

(23)

UAHB (Upflow Anaerobic Hybrid Blanket) 法及び2段接触酸化法を 組合せた嫌気好気循環プロセスによる発酵廃液の処理に関する研究

A STUDY ON TREATMENT OF FERMENTATION WASTEWATER BY THE COMBINATION PROCESS OF UAHB (UPFLOW ANAEROBIC HYBRID BLANKET) AND 2 STAGE CONTACT AERATION

今井 剛*, 浮田正夫*, 関根雅彦*, 中西 弘**, 深川勝之***

Tsuyoshi IMAI*, Masao UKITA*, Masahiko SEKINE*, Hiroshi NAKANISHI**, Masayuki FUKAGAWA***

ABSTRACT; In this study, the new combination system of Upflow Anaerobic Hybrid Blanket (UAHB) and 2-stage contact oxidation process was developed. Treatment characteristics were discussed in the new combination system treating a fermentation process wastewater consisting of high sulfate and ammonia. The inhibition caused by hydrogen sulfide or other oxidized compounds toxicity to methanogenic bacteria or acidogenic bacteria was also discussed. The experimental results indicated that the new combination system of UAHB and 2-stage contact oxidation process were shown a better stability for treating the refractory fermentation wastewater. A limiting value of inhibition for nitrification was estimated as 0.35kg-TOC/m³/day or less. The two-stage contact oxidation process was effective for both removal of remaining organic matter (first stage) and nitrification of ammonia (second stage) for treating fermentation wastewater as a post treatment process of UAHB process. There was no excess sludge from the new combination system. The results of mass balances analysis of carbon, sulfur, and nitrogen were shown that a recirculating ratio should be decided based on the sulfur concentration in the system.

KEYWORDS; Hydrogen sulfide, sulfate reduction, nitrification, denitrification, inhibition, recirculating ratio, UAHB process, 2-stage contact oxidation process.

1. はじめに

従来は処理が困難であり、希釈後の処理や海洋投棄等で対処してきた各種の産業排水についても排水規制が一段と強化され、廃棄物の海洋投棄を規制するロンドン・ダンピング条約により、1996年初頭から原則的に廃棄物の海洋投棄が禁止された。よってこれまで処理が困難であり海洋投棄に委ねられてきた余剰汚泥等の液状廃棄物を含めた産業廃水の陸上処理法の確立が急務となっている。現在、高速嫌気性処理プロセスとしてはUASB(Upflow Anaerobic Sludge Blanket)法が主流となっている。このUASB法は20年程前にLettingaら¹⁾によって開発された嫌気性廃水処理法であり、嫌気性菌の自己造粒作用により装置内に高濃度の菌を保持させて高負荷を許容するという特長を有する。しかしながら、この処理方式に適する廃水は、比較的分解しやすく自己造粒機能を阻害しない中・高濃度有機性廃水に限られており、この条件を満たす廃水種は現在のところビール工場廃水など一部の食品産業廃水のみ^{2), 3)}で未だ廃水種の拡大は難しいとされている。この理由として、難分解性廃液に対してはスタートアップ時に自己造粒が生じない、あるいは自己造粒が生じるのにかなりの期間を要すること等が挙げられる。よって、このUASB法に改良を加えUASB部(下部)と嫌気性ろ床部(上部)を組み合わせた上向流式嫌気性ハイブリッドブランケット

* 山口大学工学部社会建設工学科 (Department of Civil Engineering, Yamaguchi University)

** 大阪工業大学土木工学科 (Department of Civil Engineering, Osaka Institute of Technology)

*** 宇部工業高等専門学校物質工学科 (Department of Chemical and Biological Engineering, Ube National College of Technology)

ることを目的に、phase.1～4（循環比=0.25、流入 TOC 負荷=1.43～2.68kg-TOC/m³/day）、phase.5、6、12（循環比=1.0、流入 TOC 負荷=1.38～1.63kg-TOC/m³/day）、phase.8～11（循環比=0.0、流入 TOC 負荷=0.24～1.21kg-TOC/m³/day）を設定した。また、UAHB 槽の嫌気性ろ床部、及び2段接触酸化槽の充填材として、直径45mm、体積100 ml/m³の合成樹脂（ナイロン）製紐状充填材（バイオコード）を使用した⁴⁾。充填量はUAHB 槽の嫌気性ろ床部には1.0m、2段接触酸化槽のエアリフト管の外部には第1段、第2段ともに2.0mである。

