

分離膜を複合したメタン発酵処理

岡村和夫 (技術研究所)	山口一 (技術研究所)
谷本祐一 (技術研究所)	小川恵道 (技術研究所)
中村和夫 (技術研究所)	南清司 (技術研究所)

§ 1. はじめに

工場排水の中には紙・パルプ排水等のように、有機物濃度のきわめて濃厚な廃水を排出する工程があり、それらの濃厚廃水を活性汚泥等で好気性処理するためには、多量の希釈水と膨大な施設を必要とする。

廃水の嫌気性処理は、曝気のためのエネルギーが不要であるうえ、余剰汚泥の発生が少なく、処理によって発生するメタンガスはエネルギーとして回収が可能であるので、好気性の処理に比べると省エネルギー的である。しかし、メタン生成細菌の増殖速度は遅く、しかも沈降性が悪いので、系外へ流出してしまうために従来型のメタン発酵法では菌体を高濃度に維持することが難しく、処理に長時間の滞留が必要であった。

近年、これまでメタン発酵で処理が困難な廃水を対象として廃水中の有機物をエネルギーとして回収し、廃水を処理する試みが世界的に研究されてきた結果、担体等を使用することによりバイオリアクター内の菌体濃度を高濃度に保持することが可能になってきた¹⁾。

通産省は、昭和60年度より大型プロジェクト「水総合

再生利用システム(アクアルネッサンス'90)の開発」をスタートさせた。アクアルネッサンス'90は図-1に示すように、メタン発酵用のバイオリアクターに分離膜を複合し、バイオリアクター内の菌体濃度を高濃度に保持することで効率的にメタンガスを製造することを目標としている²⁾。我々もこのプロジェクトに参画し、固定床式のメタン発酵用バイオリアクターに菌体濃縮用の分離膜を複合し、紙・パルプ廃水を対象廃水として高効率メタン発酵用バイオリアクターの開発を行なってきた。昭和62年度にベンチプラントの設計および建設を行ない、昭和63年度から約1年6ヵ月にわたり実液を使用した運転を行なってきたので、その結果について報告する。

なお、本研究は新エネルギー・産業技術総合開発機構よりアクアルネッサンス技術研究組合に委託された「高性能分離膜複合メタンガス製造装置開発」のうち、当社が担当したものである。

§ 2. 試験の概要

2.1 対象廃水の特徴

わが国における紙・パルプ製造廃水の処理技術はすでに世界の最先端のレベルにあり、環境保護の見地よりその功績は高く評価されている。しかしながら、製紙工場の水使用量はきわめて膨大であり、その処理費用は大きく、さらに低コストの廃水処理技術の開発が望まれている。

わが国の全パルプ生産のうち、クラフトパルプの生産量は75%を占めているが³⁾、クラフトパルプ製造工程から排出される高濃度廃水を対象とした廃水処理にはまだメタン発酵の技術は応用されていない。その理由は、メタン発酵に不可欠なメタン生成細菌がこの廃水中に特徴的に含まれている

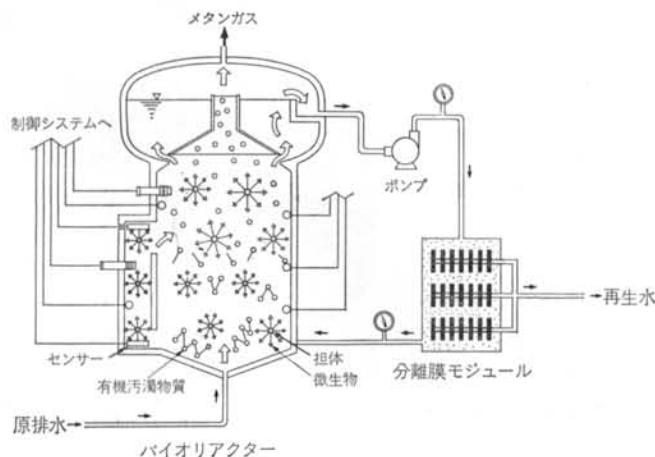


図-1 アクアルネッサンス'90計画

硫化物の影響で成育を阻害され、連続的なメタン発酵を不可能にするためといわれていた^{4)~7)}。これらの高濃度有機物を含む廃水は、総合廃水と混合すると100~500mg/lの低い有機物濃度の廃水になる。しかし、高濃度廃水中には総合廃水中の10~40%の有機物が含まれており、このような高濃度廃水だけを分離してメタン発酵を行なうことが可能であれば、発生するメタンガスをエネルギーとして回収できるとともに、紙・パルプ工場の総合廃水は現在よりも低濃度の廃水となり、活性汚泥処理における曝気動力負荷も少なくなることから、水処理コストの低減と放流水の水質改善が望める。

本実験に使用したクラフトパルプ製造廃水の廃水性状を表-1に示す。この廃水は高濃度の有機物を含み、廃水中の主成分はメタノールであるが、他に悪臭成分である各種の有機硫黄化合物を多量に含んでいることを特徴としている。

