

# 準好気性埋立地浸出水集排水管周りの砕石層における有機汚濁浄化能の理論的評価と管設計

田中信寿<sup>1</sup>・金英圭<sup>2</sup>・松藤敏彦<sup>3</sup>

<sup>1</sup>正会員 工博 北海道大学教授 工学部衛生工学科 (〒060 札幌市北区北13西8)

<sup>2</sup>工博 大韓民国全北大学流動研究員 工科大学環境工学科 (大韓民国全北全州市560-756)

<sup>3</sup>正会員 工博 北海道大学助教授 工学部衛生工学科 (〒060 札幌市北区北13西8)

わが国で主流となっている準好気性埋立地の浸出水集排水管周りの砕石層における有機汚濁浄化能を計算的に評価した。その結果、TOCの浄化は数千mg/Lであること、アンモニアの酸化はTOC酸化の1/15程度と小さいが、脱窒反応も進行することを明らかにした。したがって準好気性埋立構造の特徴となっている浸出水の早期安定化、特にTOCの顕著な減少が、砕石層中の微好気性ゾーンでのTOC汚濁浄化能によっていることを明確にした。さらに、有機汚濁浄化能を発揮するためには、有孔集排水管の開孔率が25%程度あることが望ましく、管周りの砕石層の深さは1 m程度必要であること、及び枝管の配置間隔を20 m、TOC浄化目標を1000 mg/Lとしたとき、管径は1m (格子状配置) - 2 m (魚骨状配置) となることを明らかにした。

*Key Words : semiaerobic sanitary landfill, organic pollutants, leachate collection pipe, leachate stabilization*

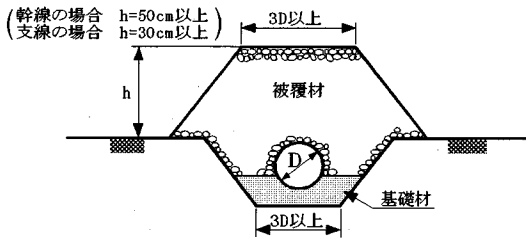
## 1. はじめに

準好気性構造は日本において提唱された技術<sup>1)</sup>で、日本の埋立地の主要な埋立構造であり、埋立物の安定化、特に浸出水の安定化に効果的であることが知られている。しかし、その安定化機構の科学的な研究はまだ不十分であるので、筆者らは準好気性埋立構造における浸出水安定化機構について研究を進めている。まず、両端を大気開放された埋立地内の1本の浸出水集排水管についての実験及び理論解析により管内に約1 m/s程度の空気が流れ、管内の酸素濃度はほぼ大気と同じであり、管外に酸素が拡散侵入して好気性ゾーンが形成されると考えてよいことを明らかにした<sup>2)</sup>。集排水管が管網状態で埋立地内に敷設される場合にも管内に大量の空気が流れることを明らかにしている<sup>3)</sup>。さらに、集排水管の周りに管を保護するために設けられる砕石層、及び砕石層に接して埋立てられるごみ層が均質な微好気的な条件に保持された時のTOC浄化能力を、酸素濃度やTOC濃度を変えた長期実験によって明らかにした<sup>4)</sup>。筆者らの研究以外に埋立層内への酸素の侵入がごみのや浸出水の安定化に有益で

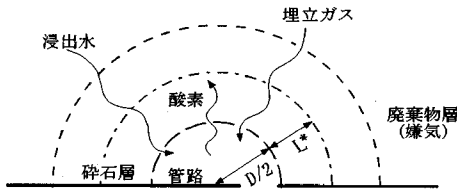
あるという研究<sup>5), 6)</sup>がいくつか報告されている。

本論文では、集排水管周りの微好気性砕石層における酸素濃度分布や、TOC、T-N浄化能を、前報の均質酸素濃度条件下で行ったTOC浄化能測定実験<sup>4)</sup>、及びそれと同時にやった窒素浄化能測定実験の結果を計算条件として採用して計算的に評価する。さらに、砕石層の深さ、並びに集排水管の管径や配置間隔の設計法を、有機汚濁浄化能の発揮という面から考察する。

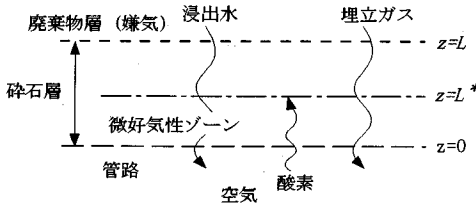
なお、本論文で微好気性ゾーンを砕石層に限定したのは、集排水管とごみ層の間には砕石層が存在し、好気的な砕石層においては大きな有機汚濁浄化速度を示し<sup>4)</sup>、砕石層のガス空間率は大きく<sup>4)</sup>、屈曲係数は小さいと推測されるので、砕石層においてもっとも大きな有機汚濁浄化が期待できるからである。しかし、埋立地内部から流下してくる有機汚濁量が低下すると砕石層内で酸素がすべて消費されず、ごみ層まで酸素が浸入するが、このケースについては本論文では扱わない。



(a) 浸出水集排水管構造<sup>7)</sup>



(b) 1/2円板モデル



(c) 平板モデル

図一 集排水管周りの好気性ゾーンの物理モデル

## 2. 集排水管周りの砕石層における微好気性ゾーンの物理モデルと酸素侵入・有機汚濁浄化能計算式

浸出水集排水管の構造例<sup>7)</sup>を、図一(a)に示す。したがって、前述したように管内のどの場所でも酸素濃度は大気と同じと考えてよいから、砕石層は図一(b)に示すように、1次元1/2円板で表現することができる。一次近似的な意味で深さ(L)方向のみに酸素濃度分布、TOC濃度分布を持つと考えることができる。しかし、1/2円板モデルで計算するためには管径というもう一つのパラメータが必要であり、以後の考察が複雑になるので、計算の簡単化のために、砕石層内の酸素侵入深さ、つまり微好気性ゾーンが浅いと仮定すると、図一(c)に示すような1次元平板で砕石層内微好気性ゾーンを模擬することができる。以下では、平板モデルに基づいて解析し、考察として円板モデルとの比較を行う。