UAHB 槽の植種汚泥は、宇部市東部下水処理場における汚泥消化槽から採取したもの（SS=21,000mg/ℓ）6ℓと発酵工場の本廃液の排出口付近で採取された汚泥1ℓを用いた。2段接触酸化槽の植種汚泥として、宇部市東部下水処理場における返送汚泥（SS=3,000mg/ℓ）をそれぞれの槽に2ℓ投入した。

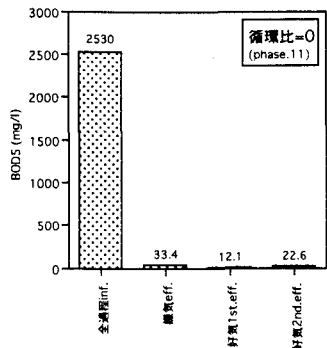


図.2 循環比=0での各処理過程におけるBOD₅

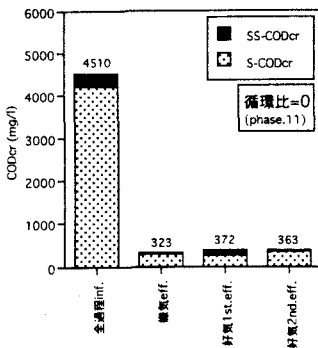


図.3 循環比=0での各処理過程におけるCOD_{cr}

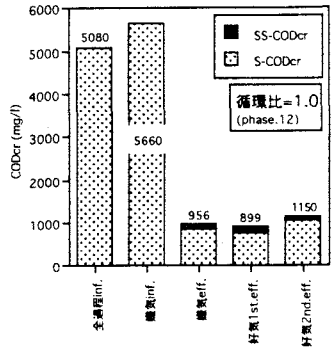


図.4 循環比=1.0での各処理過程のCOD_{cr}

3. 実験結果及び考察

3.1 全プロセスの処理成績

本プロセスはその構成から、嫌気過程から好気過程へと段階的に処理を行っていること、好気過程から嫌気過程へと処理水の一部（硝化液）を循環していること、嫌気過程のグラニュール床上部及び好気過程に充填材を配していること等が特徴である。したがって、まず各反応槽相互の影響を考慮することが必要である。図.2から全プロセスで99.1%、嫌気過程のみで98.7%の生物化学的酸素要求量(BOD₅)除去率が得られ、嫌気過程において生物処理可能な大半の有機物は除去されていたことがわかる。また、図.3から化学的酸素要求量(COD_{cr})除去率は全プロセスで92.0%、嫌気過程のみで92.8%と良好な値が得られた。しかしながら、好気過程のCOD_{cr}は好気過程のBOD₅の約10倍の値であったことから、発酵廃液中には生物難分解性の有機物が含有されており、嫌気過程において生物処理可能な大半の有機物が除去されたため好気過程には生物難分解性の有機物が流入する割合が高かったものと推測される。なお、実験期間を通して事実上余剰汚泥の引き抜きは必要なかった。この理由としては、表.2に示すように、流入SSが低く嫌気過程における余剰汚泥の発生量はそれほど小さくなく、さらに好気過程においては硝化を促進させるために少々過曝気味にDOを維持したために汚泥の自己消化が促進され余剰汚泥の発生が少なかったものと考えられる。このことから本システムは、余剰汚泥の引き抜きが不要な省エネルギー的なプロセスであることが確認された。以上のことから本システムにより、発酵廃液の高効率な処理が可能であることが明らかとなった。次に、図.4から好気過程の硝化液を循環させることによって、全プロセスで77.3%、嫌気過程のみで83.1%のCOD_{cr}除去率とな

