高効率型嫌気性処理の開発と応用事例

栗田工業株式会社プラントグループ 北川幹夫, 依田元之, 山内英世

Development of Advanced Anaerobic Treatment Process and its Application

Mikio Kitagawa, Motoyuki Yoda and Hideyo Yamauchi
KURITA WATER INDUSTRIES LTD

As one of the organic wastewater treatment system, the conventional aerobic wastewater treatment system used widely so far has been being replaced gradually by an anaerobic wastewater treatment system. The anaerobic wastewater treatment system requires no oxygen and reduces waste sludge production. It also drastically cuts down the running cost of a wastewater treatment system when generated methane gas is used. In the BIOSAVER-MC, a new anaerobic wastewater treatment system, the reactor is charged with fine particles as expanded bed media to hold highly active and dense granular sludge at high biomass concentration, thus permitting operation in reactor with more than ten times the space loading of the activated sludge system. The BIOSAVER-MC has been put into wide and practical use for treating wastewater from soft drink bottling plants, brewers' yeast processing plants, sugar refineries, and other food processing industries. For pulp and paper industries, a pilot study on the BIOSAVER-MC for treating an evaporator-condensate in a kraft pulp mill was conducted, where the COD loading was 23 kg-COD/m³/day and stable treatment was made possible.

1. はじめに

各種の有機性廃水の処理法として、活性汚泥法に代表される好気性生物処理法が広く用いられている。好気性処理法は良好な処理水質がえられるが、維持管理やコスト面で多くの問題点を抱えている。すなわち、通気用ブロワーの電力消費量が多いこと、多量の余剰汚泥が発生すること、空気（酸素）の供給に限界があるため汚泥濃度を大幅に高めることができず、負荷量に限界があり設置面積、建設費などの面で大きな負担を強いられていることなどがあげられる。

これに対し、嫌気性処理法は各種の有機酸生成菌、水素酸化性メタン生成菌、酢酸酸化性メタン生成菌等を用いて、有機物をメタンガスと炭酸ガスに還元する方法であるため、当然、通気動力は不要となり電力消費量は大幅に低減される。さらに、メタン生成菌は菌体への転換率が除去有機物量（COD_{Cr}量として）の数%であるため、活性汚泥法に比べて余剰汚泥の発生量は1/5～1/10となり、余剰汚泥処理コストは著しく小さくなる。また副産物としてのメタンガスを有効

利用することで創エネルギーも可能となる。基本的に、嫌気性処理法は最も省エネルギー的な高負荷高効率型な処理法といえる。

しかし、このようにメリットの高い嫌気性処理技術を、そのまま好気性処理法の代替技術として、BOD 500～10,000 mg/l程度の一般有機性廃水処理に適用し、効率的な処理を行うとしても、従来のし尿や下水汚泥を対象とした嫌気性処理（嫌気性発酵）の延長技術では困難である。それは従来の嫌気性処理では、嫌気性菌を浮遊状態で反応槽内に維持するため、槽内液滞留時間を少なくとも嫌気性菌の増殖時間に見合うだけの時間に設定しなければならない。そのため、反応槽の滞留時間は数日間となり、おのずから高濃度廃水のみを処理対象とし、低負荷処理をしざるをえない。

嫌気性処理を中濃度廃水まで含めた一般の廃水に適用し、効率的な処理を行うためには反応槽内に保持できる嫌気性菌体濃度を上昇させることにより、反応槽の容積効率（負荷量）をいかに高めるかが重要な開発課題である。この菌体濃度の保持手段として、次に記述する3方式に大別される方法が検討され実用化され

ている。

- ①固定床方式
- ②流動床方式
- ③ UASB 方式

固定床方式はプラスチック製やセラミック製の充填材を反応槽内に設置し、その充填材の表面に嫌気性汚泥を付着、増殖させる方式である。多くの検討例があるが、反応槽内の閉塞防止が最大の課題であり¹⁾、また反応槽間で汚泥の移送を行うことができず、反応槽のスタートアップを個々の装置ごとに行わなければならない。

流動床方式は砂やゼオライトなど粒径が0.3～0.5 mmの流動担体を反応槽内に充填し、適度な上昇流速を与え流動・展開させる方式である。嫌気性汚泥を流動担体の表面に付着増殖させ、反応槽全体の汚泥濃度を高め高負荷処理を計っている²⁾。この方式は充填材が流動しているため閉塞の心配はないが、流動させるためのポンプ動力が多大となる。

UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) 方式は欧米で広く実用化されており、その性能は高く評価されている。しかし、その基本となる汚泥の粒状化の機構が十分に解明されておらず、実装置のスタートアップに6カ月～1年という長期間を要するため、装置の立ち上がり、信頼性などの面で問題を残している³⁾。

