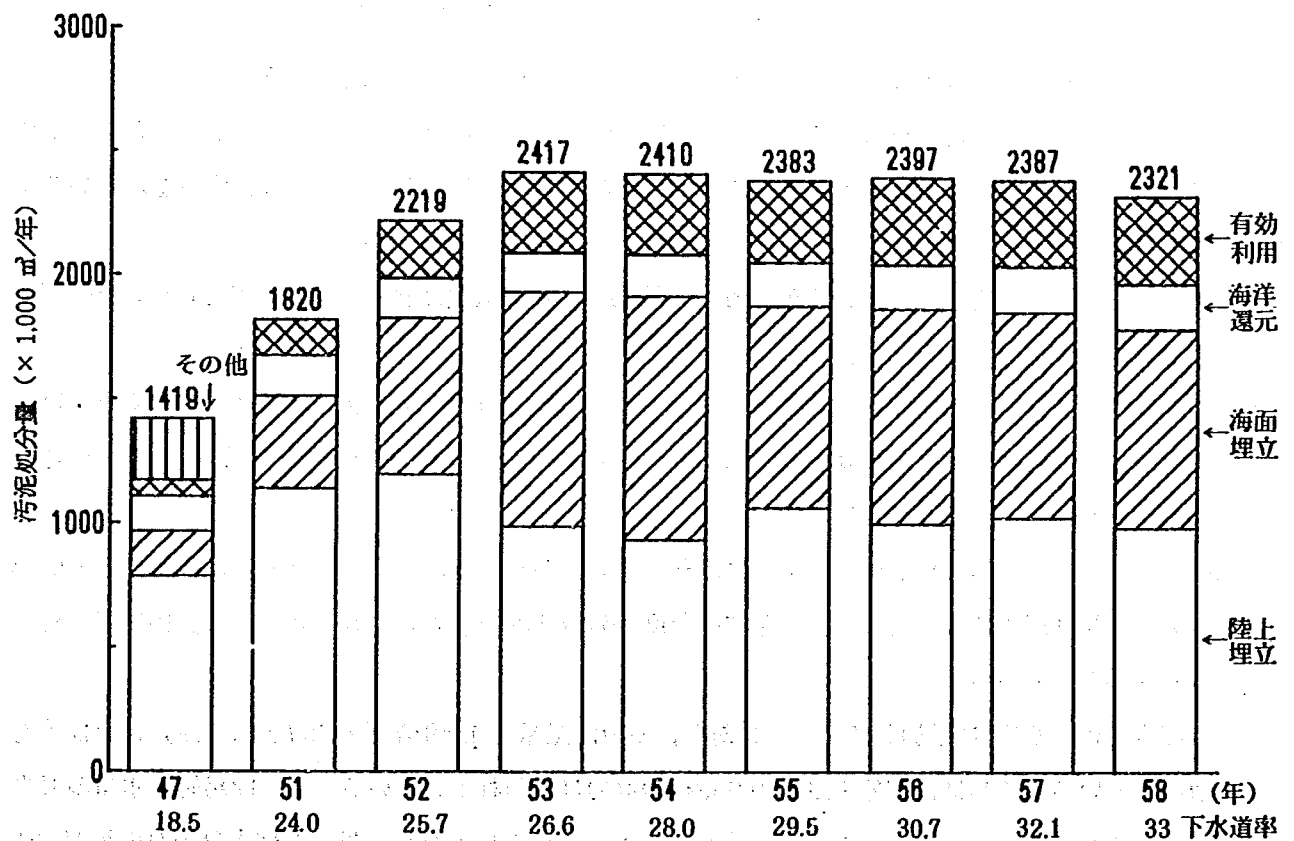


図3-1 汚泥処分先の経年変化 (建設省下水道部, 47年のみ
下水道統計より集計)

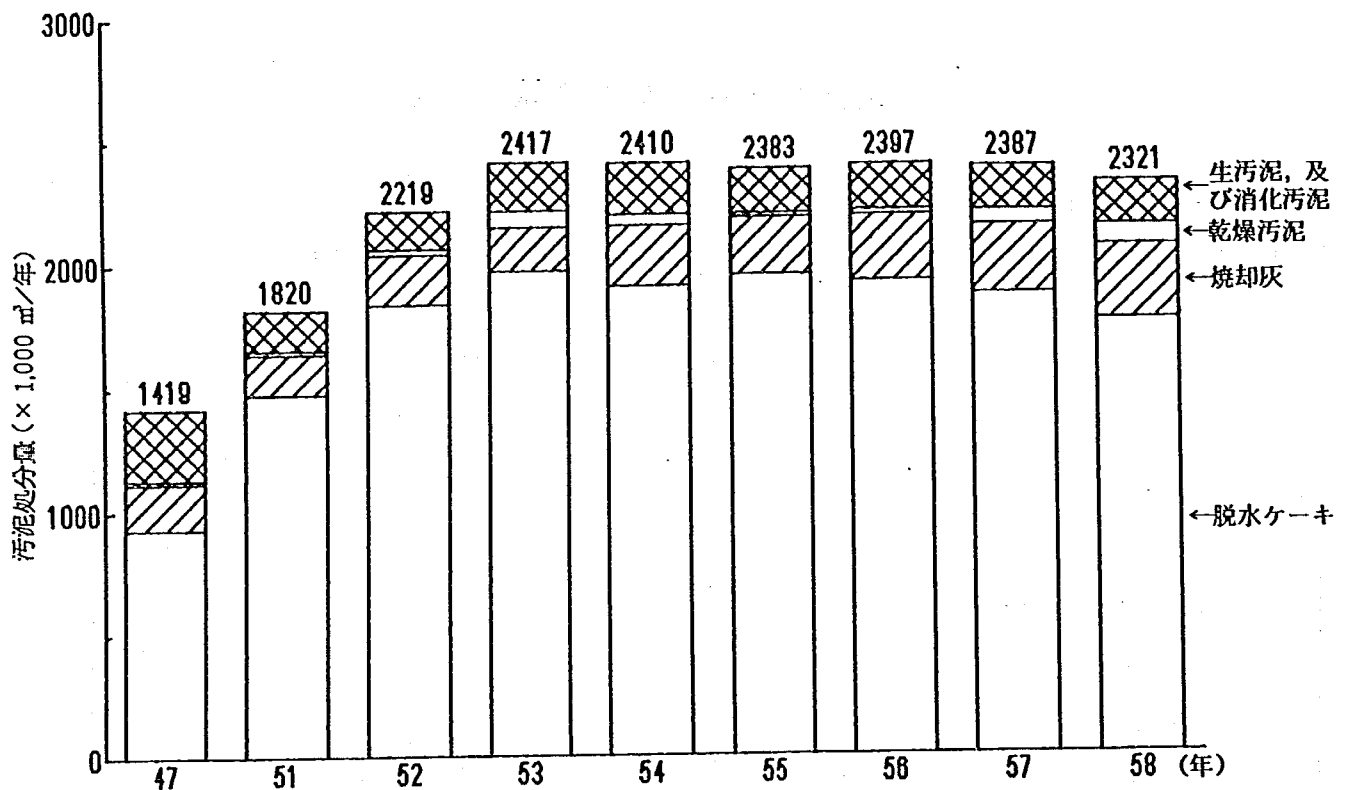


図3-2 処分時の汚泥形態の経年変化 (建設省下水道部、47年のみ
下水道統計より集計)

ー2に示す。これらの図表より汚泥処分の最近6年間の状況をまとめると次のようになる。

- 1) 我が国で処分される汚泥量はここ数年間約240万m³/年で余り変化していない。下水道普及率が増えているにも拘らず処分量が一定であることは、焼却、脱水などによる汚泥の減量化が進んでいるためである。
- 2) 発生汚泥の50%は焼却されているが(後述)、焼却による減量化は著しいため処分量の約80%は脱水汚泥である。
- 3) 処分方法でみると、陸上埋立、海面埋立を合わせて約80%の汚泥が埋立てられている。また、緑農地利用、建設資材利用などの有効利用は約15%となっているが、その絶対量は年々、微増している(54年251千m³/年、58年355千m³/年)。

過去10年間で汚泥の処分状況がどのように変化してきたかを見るために、表3-2に昭和47年と57年の下水道の普及状況の比較、表3-3に昭和47年度の処分状況を示す。これらより、過去10年間の変化をみると次のようである。

- 1) 処理水量は1.65倍に増加しているのに対し、処分汚泥量も1.68倍(2,387/1,419)とほぼ等しく増加している。これは、処分汚泥量の減量化の努力は払われてきている一方、簡易処理水量の減少(63%)にも見られるように、水処理の程度があがってきているため、単位処理水量当りの汚泥発生量が増加していることによる。
- 2) 全処分量に対する陸上、海面埋立の割合は10%増しているが、その内訳をみると、陸上埋立の割合

表3-2 下水道の普及状況

(下水道統計)

		4 7 年 (A)	5 7 年 (B)	(B)/(A)
处 理 人 口 (×10 ³ 人)		19, 860	34, 604	1. 74
处 理 面 積 (ha)		132, 179	344, 067	2. 60
处 理 水 量 (10 ⁶ m ³ /年)	*簡 易 处 理	571	361	0. 63
	**中・高級处理	3, 984	7, 161	1. 80
	合 計	4, 555	7, 522	1. 65
处 理 場 数		276	529	1. 92

注) 処理場数は前処理場数を含む。

* 簡易処理とは沈殿のみの処理を指す。

** 中・高級処理とは、沈殿+生物による処理を指す。

表3-3 下水汚泥の処分状況(昭和47年度)

(単位 千 m^3 / 年)

処分方法 性状	陸上埋立	海面埋立	有効利用 (農村還元)	海洋還元	場内処分	そ の 他	合 計 (%)
脱水ケーキ	618	181	54	1	67	9	930(65.5)
焼 却 灰	135	0	9	0	38	4	186(13.1)
乾 燥 汚 泥	2	0	1	0	12	0	15(1.1)
生 汚 泥	4	0	0	75	30	48	157(11.1)
消 化 汚 泥	27	0	2	64	22	16	131(9.2)
合 計 (%)	786(55.4)	181(12.8)	66(4.6)	140(9.9)	169(11.9)	77(5.4)	1,419(100)

(下水道統計より集計)

が減少し(55%→43%)、海面埋立が増加している(13→35%)。

3) 有効利用量は増加しており、5.3倍になっている。

4) 海洋還元量は1.3倍になっている。

3.2 下水汚泥の処理の現状

3.2.1 処理の現状

昭和57年度版下水道統計より、わが国の汚泥処理の現状をまとめると表3-4のようで、次の事項が指摘される。

- 1) 濃縮汚泥中の固形物量を発生汚泥量とすると、年間約100万tの汚泥が発生している。
- 2) 発生汚泥の50%は焼却、47%は脱水まで行われている。
- 3) 安定化プロセスの中では嫌気性消化法が最も多く採用されており、発生汚泥の46%は嫌気性消化さ

表3-4 汚泥処理システムの現状（昭和57年度版下水道統計より集計，調整）

汚 泥 の 最終処分形態	汚 泥 処 理 シ ス テ ム ¹⁾	採用 処 理 場 数		濃縮汚泥量ベ ⁵⁾ ス処理量	
		左記シス テムを採 用	左記シス テムで最 終処分	× 1,000 トン/年	%
液 状 汚 泥	引抜のまま	41(38) ³⁾	3	0.3	0.03
	濃縮	23(13)	10	3.0	0.28
	濃縮－嫌気性消化	11(3)	8	1.4	0.13
	濃縮－好気性消化 ²⁾	10(6)	4	0.2	0.02
	小 計	85	25(4.7) ⁶⁾	4.9	0.46
脱 水 汚 泥	濃縮－脱水	143(12)	139	182.4	17.3
	濃縮－嫌気性消化－脱水	153(4)	167	280.9	26.6
	濃縮－好気性消化－脱水	11(1)	11	1.9	0.18
	濃縮－湿式酸化－脱水	1	1	9.8	0.93
	濃縮－熱処理－脱水	10	10	16.3	1.55
	小 計	318	328(61.8)	491.3	46.6
乾 燥 汚 泥	濃縮－乾燥	5	5	0.5	0.05
	濃縮－嫌気性消化－乾燥	6	6	0.4	0.04
	濃縮－好気性消化－乾燥	0	0	0	0
	濃縮－脱水－乾燥	4	4	2.4	0.23
	濃縮－嫌気性消化－脱水－乾燥	13	15	10.9	1.03
	小 計	28	30(5.6)	14.2	1.35
コンポスト 汚 泥	濃縮－脱水－コンポスト	5	6	5.2	0.49
	濃縮－嫌気性消化－脱水－コンポスト	8	9	10.7	1.01
	小 計	13	15(2.8)	15.9	1.51
焼 却 灰	濃縮－脱水－焼却	59	88 ⁷⁾	304.4 ⁴⁾	28.8
	濃縮－嫌気性消化－脱水－焼却	19	30	188.9	17.9
	濃縮－好気性消化－脱水－焼却	0	8	0.7	0.07
	濃縮－熱処理－脱水－焼却	6	7	34.9	3.31
	小 計	84	133(25.0)	528.9	50.1
計		528(77)	531(100)	1,055.2	100
委託および不明		36	36		
合 計		564(35) ⁴⁾	567(38) ⁴⁾	1,055.2	

1) 濃縮を省略している場合も濃縮ありとカウントした。

2) 好気性消化－濃縮も含む。

3) () 内は当該処理場で一部処理後，他処理場へ移送している処理場数。

4) ひとつの処理場で2つ以上の汚泥処理システムを有している処理場が採用処理場で35最終処分で38。

5) 汚泥の最終処分形態でカウントした。固形物換算。

6) %

7) 1処理場 12千トン/年の溶融を含む。

れている。

3.2.2 下水汚泥の焼却の現状

下水汚泥の主な処理プロセスは、濃縮、安定化、脱水、乾燥、焼却に分けられるが、ここでは都市ごみとの混焼に最も関連する焼却の現状について述べる。

下水汚泥処理プロセスのうちで、不安定で腐敗しやすい汚泥を減量安定化する最も効果的で、最終的なプロセスは、汚泥を無機物に変換する焼却を始めとする熱操作プロセスである。汚泥処分の束縛条件の厳しい我が国における熱操作プロセスは、汚泥処理のなかで不可欠なプロセスとなっている。

現在、発生汚泥に対する焼却率は50%であるが、汚泥処分地の逼迫、焼却灰等の有効利用を考えると、例え今後の下水道の普及が中小都市を中心に進むとしても、我が国の汚泥の焼却化はさらに進むと考えられ、熱操作プロセスは、我が国の汚泥処理システムのなかで、増々重要なプロセスとなろう。

汚泥焼却炉の設置状況を表3-5に示す。立型多段炉が最も多く採用されているが、近年では流動焼却炉の増加が著るしい(表3-6参照)。

表3-5 焼却炉の設置状況(処理場数、%)

機種 \ 年度	37	47	57
立形多段	0	38(78)	48(49)
流動焼却	0	4(8)	29(30)
回転乾燥焼却	0	5(10)	6(6)
階段炉床式焼却	0	1(2)	7(7)
その他	0	1(2)	8(8)
計	0	49(100)	98(100)

(下水道統計より)

表3-6 焼却炉の発注傾向(台数)

機種 \ 年度	52	53	54	55	56	57	58	計
立型多段焼却炉	3	7	9	3	2	—	2	26
流動焼却炉	7	1	7	3	6	5	3	32
回転乾燥焼却炉	1	—	—	—	1	—	—	2
その他	7	9	1	3	5	3	—	28
計	18	17	17	9	14	8	5	88

(下水道主要資材・機器及び管きょ工法調べより集計)

焼却を代表とする熱操作プロセスの問題点は、投入汚泥となる脱水ケーキの熱量が低いため一般に補助燃料を必要とすること、排ガス中のばいじん、NO_x、SO_x、臭気の処理を行わなくてはならないこと等から、エネルギー消費量が多いことである（表 3-7）。また、熱操作プロセスの残渣を建設資材等

表 3-7 各汚泥焼却炉の経済比較例¹⁾

種類	項目	燃 料 (t)	電力 (kWh)	備 考 (付帯設備)
立形多段焼却炉		236	231	原料供給、吸収冷却塔、電気集じん器、熱交換器付脱臭炉、通風ファンなど、灰運搬、白煙防止設備 原料供給、サイクロン、熱交換器、通風ファンなど、
流動焼却炉		220	350	灰運搬、ベンチュリース、クラバー、脱硫塔、白煙防止設備
回転乾燥焼却炉		540	400	原料供給、空気予熱器、サイクロン、電気集じん器、減温塔、吸収塔、灰運搬、通風ファンなど
回転炉床		420	340	原料供給、乾燥器、熱交換器、サイクロン、脱硫塔、通風ファンなど、灰運搬、白煙防止設備

表 3-8 下水汚泥焼却に関する新しい技術

新しい技術		目 的 ・ 特 徴	実 施 箇 所 例
代替エネルギー利用	自 燃	・補助燃料削減 ・排ガス中の有害成分の減少	・高岡市（多段炉，30 t / 日） ・名古屋市（多段炉，150 t / 日）
	都市ごみとの混焼	・補助燃料削減 ・都市廃棄物処理の一体化	・金沢市（ストーカ炉，150 t / 日×2，ごみと汚泥の混合比率 6 : 1）
	微粉炭	・脱水汚泥の自燃化 ・排ガス中の有害成分の減少	・横浜市（流動焼却炉，100 t / 日）
	脱水焼却	・六価クロム生成防止	
	廃木材による乾燥自燃	・廃木材の有効利用 ・焼却炉維持管理費削減	・札幌市（ストーカ炉，150 t / 日）
	パイロリシス	・排ガス量の減少 ・六価クロム生成防止 ・燃料消費量の減少	・堺市（多段炉，60 t / 日） ・愛知県（多段炉，60 t / 日）
溶 融		・有害物質の固化，無害化 ・細骨材，粗骨材の製造	・川崎市（アーク炉，16 t / 日，含水率 20 % の乾燥汚泥 ベース）
乾燥工程付焼却		・補助燃料削減 ・炉の能力アップ	・兵庫県（流動焼却炉，50 t / 日） ・東京都（流動焼却炉）

に積極的に有効利用しようとする調査も進められている²⁾。このような状況を背景に、補助燃料の削減、重油以外の補助燃料の使用、排ガスおよび残渣からの2次公害の防止、汚泥の有効利用等を目的とした新しい熱操作プロセスが実用化されてきている。表3-8はこれらをまとめたものである。

3.3 下水汚泥の処理処分の今後の課題

- 1) 下水道整備区域の拡大、下水処理の高度化に伴って、汚泥発生量は年々増加して行くため、汚泥を適正に処理、処分する事は我が国の下水道事業の最も大きな課題のひとつである。
- 2) 陸上・海面埋立は最も大きな汚泥処分方法であるが、埋立場所確保は段々と困難になってきているため、その確保をさらに努力するとともに、緑農地利用、建設資材等への有効利用を推進する等、汚泥処分方法の復々線化を図らなくてはならない。
- 3) 嫌気性消化から発生するガスの有効利用、焼却における補助燃料の削減等、単位プロセスの省資源、省エネルギー化を図るとともに、処分方法に適合した最適処理システムを構築して行かなくてはならない。

<参考文献>

- 1) 日本下水道協会、下水道施設省資源省エネルギー化対策、昭和58年11月
- 2) 京才、汚泥の建設資材化の動向、下水道協会誌、Vol. 21, No. 243, 1984/8

4. 都市ごみの処理処分の現状と将来

4.1. 都市ごみの処理処分の現状

4.1.1 処理の概況

都市ごみの全国発生量及び年次傾向は2章に示した通りであるが、この処分状況の年度推移に関する厚生省統計を表4-1、図4-1に示す。また図4-2は昭和57年度におけるごみ処理のルート別の処理実績量を示している。焼却処理率は年々の施設整備に伴って向上し、昭和57年度において、計画収集量（直接搬入ごみを含む）に対する焼却処理率は65.3%に達した。この数値は処理率としてはまだかなり低い値と見られがちであるが、これは分母に不燃ごみ、熱焼不適ごみ等が含まれているためで、昭和58年度からの新5ヶ年計画の展望（厚生省）においては、焼却可能ごみを分母とした焼却達成率として、昭和62年度、92%が目標となっている。

4.1.2 処理施設の整備状況

ごみ焼却炉は厚生省の構造指針によってバッチ燃焼式、連続燃焼式に分かれており、前者は小規模の間欠運転炉（8hr）であり、後者には中規模の准連続炉（16hr運転）と大規模の全連続炉（24hr運転）がある。表4-2はコンポスト施設を含む焼却処理施設の全国整備状況を示しており、焼却処理量のほとんどは、大型の全連続燃焼式焼却炉によってまかなわれている。

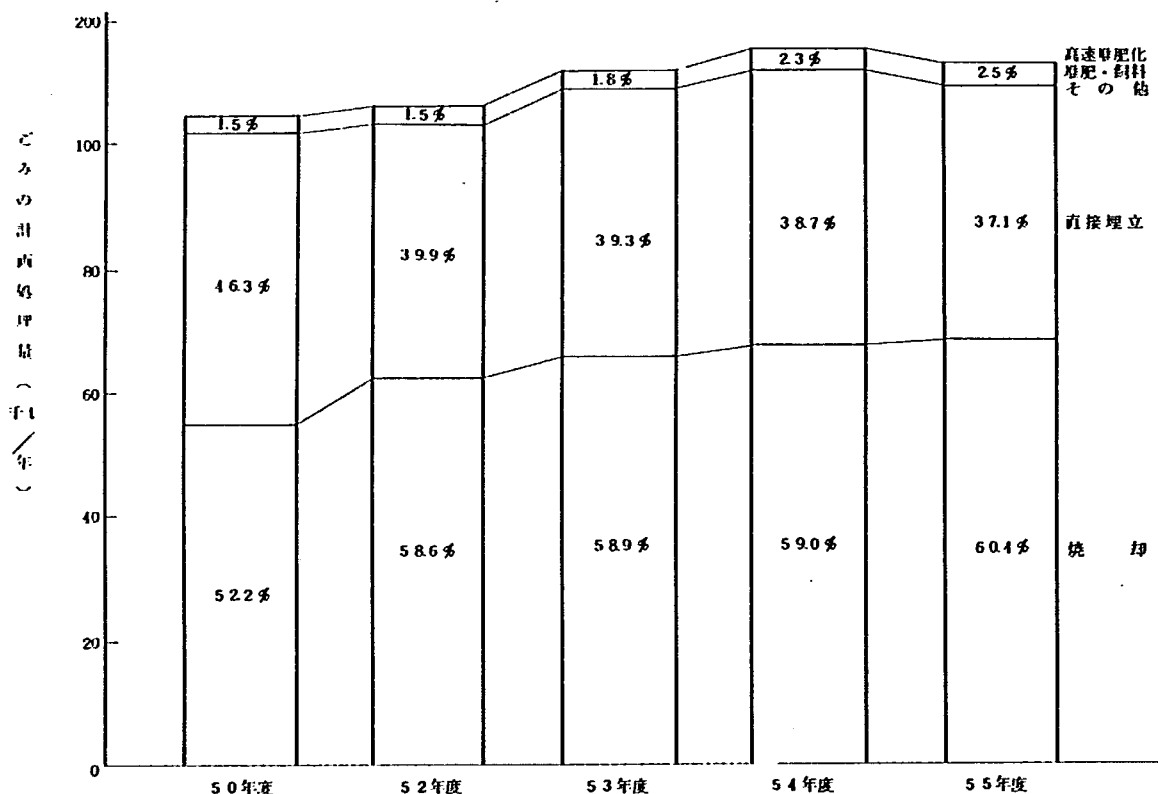


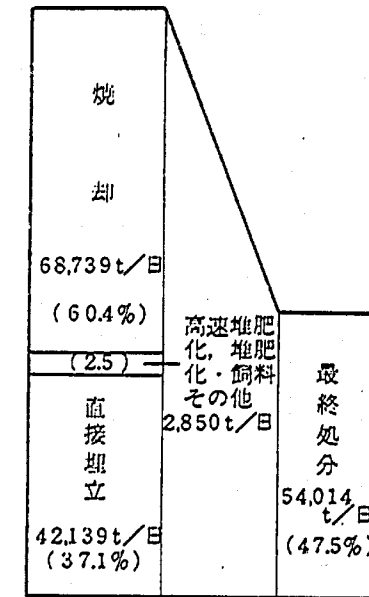
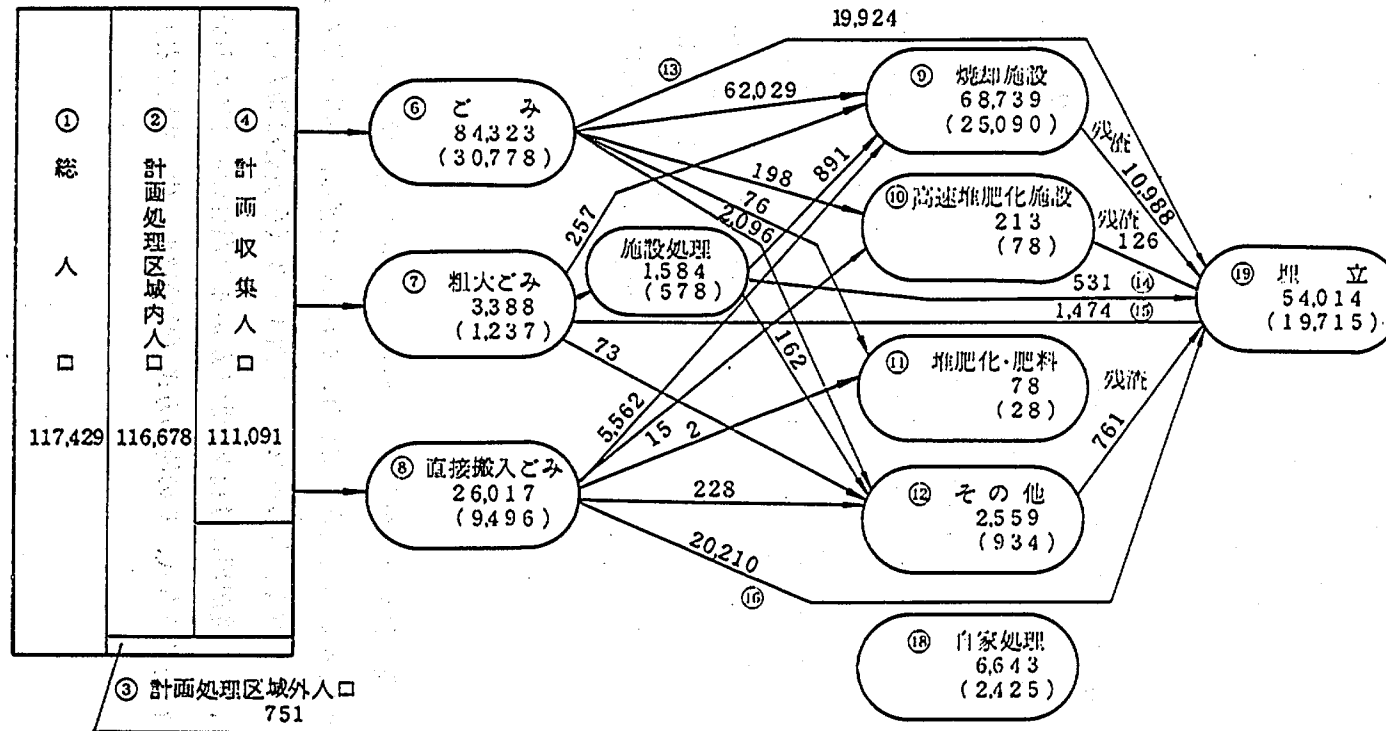
図4-1 ごみ処理方法の推移

処理人口等（単位：千人）

処理系統図（単位：t/日（ ）内は千t/年）

処理内訳

最終処分



計画収集総量 t/日
⑥+⑦+⑧=113,728
(100%)

都道府県数	47
市町村数	3,256
市	647
町	1,993
村	616

施設数と処理力（着工ベース）		
焼却施設	1,999ヶ所	146,894t/日
連続燃焼式	499	109,406
機械化バッチ式	1,085	31,379
バッチ式	415	6,109
高速堆肥化施設	12	500
最終処分場	2,482	

(人口ベース)
計画収集区域率 ②/① = 99.4%
計画収集率 ④/① = 94.6%
⑥+⑦ = 87,711t/日 (32,015千t/年) ④
⑥+⑦+⑧ = 113,728t/日 (41,511千t/年) ⑤
⑥+⑦+⑧+⑬ = 120,371t/日 (43,956千t/年) ②
1人1日当たりごみ収集量A ④/④ = 790g/人日
1人1日当たりごみ収集量B ⑤/④ = 1,024g/人日
1人1日当たりごみ収集量C ②/② = 1,032g/人日

図4-2 ごみ処理の状況（昭和57年度実績）

表4-1 ごみ処理の推移(全国)

項目 \ 年度	50	51	52	53	54	55
① 総人口(千人)	142,376	113,792	114,275	115,287	116,637	117,4292
② 計画処理区域人口(千人)	111,554	112,589	113,904	115,073	116,173	116,678
③ 計画処理量(t/日)	76,273	77,664	82,403	85,814	89,000	87,711
④ 直接搬入量(t/日)	28,039	23,910	23,490	25,225	26,158	26,017
⑤ 自家処理量(t/日)	10,896	9,742	7,882	7,296	6,746	6,643
⑥ ごみ焼出総量(t/日)	115,208	111,316	113,775	118,335	121,904	120,371
⑦ 1人当りごみ焼出総量(g/人・日)	1,033	989	999	1,028	1,049	1,032
計画処理量	燃 料(t/日)	54,476 52.2	57,630 56.7	62,014 58.6	65,394 58.9	67,887 59.0
	埋 立(t/日)	48,295 46.3	42,619 42.0	42,216 39.9	43,642 39.3	44,509 38.7
	高速堆肥化(t/日)	157 0.2	228 0.2	240 0.2	206 0.2	213 0.2
	堆肥化・飼料(t/日)	20 0.0	11 0.0	27 0.0	28 0.0	66 0.0
	その他(t/日)	1,363 1.3	1,085 1.1	1,396 1.3	1,769 1.6	2,483 2.1
⑧ 計(t/日)	104,311 100	101,573 100	105,893 100	111,039 100	115,158 100	113,728 100
⑨ 人の日常生活に伴って生ずるごみの焼出量(t/日)	87,167	87,406	90,285	93,110	95,746	94,354
⑩ 1人1日当り焼出量(g/人・日)	781	776	793	809	824	809

(注) ⑥=③+④+⑤, ⑦=⑥/②, ⑧=③+④, ⑨=③÷⑤, ⑩=⑥/②

表4-2 ごみ処理施設の整備状況(型式別, 全国)

(能力 t/日)

型式 年度末	固定バッチ		機械化バッチ		准 連 続		全 連 続		コンポスト		計	
	施設数	能力	施設数	能力	施設数	能力	施設数	能力	施設数	能力	施設数	能力
52	537	7,916	1,088	31,636	51	4,270	326	85,354	11	475	2,013	129,651
53	516	7,053	1,086	31,050	79	5,700	344	94,964	15	700	2,040	139,467
54	467	6,811	1,063	32,504	113	8,862	341	96,396	15	630	1,999	145,203
55	415	6,109	1,085	31,379	142	10,492	357	98,914	12	500	2,011	147,394
56	397	5,510	1,059	30,048	157	11,423	370	101,399	15	412	1,998	148,792
57	368	4,757	1,043	29,579	171	13,538	360	103,479	20	424	1,962	151,777

4.2 焼却施設の技術の現状

4.2.1 焼却施設の構成

ごみ焼却施設は、焼却炉を中心として各種の付帯設備からなっており、ごみの受入供給に始まり、焼却後のガス減温、排ガスの浄化、通風設備等々から構成されており、これらの内容は、設計の基本的条件、公害規制値、熱利用の要否などによって異なる。代表的フローを図4-3(水噴射冷却方式)、図4-4(ボイラ冷却方式)に示す。また、ごみ焼却炉には種々の形式があるが燃焼の形態による分類が行われており、以下ストーカ燃焼方式、流動燃焼方式、その他の方式(熱分解ガス化、熔融など)について、技術の概況を示す。

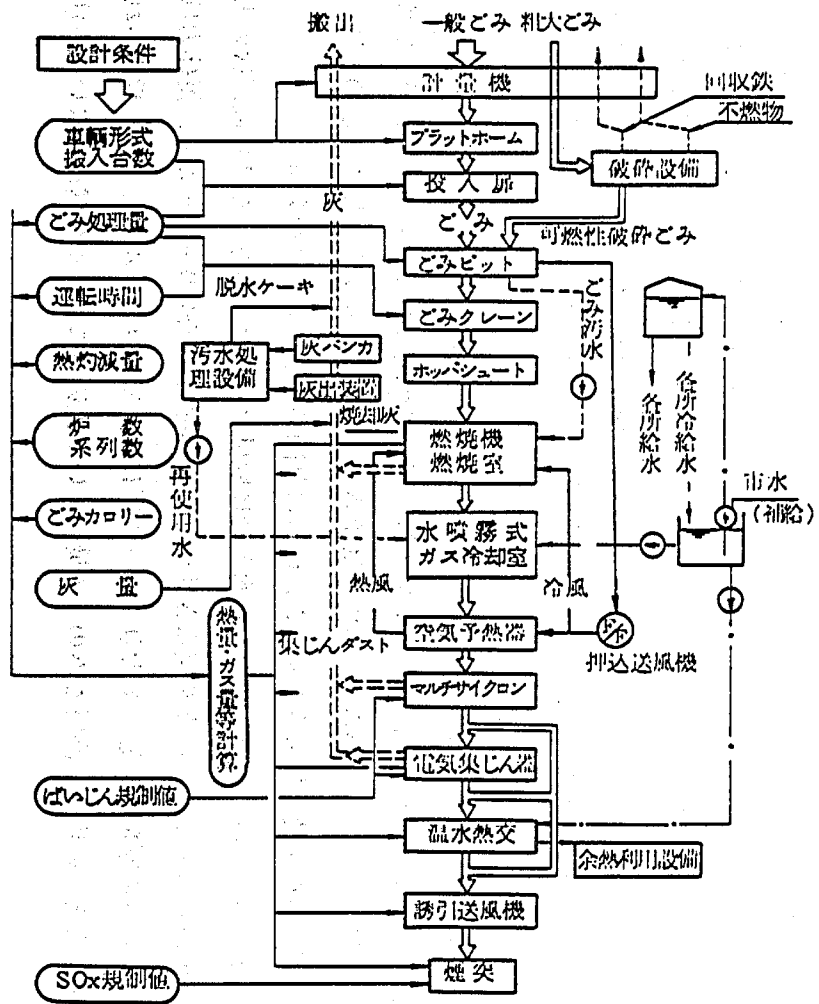


図 4-3 水噴射冷却方式の場合の代表フロー

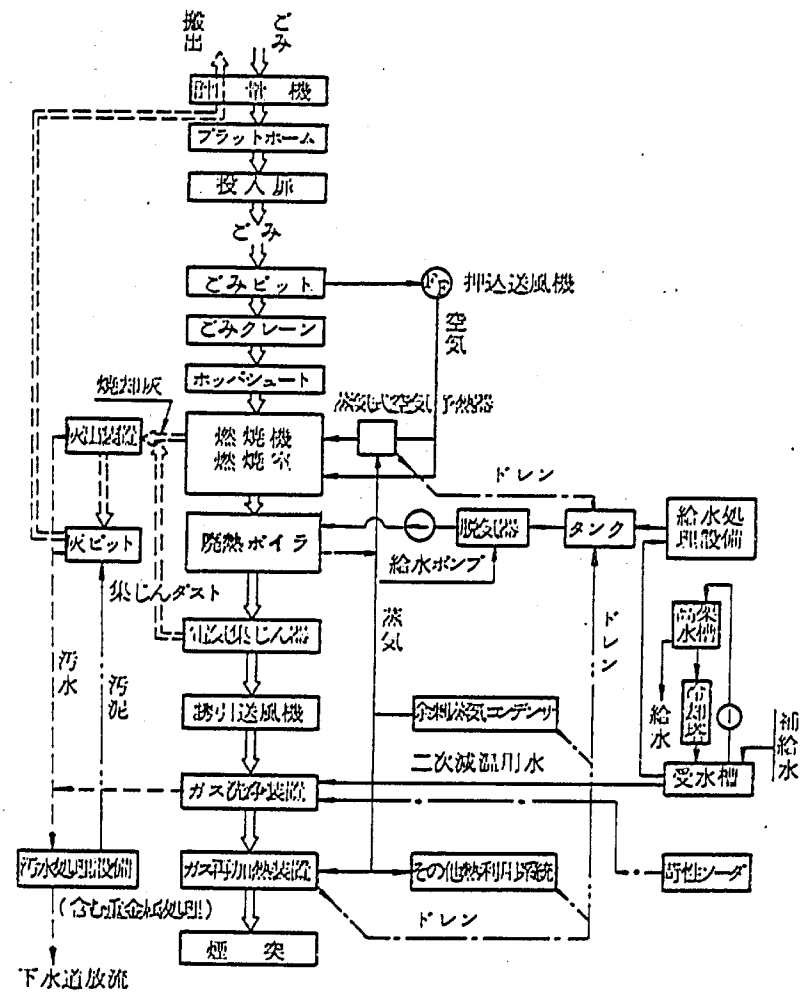


図 4-4 ボイラ冷却方式の場合の代表フロー

4.2.2 ストーカ式焼却方式

この方式は火格子燃焼方式に属し、古くから行われていた固定火床式はかけをひそめ、今日では大容量処理に適する機械化されたストーカ燃焼がその主流を占めている。

1) ストーカの種類と特徴

- (1) 階段式ストーカ：可動と固定の火格子を炉の入口から出口に向って交互に階段式にならべ、可動火格子が前後に一定ストロークで往復してごみを反転させながら移動させる形式である。ごみの移動速度は火格子のストロークと運転時間とによって調節され、反転攪拌の程度は火格子の高さでその強弱が決まる。逆転式はこの型式の変形であり、可動火格子を上流側に向って逆方向に往復させ、ごみ層をその主移動方向と逆方向へ反転させるようにしたものである。
- (2) 並列揺動式ストーカ：炉内のごみの流れ方向に階段状をなした火格子を、横に並列に可動と固定を交互に配列し、可動火格子を前後に往復動させて、ごみを移動せしめるストーカの型式である。比較的強い攪拌力と移送力を有しており、火格子の目詰りも少ないなどの利点があるが、落じん量がふえ易い傾向がある。
- (3) 逆動式ストーカ：可動と固定の火格子が階段式ストーカとは逆に、ごみの流れ方向と逆向きに上方へ往復運動するように配置されている形式である。ごみは投入口から灰排出口へ向って移動する過程で、可動火格子によって突き上げられ、火格子面に沿って一部が逆流し、他の一部はごみ層の下方から沸き出るような運動を行う。本ストーカは、単一のストーカ上で、乾燥、燃焼、後燃焼が連続して進行するが、ごみの攪拌や燃焼条件が良好で、火格子に自己清浄作用もあり、非常に高い燃焼率が得られる半面、火格子面の摩耗やかみ込みの可能性もあるので注意を要する。
- (4) 移床式ストーカ：チェーンリンクに火格子を取りつけた移床式と、火格子を鎖状につないで火床を構成するチェン・グレート式があるが、いずれも無限軌道構造であり、ごみの移送は確実にこなわれるがその反面燃焼をたすけるごみ層の反転機能がないという難点がある。そこで乾燥、燃焼、後燃焼の各ストーカの間に段差を大きく設け、そこでの落下によって反転をおこなわせたり、ストーカの流れの中途にかきならし装置を設けるなどして機能を補っているケースもある。この点を除けば、冷却効果は高いし摩耗による損傷の程度も他に比べて少いので、耐久性に富んだストーカと言ってよからう。
- (5) 回転ローラ式ストーカ：数本の火格子機能を有したドラムを炉内のごみの流れに沿って横軸に配列し、ドラム上のごみ層はドラムの回転につれて下流方向へ順次送られて行く型式である。燃焼空気はドラム表面の無数のスリットからごみ層内へ供給される。高質ごみをうす焚きするのに適したストーカで、低質ごみを厚焚きしようとする時により問題が生じることがある。
- (6) 扇形反転式ストーカ：ごみの流れに直交した水平軸に取付けられた扇形もしくは類似形状の火格子の90度反転往復運動によって、ごみを反転させつつ前方へ押出す方式のストーカで、攪拌力は強大であるから低質ごみの厚焚きに適しており、パッチ炉においてもロストルとして多く採用されている。大型の扇形火格子の場合、高質ごみのうす焚きにおいて火炎中に火格子が露出しないよう注意

が必要である。

- (7) ロータリーキルン式燃焼装置：横置円筒式回転炉を用いてごみの乾燥または後燃焼をおこなわせる型式である。主燃焼用に使用されることはなく、その強力な攪拌力を利用して難燃物の乾燥や焼却灰の完全燃焼などの用途に用いられている。

2) ストーカ焼却方式の特色と今後の課題

ストーカ燃焼方式は、その開発の初期から収集ごみを無選別で大量に、効率よく完全焼却し無機化減容をはかることを目的として開発されたため、とくに粗大なごみを除いて前処理操作を必要としない。本方式によるごみ焼却炉の歴史はかなり長く20余年に達しており、現在では耐熱・耐食性を含め技術的に全く安定したものとなっている。

現状技術の動向としては、燃焼効率の改善（焼却灰中の熱灼減量の低減）あるいは安定燃焼の自動化などがあり、これらの研究開発と実用化が進んでいる。なお前に述べたストーカ各型式はそれぞれに特色があるが、今後污泥混焼の検討に際しては、混焼の形態によって適正機種を選定がなされる必要があり、また前出各形式の燃焼機においても、部分的改良改善を加えることによって混焼効果を高め得る機種も多い。

4.2.3 流動床焼却方式

都市ごみの焼却用に流動床炉が用いられるようになった歴史は比較的新しく、岩手県遠野地区に昭和49年に完成したのが第1号機である。流動床炉が我が国で採用されるようになった理由は完全燃焼による無公害化処理が容易に出来る点にあり、これは我が国の都市ごみの性状とも密接な関連がある。すなわち中小規模の都市では今なお欧米先進国に比して厨芥類の比率が高く、低位発熱量が低いことである。このため都市ごみ用流動床炉は我が国独自のものとして中小都市を中心に発達し、第1号機設置以来全国に設置箇所が増加しており昭和59年末現在建設中のものを含め61施設に達している。

1) 焼却炉

流動床焼却炉は、煉瓦またはキャストブルで内張りした堅型の堅牢な鉄骨鉄板張り密閉構造で、角型のものと丸型のものとがあり、炉の底部に流動媒体である3号又は4号珪砂を約1m前後の高さに充てんし、同じく底部に設けられた散気板、散気管または散気ノズルから熱風が送られ、砂は650℃～800℃に赤熱されて流動状態を保つようになっており、この中に10～15cmに破碎されたごみを投入し、焼却する。ごみの燃焼熱により砂は加熱、蓄熱されてごみによる自燃が継続される。流動層上部にはフリーボード部が形成されており、燃焼が完結するに充分な断面積と高さがとられる。このフリーボード部には、2次空気を入れることにより、窒素酸化物発生抑制後の燃焼完結をはかる。流動床炉の炉床面積当りのごみ処理量は一般に450kg/m²hrが認められている。燃焼用空気は砂の流動化を兼ねて、排ガス利用の空気予熱器により加熱されたのち炉底から散気装置を通して吹き込まれる。一次空気量は $m=1.0\sim1.4$ で、2次空気を含めて、 $m=1.7$ 前後の値がとられる(m は空気比)。ごみは給じん機により自動的に供給され、赤熱されて流動化している砂の中で完全に焼却される。

焼却灰は排ガスとともに炉外に排出され後処理設備で処理される。排ガスは構造指針で 700℃～950℃に規定されているので、ごみの発熱量が高い場合にはフリーボード部で水スプレーにより温度の調節を行う。ごみ中に含まれる不燃物（金属、びん類、磁器、土砂、ガラス等）は流動層内で、砂との比重の差で炉底に沈降する。この不燃物を定常的に抜き出すことが流動床炉の大きな課題であり、種々の工夫が行われている。原理はいずれも不燃物の重量と砂の移動を利用したもので、炉から取出しに際しては砂との混合物として取出される。焼却炉には、炉の始動時およびごみの発熱量が自燃限界以下のときの燃焼維持のために助燃装置が設けられている。助燃装置としてはバーナを直接炉体に付けるものと、熱風炉として流動空気を加熱するものがある。

2) 不燃物処理

家庭から排出されるごみには、かなり分別収集が進んでいる地域でも不燃物の混入が避けられず、一般的には収集ごみ重量比で 3～4% 程度の不燃物を含んでいるのが普通である。不燃物は流動媒体（砂）とともに炉底から排出機により取出され、ふるいによりごみ中に含まれていた土砂、ガラス、磁器、金属等の不燃物と砂とを分離したのち、砂はバケットコンベヤにより流動床炉へもどされ、不燃物はコンベヤにより系外に排出する。流動床炉では不燃物に付着している有機物も完全に燃焼されるので、取出された不燃物を磁選機にかけて選別することにより、性状の良い鉄分の回収が出来、資源の再生に役立っている。

3) 流動床焼却方式の今後の課題

(1) ランニングコストの低減

流動床焼却方式の現状における最大の問題点は電力費が高いことである。設備動力のうち特に大きなものは、押込送風機、誘引送風機及び前処理破碎機である。このうち誘引送風機に関しては、排ガス処理システムにより決まるのでストーカ炉と同等であるが、押込送風機は炉内の砂を流動化するための圧力が必要で、炉下で 1,500～2,000mmAq 程度の圧力がとられている。動力低減のためにはこの圧力を下げるのが効果的なので、空気系全体を含め種々動力低減の努力が行われている。

(2) 前処理の簡素化

流動床ごみ焼却方式のもう一つの問題点は、前処理段階でごみを破碎することである。破碎機の動力が全動力に占める割合は 10% 程度であるが、前処理の機器点数が増え複雑になることによる保守点検上の問題点がある。またストーカ炉に比してごみ中の不燃物に対する制限は多少厳しくなる欠点がある。最近では、炉の構造、流動層の形成法の改良が行われ、給じん機に粗破碎の機能をもたせて、従来の破碎機の設置を省いた施設も出て来ており、前処理の簡素化が進みつつある。

(3) 熱エネルギーの回収

都市ごみの低位発熱量は年々わずかながら上昇の傾向にあり、大都市の例では 2,000 kcal / kg 前後の値となっているところも多い。この熱量は極力回収有効利用すべきであるが、厚生省の補助対象も、廃熱ボイラ設置は 100t/日から、余熱利用設備は 180t/日から認められるようになった

こともあり、ごみの流動床式焼却施設でも廃熱ボイラを設置して発電を計画する施設もあらわれて来ている。この場合には流動床炉のデメリットである動力消費の高い問題も解消される。また、今回の調査対象である汚泥の混焼処理においても流動床炉は汚泥と馴染みやすいメリットのあるところから、今後積極的な検討が望まれる。

(4) 大型化

ごみの流動床式焼却炉は小型の間欠運転炉から始まったが、技術の安定化に伴い連続化、大型化も進み、既に1炉容量150t/日のものが町田市で稼働しており、更に大型のものも計画されている。実績の増加に伴ない流動床炉の特徴をさらに生かし、また問題点の克服により、さらに大型焼却施設へ発展することが期待されている。

4.2.4 その他の焼却方法

ごみ質の変化や時代の推移による社会的要請によって、従来のストーカ式および流動床式の焼却炉以外の新処理方式が開発され、実験過程、パイロット規模での実証段階を経て実用施設として稼働を始めているものもかなりふえている。

代表的なシステムとしては次のものが挙げられる。

- ① 外熱式流動熱分解ガス化
- ② 内熱式流動熱分解油化
- ③ 外熱式シャフト型熱分解ガス化
- ④ 内熱式キルン型熱分解ガス化
- ⑤ 内熱式シャフト型熱分解ガス化・熔融
- ⑥ 電気炉熔融法
- ⑦ マイクロ波熔融法

これらの中には、都市ごみからのガス化、又は油化を目指すもの、ガス化燃焼とともに無機物の熔融、減容、無害化を目指すもの、あるいはごみ焼却に伴う発生電力を利用して焼却灰あるいは汚泥の熔融を行おうとするものなどがある。またそれらは、我が国企業独自の発想にもとづくもの、欧米における基礎研究を足がかりに諸問題を克服し、実用化に導かれたものなどさまざまである。しかし、従来からある廃棄物の焼却処理方式が、すでに約20年の歳月を経て今やまったく安定化を終えたことと比べると、これらの稼働の歴史は今なお十分とはいえず、とくに耐久性、経済性および運転操作法についての評価は今後にまっところが多い。

4.3 焼却炉周辺技術の現状

4.3.1 前処理技術の現状

1) 概 況

ごみの焼却処理に関連する前処理は、汚泥処理のそれとはかなり性格的相違がある。

- (1) 昭和40年代の初期においては、厨芥を主体とする低質ごみをいかに焼却するかといった点から、機械的なプレス脱水やロータリーキルンによる乾燥などが一部で行われたこともあるが、生活水準の向上にともなうごみ質の向上とともに、現在では殆んど使用されることが無くなっている。
- (2) ストーカ式焼却炉においては、無選別供給がその基本となっているところから、とくに粗大ごみ以外については前破碎を要しないことが多い。
- (3) ごみ処理における前処理としてあげられるのは、
 - a) 粗大ごみ（埋立を含む）の破碎
 - b) 流動床炉における前処理としての破碎、または破袋
 - c) 有価物の回収を目的とする破碎、選別
 - d) コンポスト、流動ガス化など物質変換の効率化を目的とする破碎、選別などをあげることができる。
- (4) バッチ式焼却炉などの小容量の施設では、都市の性格上、比較のごみ質の安定性を欠き易いところから、破袋・粗破碎などの前処理によってごみの均質化、水分の分散をはかり、これによって燃焼の安定化、灰質の改善をはかる試みも一部小都市で行われている。

2) 破碎設備

破碎設備には次のようなものがある。可燃性粗大ごみを対象として長さ30cm程度にせん断する往復動式、不燃物を含む粗大ごみ、あるいは一般の混合ごみを対象とした回転式破碎機が一般的に用いられており、異物の前選別の済んだごみに対する細破碎機もある。また近年は、流動床炉での破碎機動力低減をねらったものとして破袋・粗破碎機も一部で用いられ始めている。

3) 選別設備

破碎後の選別は磁選、風選、振動篩あるいはトロンメルによる分級などの操作が主体である。また、渦電流によるアルミ等非鉄金属の選別装置についても各種の機種があらわれ、実用化が進んでいる。これらはそれぞれの要素技術としてはすべて完成されたものがほとんどで、コンポストの製造、あるいは焼却灰の後処理など目的に応じて、分離・分級の機能を組み合わせることによって最適システムの設計が行われており、今後はRDF^{*}の製造に対する新しい対応機器の開発と安定化が望まれよう。

4.3.2 後処理技術の現状

ごみの焼却処理は、ごみ中の可燃物を燃焼して減容化と安定化を行うことにおいて非常に効果的な手段であるが、一方これに伴って排ガス、焼却残渣、排水といった二次廃棄物を生ずることとなるため、これらに起因する二次公害の防除についての配慮がなされている。

1) 排ガスの性状とその処理

(1) 排ガスの性状

* RDF (Refuse Derived Fuel) は“ごみ燃料”又は“ごみから作られた燃料”と訳される。ごみ中の可燃分を選別、破碎して製造される（ページ 73 参照）。

ごみ焼却に伴う燃焼ガス中に含まれる処理対象物としては、ばいじんと有害ガスがある。焼却ガスの性状は主としてごみ質によって変化するが、その他に炉形式、燃焼方式、燃焼条件等によっても変化する。

焼却炉出口の排ガス中の大気汚染物質の一般値は表4-3に示すごとくである。

表4-3 有害ガス排出濃度の一般値 (ppm)

ガスの種類	都市ごみ焼却炉	排出規制値
HCℓ	350～1,000	430
SO _x	50～100	K 値
NO _x	100～200	250
アンモニア	0.3～0.5	
アルデヒド	4～6	
有機酸	30～90	
ばいじん	3～5g/Nm ³	一般・特排

① ばいじん

ごみ焼却炉からのばいじんは、ばい煙（すす）と飛じんに類するものとに分けて考えることができ、それぞれに粒子の性状や生成要因において差異がある。

すすは可燃性ガスの不完全燃焼に起因して発生するもので、燃焼温度の低いとき、また可燃分の燃焼に必要な空気量が不足するときに生ずる。現在ではごみ質も向上したこと、また安定燃焼技術が普及定着したため、すすの発生で問題が起きることは少ない。

一方飛じんは、固形物が完全燃焼した後の微細な焼却灰やフレーク状の未燃カーボン質などが、火格子下から火層を通過して供給される燃焼用空気によって吹き上げられ、燃焼ガス中に同伴されて後方煙道に持ち込まれるもので、ごみ質が良く、燃焼が盛んで炉内浮力の大きいときなどに特に多く発生しやすい。

② 塩化水素 (HCℓ)

排ガス中に含まれる塩化水素の発生源は、主として、廃棄物中のプラスチック等の有機塩素化合物であるが、無機塩素化合物からも生成することが報告されている。その排出濃度は、燃焼条件の違いによる影響は少なく、ごみ質に起因する要素が大きい。通常プラスチック混入ごみ質の場合、その排出濃度は、水噴射減温方式の炉において250～500ppm、廃熱ボイラによる減温方式の炉では400～850ppm程度であることが多い。

③ 硫黄酸化物 (SO_x)

硫黄酸化物も塩化水素と同様に廃棄物中に含有される硫黄分によりその排出濃度が左右される。一般廃棄物の場合の実測値としては50～100ppm程度のことが多く、通常の煙突高さがあればK値

規制は満足されることが多い。

④ 窒素酸化物 (NO_x)

ごみ中の窒素分は下水汚泥のそれに比してかなり少なく、1～1.5%の範囲にあることが多い。ごみ焼却炉からの NO_x の生成機構についてはこの数年間でかなり解明が進み、その発生主因は Fuel NO_x とされている。

通常得られる焼却炉での実測値としては100～180ppmあたりが多く、現行規則値250 ppmは通常の運転で満足されることが多い。しかし最近では一部の都市において NO_x の総量規制を導入することも行われ始めたことから、とくに排出ガス量の大きい大型焼却炉においては NO_x 低減法についての種々の実験的試みが重ねられ、一部では燃焼制御による NO_x 低減法等が実用され、70～100ppm程度を満足するようになっている。

⑤ その他

以上のほかに、微量ではあるがアンモニア、アルデヒド、有機酸等も含まれるが、これは低質ごみのバッチ炉的な低温燃焼の際に検出されるケースが多く、いずれも適切な高温連続焼却によって酸化分解される。

(2) 大気汚染物質の除去または低減方法

① ばいじんの除去装置

集じん装置としては、重力式、慣性力式、遠心式、洗浄式、ろ過式、電気式等の各種がある。これらは一般的に装置の形式によって実用的な集じん性能の範囲がほぼ決まっており、要求される集じん性能に応じて装置形式が選択される。

かつては炉の規模、炉の形式によりさまざまなものが用いられてきたが、現在では、スペース効率、集じん効率、装置の耐食・耐久性、堆積ダストによる閉塞の解除等の作業の要否や、動力消費を含めた省エネルギー上の配慮などから、もっぱら乾式電気集じん方式（一部にマルチサイクロン等の併用を含む）の採用が主流となっている。

② 硫黄酸化物の除去装置

ごみ焼却炉排ガス中の SO_x は、前述のように排出量が少ないところから、とくに SO_x のみを対象にして除去装置を設けることは殆ど行われませんが、次に述べる HCl の除去装置がある場合は、除去効率に差はあっても、HCl の除去に伴って副次的に吸収除去される。

③ 塩化水素の除去装置

HCl の除去方法としては種々の方式があるが、現在有効に使われている方法を大別すると

a) 湿式法

b) 半乾式法

c) 乾式法

の三方式であり、原理的にはすべてアルカリ薬剤で酸を中和するものである。HCl 除去効率、装置コスト、運転経費等も方式によってことなるため、装置入口のガス濃度、公害防止の条件等

によって適切な方式が選ばれている。

④ 窒素酸化物の低減・除去

ごみ焼却炉から発生する NO_x の通常値は、前述のごとく規制値を下回るレベルのものが多いが、上乘せ規制や総量規制の関係からとくに排出濃度を抑制する必要がある場合を考慮して、下記のようないくつかの抑制方式、除去方式が実用炉の規模で検討され、一部については既に実用されつつある。

- ・ 燃焼制御法（排ガス再循環法を含む）
- ・ 燃焼制御法＋水噴霧法
- ・ 燃焼制御法＋炉壁冷却法
- ・ 乾式無触媒法
- ・ 乾式触媒法

2) 焼却残渣処理

一般廃棄物の焼却残渣は、規定された熱灼減量以下において、一般廃棄物埋立処分地でそのまま最終処分することができる。しかしながら、埋立地における汚染を更に低減する目的等のために、焼却灰および集じんダストを無害化、減容化、資源化などの目的で処理する方法として、以下のような各種の灰固化法が開発されている。

- ・ コンクリート固化
- ・ アスファルト固化
- ・ プラスチック固化
- ・ 焼結固化
- ・ 熔融固化

このうち現在もっとも広く行われているのはコンクリート固化であり、集じんダストを不溶化し、埋立地での再発じんを防止するにあたっての有効な手段になっている。

なお各種の固化法で得られる固化物の再資源化については、物理的性状の調査や骨材等への転用に於けるの実用化研究が行われているが、加工コスト、エネルギー消費、需給バランス等に隘路があり、当面は埋立地における重金属溶出防止と減容化目的の域を出ないというのが現況であろう。

3) 排水処理

焼却施設から排出される排水の量と質は、施設の内容によりかなり異なる。これらの排水は、多種少量であり、ごみピット排水、洗車排水、生活排水等の有機系排水、灰出し排水、水噴射室余剰水等の無機系排水、純水装置排水、ボイラ排水等の比較的清浄な排水、重金属等に対する高度処理が必要な洗煙排水などがある。

施設の規模にもよるが、一般的には水質・水量によって系統分けを行い、それぞれ前処理を行ったのち必要に応じて合流処理を行うことが多く、合理性、経済性、操作の容易性等に配慮した処理が行われている。

なお地域によっては、施設外への放流を極度に制限したいとの要望もかなりあり、その場合は

- ・灰出装置は極力、半湿式とする。
- ・有害ガス除去法は乾式または半乾式とする。
- ・BODの特に高いごみピット排水等は炉内での蒸発酸化とする。
- ・排水はSS、BOD処理、ろ過等ののち再循環利用する。
- ・施設内水バランスを総合的に検討し、余剰放流水の発生のない基本計画とする。

等の配慮が行われることも多い。

4.4 都市ごみ有効利用技術の現状

ごみは無価値の廃棄物として日陰者の扱いを受けてきたが、ごみ質の変化、および時代の要請により有用資源としての評価を受けるようになり、その処理方法も多様化してきた。すなわち従来のごみ焼却から発展して、

- a) 燃焼熱の有効利用
- b) 有害排出物の減少
- c) 備蓄、輸送可能な代替エネルギーへの転換
- d) 土壌改良材としての大地への還元
- e) 再生資源の回収