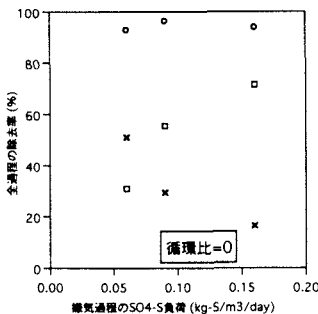


図.5 循環比=0のときの嫌気過程のSO₄-S 負荷と全プロセスの除去率

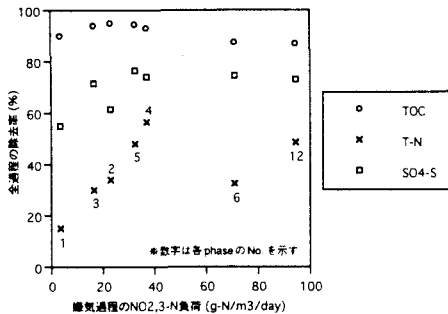


図.6 嫌気過程のNO_{2,3}-N 負荷と全プロセスの除去率

り、循環比=0の場合と比較すると処理成績の低下がみられた。図.5から $\text{SO}_4\text{-S}$ 負荷に対して $\text{SO}_4\text{-S}$ 除去率は比例関係であり、T-N除去率は反比例の関係にあることがわかる。当然のことながら、循環比=0では硝化液の返送がなかったために嫌気過程での脱窒は生じないが、後述のように、好気過程の生物膜深部におい

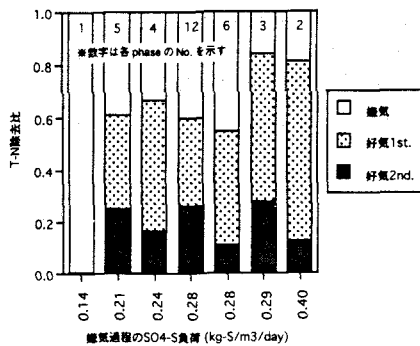


図.7 嫌気過程の $\text{SO}_4\text{-S}$ 負荷とT-N除去比の関係

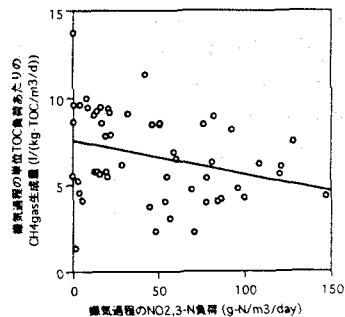


図.8 嫌気過程の $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷と単位TOC負荷あたりの CH_4 gas生成量の関係

て嫌氣的部位が生じ、そこで脱窒が生じたものと考えられ、プロセス全体としては窒素が除去されている。次に、図.6から循環比とは関係なくT-N除去率は $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷が $40\text{g-N/m}^3\text{/day}$ まではほぼ直線的に上昇し、それ以上ではT-N除去率が上昇しなかったことがわかる。同図からTOC除去率も $40\text{g-N/m}^3\text{/day}$ 以上の領域において低下傾向を示していることから、このT-N除去率の低下は $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷の上昇とともに廃水中に含まれる硫酸塩濃度が上昇し、嫌気過程での硫酸還元反応による硫化水素の発生に起因する阻害ではないかと推測される。図.7から、嫌気過程の $\text{SO}_4\text{-S}$ 負荷の上昇に伴い、好気過程第1段のT-N除去比の割合が大きくなっていることがわかる。 $\text{SO}_4\text{-S}$ 負荷の上昇とともに、好気過程第1段へ流入する硫化物濃度が上昇し、それらが SO_4^{2-} に変換される際にDOを消費し、それによるDOの不足が好気過程第1段の生物膜内部において局所的な嫌氣的部位を形成させ、脱窒が生じたものと考えられる。しかしながら、当然生物膜中に嫌氣的部位が生じることにより、硝化性能は低下し、さらに全体の有機物除去性能も低下したものと考えられる。図.8から分析値に多少のばらつきがあるものの $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷の増加に伴い、単位TOC負荷あたりのメタン(CH_4)ガス生成量の低下がみられる。これは、脱窒菌及び硫酸塩還元菌とのメタン生成菌の競合作用、あるいは硫酸還元反応により生じた硫化水素による阻害作用によるものと考えられ、メタン回収と脱窒を同時に行うことには限界があると推定される。

以上の考察より、メタンによるエネルギー回収及び有機物除去を優先する場合には循環比=0と設定すべきであり、窒素除去が必要である場合には、好気過程からの硝化液の循環量は $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷が $40\text{g-N/m}^3\text{/day}$ を限界値として循環比を調整すべきであると考えられる。以上から、本システムは、有機物だけでなく窒素の除去も可能とするコンパクトなシステムであることが明らかとなった。