このようにこれらの方式には様々な技術的、経済的な問題点があるといえる。これらの問題点を解決するために、我々は新しい高効率型嫌気性処理方式として、粒状化嫌気性汚泥を用いたマイクロキャリアベット方式 (バイオセーバーMC) を開発した。バイオセーバーMCは粒径0.1 mm付近の微細な担体 (マイクロキャリア) を反応槽内に充填し、穏やかな上昇流速を与えて担体を展開させるものであり、嫌気性菌が担体に付着・増殖する過程で個々の担体同士が合体し、その後、合体した担体を核として生物膜が発達することより、2.5～3カ月間で粒径0.2～1.0 mmの粒状化汚泥 (ペレット) を形成させ、高負荷処理を行う方式である。

本報では高効率型嫌気性処理に必要な条件を記述するとともに、バイオセーバーMCに関し、嫌気性汚泥の粒状化の原理、反応槽の構造、処理実用例について報告する。さらに紙パルプ工場廃水処理への適用の可能性について記述する。

2. 高効率型嫌気性処理に必要な条件

2.1 反応槽内にメタン生成菌の高濃度保持

嫌気性処理は反応槽への空気の供給 (酸素の溶解) が不要とされるため、基本的には反応槽内に保持されるメタン生成菌を主体とする汚泥量と反応槽の処理量は比例する。そこでメタン生成菌を高濃度で保持させる手段が高効率型嫌気性処理のキーポイントとなる。

メタン生成菌は菌体内の糖脂質含有率が好気性細菌に比べて低いといわれており⁴⁾、そのため、菌体自体の粘性は低く、反応槽内で活性汚泥のようなフロックを形成しにくいと考えられる。またガスを発生するため、沈降分離がガスの上昇により阻害される。そこで、MF膜やUF膜を用いた強制的な固液分離を行わない限り、通常の沈降分離ではMLSS濃度として10,000 mg/l程度が保持限界であると考えられる。

しかし、メタン生成菌のうち、*M. thrix* はその形態が糸状であるため、菌体同士が絡み付きやすいと予想される。そこで、反応槽内にプラスチックやセラミック製の充填材、または砂やゼオライトなどの小粒径の担体を充填し、その表面に付着させる固定床や流動床方式がメタン生成菌を固定化する方法として有望である。しかし充填材の表面積や生物膜厚から固定化できる汚泥量には限界があると考えられる。また特に固定床方式の場合は、汚泥と原水との接触効率を高めること、すなわち、反応槽内の閉塞を完全に防止することが必要であり、充填材の選定、原水の供給方式、過剰に付着した汚泥の剥離、洗浄手段などに課題が残されている。

また担体や充填材に菌体を付着固定するかわりに、メタン生成菌が糸状となり絡み合いやすい特性を利用して、メタン生成菌を粒径0.2～1.0 mmの小顆粒 (ペレット) に造粒させることにより、反応槽内の汚泥量を高めようとする方式が一般的なUASB方式である。この方式は固定床や流動床方式と比較して、反応槽内の保持汚泥量を高めることが可能であり、また閉塞の心配がないため高効率型処理法として注目されている。

2.2 前処理としての有機酸生成反応

反応槽内に高濃度に保持したメタン生成菌が、最大効率で資化・分解できる基質組成とすることが重要である。メタン生成菌が資化可能な基質は酢酸、ギ酸、メタノールなどに限定されるため、メタン生成反応槽に流入する原水の組成をメタン生成菌が資化・分解可能な成分まで液化・低分子化する必要がある。廃水の組成によっては、特に糖系の場合は、有機酸生成反応を専門とする前処理を設置し、メタン生成菌に適した

組成に変更する必要がある⁴⁾。さらに流動床方式やUASB方式において、廃水の組成として糖（グルコース）の割合が高い時には、緻密な生物膜や粒状汚泥が形成されにくく、沈降性が悪化する、いわゆる嫌気性バルキングを生じるといわれている⁴⁾。

2.3 反応槽内のpH、水温の最適化

反応槽内のpH、水温を最適の条件下に調整することが必要である。pHは単に中性領域を最適とするのではなく、硫酸根や硫化物の多い廃水の場合は、硫酸還元反応によって発生する硫化水素のメタン生成菌に対する影響を緩和するため、わずかにアルカリ性で運転し、逆に廃水中に窒素分が多い時は、発生するアンモニアの影響を低減するため、わずかに酸性に調整することが好ましい。

メタン生成菌は温度依存性が高く、反応槽内の温度は中温処理の場合、37℃(±2)が最適であり、約10℃低下すると活性は適温時に比べて約半分に減少する。また温度が40℃以上では活性が大幅に低下し、時にはメタン生成菌が死滅することもありうる。特に蒸気を反応槽内に吹き込んで加温する場合は、汚泥の一部が高温度にさらされる恐れがあるため、蒸気の注入場所や槽内液の混合に注意しなければならない。

2.4 反応槽からのガス分離

汚泥からのガス分離、反応槽からの発生ガスの排出手段も高効率型処理においては重要な要素となる。負荷量1 kg-CODcr/m³・d当たり発生するガス量は0.3～0.4 m³/m³・dとなるため、汚泥の浮上や汚泥の流出に留意しなければならない。