等を目的とした各種の技術開発が進み、今日では多様な処理システムが、需要に応じて適宜選択できる素地が固まりつつある。この中には長い歴史があり技術的にも既に十分安定した焼却・熱利用方式や各種の選別プロセスに関連する要素技術が活用されている反面、ようやく始まった熱分解ガス化（熔融を伴うものを含む）、油化などの新処理技術、需要やコスト面で進展の進まないごみコンポスト、パルプ化、あるいは現在開発途上にある技術なども含まれている。

4.4.1 熱利用技術

1) 経済的熱利用の限度

ごみ焼却によって発生する熱量は、たとえそれが小規模の施設であってもかなりの量であり、ごみ焼却自体をサポートする燃焼用空気加熱に利用される排熱利用率も、全体発生熱量からみると微々たるものにすぎない。

全国の焼却施設の大半を占める中小規模の水噴射減温方式施設における熱利用は、排ガスの系統に設けた熱交換器による所内暖房、給湯などに限られることがほとんどで、これらの施設内熱利用度としては3%どまり、300 t/日級の施設においても、3~5%にとどまることが多く、熱回収利用をより拡大すべきであるとの声は高い。図4-5には既設の焼却施設を、その規模別にとらえ、小容量の規模から逐次累積した施設数の累計、および定格焼却日量の累計を示した。この図から明らかとなることは、調査対象1,367ヶ所のうち、焼却量200 t/日未満の施設数は約91%を占め、1,250ヶ所、

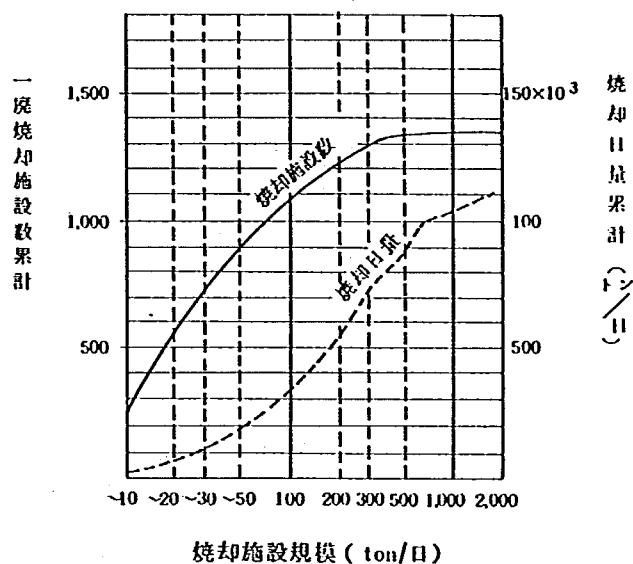


図 4 - 5 焼却炉の規模と施設数

一方焼却日量の累計でみた場合には、残る 9% に満たない 200 t / 日以上規模の施設によって、全ごみ量の半ば以上が焼却されていることである。このことは、全国的にみた場合、いかに小型の施設が数多く設置されているかを示しており、これらは、いわゆる散在性のエネルギー源と云うことができよう。こうした小型焼却施設は通常中小都市に多いことから、大都市のそれに比べて一般のごみ質も低く、集荷量の変動も大きく、運転時間も 8 ～ 16 hr のものが多い。さらに立地条件も街区から離れたものが多いことから、実質的には大きな熱需要を伴わないケースが殆んどであり、内容的に高度な施設の管理技術者を求めることに困難を感じることもよく経験される。すなわち効果的な熱利用の拡大をはかるに当たっては、エネルギー源が安定しており、連続操業が行われ、スケールメリットの生ずるある程度の規模の施設の中から選択する必要があることを示しており、このことは今後ごみ焼却場での汚泥の混焼、あるいはごみ焼却施設と下水処理場との熱的結合を検討する上でもまず最初に検討すべき要点である。表 4 - 4 は発電以外の余熱利用についての事例を示しているが、その熱利用規模を見た場合は、地域的熱供給を意図したもののほかは、かなりの大都市施設であっても熱供給量は非常にすくないことが理解されよう。

2) ごみ発電の現況

ごみ焼却施設外への熱供給は、前述のごとく、なかなか熱需要とマッチしないことから普及が進んでいないのに対し、ごみ焼却余熱による自家発電は周辺との関係なしに熱利用巾が広がれることから、かなり古くから主要都市で実行されている。全国の焼却施設のうち既に大なり小なりの廃熱ボイラをもつ施設は 100 余か所になるが、昭和 56 年 7 月時点での集計において、このうち発電設備をもつものはその半数、54 施設に及んでいる（いずれも建設中を含む）。タービン型式別では、背圧タービン 40 施設、復水タービン 14 施設となっている。これを竣工年度別にみた場合は図 4 - 6 のごとくで、背圧タービンについては、昭和 44 年の東京都世田谷、石神井に始まり、40 年代後半からほぼ直線的な

表 4 - 4 発電以外の余熱利用の例 (主要なもの)⁶⁾

	施設名	施設能力	廃熱ボイラー	供給対象	利用規模	備考		施設名	施設能力	廃熱ボイラー	供給対象	利用規模	備考
北海道	札幌市 厚別清掃場	300 t/日 × 2 基	30.2 t/H × 2 基	北海道地域暖房 (熱供給事業者)	約 70,000 t/年 (蒸気)	発電も行っている。	外部 施設 への 熱 供給	東京都 世田谷工場	330 t/日 × 3 基	33 t/H × 3 基	老人保養ホーム 身障者施設	温 水 25	温水(1/H)高温水(Gcal/H) 発電も行っている。
	大阪市 森之宮清掃工場	300 t/日 × 3 基	17 t/H × 3 基	大阪ガス (熱供給事業者)	約 26,000 t/年 (蒸気)	下水処理場、工場へも蒸気を送っている		東京都 千歳工場	300 t/日 × 2 基	23.4 t/H × 2 基	温水プール	温 水 25 高温水 0.7	同 上
宮城県	札幌市 発寒清掃工場	150 t/日 × 2 基	9.85 t/H × 2 基	工場、温水プール	約 6,200 t/年 (蒸気)		外部 施設 への 熱 供給	東京都 大井工場	300 t/日 × 4 基	27.6 t/H × 4 基	敬老会館 文化センター	温 水 30	同 上
	札幌市 第3工場 (仮称、建設中)	300 t/日 × 2 基	41.12 t/H × 2 基	園芸団地	約 14 Gcal/H (蒸気)			東京都 多摩川工場	300 t/日 × 2 基	28.2 t/H × 2 基	区民センター(プール 保母園、青年の家等)	温 水 30 高温水 1.8	同 上
新潟県	多摩市 多摩清掃工場	150 t/日 × 2 基	17 t/H × 2 基	福祉センター	約 14,000 t/年 (蒸気)	自家発電も考えている。	外部 施設 への 熱 供給	東京都 江東工場	300 t/日 × 6 基	27.8 t/H × 6 基	体育館 いこいの家	温 水 25 高温水 12	同 上
	横浜市 旭 工場	180 t/日 × 3 基	20.3 t/H × 3 基	老人福祉センター 温水プール	2 ~ 2.5 t/H (蒸気)		外部 施設 への 熱 供給	東京都 板橋工場	300 t/日 × 4 基	28.9 t/H × 4 基	福祉センター、植物 園、温水プール等	温 水 15 高温水 3.36	同 上
東京都	横浜市 港南工場	300 t/日 × 3 基	35.9 t/H × 3 基	老人福祉センター 温水プール	2 ~ 2.5 t/H (蒸気)	発電も行っている。	外部 施設 への 熱 供給	東京都 葛飾工場	400 t/日 × 3 基	58.8 t/H × 3 基	区民館、温水プール 老人いこいの家等	温 水 26.2 高温水 1.5	同 上
	横浜市 南戸塚工場	500 t/日 × 3 基	72.3 t/H × 3 基	老人福祉センター 温水プール	2 ~ 2.5 t/H (蒸気)		外部 施設 への 熱 供給	東京都 足立工場	250 t/日 × 4 基	39.5 t/H × 4 基	温水プール 老人会館	温 水 20 高温水 2.0	同 上
東京都	横浜市 新保土ヶ 谷工場(建設中)	400 t/日 × 3 基	59.9 t/H × 3 基	老人福祉センター 温水プール、温室	2 ~ 2.5 t/H (蒸気)		外部 施設 への 熱 供給	名古屋市 鳴海工場	150 t/日 × 3 基	13 t/H × 3 基	温水プール	1 ~ 2 t/H (温水)	
	川崎市 横溝清掃場	200 t/日 × 3 基	24.45 t/H × 3 基	温水プール 市民プラザ	5 t/H (蒸気)	発電も行っている。	外部 施設 への 熱 供給	名古屋市 猪子石工場	200 t/日 × 3 基	14.6 t/H × 3 基	温水プール、コミ ニティセンター	1 ~ 2 t/H (蒸気)	
東京都	東京都 江戸川工場	200 t/日 × 3 基	水噴射方式	老人いこいの家	9 t/H (温水)		外部 施設 への 熱 供給	福岡市 西部工場	150 t/日 × 3 基	30 t/H × 3 基	老人福祉センター	1 t/H (蒸気)	
	東京都 北 工場	300 t/日 × 2 基	水噴射方式	老人いこいの家	9 t/H (温水)		外部 施設 への 熱 供給	福岡市 東部工場	300 t/日 × 2 基	35 t/H × 2 基	温 室	0.7 t/H	発電も行っている。
東京都	東京都 石福井工場	300 t/日 × 2 基	33 t/H × 2 基	温水プール、児童 館、敬老館	温 水 2.5 高温水 1.3	温水(1/H)高温水(Gcal/H) 発電も行っている。	外部 施設 への 熱 供給	福岡市(建設中) 南部工場	300 t/日 × 2 基	42 t/H × 2 基	温 室	2 t/H	同 上

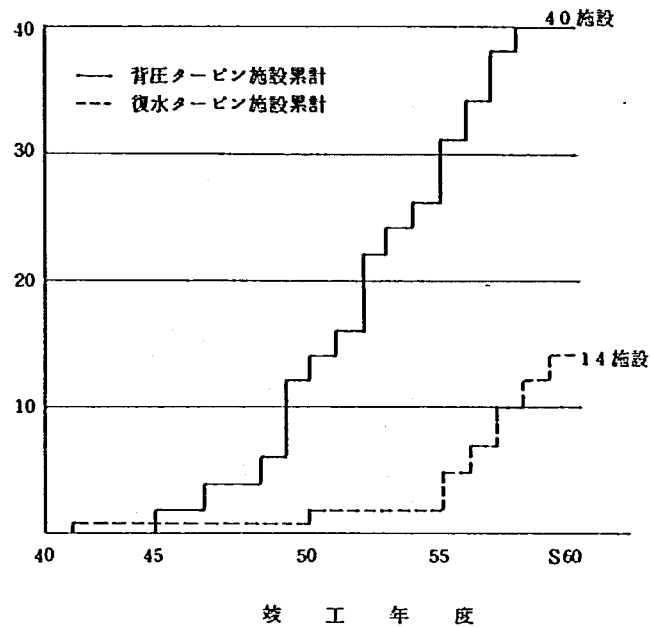


図 4-6 タービン発電施設の逐年増加

伸びを示している。一方復水タービンについては、昭和41年の大阪市西淀工場以来約10年の空白期を経て昭和51年に東京都葛飾工場の大量発電余剰逆送方式がこれに次ぎ、昭和55年竣工分以降については、大出力タービンが相次いで完成、昭和59年末における総出力は170MWをこえ、このうち約1/2の出力が復水タービン発電方式で占められる予定となっている（図4-7参照）。それぞれのタービ

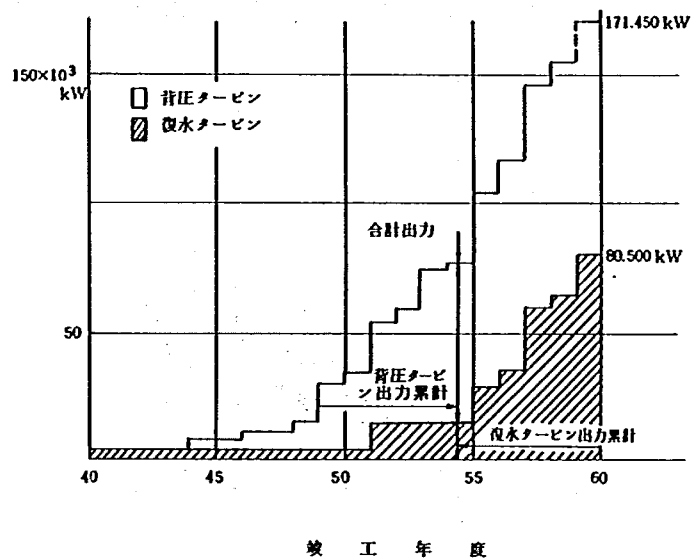


図 4-7 タービン出力累計の推移

ン型式ごとの平均出力は、背圧式 2,273 kW (Max 6,000 kW)、復水式で 5,750 kW (Max 15,000 kW) となっている。

焼却施設の容量規模ごとにみた発電出力の分布は図4-8に示すごとくで、背圧タービンは、所内

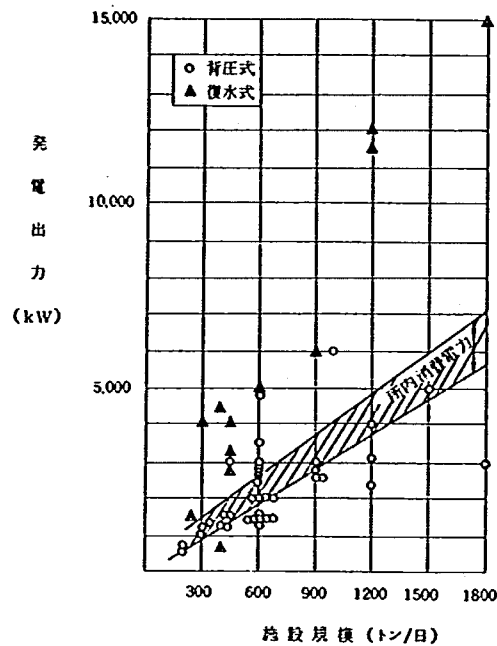


図 4-8 規模別ごみ発電出力の分布

消費のピーク電力を自力でほぼまかなうもの、あるいは、ベース買電量を差引いた辺りで出力の線引きをしたものが多い。一方復水式では、所内消費の倍量程度の出力となっているものが多く、これらはエネルギーの最大利用による積極発電方式であり、所内消費を上回る余剰分についての逆送売電が行われている。年度別にみたタービン容量（タービン出力 kW / 時間当たりごみ焼却量トン）の推移は図 4-9 に示すごとくで、図 4-8 で示した復水式の多くが昭和 55 年完成分以降に集中しており、そ

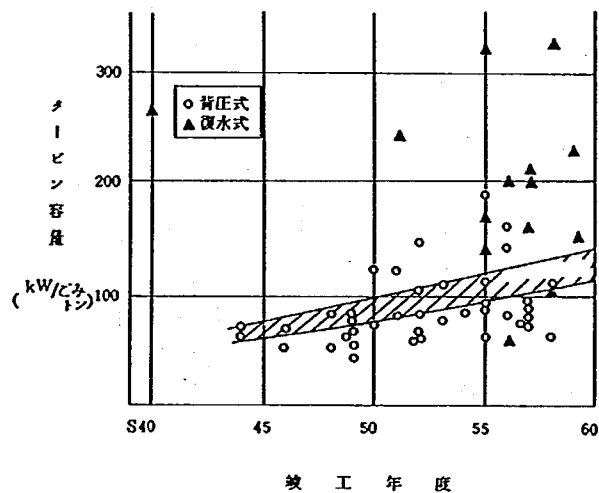


図 4-9 年度別タービン容量の推移

の出力も所内消費電力（120 kW / ごみトン前後）を大きく上回っている。これは電力各社が、昭和 51 年以降省エネルギーの国策に沿う形で逐時電力の受け入れを受容するようになってきたこと、また買入れ電力料金も逐時改定増額されてきたこと等の時代の推移によるものである。

なお、タービン設備容量の設定にかなり大幅なバラツキがあるのは、施設ごとに最高ごみ質、常用ごみ質、常用または最大焼却率、炉稼働率、予備炉の有無、売電単価等々計画上の相違があり、また、蒸気条件の設定、前圧制御方式の採用など運転条件の違いによっても設計意図に差が生まれることに起因しており、タービン出力の設定は、各施設ごとの特殊な条件を背景として検討、設定されている。

図4-10は、施設のもつ発電出力についての年次傾向を示している。背圧式については、年とともに

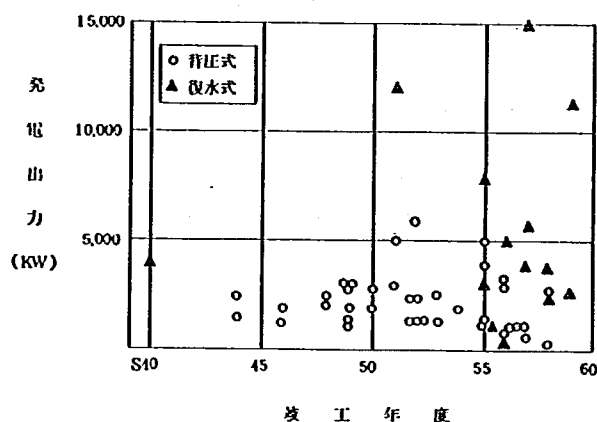


図4-10 年度別発電容量の推移

に次第に容量を増し、現在 6,000 kW（東京都足立，1,000 t / 日）が最大、復水式については、15,000 kW（東京都江東，1,800 t / 日）が最大である。本図の示す年次傾向において特異な点は、年とともに増加を示していた出力が、昭和52年以降において、小出力の域帯へも拡がりを見せていることであろう。この要因としては、従来 450 t / 日級以上が経済性の限度と云われていたごみ発電方式が、次第に 300 t / 日級、あるいは 200 t / 日級の施設にまでとり入れられ、1,000 kW を下回る出力のものまで計画されていること、また既設のボイラ付き施設において、余剰蒸気を利用した小容量の誘導発電方式もあらわれていることなどがその背景となっている。省エネルギー思想の浸透と、買電単価の上昇、さきごろ厚生省が定めた補助対象域の拡大指針等に支えられて、小型施設での発電は今後なお、伸展をみせるものと思われる。

3) 熱併給及び複合システムの進展

近隣に熱需要が無い場合における発電計画は、焼却施設の立地条件にほとんど制約されることなしに積極的な熱エネルギー転換ができ、焼却施設の運転経費の7割以上をも占める電力費が節減されるばかりでなく、さらに売電収益を生むことさえできる等の利点があるため増加していることは前述した伸び率の実績が如実に示している。しかし、総合的熱効率からみた場合は、単純な電力としての回収にとどまらず、タービンの排気または抽気を利用し、地域冷暖房、施設園芸団地への熱供給によって、その潜熱域にまでエネルギー利用範囲を拡げる、いわゆる熱併給方式が、熱需要率の高い限られ

た地域において実施されている。

札幌市の地域冷暖房の例では、暖房期の約7か月を平均して1日当たり重油40kℓ/日、年間10,000kℓに相当する省エネルギー効果をあげているが、こうした事例は、適切な熱需要を近くにもち、年間を通じてかなり熱需要の高い地域においてのみ成り立っている。近年これに代るシステムとして、ごみ焼却施設と他の性格の異なる施設とを結合することにより、相互の得るメリットを総合し、省エネルギー化を計りながら、さらに用地問題解消や運転管理の総合化による施設運営の効率化を求めようとする複合プラントの試みが逐次実現しつつある。その代表的な事例としては、

- a) 事業用火力発電ボイラにおける破碎ごみの吹込み混焼
- b) 事業用火力発電ボイラに対する給水加熱器としての熱利用
- c) ごみ・し尿・コンポストプラントの結合
- d) ごみ・下水処理場の結合による汚泥の混焼

等々が実用技術として発表されており、今後はますます多様化した種々の複合システムの開発が行われてゆくものと期待される。

4.4.2 物質回収技術

ごみからの有価物回収は、昭和40年代半ば頃から本格的に行われるようになり、各種要素技術の進展をみたが、第一次石油ショックを契機とする省資源運動の展開、あるいは近年の埋立地入手難からくるごみの減量化促進の気運もあって、資源回収施設の増加普及が進んでいる。ごみから有価のままの主たる回収物としては、

- a) 紙屑、段ボール
- b) プラスチック
- c) 鉄
- d) ガラスびん
- e) ガラスカレット
- f) アルミ缶

などであり、これらは破碎、風選、磁選、篩などの要素技術により回収が行われており、プラスチック類の湿式選別なども一部で実施されている。回収品の収率およびそれぞれの純度はかなり高くはなっているが、機械選別のみでは純度を高めるほど収率が下がることが避けられないため、全工程の一部に手選別工程を組み込んだ施設も散見され、運営主体の選択によってはかなりの成果をあげているところもある。

不燃・不適ごみからの物質回収においては、回収品の売却のみによって設備償却費や、運転経費のすべてが賄えることはほとんどなく、埋立容積の減少や、省資源に対する住民意識の高揚などを旨とした自治体行政の一貫として行われている事例が多い。

選別上の今後の問題点としては乾式法による紙・プラスチックの安価な分離技術があげられ、今後R

DFの製造などともからんで開発が進められる必要性がある。

4.4.3 物質変換技術

物質回収技術が、ごみの中から有価物を物理的操作を主体として有姿のままとり出しているのに対し、ここで言う物質変換技術は、熱的操作、あるいは生物・化学的操作を加えることによってもとの姿・形を変えた有価物回収を指している。これらの中には研究途上のもの、実証プラント段階のもの、また既に実用化されたものなどがあり、その目的とするところも、輸送・貯蔵の容易なクリーンな燃料への転換、土壌改良材としての大地への還元、パルプ原料への変換、熱操作過程での低公害化と焼却灰の減容・無公害化あるいはその再利用などと様々である。この種の物質変換技術の多くはまだ歴史も浅く、二次産品を生み出すためのエネルギー投与もかなり多く、その進捗については今後の評価にまっところが多いが、一部の方式は実用プラントが稼動を開始している。

これら新しい技術は、排ガス、排水、リジェクトなどの処理を含めた建設コストと運転経費の改善が進むにつれ、現在の限られた需要も次第に拡大して行くものと思われる。

4.5 ごみ処理技術の今後の課題

- 1) ごみ処理技術は無機化減容にもっともかなう焼却処理に端を発し、本格的な処理が行われ始めてから約20年が経過した。この間に燃焼技術、耐食技術も進展し、機器の安定化が進むとともに、省エネルギー、省力化、自動化の各技術も高度化と普及が進んでいる。
- 2) ごみの熱利用上の今後の課題としては、より高い発電効率を目ざすための蒸気条件改善に関連する技術開発がある。公害対策面では、燃焼法の改善によるNO_x低減技術がその一例であり、ガス再循環法を取り入れることによってボイラ効率の向上とNO_xの低減を併せ行うことなども提案され、実用炉での試験研究も実施されている。
- 3) ごみ発電による電気溶融法や、灰溶融を伴う熱分解ガス化法などは、益々逼迫する埋立地問題解決に対応するシステムであり、今後より省エネルギー化されたシステムへの進展が望まれている。

<参考文献>

- 1) 厚生省環境衛生局水道環境部環境整備課：「日本の廃棄物処理」，昭和59年12月
- 2) 岩井：「都市ごみ処理ガイドブック」昭和54年5月（環境技術研究会）
- 3) クリーンジャパンセンタ：「再資源化技術（乾燥，熱分解編）」昭和57年8月
- 4) 厚生省依託研究「窒素酸化物及び残渣低減のためのごみ安定燃焼技術に関する研究 昭和56年度成果報告書」（社）日本機械学会 昭和57年3月
- 5) 針生他：「わが国のごみ処理施設の発展過程と現状について」電気学会発表論文，昭和56年12月
- 6) 斉藤：「ごみ処理における熱利用の考え方」エネルギーレビュー，13, 3, 1983
- 7) 三谷他：「ごみ発電と地域暖房」，エネルギー・資源，11, 3, 1980

- 8) 厚生省環境衛生局水道環境部：「ごみ処理施設構造指針」昭和54年 9月
- 9) 全国都市清掃会議：「廃棄物処理施設構造指針解説」昭和53年11月
- 10) 通商産業省機械情報産業局：小型焼却装置の安全化，無公害化に関する報告書，昭和59年 7 月
- 11) (社)日本環境衛生工業会：ごみ焼却施設における塩化水素ガス除去技術評価に関する研究，昭和53年
- 12) (社)日本機械学会：窒素酸化物及び残渣低減のためのごみ安定燃焼技術に関する研究，昭和57，58年度

5. 下水汚泥と都市ごみの混焼技術の現状

5.1 混焼の位置づけ

一般にエネルギー供給型である都市ごみの焼却と、エネルギー消費型の下水汚泥の焼却を同時に行う混焼を、汚泥焼却の新技术、及びごみ焼却施設と下水処理場との結合という2つの観点から位置づけを行うと次のようである。

汚泥処理技術の中でも、焼却技術の革新は目覚ましく、種々の新技术が開発、実施されている。表3-8(24ページ)は代表的新技术をまとめたものである。新技术の殆んどは省エネルギーを目指したものであるが、2次公害の防止、汚泥の有効利用を目的とするものもある。この中で都市ごみとの混焼は、補助燃料の削減の他、都市廃棄物の焼却の集中化、一元化により、維持管理の安定・効率化、建設費の低減等の利点がある。

ごみ焼却施設と下水処理場は、それぞれの特性を利用した有機的な結合によって、互いに補完し合うことが考えられる。図5-1はその可能性を示したものである。下水処理場はごみ焼却施設からの廃水

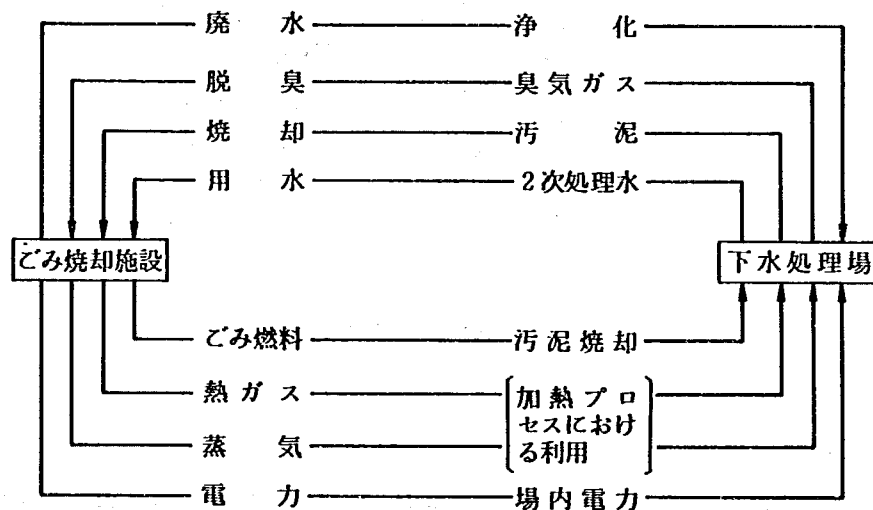


図5-1 下水処理場とごみ焼却施設の結合可能性

を受けて処理すること、及びごみ焼却施設へ下水処理水を用水として供給することの可能性がある。一方、ごみ焼却施設では、ここで問題にしている混焼及び、下水処理場からの臭気ガスを焼却炉で燃やし脱臭することなどの他、ごみ焼却施設から余剰の熱ガス、蒸気、電力等のエネルギーを下水処理場に供給することが考えられる。電力はすべての下水処理プロセスで利用できるが、熱ガス、蒸気は嫌気性消化の加温、熱処理、脱水、乾燥、焼却等の加熱プロセスに於て利用できる。なお、これらの加熱プロセスはすべて、汚泥処理プロセスである。

5.2 混焼の実施状況 都市ごみの焼却施設と下水処理場の混焼の実施例としては、国内外共それぞれ10ヶ所程度の実績が報告されているが実験的レベルのもの

を含めればかなりの数になる。ここでは調査結果の中から主なものを紹介する。

5.2.1 神奈川県A清掃組合（図5-2）

昭和52年に完成した流動床焼却炉（120 t / 24 hr）に同一敷地内のし尿処理場から発生する脱水汚泥を搬入し、そのままポンプで炉内に圧送、ごみと混焼するもので昭和57年より稼動している。混焼比はごみ 110 t に対し汚泥は10 t である。汚泥水分80%前後の余剰・消化・浄化槽の各汚泥で、トラックで搬入され汚泥貯留ホッパに投入される。貯留汚泥はホッパ下部に設けられたフィーダおよびモノポンプにより、定量的に切り出され、配管を通して炉内に直接投入し、焼却する。本設備ではごみとの混合は行わず、ごみ投入口とは別個に汚泥の投入口を炉壁に設けてある。燃烧状況は、熱灼減量のごみ専焼時と全く変わらず1%以下で、排ガス性状も、ダスト、SO_x、HC_l、NO_xとも、若干の増減は見られたが、大きな変化はなかった。

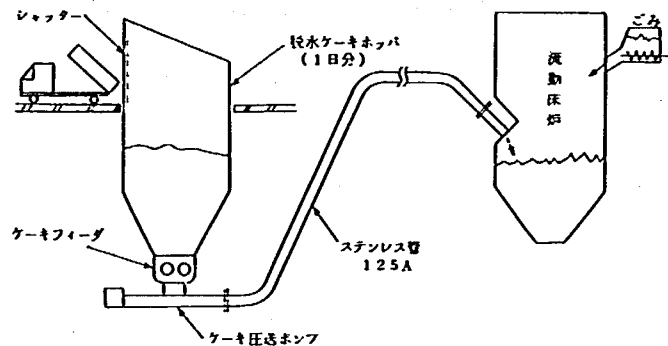


図5-2 ポンプによる汚泥投入法

5.2.2 埼玉県東部清掃組合、藤沢市、大垣市（図5-3）

ごみ焼却炉に隣接する形で、ロータリキルン型乾燥機を設け、焼却炉熱ガスの一部を高温ダクトで乾燥機に導き、汚泥パンカから送られた脱水ケーキを並流で水分15~20%にまで乾燥ののち、焼却炉に返送し、ごみとともに混焼する。水分75~85%の汚泥を上記水分にまで乾かすのに、焼却炉の排ガスを利用し、省エネルギー化を計っている。一方、ロータリキルン内には回転攪拌羽根を用いたことと、ガス・汚泥の流れを平行にし、かなり高温のガス流を可能としたことによって乾燥機はコンパクトになっている。また、乾燥機の臭気を含む排ガスは焼却炉高温域で酸化分解される。このシステムの実用化は昭和56年頃からであり、表5-1のような実績があるが適用範囲としては、比較的小容量の場合と思われる。なお、本方式では乾燥汚泥が顆粒状となるので、肥料化にも適している。

5.2.3 金沢市西部清掃工場（図5-4）

ごみ焼却炉に隣接して、気流乾燥管を設けたケージミルを設けており、焼却炉熱ガスの一部は、約400℃に調節されてケージミルに導かれる。供給汚泥は混合解砕機において返送乾汚泥と混合され、水分約50%に調湿された後、ケージミルに供給される。ケージミルおよび乾燥管を経てサイクロンで捕集

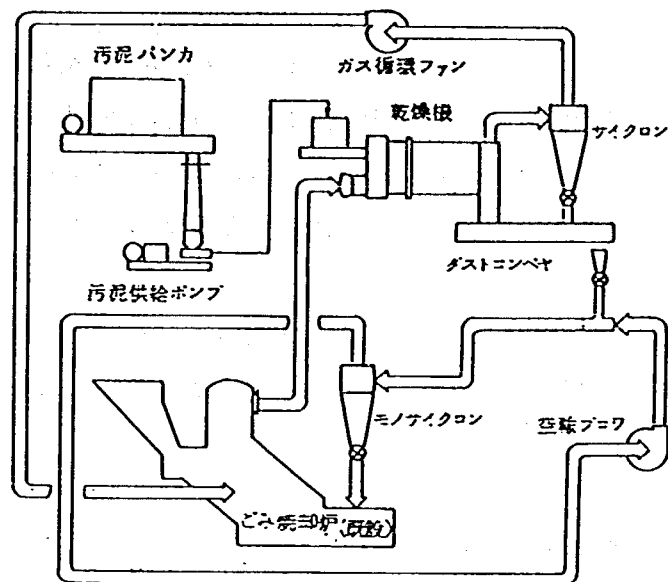


図5-3 下水汚泥乾燥及び混焼設備フローシート (藤沢市)

表5-1 ロータリーキルンによる熱風乾燥-混焼の例

設置場所	竣工年度	処理量 汚泥	処理量 ごみ	乾燥方式	混焼方式	備考
埼玉県 1 新田町	S56	0.12t/h x1	625t/h>(2)	ロータリーキルン	スチーム乾燥	しぼ汚泥 W=80~30%
2 大田市	S57	10t/h x1	375t/h>(2)	全上	全上	同上
3 藤沢市	S57	0.7t/h	625t/h>(2)	全上	全上	下水汚泥 W=85%~1.5%

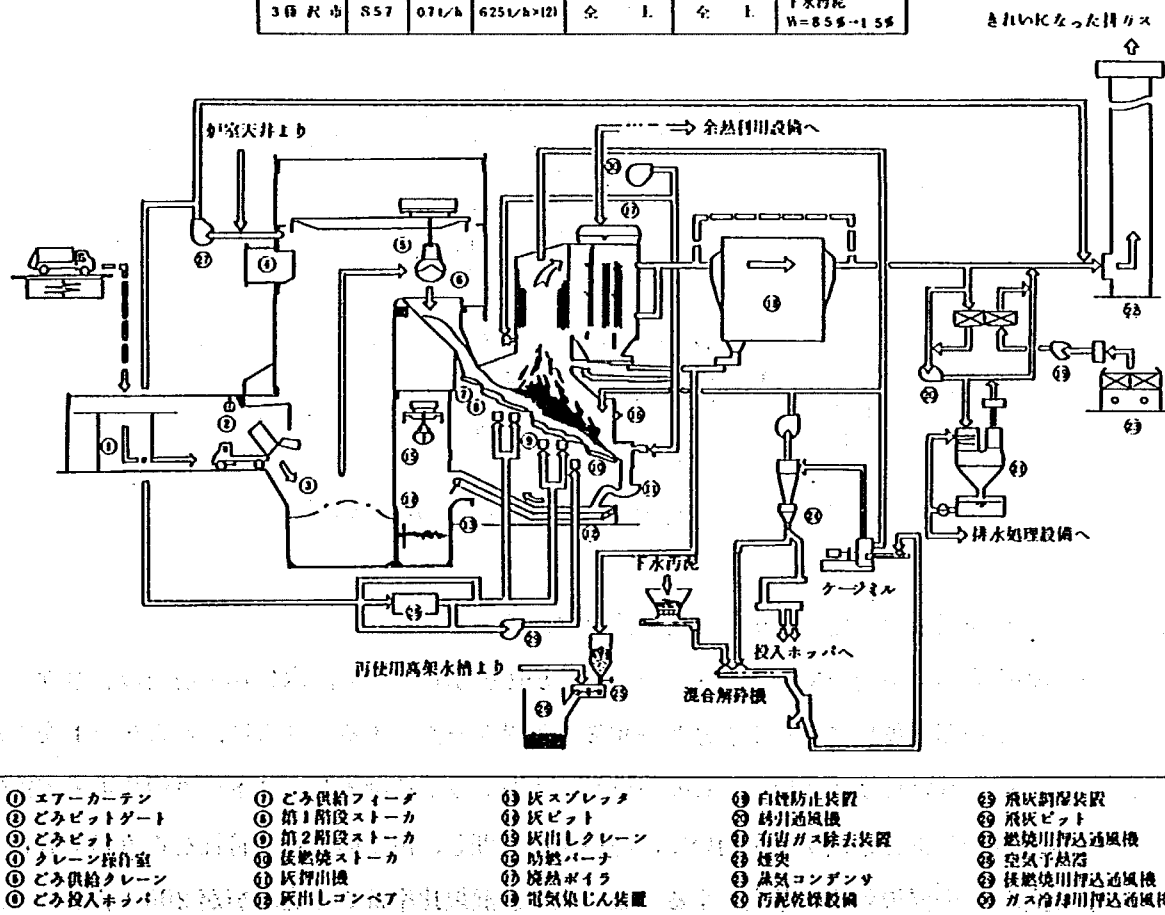


図5-4 気流乾燥汚泥混焼ごみ焼却設備のフローシート (金沢市西部清掃工場)

された汚泥の水分は約10%以下となり、一部は調湿用に返送され、残余は焼却炉に入り、混焼処理される。このプロセスの特徴は、ごみ焼却排ガスの直接利用による汚泥処理の省エネルギー化であり、ケージミルの熱容量係数が大きいこと、装置がコンパクトとなり、かなり大容量の汚泥混焼プロセスにも適用出来る。また、乾燥後の残留水分が低く、汚泥は微粉状となるので、着火性、燃焼性にすぐれ、このための炉内吹込みによる浮遊燃焼方式を採り得る利点がある。本システムは西独インゴルシュタット、クレフェルトなどに例を見るが、国内では金沢市が最初の実績である。同市西部清掃工場は57年度より本格稼動しており、都市ごみが150 t / d × 2基に対し、65%脱水汚泥を25 t / d × 2基の比率で運転している¹⁾。

5.2.4 札幌市手稲汚泥処理場(図5-5)

このシステムは、広義の混焼の一例である。市内からの廃木材は専焼炉で焼却され、ボイラーで蒸気を発生させる。この蒸気で汚泥を間接乾燥させ、さらに汚泥専焼炉で焼却するものである。汚泥焼却炉にもボイラが設置されており、前述の廃材専焼炉のボイラとは蒸気管で接続されている。焼却比率は廃材25 t / d (低位発熱量2,700 kcal / kg)に対し、70~75%の汚泥を100 t / d処理している。蒸気発生量は廃材からが100 t / d、汚泥からは45 t / dであり、このうち汚泥乾燥には82 t / dの蒸気を使用し、残りの蒸気はポンプ、IDFなどのタービン駆動用に用いている。なお、本施設は昭和59年春より稼動している²⁾。

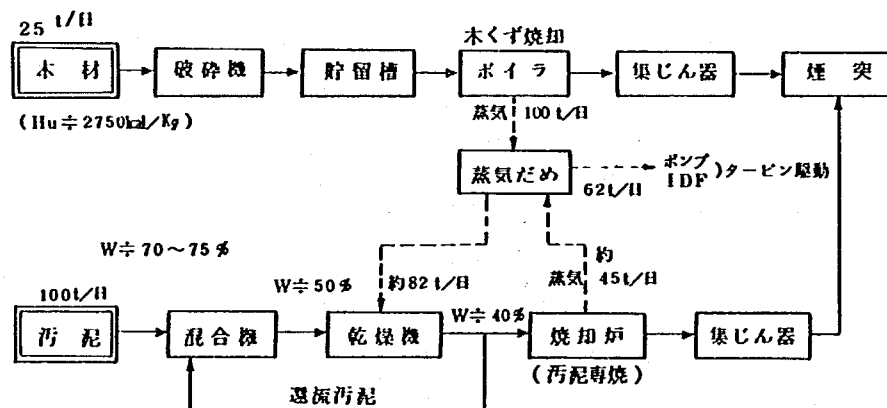


図5-5 廃木材の焼却熱利用による汚泥処理材

5.2.5 京都市東部清掃工場-石田処理場の結合(図5-6)

ごみ焼却場の余剰蒸気を用いて、スクリーブレス加圧脱水によって、水分70%前後の脱水ケーキを得る。脱水ケーキを蒸気乾燥によって水分30~40%の乾燥ケーキとする。さらに、このケーキをごみストーカ炉から脱落しない程度に成型し、この造粒ケーキをピットに投入し、ストーカ炉によって混焼する。このプロセスの特徴は余剰蒸気を用いて、汚泥を前処理し、汚泥の燃料的特性をごみのそれに合わせることで、焼却炉での混焼効率を最大とすることである。混焼比率はごみ焼却炉が200 t / d × 3基で、汚泥処理量は最終時には28 tDS / dである³⁾。

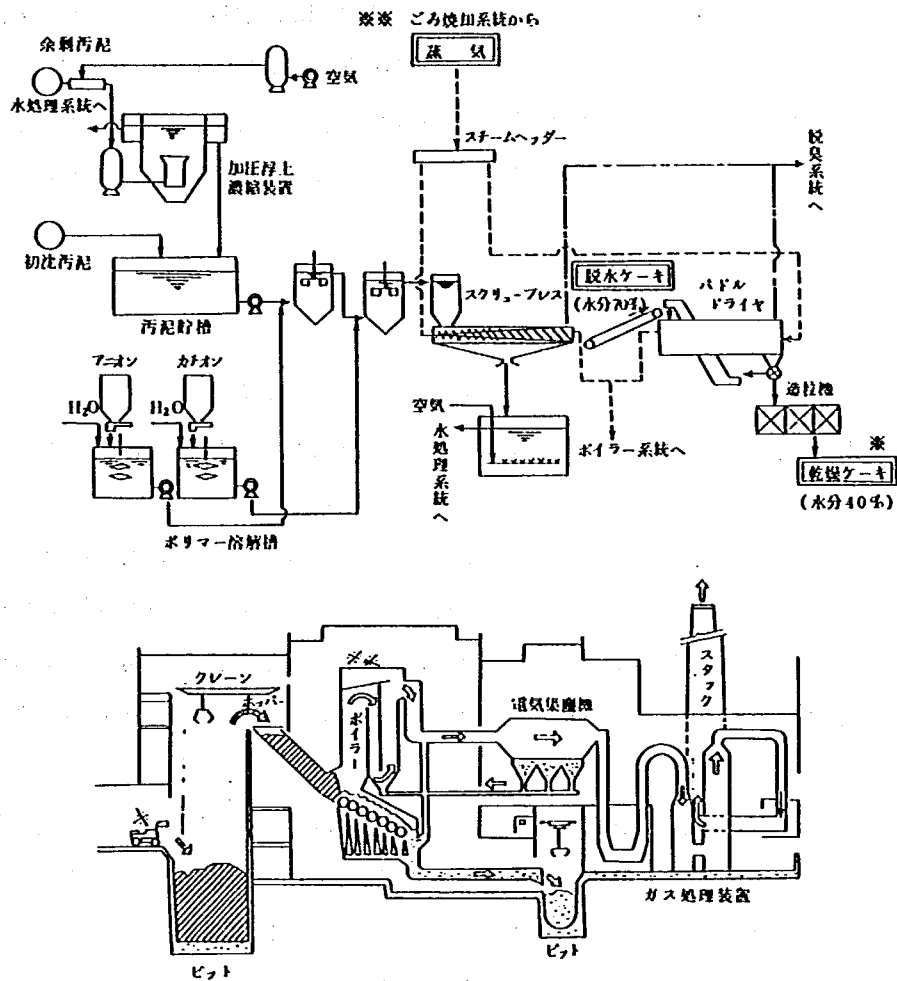


図 5-6 ごみ余剰蒸気を利用して調整した造粒ケーキのストーカ炉での混焼プロセス

5.2.6 大阪府川俣処理場 (図 5-7)

下水汚泥脱水ケーキ焼却炉である多段炉に補助燃料としてRDFを用いる。RDFとしては、分別収集された可燃性ごみを破碎したものをい、2 段目より投入する。他は汚泥焼却プロセスと全く同一であ

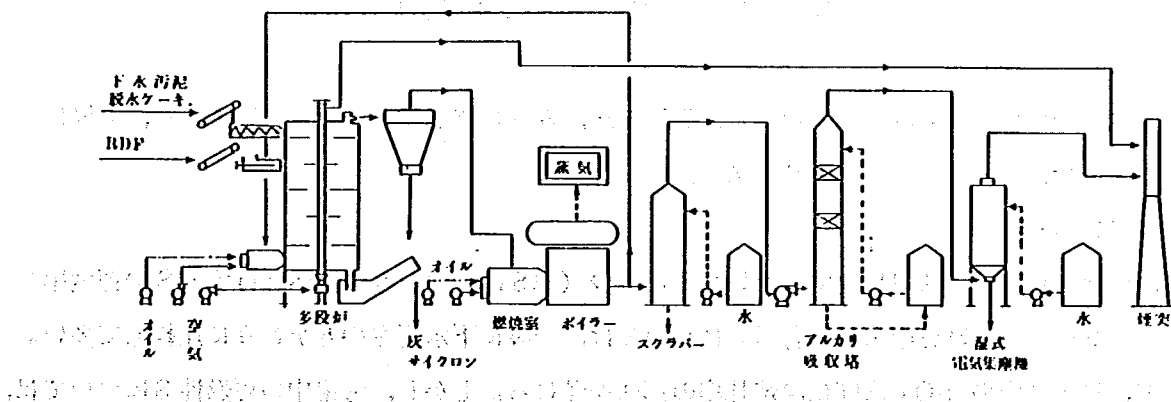


図 5-7 (多段炉を用いた下水汚泥とRDFとの混焼プロセス)

る。混焼比率は汚泥 (W = 47.3 %, V = 27.7 %) が 1,064 kg/hr, RDF (W = 56.0 %, V = 84.5 %) が 350 kg/hr である⁴⁾。このプロセスは汚泥の補助燃料として RDF を用いるので、隣接条件は必要ではないが、我が国では RDF が生産される可能性は少なく、あくまでも代替プロセスとしてのトライアルである。尚、米国カリフォルニア州セントラル・コントラコスタ処理場でも同様プロセスが紹介されている。

5.2.7 海外の事例

- 1) 仏のディエッペ市、ブライブ市などの例であるが都市ごみ焼却炉の附属ボイラからの発生蒸気で脱水汚泥を薄膜蒸発機を用いて間接乾燥し、都市ごみ焼却の投入ホッパに汚泥を投入する方式が報告されている。この場合の乾燥排ガスは焼却炉内で再燃焼されている。
- 2) 西独、クレフェルト市、インゴルシュタット市、エッセン市カルナップ発電所などの場合は、ごみ焼却炉からの燃焼排ガスで汚泥を直接乾燥（汚泥粉碎機等を用いた気流乾燥方式）した後、混焼させる方法が用いられている。乾燥汚泥は投入ホッパからでなく、炉上部より散布し、浮遊燃焼させるため、火格子からの落塵などが少いといわれる。ただし、高温ガスを利用するためのダクトの腐蝕、ダスト量の増加などを考慮する必要がある。
- 3) 仏リジュ市、西独バンベルク市、フェルトブルグ市などの例では、前述のような気流乾燥した汚泥の一部を混練機に戻し、湿潤汚泥と混合攪拌し、水分を 50% 位にしてから汚泥粉碎機に投入し、この中には炉内からの排ガスの一部が送入されるので、ここで汚泥の乾燥と粉碎が行われる。浮遊したダストはサイクロンで捕集され、一部は前述のように混合用に戻され、残りは炉内で、焼却されるものであり、金沢市と原理的に同じものである。

5.3 混焼による諸条件の変化

5.3.1 焼却炉出口排ガスの性状変化

1) 一般的考察

焼却工程より発生する排出物の質及び量は、被焼却物の性状、焼却炉型式及び焼却方法に依存する。前者の例は、SO_x、HC_l 等であり、後者には NO_x、ばいじん等がある。

(1) ばいじんについて

排ガス中のばいじん濃度は主に炉型式、燃焼方式、ガスの流通型式によって影響され、混焼による影響を一般的に論じることが困難である。

(2) SO_x について

SO_x については、焼却対象物中の可燃性 S の多少（総 S に対するガス側へ移行する S の揮散率）による。S の量（可燃分中の S 含有量）については、一般に下水汚泥の方がごみに比較して多い。従って、排ガス中の SO_x 濃度は混焼比率の影響を受ける。しかし、汚泥中の可燃性 S については、汚泥の種類により異なり、高分子添加汚泥の方が、石灰添加汚泥より多い。

Ca を添加すると S の一部が灰分中に固定化され可燃性 S が減少するためである。

(3) HCl について

HCl については、SOx 同様焼却対象物中の Cl 含有量により影響を受ける。都市ごみ焼却における HCl 発生は、主として塩化ビニル樹脂混入による為、その混入率に直接影響を受ける。一方、汚泥については、SOx 同様汚泥の性状により異なるものの、都市ごみほど変化はない。従って混焼による変化は、やはり混焼比率による事になる。

(4) NOx について

NOx 発生量は、可燃分中の N が NOx になる、いわゆる Fuel NOx と、炉内温度により燃焼空気中の N₂ が酸化され NOx となる Thermal NOx がある。Thermal NOx については専焼、混焼の別によらず、燃焼温度の影響によりほぼ一定であるが、Fuel NOx 発生量については、汚泥中の N 分が都市ごみ中のそれより多い事から多くなると考えられるものの、現実には混焼、専焼による影響よりも燃焼方式による方が支配的と考えられる。

(5) 臭気について

炉出口排ガス温度が約 800℃ 以上に保たれておれば、臭気成分はほぼ熱分解しているのが現状であり、特に問題となることはなく、混焼による影響はないと考えられる。

2) ストーカ炉での性状について¹⁾

専焼炉と混焼炉において、排ガス中の有害物濃度を調査した結果、表 5-2 の通り、ばいじん、HCl、SOx、NOx とともにほとんど同程度の濃度であった。

表 5-2 ストーカ炉での排ガス性状比較

		専 焼 炉			混 焼 炉		
ダスト濃度	EP入口 (g/μN)	1.02	5.23	3.08	1.80	6.49	2.63
	EP出口 (g/μN)	0.0095	0.0109	0.0096	0.0101	0.0122	0.0091
		EP入口		EP出口	EP入口		EP出口
排ガス	CO ₂ 濃度 (v/v) (%)	8.5/11.0		7.0/12.8	9.0/10.6		7.5/12.0
	排ガス中の水分 (%)	16.1		22.7	19.3		25.2
	排ガス量 (毎時) (μN)	30890		33600	35250		31450
塩化水素 (HCl) (ppm)		538	498	450	555	381	584
O ₂ (12%) 換算値 (・)		526	498	540	543	390	584
SO _x (SO ₂ + SO ₃) (・)		33	39	45	55	63	59
NO _x (NO + NO ₂) (・)		93	71	87	74	67	87
O ₂ (12%) 換算値 (・)		86	64	92	67	63	87

EP入口のばいじん量は明らかに混焼時において増加する傾向を示している。特に汚泥中の灰分の比率が多い第2、第3回目のテストで顕著であった。ただし、この炉では汚泥を乾燥粉末として、炉内に吹込み浮遊燃焼方式を採用しているため、ばいじん量が増加しており、これを一般化して考えることは出来ない。

HCl 濃度には、混焼による影響は現れていない。汚泥中に含まれる Cl 源として考えられるのは、元来含まれていた塩分 (NaCl) と、脱水助剤として使用される塩化鉄であるが、これらの HCl 生成は少なく、既存の専焼炉の例をみても最大 300ppm 程度であり、ごみから発生する HCl 量の方がは

るかに多い事もあり、一般的な混焼比（焼却脱水ケーキ重量 / 焼却ごみ重量）では顕著な HC ℓ 変化にはつながっていない。

表 5-2 によると、混焼炉での SO $_x$ 濃度は微増している。汚泥可燃分中に含まれる S 分は、ごみと比較すると多い。前述の通り S 分全量が必ずしも SO $_x$ となるとは言えないが、微増分（10～20ppm）は、やはり汚泥の混焼に起因するものであろう。

NO $_x$ については混焼による顕著な相違は見られない。汚泥可燃分中の窒素分は 3.5～6% で、ごみの場合よりはるかに多いが、全体の濃度に影響を与えるには至っていない。

3) 流動床炉での性状について

流動床炉において都市ごみと下水汚泥を混焼した場合の排ガス性状の例を下記に示す。

(1) HC ℓ について

一例を表 5-3 に示すが、混焼による影響はほとんどないと考えられる。

表 5-3 単独焼却、混合焼却による HC ℓ 濃度の 1 例

<単独焼却>		<混合焼却>	
火床負荷:	449 kg/m ² ・h	混焼比: ごみ:汚泥=2.5:1.0	
流動化空気量:	390 Nm ³ /h	火床負荷:	459 Nm ³ /h
二次空気量:	0 Nm ³ /h	流動化空気量:	260 Nm ³ /h
		二次空気量:	0 Nm ³ /h

	O ₂ 濃度 (%)	HC ℓ 濃度 (測定値) (ppm)	HC ℓ 濃度 (O ₂ =12%換算値) (ppm)
単独焼却	14.0	396	509
	16.0	265	477
混合焼却	13.5	426	511
	17.0	223	502

(2) NO $_x$ について

NO $_x$ の発生量は O₂ 濃度との関係が深く表 5-4 にそれぞれ NO $_x$ 濃度の平均値を示す。O₂ 濃度との相関を見るために、混合焼却時では異なる O₂ 濃度（12%、16% の場合）のデータを示したのが顕著にその差が表われている。表より混合焼却時に O₂ 濃度が低い場合は単独焼却より NO $_x$ 濃度を低くできるが、O₂ 濃度が高い場合は単独焼却時よりも NO $_x$ 濃度が高くなる事が分かる。

表 5-4 単独焼却、混合焼却による NO $_x$ 濃度の比較

	O ₂ 濃度 (%)	NO $_x$ 濃度 (チャート読み値) (ppm)	NO $_x$ 濃度 (O ₂ =12%換算値) (ppm)
単独焼却	15.0	90	135
混合焼却	12.0	80	80
	16.0	140	252

混焼時にも低 O_2 燃焼が可能のため NO_x の発生の抑制は可能であるものと考えられる。

4) 多段炉での性状について⁴⁾

多段炉で下水汚泥と RDF とを混焼した場合の排ガス性状を汚泥単独処理と比較して示す。汚泥単独処理（表 5-5）と混合処理（表 5-6）とを比較すると、

- ① 混合処理では、都市ごみ投入により燃焼用空気を多く必要とし、燃焼排ガスが増加する。
- ② 混合処理の方が排ガス中の水分量が増加する。
- ③ 混合処理の方が出口排ガス中のばいじん量が多い。
- ④ その他成分については両者でほとんど差がない。

表 5-5 実証実験における排ガス分析結果（汚泥単独処理）

	G-1 熱分解炉出口	G-2 ボイラ出口	G-3 スタラバ入口	G-4 スタラバ出口	G-5 熱収支出口	G-6 E.P 出口	G-7 煙突出口
ガス温度 (°C)	310	225	142	420	450	410	540
水分 (%)	30.2	15.9	10.3	4.7	8.7	7.8	3.6
湿ガス流量 (Nm ³ /H)	2,450	3,900	4,700	3,800	4,000	4,400	11,000
乾ガス流量 (Nm ³ /H)	1,700	3,200	4,200	3,600	3,720	4,000	8,000
ダスト (g/Nm ³)	3.20	0.149	—	—	—	0.0020	0.0017
SOX (ppm)	1,100	810	720	N.D	N.D	N.D	N.D
H ₂ S (ppm)	64	N.D	—	—	—	N.D	N.D
HC ℓ (ppm)	190	45 (30 (O ₂ 12 %))	29	11	63	35	1.9
C ₆ (ppm)	N.D	N.D	—	—	—	N.D	N.D
NOX (ppm)	32	56 (37 (O ₂ 12 %))	83	85	82	75	75
NH ₃ (ppm)	1,200	24	22	65	24	20	—

— 分析せず

表 5-6 実証実験における排ガス分析結果（混合処理）

	G-1 熱分解炉出口	G-2 ボイラ出口	G-3 スタラバ入口	G-4 スタラバ出口	G-5 熱収支出口	G-6 E.P 出口	G-7 煙突出口
ガス温度 (°C)	368	253	200	440	500	480	600
水分 (%)	33.1	21.6	20.5	6.3	6.3	8.3	4.7
湿ガス流量 (Nm ³ /H)	3,430	5,900	5,600	4,400	4,100	4,300	11,400
乾ガス流量 (Nm ³ /H)	2,120	4,650	4,500	4,100	3,600	3,800	8,900
ダスト (g/Nm ³)	19.3	0.777	—	—	—	0.0053	0.0027
SOX (ppm)	1,100	770	690	N.D	N.D	N.D	N.D
H ₂ S (ppm)	12	N.D	—	—	—	N.D	N.D
HC ℓ (ppm)	290	220 (145 (O ₂ 12 %))	210	16	98	6.7	3.9
C ₆ (ppm)	N.D	N.D	—	—	—	N.D	N.D
NOX (ppm)	39	81 (54 (O ₂ 12 %))	83	82	75	74	34
NH ₃ (ppm)	830	47	47	75	26	1.9	1.0

— 分析せず

5) SO_x, HC ℓ の炉排出濃度シミュレーション

下記条件において混焼時における SO_x, HC ℓ 排出濃度の傾向をさぐる目的でシミュレーションを行った。条件として、

- ① 焼却システム：後述の熱収支シミュレーションに用いたシステム 1（ストーカ炉を用い脱水ケーキを投入するシステムで図 9-1 参照）について行った。

② 汚泥，都市ごみ条件：表 5－7 に示す。

表 5－7 排ガス性状シミュレーションのための汚泥・都市ごみ条件

	汚 泥	ご み
水 分	60.0 %	40.9 %
可 燃 分	16.0 %	44.3 %
灰 分	24.0 %	14.8 %
可燃分組成 C	52.0 %	53.8 %
” H	8.0 %	8.0 %
” N	6.0 %	2.0 %
” S	1.5 %	0.5 %
” Cl	0.1 %	1.0 %
” O	32.4 %	35.5 %
可燃分高位発熱量	5,500 kcal / kg	5,500 kcal / kg

③ 可燃分中の S，Cl のガス側への移行率：S；15%～100% Cl；15%～100%

計算結果を図 5－8 に示した。下水汚泥中の成分は一般に，ごみのそれにくらべ S 分が多く，Cl 分

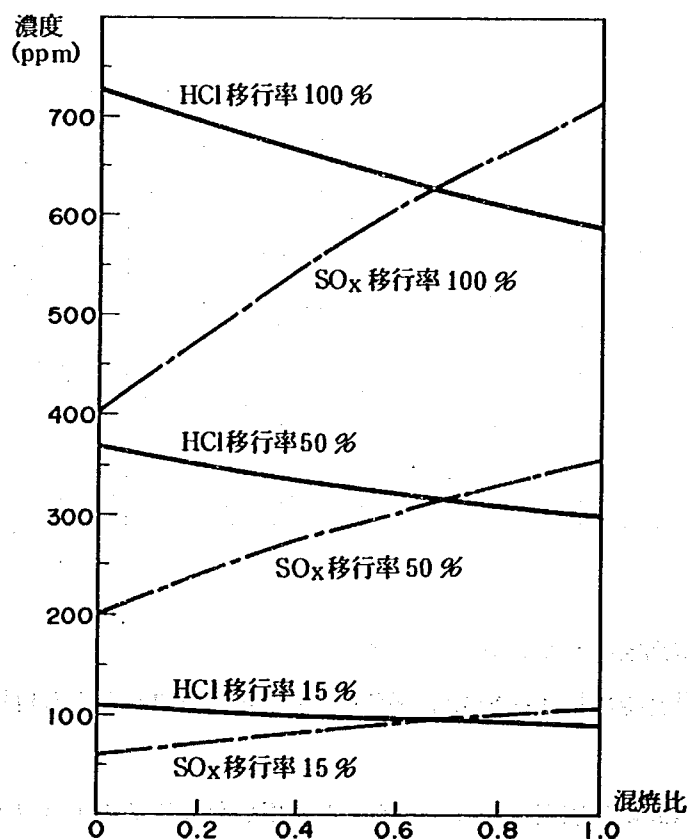


図 5－8 SOx，HCl 濃度のシミュレーション結果

が少ないため、排ガス中のSO_x、HC_lは混焼比の増加とともにそれぞれ増加、減少している。

5.3.2 ストーカ炉における汚泥のリドリングについて

ストーカ炉で汚泥を混焼する場合は火格子の構造上隙間からのリドリングが考えられる。その量については、ストーカの形式、ごみと汚泥の性状、混焼比、炉への投入方式等により差がある。例えば乾燥汚泥を浮遊燃焼させる場合にはその懸念は少ないが、ストーカ上で混合燃焼させるとリドリング量が多くなる。その防止策としては、乾燥汚泥を燃焼に悪影響をおよぼさない程度に造粒する等が考えられる。以下にごみ専焼ストーカ炉での実験の一例を述べる⁵⁾。

