

**下水汚泥焼却に伴う乾燥，燃
焼現象に関する基礎的研究**

昭和53年10月

浦 辺 真 郎

下水汚泥焼却に伴う乾燥，燃 焼現象に関する基礎的研究

昭和53年10月

浦 辺 真 郎

下水汚泥焼却に伴う乾燥，燃烧現象に関する基礎的研究

目 次

第1章 緒 論

1-1 概 説	1
1-2 汚泥焼却法の現状と技術的問題点	2
1-2-1 汚泥焼却処理の目的	2
1-2-2 汚泥焼却炉の現状とその技術的問題点	2
1-3 本研究の目的と意義	4
1-3-1 本研究の目的	4
1-3-2 本研究の意義	4
1-3-3 本論文の概要	5
〔参考文献〕	5

第2章 焼却を考慮した汚泥の物性測定に関する基礎的実験研究

2-1 概 説	7
2-2 基礎的考察	8
2-3 汚泥の元素分析および発熱量	11
2-3-1 汚泥の元素分析と発熱量	11
2-3-2 元素組成値等を用いた発熱量の推定	12
(1) 元素組成と発熱量	12
(2) 強熱減量と発熱量	13
2-4 汚泥の熱伝導率に関する実験研究	14
2-4-1 熱伝導率測定法概略	14
2-4-2 熱伝導率に影響を与える因子の把握	16
(1) みかけ密度および間隙気体による熱伝導率の変化	16
(2) 含水率による有効熱伝導率の変化	23
(3) 温度による有効熱伝導率の変化	32

2-5	汚泥の熱分析	37
2-5-1	熱分析方法および解析法の概略	37
2-5-2	汚泥の熱重量分析(TG)	38
2-5-3	汚泥のDTAとDSC	44
2-5-4	汚泥の比熱の推定	48
2-6	まとめ	51
	[参考文献]	52
第3章 高温下における汚泥の乾燥, 着火, 燃焼に関する基礎的研究		
3-1	概説	56
3-2	基礎的考察	56
3-3	高熱流束下における乾燥に関する実験的研究	59
3-3-1	実験方法および装置の概要	59
3-3-2	高熱流束下の乾燥実験	62
3-3-3	理論的考察	71
3-4	汚泥の着火に関する実験的研究	77
3-4-1	実験方法および実験装置	77
3-4-2	汚泥の着火実験	77
3-4-3	理論的考察	82
3-5	汚泥の燃焼に関する基礎的研究	87
3-5-1	実験方法および実験装置	87
3-5-2	試料層内の温度分布ならびに試料層全層の重量変化の測定実験	88
3-5-3	試料層内の発熱量, 強熱減量測定実験	97
3-5-4	試料層内のガス測定	100
3-5-5	考察とまとめ	102
3-6	まとめ	104
	[参考文献]	105
第4章 乾燥・燃焼を伴う汚泥層内の熱移動に関する理論的研究		
4-1	概説	108
4-2	熱移動モデルに関する検討	108
4-2-1	熱移動モデル	108
4-2-2	モデル式の解析手法に関する基礎的考察	111

4-3	差分法による数値計算	113
4-3-1	モデル式の差分近似	113
4-3-2	計算に用いる試料の物性値等の決定	116
4-3-3	計算結果と若干の考察	118
4-3-4	本モデルの適用限界と問題点	123
4-4	有限要素法による数値計算	124
4-4-1	ガラーキソ有限要素法	124
4-4-2	モデル式とその数値計算法	125
4-4-3	計算に用いる試料の物性値の決定	125
4-4-4	計算結果と考察	126
4-5	まとめ	128
	[参考文献]	129
第5章 パイロットプラントによる汚泥焼却実験研究		
5-1	概説	132
5-2	汚泥焼却炉の設計および運転	132
5-2-1	焼却炉設計の基本的な考え方	132
5-2-2	焼却炉の設計因子の例示	133
5-2-3	汚泥焼却炉の運転結果例	134
5-3	汚泥の平面燃焼に関する実験	136
5-3-1	実験目的	136
5-3-2	実験装置および方法	137
5-3-3	実験結果	138
5-3-4	考察	142
5-4	移動床並流式焼却炉による汚泥の焼却実験	142
5-4-1	炉の概要	142
5-4-2	炉の設計諸元	143
5-4-3	供給汚泥の熱的特性	144
5-4-4	実験結果	145
5-4-5	考察	151
5-5	まとめ	152
	[参考文献]	152

第6章 結 論

6-1	本研究の成果の総括	154
6-2	今後の研究課題	155
6-3	結 言	156
Appendix 1	記号説明	158
Appendix 2	モデル式の差分表示法	160
Appendix 3	有限要素法による解法	166

第1章 緒 論

1-1 概 説

廃水の処理法は、一般的にいえば、廃水中の有機物、有害物を固形物内に濃縮させ、その後固液分離により、清浄な水を排出する操作であるといえる。すなわち、廃水処理とは、汚濁物質が濃縮された固形物を排出する操作法であるとも考えられ、したがって固形物の処理を完全に行うことで、はじめて完結する技術となる。現在、都市下水の処理過程からは、いわゆる下水汚泥（用語上は汚泥が正しいが、慣用上汚泥を用いる）の形となって、大量の固形物が発生し、しかも、その量は、都市活動の活発化、生活様式の向上に伴う使用水量の増大ならびに水質の悪化とともに増大する傾向にある。この汚泥処理にあたっては、現在の都市環境保全の立場から、いかに減容化、安定化、無害化処理を施して、最終処分するかが重要なポイントとなっている。

都市下水の処理過程から発生するいわゆる下水汚泥（以下とくにごとわらない場合、単に汚泥という）の処理操作¹⁾として主なものを挙げると濃縮、消化、脱水、乾燥、焼却、堆肥化などがあり、これらの操作を処理目的に添って組み合わせることにより、汚泥処理が行われている。汚泥は腐敗性有機物を多量に含み、しかもその発生量が膨大であることを考慮すれば、上述の処理操作のうち安定化、減容化に優れた効果を望むことができる焼却操作はとくに重要な位置を占めると考えられる。しかしながら、最近では、汚泥焼却炉から排出されるガス中のNO_x、重金属ミスト^{2)~9)}等による2次公害問題や、資源・エネルギーの有効利用、省エネルギー問題に対処するため、汚泥の焼却処理以外に、新しい技術として汚泥の熱分解や堆肥化操作が注目されている。しかしながら、これらの操作法も現在開発中であつたり、都市をとりまく周囲環境の差違などによって必ずしも、直ちに有効な汚泥の処理法になるものとは考えられない。したがって、今後とも汚泥の焼却処理が、汚泥処理のメインプロセスとして位置づけられるであろう。また、汚泥のような水分の多い難燃性廃棄物の焼却（燃焼）の基礎的研究は都市廃棄物のような他の廃棄物の焼却処理や防火、火災問題を取り扱う方面の研究にも応用されうるものと考えられ、研究の意義は大きいものと言えよう。

1-2 汚泥焼却法の現状と技術的問題点

1-2-1 汚泥焼却処理の目的

わが国の下水終末処理場は昭和49年度現在202都市337箇所において稼動しており、公共下水道が315ヶ所とその大半を占めている。これらの下水終末処理場から発生する汚泥量は最初沈殿池汚泥約66百万m³/年、最終沈殿池汚泥約18百万m³/年であり、下水処理対象量に対するこれら2種の汚泥の合計発生量の割合を調べると、平均0.63%にもなっている。¹⁰⁾このように大量に発生する下水汚泥(以下単に汚泥という)は、当然のことながら、下水処理方式や流入下水水質などによって、その発生量や性状が影響を受ける。

これらの汚泥は、通常98%以上の水分を有し、その後、濃縮、機械脱水等の固液分離操作を受けても、水分60%以上のケーキとして排出される場合が多い。(以下、水分という場合は湿量基準、含水率は乾量基準をさす。)最近では、脱水工程前で高分子凝集剤を添加したり、熱処理操作を行った後に加圧脱水し、その水分を50%以下にすることが可能であるとの報告¹¹⁾¹²⁾もみられ、脱水による汚泥の減容化がはかられている。しかしながら、これらの汚泥は腐敗性の有機物を含むため、いかなる脱水を行っても、脱水後そのまま埋立処分などを施すことは、悪臭などの環境対策上や減容化の面から考慮すると得策とはいえない。したがって、埋立地の確保の困難性、海洋投棄の規制などの外的条件からも、衛生的かつ減容の効果が期待される焼却処理の必要性が必然的に大きくなってきている。

汚泥を焼却する目的は、汚泥中の有機物を燃焼させて、その際に発生する熱で水分を蒸発することにより、減容化、安定化を十分にはかることにあり、また、それによって病原菌の殺菌効果もある。実際の汚泥焼却炉では、焼却炉内で乾燥(水分蒸発)、燃焼を行う場合が主であり、乾燥プロセスと燃焼プロセスとが別個の装置で行われた例は見あたらない。しかし、将来、汚泥と都市ごみの混合焼却^{13)~16)}などを考慮する場合は汚泥の乾燥プロセスが独立するとも考えられ、その場合などでは現在の汚泥焼却炉運転のデータがそのまま利用されるとは限らない。この意味からも、汚泥燃焼により得られる熱エネルギーを汚泥乾燥などに対し、いかに有効に余熱利用するかと同時に、十分な燃焼を施して、燃焼生成物の処理をも考慮して2次公害の発生を制御するかが重要である。

1-2-2 汚泥焼却炉の現状とその技術的問題点

廃棄物の焼却に用いられる焼却炉は、処理対象廃棄物の質的、量的特性によって、その形式が特徴づけられる。すなわち、気体状、固形状、液状かどうかなどの物理的性状と発熱量や含

有物質や組成などに見られる化学的性状とに分類される質的特性と、一方、排出量に代表される量的特性とを考慮して焼却炉をとらえると、次に大別されるような5種類の燃焼方式による焼却炉が挙げられる。①火格子燃焼方式、②床燃焼方式、③流動・浮遊燃焼方式、④噴霧（バーナー）燃焼方式、⑤その他の燃焼方式である。

これらの燃焼方式のうち、汚泥焼却炉に用いられる燃焼方式は②の床燃焼方式がほとんどであるが、これは、熱効率がよく、維持管理も他の方式に比較して簡単であるなどの理由によるためと考えられる。また、近年、③の流動・浮遊燃焼方式の技術開発には目をみはるものがあり、汚泥焼却にも新しい動きが見られるが、以下には筆者の考える各方式の問題点等について簡単にまとめて述べる。

床燃焼方式焼却炉は固定床型焼却炉と可動床型焼却炉とに分類され、前者の代表的な例として立形多段炉が、後者では回転床式焼却炉（ロータリーキルン）があげられよう。立形多段焼却炉は、汚泥焼却炉としては歴史も古く、炉の運転の安定性、良好な熱効率が望めるなどの観点から、従来わが国で最も使用実績の多い方式である。しかしながら、この炉の焼却方式からいえば、炉の上部で、投入された汚泥と燃焼排ガスとを接触させて汚泥の乾燥を行い、熱効率の向上をはかる向流式炉として採用されている。そのため、比較的低温度の排ガス（排ガス温度300℃前後で運転されていることが多い）と接触した汚泥は、水分の蒸発のみならず、第2章でも触れるように、有機物の熱分解をも起こすため、排ガス中に未燃ガスや悪臭物質を含む危険性がある。また、回転床式焼却炉は向流式、並流式ともに可能であり、炉内に駆動装置がなく、炉内の温度制御が比較的容易であるなどの特徴がある反面、炉内への空気送入量が比較的大量に必要となる。

流動燃焼は砂などの流動媒体と汚泥とを、炉下部から圧入する空気によって流動状態を保ちながら燃焼させようとするもので、燃焼効率もよく、安定的な燃焼状態が得られ、また過剰空気比も小さくて運転できるなどの特性を有する。しかし、汚泥の形状をそろえるなどの汚泥供給方法や空気送入力などの運転方法の制御が難しく、また、空気圧入に必要なポンプの騒音、振動問題に対する配慮が必要となる。

噴霧燃焼方式は、液状の汚泥を炉内に噴霧させて燃焼させるため、汚泥の脱水工程は不必要であるが、その分だけ補助燃料量が増大する。炉内に駆動装置はないが、汚泥を供給するためのバーナーが、汚泥中の砂などによって摩耗したり、汚泥の不燃物（灰分）が排ガスとともに排出されるため、その補集のための機器が大きくなる。

火格子燃焼は、廃棄物の焼却では“都市ごみ”に対して最もよく採用されている方式であるが、汚泥に対してはストーカーの間またはストーカーと炉壁との間にある空気送入のためのス

キ間からの落塵などの問題があり、この問題の解決法を見い出さない限り不適であろう。また、以上に述べた方式は乾式燃焼法と呼ばれるが、それ以外に加圧、加温下で液状またはスラリー状の汚泥を燃焼させるいわゆる湿式燃焼法がある。この方法は、脱水工程の必要はないなどの利点を有するが、維持管理の難しさや経済性の観点から、現在わが国では利用されていないようである。

1-3 本研究の目的と意義

1-3-1 本研究の目的

前節で述べたように、汚泥の焼却技術は種々あり、その中にはかなりの運転実績を持つものもあるが、改良の余地のないものはない。さらに、焼却技術そのものも、2次公害発生の防止やエネルギーの有効利用等の観点から把握される必要が生じてきており、流動的と言わざるを得ない。このように、汚泥の焼却技術は必ずしも確立された技術とはいえず、しかも、その焼却炉の設計にあたっては、従来、汚泥の発熱量の測定や比熱の推定など、汚泥の燃料的特性をとらえて、熱力学の第1法則に基づく熱勘定を中心に行われてきた。したがって、汚泥の燃焼速度、ひいては、炉内における汚泥の滞留時間、炉の容積当りの熱量負荷などの因子については、半ば経験的に設定される場合が多いようである。

本研究は、汚泥の焼却処理を考える際に必要となる乾燥速度、熱分解速度等を反応速度論的にとらえるだけでなく、熱と物質の同時移動現象として解析し、汚泥層内の温度分布、重量変化を把握しようとするものである。そのために、種々の室内実験を行い、汚泥焼却時における詳細な温度分布変化や重量変化を測定し、それらの現象を解析すること、さらにはそれらの成果を基礎として、パイロットプラントを作成して、スケールアップの問題等に関する知見を得るべく、実験を行った。このように、本研究は汚泥焼却に伴う基礎的な現象を把握すると同時に、実際の汚泥焼却炉の設計の指針となるべき知見をも併せて検討する試みを行っている。

1-3-2 本研究の意義

本研究では水分を多量に含む汚泥の焼却を取り扱うため、乾燥、熱分解、着火、燃焼といった複雑な諸現象を伴っており、しかも、これらの現象は同一試料内で同時に進行している。したがって、従来の乾燥工学や燃焼工学の分野で研究されてきた成果の単なる応用だけで解決する問題ではなく、少なくともこれら学問の境界領域に位置するものと考えられる。この複雑な現象を定量的に把握することにより、汚泥焼却炉の設計ならびに最適な運転方法に対する基礎的な知見が得られるところに本研究の意義があろう。

また、汚泥の減量化、安定化をはかるため、最近では、焼却以外にも熱分解、乾留、熱処理などの熱的なプロセスに対する研究、開発がさかんになってきているが、本研究で得られた成果は、これらのプロセスの設計に際しても活用可能であり、さらに、別の視点からとらえると、防火、消防を取り扱う研究分野に対しても興味ある知見を提供するものと考えられる。

一方、本研究で用いた1つのモデルの解析法は、複雑な境界を有し、しかも反応を伴うような拡散問題としてとらえることができ、その解析法は他の工学分野においても興味ある問題の1つとなっている。

1-3-3 本論文の概要

本論文は前述の研究目的を達成するため、6章から構成されている。

第2章においては、汚泥の熱的な物性に着目して、種々の実験研究を行っている。特に水分が汚泥の物性にどのような影響を与えるかを把握するために、汚泥の熱伝導率の測定とその結果の解析に重点をおき、考察を加えた。これらの研究成果は、後に行う汚泥の乾燥、燃焼実験で十分生かされている。

高熱流束を受けた汚泥は乾燥、着火、燃焼の諸現象を伴って焼却処理をうけることになるが、第3章はそれらの現象を熱移動、物質（とくに水分）移動に主点をおいてそれぞれ独自に捕えるための基礎的な実験研究である。

つづく第4章では、第2章、第3章の実験研究の成果を総括する意味から、汚泥層内の熱移動のモデル化を行い、それに対して2・3の解析法の適用を試みている。

第5章は、以上の室内実験やモデル解析の成果を実際の汚泥焼却炉の設計、スケールアップ問題等に反映させるためのパイロットプラントによる確認実験を行っている。

最後に第6章では本研究で得られた成果を要約するとともに、今後の研究課題について整理している。

なお、本研究の一部は文献17)～24)に示すように従来から何らかの形で発表してきたが、本論文の本文中には特に引用文献としてあげていない。また、本論文中で用いる種々の記号等の説明は Appendix 1 を参照されたい。

第1章 参考文献

- 1) 例えば、岩井重久、申丘徹、名取真；下・廃水汚泥の処理，コロナ社，（1974）
- 2) 平岡正勝，武田信生，浜田健水；環境技術，**3**，3，（1974）

- 3) 松井三郎, 平岡正勝; 下水道協会誌, **11**, 124, (1974)
- 4) 近藤準子, 岡沢和好, 浜田隆治; 科学, **142**, 5, 271 (1972)
- 5) 斉藤広三郎; 下水汚泥の処理処分について (第7回下水道ゼミナール概要), 27-34, 日本下水道協会, (1973)
- 6) 杉島和三郎, 岡沢健, 福島寛; 燃料協会誌, **53**, 568, 726-737, (1974)
- 7) 近藤準子, 岡沢和好, 浜田隆治; 第9回下水道研究発表会講演集, (1972)
- 8) 加藤太郎; NGK環境装置ニュース, **1**, 日本碍子株, (1975)
- 9) 市川郁夫; *ibid.*
- 10) 日本下水道協会; 下水道統計第31号(昭和49年度版), (1976)
- 11) 京都大学平岡研究室; 下水汚泥の処理処分対策研究報告書, 436-438 (1976)
- 12) 磯田馨; 下水汚泥の処理, 処分について, 第7回下水道ゼミナール概要, 15-26, 日本下水道協会, (1973)
- 13) Grant, R. A. & N. A. Gardner; 1st. Int. Conf. Tech. Exhib., 280-286 (1975)
- 14) Kimbrough, W. C. & L. E. Dye; *ibid.*, 287-292 (1975)
- 15) Munro, C. S. H. & T. J. K. Rolfe; IEC Sympo. Series, No. 41 (1974)
- 16) Defèche, J.; 1st. Int. Congress on Solid Wast Disposal and Public Cleaning (1972)
- 17) 岩井重久, 春山鴻, 高月紘, 浦辺真郎; 第26回土木学会年次学術講演会概要, 583-586 (1971)
- 18) *ibid.*; *ibid.* (第27回), 731-732 (1972)
- 19) 浦辺真郎, 岩井重久, 春山鴻; *ibid.* (第28回), 519-520 (1973)
- 20) 岩井重久, 浦辺真郎, 滝口秀則; *ibid.* (第29回), 528-529 (1974)
- 21) 岩井重久, 浦辺真郎, 下村憲正; *ibid.* (第30回), 627-628 (1975)
- 22) 岩井重久, 寺島泰, 浦辺真郎, 土井亨; *ibid.* (第32回), 597-598 (1977)
- 23) 岩井重久, 北尾高嶺, 浦辺真郎; 第25回廃棄物処理対策全国協議会全国大学講演概要集, 32-37 (1974)
- 24) *ibid.*; 京都大学原子エネルギー研究所彙報, **47**, 48 (1975)

第2章 焼却を考慮した汚泥の物性測定に関する 基礎的実験研究

2-1 概 説

汚泥の性状は当然のことながら、流入下水の水質、排水処理法、汚泥の前処理法などによって変化をうけるが、それらの変化による汚泥の性状に与える影響を把握する試みはほとんどなされていない。平岡ら¹⁾は、GMDHによる活性汚泥法の汚泥沈降特性の定量的定式化を試みている。この研究は汚泥の沈降性という1つの物性に着目したものであり、汚泥性状の予測、定式化に対して重要な示唆を与えてはいるものの、汚泥の物性に影響を与える諸因子の定量的把握は今後の研究に待つところである。このように、この分野の研究が立ち遅れている原因として、下水の水質自体の定量化手法が緒についたばかりであり、それによって複雑な影響をうけると予想される汚泥の性状、物性を予測することは現在のところ非常に難しいといわねばならない。さらに、汚泥の物性は脱水処理、焼却処理などの処理目的によって把握されるべき物性が異なる。したがって、本章では、上述した2つのことを考慮して、汚泥の物性を汚泥焼却という立場にのみ限定して定性的に把握する。

汚泥焼却に必要な物性としては、化学組成および元素組成、発熱量、比熱、熱伝導率などの他に熱分析(thermal analysis)から得られる燃料特性があげられる。熱分析とは温度による物性の変化を検出して分析するもので、それを大別すると下記の4つに大別される。

- (1) 重量変化による分析……(例) 熱重量分析(thermogravimetry, 以下TGという)
- (2) エネルギー変化による分……(例) 示差熱分析(differential thermal analysis, 以下DTAという)
示差走査熱量測定(differential scanning calorimetry, 以下DSCという)
- (3) 体積膨張変化による分析……(例) 示差膨張測定(differential dilatometry)
- (4) 発性ガス分析……(例) 熱分解ガス測定(evolved gas analysis)

本章では、汚泥の諸物性のうち、従来、汚泥についてはあまり注目されていなかった熱伝導率および熱分析項目のうちの上記の(1)(2)に重点をおいて実験的検討を加える。

2-2 基礎的考察

汚泥の焼却処理を行おうとする際、最も重点的に求められる物性値としては、従来から、工業分析結果と発熱量であった。工業分析法²⁾は燃料中水分、揮発分、固定炭素、灰分を求めるもので、石炭などの固形燃料に主に用いられている。しかしながら、汚泥のように固定炭素分が数%以下と石炭に比較して少なく、しかも、灰分が大きい試料に対しては、この方法による揮発分、ひいては固定炭素分の分析結果の変動は大きいとされている³⁾。下水道試験方法⁴⁾によれば、汚泥の可燃分の測定には、乾燥させた汚泥を $600 \pm 25^\circ\text{C}$ で1時間加熱灰化し、その減量から強熱減量として求めるよう定めている。ただし強熱残留物に炭酸アンモニウム溶液を加えることにより、加熱灰化した場合の無機物の揮散量を知り、この結果から強熱減量に対する補正を行う必要がある。大宮³⁾によれば、無機凝集剤や無機凝集助剤を添加した脱水ケーキではこの補正が重要となる。また、近藤⁵⁾や平岡⁶⁾、Gomolka⁷⁾などは可燃分の測定における加熱灰化の温度条件をそれぞれ、 $400 \sim 500^\circ\text{C}$ 、 800°C および 550°C として求めている。このように、汚泥中の可燃分の測定には、測定者によって種々の加熱灰化条件が採用されており、また、その呼称についても、強熱減量、揮発分、揮散分、可燃分、熱灼減量などがあげられており、統一的に取扱われていない。したがって、本研究では、下水道試験方法に準拠した分析方法および呼称（すなわち、水分、強熱減量、強熱残留物）を用いる。

汚泥の発熱量は焼却炉の熱勘定を行う際の重要な物性値であり、また強熱減量分の元素分析結果は汚泥の燃焼に必要な理論空気量を知る際必要となる。さらに、汚泥の真比重、みかけ密度は流動層による焼却炉などの設計、ひいては貯留槽や埋立処分の際の容量計算などに用いられる。このような物性値は重要な上、比較的測定も簡単であり、上述した研究者達^{3),5)~7)}によっても測定されており、各々若干の検討が加えられている。しかしながら、汚泥の熱伝導率については、焼却過程における汚泥層内の温度分布、熱移動、ひいては燃焼速度を知る上でも重要と考えられるが、従来から全く測定されていない。

固形試料の熱伝導率の測定は、通常、平板比較法⁸⁾などの定常法によって求められるが、汚泥のように水分を含む試料では、試料が定常の温度勾配に達するまでに水分の蒸発などが起こるため不適となる。岡崎⁴⁾はこの方法に改良を加え、ガラス球等を用いて水分を含んだ状態でその熱伝導率を測定しているが、一般的には定常法は試料の断熱方法や温度測定の面で非常に繁雑となり、また、測定時間も長時間必要となるなどの欠点を有する。一方、非常法による熱伝導率の測定方法の代表的なものに熱線法（Hot Wire Method）がある。熱線法は試料中に挟みこまれた熱線源の発熱量（消費電力で換算）と温度（熱線に熔接された熱電対によって測

定)との過渡現象を測定して、試料の熱伝導率を知ろうとする絶対法であり、測定所要時間も数分以内であるなどの利点を有する。熱線法は Stälhane,¹⁰⁾ Held¹¹⁾らによって実験的、理論的に開発され、その後、Haupin,¹²⁾ Owen,¹³⁾ 大森ら,¹⁴⁾ 林ら,¹⁵⁾をはじめとする多数の研究者によって、断熱材、粉末試料、耐火物などの熱伝導率の測定に用いられ、好結果が得られている。本章での測定もこの熱線法を用い、その特性を十分に利用している。

汚泥の熱伝導率(正確には見かけの熱伝導率、すなわち、有効熱伝導率を測定することになる。)は水分、試料の見かけ密度、温度などの変数となるため、測定結果の定量的把握は非常に困難となる。とくに、湿り粒子層は固-気-液の3相系から構成され、その有効熱伝導率の推算は重要となる。Krischer¹⁶⁾は3相を直列および並列に配置された混合系とするモデルを導出した。また、桐栄ら^{17)~18)}は、矢木・国井¹⁹⁾が気-固からなる充填層について ①気相のみを通る伝熱、②固相間の接触点近傍の気相を直列に通る伝熱、③固相粒子の接触点を通る固相のみの伝熱の3つの独立した伝熱として簡略化した2相系モデルを、3相系に拡張し、粒子層をキャピラリ水、限界ウェッジ水、ウェッジ水の水分配置としてとらえたモデルで解析している。これらの研究では固形分の構成形状に注目しているのに比べ、木村²⁰⁾は固形試料乾燥時、水分充滿時の有効熱伝導率、水分自身の熱伝導率、乾燥時の空隙率を知り、任意の水分における有効熱伝導率を算出する実験式を導いている。

上述したモデルの適用は、乾燥工学でいう非吸着性材料であるガラス球、大理石、砂などの粒状物質と水系とからなる3相系に対してであり、汚泥のように吸着性材料については未だ熱伝導率の測定はなされておらず、また、汚泥粒子の形状も非常に複雑であるため、その解析の方向性も示されていない。しかしながら、実験式的なとらえ方から考えれば、汚泥粒子に吸着される水分が熱伝導率に与える影響を仮定すれば、木村の式に近い実験式が求められるものと思われる。さらに、温度が高い場合には、蒸気の拡散などに伴う潜熱移動が熱伝導率に与える影響を考慮する必要があり、これについては Krischer,¹⁶⁾ Nissanら,²¹⁾ 大谷ら²²⁾の研究がある。しかしながら、これらの研究でも十分な解析が行われておらず、今後この方面の研究が待たれるゆえんである。

汚泥の燃焼(または熱分解)は気-固相からなる不均一系反応であり、原系成分が固相および気相で、生成系成分が気相といえる。この反応は温度条件によって異なるが、その速度を把握する方法の1つにTGがある。すなわち、TGは試料の各温度段階における試料重量を熱天秤を用いて連続的に測定し、その結果から反応速度を求めようとするものである。最近では、TGは後述するDTAやDSCと同時に測定される場合が多く、燃焼や熔融、固化などの変態を速度論的と同時に熱量的観点からとらえることが可能となった。²³⁾

一般に、均一反応を速度論的に解析する場合、その反応速度は次式に従うとされている。

$$dX/dt = k(T) (1-X)^n \quad (2-1)$$

さらに、反応速度定数 $k(T)$ は、通常、温度の関数であり、Arrhenius は経験的に次の指数関数で表わされることを示した。

$$k(T) = A_k \exp(-E_a/RT) \quad (2-2)$$

固体もしくは固形物質の熱分解（または燃焼）反応の速度論的解析は、不均一反応系であっても、これら 2 式を用いて行われることが多い。たとえば、セルロース物質の熱分解速度について触れれば、Kujirai と Akita,²⁴⁾ Martin²⁵⁾ は 1 次反応で近似し、Tang,²⁶⁾ Shivadev²⁷⁾ は 2 つの競合する 1 次反応、小野²⁸⁾ は 3 つの 1 次反応、Lipska ら²⁹⁾ は高次反応、零次反応、1 次反応に移行すると報告している。このように、熱分解反応が種々の解析結果を生み出す原因として、①熱分解機構は複雑な化学反応であり、②熱分解物質内で熱と物質の同時移動現象が起り、さらに、③試料の大きさや温度の与え方などの外的条件に熱分解が影響される³⁴⁾などが考えられる。

したがって、TG の測定結果から反応速度定数 $k(T)$ を求める方法³⁰⁾は、通常、上述の影響因子がほぼ無視できる液状試料の場合に用いられ、この方法を固形試料や粉体試料などに適用することは間隙中の空気の影響や試料表面と試料中心との温度差の影響により、^{31),32)}誤差が生じる危険性があり、また、Gomes³³⁾によれば、固体試料の反応では、反応物質量のフラクションや反応次数は、液状や気体状の試料に比べ重要な意味をもたないとしている。一方、汚泥は単一物質からなるものでなく、しかも、不均一反応系であるため、さらに複雑な熱分解反応を呈するものと予想され、これらを正確に把握することは非常に困難なうえ実用性に乏しくなる。このような観点から、本研究では、汚泥の熱分解反応を総括的な反応としてとらえ、(2-1) 式をより一般化させた下式(2-3)を用いて解析を試みている。

$$\frac{dX}{dt} = A_k \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) g(X) \quad (2-3)$$

ここに、 $g(X)$ は X のある関数をさすが、その形は未定であるものの式(2-3)を積分することから、速度論的取り扱いが可能であるものと考えられる。

DTA は、反応に伴う試料温度の変化と雰囲気温度との差を検出し、これから、どのような雰囲気温度で発熱反応または吸熱反応が起ったかを推定する方法で、一方、DSC は逆にそのような反応に伴って発生する発熱量、吸熱量を測定するため、加電流を減じたり、増したりしてそれらを検出しようとする方法である。したがって、この測定原理からも明らかなように、

DSCの方がDTAに比べ、反応を起す温度をより適格に分析できる。ところが、汚泥の熱分解（または燃焼）反応の場合、後述するように、今回行った測定温度範囲内では、鋭敏なエネルギーまたは温度変化が見られず、むしろ緩慢な変化であるため、DTAとDSCとの温度分解能の差は問題とならず、類似したものと考えて差しつかえない。このことから、DTAとDSCとの測定結果をつき合わせる事が可能となり、各温度段階での熱量の変化量とそれに伴う温度変化が求められ、さらには、その温度における試料の比熱が類推される。

2-3 汚泥の元素分析および発熱量

2-3-1 汚泥の元素分析と発熱量

汚泥の燃焼を考える場合の元素分析は、強熱減量分の元素分析が重要となる。それらは、炭素、水素、窒素、イオウ、酸素およびその他の5物質から形成されるとする例が多く、酸素およびその他は、前4者の元素分析結果の合計量を、強熱減量分から差し引いて求められている。すなわち、汚泥などの有機性固形分の元素分析の原理からいって、試料を熱的に分解し、発生するガスを完全に酸化させて、CO₂、H₂O、SO₂として捕集・測定されるため、酸素そのものの濃度は測定できないからである。汚泥の種類別にみた元素組成等の測定結果を他の研究者達のものとおわせて表2-1に示した。

TABLE 2-1 SLUDGE CHARACTERISTICS AFFECTING INCINERATION

Sludge Type	Ignition Loss %	Dry Solid					Ignition Loss					Net Calorific Value		Measurement of Ig-L.	Sample	Ref.
		C %	H %	N %	S %	O %	C %	H %	N %	S %	O %	Kcal/IGkg	Kcal/DSkg			
1	47.3	25.9	3.2	3.02	0.76	14.5	54.7	6.7	6.38	1.62	30.6	5,500	2,600	600°C, 30min	5	3)
2	35.4	19.0	2.4	2.09	0.49	11.5	53.6	6.7	5.91	1.39	32.4	5,110	1,810	600°C, 30min	3	3)
3	30.7	15.7	1.8	1.72	0.06	11.4	51.2	5.9	5.60	0.20	37.1	5,020	1,540	600°C, 30min	3	3)
3	36.90	17.71	2.52	1.71	1.09	13.87	48.0	6.82	4.63	2.95	37.6	4,500	1,660	400-500°C	7	5)
3	46.5	22.4	4.0	2.84	0.93	16.4	48.1	8.6	6.10	2.00	35.2	4,430	2,060	600°C, 1hr	2	
4	49.59	23.67	3.20	4.12	0.58	18.02	47.73	6.45	8.31	1.17	36.34	5,000	2,480	400-500°C	1	5)
4	51.3	21.4	4.1	2.9	0.61	22.3	41.7	8.0	5.6	1.20	43.5	3,735	1,916	800°C, 2hr	2	6)
4	56.14	25.4	3.8	1.69	-	-	45.2	6.8	3.01	-	-	3,619	2,032	600°C, 1hr	2	
5	57.01	23.2	3.2	2.53	-	-	40.7	5.6	4.44	-	-	3,805	2,169	600°C, 1hr	1	

SLUDGE TYPE 1: Mixed Sludge, 2: Digested Sludge, 3: Digested Sludge (Cake), 4: Raw Sludge (Cake), 5: Mixed Sludge (Cake)

近藤ら⁵⁾は汚泥脱水ケーキの強熱減量の元素組成は、その下水の集水方式および下水処理方法にかかわらず、炭素50.8%、水素6.1%、イオウ2.7%、窒素4.1%、酸素36.3%（示成式を筆者が計算すると、 $(C_{11}H_{16}O_6)_4N_3S_2$ ）とし、大宮³⁾は混合生汚泥、消化生汚泥の強熱減量分の示成式をそれぞれ $(C_{10}H_{15}NO_4)_9S$ 、 $(C_{10}H_{14}NO_5)_{17}S$ とし、またHover⁴⁾によると汚泥の一般式は $(C_5H_7NO_2)$ で表現できるとしている。これらの結果をみると、汚泥中の窒素、イオウの含有量の比率は大きく変動するものの、炭素と水素の量比は種々の汚泥について比較的変

動が少なく ($C_1H_{1.4\sim 1.5}$) の示成式の範囲としてもよいようである。

一方、汚泥の発熱量は、通常、ポンプ法⁴⁵⁾によって高位発熱量として測定される。燃焼機器の熱計算では、低位発熱量(または真発熱量)の方が多く用いられ、この両者の関係は一般に下式で示される。

$$H'_u = H_0 - 6(W + 9H) \quad (2-4)$$

表2-1にも見られるように、汚泥の低位発熱量は乾量固形分当り 1,500 ~ 2,600 Kcal/D.S. kgとかなりの変動巾があり、これは、脱水ケーキなどでは無機凝集剤が相当量添加されたりして、強熱減量が変化している影響と考えられる。しかし、この影響を考慮して、強熱減量当りの発熱量で比較しても、3,600 ~ 5,500 Kcal/Ig-L.kg となっている。この原因は当然ながら汚泥の差違によるところが大きいが、注意を要するのは、強熱減量の測定法が統一的でないことである。事実、各測定者は、同一の強熱減量測定法で種々の汚泥の発熱量を測定した結果から、汚泥強熱減量の発熱量はほぼ等しいとしている。このことについては次の小節で若干触れる。

汚泥の元素分析や発熱量の測定結果から、特別に新しい事実が得られたわけではなく、強熱減量の測定法により、これらの値が大きく左右されるため、留意が必要であることを強調しておきたい。

2-3-2 元素組成値等を用いた発熱量の推定

汚泥の発熱量を測定せず、他の分析値から、それを推定、または、これらの関係を把握する場合、汚泥の強熱減量、強熱減量中の元素組成、COD値を用いる推算式や関係式が種々提案されている。

(1) 元素組成と発熱量

元素組成値と発熱量との関係は、石炭等の固形燃料などでは古くから種々の式が提案されており、それらは炭素、水素などと酸素との結合状態をどのように仮定するかによって各式の特徴がある。それらを列挙すると次式群のようになる。

$$\text{Dulong の式}^{35)} \quad H_0 = 81c + 342.5(h - \frac{1}{8}o) + 22.5s \quad (2-5)$$

$$\text{Sümege の式}^{35)} \quad H_0 = 81(c - \frac{3}{8}o) + 345(h - \frac{1}{16}o) + 25s \quad (2-6)$$

$$\text{Steuer の式}^{36)} \quad H_0 = 81(c - \frac{3}{8}o) + 57 \times \frac{3}{8}o + 345(h - \frac{1}{16}o) + 25s \quad (2-7)$$

$$\text{Scheuver \& Kestner の式}^{36)} \quad H_0 = 81(c - \frac{3}{4}o) + 342.5h + 22.5s + 57 \times \frac{3}{4}o \quad (2-8)$$

$$\text{Künle の式}^{37)} \quad H_0 = 81c + 340(h - \frac{1}{8}(o+n)) + 22.5s \quad (2-9)$$

$$\text{Mahler の式}^{7)} \quad H_0 = 81.4c + 345h - 30(o+n) \quad (2-10)$$

$$\text{Gumz の式}^{7)} \quad H_0 = 81.3c + 297h + 15n + 45.6s - 23.5o \quad (2-11)$$

$$\text{Strache \& Lant の式}^{7)} \quad H_0 = 81.37c + 342.2h - 36.6o + 25s \quad (2-12)$$

$$\text{Gomolka \& Kempa の式}^{7)} \quad H_0 = 82.53(c+h) - 45.74 \quad (2-13)^*$$

$$\text{Owen の式}^{46)} \quad H_0 = 78.12c + 347.8(h - \frac{1}{8}o) \quad (2-14)^*$$

*印は汚泥に対して検討された式で、原著での単位はKJ/kg, B.t.u./kgであったが、筆者がKcal/kgに計算しなおした。

表2-1に示した元素分析例を上式群に適用して発熱量を計算すると、式(2-11), (2-12)がすべての例に対し、比較的実験値に近い値を示しているが、(ただし、上式は高位発熱量で表わされており、表2-1では低位発熱量であるため、式(2-4)を用いて上式群を低位発熱量に計算して比較している)その誤差は大きいもので±20%程度である。このような誤差を生じる原因としては、主に次の2つが考えられる。汚泥の組成は、脂質や炭水化物などの混合物であり、^{3), 47), 48)}上式群のように、試料中の酸素の存在状態がH₂Oのみ((2-4)式), COのみ((2-7)式), COOH((2-5)式)などと仮定することに無理が生じるからである。また、反応に伴う燃焼熱の数値が測定者によって統一的に取り扱われていないためである。たとえば、炭素の燃焼熱を上述の測定者は7812~8140 Kcal/kgとしている。この反応は、通常



とされるが、この場合の4H_cは最も信頼性の高いとされるJANAFのデータ³⁸⁾によれば(94.0540 ± 0.03) Kcal/mole (298.15°K), すなわち約7,838 Kcal/kgとなっている。

したがって、元素組成から発熱量を計算することは、汚泥などの複雑な組成からなる物質については必ずしも有効ではなく、同様な研究を都市ごみについて行った高月³⁹⁾も指摘しているように、「ある程度の誤差を覚悟しなければならない。」であろう。

(2) 強熱減量と発熱量

汚泥の発熱量の推定にあたっては、その強熱減量の測定値から、推定される場合が多く、したがって、多くの研究者は下に示すように汚泥について種々の推算式を提案している。これは、強熱減量の分析が、元素組成分析などの他の分析より、簡単であり、しかもその関係を把握することの方が実用的である⁴⁰⁾からであろう。

$$\text{大宮の式}^{13)} \quad H_0 = 65v - 400 \quad (2-15)$$

$$\text{近藤らの式}^{5)} \quad H_0 = 49.5v \quad (2-16)$$

$$\text{佐野の式}^{41)} \quad H_0 = 63v \quad (2-17)$$

$$\text{本多らの式}^{42)} \quad H_0 = 60.01v - 4.6 \quad (2-18)$$

$$\text{Gomolka らの式}^{7)} \quad H_0 = 53.5v + 356 \quad (2-19)$$

$$\text{Fair らの式}^{43)} \quad H_0 = 72.8 \left(\frac{100v}{100-d} - 10 \right) \left(\frac{100-d}{100} \right) \quad (\text{初沈汚泥}) \quad (2-20)$$

$$H_0 = 59.5 \left(\frac{100v}{100-d} - 5 \right) \left(\frac{100-d}{100} \right) \quad (\text{余剰汚泥}) \quad (2-21)$$

これらの式は、種々の汚泥について、強熱減量と乾燥固形分の高位発熱量との関係を図示し、その回帰直線から求められた式（ただし、式（2-20）、（2-21）はのぞく）であり、この結果をみると、強熱減量の高位発熱量を約 50,000～6,500 Kcal/Ig・Lkg としているようである。筆者の測定結果はこれらのどの式にもあてはまらず、したがって、このような関係式をむやみに導出することは汎用的でないという意味から、本論文では避ける。

汚泥の燃料的性状を知る上では、発熱量や組成は重要な因子であるが、それらの関係を一般化することには現状では無理であり、強熱減量の測定法を含めて新たに検討しなおす必要がある。しかしながら、同下水処理場で排出される汚泥については、比較的簡単な装置と操作で行える強熱減量を測定することにより、汚泥の発熱量の推定が可能となろう。

2-4 汚泥の熱伝導率に関する実験研究

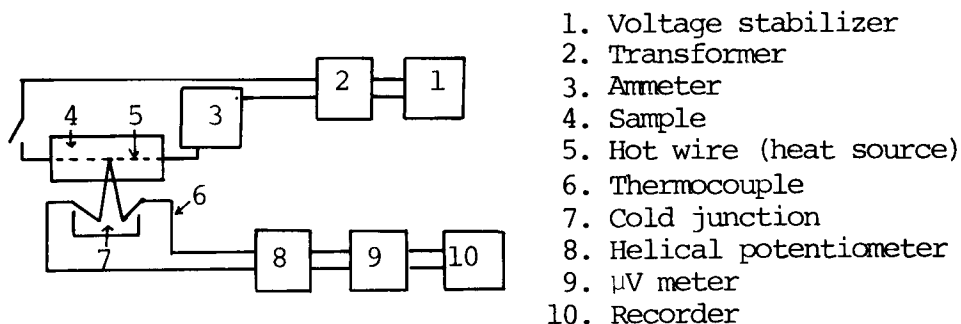
2-4-1 熱伝導率測定法概略

熱線法による熱伝導率測定の方法は、簡単に述べると次のようである。無限に広がった媒体中に設けられた太さのない無限長の線熱源からある距離だけ離れた媒体中の温度の変化を、通常の熱伝導方程式（円柱座標系）をたてて、この式をある境界条件のもとで解析する。つぎに得られた解に実際の測定時に使用した線熱源の半径の値を代入して、線熱源表面の温度を計算する。この値と、線熱源表面の温度測定値（これは、線熱源に熔接された熱電対から測定）とから、試料の熱伝導率を得ることができる。実際には、試料は有限の大きさで測定されるため、上述した理論式の有限化を行う必要がある。試料の大きさ、すなわち、線熱源の長さ方向と半径方向の長さなどが与える測定値への影響については、林ら⁴⁹⁾の詳細な研究があり、それによると、ある熱伝導率を有する試料に対する適正な（または最小の）試料の大きさが把握される。

熱線法による熱伝導率測定装置の概略を図2-1に示した。熱線は0.3mmφコンスタンタン線（抵抗値6.802Ω/m）、熱電対はクロメル-コンスタンタンを用いている。また、乾燥試料については、熱線法と比較するため、平板比較法（JIS A 1412）による測定を行った。この際、標準板としてベークライト（熱伝導率 6.56×10^{-4} cal/cm・sec・°C）、熱伝導体は0.1mmφのクロメル-アルメル、温度差の測定には精密直流電位差計（ポテンショメーター）を用いた。

試料は生汚泥脱水ケーキ、混合脱水ケーキ、およびその強熱残留物であり、その性状の概略

を表2-2に示す。これら試料について、次の3種類の測定実験から、汚泥の熱伝導率に与える影響因子を把握する。それらの実験は、①みかけの密度差および間隙気体の差異による影響（乾燥試料，室温で行い，測定装置は図2-1および図2-2参照），②含水率による影響（湿

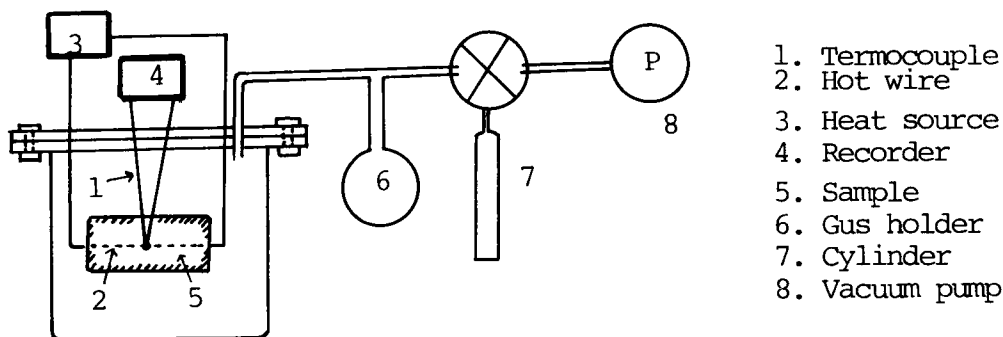


1. Voltage stabilizer
2. Transformer
3. Ammeter
4. Sample
5. Hot wire (heat source)
6. Thermocouple
7. Cold junction
8. Helical potentiometer
9. μV meter
10. Recorder

FIG. 2-1 MEASUREMENT OF THERMAL CONDUCTIVITY BY HOT WIRE METHOD

TABLE 2-2 SLUDGE CHARACTERISTICS FOR MEASUREMENT OF THERMAL CONDUCTIVITY

Sample No.	Sludge Type	True Specific Gravity (g/cm^3)	Ultimate Analysis (D.B.)		
			C (%)	H (%)	N (%)
1	Raw Sludge (Cake) Over 24mesh	1.85	27.53	4.49	1.57
2	Raw Sludge (Cake) Under 24mesh	2.29	23.23	3.17	1.81
3	Mixed Sludge (Cake)	1.375	23.15	3.16	2.53
4	Ignition Residue of Sample 1	2.77	-	-	-



1. Thermocouple
2. Hot wire
3. Heat source
4. Recorder
5. Sample
6. Gas holder
7. Cylinder
8. Vacuum pump

FIG. 2-2 MEASURING APPARATUS FOR HOT WIRE METHOD (VOID: N_2 & CO)

潤汚泥、室温で行い、測定装置は図2-1参照)、③温度による影響(汚泥の強熱残留物、6~780℃で行い、測定装置は図2-3参照)であり、各実験とも、間隙流体の流れのない場合のみを取り扱っている。

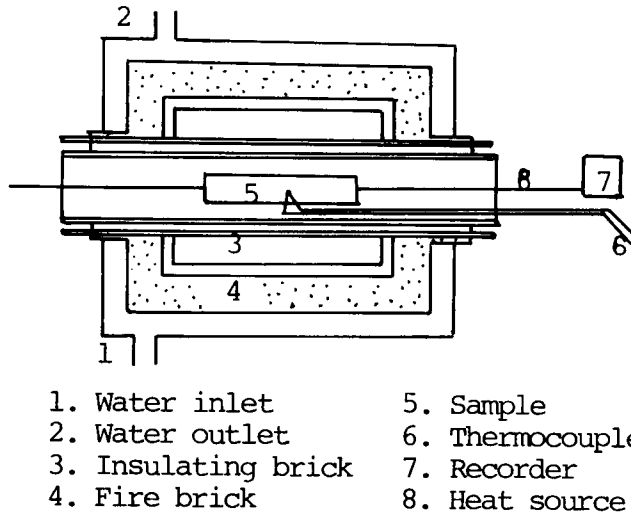


FIG. 2-3 MEASURING APPARATUS FOR HOT WIRE METHOD
(HIGH TEMPERATURE)

2-4-2 熱伝導率に影響を与える因子の把握

(1) みかけの密度および間隙気体による熱伝導率の変化

乾燥した粉体または粒状試料の有効熱伝導率は、同一温度では試料のみかけ密度、すなわち充填密度によって大きく左右される。通常、これら真比重が一定の試料の充填密度は、粒径の差によって得られるが、汚泥のように物理的形の一定しないものでは、何らかの方法によって、それを変化させる必要が生じる。本節では、汚泥の粒径の変化(24メッシュ以上と以下に分類)を与える以外に、試料を圧縮することにより、充填密度の変化する試料を得た。

図2-4は、3種の乾燥させた汚泥についての有効熱伝導率(λ_e)とみかけ密度(ρ_e)との関係を図示したものであり、それぞれの試料ではこの関係はよい回帰直線で示されている。図2-4で得られた関係は、みかけ密度を指標とした有効熱伝導率であるが、いま、それぞれの試料の真比重の差を考慮して、汚泥固形分粒子の占める体積率(V_s)を指標として整理しなおすと、図2-5が得られる。ただし、 V_s の定義については次の(2)で述べる。以上の結果から得られる実験式は次の通りである。

$$\text{試料 1 : } \lambda_{e,d} = (-0.94 + 8.70\rho_e) \times 10^{-4} \quad (\text{cal/cm}\cdot\text{sec}\cdot^\circ\text{C}) \quad (2-22)$$

$$\text{試料 2 : } \lambda_{e,d} = (0.84 + 3.71\rho_e) \times 10^{-4} \quad (\quad \quad \quad) \quad (2-23)$$

$$\text{試料 3 : } \lambda_{e,d} = (0.36 + 3.75 \rho_e) \times 10^{-4} \quad (\text{cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}) \quad (2-24)$$

$$\text{試料 4 : } \lambda_{e,d} = (0.13 + 3.97 \rho_e) \times 10^{-4} \quad (\quad \quad \quad) \quad (2-25)$$

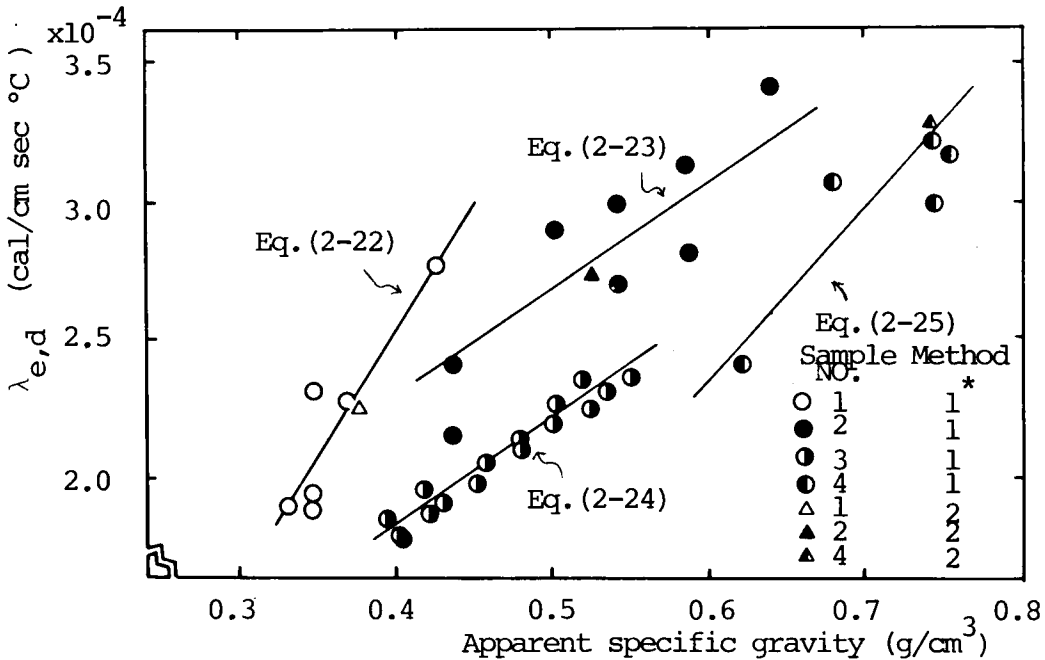
さらに、体積率との関係は

$$\text{試料 1, 2, 4 : } \lambda_{e,d} = (-0.024 + 1.30 V_s) \times 10^{-3} \quad (\text{cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}) \quad (2-26)$$

$$\text{試料 3 : } \lambda_{e,d} = (0.035 + 0.516 V_s) \times 10^{-3} \quad (\quad \quad \quad) \quad (2-27)$$

図2-5から、試料1, 2, 4の同一汚泥(粒径の差はある)およびその強熱残留物の固形分の占める体積率(すなわち、これと間隙率との和は1となる。)と有効熱伝導率との関係は式(2-26)のようにほぼ1つの実験式で表わされる。

上述した実験では、汚泥粒子の間隙が空気のみの場合であるが、間隙を空気以外の気体とほぼ大気圧程度で置換することにより、試料の有効熱伝導率に与える影響、または、測定精度の確認のための実験を行った。置換に用いた気体は、一酸化炭素と窒素であるが、これらを選んだ理由は第4章で述べるように、燃焼中の汚泥層内の空隙には、一酸化炭素が多いことと、ま



Method. 1 : Hot wire method Method. 2 : Standard method of test for thermal conductivity of heat insulating materials by means of comparison

FIG. 2-4 EFFECTIVE THERMAL CONDUCTIVITY AGAINST APPARENT SPECIFIC GRAVITY (AT ROOM TEMPERATURE)

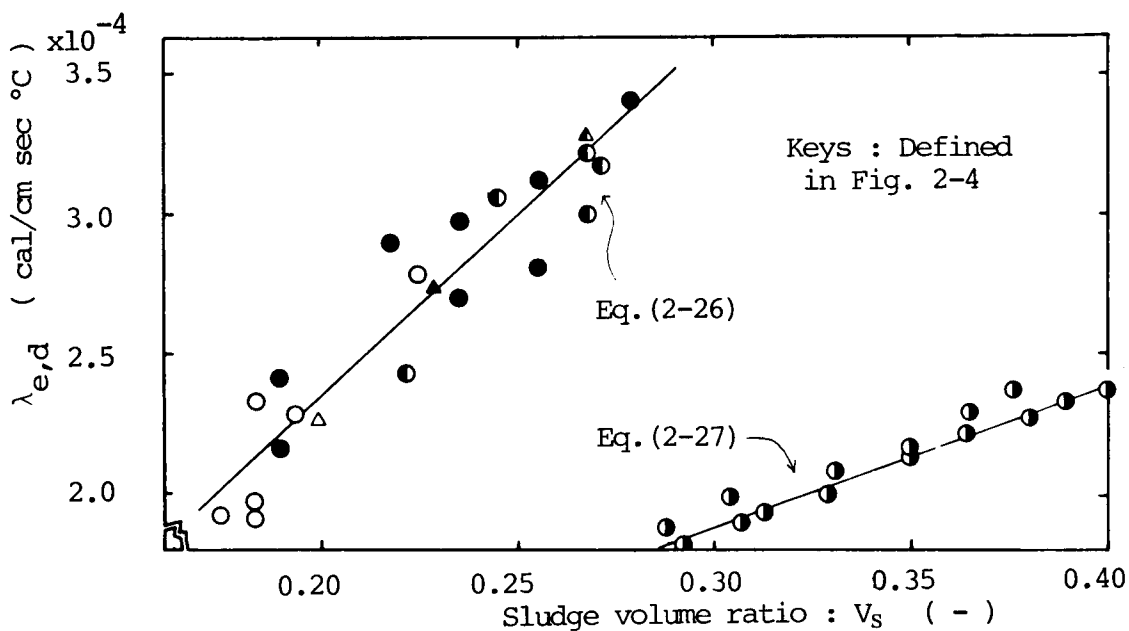


FIG. 2-5 EFFECTIVE THERMAL CONDUCTIVITY AGAINST SLUDGE VOLUME RATIO (AT ROOM TEMPERATURE)

た、汚泥の熱分解を想定して窒素を考慮したためである。これらの気体の熱伝導率と空気のをそれとを比較して、表 2-3 にまとめて示したが、⁵⁰⁾ 明らかに、これらの気体の熱伝導率の差はみられず、その意味からいえば気体の差違から汚泥粒子の真の熱伝導率を計算することはできない。しかしながら、試料のみかけ密度の変化を上述の実験とは違った方法・機器を用いて行っ

TABLE 2-3 THERMAL CONDUCTIVITY OF GAS⁵⁰⁾

Temp. °C	Air cal/cm·sec·°C	CO cal/cm·sec·°C	N ₂ cal/cm·sec·°C
0	5.67×10^{-5}	5.56×10^{-5}	5.57×10^{-5}
20	6.00×10^{-5}	-	-
50	6.50×10^{-5}	6.50×10^{-5}	6.83×10^{-5}
100	7.33×10^{-5}	7.28×10^{-5}	7.47×10^{-5}
200	8.83×10^{-5}		9.11×10^{-5}
300	10.25×10^{-5}		10.56×10^{-5}

ており、その立場からいえば、熱線法による有効熱伝導率の測定の信頼性が確認される。

測定結果を図2-6に示したが、この結果は図2-4中の試料番号3の結果(式(2-24)参照)と酷似している。それと同様に本測定実験の結果から回帰直線を求めると下述の式で表現できる。

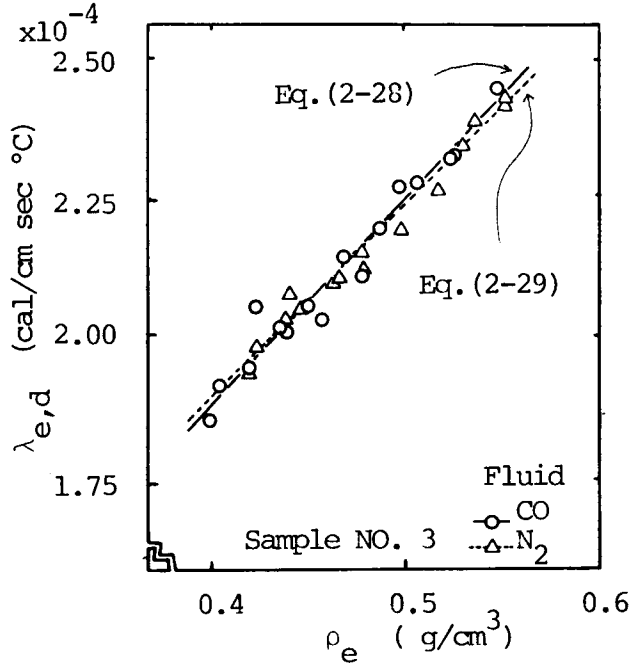


FIG. 2-6 EFFECTIVE THERMAL CONDUCTIVITY AGAINST APPARENT SPECIFIC GRAVITY

$$\text{間隙流体COの場合 } \lambda_{e,d} = (0.45 + 3.58 \rho_e) \times 10^{-4} \quad (\text{cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot \text{°C}) \quad (2-28)$$

$$\text{間隙流体N}_2\text{の場合 } \lambda_{e,d} = (0.55 + 3.36 \rho_e) \times 10^{-4} \quad (\quad \quad) \quad (2-29)$$

これらの関係式をより簡単に示すため、間隙流体が空気、一酸化炭素、窒素の場合でも、 $\lambda_{e,d}$ は変化を受けないとすれば、試料番号3の汚泥の $\lambda_{e,d}$ は V_s 、または、間隙率 $(1 - V_s)$ とよい相関関係が得られ、 $\lambda_{e,d}$ は汚泥固形分粒子および間隙流体の熱伝導率と間隙率との関係を把握すれば、推算されることが考えられる。

このような、固体(固形分粒子)-間隙流体(気体)の2成分からなる混合系で、間隙流体が静止している場合の有効熱伝導率の推算については、過去多くの研究者が扱っており、⁹⁾¹⁷⁾¹⁸⁾¹⁹⁾⁵¹⁾⁵²⁾⁵³⁾⁶⁹⁾⁷⁰⁾⁷¹⁾ これらの推算式の1例を図示すると図2-7のようになる。図2-7のうち文献値⁹⁾⁵¹⁾は球型の粉体試料において粉体間の接触方法を考慮した熱移動モデルから求められたものであり、今

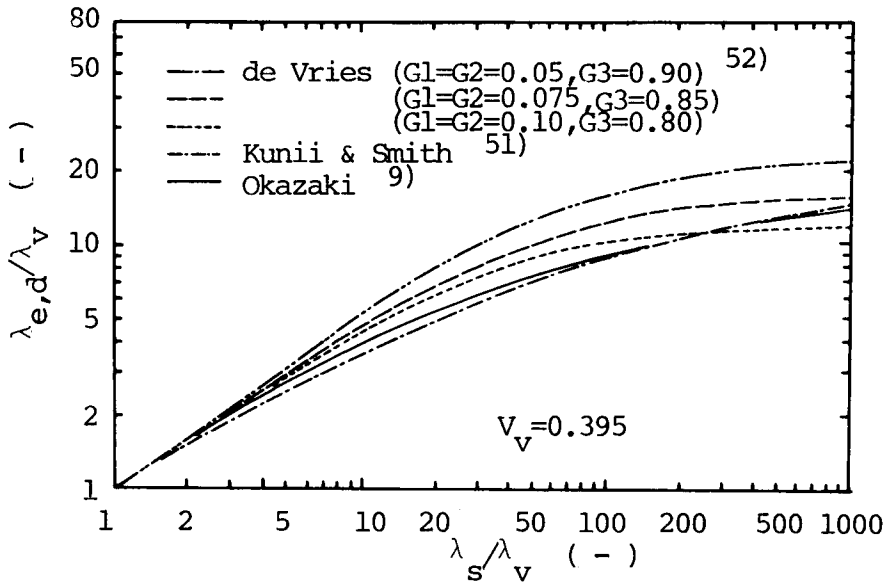


FIG. 2-7 COMPARISON OF VARIOUS PREDICTING FORMULAS OF THERMAL CONDUCTIVITY

回の試料のように球型試料でないものについては過去ほとんど研究されておらず、ただ岡崎⁹⁾が球型試料の $\lambda_{e,d}$ の1.1倍すると、非球型粉体試料の $\lambda_{e,d}$ であるとしている例がみられる程度である。一方、de Vries⁵²⁾は Maxwell-Load Reylch の電気伝導率を求める式を熱伝導率の推算式として導入し、形状因子(下式(2-30)のG)を適当に設定することにより、形状が不明の粉粒体状の、固形分と間げきとの2相系から構成される試料の有効熱伝導率を求めている。

de Vries の式

$$\lambda_{e,d} = \frac{V_s F \lambda_s + (1 - V_s) \lambda_v}{V_s F + (1 - V_s)} \quad \left. \vphantom{\lambda_{e,d}} \right\} \quad (2-30)$$

$$\text{ただし } F = \frac{1}{3} \sum_{i=1}^3 \left[1 + \left(\frac{\lambda_s}{\lambda_v} - 1 \right) G_i \right]^{-1}, \quad \sum_{i=1}^3 G_i = 1$$