2.5 廃水の硫酸根濃度

廃水に含まれる硫酸根や硫化物から、硫酸還元反応により生じる硫化水素によりメタン生成菌の活性は影響される。メタン生成菌に対する硫化水素の阻害性は、メタン生成菌の形態（分散状態か生物膜または粒状）や廃水の有機物濃度、運転時のpHや水温により異なるため、一様に阻害する濃度を決めることはできないが、可溶性硫化物濃度として100 mg/l程度においても影響が現れている⁵⁾。また硫酸還元菌はメタン生成菌と基質消費で競合するため、硫酸還元反応により有機物が分解され、メタン生成反応に使用される有機物が減少し発生メタンガス量が低下する⁶⁾。仮に工場廃水の一部に硫酸根が含まれている場合は、その硫酸根の含まれる廃水の系列は嫌気性処理以外の別処理とすることにより、工場廃水全体の高効率型処理システムが可能となる。

3. 粒状化汚泥を用いた高効率型嫌気性処理（バイオセーバーMC）

3.1 開発の背景及び経過

高効率型嫌気性処理の研究開発は、流動床方式に焦点を合わせて設計、操作条件に関する検討を行った。その結果、実装置化の過程で嫌気性流動床を一般化するに当たり、以下に示す問題点が抽出された。

- ①反応槽内に充填した担体を流動させるための循環動力が大きい。
- ②そのため、ランニングコスト面から反応槽の断面積を広くすることには上限があり、1ユニット当たりの最大容積は100 m³程度となる。大容量の反応槽を建設することが難しい。
- ③汚泥保持量が実用的には20～30 kg-VSS/m³であり、UASB方式より低い。

これらの問題点を解決することが、嫌気性流動床方式の高効率化には不可欠と判断される。

流動床方式の知見から、担体の粒径を小さくするほど流動させるための上昇流速は低下でき、また担体の比表面積も大きくなることよりランニングコストが低減でき、反応槽内の保持汚泥量も増加できることが予想された。さらに小粒径の担体は、反応槽内の発生ガスにより流動されやすいことより、反応槽の形状も流動床のような塔型ではなく、曝気槽のような形状も可能ではないかと考えた。

これらの背景から粒径0.1 mm付近のゼオライトを担体として、酢酸、プロピオン酸、酪酸を主体とする有機酸混合基質と、グルコースが主体であるグルコース基質の2種類の合成基質を用いて実験を開始した。これらの実験結果に下水を処理対象とした嫌気性流動床内における流入SSの造粒化現象の解析⁷⁾を加味して、汚泥の粒状化モデルを作成した。次に、作成した粒状化モデルを実証するため、ビール廃水、大豆ホエー廃水、糖みつ廃水などを用いた現場テストをベンチスケールプラントにより確認実験を行った。また同時に反応槽の構造に関する実装置規模の検討を行い、スケールアップ条件、設計上のノウハウを蓄積した。

3.2 汚泥の粒状化の原理

3.2.1 実験方法

粒径0.1 mm付近のゼオライトを流動担体とした有効容量4 l及び9.4 lの実験装置（図1に装置の概要を示す）を用い、有機酸混合基質及びグルコース基質で350日間（有機酸混合基質）、210日間（グルコース基質）の連続運転を行った。

使用した基質の組成を表1に示す。両基質とも、運

図1 実験装置の概要

表1 基質の組成

組 成	有機酸混合基質	グルコース基質
グルコース	… (…)	600 (2,000)
酢 酸	440 (232)	… (…)
酢酸ソーダ (3 H ₂ O)	996 (526)	… (…)
プロピオン酸	126 (219)	… (…)
酪 酸	251 (454)	… (…)
酵母エキス	99 (99)	60 (200)
NH ₄ Cl	240 (240)	126 (382)
K ₂ HPO ₄	43.9 (43.9)	18.5 (56.8)
KH ₂ PO ₄	34.2 (34.2)	14.5 (44)
水 道 水	5 l 5 l	5 l 5 l

(単位 g)

転時の槽内 pH は 6.5 以上に調整し、水温は 30℃ とした。

3.2.2 実験結果の概要

(1) 有機酸混合基質

連続実験における負荷量、ガスの発生量を図2に示す。反応槽内に保持された汚泥濃度を図3に示す。処理水の TOC が 100 mg/l 以下を保つように負荷量を上昇させ、運転 110 日後には TOC 負荷 5 kg-C/m³・d (約 CODcr 負荷 16 kg/m³・d) とし、運転終了時には、14 kg-C/m³・d (44 kg-CODcr/m³・d) の高負荷でも処理は良好であった。保持汚泥量も負荷量の増加とともに高まり 50~60 g-VSS/l に達した。また運転 40 日後より粒径 0.25 mm 以上の顆粒状の汚泥が形成されはじめ、156 日後は反応槽上部で 50% 以上の汚泥が

