

(67) 生物活性炭嫌気性反応装置によるSS含有 低濃度有機性廃水の処理に関する研究

津野 洋^{1*}・河村正純¹・日高 平¹・本間康弘²・蒲池一将²

¹京都大学大学院工学研究科都市環境工学専攻 (〒615-8540京都市西京区京都大学桂C1)

²荏原エンジニアリングサービス (株) 技術開発統括 技術開発室

(〒251-8502 神奈川県藤沢市藤沢4-2-1)

* E-mail: hs-tsumo@water.mbox.media.kyoto-u.ac.jp

溶解性有機物濃度が低く、また高 SS 濃度の食品工場廃水等では UASB 法における微生物の自己造粒機能が不安定になる。本研究では、SS を 300 mg/L 含有し溶解性の重クロム酸 COD (以下 COD と記す) 濃度が 1000~1500 mg/L の SS 含有低濃度有機性廃水の処理に対し、生物活性炭嫌気性反応装置を適用し安定的および効率的な処理の可能性とその操作因子について検討した。

平均の流動床当たりの COD 負荷率が 2~33kg/(m³・日)の範囲で各実験の平均 COD 除去率は全 COD で 81~88%および溶解性 COD で 92~98%であり、高負荷率で安定した処理が可能であることが示された。平均溶解性 COD 除去速度を基にした固形性 COD 変換率は平均 0.12 kgCOD/kgCOD-除去量であった。また、全 COD 除去速度とメタン生成速度 (COD 換算値) の間には高い相関関係が認められ、除去された全 COD の約 87%がメタンに変換され、除去 CODkg 当たり 300 Lstp のメタンが生成されることが示された。

Key Words : anaerobic degradation, granular activated carbon(GAC), expanded-bed reactor, methane formation

1. はじめに

食品工場廃水は、生物学的に易分解性の有機物を高濃度で含有するものが多いのが特徴である。この廃水の処理法としては、好気性処理よりもむしろ嫌気性処理法が開発され採用されている。主流は嫌気性上昇流汚泥床 (UASB) 法であるが UASB 改良型の高負荷EGSB技術なども開発されており、ビール工場廃水、発酵食品工場廃水、缶詰工場廃水、煮豆・佃煮工場廃水等の処理に適用されている¹⁾²⁾³⁾⁴⁾⁵⁾⁶⁾⁷⁾。またこれらの処理法は化学工場廃水にも適用されている⁸⁾。

UASB 法およびその改良法 (EGSB 法) はメタン生成活性の高い粒状汚泥の生成により反応槽内の菌体濃度は高くなるため高負荷率で運転可能で処理効率の高い方法である。しかしながら、UASB 法の効率や安定性はこの粒状汚泥の生成と保持に大きく依存する。このため、食品工場廃水や化学工場での UASB 法による処理では、溶解性有機物濃度が重クロム酸 COD (以下 COD と記す) で 3000mg/L 以上の廃水を対象として適用されている例が多

い¹⁾²⁾³⁾⁴⁾⁵⁾⁶⁾⁷⁾⁸⁾⁹⁾。また SS 濃度の高い廃水では SS が造粒汚泥に付着・滞留し汚泥床内での発酵が生じ、これらのことは微生物の自己造粒機能と保持を不安定にする⁹⁾。このため、このような廃水に対しても安定的に適用しうる嫌気性処理法の開発が望まれているが、まだ十分に開発されていない。本研究はこのような廃水を想定して嫌気性処理法の開発を行った。本論文では溶解性の COD が 1500mg/L 程度以下の廃水を「低濃度有機性廃水」、および 300mg/L 程度の SS を含有する廃水を「SS 含有廃水」として以下目及する。

本研究では、このような SS 含有低濃度有機性廃水を安定して効率良く処理するために、食品工場廃水中の SS よりも比重が大きく、微生物の付着担体としても優れている⁹⁾¹⁰⁾粒状活性炭を担体とした生物活性炭嫌気性流動床型反応装置を開発し、その適用性を実験的に検討し、また操作因子の提示を試みた。この反応装置は循環ラインを有する粒状活性炭を充填した嫌気性上昇流式反応装置で、頂部より処理液の一部を反応器の底部 (被処理流入水流入箇所) に循環させることにより有機物濃度

を希釈制御できる。また投入された粒状活性炭担体が適度に膨張しかつ流入水中の SS による床の閉塞を回避できるように反応装置内の上昇流の線速度を制御できる。さらに、分解菌と微生物を粒状活性炭上に付着増殖させ安定して保持しうる。