上式中、Gは形状因子と呼ばれるもので、 $i = 1, 2, 3$ とあるのは3次元方向を考慮したものである。林ら⁵³⁾はこのGを破碎したガラスなどの不定形状のものでは $G_1 = G_2 = 0.05, G_3 = 0.90$ の値を用いることにより、固形分粒子が複雑な接触をする場合でも、精度のよい推算が可能であるとしている。図2-7からみれば、上述の形状因子の値をとる場合、既往の文献値(球状の固型分充填層)の約1.8倍程度の有効熱伝導率を有することとなっている。

いま、汚泥固形分粒子の固有の熱伝導率(λ_s)を求めるため、上式(2-30)を利用する場合、(通常、この式は既知の λ_s, λ_v を有する物体から構成される粉体状充填層の $\lambda_{e,d}$ を算出するために用いられるが、ここでは、逆に、 $\lambda_{e,d}$ の測定値から λ_s を求める)、間隙は空気や窒素などの小さい熱伝導率を示す気体を用いるより、ヘリウムなどの大きな熱伝導率を有する気体で置換して測定して求める方が精度が高い。そこで、ヘリウム(熱伝導率 $2.81 \times 10^{-4} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$)を用いて汚泥の間隙を置換し、その有効熱伝導率測定から、汚泥の固有の熱伝導率 λ_s を計算すると、 $\lambda_s = 1.118 \times 10^{-3} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$ ($0.4025 \text{ Kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)が得られた。この熱伝導率は、普通レンガ、乾いた土壌などのそれとほぼ同様の値である。⁵⁴⁾

いま、汚泥層内の熱移動モデルを図2-8の(a)~(d)で示す4つの方式で検討する。

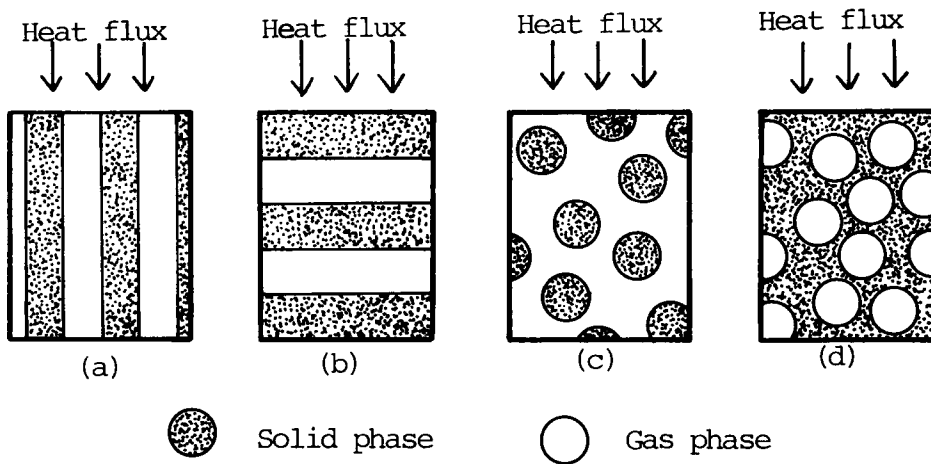


FIG. 2-8 HEAT TRANSFER MODEL (SOLID - GAS PHASE)

(a) 汚泥固形分と間隙とが層状であり、熱移動方向は層に並行とした場合

$$\lambda_{e,d} = V_s \lambda_s + V_v \lambda_v \quad (V_v = 1 - V_s) \quad (2-31)$$

(b) 汚泥固形分と間隙とが層状であり、熱移動方向は層に垂直とした場合

$$\frac{1}{\lambda_{e,d}} = \frac{V_s}{\lambda_s} + \frac{V_v}{\lambda_v} \quad (2-32)$$

(c) 間隙中に汚泥固形分粒子が分散している場合⁵⁵⁾

$$\left. \begin{aligned} \lambda_{e,d} &= \lambda_v \left(\frac{1 + 2V_s A}{1 - 2V_s A} \right) \\ \text{ただし、} A &= \frac{1 - (\lambda_s / \lambda_v)}{2(\lambda_s / \lambda_v) + 1} \end{aligned} \right\} (2-33)$$

(d) 汚泥固形分粒子中に気体（間隙流体）が分散している場合⁵⁵⁾

$$\left. \begin{aligned} \lambda_{e,d} &= \lambda_s \left(\frac{1+2V_s B}{1-V_s B} \right) \\ \text{ただし, } B &= \frac{1-(\lambda_s/\lambda_v)}{2(\lambda_s/\lambda_v)+1} \end{aligned} \right\} \quad (2-34)$$

これらの4式による計算結果と実測結果（図2-5）とを比較して図示すると図2-9となり、

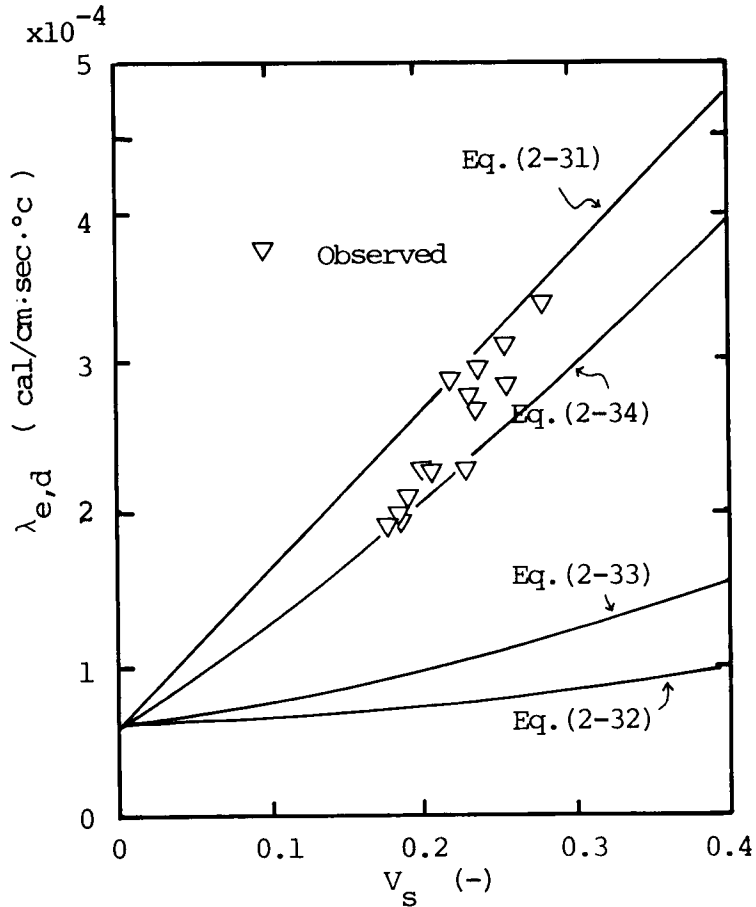


FIG. 2-9 $\lambda_{e,d}$ vs. V_s

汚泥層内の熱移動モデルは上述の(a)または(d)で表わされる。式(2-26)で示された実験式において、 $V_s = 1.0$ を代入すると、 $\lambda_s = 1.276 \times 10^{-3} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot \text{°C}$ が求まるが、この値と前述したように間隙をHeで置換して求められた $\lambda_s = 1.118 \times 10^{-3} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot \text{°C}$ とは約15%程度の誤差があるものの比較的よく一致している。すなわち、 V_s の増大に伴って $\lambda_{e,d}$ は直線的に増加するとした実験式(2-26)は十分実用性があるといえよう。また、 V_s が小さい範囲、いいかえれば間隙が大きい場合では固形分粒子中に間隙流体が分散しているとしたモデル

(d) が比較的実測値と一致している結果が得られた。このことは、一見矛盾しているようであるが、汚泥固形分粒子は繊維状のものを多量に含み、その中に気体が包含されているため、間隙率が非常に大きいにもかかわらず、汚泥層内の熱移動は固形分粒子の伝導が卓越して起こると解釈される。

(2) 含水率による有効熱伝導率の変化

上述した(1)では、汚泥粒子間の空隙に気体（空気、窒素、一酸化炭素）のみが存在するいわゆる 2 相系の有効熱伝導率について述べたが、この空隙にさらに水が加わった 3 相系では、3 相がそれぞれ固有の熱伝導率を有するため、さらに複雑となる。また、汚泥のように乾燥工学でいう吸着性材料では、汚泥中の水分存在状態によって、その有効熱伝導率が影響をうけると考えられる。

汚泥中の水の存在状態を、Pöpelら⁵⁶⁾や他の研究者達^{57)~59)}の成果からまとめると次のようになる。すなわち、間げき水、毛管結合水、表面付着水、内部水である。一方、桐栄⁶⁰⁾は乾燥工学の立場から各種の材料について水分の存在状態をとらえているが、そのうち、汚泥に関連があるものとして筆者が考えているものとしては、毛管水、索状水、懸垂水（楔状水と表面付着水）、吸着水、細胞水があげられる。これらの水分の存在状態を個別に把握して定量的に示すことは難しく、かつ、それらが有効熱伝導率に与える影響について考える場合では、あまりに複雑となりすぎて実用的ではない。したがって、ここでは後述するように汚泥の含有水分は自由水（bulk water）と結合水（bound water）との 2 つの水分存在状態に分類できると仮定する。この分類によれば、結合水に属する水分が吸着性材料を特徴づけるものとしてとらえるため、吸着性材料の有効熱伝導率を測定し、水分の存在量との関連を知ることより、非吸着性材料の有効熱伝導率との比較が可能となる。

いま、汚泥の相構成を図 2-10 のようにモデル化すると⁶¹⁾ ρ_e （見かけの密度）、 w （含水率）、

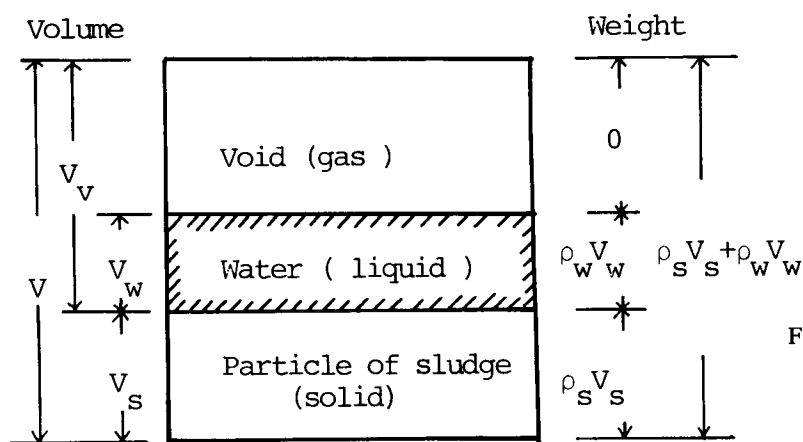


FIG. 2-10 PHASE MODEL OF SLUDGE

Φ (飽和度, または間隙容積基準含水率) は次のように求められる。ただし, このモデルでは汚泥固形分粒子を非吸着性材料としてとらえており, したがって, 水分の結合・吸着は考慮していない。

$$\left. \begin{aligned} \rho_e &= \frac{\rho_s V_s + \rho_w V_w}{V} = \frac{\rho_s V_s + V_w}{V_s + V_v} \quad (\text{ただし, } \rho_w = 1.0) \\ w &= \frac{V_w}{\rho_s V_s} \\ \Phi &= \frac{V_w}{V_v} = \frac{w \rho_s \rho_e}{\rho_s - \rho_e + w \rho_s} \end{aligned} \right\} (2-35)$$

式(2-35)で求められた Φ と汚泥の有効熱伝導率, $\lambda_{e,w}$ との関係を示したものが図2-11である。ここに, Φ を用いた理由は, 同じ w をもつ試料でも, ρ_e が変化しているため, w または ρ_e と $\lambda_{e,w}$ との関係だけでデータを整理することができず, w と ρ_e とを同時に表現できる新しい1つの変数, Φ , の導入が必要となるからである。

図2-11を見ると, $\Phi = 0.2$ あたりまでは $\lambda_{e,w}$ はほぼ一定であり, その後, Φ の増加とともに

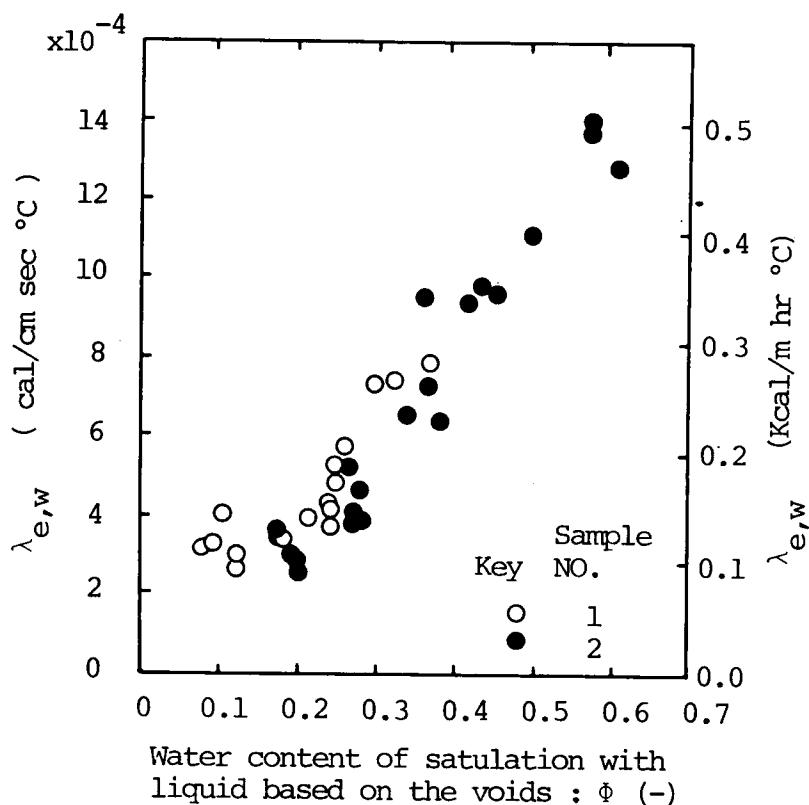


FIG. 2-11 $\lambda_{e,w}$ vs. Φ

に $\lambda_{e,w}$ も増大する傾向がみられる。この傾向を示す原因は、前述したように、 ρ_s と w 、すなわち、汚泥固形分粒子そのものと水分とが $\lambda_{e,w}$ に影響を与えたものと考えられる。いま、前者の熱伝導率を $\lambda(V_s)$ （汚泥の試料番号1,2は前述の式(2-26)にみられるように、 ρ_s を用いるより V_s を用いた方がその熱伝導率をまとめやすいために $\lambda(V_s)$ としている。事実、種々の混合物などの熱伝導率はそれらの容積比とそれら自体の熱伝導率とを用いて表現される場合が多い。)とし $\lambda_{e,w}/\lambda(V_s)$ と Φ との関係を調べたものが図2-12である。ただし、 $\lambda(V_s)$ は式(2-26)に基づいて算出したものであり、 $(\lambda_{e,w}/\lambda(V_s))$ の比は $\lambda_{e,w}$ に対する $\lambda(V_s)$ の影響を知る

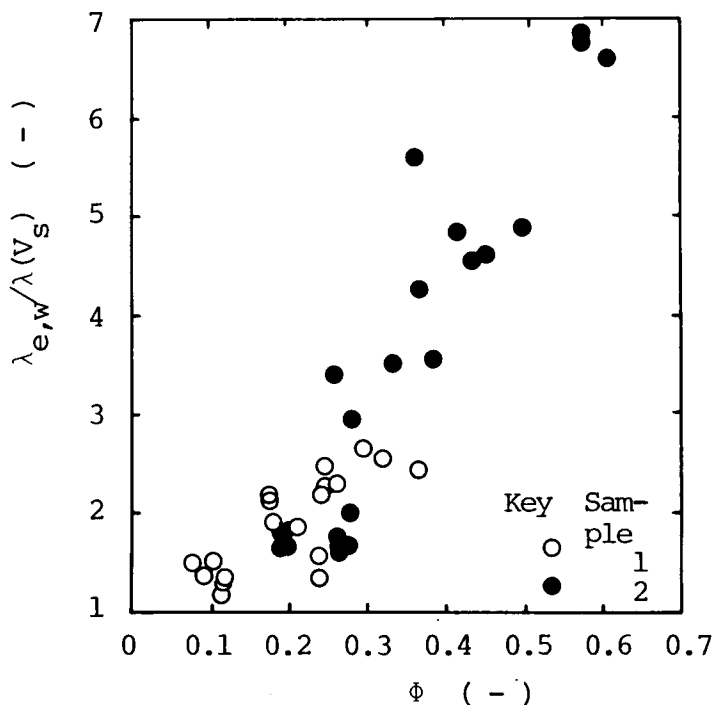


FIG. 2-12 $\lambda_{e,w}/\lambda(V_s)$ vs. Φ

ためのものである。この図と前図、図2-11とを比較すれば、前図の方が結果のばらつきが大きくなっており、しかも、この傾向は試料汚泥の差異によって助長されている。しかしながら、図2-11の結果と同様に、 $\Phi = 0.2$ 付近またはそれより若干多い値までに相当する水分が存在する場合は、 $\lambda_{e,w}/\lambda(V_s)$ はほぼ一定値か、若干増加しており、 Φ の値がそれより大きくなると、この比は急激に上昇するといった傾向が見られる。すなわち、 Φ が0.2付近を境にして、 $\lambda_{e,w}$ の値は、 $\Phi = 0.2$ より小さい場合は $\lambda(V_s)$ の約1.7倍程度で、 Φ の影響を受けずほぼ一定に近いが、 $\Phi = 0.2$ より大きくなると、 $\lambda(V_s)$ の影響より、むしろ Φ 、すなわち、含有水分の

影響を強く受けることとなり、含有水分によって $\lambda_{e,w}$ は2つの段階に分けられるといえる。したがって、 $\phi=0.2$ までに相当する水分は汚泥固形分粒子内に吸着または結合され、汚泥粒子とともに熱移動に関与しそれ以上の含有水分量になれば、水そのものとして熱移動に関与すると考えるとこの現象がよく説明される。このことから、図2-10に示したモデルでは $\lambda_{e,w}$ の変化を十分説明できず、水分の吸着を考慮した新しいモデル図2-13の導入が必要となる。図2-13の(a)の乾燥状態に水分が少量ずつ加わった場合、加えられた水分は汚泥粒子内または

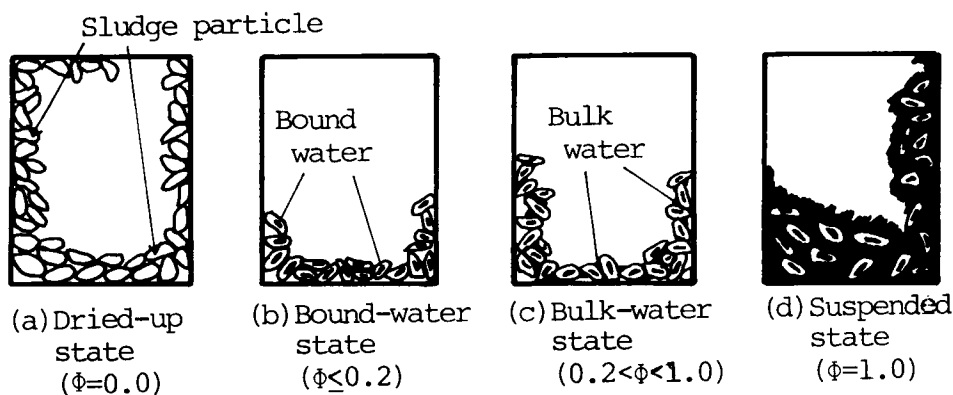


FIG. 2-13 SCHEMATIC CONFIGURATION OF WATER IN SLUDGE

汚泥粒子の接触部に結合される (b) の状態に移行する。この場合、加えられた水分が少量でも、粒子充填層の有効熱伝導率は急に増大する。次に、さらに水分が加わり、(c) の状態になると、汚泥粒子間の流体、ここでは水分、が熱移動の支配的因子となり、(d) の状態では、熱伝導より、むしろ、対流を考慮した熱伝達係数 ($\text{cal}/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$) で表現する方が妥当となる。ちなみに、Hirst⁶²⁾は、汚泥の熱処理の観点から、汚泥貯留槽内における汚泥の熱伝達係数を測定し、その結果、それは汚泥固形分濃度 (0~10%) が大きくなると、ほぼ直線的に減少させている。

以上の考察から、汚泥のような吸着性材料においても、汚泥固形分粒子に吸着・結合される水分を差し引いた空隙飽和度を新たに定義しなおすと、非吸着性材料の場合と同様な熱伝導率推定の取り扱いが可能であると考えられる。この場合、粒状または粉体状の非吸着性材料について、気-液-固の3相混合系の熱伝導率の推算を行った岡崎⁹⁾は汚泥のように粒子形状が不確定に近い材料についても、粒子間の接触数、接触角などの因子を導入した計算式で表現しており、実験値とよく一致した成果を得ているが、本研究では未知な係数が決定できずこの方法の適用に無理が生じる。したがってここでは、計算の容易であること、および実験によって決定されるパラメータの少ないこと、を前提条件とし、また、過去、この方面の研究ではよく引用され、その適用範囲においても、推算の精度においても十分な評価を受けている木村の式²⁰⁾

(下の式(2-36))を応用して解析してみる。

$$\lambda_{e,w} = (\lambda_{e,\ell} - \varepsilon \lambda_{\ell}) (1 - \phi) + \lambda_{e,d} \phi + \varphi \lambda_{\ell} \quad (2-36)$$

ここに、 $\lambda_{e,\ell}$: 水で飽和状態 ($\Phi = 1.0$) のときの有効熱伝導率 (cal/cm·sec·°C)

λ_{ℓ} : 水の熱伝導率 (")

$\lambda_{e,d}$: 乾燥状態 ($\Phi = 0.0$) のときの有効熱伝導率 (")

ε : 乾燥状態での間隙率 (—)

ϕ : 係数 ($\phi < 1$) (—)

φ : 水分 (試料中の水分の容積比 (湿量基準)) (—)

この木村の式は熱移動を粒子の接触部を伝わる熱と間隙流体部を伝わる熱との移動との2つに考え、式の形を簡略化したものであり、また、式中の係数 ϕ は水分(木村は含液量と呼んでいる) φ に関係し、実験的に求まるものである。そこで、式(2-36)の ε と φ を求める際、 $\Phi = 0.2$ に相当する水分は汚泥粒子に吸着される。すなわち、汚泥粒子がその体積分だけ膨潤すると考えると、間隙はその分だけ減少し、この間隙に残りの水分が存在することとなる。実際には、水分の吸着量を間隙率 V_v を基準にして考えるよりも V_s を基準にしてとらえて(いいかえれば、ある量の水分を吸着したら汚泥粒子をもはや水分を吸着しない非吸着性材料となる)、この実験結果から水分の吸着量の平均をとれば、汚泥粒子体積の0.87倍の水分が汚泥粒子に吸着されることとなる。この水分を差し引いた残りの水分が間隙をどの程度飽和しているかを知る因子、間隙飽和度、 $\Phi_{0.87}$ 、は新たに次式で定義される。

$$\Phi_{0.87} = \frac{V_w - 0.87V_s}{1 - (1 + 0.87)V_s} \quad (2-37)$$

したがって、式(2-36)中の ε および φ は式(2-37)から

$$\left. \begin{aligned} \varepsilon &= 1 - 1.87V_s \\ \varphi &= V_w - 0.87V_s \end{aligned} \right\} (2-38)$$

となっている。

$\lambda_{e,d}$ は $\Phi_{0.87} = 0$ の場合の有効熱伝導率と定義しなおされ、この値は V_s の値、さらには吸着水分量によっても変化するが、この値を求めるため

$$V_s = \frac{\rho_e}{\rho_s} \varepsilon = \frac{\rho_e}{\rho_s} (1 - 1.87V_s) \quad (2-39)$$

の関係から、整理しなおすと図2-14が得られる。この図に見られるように、 $\lambda_{e,d}$ と ϵ の間には良好な相関が得られており、その回帰直線を最小2乗法から求めると下式となる。

$$\lambda_{e,d} = -7.11 \times 10^{-4} \epsilon + 6.86 \times 10^{-4} \quad (2-40)$$

また、 $\lambda_{e,\ell}$ も V_s によって変化するが、ここでは実験値が得られなかったため、図2-11を $\phi = 1.0$ になるまで外挿して求めた値としている。これらの値を式(2-36)に代入し、係数 ψ を求め、 ψ と ϕ/ϵ との関係を示したものが図2-15である。この図より、 ψ は次式で表わされる。

$$\psi = \frac{1 - (\phi/\epsilon)}{1 + 9.4(\phi/\epsilon)} \quad (2-41)$$

以上のことから、汚泥の有効熱伝導率 $\lambda_{e,w}$ は $\phi > 0$ の場合は式(2-36)で、 $\phi \leq 0$ の場合は式(2-40)でそれぞれ推算される。ただし、式(2-36)中の ϵ, ϕ, ψ については、それぞれ式(2-38)、式(2-41)で示される値であり、 $\lambda_{e,\ell}$ は $18.01 \times 10^{-4} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot \text{C}^\circ$ である。この推算結果と、実験結果とを比較したものを、図2-16に示した。この推算結果をみると、間隙飽和度が小さい場合にはかなり斉合性が悪いが、間隙飽和度が大きくなると、この影響が小さくなり、非吸着性材料と同等のモデルで表現されるようになると考えられる。また、推算誤差を生み出す原因としての1つは、係

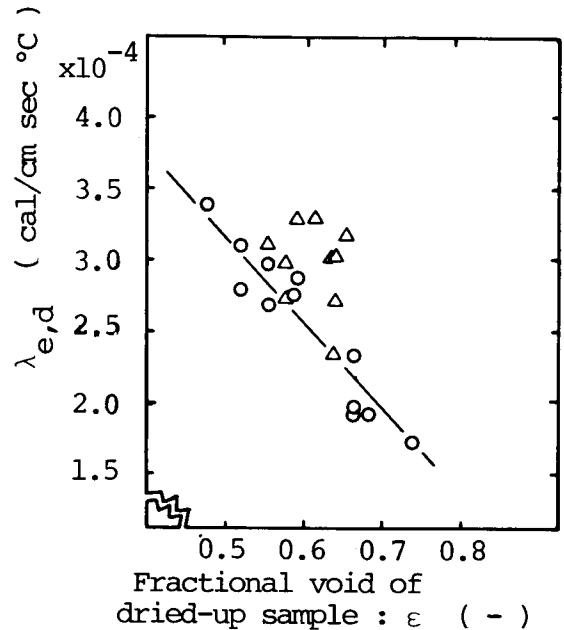


FIG. 2-14 $\lambda_{e,d}$ vs. ϵ

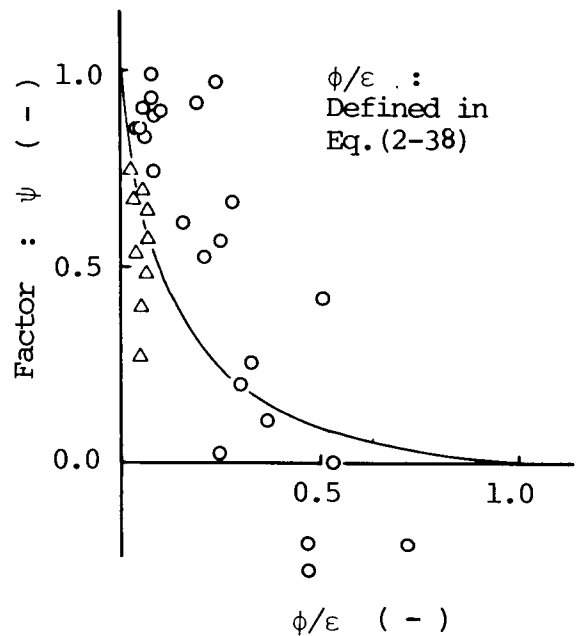


FIG. 2-15 ψ vs. ϕ/ϵ

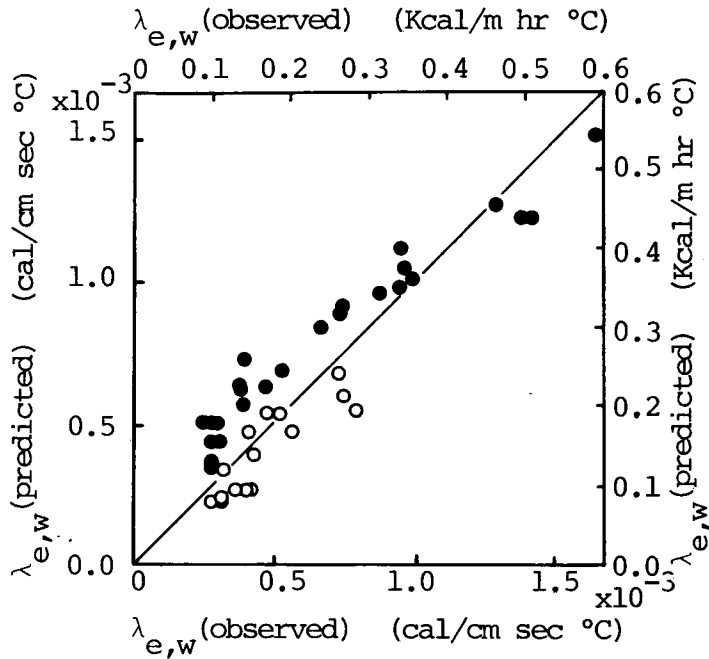


FIG. 2-16 COMPARISON OF PREDICTED AND OBSERVED DATA (PREDICTED BY EQ. (2-36))

数決定法、とくに ϕ の値の決定に際して誤差を集約させようとするに若干無理が生じたためである。

つぎに、より単純な熱移動モデルをたてて考察を加える。いま、 $\lambda_{e,w}$ に影響を与える熱移動は、①汚泥固形分粒子によるもの、 $\lambda(V_s)$ 、②結合水 W_1 によるもの、 $\lambda(W_1)$ 、③自由水 W_2 によるもの、 $\lambda(W_2)$ の3つに分類され、 $\lambda_{e,w}$ はこれらの和として次式(2-42)で表わされるとする。すなわち、熱移動は図2-17に示されるモデルで起ると仮定したわけであるが、これは、乾燥汚泥での熱移動モデルが図2-8(a)でよく表現されたことによる。

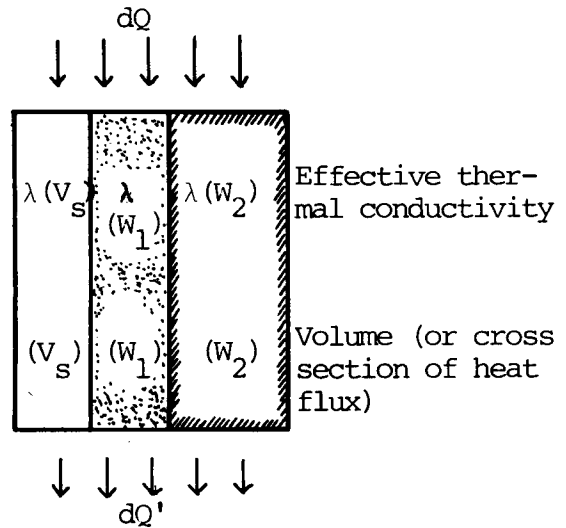


FIG. 2-17 HEAT TRANSFER MODEL (SOLID - LIQUID - GAS PHASE)

$$\lambda_{e,w} = \lambda(V_s) + \lambda(W_1) + \lambda(W_2) \quad (2-42)$$

ただし、式(2-42)中、 $\lambda(V_s)$ は間

隙中の気体，おもに空気が $\lambda_{e,w}$ に与える影響を加味したものであり，この値は前述のモデルと同様，式(2-26)から求められるとし，また，結合水 W_1 の量も同様に $\phi=0.2$ を用いる。いま， $\{\lambda_{e,w}-\lambda(V_s)\}$ と ϕ との関係，すなわち， $\{\lambda(W_1)+\lambda(W_2)\}$ と ϕ との関係を求めると，図2-18となる。この関係は，図2-11とほぼ同様の傾向を示しており，したがって， $\lambda_{e,w}$ に影響を与える因子は水分によるものが大きいことがわかり，また $\{\lambda_{e,w}/\lambda(V_s)\}$ と ϕ との関係を求めた図2-12と比較すると，本図の方が， $\lambda_{e,w}$ に与える $\lambda(V_s)$ の影響をより明確にとらえているといえよう。このことから， $\phi=0.2$ までに相当する水分は汚泥固形分粒子内に吸着(ないし結合)され，この結合水 W_1 が $\lambda_{e,w}$ に与える影響は，それ以下の水分量であれば，その水分量にかかわらず一定であると仮定すれば，式(2-42)から $\lambda(W_2)$ が計算される。したがって，図2-18から， $\phi=0.2$ までの相当する水分を含む11の実験結果に関し， $\{\lambda_{e,w}-\lambda(V_s)\}$ の値の平均値 $1.20 \times 10^{-4} \text{ cal/cm}\cdot\text{sec}\cdot^\circ\text{C}$ を $\lambda(W_1)$ として一定値にとり扱い， $\lambda(W_2)$ を計算し， $\phi_{0.2}$ との関係を図示すると図2-19が得られる。ただし， $\phi_{0.2}$ は間隙の0.2に相当する水分が汚泥粒子内に吸着(または結合)されたとし，その残りの水分が，残りの間隙を飽和する割合をいい，次式で再定義されるが，当然のことながら， $\phi < 0.2$ ならば $\phi_{0.2} = 0$ とする。

$$\phi_{0.2} = \frac{V_w - 0.2V_v}{V_v - 0.2V_v} = 1.25\phi - 0.25 \quad (\phi \geq 0.2) \quad (2-43)$$

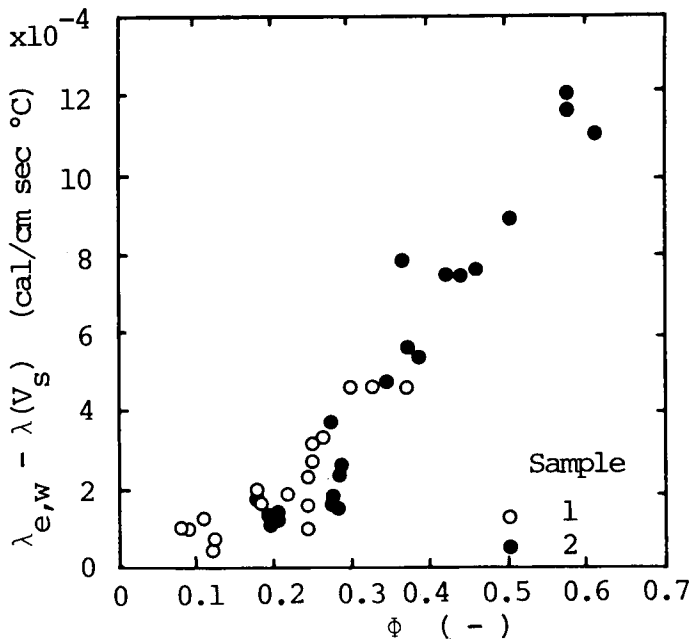


FIG. 2-18 $(\lambda_{e,w} - \lambda(V_s))$ vs. ϕ

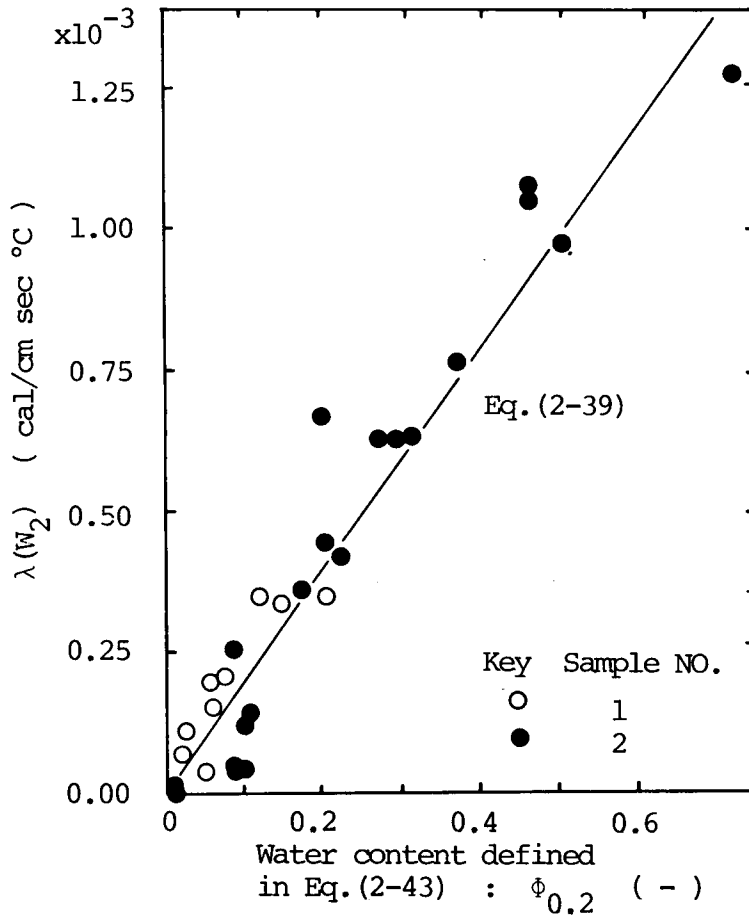


FIG. 2-19 $\lambda(W_2)$ vs. $\Phi_{0.2}$

図 2-19 から、 $\lambda(W_2)$ を $\Phi_{0.2}$ との関係をも最小 2 乗法を用いて求めると

$$\lambda(W_2) = -6.11 \times 10^{-4} + 2.02 \times 10^{-3} \Phi_{0.2} \quad (2-44)$$

以上のことから、 $\lambda_{e,w}$ は次の 2 式で推算されることとなる。

$$\left. \begin{aligned} \Phi \leq 0.2 \quad \lambda_{e,w} &= (1.30 V_s - 0.024) \times 10^{-3} + 1.20 \times 10^{-4} \\ &= (0.096 + 1.3 V_s) \times 10^{-3} \\ \Phi > 0.2 \quad \lambda_{e,w} &= (0.096 + 1.3 V_s) \times 10^{-3} - 6.11 \times 10^{-4} + 2.02 \times 10^{-3} \\ &\quad (1.25 \Phi - 0.25) \\ &= 1.30 \times 10^{-3} V_s + 2.53 \times 10^{-3} \Phi - 0.423 \times 10^{-3} \\ &= (1.30 V_s + 2.53 \Phi - 0.423) \times 10^{-3} \end{aligned} \right\} \quad (2-45)$$

式(2-45)による計算値と実験値とを比較すると図2-20に示す結果となるが、本図は、

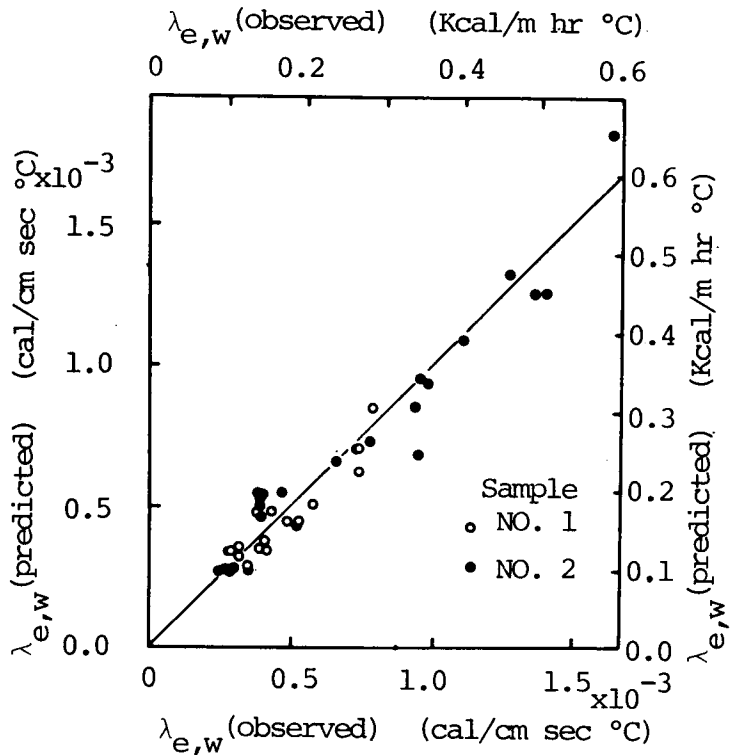


FIG. 2-20 COMPARISON OF PREDICTED AND OBSERVED DATA (PREDICTED BY EQ. (2-45))

木村の式を応用して求めた図2-16に比べ、非常によい結果であることがわかる。このように、吸着性材料の1つである汚泥の有効熱伝導率は構成される相の容積比ごとの熱伝導率を加えることにより単純に推算される。しかしながら、 $\phi=1.0$ 近くになる、すなわち、間隙がほとんど水で飽和されるようになると、さらに、汚泥粒子が水中に浮遊するようになると汚泥の有効熱伝導率は式(2-45)の下式で示されるように直線的に上昇せず、だんだん増加率が下がるか、逆に下降すると考えられる。これは、水の熱伝導率が $1.39 \times 10^{-3} \text{ cal/cm} \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$ (0°C) であり、この影響が段々と大きくなると考えられるからであり、したがって、式(2-45)による推算式は全ての含水率の汚泥に適用されるわけではない。ちなみに、本実験の含水率は19.6~131.5%，見かけの乾燥汚泥密度は $0.450 \sim 1.090 \text{ g/cm}^3$ ，間隙率は0.696~0.844の範囲にある粉粒状汚泥であった。

(3) 温度による有効熱伝導率の変化

汚泥の有効熱伝導率は前述してきたように汚泥の組成の他に、温度によっても変化をうける。

とくに、水分を含んだ試料の場合、試料温度によって有効熱伝導率は大きく変化するといわれている。大谷ら²²⁾は、湿らせた大理石粒子等の充填層を用いて、7~75℃の温度変化を与えた結果、有効熱伝導率は温度の影響を大きく受け、さらに、比較的温度の高い粒子層では、ある含水率でそれが極大値をもつとしている。また、桐栄ら¹⁸⁾は湿り粒子層における蒸気拡散効果を考慮した有効熱伝導率のモデルを提案している。これらの研究に見られるように、汚泥の有効熱伝導率に与える温度の影響を把握することは重要であると考えられるが、ここでは、燃焼後の汚泥、すなわち、その強熱残留物(灰分)の有効熱伝導率の温度依存性について、770℃までの高温域で検討している。したがって、乾燥や燃焼といった現象を考慮しなくともよい汚泥の強熱残留物に関する熱移動についてのみ取り扱うこととした。これは、いわゆる2相系で、間隙流体の流れのない場合の熱伝導に相当する。

実験結果を図2-21に示す。図2-21を温度による有効熱伝導率の変化として実験式で近似すると

$$\lambda_{e,ir} = 3.61 \times 10^{-7}\theta + 2.73 \times 10^{-4} \quad (2-46)$$

の一次式が得られる。この有効熱伝導率は汚泥の強熱残留物と間隙空気そのものによる熱伝導

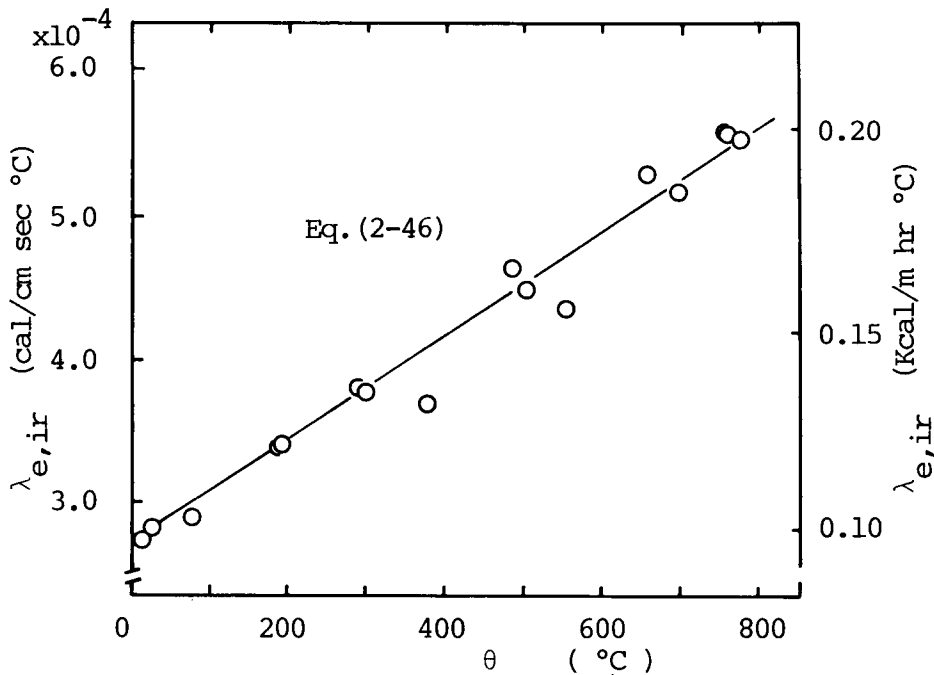


FIG. 2-21 HIGH TEMPERATURE THERMAL CONDUCTIVITY (IGNITION RESIDUE OF SLUDGE CAKE)

の温度依存性以外にも、対流、輻射伝熱を考慮した検討を加える必要がある。

対流による伝熱については、Lande⁶³⁾が直立させた平板間に温度差を与え、空気層の平均温度を1000°F(約540°C)にした場合の伝熱係数と空気層厚さとの関係を調べている。その結果空気層が薄ければ、(0.2 in. = 5 mm以下であれば)平板間の伝熱は、対流の影響をほとんど無視でき、空気の熱伝導率にのみ依存することがわかった。したがって、本実験での粒子径は約1 mm以下であることを考慮すると、粒子間の間隙空気の対流による伝熱は無視して差しつかえないと考えられる。⁶⁵⁾

また、粉粒体充填層内の輻射による伝熱については、国井ら^{19), 64), 65)}が次式によってその影響を理論的に把握している。

$$\lambda_e = V_v \lambda_v + V_v h_{rv} D_p + \frac{V_s}{[1/\{(\lambda_v/a) + h_{rs} D_p\}] + 2/(3\lambda_s)} \quad (2-47)$$

ここに

$$h_{rv} = 5.42 \times 10^{-6} \times \frac{1}{1 + (V_v/2V_s)\{(1-p)/p\}} \left(\frac{\theta + 273}{100}\right)^3 \quad (\text{cal/cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$h_{rs} = 5.42 \times 10^{-6} \left(\frac{p}{2-p}\right) \left(\frac{\theta + 273}{100}\right)^3 \quad (\text{cal/cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$a = a_2 + (a_1 - a_2) \frac{V_v - 0.260}{0.216} \quad (0.476 \geq V_v \geq 0.260)$$

$$a = a_1 \quad (V_v \geq 0.476)$$

$$a = a_2 \quad (V_v \leq 0.260)$$

さらに片山⁶⁶⁾はソーダライムガラス、ミカゲ石など4種の粉粒体試料を用いて(いわゆる2相系)、常温から650°Cまでの熱伝導率を測定し、その結果輻射による伝熱は粒径(2.3~4.7 mm)、黒度等に関係なく次式で概略が計算されるとしている。

$$\lambda_r = 1.10 \times 10^{-6} \left(\frac{\theta + 273}{100}\right)^{2.82} \quad (2-48)$$

そこで、今回の実験条件、平均粒径 $D_p = 0.78 \text{ cm}$ 、 $V_s = 0.254$ 、 $V_v = 0.746$ を用い、さらに $p = 1$ (この値は金属の光った面以外では $p \cong 1$ として差しつかえないとされている)⁶⁴⁾として、式(2-47)の右辺第2項の間隙空気間の輻射量から伝熱量を計算した結果を表2-4に示す。ここで右辺第3項のうち、固形分-固形分間の輻射による熱移動量だけの影響を分離して計算することは、 λ_s が不明であるためできないが、 h_{rv} と h_{rs} との熱移動量を比較すると

TABLE 2-4 EFFECT OF RADIATION ON THERMAL CONDUCTIVITY

Sample temp. °C	Effective Thermal Conductivity (Ave. ---Observed) cal/cm·sec·°C	Heat Transfer of Radiation in Eq. (2-47) (Calculated)* cal/cm·sec·°C	Heat Transfer of Radiation in Eq. (2-48) (Calculated) cal/cm·sec·°C
6	2.68×10^{-4} ($\pm 10.7\%$)	0.07×10^{-4}	0.20×10^{-4}
25	2.80 ($\pm 3.6\%$)	0.08	0.24
78	2.85 ($\pm 3.2\%$)	0.14	0.38
184	3.34 ($\pm 3.0\%$)	0.30	0.80
187	3.41 ($\pm 1.0\%$)	0.31	0.81
285	3.77 ($\pm 4.6\%$)	0.55	1.40
296	3.73 ($\pm 1.9\%$)	0.58	1.48
373	3.66 ($\pm 3.3\%$)	0.85	2.12
482	4.62 ($\pm 0.5\%$)	1.36	3.29
500	4.46 ($\pm 1.3\%$)	1.46	3.52
545	4.32 ($\pm 1.3\%$)	1.73	4.12
652	5.25 ($\pm 2.2\%$)	2.50	5.83
693	5.13 ($\pm 1.6\%$)	2.84	6.59
753	5.53 ($\pm 9.3\%$)	3.40	7.81
774	5.63 ($\pm 2.2\%$)	3.62	8.27

* ($\sqrt{h_r v D_p}$) in eq. (2-47)

$p=1$ とすればこの両者は同一値になることから、間隙間の輻射とほぼ同程度の影響を及ぼすものと考えられる。また、式(2-48)で示されている輻射量から、それによる伝熱量を求めると、前表2-4の右欄の結果となる。これらの輻射による熱移動と実測した有効熱伝導率とを比較すると、輻射の影響がとくに重要となる高温領域では、輻射だけによる熱移動の方が実測値より大きくなってしまふ。すなわち、本実験で用いた汚泥の強熱残留物の熱伝導はこの温度範囲では輻射による影響をほとんど受けないと考えられ、固形分粒子と間隙空気との熱伝導が卓越していることがわかる。たとえば、FranclとKingery⁶⁷⁾は小さな間隙(空気)が均一に分布した耐火レンガのような固相の熱伝導を測定し、約500°C以下の範囲で、輻射の影響が無視でき、 (λ_e/λ_s) は V_s と等しいとしている。

以上の考察から、今回の試料を用いて行った温度範囲では、間隙率が大きいものの輻射、対流による伝熱量の影響を無視して熱伝導のみとして取り扱うことが可能となり、間隙が固形分の中に複雑に存在し、あたかも固形分の連続相を呈するような熱伝導であることが推察される。このことから、汚泥の強熱残留物そのものの熱伝導率 $\lambda_{s,ir}$ を知るため、前述したde Vriesの式(2-30)を高温域にも適用可能であるとして求めてみる。そのため、空気の熱伝導率の温度依存性を知る必要がある。通常、それはSutherland式⁶⁸⁾を用いて求められるが、この式の適用範囲が100°C(212°Cとしたものもある)以下についてであり、100°C以上の高温域では文献値から下式を適用して求めた。

100°C以上

$$\lambda_{air} = 4.964 \times 10^{-6} + 2.014 \times 10^{-7}(\theta + 273) - 5.33 \times 10^{-11}(\theta + 273)^2 (= \lambda_v) \quad (2-49)$$

100°C以下(Sutherlandの式)

$$\lambda_{air} = 5.333 \times 10^{-5} \left(\frac{273 + 125}{\theta + 273 + 125} \right) \left(\frac{\theta + 273}{273} \right) (= \lambda_v) \quad (2-50)$$

式(2-30)、(2-49)、(2-50)と図2-21とから、各温度における汚泥強熱残留物の $\lambda_{s,ir}$ を推算した結果を図2-22に示す。図2-22に見られるように $\lambda_{s,ir}$ は下に凸の放物型の温度依存性をもつことから、汚泥の強熱残留物の熱伝導率は低品位のアルミナレンガやムライト(mullite)のそれより若干低いもののそれらと同様な傾向を示している。また、このことは熱伝導率からとらえると汚泥の強熱残留物は非結晶性(amorphous)の物質であるといえよう。

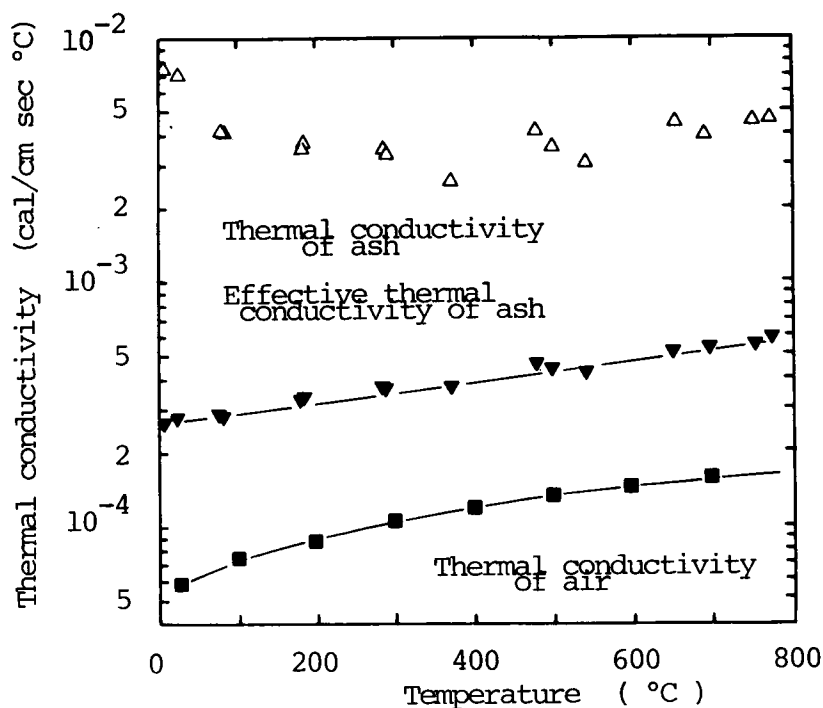


FIG. 2-22 HIGH TEMPERATURE THERMAL CONDUCTIVITY

2-5 汚泥の熱分析

2-5-1 熱分析方法および解析法の概略

熱分析は重量、熱量などの物理量の温度依存性を求めようとするもので、単にその物理量の変化が生じる温度を把握するばかりでなく、測定試料の物性の定量的把握をも行おうとするものである。したがって、温度、熱量校正用の標準物質が必要となり、本実験では、 S_n (融解熱 14.4 cal/g, 231.9 °C), Pb (融解熱 5.50 cal/g, 327.4 °C) を用いて校正を行っている。また、DTA, DSC 測定では測定試料と熱的性質 (比熱, 熱伝導率など) がよく似た基準物質 (reference material) を同一の熱的条件下で加熱して、両者の間に生ずる温度差や熱量差を記録することになる。この意味から、本実験ではこの基準物質として一般的によく用いられるアルミナ (Al_2O_3) を使用した。

一般に、熱分析によって変化する物理量 (P_t) を速度論的に解析する場合、 P_t およびその変化率 C は次のような関係式で示される。

$$P_t = f(X, T, t) \quad (2-51)$$

$$C = (P_t - P_0) / (P_\infty - P_0)$$

上式中、 t は測定時間を示し、定速で昇温する場合には時間微分と温度微分が一致するため、実験的には昇温速度を変化させることにより、また、 X は（実際は試料の物理的・化学的構造を表わす因子であるが）ここでは試料汚泥の種類を4種選び、それらの試料量を変化させることから、各々 P_i に与える影響を求めている。

これらの実験結果の解析にあたっては、TG 曲線は積分型で得られ、DSC、DTA 曲線は微分形で得られ、しかも、汚泥の熱分解（燃焼）反応は単一基質が単一の素反応のもとで進行するわけではなく複雑な反応を伴っていることが予想されることに留意が必要となる。この意味から、汚泥の熱分析の結果を詳細に検討することは現段階では工学的に重要ではなく、したがって本節ではTG 曲線の結果については速度論的取り扱いをし、一方、DTA、DSC 曲線は定性的取り扱いを中心に行うに止める。

2-5-2 汚泥の熱重量分析 (TG)

図 2-23 は乾燥させた汚泥ケーキの TG 測定結果をまとめたものであり、その条件は昇温速度 $10^\circ\text{C}/\text{min}$ 、試料量数 $\text{mg} \sim 100$ 数 mg 、雰囲気気体は空気を $0.3 \sim 1.0 \text{ l}/\text{min}$ に設定した。ただし、図の縦軸の X は有機物分解率を重量減少量のフラクションとして表示したものであり、その際 600°C における有機物分解量（減量）を 1 としている。この理由は 600°C 以上になっても、試料の減量は起こり、その量は 600°C までの減量の 2% 程度観測されるが、 600°C 以上の温度になると固定炭素分の影響および汚泥脱水時に添加された生石灰の影響⁷²⁾ 等による重量減少を考慮する必要が生じてくるため、これらによる重量減少量に対する影響が少ないと考えられる温度域でとらえたためである。

図 2-23 にも見られるように、分解温度が低い範囲では同一の分解率（たとえば 10%）を示す温度に 15°C ($232 \sim 247^\circ\text{C}$) もの差が見られるが、分解率が大きくなるにつれ、試料種類やその量に関係せずある分解率に達する温度はほぼ一致している。図 2-23 中の実線は汚泥の TG 曲線を平均的にとらえたものであり、この曲線から直ちに、通常のアレニウスプロット等によって速度論的解析を行うことは、（汚泥のように固体粒子表面から反応が進行し、その反応界面が反応速度に影響を与えて、しかも単一の素反応ではないものについては、前掲の式（2-3）の右辺 $g(X)$ が n 次反応 ($g(X) = (1-X)^n$) には従わないことが指摘されている。⁷³⁾ 非常に難しいといわねばならない。しかし、ここではあえて汚泥の TG の変化がどの程度の反応速度を有するかを総括的に把握するため、式（2-1）、（2-2）の常用対数を取り、以下の微分法によって解析してみる。

$$\log\left(\frac{dX}{dt}\right) = \log A - \frac{E_a}{2.303RT} + n \log(1-X) \quad (2-52)$$

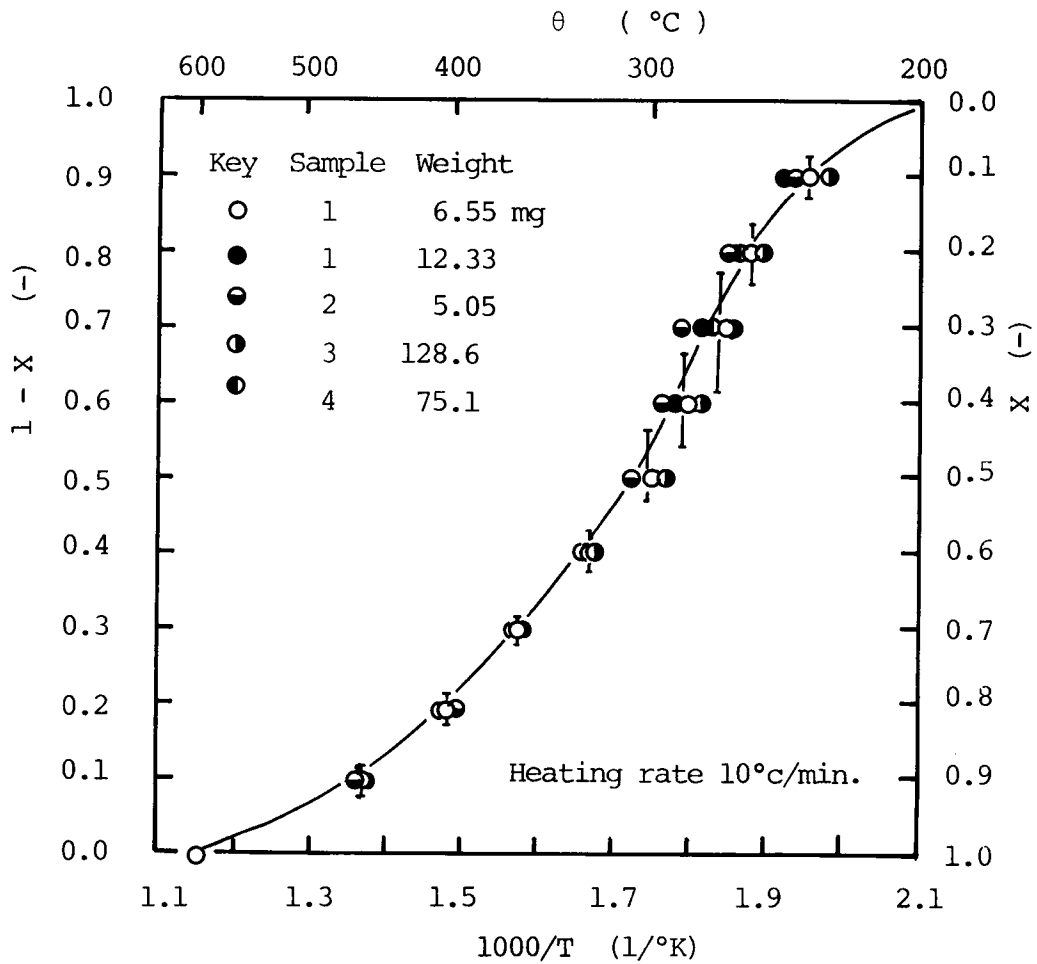


FIG. 2-23 TG CURVE OF SLUDGE CAKE (IN AIR)

Sample 1 & 2 : Mixed sludge cake
 Sample 3 : Digested sludge cake
 Sample 4 : Raw sludge cake

