

## 研究成果報告書

研究課題名	地域バイオマスを対象としたメタン発酵施設における発酵液の窒素及びりん制御技術の開発
研究開発組合代表者名	株式会社荏原製作所 環境事業カンパニー 藤田 和雄

### 1. 研究目的

メタン発酵法を用いたバイオマス利活用事業では図-1-1 に示すように、地域に存在する家畜排泄物、生ゴミ、食品廃棄物及び汚泥などのバイオマスを分解安定化し、メタン発酵液を液肥として農地還元することが可能である。同時に、発生するバイオガスを燃料として施設内及び周辺施設の電源や熱を供給することが可能である。このように、メタン発酵法はエネルギー利用とマテリアル利用を同時に実現できる有効なバイオマス利活用技術である。

一方、農地が受入可能な肥料成分量には限度があり、農地還元量を適正量に維持する必要がある。原田(2004)は、家畜排泄物の発生量から推定した堆肥としての窒素量と農地の受入量を見積もると、我が国の農地は全体としては家畜排泄物を十分受入れられるだけの容量を有していると思われるが、家畜排泄物は地域的・時間的に偏在するために、利用困難な場合が多いとしている。これは堆肥に対する調査結果であるが、メタン発酵液(液肥)の場合も事情は同じである。さらに、メタン発酵液は堆肥ほど農地還元が普及しておらず、技術や設備を保有している農家が少ないこともメタン発酵施設が普及し難い原因のひとつ考えられる。このような状況下でメタン発酵施設を運転する場合、メタン発酵液の一部を排水処理して、河川放流や下水道等に放流をせざるを得ないものとする。一方、中川(2004)によれば、排水処理工程が施設の建設費及び運転経費増大の大きな要因となっており、コスト軽減はメタン発酵施設普及促進上重要な課題である。また、従来の排水処理工程においては、排水中に含まれるリンは汚泥として処分され、有効活用されていなかった。しかし、深瀬(1999)は、リンは資源枯渇が確実な物質であり、ほぼ全量を輸入に依存する我が国にとって、排水からの再資源化への動きはさらに強まるものと指摘している。手塚ら(2002)によると、我が国のリン輸入量は 683,000 t/y(食品及び飼料などによるものを含む総量, 1998年)で、水域への発生負荷量は 138,300 t/y とされている。

メタン発酵液の処理工程では、まず「固液分離」によりメタン発酵液を固形分と脱水ろ液に分離する。次に「堆肥化工程」で固形分を堆肥化し、「排水処理プロセス」で脱水ろ液を処理して河川等の公共用水域あるいは下水道に放流する。本研究は、「排水処理プロセス」のコスト低減及び有機物の回収・有効活用を実現する新しいプロセスの確立を目的としている。

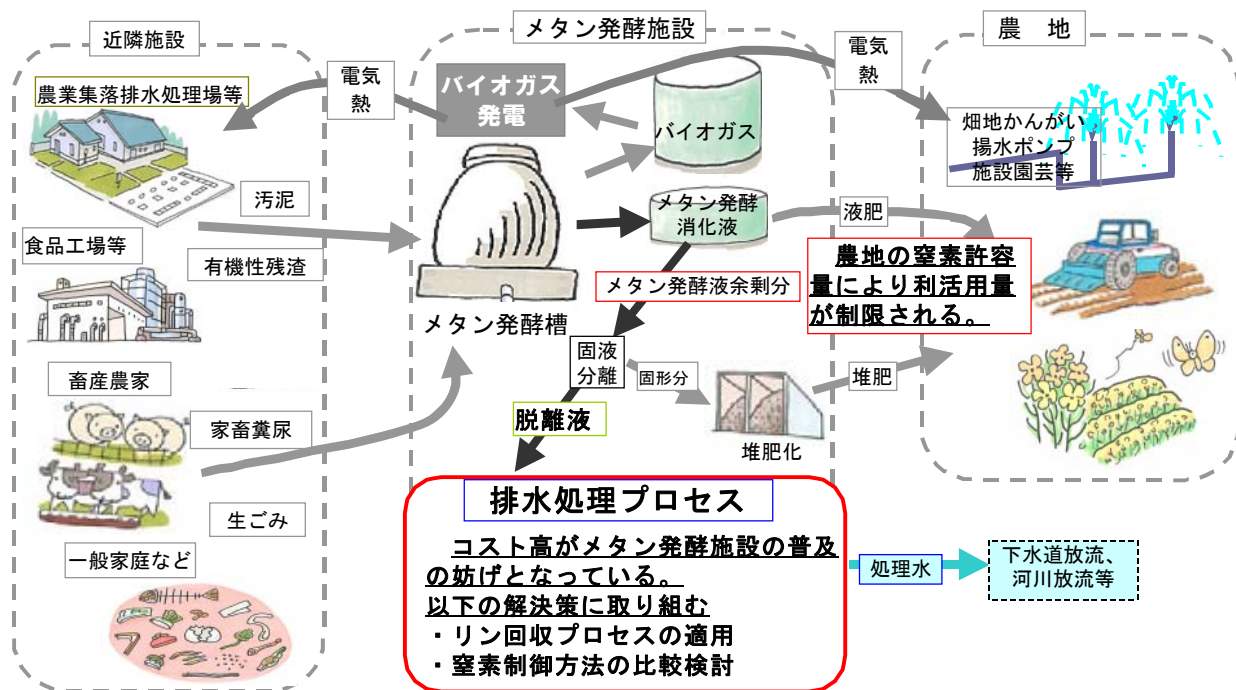


図-1-1 メタン発酵法を用いたバイオマス利活用事業のイメージ図

## 2. 研究内容

### 2-1. 処理方式に関する調査研究

- (1) 処理方式等の検討
- (2) 固液分離に関する検討
- (3) 維持管理性の検討

### 2-2. 装置化に関する調査研究

- (1) 試験機の設計
- (2) 試験機の製作

### 2-3. 実汚水を用いた実証試験

- (1) 試験計画の策定
- (2) 実証試験による効果の検証

### 2-4. 実証試験及び研究のまとめ

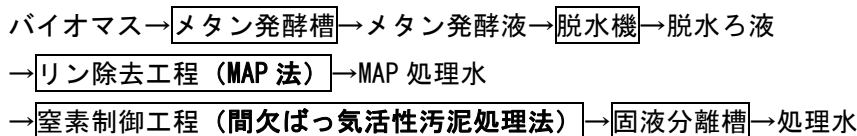
- (1) 検討内容
- (2) 実証試験
- (3) 設計マニュアルの作成

### 3. 目標とする成果

#### 3-1. 処理方式に関する調査研究

##### (1)処理方式等の検討

処理方式を以下のフローとし、リン除去工程を MAP 法とし、窒素制御工程を間欠ばっ気活性汚泥法とした。



##### (2)固液分離に関する検討

固液分離工程をスクリープレス方式とした。

##### (3) 維持管理性の検討

###### 1)リン除去工程

凝集沈殿法を対照として、リン酸マグネシウムアンモニウム結晶化法 (MAP 法) の物質及びエネルギー収支有を基に運転コストを試算し、MAP 法の有効性を示した。

###### 2)窒素制御工程

3 種類の窒素制御法、①嫌気性アンモニア酸化法、②間欠ばっ気活性汚泥法、③アンモニアストリッピング法を比較し、各処理方法の特徴を明らかにし、現時点で最も実用性の高い窒素制御法として、間欠ばっ気活性汚泥法を選択した。

#### 3-2. 装置化に関する調査研究

牛糞尿を投入バイオマスとし、図-3-1 に示すような実証試験装置を設計及び製作し、埼玉県熊谷市・妻沼町有機センター内に設置した。

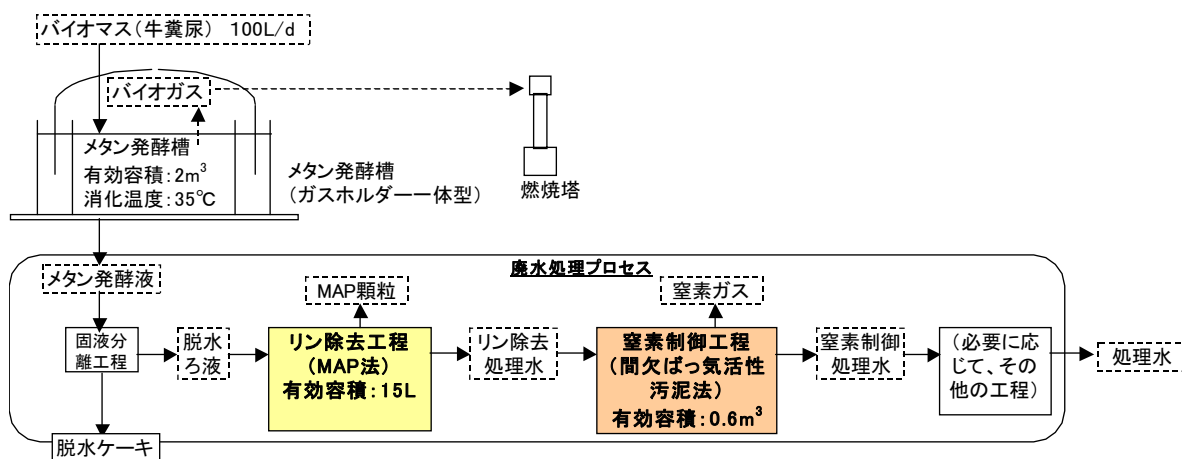


図-3-1 実証試験装置の処理フローの概要

### 3-3. 実汚水を用いた実証試験

以下のように試験計画を作成し、実証試験による効果を検証中である。

#### (1)リン除去工程の試験計画

表-3-1 の PO<sub>4</sub>-P 設定濃度に対する処理性能を確認する。

表-3-1 リン除去工程における流入 PO<sub>4</sub>-P 濃度及び処理目標値

流入 PO <sub>4</sub> -P 濃度	約 200mg/L
処理目標 PO <sub>4</sub> -P 濃度	10mg/L 以下

#### (2)窒素制御工程の試験計画

MAP 法処理水を対象として、表-3-2 に示すように、2 段階の処理目標水質を想定して、間欠ばっ気活性汚泥法の性能を確認する。

表-3-2 処理目標水質

	処理水質目標(mg/L)				備考
	全リン	全窒素	BOD	SS	
目標 1	8 以下	60 以下	120	150	河川放流を想定
目標 2	32 以下	240 以下	600	600	下水道放流を想定

