

第2部 基礎技術編

第2部 基礎技術編

第1章 廃水処理技術の概論

1.1 処理技術の単位操作

廃水処理技術は水に存在する粒子や溶解物質を水から分離するか、無害な安定した物質に変化させることである。処理方法は物理処理、化学処理、物理化学処理、生物処理に分けることができる。表2-1-1に処理方式、除去方法と主な技術を示す。一方、廃水処理に伴って発生するスクリーンかすや、分離油、汚泥などの一部は飼料、肥料などに用いられることがあるが、大半は脱水や、乾燥あるいは焼却などの減容化を行った後に産業廃棄物として処分される。

表2-1-1 廃水処理方式と除去方法並びに代表的技術

処理方式	除去方法	代表的技術
物理処理	篩 ろ過 比重差 熱エネルギー 電気エネルギー 浸透圧	スクリーン ろ過 沈殿、浮上分離 蒸発、乾燥 電気分解 逆浸透膜
化学処理	酸化反応 還元反応 複分解反応	酸化 還元 中和、凝集
物理化学処理	界面電位 吸着 イオン交換 電気化学反応 超臨界	凝集沈殿、凝集浮上 活性炭吸着 イオン交換樹脂・膜 電気透析、電気分解 超臨界水酸化
生物処理	好気性分解 嫌気性分解 嫌気・好気性反応	活性汚泥法、脱窒、脱磷 嫌気性消化法 脱窒、生物学的磷除去

1.2 処理システム

廃水処理設備は(1)廃水の特性、(2)放流水水質のレベル、(3)経済性、(4)立地環境条件、(5)企業の環境方針などの条件を考慮に入れて、構成する単位操作を選び処理システムが構成される。食品工場における廃水処理技術と処理の要求度の概念的な関係は図2-1-1に示される通りである。本図から明らかなように食品工場の廃水処理システムは生物処理が主体である。前処理工程では、標示ラベルや、ビニールシートなどの夾雑固形物を除去するためにスクリーンが設けられることが多い。食用油製造廃水のように多量の油分を含む廃水の場合は、重力式の油水分離槽が設けられる。次にBODを分解するために生物処理が行われるが、好気性生物処理を行う場合は、BOD濃度が高濃度(数千~数万mg/l)であれば希釈が必要になる。近年、このような高濃度廃

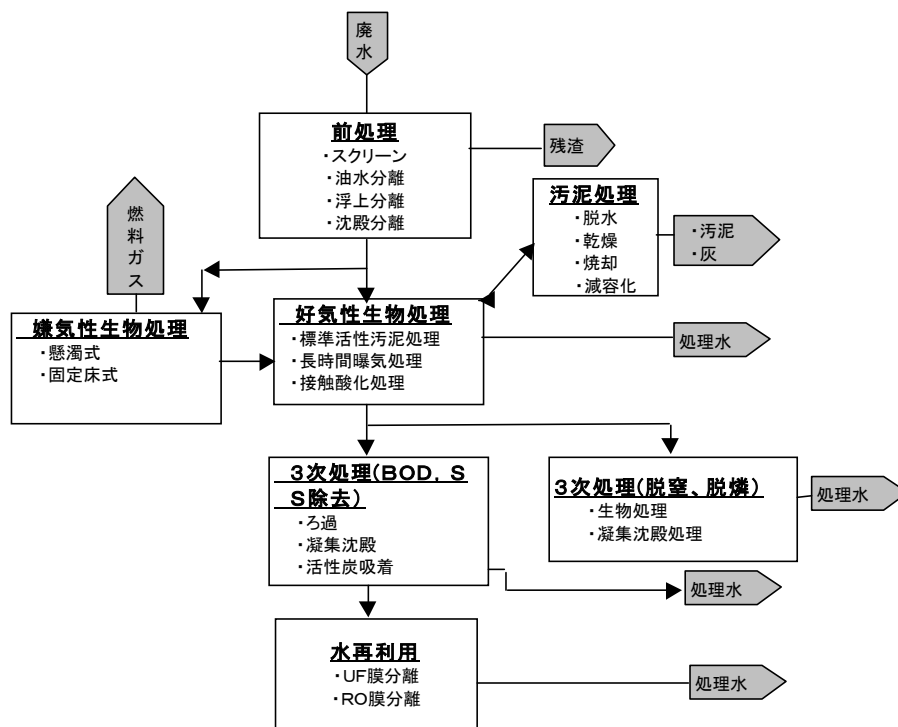


図 2-1-1 一般的な廃水処理システム

水は嫌気性生物処理により一次処理を行い、希釈をせずに好気性生物処理で二次処理をすることが多くなってきている。嫌気性生物処理の導入により（１）好気性生物処理装置の負荷の低減、（２）廃水中の有機物を燃料ガスに転換、（３）希釈水が不要になるか少なくなるために沈殿池を小さくできる、（４）バルキングの発生を抑えることができるなどの利点がある。嫌気性生物処理のBOD除去率は一般的に80～90%であり、残留BODの除去は好気性生物処理により行われ、その除去率は95～99%である。工場が下水道の整備された地域にあれば、嫌気性生物処理の処理水を直接下水道に排出することができるケースも多い。下水道の整備がされておらず、放流規制値の厳しい場所では、BOD、COD、SSなどの低減のための三次処理が必要となる。この場合は、砂ろ過、凝集沈殿、活性炭吸着の単独使用または組み合わせによる追加的処理が行われる。窒素、リンの低減を必要とする場合は一般的にはそれぞれ、生物脱窒と凝集沈殿が行われる。生物脱窒槽は活性汚泥の曝気槽から独立して作られることもあるが、通常はランニングコストの低減を図るために、無酸素処理と好気性処理を組み合わせたものが用いられる。水の再利用は用途により処理方式が異なる。冷却水、トイレ洗浄水の場合はUF膜で微粒子を除去するだけで使用されることもあるし、製品ラインの洗浄水に用いる場合は、RO膜を用いて脱塩処理をした処理水が再利用されている。一方、廃水処理の過程で発生する汚泥の処理は経済的にも環境対策面からも大きな問題である。これまで多くの場合、余剰汚泥は凝集剤を添加して、脱水してケーキ状にして、減容化したものを産業廃棄

物として場外処分してきた。余剰汚泥の発生量の多い廃水処理場では、脱水汚泥を焼却して灰にしてから搬出することも行われている。一部ではコンポストにしたり、乾燥して肥料に再利用することも行われている。廃水処理場全体の運転費に占める汚泥の処理・処分費の比率は多くの処理場で70%以上に達しており、さらに処分場の不足から高騰する傾向にある。そのため近年、好熱菌や、オゾン、機械的摩滅によって汚泥の細胞を破壊しながら汚泥の減容を行う技術が普及し始めている。経済効果とともに、環境マネジメントシステムISO14000の観点からも好ましい処理方法と考えられる。

第2章 廃水処理施設と施設設計の基本事項

2. 1 廃水処理の目的と目標

廃水処理を行うときの目的は次の2つのいずれかである。

- 1) 排水の許容限界水質基準値以下にする
- 2) 再利用水としての許容限界水質基準値以下にする

放流水質の目標値は、現行の規制値のほか、不測の廃水変動に対する許容幅や、工場の増設計画、周辺環境の変化などを考慮して設定される。この場合、不測の廃水負荷の変動、廃水水質の変化、周辺環境の予想される変化、例えば、水の不足、排水量の規制強化、水質規制強化などを予測することは極めて困難を伴うし、また不確実なものであることが多いため、経済性を基軸にして廃水処理設備の能力が工場の生産能力の限界につながることを明らかにすることで歯止めが行われる。下水道に排出する場合は、排除基準値が地域により異なり、また料金体系も異なっているために、下水道排出までに要する廃水処理の費用と、下水道放流料金の二つの費用の合計の最小化が図れることを条件に処理水質を決めることになる。一方、廃水の処理水を再利用する場合は利用目的によって処理の程度は異なる。参考に工業用水の水質を表2-2-1に示す。

表2-2-1 工業用水道供給標準水質

項目	基準値
濁度	20mg/l
pH	6.5~8.0
アルカリ度(CaCO ₃)	75mg/l
硬度(CaCO ₃)	120mg/l
蒸発残留物	250mg/l
塩素イオン(Cl ₂)	80mg/l
鉄(Fe)	0.3mg/l
マンガン(Mn)	0.2mg/l