1) 汚泥脱水ケーキとの混焼

(1) 施設の概要：能力 90 t/24 hr × 2基

炉形式 反転－サン型ストーカ方式

焼却率 167 kg/m² hr

ごみ質 800～2,000 kcal/kg

灰の熱灼減量 5%

(2) 汚泥の供給方式：投入ホッパにごみと交互に所定量ずつ投入し、全体に広げる方式

(3) 供試ごみ、汚泥の性状：表5-8

表5-8 供試ごみ、汚泥の性状

		プラント A			プラント B		
都市 ごみ		サンプル1	サンプル2	サンプル3	サンプル1	サンプル2	サンプル3
	水分 (%)	57.3	63.5	50.9	46.3	51.7	48.2
	灰分 (%)	7.8	5.2	7.6	5.7	8.9	9.3
	可燃分 (%)	34.9	31.3	41.5	48.0	39.5	42.5
	低位発熱量 (kcal/kg)	1,458	1,239	1,560	2,316	1,826	2,030
脱 水 汚 泥		サンプル1	サンプル2	サンプル3	サンプル1	サンプル2	サンプル3
	水分 (%)	77.6	70.8	41.4	76.6	77.6	77.9
	灰分 (%)	2.6	6.3	20.8	13.1	12.4	12.2
	可燃分 (%)	19.8	22.9	37.8	10.3	10.0	9.9
	低位発熱量 (kcal/kg)	235	328	1,063	-22	-50	-27

(4) 実験結果：リドリング量の変化を図5-9に、リドリングの熱灼減量の変化を図5-10に示した。

図より、リドリング量は乾燥部ではほぼ一定しており、燃焼部で混焼比が増すにつれ漸減し、後燃焼部では増加している。これは混合物の燃焼速度が混焼比の増加につれて遅くなり、燃焼点が後退したことを示している。一方熱灼減量はリドリング量とは反対に乾燥部、燃焼部、後燃焼部の順に

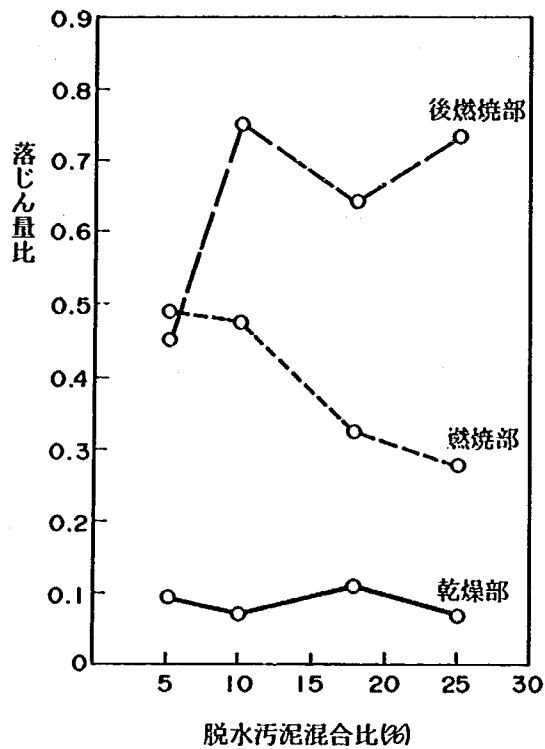


図 5-9 リドリング量の変化

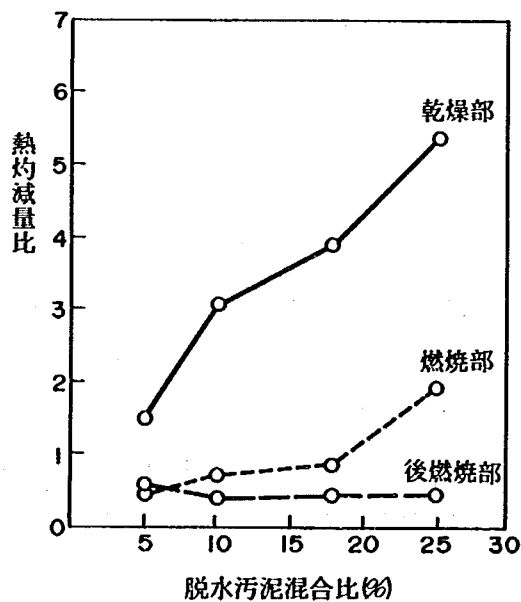


図 5-10 リドリングの熱灼減量比の変化

多くなっている。

2) 乾燥汚泥との混焼

前述の実験で乾燥汚泥と混焼した場合はリドリング量が乾燥部において脱水ケーキのときの1.5～2.5倍の値を示している。これは当然乾燥部での落下なので未燃分の量は多い。一方乾燥部に供給し、浮遊燃焼させた場合、金沢市での運転で見られる様に、リドリング中の未燃分はごみ専焼時と比較し

て変化は見られない。

5.3.3 混焼による未燃分の変化

混焼により燃焼速度が変化するため、リドリングの場合と同様、炉の形式、余裕、ごみと汚泥の性状、混焼比、供給方式などによって焼却灰の質が変化する。ここではその灰の未燃分につき実験例を紹介する。

1) ストーカ炉

ストーカ炉で混焼する場合、リドリングによる未燃分の増加、又は燃焼速度の遅れによる灰中への未燃分の増加が懸念される。ストーカ形式により、リドリング量、燃焼速度が多少異なるため、当然未燃分量も異なるものと考えられるが、以下に脱水ケーキの場合と乾燥汚泥について実験例を示す⁷⁾。

<脱水ケーキの混焼の場合>

(1) 施設の概要：能力10 t / 8 hr × 1基

ガス冷却方式 水噴霧方式

(2) 汚泥の供給方式：脱水ケーキを袋詰にし、ごみ投入ホッパより、ごみと共に炉内へ供給する。

(3) 供試ごみ、汚泥の性状：表5-9

(4) 実験結果を表5-10に示したが、表から明らかな様に、混焼比（汚泥重量／ごみ重量）が0.2以上では燃さい（焼却灰）の熱灼減量が著しく増加しており、脱水ケーキの混焼を行う上で注意すべきポイントである。

表5-9 供試ごみ汚泥の性状

汚 泥	供 試 方 法		直接投入方式
	汚 泥 の 種 類		S 汚 泥
	排 出 源		し尿処理場
	脱 水 機		真空フィルタローラプレス
	脱 水 助 剤		消石灰・硫鉄高分子凝集剤
	脱 水 ケ ー キ 水 分 (%)		85.50
	成 分	揮 発 分 (%) D. B)	45.8
		灰 分 (%) D. B)	54.2
		固 定 炭 素 (%) D. B)	0
	高 位 発 熱 量 (kcal / kg D. B)		—
	乾燥汚泥平均粒子径 (μm)		—
	乾燥汚泥真比重 (—)		—
ご み	ご み の 種 類		工場ごみ
	成 分	水 分 (%)	14.6
		可 燃 分 (%)	74.6
		灰 分 (%)	10.8
	低 位 発 熱 量 (kcal / kg D. B)		3,800

表 5-10 熱灼減量の実験結果（ストーカ炉）

各種灰 実験条件	ごみ焼却（ブランク値）		工場ごみ焼却+汚泥焼却	
	都 市 ご み （比較データ） （冷却塔なし）	工 場 ご み	S汚泥（水分 85%） 工場ごみ 焼却率 24.0 %	S汚泥（水分 50%） 工場ごみ 焼却率 17.9 %
落 じ ん	2.2	4.4	0	0
残 さ	—	13.4	12.0	12.4
E P 灰	2.5	11.1	8.7	10.9
燃 さ い	0.9	2.2	10.3	5.8

＜乾燥汚泥の混焼の場合＞

汚泥を乾燥させて燃焼速度を向上させてから混焼を行い、焼却灰中の未燃分を下げる方法がある。しかし乾燥汚泥も性状および供給方法等によってはリドリング中の未燃分の増加があるので、ストーカ上に供給する場合には、造粒する等の工夫が必要である。以下に金沢市での運転結果について紹介する¹⁾。

- (1) 施設の概要：ごみ焼却能力 350 t / 日（175 t / 日×2基）
汚泥処理能力 50 t / 日（25 t / 日×2基）
汚泥乾燥方式 気流乾燥、ケージミル方式
- (2) 汚泥の供給方式：乾粉状で乾燥火格子上に分散し供給する方式
- (3) 供試ごみ、汚泥の性状：表 5-11
- (4) 表 5-12に実験結果を示した。混焼時の熱灼減量はごみ専焼とほとんど変わらず、むしろ混焼時の方が優れている値であり、乾燥汚泥の燃焼性のよさを示している。

表 5-11 供試ごみ、汚泥の性状

混焼テスト		第1回	第2回	第3回
ごみ	水分 %	45.6~62.7	—	60.28 ~ 70.74
	灰分 %	7.4~13.1	—	2.95 ~ 4.10
	可燃分 %	28.3~40.3	—	26.31 ~ 35.62
	低位発熱量 Kcal/kg	916~1,540*	—	890~1,510
脱水汚泥	水分 %	72.4~73.6	59.5~66.4	58.6~60.9
	灰分 %	15.4~16.1	—	21.9~29.3
	可燃分 %	11.0~11.5	—	12.1~17.2
	灰分/固形分 %	0.583	—	0.56 ~ 0.71
	乾物高位発熱量 Kcal/kg	2,360~2,390	1,960~2,070	1,900~2,430
乾汚泥	水分 %	4.5~10.3	5.5~7.2	2.8~9.3
	乾物高位発熱量 Kcal/kg	2,340~2,420	1,840~2,030	—

* 第1回のみHCU-45B-6Wで算出・他は実分析値

表 5-12 金沢市における実験結果（熱灼減量）

単位：％

	第 1 回		第 2 回		第 3 回	
	1号 (ごみ専焼)	2号 (混 焼)	2号 (ごみ専焼)	1号 (混 焼)	1号 (混 焼)	2号 (混 焼)
焼 印 灰	1.9～3.0	1.7～2.6	1.4～4.3	1.4～3.8	2.1～3.9	0.8～2.8
ボイラダスト	7.0	1.0	2.0～4.5	2.0～3.9	2.0	—
E P ダスト	3.0～4.0	2.7～2.9	3.5～4.2	3.2～4.2	1.5～2.3	0.1～2.3

注：測定は 600℃ 3時間

2) 流動床炉

流動床炉での燃焼は流動砂のもつ熱を利用するため、燃焼速度が早く、混焼による燃焼速度の変化は他の形式の炉に比し少ない。従って灰中の未燃分量も、ごみ専焼時とほぼ同じである。このことは下記の実験例に見ることができる⁶⁾。ただしこの燃焼速度を維持するためには流動砂の保温、流動、供給するごみ、汚泥の性状など流動床炉としての条件を確保する必要がある。

- (1) 施設の概要：能力 120 t / 24 hr (60 t / 24 hr × 2 基)
 炉 形 式 流動床炉
 ごみ投入方式 ピットアンドクレーン方式
 ごみ 破 碎 立形衝撃剪断破碎方式
- (2) 汚泥の供給方式：ごみ供給コンベアのごみ上に落下し、ごみ定量供給機により焼却炉内に供給
- (3) 供試ごみ、汚泥の性状：表 5-13, 14
- (4) 実験条件：表 5-15
- (5) 実験結果を表 5-16に示した。表より、熱灼減量はほとんど差はなく、混焼時の燃焼状態にあまり影響されていないことが分る。

表 5-13 供試ごみの性状

サンプリング日	水分	セルロース	プラスチック	不燃物	低位発熱量
	W (%)	B (%)	P (%)	A (%)	Hu (cal/g)
57年 6月14日	47.1	47.0	4.4	1.5	1790
57年 6月16日	52.7	42.0	5.3	0	1640
57年 6月17日	51.2	44.5	2.6	1.7	1540
57年 6月18日	48.5	40.5	5.1	5.9	1595
平 均	49.9	43.5	4.4	2.3	1640

表 5-14 供試汚泥の性状

消石灰汚泥							
	採取日	5月15日	6月16日	6月16日	6月17日	平 均	57年 1月27日
水 分	%	73.8	75.1	75.0	74.3	74.6	78.7
灰 分 (乾)	%	59.5	58.6	58.4	59.4	59.0	60.7
可燃分 (%)	%	40.5	41.4	41.6	40.6	41.0	39.3
発熱量 (°)	Kcal/kg	1420	1670	1550	1470	1528	1350

高分子汚泥					
	採取日	6月18日	6月18日	平 均	57年 1月27日
水 分	%	78.6	76.9	77.8	77.4
灰 分 (乾)	%	49.8	52.7	51.3	52.1
可燃分 (%)	%	50.2	47.3	48.7	47.9
発熱量 (°)	Kcal/kg	2720	2530	2650	2750

表 5-15 実験条件

焼 却 日	焼却時間	焼 却 条 件	ごみ焼却量 (平均)	汚泥焼却量 (平均)	低位発熱量
57年 6月14日	14 : 00 24 : 00	ご み 単 独	kg/H 2400	kg/H	Kcal/kg 1430
6月15日	15 : 00 6 : 00	"	2670		1720
6月16日	12 : 00 14 : 00	消石灰汚泥混焼	2550	638	1350
6月16日	16 : 00 17 : 30	"	2450	400	1500
6月17日	0 : 15 6 : 00	"	2040	400	1570
6月17日	11 : 00 15 : 00	"	2400	400	1310
6月17日	18 : 00 5 : 00	"	2600	400	1370
6月18日	10 : 00 16 : 00	高分子汚泥混焼	2200	230	1500
6月18日	16 : 00 20 : 00	"	2300	270	1700
6月18日	20 : 00 6 : 00	"	2300	310	1670
6月19日	10 : 00 21 : 00	"	2850	410	1490

表 5-16 実験結果 (流動床炉)

		集 合 灰 ごみ 単 独	集 合 灰 消石灰混焼	集 合 灰 高分子混焼
み比 か け重	そのまま	0.78	0.89	0.92
	5回タッピング	0.82	0.91	0.98
真 比 重		2.71	2.70	2.73
熱 灼 減 量 (%)		0.3	1.0	0.2

3) 多段炉

汚泥処理装置としての多段炉にごみ（RDF）を投入し、汚泥を混焼するので、ごみは直接重油の代替エネルギーとなる。従ってこの方式では重油の節約と性能の指標となる灰の熱灼減量の多寡が問題となる。

(1) 施設の概要：能力 下水汚泥 18 t DS / 日

汚泥脱水方式 低温熱処理—加圧脱水方式

(2) 汚泥の供給方式：分別収集された可燃性ごみを堅形衝撃圧縮式破砕機により破砕し、炉の2段目に設けたプッシャ式投入機により供給する。

(3) 供試ごみ、汚泥の性状：表 5-17

(4) 表 5-17に実験結果を示したが、灰の熱灼減量（Ig-loss）は汚泥単独処理と混合処理（混焼）ではほとんど差がない。

表 5-17 供試ごみ、汚泥の性状と実験結果

		汚泥単独処理	混 合 処 理
下 水 汚 泥	投 入 量 (kg / H)	1, 010	1, 062
	水 分 (%)	48. 6	47. 3
	固形分高位発熱量 (kcal/kg D.S)	1, 580	1, 600
	低位発熱量 (kcal / kg)	460	480
破 砕 都 市 ご み	投 入 量 (kg / H)	0	350
	水 分 (%)	—	56. 0
	固形分高位発熱量 (kcal/kg D.S)	—	4, 340
	低位発熱量 (kcal / kg)	—	1, 570
汚泥・都市ごみ投入量 (kg / H)		1, 010	1, 412
実 験 結 果	A重油使用量 (ℓ / H)	34. 72	13. 92
	部分燃焼空気 (Nm ³ / H)	0	585(4段目)
	空 気 比 (—)	0. 95	1. 17
	部分燃焼率 (—)	0. 55	0. 64
	灰の Ig- Loss (%)	2. 7	2. 2
	炉出口温度 (°C)	310	368

5. 3. 4) 燃焼特性の変化

汚泥と都市ごみの間には、形状、組成、燃料的特性等に極めて大きな差異がある。すなわち、都市ごみは家庭から排出される可燃性廃棄物であり、多種多様な物質の集合体である。一般的には嵩比重は小

さく ($0.2 \sim 0.3 \text{ t/m}^3$)，燃料的価値 (低位発熱量) は高い ($1,200 \sim 2,000 \text{ kcal/kg}$)。一方下水汚泥脱水ケーキは汚泥の調質方法及び脱水機の種類により異なるが，水分が高く ($60 \sim 80\%$)，粘土状を呈し，嵩比重は大きく ($0.6 \sim 1.1 \text{ t/m}^3$)，燃料的価値は低い ($100 \sim 400 \text{ kcal/kg}$)。そして，これらの性状に対応して両者の間には燃焼特性面でも大きな差異が存在する。

汚泥と都市ごみをそれぞれ単独に焼却処理するとき，現在広く採用されている炉形式としては，汚泥は多段炉，流動床炉であり，都市ごみはストーカ炉，流動床炉である。これらの炉はいずれも汚泥又は都市ごみの燃焼特性に適応する構造，形状となっている。これらの焼却炉で，燃焼特性の著しく異なる汚泥と都市ごみとを混焼すれば当然燃焼状態あるいは燃焼速度に変化が生じるものと考えられる。そこで，炉の形式及び混焼比が混焼時の燃焼特性にどのような影響を与えるかを，自燃燃焼性，火炉負荷 (燃焼速度)，焼却灰未燃分の変化といった面から検討する。

なおここでいう燃焼速度は，処理対象物の総括処理速度で代表させた。従来，下水汚泥やごみの可燃分の燃焼速度については，1～2の基礎研究が行われたに過ぎず，又廃棄物の様な極めて複雑な混合物に対してそれらの結果を適用するにはまだまだ研究が不足している。この様な廃棄物の焼却装置の設計，評価に対しては，燃焼率あるいは負荷率といった平均的な総括処理速度概念が最も適している。

1) ストーカ炉での混焼

ストーカ式ごみ焼却炉を用いての汚泥混焼の実態を調べてみると，混焼に際し汚泥は次の3種に大別される。

- ① 脱水ケーキ (水分70～80%) そのままで混焼
- ② 汚泥をある程度乾燥，造粒など固型化処理をした上で混焼
- ③ 汚泥の乾燥度を高め (水分30%) ごみホッパへ投入，あるいはさらに乾燥度を高め (水分10%) 炉内に投入，又は炉内に吹込み混焼

ここでは，これら汚泥のそれぞれの形態と投入方法の相異が混焼に及ぼす影響について検討する。

(1) ごみと脱水ケーキの混焼

ごみ専焼の焼却炉を用いて，し尿または下水の汚泥を脱水ケーキ (水分70～80%) のままで受け入れ，ごみと混焼するという事例はかなり実用されている。しかし，事例の多さに比べ，この混焼の公表されたデータは少ないようである。汚泥とごみとの混焼比率は，一般にごみ重量の1/10程度の例が多く，それ以上は制約を受けるといわれているが，それはごみ専焼炉はストーカ上で，流動層における様な大きな熱交換が行われず，高水分ケーキの燃焼遅れを生じ (いわゆる燃焼速度の低下)，熱灼減量の維持の点で制約されて来るからである。いま一例として，10 t/8 hr のごみ焼却炉を用いた実験データ⁸⁾を基に検討してみる。本実験では混焼率17.9%及び24%のそれぞれについて混焼実験が行われた。実験では脱水ケーキを袋詰にし，ごみ投入ホッパよりごみと共にごみ焼却炉内へ投入・焼却し，各種灰の，全投入灰分に対する分布及びその熱灼減量を求めた (表5-10，表5-18)。これらから，脱水ケーキの直接投入方式による混焼では次の点が明らかとなった。

- ① この様な混焼率では火格子から落下するリドリングが増加する。

表5-18 直接投入方式での投入灰分に対する各種灰の分布

(単位：%)

各種灰	実験条件		工場ごみ焼却 + 汚泥焼却			
	ごみ焼却 (ブランク値)		工場ごみ		工場ごみ	
	都市ごみ (比較データ) (冷却塔なし)	工場ごみ	工場ごみ S汚泥 (水分85%) 混焼率 24.0%		工場ごみ S汚泥 (水分50%) 混焼率 17.9%	
計 算 条 件	投入ごみの灰分 = 100 %		ごみと汚泥 による灰分 の分布	汚泥による 増加灰分の 分布	ごみと汚泥 により灰分 の分布	汚泥による 増加灰分の 分布
落 じ ん	8.6	14.3	17.8	57.7	20.2	48.5
残 さ	—	4.8	2.1	0	2.1	0
E P 灰	6.4	7.4	5.0	0	4.2	0
燃 さ い ほ か	85.0	73.5	75.1	42.3	73.5	51.5

注) 混焼率 = 汚泥投入量 (W. B) / ごみ投入量 (W. B) × 100

② 燃さい (焼却灰) の熱灼減量が増化する (特に混焼率24%では熱灼減量の増加が著しい)。

③ ごみ専焼時に比べ燃え切り点が後方に移行した。

このような問題に対する対応策としては、火格子を長くする (燃焼速度：炉床負荷は標準150kg/m² hrであるがこれを低く設計する) 必要がある。なお、都市ごみ焼却炉への脱水ケーキの直接投入では、本実験に用いた工場ごみに比べ、ごみの発熱量は低いので、さらに熱灼減量は悪化することが考えられる。

このように水分70~80%の汚泥ケーキの、現状のストーカ炉を用いた混焼は、技術的観点からは難点もあるが、混焼比10%以下では問題は少ない。今後は汚泥の分散供給法の改善や、汚泥混焼を前提としたストーカ炉の設計等を考慮して行くべきであろう。

(2) ごみと造粒ケーキの混焼

脱水ケーキを造粒する目的はストーカからのリドリング防止である。脱水ケーキの造粒方法には数多くの方法があるが、ここでは米田の報告している実験例³⁾を述べてみよう。

水分25~40%程度に乾燥された汚泥ケーキをスクリュウ式押出し造粒機によって円柱状 (直径1cm, 長さ2cm程度) に造粒する。実験に用いた汚泥は、熱灼減量が極端に低いが、一般に生汚泥であれば熱灼減量は60~80%あり、上記程度の水分であればごみの発熱量に充分匹敵する。この様に造粒された汚泥は150t/24hrの実用ストーカ炉で混焼実験に供された。造粒ケーキの混焼比10~20%の間で実験が行われたが、汚泥のリドリングがかなり観察され、リドリング中に占める汚泥が50%以上となるケースもあった。ただし、灰分中の熱灼減量はごみ専焼と混焼とでは大差はなく、排ガス性状からも、この様な混焼は燃焼特性そのものには影響しないことがわかった。問題は汚泥のリドリングであるが、この実験に用いた炉は火格子間隙が摩耗や欠落でかなり大きくなっている

こと、ごみ層が炉入口で通常の1.0m程度にくらべて0.3m程度と薄かったこと等、リドリングを引き越しやすかった点もある。いずれにしても、リドリングを防止するには造粒径をもっと大きくすることが望ましく、さらに大きな造粒径での実験が行われ、その結論より実施設の建設が行われた。実施設での混焼結果については未だデータは公表されていないが、その成果が待たれる所である。

(3) ごみと乾燥ケーキの混焼

脱水ケーキの乾燥方法には各種のものが実用されているが、国内で実用されているものには燥却炉からの高温排ガスを利用して、ロータリキルン或いはケージミルへ導入しての直接乾燥法が多い。この様な熱風による直接乾燥では水分（一般に10～30%）、形状は任意にとることが出来る。ここではこれ等乾燥ケーキと都市ごみの混焼において、乾燥ケーキの焼却炉への投入方法によって焼却灰、排ガス等どのような影響があるか検討する。

① 乾燥ケーキのホッパ投入

ごみホッパへ投入する乾燥ケーキは、ロータリキルン方式の乾燥法で得たものが多く採用されている。このケーキはキルンの回転によって、成型造粒程ではないが、ある程度造粒された粒状物となる。従って大略、前述の造粒ケーキの混焼と同様の検討課題はあるものの、実用性において何ら支障の生じないシステムであろう。

気流乾燥法によって得た乾燥ケーキは微粉状を呈し着火性にすぐれ、ホッパ投入による場合、造粒ケーキよりも残渣性状は良好である。国内での実施例としては、前述の金沢市の例がある。測定結果（表5-11～12）に示された様に、発熱量は汚泥の方が高く、灰中の熱灼減量も混焼の方が低く、要するにこの様な混焼方式ならば燃焼特性はむしろ向上すると言えよう。

② 乾燥ケーキの浮遊燃焼

先にふれた浮遊燃焼法による混焼事例は国内では実験段階であるが⁸⁾、西独のクレフェルト（1975）、インゴルスタット（1978）がよく引用される。これらの例では、混焼比40～50%という高い混焼比率での吹込燃焼が行われているようであるが、飛じん量の増大が問題になると思われる。しかしながら浮遊燃焼といえども、ストーカ炉では乾ケーキを完全に浮遊させることはむづかしく、一部は火床上に落下してごみ層の上で燃えるので、その燃焼の実態は、空間浮遊燃焼と床燃焼が併用されていることに注意する必要がある。

以上のように気流乾燥法によって得られる微粉は比表面積が大きく、着火性に優れ、燃焼時間が短い等、その燃焼特性は著しく改善される。しかし全体の熱収支や、乾燥装置、搬送装置等から経済性はもちろん維持管理性からも十分検討を加えるべきで、このシステムは比較的、大規模な施設で採用されているのも、この辺の事情によるものであろう。いずれにしてもこのような微粉を混焼する場合、周囲への飛散防止、炉の燃焼室の形成、滞留時間、雰囲気温度の維持などについての検討、またボイラ、集じん器等に対する飛じん対策、さらにはストーカの落じん対策等の設計上の配慮が必要である。

2) 流動床炉での混焼

流動床炉における汚泥及び都市ごみの単独焼却については、既に数多く運転実績がある。その意味では流動床炉は都市ごみ及び脱水ケーキという物理的性状、燃焼性の著しく異なる廃棄物のいずれをも処理出来る装置である。従って燃焼の面からのみみれば、焼却炉の燃焼負荷の許容範囲内にある限り、どのような混焼比でも処理可能である。すなわち都市ごみ専焼炉での汚泥混焼でも、汚泥専焼炉での都市ごみ(RDF)混焼でも問題はない。しかし焼却施設として、自燃燃焼、及び炉の負荷が検討項目となる。

(1) 自燃燃焼性

都市ごみと汚泥の流動燃焼の代表的パターンを比較すると、都市ごみは構成物質が一般に軽いものが主体で、発熱量も比較的高く炉に供給されてから燃焼完了までの所要時間も極めて短い。従って都市ごみは流動層上部で大部分の燃焼が完了する。このためフリーボード部の温度は通常、流動層部より100℃～200℃高い。一方汚泥を脱水ケーキのまま炉に供給した場合、脱水ケーキは流動層内で、流動媒体との激しい接触により、解砕、乾燥、着火、燃焼というプロセスをとる。従って流動層内での燃焼比率が高くなる。このため流動層部とフリーボードとの温度差は都市ごみの場合より少なく、50℃～150℃程度である。また、脱水ケーキは発熱量がかなり低いため、一般に補助燃料の助けをかりなければ燃焼を維持することが出来ない。

このように燃焼パターン異なる両者を同一の炉で焼却処理する場合、汚泥の混入比率が高くなる程、良好な燃焼を維持するために下記のような配慮が必要であると考えられる。

- ① 汚泥と都市ごみを炉投入前に機械的に混練して均質化する。
- ② 汚泥を炉内に分散投入する。
- ③ 流動媒体に強制的に旋回運動を与える等により、ごみの流動層内での燃焼を高める。
- ④ 汚泥を乾燥して炉に投入する。

汚泥と都市ごみを機械的に混練する例として、科学技術庁研究調整局が行った混焼の試験研究⁴⁾がある。この方法は燃焼速度、形状の異なる両者を平均化、均一化させて流動層内で燃焼を行わせるには最も望ましい方法である。この試験結果において、平均的ごみ質(1,300kcal/kg)のとき、混焼比50%まで自然可能であると報告されている。しかし、都市ごみに含まれて来る空缶、ビン類による混練機における機械的トラブルの発生及び、機器点数増加の点で問題があると考えられる。

汚泥を炉内に均一に投入する方法としては、ごみの供給機で均一に混合する、複数個所から炉に投入する等が考えられるが、現在発表されている事例では、均一投入のために特別な配慮をしなくても通常の燃焼には何ら影響ないとされている。その最大の理由は汚泥の混焼比が低いためである。実施例の調査結果では、F市の場合、ごみピットに投入された汚泥ケーキをごみクレーンで攪拌しながらつかみ、ホッパに投入している。G市の場合はポンプで送られて来る脱水汚泥を、直接ホースノズルで炉内に投入している。L市の場合は炉への供給ホッパの位置にポンプにより脱水汚泥を投

入し、定量供給機で混合しながら炉に投入する。いずれの場合も燃焼に対して、混焼による悪影響はないと報告されている。

流動体に旋回流を与えて、流動層内での燃焼を均一化しようとする構造の炉もあるが、汚泥の混焼比が低い場合には、定量的な差異は明確でない。

汚泥の前処理としての乾燥の必要性については、流動床炉の場合、流動層内において、汚泥の解砕、乾燥の作用があるので、自然可能な範囲内の混焼である限り、全く必要なく、実装置においても乾燥機を設置している例はない。しかし、何らかの理由により、汚泥の混焼比を非常に高くとる必要があるとき、又は、大型炉で、廃熱ボイラを有する施設においては、施設全体の熱バランス上、乾燥機を設置するメリットが出る場合も考えられるので、設備費との兼合も含めてケースバイケースで検討する必要がある。

なお国内においては、汚泥焼却流動床炉で都市ごみを RDF の形で供給して混焼する事例はない。将来においても、RDF が燃料として流通するような状況にならない限り、RDF と汚泥との混焼の実現はむづかしいであろう。

(2) 炉の負荷

焼却炉における炉の大きさを決定する定量的因子として、炉床単位面積当りの焼却物の負荷と、フリーボード部における熱負荷がある。

流動床炉の場合、炉床（散気部分）と焼却物との間に介在物として流動媒体（珪砂）が存在するので、ストーカ炉における炉床の概念とは多少異なるが、燃焼負荷の目安として、静止砂層における断面積を炉床面積と見做して、この単位面積、一時間当たりのごみ焼却重量を炉床負荷と称して、炉の設計基準としている。現在、都市ごみ流動床炉の場合、一般的に設計値として $450\text{kg/m}^2\text{hr}$ の値を採用されている。これに対して、汚泥の場合は明確な基準はないが、通常、炉床のケーキ負荷（水分 60～80% 程度）として $200\sim 300\text{kg/m}^2\text{hr}$ の値がとられているが、これは熱負荷からは都市ごみに比して非常に低い値である。これは後述する様に水分の蒸発速度を律速とするためである。

流動床炉における炉床負荷の制限因子には、

- ① 良好な流動状態が維持出来ること
- ② 炉床温度が適切であること
- ③ 排ガス及び焼却灰中の未燃分の発生がないこと

等がある。都市ごみの場合、炉床負荷に最も影響するのはごみの発熱量、すなわち、流動層部の単位体積当りの熱負荷である。ごみ発熱量に対する炉床負荷（火格子燃焼率）の実績値の一例を図 5-11 に示す。これによるとごみ発熱量が低い程炉床負荷が大きくとれることがわかるが、いずれにしても設計基準値は可成余裕のある値をとっている。一方、汚泥の炉床負荷に最も影響を与えるのは汚泥の水分であり、汚泥の水分の増加に伴ない炉床負荷は減少する。すなわち流動層部の単位体積当りの水分負荷量をほぼ一定にする必要がある。従って熱負荷的には余裕がある。汚泥の水分と

炉床負荷（乾物基準）との関係の一例を図5-12に示す。

フリーボード部の熱負荷は、都市ごみの場合、構造指針により $8 \sim 15 \times 10^4 \text{ kcal/m}^3 \text{ hr}$ を標準とするように定められている。流動床炉では、排ガスの炉内での滞留時間を保持するため、通常この数

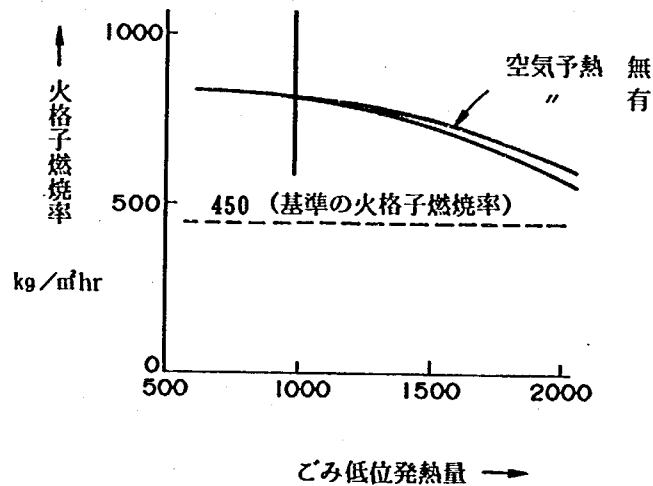


図5-11 ごみ流動床炉の炉床負荷

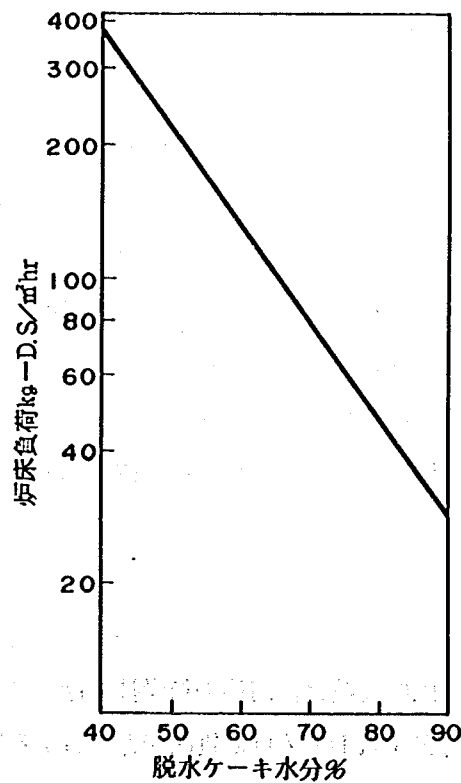


図5-12 汚泥流動床炉の炉床負荷

値の下限に近い値になっている。汚泥の場合は、汚泥の発熱量が低いため、排ガスのフリーボード線速により炉の大きさが決められる。すなわち、フリーボードにおける排ガスの流速が、流動媒体の飛散速度より小さく、焼却灰の飛散速度より大きいところで決められる。

汚泥と都市ごみを混焼する場合、火炉負荷のとり方としては、両者の合計量を燃焼負荷として設計するのが順当であろう。前項で述べた自然が維持出来る範囲での混焼という条件のもとで、都市ごみ専焼炉として計画された炉に、汚泥脱水ケーキを混焼したときの炉床負荷に対する影響を検討してみる。このとき汚泥による炉床負荷は、汚泥と都市ごみの発熱量の差を考慮して、ごみの発熱量に換算して付加するものとし、この試算結果の一例を図5-13に示した。ここで都市ごみの低位

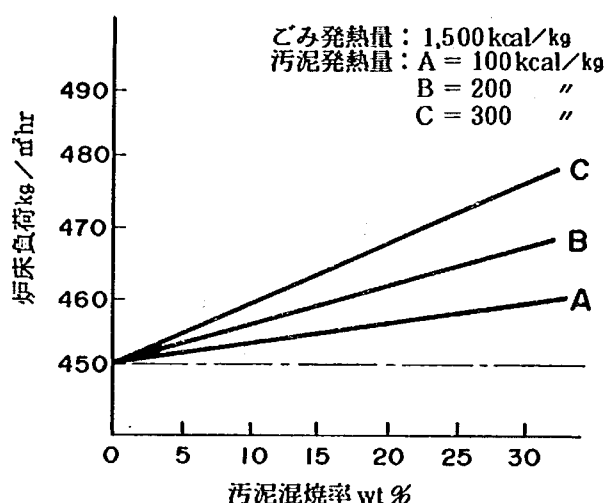


図5-13 ごみ流動床炉での混焼時の炉床負荷

発熱量を 1,500 kcal/kg とし、汚泥の低位発熱量は 100~300 kcal/kg とした。この結果汚泥の混焼率 30% の場合でも炉床負荷の増加は 6% 以内であることがわかる。従ってこの程度の混焼率の場合には、汚泥を入れるために炉の大きさを変える必要はないと言える。これらを裏付けるデータとして前述の G 市、N 市の実測結果を見ると、混焼率 8%~15% の範囲で焼却灰の熱灼減量はごみ専焼時と差はなく、汚泥混焼の影響はないものと考えられる。

流動床炉における汚泥混焼の事例が未だ少なく、詳細なデータも少ないが、自然発生量の範囲内における下水汚泥と都市ごみの混焼については、焼却炉本体に関する限り、炉の大きさ等大巾な変更を行う必要はないと言えよう。

3) 多段炉での混焼

汚泥焼却用多段炉を用いた混焼の国内実績は、前述の科学技術庁の実証実験報告書⁵⁾がある。

実験に用いられた多段炉は下水汚泥 18 t DS / 日の処理能力を有する実用炉で、運転モードは部分燃焼による熱分解方式である。ごみは分別収集された可燃性ごみを粗破碎した RDF であり、これを炉の 2 段目から供給した。表 5-19 に示すデータから燃焼特性値を抽出すると、炉床負荷は混合処理

表5-19 実証実験における運転データ

		汚泥単独熱分解	混 合 熱 分 解
汚 泥 投 入 量 (kg / 日)		1, 010	1, 062
都 市 ご み 投 入 量 (kg / 日)			350
合 計 (kg / 日)		1, 010	1, 412
熱 分 解 炉	重 油 使 用 量 (ℓ / 日)	34. 72	13. 92
	循 環 ガ ス (Nm ³ / 日)	698	482
	部分燃焼空気 (Nm ³ / 日)	0	585(4 段目)
	空 気 比 (—)	0. 97	1. 17
	部 分 燃 焼 率 (—)	0. 55	0. 64
	滞 留 時 間 (日)	1	1
	残 渣 Ig-loss (%)	2. 7	2. 2
	炉内温度 1 段目 (°C)	262	348
	” 2 段目 (°C)	383	561
	” 3 段目 (°C)	468	651
	” 4 段目 (°C)	699	863
	” 5 段目 (°C)	789	884
	” 6 段目 (°C)	792	768
	炉出口ガス温度 (°C)	310	368
	炉出口ガス流量 (Nm ³ / 日)	2, 400	3, 400
ボ イ ラ 室	重 油 使 用 量 (ℓ / 日)	96. 5	89. 7
	出口ガス温度 (°C)	825	827
ボ イ ラ	給 水 量 (kg / 日)	1, 700	2, 000
	蒸 気 圧 力 (kg / cm ² G)	13	13
	出口ガス温度 (°C)	180	210
	” 流量 (Nm ³ / 日)	5, 000	5, 700
	” CO ₂ (%)	9. 95	11. 43
	” O ₂ (%)	7. 50	6. 22

の方が高く 18kgDS / m³ hr である。ただし、この値は一般の熱分解速度 20～25kgDS / m³ hr に比較して低い値である。これは処理場の汚泥発生量に合わせて汚泥投入量を制限したためで、残渣の熱的減量（混合処理の方が低い）の値からみて処理速度は充分一般の値程度は採れるものと考えられる。

この様に、ごみを多段炉に供給し得る程度に処理（RDF 化）すれば、汚泥焼却用多段炉においてもその燃焼特性を変化させずに混焼し得ることが実証されている。

このように、汚泥焼却炉に多段炉を組み合わせた処理方式は、汚泥の熱分解速度を向上させることが期待される。また、このように、汚泥焼却炉に多段炉を組み合わせた処理方式は、汚泥の熱分解速度を向上させることが期待される。

5.4 混焼システムの構成とその要素技術

下水汚泥と都市ごみとを混焼を行う場合，そのシステムを構成する各単位プロセスにはさまざまな要素技術が含まれ，それらの組合せによって幾通りもの混焼システムが可能となる。前節までは，これらの組合せや構成の問題については触れずに混焼技術の検討を行って来たが，ここで混焼システムを構成する単位プロセス及びその中に含まれる要素技術の整理，分類を行う。

まず，混焼システムは基本的に図5-14に表わされている様に7つの単位プロセスから構成されてい

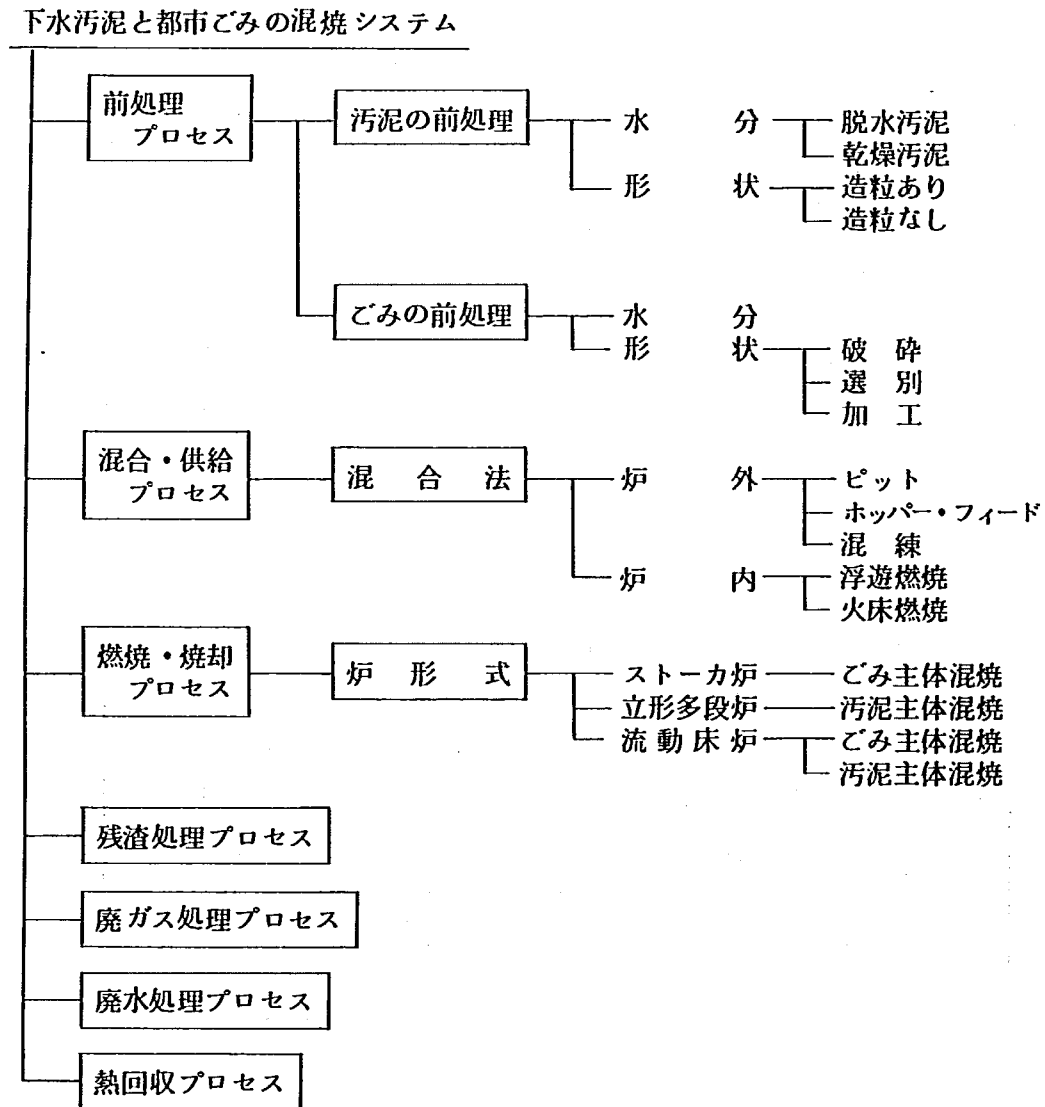


図5-14 混焼システムの構成と要素技術

る。各単位プロセスはいくつかの要素技術から組立てられるが，この分類のレベルではいく通りかの選択肢がありその選択によってシステムが決定される（システムの選定については後述）。用いられる要素技術そのものはいずれも既存技術であり，技術そのものが問題となるよりも各技術が混焼システムの中でどの様に機能するかといった点が問題となろう。そういった観点から混焼システムに用いられる各

要素技術の概要を単位プロセス毎に簡単に述べる。

5.4.1 前処理プロセスにおける要素技術

1) 都市ごみの前処理技術

混焼システムにおいて、炉の形式、燃焼方式、混焼比等によってごみの前処理が必要となることがある。ここでは、流動床炉での汚泥・ごみの混焼に対応するためのごみの破碎、選別および汚泥の多段焼却炉などでの混焼に適応され得る RDF の製造について述べる。

① 流動床炉投入のための破碎選別

流動床炉による汚泥・ごみの混焼では、ごみ焼却を主体とした流動床方式の炉において汚泥を混焼するもの、汚泥の流動床焼却炉においてごみを添加するものの二つが考えられる。前者では、もともとごみの流動焼却をさせることが基本であり、その燃焼を妨げない限度の量と質の汚泥を混焼させるものであるところから、ごみの前処理としては従来のごみ流動床炉で実用されている破袋、破碎装置（ときに部分的に選別機構を含むこともある）が用意されることで足り、とくに磁選による異物の除去までを必要としないことが多い。しかし、混焼比がかなり大きくなると、汚泥の炉内への分散供給を助け、流動層温度の部分的な低下を防ぎ、また汚泥の燃焼完結をはかる目的からのごみと汚泥を混練した上で炉内に供給した方がより好ましい結果を生む。

後者の汚泥流動床焼却炉において、ごみを補助燃料として供給する場合は、ごみ、汚泥両者の比重の差や燃焼速度の相違から二層燃焼の形となり易く、ごみによって流動層温度を十分に高める助燃効果が得られないことが多い。これを避けるためにはやはり炉に供給する手前で汚泥とごみの混練を行う必要があり、ごみの前処理として破碎・選別が不可欠である。特に汚泥の流動床式焼却炉は、ごみの流動床炉と異り通常異物の排出分離機構、砂の還流装置などを備えていない。従って流動床炉内への異物混入の防除は十分に行う必要がある。破碎選別の工程に風選方式を用いることは異物分離効果が大きく、望ましい計画といえよう。ただしごみ中の異物を分離し、RDFとしての純度を高めるほどリジェクトがふえることもあるので総合的な検討が望ましい。

② RDF（ごみ燃料）の製造

RDFの製造には乾式法と湿式法とがある。湿式法とはハイドラ・パルパーによりごみ可燃分をパルプ化して汚水と共に脱水ケーキ化する方法で、ヘムステッド、N. Y. などの例はあるが、一般的ではない。一方、乾式法とはごみの破碎と選別との組み合わせにより行われるもので、その組合せ方によって各種の製造プロセスが派生する。表5-20に各種RDF製造プロセスとそのRDFの特徴を図5-15に代表的プロセスのフローシートを示す。

2) 下水汚泥の前処理技術

① ごみ焼却エネルギーによる汚泥の乾燥

下水汚泥をごみと混焼する場合、汚泥をどの程度まで乾燥するかは今後検討しなければならないが、ごみとの混合、汚泥のハンドリング及び燃焼特性の向上等乾燥は混焼を有利にする技術である。

表 5-20 各種の RDF 製造プロセス

タイプ	プロセス	形状	その他
① ② ③ ④ ⑤ ⑥ ⑦	ドライプロセス ① 破砕→磁選→RDF	Fluff-RDF	Ash 分のコンテストが 高く 20%以上
	② 破砕→(磁選)→風選→(軽質分)→RDF	"	Ash 分少い
	③ 破砕→風選→破砕→RDF	"	Ash 分高い
	④ 破砕→破砕→風選→RDF	"	Ash 分少くなる
	⑤ スクリーン→破砕→風選→RDF	"	
	⑥ 破砕→スクリーン→風選→RDF	"	
	⑦ 破砕→風選→スクリーン→RDF	"	
	⑧ 破砕→スクリーン→風選→破砕→圧縮成形→RDF	Densified-RDF	ストーカー炉向け RDF
	⑨ 破砕→風選→スクリーン→化学処理→ ^{ホット} ボールミル→RDF	Powder-RDF	Eco-Fuel II
⑩	ウェットプロセス ハイドロパルパー→ハイドロサイクロン→脱水プレス→RDF	Wet-RDF	水分：20～50%

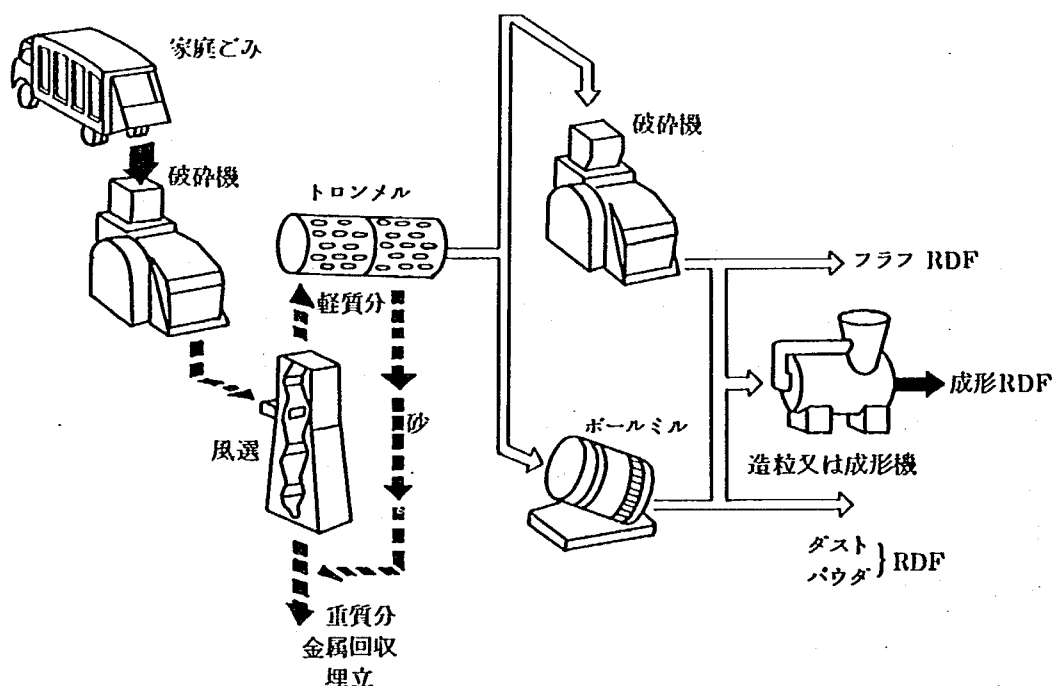


図 5-15 乾式法 RDF 製造プロセスフローシート

汚泥乾燥はこの様に混焼システムの中で重要な技術であるがその技術はすでに確立されており適用に何ら問題はない。乾燥装置としては表 5-21 に示すように多くの種類がある。

② 乾燥ケーキの造粒

汚泥脱水ケーキをストーカー炉でごみと混焼する場合いくつかの都市で行われた実験、実績の示す通り、ごみ：ケーキの混焼比が 0.1 程度であるならば、何らトラブルはないものと考えられる。し

表 5-21 汚泥乾燥装置の種類

	加 熱 方 法	乾 燥 機 名 称
熱 風 乾 燥	熱 風 搬 送	* 気流乾燥装置, 噴霧乾燥装置
	材 料 攪 拌	* 回転乾燥機, 多重段円盤乾燥機, 溝型攪拌乾燥機, 流動乾燥装置, 通気乾燥機, トンネル乾燥機
	材 料 搬 送	* バンド乾燥機, 箱型乾燥機, シート用乾燥機
伝 導 乾 燥	材 料 攪 拌	溝型攪拌乾燥機, * 中空スクリュ乾燥機 (熱媒油又は蒸気加熱式) * 円筒攪拌乾燥機 * 水蒸気加熱管式回転乾燥機, 真空回転乾燥機, 真空乾燥機凍結乾燥機
	円 筒 加 熱	* ドラム乾燥機, 円筒乾燥機
そ の 他		高周波乾燥機, 赤外線乾燥機, 超音波乾燥機, 過熱蒸気乾燥機

* 汚泥乾燥に適すると考えられるもの

かし、乾燥ケーキをストーカ炉で混焼する場合にはケーキの形状、性状によってストーカのすきまからリドリングする可能性がある。この様な場合 5.3.4 で述べた様にケーキを一定の形状、大きさに造粒することが考えられる。造粒物は取扱い上ある程度の強度を必要とし、さらに、ストーカ上での燃焼に際して燃焼状況を著しく阻害するものであってはならない。

一般に、汚泥ケーキの様な湿潤粉体は、造粒機構として自足造粒させることは困難で圧縮成形、押し出し成形の様な強制造粒機構によらなければならない。汚泥ケーキの造粒操作では、ケーキ種類、性状によって造粒の適正水分域がかなり変動し、しかも適正水分域の巾が比較的狭い。そのため、造粒機としては、これらの変動に耐え得るものが望ましい。又造粒機として構造操作が簡単で所定の性能の得やすいものが望まれる。この様な選定理由から下水汚泥ケーキの造粒機としては押し出し造粒機が適しているであろう。

5.4.2 混合供給プロセスにおける要素技術

5.4.2 混合供給プロセスにおける要素技術

1) ストーカ炉への供給

ストーカ式焼却炉は、都市ごみの無選別投入が基本であるところから、数十分の貯蔵容量をもつ投入ホッパ・シュートを備え、ごみクレーンからホッパーへの間欠的投入が行われており、流動床炉とはかなり様相を異にする。ここへ汚泥を加えるには、汚泥性状により次のようになる。

① 脱水ケーキの場合

(a) ごみピットに脱水ケーキを投入し、クレーンバケットによってよく攪拌混合をくり返したのち、混合物をクレーンでホッパへ投入する。

(b) 脱水ケーキをごみホッパに定量的に連続混入する
の二方法に限られるようである。

② 乾燥ケーキの場合

水分30%前後以下に乾燥したケーキをごみと混焼する場合供給法はかなり容易なものとなる。この場合脱水ケーキとは異り、汚泥の物理的性状がほぼ安定しているため、運搬手段、定量供給手段の選択の自由度も向上して、乾燥後のケーキの水分、粒度とごみ質、ならびに混焼比によって適切な投入位置を選び得る。ケーキの投入位置としては、ごみホッパ、ストーカの乾燥段階、燃焼段階などを選ぶことができる。なお気流乾燥方式をとる場合については水分値も10%以下となるため、直接炉内に吹き込み、空間燃焼と火床燃焼と併用することも可能である。

2) 流動床炉への供給

流動床炉への汚泥とごみの供給方法の代表的事例をあげると次のようである。

- ① 破碎ごみと脱水ケーキをそれぞれ別の位置から炉内に投入する方式と、予め混練装置を経た上で炉内へ投入する方式がある。
- ② 汚泥の投入方法には、炉頂からのもの、側壁からのもの、流動層内へ直接圧入する方式がある。
- ③ 汚泥の輸送方法についてはコンベア輸送、ポンプ輸送が相半ばしている。
- ④ また混練装置としては、貯槽の下部にスクリー式の混練機構をそなえたものが多いが、独立した混練装置を設ける例もある。

以上の様に、供給法、汚泥投入位置、輸送法、混練法ともに各様ではあるが、これらは汚泥の質、汚泥供給量、混焼比、あるいは装置の関連配置など、ケースバイケースで選択が異なるためである。

5.4.3 焼却プロセスにおける要素技術

1) ストーカ炉での混焼技術

① ごみと脱水ケーキの混焼

ごみ焼却炉において、し尿または下水の汚泥を脱水ケーキの状態で受け入れごみと混焼することはかなり古くから行なわれており、し尿脱水ケーキ（スクリーン滓を含む）の混焼事例が多い。汚泥のごみとの混焼比は、主として脱水ケーキの水分とごみ質に左右されるが、ごみ量の1/10程度の例が多い。この数字は、多くの焼却施設において焼却炉温を維持し、ごみ焼却量の低下を招くことなく比較的安定した燃焼を保つことができ、しかもごみ焼却灰の質をさほどに下げないで運転ができる平均的な限界と云えるようである。

水分70~80%の脱水ケーキは強固な粒子間結合によってかなりの粘性をもっており、一たん解砕されたものでも汚泥同志が容易に凝集して団子状になる。団塊状となったものは、熱を受けて表面

から中心部にかけて徐々に乾燥し、当初の粘性を失い、次第に解砕されやがて中心部までが燃え尽きる。これには長時間を必要とする（長い滞留時間の必要性：燃焼速度の低下）。このことは、都市ごみ専焼用に設計されたストーカ上で脱水ケーキを混焼した場合、汚泥の総てを完全に燃え切らせるための混焼比に当然に制限があることを意味する。しかもこの方式の混焼事例のほとんどは、共通してごみピットでのクレーンによる攪拌混合方式がとられており、前述ように汚泥の完全な分散は望むべくもない。さらに注意すべき点は火床面での分散性であり、極端な場合は汚泥団塊が火床上、ごみ層内に点在した状態であることもあり得る。このような場合は汚泥の未燃分に起因する灰汚水BOD増が観察される。したがって火格子面積のゆとり、燃焼性能のすぐれたストーカといった点が技術上のポイントとなる。

② ごみと造粒ケーキの混焼

汚泥の混合焼却に際し、その前処理としてスクリー押出成型機などを用いて汚泥の造粒と乾燥を行なう試みについてはさきにもふれたが、いわゆるペレタイザを用いる成型は、一定粒度の汚泥が安定して得られ、既設のごみ焼却ストーカに広く採用され得る点でメリットがある。しかし成型機に好適な水分に調整するための乾燥工程の必要性、成型に要する動力、成型品の密度と燃焼性などの点を考えると、その採用には総合的な判断が必要である。

③ ごみと乾燥ケーキの混焼

(a) ロータリキルンによる乾燥・混焼

本法では脱水ケーキは汚泥バンカーに一時貯留され、底部スクリーコンベヤーにより切り出される。汚泥供給ポンプによって定量的に乾燥機に投入された汚泥は750℃前後の高温ガスと接触することにより水分15%前後に乾燥、粉碎される。乾燥ケーキはブロアにより空気輸送された後、モノサイクロンによる捕集、ごみ焼却炉内への供給を経て混焼される。一方汚泥乾燥の熱源となのごみ焼却炉で発生した900℃前後の燃焼ガスは、乾燥排ガス（200℃）の一部で温度調整（750℃）した後乾燥機内に入る。汚泥乾燥後の排ガスはサイクロンで除じんされた後ブロアでごみ焼却炉内高温域に戻され、臭気成分は酸化分解されると共に炉冷ガスとして有効に利用される。乾燥機として攪拌回転翼をもったロータリキルンを用いると、熱ガスによる乾燥と同時に解砕と造粒が行なわれる。乾燥ケーキはペレタイザで得られるような均一粒度ではないが、燃焼ストーカ形式のいかんによっては実用性において何ら支障の生じない一例である。この方法では前項で述べた成型機が省略でき、乾燥と解砕が同時処理されるメリットはあるが、落じんの多い燃焼機との組合せとする必要がある。

(b) 気流乾燥装置による乾燥・混焼

本システムの代表事例としては水分65～75%の脱水ケーキを400℃の熱ガスを利用して、水分10%以下に乾燥する。汚泥ホッパから定量的に切り出されたケーキは、混合解砕コンベヤーで乾草粉との混合により水分50%程度に調整した後ケージミルに送られる。ケージミルには400℃の熱ガスが送られ、汚泥はミル内で短時間で乾燥し気流にのって移動し、モノサイクロンで捕集され

る。乾燥ケーキは必要量が混合解砕コンベアに送られ、残余はごみ焼却炉に供給され、ごみと一緒に焼却される。モノサイクロンで乾粉を分離した 250℃の排ガスの一部は炉から引抜いた 700℃のガスと混合されて 400℃の熱源ガスとなり、残りは炉内の高温域に戻されて臭気成分の分解が行われる。この方法では汚泥は水分 10%以下の微粉であるが床燃焼を行わせるので粒状汚泥の場合と同様、落じんの少い、かつ充分な通気性能をもつ焼却炉が要求されてこよう。

④ 乾燥ケーキの浮遊燃焼

水分 10%以下に乾燥粉碎された汚泥ケーキは、比表面積が大きく、着火性が良くまた燃焼時間が短いため、高温炉内に吹き込むことによって十分浮遊燃焼を行なわせることが可能となる。

浮遊燃焼法によるごみとの混焼については、クレフェルト 1975、インゴルスタット 1978（いずれも西独）の運転事例がよく引用される。クレフェルト、インゴルスタットともかなり大きい混焼比（40～50%対ごみ比）で吹込燃焼が行われているようである。ただし、気流乾燥法で得られた微粉状の乾汚泥といえども、その燃焼の実態は空間浮遊燃焼と床燃焼が併用されている。又浮遊燃焼法においては、乾微粉は燃焼炉内を上昇する過程で残留水分の蒸発・揮発分のガス化、着火・燃焼の完結が行われる必要があり、このためには燃焼室の形成、滞留時間、雰囲気温度の維持などについての検討をはじめ、ボイラ、集じん器などにおいて飛じん増加に対する設計上の配慮が不可欠である。

2) ごみ流動床炉での混焼技術

ごみ焼却炉で汚泥を混焼するときに燃焼に影響を与える要因の主なものは、ごみの性状と汚泥の性状及びごみと汚泥の混合割合である。ごみの性状のうち直接燃焼に影響を与えるのはごみの低位発熱量であり、これは 2 章で述べられているように現状都市部では 1,200～2,000 kcal/kg 程度となっており、この値は流動床炉での自燃限界に対して十分に余裕をもった値である。下水汚泥の性状で燃焼に影響を与える要因としては、汚泥の組成にもとづく発熱量、脱水助剤の種類、脱水ケーキの水分等があるが 1 章でも述べた様に石灰添加汚泥より、高分子添加汚泥の方が、又消化汚泥より混合汚泥の方が熱量的には有利である。しかし、いずれの場合にしても脱水ケーキの低位発熱量は 100～400 kcal/kg 程度と極めて低く、燃料的価値は低い。従って熱量的にはごみ主体の流動床炉で脱水ケーキ直投の場合、自燃処理できる混焼比に上限があると考えられる（詳細は 9 章のシミュレーション参照）。一方都市ごみと下水汚泥の発生割合をみると都市ごみは 1 人 1 日当り 800 g～1,000 g 程度であり、下水汚泥は脱水ケーキベースで 1 人 1 日当り 200～300 g 程度である。この比率は、ほぼ 5 : 1～3 : 1 となるが、自然発生量で比較するかぎり脱水ケーキのままごみと混焼しても自燃することが多い。

3) 汚泥焼却炉での RDF との混焼

① 汚泥焼却炉での混焼の方法

下水汚泥の焼却炉で混焼を行う場合、炉の構造、機能から、ごみの種類、形状として破碎した可燃分でなければならない。又、混焼の目的としては、特殊なケースを除いて、ごみを汚泥焼却炉の化石燃料の代替燃料として用いようとするものである。つまり、ごみを RDF の形で汚泥焼却炉の

補助燃料として利用するわけである。可燃性ごみを污泥焼却炉の補助燃料に利用しようという試みはヨーロッパで最初に行われた様であるが、米国では Resource Recovery Act の成立によって物質回収型のごみ処理が行われる様になり、RDF が生産される様になって污泥焼却炉への RDF の供給システムが提唱される様になった。これに対して、我が国においては、ごみ処理の方向が可燃性ごみの全量焼却であって、焼却普及率も高く、物質回収の行われる可能性はほとんどなく、ごみ処理から RDF の発生する可能性も極めて少い。従って我が国では、污泥焼却炉の燃料にごみ処理から発生する RDF を利用するという米国型の方法が実用化される見通しは少ない。しかし、下水処理場で破碎しただけの可燃ごみ（一種の簡便な RDF）を污泥焼却の補助燃料に用いる技術は、十分実現の可能性があるものである。いわば、污泥焼却炉での混焼というプロセスは現行システムの環境条件が変化した場合の代替プロセスと位置付けられよう。

② 多段炉での混焼

前述した様に科学技術庁によって実験が行われたが、この実験によって、この種の RDF を污泥焼却用多段炉の補助燃料として用い得ることが実証された。又、このプロセスの各要素技術は既存の技術であって、これらを組合せるプロセスの実用化は技術的には問題ないと考えられる。ただし、実用化に当っては、混焼比と污泥処理量との関係を明確に把握して置く必要がある。

③ 流動床炉での混焼

污泥脱水ケーキ焼却の場合と同じ型式の流動床炉では鉄などの金属類、ガラス、石などの不燃物が含まれない軽質の可燃性破碎ごみ（RDF）であることが必要である。湿式 RDF を用いた例としては前述の米国オハイオ州フランクリン市の場合が実績としてあり、150 t / 日の RDF と乾燥固形物で 2 t / 日の污泥を焼却した。この場合の RDF はハイドラパルパーによりごみを処理して得られるスラリー状の繊維で、これをコンプレスで 45% 水分まで脱水しこれに污泥を混合して焼却した（1971 ～ 1979）。一方乾式 RDF と污泥とを混練した混焼実験はやはり科学技術庁によって行われている。污泥焼却用流動床炉に不燃物排出装置を設ける方法としてはごみ焼却用流動床炉に準じて考えれば良い。

4) ごみ－污泥を結合した熔融技術

今まで述べてきた技術は焼却炉の型式や燃焼方式は異なるものの、いずれも焼却することによりごみも污泥も最終処分物として焼却灰を残す。それに対して熔融技術を適用することは減量化効果を更に進めて、最終処分物を熔融スラグに求めることにある。

一般に廃棄物を熱処理で固化する方法には、焼結固化と熔融固化とがあり前者は主としてロータリ・キルンで焼却灰に粘土とか珪砂などの焼結助剤を混入し 1,100℃ 前後で焼結するもので、後者は一般にはバーナを用いた熔融加熱炉や電気抵抗式熔融炉等で、廃棄物を熔融するものである。これ等の装置そのものは、既に多くの産業で使われ、技術的に確立されており、廃棄物の焼結・熔融はそれらの応用技術である。以下熔融固化法について簡単にふれてみよう。一つは混焼炉の後に熔融炉（焼結炉と置き替えても良い）を単に追加して混焼炉からの焼却灰（污泥とごみの焼却灰）を熔融スラグ化

するものである。あるいはごみ専焼炉の場合は乾燥汚泥をごみ焼却灰と、熔融炉に投入し熔融スラグ化する方法も採用可能である。次に考えられるのは焼却炉の代りに熔融炉をもってこれに替え、廃棄物を直接熔融スラグ化するもので、この場合ごみは破砕機等でRDF化し、汚泥はRDFに見合って乾燥汚泥を用いることになる。

この様な焼結・熔融固化処理は、減容化や重金属の無害化等の対策として有効な方法であり、かつ生成固化物の資源としての利用を図ることも出来る。一方焼結・熔融操作に要するエネルギーは大きく、また操作性においても従来の焼却技術よりむづかしい面がありその採用には慎重な検討が必要である。

5.4.4 後処理プロセスにおける要素技術

1) ストーカ炉での混焼の後処理技術

ストーカ炉における乾燥汚泥とごみの混焼の場合、燃焼の形式から言っても炉出口ダスト量は大きくなり、廃熱ボイラ・電気集塵器に対するダスト負荷が増加する。実装置による実施結果によって、フライアッシュに基本的な差異はなく、溶着等の問題も異常高温でもない限り発生しないようであるが、ボイラの構造、電気集塵器の容量等には検討の余地が残されている。排ガス中に含まれる有害物質の内、HCℓが汚泥専焼炉よりも高くなる事は、ごみ中に含まれるCℓ成分の高さから当然予想される。一般にごみ・汚泥各々の専焼時におけるHCℓの発生量は

ごみ …… 500 ppm

汚泥 …… 200 ppm

程度であり、いずれも現在実施されている除害技術で十分対処し得る程度である。

2) 流動床炉での混焼の後処理技術

都市ごみ専焼との比較では混焼の方がCO発生が少なく、従ってより低空気比での操作が可能であるため排ガス量が少なく、排ガス処理設備に対する負荷が軽減される。汚泥専焼との比較ではこの関係は逆になる。一般には空気比は

都市ごみ焼却では $m = 1.7$

汚泥・ごみ混焼では $m = 1.5$

下水汚泥焼却では $m = 1.3$

程度であるが、この空気比はNO_xの発生量に及ぼす影響は大きい。混焼の場合汚泥中に含まれるN成分が多いため、ごみ焼却よりもNO_x発生量が多くなるが、この空気比の差により、汚泥とごみの比率が1：3程度ではNO_x発生量には顕著な差はなくなる。汚泥の比率が高い場合には汚泥焼却時と同様2段燃焼方式を取り入れてNO_xの発生を抑制するか、排ガス脱硝装置によりNO_xを分解処理する等の対策が必要である。SO_x、HCℓについては5.3で述べた通りであり、汚泥焼却、ごみ焼却単独の場合より以上に発生量が大きくなることはない。従って排ガス処理としては汚泥焼却・ごみ焼却で行っている苛性ソーダによるガス洗浄、消石灰による半湿式法、炭酸カルシウムによる炉内脱

塩等により十分対処することができる。

焼却残渣については流動床炉の場合炉底から抜き出される不燃物とフライアッシュとして除去される焼却灰とがあるが、熱灼減量の点で投入前の処理として汚泥とごみを混練するなどしている場合にごみの専焼時よりも混焼の方が改善されているケースもある。その他重金属等の点に関しては焼却物の性状および焼却処理の方法によって六価クロム (Cr^{+6}) の発生等の問題は残るが、いずれも「混焼」による固有の問題ではない。

3) 多段炉での混焼の後処理技術

多段炉での混焼としては、可燃ごみを破碎後混焼する形式を採る。この場合通常の燃料と熱的に当量のごみを燃焼させるためには通常燃料より必要空気量が多くなり、排ガス量の増加をもたらす。排ガス量の増加は後続の排ガス処理設備の負荷の増大となると共に、焼却炉出口ダストの増加をもたらす。またごみ中の Cl 成分による HCl 発生量の増加も他の炉形式の場合と同様であるがいずれも従来の排ガス処理方式で十分処理可能である。

焼却残渣については後続の処理方法の如何によっては不燃物の混入排出の問題が残るが、従来も行われて来た汚泥焼却過程で発生し灰中に散在するクリンカーの選別装置の強化等で対処可能である。

排水についてはスクラパー排水は排ガスの性状がほとんどそのまま排水の性状に影響を及ぼす。下水処理場の場合、中和処理などの後、下水処理へ還流するが下水量に比して非常に少ないためほとんど影響はなく、また「混焼」としての固有の問題もない。

5.4.5 熱回収プロセスにおける要素技術

混焼によっても、エネルギー回収に影響する燃焼ガスの性状がごみ専焼の場合と大差ないため、従来の回収技術で十分であると考えられるが、回収の効率、全体的なエネルギーバランスなどを考える必要がある。詳細はシミュレーションによって明らかにするので、ここでは概要を考えてみる。

混焼ではごみ及び汚泥の性状、混焼比によって発熱量が大きく変化する。これはエネルギー回収の大きな要因となる燃焼温度、ガス量等に影響する。このため、ごみ質を把握し最適な混焼比と、最適な汚泥の前処理が必要である。又、熱回収からみたガス性状はごみ専焼の場合とほぼ同じであるが、ダスト量が多くなるためボイラの表面へのダスト付着が考えられ、煤吹機の使用頻度が多くなるだろう。一方ガス温度については上限はダストの熔融、下限は完全燃焼（臭気をなくす）等で定まり、これらのごみ専焼時と同じ条件となりエネルギー回収への影響はない。ボイラ等の腐蝕についてもガス性状が、ごみ専焼時と大きな変化はないので現時点での問題はないと考えられる。このように余熱を蒸気、電力で回収することには何ら問題はなく、混焼による余熱利用については現有技術で対応できるが、長期に渡る調査を行い、効率のよい利用法を開発すべきである。そのためには効率のよい高圧蒸気を回収するために、その問題点である機器の腐蝕防止を図る必要がある。

<参考文献>

- 1) 手島：83汚泥研究年報 p115 (環境技術研究会)
- 2) 魚住他：下水道協会誌 21, 236, 85, 1984
- 3) 米田：第8回日米下水処理技術委員会会議録, II-2-4, 昭和56年10月 (日本下水道協会)
- 4) 科学技術庁研究調整局：「都市廃棄物と下水汚泥の混合処理による熱エネルギー有効利用に関する試験研究」昭和57年6月
- 5) 野津：環境創造 4, 3・4, 35, 1984
- 6) 川上：同上 4, 3・4, 35, 1984
- 7) 藤井他：同上 4, 3・4, 68, 1984
- 8) 日本粉体工業協会編「造粒便覧」オーム社

6. ごみ焼却炉で混焼する場合の技術的課題とその検討

都市ごみと下水汚泥の混焼システムは、都市ごみ焼却施設と下水汚泥処理施設とを結合することによって新たに生れた技術であるが、ここに用いられている個々の要素技術は既に述べた通り、いずれも既存技術の延長上にあつて新たに開発しなければならない技術というものは少ない。従つて、混焼システムにおける技術的課題とは、これら要素技術をどう混焼という目的に適合させシステム化して行くかということである。

本章では、この様な観点から混焼システムにおけるごみ焼却炉における技術的課題の摘出とその対応について考察した。

6.1 全体プロセス計画

ごみ焼却炉における汚泥の混焼が、技術的に、また経済的にも成立し成果を生むためには、要素技術の組み合わせについての具体的な検討の前に、ごみ処理施設とは種々の点で性格を異にしている下水処理施設との結合がもたらす新たな課題についての大局的、基本的な検討が必要である。その主なものとしては、両施設の性格的相違を明らかにした上で、両施設結合計画上の条件、すなわち、立地条件、施設規模のバランス、建設時期の整合性、ごみ質の変動や施設の運転条件などを検討することから始める必要がある。下水処理、ごみ焼却の両施設の間は多くの点で性格的な相違があり、その代表的なものを表6-1に示した。以下表に示した比較をもとに、その問題点と対応の可能性について述べる。

6.1.1 立地条件

ごみ焼却施設と下水処理施設の立地選択は、各自治体がかかえている用地取得上の様々な要因によって定まり、一定することは出来ないが、収集あるいは集水、廃棄、用役、経済性、環境条件等に起因して、表に示すような結果となる傾向がある。表から判るように両施設の性格及び基本的な相違は、立地選択の差となつてあらわれることが多く、ごみ、下水の両施設が近接し得る好条件はむしろ少ないと云える。このため両施設結合の可否を考える際、生ずる汚泥の搬送問題を検討する必要がある。

6.1.2 施設規模のバランス

両施設の結合の可否の判定において、エネルギーバランスの検討は欠かせない。一般にごみ処理施設側において、下水処理施設側から持ち込まれる水分を、ごみ処理施設本来の処理機能をそこなうことなしにどこ迄処理できるかという限度において混焼が成立する。近時脱水技術も急速に進歩し、脱水ケーキの発熱量もかなり高くすることが可能となつてきた。このことから、ごみ焼却炉における汚泥の分散供給にかなりの工夫が行われれば、脱水ケーキのまま混焼する場合の混焼比を高めることが可能となる。

汚泥とごみの混焼において、これをマクロ的にとらえ、両者の自然発生量をもって混焼の可否が論ぜ

表 6-1 下水処理場およびごみ焼却施設の比較

	ごみ		下水処理場
	大規模	中小規模	
立地条件	市街地から離れて立地されることが多い。但し、収集、運搬の効率化をはかるため、市街地隣接型もかなりある。	山間、僻地の立地選択が比較的多い。	河川の下流、臨海部が多い。放流河川に近接する所が選ばれる。
プラントの建設計画	一度計画されると、増設の機会は少ない。		処理区域、管網の整備につれ、逐次系列施設の増強が行われる。 (汚泥の量が年と共に増加する)
ごみ / 汚泥の質	カロリーの年間変動少ない。	カロリーの季節的変動比較的多い。	汚泥処理方式が定まれば、略安定した水分、カロリーで変化が小さい。
排出量の変動	休祭日は集荷ストップするか、ピットでクッションされる。	変動は多いが、ピットがクッション	汚泥発生量は略安定。 (但し、建設計画による差がある)
プラントの運転時間	連続無休止	8hr/d, 16hr/dなど	連続無休止 (脱水工程は8hr/dが多い)
休祭日の運転 (間欠的休止)	同上	休祭日に休止することが多い。	同上
オーバーホール休止 (連続的休止)	年1回1炉につき OH25～30日 点検5～7日 全プラント休止5～7日	1炉につき10～20日/年 全プラント 約10日/年	水処理では無い。
一炉の稼働率 (稼働日数 / 365日)	89%程度	77～82%程度	水処理稼働率100%

られることも多いが、実質問題となると、種々の拘束条件から個々別々の検討が必要となり、仲々一律と云うわけにゆかないことの認識が重要である。すなわち先述の立地条件が適となっても、下水処理施設の規模がごみ処理施設規模に比して過大の場合には、ごみ施設規模に見合う汚泥量しか受け入れられないこととなるので、そのような条件でも従来の処理方式と比べて結合のメリットがあるか否か、他のシステムを考える余地の有無についても併せ検討が必要となるケースもあろう。こうした意味からも、両施設規模のバランスもしくは混焼比の検討は、立地条件の検討とともに混焼の成否を分かつ基本条件の一つである。特に熱バランスは重要な要因であり詳細な検討が必要である(熱収支シミュレーションの章参照)。

6.1.3 両施設建設の長期計画上の整合性

施設規模のバランス検討に大きく関わるものとして、ごみ、下水両施設の長期計画の整合性検討がある。ごみ処理施設は、予定される稼働年度のおよそ7年後のごみ量、ごみ質の予測のもとに計画され、

稼働後15年以上の耐用が求められるところから、余程の大都市を除いては、炉の増設の機会はどうも再々あるものではない。一方下水処理施設、とくに大都市のものにおいては、管路網の年次計画に沿って集水量が増加し、逐次段階的設備増強が行われるにつれて汚泥量がふえる傾向がある。

汚泥焼却を経済的に成立させるには、設備の稼働率をできるだけ高めることが基本となるが、スケールメリット及び維持管理上からは、系列数がある程度少ないことも望ましい条件の一つである。すなわち初期投資が有効に働くためには、汚泥発生量の段階的な将来増加を予測するとともに、また既設の汚泥焼却炉がある場合には、その耐久度や更新時の対応方針などを着実に見通して計画内容を定める必要がある。またごみ処理施設側における新たな立地条件を背景とした将来増設計画、あるいは施設の老朽化にそなえた更新計画等々、両施設の長期的展望に立った計画の整合性の検討が重要である。

6.1.4 ごみ質およびごみ処理施設の運転条件

表6-1から判るように、ごみ処理施設の運転条件は下水処理施設のそれと比べるとかなり異っている。とくに中小規模の施設においては、ごみ質が季節的に、あるいは収集日によって変動するような不安定性や焼却炉の運転が間欠的である等の問題点があり、これは下水処理側での汚泥質の安定性や施設運転の連続性と大きく異なるところである。

1) 混焼が可能な施設規模

ごみ焼却炉は厚生省の構造指針によってバッチ燃焼式、連続燃焼式に分かれており、前者は比較的小規模の間欠運転炉(8 hr)であり、後者には中規模の准連続炉(16 hr 運転)と大規模の全連続炉(24 hr 運転)がある。図6-1は昭和55年度末におけるごみ処理施設(コンポスト12施設を含む)の機種別施設数比率と処理能力比率を示す。

この図から判ることは、ごみ焼却施設1,999ヶ所のうち、施設数としてはバッチ燃焼式が約75%、連続燃焼式が約25%であるが、前者は一施設容量規模が極度に小さい(一施設平均15~30 t/日)ことから、数はありながらも燃焼能力的には25%程度にすぎず、全国の焼却ごみの約75%近くは全連続(24

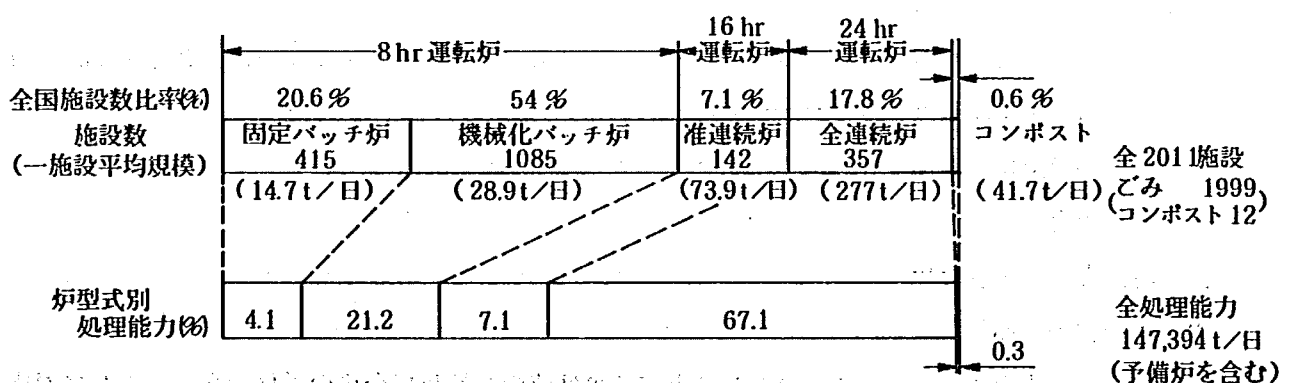


図6-1 ごみ処理施設数及び炉型式別処理能力比率
(昭和55年度着工ベース)

hr 運転炉) および准連続炉 (16 hr 運転炉) で処理されている。すなわち前者は散在性の小エネルギー源、後者はスケールメリットの大きいエネルギー源であり、施設容量規模の大きい大中都市の全連続炉においては、とくに熱利用が積極的に行われていることが多い。

2) 運転時間の整合性と対応の限度

年間を通じて連続的に発生する汚泥を混焼する際に留意すべきは、両施設の運転時間および稼働日数の整合性である。ごみ処理施設では、その処理規模によって1日の運転時間、炉の定期検査補修時間、年間稼働日数など施設の運営工程が、一律ではないにしても表6-1のようになっている。従って汚泥とごみの結合に当たっては、汚泥乾燥の熱源、あるいは汚泥の焼却作業が、数時間、数日、あるいは数週間の単位で休止されることを前提として検討されなければならない。この解決の手段としては、汚泥または脱水ケーキの一時貯留によるクッションがあるが、貯留量には自ずから実用的な限度がある。また焼却炉操業工程の改善(全炉休止を避けるようなオーバーホール工程の計画的選定)によって年間稼働日数を延ばすことはできても、一時期は低下した熱源容量に見合うだけの汚泥処理しかできないことになる。それゆえ、結合計画においては、常にごみ処理施設側の最下限の熱供給可能量をベースにし、また、最悪の事態にも対応できる何らかの処置(既設汚泥焼却炉の一時的使用、脱水ケーキの埋立用地の確保など)を考えておくことも必要である。

以上いくつかの問題点を列挙したが、混焼計画を成功させるには、両施設の性格の相違を認識し、想定される種々の操業条件に対して、それぞれ適確な対応ができる検討が望まれる。

6.2 前処理プロセス

汚泥の前処理は、ごみのもつ余剰エネルギーによって汚泥が燃えるための条件作りの過程に相当し、供給汚泥をどの状態にまで前処理すればごみとの混合燃焼が安定して行えるかについては、熱的な条件、炉への供給条件、燃焼装置の特性などが関係しており、これら諸条件を総合した判断にもとづく計画が必要である。

6.2.1 熱的条件の検討

これは安定燃焼を考える上での基本事項の一つであり次の諸数値が、次項の諸条件と併せて前処理プロセス選択のために検討されなければならない。

- ① ごみの発熱量
- ② 汚泥の発熱量
- ③ 汚泥とごみの混焼比
- ④ 混合物の発熱量

これらの値を決定するに当たって、最も問題となるのは値の変動及び今後の推移である。これに対応するにはデータの蓄積、解析である。近時コンピュータの発達により、数学的予測法が比較的簡便に利用出来る様になり、これらを有効に活用すべきである。

6.2.2 汚泥の炉への供給条件

これは汚泥の燃やし方とも云えるもので、

- ・混合供給
- ・分離供給

によって前処理の方法も燃焼方式も変わってくる。汚泥を炉に入れる段階からごみと混合の状態で供給しようとする場合は、ストーカ炉にあってはかなり分散度を高めるとか、乾燥によってごみとの燃焼時間を合わせるような前処理を検討すべきであろう。反面ごみ質が良く、又汚泥の混焼比が少い場合、あるいは流動床炉では、燃焼阻害の影響が少いので分散供給に留意すれば、脱水ケーキのままでの供給も可能なケースもある。

燃焼室内に汚泥を分離供給し、浮遊燃焼を行わせるような場合は、大部分の汚泥が浮遊の条件を満たし、浮遊中に水分の蒸発、揮発分の発生、着火、さらに固定炭素分の燃焼完結をはかるような水分、粒度分布とするような前処理が必要となる。動力さえ掛ければ汚泥は比較的容易に微粉となるが十分な安全性の検討が必要である。

6.2.3 燃焼装置の特性把握

燃焼には、温度、空気との接触、燃焼時間（Temperature, Turbulence, Time）の3要素が不可欠である。温度には先述の熱的条件や予熱空気温度等が関係し、また燃焼時間は、乾燥過程を含んだストーカ上あるいは流動層内での滞留時間、また燃焼空間での滞留時間が関係する。混焼時の空気との接触の条件は特に汚泥の場合酸素の供給と同時に受熱頻度という点から重要な意味をもつ。塊状をなす汚泥の燃焼過程では、対流又は輻射による受熱で水分の蒸発、可燃分の分解揮散が先行するので、大塊ではその頻度が阻害され燃焼速度が遅れる。従って粘着して大塊を作る様な汚泥の場合には、供給過程、火床上の移動過程で大塊を作らせない様な工夫が必要である。脱水ケーキの塊りは水分の減少と共に粘着性を失い、即時乾燥を繰り返しながら解砕し、表面積が増加し、着火、燃焼を終えるが、ごみとの混焼においては、上に述べた意味においてごみに伴われて移動する汚泥の挙動について判断することが必要であり、種々形式や特性の異なるストーカに対応してその前処理や供給法も選択が異ってくることに留意する必要がある。

6.3 供給プロセス

ごみ焼却施設における汚泥混焼に関連する汚泥の供給プロセスとしては、汚泥の受け入れから焼却炉への投入迄の間において、次の様なものがある。

汚泥の受け入れ～貯留～搬出～搬送～（前処理）～（搬送）～焼却炉への投入

これらの各装置については、従来からの汚泥処理において慣用されている技術で対応し得るものが多いが、混焼に関連する供給上の問題点、あるいは留意点のいくつかを挙げれば次の通りである。

① 汚泥は水分の低減、とくに乾燥という前処理工程が加わることによって物理的性状が大きく変化し、

ベト付き（粘着性）が無くなって搬送手段の中も拡がる一方、一部に乾きすぎた粉じんも生じ易いことから、搬送機器、貯槽等での作業環境に留意する必要がある。

- ② 乾燥がかなり進んだものは空気輸送も可能となり、この場合管路輸送方式の最大メリットである気密性の保持、搬送経路の自由度の増大が活されるが、粗大粒子の沈降堆積、湾曲部でのダスト堆積、摩耗などには留意が必要である。
- ③ 乾燥工程においてしばしば用いられる乾燥ケーキの還流混練方式は、汚泥の粘着を防ぎ、搬送上のトラブルを阻止する上で有効な手段であるが、この際は装置の摩耗と飛じんの増大を伴う傾向があるので注意を要する。
- ④ 焼却炉内への汚泥の投入には多くの方法があるが、特に留意すべきは定量性、分散性についてであり、炉の形式、汚泥の質と量によって、挿入位置、投入口の数、定量供給装置の要否等を検討する必要がある。
- ⑤ ごみの流動床炉の場合は、水分の多い脱水ケーキの受け入れについても可成りのフレキシビリティがあるが、これとても汚泥が砂層を沈降してノズルを閉塞したり、これによって流動不整をおこすようなことのないよう、各種流動床炉のもつ特性に応じた供給策を考える必要がある。

6.4 燃焼プロセス

流動床式とストーカ方式では燃焼の形態が異なるため、それぞれのもつ特性に応じた検討が必要となる。

6.4.1 ストーカ炉での検討事項

- ① ストーカ炉における汚泥の混焼では、ごみと汚泥が共にストーカ上を移動することから、両者の火床上滞留時間がほぼ同じとなる。このような事実から、脱水ケーキのままでの混焼については、火格子面積にゆとりがあること、攪拌混合の良いストーカであること、できるだけ混合分散が図られること等を考慮しなければならない。
- ② 混焼比を高め、しかも効果的燃焼を図る場合には、前処理（乾燥）を検討しなければならない。
- ③ 汚泥の炉内への供給位置としては、汚泥の性状（水分、ランプの大きさ）に応じた選択が必要である。
- ④ ストーカ構造として望まれる点は、リドリング（落下灰）の防止である。既設のごみ焼却炉において新たに汚泥混焼を行うような場合、ストーカの形式によっては、乾燥破碎の進んだ汚泥の多くがリドリングとして未燃のまま落下することもあるので工夫が必要である。
- ⑤ 熱ガスによる気流乾燥（フラッシュドライ方式）汚泥を浮遊燃焼させる場合、乾燥微粉粒子は必ずしも一様ではないことから、燃焼は、浮遊と床燃焼の組合わせとなると考えて計画すべきである。
- ⑥ 炉内への管路搬送、直接吹込燃焼を行う場合の検討事項としては、搬送管路内で汚泥濃度の濃淡が生じ火焰の形成が不安定になり得る場合を考慮して、浮遊粒子の炉内での軌跡が適正となるよう、吹込ノズル位置、吹込方向、吹込角度等を検討する必要がある。また構造上の問題としては、吹込まれ

た浮遊汚泥が炉内で乾燥ガス化、着火し完全燃焼するのに必要な滞留時間の選定とともに、高温の飛灰の炉壁やボイラ伝熱面への溶着、煙道での堆積等の無い設計上の配慮が欠かせないところである。

6.4.2 流動床炉での検討事項

- ① 流動床炉において受け入れ汚泥に対するフレキシビリティが高いのは、流動層の熱容量が大きく、散気装置から均等に吹き出される空気によって激しい流動が行われている故であり、流動層が維持できることが前提である。
- ② このためには、供給された汚泥が沈降することなく、砂層中で乾燥、解砕、燃焼が適確に進行すること、また砂層温度に局部的な低温部が生じないように供給方法とする事が必要である。
- ③ 汚泥の炉内への投入法については、炉上部からの直接投入、破砕供給ごみとの混練供給、砂層部への汚泥の圧入等、各種あるが、これは流動床炉の形式、炉の大きさ、ごみ質と混焼比などによって選択される。

6.5 後処理プロセス

燃焼ガスのあと処理（集じん、ガス処理、排水処理等）については、既存の要素技術の延長上において処理し得ることが多く、とくに課題として大きく取りあげる必要はないと思われるが、汚泥混焼に伴う一般的傾向について示せば次の通りである。

- ① 汚泥を混焼する場合、ばいじんは焼却炉型式、汚泥燃焼法により差はあるが、いずれをとっても飛じんは増加することが確実である。このため、飛じんの増加量の予測、集じん器形式の選定とともに汚泥飛じんのとくに多い場合は、飛じんの性質の違いを配慮した集じん器設計が行われる必要がある。
- ② 排ガス中の SO_x については、汚泥が持ち込むS分にみ合う SO_x 量の増加を考慮する必要がある。どの程度の濃度になるかは5.3のシミュレーションが参考となるが、問題はS分の揮散率であり、その妥当な値の検討が必要である。反対に HCl は混焼比が増加すれば濃度は低下するので問題はない。

6.6 エネルギー回収プロセス

ごみ焼却炉における熱回収利用は既に長い歴史があり、技術上の問題点は既に出つくし、解決をみていると考えて良い。従ってここで取上げることは、この技術が汚泥と混焼した場合、どのような技術的な変化と問題点を生ずるかについて考えてみる。

- ① ごみ焼却炉において汚泥を混焼すると、全般的に飛じんは増加の傾向にあり、浮遊燃焼分が多いほど、また汚泥混焼量が多いほど飛じんは大となる。また流動床炉の場合は、汚泥の灰分の殆んど全量が飛じんとして後続設備に送り込まれる。
- ② ごみ焼却炉における熱回収設備としては、空気予熱器、廃熱ボイラ、温水加熱器などが多いが、飛散ダストは高温域（500～600℃）で溶融、半溶融の状態になることが多い。このため伝熱面への付着、肥厚、その進行に伴うガス通路の閉塞等を防ぐことが基本であるが、飛散ダストの増加はこのト

ラブルを一層助長増大する傾向があるので設計上の配慮が欠かせない。

- ③ ストーカ炉での混焼（火床上混焼）で、混焼比が0.2程度迄のものは、現状設計のものでも顕著な障害は起っていないようであるが、混焼率を一層高めるような場合については、水冷壁での熱吸収によって接触伝熱面に入るダストの冷却を考えることも必要であろう。
- ④ 廃熱ボイラ付きごみ流動床炉における汚泥混焼についての報文はいまのところ見当たらないが、米国においては廃熱ボイラ付の汚泥専焼流動床炉もかなりあり¹⁾、また我が国でのパイロットプラントの事例²⁾なども参考にして、ダストの一次分離、ボイラ伝熱面の構成、ダスト除去法などにつき検討を進めることも今後の課題であろう。
- ⑤ なお、汚泥を混焼した場合の排ガス発生量については、汚泥混焼比、汚泥の質、ごみの質などが関連し変化するが、これについてはシミュレーションによって求めることが出来る。

【参考文献】

- 1) R. J. Sneyd : "Energy Recovery From Fluidized -Bed Combustion", Chem. Eng. Prog. 80, 1, 48, 1984
- 2) 大原他 : 「下水汚泥の造粒乾燥焼却設備の実験結果」, 第20回下水道研究発表会講演集, P672, 1983

7. 下水汚泥焼却炉で混焼する場合の技術的課題とその検討

下水汚泥と都市ごみとを汚泥焼却炉で混焼する目的は、主としてごみを代替補助燃料として用いることにある。そして、この場合前述して来た様にごみは程度の差はあっても前処理によってRDF化する必要がある。この様に可燃性ごみをごみ全体から抽出してしまう考え方は、物質回収型のごみ処理が検討されている米国と異なり、ごみの全量焼却の方向にある我が国では仲々受け入れられにくい考え方であり、汚泥焼却炉での混焼も具体化困難なシステムであると考えられる。しかし、将来の化石燃料の枯渇、既存汚泥焼却炉の一層の省エネルギー化等を考える時、この種の技術を検討して置くことは決して無駄ではないと考えられる。前述した科学技術庁の研究もこの様な観点からなされたものであり、汚泥焼却炉での混焼というシステムは現行システムの環境条件が変化した場合の代替システムとして位置付けられよう。

本システムについては、我が国では具体例がないので、先の実験から得られた知見を中心に技術的課題とその検討について述べてみたい。

7.1. 全体プロセス計画

汚泥焼却炉での混焼は、ごみ焼却炉での混焼の様な普遍性はなく、ごく限られた条件の下で具体化するであろう。従って、計画に際しての一般的な議論はなく、適用する上での装置上の検討事項が主となる。いま全般的な検討事項を挙げれば、

- ① 装置の熱的特性の把握
- ② 装置の諸条件変化の把握

である。特殊なケースを除き、汚泥焼却炉での混焼はごみを代替燃料として用い汚泥焼却の省エネルギー化を計ろうとするのであるから、適用されるケースは焼却炉で化石燃料を使用しているケースに限られる。装置の熱的特性の把握は第一の検討事項である。又、ごみは化石燃料に比較すると低品質の燃料であり、使用量、性状の点で燃焼装置、後処理装置に必然的に負担が大きくなる。5.3に述べた様に、装置上の諸条件の変化を適確に把握して置く必要がある。

7.2 前処理プロセス

昭和54、55年の2年間にわたって科学技術庁研究調査局によって実施された下水汚泥脱水ケーキと破碎可燃性ごみの混焼実験¹⁾によって、汚泥焼却用多段炉、流動床炉いずれの場合も混焼が可能であることが実証された。ここで用いられたごみの破碎機は前者が高速回転式衝撃せん断破碎機、後者が低速回転式せん断破碎機を使用しており、いずれの形式のものでも都市ごみの破碎に適しているとされた。流動床炉では破碎ごみと脱水ケーキと混練されたが、混練には二軸式双腕形ミキサーが良いと述べられている。この様に、破碎、混練とも従来技術で充分目的が達せられていることから、汚泥焼却炉での混焼の前処理プロセスとしては、大きな技術的課題はないと考えて良いであろう。

7.3 供給プロセス

多段炉の場合は混練して性状（主に水分、可燃分）の均質化を計り炉頂より投入する場合と、汚泥は炉頂より投入し、RDFは乾燥段途中より投入する別々投入の方法が考えられる。途中より投入する場合は、その投入段に注意を要する。すなわち、投入段が上すぎても下すぎても燃焼効率が悪くなり、未燃灰の発生や局部燃焼によるクリンカの発生が起こる。RDFの供給比率は炉内燃焼温度の変化により異なり、炉頂より汚泥と混練して供給する場合は、比率を変えたRDFが燃焼段まで到達するのに20～40分というタイムラグがあるので、供給量の変動を極力抑え炉内燃焼温度を安定させる必要がある。流動床炉の場合、汚泥の混焼比が高くごみ比率が低い混合物を汚泥とごみを別々に投入した場合には、両者が分離してフリーボードとベッドの温度差が開きすぎてしまうので、混練による均質化が有効であると平岡等²⁾によって明らかにされている。

7.4 燃焼プロセス

多段炉の場合では、前述したように炉頂より汚泥とRDFを混練して供給する場合には、炉内温度変化に効果を与えるには相当の時間（20～40分）がかかるので、炉内温度コントロールを行う場合、RDFの供給比率だけでは現実的ではなく、バックアップとしてエネルギー不足の時には補助燃料を、エネルギー過剰の時は燃焼段より過剰熱量を抜きとる抽気方式を備えておくこと等が必要である。

流動床炉の場合、平岡等によると先に述べたように、都市ごみは着火から燃焼完了までの所要時間が極めて短かく、可燃性物質は流動層上で殆んど瞬時に燃焼完了する。それに比べ、汚泥は層内を上下に反転しながら流動砂と激しく接触し、乾燥、昇温、解砕、着火、燃焼というパターンをとり、水分蒸発潜熱によりベッド温度は低下する。このような燃焼性において両極端なものを混焼する場合、燃焼速度的にも形状的にもできるだけ平均化し、均一化させて層内燃焼を行わせるための工夫が必要である。一つの方法が十分な混練であり、他は汚泥の適切な乾燥である。尚、流動床炉では、ごみがRDF化されているとはいえ、粗大な不燃物が混入される可能性があり、不燃物の取出機構を装備しておく必要がある。

7.5 後処理プロセス

都市ごみ焼却炉と汚泥焼却炉から排出されるガス性状の比較を表7-1に示す。

ごみと汚泥を混焼した場合について、排ガス性状について汚泥単独処理の場合と比較すると次のようになる。

1) ばいじん濃度について

汚泥専焼とくらべ、炉出口では多段炉の場合で若干増え、流動床炉の場合で若干減る傾向を示している。しかしこの傾向は他の条件との関係もあり一般化することは問題がある。いずれにしても、汚泥焼却炉では排ガスは湿式で処理されるので問題はない。

2) SO_xについて

表 7-1 排ガス性状の比較

ガスの種類	汚泥焼却排ガス		都市ごみ焼却排ガス
	多 段 炉	流 動 床	ストーカ炉
ばいじん	1～3 g/Nm ³	70 g/Nm ³	3～5 g/Nm ³
SO _x	100～1000 ppm		50～100 ppm
NO _x	50～200 ppm		100～200 ppm
HCl	50～300 ppm		350～1000mg/Nm ³

排ガス中のSO_x濃度は、汚泥中の可燃性S分に支配され、アルカリ洗浄等により十分除去できているので問題ない。しかし、混焼にかぎらず熱回収を行う場合は酸露点に注意する必要がある。

3) NO_x について

都市ごみ、汚泥焼却共、同程度の濃度であり、現状では問題ないが、混焼にかぎらず総量規制が採用される場合は脱硝を行う必要がある。

4) HCl について

混焼により増加するので、炉出口から脱塩素処理するまでの機器については腐食を考慮する必要がある。

7.6 エネルギー回収プロセス

近時、汚泥性状の向上あるいは新しいプロセス開発などによって、汚泥処理からも外部へ余剰エネルギーを取り出そうという考えが生れて来ている。しかし、系外へのエネルギー取出しというテーマは汚泥処理では、ごみ焼却程一般的ではなく、さらに、汚泥焼却炉での混焼の場合には、冒頭に規定した様に、汚泥焼却でのエネルギー不足に対処するもので、外部へのエネルギー取出しは全く考えていない。従って、ここでのエネルギー回収とは系内での熱交換を意味する。この意味から、機器の材質、出入口の温度、ボイラーの蒸気圧力等について十分検討を要する。

【参考文献】

- 1) 科学技術庁研究調査局：「都市廃棄物と下水汚泥の混合処理による熱エネルギー有効利用に関する試験研究」，昭和57年 9月
- 2) 平岡他：「都市ごみと下水汚泥の混合流動焼却」，都市と廃棄物 9， 3， 25， 1978

8. 混焼システムの選定

8.1 混焼システムの選定フロー

混焼システムについては、従来からその概念とその内容について論じられて来たが、それらをベースにシステムを選定（システム設計）するフロー（手順又は手法）を厳密に確定することは現時点では未だ困難である。下水汚泥と都市ごみの混焼においてシステム設計をするということは、これまでに述べて来た単位プロセス又は要素技術の組合せを考えるということであるから、基本的には

前処理プロセス～混合供給プロセス～燃焼プロセス～熱回収プロセス～後処理プロセス
という一連のプロセスの組合せを作成することは可能である（その一例が表5-1である）。

しかし、システム内各プロセス又は要素技術の選び方又は選定の基準を合理的かつ定量的に明確にする程には、調査研究が進展しておらず、今後にまつ所が多い。この様にシステム選定の手法が未確立なのは一人混焼システムのみに限ったことではなく、システム工学の中でも現象あるいは取扱い対象の複雑な環境システムについては研究が充分進んでいない（最近のこの分野のレビューについては文献¹⁾、又汚泥処理システム選定については文献²⁾を参照されたい）。

従ってここでは混焼システムを選定するための原理的なフロー（図8-1）と、そのフローの中の各プロセスの選択点（フローの中の各分岐点）でのプロセスの選定条件又は検討すべき事項を各選択位置毎にまとめて列挙し、現時点でわかる範囲のコメントをつけるにとどめたい。ただし、混焼システムにおける焼却物は、必ず前処理プロセスからスタートする筈であるが、システム選定フロー：図8-1では処理サイトの選定→焼却炉型式の選定からスタートしている。これは混焼計画に際して、処理サイト又は焼却炉型式が最初に決定される。あるいは既に決定していてその条件から計画スタートするといったケースが多いと考えられるからである。尚、この様にシステム選定のフローを検討するということは「混焼計画の検討」と極めて密接に関連しており、6章及び7章と表裏をなすものであり、併せ参照して頂きたい。

8.2 混焼方式の選定

8.2.1 処理サイトの選定

焼却処理の普及状況、廃棄物の発生比率（都市ごみ：下水汚泥脱水ケーキの自然発生比は重量比で1：0.2～0.3と考えられる）、処理プロセスの簡易性（ごみ焼却炉への汚泥投入と汚泥焼却炉へのごみ＝RDF投入との比較）等、主として技術的適合性から、混焼の場としてはごみ焼却炉がより合理的と考えられる。従って、我が国においては混焼計画での処理サイトとしては殆んどがごみ工場と考えられており、これまでの実績も全てごみ工場に限られている。一方、混焼を汚泥焼却炉で実施するケースはアメリカにその例³⁾が見られるが、我が国ではこの様なケースは焼却炉が既設であり、かつその省エネルギー化を図るとか、RDFが比較的容易に得られる等かなり特殊なケースと云えよう。直接混焼ではないが、札幌市手稲下水汚泥焼却センターでの汚泥焼却⁴⁾はこの後者の応用例といえよう。つまり、汚泥焼

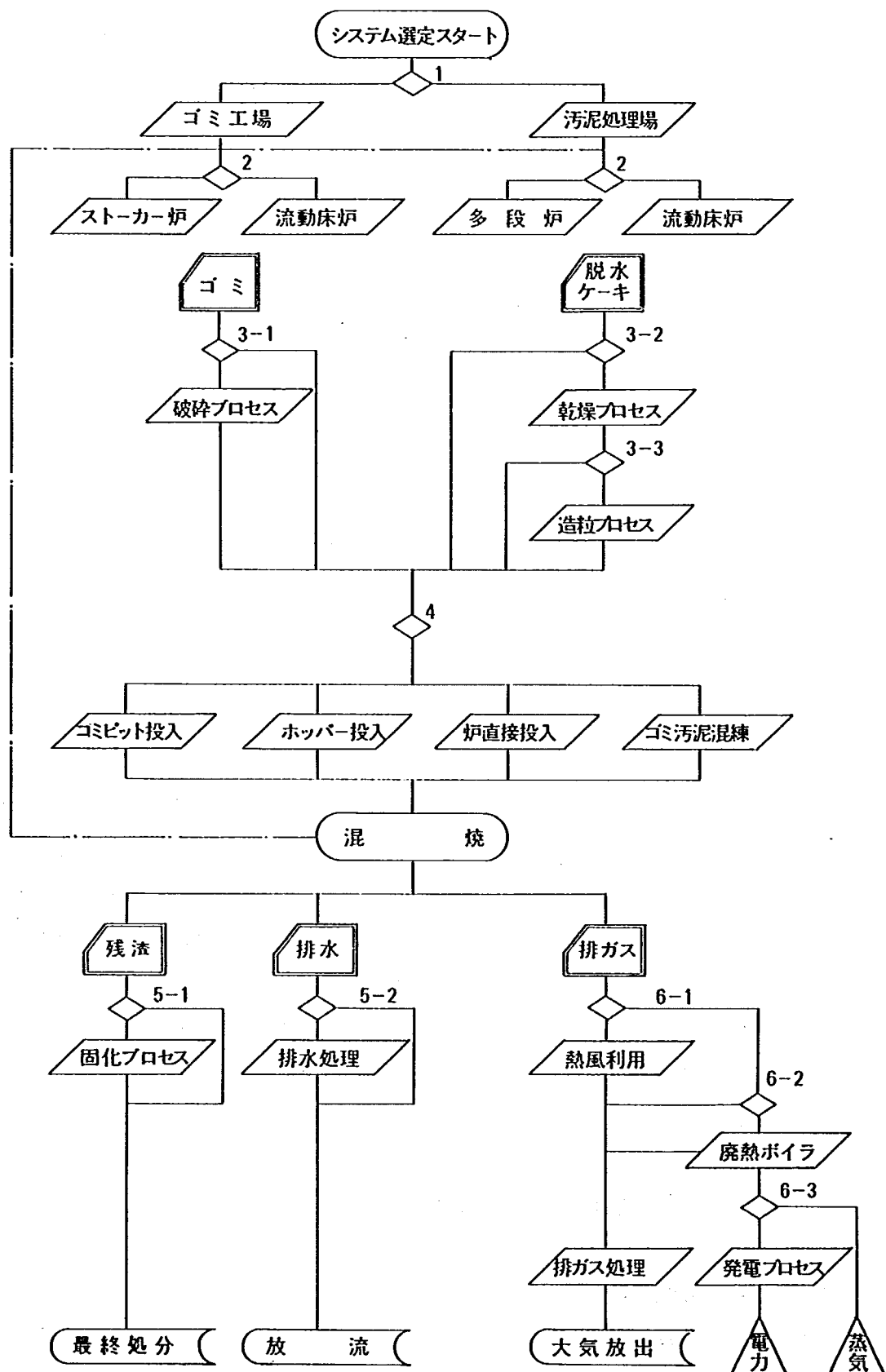


図 8-1 混焼システム選定のフロー

却炉での混焼は混焼計画というより、むしろ汚泥焼却の代替燃料としてR D Fを利用するという汚泥処理の合理化計画とも見なし得るものである。

処理サイト決定に際して検討すべき事項は、混焼の計画論と重複する点が多いが、次の通りである。

① 各種適合性の検討

現行処理体系との適合性

廃棄物処理計画との適合性

法的適合性

技術的適合性（方法の有効性、具体性、信頼性等）

② 立地条件の検討

環境条件

施設の隣接条件

廃棄物の発生状況（例えば、汚泥焼却炉での混焼ではR D Fの入手し易さ等）

③ 処理体制の検討

事業化合意形成の可能性等

④ 総合的経済性の検討（最重要決定因子と考えられる）

8.2.2 炉型式の選定

炉の型式は原則的には技術的及び経済的要因から決定すべきと考えられるが、現実にはその選択範囲は極めて狭い。すなわち、ごみ焼却に用いられる炉は主として、ストーカ炉及び流動床炉、汚泥焼却に用いられる炉は多段炉と流動床炉とである。従来、ストーカ炉又は多段炉と流動床炉との適用範囲は前者が大量処理、後者が比較的少量処理と考えられて来たが、流動床炉の進歩により流動床炉でも大量処理が可能となり、今後処理量で両者を区分することは困難となるであろう。

混焼を前提とし、炉型式の選定のために検討すべき事項は次の通りである。

① 廃棄物性状の検討

② 混焼比の検討

③ 維持管理面での検討

④ エネルギーバランスの検討（①、②との関連）

8.3 前処理プロセスの選定

8.3.1. ごみ破碎処理の選定

破碎処理の要、不要は原則として炉の型式とごみ燃焼の目的によって定められる。すなわち、ごみ破碎は流動床炉の場合一般に必要であり、又、ごみを汚泥焼却炉でR D Fとして利用する場合、破碎処理はごみのR D F化にとって不可欠である。破碎機については、機種選定についての明確な基準はないが、これ迄の実績から既存技術で充分対応し得る。

8.3.2 脱水ケーキの乾燥処理

乾燥処理採用の可否は、ごみ焼却炉混焼の場合主として混焼比から決定され、次の様なケースでは積極的に脱水ケーキ乾燥処理を採用すべきである。

- ① 未利用の余剰熱量が発生する場合
- ② 燃焼状況、残渣 lg-loss、負荷変動などの要因から操炉の安定性が強く求められる場合
- ③ エネルギーバランス上、乾燥プロセスを採用することによって省エネルギー、創エネルギーが図れる場合

ただし、乾燥処理を採用する場合、施設が複雑となり管理体制上かなりのレベルが要求されること（例えばボイラー技士の資格等）を考慮しなければならない。

次に、混焼システムに用いられる2つの代表的乾燥方法の比較を試みる。

① 伝導伝熱乾燥（間接蒸気乾燥）

ボイラー設置を前提とするが、混焼の場合専焼ボイラーを設置するメリットは少ない。従ってシステム内に廃熱ボイラーのあるシステムに限られる（ただし、ストーカ炉の場合には300 t/日程度以上では殆んど廃熱ボイラーは附置されている）。エネルギーバランス上、乾燥排ガス中の水分を凝縮分離した方が有利である。

② 対流伝熱乾燥（直接熱風乾燥）

ボイラーを必要としないが、多量の伝熱媒体（熱風）を必要とする。従って、乾燥排ガス中の水分を凝縮分離しないとエネルギー的には不利な方法となる。例えば、ストーカ炉での乾燥ケーキの浮遊燃焼を行う場合には熱風乾燥の一種である気流乾燥を必要とするがこの排ガスを脱臭のために直接炉内に戻す場合には、エネルギーバランス上は脱水ケーキを炉内に直接投入するシステムと同一となる。

一方、汚泥焼却システムではケーキ乾燥が省エネルギーの点から主流となりつつあり、混焼の場合も全く同様である。

8.3.3 乾燥ケーキの造粒処理

本方法は京都市に於いて提案実施されたものであり、その目的とする所は、ストーカ炉での乾燥ケーキのリドリング防止、供給の安定化をはかるための嵩比重の調整にある。この処理がごみ焼却炉での混焼に必要なか、又どの様な仕様かについては京都市の実績をまって検討しなければならない。

8.4 供給プロセスの選定

このプロセスには種々の考え方、提案があるが、下記の様な特殊なケースを除いて、プロセス選定の基準は未確定である。

- ① 破碎ごみ-脱水ケーキの混練：流動床炉で混焼率を大きく採る場合
- ② 気流乾燥ケーキの空気輸送：粉碎ケーキをストーカ炉上で浮遊燃焼させる場合

8.5 後処理プロセスの選定

ここに用いられる要素技術は殆んど確立されており、プロセス選定は立地条件及び法的規制が選定基準となる。特に検討すべき事項は、最終処分先の状況及び有害物の含有状況の2点である。又、排水処理にあっては、立地条件上可能な場合には排水は下水処理場へ返送することが考えられる。

8.6 エネルギー回収プロセスの選定

8.6.1 熱風利用技術の採用

熱風利用技術は脱水ケーキの熱風乾燥を採用する場合のみに限定される。

8.6.2 廃熱ボイラーの採用

ごみ焼却炉では必ず高温排ガスが発生するので、いずれの場合にも蒸気回収し得る条件にある。一般に廃熱ボイラー設置の基準は、経済性から炉の規模及び蒸気需要状況といわれるが、混焼の場合には更に下水汚泥の前処理（乾燥）条件も考慮する必要がある。尚、流動床炉に於いては、一般に低空気比であるためストーカ炉に比較して炉頂温度が上昇しやすく、その制御に水噴射方式を用いるが、エネルギー有効利用の点からは一部に検討されている様な流動層ボイラーの検討も今後必要であろう。

一方、汚泥焼却炉での混焼では、乾燥処理に蒸気乾燥と熱風乾燥の2つの方法があり、廃熱ボイラーの設置は当然、前処理の乾燥処理の選定によって決定される。

8.6.3 発電プロセスの採用

発電プロセスを採用する基準としては次の諸点が挙げられる。

- ① 炉の規模（発電効率に関連して来る）
- ② 発電方式（混焼の場合、特に熱併給プロセスが重要）
- ③ 電力需給状況（買電－売電の関連）
- ④ 発電の経済性（特に売電の単価）

これらの定量値は必ずしも明らかでないが、発電の経済性はシステムの総合的経済性を律するので、今後の研究が望まれる。

【参考文献】

- 1) 原沢他：「水環境システムの計画設計に関するレビューと今後の方向について」，水質汚濁研究，4，4，183，1981
- 2) 笠倉：「汚泥処理システム選定の考え方」，水処理技術，24，7，541，1983
- 3) 笠倉：「汚泥焼却へのRDFの利用」，汚泥研究年報1983，P85，環境技術研究会（理工新社）
- 4) 魚住他：「廃木材を利用した下水汚泥の焼却」，下水道協会誌，21，236，85，1984
- 5) 米田：「京都市における都市ごみと下水汚泥の混焼実験について」，第8回日米下水処理技術委員会々議録，P52，1981

9. 代表的混焼システムの評価

下水汚泥と都市ごみの混焼については前章までにその技術的課題及びシステム選定について論じて来た。本章ではこれまでの議論を前提に具体的にいくつかの混焼システムのモデルを構成し、シミュレーションによってエネルギー面からのシステム評価及び総合的な経済性の比較を試みた。なお、本章の熱収支シミュレーションの要約は資料Bに、経済比較の要約は資料Cに述べられている。

9.1 代表的混焼システムの構成

下水汚泥と都市ごみの混焼システムについては基本的システム群として、用いる焼却炉の種類によって次の4群に分類することが出来る。

ごみストーカ炉を用いた混焼システム

ごみ流動床炉を用いた混焼システム

汚泥多段炉を用いた混焼システム

汚泥流動床炉を用いた混焼システム

又、上記各群は炉に投入する汚泥性状によって、脱水ケーキのみ投入するシステム（直投システム）と、炉からの廃熱で処理した乾燥ケーキを投入するシステム（乾燥システム）とに分けられる。これらを考慮してここでは次に示す7つの混焼システムを検討対象とした。

システム1 ストーカ炉を用いたごみと脱水ケーキの混焼システム

システム2 ストーカ炉を用いたごみと蒸気乾燥ケーキの混焼システム

システム3 ストーカ炉を用いたごみと気流乾燥ケーキの混焼システム

システム4 ごみ流動床炉を用いたごみと脱水ケーキの混焼システム

システム5 ごみ流動床炉を用いたごみと蒸気乾燥ケーキの混焼システム

システム6 多段炉を用いたRDFと蒸気乾燥ケーキの混焼システム

システム7 汚泥流動床炉を用いたRDFと熱風乾燥ケーキの混焼システム

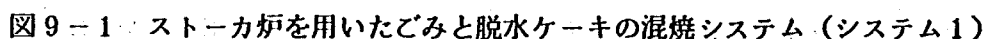
この中で、汚泥焼却炉を用いる混焼システムにおいては、現状の汚泥焼却技術が乾燥ケーキを投入する乾燥焼却技術へと移行しつつあるので、システムモデルとして乾燥システムのみとした。

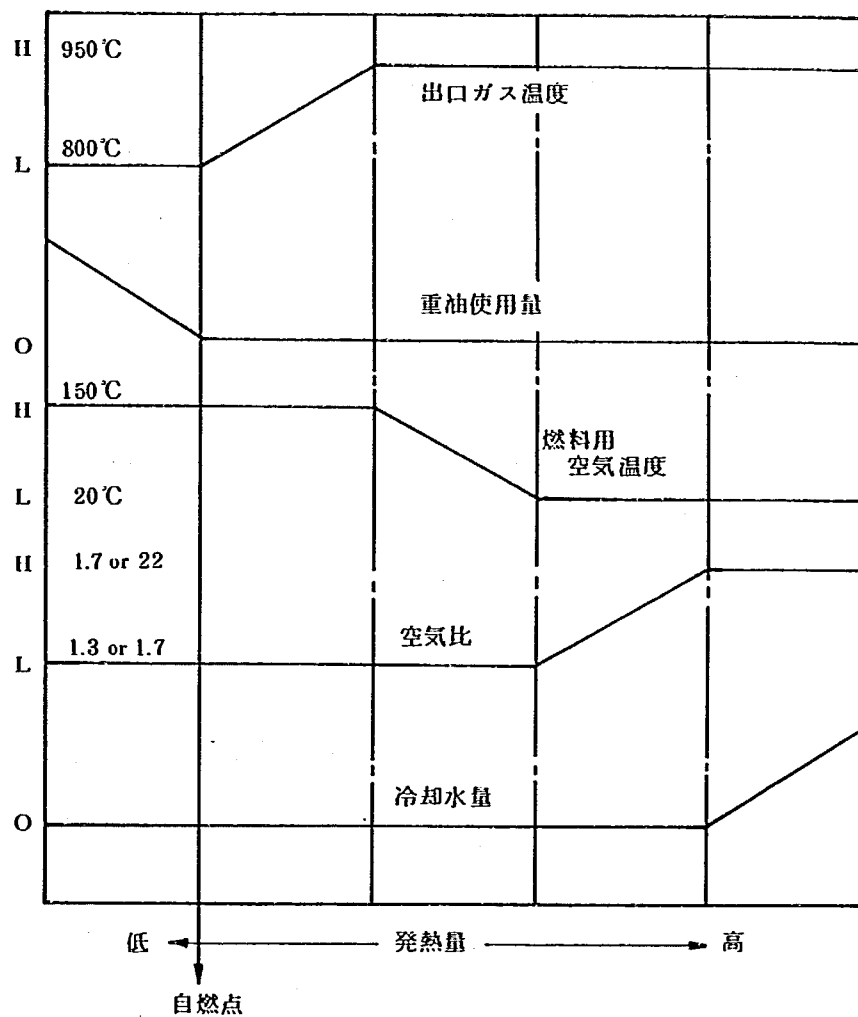
9.1.1 ストーカ炉を用いた直投混焼システム（システム1，図9-1）

炉内にごみ及び汚泥脱水ケーキが投入される。ストーカ上で、予熱された燃焼空気を用いて燃焼されるが、この時の燃焼制御は次の通りである（図9-2）。ストーカ炉出口排ガス温度の制御範囲を800～950℃とし、炉投入混合物の発熱量が低く排ガス温度下限値に達しない場合は補助燃料（重油）を供給する（補燃域）。発熱量があがり補燃料を減じて、最後に補燃なしで排ガス温度の下限値を保てる状態になれば補助燃料の供給を停止する（自燃点）。自燃域で発熱量がさらにあがり、排ガス温度が上限値に達すると排ガス温度を上限値に保つための制御に入る。先ず燃焼用空気温度を下げる。燃空温度が

炉排ガスの保有する熱量はボイラーで水蒸気として回収する。回収蒸気は熱利用（空気予熱機、排ガス加熱機、乾燥機）及び発電に用いる（図9-3及び9-4）。蒸気利用は熱利用を優先させる。そのため、ボイラーでの発生蒸気熱量が熱利用必要量より少ない場合不足分をボイラーで補燃して賄い蒸気エンタルピーは下限値をとり、発電は行わない。一方、ボイラーでの発生蒸気熱量が熱利用必要量以上ある場合、発電を行う。発生蒸気エンタルピーが上限値（704kcal/kg）未満の場合には背圧タービンを用い、背圧をエンタルピーの下限値（661kcal/kg）とし背圧蒸気全量を熱利用に振り当てる。他方、発生蒸気エンタルピーが上限値以上とれる場合には抽気復水タービンを用い、下限値で抽気した蒸気を熱利用に振り当て、残りの蒸気を563kcal/kg（0.23ata.）で復水する。ボイラーからの排ガスは水スクラバー、白煙防止用排ガス加熱機を通して煙突から大気へ放出される（図9-5）。

ごみ焼却ヤードに搬入された汚泥脱水ケーキは水蒸気乾燥機を経て乾燥ケーキ（設定水分40%）となり炉に投入される。乾燥機には炉排ガス熱量から回収した蒸気を用い、乾燥機からの排ガスは除湿のための水スクラバーを通り燃焼用空気の一部として用いる。汚泥乾燥プロセスを附加するシステム（システム2、3）では、自燃域での炉の燃焼制御として、先ず乾燥ケーキ水分を上限値（60%）まであげて行き、以後の制御はシステム1と同様に行う。他はシステム1と同じである。





(1,100~1,160 Kcal/kg for Stoker furnace)
 820~ 860 Kcal/kg for F.B.F.)

図 9-2 システム 1~5 における焼却炉の制御ダイアグラム

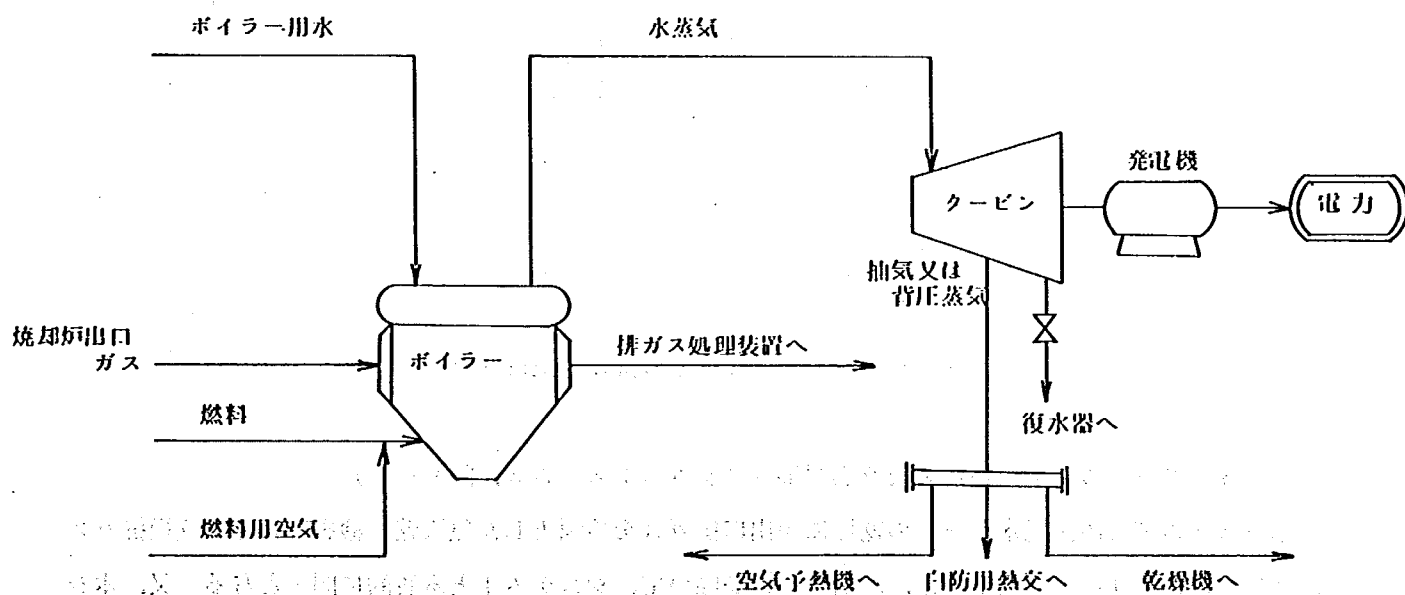


図 9-3 システム 1~5 のエネルギー回収プロセス

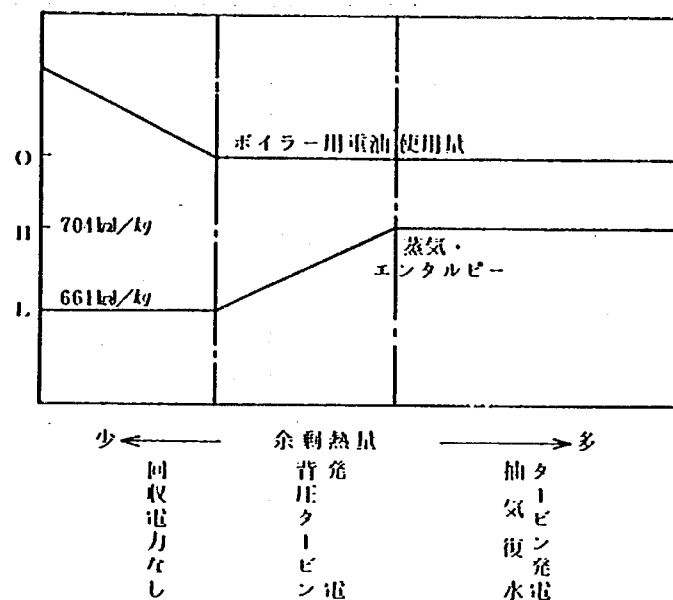


図9-4 システム1～5における余剰熱量によるタービンの選択

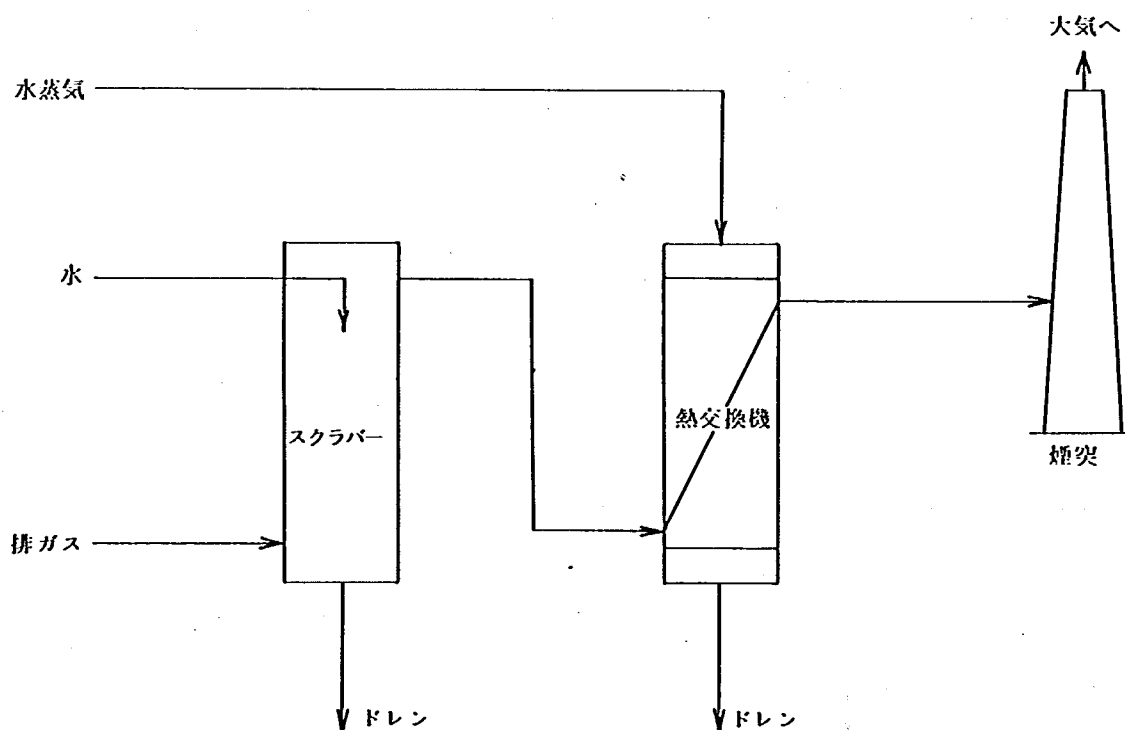


図9-5 システム1～6の排ガス処理プロセス

9.1.3 ストーカー炉を用いた気流乾燥混焼システム（システム3，図9-7）

本システムでは汚泥脱水ケーキの乾燥に炉出口排ガスを熱源とした気流乾燥機を用いる。乾燥排ガスは全量炉内に戻すので熱収支上は、熱損失の差を除いて、システム1と本質的に同一となる。又、本システムはヨーロッパに実績が多く、我が国でも金沢市で実用化されているシステムである。

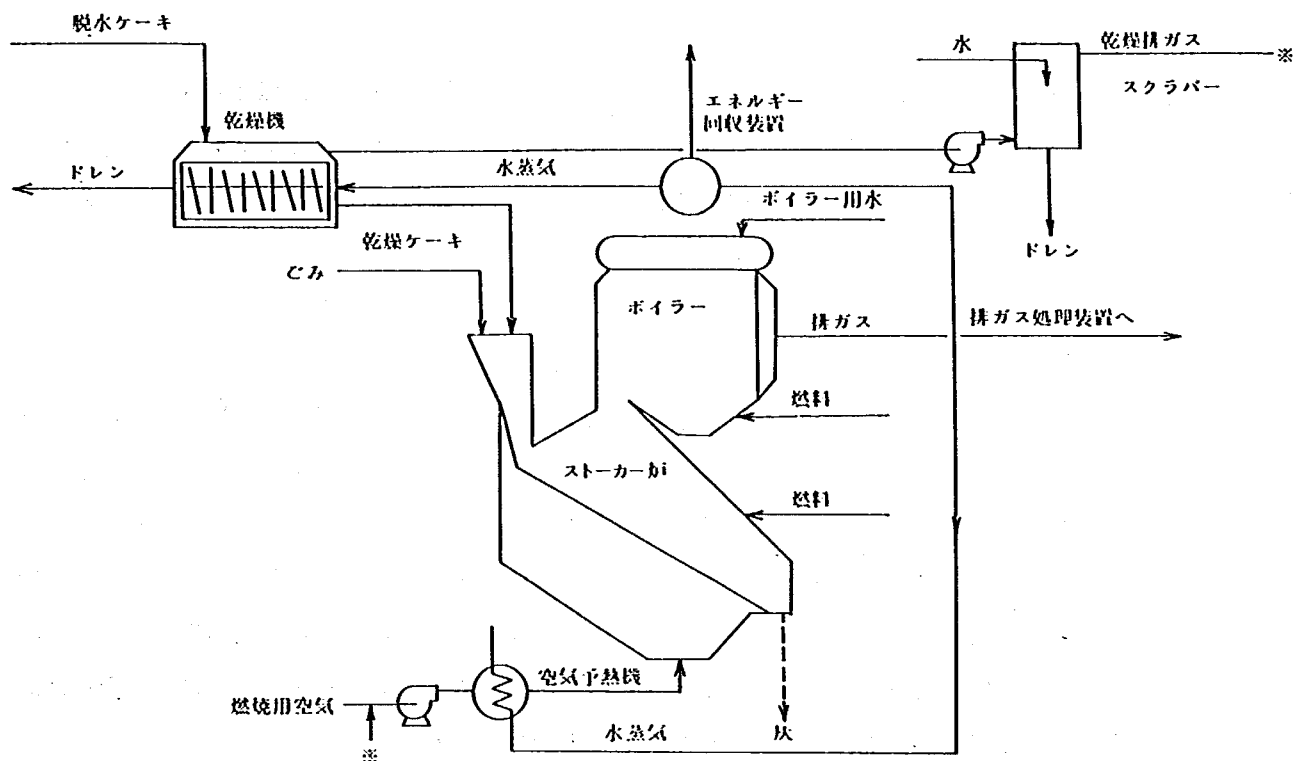


図9-6 ストーカー炉を用いたごみと蒸気乾燥ケーキの混焼システム（システム2）

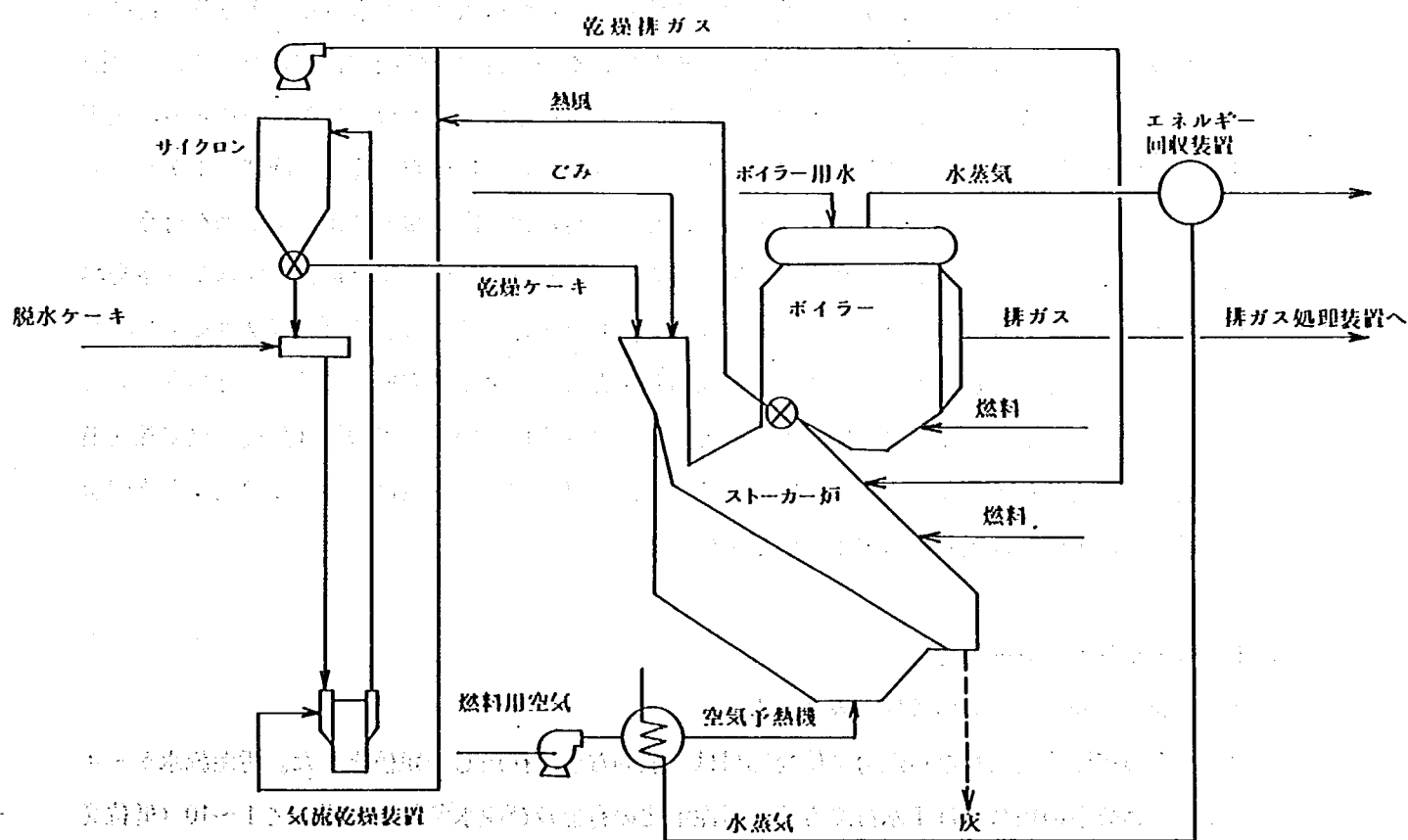


図9-7 ストーカー炉を用いたごみと気流乾燥ケーキの混焼システム（システム3）

9.1.4 ごみ流動床炉を用いた混焼システム（システム4及び5，図9-8，図9-9）

システム4は直投システムであり，システム5は水蒸気による乾燥システム（乾燥ケーキ水分60%一定）である。炉型式の差，従って炉での熱損失及び空気比の差を除けばシステム4はシステム1と，システム5はシステム2と同一のシステムである。

9.1.5 汚泥多段炉を用いた混焼システム（システム6，図9-10）

多段炉を用いて蒸気乾燥したケーキ（水分40%）を焼却するに際して，一定比率のRDF（ここでは可燃性ごみを～50mm程度に粗破碎したものを想定）を添加するシステムである。炉内に供給する燃焼用空気は常温で空気比は1.3とする。排ガスは再燃焼室に導き，ここでの温度が800℃以上となる様に制御する。すなわち，再燃焼室温度が800℃に達しない場合には補燃し800℃を保つ。排ガス保有熱量をボイラーで熱利用（乾燥機，排ガス加熱機）蒸気（エンタルピー661Kcal/kgの飽和蒸気）として回収する。ボイラーでの発生蒸気量が熱利用に不足する場合にはボイラーで補燃する。超過の場合には過剰分を余剰蒸気として取出す。排ガス処理はシステム1と同じである。

9.1.6 汚泥流動床炉を用いた混焼システム（システム7，図9-11）

汚泥脱水ケーキをRDFと混練して汚泥流動床炉へ投入する。炉出口排ガス温度の制御範囲を800～950℃とし，炉の自燃域において，炉への投入ケーキ許容水分量が搬入ケーキ水分を上廻る場合には脱水ケーキのまゝ混練投入する（直投プロセス）。そして，この場合の燃焼制御は次の通りである（図9-12）。炉出口排ガス温度が上限値に達すると，排ガス温度を上限値に保つための制御に入る。先ず流動用空気（燃空）温度を下げ，これが下限値（20℃）に達した場合には空気比を上限値（1.7）まで増加させる。以上の操作でも排ガス温度が上限値を超える場合には炉内水噴射によって制御を行う。

他方，炉の自燃域で，炉へのケーキ許容水分量が搬入ケーキ水分より低い場合には，脱水ケーキを熱風乾燥機によって許容水分量に見合う水分まで乾燥させ，RDFと混練投入する（乾燥プロセス）。ただし，乾燥ケーキ水分の下限値は20%とする。乾燥用熱源としては第2熱交換機で排ガスと熱交換して乾燥機-除湿塔の間を循環する熱風を用いる。燃焼排ガスはさらに白煙防止用の第3熱交換機で熱交換するが，酸露結を避るためここでの給熱側出口温度に下限値（230℃）を設け，もしこの温度が下限値を下廻る場合には炉内で補燃し，この下限値を確保する。

9.2 熱収支シミュレーション

9.2.1 シミュレーションの条件（表9-1）

汚泥，ごみの可燃分組成及び可燃分高位発熱量は一般的な値を採用し一定値とした。汚泥脱水ケーキの水分及び可燃分率の組合せは下水排除方式，汚泥消化の有無及び脱水条件を考慮して1～10（低位発熱量で22～654Kcal/kg）の10通りとした。一方，ごみは可燃分率を75%に固定し，水分のみを変化させa～e（低位発熱量で850～2,481Kcal/kg）の5通りとした。次に，各装置の効率，操作条件等シ

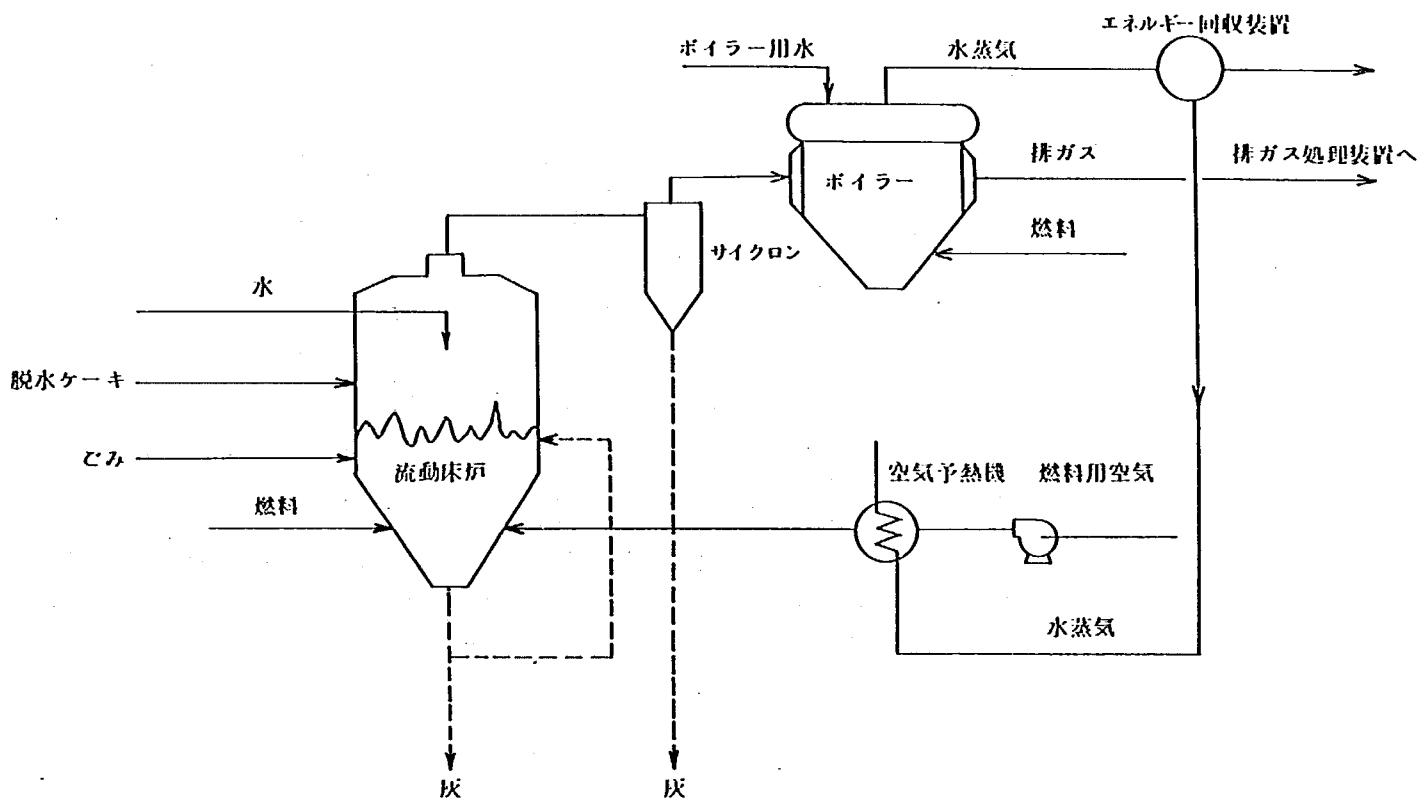


図 9 - 8 ごみ流動床炉を用いたごみと脱水ケーキの混焼システム (システム 4)

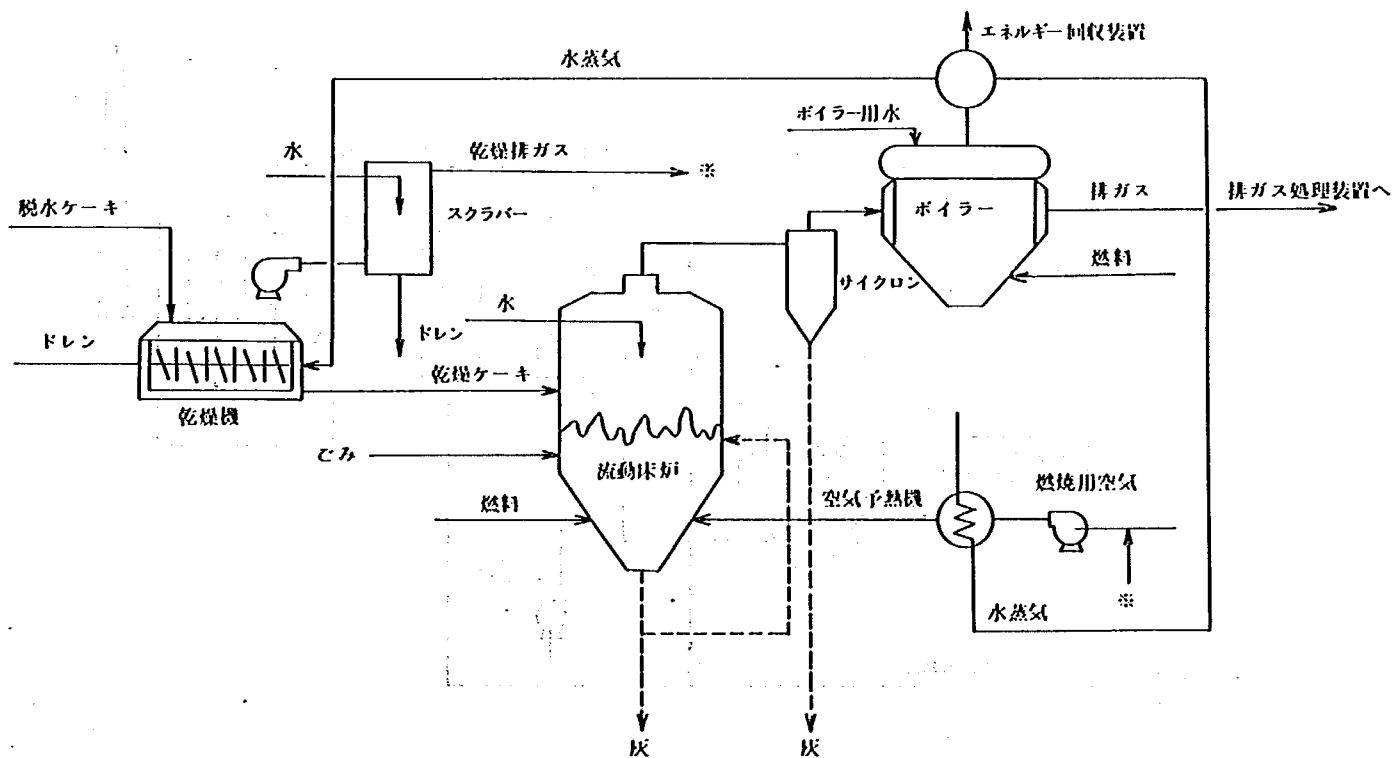


図 9 - 9 ごみ流動床炉を用いたごみと蒸気乾燥ケーキの混焼システム (システム 5)

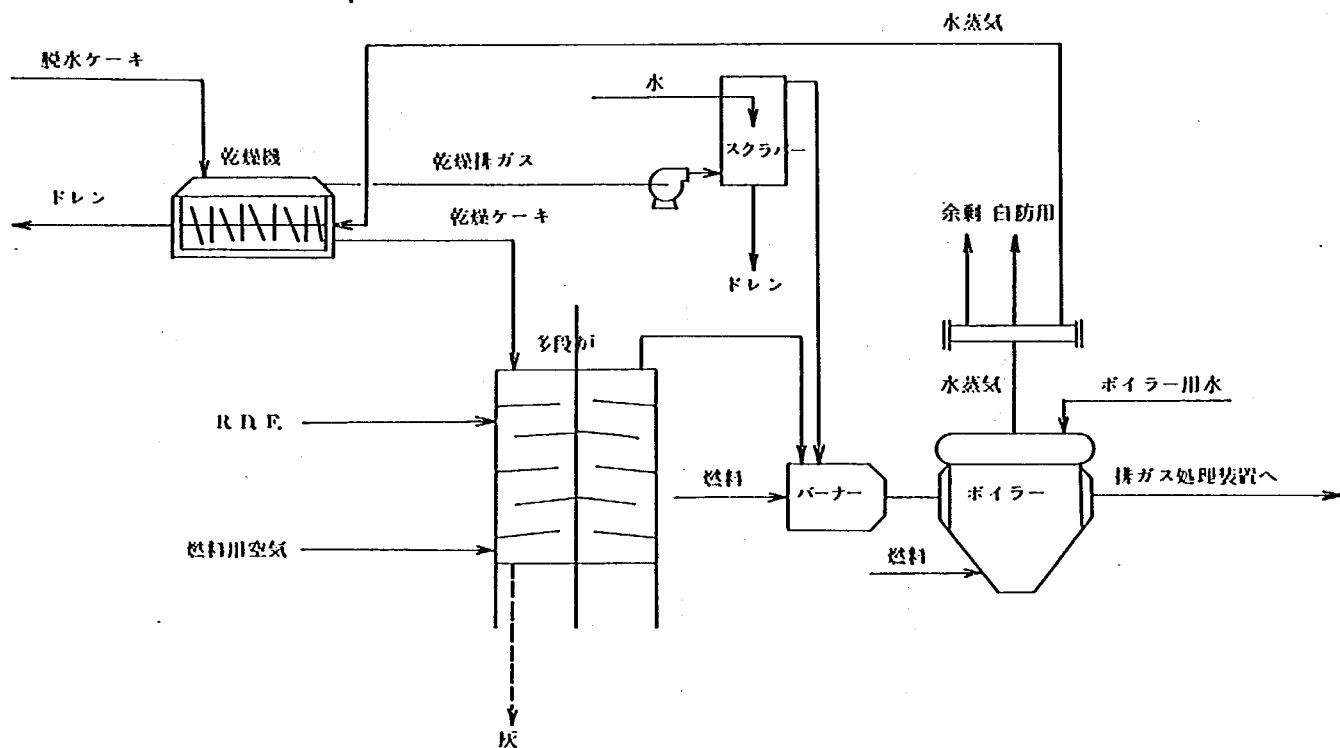


図 9 - 10 多段炉を用いた R D F と蒸気乾燥ケーキの混焼システム (システム 6)

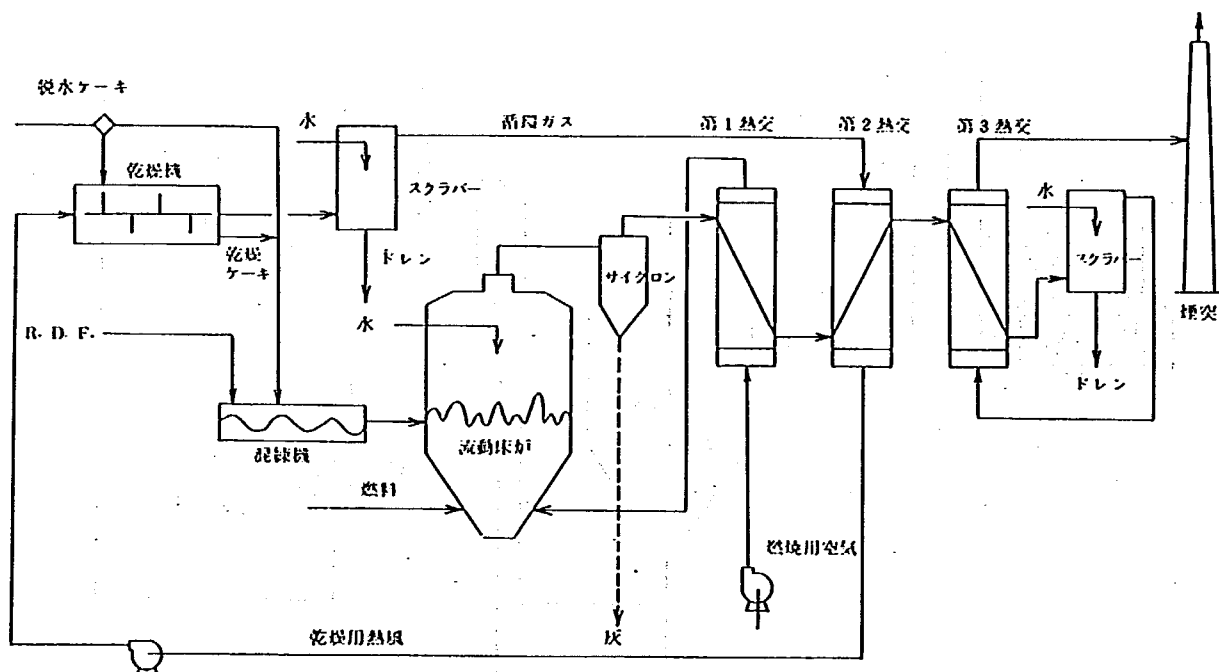


図 9 - 11 汚泥流動床炉を用いた R D F と熱風乾燥ケーキの混焼システム (システム 7)

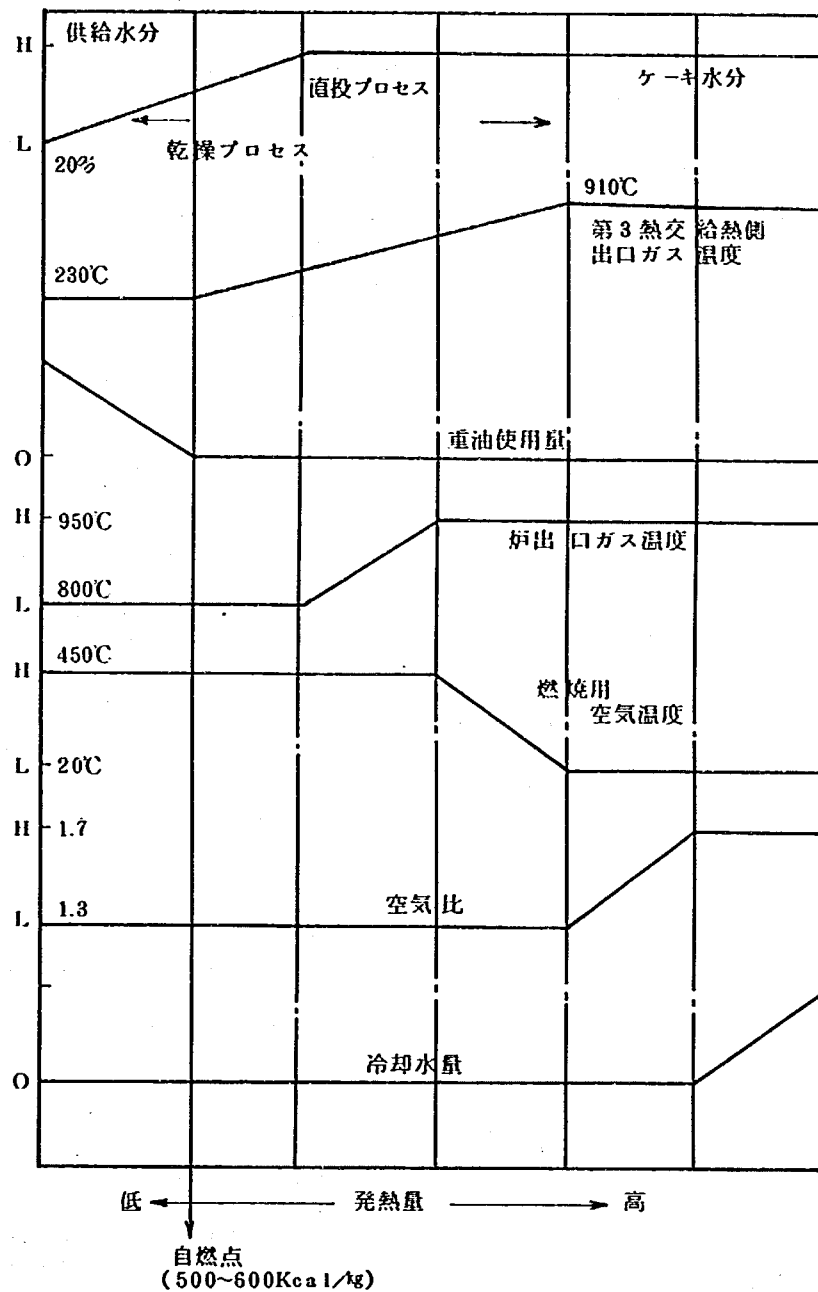


図9-12 システム7における焼却炉の制御ダイアグラム

システムのパラメータ値には、一般的と考えられる値を採用したが、特にシミュレーション結果（出力）又は評価に影響を与えるパラメータについては、パラメータ値の変化によって出力又は評価がどのような影響を受けるかを解析した。

図9-13にシステム1～5、図9-14にシステム6、図9-15にシステム7の計算フロー・チャートを示した。また、シミュレーションに用いたプログラムを資料D（ページ149）に示す。

表9-1 シミュレーションの計算条件

(1) 供給物の性状

a 可燃分組成及び可燃分高位発熱量 (HGV)

	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	Cl (%)	O (%)	HGV (kcal/kg)
重油	85.4	12.6	0.4	0.9	0.0	0.7	10,800
ごみ	53.0	8.0	2.0	0.5	1.0	35.5	5,500
汚泥	52.0	8.0	6.0	1.5	0.1	32.4	5,500

b 汚泥脱水ケーキの性状

LGV : 低位発熱量

汚 泥	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
LGV (kcal/kg)	22	146	156	312	437	492	320	340	497	654
水分 (%)	85	82	78	78	75	70	65	70	65	60
可燃分率 (%)	70	70	56	70	70	60	40	50	50	50

c ごみの性状

ご み	A	B	C	D	E
LGV (kcal/kg)	850	1,028	1,512	1,996	2,481
水分 (%)	67	63	52	41	30
可燃分率 (%)	75	75	75	75	75

d 供給物の低位発熱量 (kcal/kg)

$$\begin{aligned} \text{低位発熱量} &= \text{可燃分高位発熱量} \times \left(1 - \frac{\text{水分}}{100}\right) \\ &\times \left(\frac{\text{可燃分率}}{100}\right) - 600 \left\{ 9 \left(\frac{\text{H}}{100}\right) \left(1 - \frac{\text{水分}}{100}\right) \right. \\ &\left. \times \left(\frac{\text{可燃分率}}{100}\right) + \left(\frac{\text{水分}}{100}\right) \right\} \end{aligned}$$

(2) 炉の燃料条件

a 理論量 (可燃分 1 kg 当たり)

$$\begin{aligned} \text{乾空気 (kg)} &= \frac{1}{233} \cdot \left\{ \frac{32}{12} \cdot C + \frac{16}{2} \cdot \left(H - \frac{Cl}{35.5} \right) \right. \\ &\left. + \frac{32}{32} \cdot S - O \right\} \end{aligned}$$

$$\text{燃焼生成水分 (kg)} = \frac{1}{100} \cdot \frac{18}{2} \cdot \left(H - \frac{Cl}{35.5} \right)$$

$$\text{燃焼ガス (kg)} = \text{乾空気} + 1 - \text{燃焼生成水分}$$

b 焼却炉熱損失 (%)

システム 4, 5, 7, 重油	システム 1, 2	システム 3	システム 6
7	10	12	15

(3) その他の装置効率

a ボイラー	90%
b 水蒸気乾燥機	95%
c 熱風乾燥機	90%
d 水蒸気式空気加熱機	95%
e 発電 (エンタルピー-落差に対して)	65%
f ガス-ガス熱交換機	98%

(4) 各装置の操作条件

a 焼却炉

	ストーカ炉	流動床炉	多段炉
空気比	1.7 ~ 2.2	1.3 ~ 1.7	1.3
ガス温度	800~950℃	800~950℃	free

b ボイラー	システム 1~5	システム 6
排ガス 温度	280℃	280℃
発生水蒸気温度	170~265℃	170℃
エンタルピー	661~704 kcal/kg	661 kcal/kg
圧力	8~18 ata	8 ata
供給水 温度	140℃	80℃
エンタルピー	142 kcal/kg	80 kcal/kg

c 乾燥機	蒸 気	熱 風
入口空気	20℃	500℃
	$\times 0.05 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg D.A.}$	$\times 0.05 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg D.A.}$
出口空気	80℃	200℃ 成行
	$\times 0.5 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg D.A.}$	
出口ケーキ	80℃ $\times$ 40% (システム 2, 6) 80℃ $\times$ 60% (システム 5)	80℃ $\times$ 20%~
蒸気エンタルピー	661 kcal/kg	
ドレンエンタルピー	171 kcal/kg	

d 空気予熱機	蒸 気	ガス熱交換機
空気温度	20~150℃	20~450℃
加熱 率	170℃ $\times$ 661 kcal/kg	800~950℃
ドレン	170℃ $\times$ 171 kcal/kg	

e スクラバー	
出口ガス	40℃ $\times$ 0.0488 kg $\cdot$ H ₂ O/kg 乾燥空気 (飽和)
洗浄水温度 (入口→出口)	20℃→50℃

f 白煙防止用空気加熱機	
放出ガス温度	95℃
入口蒸気エンタルピー	661 kcal/kg
出口 " "	171 kcal/kg

g 蒸気タービン	
入口蒸気エンタルピー	661~704 kcal/kg
出口 " "	
抽気	661 kcal/kg
復水	563 kcal/kg (0.23 ata)

(5) 物性常数

a 熱収支計算の基準	0℃高位発熱量基準
b 外気条件	20℃, 0.01 kg/H ₂ O/乾燥空気
c 乾空気組成	O ₂ 23.8 wt% (21.0 vol%)
d 水の蒸発潜熱	597 kcal/kg (at 0℃)
e ガスの比重	乾空気 1.29 kg/Nm ³ 燃焼ガス 1.34 " " 水蒸気 0.80 " "

f ガス定圧比熱 (kcal/kg)

温度 (℃)	0-150	150-400	400-650	650~
乾 空 気	0.240	0.248	0.247	0.255
燃 焼 ガ ス	0.248	0.250	0.253	0.261
水 蒸 気	0.447	0.457	0.470	0.493

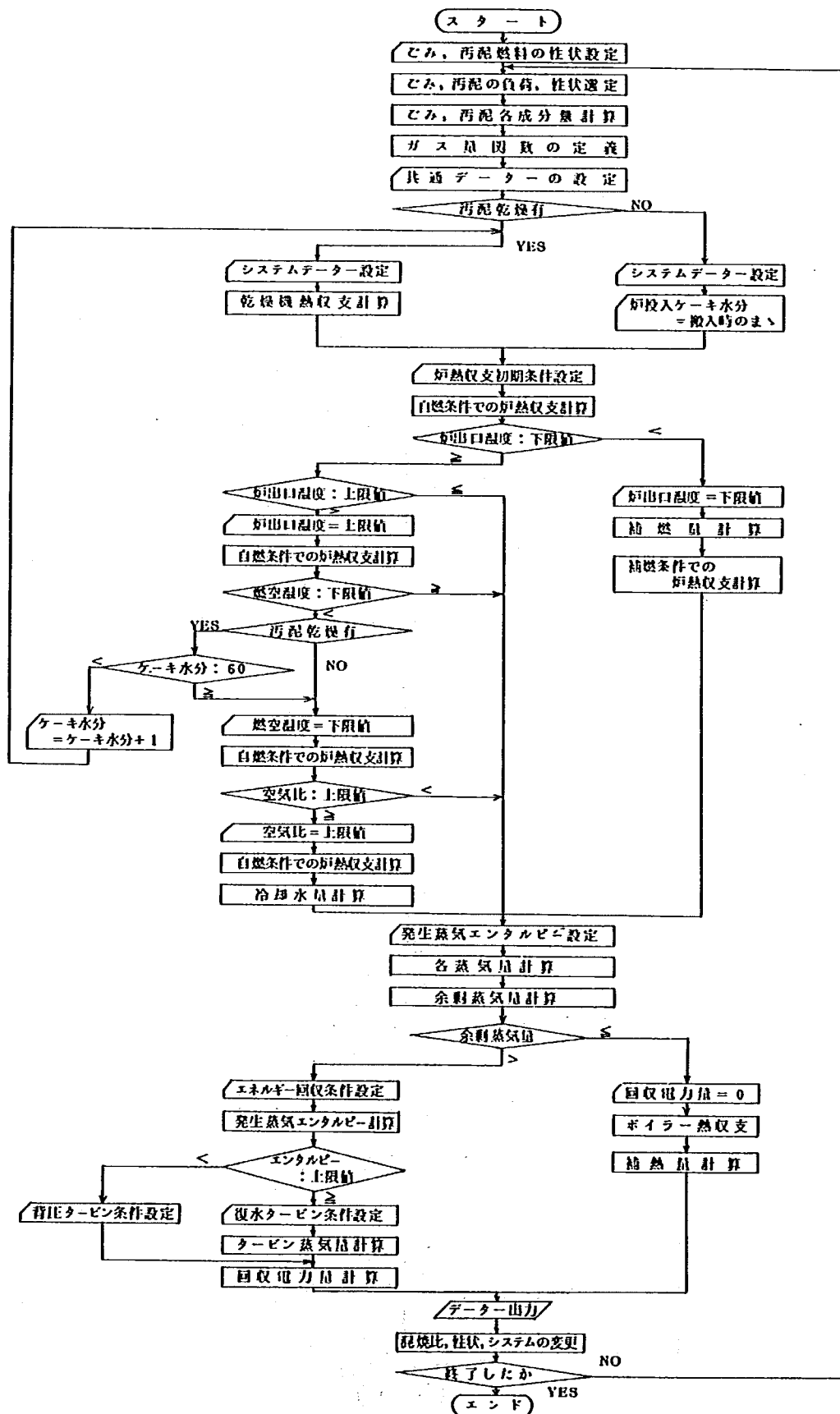


図9-13 システム1～5の計算フロー・チャート

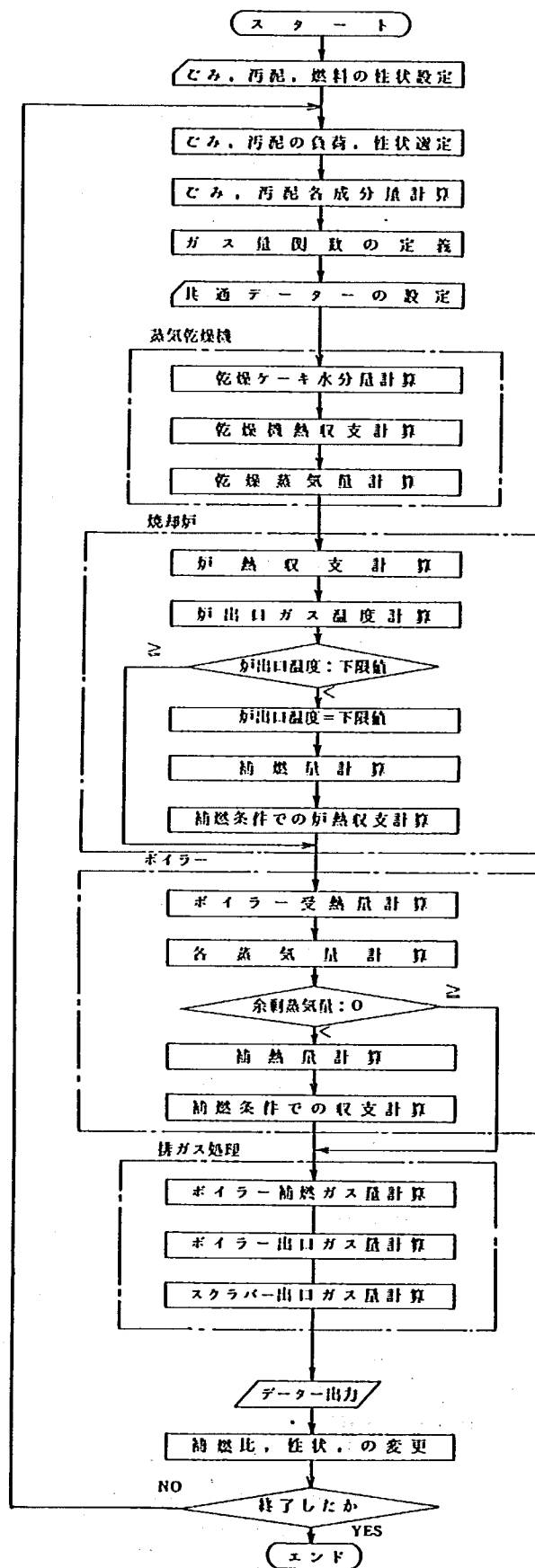


図9-14 システム6の計算フロー・チャート

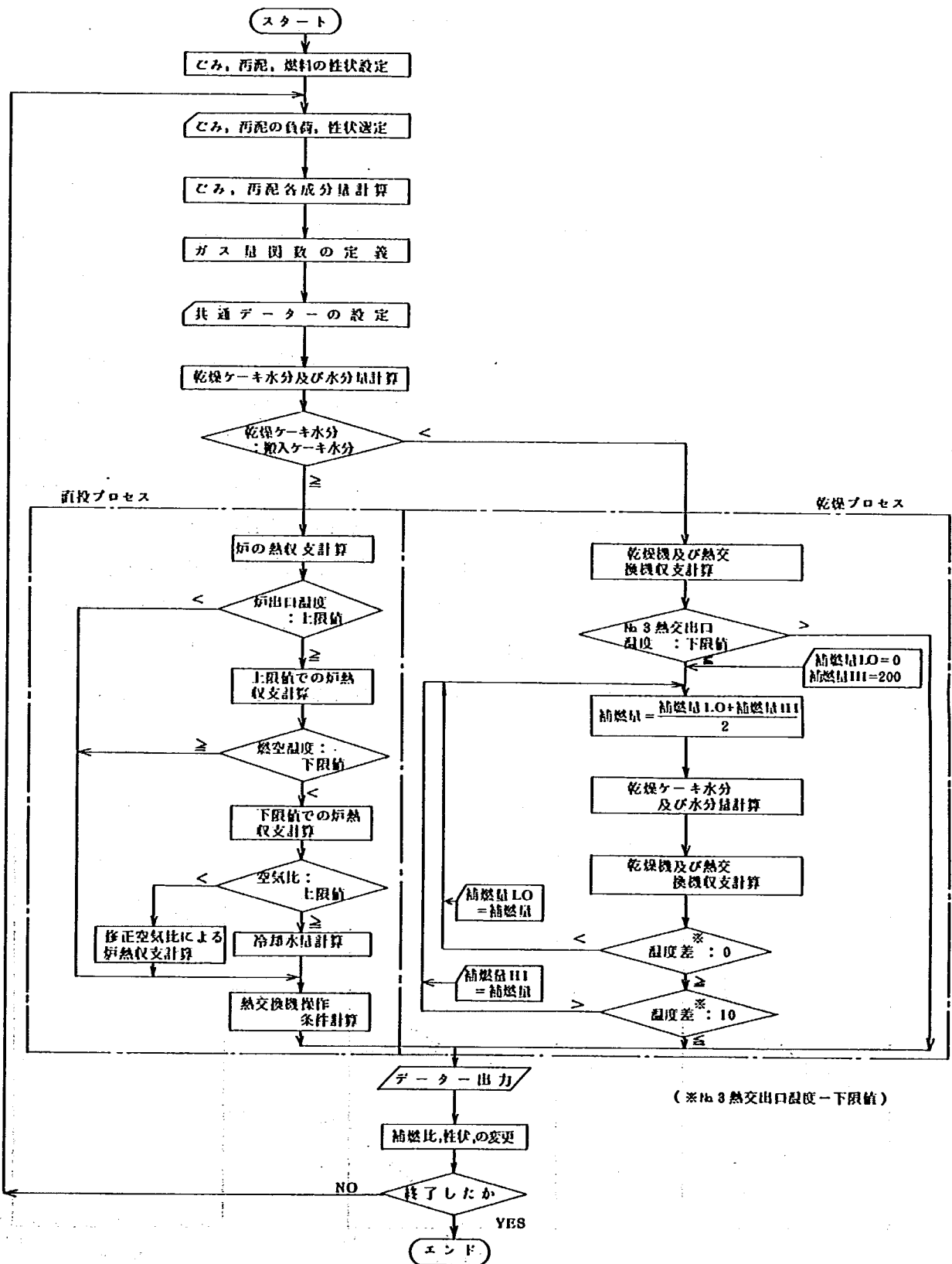


図 9-15 システム 7 の計算フロー・チャート

9.2.2 シミュレーション結果

シミュレーションはシステム1～7の各システムについて、汚泥-ごみの組合せを50通り、添加比（ごみに対する搬入汚泥の重量比＝混焼比、搬入汚泥に対するRDFの重量比＝補燃比）を0～1.0の11通り変化させて実行した。以下のシステムのエネルギーに関連する主な項目についての代表的なケースの結果を述べる。

1) システムの補助燃料使用量及び余剰エネルギー

図9-16～18に、供給物の性状をパラメータに、システムのごみトン当りの補助燃料使用量及び余剰エネルギー（回収電力量、余剰蒸気量又は第3熱交出口温度）と添加比との関係を、代表的3ケースについて図示した。代表的3ケースとは、汚泥、ごみ共低位発熱量の最も低い組合（1-a）、平均的組合（4-c）及び低位発熱量の最も高い組合（10-e）の3ケースである。

ごみ焼却炉を用いるシステム1～5では同一炉の直投システムと乾燥システムとを比較して図示したが、供給物の発熱量が低いと両システムでエネルギー出力に著しい差が生じる。発熱量があがると、これらの差はなくなり、10-eでは両システムのエネルギー出力差はほとんどない。一方、汚泥焼却炉を用いたシステムではRDFを添加しても尚、重油を補燃しなければならない範囲（補燃域）があるが、自燃域では余剰エネルギーが発生し、このエネルギーの有効利用を計る必要がある。

図9-19～20にはごみ焼却炉を用いたシステム1～5からの電力回収の状況を示した。シミュレーションに使った供給物の性状範囲では、極くわずかの範囲（システム2の1-aで混焼比>0.9）を除く全ての範囲で発生蒸気エンタルピーは704 cal/kg（抽気復水タービン条件）となった。図9-19はごみ専焼時（混焼比＝0）の電力回収状況を示したもので、炉の性能及び制御方法によって電力回収の変化