2. 実験方法

実験に使用した生物活性炭嫌気性反応装置の概略を図1に示す。反応器は、内径 10cm、有効高さ 127cm（有効容積 10L）の温水保温管付きの透明塩化ビニール製のカラムで、流動担体としては平均粒径 0.9~1.1mm の粒状活性炭 FILTRASORB 400（東洋カルボン株式会社製）を用い、1.5kg を充填した。反応装置の頂部から反応液の一部を引き抜きマグネットポンプにより底部に循環することで担体の流動化を行った。膨張率が 25% となるように循環流量を調整したが、この時の流量は 180L/hr（線速度は 38cm/min）であり粒状活性炭流動床容積は 4.3L となった。

反応装置への原水作成にあたり、糖質系高濃度食品工場廃水を入し希釈して使用することとした。この廃水は COD 濃度が 580,000mg/L および SS 濃度が 131mg/L であった。また、pH は 2.6 であった。原水はこの高濃度食品工場廃水を水道水で希釈し COD 濃度が所定の濃度（1000mg/L）となるように調整し、SS 成分として東京都の生ごみの成分¹⁰⁾を模擬した表1に示される組成¹⁰⁾の人工的合成生ごみを破碎したもの（粒径約 1~2 mm）を SS 濃度が 300mg/L となるように添加した。実廃水中には微生物に対する栄養塩類がほとんどなかったため表2に示

表-1 人工的合成生ごみの組成¹⁰⁾

構成物	構成重量比(%)
キャベツ	10
ジャガイモ	10
人参	10
大根	10
白菜	10
リンゴ	2.5
オレンジ皮	7.5
バナナ皮	10
ご飯	10
食パン	2.5
麺	7.5
卵	2.5
挽肉	2.5
魚肉	5

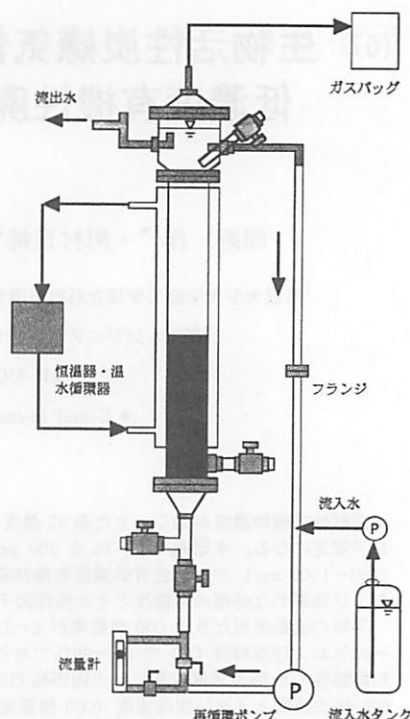


図-1 生物活性炭嫌気性反応装置の概略

表-2 栄養塩類の組成

Nutrients		
K_2HPO_4	0.348	g
KH_2PO_4	0.227	g
NH_4Cl	0.50	g
$MgCl_2 \cdot 6H_2O$	0.41	g
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	0.25	g
Vitamins & Minerals	*	
流入水	1	L

* Vitamins & minerals

Pyridoxine-HCl	0.1 mg	$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$	0.3 mg
Folic acid	0.02 mg	$MnCl_2 \cdot 4H_2O$	0.1 mg
Biotin	0.02 mg	H_3BO_3	0.9 mg
Thiamine HCl	0.05 mg	$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0.6 mg
Riboflavin	0.05 mg	$CuCl_2 \cdot 2H_2O$	0.03 mg
Nicotinic acid	0.05 mg	$NiCl_2 \cdot 6H_2O$	0.06 mg
Calcium pantothenate	0.05 mg	$Na_2MoO_4 \cdot 2H_2O$	0.1 mg
p-Aminobenzoic acid	0.05 mg	Cystein-HCl	300 mg
Thioctic acid	0.05 mg		

表-3 生物活性炭嫌気性反応装置の運転条件

(RUN 1)

実験 NO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
運転日数, 日	0-36	-149	-163	-180	-193	-211	-226	-242	-260	-273	-318	-366	-400
流量, L/日	2.0	5	8	10	13	15	18	20	23	25	30	30	30
HRT, 日 *	2.2	0.86	0.54	0.43	0.33	0.29	0.24	0.22	0.19	0.17	0.14	0.14	0.14
流入水, mg/L													
全 COD	1060	1120	1110	1090	1100	1110	1080	990	1080	1120	1180	1210	1500
SS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	91	290
COD 負荷率 kg/($\text{m}^3 \cdot \text{日}$) *	0.5	1.2	2.1	2.5	3.3	3.9	4.5	4.6	5.8	6.5	8.2	8.5	10
g/(kg-GAC $\cdot$ 日)	1.4	3.4	6.0	7.2	9.5	11	13	13	15	17	24	24	29

*: 流動床容積に基づく

(RUN 2)