図2 ガス量、負荷量の推移

図3 汚泥濃度の推移

図4 ガス量、負荷量の推移

図5 汚泥濃度、汚泥の平均粒径の推移

0.25~1.0 mm の粒状化汚泥となった。

(2) グルコース基質

負荷量, ガス発生量の推移を図4, 汚泥濃度, 汚泥の平均粒径の推移を図5に示す。有機酸混合基質と同様に, 処理水の TOC を 100 mg/l 以下に維持する様に負荷を段階的に増加させた。ガス発生量は負荷量の増加に追従しているが, 負荷量の上昇時に汚泥の層高が急激に上昇し, このため頻繁に負荷を低下する必要が生じた。しかし, 基質が腐敗し, 基質中のグルコースが有機酸に転換した時には, 汚泥の層高が低下し安定する現象が観察された。汚泥の形状は運転1ヶ月間後頃より粒状化が進行し, 約2ヶ月間後には槽内全体の汚泥は平均0.7 mm 程度の粒状化汚泥となった。保持汚泥濃度も粒状化が進行するに従い急激に増加し, 5ヶ月間後には 30 g-VSS/l に達した。

3.2.3 汚泥の粒状化モデル

これらの実験により形成した粒状化汚泥は, UASB 方式における顆粒状 (ペレット) 汚泥と同等な形状, 分解性能を示していると判断される。粒状化汚泥が形成される過程は基質の組成によりわずかに異なるが, 次に示す経過をたどると考えられる。

- ①微小な担体の表面に薄い生物膜が付着する (写真1 参照)
- ②生物膜付着担体同士が生物膜を介在として複数個合体する
- ③合体し微小なクラスターを形成した後, クラスターに生物膜が増殖する
- ④その生物膜は年輪状に増殖する (写真2 参照)

有機酸混合基質では, 担体を核とした密度の高い生物膜が増殖し, その結果, 緻密な粒状化汚泥が形成された。これは有機酸混合基質中のプロピオン酸, 酪酸の分解過程における酢酸生成菌とメタン生成菌 (特に水素資化性メタン生成菌) の共生関係が生物膜内で生じ, 菌種間の物質伝達を速やかに進行させ, 系内の水

写真1 運転開始当初の電子顕微鏡写真
マイクロキャリアが嫌気性細菌によって合体し, バイオペレットの核を形成する。

写真2 バイオペレットの断面
合体後のマイクロキャリアを核として微生物が年輪状に増殖し, バイオペレットとなる。

素分圧を低下するためには, 両種の菌が互いに近接して存在することが有利であると推察される。

グルコース基質では, すべての担体が粒径のそろった粒状化汚泥に生長した。しかし腐敗していない基質, すなわち有機酸生成が進行していない基質を比較的高い負荷で供給すると, バルキーな汚泥が短時間のうちに出現し, いわゆる嫌気性バルキングを生じた。このバルキング状態の汚泥と, 正常な粒状化汚泥の生物活性を比較すると, バルキング汚泥には糖を資化する有機酸生成菌の割合が高く, またアニオン性のバイオリマーが多く含まれていることが分かった。従って, 糖系の基質では, メタン生成菌と比較して増殖速度の大きな有機酸生成菌が生物膜内で増殖し, アニオンポリマーを多量に排出するため, 緻密な生物膜 (粒状化汚泥) の形成を妨げていると推察される。このことから, 糖系廃水においては, メタン生成槽の前段で有機酸生成反応を行わせる2相方式が有効と考えられる。

3.2.4 2相方式によるベンチスケール実験

有効容量 700 l のメタン生成槽の前処理として, 200 l の有機酸生成槽を設置した2相方式の実験装置を用い, 廃糖みつを基質として, 糖系廃水における粒状化汚泥の形成確認実験を行った。実験装置の概要を図6に示す。

有機酸生成槽の pH は 4.0~5.0 に調整した。メタン生成槽は 6.5 以上とした。水温は両槽とも 35~37℃ とした。有機酸生成槽はケモスタット方式とし, 滞留時間を 7.8 時間及び 4.7 時間に設定した。メタン生成槽における負荷量, ガスの発生量を図7, 汚泥濃度及び汚泥の粒径の推移を図8に示す。また有機酸生成槽における廃糖みつの分解により生成した組成を表2に示す。

メタン生成槽内に分散状態の嫌気性汚泥を 3,800 mg-VSS/l 投入し運転を開始した。有機酸生成槽への

図6 2相方式実験装置の概要

図7 負荷量、ガス発生量の推移

汚泥植種は行わず、滞留時間7.8時間でケモスタート運転を行った。メタン生成槽の負荷量の増加は、処理水のTOCが300 mg/l以下となった時点でを行い、運転開始から20日後に2.2 kg-C/m³·d（約6 kg-CODcr/m³·d）、65日後には5.8 kg-C/m³·d、85日後には13.4 kg-C/m³·d（約36 kg-CODcr/m³·d）とした。有機酸生成を組み入れた当実験では、汚泥がバルキーとなる現象はなく、汚泥層高は安定し、粒径0.25 mm以上の緻密な粒状化汚泥が運転100日間後にはほぼ全槽