2. 2 廃水調査と処理方式の評価

廃水処理設備の計画に先立ち類似の工場において次ぎの調査が一般的に行われる。

(1) 原料と製造工程と廃水の調査

総合廃水の調査と同時に工程別の廃水量、水質、時間変動を調査する。生産品目に日変動、季節変動などがある場合はそれぞれの変動幅を調査する。水質の分析は放流水の規制項目のほか、設計に必要な項目、例えば塩類濃度、温度、TOD、TOC、全蒸発残留物量などを測定しておく必要がある。次に実施しなければならない事項は以下の通りである。①廃水量と汚濁物質の低減、②それぞれの変動幅の低減、③有価物の回収の可能性と評価、並びに④水の再利用の可能性と要求水質である。一方、食品工場廃水の場合は有毒物質、有害物質が含まれることはほとんどないが、機器洗浄滅菌に使われる塩素系殺菌剤については、排水系への流出量を管理できるようにしておくことが重要である。

(2) 周辺環境調査

工場の立地環境に関して、排水基準値、放流先環境、行政の考え方などを明確にする。廃水処理設備に関連する特定施設とその配置、廃水の集水方法、排水の放流方法、廃水処理設備建設用地などを調査する。また、下水道の排除基準と料金体系、共同処理場の有無の調査を行う。

(3) 処理試験

廃水処理の実績がない場合や、新しいプロセス・装置の導入を行う場合には処理試験を行って性能の確認と設計に必要なデータを取るのが良い。処理試験には、現地で実機に近い状態で負荷変動を与えながら実証を行うパイロットスケールテストから、回分試験で性能予測や設計に必要なデータを取る方法などがある。食品工場廃水の処理テストを行うときには、汚濁濃度の変動が一般的に大きく、また腐敗しやすい点を考慮に入れて行うことが必要である。

(4) 総合判断

処理方式の決定は環境立地条件に適合する方式の中から、最も経済性のある方法が選ばれる。一般的には排水系統別に処理をした場合の建設費、運転管理費を求めて、次いで、総合廃水処理の場合との経済性の比較検討の結果を基にプロセス、システムの評価が行われる。一方では、下水道の普及に伴い下水道に放流できる工場が増加している。下水道に放流するための廃水処理装置は除害設備と呼ばれ、工場、事業場が公共下水道を利用する場合には、排出水の水質値と水質使用料金の関係から除害設備の最も経済的な仕様が決定されている。工場からの排水を下水道が受け入れる場

合の放流水質と料金の関係については第2部3-3で述べる。また、工業団地などでは共同廃水処理場のあるところもあり、下水道と同様に経済性の最適値になる処理方式を決めることが重要である。これまでに述べてきた経済性の判断は、同時に環境への配慮を含めたものであることが近年求められている。すなわち、プロセスの決定、機器の選定に当たっては、ライフサイクルコストの観点からの評価が重要である。ライフサイクルコストは、設備費（減価償却費、租税公課、保険料など）のほかに、運転費（用役使用量、バイプロダクトの廃棄費用、メタンガスのクレジットなど）、維持管理費（人件費、修理費など）、さらに使用後の廃棄費用を含むトータルコストで評価を行うことを求めている。こうした社会的な背景の中で、廃水中の有価物を回収して産業廃棄物を減らすことも資源循環型社会形成に有効な方法と考えられる。

2. 3 設計上の留意点

廃水処理設備を設計する場合には機能の確保と共に設備の経済性、信頼性、安全性、環境への配慮が必要である。機能については負荷変動、水質変動に対しても安定した処理が行えることが重要である。廃水処理設備のそれぞれの単位操作能力を時間的瞬間最大負荷で設計することは経済性が著しく低下するので、通常は原水調整槽を設けて、水量と水質の平準化をできるだけ行うのが一般的な方法である。廃水処理設備が故障や事故で停止すると工場の操業を止めなければならない事態にいたるので、廃水処理設備の信頼性の確保については生産設備と同じレベルで設計する必要がある。そのために信頼性の高い機器を採用することも重要であるが、経済性を考慮すれば、機能を一部縮小しながらでも処理が続けられるシステム構成の設計を行うことも重要である。安全性についても設備におけるプロセスパラメータ（反応、攪拌、pH、温度、圧力など）の目的状態からのずれを起点にして、その原因と危険事象を解析し、それらの危険事象への進展を防止する防護機能を備える設計を心掛けることも重要である。

第3章 処理水放流基準への適合

日本が最初に法律を定めて工場排水を規制し、公共用水域の水質保全をするきっかけは、1958年に起こった製紙工場廃水による漁業被害の紛争であり、同年12月に水質保全法と工場排水規制法の2法が成立し、翌年3月に施行された。しかし生産を重視した経済政策は、環境の整備なしには生産の拡大がもはや望めない状態を生じ、1970年になってこの2法を一本化して水質汚濁防止法が成立した。本法では、一律基準であって水域の水質環境が保全できない場合は、水域を限って条例で上乘せ基準を許し水質改善を図っていく権限が地方に委譲された。

3. 1 環境基準への配慮

廃水処理設備の設置を検討する時に地域社会との共生の認識が根底にあることが現代社会では求められ、第1章で述べた環境基準についての配慮が必要である。そのためには立地環境を理解することが大切であり、環境基準を明確に整理しておくことが重要である。環境基本法に基づく水質に関する環境基準は、人の健康に係る環境基準と、生活環境に係る環境基準に分けて設けられている。人の健康を保護するものとしては、重金属や有機塩素化合物、農薬など26項目、生活環境の保全については、水素イオン濃度、溶存酸素、浮遊物質量、生物化学的酸素要求量、化学的酸素要求量、全窒素、全リンなど9項目が挙げられる。前者は全国一律基準であるのに対し、後者は河川や湖沼、海域について別々に定められている。表2-3-1に人の健康に係る環境基準を示す。生活環境に係る環境基準については、表2-3-2に河川、表2-3-3に湖沼、表2-3-4に海域の値を示す。

表2-3-1 人の健康に係わる環境基準

項目	基準値
カドミウム	0.01mg/l以下
全シアン	検出されないこと
鉛	0.01mg/l以下
クロム(6価)	0.05mg/l以下
砒素	0.01mg/l以下
総水銀	0.0005mg/l以下
アルキル水銀	検出されないこと
PCBs	検出されないこと
ジクロメタン	0.02mg/l以下
四塩化炭素	0.002mg/l以下
1・2-ジクロロエタン	0.004mg/l以下
1・1-ジクロロエチレン	0.02mg/l以下
シス-1・2-ジクロロエチレン	0.04mg/l以下
1・1・1-トリクロロエタン	1mg/l以下
1・1・2-トリクロロエタン	0.006mg/l以下
トリクロロエチレン	0.03mg/l以下
テトラクロロエチレン	0.01mg/l以下
1・3-ジクロロプロペン	0.002mg/l以下
チウラム	0.006mg/l以下
シマジン	0.03mg/l以下
チオベンカルブ	0.02mg/l以下
ベンゼン	0.01mg/l以下
セレン	0.01mg/l以下
硝酸性窒素及び亜硝酸性窒素	10mg/l以下
ふっ素	0.8mg/l以下
ほう素	1mg/l以下

表2-3-2 生活環境に係わる環境基準
河川(湖、沼を除く)

項目 類型	利用目的の適応性	基準値				
		水素イオン 濃度 (pH)	生物化学的 酸素要求量 (BOD)	浮遊物質 量 (SS)	溶存酸素量 (DO)	大腸菌群数
AA	水道1級 自然環境保全及びA以下の欄にかかげるもの	6.5以上 8.5以下	1mg/ℓ以下	25mg/ℓ以下	7.5mg/ℓ以上	50MPN /100ml 以下
A	水道2級 水産1級 水浴 およびB以下の欄にかかげるもの	6.5以上 8.5以下	2mg/ℓ以下	25mg/ℓ以下	7.5mg/ℓ以上	1000MPN /100ml 以下
B	水道3級 水産2級 およびC以下の欄にかかげるもの	6.5以上 8.5以下	3mg/ℓ以下	25mg/ℓ以下	5mg/ℓ以上	5000MPN /100ml 以下
C	水産3級 工業用水1級 およびD以下の欄にかかげるもの	6.5以上 8.5以下	5mg/ℓ以下	50mg/ℓ以下	5mg/ℓ以上	—
D	工業用水2級 農業用水 およびEの欄にかかげるもの	6.0以上 8.5以下	8mg/ℓ以下	100mg/ℓ以下	2mg/ℓ以上	—
E	工業用水3級 環境保全	6.0以上 8.5以下	10mg/ℓ以下	ごみなどの 浮遊が認め られないこと	2mg/ℓ以上	—

