

JAERI - M
85-051

汚泥の照射・コンポスト化プロセスの開発

1985年5月

川上和市郎・橋本 昭司・西村 浩一
渡辺 博正・渡辺 宏

JAERI-Mレポートは、日本原子力研究所が不定期に公刊している研究報告書です。
入手の問合わせは、日本原子力研究所技術情報部情報資料課（〒319-11茨城県那珂郡東海村）あて、お申しこしてください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-11茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費頒布をおこなっております。

JAERI-M reports are issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Information Division
Department of Technical Information, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-
mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-11, Japan.

©Japan Atomic Energy Research Institute, 1985

編集兼発行 日本原子力研究所
印 刷 いばらき印刷機

汚泥の照射・コンポスト化プロセスの開発

日本原子力研究所高崎研究所研究部
川上和市郎・橋本 昭司・西村 浩一
渡辺 博正・渡辺 宏

(1985年3月19日受理)

環境保全および資源の有効利用の観点から、下水汚泥の安全な緑農地還元処理法の開発を目的として、汚泥の照射による衛生化ならびにコンポスト化による安定化に関する研究を行った。

汚泥の衛生化については、汚泥中の総菌数と大腸菌群数の季節変動、Co-60ガンマ線による殺菌線量の評価、残存菌の同定あるいは線量と再増殖の関係などについて検討を行った。大腸菌群数を検出限界以下にする衛生化線量は、汚泥をケーキ状で照射しても、報告されているスラリー状（水分約98%）で照射した場合の値とほとんど同じ0.3-0.5 Mrad（3-5 kGy）であること、0.5 Mrad以上照射されたものには、大腸菌群の再増殖は見られないことなどを明らかにした。

コンポスト化については、一次発酵期間の短縮を目的として、発酵温度、pH、圧力、通気性改良材などの発酵速度に及ぼす影響の検討、種菌の評価、プロセスの連続化、スケールアップに関する検討ならびに、通気性維持や悪臭除去の条件の検討を行った。

コンポスト化の最適条件は、pHは7付近、温度は50°C近傍であること、製品は種菌ならびに通気性改良材として繰返し使用できること、発酵条件を最適に維持すれば、一次発酵期間は3日間程度に短縮できることなどを明らかにした。

連続コンポスト化については、微生物発酵の速度式に準拠した検討を行い、回分発酵の結果から連続発酵の速度を計算することが可能であることを示した。また、大型槽内の発酵については、小規模発酵槽と計算機を併用する方法により検討し、発酵条件を最適に維持できれば、小規模槽と同じ速度が得られると推定されることを明らかにした。

汚泥内の通気性を維持し、等温発酵で得られる高い速度を確保するためには、汚泥粒子の粒径を5 mm以下にする必要があること、悪臭の指標とされるアンモニアの発生も最適条件下では、炭酸ガスと同じように約3日間で終了することなどを明らかにした。

製品の評価については液体クロマトグラフィーおよび幼植物試験による検討を行い、発酵物は従来の非等温発酵で得られるものと同じ品質であることなどを明らかにした。

JAERI-M 85-051

Development of a process for radiation disinfection
and composting of sewage sludge

Waichiro KAWAKAMI, Shoji HASHIMOTO, Koichi NISHIMURA
Hiromasa WATANABE and Hiroshi WATANABE

Department of Research
Takasaki Radiation Chemistry Research Establishment, JAERI

(Received March 19, 1985)

Radiation disinfection of sewage sludge and composting of the irradiated sludge were studied for a purpose of their safe land application from a viewpoint of environment protection and beneficial utilization of resources.

Seasonal changes of total bacterial number and coliform number in sludge cake, those of the dose required for disinfection and the regrowth of bacteria after disinfection were examined. Determination of residual bacteria were also carried out. The dose for disinfection of coliform was 0.3-0.5 Mrad(3-5 kGy), and those values were the same as the reported values for sludge disinfection in slurry form. Above 0.5 Mrad irradiation, the regrowth of coliform was not observed.

Fermentation conditions such as temperature, pH, pressure, bulking agent and seeds, were studied in addition to continuation and scale-up of the process for aerobic fermentation of irradiated sludge for a purpose of shortening the period for primary fermentation. And conditions for maintaining high oxygen permeability of sludge and deodorization were also investigated.

The optimum conditions for composting were shown to be near 7 for pH, 50°C for temperature. Products could be used repeatedly as seeds and bulking agents. And the fermentation period would be within 3 days under the optimum conditions. Composting in a continuous process was studied based on microbiological rate expressions, and it was shown that the composting rate could be estimated from batch-experimental data. Composting in a large scale was investigated by using a small scale fermentor and a computer, and was estimated to have the same rate as in a small scale, when the fermentation conditions were maintained at the optimum.

It was also shown that the diameter of sludge grain should be less than about 5 mm to obtain high oxygen permeability of sludge and maintain the fast rate in isothermal composting, and that the evolution of ammonia which is an index of ill-smell would also cease within 3 days under the optimum conditions.

Liquid chromatography and pot test of products for young plant growth were carried out and the products obtained in the isothermal composting of irradiated sludge were shown to be almost the same as those by usual composting processes using non-irradiated sludges.

Keywords: Sewage Sludge, Land Application, Radiation
Disinfection, Stabilization, Composting,
Fecal Coliform, Gamma-rays, Sludge Cake,
Seeds, Oxygen Permeability, Seasonal Change, Bacteria

目 次

| | |
|---------------------------------|----|
| はじめに | 1 |
| I. 研究の背景と経緯 | 2 |
| 1. 日本における下水道整備計画 | 2 |
| 2. 汚泥の緑農地還元上の問題点 | 2 |
| 3. 汚泥の緑農地還元に関する指針 | 3 |
| 4. コンポスト化による衛生化 | 4 |
| 5. 汚泥処理への放射線利用に関する海外の研究事情 | 5 |
| 6. 原研における研究の経緯 | 6 |
| II. 殺菌線量の評価 | 12 |
| 1. 緒 言 | 12 |
| 2. 実験方法 | 12 |
| (1) 供試々料 | 12 |
| (2) 水分含量 | 12 |
| (3) 照射方法 | 12 |
| (4) 菌数測定法 | 13 |
| (5) 再増殖試験 | 13 |
| (6) 分離菌株の放射線感受性測定 | 13 |
| 3. 実験結果および考察 | 13 |
| (1) 汚泥中の細菌数と水分含量の季節変動 | 13 |
| (2) 季節および汚泥の種類による殺菌効果の変動 | 14 |
| (3) 照射汚泥中での細菌の再増殖 | 16 |
| 4. 結 言 | 17 |
| III. コンポスト化条件の探索 | 27 |
| 1. 緒 言 | 27 |
| 2. 発酵速度に及ぼす諸因子の影響 | 27 |
| 2.1 実験装置および方法 | 27 |
| 2.2 実験結果および考察 | 28 |
| (1) 発酵の指標 | 28 |
| (2) 通気性改良材の添加効果 | 29 |
| (3) 市販種菌の性能 | 30 |
| (4) 発酵温度の影響 | 31 |
| (5) 照射の影響 | 31 |
| (6) 製品コンポストの返送 | 31 |
| (7) pHの影響 | 33 |

| | |
|---|----|
| (8) 通気量の影響 | 34 |
| (9) 多段発酵法の検討 | 34 |
| (10) 圧力の影響 | 34 |
| 3. 悪臭の除去 | 36 |
| 3.1 実験装置および方法 | 36 |
| 3.2 実験結果および考察 | 36 |
| (1) 炭酸ガス, アンモニア発生におよぼす通気性改良材の影響 | 36 |
| (2) 通気量の影響 | 37 |
| (3) 発酵温度の影響 | 37 |
| (4) $\text{CO}_2 - \text{C} / \text{NH}_3 - \text{N}$ と有機炭素の変換率との関係 | 37 |
| 4. 結 言 | 38 |
| IV. 発酵プロセスに関する検討 | 60 |
| 1. 緒 言 | 60 |
| 2. 発酵熱の測定 | 60 |
| 2.1 実験装置および方法 | 60 |
| 2.2 実験結果および考察 | 60 |
| (1) 酸素消費速度と炭酸ガス発生速度 | 60 |
| (2) 発酵熱の推定 | 61 |
| 3. 非等温発酵によるコンポスト化 | 61 |
| 3.1 実験装置および方法 | 61 |
| 3.2 実験結果および考察 | 62 |
| 3.2.1 攪拌条件の検討 | 62 |
| 3.2.2 発酵条件の検討 | 63 |
| (1) 初期温度の影響 | 63 |
| (2) 仕込量の影響 | 64 |
| (3) 照射の影響 | 64 |
| (4) 発酵開始剤としての製品コンポストの性能 | 65 |
| (5) 通気性改良材としての製品コンポストの性能 | 66 |
| (6) 等温発酵との比較 | 66 |
| 3.2.3 シミュレーションによる検討 | 67 |
| (1) シミュレーションの方法 | 67 |
| (2) 実験結果との比較 | 70 |
| 4. 等温発酵における通気条件の検討 | 71 |
| 4.1 実験装置および方法 | 72 |
| 4.2 実験結果および考察 | 73 |
| (1) 発酵に及ぼす汚泥層厚さの影響 | 73 |
| (2) 汚泥層における発酵のパターンおよびそのモデル化 | 76 |
| (3) 汚泥層への酸素供給および汚泥層表面への水溶性有機物の拡散 | 77 |

| | |
|---------------------------------|-----|
| (4) 層状での発酵における炭酸ガス発生速度式 | 79 |
| (5) 発酵速度に及ぼす粒子径の評価 | 80 |
| 5. プロセス的にみた等温発酵の評価 | 81 |
| 5.1 物質収支と熱収支 | 81 |
| (1) 物質の流れ | 81 |
| (2) 物質収支 | 82 |
| (3) 熱収支 | 82 |
| 5.2 製品を所定含水率にするための炭素変換率 | 83 |
| 6. 発酵プロセスのスケールアップに関する検討 | 83 |
| 6.1 実験装置および方法 | 84 |
| 6.2 実験結果および考察 | 84 |
| (1) 模擬の方法 | 84 |
| (2) 非等温発酵の模擬 | 84 |
| (3) 通気による発酵温度の制御 | 85 |
| 7. 結 言 | 85 |
| V. 高速コンポスト化装置を用いた研究 | 120 |
| 1. 緒 言 | 120 |
| 2. 回分方式 | 120 |
| 2.1 実験装置および方法 | 120 |
| 2.2 実験結果および考察 | 120 |
| (1) 攪拌翼の形状の検討 | 121 |
| (2) 通気速度の検討 | 121 |
| (3) 通気性改良材の検討 | 122 |
| (4) 製品の繰り返し返送の影響 | 122 |
| (5) 炭素変換率 | 123 |
| 3. 連続方式 | 123 |
| 3.1 実験装置および方法 | 124 |
| 3.2 実験結果および考察 | 124 |
| (1) 発酵速度式と回分実験結果からの諸定数の決定 | 124 |
| (2) 連続発酵時の発酵速度計算法 | 127 |
| (3) 原料供給速度と発酵速度 | 127 |
| 4. 結 言 | 128 |
| VI. 製品の評価 | 140 |
| 1. 緒 言 | 140 |
| 2. 液体クロマトグラフィーによる評価 | 141 |
| 2.1 試料および分析方法 | 141 |
| 2.2 実験結果および考察 | 142 |
| (1) 原料汚泥およびコンポスト抽出液の液体クロマトグラフィー | 142 |

| | |
|-----------------------------|-----|
| (2) 抽出成分の分析 | 143 |
| (3) コンポスト化に伴う抽出液組成の変化 | 145 |
| (4) 発酵の指標としてのピーク比 | 146 |
| 3. 幼植物試験による評価 | 147 |
| 3.1 試料の製造 | 147 |
| 3.2 試験方法 | 147 |
| 3.3 試験結果 | 148 |
| 4. 結 言 | 148 |
| VII. 総 括 | 160 |
| 引用文献 | 162 |
| 謝 辞 | 163 |

CONTENTS

| | |
|--|----|
| Introduction | 1 |
| I. Background and history of the researches | 2 |
| 1. The plan of expansion of sewage services in Japan | 2 |
| 2. Problems on land application of sludge | 2 |
| 3. Guide line for land application of sludge | 3 |
| 4. Disinfection of sludge by composting | 4 |
| 5. Oversea researches on Radiation application to sludge treatment | 5 |
| 6. History of researches in JAERI | 6 |
| II. Dose estimation for radiation disinfection | 12 |
| 1. Introduction | 12 |
| 2. Experimental | 12 |
| (1) Sewage sludge sample | 12 |
| (2) Water content | 12 |
| (3) Irradiation method | 12 |
| (4) Enumeration of bacteria | 13 |
| (5) Regrowth of bacteria | 13 |
| (6) Radiation sensitivity of separated strains | 13 |
| 3. Results and discussion | 13 |
| (1) Seasonal changes of water content and bacterial number in sludge cake | 13 |
| (2) Variation of radiation sensitivity of bacteria in sludge cake for different seasons and kinds of sludge ... | 14 |
| (3) Regrowth of bacteria in irradiated sludge cake | 16 |
| 4. Conclusion | 17 |
| III. Search for composting conditions | 27 |
| 1. Introduction | 27 |
| 2. Influence of various factors on composting rate | 27 |
| 2.1 Experimental apparatus and method | 27 |
| 2.2 Results and discussion | 28 |
| (1) Index of composting | 28 |
| (2) Effect of bulking agent on composting | 29 |
| (3) Fermentation ability of commercial seeds | 30 |
| (4) Effect of fermentation temperature | 31 |
| (5) Effect of irradiated dose | 31 |
| (6) Effect of repeated use of products as seeds | 31 |

| | |
|---|----|
| (7) Effect of the initial pH of sludge | 33 |
| (8) Effect of aeration rate | 34 |
| (9) Multi-stage composting | 34 |
| (10) Effect of pressure | 34 |
| 3. Removal of odor | 36 |
| 3.1 Experimental apparatus and method | 36 |
| 3.2 Results and discussion | 36 |
| (1) Effect of bulking agents on CO ₂ and NH ₃ evolutions | 36 |
| (2) Effect of aeration rates | 37 |
| (3) Effect of fermentation temperatures | 37 |
| (4) CO ₂ -C/NH ₃ -N VS. carbon conversion | 37 |
| 4. Conclusion | 38 |
| IV. Study of fermentation process | 60 |
| 1. Introduction | 60 |
| 2. Measurement of heat of fermentation | 60 |
| 2.1 Experimental apparatus and method | 60 |
| 2.2 Results and discussion | 60 |
| (1) Rates of O ₂ consumption and CO ₂ evolution | 60 |
| (2) Estimation of heat of fermentation | 61 |
| 3. Non-isothermal composting | 61 |
| 3.1 Experimental apparatus and method | 61 |
| 3.2 Results and discussion | 62 |
| 3.2.1 Study of agitation conditions | 62 |
| 3.2.2 Study of fermentation conditions | 63 |
| (1) Effect of initial temperature on composing | 63 |
| (2) Effect of sludge quantity on composting | 64 |
| (3) Effect of irradiated dose of sludge on composting ... | 64 |
| (4) Ability of products as seed | 65 |
| (5) Ability of products as bulking agent | 66 |
| (6) Comparison with the isothermal composting | 66 |
| 3.2.3 Simulation study | 67 |
| (1) Method of the simulation | 67 |
| (2) Comparison with experimental results | 70 |
| 4. Study of oxygen permeability under isothermal fermentation | 71 |
| 4.1 Experimental apparatus and method | 72 |
| 4.2 Results and discussion | 73 |
| (1) Effect of sludge thickness on fermentation | 73 |

| | |
|--|-----|
| (2) Fermentation in a sludge layer and its modeling | 76 |
| (3) Oxygen supply into the sludge and diffusion of water-soluble organics to the sludge surface | 77 |
| (4) Evolution rate of CO ₂ in composting of sludge layer ... | 79 |
| (5) Effect of sludge grain diameter on composting | 80 |
| 5. Characteristics of isothermal composting from a view point of process engineering | 81 |
| 5.1 Mass and heat balances | 81 |
| (1) Mass flow | 81 |
| (2) Mass balance | 82 |
| (3) Heat balance | 82 |
| 5.2 Carbon conversion for obtaining a required water content of product | 83 |
| 6. Study of scale up of composting process | 83 |
| 6.1 Experimental apparatus and method | 84 |
| 6.2 Results and discussion | 84 |
| (1) Simulation method | 84 |
| (2) Simulation study of non-isothermal composting | 84 |
| (3) Simulation study of control of fermentation temperature by aeration rate regulation | 85 |
| 7. Conclusion | 85 |
| V. Study on composting using a bench-scale plant | 120 |
| 1. Introduction | 120 |
| 2. Operation in a batch system | 120 |
| 2.1 Experimental apparatus and method | 120 |
| 2.2 Results and discussion | 120 |
| (1) Study of stirring blade shape | 121 |
| (2) Study of aeration conditions | 121 |
| (3) Study of bulking agents | 122 |
| (4) Effect of repeated use of products | 122 |
| (5) C-conversion | 123 |
| 3. Operation in a flow system | 123 |
| 3.1 Experimental apparatus and method | 124 |
| 3.2 Results and discussion | 124 |
| (1) Rate expression and determination of constants from batch operation data | 124 |
| (2) Calculation method of rate for continuous composting .. | 127 |
| (3) Effect of feed rate of sludge on composting rate | 127 |

| | |
|--|-----|
| 4. Conclusion | 128 |
| VI. Estimation of products | 140 |
| 1. Introduction | 140 |
| 2. Estimation by liquid chromatography | 141 |
| 2.1 Samples and analytical method | 141 |
| 2.2 Results and discussion | 142 |
| (1) Liquid chromatography of sludge and composts extracts .. | 142 |
| (2) Analysis of extracts | 143 |
| (3) Change of compositions of extracts with composting | 145 |
| (4) Peak ratio as an index of composting | 146 |
| 3. Estimation by a test of young plant growth | 147 |
| 3.1 Preparation of samples | 147 |
| 3.2 Method | 147 |
| 3.3 Results | 148 |
| 4. Conclusion | 148 |
| VI. Summary | 160 |
| Acknowledgement | 162 |
| References | 163 |

はじめに

わが国の下水道普及率は未だ30%台にあり、欧米諸国に比べるとかなり低いのが現状である。したがって、下水道の整備は現在の主要な行政施策の1つとなっている。一方、整備の進行に伴ない下水処理プロセスで発生する余剰汚泥の処理処分法の開発が重要な課題になりつつある。汚泥の主成分は有機物であり、緑農地への利用が期待されている。

緑農地利用に当っては、事前に衛生化処理すること、および安定化処理（分解しやすい有機物をあらかじめ分解する）することが求められている。すなわち、安定化、脱臭ならびに衛生化を目的とする一次発酵（発酵槽を用いる）と、これに続く熟成を目的とする二次発酵（野積発酵させる）とが推奨されている。また、前者は下水処理場で、後者は第3者機関あるいはユーザーで実施されることが期待されている。

一方、放射線は優れた殺菌能力を有しており、これに注目して汚泥の衛生化処理への利用が期待され、西欧では大規模な研究開発が進められている。原研でも、54年以来、環境保全および資源の有効利用の観点から、放射線を利用する下水汚泥処理法の研究開発を進めてきた。本報告は、これまでの結果をまとめたものである。

なお、執筆分担は以下の通りである。

第Ⅰ章 川上和市郎

第Ⅱ章 渡辺 宏

第Ⅲ章 橋本 昭司，西村 浩一，渡辺 博正

第Ⅳ章 西村 浩一，渡辺 博正，橋本 昭司，川上和市郎

第Ⅴ章 渡辺 博正，橋本 昭司

第Ⅵ章 橋本 昭司，川上和市郎

I. 研究の背景と経緯

1. 日本における下水道整備計画

下水道整備はナショナルミニマムとして、都市部、農村部を問わず広く国民から望まれており、わが国の主要な行政施策の一つとなっている。わが国の下水道施設は、昭和33年に新下水道法が制定され、行政が一元化（建設省、ただし、終末処理場の維持管理だけ厚生省）されて以来、5次にわたる下水道整備5ヶ年計画により急速に整備されるようになった。Table 1.1に同計画の推移を示した¹⁾。現在は第5次計画が進行中であり、その最終年度までに総事業費11兆8千億円を投じて普及率を44%にする予定といわれている。しかし、国の財政事情の悪化により、その目標達成は困難とみられている。ちなみに1983年現在の普及率は31%であり²⁾、1984年の予算は1兆4千7百億円である。

一方、普及率を諸外国と比較したものがTable 1.2である。他の先進諸国と比べると、わが国の下水道整備はかなり遅れているといわざるを得ない。

下水道が整備されるにしたがって、発生する汚泥量が増大し、その処分が自治体にとって深刻な問題となっている。従来、汚泥はそのまま陸上、海面埋立あるいは焼却により大部分処分されてきたが、最近その埋立地の確保が環境保全上からも困難になってきたこと、また、焼却埋立法も埋立地の延命策でしかないこと、焼却に必要な石油の価格が上昇したことなどが原因である。したがって、より合理的な処分法、あるいは有効な資源化方法の開発が望まれている。

1983年におけるわが国の汚泥発生量は濃縮汚泥（含水率97%）換算で約3225万 m^3 /年、80%含水率ケーキ換算で約480万 m^3 /年であるが、その処分状況はTable 1.3に示すようである。最終的に処理場から排出される量としては、約230万 m^3 /年であり、陸上埋立が42%、海面埋立が35%、有効利用が15%となっている²⁾。

2. 汚泥の緑農地還元上の問題点

埋立は自然環境を破壊することであり、環境への影響に十分な配慮が要求されるわが国では、今後ともこの方法に依存することは問題であり、最終的に適正に処分されることが求められている。したがって、できるだけ有効利用をはかるべきである。汚泥の主成分は有機物であり、農耕地への利用は大いに期待されるべきである。また、わが国では、食糧ならびに家畜飼料の大部分を輸入しているが、これはいわば、外国から貴重な表土を輸入していることと同じであり、汚泥や畜産廃棄物を緑農地還元することは、地球規模の資源有効利用の観点からも大いに進めるべきであろう。

一方、汚泥を緑農地に還元処理するに当たって、いくつかの問題がある。これらを整理すると次のようになる。

(1) 環境汚染上の問題

これは汚泥の含有する有害物、特に重金属に由来する問題と、汚泥が腐敗する際の悪臭に由来する問題である。Table 1.4 に種々の処理場の汚泥中の重金属の分析結果を示した⁴⁾。Cr, Cd, Pb, Niなどは工場排水と相関がみられるが、Hg, Znは関係がないようである。Znは水道管や雨水の流入なども原因するといわれている。

現在、汚泥などを農地に投入する場合、肥料取締法により、乾物換算でAs 50, Cd 5, Hg 2ppm以下と規制されており、工場排水の流入は汚泥の利用を困難にしている。また、環境庁は重金属による土壌汚染を防止するため、土壌中のZnおよびCuについてもそれぞれ120, 80ppm以下を維持するように規制することを予定している。したがって、重金属については工場排水の規制の強化、下水道を分流式にするなど行政的に解決する必要があり、その方向に進みつつある。

一方、わが国では農地と住宅地とは接近しており、汚泥の直接投入は、悪臭や害虫の発生をさける立場から受け入れられないと考えられている。その他、河川、湖の富栄養化、地下水の汚染などについても考える必要がある。

(2) 衛生上の問題

汚泥はその由来から考えて、病原性生物、寄生虫卵、植物病原菌、害虫卵あるいは雑草の種子などが混入している恐れがあり、直接投入が許される場合でも衛生処理は不可欠である。

(3) 農業上の問題

汚泥は悪臭を発生したり、含水率がたかいので扱いにくく、また不安定で土壌中で急速に分解するので、直接利用では酸欠を起したり、カビやバクテリアの増殖による作物根の活性低下などが懸念される。集約的農法をとっているわが国では、直接投入は農業面からも受け入れ難いと考えられている³⁾。

(4) 流通上の問題

汚泥は常に排出されるが、利用は季節的である。したがって、貯蔵性を高めることと流通上の体制作りが重要な課題である。

3. 汚泥の緑農地還元に関する指針

下水汚泥はTable 1.5に示すようにC/N比が低く、そのまま肥料にできる成分を有している⁴⁾。また、汚泥そのものの施用効果についても詳細に研究されており、施用量に注意すれば、十分な肥料効果を示すことが実証されている。しかし、汚泥の直接投入には、前述したように環境上、衛生上、農業上あるいは取扱上多くの問題がある。これらを解決するため、汚泥を好気条件下で発酵させるコンポスト化処理法が注目されるようになった。

わが国では、下水汚泥資源利用協議会が汚泥のコンポスト化について、Table 1.6に示すような一つの指標を提出した⁵⁾。これによると、コンポスト化過程を一次発酵と二次発酵と二つにわけて考える、一次発酵の目的は易分解性物質の分解、衛生化、雑草の種子の不活性化、悪臭の除去などであり、必要発酵期間は10日間から2週間とされている。また、その期間中2日間以上は衛生化を計るため65℃以上の温度を持続させることとされている。

二次発酵の目的は農業サイドからの要求に応えるため、さらに熟成させることにある。含水率 40% から 50% に維持しながら 1 - 3 ヶ月間堆積して発酵させるものである。二次発酵物については、含水率、硝酸性窒素、BOD、強熱減量、全炭素、全窒素量などの値から決定する品質基準も提出されている。

一方、EPAは汚泥の緑農地還元は後述するようなSRPプロセスあるいはFRPプロセスで処理したものに限定することとしている⁶⁾。ただし、SRPプロセスで処理されたものについては、野菜栽培しない、放牧地では1ヶ月以内は放牧しない、公共用地では12ヶ月間は人を立入りさせないことを推奨している。FRPプロセスに対しては、このような制限はない。

SRPプロセスとは、放置乾燥、野積コンポスト化、消化（好気性、嫌気性）および石灰処理などで、夫々次のように定義される。

〔好気性消化〕 汚泥中に空気あるいは酸素を吹き込み 40 日間（20℃） - 60 日間（12℃）好気性発酵する方法で、揮発性成分の減少率が 38% 以上であること。

〔空気乾燥〕 汚泥を 9 インチ厚さで、最低 3 ヶ月、平均温度が 0℃ 以上では 2 ヶ月間脱水乾燥させる方法。

〔嫌気性消化〕 汚泥を嫌気状態で 15 日間（35 - 55℃） - 60 日間（20℃）発酵させる方法であり、揮発性成分の減少率が 38% 以上であること。

〔コンポスト化〕 容器を用いる方式あるいは野積方式で、汚泥を 40℃ 以上で 5 日間（ただし、この期間中 4 時間は 55℃ 以上であること）発酵処理する方法。

〔石灰処理〕 石灰を充分加え、2 時間後の pH が 12 以上とする方法。

〔その他〕 有害菌の減少あるいは害虫の誘引効果の減少が上記方法と同等以上の方法。

また、FRPプロセスとは、高温コンポスト化、加熱乾燥、高温好気性消化、SRPプロセス+加熱殺菌およびSRPプロセス+放射線殺菌などで、夫々次のように定義されている。

〔コンポスト化〕 容器を用いる方法では、発酵温度が 55℃ 以上 3 日間、野積法では 55℃ 以上 15 日間持続すること（その期間中 5 回以上の切り返しを行う）。

〔熱乾燥〕 加熱ガスを用いて、脱水ケーキを乾燥する方法で、含水率が 10% 以下になること、その場合、汚泥粒子あるいは排ガス温度が 80℃ 以上になっていること。

〔熱処理〕 液状汚泥を 180℃ で 30 分間処理すること。

〔高温好気性消化〕 空気あるいは酸素を吹き込み、50 - 60℃ で 10 日間発酵処理する方法で、揮発性成分の減少率が 38% 以上であること。

〔SRPプロセス+放射線殺菌〕 SRP処理後、電子加速器による電子線、あるいはCo-60、Cs-137の γ 線を1Mrad（20℃）以上照射する方法。

〔SRPプロセス+加熱殺菌〕 SRP処理後、70℃以上で30分以上加熱する方法。

〔その他〕 有害菌の減少、害虫の誘引効果の減少が上記方法と同等以上の方法。

4. コンポスト化による衛生化

汚泥の緑農地還元に当っては、安定化と衛生化処理が必要である。衛生化については、病原菌、寄生虫あるいはウィルスなどの消長を検討する必要があるが、これらは種類が多く、現状では

代表的な微生物、大腸菌やサルモネラ菌などの検査が考えられている。しかし、これらの検査は時間がかかるなどで余り調べられていない。コンポスト化過程での温度で判断している例が多い。Cooper らはコンポスト化過程での大腸菌群や腸球菌数の変化を調べ、これらはFig. 1.1, 1.2に示すように長期間にわたって生残っていることを報告している⁷⁾。また、Fig. 1.3は発酵槽を用いたコンポスト化について、コンポスト中の菌相を調べた結果であるが、大腸菌などは高いレベルで残っていることがわかる⁸⁾。したがって、発酵槽内の均一化がむずかしい実際のコンポスト化で、短時間で衛生化されるとは考えられない。

5. 汚泥処理への放射線利用に関する海外の研究事情

汚泥の緑農地還元処理に対する期待は海外でも同じである。汚泥に放射線を照射して衛生化処理後、そのまま緑農地に還元するという方法は比較的早くから研究が進められた。現在では、かなり大規模なプラントによる研究も報告されている。汚泥の殺菌照射法については、いくつかの方法が研究されている。西独のガイゼルブラッハでは、Co-60 γ 線をスラリー状汚泥に照射している。MITの研究では、電子加速器を用いて、電子線をスラリー状汚泥に照射している。一方、同じく、アメリカのサンディア研究所では、乾燥汚泥、あるいはコンポスト化物にCs-137 γ 線を照射して衛生化処理している。

(1) スラリー状での照射

これは余剰汚泥あるいは消化汚泥をそのまま、緑農地に散布するか、土壌中に注入して肥料あるいは土壌改良材として利用することを想定したものである。西独の研究ではFig. 1.4に示すようなパイロットプラントを用いて、汚泥にCo-60 γ 線を照射しており、施用試験も行われている⁹⁾。衛生化のための必要線量は0.3 Mrad (3 kGy)といわれている。まず、計量槽で一定量の汚泥を計り、照射槽に移される。槽内は攪拌されており均一照射されるように工夫されている。一定時間後槽外へ移される。以上の操作が繰返される。この施設では、Co-60を60万キュリー用いて、1日145 m³の汚泥を殺菌処理することができる。

一方、MITでは、ボストン市および加速器メーカーと協力して、汚泥に電子線を照射して衛生化処理する研究が行われた¹⁰⁾。この研究もパイロット規模で行われた。装置はFig. 1.5に示した。電子線は透過力が小さいので、同図からわかるように、スラリー状汚泥をドラム上に薄くして、上方より照射が行われた。この施設では、0.8 MVの電子加速器(50 kW)が置かれ、400 m³/dayの処理能力がある。ここでの必要線量は0.4 Mradとされた。

(2) 固体状での照射

サンディア研究所では、乾燥汚泥あるいはコンポスト化物の衛生化処理の研究が行われた¹¹⁾。ここでも、当初液状での照射を計画していたが、汚泥利用について社会の関心が乾燥汚泥やコンポスト化物などに向けられていること、これらを一般に販売するには衛生化が必須であること、殺菌に関しては放射線法が安価であることなどの理由から固体状での放射線処理法の研究に移行した。ここでは、Cs-137を100万キュリーを装填した処理量8 t/dayのプラントを用いて研究された。Fig. 1.6に照射装置を示したが、乾燥汚泥やコンポスト化物はバケツに入れて、あるいは袋づめにして照射される。必要線量はEPAの推奨値1 Mradを採用している。

6. 原研における研究の経緯

本テーマは54年度に設定された。その後の研究経過は大きくわけて、3つの期間に分けられる。第1期（54 - 56年）では、発酵条件の探索、製品の評価、第2期（56 - 58年）では発酵プロセスの工学的検討が行われ、そして現在の第3期（58年 - ）では電子線による汚泥の殺菌照射に係わる照射技術の開発に重点が置かれている。

〔第1期〕：小規模実験による実験手法の検討を行い、その方法により各種発酵条件を正しく判断するため、それ自身は分解せず、また発酵に影響を与えない無機物を用いることとした。発酵開始剤としては、実験の再現性を確保するため、市販のものを用いた。また、汚泥はそのままでは、冷蔵庫内でも非常に変質しやすく、同一バッチのサンプルによる実験が困難であったが、3 Mrad 照射して冷蔵庫に貯蔵することにより同一サンプルによる実験が可能になった。

発酵条件の検討では、種菌の性能評価、温度の効果、通気性改良材の評価、pH、通気量、圧力ならびに照射の効果などを調べた。その結果照射による汚泥の成分変化によると思われる効果は見出されなかったが、発酵速度に及ぼす温度の影響などに関する検討から、発酵期間の短縮と衛生化の確保ができる見通しが得られたので、当初の予定に従い、「高速コンポスト化実験装置」による工学的研究、製品試験を進めることとし、同装置の製作を行った。

同装置による発酵実験では、小規模実験と同じ結果が得られるかどうかの実証と製品の評価のためのサンプル製造に主眼を置いた。製品の評価は幼植物試験と温水抽出液の液体クロマトグラフィーにより行うとともに、従来法による製品との比較を行った。

〔第2期〕：第1期において放射線利用の効用が明らかになったので、放射線利用プロセスについての工学的検討に重点を移した。特にプロセスの連続化、通気性の維持、スケールアップおよび電子線による汚泥ケーキの殺菌照射技術の検討が必要と考えられた。今期では前3者について研究された。プロセスの連続化について、高速コンポスト化実験装置の改造を行い、原料汚泥を一定時間間隔で供給できるようにした。同装置による回分実験の結果に基づき発酵に係わる諸定数を決め、これらのデータに基づいて原料を一定時間間隔で供給した場合の発酵のシミュレーションを行うとともに、実験結果と比較した。

通気性の維持については、薄層汚泥の発酵実験を行い発酵速度におよぼす厚さの影響を調べ、等温発酵における高い速度を確保するための通気条件を検討した。

一方、スケールアップの検討では、大規模槽内の発酵の模擬を小規模発酵槽実験と計算機とを併用して行う方式についての検討を先ず行った。この手法を用いた非等温発酵と実際の結果と比較し、その妥当性を判断して等温発酵のスケールアップについて検討する予定である。

〔第3期〕：スケールアップに関する検討を除いて、発酵プロセス関係については、等温発酵の高速化に見通しが得られたので、汚泥の殺菌照射技術に関する検討を進めることとした。ここでは、社会的受容性を考慮して、まず放射線源として電子加速器を考えることとし、電子線用汚泥殺菌照射試験装置の製作を行った。電子線照射では汚泥の薄層化が非常に重要であるが、ポンプを用いてケーキ状汚泥をノズルから照射用コンベア上に薄層状に押し出す方式を採用した。現在同装置を用いて、殺菌におよぼす線量率ならびに電子エネルギーの効果に関する検討を行っている。

Table 1.1 The Five-Years-Plan for Expansion of Sewage Services in Japan

| plans | years | budget ($\times 10^9$ yen) | population serviced(%) |
|-------|---------|--------------------------------|---------------------------|
| 1st | '63-'67 | 440 | 11.1 |
| 2nd | '67-'71 | 930 | 16.6 |
| 3rd | '71-'75 | 2,600 | 24.4 |
| 4th | '76-'80 | 7,500 | 29.0 |
| 5th | '81-'85 | 11,800 | 44.0 |

Table 1.2 Sewage services in various countries

| Nations | Populations serviced(%) | Remark |
|-------------|-------------------------|--------|
| USA | 72 | 1979 |
| UK | 97 | 1976 |
| Netherland | 90 | 1969 |
| Switzerland | 75 | 1977 |
| Sweden | 82 | 1976 |
| W.Germany | 88 | 1977 |
| France | 65 | 1975 |
| Japan | 31 | 1983 |

Table 1.3 Status of sewage sludge disposal in Japan
(Nov.1, 1983-Oct.31, 1984)

| | on land | in coast | utilization | other | total(%) |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|------------|----------------|
| dewatered cake | 815 | 679 | 254 | 13 | 1,761 (76) |
| ash after incineration | 148 | 123 | 30 | 0 | 301 (13) |
| dried sludge | 16 | 0 | 66 | 0 | 82 (4) |
| digested sludge | 3 | 0 | 5 | 169 | 177 (8) |
| total(%) | 982 (42) | 802 (35) | 355 (15) | 182 (8) | 2,321 (100) |

(Ministry of Construction)

Table 1.4 Heavy Metal Contents in Sewage Sludge(ppm in dried sludge)

| elements | mainly industrial 350 kton/day inorganic pre. | mainly domestic 35 kton/day polymer pre. | domestic 35 kton/day inorganic pre. | household. 10 kton/day polymer pre. |
|----------|---|--|---|---|
| Cd | 8.2 | 3.5 | 4.2 | 2.0 |
| Cr | 340 | 109 | 35 | 22 |
| Cu | 650 | 370 | 150 | 230 |
| Mn | 570 | 150 | 430 | 160 |
| Ni | 160 | 46 | 48 | 15 |
| Pb | 120 | 110 | 40 | 15 |
| Zn | 1,800 | 1,300 | 920 | 1,200 |
| Hg | 1.01 | 1.26 | 0.64 | 0.14 |

Table 1.5 Compositions of sewage sludge

| kind of sludge | TS (g/l) | VS (g/l) | T-C (mg/l) | T-N (mg/l) | T-P (mg/l) | C/N |
|-----------------------|-------------|-------------|---------------|---------------|---------------|------|
| raw settled sludge | 40.1 | 33.9(84.6) | 16.9(42.1) | 1.69(4.2) | 304(0.8) | 10.0 |
| excess sludge | 37.1 | 31.5(85.0) | 17.87(48.2) | 3.64(9.8) | 519(1.4) | 4.9 |

| kind of sludge | VS | | total carbohydrate | | total fat | | total protein | |
|-----------------------|------|----------|--------------------|----------|-----------|-----------|---------------|------------|
| | raw | digested | raw | digested | raw | digested | raw | digested |
| raw settled sludge | 84.6 | 59.1 | 49.2 | 7.6(3.6) | 7.0 | 9.8(4.7) | 11.9 | 20.0(9.5) |
| excess sludge | 85.0 | 68.8 | 13.2 | 6.8(4.0) | 26.9 | 14.4(8.5) | 27.5 | 31.9(18.9) |

National Institute of Civil Engineering(1979)
 sewage treatment process: standard activated sludge process
 TS:total solid, VS:volatile solid, ():ratio(%) to TS

Table 1.6 Guide-Line of Composting of Sewage Sludge

| | 1st fermentation | 2nd fermentation |
|---------------|---|-------------------------------|
| purposes | disinfection deodorization stabilization reducing of water | further stabilization |
| conditions | | |
| period | 10 - 14 days | 1 - 3 months |
| temperature | above 65°C for 2 days | |
| quality index | | NO -N, T.C., T.N., BOD etc |

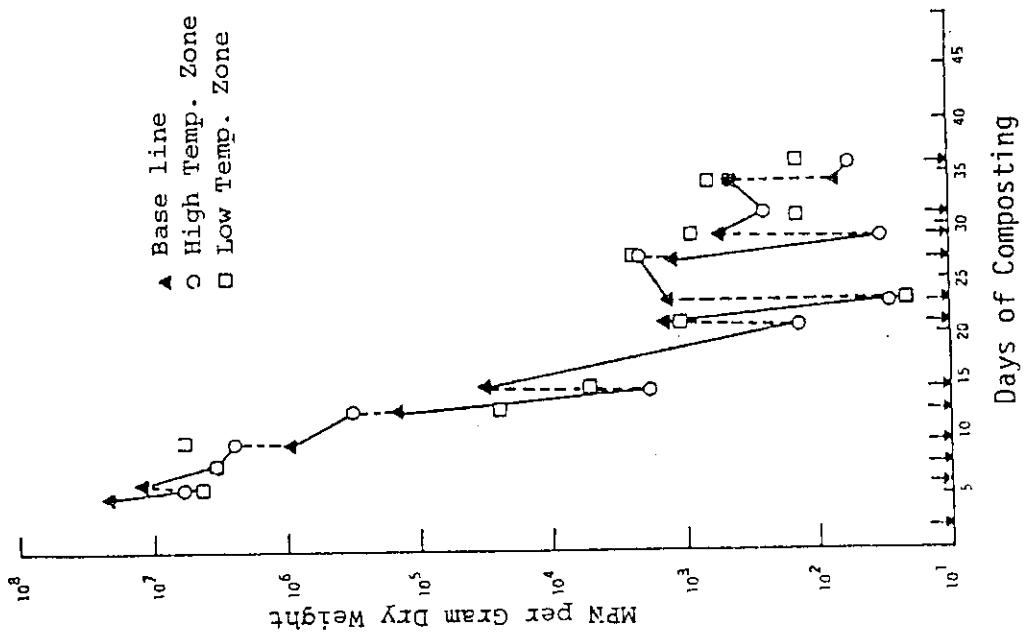


Fig. 1.1 Number of total coliform in high and low temperature zones of the composting mass (MPN: most probable number)

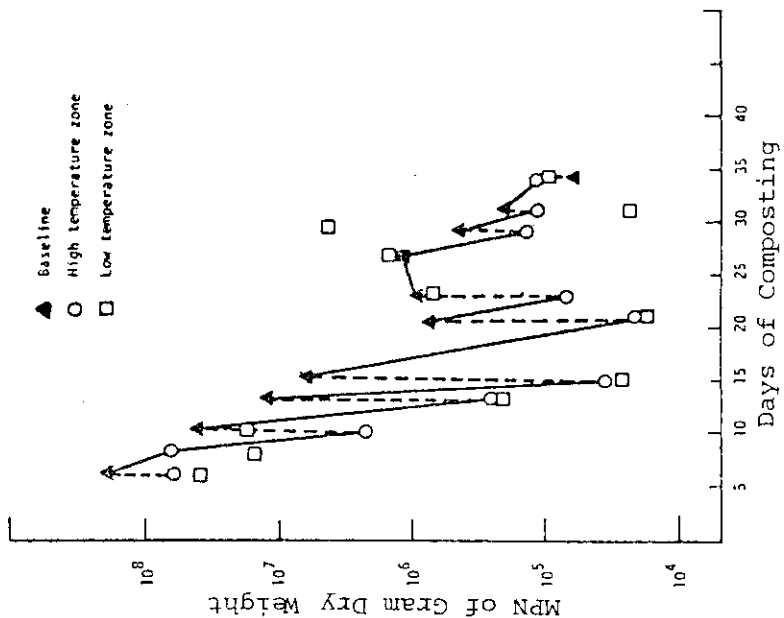


Fig. 1.2 Number of the fecal streptococci in the high and low temperature zones of the composting mass (MPN: most probable number)

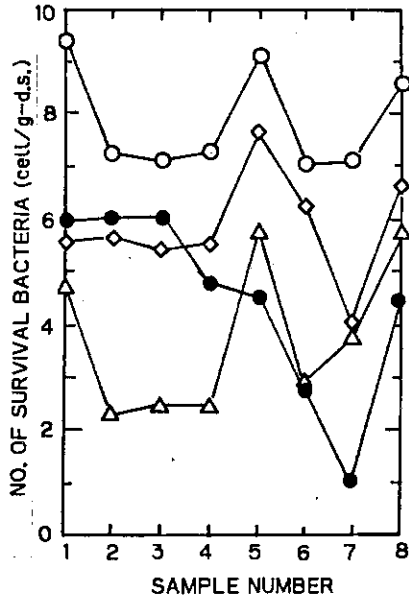


Fig. 1.3 Changes in microflora with composting

○ bacteria, ● coliform,
 △ actinomycetes, ◇ fungi.

| Sample No. | position sampled |
|------------|----------------------------|
| 1 | dewatered sludge cake |
| 2 | outer portion of fermentor |
| 3 | inner portion of fermentor |
| 4 | exit of fermentor |
| 5 | after 20 days windrowing |
| 6 | after 35 days windrowing |
| 7 | after 60 days windrowing |
| 8 | after 90 days windrowing |

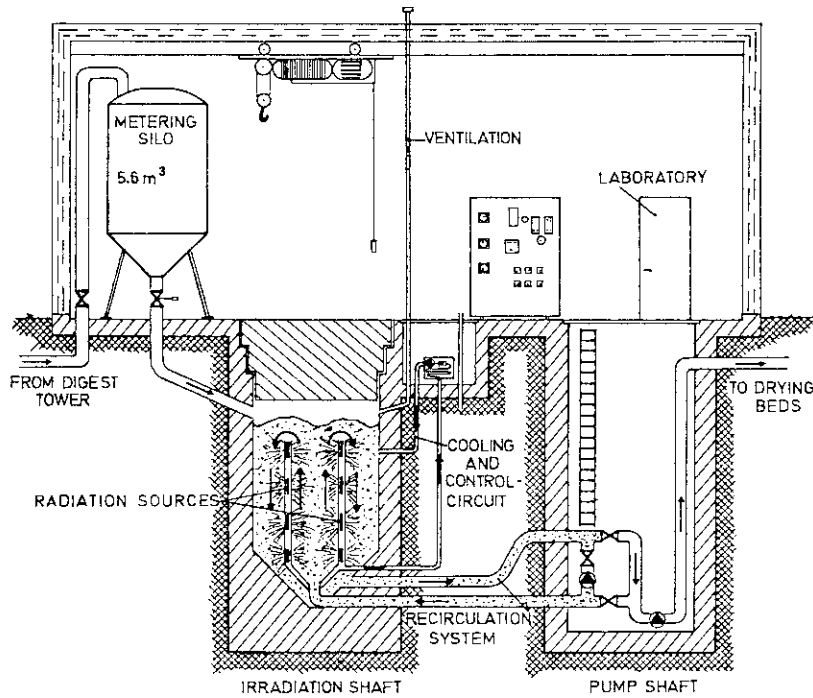


Fig. 1.4 Scheme of plant for sewage sludge irradiation at Geiselbullach

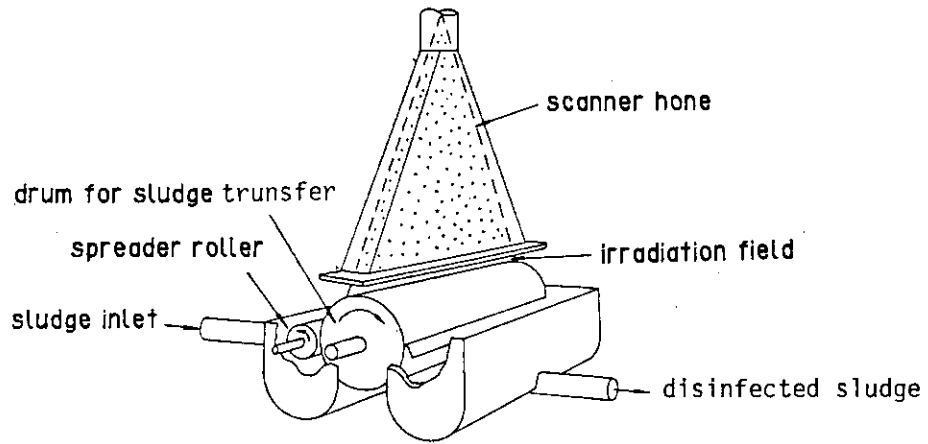


Fig. 1.5 High-energy electron sludge irradiator

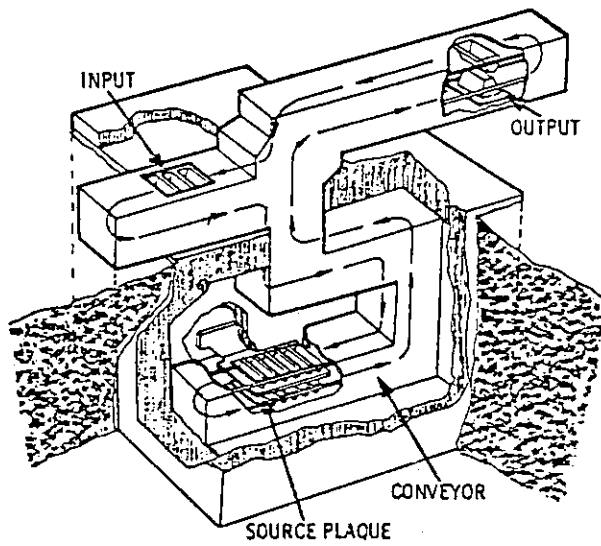


Fig. 1.6 Cutaway of Sandia irradiator for dried sewage sludge

II. 殺菌線量の評価

1. 緒 言

汚泥を緑農地へ直接還元する方法は、衛生上あるいは環境保全上の問題を含んでいる。衛生的観点から汚泥を殺菌する方法としては、前章で述べたように、加熱殺菌、コンポスト化、消化あるいは殺菌剤の使用などが考えられている。また、放射線も優れた殺菌能力を有しており、汚泥の衛生化処理への利用が期待される有力手段である。

下水汚泥を放射線殺菌する場合に、注目しなければならない細菌は大腸菌群とサルモネラ菌と嫌気性細菌である。一般に Clostridium 属の嫌気性菌は孢子を作るために、放射線に対して抵抗が高く、1.0 Mrad 照射しても若干生残するものもある¹²⁾。しかし、これらの細菌は好氣的処理によって減少し、コンポスト化の過程で著しい菌数減少が起ることが知られているから、照射後の汚泥をコンポスト化する場合には、その処理過程でほとんど除去されてしまうと考えられる。サルモネラ菌は大腸菌よりも幾分放射線抵抗性であるが、汚泥中のサルモネラ菌数は大腸菌群に比べて非常に少なく、1g 当り、 $10 \sim 10^4$ 個であり、350 krad で殺菌できる。大腸菌群は、一般に汚泥中の主要なフローラを形成している。汚泥をコンポスト化する過程で、大腸菌群数の減少が起るが、それでもコンポスト 1g 当り 10^4 程度は残存している。従って大腸菌群に関しては、コンポスト化前か後で殺菌処理をする必要が充分ある。

本研究では、下水汚泥を放射線殺菌する上での指標として、大腸菌群と一般細菌を選び、それらの放射線照射効果を検討することによって、殺菌線量を評価した。

2. 実験方法

(1) 供試々料

1978年11月から1981年3月までの期間で、M市とT市の下水処理場から採取した下水汚泥を試料として主に用いた。M市の試料は活性汚泥処理後の余剰汚泥を遠心脱水したケーキ（以下MA-Cで表わす）である。またT市からは以下に示す4種類の汚泥を入手し、供試した。

- ① 活性汚泥処理後の余剰汚泥 (TA)
- ② TAを遠心脱水したケーキ (TA-C)
- ③ TAに石灰と塩化第二鉄を加えて、フィルタープレスで脱水したケーキ (TA-F)
- ④ 嫌氣的消化汚泥を遠心脱水したケーキ (TD-C)

以上の汚泥試料は採取日の翌日に供試し、供試するまでは5°Cで保存した。

(2) 水分含量

50～70gの汚泥を凍結乾燥し、乾燥前後の重量変化から水分含量を求めた。

(3) 照射方法

脱水ケーキの場合には、その20gをポリエチレン袋に入れ、試料厚を約1cmにした後、70kCiコバルト60の板状線源を用いて、50～1000krad/hrの線量率で照射した。スラリー状

の余剰汚泥を照射する場合には汚泥約 200 ml をガラス容器に入れ、N₂ ガスで通気攪拌しながら、830 krad/hr の線量率で照射した。一定線量照射された試料を容器から順次取り出して供試した。脱水ケーキを水で希釈してから照射する場合には、ケーキ 20 g に滅菌水 2000 ml を加え、ストマッカー（Seward 製、No. 400）で 1 分間ホモジナイズした後、ガラス容器中で N₂、または O₂ で通気攪拌しながら照射した。照射はすべて室温で行ない、線量率はフリッケ線量計で測定した。

(4) 菌数測定法

脱水ケーキ中の菌数を測定する場合には、ケーキ 20 g に滅菌水 200 ml を加え、ストマッカーで 1 分間処理して均一化したのち、一定量をそのままか、または適当に希釈してから、その 0.2 ml を寒天培地に拡散塗抹した。均一化法として、ブレンダー摩砕とストマッカー処理を比較した結果、検出菌数にはほとんど差がみられなかったため、操作の簡便性からストマッカー処理を使用した。スラリー状余剰汚泥では、固形分が沈降しにくいいため、滅菌ガーゼで濾過した後、その濾液をそのままか、または希釈してから培地上に塗抹した。

総細菌数の検出には Nutrient agar (Difco) を用い、30°C で 3 日間培養後のコロニー数を計測した。また大腸菌群数は、MacConkey agar (Difco) を用い、37°C で 48 時間培養後のコロニー数から求めた。

(5) 再増殖試験

試料は 1982 年 11 月に採取した T 市の遠心脱水ケーキを使用した。ケーキ 20 g をポリエチレン袋に入れ、室温で 2 Mrad まで照射した後、室温または 30°C で保存し、総細菌数と大腸菌群数の経時変化を測定することにより、細菌の再増殖をしらべた。一部の試料には、照射直後に大腸菌 E. coli K-12 を 1×10^4 /g になるように接種して 30°C で保存し、照射汚泥に大腸菌が再汚染した場合の増殖に関する試験を行なった。

(6) 分離菌株の放射線感受性測定

照射および非照射汚泥から純粋分離した細菌は、PGYM 培地か Nutrient broth 培地中で、30°C で振盪培養した後、菌体を遠心、洗浄し、リン酸緩衝液中に懸濁して照射した。照射後の生菌数の測定には Nutrient agar を用い、30°C で 2～3 日培養後のコロニー数を計測して放射線感受性を求めた。

3. 実験結果および考察

(1) 汚泥中の細菌数と水分含量の季節変動

放射線で汚泥を殺菌する場合、殺菌必要線量は試料中の菌数濃度と、構成細菌の放射線感受性によって変化するから、殺菌線量を決めるためには年間を通じて細菌数の変動範囲を求める必要がある。そこで 1978 年 11 月から 1980 年 2 月まで定期的に M 市と T 市から採取した遠心脱水ケーキ中の総菌数、大腸菌群数、水分含量の変化を測定した結果を Fig. 2.1 に示した。M 市の汚泥 (MA-C) 中の総菌数は湿重量当たり $1.6 \times 10^8 \sim 2.6 \times 10^9$ であり、大腸菌群数は $5.0 \times 10^7 \sim 3.5 \times 10^8$ であった。一方、T 市の消化汚泥 (TD-C) では、総菌数は $2.8 \times 10^8 \sim 3.0 \times 10^9$ であり、大腸菌群数は $6.8 \times 10^6 \sim 8.3 \times 10^7$ であった。また同じ時期に採

取したT市のフィルタープレス脱水ケーキでは、Fig. 2.2に示すように総菌数は $9.2 \times 10^3 \sim 3.0 \times 10^5$ の範囲で全体に少なく、大腸菌群は8月の試料から 8.6×10^2 検出された以外はその月でも検出されなかった。ストマッカー処理後の汚泥のpHは遠心脱水ケーキでは6~7であったが、フィルタープレス脱水ケーキでは12であった。しかし大腸菌群が検出された8月だけはpH 10であり、他の月の試料よりも幾分低い値を示した。

T市の脱水前余剰汚泥(TA)と遠心脱水後のケーキ(TA-C)中の細菌数を1年間調査した結果がFig. 2.3である。TA中の総菌数は $5.0 \times 10^7 \sim 2.6 \times 10^8 / \text{m}\ell$ であり、大腸菌群数は $4.6 \times 10^6 \sim 1.3 \times 10^7 / \text{m}\ell$ であった。一方、TA-C中では総菌数は $3.3 \times 10^8 \sim 2.7 \times 10^9 / \text{g}$ であり、大腸菌群数は $2.8 \times 10^7 \sim 2.4 \times 10^8 / \text{g}$ であった。総菌数に対する大腸菌群数の割合はTAで4~5%であるのに対して、TA-Cでは8~10%で幾分高い。このように遠心脱水ケーキ中で幾分大腸菌群が濃縮される傾向がみられた。事実、遠心前後の菌数を比較すると、TA 3月の結果では、遠心前の総菌数 $1.9 \times 10^8 / \text{m}\ell$ は遠心上澄中に $1.6 \times 10^8 / \text{m}\ell$ 検出され、約84%が上澄に残るのに比べて、大腸菌群では $7.7 \times 10^6 / \text{m}\ell$ が $4.0 \times 10^6 / \text{m}\ell$ となり、52%しか上澄には検出されなかった。このことは大腸菌群の方が遠心沈殿中に濃縮されやすいことを示している。Fig. 2.1と2.3の結果から、活性汚泥でも消化汚泥でも、また地域が違っていても、遠心脱水ケーキ中の総菌数は $3.0 \times 10^9 / \text{g}$ 以下であり、大腸菌群数は $3.5 \times 10^8 / \text{g}$ 以下であった。

季節による著しい菌数変化は認められないが、TA-CやMA-C、などの活性汚泥から得られるケーキでは、8月~9月の夏場過ぎに幾分菌数が減少する傾向がみられた。

脱水ケーキ中の水分含量は、70%以下になることもまれにあるが、比較的安定しており、遠心や汙過の方法によらず70~80%の範囲であった。また余剰汚泥では98%前後で一定であった。

(2) 季節および汚泥の種類による殺菌効果の変動

これまでに報告された結果によれば、スラリー状余剰汚泥中のサルモネラ菌や大腸菌群を放射線殺菌するためには、250~400 kradの線量が必要であるといわれているが、脱水ケーキについての報告はない。

そこで汚泥の放射線処理を脱水前に行う方が有利なのか、脱水後に行うべきかという問題を解決するために、脱水前後の汚泥に対する放射線の殺菌効果について検討した。

余剰汚泥に対する殺菌効果をFig. 2.4に示した。総菌数の放射線感受性は年間を通じてあまり大きな変動がみられず、5月と7月の生存曲線の範囲で変化する。しかし大腸菌群の感受性は採取時期によって著しく変動した。すなわち9月の試料では0.5 Mradで殺菌できるにもかかわらず、7月では約1.4 Mrad必要であるし、1, 3, 5, 11月などでは1.4 Mrad照射しても殺菌できず、試料中に5~30/g程度が検出された。

脱水ケーキに対する殺菌効果がFig. 2.5~2.7に示されている。Fig. 2.5はMA-Cに対する効果を示したものである。総菌数の感受性は8月と12月の生存曲線の範囲で変化し、0.5 Mradで3桁から4桁菌数が減少する。一方、大腸菌群は2月と8月の曲線の範囲に入り、その感受性は幾分変化するが、0.3~0.5 Mrad照射すれば殺菌できる。TD-Cの場合の総菌数および大腸菌群の感受性もMA-Cに似ており、大腸菌群は0.3~0.5 Mradで殺菌できた(Fig.

2.6)。また Fig. 2.7 に示したように、TA-F では初期細菌数が少ないため、1.5 Mrad で殺菌できた。大腸菌群は8月の汚泥を除いて検出されず、またこの場合でも0.1 Mrad で検出できなくなった。T市で5月に採取したTAとTA-Cを用いて遠心脱水前後での放射線感受性を比較した結果が Fig. 2.8 に示されている。総菌数の感受性は脱水前後で変化しないが、大腸菌群の感受性は脱水ケーキ中の方が高く、0.5 Mrad で殺菌できた。この傾向は他の月の試料でもみられた。

総菌数についてみるとどのような汚泥中でも、一般に大腸菌群よりも抵抗性が高く、脱水ケーキ中では0.5 Mrad 照射すると3~4桁菌数が減少したのみであった。これはMITの報告にあるような、0.4 Mrad で4~5桁減少するのに比べると殺菌効果が劣るが、これはおそらく汚泥中のマイクロフローラの違いによると思われる。脱水ケーキ中の総菌数は、ほとんどの場合、3~5 Mrad の照射で検出限界以下まで減少してしまう (Fig. 2.9)。しかし一部の汚泥では、5 Mrad 照射しても、生存菌が観察された。

特殊な場合の例として Fig. 2.10 に1980年のTA-Cでみられた現象を示した。これらの汚泥中では10 Mrad 照射しても殺菌できず、殺菌をするためには13 Mrad 以上の照射が必要である。しかしこの現象は1982年に行なった再調査では観察されなかった。原因については不明であるが、両汚泥間でマイクロフローラが全く異っていたことから、汚泥の性質と同時にマイクロフローラも変化してしまったためであると考えられる。

1980年のTA-C, TD-C中のマイクロフローラを検討した結果では、非照射汚泥中の主要な細菌は *Pseudomonas cepacia* であった。また大腸菌群の中で50%以上は、*E. coli* である。ケーキを照射すると、0.5~0.7 Mrad の範囲では *Bacillus* 属がフローラの中心となるが、さらに線量が高くなると、1~2 Mrad では再び *Pseudomonas cepacia* が優勢となった。また1 Mrad 以上照射した汚泥中からは放射線抵抗性菌である *Deinococcus proteolyticus* や *D. radiodurans* が分解され、MA-Cからは、*Pseudomonas radoria* も分離された。しかし2~5 Mrad 照射したケーキ中に生存する細菌は主に、*P. solanacearum*, *P. cepacia*, *P. delafieldii*, *P. flava* などであり、これらの細菌は決して放射線抵抗性菌ではなかった。汚泥から分離された細菌の放射線感受性を Table 2.1 と 2.2 にまとめて示した。

汚泥から分離された大腸菌 *E. coli* の放射線感受性は、リン酸緩衝液中では非常に高く、その D_{10} 値 (1桁菌数を減少させるのに必要な線量) は17 krad である。汚泥中になると幾分抵抗性が高くなり、TD-C や MA-C 中で D_{10} 値は40~80 krad となった。汚泥中での大腸菌群の生存曲線は、指数函数的なものは少なく、大部分が幾分すそを引く傾向を示す。これは大腸菌群の中に大きく分けて放射線感受性の異なる2種類の菌株が存在することを示しており、感受性の高いものの D_{10} 値が40 krad で、低いものの D_{10} 値が80 krad になっている。大腸菌群の中で典型的な大腸菌 *E. coli* は、大体50%以上をしめており、放射線感受性が高いが、残りの50%は幾分感受性の低い *Enterobacter* であると考えられる。そこで汚泥中の大腸菌群の平均的な放射線感受性は D_{10} 値で60 krad と見積ることができよう。

Fig. 2.1 と 2.3 に示したように、汚泥中の大腸菌群数は年間で変動しても $3 \times 10^7 \sim 4 \times 10^8$ /g の範囲である。したがって、この初期菌数をg当り1個にまで減少させる線量を $D_{10} = 60$

krad を使って計算すると 450 ~ 520 krad となる。本実験での検出限界は 18 /g であるから、例え 4×10^8 の場合でも 440 krad 以上では検出できないことになる。

以上のように大腸菌群の汚泥中での D_{10} 値を 60 krad と見積ることによって、仮に菌数が最大の時でも 500 krad で殺菌できることがわかる。

本研究においてはサルモネラ菌については検討していない。それは大腸菌群に比べて菌数が著しく少ないということと同時に、スラリー状汚泥中では大腸菌群と同じように失活していくということが知られているからである。MIT の報告では 0.3 ~ 0.4 Mrad で大腸菌群は殺菌され、サルモネラ菌は 0.2 Mrad で検出できなくなる。脱水ケーキ中の大腸菌群も時期により幾分変動はあるものの、0.3 ~ 0.5 Mrad で殺菌できる。したがって、もしケーキ中にサルモネラ菌が検出されたとしても、0.5 Mrad の照射はサルモネラ菌を殺菌するのに十分な線量であると考えられる。

(3) 照射汚泥中での細菌の再増殖

脱水ケーキ中の大腸菌群を殺菌するには、季節による菌数の変動や放射線感受性の変動があったとしても、0.5 Mrad の照射で充分である。しかし照射汚泥をコンポスト化工程に導入するまでに、ある期間貯蔵する場合も考えられるので、その間での細菌の再増殖と外部からの再汚染が問題となる。そこで照射後の汚泥中での菌数変化を経時的に調査した。

Fig. 2.11 と 2.12 は冬場の 6 ~ 16 °C 室温で貯蔵した時の細菌数の変化を示している。未照射試料中の大腸菌群は貯蔵中に次第に減少していくが、0.1 Mrad 照射試料中ではほとんど変化しないで残っている。0.3 Mrad になると、貯蔵 2 日目でいくらか増加するが、4 日目以降では検出されなくなった。一方、グラム陰性菌や総菌数は、非照射試料中では変化がなく、照射試料では一様に 10 日目までは増加し、その後一定になるか減少する。

夏場を想定して 30 °C で貯蔵した場合には、非照射試料中では 7 日貯蔵後には検出できなくなるまで大腸菌群が減少した (Fig. 2.13)。しかし 0.1 ~ 0.3 Mrad 照射試料中では、大腸菌群は 2 日目までに急激に増加し、以後減少して、7 日目には検出できなくなった。0.5 Mrad 照射した試料では、大腸菌群の再増殖が全く認められなかったから、この線量ではすべての大腸菌群が殺菌されていることを示している。0.1 ~ 1.0 Mrad 照射した試料中の総菌数は貯蔵初期で急速に増加するが、それ以降は次第に減少した (Fig. 2.14)。しかし 2 Mrad 照射した場合には、夏場や冬場に関係なく総菌数の増加はみられず、7 日目以後には減少して、貯蔵 20 日目では全く検出されない。

Fig. 2.15 には、照射汚泥に大腸菌が再汚染した場合を想定し、*E. coli* K-12 を接種した時の菌数変化が示されている。未照射試料中の大腸菌群は 30 °C の貯蔵中に急速に死滅し、7 日目には検出されなくなった。0.2 や 0.5 Mrad 照射したものでも、一時は増殖するが 7 日後には検出されない。1 Mrad 照射試料中では幾分減少がにぶるが、それでも 10 日目には検出されなくなった。

以上の結果から明らかなように、脱水ケーキ中の大腸菌群は照射しなくても、30 °C に少なくとも 10 日以上保持すれば死滅してしまうし、再汚染が起ったとしても同じ傾向を示す。しかし、冬場では初期の菌数が 30 日間貯蔵してもほぼ保持されている。したがって冬場ほど放射線で殺菌しておく必要があるだろう。また総菌数の抑制に関しては、2 Mrad が有効であり、この線量で

は貯蔵温度にかかわらず全く再増殖が認められなかった。

4. 結 言

下水汚泥を放射線照射することにより衛生化する目的で、大腸菌群と一般細菌に対する照射効果を検討し、以下の事実を明らかにした。

- (1) 活性汚泥や消化汚泥のように汚泥の種類が異っても、その脱水ケーキ中の総菌数は年間を通じて $3 \times 10^9 / \text{g}$ 以下であり、大腸菌群数は $4 \times 10^8 / \text{g}$ 以下である。
- (2) 脱水前の汚泥中では大腸菌群の放射線感受性が変動しやすいが、脱水ケーキ中では年間を通じて比較的安定であり、初期菌数の変化により幾分は変化するものの、 $0.3 \sim 0.5 \text{ Mrad}$ で殺菌できる。汚泥から分離した大腸菌のリン酸緩衝液中の D_{10} 値は 17 krad であり、この感受性を示す菌株が $4 \times 10^8 / \text{g}$ 存在したとしても、 150 krad で殺菌できることになるが、実際には汚泥中で保護されるため、 D_{10} 値は大体 40 krad となり、大腸菌群の中の典型的な大腸菌だけを殺菌する場合には、 340 krad 必要である。
- (3) 総菌数を照射によって検出限界以下まで減少させるには、特殊な場合を除いて $3 \sim 5 \text{ Mrad}$ の線量が必要であるが、 2 Mrad 程度照射すると効果的に再増殖が抑制される。

本研究の中では検討を行わなかったが、下水汚泥を衛生化する上で殺菌以外に重要となるのは寄生虫、特に回虫卵の失活とウィルスの失活であろう。回虫卵については 95 krad で発生が阻害され、 200 krad では発生が完全に阻害され、 300 krad では死滅するという報告がなされている^{13, 14)}。この線量は今回の調査から得られた大腸菌群の殺菌線量よりも低い値であるから、汚泥を 0.5 Mrad で殺菌処理する場合には、同時に回虫卵も完全に失活していると考えてよい。しかしウィルスの場合には、一般に細菌よりも放射線抵抗性であるから、放射線だけで死滅させるのは困難である。動物の Foot - mouth 病ウィルスでは、緩衝液中では 1.2 Mrad で失活するが、動物排泄物中では 2.1 Mrad 照射しても生残しているという報告がある¹⁵⁾。しかし一般にウィルスは熱によって失活しやすいから、照射後の汚泥をコンポスト化処理することは、ウィルスを減少させる上で有効な手段であろう。

Table 2.1 RADIATION-RESISTANCE OF *Pseudomonas* STRAINS IRRADIATED
IN 0.067 M PHOSPHATE BUFFER

| Strain | Incubation time (hr) | D ₁₀ value (Mrad) under the conditions of | |
|---------------------------|-------------------------|--|-----------------------------|
| | | Air-equilibrium | N ₂ -Equilibrium |
| <i>P. cepacia</i> D10 | 20 | 0.005 | 0.013 |
| <i>P. delafieldii</i> D7 | 40 | 0.006 | 0.021 |
| <i>P. solanacearum</i> D6 | 40 | 0.008 | 0.021 |
| <i>P. flava</i> MD5 | 30 | 0.021 | 0.021 |

Table 2.2 COMPARATIVE RADIATION SENSITIVITIES OF THE STRAINS OF *Deinococcus*
AND THEIR CATALASE ACTIVITIES

| Strain | D ₁₀ value (Mrad) with the condition of | | Oxygen enhancement value | Catalase activity Kat. <i>f</i> |
|--------|--|-----------------|--------------------------------|---------------------------------------|
| | Air-bubbling | Air-equilibrium | | |
| TD1 | 0.20 | 0.20 | 1.0 | 99.9 |
| TD3 | 0.10 | 0.15 | 1.5 | 90.7 |
| TD9 | 0.18 | 0.20 | 1.1 | 84.4 |
| T843 | 0.18 | 0.20 | 1.1 | 201.3 |

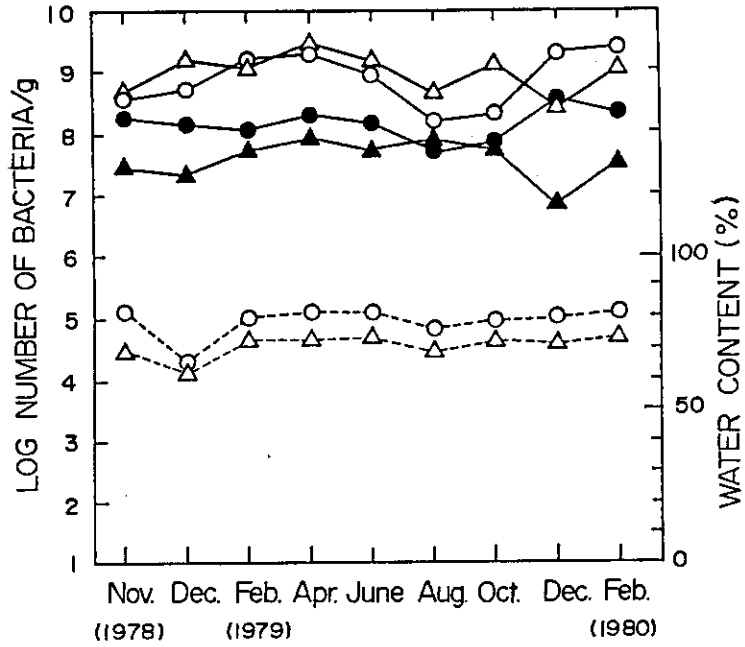


Fig. 2.1 Seasonal changes in number of total bacteria and coliforms in sewage sludge (MA-C and TD-C) dewatered by centrifuge

Total bacteria: ○ MA-C, △ TD-C;
 coliforms: ● MA-C, ▲ TD-C;
 water contents: -○- MA-C, -△- TD-C

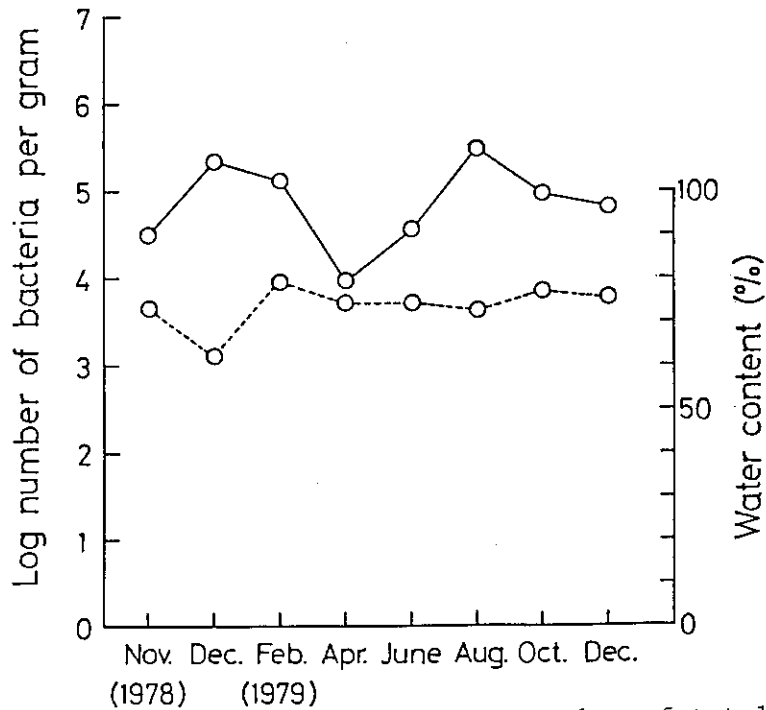


Fig. 2.2 Seasonal changes in number of total bacteria in sewage sludge (TA-F) dewatered by filter press

○ total bacteria,
 -○- water contents

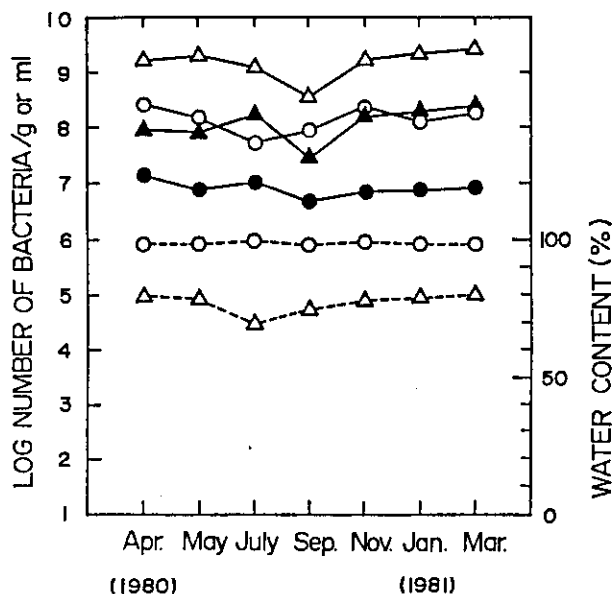


Fig. 2.3 Seasonal changes in number of total bacteria and coliforms in raw sludge (TA) and dewatered sludge (TA-C)

Total bacteria: ○ TA, △ TA-C;
 coliforms: ● TA, ▲ TA-C;
 water contents: -○- TA, -△- TA-C

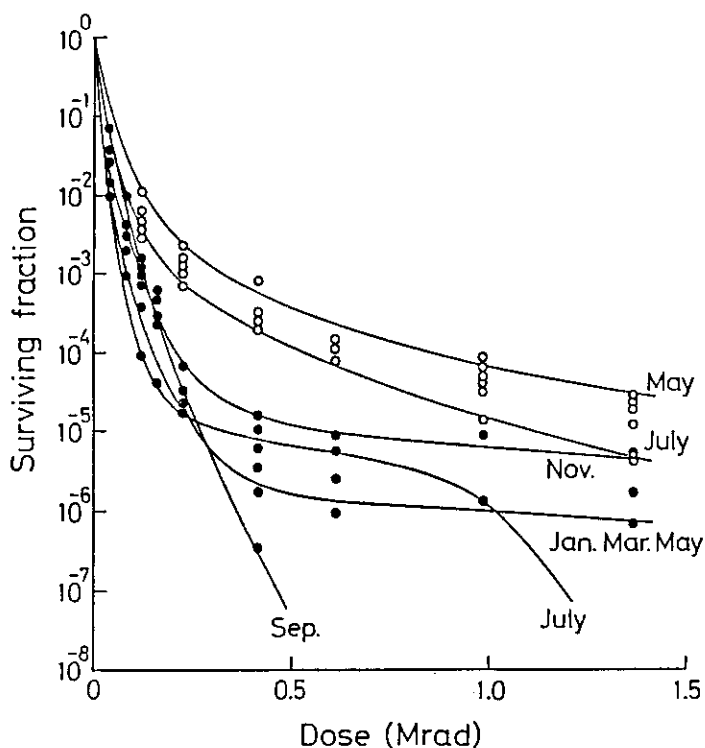


Fig. 2.4 Inactivation of total bacteria and coliforms in raw sludge (TA) irradiated by gamma-radiation under N₂ atmosphere

○ total bacteria, ● coliform.
 (The sludges from May, 1980 to Mar. 1981 were used as samples.)