図8 汚泥濃度、汚泥の粒径の推移

図9 大豆ホエー廃水における負荷量と除去率

にわたり形成された。運転の後半には有機酸生成槽の滞留時間を4.7時間としたが汚泥の形状は安定していた。

なお有機酸生成反応により生成した物質は滞留時間により差はあるが、エタノール、乳酸、酢酸、プロピオン酸、酪酸であり、糖（グルコース）の残留率は13～40%であった。

同様な実験は廃糖みつ廃水の他に、ウイスキー蒸留廃水、大豆ホエー廃水⁹⁾についても行ったが、有機酸生成反応を前処理として設置する効果は非常に大きかった。

表2 有機酸生成槽における廃糖みつの分解

HRT	pH	TOC	糖	EtOH	乳酸	酢酸	プロピオン酸	ラク酸
7.8	4.9	1,210 (100)	158 (13.1)	556 (46.0)	ND (—)	85 (7.0)	55 (4.5)	79 (6.5)
4.7	4.1	955 (100)	382 (40.4)	258 (27.0)	66 (6.9)	41 (4.3)	14 (1.5)	21 (2.2)

単位: mg/l () は構成比: %

表 3 大豆ホエー廃水の水質及び処理水水質

(単位: mg/l, () 内は除去率: %)

		SS	CODcr		TOC		BOD ₅
		—	全	溶解性	全	溶解性	全
原 水		1,380	21,400	20,400	8,360	7,720	10,200
処理水	Run 1	78	NA	397	NA	NA	210
	Run 2	206	1,290 (94.0)	524	369	121	440
	Run 3	330	1,740 (91.9)	774	470	189	550
	Run 4	332	2,120 (90.1)	773	627	247	550
	Run 5	690	1,720 (92.0)	771	527	248	560
	Run 6	993	1,700 (92.1)	798	597	324	NA
	Run 7	857	1,680 (92.1)	712	643	228	NA

NA: Not available

表 3 に大豆ホエー廃水による原水及びメタン生成槽からの処理水の水質, 図 9 に負荷量と CODcr 除去率の関係を示すが, 25 kg-CODcr/m³・d の高負荷においても CODcr 除去率 92% と安定した処理性能がえられた。

3.3 バイオセーバーMC の構造

図 10 に示すように, 反応槽下部に原水供給配管, 上部にガス捕収用セパレーター (GSS) を設けた極めてシンプルな構造である。反応槽の有効水深は 4.5~6.5 m を標準とするため, 発生汚泥の曝気槽を改造することも可能である。

図 10 バイオセーバーMC 概念図

反応槽内に 0.5~2.0 m/hr 程度の上昇流速を与え, 担体及び粒状化汚泥を流動・展開させるために処理水の一部を循環させる。槽内液の pH 調整, 温度調整は循環配管にて行っている。

4. バイオセーバーMC による処理実用例

バイオセーバーMC は糖精製イオン交換再生廃水, 酵母洗浄廃水, 清涼飲料洗浄廃水, 大豆ホエー加工廃水などの食品加工廃水を中心に広く実用化されている。対象廃水の濃度も CODcr 1,100 mg/l から 82,000 mg/l 程度まで広範囲にわたっている。廃水の組成は糖系が多く, 中には硫酸根の多い廃水もある。

処理フローはバイオセーバーMC の前処理として原水調整槽を兼ねた有機酸生成槽を設置しており, 後処理としては活性汚泥処理や好気性生物ろ過 (バイオマイティ) を運転しているが, バイオセーバーMC の処理水を直接, 下水道に放流している例もある。

次にバイオセーバーMC の実用例として, 数例の処理フローとスタートアップ時の運転データを示す。

(1) 清涼飲料工場の洗浄廃水処理

図 11 に処理フローを示す。当処理装置の計画廃水量は 300 m³/日, 計画 CODcr 濃度は 3,800mg/l であり廃水組成は糖類が主体である。廃水の加温は工場の排蒸気を用い 35~37℃ に調整した。バイオセーバーMC の後処理はなく, 無処理で排出できる低濃度廃水の一

図 11 清涼飲料廃水の処理フロー

部に混合して下水道放流としている。

図 12 に運転データを示す。原水 CODcr は変動しており、計画値の 1.5 倍の時もあったが平均すると 3,800 mg/l 付近であった。スタートアップは、わずかに粒状化が進んでいる汚泥を他のバイオセーバーMC より 450 kg-VSS 投入した。その後の汚泥保持量の増加は運転 40 日以後急速に進み、運転 130 日後には 2,400 kg-VSS (汚泥濃度 22 g/l) に達した。負荷量は運転 90 日には計画負荷 (10 kg-CODcr/m³・d) に達し、その後は 15 kg/m³・d の高負荷においても処理水は CODcr 800 mg/l 以下 (BOD 300 mg/l) と 80% 以上の除去率を示していた。