計算式定式化の前提条件は以上の説明で述べたものの他は次のようである。1)計算の目的から定常反応を

取り扱う。2)層内で起こる酸素消費や脱窒反応によってガスの増減があるが、定容反応として扱い、ガス流量は時間的、場所的に一定である。3)浸出水量は時間的、場所的に一定である。4)好気性反応によって層内に温度分布が生じるが、温度一定として扱う。5)埋立層内嫌気性領域における窒素の形態は大部分が $\text{NH}_3\text{-N}$ であり<sup>8)</sup>、実験から $\text{NO}_2\text{-N}$ 濃度は小さかったので、窒素の存在形態を $\text{NH}_3\text{-N}$ と $\text{NO}_3\text{-N}$ の2つとする。6)生物易分解性のTOCを扱う。7)微生物の特性が層内で均質であり、菌体の増減がバランスした状態にある。8)集排水管の有孔部を通しての酸素の流れに対する抵抗はないとする(十分な面積の有孔部が必要であるということで、後述するように実験で得られた砕石層内のガス相率は約0.25であるので有孔部の面積率がその程度に大きいことが必要である)。

砕石層内のガス成分拡散は多孔体内の多成分拡散として解かなければならない<sup>9)・10)</sup>が、ここでは21%以下の酸素の移動のみを扱うので酸素侵入式を移流拡散式で表現する。

$$D_e \frac{d^2 p_{O_2}}{dz^2} + v_G \frac{dp_{O_2}}{dz} + r_{O_2} + r_{O_2, N} = 0 \quad (1)$$

浸出水中のTOC、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ についても移流拡散式を用いて表現する。

$$D_L \frac{d^2 C_{TOC}}{dz^2} + \frac{v_L dC_{TOC}}{\theta_L dz} + r_{TOC} + r_{TOC, N} = 0 \quad (2)$$

$$D_L \frac{d^2 C_{NH_3}}{dz^2} + \frac{v_L dC_{NH_3}}{\theta_L dz} + r_{NH_3} = 0 \quad (3)$$

$$D_L \frac{d^2 C_{NO_3}}{dz^2} + \frac{v_L dC_{NO_3}}{\theta_L dz} + r_{NO_3} + r_{N_2} = 0 \quad (4)$$

反応速度は次のように表現する。

$$r_{TOC} = -R_{max, C} \frac{C_{TOC}}{K_{TOC} + C_{TOC}} \frac{P_{O_2}}{K_{O_2} + P_{O_2}} \quad (5)$$

$$r_{NH_3} = -R_{max, N} \frac{C_{NH_3}}{K_{NH_3} + C_{NH_3}} \frac{P_{O_2}}{K_{O_2, N} + P_{O_2}} \quad (6)$$

$$r_{O_2} = r_{TOC} \theta_L (0.0224/14) (T/273) \quad (7)$$

$$r_{NO_3} = -r_{NH_3} \quad (8)$$

$$r_{O_2, N} = -2 r_{NH_3} \theta_L (0.0224/14) (T/273) \quad (9)$$

(反応: $\text{NH}_4^+ + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$ を仮定)

後出の図-4に示すように、実験<sup>4)</sup>では酸素濃度が高くなると、またTOC濃度が低くなると脱窒反応が阻害されたので数値計算上次のような簡略な関係で表現することにした。つまり、ある酸素濃度  $p_{O_2}^{crit}$  以上では、また、有機栄養が  $C_{TOC}^{crit}$  以下では脱窒反応は起こらないとした。

$$\begin{aligned} \text{when } p_{O_2} < p_{O_2}^{crit} \text{ and } C_{TOC} > C_{TOC}^{crit} \\ r_{N_2} &= -r_{NO_3} \\ r_{TOC, N} &= (5 \times 12 \times 2) / (8 \times 14) r_{N_2} \doteq r_{N_2} \end{aligned} \quad (10)$$

$$(11)$$

(反応:  $8NO_3^- + 5CH_3COOH \rightarrow 4N_2 + 6H_2O + 10CO_2 + 8OH^-$  を仮定)

$$\begin{aligned} \text{when } p_{O_2} > p_{O_2}^{crit} \text{ or } C_{TOC} < C_{TOC}^{crit} \\ r_{N_2} &= r_{TOC, N} = 0 \end{aligned} \quad (12)$$

境界条件は、次のようになる。

$$\begin{aligned} z=0 \text{ (管壁) で } p_{O_2} &= p_{O_2}^0 (=0.21) \quad (13) \\ z=\infty \text{ で } p_{O_2} &= 0 \quad (14) \\ C_{TOC} &= C_{TOC}^{in}, \quad dC_{TOC}/dz=0 \quad (15) \\ C_{NH_3} &= C_{NH_3}^{in}, \quad dC_{NH_3}/dz=0 \quad (16) \\ C_{NO_3} &= 0, \quad dC_{NO_3}/dz=0 \quad (17) \\ dp_{O_2}/dz &= 0 \quad (18) \end{aligned}$$

### 3. 実験<sup>4)</sup>による式中の定数値の設定

#### (1) 碎石層内の流動混合特性の設定

前報<sup>4)</sup>の液相側のトレーサ実験結果 (実験条件:  $v_L = 8.3 \text{ mm/d}$ , 層深さ  $L = 33.5 \text{ cm}$ ) から、 $\theta_L = 0.076$ , ペクレ数  $(Pe)_L = 14.1$  が得られたので、 $D_L \equiv (v_L L) / \{(Pe)_L \theta_L\} = 2.6 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{d}$  を得る。粒子充填層の混合拡散係数について、充填粒子径  $d_p$  を使った  $Pe$  数、 $(Pe)' \equiv d_p v_L / D_L$  は、 $Re_p \equiv d_p (v_L / \theta_L) / \nu_L$  が  $0.4 - 20$  の範囲で、 $0.2 - 0.8$  の範囲にあることが知られている<sup>11)</sup>。この実験での  $Re_p$  は、平均径  $d_p = 3.2 \text{ cm}$ 、水の動粘度を使って、 $\nu_L = 0.01 \text{ cm}^2/\text{s}$  から  $Re_p = 0.003$  であり、この実験の  $(Pe)' = 0.10$  であった。この実験の  $Re_p$  条件は上記の文献の  $Re_p$  の範囲に比べてはるかに小さいが、分子拡散の領域にもないのでほぼ文献データに一致していると考えてよい。なお文献<sup>11)</sup>によれば  $D_L$  は  $v_L$  に比例することになるが、 $(Pe)'$  は概数値であり  $v_L$  の変化幅も数倍の範囲内であるので、以下では実験条件と異なった  $v_L$  でもこの値を使う。後出の図-5の計算で  $D_L$  のみを3倍に変化させて  $D_L$  の影響を見たが、各数値の変化は1%以下であった。