- (1) 基準値は、日間平均値とする。(湖沼・海域もこれに準ずる)
- (2) 農業用利水点については、水素イオン濃度6.0以上7.5以下、溶存酸素量5mg/ℓ以上とする(湖沼もこれに準ずる)
- (3) 自然環境保全：自然探勝などの環境保全
- 水道1級：ろ過などによる簡易な浄水操作を行うもの
 - 水道2級：沈殿ろ過などによる通常の浄水操作を行うもの
 - 水道3級：前処理などを伴う高度の浄水操作を行うもの
 - 水産1級：ヤマメ・イワナなど貧腐水性水域の水産生物用ならびに水産2級および水産3級の水産生物用
 - 水産2級：サケ科魚類およびアユなど貧腐水性水域の水産生物用および水産3級の水産生物用
 - 水産3級：コイ、フナなどβ-中腐水性水域の水産生物用
 - 工業用水1級：沈殿などによる通常の浄水操作を行うもの
 - 工業用水2級：薬品注入などによる高度の浄水操作を行うもの
 - 工業用水3級：特殊の浄水操作を行うもの
 - 環境保全：国民の日常生活(沿岸の遊歩などを含む)において不快感を生じない限度

表 2-3-3 湖沼（天然湖沼および貯水量 1 千万 m³ 以上の人工湖）

項目 類型	利用目的の適応性	基準値				
		水素イオン 濃度 (pH)	化学的酸素 要求量 (COD)	浮遊物質 量 (SS)	溶存酸素量 (DO)	大腸菌群数
AA	水道1級	6.5以上				50MPN /100mℓ 以下
	水産1級 自然環境保全及びA以下の欄にかかげるもの	8.5以下	1mg/ℓ以下	1mg/ℓ以下	7.5mg/ℓ以上	
A	水道2,3級	6.5以上				1000MPN /100mℓ 以下
	水産2級 水浴 およびB以下の欄にかかげるもの	8.5以下	3mg/ℓ以下	5mg/ℓ以下	7.5mg/ℓ以上	
B	水産3級	6.5以上				—
	工業用水1級 農業用水 およびC以下の欄にかかげるもの	8.5以下	5mg/ℓ以下	15mg/ℓ以下	5mg/ℓ以上	
C	工業用水2級	6.0以上				—
	環境保全	8.5以下	8mg/ℓ以下	ごみなどの 浮遊が認め られないこと	2mg/ℓ以上	

1. 自然環境保全： 自然探勝などの環境保全
2. 水道1級： ろ過などによる簡易な浄水操作を行うもの
水道2,3級： 沈殿ろ過などによる通常の浄水操作、または前処理などを伴う高度の浄水操作を行うもの
3. 水産1級： ヒメマスなど貧栄養湖型の水域の水産生物用ならびに水産2級および水産3級の水産生物用
水産2級： サケ科魚類およびアユなど貧栄養湖型の水域の水産生物用および水産3級の水産生物用
水産3級： コイ、フナなど富栄養湖型の水域の水産生物用
4. 工業用水1級： 沈殿などによる通常の浄水操作を行うもの
工業用水2級： 薬品注入などによる高度の浄水操作、または特殊の浄水操作を行うもの
5. 環境保全： 国民の日常生活（沿岸の遊歩などを含む）において不快感を生じない限度

項目 類型	利用目的の適応性	基準値	
		全窒素	全磷
I	自然環境保全及びII以下の欄に掲げるもの	0.1mg/ℓ以下	0.005mg/ℓ以下
II	水道1、2、3級(特殊なものを除く) 水産1種 水浴及びIII以下の欄に掲げるもの	0.2mg/ℓ以下	0.01mg/ℓ以下
III	水道3級(特殊なもの)及びIV以下に掲げるもの	0.4mg/ℓ以下	0.03mg/ℓ以下
IV	水産2種及びVの欄に掲げるもの	0.6mg/ℓ以下	0.05mg/ℓ以下
V	水産3種 工業用水 農業用水 環境保全	1mg/ℓ以下	0.1mg/ℓ以下

1. 自然環境保全： 自然探勝などの環境保全
2. 水道1級： ろ過などによる簡易な浄水操作を行うもの
水道2級： 沈殿ろ過などによる通常の浄水操作を行うもの
水道3級： 前処理などを伴う高度の浄水操作を行うもの
3. 水産1種： サケ科魚類及びアユ等の水産水産生物用並びに水産2種および水産3級の水産生物用
水産2種： ワカサギ等の水産生物用及び水産3級の水産生物用
水産3種： コイ、フナ等の水産生物用
4. 環境保全： 国民の日常生活（沿岸の遊歩などを含む）において不快感を生じない限度

表 2-3-4 海域

ア

項目 類型	利用目的の適応性	基準値				
		水素イオン 濃度 (pH)	化学的酸素 要求量 (COD)	溶存酸素量 (DO)	大腸菌群数	n-ヘキサン 抽出物質 (油分など)
A	水産1級 水浴 自然環境保全及び B以下の欄にか掲げるもの	7.8以上 8.3以下	2mg/ℓ以下	7.5mg/ℓ以上	1000MPN /100ml 以下	検出されない こと
B	水産2級 工業用水 及びCの欄に掲げるもの	7.8以上 8.3以下	3mg/ℓ以下	5mg/ℓ以上	—	検出されない こと
C	環境保全	7.0以上 8.3以下	8mg/ℓ以下	2mg/ℓ以上	—	—

1. 自然環境保全 : 自然探勝等の環境保全
2. 水産1級 : マダイ・ブリ・ワカメなどの水産生物用および水産2級の水産生物用
水産2級 : ポラ・ノリなどの水産生物用
3. 環境保全 : 国民の日常生活(沿岸の遊歩などを含む)において不快感を生じない限度

イ

項目 類型	利用目的の適応性	基準値	
		全窒素	全磷
I	自然環境保全及びⅡ以下の欄に 掲げるもの(水産2種及び3種を除く)	0.2mg/ℓ以下	0.02mg/ℓ以下
Ⅱ	水産1種 水浴及びⅢ以下の欄に掲げるもの (水産2種及び3種を除く)	0.3mg/ℓ以下	0.03mg/ℓ以下
Ⅲ	水産2種及びⅣ以下の欄に 掲げるもの(水産3種を除く)	0.6mg/ℓ以下	0.05mg/ℓ以下
Ⅳ	水産3種 工業用水 生物生息環境保全	1mg/ℓ以下	0.09mg/ℓ以下

1. 自然環境保全 : 自然探勝等の環境保全
2. 水産1種 : 底生魚介類を含め多様な水産生物がバランス良く、かつ、安定して漁獲される
水産2種 : 一部の底生魚介類を除き、魚類を中心とした水産生物が多獲される
水産3種 : 汚濁に強い特定の水産生物が漁獲される
3. 生物生息環境保全 : 年間を通して底生生物が生息できる限度

3. 2 排水基準

水質汚濁防止法は人の健康を守り、また生活環境を保全するために、事業所から排出された排水により公共用水域や地下水が汚染されることを防ぐことを目的としている。水質汚濁防止法は全国一律の基準と、事業所から公共用水域に排出される排水基準を都道府県条例で規制強化することを認めている。この条例は政令で定められた次の(1)または(2)のいずれかの要件を備えている汚水または排水を排出する特定施設に適用される。

- (1) カドミウムその他の人の健康にかかわる被害を生じる恐れがある物質として政令で定める物質を含むこと。
- (2) 化学的酸素要求量その他の水の汚染状態(熱によるものを含み、前号に規定する物質による物を除く)を示す項目として政令で定める項目に関し、生活環境に係る被害を生じる恐れがある程度のものであること。

排出基準には人の健康を守るものと、生活環境を保全するための2つがある。水質汚濁防止法は1996年の時点でおよそ300,000の事業所に適用されている。国の排水基準は全国一律であって人の健康に係るものと生活環境項目に係るもの2つのカテゴリから成り立っている。人の健康に係る項目は表2-3-5に示す27項目がり、生活環境にかかわる項目は表2-3-6に示す15項目がある。水質汚濁防止法では表2-3-7に示すように一律基準のほか3種類の排水基準を設けて、業種、地域、施設規模、規制項目によって排水規制の実効的な運用が図れるようになっている。