(2) 酵母洗浄廃水

計画廃水量は 750 m³/日、計画 CODcr 濃度は、12,000 mg/l の高濃度廃水である。廃水の組成は糖類、アルコール、有機酸である。処理フローを図 13 に示す (写真 3)。バイオセーバーMC は有効容量 486 m³ が 2 基であり、前処理として原水調整槽を兼ねた有機酸生成槽を設け、標準活性汚泥装置を後処理としている。発生ガスは脱硫処理後ボイラーで燃焼し、蒸気の一部を廃水の加温に使用している。

運転開始から 125 日までの運転立ち上げ時のデータ

を図 14 に示す。原水 CODcr 濃度は平均 7,000 mg/l と計画値に比べて低い状況であった。バイオセーバーMC には、他の装置で粒状化が進み、汚泥の濃縮性が高

図 12 清涼飲料廃水の運転結果

図 13 酵母洗浄廃水の処理フロー

写真 3 酵母洗浄廃水処理装置

められる状態となった種汚泥を投入したため、運転 20 日後には $5 \text{ kg-CODcr/m}^3 \cdot \text{d}$ の負荷量で良好な処理がえられた。その後、70 日間ほど廃水負荷量が計画値に達しないためバイオセーバーMC の負荷を高められなかったが、100 日後以降は計画負荷量の $10 \text{ kg-CODcr/m}^3 \cdot \text{d}$ で継続している。

(3) 糖精製イオン交換再生廃水

当処理装置は活性汚泥処理装置の曝気槽をバイオセーバーMC に改造した例である。従って、工事及びスタートアップは複数系列の曝気槽のうち 1 系列をバイオセーバーMC に改造し、性能がえられた時点で次の曝気槽を改造するという順繰りに行った。最終的には、既設の $6,000 \text{ m}^3$ の曝気槽のうち、 $4,000 \text{ m}^3$ を有機酸生成槽とバイオセーバーMC 3 系列（有効容量 750 m^3 2 基、 375 m^3 1 基）に改造し、後処理として

図 14 酵母洗浄廃水の運転結果

図 15 糖精製イオン交換再生廃水の処理フロー

2,000 m³の曝気槽を残す形となった。処理フローを図15に示す(写真4参照)。

最終時点での計画廃水量は5,000 m³/日、計画

写真4 糖精製イオン交換再生廃水処理装置

CODcrは5,300 mg/lであり、全CODcr量は26.5 t/日と国内最大規模の嫌気性処理装置である。発生ガスはすべて工場内で使用し、メタンガス発生装置としての役割をも持つ。現在は廃水量、原水水質も計画値には達していないが、その内の1系列について運転立ち上げ時から定常時におけるデータのの一部を図16に示す(データは10日間ごとの平均を示す)。原水水質は平均CODcr 3,500 mg/lで組成の主成分は糖類である。負荷量は運転100日後には10 kg-CODcr/m³・dに達したが、その後は廃水の排出量、濃度に合わせて6~10 kg-CODcr/m³・dで継続している。ガスの発生は良好であり、廃水の負荷が計画に達しない現在においても工場の省エネルギーに役立っている。なお当処理場に設置し、実装置の運転と並行して運転を行っていたベンチスケールの装置においては、滞留時間2時間、負荷量42 kg-CODcr/m³・dの高負荷処理を行った。

図16 糖精製イオン交換再生廃水の運転結果

図17 製糖廃水の処理フロー

写真 5 製糖廃水処理装置

(4) 製糖廃水

計画廃水量は $1,100 \text{ m}^3/\text{日}$ 、計画 CODcr 濃度は $16,000 \text{ mg/l}$ の高濃度である。廃水の組成は糖類、有機酸である。処理フローを図 17 に示す (写真 5 参照)。バイオセーバーMC は有効容量 550 m^3 が 2 基であり、前処理として原水調整槽を兼ねた有機酸生成槽を設け標準活性汚泥装置を後処理としている。運転開始から 70 日までの運転立ち上げ時のデータを図 18 に示す。運転初期は原水 CODcr 濃度が $5,000 \text{ mg/l}$ 付近であるが、原水濃度を高めることにより、運転 55 日後には $10 \text{ kg-CODcr}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 、65 日後には $14 \text{ kg-CODcr}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ の負荷重で良好な処理が行われている。発生ガス量は $5,000 \text{ m}^3/\text{日}$ となり、エネルギー利用の改造工事が行われている。

5. バイオセーバーMC と活性汚泥処理法の経済比較

バイオセーバーMC を用いた嫌気性処理システムと、活性汚泥処理法との維持管理費用の比較を行った。ただし、嫌気性処理法単独では最終処理水の BOD を 20 mg/l 以下とすることは難しいため、後処理として活性汚泥処理を採用した。