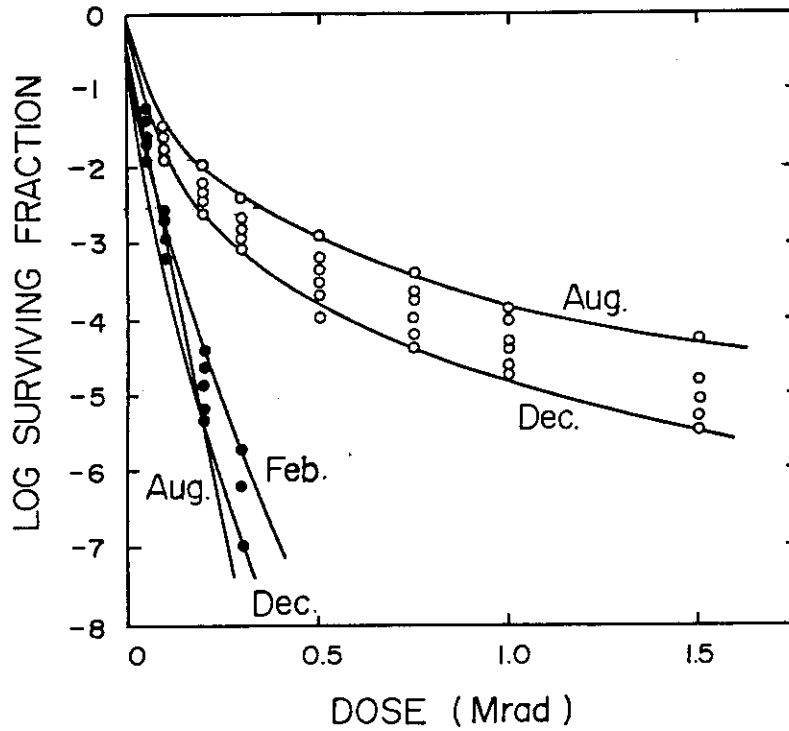


Fig. 2.5 Radiation inactivation of total bacteria and coliforms in dewatered sludge from M-city

○ total bacteria, ● coliform
 (The sludges from Dec. 1978 to Dec. 1979 were used.)

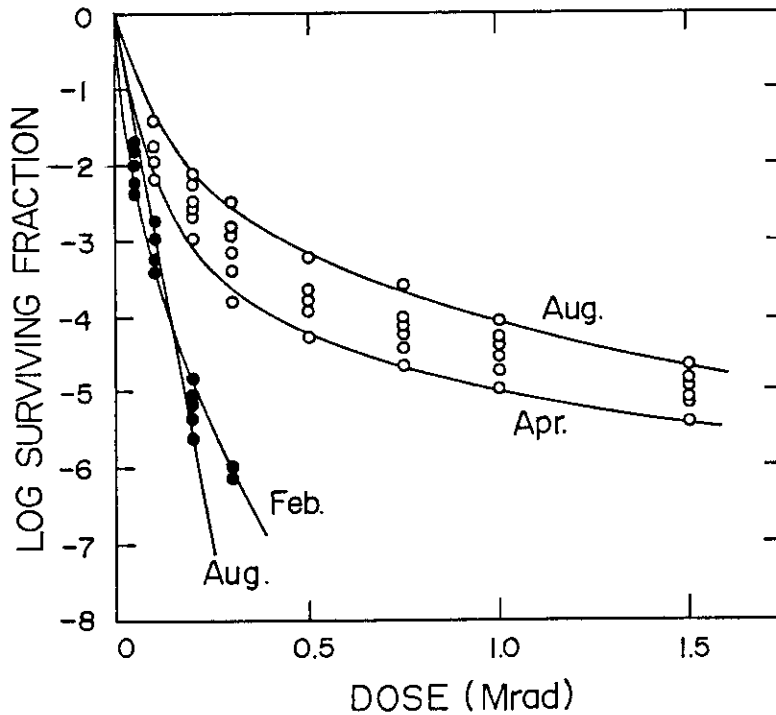


Fig. 2.6 Radiation inactivation of total bacteria and coliforms in dewatered sludge from T-city

○ total bacteria, ● coliform.
 (The sludges from Dec. 1978 to Dec. 1979 were used.)

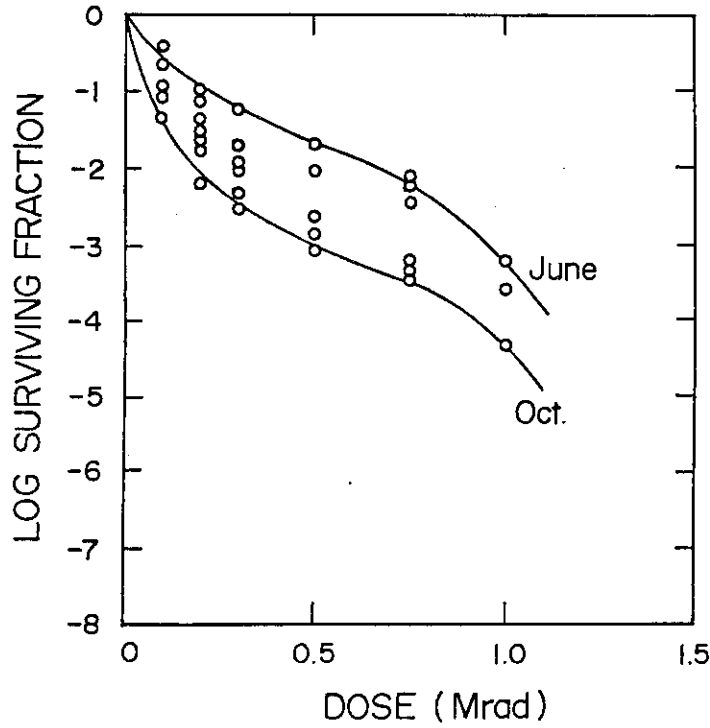


Fig. 2.7 Radiation inactivation of total bacteria in dewatered sludge from T-city (TA-F)
(The sludges from Dec. 1978 to Dec. 1979 were used.)

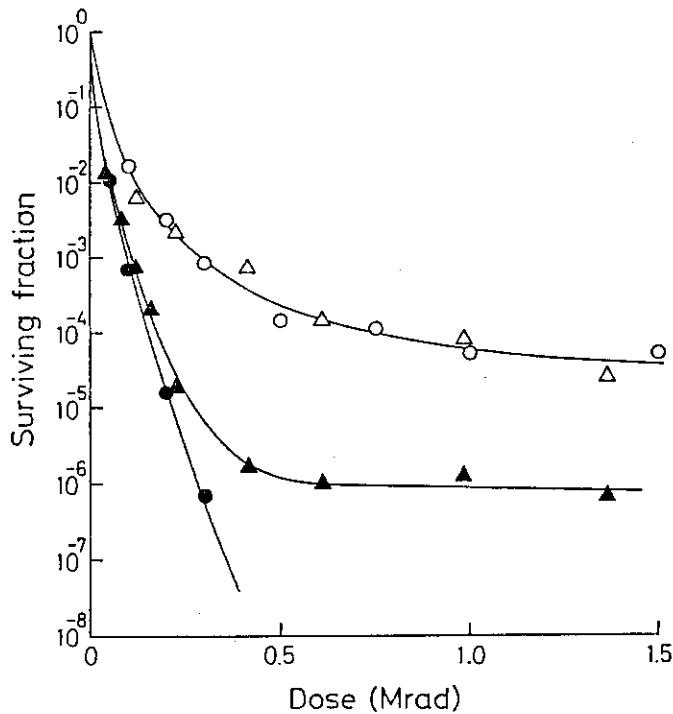


Fig. 2.8 Radiation inactivation of total bacteria and coliforms in raw sludge (TA) compared with that in dewatered sludge (TA-C)
○ in dewatered sludge, △ in raw sludge.
(The open symbols show total bacteria and the solid ones show coliform. The sludge were from T-city, May 1980.)

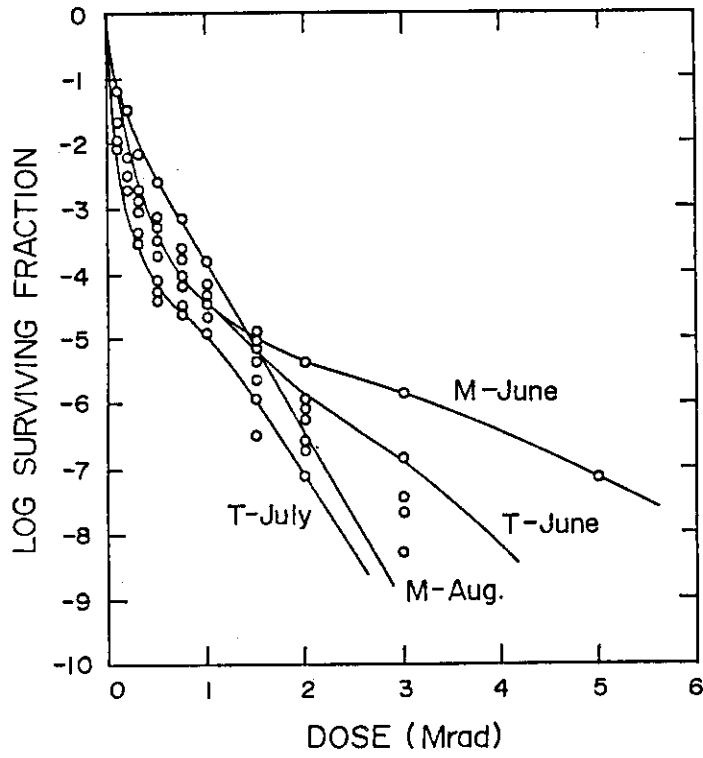


Fig. 2.9 Radiation inactivation of total bacteria in MA-C and TA-C in 1982

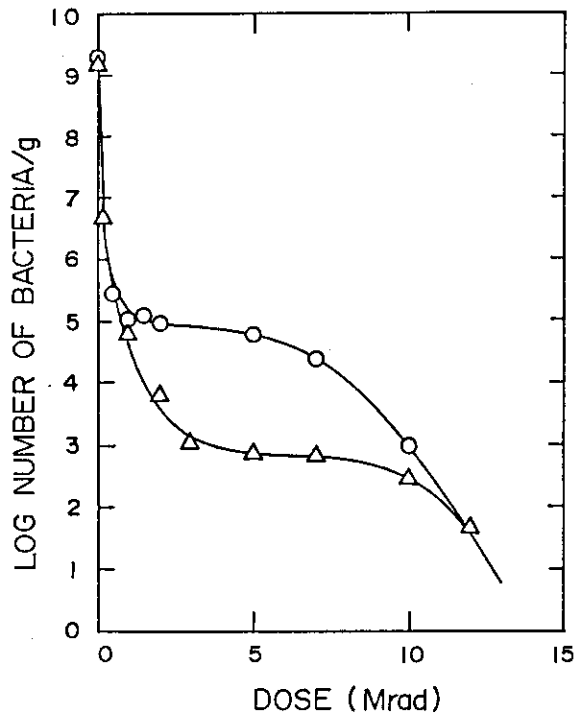


Fig. 2.10 Inactivation of total bacteria in dewatered sludge (TA-C) by irradiation with high doses

○ May 1980, △ Nov. 1980

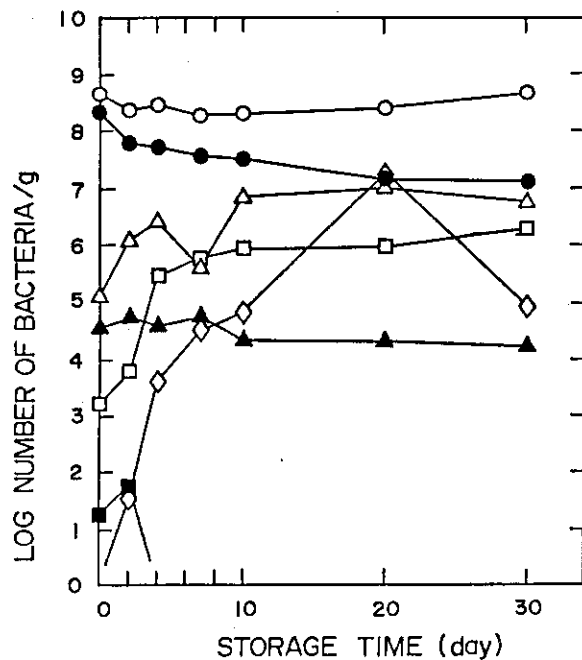


Fig. 2.11 Regrowth of coliforms and gram-negative bacteria in irradiated sludge cake during storage at room temperature (6-16 °C)

○ control, △ 0.1 Mrad,
 □ 0.3 Mrad, ◇ 0.5 Mrad
 (coliform: close symbols, gram-negative bacteria: open symbols.)

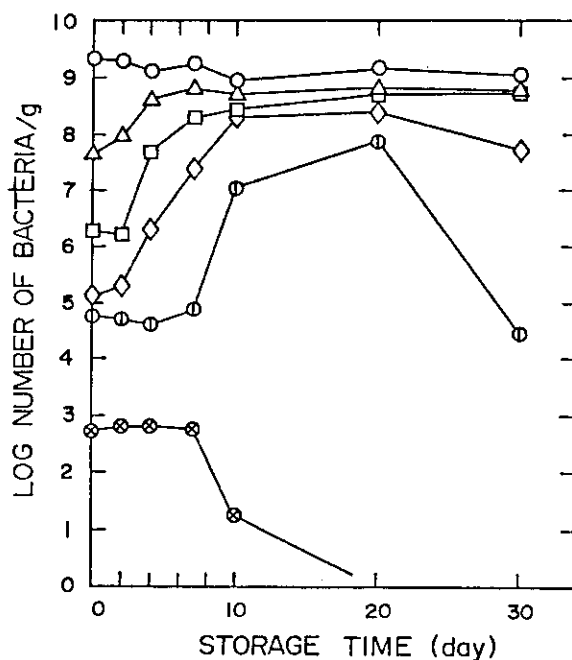


Fig. 2.12 Regrowth of total bacteria in irradiated sludge cake during storage at room temperature (6-16 °C)

○ control, △ 0.1 Mrad, □ 0.3 Mrad,
 ◇ 1.5 Mrad ⊙ 1.0 Mrad, ⊗ 2.0 Mrad,

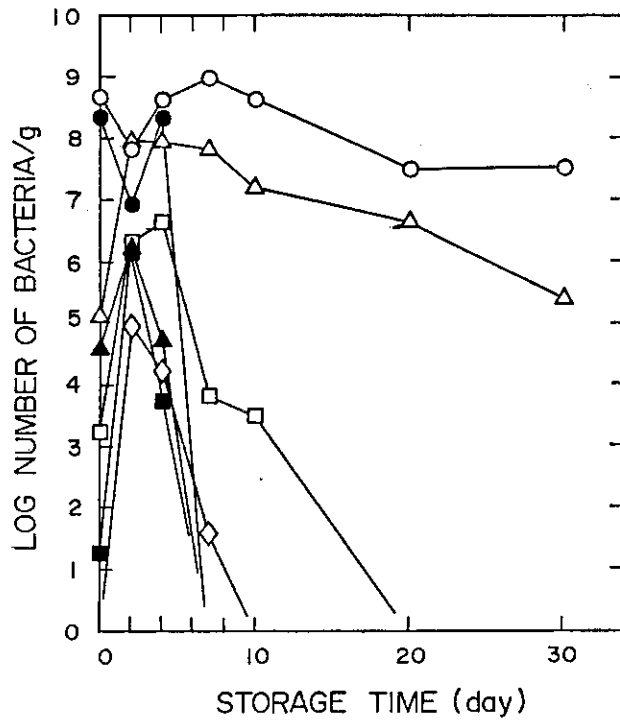


Fig. 2.13 Regrowth of coliforms and gram-negative bacteria in irradiated sludge cake during storage at 30 °C

All symbols are the same as those in Fig. 2.11

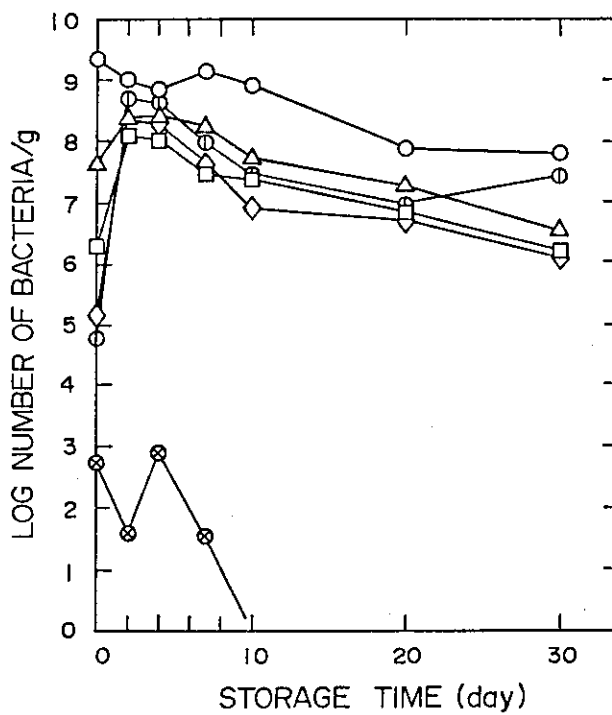


Fig. 2.14 Regrowth of total bacteria in irradiated sludge cake during storage at 30 °C

All symbols are the same as those in Fig. 2.12

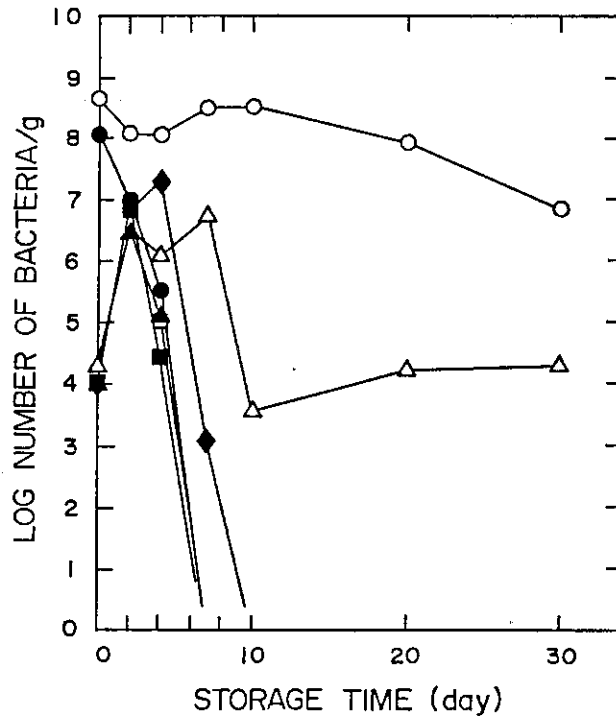


Fig. 2.15 Growth of *Escherichia coli* K-12 seeded in irradiated sludge cake during storage at 30 °C

● control, ▲ 0.2 Mrad,
 ■ 0.5 Mrad, ◆ 1.0 Mrad
 Open symbols show gram-negative bacteria

III. コンポスト化条件の探索

1. 緒 言

一般にコンポスト化過程は一次発酵と二次発酵にわけて考えられている。二次発酵までを下水処理場が実施するのは、広い敷地を必要とするばかりでなく、構内の汚泥滞留量が大量になり運転管理上のリスクが大きくなり好ましくない。したがって、下水処理場では一次発酵だけ分担し、二次発酵はユーザーあるいは第三者機関が担当することになる。

前章では、コンポスト化処理の主要な目的の1つである衛生化は放射線照射によって容易に達せられることを述べた。必要線量は大腸菌群数の減少から判断すると0.3 - 0.5 Mrad であるが、米国 EPAはその他の要因にも配慮して1 Mrad を推奨しており、今後の課題となる。

本章では、発酵期間の短縮を目的として、一次発酵の他の主要な目的である易分解性物質の分解、脱臭の観点から発酵条件の探索を行った結果について述べる。

2. 発酵速度に及ぼす諸因子の影響

一般に、コンポスト化速度に影響を及ぼす因子としては温度、通気性、含水率、pHなどが知られている^{16, 17)}。しかし、汚泥に含有されている成分は複雑であり、また、温度上昇を伴う型の発酵槽内では発酵の進行につれて、これらの諸因子が大幅に変化するため現象が非常に複雑となる。一方、放射線照射汚泥は衛生的である上にほとんど変質することなく保存でき、更に、植えつける種菌の種類、量などの発酵条件のコントロールができるという実験遂行上の大きな長所をもっている。そこで小規模の発酵槽を用い、発酵条件をできるだけ厳密にコントロールして照射汚泥の等温発酵実験を行い、発酵速度に及ぼす諸因子の影響について検討した。

2.1 実験装置および方法

実験装置のフローシートをFig. 3.1に示した。発酵槽は底部に通気用の多孔質板がついた径40 mmのガラス製である。発酵による温度分布の不均一などの影響をできるだけ除くためこのように小型にした。この発酵槽は一定温度に保たれた恒温水槽に浸漬されており、同時に8個の発酵槽による実験が可能である。通気はエアポンプにより行い、実験中における試料含水率の変動を防止するため通気ガスにはあらかじめ水を飽和させるようになっている。8個の発酵槽からの排ガスは電磁弁を切り換えることによって、それぞれ一定時間ごとに炭酸ガスメータに導かれ、炭酸ガス濃度が測定できるようになっている。

実験に用いた原料汚泥はM市下水処理場の遠心脱水汚泥（高分子凝集剤処理、含水率80%、強熱減量65~80%）である。採取汚泥は直ちにポリエチレン袋に入れ、コバルト60により1Mrad/hの線量率でγ線照射を行った。照射汚泥は4℃の低温恒温槽に保存して実験に用いた。

原料の調整は次のようにして行った。すなわち、照射汚泥10あるいは20g（湿重量）に含水

率調整および通気性改良のため、活性アルミナ、粉碎モミガラ、鹿沼土あるいは赤玉土などの通気性改良材を加え、更に種菌として市販の菌体含有物あるいは製品コンポストを加えた。また、一部の実験では更にpH調整のため無水炭酸ナトリウムを添加した。このようにして調整した原料を発酵容器の中に入れ、所定温度の恒温槽中に浸漬して発酵を行った。通気速度は汚泥10gを用いる場合では50 ml/min、20gを用いる場合では100 ml/minとした。

排ガスの分析に使用した炭酸ガスメータはBeckman, Model B 64 Infrared Analyzerであった。また、アンモニア濃度はFig. 3.1に示したコールドトラップの手前からガスのサンプリングを行い、北川式ガス検知管およびアンモニアメータ(Beckman, Model 865-85)により測定した。

照射汚泥および発酵物抽出液のTOC(Total Organic Carbon Concentration)は次のようにして測定した。すなわち、試料5gに20 mlの水を加え、50℃の恒温槽中で10分間攪拌した後、ポアサイズ0.5 μのメンブランフィルターで濾過し、TOCメータ(島津製作所製, TOC-10A)により測定した。

ATP(アデノシン3リン酸)は試料3~5gに加熱したトリスバッファー(0.02 mol/l)30 mlを加え、沸とう水による湯浴を行いながら10分間抽出した後、濾過し、ATPフォトメータ(アムコ2000型)により測定した。

pHの測定は試料中の汚泥5gに対して25 mlの割合で精製水を加えスラリー状とし、pHメータ(日立, M-5)を用いて測定した。

なお、保存期間の異なる原料汚泥の同一条件による発酵実験の結果から、1 Mrad以上照射した汚泥は4℃では1ヶ月以上も変質することなく保存できる。

2.2 実験結果および考察

(1) 発酵の指標

Fig. 3.2に照射汚泥に対して通気性改良材として乾燥用活性アルミナ(30~60メッシュ)を等量加え、更に種菌としてTable 3.1中のAを10%加えて40℃で発酵させたときの炭酸ガスおよびアンモニア発生速度、発酵物抽出液のTOCおよびATP濃度の経時変化を示した。ただし、アルミナおよび種菌の添加率は汚泥の湿重量に対するものである。また、図中の各値は汚泥乾燥重量当りの値に換算したものである。原料汚泥中には総菌数で 10^9 個/gケーキ、大腸菌群数で 3×10^8 個/gケーキの菌が存在しているが、3 Mradの照射により大腸菌群は検出限界以下、総菌数は 10^3 個/gケーキ以下となる¹⁸⁾。種菌を加えなかったものでは同一条件に保っても長期間にわたって炭酸ガスの発生が観察されなかったことから、照射汚泥中ではコンポスト化にかかわる菌も、ほとんど死滅していると考えられた。一方、種菌を加えたものでは速やかに発酵が始まり、Fig. 3.2からわかるように炭酸ガス発生速度は発酵開始後、急激に上昇し、15時間後には最大値 $18 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D. S.}$ (D. S.: 乾物)に達する。その後、直ちに減少し始め、70~80時間後には $3 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D. S.}$ 程度の値となり、発生速度の変化も緩やかとなる。なお、このコンポストを取り出して良くかきまぜ、再び同一条件に保っても炭酸ガス発生速度は取り出し時よりも大きくなることはなかった。アンモニア発生速度のピークは炭酸ガス発生速度のピークより15時間遅れてピーク値 $0.4 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D. S.}$ に

達するが、アンモニアは原料、反応器壁、ガスサンプリング用配管壁などに容易に溶解あるいは吸着されるため測定値から算出された値は発生値と若干異り、また、ピークに達する時間についても実際にはもっと短いと考えられる（後述）。抽出液の TOC は発酵開始とともに直ちに減少し始め、5 時間以降では減少が緩やかとなる。ATP 濃度は発酵物中の菌体量に対応するといわれているが¹⁹⁾、図中では炭酸ガス発生速度よりやや遅れてピークに達している。

以上の各値はすべて発酵の進行につれて変化しているが、測定の精度、簡易性、発酵状態の適切な把握という点で発酵の指標としては炭酸ガス発生速度が適しており、以下の実験ではこれをもとにして議論を進める。

(2) 通気性改良材の添加効果

通気性改良材として活性アルミナ、粉碎モミガラ、鹿沼土、赤玉土、パーライト、パーミキュライト、ゼオライトなどを取り上げ、発酵速度に及ぼす影響を検討した。Fig. 3.3 および 4 は乾燥用活性アルミナ（30～60 メッシュ）および粉碎モミガラ（24～30 メッシュ）の添加率を変化させた場合の炭酸ガス発生速度を示したものである。種菌としては、ともに、A を 10% 用いた。また、発酵温度は 40℃ である。アルミナを全く添加しなかった汚泥では炭酸ガス発生速度は小さく、最高値で約 $1 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D.S.}$ である。しかし、50、100% と添加率を増すにしたがって炭酸ガス発生速度は大きくなり、200% の添加では逆に低下する。アルミナを添加しなかった試料は粘土状であり、内部への酸素の拡散は非常に悪い（後述）。50% の添加では粒子状とはなるもののアルミナが汚泥中に包埋された状態であり互いに付着しやすく、100% の添加では、やや小さな塊状（数 mm 程度）になっているが内部には空隙があり通気性は良好と考えられた。200% の添加では非常に微細な粒子（0.5～1 mm）となり、通気性、取扱い性ともに非常に良好となっていた。乾燥用活性アルミナ自体は安定で菌に対しては無害なので、これを添加することによって汚泥の通気性が良好になり好気性発酵が盛んになる。しかし、吸湿性が高いため大量に添加すると汚泥中の水分が不足となる。原料汚泥の含水率は 80% であり、活性アルミナの含水率はほとんど零なので、添加率が 50、100%、200% のときの原料のみかけの含水率は、それぞれ、53、40、27% となり、200% の添加では含水率が低すぎるため発酵に適さない¹⁶⁾。そこで通気性と含水率との兼ね合いから 100% 添加のとき最も発酵が良好であったと考えられる。

粉碎モミガラを添加した汚泥では添加率の増加にしたがって炭酸ガス発生量は増加する。使用した粉碎モミガラの含水率は 7.2% なので添加率が 25、50、75% における原料のみかけの含水率はそれぞれ 65、56、49% となる。粉碎モミガラ添加の場合では活性アルミナ添加の場合に比して同一添加率における炭酸ガス発生速度が大きい。この理由としては活性アルミナのかさ密度（ 0.88 g/cm^3 ）に比して粉碎モミガラのかさ密度（ 0.29 g/cm^3 ）は非常に小さいので少量の添加でも汚泥粒子が細かくなり通気性が改善されること、モミガラ自体にコンポスト化菌にとって栄養分となる物質が含有されていることなどが挙げられる。後者については粉碎モミガラに等量の水と種菌を添加しても炭酸ガスの発生が観察されることから明らかである。

Table 3.2 はその他の通気性改良材を用いた炭酸ガスの発生速度のピーク到達時間およびピーク値を表示したものである。ただし、表中の値は活性アルミナ（30～60 メッシュ）を通気

性改良材とし、同一の条件で発酵を行って得られた値に対して規格化してある。ピーク到達時間が大きく、ピーク値が小さいほど発酵状態が悪いことを意味している。

通気性改良材としての性能はかさ密度の小さいもの、および吸水性の高いものでは比較的少量でも粒子が微細となり、汚泥が塊状となっても内部に空隙が多く通気性が良好であった。しかし、吸水性のない、しかも、かさ密度が大きい砂や、石英砂では大量に添加しないとこのような状態にならなかった。一般に、コンポスト化時の最適含水率は40～60%といわれているが¹⁶⁾、含水率が高い場合では通気性の低下による影響が大きいと考えられる。一方、本実験に用いたパーライト、パーミキュライトなどでは少量の添加でも粒子は小さくなり添加時のみかけの含水率は大きくても通気性は良好であったことが知られた。また、砂および石英砂を用いた場合ではみかけの含水率は、それぞれ、27および32%と低い汚泥そのものの含水率は混合前とほとんど変化していないと考えられる。したがって、この場合、含水率に関する議論はあまり意味をなさないが本実験では赤玉土、ゼオライトなど吸水性の高い通気性改良材を用いた場合についてはできる限り含水率が40%より小さくならないようにした。なお、ゼオライトおよび赤玉土では炭酸ガスの発生が非常に遅く、80時間を超えてもピークがあらわれなかった。Table 3.2に示された通気性改良材を用いた場合では活性アルミナ（30～60メッシュ）を用いた場合に比べてピーク到達時間は長くなり、また、ピーク値は小さく、発酵状態が悪いことが知られる。ただし、後述するように発酵速度は汚泥のpHに依存するので、pH調整さえ行えば、活性アルミナ（30～60メッシュ）以外の物質でも通気性改良材として充分用いることができる。

(3) 市販種菌の性能

Fig. 3.5は照射汚泥に活性アルミナ（30～60メッシュ）を等量加え、更に市販の種菌を汚泥の湿重量に対して10%加えて発酵させた場合の炭酸ガス発生速度の経時変化を示したものである。種菌AとBは添加時の挙動が比較的類似しており炭酸ガス発生速度は2～3時間で急激に増加し、15時間後に18.1および17.1g CO₂/h・kg-D.Sに達した後急激に減少するが、この減少は後には緩やかとなり3日後には2.7g/h・kg-D.S.程度の速度となる。種菌CとDを加えた場合では、それぞれ、8および12時間程度経過後、炭酸ガス発生速度は増加し始め30および25時間で最高値に達し、その後の減少は両者とも緩やかである。種菌Eを加えた場合では炭酸ガスの発生は非常に緩やかで62時間後にピークに達し、そのときの値は6.2g/h・kg-D.Sである。Fig. 3.5に示されたデータをもとに汚泥乾燥重量当りの炭酸ガス発生量を算出しFig. 3.6に示した。種菌Cの場合ではA、Bに比して最初は炭酸ガス発生量は少ないが、40～50時間経過後にはこれらの場合より多くなり90時間後ではAを用いた場合よりも15%程度多くなる。一方、種菌Eの場合では炭酸ガス発生量は少なく90時間後ではAの場合の54%程度である。このような炭酸ガス発生量の差はそれぞれの種菌に用いられている菌の種類、濃度、夾雑物粒度の差による原料汚泥との混合状態などの他に種菌Cでは米ぬかのような栄養成分が混入されており、その分解による炭酸ガス発生量が無視し得ないものと考えられる。

Fig. 3.7および3.8は照射汚泥に活性アルミナ（30～60メッシュ）を等量加え、更に市販の種菌を汚泥に対して2、10、50%加えて40℃で発酵を行った結果を示したものである。Fig. 3.7からわかるようにピーク到達時間は種菌Aを50%加えた場合では10%加えた場合の

1/2, 2%加えた場合の1/3となっており, 一方, ピーク値は50%添加では10%添加の1.6倍, 2%添加の3.7倍となっている。図から明らかなように2%添加では10, 50%添加に比してピーク面積が非常に小さく炭酸ガス発生量, すなわち炭酸変換率が著しく小さく発酵が不十分である。このことから種菌としてはある一定の菌密度以上となるような添加が必要であることがわかる。また, Fig. 3.8に示されるように種菌Cを用いた場合ではピーク時間は50%と2%添加の場合でも1/2倍の差もないがピーク値では6倍もの差が現われており, 種菌の添加率によって炭酸ガス発生速度のピーク面積の差が著しい。この場合では菌の密度の差の他に種菌自体に混入されている栄養物の影響も大きいと考えられる。

以上のことから種菌としては通常, Aを10%添加して用いることとした。

(4) 発酵温度の影響

Fig. 3.9は照射汚泥に活性アルミナ(30~60メッシュ)を等量加え, 更に種菌Aを10%加え発酵温度をそれぞれ30, 40, 50, 60°Cで一定に保った場合の炭酸ガス発生速度を示したものである。発酵温度が50°Cまでは温度の上昇とともにピーク到達時間が短縮される傾向を示し, また, ピーク値も大きくなる。しかし, 60°Cではピーク到達時間は大きくなりピーク値は小さくなる。このことから50°C付近が発酵に適していることがわかる。なお, 種菌B, Cについても同様の傾向を示すという結果が得られた。

放射線照射汚泥を用いたコンポスト化処理では汚泥は既に殺菌済なので, 衛生化のため65°C以上の高温を長期間維持する必要がないため, このような発酵温度特性を有効に生かすことができると思われる。

(5) 照射の影響

Table 3.3に照射汚泥と非照射汚泥のピーク到達時間およびピーク値を示した。表中の値はNo.1を1.0として規格化したものである。No.1と2は照射汚泥および未照射汚泥とともに種菌Aを10%加え50°Cで発酵を行ったものであるが未照射汚泥の場合ではピーク到達時間が若干短いだけでピーク値は同一であり両者の間に大きな差はない。No.4と5は40°Cでの結果であるが未照射汚泥の方がピーク到達時間が, やや短いがピーク値は若干小さい。No.3および6は未照射汚泥で種菌を加えなかった場合の結果であるが汚泥中に最初から存在していた菌により, ともに発酵が起り, 炭酸ガスが発生する。このときのピーク到達時間は発酵温度が40°Cの場合の方が短く, また, ピーク値は大体同一である。これは40°Cの方が汚泥中の菌の多くが直ちに発酵に関与しやすいためと考えられる。Fig. 3.10は窒素雰囲気中で所定線量照射した汚泥に活性アルミナを等量加え, また, 種菌を10%加えて50°Cで発酵を行った結果を示したものである。線量が30 Mradまで発酵速度は線量の増加とともに向上する傾向を示すが, 更に線量が増すと逆に低下する。放射線の照射により汚泥成分の変成, 分解が起こり, 微生物による分解が容易になるが, 大線量の照射を行うと微生物にとって有害な過酸化水素の生成, タンパク質の変成などの現象が起こるため発酵しにくくなるものと考えられる。本実験で通常行っている3 Mrad程度の照射では化学的変化などによる汚泥の発酵性の変化は小さいと考えられる。

(6) 製品コンポストの返送

大規模の発酵槽によりコンポスト化を行う場合には発酵開始のため市販種菌を用いるより得られた製品コンポストを種菌として返送することが経済性の点から望ましい。そこで製品コン

ポストの返送に関する検討を行った。

Fig. 3.11 は照射汚泥に種菌 A を 10 %、通気性改良材として活性アルミナ（30～60メッシュ）を等量加え、50℃で種々の時間発酵させて得られた生成物を種菌として発酵を行った結果を示したものである。発酵時間が5時間の発酵物を添加した場合には炭酸ガスの発生は12時間経過後から始まり、30時間で速度は最大となり、その値は $7.6 \text{ g/h} \cdot \text{kg} - \text{D.S.}$ である。種菌として用いた発酵物の発酵時間が長くなるにしたがって炭酸ガス発生開始時間、ピーク到達時間ともに短縮され、ピーク値も大きくなる。しかし、種汚泥の発酵時間が20時間を超える頃から炭酸ガス発生曲線はほぼ同一となりピーク到達時間は12時間、ピーク値は $16 \sim 20 \text{ g/h} \cdot \text{kg} - \text{D.S.}$ となる。

市販の種菌を用いたコンポスト化では最適発酵温度は50℃近傍であった。しかし、返送を繰返す場合には環境条件への微生物の馴化によって最適発酵温度が変わることも予想される。そこで、同様の方法で得られた発酵物の一部を返送して種菌として用い、これを繰返した場合のコンポスト化について、発酵温度の影響を調べた。

Fig. 3.12 に、数回の繰返し発酵により得られた発酵物を種菌として用いて、種々の通気量下でコンポスト化を行った場合の有機炭素変換率と発酵温度との関係を示す。この図から明らかのように、発酵の程度を示す有機炭素変換率はいずれの通気量の場合も40～50℃で最大となった。この結果、繰返し発酵で得られた発酵物を種菌としてコンポスト化する場合でも、最適発酵温度が存在し、それが市販の種菌を使用した場合とほぼ同じであることがわかった。

次に製品風乾物を種菌としてのみでなく、通気性改良材を兼ねて大量に返送する場合の発酵速度に及ぼす影響を検討した。すなわち、照射汚泥に種菌 A を 10 %、活性アルミナを等量加えて50℃で3日間発酵を行って得られたコンポストを風乾した後、粉碎し、種々の割合で照射汚泥に添加し50℃で一定に保ち、発酵を行った。この場合、通気性改良材は特に加えなかった。このようにして得られたコンポストを乾燥し、照射汚泥に返送するという操作を繰返す発酵実験も行った。ただし、発酵終了時の炭酸ガス発生速度はすべての添加用コンポストについて $3 \text{ g/h} \cdot \text{kg} - \text{D.S.}$ 以下となるようにした。結果を Table 3.4 に示す。No. 1, 2, 3 は種コンポストを汚泥に対してそれぞれ、50, 100, 150%添加して発酵を行ったものであり、このときのピーク到達時間は、それぞれ、14, 11, 8時間、ピーク値は23.2, 27.0, 41.6 $\text{g/h} \cdot \text{kg} - \text{D.S.}$ であった。No. 4 では発酵実験No. 1 で得られたコンポストの風乾物を汚泥に対して50%, No. 5 ではNo. 2 で得られたコンポストの風乾物を100%, No. 6 ではNo. 3 で得られたコンポストの風乾物を150%添加して発酵を行った。No. 7, 8, 9 は同様にNo. 4, 5, 6 で得られたコンポストの風乾物をそれぞれ50, 100, 150%添加して発酵を行ったものである。コンポスト風乾物の含水率はいずれも15%前後であった。コンポスト風乾物を50%返送したNo. 1, 4, 7 を比較するとNo. 4 はNo. 1 よりもピーク到達時間が若干短くなり、ピーク値も大きくなるがNo. 7 ではピーク到達時間は非常に長くなりピーク値も低下する。最初の頃の製品コンポストには種コンポスト中の通気性改良材が大量に含有されているが、返送を繰返すにしたがって製品コンポスト中の通気性改良材の量が減少するため、汚泥の粒子が大きくなり通気性が低下し、発酵速度も低下する。100%返送した場合でも、やはり3回目の返送（No. 8）では発酵速度の低下が観察される。150%の返送では汚泥の粒子は小さく（1～2 mm）通気性が

良く、種菌の量も多いため発酵状態は良好であった。このため、No 6 ではピーク到達時間は3時間、ピーク値は $73.4 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D.S.}$ と著しく大きな炭酸ガス発生速度となっている。

(7) pHの影響

Fig. 3.13 はこれまで用いてきた活性アルミナ (30~60メッシュ) と粒度の異なる70~230メッシュの酸性、中性、塩基性の3種の活性アルミナを通気性改良材として汚泥と等量加えて発酵を行った結果を示したものである。酸性、中性、塩基性ではピーク到達時間はそれぞれ25, 15, 11時間、ピーク値は11, 24, $30 \text{ g/h} \cdot \text{kg-D.S.}$ であり、塩基性の方が発酵が速いことを示している。そこで塩基性物質として無水炭酸ナトリウムを添加して発酵を行った。結果をTable 3.5に示す。鹿沼土および赤玉土を通気性改良材として用いた場合には発酵速度が非常に小さく、特に赤玉土では 50°C に保って3日間通気しても炭酸ガス発生速度は大きくならなかった。しかし、無水炭酸ナトリウムの添加により発酵速度は大きくなり、ともに汚泥湿重量に対して0.5~1.0%の添加で発酵速度が最大となっている。更に添加量を増し、2%とすると逆に発酵速度は低下する。一方、活性アルミナ (30~60メッシュ) の場合には無水炭酸ナトリウムを0.5, 1.0%と添加するにしたがってピーク時間は若干小さくなるものの、ピーク値も低下し、特に発酵状態は向上しなかった。また、2.0%の添加では鹿沼土、赤玉土の場合と同様、発酵速度は著しく低下した。Fig. 3.14 は発酵前の試料のpHとピーク到達時間との関係を示したものである。通気性改良材としては乾燥用活性アルミナ (30~60メッシュ)、酸性、中性および塩基性活性アルミナ (70~230メッシュ) を汚泥と等量用い、無水炭酸ナトリウムを加えてpHを調整したものである。無水炭酸ナトリウムを添加しない場合のpHは汚泥のみでは5.87~5.96、活性アルミナ (30~60メッシュ) を加えた場合では8.19、酸性活性アルミナでは5.13、中性では7.59、塩基性では8.02であった。ピーク到達時間は活性アルミナ (30~60メッシュ) を用い、無水炭酸ナトリウムを添加しない場合の値に規格化してある。ピーク到達時間は活性アルミナの粒度にかかわらずpHに大きく依存している。また、pH 9.5以上では発酵はほとんど起こらない。このことは石灰汚泥に関する飯塚らの実験結果²⁰⁾と一致する。なおピーク値とpHとの関係についてはpH 7付近を極大とする上に凸の曲線が得られた。以上のことから活性アルミナを通気性改良材として用いる場合、発酵に適したpHは6~8程度ということがわかる。次に活性アルミナ以外の通気性改良材を用いた場合の結果をFig. 3.15に示した。ピーク到達時間は中性~弱アルカリ性付近で極小となる。ただし、通気性改良材の種類によってばらつきが大きく、また、活性アルミナの場合に比して酸性では発酵が起こりにくい傾向を示している。以上のように活性アルミナ以外の通気性改良材を用いてもpHを調整することにより、大きな発酵速度が得られることが明らかとなった。

次にアンモニア含有空気を通気に用いた場合の結果をFig. 3.16に示した。この実験では種々のアンモニア濃度のバブラー水を用いた。したがって、通気ガス中のアンモニア濃度は、たとえば、 $3.3 \times 10^{-3} \text{ mol/l}$ のバブラー水では初期に340 ppmあったが2日後には80 ppmに減少している。図から明らかなように炭酸ガスの発生は $3.3 \times 10^{-3} \text{ mol/l}$ のアンモニア水を用いたときに最も良好となる。アンモニアはこれまでに示した結果からもわかるように発酵のプロセスで必ず発生するものであるから、すでに発酵中の発酵槽から放出されたアンモニアをこれから発酵させようとする発酵槽中に導くことにより原料のpHコントロールを行うことも発酵

を速やかに進行させる上で有効と考えられる。しかし、アンモニアを用いる場合、濃度のコントロールが比較的困難なので、以後の実験では活性アルミナ以外の通気性改良材を用いる場合ではpH調整のため、通常、無水炭酸ナトリウムを汚泥に対して0.8%加えることとした。

(8) 通気量の影響

Fig. 3.17 と Fig. 3.18 は通気性改良材としてパーライトとゼオライト（30～60メッシュ）を用いて、通気量を50, 100, 150 ml/minと変化させ、50℃で等温発酵させた場合の炭酸ガス発生速度の経時変化を示したものである。炭酸ガス発生ピーク到達時間およびピーク値は、パーライト、ゼオライトとも50～150 ml/minの通気量の範囲では実規模（汚泥量が約1トン）での通気量（0.1～3 l/min・kg v.s.）に比べて高い値を用いており、また槽内内容物の粒径が小さく、均一に通気が行われており、酸素が十分に供給されていると考えられる。したがって、この通気量の範囲では発酵速度に及ぼす影響はないと言える。

(9) 多段発酵法の検討

炭酸ガス発生から見た発酵速度は50℃付近が最大であることは(4)の発酵温度の影響の項で明らかにしたが、発酵の全過程を50℃付近で一定にした方が良いのか、それとも発酵の進行に伴い最適温度が変化するのかを確かめるために、発酵を各段ごとに温度を変え、発酵速度、炭素変換率の比較を行った。

初回では、汚泥ケーキ20g、ゼオライト20g、種菌2g、 Na_2CO_3 160mgをガラスフィルター式発酵槽3ケに入れ、それらを種々の温度の恒温水槽中にセットし、0.1 l/minの通気で1日間発酵を行い、その後1日ごとに槽内内容物の半分（20g）を第3槽から取出し、第2槽から第3槽へ移送、第1槽から第2槽へ移送、そして、第1槽に新に汚泥10gとゼオライト10gの混合物を入れ発酵を行った。この操作を繰返した。

第1槽が50℃、第2槽が60℃そして第3槽が40℃において、移送の繰返し回数が10回の場合の炭酸ガス濃度の経時変化をFig. 3.19に示した。また、このときのアンモニア濃度の経時変化をFig. 3.20に示した。炭酸ガス濃度のパターンは第1、第2、第3槽とも繰返し回数が3回以降同じになっている。Table 3.6に繰返し回数と有機炭素変換率の関係を示した。槽内内容物の半分を移送していることから平均の滞留日数は6日間であり、6日目以降の有機炭素変換率を示した。有機炭素変換率は第1槽から第3槽の積算の平均が58.6%である。また、Table 3.7に第1槽が50℃、第2槽が50℃そして第3槽が40℃の場合の繰返し回数と有機炭素変換率の関係を示した。有機炭素変換率は第1槽から第3槽の積算の平均が51.7%である。Fig. 3.21は単一槽を用いて、50℃で6日間発酵させた結果であり、この場合の有機炭素変換率は58%である。

以上の実験結果から、発酵過程で温度を変えるよりも50℃で等温発酵を行う方が高い有機炭素の変換率が得られることがわかる。

(10) 圧力の影響

発酵速度におよぼす通気ガスの酸素濃度あるいは酸素分圧の影響を、純酸素および圧縮空気を用いて検討した。内径105mm、深さ170mmのステンレス製耐圧容器の発酵槽内に、3Mrad照射汚泥100g、通気性改良材としてゼオライト100g、および20gの発酵開始剤を良く混ぜ合せた試料を入れ、純酸素または圧縮空気を所定の圧力に保ちつつ一定の通気速度で通気し、

発酵槽ジャケットに50℃の温水を循環して、50℃の等温発酵を行った。発酵槽からの排ガスの一部を一定時間毎にガスクロマトグラフに導入し、排ガス中の炭酸ガス濃度を測定した。

試料条件、発酵条件および実験結果をまとめてTable 3.8に示した。最初市販の菌体含有物Aを発酵開始剤として用い、5 kg/cm²・Gの純酸素圧力下で発酵（HPC-1）を行ったが、顕著な炭酸ガスの発生はみられなかった。そこで、常圧の空気通気下で得られた製品コンポストを開始剤として、常圧下で純酸素を通気して発酵を行なわせ、得られた製品コンポストを次の開始剤として用いる繰返し実験を、酸素圧力を徐々に増加して行った。その結果、Fig. 3.22に示すように、酸素圧力が0.5 kg/cm²・Gでは炭酸ガス発生速度が約11時間でピークに達し、その速度も26.5 g/h・kg-v.s.と比較的良好な発酵速度を示したが、圧力を増加するにつれて炭酸ガス発生速度がピークに達するのに時間を要するようになり、2 kg/cm²・Gの圧力下では約30時間を要した。炭酸ガス発生速度のピーク値も圧力の増加とともに急激に低下するとともに、炭素変換率も0.5 kg/cm²・Gのときの約35%から2 kg/cm²・Gの圧力時の約18%へと低下した。また、表に示したように、酸素圧力2 kg/cm²・Gの発酵で得られた製品コンポストを開始剤として用い、同じ2 kg/cm²・Gの酸素圧力下で繰返して発酵を試みたが、炭酸ガス発生速度のパターンおよび炭素変換率は変わらず、繰返しによる発酵の改善はみられなかった。

次に、炭酸ガスを含まない圧縮空気を用いて、発酵におよぼす圧力の影響を検討した。その結果、Fig. 3.23に示すように、圧力が2 kg/cm²・Gでは炭酸ガス発生速度が4.5時間でピークに達し、そのピーク値も56 g/h・kg-v.s.と極めて大きな発酵速度を示した。しかし、圧力を徐々に増加していくにつれて炭酸ガス発生速度の最大値は急激に低下し、10 kg/cm²・Gの圧力下では約15 g/h・kg-v.s.と2 kg/cm²・Gのときの値の約1/4まで低下した。また、ピーク値が低下する一方、ピーク到達時間は増大し、10 kg/cm²・Gの空気圧下では約15時間を要した。炭素変換率は、空気圧が7 kg/cm²・G以下では約40%と高い変換率を示すが、8 kg/cm²・G以上の圧力になると急激に低下し、10 kg/cm²・Gの圧力下では約25%であった。炭酸ガス発生速度のパターンをみると、圧力が7 kg/cm²・G以下では2種類のピークが観測されるのに対して、8 kg/cm²・G以上の圧力になると2番目のピークが消失してしまう。この2番目のピークの消失が炭素変換率の低下をもたらしている。また、2番目のピーク出現の時間は圧力の増大に伴って増大し、その圧力依存性は第1のピークのそれよりも大きいことから、第1のピークに対応する発酵と第2のピークに対応する発酵とでは発酵に関与する菌体の種類が異なり、それらの菌体の活性におよぼす圧力依存性が異っているものと推定される。

空気圧が10 kg/cm²・Gの一定圧力下で繰返して発酵を試みた（HPC-20～24）が、Table 3.8に示したように、炭酸ガス発生速度が最大になる時間はいずれの場合も14～17時間の範囲であり、また最大速度も14～17 g/h・kg-v.s.と低く、繰返しによる発酵の改善はみられなかった。HPC-23およびHPC-24の実験では、発酵終了後2～3時間をかけて徐々に放圧して得られた製品コンポストを発酵開始剤とし、発酵開始に当たっても大気圧から10 kg/cm²・Gまで2～3時間をかけて徐々に昇圧して実験を行ったが、このような操作を行なわなかったHPC-20～22の結果と差がみられなかったことから、圧力の急激な変化が発酵に悪影響をお

よぼしているのではないと考えられる。

3. 悪臭の除去

コンポスト化の主要な目的は衛生化と易分解性有機物の除去による安定化であるが、もう一つの目的は悪臭の除去である。悪臭物質としては、硫化水素、メルカプタン、アミノ化合物、アンモニアなど汚泥中のタンパク質の分解により発生するものが主である。イオウやアミノ化合物は好気性発酵の下では発生は非常に少ないので、コンポスト化における悪臭除去の指標としてアンモニア発生量を考えた。ここでは放射線殺菌した汚泥の等温発酵におけるアンモニアの発生と操作条件との関係を悪臭除去の観点から検討した。

3.1 実験装置および方法

発酵槽は内容積 100 mℓ のガラスフィルターで、それに Co-60 γ 線で 3Mrad 殺菌した汚泥ケーキ 20 g、通気性改良材（パーライト、ゼオライト）10～20 g、発酵開始剤 2 g、pH 調節剤として Na₂CO₃ 160 mg の混合物を入れ、発酵槽を一定温度に保った恒温水槽中に入れて発酵を行った。通気ガスは恒温槽中にある加湿器によって温度、湿度を一定に保って発酵槽に導びいた。発酵槽からの排出ガスは配管途中での水分の凝縮を防ぐため、空気希釈し、炭酸ガスメータ（ベックマン赤外分析計 865 - 22 型）およびアンモニアメータ（ベックマン赤外分析計 865 - 85 型）に導びいて炭酸ガス、アンモニアの濃度を測定した。

3.2 実験結果および考察

(1) 炭酸ガス、アンモニア発生におよぼす通気性改良材の影響

Fig. 3.24 に通気性改良材としてパーライト、ゼオライトを用いて 50℃ で等温発酵を行った場合の排出ガス中の炭酸ガス、アンモニア濃度の経時変化を示した。炭酸ガス発生パターンは通気性改良材による影響はないが、アンモニアの発生パターンは通気性改良材によって大きく影響されている。

汚泥と通気性改良材に対する炭酸ガスとアンモニアの吸着を調べるために、発酵実験と同じ装置（ただし、発酵開始用種菌は加えない）を用いて、CO₂-N₂ (CO₂: 1.25%) または NH₃-N₂ (NH₃: 750 ppm) の混合ガスを汚泥層に通して、排出ガス中の炭酸ガスおよびアンモニア濃度の応答性を調べた。Fig. 3.25 に応答曲線を示した。曲線(1)と(2)は汚泥とパーライトの混合物で、曲線(3)はパーライトだけの場合である。

曲線(2)からわかるように炭酸ガスは汚泥とパーライトが存在してもほとんど吸着されない。一方、(1)からわかるようにアンモニアは汚泥とパーライトの混合物には吸着される。しかし、(3)からわかるように、パーライトのみではアンモニアはほとんど吸着されないので発酵時における炭酸ガスとアンモニアの応答の差は汚泥に対するそれぞれの吸着能の差に起因する。次に、発酵時においてはゼオライトとパーライトとで排出ガス中の炭酸ガスの応答はほぼ同一であることから、ゼオライトはパーライトと同様、炭酸ガスをほとんど吸着せず、一方、アンモニアの応答の比較からアンモニアに対してはゼオライトは大きな吸着性を示すことがわかる。そ

ここで以下の実験ではアンモニアも、炭酸ガスもほとんど吸着しないパーライトを主として用いることとした。

(2) 通気量の影響

Fig. 3.26 に発酵温度 50 °C でパーライトを用いた発酵において、通気量を変えた場合の炭酸ガスとアンモニアの発生パターンを示した。炭酸ガスの発生はこの実験範囲では通気量によってほとんど影響はなかった。一方アンモニアの発生は通気量によって影響を受けている。しかし、通気量が多い場合には、炭酸ガスとアンモニアの発生パターンはほとんど同じであることがわかる。

Fig. 3.27 に通気量を変えた場合の $\text{CO}_2\text{-C}$ と $\text{NH}_3\text{-N}$ の比の経時変化を示した。この比は発酵初期では変化しているが、後期では 6.5 の一定値になっている。通気量が高い方が早い時期に一定になっており、変化も小さい。これは、アンモニアの発生が炭酸ガスの発生と同時に起きているからであろう。低い通気量では汚泥に溶解しているアンモニアの通気ガス中への移行が炭酸ガスより遅れるために、炭酸ガスおよびアンモニアの発生速度が大きい発酵初期ではこの比が大きくなっている。

(3) 発酵温度の影響

Fig. 3.28 に通気性改良材としてパーライトを用いて、通気量 100 m ℓ /min で温度を変えて発酵を行った場合の炭酸ガスとアンモニアの発生パターンの経時変化を示した。温度が高い場合炭酸ガスとアンモニアの発生パターンは類似しているが、温度が低くなると炭酸ガスに比べてアンモニアの発生パターンはブロードになる。

Fig. 3.29 に 30, 40 および 50 °C における $\text{CO}_2\text{-C}$ と $\text{NH}_3\text{-N}$ の比の経時変化を示した。この比は発酵初期ではわずかに変化しているが、後期では Fig. 3.27 と同じ値になっている。これらの結果は、発酵速度は温度に影響するが、 $\text{CO}_2\text{-C}$ と $\text{NH}_3\text{-N}$ の比はあまり変わらないことを示している。40 °C におけるこの比の最終値は他の温度に比べて小さくなっている。これは、この条件下では悪臭物質の発生源となるタンパク質の分解がより容易に進むためと思われる。

Fig. 3.30 にゼオライトを用いて 60 °C で発酵させた場合の比の変化を示した。発酵初期においては、この比はパーライトより大きく変化しており、後期では通気量が高い方がパーライトにおける値と同じになっている。

(4) $\text{CO}_2\text{-C}/\text{NH}_3\text{-N}$ と有機炭素の変換率との関係

Fig. 3.31 に発酵 70 時間後の $\text{CO}_2\text{-C}/\text{NH}_3\text{-N}$ 比と通気量との関係について、温度と通気性改良材を変化させた場合のプロットを示した。これらの実験における有機炭素の変換率を Table 3.9 に示した。Fig. 3.31 と Table 3.9 とから、パーライトを用いた場合の発生ガスの C/N 比は、ほとんど影響されないが、有機炭素の変換率は発酵条件によって影響される。一方、ゼオライトを用いた場合の C/N 比はパーライトと同じように低い、発酵速度は 40 および 50 °C より小さくなっている。

以上のことから、発酵槽内における炭酸ガスとアンモニアの発生パターンは同一であり、通気性改良材として炭酸ガスやアンモニアとの親和性の小さい物質を用いることにより、発酵に支障のない範囲で発酵温度を高く、通気量を大きくすることによって、悪臭物質をより速かに除去することができることが明らかになった。

4. 結 言

一次発酵期間の短縮という観点から、発酵条件の探索を進め、発酵速度ならびに悪臭の除去におよぼす操作条件の影響を検討した。その結果、温度、種菌、pHおよび通気性などの条件が整えば、発酵開始後、数時間で炭酸ガス発生速度はピークに達し、約3日で一次発酵は終了する見通しが得られた。

発酵速度の検討では、汚泥の発酵条件を確実に確かむため、通気性改良材として、それ自身は分解せず、また微生物に害を与えない無機物を用い、炭酸ガス発生速度に注目して発酵におよぼす諸因子の影響を調べた。また、脱臭条件の検討では、悪臭の指標としてアンモニアを取り上げ、その発生量、発生速度の時間的变化に注目して悪臭除去におよぼす諸因子を検討した。

要約すると以下の通りである。

〔発酵の指標〕 発酵に伴う炭酸ガス、アンモニアの発生速度、発酵物の水抽出液のTOCおよびATP濃度などについて検討し、精度、簡易性、適切性などの点から炭酸ガス発生速度を指標とすることとした。

〔pH〕 中性付近が最適である。高分子凝集剤処理汚泥では中和操作が必要であるが、連続操作では通気ガス中のアンモニアを用いられる。

〔種菌〕 市販の発酵開始剤、発酵物について調べ、製品コンポストが優れている。

〔発酵温度〕 単一槽による発酵、多段発酵ともに50℃近傍が最適である。また、製品を種菌として返送する繰返操作においても同様である。

〔通気性改良材〕 汚泥のpHさえ調整すれば、パーライト、ゼオライト、鹿沼土、赤玉土なども通気性改良材として用い得る。製品の風乾物も用い得るが、返送率が小さい場合あるいは繰返しが多くなる場合には塊状になりやすく通気性が維持できなくなる。

〔照射の効果〕 3Mrad程度の照射では発酵性への効果は殆んどない。それ以上では、線量とともに発酵性が若干増加するが、30Mrad以上では低下する。

〔圧力の効果〕 純粋酸素の加圧下では、圧力とともに発酵速度は低下したが、空気加圧下では、2kgG/cm²までは影響を受けず、炭素変化率も50%以上にも達した。それ以上の加圧下では次第に速度は低下した。

〔悪臭の除去〕 アンモニアの発生は炭酸ガスの発生と同時に起っており、操作条件が良ければ、炭酸ガスの発生からみた発酵の終了と同時に脱臭も終了する。

Table 3.1 Commercial seeds used for experiments

| | A | B | C | D | E |
|------------|-------------------------|-------------------------|---|---|--|
| components | aerobic bacteria | anaerobic bacteria | microorganisms and enzymes | products by <i>saccharomyces</i> and minerals | microorganisms adsorbed on vermiculite |
| appearance | black powder like humus | black powder like humus | rough powder with little moisture and light brown color | dried rough powder with light brown color | brown pellet |

Table 3.2 Fermentation with various bulking agents

| bulking agent | amount (%) | water content (%) | | peak time (-) | peak value (-) |
|-------------------|------------|---------------------|--------------------|---------------|----------------|
| | | before fermentation | after fermentation | | |
| activated alumina | 100 | 40 | 41 | 1.0 | 1.00 |
| Kanuma-soil | 50 | 53 | 53 | 2.2 | 0.25 |
| zeolite | 70 | 47 | 43 | - | - |
| Akadama-soil | 70 | 47 | 43 | - | - |
| vermiculite | 30 | 62 | 53 | 3.4 | 0.71 |
| sand | 200 | 27 | 27 | 4.2 | 0.64 |
| quartz sand | 150 | 32 | 23 | 2.5 | 0.79 |
| perlite | 20 | 67 | 65 | 1.5 | 0.29 |
| silica-gel | 70 | 47 | 39 | 4.4 | 0.28 |

Irradiation; 3 Mrad, fermentation temp.; 50°C,
particle size; activated alumina 30-60 mesh, quartz sand 30-50 mesh,
the other bulking agents 16-60 mesh.

Table 3.3 Fermentation rates of irradiated- and unirradiated-sludges

| No. | raw sludge | amount of seed (%) | fermentation temp. (°C) | peak time (%) | peak value (%) |
|-----|--------------|--------------------|-------------------------|---------------|----------------|
| 1 | irradiated* | A, 10 | 50 | 1.0 | 1.00 |
| 2 | unirradiated | A, 10 | 50 | 0.9 | 1.00 |
| 3 | unirradiated | -** | 50 | 1.8 | 0.65 |
| 4 | irradiated* | A, 10 | 40 | 1.3 | 0.97 |
| 5 | unirradiated | A, 10 | 40 | 0.8 | 0.87 |
| 6 | unirradiated | -** | 40 | 0.8 | 0.61 |

* 3 Mrad, ** without any commercial seeds
Bulking agent; activated alumina (10 g).

Table 3.4 Repeated use of products as seeds

| No. | seed | amounts of seed (%) | peak time (h) | peak value (g/h·kg-d.s.) |
|-----|--|---------------------|---------------|--------------------------|
| 1 | product in non-isothermal fermentation | 50 | 14 | 23.2 |
| 2 | | 100 | 11 | 27.0 |
| 3 | | 150 | 8 | 41.6 |
| 4 | product in No.1 | 50 | 13 | 28.9 |
| 5 | product in No.2 | 100 | 4 | 58.3 |
| 6 | product in No.3 | 150 | 3.5 | 58.3 |
| 7 | product in No.4 | 50 | 36 | 22.7 |
| 8 | product in No.5 | 100 | 9.5 | 55.1 |
| 9 | product in No.6 | 150 | 3 | 73.4 |

Irradiation; 3 Mrad, fermentation temp.; 50 °C.

Table 3.5 Fermentation with sodium carbonate

| bulking agents (% added) | amounts of sodium carbonate (%) | peak time (h) | peak value (g/h·kg-d.s.) |
|-----------------------------------|---------------------------------|---------------|--------------------------|
| Kanuma-soil (20) | 0 | 63 | 12.4 |
| | 0.5 | 21 | 19.4 |
| | 1.0 | 20 | 18.6 |
| | 2.0 | 25 | 13.8 |
| Akadama-soil (70) | 0 | - | - |
| | 0.2 | 44 | 16.2 |
| | 0.5 | 33 | 21.9 |
| | 1.0 | 21 | 26.5 |
| | 2.0 | 35 | 6.8 |
| activated alumina 30-60mesh (100) | 0 | 18 | 22.7 |
| | 0.5 | 16 | 21.6 |
| | 1.0 | 15 | 19.2 |
| | 2.0 | 55 | 7.6 |

Irradiation; 3 Mrad, seed; product in non-isothermal fermentation (20%) , fermentation temp.; 50 °C.