上乘せ基準では、都道府県知事が、全国一律基準だけでは公共用水域の環境基準の確保が不十分と判断した場合に、より厳しい排出基準を定めることを認めている。この基準は、一律基準より厳しい規制基準を定める方法と、特定事業場のうちで日廃水量が 50m^3 以下ものに広げる場合もある。一方、閉鎖水域の環境基準(COD)の達成率は他の水域に比べて低い。これは窒素と燐を含む栄養塩の慢性的流入によるもので、富栄養化がより厳しくなっているためである。この閉鎖性海域では赤潮が頻繁に発生している。

総量規制では、こうした汚染された工業地域の周辺の閉鎖性海域の水質改善を図るために、汚濁負荷の低減を行うための地域別の総量規制を定める事を認めている。現在、東京湾、伊勢湾と瀬戸内海の流域内の特定事業場の排水規制を厳しく規制されており、これらの特定水域のCOD汚濁負荷低減目標の達成状況報告と、汚濁削減目標の設定が5年毎に行われている。2002年春には第5次総量規制がスタートし、CODの削減と併せて窒素、燐のより効果的な削減が図られることとなった。横だし基準では、排水基準を定める項目を増やすやり方と、特定事業場以外に規制をかけることができる。

表 2-3-5 人の健康にかかわる一律排水基準

有害物質	基準値
カドミウム及びその化合物	カドミウムにつき0.1(mg/ℓ)
シアン化合物	シアンにつき1(mg/ℓ)
有機リン(パラチオン、メチルパラチオン、及びEPNIに限る。)	1(mg/ℓ)
鉛及びその化合物	鉛につき0.1(mg/ℓ)
六価クロム化合物	六価クロムにつき0.5(mg/ℓ)
砒素及びその化合物	砒素につき0.1(mg/ℓ)
水銀及びアルキル水銀その他の水銀化合物	水銀につき0.005(mg/ℓ)
アルキル水銀化合物	検出されないこと
PCB	0.003(mg/ℓ)
トリクロロエチレン	0.3(mg/ℓ)
テトラクロロエチレン	0.1(mg/ℓ)
ジクロロメタン	0.2(mg/ℓ)
四塩化炭素	0.02(mg/ℓ)
1・2-ジクロロエタン	0.04(mg/ℓ)
1・1-ジクロロエチレン	0.2(mg/ℓ)
シス-1・2-ジクロロエチレン	0.4(mg/ℓ)
1・1・1-トリクロロエタン	3(mg/ℓ)
1・1・2-トリクロロエタン	0.06(mg/ℓ)
1・3-ジクロロプロペン	0.02(mg/ℓ)
チウラム	0.06(mg/ℓ)
シマジン	0.03(mg/ℓ)
チオベンカルブ	0.2(mg/ℓ)
ベンゼン	0.1(mg/ℓ)
セレン及びその化合物	セレンにつき0.1(mg/ℓ)
ほう素及びその化合物	ほう素につき10(mg/ℓ)
ふっ素及びその化合物	ふっ素につき8(mg/ℓ)
アンモニア、アンモニア化合物、亜硝酸化合物及び硝酸化合物	100(mg/ℓ) ※

※アンモニア性窒素に0.4を乗じたものと亜硝酸性窒素及び硝酸性窒素との合計に基準が適用される。

表2-3-6 生活環境項目にかかわる一律排水基準

有害物質	基準値
水素イオン濃度(pH)	
海域以外の水域への排出	5.8 ~ 8.6
海域への排出	5.0 ~ 9.0
生物化学的酸素要求量(BOD)	160(mg/ℓ) (日間平均 120(mg/ℓ))
化学的酸素要求量(COD _{Mn})	160(mg/ℓ) (日間平均 120(mg/ℓ))
浮遊物量(SS)	200(mg/ℓ) (日間平均 150(mg/ℓ))
ノルマルヘキサン抽出物含有量	
鉱油類含有量	5(mg/ℓ)
動植物油脂類含有量	30(mg/ℓ)
フェノール類含有量	5(mg/ℓ)
銅含有量	3(mg/ℓ)
亜鉛含有量	5(mg/ℓ)
溶解性鉄含有量	10(mg/ℓ)
溶解性マンガン含有量	10(mg/ℓ)
クロム含有量	2(mg/ℓ)
弗素含有量	15(mg/ℓ)
大腸菌群数	日間平均 3000個/cm ³
窒素含有量	120(mg/ℓ) (日間平均 60(mg/ℓ))
燐含有量	16(mg/ℓ) (日間平均 8(mg/ℓ))

表2-3-7 水質汚濁防止のための規制基準の種類とその対象

基準の種類	対象業種	対象地域	対象施設規模	規制対象項目
一律基準	全業種	全国の公共用水域	法律で定める 特定施設	・生活環境項目 ・有害物質
上乗せ基準		環境基準達成のために 厳しい規制を必要とし、 水質汚濁防止法に基づ き都道府県条例で規制 する地域	法律で定める 特定施設(排水量 50m ³ 以下も対象と なることもある)	・生活環境項目 ・有害物質
総量規制		法律で指定する地域 (東京湾、伊勢湾、瀬戸 内海流域内)	法律で定める 特定施設	・指定物質 (COD、N、P)
横出し基準		都道府県が当てはめた 環境基準の達成のため や、水質保全のために 厳しい規制を必要とし 都道府県条例で規定す る地域	法律で定める 特定施設とそれら 以外の施設	現行の排出基準 で設定されてい ない項目

3. 3 下水道への排除

特定施設の設置者や、一定の水量、水質の排水を下水道に流そうとする工場・事業場で表2-3-8に該当する場合は下水道法に基づき届出の義務がある。排水を下水道に流すことを「排除」、その時の水質基準を「排除基準」と言う。排除基準は水質汚濁防止法とダイオキシン類対策特別措置法を基本として自治体が立地環境を反映して条例で基準値を決める。排除基準には①人の健康に係る被害を生ずる恐れのある項目(表2-3-9)、②生活環境に係る被害を生ずる恐れのある項目(表2-3-10)、③下水処理上に負荷をかける項目(表2-3-11)、④施設を損傷する恐れのある項目(表2-3-12)があり、それぞれの表は神戸市の例を示す。しかし規制項目のうち、生物化学的酸素要求量(BOD)、浮遊物質(SS)および動植物油脂類含有量の3項目については下水処理場で処理ができるため、追加料金を支払えば排除することができる。神戸市の制度では次の(1)と(2)の両方の要件に該当する事業場は水質使用量の支払をすることにより排除基準より高い排水を下水道に放流することができる。

- (1) 水量：1ヶ月当りの汚水の排除量が500m³を超える
- (2) 水質：生物化学的酸素要求量(BOD)・・・200mg/l～2,000mg/l
 浮遊物質(SS)・・・・・・・・・・200mg/l～2,000mg/l
 動植物油脂類含有量・・・・・・・・・・30mg/l～150mg/l

表2-3-8 公共下水道使用の届けの該当項目

該当項目	該当水量・水質
排水量(日最大量)	>50m ³
該当する水質	
pH	<5.7 or >8.7
BOD	>300mg/l
SS	>300mg/l
動植物油脂類含有量	>30mg/l
温度	>40℃
アンモニア性窒素、亜硝酸性窒素及び硝酸性窒素	>300mg/l
窒素含有物	>150mg/l
燐含有物	>20mg/l
その他	表2-3-9～12の基準を満足しない

表2-3-9 人の健康にかかわる被害を生ずる恐れのある項目

ダイオキシン類(神戸市下水道条例)

項目	排除基準
ダイオキシン類	10pg-TEQ/ℓ以下

ダイオキシン類以外(神戸市下水道条例)

(mg/ℓ以下)

項目	排除基準	
	東灘・中央・垂水処理区	ポートアイランド処理区
カドミウム及びその化合物	0.05	0.03
シアン化合物	0.7	0.3
有機燐化合物	0.7	0.3
鉛及びその化合物	0.1	0.1
六価クロム化合物	0.35	0.1
砒素及びその化合物	0.1	0.05
水銀及びアルキル水銀その他の水銀化合物	0.005	0.005
アルキル水銀化合物	検出されないこと	検出されないこと
ポリ塩化ビフェニル	0.003	0.003
ジクロロメタン	0.2	0.2
四塩化炭素	0.02	0.02
1,2-ジクロロエタン	0.04	0.04
1,1-ジクロロエチレン	0.2	0.2
シス-1,2-ジクロロエチレン	0.4	0.4
1,1,1-トリクロロエタン	3	3
1,1,2-トリクロロエタン	0.06	0.06
トリクロロエチレン	0.3	0.3
テトラクロロエチレン	0.1	0.1
1,3-ジクロロプロペン	0.02	0.02
チウラム	0.06	0.06
シマジン	0.03	0.03
チオベンカルブ	0.2	0.2
ベンゼン	0.1	0.1
セレン及びその化合物	0.1	0.1
ほう素及びその化合物	230	230
ふっ素及びその化合物	15	15