次に数例の経済比較を示す。

(1) 大豆ホエー廃水⁸⁾

廃水量 $300 \text{ m}^3/\text{日}$ 、CODcr 濃度 $21,000 \text{ mg/l}$ 、BOD 濃度 $13,000 \text{ mg/l}$ の大豆ホエー廃水を用い、嫌気性処理システム (バイオセーバーMC + 活性汚泥処理) と活性汚泥処理単独の両方式につき、処理装置の設置面積、運転費用を算出した。両方式の処理フローを図 19 に示す。バイオセーバーMC の負荷量は $16 \text{ kg-CODcr}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 、BOD 除去率は 95% に設定した。バイオセーバーMC 反応槽の容量は 500 m^3 (有効 400 m^3) であり、後処理の活性汚泥処理曝気槽の容量は 400 m^3 で負荷量は $0.5 \text{ kg-BOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ である。活性汚泥処理単独の場合は高負荷 2 段曝気を採用し、曝気槽の負荷量を $1.6 \text{ kg-BOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ に設定し、曝気槽容量は $2,500 \text{ m}^3$ である。

両方式の経済比較を表 4 に示す。全体の反応槽容量は嫌気性処理システムでは 900 m^3 となり、活性汚泥処理法の 36% となり、全設置面積は嫌気性処理が 660 m^2

図 18 製糖廃水の運転結果

図 19 嫌気性処理システム（嫌気+好気）および好気性単独処理フロー

表 4 嫌気性処理システムと活性汚泥処理単独の経済比較（大豆ホエー廃水）

	嫌気+活性汚泥	活性汚泥単独
設置面積	660 m ²	1,400 m ²
運転費用		
電力費	19,080 円/日	89,535 円/日
脱水剤	10,000 円/日	22,800 円/日
汚泥処分費	51,000 円/日	114,000 円/日
合 計	80,080 円/日	226,335 円/日
ガス回収益	47,720 円/日	—
処理費合計	32,360 円/日	226,335 円/日

条件 処理水量：300 m³/日
 原水水温：35～40℃
 原水 BOD：13,000 mg/l
 処理水 BOD：20 mg/l
 汚泥処分費：15,000 円/m³
 脱水剤単価：2,000 円/kg
 電力費：18 円/kWh
 ガス回収益：A 重油換算（25 円/l）

で活性汚泥処理単独の半分以下となった。運転費用に関しても嫌気性処理システムは活性汚泥処理単独と比較して大幅な削減がみられ、電力費、脱水剤、汚泥処分費を合計した直接経費は約 1/3 となる。さらにバイオセーバー MC から発生するメタンガスのエネルギー

表 5 嫌気性処理システムと活性汚泥単独の経済比較（酵母洗浄廃水）
（汚泥発生量、電力消費量）

	前年度 (活性汚泥)	今年度 (嫌気システム)
処理 CODcr 量 t	207.8	341.8
汚泥発生量 t	55.8	28.1
電力消費量 kWh	3.82E5	1.61E5
CODcr 当たり汚泥発生量 kg-DS/kg-CODcr	0.27	0.08
CODcr 当たり電力消費量 kWh/kg-CODcr	1.84	0.47

（前年度、今年度とも 2 ヶ月間の比較）

は重油換算で約 1.9 kl/日となり、エネルギーの回収益を考慮した維持管理経費は活性汚泥処理単独の約 1/7 となる。

(2) 酵母洗浄廃水

前述した酵母洗浄廃水の処理装置における汚泥発生量と電力消費量について、活性汚泥処理法で処理していた前年度と、嫌気性処理システムを採用した今年度についての比較を表 5 に示す。前年度と今年度は処理廃水 CODcr 量が異なるため単純に比較はできないが、嫌気性処理システムにより、CODcr 量当たりの汚泥発生量は 1/3 以下となっており、電力消費量も 1/4 となっている。さらにエネルギーの回収益を考慮した維持管理経費は活性汚泥処理単独に比べて大幅に

低減される。

6. 紙パルプ工場廃水へのバイオセーバーMC適用の可能性

紙パルプ産業は大幅な生産能力の増強のため、各工場とも廃水処理設備の負荷が高くなりつつあり、また省エネルギー節水型マシンへの切換えにより、廃水の有機物濃度が高くなる傾向にある。我々のアンケート調査によると、パルプメーカーにおいて何らかの廃水処理設備の増設を予定している工場は、回答のあったうちの65%に達し、その増設理由として、プロセスが増強され廃水の負荷量が高くなったとの回答が81%を占めていた。現在、国内の製紙用パルプ生産量のうち、クラフトパルプは78%に達しており、さらにKPの生産量は増加すると予想される。これら各工場の生産能力の増強及びKPの占める割合が高まりつつあることより、工場廃水に占めるエバポレーター・コンデンセート系廃水の割合は増加するものと考えられる。現状においても、KPの生産工場からの廃水のうち、エバポレーター・コンデンセート系廃水は水量では全廃水量の5~10%であるにもかかわらず、全有機物負荷量は40%以上であり90%に達する工場もある。

従って、紙パルプ工場の廃水処理はエバポレーター・コンデンセート系廃水の効率的な処理がキーポイントになると考えられる。エバポレーター・コンデンセート系廃水はメタノールを主成分とする分解性が