Table 3.6 Relationship between the repeated times and carbon conversion.

| repeated times | fermenter-1 (50°C) | | fermenter-2 (60°C) | | fermenter-3 (40°C) | |
|----------------|---------------------|---------|---------------------|---------|---------------------|---------|
| | CO ₂ (g) | C-CONV. | CO ₂ (g) | C-CONV. | CO ₂ (g) | C-CONV. |
| 1 | 1.69 | | 1.39 | | 1.74 | |
| 2 | 1.45 | | 0.82 | | 0.71 | |
| 3 | 1.30 | | 0.66 | | 0.41 | |
| 4 | 1.25 | | 0.59 | | 0.28 | |
| 5 | 1.36 | | 0.52 | | 0.20 | |
| 6 | 1.20 | 36.6 | 0.50 | 51.9 | 0.14 | 56.1 |
| 7 | 1.30 | 39.7 | 0.50 | 54.9 | 0.13 | 58.9 |
| 8 | 1.18 | 35.9 | 0.50 | 51.3 | 0.12 | 54.9 |
| 9 | 1.24 | 37.8 | 0.49 | 52.8 | 0.12 | 56.4 |
| 10 | 1.36 | 41.5 | 0.53 | 57.7 | 0.13 | 61.6 |
| av. | 1.27 | 38.8 | 0.51 | 54.2 | 0.14 | 58.6 |

Table 3.7 Relationship between the repeated times and carbon conversion.

| repeated times | fermenter-1 (50°C) | | fermenter-2 (50°C) | | fermenter-3 (40°C) | |
|----------------|---------------------|---------|---------------------|---------|---------------------|---------|
| | CO ₂ (g) | C-CONV. | CO ₂ (g) | C-CONV. | CO ₂ (g) | C-CONV. |
| 1 | 1.84 | | 1.77 | | 1.40 | |
| 2 | 1.30 | | 1.03 | | 0.78 | |
| 3 | 1.16 | | 0.51 | | 0.39 | |
| 4 | 1.11 | | 0.39 | | 0.21 | |
| 5 | 1.12 | | 0.40 | | 0.17 | |
| 6 | 1.10 | 33.8 | 0.40 | 46.1 | 0.16 | 51.1 |
| 7 | 1.13 | 34.8 | 0.46 | 48.9 | 0.16 | 53.8 |
| 8 | 1.02 | 31.4 | 0.43 | 44.6 | 0.16 | 49.5 |
| 9 | 1.07 | 32.9 | 0.45 | 46.8 | 0.16 | 51.7 |
| av. | 1.08 | 33.2 | 0.44 | 46.2 | 0.16 | 51.7 |

Table 3.8 Experimental Conditions and Results

| Run No. | EXPERIMENTAL CONDITIONS | | | | | | EXPERIMENTAL RESULTS | | | |
|---------|-------------------------|--------------------|-----------|-----------------|----------|--------------------|--------------------------------|---|-------------------------|-------------|
| | Sludge Weight (g) | Zeolite Weight (g) | Seed Kind | Seed Weight (g) | Feed Gas | Flow Rate (ml/min) | Pressure (kg/cm ²) | CO ₂ Evolution Peak Rate (g/h·kg-vs) | Evolution Peak Time (h) | C-conv. (%) |
| HPC-1 | 100 | 100 | A | 20 | Oxygen | 20 | 5.0 | 18.5 | 10.0 | 23.2 |
| 2 | 100 | 100 | HC-15 | 20 | Oxygen | 20 | 0.0 | 26.5 | 11.0 | 34.6 |
| 3 | 100 | 100 | HPC-2 | 20 | Oxygen | 20 | 0.5 | 17.2 | 16.0 | 31.4 |
| 4 | 100 | 100 | HPC-3 | 20 | Oxygen | 20 | 1.0 | 12.6 | 18.0 | 23.2 |
| 5 | 100 | 100 | HPC-4 | 20 | Oxygen | 20 | 1.5 | 13.6 | 18.0 | 22.7 |
| 6 | 100 | 100 | HPC-5 | 20 | Oxygen | 20 | 1.5 | 8.0 | 28.0 | 18.5 |
| 7 | 100 | 100 | HPC-6 | 20 | Oxygen | 20 | 2.0 | 6.2 | 31.0 | 17.6 |
| 8 | 100 | 100 | HPC-7 | 20 | Oxygen | 20 | 2.0 | 6.2 | 32.0 | 18.8 |
| 9 | 100 | 100 | HPC-8 | 20 | Oxygen | 20 | 2.0 | 22.2 | 8.0 | 28.2 |
| 10 | 100 | 100 | HPC-9 | 20 | Air | 20 | 2.0 | 55.5 | 5.0 | 38.0 |
| 11 | 100 | 100 | HPC-10 | 20 | Air | 100 | 2.0 | 56.0 | 4.5 | 36.6 |
| 12 | 100 | 100 | HPC-11 | 20 | Air | 100 | 2.0 | 55.5 | 5.5 | 38.6 |
| 13 | 100 | 100 | HPC-12 | 20 | Air | 100 | 3.0 | 47.5 | 6.5 | 38.3 |
| 14 | 100 | 100 | HPC-13 | 20 | Air | 100 | 4.0 | 43.7 | 7.5 | 42.5 |
| 15 | 100 | 100 | HPC-14 | 20 | Air | 100 | 5.0 | 34.8 | 8.5 | 40.8 |
| 16 | 100 | 100 | HPC-15 | 20 | Air | 100 | 6.0 | 34.0 | 10.0 | 41.1 |
| 17 | 100 | 100 | HPC-16 | 20 | Air | 100 | 7.0 | 22.9 | 13.5 | 31.1 |
| 18 | 100 | 100 | HPC-17 | 20 | Air | 100 | 8.0 | 21.5 | 12.5 | 28.9 |
| 19 | 100 | 100 | HPC-18 | 20 | Air | 100 | 9.0 | 14.8 | 17.0 | 24.6 |
| 20 | 100 | 100 | HPC-19 | 20 | Air | 100 | 10.0 | 17.0 | 15.5 | 22.3 |
| 21 | 100 | 100 | HPC-20 | 20 | Air | 100 | 10.0 | 14.1 | 17.0 | 23.3 |
| 22 | 100 | 100 | HPC-21 | 20 | Air | 100 | 10.0 | 16.3 | 14.0 | 25.0 |
| 23 | 100 | 100 | HPC-22 | 20 | Air | 100 | 10.0 | 15.5 | 15.0 | 25.7 |
| 24 | 100 | 100 | HPC-23 | 20 | Air | 100 | 10.0 | | | |

Table 3.9 List of fermentation conditions and C-conversions after 70 hr fermentation

| bulking agent | temperature | aeration rate | C-conversion |
|---------------|-------------|---------------|--------------|
| | (°C) | (ml/min) | (%) |
| perlite | 30 | 50 | 23.2 |
| | | 100 | 25.9 |
| | | 150 | 28.3 |
| | 40 | 50 | 25.9 |
| | | 100 | 30.1 |
| | | 150 | 29.0 |
| | 50 | 50 | 30.1 |
| | | 100 | 31.9 |
| | | 150 | 32.7 |
| zeolite | 40 | 50 | 35.0 |
| | | 100 | 39.0 |
| | | 150 | 38.8 |
| | 50 | 50 | 34.9 |
| | | 100 | 38.2 |
| | | 150 | 39.5 |
| | 60 | 50 | 20.6 |
| | | 100 | 21.4 |
| | | 150 | 24.1 |

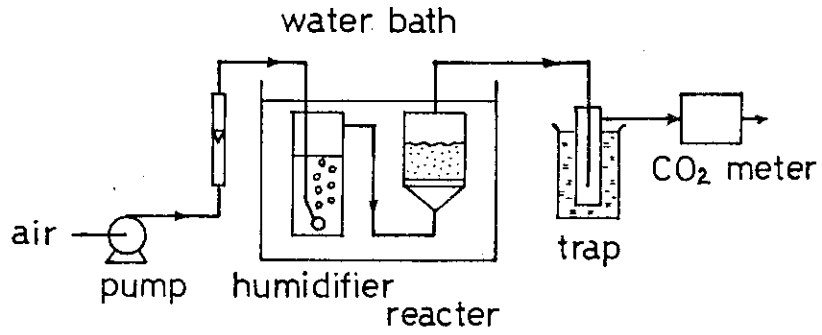


Fig. 3.1 Experimental apparatus for isothermal fermentation

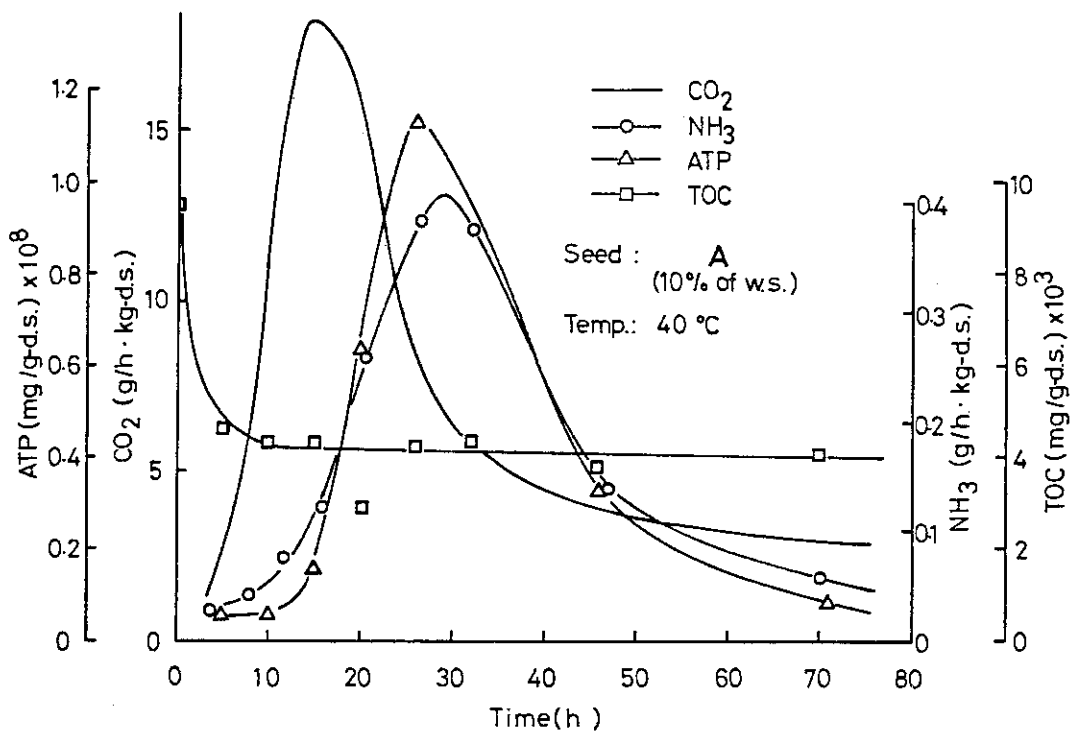


Fig. 3.2 Changes of CO₂ and NH₃ evolution rates, ATP concentration and TOC with fermentation

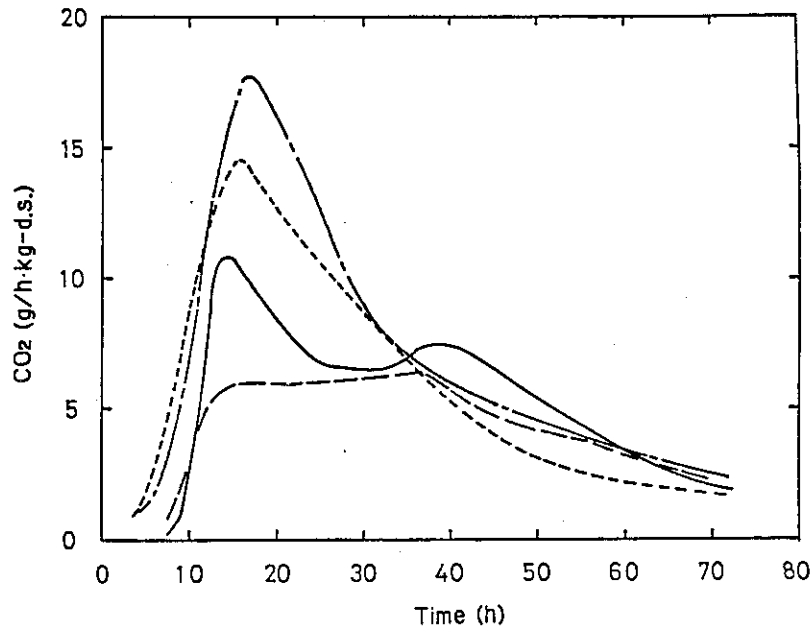


Fig. 3.3 CO₂ evolution rates for various amounts of activated alumina
 Amounts of activated alumina (weight ratio to sludge)
 — 0%, - - - 50%, - · - 100%, - - - 200%

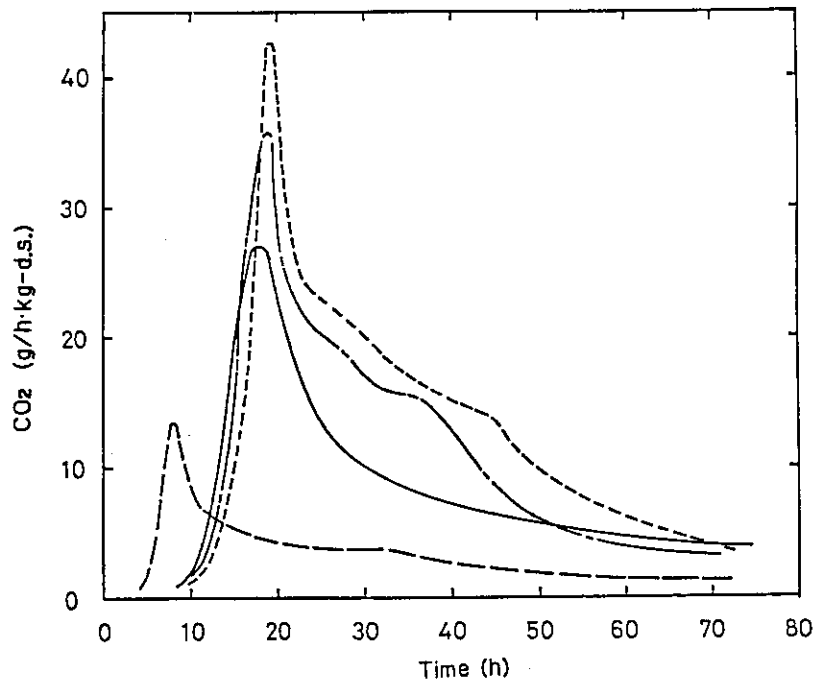


Fig. 3.4 CO₂ evolution rates for various amounts of crushed rice husk
 Amounts of rice husk (weight ratio to sludge)
 — 25%, - - - 50%, - · - 75%, - - - rice husk only

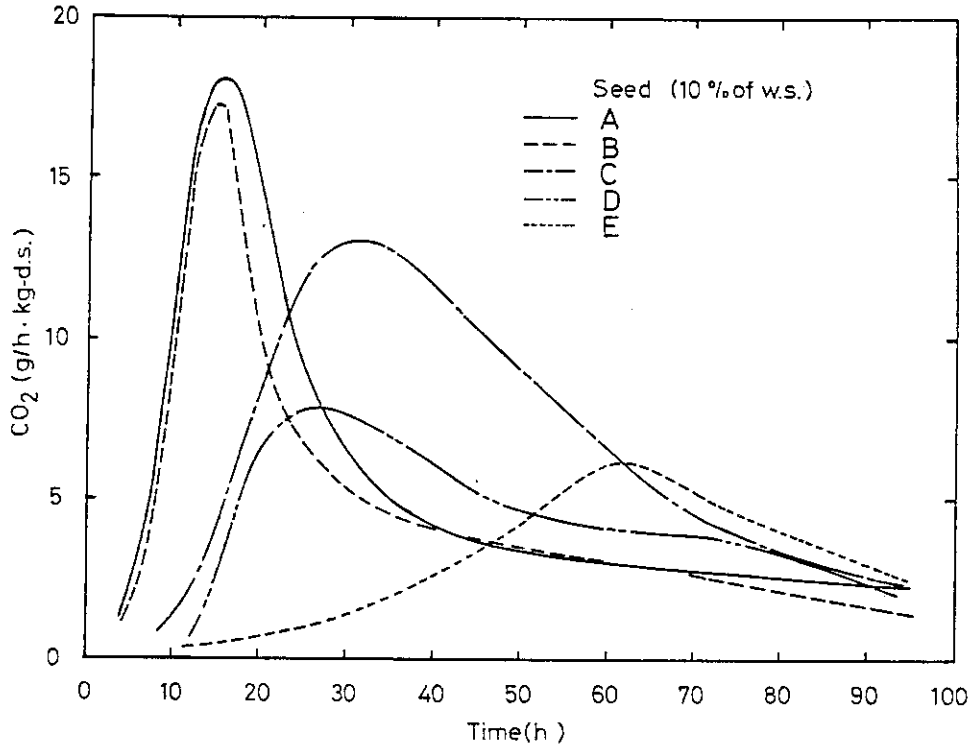


Fig. 3.5 CO₂ evolution rates for various commercial seeds
 Irradiation: 3 Mrad, bulking agent: activated alumina 30-60 mesh (100%), fermentation temp.: 50 °C

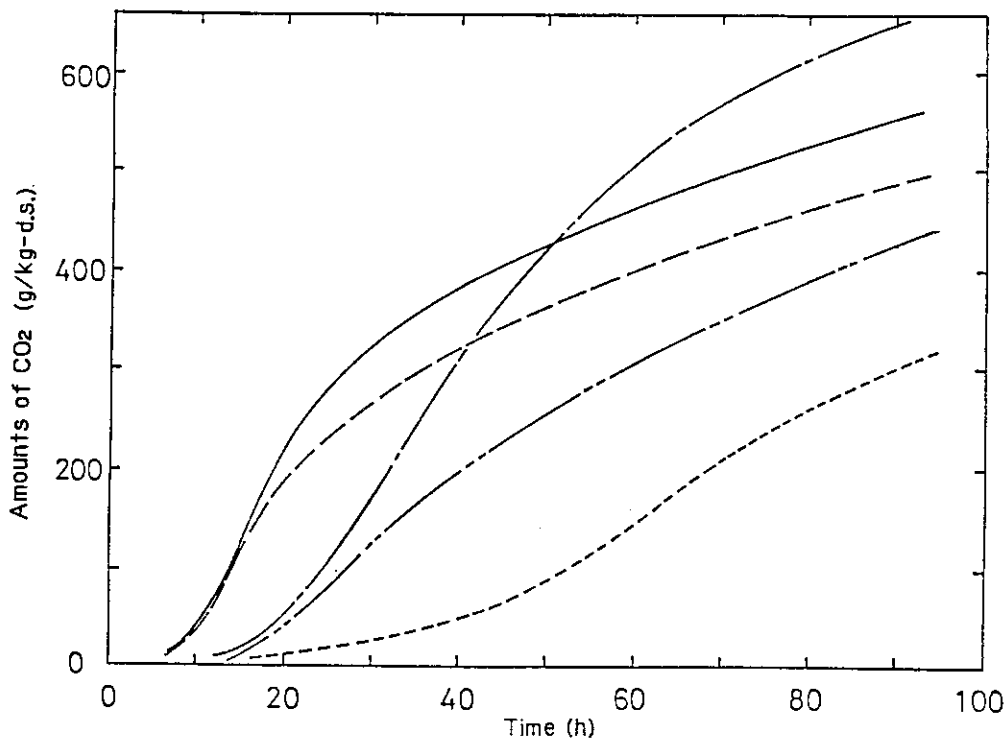


Fig. 3.6 Changes in amount of CO₂ evolved with time
 Symbols and fermentation conditions are the same as in Fig. 3.5

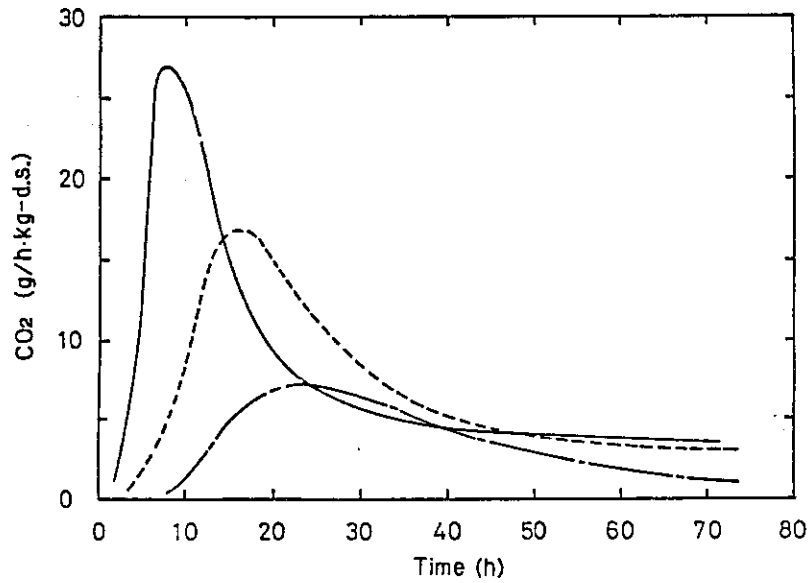


Fig. 3.7 Effect of seed A addition on fermentation
 Seeds: — 50%, ---- 10%, -.- 2% (weight ratio to sludge)
 Irradiation: 3 Mrad; bulking agent: activated alumina 30-60 mesh (100%);
 fermentation temp.: 40 °C

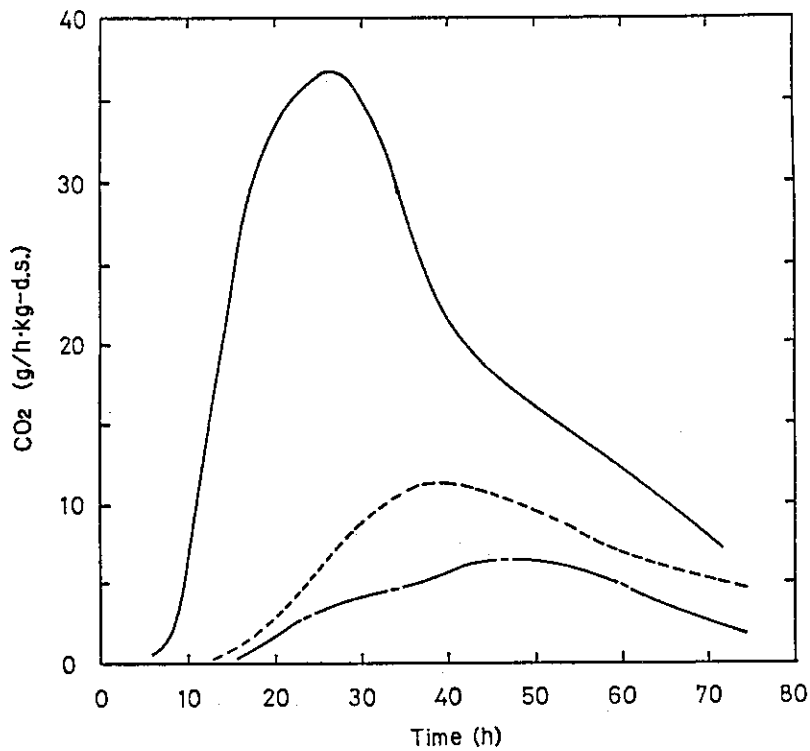


Fig. 3.8 Effect of seed C addition on fermentation
 Seeds: — 50%, ---- 10%, -.- 2% (weight ratio to sludge)
 other conditions are the same as in Fig. 3.7

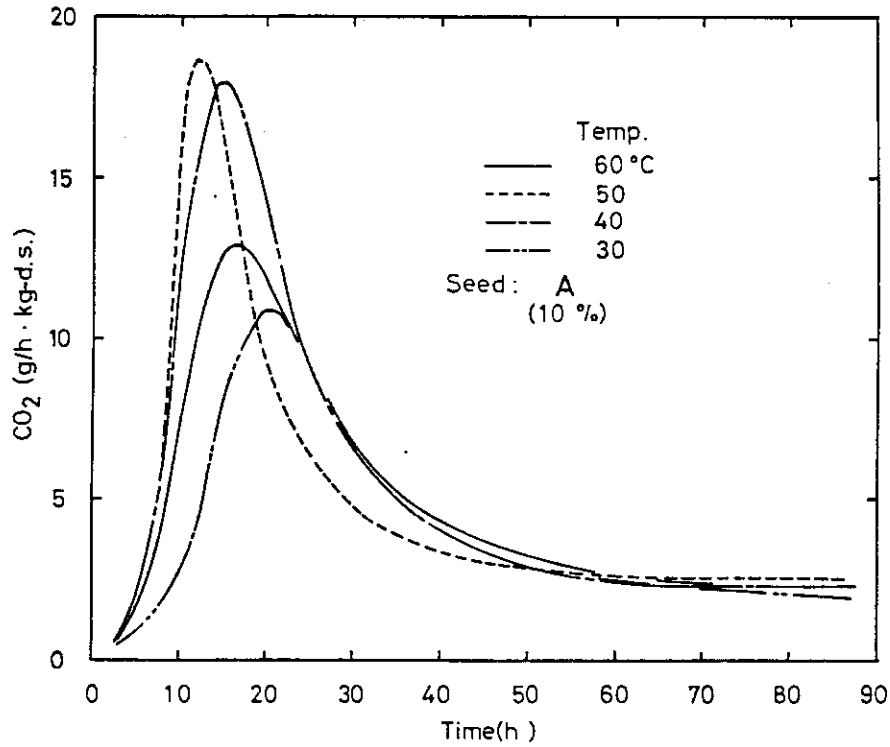


Fig. 3.9 Effect of temperature on fermentation
 Irradiation: 3 Mrad; bulking agent:
 activated alumina 30-60 mesh (100%)

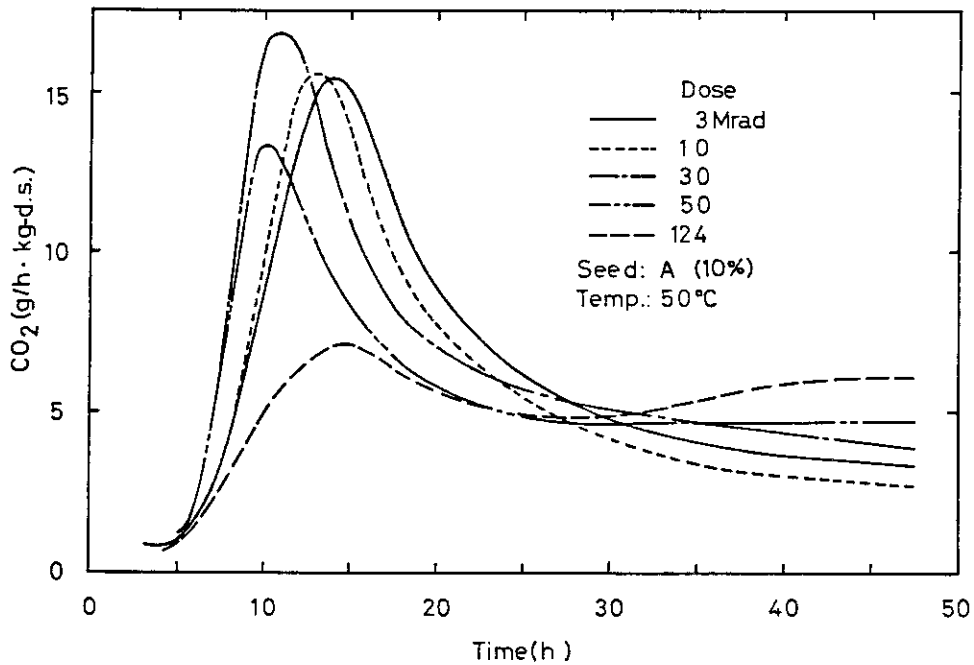


Fig. 3.10 Effect of sludge irradiation on fermentation
 Bulking agent: activated alumina 30-60 mesh
 (100%)

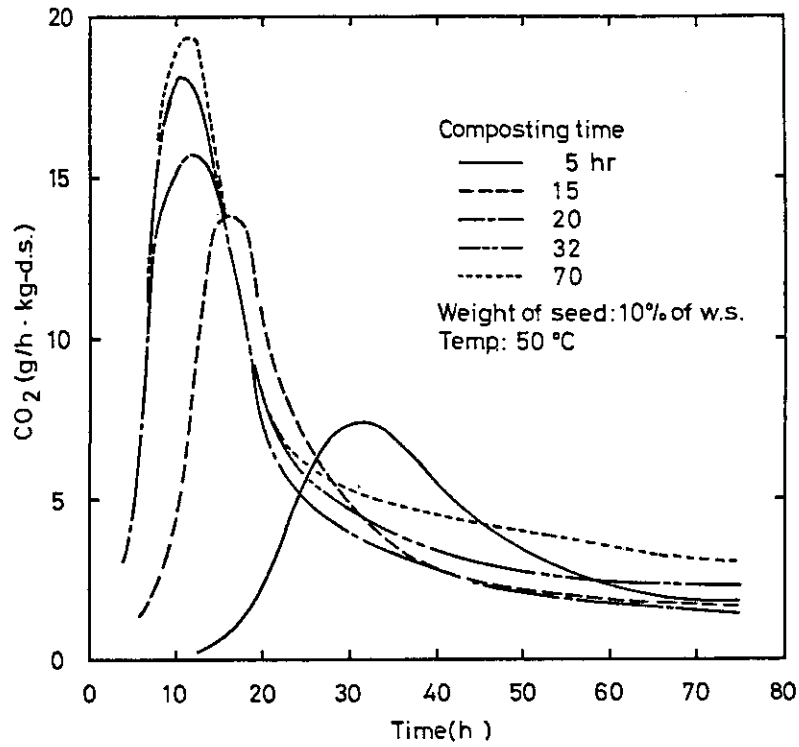


Fig. 3.11 Effect of composting time on fermentation activity of compost
Conditions are the same as in Fig. 3.10

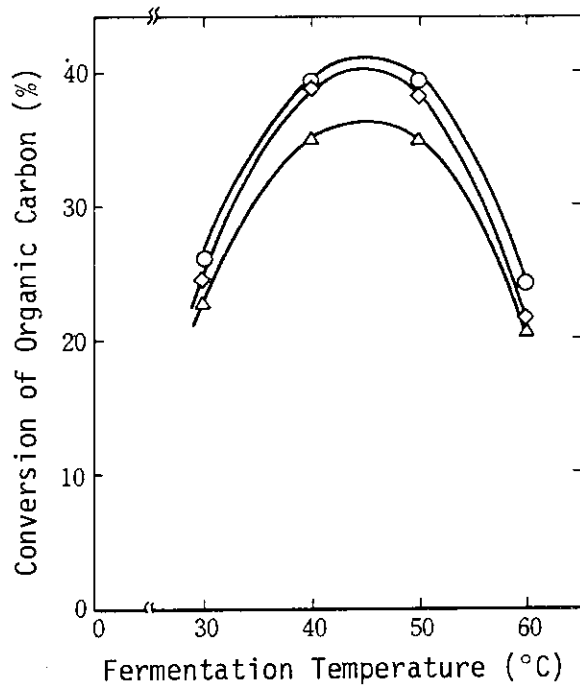


Fig. 3.12 Relationship between carbon conversion and temperature in repeated use of products as seeds
Flow rate: Δ 12.5 l/min kg-d.s., \diamond 25.0, \circ 37.5
Seed: compost (10%); bulking agent: Zeolite (50%) or perlite (25%); fermentation time: 72 h

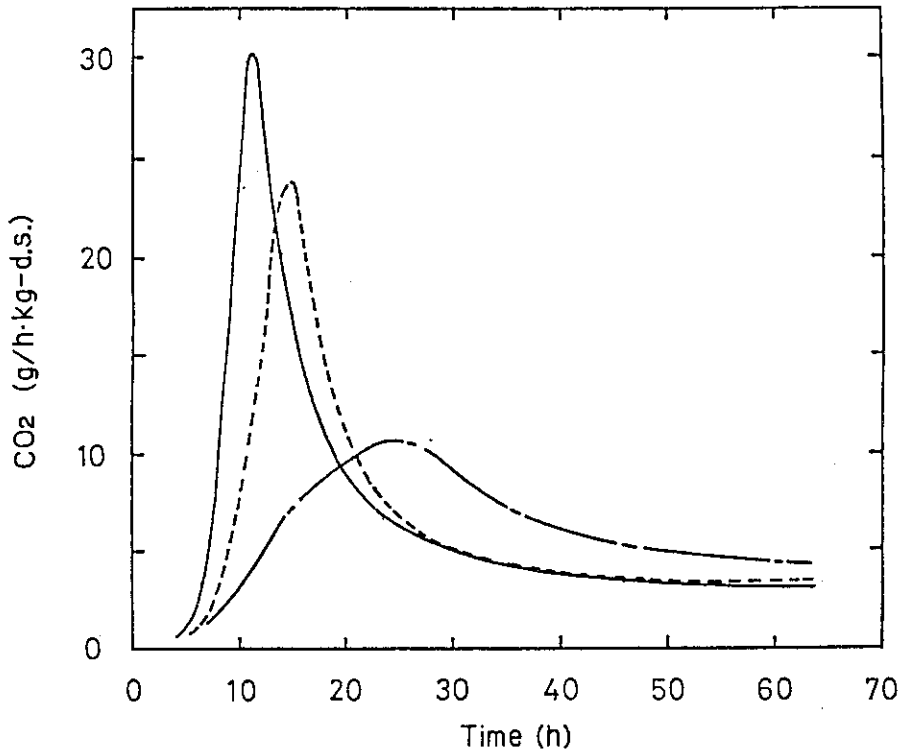


Fig. 3.13 Effect of addition of various alumina as bulking agents on fermentation

Bulking agent: — base-type alumina (70-230 mesh),
 --- neutral-type alumina (70-230),
 - - - acid-type alumina (70-230).

Irradiation: 3 Mrad, seeds: A (10%); fermentation temp.: 50 °C

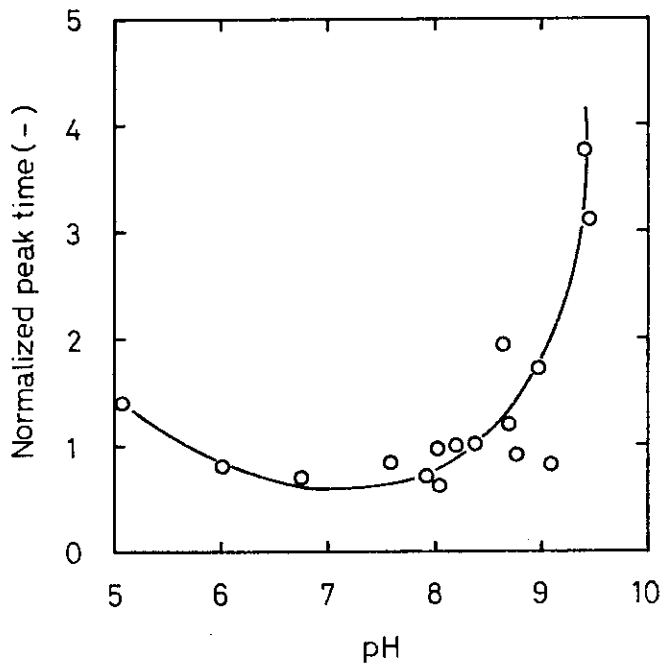


Fig. 3.14 Effect of pH on peak time of CO₂ evolution in composting using activated alumina as bulking agents

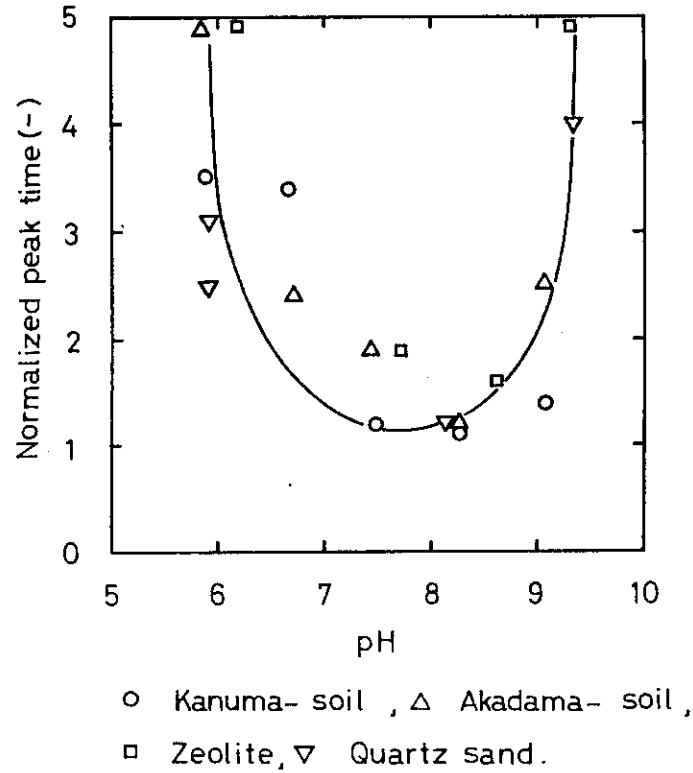


Fig. 3.15 Effect of pH on peak time of CO₂ evolution in composting using other bulking agents

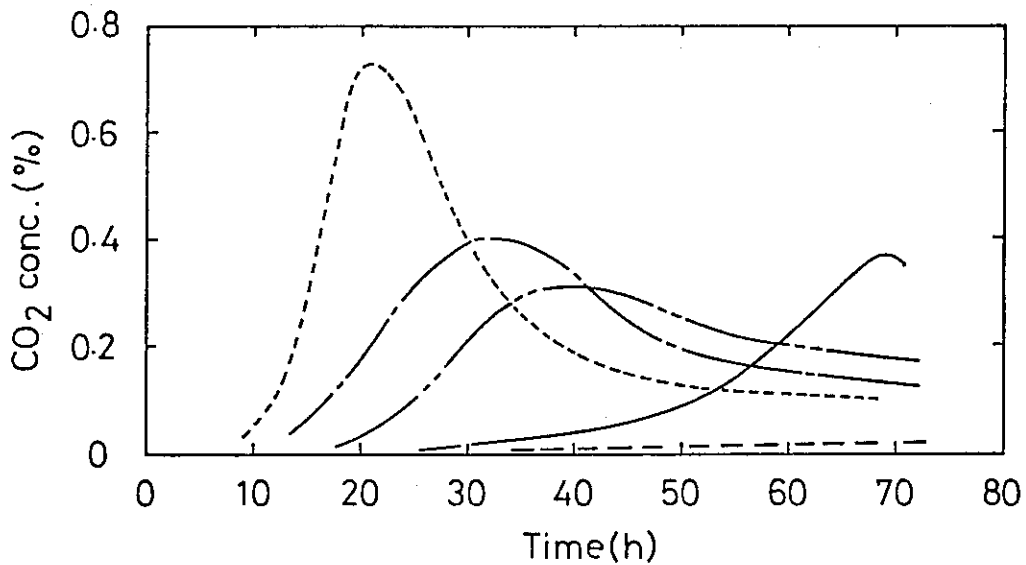


Fig. 7 S. Hashimoto, et al. " Effect of pH on sludge composting "

Fig. 3.16 Effect of NH₃ addition on CO₂ evolution

NH₃ concentration in the bubbling water:
 — 0 mol/l, ---- 3.3 × 10⁻³, -.- 6.6 × 10⁻²,
 - - - 6.6 × 10⁻², - - - 1.7 × 10⁻¹
 Irradiation: 3 Mrad; aeration rate: 50 ml/min;
 seed: A (10%); fermentation temp.: 50 °C

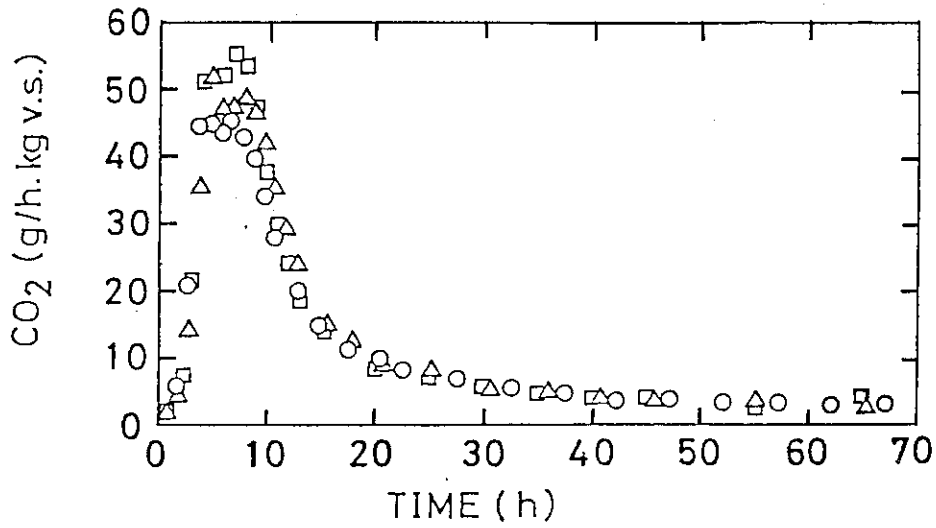


Fig. 3.17 Effect of aeration rate on composting using perlite as a bulking agent

Aeration rate: ○ 50 ml/min, △ 100, □ 150.
 Sludge: 20 g; bulking agent: perlite 20 g;
 seed: compost (2 g); fermentation temp.:
 50 °C

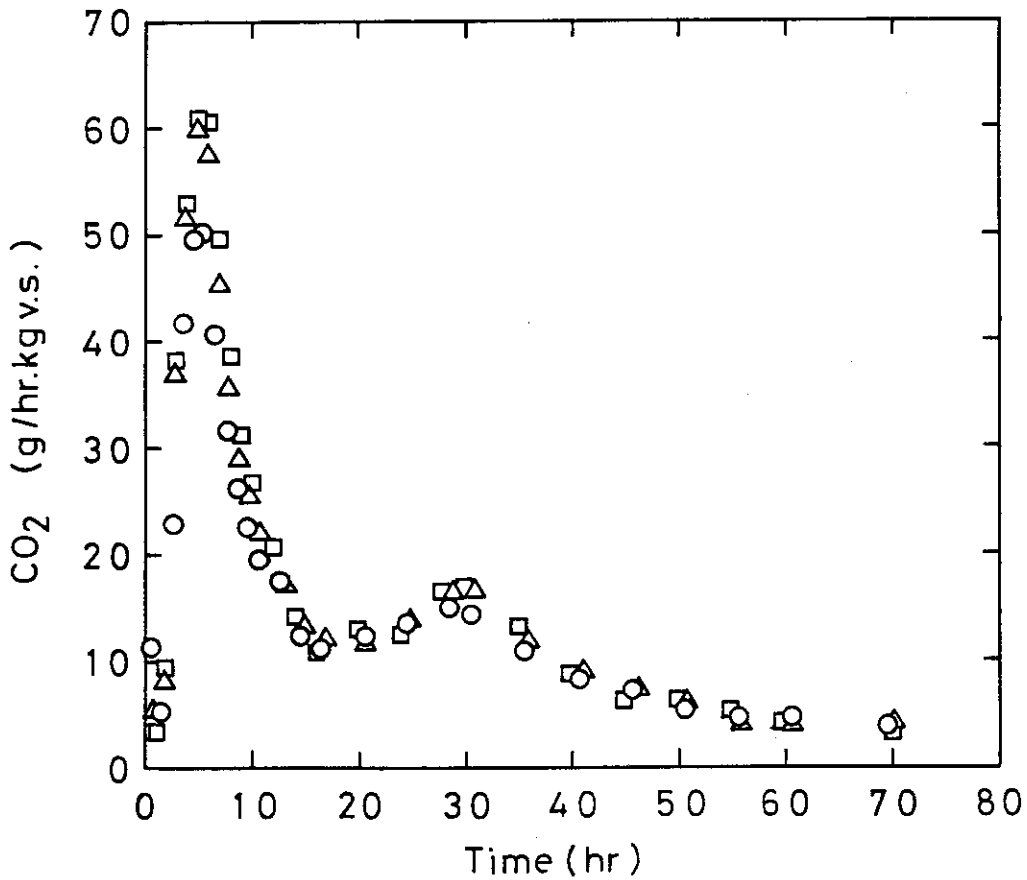


Fig. 3.18 Effect of aeration rate on fermentation using zeolite as bulking agent

Bulking agent: zeolite 20 g
 Other conditions are the same as in Fig. 3.17

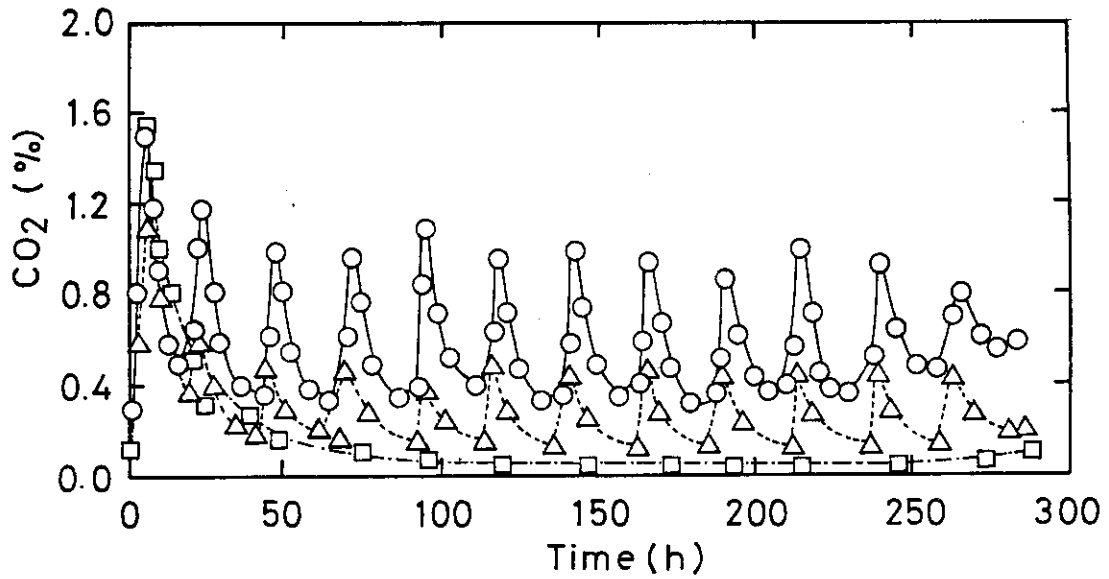


Fig. 3.19 Concentration of CO₂ in exhaust gas in the multi-stage fermentation

| fermentor | temperature | mark |
|-----------|-------------|------|
| 1 | 50 °C | ○ |
| 2 | 60 °C | △ |
| 3 | 40 °C | □ |

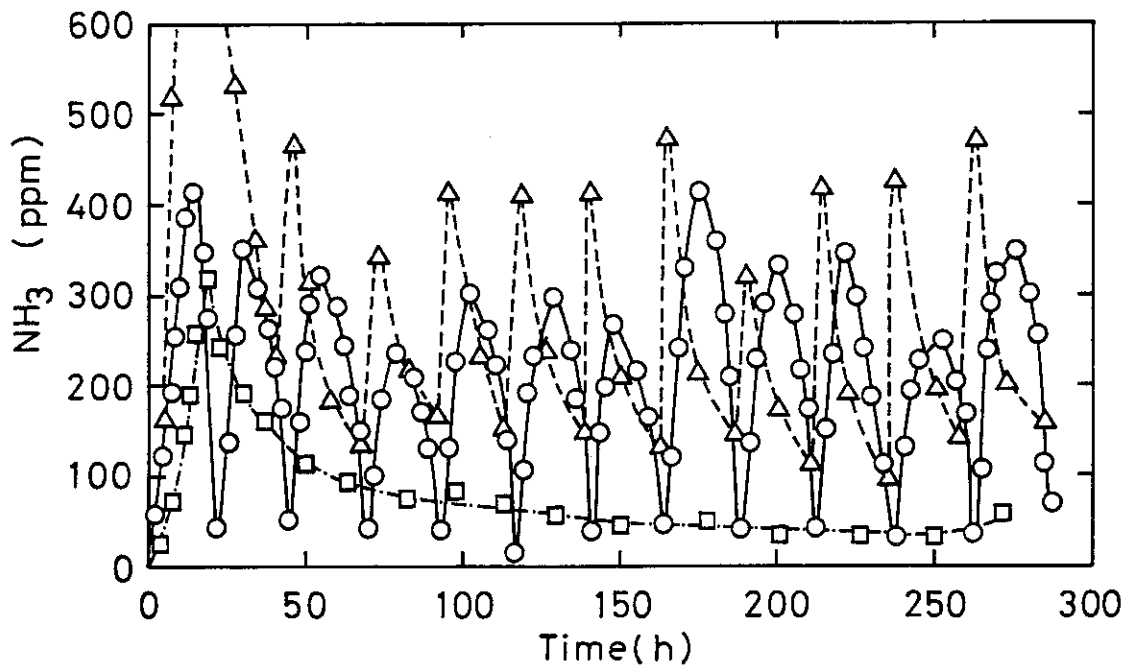


Fig. 3.20 Concentration of NH₃ in exhaust gas in the multi-stage fermentation

| fermentor | temperature | mark |
|-----------|-------------|------|
| 1 | 50 °C | ○ |
| 2 | 60 °C | △ |
| 3 | 40 °C | □ |

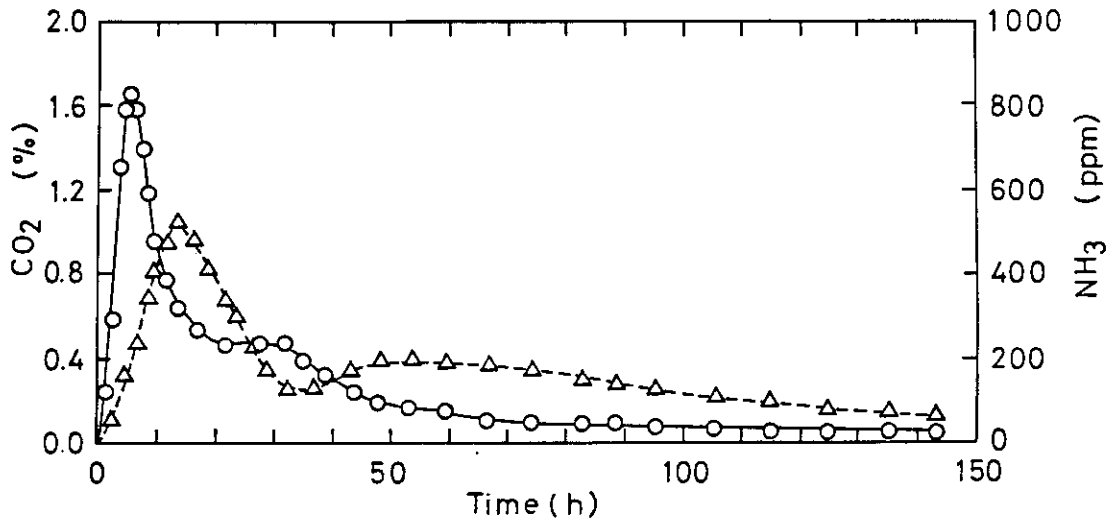


Fig. 3.21 Changes of concentrations of CO₂ and NH₃ in exhaust gas in single state fermentation

○ CO₂, △ NH₃

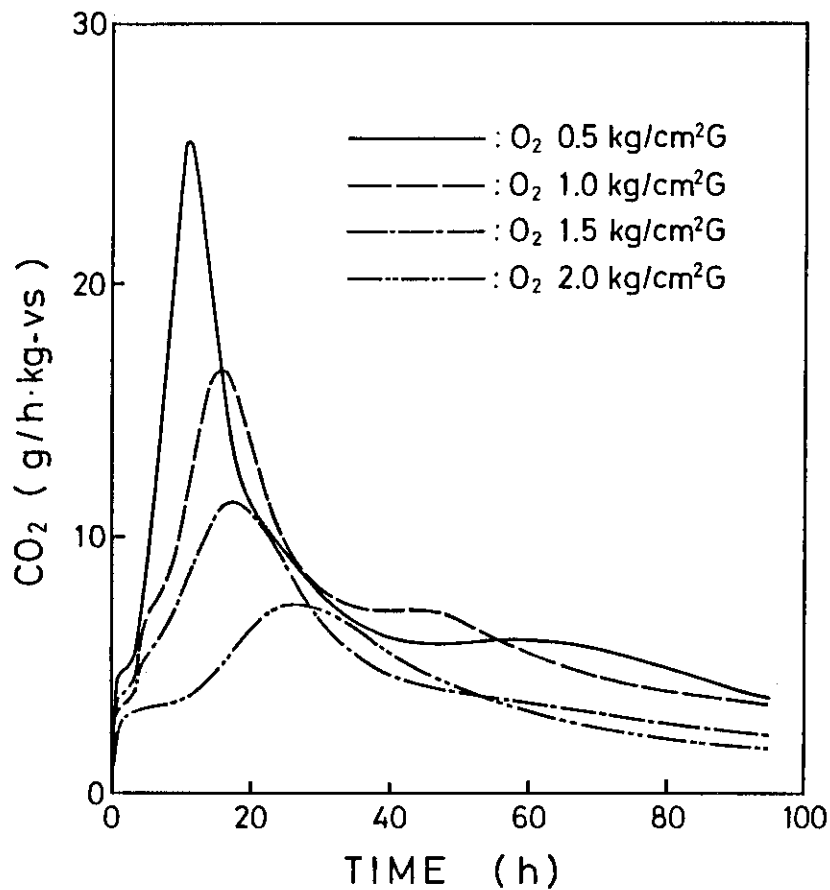


Fig. 3.22 Effect of oxygen pressure on fermentation

Oxygen flow rate: 20 ml/min;
fermentation temp.: 50 °C

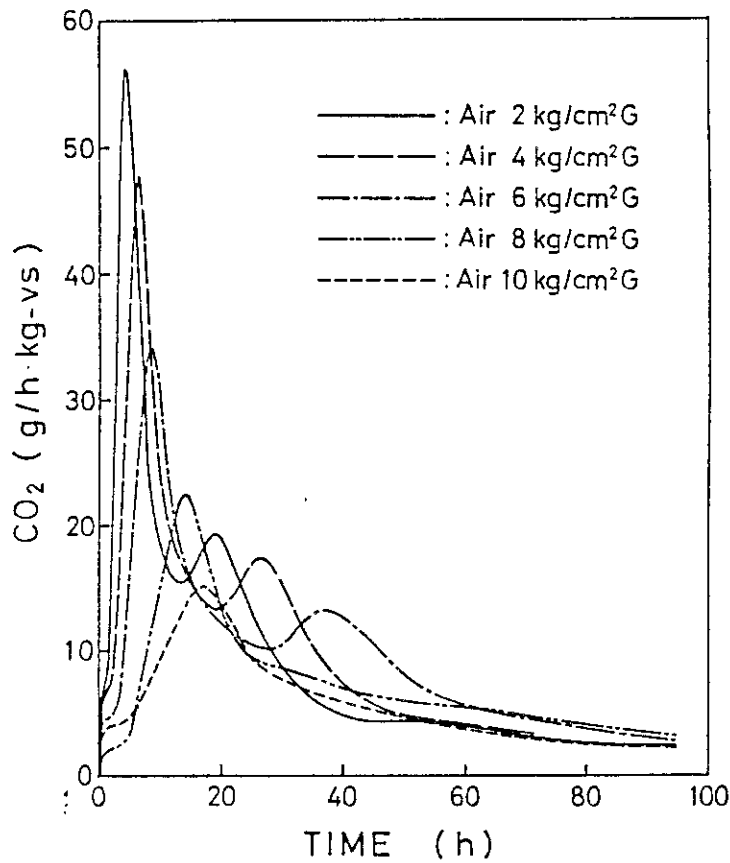


Fig. 3.23 Effect of air pressure on fermentation

Air flow rate: 100 ml/min;
fermentation temp.: 50 °C

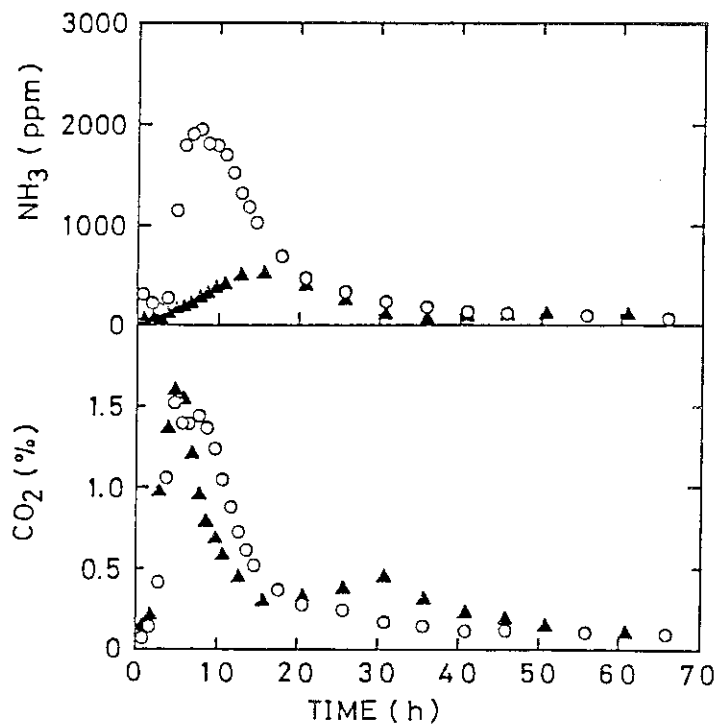


Fig. 3.24 Effects of bulking agents on CO₂ and NH₃ evolution

Bulking agent: ○ perlite, ▲ zeolite.
Fermentation temp.: 50 °C; aeration
rate: 100 ml/min

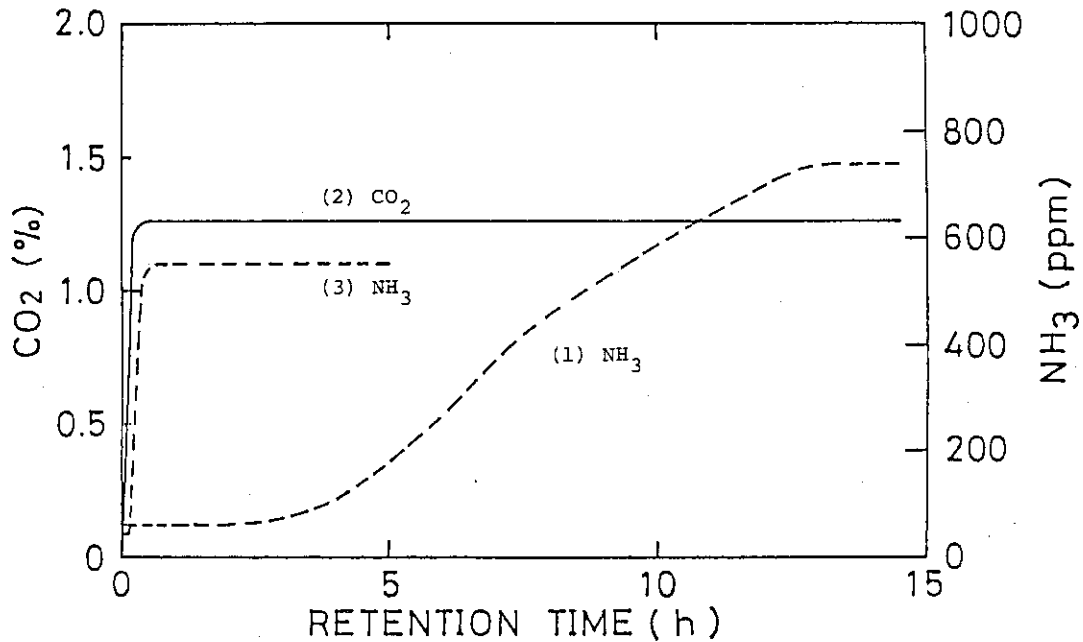


Fig. 3.25 Initial responses of CO₂ and NH₃ concentrations in exhaust gas for stepwise injection

Packing: curves (1) and (2) are for mixture of sludge and perlite, curve (3) is for perlite only

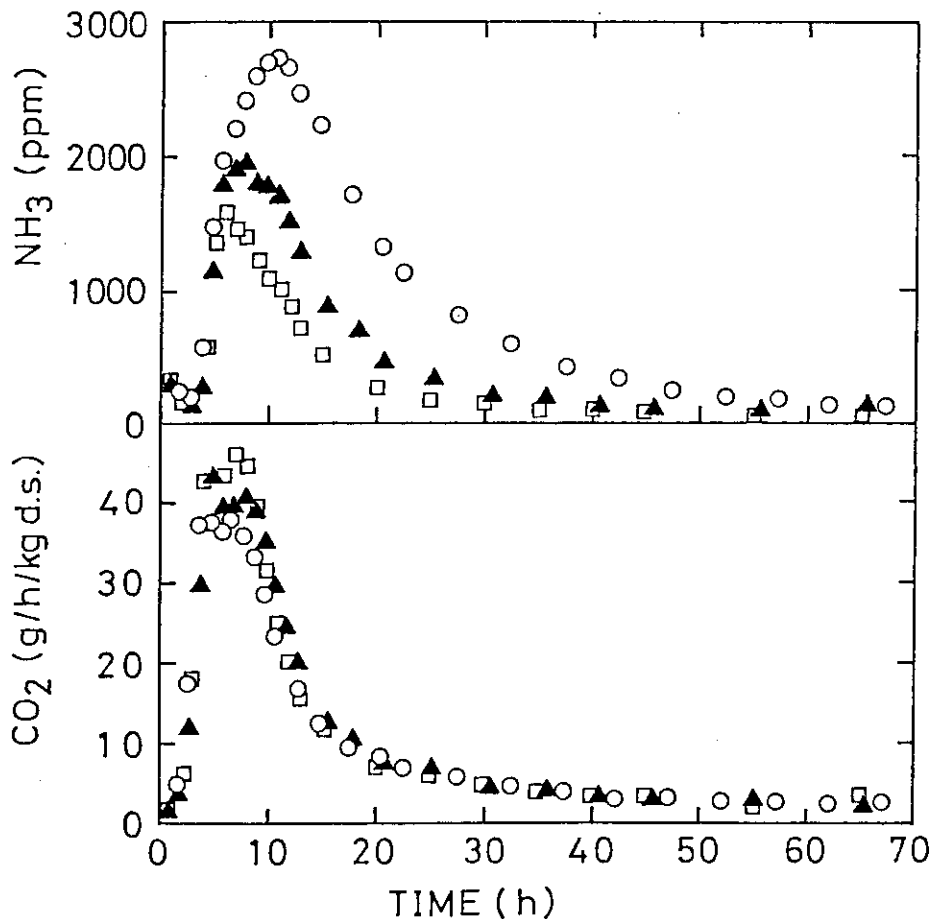


Fig. 3.26 Influence of aeration rate on CO₂ and NH₃ evolution

Aeration rate: ○ 50 ml/min, ▲ 100, □ 150.
bulking agent: perlite; fermentation temp. 50 °C

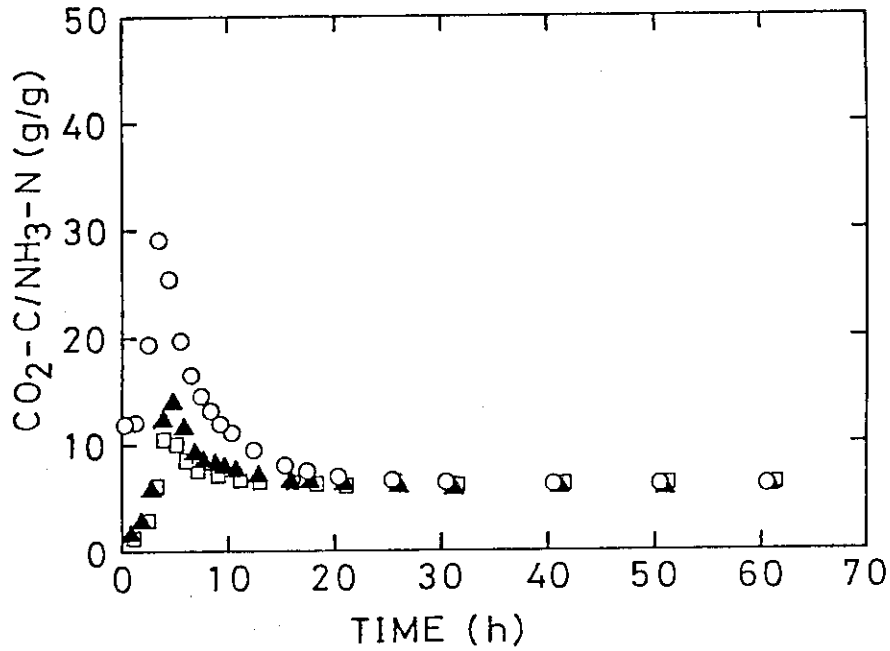


Fig. 3.27 Changes of CO₂-C : NH₃-H ratio of total evolved gases at various aeration rates

Conditions are the same as in Fig. 3.26

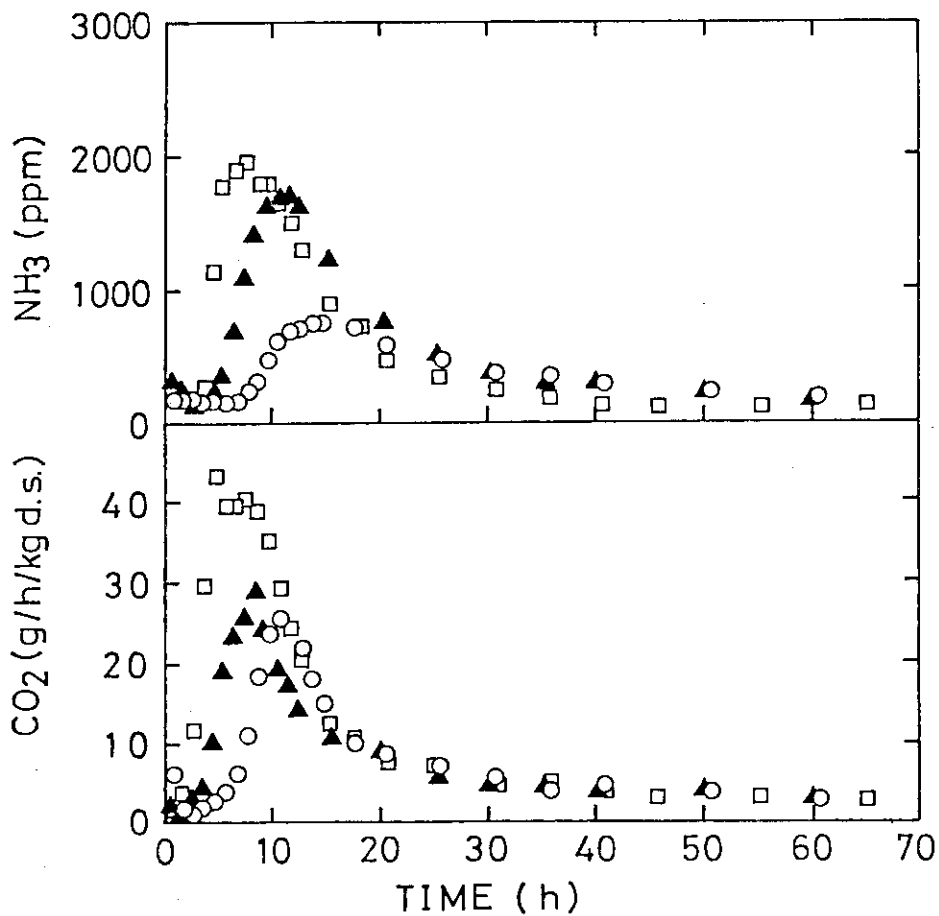


Fig. 3.28 Influence of fermentation temperature on CO₂ and NH₃ evolution

Fermentation temperature: ○ 30 °C, ▲ 40, □ 50.
 Bulking agent: perlite; aeration rate: 100 ml/min

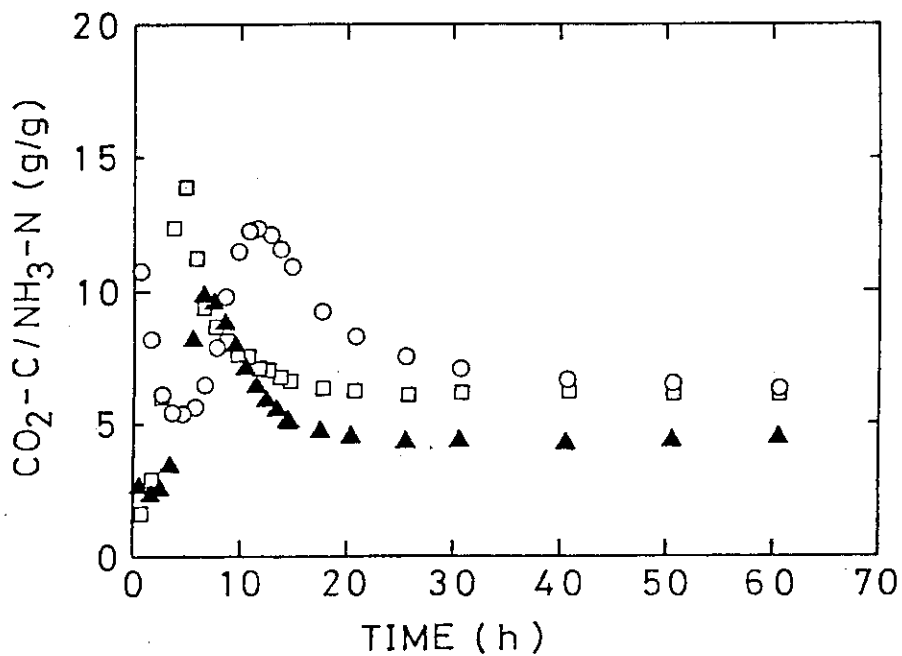


Fig. 3.29 Changes of CO₂-C : NH₃-N ratio of total evolved gases at various temperatures
 Conditions are the same as in Fig. 3.28

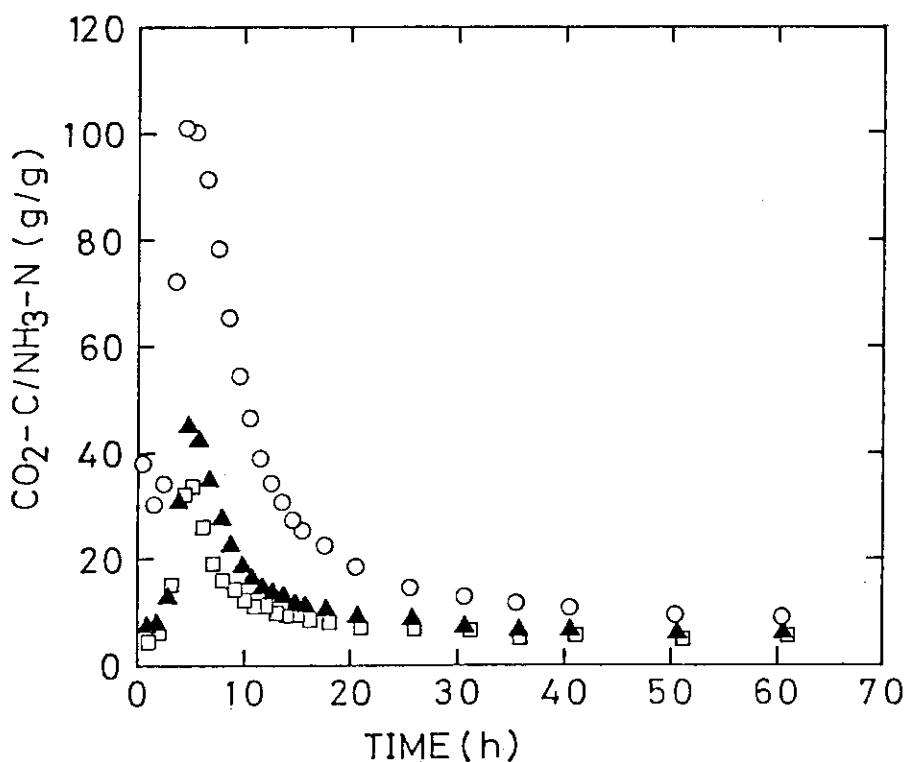


Fig. 3.30 Changes of CO₂-C : NH₃-N ratio of total evolved gases at various aeration rates
 Aeration rate: ○ 50 ml/min, ▲ 100, □ 150
 Bulking agent: zeolite; fermentation temp.: 60 °C

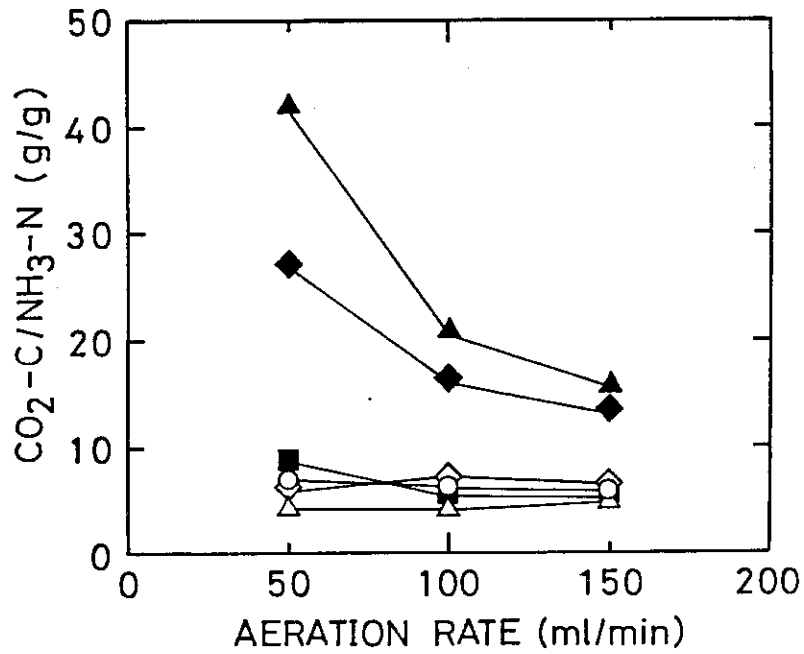


Fig. 3.31 Relationships between $\text{CO}_2\text{-C} : \text{NH}_3\text{-N}$ ratio of total evolved gases in 70 hours fermentation for various temperatures

Fermentation temperature: ○ 30 °C, △ 40, ◆ 50 (perlite); ▲ 40 °C, ◆ 50, ■ 60 (zeolite)

IV. 発酵プロセスに関する検討

1. 緒言

汚泥の放射線殺菌に関する研究では、大腸菌群数からみた衛生化線量は $0.3-0.5 \text{ Mrad}$ であり、この値はケーキ状汚泥でもスラリー状汚泥でも同じであることが明らかになった。このことは、ケーキ状で照射した方が線源出力が小さくてよいことを示している。

一方、一次発酵期間を短縮するという観点から、汚泥の発酵条件の検討を進めた結果、発酵のための最適温度は 50°C 近傍であることが明らかになった。下水汚泥資源利用協議会の汚泥のコンポスト化に関する指針によれば、この温度は熱による衛生化のためには不十分な温度である。しかし、照射汚泥を用いる場合には、予め殺菌処理されているので、この温度条件を選定でき、発酵期間の短縮ができる見通しがえられた。

汚泥の照射・コンポスト化プロセスにおける殺菌工程については、現在、電子加速器による薄層状汚泥ケーキの殺菌照射法に関する研究を進めているが、その結果については次回にゆずることとする。本章では、コンポスト化プロセスに関する工学的検討のうち、解析の基礎となる発酵熱の評価、通気性維持の条件、非等温発酵と等温発酵の比較、小型槽による実験と計算機の併用による大型槽内の発酵の模擬法およびそれによる解析結果などについて述べる。

2. 発酵熱の測定

コンポスト化反応の進行に伴う発熱量の評価は、装置のスケールアップや等温発酵のための温度制御など反応操作条件を検討する上で非常に重量な値である。ここでは実際に発酵熱の測定を行った。

2.1 実験装置および方法

発酵熱の測定に用いた実験装置のフローシートを Fig. 4.1 に示した。発酵槽として内容積 500 ml の塩化ビニール製容器を用い、その中に汚泥ケーキ 100 g 、ゼオライト 100 g 、種菌 10 g 、 Na_2CO_3 0.8 g の混合物を入れる。この容器を発泡スチロール ($300 \times 300 \times 300 \text{ mm}$) の中に置き断熱状態とした。外界からの温度変化を極力抑えるために、 30°C で一定に保った空気恒温槽中にセットした。通気ガスは同じ空気恒温槽中にある加湿器で温度および湿度を一定にして発酵槽に導いた。発酵槽から排出ガス中の湿度および炭酸ガス濃度を一定時間ごとに測定した。また、発酵槽内の温度は熱伝対により測定した。

2.2 実験結果および考察

(1) 酸素消費速度と炭酸ガス発生速度

Fig. 4.2 に汚泥 100 g にゼオライト ($30 \sim 60 \text{ メッシュ}$) 100 g 、発酵開始剤 10 g 、 pH 調節

剤として Na_2CO_3 0.8g 加えて 0.1 ℓ/min の通気速度で非等温発酵を行った場合の酸素消費速度と炭酸ガス発生速度の経時変化を示した。また、Fig. 4.3 と Fig. 4.4 に汚泥 20g, ゼオライト 20g, 発酵開始剤 2g, Na_2CO_3 160mg を加え 1 ℓ/min の通気速度で 50℃ および 60℃ で等温発酵を行った場合の酸素消費速度と炭酸ガス発生速度の経時変化を示した。等温, 非等温いずれの場合も酸素消費速度は炭酸ガス発生速度に比べて大きくなっている。これは酸素が汚泥中の有機炭素の酸化に消費されるだけでなく, 他にも消費されていると考えられる。しかし, 酸素消費速度のパターンと炭酸ガス発生速度のパターンが類似していることから, 発酵による発生熱量は炭酸ガス発生量に対応しているとみなせる。

(2) 発酵熱の推定

Fig. 4.1 に示した実験装置を用いて非等温発酵を行い, そこから得られる炭酸ガス濃度や水蒸気圧および実験条件を次式に代入し, 発酵熱を算出する。

$$\Delta H_r \int_0^t W_{\text{CO}_2} dt = UA \int_0^t (T - T_a) dt + F_{\text{vg}} C_{\text{pair}} \int_0^t (T - T_a) dt + F_{\text{vg}} C_{\text{pv}} \int_0^t (T - T_a) dt + \Delta H(T) \int_0^t W_v dt + \int_0^t dT/dt (W_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{PH}_2\text{O}} + W_{\text{ds}} C_{\text{pds}} + W_z C_{\text{pz}} + W_f C_{\text{pf}}) dt \quad (2.1)$$

ただし, ΔH_r : 発酵熱, W_{CO_2} : 炭酸ガス発生速度, UA : 熱伝達係数, F_{vg} : 通気ガス量, C_{pair} : 空気の比熱, F_{vg} : 通気ガス中の水蒸気量, C_{pv} : 水蒸気の比熱, $\Delta H(T)$: 蒸発潜熱, W_v : 水分蒸発速度, $W_{\text{H}_2\text{O}}$: 内容物中の水分量, $C_{\text{PH}_2\text{O}}$: 水の比熱, W_{ds} : 乾燥汚泥量, C_{pds} : 乾燥汚泥の比熱, W_z : ゼオライト量, C_{pz} : ゼオライトの比熱, W_f : 発酵槽の重量, C_{pf} : 発酵槽の比熱, T : 槽内温度, T_a : 恒温槽温度。