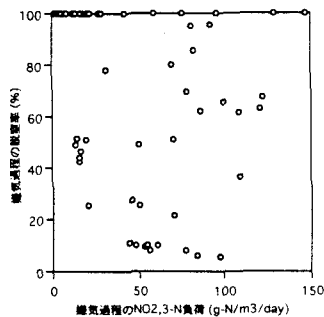


図.9 嫌気過程の $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷と脱窒率

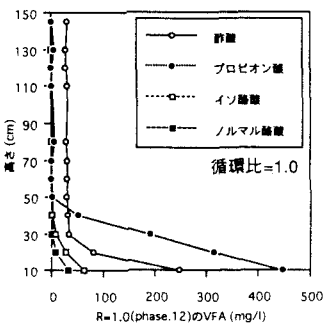
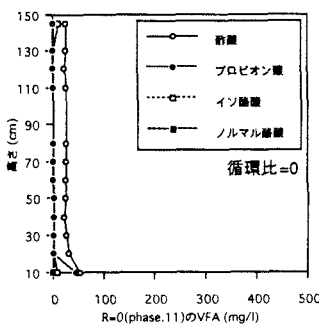
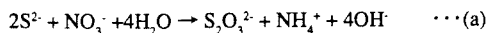


図.10 嫌気過程の高さ方向のVFA濃度変化

3.2 嫌気過程の処理特性

嫌気過程の流出水中には $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ は検出されなかったにもかかわらず、図.9から脱窒率（ここで脱窒率とは、嫌気過程に流入した $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ に対して N_2 gas生成量から計算される窒素除去量の割合を示すものとし、 $\text{NO}_{2,3}$ 以外からの脱窒はないと仮定した。なお、 N_2 gas以外の N_2O 、 NO 、 NO_2 等の窒素生成物として脱窒された可能性もあるが、今回は N_2 gasのみを考慮した。）は100%ではなかった。これは、通性嫌気性細菌には脱窒活性をもつものが多く存在する

が、 NO_3^- を NO_2^- を経由してアンモニア(NH_4^+)に還元する硝酸還元能をもつ菌種も知られており^{9),10)}、嫌気過程では次の反応式(a)より、硫化物と NO_2^- が共存する特殊な環境下において硝酸還元能をもつ菌により NO_3^- が NH_4^+ まで還元されてたものと推測される。



次に、図.10から負荷条件が多少異なることから直接に比較することはできないが、循環比=0に比べて循環比=1.0ではスラッジベッド部でプロピオン酸が大量に蓄積する傾向にあることがわかる。このことから循環後は酸生成細菌、特にプロピオン酸資化性酢酸生成細菌の活性が低下していたものと推測される。さらに、図.11からわかるように大半の有機物はスラッジベッドで除去されていたことから、スラッジベッド全体の活性の低下のために、循環比=1.0において嫌気過程の有機物除去成績が悪化したと推測される。そこで、嫌気過程の各細菌群の挙動及び代謝活性を評価し、さらに嫌気過程の処理特性を把握するために、 NO_3^- 無添加、 NO_3^- 添加、計二系列の発酵廃液を基質としたバイアルを用いた回分実験を、循環比=0及び循環比=1.0において行い、TOC、 SO_4^{2-} 及び NO_3^- の基質消費活性度、及びメタン生成活性を求めた。各系列にはスラッジベッド下部、スラッジベッド上部、及び嫌気性ろ床部の汚泥を使用した。基質の組成比の分析値は $\text{TOC}:\text{SO}_4^{2-}:\text{S}:\text{NO}_3^- = 13.3:1.6:1$ であった。

図.12から好気過程から硝化液を循環することによって、スラッジベッド下部の脱窒菌の活性は上昇するものの、相対的には反応槽全体の酸生成活性、メタン生成活性及び硫酸塩還元活性が低下していたことがわかる。したがってエネルギー的に最も有利な脱窒菌との基質競合の影響により、有機物除去能が低下したものと考えられる。

また、この図から NO_3^- を利用するTOC除去活性はスラッジベッド下部において増加しており、一方 NO_3^- を利用しないTOC除去活性は、嫌気性ろ床部において増加していることがわかる。つまり、処理水の循環により硝酸が基質中に混入することで、その影響を直接受けるスラッジベッド下部では脱窒菌が優占し、スラッジベッドで優占できない脱窒菌以外の硫酸塩還元菌、酸生成菌、及びメタン生成菌等はろ床部において増殖していたことがわかる。このことから、ろ床部はスラッジベッド部において十分に存在できない菌種についてもその増殖を助ける特徴を有していることがわかる。