### 3-4. 実証試験及び研究のまとめ

検討内容及び実証試験結果を取りまとめ、設計マニュアルを作成する。

4. 研究成果の状況（現地適用の状況、普及活動状況等）

4-1. 処理方式に関する調査研究

4-1-1. 排水処理プロセスの比較方法

(1)排水処理プロセスの全体概要

図-4-1 に示すように、一般的な排水処理フローでは、脱水ろ液を標準活性汚泥法による生物学的脱窒素プロセスを用いて窒素及び BOD 等を除去し、続いて凝集沈殿法によってリン等を除去する。本研究では、脱水ろ液中のリンを回収した後、窒素及び BOD 等を除去する方法を検討する。固液分離工程には高分子凝集剤を用いる一般的なスクリーブレス型脱水機を用いることとし、リン除去法として、リン酸マグネシウムアンモニウム結晶化法（以下、「MAP 法」と記す。）の薬品及び電力使用量に基づく運転経費を算出し、凝集沈殿法と比較した。また、窒素制御法として、嫌気性アンモニア酸化法、間欠ばっ気活性汚泥法及びアンモニアストリッピング法の 3 種類の薬品使用量及び電力使用量に基づく運転経費を算出し、各処理方法の特徴を明らかにした。

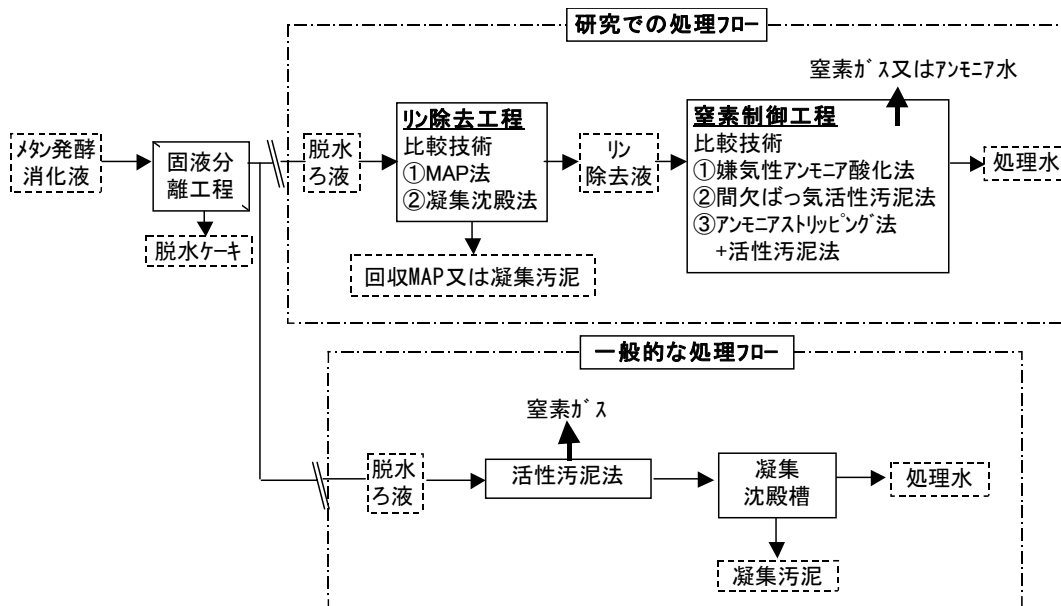
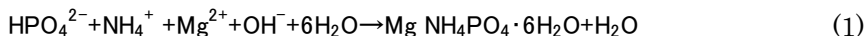


図-4-1 従来法及び検討フロー

(2)MAP 法

MAP 法は排水中に含まれる溶解性リン酸イオンをリン酸マグネシウムアンモニウム（以下、「MAP」と記す。）の結晶として回収する方法である。反応式は(1)式の通りである。



MAP は  $\text{PO}_4^{3-}$  に対して  $\text{Mg}^{2+}$  がモル比 1 対 1 で以上共存し、 $\text{NH}_4^+$  が過剰に存在する条件下で、pH を 8~9 の弱アルカリ性に整えることによって結晶化する。家畜排泄物などのバイオマスを対象としたメタン発酵法では、発酵消化液中に豊富な  $\text{PO}_4^{3-}$  と  $\text{NH}_4^+$  が存在し、 $\text{Mg}^{2+}$  も存在する。従って、若干の  $\text{Mg}^{2+}$  を補給し、NaOH などで pH 調整することによって、リン酸を MAP 結晶として回収することが可能となる。回収された MAP は緩効性リン酸肥料としての効果があり、商品価値がある。

MAP 法のフローを図-4-2 に示す。水槽中において、MAP 結晶を浮遊させて粒子状に成長させるため、反応槽を塔型とし、ばっ気を行う。

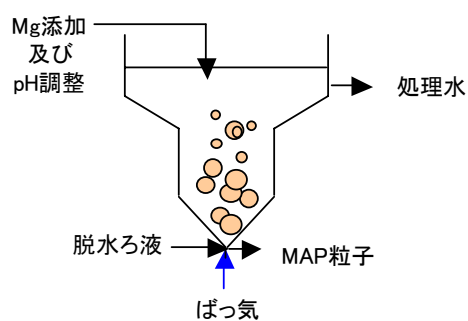


図-4-2 MAP法のフロー

### (3)嫌気性アンモニア酸化法

嫌気性アンモニア酸化法は1995年にドイツ・デルフト大学の研究グループによって報告されたアンモニアを水素供与体とし、亜硝酸を水素受容体とする脱窒素反応を用いる処理法である。1997年に提案された化学量論式を(2)式に示す。

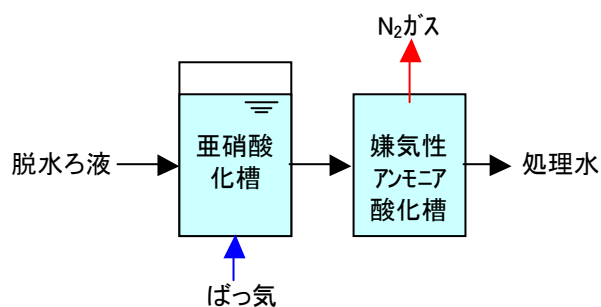
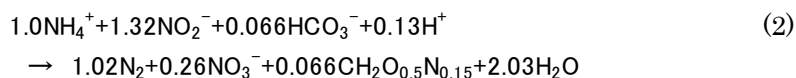


図-4-3 嫌気性アンモニア酸化法のフロー

図-4-3に示すように、嫌気性アンモニア酸化法は脱ろ液中のアンモニアを亜硝酸に酸化した後、嫌気性アンモニア酸化菌によって脱窒素させる。古川(2004)は、この方法では硝化工程における生成物が亜硝酸であり、しかもアンモニアの約半量を亜硝酸に酸化すればよいため、従来の硝酸への全量酸化の場合と比べて酸素必要量が少なく、従って、ばっ気動力が低減されるとした。また、従来の生物脱窒素法で使用されているメタノールなどのBOD源を必要としない。このような特徴から、特に窒素濃度が高く、相対的に有機物濃度が低い排水に対して経済的な窒素除去技術となる可能性があるとして期待され、し尿処理及びメタン発酵液の処理などに対して実用化が試みられている。ただし、未だ実用化には至っていない。

#### (4)間欠ばっ気活性汚泥法

生物学的脱窒素を行う活性汚泥法として間欠ばっ気活性汚泥法がある。図-4-4 に示すように、この方法は単一槽で間欠ばっ気を行うことによって窒素除去を行うため、装置構造が単純であることから、比較的小規模の排水処理に適した方法である。本法については脱窒素用 BOD 源としてバイオマスを用いることによるコスト縮減効果を検討する。

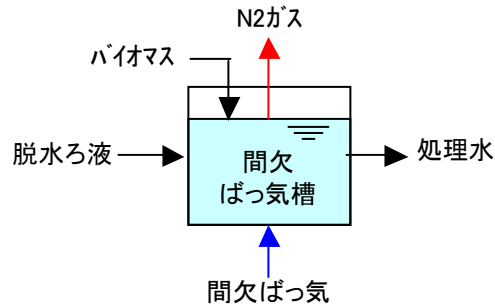


図-4-4 間欠ばっ気活性汚泥法のフロー

#### (5)アンモニアストリッピング法

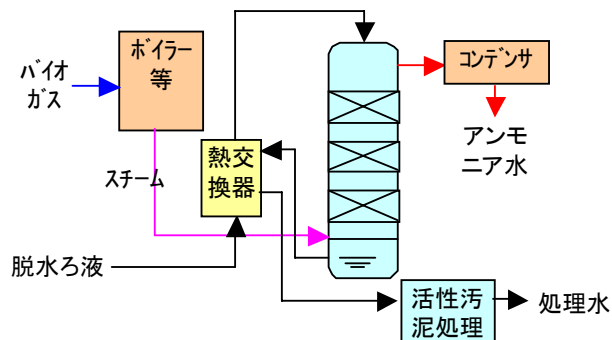


図-4-5 アンモニアストリッピング法のフロー

図-4-5 にアンモニアストリッピング法のフローを示す。この方法は脱水ろ液に含まれるアンモニアを熱によって脱離させ、冷却してアンモニア水として凝縮・回収する方法である（岡庭ら，2003）。排水中には BOD 等が残留するため、後段に活性汚泥法等による処理が必要となる。バイオガスを熱源として利用し、廃熱を有効活用することにより、経済的なシステムを構築できる可能性がある。

#### (6)運転経費試算条件

##### 1)流入水質及び処理水量の設定値

メタン発酵液、脱水ろ液及びリン除去液の水質の設定値を表-4-1 に示す。メタン発酵液の濃度は京都府八木町による報告書（2004）及び筆者らによる調査結果をもとにし、牛ふん尿、豚ふん尿及び食品廃棄物等を原料バイオマスとすることを想定した値である。脱水ろ液はこのメタン発酵液を固液分離して得られたろ液であり、リン除去液はリン除去工程（MAP 法を想定）の処理水である。なお、メタン発酵施設の規模は受け入れバイオマス量 30 t/d、バイオガス発生量 1000 m<sup>3</sup>/d として試算を行うこととした。

表-4-1 水質の設定値

		メタン発酵 消化液	脱水 ろ液	リン 除去液
T-N	mg/L	3,500	2,200	2,078
T-P	mg/L	1,000	350	107
NH <sub>4</sub> -N	mg/L	2,000	2,000	1,878
PO <sub>4</sub> -P	mg/L	350	280	10
TS	mg/L	45,000	8,500	8,500
SS	mg/L	38,000	1,500	1,500
BOD	mg/L	5,200	2,500	2,500

## 2)処理水質目標値

処理水質目標値には以下に示す4条件を想定して、表-4-2の値を設定した。

条件1：水質汚濁防止法による総量規制対象地域での河川放流を想定

条件2：通常の河川放流を想定（水質汚濁防止法による規制を受ける。）

条件3：下水道放流を想定（下水道法施行令による規制を受ける。）

条件4：農地還元を想定

条件4の目標値は、リン除去工程及び窒素制御工程全体でのアンモニア性窒素除去率を50%とすることを念頭において設定した。

なお、実排水の処理においては、COD、大腸菌群数及び色度など表-4-2に示していない指標を考慮しなければならない場合がほとんどであるが、本研究では比較検討条件を簡素化するために表-4-2に示す指標に絞り込んだ。

表-4-2 処理水質の目標値

		条件1	条件2	条件3	条件4
T-N	mg/L	10	60	240	1,200
NH <sub>4</sub> -N	mg/L	-	-	-	1,000
T-P	mg/L	1	8	32	-
SS	mg/L	70	150	600	-
BOD	mg/L	30	120	600	-