式 (2.1) の右辺第 1 項は壁からの放熱量, 第 2 項は通気ガス (乾燥) の熱流量, 第 3 項は水蒸気の熱流量, 第 4 項は汚泥からの水分蒸発潜熱量, そして第 5 項は槽内内容物の熱容量を示している。式 (2.1) の左辺は発酵熱であり, 生成する炭酸ガス量に比例するものとした。Fig. 4.5 に 4 種類の発酵開始剤を用いた場合のそれぞれの発生熱量と炭酸ガス発生量の測定結果を示した。この直線の勾配から発酵熱の平均として 3.3 Kcal/g- CO_2 の値が得られた。この値は炭素の燃焼熱から求められる 2.21 Kcal/g- CO_2 に比べて約 1.5 倍高くなっている。

3. 非等温発酵によるコンポスト化

既に述べたように, 照射汚泥 10~20g 規模の等温発酵では, 早い時期に炭酸ガス発生ピークがあり, 発酵開始 3 日目では炭酸ガスの発生がほとんど観測されなくなる。これに対して, 非等温で発酵が進行するパイロット規模以上の大型発酵槽による汚泥のコンポスト化では, 60℃ 以上の高温期間が長く, また炭酸ガスの発生も 10 日以上長期にわたっている。

ここでは, その原因の解明に資するため, 非等温発酵によるコンポスト化実験を行い, 等温発酵との比較を試みる。また, 炭酸ガス発生速度と温度変化の関係を調べるため, 小型非等温発酵の実験条件と炭酸ガス発生速度の実測値とから発酵槽内温度の推算を試み, 実測値と比較した結果を述べる。

3.1 実験装置および方法

本実験で用いた装置の概要を Fig. 4.6 に示す。発酵槽は内径 176mm ϕ , 長さ 335mm, 内容積約

8.2ℓ のアクリル製で、発酵槽からの放熱を防止するため、槽全体を厚さ100mmのポリスチレンフォームで覆ってある。発酵槽内には攪拌羽根が付属していて、連続的に、あるいは一定時間毎に間欠的に、試料の切返しを行えるようになっている。用いた攪拌羽根はFig. 4.7に示す4種類である。

発酵槽内への通気にはエアポンプを用いた。通気空気の水分濃度をバブラーで室温飽和し、その後、予熱器で約30℃の一定温度として槽内へ導入した。発酵槽からの排ガスは、室温で凝縮する水分をトラップで除去したのち、その一部は自動ガスサンプラーを経て炭酸ガス濃度計

(Beckman社, 865-22型) およびアンモニア濃度計 (Beckman社, 865-85型) へと導びかれる。他の排ガスは脱臭塔を経て屋外に放出される。

発酵槽通気ガス導入口、排ガス出口、発酵槽底部、および実験室の温度を熱電対を用いて連続的に測定・記録した。発酵温度は発酵槽底部の温度で代表した。

コンポスト化原料として、市販の油かす(N社製なたね油かす粉末, 含水率約10%)と下水処理汚泥(M市下水処理場の高分子凝集剤処理した遠心脱水汚泥, 含水率約80%)の2種類を用いた。油かすのコンポスト化では、油かすに等量の精製水と1/10量の市販の菌体含有物を加え、良く混合したものを試料とした。汚泥の場合では、採取後直ちにコバルト60r線を3Mrad照射して衛生化処理を行ったのち、汚泥と等量の乾燥用アルミナ(30~60メッシュ)を添加混合し、含水率の調整および通気性の改良を行い、さらに市販の菌体含有物、または実験で得られる発酵製品を所定量加え良く混合したものを試料とした。一部の試験では、未照射汚泥をそのまま原料として用いた。

本実験で用いた市販の種菌はA(N社製)とB(S社製)の2種類である。一部の試験では、発酵して得られた発酵製品(コンポスト)の風乾物を、原料汚泥の含水率調整材および種菌として用いた。

発酵槽へ流入する空気と室温トラップから出る排ガス中の水分濃度は、いずれも室温での飽和濃度に等しいので、室温トラップに捕集される水の量は発酵槽内の試料から蒸発する水分量に相当する。一部の試験では、発酵熱による試料からの水分蒸発速度を調べるため、室温トラップに捕集される水量を一定時間毎に測定した。

3.2 実験結果および考察

油かすを原料とした非等温発酵の実験条件と結果をTable 4.1に、また、汚泥を原料とした非等温発酵の実験条件と結果をTable 4.2に、それぞれまとめて示した。

3.2.1 攪拌条件の検討

油かすを原料とした発酵実験を行い、攪拌条件を検討した。その結果を要約すると以下のとおりである。

攪拌羽根

A型攪拌羽根による連続攪拌：試料の切返しは良好であるが、試料が常時切返されているため熱の蓄積が悪く、十分な発酵が望めない(C-1, C-4)。

A型攪拌羽根による間欠攪拌：発酵に伴う粘性増加のため、試料は槽底部に固着し通気性が悪

くなり、発酵に長時間を要した (C-2, C-3)。

B型攪拌羽根：試料全体を持上げ十分な切返し能力を示したが、発酵の進行とともに試料が塊状化する傾向がみられた (C-5)。

C型攪拌羽根：切返し能力はほとんど無く、最終的には固着した試料に溝をつけるだけであった (C-6, C-7)。

B-2型攪拌羽根：槽壁面に切落し具を取付けB型と同形状の攪拌羽根を用いた結果、試料の切返しは十分で、かつ試料が塊状化することも無かった (C-8, C-9)。汚泥を原料とした発酵では、アルミナを添加して用いたため、油かすの場合のような粘性の増加が無く、切落し具が無くてもB-2型攪拌羽根のみで十分な切返しを行うことができた。

攪拌方式

B-2型攪拌羽根を用いた照射汚泥の非等温発酵で、毎分1回の攪拌速度で連続攪拌を行った場合 (CS-1) と、同一攪拌速度で6時間毎に5分間 (CS-6) および12時間毎に5分間 (CS-2) の間欠攪拌を行った場合との実験結果を対比してFig. 4.8に示した。

温度上昇：連続して攪拌した場合には顕著な温度上昇も見られず、炭酸ガス発生速度も小さい。これに対して、間欠的に攪拌を行った場合には、発酵開始10~15時間後には炭酸ガス発生速度が急激に増大し、これに追従して発酵温度も約50℃まで上昇した。その後、炭酸ガス発生速度の減少とともに発酵温度も低下して顕著な発酵は見られなくなる。6時間毎と12時間毎の間欠攪拌の場合を比較すると、炭酸ガス発生速度が急激に増加するまでの時間に5時間程の差が見られるが、これは後述するように、攪拌条件の差というよりも、発酵開始時における試料の温度（初期温度）の差によるものと考えられる。

炭素変換率：発酵開始100時間後の炭素変換率は、間欠攪拌の場合では21~23%であるのに対し、連続攪拌の場合では9%弱と低く、発酵上の差異は顕著であった。連続的に攪拌を行った実験では、試料が槽内を転がり直径が1~2cmの塊状となったため、塊状試料内部への酸素拡散が不十分となり、発酵が抑制されることによるものと考えられる。

以上の結果から、本装置を用いた汚泥の非等温発酵実験では、B型の攪拌羽根を用い、毎分1回転の攪拌速度で6~12時間毎に5分間の間欠攪拌を行うこととした。

3.2.2 発酵条件の検討

(1) 初期温度の影響

Fig. 4.9は、6時間毎に間欠攪拌を行った場合について、同一試料条件で初期温度の異なる実験結果を比較したものである。初期温度が24℃と一番低いCS-14の実験では、炭酸ガス発生速度が最大になるのに約18時間を要するのに対して、初期温度が28℃のCS-6の実験では約14時間弱で最大となり、初期温度が高いほど早く発酵が活発化することがわかる。

第3章で既に述べたように、発酵温度を一定に保つ等温発酵においては、40~50℃が発酵の最適温度である。比較のため、同一試料条件 (3 Mrad 照射汚泥 10g, アルミナ 10g, 種菌 A 1g) で50℃で等温発酵を行った時の炭酸ガス発生速度と炭素変換率の結果を図4.9に併せて示した。非等温発酵の結果から予測されるように、最初から50℃で発酵を開始させた等温発酵では、炭酸ガス発生速度が最大となるのに12時間と、発酵が活発化するのに要する時間

はさらに短縮されることがわかる。

発酵開始70時間後における炭素変換率は、初期温度が高いほど高くなる結果になっているが、発酵温度が最適の40～50℃の温度範囲に維持されている期間に依存すると考えるのが、50℃の等温発酵の結果からみても妥当と思われる。

(2) 仕込量の影響

パイロット規模の大型発酵槽による下水汚泥のコンポスト化では、発酵温度は70～80℃に達し、この高温は長期間持続する。これに対し、本装置によるコンポスト化では、発酵温度は最高でも60℃位までしか上昇せず、また高温の持続時間も極めて短い。発酵槽はポリスチレンフォームで保温してあるものの、大型発酵槽と比べると、仕込汚泥量に対する伝熱面積の割合が大きく、槽外への放熱が無視できないためと考えられる。

汚泥の仕込量を変えた場合、温度パターンがどのように変化するかを明らかにするため、仕込汚泥量が500g、1000g、2000gの3種類について実験を行った。試料条件はこれまでと同様、照射汚泥に等重量のアルミナを添加したが、種菌として一次発酵物である製品コンポストを汚泥重量の2割の割合で添加した。また通気速度は汚泥量1000gのとき1.5ℓ/minを基準とし、汚泥量の増減に比例して通気速度を変えた。

Fig. 4.10に示すように、仕込汚泥量が増加すると発酵温度の最大値は増大し、高温期間も長くなる傾向を示した。仕込汚泥量が500gと1000gの場合では炭酸ガス発生速度のパターンはほぼ同一で、温度パターンの違いによる影響はみられない。これに対して、仕込汚泥量が2000gの場合には、炭酸ガス発生速度の経時変化は単一ピークではなく、複雑な挙動を示した。これは、等温発酵の実験結果から予想されるように、温度が高くなりすぎると発酵が抑制されること、および試料の仕込量が多過ぎると酸素の供給が不十分になること、などに起因しているものと考えられる。攪拌により試料の切返しが行われると、酸素が十分に供給されるばかりでなく、部分的には試料の温度低下をもたらす。炭酸ガス発生速度の複雑な挙動は、このように高温時における切返しの効果で説明できる。

発酵終了時における炭素変換率は、図4.10に示したように、仕込汚泥量が多いほど高い値を示すが、2000g仕込時でもその値は、最高16%である。等温発酵実験では、既に述べたように、本実験と同じ発酵時間での炭素変換率として、40～50℃では30%以上の値が得られているのに対して、60℃の等温発酵では20%前後の値となっている。これらの結果を考え合わせると、非等温発酵で炭素変換率を上げるためには、60℃以上の高温にはせず、40～50℃の温度期間をできるだけ長く維持することが必要と考えられる。

(3) 照射の影響

照射汚泥と未照射汚泥との発酵上の差異を明らかにするため、下水処理場から採取した汚泥そのものにアルミナのみを等重量加えた場合と、これに市販の菌体含有物Aを汚泥重量の1割を添加した場合、および、3Mradのγ線照射した汚泥に等重量のアルミナと1割の菌体含有物Aを添加した場合のそれぞれの試料について発酵を試みた。

市販の種菌による発酵の比較

Fig. 4.11に示したように、照射汚泥を用いた場合には、これまでと同様、発酵が活発化し炭酸ガス発生速度が最大になるのに約16時間要するのに対して、未照射汚泥および未照射汚泥に発酵開始剤を添加した試料の場合には、実験開始直後から急激な炭酸ガスの発生がみられ、炭酸ガス発生速度の第1のピークは5時間後に、第2のピークは開始剤を添加した場合は12時間後に、照射汚泥のみの場合は16時間後に、それぞれ最大の速度となった。第2章で述べたように、3 Mrad 照射汚泥の総菌数は 10^3 個/g 以下であるのに対して、未照射汚泥の総菌数は $10^8 \sim 10^9$ 個/g のオーダーである。未照射汚泥の発酵で生じる炭酸ガス発生速度の第1のピークは、汚泥中に存在している菌の働きによるものと考えられる。未照射汚泥に市販の菌体含有物Aを添加した場合、炭酸ガス発生速度の第2のピークは照射汚泥に同じ菌体含有物を加えた場合に生じるピークよりも早く出現している。これは、未照射汚泥の場合、試料調整時には既に発酵を開始していて、実験開始時の初期温度は 30°C 以上にも達しており、この温度の立上りの早さが菌体含有物中のコンポスト化菌の増殖を促進しているためと考えられる。

製品コンポストによる発酵の比較

一度発酵して得られた製品コンポストは、コンポスト化に有用な菌体の濃度がかかなり高いものと予想される。製品コンポストを種菌として繰返して使用した場合の照射汚泥の発酵例を図4.11に併せて示した。その結果、炭酸ガス発生速度の立上りは未照射汚泥を用いた場合より遅いものの、炭素変換率の経時変化から明らかなように、その後の発酵の進行は速く、最終の炭素変換率も高い。この事実は、照射汚泥を用いることが必ずしも発酵上の障害にはならないことを示している。

(4) 発酵開始剤としての製品コンポストの性能

原料汚泥は衛生化のためあらかじめ照射殺菌されるので、照射汚泥のコンポスト化に際しては適当な発酵開始剤の添加が必要となる。等温発酵においては、発酵して得られた製品コンポストが優れた発酵開始剤になることを明らかにした。ここでは、非等温発酵における製品コンポストの開始剤としての性能について検討した。

市販の菌体含有物Aを発酵開始剤として発酵を行い、得られた製品コンポストを次の実験の発酵開始剤として使用することを繰返した場合の実験結果をFig. 4.12に示した。市販の菌体含有物Aを開始剤として発酵させた場合、炭酸ガス発生速度がピークに達するのに約18時間要するのに対して、この発酵で得られた製品のコンポストを開始剤として用いた場合 (CS-15) には、約19時間でピークに (Table 4.2 参照)、更に2回目の繰返しでは約13時間でピークに達した。このように、製品コンポストの発酵開始剤としての性能は、市販の菌体含有物よりもよく、また繰返し使用により性能はさらに向上するが、3回目以降ではほぼ一定の性能を示した。発酵温度に関しても、市販の菌体含有物Aを開始剤として用いた場合の最高温度が 48.5°C であったのに対し、繰返し使用が2回目では 58°C 、3回目以降では $61 \sim 62^\circ\text{C}$ で一定となり、製品コンポストの種菌としての繰返し使用により、発酵温度のピーク値は増大した。また発酵温度のピーク値に達する時間も繰返し使用により短縮され、炭酸ガス発生速度のピークの変化と同様の傾向を示した。炭素変換率はいずれの場合も14%前後で、繰返し使用による差はみられ

なかった。

以上の結果、非等温発酵においても、製品コンポストは良好な発酵開始剤であり、繰返し使用では、初期に性能の向上があり3回目以降では一定の性能となる。8回の繰返し使用でも性能が劣化する傾向はみられないことから、製品コンポストは長期にわたって安定した種菌になり得るものと考えられる。

(5) 通気性改良材としての製品コンポストの性能

これまでの実験では、試料の含水率調整と通気性改良を目的として、それ自身は発酵しない無機物のアルミナを添加して発酵を行ってきたが、実用面から考えると通気性改良材の添加はできるだけ少ない方が良い。そこで、製品コンポストの風乾物が含水率調整および通気性改良材として使用できるかどうかを検討した。

照射汚泥2000g，乾燥用アルミナ2000g，および製品コンポスト（CS-22）400gをよく混合した試料を発酵して得られた製品コンポスト（CS-23）の風乾物（含水率12.3%）を、種菌ならびに通気性改良材として、照射汚泥に等重量添加し発酵させた（CS-25）。この発酵で得られた製品コンポストを風乾したのち、前回と同様にして返送した。このようにして、製品コンポスト風乾物を繰返して返送した結果、初期温度の違いによる影響が若干みられるものの、Table 4.2に示したように、炭酸ガス濃度がピークに達するまでの時間は、返送の繰返し回数が6回まではほぼ変わらず、また発酵温度がピークに達する時間、およびピーク値にも顕著な差はみられなかった。しかし、繰返し回数が7～8回になると、炭酸ガス濃度がピークに達するのに長時間を要したり、発酵温度のピーク値が低下するなどの影響が出た。通常の製品コンポストの性状は直径2mm以下の細かい粒状であるのに対し、返送繰返し8回目の製品コンポストは直径が10～20mmの塊状となっていた。製品コンポストに含まれているアルミナ量を推算すると、返送繰返し1回目では730gを含有しているが、8回目では約200gまで低下する。このアルミナ含有量の低下、すなわち返送される汚泥量の増加によって試料が塊状化したことが、通気性を低下させ発酵に悪影響をおよぼすようになったのではないかと考えられる。通気性改良材としてアルミナを添加して発酵させた場合の炭素変換率は14%前後であるのに対して、アルミナの代わりに製品コンポスト風乾物を返送して発酵させると、その値は20～26%に増大した。これは、返送される製品コンポストの発酵が未熟で、返送コンポストからの炭酸ガスの発生がかなりあること、返送の繰返し回数の増加とともに未熟汚泥の割合が増大すること、によるものと思われる。

(6) 等温発酵との比較

40～50℃の等温発酵で、発酵開始剤として製品コンポストを用いた場合、炭酸ガス発生速度のピーク値は通常乾物汚泥1kg当り30～50g/hで、ピーク到達時間は5～10時間である。これに対して、非等温発酵の場合、初期温度の影響を受けるものの、そのピーク値は乾物汚泥1kg当り20～30g/hと小さく、またピーク到達時間も15～25時間と遅い。さらに顕著な差がみられるのは炭素変換率で、発酵3日間後での炭素変換率は、等温発酵の場合では30～40%に達するのに対して、非等温発酵の場合にはたかだか20%程度であった。

Fig. 4.13は炭酸ガス発生速度と炭素変換率との関係を示したもので、製品コンポストを種菌として繰返し使用したときの非等温発酵実験結果をプロットすると、ほぼ図の斜線部分に入る。比較のため、通気性改良材としてゼオライトを、種菌として製品コンポストを使用したときの、40℃、50℃、60℃でのそれぞれの等温発酵実験結果を併せて示した。図から明らかなように、非等温発酵における炭酸ガス発生速度は、炭素変換率が約4%でピークに達し、ピークを過ぎると急激に低下するのに対して、40℃および50℃の等温発酵における炭酸ガス発生速度は、炭素変換率が約6%でピークに達し、そのピーク値は大きい。さらに顕著な差は、ピークを過ぎてからの炭酸ガス発生速度の低下が非等温発酵の場合と比べるとゆるやかで、炭素変換率が20%を越えても、乾物汚泥1kg当り10g/h程度の炭酸ガス発生速度を維持していることである。しかし、同じ等温発酵でも、60℃で発酵させた場合には、炭酸ガス発生速度のピーク値は高いものの、炭素変換率が約4%でピークに達すること、ピークを過ぎると炭酸ガス発生速度は急激に低下するなど、非等温発酵の場合とほぼ同一の挙動をとることがわかる。

Fig. 4.14は、外気温が30~33℃のときに行った非等温発酵実験(CS-8, CS-9)の発酵温度変化を示したもので、いずれの場合も70時間前後に約40℃に達するブロードなピークがみられる。60~80時間にかけて乾物汚泥1kg当り約3g/hの炭酸ガス発生速度が観測されていることから、30℃を越える温度を長時間維持できれば、難分解性有機物もある程度分解されるものと考えられる。

3.2.3 シミュレーションによる検討

(1) シミュレーションの方法

発酵槽内温度のシミュレーションを行うに際し、以下の仮定をおく。

- i) コンポスト化は回分方式で行い、通気速度は一定である。
- ii) 攪拌槽型発酵槽を想定し、槽内温度は均一である。
- iii) 汚泥からの水分の蒸発速度は、槽内温度での飽和蒸気圧と槽内水蒸気圧との差に比例する。
- iv) 気体の槽内滞留時間は発酵時間に比べ短いので、槽内気相中の水蒸気ならびに炭酸ガス濃度は凝似定常状態にある。すなわち、発酵槽内の水分蒸発速度、炭酸ガス発生速度はそれぞれの排出速度と流入速度の差に等しい。
- v) 槽内内容物の熱容量については加成性が成立つ。
- vi) 槽内内容物による吸着などトラップされる炭酸ガス量は無視できる。

これらの仮定に基づいて、Fig. 4.15に示すような発酵槽内の物質収支および熱収支を考える。

送入ガス流量

空気は流量 G_a (kg-mol/h) で水飽和槽に送られ、室温 T_a (°C) で水蒸気飽和後予熱され発酵槽に吹込まれる。このとき槽入口温度を T_i (°C) とする。したがって、発酵槽内に送入される窒素、酸素、および炭酸ガスのそれぞれの流入量 G_{Ni} , G_{Oi} , および G_{Ci} (kg-mol/h) は

$$G_{Ni} = 0.8G_a (1 - y_{Ca} - y_{Va}) \quad (3.1)$$

$$G_{Oi} = 0.2G_a (1 - y_{Ca} - y_{Va}) \quad (3.2)$$

$$G_{Ci} = G_a \cdot y_{Ca} \quad (3.3)$$

で与えられる。ここで、 y_{Ca} および y_{Va} は、使用空気中の炭酸ガスおよび水蒸気組成である。

室温における水蒸気飽和時の水蒸気組成 y_{Sa} は

$$y_{Sa} = \frac{G_{Vi}}{G_{Ni} + G_{Oi} + G_{Ci} + G_{Vi}} \quad (3.4)$$

で表される。したがって槽内への水蒸気流入量 G_{Vi} (kg-mol/h) は

$$G_{Vi} = G_a (1 - y_{Va}) \cdot \frac{y_{Sa}}{1 - y_{Sa}} \quad (3.5)$$

で与えられる。

排出ガス流量

排出ガス中の水分をコールドトラップで除去した後の炭酸ガス組成 y_{Ce} は

$$y_{Ce} = \frac{G_{Ce}}{G_{Ni} + G_{Oe} + G_{Ce}} \quad (3.6)$$

で表される。ここで、 G_{Oe} および G_{Ce} は酸素および炭酸ガスの槽内からの流出量 (kg-mol/h) である。

酸素消費量と炭酸ガス発生量は等しいとみなせるので

$$G_{Oe} = G_{Oi} - (G_{Ce} - G_{Ci}) \quad (3.7)$$

が得られ、 y_{Ce} が測定されれば G_{Ce} は

$$\begin{aligned} G_{Ce} &= (G_{Ni} + G_{Oi} + G_{Ci}) y_{Ce} \\ &= G_a (1 - y_{Va}) y_{Ce} \end{aligned} \quad (3.8)$$

により算出できる。したがって、発酵による炭酸ガス発生速度 R_f (kg-mol/h) は

$$R_f = G_{Ce} - G_{Ci} = G_a [(1 - y_{Va}) y_{Ce} - y_{Ca}] \quad (3.9)$$

で与えられる。また、発酵槽出口における水蒸気流出量を G_{Ve} 、水蒸気組成を y_{Ve} とすると

$$y_{Ve} = \frac{G_{Ve}}{G_{Ni} + G_{Oe} + G_{Ce} + G_{Ve}} \quad (3.10)$$

の関係が得られる。(3.7) および (3.10) 式より G_{Ve} は

$$\begin{aligned} G_{Ve} &= (G_{Ni} + G_{Oi} + G_{Ci}) \cdot \frac{y_{Ve}}{1 - y_{Ve}} \\ &= G_a (1 - y_{Va}) \cdot \frac{y_{Ve}}{1 - y_{Ve}} \end{aligned} \quad (3.11)$$

で表されることになる。したがって、発酵槽内の水分蒸発速度 R_v は

$$\begin{aligned}
 R_v &= G_{Ve} - G_{Vi} \\
 &= G_a (1 - y_{Va}) \left(\frac{y_{Ve}}{1 - y_{Ve}} - \frac{y_{Sa}}{1 - y_{Sa}} \right) \quad (3.12)
 \end{aligned}$$

で与えられる。

仮定(iii)より、発酵槽内の飽和水蒸気組成を y_{Se} 、蒸発速度係数を K ($\text{kg} - \text{mol}/\text{h}$)とすれば

$$R_v = K (y_{Sa} - y_{Ve}) \quad (3.13)$$

なる関係にあるので、(3.12) および (3.13) 式から y_{Ve} は

$$y_{Ve} = \frac{1}{2} \left[1 + y_{Se} + \alpha + \beta - \sqrt{(1 + y_{Se} + \alpha + \beta)^2 - 4(y_{Se} + \beta)} \right] \quad (3.14)$$

で算出される。ただし

$$\alpha = \frac{1}{K} G_a (1 - x_{Va})$$

$$\beta = \alpha \cdot \frac{y_{Sa}}{1 - y_{Sa}}$$

発酵槽内温度

発酵槽内温度 T ($^{\circ}\text{C}$)は、槽内熱収支から次式で与えられる。

$$\frac{d}{dt} (T \Sigma C) = \Sigma \Delta H_i - \Sigma \Delta H_e + \Delta H_f R_f - \Delta H_v R_v - UA (T - T_a) \quad (3.15)$$

ここで、 ΣC は発酵槽系熱容量 ($\text{kcal}/^{\circ}\text{C}$)、 $\Sigma \Delta H_i$ および $\Sigma \Delta H_e$ は流入および流出ガスの熱流量 (kcal/h)、 ΔH_f および ΔH_v は発酵熱 ($\text{kcal}/\text{kg} - \text{mol CO}_2$) および水分蒸発熱 ($\text{kcal}/\text{kg} - \text{mol H}_2\text{O}$) である。 U は発酵槽からの放熱の総括熱伝達係数 ($\text{kcal}/\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$)、 A は伝熱面積 (m^2)、 T_a は室温 ($^{\circ}\text{C}$) である。

なお、 ΣC 、 $\Sigma \Delta H_i$ および $\Sigma \Delta H_e$ はそれぞれ次式で与えられる。

$$\begin{aligned}
 \Sigma C &= W_r C_{pr} + W_s (1 - X_s) C_{ps} + W_{ad} (1 - X_{ad}) C_{pad} \\
 &\quad + W_g (1 - X_g) C_{pg} + W_w C_{pw} \quad (3.16)
 \end{aligned}$$

$$\Sigma \Delta H_i = (G_{Ni} C_{pN} + G_{Oi} C_{pO} + G_{Vi} C_{pV} + G_{Ci} C_{pC}) T_i \quad (3.17)$$

$$\Sigma \Delta H_e = (G_{Ne} C_{pN} + G_{Oe} C_{pO} + G_{Ve} C_{pV} + G_{Ce} C_{pC}) T \quad (3.18)$$

ここで、 W_r は発酵槽質量 (kg)、 W_w は発酵槽内水分量 ($\text{kg} - \text{mol}$)、 W_s 、 W_{ad} および W_g はそれぞれ初めに充填した汚泥、添加剤、および菌体含有物の質量 (kg) である。また C_p は比

熱, X は含水率を示し, 添示 r, s, ad, g および w は, それぞれ発酵槽, 汚泥, 添加剤, 菌体含有物および水を, N, O, V , および C は, それぞれ窒素, 酸素, 水蒸気および炭酸ガスを意味する。

発酵槽内内容物中の水分量 (W_w) の減少速度は(3.15)式の水分蒸発速度 R_v と等しく

$$R_v = - \frac{dW_w}{dt} = K (y_{Se} - y_{Ve}) \quad (3.19)$$

で与えられる。

発酵槽内温度 T の計算

以上の関係諸式において, 装置条件 (\dot{W}_r, A, U, K), 初期条件 ($T, W_w, W_s, W_{ad}, W_g, X_s, X_{ad}, X_g$), 物性値 ($C_{pr}, C_{ps}, C_{pad}, C_{pw}, \Delta H_f, \Delta H_v$) を与え, また測定値 ($G_a, T_a, T_j, y_{Va}, y_{Ca}, y_{Ce}$) を用いれば (3.15) および (3.19) 式を数値計算することにより T を算出することができる。Fig. 4.16 にその計算フローチャートを示した。

(2) 実験結果との比較

シミュレーションに用いた数値を Table 4.3 に示した。ガスの比熱は温度の関数として便覧値²⁶⁾を用い, 組成を考慮して推算した。各温度に対する飽和水蒸気圧も便覧値を用い, 内挿法により算出した。発酵熱は, 油かすを原料として用いた場合, 主成分は炭水化物と考えられるので炭素の熱焼熱を, 汚泥を原料とした場合には, 前節で得られた実測値を用いた。反応系からの放熱の総括熱伝達係数 $U \cdot A$ は, 一定温度に加熱した空気を空の発酵槽内に送り, 発酵槽内の温度上昇を測定して得られた値を用いた。

油かすの発酵

市販菌体 A を種菌とした油かすの発酵 (C-9) における発酵槽内温度, 水分蒸発量, および排ガス中の炭素ガス濃度の実測値を Fig. 4.17 に, それぞれ \circ 印, \triangle 印および \diamond 印で示した。また同図には, 発酵槽内温度と水分蒸発量のシミュレーションの結果も併せて実線で示した。炭酸ガス濃度のグラフ中の実線は, 炭酸ガス濃度の実測値とガス排出速度から得られる炭酸ガス排出量の積分値を示す。

シミュレーションで必要となる蒸発速度係数 K の値は推算できないので, この油かすの発酵実験 (C-9) において, パラメトリックに扱い, 温度変化および水分蒸発量の変化が実験値と合うように決定した。その結果, Fig. 4.17 からわかるように, K の値が 0.17 の場合が最もよく実験結果と一致している。以下のシミュレーションでは, K の値として全てこの 0.17 を使用した。

Fig. 4.18 に, 開始剤として菌体含有物 B を用いた場合 (C-6) の実験値とシミュレーションの結果とを示した。種菌の種類が異っても, 発酵槽内温度のシミュレーションの結果は実験値と良く一致する。

汚泥の発酵

種菌として市販菌体 A を用いた場合 (CS-6) と, 発酵して得られた製品コンポストの一部を種菌として用いた場合 (CS-21) の汚泥の発酵について, 実験結果とシミュレーション結果と

を対比して、それぞれFig. 4.19およびFig. 4.20に示した。○印と△印は発酵槽内温度および水分蒸発量の実測値を、実線はそれらのシミュレーション結果を示す。また◇印は排ガス中の炭酸ガス濃度の実測値を、またその場所に示す実線は、排出された炭酸ガス量の積分値を表わす（以下同じ）。汚泥の場合においても、種菌の種類によらず、シミュレーション結果と実験結果とは良く一致する。

製品コンポストの風乾物を種菌および通気性改良材として繰返し返送して実験を行った場合の例として、CS-29における実験結果とシミュレーションの結果を併せてFig. 4.21に示した。

通気性改良材としてのアルミナ量が少い場合においても良く一致することがわかる。これは、本実験に用いた発酵槽および通気条件では、蒸発速度係数 K が、原料の種類や添加剤の種類などの試料性状にはあまり依存しないことを示すものと考えられる。

原料汚泥量が500g (CS-23)と2000g (CS-24)の場合についてみると、Fig. 4.22およびFig. 4.23に示したように、いずれの場合も、シミュレーション結果は実験結果と比較的良好一致を示す。これは、汚泥量と通気速度との比を一定にして実験を行ったこと、また、試料の量がこの範囲内では空気と試料との接触面積がそれほど大きく変わらないこと、などの理由により、蒸発速度係数 K は試料量にそれほど依存しないことを示している。

4. 等温発酵における通気条件の検討

コンポスト化プロセスにおいて、装置を大型化した場合の通気性に関する問題としては次の二つが考えられる。

- 1) 汚泥粒子の存在する雰囲気中で発酵に必要な酸素が不足する。
- 2) 汚泥粒子の存在する雰囲気中には酸素は充分存在するが、粒子内への酸素供給が充分に行われない。

1)に関しては通気量の不足、槽内における攪拌の不足などが、その原因となるので通気速度を大きくしたり、攪拌を充分行うことによって解決することが可能である。しかし、2)については汚泥粒子内での発酵による酸素の消費速度と粒子表面からの酸素の供給速度との関係が問題となる。両者の比は汚泥の粒子径が小さくなるほど小さくなるので粒子径が小さいほど良好に好気性発酵が行われるようになる。しかし、粒子径の微小化には限度があるため、どの程度まで粒子径を小さくすれば、ある程度満足できる発酵状態が得られるかを知ることが必要である。ここでは照射汚泥を用い、汚泥の粒子径を変化させるかわりに汚泥を取り扱いの容易な層状として、その表面に通気して発酵させるコンポスト化実験により層厚と排ガス中の炭酸ガスおよびアンモニア濃度、試料抽出液の成分、抽出液のTOCの変化などについて検討を行った。次に、それにより得られた知見をもとに実験結果の解析を行い、さらに、得られた速度式より、種々の大きさの球形粒子状原料を用いた場合における発酵速度について計算を行い、粒子径の影響の評価を行った結果を述べる。

4.1 実験装置および方法

(1) 原料汚泥

原料汚泥としてはM市下水処理場より採取したものをを用いた。この汚泥は高分子凝集剤を添加後、遠心脱水したもので、その含水率は79.5%、強熱減量は69.3%であった。採取汚泥は直ちにポリエチレン袋に入れ、コバルト60線源により1 Mrad / h の線量率で3時間、ガンマ線照射を行った。照射した汚泥は4℃の低温恒温槽に保存し、実験時に取り出して用いた。

(2) 実験装置および発酵方法

実験装置のフローシートおよび発酵容器の詳細をFig. 4.24および4.25に示した。発酵容器は厚さ1cm、直径9cmの硬質塩化ビニル板に直径7cmで一定深さの窪みを設けたもので、その深さは0.5, 1, 2, 3, および5mmである。この発酵容器に所定の方法で調整した原料を充填し、さらに、これをアクリル製容器に入れ、所定温度に設定した恒温水槽中に浸漬し、通気を行った。通気ガスとして空気を用いる場合には乾燥用塩化カルシウムおよび炭酸ガス吸収剤（アスカライト, ARTHUR H, THOMAS COMPANY製）を通して空気中の炭酸ガスを除去した。その一部を通気ガスとして用いたが、その際、恒温槽に浸漬したバブラー中を通過させ、空気を予熱すると共に、水蒸気を飽和させて後発酵槽に導くことにより、汚泥の乾燥を防いだ。また、残りの空気は発酵容器からの排出ガス中の炭酸ガスおよびアンモニア濃度測定の際の希釈用ガスとして用いた。一部の実験では通気ガスとして超高純度窒素ガス（99.999%）を用いた。この場合にも希釈ガスとしては炭酸ガスを除去した空気を用いた。通気ガスの流速は50 ml/min, 希釈ガスの流速は300 ml/minとした。バブラーと発酵容器は同時に4組セットし、一定時間毎に電磁弁を順次切り換えて炭酸ガスおよびアンモニア濃度の測定を行った。炭酸ガス濃度の測定には赤外分光タイプのもの（Beckman製, Model B 64 Infrared Analyzer）を、また、アンモニア濃度の測定には高次導函数紫外吸光分光計（柳本製作所製, UO 1）を用いた。アンモニア濃度測定時の紫外波長は205.3 nmに設定した。

原料の調整は次のようにして行った。すなわち、所定量の照射汚泥に、発酵開始のため、湿重量当り10%の市販種菌（N社製）およびpH調整のため、0.8%の無水炭酸ナトリウムを加えて良く混合した。これを所定の容器に表面が平らになるように詰め発酵を行った。ただし、0.25mmの層厚とする実験では、原料、約1gを直径7cmの範囲内にできる限り均一に広げて用いた。

(3) 抽出液の液体クロマトグラフィー

原料および発酵物抽出液の液体クロマトグラフィーには日本分光社製TRI - ROTAR IIIを用いた。カラムは東洋曹達社製のG 3000 SW（ゲルタイプ）を用いた。溶出液としては0.01 mol/lの塩化ナトリウム水溶液を用い、液流速を1 ml/minとした。また、カラム温度は40℃に保った。

試料の抽出操作は次のようにして行った。まず、試料2.5gをサンプルビンにとり15mlの精製水を加えて良く混合し、攪拌しつつ、40℃で10分間加熱した。このスラリーを遠心分離し、上澄み液をポアサイズ0.45ミクロンのフィルターを用いて加圧濾過した。

このようにして得られた液、100μlをカラムに注入して成分を分離した。分離成分の検出には紫外検出器（UVIDEC-420, 日本分光社製）および示差屈折計（Shodex RI SE-11,

昭和電工社製)を用いた。紫外検出器の波長は254 nmに設定した。

(4) TOC(全有機炭素濃度)の測定

上記の抽出液を25倍に希釈し、その30~50 μl をTOCメータ(TOC-10A, 島津製作所製)に注入してTOCの測定を行った。一部の実験では汚泥2.5gをサンプルビンに取り、40°Cで所定時間加熱後、前述の方法で抽出した液、あるいは汚泥2.5gを50m ℓ あるいは100m ℓ の精製水と混合し、40°Cで所定時間加熱し、遠心分離、濾過操作した液を試料とした。

4.2 実験結果および考察

(1) 発酵に及ぼす汚泥層厚さの影響

炭酸ガスおよびアンモニアの発生

窒素通気下での発酵: Fig. 4.26に40°Cで窒素通気を行ったときの排出ガス中の炭酸ガス濃度の経時変化を示した。炭酸ガス濃度は一度上昇した後、減少してゆく。濃度がピーク値となる時間は層厚によらず18時間前後であるが、ピーク値は層厚が大きいほど大きい。ピーク値を汚泥中の強熱減量成分(Volatile Solids, V.S.)単位重量当りの炭酸ガス発生速度($\text{g/h} \cdot \text{kg-V.S.}$)に換算すると層厚によらず約3となる。

Table 4.4は95時間窒素通気を行った時点で炭酸ガスとなって放出された炭素分の汚泥中に含有されていた炭素分に対する比、すなわち、炭素変換率および、アンモニアとなって放出された窒素分の汚泥中に含有されていた窒素分に対する比、窒素変換率、を示したものである。²⁾ただし、汚泥の炭素含有率は強熱減量成分の60%、窒素含有率は7%であるとした。表から明らかかなように炭素変換率、窒素変換率共、層厚1mmではわずかに大きい、その他の層厚ではほとんど同一値を示す。また、CN比は層厚が大きくなると、若干上昇する傾向を示す。

空気通気下での発酵: Fig. 4.27および28に50°Cで空気通気し、発酵を行ったときの排出ガス中の炭酸ガス濃度およびアンモニア濃度の経時変化を示した。Fig. 4.27から炭酸ガスの発生曲線には二つの曲線が重なり合っていることが読みとれる。まず、最初に12時間付近に炭酸ガス発生量が最大となる発酵(発酵①)がおこる。このときの炭酸ガス発生量は層厚に依存しない。続いて、20~40時間の間に炭酸ガス発生量が最大となる発酵(発酵②)がおこる。このときの炭酸ガス発生量は層厚が大きいほど大きい。ただし、層厚1mmの場合では発酵②による炭酸ガス濃度変化は、発酵①によって生成した炭酸ガス濃度の曲線の減少部分にわずかにシヨルダーとして観察されるのみである。Fig. 4.28からも同様のことが読みとれるが発酵①によると思われるアンモニア濃度のピークは15時間前後、発酵②によると思われるピークは30~40時間で炭酸ガスの場合に比して、やや長時間側にずれている。また、例えば層厚5mmの場合に観察されるように炭酸ガス濃度においては最初のピークの方が後のピークよりも大きい、アンモニア濃度では逆に、最初のピークの方が後のピークよりも小さい。

Fig. 4.29および30に40°Cで空気通気し、発酵を行ったときの炭酸ガスおよびアンモニア濃度の経時変化を示した。層厚が0.25mmの場合を除いて、炭酸ガスおよびアンモニア発生の初期では濃度は層厚によらず、ほぼ同一の上昇過程を辿るものの50°Cにおけるような発酵①と②の区別は不明瞭である。

Table 4.5に98時間空気通気を行った時点での炭素変換率、窒素変換率および排出ガス中の

炭酸ガスとアンモニアの積算値より求めた CN 比を示した。炭素変換率は層厚が同一であれば温度によらず、ほぼ同一の値を示し、層厚が小さくなるにしたがって大きくなる。ただし、40℃では層厚 0.5 および 0.25 mm では 0.40 で同一値となっている。また、窒素変換率は層厚 1 ~ 5 mm の範囲ではほぼ同一値を示す。以上の関係から CN 比は層厚 5 mm では 4.5, 4.7 と小さいが、層厚が小さくなるにつれて大きくなり、層厚 1 mm のとき、約 8 となる。

Fig. 4.31 は排ガスの CN 比の経時変化を示したものである。CN 比は最初、急激に減少して一定となる傾向を示すがその後、上昇する。初期の減少期においては 40℃, 50℃ の場合共、CN 比はそれぞれ、層厚によらず同一の曲線となる傾向を示している。発酵に伴う汚泥中からの炭酸ガスの放出は発生とほぼ同時におこるが、アンモニアは汚泥中に溶解し易いので放出が発生より若干遅れる可能性もある²²⁾。しかし、Fig. 4.31 に示されているように発酵初期での CN 比の減少期において、その値が層厚にあまり依存しないのは、後に述べるように発酵①および②共、そのほとんどが汚泥層表面付近でおこるため、発生したアンモニアが放出されるまでの遅れが、比較的小さいことによると推察される。

Fig. 4.31 において CN 比の減少が比較的ゆるやかになる時間は 50℃ で約 15 ~ 25 時間、40℃では 25 ~ 35 時間である。これらの値は、それぞれの温度において、主たる発酵が①から②に移行する時間と対応していると考えられる。CN 比が安定した後、再び上昇し始める時間は層厚が小さいほど早く、また、温度が高い方が早い。

Fig. 4.32 は層厚と炭酸ガス発生速度のピーク値との関係を示したものである。ピーク値は層厚が小さくなるにつれて大きくなり、例えば、層厚 5 mm では発酵温度 50℃, 40℃共、10g/h · kg -V.S. であるが、層厚が 1 mm になるとそれぞれ、33, 25g/h · kg -V.S. となる。さらに層厚を小さくした場合、40℃では 0.5 mm で 34g/h · kg -V.S. となるが、層厚をこれ以上小さくしても炭酸ガス発生速度は大きくならない。

抽出成分組成の変化

空気通気下の発酵における試料抽出液クロマトグラフの変化：Fig. 4.33 に層厚を 3 mm とし、40℃で空気通気して発酵を行った試料の抽出液のクロマトグラフを示した。前報の結果によれば原料汚泥抽出液中にはタンパク質、アミノ化合物、糖類、有機酸などが含有されており、その中でも紫外吸収で検出される溶出時間 27 分付近のピークを与える成分（核酸関連物質、アミノ化合物）および示差屈折計で検出される溶出時間 25 分付近のピーク成分（有機酸、糖類）は好気性発酵の進行に伴う減少が特に著しい。Fig. 4.33 からわかるように紫外吸収で検出される溶出時間 27 分のピークは 22 時間では、若干小さくなるのみであるが、46 時間以降では急激に小さくなってゆく。一方、示差屈折計で検出される溶出時間 25 分のピークもほぼ類似した傾向を示す。また、示差屈折計よりも紫外吸収による検出において、一層明瞭であるが、発酵時間の経過と共に溶出時間 18 分付近を最大とする 10.5 分から 25 分にかけて広い分子量分布をもつ成分（分子量 100,000 ~ 1,000）が次第に増加してくる。この発酵に伴って生成してくる成分にはフミン酸、リグニン質、多糖類などが含有されている^{23) 24)}。

発酵に伴う低分子成分の変化：Fig. 4.34 および 35 に紫外吸収で検出される溶出時間 27 分のピークと示差屈折計で検出される 25 分のピーク高さの種々の条件下における変化を示した。ただし、ピークの高さは、それぞれ、原料汚泥抽出液における値との比であらわしてある。まず、紫

外検出によるピークの変化についてみると、原料汚泥に種菌を加えず 40℃ に加温した場合には、最初の20時間でピーク高さは急激に増加し、その後の上昇はゆるやかである。一方、種菌を加えて窒素通気あるいは空気通気して発酵を行った場合には、雰囲気および層厚にはほとんど依存せず、約50時間程度で零に近づく。一方、示差屈折計で検出されるピーク高さの変化は、種菌を加えず 40℃ に加温した場合には、最初の20時間でピーク高さは急激に増加し、その後も比較的大きい速度で増加してゆく。種菌を加えた場合、窒素通気下ではピーク高さは時間の経過と共に増加する。一方、空気通気下では時間の経過と共に減少し、その減少は層厚が 1 mm の場合では非常に速いが 3 mm と 5 mm とではこれに比して、ややゆるやかな減少曲線を示している。しかし、層厚 5 mm の場合でも、60時間までには、ほとんど、ピークは消滅する。

抽出液 TOC の変化

原料汚泥抽出液の TOC : Fig. 4.36に各種試料抽出液の TOC の変化を示した。原料汚泥抽出液の TOC は 2270 mg/ℓ であり、この水溶性成分の炭素量の汚泥中全炭素量に対する比、 λ を汚泥の含水率 79.5%、強熱減量 69.3%、強熱減量成分中の炭素の割合 0.6 とから算出すると 0.165 となる。種菌を加えずに汚泥を 40℃ に加温すると 80時間後には、抽出される全炭素量は加温前の 1.5 倍となる。Table 4.6 に 2.5 g の汚泥を 50ml および 100ml の精製水に溶解し、40℃ で 70時間加温した場合の液の TOC を示した。2.5g/50ml で直ちに抽出を行った場合の λ は 2.5g/30ml で加温を行う前の値と同一の 0.165 であったが、70時間加温した場合の λ は 2.5g/50ml と 2.5g/100ml の場合とで、それぞれ、平均 0.25₄、0.26₁ となり、2.5g/100ml の方がわずかに大きい。この値は加温前の原料の λ に対して、それぞれ、1.54 倍、1.58 倍となり汚泥を水に溶解せず、そのまま、40℃ に加温した後抽出した場合の値よりも若干大きい。

窒素通気下での発酵における試料抽出液 TOC の変化：種菌を加えて窒素通気を 20時間程度行った試料では、抽出液の TOC は初期値の約 1.06倍でわずかに増加するが、それ以上長時間通気を行った試料でも TOC の変化はほとんど認められない。

空気通気下での発酵における試料抽出液 TOC の変化：種菌を加えて空気通気を行った試料では抽出後の TOC は通気時間と共に減少し、その減少は層厚が小さいほど速い。Fig. 4.34 および 35 に示したように、原料汚泥抽出液中の低分子成分は、空気通気により 50～60 時間でほとんど消滅するが、一方で、Fig. 4.33 の 94 時間通気のチャートに見られるような広範囲の分子量分布をもった安定な物質が生成してくるため、TOC は初期値の 1/2 程度の値で一定となる。

微生物の観察

種菌を加えて空気通気した試料の表面には微生物のコロニーが生成した。このコロニーは空気通気 18.5 時間で層厚 2 mm のとき 22, 5 mm のとき 25 個で、ほぼ同数存在した。通気時間の経過と共にコロニーの面積は大きくなり、42.5 時間で層厚 2 mm では表面をおおいつくすほどではなかったが、5 mm の場合では表面をほとんどおおいつくした。Fig 4.37 は 24 時間空気通気を行ったときの菌の増殖の様子を示したもので①は原料汚泥、②はコロニー部、③はコロニーが存在しない部分の汚泥表層、④は表面より 1～2 mm 内部からサンプリングした試料の顕微鏡写真である。種菌を加えてはあっても原料中の菌濃度は比較的小さい。しかし、発酵が進行

し始めるとコロニー部はもちろん、コロニー以外の場合における汚泥表層でも菌の増殖が激しくなる。ただし、表面より1～2 mm 内部では菌の増殖はほとんどみられない。また、層厚5 mm の汚泥を48時間空気通気し、発酵させた結果についても検討した。この場合では、コロニーは汚泥表面をほとんどおいつくしたが汚泥層の表面下1～2 mm および4～5 mm における菌の増殖は非常に少なかった。

(2) 汚泥層における発酵のパターンおよびそのモデル化

窒素通気下での発酵

窒素通気下では層厚が異なっても炭酸ガス発生の際時変化は類似しており、汚泥中の強熱減量成分単位重量当りの炭酸ガスの発生速度のピーク値が、ほぼ同一で炭素変換率にも大きな差がないことから、層内部では嫌氣的発酵が一樣に起っていると考えられる。汚泥中の水溶性成分中の炭素量の汚泥中全炭素量に対する比、 λ は先に述べたように最大0.26₁であり、一方、窒素通気下では抽出液のTOCは初期値の1.06倍で一定となる。この値を λ に換算すると発酵剤の原料汚泥での値、0.165を用いて、 $0.165 \times 1.06 = 0.175$ となり、先の0.26₁から0.175を引いた値0.086が嫌氣的発酵に伴って失なわれた水溶性有機成分中の炭素である。発酵が主として水溶性有機成分によっておこるとすれば、表-1に示したように窒素通気下での発酵における炭素変換率は0.06であるから、 λ の変化と比較的良好に対応していると言えよう。

空気通気下での発酵

空気通気下では汚泥表層の酸素拡散領域内では好気性発酵が、その他の場所では嫌氣的発酵が起るのであろう。発酵後、汚泥層を観察すると、層の極く表面は茶かっ色、内部は黒色に変色しており、層内部では嫌氣的状態が保たれていると推察された。酸素拡散領域の厚さは、層厚がこの領域以上の厚さであれば層厚にかかわりなく一定値となり、したがって、この部分での発酵による炭酸ガス発生量は層厚によらず一定となるであろう。先に述べた空気通気下における発酵①がこの条件に適合する。実際に、Fig. 4.37に示したように24時間の空気通気で汚泥層には激しい菌の増殖が観察されたが、内部では48時間後においても菌の増殖は少なかった。また、Fig. 4.32において、0.5～1mmの間に層厚を小さくしても炭酸ガス発生速度が一定値となる厚さが存在するので、この範囲内に酸素拡散領域が存在すると考えられる。

次に発酵②について検討すると、窒素通気の場合のように層表面が窒素雰囲気となっているときには、示差屈折計によって検出される水溶性成分の減少は小さいが、空気通気の場合のように汚泥表面のみでも空気雰囲気になることによって、これらの成分は急激に減少する。これは、これらの水溶性成分が、酸素が存在する汚泥層の表面まで拡散してゆき、そこで好気性発酵するためと考えられる。このとき、汚泥単位重量当り含有されている水溶性有機物量は一定なので、層厚が大きいほど総量は多く、したがって発生する炭酸ガス量も多いことになる。また、実際には層内部で嫌気性発酵も若干はおこるのでこれらの和が発酵②に該当する。

Table 4.5に示されているように、40°Cにおける汚泥中の炭素の炭酸ガスへの変換率は層厚が小さいほど大きく、その最大値は0.40である。この値には発酵①による発生炭酸ガス量と、②による発生炭酸ガス量との両方が関与している。発酵によって減少した水溶性有機物中の炭素量は発酵前の水溶性炭素量、 λ の最大値と発酵後における抽出液中の炭素量との差として算

出される。 λ の最大値は先に述べたように0.26₁であり、発酵後の抽出液中の炭素量はFig. 4.36における約0.5と加温前の汚泥の λ の値0.165との積で0.08と算出される。したがって、差は0.18となる。この値と先に挙げた炭素変換率0.40との間には大きな差がある。このことは発酵①では固体成分の分解が起っているということを示している。

発酵②による炭酸ガス発生量は層厚が大きいほど大きい。40°Cで98時間空気通気を行ったとき、層厚5 mmにおける炭素変換率はTable 4.5に示されているように0.23である。一方、発酵によって減少した水溶性有機物中の炭素量は先に算出したように0.18であるが、層厚5 mmでも発酵①によって発生した炭酸ガスの寄与があることを考慮すれば両者は比較的良く対応していると言えよう。

以上で述べたように汚泥を層状とし、その表面に通気して発酵を行う場合、酸素拡散領域内の固体成分の分解を伴う発酵、層内の水溶性有機物が層表面へ拡散してきておこる好気性発酵、および層内部での嫌氣的発酵がおこる。ただし、層内部での嫌氣的発酵の速度は小さいので無視し得る。そこでFig. 4.38に示すように層状での発酵をモデル化する。すなわち、通気によって供給される酸素は汚泥表面で起る水溶性有機物の発酵に消費され、あるいは汚泥表面から層内部へと拡散してゆき、固体成分の発酵に消費される。これらの発酵によって生成した炭酸ガスおよびアンモニアは通気ガス中に放出される。図中の l_a は酸素が拡散によって供給される領域を、 l_u は嫌氣的領域を表している。

(3) 汚泥層への酸素供給および汚泥層表面への水溶性有機物の拡散

汚泥層内への酸素供給

ここでは汚泥層のどれくらい内部まで酸素供給が可能であるか計算を行う。

汚泥層内における酸素濃度がFig. 4.39中の一点鎖線であらわされるものとする。 C_{A0} は空気中の酸素分圧に対応した汚泥中の飽和酸素濃度 (g/cm^3) である。層表面より供給される酸素は発酵により消費されるので層内部に拡散してゆくにつれて、その濃度は小さくなってゆく。酸素が到達できない内部では好気性発酵は進行しない。汚泥の発酵は酸素供給が可能な汚泥層表面付近から次第に内部に進行して行き、表面から l_x (cm)までの領域が既に発酵済であるとする。これより内部では溶存酸素濃度を零とすれば、 l_x の厚さの発酵済領域を通して酸素が拡散によって供給される場合、単位面積当りの酸素供給速度、 R_A ($g/h \cdot cm^2$)は次式であらわされる。

$$R_A = D_A \frac{C_{A0}}{l_x} \quad (4.21)$$

ただし、 D_A は汚泥中における酸素の拡散係数 (cm^2/h)である。

酸素消費速度と炭酸ガス発生速度とは、ほぼ、対応する²⁵⁾ので、通気後の排出ガス中の炭酸ガス濃度、 C_{AC} (%)は次式であらわされる。

$$C_{AC} = R_A \times \frac{22.4}{32} \times \frac{S}{V} \times \frac{273+T}{273} \times 100 \quad (4.22)$$

式中のTは室温(°C), Sは汚泥層表面積(cm), Vはガス通気速度(l/h)である。汚泥の含水率は約80%と非常に高いので, C_{A0} を水中における空気中の酸素の飽和溶解度 6.7×10^{-6} (g/cm³)²⁶⁾, Tを25°C, Sを直径7(cm)の容器とした場合の値38.5(cm²), Vを同じく3(l/h)として, 汚泥中における酸素の拡散係数 D_A をパラメータとして発酵済領域の厚さ l_x (cm)と排出ガス中の炭酸ガス濃度との関係を算出した結果をFig. 4.40に示した。計算結果によれば, たとえば, 酸素の拡散係数を水中における値0.12(cm²/h)²⁶⁾とした場合, 拡散による酸素の供給能力が炭酸ガス濃度に関算して0.05(%)以上となるためには発酵済領域の厚さが0.015(cm)以下, また拡散係数をかなり大きめに見積って水中における値の5倍の0.6(cm²/h)としても0.09(cm)以下でなければならない。

Fig. 4.41および42に層状汚泥を50および40°Cで空気通気して発酵させた場合の排出ガス中の炭酸ガス濃度の経時変化の一部を示した。図中で主たる発酵が酸素拡散領域における固体成分の発酵から汚泥層表面に拡散してくる水溶性有機物の発酵に移行する時間は, おおよそ, 50°Cでは15~25時間, 40°Cでは25~35時間である。また, 図中には炭酸ガス濃度を汚泥の強熱減量成分単位重量当りの炭酸ガス発生速度に関算した結果も併せて示した。

実験結果では排出ガス中の炭酸ガス濃度は発酵開始後25~35時間程度経過しても0.05%以上には保たれているので実際に好気性発酵がおこっている領域は汚泥の比較的表層のみということになる。このことは汚泥層の表面付近では著しい菌の増殖がおこるが, 1~2mm以上内部では菌はあまり増殖していないという顕微鏡での観察結果とも一致している。

水溶性有機物の汚泥層表面への拡散

酸素の供給が汚泥層の極く表面しか行われなにもかかわらず, 層内の易分解性の水溶性有機物は層厚が大きい場合でも50~60時間でほとんど消失する。しかし, 窒素通気の場合のように汚泥層表面に酸素が存在しない場合では水溶性有機物の減少は少ない。これは, 空気通気下では汚泥層内の水溶性有機物が汚泥層表面まで拡散してきてここで好気性発酵するためと考えられた。そこで, そのようなことが可能であるかどうか, 水溶性有機物の汚泥層表面への拡散速度について検討する。

汚泥層内における易分解性の水溶性有機物濃度はFig. 4.43のようにあらわすことができる。汚泥層表面で水溶性有機物の分解が一様におけるとすると, 層表面からx(cm)内部における水溶性有機物の濃度 C_B (g/cm³)の変化は次式であらわされる。

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} = D_B \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} \quad (4.23)$$

ただし, tは時間(h), D_B は汚泥中における水溶性有機物の拡散係数(cm²/h)である。

また, 層表面への有機物の拡散量, Q(g)は次式であらわされる。

$$Q = \int_0^t \left\{ S D_B \left(\frac{dC_B}{dx} \right)_{x=0} \right\} dt \quad (4.24)$$

境界条件を次の通りとしたときの 4.24 式の解は 4.25 式であらわされる。

- 1) 発酵中における層表面での水溶性有機物濃度は零である。
- 2) 発酵開始時においては層内の水溶性有機物濃度は C_{Bo} である。
- 3) 層表面から ℓ の位置における水溶性有機物の濃度勾配は常に零である。

$$\frac{C_{Bo} - C_B}{C_{Bo}} = \frac{2}{\pi} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1 - (-1)^n}{n} \left[\exp\left(-\frac{D_B n^2 \pi^2 t}{4\ell^2}\right) \right] \sin \frac{n \pi x}{2\ell} \quad (4.25)$$

汚泥層表面への水溶性有機物の拡散量の時間的変化を 4.24, 4.25 式より算出した結果を Fig. 4.41 に示した。ただし、拡散量は汚泥中に存在する水溶性有機物総量の初期値、 $Q_0 (=C_{Bo} S \ell)$ に対する規格化値で示してある。また、発酵に關与する汚泥中の水溶性有機物は主として、糖類、有機酸などの低分子成分であることから、拡散係数 D_B は酢酸やショ糖の水中における値、約 $3 \times 10^{-2} (\text{cm}^2/\text{h})$ ²⁶⁾ および、さらに、これより小さめに見積った値 $10^{-2} (\text{cm}^2/\text{h})$ を用いて計算を行った。Fig. 4.44 からわかるように拡散係数を $3 \times 10^{-2} (\text{cm}^2/\text{h})$ とした場合では層厚 1 mm のとき 0.2 時間で、また 5 mm のときでも 5 時間程度で汚泥中の水溶性有機物の 80% が表面へ拡散してくることが可能であり、また、小さめに見積った $10^{-2} (\text{cm}^2/\text{h})$ の場合でも層厚 1 および 5 mm のとき、それぞれ、0.6 および 16 時間で 80% が表面へ拡散してくることが可能である。この時間は、水溶性有機物の発酵による炭酸ガス発生速度が比較的大きい 20 ~ 50 時間に比して短い。また、後述するように水溶性有機物の発酵による炭酸ガス発生速度は層厚が異ってもほぼ同一値とみなせる。これらのことから、水溶性有機物の汚泥層表面への拡散速度は充分大きくし、したがって、水溶性有機物の分解は主としてこれに關与する微生物の増殖、死滅速度等によって決定されているものと考えられる。

(4) 層状での発酵における炭酸ガス発生速度式

これまで述べてきたように排出ガス中の炭酸ガス量は酸素の拡散領域での固体成分の発酵、および汚泥層表面に拡散してきた水溶性有機物の好気性発酵によって決定される。したがって、汚泥層表面積が一定で、しかも、一定流量で通気を行う場合、固体成分の発酵においては酸素拡散領域の厚さ、すなわち、好気性発酵領域の厚さは層厚によらない。そのため、層厚が酸素拡散領域の厚さより大きいとき、排出ガス中の炭酸ガス濃度は層厚によらず同一の挙動を示す。しかし、汚泥単位重量に換算した炭酸ガス発生速度は層厚に反比例することになる。一方、水溶性有機物の発酵においては、汚泥中に存在する易分解性の水溶性有機物の総量は汚泥量に比例するため層厚が大きいほど排出ガス中の炭酸ガス濃度は高くなる。しかし、炭酸ガス発生速度は層厚が異っても、比較的、近い値になると考えられる。実際に実験で觀察されている炭酸ガス発生曲線はこれらの発酵による炭酸ガスの発生が重なり合ったものであるが、50℃の場合では Fig. 4.41 からわかるように、炭酸ガス濃度は初期においては層厚によらず、ほぼ、同一の挙動を示し、その後、発酵時間の経過と共に層厚が大きいほど大きな値となっている。一方、炭酸ガス発生速度については初期では層厚が小さいほど大きい、その後は時間の経過に伴い一定値に近づく傾向を示している。ただし、層厚 1 mm の場合では他の層厚の場合と若干、そ

の挙動は異っている。一方、40℃の場合についても炭酸ガス濃度、炭酸ガス発生速度共、50℃の場合と同様な傾向を示している。そこで、以上の関係を数式化するため、酸素の拡散領域内の汚泥単位表面積当りの固体成分の発酵による炭酸ガス発生速度を $f(t)$ ($g/h \cdot cm^2$)、汚泥表面に拡散してきた水溶性有機物の発酵による汚泥単位重量当りの炭酸ガス発生速度を $g(t)$ ($g/h \cdot kg-V.S.$)であらわせば、系全体の炭酸ガス発生速度 $W_{CO_2}(\ell, t)$ ($g/h \cdot kg-V.S.$)は次式により求められる。

$$\begin{aligned} W_{CO_2}(\ell, t) &= \frac{1000Sf(t)}{Vd_s(1-r_w)r_v} + g(t) \\ &= k\ell \frac{f(t)}{\ell} + g(t) \end{aligned} \quad (4.26)$$

ここで

$$k\ell = \frac{1000}{d_s(1-r_w)r_v}$$

ただし、 d_s は汚泥の密度(g/cm^3)、 r_w は含水率(-)、 r_v は強熱減量(-)、 S は汚泥層表面積(cm^2)、 V は汚泥の容積(= $S\ell$, cm^3)であり、(6)式の右辺第一項は $f(t)$ を汚泥強熱減量成分単位重量当りに変換したものである。層厚 ℓ_1 および ℓ_2 における炭酸ガス発生速度の実験値を用いて $f(t)$ は4.26式より次のように求められる。

$$f(t) = \frac{W_{CO_2}(\ell_1, t) - W_{CO_2}(\ell_2, t)}{k\ell \left(\frac{1}{\ell_1} - \frac{1}{\ell_2} \right)} \quad (4.27)$$

Fig. 4.45に実験結果より $f(t)$ を算出した結果を示した。ただし、汚泥の密度、含水率、強熱減量として実測値、1.1, 0.795, 0.693を用いた。 $f(t)$ は50℃の場合では層厚1mm, 40℃では0.5mmのときその値がやや小さくなることを除いては層厚が異っても、それぞれ、ほぼ同一の値となる傾向を示している。また、50℃の方が40℃における場合よりもやや速くピーク値に達し、その値も大きい。

次にFig. 4.45の実線および破線で示された $f(t)$ の値を用いて、 $g(t)$ の値を4.26式より算出した結果をFig. 4.46に示した。 $g(t)$ の値も50℃と40℃では若干異り、ピーク値はそれぞれ6および8.5($g/h \cdot kg-V.S.$)、ピーク時間は30および35時間となっている。

(5) 発酵速度に及ぼす粒子径の評価

これまで、層状での汚泥の発酵について実験結果の解析を進めてきたが、その結果を用いて、通常の発酵時に比較的近い、球型の粒子での発酵における炭酸ガス発生速度の計算を行うことができる。

原料粒子半径を r (cm)とすると炭酸ガスの発生速度について4.26式と同様にして次式が得られる。

$$W_{\text{CO}_2}(r, t) = k_s \frac{f(t)}{r} + g(t) \quad (4.28)$$

ただし

$$k_s = \frac{3000}{d_s (1 - r_w) r_v}$$

これらの式が成立するのは酸素拡散領域の厚さに比して粒子半径が比較的大きい場合で、通常、ほとんどの例はこれに該当する。

前節で得られた $f(t)$, $g(t)$ と 4.28 式とから一例として 40 °C での炭酸ガス発生速度を計算した結果を Fig. 4.47 に示した。図中の一点鎖線は $g(t)$ を示している。粒子半径が 1.5 mm のときでは炭酸ガス発生速度の最大値は約 10 (g/h · kg -V.S.) であり、このときの炭素変換率を汚泥中の強熱減量成分に対する炭素分の比を 0.6 として算出すると 0.23 となり、これらの値は $g(t)$ におけるそれぞれの値 8.5, 0.20 に近づいてゆく。また、粒子半径が次第に小さくなり 2.5 mm になると炭酸ガス発生速度の最大値は、約 2.8 (g/h · kg -V.S.)、炭素変換率の計算値は 0.38 となり、層状で得られたそれぞれの上限值 3.5, 0.40 に近づいてゆく。

以上の結果から原料汚泥粒子内への十分な酸素供給という観点から、粒子径は 5 mm 以下であることが望ましい。

5. プロセス的にみた等温発酵の評価

下水汚泥のコンポスト化処理への放射線利用の可能性を検討した結果、コンポスト化の最適温度は 50 °C 近傍であり、このとき炭酸ガス発生量が最も多くなることを見出した。このことは、この条件下で発熱量も最も多いことを意味している。

照射汚泥を用いるコンポスト化では、殺菌処理されているので、この比較的低い温度を選定することにより、発酵期間を大幅に短縮できると期待される。一方、コンポスト化処理の重要な目的の一つは含水率の低減である。そこで、ここではこの水分低減という観点からみたとき、発酵速度は速いが飽和蒸気圧が低い温度での運転と、速度は遅いが高い蒸気圧が得られる高温での運転とを比較検討することにする。

5.1 物質収支と熱収支

(1) 物質の流れ

Fig. 4.48 のように、ケーキ状汚泥は水分調整材と混合され、発酵槽に導びかれる。好気性を維持するため、発酵槽には空気が通気されている。ここに一定時間滞留して汚泥中の有機成分は発酵して分解する。発酵熱により汚泥中の水分は蒸発し、通気ガスと一緒に運び出され、発酵物の方は一次発酵物として発酵槽から取り出される。

ここで、

S_1 : 原料汚泥中の固形分の供給速度 [kg/hr]

y_1 : 原料汚泥の含水率 [-]

S_a : 水分調整材中の固形分の供給速度 [kg/hr]

- y_a : 水分調整材の含水率 [-]
 S_m : 発酵槽への固形分供給速度 [kg/hr]
 W_m : 発酵槽への水分供給速度 [kg/hr]
 S_d : 発酵槽での固形分減少速度 [kg/hr]
 W_d : 発酵槽での水分蒸発速度 [kg/hr]
 S_e : 発酵槽からの固形分排出速度 [kg/hr]
 y_e : 発酵槽からの製品の含水率 [-]
 F_g : 発酵槽への空気通気量 [1/hr]
 T_i : 空気, 原料汚泥, 水分調整材の入口温度 [°C]
 T_e : 発酵槽内, 出口温度 [°C]

(2) 物質収支

以上のように考えると

$$S_m = S_i + S_a \quad (4.29)$$

$$W_m = y_i \cdot S_i / (1 - y_i) + y_a \cdot S_a / (1 - y_a) \quad (4.30)$$

$$y_m = W_m / (W_m + S_m) \quad (4.31)$$

$$S_e = S_m - S_d \quad (4.32)$$

$$W_e = W_m - W_d \quad (4.33)$$

$$y_e = W_e / (W_e + S_e) \quad (4.34)$$

ここで, 原料汚泥中の強熱減量割合を λ , その中の炭素含有率を ϵ_c , 発酵による有機炭素の減少率 (炭酸ガスへの転換率) を η とすると,

$$S_d = \eta \cdot \lambda \cdot \epsilon_c \cdot S_i \quad (4.35)$$

(3) 熱収支

単位減少炭素量を基準とする発熱量を Q_r kcal/kg-C とすると, 発酵槽内全体の発熱速度は $S_d \cdot Q_r$ となる。この内の一部は空気, 汚泥, 水分調整材の予熱に, 残りは水分の蒸発と発酵槽からの放熱に消費されることになる。したがって

$$\begin{aligned}
 S_d \cdot Q_r = & F_g \cdot C_{pg} \cdot (T_e - T_i) + C_{ps} \cdot S_i \cdot (T_e - T_i) + \\
 & C_{pa} \cdot S_a \cdot (T_e - T_i) + C_{pw} \cdot W_m \cdot (T_e - T_i) + \\
 & W_e \cdot Q_v + U \cdot A \cdot (T_e - T_o) \quad (4.36)
 \end{aligned}$$

また, 全発熱量に対して予熱に消費される割合を X とすると

$$X = (F_g \cdot C_{pg} + C_{ps} \cdot S_i + C_{pa} \cdot S_a + C_{pw} \cdot W_m) / S_d \cdot Q_r \quad (4.37)$$

ここで, C_{pg} , C_{ps} , C_{pa} , C_{pw} は空気 (水蒸気分を含む), 汚泥固形物, 水分調整材固形物および水の熱容量とする。熱容量については, 成分に対して加成性が成立する。したがって, 空気の入口蒸気圧を p (mmHg) とすると,

$$C_{pg} \cdot F_g = [C_{pv} \cdot p / 760 + C_{pa} \cdot (760 - p) / 760] \cdot F_g / (R \cdot T_i) \quad (4.38)$$

が得られる。また, Q_v は水の蒸発潜熱 (温度 T_e における), U は発酵槽からの放熱の熱伝達係数, A は放熱面積である。

5.2 製品を所定含水率にするための炭素変換率

種々の温度での運転状態において、所定の製品含水率にするための所要有機炭素変換率を原料汚泥の含水率の関数として、(4.36)式により算出することにする。計算にあたって、蒸発した水分は空気により運び出されるが、その際空気は水蒸気飽和した状態で排出される、また空気量は必要最低減を吹込むものとする。汚泥処理量を乾物換算で10ton/dayとし、発酵槽へは水分を50%に調整して供給されるものとする。また、水分調整材の含水率は0%、製品の含水率は30%に設定し、熱回収ならびに発酵槽からの放熱はないものとする。

計算結果をFig. 4.49(a), (b)に示した。(a)は各温度での発酵において、製品の含水率を同じになるようにした場合、発熱量の内汚泥や通気用空気の予熱に消費される割合Xを示したものである。また、(b)は原料汚泥の含水率を変えて、一定の製品含水率を得る場合の所要炭素変換率を示したものである。ただし、これらの図では、発酵槽へは、汚泥は通気性改良材と混合して、水分50%で供給されるものとしてある。

高温発酵では所要空気量が少く空気の予熱には熱を多く使われない点で有利であるが、温度が高いため汚泥と水分調整材の予熱には多く使われることになり、最終的には空気と汚泥などの予熱に必要な熱量は発酵温度が異なっても同じとなり、プロセス的に優劣はない。通気量が多い方が、槽内の通気性を確保しやすいし、温度の均一性を維持しやすい。また、高温では高い反応率が得られないため所定の含水率にできない場合が起り、高温ほど許容される運転条件が狭いことになる。例えば、汚泥ケーキを発酵させて、製品含水率を30%のコンポストを得る場合、所要炭素変換率は原料汚泥の含水率80%で45%、75%で32%、70%で26%となる。50℃発酵では、約3日間での炭素変換率は3章で述べたように約40%であり、汚泥含水率78%までは対処できることになる。60℃発酵では、同じ期間内の炭素変換率は20%以下であり、汚泥含水率65%程度までしか対処できない。

6. 発酵プロセスのスケールアップに関する検討

第三章で述べたように、小規模実験では炭酸ガスの発生が短期間(3~4日)で終了し、比較的速やかに一次発酵が終るのに対して、規模が大きい場合には、発酵が2週間以上にわたって持続しており、平均の発酵速度は遅く、有機炭素の減少率も低いようである。このように発酵槽規模によって発酵期間に差が生じる理由としては、大型槽では圧密の影響を受け、内容物が大きな塊りになりやすく、良好な通気性を維持することが困難であることの他に、発熱と放熱とのバランスの関係で大型槽は発酵熱による温度上昇が顕著なため、微生物相が温度による影響を受けやすく、更に微生物相の変化が発酵反応にフィードバックされることに起因していると推定される。このことは小型槽によるデータの積み上げだけでは、コンポスト化のスケールアップに関する情報を得ることは困難であることを意味している。

そこで、コンポスト化反応に及ぼすスケールの影響を小規模装置を用いて調べる方法として、計算機を用いて大型槽内における温度制御をしない非等温発酵と通気量の調節により温度制御をする等温発酵挙動を推定する模擬実験方法を考えた。この実験とは、小型槽による実験において、そこから得られる情報と想定している大型槽の運転条件、装置条件に基づいて大型槽内の温度を

推定し、小型槽の温度をそれに一致させる補償操作を施しながら発酵する方法である。

この場合、実際の発酵は小型槽で行われているので、槽内の通気状態は理想的状態にある。したがって、発酵速度におよぼす温度変動の影響を推定できると思われる。

6.1 実験装置および方法

Fig. 4.50 に実験装置の概略を示す。発酵槽は内径 60mm、深さ 35mm、内容積 100ml のガラスフィルターである。Co-60 γ 線 で 3 Mrad 殺菌処理を行った下水汚泥 20g と 30~60 メッシュのゼオライト 20g またはパーライト 10g、発酵開始剤 2g および pH 調整剤として炭酸ナトリウム 160 mg を混合した物を用いた。発酵槽への通気は空気ポンプで行い、流量計で通気量を調節し、恒温槽中の加湿器により温度、湿度を一定にして発酵槽へ導いた。発酵槽から出たガスは、配管途中で水分が凝縮しないように空気で希釈し、トラップで水分を除去した後炭酸ガスメータで濃度の測定をする。炭酸ガス濃度と槽内温度の測定に基づいて、計算機により想定している大型発酵槽の温度を算出し、その温度になるように温度設定器で恒温槽のヒータを制御する。

6.2 実験結果および考察

(1) 模擬の方法

模擬実験法による発酵槽内温度の推定にあたっての仮定並びに物質収支および熱収支の計算式は、第 4 章の 3.2.2 のシミュレーションの方法と同じである。

Fig. 4.51 に模擬の方法の概略を示した。発酵槽からの排出ガス中の炭酸ガス濃度は炭酸ガスメータで測定し、炭酸ガス発生速度 R_f を求め、測定している大型槽内の全発生熱量を推定する。また、槽内温度は温度計で測定し、想定している大型槽の装置条件、運転条件に基づいて蒸発潜熱量、通気ガスの熱流量などを算出する。これらの値を用いて、熱収支式 (3.15) および水分減少速度式 (3.19) を連立させ、数値計算することにより温度 T を推定し、発酵槽にフィードバックさせる。

(2) 非等温発酵の模擬

100 g 規模での発酵実験と模擬実験との比較

Fig. 4.52 に 100 g 規模での発酵実験と模擬実験との実験結果の比較を示した。汚泥ケーキ 100 g に通気性改良材としてゼオライト (30~60 メッシュ) 100 g、発酵開始剤 10g を加え、0.1 ℓ /min の通気量で発酵させることを想定している。実際の非等温発酵は第 4 章の 2 で述べた様に発砲スチロールで保温した発酵槽を用いて、上述の条件下で発酵を行った。一方、模擬実験の方は Fig. 4.50 の装置を用いて実験を行うわけであるが、汚泥量は 20g で、計算の際に想定する発酵条件が上述のようであるということである。

この Fig. 4.52 からわかるように、温度、炭酸ガス発生速度とも発酵実験と模擬実験とが比較的好く一致している。有機炭素の変換率は約 17% であった。これらの結果と第 4 章の 2 での等温発酵と比較すると、炭酸ガスの発生パターンはほとんど同じであるが、炭酸ガス発生速度のピーク値や有機炭素の変換率を比較すると、等温発酵に比べて小さくなっている。

1kg規模での発酵実験と模擬実験との比較

Fig. 4.53 に 1kg 規模での発酵実験と模擬実験との実験結果を比較を示した。実際の非等温発酵の実験は第IV章の3で述べたように、発砲スチロールで保温した攪拌機付発酵槽を用いて、汚泥ケーキ 1kg に通気性改良材として活性アルミナ (30~60メッシュ) 1kg, 発酵開始剤 100g を加え 1.5 ℓ/min の通気量で行った。1kg 規模の場合も 100g 規模での結果と同様に、炭酸ガス発生速度、温度とも比較的良好に一致している。また、有機炭素の変換率は約18%であった。1kg 規模の場合も等温発酵の有機炭素の変換率について比較すると、非等温の方が低くなっている。

100 kg 規模での模擬実験

Fig. 4.54 に汚泥 100 kg, 通気性改良材としてゼオライト 100kg, 発酵開始剤 10 kg, 通気量 60 ℓ/min の発酵条件での模擬実験の結果を示した。この規模での著者らの発酵実験の結果がないので比較はできないが、報告されている例に比べると、比較的短時間で炭酸ガスの発生はみられなくなっている。この場合の有機炭素の変換率は約18%であり、やはり等温発酵に比べて低くなっている。

以上の実験結果から、通気状態が小規模槽内のように理想的であれば、大型槽による非等温のコンポスト化においても、発酵速度はかなり改善されると推定される。しかし、有機炭素の変換率についてみると同じ発酵期間では等温方式に比べ低いと推定される。

(3) 通気による発酵温度の制御

上で述べたごとく、等温方式と非等温方式を比べると炭酸ガスの発生パターンは類似しているが、ピーク値や有機炭素の変換率は等温方式の方が高くなっている。そこで蒸発潜熱によって発生する熱を除去する方法、すなわち、通気量を制御して発酵槽の温度をある一定値以上にあげないようにする発酵方法を試みた。実験装置はFig. 4.50の模擬実験装置を用い、設定温度以上になると、発酵温度がその測定値を保つように計算の中で通気量を変えるようにして実験を行った。

Fig. 4.55 に汚泥 100g, ゼオライト 10kg, 発酵開始剤 10kg, 発酵開始時の通気量 60 ℓ/min, 最高温度 50℃ の場合の模擬実験の結果を示した。通気量は最高 600 ℓ/min に達し、炭酸ガス発生速度の減少にともなって少なくなっている。有機炭素の変換率は約24%であり、非等温発酵に比べて高くなっているが、等温発酵に比べるとやはり低い値になっている。

7. 結言

本章では、発酵熱の評価、通気性維持の基本である汚泥中への酸素拡散の評価、非等温発酵と等温発酵の比較、小型槽による発酵実験と計算機の併用による大型槽内の発酵の模擬法などプロセスの工学的解析の基本となる事項を検討し、以下の点を明らかにした。

〔発酵熱の測定〕 発酵に伴う炭酸ガス発生速度ならびに酸素消費速度を調べ、両者ほぼ対応していることから、発酵熱を炭酸ガス発生量に準拠した値として測定し、3300kcal/kg CO₂ の値を得た。

〔通気性維持の条件〕 空気通気下における発酵は、主として汚泥表層の酸素拡散領域内での固体成分の分解を伴う発酵と、汚泥粒子内の水溶性有機成分が表面に拡散してきて起る好気性発酵とからなる。酸素消費速度および汚泥中の酸素拡散に基づく解析から、粒子径が小さく5 mm 以下の場合、発酵は粒子内部まで進み、炭素変換率は約40%に達する。

〔非等温発酵と等温発酵との比較〕 100g , 1kg 規模の非等温発酵と等温発酵によれば、これらの実験のように、槽内の通気性が理想的である場合には、非等温発酵でも炭酸ガスの発生パターンは等温発酵と類似しているが、有機炭素の変換率は劣る。

また、装置条件、運転条件ならびに炭酸ガスの発生量のみから槽内の温度を推定できる。

〔大型発酵槽内の発酵の模擬法の検討〕 100g を用いる小規模実験と計算機を併用して大型槽内の発酵を模擬する方法による非等温発酵を行い、等温発酵と比較した。その結果、100g 規模の発酵でも上記と同様の結果が得られた。

〔その他のプロセス上の比較〕 製品を所定含水率にするという観点から両者を比較した結果によれば、汚泥ならびに通気ガスの予熱に必要な熱量は同じであり、等温発酵の方が炭素変換率を大きくできるので有利である。

Table 4.1 Experimental conditions and results of the non-isothermal fermentation of rape waste.

| Run No. | EXPERIMENTAL CONDITIONS | | | | | EXPERIMENTAL RESULTS | | | | | | | | |
|---------|-------------------------|-----------|----------|------------------|-----------------|----------------------|------------|-------|-----------------------|------------|--------------------------------|------------|---------------------------|-----------|
| | Rape Waste (g) | Seed Kind | Seed (g) | Air Rate (l/min) | Room Temp. (°C) | C or I | Agitation* | Blade | Temperature Peak (°C) | (time) (h) | CO ₂ Conc. Peak (%) | (time) (h) | Water Content Initial (%) | Final (%) |
| C-1 | 833 | B | 84 | 1.5 | 3-9 | C | C | A | 20 | (126) | 0.5 | (116) | 54.5 | 53.1 |
| 2 | 813 | B | 82 | 1.5 | 1-10 | I(1) | I(1) | A | 40 | (80) | >2 | (72) | 55.4 | 55.2 |
| 3 | 800 | A | 80 | 1.5 | 1-10 | I(2) | I(2) | A | 36 | (82) | >2 | (78) | 55.2 | 35.3 |
| 4 | 800 | B | 80 | 1.5 | 27-28 | C | C | A | 30 | (25) | 0.4 | (12) | 54.5 | 53.6 |
| 5 | 800 | B | 80 | 1.5 | 28-29 | C | C | B | 33 | (35) | 0.5 | (12) | 54.5 | 52.4 |
| 6 | 800 | B | 80 | 1.5 | 28-29 | C | C | C | 58 | (45) | >2 | (18) | 54.5 | 36.3 |
| 7 | 800 | A | 80 | 1.5 | 28-29 | C | C | C | 55 | (40) | 3.8 | (17) | 55.2 | 32.0 |
| 8 | 800 | A | 80 | 1.5 | 28-29 | C | C | B-2 | 48 | (27) | 2.2 | (21) | 55.2 | 53.2 |
| 9 | 800 | A | 80 | 1.5 | 28-29 | I(3) | I(3) | B-2 | 58 | (33) | 2.7 | (30) | 55.2 | 33.0 |

Agitation* : C indicates continuous agitation at the speed of 1 rpm.