TG曲線上のある2点で上式を計算し、その差をとり、このような操作を幾組かについて行って、縦軸に $\Delta \log(dX/dt) / \Delta \log(1-X)$ 、横軸に $\Delta(T^{-1} \times 1000) / \Delta \log(1-X)$ 、(ただし Δ は差を表わす) にとれば直線の勾配から活性化エネルギーが、切片から反応次数が得られる。⁷⁴⁾ ただし、式(2-52)中の dX/dt は

$$\frac{dX_n}{dt} = \frac{X_{n+2} - 8X_{n+1} + 8X_n - X_{n-1}}{12h} \quad (2-53)$$

h : TG曲線上2点間の時間(sec)

で求めている。これはTG曲線を3次曲線と近似して、ある点の微係数を求める一般式である。

この操作を図2-23の実線で示したTG曲線について適用した結果が表2-5、図2-24であり、最小2乗近似直線をとると、反応次数 $n = 1.99$ 、活性化エネルギー $E_a = 14.2 \times 10^3 \text{ cal/g-mol}$ となる。

一方、違った観点から汚泥のTGを反応速度論的解析を行ってみる。すなわち、昇温速度を変化させて同様の実験を行うことによって、その結果から上述の方法より適用範囲の広い解析法で検討する。反応速度式は前掲の式(2-3)を用い、この両辺を積分することにより、次式が得られる。

$$\int_0^x \frac{dX}{g(X)} = \int_0^x A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) dt \quad (2-54)$$

ここで、次のような新しい変数 τ を導入すると、 τ は換算時間として時間の次元(秒)をも

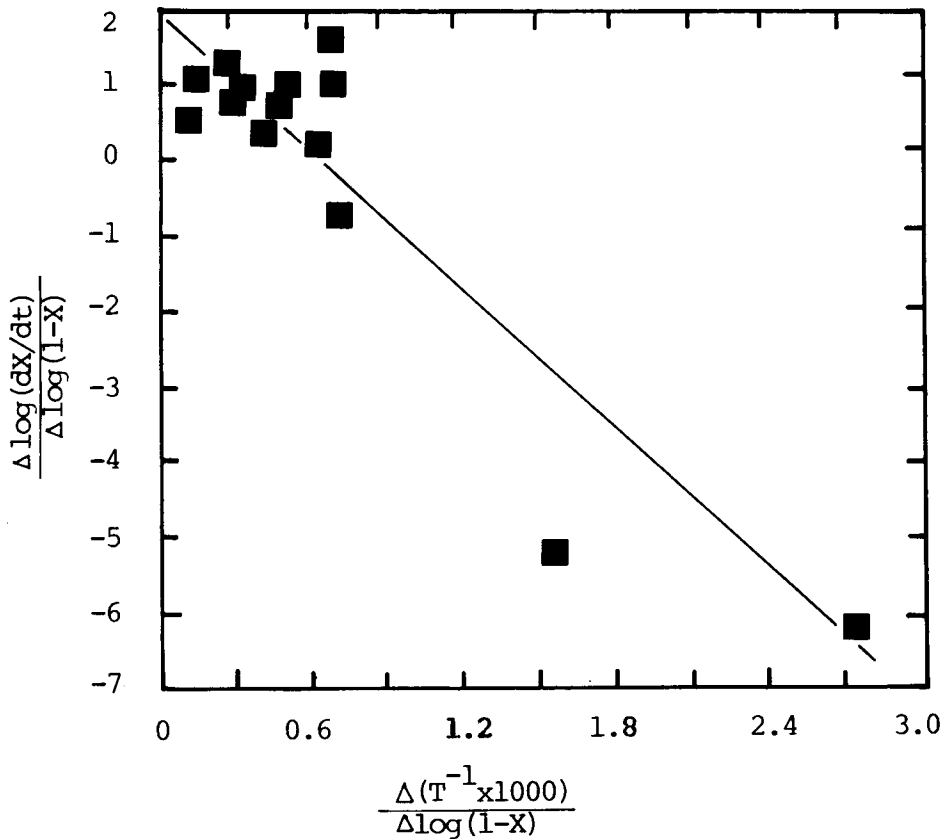


FIG. 2-24 ANALYSIS OF TG CURVE BY ARRHENIUS' PLOT

TABLE 2-5 ANALYSIS OF TG CURVE USING EQ. (2-52)

Temp. °C	Temp. 1000/°K	X %	1-X %	$\log\left(\frac{dx}{dt}\right)$	$\log(1-X)$	$\frac{\Delta \log(dx/dt)}{\Delta \log(1-X)}$	$\frac{\Delta (T^{-1} \times 1000)}{\Delta \log(1-X)}$
180	2.208	0.2	99.8		1.999		
200	2.114	0.7	99.3		1.997		
220	2.028	4.2	95.8	-1.39	1.981	-6.207	2.724
240	1.949	10.4	89.6	-1.21	1.952	-5.217	1.587
260	1.876	19.5	80.5	-0.97	1.906	-0.745	0.723
280	1.808	35.2	64.8	-0.90	1.812	+1.596	0.670
300	1.745	47.8	52.2	-1.05	1.718	+1.707	0.720
320	1.686	56.3	43.3	-1.19	1.636	+1.039	0.714
340	1.631	63.8	36.2	-1.27	1.559	+0.244	0.622
360	1.580	70.0	30.0	-1.29	1.477	+0.707	0.495
380	1.531	76.1	23.9	-1.36	1.378	+1.023	0.511
400	1.486	80.5	19.5	-1.45	1.290	+0.381	0.410
420	1.443	84.7	15.3	-1.49	1.185	+0.973	0.354
440	1.403	88.2	11.8	-1.60	1.072	+1.111	0.361
460	1.364	90.8	9.2	-1.72	0.964	+0.708	0.319
480	1.328	92.9	7.1	-1.80	0.851	+1.261	0.286
500	1.294	94.6	5.4	-1.95	0.732	+0.0	0.333
520	1.261	95.7	4.3	-1.95	0.633	+0.108	0.167
540	1.230	97.2	2.8	-1.97	0.447	+0.553	0.138
560	1.200	98.3	1.7	-2.09	0.230		
580	1.172	99.2	0.8		0.097		
600	1.145	100.0	0.0		-		

つことになり，換算時間は反応の進行の度合を示す共通の尺度として表現できる。

$$\tau = \int_0^t \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) dt \quad (2-55)$$

さらに，温度が T_1 から T_2 へ一定速度 α (°C/hr) で昇温するときは換算時度 τ は次式で表わ

される。

$$\tau = \frac{E_a}{\alpha R} \left\{ p\left(\frac{E_a}{RT_2}\right) - p\left(\frac{E_a}{RT_1}\right) \right\} \quad (2-56)$$

上式(2-56)中、 p は p 関数と呼ばれ、Doyle⁷⁵⁾ によって熱分析の速度論解析上に導入された関数で、次式(2-57)で与えられているが、実際の計算では式(2-58)の近似式などが用いられる。

$$p(y) = \frac{\exp(-y)}{y} + \int_y^\infty \frac{\exp(-y)}{y} dy \quad (2-57)$$

$$\log p(y) = -2.315 - 0.4567y \quad (20 < y < 60) \quad (2-58)$$

また、通常の熱分析では反応が進行していない温度域から測定が開始されるので、 $T_1 = 0$ とみなせば、式(2-56)は式(2-59)に変換できる。

$$\tau = \frac{E_a}{\alpha R} p\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2-59)$$

ところで、 α がかわっても、重量の変化率が等しいければ、換算時度 τ も等しくなるので、 α_1 で T_1 、 α_2 で T_2 のときの変化率が等しいとすれば、式(2-58)、式(2-59)から次式の関係が得られる。

$$\log \alpha_1 + 0.4567 \frac{E_a}{RT_1} = \log \alpha_2 + 0.4567 \frac{E_a}{RT_2} = \dots \quad (2-60)$$

式(2-60)からもわかるように、昇温速度 α の常用対数を縦軸に、絶対温度の逆数を横軸にとると、その直線の勾配から活性化エネルギーが求められる。実際の汚泥についてこの方法を用いTG曲線を整理したものが、表2-6および図2-25である。図2-25によれば、それぞれの反応分解率においてほぼ平行な直線関係が得られており、この直線の勾配から活性化エネルギーを求めると $E_a = 73.1 \text{ Kcal/g-mol}$ となる。すなわち、各反応段階における反応はほぼ一つの単一素反応に近似される。つぎに、頻度因子 A や $g(x)$ を求める必要があるが、前述の微分法による解析法での活性化エネルギーが 14.2 Kcal/g-mol であったことを考慮すれば解析法、実験法によって非常に異った結果が得られることとなる。このような違いを生ずる原因としては次のような諸点があげられる。

① ある温度における実測された重量状態(ここでいう分解率)と熱分解そのものによる反応量とは必ずしも一致しない。汚泥の熱分解反応では、反応中に高分子の解裂を伴い、しかも不

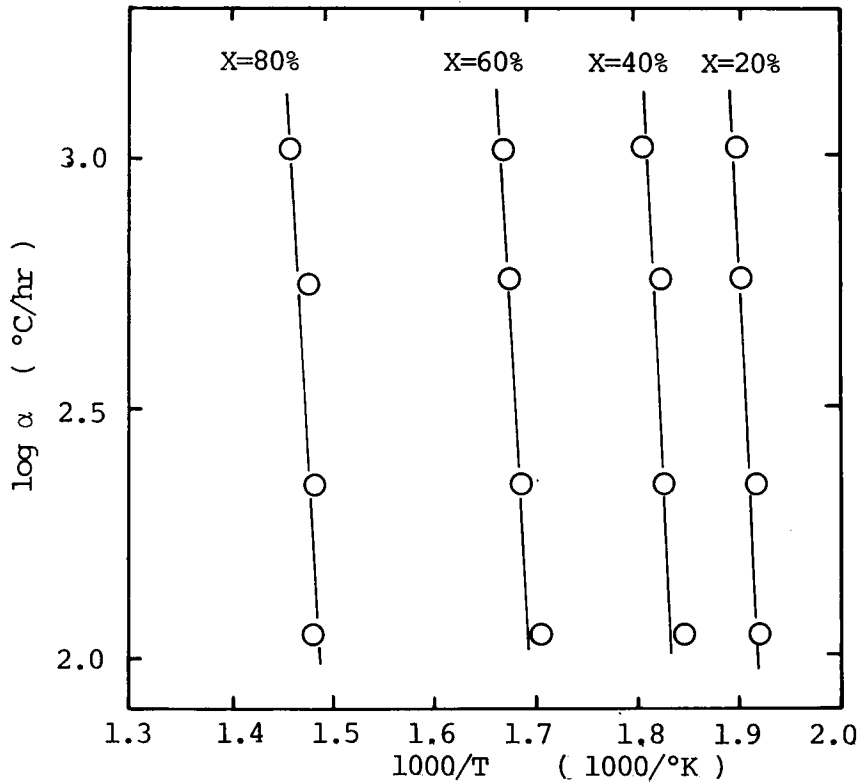


FIG. 2-25 CORRELATION OF HEATING RATE (α) AND TEMPERATURE ($1/T$)

TABLE 2-6 ANALYSIS OF TG CURVES USING EQ. (2-60)

Heating rate log α (°C/hr)	2.05		2.35		2.76		3.02		slope 1000log / T
	θ (°C)	1000/T (1000/°K)	θ (°C)	1000/T (1000/°K)	θ (°C)	1000/T (1000/°K)	θ (°C)	1000/T (1000/°K)	
10	175	2.232	187	2.174	232	1.980	235	1.970	(-3.11)
20	248	1.919	249	1.916	253	1.901	254	1.897	-17.57
30	258	1.883	261	1.873	260	1.876	266	1.855	-19.00
40	269	1.845	275	1.825	276	1.821	281	1.805	-9.63
50	288	1.783	287	1.786	288	1.783	302	1.739	-12.56
60	314	1.704	320	1.686	324	1.674	326	1.669	-20.11
70	351	1.603	355	1.592	356	1.590	363	1.572	-19.86
80	403	1.479	403	1.479	405	1.475	413	1.458	-18.80
90	450	1.383	455	1.374	459	1.366	466	1.353	(-51.00)
Sample weight (mg)	156.1		139.6		135.8		153.2		-16.8*

*Except X=90%

均一反応であるので、この傾向は強いと考えられる。

⑥ 固形分の反応では、反応界面（単位表面積当りの反応物質の重量、すなわち反応物質の表

面密度と考えると差し支えなかろう)が反応の進行に伴って減少するが、これに対する配慮が欠けている。

◎さらに、600℃までの温度域における反応は、必ずしも単一の素反応から成り立っていない。

したがって、以上の問題点を解決し、厳密に汚泥の熱分解反応を速度論的に把握することが望ましいが、本論文では、後述する第4章の汚泥焼却実験の熱移動解析に際して必要となる、より簡単で、実際的な汚泥の熱分解反応式の導出との観点から、前述の式(2-52)に基づく解析法で近似した。

すなわち、汚泥の熱分解反応は、最も測定しやすい物理量である重量変化量を指標として、600℃までの反応を1つの式(2-61)として近似されるものとした。

$$\frac{dX}{dt} = 650 \exp\left(\frac{-7,150}{T}\right) (1-X)^2 \quad (2-61)$$

上式(2-61)を変数分離し、さらにtとTの変数変換して、両辺を積分すると、式(2-61)によるTG曲線の推算ができる。なお、この積分の方法の考え方の基本は式(2-54)～(2-59)に示した通りである。この推算結果と実測結果との比較を図示したものが図2-26である。この図に見られるように、推算式(2-61)は反応温度域全域にわたって、実測結果をよく表現しており、それらの誤差は汚泥の種類の違いや実験時の測定誤差の範囲内にあるといえよう。

2-5-3 汚泥のDTAとDSC

生汚泥脱水ケーキを試料とし、空気雰囲気下、昇温速度10℃/min、反応温度範囲を室温から600℃の条件で行ったDTAの測定結果を図2-27に、DSCのそれを図2-28にそれぞれ示す。DTAの測定結果から、汚泥の熱分解(燃焼)反応では吸熱反応が存在せず、200℃付近からただちに発熱反応が起こり、300℃付近と450℃付近とで、2つの温度上昇を示すピークがあり、この2つのピークは2℃以上も試料温度を上昇させていることがわかる。一方、DSCの結果では反応はDTAの場合と同じく200℃付近から始まり、直ちに発熱反応を示している。しかし、DTAの結果との違いはDSCの場合、発熱のピークは300℃付近で1つ見られるだけである。これは前述したようにDTAとDSCでは反応の検知機構が違うことにもよるが、試料の比熱などの熱物性値の変化などによるためと推察される。これらの実験結果から、試料の熱分解反応を速度論的に扱う方法が、最近注目されはじめている。たとえば、Gordon⁷⁶⁾はMg(OH)₂の脱水による活性化エネルギーの計算にあたり、TGの場合と同様な解析法(いわゆるKissinger法とよばれる方法で本論文の表2-6、図2-25参照)をDTAに適用し、よい結果を

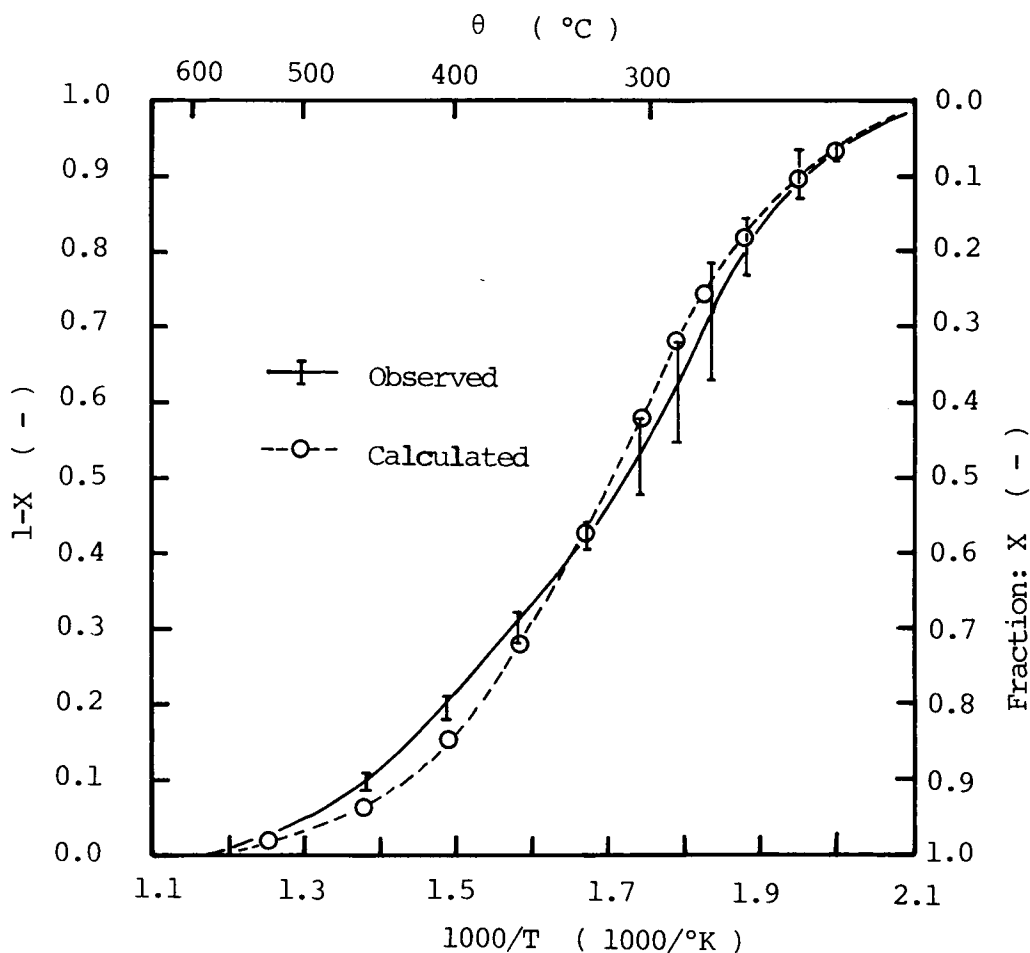


FIG. 2-26 COMPARISON OF CALCULATED AND OBSERVED DATA

得ている。また、Rowlandら⁷⁷⁾は液相反応に対して、さらにStone⁷⁸⁾は固体熱分解速度に対し反応の雰囲気圧力を変化させ、反応開始温度との違いからクラウジウス-クライペロン式を用いて反応熱を求める方法を提案している。しかしながら、DTAはDSCに比べ分解能がわるく、またDSCそのものもその応用範囲等についてはこれからの研究分野であり、しかも、これらの解析方法は複雑な汚泥の熱分解反応すべてにわたって応用されるわけではない。これらの意味から、以下では汚泥の熱分解反応について速度論の取り扱いはず定性的に触れるにとどめる。

TGとDSCとの同時測定の結果から汚泥の熱分解による重量減少量の単位重量当りの発熱量を計算し、図示すると図2-29が得られる。これら3図の結果を総括すれば、汚泥の熱分解反応は300~325°Cと450°C付近とで試料の分解物発熱量が5,000 cal/g以上となるような反

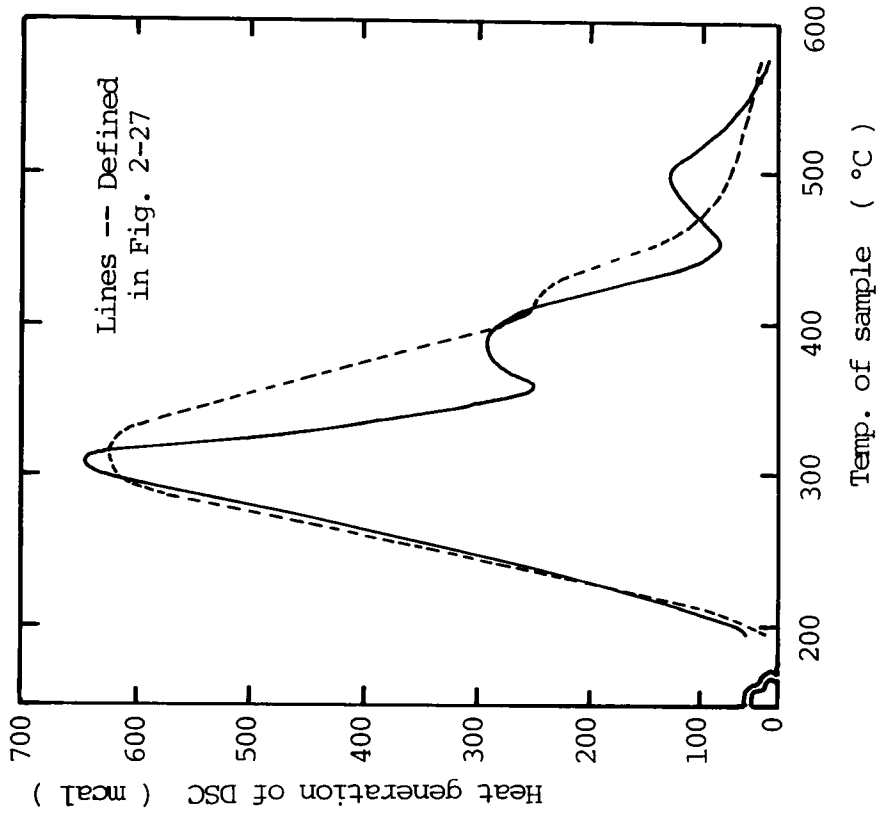


FIG. 2-28 DSC CURVES OF SLUDGE CAKES

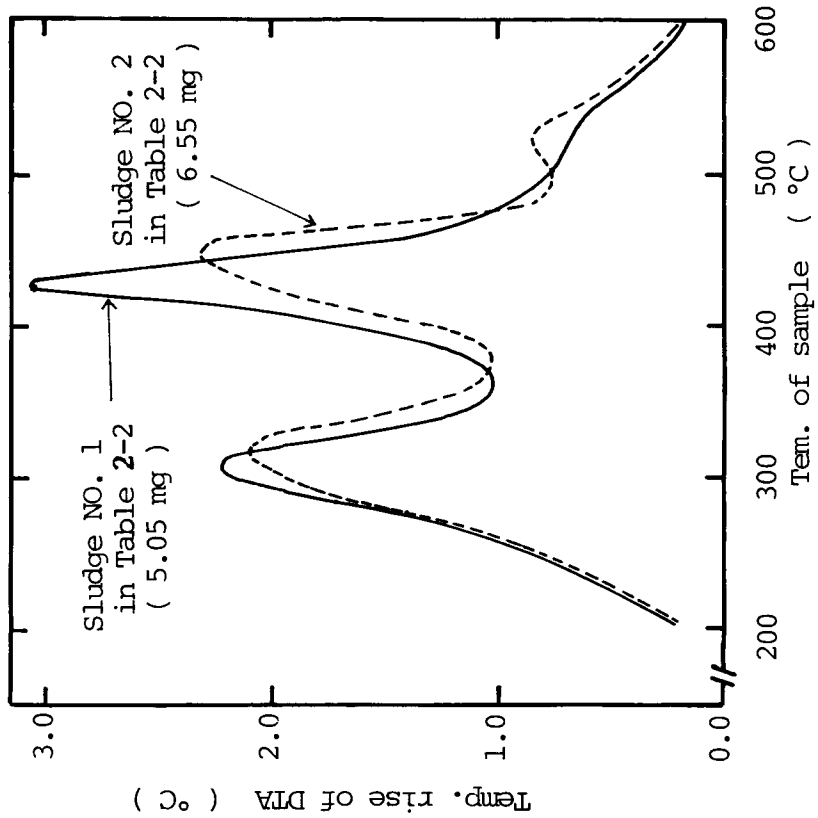


FIG. 2-27 DTA CURVES OF SLUDGE CAKES

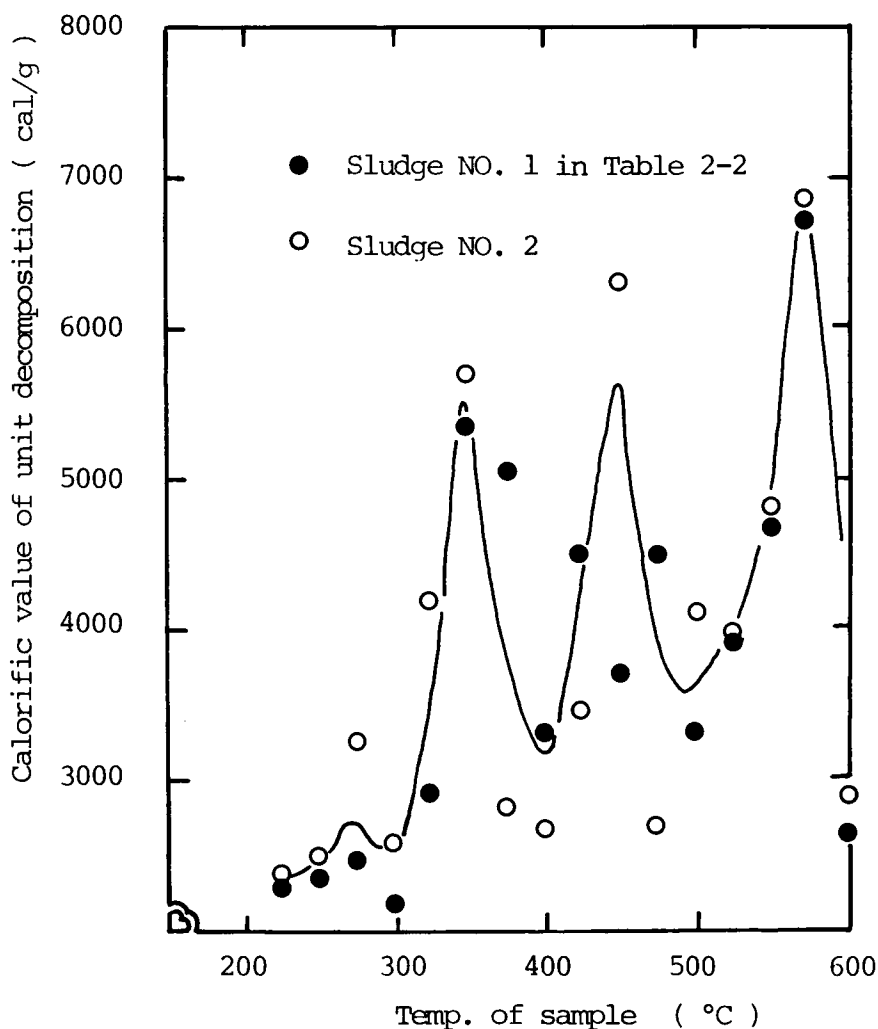


FIG. 2-29 CALORIFIC VALUE OF EXOTHERMIC REACTION OF SLUDGE CAKE (IN AIR)

応が起こり、この反応熱により試料は2°C以上の温度上昇していることがわかる。この発熱量はボンブ法による強熱減量の発熱量測定結果(表2-1参照)と比較しても妥当な値である。また、この結果は、Mitchell⁷⁹⁾が測定したPEAT(peat)を完全燃焼させた場合のDTA曲線におけるピーク位置と、ピーク数および分解物単位重量あたりの発熱量との結果に非常によく類似していることは興味深い。Mitchell⁸⁰⁾は同時にPEATと好気性バクテリアとのDTA曲線を比較し、それらの類似性を見出し、その結果それらの物質は共通点として大量の炭水化物と少量の不飽和芳香族化合物とから構成されていると指摘している。汚泥もそれらとほぼ同様な組成から構成されているため、DTA曲線の類似性があるものと考えられるが、より厳密にいえ

ば、汚泥中に含まれるタンパク質等がDTAに与える影響について検討する必要がある。一方、雰囲気温度が550℃付近になると、発熱量が7,000～8,000 cal/gの大きな反応が見られ、これは固定炭素分の燃焼が卓越してきたためであると考えられる。しかし、この発熱がDTAにあまり影響を与えていないのは、固定炭素量そのものの量が少ないために試料温度の上昇を促すほどではないと考えられる。

上述してきたように汚泥の熱分解反応について、試料の温度上昇(DTA)と発熱量(DSC)との測定結果から概論的に触れてきた。DTAとDSCとの結果をさらに関連性を持たせるためには、試料の熱的な物性値、とくに試料の比熱の変化を把握しておかなければならない。比熱量は一般に温度の2次関数として近似され、その変化は、ある温度からある温度までの積分値から与えることができる。したがって、得られたDTA曲線のある温度範囲で積分し、その間に蒸発や熱分解などに伴って状態変化があれば、その熱的影響を含めた熱量収支式をとり、これとDSCの結果とを比較すればよい。この操作の基本には、これらの測定法の加熱方法、分解能が同一であることが必須条件となるが、汚泥を試料とした熱分解は種々の反応が重なりあっており、ある温度における反応そのものについて検討するよりも、むしろ、総括的に取り扱う方が妥当であるような場合では、この条件を厳密に満足しなくとも差し支えないことになる。そこで、反応物質の分解による発熱量はすべて、未反応物質と熱分解を受けないいわゆる無機物質との合計量の温度上昇をもたらし、この温度上昇の変化を熱容量(比熱)の差でとらえるとすると、図2-30が得られる。この結果、200～350℃の汚泥(熱分解段階の汚泥)の比熱は0.3～0.4 cal/g・℃、600℃付近の強熱残留物が主である汚泥(焼却灰)のそれは0.25 cal/g・℃程度となる。

2-5-4 汚泥の比熱の推定

固形試料の比熱は測定も難しく、その再現性も悪いとされており、汚泥の比熱の測定例もほとんど報告されていない。大宮³⁾によれば乾燥させた消化脱水ケーキの20～105℃における比熱は0.39～0.43 cal/g・℃、その焼却残渣(灰)のそれは0.21～0.23 cal/g・℃であったとし、また、近藤ら⁵⁾は湿潤状態の生汚泥(汚泥濃度平均4.2%)の比熱は1.018 cal/g・℃であったと報告している。大宮の報告例と前述の2-5-3の熱分析による熱容量推算値とは、温度範囲や汚泥種類、測定方法等の差違があるものの、比較的よい一致が見られる。

固体の比熱の推定には通常ノイマン・コップの法則を適用して求められる。ノイマン・コップの法則とは固体のモル比熱は近似的に成分元素の原子熱の和に等しいという法則であり、単純な分子から構成される固体のモル比熱はこの法則に従う場合が多い。固体元素の多くの原子熱は通常の温度範囲ではデュロン・プティエの法則に従い6.2 cal/degで示され、デュロン・プ

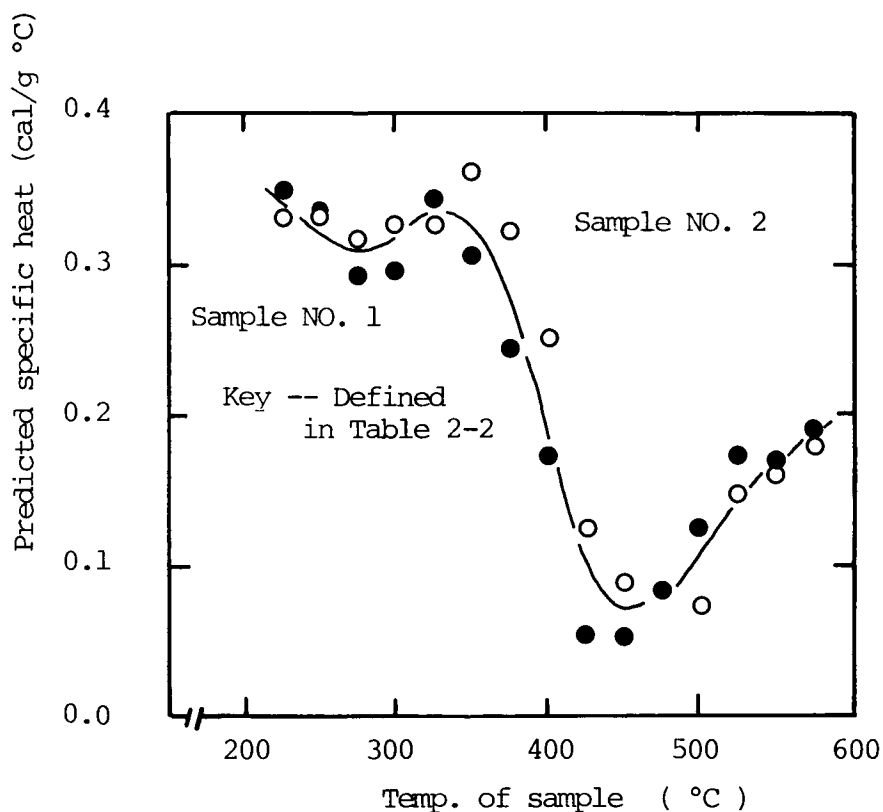


FIG. 2-30 PREDICTED SPECIFIC HEAT OF SLUDGE

ティの法則に従わない元素もしくは常温で気体の元素については表2-7に示す原子熱を用い

TABLE 2-7 ATOMIC HEAT

Chemical Element	O	H	F	Cl	C	Si	S	P
Atomic Heat (cal/deg.)	4.0	2.4	5.0	6.5	1.8	3.8	5.4	5.4

ればよい推定結果が得られるとしている。そこで、これらの法則を用いて、汚泥の比熱の推定を行う。

乾燥汚泥の脱水ケーキの固形分は強熱減量と強熱残留物とに分類され、強熱減量分の重量パーセントおよびその元素分析値は表2-1の平均を用い、また、強熱残留分の組成も下述するような条件および仮定を設けて、それらの比熱を推定してみる。

②汚泥脱水ケーキの強熱減量分の元素組成は $c = 49.3\%$, $H = 7.0\%$, $N = 6.1\%$, $S = 1.5\%$,

O = 36.1%である。

㉔ 汚泥脱水ケーキの強熱減量は 42.5%，強熱残留物は 57.5%である。

㉕ 脱水のために投入された無機凝集剤（消石灰および塩化第 2 鉄）はろ過水へは移行せず、脱水ケーキ中の存在形態は $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ の形で存在し、他の強熱残留分は SiO_2 とする。

㉖ 汚泥脱水ケーキの比熱は、強熱減量と強熱残留物とについて各々計算して求めた比熱にこれらの重量比をかけて加算して求められる。

㉗ 汚泥脱水ケーキの焼却残渣（灰）は強熱残留物のみとし、その組成は㉕と同様、Si, Fe, Ca が主であり、その存在形態は SiO_2 、 Fe_2O_3 、 CaO のみとする。

㉘ これらの酸化物の重量比は次のようである。

$$\text{SiO}_2 : \text{Fe}_2\text{O}_3 : \text{CaO} = 0.47 : 0.09 : 0.44$$

㉙ SiO_2 、 Fe_2O_3 、 CaO の分子熱は 298.15°K において、それぞれ 44.60, 103.7, 42.8 $\text{J} \cdot \text{mole}^{-1} \cdot \text{deg}^{-1}$ である。

以上の仮定等から、汚泥脱水ケーキおよびその焼却残渣の常温付近における比熱を計算した結果が表 2-8 である。なお、同表にはこれらの物質について前述の熱分析結果から求めた値とさらに、これらの物質とよく類似した比熱をもつと考えられる物質の文献値とをあわせて記

TABLE 2-8 SPECIFIC HEAT OF SLUDGE AND SO ON

Material	Specific Heat (cal/g·°c)	Remarks
Sludge Cake	0.29 0.30-0.35 0.39-0.43	Predicted in 2-5-4 at room temp. Predicted in 2-5-3 at 200-300°c Ref. 3) at room temp.
Ash of Sludge Cake	0.178 0.25 0.21-0.23	Predicted in 2-5-4 at room temp. Predicted in 2-5-3 at 600°c Ref. 3) at room temp.
Woods (Pine)	0.30	Ref. 81) at 0-100°c
Sand	0.191	Ref. 81) at 20-98°c
Brick	0.22-0.25 0.24-0.27	Ref. 81) at 0-400°c Ref. 81) at 0-400°c

載した。さらに、汚泥脱水ケーキの焼却残渣の構成分子については高温領域（100℃以上）においては絶対温度と次のような関係があり、これらを利用して焼却残渣の比熱の温度依存性を推算した結果を図2-31に示す。

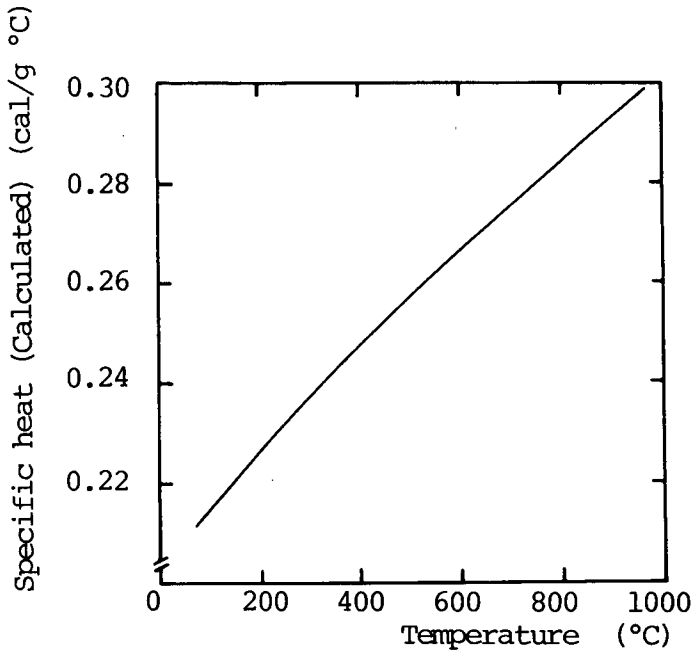


FIG. 2-31 CALCULATED SPECIFIC HEAT OF ASH OF SLUDGE CAKE

$$\left. \begin{aligned}
 \text{SiO}_2 \text{ の分子熱} &= 46.94 + 34.31 \times T \times 10^{-3} \\
 \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ の分子熱} &= 98.28 + 77.82 \times T \times 10^{-3} - 14.82 \times T^2 \times 10^{-5} \\
 \text{CaO の分子熱} &= 49.63 + 4.52 \times T \times 10^{-3} - 6.95 \times T^2 \times 10^{-5}
 \end{aligned} \right\} (2-62)$$

ただし、上式の分子熱は $\text{J} \cdot \text{mole}^{-1} \cdot \text{deg}^{-1}$ 、 T は絶対温度

2-6 まとめ

本章においては、汚泥焼却処理に際して必要となる汚泥の熱的物性に関する種々の実験や測定を行った。その中でも、汚泥の熱伝導率や比熱の推算については従来からほとんど取り上げられておらず、そこで本章ではとくに、水分を含んだ状態での汚泥（脱水ケーキ）の有効熱伝導率等について主点をおいて検討している。すなわち、吸着性材料であり、しかも、間隙率の大きな汚泥の有効熱伝導率は、結合水、自由水および汚泥固形分粒子による熱伝導率の容積比の

単純和として推算できるとし、実測結果と良い一致が見られたことは興味深い。また、乾燥させた汚泥の有効熱伝導率の推算にあたっては非常に間隙が多く、固形分粒子が不定形に近いにもかかわらず、汚泥層内の熱移動は固形分粒子による伝導が卓越している。一方、高温下における汚泥焼却灰の有効熱伝導率は、試料層内での輻射や対流の影響が無視でき、固形分間の熱伝導が卓越するものの、高温となると間隙の空気の影響が大きくなる。

汚泥の熱分解反応は複雑で、その解析は必ずしも満足のいくものでないが、実用性を考慮し、最も測定しやすい物理量である重量変化量を指標に用いれば、600℃までの反応を総括的に取り扱うことができ、それは2次反応に近似されるとした。またDTAとDSCの熱分析結果から汚泥の比熱を推定しているが、この推定によれば、既述の文献値とほぼ一致し、しかもその温度依存性を含めた検討結果が得られた。

その他にも、汚泥の元素分析、発熱量、強熱減量について触れたが、これらの物性値と、上述の物性値とは後の汚泥焼却実験等の熱移動解析にあたり、重要な因子として用いている。しかしながら、これらの物性値間の相互の関係についてはほとんど見るべき成果が得られておらず、さらに汚泥の性状の予測をどのような因子を用いれば可能となるか等の問題を含め、今後の研究課題として残された。

第2章 参考文献

- 1) 平岡正勝, 津村和志, 北村輝明; GMDHによるSVIの定量的定式化, 土木学会第32回年次学術講演会講演概要集Ⅱ, 687(1977)
- 2) JIS M-8811およびJIS M-8812(1963)
- 3) 大宮一夫; 下水道協会誌, 5, 44, 22(1968)
- 4) 日本下水道協会; 下水道試験方法, 391-392(1974)
- 5) 近藤 潔, 伊藤尚夫, 石井隆一郎, 本多淳裕; 下水道協会誌, 2, 15, 1-9(1965)
- 6) 平岡研究室; 下水汚泥の処理処分対策研究報告書, (大阪府委託), 375(1976)
- 7) Gomolka, B. & E. S. Kempa; Heat value of wastewater sludge and solid waste, 1st. Intern. Conference on Conversion of Refuse to Energy, Switzerland, 389-397(1975)
- 8) JIS A 1412およびJIS A 1413(1968)
- 9) Okazaki, M.; Transport properties in drying process and drying characteristics, 京都大学工学部学位論文, 83(1975)
- 10) Stålhane, B; S. Pyk., Tekn. Tidsker, 28, 389(1931)

- 11) E. F. M. van der Held & F. G. van Drunen; *Physica*, **15**, 865-81 (1949)
- 12) Haupin, W. E.; *J. Am. Ceram. Soc. Bull.*, **39**, 3, 139-141 (1960)
- 13) Owen, V. J. & F. H. Clews; *Trans. Brit. Ceram. Soc.*, **65**, 10, 559-584 (1966)
- 14) 大森蕃三, 入矢映宏, 平松健吾, 森岡孝一; *耐火物*, **24**, 4, 148-152 (1972)
- 15) 林 国郎, 福井雅男, 上井 勲; *窯業協会誌*, **8**, 12, 28-36 (1973)
- 16) Krischer, O & H. Esdorn; *VDI-Forsch.*, **22**, 1 (1956)
- 17) 桐栄良三, 岡崎守男, 伊藤郁男; *化学工学協会第36回年会要旨集Ⅱ*, 224 (1971)
- 18) 桐栄良三, 岡崎守男, 伊藤郁男, 岡本幸道; *第7回熱測定討論会講演要旨集*, 64 (1971)
- 19) Yagi, S. & D. Kunii; *A. I. Ch. E. J.*, **3**, 3, 373 (1957)
- 20) 木村 允; *化学工学*, **23**, 8, 502-505 (1959)
- 21) Nissan, A. H.; *Chem. Eng. Prog. Sympo. Series*, **59**, 114 (1963)
- 22) 大谷茂盛, 山川紀夫, 遠藤 敦; *第7回熱測定討論会講演要旨集*, 62 (1971)
- 23) 例えば, Mackenzie, R. C. ed.; *Differential Thermal Analysis*, vol. 1, Academic Press, London (1967)
- 24) Kujirai, T. & T. Akita; *Sci. Papers Inst. Phys. Chem. Res.*, Tokyo, **2**, 223 (1925)
- 25) Martin, S.; *10th Sympo. (Intern.) on Combustion*, The Combustion Institute, Pittsburgh, Pa., 877 (1965)
- 26) Tang, W. K.; *U. S. Forest Service Research Paper*, FPL71, (1967)
- 27) Shivadev, U. K. & H. W. Emmons; *Combustion and Flame*, **22**, 223 (1974)
- 28) 小野哲夫; *第13回燃焼シンポジウム講演集*, 209-212 (1975)
- 29) Lipska, A. E. & W. J. Parker; *J. Appl. Polymer Sci.*, **10**, 1439 (1966)
- 30) Perron, R. & A. Mathieu; *Chim. Analyt.*, **46**, 293-305 (1964)
- 31) Bohn, R. L.; *Proceedings of the First Toronto Symposium on Thermal Analysis* (H. G. McAdie, ed.), Chemical Institute of Canada, 63-80 (1965)
- 32) Vold, M. J.; *Analyt. Chem.*, **21**, 683-688 (1949)
- 33) Gomes, W.; *Nature, London*, **192**, 865-866 (1961)
- 34) Wright, R. H. & A. M. Hayward; *Can. J. Technol.*, **29**, 503-510 (1951)
- 35) 舟阪 渡編; *燃料分析試験法*, 89, 南江堂 (1958)
- 36) 平山直道; *燃焼工学概論 I. Ⅱ*, 日本環境衛生センター講演会テキスト, 25 (1970)
- 37) J. C. Macrae; *An Introduction to the Study of Fuel*, 64, Elsevier Publishing Com. (1966)
- 38) The Joint Army-Navy-Aire Force-ARPA-NASA Thermochemical Working Group; JANAF

THERMOCHEMICAL TABLES, 121, Dow Chemical Company, Michigan (1965)

- 39) 高月 紘; 都市ごみの焼却処理に関する基礎的研究, 京都大学工学部学位論文, 57 (1977)
- 40) Kempa, E.; Klärschlamm und feste Brennstoffe, Vom Wasser, **31**, 287–300 (1964)
- 41) 佐野 進; 下水道協会誌, **2**, 11, 34 (1965)
- 42) 本多淳裕, 近藤 潔, 伊藤尚夫, 石井隆一郎; 下水道協会誌, **2**, 14, 28 (1965)
- 43) Fair, G. M. & J. C. Geyer; Water Supply and Waste-Water Disposal, John Wiley Sons Inc., New York (1954)
- 44) Hoover, S. R., L. Jasewicz & N. Porges; Sew. and Ind. Wastes J., **24**, 9, 1144 (1952)
- 45) JIS M 8814 (1963)
- 46) Owen, M. B.; Sludge Incineration, Jour. San. Engr. Div., Proc. Amer. Soc. Civil Engr., Proc. Paper No. 1172 (1957)
- 47) Dodson, R. E. & R. Stone; Jour. San. Engr. Div., Proc. ASCE., **88**, SA4, 71 (1962)
- 48) 土木学会; 下水汚泥の処理・処分および利用に関する研究, 昭和 47 年度報告書, 106 (1973)
- 49) 林 国郎, 福井雅男, 上井 勲; 窯業協会誌, **8**, 12, 28–36 (1973)
- 50) 中央熱管理協議会編: 熱管理便覧, 35, 丸善 (1963)
- 51) Kunii, D. & J. M. Smith; A. I. Ch. E. Journal, **6**, 1, 71–78 (1960)
- 52) de Vries, D. A.; Mededelingen van de Landbouwhogeschool te Wageningen (1952)
- 53) 林 国郎, 西川友三, 上井 勲; 窯業協会誌, **82**, 10, 26–31 (1974)
- 54) 50)と同じ, (pp 122)
- 55) Eucken, A.; VDI-Forschungsheft. **B3**, 353 (1932)
- 56) Pöpel, F., W. Vater & B. Jäger; Die Verfahren zur Aufbereitung von städtischem Klärschlamm. Oldenbourg Verlag, München, 17–39 (1958)
- 57) Möller, U.; Theoretische Grundlagen der Entwässerung von Klärschlamm. Haus der Technik, Vortragsveröffentlichungen, H. 46, 9–46 (1965)
- 58) Braun, R.; Das Klärschlamm-Problem. Int. Research Group on Refuse Disposal, 3rd Int. Congress, Trient, 238–257 (1965)
- 59) Batel, W.; Vorgänge bei der mechanischen Entwässerung, Chem. Ing.-Tech., 497–502 (1954)
- 60) 桐栄良三; 乾燥, (詳論化学工学Ⅱ, 吉田文武, 森 芳郎編集), 583–586, 朝倉書店 (1969)

- 61) 赤井浩一；土質力学, 3, 朝倉書店(1967)
- 62) Hirst, G., K. G. Mulhall & M. L. Hemming; *Water Pollution Control*, **71**, 457 (1972)
- 63) Lande, C. H.; *Proc. Inst. Mech. Eng.*, **148**, 81 (1942)
- 64) 国井大蔵；化学工学, **25**, 891 (1961)
- 65) 小屋敏行, 国井大蔵；化学工学, **35**, 887 (1971)
- 66) 片山 浩；粉粒体の熱伝導率測定, 京都工芸繊維大学(工業化学専攻)卒業論文(1974)
- 67) Francl, J., & W. D. Kingery; *J. Am. Ceram. Soc.*, **37**, 99 (1954)
- 68) たとえば, 佐藤一雄；物性定数推算法, 111, 丸善(1972)
- 69) Krupiczka, R.; *Int. Chem. Eng.*, **7**, 122 (1967)
- 70) Schumann, T. E. W. & V. Voss; *Fuel*, **13**, 249 (1934)
- 71) Zehner, P. & E. U. Schlünder; *Chem. Ing. Tech.*, **42**, 933 (1970)
- 72) 札本泰克；下水汚泥の燃灼減量に関する一考察, 京都大学工学部衛生工学科卒業論文(1978)
- 73) 神戸博太郎編；熱分析, 93, 講談社サイエンティフィック(1977)
- 74) Freeman, E. S. & B. Carroll; *J. Phys. Chem.*, **62**, 394 (1958)
- 75) Doyle, C. D.; *Techniques and Methods of Polyme Evaluation*, (ed. P. E. Slade, Jr. & L. T. Jenkins), 113, Marcel Dekker (1966)
- 76) Gordon, R. S. & W. P. Kingery; *J. Am. Ceram. Soc.*, **50**, 8 (1967)
- 77) Rowland, R. A. & R. L. Stone; *Clay & Clay Minerals*, 103, National Academy of Sciences, (1954)
- 78) Stone, R. L.; *ibid.* (1953)
- 79) Mitchell, B. D. & A. H. Knight; *J. exp. Bot.*, **16**, 1-15 (1965)
- 80) Mitchell, B. D.; *Scient. Proc. R. Dubl. Soc.*, **A1**, 105-114 (1960)
- 81) 亀井三郎編；基礎化学工学, 497, いずみ書房(1966)

第3章 高温下における汚泥の乾燥，着火，燃焼に関する基礎的研究

3-1 概 説

熱移動または物質移動を伴わない自然現象はほとんどなく，したがって工学研究においても種々の方面から，それらの移動速度に関する研究がなされてきた。ところが，これらの研究は熱移動または物質移動が単独に起る場合の現象を扱ったものが多く，また，これら2つの移動現象が同時に起こるような場合についても，いずれかの移動速度がもう一方のそれより卓越しているため，単独の移動現象として解析される場合が多かった。

近年，乾燥工学，燃焼工学などの分野においては，乾燥，燃焼現象を熱と物質の同時移動現象としてとらえるようになり，それらの移動機構を解析しようとする研究がなされるようになった。しかしながら，乾燥工学分野では，100℃前後の温度領域での乾燥について，一方，燃焼工学分野では，温度領域は数100～1000℃程度であっても，試料の含水率が高々10数%程度での燃焼についての研究が主である。したがって，本研究で用いた汚泥のように，水分を多量に含む有機物の燃焼を取り扱う研究は，少なくともこれらの境界領域として位置づけられ，汚泥層内で起こる乾燥，着火，熱分解，燃焼現象を，相変化を考慮した熱と物質の同時移動現象として統一的に検討することは興味深いことと考えられる。

本章では，汚泥中の含有水分や雰囲気温度の変動によって，乾燥速度，燃焼速度に与える影響を知るための基礎的実験を行い，主に，それらの速度変化について定量的な検討を加える。

3-2 基礎的考察

3-1で述べたように汚泥などの含水有機物の燃焼過程では，乾燥，着火，熱分解，燃焼などの諸反応が進行しており，これらは物質移動と同時に，相変化や温度差などに起因する熱移動を伴う。すなわち，汚泥層内においては，温度場と濃度場が共存する現象を呈することとなり，このような不均一反応の解析は非常に難しいと言わなければならない。

固体乾燥機構の解析にあたっては，従来，液状水分の濃度分布の勾配によって，水移動が起こるとするFickの法則に基づいた理論から，乾燥速度などが求められた。^{1)~5)} また，Krischerは多孔性物体の乾燥では，毛管力が水分移動の起動力となるとし，D. W. Newittら⁶⁾，大谷ら⁷⁾も同様

な立場から実験、解析を行っている。これらの研究をさらに進め、熱と物質の同時移動現象として固体乾燥を取扱ったのが、Nissan^{8)~10)}であり、その後桐栄^{11)~13)}は、種々の材料を用いて、詳細な実験を行い、正確な物性値に立脚した現象解析を行った。Luikov^{14)~16)}は、毛管・多孔性物質の乾燥過程において、乾燥速度が速い場合には、材料内部に発生する水蒸気によって圧力勾配を生じ、質量流れともいべき第2の移動機構を考慮して、熱、物質移動と圧力勾配との関係を3つの基礎式で表わして解析した。しかしながら、彼の行った解析では、種々の移動係数、物性値を一定として扱い、また、物理的意味のはっきり定義できない係数を用いたりしているため、乾燥機構を明確にしたとは言えない。Berger¹⁷⁾や Parti¹⁸⁾も物性値一定として、しかも材料内部の水蒸気分圧は飽和度により一義的に決定されるとして解析している。

上述の諸研究は、いずれも乾燥速度が $0.2 \sim 1.0 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ ($5.6 \sim 28 \times 10^{-5} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{sec}$)程度の低熱領域の乾燥について扱ったものであり、燃焼面下での乾燥のように、乾燥速度が $5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 以上にもなる場合には、必ずしも従来の研究結果だけから解析できるものとは考えられない。Williams¹⁹⁾は燃焼工学の立場から、輻射強度 $2.0 \sim 3.1 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ で湿潤木材を燃焼させる実験を行い、約 100°C でプラトー (plateau) のある温度分布があり、また、このプラトーが見られる期間は、受熱面からの深さが深くなればなる程、長くなることを見出した。彼は、その原因としてその期間では熱移動速度が遅くなり、したがって熱勾配が小さくなるためであると考へて、Neumann問題を 100°C 付近の蒸発面に適用して、蒸発速度を求めている。すなわち、彼は、蒸発面の移動速度は、受熱面からのいかなる深さにおいても、その深さにおける熱伝導による正味の熱移動量だけに関連すると仮定し、水蒸気移動による熱移動の影響を無視して解析し、その解析結果は、desorptionの影響を無視すれば、含水率220%の木材における実験結果にも適用できるとしている。

乾燥工学の立場から、大きな熱流束を与え、乾燥速度を速めた研究としては、矢木²⁰⁾や杉山²¹⁾などの研究があげられるが、これらはいずれも試料層内の水分移動(の挙動)には触れていない。関^{22), 23)}は、球形ガラス粒子を試料に用いて、高熱流束を受ける乾燥を取り上げた。その実験の結果、恒率乾燥期間が存在せず、しかも、試料層内の温度分布が非常に大きいことに着目し、この現象を水蒸気移動を考慮した物質収支と熱収支とでモデル化して、連立の偏微分方程式をたて、解析解を導くことから満足のいく結果を得ている。

以上に述べてきたことから、高熱流束下での粉体もしくは粒状の試料の乾燥機構は、熱と物質(液状水および水蒸気)との同時移動現象として把握する必要がある。しかも、試料が汚泥のように吸着性材料で、水分を多量に含む場合の乾燥では、その機構解析はさらに複雑になるといわねばならない。ただし、このような、高熱流束下の固形試料の乾燥は従来、噴霧乾燥や

気流乾燥の装置の設計や特性²⁴⁾を把握するため主に化学工学の分野で研究されてきた。²⁵⁾しかし、本論文では乾燥される試料が静置している場合を取り扱うわけであるため、この分野の研究成果をそのまま適用することには無理があろう。

一方、汚泥の着火について述べれば、その機構に注目した研究は従来ほとんどみあたらない。ただ、長谷川²⁶⁾が乾燥させた汚泥を直径 1.3, 2.0, 2.7 cm の球状に成型し、円筒型電気炉内で、着火必要時間と炉の雰囲気温度との関係を実験式で表現しているにすぎず、汚泥の着火についての研究は系統だっで行われておらず、とくに含有水分が着火に与える影響については全く触れられていない。

着火現象によって、試料温度が急激に上昇し、それが単一の化学反応によって生じる場合では反応速度を非線型に増大させるとした Van't Hoff の発見以来、着火に関する研究は燃焼工学や火災、消防関連分野などで科学的に取り上げられてきた。その結果、固形物質の着火現象は次の 3 つに分類して把握される場合が多い。

すなわち、発火 (Spontaneous Ignition)、引火 (Piloted Ignition) および自然発火 (Self Ignition) であるが、ここで、汚泥の焼却処理を考慮する場合は、発火および引火が重要となる。しかしながら、発火点 (Spontaneous Ignition Temperature) は汚泥のような不均一系反応である場合、着火特性、反応特性、燃焼特性の 3 者の相互関係を明確に把握できず、²⁷⁾しかも、この温度は試料への受熱された輻射エネルギー量、²⁸⁾試料の形状、とくに試料表面積²⁹⁾によって異なるといわれている。また、引火点は上述の発火点と同様の事実の他に加熱時間や空気との混合状態、さらには口火の位置によっても変化を受ける。したがって、厳密な意味では発火点や引火点は物理定数とはなりえず、たとえば、木材の引火点は 250~260°C、木炭・褐炭のそれは約 300°C³⁰⁾という報告がある一方、木片の引火時の表面温度 (いわゆる引火点) は約 340°C³⁰⁾という報告もされている。

さらに、試料が水分を含む場合、着火およびそれに続く燃焼に与える因子は、第 2 章で述べた熱伝導率等の熱的物性値の変化の他に、酸化反応に必要な空気 (酸素) の試料内への拡散・対流の抑制、酸素分圧の減少、さらには、受熱量や放熱量および蒸発などによる内部蓄熱量の変化などが考えられる。このような影響因子を定量的に把握し、解析した例は全く見られない。Simms³²⁾は水分を有する木片の発火実験を行い、その発火温度を通常の熱伝導方程式 (ただし境界条件として、Newton cooling を設定³¹⁾している。) からもとめている。すなわち、上述の熱的物性値の変化のみに着目し、Fons³³⁾が提案した蒸発潜熱を比熱に含めて取り扱う方法と、Maclean³⁴⁾の提案した含水率、密度と熱伝導率との関係式とを利用して解析した結果、実験値と解析値は比較的よい一致が得られている。しかも、水分を有する場合と乾燥状態の場合と

の木片の発火時の表面温度は約 340℃ とほぼ同じであったと報告している。また、高月³⁵⁾は廃棄物の焼却処理といった観点から、含水率 140% までのろ紙を試料の見かけの密度を変化させて着火現象を把握する実験を行い、その結果試料の見かけの密度(乾基準)によって、同じ含水率、同じ雰囲気温度でも、着火時間が大きく変化することを指摘している。このような事実から、水分を多量に含む試料の着火現象は、輻射量または受熱量、試料の含水率を変化させるのみならず、試料の見かけ密度をも変化させた着火実験を行い、これらの実験から得られる結果を、物性値の変化を考慮して熱伝導方程式により熱収支をとれば、興味ある知見が得られるものと考えられる。

汚泥の燃焼は気-固相からなる 2 相系の不均一反応である。このような熱分解物質と炭素との同時燃焼を紙球を用いて考察した Kuwata³⁶⁾ は熱分解と固定炭素との燃焼は元来独立して起こるものであるが、全重量の 80~90% の重量減少では両者の燃焼は同時に起こると結論している。この考えを基礎として、長谷川²⁶⁾ や寺井³⁷⁾ は絶乾状態の汚泥(脱水ケーキ)の燃焼機構を未反応芯モデルを用いて速度論的解析を行った。これらの研究は、汚泥球(2~4cm ϕ)全体の重量変化から実験的に求められたものであるが、試料の水分を含む場合については、この方法はそのまま適用することはできない。高月³⁵⁾ は含水試料(ろ紙、下水汚泥、おがくず等)の燃焼速度を支配する因子として、試料の含水率、みかけの密度、燃焼物の温度を変化させた実験から、強熱減量(可燃分)の減量を示す実験式を提示している。しかしながら、これらの研究成果からだけでは、燃焼段階における試料層内の熱移動機構の解明は行えず、したがって、汚泥層内の温度分布、重量変化、蒸発面の位置は知り得ない。

最近では、固形試料の燃焼を、燃焼に伴う熱移動現象として取り扱われる場合が多く、Williams³⁸⁾、秋田³⁹⁾、Simms³²⁾、Blackshear⁴⁰⁾ など多くの研究者達が木材等のセルロース物質を用いて、燃焼段階の熱移動解析を行っている。このような立場から、汚泥燃焼を考察すればそれを物理的、化学的現象として把握するための基礎的な実験研究が必要となる。

3-3 高熱流束下における乾燥に関する実験的研究

3-3-1 実験方法および装置の概要

本節で用いた物質は砂、ろ紙、汚泥脱水ケーキであり、これらをおある程度乾燥させたのち、所定の含水率になるよう水分を加えて調整したものを実験試料とした。これら実験試料の性状の概略を表 3-1 に示す。これらの試料に、試料層の数 cm 上部に設置した電熱板を用いて瞬時に加熱することにより高熱流束を与え、試料の乾燥実験を行った。加熱用電熱板は 60~80 V (600~800 W) に電圧をかけ、試料層受熱表面の雰囲気温度は約 400~600℃ 程度とした。

TABLE 3-1 CHARACTERISTICS OF DRIED-UP SAMPLES

Item \ Sample	Sand	Filter Paper	Sludge Cake
True Specific Gravity (g/cm^3)	2.22	1.10	1.52
Apparent Specific Gravity (g/cm^3)	1.42	0.38	0.23-0.47
Particle Size (cm)	0.04-0.05	— ($10 \times 10 \text{cm}^2$)	0.025-0.20
Porosity (-)	36.0	65.5	69.1-78.9
Water Content (D.B.%)	5-30	100,200	25.0-125

この実験の装置の概略を図3-1に示す。この装置を用いて、試料層内の温度分布は試料層内に差し込んだ熱電対（アルメルクロメル熱電対）で連続的に測定し、一方、所定の加熱経過