2.2 ペンチプラントの概要

ペンチプラントは、表-2に示すように4社の共同研究施設であり、バイオリアクターに菌体濃縮用分離膜が2系列と計測制御装置が設置されている。

バイオリアクターの運転目標値を表-3に示す。本プロジェクトの有機物負荷量は15kg/m³/Day以上であるが、自社目標としてBOD容積負荷35kg/m³/Dayを設定し、新たにBOD除去率を90%に設定した。実験に使用した装置の外観を写真-1に、装置のフローを図-2に示す。

ペンチプラントは、バイオリアクター手前に原液調整槽を設けており、リアクター循環水による供給水の希釈混合、水温やpHの調整およびミネラルの添加等の調整を行なった後、バイオリアクターに供給した。

バイオリアクターの有効容積は5m³で、内部に菌体を包括固定するための担体として抗火石を充填している。バイオリアクターは線速度LV=2m/hrで循環し、水温

pH	(-)	8.3
全有機炭素量 (TOC)	(mg/l)	10,200 (6,140~15,000)
生物化学的酸素要求量 (BOD)	(mg/l)	25,500 (16,900~38,400)
化学的酸素要求量 (COD _{cr})	(mg/l)	32,800 (18,400~45,800)
メタノール (CH ₃ OH)	(mg/l)	18,600 (9,190~23,400)
酢酸 (CH ₃ COOH)	(mg/l)	7 (0~13)
硫化水素 (H ₂ S)	(mg/l)	120 (50~240)
メチルメルカプタン (CH ₃ SH)	(mg/l)	1,520 (210~2,350)
硫化メチル (CH ₃ SCH ₃)	(mg/l)	5,660 (2,600~8,970)
二硫化ジメチル (CH ₃ SSCH ₃)	(mg/l)	940 (300~2,430)

表-1 クラフトパルプ製造廃水の性状

担当会社	設備の名称	設備の種類	仕様の概要
清水建設㈱	前処理設備	前処理装置	膜面積: 20m ² × 2系列 バブリング装置
	バイオリアクター設備	固定床型 バイオリアクター	総容積: 7m ³ 有効容積: 5m ³ 処理温度: 53℃
	ガス処理設備	脱硫塔 ガスホルダー ガスバーナー	乾式脱硫剤使用 有効容積: 15m ³ 能力: 5m ³ /hr
栗田工業㈱	膜モジュール設備	平板式 有機膜装置	膜面積: 20m ²
東陶機器㈱	膜モジュール設備	管状型 無機膜装置	膜面積: 24m ²
㈱東芝	データ処理設備	データ収集解析装置	

表-2 担当会社と主要設備

	プロジェクト目標値	自主目標値
有機物負荷 (Kg-BOD/m ³ /D)	15以上	35以上
ガス化率 (%)	80以上	80以上
BOD除去率 (%)	—	90以上

表-3 目標値

53±2℃, pH 6.7~7.0 に調整して運転を行なった。

2.3 固定床担体

クラフトパルプ製造廃水中の主成分がメタノールであることと、メタン発酵を高温で行なうことから、この廃水をメタン発酵させ得るメタン生成細菌は、メタノサルシナ属の細菌であると考



写真-1 ペンチプラントの概観

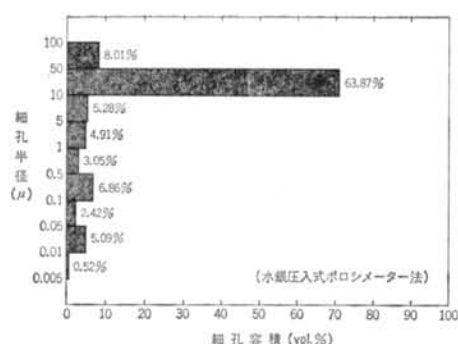


図-3 耐火石の細孔分布

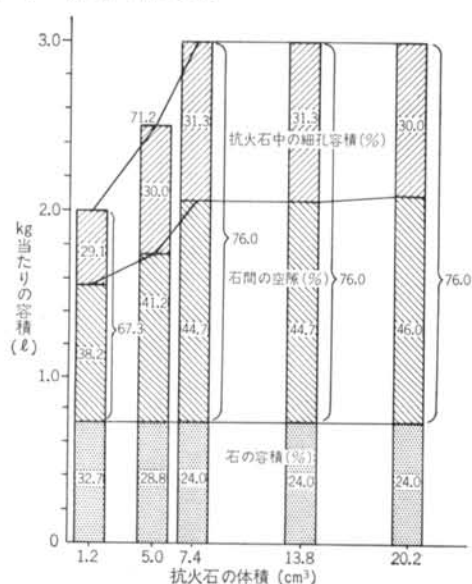


図-4 耐火石砕石1kg当たりの細孔、空隙の分布
を供給水として使用し、運転負荷を上昇させるに従い希釈率を低下させ、濃度を高めながらバイオリアクターに供給していった。