I(1) indicates intermittent agitation (5min/6h) at the speed of 1 rpm.

I(2) indicates intermittent agitation (5min/3h) at the speed of 1 rpm.

I(3) indicates intermittent agitation (5min/12h) at the speed of 1 rpm.

Table 4.2 Experimental conditions and results for the non-isothermal fermentation of sludge.

| Run No. | EXPERIMENTAL CONDITIONS | | | | | | EXPERIMENTAL RESULTS | | | | | | |
|---------|-------------------------|-----------|-------------|------------------|-----------------|---------------------|----------------------|-----------------------------|---------------------------------------|---|-------------|---------------------------|-------------------------|
| | Sludge (g) | Seed Kind | Alumina (g) | Air Rate (l/min) | Room Temp. (°C) | Agitation Method*** | Initial Temp. (°C) | Temperature Peak (time) (h) | CO ₂ Conc. Peak (time) (h) | NH ₃ Conc. Peak (time) (ppm) | C-Conv. (%) | Water Content Initial (%) | Water Content Final (%) |
| CS-1 | 1000 | A | 100 | 1.5 | ca.27.5 | C | 26.7 | 33.0 (153) | 0.35 (145) | 150 (115) | 22.7 | 44.0 | 38.5 |
| 2 | 1000 | A | 100 | 1.5 | ca.27.5 | I(3) | 22.0 | 49.0 (30) | 1.6 (18) | 270 (42) | 25.4 | 41.9 | 36.6 |
| 3 | 600 | CS-2 | 900 | 1.5 | ca.27.5 | I(3) | 20.0 | 57.5 (18) | 2.3 (15) | 300 (30) | 31.2 | 40.8 | 35.4 |
| 4 | 825 | CS-2 | 400 | 1.5 | 27-30 | I(3) | 24.0 | 62.0 (19) | 3.0 (18) | 520 (35) | 28.5 | 40.8 | 33.0 |
| 5 | 900 | CS-2 | 200 | 1.5 | 27-29 | I(3) | 23.8 | 62.0 (22) | 3.0 (21) | 560 (35) | 22.5 | 39.5 | 33.3 |
| 6 | 1000 | A | 100 | 1.5 | 27-30 | I(1) | 28.0 | 50.5 (15) | 2.0 (14) | 530 (30) | 21.0 | 39.7 | 33.4 |
| 7 | 1000 | CS-6 | 200 | 1.5 | 27-30 | I(1) | 23.5 | 64.0 (15.5) | 3.5 (12) | 1150 (18) | 19.3 | 38.8 | 29.3 |
| 8 | 1000 | CS-7 | 200 | 1.5 | 31-33 | I(1) | 28.2 | 67.5 (15.5) | 3.4 (12) | 1200 (18) | 22.0 | 38.9 | 28.8 |
| 9 | 1000 | CS-8 | 200 | 1.5 | 30-33 | I(1) | 27.0 | 67.0 (16) | 3.3 (13) | 1480 (18) | 21.1 | 38.6 | 31.3 |
| 10 | 1000 | CS-9 | 200 | 1.5 | 24-27 | I(1) | 24.0 | 66.5 (20.5) | 3.3 (18) | 1160 (23) | — | 40.0 | 33.5 |
| 11 | 1000* | A | 100 | 1.5 | ca.23.5 | I(1) | 32.0 | 52.0 (12.5) | 1.6 (4.5) | 500 (18) | 15.5 | 42.1 | 37.7 |
| 12 | 1000 | A | 100 | 1.5 | ca.23.5 | I(1) | 25.5 | 50.0 (22) | 1.8 (16) | 400 (30) | 16.1 | 42.2 | 38.4 |
| 13 | 1000* | 0 | 1000 | 1.5 | ca.23.5 | I(1) | 31.5 | 48.5 (21) | 1.5 (5) | 500 (25) | 14.2 | 40.1 | 35.7 |
| 14 | 1000 | A | 100 | 1.5 | 22-25 | I(1) | 24.0 | 48.5 (22) | 1.9 (18) | 640 (21) | 14.3 | 41.8 | 39.7 |
| 15 | 1000 | CS-14 | 200 | 1.5 | 21-24 | I(1) | 21.5 | 57.0 (22.5) | 2.5 (15) | 700 (27) | 14.9 | 40.5 | 34.9 |
| 16 | 1000 | CS-15 | 200 | 1.5 | 21-24 | I(1) | 27.0 | 58.0 (19) | 2.7 (13) | 600 (22) | 12.8 | 41.2 | 36.8 |
| 17 | 1000 | CS-16 | 200 | 1.5 | 21-23 | I(1) | 23.5 | 61.5 (20) | 3.2 (24) | 640 (24) | 13.3 | 40.2 | 36.7 |
| 18 | 1000 | CS-17 | 200 | 1.5 | 22-25 | I(1) | 24.8 | 61.0 (16.5) | 3.2 (13) | 800 (18) | 15.6 | 40.1 | 35.8 |
| 19 | 1000 | CS-18 | 200 | 1.5 | 22-25 | I(1) | 21.0 | 62.0 (22) | 3.5 (18) | 700 (25) | 14.4 | 41.2 | 35.9 |
| 20 | 1000 | CS-19 | 200 | 1.5 | 21-26 | I(1) | 25.8 | 62.0 (17) | 3.4 (13) | 750 (21) | 14.7 | 40.5 | 35.2 |
| 21 | 1000 | CS-20 | 200 | 1.5 | 20-25 | I(1) | 26.5 | 60.5 (16) | 3.4 (13) | 720 (21) | 14.8 | 40.9 | 36.8 |
| 22 | 1000 | CS-21 | 200 | 1.5 | 22-26 | I(1) | 26.5 | 61.5 (16) | 2.7 (14) | 890 (18) | 13.8 | — | 36.4 |
| 23 | 500 | CS-22 | 100 | 0.75 | 21-26 | I(1) | 27.5 | 47.5 (14) | 2.7 (11) | 410 (18) | 12.9 | 40.5 | 36.5 |
| 24 | 2000 | CS-23 | 400 | 3.0 | 19-25 | I(1) | 25.5 | 67.5 (21) | 2.5 (12) | >1000 (24) | 16.0 | 41.3 | 33.5 |
| 25 | 1000 | CS-24 | 1000** | 0 | 18-25 | I(1) | 25.0 | 59.0 (22) | 3.2 (16) | 990 (27) | 22.0 | 46.9 | — |
| 26 | 1000 | CS-25 | 1000** | 0 | 15-24 | I(1) | 21.0 | 66.0 (30) | 3.4 (22) | >1000 (27) | — | 45.1 | — |
| 27 | 1000 | CS-26 | 1000** | 0 | 25-27 | I(1) | 26.5 | 65.5 (23) | 3.4 (16) | >1000 (27) | 25.4 | 43.0 | 37.2 |
| 28 | 1000 | CS-27 | 1000** | 0 | 21-28 | I(1) | 25.0 | 63.0 (28) | 2.7 (20) | >1000 (30) | — | 43.9 | 36.0 |
| 29 | 1000 | CS-28 | 1000** | 0 | 20-26 | I(1) | 27.0 | 64.5 (22) | 4.3 (15) | 800 (27) | 25.9 | 42.2 | 35.5 |
| 30 | 1000 | CS-29 | 1000** | 0 | 19-28 | I(1) | 27.5 | 63.0 (27) | 2.7 (17) | >1000 (27) | — | 42.9 | — |
| 31 | 1000 | CS-30 | 1000** | 0 | 17-24 | I(1) | 20.0 | 57.0 (51) | 2.7 (42) | 680 (57) | — | 45.3 | — |
| 32 | 1000 | CS-31 | 1000** | 0 | 18-25 | I(1) | 23.5 | 57.5 (24) | 3.5 (21) | — | 22.8 | 44.4 | 37.3 |

[*] indicates unirradiated sludge. Others are 3 Mrad irradiated sludge.

[**] indicates dried compost used as seed and bulking agent.

[***]: Symbols are same as in Table 4.1.

Table 4.3 Values used in the simulation

| | |
|------------------------------------|-----------------------------|
| Weight of Fermenter | 2.4 kg |
| Heat of Fermentation | |
| Rape Waste | 2.41 kcal/g-CO ₂ |
| Sewage Sludge | 3.30 kcal/g-CO ₂ |
| Specific Heat | |
| Fermenter | 0.375 kcal/kg·°C |
| Dried Compost | 0.35 kcal/kg·°C |
| Activated Alumina | 0.2 kcal/kg·°C |
| Water | 1.0 kcal/kg·°C |
| Water Content | |
| Sewage Sludge | 0.8 % |
| Seed | 0.5 % |
| Activated Alumina | 0 % |
| Inflow Air | |
| CO ₂ Concentration | 0.03 % |
| Water Content | 0.373 % |
| Overall Heat-transfer Coefficient | 0.1 kcal/h·°C |
| Water Vaporizing Coefficient (K) | 0.17 kg/h |

Table 4.4 Carbon and nitrogen conversions and CN ratios in nitrogen atmosphere

| thickness of sludge (mm) | C conversion | N conversion | C/N |
|--------------------------|--------------|--------------|-----|
| 1 | 0.061 | 0.15 | 3:5 |
| 2 | 0.057 | 0.12 | 4.0 |
| 3 | 0.055 | 0.11 | 4.4 |
| 5 | 0.055 | 0.10 | 4.7 |

Irradiation; 3 Mrad, fermentation temp.; 40 °C,
fermentation time; 95hr.

Table 4.5 Carbon and nitrogen conversions and CN ratios in aerobic atmosphere

| temp. (°C) | thickness of sludge (mm) | C conversion | N conversion | C/N |
|------------|--------------------------|--------------|--------------|-----|
| 50 | 1 | 0.32 | 0.39 | 8.3 |
| | 2 | 0.28 | 0.39 | 6.2 |
| | 3 | 0.24 | 0.40 | 5.1 |
| | 5 | 0.21 | 0.40 | 4.5 |
| 40 | 0.25 | 0.40 | — | — |
| | 0.5 | 0.40 | — | — |
| | 1 | 0.35 | 0.37 | 8.1 |
| | 2 | 0.29 | 0.41 | 6.0 |
| | 3 | 0.25 | 0.41 | 5.2 |
| | 5 | 0.23 | 0.41 | 4.7 |

Irradiation; 3 Mrad, fermentation time, 95 hr at 50 °C and 98 hr at 40 °C.

Table 4.6 TOC for different sludge concentrations

| sludge conc. | standing time at 40 °C | TOC (ppm) | λ |
|--------------|------------------------|-----------|-----------|
| 2.5g/50ml | 0 | 695 | 0.165 |
| | 70 | 1070 | 0.254 |
| | 70 | 1070 | 0.253 |
| 2.5g/100ml | 70 | 559 | 0.264 |
| | 70 | 544 | 0.257 |

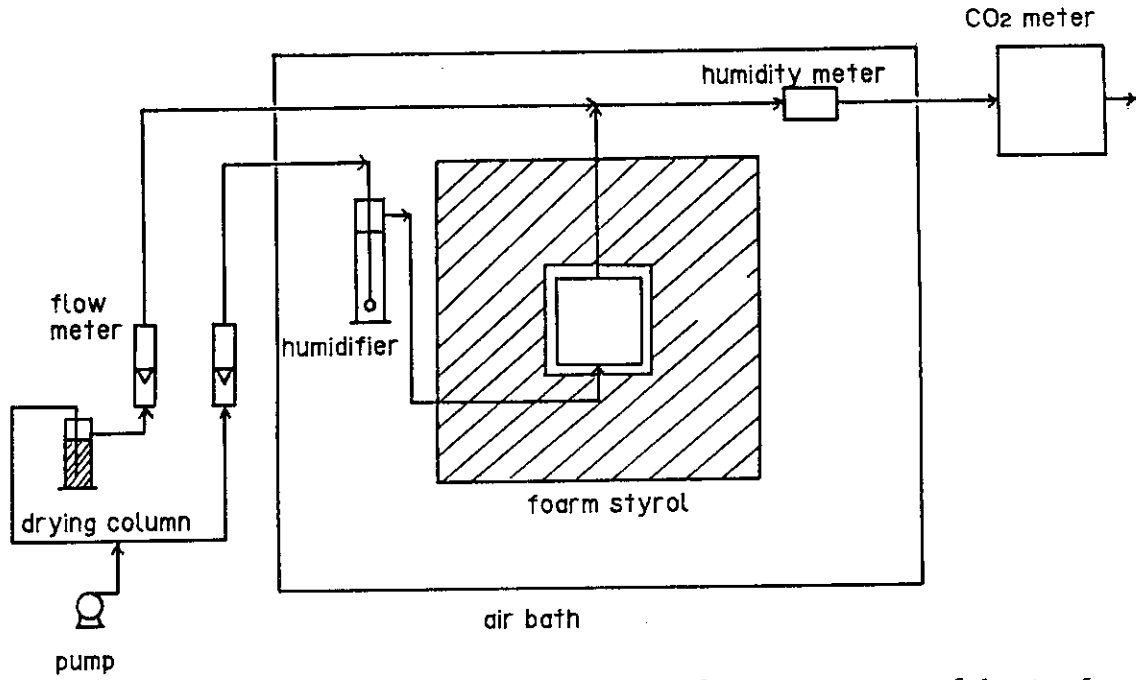


Fig. 4.1 Experimental apparatus for measurement of heat of fermentation

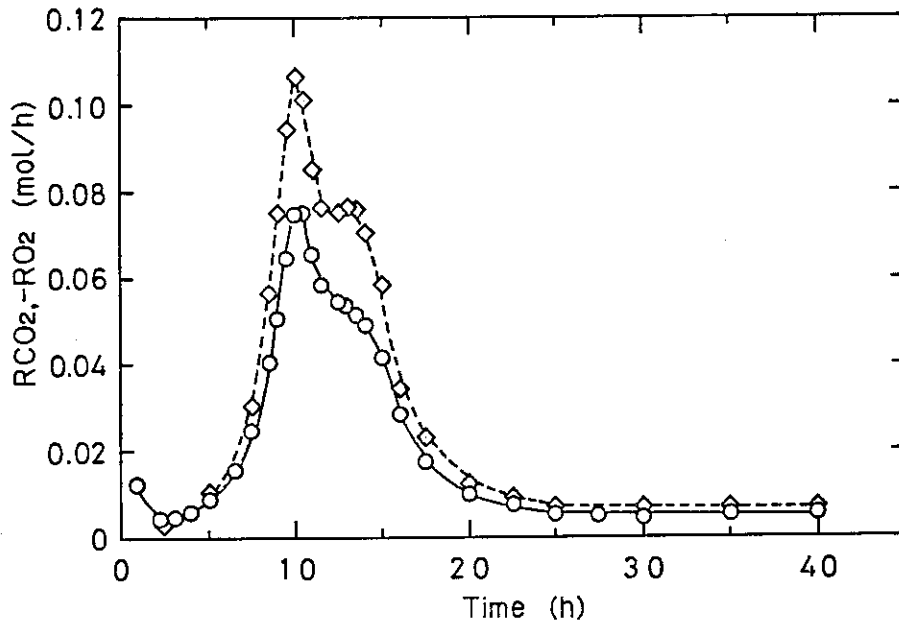


Fig. 4.2 Rates of oxygen consumption and CO_2 evolution in non-isothermal fermentation

○ R_{CO_2} , ◇ R_{O_2}
 Sludge: 100 g; bulking agent: zeolite
 100 g; seed: compost 10 g; aeration
 rate: 0.1 l/min

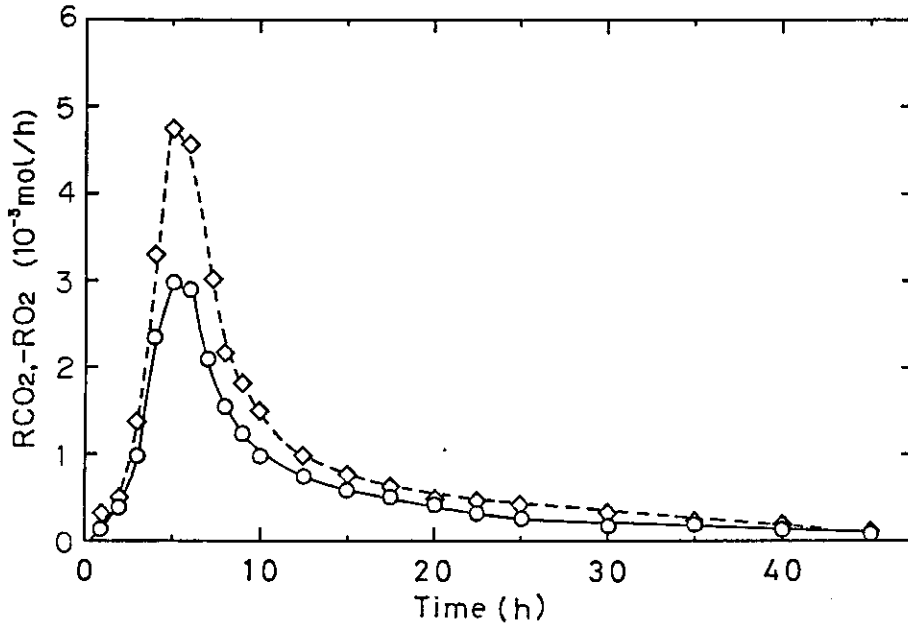


Fig. 4.3 Rates of oxygen consumption and CO₂ evolution in isothermal fermentation at 50 °C

○ R_{CO₂}, ◇ R_{O₂}
 Sludge: 20 g; bulking agent: 20 g; seed:
 compost 2 g; aeration rate: 0.1 l/min

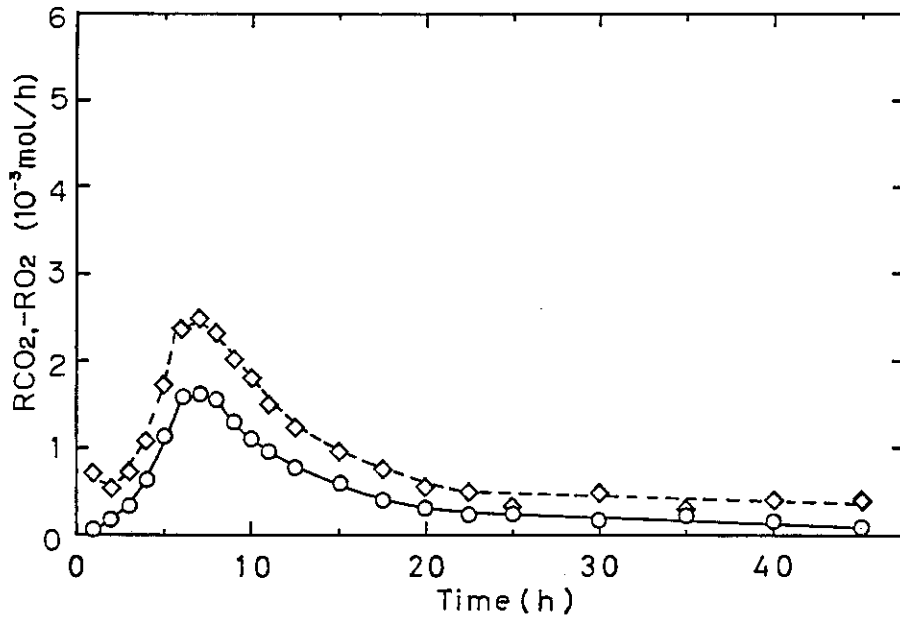


Fig. 4.4 Rates of oxygen consumption and CO₂ evolution in isothermal fermentation at 60 °C

Conditions are the same as in Fig. 4.3

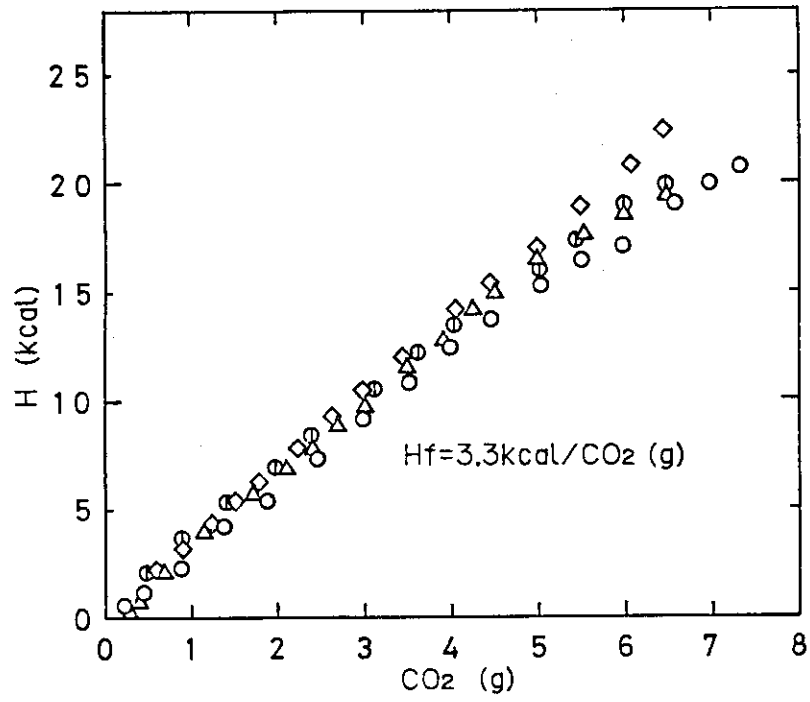


Fig. 4.5 Relationship between generated heat and evolved CO₂ in non-isothermal fermentation

Seed: ○ A (commercial), ◇ B,
 △ compost (1), ⊙ compost (2)

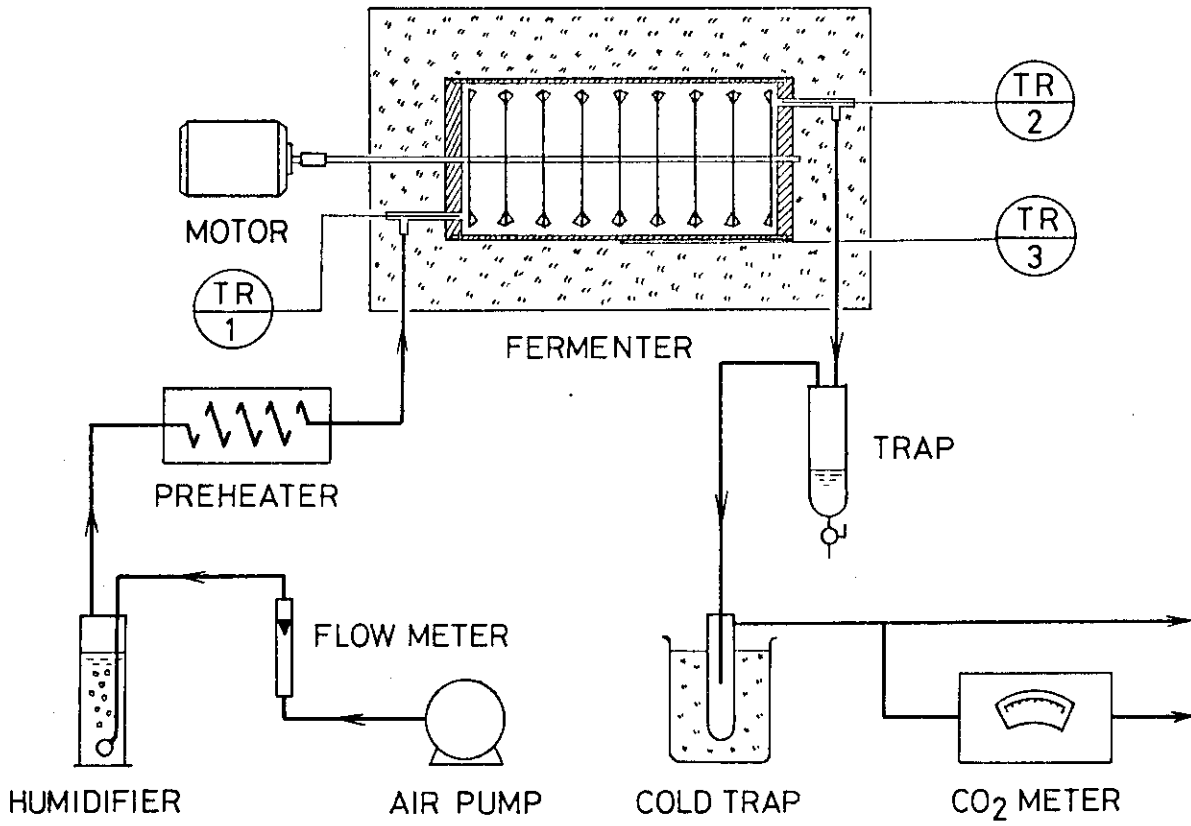
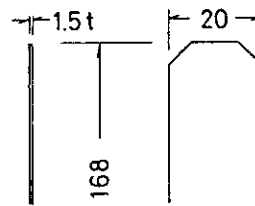
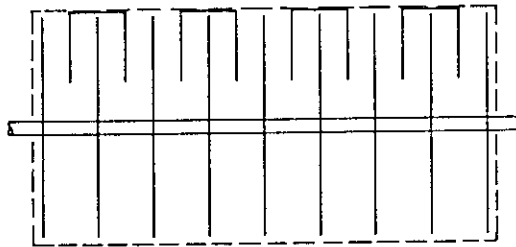
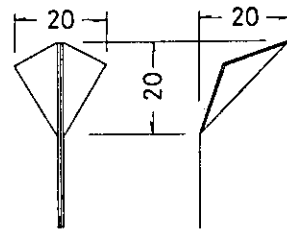
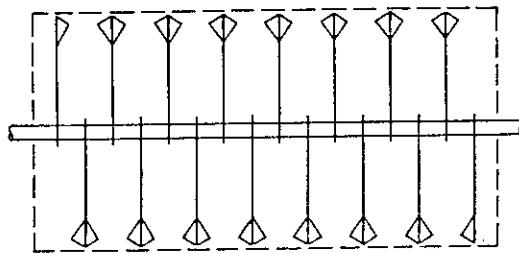
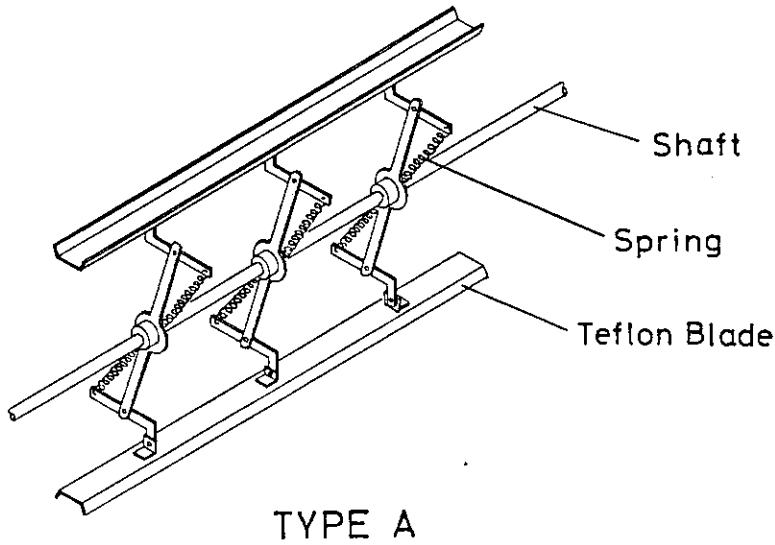
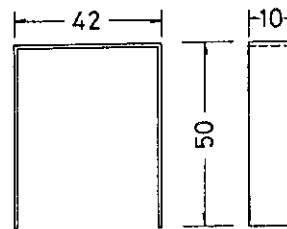
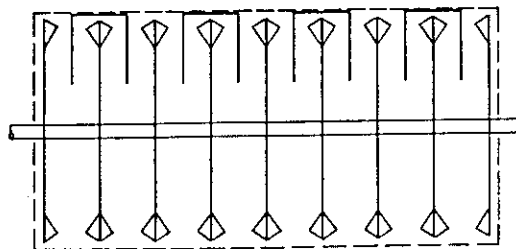


Fig. 4.6 Schematic diagram of experimental apparatus for non-isothermal fermentation



Chopper is same as in TYPE B-2



Blade is same as in TYPE B

Fig. 4.7 Various agitation blades used in the non-isothermal fermentation

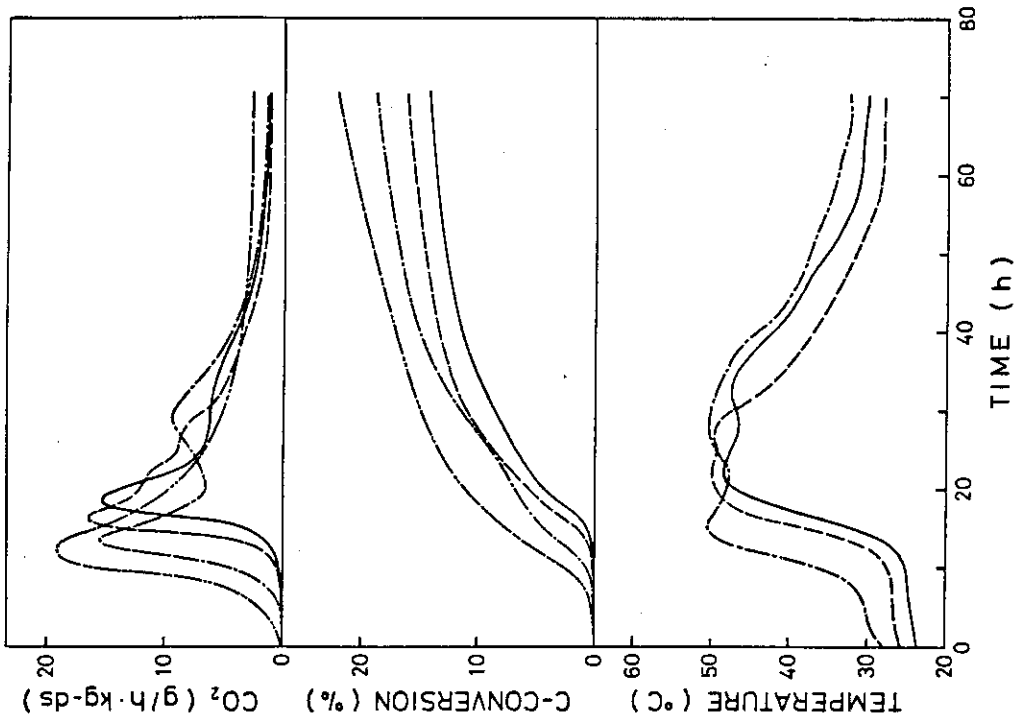


Fig. 4.9 Influence of initial fermentation temperatures on CO₂ evolution rate, C-conversion and fermentation temperature

Initial temperature: — 24 °C, --- 26 °C,
 -·-·- 28 °C. Isothermal fermentation at 50 °C: -·-·-. Aeration rate: 1.5 l/min

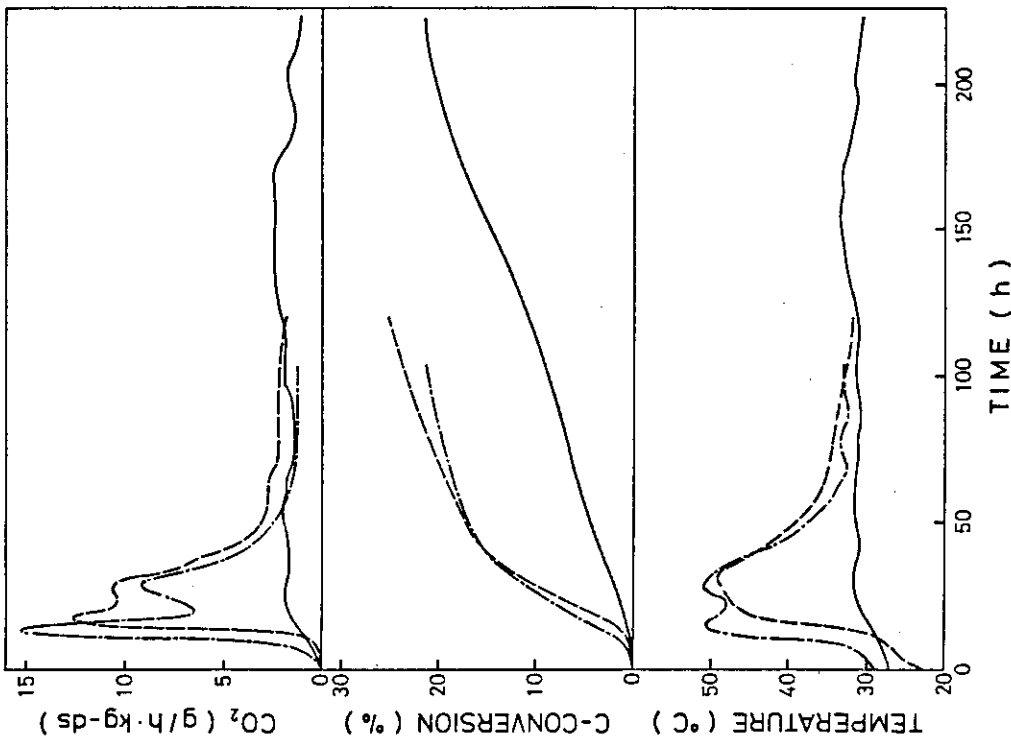


Fig. 4.8 Changes of CO₂ evolution rates, C-conversion and fermentation temperature at various agitation conditions

Agitation: — continuous (1 rpm),
 --- intermittent (1 rpm, 5 min/6 h),
 -·-·- intermittent (1 rpm, 5 min/6 h)
 Aeration rate: 1.5 l/min

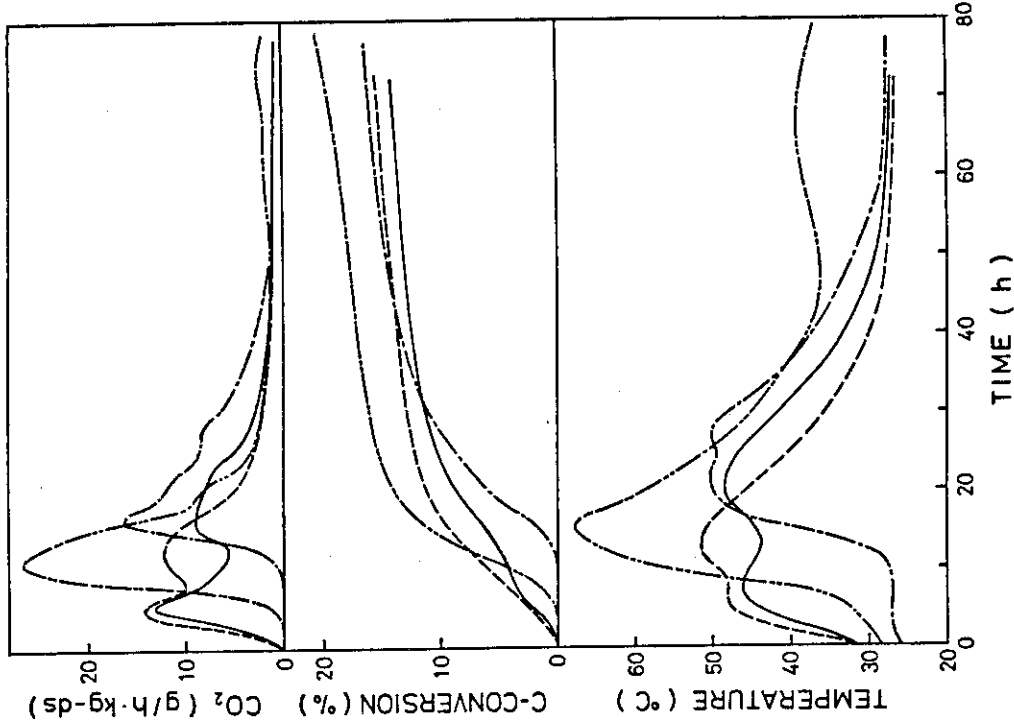


Fig. 4.11 Changes of CO₂ evolution rate, C-conversion and fermentation temperature under various sample conditions

Raw material: — unirradiated sludge only,
 --- unirradiated sludge with seed A,
 - · - 3 Mrad irradiated sludge with seed A,
 - - - 3 Mrad irradiated sludge with compost as seed

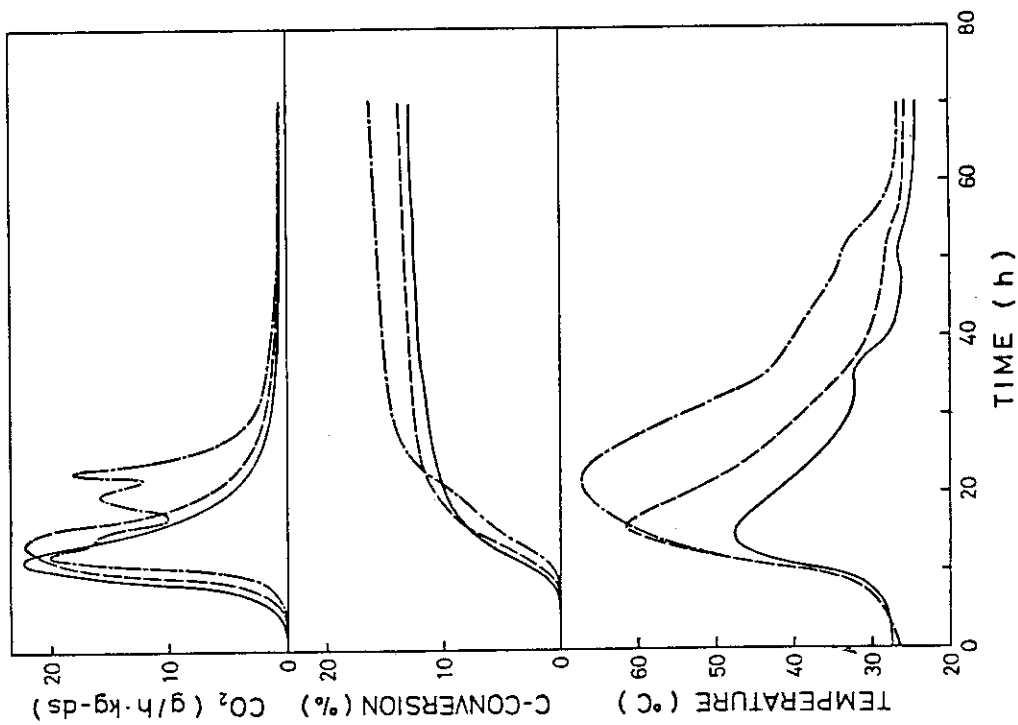


Fig. 4.10 Influence of feed sludge quantity on CO₂ evolution rate, C-conversion and fermentation temperature

Fed sludge (aeration rate): — 0.5 kg
 (0.75 l/min), --- 1.0(1.5), - · - 2.0(3.0)

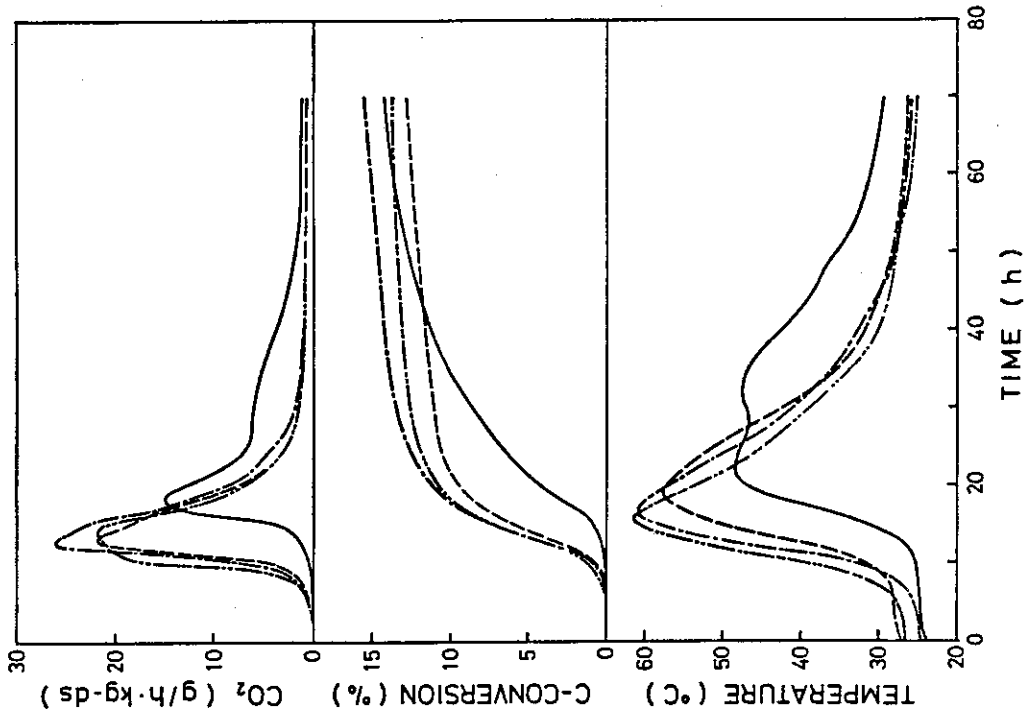


Fig. 4.12 Influences of repeated use of compost as seeds on CO₂ evolution rate, C-conversion and fermentation temperature
 Seed: — A (commercial), --- compost (1) obtained by using A, ---- compost (2) obtained by using compost (1), compost obtained by using compost (2)

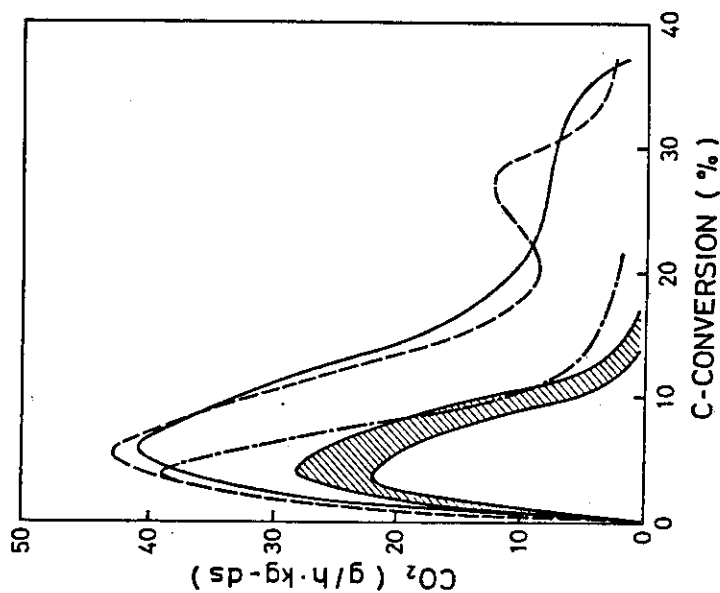


Fig. 4.13 Relationship between CO₂ evolution rate and C-conversion at isothermal fermentation
 Fermentation temperature: — 40 °C
 --- 50, 60, [ZZZ] non-isothermal

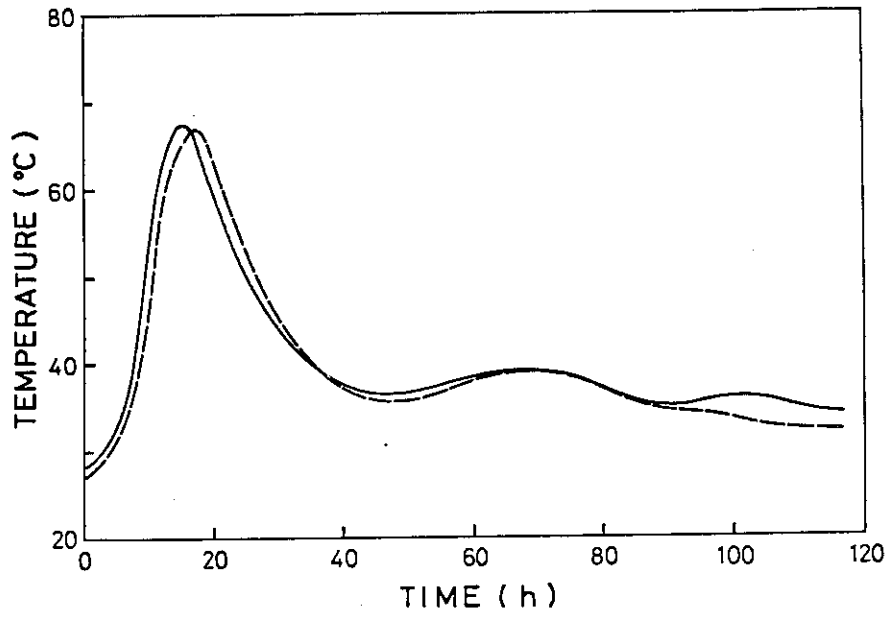


Fig. 4.14 Changes of fermentation temperature at relatively high room temperatures

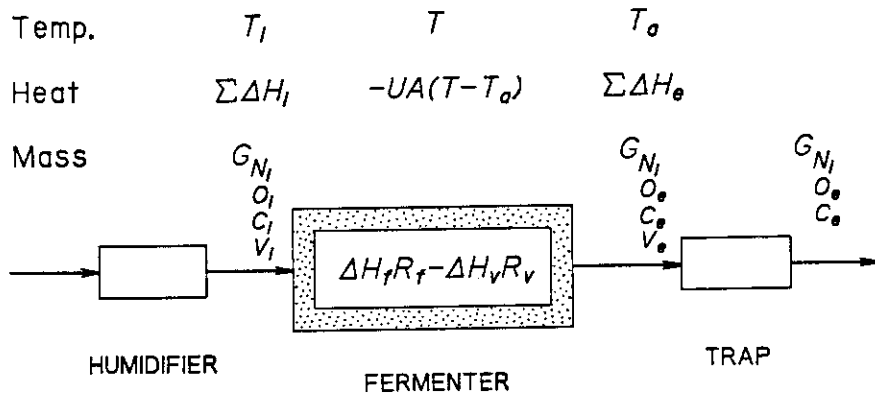


Fig. 4.15 Mass and heat balances in the simulations

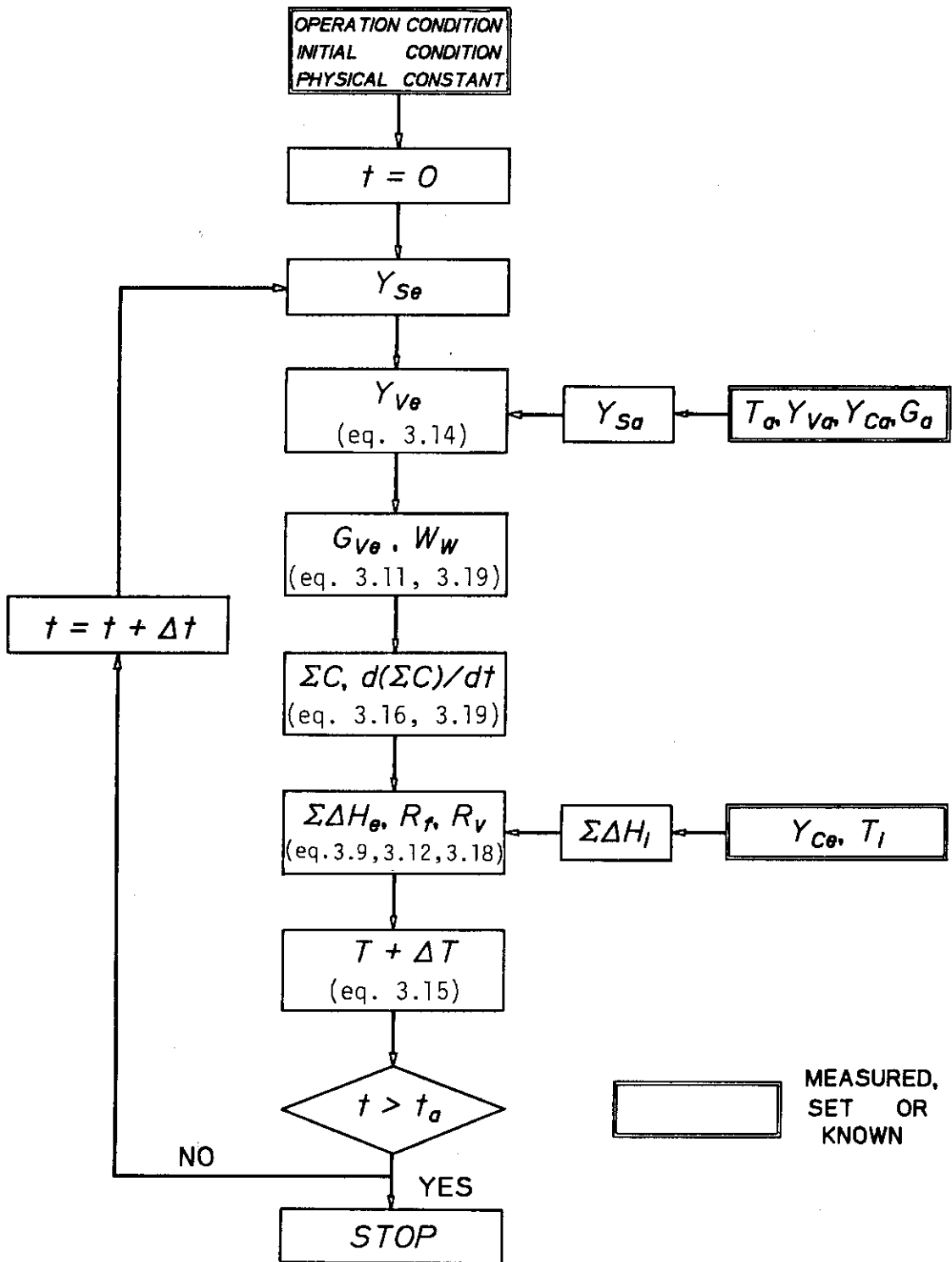


Fig. 4.16 Flow chart in the simulation

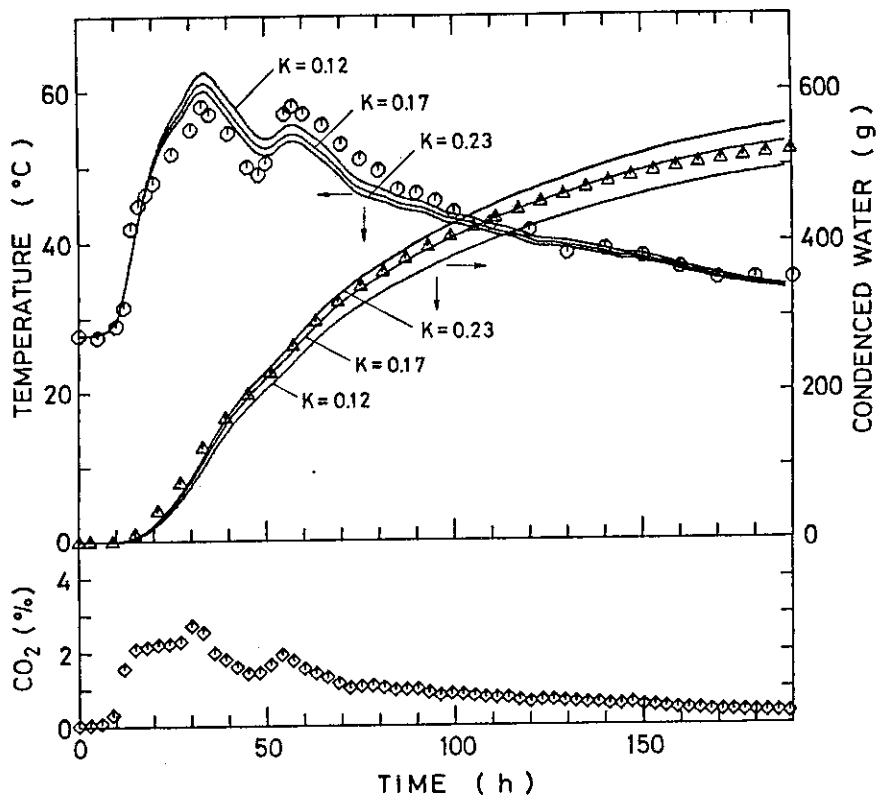


Fig. 4.17 Comparison of the simulated results with experimental results (C-9) in rape waste fermentation

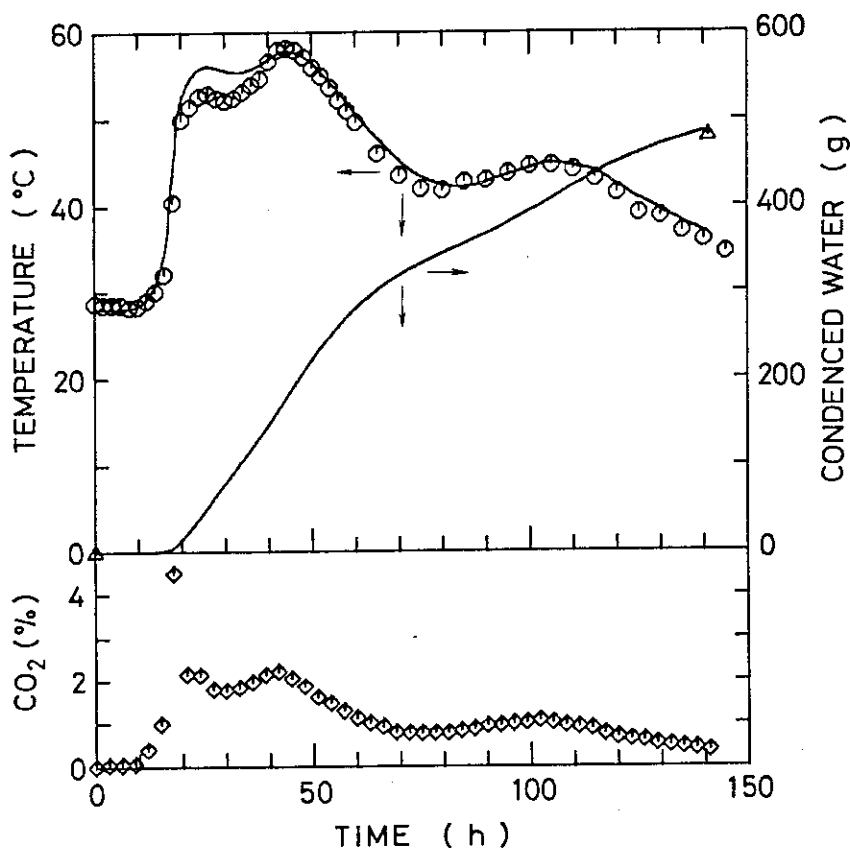


Fig. 4.18 Comparison of the simulated results with experimental results (C-6) in rape waste fermentation

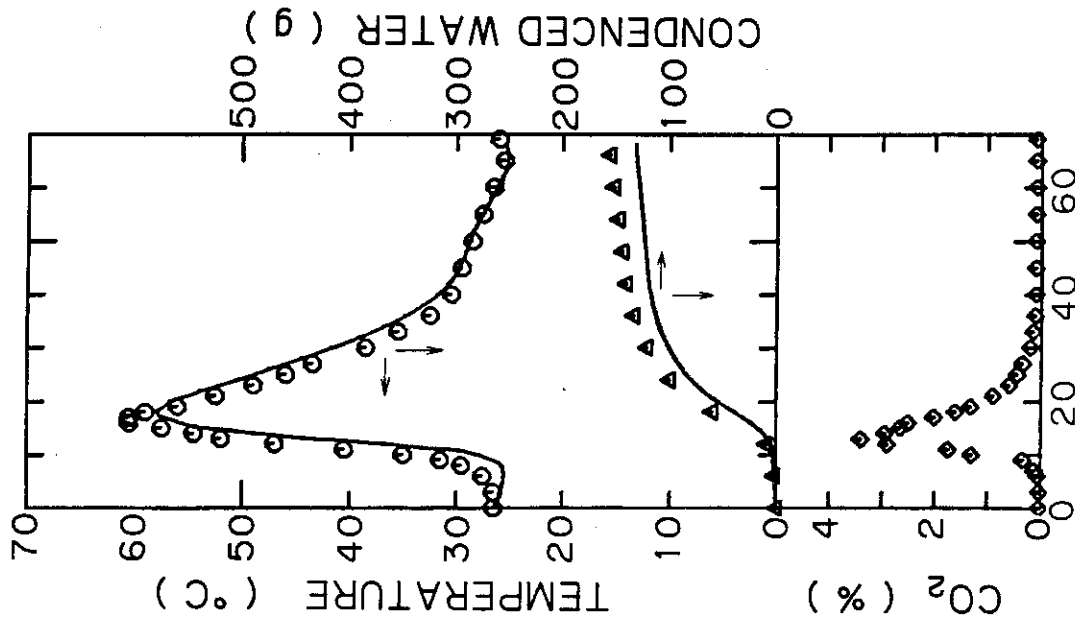


Fig. 4.20 Comparison of the simulated results with experimental results (CS-21) in sludge fermentation

Fig. 4.20

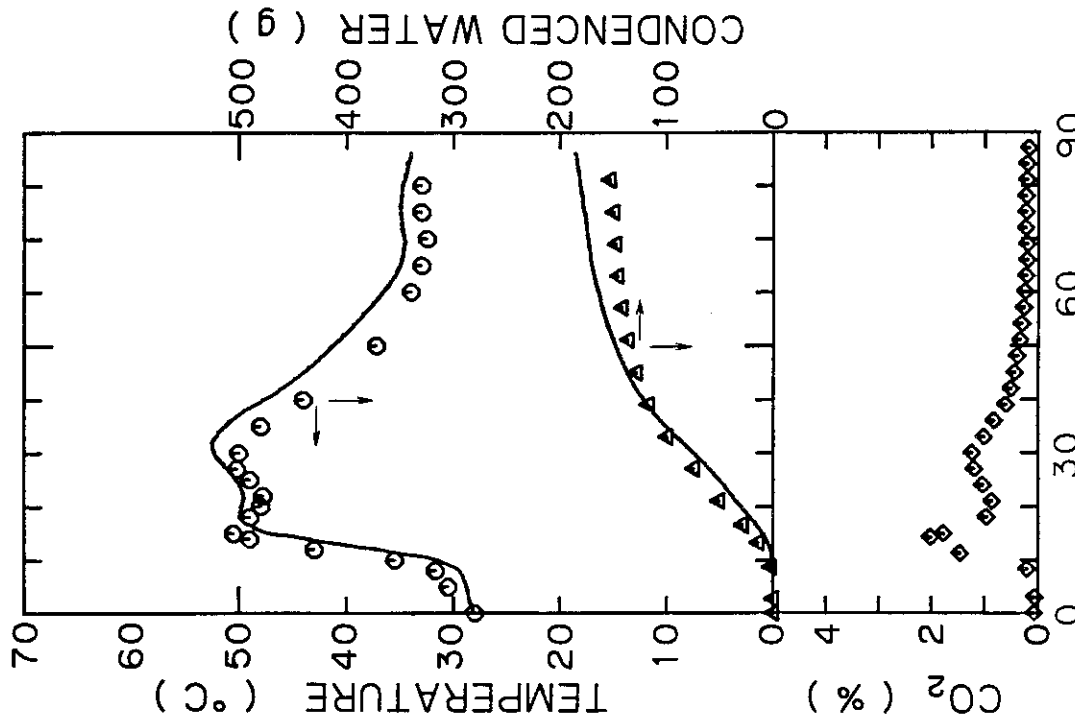


Fig. 4.19 Comparison of the simulated results with experimental results (CS-6) in sludge fermentation

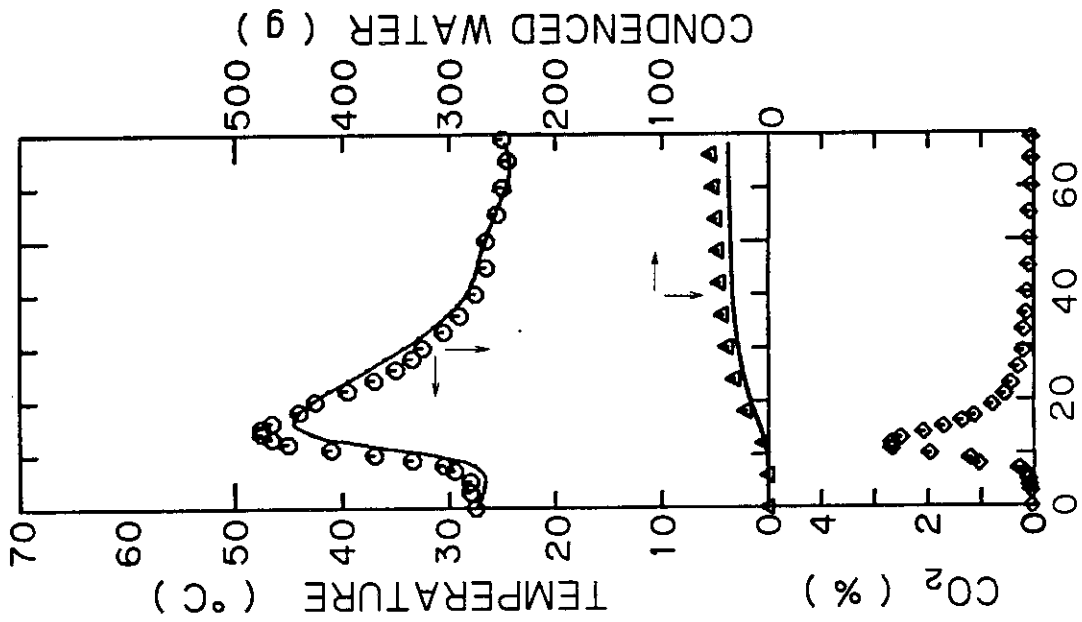


Fig. 4.22 Comparison of the simulated results with experimental results (CS-23) in sludge fermentation

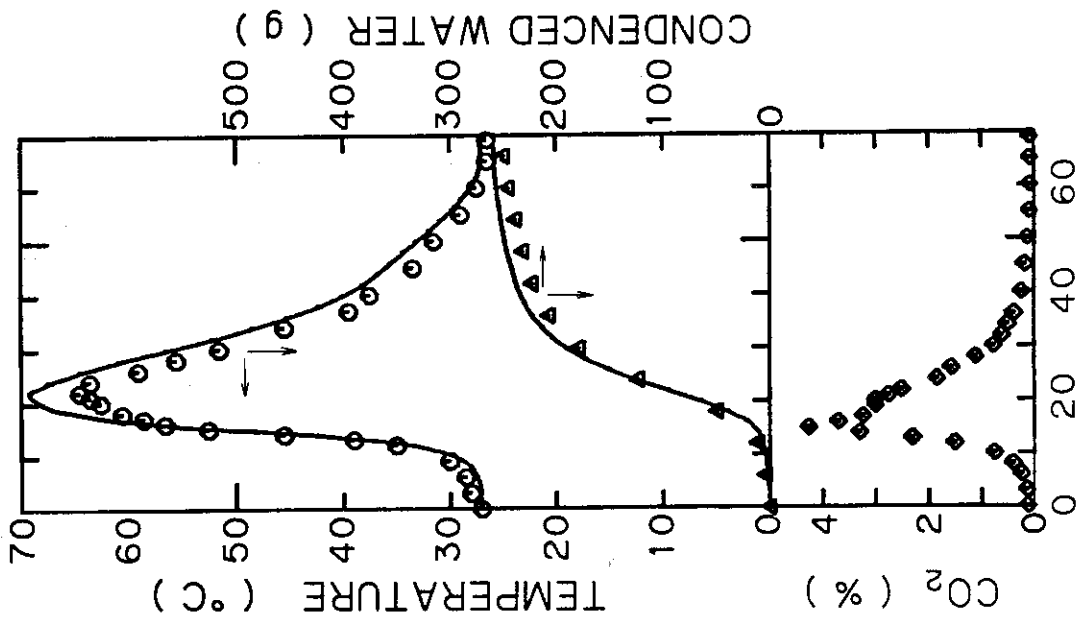


Fig. 4.21 Comparison of the simulated results with experimental results (CS-29) in sludge fermentation

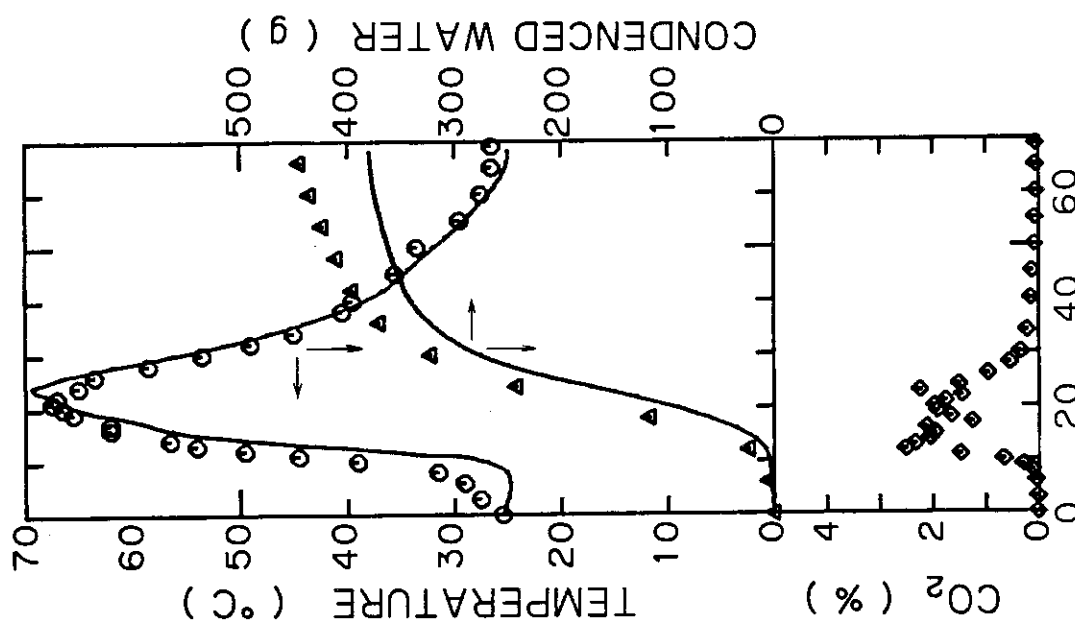


Fig. 4.23 Comparison of the simulated results with experimental results (CS-24) in sludge fermentation

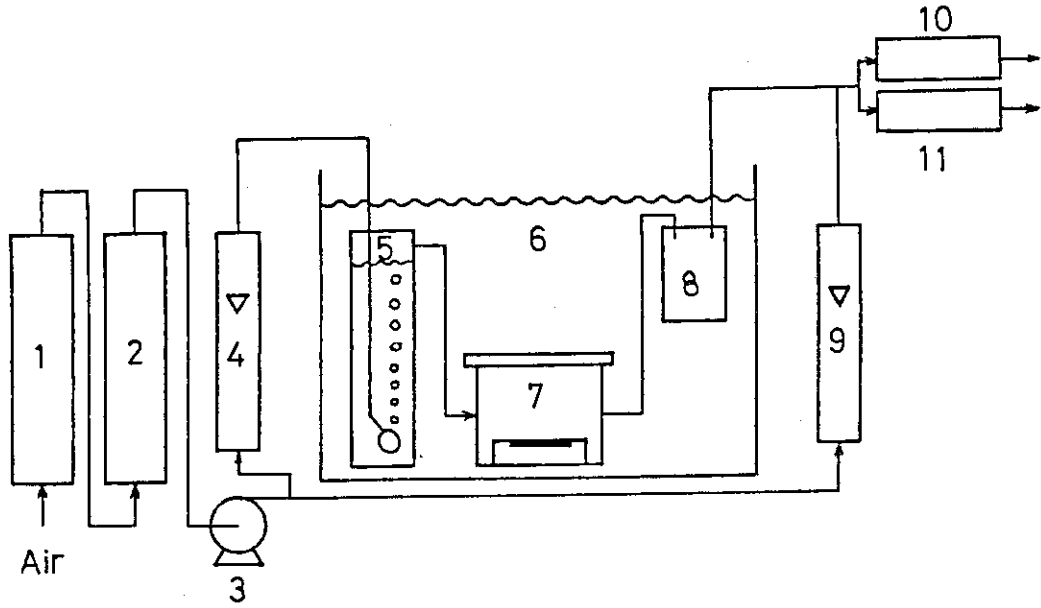


Fig. 4.24 Apparatus used for thin-layer-sludge experiments.