3.3 好気過程の処理特性

一般に、生物学的窒素除去は硝酸を無酸素条件下で窒素ガスに変換して除去するため、嫌気過程の流入水に硝酸が存在しない、すなわち好気過程における硝化能が高くなれば良好な窒素除去は期待できない。そのため、嫌気好気循環処理プロセスの運転要因として好気過程の硝化活性が重要となる。図.13から好気過程におけるDOと $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 濃度には明

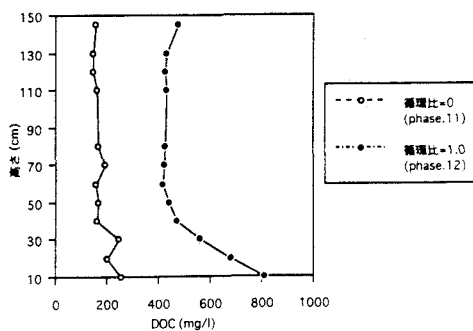


図.11 高さ方向のDOC濃度変化

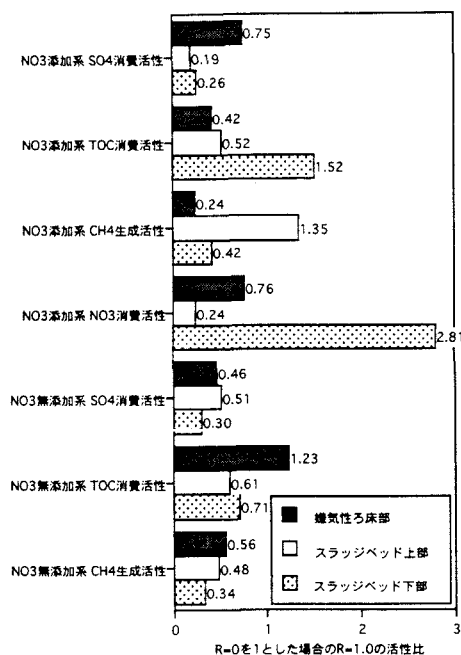


図.12 循環比=0の値を1とした場合の循環比=1.0の活性比

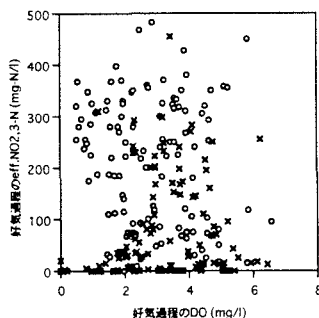


図.13 好気過程のDOと $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ の関係

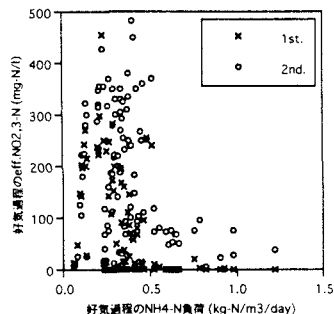


図.14 好気過程の $\text{NH}_4\text{-N}$ 負荷と $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ の関係

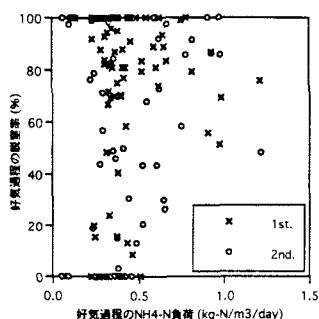


図.15 好気過程の $\text{NH}_4\text{-N}$ 負荷と脱窒率

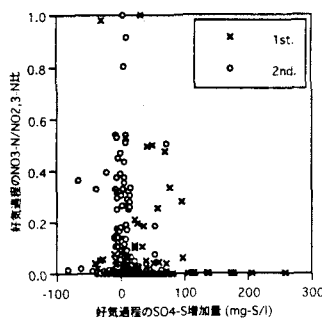


図.16 好気過程の $\text{SO}_4\text{-S}$ 増加量と $\text{NO}_3\text{-N}/\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ 比の関係