供給水はコンデンセート廃水であり、ミネラル分を含まない廃水である。そのために、表-4に示すミネラル分を添加して運転を行なった。

各パラメータは、次のように算出した。

$$\text{HRT}(\text{Day}) = V/F \quad \dots\dots(1)$$

$$\text{TOC 容積負荷} (\text{kg-TOC}/\text{m}^3/\text{Day}) = (\text{TOC}_{\text{IN}} \cdot F) / V \quad \dots\dots(2)$$

$$\text{BOD 容積負荷} (\text{kg-BOD}/\text{m}^3/\text{Day}) = (\text{BOD}_{\text{IN}} \cdot F) / V \quad \dots\dots(3)$$

$$\text{TOC ガス化率} (\%) = \frac{100[a \cdot G(1 - \text{H}_2\text{S}) + \text{IC}_{\text{OUT}} \cdot F]}{\text{TOC}_{\text{IN}} \cdot F} \quad \dots\dots(4)$$

$$\text{BOD ガス化率} (\%) = 100 \cdot b \cdot G \cdot \text{CH}_4 / (\text{BOD}_{\text{IN}} \cdot F) \quad \dots\dots(5)$$

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	280	(mg/l)
KH_2PO_4	300	(mg/l)
$\text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	100	(mg/l)
アルコール蒸留廃液	0.3	(ml/l)
$\text{FeCl}_3 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$	14.25	(mg/l)
$\text{MnCl}_2 \cdot 4 \text{H}_2\text{O}$	0.35	(mg/l)
$\text{CoCl}_2 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$	0.085	(mg/l)
ZnCl_2	0.35	(mg/l)
$\text{NiCl}_2 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$	0.42	(mg/l)
$\text{CaCl}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	0.35	(ml/l)
H_2BO_3	0.035	(mg/l)
$\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	0.085	(mg/l)
$\text{CuCl}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	0.09	(mg/l)

表-4 栄養塩類添加量

菌体変換率(—)

$$= \frac{[\text{TOC}_{\text{IN}} - a \cdot G \cdot (1 - \text{H}_2\text{S})] / F - \text{TOC}_{\text{OUT}} - \text{IC}_{\text{OUT}}}{\text{TOC}_{\text{IN}}} \quad \dots\dots(6)$$

F : リアクター供給量 (m^3/Day)

V : リアクター容積 (5m^3)

TOC_{IN} : 供給水 TOC 濃度 (g/l)

TOC_{OUT} : 処理水 TOC 濃度 (g/l)

IC_{OUT} : 処理水 IC 濃度 (g/l)

BOD_{IN} : 供給 BOD 濃度 (g/l)

BOD_{OUT} : 処理水 BOD 濃度 (g/l)

G : ガス発生量 (Nm^3/Day)

CH_4 : メタンガス含有率 (—)

H_2S : 硫化水素含有率 (—)

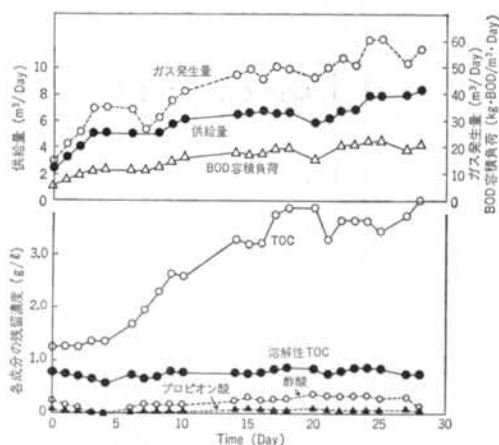
a : 炭素量換算係数 (0.536)

b : 酸素量換算係数 (2.86)

§ 3. 結果

3.1 分離膜複合時の状況

昭和62年度、愛媛県の大王製紙三島新工場にベンチプラントを建設し、昭和63年度より運転を開始した。バイオリアクター内に担体 3.6m^3 を充填後、当社技術研究所保有の 200l 容積バイオリアクター2基から得た菌体を付着させた耐火石担体 400l を種菌としてバイオリアクターに充填し、馴養を行なった。バイオリアクターに分離膜を複合し、実廃水を使用して連続運転を開始したときの状況を図-5に示す。リアクター循環水中のTOC増加は、菌体由来の有機炭素濃度の上昇を示している。バイオリアクター内で増殖した菌体は、分離膜の複合に



図—5 分離膜複合後のリアクター運転状況

より系外に流出しないので、バイオリアクター内菌体濃度はきわめて速く増加していった。また、菌体濃度の増加に伴い、運転負荷を高めて運転することが可能であった。廃水の主成分であるメタノールの処理水中への残留は認められず、効率的にガス化されていた。

以上のことから、リアクターに分離膜を複合することは、従来法に比べて運転の立ち上げ期間をきわめて短時間にする事が可能であるといえる。

3.2 硫黄化合物の影響

実廃水を使用して長期間連続運転を行なったところ、バイオリアクター内に大量の酢酸が生成するトラブルが発生した。バイオリアクターへの供給量を低下させ、低負荷条件で運転を行なったが、酢酸生成や BOD 除去率等の運転効率は改善されなかった。

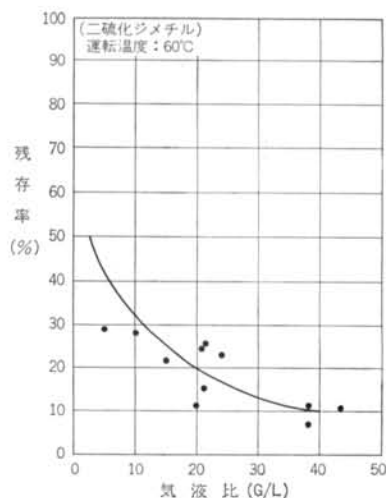
原因を調査した結果、クラフトパルプ製造工程の変更等により、バイオリアクターに供給される硫黄化合物の量が多くなったためと推定された。