また、 $\theta_L$  についても一定として取り扱うが、その理由は、大竹ら<sup>12)</sup>によると充填塔の液ホールドアップ (operating holdup) は、充填物によらず、 $Re \equiv d_p$

$v_L / \nu < 10$  で、 $Re^{0.5}$  に比例すると述べていること、本実験の  $Re$  はこの範囲に比べてはるかに小さいこと、 $\theta_L$  の全てが operating holdup ではないことなどを考慮して一定とみなしても大きな違いはないと考えたからである。

一方、ガス相側のトレーサ応答<sup>4)</sup>から、 $\varepsilon = 0.234$  が得られ、また混合は完全混合で模擬できるとしたが、完全混合で近似できたのは実験条件のガス流速が極めて小さく十分な滞留時間があつたからである。ここでの計算ではより大きな嫌気性ガス流れ、 $v_G = 1 \text{ m/d}$  を想定しているが、ガスの動粘度  $\nu_G = 0.15 \text{ cm}^2/\text{s}$  として、このときのガスの  $Re_p \equiv d_p (v_G / \varepsilon) / \nu_G = 0.01$  となり、分子拡散支配の領域に入っているので、次式で混合拡散係数を推定する<sup>10)</sup>。

$$D_e = D_o \varepsilon / \xi = 0.1 \text{ m}^2 \quad (19)$$

ここで、 $\xi$  は、文献<sup>10)</sup>で引用している Rumpf & Gupta の実験式:  $\varepsilon / \xi = 12.86 \varepsilon^{3.5} (1 - \varepsilon)^2$  から  $\varepsilon = 0.234$  を代入して、 $\varepsilon / \xi = 0.05$  を得る。また、 $D_o$  は空気中の酸素の2成分拡散係数  $2.0 \text{ m}^2/\text{d}$  を使った。この実験の碎石の大きさは  $20 - 70 \text{ mm}$  で、重量測定により平均径を計算すると、 $d_p = 3.2 \text{ cm}$  であった。 $\xi$  は粒径がこの程度大きくなると変化せず、含水率や微生物の付着による  $\varepsilon$  の変化によって大きくなると推測される。本実験は1730日にわたって行われたものであるから、ほぼ平衡値に達していたものと考え、この値を一定値として使用する。

なお、実験終了時にカラムを解体し碎石表面に微生物膜があることを確認している。また、層を4分割して菌の分布をみているが、好気性菌とアンモニア酸化菌で上下方向にほとんど分布はなく、亜硝酸酸化菌と脱窒菌で最下層でのみ小さいという傾向であった。

#### (2) 反応速度式中の定数の決定

前報<sup>4)</sup>で示したTOC負荷とTOC浄化率  $\eta_{TOC}$  の関係図 (前報のFig. 7) を変形して図-2に示す。前報のFig. 7から、TOC最大浄化速度  $R_{max, c}$  を  $80 \text{ g-C}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-layer})$  と読みとり、 $\theta_L$  を用いて単位水量当たりの定数に換算して  $R_{max, c} = 1050 \text{ g-C}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-water})$  を得る。さらに、前報で得たように、 $K_{O_2} = 0.01$  である。なお、 $R_{max, c}$  は微生物量や活性、温度、水中の栄養などの関数である。一般の標準法散水濾床のBOD負荷は、散水負荷  $1 - 3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  で、 $0.3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  以下で設計される<sup>13)</sup>。このBOD負荷を単純にTOC負荷に換算すると、 $0.1 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  となり、本実験で得られたTOC最大浄化速度は特殊な値ではない。以下の計算ではTOC負荷の異なる、つまり有機栄養の異なる

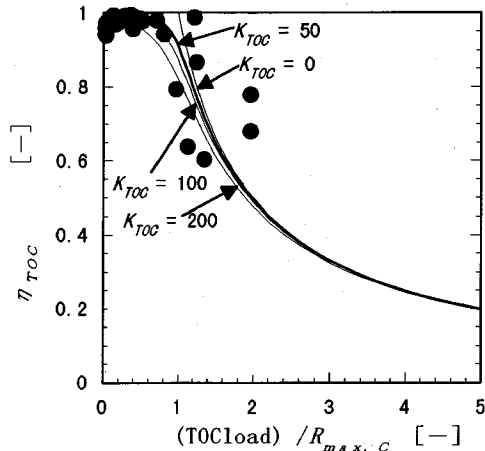


図-2 TOC入力負荷(TOCload)と $\eta_{TOC}$ の関係,  
 $R_{max,C}=80 \text{ g-TOC}/(\text{d} \cdot \text{m}^2\text{-layer})$

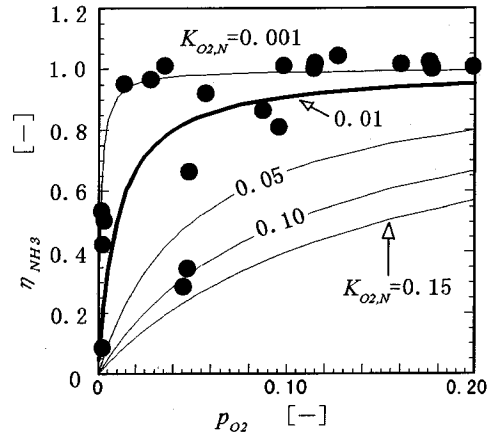


図-3 酸素ガス濃度 $p_{O_2}$ と $\eta_{NH_3}$ の関係

状態においても $R_{max,C}$ は定数として取り扱う。

次に、いくつかの $K_{TOC}$ を設定して、前報<sup>4)</sup>の装置条件で酸素濃度の影響を無視できる領域でTOC入力負荷と $\eta_{TOC}$ の関係を計算して図-2中に実線で示した。なお、層内の混合特性を考慮した反応量計算のため、実測結果 $(Pe)_L=14.1$ から完全混合槽列モデル $N=8$ で計算した。図-2から、 $K_{TOC}$ の影響は小さく、 $K_{TOC}=50 \text{ g/m}^3$ とした。なお、山根<sup>14)</sup>は、 $K$ について、一般的にいて炭素源に対する $K$ は $10^{-5}[\text{M}]$ のオーダーである( $K_{TOC}=0.1 \text{ g/m}^3$ のオーダー)と記述し、さらに、廃水中のBODの好気性処理の除去速度をまとめた内藤・津野の表を引用して、モノー型の速度式の $K$ は $10-500[\text{BOD}]$ としている( $K_{TOC}=3.8-190 \text{ g/m}^3$ )。

次に、前報<sup>4)</sup>と同じ装置で同時に測定した $\text{NH}_3\text{-N}$ 負荷と $\text{NH}_3\text{-N}$ 浄化率 $\eta_{NH_3}$ の関係をみると、酸素濃度10%以上では、入力アンモニア負荷 $4 \text{ g-N}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-layer})$ でも $\eta_{NH_3}$ は99%以上であった。それで最大浄化速度 $R_{max,N}$ を $5 \text{ g-N}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-layer})$ として、 $\theta_L$ を使って単位水量当りに換算して、 $R_{max,N}=70 \text{ g-N}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-water})$ とした。そしてこの実験範囲内では $C_{NH_3}$ の影響を評価できる実験値が得られなかったが、他のごみ層での実験結果を参考にして、 $K_{NH_3}=10 \text{ g-N/m}^3$ とした。なお、坂田ら<sup>15)</sup>はごみ充填カラムでの実験結果を微生物速度式で模擬する試みを行っているが、その中で水処理・汚泥処理分野でのアンモニア酸化速度の $K$ の文献値を集め、 $0.04-2.0 \text{ g/m}^3$ であると述べている。さらに、実験で得られた酸素ガス濃度と $\eta_{NH_3}$ の関係を図-3に示す。これから $K_{O_2,N}=0.01$ を得る。

図-4に前報の実験で得られた脱窒速度とアンモニア酸化速度の比と酸素ガス濃度の関係を示した。これから、 $p_{O_2}$ がほぼ0.05以上になると、また、出口TOC

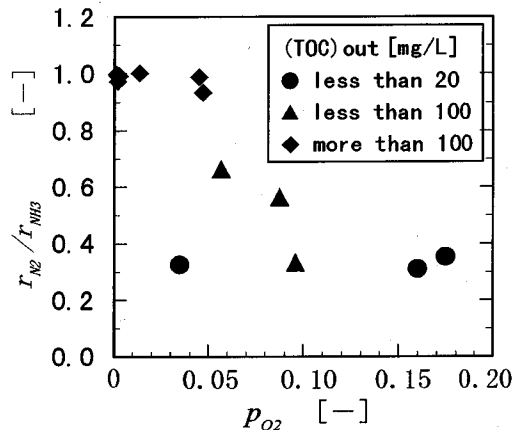


図-4 酸素ガス濃度 $p_{O_2}$ と  
脱窒速度 $r_{N_2}$ /アンモニア酸化速度 $r_{NH_3}$ の関係

濃度がほぼ $20 \text{ g/m}^3$ 以下になると脱窒反応が阻害されたと推測される。このため、式(10)-(12)において $p_{O_2}^{crit}=0.05$ とし、また、図-4の実測TOC濃度はここで考えている生物易分解性TOCより大きいことは明らかであり、ここでは概略の計算を行うので $C_{TOC}^{crit}=5 \text{ g-C/m}^3$ とすることにした。

以上の定数をまとめると次のようになる。

$$\begin{aligned} \theta_L &= 0.076, D_L = 2.6 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{d}, \\ \varepsilon &= 0.234, D_e = 0.1 \text{ m}^2/\text{d}, \\ R_{max,C} &= 1050 \text{ g-C}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-water}), \\ K_{TOC} &= 50 \text{ g-C/m}^3, K_{O_2} = 0.01, \\ R_{max,N} &= 70 \text{ g-N}/(\text{d} \cdot \text{m}^3\text{-water}), \\ K_{NH_3} &= 10 \text{ g-N/m}^3, K_{O_2,N} = 0.01, \\ p_{O_2}^{crit} &= 0.05, C_{TOC}^{crit} = 5 \text{ g-C/m}^3, \end{aligned}$$

したがって、計算上で変化させるパラメータは、 $v_L, v_G, C_{TOC}^{in}, C_{NH_3}^{in}, p_{O_2}^0$ である。

表一 種々の $v_L$ や $C_{TOC}^{in}$ に対する計算結果,  
ただし $v_G=1$  m/d,  $p_{O_2}^0=0.21$

$C_{TOC}^{in}$ [mg/L]	$v_L$ [mm/d]	$L^*$ [m]	$q^*$ [m/d]	$\Delta TOC$ [mg/L]	$v_L \Delta TOC$ [g/(m <sup>2</sup> ·d)]
10000	10	0.455	0.0456	2200	22.0
	30	0.455	0.0456	735	22.1
4000	10	0.457	0.0450	2180	21.8
	30	0.456	0.0453	729	21.9
2000	10	0.464	0.0394	1900	19.0
	30	0.459	0.0446	718	21.5
1000	10	0.494	0.0207	999	10.0
	30	0.467	0.0423	680	20.4

表二 種々の $v_L$ や $v_G$ に対する計算結果,  
ただし $C_{TOC}^{in}=10000$  mg/L,  $p_{O_2}^0=0.21$

$v_G$ [m/d]	$v_L$ [mm/d]	$L^*$ [m]	$q^*$ [m/d]	$\Delta TOC$ [mg/L]	$v_L \Delta TOC$ [g/(m <sup>2</sup> ·d)]
0	10	0.709	0.0764	3690	36.9
	30	0.709	0.0765	1230	36.9
0.01	10	0.705	0.0758	3660	36.6
	30	0.704	0.0759	1220	36.6
0.1	10	0.655	0.0708	3420	34.2
	30	0.655	0.0709	1140	34.2
1.0	10	0.455	0.0456	2200	22.0
	30	0.455	0.0456	735	22.1

#### 4. 酸素の侵入深さ $L^*$ , 酸素侵入フラックス $q^*$ , TOC浄化能 $\Delta TOC$ の計算

炭素と窒素の最大浄化速度を比較すると,  $R_{max, c}$ の方が圧倒的に大きく, 層内の酸素消費はTOC浄化のみによって計算することができる. そこで, 式(1), (2)から砕石層内酸素濃度分布を計算し,  $p_{O_2}$ が $K_{O_2}$ の1/10, つまり $p_{O_2}=0.001$ となる位置を好気性ゾーンの深さ $L^*$ と定義して求める(酸素が存在しても余りにも少ないと有機汚濁浄化能がないのでこのように好気性ゾーンの深さを定義した). 計算は,  $L=2$  mとし,  $\Delta z=0.1$  mのコンパートメントに分割して数値計算を行った. 計算結果を, 表一, 二に示す. なお, 管から砕石層内に侵入する酸素フラックス $q^*$ , TOC浄化能 $\Delta TOC$ は式(20), (21)で計算できる. なお,  $q^*$ と $\Delta TOC$ の間には, 消費された酸素はTOCのみの酸化に使用されるとすると式(22)が成立する. なお, そのようにした理由は, 浸出水中のTOC成分は揮発性有機酸が主体であることが知られている<sup>8)</sup>が, ここではTOCを酢酸で考えたからである. すなわち, 酢酸, プロピオン酸, 酪酸の酸化に必要な酸素量は, 各々TOCの1.0, 1.17, 1.25倍(モル)である.

$$q^* = -v_G p_{O_2}(z=0) - D_e dp_{O_2}/dz(z=0) \quad (20)$$

表三 1/2円板モデルによる計算結果, ただし

$C_{TOC}^{in}=10000$ mg/L, $v_L=10$ mm/d, $p_{O_2}^0=0.21$				
$v_G$ [m/d]	$D$ [m]	$L^*$ [m]	$q^*$ [m/d]	$\Delta TOC$ [mg/L]
0	1.0	0.631	0.098	5080
	0.7	0.617	0.106	5790
0.01	1.0	0.627	0.097	5040
	0.7	0.615	0.106	5750
0.1	1.0	0.605	0.091	4720
	0.7	0.593	0.099	5400
1.0	1.0	0.430	0.055	2820
	0.7	0.436	0.061	3260

$$\Delta TOC \equiv C_{TOC}^{in} - C_{TOC}(z=0) \quad (21)$$

$$v_L \Delta TOC / 12 = q^* (273/T) / 22.4 \quad (22)$$

計算結果から $L^*$ ,  $q^*$ ,  $v_L \Delta TOC$ は $\Delta TOC < C_{TOC}^{in}$ の範囲では,  $v_L$ ,  $C_{TOC}^{in}$ によらず一定であり,  $v_G$ が1 m/d程度になると大きな影響を受けるが $v_G$ が小さな領域では影響を受けないことが分かる. そして酸素侵入深さは50 cm前後であり, 砕石層は約1 mあれば十分であることが分かる. TOC浄化能は,  $v_L \Delta TOC$ で表現すると, 単位管表面積当たり35 g-C/(d·m<sup>2</sup>)程度であることが分かる. この値は, 10-30 mm/d程度の $v_L$ に対して3500-1200 mg/L程度のTOC減少が期待できることに対応する. つまり, 準好気性埋立地における浸出水安定化効果は集水管周りの砕石層に形成される微好気性ゾーンの有機汚濁浄化機構によっていることがこの計算でも確認できた.

#### (1) 1/2円板モデルとの比較

半径 $D/2$ の円(管)の周りに砕石層がある(図一(b)). 式(1), (2)を, 独立変数を中心からの距離(半径) $R$ に変換して, 同様に解くと,  $v_L$ は平板モデルと同じように $L^*$ や $q^*$ に影響しないことが分かる. $v_G$ の影響を示すと, 表三のようになる. なお, この節の $v_L$ ,  $v_G$ は $R=D/2$ における値である.

計算結果を表二と比較すると,  $L^*$ は管周りのモデル形状には余り影響を受けないが, 平板モデルでは $q^*$ や $\Delta TOC$ が小さめに評価されることが分かる( $D \rightarrow$ 大で表二と表一は一致する).

#### (2) 近似による解析解

$r_{TOC}$ , つまり $r_{O_2}$ が層内で一定である( $T=303$  K,  $r_{TOC}=R_{max, c}=-1050$  g/(m<sup>3</sup>·d)とし, 式(7)から $r_{O_2}=-0.165$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup>·d))と仮定すると, 式(1)は, 境界条件:  $z=0$ で $p_{O_2}=p_{O_2}^0$ ,  $q^*=-v_G p_{O_2}^0 - D_e dp_{O_2}/dz(z=0) = (-r_{O_2})L^*$ ,  $z=L^*$ で $p_{O_2}=0$ の基で, 解析的に解ける. そして好気性ゾーンの深さ $L^*$ と酸素侵入フラックス $q^*$ は,  $v_L$ ,  $C_{TOC}^{in}$ によらず各々式(23), (24)

表-4  $r_{O_2}$ が一定としたときの近似計算結果,  
ただし $v_L=10$  mm/d

$v_G$ [m/d]	$p_{O_2}^0$ [-]	$L^*$ [m]	$L^{**}$ [m]	$q^*$ [m/d]	$v_L \Delta TOC$ [g/(m <sup>2</sup> ·d)]
0	0.21	0.504	0.478	0.083	40.1
	0.1	0.348	0.315	0.057	27.7
	0.05	0.246	0.213	0.041	19.6
0.01	0.21	0.500	0.470	0.083	39.8
	0.1	0.346	0.313	0.057	27.6
	0.05	0.245	0.212	0.040	19.5
1.0	0.21	0.280	0.249	0.046	22.3
	0.1	0.223	0.190	0.037	17.8
	0.05	0.175	0.144	0.029	13.9

で,  $v_L \Delta TOC$ は $C_{TOC}^{in}$ によらず, 式(22)から得られる。

$$1 - (v_G/D_e) \{L^* + (D_e/v_G) - p_{O_2}^0(v_G/r_{O_2})\} \times \exp(-v_G L^*/D_e) = 0 \quad (23)$$

$$q^* = (-r_{O_2})L^* \quad (24)$$

さらに,  $v_G=0$ の時,  $L^*$ は式(25)から得られる。

$$L^* = \{2p_{O_2}^0 D_e / (-r_{O_2})\}^{1/2} \quad (25)$$

この近似計算法による $L^*$ ,  $q^*$ ,  $\Delta TOC$ を表-4に示した。 $q^*$ と $v_L \Delta TOC$ は, 表-2のよい近似となっているが,  $L^*$ は小さめの値を与え,  $v_G$ が大きくなるほど近似の度合いが悪くなる。また, 管内酸素濃度 $p_{O_2}^0$ が5%まで小さくなると,  $\Delta TOC$ は約50%に減少する。なお, 式(25)の $L^*$ は4節の始めに定義した $L^*$  ( $p_{O_2}=0.001$ となる位置)と異なっている。そこで $p_{O_2}=0.001$ となる位置を計算し, 表-4中に $L^{**}$ として示した。

なお, 碎石層内のガスの拡散のし易さを示す $D_e$ の影響については, 式(24), (25)から,  $q^*$ が有効拡散係数 $D_e$ の平方根にほぼ比例することが分かり, 碎石層の間隙構造が碎石層内の酸素侵入に大きく影響することが分かる。

## 5. 計算による管周り碎石層の有機汚濁浄化能の評価

有機物の多い埋立地を想定し, 時間経過と共にTOC,  $NH_3-N$ , 嫌気性ガス流速を次の3ケースで設定して, 式(1)-(18)を数値計算した。計算結果を図-5に示す。

case 1: (埋立初期の嫌気性ごみ分解が活発な時)

$$v_G=1 \text{ m/d}, v_L=10 \text{ mm/d}, C_{TOC}^{in}=10000 \text{ mg/L}, C_{NH_3}^{in}=250 \text{ mg/L},$$

case 2: (埋立中期)  $v_G=0.1$  m/d,  $v_L=10$  mm/d,

$$C_{TOC}^{in}=5000 \text{ mg/L}, C_{NH_3}^{in}=200 \text{ mg/L}$$

case 3: (ごみの分解が相当に進んだ時期)

$$v_G=0.01 \text{ m/d}, v_L=10 \text{ mm/d},$$

$$C_{TOC}^{in}=1000 \text{ mg/L}, C_{NH_3}^{in}=150 \text{ mg/L}$$

計算結果から, 嫌気性ガスが大量に発生する時期(ケース1)でも, TOCは2500 mg/Lの浄化が起こるが, アンモニアの酸化は150 mg/Lしか起こらず(このときアンモニア酸化はTOC酸化の1/17(質量比)),  $NO_3-N$ も50 mg/L程度で, 全窒素浄化も80 mg/L程度しか起こらない。なお, このケースで $v_G$ が小さくなると, 酸素浸入フラックス $q^*$ が大きくなり, アンモニアの酸化量は大きくなるが, 脱窒ゾーン ( $p_{O_2}<0.05$ )は余り広がらず, T-N浄化量はほとんど変化しない。また, ケース2ではアンモニアの酸化はTOC酸化の1/18である。有機物が少なくなり嫌気性ガス発生が微量になると(ケース3), 酸素は1 m程度まで侵入することができ, TOCもゼロまで浄化される。一方, 窒素についてはアンモニアは全て酸化されるが, 層内の酸素濃度が高くなるために脱窒が起こらず, 50 mg/L程度の $NO_3-N$ が残る。なお, このケースで $v_G$ が大きくなるとアンモニアの酸化量は変わらないがT-N浄化量は少なくなる。したがって準好気性埋立地内部で浸出水中の窒素浄化を達成するためにはさらに工夫が必要である。

## 6. 集排水管の管径と配置に関する考察

以上の成果から, これまで設計基準が明確でなかった集排水管の設計について, 浸出水中のTOC浄化という観点から考察する。なお, 浸出水を排除するためだけであれば, 日本の降雨量では300-500 mmの管で十分であるが, 準好気性埋立地では, 空気の導入管の役割も考慮して, 実用上は, 有孔ヒューム管で150-3000 mm, 有孔合成樹脂管で100-1500 mmが使用されている<sup>7)</sup>。また, 配置間隔は概ね20m程度を目安とすると記述されている<sup>7)</sup>。しかし, 設計の根拠は示されていない。

今, 直径 $D$ , 長さ $A$ の集排水管の管表面(半円分が有効とする)から侵入した酸素が全てTOCの浄化に使用されるとしたら, 濃度低下 $\Delta TOC^*$ は次式で計算できる。

$$\Delta TOC^* = \{ \pi D A q^* / (2 A v_L) \} \times (273/T) (12000/22.4) \quad (27)$$

そして, この式を用いて $D$ と $A$ が計算できることを以

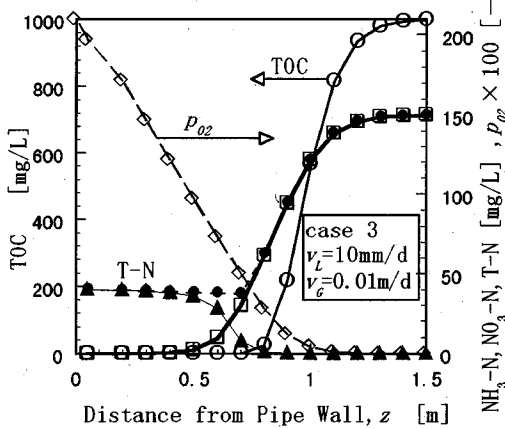
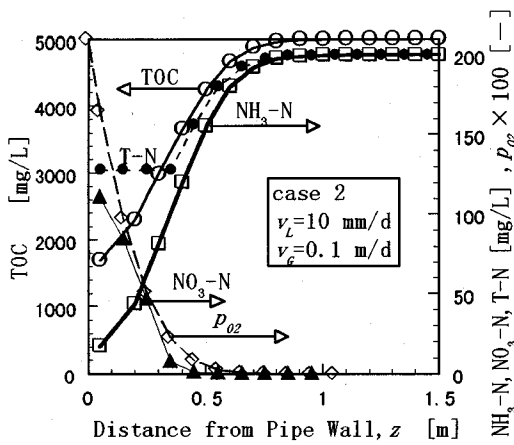
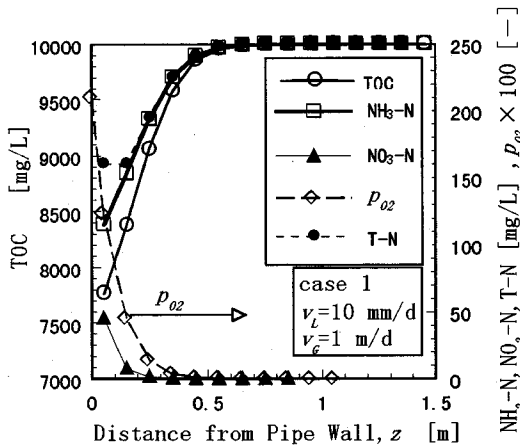


図-5 砕石層内の濃度分布計算例

下に示す。

今、埋立地の条件を考慮して上記の計算結果から、 $q^*=0.07$  m/dと読みとることができたとする。 $v_L$ は、年間降雨量2000 mm/(365 d)、浸出係数0.5の条件で計算される平均浸出水量の2倍、5.4 mm/dであるとす (この水量は目安として仮定した値であり、この節

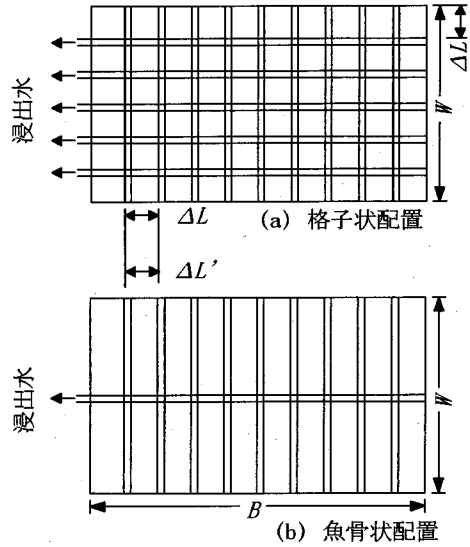


図-6 底部集排水管の配置例

で最終的に評価している $D$ に対して比例関係にある)。すると浄化設計目標 $\Delta TOC^*$ と管の条件 $DA$ の関係が次のように得られる ( $T=303$  Kとした)。

$$DA/A=10^{-4} (\Delta TOC^*/[\text{mg/L}]) \quad (28)$$

埋立地における管配置は地形とも関連して決まるが、計算例として図-6(a)に示すような、 $W \times B$ の埋立地に格子状に集排水管を敷設するとすると、管間隔 $\Delta L$ を使って、 $A \approx W\{(B/\Delta L)-1\} + B\{(W/\Delta L)-1\}$ なので $A/A \approx 2/\Delta L - 1/B - 1/W \approx 2/\Delta L$ となり、図-6(b)のような魚骨状配置を考え、枝管の間隔を $\Delta L'$ とすると $A' \approx W\{(B/\Delta L')-1\} + B$ なので $A'/A \approx 1/\Delta L' - 1/B + 1/W \approx 1/\Delta L'$ となり、式(28)は次のように変形できる。

$$D/\Delta L \approx 0.5 \times 10^{-4} (\Delta TOC^*/[\text{mg/L}]) \quad (29)$$

$$D/\Delta L' \approx 10^{-4} (\Delta TOC^*/[\text{mg/L}]) \quad (30)$$

設計目標 $\Delta TOC^*$ を設定すると $D$ と $\Delta L$ の組合わせが決まる。今、嫌気性領域における浸出水中の埋立初期のTOC濃度は2000-5000 mg/Lのレベルにある<sup>8)</sup>と思われるので $\Delta TOC^*=1000$  mg/L (単純に $\Delta BOD^*=2700$  mg/L)とし、指針により $\Delta L=\Delta L'=20$  mとすると、 $D=1$  m<sup>φ</sup> (図-6(a))、 $D=2$  m<sup>φ</sup> (図-6(b))となる。したがってこのような手順によりTOC浄化に依拠した管径・管配置設計が可能であるが、かなり大きな管径が必要であることが分かる。

## 7. おわりに

準好気性埋立地における浸出水集排水管周りにおける有機汚濁浄化能評価に関して、多くの仮定・前提条件のもとで、理論的取り扱いについて述べ、それに数値を与えて計算し、次の結果を得た。

- 1) 集排水管周りのTOC浄化能 ( $v_L \Delta TOC$ ) は、管表面積当たり約35 g-C/(d·m<sup>2</sup>)程度であり、濃度で表現すると数千mg/L程度である。
- 2) 集排水管周りのTOC浄化能 ( $v_L \Delta TOC$ ) は、浸出水流速  $v_L$ 、嫌気性領域におけるTOC濃度  $C_{TOC}^{in}$  によらず一定であり、嫌気性ガス流速  $v_G$  については  $v_G$  の小さいときには影響を受けない。また、 $v_L \Delta TOC$  は、碎石層内ガス有効拡散係数  $D_e$ 、管内酸素濃度  $p_{O_2}^0$ 、及び碎石層内酸素消費速度 ( $-r_{O_2}$ ) の平方根にほぼ比例する。
- 3) 碎石層の微好気性ゾーンの深さは、大略、管内酸素濃度と碎石層内有効ガス拡散係数の平方根に比例し、酸素消費速度の平方根に反比例し、ほぼ0.5 m程度である。したがって碎石層の厚みは有機汚濁浄化の観点からは1 m程度あれば十分である。
- 4) 集排水管の管径と配置密度の設計手順について述べた。管配置間隔20 m、TOC浄化目標  $\Delta TOC^* = 1000$  mg/Lの計算例では、格子状配置 (図-6(a)) では、 $D=1$  m程度、魚骨状配置 (図-6(b)) では、 $D=2$  m程度であった。

### 記号表

$A$ : 埋立地表面積	[m <sup>2</sup> ]
$C_{NH_3}$ : 浸出水中NH <sub>3</sub> -N濃度	[g-N/m <sup>3</sup> ] [mg/L]
$C_{NO_3}$ : 浸出水中NO <sub>3</sub> -N濃度	[g-N/m <sup>3</sup> ] [mg/L]
$C_{TOC}$ : 浸出水中TOC濃度	[g-C/m <sup>3</sup> ] [mg/L]
$D$ : 集排水管管径	[m]
$D_e$ : ガス流れ混合分散 (拡散) 係数	[m <sup>2</sup> /s]
$d_L$ : 浸出水流れ混合分散 (拡散) 係数	[m <sup>2</sup> /s]
$d_p$ : 碎石の平均径	[m]
$K_{TOC}, K_{NH_3}$ : TOC, NH <sub>3</sub> -N濃度に対する飽和定数	[g/m <sup>3</sup> ]
$K_{O_2}, K_{O_2, N}$ : 酸素濃度に対する飽和定数,	
式(5), (6)	[-]
$L$ : 碎石層の深さ	[m]
$L^*$ : 好気性ゾーンの深さ	[m]
$Pe$ : ペクレ数	[-]
$p_{O_2}$ : 酸素ガス濃度 (m <sup>3</sup> -O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> -gas)	[-]
$q^*$ : 管からの酸素侵入フラックス	[m/d]
$R$ : 集排水管半径	[m]
$R_{max}$ : 最大浄化速度	[g/(d·m <sup>3</sup> -water)]
$Re_p$ : 充填粒子径基準レイノルズ数	[-]
$r_{N_2}$ : 脱窒速度	[g-N/(d·m <sup>3</sup> -water)]
$r_{NO_3}$ : NO <sub>3</sub> -N生成速度	[g-N/(d·m <sup>3</sup> -water)]
$r_{NH_3}$ : NH <sub>3</sub> -N酸化速度	[g-N/(d·m <sup>3</sup> -water)]