・「-」は設定値なし。

## 3)収支検討因子

### ①支出の検討因子

運転経費を試算するために、電力、メタノール、Mg(OH)<sub>2</sub>、NaOH、ポリ硫酸第2鉄（以下、「ポリ鉄」と記す。）、高分子凝集剤、燃料（バイオガス）、廃棄物処分の因子について検討した。それぞれの設定条件を表-4-3に示す。



表-4-3 運転経費試算のための検討因子

検討因子	使用目的	使用方法	製品名 及び仕様	単価
電力	ポンプ及びばっ気動力等		購入電力	15 円/kWh
メタノール	脱窒素	注入率: 1mg 窒素に対して 2.5mg メタノールを注入するとした。	「メタノール液」 含有率 99%	85 円/kg
Mg(OH) <sub>2</sub>	MAP 反応基質	本文中に記載。	「Mg(OH) <sub>2</sub> スラリー」 Mg(OH) <sub>2</sub> 含有率 28% 比重 1.265	23 円/kg
NaOH	pH 調整	本文中に記載。	「NaOH 液」 NaOH 含有率 25% 比重 1.263	30 円/kg
ホリ硫酸第2鉄(ホリ鉄)	リン除去	注入率: PO <sub>4</sub> -P 処理目標値 6~10mg/L のとき PO <sub>4</sub> -P に対するモル比として Fe を 2.5, 1mg/L 以下のとき 3.5 注入するとした。(社)全国都市清掃会議編, 「汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計容量」 P.195, 図 3.3.4-7 を参考にして設定した。	「ホリ鉄溶液」 Fe 含有率 11%	110 円/kg
高分子凝集剤	汚泥フロック形成	注入率: 処理水に対して 1.5mg/L 添加するとした。	「高分子凝集剤」 粉末状	900 円/kg
脱窒素用 BOD 源としてのバイマス	脱窒素用 BOD 源	メタン発酵槽に投入するバイマスの 10% を間欠ばっ気活性汚泥槽に添加する。従って, バイガス発生量 1000 m <sup>3</sup> /d の 10% が減少するとした。	「脱窒素用 BOD 源としてのバイマス」 生ごみ, 廃牛乳, 牛糞尿, 豚糞尿等	4.33 円/m <sup>3</sup>
燃料(バイガス)	アンモニアの揮発用蒸気発生	バイガスをボイラ燃料とした。必要蒸気量 0.1L-蒸気/L-処理水量, ボイラ効率 90%, 蒸気熱量 640kcal/kg-H <sub>2</sub> O, メタン発酵施設のバイガス発生量 1000 m <sup>3</sup> /d。	「バイガス」 CH <sub>4</sub> 濃度 58% CH <sub>4</sub> 発熱量 8,520 kcal/m <sup>3</sup> 。	4.33 円/m <sup>3</sup>
廃棄物処分	回収アンモニアの処分	現状では廃棄物として処分委託することになる。	「アンモニア水」 窒素含有率 12%	5,000 円/t

## ②収入の検討因子

コスト試算のために検討した因子のうち, 収入に関わる因子は MAP の販売収入のみである。MAP の販売単価は 30 円/kg とした。

## 4-1-2. 比較検討結果

### (1)リン除去工程

#### 1)比較条件

#### ①リン除去工程のフロー

MAP 法及び凝集沈殿法のフローを図-4-6 に示す。MAP 法は脱水ろ液を反応槽に送り、底部からばっ気し、必要に応じて  $Mg(OH)_2$  スラリー及び  $NaOH$  液を供給してリン酸を MAP 結晶として除去し、定期的に MAP 粒子として回収するとした。

凝集沈殿法は脱水ろ液を混和槽に送り、ポリ鉄溶液と混合してリンを凝集させた後、沈殿槽で沈殿汚泥を分離するとした。

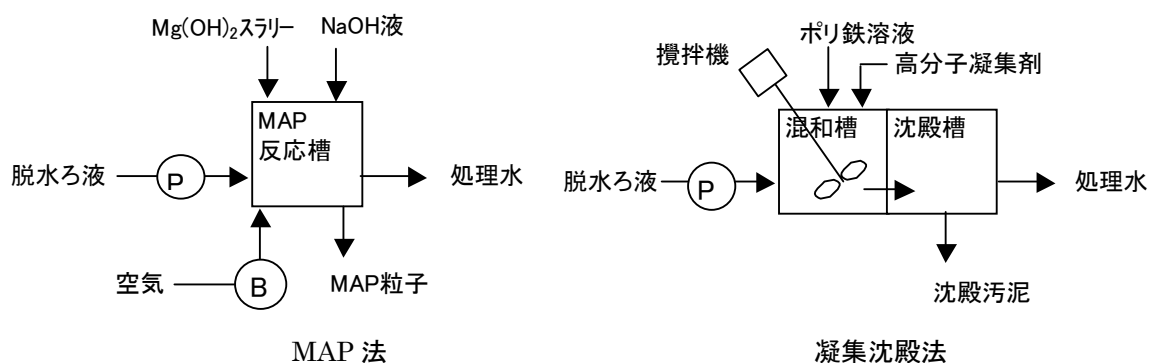


図-4-6 リン除去工程のフローの比較

#### ②薬品使用条件

表-4-4 にリン除去工程における薬品添加濃度を示す。MAP 法では、脱水ろ液の  $PO_4\text{-P}$  が  $280\text{mg/L}$  ( $9.0\text{mmol/L}$ )、溶解性マグネシウムが  $180\text{mg/L}$  ( $7.4\text{mmol/L}$ ) であるから、 $PO_4^{3-}$  と  $Mg^{2+}$  を等モルにするためには  $Mg^{2+}$  が  $38.9\text{mg/L}$  ( $1.6\text{mmol/L}$ ) 不足した。そこで、脱水ろ液に対して  $Mg(OH)_2$  として  $93.3\text{mg/L}$  添加するとした。また、リアクター内の pH を 8.5 に調整するために、 $NaOH$  を脱水ろ液に対して  $158\text{mg/L}$  添加するとした。pH は  $NH_4^+$  濃度が高いこと、ばっ気により脱炭酸されること、 $Mg(OH)_2$  を添加することなどにより、 $NaOH$  無添加で 8.0 程度まで上昇すると仮定し、これをさらに 8.5 まで上げて、リン回収の確実性を高めるとした。

一方、凝集沈殿法では凝集剤としてポリ鉄を用いた。ポリ鉄添加率は脱水ろ液  $PO_4\text{-P}$  に対する鉄のモル比を 2.5 とした(表-4-3)。脱水ろ液の  $PO_4\text{-P}$  を  $9.03\text{mmol/L}$  ( $280\text{mg/L}$ ) としたことから、脱水ろ液に対する  $Fe$  添加量は脱水ろ液に対して  $22.6\text{mmol/L}$  ( $1.26\text{g/L}$ ) となった。また、脱水ろ液に対して  $1.5\text{mg/L}$  の高分子凝集剤を添加するとした。

表-4-4 リン回収工程における薬品添加量

	MAP法	凝集沈殿法
$Mg(OH)_2$ 添加量(mg/L)	93.3	0
$NaOH$ 添加量(mg/L)	158	0
ポリ鉄添加量(mg/L)	0	1,260
高分子凝集剤(mg/L)	0	1.5

#### ③電力消費機器

表-4-5 に電力を消費する主要な機器類の台数を列記する。MAP 法では原水ポンプ、薬品注入ポンプ、MAP 引抜きポンプ及びばっ気ブローアを想定した。一方、凝集沈殿法では原水ポンプ、薬品注入ポンプ、

汚泥引抜きポンプ及び攪拌機（混和槽及び沈殿槽）を想定した。

表-4-5 電力を消費する主要な機器類の台数

	MAP法(台)	凝集沈殿法(台)
原水ポンプ	1	1
薬品注入ポンプ	2	2
MAP引抜きポンプ	1	0
汚泥引抜きポンプ	0	1
ばっ気フロア	1	0
攪拌機(混和槽及び沈殿槽)	0	2

#### ④生成物の処置

MAP 法では回収した MAP 粒子を販売するとした。一方、凝集沈殿法では沈殿汚泥が発生するが、これを産業廃棄物として処理を外部委託すると費用が発生する。しかし、ここでは併設された堆肥化施設の原料として使用すると想定し、費用が発生しないものとした。

MAP の理論上の回収量（以下「理論 MAP 回収量」と記す。）は MAP 原水 PO<sub>4</sub>-P 濃度と MAP 処理水 PO<sub>4</sub>-P 濃度の差に相当する MAP 重量として算出できる。(3)式に示す通り、本試算における理論 MAP 回収量は、脱水ろ液 1 リットルあたり、2.14 g・MAP となった。

$$\begin{aligned}
 \text{理論 MAP 回収量 (MC)} &= (P_{\text{in}} - P_{\text{out}}) \times 245.3 \text{ g} / 31 \text{ g} & (3) \\
 &= (280 - 10) \times 245.3 \text{ g} / 31 \text{ g} \\
 &\doteq 2140 \text{ mg/L} = 2.14 \text{ g/L}
 \end{aligned}$$

ただし、

$$\text{MAP 原水 PO}_4\text{-P 濃度}(P_{\text{in}}) = 280 \text{ mg/L}$$

$$\text{MAP 処理水 PO}_4\text{-P 濃度}(P_{\text{out}}) = 10 \text{ mg/L}$$

とした。

1 モルの MAP は 245.3 g、同じく P は 31 g である。

#### 2)薬品・電力使用量及び MAP 粒子回収量の比較

表-4-6 に処理水量 30 t/d における 1 日あたりの薬品・電力使用量と MAP 回収量を示す。薬品使用量は表-4-4 の添加濃度及び表-4-3 の製品仕様に基づいて算出した。MAP 法の薬品使用量は Mg(OH)<sub>2</sub> スラリー及び NaOH 液がそれぞれ 10 kg/d 及び 18.9 kg/d であった。一方、凝集沈殿法はポリ鉄溶液を 345 kg/d 消費すると計算した。

電力使用量は表-4-5 に示した各機器類の電力消費量の合計値に対して 0.8（負荷率）を乗じた値とした。MAP 法及び凝集沈殿法の電力消費量はそれぞれ 51 kWh/d 及び 20 kWh/d となった。

MAP 粒子生産量は理論 MAP 回収量に基づいて算出した結果、(4)式に示すように 64 kg/d となった。

$$\begin{aligned}
 \text{MAP 粒子生産量} &= \text{MC} \times Q \times \text{Mr} \div 100 \div [(100 - \text{Mw}) \div 100] & (4) \\
 &= 2.14 \times 30 \times 90 \div 100 \div [(100 - 90) \div 100] \\
 &\doteq 64 \text{ kg/d}
 \end{aligned}$$