廃水中に存在する硫黄化合物の物性を表—5 に示す。このうち、DMDS (二硫化ジメチル) は沸点が高く、水に不溶の物質であることから、バイオリアクターに DMDS が多量に供給されると DMDS が菌体や担体に付着包括してしまい、有機酸生成等によるバイオリアクターの効率低下が引き起こされると推定された。

処理状況改善のために、バイオリアクターから発生するガスを使用して廃水をバブリングし、廃水中に含まれている硫黄化合物を気相中に移行させる方法で前処理装置の改造を行なった。前処理装置の改造による DMDS の除去効果を 図—6 に示す。気液比が 20 以上の条件では、廃水中の DMDS を 80% 以上除去することが可能であった。

	化学式	分子量	沸点(℃)	溶解性
硫化水素	H ₂ S	34.08	-59.6	37ml/100ml (0℃)
メチルメルカプタン	CH ₃ SH	48.11	5.95	23.3g/l (20℃)
硫化メチル	CH ₃ SCH ₃	62.13	37.5~38	水に不溶
二硫化ジメチル	CH ₃ SSCH ₃	94.19	110	水に不溶

表—5 硫黄化合物の物性



図—6 DMDS の前処理による除去結果

	単 位	改造前の運転状況	改造後の運転状況
供給量	ml/Day	2.9	10.0
BOD 容積負荷	kg-BOD/ml/Day	11.0	23.4
BOD 除去率	%	84.6	93.7
ガス化率	%	78.5	93.2
供給 DMDS 濃度	mg/l	1670.0	225.0
出口 DMDS 濃度	mg/l	98.0	0.0
酢酸の生成	mg/l	790.0	67.0

表—6 前処理装置改造後のリアクター運転状況

前処理装置改造のバイオリアクター運転に対する効果を表—6 に示す。改造の結果、供給水中の DMDS 濃度は低下しており、負荷を上昇させて運転を行なっても有機酸の多量の生成は認められなくなった^{9)~12)}。

3.3 バイオリアクターの運転状況

分離膜複合バイオリアクターを使用して高負荷運転を行なった結果、BOD 容積負荷が最大 35 kg/ml/Day で運転が可能であることを確認した。高負荷運転時の状況を 図—7 に示す。BOD 除去率、およびガス化率は 90% 以上を維持しており、運転効率の低下は認められなかった。また、ガスの発生も多く、発生ガス中のメタンガス含有率

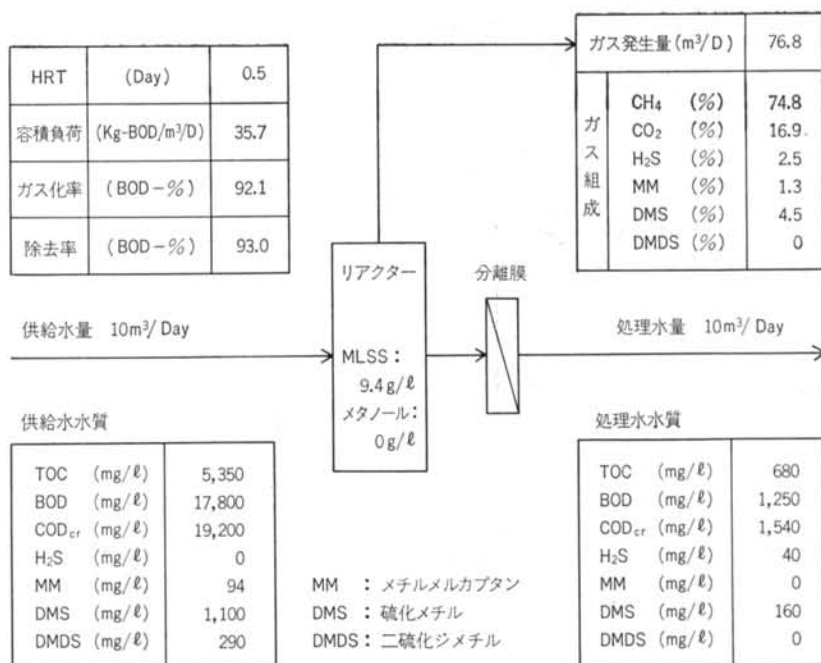


図-7 高負荷時の運転状況

	供給水	リアクター内	ガス	処理水
C 収 支	53.6	3.0	41.2	9.4
		53.6		
S				
SO ₄ -S	2.0	—	—	0
H ₂ S-S	0	—	2.7	0.4
CH ₃ SH-S	0.6	—	1.3	0
CH ₃ SCH ₃ -S	5.7	—	4.9	0.8
CH ₃ SSCH ₃ -S	2.0	—	0	0
支 合 計	10.3	—	9.1	1.2
		10.3		