良好な高濃度廃水である。今まで、一般的な処理法は他の白水や晒し廃水と混合した活性汚泥処理であるが、エバポレーター・コンデンセート系廃水の負荷量が高まるに従い、活性汚泥処理設備を高負荷運転しざるをえない状況にある。また放流水の規制が強化されつつある今日、省エネルギー、廃水の回収を加味した新たな処理方式の実用化が要望されている。

そこで、エバポレーター・コンデンセート系廃水の高負荷高効率処理を目指し、バイオセーバーMCの適用試験を行った⁹⁾。試験結果の1例を図20に示す。処理対象としたエバポレーター・コンデンセート系廃水はスチームストリッピングにより硫化物を除去した平均COD_{Cr}濃度3,500 mg/lの実廃水であり、有効容量100 lのベンチスケール規模のバイオセーバーMC連続試験装置により60日間にわたり運転を行った。

負荷量2.5~4.0 kg-COD_{Cr}/m³・d (平均3.0 kg-COD_{Cr}/m³・d) で馴養運転を行った後、14~16 kg-COD_{Cr}/m³・dにおいて、処理水COD_{Cr}は平均600 mg/l (除去率80~85%)と安定した処理が行われた。その後2週間、運転を休止し、負荷量23 kg-COD_{Cr}/m³・dと増加させたが、処理水COD_{Cr}は平均720 mg/lとわずかに増加した程度であり、ガスの発生も順調であった。処理水中に残留するメタノールは10 mg/l以下であり、高負荷においてもメタノールとして残留する可能性は少ないことが明らかとなった。これらの試験結果から、エバポレーター・コンデンセート系廃水

図20 エバポレーター・コンデンセート系廃水の試験結果

のバイオセーバーMCによる処理は可能であり、糖や有機酸が主体である食品加工廃水と同様に高効率型処理が行えると予想される。

7. ま と め

(1) 嫌気性処理の高効率化には、反応槽内にメタン生成菌を主体とする高濃度の汚泥を保持し、その汚泥と原水との接触効率を高めることが最大の条件である。

(2) 高濃度の汚泥を保持する手段として、反応槽内に微小な流動担体を投入し、その担体を核として生物膜を増殖させ、顆粒状に汚泥を粒状化させる方式を開発した。

(3) 粒状化汚泥を用いるバイオセーバーMCは、UASB方式や流動床方式の様々な特徴を合わせ持った方式であり、機能、性能は実験的、理論的に裏づけられている。

(4) バイオセーバーMCの反応槽の構造はシンプルであり、反応槽の大きさや形状の制約が少ない。活性汚泥の曝気槽を改造することも可能である。また循環動力は少なくランニングコストが低減される。

(5) 種々の工場廃水を用いた現場実験から、廃水の性状に合った処理フロー、設計仕様に関する多くの知見を保有できた。

(6) 既に実装置化したバイオセーバーMCの建設やスタートアップ方法、運転データ、経済比較などの収集・解析から、性能面、コスト面を含めた新たな展開が可能となる。

(7) 紙パルプ工場廃水のエバポレーター・コンデンセート系廃水においても、食品加工廃水と同等な高効率型処理の可能性が高い。

Parallel Evaluation of High Rate Anaerobic Treatment Processes, Retention Time and Concentration Effects, Proc. of AQUATECH'86 Amsterdam Sept. (1986)

- 2) 北川幹夫, 依田元之, 渡辺 敦: 嫌気性流動床による産業廃水処理, PPM, 9, (1986)
- 3) Craveiro, A., Rocha, B. B. M., Schmidell, W.: Anaerobic Digestion of Vinasse in High Rate Reactors, Proc. of AQUATECH'86 Amsterdam Sept. (1986)
- 4) Yoda, M., Kitagawa, M., Miyaji, Y.: Granular Sludge Formation in the Anaerobic Expanded Microcarrier Bed Process, Proc. of 14th IAW-PRC Biennial International Conf. (1988)
- 5) Yoda, M., Kitagawa, M., Miyaji, Y.: Long Term Competition between Sulfate-Reducing and Methane-Producing Bacteria for Acetate in Anaerobic Biofilm, Wat. Res. Vol.21 No.12, (1987)
- 6) 宮地有正, 依田元之, 渡辺美和子, 北川幹夫: 下水および産業排水の嫌気性処理に及ぼす硫酸塩還元細菌の影響と利用, 用水と排水, Vol.31 No.4 (1989)
- 7) 北川幹夫, 金子充宏, 井口雅勝: 嫌気性流動床による下水処理, 第25回下水道研究発表会講演集 (1988)
- 8) 依田元之, 山内英世, 北川幹夫: マイクロキャリアアベッド (改良型 UASB) 法による大豆ホエーの嫌気性処理, 用水と排水, Vol.31 No.1 (1989)
- 9) 北川幹夫: 紙パ技術研修会講演資料 (1989 10月)

参 考 文 献

- 1) Jovanovic, M., Murphy, K. L., Hall, E. R.: