

## 強制通気時の堆肥化反応速度と熱・物質同時移動

### COMPOSTING REACTION RATE AND SIMULTANEOUS HEAT AND MASS TRANSFER UNDER THE CONDITION OF FORCED AERATION

関 平和\*・小森友明\*\*

By HIRAKAZU SEKI and TOMOAKI KOMORI

From a view point of searching for the utilization of heat produced in composting process of a mixture of livestock wastes and farmyard wastes, a few experiments of composting the above mixture were performed under the condition of forced aeration as an example of the practical methods of increasing heat production. Several considerations were done about features of the composting process based on the experimental results of temperature, oxygen consumption rate and carbon-dioxide production rate in a compost bed. Heat production rates obtained in the above experiments were six through ten times as much as a value obtained under a non-aerating condition. According to a mass balance of carbon, composting reaction rate was roughly estimated. In addition, a mathematical model of the simultaneous heat and mass transfer in a compost bed, which is accompanied with the composting reaction, was investigated.

#### 1. 緒 言

著者らはこれまで、農畜産廃棄物の堆肥化過程で発生する発酵熱に着目し、その抽出利用技術の開発を目的として、主として伝熱工学的観点から堆肥化過程における熱移動機構の解析、発熱量（発熱速度）の推算、熱抽出方法について検討を行ってきたが、その概要を略述すれば以下のごとくである。①常温で断熱容器（堆肥槽）内へ積み込まれた堆肥素材混合物をそのまま放置すると、5～7日後に60～70℃に達し、2～3週間その状態を維持したのち、徐々に温度が低下する<sup>1)</sup>。②その間の槽内平均発熱量は、酸素の拡散が可能な槽上端から0.4 m程度（槽上端を大気開放として実験した）に限定した場合でも、混合物1 m<sup>3</sup>、1 h当たり約1 200 kJ程度である<sup>2),3)</sup>。③熱抽出方法としては、槽内埋設管内通水方式<sup>4)</sup>、ヒートパイプによる熱汲み上げ方式<sup>5)</sup>を検討したが、発熱量が小さいため、定常操作は不利であり、熱抽出と槽内温度回復を交互に繰り返す断続的な非定常熱抽出操作が有利である。④熱抽出速度を大きくし過ぎると槽内温度が短時間に著しく低下し、菌体代謝活動が阻害さ

れて発熱量が低下するので、槽単位容積当たりの熱抽出速度は概して発熱量と同程度の小さい値にしなければならない<sup>4)</sup>ことなどである。

以上のことから、堆肥発酵熱の抽出利用を考えるには、熱抽出時に大きな発熱量が得られることが望ましく、その対策を定量的に検討することが重要であると考えられる。発熱量の増大を図るには、従来から高速堆肥化処理工程で行われているように、断続的な切り返し、もしくは強制通気により槽内を好氣的環境に保ち、一次発酵を促進させればよいことは周知のとおりだが、堆肥化処理工程では、製造堆肥の腐熟度、化学成分の分析が実施されているにもかかわらず、堆肥化反応機構が十分に把握されていないうえ、切り返しの時期、回数あるいは通気量、通気時間等の操作条件の設定も、多くの場合、経験的に行われているのが実状のようである。この原因は、堆肥素材が種々の形状や粒径を有する湿潤状態の固体相と湿り空気相から構成される分散体であること、堆肥化過程で菌種、菌体数の変化はもちろん、温度、含水率、pH等の環境条件が槽内の位置、時間によって変化すること等により、槽内で均一状態を仮定し得ることの多い液中の発酵過程に比べ、反応機構が複雑なためと考えられる。したがって、堆肥化反応機構の解明は、比較的最近、研究が進められつつある<sup>6)</sup>が、今後の研究に負うところ

\* 正会員 工修 金沢大学助手 工学部建設工学科  
(〒920 金沢市小立野2-40-20)

\*\* 正会員 工博 金沢大学教授 工学部建設工学科(同上)

が大きく、一般的な数式モデルはほとんど得られていない。しかし、発酵熱利用という応用的立場に立って考えるとき、反応の詳細な機構が十分に明らかにされていない現段階においても、主要な反応物質の変化速度を適当な精度で計算でき、反応過程を大略的に把握し得る程度の便宜的な反応速度式を検討しておくことも有意義であると考えられる。

以上の観点から、本研究では、小型堆肥槽を用いて強制通気時の堆肥化発熱実験を行い、実験中の槽内温度の経時変化、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{NH}_3$  発生量、実験前後の炭素、窒素含量の実測値に基づいて反応過程の特徴を整理・把握したのち、反応過程で最も重要と思われる炭素消失速度に着目して便宜的な堆肥化反応速度式を推定し、菌体の見掛けの比増殖、比死滅速度を推算した。そして、いくつかの仮定のもとに強制通気時の堆肥化反応を伴う槽内移動現象機構のモデル解析を行い、実験結果と比較してその妥当性を検討した。ここで得られたいくつかの知見と数学的取り扱い、発熱上昇を目的とした通気操作条件を検討する際の手掛かりを与えるものと思われる。

## 2. 実験装置および実験方法

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。堆肥槽は内径 200 mm、長さ 300 mm の 2 重円筒型塩化ビニル製容器を 2 個重ねて接続し、高さを 600 mm としたものであり、後述の熱・物質同時移動機構の解析を一次元的に取り扱う都合上、実験中の側面方向への熱損失抑止のため、内円筒と外円筒の間に繊維状のスチロフォームを充填した。また、空気出入口部には円錐状の空気室を設け、その周囲もスチロフォームで断熱した。入口部の空気室内には空気がなるべく均一に槽内へ送入されるように金網製の整流板を設置した。実験中の槽内温度測定は、中心軸上に等間隔 (50 mm) に合計 12 個の銅-コンスタンタン熱電対を設置して行い、通気量は配管途中で設置し

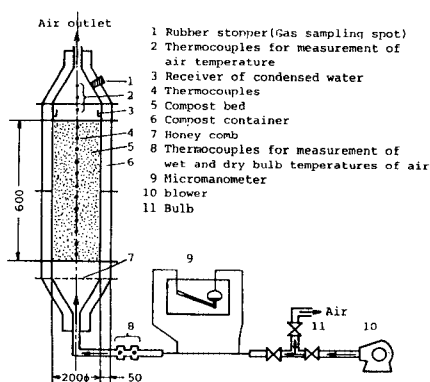


Fig. 1 Survey view of the experimental apparatus.

た層流流量計により測定した。

実験に供した堆肥素材は、鶏ふん、米ぬか、すぎおがくずであり、その配合割合は、乾物質量比で、鶏ふん：米ぬか：おがくず = 13.2 : 26.3 : 60.5 としたが、この比はあらかじめ各素材入手時にそれらの炭素、窒素含量を CN コーダ (柳本製 CN コーダ M 500) で測定し、最適堆肥化条件<sup>7)</sup>に基づいて混合物の C/N 比が 30、含水率 60%、見掛け密度  $600 \text{ kg/m}^3$  となるように設定したものである。しかし、通気実験開始直前に混合物の C/N 比を実測した結果、30 より幾分小さい値 (26~28) であった。これは、入手時の鶏ふんの含水率が 54.6% もあり、当初から発酵に好条件となっていたため、実験開始までの 10~20 日間の保存期間中に幾分腐熟が進んだためと思われる。

各素材を混合、加水して堆肥槽へ投入したのち、送風機を作動させ、通気実験を開始した。通気量は、槽  $1 \text{ m}^3$  当たり毎分 56 l (Run 1), 200 l (Run 2), 292 l (Run 3) の 3 種類とし、槽上部空気室の測定孔より排出ガス中の  $\text{O}_2$  濃度、発生ガスの大半を占めるとされる  $\text{CO}_2$ 、 $\text{NH}_3$  濃度を、それぞれガルバニ電池式酸素濃度計、オールザット・ルンゲガス分析装置、ガス検知管で 1~2 h ごとに測定し、消費  $\text{O}_2$  量、発生  $\text{CO}_2$  量、 $\text{NH}_3$  量を算出した。なお、実験の継続は一次発酵がほぼ終了して槽内平均温度が  $20\sim 30^\circ\text{C}$  まで低下し、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{NH}_3$  がほとんど発生しなくなるまでとした。

## 3. 実験結果と考察

### (1) 実験前後の見掛け密度、含水率、炭素、窒素含量

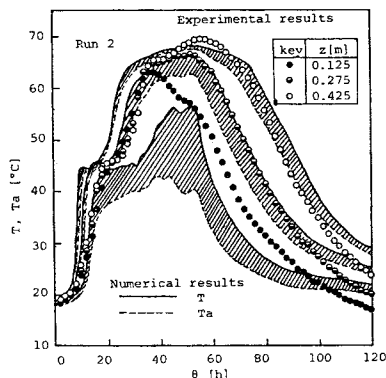
実験前後の見掛け密度  $\rho$ 、含水率  $W$ 、炭素および窒素含量  $\bar{C}$ 、 $\bar{N}$  を Table 1 に示す。本実験では、反応過程で一部の水分は蒸発したが、固体部分の消失、水分の生成も同時に起こるため、全水分量は減少したにもかかわらず、槽内平均含水率は実験前後でほとんど変わらなかった。また、実験中の体積減少もほとんどなかった。実験継続時間は、192 h (Run 1), 120 h (Run 2), 94 h (Run 3) であり、通気量が小さいほど長かった。混合物中の C、N 消失量  $\Delta C$ 、 $\Delta N$  は CN コーダによる成分分析結果と実験前後の乾燥密度  $\rho_d$  から算出したが、このうち、 $\Delta C$  は  $\text{CO}_2$  発生量より算出した値 (Table 1 に  $\Delta C_{cal}$  で示す) とほぼ一致し、良好な物質収支が成立していることから、本実験では消失した炭素の大部分が  $\text{CO}_2$  の形で揮散したと考えられた。

### (2) 槽内温度、呼吸商、発生ガス量と堆肥化反応の関係

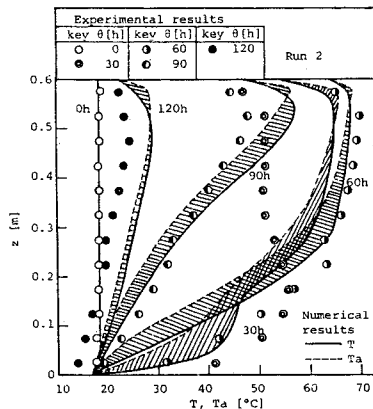
Fig. 2 に槽内温度履歴の一例を示す。この例では、槽内温度は実験開始後 18 h で約  $45^\circ\text{C}$  に達したのち、しば

**Table 1** Apparent and dry densities, moisture, carbon, nitrogen contents at the initial and the final conditions of the experiments.

Run	u [ $\frac{m}{h}$ ]	initial						final						$\Delta C$ [ $\frac{kg-C}{m^3}$ ]	$\Delta C_{cal}$ [ $\frac{kg-C}{m^3}$ ]	$\Delta N$ [ $\frac{kg-N}{m^3}$ ]	$\Delta N_{cal}$ [ $\frac{kg-N}{m^3}$ ]	
		$\rho$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	W [%]	$\rho_d$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	$\bar{C}$ [ $\frac{kg-C}{m^3}$ ]	$C_{Bi}$ [ $\frac{kg-C}{m^3}$ ]	$\bar{N}$ [ $\frac{kg-N}{m^3}$ ]	$\bar{C}/\bar{N}$ [-]	$\rho$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	W [%]	$\rho_d$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	$\bar{C}$ [ $\frac{kg-C}{m^3}$ ]	$\bar{N}$ [ $\frac{kg-N}{m^3}$ ]					$\bar{C}/\bar{N}$ [-]
1	2.0	600	59.7	242	100.53	3.57	3.76	26.8	398	60.2	158	63.9	2.61	24.5	36.6	41.1	1.15	-
2	7.2	600	60.5	237	97.34	3.52	3.76	25.9	440	61.0	172	68.2	2.80	24.4	29.1	31.7	0.96	0.154
3	10.5	600	61.0	234	101.60	3.06	3.65	27.9	507	59.2	207	88.7	3.44	25.8	12.9	16.4	0.21	0.051



**Fig. 2** Temperature history in a compost bed.

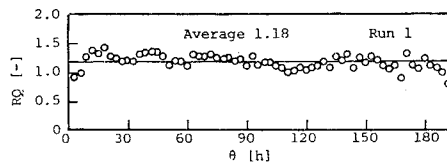


**Fig. 3** Temperature distributions in a compost bed.

らく停滞し、約 25 h から再び上昇し始め、65~70°C に達し、約 60 h まで高温状態を維持したのち徐々に低下した。上述の階段状の温度履歴はどの実験についてもみられたが、中温菌から高温菌への菌種交代によるものである。最高到達温度は 72°C (Run 1), 71°C (Run 2), 62°C (Run 3) であった。Run 3 で低いのは通気流速が大きかったために顕熱、潜熱の除熱速度が大きく、菌種交代が不十分だったためと思われる。また、高温持続期間も実験全期間の長さ同様、通気量が小さいほど長かったが、この理由は後述の呼吸商との関連で説明される。

**Fig. 3** に槽内温度分布を 30 h ごとに図示した例を示す。温度上昇は下部から上部へ移行していく傾向がみられる。空気入口部に近い槽下部の温度上昇は小さかったが、空気は槽内を通過する間に加温されるので、中央より上部では徐々に熱が蓄積し、60 h においては約 70°C まで温度が上昇した。しかし、槽最上部では若干温度が低かった。これは、本操作では通常の工業プロセスにおける吸着、通気乾燥等の物質移動操作に比べて通気流速が著しく小さいために、ガス排出部の空気室内で自然対流が生じ、上端が冷却されたためと思われる。また、実験開始後 30 h においては、槽内の最高最低温度差は約 15°C であったが、60 h においてはその差が約 40°C にも達し、特に実験後半では高さ方向の差異が著しかった。