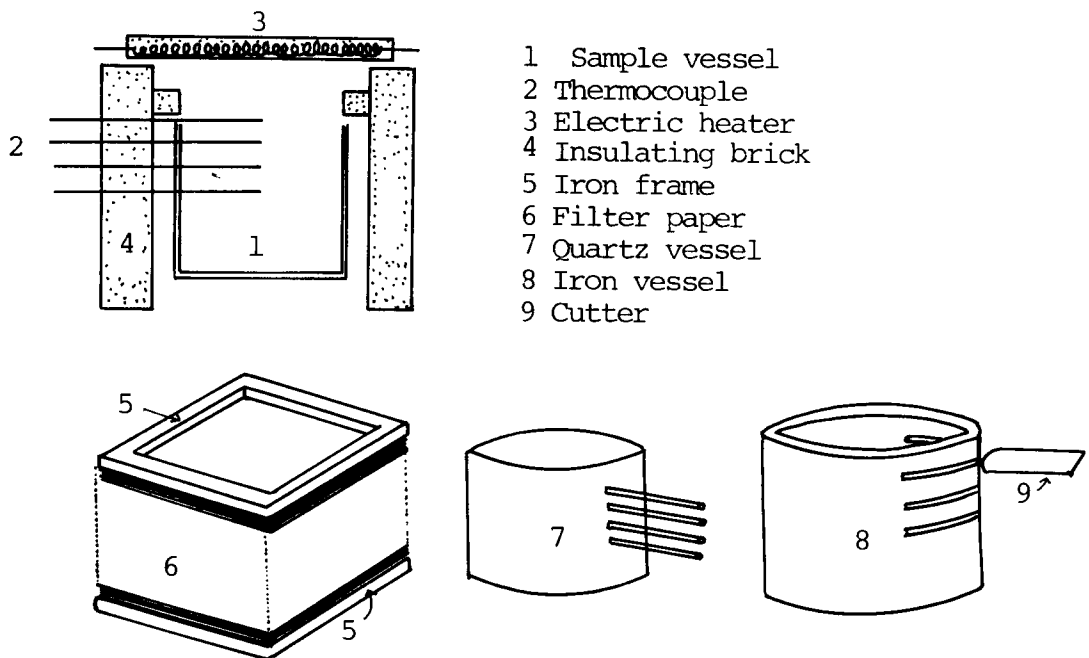
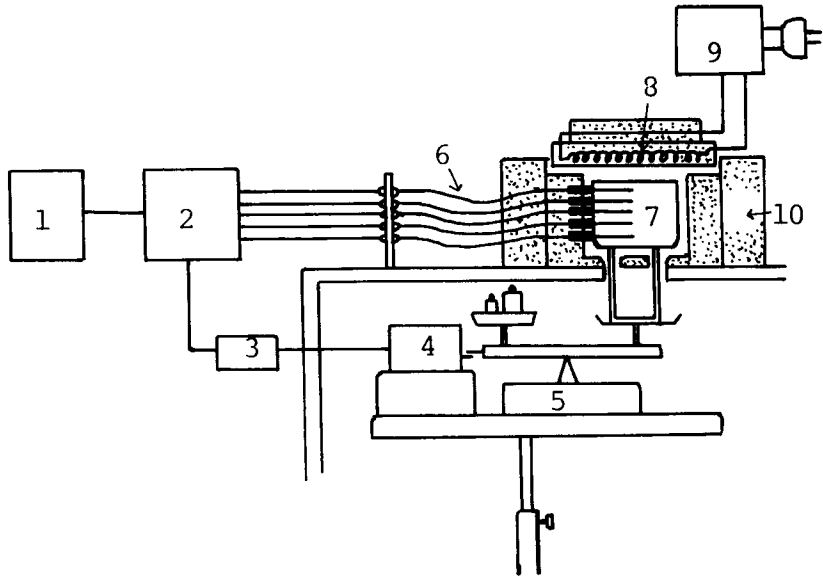


FIG. 3-1 INSTALLATION OF DRIED-UP EXPERIMENTATION

(実験開始後)時間ののち、試料層を直ちに分割した試料を重量既知のポリ袋等の容器に入れて秤量し、それらの重量差から断続的に水分分布を求めている、したがって、試料層内の温度分布と水分分布は同時に把握されているわけではなく、とくに後者については、同一の実験条件下での実験を数度行う必要がある点留意が必要となる。また、試料層内の水分分布の実験的把握を無視するかわりに、試料層全体の水分蒸発に伴う重量減少量を連続的に把握するため、図3-2に示す装置を用いた。本実験は主に加熱用電熱板の加電圧を調整して試料層への熱流束



1. Recorder 2. Amplifier 3. Bridge head
 4. Strain gauge 5. Balance 6. Thermo-
 couple 7. Quartz vessel 8. Electric
 heater 9. Potential transformer
 10. Insulating brick

FIG. 3-2 INSTALLATION OF EXPERIMENTATION

に変化を与えること、および試料層の初期含水率を変化させることに着目した。これら2つの条件は、乾燥速度に大きな影響を与える因子であるが、その他にも、影響因子としては、試料層の見かけの密度(乾燥状態)や試料層の雰囲気の大気圧等があげられる。ここでは、前者の影響因子については、実験条件として変動させることが難しく、また、実際の汚泥排出時でもこの因子は大きく変動しないことから、ほとんど考慮せず、さらに後者については、1部の実験で加熱用電熱板と試料層との空間に通風した場合(強制通風)などについて行い、比較検討

を加えた。

なお、温度測定用の熱電対は、被測定物質の湿球温度を測定することになるが、実際の温度と測定温度とにごくわずかな時間の遅れが生じることになる。ところが線径 0.6 mm のアルメル・クロメル裸熱電対の時定数は 0.18 秒であること⁴¹⁾から判断すればこれは無視しても良からう。また、汚泥層内に水蒸気等のガス流れがある場合、裸熱電対の測定温度は正確なガス温度と誤差が生じるが、⁴⁴⁾ 今回の実験では、ガスの流速、および、測定温度範囲が低いこともあり、この誤差は無視して差し支えない。

3-3-2 高熱流束下の乾燥実験

乾燥機構に与える乾燥材料の影響を知る意味から、汚泥脱水ケーキ以外に粒状の非吸着性材料として砂を、また、燃焼を伴う吸着性材料としてろ紙を用いて、高熱流束下における乾燥実験を行った。

ろ紙 (10 cm² のろ紙 5 枚程度重ねを 1 組として、これを 20~30 組重ねたもので含水率 200%) を試料とし、自然通風条件で行った実験のうち、温度分布図と水分分布図 (試料層内の局所含水率の変化を初期含水率を用いて下式 (3-1) で表現した分布図をさし、これを以下、単に水分分布図という) の例をそれぞれ図 3-3、図 3-4 に示す。

$$\text{局所含水率の変化率} = \frac{\text{実験後の局所含水率} - \text{初期の局所含水率}}{\text{初期の局所含水率}} \times 100 (\%) \quad (3-1)$$

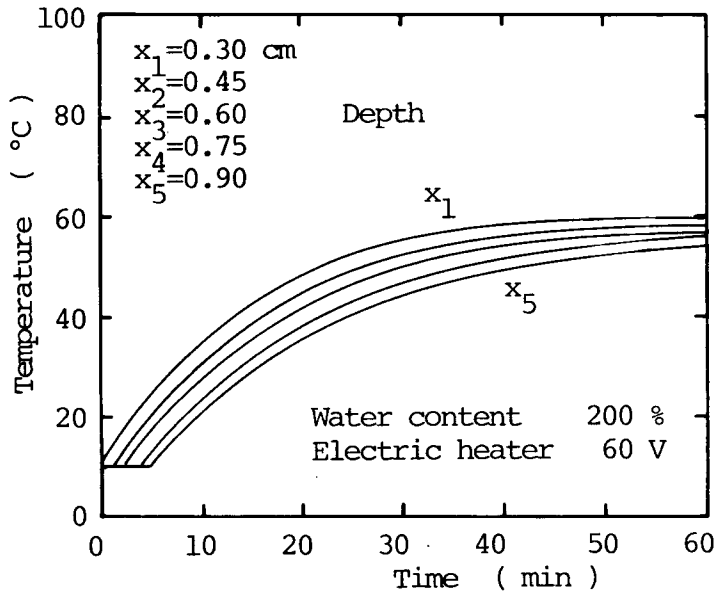


FIG. 3-3 TEMPERATURE PROFILES vs. TIME

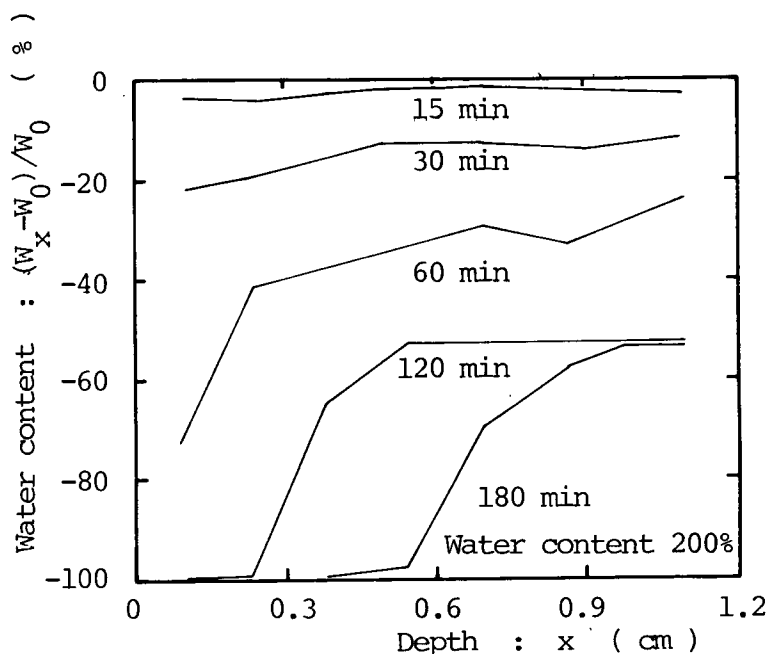


FIG. 3-4 WATER CONTENTS PROFILES vs. DEPTH
(FILTER PAPER)

図3-3に見られるように、温度分布は、試料層内の各温度測定位置（試料層表面（受熱面）を $x=0$ cmとし、以下、下方（熱移動方向）の距離をcmで表示）の温度が全層にわたって上昇する非定常期間とその後続く試料層内の温度分布がある層間で定常的に安定しているように見える擬定常期間とに分類できる。非定常期間においては、受熱量が主として試料の顕熱上昇にのみ用いられるが、試料層温度が上昇すると、蒸発潜熱と下方への熱移動とに用いられる比率が高まり、次の擬定常状態へ移行すると考えられる。擬定常期間においては温度分布図に見られるように、試料層温度が時間的に変化せず、したがって、ある微小区間において、蓄熱量 ($\partial\theta/\partial t$) が零、熱通過量 ($\partial\theta/\partial x$) が一定となっている。

一方、図3-4に見られるように、試料含水率が200%の場合、実験開始後15分ぐらいまでは、含水率が若干減少しているもののほとんどで変化していない。これはいわゆる準備乾燥期間である。実験開始後30分程度経過すると、含水率は10~20%程度減少（局所含水率にして大略180~160%）しているものの、試料層全層にわたってそれ程大きな差は見られていない。これはいわゆる毛管による液状水移動によって水分が試料層表面から蒸発する恒率乾燥期間が存在することを示している。さらに、60分程度経過すると乾燥面が試料層内に進行していく減率乾燥期間となる。

ところが、ろ紙試料の含水率が100%で他の条件は同じにして行った実験の水分分布図を示すと、図3-5のようになる。含水率100%の場合、実験開始後15分では、乾燥面が試料表面

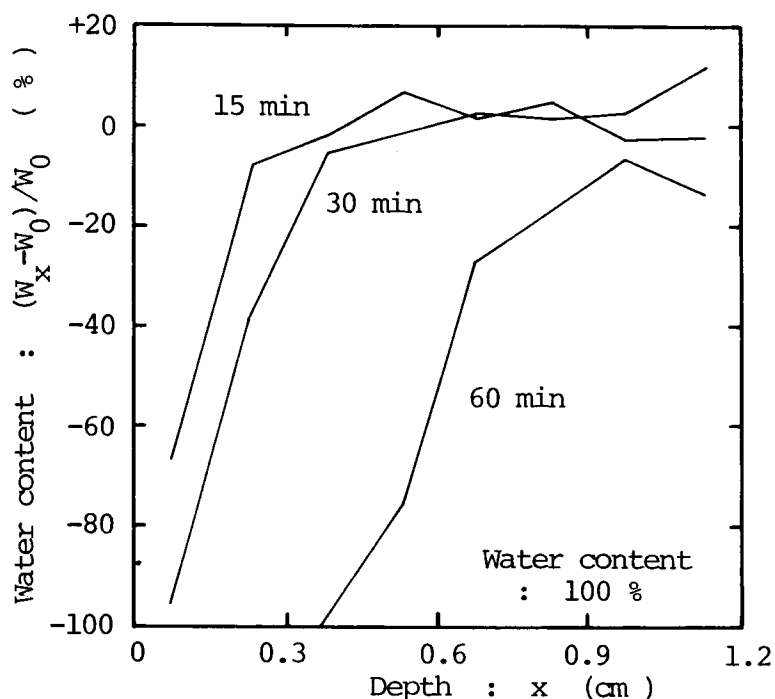


FIG. 3-5 WATER CONTENT PROFILES vs. DEPTH (FILTER PAPER)

から層内へ進行しはじめる傾向が見られ、局所含水率が急速に減少しかけているが、その乾燥面のわずか数mm下方では、初期含水率より大きな局所含水率を示しており、この傾向は実験開始後30分経過した実験にも見られる。したがって、この場合は、乾燥に伴う水分移動は初期の含水率200%の場合に比べ非常に複雑で、一部の水分は、高熱流束下に曝露されると、熱移動方向と同じ方向(この実験の場合下方)に移動していると考えられる。これは、重力による水分の下方への移動の影響を調べた結果その影響は無視できることから、水蒸気や液状水が、大きな乾燥速度となるような熱量を受けたため、下方へ移動したものと考えられる。事実、試料層下部にシャーレを設けておくと、実験時間の経過とともに、次第に大粒の水滴がシャーレ内に凝結する現象が観測された。

以上に述べた現象は、強制通風(予熱して、200~300℃にした空気を試料層上部に風速約7 m/secで送る。)した場合でも全く同様に観測されており、この事実から蒸発した水蒸気が、電熱板と試料層間に大気圧以上で密閉されたために水分の下方移動が起こるわけではないこと

を証明している。したがって、高熱流束下の乾燥にあたっては、より詳細な実験的検討が必要となる。

これらの予備的実験の結果を考慮して、より精密に行った同様の実験の結果をまとめて示すと、試料(ろ紙)層層内の温度分布図が図3-6、同じく水分分布図が図3-7である。温度分

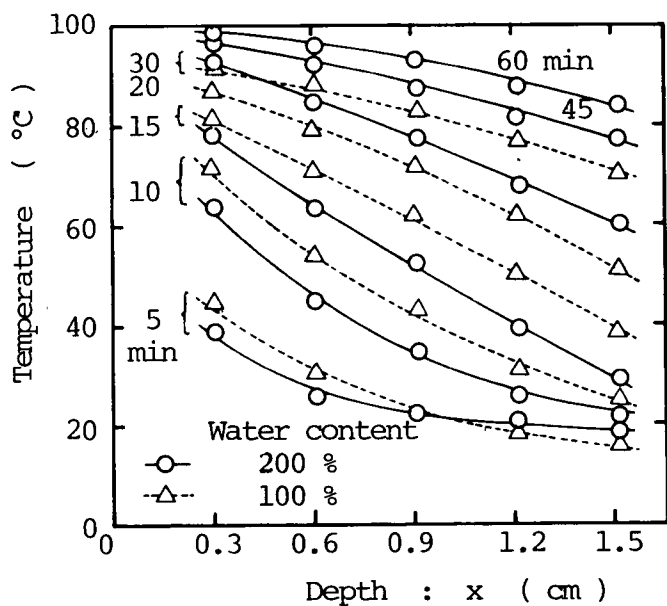


FIG. 3-6 TEMPERATURE PROFILES vs. DEPTH (FILTER PAPER)

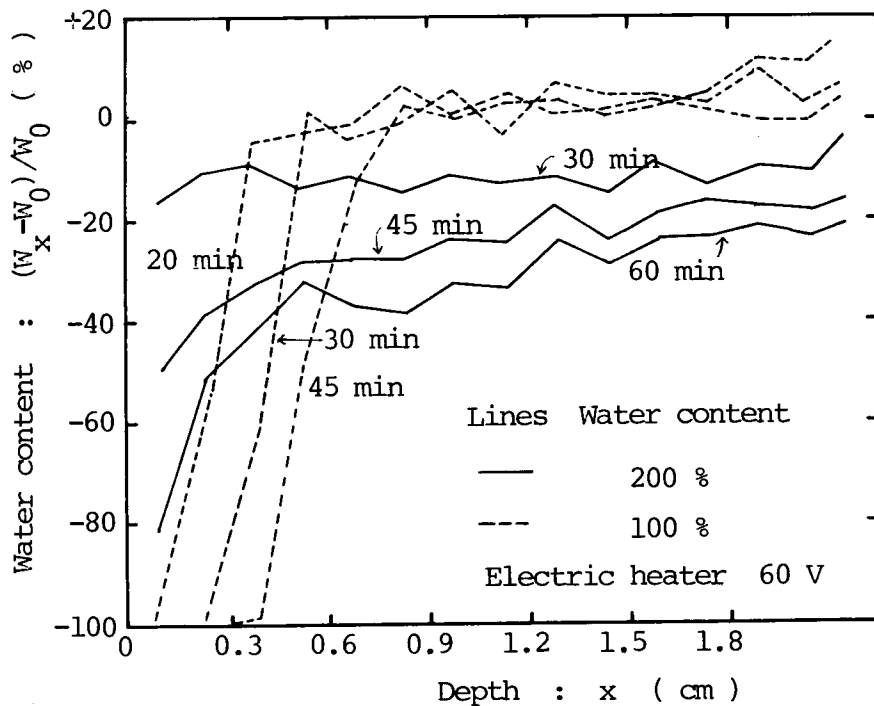


FIG. 3-7 WATER CONTENT PROFILES vs. DEPTH (FILTER PAPER)

布図からも明らかなように、 $\partial^2\theta/\partial x^2$ は、実験時間が経過するにつれて、正から負へと変化しており、試料含水率が200%になるとその変化が緩慢になっている。また、水分分布図については上述したように、含水率100%の場合では、初期含水率より実験後の局所含水率の方が数%程度増加しているものの、含水率200%の場合では、その現象が見られていない。これらの結果から、高熱流束下の乾燥では、乾燥面近傍において試料層への熱流入($\partial\theta/\partial t$)が熱伝導によるよりも、乾燥面で発生した水蒸気の1部が、熱移動方向と同じ方向へも移動し、その移動した層で、水蒸気の凝縮熱を試料に与えていると考えざるを得ない。また、含水率200%の場合では、間隙容積基準含水率(または、間隙飽和度ともいい、この定義については2-4-2参照)が大きいいため、水蒸気による水分の下方移動より、液状水による水分の上方移動(毛管現象など)が卓越しているため、実験開始後60分まで、水分の蒸発は試料表面で起こる、いわゆる恒率乾燥期間がある。ところが、含水率100%の場合では、この恒率乾燥期間がほとんどなく、実験開始後直ちに減率乾燥期間に入ると考えられる。

図3-8は局所含水率とその含水率になるときの試料層の温度との関係を、種々の実験からまとめ受熱量(表面温度で表現)と試料初期含水率との差異が明確になるよう分類して示したものである。含水率200%のろ紙では試料温度が比較的低温の場合でも相当量の水分が減少しており、しかも、受熱量が小さく、乾燥速度が遅いほどその傾向が見られる。このことは、上

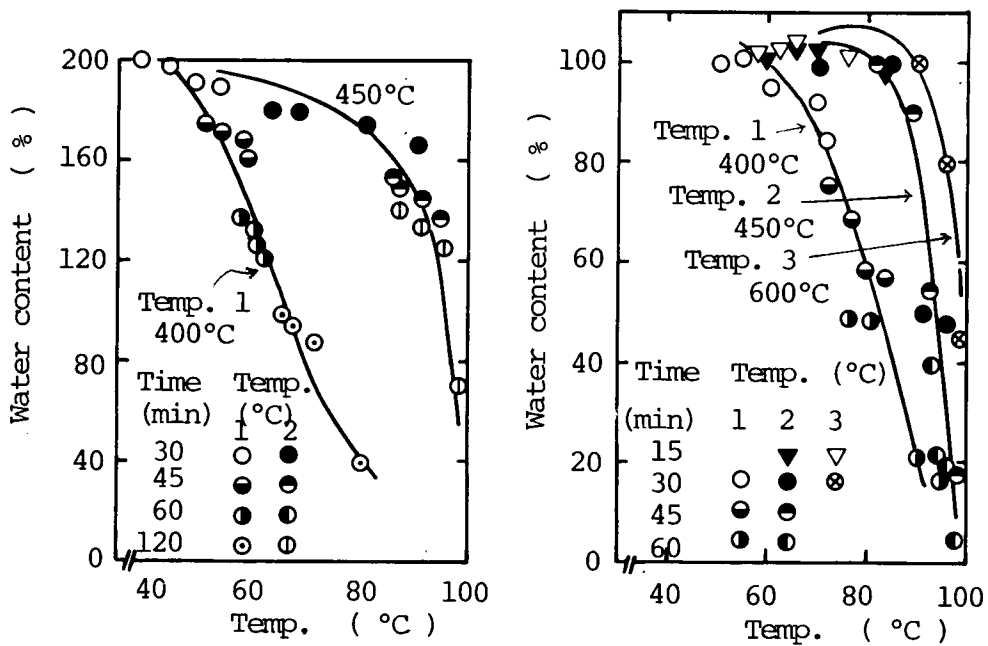


FIG. 3-8 WATER CONTENT PROFILE vs. TEMPERATURE (FILTER PAPER)

述したように、液状水の移動が卓越していることを示している。

恒率乾燥から減率乾燥へ移行する際の含水率を乾燥工学では限界含水率とよび、重要な因子としてとらえている。限界含水率は試料によって異なり、亀井ら⁴²⁾はパルプを試料として通風乾燥（恒率乾燥期間の乾燥速度は $1.11 \times 10^{-5} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{sec}$ ($0.4 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$)) させて求めた限界含水率は、約 80 % であったと報告している。そこで、ろ紙の場合の限界含水率を求めるため、図 3-2 に示した装置を利用して、含水率 200 % のろ紙を電熱板 80V (800W) で加熱し、連続的に試料層全量の重量減少量を測定した。試料のろ紙が熱分解をおこし、発煙が見られるまで実験を続けた場合の重量減少の経時変化を図 3-9 に示す。重量の変化量を $W(\text{g})$ とすると、

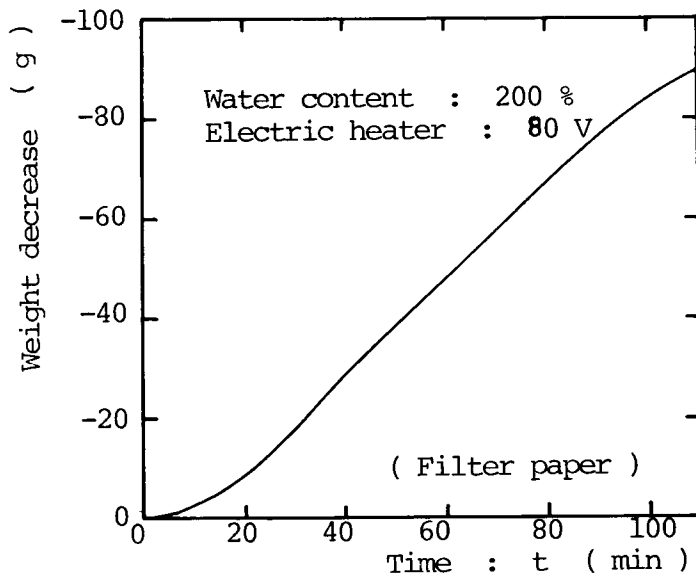


FIG. 3-9 WEIGHT DECREASE DURING DRIED-UP

乾燥速度 V_{dr} ($\text{g/cm}^2 \cdot \text{sec}$) は次式であらわされる。

$$V_{dr} = \frac{1}{A} \frac{dW}{dt} \quad (A \text{ は試料の断面積 (cm}^2 \text{)}) \quad (3-2)$$

上式より求められた乾燥速度の経時変化を図 3-10 に、乾燥速度と局所含水率 (平均) との関係を図 3-11 にそれぞれ示す。これらの図から、本実験の乾燥速度は恒率乾燥期間では $1.56 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{sec}$ ($5.6 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$) となり、恒率から減率乾燥へ移行する試料の局所含水率の平均は 91 % であるといえる。したがって、上述した含水率 100 % のろ紙の乾燥実験では、試料

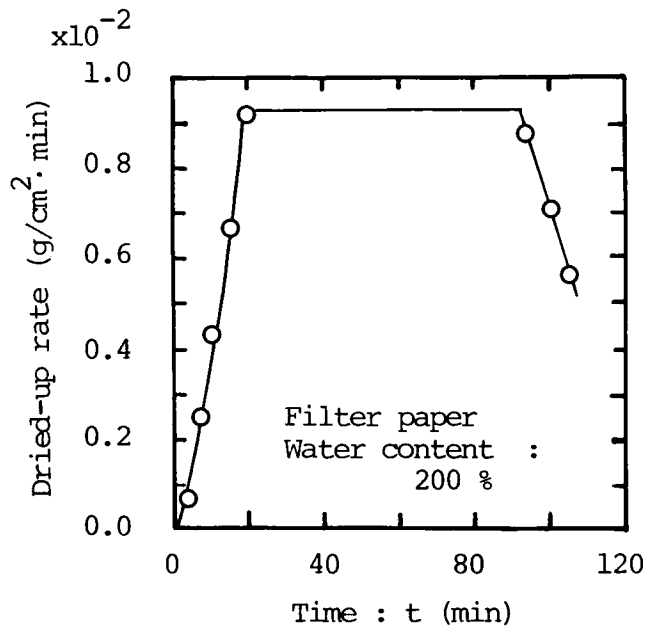


FIG. 3-10 DRIED-UP RATE vs. TIME

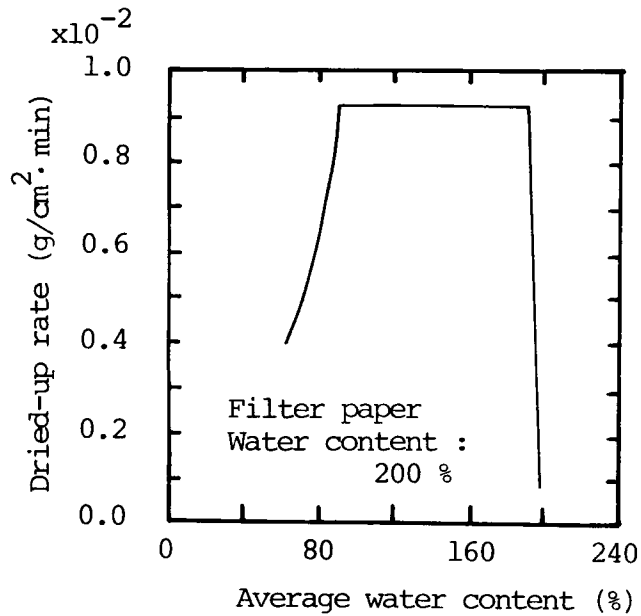


FIG. 3-11 DRIED-UP RATE vs. AVERAGE WATER CONTENT

層が限界含水率 91% に達する時間が速く、しかも乾燥速度が大きいために、上記の複雑な現象を呈することとなる。すなわち、限界含水率近傍、またはそれ以下の含水率を有する試料を高熱流束下で乾燥するにあたっては、乾燥機構の解析が非常に難しくなる。

一方、砂を試料として同様の実験を行った結果、層内の温度分布図の 1 例を示すと、実験経過時間を横軸にとって図示したものが図 3-12、同じく層内の深さ方向でまとめると図 3-13 である。これらの図と、ろ紙を試料とした場合の図 3-3 や図 3-6 とを比較すれば、試料含水率の違いはあるもののほぼ同様の傾向が見られている。ただし、砂の場合、ある微少区間内の熱収支をとれば、蓄熱量 ($\partial\theta/\partial t$)、熱通過量 ($\partial\theta/\partial x$) がともに零 (図 3-12 で温度測定位置 2 点の温度が同一であり、しかも、ある時間内でその温度が変化しておらず、一定である。) となっている点に注目すれば、この期間においては、受熱量はすべて水分蒸発のための潜熱に消費されていることがわかる。試料が砂の場合、局所含水率の測定が今回用いた装置では行えなかったが、試料層下部においては、ろ紙の場合と同様、実験時間の経過とともに、水分の凝縮が観測され、やはり水分の下方移動現象があると考えられる。砂を試料とした実験での乾燥速度を式 (3-2) を用いて計算し、その時間的变化を図示すると図 3-14 となり、局所含水率の平均をとって乾燥速度との関係になおすと図 3-15 が得られる。これらの図から砂の限界含水率は 11% (恒率乾燥速度 $6.72 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{sec}$

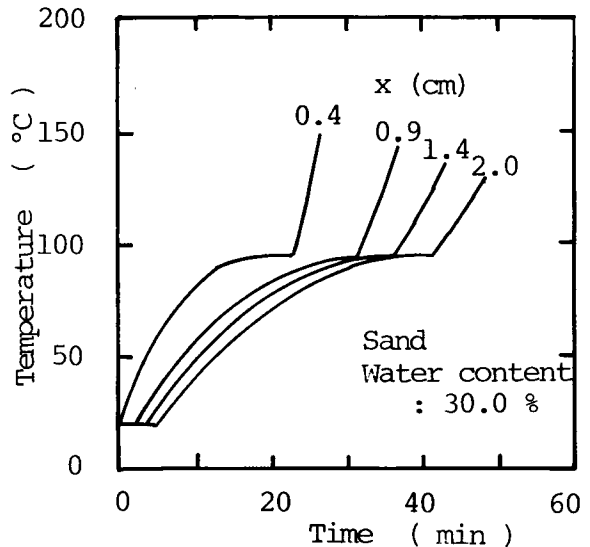


FIG. 3-12 TEMPERATURE PROFILES vs. TIME

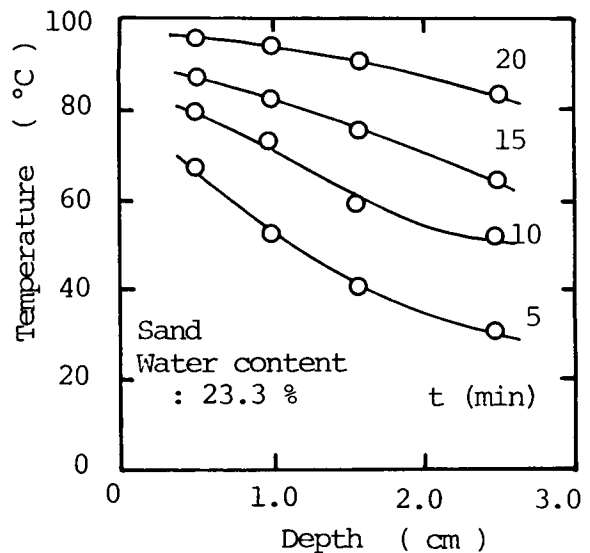


FIG. 3-13 TEMPERATURE PROFILE vs. DEPTH

($22.4 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{sec}$)となり、桐栄ら¹¹⁾が砂について求めた限界含水率約13% (恒率乾燥速度 $1.11 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{sec}$) とほぼ同様な値を示している。

汚泥脱水ケーキを試料として、同様の乾燥実験を行った結果、その水分分布図の一例を図3-16に示す。この図から明らかなように、含水率100%のろ紙の水分分布図(図3-5参照)と全く同じ傾向が見られる。また、温度分布は砂を試料とした場合の結果(図3-12)と同様、95°C近辺で温度のプラトー(plateau)があり、試料層内に蓄熱量($\partial\theta/\partial t$)と熱通過量($\partial\theta/\partial x$)がともに零となっている領域が存在している。

これらのことから、汚泥の高熱流束下の乾燥においても、ろ紙や砂を試料とした場合と同様の取り扱いが可能となる。ただし、汚泥の含水率130%程度までは水分分布図が図3-16と同じ傾向を示している。それ以上の含水率の実験では、恒率乾燥期間が存在し、また、含水率が200%を超えた実験では、高熱流束を与えると試

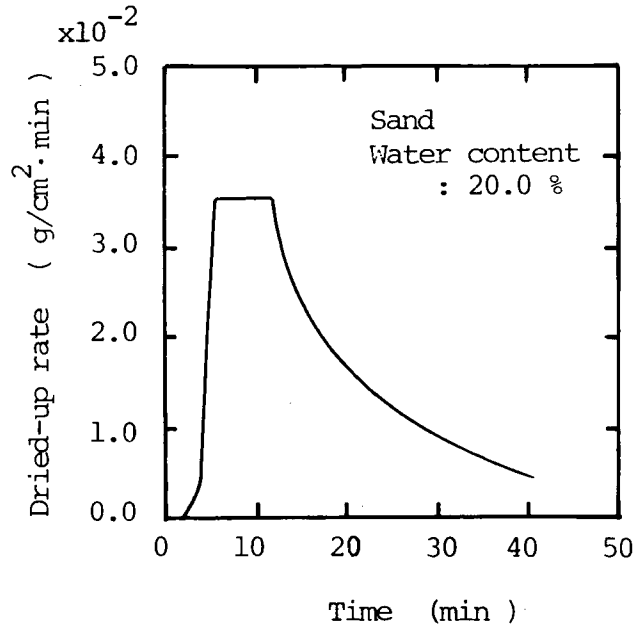


FIG. 3-14 DRIED-UP RATE vs. TIME

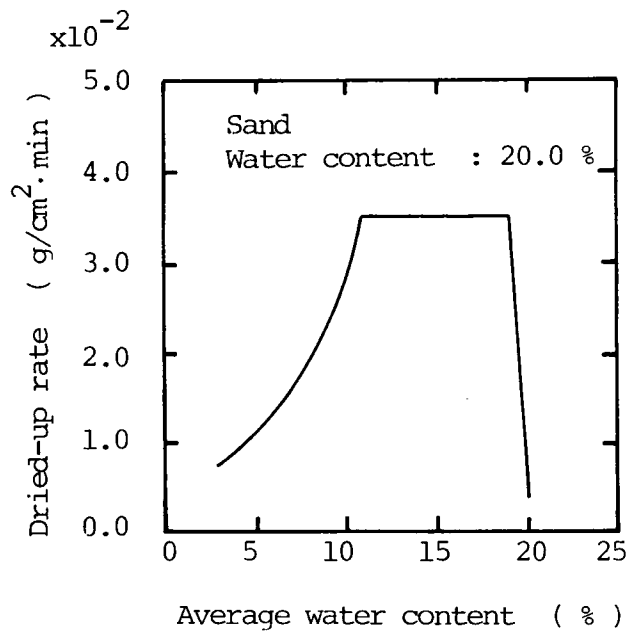


FIG. 3-15 DRIED-UP RATE vs. AVERAGE WATER CONTENT

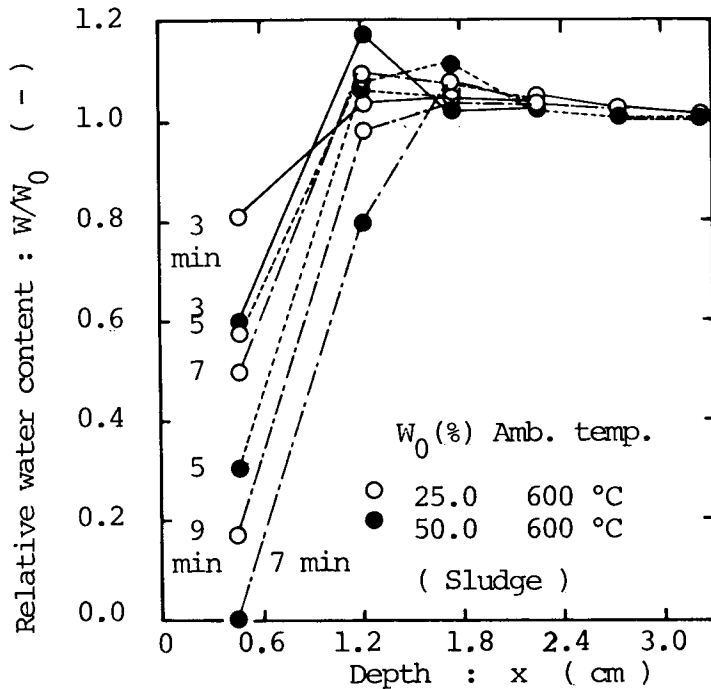


FIG. 3-16 WATER CONTENT PROFILE vs. DEPTH

料層表面に亀裂が生じ、試料層への熱流入が急速に増大するため、同一の視点では述べることができなくなる。逆にいえば、汚泥の限界含水率は130%となり、通常の機械脱水工程から排出される含水率程度の汚泥ケーキの乾燥では、早期に減率乾燥期間に入るものと推察される。すなわち、吸着性材料である汚泥の水分保有能力はろ紙などよりさらに大きいといえる。

また、減率乾燥期間に入ると、乾燥面が内部に進行し、その場合の境界面の温度は徐々に上昇し、一般的な非吸着性材料ではある温度に漸近する。この温度は漸近到達温度と呼ばれ、試料の物性値と乾燥条件から決定されるが、汚泥やろ紙における今回の実験では、試料層の中間層までは漸近到達温度が低下し、その後乾燥が進行すると上昇している。この結果からも、高熱流束下における吸着性材料の乾燥が、いかに複雑なものかがうかがえよう。

3-3-3 理論的考察

限界含水率以下の試料を高熱流束下で乾燥させると、直ちに減率乾燥期間から乾燥がはじまり、その際熱移動方向と同一方向(下方)に水蒸気移動が起こる。これは、湿潤圏にある試料において、高温部分と低温部分とに蒸気圧差が生じ、高熱流束下では、この蒸気圧差が大きくなるためである。しかも、高温度の高温気体の方が熱伝達の効率がよく、また、分子運動論的

に見ても、それは水分子を含む気体に比べて運動量の消費が少なくてすむことを考慮すれば、この現象がよく理解される。

したがって、従来取り扱われてきた減率乾燥期間の乾燥と、高熱流束下での減率乾燥とは、同じに取り扱うことができない。それらの相違点をモデル化して対比すると図3-17のようにまとめられる。そこで、以下には高熱流束下の乾燥機構について、物質（水分）収支に焦点をあてて、若干の考察を加えてみる。

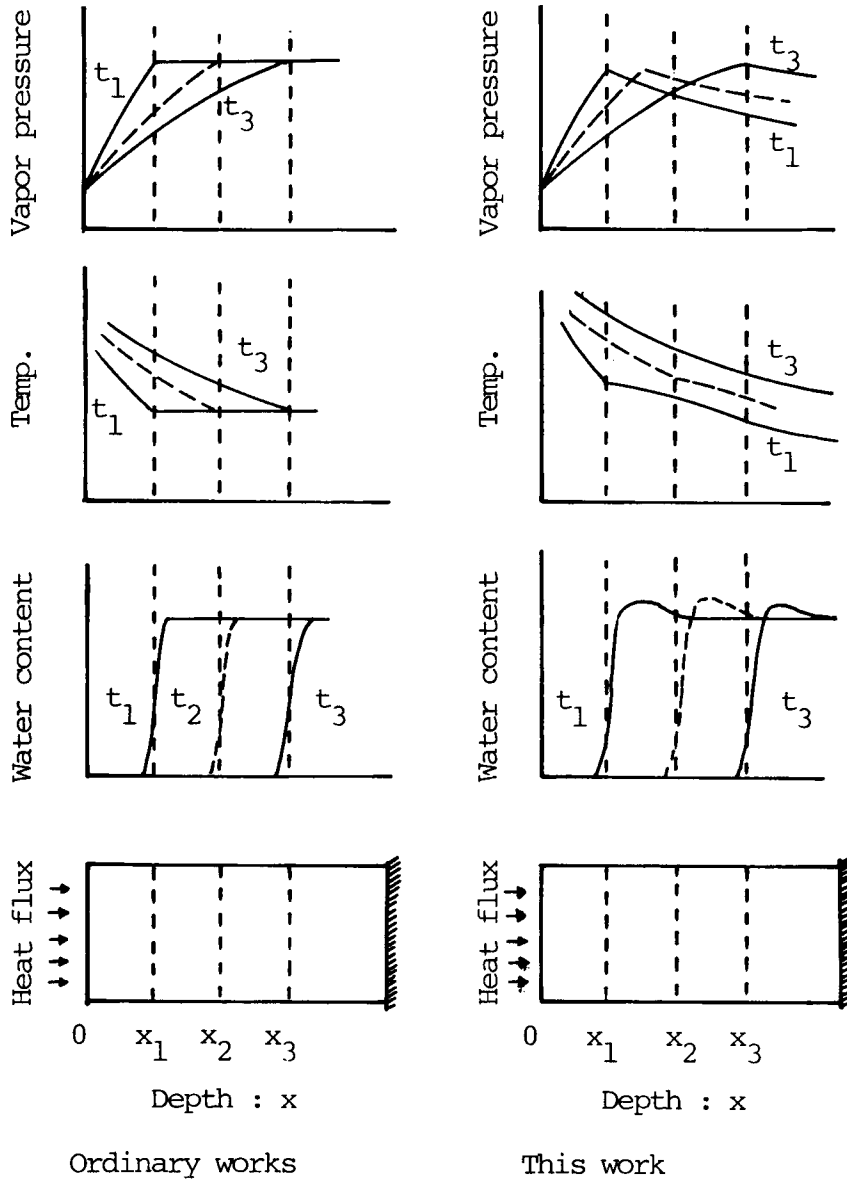


FIG. 3-17 COMPARISON OF DRYING MECHANISMS

試料層内で液状水移動と水蒸気移動が共存する場合の微少部分の物質収支は次式であらわされる。⁴³⁾

$$\rho_e \frac{\partial W}{\partial t} + \frac{V_v}{R_w \theta_{av}} \cdot \frac{\partial P}{\partial t} = \rho_e \frac{\partial}{\partial x} \left(\kappa \frac{\partial W}{\partial x} \right) + \frac{D'_v}{R_w \theta_{av} \mu_\ell} \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} \right) \quad (3-3)$$

上式中左辺第1項は液状水の時間的変化量、左辺第2項は水蒸気の時間的変化量、右辺第1項は液状水の移動速度差による蓄積量、右辺第2項は水蒸気の拡散速度差による蓄積量を示している。いま、問題としている高熱流束下の減率乾燥期間においては、液状水移動より水蒸気移動の方が卓越しているから、毛管水移動を示す項が無視された、温度分布から擬定常状態、すなわち、水の蒸発のみに熱量が消費されている領域では $\partial P / \partial t \equiv 0$ とおける。すなわち、式(3-3)は式(3-4)となる。

$$\rho_e \frac{\partial W}{\partial t} = \frac{D'_v}{R_w \theta_{av} \mu_\ell} \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} \right) \quad (3-4)$$

すなわち、式(3-4)は水蒸気の凝縮量の時間的変化量 ($\text{g}/\text{cm}^3 \cdot \text{sec}$) を示すことになる。つぎに、試料層の湿潤圏における水蒸気の凝縮を考慮した熱量収支式は、

$$\lambda_e \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} + c_{av} \rho_e \frac{\partial \theta}{\partial t} + r_w \left(\frac{D'_v}{R_w \theta_{av} \mu_\ell} \right) \frac{\partial^2 P}{\partial x^2} = 0 \quad (3-5)$$

となる。ここで、湿潤圏における水蒸気圧 P ($\text{g-force}/\text{cm}^2$) は、微小区間 (x と $x + \Delta x$ の間) における平均の試料温度 θ_{av} に対する飽和蒸気圧であると仮定する。水の蒸気圧の温度変化は Clapeyron-Clausius の式より次式(3-6)で表現できる。

$$\frac{dP}{d(\theta + 273)} = \frac{\Delta H_v}{(\theta + 273)(V_g - V_\ell)} \quad (3-6)$$

蒸気の本体積 V_g と水の本体積 V_ℓ とを比較すると、 $V_g \gg V_\ell$ より、 V_ℓ を無視できる。また、蒸気に対し理想気体の式 $V_g = nRT/P$ が適用されると仮定すると式(3-7)が導ける。

$$\frac{dP}{d(\theta + 273)} = \frac{\Delta H_v P}{nR(\theta + 273)^2} \quad (3-7)$$

式(3-7)の解から、蒸気圧 P を求めることができる。

$$P = C \exp \left[-4H_v / \{ nR(\theta + 273) \} \right] \quad (3-8)$$

式(3-8)を利用して実際の水蒸気の飽和蒸気圧の近似式を求めると

$$P = 4.680 \times 10^5 \exp(-4882/T) \quad (3-9)$$

となり(ただし, Tは絶対温度を示す), この近似計算と文献値の比較を図3-18に示した。

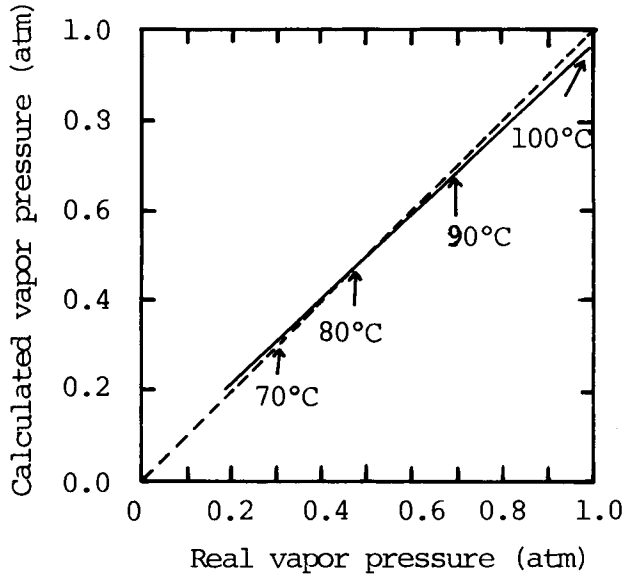


FIG. 3-18 COMPARISON OF CALCULATED AND REAL VAPOR PRESSURE

つぎに, 上式の関係から $\partial^2 P / \partial x^2$ を求めると式(3-10)が得られる。

$$\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} = \frac{2.28 \times 10^9 (4882 - 2T)}{T^4} \exp\left(\frac{-4882}{T}\right) \left(\frac{\partial T}{\partial x}\right)^2 + \frac{2.28 \times 10^9}{T^2} \exp\left(\frac{-4882}{T}\right) \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad (3-10)$$

いま, 図3-6に示した含水率100%のろ紙の実験結果から $T = 340^\circ\text{K}$ と $T = 320^\circ\text{K}$ の場合について $\partial T / \partial x$ および $\partial^2 T / \partial x^2$ を概略値で求め, 式(3-10)の右辺の2項の大きさを比較すると, 表3-2に示したように, 右辺第2項は無視できる。この傾向は $T = 310^\circ\text{K}$ 以上の場合にみられ, ここで取り扱う温度範囲では式(3-10)は式(3-11)と近似しても差し支えな

TABLE 3-2 CALCULATION OF NUMERAL COEFFICIENTS IN EQ. (3-10)

Temp.	$\frac{4882-2T}{T^4}$ *	$(\frac{\partial T}{\partial x})^2$ *	$\frac{1}{T^2}$ **	$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2}$ **
340 °K	3.15×10^{-7}	4.0×10^4	8.65×10^{-6}	-5.0×10^{-2}
320 °K	4.05×10^{-7}	1.6×10^5	9.76×10^{-6}	-2.0×10^{-1}

* First term on the Right-hand Side in Eq. (3-10)

** Second term on the Right-hand Side in Eq. (3-10)

からう。

$$\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} = \frac{2.28 \times 10^9 (4882 - 2T)}{T^4} \exp\left(-\frac{4882}{T}\right) \left(\frac{\partial T}{\partial x}\right)^2 \quad (3-11)$$

式(3-5)と式(3-11)から、蒸発の起っている試料層領域での熱量収支式は

$$c_{av} \rho_e \frac{\partial T}{\partial t} = \lambda_\ell \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + r_w \left(\frac{D'_v}{R_w T_{av} \mu_\ell}\right) \frac{2.28 \times 10^9 (4882 - 2T)}{T^4} \exp\left(-\frac{4882}{T}\right) \left(\frac{\partial T}{\partial x}\right)^2 \quad (3-12)$$

で与えられる。ここで前述と同様、式(3-12)の右辺第1項と第2項を比較するため、表3-3に示すような実験値や文献値を代入して、各項の影響を検討すると、右辺第1項は無視でき

TABLE 3-3 ASSUMED OR CALCULATED VALUES OF COEFFICIENT IN EQ. (3-12)

Items	Unit	Assumed or Calculated Value	Remarks
λ_e	cal/cm·sec·deg.	1.4×10^{-4}	Eq. (2-45)
γ_w	cal/g	560	
D'_v	cm ² /sec	0.28	Ref. 43)
T_{av}	°K	340	
μ_1	-	1.0	Ref. 43)

る。したがって、式(3-12)は式(3-13)のように簡略化される。

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{r_w}{c_{av} \rho_e} \frac{D'_v}{R_w T_{av} \mu_\ell} \frac{2.28 \times 10^9 (4882 - 2T)}{T^4} \exp\left(-\frac{4882}{T}\right) \left(\frac{\partial T}{\partial x}\right)^2 \quad (3-13)$$

すなわち、式(3-13)は熱伝導項を無視し、蒸気移動項のみを考慮した熱量収支式を示している。ところが、この偏微分方程式は係数に温度Tの複雑な関数を含むため、そのままのかたちでは解析解は得られない。そこで、この係数のある温度、たとえば、平均温度などをとって、その温度近傍の熱収支式としてとらえると、その解の形は

$$T = -B \cdot \frac{x^2}{t} + B' \quad (B, B' : \text{const.}) \quad (3-14)$$

となり、Bは温度によって定まる定数であるが、温度が高くなるにつれ、係数-Bは小さくなる。このことから、温度分布の関係を模式的に示すと、図3-19が得られ、微小区間の試料層温度が50°C以上の場合では、このよ

うな考え方は実際の現象を良く説明し得ることとなる。50°C以下になると、式(3-5)の熱伝導項が無視できなくなり、逆に、蒸気移動に伴う熱移動項が無視されることとなる。

一方、試料層中に凝縮する水分量、 $W_{con.}$ (g/cm³・sec)については液状水移動が無視できるため、式(3-3)は下式で与えられ、上述と同様な考えのもとで、式の簡略化をはかり、表3-3の値を利用して計算すると実験結果とよい一致が得られた。

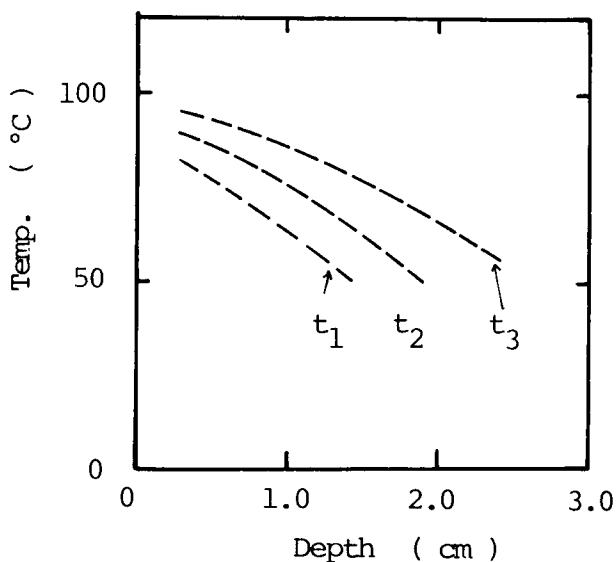


FIG. 3-19 PREDICTED TEMPERATURE PROFILE

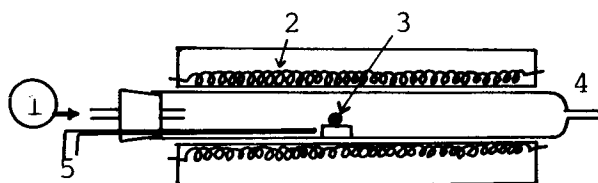
$$W_{con.} = \frac{D'_v}{\mu_\ell R_w T_{av}} \frac{\partial^2 p}{\partial x^2} - \frac{V_v}{R_w T_{av}} \frac{\partial p}{\partial t} \quad (3-15)$$

3-4 汚泥の着火に関する実験的研究

3-4-1 実験方法および実験装置

試料の着火必要時間は雰囲気温度または試料の受熱量、試料の含水率、試料の見かけの密度(乾基準)の実験条件の設定によって大きく変化する。したがって、これらの実験条件を満足するような装置および方法をとる必要がある。通常、着火に関する実験では、装置的にも、結果の解析上でも簡便となるように、試料を平板状にして、その平板上の上方から輻射熱を与えることによって、試料の発火を促す方法が採用されている。したがって、本節でも基本的には図3-1に示すような簡単な装置を用いて、汚泥の着火実験を行っている。試料容器は透明な石英製で直径6.0 cmで、その上方3~4 cmのところにあらかじめ加熱しておいた平板上の電熱板(1KWおよび2KW)を瞬時に設置して、試料を輻射加熱した。通風条件は自然発火と違い発火の場合それ程大きな影響因子ではないため、この実験では試料と電熱板との空間を利用した自然通風としている。試料の見かけの密度(乾基準)の変化は、試料汚泥の粒径および容器への充填量で、雰囲気温度の変化は、加熱板の電圧調整および試料と電熱板との距離を変えることで、それぞれ所定の条件を設定した。なお、雰囲気温度の測定は、試料層上数mmに設置した熱電対で測定している。また、加熱板の輻射量は光高温計を用いて加熱板の表面温度を実測し、その値から計算により求めた。

一方、図3-20に示す管状電気炉(透明石英管で内径5.0 cm)内で、試料汚泥を成型器を用いて球形(約1.3~1.5 cm ϕ)にしたものを試料として、強制通風で同様の実験を行った。この場合も電気炉内のニクロム線の表面温度を光高温計で測定した。



1. Air pump
2. Electric heater
3. Sample sludge (1.3--1.5 cm ϕ)
4. Quartz cylinder
5. Thermocouple

FIG. 3-20 INSTALLATION OF EXPERIMENTATION FOR IGNITION

3-4-2 汚泥の着火実験

汚泥の発火に伴って炎が見えるようになるが、この現象を以下では着火(Ignition)と呼ぶ。厳密な意味では発火と“着火”とは同義ではなく、発火後わずかに時間的に遅れて有炎着火となるが、測定の精度を考慮すれば、これは無視できよう。また、発煙(smoking)とは着火の場合と同じく、煙が見える状態をいい、これはとりもなおさず汚泥の熱分解反応が開始されたことを示している。したがって、着

火時間，発煙時間とは試料を加熱してからそれらの状態がみられるまでの時間をいう。

図3-21は平板上にした乾燥汚泥の着火および発煙に必要な時間と雰囲気温度との関係を示したものである。この図に見られるように，発煙時間および着火時間と雰囲気温度との関係を見るとほぼ同様な傾向を示しており，発煙後約7～10秒遅れて着火している。図3-22は含水率23.6～23.8%（乾基準）に設定した汚泥を見かけの密度（汚泥の乾量を基準としている）を変化させて，それが着火や発煙にどのような影響を与えたかを検討した結果である。この場合も発煙時間と着火時間はほぼ同様な傾向を示すものの，雰囲気温度が下がると，それらの時間間

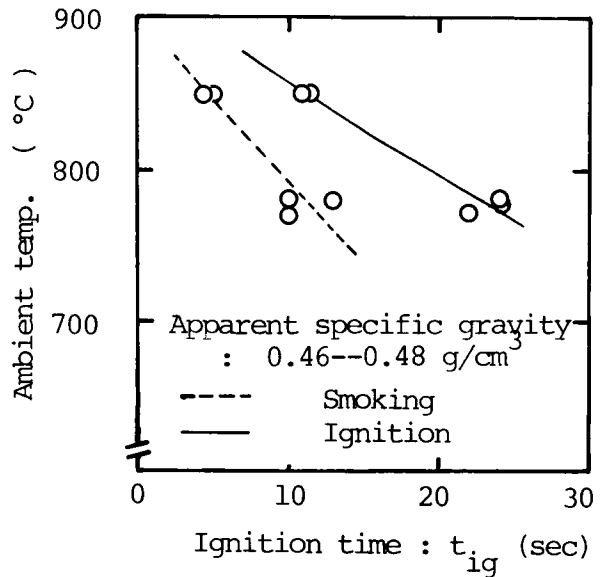


FIG. 3-21 AMBIENT TEMPERATURE vs. IGNITION TIME (DRIED-UP SAMPLE)

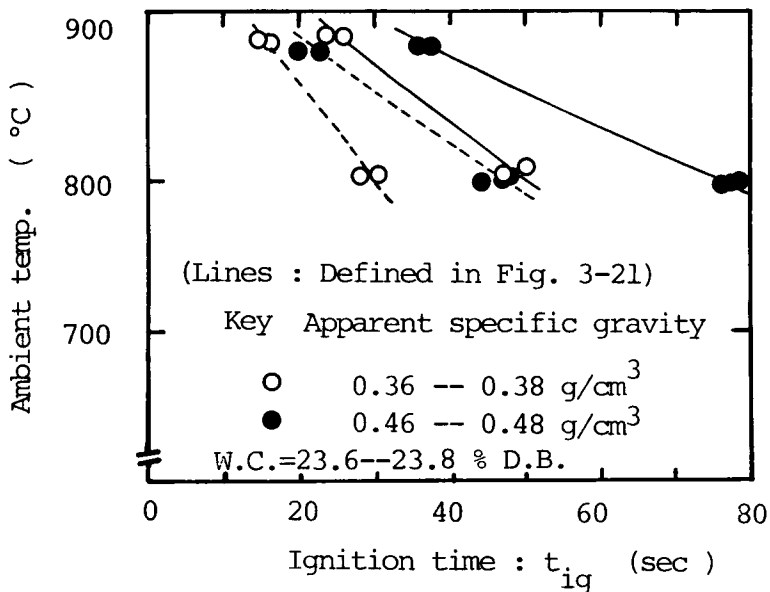


FIG. 3-22 AMBIENT TEMPERATURE vs. IGNITION TIME (WETTED SAMPLE)

隔が大きくなり、また、見かけの密度が増大すると、発煙および着火時間も増大している。この理由は、汚泥の密度（充填密度）が増大すると、比熱が大きくなると同時に有効熱伝導率も増加するが、熱量収支的に検討すれば後者の影響よりも前者の影響の方が大きく、汚泥の受熱量が一定の場合、汚泥の温度上昇速度が遅くなるためと考えられる。また、汚泥の見かけの密度をほぼ一定に保ち、試料含水率を変化させた場合の結果が図3-23である。この場合、含水

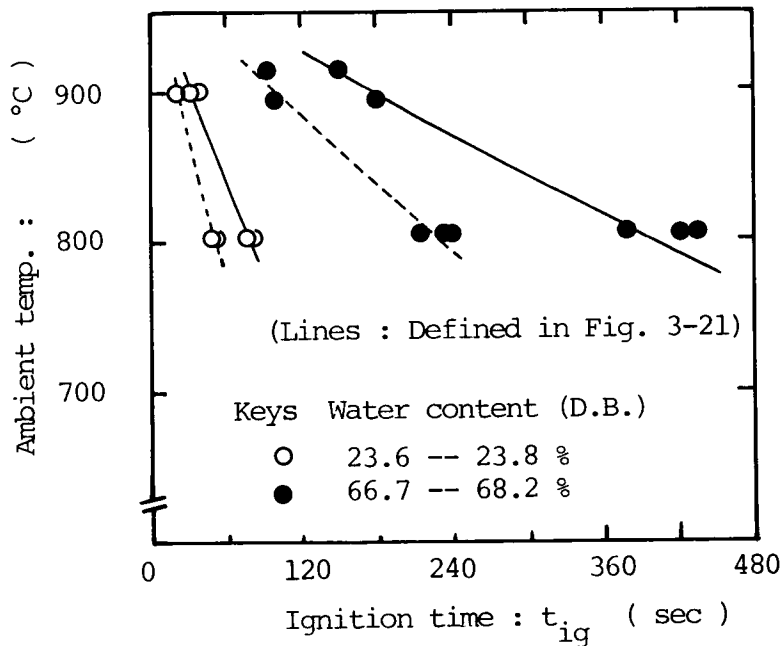


FIG. 3-23 AMBIENT TEMPERATURE vs. IGNITION TIME (Apparent specific gravity = 0.46-0.48 g/cm³ D. B.)

率の影響によって発煙と着火との時間間隔はさらに長くなっている。これらの実際結果を雰囲気温度の変化から検討すれば、当然のことながら、雰囲気温度の上昇に伴って着火および発煙時間は短縮される。しかしながら、汚泥表面の受熱量は、雰囲気中のガス温度と試料温度との差に起因する対流伝熱による以外に、電熱板からの輻射によるものを考慮しなければならず、事実、輻射伝熱の方がこの種の装置では1桁以上大きい場合が多い。

電熱板の放射量を知るため、電熱板の表面温度を光高温で測定すると、電熱板を1 KW、2 KWにした場合、電熱板の表面温度は各々930°C、1050°Cであった。そこで次式を用いて加熱板の放射量を計算すると各々1.987、2.907 cal/cm²·secとなる。

$$q_r = 4.88 \times r \left(\frac{T}{100} \right)^4 \div 36,000 \quad (3-16)$$

ただし、放射率 r はニクロム線の表面が輝いている場合は $0.65 \sim 0.79$ (温度範囲 $49 \sim 1000^\circ\text{C}$) であり、⁴⁵⁾ここでは 0.7 としている。いま、放射面 (電熱板) と受熱面 (試料表面) が平行な同心円板である場合、それらの半径をそれぞれ R_1, R_2 (cm), 円板間の距離を N (cm) とすれば、形態係数 F は次式で求められる。⁴⁶⁾

$$F = \frac{1}{2R_1^2} \left\{ R_2^2 + R_1^2 + N^2 - \sqrt{(R_2^2 + R_1^2 + N^2)^2 - 4R_1^2 R_2^2} \right\} \quad (3-17)$$

また、放射面の放射量 q_r (cal/cm²·sec), 受熱面の放射量 q_0 (") とすると、受熱面の受熱量 q (cal/cm²·sec) は

$$q = F(q_r - q_0) \quad (3-18)$$

となる。ところで、本実験の場合、試料表面が高々 400°C までであり、平均 200°C とするとその放射量 q_0 は q の $1.6 \sim 2.4\%$ 、 400°C としても、 $6.7 \sim 9.8\%$ であり、 q_0 を無視して、各実験の q を式 (3-17) と式 (3-18) を用いて計算した結果が表 3-4 である。

TABLE 3-4 HEAT FLUX WITH RADIATION (SLAB)

Heat Source (KW)	1.0	2.0
Temp. of Electric Heater (°C)	930	1050
Ambient Temp. (°C)	775 ⁽¹⁾ , 805 ⁽²⁾	850 ⁽¹⁾ , 890 ⁽²⁾
E (cal/cm ² ·sec)	1,987	2,907
N (cm)	3.0 ⁽¹⁾ , 2.0 ⁽²⁾	
R ₁ (cm)	6.0	
R ₂ (cm)	3.0	
F (-)	0.191 ⁽¹⁾	0.219 ⁽²⁾
q (cal/cm ² ·sec)	0.380 ⁽¹⁾ , 0.435 ⁽²⁾	0.555 ⁽¹⁾ , 0.637 ⁽²⁾

(1) FIG. 3-21

(2) FIG. 3-22 & 3-23

つぎに、管状炉を用い、着火に及ぼす水分の影響を知るための実験を行った結果が図3-24

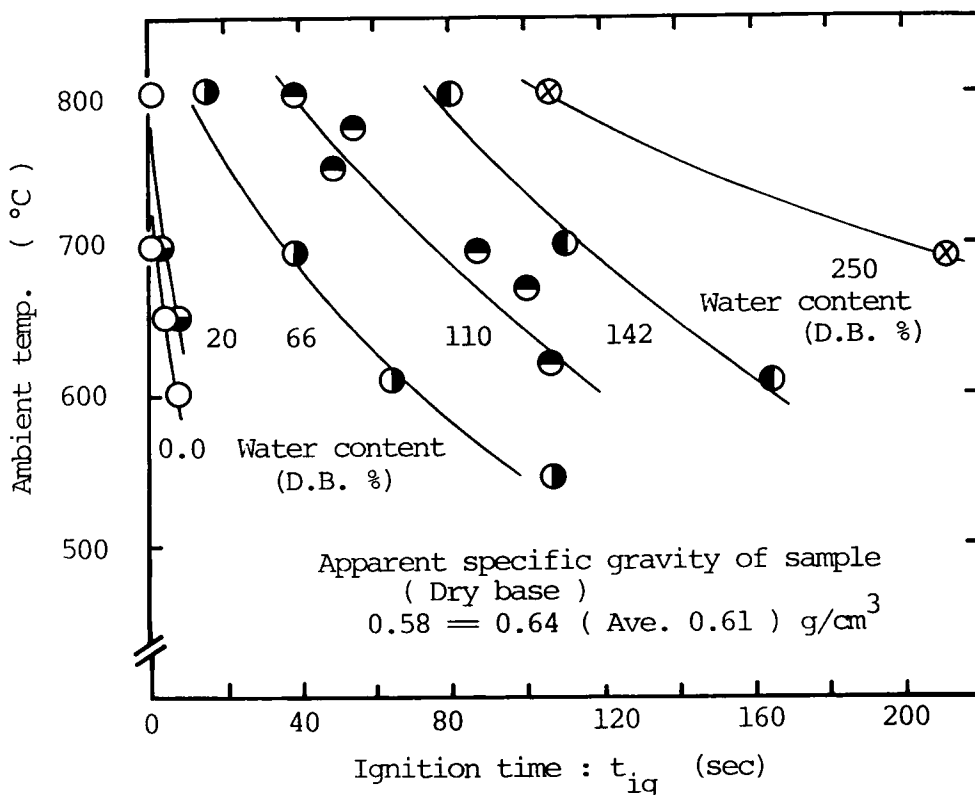


FIG. 3-24 AMBIENT TEMPERATURE vs. IGNITION TIME

である。この実験は、汚泥の見かけの密度（乾基準）を一定に保って、試料の含水率の変化による着火時間への影響に着目したものである。着火は含水率20%程度まではほとんど数秒で起こっているが、含水率が60%を越えると着火時間は相当遅れている。また、前述の平板状での実験結果と比較すると、含水率と雰囲気温度がほぼ同じ条件下の実験（含水率20~30%、雰囲気温度約800°C）において、管状電気炉内での着火の方が時間的に約1桁小さなオーダーで起っている。このことは、雰囲気温度は同じでも、受熱量が大きく違うことを示している。いま、この管状炉での試料の受熱量を上述と同様の方法で求めた結果を表3-5に示す。ただし、形態係数Fは、管状炉の長さが50cmと試料径に対して充分長いと放射面に囲まれていると考えられるため、1.0とした。また、前述の場合と同様試料からの放射量は無視する。

次小節にはこれらの実験結果から、着火温度または発煙温度の推定、さらには着火時間に与える水分、見かけの密度等の影響を把握するため、理論的な考察を加える。

TABLE 3-5 HEAT FLOW WITH RADIATION (SPHERE)

Temp. of Electric Heater (°C)	870	960
Ambient Temp. (°C)	≒700	≒800
E (cal/cm ² ·sec)	1.62	2.19
F (-)	1.0	1.0
q (cal/cm ² ·sec)	1.62	2.19

3-4-3 理論的考察

半無限平板状の試料内の1次元方向の熱伝導方程式は物性値が変化しない場合、下式(3-19)で表現される。ここで、初期、境界条件として受熱量 q が一定、すなわち、前述の輻射量を用いると、それは式(3-20)となる。

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \frac{\lambda}{c\rho} \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} \quad (3-19)$$

$$\left. \begin{aligned} \text{I.C. \& B.C. } \theta &= \theta_0 (= 15^\circ\text{C}) ; t = 0 \\ q &= \lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} (\text{const}) ; x = 0, t > 0 \end{aligned} \right\} (3-20)$$

式(3-19)の解は式(3-21)で与えられ⁴⁷⁾したがって、 $x = 0$ (試料表面)での温度 $\theta_{x=0}$ は式(3-22)となる。

$$\theta = \frac{q}{\lambda} \int_x^\infty \text{erfc} \frac{x}{2\sqrt{\alpha t}} dx \quad (3-21)$$

ただし、 $\alpha = \lambda/c\rho$

$$\theta_{x=0} = \frac{2q}{\lambda} \left(\frac{\alpha t}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} + \theta_0 \quad (3-22)$$

すなわち、試料汚泥の物性値 c 、 ρ 、 λ が適切に求めれば、着火時間 t_{ig} における試料表面温度、すなわち着火温度 θ_{ig} が求まることとなる。そこで、図3-22に示した乾燥させた汚泥の

着火実験結果について、第2章に述べた汚泥の物性値の推算式や実測値から、 λ と c を与え、さらに、実験結果とから、式(3-22)を用いて、着火温度、発煙温度(熱分解開始温度)を求めた結果が表3-6で、汚泥の発煙温度は平均211°C、着火温度は、平均310°Cとなっている。

TABLE 3-6 CALCULATION OF SMOKING AND IGNITION TEMPERATURE
(SAMPLE : RAW SLUDGE (CAKE))

Specific Heat of Sludge ; C (cal/g·°C)	0.30 (See TABLE2-8)
Effective Thermal Conductivity ; λ (cal/cm·sec·°C)	3.79×10^{-4} (See EQ. (2-26*))
Apparent Specific Gravity ; ρ (g/cm ³)	0.47
Smoking Time: t_{sm} . (sec)	$q=0.380 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 11.5
	$q=0.555 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 5.0
Ignition Time: t_{ig} . (sec)	$q=0.380 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 24.0
	$q=0.555 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 12.0
Smoking Temp.; θ_{sm} (°C)	$q=0.380 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 214**
	$q=0.555 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 207**
	Ave. 211
Ignition Temp.; θ_{ig} . (°C)	$q=0.380 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 302**
	$q=0.555 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ 317**
	Ave. 310

* True Specific Gravity of Sample Sludge : $1,581 \text{ g/cm}^3$

** Initial Temp. : $\theta=15^\circ\text{C}$

る。この結果と、第2章で行った熱分析結果(図2-27, 図2-28参照)とを比較すれば、熱分解開始温度は若干高い推定結果が得られているが、着火温度は非常によい一致が見られる。汚泥の熱分解は熱分析結果からみれば、約180°Cから開始され、200°C以上になると重量減少速度が大きくなるが、このあたりで、汚泥の発煙現象が見られるものと推察される。以上のことから、式(3-22)によって、汚泥の発煙、着火の温度を求めることが可能となった。この汚泥の着火温度(≒発火点)は木炭、木片などのそれとほぼ同じ範囲にあるともいえる。Simms³²⁾によれば着火温度は試料の含水率の変化によらず、ほぼ一定であるとしており、このことから以下では汚泥の着火温度を310°Cとして、含水率、見かけの密度の変化が、着火にど

のような影響を与えるかについて考察を加える。

試料汚泥の c , λ および ρ は発煙、着火現象が見られるまでの温度範囲で当然ながら変化するが、解析上これらを一定として取り扱う必要があるため、次のような方法を用いてそれらを算定する。汚泥中の水分の蒸発に必要な潜熱を比熱項に含めてとらえ、また、汚泥固形分の比熱は前章の表 2-8 に示したように約 300°C までは 0.30 の一定値と見なせるため、試料汚泥の発煙、着火が起こるまでの比熱はこれら 2 者の和として次式から求められる。

$$c = 0.30 + 600 / \theta \quad (3-23)$$

ただし、上式中、600 は汚泥中の水分が初期温度から水分蒸発温度まで上昇するに必要な顕熱と蒸発潜熱の和 (cal/g) であり、 θ は発煙温度または着火温度 (°C) を示している。一方、湿潤汚泥の有効熱伝導率は式 (2-45) から、乾燥後の汚泥のそれは式 (2-26) からそれぞれ求め、この温度範囲の試料汚泥の有効熱伝導率をこの 2 つの平均値で表現する。最後に、見かけの密度は実験開始時の設定条件、すなわち、実験値を用いる。

以上の設定から、発煙時間、着火時間について、図 3-23、図 3-24 の実験結果と式 (3-22) による計算結果との比較を行い、それをまとめて表 3-7 に示す。同表の最下欄には、実

TABLE 3-7 COMPARISON OF CALCULATED AND OBSERVED DATA
(TIME OR TEMPERATURE OF SMOKING AND IGNITION : SLAB)

Heat Flux	$q=0.435(\text{cal}/\text{cm}^2\cdot\text{sec})$						$q=0.637(\text{cal}/\text{cm}^2\cdot\text{sec})$					
	$\rho_{\text{ed}}=0.36(\text{g}/\text{cm}^3)$			$\rho_{\text{ed}}=0.47(\text{g}/\text{cm}^3)$			$\rho_{\text{ed}}=0.36(\text{g}/\text{cm}^3)$			$\rho_{\text{ed}}=0.47(\text{g}/\text{cm}^3)$		
Specific Gravity	$w=23.7(\%)$			$w=67.5(\%)$			$w=23.7(\%)$			$w=67.5(\%)$		
Water Content	3.53×10^{-4}			4.39×10^{-4}			3.53×10^{-4}			4.39×10^{-4}		
k_e (cal/cm·sec·°C)	0.46			0.58			0.46			0.58		
ρ_e (g/cm ³)	0.97			2.22			0.97			2.22		
c_{sm} (cal/g·°C)	0.76			1.61			0.76			1.61		
c_{ig} (cal/g·°C)												
	Calcu- lated	Observed	Calcu- lated	Observed	Calcu- lated	Observed	Calcu- lated	Observed	Calcu- lated	Observed	Calcu- lated	Observed
t _{sm} (sec)	25	30	39	45	213	230	12	15	18	20	99	90
t _{ig} (sec)	44	48	70	76	350	400	21	25	33	38	163	180
t _{sm} (°C)	229		210		219		236		219		202	
t _{ig} (°C)	321		323		331		338		334		325	

験から得られた発煙、着火時間を式 (3-22) に代入して、発煙、着火温度を計算した値も併記した。表 3-7 に見られるように、湿潤状態の汚泥の発煙や着火では、計算で求めた値の方が実験値に比べ、1 つを除くとすべて早期にそれらの現象があらわれることになっている。この誤差をより少なくするためには、試料からの放射量を考慮して受熱量を小さくすることや、比熱項の算定にあたって湿潤熱 (heat of wetting) を考慮して比熱をもう少し大きく仮定する

などが考えられる。しかしながら、最も単純な熱伝導方程式を用い、2～3の仮定を設定して求めたこのモデルで、種々の条件下での汚泥の発煙、着火現象の熱的挙動が、ほぼ満足のいく程度に把握されたと言えよう。実験条件や汚泥の物性の違いによる発煙や着火時間の予測は上述の成果を図示した図3-25で容易に得られよう。

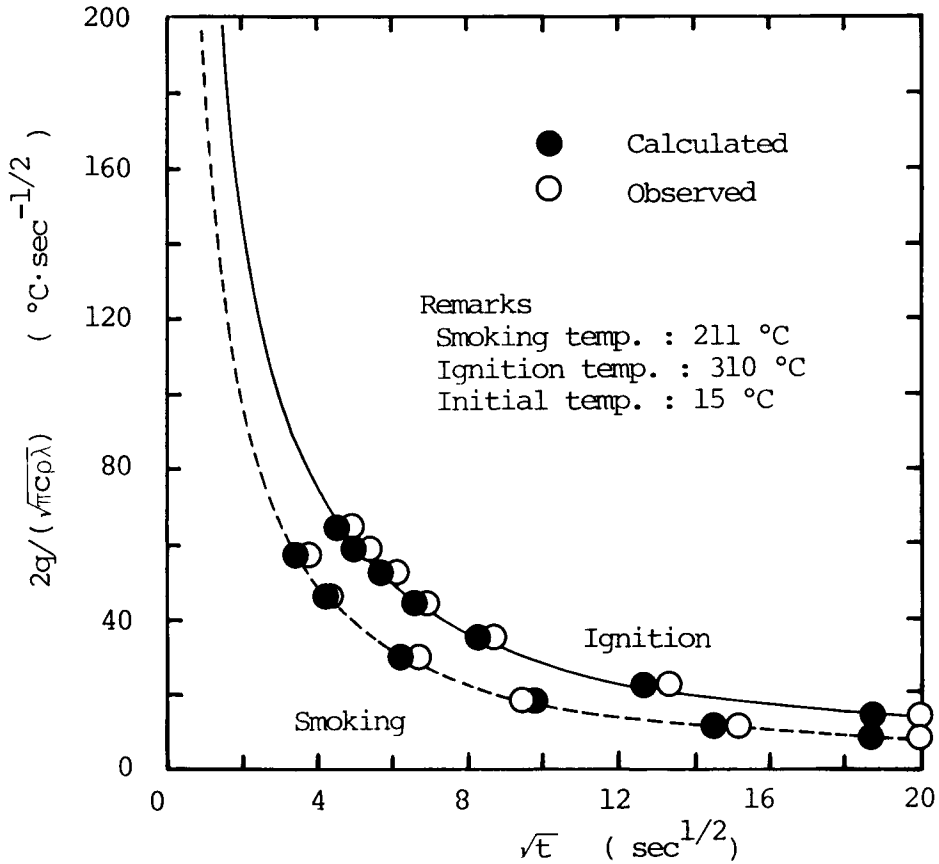


FIG. 3-25 PREDICTION OF SMOKING OR IGNITION TIME UNDER VARIOUS CONDITION (SLAB SAMPLE)

同様の考えで、図3-24で示した球状の汚泥の着火について考察する。熱流束 q が一定で球状試料の表面に入る場合、試料内の温度分布は、次式で与えられる。⁴⁸⁾

$$\theta = \frac{3qt}{\rho c r_0} + \frac{q(5r^2 - 3r_0^2)}{10\lambda r_0} - \frac{2qr_0^2}{\lambda r} \sum_{n=1}^{\infty} \left\{ \frac{\sin(\alpha_n r / r_0)}{\alpha_n^2 \sin \alpha_n} \exp\left(-\frac{\lambda}{c\rho} \alpha_n^2 \frac{t}{r_0^2}\right) \right\} \quad (3-24)$$

ただし、 α_n ($n = 1, 2, \dots$) は $\tan \alpha = \alpha > 0$ となる $\sqrt{\alpha}$ を示す。

上式を用いて、着火温度、すなわち、 $r = r_0$ の表面温度を計算する際、図3-26⁴⁸⁾を利用する。ただし、各実験における c, ρ, λ は前述と同様の方法から求め、着火時間 t_{ig} は実験結果を用いている。この図式解法および計算による結果を表3-8に示す。表3-8で求めた θ

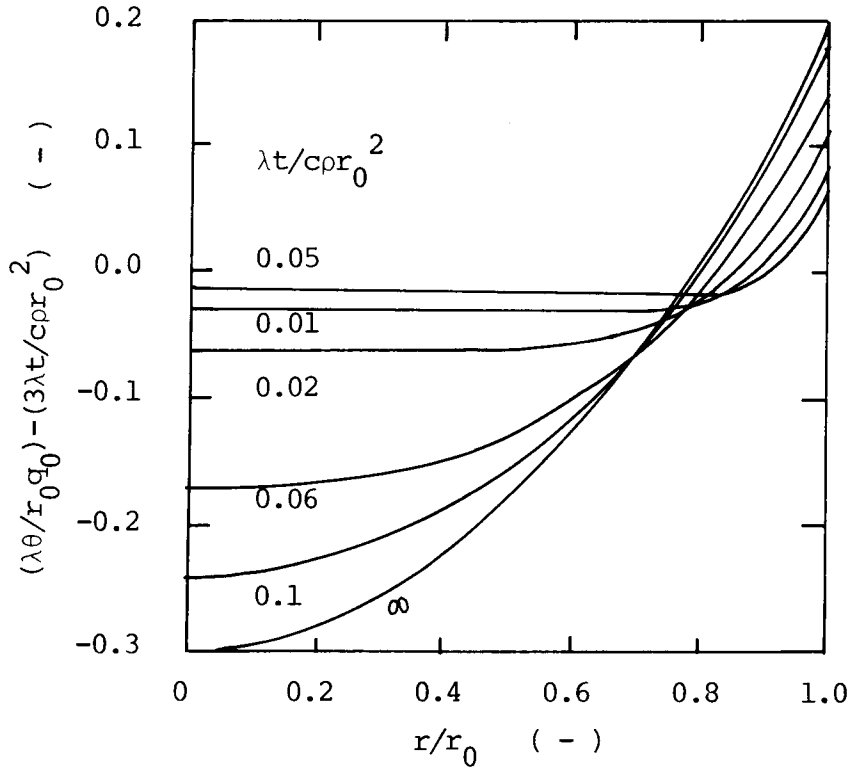


FIG. 3-26 TEMPERATURE A SPHERE DUE TO CONSTANT SURFACE FLUX (q_0)

TABLE 3-8 CALCULATION OF IGNITION TEMPERATURE (SPHERE)

w	λ	c_{ig}	ρ_s	r_0	$q=1.62 \frac{\text{cal}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sec}}$				$q=2.19 \frac{\text{cal}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sec}}$					
					t_{ig}	$\frac{\lambda t}{cor_0^2}$	θ	$\frac{\lambda \theta}{r_0 q}$	t_{ig}	$\frac{\lambda t}{cor_0^2}$	θ	$\frac{\lambda \theta}{r_0 q}$		
0	4.21×10^{-4}	0.30	0.64	0.62	2.0	0.0114	0.0982	0.1324	316	1.0	0.0057	0.0739	0.0910	293
20	4.81	0.69	0.77	0.68	6.5	0.0127	0.1020	0.1401	321	3.5	0.0069	0.0791	0.0998	309
66	9.80	1.58	1.00	0.73	38	0.0442	0.1562	0.2888	349	13	0.0151	0.1091	0.1544	252
110	13.49	2.43	1.22	0.75	77	0.0623	0.1700	0.3569	321	38	0.0307	0.1420	0.2341	285
142	14.45	3.05	1.40	0.74	110	0.0680	0.1730	0.3770	313	74	0.0457	0.1566	0.2937	329
205	14.45	4.27	1.77	0.75	150	0.0510	0.1609	0.3139	264	103	0.0350	0.1471	0.2521	287

* $\frac{\lambda \theta}{r_0 q} = \frac{\lambda t_{ig}}{cor_0^2}$
 ** $\rho_s = 1.87$

は初期温度が0℃の場合であり、実験での初期温度は約15℃であったため、汚泥の着火温度は、その温度を加えた温度となる。含水率205%の汚泥の着火温度が他の含水率の汚泥に比べ低く算出された、換言すれば、着火時間が計算値より短かったのは、試料の収縮が非常に大きく、そのため熱流入量がより大きくなったためと考えられる。したがって、この場合を除いて、汚泥の着火温度を平均すれば、 $q = 1.62 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ では341℃、 $q = 2.19 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec}$ では309℃と同一汚泥でも熱流束の違いによって約30℃の計算誤差が生じるようになった。

しかしながら、乾燥させた汚泥の着火温度の平均は319℃であり、前述の平板状試料でのそれは311℃と計算されたことと比較すれば、2つの実験および解析法は十分な精度をもったものといえる。また、試料汚泥が水分を含みはじめると、着火温度は乾燥させた汚泥のそれより若干高くなるものと予想される。

3-5 汚泥の燃焼に関する基礎的研究

3-5-1 実験方法および実験装置

汚泥の燃焼過程は、乾燥、熱分解、着火、燃焼といった現象からなるが、本節ではそれらの諸現象を総括して取り扱うための基礎的実験を行う。実験装置は基本的には本章3節で用いた装置(図3-2参照)と同じである。改良点は、透明石英製の試料容器の径(内径10.20cm)と深さ(7.88cm)を大きくとり、温度測定用の熱電対挿入口(熱分解ガス採取用としても用いている。)を10本に増したことである。熱電対(クロメル-アルメル製で0.3mmφ)に碍管をつけ、感温部は裸にし、この碍管部を金具で固定し、温度測定位置が、汚泥層の体積減少と共に移動するのを防いだ。試料層全体の重量の経時変化は、天秤とひずみゲージを用いて、温度分布と同時に連続測定している。なお、熱電対と試料容器とは分離していないため、試料容器全体の重量測定では、熱電対が重量測定に与える影響を知る必要がある。予備的な実験から検討した結果、その影響は無視できることがわかっている。

上記の装置を用い、次のような実験を行った。

① 試料層内の温度分布ならびに試料層全層の重量変化の測定

試料層の上方にあらかじめ十分加熱安定した電熱板(60V, 600W)を瞬時に載せて実験開始とする。実験に供した試料は含水率を変化させた生汚泥脱水ケーキ、混合汚泥脱水ケーキ、汚泥の焼却灰であり、また、試料の充填密度を変化させた実験も行った。

② 試料層内発熱量と強熱減量の測定

汚泥層内の熱移動がある程度進んだ段階で実験を停止し、上層の灰層部分を取り除いた残りの部分を下述のように4つに分けて、各々の試料の厚さをノギスで測定すると同時に、発熱量、

強熱減量（600℃，2hr による減量）を測定した。すなわち，灰層下部から赤熱している層まで，その層の下部に存在する黒色の熱分解層，さらに，熱分解層下部から乾燥部上層部までを含めた5試料で，試料採取後に，熱分解等の反応が進行しないよう直ちに水を噴霧して冷却し，乾燥させたものを試料とした。また，強熱減量の測定は第2章で述べた方法によっている。

③ 試料層内の熱分解ガス分析

温度測定用の熱電対挿入口に直径 1.5 mm のステンレスパイプをその先端が試料容器の中心部にくるように設置し，注射器を用いて層内で発生する熱分解ガス約 5 cc を 20 分毎に採取した。ガス分析には，ガスクロマトグラフ（TCD）を用いており，酸素，一酸化炭素等の測定用としてカラム充填剤はモレキュラーシーブ 5A（80～100 メッシュ）とした。

3-5-2 試料層内の温度分布ならびに試料層全層の重量変化の測定実験

混合汚泥（ケーキ）およびその焼却灰の含水率を変化させた実験結果の例を図 3-27～図 3-30 に示す。混合汚泥の燃焼実験の温度分布に見られるように，層内温度が約 650℃ 付近になると，汚泥の含水率の変化にかかわらず，試料層下部の温度の方が試料層上部の温度より高くなり，温度分布の逆転現象が見られる。これは通常の伝熱だけで熱移動が起こるのではなく，蒸気移動または内部発熱による層内の顕熱上昇を併うものと考えられる。一方，汚泥焼却灰の層内温度分布を見れば，この温度分布の逆転現象は見られない。したがって，この現象は蒸気移動に起因するものではなく内部発熱によるものと考えられ，さらに，その現象を呈する温度が 650℃ 付近であることを考慮すれば，汚泥中の固定炭素の燃焼によると思われる。

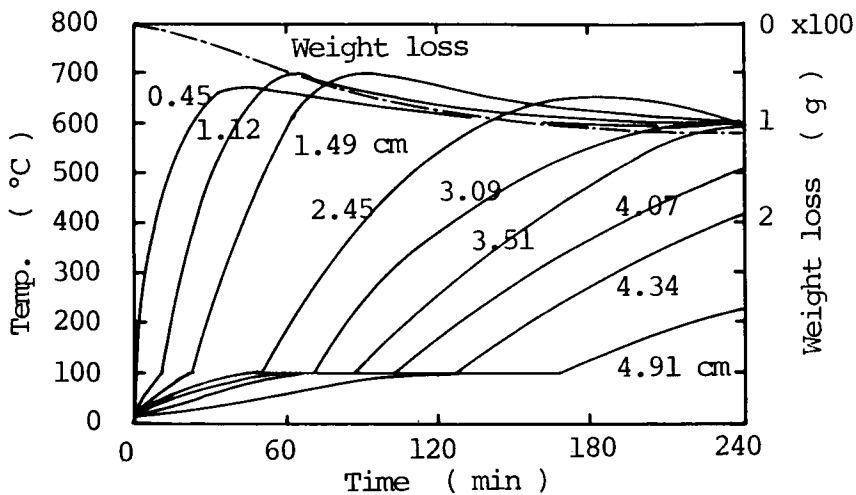


FIG. 3-27 TEMPERATURE PROFILE
(MIXED SLUDGE : W. C. = 59.2 %)

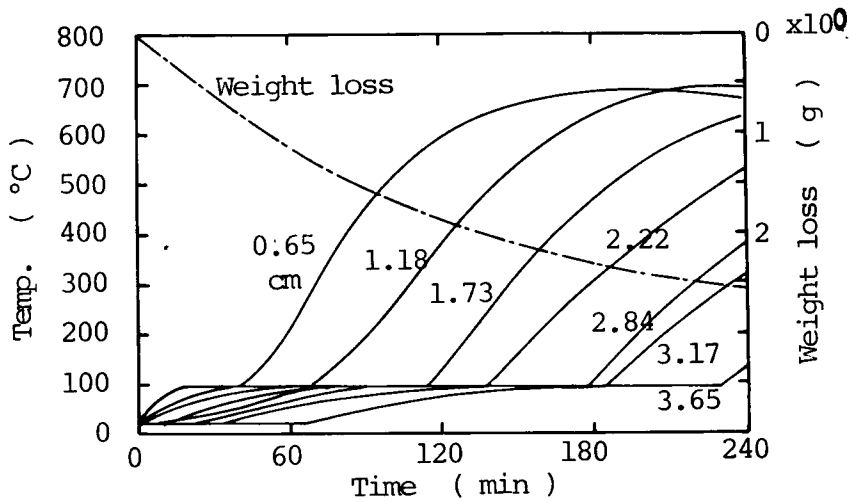


FIG. 3-28 TEMPERATURE PROFILE
(MIXED SLUDGE : W. C. = 132.4 %)

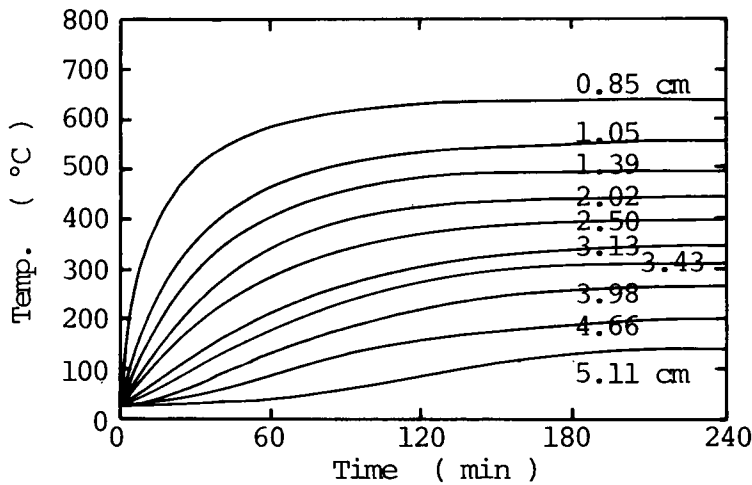


FIG. 3-29 TEMPERATURE PROFILE
(ASH OF SLUDGE : W. C. = 0.0 %)

また、層内温度分布が100℃以上600℃付近までの場合について着目すれば、混合汚泥の燃焼実験では、焼却灰のそれより、試料層上部の温度勾配 ($d\theta/dx$) が大きい。この差を比較するため、温度測定位置での単位時間当りの温度上昇速度 ($d\theta/dt$) をこの温度範囲で50℃間隔で計算して図示したものが図3-31～図3-34である。なお、この温度上昇速度は次式を用いて計算した。

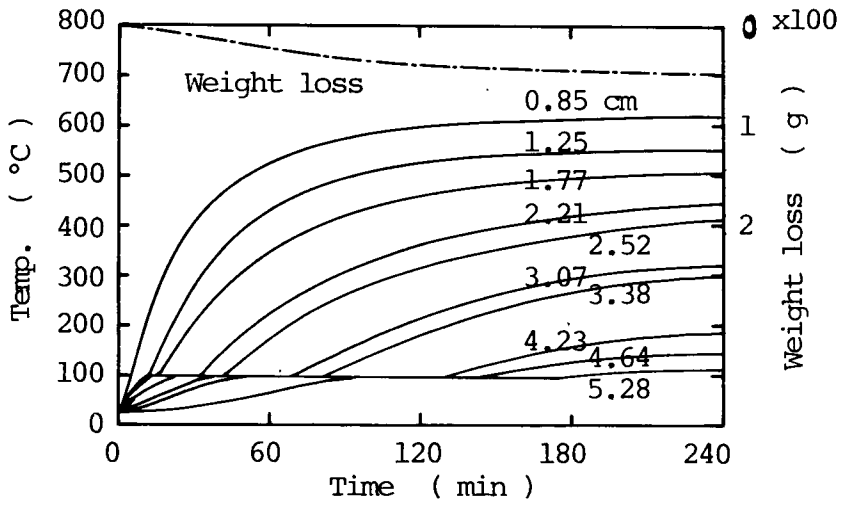


FIG. 3-30 TEMPERATURE PROFILE
(ASH OF SLUDGE : W. C. = 19.3 %)

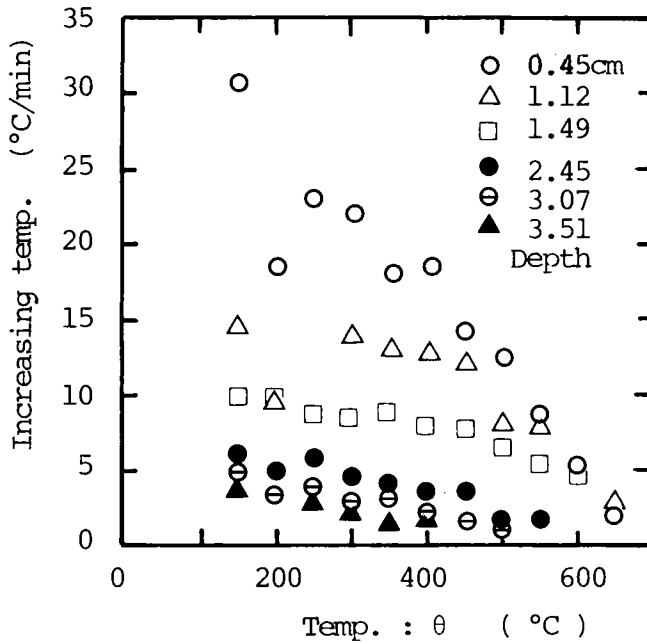


FIG. 3-31 $d\theta/dt$ vs. θ
(MIXED SLUDGE : W. C. = 59.2 %)

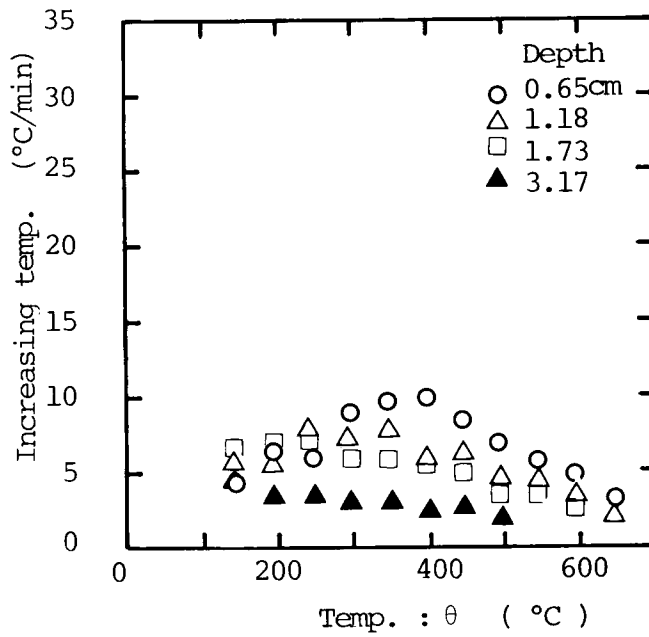


FIG. 3-32 $d\theta/dt$ vs. θ
(MIXED SLUDGE : W. C. = 132.4 %)

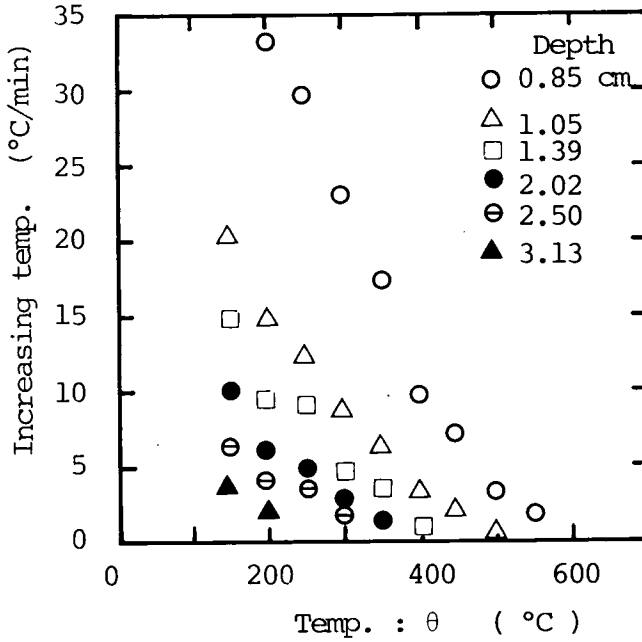


FIG. 3-33 $d\theta/dt$ vs. θ
(ASH OF SLUDGE : W. C. = 0.0 %)

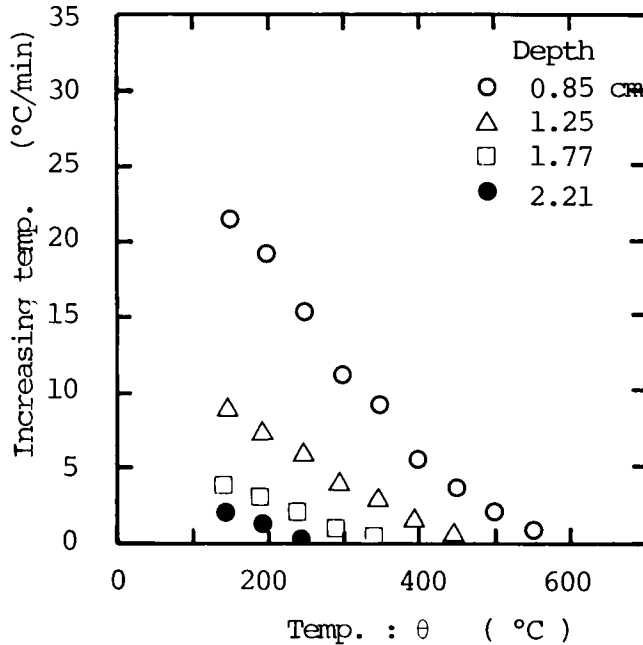


FIG. 3-34 $d\theta/dt$ vs. θ
(ASH OF SLUDGE : W. C. = 19.3 %)

$$\text{温度上昇速度 } \frac{d\theta}{dt} \Big|_{\theta+25} = \frac{50}{t_1 - t_2} \left(\frac{^\circ\text{C}}{\text{sec}} \right)$$

t_1 : 実験開始から $(\theta + 50)$ ($^\circ\text{C}$) までの時間 (sec)

t_2 : " θ ($^\circ\text{C}$) までの時間 (sec)

θ : $125 + n \times 50$ ($^\circ\text{C}$) $n = 0, 1, \dots, 12$

図 3-33 の乾燥状態の焼却灰の温度上昇温度を見ると、同一位置では温度が低いほど、同一温度では熱源に近い汚泥層上部ほど大きくなる。この結果は熱伝導による熱移動で十分説明される。いま、試料層内の温度測定点がある温度に達する時間を両対数を用いて検討した結果を図 3-35 に示す。この図の傾きから $\theta = 100 \sim 300^\circ\text{C}$ までの等温面はほぼ $x \propto t^{0.48}$ で表わされる。ところが、 $x = 0.85 \text{ cm}$ の温度測定点は、試料への受熱量の変動の影響をそのまま受けるため、このデータを除外して図 3-35 を整理しなおすと、 $\theta = 100 \sim 500^\circ\text{C}$ において $x = t^{0.50} \sim t^{0.51}$ の関係が得られる。これは物性値一定とした伝導方程式の一般解 (式 (3-21) 参照) で $\theta = \text{一定}$ のときの x と t との関係をよく表現している。

また、図 3-34 の含水状態の焼却灰の温度上昇速度は、図 3-33 に比較して減少しており、

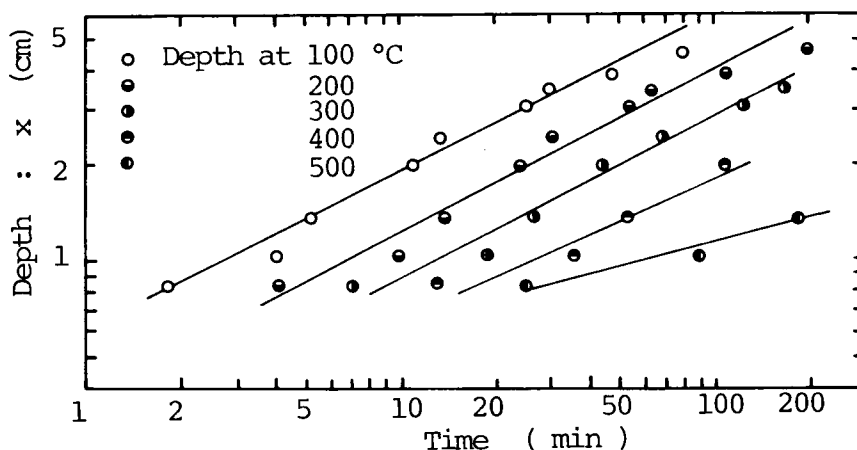


FIG. 3-35 RELATIONS BETWEEN ISOTHERMAL PHASE AND TIME
(ASH OF SLUDGE : W. C. = 0.0 %)

この原因としては、試料層へ流入した熱量の1部が蒸発潜熱に消費されたためと考えられる。これらの図に比較して、混合汚泥の場合、温度上昇速度は含水率 59.2% (図3-31) では試料層温度が 250°C 付近となった試料層上部で一度速くなり、その後再び遅くなっており、また、含水率 132.4% (図3-32) では、試料層温度が 300~400°C 付近で最も速くなっており、汚泥の燃焼による発熱の影響があることがわかる。試料の含水率が増加すると焼却灰での実験からもわかるように、温度上昇速度が下がるが、一方、汚泥の燃焼による試料の顕熱上昇は含水率によってあまり変化を受けず発熱のピークが前章の DTA の結果に見られるように、250~450°C 付近にあると考えられる。すなわち、内部発熱を無視した場合の温度上昇速度の大きさによって、(実験結果に見られる内部発熱も含んだ) 温度上昇速度のピークを示す温度に差違が生じるものと考えられる。ところが、この温度上昇速度のピークは汚泥層下部では非常に小さくなり、したがって、燃焼に伴う内部発熱による顕熱上昇が、試料温度 250~450°C になると常に見られるとすれば、内部発熱による温度上昇速度に与える影響がそこではさらに大きくなると予想されることと矛盾する。いいかえれば、熱分解反応が開始されると、熱分解による発熱反応そのものによる顕熱上昇は小さく、発生したガスが汚泥層の上層へ移動し、より高温になって汚泥層上層または表面で燃焼し、その燃焼熱によって汚泥層上層の顕熱上昇が大きくなると考えられる。

また、100°C 以下の温度分布については本章3節で述べたと同様の傾向を示しており、その意味からここでは重複を避ける。

つぎに、試料の重量減少測定の結果について触れれば、その結果は前述の図3-27、図3-

28 および図 3-30 の温度分布図中に併わせて示した。図 3-30 に見られる含水状態の焼却灰の重量減少量は、水分の蒸発によるものだけである。その減少速度を知るため、重量減少量と実験時間の関係を求めたものが図 3-36 である。また、同図中には図 3-30 の温度分布が 100

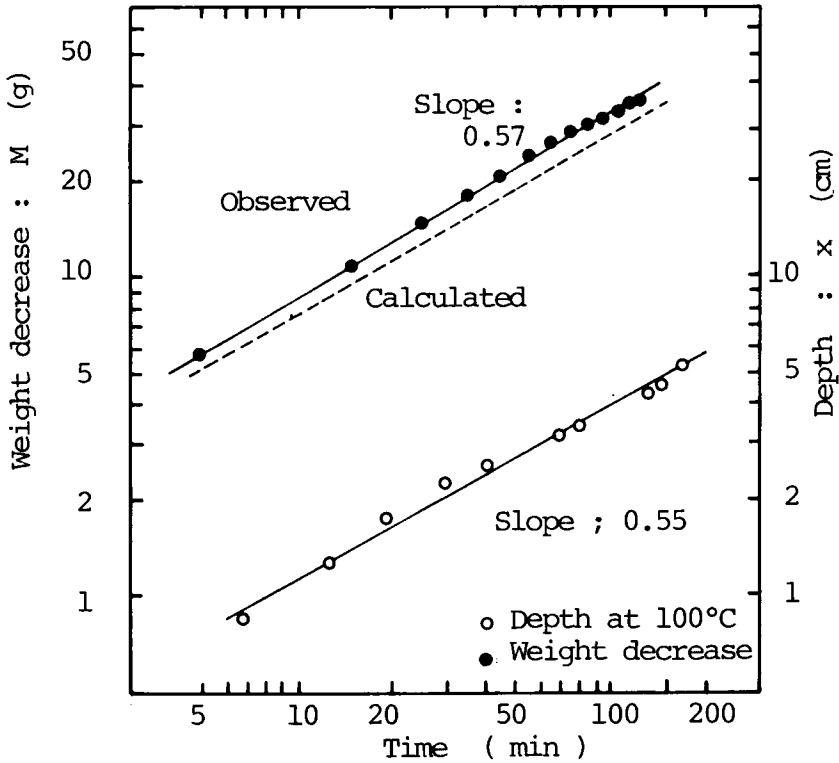


FIG. 3-36 RELATIONS BETWEEN TIME AND ISOTHERMAL PHASE OR WEIGHT DECREASE (ASH OF SLUDGE : W. C. = 19.2 %)

°C付近で急に立ち上がる（いわゆる相変化を起こす）時間とその層深さ（すなわち、乾燥面位置とその時間）との関係をもプロットしている。これらから、重量減少量（蒸発量： M_w (g/min)），および乾燥面位置は次式で表わされる。

$$M_w = 2.26t^{0.57} \quad (3-24)$$

$$x_{\theta=100} = 0.32t^{0.55} \quad (3-25)$$

この実験では、直ちに減率乾燥に入るため、乾燥面は試料層内へ移行する。したがって、式(3-25)によって、 $x_{\theta=100}$ の乾燥面より上層、すなわち $\theta \cong 100$ °C以上の試料層の水分はすべて蒸発したとして、乾燥量（重量減少量）を計算したものを同図中に破線で示した。重量減少

量の実測値と計算値とを比較すると、前者の方が0.6～3 g程度大きな値を示している。この誤差は、本章3節で示したように乾燥面以下の含水率は初期含水率のままではなく、たとえば、図3-16に示したような水分分布をもち、湿潤圏の水分も蒸発しているが、計算上はこの量を無視したため生じたと考えられる。しかし、誤差の範囲は重量減少量の高々10%以内であり、以後の解析では、減率乾燥期間の蒸発量は、乾燥面移動距離中に含まれる水分量に等しいとしている。

同様の考え方で、図3-27、図3-28の汚泥の乾燥、燃焼実験についてまとめると図3-37、図3-38となる。図3-37は初期含水率59.2%であり、実験後直ちに減率乾燥期間に入るため、乾燥面移動距離から計算された水分蒸発量（同図中破線で示す）は、実験時間が20～30分程度までは、よく実測値と一致しており、その後、強熱減量分の燃焼による重量減少が見られている。強熱減量分の燃焼は、乾燥のようにある温度で急速に起こる現象ではなく、それによる重量の減量は熱分解（燃焼）速度と関連させて把握する必要があるが、ここでは簡単のため、600℃になれば強熱減量がすべて燃焼するとし、その等温面の移動距離から燃焼量を計算し、乾燥量との合計を同図中に1点鎖線で示した。計算結果と実測結果は前者の方が7 g～15 g（最大誤差約58%）大きくなり、あまりよい一致が見られていないが、この原因は、燃焼量の計算

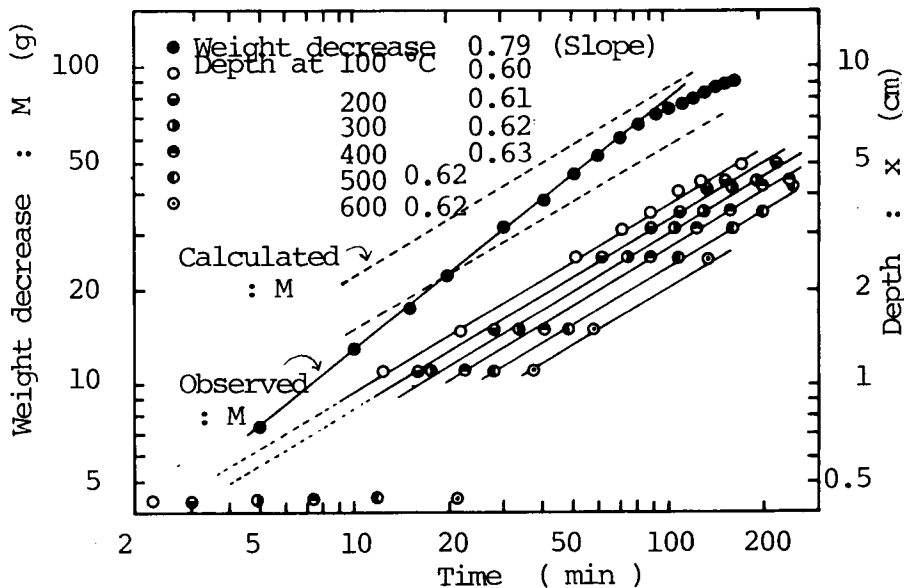


FIG. 3-37 RELATIONS BETWEEN TIME AND ISOTHERMAL PHASE OR WEIGHT DECREASE (MIXED SLUDGE : W. C. = 59.2%)

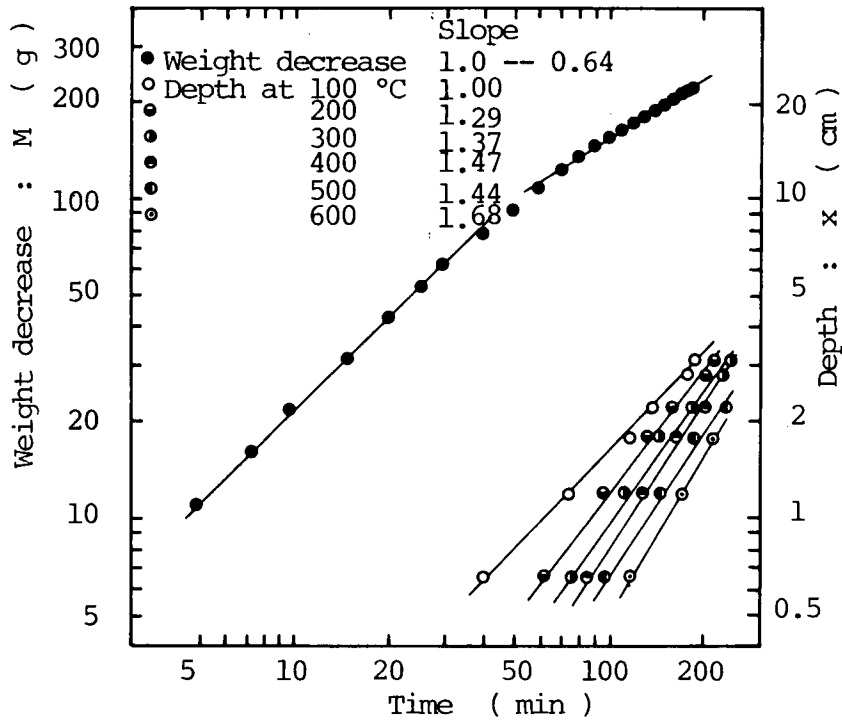


FIG. 3-38 RELATIONS BETWEEN TIME AND ISOTHERMAL PHASES OR WEIGHT DECREASE (MIXED SLUDGE : W. C. = 132.4 %)

において用いた 600°C の等温面の移動距離と時間との関係式が、実験初期において相当の誤差を含んでいることと、後述するように 600°C でも汚泥の強熱減量がすべて燃焼しているわけではないことによるため、この計算による重量変化量の方が大きくなったと考えられよう。

一方、図 3-38 は初期含水率 132.4% と本章第 3 節で求められた汚泥の限界含水率付近の実験であり、そのため、重量減少量は実験開始後約 20 分まで、 $M_w = at$ (a : 定数) の関係が得られている。すなわち、重量減少速度 (dM_w/dt) が時間に関係なく一定となっている。ところで、この時間あたりまでの重量減少では、燃焼によるものを無視でき水分蒸発量のみと見なせるため、恒率乾燥期間であるといえよう。この結果から、混合汚泥の限界含水率は 115% となり、前述の結果 (約 130%) と若干の差異が見られるが、試料汚泥の差違を考慮すれば、ほぼ妥当な数値であろう。恒率乾燥期間が存在すると、層内の乾燥面やそれ以上の温度での等温面移動距離と時間との関係も、前述までの 3 つの実験結果と異っている。このことから、試料の初期含水率によって乾燥面の移動開始時刻や熱移動が複雑に影響を受けることになる。

3-5-3 試料層内の発熱量、強熱減量測定実験

汚泥層内に燃焼反応が進行していくと、前節で若干触れたように強熱減量分の減量が起ると同時に、その発熱量事体も減少する。試料層内の乾燥固形分当りの発熱量そのものの変化は試料の温度によって大きく影響される。したがって、汚泥層から、発熱量測定用の試料を採取するにあたっては、層内の温度分布が広範囲にわたっていることが望ましく、その意味から、初期含水率132.4%の汚泥燃焼実験(図3-28参照)停止時に、試料を(A)~(E)の5種類採取した。その結果を層内深さととの関連からまとめて図3-39に示す。なお、同図中に記入した温度は試料採取時の層内温度であり、また、各測定値は、2つの採取試料の平均値である。

試料の発熱量をみれば、試料(B)(試料温度約600℃のとき)で約680cal/g、試料(C)(同約350℃)で約1000cal/gとなっており、試料(E)の未分解のときの発熱量約2080Kcal/gの各々33%、48%の熱量がまだ発熱されずに残存している。この比率は、平岡ら⁴⁹⁾が下水汚泥脱水ケーキを用いて、窒素雰囲気下の熱分解反応を調べた際の残渣固形分の発熱量と初期発熱量との比率とよく一致しており、本実験における試料層内の反応は酸素不足下の熱分解反応に近いものと推定される。この推定は、後述する層内のガス分析結果からもうなづけるものである。

また、試料の強熱減量について述べれば、試料(B)でも29.0%の強熱減量を有することとなっている。これは、熱分解反応により、試料温度が650℃になっても初期の強熱減量(53.8%)の約46%しか分解されているにすぎないことになる。しかしながら、この数値を検討する場合、試料そのものの重量減少量を正確に把握しなおす必要がある。そこで、同一の汚泥を乾燥させ、管状炉で空気および窒素を流しながら、試料量を約10grとり、その重量減少を調べた結果が表3-9である。ただし、空気雰囲気下における400℃以上の温度では、汚泥の着火現象が見られるため、雰囲気温度は必ずし

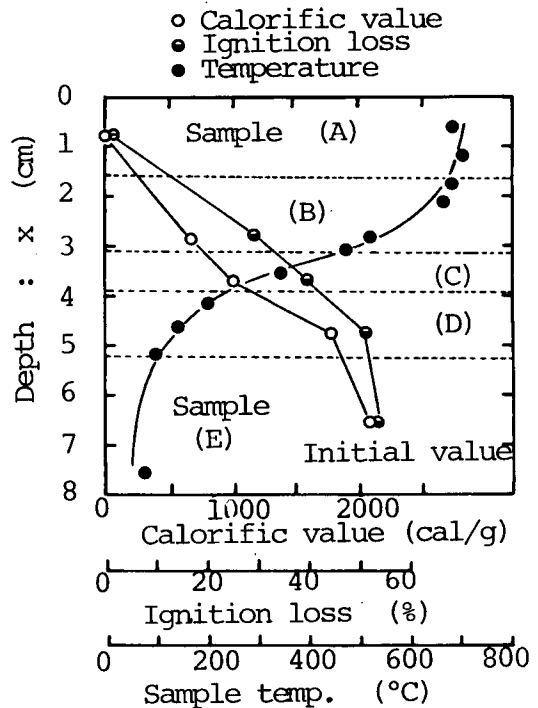


FIG. 3-39 CHANGES OF CALORIFIC VALUE AND IGNITION LOSS IN THE SAMPLE

も正確とはいえない。雰囲気温度と試料温度とがほぼ等しくなると考えられる30分後の重量減少量と試料のもつ強熱減量分(53.8%)とから各温度における残渣固形分の強熱減量を計算し、本実験における試料層内の強熱減量測定結果との比較を示したものが表3-10である。この表からもわかるように、本実験での汚泥の熱分解は、600℃の場合を除くと、空気雰囲気における熱分解との中間のような反応を示している。

TABLE 3-9 CHANGES IN WEIGHT DECREASE OF MIXED SLUDGE CAKE (DRIED-UP)

(UNIT : %)

Flow Gas Time Amb. Temp.	Air		N ₂	
	10min.	30min.	10min.	30min.
300°C	30.2	36.1	22.3	24.6
400°C	41.5	47.7	29.5	31.0
500°C	51.3	54.2	37.2	38.8
600°C	50.6	54.0	43.7	44.2
700°C	55.2	55.0	50.9	51.1

TABLE 3-10 COMPARATIVE TABLE OF IGNITION LOSS BETWEEN INCINERATION IN AIR AND PYROLYSIS IN N₂

(UNIT : %)

Temp. (°C)	Incineration in Air		Pyrolysis in N ₂		Experiment in FIG.3-41	
	Weight Decrease	Calculated Ig.L.	Weight Decrease	Calculated Ig.L.	Sample	Ignition Loss
700	55.5	-2.2	55.1	-2.4	A	1.5
600	54.0	-0.3	44.2	17.8	B	29.0
350	41.9*	22.1	27.8*	48.3	C	39.5
180	-	-	-	-	D	51.0
100↓	0.0	53.8	0.0	53.8	E	53.8

* Mean Value of Weight Decrease at 300 and 400°C

これらの結果や前節に示した重量減少曲線から、直接汚泥の熱分解（燃焼）反応の速度解析を行うことは、各温度における重量減少量が把握されていないために不可能である。そこで、前章で行ったTG（熱重量分析）を用いて、速度論的解析を行う必要が生じる。ただし、今回の実験では、空気雰囲気ではあるが、通風を行わず燃焼管内の空気のみとし、さらに試料を610 mg（充填密度約0.54 g/cm³）と大きくとることから、試料層内への酸素の供給を制御して行った。昇温速度は、汚泥層内の温度上昇温度が図3-31～図3-34に示したように200℃以上では3～8℃/minであることから、5℃/minとした。そこで、このTG分析結果に対して第2章5-2で示した解析法（式（2-52）、式（2-53）参照）を用いると、反応次数n=1.2が得られる。いま、便宜上n=1として、アレニウスプロットしたものが図3-40であり、この図の最小2乗近似から、活性化エネルギーE_a=13.80×10³cal/g-mol、頻度定数A_k=97.0 sec⁻¹が求められる。活性化エネルギーは当然ながら反応によって異なるが、おおよその傾向として1次反応では大きく50Kcal/mol以上であり、有機化合物の熱分解や異性化のような多原子の関与する反応に例が多い。これは熱化学反応に関する限り反応の次数を問わず、一般に活性化は衝突によって起こるが、その際変化が生ずる結合の活性化エネルギーが小さければ、衝突に続き短時間内に構成原子の組み替えが起こる。その回数には活性分子の生成速度に比例することになり、反応は2次反応となる。これに対し、同じ量の衝突エネルギーを受けたとしても活性化エネルギーが大きければ、活性分子の構成の組み替えが起こりにくく反応は1次的となる。したがって、汚泥の熱分解反応における

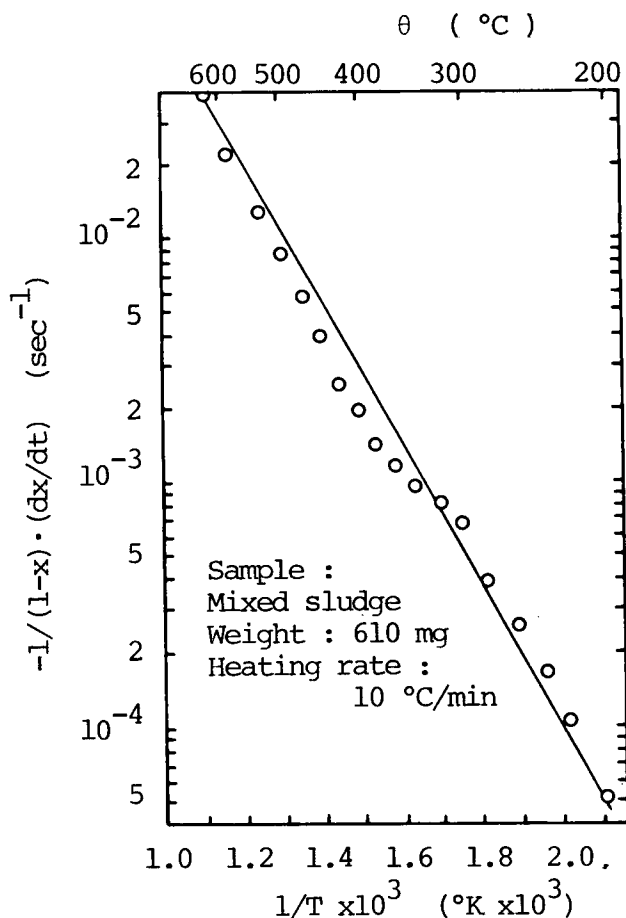


FIG. 3-40 ARRHENIUS' PLOT

活性化エネルギーが $13.80 \times 10^3 \text{ cal/g-mol}$ (第2章でのTG測定結果でのそれは、2次反応で近似しているが、 $14.2 \times 10^3 \text{ cal/g-mol}$)と非常に小さいことから考えると、反応は2次反応に近いと思われ、上述の近似が無理を生じることになる。事実、片柳⁵⁰⁾は汚泥の熱分解反応を 350°C 以下、 $400 \sim 600^\circ\text{C}$ 、 700°C 以上の3つの反応にわけ、それぞれ、2次、 $3/2$ 次、2次反応であるとし、その場合の活性化エネルギーは14.9、17.3、23.9 Kcal/mol であると報告している。しかしながら、汚泥のTG測定による熱分解(部分燃焼ともいえる)反応を便宜上 $200 \sim 700^\circ\text{C}$ の温度領域全層にわたって1次反応として解析を行うと、実験値の重量減少量より 250°C で5.1%小さく、 600°C で7.8%大きい程度の誤差で近似されることとなった。これは、活性化エネルギーは前述してきたように $14 \sim 24 \text{ Kcal/mol}$ 程度とほぼ妥当な値であるが、反応次数の差がもたらす誤差を頻度因子で相殺したためと考えられる。頻度因子の持つ意味を知るため、最近では分子の衝突理論に立脚して温度、活性化エントロピーの変化による影響を把握する研究があり、今後、この方面の研究が進むものと予想されるが、ここでは単に比例定数として扱っている。したがって、本節では汚泥の熱分解(部分燃焼ともいえる)による重量減少を反応速度論的に解析することに重点を置いたわけではなく、満足のいく近似式として次式に示すような実験式として求めたと言えよう。

$$\frac{dX}{dt} = 97 \exp\left(-\frac{13.80 \times 10^3}{RT}\right) \cdot (1-X) \quad (3-26)$$

3-5-4 試料層内のガス測定

含水率約82%の汚泥の焼却実験中における試料層内のガス分析測定結果を層内深さ ($x = 1.22, 3.13, 5.35 \text{ cm}$)別に示したものが図3-41である。なお、これらの図中には、ガス採取点近傍にある温度測定点での温度変化曲線を参考までに併記している。

本実験条件下では、 O_2/N_2 の容積比は実験初期において $0.25 \sim 0.27$ となっており、空気中のそれらの構成比とほぼ同じ値を示すが、実験時間の経過とともに、それは減少し、実験後20分では約40~50%の酸素が消費されている。その後は、ガス採取位置により大きな変動はなく、 O_2/N_2 容積比は $0.08 \sim 0.12$ の範囲内にあり、ただ、ガス採取位置が深くなった ($x = 5.35 \text{ cm}$) 場合のみ、それが 0.15 程度となっている。一方、 CO/N_2 の容量比はガス採取位置にかかわらず実験開始後徐々に増加するものの、試料温度が $500 \sim 600^\circ\text{C}$ になるとCOの存在が見られなくなる。

以上のことをまとめて考察すると次のようになる。試料層内の酸素濃度は反応がある程度進行するまでは減少し、その反対に一酸化炭素が増大する。その後、酸素量はほぼ一定になる

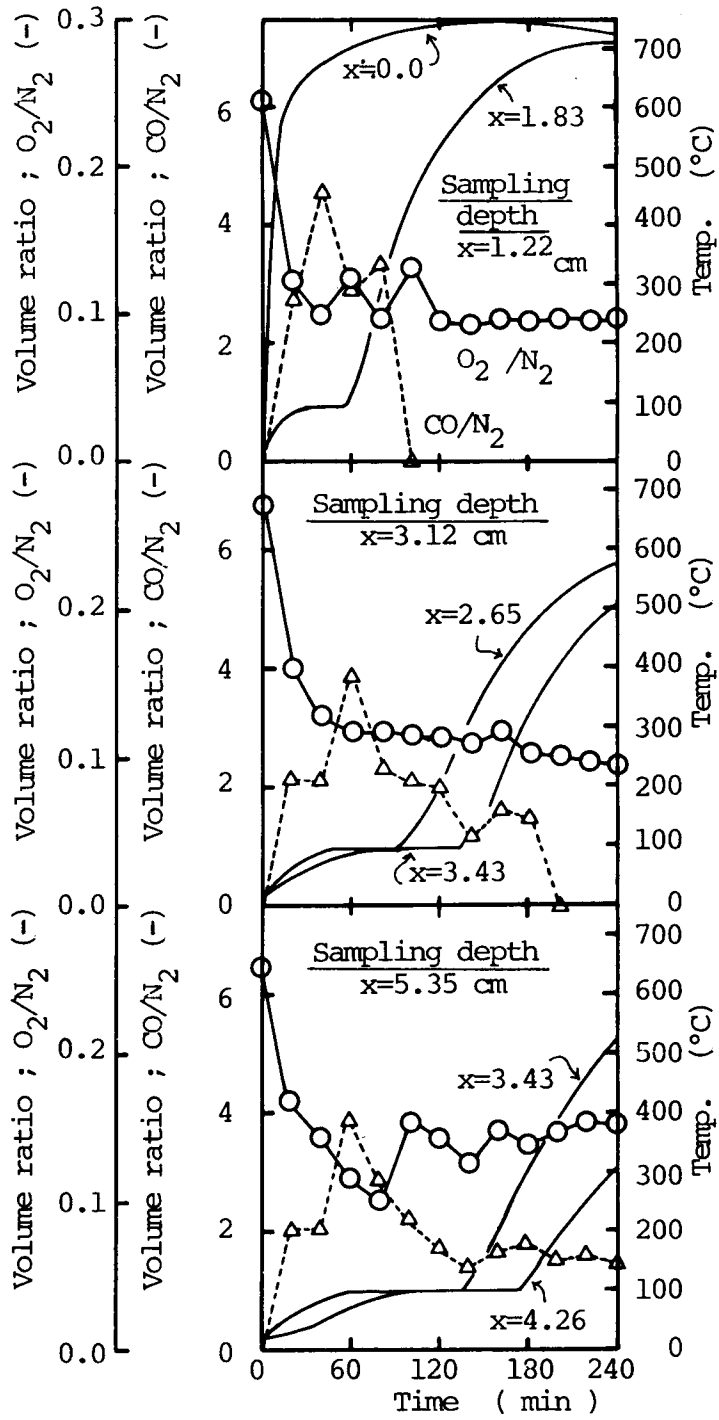


FIG. 3-41 GAS ANALYSES IN SLUDGE-PYROLYSIS

が、一酸化炭素は減少し、試料温度が500～600℃になるとその存在が見られない。このことは、十分な酸素存在下での燃焼反応が起っているわけではなく、また、完全な熱分解反応でもないことを示している。たとえば、窒素雰囲気下での汚泥の熱分解反応では、温度上昇とともに一酸化炭素の発生が増大する⁵⁰⁾ことからこの推察が裏付けされよう。試料層内への酸素の供給は、一般的には試料表面からの酸素の拡散により、また、その拡散速度は、試料層表面の気体中の酸素濃度や試料層の気体の(拡散)移動抵抗などによって律速される。ところが、本実験の場合、自然通風条件で行っているため、試料層表面近くの酸素はほとんど存在しておらず、また、試料層で発生した水蒸気が試料層底部から表面へ移動しているため、試料層内への酸素の拡散はほとんど無視される。ところが、実際には、不活性気体雰囲気下での熱分解反応と一致していないのは、試料層内に若干の酸素が存在し、さらに、水分の蒸発に伴って発生した水蒸気が、多量にほぼ飽和に近い状態で存在していることによって、汚泥の熱分解によって発生した熱分解ガスが酸化されているためと推察される。

3-5-5 考察とまとめ

汚泥の焼却処理を考慮した場合、汚泥の燃焼速度を把握する必要がある。本節ではそれに関連した汚泥層内の温度分布や重量減少速度、さらには燃焼反応による発熱量の変化等についてある程度ではあるが定量的に把握できた。その結果、汚泥の燃焼に伴う反応は、汚泥層表面のわずか数mm内部では、もはや燃焼というより、熱分解に近い反応を示していることになり、そのさらに内部で起こる蒸発現象から発生する水蒸気によって、熱反応そのものや、その反応速度ひいては層内の熱移動が影響を受けるといった複雑な現象を呈している。したがって、実際の汚泥焼却炉においても、現在多く採用されている脱水方式による汚泥脱水ケーキの厚さが約1～2cm程度あることから判断すると、上述の現象とほぼ同じような挙動が見られるといえよう。

一般に、汚泥(ケーキ)の燃焼は炎燃焼と固定炭素の燃焼とにわけられるが、本節における実験条件下では実験開始後初期に見られる汚泥表層部の炎燃焼段階を除けば、汚泥層内では部分燃焼や熱分解反応となり、また、発生する熱分解ガス量が減少すると、表層部での炎燃焼も見られなくなっている。炎燃焼による発熱については、汚泥のような固体の燃焼では固体の熱分解反応とそれによって発生する熱分解ガスの分解反応とからなるが、主に分解ガスの反応時点で発熱量の大部分を放出する。したがって、熱分解ガスが瞬時に発生し、発生後直ちに酸素と完全に反応すれば、その発熱量はボンブ熱量計で測定される発熱量に等しくなる。しかし、本実験のように、汚泥層内の酸素濃度が低く、しかも分解反応の温度範囲が大きい場合は、第2章5-3で述べたDSCの測定結果(図2-29参照)に近い発熱を示すものと考えられよう。

このような分解反応を含んだ複雑な反応を解析する場合、重要なもう一つの条件として試料層への熱流入量がある。一般に、本実験のような場合の熱流入量は対流伝熱によるものと輻射伝熱によるものとの合計量として表わされる。試料とそれに接するガス（雰囲気）との間の対流による伝熱量 q_c は

$$q_c = h_c A (T_g - T_f) \quad (\text{cal/sec}) \quad (3-27)$$

で表わされ、 h_c は境膜伝熱係数を示している。

一方、試料に流入する輻射による熱量 q_r は、試料表面からの放射を無視すると、前掲の式 (3-16) に示したように次式で表現される。

$$q_r = 4.88 r A [(T_r/100)^4 - (T_f/100)^4] \div 36000 \quad \left(\frac{\text{cal}}{\text{sec}} \right) \quad (3-28)$$

ところが、次章で述べるような熱伝導方程式等の境界条件としては、式 (3-28) のような非線形では扱いが非常に難しくなる。そこで、便宜的に輻射伝熱係数 h_r (Coefficient of Radiant-heat Transfer) を次式のようにとらえる。

$$h_r = \frac{4.88 r [(T_r/100)^4 - (T_f/100)^4] \div 3600}{T_r - T_f} \quad (3-29)$$

いま、電熱板温度 T_r (°K) と雰囲気中のガス温度 T_g (°K) を等しいと見なすと、対流および輻射による試料への熱流入量は、これらの伝熱量の和として次式で表現される。

$$q_c + q_r = (h_c + h_r) A (T_g - T_f) \quad (3-30)$$

ここで $(h_c + h_r)$ を一つの係数としてとらえ、対流および輻射の複合伝熱係数 h とすると、試料への熱流入量を示す条件式は線型となり、境膜伝熱係数と同様の取り扱いが可能となる。

そこで、乾燥や熱分解現象のない乾燥させた汚泥焼却灰における層内温度分布図 (図 3-29 参照) から、複合伝熱係数 h を求めるため、次式を用いて計算する。

$$A \int_t^{t+\Delta t} h (\theta_g - \theta_f) dt = A c \rho \sum_{i=1} \left\{ \frac{\theta_i + \theta_{i+1}}{2} \Big|_{\Delta t} \cdot (x_{i+1} - x_i) \right\} \quad (3-31)$$

ここに、 i は温度測定位置 ($i = 0, 1, 2, \dots$)

ただし、試料層の最下部の温度測定位置 ($x = 7.35 \text{ cm}$) の温度は実験開始後 30 分経過した付近から始まる。すなわち、それ以前では、浸透深さ (penetration depth) は試料層最下部まで

到達しておらず、この期間においては試料層底面からの放熱は無視され、また、試料層側面からの熱量の出熱、入熱等については無視している。計算にあつて時間に関する積分は台形法による近似を用いており、その結果を表3-11に示す。0～225秒までの期間は試料表面温度が

TABLE 3-11 CALCULATION OF COMBINED COEFFICIENT FOR CONVECTION AND RADIATION (h)

Time min	Amb. temp. °C	Surface temp. °C	Heat flux cal/cm ²	h cal/cm ² sec°C
0 - 3.75	566.18	379.44	50.46	0.00120
3.75 - 7.50	606.35	451.73	28.74	0.00083
7.50 - 11.25	630.44	491.91	25.68	0.00082
11.25 - 15.00	634.47	526.02	20.78	0.00082

初期の低温から急激に上昇し、その変化が大きいため、それ以降より相当大きな値を示すものの、225～900秒までの期間についてはほぼ等しい値が得られている。したがって、本実験装置における複合伝熱係数 h は $0.00082 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$ (工学単位 $29.5 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$) とできよう。一般に、境膜伝熱係数は、流体の諸性質、流動状態、伝熱面の形状等によってまた、漏れ面、水蒸気の有無によって変化するが、管群に直角な空気流においては大気圧下の空気流による自然対流下で $5 \sim 8 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 、同じく強制流動下で $15 \sim 40 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ ⁵¹⁾ とされている。本実験での h は自然対流下であるにもかかわらず、輻射を考慮したため後者の範囲にあるが、伝熱装置としては、本装置は当然ながら非常に小さな伝熱係数をもつものとなっている。

3-6 まとめ

本章では汚泥の乾燥、着火、燃焼(部分燃焼に近いが)の諸現象をそれぞれ取り扱い、各々の現象に伴う熱移動を中心とした考察を加えている。すなわち、乾燥現象では蒸発面下の熱移動について水分移動を考慮した解析を試みた。その結果、高熱流束下の乾燥において蒸発面下の熱移動は水蒸気移動によるものが大きく、このことは大谷ら⁵²⁾によって蒸気の拡散に伴う潜熱移動として指摘されている。また、汚泥層内温度が 50°C 以下での蒸気移動による潜熱移動はほとんどなく、その際の熱移動は伝導律速となる。さらに、乾燥速度から汚泥の限界含水率を求めると、それは約 $110 \sim 130\%$ 程度と推察される。

一方、汚泥の着火現象については、蒸発潜熱を汚泥の比熱項に加味し、熱伝導方程式を伝導

伝熱の境界条件のもとで解析することにより取り扱った。その結果、汚泥の着火温度は、含水率の多少にかかわらず、約310～340℃の範囲内にあり、また、同時に熱分解開始温度やそれらの現象を生じさせしめる必要時間についても、推定可能であることがわかった。すなわち、着火現象を汚泥層表面での熱移動問題として把握しただけであるが、数分以内の試料表面に限れば、その場合の熱移動について十分に活用される結果が得られた。

さらに、第5節では、上述のような蒸発面下や試料層表面といった部分的なしかも、短期間の熱移動の取り上げかたではなく、試料層全層にわたる熱移動、および蒸発、燃焼（部分燃焼）に伴う重量減少を総括的に把握した。その結果、汚泥層内の熱移動は伝導による以外に蒸気移動に伴う潜熱移動や蒸発潜熱、部分燃焼に伴う発熱などを考慮した取り扱いが必要となる。したがって、本節ではとくに汚泥層内のガス分析や発熱量分析等についても検討し、汚泥の部分燃焼による強熱減量分の分解速度やそれに伴う発熱量の変化に関する定量的把握を行った。汚泥の燃焼による発生ガスの分析等については、今後さらに詳細な実験を加える必要があるものの、一応の成果が得られ、汚泥は燃焼というよりもむしろ熱分解に近い部分燃焼をうけるといえる。また、この部分燃焼による強熱減量分の分解速度は、200℃～600℃程度の温度範囲では概略1次反応に近似した取り扱いが可能となった。現在の石灰や塩化第2鉄等の無機凝集剤添加による脱水方式から排出される汚泥脱水ケーキの焼却では、その厚さが1～2 cmあることからみても、ケーキ層内では本実験と同様な現象を呈しているものと推察される。このことから、汚泥層内の熱移動を把握できれば、汚泥の性状や雰囲気温度の違いによって影響される強熱減量分の分解に必要な時間等について推測が可能となり、実際の汚泥焼却炉設計に際しても有用な成果となりうるであろう。次章第4章では、このような観点から、本章第5節で行った実験について、試料汚泥層内の熱移動を中心として解析を行うこととする。

第3章 参考文献

- 1) Kamei, S. & Toei, R.; Chem. Eng. Techn., **16**, 1 (1954)
- 2) 桐栄良三, 林 信也; 化学工学, **25**, 675 (1961)
- 3) 若林嘉一郎; 化学工学, **28**, 33 (1964)
- 4) Newman, A. B.; Trans. A. I. Ch. E., **27**, 203 (1931)
- 5) Krischer, O.; Z. VDI, **82**, 373 (1938)
- 6) Newitt, D. M. & T. R. Oliver; Trans. A. I. Ch. E., **27**, 9 (1949)
- 7) 大谷茂盛, 鈴木 睦, 前田四郎; 化学工学, **27**, 638 (1963)

- 8) Nissan, A. H., H. H. George. Jr. & T. V. Bolles; *A. I. Ch. E.*, **6**, 406 (1960)
- 9) Nissan, A. H., W. G. Kaye & J. R. Bell; *ibid.*, **5**, 103 (1959)
- 10) Nissan, A. H. & J. R. Bell; *ibid.*, **5**, 344 (1959)
- 11) 桐栄良三, 林 信也, 長谷川淳, 甲斐 資, 田中貞俊; *化学工学*, **28**, 458 (1964)
- 12) 桐栄良三, 林 信也, 沢田周三, 藤谷 義; *ibid.*, **29**, 25 (1965)
- 13) 桐栄良三, 林 信也, 藤谷 義; *ibid.*, **29**, 771 (1965)
- 14) Luikov, A. V.; *Intern. J. Heat Mass Transfer*, **3**, 167 (1961)
- 15) Luikov, A. V.; *ibid.*, **6**, 559 (1963)
- 16) Luikov, A. V.; *Advanced in Heat Transfer*, **1**, 123 (1964)
- 17) Berger, D. & D. C. Pei; *Int. J. Heat Mass Transfer*, **16**, 293 (1973)
- 18) Parti, M. & B. Paxanz; *ibid.*, **17**, 669 (1974)
- 19) Williams, C. C.; *Damage ignition in organic materials exposed to high intensity thermal radiation*, Massachusetts Institute of Technology Fuels Research Laboratory, Technical Report No. 2, Cambridge (1953)
- 20) 矢木, 国井, 岡田, 鳥谷部; *化学工学*, **21**, 486 (1957)
- 21) 杉山, 鬼頭, 架谷, 森下; *ibid.*, **31**, 1081 (1967)
- 22) 関, 福迫, 田中; 第10回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 389 (1973)
- 23) *ibid.*; 第12回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 601 (1975)
- 24) たとえば, 桐栄良三編; *乾燥装置*, 日刊工業新聞社 (1962)
- 25) たとえば, 亀井三郎編; *化学機械の理論と計算*, 369, 産業図書 (1975)
- 26) 長谷川明; *スラッジ燃焼機構の解析*, 京都大学工学研究科修士論文 (衛生工学専攻) (1971)
- 27) Martin, S. B.; *10th Symp. (Int.) on Comb.*, 877–896, The Comb. Institute, Pittuburgh, Pa. (1965)
- 28) Andersen, W. H.; *Theory of Surface Ignition with Application to Cellulose, Explosives and Propellants*, *Comb. Sci. Tech.*, **2**, 213 (1970)
- 29) Simms, D. L.; *Comb. & Flame*, **6**, 4, 303 (1962)
- 30) 崎川範行; *燃焼の科学*, **35**, 共立出版 (1970)
- 31) Simms, D. L.; *Comb. & Flame*, **7**, 3, 253 (1963)
- 32) Simms, D. L. & Margaret Law; *Comb. & Flame*, **11**, 10, 385 (1967)
- 33) Fons, W. L.; *J. Agric. Res.*, **72**, 3, 93 (1946)

- 34) Maclean, J. D.; The Thermal Conductivity of Wood, Trans. Amer. Soc. Heat Vent. Engrs., 47, 1184 (1941)
- 35) 高月 紘; 都市ごみの焼却処理に関する基礎的研究, 90~92, 京都大学工学部学位論文 (1977)
- 36) Kuwata, M. & R. H. Essenhigh; Combustion Behavior of Suspended Paper Sphere, The Pennsylvania State Univ. (1968)
- 37) 寺井洋一; スラッジ燃焼機構の解析, 京都大学工学研究科修士論文 (衛生工学専攻) (1972)
- 38) Williams, C. C.; Damage initiation in organic materials exposed to high intensity thermal radiation, Massachusetts Institute of Technology Fuels Research Laboratory, Tech. Rep. No. 2, Cambridge (1953)
- 39) 秋田一雄; 熱発火理論の方程式展望, 燃焼研究, 9, p 2 (1965)
- 40) Blackshear, Jr, P. L. & K. A. Murty; 10th Sympo. (Int.) on Comb., The Comb. Inst., 911-923 (1965)
- 41) 芝 亀吉 (計量管理協会編); 温度-計量管理技術双書 (16), コロナ社, 18 (1971)
- 42) 亀井三郎; 工化, 40, 257 (1937)
- 43) 桐栄良三; 乾燥 (亀井三郎編, 基礎化学工学Ⅱ), 朝倉書店, 643 (1967)
- 44) American Institute of Physics; Temperature, Its Measurement and Control In Science and Industry, AIP (1941)
- 45) 中央熱管理協議会編; 熱管理便覧, 128, 丸善 (1963)
- 46) ibid.; ibid. 130, 丸善 (1963)
- 47) Carslaw, H. S. & J. C. Jaeger; Conduction of Heat in Solids, 75, Oxford Univ. Press (1959)
- 48) ibid.; ibid. 245 (1959)
- 49) 平岡正勝, 高内政彦, 武田信生; 下水道協会誌, 10, 109, 30~38 (1973)
- 50) 片柳健一; 下水汚での熱分解反応の速度論的解析, 京都大学工学研究科修士論文 (衛生工学専攻) (1977)
- 51) 亀井三郎編; 基礎化学工学, 101, いずみ書房 (1967)
- 52) 大谷茂盛, 山川紀夫, 遠藤 敦; 第7回熱測定討論会講演要旨集, 62 (1971)

第4章 乾燥・燃焼を伴う汚泥層内の熱移動に関する理論的研究

4-1 概 説

前章までの実験結果および若干の理論的考察の成果を踏えて、本章では乾燥・燃焼現象を伴う汚泥層内の熱移動問題を中心とした理論的考察を加える。すなわち、汚泥層内の熱移動として、乾燥による相変化、燃焼による内部発熱、水蒸気移動による潜熱移動を含めた熱伝導方程式のモデル化を行い数値計算等をするものである。

相変化を含む熱伝導方程式の解析は古くから興味もたれており、Stefan¹⁾は1891年に氷の生成速度の解析にあたり、境界条件として潜熱項を含めた相変化面前後の熱収支式を設定し、その解析を行っている。この種の問題が“Stefan's Problem”といわれる由縁である。以来、多くの研究者達によって、このような移動境界面を有する場合の熱や物質の移動・拡散問題の解析法について取り扱われてきたが、一般的にはモデル式が非線型となるため、数種の場合を除けばその解析解は得られない。まして、本研究のようにアレニウス式等で表現される発熱項を含む場合ではなおさらのことである。ところが、このような問題の解析は、工学分野などでは重要な意味をもつものが多く、電機計算機の偉力増加に伴って、近年それに対する種々の数値計算法が開発され、その発展には目を見はるものがある。ここでは、このような視点から、熱移動式（非定常、非線型偏微分方程式）の数値解法の1つを取り上げて検討する。

4-2 熱移動モデルに関する検討

4-2-1 熱移動モデル

① 基礎的考察

前章までの諸実験の結果からも判断されるように、含水有機物の焼却処理を行う場合、試料層内では乾燥、燃焼といった相変化現象を同時に起こしながら進行する。とくに、乾燥面が試料層内に進行した減率乾燥段階では相変化現象が顕著に見られることから、乾燥面を移動境界面とする相変化問題として取り扱う必要がある。一方、燃焼反応では相変化現象は乾燥の場合ほど顕著に見られず、むしろ、広範囲の温度領域にわたって緩慢な反応の連続現象と見なせる。

このような場合の試料層内の熱移動を、物質（とくに水分）移動を考慮してとらえるために

は、本実験上で得られた条件や物理的に意味づけされた仮定のもとに、次に示すような諸問題を解決する必要が生ずる。

- (i) 試料層内の熱移動を1次元として取り扱う。すなわち、第3章5節で行った実験において、温度測定点（試料容器のほぼ中心）付近の同一深さ数点での温度を測定したところ、2～3秒の遅れで同一傾向を示したことから、これらの実験では熱移動は1次元として取り扱うことができる。ただし、試料容器の内側面付近での温度は試料容器の中心付近での温度より高いが、この影響は試料容器半径が5 cmと大きくとったことから無視している。
- (ii) 試料層表面への熱流束は、複合伝熱係数 h （一定）を用いて求められる。
- (iii) 水分の蒸発は 100°C で起るとし、試料層内の温度が 100°C となる面を乾燥面とよび、乾燥面より上層を乾燥層、下層を湿潤層とする。すなわち、この章では、減率乾燥速度期間の熱移動を相変化問題として取り扱う。
- (iv) 試料の物性値は乾燥層、湿潤層においてはそれぞれ変化しない。
- (v) 熱分解反応速度は、アレニウスタイプの1次反応で示される。
- (vi) 乾燥、燃焼に伴う試料の収縮はないものとする。
- (vii) 層内で発生する熱分解ガスの顕熱上昇に必要な熱量は無視する。しかし、水蒸気の顕熱上昇分は考慮し、その際の水蒸気量は、乾燥面の移動速度から求められるとする。

② モデル式の導入

上述①を考察し、試料層内の熱移動を図4-1に示すような模式図にそって基礎微分方程式を導出する。

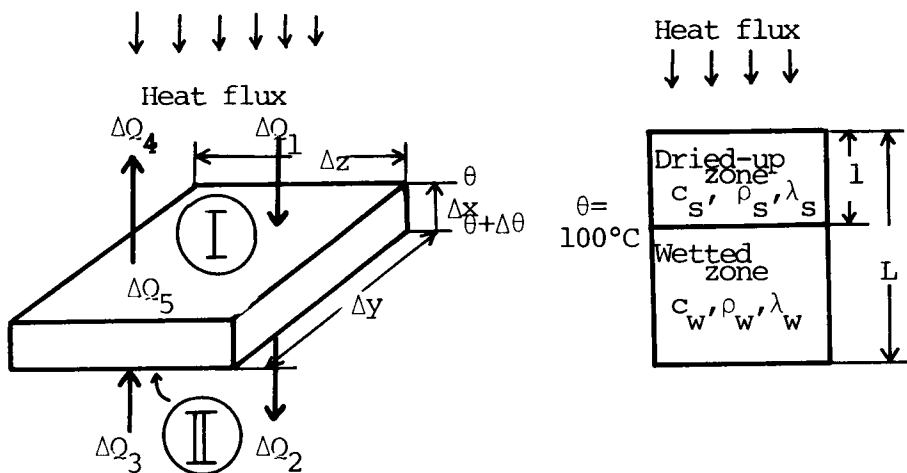


FIG. 4-1 HEAT TRANSFER MODEL

いま、試料の乾燥層について述べれば、図 4-1 (A) の微小 6 面体での熱収支は熱伝導による流入熱量 ΔQ_1 、流出熱量 ΔQ_2 、また水蒸気が下方から上方へ移動することによる流入熱量 ΔQ_3 、流出熱量 ΔQ_4 がある。さらに、微小 6 面体にある試料の熱分解による発熱量を ΔQ_5 とすれば、 $\Delta Q_1 \sim \Delta Q_5$ は各々下式 (4-1) で表現できる。

$$\left. \begin{aligned} \Delta Q_1 &= -\lambda_s \frac{\partial \theta}{\partial x} \Delta y \Delta z \Delta t \\ \Delta Q_2 &= -\lambda_s \left(\frac{\partial \theta}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial \theta}{\partial x} \right) \Delta x \right) \Delta y \Delta z \Delta t \\ \Delta Q_3 &= c_v M \left(\theta + \frac{\partial \theta}{\partial x} \cdot \Delta x \right) \Delta y \Delta z \Delta t \\ \Delta Q_4 &= c_v M \theta \Delta y \Delta z \Delta t \\ \Delta Q_5 &= -q \frac{\partial W}{\partial t} \Delta x \Delta y \Delta z \Delta t \end{aligned} \right\} \quad (4-1)$$

ただし、 M ($\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{sec}$) は単位時間、単位面積当りの水分蒸発による水蒸気量、 W (g/cm^3) は単位体積当りの強熱減量を示している。

また、試料の湿潤層においては、式 (4-1) のうちの熱伝導による熱収支のみを考慮する。したがって、水蒸気の下方移動による熱移動の影響は無視している。

以上のことから、この現象を支配する熱移動の基礎微分方程式は下式のようにになる。

$$\left. \begin{aligned} c_s \rho_s \frac{\partial \theta}{\partial t} &= \lambda_s \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} + c_v M \frac{\partial \theta}{\partial x} - q \frac{\partial W}{\partial t} \\ c_w \rho_w \frac{\partial \theta}{\partial t} &= \lambda_w \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} \end{aligned} \right\} \quad (4-2)$$

乾燥層と湿潤層との間では、乾燥層からの熱流入量と湿潤層への熱流出量の差が水分の蒸発潜熱に使用される。したがって、熱量収支式は次式となる。

$$\begin{aligned} -\lambda_s \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=\ell-0} - \left(-\lambda_w \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=\ell+0} \right) &= r M \\ &= r (\rho_w - \rho_s) \frac{d\ell}{dt} \end{aligned} \quad (4-3)$$

ただし、上式中 ℓ は蒸発面 (乾燥層と湿潤層とを分ける境界面) の深さを示し、 r は蒸発潜熱 (539 cal/g) である。また、汚泥中の強熱減量分の減少速度は次式 (4-4) で示される。

$$-\frac{\partial W}{\partial t} = W A_k \exp \left\{ -\frac{E_a}{R(\theta + 273)} \right\} \quad (4-4)$$

一方、初期条件および境界条件をまとめて示すと次のようになる。

$$\left. \begin{array}{l} \text{(I.C.) } \theta = \theta_0, W = W_0, \ell = 0 \quad : \text{ at } t = 0 \\ \text{(B.C.) } -\lambda_s \frac{\partial \theta}{\partial x} = h_1(\theta_{f1} - \theta_0) \quad : \text{ at } t > 0, x = 0 \\ \quad \quad \quad -\lambda_w \frac{\partial \theta}{\partial x} = h_2(\theta_L - \theta_{f2}) \quad : \text{ at } t > 0, x = L \end{array} \right\} \quad (4-5)$$

4-2-2 モデル式の解析手法に関する基礎的考察

上述したモデル式は、2つの相変化現象が同一試料層内で同時に生じている場合の熱移動問題を、乾燥速度（熱分解速度）を考慮して導入したものである。従来、この種の熱移動問題はほとんど取り上げられておらず、ただ、相変化を伴う熱伝導問題または発熱反応（または化学反応）を伴う熱伝導問題としては多くの研究者による成果がある。以下では、これら2つの方向の研究をまとめることにより、本モデルの解析法の手がかりを得ようとするものである。

溶融、固化、乾燥などの相変化を伴う熱移動問題は、相変化の移動速度を知る上で重要であり、したがって、その解析は、古くから多くの研究者達によってなされてきた。Luikov²⁾は多孔性試料の乾燥問題を熱と物質との同時移動として定常問題として取り扱った。

その場合、蒸発面を試料層のある深さに固定して考え、その深さは熱移動速度の影響を考慮して決定することにより、実験結果とよく適応した解を得ている。しかしながら、乾燥強度が非常に大きい場合などでは、蒸発面は試料層内へさらに進行し、その位置は移動することとなる。このような蒸発面の移動による試料層内の非定常な熱移動や物質移動問題では、もはや彼の方法では解くことが不可能となる。Kumar³⁾は、Schechter⁴⁾が非圧縮性の Reiner-Rivlin 流体における運動量保存式の解法に用いた局所ポテンシャル（local potential）に基づく変分原理を、多孔質の乾燥に適用し、蒸発面移動問題として解析している。すなわち、第1種境界条件をもつ熱伝導方程式を浸透深さ（penetration depth; これをこえるともはや熱流束のない深さ）の概念を導入し、温度分布は、浸透深さより先では、放物型に仮定して数値解析をしている。Gupta⁶⁾は全く同じ問題について、上述の方法と Goodman⁷⁾の開発した非線形伝熱問題に対する積分法との比較を行い、「一般的な Stefan 問題」として、試料内部の境界面の移動問題を取り扱っている。

その他の方面の相変化問題は、融解や凍結現象を取り扱ったものがあり、古くは Lightfoot⁸⁾などが液相、固相の物性値を同じと考え、潜熱を移動熱源（その強度は $r\rho(d\ell/dt)$ ）と置き変えることにより解析している。また、相変化面の移動速度をべき級数に、層内温度分布を Maclaurin 級数に仮定して、それらの係数を決定する方向の研究^{9), 10)}もある。しかしながら、

最近では、これらの問題に対し、種々の数値解法を加味した方法を適用し、直接解こうとする方向がほとんどである。たとえば、Chambers¹¹⁾はBiot¹²⁾の開発した変分法を熱伝導に適用し、Hiraoka¹³⁾はこの方法を用い種々の一次元問題に対し有効な近似解を得ている。Goodman¹⁴⁾は半無限固体の融解を積分法(heat balance integral technique)を用いて、偏微分方程式を常微分式に変換して解析し、さらに彼は¹⁵⁾有限平板において物性値が変化する場合、その温度分布の多項式で表現し、非線型熱移動問題にまで拡張している。

一方、違った視点から相変化を伴う多項式の非定常伝熱方程式の近似解を得ようとする方向もある。たとえば、Weiner¹⁶⁾は物性値の異なる合金を“n”層に分け、液相から固相への移動速度を求める際、潜熱の影響を固化温度に達するときだけ起るとして解を得ており、これはNeumann解を隣接した相領域に適用し、n-1個の移動速度(定数)を与えることから、数値解析している。田中ら¹⁷⁾¹⁸⁾もほぼこれと同様の考え方で、多層間の時間差分を求め、これを級数化し、時間について積分し、このときに潜熱の影響を加味した熱流束収支式をたてて数値計算している。

Eyres¹⁹⁾やLiebmann²⁰⁾は相変化を含む熱伝導方程式に対し、差分法により各格子点の温度を線型化して表現している。この固定座標系による差分方程式を移動座標系、すなわち、相変化面の移動に伴って節点のきざみ巾を変化させる方法(variable space network法)を用いたのがMurrayとLandis²¹⁾であり、またLotkin²²⁾は不均一格子点を用いる方法を開発している。

次に、発熱反応等の化学反応を伴う伝熱問題について触れる。いま、ここでは熱分解の反応速度がArrhenius式で表わされるものに限定して述べると、発熱項が温度の複雑な関数で表わされるため、通常の方法では指数項の展開が難しい。Frank-Kamenetzky²³⁾は、セルロースの発火までにおける温度上昇があまり大きくない範囲では、収速性のよい近似法を提案し、それによって定常の1次元伝熱問題の解析を行った。以来、この方法は非常に多くの研究者^{27)~29)}によって、Frank-Kamenetzkyパラメータに関する研究として進められている。たとえば、秋田²⁴⁾は、この方法を用いて木材等のセルロースの熱発火理論の詳細な研究を行っている。また、Shoumanら²⁵⁾はFrank-Kamenetzky²⁶⁾の考えを踏えて、非定常の1次元伝熱問題にまで拡張している。これらの文献では反応はすべて零次反応として解析されている。また、Adler³⁸⁾は発熱反応を示す指数項をFrank-Kamenetzkyとちがえた形で近似し、熱発火理論をさらに拡張している。

Bamfordら³⁰⁾やCrankとNicolson³¹⁾は発熱反応を1次反応とした場合の伝熱式を離散化することにより数値計算している。この考えにより、Robertsら³²⁾は第1種境界条件下で、Tinney³³⁾は第2種境界条件下で、Blackshearら³⁴⁾は放射伝熱を含めた境界条件下での問題を取り扱っ

ている。さらに、Murty-Kanury³⁵⁾やWen,³⁶⁾Maa³⁷⁾はそれぞれ、種々の反応条件下で、発熱項のもたらす影響について検討している。

Zinnら³⁹⁾は半無限平板における1次元非定常熱伝導方程式の解析解に、1次反応型をもつ発熱反応による温度上昇分を各時間(きざみ時間)計算終了時に断続的に加える形で数値計算している。架谷ら⁴⁰⁾は、発熱の反応速度を温度の1次式として表現し、さらにその発熱の影響を比熱として取り扱う(“総括比熱”とし、これに温度依有性をもたせている)ことにより、非線形非定常の熱伝導を方程式化した。これを数値積分して、発熱の影響を調べている。ただし、この場合では、反応に伴う重量変化は取り扱えない。その他、直交選点法(collocation method)などの重みつき残差法(method of weighted residual)をもちいて、非線形項をもつ化学反応系を取り扱う方法についても最近開発され、⁴¹⁾Yalamanchiliら⁴²⁾は2次元の熱伝導方程式をこれらの方法で数値計算し、その解の安定性等について検討している。

以上では式(4-2)~(4-5)で示される本モデル式を解析する際参考となる方法について概略を述べてきた。しかし、本モデルでは、複雑な移動境界面をもち、さらに、非線形の発熱反応項を有する非定常熱伝導問題となるため、その理論的解析解の導出は不可能であり、何らかの数値計算手法によらなければならない。ところが、上述してきたような方法、手法の1つを本モデルにそのまま適用することには無理があり、そこで本論文では本モデル式を差分法によって離散化し、相変化面の移動に対しては、Murrayら²¹⁾によるvariable space network法を、発熱項については、Zinnら³⁹⁾による方法で取り扱うことを試みた。また、これらの現象を物性値(比熱、熱伝導率、密度)に第2章で求めたような温度依存性をもたせることにより、非線形非定常の熱伝導方程式のみで表現されることになり、この式を有限要素法で数値解析する場合についても若干検討した。

4-3 差分法による数値計算

4-3-1 モデル式の差分近似

放物型の偏微分方程式で示される諸現象を差分法で近似解法しようとする場合、それが非線形であれば、その理論的裏付けは完全なものではない。とくに近似による誤差の把握面でこれが見られ、非線形の発熱項を有するような問題に対しては、離散化に伴う誤差解析を行うことが不可能に近く、CrankとNicolson³¹⁾は差分式をTaylor級数に展開したときに現われる誤差項の大きさによるとして予想している。すなわち、 $\theta(x, t)$ と $W(x, t)$ とが $t=t$ のとき知られており、 $\theta(x, t+\Delta t)$ の値を計算しようとする場合、かなり複雑な非線形の連立方程式の解法が必要となる。それを、彼らは反復法により実行しているため、誤差解析が重要となり、

すべてのきざみ比 (Δx と Δt との比) に対して解に安定性を持たなければならない。ところで、本モデル式の差分化にあたっては、上述のような問題の他に、境界条件として発熱に関する第3種の境界条件で示されており、しかも、相変化面が移動する。したがって、きざみ比が変化することを考慮すれば、離散化誤差の大きさの程度は Δx と Δt との大きさの相対的程度に非常に関連しているが、このような複雑な誤差解析問題は今後の重要な課題として残されている。

一般に、差分近似において最良の方法を知ることは不可能である。したがって、ここでは、Zinnら³⁹⁾の方法によって本モデル式中の発熱項を別個に取り扱い、本モデルを初期境界値問題としてみなすことにより、その陽的解法 (explicit scheme) による差分近似化を試みている。以下にその概略を示す。

ここで、式 (4-2) ~ (4-5) を variable space network 法による差分式を用いて離散化すると、次のように表現される。ただし、これらの誘導法の詳細については Appendix 2 を参照されたい。

㊤相変化現象が起こるまでの期間

この期間における基礎式は、式 (4-2) の下式のみで示される。そこで、この式の差分化を行うと次式 (4-6) となる。

$$\mathbf{A}\theta^{m+1} = \mathbf{B}\theta^m + \mathbf{C} \quad (4-6)$$

ただし、ここで \mathbf{A} 、 \mathbf{B} 、 \mathbf{C} は差分化に際し、基礎方程式の係数を含んだ行列式で表現されるが、その詳細についても Appendix 2 を参照されたい。また、 m は時間きざみによる時刻を示す。

㊦相変化現象が起こった後の期間

位置 (深さ1次元方向) を示す格子節点 n を 1 ~ 11, すなわち、乾燥層での n を 1 ~ 5, 湿润層での n を 7 ~ 11 とに分け、 $n = 6$ のところを相変化面とすると、試料層全層を 10 分割したことになる。

$$\cdot n = 2, 3, 4, 5$$

$$\begin{aligned} \frac{\theta_n^{m+1} - \theta_n^m}{\Delta t} &= \frac{\ell^{m+1} - \ell^m}{\Delta t} \cdot \frac{\theta_{n+1}^m - \theta_{n-1}^m}{2 \Delta x_s} \left\{ \frac{n \cdot \Delta x_s}{\ell^m} + \frac{c_v}{c_s \rho_s} \cdot (\rho_w - \rho_s) \right\} \\ &+ \frac{\lambda_s}{c_s \rho_s} \cdot \frac{\theta_{n+1}^m - 2\theta_n^m + \theta_{n-1}^m}{(\Delta x_s)^2} - \frac{q}{c_s \rho_s} \cdot \frac{W_n^{m+1} - W_n^m}{\Delta t} \end{aligned}$$

$$(4-7)$$

• $n = 7, 8, 9, 10$

$$\frac{\theta_n^{m+1} - \theta_n^m}{\Delta t} = \frac{\ell^{m+1} - \ell^m}{\Delta t} \cdot \frac{\theta_{n+1}^m - \theta_{n-1}^m}{2 \Delta x_w} \cdot \frac{(N-n) \Delta x_w}{L - \ell^m} + \frac{\lambda_w}{c_w \rho_w} \cdot \frac{\theta_{n-1} - 2\theta_n + \theta_{n+1}}{(\Delta x_w)^2} \quad (4-8)$$

つぎに、境界条件等を考慮して、 $n = 1, 6, 11$ での差分近似を示す。

• $n = 1$

$$\begin{aligned} \frac{\theta_1^{m+1} - \theta_1^m}{\Delta t} &= \frac{\ell^{m+1} - \ell^m}{\Delta t} \cdot \frac{h_1}{\lambda_s} \cdot (\theta_1^m - \theta_{f1}) \cdot \frac{c_v}{c_s \rho_s} \cdot (\rho_w - \rho_s) \\ &+ \frac{\lambda_s}{c_s \rho_s (\Delta x_s)^2} \cdot \left\{ 2\theta_2^m - 2\left(\frac{\Delta x_s h_1}{\lambda_s} + 1\right)\theta_1^m + \frac{2\Delta x_s h_1}{\lambda_s} \theta_{f1} \right\} \\ &- \frac{q}{c_s \rho_s} \frac{W_n^{m+1} - W_n^m}{\Delta t} \end{aligned} \quad (4-9)$$

• $n = 11$

$$\frac{\theta_{11}^{m+1} - \theta_{11}^m}{\Delta t} = \frac{\lambda_w}{c_w \rho_w (\Delta x_w)^2} \cdot \left\{ 2\theta_{10}^m - 2\left(\frac{\Delta x_w h_2}{\lambda_w} + 1\right)\theta_{11}^m + \frac{2h_2 \Delta x_w}{\lambda_w} \theta_{f2} \right\} \quad (4-10)$$

• $n = 6$

$$-\lambda_s \frac{3\theta_6^m - 4\theta_5^m + \theta_4^m}{2 \Delta x_s} + \lambda_w \frac{-3\theta_6^m + 4\theta_7^m - \theta_8^m}{2 \Delta x_w} = r(\rho_w - \rho_s) \frac{\ell^{m+1} - \ell^m}{\Delta t} \quad (4-11)$$

すなわち、上式(4-7)~(4-11)から、試料層内の温度分布が陽解法 (explicit scheme) で求められることとなる。ただし、上式群から求められた温度分布は、深さを示す座標系が時間とともに変化する。よって、ある固定された位置 (たとえば、第3章の実験における温度測定位置) における温度を知るためにはなんらかの補間法を用いて計算結果から求めなければならないが、ここではLagrangeの補間式を適用している。

実際の計算に際しては、とくに式(4-9)右辺の第3項に含まれる非常形の発熱項の取り

扱いが重要となるが、ここでは、この項を次式(4-12)で表現し、ZinnとMader³⁹⁾が示した方法、すなわち、発熱による温度上昇が断続的に起こるとし、発熱項を無視した場合における計算結果にそれを加える形で処理している。

$$\frac{W_n^{m+1}}{W_n^m} = \exp \left[-A_k \Delta t \exp \left\{ \frac{-2E_a}{R(\theta_n^{m+1} + \theta_n^m + 2 \times 273)} \right\} \right] \quad (4-12)$$

一方、試料層全層の重量減少量は、水分の蒸発量と強熱減量分の分解量との合計量として表わされ、それらの量の単位計算時間後における変化量は、次式で示される。

$$\left. \begin{aligned} \text{水分蒸発量} &= (\rho_w - \rho_s) \cdot (\ell^{m+1} - \ell^m) \cdot A \\ \text{強熱減量分解量} &= A \times \int_{x_n=1}^{x_n=6} (W^m - W^{m+1}) dx \end{aligned} \right\} \quad (4-13)$$

4-3-2 計算に用いる試料の物性値等の決定

差分法による近似計算に必要な物性値は、上述の方法によれば温度依存性をもたすことができず、ただ、相変化領域の前後で変化させることが可能となる。そこで、試料汚泥の熱伝導率を乾燥層、湿潤層でそれぞれ λ_s 、 λ_w とし、これらは第2章で求めたように式(2-26)および式(2-45)の常温における推算式から求めている。ただし、この推算に必要となる見かけの密度(湿潤状態、乾燥状態)は実験で用いた値である。

つぎに、試料汚泥の比熱は、同様に第2章で求められた常温での値、0.30 cal/g・°Cであり、湿潤汚泥のそれを次式により算出した(wは乾基準含水率)。

$$c_w = 1.0 \times \frac{w}{1+w} + 0.30 \times \left(1 - \frac{w}{1+w}\right) \quad (4-14)$$

一方、乾燥汚泥の比熱は、温度範囲が100°C~600°C付近までと大きな温度範囲での数値が必要となることから、ここでは平均的な数値、約400°Cの焼却灰の比熱0.25 cal/g・°Cで代表させている。

また、試料表面(受熱面)での複合伝熱係数 h_1 は第3章5節で求めたように0.00082 cal/cm²・sec・°Cを用い、底面でのそれは0.0 cal/cm²・sec・°C、すなわち、断熱条件としている。

活性化エネルギー(E_a)は第2章、第3章の結果から考慮して13,800 cal/g-molとし、頻度定数(A_k)については、約10~100 1/secの範囲で変動させている。 E_a と A_k との値を用いて、式(4-12)を時間のきざみ巾 Δt (一定としている)を変化させて計算した結果の例を図4-2に示した。

発熱量 q (cal/g)は単位重量当りの強熱減量分が分解を受けたときの熱量である。 q の値はその強熱減量分が分解後、直ちに酸素と完全に反応した場合、各温度段階における q の値をそ

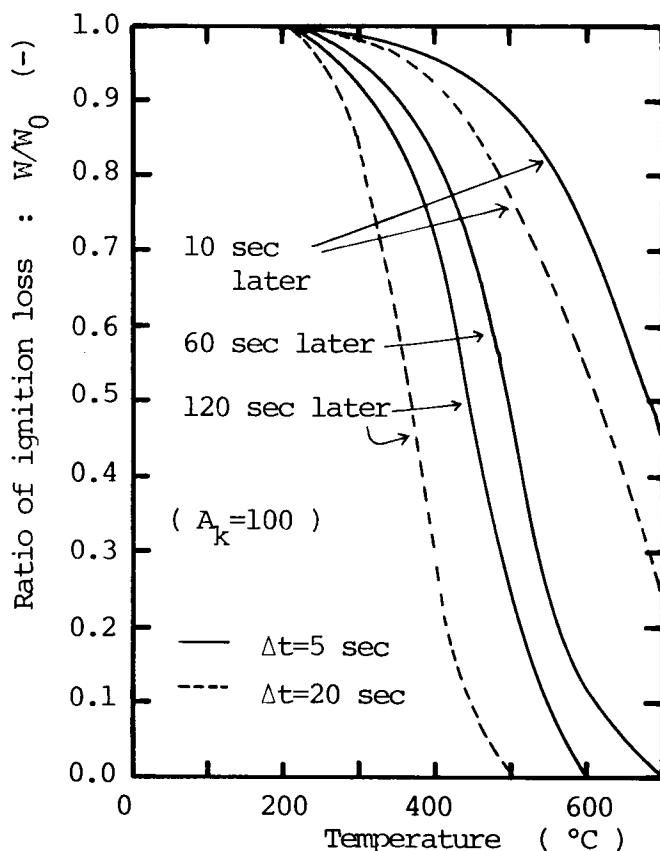


FIG. 4-2 CALCULATION OF EQ. (4-12)

の温度範囲で積分すれば、ボンブ熱量計で測定した高位発熱量と一致するはずである。すなわち、第2章第5節で求めたDSCとTGとの測定結果から、重量減少単位重量当りの発熱量（図2-29参照）を用いれば、各温度における q の値が合理的に決定されるはずである。ところが、この場合の単位重量（分解量）と式（4-12）または式（4-13）の下式での分解量とでは、厳密に言えば全く異った値を示しており、前者はある温度における分解可能量を、後者は全分解可能量からみた分解量である。したがって、単純に q の値を求めることはできず、しかも、第3章第5節で行った試料層内の発熱量分布や層内ガス分析の結果からもわかるように、試料層内部での発熱は、むしろ酸素不足下の熱分解による発熱に近いと考えられる。これらのことから、 q の値の妥当な与え方については今後の重要な課題であるといえよう。ちなみに、Bamford³⁰⁾は木材の q を着火前は86 cal/gとし、また、Tinney³³⁾は着火前20~30、着火後200~500 cal/gと与えている。ここでは、 q の値を温度、位置の変数とはせず一定値として与え、これらを80~1,000 cal/gの範囲で変動させた計算を行うことにより、その影響について若干の

検討を加えている。

以上の物性値等をまとめて表4-1に示す。

TABLE 4-1 CHARACTERISTICS FOR CALCULATION

Item	Unit	Remarks
c	cal/g·°C	Eq. (4-14) Cash=0.25 (at 400°C)
λ	cal/cm·sec·°C	Eq. (2-26) and Eq. (2-45)
h ₁	cal/cm ² ·sec·°C	0.00082 - 0.0010
h ₂	cal/cm ² ·sec·°C	0.00
E _a	cal/g·mole	13,800
A _k	1/sec	10 - 100
q	cal/g	80 - 800

つぎに、差分解法上重要な因子としてきざみ巾を決める必要がある。ここで用いる陽解法は計算が簡単であるが、反面、きざみ巾の比がある値以下でなければ成立せず(下式(4-15)参照)、しかも、十分な精度を上げるためには、距離のきざみ巾 Δx を小さく、すなわち、時間きざみ巾 Δt を非常に小さくしなければならなくなる。

$$\alpha \Delta t / \Delta x^2 \leq \frac{1}{2} \quad \text{ただし、} \alpha = \lambda / c\rho \quad (4-15)$$

さらに、境界条件式(4-5)に含まれる h_1 および発熱項によっても解の収束性、安定性が左右され、その影響を小さくするためには、きざみ巾の比を示す式(4-15)の左辺をできるだけ小さくすることが望ましい。本研究では、これを1/5、1/10に変化させて解に与える影響について検討した。

なお、図4-3は計算手順を示すフローチャートである。

4-3-3 計算結果と若干の考察

図4-4は、汚泥の焼却残灰(乾燥状態)を試料に用いた実験結果の温度分布図と数値計算結果のそれを併せて図示したものである。この場合は、相変化現象も発熱反応もないため、単なる熱伝導方程式の数値解で得られることになる。これは、式(4-6)に示した陰解法による式のみで計算されることになるが、この計算は後に乾燥という相変化現象が起こるまでの計算(図4-3のフローチャートの θ が100°Cかどうかの判定まで)にも用いられている。図4-4に見られるように、計算結果と実験結果は非常によく一致しており、近似計算そのも

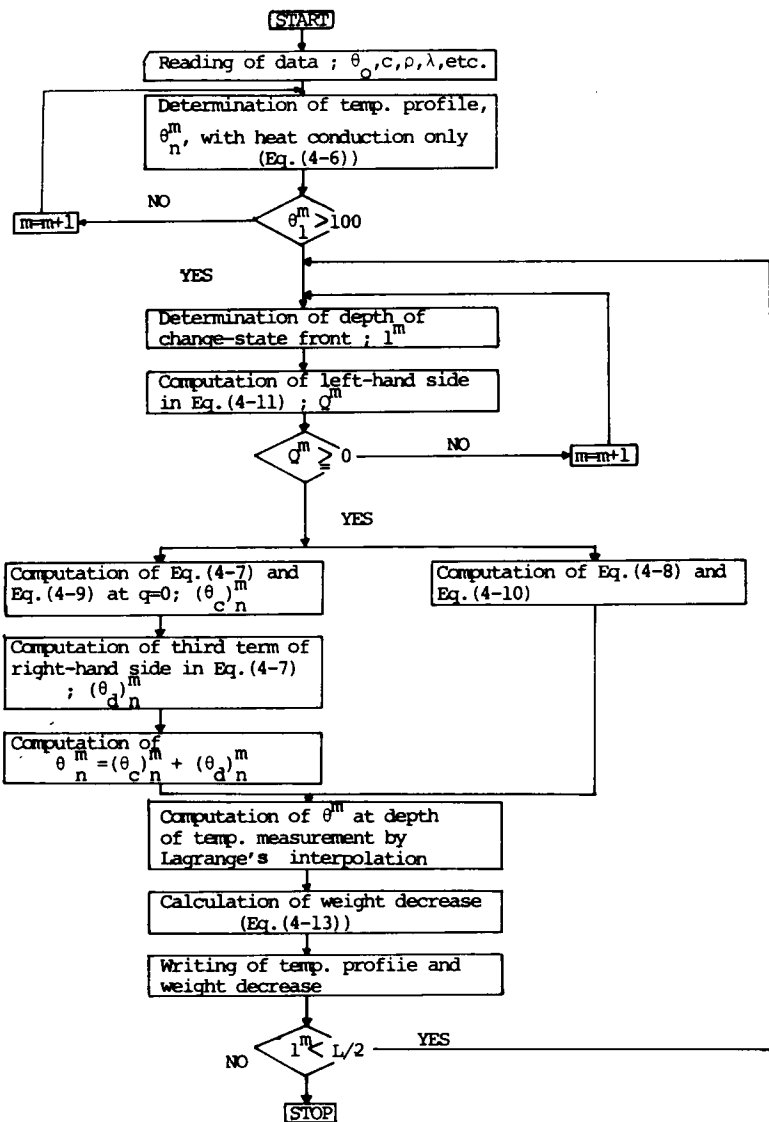


FIG. 4-3 FLOW CHART FOR COMPUTATION OF VARIABLE SPACE NETWORK METHOD

の精度もさることながら、第2章で求めた熱伝導率や比熱の物性値と第3章で求めた複合伝熱係数の値が妥当なものであることがわかる。なお、同図中○印で示した $x = 0.85\text{cm}$ の温度分布は、Carslawら⁴³⁾による半無限平板の熱伝導方程式（境界条件は第3種の境界条件をもつ）の解析解による結果である。

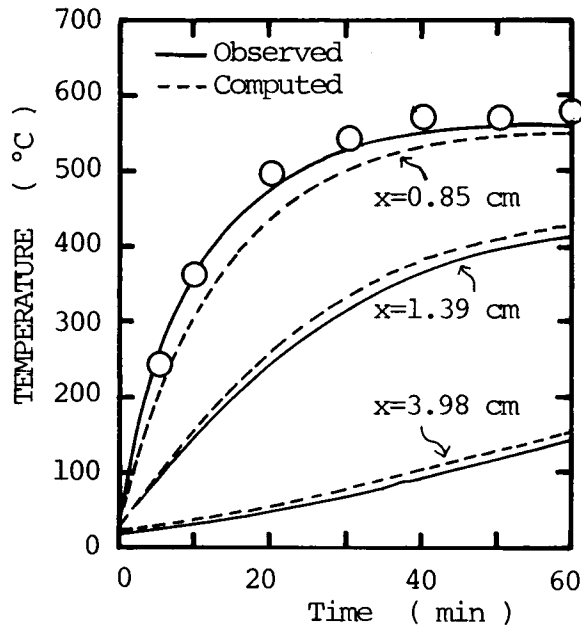


FIG. 4-4 COMPUTED AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES (ASH OF SLUDGE : WATER CONTENT = 0.0 %)

つぎに、水分を含んだ汚泥の焼却残灰についての計算を行うわけであるが、この場合は乾燥のみを考慮すればよく、式(4-6)と発熱量 $q=0$ とした式(4-7)および式(4-8)を用いることとなる。この計算結果は図4-5に示されるように、温度分布、乾燥面(相変化面)

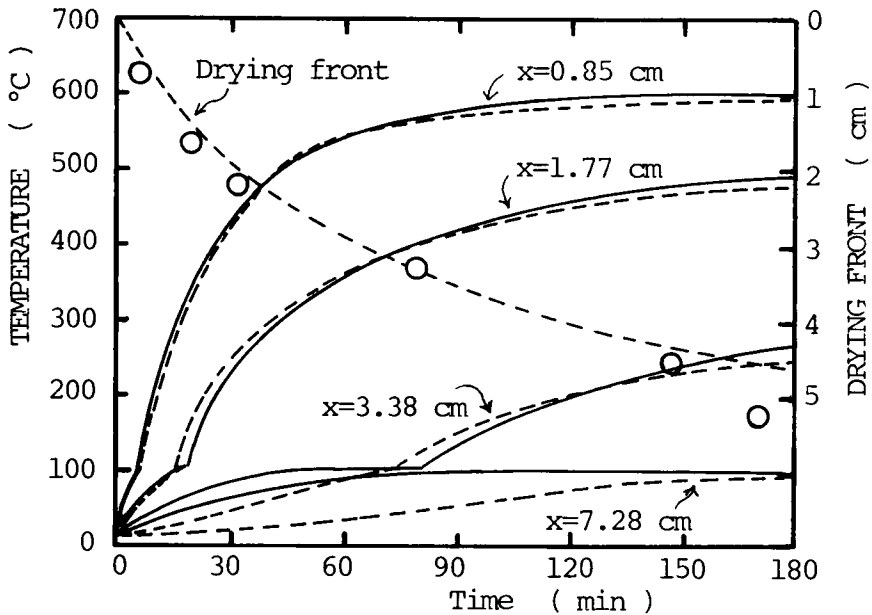


FIG. 4-5 COMPUTED AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES (ASH OF SLUDGE : WATER CONTENT = 19.3 %)

ともに実験結果と良い一致が見られている。ただし、乾燥面以下の湿潤層での温度（分布）は実験結果の方が計算結果より常に高く、この傾向は、乾燥面が試料層内へ進行するにつれて顕著となる。この理由は、モデル式において湿潤層での熱移動を熱伝導のみとし、しかも熱伝導率を一定としたため、実験結果の温度分布に見られるプラトーが存在しえないことによる。ところが、モデル式においてこれらの要因を加味することは非常に困難となり、とくに、水分移動に伴う顕熱上昇（第3章第3節参照）を考慮すると式があまりに複雑となり、しかもその定量的把握が行われていない現状では、これらを無視せざるを得ない。

最後に、汚泥の燃焼実験についての計算結果を図4-6および図4-7に掲げる。ただし、図4-7は、試料汚泥の含水率が132.3%と限界含水率付近または以上で、恒率乾燥期間が存在する可能性がある場合について本モデルを適用した場合である。これらの計算では、複合伝熱係数 $h_1 = 0.00082 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot ^\circ\text{C}$ 、雰囲気温度 $\theta_{fl} = 800^\circ\text{C}$ の初期値、境界値と、発熱量 $q = 200 \text{ cal/g}$ 、時間きざみ巾 $\Delta t = 5 \text{ sec}$ を用いている。図4-6に見られるように計算結果は実験結果の温度分布の傾向をよくとらえているが、計算（または実験）時間の経過とともに両者の差が大きくなり、しかも計算結果では温度分布の逆転、すなわち、熱移動の同一下方にある層内温度の方が高いことはない。この現象は試料内部の発熱によるものと考えられるから、発熱量 q をもっと大きくとれがよいことになり、いま、 q を $1,000 \text{ cal/g}$ として同様の条件で計算すると、 $\Delta t = 5 \text{ sec}$ の間に試料温度が 400°C 以上になる格子点では発熱による温度上昇分が 100°C 以上にもなり、そのため次の時間きざみ巾では逆に温度が下がるような振動する計算結果となる。この場合、各計算時間における格子点温度で、式(4-11)と同様の考え方を用いて熱移動をチェックしてみると、発熱量を大きくすれば、ある格子点では流入熱量より流出熱量の方が大きくなることもあり、そのため計算結果が振動し、一たび振動すると、その振巾は段々激しくなる。また、時間のきざみ巾を20秒以上にとると、図4-2に示したように強熱減量分の分解量そのものも大きく計算されるため、発熱量そのものを小さくとっても同様の傾向が見られる。

一方、重量減少について述べれば、温度分布とは反対に計算結果の方が実験結果よりも速く減少している。これは、同一試料深さでの乾燥（相変化）までに要する時間は、計算結果の方が遅かったことと矛盾しているが、その原因として、熱分解量を実際より大きく計算したこと、また、実際の水分蒸発は第3章でも述べたように相変化面ですべて起り、直ちに系外へ排出されるわけではないことが考えられる。ところが、この2つの原因は、先に述べた温度分布の計算結果からさらに遠ざけるものとなる。これを修正するものとして、試料の収縮による層内温度への影響がある。いま、試料層厚が、180分の実験時間内で10%減少し（実験時間240分後

での収縮は約12%であった), その収縮速度は一定として, 各温度測定点の位置を修正し, それを新たなインプットデータとして図4-3に示す計算のフローチャート中の Lagrange 補間を用いて計算を行った。その結果が図4-8であり, 温度分布の計算結果は実験結果とよく一致

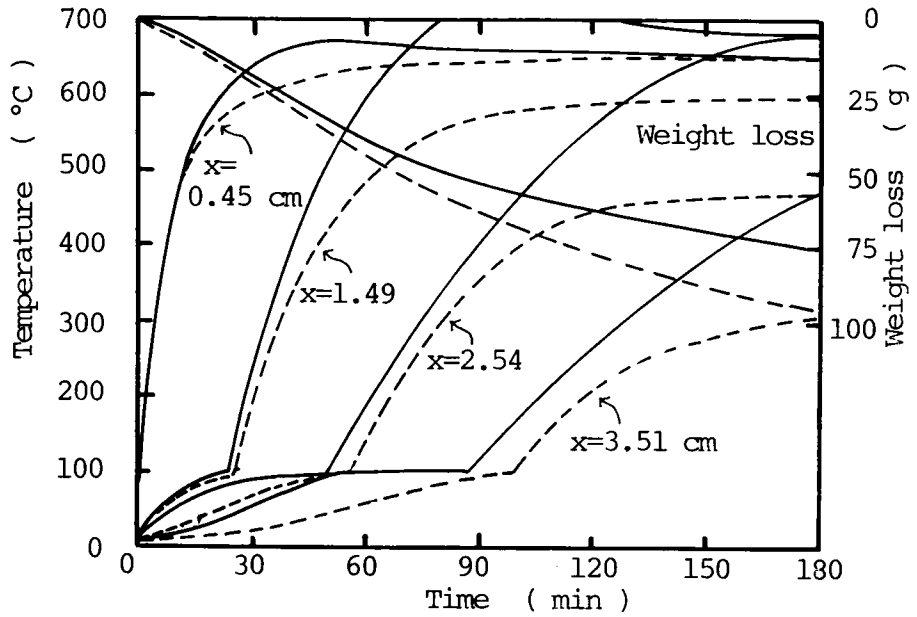


FIG. 4-6 COMPUTED AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES (MIXED SLUDGE : WATER CONTENT = 59.2 %)

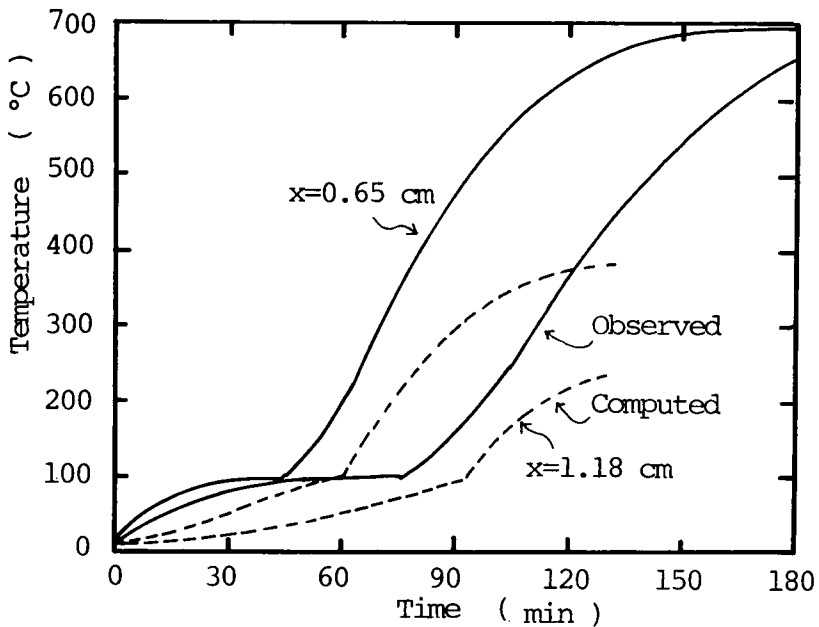


FIG. 4-7 COMPUTED AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES (MIXED SLUDGE : WATER CONTENT = 132.3 %)