実験 NO	14	15	16	17	18	19	20	21	22
時間, 日	515-545	-593	-667	-715	-756	-789	-942	-1068	-1126
流量, L/日	10	20	30	30	40	50	50	60	70
HRT, 日 *	0.43	0.2	0.14	0.14	0.11	0.09	0.09	0.07	0.06
流入水, mg/L									
全 COD	800	990	1160	1760	1670	1640	1770	1730	1970
SS	0	0	0	310	300	300	306	308	323
COD 負荷率 kg/($\text{m}^3 \cdot \text{日}$) *	1.9	4.6	8.5	12	16	19	21	24	33
g/(kg-GAC $\cdot$ 日)	5.4	13	24	34	46	54	60	72	83

*: 流動床容積に基づく

される組成の栄養塩類を別途添加した。原水は電磁駆動式定量ポンプを用いて原水貯留槽から流動床循環ラインへ供給した。実験期間中は反応装置内水温を 35℃ となるように制御した。

操作開始にあたっては、反応装置に水道水を満たし粒状活性炭を充填し、同時に都市下水処理場嫌気性消化槽汚泥 (約 10000 mg SS/L) を 200mL 添加することにより植種を行った。運転開始時には流量を 2L/日 (流動床に基づく HRT=2.2 日) としたが、実験期間の経過とともに流量を変えて実験を継続した。全実験期間は 0-1126 日であったが実験棟の工事のため途中実験を 4ヶ月程度中断した (中断の前後で RUN 1 および RUN 2 とする)。中断期間中反応装置は 35℃ で保温を継続した。反応装置の運転条件を表 3 に示す。操作の開始あるいは再開より処理が安定するまで流入水への SS の投入は行わず、RUN 1 では実験 No12 および No13 において、RUN 2 では実験 No17 以降に流入水への SS の投入を実施した。

実験期間中には週 1-2 回の頻度で流入水及び処理水を採水し、全 COD 濃度および溶解性 COD 濃度を測定した。また流入水に関しては SS 濃度も測定した。同時に流入水および反応装置内の溶液の pH および ORP の測定も行った。COD の測定は Standard Method Closed Reflux Titrimetric Method¹³⁾ に、SS の測定は下水道試験方法¹⁴⁾ に準拠した。また反応装置で発生するガスはガスバックを用いて捕集し、ガス分析機 (島津製作所、CG-7000) によりメタンガスを測定した。

3. 結果および考察

実験期間中の pH、ORP、COD およびメタン生成速度の経時変化を図 2 に示す。RUN 1 では、流入水の pH は作成時に調整したため 7.0-7.5 の範囲であった。運転開始初期の 42 日目に反応装置内 pH は 4.5 まで減少し同時に ORP は -323 mV となった。これは反応装置内に分解中間産物である有機酸が蓄積したことによるものと考えられる。そのためこれ以後は、2N-NaOH を用いて反応装置内溶液の pH コントロールを実施し装置内溶液の pH を 7.0-7.9 の間に保った。また装置内 ORP は -398-326mV であり、実験の進行とともに有機物の嫌気性分解およびメタン発酵のための嫌気的環境が確立していった。

また RUN 1 における流入水的全 COD 濃度は実験期間を通して 860-1500mg/L であったのに対し、流出水的全 COD および溶解性 COD 濃度は実験開始後から徐々に増大傾向を示した。特に pH の低下および ORP の上昇時期と一致して急激に増大し、運転 63 日には全 COD および溶解性 COD の各濃度は各々 1000mg/L および 740mg/L となった。しかし、その後徐々に減少し 115 日目には全 COD および溶解性 COD 濃度は各々 180mg/L および 60mg/L となり安定した。RUN 1 の実験終盤では、流入水へ SS を 290 mg/L となるように投入したことにより、流入水的全 COD 濃度はそれまでの 1160mg/L から 1500mg/L へ増大した。