次に、呼吸商  $RQ$  の測定結果の例を **Fig. 4** に示す。 $RQ$  は 1 前後の値に相当らついており、内部の反応機



**Fig. 4** Time course of Respiratory Quotient.

構の複雑さを示唆するが、平均すると 1.18 (Run 1), 0.97 (Run 2), 0.98 (Run 3) であった。通気量の小さい Run 1 では  $RQ$  が 1 以上となったのは、槽内の状態が完全には好氣的でなく、嫌氣性発酵によって生じられた  $CO_2$  も存在したためと考えられる。一般に堆肥化過程では、易分解性、可分解性、難分解性基質へと逐次分解が進む<sup>8)</sup>が、可分解性基質の一種であるセルロースは好氣、嫌氣両環境の混在する条件下においてのみ分解される<sup>7),9)</sup>とされており、Run 1 において高温持続期間が長く、かつ  $\Delta C$  (**Table 1**) が他に比べて大きかったのは易分解性基質が分解され尽くしたあとのセルロース分解量が大きかったためと思われる。一方、Runs 2, 3 では  $RQ$  が約 1 であり、ほぼ好氣的環境に保たれたと推測される。

**Fig. 5** に  $CO_2$ ,  $NH_3$  発生量の槽内平均値  $\bar{g}_C$ ,  $\bar{g}_N$  の測定結果の一例を示す。 $\bar{g}_C$  は 2 つの極大値をもつ。最初の極大値は中温域 (約 35°C), 2 番目の極大値は高温域

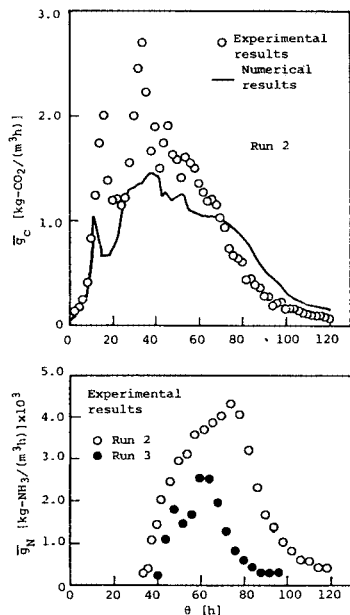


Fig. 5 Time courses of carbon dioxide and ammonia production rate (average value between  $z=0$  and  $z=l_z$ ).

(約  $60^\circ\text{C}$ ) に存在する。これは、温度履歴同様、菌種交代に起因している。一方、 $\bar{g}_N$  は  $\bar{g}_C$  に比べて著しく小さかった。また、 $\bar{g}_N$  から算出された窒素消失量 (Table 1 に  $\Delta N_{cat}$  で示す) は実験前後の成分分析結果より得られた値  $\Delta N$  よりも相当小さく物質収支が合わなかった。この原因は、ガス検知管の測定精度が低かったことと発生した  $\text{NH}_3$  の一部が槽内水分中に溶け込んだためと考えられるが、 $\bar{g}_N$  は実験後半から増大する傾向を示しており、定性的には高温状態で菌体タンパク質の熱変性により菌体が死滅し始め、自己消化速度が大きくなったことが推測される。

### (3) 発熱量

一般に、本実験のような好気性発酵においては消費  $\text{O}_2$  量と発熱量とはほぼ比例関係にあり、その比例定数  $\alpha$  は約  $16000 \text{ kJ/kg-O}_2^{(21)}$  とされている<sup>10)</sup>。そこで、消費  $\text{O}_2$  量から推算した槽内平均発熱量  $\bar{G}$  を Fig. 6 に示す。最大値は Runs 1, 2, 3 のそれぞれについて  $11000$ ,  $26000$ ,  $16700 \text{ kJ/(m}^3\text{h)}$ 、全期間の平均値は、 $7464$ ,  $11500$ ,  $7586 \text{ kJ/(m}^3\text{h)}$  であった。Run 1 では嫌気性発酵も共存したため、また、Run 3 では高温菌の活動が不十分だったために Run 2 に比べて小さかったが、無通気の場合における値、約  $1200 \text{ kJ/(m}^3\text{h})^{21,31)}$  に比べて  $6 \sim 10$  倍大きく、通気の効果は明らかである。

注1) Run 1のように好気、嫌気両環境共存の場合は  $\alpha$  がこの値以上になると予想されるが、反応方程式が明確にされておらず厳密な推定が困難なので、ここでは全実験について  $16000 \text{ kJ/kg-O}_2$  を用いた。

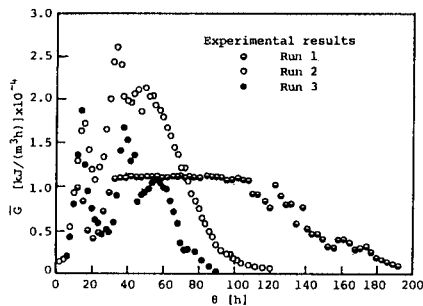


Fig. 6 Time course of heat production rate estimated by oxygen consumption rate (average value between  $z=0$  and  $z=l_z$ ).

### (4) 炭素物質収支に基づく堆肥化反応過程の推定

$C/N$  比、含水率が最適な値に設定された場合、堆肥化反応速度に最も影響を与える因子は温度である。したがって、回分式で反応機構を解析するには、一般に温度をいくつかの任意の値に固定し、各温度条件について反応物質 (基質、菌体)、反応生成物 (菌体、発生ガス) 濃度の経時変化を測定しつつ検討されるべきである。しかし、仮に上記条件が満足されたとしても、実験中に発生ガス濃度を測定することは比較的容易であるが、槽内の基質、菌体量の変化を外部から経時的に実測するのは困難であり、現段階では堆肥化反応解析のための実験技術には解決すべき点が多いと思われる。

そこで、ここでは上述の発熱実験結果に基づき、槽内を均一とみなして、反応物質として基質、菌体中の炭素含量の槽内平均値  $\bar{C}_s$ ,  $\bar{C}_b$ 、槽内温度として高さ方向実測値の平均値  $\bar{T}$  をとり、堆肥化反応を一次の自己触媒反応<sup>(22)</sup>とみなして反応過程を大略的に推定する。既述のごとく、本実験では槽内温度が高さ方向に相当変化したため、均一とみなすことが問題がないとはいえないが、この方法によってもおおよその反応過程は推定し得るものと思われる。

そこでまず、Fig. 7 に槽内平均温度履歴を示す。平均温度履歴は、温度上昇期、安定期、減衰期の3期間に分けられる。堆肥化過程では、通常、菌体の増殖、死滅が同時に起こるが、本実験では (2) で述べたごとく、 $\bar{g}_N$  が減衰期において特に大きかったので、温度上昇期、安定期では増殖が優勢 (増殖期)、減衰期では死滅が優勢 (死滅期) であると考え、実験全期間をこの2期間に分ける。さらに既述の実験結果に留意しながら数学的取り扱いを容易にするため、以下の仮定を設定する。

i) 槽内に存在する多種類の菌体は、あたかも単一

注2) 堆肥化反応モデルとしては、最近 Contois model<sup>(9)</sup>などが考えられているが、農畜産廃棄物では基質量が豊富 (鶏ふんの BOD は約  $60000 \text{ ppm}^{11)}$ ) であり、ここでは一次の自己触媒反応とみなせるものとする。

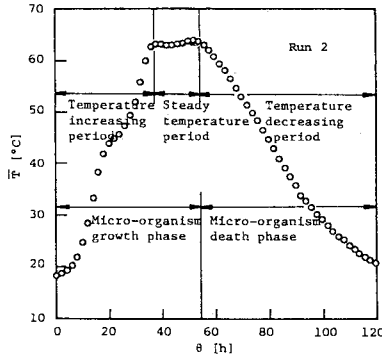


Fig. 7 History of the average temperature between  $z=0$  and  $z=l_z$  in a compost bed.