- | | |
|---------------------------|-------------------------------------|
| 1. drying column | 2. CO ₂ absorbing column |
| 3. air pump | 4,9. water bath |
| 5. humidifier | 6. water bath |
| 7. fermentor | 8. trap |
| 10. CO ₂ meter | 11. NH ₃ meter |

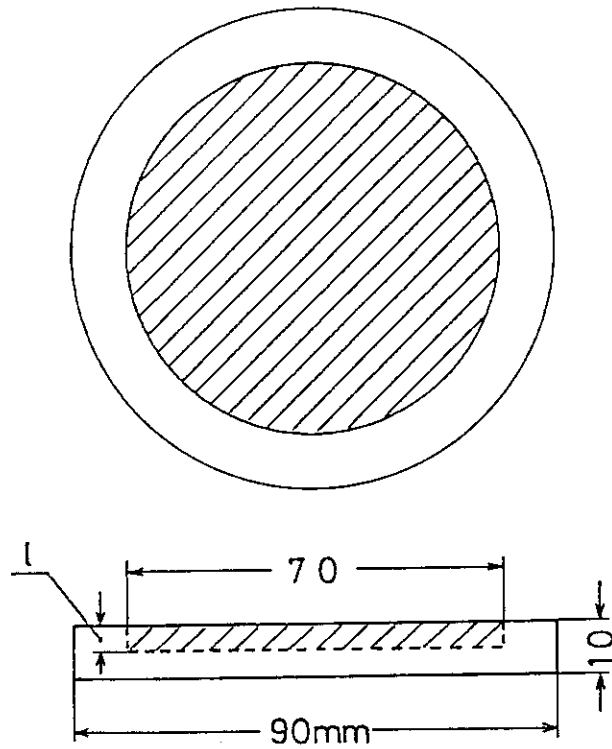


Fig. 4.25 Plate for sludge packing.

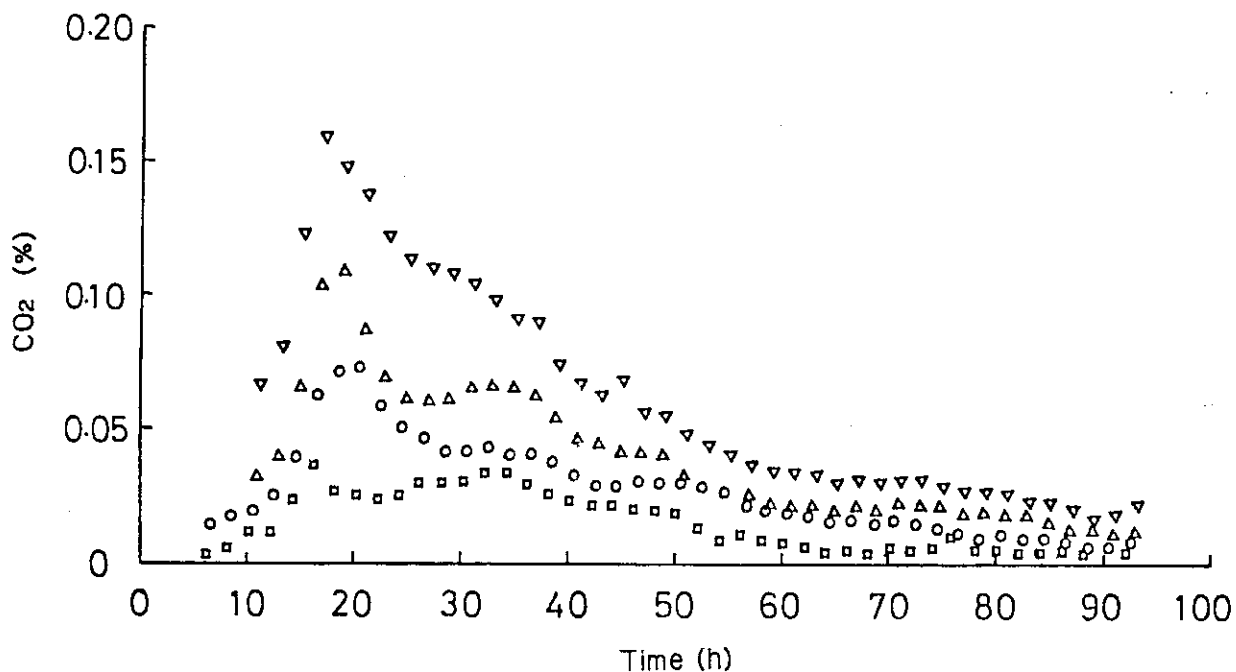


Fig. 4.26 Variations of CO₂ concentration in exhaust gas under nitrogen atmosphere.

Sludge thickness: □ 1 mm, ○ 2 mm, ▲ 3 mm, ▼ 5 mm.
 Fermentation temp.: 40 °C.

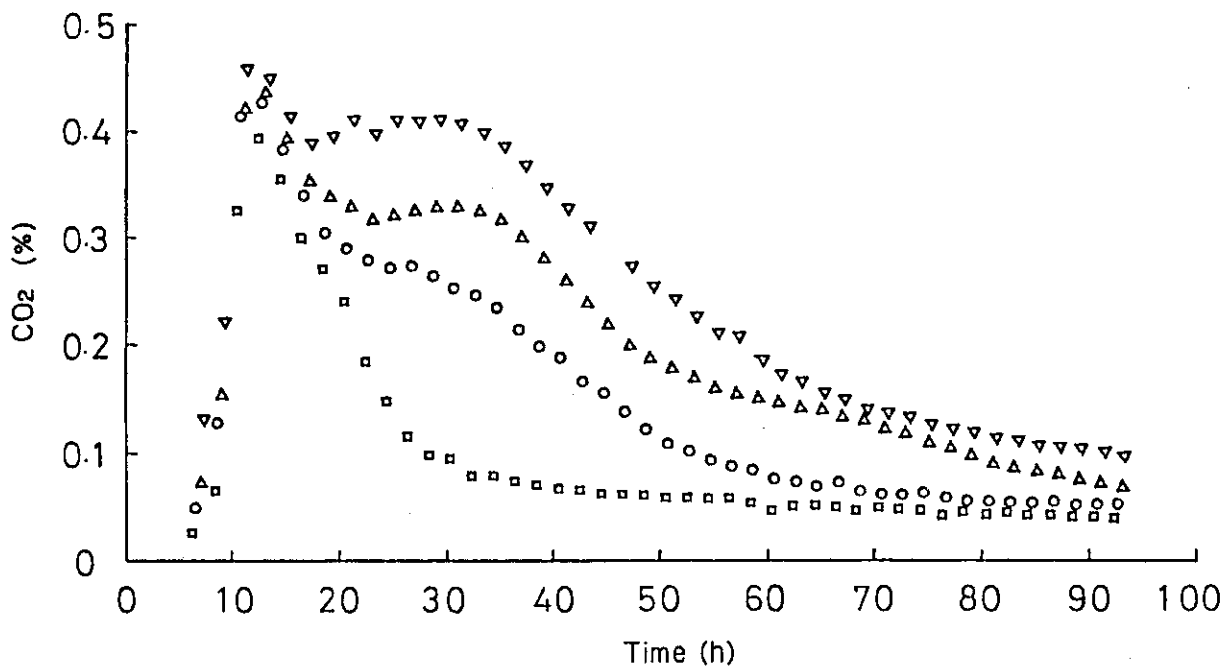


Fig. 4.27 Variation of CO₂ concentration in exhaust gas under aerobic atmosphere (1).

Symbols are the same as in Fig. 4.26.
 Fermentation temp.: 50 °C.

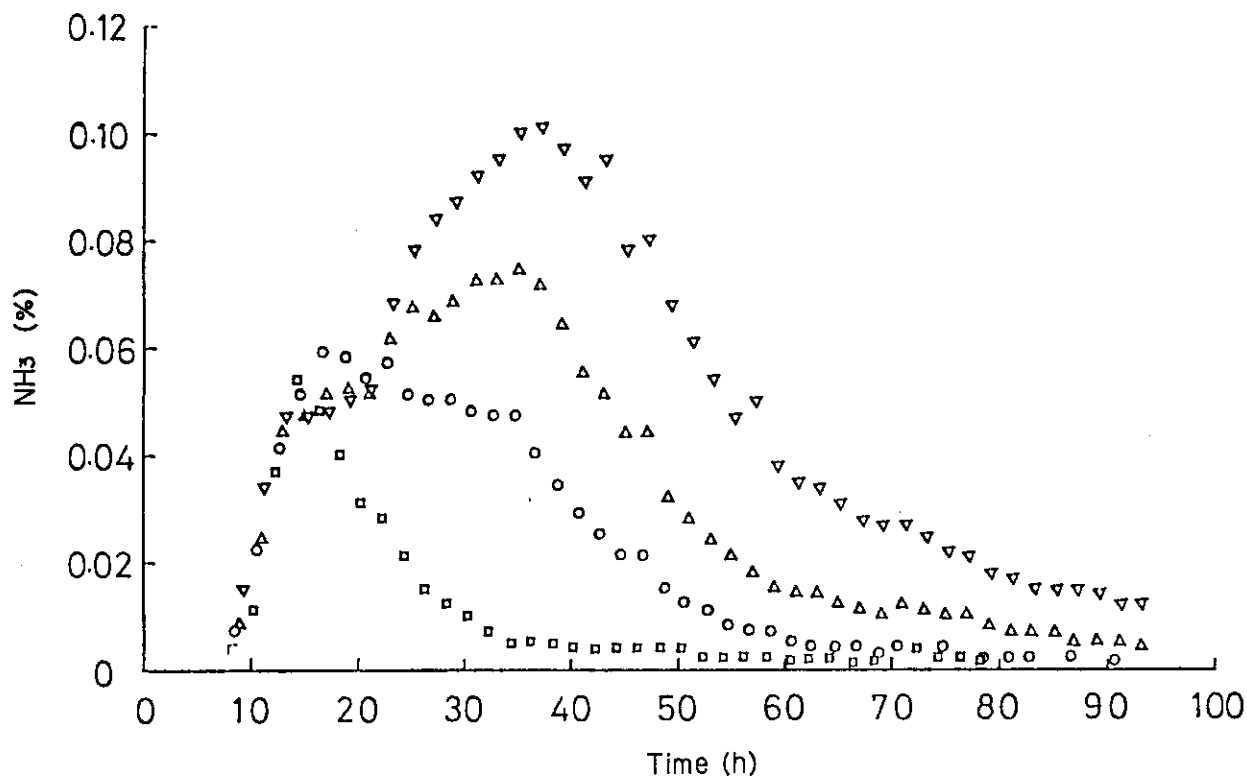


Fig. 4.28 Variation of NH_3 concentration in exhaust gas under aerobic atmosphere (1).

Symbol are the same as in Fig. 4.26.
 Fermentation temp.: 50 °C.

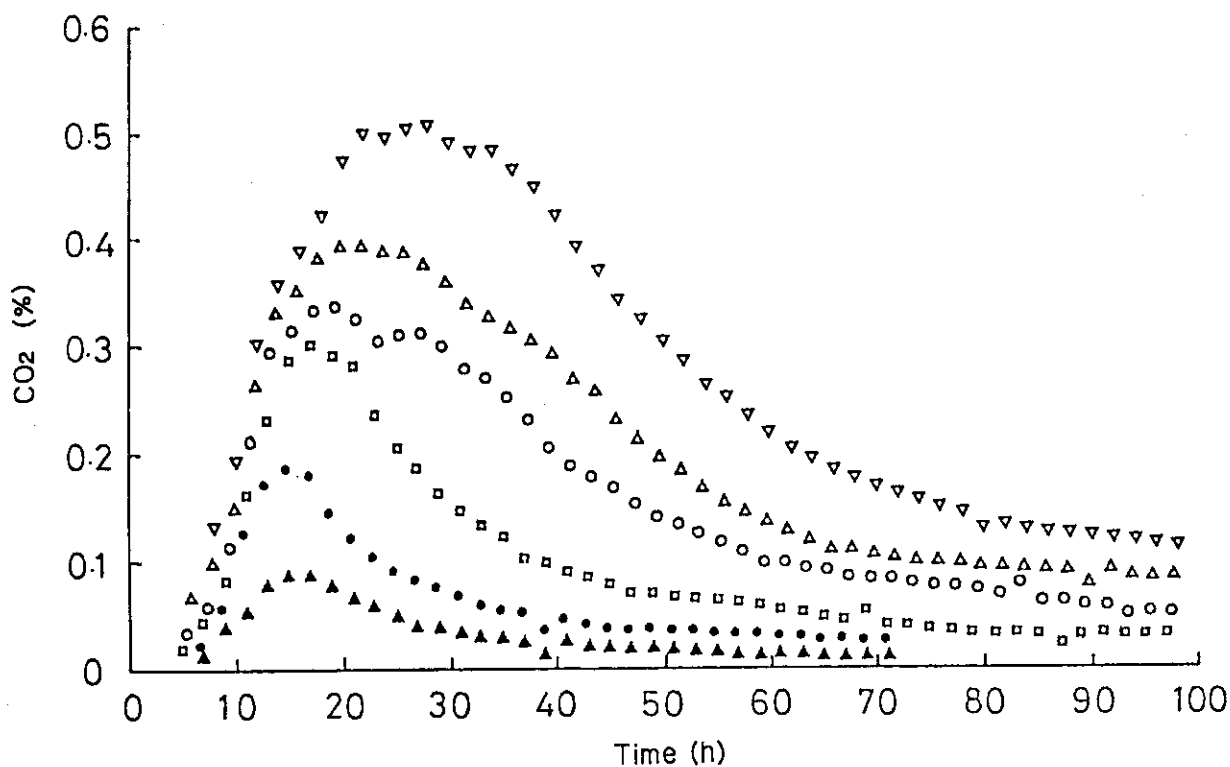


Fig. 4.29 Variation of CO_2 concentration in exhaust gas under aerobic atmosphere (2).

Sludge thickness: \blacktriangle 0.25 mm, \bullet 0.5 mm.
 Other symbols are the same as in Fig. 4.26.
 Fermentation temp.: 40 °C.

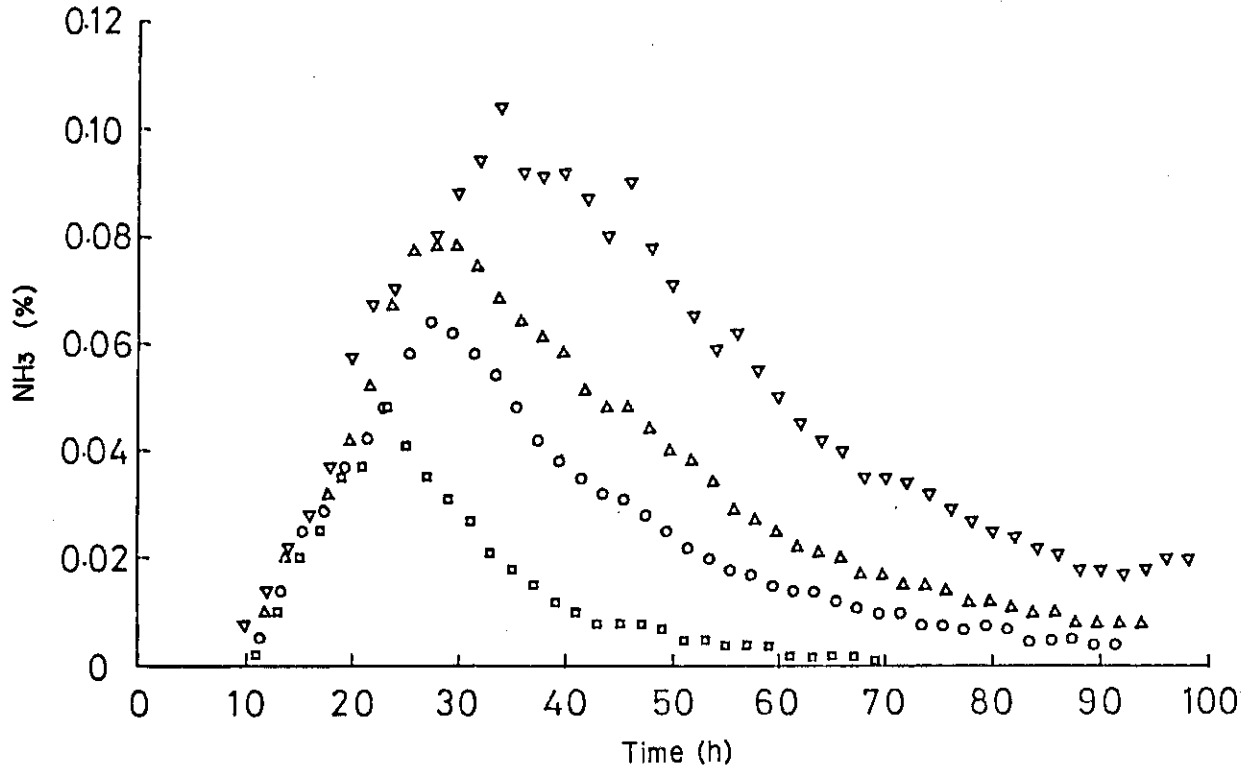


Fig. 4.30 Variations of NH_3 concentration in exhaust gas under aerobic atmosphere (2).

Symbols are the same as in Fig. 4.26.
 Fermentation temp.: 40 °C.

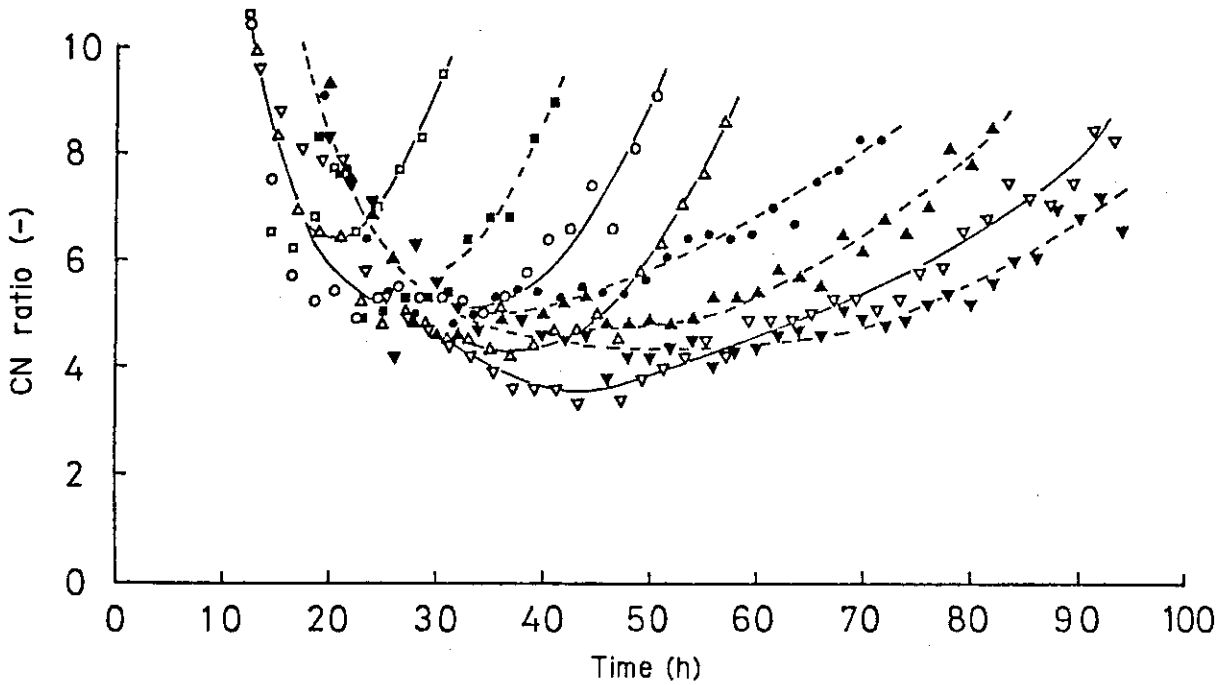


Fig. 4.31 Variations of C:N ratio of exhaust air.

Sludge thickness: \square 1 mm, \circ 2 mm, \triangle 3 mm, ∇ 5 mm.
 Openmarks are those for 50 °C and solids are for 40 °C.

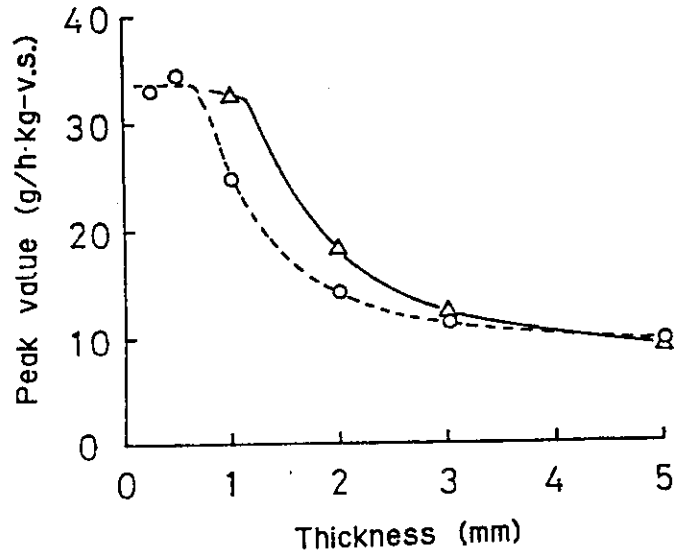


Fig. 4.32 Peak values of CO₂ evolution rate of composting of various thickness of sludge under aeration.
Fermentation temp.: ○ 40°C, △ 50°C.

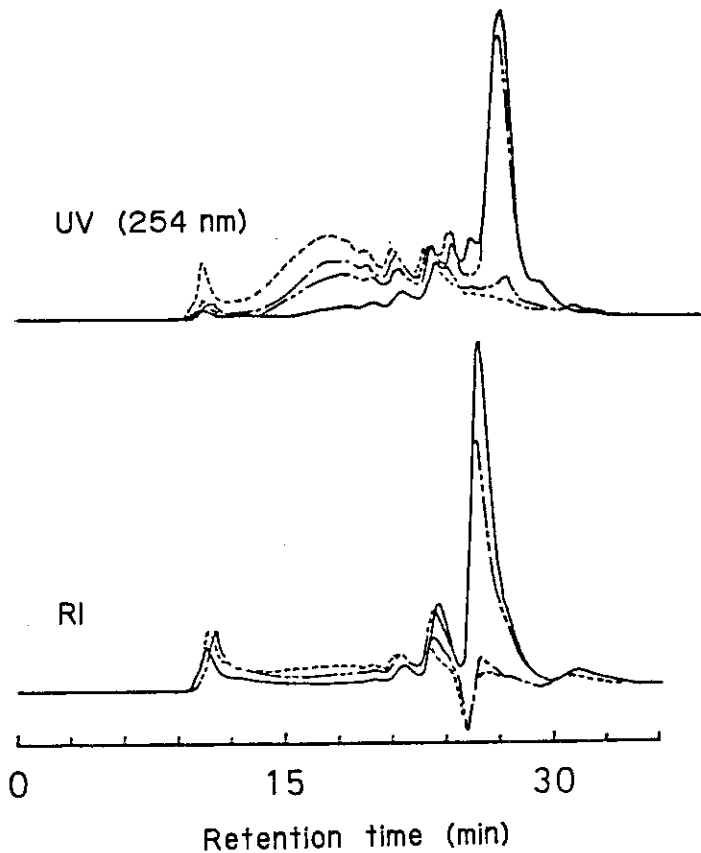


Fig. 4.33 Liquid chromatograms of water extracts of products for various fermentation times in aerobic atmosphere.
Fermentation time: — 0 hr, - - - 22,
 - · - · 46, · · · · 94.
Sludge thickness: 3 mm; fermentation temp.: 40 °C.

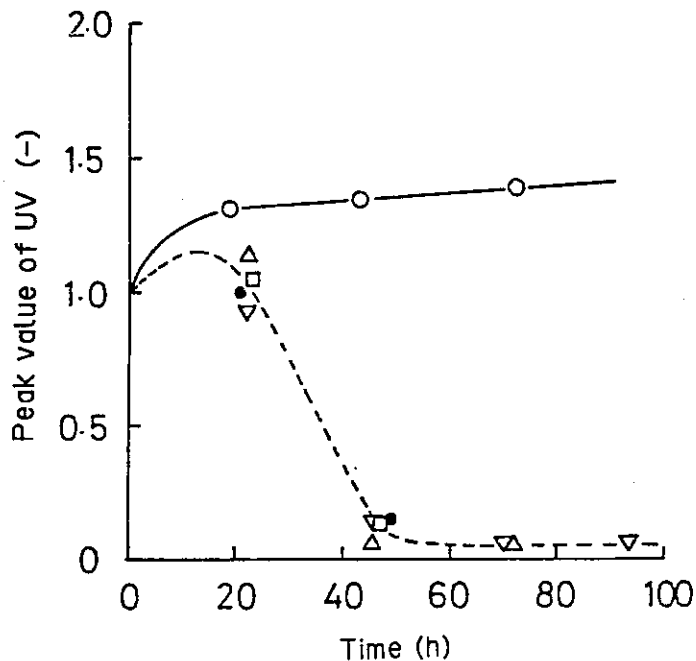


Fig. 4.34 Variation of peak value of UV absorbance of water extracts from products with fermentation time

○ without seed, Δ nitrogen atmosphere(3 mm),
 ● aerobic atmosphere(1 mm), ▽ aerobic atmosphere(3 mm), □ aerobic atmosphere(5 mm),
 Fermentation temp.: 40 °C

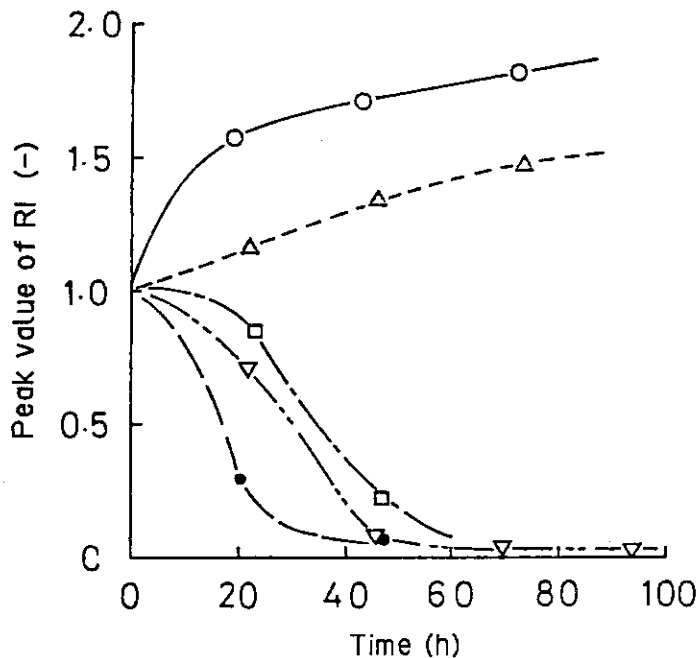


Fig. 4.35 Variations of peak value of RI of water extracts from products with time

Symbols and fermentation conditions are the same as in Fig. 4.34

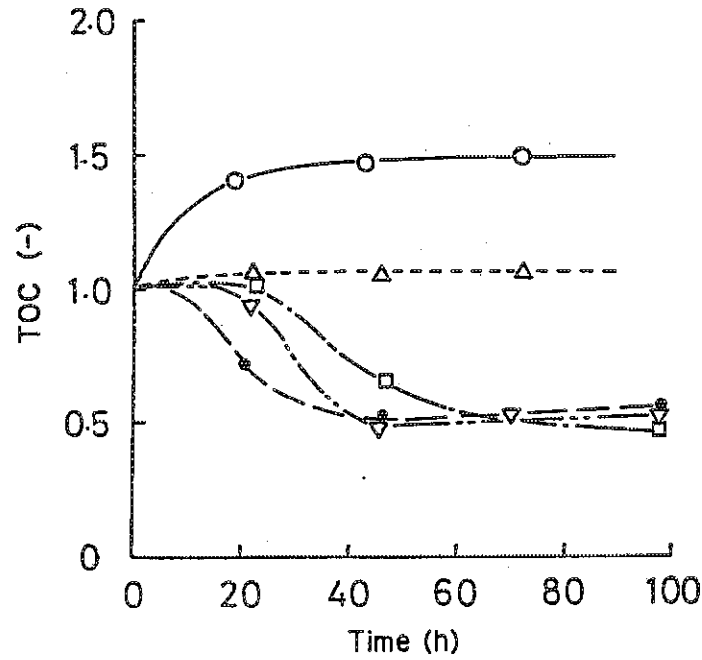


Fig. 4.36 Variations of TOC of water extract
 Symbols and fermentation conditions are the same as in Fig. 4.34

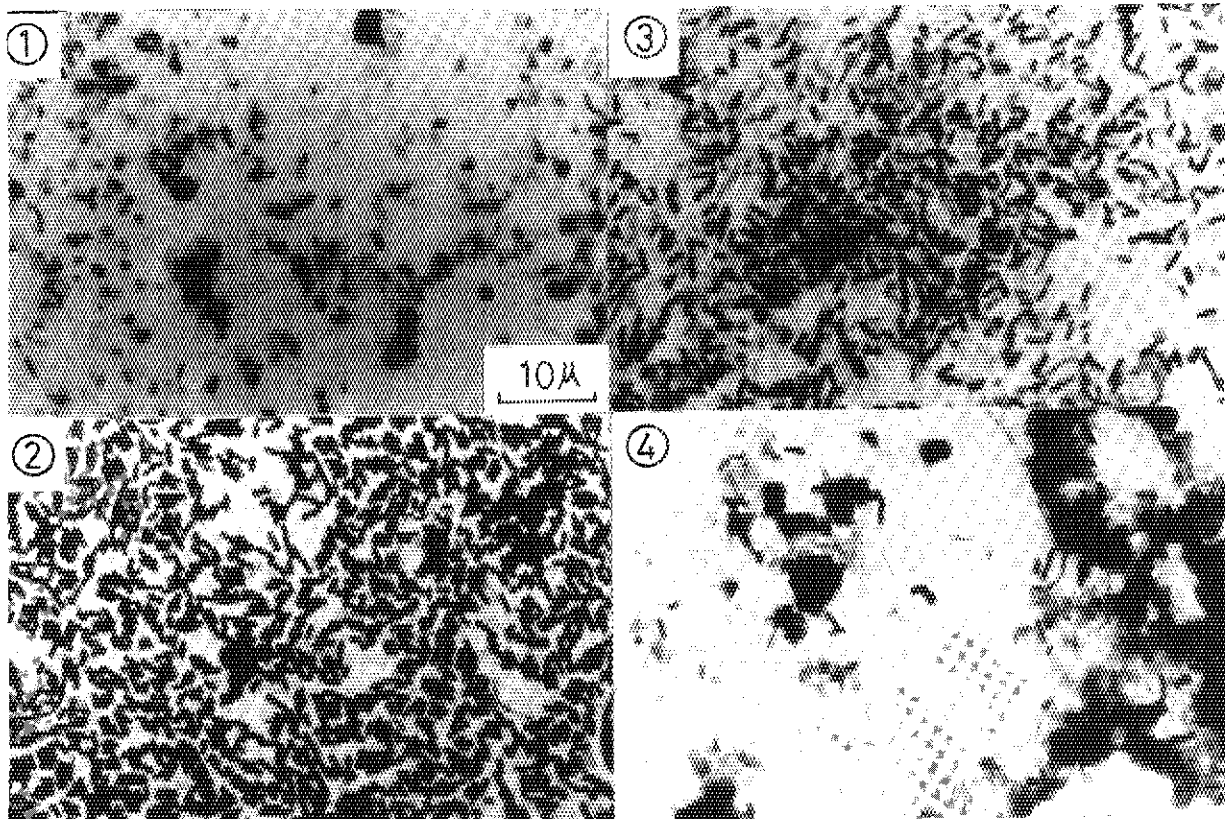


Fig. 4.37 Variation of microflora with fermentation
 1. raw material 2. colony 3. surface part of sludge 4. thicker part than 1 mm
 Fermentation temp.: 40 °C; aeration time: 24 hr; sludge thickness: 2 mm
 Samples were dyed by cristal violet

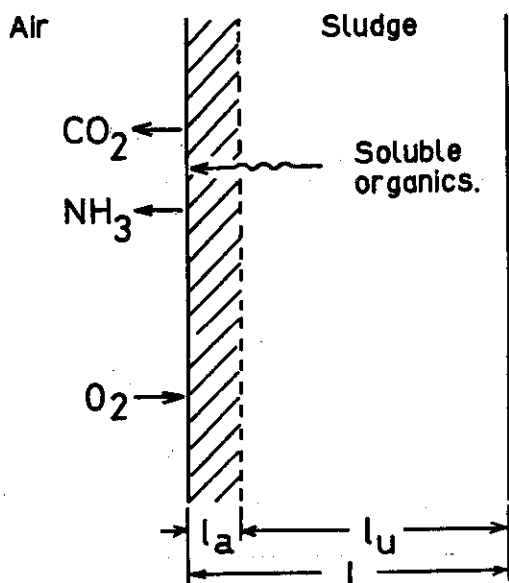


Fig. 4.38 Model of fermentation in sludge layer
 l_a : oxygen diffusible range;
 l_b : anaerobic range

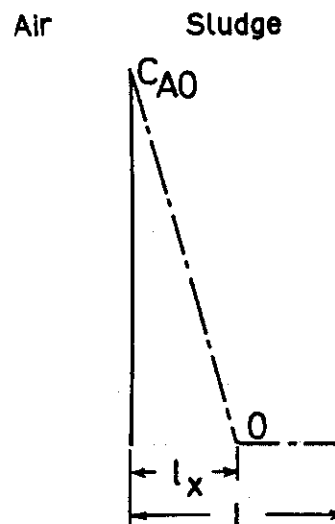


Fig. 4.39 Distribution of oxygen concentration in sludge layer
 C_A : saturation concentration of oxygen; l_x : fermented range

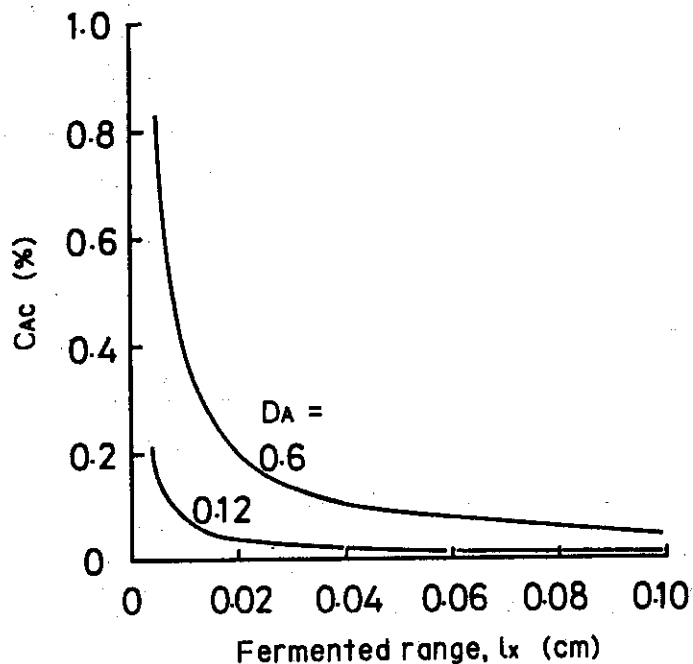


Fig. 4.40 Fermented range vs. CO_2 concentration in exhaust air
 D_A : diffusion constant of oxygen in sludge layer (cm^2/hr)

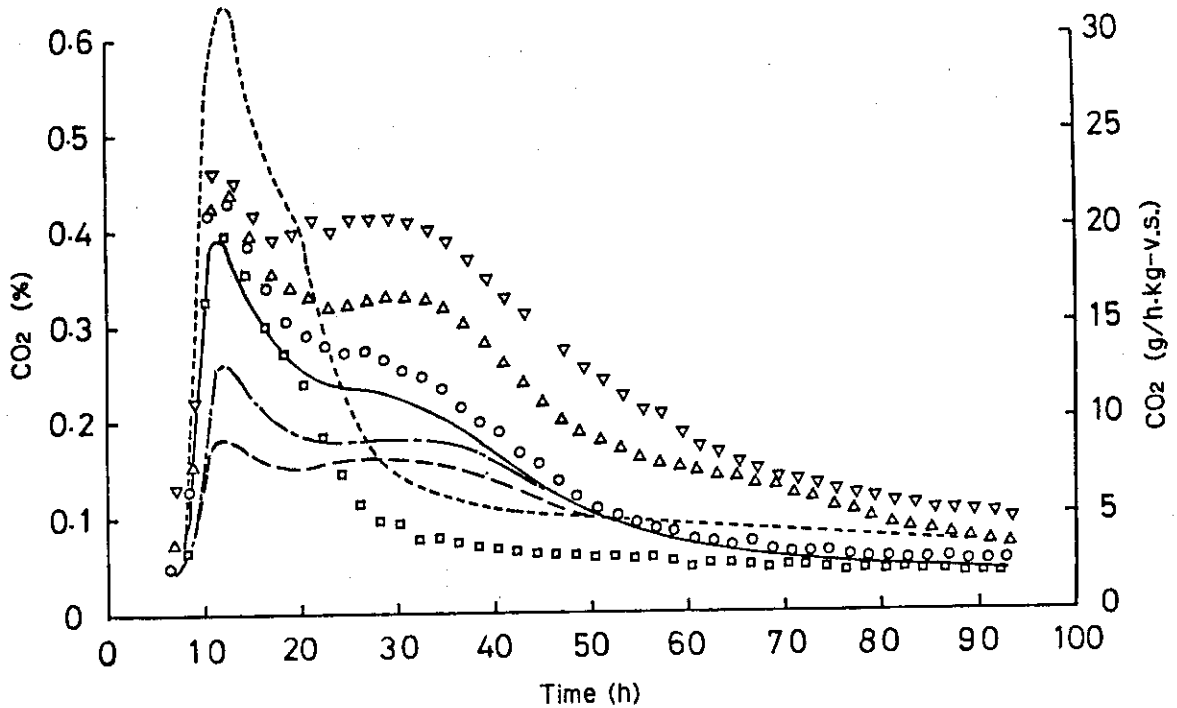


Fig. 4.41 CO₂ concentration and rates of CO₂ evolution of thin-layer fermentation at 50 °C

| Thickness | CO ₂ conc. | rate of CO ₂ evolut. |
|-----------|-----------------------|---------------------------------|
| 1 mm | □ | ----- |
| 2 mm | ○ | ————— |
| 3 mm | △ | - · - · - |
| 5 mm | ▽ | — · — · — |

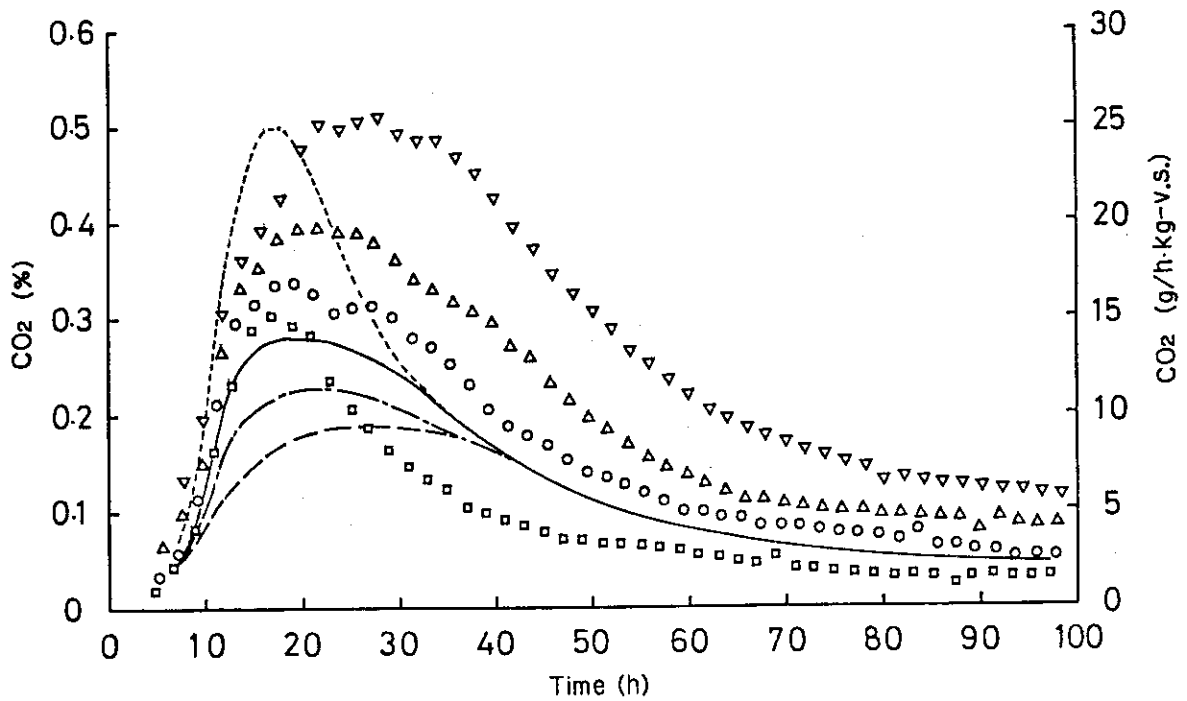


Fig. 4.42 CO₂ concentrations and rates of CO₂ evolution of thin-layer fermentation at 40 °C

Symbols are the same as in Fig. 4.41

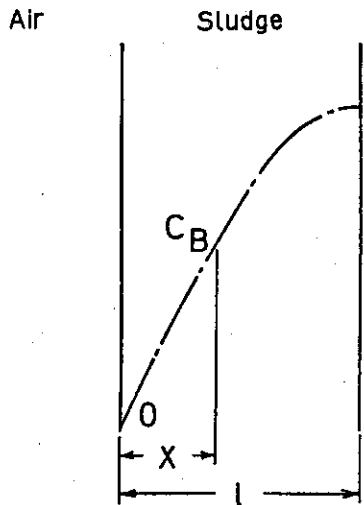


Fig. 4.43 Distribution of water-soluble organics concentration in sludge layer
 C_B : concentration of water-soluble organics

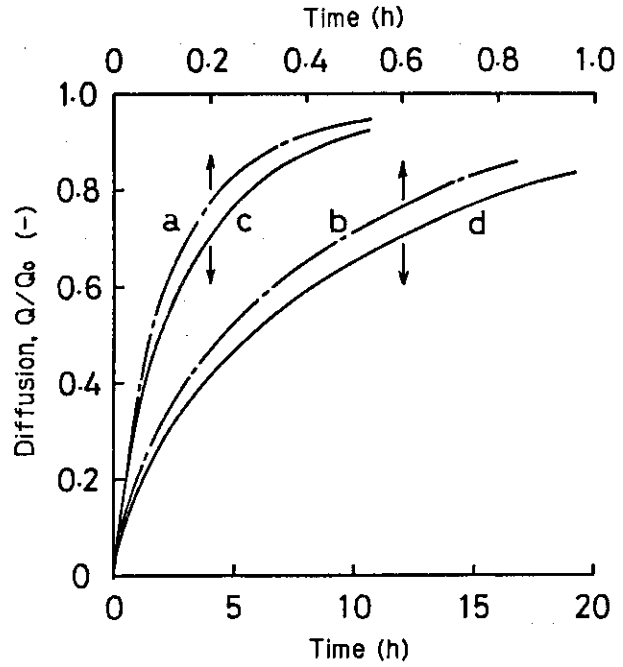


Fig. 4.44 Amounts of organics diffused to sludge surface

| | thickness (mm) | diffusion const. (cm^2/hr) |
|---|----------------|--|
| a | 1 | 3×10^{-3} |
| b | 5 | 3×10^{-3} |
| c | 1 | 10^{-3} |
| d | 5 | 10^{-3} |

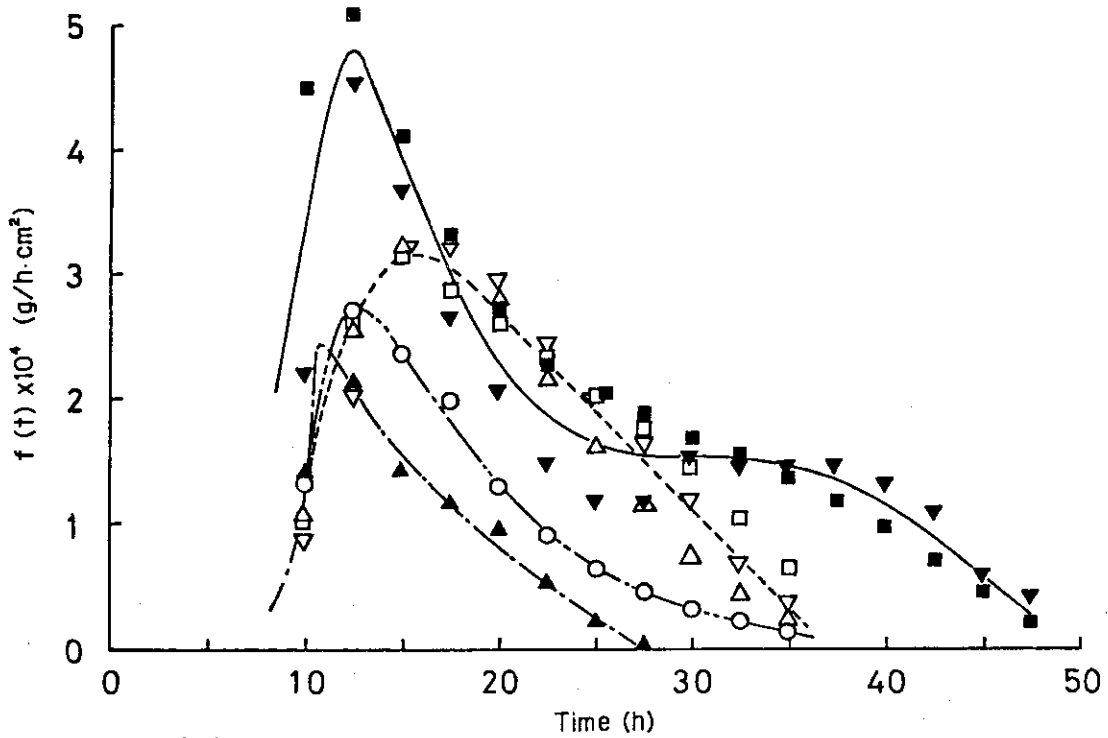


Fig. 4.45 Rates of CO_2 evolution in oxygen diffusing area

| thickness | 40 °C | 50 °C |
|-----------|-------|-------|
| 0.5 mm | ○ | — |
| 1 | △ | ▲ |
| 2 | □ | ■ |
| 3 | ▽ | ▼ |

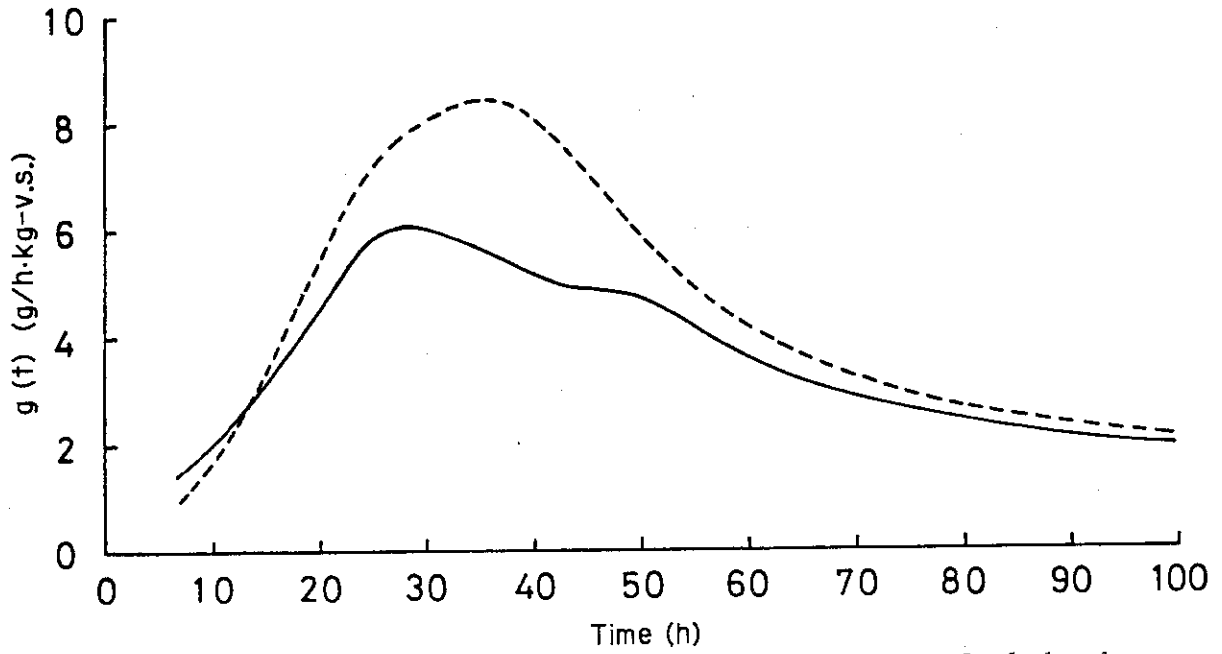


Fig. 4.46 Rates of CO₂ evolution in fermentation of sludge by fermentation of water-soluble organics
 Fermentation temp.: — 50 °C, --- 40 °C

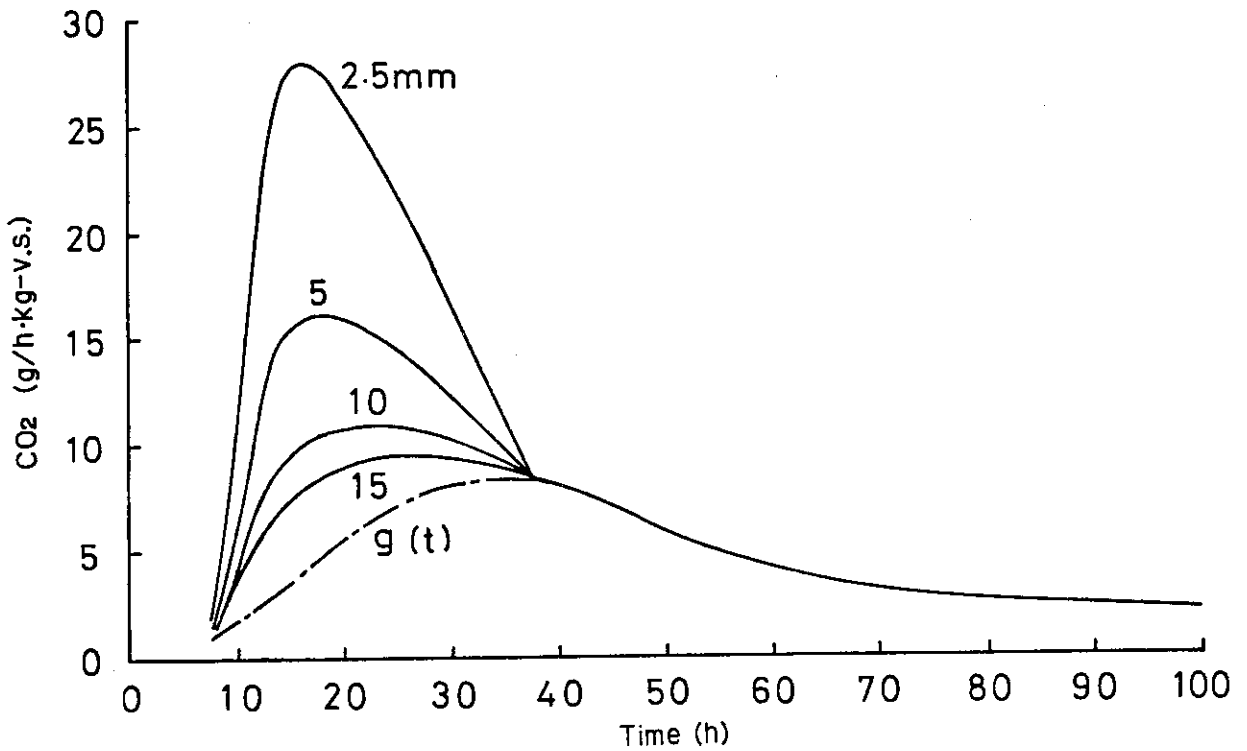


Fig. 4.47 Rates of CO₂ evolution in fermentation of sludge of various particle sizes
 Fermentation temp.: 40 °C

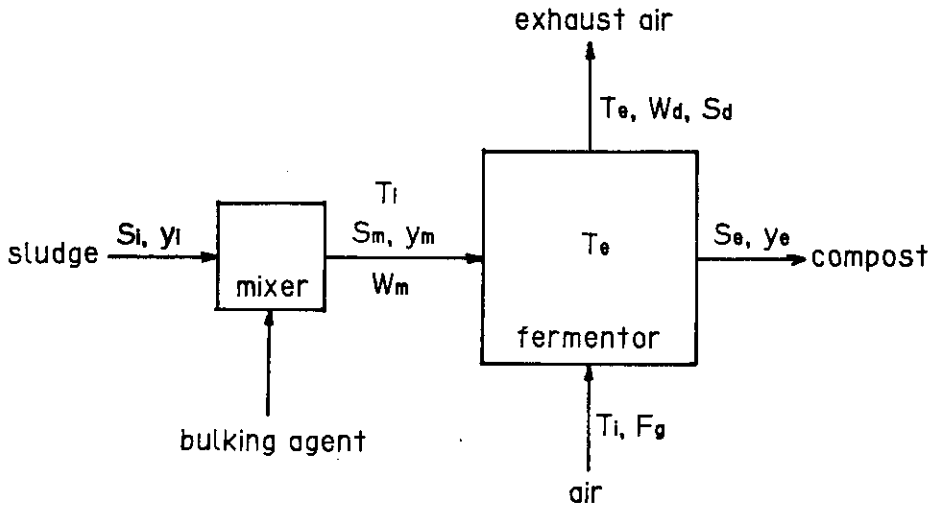


Fig. 4.48 Mass and heat balances in composting

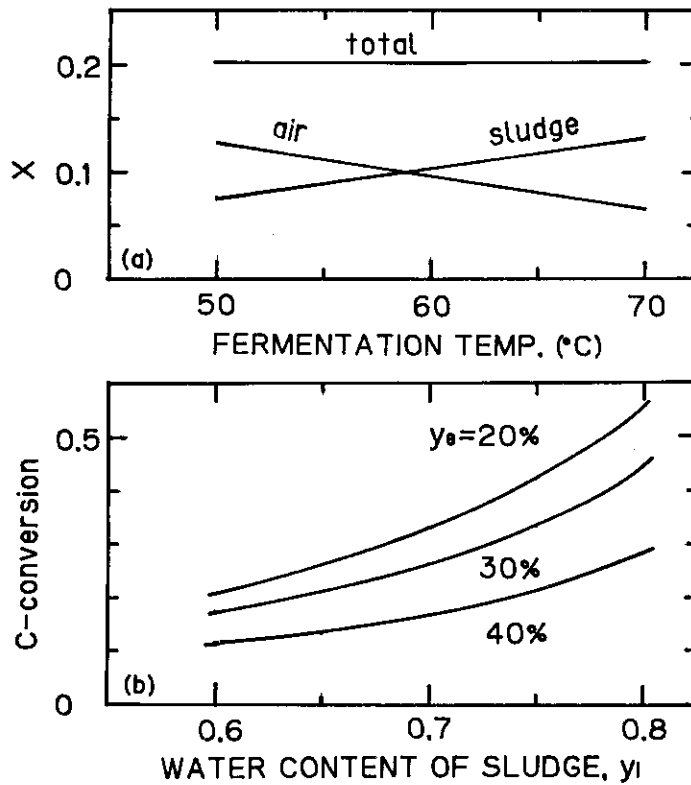


Fig. 4.49 (a) Amount of heat required for preheating air and sludge as a function of composting temperature. (b) Required C-conversion for obtaining a certain water content of compost.

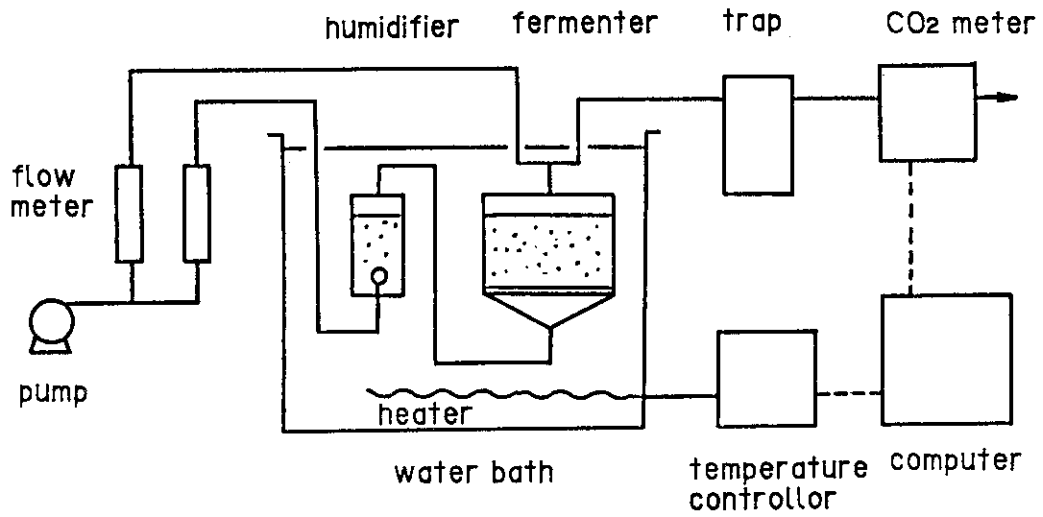


Fig. 4.50 Experimental apparatus for simulation of composting in a large scale

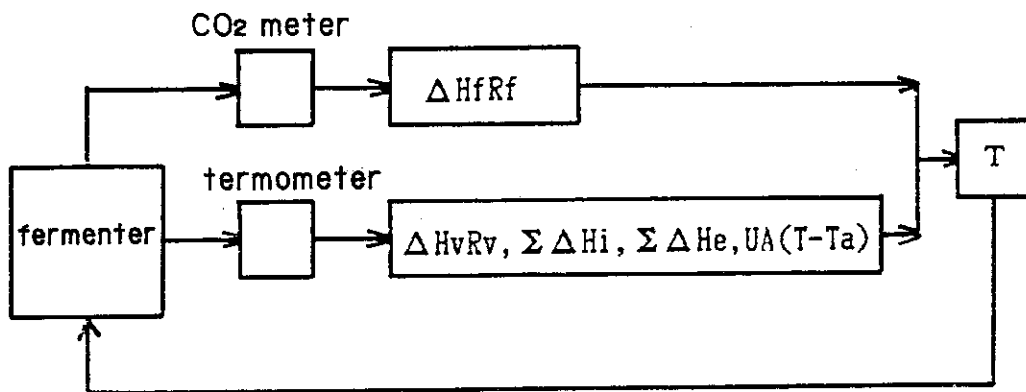


Fig. 4.51 Principle of the simulation

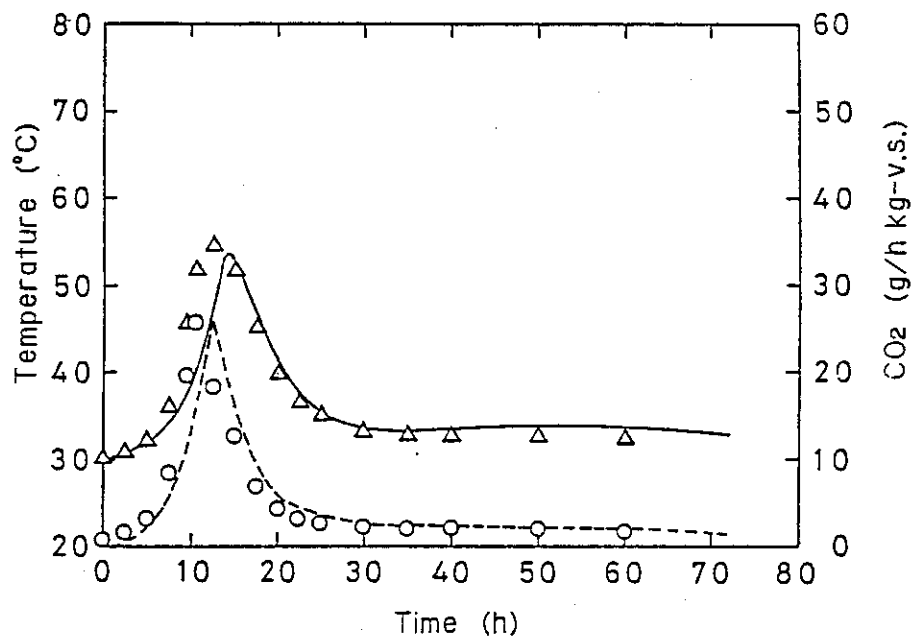


Fig. 4.52 Comparison of experimental results with simulated results of composting in 100 g scale

Sludge: 100 g; bulking agent: zeolite 100 g; seed: compost 10 g; aeration rate: 0.1 l/min

| | | |
|--------------------------------|------------|------------|
| | experiment | simulation |
| temperature | △ | — |
| CO ₂ evolution rate | ○ | - - - |

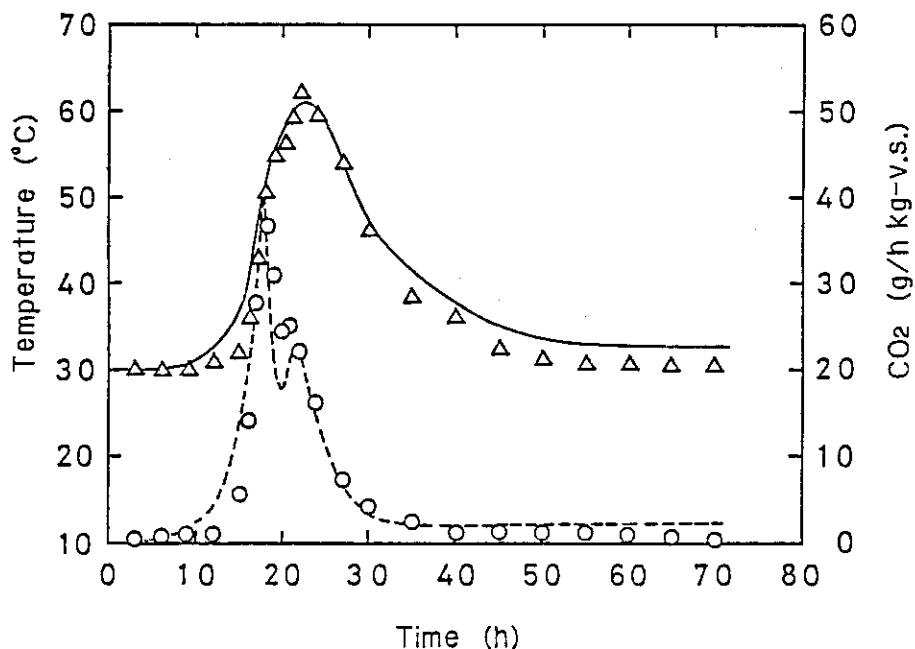


Fig. 4.53 Comparison of experimental results with simulated results of composting in 1 kg scale

Sludge: 1 kg; bulking agent: activated alumina 1 kg; seed: compost 0.1 kg; aeration rate: 1.5 l/min

| | | |
|--------------------------------|------------|------------|
| | experiment | simulation |
| temperature | △ | — |
| CO ₂ evolution rate | ○ | - - - |

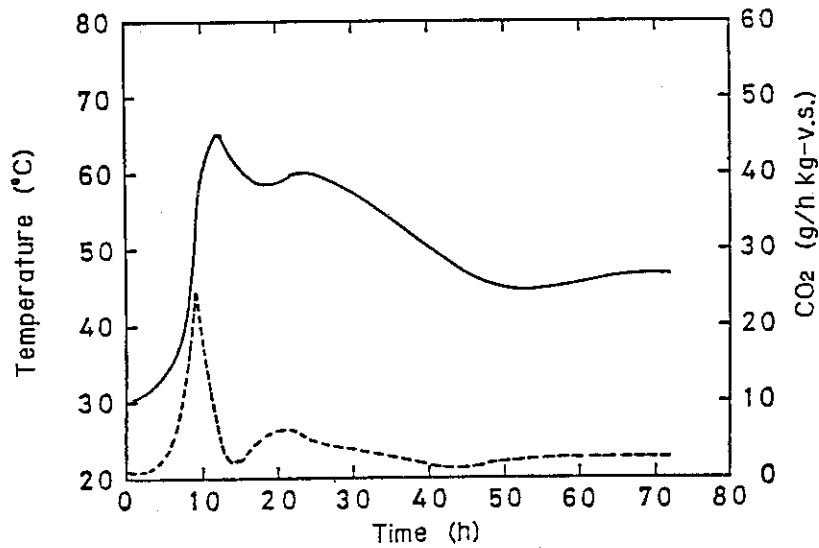


Fig. 4.54 Simulated results of composting in 100 kg scale
 Sludge: 100 kg; buking agent: zeolite 100 kg;
 seed: compost 10 kg; aeration rate: 60 l/min

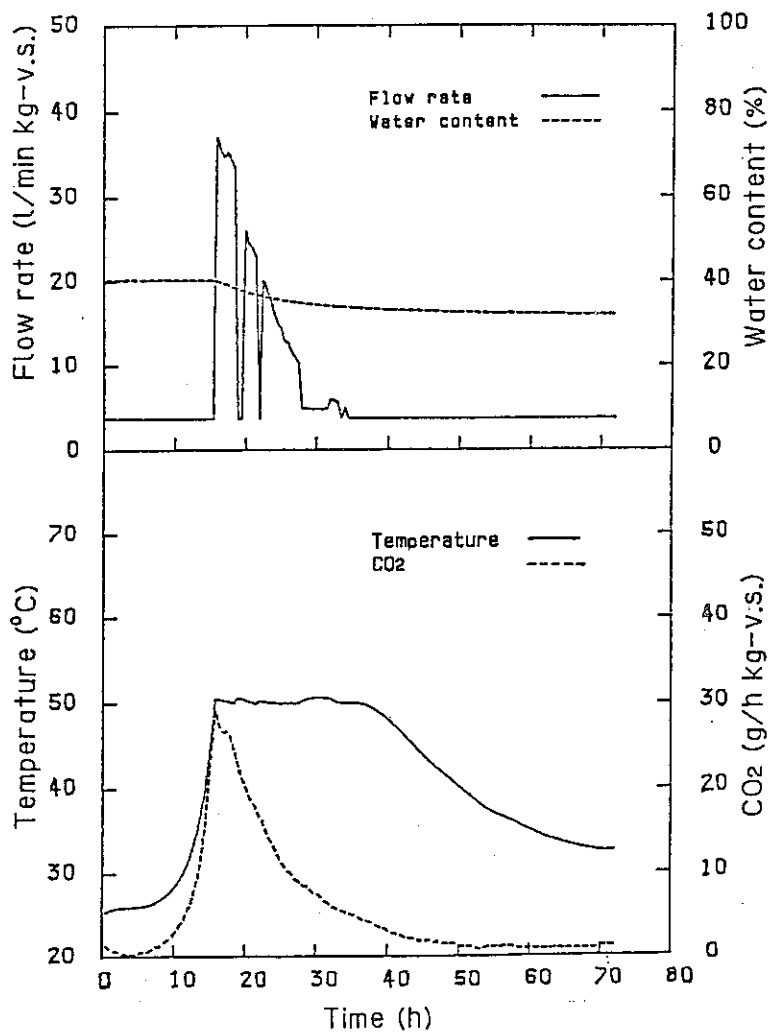


Fig. 4.55 Simulated results of fermentation under
 temperature control by flow rate regulation
 Sludge: 100 kg; buking agent: zeolite 100 kg;
 seed: compost 10 kg

V. 高速コンポスト化装置を用いた研究

1. 緒言

汚泥処理プラントはその目的からして連続運転が可能であることが要求される。本章では、ベンチスケールの「高速コンポスト化実験装置」による回分方式ならびに連続（原料汚泥を一定間隔で間歇的に供給して発酵させる）方式でのコンポスト化実験の結果について述べる。回分方式の運転では、小規模実験で得られた発酵速度を確保するための装置条件ならびに操作条件の検討と製品の幼植物試験のためのサンプルの製造を主眼にした。

また、連続コンポスト化プロセスに関する知見を得るため連続方式での実験を行ない、回分方式での発酵実験のデータに基づいて速度論的な解析を加え、発酵速度の推定を行うと共に実験結果との比較を行った。

2. 回分方式

汚泥量が 10 ~ 20 g 規模の等温発酵実験を行い、種々のコンポスト化条件について検討した。その結果、第 3 章で述べたように、汚泥に適切な通気性改良材を添加して通気性を確保すること、試料の pH を中性に保つこと、発酵温度を 40 ~ 50 °C の一定温度に維持すること、などがコンポスト化条件として重要であることを明らかにした。ここでは、汚泥量が 3 ~ 6 kg 規模の回分式高速コンポスト化装置を用いて、大型槽における通気性の確保や熱除去に関連する攪拌、通気量、ならびに通気性改良材など、主としてスケールアップに係る工学的諸問題について検討する。

2.1 実験装置および方法

Fig. 5.1 に示すように、本装置は主として、発酵槽と発酵槽の温度を一定に保つための循環恒温水槽等から成る 3 組の発酵槽ユニット、通気ポンプ、流量計、流量コントロールバルブ等から成る通気部、発酵槽から排出される排ガス中の炭酸ガス濃度およびアンモニア濃度を測定するためのガスサンプラー、炭酸ガスメーター、アンモニアメーター等から成る測定部、およびこれらの測定値や温度、攪拌トルク等を記録収録するためのコンピューター、スキャナー、ディスク、記録計等から成るデータ収録部から構成されている。

発酵槽は内径 332 mm、深さ 286 mm、有効内容積約 13 ℓ の円筒状のステンレス製容器で、その構造を図 5.2 に示す。発酵槽にはジャケットが付属していて、一定温度に制御された温水槽からの温水循環により槽内温度を一定に保つようになっている。ジャケット内温度はジャケット温度計 (TR-1)、発酵槽内温度は槽内上部温度計 (TR-2) および下部温度計 (TR-3) でそれぞれ測定記録される。発酵槽蓋には攪拌機が取り付けられていて、攪拌羽根は自転しながらゆっくりと槽内を公転する (オーガ式)。攪拌速度は駆動モーターに接続された変速機により自由に換えられ、また、自転と公転の割合はギアボックス内のギアの変換により 60 : 1 又は 120 : 1 のど

ちらかを選択できる。攪拌駆動軸にはトルクメーターが取付けられていて、万一過大なトルクがかかった場合にはモーターは自動的に停止する。

本実験で用いた汚泥は、これまでの小規模実験の場合と同様、M市の下水処理場から採取したポリマー系凝集剤処理の遠心脱水汚泥で、含水率は約80%、強熱減量が70~80%である。汚泥は採取後直ちにCo-60 γ 線 で3 Mradの照射を行い衛生化をはかった後、そのまま、又は約5°Cの冷蔵庫に保存したものをを用いた。

発酵槽1基当りの試料として、照射汚泥3~4 kgに所定量の通気性改良材を加え、さらに汚泥量の1割の種菌とpH調整用の炭酸ナトリウムを汚泥に対して8%添加し、混合機でよく混ぜ合わせたものをを用いた。混合後の試料は通常2~3 mm程度の顆粒状である。通気性改良材として、アルミナ、パーミキュライト、パーライト、ゼオライト等の無機物を主として試用した。また、製品コンポストの風乾物を通気性改良材兼種菌として用いた場合もある。

試料調製後直ちに発酵槽内へ仕込み、一定の温度、通気速度、攪拌条件下で発酵を開始した。各発酵槽からの排ガスの一部をガスサンプラーで一定時間毎にサンプリングし、炭酸ガスメーターおよびアンモニアメーターで排ガス中の炭酸ガス濃度およびアンモニア濃度をそれぞれ測定した。発酵槽内温度、炭酸ガス濃度、アンモニア濃度等の主要な測定値はデータ収録装置に集録した。用いた炭酸ガスメーターおよびアンモニアメーターは、いずれもベックマン社製赤外線ガスメーターで、それぞれ865-22型および865-85型である。

実験終了後、攪拌機を回しながら槽内の内筒を徐々に下げて試料を取出し、全体の重量および含水率を測定した。

2.2 実験結果および考察

(1) 攪拌翼形状の検討

Fig. 5.3 に示すスクリー型(A)と錨型(B)について検討した。試料の下方から上方への移動を期待したスクリー型の場合、試料が塊状になったり、攪拌翼の軸付近に試料が固着する現象がみられた。これはスクリーのピッチが小さ過ぎたため、試料が練り込まれてしまったためと推定された。錨型の場合では、試料の上下方向の移動が必ずしも満足すべき状態ではなかったが、試料は顆粒状を保ち塊状化することはなかった。そこで、回分方式の実験は錨型攪拌翼を用いて行うこととした。

(2) 通気速度の検討

小規模実験で良好な結果が得られている乾燥用アルミナ(60~80 mesh)を通気性改良材として用い、通気速度が1 l/min と4.5 l/min の条件下で、連続的に攪拌(自転2 rpm, 公転1 rph)した場合と、12時間毎に45分間の割合で間欠的に攪拌(自転2 rpm, 公転2 rph)した場合とについて比較検討した。連続的に攪拌した場合、Fig. 5.4に示すように、炭酸ガス発生速度が最大になる時間は通気速度によらず13時間程度であるが、その値は通気速度が4.5 l/min の場合の方が大きい。これに対して間欠的に攪拌した場合には、Fig. 5.5に示すように、炭酸ガス発生速度が最大になる時間およびその値は通気速度にそれほど依存しない。しかし、連続攪拌の場合と比較すると、炭酸ガス発生速度が最大に達するまでに要する時間は若干長くなる。

一方、アンモニアの発生速度についてみると、Fig. 5.4, Fig. 5.5に示したように、連続攪拌、間欠攪拌のいずれの場合にも通気速度に著しく依存した。すなわち、通気速度が1 l/minの場合には、アンモニアの発生は小さい速度で長時間持続するのに対して、4.5 l/minの通気速度におけるアンモニアの発生速度は、炭酸ガスの発生パターンに追従しほぼ同じ挙動を示した。これは、アンモニアの発生そのものは炭酸ガスとほぼ同時期に発生していることを示唆するもので、第三章の結果と一致する。以上の結果から、本装置による実験の基準的運転条件として、攪拌方式は間欠攪拌、通気速度は4.5 l/minとした。

(3) 通気性改良材の検討

小規模実験装置を用いて検討した結果、安価に入手でき発酵に悪影響が無い無機系の通気性改良材として、鹿沼土、パーライト、ゼオライト等が使用できる見通しを得たので、これらを用いた大型攪拌槽での実験を試みた。

鹿沼土を通気性改良材として用いた結果をFig. 5.6に示す。粒径が1 mm以下の細かい鹿沼土を用いた場合、炭酸ガス発生速度はアルミナを用いた場合とほぼ同じパターンで変化し、良好な発酵が維持できたことを示している。粒径が1～3 mmのやや粗い鹿沼土を用いた場合には炭酸ガス発生速度のピーク値が小さく、60時間経過した後もまだ顕著な炭酸ガスの発生がみられる。荒い鹿沼土を用いた場合、試料が塊状化しやすく、通気性が不十分だったためと考えられる。

Fig. 5.7にパーライトおよびゼオライトを通気性改良材として用いた場合の結果を示す。図から明らかなように、パーライトを用いた場合もゼオライトを用いた場合も、炭酸ガス発生速度は約10時間でピークに達し、その値も約25 g/h・kg-vsとアルミナを用いた場合とほぼ同じ発酵挙動を示した。パーライトを用いた時のアンモニアの発生は炭酸ガスの発生とほぼ同一のパターンであるのに対して、ゼオライトを用いた時のアンモニア発生速度は約47時間を経てピークに達し、そのピーク値も小さい。観測されるアンモニア濃度の経時変化は通気性改良材の吸着特性に大きく依存し、パーライトはアンモニアをほとんど吸着しないのに対し、乾燥アルミナは若干、ゼオライトはかなり吸着性が強いものと考えられる。

以上の実験の結果、炭酸ガス発生速度、アンモニア濃度の早期減衰、製品性状、および必要添加重量の点から、通気性改良材としてパーライトを用いることにした。

(4) 製品の繰返し返送の影響

製品コンポストの風乾物を種菌および通気性改良材としてどの程度繰返して使用できるかを検討した。最初、汚泥4 kgに対して通気性改良材としてパーライト1 kg、種菌として製品コンポスト0.4 kg、pH調節剤として炭酸ナトリウム32 gをそれぞれ添加し、良く混合したものを試料として発酵を行った。次に、得られた製品コンポストを風乾して、通気性改良材および発酵開始剤として繰返して返送する実験を試みた。この結果、炭酸ガス発生速度がピークに達する時間は、1回目の返送では8時間、2回目の返送では6時間と短縮され、返送の繰返しによって種菌としての性能が向上することが明らかになった。しかし、3回目の返送では約48時間を要し、ピーク値も約16 g/h・kg-vsと低下した。これは返送の繰返しにより、最初に添加したパーライトの絶対量が減少しているにもかかわらず、4 kgの汚泥量を用いたため通気性を維持できなくなったためと考えられる。4回目の返送では原料汚泥量を2 kgに減らしたに

もかわらず、炭酸ガス発生速度が最大に達するのに約 32 時間を要した。製品コンポストは塊状化していて、試料の通気性はかなり悪化していたものと思われる。

以上の結果から、製品コンポストの繰返し返送は、種菌としての性能向上が期待できるが、繰返し回数が多くなると、通気性を維持するためある程度の量の通気性改良材の添加が必要であると言える。

(5) 炭素変換率

既に述べたように、汚泥量が 10 g 規模の小型等温発酵実験では、50 °C 一定の温度で製品コンポストを種菌に用いると、数時間で炭酸ガス発生速度が最大となり、その値は 30 ~ 40 g/h · kg-vs に達する。また、70 時間発酵後の汚泥の炭素変換率は 30 ~ 40 % となる。本装置を用いた実験目的の一つは、汚泥量が 3 ~ 4 kg 規模の発酵においても、小型等温発酵実験と同等の結果が得られるかどうかを明らかにすることにある。

炭酸ガス発生速度が最大に達するまでの時間および最大の発生速度に関しては、製品コンポストを種菌として用い、パーライト等の通気性改良材を添加して通気性を確保し、試料の pH を中性に保つことによって、小型等温発酵の結果をほぼ具現できることを明らかにした。しかし、70 時間発酵後の炭素変換率は 15 ~ 20 % であり、小型等温発酵の場合の半分程度、第 4 章で述べた非等温発酵の場合と同程度である。

発酵槽内の温度測定の結果では、炭酸ガス発生速度が最大となる時点で設定温度より 2 ~ 3 °C 上昇する。Fig. 5.2 に示したように、発酵槽内温度の検出端は、攪拌翼の回転の制約から、槽内壁近くに設置してあるため、ジャケット温度の影響を受け正確な試料温度を示していないものと考えられる。すなわち、炭酸ガス発生速度が急激に増大する時点では、発酵槽内部の温度はかなり上昇し、非等温発酵の場合と同様な温度変化になっていることが予測される。本実験における攪拌条件や通気条件は、試料の通気性確保の観点では十分と考えられるものの、発酵熱を除去し発酵温度を一定に保つためにはまだ不十分と思われる。

以上の結果をふまえ、また、回分ならびに連続方式による等温発酵の速度論的解析を行うことを考慮して、本装置の改造を行った。すなわち、3 基の発酵槽をシリーズに接続し多段連続化したこと、そう入・引抜き自在の温度計に変更し内部温度を正確に測定できるようにしたこと、第 1 槽では通気量を制御して発酵温度を一定に保つようにしたこと、上下方向への試料の混合を改善するためピッチの大きいスクリュ-型攪拌翼を採用したこと、などである。改造後の装置による実験結果および速度論的解析結果については次節で述べる。

3. 連続方式

第 III 章での予備的検討の結果、多段発酵槽において第 1 槽を 50 °C に保ち、それ以後の槽の温度を他の温度に設定しても、各槽をすべて 50 °C に保った場合と結果的には発酵状態がほとんど変わらないことがわかった。したがって高速コンポスト化装置を用いた実験においても発酵速度という点から考えれば発酵槽を多段とする必然性はない。しかし、発酵の連続化ということを考えた場合、未発酵物がそのまま排出されることがないようにするためには発酵槽を多段化することが必要である。しかし、多段式の発酵槽を用い、原料を連続的あるいは比較的短い周期で断続的

に供給するような場合では第III章で述べた種々の発酵条件の他に原料供給量、供給のタイミングなども重要な操作因子となる。この場合、第IV章で述べたように原料汚泥の粒子径が大きければ粒子内への酸素の供給が処理速度に大きな影響を与えるが、粒子径が充分小さければ処理速度は発酵に關与する微生物の増殖、死滅速度などに依存することになる。ここでは原料粒子径を充分小さくし、発酵槽内における基質（易分解性物質）および菌濃度の変化に着目し、多段発酵時の発酵速度を推算する方法を検討した。

3.1 実験装置および方法

実験装置は Fig. 5.2 に示した発酵槽を Fig. 5.8 に示すように3基、直列に接続したものをを用いた。原料としては汚泥 2 kg に通気性改良材としてパーライト 1 kg、また、初回のみ種コンポスト 200 g と pH 調整用の無水炭酸ナトリウム 16 g を加えて良く混合したものをを用いた。ただし、1週間毎に原料供給する場合においては無水炭酸ナトリウムは常に汚泥に加えて用いた。このように調整した原料の容積は発酵槽有効容積の約 $1/2$ であった。原料は第1槽の上部に設けた貯蔵槽に1回分毎に分けて $4 \sim 5^\circ\text{C}$ の温度で貯蔵した。この貯蔵槽は8回分の原料の貯蔵が可能である。

原料供給の方法は次のようにした。すなわち、一定時間毎に内筒上面を発酵槽内の真中まで下げ、槽内の攪拌を行いつつ内容物の $1/2$ を下の発酵槽に落下させ、再び内筒をもとの位置まで上げ上の発酵槽から落下してくる内容物を受ける。この操作を第3槽から順次行ってゆき、第1槽には原料貯蔵槽より原料を供給した。したがって発酵開始時に空であった発酵槽が3槽とも完全に満されるのは6回目の原料供給以後である。

発酵温度は 50°C に設定したが、この場合、ジャケット温度を 50°C に保ち、さらに発酵速度が大きく、したがって発熱速度が大きい第1槽のみは通気速度の変化により発酵槽温度のコントロールを行った。すなわち、発酵槽温度が 50°C 以下では通気速度を 5 l/min 、 $50 \sim 52^\circ\text{C}$ では 25 l/min とした。第2槽および3槽の通気速度は実験期間を通じて 1 l/min で一定とした。

3.2 実験結果および考察

(1) 発酵速度式と回分実験結果からの諸定数の決定

Fig. 5.9 に第1槽のみを用いて回分式発酵を行った結果を示した。初回の発酵開始から1週間後、発酵物は種菌としてそのまま残し、2回目の原料供給を行った。次に1週間後に内容物の $1/2$ を種菌として残し、再び原料供給を行った。以後、同様に $1/2$ を抜き出しては原料を供給した。図からわかるように初回では発酵がややおそいが、2回目からは速くなり、その後はくり返し回数によらず定常の発酵パターンを示す。

発酵の速度表示

下水汚泥中にはさまざまな栄養成分が含有され、コンポスト化に關与する微生物の種類も複雑であると考えられるが、発酵速度の計算にあたってはオーバーオール微生物濃度、基質濃度を考える。

発酵に伴う菌数の変化は活性汚泥などの場合に良く用いられる次式で表わされるものとする。

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - k_d X \quad (5.1)$$

ただし、
 X : 菌濃度
 μ : 比増殖速度
 k_d : 死滅速度定数
 t : 時間

μ は微生物の種類、環境条件などによって異なるが Monod のモデルを用いれば

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_{SM} + S} \quad (5.2)$$

Contois モデルでは

$$\mu = \mu_m \frac{\frac{S}{X}}{K_{SC} + \frac{S}{X}} \quad (5.3)$$

であらわされる。

ここで μ_m : 最大比増殖速度

$$\left(\begin{array}{l} \mu_m = Y_G \nu_m \quad Y_G : \text{増殖収率定数} \\ \nu_m : \text{最大比消費速度} \end{array} \right)$$

S : 基質濃度

K_{SM}, K_{SC} : 飽和定数

基質の分解速度は Monod モデルに従えば

$$\frac{ds}{dt} = \nu_m \frac{S}{K_{SM} + S} X \quad (5.4)$$

Contois モデルでは

$$\frac{ds}{dt} = \nu_m \frac{\frac{S}{X}}{K_{SC} + \frac{S}{X}} X \quad (5.5)$$

次に、発酵速度の指標となる炭酸ガスの放出は基質の分解速度に依存する部分と菌の内生呼吸に依存する部分との和とする。すなわち、

$$r = \beta \frac{ds}{dt} + \gamma X \quad (5.6)$$

ここで r : 炭酸ガス発生速度

β : 基質の分解に伴う炭酸ガス発生速度定数

γ : 内生呼吸に伴う炭酸ガス発生速度定数

発酵時間と発酵速度との関係を以上の式より解析的に求めることは困難なので数値計算法によって解を求める。

初期値および諸定数の決定

a. k_d

基質濃度がほぼ零となる発酵後期では 5.1 および 5.6 式は次のようになる。

$$\frac{dX}{dt} = -k_d X \quad (5.7)$$

$$r = rX \quad (5.8)$$

5.7 および 5.8 式より

$$\frac{dr}{dt} = -k_d r \quad (5.9)$$

$t = T$ のとき $r = r_T$ として 5.9 式の解を求めると

$$\frac{r}{r_T} = e^{-k_d(t-T)} \quad (5.10)$$

Fig. 5.10 は Fig. 5.9 中のくり返し 4 回目における炭酸ガス発生速度とこの場合の炭素変換率を図示したものである。図の炭酸ガス発生速度のピーク後の濃度の半減期より $k_d = 0.016$ (1/h) となる。

b. S_0 (基質濃度初期値)

汚泥の強熱減量成分中で粗繊維およびフミン酸を除いた 75%²⁸⁾ を基質初期濃度とすれば $S_0 = 750$ (g/kg-V.S.) となる。

c. Y_G

活性汚泥処理の場合、 Y_G は条件によって異なるが 0.3 ~ 0.73 程度である。Fig. 5.10 中の炭素変換率の値はある時間までは比較的急激に上昇し、その後は上昇がゆるやかとなる。初期の部分は 5.6 式の右辺第一項目、すなわち、基質の分解によるもの、後期の部分は第二項目、すなわち、菌の内生呼吸によるものと考えられる。これは発酵初期では互いに重なり合っており完全に分離することは困難であるが、仮に、炭素変換率で基質の分解による部分を曲線の折れ曲り点付近での値、0.10 とすると炭酸ガスに変換された基質は 100 g/kg-V.S. である。また、難分解性の高分子物質に変換される部分を V.S. の 8% とし、残りが菌体となるものとする

$$Y_G = (750 - 100 - 80) / 750 = 0.76 \quad (-)$$

となる。

d. β

汚泥中の強熱減量成分の場合と同様に、基質中の炭素含有率を 60%²⁹⁾ とすれば

$$\begin{aligned} \beta &= \frac{0.10 \times 1000 \times 0.6}{750} \times \frac{44}{12} \\ &= 0.32 \quad (\text{g-CO}_2 / \text{g-基質}) \end{aligned}$$

となる。

e. r

活性汚泥の場合では 0.05 ~ 0.18 (1/day) という値が得られている。菌体と基質の組成をほぼ同一とみなすと、この値は $4.6 \times 10^{-3} \sim 1.65 \times 10^{-2}$ (g-CO₂/g-菌体・h) に相当する。ここでは、この範囲を考慮しつつ Fig. 5.10 における値と一致するよう決定する。

これらの値の他に μ_m , K_{SM} , K_{SC} も同様に実験で得られた曲線と計算結果とが合致するように決定する。また、菌濃度は投入原料の V.S. 初期値の単位重量当りの菌重量で表示し、その初期値 X_0 は条件によって異なるのでそれぞれの場合毎に考慮する。Table 5.1 に結果を示した。

Fig. 5.10 および 5.11 は Monod の式および Contois の式を用いて、定常発酵時の計算を行った結果を示したものである。菌初濃度 X_0 は 25 g/kg-V.S. としたが、これは後に述べる理由による。図から計算結果と実験結果とはどちらの式を用いた場合でも良好に一致するように定数決定を行うことが可能であることがわかる。さらに以下において両式の妥当性を検討する。

繰返し発酵

Fig. 5.12 に繰返し発酵の場合の計算結果を示した。初回におけるピーク高さおよびピーク時間が Fig. 5.9 に示した値と一致するような X_0 は 0.3 (g/kg-V.S.) である。この場合、初回の発酵終了時の菌濃度は約 50 (g/kg-V.S.) である。2 回目の発酵では発酵物をそのまま種菌として用いるので X_0 は 50 (g/kg-V.S.) を用いて計算を行った。2 回目の発酵終了時の菌濃度も図からわかるように 1 回目とほぼ同一の値、 50 (g/kg-V.S.) となる。3 回目からは得られたコンポストの半分を取り出し、残りを種菌として用いるので X_0 は 25 (g/kg-V.S.) となる。この場合でも発酵終了時の菌濃度は 50 (g/kg-V.S.) となるのでそれ以後の X_0 はすべて 25 (g/kg-V.S.) として計算を行って良いことになる。したがって炭酸ガスの発生についても 3 回目以降ではほぼ同一のパターンを示すということになり、実験結果と一致する。なお、図は Contois の式を用いた結果であるが、Monod の式を用いた場合でもほとんど同一の結果が得られた。

発酵中における原料の供給

Fig. 5.13 に発酵が定常になった状態で発酵開始から 8 時間後に内容物の $1/2$ を抜き出し、再び原料を供給した場合の計算結果を示した。図中には実験結果も併せて示した。発酵速度は再度の原料供給によって再び上昇するが、このときのピーク値は Monod 式を用いた場合では実験結果よりもかなり高い値となる。したがって、以下の計算では Contois の式を用いることとする。

(2) 連続発酵時の発酵速度計算法

Fig. 5.14 に示すように原料供給直前における菌および基質の濃度を発酵槽 1~3 について、それぞれ、 $X_1, S_1, X_2, S_2, X_3, S_3$ とすると原料供給直後における菌および基質の濃度は発酵槽内に残した内容物と上の槽から供給される内容物中の菌および基質濃度のそれぞれの和となる。この値を初期値として、これまでと同様にして数値計算を行う。次の原料供給の時点では算出された菌および基質濃度を再び X_1, S_1 などにおき換えて数値計算を繰り返す。

(3) 原料供給速度と発酵速度

Fig. 5.15, 16, 17 に原料供給時間を変化させた場合の発酵速度の実験および計算結果を示した。Fig. 5.15 は 24 時間毎に原料供給を行った結果である。第 1 槽において実験値のピー

クが計算値よりややおけているが、これは低温の原料が供給されるため槽内の温度が一時的に40℃以下にまで低下すること、および種菌と汚泥との混合が充分に行われないうことなどによると考えられる。また、第2槽および3槽の実験値は計算結果に比して、若干、低いのは第1槽での水分の蒸発量が多く、下段では原料がやや乾燥気味となるためと考えられる。

Fig. 5.16は12時間毎に原料供給を行った場合の結果である。原料供給期間が短くなると第2槽および3槽でも発酵による炭酸ガスの発生が若干大きくなる。Fig. 5.17は8時間毎に原料供給を行った結果である。初期では菌濃度が低いため第1槽で十分に発酵が終了せず、第2槽の基質濃度が高くなり発酵速度も大きな値を示す。しかし、その後、第1槽の菌濃度は上昇するので第2槽での炭酸ガス発生速度も小さくなってゆく。

このように定常になった後では連続供給方式では発酵槽内の菌濃度が常に高い状態で原料供給を行えるので回分方式に比して、大きな処理速度が得られる。しかし、さらに原料供給時間々隔を短くしていった場合、菌の増殖が追いつかず、内容物が未発酵のまま排出されるようになる。したがって処理量と発酵の場合との関係で適当な原料供給時間々隔を選定することが必要であろう。

4. 結 言

汚泥の照射・コンポスト化プロセスに関する工学的検討ならびに幼植物試験のためのサンプル製造を目的に製作された「高速コンポスト化実験装置」を用いて回分ならびに連続方式でのコンポスト化に関する検討を行った。要約すると以下の通りである。

- (1) 攪拌翼についてはスクリー型とイカリ型とについて比較し、塊状化が少ないイカリ型を採用した(後に上下方向の混合を良くするため、ピッチの大きいスクリー型に変えた)。
- (2) 炭酸ガスならびにアンモニア発生速度におよぼす通気量の影響を検討した。小規模実験の場合と同じように、通気量が少い場合にはアンモニアは炭酸ガスより遅れるが、通気量が多い場合には両者ほぼ同パターンとなり、炭酸ガスおよびアンモニアは同時に発生しているものと推定された。
- (3) 小規模実験の結果と比較しながら通気性改良材について検討した。発酵速度ならびにアンモニアの発生に与える影響がないこと、少量で高い通気性改良能力を示すことなどを考慮して、標準的条件ではパーライトを使用することとした。
- (4) 通気性改良と種菌を兼ねて、大量の製品風乾物を返送する繰返し実験を行った。放射線法の特徴である高い発酵速度を維持するためには、製品の返送だけでは十分な通気性が得られず、ある程度の通気性改良材を加える必要性が認められた。
- (5) オーバーオール微生物濃度、基質濃度の変化を考慮して発酵の速度論的検討を行い、回分方式の実験結果から微生物反応に係わる諸定数を決定し、これに基づいて、連続多段方式での発酵の速度を算出できることを示した。
- (6) 連続多段発酵では、微生物濃度が最も高い時点で原料汚泥を供給できるので回分方式の場合より大きい速度が得られることが示された。

Table 5.1 Initial values and constants used for calculation

| | | |
|-----------------|-----------|-------------------------------|
| k_d | 0.016 | 1/h |
| S_0 | 750 | g-nutrient/kg-v.s. |
| Y_G | 0.76 | — |
| β | 0.32 | g-CO ₂ /g-nutrient |
| γ | 0.017 | g-CO ₂ /g-cell·h |
| v_m | 0.6 | g-nutrient/g-cell·h |
| K_S (Monod) | 400 | g-nutrient/kg-v.s. |
| K_S (Contois) | 1.6 | g-nutrient·kg-v.s./g-cell |
| X_0 | parameter | g-cell/kg-v.s. |

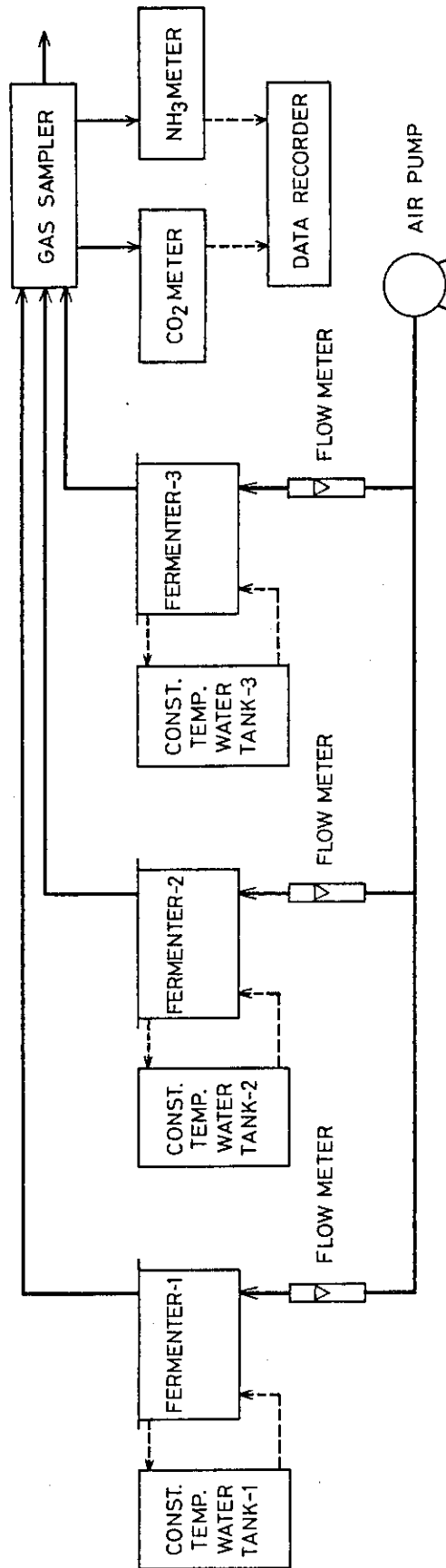


Fig. 5.1 Block diagram of Bench-scale Batch Plant for sludge composting

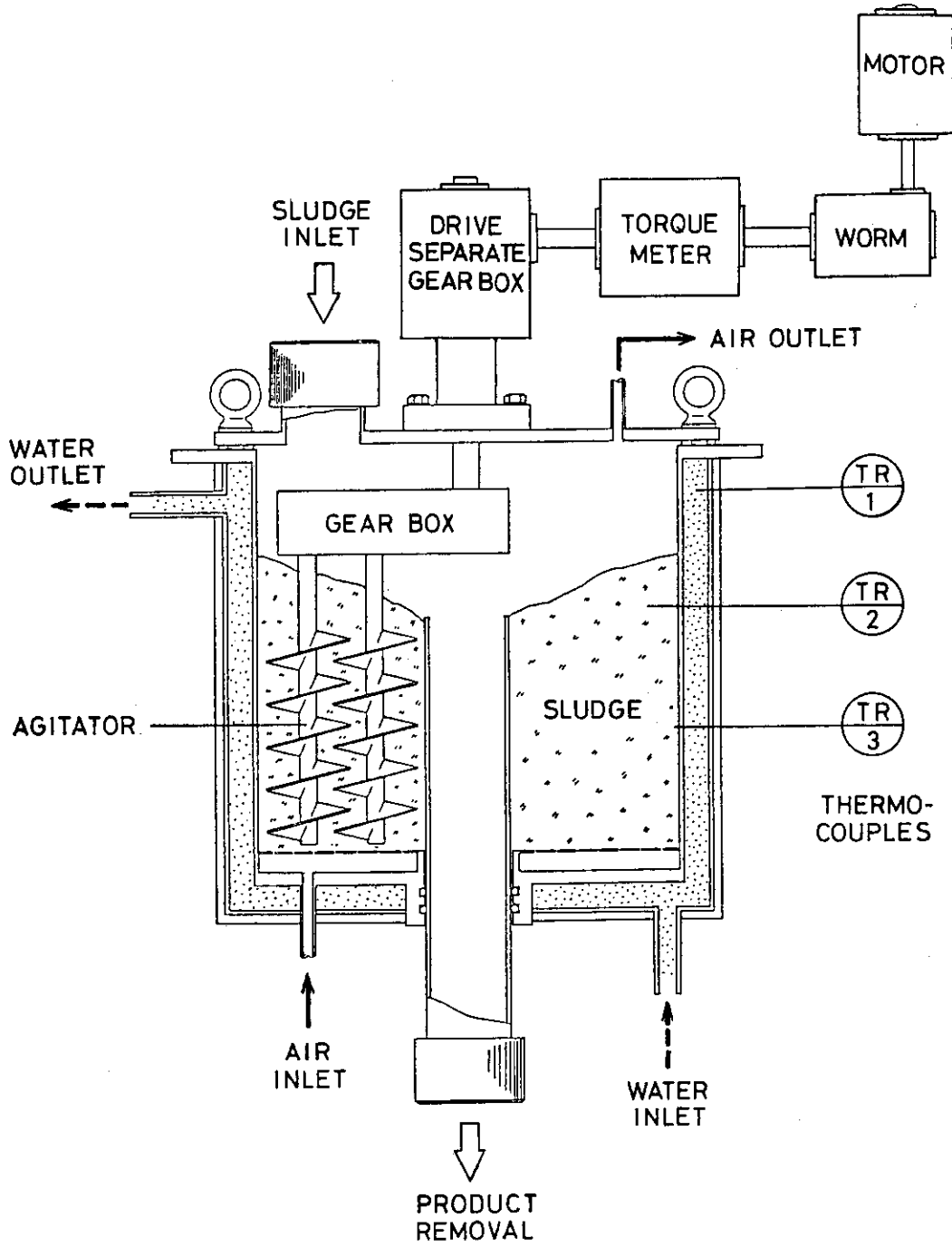
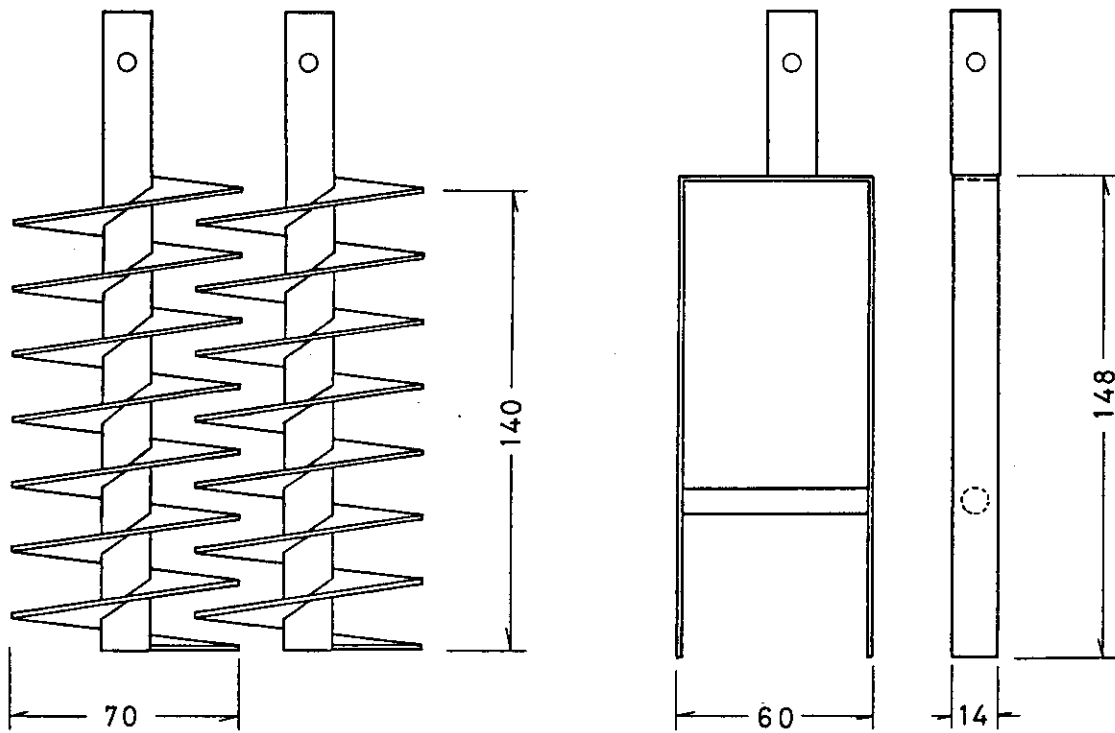


Fig. 5.2 Details of fermentor



(A) SCREW TYPE

(B) ANCHOR TYPE

Fig. 5.3 Agitation blades

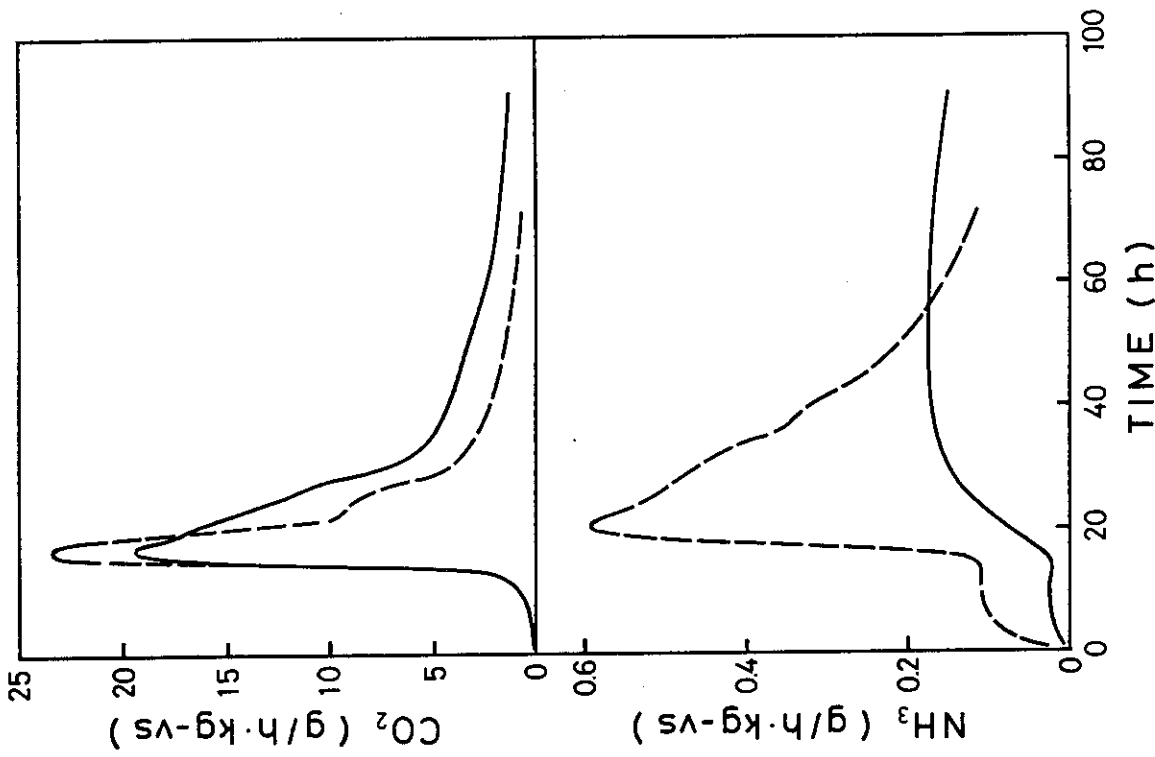


Fig. 5.5 Influences of aeration rate on CO₂ and NH₃ evolution rates at intermittent agitation
 Aeration rate: — 1 l/min, --- 4.5 l/min
 Fermentation temp.: 50 °C; agitation rate: 1 rpm

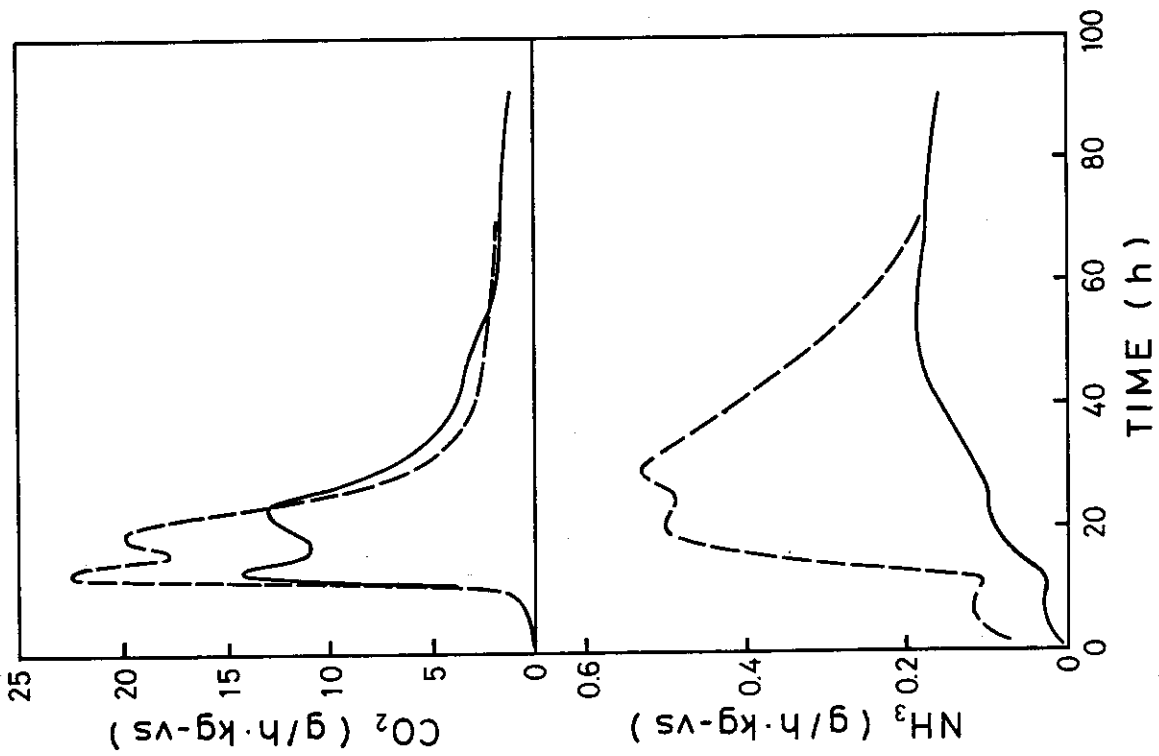


Fig. 5.4 Influences of aeration rate on CO₂ and NH₃ evolution rates at continuous agitation
 Aeration rate: — 1 l/min, --- 4.5 l/min
 Fermentation temp.: 50 °C; agitation rate: 1 rpm

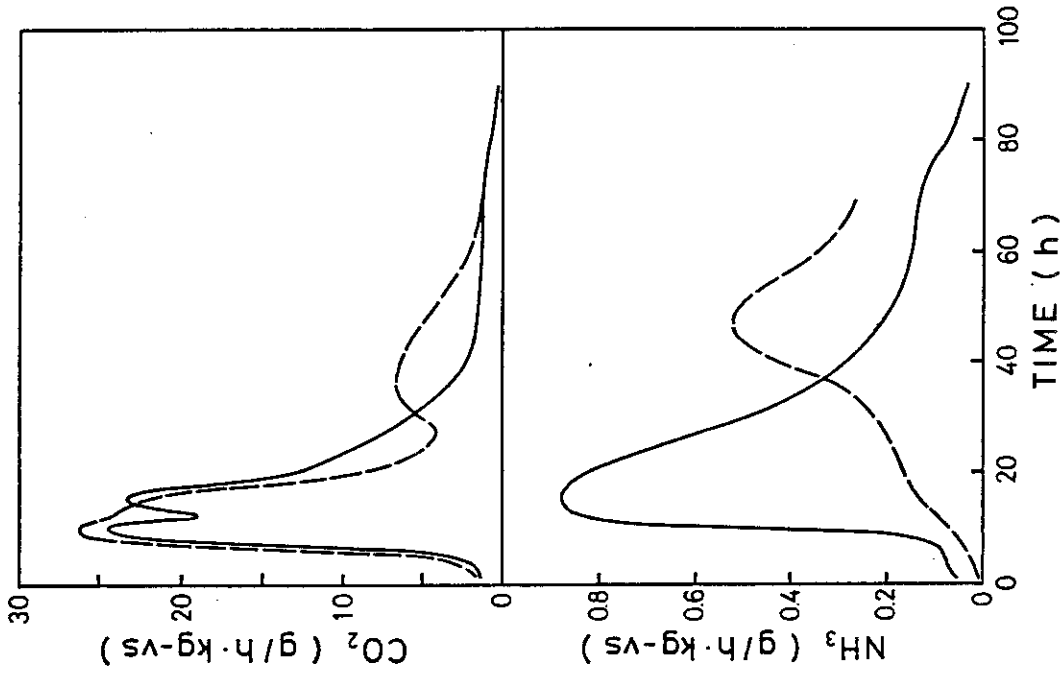


Fig. 5.7 Changes of CO₂ and NH₃ evolution rates using various agents (2)
 Bulking agent: —perlite, ---zeolite
 Aeration rate: 4.5 l/min; fermentation temp.: 50 °C

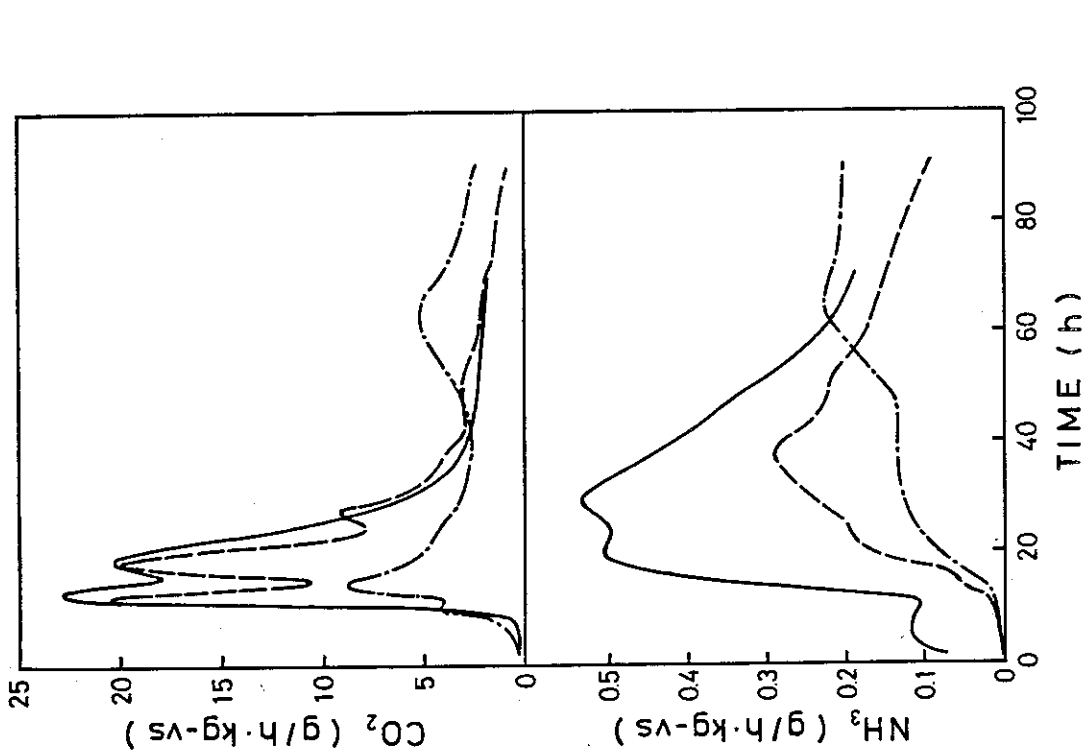


Fig. 5.6 Changes of CO₂ and NH₃ evolution rates using various bulking agents (1)
 bulking agent: —activated alumina (30-60 mesh), ---Kanuma soil (< 1 mm), -.-.- Kanuma soil (1-3 mm)
 Aeration rate: 4.5 l/min; fermentation temp.: 50 °C

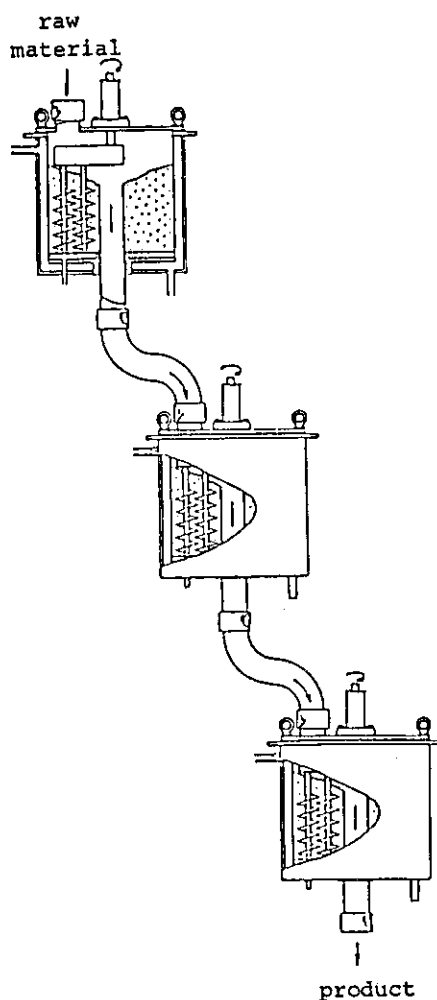


Fig. 5.8 Connection of fermentors for continuous experiments

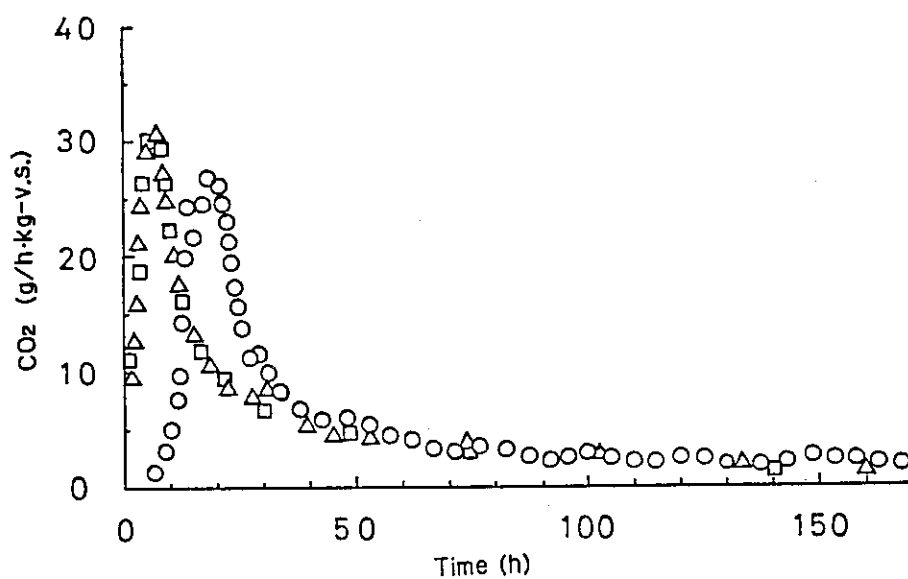


Fig. 5.9 Experimental results of composting in batch system by repeated use of product as seeds

Repeated use of product: ○ 1st, △ 2nd, □ 4th
 Sludge: 2 kg (at start), 2 kg (for addition);
 aeration rate: 5 l/min; fermentation temp.: 50 °C

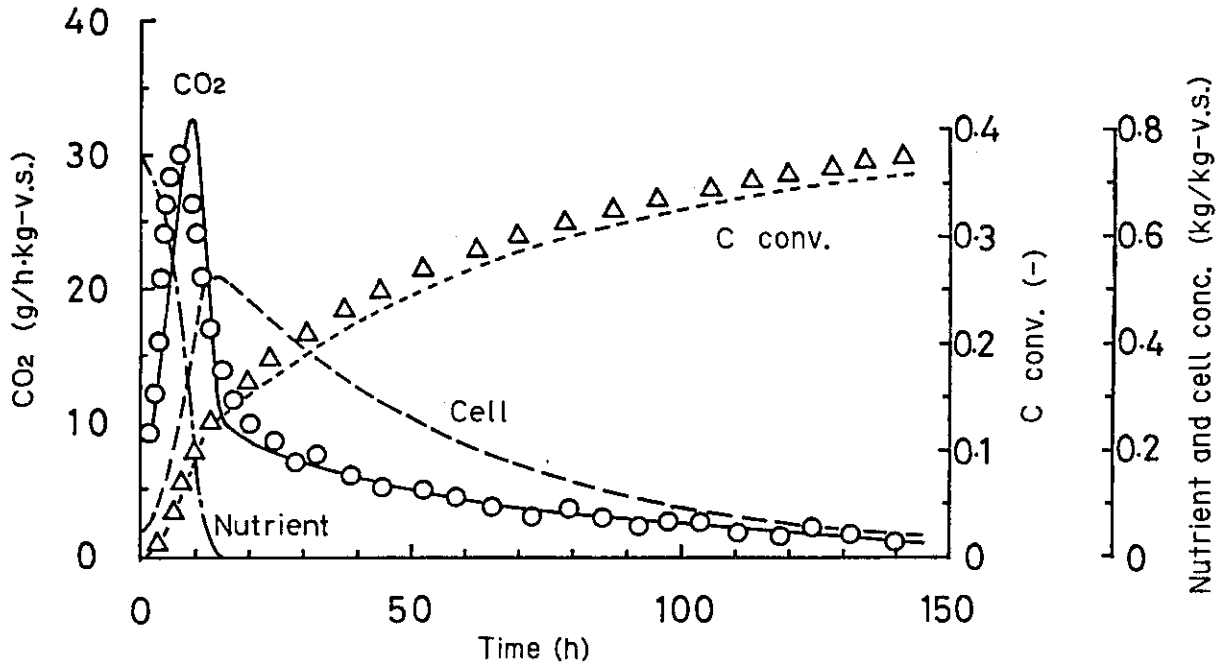


Fig. 5.10 Calculated results of CO₂ evolution rate, C-conversion, and nutrient and cell concentrations by Monod's equation
Curves are calculated values and symbols are those for experimental results

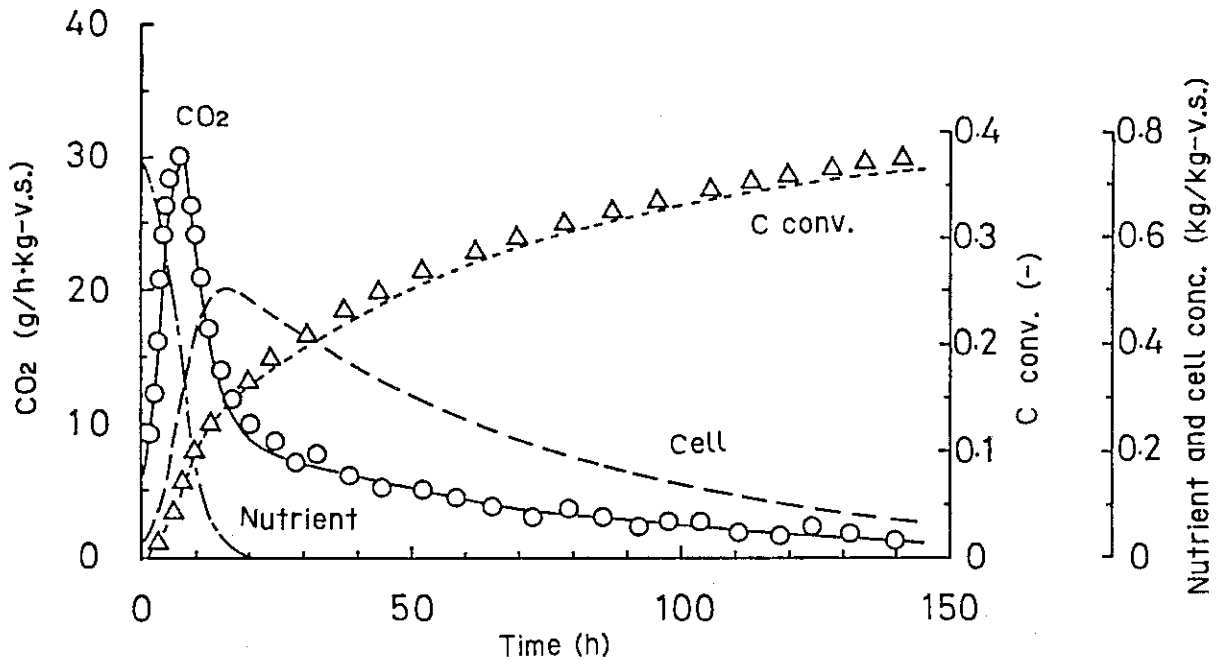


Fig. 5.11 Calculated results of CO₂ evolution rate, and C-conversion, nutrient and cell concentration by Contois' equation
Curves are calculated values and symbols are for experimental results.

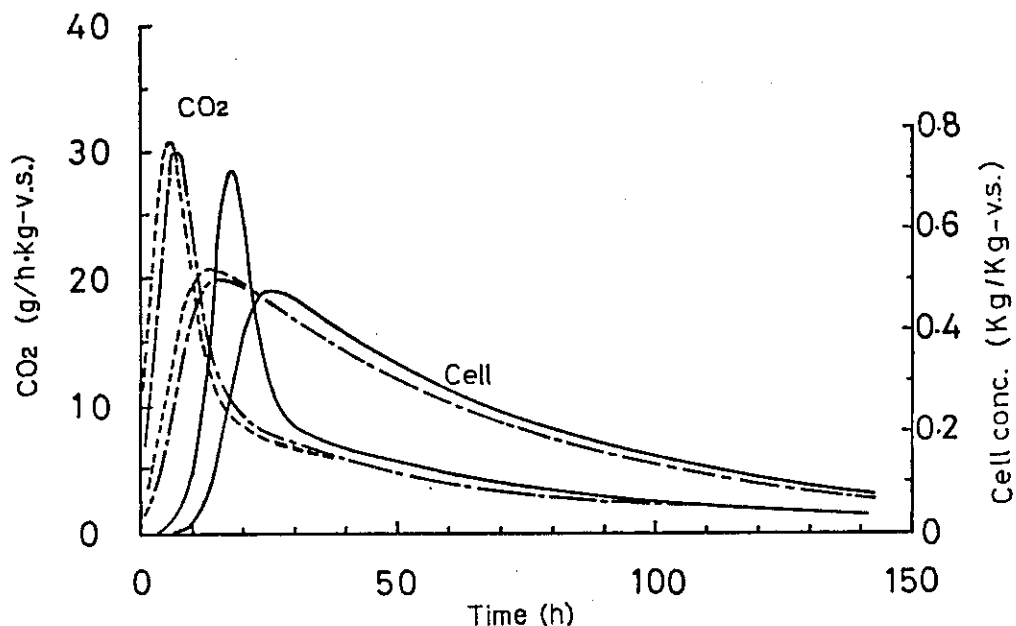


Fig. 5.12 Calculated results of composting for repeated use of product as seeds
 Repetition no.: — 1st, - - - 2nd, - · - 4th

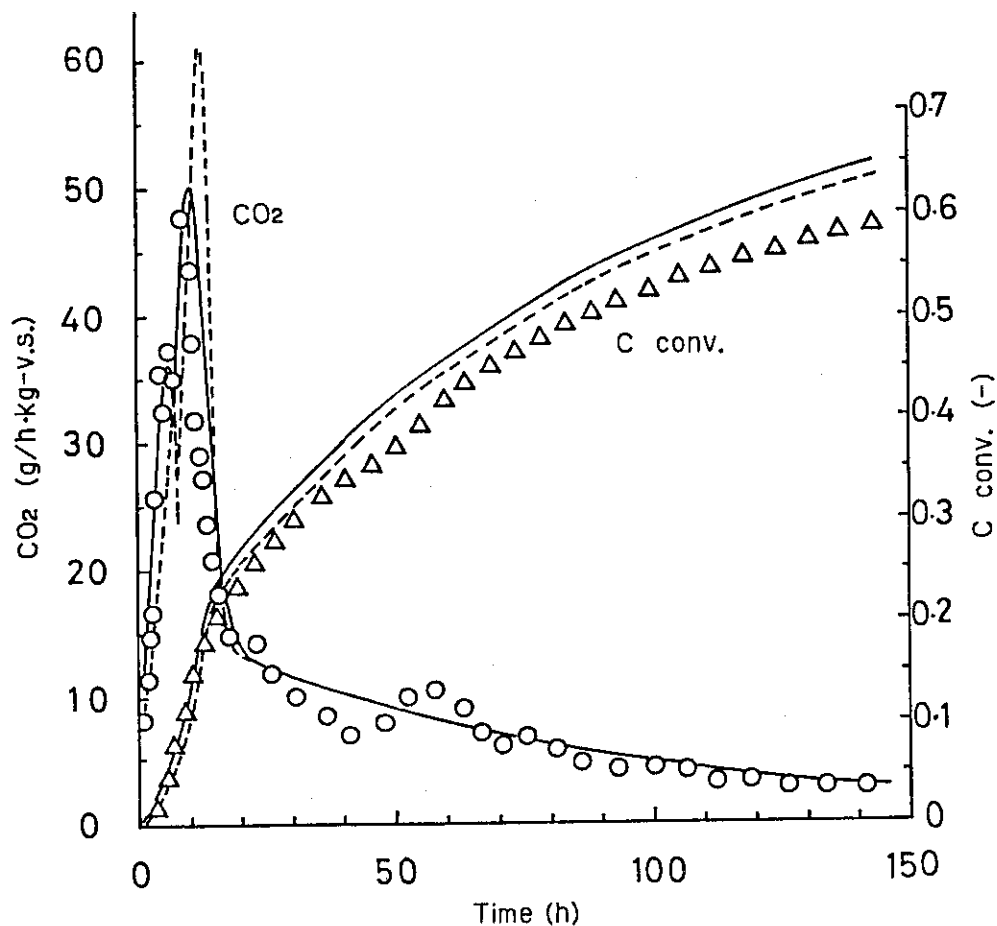


Fig. 5.13 Effects of additional feed of raw materials at 8 hours after beginning

○ CO₂ evolution, △ C-conversion
 Solid lines and dotted lines are those for Contois' equation and Monod's equation

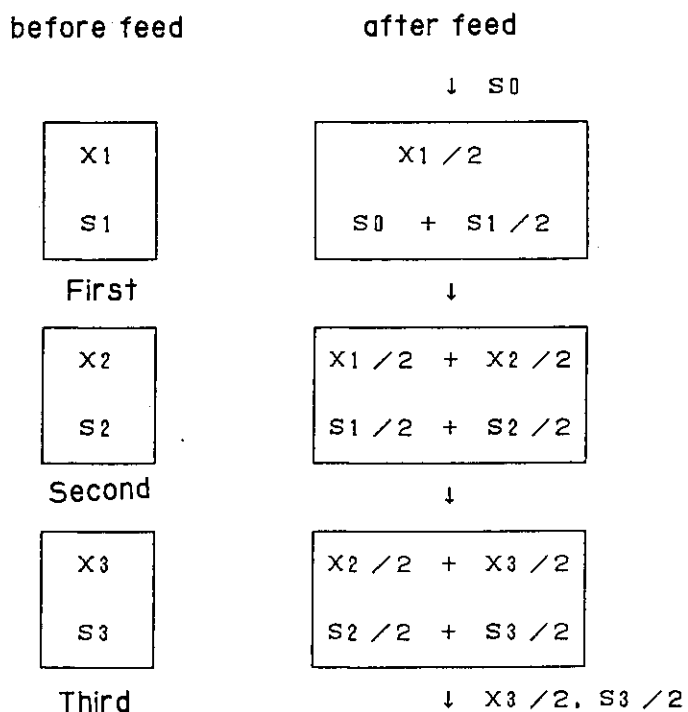


Fig. 5.14 Calculation procedures for continuous fermentation

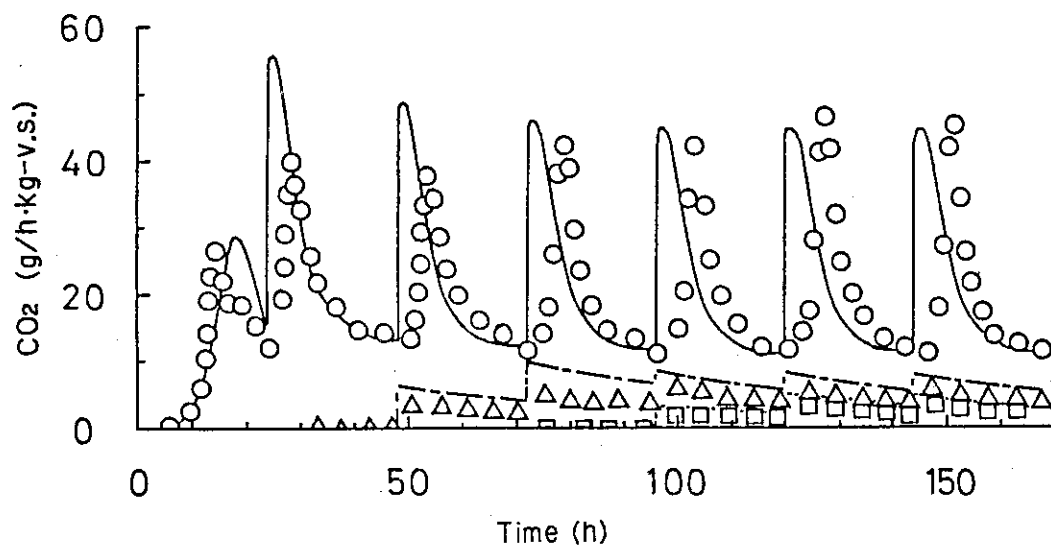


Fig. 5.15 Continuous composting of sludge fed at every 24 hours

| | | | |
|--------------|-----|-------|-----------|
| fermentor | 1st | 2nd | 3rd |
| experimental | ○ | △ | □ |
| calculated | — | - - - | - · - · - |

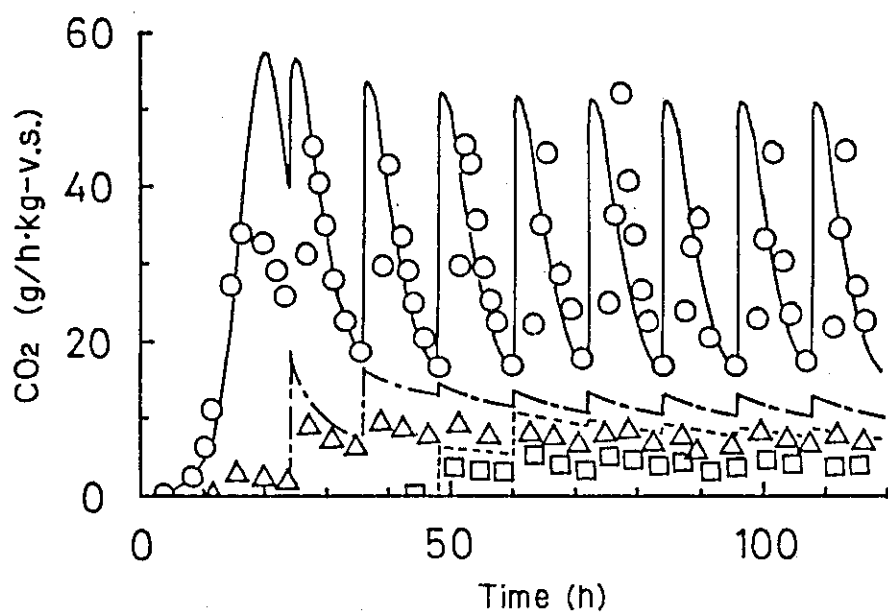


Fig. 5.16 Continuous composting of sludge fed at every 12 hours
 Symbols are the same as in Fig. 5.15

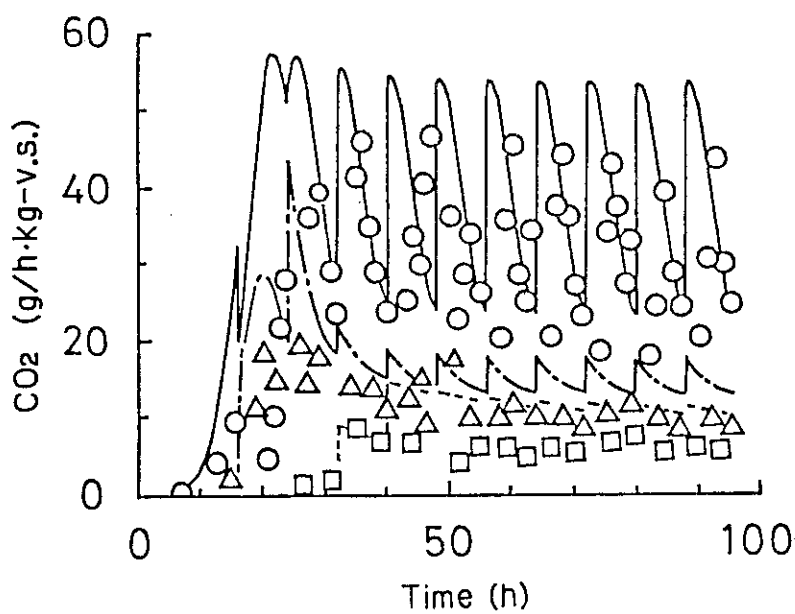


Fig. 5.17 Continuous composting of sludge fed at every 8 hours
 Symbols are the same as in Fig. 5.15

VI. 製品の評価

1. 諸言

各地方自治体がおこなっているコンポスト化の研究開発の例では、原料汚泥として高分子凝集剤処理汚泥あるいは石灰添加汚泥を用いており、その含水率は60～85%、強熱減量は35～80%、C/N比（成分中の窒素に対する炭素の比）は4～8、pHは6～12である。また、発酵の際に通気性改良材として粉碎モミガラ、バーク、稲ワラ、おがくず、返送コンポストなどを用いており、それぞれの添加率も異なっている。また、発酵槽についてもバッチ方式、連続方式などが用いられている。このように原料汚泥の性状、添加物、発酵方法などが異なっているので、コンポストについて品質評価のための共通の指標を考えることが非常に重要となってくる。

下水汚泥資源利用協議会では一応の指標として

- (1) 悪臭物質の除去状態
- (2) 易分解性物質の分解状態
- (3) 病原菌および寄生虫ならびにその卵の死滅の度合
- (4) 可分解性有機物の減少状態
- (5) 窒素化合物濃度
- (6) C/N比

などを挙げ、これらを用いた多変量解析による製品コンポストの品質の判定基準の導出をおこなっている。⁵⁾

一方、この方法は非常に繁雑であるので、簡便な方法としては先に掲げた項目(2)および(4)について発酵物の水による抽出液のゲルクロマトグラフィーによる分析が試みられており、³⁰⁾また、抽出成分の同定、定量化の試みもおこなわれている。³¹⁾

我々は下水汚泥の発酵状態の評価法を検討するため、ゲルタイプおよびイオン交換タイプのカラムを用い、原料汚泥およびそのコンポスト、あるいは他の試験研究機関より入手したコンポストについて、抽出液の液体クロマトグラフィーをおこなった。また、抽出成分組成についても若干の検討をおこなった。

さらに、発酵温度、通気性改良材の種類および添加量などの諸条件を変化させて下水汚泥の発酵をおこない、得られた試料の温水抽出液の液体クロマトグラフィーにおける発酵期間と分離ピークの変化との対応関係を調べ、どのようなパラメーターがコンポスト化の度合を有効に表現し得るかについて検討した結果を述べる。

一方、照射汚泥をコンポスト化する場合、衛生化のために発酵温度を高く維持する必要がないので、発酵に最適な温度（50℃付近）を選択できる。したがって、従来法に比べると、比較的低温で、短期間で発酵を済ませることになるため、施用上からも製品を他法に比較しておくことが非常に重要である。そこで、本研究により得られた発酵物を評価するため、幼植物試験を実施した。そして、本研究で通常得られる一次発酵物と、これをさらに二次発酵させて得られたコン

ポストとの施用試験結果の比較も行った。

2. 液体クロマトグラフィーによる評価

2.1 試料および分析方法

試料 分析に用いた原料汚泥はM市下水処理場の遠心脱水汚泥（高分子凝集剤処理，含水率79～82%，強熱減量76～83%）であった。

コンポストは遠心脱水汚泥4kgに返送コンポスト2.8kgを加え，内容積13ℓの発酵槽中に入れ，4.5ℓ/minの速度で通気をおこないつつ50℃で3日間発酵させ，これをさらに40℃で1ヶ月間発酵させたもの，および他の試験研究機関より入手したものをを用いた。

分析方法 試料の抽出は次のようにしておこなった。すなわち，通常，原料汚泥あるいはコンポスト5gを100mℓのサンプルビンにとり，精製水30mℓを加え，50℃の恒温槽中に浸漬し，十分に攪拌しつつ10分間放置後，遠心分離し，上澄液をポアサイズ0.45μのフィルターを用いて加圧ろ過した。ただし，後に述べる発色試験用には試料50gを用い，20分間の抽出操作をおこなった。

液体クロマトグラフィーには日本分光社製TRI-ROTARⅢを用いた。カラムは東洋曹達社製のG3000SW（ゲルタイプ）およびIEX520（陰イオン交換タイプ）を用いた。溶出液はG3000SWでは0.01モル/ℓの塩化ナトリウム水溶液，IEX520カラムでは1/15モル/ℓのリン酸-リン酸水素ナトリウム緩衝液（pH6.5）にアセトニトリル10%を加えたものを用い，液流速は1mℓ/minとした。また，カラム温度は40℃に保った。カラムには試料抽出液100μℓを注入した。カラム通過後の分離成分の検出には紫外検出器（UVI DEC-420，日本分光社製）および示差屈折計（Shodex RI SE-11，昭和電工社製）を接続して用いた。紫外検出器の波長は254nmとした。また，一部の分析では検出ピークの位置で送液ポンプを停止し，スキッピングをおこなって紫外吸収曲線を求めた。

分析に用いたG3000SWカラムにおける種々の物質の分子量と溶出時間との関係はTable 6.1に，また，IEX520カラムにおける種々の有機酸の溶出時間はTable 6.2に示す通りである。なお，Table 6.2中の+および-はピークがあらわれる方向を示したもので+は上向き，-は下向きである。検出は示差屈折計によったものでピルビン酸を除いて紫外吸収はほとんど零である。

TOC（全有機炭素濃度）は試料液を25倍に希釈して，その50μℓをTOCメーター（TOC-10A，島津製作所製）に注入して測定した。一部の測定ではカラム通過液を15秒毎に分取したものをを用いた。

試料液成分については次の発色試験³²⁾をおこなった。

アミノ化合物およびタンパク質の検出にはニンヒドリン発色およびビウレット反応を用いた。ニンヒドリン発色では1%ニンヒドリン水溶液数滴を濾紙上に滴下し，乾燥器に入れて105℃で乾燥させ，これに試料液1滴をつけ，再び，同一温度で5～10分間乾燥させ発色の有無をしらべた。また，ビウレット反応では試料液0.1mℓに2規定のカセイソーダ水溶液0.1mℓを加え，さらに1%硫酸銅水溶液1滴を加えて発色の有無をしらべた。

有機酸の検出にはパラオキシビフェニルと硫酸とによる試験をおこなった。すなわち、試料液 0.2 ml に濃硫酸 2 ml を加え、85℃の温水浴で2分間加熱し、流水で冷却した後、固体のパラオキシビフェニルを少量加えて放置し、発色の有無をしらべた。

多糖類の検出にはリン酸-酢酸-アニリン呈色を用いた。試料液 0.5 ml を磁製ルツボにとり、これを蒸発乾固し、濃リン酸数滴を加え、ルツボの上に酢酸アニリン溶液（10%酢酸水溶液にアニリンを溶解させ10%溶液としたもの）で湿らせた戸紙をおき、ルツボの底をバーナーで静かに加熱し発色の有無をしらべた。

また、フミン酸、リグニン質など、腐植に関する情報を得るため、試料液 4.5 ml に濃硫酸 0.5 ml を加え³³⁾、生じた沈殿と上ずみとを遠心分離器（H-11 A, 国産遠心器社製）により分離し、得られた沈殿物に再び 4.5 ml の精製水を加え、さらに無水炭酸ナトリウムを加えてアルカリ性（pH 9~10）にして溶解させた後、TOCの測定をおこなった。

2.2 実験結果および考察

(1) 原料およびコンポスト抽出液の液体クロマトグラフィー

ゲルタイプのカラムとしてG 2000 SWおよび4000 SWについても検討したが、それぞれ、高分子および低分子におけるピークの分離状態に若干問題があり、G 3000 SWが最も分離に適していた。

Fig. 6.1にG 3000 SWカラムを用いて原料汚泥抽出液のクロマトグラフィーをおこなった結果を示した。図にはカラム通過後の分取液のTOC測定結果も併せて示した。図から明らかなように示差屈折計（RI）および紫外吸収による検出において、それぞれ、溶出時間25分および27分付近の低分子部分に大きなピーク（1d, 1e）が観察される。ただし、ピーク1eでは複数のピークが重なり合っている。分取液のTOC値は紫外吸収による検出結果よりも示差屈折計による検出結果と一致する傾向を示しており、特に、紫外吸収における最大のピークの位置ではTOC値は低い。