表2-3-10 生活環境にかかわる被害を生ずる恐れのある項目(神戸市下水道条例)

項目	排除基準
フェノール類	5mg/ℓ以下
銅及びその化合物	3mg/ℓ以下
亜鉛及びその化合物	5mg/ℓ以下
鉄及びその化合物(溶解性)	10mg/ℓ以下
マンガン及びその化合物(溶解性)	10mg/ℓ以下
クロム及びその化合物	2mg/ℓ以下

表 2-3-11 下水処理場に負担をかける項目 (神戸市下水道条例)

項目		排除基準
水素イオン濃度(pH)		5を超え 9未満
生物化学的酸素要求量(BOD) *		2000mg/ℓ以下
浮遊物質(SS) *		2000mg/ℓ以下
ノルマルヘキサン抽出物質	イ. 動植物油脂類含有量 *	150mg/ℓ以下
	ロ. 鉱油類含有量	5mg/ℓ以下

(備考) * は月排水量が500m³以下の事業場には適用されない。

表 2-3-12 施設を損傷する恐れのある項目 (神戸市下水道条例)

項目	排除基準
温 度	45℃未満
沃 素 消 費 量	220mg/ℓ未満

また、水質料金の計算は次のように行われる。

$$F(\text{水質濃度}) = A + 1.1 \times B + 2 \times C$$

A: BOD が 200mg/ℓ を超える場合、その値から 200 を引いた値

B: SS が 200mg/ℓ を超える場合、その値から 200 を引いた値

C: 動植物油脂類含有量が 30mg/ℓ を超える場合、その値から 30 を引いた値

次に水質濃度 F の値に応じて、表 2-3-13 の単価に基づく水質使用料が下水道使用料に加算される。

表 2-3-13 水質使用料金 (神戸市)

水質濃度(F)	料金(1m ³ につき)
1~100	9 円
101~300	35 円
301~500	70 円
501~800	110 円
801~1,100	165 円
1,101~1,500	225 円
1,501~2,000	300 円
2,001~2,500	390 円
2,501~3,400	510 円

第4章 前処理技術

4.1 スクリーニング

(1) スクリーニングの基本技術

廃水中の比較的粗大な浮遊物を除去するために、廃水をスクリーンを通過させてスクリーンの目より大きな浮遊物をスクリーン上に残留させて取り除くことをスクリーニングという。スクリーンは通常水路の途中や廃水貯留槽の入口に設けられ、廃水は自然流下でこれを通過するようになっている。この際スクリーン上に残留する夾雑物を放置すると流路の抵抗が大きくなって流量の減少や上流側水位の上昇が起こる。これを防止するために随時残留物を掻き揚げて取り出さなければならない。これを機械的あるいは人的に行う方式には、バースクリーン型、振動スクリーン型、ドラム型があるが、最も広く一般に用いられているのは、設置の容易さ、管理の容易さ、価格などの点からバースクリーン型である。

1) スクリーンの有効目幅

平帯鋼などからできているバースクリーンは開口部の有効間隔が①50mm程度以上の粗目スクリーン、②15～50mmの普通目スクリーン、および③15mm程度以下の細目スクリーンの3種類がある。粗目スクリーンは普通目スクリーンの保護用として用いられることがあるが、通常は廃水処理設備の機械の保護を目的に普通目スクリーンが多く用いられる。細目スクリーンは夾雑物の生物処理などのプロセスへの影響を避けるために設置されることが多い。

2) バースクリーン設置の指針

日本下水道協会発行の下水道施設設計指針によれば、汚水用スクリーンは有効間隔20～25mmの平鋼製格子形とし、掻揚げ装置を設けて傾斜角は水平に対し70度前後としている。スクリーン通過流速は、計画流量に対して0.45m/sを標準とし、スクリーンは前後の水位差1.0mに対して十分な強度を有することとしている。食品工場排水処理の場合は大きな夾雑物は通常工場内のスクリーンで除去されるため、廃水処理場での夾雑固形物は比較的少なく、手掻揚げの普通目バースクリーンを設けている所が多い。手掻揚げの場合のスクリーンの水平に対する角度は40～60度で設計される。また廃水量が少なくて夾雑固形物が多い場合には回転式のバースクリーンが使われる。バースクリーンによる損失水頭 h_r は次式で求めることができる。

$$h_r = \beta \sin \alpha (t/b)^{4/3} v^2$$

ただし、 α ：スクリーンの水平との角度、 t ：スクリーンバーの厚さ、 β ：スクリーンバーの断面形状による係数で円棒の場合は1.79、前後半円バーの場合は1.67、矩形バーの場合は2.42、 b ：スクリーンの有効間隔、 v ：スクリーン前における廃水の流速。実際にはこれにスクリ

ーンかすによる損失水頭を加えて求める。これらを考慮したスクリーンの全体の幅は一般には上流水路幅の180%くらいとなる。

(2) スクリーンの種類

食品工場廃止処理のスクリーニングを行う装置は、バースクリーン（機械掻揚げ式、手掻揚げ式、回転式）が中心であるが、有効径が200～1,000 μ 前後のステンレス製の過網を有する回転円筒ドラム型マイクロストレーナーや破砕機付スクリーンも用いられる。代表的な手掻揚げバースクリーンの構造を図2-4-1に、回転式スクリーンの構造を図2-4-2に示す。

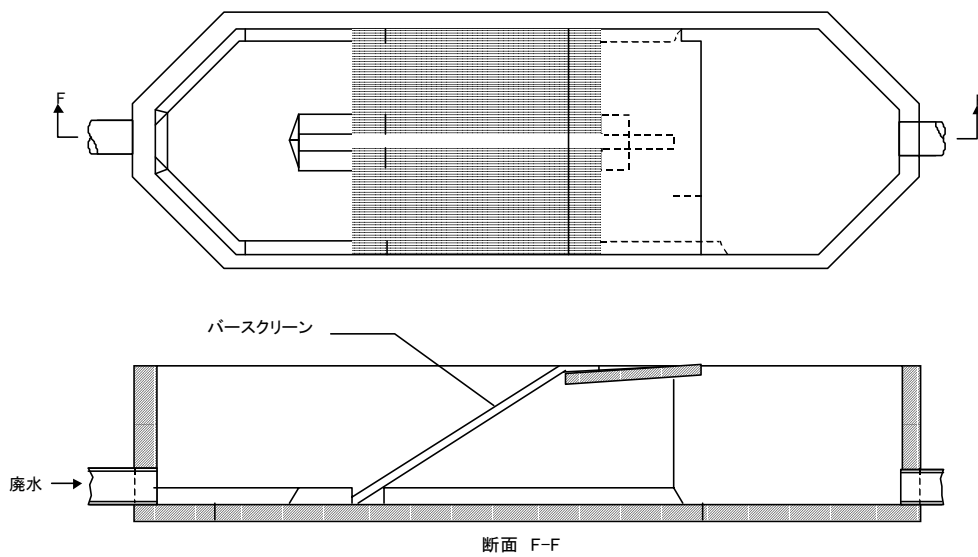


図2-4-1 バースクリーン

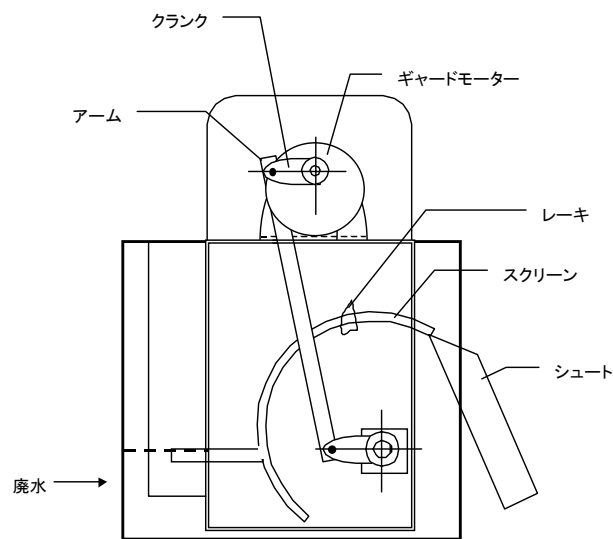


図2-4-2 回転式バースクリーン

4. 2 油水分離¹⁾

(1) 油水分離の基本技術

廃水中に含まれる油脂類の分離は、水と油の比重差を利用して油脂類を浮上させて水から分離するやり方が一般的である。水中における油滴の浮上速度はストークスの法則が適用できる。