種の菌体のごとくふるまう。

ii) 増殖期において消費される基質中炭素のうち、 $CO_2$ の形で揮散する割合は全体の2/3、菌体合成に費やされる割合は1/3であり、炭素基準の菌体収率  $Y_c$  は一定値1/3に保たれる<sup>7)</sup>。

iii) 増殖期においては、基質中炭素は菌体合成に有効に使われ、その間、槽内の全窒素含量は変化しない。

iv) 死滅期においては、基質量の変化はなく、菌体の自己消化のみによって炭素、窒素含量が減少する。

以上の仮定により、増殖期における  $\bar{C}_B$ 、 $\bar{C}_S$  の反応速度式は、菌体の比増殖速度を  $\mu$  とすれば、

$$\frac{d\bar{C}_B}{d\theta} = \mu \bar{C}_B \dots\dots\dots (1)$$

$$\frac{d\bar{C}_S}{d\theta} = -\frac{1}{Y_c} \mu \bar{C}_B \dots\dots\dots (2)$$

槽内で消失した炭素は  $CO_2$  として外部へ放出されるから、

$$\bar{g}_c + \frac{44}{12} \left( \frac{d\bar{C}_B}{d\theta} + \frac{d\bar{C}_S}{d\theta} \right) = 0 \dots\dots\dots (3)$$

一方、死滅期においては菌体の比死滅速度を  $\lambda$  とすれば上述と同様に次のように与えられる。

$$\frac{d\bar{C}_B}{d\theta} = -\lambda \bar{C}_B \dots\dots\dots (4)$$

$$\frac{d\bar{C}_S}{d\theta} = 0 \dots\dots\dots (5)$$

$$\bar{g}_c + \frac{44}{12} \frac{d\bar{C}_B}{d\theta} = 0 \dots\dots\dots (6)$$

式(1)、(2)より  $\mu$  を消去し、式(3)に代入して積分すれば、増殖期における  $\bar{C}_B$ 、 $\bar{C}_S$  は次式で与えられる。

$$\bar{C}_B = \frac{12}{44} \frac{Y_c}{1 - Y_c} \int_0^\theta \bar{g}_c d\theta + \bar{C}_{B1} \dots\dots\dots (7)$$

$$\bar{C}_S = -\frac{12}{44} \frac{1}{1 - Y_c} \int_0^\theta \bar{g}_c d\theta + \bar{C}_{S1} \dots\dots\dots (8)$$

死滅期においても同様に、式(5)、(6)を積分すると、

$$\bar{C}_B = -\frac{12}{44} \int_{\theta_m}^\theta \bar{g}_c d\theta + \bar{C}_{Bm} \dots\dots\dots (9)$$

$$\bar{C}_S = \bar{C}_{Sm} \dots\dots\dots (10)$$

ただし、 $\theta_m$  は増殖期終了時間、 $\bar{C}_{Bm}$ 、 $\bar{C}_{Sm}$  はそのときの基質、菌体中の炭素含量を表わすが、 $\bar{C}_{S1} - \bar{C}_{Sm}$  は一次発酵で分解され得る炭素量とみなされる。

また、仮定iii)、iv)より、 $\bar{N}$  は増殖期においては初期値  $N_i$  のまま一定に保たれるが、死滅期においては菌体の自己消化によって消失し、菌体の  $C/N$  比を  $r$  とすれば、

$$\bar{N} = N_i + \frac{1}{r} \int_{\theta_m}^\theta \frac{d\bar{C}_B}{d\theta} d\theta = N_i - \frac{1}{r} \frac{12}{44} \int_{\theta_m}^\theta \bar{g}_c d\theta \dots\dots\dots (11)$$

なお、 $\bar{C}_B$ 、 $\bar{C}_S$ 、 $\bar{N}$  の計算にあたり、初期菌体質量  $m_{B1}$  は実測が困難なので、粗い推定方法ではあるが、2.で述べたごとく、素材入手時より実験開始直前までに特に鶏ふんの腐熟によって増加したと思われる菌体量で近似することとし、次式より見積った。

$$m_{B1} = \frac{m_r n_r - (m_f n_f + m_r n_r + m_s n_s)}{n_B} \dots\dots\dots (12)$$

ここで、 $m_f$ 、 $m_r$ 、 $m_s$  は混合時の鶏ふん、米ぬか、おがくずの乾燥質量、 $m_r$  は全乾燥質量を表わし、 $n_f$ 、 $n_r$ 、 $n_s$  は入手時の鶏ふん、米ぬか、おがくず中の、 $n_r$  は混合物中の窒素の質量分率を表わす。また、 $n_B$  は菌体中の窒素の質量分率を表わすが、その値は菌体組成式を  $C_5H_7NO_2$ <sup>12)</sup> とみなして0.12とした。 $m_{B1}$  が算出されると菌体中の初期炭素含量  $C_{B1}$  は菌体組成式より算出される (Table 1)。

$\bar{g}_c$  の実測値を式(7)~(11)に代入して  $\bar{C}_B$ 、 $\bar{C}_S$ 、 $\bar{N}$  を算出し、時間に対して示したものを Fig. 8 に示す。ただし、 $\bar{N}$  の計算にあたり、 $r$  の値は高温状態で堆肥化反応の主体を担うと考えられている糸状菌<sup>7)</sup>の  $C/N$  比  $10^9$  を用いた。

Fig. 8 では、これらの値の経時的变化の計算値が妥当

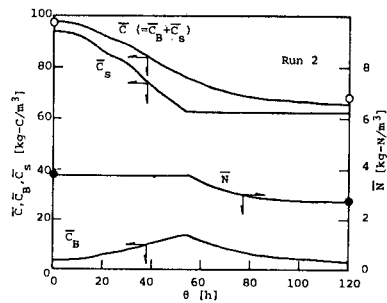


Fig. 8 Time courses of carbon and nitrogen contents estimated by Eq. (7) through (11).

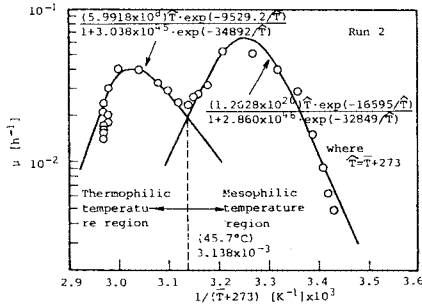


Fig. 9 Relation between specific growth rate and temperature.

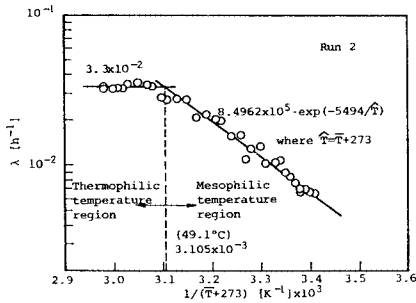


Fig. 10 Relation between specific death rate and temperature.