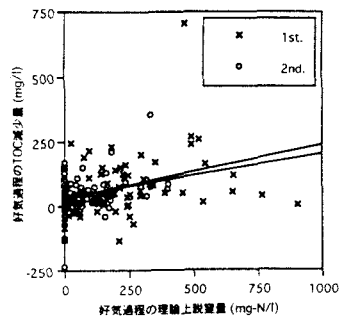


図.17 好気過程の理論上の脱窒量 と TOC 減少量の関係

確な相関は認められなかった。ここで、好気過程におけるDOのばらつきは、嫌気過程からの流入負荷の変動により生じたものと考えられる。図.14から、 $\text{NH}_4\text{-N}$ 負荷が $0.5\text{kg-N/m}^3/\text{day}$ 以上の領域において急激に $\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ が減少する傾向が認められた。このことから本プロセスにおける好気過程の $\text{NH}_4\text{-N}$ 負荷の硝化限界は $0.5\text{kg-N/m}^3/\text{day}$ であると推定される。しかしながら、図.15から2段接触酸化槽の特に第1段において脱窒が生じており、好気過程に設置された充填材に付着した生物膜内部において嫌氣的部位が形成され、その影響で硝化・脱窒が同時に進行していたものと考えられる。すなわち、本研究では好気槽に充填材投入型の接触酸化法を適用したが、生物膜深部においてDOの供給律速から一部嫌氣的部位が形成され、硝化・脱窒が同時進行可能であることが、生物膜を形成する充填材投入型リアクターの特徴であり、この特徴を生かして窒素除去率をさらに向上させることが可能と考えられる。なお、図.15における脱窒率とは、各槽に流入した $\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ 及びその槽内で生成した $\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ の総量に対して各槽の流入と流出のT-Nの総量の差から計算される窒素除去量の割合から計算した。次に、図.16から $\text{SO}_4\text{-S}$ 増加量が 0mg-S/l 付近すなわち硫化物の酸化が行われない場合に、 $\text{NO}_3\text{-N}$ の割合が増加する傾向が認められる。好気過程の亜硝酸型反応が生じる原因として、硫化物に代表される還元イオウ化合物が SO_4^{2-} に変換されることによってDO及び NO_3^- が消費され、硝化の妨げとなることが考えられる。さらに、脱窒には理論上の $\text{TOC}/\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ 比で硝酸脱窒:1.1、亜硝酸脱窒:0.64以上が必要であり、通常、他栄養細菌によるTOCの消費も考慮しなければならないため実際には2~3の値となる。これに対し、図.17から分析値に最小二乗法を適用して求めた $\text{TOC}/\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ 比は好気過程第1段で0.172、好気過程第2段で0.213と著しく低い値で脱窒が生じていたことがわかる。これらの結果から、 $\text{TOC}/\text{NO}_{2.3}\text{-N}$ 比が低いにも関わらず脱窒が起きていることの原因として、特に2段接触酸化槽第1段では還元イオウ化合物と $\text{NO}_{2.3}$ が共存するという条件が揃っていたため、炭素源を必要としない硫黄脱窒が起きていた可能性が高い。

以上の結果から嫌気過程から好気過程に流入する還元イオウ化合物は、好気過程において SO_4^{2-} に変換される際にDO及び NO_3^- を消費し、硝化を妨げ、結果的に脱窒率の低下につながる等、窒素除去過程に多大な影響を及ぼすことが明らかとなった。

3.4 各処理過程の物質収支

本研究における循環比の影響による物質転化状況を把握するために、その存在形態によって炭素、窒素、及び硫黄についての物質収支を実験的に算出した。ただし、細菌の菌体量は細胞の化学組成を $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{NP}_{0.06}\text{S}_{0.1}$ と仮定¹¹⁾し、

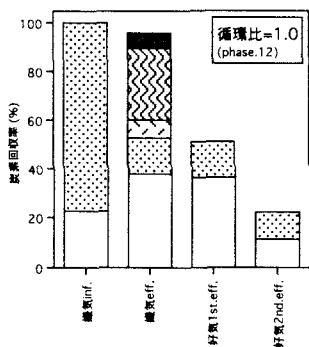
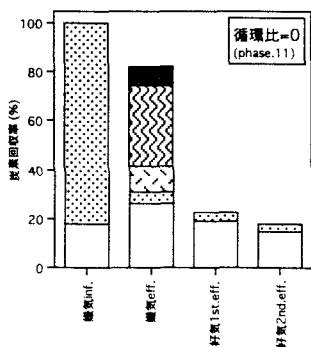