ただし、

$$\text{理論 MAP 回収量}(MC) = 2.14 \text{ g/L}$$

処理水量(Q)=30 m<sup>3</sup>/d

MAP 回収率(Mr)=90 %

(MAP 回収率=MAP 粒子回収率÷理論 MAP 回収率×100)

MAP 粒子含水率(Mw)=10 %

とした。

仮に本試算規模の MAP リアクターが 1 年間 (365 日) 稼動すると、MAP 回収量は 23 t/y に達する。これにはリンが 2.6 t 含まれていることになる。

表-4-6 薬品・電力使用量と MAP 粒子回収量

	MAP法	凝集沈殿法
Mg(OH) <sub>2</sub> スラリー使用量 (kg/d)	10.0	0
NaOH液使用量 (kg/d)	18.9	0
ポリ鉄液使用量 (kg/d)	0	345
電力使用量 (kWh/d)	51	20
MAP粒子回収量 (kg/d)	64	0
高分子凝集剤 (kg/d)	0	0.045

### 3) 運転経費比較

表-4-6 の薬品・電力使用量と MAP 粒子回収量に基づいて、運転経費を算出すると、表-4-7 のようになった。MAP 法及び凝集沈殿法の運転経費はそれぞれ 1,565 円/d 及び 38,191 円/d で MAP 法が低い値となった。これは凝集沈殿法におけるポリ鉄溶液代(37,895 円/d)が高かったことによるところが大きかった。

MAP 粒子を 30 円/kg で販売すると、1,932 円/d の収入となり、運転経費合計の 1,565 円/d にの支出に対して、367 円/d 収入が上回る計算となった。

表-4-7 MAP 法及び凝集沈殿法の運転経費

		MAP法	凝集沈殿法
薬品代 (円/d)	小計	797	37,940
	Mg(OH) <sub>2</sub> スラリー	230	0
	NaOH溶液	567	0
	ポリ鉄溶液	0	37,895
	高分子凝集剤	0	45
電力料金 (円/d)		768	296
MAP販売収入 (円/d)		△ 1,932	0
運転経費 (円/d)	MAP収入なし	1,565	38,236
	MAP収入あり	△ 367	38,236

## (2) 窒素制御工程

### 1) 処理目標値と処理フロー及び運転経費の比較

#### ① 各処理目標値と処理フロー

窒素制御工程は地域の状況に応じて、様々なケースが想定されるため、処理目標値を表-4-2 に示したように 4 条件設定した。各処理条件により、窒素制御工程での窒素低減量=[(流入窒素濃度-処理水窒素濃度)×処理水量]は、表-4-8 に示すように、条件 1 から 4 が、それぞれ 2.07kg/m<sup>3</sup> (99.5%)、2.02kg/m<sup>3</sup> (97%)、1.84kg/m<sup>3</sup> (89%) 及び 0.88kg/m<sup>3</sup> (45%) となった。

なお、窒素制御工程では嫌気性アンモニア酸化法、間欠ばつ気活性汚泥法及びアンモニアストリッピ

ング法を比較検討しているが、ここでは代表として、間欠ばつ気活性汚泥法による検討結果を示した。

表-4-2 に示した処理目標値に対応するフローを図-4-7 に示した。条件4では、MAP処理水（原水）貯留槽と硝化脱窒素槽のみで構成され簡素なフローとなった。条件3では、条件4のフローに脱気槽及び沈殿池を必要とした。条件2では、条件3のフローに混合凝集槽及び凝集沈殿槽が必要となった。条件1では、条件2のフローに対して、さらに二次硝化脱窒素槽を加える必要があった。

表-4-8 各処理目標値における窒素除去量及び除去率

	条件1	条件2	条件3	条件4
窒素除去量(kg/m <sup>3</sup> )	2.07	2.02	1.84	0.88
窒素除去率(%)	99.5	97	89	45

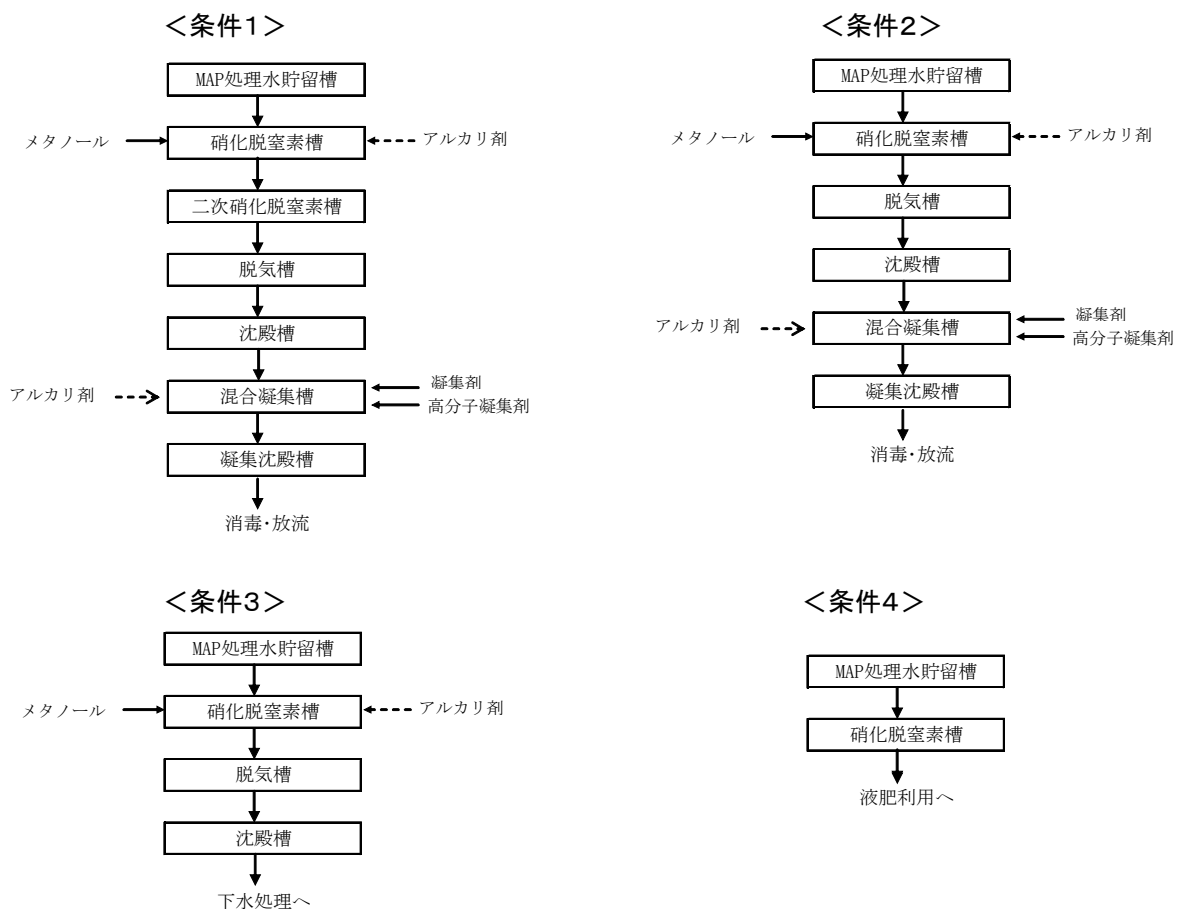


図-4-7 処理目標値とフローの関係

## ②薬品及び電力使用量

表-4-9 に各処理条件における薬品及び電力使用量を示す。薬品使用量は条件1及び2では大差がなかったが、条件3ではポリ鉄及び高分子凝集剤が不要となり、メタノール使用量が条件1に対して2割程度低減された。条件4では薬品が不要となった。

電力使用量は条件1の値に対して、条件2は9%、条件3は14%低減され、条件4は68%低減した。

表-4-9 各処理条件における薬品及び電力使用量

項 目		条件 1	条件 2	条件 3	条件 4
薬 品 使用量	メタノール (kg/d)	72.2	69.9	59.5	0
	ポリ鉄 (kg/d)	17.2	12.3	0	0
	高分子凝集剤 (kg/d)	0.05	0.05	0	0
電力使用量 (kWh/d)		582	533	503	245

### ③運転経費

表-4-10 に各処理条件における運転経費を示す。条件 1 から条件 4 の運転経費は、順に 16,811 円/d、15,328 円/d、12,603 円/d 及び 3,672 円/d となった。全窒素濃が高いほど、経費が低減した。特に、条件 4 は他と比較して 4 分の 1 あるいは 3 分の 1 程度となった。

表-4-8 の窒素除去量を運転経費で除して、運転経費あたりの窒素除去量を求めた。この運転経費当りの窒素除去量と処理目標全窒素濃度の関係を図-4-8 に示す。条件 1～4 の処理経費当りの窒素除去量は、順に 3.7 kg-N/千円、3.9 kg-N/千円、4.4 kg-N/千円及び 7.2 kg-N/千円となった。従って、処理目標全窒素濃度が高いほど、単位処理費用当たりで除去できる窒素量が増大することが分った。ここでも条件 4 は他と比較して特に高く、約 2 倍の値を示した。

表-4-10 各処理条件における運転経費

項 目		条件 1	条件 2	条件 3	条件 4
薬品費	メタノール (円/d)	6,137	5,942	5,058	0
	ポリ鉄 (円/d)	1,892	1,353	0	0
	高分子凝集剤 (円/d)	45	45	0	0
電 力 費 (円/d)		8,737	7,988	7,545	3,672
運 転 経 費 (円/d)		16,811	15,328	12,603	3,672