(単位) C収支: kg-C/日
S収支: kg-S/日

表-7 高負荷運転における炭素と硫黄の収支

は75%であった。また、バイオリアクターに分離膜を複合したことにより循環水中の菌体濃度は9.4 g/lまで上昇しており、処理水中にメタノールの残留は認められなかった。また、有機酸の生成は、以前のような多量の生成は認められなくなった。

表-7に高負荷運転時の炭素と硫黄の収支を示す。バイオリアクターに供給される炭素の77%はガスに変換されており、処理水中には残留有機物および溶存CO₂として17%の炭素が残留していた。炭素の収支から、残りの6%は菌体に変換したものと思われる。

一方、バイオリアクターに供給されたDMDSは、発生ガスおよび処理水には認められず、硫黄の収支から判

断すると、バイオリアクターに供給されたDMDSはメチルメルカプタンや硫化水素に変化したものと考えられた。また、供給水中の硫化メチルは他の物質への変化は認められず、比較的安定な物質であると考えられ、処理水中には14%が残留した。

3.4 ガスの発生量

バイオリアクターに供給される全有機炭素量からのガス発生量は、次の式により推定される。

$$G = a \cdot (1 - Y) \cdot (TOC_{IN} - TOC_{OUT} - IC_{OUT}) \cdot F \quad (7)$$

$$G_{CH_4} = a \cdot CH_4 \cdot (1 - Y) \cdot (TOC_{IN} - TOC_{OUT} - IC_{OUT}) \cdot F \quad \dots\dots(8)$$

$$G_U = G / TOC_{IN} / F \quad \dots\dots(9)$$

$$G_{UCH_4} = G_{CH_4} / TOC_{IN} / F \quad \dots\dots(10)$$

G : ガス発生量 (Nm³/Day)

G_{CH₄} : メタンガス発生量 (Nm³-CH₄/Day)

G_U : 単位ガス発生量 (Nm³/kg-TOC)

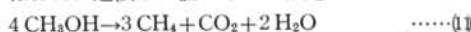
G_{UCH₄} : 単位メタンガス発生量 (Nm³-CH₄/Day)

Y : 菌体変換率 (—)

a : ガス変換係数 (1.87)

CH₄ : メタンガス含有率 (—)

また、メタン生成細菌によるメタノール基質のメタンガスへの変換は次の式に従い、発生ガス中のメタンガス含有率は0.75に近似した値になると推定される。



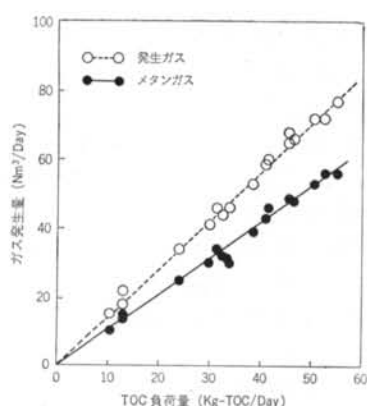


図-8 負荷量とガス発生量の関係

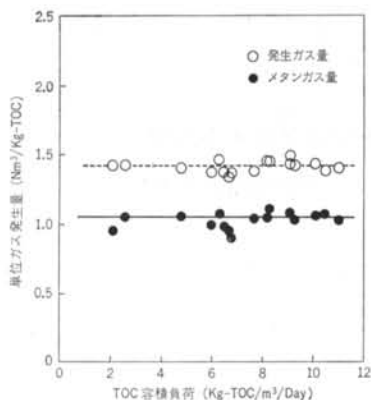


図-9 単位ガス発生量の変化

バイオリアクター運転におけるガス発生量を図-8に示す。ガスおよびメタンガスの発生量は、TOC 負荷量の増加に伴い直線的に増加した。

次に、単位有機炭素量当たりのガスおよびメタンガス発生量を図-9に示す。菌体変換率を 0.06 としたときの単位有機炭素量当たりのガス理論発生量は、式(9)より 1.45 ml/kg-TOC 、メタンガス発生量は式(10)より 1.08 ml/kg-TOC であるが、実測値はほぼ近似値であり、高負荷運転時においても単位有機炭素量当たりのガス発生量に変化は認められず、さらに負荷を増加させても運転が可能であることが示唆された。

3.5 合成廃水と実廃水の比較

合成廃水をリアクターに供給した場合を実廃水と比較した結果を図-10に示す。合成廃水では BOD 除去率が 98%であったが、実廃水では合成廃水を使用した場合に比較して除去率は低く、93%であった。また、負荷を変動させても除去率に変動がなかったことから、実廃水中に含まれる硫化メチル等の残存物質は、嫌気性発酵によ