$$V_r = (g / 18 \mu) (P_w - P_o) D^2$$

ここに、 V_r ：油滴の浮上速度 (cm/s)、 g ：重力加速度 (cm/s²)、 μ ：水の絶対粘度 (P)、 P_w ：水の密度 (g/cm³)、 P_o ：油の密度 (g/cm³)、 D ：油滴の直径 (cm) とする。もし 150μ ($D=0.015$ cm) の直径を持つ均等粒径の油滴を完全な層流の水槽で浮上分離するとすれば、

$$V_r = (980 / 18 \times 0.01) \times (1.0 - 0.9) \times 0.015^2 = 0.12 \text{ cm/s}$$

となる。これに対して水槽中の廃水の水平流速 $V_H = 90 \text{ cm/min} = 1.5 \text{ cm/s}$ 、水槽の深さ $d = 240 \text{ cm}$ とすれば、図 2-4-3 の B 点にあった油滴が水面まで浮上するのに要する時間は、

$$t = d / V_r = 240 / 0.12 = 2,000 \text{ S} = 33.2 \text{ min}$$

となり、この間に廃水は AD の距離を移動する。したがって総長 L は、

$$L = (V_H / V_r) d = V_H t = 1.5 \times 2,000 = 3,000 \text{ cm} = 30 \text{ m}$$

この場合、 0.015 cm の油滴は BD の浮上限界線を境として上方の廃水には油を含み、下方の廃水には油がまったく存在しないことになる。しかし、実際の油水分離槽で完全な層流が確保されることは難しく、水槽壁面の影響、温度差による対流、風邪による攪乱流、水槽内構造物による偏流などによって、浮上分離効果は悪くなる。産業排水処理に広く使われている API (American Petroleum Institute) が制定したオイルセパレータでは理論計算値に乱流係数 ($F_t = 1.07 \sim 1.45$) と短絡流係数 ($F_s = 1.2$) を安全係数として掛けて総長を決定している。

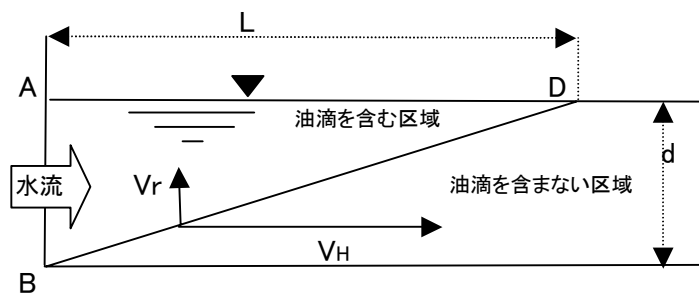


図 2-4-3 油水分離槽の油滴の浮上

(2) 油水分離装置の種類

油水分離装置は水槽内に何も設けずに浮上分離を行う API (American Petroleum Institute) オイルセパレータと、水槽内に平行板を有する PPI (Parallel Plate Interceptor) オイルセパレータ、さらに波状板を有する CPI (Corrugated Plate Interceptor) オイルセパレータが代表的なものとしてある。食品工場廃水の油分は食用油製造工場を除いては一般に低いため、本格的な油水分離槽を設ける必要はなく、通常は流入部に沈砂池やスカム分離槽と兼ねた水路で油分を除去するが、油分が多い場合は、加圧浮上装置で浮遊固形物と一緒に除去することが多い。

4. 3 沈殿

(1) 沈殿の基本技術²⁾

液体中の固体粒子の沈降速度を決定する上で最も重要なものは、粒子の大きさと密度、液体の粘性と密度である。したがって固体粒子と液体の密度が同じであれば沈降は起こらない。もし密度に差があると、重力 F_g が粒子質量と、これと置き換わった液体質量の差に比例して、各粒子の上に作用する。

$$F_g = V (\rho_1 - \rho) g$$

ここに V は粒子容積 (cm^3)、 ρ_1 は粒子密度 (g/cm^3)、 ρ は液体の密度 (g/cm^3)、 g は重力加速度 (cm/sec^2) である。この重力の働く液体中を沈降する粒子は、もし押しのければならない液体の慣性がなければ、無限に加速される。しかし液体の慣性の影響は、粒子の速度が増すにつれて増大し、粒子の運動を減速することになる。ニュートンは、この力は慣性によるもので、速度の2乗に比例することを示した。

$$F_D = 1/2 \cdot C_D A \rho v^2$$

ここに A は粒子の運動方向における射影面積で、 C_D は抵抗係数である。各粒子の抵抗力 F_D と、重力 F_g が相い均しくなった時に一定の沈降速度が生じる。

$$V (\rho_1 - \rho) g = 1/2 \cdot C_D A \rho v^2$$

$$v = [2V (\rho_1 - \rho) g / C_D A \rho]^{1/2}$$

直径 D の球形粒子については、 $A = (1/4) \pi D^2$ 、 $V = (1/6) \pi D^3$ であるので、沈降速度の式は次のようになる。

$$v = [4g (\rho_1 - \rho) D / 3C_D \rho]^{1/2}$$

抵抗係数 C_D は、粒子の形状により大きく変わる。同一形状粒子に対してはレイノルズ数 $R = vD / \nu = vD \rho / \mu$ (ν は動粘性係数、 μ は粘性係数) の関数である。低速度で運動する小球形についてストークスは次の粘性抵抗力を計算した。

$$F_D = 3 \pi \mu D v$$

抵抗係数 C_D は、ストークスの法則にしたがえば $24/R$ に等しいので、沈降速度は

$$v = (g / 18 \mu) (\rho_1 - \rho) D^2$$

となる。この式はストークスの式とよばれている。

実際の工場廃水に含まれる浮遊物は、球形ではなく、不規則な形状をしており、また完全な層流が確保されることは難しく、水槽壁面の影響、温度差による対流、風による攪乱流、水槽内構造物による編流などによって沈降分離効果は悪くなる。

(2) 沈殿装置

沈殿池には円形沈殿池 (図 2-4-4) と角形沈殿池 (図 2-4-5) があるが、建設費の安さから円形がよく用いられる。沈殿池の水深は処理容量に関係なく通常 3 m 前後で設計される。沈殿池の表面積は汚泥界面沈降速度あるいは清澄ゾーン下降速度から求めるが、通常の有機物主体の汚泥の沈殿池に対する表面積負荷は $0.5 \sim 0.8 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}$ である。円形沈殿池も角形沈殿池も内部に取り付けられるそれぞれの汚泥掻寄機の形状、方式は廃水に含まれる沈殿物の性状によって大きく変わることはないが、構造物の強度、駆動装置は表 2-4-1 に示す汚泥の性状によって軽負荷、中負荷、重負荷に分けて設計される。食品工場廃水処理における前処理、活性汚泥の最終沈殿池および活性汚泥の凝集沈殿処理はいずれも軽負荷が用いられる。