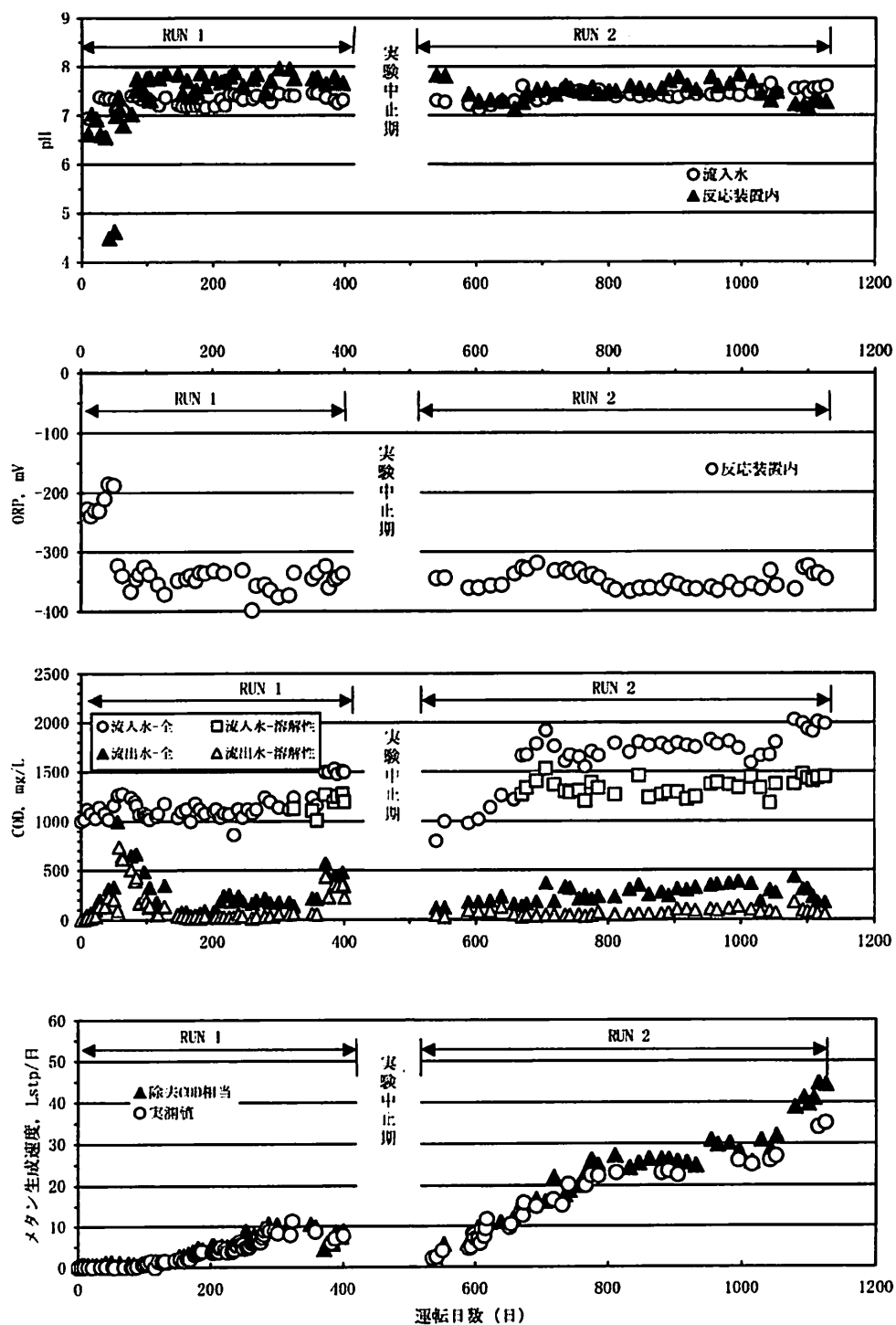


図-2 反応装置における水質項目およびメタン生成速度の変化

これに対し流出水的全CODおよび溶解性COD濃度は各々 570mg/L および 440mg/L へと増大したが、その後各々

430mg/L および 230mg/L へと低下した。

RUN 1 におけるメタン生成速度は、少量の汚泥の植種で運転開始したため 40 日目あたりから観測され始めたが、pH、ORP および流出水 COD 濃度が安定した運転 100 日目から顕著に観測されるようになった。その後 COD 負荷率の増大とともにメタン生成速度は増大し 323 日目には 11L/日 (標準状態) となった。実験の終盤には処理水質の悪化と一致してメタン生成速度は若干減少傾向を示した。以上のメタン生成速度の値は除去有機基質が完全にメタン発酵した時の理論値 ($350 \text{ L}_{\text{STP}}\text{-メタン/kg-除去COD}$) に近い値であった。

RUN 1 における各実験の平均 COD 濃度を図 3 に、平均 COD 除去率を COD 負荷率とともに図 4 に示す。実験 No2 では分解副産物の蓄積により pH が低下した影響で処理水質は悪化し、従って COD 除去率も低下した。実験 No13 では流入水に SS 濃度が 290mg/L となるように投入した影響で処理水質は悪化し COD 除去率は低下した。これらを除く他の実験では COD 負荷率が $0.5\sim 8.5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{日})$ の範囲で全 COD および溶解性 COD に対する平均除去率は各々 75~97% および 94~99% であった。

RUN 2 では、COD 負荷率を RUN 1 より更にあげ $33 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{日})$ の条件でも操作した。実験期間中流