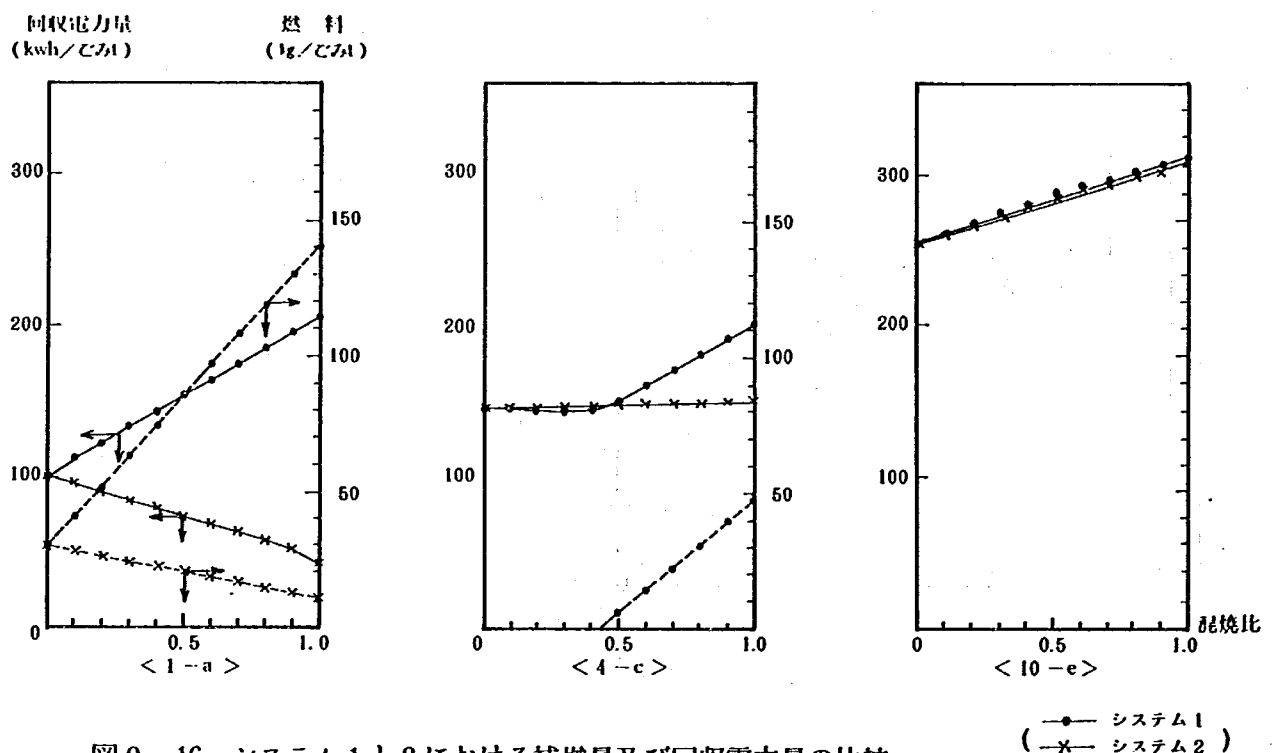


図9-16 システム1と2における補燃量及び回収電力量の比較

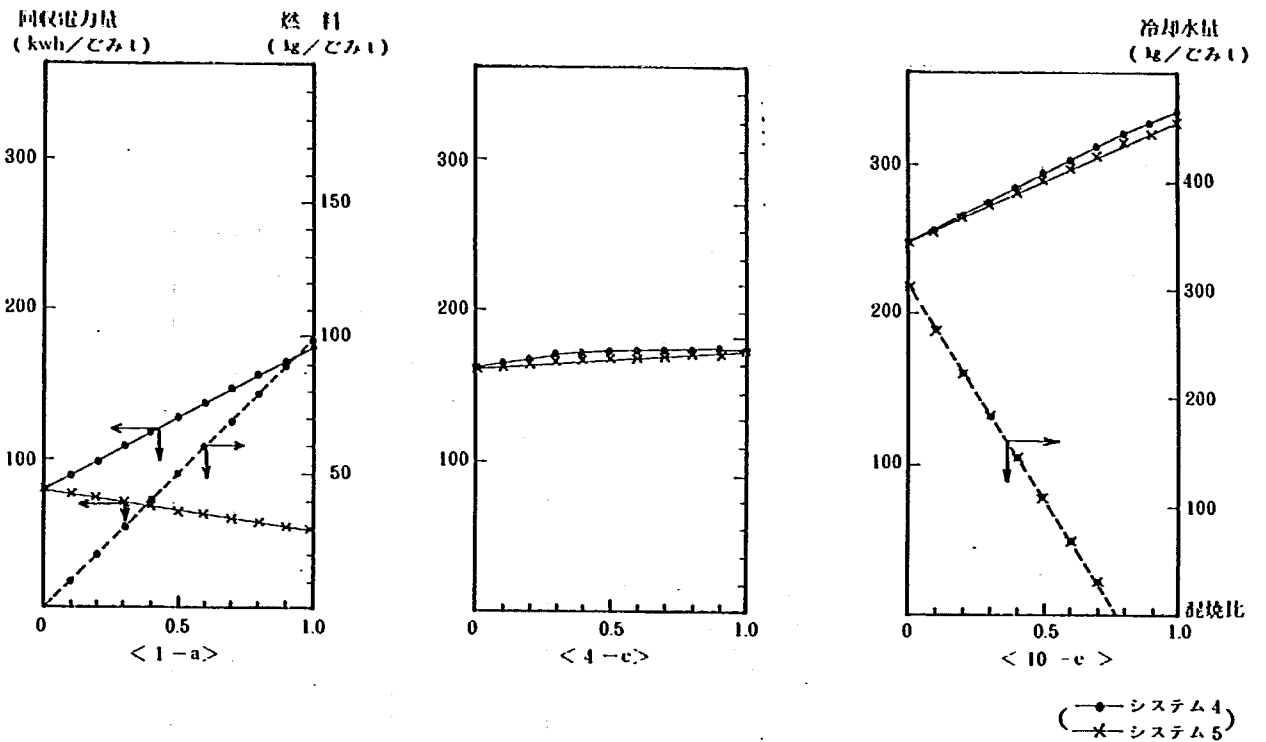


図 9-17 システム 4 と 5 における補燃量又は冷却水量及び回収電力量の比較

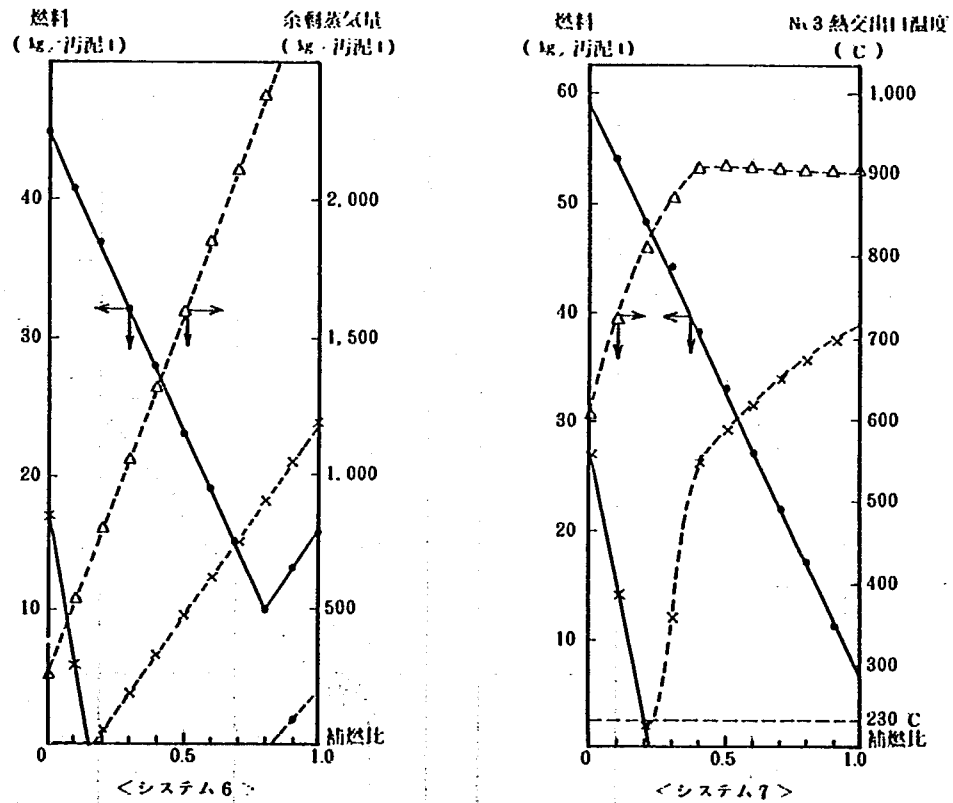


図 9-18 システム 6 と 7 における補燃量と余剰エネルギーの比較

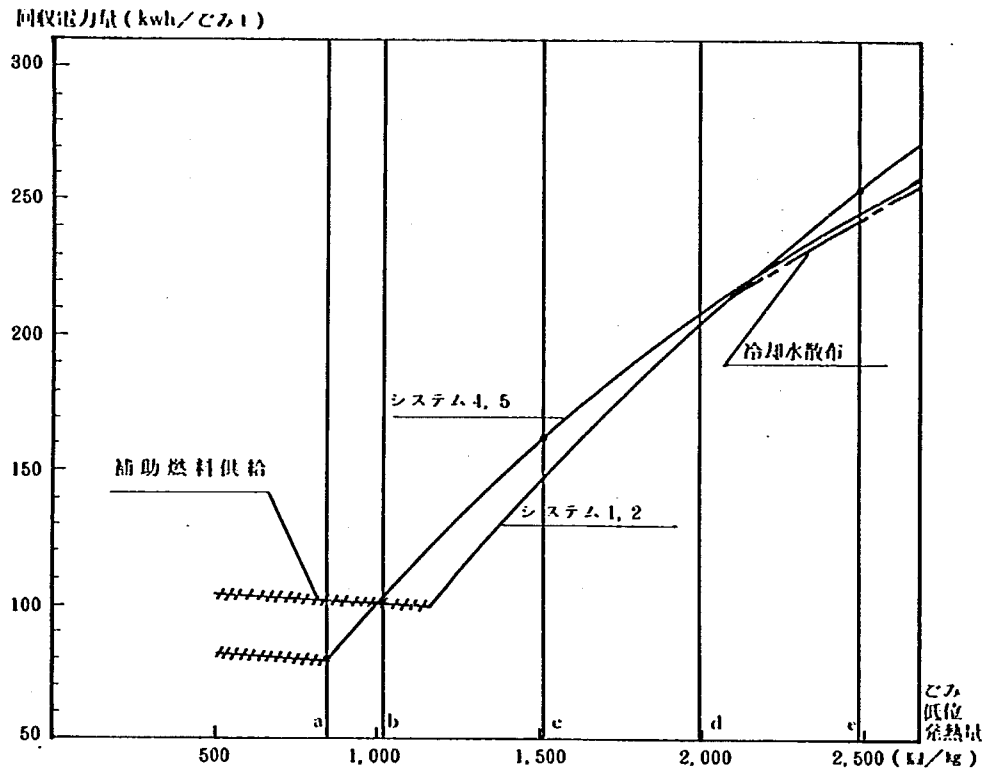


図 9-19 ごみ専焼時の電力回収状況

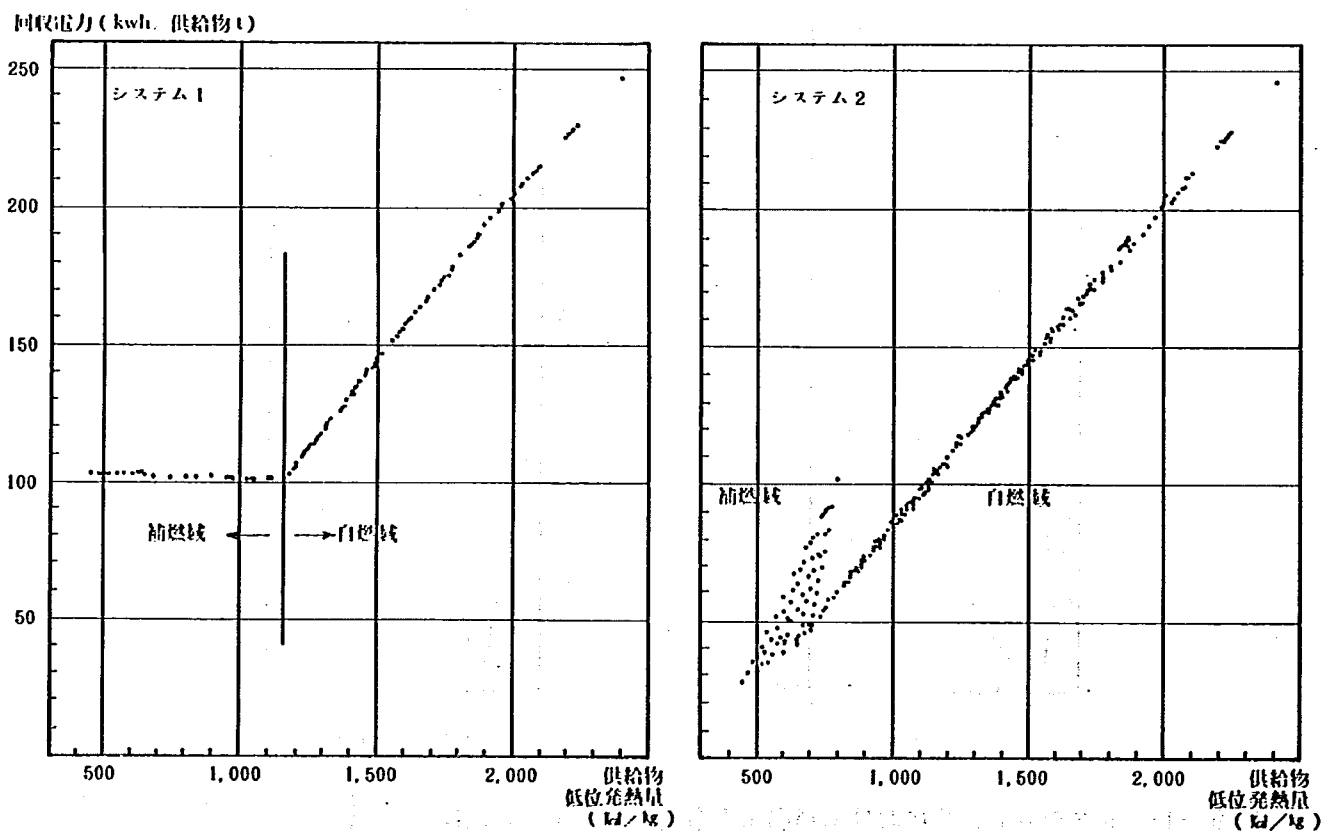


図 9-20 ストーカー炉における供給物発熱量と回収電力量の関係

する様子がわかる。一方、図9-20は汚泥とごみを混合した供給物の平均発熱量に対して、単位供給物重量当りの回収電力を図示したものである。自燃域においては発電量は供給物の発熱量によって定まるのであるから、同一の炉ならば、発熱量に対する回収電力量の関係はシステム又は混焼比に無関係である。ただし、補燃域では電力回収の状況はシステムによって著しく異なることがわかる。

2) システムの自燃解析

熱操作システムのエネルギーを論じる上でシステムの自燃（システム全体で重油等の補助燃料を必要としない状態）概念は極めて重要な意味合をもつものであり、混焼システムにあっても自燃について充分把握して置く必要がある。

(1) ごみ焼却炉を用いたシステムの自燃

ごみ専焼時の自燃点は、自燃条件（空気比＝下限値，燃空温度＝上限値，排ガス温度＝下限値，補燃量＝0）の下での焼却炉廻りの熱収支から容易に算出することが出来る。ただし、熱収支を高位発熱量基準で採る場合には、自燃点における供給物性状は、表9-1の条件で解くと(1)，(2)式となる。

ストーカ炉について

$$19.84VR - 0.198VR \cdot WR - 9.914WR = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

流動床炉について

$$26.65VR - 0.2665VR \cdot WR - 9.914WR = 0 \quad \dots\dots\dots (2)$$

VR：ごみ固形分中の可燃分率，WR：ごみ水分

自燃点低位発熱量は供給物性状によって変化する。しかし、今回は可燃分率（VR）を75%一定としたので、それぞれの炉に対して自燃点は次の様にたゞ一点定まる。

ストーカ炉：1,160Kcal/kg

流動床炉：860Kcal/kg

次に、混焼時の自燃については混焼比によって自燃し得る範囲が変化するので、自燃混焼比範囲を求めることが重要である。シミュレーションプログラムを用いて、供給物組合に対する各システムの自燃混焼比範囲を計算して表9-2に示した。ごみ専焼時に自燃しないごみ（a，b）では、直投システムで自燃範囲の求められないケースが多く、逆に乾燥システムでは自燃範囲の求められるケースが多い。これに対して、自燃するごみ（c～e）では、いずれも混焼比0から実用的範囲（混焼比≤0.3）以上まで自燃範囲が求められる。

(2) 汚泥焼却炉を用いたシステムの自燃

汚泥単独焼却時の自燃点の算出はごみ焼却炉の場合より複雑で解析的に求めることは困難で、シミュレーションプログラムを用いて求めた。

システム6：460～540Kcal/kg

システム7：490～600Kcal/kg

自燃点低位発熱量は供給物性状によって変化する。水分が高くなる程自燃点も高くなることは注意すべきである。また、汚泥焼却炉を用いた混焼においてはごみをRDF（一種の補助燃料）として用いるので

表 9-2 ごみ焼却炉を用いたシステムの自燃混焼比範囲

供給物 組 合	システム 1	システム 2	システム 3	システム 4	システム 5
1-a	—	—	—	—	0.05~ 1.44
2-a	—	—	—	—	0.04~ 2.16
3-a	—	—	—	—	—
4-a	—	1.08~ 2.43	—	—	0.04~ 6.69
5-a	—	0.95~ 9.69	—	—	0.03~
6-a	—	1.09~	—	—	0.08~
7-a	—	3.82~ 4.18	—	—	—
8-a	—	1.76~ 3.86	—	—	—
9-a	—	1.51~	—	—	—
10-a	—	1.32~	—	—	—
1-b	—	0.66~ 1.30	—	0~ 0.21	0~ 1.90
2-b	—	0.55~ 1.77	—	0~ 0.25	0~ 2.87
3-b	—	0.73~ 1.93	—	0~ 0.27	0~ 3.20
4-b	—	0.45~ 3.39	—	0~ 0.33	0~ 8.86
5-b	—	0.40~ 15.75	—	0~ 0.43	0~
6-b	—	0.46~	—	0~ 0.55	0~
7-b	—	1.60~ 5.83	—	0~ 0.44	0~ 0.79
8-b	—	0.73~ 5.39	—	0~ 0.40	0~ 2.46
9-b	—	0.63~	—	0~ 0.66	0~ 2.11
10-b	—	0.55~	—	0~ 1.85	0~ 1.85
1-c	0~ 0.32	0~ 2.35	0~ 0.26	0~ 0.80	0~ 3.35
2-c	0~ 0.36	0~ 3.26	0~ 0.29	0~ 0.94	0~ 5.05
3-c	0~ 0.39	0~ 3.46	0~ 0.30	0~ 1.01	0~ 5.37
4-c	0~ 0.44	0~ 6.69	0~ 0.34	0~ 0.23	0~ 15.13
5-c	0~ 0.51	0~ 3.241	0~ 0.39	0~ 1.61	0~
6-c	0~ 0.60	0~	0~ 0.46	0~ 2.07	0~
7-c	0~ 0.55	0~ 10.37	0~ 0.43	0~ 1.64	0~ 3.01
8-c	0~ 0.51	0~ 9.58	0~ 0.40	0~ 1.52	0~ 9.36
9-c	0~ 0.68	0~	0~ 0.52	0~ 2.49	0~ 8.03
10-c	0~ 1.01	0~	0~ 0.74	0~ 7.02	0~ 7.02
1-d	0~ 0.75	0~ 3.53	0~ 0.67	0~ 1.38	0~ 4.42
2-d	0~ 0.85	0~ 4.90	0~ 0.74	0~ 1.63	0~ 7.09
3-d	0~ 0.90	0~ 5.23	0~ 0.79	0~ 1.75	0~ 7.53
4-d	0~ 1.02	0~ 10.00	0~ 0.88	0~ 2.14	0~ 21.96
5-d	0~ 1.20	0~ 49.08	0~ 1.03	0~ 2.79	0~
6-d	0~ 1.41	0~	0~ 1.20	0~ 3.60	0~
7-d	0~ 1.30	0~ 14.90	0~ 1.12	0~ 2.85	0~ 5.23
8-d	0~ 1.20	0~ 14.27	0~ 1.04	0~ 2.63	0~ 16.26
9-d	0~ 1.60	0~	0~ 1.35	0~ 4.33	0~ 13.94
10-d	0~ 2.38	0~	0~ 1.93	0~ 12.20	0~ 12.20
1-e	0~ 1.81	0~ 4.59	0~ 1.07	0~ 1.97	0~ 5.48
2-e	0~ 1.33	0~ 6.38	0~ 1.20	0~ 2.32	0~ 8.81
3-e	0~ 1.42	0~ 6.96	0~ 1.28	0~ 2.48	0~ 9.80
4-e	0~ 1.60	0~ 13.04	0~ 1.43	0~ 3.04	0~ 28.78
5-e	0~ 1.89	0~	0~ 1.66	0~ 3.97	0~
6-e	0~ 2.22	0~	0~ 1.93	0~ 5.13	0~
7-e	0~ 2.04	0~ 19.44	0~ 1.81	0~ 4.06	0~ 7.45
8-e	0~ 1.89	0~ 19.11	0~ 1.67	0~ 3.75	0~ 23.16
9-e	0~ 2.51	0~	0~ 2.18	0~ 6.16	0~ 19.85
10-e	0~ 3.74	0~	0~ 3.11	0~ 17.37	0~ 17.37

あるから、自燃点以下の汚泥性状時に重油等の補燃をなくす様なRDFの供給が望ましい。この様な重油等の補燃をなくし得る最小のRDFの添加比は適正補燃比と云えよう。シミュレーションプログラムを用い適正補燃比を計算して、汚泥固形分中の可燃分率(VS)が70%のケースについて図9-21に示した。

3) システムのエネルギーコスト

シミュレーションによって求めた燃料使用量、回収電力量及び設備電力使用量より、各システムのエネルギーコスト関数を次の様に定義し、各システムのエネルギーコストを算出する。

システム1～5に対して

$$C_{ei} = \frac{aF \cdot \text{FUEL}_i(X) + aE \{ER + X \cdot ES - \text{ENE}_i(X)\}}{1 + X} \quad (\text{円 / 供給物 t}) \quad \cdots \cdots (13)$$

システム6～7に対して

$$C_{ej} = aF \cdot \text{FUEL}_j(Y) + aE(1 + Y) \cdot ES + aR \cdot Y \quad (\text{円 / 汚泥 t}) \quad \cdots \cdots (14)$$

aE : 電力単価, 買電時 ($\{ER + X \cdot ES - \text{ENE}_i(X) \geq 0\}$) は20円/kWh, 売電時 ($\{ER + X \cdot ES - \text{ENE}_i(X) < 0\}$) は5円/kWhとする。

aF : 燃料単価, 重油の場合90円/kgとする。

aR : RDF単価, 輸送費, 破碎費等より構成されるが, ここでは5,000円/tとする。

ER : ごみ専焼時の設備電力使用量, 120kWh/tとする。

ES : 汚泥単独焼却時の設備電力使用量, 60kWh/tとする。

$\text{ENE}_i(X)$: システム*i*の混焼比*X*における発電量, (kWh/ごみt)

$\text{FUEL}_{i \text{ or } j}(X \text{ or } Y)$: システム*i*又は*j*の混焼比*X*又は補燃比*Y*における補助燃料(重油)使用量, (kg/ごみ or 汚泥t)

X : 汚泥の混焼比

Y : RDF補燃比

図9-22に計算結果の一部を示した。ごみ焼却炉を用いたシステムにおいて、供給物の発熱量の低い組合(1-a)では直投システムより乾燥システムの方がエネルギーコストが低い。殊にシステム2では、他のシステムが添加比の増加に伴ってコストも増大するのに対して、添加比の増加に伴ってコストが低下する点が注目される。供給物の発熱量があがって4-cでは、ごみ焼却炉での混焼コストは著しく低下し、又、汚泥焼却炉での混焼では添加比の増加に伴いコストの減少する領域と増加する領域とが出現する。つまり、汚泥焼却炉での混焼のエネルギーコストにコストミニマムが現われ、この点は前述の適正補燃比と関係が深い。発熱量がさらにあがって最高発熱量の組合(10-e)では補燃費(FUEL)が0となるため、エネルギーコストはシステムによらず炉型式に依存する様になる。ごみ焼却炉では全ての添加比範囲でエネルギーコストは負となるのに対し、汚泥焼却炉ではエネルギーコストはRDFの添加比に比例して増加する。

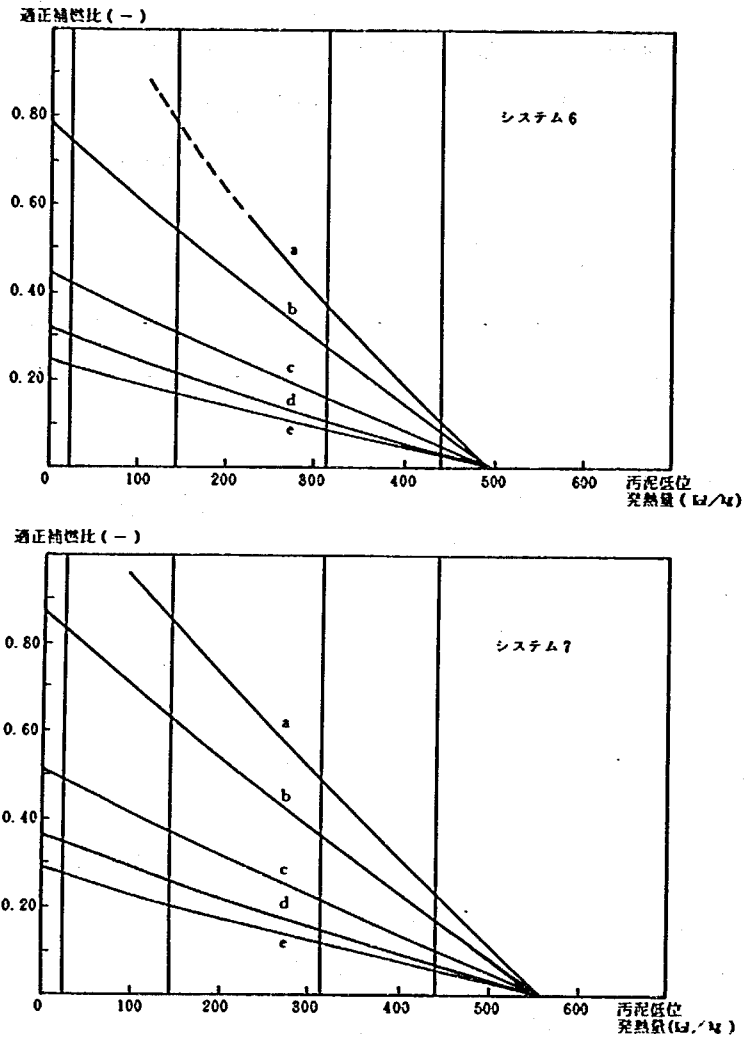


図 9-21 汚泥焼却炉に於ける RDF の適正補燃比 (VS = 70%)

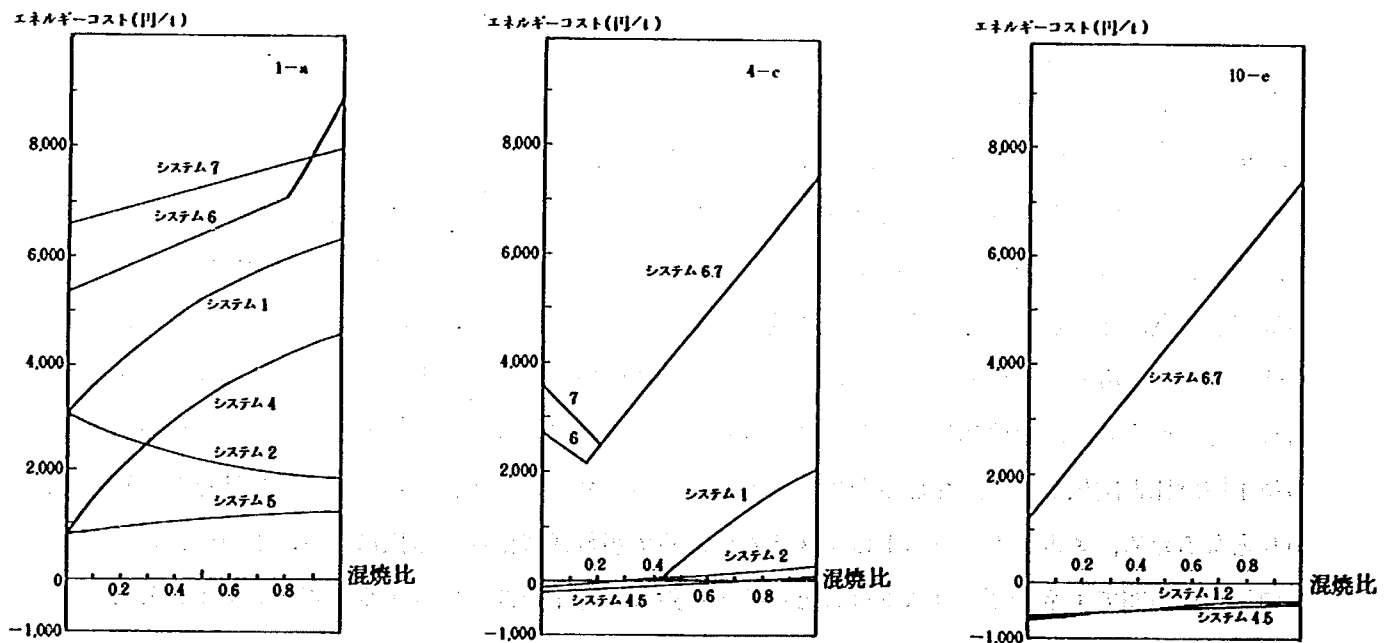


図 9-22 各システムのエネルギーコストの比較

9.2.3 エネルギーコストによるシステムの評価

エネルギー面でのシステム間の優劣を論じようとした場合、その評価は当該システム間のエネルギーコストの差を評価関数とすることが可能であろう。以下いくつかのシステム間のエネルギーコスト差による評価を試みた。

(1) ごみ焼却炉を用いた直投システムと乾燥システムの評価

ごみ焼却炉を用いた混焼システムの直投システム及び乾燥システムとしてシステム1と2を選び、システム間の評価を行った。評価関数 $F_1 :_2$ 及びその判定は次の通りとする。

$$F_1 :_2 = \{ Ce_1(X) - Ce_2(X) \} s = m, r = n \dots\dots\dots (15)$$

$F_1 :_2 \geq 0$: エネルギーコスト面でシステム2の方がすぐれている。

$F_1 :_2 < 0$: エネルギーコスト面でシステム1の方がすぐれている。

結果の一部を図9-23に示した。図の縦軸は評価関数 ($F_1 :_2$) を表わし、平面は $F_1 :_2 = 0$ を表わしている。この平面 ($F_1 :_2 = 0$) より上に出ている部分は $F_1 :_2 \geq 0$ (システム2の方がすぐれている) の部分を表わし、反対に平面下にある部分は $F_1 :_2 < 0$ (システム1の方がすぐれている) の部分を表わしている。図から明らかな様に、混焼比 0.3 以下では、ごみの低位発熱量の一定の値 (ごみ $c \approx 1,500$ kcal/kg) 未満の範囲で $F_1 :_2 > 0$ (乾燥システム有利) であり、ごみ性状がこの値以上では $F_1 :_2 \approx 0$ (両システムではほとんど差がない) であることがわかる。ここには記載されていないが、混焼比を増せば評価関数の値は高くなり、 $F_1 :_2 > 0$ の範囲も増加する。

(2) 汚泥焼却炉を用いた専焼システムと混焼システムの比較

汚泥焼却炉を用いたシステムにおいてはエネルギー面でのコストミニマムが存在することが、先の計算によってわかった。このことはこれらシステムに専焼システム ($Y=0$) と混焼システム ($Y \neq 0$) とでエネルギーコスト面での優劣があるということを意味する。そこで、評価関数 $F_0 : Y$ を次の様に定

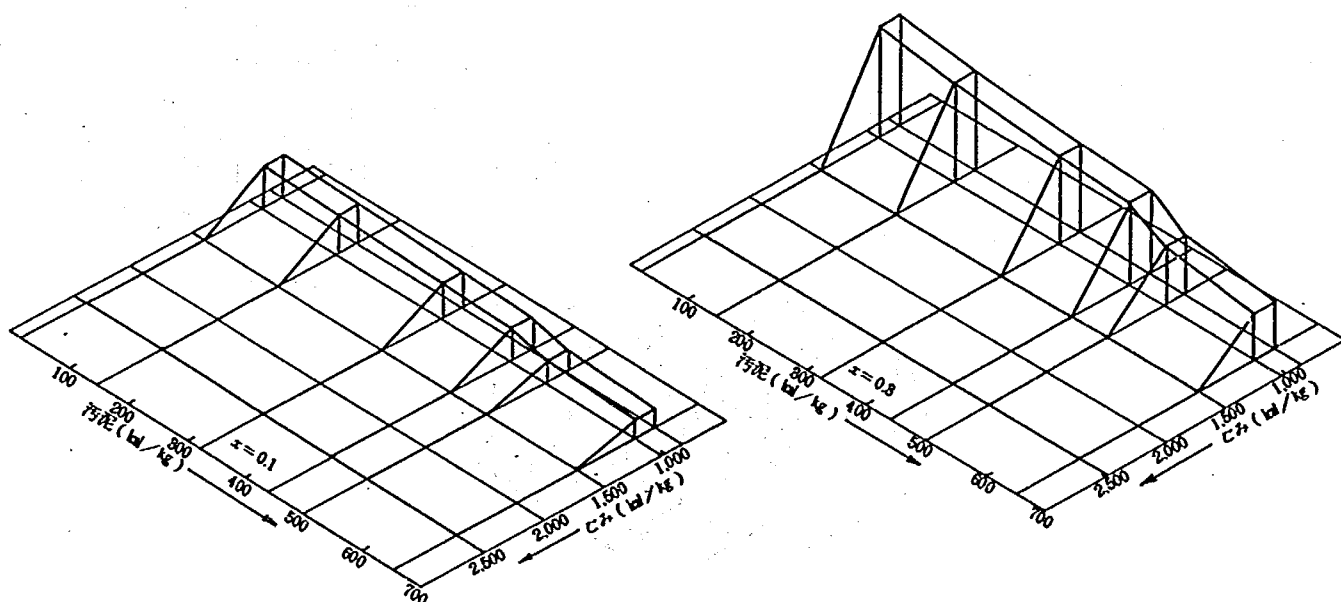


図9-23 システム1及び2のエネルギーコストの比較

義し、システム 6 について具体的な評価を試みた。

$$Fo : Y = \{ Ce_o(Y) - Ce_o(O) \} s = m, \quad r = n \quad (16)$$

$Fo : Y \geq 0$: エネルギーコスト面で専焼システムの方がすぐれている。

$Fo : Y < 0$: エネルギーコスト面で混焼システムの方がすぐれている。

ここで、式(16)に式(14)及び aR 以外のパラメータに具体的な値を代入すると

$$Fo : Y = 90 \cdot \{ FUEL_o(Y) - FUEL_o(O) \} + Y \cdot \{ 1,200 + aR \} \quad (16')$$

となる。

図 9-24 に結果の一部を示したが、 $Fo : Y = 0$ 平面で表わされている部分が混焼システムのすぐれている範囲である。定義式から明らかな様に、汚泥単独で自燃する場合 ($FUEL_o(O) = 0$) には常に $Fo : Y > 0$ となり汚泥専焼有利となる。一方、単独処理時に重油補燃が必要な場合 ($FUEL_o(O) \neq 0$)、ある RDF の添加比の範囲 ($Y > \{ FUEL_o(O) - FUEL_o(Y) \} / 13.3$) では常に $Fo : Y > 0$ (専焼有利) の結果を与える。図からは、それ以下の添加比範囲でも添加比を増す程専焼有利の範囲が広がることとわかるが、これはエネルギーコスト中の RDF 単価 (aR) がコストの支配因子となっているためである。いま、範囲： $Y \leq \{ FUEL_o(O) - FUEL_o(Y) \} / 13.3$ において混焼有利 ($Fo : Y < 0$) となる aR を求めると、

$$aR < 90 \{ FUEL_o(O) - FUEL_o(Y) \} / Y - 1,200 \quad (17)$$

である。表 9-3 に上式より求めた汚泥焼却炉で混焼を成立させるために必要な RDF のミニマム単価を示したが、この表中で $aR_{min} \geq 5,000$ の部分が図 9-24 の $Fo : Y = 0$ 平面に相当している。

(3) 混合処理システムと分離処理システムの比較

下水汚泥と都市ごみとの混焼システムを評価する場合、混合処理システム (ごみ焼却炉又は汚泥焼却

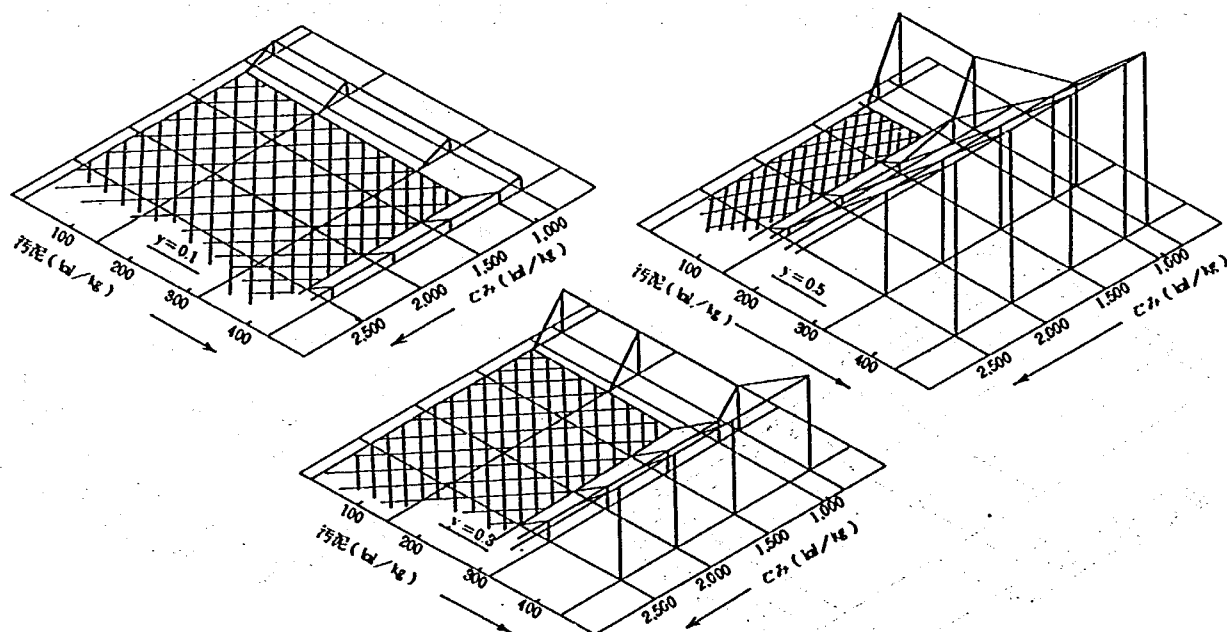


図 9-24 システム 6 に於ける混焼システムと専焼システムの比較

表 9-3 混焼成立のための RDF ミニマム単価 (円 / t)

ごみ 汚泥		a	b	c	d	e
0.1	1	2,400	4,200	—	—	—
	2	2,400	4,200	—	—	—
	4	2,400	4,200	—	—	—
	5	3,300	3,300	3,300	3,300	3,300
0.3	1	2,700	4,200	—	—	—
	2	2,700	4,200	—	—	—
	4	2,700	3,900	3,900	3,900	3,900
	5	300	300	300	300	300
0.5	1	2,760	4,200	—	—	—
	2	2,760	4,200	4,740	4,740	4,740
	4	1,860	1,860	1,860	1,860	1,860
	5	×	×	×	×	×
0.7	1	2,657	4,328	4,586	4,586	4,586
	2	2,657	3,043	3,043	3,043	3,043
	4	986	986	986	986	986
	5	×	×	×	×	×
1.0	1	1,410	2,850	2,850	2,850	2,850
	2	690	1,770	1,770	1,770	1,770
	4	×	330	330	330	330
	5	×	×	×	×	×

— : Ar > 5,000, × : Ar < 0

炉で都市ごみと下水汚泥とを混焼するシステム)と分離処理システム(ごみ専焼炉及び汚泥単独焼却炉を個別に設備するシステム)の比較評価が最も重要となる。こゝでは混合処理システムとしてごみストーカ炉での混焼システム(システム1又は2),分離処理システムとしてストーカ炉でのごみ専焼システム(システム1又は2でX=0の場合)及び多段炉での汚泥単独焼却システム(システム6でY=0の場合)の組合を選んで具体的評価を試す。いま,分離処理システムのエネルギーコスト関数を

$$C_{ei\&6} = \frac{C_{ei}(O) + X \cdot C_{e6}(O)}{1 + X} \dots\dots\dots (18)$$

の様に定義すると,評価関数は次の様に定められる。

$$F_s : c(i) = \{ C_{ei} \& 6 - C_{ei}(X) \} \quad s=m, \quad r=n \quad \dots\dots\dots (19)$$

$F_s : c(i) > 0$ エネルギーコスト面では混合処理システムの方がすぐれている。

$F_s : c(i) < 0$ エネルギーコスト面では分離処理システムの方がすぐれている。

計算結果の一部を図9-25に示したが、システム1による混合処理システムと分離処理システムの比較では、 $F_s : c(1) \geq 0$ 、 $F_s : c(1) < 0$ の2つのケースが存在するが、システム2による比較では全ての範囲で $F_s : c(2) < 0$ （混合処理有利）となった。つまり、エネルギーコスト的には常に混合処理システムの方が有利となるシステムが存在することになる。混合処理システムにおいてどちらのシステムを選択すべきかは、 $F_s : c(2) - F_s : c(1) = F_1 :_2$ の関係が成立するので、 $F_1 :_2$ によって判定することが可能である。ただし、前述の通りその差は極くわずかである（図9-23）。

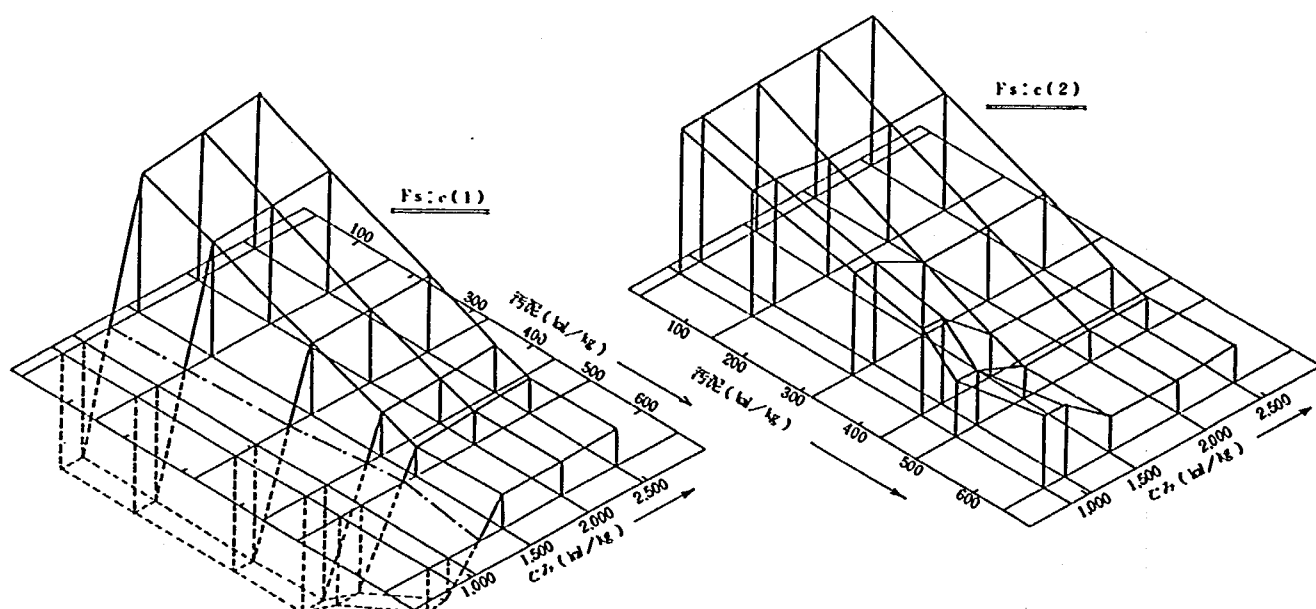


図9-25 混合処理システムと分離処理システムの比較 (X = 0.3)

以上の通り、エネルギーコスト的に混合処理システムが常に分離処理システムより有利であるということは、混焼化によって汚泥焼却の省エネルギー化の可能なことがエネルギーコスト面から立証されたということの意味するものである。

9.2.4 パラメータの出力又は評価に及ぼす影響

シミュレーションに用いた各種パラメーターは表9-1に示した通りであるが、これらパラメーターの値はダイナミックに変動したり、あるいは変更されたり、変化するものである。パラメーター値の変化がシステムの出力（エネルギーコスト）又は評価にどのような影響を与えるかを解析した。次の5つの主要なパラメーターを選び、各パラメーターについて設定値を中心に一定の範囲内でパラメーター値を変化させて出力を計算した。

炉の熱損失	: 5 ~ 20 %	(設定値 10 %)
空気比	: 1.3 ~ 2.1	(" 1.7)
燃空温度	: 100 ~ 200 °C	(" 150 °C)
乾燥ケ-キ水分	: 20 ~ 60 %	(" 40 %)
発電効率	: 50 ~ 80 %	(" 65 %)

計算はシステム1及び2, 混焼比 0.3 の条件で, 供給物組合 1-a, 4-c 及び 10-e の3 ケースについて実施した。計算の結果, 炉の熱損失及び空気比以外のパラメーター値 (P) の変化は, 発電効率の 4-c 及び 10-e を除いて, 出力 (f) に対して大きな影響を与えないことがわかった。すなわち, これらのケースでは,

$$\text{出力変動率 } \Delta f / f_0 \leq 0.17$$

であった。これに対して, 炉の熱損失及び空気比の変化は出力に影響を与えるが, その影響は供給物の組合によって著しく異なる (図 9-26, 27 参照)。発熱量の低い供給物 (1-a) ではパラメーターと出力の関係はほぼ直線的である。パラメーターの変動率に対する出力の変動率の比: $(\Delta f / f_0) \cdot (P_0 / \Delta P)$ をシステムの感度と考えると, このケースでは感度は一定値を与えている。これが発熱量の程度程度の供給物 (4-c) になると, 熱効率の良い範囲 ($P < P_0$) では感度が小さいが, 熱効率の悪化する範囲 ($P > P_0$) で感度が急激に増大する。このことは発電効率についても全く同様である。従って, この様な供給物ではパラメーター値の選定, 変化に対して充分の配慮が必要である。一方, 発熱量の高い供給物 (10-e) では出力はパラメーター値の変化の影響をほとんど受けないか, 受けても出力変動そのものが小さく ($\Delta f < 200$), 影響は少ないと考えて良いであろう。

次に, パラメーター値の変化がシステム1及び2の評価関数 (F) に及ぼす影響を調べると, 低又は高発熱量供給物ではほとんど影響を受けず, 中発熱量供給物の低効率域で感度が著しく変化する。ただし, 評価問題については, 評価そのものがパラメーター値の変化によって変り得るか否かが重要である。中, 高発熱量供給物で, 空気比が変化すると評価が逆転する範囲がある。しかし, 評価値変動が極めて小さく ($\Delta F < 23$), システム1と2についての評価の大勢に影響を及ぼすものではないと考える。

9.3 分離処理と混合処理の経済比較

前項ではエネルギー面からのシステム評価を行った。しかし, 混焼システムの総合的な評価にはそれらを含めた経済性の評価が必要であり, ここでは分離処理システム及び混合処理 (ごみ焼却炉での混焼) システムの経済比較を行う。経済比較を行うためのモデルを表 9-4 の様に定めた。表に従って, 設備の設計及び見積を行うための条件を以下にまとめて示す。

9.3.1 ごみ及び汚泥の発生原単位, 性状

ごみ: 1.0 kg/日/人, 水分 (平均) 45.5 ~ 59.1 %, 可燃分率 75 %, 可燃分高位発熱量 5,500 kcal/kg

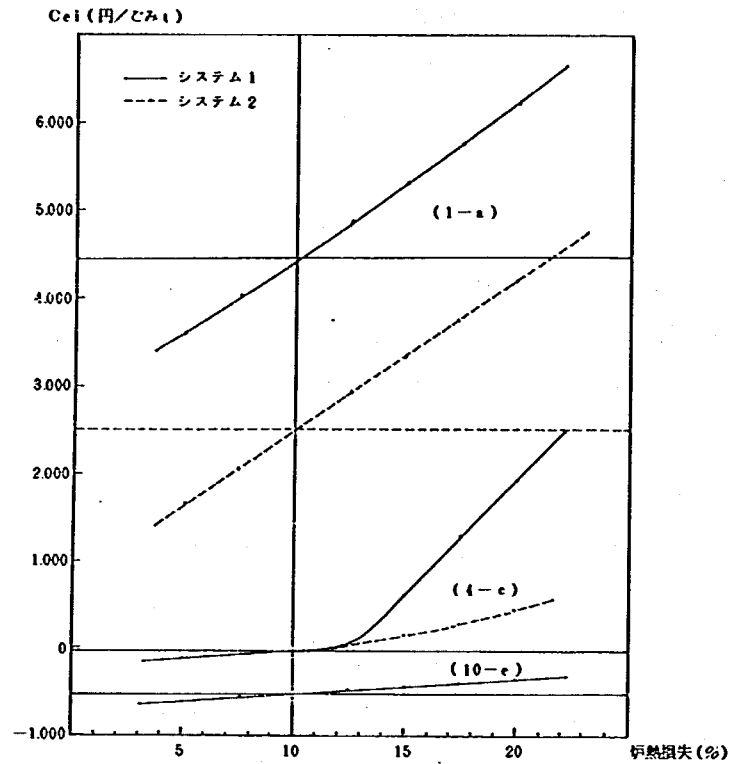


図 9-26 炉熱損失とエネルギーコストの関係

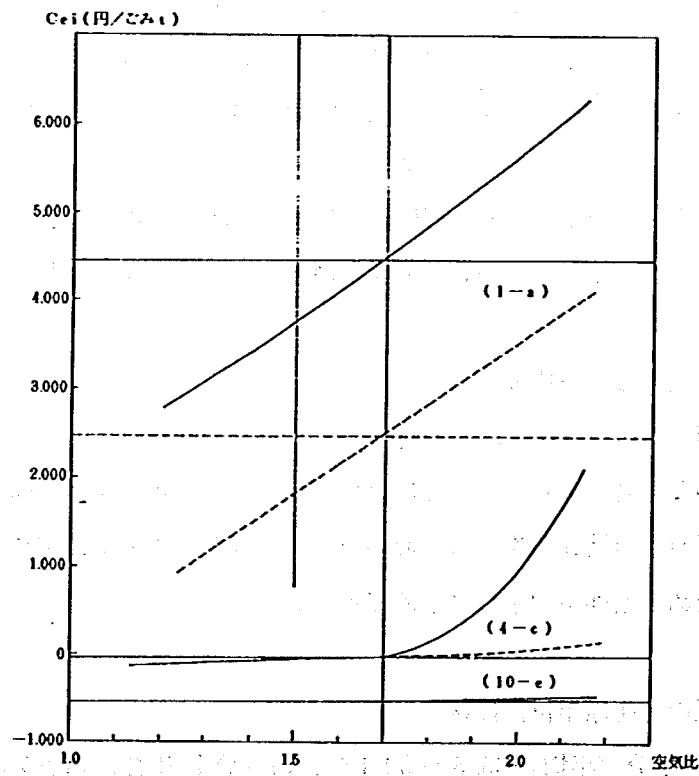


図 9-27 空気比とエネルギーコストの関係

汚泥：70 g DS / 日 / 人，水分 78 %，可燃分率 70 %，可燃分高位発熱量 5,500 kcal / kg

9.3.2 設備計画の考え方

設備容量としては通常の余裕を見た設計とし（ただし炉の設計は最高発熱量で行う），予備系列は考えない。又，下水汚泥の発生は普及率に従って段階的に増加するものとし，中間の普及率及び普及率の時系列的変化は考慮しない。廃棄物発生の間年変動を考慮すると，設備の稼働率は80%前後で良いと考えられ，設備の間年稼働日数を300日として積算する。

9.3.3 附帯設備の仕様

1) 受入及び貯留設備

トラックスケールのデーター処理方式は，25 t 准連炉以下では現場記録のみとし，50 t 准連炉以上で現場記録と同時に中央コンピューター処理とする。

廃棄物の貯留設備容量は次の通りとする。

ごみ貯留ピット：3日分

汚泥貯留装置：2日分

2) 汚泥の乾燥設備

① 汚泥単独焼却時の乾燥方式

省エネルギー型の汚泥乾燥方式としては水蒸気乾燥などの間接乾燥方式及び温風循環方式などが実用化されており，コスト的にはこれらの方式はいずれもほぼ同等である。ここではシミュレーションモデルとした温風循環方式（システム7）を想定して見積を行う。

② 混焼時の汚泥乾燥の考え方

ストーカ炉を用いて混焼を行う場合，バッチ炉又は准連炉で混焼比が0.1以下の時には汚泥乾燥を行わずケーキ混焼とし，それ以外は全て汚泥乾燥を行う乾燥混焼とする。これらの乾燥方式としては，ボイラーを附設しない場合には，ロータリーキルン又は気流乾燥方式となるが，ボイラーを附設する場合にはこれらの外に蒸気乾燥方式を採用することが出来る。代表的なケースに於いて，これら乾燥方式の比較見積を行う。一方，ごみ流動床炉を用いて混焼を行う場合には，全てのケースで自燃点をかなりオーバーする廃棄物性状であるため，全てのケースについてケーキ混焼方式とする。性状変動によって補燃が必要となる場合には炉の流動層内に直接重油を供給する方式とする。

3) 排ガス処理設備

① ばいじん除去装置

ごみ焼却設備の場合には各炉に1基（バッチ炉の場合のみ2炉で1基）の乾式EPを設置，規制値は次の通りとする。

25 t 准連炉以下 50 t 准連炉以上

0.1 g / Nm³以下 0.05 g / Nm³以下

汚泥焼却設備の場合には湿式EPを設置し、規制値は全ての場合に $0.05 \text{ g} / \text{Nm}^3$ 以下とする。

② 硫黄酸化物除去装置

ごみ焼却設備の場合、K値規制に対応した煙突高さとする。一方、汚泥焼却設備の場合は固形物中硫黄含有率が高く、アルカリ洗浄を行う。

③ 塩化水素除去装置

ごみ焼却設備に於ける塩化水素除去は次の通りとする。

～25 t 准連炉	50 t 准連炉	100 t 准連炉～
選別収集により、	乾式除去装置	乾式除去装置
HCl < 430 ppmとする	(800 ppm→< 430 ppm)	(1,000 ppm→< 250 ppm)

汚泥焼却設備では上記アルカリ洗浄で充分除去可能である。

④ 窒素酸化物制御

いずれの場合にも除去装置は設けず、燃焼制御によって極力窒素酸化物生成の抑制に努める。

4) 発電設備

タービンは各ケースの平均発熱量での最大容量とする。又、タービンは復水タービンとし、蒸気条件は次の通りとする。

入口 $18 \text{ ata.} \times 230^\circ\text{C}$ 出口 0.3 ata.

5) 電気計装設備

① 受電設備

ごみ焼却設備の場合、バッチ炉で屋外キュービクルとする以外は屋内に電気室を設ける。汚泥焼却設備の場合には下水処理場で一括受電するものとする。

② データ処理方式

ごみ焼却設備の場合に次の通りとする。

～25 t 准連炉	50 t 准連炉	100 t 准連炉～
記録計処理	簡易データロガー処理	コンピュータ処理

汚泥焼却設備の場合は全て記録計処理とする。

③ ごみ焼却設備に於ける燃焼制御

25 t 准連炉以下は自動燃焼制御は行わず、50 t 准連炉以上で自動燃焼制御を行う。

④ クレーン操作方式

バッチ炉及び准連炉では手動とし、連続炉で自動操作方式とする。

6) 土木建築設備

① 上屋について

ごみ焼却設備は屋内設備とし、EP設置部、I.D.F.室等は鉄筋コンクリート構造、その他は原則として鉄骨コンクリート構造とする。汚泥焼却設備は屋外設置とする。

② 灰出し設備

表 9 - 4 下水汚泥とごみの分離処理と混合処理の経済性比較のためのモデル

	下水道普及率 (%)	25,000人	50,000人	100,000人	200,000人	1,000,000人
ごみ発生量 (t/d)		25	50	100	200	1,000
低位発熱量 ave. (Kcal/kg) max.		1,200 1,700	1,400 1,900	1,500 2,000	1,600 2,100	1,800 2,300
汚泥ケーキ発生量 (t/d)	31 62 100	2.5 5.0 8.0	5.0 10 16	10 20 32	20 40 64	— 200 320
ごみ焼却炉 ガス冷却方式 発電設備		12.5 t/8hr×2 W. S. —	25 t/16hr×2 W. S. —	50 t/16hr×2 W. S. —	100 t/d×2 B. L. C. W. T.	250 t/d×2 B. L. C. W. T.
汚泥流動床炉 (連続の場合は多段 炉との両様)	31 62 100	25 t/6hr (C. F.) 5.0 t/6hr (C. F.) 8.0 t/8hr (C. F.)	5.0 t/6hr (C. F.) 10 t/8hr (D. F.) 16 t/12hr (D. F.)	10/8hr (D. F.) 20/12hr (D. F.) 32 t/d (D. F.)	20 t/12hr (D. F.) 40 t/d (D. F.) 64 t/d (D. F.)	— 200 t/d (D. F.) 320 t/d (D. F.)
ごみストーカー炉を 用いた混焼方式	31 62 100	C. C. D. C. D. C.	C. C. D. C. D. C.	C. C. D. C. D. C.	D. C. D. C. D. C.	— D. C. D. C.
ごみ流動床炉を用い た混焼方式	31 100	C. C.	C. C.	C. C.	C. C.	C. C.