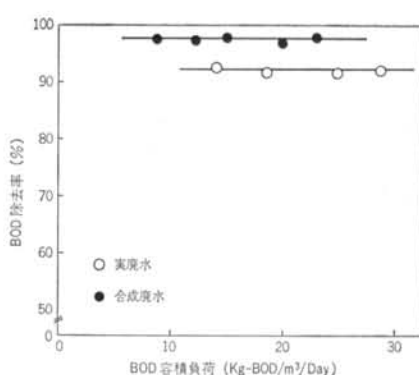


図-10 合成廃水と実廃水の処理状況比較

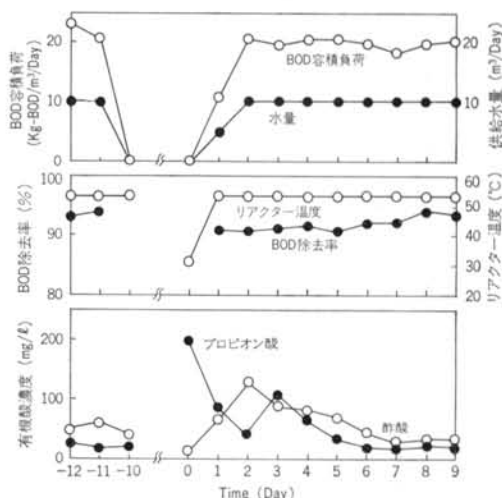


図-11 運転再開時のリアクター運転状況

り分解が不可能か、あるいは難分解性であると推定された。

3.6 運転停止の影響

製造工程の定期修理時や長期の休日等時には原水の供給がストップすることがある。このような場合にバイオリアクターの運転を停止することが考えられるので、バイオリアクターの運転を10日間停止して、バイオリアクターの運転停止時の影響を調査した。その結果を図-11に示す。10日間のバイオリアクター運転停止後、リアクター中の有機酸の挙動を調査すると酢酸濃度は低下しているが、プロピオン酸の濃度が高くなる傾向が認められた。運転を再開した結果、一時的に有機酸の生成が若干認められたが、メタノールの残留もなく、約1週間の運転で定常状態に復帰した。運転再開時の BOD 除去率は若干低下の傾向は認められたものの、事実上運転停止の影響はないと判断された¹³⁾。

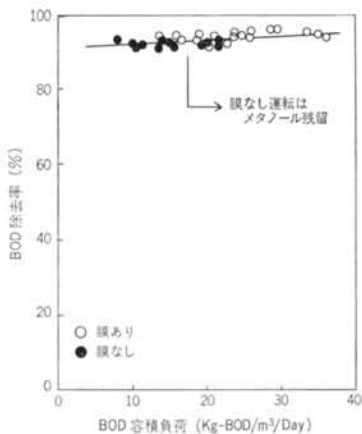


図-12 膜あり・膜なしの比較

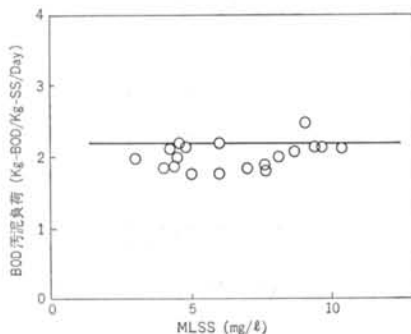


図-13 循環菌体濃度と BOD 汚泥負荷との関係

3.7 分離膜複合の効果

バイオリアクターに分離膜を複合することによる効果を把握するために、分離膜を複合しない条件で運転を行なった。

分離膜を複合した条件では、図-12に示すように BOD 容積負荷 35 kg-BOD/m³/Day の運転が可能であったが、分離膜を複合しない条件では BOD 容積負荷 15 kg-BOD/m³/Day 以上で処理水中に若干メタノールが残留し始めた。分離膜が複合されていない条件では、バイオリアクター中の循環水中に含まれる菌体濃度が極端に少なくなり、固定床担体に包括されている菌体だけで処理を行なうことになる。分離膜複合の結果、バイオリアクター内に保持されている菌体量が多くなったことで、分離膜を複合しない場合の2倍以上の効率で運転が可能であることを確認した。

3.8 BOD 汚泥負荷量の推定

分離膜を複合した高負荷条件下における BOD 汚泥負荷量について検討を行なった。

分離膜を複合して BOD 容積負荷 35 kg/m³/Day のと

きの循環菌体濃度は 9.4 g/l、分離膜を複合しない条件では、BOD 容積負荷 15 kg/m³/Day のとき循環菌体濃度は 0.36 g/l であった。このことから、循環菌体による BOD の除去性能 (BOD 汚泥負荷) は 2.2 (kg-BOD/kg-SS/Day) となる。ここで、担体に付着している菌体の活性が循環菌体と同じであると仮定するならば、担体に付着している菌体の MLSS 換算値は 6.8 (g/l) となる。以上の関係をまとめると、式(12)のようになる。

$$\text{BOD 容積負荷} = \text{BOD 汚泥負荷} \times (6.8 + \text{MLSS}) \quad (12)$$

ベンチプラントの負荷試験時の状況は、図-13に示すように EOD 汚泥負荷が 2.2 kg-BOD/kg-SS/Day に近い値であり、分離膜複合バイオリアクターの運転において、循環菌体濃度から最大 BOD 容積負荷の推定が可能であると判断された。

§ 4. ランニングコスト試算

4.1 紙・パルプ廃水適用システム

ベンチプラントの運転結果を基にして、紙・パルプ廃水に適用するための分離膜複合メタン発酵システムの検討を行なった。

クラフトパルプ製造工程から発生する硫黄化合物は臭気成分であり、悪臭公害の原因物質である。これらの臭気成分を多量に含む廃水は、現在エアーストリッピングあるいはスチームストリッピングにより廃水中から硫黄が除去され、脱硫および回収ボイラによる燃焼によって回収されている。しかしながら、従来法では多量の排ガス処理の必要やランニングコストの面で解決すべき課題が残されている。クラフトパルプの臭気成分はかなりの爆発性をもち、特にエアーストリッピングは空気による処理であるために、衝撃・摩擦あるいは静電気火花といったわずかなエネルギーで発火する可能性があるため、混合ガス中の可燃性ガスと支燃性ガスの2成分を爆発範囲外に保つ必要がある。