図.18 炭素収支

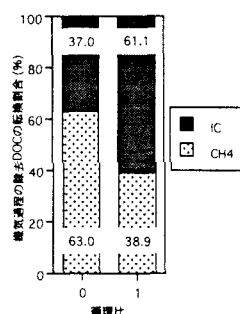


図.19 嫌気過程の除去有機炭素の転換割合

細菌の収率を0.1[-]と仮定して算出した。図.18に示す炭素収支から、嫌気過程においては循環比=0と比較して循環比=1.0では CH_4 ガスの割合が低下し、流出するDOCの割合も増加し、処理成績の悪化が認められる。また、図.19に示すように、循環比=0ではメタン生成細菌が優勢であったのに対し、循環比=1.0では CH_4 の割合が著しく低下し、脱窒菌及び硫酸塩還元菌によって生成される CO_2 の割合が増加したものと考えられる。また、嫌気過程からの処理水のpHが循環比=0のときが8.21、循環比=1.0のときが8.76と上昇しているが、これは脱窒反応の進行によりpHが上昇したものと考えられる。

図.20の窒素収支から、循環比=0では嫌気過程での窒素除去が行われており、好気過程では窒素除去が行われておらず、窒素除去率も良好とはいえなかった。それに対し、

循環比=1.0では好気過程においても窒素除去（硝化・脱窒同時反応）が行われており、全プロセスでの窒素除去率が上昇していることがわかる。嫌気過程の N_2 ガスの割合は増加しているが、嫌気過程に流入する $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ がすべて脱窒されているのではなく、嫌気過程に流入する $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ =16.9%に対し N_2gas =5.7%で約1/3しか脱窒されていなかった。これは、前述したように、硝酸還元能をもつ菌により $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ が $\text{NH}_4\text{-N}$ に還元されていたことによるものと考えられる。また、好気過程では $\text{NH}_4\text{-N}$ が消費され、なおかつT-Nも低下していることから、硝化・脱窒同時反応が起きていることがわかる。

図.21に硫黄収支を示す。嫌気性処理では元素状硫黄が生成されることが報告されており¹¹⁾、本実験装置でも三相分離装置などに元素状硫黄と思われる大量の白い物質の付着が観察された。しかしながら、これらの物質をすべて回収することは困難であったため、計算から除いたことが回収率の低さにつながったと考えられる。循環比=0ではすべての $\text{SO}_4\text{-S}$ が消費されるのではなく10.8%の $\text{SO}_4\text{-S}$ が流出水中に残存していたのに対し、循環比=1.0では $\text{SO}_4\text{-S}$ は完全に消費され H_2Sgas の割合もほぼ2倍になっていたことから、硫酸塩還元菌の活性が大きくなっていたと判断される。加えて硫黄の回収率が著しく低い値であったことから、元素状硫黄の生成があったものと考えられる。また、好気過程において、循環比=0と比較して循環比=1.0では $\text{SO}_4\text{-S}$ 増加量の割合は10.1%から14.9%に増加していたことからDO消費量が増加し、前述したように硝化・脱窒への影響が大きくなっていたことがわかる。

4. まとめ

本研究では、産業廃水の1つである発酵廃液を対象に、前段に配したUAHB槽により易分解性有機物の除去及びメタンの回収を行い、後段に配した2段接触酸化槽により、難分解性有機物の除去ならびにアンモニア性窒素の硝化を行わせ、さらに2段接触酸化法の処理水の一部をUAHB槽に返送することにより脱窒を生じさせ窒素除去まで含めた高度処理を行うことを目的に、ラボラトリースケールの実験プラントにより実廃水処理実験を行い、以下の結果を得た。