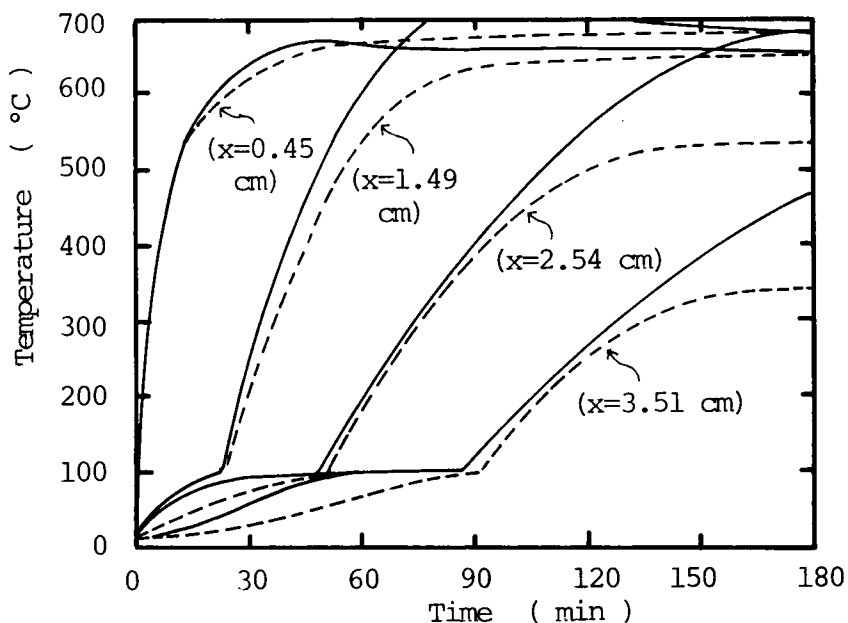


FIG. 4-8 COMPUTED IN CONSIDERATION OF CONTRACTION OF SLUDGE AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES (MIXED SLUDGE : WATER CONTENT = 59.2 %)

しているといえる。

以上のように本モデル式の数値計算では、時間のきざみ巾の決定方法等の問題をはじめ、未だ完全な方法とはいえないが、複雑な熱移動現象を一応満足される程度にまで解明されたものと考えられよう。

4-3-4 本モデルの適用限界と問題点

本モデルにおいては、乾燥面が実験開始後試料層内へ進行するまでの時間についての水分蒸発を考慮していない。したがって、恒率乾燥期間が存在するような高含水試料に対しては本モデルは適用できない。また、汚泥中の水分の移動に伴う熱移動に関しては、乾燥層における水蒸気の顕熱上昇のみを取り扱ったが（これが熱移動に与える影響は少ない）、実際には第3章で扱ったように湿潤層への蒸気の拡散流れを考慮する必要がある。

燃焼に伴う熱移動の算定のためのモデル化においては、強熱減量分の分解速度、および、強熱減量分の単位重量当りの発熱量などに関する問題があり、必ずしも満足のいくものではない。さらに、乾燥、燃焼が進行するにつれて、汚泥層の収縮が起こるが、この問題についても本モデル式では取り扱えない。

さらに、数値計算法そのものについても、発熱項の計算を熱伝導項や熱移流項の計算と同時

に行ったものではない。この理由は、発熱項による温度上昇分が大きく、しかも、発熱項の計算に必要となる層内温度および時間のきざみ巾が熱伝導項等の計算と同じ誤差精度にはないためである。とくに、時間のきざみ巾は計算時間が経過するにつれて増大していくため、発熱項の寄与が大きくなり、数値計算結果そのものが振動したりして安定しない。また、境界条件が数値計算結果に与える影響、ひいては誤差計算についても明確にされ得ない。

次節では、本モデルでの問題点の1つである汚泥の物性値、とくに比熱、熱伝導率の変化に対応するため有限要素法を用いた数値計算を行い、汚泥層内の熱移動を検討する。しかしながら、これらいずれの手法を用いるにしても、物質移動、たとえば水分移動や強熱減量の分解に関して速度論的に把握したモデル式を別途に設定して、熱移動モデル式と連立して数値計算することが望まれる。これは、より複雑な初期境界値問題となり、その計算はモデルそのものを相当簡略化しない限り不可能と思われ、矛盾した考え方となろう。

このように、本モデルおよびその数値計算手法そのものについて、厳密に言えば未解決の問題が種々残されている。しかしながら、前節の計算結果からも判断できるように、本モデルおよびその数値計算手法を用いることにより、汚泥の乾燥、燃焼に伴う複雑な熱移動現象を充分満足のいく程度に表現されたといえる。したがって、この節で得られた成果は汚泥の熱分解処理における汚泥層内の熱的挙動などに関して、より正確な情報を与えることであろうし、さらには、反応を伴うような拡散問題に対しても価値あるものとなるであろう。

4-4 有限要素法による数値計算

4-4-1 ガラーキン有限要素法

前節の差分法による数値計算では、試料の物性値の変化をほとんど考慮せず(湿潤層と乾燥層との物性値を変化させただけで、各層におけるそれは温度変化などを受けず一定とした。)、蒸発潜熱を相変化面の境界条件とし、発熱項をも含めた熱収支モデル式を用いた。この場合、各格子間における温度表現は未知関数の連続的変化を前提とした直線の内挿におきかえられている。したがって、この方法は数学的には近似精度が高いと考えられる反面、物性値の変化を与えることには無理が生じる。そこで本節では、各要素内では連続的未知数であるが、要素と要素との間では不連続的に変化する未知関数を与えて計算しようとする有限要素法を用いた。

有限要素法は全領域における未知関数の選択を有限要素の形状の選択におきかえたものであり、また、その特質を歴史的にみると変分原理の存在する問題に対して主に利用されてきた。したがって、有限要素法は現象を記述する微分方程式および境界条件式を変分することによって汎関数を求め、未定係数を決定する必要があった。ところが、最近では微分方程式と境界条件

式とに直接的に取り組む重みつき残差法、とくにガラーキン法を用いて未定係数を判定することにより、変分原理の存在しない問題についても有限要素法が利用されるようになった。本節ではこのガラーキン有限要素法（こう呼称は必ずしも一般的でない）を用いて、下述するような非線形非定常の熱伝導式を離散化して数値計算を行おうとするものである。

4-4-2 モデル式とその数値計算法

試料の乾燥、燃焼などの現象に伴う熱移動を、試料の物性値の変化におきかえることから、次式（4-16）に示す非線形非定常の熱伝導方程式を考える。

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\alpha \frac{\partial \theta}{\partial x} \right) \quad \text{ただし, } \alpha = \lambda / c \rho \quad (4-16)$$

初期条件および境界条件は前節と同じ式、すなわち、式（4-5）で示される。これらの式の有限要素法による離散については Appendix 3 にその詳細を示した。ただし、有限要素法では要素形状ができ得る限り簡単であり、任意の境界形状に対する適合性が良いなどの条件が必要となり、上述の1次元問題では直線が利用される。要素内の変数の分布を精度よく表現するために、通常多項式表示がなされるが、これらに関する諸計算を簡単化するために線座標系が用いられる。これについては、Appendix 3にも若干触れているように、新しい変数 ξ_1, ξ_2 は独立ではなく、 x と同様自由度1であるが、 x とは1対1の対応で拘束されている。この変数を1種の重み関数としてとらえることにより、モデル式の解が計算されることになる。

ところが、この手法の特徴である「任意の境界と予想される解の速い変化に応じて要素の大きさと形状を変えられる」点は、本節では生かされない。すなわち、要素内での解の大きな変化が同一要素で常に起こるわけではなく、次々と移動していくためである。したがって、本論文では物性値の変化は、当然ながら要素の形状、大きさによって影響されず、温度によって影響される。そのため、各要素は第3章の実験における温度測定位置において区切り、汚泥の物性値は次の小節で述べるような値を用いた。一方、計算時間のきざみ巾は、Appendix 3に示したようなTaylor展開による近似法を用いているため、微少にする程、安定性、精度上優れた数値解が得られることになる。本節ではこれを2秒～20秒の間にとって計算した。

4-4-3 計算に用いる試料の物性値の決定

本モデル式中で知っておかなければならない汚泥の物性値は、式（4-16）に見られるように、比熱、密度、熱伝導率である。また、境界条件式中にでてくるものについては前節のままであるのでここでは割愛する。

まず、比熱については蒸発潜熱項を含めた取り扱いが必要となるが、この考え方は第3章第4節の汚泥の着火実験の解析を行う際にも用いており、よい解析結果が得られている。また、

汚泥の乾燥——含水率の減少——は図3-6の試験層内の水分分布図から、90~100℃で起こるとしている。同様に汚泥の燃焼に伴う内部発熱による熱量を換算する必要があるが、これについては第2章の熱分析結果からの比熱推算図、図2-30を用いて求めた。以上の仮定から、汚泥の比熱は各温度段階では次式群のように表現される。

$$\left. \begin{aligned}
 20 \leq \theta \leq 90 & \quad c = c_s(1.0 - W) + 1.0 \times W \\
 90 < \theta \leq 100 & \quad c = c_s(1.0 - W) + \frac{100 - \theta}{10} W + 539 \times \frac{\theta - 90}{10} W \\
 100 < \theta \leq 350 & \quad c = c_s \\
 350 < \theta \leq 450 & \quad c = c_s - (c_s - 0.05) \times (\theta - 350) / 100 \\
 450 < \theta \leq 600 & \quad c = 0.05 + (0.267 - 0.05) \times (\theta - 450) / 150 \\
 600 < \theta & \quad c = 0.000095 \theta + 0.21
 \end{aligned} \right\} (4-17)$$

また、汚泥の見かけ密度は

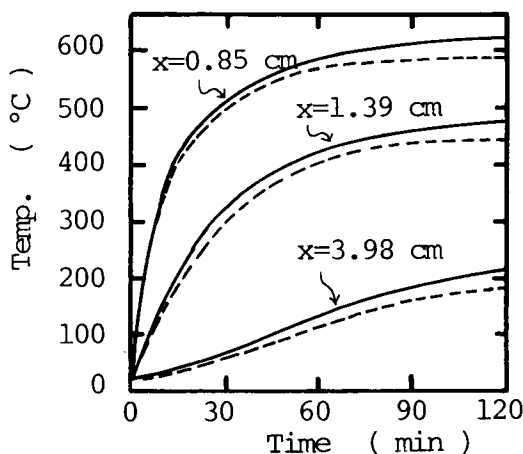
$$\left. \begin{aligned}
 20 \leq \theta \leq 90 & \quad \rho = (\rho_s V_s + V_w) / V \\
 90 < \theta \leq 100 & \quad \rho = (\rho_s V_s / V) + V_w (100 - \theta) / (10 V) \\
 100 < \theta \leq 200 & \quad \rho = \rho_s V_s / V \\
 200 < \theta \leq 600 & \quad \rho = \rho_s V_s \{ 1 - v (\theta - 200) / 400 \} / V \\
 600 < \theta & \quad \rho_s V_s (1 - v) / V
 \end{aligned} \right\} (4-18)$$

で表現され、さらに、汚泥の有効熱伝導率については式(2-45)および式(2-46)から計算される値を用いた。

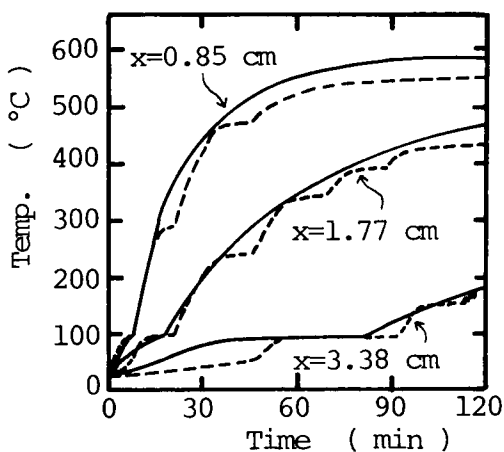
4-4-4 計算結果と考察

前節と同様の4つの実験について有限要素法を用いて数値計算した結果を図4-9(a)~(d)に示す。これらの結果はすべて時間のきざみ巾を5秒としたものである。図4-9(a)は乾燥状態の汚泥焼却灰の層内温度分布の実測結果と計算結果との比較を示しているが、この場合物性値の変化が急激でなく滑らかであるため、これら両者は非常によく一致している。ところが、水分を含んだ試料の場合では計算結果はすべてプラトーをいくつか有した温度分布となっており、そのプラトーの数は要素数と一致するかまたは若干少なく、しかも、プラトーが見られる期間はある要素内の温度が90~100℃の範囲内に入って比熱が急激に大きくなった場合である。すなわち、層内温度が90~100℃になると乾燥段階に入り、比熱は蒸発潜熱に大きな値が与

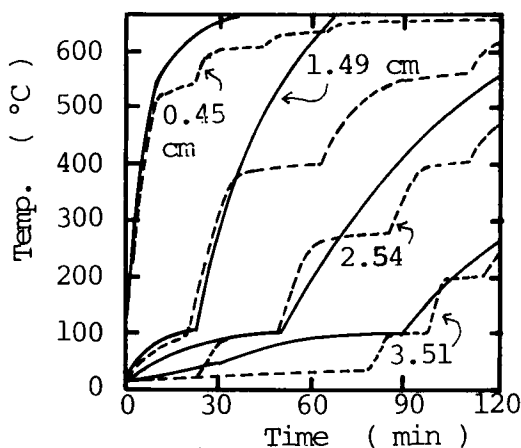
えられ、乾燥面付近の温度のプラトーが見られ、これが乾燥段階より上層の要素の温度上昇を防いでいる。いま、この影響を緩和するため、水分が蒸発する温度範囲を90~100℃から、たとえば60~100℃として同様の考え方をを用いて計算しなおすと、蒸発潜熱による比熱への影響が小さくなりすぎ、温度は実験結果より早期に上昇することとなる。これは、蒸発速度、いいかえれば、ある温度範囲内の水分分布がその温度範囲内で直線的に変化するとしたためであり、ある温度範囲内の水分分布と試料水分との関係をより正確に予測される知見(たとえば、図3-16に示した結果など)が得られれば、図4-9(d)での深さ1.18cmの相変化(乾燥)を示す時間などは、もっと精度のよい計算結果となるであろう。しかしながら、本法によって相変化(乾燥)を示す時間は、種々の含水率をもつ汚泥や汚泥の焼却灰について、満足のいく計算結果が得られている。



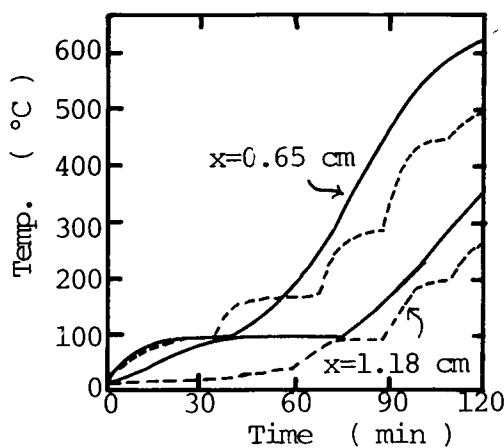
(a)ASH OF SLUDGE (W.C.=0.0%)



(b)ASH OF SLUDGE (W.C.=19.3%)



(c)MIXED SLUDGE (W.C.=59.2%)



(d)MIXED SLUDGE (W.C.=132.3%)

FIG. 4-9 COMPUTED AND OBSERVED TEMPERATURE PROFILES

また、燃焼段階における層内温度は計算結果の方が、実験結果より常に相当低くなっており、これは燃焼による内部発熱を比熱に換算する場合に用いた図2-30の結果が、比熱を大きく評価しすぎていることが最大の原因である。内部発熱による熱量を試料の比熱から減じて比熱を推算することには、試料の比熱そのものが小さな値しかとり得ないため、発熱量が大きくなればなるほど無理が生じるものと考えられる。

初期条件および境界条件の違いによって温度分布がどの程度影響されるかを知るため、図4-9(c)の混合汚泥（含水率59.2%）の計算における表面温度の結果を例として示したものが図4-10である。ただし、この図および前図の計算に

用いた時間のきざみ巾はすべて5秒である。本図にみられるように初期条件である式(4-5)が数値計算結果に与える影響は大きく、ほぼ妥当な物性値を与えたとしても、この初期条件である h_1 と θ_{f1} をより正確に把握しておかなければならない。また、時間および要素のきざみ巾について触れると、便宜上それらの比($\Delta t / \Delta x$)を用いて示せば、15($\Delta t = 10$ 秒, $\Delta x = 0.5$ cm)となれば数値計算結果が若干の振動が見られ、20以上($\Delta t = 10$ 秒, $\Delta x = 0.5$ cm)になると、要素内の温度が90~100℃の乾燥開始段階をほとんど経ないで計算が続行されるため、

各要素節点の温度は急速に上昇し、全く実験結果と異なったものとなる。

以上のように、本手法においては改良の余地を残してはいるものの、式(4-17)および式(4-18)などに示される物性地の温度変化を与えてやれば、試料層内の温度分布の傾向を計算できる。

4-5 まとめ

本章では汚泥焼却を考慮する場合に興味ある事象の1つである汚泥層内の熱移動問題に関して2つの数値計算法を用いた。相変化のない乾燥状態の汚泥焼却灰内の温度分布は解析解、実験値とよく一致した結果が得られ、境界値や初期値、さらに試料の物性値が妥当であることが証明されている。

第3節での variable space network を用いた差分近似法によれば、乾燥を相変化現象として

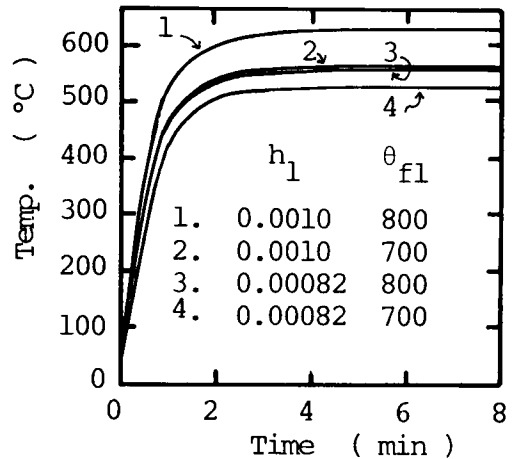


FIG. 4-10 CALCULATION OF SURFACE TEMPERATURE UNDER VARIOUS CONDITIONS

とらえており、湿潤状態の汚泥焼却灰内の温度分布が満足いく結果で近似計算できる。しかし、内部発熱を伴う混合汚泥層内の温度分布では、計算時間のきざみ巾と発熱による温度上昇との関係等により計算結果が大きく影響される。このことは計算手法そのものの問題というより、むしろ実験に促した値、すなわちモデル式の表示と物性値（ここでは発熱量）の決定とによって解決されるものであろう。また、モデル式群およびその離散化手法については種々の問題点と適用限界が存在している。しかしながら、計算結果は複雑な熱移動現象に対してよくその傾向を把握している。

また、第4節では Galerkin 有限要素法を用いて、すべての現象を物性値に温度依存性を持たせて表現することにより、試料層内の温度分布を計算している。この方法では、層内の含水率分布と乾燥速度および発熱による比熱への換算方法などについて問題があるものの、温度分布の概略は計算可能である。

このように、2つのモデル式と計算手法は、厳密な意味からいえば改良すべき点が存在するが、複雑な熱移動を満足できる程度で近似計算できると結論されよう。また、その他の近似計算手法としては積分法があり、また、アナログコンピューターによる解法なども有効な手段となるであろう。

第4章 参考文献

- 1) Stefan, J.; *Annalen der Physik and Chemie*, **42**, 269 (1891)
- 2) Luikov, A. V.; Heat and mass transfer in capillary porous medium, in *Advances in Heat Transfer*, **1** (ed. T. F. Irvin et al), Academic Press, New York (1964)
- 3) Kumar, I. J.; *Int. J. Heat Mass Transfer*, **13**, 1759 (1971)
- 4) Schechter, R. S.; *Chem. Eng. Sci.*, **17**, 803–806 (1962)
- 5) Carslaw, H. S. & J. C. Jaeger; *Heat Conduction in Solid*, 282–296, Clarendon Press, Oxford (1959)
- 6) Gupta, L. N.; *Int. J. Heat Mass Transfer*, **17**, 313–321 (1974)
- 7) Goodman, T. R.; *Application of integral method to transient nonlinear heat transfer*, 2) と同じ
- 8) Lightfoot, N. M. H.; *J. of Iron and Steel Institute*, **1**, 364 (1929)
- 9) Evans, G. W., E. Isaacson & J. K. L. MacDonald; *Quarterly of Applied Math.*, **8**, 312 (1950)
- 10) Masters, J. I.; *J. of Applied Physics*, **27**, 477 (1956)
- 11) Chambers, L. G.; *Quarterly J. of Mech. and Applied Math.*, **9**, 234 (1957)

- 12) Biot, M. A.; *J. of Applied Physics*, **27**, 240 (1956)
- 13) Hiraoka, M. & K. Tanaka; *Memoirs Fac. Eng., Kyoto Univ.*, **30** 397–418 (1968)
- 14) Goodman, T. R.; *Trans. ASME, J. of Heat Transfer*, **80**, 335 (1958)
- 15) *ibid*; *ibid*, **83**, 83 (1961)
- 16) Weiner, J. H.; *Brit. J. of Applied Physics*, **6**, 361 (1955)
- 17) 田中楠弥太, 金子哲司; 第 52 回日本機械学会全国大会 (熱工学) 講演論文集, 111, (1974)
- 18) *ibid*; 第 12 回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 533 (1975)
- 19) Eyres, N. R., D. R. Hartree, J. Ingham et al; *Philosophical Transactions of the Royal Society of London*, **240**, Series A, 1, (1947)
- 20) Liebmann, G.; *Trans. ASME, J. of Heat Transfer*, **78**, 1267 (1956)
- 21) Murray, W. D. & F. Landis; *ibid*, **81**, 106 (1959)
- 22) Lotkin, M.; *Quarterly of Applied Math.*, **18**, 79 (1960)
- 23) Frank-Kamenetzky, D. A.; *Actaphysico chim.*, **16**, 357 (1942)
- 24) 秋田一雄; 燃焼研究, **9**, 2, (1965)
- 25) Shouman, A. R., A. B. Donaldson & H. Y. Tsao; *Comb. & Flame*, **23**, 17–28 (1974)
- 26) Frank-Kamenetzky, D. A.; *Diffusion and Heat Transfer in Chemical Kinetics*, (2nd. ed.), Plenum Press, New York, 460–506 (1969)
- 27) Walker, I. K. & W. J. Harrison; *J. Appl. Chem.*, **10**, 266–276 (1960)
- 28) Rothbaum, H. P.; *ibid.*, **13**, 291 (1963)
- 29) Gray, P., D. O. Lee & A. B. Donaldson; *Comb. & Flame*, **18**, 403–410 (1969)
- 30) Bamford, C. H., J. Crank & D. H. Malan; *Proc. Cambridge Phil. Soc.*, **42**, 166 (1946)
- 31) Crank, J. & P. Nicholson; *ibid.*, **43**, 50 (1947)
- 32) Roberts, A. F. & G. Clough; 9th. Sympo. (Int.) on Comb., 158–166 (1963)
- 33) Tinney, E. R.; 10th. Sympo. (Int.) on Comb., 925–930 (1965)
- 34) Blackshear, P. L. Jr. & A. Murty Kanury; *ibid.*, 911–923 (1965)
- 35) Murty Kanury, A.; *Comb. & Flame*, **18**, 75 (1972)
- 36) Wen, C. Y.; *Ind. Eng. Chem.*, **60**, 34 (1968)
- 37) Maa, P. S. & R. C. Bailie; *Comb. Sci. & Tech.*, **7**, 257–269 (1973)
- 38) Adler, J.; *Comb. & Flame*, **24**, 151–158 (1975)
- 39) Zinn, J. & C. L. Mader; *J. Appl. Phys.*, **31**, 323–328 (1960)

- 40) 架谷昌信, 磯野福士, 塚原弘祥, 杉本幸男; 第12回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 537 (1975)
- 41) たとえば, Finlayson, B. A.; *The Method of Weighted Residuals and Variational Principles*, Academic Press, New York, (1972) (鷺津久一郎他共訳; 重みつき残差法と変分原理, 培風館, 114, (1976))
- 42) Yalamanchili, R. V. S. & S. C. Chu; *Trans. of the ASME, J. of Heat Transfer*, **95**, 235 (1973)
- 43) Carslaw, H. S. & J. C. Jaeger; *Conduction of Heat in Solids*, Oxford Univ., London, 72 (1960)

第5章 パイロットプラントによる汚泥焼却実験研究

5-1 概 説

前章までは、汚泥の焼却処理を行う際に把握しておく必要のある汚泥の熱的物性値や乾燥・燃焼などの現象解析に関する知見を得るため種々の室内実験を重ねてきた。しかしながら、これらの成果を実際の汚泥焼却炉の設計、運転に直接結びつけるためには、スケールアップをはじめとするハード面の問題の解決もさることながら、乾燥や燃焼現象をより実際に近い状況下で把握、検討しておかなければならない。その意味から本章では、パイロットスケールのプラントを試作し、前章までとほぼ同様の実験を行っている。その結果を熱移動の観点をも含め、より実際的にまとめることから、汚泥焼却炉の設計、運転に必要な基礎的知見を得た。

本章では、第3節で下水汚泥の焼却に関して平面燃焼実験を、第4節では染色廃水処理汚泥の焼却に関して移動床並流式炉による燃焼実験をそれぞれ行って、それらの結果を前章までで得られた成果と比較・検討している。また、第2節では従来から汚泥焼却炉の設計または運転の指標となっている因子等についてまとめて整理した。

5-2 汚泥焼却炉の設計および運転

5-2-1 焼却炉設計の基本的な考え方

廃棄物焼却炉、とくにここで問題とする固形状廃棄物の焼却炉の設計の基本的な考え方は、従来の炉内燃焼理論および燃焼装置の応用としてとらえられている。炉内における燃焼は非常に複雑な燃焼状態にあり、焼却室の形状、空気の入力方法や混合状態、燃焼対象物の性状等によって変化を受けるため一概には把握されない。いま、炉内燃焼を使用燃料およびその燃焼形式から分類すれば、ガス燃焼、重油燃焼、微粉炭燃焼、火格子燃焼の4つになる¹⁾。これらのうち、最も理論的解明が遅れているものが火格子燃焼についてであり、さらに、廃棄物焼却炉では、都市ごみの焼却に見られるようにこの形式による場合が非常に多い。また、汚泥焼却では従来から床燃焼方式、すなわち、多段炉やロータリーキルン炉等が採用される場合がほとんどであった。しかしながら、火格子燃焼方式であれ、床燃焼方式であれ、固形状物質の焼却炉設計では、以下に述べる因子を充分把握しておかなければならない。まず、②火床負荷の設定が重要となる。火床負荷とは、火床面積 1 m^2 上で 1 hr 当りに発熱させる熱量、すなわち、 $\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr}$

の単位をもち、この値を設定することにより、焼却可能量が制約を受ける。同様の考え方から、火炉容積 (m^3) を基準とした火炉負荷 ($\text{Kcal}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$) を設定し、火床負荷から求められる火床面積で割ることにより炉高 (平均炉高; m) が求められる。

つぎに、⑥ 炉内伝熱の把握が必要となる。炉内伝熱は伝導伝熱、対流伝熱 (強制または自然対流伝熱) および輻射伝熱 (固体、ガス、輝炎輻射) に分類されるが、固形分、とくに汚泥 (脱水ケーキ) では固形試料自身の伝導伝熱が重要となる。すなわち、試料層厚 (大きさ) により試料層内の熱移動、さらには層内への空気 (酸素) 供給量が左右されるため、熱分解→燃焼速度が律速される。これはいわゆる燃焼伝ば速度と呼ばれるもので、汚泥のように不均一系からなる反応では厳密に言えば発炎燃焼と固定炭素の無炎燃焼に関して各々把握しておかなければならない。^{2)~5)} これらの理論は微粉炭、紙などのように比較的形状や性状が均一である場合について展開されたものであり、都市ごみの焼却といった場合では形状の変動や水分を多く含むといった性状の特性を考慮して、春山⁶⁾ は質量火移り速度 (工学単位で表現すれば $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$) の概念を導入した。

また、⑦ 炉内の空気流れと炉圧は、分解燃焼速度の支配因子であり、炉の焼却能力を決定する重要な数値である。すなわち、上記⑥での分解速度と空気量 (空気との混合状態も問題となるが) とが不均衡で、前者の方が大きすぎると燻焼 (smoldering) やススの発生により十分な発熱反応が進行せず、いわゆる立ち消え (self-extinguishing) 現象が見られ、逆に後者の方が大きすぎると炉内温度低下のため分解速度そのものが減少し、やはり立ち消え等が起きる。

以上の3つの因子は各々複雑にからまっており、しかもそれらを決定する要因は、試料の水分、強熱減量さらに強熱減量中の元素組成、発熱量、熱分解反応速度、密度 (見かけ密度) の物性の他に、被処理物の攪拌、送り方法などが挙げられ、これらとの関連性を知っておく必要がある。また、これらの因子は燃焼反応そのものを影響するものであるが、実際の炉の設計ではその他に、当然ながら熱勘定、排ガスや排水処理設備、焼却残渣処分法、腐蝕対策、供給設備などに対して配慮しなければならない。

5-2-2 焼却炉の設計因子の例示

廃棄物焼却炉の設計に関する情報は非常に欠しく、とくに前節で触れたような④~⑦の因子に関しては、各プラントメーカーが経験的にそれらを把握し設計に生かしているとしかいいようのない現状である。廃棄物焼却炉としては最も研究、経験とも進んでいるといわれている都市ごみ焼却炉に関する刊行物としては狩郷⁷⁾、平山⁸⁾の著書があるが、それらもごみ焼却炉の選定や管理上の問題点についてハード面から解説することに主点がおかれており、ソフト面の記

述はほんの数ページ程度の記述が見られるだけである。まして、汚泥焼却に関する著書はないといっても過言ではない。そこで、各社のパンフレットや筆者らが入手した設計書等から固形廃棄物焼却炉の設計条件について若干まとめてみると次のようになる。

まず、都市ごみ焼却炉として最も汎用されている連続燃焼式炉（可動火格子型）での火床負荷は700,000～1,000,000 Kcal/m²・hr、火炉負荷は廃熱回収方式や炉構造等によって大きく左右されるが、概略100,000～150,000 Kcal/m²・hr、空気過剰比はごみの発熱量によって変化するが1.8～2.2、また、火格子上のごみ層厚は0.5～1 mで設計（または運転）されているようである。一方、汚泥焼却炉としてよく用いられている多段炉では、火床負荷15,000～30,000 Kcal/m²・hr、火炉負荷は前述と同じく変動が大きい、100,000～300,000 Kcal/m²・hr（ロータリーキルン炉でもほぼこの程度の火炉負荷であるが、上限値が若干低いようである。）、空気過剰比はやはり2.0前後である。また、最近汚泥焼却用としての流動床炉が注目されはじめているが、その火床負荷（断面積当りの焼却率）は400,000～800,000 Kcal/m²・hr⁹⁾、過剰空気比1.2～1.4¹⁰⁾程度の値が採用されているようである。なお、流動床に関する文献は膨大な量があり、吉田¹¹⁾はそれらをよくまとめているが、この装置による廃棄物の燃焼（または熱分解ガス化）反応に関する理論的解析は全く行われていない現状である。

一般に、上述した数値は石炭等の固形燃料のものと比較すると、火炉負荷や火床負荷では小さく、過剰空気比では大きく設計されているようである。これは固形廃棄物では石炭などの燃料に比較すると水分が多いため発熱量が小さく、さらに、水分または多量に発生する水蒸気のため試料層内への空気（酸素）拡散が制限されると考えられるが、このことに対処するためである。

5-2-3 汚泥焼却炉の運転結果例

実際の汚泥焼却炉での運転例について、前述の因子等を中心として4例^{12)~15)}をまとめたものが表5-1である。ただし、表中第1欄の噴流層（モデルプラント）は炉本体の前に汚泥の乾燥解砕機が設置されており、第3欄に示した多段炉の例では、炉本体の後に再加熱室を設け、未燃ガスの焼却を行っているが、表中の数値はあくまで炉本体に限った結果の記載例から筆者が計算により求めたものである。また、表中の火炉負荷項の値は、汚泥の発熱量と処理量との積算値を炉内容積で割ったものであり、補助燃料のそれは考慮していない。本表によれば、火炉負荷は低い値で運転されており、多段炉でのそれは約70,000 Kcal/m²・hr以下と前節での設計値より小さな値であるが、これは、火炉容積の設定が前節では有効容積を用いて計算され、さらに、補助燃料の発熱量を加味しているためである。田中ら¹⁴⁾によれば多段炉の火床負荷率

TABLE 5-1 EXAMPLES FOR DATA OF SLUDGE INCINERATORS

Item (Unit)	Type	Spouted Bed		Multihearth Furnace		
		Digested Sludge	Mixed Sludge	Mixed Sludge	Mixed Sludge	Mixed Sludge
Water Content (W.B.%)		55	70-75	63	65	65
Net Calorific Value (Kcal/Kgds)		2,900	2,000	1,900	2,960	2,960
Furnace Volume (m ³)		1.57	=15	25	4.89	4.89
Auxiliary-oil (l.oil/Kgds)		0.04-0.10	0.16-0.27	0.06	0.057	0.057
* (Kcal/m ³ ·hr)		150-250x10 ³	70x10 ³	69x10 ³	42x10 ³	42x10 ³
Excess Air (-)		1.2-1.8	2.2	2.0	-	-
Heat Loss (%)		10	-	4.5	-	-
(Ref.)		12	13	14	15	15

* Energy Loading Rate/Furnace Volume

は約 $32 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ (ケーキ水分 63 %, 火床面積 76.4 m^2) で運転すれば排ガス結果が良好であったとしている。また、河村¹⁵⁾によれば、火床負荷率を約 $25 \sim 27 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ (ケーキ水分 65 %, 火床面積 7.8 m^2) で運転した場合、炉内温度 700°C 以上 (6 段のレーキのうち 4 段目のレーキ付近の温度) では完全焼却が得られるが、それが 600°C 以下になると不完全燃焼となり、ケーキがレーキに付着したり、排ガスやスクラバー排水に不快な刺激臭があるなどの問題が生じるとしている。

このような運転方法によって生ずる排ガスや排水の分析結果の報告例は多段炉^{14)~17)}、流動床¹⁸⁾¹⁹⁾ に関して見られ、また、焼却に伴う微量金属の挙動^{20)~23)} に注目した研究がある。しかしながら、燃焼制御によってこのような 2 次公害の防止を如何に行うかを明確にするまでには至っていない。ただ、Cho²⁴⁾ は汚泥焼却プロセスの熱収支と大気汚染問題との関連性をシミュレーションプログラムを導入して求めているが、この研究でも、燃焼制御因子をどのようにそのプログラムにフィードバックするかについては取り扱われていない。

5-3 汚泥の平面燃焼に関する実験

5-3-1 実験目的

本節の実験は、第 3 章での汚泥焼却 (燃焼) 実験とほぼ同様の内容をもつものであるが、ここでは燃焼型式の違いによって汚泥の燃焼状態はどのように違うかといった観点からとらえようとするものである。燃焼型式としては向流型と並流型とに分類され、それらは一般的に試料と空気との流れ方向の違いによって区別されている。汚泥のように水分が多く、発熱量が低いものの焼却では、熱効率がよい向流型の炉 (たとえば多段炉) で行われることが多い。ところが、汚泥の焼却では熱効率のみで炉の性能の優劣を判定することには危険があり、炉内での完全燃焼が行えるかどうか重要な問題となる。いま、向流型炉と並流型炉とのそれぞれの炉内での空気および試料の温度分布を模式図的に示したものが図 5-1 である。図 5-1 に見られるように、向流型式の炉では熱分解層上を流れる空気の温度が着火温度より低く運転されることがあり、熱分解ガスが未燃のまま排出され、2 次公害を発生するばかりか、未燃ガスの熱損失が大きくなる。このような運転方法で行われるのは向流炉のガス出口の空気温度と試料 (汚泥) 投入口の試料温度との温度差を小さくして、試料の乾燥に必要な熱量を十分吸収することにより炉の熱効率を上げようとするからである。ところが並流型の炉では試料温度は常に排ガス温度より低く、排ガスは高温のまま系外へ排出されるため熱効率は悪いように考えられているが、未燃ガスによる熱損失はない。このように、向流型式、並流型式による炉では各々の特徴を有するが、それらの特徴を同時に知りうる最も単純な方法として、試料層を移動させること

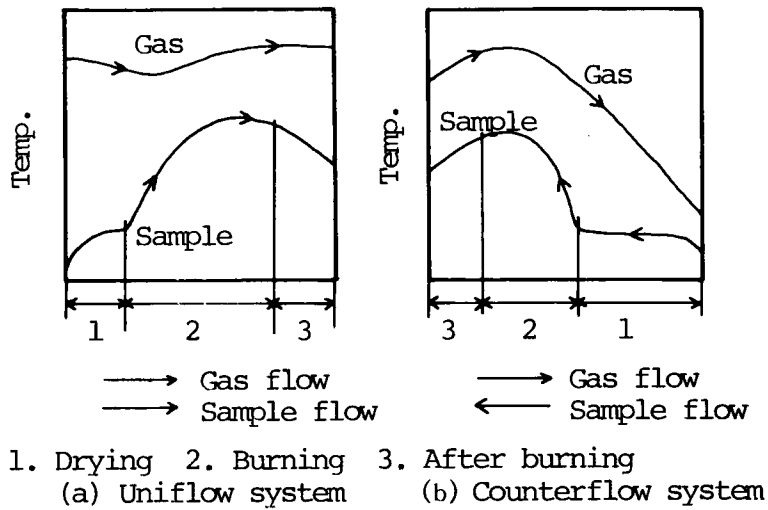


FIG. 5-1 SCHEMATIC MODEL OF TEMPERATURE PROFILES IN UNIFLOW OR COUNTERFLOW SYSTEM

なく、雰囲気温度を変化させてそれらの状況を得る平面燃焼法が考えられる。本節の実験はこの平面燃焼実験により、焼却炉の設計因子を把握しようとするものである。

5-3-2 実験装置および方法

図5-2に示すような実験装置を用いて汚泥の平面燃焼実験を行った。試料の加熱は灯油バ

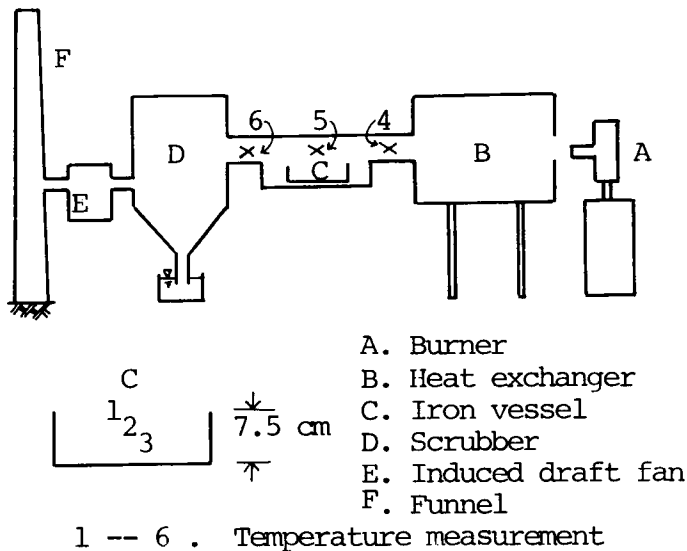


FIG. 5-2 INSTALLATION OF EXPERIMENTATION

バーナーの燃焼ガスを熱交換器を通して試料層上部に送風する方法によったが、これはバーナーの輝炎による輻射の影響を避けるためである。試料容器は鉄製であるため試料汚泥に比較して熱伝導が非常によいが、これによって試料層内への熱移動が影響されることがないように試料容器を十分大きくとり、試料層内の3つの温度測定点への熱移動方向が下方のみの1次元となるよう留意した。

用いた試料は混合汚泥を嫌気性消化したのち、無機凝集剤を添加して脱水されたケーキである。その性状を表5-2に示す。この

TABLE 5-2 CHARACTERISTICS OF SAMPLE SLUDGE

ケーキを粒径約5mm前後に砕き、

水分48.7~80.7%(W.B.)、乾

燥固形分充填密度0.15~0.28g/cm³

の範囲内で変化させたものを試料

とした。この試料をあらかじめ霧

囲気温度530~1030℃に設定した焼却炉内へすばやく送入し実験開始とした。なお、送風量は約0.12Nm³/secでほぼ一定に保った。

Ignition Loss	53%
Ignition Residue	47%
Net Calorific Value	2,127 Kcal/kg

5-3-3 実験結果

図5-3は汚泥試料層内の温度分布と霧囲気ガスの温度の経時変化を図示した1例である。なお、図中の1~6の数字は前図5-2の実験装置図中の温度測定位置を示す番号である。この図に見られるように、霧囲気温度(図中④の温度とする)約530℃の実験では炉出口温度(図中⑥の温度)が他のガス温度より低く、分解ガスは着火せずに未燃のまま排出されていると考えられる。また、霧囲気温度820℃前後になると炉出口ガス温度の方が高くなり、分解ガスが炉内で燃焼していることがうかがえる。田中ら¹⁴⁾は多段炉の運転結果から熱量収支を計算し、乾燥工程から発生する分解ガス(揮発分)の未燃損失が排熱の35.5%を占めると報告している。いかえれば、向流型では炉内で汚泥の完全燃焼が行われるわけではなく、この状態は本実験での霧囲気温度530℃以下のものに相当し、霧囲気温度が700℃程度になると並流型の運転方法に準じていると考えられる。

汚泥層内の温度分布は、試料水分が非常に大きく60%以上(湿基準)あるにもかかわらず、前章とほぼ同じ結果を示しており、直ちに減率第1段乾燥期間に入るような傾向が見られる。前章で得られた汚泥の限界含水率の結果が約52~57%(湿基準)であったことからすれば、この実験ではすべて恒率乾燥を経た後、減率乾燥期間となるはずであるが、本実験では恒率乾燥期間で見られる試料層内の温度分布がほとんど存在していない。これは汚泥層上層では、通風

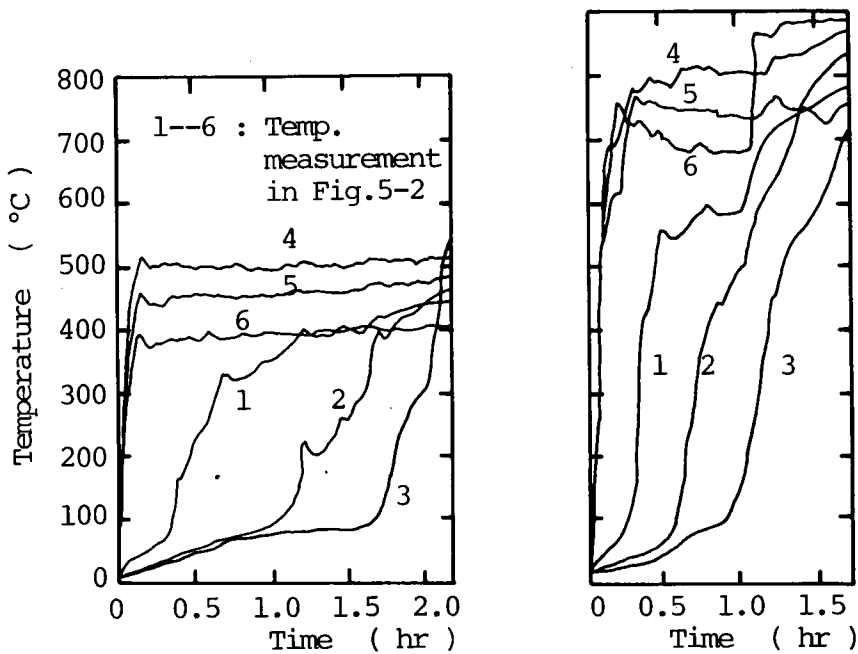


FIG. 5-3 TEMPERATURE PROFILES (W. C. = 70.5%)

ガス温度と水分蒸発温度との差が大きく、したがって対流や輻射による汚泥層への熱流入量が非常に大きくなり、それに対応して水分蒸発量も大きくなるために恒率乾燥期間を経ないで減率乾燥に入るものと推察される。

このような現象を定量的に把握するため、まず、100℃以上の等温面の移動速度と雰囲気温度との関係を求めると図5-4となる。等温面移動速度は汚泥層内の温度測定点①～③(図5-2参照)の間3.2cmを、等温面が進行する時間で割って求められる。いま、前図5-3に見られるように100℃～500℃程度までの等温面は、その温度に関係なくほぼ一定の値を示しており、したがって、ここではこの温度範囲について100℃ごとで

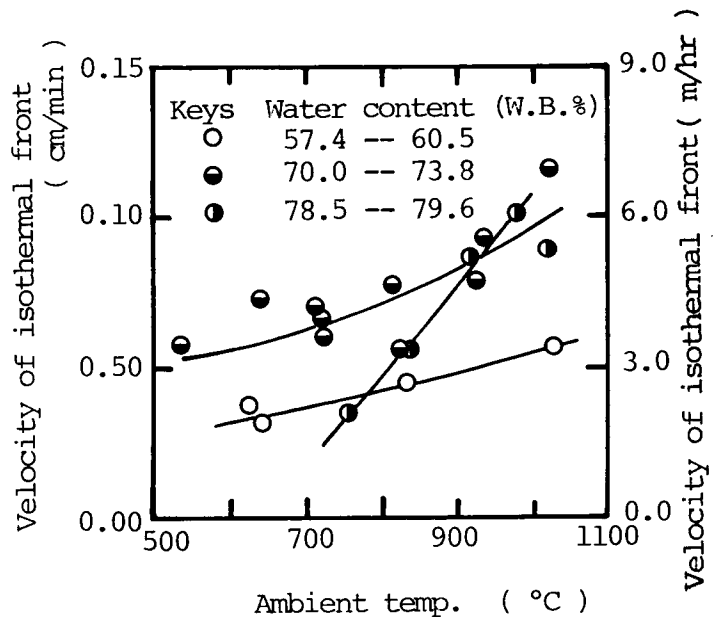


FIG. 5-4 ISOTHERMAL FRONT VELOCITY

等温面移動速度を求め、それらの平均値で示すことが可能となる。ここでいう等温面移動速度とは、その温度面が着火面であればいわゆる火移り速度といわれるものである。このように等温面移動速度が、汚泥層内の温度や汚泥層内の深さ方向に関係せず一定に近い値を示している事実は、第3章の実験結果、たとえば、図3-31～図3-34と非常に異っており、層内の熱移動は伝導伝熱によるだけでなく、内部発熱や試料の収縮による影響が大きいと考えられる。参考までに、実験中の試料層の収縮を示

したものが図5-5であり、これは試料層表面位置の低下から求めている。試料の収縮は試料含水率が大きく、しかも充填密度が小さいため大きな収縮を示しており、この収縮によって汚泥層内の温度分布は前章の解析結果に見られるように大きく影響される。

図5-4の結果から、等温面移動速度は雰囲気温度とほぼ線形の関係が得られているが、当然ながら、この関係は雰囲気温度以外に試料の水分や乾燥汚泥量によって

変化を受ける。そこで、質量移動速度としてとらえるため、等温面移動速度に単位体積当りに存在する水分量および強熱減量をかけあわせて同様の関係を求めたものが図5-6、図5-7である。図5-6に示した乾燥速度は、減率乾燥期間と考えられるため乾燥面（100℃の等温面）の移動と水分蒸発量の関係から求められる。この方法により、第4章の解析結果に見られるように十分精度のある乾燥速度が得られる。また、図5-7の強熱減量分の減少速度も同様な方法で計算しているが、この場合は等温面（500℃）以上の温度になるとすべての強熱減量分が分解されると仮定している。ところで、このようにして得られた乾燥速度は乾燥面がほぼ一定で移動しているため、一定速度、すなわち恒率乾燥であることになる。前述した層内の温度分布、乾燥面の層内進行などに見られるように減率乾燥条件下の現象を呈するものの実際には恒率乾燥速度で乾燥される結果となっている。これに対しては平板試料の乾燥に用いられてきた従来の理論²⁵⁾を適用することはできない。

乾燥速度、強熱減率分の減少速度は試料水分ごとにみればともに雰囲気温度に対してほぼ線

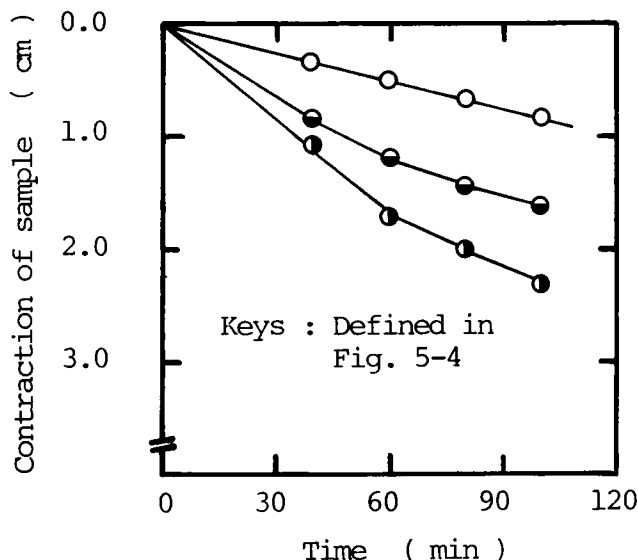


FIG. 5-5 CONTRACTION OF SAMPLE

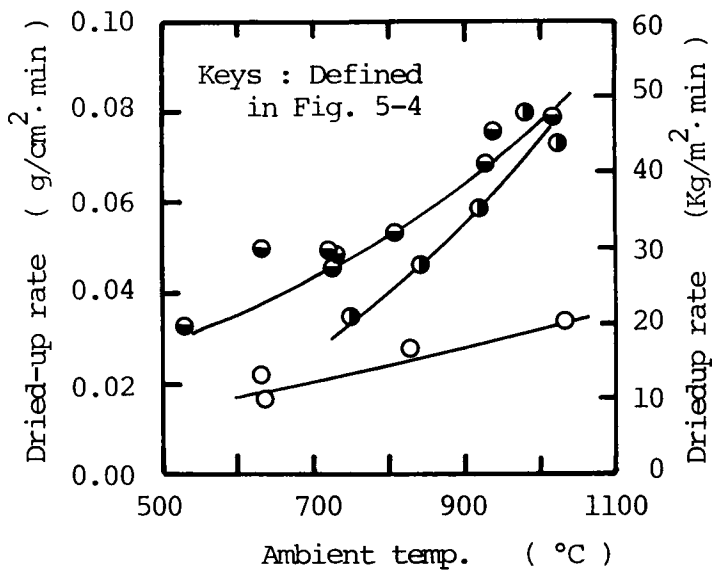


FIG. 5-6 DRIED-UP RATE

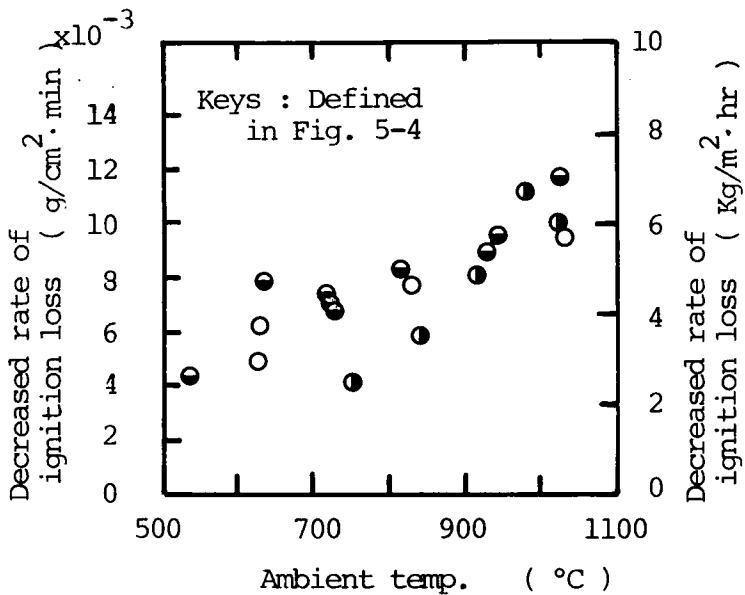


FIG. 5-7 DECREASED RATE OF IGNITION LOSS

形関係にある。春山⁶⁾はこの2つの質量速度の和を質量火移り速度と呼び、床燃烧やストーカ一燃烧型の焼却炉の設計時の重要な指標として用いている。すなわち、質量火移り速度は火床負荷率と同様の取り扱いが可能となる。以下の考察ではこの質量火移り速度のもつ意義について若干触れる。

5-3-4 考 察

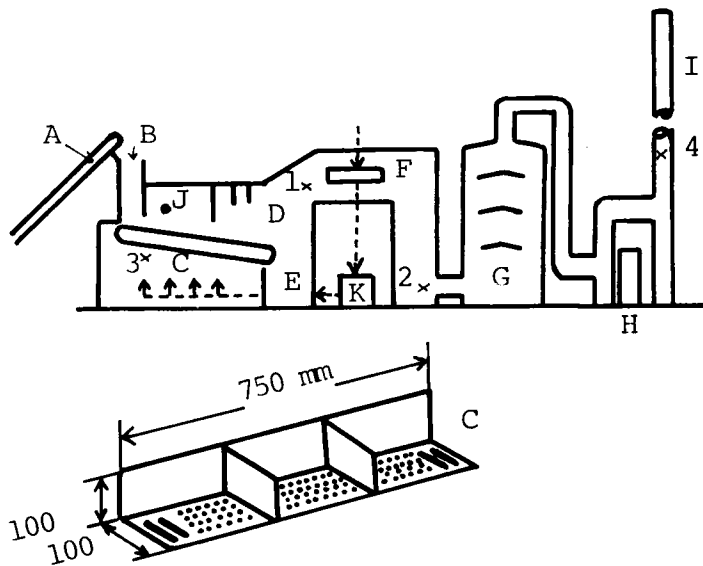
汚泥の処理を考察してみると、結局のところ汚泥のもつ水分をいかに除去して減容化するかが最大の焦点となっている。すなわち、水分の蒸発潜熱に対して必要となるエネルギーをできる限り少なくするための技術開発が汚泥処理法そのものといえる。このような観点からみると、汚泥の濃縮、消化、脱水操作なども有効な処理法となり、当然ながら、熱処理、乾燥、焼却、熱分解、湿式燃焼などの熱を利用した処理法ではなおさら水分の蒸発潜熱に対して留意が払われてきた。したがって、向流式の焼却法はこの水分の蒸発に必要なエネルギーを汚泥の燃焼による排熱から有効に得ようとするための産物と見なすことができる。ところが、水分の蒸発潜熱に注目するあまり、逆に未燃のガスの多くをこれらの系からそのまま排出し、2次燃焼室や水処理設備等に負担をかけるといった負の面の検討に対する注意が払われていなかったといえる。

本実験では、汚泥焼却炉の設計の基本ともなるべき2つの質量速度を簡単な実験装置を用いて把握した。この実験により向流式であれ、並流式であれ質量火移り速度は、雰囲気温度500～1,000℃程度の範囲内で約15～55 kg/m²・hrとなり、これを火床負荷率に換算するためには汚泥の強熱残留分を加算してやればよい。ところで、本実験では試料層上部に並行に通風しており、その空気質量速度は約5,000 kg/m²・hrと非常に大きな値についてのみ運転しているだけである。したがって、5-2-1の小節で述べたような3つの因子④火床負荷⑤炉内伝熱⑥炉内の空気流れのうち、④と⑤は質量火移り速度を用いるとまとめて把握されたが、⑥についての詳細な検討は今後の重要な課題として残っている。

5-4 移動床並流式焼却炉による汚泥の焼却実験

5-4-1 炉の概要

本節で行う実験は、前節での平面燃焼実験の成果などを基礎として汚泥焼却用のパイロットプラントを製作し、それを用いてより実際的な方法で汚泥を焼却しようとするものである。このパイロットプラントを製作するにあたり、基本的な考え方として、構造的に簡明な炉であること、並流式焼却炉であること、汚泥を連続的に処理できることの3つの条件を満足する炉型式として、本実験では図5-8に示すような「移動床並流式焼却炉」を選んだ。この移動床並流式焼却炉（以下では単に実験炉と呼ぶ）は、元来石炭焚きストーカー（火格子）として用いられてきた無限走行式のストーカーを、1段もつ最も原始的な機械炉であり、炉室型式（火炉型式）としては並流式である。ストーカー構造は駆動用のチェーンにL字型の火床を溶接したいわゆる移床式で、この駆動速度を変速することにより汚泥の焼却率を調節できる。通風孔は



- A. Belt conveyer B. Hopper C. Traveling grate
- D. Furnace E. Ash hopper
- F. Heat exchanger G. Scrubber
- H. Induced draft fan I. Funnel
- J. Burner K. Forced draft fan
- 1 -- 4. Temp. measurement

FIG. 5-8 UNIFLOW SYSTEM WITH TRAVELING GRATE

L字型ストーカーの底面に直径約7mmの孔を数10程度あけている。

5-4-2 炉の設計諸元

前節で求められた成果を利用して、水分70%程度の汚泥の質量火移り速度を求める場合、平均の炉温を800℃程度とすると約40 kg/m²・hrとすればよい。したがって、火床負荷率は強熱残留分を乾基準で50%とすると、約47 kg汚泥/m²・hrとなる。焼却する汚泥の性状については次の小節で触れるが、発熱量が乾基準で平均約2,000 Kcal/kgであり、火床負荷を計算すると28,000 Kcal/m²・hrとなる。この火床負荷は多段炉(向流式)のその範囲内にある。つぎに、火床負荷と炉内の空気滞留時間を決定する必要がある、これらから、炉高または炉内容積や送風空気量が求められる。汚泥のような水分の多い物質を焼却する場合は、水蒸気(または水)分子が汚泥中の可燃分粒子と空気中の酸素分子との衝突を妨げるため、火床負荷を下げなければならない、60,000 Kcal/m²・hr程度が適当であろう。また、炉内での空気の滞留時間も上記と同様の理由から2.0~3.0秒程度必要となる。ただし、ごみ焼却炉でのそれは1.5~2.0秒で設計されている。

つぎに、実験炉の規模であるが、実機へのスケールアップを考慮し、目安が得られる程度の大きさのものが望ましく、あまり小さすぎると燃焼状態が炉壁温度や炉壁からの輻射に大きく影響される。そこで、炉室の幅 80 cm、長さ 150 cm とした。

以上の数値を用いると、汚泥の投入速度、汚泥の層厚、汚泥の炉内滞留時間、送入空気量等の運転因子が決定される。実際には、汚泥の性状が変化するためこれらの因子にある程度の変動巾を持たせなければならない。

5-4-3 供試汚泥の熱的特性

染色廃水の処理方式は、染色の形態、廃水処理の目的（たとえば、BOD除去、SS除去、色度除去など）によってそれぞれ最適の方法が決定されるべきであるが、実際には薬剤添加による凝集沈殿処理が、その処理効果が多項目にわたり、効率よく達成されることから多く用いられている。本節の実験に用いた汚泥はこの染色廃水に無機凝集剤を添加して排出されたものであり、そのうち、とくに捺染工場から発生した汚泥を対象とした。この汚泥は糊剤などの腐敗性有機物と染料などの生物学的に分解され難い有機物を同時に含むが、一方、有害な重金属を含む危険性はない。この意味から、この汚泥は焼却によって有効な処理がなされるであろう。

汚泥の種類は次の通りである。

試料 (A)……捺染廃水処理汚泥（硫酸第 1 鉄，水酸化カルシウム，高分子凝集剤，友禪糊，染料，顔料）

試料 (B)……糸染廃水処理汚泥（硫酸アルミニウム，水酸化ナトリウム，高分子凝集剤，絹ねり廃水，染料，顔料）

試料 (C)……友禪糊

試料 (D)……試料 (A)，(C) の等量混合

汚泥の発熱量（高位発熱量）は乾燥固形分当り、試料 (A) 1,960 と 1,810 Kcal/kg、試料 (B) 2,640 と 2,000 Kcal/kg、試料 (C) 3,840 Kcal/kg である。また、強熱減量は (A) 35.3～38.3 %、(B) 22.6～36.5 %、(C) 90.1 % と非常に変動がある。これらの汚泥は、通常 70～80 % の水分をもつケーキ状で排出されるため、低位発熱量は高々 400 Kcal/kg 程度となり、明らかに自然限界以下の発熱量しかなく、その焼却には何らかの乾燥工程または助燃が必要である。

一方、この汚泥の TG-DTA 測定結果について触れる。測定法は第 2 章第 5 節と同じである。熱分解の開始される温度は 230℃ 付近であり、250℃～300℃ で急激な反応が見られ、それは試料を 2～3℃ 上昇させるほどの発熱反応である。その後 500℃ 付近まで緩慢な発熱反応となり、600℃～800℃ では残存固形分の固定炭素の燃焼によると考えられる発熱が若干観測され

ている。この結果と下水汚泥のDTA結果と比較すれば、反応開始温度と450℃付近での大きな発熱が見られない点において、多少の差違があるが、全体的にはほぼ同じ傾向を示している。また、TG結果においても、下水汚泥とほぼ同じであり、アレニウスプロットで解析すれば、500℃付近までは1次反応に近似できる。

また、この汚泥の熱分解ガスの分析を行うため、マッフル炉内で約600℃～800℃に加熱し、マッフル炉内の空気と熱分解ガスとの混合気体のガス分析をガスクロマトグラフィーや赤外分光分析法によって定性分析した。これは、酸素不足下での汚泥の燃焼・熱分解での発生ガスの定性を把握するためであり、その結果を表5-3に示すが、汚泥が不完全燃焼すると、HCN、COS（硫化カルボニル）などのガスが発生する。これらの窒素源、硫黄源は染料中に含まれている。