入水の pH は 7.1~7.6 の範囲であり、反応装置内の pH は pH コントロールにより 7.1~7.8 に保った。ORP は 364~319mV であり、実験期間を通して有機物の嫌気性分解およびメタン発酵のための嫌気的環境が確立していた。流入水的全 COD 濃度は実験期間を通して 800~2030mg/L の範囲で変化した。流入水へ 300mg/L の SS の投入は 668 日目から実施し、流入水的全 COD 濃度はそれまでの 1220mg/L から約 1660mg/L へと増大した。流入水の溶解性 COD 濃度も SS の投入を開始した実験 No17 以降 (668~1126 日の間) には SS 廃液の投入により若干増大し、この期間中の濃度は 1200~1530mg/L であった。これに対し、流出水的全 COD および溶解性 COD 濃度は各々 60~440mg/L および 40~180mg/L であり、実験期間を通して安定した処理水質が得られた。

RUN 2 におけるメタン生成は約 4 ヶ月中断していたにもかかわらず実験再開直後から観測された。COD 負荷率の増大とともにメタン生成速度は増大し、実験の最終には 35L/日 (標準状態) に達した。RUN 1 の場合と同様これらのメタン生成速度の値は除去有機基質が完全にメタン発酵した時の理論値に近い値であった。

RUN 2 における各実験の平均 COD 濃度を図 5 に、平均 COD 除去率を COD 負荷率とともに図 6 に示す。実験 No14、No15

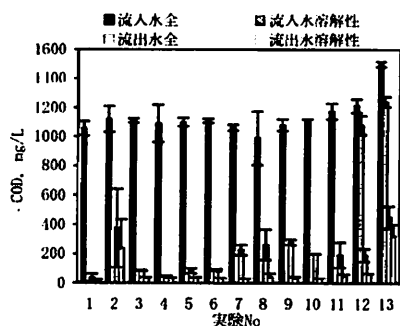


図-3 各実験の平均COD濃度 (±標準偏差) (RUN 1)

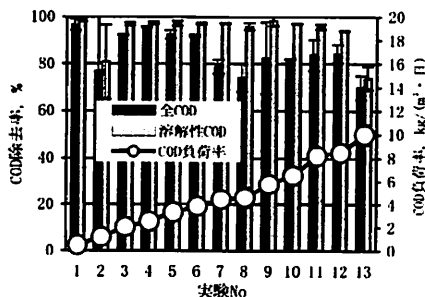


図-4 各実験の平均COD除去率とCOD負荷率 (±標準偏差) (RUN 1)

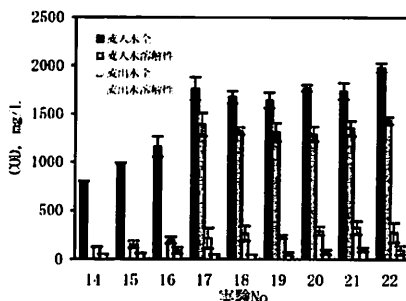


図-5 各実験の平均COD濃度 (±標準偏差) (RUN 2)

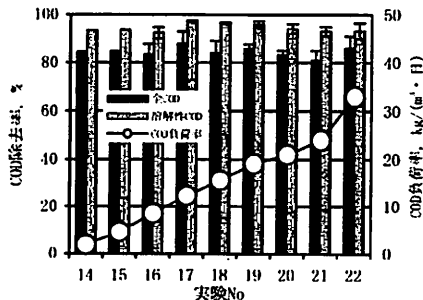


図-6 各実験のCOD除去率およびCOD負荷率 (±標準偏差) (RUN 2)

およびNo16では流入水にSSは投入されておらず流入水の平均全COD濃度は800~1160mg/Lであった。実験No17~No22では流入水にSS濃度が約300mg/Lとなるように投入したため流入水の平均全COD濃度および平均溶解性COD濃度は各々1640~1980mg/Lおよび1290~1430mg/Lであった。これに対し流出水の平均全COD濃度および平均溶解性COD濃度は各々110~326mg/Lおよび50~100mg/Lであった。RUN 2では、COD負荷率が2~33kg/(m²・日)の範囲で各実験の平均COD除去率は、全CODに対して81~88%および溶解性CODに対しては92~98%であった。これらのことから良好な処理がなされていたことが示される。

以上より、活性炭の膨張率を25%となるように線速度を38cm/minに設定し、pHはpHコントロールを用いて7.0~7.9の範囲に保ち、ORPは-400~-320mV程度で、流動床容積に基づくHRTが0.06日、流動床容積負荷率で30kgCOD/(m³・日)の条件下でも安定して十分に処理することが示された。この容積負荷率は、仮に活性炭流動床の上部水相として流動床の5割をとるとすると、20kgCOD/(m²・日)程度となり、適切な廃水に適用されているUASB法^{19,97)}に匹敵する程度である。しかも、本法は