W. S. : 水噴射減温

B. L. : ボイラー減温

C. W. T. : 復水タービン発電

C. F. : ケーキ投入

D. F. : 乾燥ケーキ投入

C. C. : ケーキ混焼

D. C. : 乾燥混焼

バッチ炉及び汚泥焼却炉では加湿アッシュバンカー方式とし、それ以外はアッシュピット方式とする。

③ 管理棟について

ごみ焼却設備の場合、25 t 准連炉以下では工場棟内に設け（1FL, 150 m²），それ以外は別棟の管理棟（2FL, 300 m²）を設ける。汚泥焼却設備の場合は下水処理場管理棟内に汚泥焼却管理室を設けるが、これは積算外とする。

7) その他の設備

① ごみ焼却設備の污水处理装置

12.5 t 炉：凝沈のみのクローズドシステム

25 ～ 50 t 炉：凝沈－汙過－脱水のクローズドシステム

100 t 炉～：高アルカリ凝沈－汉過－脱水して、下水へ放流

② E Pダスト固化装置

50 t 准連炉以上に於いて、E Pダストのセメント固化装置を設ける。

③ 汚泥焼却設備の白煙防止装置

放出ガス温度を90℃以上とする装置を設ける。

9.3.4 設備のユティリティ

1) 補助燃料について

① ごみ焼却設備の補助燃料

専焼、混焼を問わず、シミュレーション結果が示す通り、全てのケースで自燃条件である。従って、ごみ焼却設備での補助燃料は全てコールドスタート時に使用するものであり、コールドスタート回数は次の通りとする。

バッチ炉：週1回

准連炉及び連続炉：年3回

② 汚泥焼却設備の補助燃料

温風循環乾燥方式を用いた流動床焼却システム（システム7）についてのシミュレーション結果では汚泥4（水分78%，可燃分70%）の単独焼却では補助燃料を27 ℓ / t 必要とする。しかし、現在では省エネ努力などで効率が向上して来ており、ここでは連続運転時15～19 ℓ / t とした。一方、多段焼却システムの場合には乾燥－焼却システム（システム6）と、排ガスを水洗後再加熱（300 ～ 400 ℃）接触分解するシステムとでエネルギー面でもほぼ同程度であり、ここでは補助燃料を12～17 ℓ / t とした。

2) 消費電力又は発生電力について

① ごみ焼却設備の電力

設備で消費する電力を購入電力で賄う場合、料金は契約電力量にもとづく基本料金と消費量料金とがある。従って、換算従量単価は設備容量によって異なる。又発電がある場合には、発電全量を設備で使用し、尚余剰がある場合には売電するものとする。売電収益は売電価格と契約電力基本料との差であり、

売電従量単価は直接売電価格より低くなる。

② 汚泥焼却設備の電力

汚泥焼却設備の電力は下水処理場で一括受電したものを分電するため、従量単価は全て一定とする。

又、消費電力量は次の通りとする。

流動床炉：60～100kWh/t

多段炉：50～60kWh/t

3) ユティリティ単価

ユティリティ各項目の単価は次の通りとする。

燃料(A重油)：80,000円/kℓ

電力料(買電)：ごみ焼却設備の場合次の通り

12.5 t	25～50 t	100 t～
--------	---------	--------

30円/kWh	22円/kWh	20円/kWh
---------	---------	---------

汚泥焼却設備の場合は全て20円/kWh

(売電)：5～6円/kWh

上水料：200円/m³

苛性ソーダ(48%)：65円/kg

消石灰：20円/kg

その他消耗品費：年間補修費の10%前後

9.3.5 総投資額

各設備の耐用年数を15年と仮定し、現在価格に直した15年分の維持管理費及び同じく15年分の人件費(単価500万円/人/年)の和を総費用として、この総費用と建設費の計を総投資額とした。混合処理、分離処理における炉型式による総投資額の差は小さかったので、それぞれを平均して、総投資額と人口規模の回帰式を得た。これを表9-5、及び図9-28に示す。人口規模10万人と20万人とでは設計条件が異なっているため、不連続となっているが、これらの図、表より混合処理(混焼)が分離処理に比べ経済的に優位となることが示された。但し、混合処理において、汚泥の輸送費を考慮すると、この差は縮まることが考えられる(資料C参照)。

表 9 - 5 総投資額の回帰式

			log I=a+n*log P		r	I=k*P ^n
			a	n		
下水道普及率 31%	分離処理	P=2.5~10.0	1.1120	0.63587	0.995	I=12.94*P ^0.636
		20.0	—	—	—	I=102.2
	混合処理	2.5~10.0	0.99287	0.65763	0.988	I=9.84 *P ^0.658
		20.0	—	—	—	I=87.9
下水道普及率 62%	分離処理	P=2.5~10.0	1.1751	0.61589	0.977	I=14.97*P ^0.616
		20.0~100.0	1.0941	0.71602	1.000	I=12.42*P ^0.716
	混合処理	2.5~10.0	1.0434	0.63063	0.995	I=11.05*P ^0.631
		20.0~100.0	0.97845	0.74711	1.000	I= 9.52*P ^0.747
下水道普及率 100%	分離処理	P=2.5~10.0	1.2176	0.58622	0.997	I=16.50*P ^0.586
		20.0~100.0	1.1152	0.71876	1.000	I=13.04*P ^0.719
	混合処理	2.5~10.0	1.0546	0.63026	0.995	I=11.34*P ^0.630
		20.0~100.0	0.98833	0.74772	0.999	I= 9.73*P ^0.748

I : 総投資額 (億円), P : 人口 (万人), k = 10^a

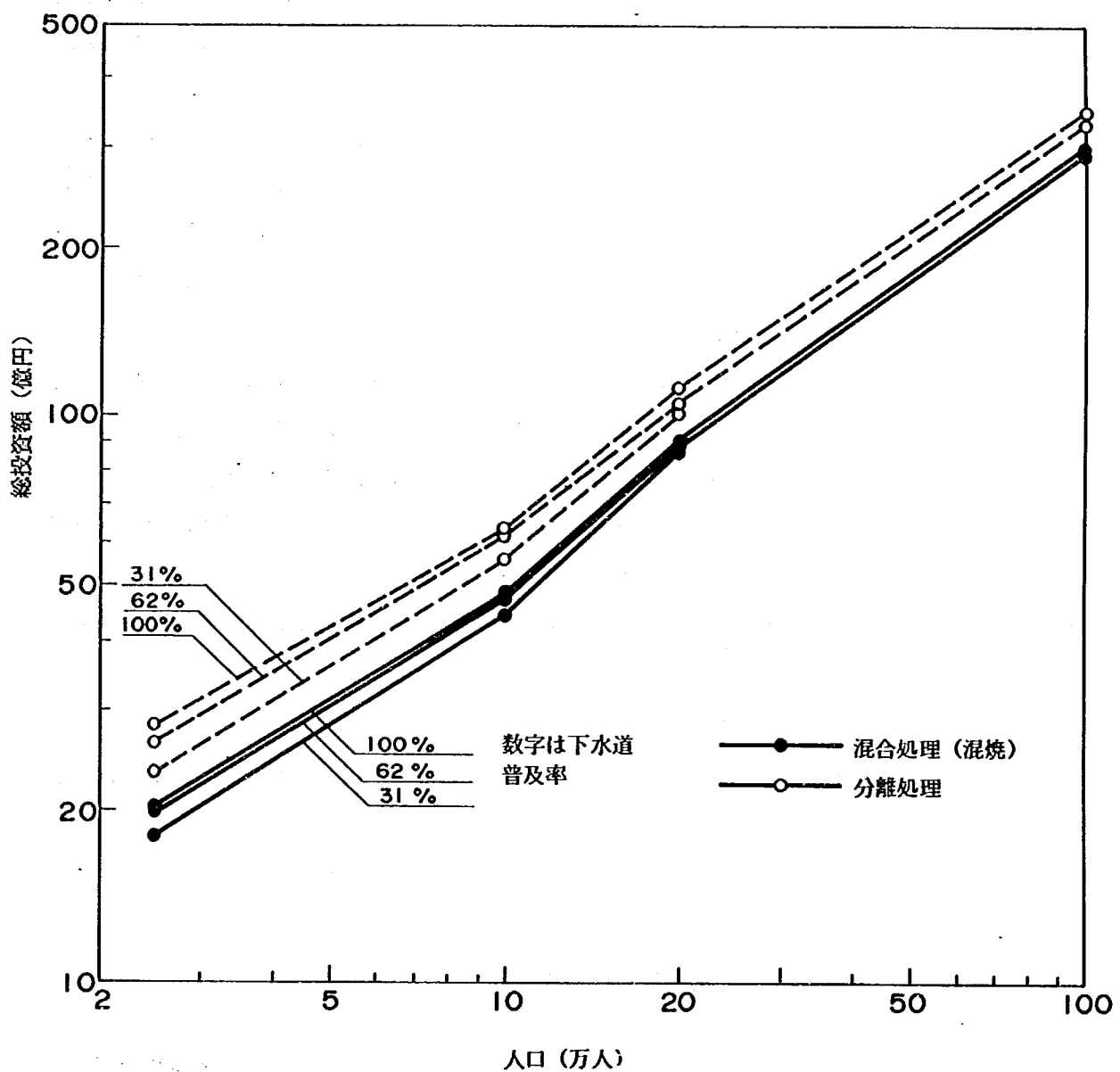


図 9-28 混合処理（混焼）と分離処理の総投資額の比較

10. 混焼実施上の問題点

汚泥焼却炉において、都市ごみを補助燃料とする混焼は、都市ごみの選別やその投入方法など技術的な問題点はあるものの、従来の“重油”の代りに“都市ごみ”を使用するだけであり、行財政上の問題は少ないと考えられる。エネルギー結合も同様である。

一方、ごみ焼却炉での都市ごみと下水汚泥との混焼の実施においては、いくつかの問題点が生じると考えられる。先の5章、6章で述べたように、ごみ専焼時に比べて、技術上何点か留意すべき点はあるが、解決方法も明らかとなっており、技術上の問題はほとんど存在しないと考えられる。しかし、行財政の分野では、混焼実施にあたって解決すべき問題（調整を図っておく事項）があると考えられる。これらは、従来別々の整備体系のもとで事業実施にあたってきたことに起因している。

- (1) 「廃棄物の処理及び清掃に関する法律」（以下、廃掃法という）において、下水汚泥は産業廃棄物、都市ごみは一般廃棄物と分類され、前者は事業者、後者は市町村に、処分の責任がある。下水汚泥の場合、その事業者は、地方公共団体（市町村又は都道府県）であるが、市町村の場合でも一般廃棄物を扱う市町村と下水道事業主体の市町村ではその性格が違っている。例えば、維持管理費について都市ごみ事業は一般会計で、下水道事業は別な会計であるなどの違いである。
- (2) 焼却施設の建設についても、下水汚泥については下水道法に、都市ごみについては廃掃法に規定されている。

混焼実施において生じると考えられる問題点を以下に列記する。

- (1) ごみ処理場内に設ける汚泥混焼のための各種施設の性格・位置づけ—汚泥の貯留ピットや、乾燥設備、場合によっては、焼却炉の汚泥混焼に必要な部分など—
 - ① これら施設は、ごみ処理施設なのか下水道施設なのか（認可との関連）
 - ② その設置主体はどちらか
 - ③ 建設費（国庫補助金を含む）の両事業の負担のあり方
- (2) 最終処分される“灰”の性格について
一般廃棄物の灰と産業廃棄物の灰では処分場所を別としているところがあり、一般廃棄物の灰処分地に、この混焼灰の処分をどうするのか。
- (3) 管理責任のあり方
 - ① 焼却灰や排ガスの責任のあり方
 - ② 施設管理責任のあり方
- (4) 維持管理費負担のあり方
- (5) その他

ごみ焼却施設周辺事情（運搬トラックの増加の及ぼす影響等）

これら問題点を解決するためには、都市ごみと下水汚泥の混焼を実施した場合の公共的メリットを具体的に把握し、そのメリットを相互に分ち合うという方針をとることが重要であろう。

資 料

以下に示す資料A～Cは、研究発表会等で発表してきたあるいは発表予定の下水汚泥と都市ごみに関する論文である。また資料Dは9章の熱収支シミュレーションに用いたプログラムである。

資料A 下水汚泥と都市ごみの混焼について 第21回下水道研究発表会（昭和59年）

資料B 下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支 第21回衛生工学研究討論会（昭和60年）

資料C 下水汚泥と都市ごみとの混焼の経済性 第22回下水道研究発表会（昭和60年）

資料D 熱収支シミュレーションのプログラム

〔資料A〕

第21回下水道研究発表会講演集

11-45 下水汚泥と都市ごみの混焼について

建設省 土木研究所 京 才 俊 則

○岡 久 宏 史

1. はじめに

わが国における下水汚泥発生量は、濃縮汚泥の固形物換算で約93.5万トン/年であり、そのうち約55%は焼却されている（昭和55年度、下水道普及率30%）。脱水汚泥の焼却には一般に補助燃料を必要とするが、その量は重油換算で50〜70ℓ/トン・脱水汚泥程度である。下水道普及率の増加、下水処理の高度化に伴って汚泥発生量は、今後増々、増加する。また、汚泥の減容化、無害化の必要性から、焼却される汚泥量もまた今後増えていく。このため、汚泥焼却のための補助燃料使用量は増加の一途をたどることとなる。

しかし、昨今のエネルギー資源の逼迫、コストの高騰を考えると、将来に亘って安定的に重油等の補助燃料を確保できるという保証はない。このため、補助燃料の削減、あるいは、補助燃料費の低減を目的とした汚泥焼却の省エネルギー化が種々の観点から進められている。このうち、補助燃料の代替物となる他の廃棄物とともに汚泥を焼却する混合焼却（混焼、Co-Combustion）も有力な省エネルギー型の汚泥焼却法である。汚泥と混焼する廃棄物として、廃木材、おが屑、種々の産業廃棄物、農業廃棄物等とともに都市ごみが増えられている。このうち、都市ごみは、下水汚泥と同様に全国的に発生し、焼却されていることから、最も有望な廃棄物のひとつである。

本報告は、下水汚泥と都市ごみの混焼に注目し、下水汚泥処理における混焼の位置づけ、また、混焼アクセスの分類等を行い、混焼技術に対する考え方を提示したものである。

2. 下水汚泥と都市ごみの混焼の定義

下水汚泥と都市ごみの混焼と一言で表現しても、種々の方式が考えられる。例えば、ごみ焼却炉で混焼する場合、また、汚泥焼却炉で混焼する場合、さらには、単に焼却するというものではなく、ごみ処理場と下水処理場とのエネルギー的なやりとりなども考えられる。

ここでは、混焼について狭義の意味と広義の意味とを考へ、以下のように定義した。

まず、狭義の意味としては、「それだけで自然でできない下水汚泥（一般には脱水汚泥）の焼却処理の補助エネルギーとして、都市ごみと合せて、汚泥焼却炉で焼却する場合、または、都市ごみ焼却炉（一般には自然し、なお熱が余っている状態）に、上記汚泥を投入し焼却する場合」とし、次に、広義の意味では、「都市ごみの焼却処理の際に発生する余剰エネルギー（排ガス、蒸気、発生電力など）を利用して、汚泥焼却に必要なエネルギーの補助とする（一般には、汚泥の手備乾燥、余剰蒸気電力などの汚泥焼却プラントでの利用）。この場合、同一炉内での焼却ということには限らない。」とする。

3. 下水汚泥と
都市ごみの混焼
の位置づけ

(1) 下水汚泥混
却の中の混焼

汚泥処理技術
の中でも汚泥混
却技術の革新は
目覚しく、種々

の新技術が検討、実施
されている。表-1は
代表的な新技術をまと
めたものである。ほと
んどの新技術は省エネ
ルギー化を目指してい
る。この中で混焼
は、都市廃棄物混焼の
一特長という特徴のあ
る技術である。

(2) 下水汚泥混焼と都
市ごみ混焼の結合シ
ステムの分類

前述の混焼の
意義の意味から
判るように、下
水汚泥と都市ご
みを単に同一
炉で焼却するべ
けでなく、さま
ざまな形態で結
合することが可
能であり、各種
の結合システム
オプションが存
在し得る。

表-1 下水汚泥焼却に関する新しい技術

新しい技術	自 然	代 替 エ ネ ル ギ ー 利 用			パイロリシス	汚泥蒸発乾燥	溶 融
		都市ごみとの 混 焼	微 粉 炭 脱水焼却	廃木材による 乾燥自然			
目的・特長	・補助燃料削減 ・排ガス中の 有害成分の 減少	・補助燃料削減 ・都市廃棄物 処理の一体 化	・脱水汚泥の 自然 ・排ガス中の 有害成分の 減少 ・6価クロム 成分防止	・廃木材の有 効利用 ・焼却炉維持 管理費削減	・排ガス量の 減少 ・6価クロム の生成防止 ・燃料消費量 の減少	・脱水工程の 省略 ・炭油の有効 利用	・有害物質の 固化、無害 化 ・珪酸材、粗 骨材の製造

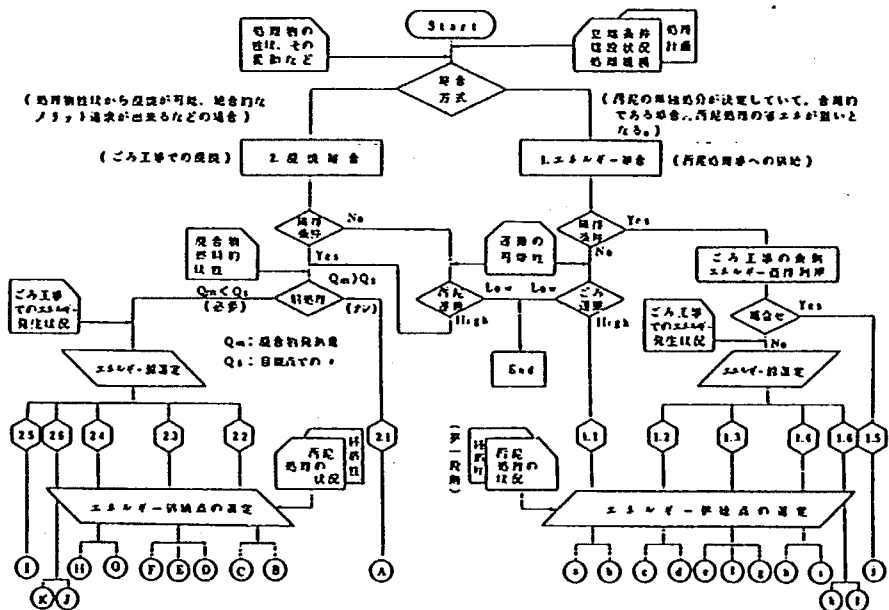


図-1 下水汚泥焼却と都市ごみ焼却の結合システム選定手順フローシート (案)

表-2 下水汚泥焼却と都市ごみ焼却の結合システムの分類 (案)

下水汚泥と都市ご みの結合システム	1. エネルギー結合システム	2. 代替エネルギー利用	3. エネルギー結合システム	4. 代替エネルギー利用
下水汚泥と都市ご みの結合システム	1.1 燃料ごみ利用システム	2.1 廃水タービン発電システム	1.1 燃料ごみ利用システム	2.1 廃水タービン発電システム
	1.2 ごみ焼却炉熱風利用	2.2 熱風供給系統	1.2 ごみ焼却炉熱風利用	2.2 熱風供給系統
下水汚泥と都市ご みの結合システム	1.3 余熱蒸気利用	2.3 蒸気供給系統	1.3 余熱蒸気利用	2.3 蒸気供給系統
	1.4 ごみ発電・力利用	2.4 熱風蒸気供給系統	1.4 ごみ発電・力利用	2.4 熱風蒸気供給系統
下水汚泥と都市ご みの結合システム	1.5 エネルギー総合利用	2.5 汚泥焼却炉熱風供給	1.5 エネルギー総合利用	2.5 汚泥焼却炉熱風供給
	1.6 熱風供給系統	2.6 熱風供給系統	1.6 熱風供給系統	2.6 熱風供給系統

第21回下水道研究発表会講演集

ここでは、混焼計画の詳細検討に入るための基本計画を決定する手段として、図-1のようなフローシート(案)を考えた。さらに、この図-1から、表-3に示す3つの基本システムが分類された。

表-3 下水汚泥と都市ごみの混焼方式の分類(案)

4. 下水汚泥と都市ごみの混焼方式の分類と課題

ここでは、狭義の混焼についてその混焼システムを、表-3に示すように、7つのプロセスに分類し、各プロセスにおける課題をまとめてみた。

この各プロセス自体は、ほとんど完成された既存技術であるので、混焼システムを考える場合には、それぞれのプロセスを種々の条件(汚泥性状、ごみ性状、混焼率、立地条件、経済性等)を踏えて、いかに最適化し、結合するかが問題となる。汚泥主体混焼かごみ主体混焼とするのかという検討から始まり、前処理プロセスでは、汚泥乾燥の要・不要、造粒すべきかどうか、混合・供給プロセスでは、炉外あるいは炉内のどちらで混合・供給するのかを考えると、その方式に適した混合・供給方法を検討することとなる。

現時点で、混焼システムを組立てる上での検討事項として以下のことを考えている。

(1) ごみ焼却炉で混焼する場合

①施設容量の検討、②湿汚泥の輸送・供給量の選定、③脱水汚泥直接投入限界の解明、④汚泥乾燥方式選定基準の検討、⑤混合燃焼率の解明、⑥ストーカ炉での乾燥汚泥燃焼方式の選定、⑦プロセス排出物(排ガス、排水、残渣)性状変化の解明、⑧ごみ燃焼余剰エネルギー回収法の検討

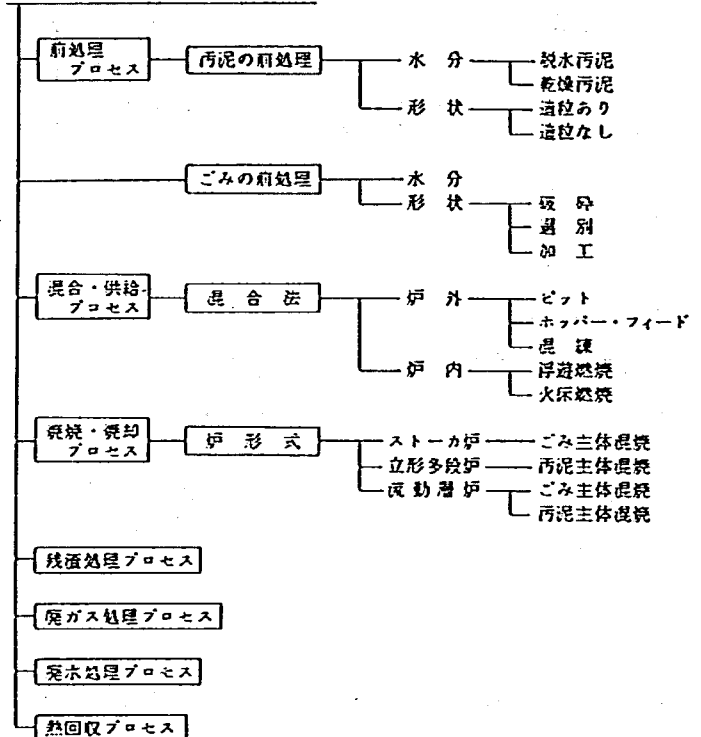
(2) 汚泥焼却炉で混焼(RDF供給)する場合

①RDF供給プロセスの解明、②RDFの性状、製法の検討、③流動床炉での汚泥とRDF混焼燃焼性の検討、④混合燃焼率の解明、⑤プロセス排出物(排ガス、排水、残渣)性状変化の解明

以上の課題より、特に重要な事項をまとめると、汚泥とごみとを、どの程度混合し、いかに平均化して、焼却炉に供給するか、混焼の成否を分かつ最大の課題点ではないかと考えられる。

今後は、これらの課題を中心に検討し、解明を伺いつつ、混焼システムのフローシートの代替案と、その選定基準を提示する予定である。

下水汚泥と都市ごみの混焼システム



[資料B]

衛生工学研究論文集・第21巻・1985 (Proc. of Environ. & Sani. Eng. Research, Vol.21, 1985)

(12) 下水汚泥と都市ごみの混焼における熱収支

HEAT BALANCE IN CO-COMBUSTION OF SEWAGE SLUDGE AND MUNICIPAL REFUSE

京才俊則*, 桜井克信*, 岡久宏史**

Shunsoku KYOSAI*, Katsunobu SAKURAI*, Hirofumi OKAHISA**

ABSTRACT; One of the fundamental factors in selecting a system of co-combustion of dewatered sewage sludge and municipal refuse is a water content of feed sludge to a furnace, namely dewatered sludge or sludge dried by excess heat from the furnace. Comparison of heat balance between two co-combustion systems was carried out in this study. The feed sludge to System 1 and to System 2 was dewatered sludge and dried sludge, respectively. The two Systems had the same units of a grate-fired waterwalled combustion unit, a boiler, a generation unit, an exhaust gas treatment unit and so on except a sludge drying unit for System 2. Following are the results of this study. A. A range of an autogeneous co-combustion ratio is wider in System 2 than in System 1. The co-combustion ratio means a ratio of dewatered sludge incinerated to refuse incinerated by weight. B. Comparison of energy costs between the two Systems reveals that System 2 is better than System 1 when autogeneous combustion is not possible, but there is little difference between the two Systems if autogeneous combustion is realized. C. Even if a low heat value is constant, the higher the water content is, the lower the value of sludge as fuel is. In order to solve the problem, new three definitions of heat value are compared with the low heat value.

KEYWORDS; co-combustion, sewage sludge, municipal refuse, low heat value

1. はじめに

下水汚泥の焼却には一般に多量の補助燃料を必要とする。一方同じ都市系廃棄物である都市ごみは自然することが多いので、両者を混合して焼却することにより、都市系廃棄物の効率的な処理が可能となる。このため、建設省土木研究所では混焼システムはどのように選択するべきかという問題を中心に、混焼技術の確立を目的とした研究を行っている¹⁾。

一般的にごみ焼却炉であるストーク炉で汚泥を混焼する場合の最も基本的な選択因子のひとつは、炉に投入する汚泥の性状である。すなわち、脱水汚泥とするか、炉からの廃熱で処理した乾燥汚泥とするかである。そこで本論では乾燥機の有無の他は同じ混焼システムを用いて、炉投入汚泥を脱水汚泥とする場合(システム1)と乾燥汚泥とする場合(システム2)の熱収支シミュレーションを行い、熱収支から2つのシステムを比較検討した。

また、熱収支の検討の過程で、低位発熱量は焼却における熱特性を必ずしも正確に表現するものではないことを見出し、新しい発熱量の定義について考察した。

建設省土木研究所下水道部 Water Quality Control Div., Public Works Research Institute,
Ministry of Construction, **建設省下水道部 Dep. of Sewerage and Sewage Purification,
Ministry of Construction

2. 熱収支シミュレーションに用いた混焼システム (図-1)

システム1では脱水汚泥が炉に投入される。システム2では、ごみ焼却施設に搬入された脱水汚泥は水蒸気乾燥機を経て乾燥汚泥となり炉に投入される。ストーカ炉からの排ガスが持っている廃熱はボイラーで水蒸気として回収される。その水蒸気は、燃焼用空気の予熱機、排ガスの白煙防止用熱交換機、及びシステム2では乾燥機に利用される。これらへ利用しても水蒸気が余る場合は、余剰水蒸気でタービンを回し発電する。ボイラーからの排ガスは、ばいじん除去、除湿のための水スクラバー、白煙防止のための熱交換機を通して、煙突から大気へ放出される。システム2における乾燥機からの排ガスは除湿のための水スクラバーを通り、燃焼用空気として用い脱臭される。スクラバーで除湿を行わないと、乾燥機で汚泥から除去された水分が炉に戻ることであり、熱収支上、システム1とシステム2は本質的に同一となる。

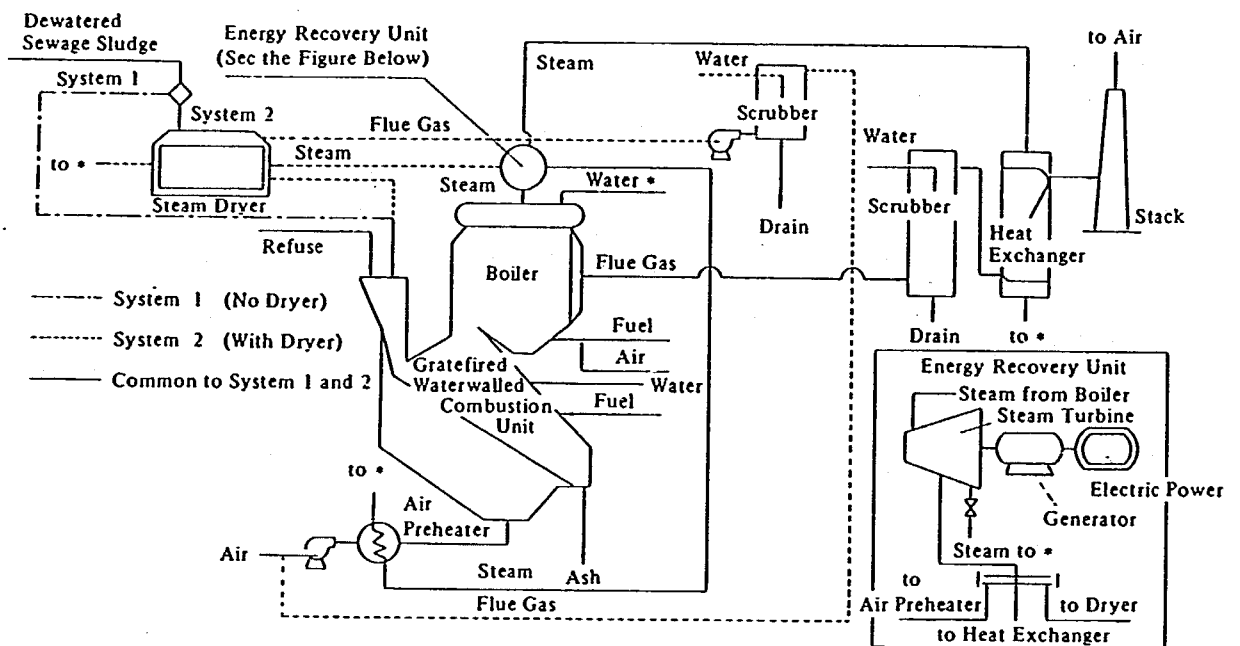


Fig. 1 Flowsheet of Co-combustion System

3. シミュレーションの条件 (表-1)

シミュレーションに用いた汚泥、ごみの性状、炉の燃焼条件、装置の操作条件、物性常数、及びシステム制御ダイアグラムを表-1に示す。汚泥、ごみの可燃分組成、可燃分高位発熱量は一般的な値を用い一定とした。脱水汚泥の含水率は60%から5%きざみで80%までの5通り、可燃分率は40%から10%きざみで80%までの5通りの組合せで、25種類の脱水汚泥を用いた(汚泥1~汚泥25)。ごみは可燃分率は75%に固定し、含水率を30%から5%きざみで70%までの9段階に変化させた(ごみA~ごみI)。乾燥機で得られる汚泥の含水率は40~60%とした。汚泥、ごみに対する空気比の下限值は文献²⁾を参考にして1.7とした。各装置の効率、及び操作条件は一般的な値を用いた。

ストーカ炉出口の温度は800~950℃の範囲で次のように制御する。炉投入混合物の発熱量が低く、温度が800℃に達しない場合は重油をたいて800℃とする。発熱量が上がり温度が800℃となると補助燃料は不要となり、混合物は自燃域に入る。発熱量がさらに上がり、温度が950℃になると、炉を保護するために温度を950℃に保つための制御に入る。まず予熱機で上げている燃焼用空気温度を下げる。この操作でも950℃にならない場合、システム2では汚泥の含水率を最大60%まで上げる。システム1、システム2の次の操作は空気比を最大2.2まで増加させることである。以上の操作でも950℃に保てない場合は、炉に水スプレーをして、強制的に950℃とする。

蒸気利用は熱利用(空気予熱機、熱交換機、乾燥機)を優先させる。熱利用に用いる蒸気の比エンタルピーは下限値(661 kcal/kg)とする。蒸気量は熱利用に必要な総エンタルピーを下限値で割って求める(これをここでは熱

利用蒸気量という)。ボイラーからの発生蒸気の総エンタルピーが熱利用必要量より少ない場合、蒸気の比エンタルピーは下限値とし、不足分の蒸気量は補燃して賄い、発電は行わない。一方、発生蒸気の総エンタルピーが熱利用必要量以上ある場合は発電する。蒸気量を熱利用蒸気量としたときの発生蒸気の比エンタルピーが上限値(704 kcal/kg)未満の場合には背圧タービンをを用い発電する。背圧は比エンタルピーの下限値とする。蒸気量を熱利用蒸気量としたときの発生蒸気の比エンタルピーが上限値以上となる場合は、比エンタルピーは上限値として発生蒸気量を増やし、抽気復水タービンをを用い発電する。熱利用に必要な総エンタルピーは比エンタルピーの下限値で熱利用蒸気量を抽気して賄い、残りの蒸気は563 kcal/kgで復水する。

図-2にシュミレーションに用いたプログラムのフローチャートを示す。

4. シミュレーション結果

シュミレーションは汚泥25種類、ごみ9種類、システム2種類の組合せの450ケースについて、一般的には混焼比(ごみに対する搬入脱水汚泥の重量比)を0~0.1に変化させて行った。混焼比0~1.0の範囲ではすべてのケースにおいて炉冷却用スプレー用水量は0、また発生蒸気の比エンタルピーは704 kcal/kgとなった。

シュミレーションの例として炉投入混合物の発熱量の小さいケース(汚泥24, ごみH), 中程のケース(汚泥14, ごみF), 及び大きいケース(汚泥4, ごみC)の結果を図-3に、また自然する混焼比の範囲を表-2に示す。

なお、本論では炉、及びボイラー補燃用の重油を使用しないでも混合物が燃焼する場合を自然としている。

4.1 システム1とシステム2の全体的な比較

図-3及び表-2よりシステム1とシステム2を比較すると次のようである。

- 炉投入混合物の低位発熱量は、汚泥を廃熱で乾燥しているシステム2の方が高いため、炉出口温度はシステム2の方が高い。但し、両システムの炉出口温度が下限値(800℃)、ないしは上限値(950℃)にともに達している場合は同じになる。
- 自然する混焼比の範囲はシステム2の方が大きくとれる。
- システム2ではごみ専焼で自然しない場合でも混焼比をあげると、炉補燃用重油消費量は減少し、自然することが多い。これは、乾燥後の汚泥の発熱量が自然点以上にあるためで、bも同様の理由による。
- どちらのシステムでも自然する場合の回収電力量は、両システムではほぼ等しい。システム2では乾燥汚泥が炉に投入されるため発生エンタルピーは多くなるが、その一部は汚泥乾燥に用いられ、結果としてタービンで利用されるエンタルピーがシステム1と2ではほぼ等しくなるためである。
- 補燃する場合の回収電力量はシステム2より1の方が多。これはシステム1の方が炉補燃用重油消費量が多く、その分だけ発電に回せるエンタルピーが増えるためである。

4.2 自然する混焼比

含水率60%, 可燃分率80%で低位発熱量が1,264 kcal/kgと高い汚泥5とごみの混焼を除くと、ごみA, C,

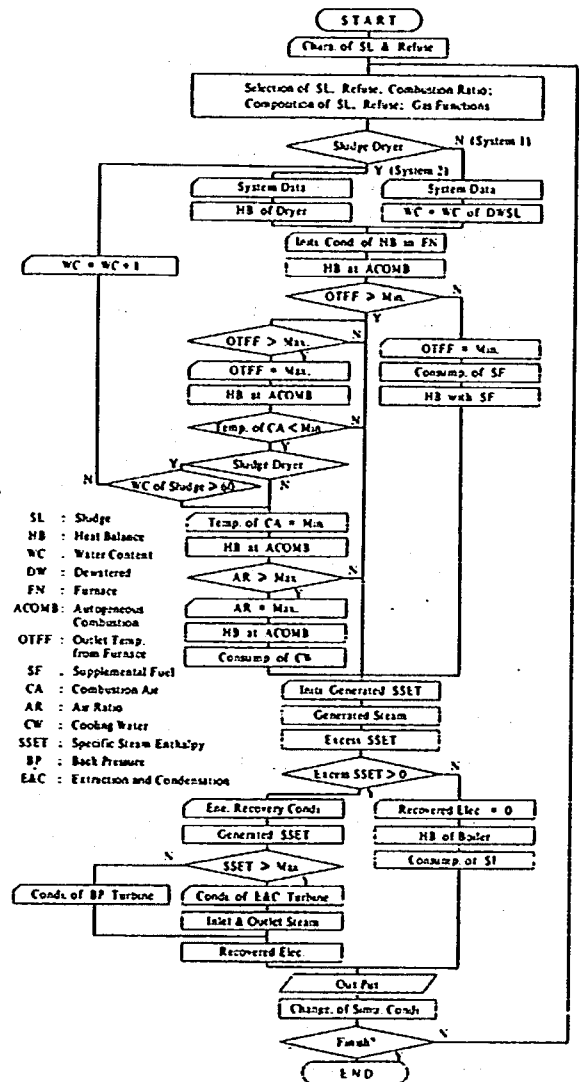


Fig. 2 Simulation Flowchart

Table 2 Range of Autogenous Co-Combustion Ratio

System		1					2				
Sludge	Refuse	A	C	E	G	I	A	C	E	G	I
	Water Content(%)	30	40	50	60	70	30	40	50	60	70
	Combustible(%)	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75
	LCV (kcal/kg)	2,483	2,043	1,603	1,163	723	2,483	2,043	1,603	1,163	723
1	60 40	453	0-2.63	0-1.75	0-0.88	Only 0	x*	0-*	0-	0-	5.2-
2	60 50	656	0-3.65	0-2.43	0-1.21	Only 0	x	0-	0-	0-	2.0-
3	60 60	859	0-5.95	0-3.95	0-1.97	Only 0	x	0-	0-	0-	1.2-
4	60 70	1,061	0-15.9	0-10.6	0-5.27	Only 0	x	0-	0-	0-	0.88-
5	60 80	1,264	0-	0-	0-	8.1-	0-	0-	0-	0-	0.68-
11	70 40	191	0-1.62	0-1.08	0-0.54	Only 0	x	0-8.2	0-6.4	0-4.6	0-2.8 x
12	70 50	343	0-1.85	0-1.23	0-0.62	Only 0	x	0-18	0-14	0-10	0-6.2 Only 2.6
13	70 60	495	0-2.17	0-1.45	0-0.72	Only 0	x	0-	0-	0-	1.6-
14	70 70	647	0-2.62	0-1.75	0-0.87	Only 0	x	0-	0-	0-	1.2-
15	70 80	799	0-3.31	0-2.20	0-1.10	Only 0	x	0-	0-	0-	0.92-
21	80 40	-72	0-1.16	0-0.78	0-0.39	Only 0	x	0-4.0	0-3.0	0-2.2	0-1.2 x
22	80 50	29	0-1.24	0-0.83	0-0.41	Only 0	x	0-4.8	0-3.6	0-2.6	0-1.6 x
23	80 60	131	0-1.33	0-0.88	0-0.44	Only 0	x	0-6.0	0-4.8	0-3.2	0-2.0 x
24	80 70	232	0-1.43	0-0.95	0-0.47	Only 0	x	0-8.4	0-6.6	0-4.6	0-2.6 x
25	80 80	334	0-1.54	0-1.03	0-0.51	Only 0	x	0-12	0-10	0-7.6	0-4.4 1.4-1.6

* x No Autogenous Co-Combustion Range

0- Autogenous Co-Combustion is possible in any Co-Combustion Ratio

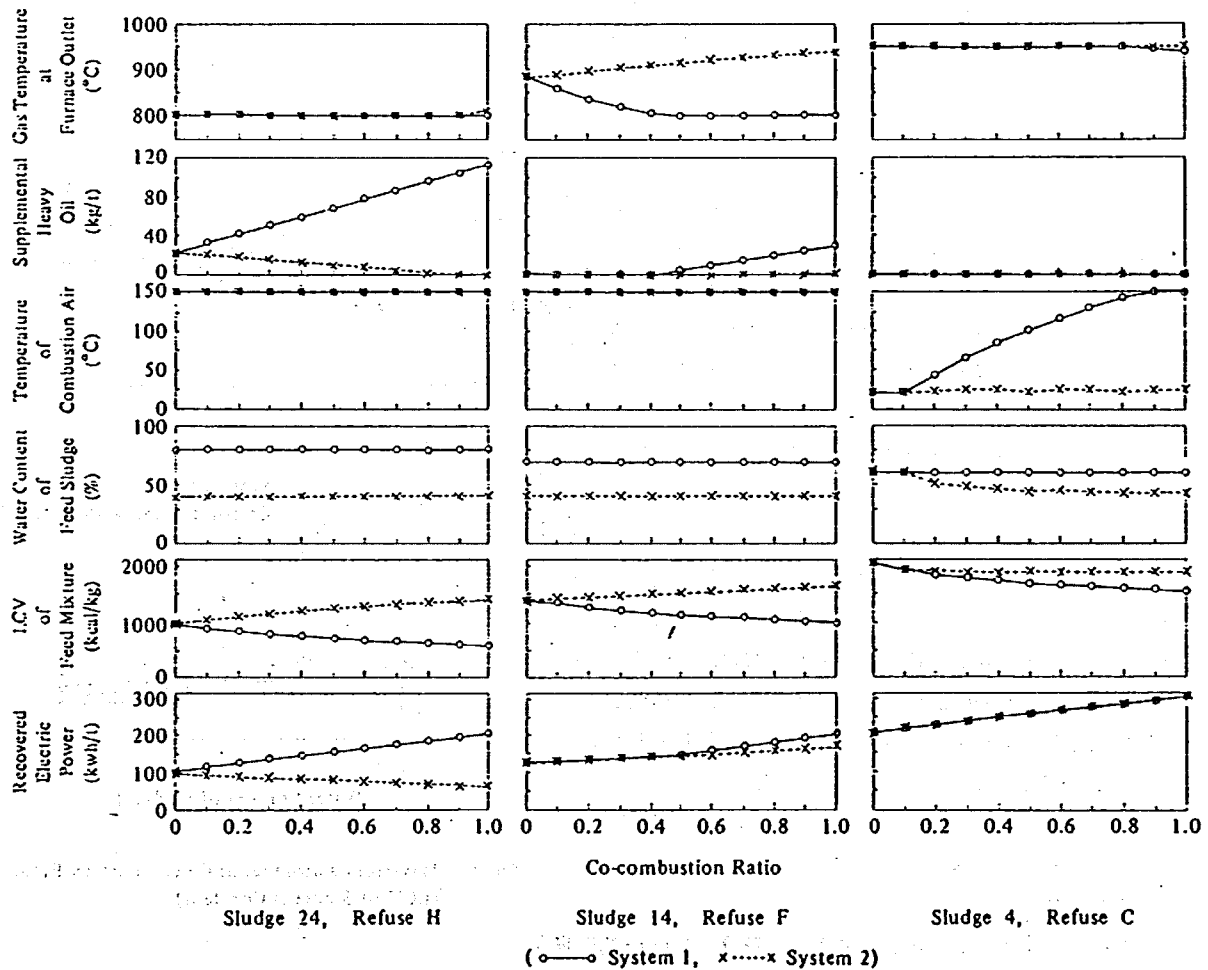


Fig. 3 Simulation Results of Co-combustion

Eではシステム1において自燃混焼比に上限がある。この上限以上になると炉補燃用の重油が必要となる。システム2でも自燃範囲に上限がある場合があるが、この上限はシステム1の場合と異なって、これ以上の混焼比ではボイラー用の補助燃料が必要となる。

図-4にシステム1におけるごみFとの自燃上限混焼比、及びその時の炉投入混合物の低位発熱量と、汚泥の低位発熱量との関係を示す。同図によると、全体的には汚泥の低位発熱量の増加とともに自燃する上限混焼比も増加するが、汚泥の低位発熱量は同じでも、含水率が高い程自燃上限混焼比は小さくなっている。さらに、含水率が高い程、自燃上限混焼比における炉投入混合物の低位発熱量は高くなっている。これは次のことによる。含水率が大きな汚泥を燃やす程、燃焼ガス中の水蒸気量は多くなる。水蒸気は排ガスに含まれるため、水蒸気も800℃まで昇温しなくてはならない。従って、燃焼ガスを800℃にするのに必要な低位発熱量は高くなり、結果として自燃上限混焼比は小さくなる。また含水率が等しい場合は、汚泥の低位発熱量が増加するとともに、自燃上限混焼比における炉投入混合物の低位発熱量は上昇しているが、これも相対的に炉投入混合物中の水分量が増加しているためである(ごみFの含水率は55%)。

図-5は低位発熱量を一定とし、含水率と可燃分率を変化させた汚泥をごみFとシステム1で混焼する場合の自燃上限混焼比とその時の炉投入混合物の低位発熱量を求めたものである。同図より、低位発熱量が同じでも含水率の高い汚泥程、自燃上限混焼比は小さく、その時の炉投入混合物の低位発熱量は高くなることが明らかである。以上のことから、焼却においては低位発熱量は燃焼物の熱的特性を正確に規定するものではないことが見い出される。このことについては4.4節で議論する。

4.3 システム1とシステム2のエネルギー費用比較

評価関係を次のように定義して、エネルギー費用によるシステム1とシステム2の比較を行った。なお、単位当りの混合物を焼却するのに必要な炉、ボイラー、排煙処理装置、乾燥機等のエネルギーはシステム1と2で同じとした。

$$C = (a_r \cdot \Delta F - a_e \cdot \Delta E) / (1 + X)$$

(円 / t・処理量)

$$\Delta F = F_{s1} - F_{s2}$$

$$\Delta E = E_{s1} - E_{s2}$$

F_{si} : システム*i*における重油消費量 (kg/t・処理量)

E_{si} : システム*i*における発電量 (kwh / t・処理量)

a_r : 重油単価 (90 円 / kg)

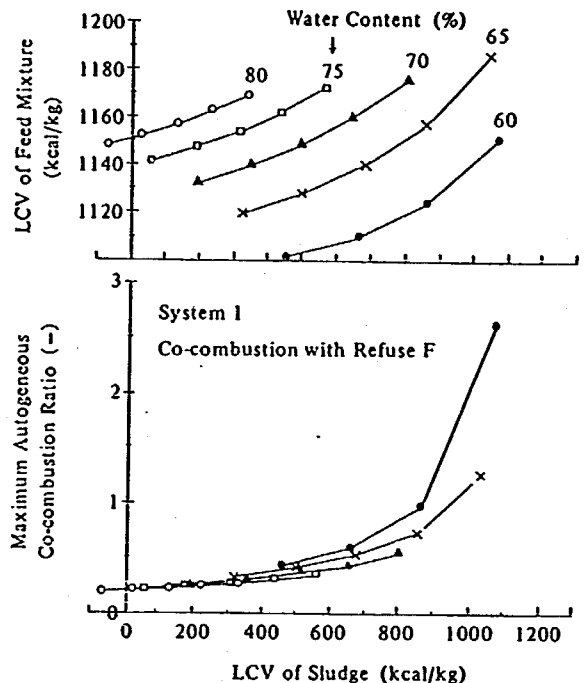


Fig. 4 LCV of Sludge and Maximum Autogeneous Co-combustion Ratio

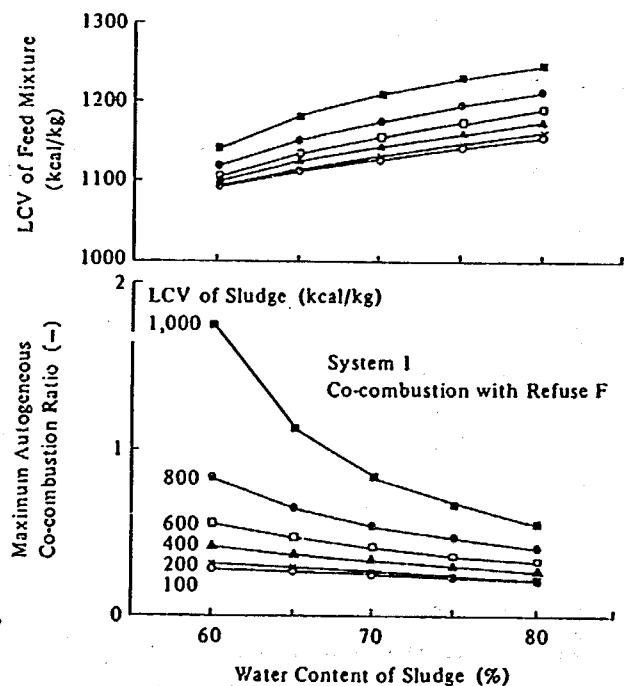


Fig. 5 Maximum Autogeneous Co-combustion Ratio (LCV of Sludge is Constant)

a_e : 電力料金 (20 円/kWh)

X : 混焼比 (—)

$C > 0$ のとき: システム 2 の方がエネルギー費用からは有利

$C < 0$ のとき: システム 1 の方がエネルギー費用からは有利

すなわち, 重油によるエネルギー費用の出費と発電によるエネルギー費用の回収の差から, より少なく出費, あるいはより多く回収するシステムを有利とする。また, 1 人 1 日当りの脱水汚泥, ごみの発生量はそれぞれ, 200~300 g, 1,000 g 程度であることから混焼比は 0.3 に固定して評価した。

システム 1 とシステム 2 の重油費用と回収電力代を汚泥 19 を例として図-6 に示す。システム 1 ではごみ G, H, I, システム 2 ではごみ H, I との混焼が自然していないので重油消費があるが, 消費量はシステム 1 の方が多く, 回収電力量も多い。ごみ A~F ではどちらのシステムとも自然するために重油消費はなく, 回収電力量もほぼ等しい。

汚泥の含水率を 60, 70, 80 多としたときの汚泥の低位発熱量と評価関数の値 (C 値) の関係を図-7 に示す。同図よりシステム 1 とシステム 2 のエネルギー費用を比較すると次のようである。

- 両システムにおいても自然しない場合はシステム 2 の方が有利で, C 値は汚泥含水率が同じならほぼ一定である。この場合, C 値は汚泥含水率が大きい程大きくなる。
- システム 1 では自然しないが, システム 2 では自然する場合もシステム 2 の方が有利である。C 値は汚泥の低位発熱量が小さくなる程, また汚泥含水率が大きくなる程大きくなる。
- 両システムとも自然する場合は 2 つのシステムの差はそれ程大きくない。

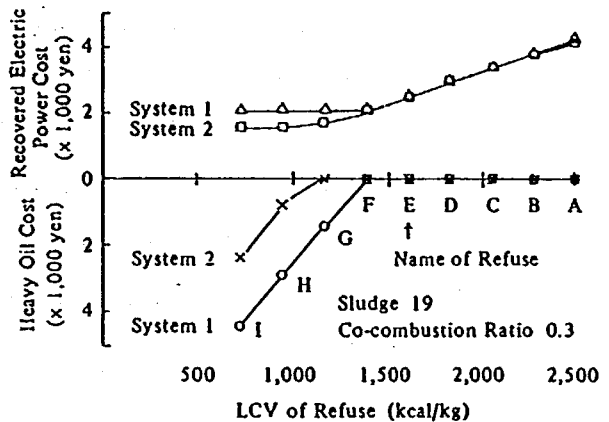


Fig. 6 Comparison of Heavy Oil and Recovered Electric Power Costs between Two Systems

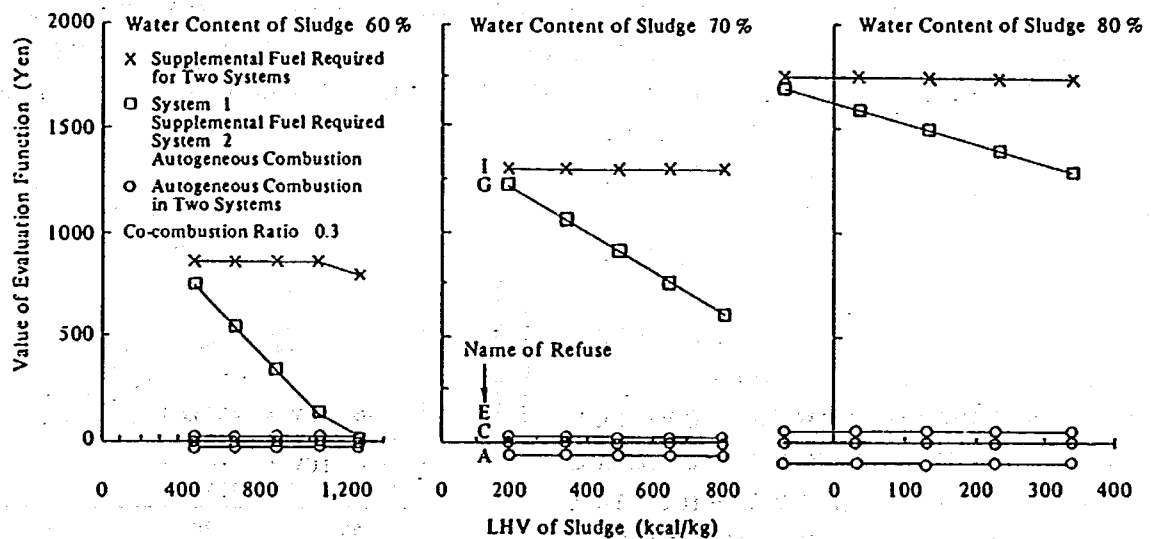


Fig. 7 Comparison of Energy Cost between Two Systems

4.4 燃焼物の熱的特性の表現法に関する考察

4.2で焼却においては低位発熱量は燃焼物の熱的特性を正確に規定するものではないことを指適した。すなわち、低位発熱量は同じでも含水率、可燃分率の高い燃焼物程、熱的価値は低いこと、それは燃焼物中の水分を燃焼温度まで上昇させるのに熱が消費されるためであることが見出された。このため、ここでは低位発熱量に代って、焼却に対してより正確に燃焼物の熱的特性を表現する方法について考察する。

低位発熱量の問題点を解消するために、低位発熱量を含めて次の4つの発熱量について検討する。なお、低位発熱量以外の名称、及び定義は一部を除き、²⁾とここで初めて使うものであり今後の議論を要する。

$$\text{低位発熱量, LCV (kcal/kg)} = \text{HCV} \left(1 - \frac{M}{100}\right) \frac{C}{100} - 597 \left\{ \frac{9H}{100} \left(1 - \frac{M}{100}\right) \frac{C}{100} + \frac{M}{100} \right\}$$

$$\text{燃焼発熱量, ICV (kcal/kg)} = \text{LCV} - T \cdot C_{p, u} \left\{ \frac{9H}{100} \left(1 - \frac{M}{100}\right) \frac{C}{100} + \frac{M}{100} \right\}$$

$$\text{有効発熱量, ECV (kcal/kg)} = \text{ICV} - T (DG \cdot C_{p, oc} + HA \cdot C_{p, u}) - LAS$$

$$\text{自燃発熱量, ACV (kcal/kg)} = \text{ECV} - T \cdot (AR - 1) (DA \cdot C_{p, oA} + HA \cdot C_{p, u})$$

ここで、HCV：可燃分高位発熱量 (kcal/kg)

M：含水率 (%)

C：可燃分率 (%)

H：可燃分中の水素 (%)

T：排ガスの炉出口温度 (°C)

DA：燃焼用空気 (kg)

DG：空気比1で完全燃焼した場合の炉出口ガス (kg)

HA：燃焼用空気中水分 (kg)

$C_{p, u}$; $C_{p, oA}$; $C_{p, oc}$ ：0°CからT°Cまでの水蒸気、空気、燃焼ガスの定圧比熱 (kcal/kg)

LAS：灰が炉から持ち出す熱量 (kcal/kg)

ICVはLCVから燃焼物中の水分をT°Cまでにあげるのに必要な熱量を引いたものである。ECVは空気比1で完全燃焼した場合の自燃計算から求めたものである。ACVは一般的な自燃計算から求めたもので空気比ARの項が含まれている。

図-8は汚泥のそれぞれの発熱量を一定にし、含水率を60~80%変化させ、システム1でごみFと混燃した場合の自燃上限混焼比を示したものである (AR=1.7, T=800, LASは炉回りの熱損失に含むとして0, $C_{p, oA} = C_{p, oc}$ として計算)。なお、それぞれの汚泥の発熱量は含水率70%のとき、自燃上限混焼比が0.3になるように設定した。同図より、ACV一定の場合は含水率が60~80%に変化しても自燃上限混焼比は0.3と一定となるのに対し、ECV, ICV, LCV一定の場合はそれぞれ、

0.33~0.27, 0.35~0.26, 0.37~0.25と変化している。また、自燃上限混焼比における炉投入混合物のACVは20~30 kcal/kgとなった。この値は炉回りの熱損失に対応するものである。

図-9はACVを-400 kcal/kgと一定にした場合のLCV, ICV, ECVの変化を示したものである。

ここで4つの発熱量について考察する。LCV→ICV→ECV→ACVと行く程、実際の燃焼に即した発熱量となるため、発熱量の定義としてはこの順に優れていることを図-8で示した。しかし、LCVは燃焼物の特性のみで求まるのに対し、ICV, ECVはT, ACVではTとARという燃焼条件を入れなければ求められない。従って、TとARのうちTのみが固定できる場合はLCVよりICV, ECVを用いる方がよいと考えるが、ICVとECVでは

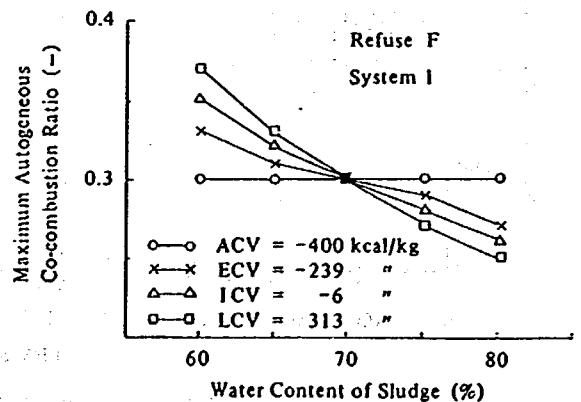


Fig. 8 Water Content of Sludge and Maximum Co-combustion Ratio - ACV, ECV, ICV, and LCV of Sludge are Constant

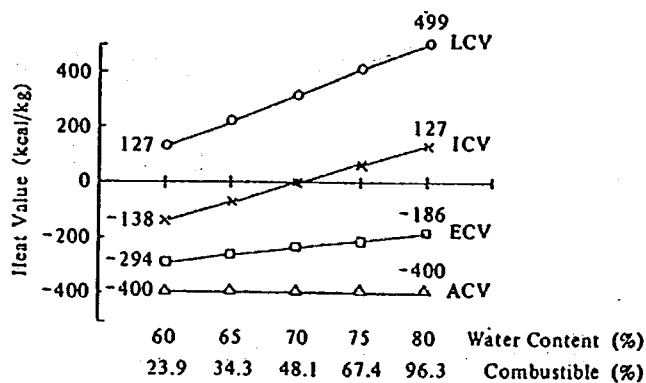


Fig. 9 Variation of ECV, ICV, and LCV at Constant ACV

ECVの方がよりACVに近づくためECVを用いるべきであろう。TとARを固定して検討できる場合は勿論、ACVが最も優れている。

5. 結 論

ごみ焼却炉（ストーカ炉）に汚泥を入れて混焼するシステムで、脱水汚泥のままで投入するシステム1と炉の廃熱を利用して乾燥汚泥として投入するシステム2をエネルギー収支から比較して次の結論を得た。

- 自燃する混焼比の範囲はシステム2の方が広い。これはシステム2では乾燥汚泥が燃料として働くためである。
- エネルギー費用から両システムを比較すると、自燃しない場合はシステム2の方が有利となるが、自燃する場合は2つのシステムに大きな差はない。

また、燃焼物の熱的特性の表現について次のことを指摘した。

- 低位発熱量は一定でも、含水率、可燃分率の高い燃焼物程、焼却における熱的価値は低い。
- 低位発熱量に代って焼却における燃焼物の熱的特性を表現する方法として、燃焼発熱量、有効発熱量、及び自燃発熱量を定義し、これらの発熱量について比較検討した。これらの発熱量のうち、排ガスの炉出口温度を固定して考えられる場合は有効発熱量、炉出口温度とともに空気比も固定して検討できる場合は自燃発熱量を用いるべきことを示した。

6. おわりに

以上より、汚泥とごみを混焼する場合、炉からの廃熱で汚泥を乾燥させることはエネルギー的に有利な場合が多いことが示された。さらに汚泥を乾燥させると燃焼時間が短縮されたり、炉内における汚泥の分散がよくなったりするためより安定な混焼が可能となる。反面、そのためには乾燥機の設置費、維持管理費が必要となるマイナスもあるので、システムの選択に当っては総合的な検討が必要である。

参考文献

- 京才、岡久、下水汚泥と都市ごみの混焼について、第21回下水道研究発表会講演集、1984、625-627
- 全国都市清掃会議、昭和55年度廃棄物処理施設（ごみ処理施設）の標準設計方法に関する調査報告書、17、21、昭56.3
- 佐野、新燃料（その19）、ボイラー技士、Vol. 39, No. 5, 427-440

〔資料C〕

第22回下水道研究発表会講演集

下水汚泥と都市ごみとの混焼の経済性

建設省 土木研究所 ○桜井 克信
京才 俊則

1. はじめに

近年、処分地の確保が困難となっていることから、減量化を進めるため汚泥焼却量が増えている。従来、汚泥の焼却には補助燃料を必要とするのが一般的であった。エネルギー資源の逼迫、コストの高騰から、補助燃料を必要としない焼却システムの開発が進められている。これには大きく分けて2つの方向がある。

その1つは、自燃焼却であり、汚泥の持つ熱量のみによって焼却しようとするものであり、もう1つは、都市ごみ、又は産業廃棄物など、焼却に際して、熱量の余るものと混合して焼却(混焼-Co-Combustion)しようとするものである。補助燃料の消費量を“0”とする目的では両者には差がないが、焼却施設の数そのものを減らせるというメリットが、混焼には存在する。

本報告では、汚泥と都市ごみとの混焼と、それぞれを単独に燃焼(専焼)したときの経済比較結果を示す。

2. 費用比較にあたっての条件

経済比較を行うための諸元を表-1に示す。検討は、人口規模5ランクについて、下水道普及率100%として行った。ごみの専焼、及び混焼炉は、ストーカ炉及び流動床炉とした。汚泥炉は、流動床炉と、多段炉(22t/d以上)とする。汚泥及びごみの発生量及び原単位は平均的な値とした。施設の予備については考慮していない。100万人規模ではごみ焼却場は2ヶ所とした。10万人以下のごみ焼却炉は、8ないし12時間/日運転とし、ボイラーを設置しないので発電はおこなわないとした。

(1)ごみ及び汚泥の発生原単位、性状 -ごみ及び汚泥の発生原単位、性状を表-2に示す。熱収支についてはそれぞれのケースでシュミレーションを行った。その結果、ごみ専焼、混焼では自燃し、

表-1 経済性比較のためのモデル

都市規模(千人)	25	50	100	200	1,000
ごみ発生量(t/d)	25	50	100	200	1,000
低位発熱量 ave. (kcal/kg) max.	1,200 1,700	1,400 1,900	1,500 2,000	1,600 2,100	1,800 2,300
汚泥発生量(t/d)	8.0	16	32	64	320
ごみ焼却炉 ガス冷却方式 発電設備	12.6t/8hr×2 W. S. —	25t/16hr×2 W. S. —	50t/16hr×2 W. S. —	100t/d×2 B. L. C. W. T.	250t/d×2×2 B. L. C. W. T.
汚泥焼却炉 流動炉 多段炉	8.0t/8hr C. F. C. F.	16t/12hr D. F. C. F.	32t/d D. F. C. F.	64t/d D. F. C. F.	320t/d D. F. C. F.
混焼(ストーカ炉)	D. C.	D. C.	D. C.	D. C.	D. C.
混焼(流動床炉)	C. C.	C. C.	C. C.	C. C.	C. C.