Fig. 6.2にIEX 520カラムを用いて原料汚泥抽出液のクロマトグラフィーをおこなった結果を示した。紫外吸収では溶出時間3分付近にシャープなピークが3つ（2a, 2b, 2c）また、若干ブロードではあるが、その他に4つのピークが観察される。G 3000 SWカラムを用いて分離した液を分取し、この液をさらにIEX 520カラムを用いて分析したところ、Fig. 6.2の紫外吸収による検出ピーク2a, 2b, 2cはFig. 6.1の溶出時間25.5~28.5分の成分（ピーク1e付近）によるものであることがわかった。Fig. 6.2の示差屈折計による検出では1分30秒から4分付近にかけて、やや複雑なピークが、また、4~5分に下向きのピークが2つ、5.3分にややシャープなピークが、それ以後にも下向きにいくつかの小さなピークが観察される。

Fig. 6.3にG 3000 SWカラムを用いてコンポスト抽出液のクロマトグラフィーをおこなった結果を示した。紫外吸収による検出では原料汚泥抽出液の場合に存在した溶出時間27分付近における低分子成分のピーク（1e）はほとんど消失し、溶出時間18分付近を最大とする10.5分から25分にかけてのブロードなピーク（分子量100,000~1,000）と重なって、原料汚泥のクロマトグラムのピーク1bに対応する22分付近に最大のシャープなピーク（3d,

分子量 6,000 程度)が、また、その前後に 3c (分子量 10,000 程度), 3e (分子量 3,000 程度)などのピークが観察される。溶出時間 22 分付近のピークと、その前後の小さなピークは示差屈折計によっても検出されている。TOC の測定結果は示差屈折計での検出結果と類似しているが、示差屈折計における溶出時間 25 分付近の最大のピークの位置 (3f) では TOC の値は小さい。

コンポスト抽出液を IEX 520 カラムに注入した場合には シャープなピークは得られず、特に紫外吸収による検出ではこれといった特徴のないブロードなパターンとなった。

次に他の試験研究機関より入手したコンポストについて抽出液のクロマトグラフィーをおこない、本研究で得られたコンポストとの比較をおこなった。

分析に用いた試料コンポストの製造条件および含水率、強熱減量、抽出液の TOC を Table 3 に示した。原料汚泥としては高分子凝集剤処理汚泥、石灰添加汚泥、し尿処理汚泥が用いられている。通気性および C/N 比改良のための添加物としては粉碎モミガラ、チップダスト、オガクズ、および返送コンポストなどが用いられている。発酵期間は一次発酵が 1~2 週間で、その後、数ヶ月間二次発酵をおこなったものもある。外観は試料によって若干異なり、含水率は 22.5~80% まで種々あった。試料抽出液の TOC は含水率および強熱減量の値を用いて強熱減量成分 (Volatile Solid, V.S.) 1g についての有機炭素量として算出した値を示した。TOC 値は最高 34.3 mg/g V.S., 最低 1.7 mg/g V.S. であった。

Fig. 6.4-a, b にこれらの試料コンポストの抽出液のクロマトグラムを示した。ただし、カラムは G 3000 SW を、検出には紫外吸収を用いている。これらのクロマトグラム中で No. 5 の試料は抽出液中の有機物濃度が低いため、吸収パターンの特徴がはっきりしていないが、他のものは原料、添加物がそれぞれ異なるにもかかわらず、いずれも Fig. 6.3 に示したものと、ほぼ、共通のパターンを示している。ただし、No. 1, 8, および 9 の試料では溶出時間 27 分付近における低分子成分が若干残存している傾向がうかがえる。No. 1 および 8 は一次発酵をおこなったのみであり、また、No. 9 は試料中に粒子径の大きなものが混入していたことから内部まで完全に好気性発酵が終了していない可能性も考えられる。

示差屈折計による検出ではすべての試料抽出液とも、Fig. 6.3 とほぼ同一のパターンを示したが、溶出時間 25 分付近におけるピークのみは試料によって大きさが異なった。これは後に述べるように、示差屈折計ではこの付近に無機塩類を検出することから、これらの存在量の差によるものと考えられる。

(2) 抽出成分の分析

原料汚泥抽出成分 原料汚泥抽出液は淡い黄かっ色を呈していたが、硫酸々性にしても沈殿は生じず、フミン酸、リグニン質などの腐植はほとんど存在しないと推測された。

Table 6.4 に原料汚泥抽出液ならびに抽出液の G 3000 SW カラムによる分離成分の発色試験の結果を示した。ただし、ニンヒドリンによる発色試験は感度が高いため試料液を 10 倍に希釈して用いた。

原液についてはニンヒドリン、ビウレット反応、パラオキシビフェニルと硫酸、およびリン酸-酢酸-アニリンを用いた試験のいずれにおいても発色した。このことは液中にはアミノ化合物、タンパク質、有機酸および糖類が存在することを示している。

Fig. 6.1に示した1a~1eのピークを与えている成分についてはニンヒドリン発色ではピーク1e付近に発色がみられたが、さらに詳細にサンプリングをおこなったところ、ピーク1eの溶出時間が短い部分にわずかに生じているショルダー部のみが発色することが明らかになり、アミノ化合物の存在が示された。ビウレット反応では、原液において発色がみられているにもかかわらず、分取液の場合いずれのピーク成分についても発色がみられなかった。これは、分取液では希釈の度合いが高いため、感度が低いこの方法では検出不能であったためと考えられる。紫外吸収曲線による検討の結果では、溶出時間12分付近の吸収が280nmで極大、250nm付近で極小を示した³⁴⁾ので、タンパク質は、おそらく、この付近に溶出していると考えられる。パラオキシビフェニルと硫酸とを用いた発色試験ではピーク1cで発色し、また、1dでもわずかに発色がみられ有機酸が含有されていることが示された。Fig. 6.2に示したIEX 520カラムを用いた場合の示差屈折計による検出ピークとTable 6.2の溶出時間とから原液中に含有されている酸としては乳酸、酢酸、プロピオン酸が推測される。また、Table 6.1に示した溶出時間から、ピーク1cには乳酸が、1dには酢酸、プロピオン酸が含有されていると考えられる。特に酢酸はこの発色方法では乳酸に比して1/15程度、検出感度が低い³²⁾ので発色は薄くても濃度としては高いことが有り得る。ただし、原料汚泥抽出液中にはアンモニアが含有されているので有機酸はアンモニウム塩となっていることが考えられる。リン酸-アニリン呈色では1aが発色し、1bおよび1dもわずかに発色した。したがって、1aを与えている成分は分子量の大きい多糖類、また、1bおよび1dを与えている成分にもわずかに多糖類あるいは糖類が含有されていることが示された。

紫外吸収における最大のピーク1e付近の成分はIEX 520カラムによりFig.6.2の2a, 2b, 2cの3種のピークに分離されるがTOC値は低く、濃度が小さいにもかかわらず大きな吸光係数をもった物質であり、その中の一成分はアミノ基を含有している。そこでさらに情報を得るため、2a, 2b, 2cの各ピークの紫外吸収曲線を求めた結果をFig. 6.5に示した。これらのピークはいずれも250~270nmに吸収の極大を、また、230~240nmに極小を有する特徴的な吸収パターンを示していることから核酸関連物質と考えられ、特に、ニンヒドリンで発色する成分はアデニンあるいはグアニンなどのアミノ基を有する物質を含んだ化合物と考えられる³⁵⁾。

また、Table 6.1にも示されているように、ピーク1dには汚泥中に含有されている塩化ナトリウムなどの無機塩類も溶出していると考えられる。

コンポスト抽出成分 コンポスト抽出液は濃い茶かっ色を呈しており、濃硫酸を加えることにより沈殿を生じた。この沈殿中にはフミン酸、リグニン質などが含有されていること、また、上ずみ液も茶かっ色であることからフルボ酸が存在していることが推測された³³⁾。沈殿を再び溶解させた場合の液のTOCは520ppmでコンポスト抽出液のTOC 4520ppmに対して約12%であった。

コンポスト抽出液の発色試験ではニンヒドリン、ビウレット反応、パラオキシビフェニルと硫酸とによる試験ではいずれも発色せず、リン酸-酢酸-アニリン呈色による試験のみ発色がみられ、多糖類の存在が知られた。

Fig. 6.6はFig. 6.3の3a~3eについて紫外吸収曲線を求めた結果を示したものであ

る。曲線は、すべて、類似したパターンを示しており、400～500 nmから若干の吸収が観察され、波長の減少にしたがって吸収は急激に増加してゆく。また、250～300 nmにはショルダーが観察される。先に示したようにコンポスト抽出液中にはリグニン質、フミン酸などの腐植質と思われる成分が全有機成分の12%程度含有されており、この中でリグニン質は250～300 nmに吸収ピークを示し、また、フミン酸中にもこの付近に吸収ピークを示すものもあり、さらに、これらの物質は一般にブロードな分子量分布を示す³³⁾ことから Fig. 6.6 の曲線は多糖類の吸収とこれらの腐植質の吸収が重なり合ったものと考えられる。

ピーク 3f については TOC が非常に小さいこと、紫外吸収が小さいことなどからこの成分は主として発酵に伴って発生した炭酸ガスとアンモニアとから生成する炭酸アンモニウムおよび汚泥中に存在している無機塩類と考えられる。

(3) コンポスト化に伴う抽出液組成の変化

小規模実験で得られた試料のクロマトグラムの変化 通気性改良材として鹿沼土を用い、50℃で発酵をおこなって得られた試料の温水抽出液の液体クロマトグラムを Fig. 6.7 に示した。紫外吸収による検出では溶出時間 27 分、示差屈折計 (RI) による検出では 25 分付近に大きなピークを与えている低分子成分が発酵の経過に伴って著しい減少を示している。

示差屈折計および紫外吸収によって検出される No. 4 および No. 7 のピークの値は初期値が大きく、発酵に伴う減少も明りょうである。これらのピークを与えている成分は主として、有機酸、糖類、核酸関連物質などの低分子の易分解物質である。したがって、これらのピークの値の変化をコンポスト化の指標として用いることは有効であると考えられる。しかし、最終生成物の抽出液のみからコンポスト化の状態を推定する必要がある場合、No. 4 および No. 7 のピークの値が小さくても、それが発酵の進行によるためか、あるいは原料中に添加材が多く混入されており、未熟ではあっても抽出成分濃度が相対的に低いことによるのかが不明である。そこで、示差屈折計および紫外吸収によって検出されるピークの中で No. 2 および No. 5 を与える分子量 6000 付近の成分が発酵物中に安定に存在することから、これらを No. 4 および No. 7 に対する基準のピークとする。すなわち、示差屈折計による検出の場合では (No. 4 のピークの値) / (No. 2 のピークの値) をピーク比、 μ_{RI} 、紫外吸収による検出の場合では (No. 7 のピークの値) / (No. 5 のピークの値) をピーク比、 μ_{RI} 、として求めることによりコンポスト化状態の把握が一層有効におこなわれると考えられる。

Fig. 6.8 および 6.9 に鹿沼土を用い、種々の温度で発酵をおこなった場合のピーク比と発酵期間との関係を示した。ただし、ピーク比は、それぞれ、原料汚泥のピーク比に対する比で示してある。まず、Fig. 6.8 は示差屈折計での検出によるピーク比、 μ_{RI} 、の変化を示したもので 70℃では発酵がほとんど進行しないにもかかわらず初期におけるピーク比の減少が大きいのは高温に保たれることによって No. 2 のピークを与える成分が抽出され易くなるためであるが、その最終値は 0.3 である。30℃では発酵開始後 90 時間でピーク比は 0.07 であるが、60℃では 100 時間で、また、50℃では 70 時間で 0.01 に達する。40℃では最初 20 時間程度までは急激に減少するが、その後の減少は小さい。先に示した炭酸ガス発生速度の変化などからも明らかのように 40℃は発酵適温であるにもかかわらず、ピーク比がこのような挙動を示す理由は示差屈折計による検出ではこのような低温では分解しない炭酸アンモニウムなどが

ピークNo.4の一部として検出されることによると考えられる。次に、紫外吸収での検出によるピーク比、 μ_{UV} は Fig. 6.9 に示されるように70℃では示差屈折計の場合同様、初期における減少が大きく最終値は0.15となる。30および60℃では初期における挙動はそれぞれ異なるが90時間の発酵でピーク比はいずれも0.05以上の値にとどまっている。また、50℃では90時間で0.02以下、40℃では50時間で0.01以下とその減少が大きい。

パイロット試験により得られた試料のクロマトグラムの変化 次に群馬県がT市でおこなったパイロット規模(1m³/Batch)でのコンポスト化試験で得られた試料について同様の測定をおこなった。Table 6.5に試験条件と結果の一部を示した。Run 1では乾燥鶏糞中の有機成分が発酵に寄与したため発熱量が多く、含水率の低下が著しい。一方、Run 3では乾燥汚泥として消化汚泥を用いているため原料中の有機成分が少なく含水率の低下は小さい。

Fig. 6.10にRun 1~3における発酵期間中の試料抽出液のTOCを示した。乾燥鶏糞添加の場合(Run 1)ではTOCは発酵期間の増加に伴って急激に増加し、20日経過後においても安定せず、なお減少し続ける傾向を示している。一方、粉碎モミガラ添加(Run 2)および乾燥汚泥添加(Run 3)の場合では、一度上昇した後、10日以降で安定する傾向を示している。

Fig. 6.11にRun 1~3で得られた最終コンポストの抽出液の液体クロマトグラムを示した。ただし、検出は紫外吸収によっている。また、図中には通気性改良材として鹿沼土を添加して50℃で発酵させて得られたコンポストの抽出液のクロマトグラムも併せて示した。Run 1~3で得られたコンポストと鹿沼土添加で得られたコンポストとでは抽出時の条件の差により抽出成分の濃度の差はあるが、クロマトグラムのパターンは非常に類似している。また、粉碎モミガラあるいはパーライトを添加して発酵をおこなって得られたコンポストの抽出液のクロマトグラムもFig. 6.11に示したクロマトグラムと同様のパターンを示した。

Fig. 6.12および6.13にRun 1~3で得られた試料抽出液のクロマトグラムにおけるピーク比 μ_{RI} および μ_{UV} の発酵期間中における変化を示した。図中にはFig. 6.8および6.9における50℃での発酵の結果も併せて示してある。 μ_{RI} についてはRun 1~3とも発酵開始後、一時、上昇する。このときのピーク比の最大値はRun 1の場合が最も大きく、初期値の6倍にも達している。 μ_{RI} はその後減少してゆくがRun 1では20日で0.4、Run 2および3では20日で約0.1であり、50℃で発酵をおこなった場合に比して μ_{RI} の減少は著しく遅い。Run 1~3において発酵初期に μ_{RI} が一度上昇する理由としては原料の粒子径が大きい(5mm以上)ので、小規模の発酵の場合(1~2mm以下)に比して、粒子内部まで完全に好気性発酵がおこりにくいためと考えられる。なお、Run 1~3の発酵初期における試料は嫌気性発酵によって生じたと思われる有機酸臭が激しかった。発酵に伴う μ_{RI} の一時的な増加は通気の良否を知る一つの指標となろう。 μ_{UV} についてはRun 2あるいは3では10日で0.01以下となり、Run 1では17日経過するまで0.01以上の値を保っている。Run 1~3における μ_{UV} の減少速度も50℃での発酵の結果に比して小さい。

(4) 発酵の指標としてのピーク比

Fig. 6.14に炭素変換率とピーク比との関係を示した。図中の○および△印は鹿沼土、粉碎モミガラ、あるいはパーライトを添加して等温発酵させた試料、およびRun 1,2で得られた試

料, また, ●および▲印は Run 1 で得られた試料の ν_{UV} および ν_{RI} をそれぞれあらわしている。△, ○印については炭素変換率が 20% 以下のとき, 共に, やや, ばらつきが大きい, それ以上の値では急激に零に近づく。したがって, 逆に炭素変換率が 30% 以上であることを何らかの方法で知ることができれば, その試料のピーク比はほぼ零に近いことは容易に推測することができる。ただし, Run 1 の場合では ν_{UV} , ν_{RI} ともに他の例に比して高い炭素変換率でも大きめの値を示している。これは添加した乾燥鶏糞中に易分解性有機物が多く含有されており, これらの物質の分解によって生じた炭酸ガスのため, みかけ上, 炭素変換率が大きく計算されるため, Fig. 6.10 の TOC の変化からも明らかなように 20 日を経過しても発酵は必ずしも終了していない。また, 鶏糞中に含有されている無機塩類および鶏糞の分解過程で多量に発生するアンモニアと炭酸ガスとから生成する炭酸アンモニウムなどが, Fig. 6.7 中のピーク 4 と重なってあらわれ, ピーク比 ν_{RI} に影響することも考えると, このような系ではピーク比をコンポスト化の指標として用いることにやや問題がある。しかし, 一般的には, 粉碎モミガラ程度の有機物の添加の場合では無機物を添加した場合と同様, ピーク比のばらつきは比較的少ないので, 発酵の指標としてピーク比を用いてもさしつかえないものと考えられる。

3. 幼植物試験による評価

3.1 試料の製造

まず, 「高速コンポスト化実験装置」を用いて, 汚泥ケーキ 4 kg にパーライト 1 kg と種菌 (A を用いて 50°C で発酵させて得られたコンポスト) 400 g を加えて 50°C で 3 日間発酵させた。次に, 得られた製品を風乾し, この 2.1 - 2.9 kg に汚泥ケーキ 4 kg を加えて 50°C で 3 日間発酵させた。この操作を 5 回繰返して, パーライトの含有率を減らした。得られたものを風乾後粉碎し, 一次発酵物の幼植物試験用の試料とした。

また, 同様にして得られたものを, 更に 1 月間通気下で 40°C に保持したものを二次発酵物の試料とした。

3.2 試験方法

ノイバウエルポットに供試土壌として腐植質火山灰土壌 (東京都杉並区) を詰め, 供試試料 (5, 10, 20, 40 g / ポット) と共通肥料 (硫安, 過磷酸石灰および塩化カリを用い, N, P_2O_5 および K_2O としてそれぞれ 50 mg) をそれぞれ土壌全層によく混合した後, 土 水分を最大容水量の約 70% になるように調節し, こまつ菜 (25 粒 / ポット) を播種して発芽ならびに発芽後の状態を調査した。

また, 供試試料としては, 一次発酵物は 50°C で 3 日間好気性発酵したもの, 二次発酵物は一次発酵物をさらに 40°C で 1 ヶ月間好気条件下で堆積したものをを用いた。発酵に際して用いた水分調整材はパーライトとゼオライトである。

3.3 試験結果

「一次発酵物」 対照（バーク堆肥）では、施用量の違いによる、発芽開始日の差は殆んどなかったが、供試試料は 20, 40 g と施用量が多くなると発芽が若干遅れた。また、発芽後の生育にも遅れが見られた。21 日後の収穫調査を行い、その結果を Table 6.5 に示した。生育の遅れは生葉重の収量にも影響しており、熟成不足によるものと判断された。

〔二次発酵物〕 コンポスト，対照（家畜糞堆肥），無施用区とも、播種 2 日後に発芽し差はみられなかった。生育については、40 g 施用区で若干の遅れがみられたが、特に問題となる程ではない。26 日後に収量調査を行った。その結果を Table 6.6 に示した。こまつ菜の発芽および発芽後の初期の生育は、対照堆肥によるものとはほぼ同等であって、有害物質によると考えられる障害病状の発現は認められなかった。

4. 結 言

ゲルタイプのカラムを用いて、原料汚泥およびコンポストの抽出液の液体クロマトグラフィーならびに幼植物試験により、照射汚泥のコンポスト化物の評価を行った。以上の結果を要約すると次のようになる。

- (1) 原料汚泥の抽出液中では、低分子有機成分が大きな割合を占めるが、コンポスト抽出液中では、低分子成分は非常に少なく、高分子成分の割合が大きい。
- (2) 本研究で得られた抽出液のクロマトグラムと他の試験研究機関より入手したコンポストの抽出液のクロマトグラムとは、原料、添加物、発酵方法がそれぞれ異なるにもかかわらず、ほぼ共通したパターンを示す。
- (3) 抽出液成分中で低分子成分が与えるピーク値と、分子量 6000 付近の成分が与えるピーク値に対する比をピーク比とすると、ピーク比は発酵の進行と共に減少し、炭素変換率が 30 % を越えると殆んど 0 になる。
- (4) 粒子径が大きい原料では示差屈折計によるピーク比 ρ_{RI} は、通気が良好な場合と異なり、発酵初期に一旦増加し、その後、減少した。このことは ρ_{RI} の変化は発酵が嫌氣的に起っているかどうか、すなわち、通気の良否を知るための指標となる。
- (5) 紫外吸収および示差屈折計によるピーク比 ρ_{UV} は、コンポスト化の度合を表現するパラメータとして有効である。
- (6) 一次発酵物の幼植物試験では、若干の生育障害がみられたが、二次発酵物では、他の成熟堆肥と同じである。

Table 6.1 Retention times of various substances in G3000SW column

| substance | molecular weight | retention time |
|----------------------|------------------|----------------|
| dextran | 110000 | 11.4 min |
| | 40000 | 14.6 |
| | 10000 | 20.4 |
| polyethylene glychol | 600 | 25.0 |
| | 400 | 25.4 |
| | 300 | 25.7 |
| | 200 | 25.7 |
| ethylene glychol | 62.1 | 26.0 |
| glucose | 180 | 25.3 |
| succinic acid | 118.1 | 24.9 |
| n-valeric acid | 102.1 | 26.7 |
| lactic acid | 90.1 | 22.5 |
| n-butyric acid | 88.1 | 26.6 |
| pyruvic acid | 88.1 | 25.1 |
| propionic acid | 74.0 | 25.7 |
| acetic acid | 60.1 | 25.2 |
| formic acid | 46.0 | 25.5 |
| ammonium carbonate | 114.1 | 24.6 |
| sodium chloride | 58.4 | 24.8 |
| ammonium hydroxide | 35.1 | 31.5 |

Eluting solution; 0.01 NaCl aqueous solution,
column temperature; 40 °C,
flow rate of eluting solution; 1 ml/min.

Table 6.2 Retention times of acids in IEX520 column.

| acid | Retention time | peak direction |
|----------------|----------------|----------------|
| succinic acid | 9.30 min | - |
| n-valeric acid | 6.20 | - |
| lactic acid | 4.80 | - |
| n-butyric acid | 5.70 | - |
| pyruvic acid | 5.30, 7.55 | +, - |
| propionic acid | 5.35 | + |
| acetic acid | 5.30 | + |
| formic acid | 5.60 | + |

Eluting solution; 1/15 mol/l phosphoric acid - sodium phosphate buffer solution with 10 % of acetonitrile,
column temperature; 40 °C,
flow rate of eluting solution; 1 ml/min.

Table 6.3 Composts used for liquid chromatography.

| No. | raw sludge | bulking agents | period for composting | | water content | volatile matter | TOC of water extract |
|-----|---------------------------------------|-----------------------|-----------------------|--------------------|---------------|-----------------|----------------------|
| | | | mechanical composting | windrow composting | | | |
| 1 | sewage sludge with polymer flocculant | crushed rice husk | 7 days | | 18.0 % | 67.1 % | 26.0 mg/g-V.S. |
| 2 | — | chip dust | 10 days | 3 months | 31.1 | 78.4 | 25.2 |
| 3 | sludge from manure treatment facility | — | — | — | 52.7 | 54.8 | 15.3 |
| 4 | sewage sludge with calcium oxide | — | — | — | 25.6 | 22.5 | 10.8 |
| 5 | sewage sludge with polymer flocculant | saw dust | 2 weeks | 6 months | 50.2 | 49.9 | 1.7 |
| 6 | sewage sludge with calcium oxide | saw dust | 2 weeks | 2 months | 39.5 | 80.1 | 4.0 |
| 7 | — | compost and rice husk | — | — | 41.3 | 45.9 | 5.6 |
| 8 | sewage sludge with calcium oxide | compost | 10 days | — | 24.7 | 32.8 | 34.3 |
| 9 | — | crushed rice husk | 2 weeks | 2 months | 29.9 | 66.6 | 18.0 |
| 10 | sewage sludge with calcium oxide | crushed rice husk | 10 days | several months | 30.2 | 58.9 | 11.0 |

Table 6.4 Color development tests of water extract from sludge.

| Sample | Ninhydrin reaction | Biuret reaction | p-oxybiphenyl-sulfuric acid reaction | phosphoric acid-acetic acid-anyline reaction |
|-----------------|----------------------------|-----------------|--------------------------------------|--|
| Original liquid | colored | colored | colored | colored |
| Peak 1a | uncolored | uncolored | uncolored | colored |
| 1b | uncolored | uncolored | uncolored | lightly colored |
| 1c | uncolored | uncolored | colored | uncolored |
| 1d | uncolored | uncolored | lightly colored | lightly colored |
| 1e | colored (shoulder only) | uncolored | uncolored | uncolored |

Table 6.5 Composting conditions in Run 1 to 3.

| | bulking agents | water contents | | carbon conversion |
|-------|---|----------------|---------|-------------------|
| | | raw material | compost | |
| Run 1 | crushed rice husk 60 % dried chicken manure 30 % | 78.9 % | 44.8 % | 45 % |
| Run 2 | crushed rice husk 120 % | 78.3 | 53.7 | 28 |
| Run 3 | dried sludge 70 % | 55.5 | 41.2 | 20 |

Initial volume of raw material; 1.6 m³,
 air flow rate; 0.15 m³/min·ton (Run1 and 2),
 0.18 m³/min·ton (Run3),
 composting period; 20 days.

Table 6.6 Results of pot test of primary composted products for young plant growth.

| | wt. of compost (g/pot) | leaf length cm | leaf width cm | leaf weight g |
|------------------------------|---------------------------|-------------------|------------------|------------------|
| compost | 5 | 12.3 | 2.3 | 10.4 |
| | 10 | 12.5 | 2.2 | 10.4 |
| | 20 | 12.0 | 2.3 | 7.2 |
| | 40 | 8.8 | 1.3 | 4.1 |
| control (bark compost) | 5 | 12.5 | 2.3 | 11.8 |
| | 10 | 13.3 | 2.3 | 12.9 |
| | 20 | 13.3 | 2.5 | 11.3 |
| | 40 | 12.8 | 2.4 | 9.8 |
| no addn. | | 12.0 | 2.2 | 10.2 |

Table 6.7 Results of pot test of secondary composted products for young plant growth.

| | wt. of compost (g/pot) | leaf length cm | leaf width cm | leaf weight g |
|--------------------------------------|---------------------------|-------------------|------------------|------------------|
| compost | 5 | 12.2 | 3.3 | 19.1 |
| | 10 | 13.2 | 3.7 | 21.0 |
| | 20 | 11.2 | 3.5 | 16.7 |
| | 40 | 9.8 | 2.8 | 8.5 |
| control (animal waste compost) | 5 | 12.9 | 3.6 | 19.0 |
| | 10 | 13.0 | 3.8 | 20.7 |
| | 20 | 11.5 | 3.6 | 16.8 |
| | 40 | 10.7 | 3.3 | 11.3 |
| no addn. | | 11.7 | 2.6 | 16.5 |

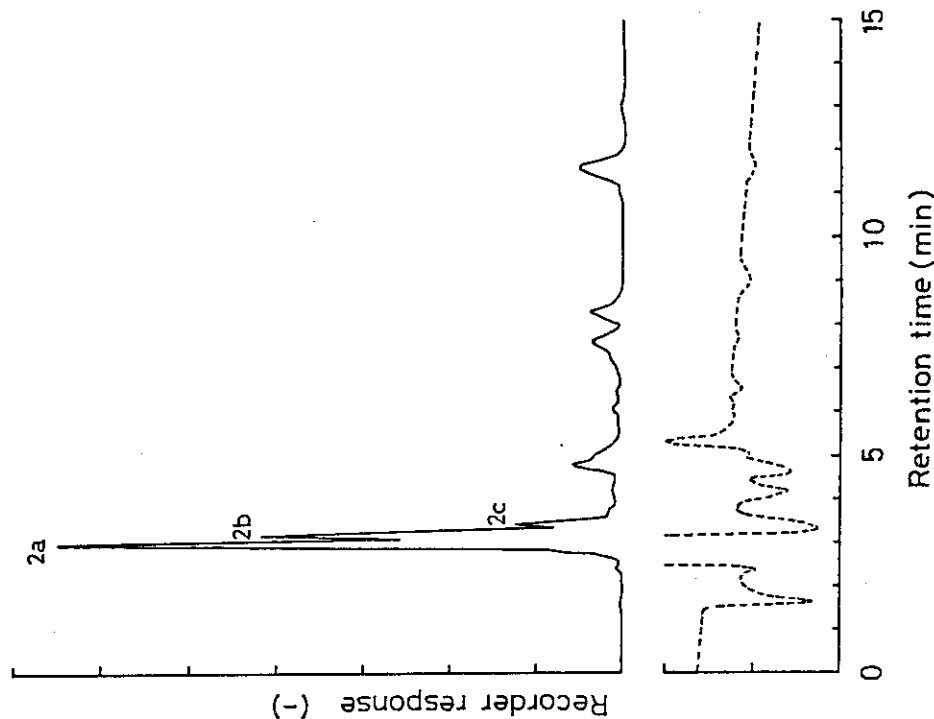


Fig. 6.2 Liquid chromatograms of water extract from raw sludge
 — detected by UV 254 nm, --- detected by RI
 Column: IEX520; eluting solution: 1/15 mol/l phosphoric acid-sodium phosphate buffer solution with 10% of acetonitrile; column temp.: 40 °C; flow rate of eluting solution: 1 ml/min

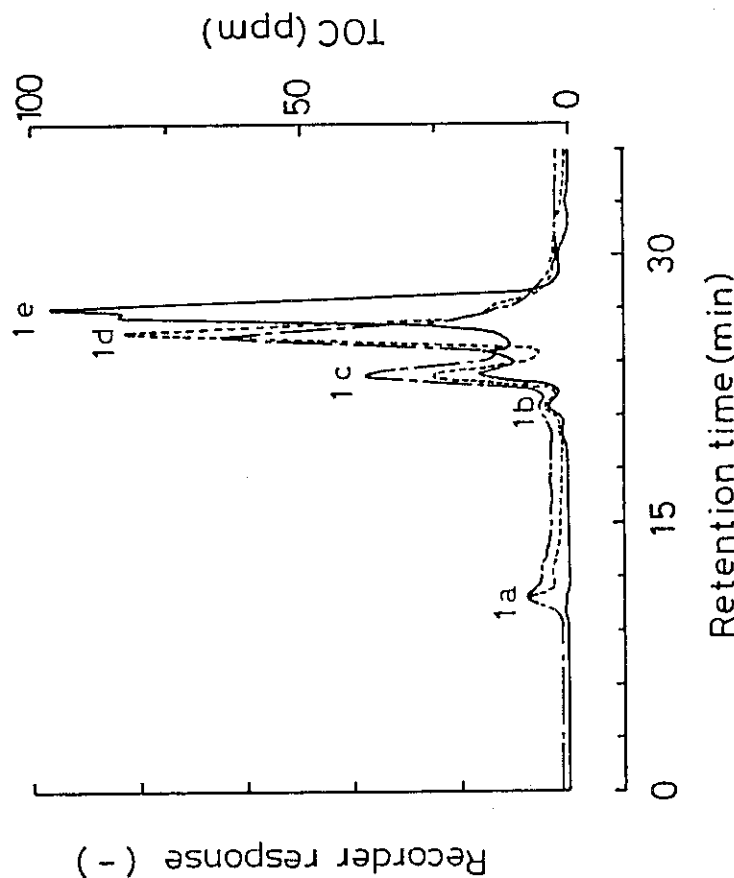


Fig. 6.1 Liquid chromatograms and TOC of a water extract from raw sludge
 — detected by UV 254 nm, --- detected by RI (Refractive Index), --- TOC
 Column: G3000SW; eluting solution: 0.01 mol/l NaCl aqueous solution; column temp.: 40 °C; flow rate of eluting solution: 1 ml/min

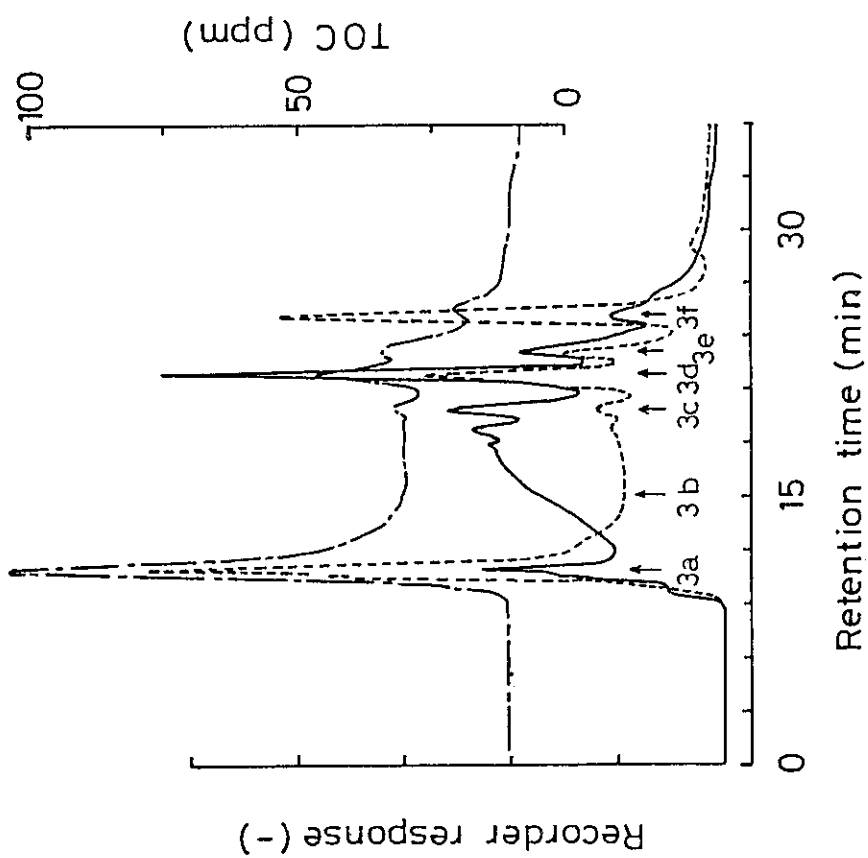


Fig. 6.3 Liquid chromatograms and TOC of a water extract from compost
 — detected by UV 254 nm, ---- detected by RI, - - - TOC
 Analytical conditions are the same as in Fig. 6.1

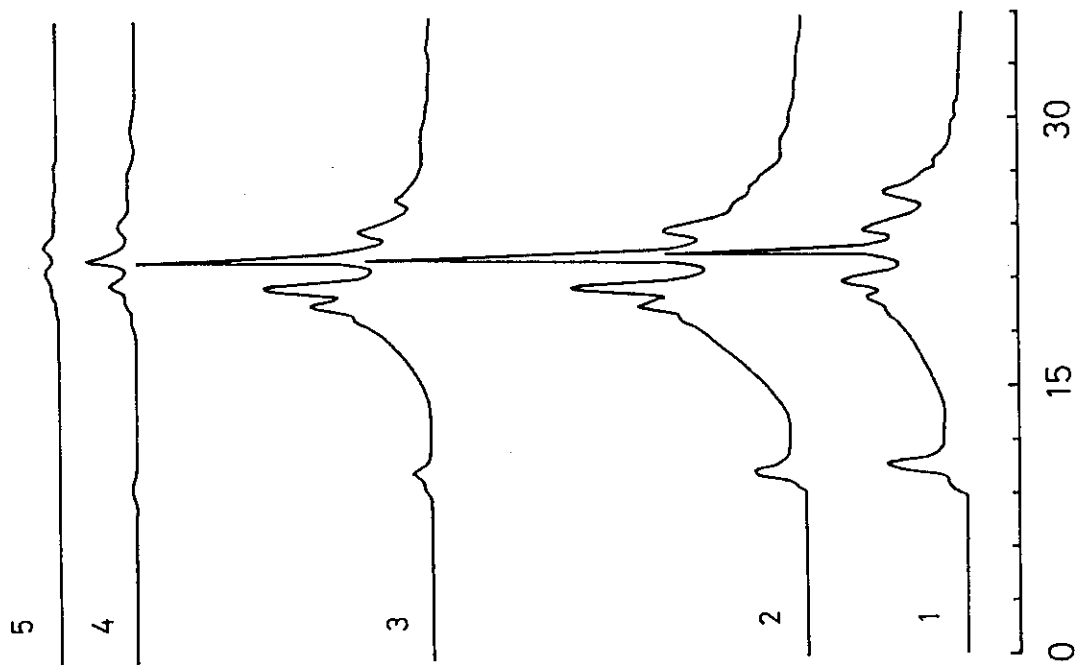


Fig. 6.4a Liquid chromatograms of water extracts from various composts(1)
Detected by UV 254 nm
Analytical conditions are the same as in Fig. 6.1

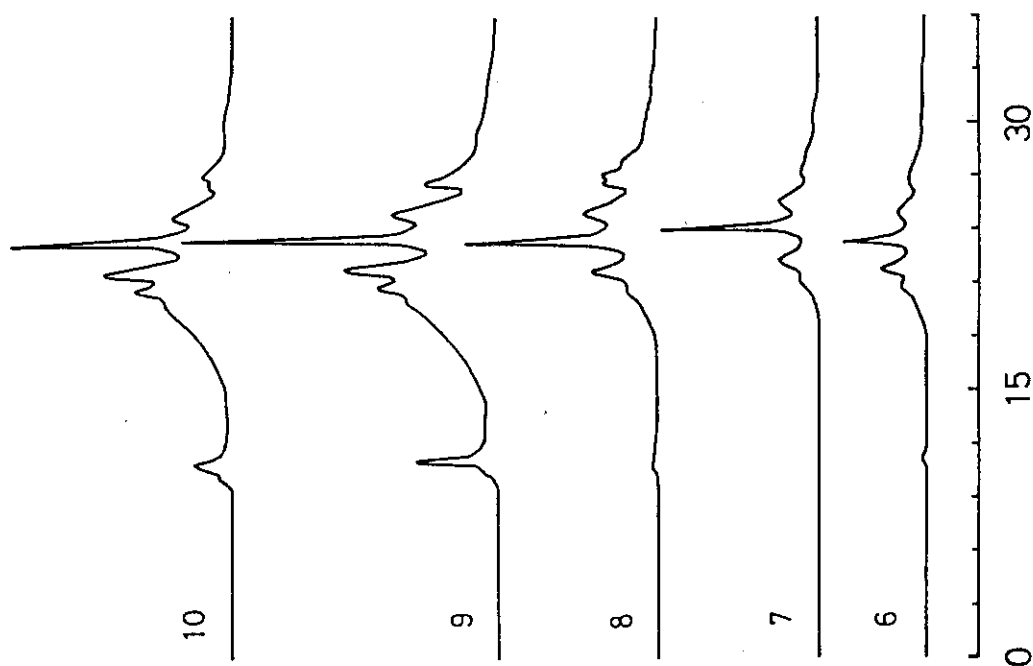


Fig. 6.4b Liquid chromatograms of water extracts from various composts(2)
Analytical conditions are the same as in Fig. 6.1

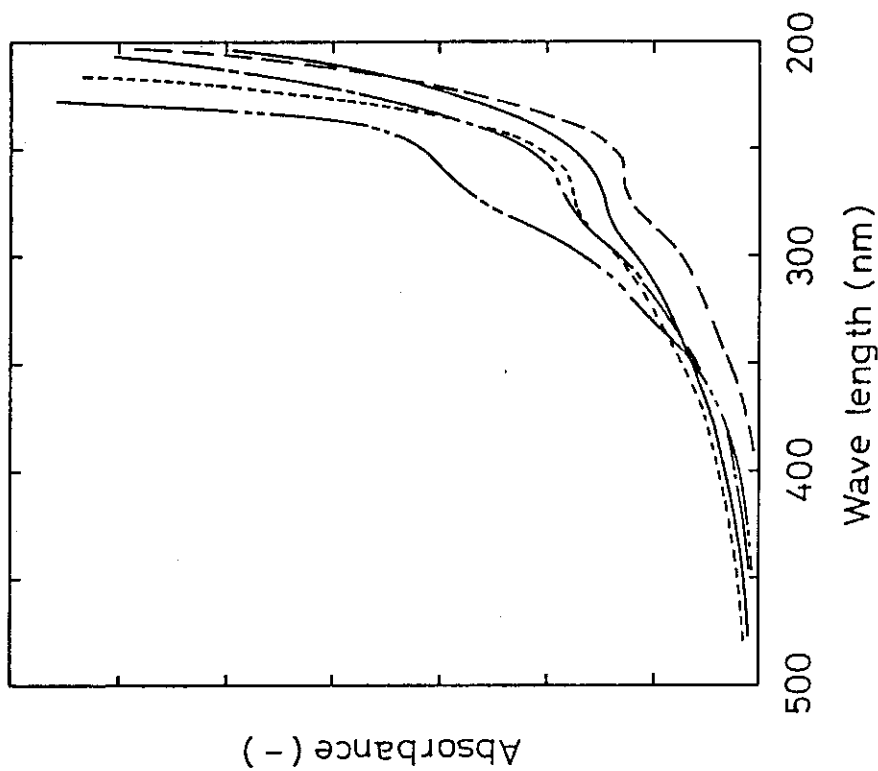


Fig. 6.5 Ultraviolet absorption spectra of the components separated from compost extract(1)
 Peak No.: — 2a, --- 2b, -·-·- 2c.
 pH of the solution: 6.4

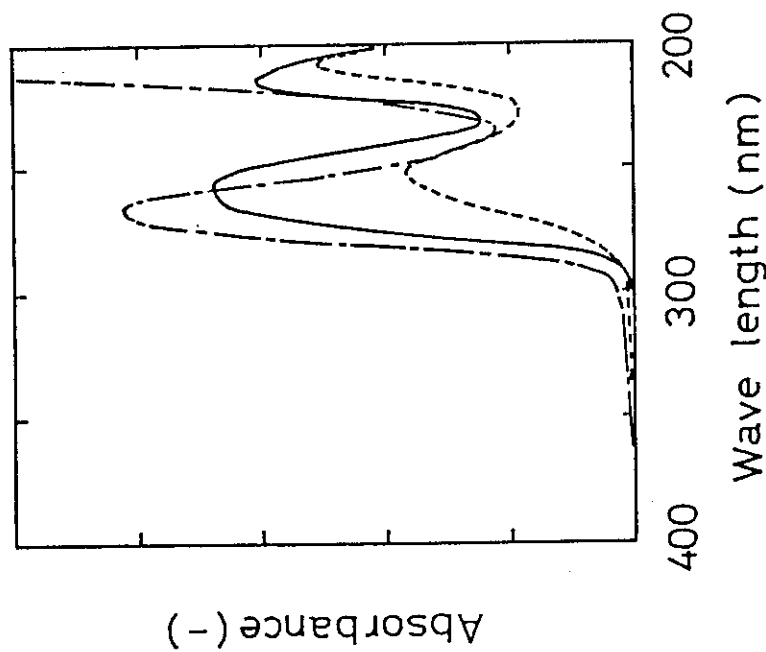


Fig. 6.6 Ultraviolet absorption spectra of the components separated from compost extract(2)
 Peak No.: -·-·- 3a, --- 3b, -·-·- 3c,
 ····· 3d, - - - 3e
 pH of the solution: 6.4

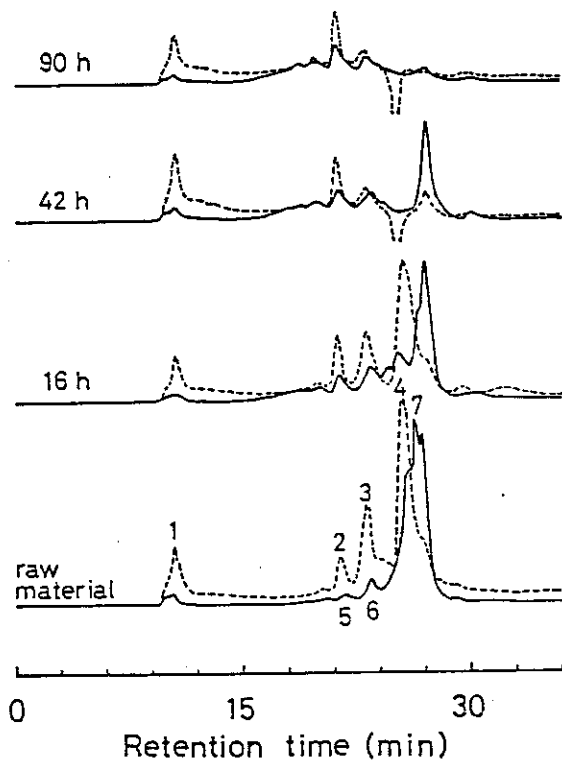


Fig. 6.7

Liquid chromatograms of water extracts from samples fermented for various periods

— detected by UV 254 nm,

---- detected by RI

Analytical conditions are the same as in Fig. 6.1

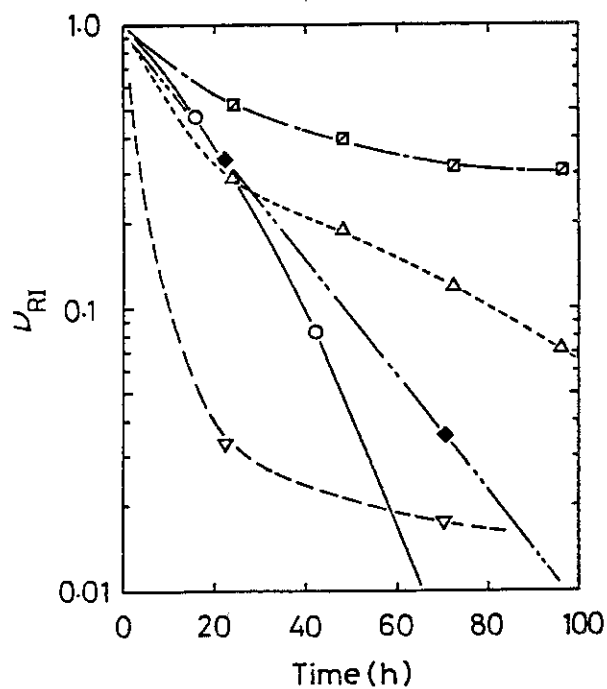


Fig. 6.8

Variations of v_{RI} for different fermentation temperatures

Fermentation temp.: Δ --- Δ 30°C, ∇ --- ∇ 40°C, \circ --- \circ 50°C, \diamond --- \diamond 60°C, \square --- \square 70°C

Bulking agent: Kanuma soil

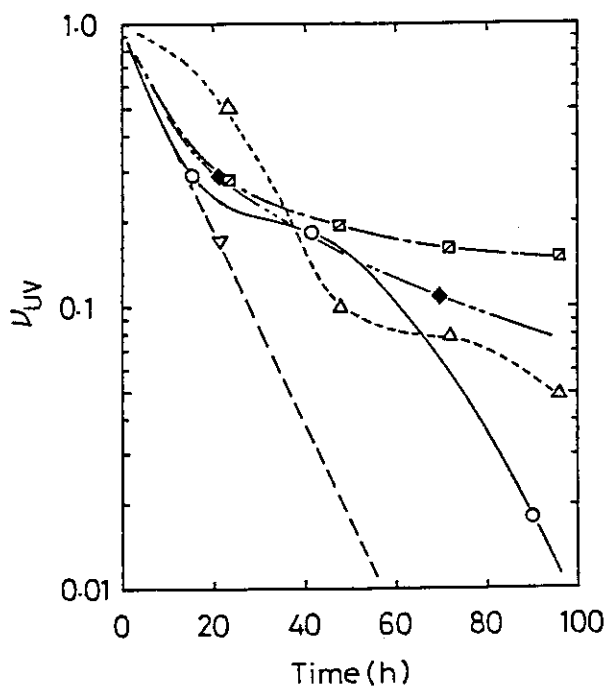


Fig. 6.9

Variations of v_{UV} for different fermentation temperatures

Symbols and bulking agent are the same as in Fig. 6.8

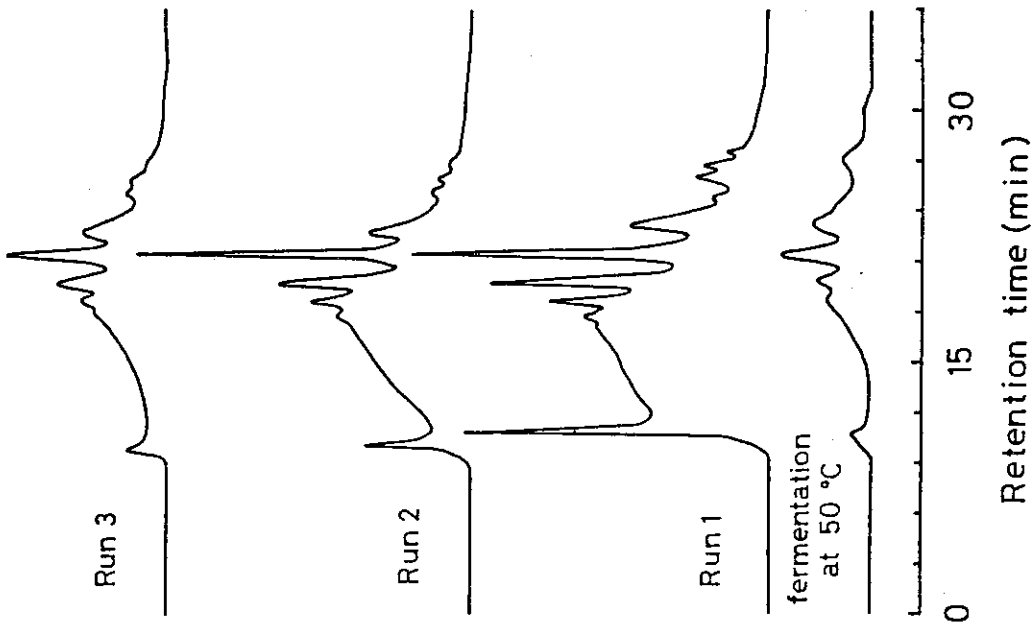


Fig. 6.11 Liquid chromatograms of a water extract from compost
 Detected by UV 254 nm
 Analytical conditions are the same as in Fig. 6.1

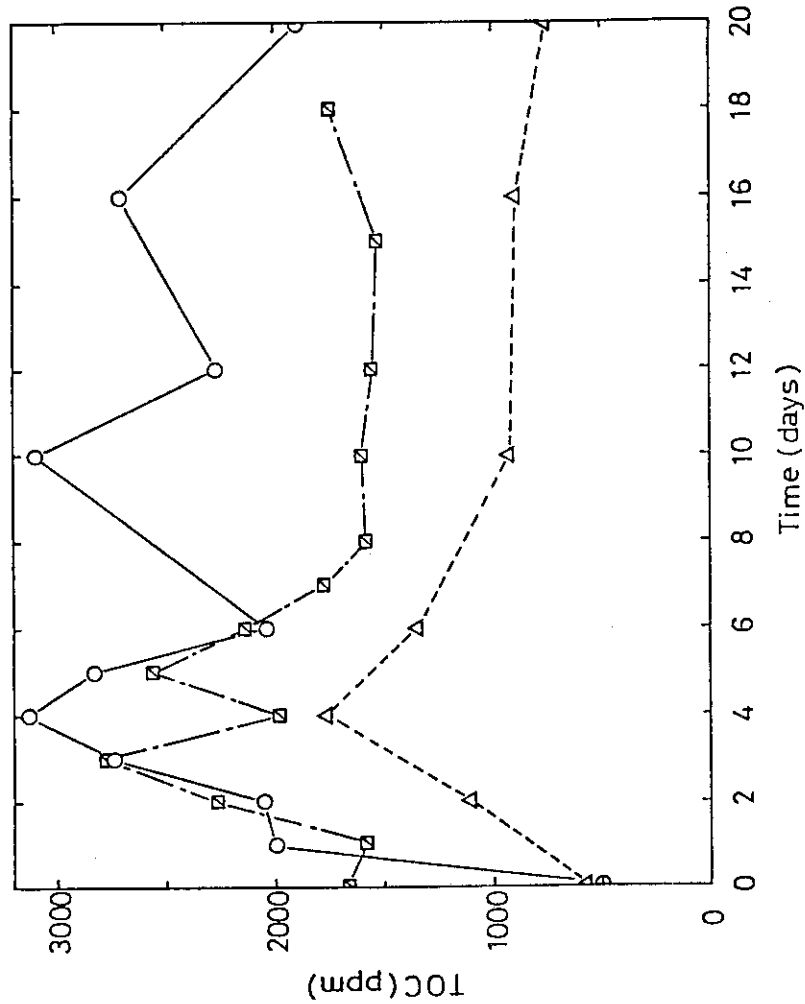


Fig. 6.10 Variations of TOC of extracts in Run 1 to 3
 ○—○ Run 1, △---△ Run 2, ◻---◻ Run 3

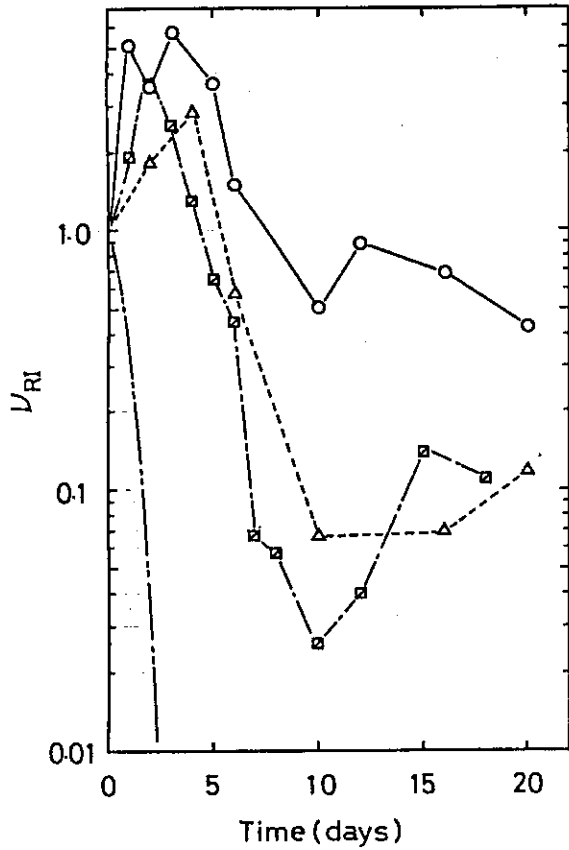


Fig. 6.12
 Variations of v_{RI} in Run 1 to 3
 ○—○ Run 1, △---△ Run 2,
 □-·-·□ Run 3, ····· isothermal
 fermentation at 50°C

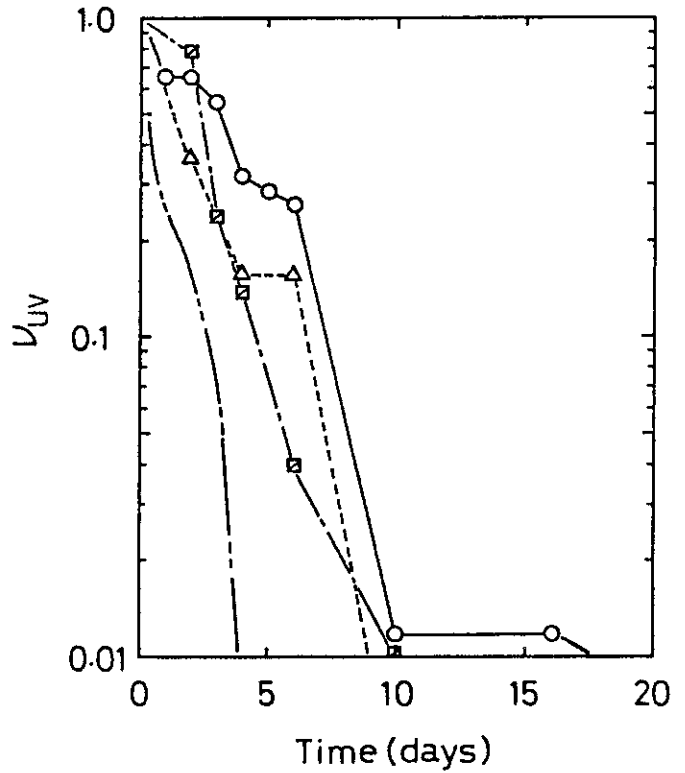


Fig. 6.13
 Variations of v_{UV} in Run
 1 to 3
 Symbols are the same as
 in Fig. 6.12

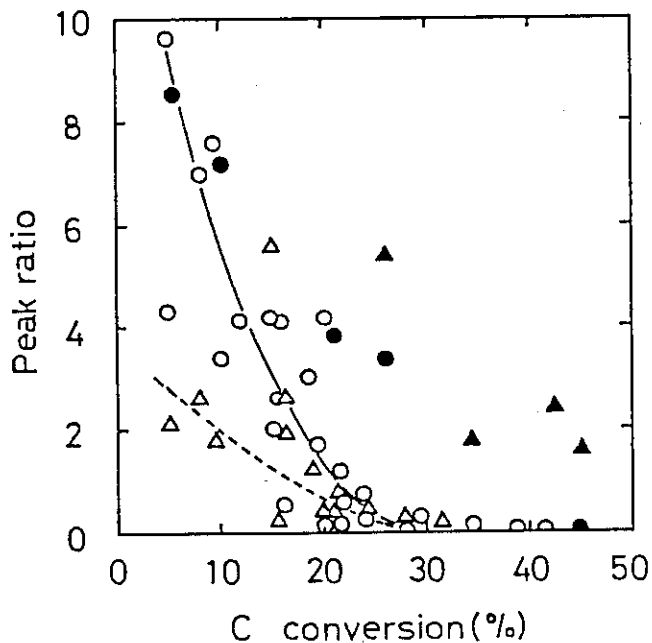


Fig. 6.14 Peak ratios as a function
 of carbon conversion
 ○—○ v_{UV} , △---△ v_{RI} , solid
 marks are those for Run 1

Ⅶ. 総 括

わが国の下水道普及率は未だ30%台にあり、欧米諸国に比べるとかなり低いのが現状である。したがって、下水道の整備は現在の主要な行政施策の1つとなっている。一方、整備の進行に伴わない下水処理プロセスで発生する余剰汚泥の処理処分法の開発が重要な課題になりつつある。汚泥の主成分は有機物であり、緑農地への利用が期待されている。

緑農地利用に当っては、事前に衛生化処理（有害微生物の殺菌など）することが不可欠である。米国の環境保護庁では、昭和54年、汚泥処理プロセスを衛生化の程度によってSRPプロセス（消化、コンポスト化、野積乾燥など）とFRPプロセス（高温コンポスト化、熱風乾燥、SRPプロセス+放射線殺菌など）とに分類し、野菜などそのまま食するものの耕作地、放牧地、公共用地へは後者による処理物の施用を推奨している。

わが国では、55年に汚泥資源利用協議会が1つの指標を示した。それによると、汚泥の緑農地利用に当っては、衛生化に加えて安定化処理（分解しやすい有機物をあらかじめ分解する）することを求め、一次発酵とそれにつづく二次発酵処理をすることを推奨している。すなわち、安定化、脱臭ならびに衛生化を目的とする一次発酵では10-14日間の発酵とその間65℃以上の温度が2日間以上持続すること、熟成を目的とする二次発酵では、さらに1-3ヶ月間野積発酵させることが推奨されている。また、前者は下水処理場で、後者は第3者機関あるいはユーザーで実施されることが期待されている。

原研では、54年以来、環境保全および資源の有効利用の観点から、放射線を利用する下水汚泥処理法の研究開発を進めてきた。

〔下水汚泥の放射線殺菌効果〕

汚泥中の総菌数と大腸菌群数の季節変動、Co-60ガンマ線による殺菌線量の評価、残存菌の同定あるいは線量と再増殖の関係などについて衛生化の観点から検討を進めた。汚泥ケーキ（水分約80%）1g中の総菌数は $2 \times 10^8 - 3 \times 10^9$ 個、衛生化の指標とされる大腸菌群数はその約10分の1であり、これらの値は年間を通じてほとんど一定であった。また、大腸菌群数を検出限界以下にする衛生化線量は、汚泥をケーキ状で照射しても、スラリー状（水分約98%）で照射しても、ほとんど同じで3-5kGyであるが、スラリー状の場合、季節によっては所要線量が多くなることがあること、残存菌は非病原菌であることなどを明らかにした。また、照射汚泥の貯蔵期間内における残存大腸菌群の再増殖や接種菌（E. coli K-12）による再汚染の進行についても検討し、30℃で貯蔵する場合には5kGy以下の線量でも一時再増殖するが、その後減少していくこと、低温ではそのまま菌数が維持されるので、殺菌に必要な線量の照射と再汚染の防止に留意する必要があることなどを明らかにした。

以上のように、放射線が汚泥の衛生化に非常に効果的であることがわかった。そこで、電子加速器によるケーキ状汚泥の殺菌照射技術の開発を進めることとした。したがって、現在は汚泥中の総菌数、大腸菌などの殺菌におよぼす電子エネルギー、線量率の効果ならびにケーキ状汚泥の

連続照射技術などに関する研究開発を進めている。

〔照射汚泥のコンポスト化〕

汚泥ケーキにガンマ線を照射したのち、通気性改良材および種菌（発酵開始用菌体含有物）を添加し、好気性発酵させるコンポスト化法について、特に一次発酵の高速化を目的とした検討を行った。発酵条件については発酵温度、pH、通気性改良材などの発酵速度に及ぼす影響の検討、種菌の評価、製品の評価については発酵物の液体クロマトグラフィーおよび幼植物試験による検討を行った。その結果、汚泥中の易分解性有機物の分解は、pHが7付近で、温度50℃近傍で最も速く進むこと、種菌としては得られた発酵物そのものがよいこと、3日間での有機炭素の分解率（炭酸ガスへの転換率）は約40%になること、発酵物は従来の非等温発酵で得られるものと同じ品質であることなどを明らかにした。

また、発酵に伴う炭酸ガスならびにアンモニアの発生におよぼす操作条件の影響を調べた。その結果、発生そのものは両者同時に、また同じようなパターンで起っていることが示された。したがって、通気量、通気性改良材、温度など操作条件を選定すれば、悪臭の指標であるアンモニアの発生も炭酸ガスと同時に終了させ得ることが明らかになった。

さらに、層状汚泥のコンポスト化実験を行い、通気性維持の条件を検討した。汚泥中の水溶性有機物は内部のものも汚泥表面に拡散してきて好気性発酵する。しかし、固体成分は酸素が拡散していく表面部のものしか発酵しない。固体成分も含めて全体の有機炭素の分解率を約3日間で40%程度にするには、汚泥粒子径を4-5mm程度以下にし、高い通気性を維持する必要がある。

これらの研究成果を踏まえて、ベンチスケールの高速コンポスト化実験装置を製作し、照射汚泥の等温コンポスト化プロセスの連続化およびスケールアップに関する研究を進めた。

プロセスの連続化については、高速コンポスト化実験装置を用いて、回分および連続発酵方式の等温多段発酵実験を行い、発酵速度、有機炭素の分解率などについて、速度論的解析を進めた。すなわち、発酵槽内の菌体濃度、基質（汚泥中の分解可能な有機物）濃度、および発生する炭酸ガス量を考慮して回分発酵のシミュレーションを行い、実験データと比較することにより、汚泥の発酵における菌体の増殖に係わる定数、死滅速度定数、内生呼吸に伴う炭酸ガス発生速度定数および基質の分解に伴う炭酸ガス発生速度定数などの必要パラメータを算出した。これらの諸定数および運転操作条件に基づいて、原料汚泥を一定間隔で供給する連続発酵のシミュレーションを行った。その結果、連続発酵方式においても回分方式と同じ考え方に基づいて解析できることがわかった。また、連続発酵では、菌体濃度が最も高い時期に原料が供給されるように間隔を選定できるので、回分方式に比べて発酵速度を大きく維持できることが明らかになった。

さらに、発酵に伴う炭酸ガスの発生速度ならびに酸素消費速度を測定し、両者はほぼ対応していることを見出した。そこで、発酵熱を炭酸ガス発生量に準拠して算出し、その値を用いて非等温発酵での槽内温度を推定する方法を検討し、それが可能であることを明らかにした。この事実に基づいて、小規模発酵槽実験と計算機を併用する実験方法によって大型槽内の発酵を模擬する方法を提出した。現在、この方法を用いて大型槽内の非等温発酵および通気量の調節により槽内温度を制御する方法などコンポスト化プロセスのスケールアップに関する検討を行っている。

非等温発酵については、想定するスケールが小さい場合には実際の非等温発酵とよく一致するが、大きくなるにしたがって、報告されているパイロット装置などによる結果に比べて発酵が短

時間で終了する傾向がみられることが明らかになった。これは実際の大型槽内に比べて本装置内の通気性がよいことによると推定される。また、等温発酵と非等温発酵とでは、前者による方が有機炭素の分解率が高くなることも模擬できた。これらの事実は大型発酵槽による場合でも、発酵温度を最適値に保ち、通気性を維持すれば高速発酵ができることを示している。

引用文献

- 1) 玉木, 下水道協会誌, Vol.16(186), 18(1979).
- 2) 石川, 下水道協会誌, Vol.21(243), 2(1984).
- 3) 川江, 下水道協会誌, Vol.15(170), 39(1978).
- 4) 下水汚泥, 日本土壤肥料学会編(1979).
- 5) 下水汚泥コンポストの指標, 下水汚泥資源利用協議会(1980).
- 6) Federal Register, Vol.44 (No.179), Sep. 13 (1979).
- 7) R.C. Cooper, et al., Compost Science/Land Utilization, Vol.20 (2), 20 (1979).
- 8) 庄司外, 下水道協会誌, Vol.18(207), 40(1981).
- 9) A. Suss et al., Radiat. Phy. Chem., 9, 353 (1977).
- 10) SAND80-2744 (1980).
- 11) J.G. Trump, Proceedings of 2nd International Conference of ESNA, Uppsala (1977).
- 12) C.L. Gallieu, et al., Proceedings of 1st International Conference of ESNA, Munich 1976.
- 13) H.D. Sivinski, Radiation for clean environment, P-151 (1975).
- 14) C.L. Gallieu, Proceedings of 2nd International Conference of ESNA, Uppsala (1977).
- 15) J. Simon, et al., Proceedings of 1st International Conference of ESNA, Munich (1976).
- 16) 申, 公害と対策, Vol.16, No.2, PP.132-140 (1979).
- 17) Sular, D.J., et al., Appl. Environ. Microbiol., Vol.33, No.2, pp.345-350 (1977).
- 18) 渡辺他, 発酵工学, Vol.59, No.5, PP.449 (1981).
- 19) Patterson, J.W., et al., Current Research, Vol.44, No.7, pp.569-575 (1970).
- 20) 飯塚他, 第17回下水道研究発表会講演集, PP.702-704 (1980).
- 21) Haug, R.T., J. WPCF, Vol.51, No.8, pp.2181-2206 (1979).
- 22) 川上他, 第18回下水道研究発表会講演集, PP.720-722 (1981).
- 23) 橋本他, 発酵工学, Vol.61, No.2, PP.69-76 (1983).
- 24) 橋本他, 同上, PP.77-83 (1983).

時間で終了する傾向がみられることが明らかになった。これは実際の大型槽内に比べて本装置内の通気性がよいことによると推定される。また、等温発酵と非等温発酵とでは、前者による方が有機炭素の分解率が高くなることも模擬できた。これらの事実は大型発酵槽による場合でも、発酵温度を最適値に保ち、通気性を維持すれば高速発酵ができることを示している。

引用文献

- 1) 玉木, 下水道協会誌, Vol.16(186), 18(1979).
- 2) 石川, 下水道協会誌, Vol.21(243), 2(1984).
- 3) 川江, 下水道協会誌, Vol.15(170), 39(1978).
- 4) 下水汚泥, 日本土壤肥料学会編(1979).
- 5) 下水汚泥コンポストの指標, 下水汚泥資源利用協議会(1980).
- 6) Federal Register, Vol.44 (No.179), Sep. 13 (1979).
- 7) R.C. Cooper, et al., Compost Science/Land Utilization, Vol.20 (2), 20 (1979).
- 8) 庄司外, 下水道協会誌, Vol.18(207), 40(1981).
- 9) A. Suss et al., Radiat. Phy. Chem., 9, 353 (1977).
- 10) SAND80-2744 (1980).
- 11) J.G. Trump, Proceedings of 2nd International Conference of ESNA, Uppsala (1977).
- 12) C.L. Gallieu, et al., Proceedings of 1st International Conference of ESNA, Munich 1976.
- 13) H.D. Sivinski, Radiation for clean environment, P-151 (1975).
- 14) C.L. Gallieu, Proceedings of 2nd International Conference of ESNA, Uppsala (1977).
- 15) J. Simon, et al., Proceedings of 1st International Conference of ESNA, Munich (1976).
- 16) 申, 公害と対策, Vol.16, No.2, PP.132-140 (1979).
- 17) Sular, D.J., et al., Appl. Environ. Microbiol., Vol.33, No.2, pp.345-350 (1977).
- 18) 渡辺他, 発酵工学, Vol.59, No.5, PP.449 (1981).
- 19) Patterson, J.W., et al., Current Research, Vol.44, No.7, pp.569-575 (1970).
- 20) 飯塚他, 第17回下水道研究発表会講演集, PP.702-704 (1980).
- 21) Haug, R.T., J. WPCF, Vol.51, No.8, pp.2181-2206 (1979).
- 22) 川上他, 第18回下水道研究発表会講演集, PP.720-722 (1981).
- 23) 橋本他, 発酵工学, Vol.61, No.2, PP.69-76 (1983).
- 24) 橋本他, 同上, PP.77-83 (1983).

- 25) 久保田他, 公害と対策, Vol.16, No.2, PP. 124-131 (1981).
- 26) 化学工学協会編, 化学工学便覧, 丸善 (1968).
- 27) 橋本他, 発酵工学, Vol.61, No.2, PP. 69-76 (1983).
- 28) Heukelekian, Basic Principles of Sludge Digestion : Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Vol.2, No.25, pp.25-43, Reinhold Publ. Corp. (1958).
- 29) Haug, R.T., J. WPCF, Vol.51, No.8, pp.2189-2206 (1979).
- 30) 藤井, 公害と対策, Vol.16, No.2, PP. 141 (1979).
- 31) Chanyasak, V., et al., J. Ferment. Technol., Vol.58, pp.533 (1980).
- 32) ファイグル, F., 有機ハ点分析, 共立出版, 東京 (1958).
- 33) 熊田, 土壤有機物の化学, 学会出版センター, 東京 (1979).
- 34) 日本分析学会編, 分析化学便覧, 丸善, 東京 (1981).
- 35) 高浪, 生化学実験講座・核酸の化学 II, 東京化学同人, 東京 (1976).
- 36) 群馬県農政部, 特殊肥料利用の手引き, 群馬県 (1982).
- 37) 利根川上流流域下水道事業対策協議会, 下水道研究会報告書, No.3, 群馬県 (1981).

謝 辞

本研究を進めるに当って御指導, 御助言をいただいた前研究部長武久正昭氏, 現研究部長栗山将氏, また研究囑託として, テーマ発足以来研究指導いただいた東京工業大学教授久保田宏氏, ならびに微生物反応に関して御指導いただいた同助教授正田誠氏に厚くお礼申し上げます。

また, 汚泥コンポスト化ならびに汚泥処理への放射線利用について, 討論に参加あるいは御意見をいただいた群馬県下水道研究会主査氏家淳雄氏はじめ同研究会の方々, 照射利用開発室副主任研究員伊藤均氏, 下水処理に関する多くの情報をいただいた前橋市ならびに高崎市下水処理場の方々に厚くお礼申し上げます。

- 25) 久保田他, 公害と対策, Vol. 16, No. 2, PP. 124-131 (1981).
- 26) 化学工学協会編, 化学工学便覧, 丸善 (1968).
- 27) 橋本他, 発酵工学, Vol. 61, No. 2, PP. 69-76 (1983).
- 28) Heukelekian, Basic Principles of Sludge Digestion : Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Vol. 2, No. 25, pp. 25-43, Reinhold Publ. Corp. (1958).
- 29) Haug, R.T., J. WPCF, Vol. 51, No. 8, pp. 2189-2206 (1979).
- 30) 藤井, 公害と対策, Vol. 16, No. 2, PP. 141 (1979).
- 31) Chanyasak, V., et al., J. Ferment. Technol., Vol. 58, pp. 533 (1980).
- 32) ファイグル, F., 有機ハンプ分析, 共立出版, 東京 (1958).
- 33) 熊田, 土壌有機物の化学, 学会出版センター, 東京 (1979).
- 34) 日本分析学会編, 分析化学便覧, 丸善, 東京 (1981).
- 35) 高浪, 生化学実験講座・核酸の化学 II, 東京化学同人, 東京 (1976).
- 36) 群馬県農政部, 特殊肥料利用の手引き, 群馬県 (1982).
- 37) 利根川上流流域下水道事業対策協議会, 下水道研究会報告書, No. 3, 群馬県 (1981).

謝 辞

本研究を進めるに当って御指導, 御助言をいただいた前研究部長武久正昭氏, 現研究部長栗山将氏, また研究囑託として, テーマ発足以来研究指導いただいた東京工業大学教授久保田宏氏, ならびに微生物反応に関して御指導いただいた同助教授正田誠氏に厚くお礼申し上げます。

また, 汚泥コンポスト化ならびに汚泥処理への放射線利用について, 討論に参加あるいは御意見をいただいた群馬県下水道研究会主査氏家淳雄氏はじめ同研究会の方々, 照射利用開発室副主任研究員伊藤均氏, 下水処理に関する多くの情報をいただいた前橋市ならびに高崎市下水処理場の方々に厚くお礼申し上げます。