TABLE 5-3 PYROLYSIS GAS ANALYSES OF SAMPLE SLUDGES

Gas Sample	CO (IR)	CO ₂ (IR)	CH ₄ (IR)	C ₂ H ₄ (IR)	NH ₃ (TOC)	HCN (TCD) (FID)	H ₂ S (TOC) (FID)	SO ₂ (TCD)	COS (IR)
1	+	+	+	+		+ ++		-	+
2	+	+	+	+	+	- +	-	±	-
3	+	+	+	+		+ -		-	-
4	+	+	+	+		- -		-	-
5	+	+	+	+	+	- +	-	±	-
6	+	+	+	+	+	+ ++	-	-	-

IR : Infrared Analyzer

TCD : Thermal Conductivity Detector

FID : Flame Ionization Detector

++ : Detected

+ : Detected

± : Trace

- : ND

5-4-4 実験結果

実験結果をまとめて表5-4に示す。また、実験炉運転中の温度測定結果の1例が図5-9であり、同図中の番号は図5-8に示した温度測定位置である。ただし、表5-4中、実験番号4以下の実験では、炉設計上のミスから熱交換器の容量が小さすぎたため、送入空気温度が150℃前後までしか上昇せず、そのため、ストーカー下に別の灯油バーナーを追加し、さらに、

TABLE 5-4 EXPERIMENTAL DATA

Run No.	Sample	Loading of Sludge Kg/hr	Water Content W.B. %	Auxiliary oil l/hr	Scrubber Waste-Water					Ignition Loss of Ash %	
					TOC ppm	SS ppm	pH	E.C. /cm ²	O.R.P. mV		Temp. °C
1	A	40	84.9	18.2	3.3-8.9	-	3.7-4.0	450-910	-750 -150	-	4.4
2	C	60	61.2	20.5	5.6-14.9	-	3.5-3.7	100-900	-500 -200	42.2-46.0	-
3	A	40	81.8	18.6-19.7	4.5-9.2	22-32	3.8-4.2	120-950	-450 -100	39.8-50.0	3.5
4	B	40-60	85.6	18.6	2.2-5.6	5-12	3.5-3.8	190-900	-400 ±0	48.0-54.0	8.6
5	D	40	80.8	18.6	16-20	10-18	3.6-4.9	90-1000	-470 -200	45.0-51.0	7.3
6	B	51	77.8	14.6	4.5-7.8	10-20	3.6-3.8	855-950	-500 ±0	50.8-59.0	5.4
7	A	40-45	74.6	9.4-14.6	4.5-9.0	18-30	3.8-4.1	120-910	-500 -250	46.0-55.0	1.3
8	A	50-60	70.0	9.4-13.5	4.5-7.8	14-17	3.9-4.1	-	-	51.0-57.0	1.3

Run No.	Gas Analysis							
	Flue Gas				Furnace Gas			
	Dust g/Nm ³	NO ₂ %	CO ₂ %	CO ppm	HC ppm	CO ₂ %	CO ppm	HC ppm
1	-	450-650	6.8-7.4	200-500	20	-	-	-
2	-	291-557	2.7-2.8	10,000	-	-	-	-
3	0.61	256-589	2.9-3.4	-	-	0.16-0.18	-	-
4	-	431-731	3.2-3.6	1000-1500	5-15	1.8-2.5	1700-3000	10-30
5	1.85	313-713	2.5-3.5	700-1300	10-20	1.8-3.2	1200-2500	18-35
6	-	513-1549	2.5-3.5	500-1500	10-20	0.8-1.5	1000-2600	10-40
7	Ave. 1.20	208-558	3.1-3.7	200-1000	5-18	1.3-3.0	500-2300	10-50
8	-	130-588	2.5-3.3	300-1200	5-15	1.5-2.6	1000-2500	15-60

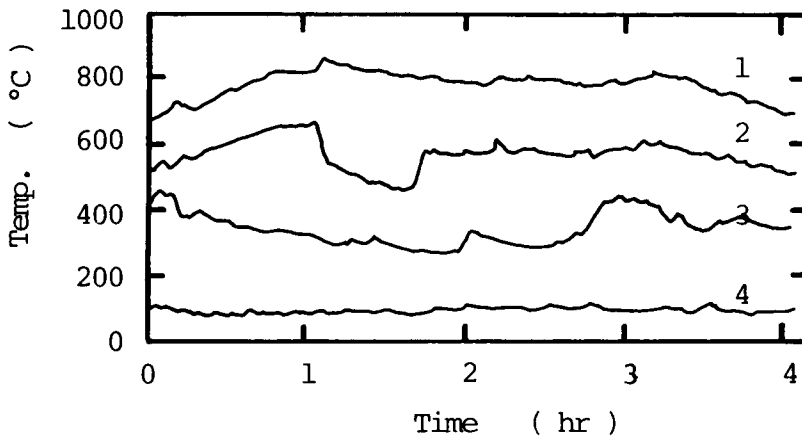


FIG. 5-9 EXAMPLE OF TEMPERATURE PROFILE

汚泥層の厚さを 20 cm から 15 cm になるようホッパー口を改良した。また、実験番号 6 以下の実験ではさらに汚泥層内への熱流入をよくし熱効率を上げるため、1つのストーカーを3つに区切るようなフィンをつけて(図5-8参照)実験を続行したものである。

① 助燃灯油量について

熱効率を向上させた実験番号8の実験の助燃灯油量は約 13 ℓ/hr, また, 汚泥の投入量は平均 55 kg/hrであるから, 乾燥汚泥固形分当りの灯油消費量は0.79 ℓ灯油/kg・d.s.となる。実験開始3時間後に灯油量を9 ℓ/hrに減少させても, 他の測定結果に変化がないが, いずれにしても灯油消費量が多い。発熱量の違いを考慮して重油換算すると0.35 ℓ/kg・d.s.程度となるが, この数値は通常の汚泥焼却に必要な助燃料の1.5~2倍近い。この理由として, 実験時間が短いこと, 熱交換が悪いこと, さらに汚泥層内に流入する熱効率が悪いことなどがあげられる。

② 火炉負荷と火床負荷について

同じく実験番号8における火炉負荷等を求めるため, 平均汚泥投入量55 kg/hr, 汚泥水分70.0%, 発熱量平均2,100 Kcal/kg・d.s., 炉室内容積(熱交換器のあるところまで含む容積)0.75 m³, 火床面積1.20 m²の数値を用いて計算する。

$$\text{火炉負荷} = 46,200 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr}$$

$$\text{火床負荷} = 28,900 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr}$$

この結果は火床負荷においてはほぼ妥当な値で運転されていることになるが, 火炉負荷は所期の設計値より小さく, また, 多段炉の運転結果例(表5-1参照)の最小値に近い。この理由は次に述べる空気の炉内の滞留時間を長くするようにしたため, 炉の内容積が大きくなったことと, 炉の運転時間が3~4時間と短いため炉からの熱貫流損失が大きくなり火炉負荷を減少させて運転する必要があったことによる。

一方, 火床負荷率を上述の数値結果を用いて計算すると, 45.8 kg汚泥/m²・hrとなり, 大きな数値で運転したことになる。したがって, この実験炉は, 火炉負荷または火床負荷率から検討すれば, 熱効率のよいとされている向流式の実際の炉と同等またはそれ以上の負荷で運転が可能となる。

③ 炉内の空気の滞留時間等について

実験番号1~8の各実験での排風量の測定結果は0.08~0.13 Nm³/secであった。いま, 炉内の平均空気温度600℃, 炉内容積0.75 m³とすると, 炉内での空気の滞留時間は1.6~2.9秒となる。また, 過剰空気比を求めるため, 式(5-1)に示す一般的な固形燃料の理論空気量を求めるRosinの式を用いて計算すると, この汚泥の完全燃焼に必要な理論空気量は0.040 Nm³/secとなる。したがって, 上述の排風量から過剰空気比を計算すると, 2.0~3.3程度と大量の空気を用いて運転していたことになる。しかし, 実際の過剰空気比, さらには空気の炉内滞留時間は送風量で計算すべき性質のものであり, 通常, 廃棄物の焼却炉は負圧で運転されるため送風量の方が排風量に比べて小さな値となる。すなわち, これら2者の値も上述の計算値よりも少し小さな値で運転されているといえよう。

Rosin の式

$$A_0 = \frac{1.01}{1,000} \cdot H_u + 0.5 \quad (\text{Nm}^3/\text{kg}) \quad (5-1)$$

A_0 : 理論空気量 (Nm³/kg), H_u : 低位発熱量 (Kcal/kg)

④ 熱収支計算について

以上に述べた①～③の結果をまとめるため、本実験炉の熱収支の計算例を表5-5に示す。

TABLE 5-5 HEAT BALANCE OF RUN NO. 8

Heat Input	199,650 Kcal/hr
Calorific Value of Sludge	34,650
Calorific Value of Oil	91,000
Heat Input of Draft Gas	73,000
Heat Input of Sludge	1,000
Heat Output	199,650 Kcal/hr
Lateant Heat of Water in Sludge	23,100
Heat Output of Ash	4,600
Heat Output of Exhaust	146,000
Heat Output of Steam	15,400
Heat Loss	10,550

この結果は実験番号8の実験開始2時間後炉内の各温度がほぼ安定した状態での熱収支であるが、熱貫流損失は5.3%となっている。通常の焼却炉の熱貫流損失は5～10%であり、この値は炉の規模、炉の運転方法や運転時間などによって左右される。炉の規模が大きくなるほど炉壁から外部へ熱放散する比表面積が小さくなるため、また炉の運転時間が長くなればなるほど、熱貫流損失が小さくなる。このことを考慮すれば、この実験炉の熱損失は非常に小さく、良好な炉型式といえよう。しかしながら、排ガスの持出す熱量は全出熱の約73%となっており、並流式炉としては当然のことながら熱効率は悪く、この排ガスの熱量を有効に利用することが必要となる。

⑤ 汚泥層内の熱移動について

汚泥層内の熱移動を知るためには第4章で用いた手法を用いるべきであるが、実際問題としては境界条件が複雑で、熱移動が3次元方向となることもあって十分な検討は非常に困難である。そこで、前節で述べた等温面移動速度の概念を用いる。その際、汚泥層内の熱移動は1次元方向のみで定速で移動するものと仮定する。汚泥層表面の温度(600℃とする)は、助燃バーナーから灰出し口間の距離120cmを汚泥が進行する間に、汚泥層厚15cmの底部に達すると考

えれば、ストーカーの送り速度 45 cm/hr で運転していたから、600 °C の等温面は 5.6 cm/hr で汚泥層内を移動することになる。第 3 章での室内実験で、雰囲気温度 800 °C、汚泥層厚 7.5 cm、汚泥水分 63.2 % の条件で行った結果、等温面移動速度は 1.0 ~ 1.5 cm/hr であったことから比較すると 3 ~ 4 倍の移動速度である。本実験では汚泥層厚、汚泥水分が増大したにもかかわらず、等温面移動速度が増大しているが、この理由は、汚泥層下方からの送風 (約 400 °C) を行い、さらに、そのために汚泥層内への空気の拡散によって燃焼による発熱が促進されたことによるものと考えられる。

⑥ スクラバー廃水について

本実験での排ガス処理は、スクラバーによる洗煙方法のみである。洗煙水量は 1.2 m³/hr 前後でほぼ一定に保ったが、排ガス量 0.3 ~ 0.5 m³/sec (800 °C) で運転されていたから、0.9 ~ 1.5 m³ 排ガス/ℓ・水で洗煙したことになる。通常、こういった装置のスクラバー排水量は 0.5 ~ 1.0 m³ 排ガス/ℓ・水であることから考慮すると、少し大量の水で洗煙したことになる。本実験では、スクラバーの構造が簡単な濡膜方式に近いものであること、排ガスの温度の冷却に主観を置いたことからこの水量を多くとった。

その水質についてみると、すべての実験で TOC 20 ppm 以下、SS 30 ppm 以下となっており、この水質から本実験は良好な排ガス、すなわち、良好な燃焼状態であったことがうかがえる。TOC については 11 ppm 以上示したのは試料 (C) の友禅糊の焼却実験時と汚泥を過剰供給したときのみに見られ、安定した燃焼状態では 10 ppm 以下となっている。また、SS は自然沈降 (10 分程度) させると半分以下となり、TOC、SS とともに水質的に問題となることはないであろう。pH は 4 ~ 5 であり、少なくとも洗煙後の排水の pH 調整だけは必要となる。

⑦ 焼却灰について

焼却灰の強熱減量は実験番号 2 の友禅糊以外の実験では 8.6 % 以下であり、とくにストーカーを改良した後の実験番号 7, 8 では 1.3 % と非常に良好な燃焼が行われている。これは、汚泥の炉内の滞留時間が約 3.3 時間と長時間にわたるため、後燃焼まで十分行われたことによると考えられる。友禅糊を試料とした実験では試料の粘度が非常に大きいため、試料層内の空気の拡散がなく、しかも、試料のもつ水分が層外へ蒸発することまで制御される。したがって、試料層表面の炭化のみ進行し、層内はまだ水分を含んだ状態で灰出し口に排出された。この種の廃棄物の焼却には空気送入方法を変える方法や、ある程度まで水分を下げて細かく粉碎する方法、または他の汚泥と十分混合して粘性を下げる方法などを採用する必要がある。

これらの焼却灰の埋立などに伴う 2 次汚染問題に関する若干の知見を得る目的で、焼却灰の 1 部を用いて蒸留水に 3 時間浸漬する実験を行った。その結果を表 5-6 に示す。この結果か

TABLE 5-6 SOAK-EXPERIMENT OF ASH IN WATER

Run No.	Sample	Ash Quantity g/100ml	Meltage %	Filtrate	
				pH -	TOC ppm
1	A	1	2.82	8.3	1.0
		3	-	8.5	4.6
		5	-	8.6	11.5
3	A	1	2.62	8.9	-
		3	-	9.1	-
		5	-	9.3	-
4	B	1	0.98	8.5	0.8
		3	-	8.5	1.8
		5	-	8.5	1.8
5	D	1	4.05	9.1	-
		3	-	9.2	-
		5	-	9.3	-
7	A	1	1.40	8.0	1.0
		3	-	8.1	1.0
		5	-	8.1	2.0

らみると、水溶解物質量は灰の強熱減量の半分からはほぼ同程度であるが、ろ液のTOCが、1 ppm程度であることからすれば、灰の有機物残存量は少なく、したがって、灰の強熱減量中の有機性未燃分は少ないと類推される。また、pHについては実験番号5の友禅糊を半分含んだ汚泥のみがpH9以上となっている。

⑧ 排ガスについて

排ガスの分析結果は前掲の表5-4に示した通りであるが、いまして詳しく検討するために、煙道ガスの分析結果と炉内(ガス)温度との関係を図示したものが図5-10である。この図から、CO₂、HC、NO₂は炉温の変化にかかわらずほぼ一定の範囲内で変動しているが、COは炉温の上昇とともに減少する傾向が見られている。とくに留意が必要となるのはNO₂濃度で、130 ppm~730 ppmと非常に変動巾があるものの一概に高濃度で排出されている。これは上述のように炉温との相関が見られないことから、試料中の窒素分の酸化によると考えられ、その場合ではいかなる炉型式でも焼却により高濃度のNO_xが排出されるであろう。

また、炉内ガスと煙道ガスとのHC濃度は前者の方が若干大きな値を示しているが、このことから発生ガス中の水素分はほとんど酸化され H_2O となっていると思われる。さらにCOではこの傾向はさらに顕著に現われており、一方 CO_2 では反対の傾向が見られる。

5-4-5 考 察

移動床並流式焼却炉を用いた本実験では、焼却灰、スクラバー廃水、煙道ガスに対する種々の分析結果から検討すれば、良好な燃焼状態が得られた。この炉は、炉型式が簡明でしかも炉の運転も簡単であり、十分実用性のあるものといえよう。しかしながら、実用炉として採用するには未だ解明すべき問題も残されている。

いま、汚泥層厚を薄く、また汚泥の送り速度を速くして、火床負荷は一定のまま炉を運転した場合、汚泥の炉内の滞留時間は短くなる。その際、送入空気量や助燃量も一定として運転することになるから、炉の熱収支などについては変化がないが、ただ、汚泥層厚が薄くなるため層内への空気拡散抵抗は減少

し、等温面移動速度（火移り速度を含む）は速くなると考えられる。すなわち、火床負荷を同一にしても、火床面積、ひいては火床負荷率、汚泥の炉内滞留時間については汚泥の燃焼速度（本章でいう質量火移り速度）を考慮して別途に設定する必要がある。本実験での火床負荷、火床負荷率は多段炉で従来用いられているそれらの値とほぼ同様であり、このことから、並流炉であれ向流炉であれ燃焼速度においては大差がないと考察される。

ここでいう燃焼速度（質量火移り速度として把握している）は汚泥の重量減少から求められるものであるが、汚泥が熱分解燃焼して発生するガスが完全に燃焼する速度、すなわち燃焼の化学反応速度も重要となる。本研究ではこのことに全く触れておらず、ただ、空気の炉内滞留

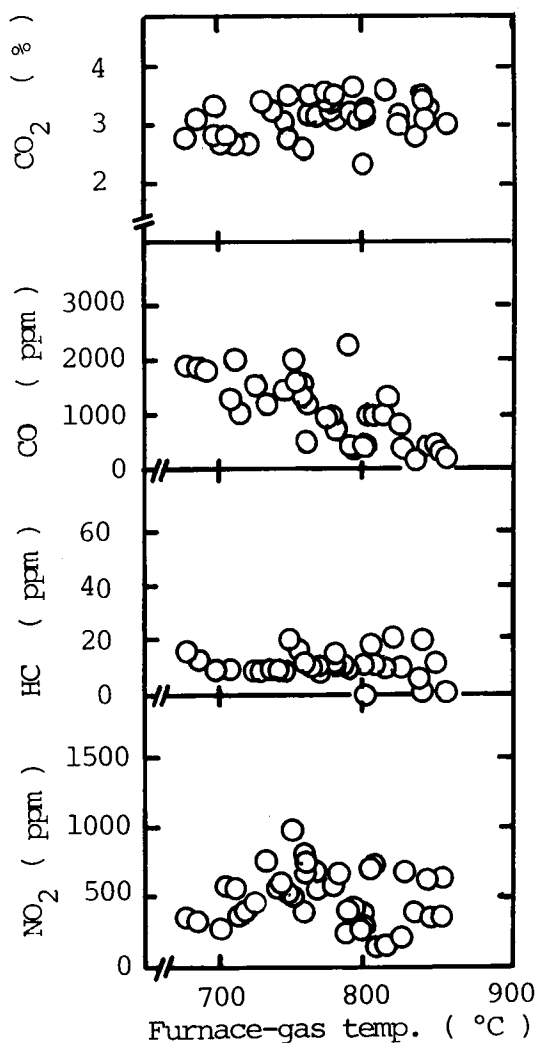


FIG. 5-10 CO_2 , CO, HC, NO_2 CONCENTRATIONS vs. FURNACE-GAS TEMPERATURE

時間を経験的に2.0秒前後に設定するとしただけである。今後この方面からの研究が必要となるのは当然であるが、実際には非常に研究の遅れた分野である。たとえば、Lewisら²⁶⁾はCOの燃熱の特徴として、水蒸気などの触媒作用を強く受けるとしているが、COがCO₂に酸化される反応そのものの機構についても、水蒸気や炭火水素などが存在すると明確になっていない現状である。したがって、他のガス組成成分が複雑に存在する系における化学反応の取り扱いはさらに困難であると予想され、廃棄物焼却炉ではとくにこのような条件下での反応が重要となり、今後の研究課題として残されている。

5-5 まとめ

本章では汚泥の焼却炉を設計・運転する際の重要な因子となる火床負荷や炉内伝熱に関して、汚泥層内の等温面移動速度を基本とした質量火移り速度の概念を導入して把握した。従来この種の考え方として石炭の燃焼に用いられてきた平均火移り速度があり、これは発熱量、粒度、水分、負荷などによって影響される²⁷⁾。質量火移り速度も当然これらの因子によって変動するが、本章では第3節の平面燃焼実験で、水分と雰囲気温度を変化させて、これを求めた。この結果を利用して、第4節では移動床並流式焼却炉をパイロット規模で製作し、捺染廃水処理汚泥の焼却実験を行った。その結果、汚泥はこの炉によって焼却灰、排ガス分析から検討して、十分満足のいく焼却を受けることがわかった。しかも、従来汚泥焼却用として多用されてきた多段炉の火床負荷、火床負荷率と比較しても遜色のないものである。

以上のことから、試料層内の等温面移動速度から求めた質量火移り速度を用いると、火床負荷と燃焼速度とを同時に把握でき、したがって、これは焼却炉設計のための基本的に重要な因子になると結論した。今後はこの質量火移り速度を前章までで得られた試料層内の熱移動モデルとさらに関連づけ、より厳密な把握を行うことが重要となる。また、熱分解ガスの反応機構や反応速度に関する研究も未だ残された研究課題である。

第5章 参考文献

- 1) 国井大蔵；炉と燃焼装置，科学技術社，104（1974）
- 2) Kinbara, T., H. Endo & S. Segal; 11th. Sympo. (Int.) on Comb., 525 (1967)
- 3) Tarifa, C. S., P. P. D. Notario & A. M. Torralbo; 12th. Sympo. (Int.) on Comb., 229 (1969)
- 4) DeRis, J. N.; *ibid*, 241 (1969)
- 5) Kosdon, F. J., F. A. Williams & C. Buman; *ibid*, 253 (1969)
- 6) 春山鴻；塵芥処理，土木学会関西支部昭和44年度講習会「都市廃棄物の処理と処分」，

51-74 (1969)

- 7) 狩郷修；ごみ焼却炉選定の技術的評価，工業出版社（1975）
- 8) 平山直道編；ごみ処理施設の構造と管理，日本環境衛生センター（1977）
- 9) Liao, P. B.; Jour. WPCF, **46**, No. 8, 1895-1913 (1974)
- 10) Gaillard, J. R.; Water Pollution Control, **72**, No. 2, 190-194 (1973)
- 11) 吉田邦夫；化学工学，**40**, No. 12, 653-666 (1976)
- 12) 衣笠美弘，河杉忠昭，清水治，浜野弘行；久保田鉄工環境技術研究所報告，**6**, No. 1, 36-41 (1970)
- 13) K市私信
- 14) 田中和夫，橋本透，紫田高男；下水道協会誌，**11**, No. 125, 49-58 (1974)
- 15) 河村功；下水道協会誌，**2**, No. 15, 10-17 (1965)
- 16) 斉藤広三郎；第7回下水道ゼミナール下水汚泥の処理，処分について，日本下水道協会，27-34 (1973)
- 17) 市川郁夫；NGK環境装置ニュース，No. 1, 日本碍子kk. (1975)
- 18) 松井三郎，平岡正勝；下水道協会誌，**11**, No. 124, 1 (1974)
- 19) 伊藤隆，岸上邦男，平岡正勝；ibid, **11**, No. 123, 30 (1974)
- 20) 近藤準子，岡沢和好，浜田隆治；科学，**42**, No. 5, 271 (1972)
- 21) 加藤太郎；17)と同じ(1975)
- 22) 武田信生；スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究，京都大学学位論文，17-80 (1978)
- 23) 杉島和三郎，岡沢健，福島寛；燃料協会誌，**53**, No. 568, 726 (1974)
- 24) Cho, P.; Water and Sewage Works, **121**, 76-80 (1974)
- 25) 化学工学協会編；化学工学便覧，丸善，631-695 (1968)
- 26) Lewis, B. & G. von Elbe; Combustion, Flames and Explosions of Gases, 2nd ed., Academic Press (1961)
- 27) 田中楠弥太編；燃料と燃焼，昭光堂，112-118 (1962)

第6章 結 論

6-1 本研究の成果の総括

本研究では、汚泥を焼却処理しようとする際に伴う乾燥、熱分解、着火、燃焼といった諸現象に関して、熱移動問題を中心に基礎的な検討を加えてきた。以下にはそれらの研究成果を各章ごとにまとめて総括する。

第2章では、下水汚泥の熱的な特性に焦点をあてた実験研究を行い、後章の汚泥焼却に伴う諸現象の解析に必要となる基礎的知見を得た。とくに、汚泥の熱伝導率については、吸着性材料で、形状が不定形といった複雑な機構をもつ熱伝導問題となるが、これに対して、簡明なモデル式(2-45)を導入し、精度ある推算式が得られたのをはじめ、温度や間隙流体の影響についても言及し、満足のいく結果が得られた。また、汚泥の比熱、熱分解速度等についても熱分析の結果から解析し、それらの温度による影響を求めている。このように、従来あまり測定されておらず、仮定値ですまされてきた汚泥の熱的物性値に対し、詳細な実験、解析を行った。

第3章では、汚泥焼却に伴う乾燥、着火、燃焼現象に関する種々の実験を行い、それらの現象を熱移動および物質移動問題としてとらえて解析を加えた。乾燥現象では下水汚泥の限界含水率が約110~130%程度と求まり、限界含水率以下の汚泥の湿潤層における熱移動と物質(水分)移動を取り扱った。この領域においては蒸気が熱移動と同一方向にも拡散し、それによる潜熱移動を考慮する必要があると結論した。また、汚泥の着火現象については、蒸発潜熱を汚泥の比熱項の中に押し込めて、輻射伝熱を考慮した熱伝導方程式を取り扱うことから、汚泥の表面温度を解析的に求めた。その結果、汚泥の含水率や充填密度の変化にかかわらず、汚泥の着火温度は310℃程度、熱分解開始(発煙)温度は210℃程度と求まり、これらは、前章での熱分析結果とよい一致が見られている。一方、汚泥の燃焼実験では、乾燥、着火、燃焼現象に伴う重量減少速度や試料層内の発熱量分布、発生ガス分析などについて定量的に把握した。このように、汚泥の乾燥、着火、燃焼現象をそれぞれ独自に把握することに本章では主点を置いた。次章では、これらの現象が同一試料内で同時に進行する際の熱移動問題を取り上げることになるが、本章ではそのための基礎的知見が得られた。

続く第4章では、汚泥の燃焼時の複雑な熱移動問題について、モデル式をたてて、数値計算を行った。1つは、相変化面(乾燥面)が移動し、しかも内部発熱を伴う場合のモデル式につ

いて、差分法、とくに Variable Space Network 法を用いて離散化する方法である。この方法により、汚泥層内の熱移動および試料層の重量減少量に対して十分な精度をもつ、安定した解が得られた。しかしながら、発熱項の取り扱い、および、発熱量の設定などについては、未だ満足いくものとはいえない。

もう1つの方法は、この複雑な熱移動を試料の物性値を変化させることから把握しようとして、モデル式を有限要素法を用いて離散化する方法である。この方法は、相変化面が移動するような問題については不適であり、一般に計算時間も長く必要となる。しかし、試料の物性値がもたらす熱移動への影響を知るには興味ある方法であり、第4章の数値計算の結果からも十分満足のいく近似値が得られている。また、この方法を物質（水分および強熱減量）の減少速度にも応用することから、より厳密な数値解が得られるものと考えられる。

最後の第5章では、汚泥の燃焼実験をパイロットプラントを用いて行った。その際、焼却炉設計のための因子の1つとして質量火移り速度を基準として採用した。この速度は第4章で求めた熱移動速度、とくに試料層内の等温面移動速度と同様の考え方である。

この焼却炉は構造的にも運転管理上でも最も簡明な移動床並流式の炉構造・炉型式であるが、従来汚泥焼却炉として多用されてきた多段炉での運転結果と比較しても遜色のない結果が得られた。したがって、汚泥焼却炉としての移動床並流式焼却炉の特徴を十分に活用し、熱効率をさらに考慮して炉の設計を行えば、本方式による炉の優越性が確認される。また、このような汚泥焼却炉の設計因子の1つとして質量火移り速度を把握することが重要となると結論した。

以上のように本論文では汚泥といった水分を多量に含む試料の焼却処理を行おうとする際、把握しておくべき諸現象について基礎的知見を得た。とくに、乾燥、熱分解、着火、燃焼といった現象が同一試料内で見られ、それらを試料層内の熱移動を中心としてとらえた。この問題は、現象解析上でも、実際の炉設計、炉運転上でも興味ある課題であるが、以上の成果からその基礎的手がかりが得られたと確信している。

6-2 今後の研究課題

汚泥処理法として熱を利用する操作法は多い。たとえば、乾燥、熱分解、焼却、熱処理などの操作が挙げられるが、これらの操作は基本的には汚泥中大量に含まれる水分の蒸発潜熱を、汚泥に熱を与えることによって得ようとするものである。したがって、本論文で求めた汚泥の熱的な物性値や、解析手法は、焼却処理以外の操作法についても応用可能となる。しかしながら、焼却処理についても本節で述べるように今後の検討課題が残されており、他の操作法に関する同様の研究が進むことが望まれる。

汚泥の焼却に必要となる知見の1つとしての汚泥層内の熱移動現象については、解析的に1次元でしか取り扱っておらず、また、焼却炉内でのそれについては境界条件の設定や収縮問題を考慮すると十分なものとはいえない。したがって、このような問題についてはモデル化の問題を含めて研究する必要があるが、それは非常に複雑な問題となる。

さらに、汚泥の乾燥・燃焼速度については重量減少量から求めたのみである。したがって、とくに汚泥の熱分解または燃焼排ガスの酸化反応速度に関しては本論文中にはほとんど触れていない。この速度を知ることは炉の容積の決定や排ガスによる2次公害防止対策上重要な問題であり、今後の研究課題となる。

以上に述べてきたように、汚泥の焼却処理に必要な基礎的研究のうち、とくに炉内伝熱に関する研究が今後に残された重要な課題であるといえよう。ただし、この問題は廃棄物焼却炉のみならず、石炭炉などにおいても未解明な部分が多く残されている分野である。

6-3 結 言

人類の文明の歴史は道具の使用および火の利用から始まったと言っても過言ではなく、とくに火の利用は他の動物には全く見られないものとなっている。このように、物質の燃焼現象とそれに伴って発生するエネルギーの利用の歴史は非常に古いが、燃焼現象が科学的に研究され、さらにそれを熱管理上の観点から工業的に利用されるようになったのはこの100年にも満たぬ間である。最近では、エネルギー危機対策、環境汚染制御対策、ひいては防火・消防対策上物質の燃焼現象はさらに重要な問題となり、したがって、燃焼のための技術開発も急速な進歩を見せている。

本研究での主要なテーマとなっている汚泥の焼却処理問題でも、こうした観点からさらに研究や技術開発を推進する必要があるが、本研究がそのための一助となれば幸甚である。

末筆ながら、本研究を進めるにあたり、終始懇切な御指導をいただいた京都大学教授岩井重久博士に深く感謝の意を表します。また、故春山鴻氏や京都大学助教授北尾高嶺博士、同高月紘博士には貴重な御指導、御助言を受けた上、公私にわたり非常な御世話になったことを付記し、謝意を表します。本研究の最近の2年間の成果は、研究の続行を御快諾下さった京都大学教授寺島泰博士の御指導によるところが大きく、さらに寺島研究室をはじめとする京都大学衛生工学教室の諸兄から御激励や御叱責を受けた賜であり、感謝の言葉もございません。そして、本研究の成果は共同研究者として、滝口秀則、下村憲正、林公隆、大林重信、森信介、土井亨の諸氏の御協力が得られたことを銘記し、ここにこれらの諸氏に深く感謝致します。最後に、熱伝導率の測定において貴重な御助言と装置の貸与を御快諾戴いた京都工芸繊維大学林国郎先

生に深甚の謝意を表します。

Appendix 1 記号説明

A : 試料の表面積 (断面積)	cm ²
A _k : 頻度定数	1/sec
B : 係数 (式 (3-14))	—
C : // (式 (3-8))	atm
c : 比熱 (c _v : 水蒸気, c _w : 湿潤, c _s 乾燥)	cal / g · °C
c : 炭素含有重量パーセント (乾基準)	%
D _v ' : 水蒸気一方拡散に対する拡散係数	cm ² /sec
d : 凝集剤の乾燥固形分当りの添加率	%
E : 輻射又は放射量	cal / cm ² · sec
E _a : 活性化エネルギー	cal / g - mole
F : 形態係数 (式 (3-17))	—
G : 形状因子 (式 (2-30))	—
H : 発熱量 (H ₀ : 高位, H _u : 低位)	cal / g or Kcal / kg
ΔH _c : 炭素の燃焼熱	cal / g
h : 伝熱係数 (h _c : 境界, h _r : 輻射, h : 複合)	cal / cm ² · sec · °C
h : 水素含有量パーセント (乾基準)	%
k(T) : 反応速度定数	1/sec
L : 試料層厚 (深さ)	cm
ℓ : 相変化面位置 (深さ)	cm
M : 蒸発量	g / min.
m : 時間のきざみ巾を示す格子数 (m = 1, 2, 3 ……)	—
n : 距離 // // (n = 1, 2, 3 ……)	—
n : 反応次数 (式 (2-1), (2-52))	—
n : 窒素含有重量パーセント	%
o : 酸素含有量パーセント	%
P : 水蒸気圧	atm
q : 試料の受熱量	cal / cm ² · sec or cal / sec

q : 輻射伝熱量 (q_r) 又は対流伝熱量 (q_c)	cal / sec
R : 放射面半径 (R_1) 又は受熱面半径 (R_2)	cm
R : 気体定数 (R_w : 水蒸気)	atm \cdot cm ³ / g \cdot $^{\circ}$ K or cal / g \cdot mole \cdot $^{\circ}$ K
r : 試料球半径	cm
s : イオウ含有重量パーセント	%
T : 絶対温度	$^{\circ}$ K
t : 時間	sec (min)
V : 容積率 (V_v : 間げき, V_s : 固形分, V_w : 水分)	—
V : モル体積 (V_g : 蒸気, V_l : 液体, 式 (3-3))	cm ³
V_{dr} : 乾燥速度 (式 (3-2))	g / cm ² \cdot sec
v : 強熱減量分 (乾基準)	%
W : 試料重量または重量減少速度	g or g/sec
W : 水分量 (湿基準)	%
w : 含水率 (乾基準)	%
X : 重量フラクション	—
x : 位置 (深さ)	cm
α : 昇温速度 (式 (2-56))	$^{\circ}$ C/hr
α : 熱拡散率 (= $\lambda / c \rho$)	cm ² / sec
r : 輻射率又は放射率 (式 (3-16))	—
r : 水の蒸発潜熱 (式 (4-3))	cal / g
κ : 毛管水移動係数	cm ² / sec
λ : 熱伝導率	cal / cm \cdot sec \cdot $^{\circ}$ C
(λ_e : 有効, λ_r : 輻射による換算, λ_s : 固形物, λ_v : 間隙, λ_w : 湿潤, λ_d : 乾燥)	
ρ : 密度 (λ とほぼ同じ添字で説明)	g / cm ³
θ : 温度	$^{\circ}$ C
μ : 水蒸気拡散の経路係数	—
ϕ : 飽和度または間隙容積基準含水率 (式 (2-35))	—

Appendix 2 モデル式の差分表示法

モデル式群式(4-2)~式(4-5)において、 $\theta = f(x, t)$ なる関係が得られるものとする。この全微分を求めると

$$d\theta = \frac{\partial f}{\partial x} dx + \frac{\partial f}{\partial t} dt \quad (A-1)$$

となる。ここで、図A-1に示すような Variable Space Network を考えると、図A-1の(a)の各点における温度は次式のように表わされる。

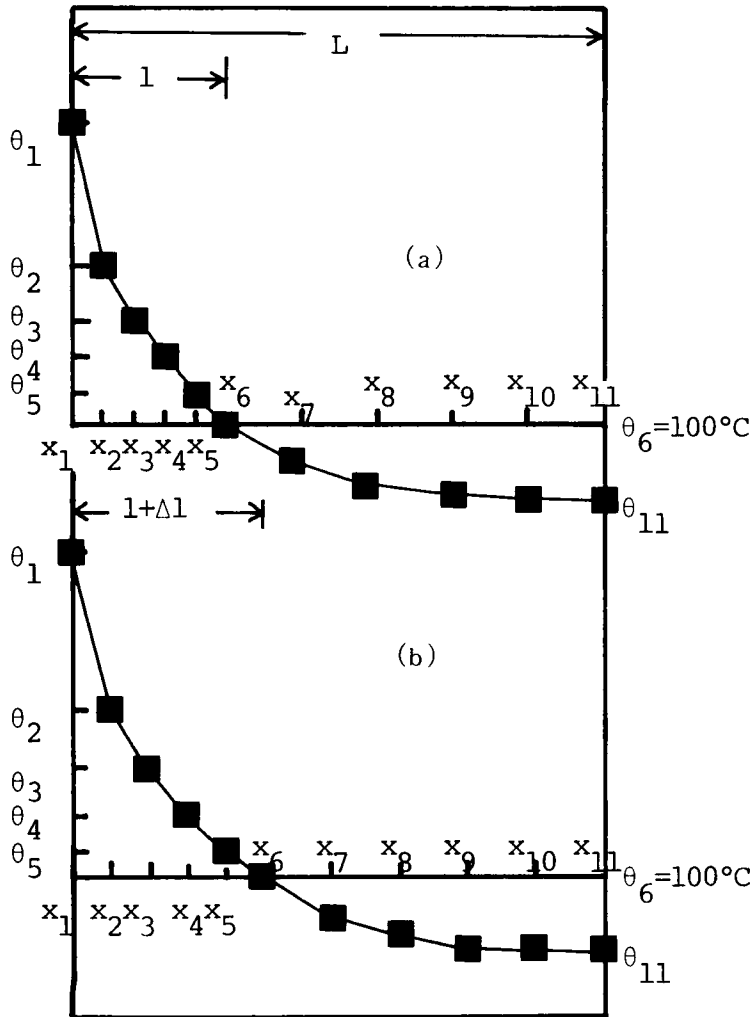


FIG. A-1 VARIABLE SPACE NETWORK

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n = \frac{\partial\theta}{\partial x} \frac{dx}{dt} \Big|_n + \frac{\partial\theta}{\partial t} \Big|_n \quad (\text{A-2})$$

いま、微小時間 Δt で図A-1の(a)から(b)の状態へ格子点が移動したとすると、乾燥層の n 分点の位置と相変化面（蒸発面）との間には

$$\frac{dx/dt}{x} = \frac{d\ell/dt}{\ell} \quad (\text{A-3})$$

の関係がある。ここで、式(A-2)と式(A-3)から次式(A-4)が導かれる。

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n = \frac{\partial\theta_n}{\partial x} \cdot \frac{x_n}{\ell} \cdot \frac{d\ell}{dt} + \frac{\partial\theta_n}{\partial t} \quad (\text{A-4})$$

式(A-4)の関係を用いて、モデル式(4-2)の乾燥層、湿潤層を表示すると次式となる。ただし、ここでは $n = 2 \sim 5$ 、 $n = 7 \sim 10$ をそれぞれ乾燥層、湿潤層を表わす格子点とし、 $n = 6$ が相変化面、 $n = 1$ と 11 は境界面を示している。

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n = \frac{\partial\theta_n}{\partial x} \cdot \frac{x_n}{\ell} \cdot \frac{d\ell}{dt} + \alpha_s \frac{\partial^2\theta_n}{\partial x^2} + \frac{c_v}{c_s \rho_s} (\rho_w - \rho_s) \frac{d\ell}{dt} \cdot \frac{\partial\theta_n}{\partial x} - \frac{q}{c_s \rho_s} \frac{\partial W}{\partial t} \quad (\text{A-5})$$

($n=2, 3, 4, 5$)

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n = \frac{\partial\theta_n}{\partial x} \cdot \frac{L-x_n}{L-\ell} \cdot \frac{d\ell}{dt} + \alpha_w \frac{\partial^2\theta_n}{\partial x^2} \quad (\text{A-6})$$

($n=7, 8, 9, 10$)

上式(A-5)、(A-6)の右辺を精度2次の中央差分演算子で差分近似を行う。

$$\begin{aligned} \left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n &= \frac{n \times \Delta x_s}{\ell} \frac{(\theta_{n+1} - \theta_{n-1})}{2 \Delta x_s} \frac{d\ell}{dt} + \alpha_s \frac{(\theta_{n+1} - 2\theta_n + \theta_{n-1})}{(\Delta x_s)^2} + \frac{c_v}{c_s \rho_s} (\rho_w - \rho_s) \cdot \\ &\quad \frac{(\theta_{n+1} - \theta_{n-1})}{2 \Delta x_s} \frac{d\ell}{dt} - \frac{q}{c_s \rho_s} - \frac{\partial W}{\partial t} \\ \therefore \left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n &= \frac{d\ell}{dt} \cdot \frac{(\theta_{n+1} - \theta_{n-1})}{2 \Delta x_s} \cdot \left\{ \frac{n \Delta x_s}{\ell} + \frac{c_v}{c_s \rho_s} (\rho_w - \rho_s) \right\} \\ &\quad + \alpha_s \frac{(\theta_{n+1} - 2\theta_n + \theta_{n-1})}{(\Delta x_s)^2} - \frac{q}{c_s \rho_s} \frac{\partial W}{\partial t} \quad (\text{A-7}) \end{aligned}$$

($n=2, 3, 4, 5$)

同様に湿潤層では次式となる。

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n = \frac{d\ell}{dt} \cdot \frac{(\theta_{n+1} - \theta_{n-1})}{2 \Delta x_w} \cdot \frac{(N-n) \Delta x_w}{L-\ell} + \alpha_w \frac{(\theta_{n-1} - 2\theta_n + \theta_{n+1})}{(\Delta x_w)^2} \quad (\text{A-8})$$

($n=7, 8, 9, 10$)

つぎに、 θ_{n+1} を θ_n のまわりで Taylor 級数に展開すると

$$\theta_{n+1} = \theta_n + \Delta x \theta'_n + \frac{\Delta x^2}{2!} \theta''_n + \frac{\Delta x^3}{3!} \theta'''_n + \dots \quad (\text{A-9})$$

が得られ、この式の右辺第 4 項以下を無視して切捨てを行うと、精度 2 次となる。いま、 θ''_n の 2 階微分を差分近似する場合、 $n = 6$ を境に乾燥層 ($n = 2 \sim 5$) では後退差分、湿潤層 ($n = 7 \sim 10$) では前進差分を用いる。

$$\left. \begin{aligned} \theta''_n &= \frac{\theta'_{n+1} - \theta'_n}{\Delta x_w} = \frac{\theta_{n+2} - 2\theta_{n+1} + \theta_n}{(\Delta x_w)^2} & (\text{湿潤層}) \\ \theta''_n &= \frac{\theta'_{n-1} - \theta'_n}{\Delta x_\ell} = \frac{\theta_{n-2} - 2\theta_{n-1} + \theta_n}{(\Delta x_\ell)^2} & (\text{乾燥層}) \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-10})$$

式 (A-10) を式 (A-9) に代入して θ'_n を求めると

$$\left. \begin{aligned} \theta'_n &= \frac{-3\theta_n + 4\theta_{n+1} - \theta_{n+2}}{2\Delta x_w} & (\text{湿潤層}) \\ \theta'_n &= \frac{3\theta_n - 4\theta_{n-1} + \theta_{n-2}}{2\Delta x_\ell} & (\text{乾燥層}) \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-11})$$

式 (A-11) を用いると、モデル式中相変化面の熱収支式 (A-3) は次式 (A-12) となる。

$$-\lambda_s \frac{3\theta_6 - 4\theta_5 + \theta_4}{2\Delta x_\ell} + \lambda_w \frac{-3\theta_6 + 4\theta_7 - \theta_8}{2\Delta x_w} = r(\rho_w - \rho_s) \frac{d\ell}{dt} \quad (\text{A-12})$$

また、境界面においてはそれぞれ式 (A-7)、式 (A-8) に $n = 1$ と $n = 11$ を代入しただけでは求められず、境界条件式 (4-5) を考慮しなければならない。まず、 $n = 1$ の受熱面での境界条件式を精度 2 次の中央差分を用いて近似すると

$$\frac{\theta_2 - \theta_0}{\Delta x_s} = -\frac{h_1}{\lambda_s} (\theta_{f1} - \theta_1) \quad (\text{A-13})$$

が得られる。式 (A-13) から θ_0 を求め、これを式 (A-7) において $n = 1$ とした場合の θ_0 に代入して、式を整理すると

$$\left. \begin{aligned} \frac{d\theta}{dt} \Big|_{n=1} &= \frac{d\ell}{dt} \cdot \frac{h_1}{\lambda_s} (\theta_1 - \theta_{f1}) \frac{c_v}{c_s \rho_s} (\rho_w - \rho_s) + \frac{\alpha_s}{\Delta x_s^2} \left\{ 2\theta_2 - 2 \left(\frac{\Delta x_s h_1}{\lambda_s} + 1 \right) \theta_1 \right. \\ &\quad \left. + \frac{2\Delta x_s h_1}{\lambda_s} \theta_{f1} \right\} - \frac{q}{c_s \rho_s} \frac{\partial W}{\partial t} \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-14})$$

が得られ、また、同様に $n = 11$ の境界面では下式が得られる。

$$\left. \frac{d\theta}{dt} \right|_{n=11} = \frac{\alpha_w}{\Delta x_w} \left\{ 2\theta_{10} - 2\left(\frac{\Delta x_w h_2}{\lambda_w} + 1\right)\theta_{11} + \frac{2\Delta x_w h_2}{\lambda_w}\theta_{12} \right\} \quad (\text{A-15})$$

ここで発熱項の取り扱いが問題となるが、 $(\partial W/\partial t)$ を示す式(4-4)を t から $t+\Delta t$ まで積分すると

$$\log \frac{W^{t+\Delta t}}{W^t} = -\int_t^{t+\Delta t} A_k \cdot \exp\left\{\frac{-E_a}{R(\theta + 273)}\right\} dt \quad (\text{A-16})$$

となり、 θ の時間積分を求めなければならないが、いまこれを台形法を用いて近似すると(注。これはCrankら(第4章の参考文献31参照)が用いた方法である。), 式(A-16)は

$$\frac{W^{t+\Delta t}}{W^t} = \exp\left[-A_k \cdot \Delta t \cdot \exp\left\{\frac{-2E_a}{R(\theta^{t+\Delta t} + \theta^t + 2 \times 273)}\right\}\right] \quad (\text{A-17})$$

と近似される。

以上の式から、温度、相変化面移動、強熱減量の分解量の時間微分を下式で表現すれば、第4章の差分近似式群式(4-7)~式(4-12)が得られる。

$$\left. \begin{aligned} \left. \frac{d\theta}{dt} \right|_n &= \frac{\theta_n^{m+1} - \theta_n^m}{\Delta t} \\ \left. \frac{d\ell}{dt} \right| &= \frac{\ell^{m+1} - \ell^m}{\Delta t} \\ \frac{\partial W}{\partial t} &= \frac{W^{m+1} - W^m}{\Delta t} \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-18})$$

ところで、式(4-7)~式(4-12)は陽解法(explicit scheme)によって順次計算されることになるが、この方法は、 $\ell = 0$ (相変化面が試料層内に存在しない場合)では計算できない。すなわち、初期条件 $x \geq 0$, $t = 0$ で $\theta_1 \sim \theta_{11} = \theta_{00}$, $\ell = 0$ を満足させて計算開始できず、いいかえれば、この陽解法は初期値問題となる。

そこで、いま表面温度 θ_1 がある温度以上(通常は $\theta_1 > 100^\circ\text{C}$)になり、相変化現象が試料層内に進行するまでは別の方法で計算を行い、それを陽解法による計算の初期値として与えてやる必要がある。いま、 θ_1 が 100°C 以下では乾燥層が存在しないと考えられ、その場合の基礎式と境界条件は下式で与えられる。

$$c_w \rho_w \frac{\partial \theta}{\partial t} = \lambda_w \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} \quad (\text{A-19})$$

$$\left. \begin{aligned} -\lambda_w \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=0} &= h_1 (\theta_{f1} - \theta_1) \\ -\lambda_w \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=L} &= h_2 (\theta_{11} - \theta_{f2}) \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-20})$$

式(A-19)をCrank-Nicholson法で差分近似する(これは陰解法(implicit scheme)となる。)と、次式が得られる。ただし、きざみ巾の比は1/2である。

$$(1 + C_A) \theta_n^{m+1} - \frac{C_A}{2} (\theta_{n-1}^{m+1} + \theta_{n+1}^{m+1}) = (1 - C_A) \theta_n^m + \frac{C_A}{2} (\theta_{n+1}^m + \theta_{n-1}^m) \quad (\text{A-21})$$

$$\text{ただし, } C_A = \lambda_w \Delta t / c_w \rho_w (\Delta x_w)^2$$

また、境界条件式(A-20)を精度2次の中央差分を用いて差分近似すると

$$\left. \begin{aligned} -\lambda_w \frac{\theta_2 - \theta_0}{2 \Delta x_w} &= h_1 (\theta_{f1} - \theta_1) \\ -\lambda_w \frac{\theta_{12} - \theta_{10}}{2 \Delta x_w} &= h_2 (\theta_{11} - \theta_{f2}) \end{aligned} \right\} \quad (\text{A-22})$$

となり、これから前述と同様な方法により θ_0 と θ_{12} を消去して、式を整理すると

$$\begin{aligned} (1 + C_A + \frac{C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w}) \theta_1^{m+1} - C_A \theta_2^{m+1} \\ = (1 - C_A - \frac{C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w}) \theta_1^m + C_A \theta_2^m + \frac{2C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w} \theta_{f1} \end{aligned} \quad (\text{A-23})$$

$$\begin{aligned} (1 + C_A + \frac{C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w}) \theta_{11}^{m+1} - C_A \theta_{10}^{m+1} \\ = (1 - C_A - \frac{C_A \Delta x_w h_2}{\lambda_w}) \theta_{11}^m + C_A \theta_{10}^m + \frac{2C_A \Delta x_w h_2}{\lambda_w} \theta_{f2} \end{aligned} \quad (\text{A-24})$$

式(A-21)と式(A-23)、(A-24)とから、基礎式は次のような行列式で表現され、これが式(4-6)で示されている。

$$\mathbf{A} \boldsymbol{\theta}^{m+1} = \mathbf{B} \boldsymbol{\theta}^m + \mathbf{C} \quad (\text{A-25})$$

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} 1 + C_A + \frac{C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w} & & -C_A & & \\ & & & & \\ -\frac{C_A}{2} & & & & \\ & & 1 + C_A & & -\frac{C_A}{2} & 0 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix}
 -\frac{C_A}{2} & , & 1+C_A & , & -\frac{C_A}{2} & , \\
 0 & & -\frac{C_A}{2} & , & 1+C_A & , & -\frac{C_A}{2} \\
 & & & & -C_A & , & 1+C_A + \frac{C_A \Delta x_w h_2}{\lambda_w} \\
 \\
 1 - C_A - \frac{C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w} & , & C_A & , & & & \\
 \frac{C_A}{2} & , & 1 - C_A & , & \frac{C_A}{2} & , & 0 \\
 & & \frac{C_A}{2} & , & 1 - C_A & , & \frac{C_A}{2} \\
 0 & & & & \frac{C_A}{2} & , & 1 - C_A & , & \frac{C_A}{2} \\
 & & & & & & C_A & , & 1 - C_A - \frac{C_A \Delta x_w h_2}{\lambda_w}
 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix}
 \frac{2C_A \Delta x_w h_1}{\lambda_w} \theta_{f1} \\
 0 \\
 \vdots \\
 0 \\
 \frac{2C_A \Delta x_w h_2}{\lambda_w} \theta_{f2}
 \end{bmatrix}$$

$$\boldsymbol{\theta} = \begin{bmatrix}
 \theta_1 \\
 \theta_2 \\
 \vdots \\
 \theta_{10} \\
 \theta_{11}
 \end{bmatrix}$$

Appendix 3 有限要素法による解析

物性値に温度依存性をもたせ、種々の複雑な現象を表現しようとする場合の基礎式を、非線形非定常の熱（伝導）方程式として次式で表現する。

$$\frac{\partial}{\partial t}(c\rho\theta) = \frac{\partial}{\partial x}\left(\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x}\right) \quad (\text{A-26})$$

初期条件、境界条件は前述の差分近似の場合と同様である。

式(A-26)を有限要素法(ここでは、いわゆる Galerkin 法)によって離散化する。そこで、式(A-26)の両辺に区間的に一階微分可能な任意の連続関数 $f(x)$ をかけ、区間 $[a, b]$ で積分する。

$$\int_a^b \frac{\partial}{\partial t}(c\rho\theta) f(x) dx = \left[\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} f(x) \right]_a^b - \int_a^b \lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} \frac{\partial f(x)}{\partial x} dx \quad (\text{A-27})$$

ここで、前述の差分法の場合と同じく、深さ x 方向を 10 の間隔 ($n = 1, 2, \dots, 11$) に区切って考える。ただし、 $x_2 \sim x_{10}$ までの格子点(要素間隔)は任意に設定できるため、本研究では第 3 章第 5 節で行った実験の温度測定点をとっている。

いま、図 A-2 に示す線座標を用いると、区間 $[x_n, x_{n+1}]$ にある点 x は、次に示される新しい変数 ζ_1, ζ_2 によって示される。

$$\zeta_1 = \frac{x_{n+1} - x}{\Delta x_n}, \quad \zeta_2 = \frac{x - x_n}{\Delta x_n}, \quad \zeta_1 + \zeta_2 = 1 \quad (\text{A-28})$$

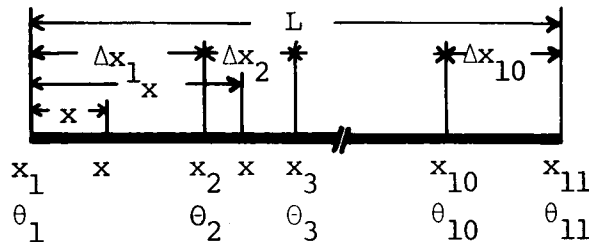


FIG. A-2 LINE COORDINATE

この変数の微分、積分についての詳細は割愛するが簡単に計算される。そこで、上述の任意関数 $f(x)$ が次式(A-29)の形をとれば、 $f(x)$ は一種の重み関数となる。

$$f(x) = \sum_{n=1}^N A_n f_n(x) \quad (\text{A-29})$$

$$\text{ここに, } f_1(x) = \frac{x_1 - x}{\Delta x_1} \quad (0 \leq x \leq x_1)$$

$$= 0 \quad (x > x_1)$$

$$f_i(x) = \frac{x - \sum_{j=1}^i \Delta x_j}{\Delta x_{i+1}} \quad \left(\sum_{j=1}^{i-1} \Delta x_j \leq x \leq \sum_{j=1}^i \Delta x_j \right)$$

$$= \frac{\sum_{j=1}^{i+1} \Delta x_j - x}{\Delta x_{i+1}} \quad \left(\sum_{j=1}^i \Delta x_j \leq x \leq \sum_{j=1}^{i+1} \Delta x_j \right)$$

$$= 0 \quad \left(x < \sum_{j=1}^{i-1} \Delta x_j \text{ or } x > \sum_{j=1}^{i+1} \Delta x_j \right).$$

$$f_N(x) = \frac{x - \sum_{j=1}^{N-1} \Delta x_j}{\Delta x_N} \quad \left(\sum_{j=1}^{N-1} \Delta x_j \leq x \leq \sum_{j=1}^N \Delta x_j \right)$$

$$= 0 \quad \left(x < \sum_{j=1}^{N-1} \Delta x_j \right)$$

式(A-29)の関係を線座標で表現すると

$$\begin{array}{ll} 0 \leq x \leq x_1 & f_1(\zeta_1, \zeta_2) = A_1 \zeta_1 + A_2 \zeta_2 \\ x_1 \leq x \leq x_2 & f_2(\zeta_1, \zeta_2) = A_2 \zeta_1 + A_3 \zeta_2 \\ \vdots & \vdots \end{array} \quad (\text{A-30})$$

となる。いまある格子区分点*i*における $\theta(x)$ を θ_i とし、 $f(x)$ の各区分点において、 $\theta(x)$ が直線変化すると仮定すると

$$\sum_{j=1}^i \Delta x_j \leq x \leq \sum_{j=1}^{i+1} \Delta x_j \quad (\text{A-31})$$

が得られ、 $\theta(x)$ を $f(x)$ で定義した各区間において直線的に変化すると仮定すれば、

$$\theta(x) = \theta_i \left(1 - \frac{x - \sum_{j=1}^i \Delta x_j}{\Delta x_{i+1}} \right) + \theta_{i+1} \left(\frac{x - \sum_{j=1}^i \Delta x_j}{\Delta x_{i+1}} \right) \quad (\text{A-32})$$

となり、これを上述の線座標で表現すると下式(A-33)となる。

$$\theta(\zeta_1, \zeta_2) = \theta_i \zeta_1 + \theta_{i+1} \zeta_2 \quad (\text{A-33})$$

上式 (A-33) は変分法の基本原理から、式 (A-27) すなわち、式 (A-26) の基礎式の解となり、いま、式 (A-27) を線座標を用いて各項を表現する。

$$\begin{aligned}
 \text{式 (A-27) の左辺} &= \int_0^L \frac{\partial}{\partial t} \{ c\rho \cdot \theta(\zeta_1, \zeta_2) \} \cdot f(\zeta_1, \zeta_2) dx \\
 &= \int_{x_1=0}^{x_2} \frac{\partial c\rho}{\partial t} \{ \theta_1 A_1 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_1 A_2 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_2 A_1 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_2 A_2 \zeta_1 \zeta_2 \} dx \\
 &+ \int_{x_2}^{x_3} \frac{\partial c\rho}{\partial t} \{ \theta_2 A_2 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_2 A_3 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_3 A_2 \zeta_1 \zeta_2 + \theta_3 A_3 \zeta_1 \zeta_2 \} dx \\
 &+ \dots\dots\dots \\
 &= A_1 \frac{\partial \theta_1}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{3} + A_2 \frac{\partial \theta_1}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{6} + A_1 \frac{\partial \theta_2}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{6} \\
 &+ A_2 \frac{\partial \theta_2}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{3} + A_2 \frac{\partial \theta_2}{\partial t} \frac{c_2 \rho_2 \Delta x_2}{3} + A_3 \frac{\partial \theta_2}{\partial t} \frac{c_2 \rho_2 \Delta x_2}{6} \\
 &+ A_3 \frac{\partial \theta_3}{\partial t} \frac{c_2 \rho_2 \Delta x_2}{3} + \dots\dots\dots \\
 &= A_1 \left(\frac{\partial \theta_1}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{3} + \frac{\partial \theta_1}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{6} \right) + A_2 \left\{ \frac{\partial \theta_1}{\partial t} \frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{6} + \right. \\
 &\quad \left. \frac{\partial \theta_2}{\partial t} \left(\frac{c_1 \rho_1 \Delta x_1}{3} + \frac{c_2 \rho_2 \Delta x_2}{3} \right) + \frac{\partial \theta_3}{\partial t} \frac{c_2 \rho_2 \Delta x_2}{6} \right\} + \dots\dots\dots
 \end{aligned} \tag{A-34}$$

式 (A-27) の右辺第 1 項

$$\begin{aligned}
 &= \left[\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} f(x) \right]_{x_1=0}^{x_{11}} \\
 &= \left[\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} (A_{10} \zeta_1 + A_{11} \zeta_2) \right]_{x=x_{11}} - \left[\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x} (A_1 \zeta_1 + A_2 \zeta_2) \right]_{x=x_1} \tag{A-35}
 \end{aligned}$$

ここで、境界条件 (差分近似で用いた式 (4-5) 参照) から次式が得られ

$$\left. \begin{aligned}
 \lambda_1 \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=x_1} &= -h_1 (\theta_{f1} - \theta_1) \\
 \lambda_{10} \frac{\partial \theta}{\partial x} \Big|_{x=x_{11}} &= -h_2 (\theta_{11} - \theta_{f2})
 \end{aligned} \right\} \tag{A-36}$$

これを、上式 (A-35) に代入して整理しなおすと、式 (A-37) となる。

式 (A-27) の右辺第 1 項

$$= -A_{10} h_2 (\theta_{11} - \theta_{f2}) - A_1 h_1 (\theta_1 - \theta_{f1}) \tag{A-37}$$

同様にして式 (A-27) の右辺第 2 項を離散化するわけであるが、式 (A-30)、式 (A-33)

$$\mathbf{C}(t + \Delta t) = \mathbf{C}(t), \quad \mathbf{A}(t + \Delta t) = \mathbf{A}(t), \quad \mathbf{B}(t + \Delta t) = \mathbf{B}(t) \quad (\text{A-45})$$

の仮定を設けると下式となる。

$$\left(\mathbf{C} - \frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\right)\dot{\boldsymbol{\theta}}(t + \Delta t) = \mathbf{A}\left\{\boldsymbol{\theta}(t) + \dot{\boldsymbol{\theta}}(t)\frac{\Delta t}{2}\right\} + \mathbf{B} \quad (\text{A-46})$$

ここで、下式(A-47)で示される \mathbf{X} を導入して式を簡単化すると同時に、 $\dot{\boldsymbol{\theta}}(t + \Delta t)$ を消去すると、式(A-46)は式(A-48)となる。

$$\mathbf{X} = \mathbf{A} \cdot \boldsymbol{\theta}(t) + \mathbf{B} = \{\mathbf{C}\} \dot{\boldsymbol{\theta}}(t) \quad (\text{A-47})$$

$$\begin{aligned} \left(\mathbf{C} - \frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\right)\boldsymbol{\theta}(t + \Delta t) &= \left\{\mathbf{C} - \frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\right\}\boldsymbol{\theta}(t) + \left\{\mathbf{C} - \frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\right\}\{\mathbf{C}\}^{-1}\mathbf{X} \\ &\quad + \frac{\Delta t}{2}\mathbf{X} + \frac{\Delta t^2}{2}\mathbf{A}\{\mathbf{C}\}^{-1}\mathbf{X} \end{aligned} \quad (\text{A-48})$$

$$\therefore \boldsymbol{\theta}(t + \Delta t) = \boldsymbol{\theta}(t) + \frac{\Delta t}{2}\left[\{\mathbf{C}\}^{-1}\mathbf{X} + \left\{\mathbf{C} - \frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\right\}^{-1} \cdot \left\{\mathbf{X} + \{\mathbf{C}\}^{-1}\frac{\Delta t}{2}\mathbf{A}\mathbf{X}\right\}\right] \quad (\text{A-49})$$

初期条件から、 \mathbf{C} 、 \mathbf{X} 、 \mathbf{A} を計算して、式(A-49)に代入することにより、 $\boldsymbol{\theta}(t + \Delta t)$ が逐次求められることとなる。