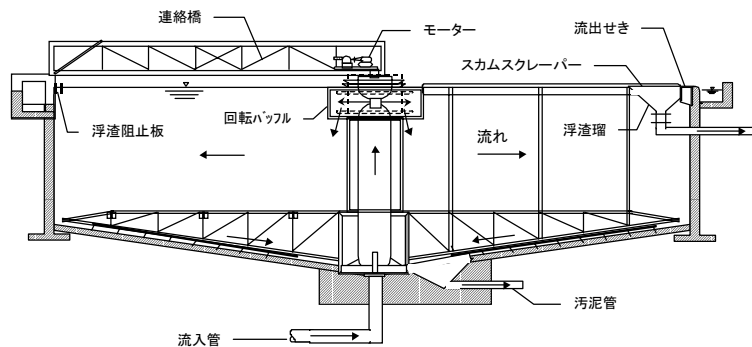


図 2-4-4 円形沈殿池

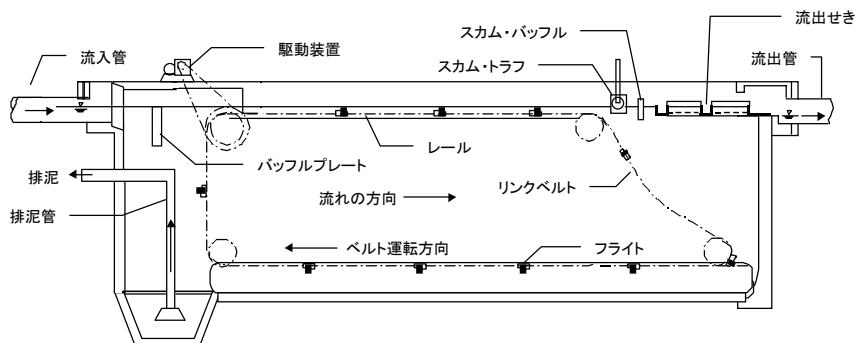


図 2-4-5 角形沈殿池

表 2-4-1 汚泥の種類と沈殿池の負荷

負荷	軽負荷	中負荷	重負荷
汚泥の種類	有機性汚泥 水酸化アルミニウム などの軽質汚泥	硫酸カルシウム 炭酸カルシウム 粘土など	砂、酸化鉄などの 重質SS
見掛比重	1.0~1.03	1.03~1.17	1.17~1.45
排泥濃度(%)	<5	5~20	20~40

4.4 加圧浮上分離

(1) 加圧浮上の基本技術

加圧浮上による浮遊物の分離は、 $3 \sim 5 \text{ kg/cm}^2$ ($0.29 \sim 0.49 \text{ MPa}$) の空気飽和加圧水を大気圧下にある廃水に混ぜると過飽和となり $70 \sim 90$ ミクロンの気泡が発生し、この気泡が固体粒子に物理的に捕獲されるか、あるいは固体粒子、気泡と液体の3相間に働く表面張力による付着によって、水より重い固体粒子を浮上させる。一般的に気液固相の3相間の関係は図2-4-6のように考えられ、表面張力による幾何学的な平衡条件は次式で示される。

$$\sigma_{GS} = \sigma_{SL} + \sigma_{GL} \cdot \cos \alpha$$

σ_{GS} : 気-固相間の表面張力

σ_{SL} : 固-液相間の表面張力

σ_{GL} : 気-液相間の表面張力

α : 接触角

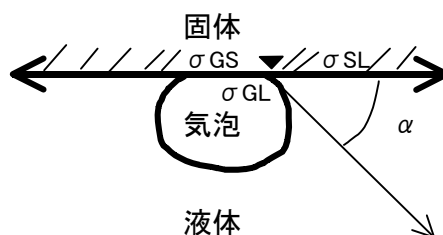


図 2-4-6 気液固相間の表面張力による平衡

接触角 α が 0 のときは、接触力がなく、気泡は固体に付着しない。 σ_{GS} が σ_{SL} より大きいときには接触角 α は 0 より大きく、気泡は固体に付着しやすくなり、接触角 α が 180° のときに付着力は最大となる。気泡による浮上を促進するためには、気泡が捕獲されやすいように PAC、高分子凝集剤などを用いて汚泥を凝集させる方法がある。もうひとつの方法として、界面張力の調整による次の二通りの方法がある。一つは σ_{GL} (気-液相間の表面張力) を低めるために起泡剤 (Frother) を用い水の表面張力を低下させるやり方である。一般的には、界面活性剤、炭素数が $5 \sim 8$ 程度の

アルコール、サポニン類が用いられるが、選定に際しては起泡性のほかに安定性、分散性などを考慮する必要がある。第2の方法は、 σ_{SL} （固-液相間の表面張力）を低下させるか、 σ_{GS} （気-固相間の表面張力）を高めるために捕集剤（Collector）を用いる方法がある。以前は油性捕集剤が用いられたが、現在では起泡剤と捕集剤を兼ねた化学的捕集剤が使われている。

（2） 加圧浮上装置

加圧浮上装置による直接的な除去対象物は、水と相を異にする SS および油分であり、COD、BOD、色度などで示される汚濁指標物質は凝集効果によって除去されるものである。加圧浮上処理が適用される廃水中の SS は $50 \sim 2,000 \text{ mg/l}$ であり、通常は凝集剤を用いて、SS を凝集させてから浮上分離を行うが、凝集汚泥の浮上速度が 20 m/h 以下の場合には適用できない。一方、BOD、COD、色度などの除去量については凝集試験による確認が必要である。加圧浮上装置は水に空気を $3 \sim 5 \text{ kg/cm}^2$ で飽和溶解させ、その後に大気開放させるもので、装置の概略構造を図 2-4-7 に示す。循環水量の決定は、まず流入 SS 1 kg （乾物重量）に対して溶解空気量を 20 Nm^3 とし、次に循環水に対する空気溶解率を 4% （容積比）として計算される。一般的な食品製造廃水処理の場合、原水量の 30% に相当する量の処理水を加圧ポンプで昇圧し、循環ライン中のエジェクターから大気を吸い込み、ポンプサクション側に供給し、ポンプインペラの攪拌で空気を分散させた後に、空気溶解槽に送り、空気の溶解を行う。この空気飽和水は浮上分離槽で大気開放されて、微細気泡となって廃水中の SS に付着して浮上分離を行う。浮上分離槽表面のスラッジはスクレーパーで掻き取られる。そのスラッジの濃度は一般的な食品工場廃水の場合で、 $10,000 \sim 20,000 \text{ mg/l}$ 、凝集油の場合、で $6,000 \sim 12,000 \text{ mg/l}$ が目安となる。

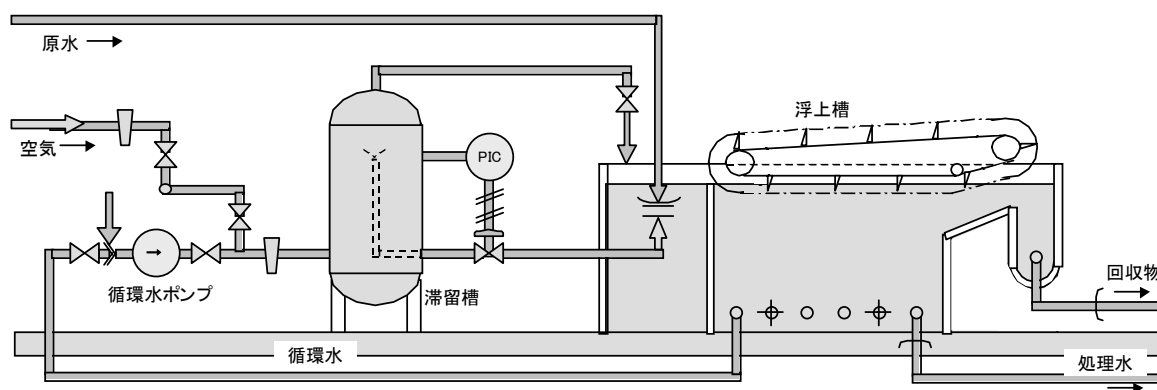


図 2-4-7 加圧浮上装置

4. 5 凝集

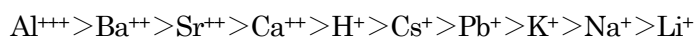
(1) 凝集の基本技術

廃水処理において凝集は主要な処理法として広く使われている。廃水の濁りや色の原因となっている不純物を除去するときに、粒子が細かくなっているとなかなか沈降しない。しかし、個々の微細粒子を互いに結合して大きくすれば沈降しやすくなる。この操作を凝集と言い、ストークスの式から沈降速度は粒径の2乗に比例して早くなることが知られている。凝集は電気的な力、化学的な力と物理的な力の3つの単独または組み合わせによって起こると考えられている。一般に水中に懸濁している粒子は、正または負に帯電していて、同じ電荷をもったイオン間に働くクーロンの反発力により互いに結合するのを妨げられている。粒子は小さくなるにしたがって、重量当たりの表面積が大きくなり、粒子表面の電荷の影響は大きくなる。粒子がコロイド領域 ($10^{-4} \sim 10^{-7}$ cm) まで小さくなると表面積の影響は非常に大きなものとなり、懸濁粒子は安定な状態で長時間浮遊する。このような状態の中へ粒子と反対の電荷を持つ物質を加えれば電気的な中和現象が起り、粒子の表面電荷は小さくなるかゼロになるため、粒子が近接しやすくなってファン・デル・ワールス力によって粒子同士が結合するようになる。