ベンチプラントの運転の結果、廃水中の硫黄化合物をバイオリアクター発生ガスでバブリングを行なうことにより除去する方法を開発した。この方法を採用することによって、メタン発酵に影響のある二硫化ジメチル等の硫黄化合物を気相中に移行させ、発生メタンガスと同時に硫黄の回収とエネルギーの回収を行なうことが可能である。

発生ガス中には酸素は含まれていないのでガスの移送にも爆発の心配はなく、臭気化合物による悪臭発生も低減される。このような前処理およびガス処理を取り入れ

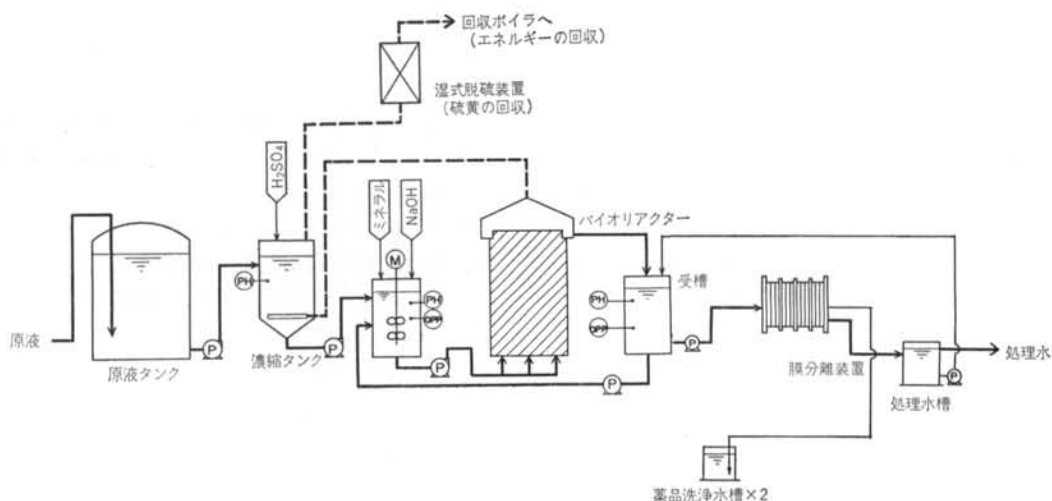


図-14 紙・パルプ廃水用メタン発酵装置フローシート
たメタン発酵システムのフローは図-14のようになる。

4.2 ランニングコスト試算

図-14のフローに基づき、ランニングコストの試算を行なった。

試算条件は表-8のとおりであるが、嫌気併用法では総合廃水中に含まれている高濃度廃水のみを取り出してメタン発酵を行ない、メタン発酵後に総合廃水と混合する方法と従来法とを比較して試算した。

総合廃水は水量 160,000 m³/Day, BOD 濃度 200 mg/l の条件で排出され、その中に高濃度廃水が水量 400 m³/Day, BOD 濃度 25,000 mg/l の条件で含まれていると仮定した。

従来法は BOD 容積負荷 1.2 kg-BOD/m³/Day の活性汚泥法で処理し、メタン発酵は分離膜を複合した条件で BOD 容積負荷 35 kg-BOD/m³/Day で処理を行なうこととした。

試算結果を表-8に示す。高濃度廃水は、総合廃水中の有機物の約30%を含むと仮定して試算を行なったが、廃水 1 m³ 当たり 4.53 円かけていた廃水処理コストがメタン発酵併用により 3.32 円となり、1 日当たりの処理費用が約 20 万円節約できることになる。これを年間で考えると、7,000 万円の節約が可能になる。

メタン発酵用のバイオリアクターは高負荷運転が可能ことから、メタン発酵に必要なリアクター容積をコンパクトにできるだけでなく、総合廃水の有機物負荷量もメタン発酵併用により低減されるので、曝気槽容積も従来の70%の大きさで処理できる。また、バイオリアクターからは3,100 m³/Day のメタンガスが発生するので、1

	総合廃水		嫌気処理併用	
	円/Day	円/m ³	円/Day	円/m ³
電力	553,000	3.46	411,000	2.57
嫌気	(0)	(0)	(19,000)	(0.12)
好気	(553,000)	(3.46)	(392,000)	(2.45)
ガス回収	0	0	▲62,500	▲0.39
膜交換費	0	0	12,200	0.08
薬品費	0	0	39,800	0.25
汚泥処分費	160,000	1.00	118,500	0.74
人件費	11,000	0.07	11,000	0.07
合計	724,000	4.53	530,000	3.32
リアクター容積	0(m ³)		290(m ³)	
曝気槽容積	27,000(m ³)		19,000(m ³)	
メタン発生量	0(m ³ /D)		3,100(m ³ /D)	