W. S. : 水噴射減温 B. L. : ボイラー減温 C. W. T. : 復水タービン発電
C. F. : ケーキ投入 D. F. : 乾燥ケーキ投入 C. C. : ケーキ混焼
D. C. : 乾燥混焼

汚泥専焼では補助燃料が27ㄔ必要となることがわかった。しかし、近年の省エネ努力などを考慮し、重油使用量を流動床炉で19～15ㄔ、多段炉で17～12ㄔとした。(規模により差を設けた。)

(2)建設費 排ガス処理の内容、電気計装や、土木建築の内容については、都市規模別に現在設置されている施設の平均的な仕様とする。用地費は含めていない。

以下に、混焼に特有の仕様を示す。

1)受入れ設備：ゴミ焼却施設に汚泥貯留施設(2日分)を設ける。2)乾燥設備：ストーカ炉の場合、排ガスの熱を利用した乾燥汚泥を投入し、流動床炉の場合、ケーキ投入とする。

(3)維持管理費 維持管理費は、運転費と維持費に分けられる。運転費としては、①補助燃料費、②電力費、③薬品等の消耗品費、④人件費を積算した。維持費は、補修費を計上した。主な積算単価を表-3に示す。この中で、ゴミ焼却及び混焼の買電及び売電単価が、規模により異なるのは、基本料金を付加、又は控除しているためである。(余剰電力があっても、電力契約はしている。)汚泥焼却炉は、処理場内に設けるので、基本料金の割り戻しを考慮しない。また、発電した電力は、自家消費を優先させ余ったものを売却することとした。

3. 結果及び考察

混焼の平均費用(ス方式の平均)は総て、専焼時の平均費用(ゴミス方式、汚泥ス方式総ての組合せの平均、表-4)を1とした比で示す。図中MINとあるのは、専焼の組合せのうち費用最小となるもの、MAXとあるのは、混焼のうち大きな費用のものを同様の比で示したものである。

1)混焼は専焼に比べ、建設費及び維持管理費それぞれにおいて、経済的なものとなっている。とくに、20万人以上の混焼の場合、発電した電力を有効に使えることから運転費(人件費除く)が大幅に節約されている(収入)。

これら費用が低減するのは、i)焼却施設が1ヶ所に集中されること、ii)汚泥専焼時の電力単価は20円/kwhであるが、混焼

時では、売電単価は6円/kwhのものを使用することになると考えられる。後者から直接、ゴミと汚泥を一緒にちやさなくとも、両者間の電力、熱等、エネルギー結合が非常に経済的となることが分る。

表-2 ごみ及び汚泥の原単位、性状

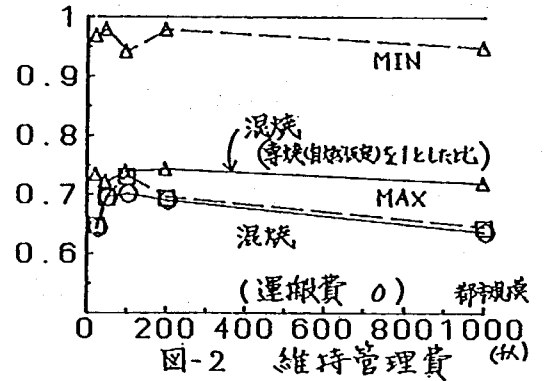
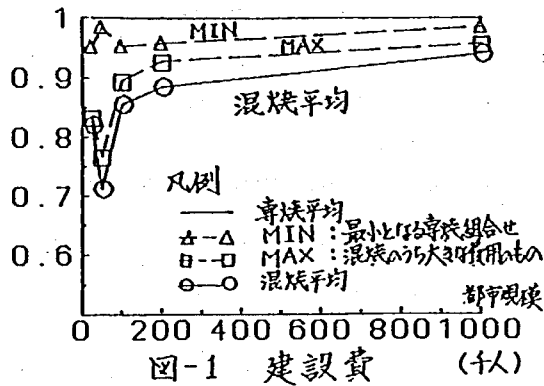
ごみ:	1.0kg/人・日	水分(平均)	45.5~59.1%
	可燃分率 75%	可燃分高位発熱量	5,500kcal/kg
汚泥:	70gD.S/人・日	水分	78%
	可燃分率 70%	可燃分高位発熱量	5,500kcal/kg

表-3 積算に用いた主な単価

燃料単価(A重油)	: 80,000円/kl
電力単価(買電)	: ごみ焼却及び混焼
	12.5t炉 30円/kwh
	25t~50t炉 22円/kwh
	100t~ 20円/kwh
	汚泥焼却
	全 部 20円/kwh
(売電)	: 5円/kwh 200千人
	: 6円/kwh 1000千人
人件費	: 500万円/年

表-4 汚泥とごみ専焼時の費用

都市規模(千人)	25	50	100	200	1,000
建設費(億円)	14.5	19.8	29.7	66.8	252.9
維持管理費(百万円/年)	91.1	153.2	228.0	306.7	700.5
〃(汚泥自燃仮定)〃	79.9	147.6	216.2	284.7	620.0
運転費(人件費除く)〃	37.4	48.9	92.1	55.2	127.6
人件費 〃	30.0	70.0	90.0	165.0	310.0
補修費 〃	23.8	34.4	45.9	86.5	262.9
総投資額(億円)	28.20	42.80	63.9	112.8	357.3



2) 汚泥焼却に補助燃料が“0”としたときも、(図-2、△△線) 優劣の状況はかわらない。

3) ここで、混焼するにあたって、汚泥を運搬する必要がある場合を想定し、運送費も当り2,000円、4,000円を混焼時の維持管理費に計上すると、図-4に示すようになる。

このことから、混焼実施においては、運搬費用は大切な判断要因となりうることが予測される。

4) 総投資額を建設費+維持管理費×15年(耐用年数)と定義すると、図-5のようになり、小都市ほど混焼が有利なことがわかる。これは、規模の小さいものほど集中化のメリットが大きいためである。

なお、同図中に運搬費を考慮した総投資額も示した。

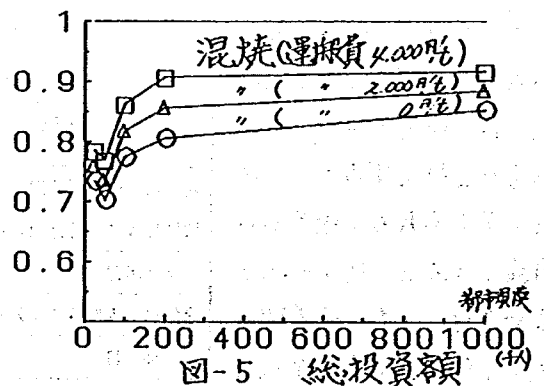
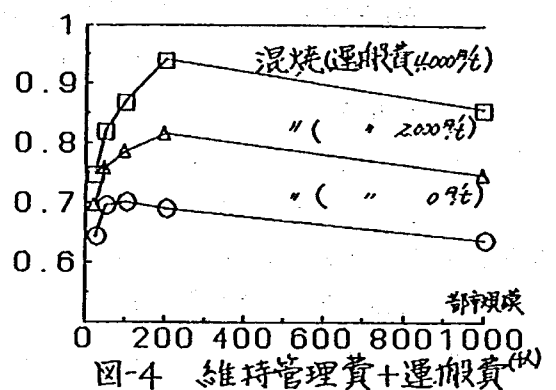
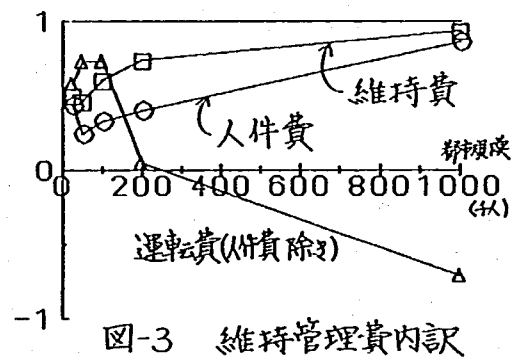
4. おわりに

費用比較によって、混焼が経済的に優位となる可能性を示した。

ただし、現実問題の適用にあたっては、運搬に対する考慮が必要である。

参考文献

- 1) 京才、桜井、岡久：下水汚泥と都市ゴミの混焼における熱収支，第21回衛生工学研究討論会
- 2) 岡久、京才：下水汚泥と都市ゴミの混焼について，第21回下水道研究発表会



〔資料D〕

熱収支シミュレーションのプログラム

〈 使 用 記 号 説 明 〉

XWEI : 供給物量 (kg)
 XMOISTi : 供給物水分率 (%)
 XCOMBi : 供給物固形分中の可燃分率 (%)
 (i = 1 ; ごみ、2 ; 脱水ケーキ、3 ; 炉投入ケーキ)
 XC(i) : 可燃分中の炭素含有率 (%)
 XH(i) : " 水素 "
 XN(i) : " 窒素 "
 XS(i) : " 硫黄 "
 XCl(i) : " 塩素 "
 XO(i) : " 酸素 "
 XHCV(i) : 可燃分高位発熱量 (kcal/kg)
 (i = 0 ; 燃料、1 ; ごみ、2 ; 脱水ケーキ)
 αAi : 空気量 (kg)
 αGi : 燃焼ガス量 (kg)
 (α = D ; 乾基基準、H ; 湿基基準、i ; 場所を示す)
 ARi : 空気比 (—)
 (i = 1 ; 供給物、2 ; 炉燃料、3 ; ボイラー燃料)
 TEi : 燃焼ガス温度 (℃)
 TEAi : 供給物燃焼用空気温度 (℃)
 STi : 蒸気流量 (kg)
 ISTi : 蒸気エンタルピー (kcal/kg)
 IDRi : ドレイン (給水) エンタルピー (kcal/kg)
 (i : 場所を示す)
 LOSSi : 熱損失 (%)
 (i = 1 ; 供給物の高位発熱量当り、2 ; 炉の燃料高位発熱量
 当り、3 ; ボイラーの燃料高位発熱量当り)

1) システム1~5

```

1000 "-----
1010 "      CO-DISPOSAL of SLUDGE & REFUSE
1020 "      S-58 11/07  HITSUO ISUKI
1030 "      UPDATE 1983.12.01
1040 "      by H. ONDA
1050 "      Ver. 1.3
1060 "      ゴミ 汚泥 混焼 計算
1070 "      PROGRAM-10. "KK4-3"
1080 "      50通りのデータについて
1090 "
1100 "      5種類のシステムの検討
1110 "-----
1120
1130 FOR I=1 TO 10:KEY (I) ON:NEXT
1140 ON KEY GOSUB 3830,3830,3830,3830,3830,3830,3830,3830,3830,3830
1150 WIDTH 40,25:CONSOLE 0,25,0,0:COLOR 7,0,0:CLS
1160 COLOR 5:PRINT "出力機器を選択してください。"
1170 COLOR 4:PRINT
1180 PRINT TAB(10);"1 : 画面"
1190 PRINT TAB(10);"2 : プリンタ"
1200 PRINT TAB(10);"3 : ディスク"
1210 PRINT
1220 COLOR 6:PRINT TAB(10);"1 - 3 ( ? ) : ";:COLOR 7
1230 WHILE A=0 : A=VAL(INPUT$(1)) : WEND
1240 BEEP:PRINT CHR$(1);CHR$(3H23);CHR$(3H30+A)
1250 IF A=1 THEN D$="SCRN:" ELSE IF A=2 THEN D$="LPT1:" ELSE D$="1:SLDG"
1260 OPEN D$ FOR OUTPUT AS #1
1270 PRINT :COLOR 5:PRINT "どのデータから始めますか ?"
1280 WHILE SSL<1 OR SSL>10 : PRINT :COLOR 4
1290 PRINT TAB(10);"汚泥 --- ( 1 - 10 ) : ";
1300 COLOR 7:INPUT SSL :WEND
1310 WHILE NOT((SRF$="A" AND SRF$<="E")OR(SRF$="a" AND SRF$<="e")):
PRINT :COLOR 3
1320 PRINT TAB(10);"ゴミ --- ( a - e ) : ";
1330 COLOR 7:INPUT SRF$ :WEND:SRF=(ASC(SRF$))MOD 16
1340
1350 "[ CHARACTERISTICS OF SLUDGE & REFUSE ]
1360
1370 DEFINT I-L,N
1380 DIM XC(2) , XH(2) , XN(2) , XS(2) , XCL(2) , XO(2) , XHCV(2)
1390 DIM TDA(2) , TDG(2) , THG(2)
1400 DIM HOIST1(5) , HOIST2(10) , CONB1(5) , CONB2(10)
1410 IF A=1 THEN CLS
1420
1430 XC(0)=25.4 : XC(1)=53! : XC(2)=52!
1440 XH(0)=12.6 : XH(1)=8! : XH(2)=3!
1450 XN(0)=.4 : XN(1)=2! : XN(2)=6!
1460 XS(0)=.9 : XS(1)=.5 : XS(2)=1.5
1470 XCL(0)=0 : XCL(1)=1! : XCL(2)=.1
1480 XO(0)=.7 : XO(1)=35.5 : XO(2)=32.4
1490 XHCV(0)=10300 : XHCV(1)=5500 : XHCV(2)=5500
1500
1510 FOR I=1 TO 5 : READ HOIST1(I):NEXT:DATA 67,63,52,41,30
1520 FOR I=1 TO 5 : READ CONB1(I):NEXT:DATA 75,75,75,75,75
1530 FOR I=1 TO 10: READ HOIST2(I):NEXT:DATA 85,82,73,73,75,70,65,70,65,60
1540 FOR I=1 TO 10: READ CONB2(I):NEXT:DATA 70,70,56,70,72,60,46,50,50,50

```

```

1550
1560 [ LOOP ENTRANCE of SLUDGE & REFUSE ]
1570
1580 FOR ISL=SSL TO 10
1590 FOR IRF=SRF TO 5
1600 TIME3="00:00:00"
1610 PRINT #1," { 汚泥 H O . : ";CHR$(1);CHR$(5H23);CHR$(5H30+ISL);"
      I D . : ";CHR$(1);CHR$(5H23);CHR$(5H40+IRF);" } "
1620 PRINT #1,""
1630 PRINT #1,"HOIST1= ";HOIST1(IRF),"CONB1=";CONB1(IRF)
1640 PRINT #1,"HOIST2= ";HOIST2(ISL),"CONB2=";CONB2(ISL)
1650 PRINT #1,""
1660
1670 [ LOOP ENTRANCE of SYSTEM CONDITIONS ]
1680
1690 FOR CASE=1 TO 5
1700 ST4=0 《 忘れるな！ 》
1710 CASE=INT(CASE):IF CASE>5 OR CASE<1 THEN BEEP:BEEP:BEEP:
      PRINT "STOP AT SYSTEM OPTION ";STOP
1720 PRINT #1,"◇ SYSTEM : ";CHR$(1);CHR$(5H23);CHR$(5H30+CASE);"◇"
1730 PRINT #1,""
1740 PRINT #1,TAB(7)"X"TAB(11)"FUEL1"TAB(17)"FUEL2"TAB(24)"TE1"TAB(30)"TEA1"TAB(
36)"ARI"TAB(41)"WATER"TAB(47)"HOIST3"TAB(54)"IST1"TAB(63)"OBX"TAB(71)"ENE"
1750 PRINT #1,STRING$(70,"-")
1760
1770 [ LOOP ENTRANCE of XWE2 ]
1780
1790 FOR XWE2=0 TO 1000 STEP 100
1800 XWE1=1000
1810 HOIST1=HOIST1(IRF)
1820 CONB1=CONB1(IRF)
1830 HOIST2=HOIST2(ISL)
1840 CONB2=CONB2(ISL)
1850
1860 XH01=XWE1*HOIST1/100 : XH02=XWE2*HOIST2/100
1870 XDS1=XWE1-XH01 : XDS2=XWE2-XH02
1880 XCO1=XDS1+CONB1/100 : XCO2=XDS2+CONB2/100
1890 XAS1=XDS1-XCO1 : XAS2=XDS2-XCO2
1900
1910 DEF FNTDA(I)=(XC(I)+32/12+(XH(I)-XCL(I)/35.5)+16/2+XS(I)-XO(I))/23.3
1920 DEF FNTHG(I)=(XH(I)-XCL(I)/35.5)/100*18/2
1930 DEF FNTDG(I)=FNTDA(I)+1-FNTHG(I)
1940
1950
1960 WATER=0
1970 TEA1L=20 : TEA1H=150 : TE1L=300 : TE1H=950 : TE2=280 : TE3=40 : TE4=95
1980 AR2=1.3 : AR3=1.3 : LOSS2=7 : LOSS3=7
1990 IST1L=661 : IST1H=704 : IST2=661 : IST3=661 : IST4=661 : IST6=661 : IST7=566
2000 IDR1=142 : IDR2=171 : IDR3=171 : IDR4=171
2010
2020 ON CASE GOSUB 2060,2080,2100,2120,2140:GOTO 2160
2030
2040
2050 * SYSTEM - 1 *
2060 Q01=0:AR1L=1.7:AR1H=2.2:LOSS1=10 :RETURN
2070 * SYSTEM - 2 *
2080 Q01=1:AR1L=1.7:AR1H=2.2:LOSS1=10 : HOIST3=40 :RETURN
2090 * SYSTEM - 3 *
2100 Q01=0:AR1L=1.7:AR1H=2.2:LOSS1=12 :RETURN
2110 * SYSTEM - 4 *
2120 Q01=0:AR1L=1.3:AR1H=1.7:LOSS1=7 :RETURN
2130 * SYSTEM - 5 *
2140 Q01=1:AR1L=1.3:AR1H=1.7:LOSS1=7 : HOIST3=60 :RETURN
2150

```

```

2160 '
2170 '[ DRYER CALCULATION ]
2180 '
2190 IF 001=1 THEN 2220
2200 XM03=XM02:MOIST3=MOIST2:GOTO 2320
2210 MOIST3X=MOIST3 : MOIST3=MOIST3X+1
2220 XM03=XDS2*MOIST3/(100-MOIST3)
2230 QD1=(XM02-XM03)/(.5-.05)*(.24+.05*.447)*(20-20)
2240 QD2=(XM02-XM03)*(536+.447*(20-20))
2250 QD3=(XDS2+.4*XM03)*(20-20)
2260 QDT=QD1+QD2+QD3
2270 ST4=QDT*.95/(13T4-IDR4)
2280 '
2290 '
2300 '[ INCINERATOR ]
2310 '
2320 TEA1=TEA1H:TEI=TE1L:IST1=IST1L:AR1=AR1L:FUEL1=0:FUEL2=0
2330 GOSUB 3200
2340 TE1=((Q1+Q2)-(Q4+Q5))/(Q61+.261+HG1*.493)
2350 IF TE1 < TE1L THEN 2680
2360 '
2370 IF TE1 < TE1H THEN 2740
2380 '* TE1 > TE1H *
2390 TE1=TE1H
2400 GOSUB 3200
2410 TEA1=(Q3+Q4+Q5-Q1)/(Q61+.24+HA1*.447)
2420 IF TEA1 > TEA1L THEN 2740
2430 '
2440 IF 001=0 THEN 2480
2450 IF MOIST3 > 59.9 THEN 2480
2460 GOTO 2210
2470 '
2480 '* AIR RATIO *
2490 TEA1=TEA1L : GOSUB 3200
2500 DAIC=Q1/((.261+.01*.493)*TE1-(.24+.01*.447)*TEA1)
2510 AR1X=(DA1+DAIC)/(XC01*FHTDA(1)+XC02*FHTDA(2))
2520 IF AR1X > AR1H THEN 2580
2530 AR1=AR1X
2540 GOSUB 3200
2550 '
2560 GOTO 2740
2570 '
2580 '* WATER COOLING *
2590 AR1=AR1H
2600 GOSUB 3200
2610 WATER=Q1/(536+.493*(TE1-20))
2620 HH=HG1
2630 HG1=HH+WATER
2640 '
2650 GOTO 2740
2660 '
2670 '
2680 '* FUEL (OIL) CALCULATION *
2690 '
2700 TE1=TE1L
2710 GOSUB 3350
2720 FUEL1=-Q1/QTF
2730 GOSUB 3200

```

```

2740 '
2750 ' [ S T E A M   F L O W R A T E ]
2760 '
2770 ST2=(DA1*.24+HA1*.447)*(TEA1-TEA1L)/((IST2-IDR2)*.95)
2780 DBX=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1-(DG1*.25+HG1*.457)*TE2
2790 ST1=DBX/(IST1-IDR1)
2800 ST3=DG1*(.248+.0488*.447)*(TE4-TE3)/((IST3-IDR3)*.95)
2810 CST=ST1*.9-(ST2+ST3+ST4)
2820 IF CST > 0 THEN 2960
2830 '* FUEL (OIL) CALCULATION *
2840 ENE=0
2850 GOSUB 3520
2860 ' [ FUEL (OIL) CALCULATION : BOILER ]
2870 FUEL2=-CST/(ST1A-ST1B)
2880 DA3=DA3F+FUEL2 : HA3=HA3F+FUEL2
2890 DG2=DG1+DG2F+FUEL2 : HG2=HG1+HG2F+FUEL2
2900 DG3=DG2 : HG3=DG3*.0488
2910 ST1X=ST1
2920 ST4=ST1X+ST1A+FUEL2
2930 ST3=ST1*.9-(ST2+ST4)
2940 GOTO 3670
2950 '
2960 ' [ ENERGY RECOVERY CALCULATION ]
2970 '
2980 FUEL2=0
2990 DA3=0 : HA3=0
3000 DG2=DG1 : HG2=HG1
3010 DG3=DG2 : HG3=DG3*.0488
3020 IST1=DBX*.9/(ST2+ST3+ST4)+IDR1
3030 IF IST1 > IST1H THEN 3030
3040 '* I S T 1 < I S T 1 H *
3050 ST5=ST1*.9 : IST5=IST1 : ST6=ST5 : ST7=0
3060 GOTO 3150
3070 '
3080 '* I S T 1 > I S T 1 H *
3090 IST1=IST1H : IST5=IST1
3100 ST1=DBX/(IST1-IDR1)
3110 ST5=ST1*.9
3120 ST6=ST2+ST3+ST4
3130 ST7=ST5-ST6
3140 '
3150 '* ENERGY *
3160 ENE=(ST6*(IST5-IST6)+ST7*(IST5-IST7))*65/860
3170 '
3180 GOTO 3670
3190 '
3200 ' [ SUB : M A S S   &   H E A T   B A L A N C E ]
3210 '
3220 DA1=(XC01*FHTDA(1)*AR1+XC02*FHTDA(2)*AR1+FUEL1*FHTDA(0)*AR2)
3230 HA1=DA1*.01
3240 HG1=(XC01*FNTHG(1)+XC02*FNTHG(2)+FUEL1*FNTHG(0))+(XH01+XH03)+HA1
3250 DG1=(XC01+XC02+FUEL1)+(DA1+HA1)-HG1
3260 '
3270 Q1=XC01*XHCV(1)+XC02*XHCV(2)+FUEL1*XHCV(0)
3280 Q2=(DA1*.24+HA1*.447)*TEA1
3290 Q3=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1
3300 Q4=(HG1-HA1)*597
3310 Q5=(XC01*XHCV(1)+XC02*XHCV(2))*LOSS1/100+FUEL1*XHCV(0)*LOSS2/100
3320 Q11=(Q1+Q2)-(Q3+Q4+Q5)
3330 RETURN

```

```

3340 '
3350 '[SUB: AUX-OIL at INCINERATOR]
3360 '
3370 DA1F=FNTDA(0)*AR2
3380 HA1F=DA1F*.01
3390 HG1F=FNTHG(0)+HA1F
3400 DG1F=1+(DA1F+HA1F)-HG1F
3410 '
3420 D1F=XHCV(0)
3430 Q2F=DA1F*(.24+.01+.4-.7)*TEA1
3440 Q3F=(DG1F*.261+HG1F*.433)*TE1
3450 Q4F=FNTHG(0)*537
3460 Q5F=D1F*LOSS2/100
3470 '
3480 QTF=(Q1F+Q2F)-(Q3F+Q4F+Q5F)
3490 RETURN
3500 '
3510 '
3520 '[SUB: STEAM FROM AUX-OIL]
3530 '
3540 DA3F=FNTDA(0)*AR3
3550 HA3F=DA3F*.01
3560 HG2F=FNTHG(0)+HA3F
3570 DG2F=1+(DA3F+HA3F)-HG2F
3580 '
3590 D1B=XHCV(0)
3600 Q2B=(DG2F*.25+HG2F*.457)*TE2
3610 Q3B=FNTHG(0)*597
3620 Q4B=D1B*LOSS3/100
3630 ST1A=(D1B-(Q2B+Q3B+Q4B))/((IST1-IDR1)
3640 ST1B=DG2F*(.243+.0438*.447)*(TE4-TE3)/(((IST3-IDR3)*.95)
3650 RETURN
3660 '
3670 '[OUT PUT]
3680 X=XWE2/XWE1
3690 PRINT #1,USING "      H.## #####. #####. #####. #####. ##.## #####. ###. #####.
#####. #####. " ;X;FUEL1;FUEL2;TE1;TEA1;ARI;WATER;MOIST3;IST1;QBX;ENE
3700 '
3710 NEXT XWE2
3720 PRINT #1,STRING$(78,"-")
3730 PRINT #1,""
3740 '
3750 NEXT CASE
3760 PRINT #1,STRING$(3,13);TAB(60);"TIME=";TIME$
3770 PRINT #1,CHR$(12);
3780 NEXT IRF
3790 SRF=1
3800 NEXT ISL
3810 FOR I=1 TO 10 :KEY (I) OFF:NEXT
3820 CLOSE:END
3830 '* SUB: INTERRUPT *
3840 CLS:COLOR 5
3850 PRINT "終了 --- (1) : 続行 --- (2) "
3860 PRINT
3870 PRINT "処理を選択してください。 --- ";
3880 A=0:WHILE NOT(A=1 OR A=2):A=VAL(INPUT$(1)):WEND
3890 BEEP:COLOR 7 :PRINT CHR$(1);CHR$(&H23);CHR$(&H30+A)
3900 IF A=2 THEN CLS:RETURN
3910 FOR I=1 TO 10 :KEY (I) OFF:NEXT
3920 CLOSE
3930 END

```

2) システム 6

```

1000 '+++++ CO-DISPOSAL of SLUDGE & REFUSE +++++
1010 '+++++ 11-JAN MCMLXXXIV by H.O +++++
1020 '+++++ PROG-ID: KKSYS6.4 +++++
1030 '
1040 '
1050 '
1060 '---- INITIAL RUNNING SET UP ----
1070 '
1080 DEFINT I-L,N
1090 DIM XC(2) , XH(2) , XN(2) , XS(2) , XCL(2) , XO(2) , XHCV(2)
1100 DIM TDA(2) , TDG(2) , THG(2)
1110 DIM MOIST1(5) , MOIST2(10) , COMB1(5) , COMB2(10)
1120 DIM DEVICE(3),D$(3)
1130 FOR I=1 TO 10:KEY (1) ON:NEXT I
1140 ON KEY GOSUB 3270,3270,3270,3270,3270,3270,3270,3270,3270,3270
1150 WIDTH 40,25:CONSOLE 0,25,0,0:COLOR 7,0,0:CLS
1160 COLOR 5:PRINT "PLEASE CHOOSE OUTPUT DEVICES. "
1170 COLOR 7:PRINT:T=5
1180 PRINT TAB(T);"
1190 PRINT TAB(T);" NO. 111213141516171
1200 PRINT TAB(T);"
1210 PRINT TAB(T);"IDISPLAY 101-101-101-101
1220 PRINT TAB(T);"IPRINTER 1-10101-1-10101
1230 PRINT TAB(T);"IDISK 1-1-1-101010101
1240 PRINT TAB(T);"
1250 PRINT :PRINT
1260 COLOR 6:PRINT "SELECT NUMBER (1 - 7) : ";
1270 COLOR 7
1280 WHILE NOT((A>0)AND(A<8)) : A=VAL(INPUT$(1)) :WEND : PRINT A :PLAY "T120 L32
05 E"
1290 DEVICE(1)=((A AND 1)>0) : D$(1)="SCRN:" 'DISPLAY
1300 DEVICE(2)=((A AND 2)>0) : D$(2)="LPT1:" 'PRINTER
1310 DEVICE(3)=((A AND 4)>0) : D$(3)="DATASYS64" 'DISK
1320 FOR I=1 TO 3 : IF DEVICE(I) THEN OPEN D$(I) FOR OUTPUT AS #I
1330 NEXT I:COLOR 5:PRINT
1340 PRINT "WHICH DATA TO START UP ? "
1350 WHILE SSL<1 OR SSL>10 : PRINT :COLOR 4
1360 PRINT TAB(10);"SLUDGE --- (1-10) : ";
1370 COLOR 7:INPUT SSL:WEND
1380 WHILE NOT(SRF$)="A" AND SRF$<="E" : PRINT :COLOR 3
1390 PRINT TAB(10);"REFUSE --- (A-E) : ";
1400 COLOR 7:INPUT SRF$:WEND
1410 SRF=(ASC(SRF$))MOD 16
1420 COLOR 7:WIDTH 80,25
1430 '
1440 '+++++ CHARACTERISTICS OF SLUDE & REFUSE +++++
1450 '
1460 '
1470 XC(0)=85.4 : XC(1)=53! : XC(2)=52!
1480 XH(0)=12.6 : XH(1)=8! : XH(2)=8!
1490 XN(0)=.4 : XN(1)=2! : XN(2)=6!
1500 XS(0)=.9 : XS(1)=.5 : XS(2)=1.5
1510 XCL(0)=0 : XCL(1)=1! : XCL(2)=.1
1520 XO(0)=.7 : XO(1)=35.5 : XO(2)=32.4
1530 XHCV(0)=10000 : XHCV(1)=5500 : XHCV(2)=5500
1540 CLS
1550 'PRINT :INPUT " REFUSE FLOWRATE ( kg ) :";XWE1
1560 ' INPUT " MOISTURE ( % ) :";MOIST1
1570 ' INPUT " COMB. ( % ) :";COMB1

```

```

1580 'PRINT :INPUT " SLUDGE FLOWRATE      ( kg ) :";XWE2
1590 '      INPUT "      MOISTURE      ( % ) :";MOIST2
1600 '      INPUT "      COMB.      ( % ) :";COMB2
1610 '
1620 FOR I=1 TO 5 : READ MOIST1(I):NEXT :DATA 67,63,52,41,30
1630 FOR I=1 TO 5 : READ COMB1(I) :NEXT :DATA 75,75,75,75,75
1640 FOR I=1 TO 10: READ MOIST2(I):NEXT :DATA 85,82,78,78,75,70,65,70,65,60
1650 FOR I=1 TO 10: READ COMB2(I) :NEXT :DATA 70,70,56,70,70,60,40,50,50,50
1660 ' "
1670 ' " [ LOOP ENTRANCE of SLUDGE & REFUSE ]
1680 ' " \
1690 TIMES="00:00:00"
1700 FOR ISL=SSL TO 10
1710 FOR IRF=SRF TO 5
1720 FOR I=1 TO 3
1730   IF NOT DEVICE(I) THEN 1840
1740   PRINT #I,"***  SYSTEM - 6  CALCULATION  ***"
1750   PRINT #I," "
1760   PRINT #I,USING " [ SLOG : ## / REFUSE : ! ] ";ISL,CHR$(&H40+IRF)
1770   PRINT #I," "
1780   PRINT #I,"MOIST1= ";MOIST1(IRF),"COMB1= ";COMB1(IRF)
1790   PRINT #I,"MOIST2= ";MOIST2(ISL),"COMB2= ";COMB2(ISL)
1800   PRINT #I," "
1810   PRINT #I," "
1820   PRINT #I," XWE1/XWE2 FUEL1  FUEL2  TE1  TEA1  AR1  MOIST3  QBX
ST5"
1830   PRINT #I,STRING$(78,"-")
1840 NEXT I
1850 ' "
1860 ' " [ LOOP ENTRANCE OF XWE1 ]
1870 FOR XWE1= 0 TO 1000 STEP 100
1880 XWE2=1000
1890 MOIST1=MOIST1(IRF)
1900 COMB1 =COMB1(IRF)
1910 MOIST2=MOIST2(ISL)
1920 COMB2 =COMB2(ISL)
1930 XREV=XWE1/XWE2
1940 '
1950 XM01=XWE1*MOIST1/100      : XM02=XWE2*MOIST2/100
1960 XD01=XWE1-XM01          : XD02=XWE2-XM02
1970 XC01=XD01*COMB1/100     : XC02=XD02*COMB2/100
1980 XA01=XD01-XC01          : XA02=XD02-XC02
1990 '
2000 DEF FNTDA(I)=(XC(I)*32/12+(XH(I)-XCL(I)/35.5)*16/2+XS(I)-X0(I))/23.3
2010 DEF FNTHG(I)=(XH(I)-XCL(I)/35.5)/100*18/2
2020 DEF FNTDG(I)=FNTDA(I)+1-FNTHG(I)
2030 ' "
2040 ' "----  DATA BANK  ---
2050 ' "
2060 ' "***** COMMON DATA
2070 MOIST3=40
2080 TE1L=800      : TE2=280      : TE3=40      : TE4=95
2090 AR1=1.3      : AR2=1.3      : AR3=1.3
2100 LOSS1=15     : LOSS2=7      : LOSS3=7
2110 IST1=661     : IST3=661     : IST4=661
2120 IDR1=80      : IDR3=171     : IDR4=171
2125 TEA1=20      ' ADD KKSYS6.4
2130 ' "***** START-UP DATA
2140 FUEL1=0      : FUEL2=0
2150 ST1=0        : ST3=0      : ST4=0      : ST5=0

```

```

2160 TE1=TE1L
2170 ' "
2180 ' "---- STEAM DRYER ---
2190 ' "
2200 XM03=X0S2*MO1ST3/(100-MO1ST3)
2210 Q01=(X0S2*.4+XM03*1)*(100-20)
2220 Q02=(XM02-XM03)/(1.5-.05)*(1.24+.01*.447)*(80-20)
2230 Q03=(XM02-XM03)*(586+.447*(80-20))
2240 ST4=(Q01+Q02+Q03)/((1ST4-1DR4)*.95)
2250 ' "
2260 ' "---- INCINERATOR ---
2270 ' "
2280 GOSUB 2850 '[ GOSUB (1) ]
2290 TE1=((Q1+Q2)-(Q4+Q5))/(DG1*.261+HG1*.493)
2300 IF TE1>=TE1L THEN 2390 '[ GOTO "STEAM FLOWRATE" ]
2310 'COLOR 6:PRINT "**INCINER**":COLOR 7
2320 TE1=TE1L
2330 GOSUB 2990 '[ GOSUB (2) ]
2340 FUEL1=-QT1/QTf
2350 GOSUB 2850 '[ GOSUB (1) ]
2360 ' "
2370 ' "---- STEAM FLOWRATE ---
2380 ' "
2390 QBX=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1-(DG1*.25+HG1*.457)*TE2
2400 ST1=QBX/(1ST1-1DR1)
2410 ST3=DG1*(1.248+.0488*.447)*(TE4-TE3)/((1ST3-1DR3)*.95)
2420 ST5=ST1-(ST3+ST4)
2430 IF ST5=0 THEN 2550 '[ GOTO "GAS TREAT" ]
2440 'COLOR 3:PRINT "**FLOWRATE**":COLOR 7
2450 GOSUB 3130 '[ GOSUB (3) ]
2460 FUEL2=-ST5/(ST1A-ST1B)
2470 ST5=0
2480 AA=ST1
2490 BB=ST3
2500 ST1=ST1+FUEL2*ST1A
2510 ST3=ST3+FUEL2*ST1B
2520 ' "
2530 ' "---- GAS TREAT ---
2540 ' "
2550 DA2=FUEL2*DA2F
2560 HA2=FUEL2*HA2F
2570 DG2=DG1+FUEL2*DG2F
2580 HG2=HG1+FUEL2*HG2F
2590 DG3=DG2
2600 HG3=DG3*.0488
2610 ' "
2620 ' "---- OUTPUT ---
2630 ' "
2640 FOR I=1 TO 3
2650 IF NOT DEVICE(I) THEN 2670
2660 PRINT #I,USING " ###.## ###. ###. ###. ###. ###. ##
#####. ####.";XREV,FUEL1,FUEL2,TE1,TE1L,AR1,MO1ST3,QBX,ST5
2670 NEXT I
2680 'IF (IRF=4)AND(XWE1=0) THEN STOP
2690 NEXT XWE1
2700 FOR I=1 TO 3
2710 IF DEVICE(I) THEN PRINT #I,STRING$(78,"-");CHR$(13)
2720 NEXT I

```

```

2730 NEXT IRF
2740 SRF=1
2750 NEXT ISL
2760 FOR I=1 TO 3
2770 IF DEVICE(I) THEN PRINT #1,TAB(50);"ELAPSED TIME :";TIME$;STRING$(3,13)
2780 NEXT I
2790 CLOSE
2800 FOR I=1 TO 10:KEY (I) OFF:NEXT I
2810 END
2820 ""
2830 "[[[[[ SUBROUTINE : (1) INCINERATOR MASS AND HEAT BALANCE ]]]]]
2840 ""
2850 DA1=(XCO1*FNTDA(1)*AR1+XCO2*FNTDA(2)*AR1+FUEL1*FNTDA(0)*AR2)
2860 HA1=DA1*.01
2870 HG1=(XCO1*FNTHG(1)+XCO2*FNTHG(2)+FUEL1*FNTHG(0))+(XM01+XM03)+HA1
2880 DG1=(XCO1+XCO2+FUEL1)+(DA1+HA1)+(XM01+XM03)-HG1
2890 Q1=XCO1*XHCV(1)+XCO2*XHCV(2)+FUEL1*XHCV(0)
2900 Q2=(DA1*.247+HA1*.47)*TEA1 'CHANGE KKSYS6.4
2910 Q3=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1
2920 Q4=(HG1-HA1)*597
2930 Q5=(XCO1*XHCV(1)+XCO2*XHCV(2))*LOSS1/100+FUEL1*XHCV(0)*LOSS2/100
2940 QT1=(Q1+Q2)-(Q3+Q4+Q5)
2950 RETURN
2960 ""
2970 "[[[[[ SUBROUTINE : (2) AUX-OIL AT INCINERATOR ]]]]]
2980 ""
2990 DA1F=FNTDA(0)*AR2
3000 HA1F=DA1F*.01
3010 HG1F=FNTHG(0)+HA1F
3020 DG1F=1+(DA1F+HA1F)-HG1F
3030 Q1F=XHCV(0)
3040 Q2F=DA1F*(.24+.01*.447)*TEA1
3050 Q3F=(DG1F*.261+HG1F*.493)*TE1
3060 Q4F=FNTHG(0)*597
3070 Q5F=Q1F*LOSS2/100
3080 QT1F=(Q1F+Q2F)-(Q3F+Q4F+Q5F)
3090 RETURN
3100 ""
3110 "[[[[[ SUBROUTINE : (3) STEAM FROM AUX-OIL ]]]]]
3120 ""
3130 DA2F=FNTDA(0)*AR3
3140 HA2F=DA2F*.01
3150 HG2F=FNTHG(0)+HA2F
3160 DG2F=1+(DA2F+HA2F)-HG2F
3170 Q1B=XHCV(0)
3180 Q2B=(DG2F*.25+HG2F*.457)*TE2
3190 Q3B=FNTHG(0)*597
3200 Q4B=Q1B*LOSS3/100
3210 ST1A=(Q1B-(Q2B+Q3B+Q4B))/(IST1-IDR1)
3220 ST1B=DG2F*(.248+.0488*.447)*(TE4-TE3)/((IST3-IDR3)*.95)
3230 RETURN
3240 ""
3250 "[[[[[ SUBROUTINE : INTERRUPT ]]]]]
3260 ""
3270 WIDTH 40,25:CLS:COLOR 5
3280 PRINT "END -- (1) : CONTINUE -- (2) : ";
3290 A=0:WHILE NOT(A=1 OR A=2):A=VAL(INPUT$(1)):WEND
3300 PLAY "T120 L32 05 E":COLOR 7:PRINT A
3310 WIDTH 80,25
3320 IF A=2 THEN RETURN
3330 FOR I=1 TO 10:KEY (I) OFF:NEXT
3340 CLOSE
3350 END

```

3) システム 7

```

1000 '+++++ CO-DISPOSAL of SLUDGE & REFUSE +++++
1010 '+++++ 26-DEC MCHLXXXIII by H.O +++++
1020 '+++++ PROG-ID: KKSYS7.6 (2nd REFORMED)+++++
1030 '
1040 '
1050 '
1060 '--- INITIAL RUNNING SET UP ---
1070 '
1080 DEFINT I-L,N
1090 DEF FNTDQ(I)=(XC(I)*32/12+(XH(I)-XCL(I)/35.5)*16/2+XS(I)-XO(I))/23.3
1100 DEF FNTHG(I)=(XH(I)-XCL(I)/35.5)/100*18/2
1110 DEF FNTDQ(I)=FNTDQ(I)+1-FNTHG(I)
1120 DEF FNT$(T)=RIGHT$("0"+RIGHT$(STR$(T),LEN(STR$(T))-1),2)
1130 FOR I=1 TO 10:KEY(I) ON: NEXT I
1140 ON KEY GOSUB 3630,3630,3630,3630,3630,3630,3630,3630,3630,3630
1150 WIDTH 40,25:CONSOLE 0,25,0,0:COLOR 7,0,0:CLS
1160 DIM XC(2), XH(2), XN(2), XS(2), XCL(2), XO(2), XHCV(2)
1170 DIM TDA(2), TDB(2), THG(2)
1180 DIM MOIST1(5), MOIST2(10), COMB1(5), COMB2(10)
1190 DIM DEVICE(3),D$(3)
1200 COLOR 5:PRINT "PLEASE CHOOSE OUTPUT DEVICES. "
1210 COLOR 7:PRINT:T=5
1220 PRINT TAB(T);"
1230 PRINT TAB(T);" NO. 111213141516171
1240 PRINT TAB(T);"
1250 PRINT TAB(T);"IDISPLAY 101-101-101-101
1260 PRINT TAB(T);"IPRINTER 1-10101-1-10101
1270 PRINT TAB(T);"IDISK 1-1-1-101010101
1280 PRINT TAB(T);"
1290 PRINT :PRINT
1300 COLOR 6:PRINT "SELECT NUMBER (1 - 7) : ";
1310 COLOR 7
1320 WHILE NOT((A>0)AND(A<8)) : A=VAL(INPUT$(1)) :WEND : PRINT A :PLAY "T120 L32
05 E"
1330 DEVICE(1)=((A AND 1)>0) : D$(1)="SCRN:" :DISPLAY
1340 DEVICE(2)=((A AND 2)>0) : D$(2)="LPT1:" :PRINTER
1350 DEVICE(3)=((A AND 4)>0) : D$(3)="DATASYS76" :DISK
1360 FOR I=1 TO 3 : IF DEVICE(I) THEN OPEN D$(I) FOR OUTPUT AS #I
1370 NEXT I:COLOR 5:PRINT
1380 PRINT "WHICH DATA TO START UP ? "
1390 WHILE SSL<1 OR SSL>10 : PRINT :COLOR 4
1400 PRINT TAB(10);"SLUDGE --- (1-10) : ";
1410 COLOR 7:INPUT SSL:WEND
1420 WHILE NOT(SRF$="A" AND SRF$<="E") : PRINT :COLOR 3
1430 PRINT TAB(10);"REFUSE --- (A-E) : ";
1440 COLOR 7:INPUT SRF$:WEND
1450 SRF=(ASC(SRF$))MOD 16
1460 COLOR 7:WIDTH 80,25
1480 '
1490 '+++++ CHARACTERISTICS OF SLUDE & REFUSE +++++
1500 '
1510 '
1520 XC(0)=85.4 : XC(1)=53! : XC(2)=52!
1530 XH(0)=12.6 : XH(1)=8! : XH(2)=8!
1540 XN(0)=.4 : XN(1)=2! : XN(2)=6!
1550 XS(0)=.9 : XS(1)=.5 : XS(2)=1.5
1560 XCL(0)=0 : XCL(1)=1! : XCL(2)=.1
1570 XO(0)=.7 : XO(1)=35.5 : XO(2)=32.4
1580 XHCV(0)=10800 : XHCV(1)=5500 : XHCV(2)=5500

```

```

1590 CLS
1600 'PRINT :INPUT " REFUSE FLOWRATE      ( kg ) :";XUE1
1610 '      INPUT "      MOISTURE      ( % ) :";MOIST1
1620 '      INPUT "      COMB.      ( % ) :";COMB1
1630 'PRINT :INPUT " SLUDGE FLOWRATE      ( kg ) :";XUE2
1640 '      INPUT "      MOISTURE      ( % ) :";MOIST2
1650 '      INPUT "      COMB.      ( % ) :";COMB2
1670 FOR I=1 TO 5 : READ MOIST1(I):NEXT :DATA 67,63,52,41,30
1680 FOR I=1 TO 5 : READ COMB1(I) :NEXT :DATA 75,75,75,75,75
1690 FOR I=1 TO 10: READ MOIST2(I):NEXT :DATA 85,82,78,78,75,70,65,70,65,60
1700 FOR I=1 TO 10: READ COMB2(I) :NEXT :DATA 70,70,56,70,70,60,40,50,50,50
1720 ""
1730 "" [ LOOP ENTRANCE of SLUDGE & REFUSE ]
1740 ""
1750 TIME$="00:00:00":T$=TIME$
1760 FOR ISL=SSL TO 10
1770 FOR IRF=SRF TO 5
1780 TIME$="00:00:00"
1790 FOR I=1 TO 3
1800 IF NOT DEVICE(I) THEN 1910
1810 PRINT #1,"*** SYSTEM - 7 CALCULATION ***"
1820 PRINT #1,""
1830 PRINT #1,USING " ( SLUG : ## / REFUSE : ! ) ";ISL,CHR$(&H40+IRF)
1840 PRINT #1,""
1850 PRINT #1,"MOIST1= ";MOIST1(IRF),"COMB1= ";COMB1(IRF)
1860 PRINT #1,"MOIST2= ";MOIST2(ISL),"COMB2= ";COMB2(ISL)
1870 PRINT #1,""
1880 PRINT #1,""
1890 PRINT #1," XWE1/XWE2 FUEL1 FUEL2 TE1 TEA1 AR1 MOIST3 WATER
TE4"
1900 PRINT #1,STRING$(78,"-")
1910 NEXT I
1920 ""
1930 "" [ LOOP ENTRANCE OF XWE1 ]
1940 FOR XWE1= 0 TO 1000 STEP 100
1950 XWE2=1000
1960 MOIST1=MOIST1(IRF)
1970 COMB1 =COMB1(IRF)
1980 MOIST2=MOIST2(ISL)
1990 COMB2 =COMB2(ISL)
2000 XREV=XWE1/XWE2
2010 '
2020 XM01=XWE1*MOIST1/100 : XM02=XWE2*MOIST2/100
2030 XD01=XWE1-XM01 : XD02=XWE2-XM02
2040 XC01=XD01*COMB1/100 : XC02=XD02*COMB2/100
2050 XA01=XD01-XC01 : XA02=XD02-XC02
2070 '
2080 '
2090 '#### DATA BANK ####
2100 '
2110 '
2120 'COMMON DATA
2130 TEA1L=20 : TEA1H=450 : TEA2=500 : TEA3=40
2140 TE1L=800 : TE1H=950 : TE4L=230 : TE5=40 : TE6=95
2150 AR1L=1.3 : AR1H=1.7 : AR2=1.3
2160 LOSS1=7 : LOSS2=7
2170 MOIST3L=20 : MOIST3H=MOIST2
2180 '
2190 '*** START UP DATA
2200 TEA1=TEA1H : TE1=TE1L : AR1=AR1L : FUEL1=0 : WATER=0
2220 '
2230 '#### PROCESS OPTION ####
2240 '
2250 '
2260 XM03=0
2270 GOSUB 2890
2280 XM03=QT1/(597+.493*TE1)
2290 XM03LO=XM03
2300 MOIST3=XM03/(XD02+XM03)*100
2310 IF MOIST3 < MOIST2 THEN 2680

```

```

2330 '***** DIRECT PROCESS *****
2340 '
2350 '
2360 '*** TE1
2370 XM03=XM02 : MOIST3=MOIST2
2380 GOSUB 2890
2390 TE1=((Q1+Q2)-(Q4+Q5))/(DG1*.261+HG1*.493)
2400 IF TE1 < TE1H THEN 2600
2410 '
2420 '*** TEA1 : REFORMED (2)
2430 TE1=TE1H : GOSUB 2890
2440 TEA1=-(Q1-(Q3+Q4+Q5))/(DA1*.247+HA1*.47)
2450 IF TEA1 >= TEA1L THEN 2600 ' GOTO H.E.
2460 '
2470 '*** AR1 : REFORMED (2)
2480 TEA1=TEA1L : GOSUB 2890
2490 DA1X=QT1/((.261+.01*.493)*TE1-(.247+.01*.47)*TEA1)
2500 AR1=AR1L*(DA1+DA1X)/DA1
2520 IF AR1 >= AR1H THEN 2540 ' GOTO WATER
2525 GOSUB 2890:GOTO 2600
2530 '
2540 '*** WATER : REFORMED
2550 AR1=AR1H : GOSUB 2890
2560 WATER=QT1/(.586+.493*(TE1-20))
2570 PF1=HG1 : HG1=HG1+WATER
2580 '
2590 '
2600 '*** HEAT EXCHANGER
2610 DA2=0 : HA2=0
2620 DA3=0 : HA3=0
2630 GOSUB 3170
2640 GOTO 3390

2660 '
2670 '
2680 '***** TOTALLY DRYER PROCESS *****
2690 '
2700 '
2710 GOSUB 3060 : GOSUB 3170
2720 IF TE4 > TE4L THEN 3390
2730 '
2740 '*** FUEL OIL & XM03 CALCULATION
2750 FUEL1LO=0: FUEL1HI=200 : DIF=100
2760 WHILE DIF > 5
2770 FUEL1=(FUEL1HI+FUEL1LO)/2
2780 XM03=0 : GOSUB 2890
2790 XM03=QT1/(.597+.493*TE1) : MOIST3=XM03/(XM03+XD52)*100
2800 GOSUB 3060 : GOSUB 3170
2810 DIF=TE4-(TE4L+5) : FLG=SGN(DIF) : DIF=ABS(DIF)
2820 IF FLG > 0 THEN FUEL1HI=FUEL1 ELSE FUEL1LO=FUEL1
2830 PRINT "FUEL1:";FUEL1;" TE4:";TE4;"MOIST3:";MOIST3
2840 WEND : GOTO 3390
2850 '
2860 BEEP:BEEP:BEEP:PRINT "STOP AT 2670":STOP
2880 '
2890 '***** SUB-ROUTINE (1) F.B.I. BALANCE *****
2900 '
2910 DA1=(XC01*FNTDA(1)*AR1+XC02*FNTDA(2)*AR1+FUEL1*FNTDA(0)*AR2)
2920 HA1=DA1*.01
2930 HG1=(XC01*FNTHG(1)+XC02*FNTHG(2)+FUEL1*FNTHG(0))/(XM01+XM03)+HA1
2940 DG1=(XC01+XC02+FUEL1)/(DA1+HA1)+XM01+XM03-HG1
2950 '
2960 Q1=XC01*XHCV(1)+XC02*XHCV(2)+FUEL1*XHCV(0)
2970 Q2=(DA1*.247+HA1*.47)*TEA1
2980 Q3=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1
2990 Q4=(HG1-HA1)*597
3000 Q5=(XC01*XHCV(1)+XC02*XHCV(2))*LOSS1/100+FUEL1*XHCV(0)*LOSS2/100
3010 QT1=(Q1+Q2)-(Q3+Q4+Q5)
3020 '
3030 RETURN

```

```

3050 '
3060 '##### SUB-ROUTINE (2) DRYER BALANCE #####
3070 DRY=(XMO2-XMO3)/(XMO2-XDS2*MOIST3L/(100-MOIST3L))
3080 QD1=XDS2*(1.4+MOIST3L/(100-MOIST3L))*(100-20)
3090 QD2=(XMO2-XDS2*MOIST3L/(100-MOIST3L))*(586+.457*200)
3100 DA2=DRY*(QD1+QD2)/((.247+.05*.47)*(TEA2-200))*100/90
3110 HA2=DA2*.05
3120 MOIST3=XMO3/(XMO3+XDS2)*100
3130 '
3140 RETURN
3170 '##### SUB-ROUTINE (3) GAS TREATMENT #####
3180 '
3190 '
3200 '*** NO-1 H.E.
3210 QH1=(DA1*.247+HA1*.47)*(TEA1-20)*107/100
3220 QH2=(DG1*.261+HG1*.493)*TE1
3230 TE2=(QH2-QH1)/(DG1*.261+HG1*.493)
3240 '
3250 '*** NO-2 H.E.
3260 QH1=(DA2*.247+HA2*.47)*(TEA2-TEA3)*107/100
3270 QH2=(DG1*.261+HG1*.493)*TE2
3280 TE3=(QH2-QH1)/(DG1*.261+HG1*.493)
3290 '
3300 '*** NO-3 H.E.
3310 DG5=DG1 : HG5=HG1*.0488
3320 QH1=(DG5*.248+HG5*.447)*(TE6-TE5)*107/100
3330 QH2=(DG1*.261+HG1*.493)*TE3
3340 TE4=(QH2-QH1)/(DG1*.261+HG1*.493)
3350 '
3360 RETURN
3380 '
3390 '##### OUT PUT #####
3400 FOR I=1 TO 3
3410 IF NOT DEVICE(I) THEN 3430
3420 PRINT #1,USING-"   ##.##  ###.  ####.  ####.  ####.  ##.##  ####.  ###
####.  ###.  ";XREV,FUEL1,FUEL2,TE1,TEA1,AR1,MOIST3,WATER,TE4
3430 NEXT I
3440 NEXT XWE1
3450 T1$=TIME$:GOSUB 3750
3460 FOR I=1 TO 3
3470 IF DEVICE(I) THEN PRINT #1,STRING$(78,"-");CHR$(13)
3480 IF DEVICE(I) THEN PRINT #1,TAB(50);"BLOCK CALC TIME :";T1$
3490 IF DEVICE(I) THEN PRINT #1,TAB(50);"TOTAL CALC TIME :";T$
3500 NEXT I
3510 NEXT IRF
3520 SRF=1
3530 NEXT ISL
3540 FOR I=1 TO 3
3550 IF DEVICE(I) THEN PRINT #1,TAB(50);"ELAPSED TIME :";T$;STRING$(3,13)
3560 NEXT I
3570 FOR I=1 TO 10 : KEY (I) OFF : NEXT I
3580 CLOSE:END
3600 '
3610 '##### SUBROUTINE : INTERRUPT #####
3620 '
3630 WIDTH 40,25:CLS:COLOR 5
3640 PRINT "END -- (1) : CONTINUE -- (2)  ";
3650 A=0:WHILE NOT(A=1 OR A=2):A=VAL(INPUT$(1)):WEND
3660 PLAY "T120 L32 05 E":COLOR 7:PRINT A
3670 WIDTH 80,25
3680 IF A=2 THEN RETURN
3690 FOR I=1 TO 10:KEY (I) OFF:NEXT
3700 CLOSE
3710 END
3720 '
3730 '##### SUBROUTINE : TIME ACCUMULATE #####
3740 '
3750 SEC1=VAL(RIGHT$(TIME$,2)) : SEC2=VAL(RIGHT$(T$,2))
3760 MIN1=VAL(MID$(TIME$,4,2)) : MIN2=VAL(MID$(T$,4,2))
3770 HOR1=VAL(LEFT$(TIME$,2)) : HOR2=VAL(LEFT$(T$,2))
3780 SEC=SEC1+SEC2+1 : OV=SEC#60 : SEC=SEC-OV*60
3790 MIN=MIN1+MIN2+OV : OV=MIN#60 : MIN=MIN-OV*60
3800 HOR=HOR1+HOR2+OV : OV=HOR#24 : HOR=HOR-OV*24
3810 T$=FNT$(HOR)+": "+FNT$(MIN)+": "+FNT$(SEC)
3820 RETURN

```

キーワード：下水汚泥，都市ごみ，焼却，混焼，ストーカ炉，流動床炉，
多段炉，熱収支

〇〇 下水汚泥の焼却には一時に多量の補助燃料を必要とする。一方，同じ都市系廃棄物である都市ごみの発熱量は高く，自燃することが多いので，両者を混合して焼却すること（混焼）により，都市系廃棄物の効率的な処理が可能となる。このような利点のある汚泥と都市ごみの混焼は，我が国において余り実施されていないが，今後実施例も増加すると考えられる。
本資料は下水汚泥と都市ごみの混焼を計画する際に考慮すべき事項を指摘し，その考え方，対応策について考察したものである。

郵便はがき

40円切手
をはって
下さい。

3 0 5 - □ □

建設省土木研究所
汚泥研究室 行

茨城県筑波郡豊里町大字旭一番地

No. _____

No. _____

配布先氏名

配布先住所



土木研究所資料第2208号 部

上記のとおり受領しました。

所 属（住所）

氏 名

⑩