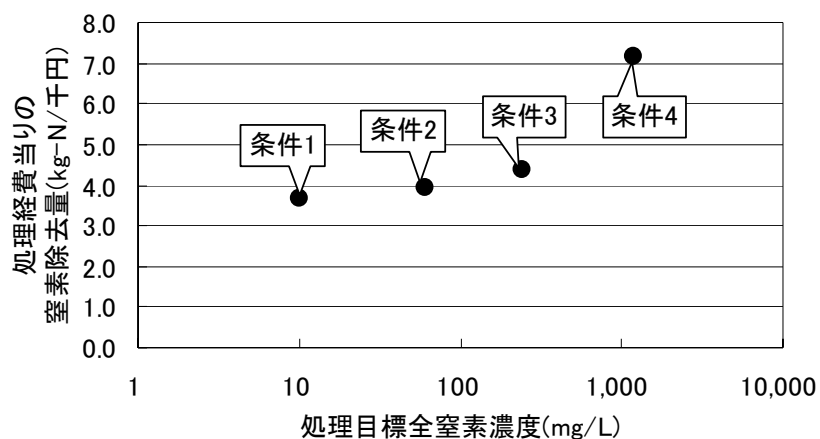


図-4-8 処理目標と運転経費あたりの窒素除去量の関係

## 2)窒素制御技術の比較

### ①比較条件

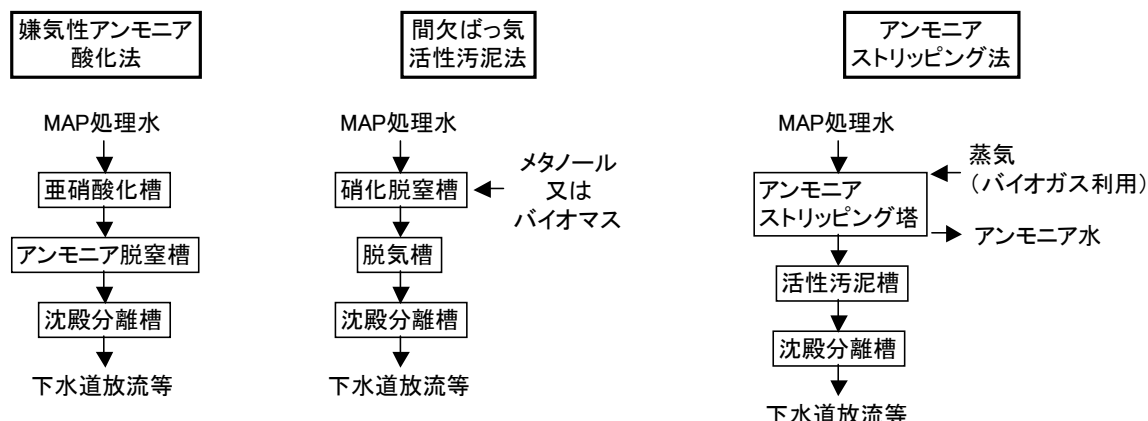


図-4-9 各処理技術のフロー

窒素制御技術として嫌気性アンモニア酸化法、間欠ばっ気活性汚泥法及びアンモニアストリッピング法を比較した。処理目標は下水道放流を想定した条件3とした。条件3の処理を行う場合の各処理技術のフローを図-4-9に示す。嫌気性アンモニア酸化法は亜硝酸化槽、アンモニア脱窒槽及び沈殿分離槽で構成した。間欠ばっ気活性汚泥法は硝化脱窒槽、脱気槽及び沈殿分離槽で構成した。アンモニアストリッピング法はアンモニアストリッピング塔、活性汚泥槽及び沈殿分離槽で構成した。なお、アンモニアストリッピング塔ではアンモニアが除去されるもののBODが残留するため、後段で活性汚泥処理等が必要とした。

### ②薬品、燃料、電力使用量及び回収物量

表-4-11に各技術の薬品、燃料、電力使用量及び回収物量を示す。嫌気性アンモニア酸化法では薬品を消費しないとした。間欠ばっ気活性汚泥法は、脱窒素のためのBOD源として一般的にはメタノールを使用するが、それに替えてバイオマスを用いるケースについても検討した。この場合、メタノールが不要となる代わりに、本来メタン発酵槽に投入されるバイオマスの10%を間欠ばっ気活性汚泥槽に投入するため、バイオガス発生量が10% (100 m<sup>3</sup>/d) 低下するとした。アンモニアストリッピング法はMAP処理水からアンモニアを脱離させるための水蒸気を発生させるボイラー燃料として、850 m<sup>3</sup>/dのバイオガスを使用する(ストリッピングによる窒素除去率を90%に設定した。)こととした。また、脱離したアンモニアを凝縮・回収すると、アンモニア水回収量は0.42 m<sup>3</sup>/d(窒素濃度12%)となった。

表-4-11 薬品、燃料、電力使用量及び回収物量

項 目		嫌気性アンモニア酸化法	間欠ばっ気活性汚泥法		アンモニアストリッピング法
			メタノール使用	バイオマス使用	
薬品等	メタノール (kg/d)	0	59.5	0	0
使用量	バイオガス (m <sup>3</sup> /d)	0	-	-	860
脱窒素用バイオマスによるバイオガス発生量減少の影響 (m <sup>3</sup> /d)		-	0	100	-
電力使用量 (kWh/d)		361	503	503	410
回収物	アンモニア水 (m <sup>3</sup> /d)	0	0	0	0.42

### ③運転経費

各技術の運転経費算出結果を表-4-12 に示す。各処理法の運転経費は、嫌気性アンモニア酸化法、間欠ばつ気活性汚泥法及びアンモニアストリッピング法が、それぞれ 5,414 円/d, 12,759 円/d 及び 14,068 円/d となり、嫌気性アンモニア酸化法が最も低い値となった。

間欠ばつ気活性汚泥法の運転経費は、脱窒素のための BOD 源としてバイオマスを使用すると、8,134 円/d に低減した。(なお、バイオガス発生量低減分 433 円/d を運転経費に加えてある。) アンモニア酸化法との差は、メタノール使用時には約 7,300 円/d (2,664,500 円/y) であったが、約 2,700 円/d (985,500 円/y) に低減し、大差が無くなった。

アンモニアストリッピング法は回収したアンモニア水を、現状では、廃棄物として処分しなければならない。しかし、アンモニア水は工業原料や肥料等に再利用できる可能性がある。そこで、販売先が確保され、販売額と運搬経費が同額となり処分費が発生しなかったと仮定すると、運転経費は 14,061 円/d が 9,868 円/d に低減した。また、燃料のバイオガスは使用量に応じて費用を算出したが、実際のメタン発酵施設では十分活用されていない場合があり、さらにストリッピング廃熱を有効活用する技術が開発され、バイオガスをストリッピング燃料とすることによるデメリットが微小なものとなる可能性もある。そのような状況を想定して、バイオガス使用費が発生しないと仮定すると、運転経費は 10,344 円/d となった。アンモニア処分費及びバイオガス使用費がともに発生しないとすると、運転経費は 6,144 円/d で、嫌気性アンモニア酸化法と同等となった。

表-4-12 各処理法の運転経費算出結果

項 目	嫌気性アンモニア酸化法	間欠ばつ気活性汚泥法		アンモニアストリッピング法			
		メタノール使用	バイオマス使用	両者あり	アンモニア処分費なし	バイオガス使用費なし	両者なし
薬品費：メタノール (円/d)	0	5,058	0	0			
燃料費：バイオガス (円/d)	0	-	-	3,724	0		
脱窒素用バイオマスによるバイオガス発生量減少の影響 (円/d)	-	0	433	-	-	-	-
電 力 費 (円/d)	5,414	7,701		6,144			
廃棄物処分費：アンモニア水 (円/d)	0	-	-	4,200	0	4,200	0
運 転 経 費 合 計 (円/d)	5,414	12,759	8,134	14,068	9,868	10,344	6,144



#### 4-1-3. 試算による排水処理技術の比較検討のまとめ

##### (1)MAP 法によるリン回収、再利用の意義

処理水量 30m<sup>3</sup>/d の条件下で、MAP 法を用いてメタン発酵液から MAP 粒子を回収し、販売すると、凝集沈殿法と比較して運転経費が低だけでなく、今回設定した条件では MAP 販売費が運転経費を上回り、収益が出る（なお、人件費、建設費等検討していない要素は除外する。）結果となった。

MAP 法による MAP 粒子回収量は 64 kg/d で、仮に本試算規模の MAP リアクターが 1 年間 (365 日)稼動すると、MAP 回収量は 23 t/y に達する。これにはリンが 2.6 t 含まれており、仮に 500 施設稼動すると 1,300 t/y のリンが生産できる。この値は日本全体における水域への発生負荷量 (138,300t/year) の 1 %に相当する。

以上のようにメタン発酵施設における MAP 法の適用は、「メタン発酵施設においては経済性改善」、「社会的にはリン資源の保護・有効活用」、という 2 つの重要なメリットが得られる可能性がある。ただし、実際のメタン発酵施設では多様な因子（処理水量、建設費、人件費、メタン発酵液の pH、Mg<sup>2+</sup>濃度、MAP 販売価格等）が MAP 回収事業に対して影響する。従って、十分な状況判断の基づいて、MAP 法の導入を判断する必要がある。

##### (2)窒素制御工程

###### 1)処理水質の目標設定について

処理水の全量農地還元を前提とした条件 4 は、河川等公共用水域や下水道へ放流することを前提とした条件 1～3 と比較して、運転経費が約 4 分の 1 あるいは 3 分の 1 程度であった。また、各処理目標値（条件 1～4）と処理フローの関係を見ると、処理水の窒素濃度が高くなるほど、フローが簡素になることが確認できた。干場らは、家畜排泄物用メタン発酵施設では、メタン発酵液を農地還元することが施設成立要因の一つであるとしており、それだけメタン発酵施設における排水処理費の負担が大きいと言える。家畜排泄物以外のバイオマスを同時処理すると廃棄物処分費が施設の収入となるため、排水処理を行ったとしても施設が成立するケースもあると考えられるが、排水処理費が運転経費の負担となることは間違いない。条件 4 では窒素制御工程で窒素負荷量の 45% (0.88 kg/m<sup>3</sup>) を除去することを目標としている。農地の窒素受入許容量は各地域によって異なり、この程度の窒素を除去することによってメタン発酵液を全量農地還元できる場合もあり得る。言い換えると、窒素の部分的な低減によってメタン発酵液の全量農地還元が可能となる地域では、条件 4 で提案したフローが施設の経費低減に対して効果的であると考ええる。また、農地還元と排水処理を併用し、できる限り公共用水域及び下水道施設等への放流量を低減するようにすることも経費低減に効果的であると考ええる。

また、処理目標の窒素濃度が低くなると、運転経費が増大し、運転経費当りの窒素除去量が減少したことから、高度な処理を目標とすると、経費が増大するだけでなく、経費に対する窒素除去効果が減ることが確認された。下水道施設及び農業集落排水施設等、比較的低濃度の排水を処理することを目的とした施設が近隣にある場合、それらの施設に放流する方が有利となる場合があると思われる。ただし、実際に放流を検討する際には、排水処理施設の受入能力や法規制などについて十分な検討が必要である。

## 2)窒素制御技術の比較

下水道放流レベルの水質を目標とし、処理水量 30 m<sup>3</sup>/d の条件下で、窒素制御技術として「嫌気性アンモニア酸化法」、「間欠ばつ気活性汚泥法」及び「アンモニアストリッピング法」を比較した結果、嫌気性アンモニア酸化法の運転経費（5,414 円/d）が最も低くなった。ただし、現状では嫌気性アンモニア酸化法は実用化試験段階であり、実施への導入には、なお数年を要するものと考えられる。また、アンモニアストリッピング法は、現状では、せつかく回収したアンモニア液を廃棄物として処分しなければならず、エネルギー消費量も少なくないため、経済的な処理法とは言えない。アンモニア水の用途開発及びエネルギー効率の向上が望まれる。一方、間欠ばつ気活性汚泥法の運転経費は、脱窒素のための BOD 源としてバイオマスを用いることによって、嫌気的アンモニア酸化法と大差の無い範囲まで低減する計算結果が得られた。従って、現状では、今回比較した 3 種類の窒素制御技術の中では、脱窒素の BOD 源としてバイオマスを用いる間欠ばつ気活性汚泥法が最も現実的なコスト低減技術であると考えられる。