か否かは確かめられないが、実験終了時において  $\bar{C}_B$ ,  $\bar{N}$  の計算値は実測値とよく一致した。このうち、 $\bar{C}_B$  については既述のごとく  $\bar{g}_c$  との物質収支が成立したので、上述の整理方法に従う限り一致するのは当然だが、式 (11) から得られた  $\bar{N}$  が実測値と一致したのは、 $\bar{C}_S$ ,  $\bar{C}_B$  を表わす式 (7)~(10) がほぼ妥当であり、 $C_{Bi}$  の設定値も真値に近かったことを間接的に示すものと考えられる。

次に、上述の手順で推算された  $\bar{C}_B$ ,  $d\bar{C}_B/d\theta$  から式 (1), (4) によって  $\mu$ ,  $\lambda$  を算出し、その温度依存性を検討するため、絶対温度の逆数に対して図示したものを Fig. 9, 10 に示す。Fig. 9 によれば、 $\mu$  は中温域 (20~46°C) と高温域 (46~70°C) の2つの温度領域において極大値をもつ。ここで算出された  $\mu$  は槽内に存在するあらゆる菌種を含めた全菌体に対する見掛けの値であるが、中温菌、高温菌の温度依存性と類似しており、次の Johnson-Lewin 式<sup>13)</sup> に準じた式でよく近似し得る。

$$\mu = \frac{k_1(\bar{T} + 273) \exp\{-a_1/(\bar{T} + 273)\}}{1 + k_2 \exp\{-a_2/(\bar{T} + 273)\}} \quad (13)$$

ただし、式中の  $k_1$ ,  $k_2$  は定数、 $a_1$ ,  $a_2$  は活性化エネルギーを含んだ定数である。また、活動温度範囲全体にわたっての平均値は 0.0156 h<sup>-1</sup> (Run 1), 0.0257 h<sup>-1</sup> (Run 2), 0.0219 h<sup>-1</sup> (Run 3) であり、含水率 60% における値として藤田<sup>14)</sup> が推定した値、0.018 h<sup>-1</sup> に近い値である。

一方、Fig. 10 によれば、 $\lambda$  は高温域 (49~70°C) で

ほぼ一定値となり、中温域 (20~49°C) では Arrhenius 型の死滅速度曲線に従って変化した。 $\lambda$  が高温域でほぼ一定となったのは、死滅期の開始が槽内の位置によって異なったことと、この時期が定常期、すなわち増殖、死滅共存期間を含むため、増殖の影響を含む分だけ  $\lambda$  が過小に算出されたためと考えられる。

(5) 槽内熱・物質同時移動機構のモデル解析

強制通気時の堆肥化反応を伴う一連の現象は、工学的には反応を伴う熱・物質同時移動現象である。本節では前節で得られた便宜的な反応速度式が槽内の各位置について成立することを前提としてこの一連の移動現象のモデル解析を行い、実験結果と比較する。

素材混合物の固体部分と液状水とを区別するのは困難なので、ここではこれらをまとめて1つの相(湿潤固体粒子相)とし、相1(湿潤固体粒子相)と相2(湿り空気相)の2相間の移動現象を考える。さらに、数学的取り扱いの都合上、以下の仮定を設定する。

- v) 湿潤固体粒子は槽内に均一に分散している。
- vi) 空気は槽底部から均一に送入され、槽内任意水平断面内を均一に流れる。
- vii) 相1内の温度、化学成分、相2内の温度、湿度、ガス濃度は高さ方向のみに分布する。
- viii) 堆肥化過程で発生するガスは CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O のみである。
- ix) 反応は湿潤固体粒子内部で均一に起こる。
- x) 湿潤固体粒子は小さく、粒子内温度は均一である。
- xi) 水蒸気移動容量係数  $ka$  と伝熱容量係数  $ha$  の間には近似的に Lewis の関係<sup>15)</sup> ( $ha/ka = C_u$ ) が成立する。

以上の仮定のもとに、槽底から上向きの距離を  $z$  とすれば、各相の水分、酸素、炭素の物質収支式、熱収支式は以下のごとく示される。ただし、以下の式中で用いる  $g_m$ ,  $g_c$  はそれぞれ、槽内任意高さにおける槽単位容積当たりの  $C_B$  の増加速度、CO<sub>2</sub> 発生速度を表わすが、前節で検討したごとく、増殖期においては、

$$g_m = \mu C_B \quad (14)$$

$$g_c = (1 - Y_c) / Y_d (44/12) \mu C_B \quad (15)$$

死滅期においては、

$$g_m = -\lambda C_B \quad (16)$$

$$g_c = (44/12) \lambda C_B \quad (17)$$

なお、 $C_S$  が  $\bar{C}_{Sm}$  に減少するまでを増殖期、それ以降を死滅期とみなすが、反応速度は高さによって異なるので、その期間の長さも高さによって異なることはいうまでもない。

a) 相1の基礎式 水分物質収支は、蓄積項、含水比勾配による液状水移動項、蒸発による損失項、反応に

よる生成項を考慮して、

$$\frac{\partial(\rho_a w)}{\partial \theta} = \frac{\partial}{\partial z} \left[ D_w \frac{\partial(\rho_a w)}{\partial z} \right] - ka(H_{su} - H) + \beta g_c \quad \dots\dots\dots(18)$$

O<sub>2</sub> (水中溶存酸素) については、蓄積項、液状水移動に伴って輸送される対流項、気相からの物質移動、反応による消失項を考慮して、

$$\frac{\partial(\Psi_w x)}{\partial \theta} = \frac{\partial}{\partial z} \left\{ \frac{x}{\rho_w} D_w \frac{\partial(\rho_a w)}{\partial z} \right\} + k_x a (X - X_{su}) - \frac{32}{44} \frac{1}{RQ} g_c \quad \dots\dots\dots(19)$$

炭素については、C<sub>s</sub>、C<sub>b</sub> および水中に溶存しているCO<sub>2</sub>のそれぞれについて

$$\frac{\partial C_s}{\partial \theta} = \begin{cases} -(1/Y_c) g_m & (\text{増殖期}) \\ 0 & (\text{死滅期}) \end{cases} \quad \dots\dots\dots(20)$$

$$\frac{\partial C_b}{\partial \theta} = g_m \quad \dots\dots\dots(21)$$

$$\frac{\partial(\Psi_w y)}{\partial \theta} = \frac{\partial}{\partial z} \left\{ \frac{y}{\rho_w} D_w \frac{\partial(\rho_a w)}{\partial z} \right\} - k_y a (Y_{su} - Y) + g_c \quad \dots\dots\dots(22)$$