本研究で対象としたSS含有低濃度有機性廃水に対しても適用が可能で安定した処理を行ううる。

流入水にSSを添加しない実験で、粒状活性炭上の生物膜が安定したと考えられる実験No7~No11および実験No14~No16に関して、各実験における平均固形性COD流出速度（固形性COD濃度に流量を乗じ、流動床容積で割ったものの平均値）および平均溶解性COD除去速度（除去溶解性COD濃度に流量を乗じ、流動床容積で割ったものの平均値）の関係を図7に示す。両者の間には高い相関関係が認められた。流出水中の固形性CODは反応装置内の粒状活性炭上で増殖した嫌気性微生物が一部剥離して流出水中に流出したものである。平均溶解性COD除去速度を基に固形性COD変換率を算定したところ0.10~0.18kgCOD-SS/kgCOD-除去量であり平均0.12kgCOD/kgCOD-除去量であった。これは嫌気性消化での菌体収率0.107gCOD/gCOD（熱力学的計算値）¹⁹⁾に近いものである。

仮に反応器でのCODの蓄積が微少であるとする、CODに関して次の式が成立する。

$$SSCOD_{out} - Y(DCOD_{in} - DCOD_{out}) = \{1 - \gamma(1 - Y)\}SSCOD_{in} \quad (1)$$

ここで、SSCODはSS性COD、DCODは溶解性CODを示し、Yは収率で0.12であり、 γ は流入SSの可溶化率である。また添え字outおよびinはそれぞれ流出および流入を示す。左辺の値とSSCOD_{in}との関係を図8に示す。この図の傾きより γ は0.95として示され、平均して流入SSの95%が可溶化されることがわかる。すなわち、流入SS性CODの約5%と溶解性CODの約12%を合計したCODがSS性CODとして流出することとなる。なお95%の可溶化は人工的合成ごみをSS成分として用いたことによる。

RUN 1 および RUN 2 に関して、反応装置におけるCOD負荷率と全COD除去速度の関係を図9に示す。COD負荷

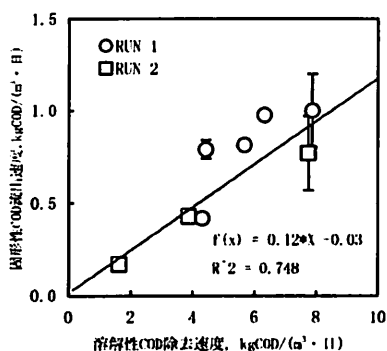


図-7 溶解性COD除去速度と固形性COD流出速度の関係

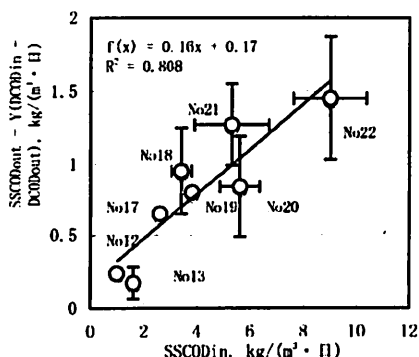


図-8 $SSCOD_{out} - Y(DCOD_{in} - DCOD_{out})$ と $SSCOD_{in}$ の関係

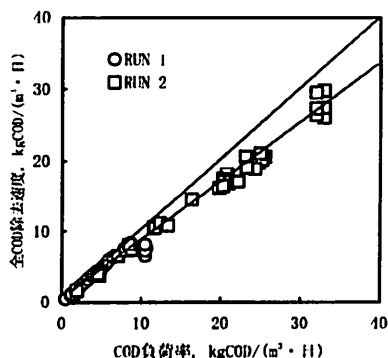


図-9 反応装置におけるCOD負荷率と全COD除去速度の関係

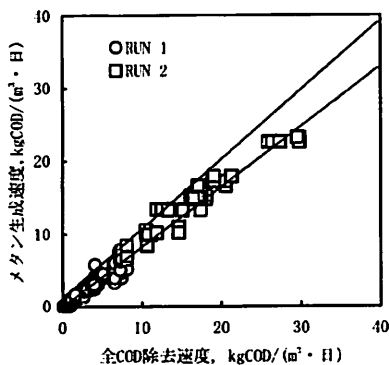


図-10 反応装置における全COD除去速度とメタン生成速度の関係

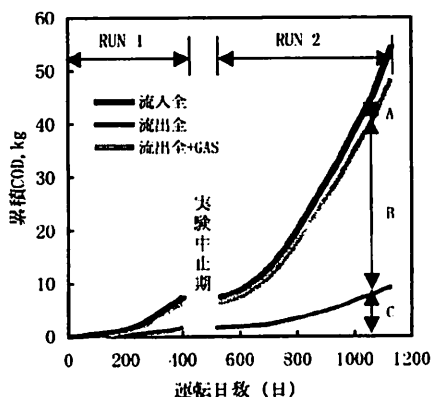


図-11 反応装置における累積CODの変化

率が $0.5 \sim 33 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ の範囲で両者の間には直線的関係が認められ、全COD除去速度/COD負荷率の比は平均で0.86であり、全実験期間を通しての平均COD除去率は86%であった。同様に、反応装置における全COD除去速度とメタン生成速度(COD換算)の関係を図10に示す。両者の間には高い相関関係が認められ、除去された全CODの約87%がメタンに変換されたことが示される。すなわち、除去CODkg当たり300Lのメタンが生成したことになる。