### 【引用文献】

原田 靖生(2004)：家畜排泄物の農地施用と窒素の制御，用水と排水，46(4)，55-61

中川 悦光(2004)：家畜排泄物のエネルギー利用による循環型社会構築を目指して，用水と排水，46(4)，88-95

深瀬 哲郎(1999)：最近のリン除去技術，日本畜産環境研究会報告，3，18-23

手塚 和彦，能智 美佳，須藤 隆一(2002)：わが国における窒素・リンの循環とその収支，用水と排水，44(7)，13-20

鈴木 一好(2003)：浄化処理における資源回収技術，畜産の研究，57(1)，83-90

Straus, M., van Gerven, E., Kuenen, J. G. and Jetten, M.(1997)：Effects of aerobic and microaerobic condition on anaerobic ammonium oxidization (anammox) sludge, *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 50, 589-596

古川 憲治(2004)：嫌気性アンモニア酸化(anammox)の発見とその後の研究，水環境学会誌，27(7)，2-7

岡庭 良安，野口 真人，生村 隆司(2003)：メタン発酵と膜分離法を組合せたエネルギー利用型家畜ふん尿処理システムの開発，家畜排泄物処理コスト低減等技術開発推進事業研究報告書，畜産環境整備機構，1-20

京都府八木町(2004)：平成 15 年度 バイオマス等未活用エネルギー実証試験事業・同事業調査 バイオマス・メタン発酵設備からのエネルギー有効利用事業調査 成果報告書

干場 信司，菱沼 竜男，横山 慎司，石川 志保，森田 茂(2004)：家畜排泄物用バイオガスプラントと液肥利用，用水と排水，46(4)，75-80

## 4-2. 装置化に関する調査研究(装置の設計及び製作)

### 4-2-1. 対象バイオマス

妻沼町有機センターでは地元農家から発生する牛糞、牛糞尿及び稲わらを収集し、牛糞尿に対して除渣し、除渣ケーキと牛糞及び稲わらを混合して堆肥化し、除渣された液(以下、「除渣液」と記す。)をスラリー化している。

実証試験では、除渣液 100L/d を対象バイオマスとした。

### 4-2-2. 実証試験装置全体のフロー

実証試験装置の全体フローを図-4-10 に示す。

実証試験装置は以下の工程によって構成した。

#### (1) 前処理工程

- ① メタン発酵槽
- ② 脱水機

#### (2) リン除去工程

MAPリアクター

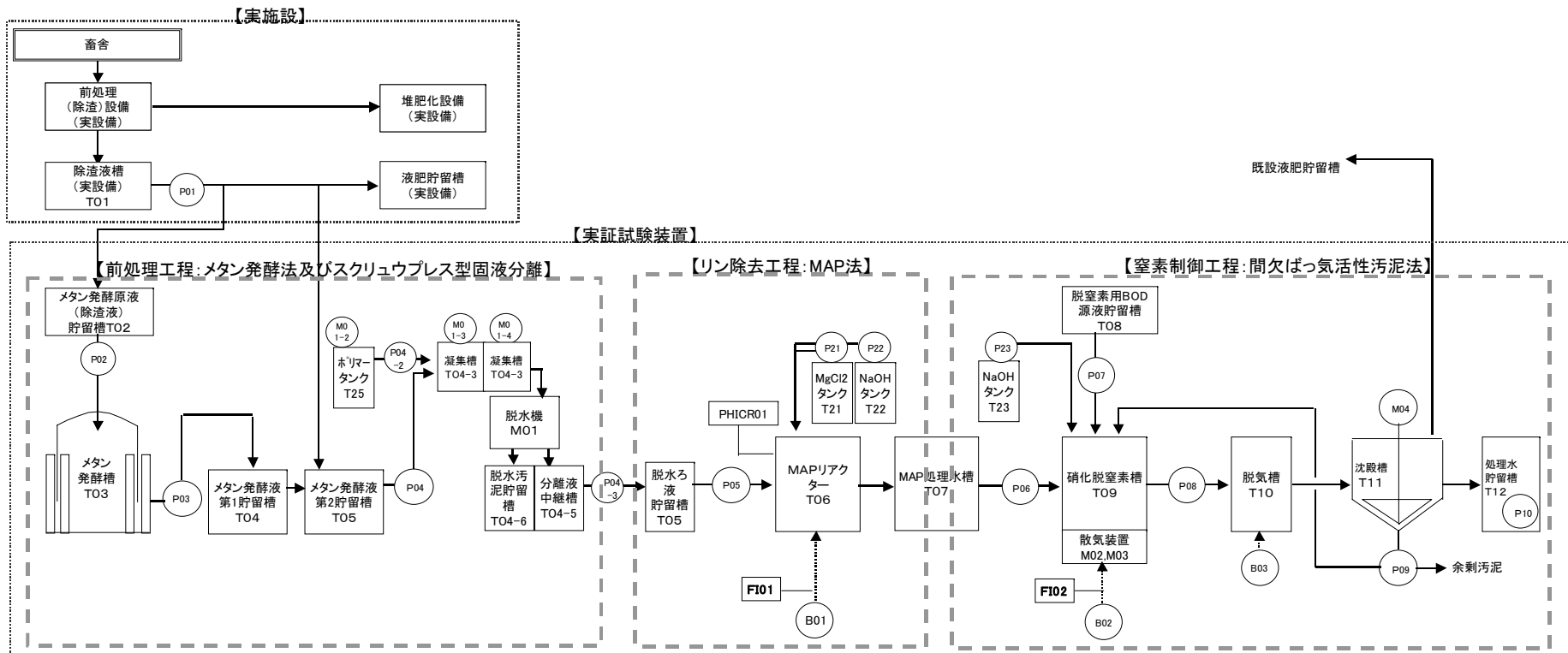
#### (3) 窒素制御工程

- ① 間欠ばっ気活性汚泥槽
- ② 脱気槽
- ③ 沈殿槽

実証試験装置の処理フローについて以下に述べる。

- ・ 前処理工程において、メタン発酵槽で除渣液をメタン発酵処理して、メタン発酵液を得た後、脱水機を用いて固液分離して、脱水ろ液を得る。
- ・ リン除去工程において、脱水ろ液を対象として、MAP 法によって MAP を回収する。
- ・ 窒素除去工程において、MAP 法による処理水を対象として、間欠ばっ気活性汚泥処理法で窒素を除去する。脱気槽で汚泥に付着した微細気泡を取り除いた後、沈殿槽で活性汚泥を沈殿分離して、処理水を得る。活性汚泥は返送する。

各工程のフロー、仕様、運転条件及び装置設置状況について、以下に詳述する。



TAG.NO	T01	T02	T03	T04	T05	T06	T07	T08	T09	T10	T11	T12
名称	既設除渣液槽	メタン発酵原液貯留槽	メタン発酵槽	メタン発酵液第1貯留槽	脱水ろ液貯留槽	MAPリアクター	MAP処理水槽	脱窒素用BOD源液貯留槽	硝化脱窒素槽	脱気槽	沈殿槽	処理水貯留槽
型式	RC	PE	ハイソ試験機	PE	PE	透明PVC	PVC	PVC	透明PVC	透明PVC	透明PVC	PVC
容量・能力	20m3	500L	2m3	500L	500L	15L	500L	200L	650L	99L	ホッパ部350H	500L
寸法	5800*3500*1200	φ900*900		φ900*900	φ900*900	φ300*150*540	760*760*1010	499*499*950	650*1000*1000	300*300*1100	φ400*1100(94L)	φ900*900
基数	1(既設)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1(0.126m2)	1

TAG.NO	MO1	MO1-2	MO1-3	MO1-04	MO2	MO3	MO4	B01	B02	B03	T21(P21)	T22(P22)	T23(P23)	T25(P25)
名称	脱水機	ポリマー溶解槽攪拌機	混和槽攪拌機	凝集槽攪拌機	散気装置	硝化脱窒素攪拌機	汚泥掻き機	エアホブ	ばっ気フロ	脱気フロ	MgCl2タンク	NaOHタンク	NaOHタンク(予備)	ポリマータンク
型式	クユプレス	プロペラ式	プロペラ式	プロペラ式	ニューフレックス	水中攪拌機			ルーツフロ	タイヤラム式	25L	25L	25L	ポリマータンク
容量・能力	6kg-DS/hr	300rpm	0~104rpm	0~104rpm	150LAIR/min・本	攪拌容量		8.3L/min*13kPa	φ20*0.15m3/min	風量可変	~30ml/min*9.8kgf	~30ml/min*9.8kgf	1.5~7ml/min*7kgf	1式
基数	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1式	1式	pH計内蔵1式	1式

TAG.NO	P01	P02	P03	P04	P04-2	P04-3	P05	P06	P07	P08	P09	P09	P10	FIO2
名称	原水移送ポンプ	原水供給ポンプ	発酵液移送ポンプ	発酵液供給ポンプ	ポリマー注入ポンプ	分離液移送ポンプ	MAP原水ポンプ	MAP処理水投入ポンプ	ハイマス注入ポンプ	移送ポンプ	返送汚泥ポンプ	余剰汚泥ポンプ	処理水移送ポンプ	空気流量計
型式	水中汚水汚物	一軸ネジ	一軸ネジ	一軸ネジ	ダイヤフラムポンプ	水中ポンプ	一軸ネジ	一軸ネジ	一軸ネジ	一軸ネジ	一軸ネジ	(兼用)	水中汚水汚物	フローセル
容量・能力	50L/min*5mH	114ml/min*20mH	114ml/min*20mH	36~36.6L/min*20mH	0~1.25L/min程度	200L/min	35~278ml/min*20mH	111ml/min*20mH	114ml/min*20mH	121ml/min*20mH	68ml/min*20mH		50L/min*6mH	5~23m3/hr
基数	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

図-4-10 実証試験の全体フロー図

#### 4-2-3. 各工程の装置設置状況及び運転条件

##### (1) 前処理工程

###### 1)前処理工程のフロー

リン除去工程及び窒素制御工程の実証試験を実施するために、前段階としてバイオマスをメタン発酵処理し、固液分離して脱水ろ液を得る必要がある。前処理工程のフローを図-4-11に示す。

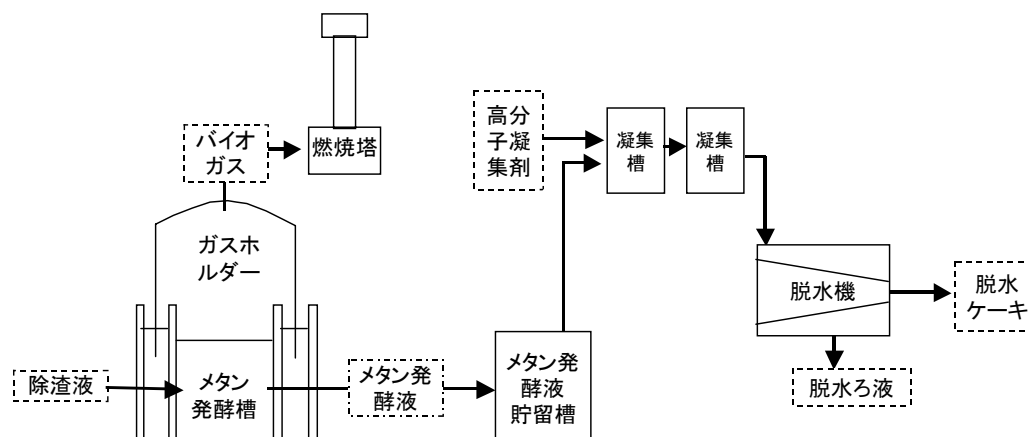


図-4-11 前処理工程のフロー

###### 2)前処理工程の仕様及び運転条件

###### ①メタン発酵槽

- ・メタン発酵槽の有効容積:2m<sup>3</sup>
- ・メタン発酵消化温度:35℃
- ・メタン発酵消化日数:20日
- ・種メタン発酵液:京都府八木町・八木バイオエコロジーセンターのメタン発酵液 200L
- ・バイオマス(牛糞尿除渣液)投入量:100 L/日