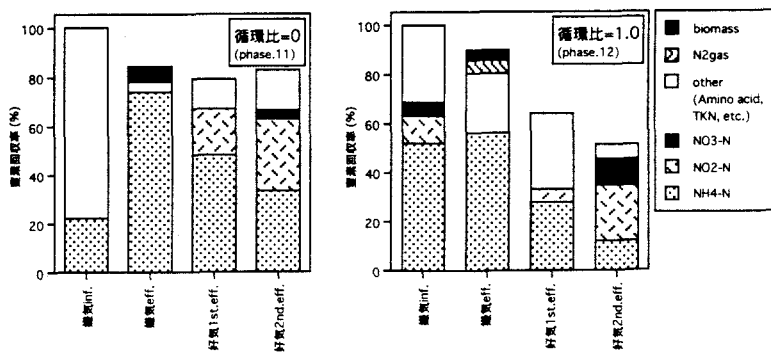


図.20 窒素収支

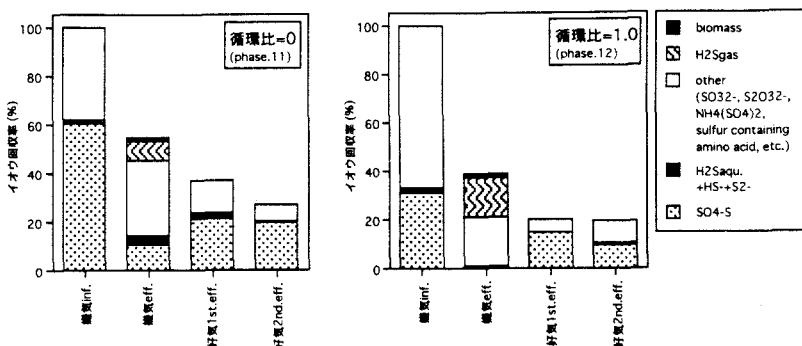


図.21 硫黄収支

- (1) 本研究で構築した嫌気好気循環プロセスは、従来の発酵廃液処理で用いられている活性汚泥法（廃液の希釈が必要）に比較してコンパクトかつ窒素除去も可能なプロセスであり、難分解性物質を含む発酵廃液の処理への適用が可能である。
- (2) 本システムでは事実上余剰汚泥の引き抜きを行う必要がなかった。余剰汚泥の引き抜きが不要であることは、余剰汚泥の脱水・乾燥・焼却・埋立等の各プロセスを省くことが可能となる。よって、本システムは省エネルギー的であると判断できる。
- (3) メタンによるエネルギー回収及び有機物除去を優先する場合には循環比=0と設定すべきであり、窒素除去が必要である場合には、好気過程からの硝化液の循環比は $\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ 負荷が $40\text{g-N/m}^3/\text{day}$ を限界値として設定すべきである。
- (4) 嫌気過程から好気過程に流入する還元イオウ化合物は、好気過程において SO_4^{2-} に変換される際にDO及び NO_3^- を消費し、硝化を妨げ、結果的に脱窒率の低下につながる等、窒素除去過程に多大な影響を及ぼすので、このことも考慮に入れてシステムの循環比を決定すべきである。

謝辞

本研究は、一部ウエスコ土木技術振興基金の土木技術研究費助成を受けて行った。記して謝意を表します。

参考文献

- 1) Lettinga, G., Velsen, A. F. M., Hobma, S. W., Zeeuw, W. and Klapwijk, A.: Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol.22, pp.699-734, 1980.
- 2) 永井史郎：UASB 考，水，Vol.33, No.3, 1991.
- 3) 依田元之：わが国における UASB 法の利用動向，食品と開発，Vol.26, No.3, 1992.
- 4) 張 振家，深川勝之，浮田正夫，中西 弘：上向流式嫌気性ハイブリッドブランケットリアクターの特性，土木学会論文集，No.5/II-31, pp.103-113, 1995.
- 5) Archer, D. B. : The microbiological basis of process control in methanogenic fermentation of soluble wastes, *Enzyme Microb. Technol.*, Vol.5, No.22, pp.162-170, 1983.
- 6) Sarner, E., : Influence and control of H_2S on full-scale plants and pilot plant experiment, Anaerobic treatment a grown-up technology, NVA water treatment conference, AQUATECH '86, pp.189-204, 1986.
- 7) Duarte, A. C. and G. K. Anderson : Causes and control of inhibition in the anaerobic treatment of industrial wastewater, I. CHEM. E. SYMPOSIUM SERIES, 77, pp.149-161, 1983.
- 8) 張 振家，深川勝之，浮田正夫，中西 弘：2 段接触酸化法によるスルファニルアミドを含む高塩分・高濃度有機性廃水の処理，水環境学会誌，Vol.18, No.9, pp.711-716, 1995.
- 9) 松永旭：硝酸イオンのメタン発酵阻害性，用水と廃水，Vol.36, No.3, pp.210-216, 1994.
- 10) 宮路憲二：応用菌学，岩波書店，下巻，p.96, 1973.
- 11) 水野 修，李 玉友，野池達也：酪酸の嫌氣的分解に及ぼす硫酸塩濃度および COD/S 比の影響，水環境学会誌，Vol.16, No.2, pp.99-107, 1993.