条件：総合廃水 200 mg/l, 16,000 m³/D, 負荷 1.2 kg-BOD/m³/D, 高濃度廃水 25,000 mg/l, 400 m³/D, 負荷 35.0 kg-BOD/m³/D, 電力費 16 円/kWh, A 重油 25 円/l (10,000 kcal/l), メタンガス 8,000 kcal/m³-CH₄, 膜交換費 20,000 円/m² (耐用 3 年)
薬品費はメタン発酵のみ考慮, NP 肥料 85 円/kg, NaOH 69 円 (400 mg/l), 凝集剤等のコスト, H₂SO₄, NaClO 等は考慮せず
汚泥処分費 10,000 円/Ton, 人件費 0.5 人/年 4,000,000 円/年

表-8 ランニングコスト試算結果

日当たり約 2,500 l の A 重油に相当するエネルギーを回収することが可能である¹⁴⁾。

§ 5. 結論

紙・パルプ廃水を対象廃水とした分離膜複合メタン発

酵用バイオリアクターのベンチプラント運転結果について要約すると、以下のとおりである。

(1)バイオリアクターに分離膜を複合するとバイオリアクター内で発生した菌体は系外へ流出しないので、きわめて速く運転を立ち上げることが可能であった。

(2)廃水中に含まれる硫黄化合物（特に、DMDS）が多くバイオリアクターに供給されると酢酸の生成、除去率の低下等の効率低下が認められたが、前処理で DMDS を除去すればバイオリアクターの運転に支障がないことを確認した。

(3)分離膜を複合したバイオリアクターは、BOD 容積

負荷 35 kg-BOD/㎡/Day の高負荷運転が可能であり、分離膜を複合しない場合に比べると2倍以上の効率で運転が可能であった。

(4)バイオリアクターで発生するガスの量は、供給 TOC 1 kg 当たりガス発生量は約 1.5 ㎡、メタンガス発生量として約 1 ㎡であった。

(5)バイオリアクター内の菌体活性（BOD 汚泥負荷）は、2.2 kg-BOD/kg-SS/Day と推定された。

(6)ランニングコスト試算の結果、従来法にメタン発酵を併用し、高濃度廃水を処理すると年間7,000万円の節約が可能であった。

＜参考文献＞

- 1) S. M. Stonach, T. Rudd & J. N. Lester: "Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment" Springer (1986)
- 2) "「アクアルネッサンス'90計画」パンフレット"
- 3) 通商産業大臣官房調査統計部: "紙・パルプ統計年報" 通産統計協会 (1988年)
- 4) A. A. Cocci, R. C. Landine, G. J. Brown, A. M. Tennier & E. R. Hall: "Anaerobic Treatment of Kraft Foul Condensates" Proc. of TAPPI Environmental Conference (1985) pp.67~82
- 5) G. Endo & Y. Tohya: "Anaerobic Biological Decomposition of Malodorous Compounds in Kraft Pulping Wastewater" Water Science & Technology, Vol.17 (1985) pp.39~52
- 6) K. Minami, T. Horiyama, M. Tasaki & Y. Tanimoto: "Methane Production Using a Bio-Reactor Packed with Pumice Stone on an Evaporator Condensate of a Kraft Pulp Mill" J. of Fermentation Technology, Vol.64, No.6 (1986) pp.523~532
- 7) K. Minami, Y. Tanimoto, M. Tasaki, S. Ogawa & K. Okamura: "Influence of pH on Methane and Sulfide Production from Methanol" J. of Fermentation Technology, Vol.6, No.1 (1988) pp.117~121
- 8) 南清司: "高温菌における高速メタン発酵の研究" 環境技術 Vol.16, No.7 (1987) pp.20~25
- 9) M. Yamaguchi, K. Minami, Y. Tanimoto & K. Okamura: "Effect of Volatile Fatty Acid on Thermophilic Methanogenesis" Proc. of 5th ISME (1989) p.212
- 10) K. Minami, Y. Tanimoto, M. Tasaki, S. Ogawa & K. Okamura: "Influence of sulfate on methane fermentation in a defined medium" Water Science & Technology, Vol.20 (1988) pp.451~453
- 11) Y. Tanimoto, M. Tasaki, K. Okamura, M. Yamaguchi & K. Minami: "Screening Growth Inhibitors of Sulfate-Reducing Bacteria and Their Effects on Methane Fermentation" J. of Fermentation Technology, Vol.68, No.5 (1989) pp.353~359
- 12) M. Yamaguchi, K. Minami, Y. Tanimoto & K. Okamura: "Effects of Volatile Fatty Acids on Methanogenesis of Methanol and of Pregrowth with Methanol on Acetate Utilization by Methanogens" J. of Fermentation Technology, Vol.68, No.6 (1989) pp.1~6
- 13) K. Minami, Y. Tanimoto, K. Okamura & M. Yamaguchi: "Anaerobic Treatment of a Wastewater Containing C₁ Compounds from a Paper Mill" Proc. of 6th Inter. Symp. on Microbial Growth on C₁ Compounds (1989) p.236
- 14) 南清司: "製紙排水対策への新たな提案" 紙パルプ技術タイムズ Vol.31, No.9 (1988年) pp.66~70