熱収支式は、蓄熱項、熱伝導項、液状水移動に伴う顕熱輸送項、水分蒸発による潜熱、顕熱損失項、発熱項、側壁への熱損失項を考慮すれば、

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_s(1-\Psi)C_{ps} + \rho_w C_{pw}\Psi_w]T}{\partial \theta} &= \frac{\partial}{\partial z} \left[ \{K_s(1-\Psi) \right. \\ &+ K_w\Psi_w\} \frac{\partial T}{\partial z} \left. \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left\{ D_w \frac{\partial(\rho_a w)}{\partial z} T \right\} \\ &- ka(H_{su} - H)L - ha(T - T_a) + \frac{1}{RQ} \frac{32}{44} ag_c \\ &- U \frac{2}{r_1} (T - T_r) \quad \dots\dots\dots(23) \end{aligned}$$

b) 相2の基礎式 水分(水蒸気)物質収支は、蓄積項、対流項、拡散項、2相間界面での蒸発による増加項を考慮して、

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)H]}{\partial \theta} &= -\frac{\partial(\rho_a uH)}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \\ &\cdot \left[ D_w \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)H]}{\partial z} \right] + ka(H_{su} - H) \quad \dots\dots\dots(24) \end{aligned}$$

O<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>については、蓄積項、拡散項、相1との授受を考慮して、

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)X]}{\partial \theta} &= -\frac{\partial(\rho_a uX)}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \\ &\cdot \left[ D_x \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)X]}{\partial z} \right] - k_x a (X - X_{su}) \quad \dots\dots\dots(25) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)Y]}{\partial \theta} &= -\frac{\partial(\rho_a uY)}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \\ &\cdot \left[ D_y \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)Y]}{\partial z} \right] + k_y a (Y_{su} - Y) \quad \dots\dots\dots(26) \end{aligned}$$

熱収支式は、蓄熱項、対流項、蒸気拡散に伴う潜熱移動項、熱伝導項、水分蒸発に伴う潜熱、顕熱の増加項を

考慮して、

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)(C_H T_a + HL)]}{\partial \theta} &= -\frac{\partial[\rho_a u(C_H T_a + HL)]}{\partial z} \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left[ D_H \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)H]}{\partial z} L + K_a \frac{\partial[(\Psi - \Psi_w)T_a]}{\partial z} \right] \\ &+ ka(H_{su} - H)L + ha(T - T_a) \quad \dots\dots\dots(27) \end{aligned}$$

以上のように基礎式が与えられたが、式(18)、(19)、(22)中の水分拡散係数D<sub>w</sub>の値は明らかでなく、液状水移動量を計算することはできないが、本実験のように水分不飽和の状態では一般にその影響は比較的小さいとも考えられるので、ここでは近似的にそれに関する項(式(18)、(19)、(22)の右辺第1項、式(23)の右辺第2項)を無視する。また、水中に溶解し得るO<sub>2</sub>量はきわめて小さく、CO<sub>2</sub>量も比較的小さいので、槽内水分中に蓄積されるこれらの量は小さく、式(19)、(22)中の左辺を0とみなせば、相1内に摂取されるO<sub>2</sub>量および相1から放出されるCO<sub>2</sub>量はそれぞれ、常に反応に消費されるO<sub>2</sub>量、反応で生成されるCO<sub>2</sub>量に等しいと考えられ、式(25)、(26)中の右辺第3項はそれぞれ-(32/44)g<sub>c</sub>/RQ、g<sub>c</sub>に置き換えられる。また、式(24)を式(27)に代入すれば、式(27)は次式のごとく顕熱のみの収支式に書き換えられる。

$$\begin{aligned} \frac{\partial[\rho_a(\Psi - \Psi_w)C_H T_a]}{\partial \theta} &= -\frac{\partial(\rho_a u C_H T_a)}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \\ &\cdot \left[ K_a \frac{\partial[(\Psi - \Psi_w)T_a]}{\partial z} \right] + ha(T - T_a) \quad \dots\dots\dots(28) \end{aligned}$$

ところで、式(18)中のβの値も明らかでないので、wについては既述の実験結果より初期値w<sub>i</sub>のまま一定であるとして計算は行わず、ここではC<sub>s</sub>、C<sub>b</sub>、T、H、X、Y、T<sub>a</sub>についてのみ計算することとした。

c) 境界条件および初期条件 槽最下部においては、温度、湿度、ガス濃度は一定とする。

$$\begin{aligned} T &= T_{ain}, \quad T_a = T_{ain}, \quad X = X_0, \\ Y &= Y_0, \quad H = H_{in} \end{aligned} \quad \left\{ (z=0) \dots\dots\dots(29) \right.$$

槽最上部(z=l<sub>z</sub>)では、濃度、湿度勾配は近似的に0になるとし、温度については自然対流による冷却作用によりTとT<sub>a</sub>が等しくなると考えて次のごとく与える。

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial H}{\partial z} &= 0, \quad \frac{\partial X}{\partial z} = 0, \\ \frac{\partial Y}{\partial z} &= 0, \quad T = T_a, \\ -\{K_s(1-\Psi) + K_w\Psi_w\} \frac{\partial T}{\partial z} &= h(T - T_{aou}) \end{aligned} \right\} (z=l_z) \quad \dots\dots\dots(30)$$

ただし、hは自然対流伝熱係数、T<sub>aou</sub>は出口部空気室内の温度実測値を表わす。

そして、初期条件は、

$$\begin{aligned} T &= T_i, \quad T_a = T_i, \quad C_b = C_{bi}, \\ X &= X_0, \quad Y = Y_0, \quad H = H_{in}, \quad C_s = C_{si} \end{aligned} \quad \left\{ (\theta=0) \dots\dots\dots(31) \right.$$

Table 2 Physical properties and operating conditions used for calculation (Run 2).

symbol	dimension	value
$\rho_s$	kg/m <sup>3</sup>	1500
$\rho_w$	kg/m <sup>3</sup>	1000
$\rho_a$	kg/m <sup>3</sup>	1.13
$C_{ps}$	kJ/(kg·K)	1.29
$C_{pw}$	kJ/(kg·K)	4.18
$C_{pa}$	kJ/(kg·K)	1.09
$K_s$	kJ/(m·h·K)	5.82
$K_w$	kJ/(m·h·K)	2.26
$K_a$	kJ/(m·h·K)	0.096
$D_H$	m <sup>2</sup> /h	0.066
$D_X$	m <sup>2</sup> /h	0.055
$D_Y$	m <sup>2</sup> /h	0.040
$L$	kJ/kg	2400
$\rho_d$	kg/m <sup>3</sup>	237-0.5420
$\psi$	-	$1-\rho_a/\rho_s$
$h^w$	kJ/(m <sup>2</sup> ·h·K)	$7\sqrt{2.5^w} \cdot w$
$U$	kJ/(m <sup>2</sup> ·h·K)	5.23
$ha$	kJ/(m <sup>3</sup> ·h·K)	158
$ka$	kg-H <sub>2</sub> O/(m <sup>3</sup> ·h·ΔH)	145
$u$	m/h	7.2
$T_i$	°C	18.4
$T_{ain}$	°C	17.1
$T_r$	°C	17.1
$w_i$	kg-H <sub>2</sub> O/kg-dry stock	1.532
$H_{in}$	kg-H <sub>2</sub> O/kg-dry air	0.0058
$X_0$	kg-O <sub>2</sub> /kg-dry air	0.233
$Y_0$	kg-CO <sub>2</sub> /kg-dry air	0
$C_{si}$	kg-C/m <sup>3</sup>	93.82
$C_{bi}$	kg-C/m <sup>3</sup>	3.52
$e_{sm}$	kg-C/m <sup>3</sup>	62.69
$e_r$	h	4.0