また、この実験での最大全COD除去速度は $30 \text{ kgCOD}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ である。酢酸酸化性メタン生成細菌の最大比反応速度として $8 \text{ g-COD}/(\text{g-COD} \cdot \text{d})^{10}$ を用いると、メタン生成細菌の流動床容積当たりの存在量は 3.75 g-COD/L 以上存在することとなる。津野ら¹⁰はフェノール含有有機性廃水の処理を同様の反応器を用いて、流動床容積当たりのCOD負荷率を $20 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ で処理した実験で $16 \sim 32 \text{ mgVSS/g-GAC}$ の微生物量が付着していることを明らかにしている。本実験の反応器では 1500 g のGACが流動床 4.3 L に入っているため、この値は $5.6 \sim$

11 gVSS/L 流動床となり、負荷量の違いやメタン生成菌以外の細菌も入ることを考慮しても、十分に必要な細菌量を保持しうると考えられる。

実験期間中の反応装置における累積CODの変化を図11に示す。図中Aは反応装置内に貯留あるいは微生物等に変換された量、Bは生物分解を受けた量およびCは反応装置から流出した量の累積を示す。実験期間を通してAはわずかに増加傾向を示し、Bは大きな増加傾向を示した。RUN1の終わりの400日目にはA、BおよびCは各々1.4kg、4.7kgおよび1.7kgであった。またRUN2の終わりの1126日目にはA、BおよびCは各々6.0kg、39kgおよび9.2kgであり、流入量の各々11%、72%および17%であった。すなわち、流入有機物の大半は反応器内でガス化されていることが示されている。

4. 結論

SS濃度が約 300 mg/L および溶解性COD濃度が約 $1000 \sim 1500 \text{ mg/L}$ であるSS含有低濃度有機性廃水の処理のために生物活性炭嫌気性反応装置を開発しその処理特性および操作因子について検討した。得られた結果を要約すると以下ようになる。

- 1) 運転開始初期や負荷を急激に増加させた際には、分解中間産物である有機酸が蓄積することもあり、反応装置内pH7.0～7.9の間での制御が必要であった。
- 2) 少量の消化汚泥の植種から運転を開始すると、メタン生成は40日目あたりから観測され始め、pH、ORPおよび流出水COD濃度が安定した運転100日目から顕著に観測されるようになった。
- 3) RUN1では実験No2およびNo13を除く他の実験では、流動床容積当たりの平均COD負荷率が $0.5 \sim 8.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ の範囲で各実験の平均COD除去率は全CODおよび溶解性CODに対して各々75～97%および94～99%であった。
- 4) 約4ヶ月間の運転停止後のRUN2におけるメタン生成速度は実験再開直後から観測され、COD負荷率の増大とともにメタン生成速度は増大していった。
- 5) RUN2では、流動床容積当たりの平均COD負荷率が $2 \sim 33 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ の範囲で各実験の平均COD除去率は、全CODに対して81～88%および溶解性CODに対しては92～98%であった。なお $33 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$ のときには流動床容積に基づくHRTは0.06日である。
- 6) SSを添加しない実験の平均固形性COD流出速度および平均溶解性COD除去速度を基に固形性COD変換率を算定したところ平均 $0.12 \text{ kgCOD/kgCOD-除去量}$ であった。また、平均して流入SSの95%が可溶化されることがわかった。

7) COD 負荷率が 0.5~33kg/($\text{m}^3 \cdot \text{日}$)の範囲で COD 負荷率と全 COD 除去速度の間には直線的関係が認められ、平均 COD 除去率は 86%であることが示された。同様に、全 COD 除去速度とメタン生成速度の関係から除去された全 COD の約 87%がメタンに変換されたことが示され、単位 kgCOD 除去量当たり 300L のメタンが生成することが示された。

8) 反応装置における累積 COD の変化から RLN 2 の終わりには内部貯留量 (A) 生物分解量 (B) および流出量 (C) は各々 6.0 kg、39kg および 9.2kg であり、流入量の各々 11%、72%および 17%であった。