###### ②脱水機

- ・脱水機の形式:スクリュウプレス式
- ・脱水用凝集剤:カチオン性高分子凝集剤
- ・メタン発酵液投入量:100 L/日

3)装置設置状況



写真-4-1 メタン発酵槽



写真-4-2 脱水機

## (2)リン除去工程 (MAP 法)

### 1)装置フロー

MAP 実証試験装置のフローシートは図-4-11 の通りである。

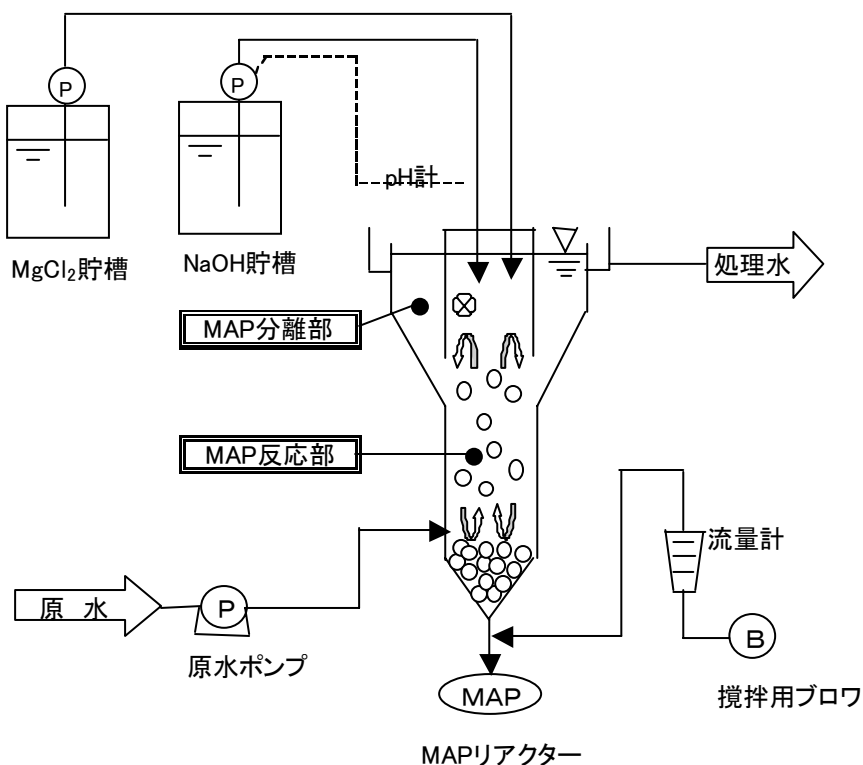


図-4-11 MAP 実証試験装置フローシート

### 2)MAP 実証試験装置の仕様及び運転条件

MAP リアクター容積：15 L

原水供給量：100 L/日

原水ポンプ流量：100 L/日(24 時間運転)又は 400 L/日(6 時間運転)

Mg 添加比：リン酸イオンのモル数に対し、等モルとなるよう Mg イオンを添加した。 $Mg(OH)_2$  を使用した。

pH：リアクター内液が pH 8.5 となるよう NaOH 水溶液を添加した。

### 3)MAP 法実証試験装置の設置状況

図-4-11 に示した各構成機器はユニットベースに設置した。外観を写真-3 に示す。



写真-4-3 MAP法実証試験装置外観写真

### (3)窒素制御工程（間欠ばっ気活性汚泥法）

#### 1)装置のフロー

図-4-12 に示すように、処理水質目標値に合わせて 2 種類のフローを想定した。なお、処理水質目標値は表-3-2 示した。

河川放流を想定した目標 1 では活性汚泥処理後に凝集沈殿処理が必要である。なお、目標 1 の試験において、リンの水質目標値を達成するために凝集沈殿処理を必要とする場合、活性汚泥処理水を用いて、ジャーテストで確認する。

脱窒素用 BOD 源として、メタノール水溶液（50,000mg/L）を用いた。また、脱窒素用 BOD 源として牛糞尿を用いる方法場合、前処理工程の脱水前に添加することとした。さらに、他の廃棄物系バイオマス（廃糖蜜等）を用いる方法を今後検討する。



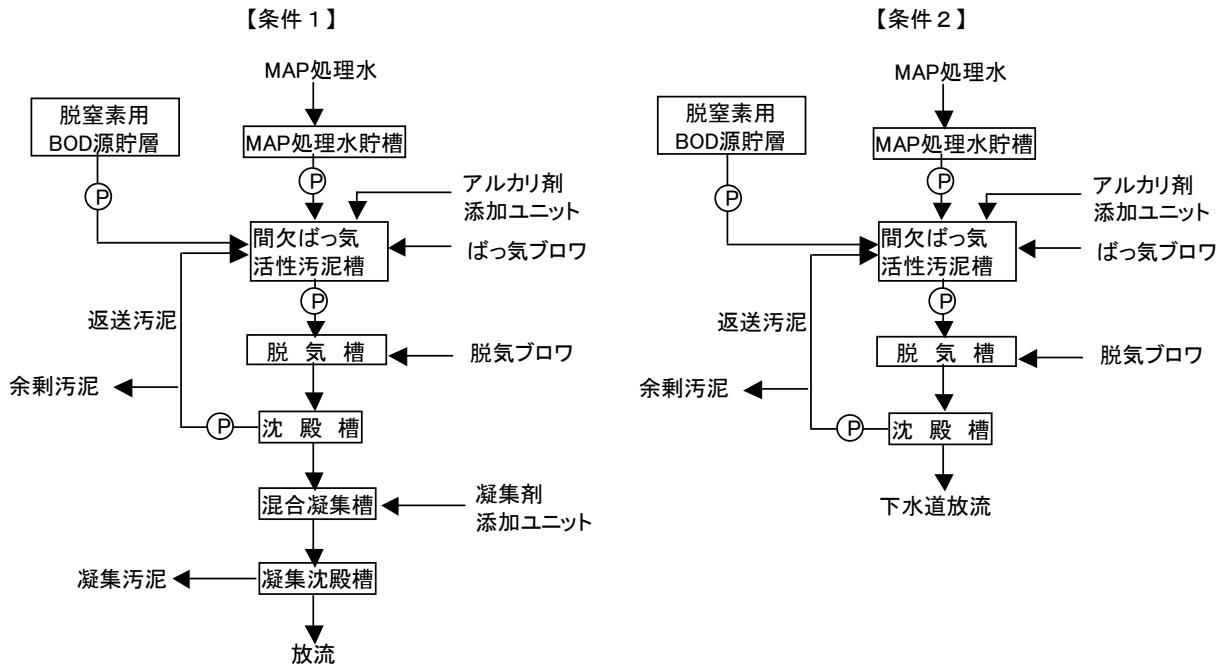


図-4-12 処理装置のフローチャート

## 2)窒素制御工程試験装置の設置状況

間欠ばっ気活性汚泥装置の外観を写真-4-4 に示す。



写真-4-4 間欠ばっ気活性汚泥装置の外観

## 3) 窒素制御工程試験装置の仕様

表-4-13 に間欠ばっ気活性汚泥槽の設計諸元及び容量を示す。活性汚泥槽は水深を変更することによって有効容積を変えることができる構造とした。

表-4-13 間欠ばっ気活性汚泥槽の設計諸元及び容量

活性汚泥槽	設計諸元 (目標 1)	BOD-SS 負荷 0.125kgBOD/kgSS・日以下かつ 総窒素-SS 負荷 0.04kgT-N/kgSS・日以下
	設計諸元 (目標 2)	BOD-SS 負荷 0.125kgBOD/kgSS・日以下かつ 総窒素-SS 負荷 0.05kgT-N/kgSS・日以下
	必要容量(目標 1) (m <sup>3</sup> ) 有効容量 (m <sup>3</sup> )	0.719 0.747
	必要容量(目標 2) (m <sup>3</sup> ) 有効容量 (m <sup>3</sup> )	0.525 0.552
脱気槽	設計諸元	計画処理量の 24 時間分 (MAP 処理水 100L/日+脱窒素用 BOD 源溶液最大 16.5L/日)
	有効容量 (m <sup>3</sup> )	0.125
沈殿槽	設計諸元	水面積負荷 5.0m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日以下, HRT18 時間以上 (MAP 処理水 100L/日+脱窒素用 BOD 源溶液最大 16.5L/日)
	有効水面積 (m <sup>2</sup> )	0.126
	有効容量 (m <sup>3</sup> )	0.94

間欠ばっ気の制御はタイマー制御を基本とし、DO 制御を組み合わせで行った。

タイマー条件：「ばっ気時間 A(min)+ばっ気停止時間 B(min)」を 1 サイクルとして繰り返し制御した。A=B=30min を基本でスタートし、必要に応じて見直した。

DO 制御条件：ばっ気時間中に設定 DO 値に達した場合、ばっ気を停止する。設定値を当初 2.5mg/L とし、必要に応じて見直した。

#### 4) 窒素制御工程試験装置の運転条件

処理水量：100L/日

処理水温：25℃

ばっ気量：0.174 m<sup>3</sup>/min

### 4-3. 実污水を用いた実証試験

#### 4-3-1. リン除去工程

##### (1)リン除去性能の確認

図-4-13 に流入水及び処理水の PO<sub>4</sub>-P 濃度変化を示す。また、表-4-14 に流入水及び処理水の PO<sub>4</sub>-P、NH<sub>4</sub>-N 及び溶解性-Mg の濃度平均値と除去率を示す。PO<sub>4</sub>-P が 7 mg/L となり、水質目標値 10 mg/L 以下を達成した。なお、実際の脱水ろ液中の PO<sub>4</sub>-P 濃度が 6.5mg/L と低く、MAP 法の適応が困難であったため、ここでは市販の試薬（リン酸二水素ナトリウム）を添加して、実験を行った。