d) 計算手順 計算に使用した物性値、操作条件を Table 2 に示す。拡散係数  $D_w$ ,  $D_x$ ,  $D_y$  は Hirschfelder らの推算式<sup>16)</sup>より求めた値に屈曲度(近似的に土壌における値 0.66<sup>17)</sup>を用いた)を乗じた値とし、 $h$  は実測温度分布に基づく試算によって算出した値である。 $U$  は槽側壁(スチロフォーム)の熱伝導率とその厚さおよび外気への熱放散の影響を考慮して算出した。2相間の界面湿度  $H_{su}$  は  $T$  における飽和値とみなした。 $ha$  は予備実験から得られた結果を通気乾燥操作の実験式<sup>18)</sup>に基づいて整理した次式によって推算した。

$$ha = 55.2 \sqrt{\rho_a u} \dots \dots \dots (32)$$

計算にあたり、槽内を高さ方向に 24 分割し、基礎式(20), (21), (23), (24), (25), (26), (28) を差分近似して微小時間刻み  $\Delta\theta$  ごとに各位置の  $C_s$ ,  $C_b$ ,  $T$ ,  $T_a$ ,  $X$ ,  $Y$ ,  $H$  を逐次計算した。なお、距離刻み  $\Delta z$  に対する  $\Delta\theta$  の設定は解の安定性を考慮して  $\Delta\theta < 0.1(\Delta z)^2/D_H$  となるようにした。

ところで、Fig. 7 から示唆されるように実験開始直後および菌種交代直後では、調和型の増殖条件を満足するまでには誘導期に相当する時間遅れがあると思われたが、当初行った計算ではその影響を十分に再現できなかったため、ここではその影響を一次遅れ系で近似し得るとして、(4) で得られた  $\mu$  に  $1 - \exp[-(\theta_s/\theta_r)]$  を乗

じて補正した値を式(13), (14)中の  $\mu$  に代入して実際の計算を行った。

e) 実験結果と計算結果の比較 得られた計算結果のうち、熱移動の代表値として  $T$ ,  $T_a$ 、反応および物質移動の代表値として  $Y$  から求められた  $g_c$  の槽内平均値  $\bar{g}_c (\equiv \rho_a u Y|_{L_2/L_1})$  を実測値と比較し、モデル解析の妥当性を検討する。槽内の実測温度は  $T$  と  $T_a$  の間の値であると考えられるので、Fig. 2 には両者の計算結果を実線、破線で示し、その間に斜線を施した。計算値は菌種交代期における温度の停滞、死滅期以降の温度低下など実測値とよく似た傾向を示す。特に、上部 ( $z = 0.425$  m)、中間部 ( $z = 0.275$  m) ではその絶対値も実測値と良好に一致している。しかし、0~35 h までの昇温速度が実測値では高さ方向でほとんど変わらなかったが、計算値では 20 h 以降、下部 ( $z = 0.125$  m) の昇温が徐々に低速化し、最高 40~50°C までしか上昇せず、極大値の現われる時期も幾分遅れている。ここでは  $w$  を一定として計算したが、実際には上下部の  $w$  の差異(実験終了後の測定では下部の値は上部に比べて 15~20% 小さかった)により、下部の体積熱容量が小さくなり、温度が上昇しやすくなったことがその一因と考えられる。

Fig. 3 に温度分布の計算結果も併示した。高温菌の活動が活発になる 30 h においては、温度履歴からもわかるように下部の温度が実測値よりも低く、逆に中間部、上部の温度が実測値よりも約 15°C 高い値を示したが、すでに減衰期へ移行した 60 h 以降は実測値と良好に一致している。

Fig. 5 に  $\bar{g}_c$  の計算結果を実線で示す。中温菌の最適増殖温度 (35°C...Fig. 9) に達する 10~15 h に極大値が存在することや全体的な経時変化の傾向は実測値と類似しているが、菌種交代時から高温状態へ達するまで (30~40 h) の間は計算値は一応値が大きくなるものの実測値ほどには顕著な極大値が現われていない。これは、実験ではこの時期に槽内全域ではほぼ同時に等速度の温度上昇がみられ、反応が一斉に進行したと思われるのに対して、計算値では上述のごとくこの時期の槽内温度差が著しく、反応速度が高さ方向で相当異なったため、CO<sub>2</sub> 発生量が全量として小さく計算されたためと思われる。また、計算値は 70 h までは実測値よりも小さいが、それ以降は逆に実測値よりも幾分か大きくなっており、全体的にやや緩慢な変化となっている。

以上、菌種交代時から高温状態へ達する時期には実測値と計算値の差が幾分か大きかったが、それ以外では計算値は槽内の現象を比較的よく再現できており、ここに示されたモデル解析はおおむね妥当であると考えられる。



## 4. 結 言

本研究では、農畜産廃棄物の堆肥化過程で生ずる発酵熱の利用を追求する立場から、その発熱増進方法の一例として強制通気時の堆肥化発熱実験を行い、種々の考察を行った結果、以下の知見を得た。

(1) 本実験で得られた発熱量は7500~11500 kJ/(m<sup>3</sup>h)であり、無通気の場合の6~10倍に達し、強制通気の顕著な効果が確認された。

(2) 堆肥化過程で最も重要な炭素物質収支に着目し、槽内の状態を均一とみなして菌体の増殖、死滅ならびに基質消費の反応過程が大略的に推定された。

(3) 槽内に存在するあらゆる菌種を含む全菌体を単一種の菌体とみなし、見掛けの比増殖、比死滅速度を算出し、その温度依存性を検討した結果、両者とも中温域、高温域で別々の傾向、値を示した。

(4) ここで得られた便宜的な反応速度式に基づき、いくつかの仮定のもとに、槽内熱・物質同時移動機構の解析を行った結果、実験結果と比較的よく一致し、本モデル解析の妥当性が示された。

今後は、実験技術の向上により、堆肥化反応機構をより正確に把握するとともに、槽内液状水の移動の影響等、不十分な部分の補強を行いつつシミュレーションを行い、槽内高温、発熱上昇のための最適通気条件の定量的指針を具体的に検討する必要がある。

なお、本研究は昭和57年度文部省科学研究費(奨励A・57750796)の補助を受けた。記して謝意を表す。

## 使用記号

- $a_1, a_2$ : 定数(式(13)) [K]  
 $\bar{C}$ : 炭素含量の槽内平均値 [kg-C/m<sup>3</sup>]  
 $C_B$ : 菌体中炭素含量 [kg-C/m<sup>3</sup>]  
 $\bar{C}_B$ :  $C_B$ の槽内平均値 [kg-C/m<sup>3</sup>]  
 $C_H$ : 湿り比熱 [kJ/(kgK)]  
 $C_p$ : 比熱 [kJ/(kgK)]  
 $C_s$ : 基質中炭素含量 [kg-C/m<sup>3</sup>]  
 $\bar{C}_s$ :  $C_s$ の槽内平均値 [kg-C/m<sup>3</sup>]  
 $D_H$ : 槽内気相中の水蒸気拡散係数 [m<sup>2</sup>/h]  
 $D_X$ : 槽内気相中のO<sub>2</sub>拡散係数 [m<sup>2</sup>/h]  
 $D_Y$ : 槽内気相中のCO<sub>2</sub>拡散係数 [m<sup>2</sup>/h]  
 $D_w$ : 槽内水分拡散係数 [m<sup>2</sup>/h]  
 $\bar{G}$ : 槽内平均発熱量 [kJ/(m<sup>3</sup>h)]  
 $g_c$ : CO<sub>2</sub>発生量 [kg-CO<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>h)]  
 $\bar{g}_c$ :  $g_c$ の槽内平均値 [kg-CO<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>h)]  
 $g_m$ :  $C_B$ の増加量 [kg-C/(m<sup>3</sup>h)]  
 $\bar{g}_N$ : NH<sub>3</sub>発生量の槽内平均値 [kg-NH<sub>3</sub>/(m<sup>3</sup>h)]  
 $H$ : 湿度 [kg-H<sub>2</sub>O/kg-dry air]

- $h$ : 槽最上端での伝熱係数 [kJ/(m<sup>2</sup>hK)]  
 $ha$ : 伝熱容量係数 [kJ/(m<sup>2</sup>hK)]  
 $K$ : 熱伝導率 [kJ/(mhK)]  
 $k_1$ : 定数(式(13)) [K<sup>-1</sup>h<sup>-1</sup>]  
 $k_2$ : 定数(式(13)) [-]  
 $ka$ : H<sub>2</sub>O移動容量係数 [kg-H<sub>2</sub>O/(m<sup>3</sup>hΔH)]  
 $k_xa$ : O<sub>2</sub>移動容量係数 [kg-O<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>hΔX)]  
 $k_ya$ : CO<sub>2</sub>移動容量係数 [kg-CO<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>hΔY)]  
 $L$ : 水の蒸発潜熱 [kJ/kg]  
 $l_2$ : 混合物積込み高さ [m]  
 $\bar{N}$ : 窒素含量の槽内平均値 [kg-N/m<sup>3</sup>]  
 $r_1$ : 堆肥槽内半径 [m]  
 $RQ$ : 呼吸商 [-]  
 $T$ : 温度 [°C]  
 $u$ : 槽内通気流速 [m/h]  
 $U$ : 槽側壁からの熱損失を表わす総括伝熱係数 [kJ/(m<sup>2</sup>hK)]  
 $W$ : 槽内含水率 [%]  
 $w$ : 槽内含水比 [kg-H<sub>2</sub>O/kg-dry stock]  
 $X$ : 気相中O<sub>2</sub>濃度 [kg-O<sub>2</sub>/kg-dry air]  
 $x$ : 液中溶存O<sub>2</sub>濃度 [kg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-H<sub>2</sub>O]  
 $Y$ : 気相中CO<sub>2</sub>濃度 [kg-CO<sub>2</sub>/kg-dry air]  
 $y$ : 液中溶存CO<sub>2</sub>濃度 [kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-H<sub>2</sub>O]  
 $Y_c$ : 炭素基準の菌体収率 [-]  
 $z$ : 距離 [m]  
 $\alpha$ : 消費酸素1kg当たりの発熱量 [kJ/kg-O<sub>2</sub>]  
 $\beta$ : 反応によるCO<sub>2</sub>発生量とH<sub>2</sub>O生成量の化学量論比 [-]  
 $\theta$ : 時間 [h]  
 $\theta_r$ : 時定数 [h]  
 $\theta_s$ : 中温菌、高温菌の活動開始時点からの経過時間 [h]  
 $\rho$ : 槽内見掛け密度 [kg/m<sup>3</sup>]  
 $\rho_d$ : 乾燥密度 [kg/m<sup>3</sup>]  
 $\mu$ : 菌体の見掛けの比増殖速度 [h<sup>-1</sup>]  
 $\lambda$ : 菌体の見掛けの比死滅速度 [h<sup>-1</sup>]  
 $\Psi$ : 槽内空隙率 [-]  
 $\Psi_w$ : 槽内体積含水率 [-]  
(添字)  $s$ : 固体,  $w$ : 水,  $a$ : 空気,  $su$ : 界面,  
 $i$ : 初期,  $in$ : 入口,  $ou$ : 出口,  $r$ : 外界

## 参 考 文 献

- 1) 小森友明: 農業利用エネルギー雑感, 北信越工業教育協会誌, 第29号, pp.9~15, 1981.
- 2) 関 平和・小森友明: 堆肥化過程における熱移動, 農業気象, 第39巻, 第3号, pp.173~179, 1983.
- 3) 関 平和・小森友明: 堆肥化過程における熱移動(第2報), 日本農業気象学会北陸支部研究発表会講演予稿集,

- pp. 22~27, 1983.
- 4) 関 平和・小森友明：埋設管通水方式による堆肥発酵熱抽出操作，日本農業気象学会北陸支部研究発表会講演予稿集，pp. 28~33, 1983.
  - 5) 小森友明・関 平和・近田康夫：ヒートパイプを利用した堆肥腐発酵熱抽出について，日本農業気象学会北陸支部会誌，第 8 号，pp. 35~42, 1982.
  - 6) 王 鯤生・藤田賢二：固体廃棄物の堆肥化における温度と反応速度について，土木学会第 38 回年次学術講演会講演要旨集，第 2 部，pp. 719~720, 1983.
  - 7) 久保田宏・細野恭生：コンポストイングー有機質固体廃棄物の土壌還元，化学工学，第 41 巻，No. 7, pp. 364~368, 1977.
  - 8) 熊沢喜久雄監修：下水汚泥の堆肥化実例集，アイビシー，pp. 27~30, 1979.
  - 9) 農文協編：有機質肥料のつくり方使い方，農文協，pp. 40~54, 1974.
  - 10) 永井史郎：増殖収率と代謝熱の理論とその計算，醱酵工学，第 56 巻，第 5 号，pp. 553~564, 1978.
  - 11) 松崎俊英：家畜ふん尿の利用と処理，農文協，p. 36, 1979.
  - 12) たとえば，C. N. ソーヤー・P. L. マッカーティ（松井三郎・野口基一共訳）：環境工学のための化学，森北出版，p. 235, 1982.
  - 13) 山根恒夫：生物反応工学，産業図書，pp. 114~116, 1980.
  - 14) 藤田賢二：好気性連続コンポスト発酵槽の解析（完全混合槽の場合），都市と廃棄物，No. 94, pp. 23~36, 1979.
  - 15) たとえば，亀井三郎編：新版化学機械の理論と計算，産業図書，p. 287, 1972.
  - 16) 化学工学協会編：化学工学便覧，改訂 4 版，丸善，p. 67, 1978.
  - 17) Penmann, H. L. : Gas and vapour movements in the soil (II), J. Agri. Sci., Vol. 30, pp. 570~581, 1940.
  - 18) 化学工学協会編：化学工学便覧，改訂 4 版，丸善，p. 709, 1978.

(1983. 11. 21・受付)