以上の結果から、本反応装置は SS 含有低濃度有機性廃水の処理に対し効率のおよび安定的な処理法として十分適用可能であり、膨潤活性炭床体積当たりの COD 負荷率は 33kg/($\text{m}^3 \cdot \text{日}$)まで増大して運転しうることが明らかとなった。

参考文献

- 1) 依田元之：UASB 法によるビール廃水の嫌気性処理、環境技術、Vol. 33 No. 6 pp.417-421, 2004.
- 2) T. Tagawa, H. Takahashi, Y. Sekiguchi, A. Ohashi and H. Harada：Pilot-plant study on anaerobic treatment of a lipid- and protein-rich food industrial wastewater by a thermophilic multi-staged UASB reactor, Water Science and Technology, Vol. 45 No10 pp225-230, 2002.
- 3) 安田一司：高速 UASB リアクター (BGR) での排水処理、資源環境対策、Vol. 39 No. 7 pp. 66-67, 2003.
- 4) 多川 正：高負荷・高速嫌気性排水処理設備「PANBIC-H システム」、資源環境対策、Vol. 39 pp. 70-71, 2003.
- 5) 白石皓二：食品産業における嫌気性排水処理装置、環境技術、Vol. 33 No. 6 pp. 17-427-431, 2004.
- 6) 栗栖治夫：(2004) 飲料工場廃水の嫌気性処理、環境技術、Vol. 33 No. 6 pp.422-431, 2004.
- 7) 依田元之、今林誠二、鈴木紀幸：パイロット規模および実装置規模におけるビール酵母洗浄排水の嫌気性処理、用水と廃水、Vol. 33 No. 3 pp. 216-223, 1991.
- 8) 多川 正：化学工場廃水の嫌気処理、環境技術、Vol. 33, No. 6 pp. 432-436, 2004.
- 9) Fox, P：An innovative reactor design for the treatment of biologically inhibitory wastewater, Doctoral thesis in University of Illinois.
- 10) 津野 洋、河村正純、宗宮 功、芳 善根：粒状活性炭流動床型嫌気性反応器による高濃度フェノール廃水の処理、土木学会環境工学委員会、環境工学研究論文集、第 30 巻、pp. 27-38, (1993)
- 11) 谷川 昇、武本敏男、大木秀男、川崎輝夫：生ごみの組成、都市清掃、50(217), 103-109, 1997.
- 12) 洪 鋒、津野 洋、日高 平、千 智勲：一日一回給餌操作での高濃度高温メタン発酵の生ごみ処理への適用性と操作因子に関する研究、環境工学研究論文集、Vol. 40 pp. 333-342, 2003.
- 13) APHA, AWWA, WPCF: STANDARD METHOD, 16 th Edition (1985), American Public Health Association, Washington, DC.
- 14) 社団法人日本下水道協会：下水道試験方法, 2002.
- 15) 安井英斉、小松和也、ラジブゴエル、李玉友、野池 達也：ASM の Death and regeneration concept を用いた活性汚泥処理プロセスと嫌気性消化プロセスの数学的統合、環境工学研究論文集、第 44 巻、pp. 217-228.
- 16) Batstoni D. J., Keller J., Angelidaki L., Kalyuzhnyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A, Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavillin V. A：Anaerobic Digestion Model No. 1. (ADM1), IWA Scientific and Technical report No. 13, IWA, London.

(2010. 5. 21 受付)

Study on treatment of a wastewater containing low concentration of organic compound and high concentration of suspended solid by a biological activated carbon anaerobic reactor

Hiroshi TSUNO¹, Masasumi KAWAMURA¹, Taira HIDAKA¹,
Yasuhiro HONMA², Kazumasa KAMACHI²

¹Dept. of Urban and Environmental Engineering, Kyoto University

²Process Development Dept., Process Research and Development Div.,
Ebara Engineering Service Co., Ltd

Low concentration of soluble organic compound (about soluble COD of 1000-1500mg/L) and high concentration of suspended solid (more than 200mg/L) in wastewater from food industry make formation of active microbial granules unstable in sludge bed of UASB. A biological activated carbon anaerobic reactor was applied for treatment of the wastewater. Objective of this study was to discuss about treatment performance of the reactor for wastewater containing low concentration of organic compound (soluble COD 1000-1500mg/L) and high concentration of suspended solid (300mg/L). Average removal efficiency of 81% - 88 % for total COD and 92 % - 98% for soluble COD were obtained under the fluidized-bed-volume organic loading rate from 2 to 33kgCOD/(m³ · d). It was indicated that conversion efficiency of removed soluble COD to solid COD was 0.12 kg COD/kg COD-removed and solubilization ratio of solid-COD was 95 %. It was also indicated that 87% of removed total COD was transformed to methane.