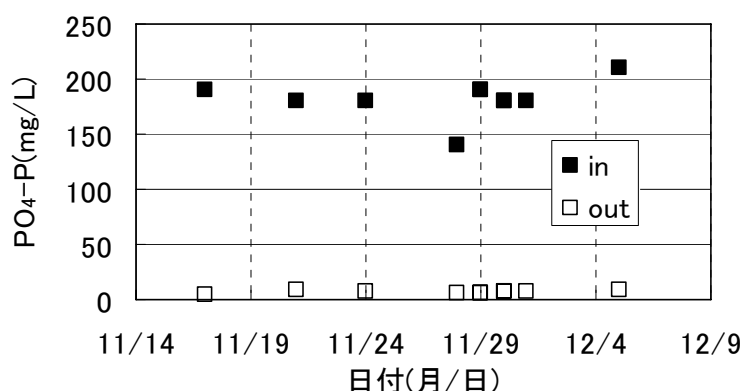


図-4-13 流入水及び処理水の PO<sub>4</sub>-P 濃度変化

表-4-14 リン除去工程における流入水及び処理水の PO<sub>4</sub>-P、NH<sub>4</sub>-N 及び溶解性-Mg 濃度平均値と除去率

	流入水 (mg/L)	処理水 (mg/L)	除去率 (%)
PO <sub>4</sub> -P <sup>*1</sup>	180	6.7	96
NH <sub>4</sub> -N	1048	931	11
溶解性-Mg <sup>*2</sup>	195	66.5	66

\*1：溶解性-Mg の実測値は 6.5mg/L であった。

\*2：溶解性-Mg の実測値は 22.3mg/L であった。

##### (2)物質収支

上記の分析結果について、物質収支を確認すると以下ようになる。

PO<sub>4</sub>-P は 1 リットル当たり 176 mg (=183-7) 除去された。これは 5.6mmol に相当する

NH<sub>4</sub>-N は 233 mg (=1,233-900) 除去された。これは 16.6mmol に相当する。

溶解性-Mg は 125 mg (=207-82) 除去された。これは 5.3 mmol に相当する。

MAP の反応では、PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>、NH<sub>4</sub><sup>+</sup> 及び Mg<sup>2+</sup> が、各 1 mol 反応する。従って、PO<sub>4</sub>-P 及び溶解性-Mg の濃度変化はほぼ理論通りであった。NH<sub>4</sub>-N は高い値となったが、この理由には MAP リアクターでのばっ気による大気放散及び分析誤差等が考えられる。なお、流入水の溶解性-Mg の実測値は 22.3 mg/L であった。Mg の不足分を補うため、Mg(OH)<sub>2</sub> 溶液を補給した。結果として、

添加量が過剰であったため、処理水中 Mg 濃度が 66.5 mg/L となった。添加量を低減せることが可能であり、今後の試験で検討する。

### (3)その他

下水汚泥のメタン発酵液の脱水ろ液では一般的に十分な  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度が含まれており、MAP 法が適応されている場合もある。しかし、今回対象としたバイオマス（牛糞尿）の場合、適応が困難である可能性がある。現在、他のバイオマス（豚ふん尿及び生ごみなど）について可能性を調査すると共に、異なるリン回収方法の可能性について検討している。

### 4-3-2. 窒素制御工程

#### (1) 窒素除去性能の確認

図-4-14 に流入水及び処理水の全リン、全窒素、BOD 及び SS 濃度変化を示す。また、その平均値を表-4-15 に示す。

目標 2（下水道放流を想定した目標値）に対して、全リンを除く、全窒素、BOD 及び SS については目標値を達成することができた。また、全リンについても目標値との差が小さく、「少量の凝集剤を活性汚泥槽に添加する」等の手法を組み合わせることで、達成できると考える。

目標 1（河川放流を想定した目標値）については、BOD 及び SS の目標値を達成できた。全リン及び全窒素の目標値が達成されていないが、全リンは当初予定していたフローに従って、後段に凝集沈殿槽を設けることによって、目標値を達成できると考える。今後の試験において、回分試験を行って、確認する予定である。また、全窒素については、今後の試験において、運転条件の調整及び後段での凝集沈殿法の検討等の効果について可能性を評価する予定である。

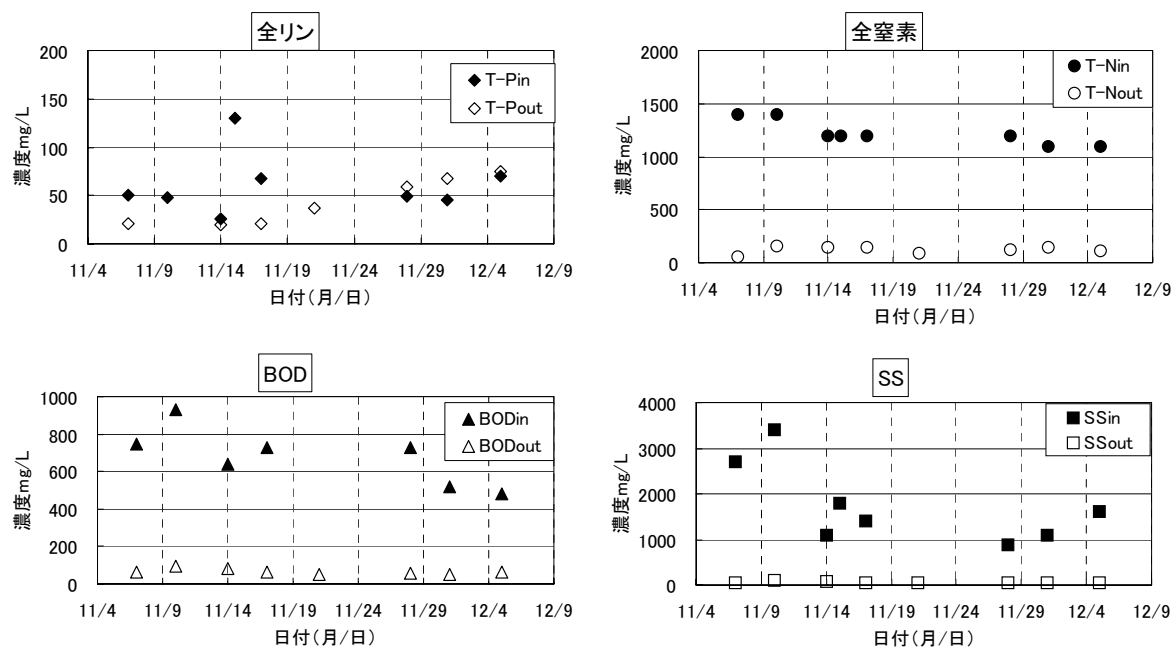


図-4-14 流入水及び処理水の全リン、全窒素、BOD 及び SS 濃度変化

表-4-15 流入水及び処理水の全リン、全窒素、BOD 及び SS 濃度平均値

	流入水 (mg/L)	処理水 (mg/L)	除去率 (%)
全リン	61	43	30
全窒素	1100	122	89
BOD	683	66	90
SS	1100	132	88

## (2)脱窒素用 BOD へのバイオマスの有効活用

活性汚泥法における脱窒素用 BOD 源として、一般的にはメタノールが使用されるが、これは排水処理コスト上昇の一因である。メタン発酵施設では、メタン発酵槽に投入するバイオマスは脱窒素用 BOD 源として使用できる可能性がある。ただし、バイオマスの性質によって利用できる場合とできない場合がある。脱窒素反応には窒素 1g に対して BOD が 2.5g 必要であるとされており、高濃度の BOD を含んでいても、同時に高濃度の窒素を含む場合は BOD 源として利用できない。本試験における投入バイオマスである除渣液は全窒素が 2,900mg/L、BOD が 7,100mg/L であり、窒素 1g に対して BOD が 2.4g 含まれているにすぎないことから、このバイオマスを脱窒素用 BOD 源として、活性汚泥槽に添加することができないことが分った。しかし、除渣液中の窒素は主に有機性窒素であり、固形物中に含まれると推察されることから、脱水によって除去できる可能性がある。そこで、メタン発酵液に除渣液を混合した後、凝集剤を添加して固形分を除去したところ、図-4-15 に示すように、除渣液 20% 混合した場合、脱水ろ液中の BOD が 79% 上昇した。さらに、未除渣の牛糞尿を 10% 添加した場合、BOD が 112% 増加した。一方、NH<sub>4</sub>-N の増加率は、それぞれ 11% 及び 7% であったことから、除渣液を添加後、脱水工程で固液分離することによって、共存する窒素の影響を低減できることが分った。従って、脱水工程の前にこれらのバイオマスを添加することによって BOD 源として添加する薬品（メタノール等）を低減できる可能性があることが分った。ただし、牛糞尿の場合、糞などの固形物が装置に対して影響を与える可能性があり、装置運転上の配慮が必要となる。

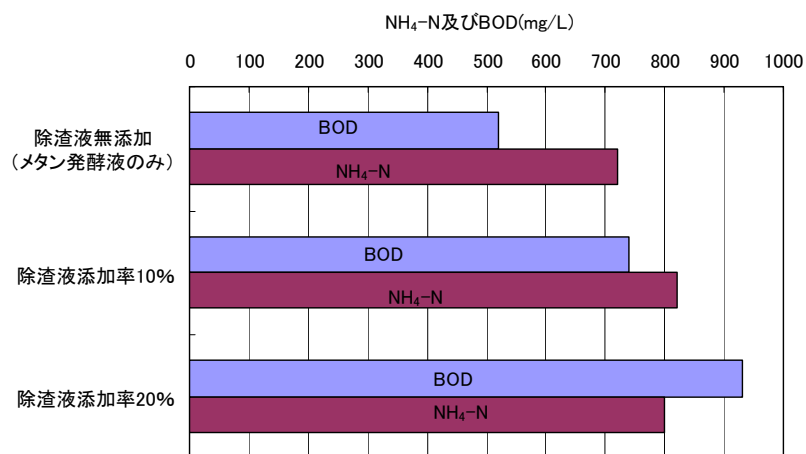


図-4-15 除渣液の混合による脱水ろ液中の BOD 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度変化について

#### 4-4. 実証試験及び研究のまとめ

検討内容及び実証試験結果を取りまとめ、設計マニュアルを作成する。

#### 4-5. 普及活動状況

##### 4-5-1. 学会発表及び論文投稿

コスト低減に有効な排水処理技術の比較検討に関する検討結果を農業土木学会資源循環研究会に論文投稿及び口頭発表し（平成17年12月2日）、部会長賞を受賞した。

##### 4-5-2. 特許申請

間欠ばっ気活性汚泥槽における脱窒用 BOD 源として牛糞尿絞り汁を用いるための手法」を含む特許の出願手続き実施中である。

##### 4-5-3. 実証試験装置の見学会

妻沼町有機センターにける実証試験の見学会を地元（埼玉県及び妻沼町）関係者を対象として開催した（平成17年11月22日）。

##### 4-5-4. 展示会

「農林水産環境展 2005」（平成17年11月28日～12月2日）にて、本共同研究に関するパネルを展示した。

#### 5. 今後の課題

- ・実証試験を継続中であり、間欠ばっ気活性汚泥における脱窒用 BOD 源としてバイオマスを添加する試験を行う。
- ・実証試験結果をまとめて、設計マニュアルを作成する。
- ・特許を出願する。