$r_{O_2}$ : TOC酸化に伴う酸素消費速度	[m <sup>3</sup> -O <sub>2</sub> /(d·m <sup>3</sup> -layer)]
$r_{O_2, N}$ : アンモニア酸化に伴う酸素消費速度	[m <sup>3</sup> -O <sub>2</sub> /(d·m <sup>3</sup> -layer)]
$r_{TOC}$ : TOC分解速度	[g-C/(d·m <sup>3</sup> -water)]
$r_{TOC, N}$ : 脱窒反応に伴うTOC消費速度	[g-C/(d·m <sup>3</sup> -water)]
$T$ : 層内温度	[K]
$v_G$ : 嫌気性ガス流速 (空塔速度, ダルシー速度), 管への流れを正にとる。	[m/d]
$v_L$ : 浸出水流速 (空塔速度, ダルシー速度), 管への流れを正にとる。	[m/d]
$z$ : 管壁からの距離	[m]
$\Delta L$ : 管配置間隔	[m]
$\Delta TOC$ : 好気性ゾーンのTOC浄化能	[mg/L]
$\Delta TOC^*$ : 埋立地TOC浄化能目標値	[mg/L]
$\epsilon$ : ガス空間率	[-]
$\eta$ : 浄化率 (除去率)	[-]
$\theta_L$ : 体積含水率	[-]
$L$ : 集排水管総延長	[m]
$\nu$ : 動粘度	[m <sup>2</sup> /s]
$\xi$ : 屈曲係数	[-]

### 引用文献

- 1) 花嶋正孝: 廃棄物埋立構造に関する実験的研究, 土木学会論文報告集, 第310号, pp. 69-76, 1981.
- 2) 金英圭, 松藤敏彦, 東條安匡, 田中信寿: 準好気性廃棄物埋立地内浸出水集排水管への空気流入に関する研究—単一管の場合—, 廃棄物学会論文誌, 第6巻, 第4号, pp. 129-138, 1995.
- 3) 田中信寿, 松藤敏彦, 金英圭: 準好気性廃棄物埋立地内浸出水集排水管への空気流入に関する研究—管網の場合—, 廃棄物学会論文誌, 投稿中
- 4) 金英圭, 田中信寿, 松藤敏彦: 微好気性ごみ層における浸出水中のTOC除去能力に関する実験的研究, 環境工学研究論文集, 第32巻, pp. 425-433, 1995.
- 5) 李南勲, 楠田哲也, 島岡隆行, 松藤康司, 花嶋正孝: 埋立廃棄物層における汚濁物質の質変換現象に関する実験的研究, 廃棄物学会論文誌, 第4巻, 第2号, pp. 53-63, 1993.
- 6) 朴祥徹, 楠田哲也, 島岡隆行, 松藤康司, 花嶋正孝: 埋立廃棄物層の通気性が浸出水質に及ぼす影響について, 廃棄物学会論文誌, 第5巻, 第1号, pp. 19-28, 1994.
- 7) 厚生省水道環境部監修: 廃棄物最終処分場指針解説—1989年版—, (社)全国都市清掃会議, pp. 98-104, 1988.
- 8) 田中信寿, 神山桂一: 都市廃棄物嫌気性埋立層中の可溶性汚濁物生成過程に関する研究, 土木学会論文集, 第381号/II-7, pp. 217-225, 1987.
- 9) 田中信寿, 高畑恒志, 神山桂一: 廃棄物埋立処分場における大気中酸素の廃棄物層への侵入深さとフラックスについて, 衛生工学研究論文集, 第22巻, pp. 37-47, 1986.
- 10) 田中信寿, 神山桂一: 廃棄物埋立処分地におけるガス及



- びガス成分の移動について—廃棄物層・土壌層を流れるガスの移動方程式とその応用—, 廃棄物学会誌, 第2巻, 第1号, pp. 46-58, 1991.
- 11) 化学工学協会編: 化学工学便覧, 改訂3版, 丸善(株), p. 1202, 1968.
- 12) 大竹伝雄, 岡田和夫: 充填塔のホールドアップ—ガスを流さぬ場合—, 化学工学, 第17巻, pp. 176-184, 1953.
- 13) 佐藤昌之: 下水道工学, 丸善(株), p. 258, 1980.
- 14) 山根恒夫: 生物反応工学, 産業図書, pp. 142-146 & pp. 260-261, 1980.
- 15) 坂田幸久, 李南勲, 楠田哲也, 島岡隆行, 花嶋正孝: 埋立廃棄物層内における物質変換モデルの検証, 土木学会第48回年次学術講演会講演要旨集(第2部), pp. 1156-1157, 1993. 9.

(1996. 3. 27受付)

THEORETICAL ESTIMATION FOR REMOVAL ABILITY OF ORGANIC POLLUTANTS  
THROUGH CRUSHED STONE LAYER AROUND LEACHATE COLLECTION PIPE AND DESIGN  
OF THE PIPE IN SEMIAEROBIC SANITARY LANDFILLS

Nobutoshi TANAKA, Young-kyu KIM and Toshihiko MATSUTO

The removal ability of organic pollutants from leachate is numerically studied in crushed stone layer around leachate collection pipes on the bottom of semiaerobic sanitary landfills, which are popular in Japan. It is shown that to exhibit the ability of TOC removal, the pore fraction of the perforated pipes is desirable about 25%, the depth of crushed stone layer should be 0.5 - 1.0 m, and the diameter of the pipes should be 1 m in latticework arrangement, or 2 m in fish-bones-like arrangement on the conditions that the interval between each of pipes is 20 m and design target of TOC removal is 1000 mg/L.