(2) 凝集剤の種類

1) 電解質による凝集

Schulze と Hardy の実験により、電解質によるコロイド粒子の凝集は、反対の電荷のイオンによって凝集し、その効果は原子価の大きいものほど大きく、また同じ原子価のものについては原子量の大きいほど凝集性が高いことがわかっている。一定時間内に凝集を起すに必要な電解質の限界濃度を、コロイド溶液に対するその電解質 (凝集剤) の凝結価という。電荷が負のコロイド粒子に対する凝結価 (Coagulation Value) の順位は、実験的に次のようであることが認められている³⁾。



一方、電荷が正のコロイド粒子に対する凝結力の順位は実験的に次のようであることが認められている。



2) 金属水酸化物による凝集

一般に廃水中に懸濁している粒子の表面は負に帯電していることが多く、正荷電の物質を加えれば凝集が起こる。Fe、Al などの水酸化物、または酸化物の水和物は中性付近で正電荷をもっているため凝集剤として使われる。水酸化アルミニウムを水中で生成するには、硫酸アルミニウム $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ (硫酸バンド) に水を加えると加水分解して $\text{Al}(\text{OH})_3$ を生ずる。 $\text{Al}(\text{OH})_3$ のフロク

クは多孔質のためその表面積は著しく大きく、物理的な吸着により懸濁物質をトラップする力も強い。同様に水中で $\text{Fe}(\text{OH})_2$ または $\text{Fe}(\text{OH})_3$ を生ずる硫酸第一鉄 ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)、塩化第二鉄 (FeCl_3) は、価格が硫酸アルミニウムより安く、水酸化物の比重がやや大きいので廃水処理では広く使われる。

3) 界面活性剤による凝集

液中に溶かした場合に液体の表面張力を著しく低下させる物質を界面活性剤という。界面活性剤は陰イオン性、陽イオン性、非イオン性、両性活性剤があり、これらは反対の電荷をもつ懸濁粒子に吸着し、その電荷を中和するとともに粒子表面を疎水性にして凝集を起させる作用をもっている。一般に無機凝集剤に比べて凝集力は大きいが高価である。

4) 有機高分子化合物による凝集

有機高分子化合物は重合または縮合で合成された高分子多価電解質の酸または塩基であり、界面活性剤よりも更に大きな凝集力をもっている。水に溶かすと解離して反対電荷の懸濁粒子に吸着して中和するとともに高分子物質自身が粒子間に架橋して凝集を起す。

(3) 凝集の方法と影響因子

凝集剤の添加による懸濁物質の凝集は、①凝集剤の廃水中への添加、②廃水中での凝集剤の拡散、③凝集剤と懸濁物質の接触を起すための攪拌、④粒子を成長させて大きな重いフロックに成長させるための攪拌の4段階に分けられる。大きくて重いフロックを作るためには攪拌強度と pH が大きく影響する⁴⁾。

1) 凝集に及ぼす攪拌の影響

凝集を効果的に行うためには、粒子同士の衝突回数が多い方がよい。そのためには粒子濃度が高く、粒子径が不均一である方がよい。攪拌条件はフロック形成の良否に大きな影響を与えるが、粒子と凝集剤の接触を良くするための攪拌は強い方がよい(急速攪拌)。その後のフロックを成長させる過程は緩やかな攪拌が良い(緩速攪拌)。以下の式で示される攪拌条件は、速度勾配 G 値と攪拌槽滞留時間 T から求められる。

$$G=(Pg/\mu)^{1/2} \quad (\text{m/sec/m})$$

ここに、Pは流体単位体積当りに加えられた動力 ($\text{kg} \cdot \text{m} / \text{m}^3 \cdot \text{sec}$)、 μ は粘性係数 ($\text{kg} / \text{m} \cdot \text{sec}$)、 g_c は重力換算係数 ($\text{kg} / \text{m} \cdot \text{sec}^2$) であり、攪拌槽滞留時間を T (sec) とすると、 $G \cdot T$ は無次元となるが、良好なフロックを形成させるための $G \cdot T$ の値は $10^4 \sim 10^5$ の範囲内にあるべ

きとされており、急速攪拌の G 値は 100、緩速攪拌の G 値は 10 くらいが適当とされている。

2) 凝集に及ぼす pH の影響

無機の凝集剤の水酸化物の溶解度は pH によって大きく変わる。例えば硫酸アルミニウムを凝集剤として用いるときには、図 2-4-8 に示すように pH 8 付近において最も速やかにフロックを形成する。また、この溶解度曲線に対して偏っているのは図 2-4-9 に示されるように $\text{Al}(\text{OH})_3$ の等電点 (表面の電荷ゼロになる状態を溶液の pH で表しており、電気泳動速度がゼロとなる点) が pH 8 近くにあるためと考えられている。しかし実際の廃水は共存イオンの影響などで最適 pH が変わるので、凝集試験で求める必要がある。

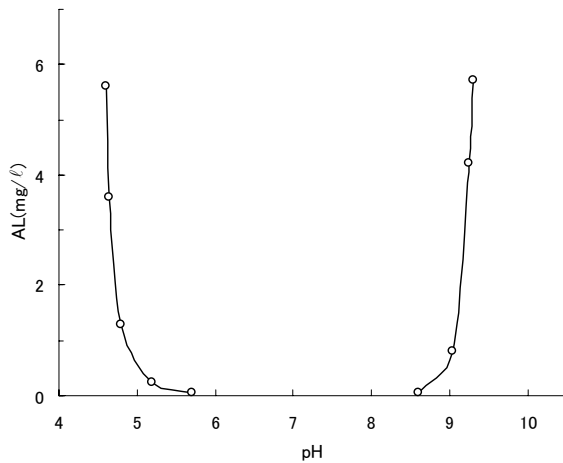


図 2-4-8 水酸化アルミニウムの溶解度

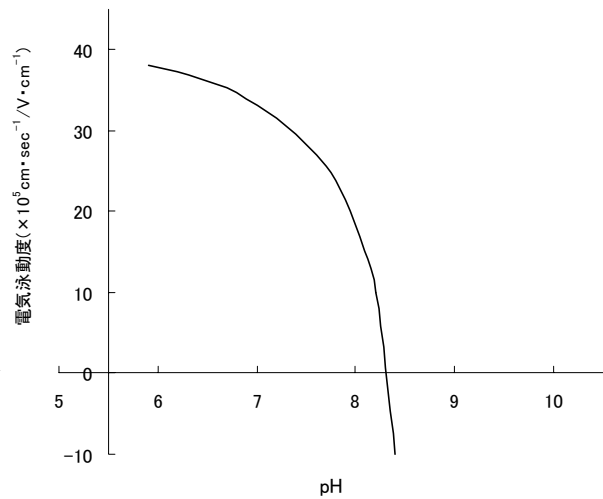


図 2-4-9 水酸化アルミニウムの等電点

参考文献

- 1) 佐藤宏：用水廃水便覧、p.180 (丸善, 1992)
- 2) 津野 洋：環境衛生工学、p.77 (共立, 1995)
- 3) 浅岡忠知：コロイド化学、p.64 (三共出版, 1967)
- 4) 井出哲夫：工場廃水とその処理、p.147 (技報堂, 1968)

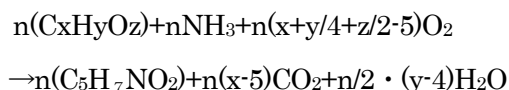
第5章 生物処理による廃水の浄化

5. 1 好気性生物処理

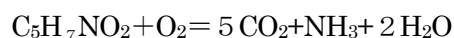
5. 1. 1 好気性生物処理の基本技術

(1) 除去メカニズムと処理方式

有機性廃水の好気性生物処理は活性汚泥処理と呼ばれ、微生物や微小動物の代謝を利用して有機物の酸化分解を行うもので、三段階の過程を経て行われるものと考えられている。初期除去は、廃水中の有機物が活性汚泥（微生物の集合体）と接触するに時に起こり、1～20分で活性汚泥に吸着される。次に細胞合成のためのエネルギー源としての酸化、そして微生物の餌となる有機物が不足する状態での自己酸化分解の過程がある。この一連の反応を Hoover ら¹⁾ は次の反応式で示している。まず廃水中の有機物(C_xH_yO_z)は、次の微生物酸化過程により活性汚泥(C₅H₇NO₂)の合成を行っている。



また、活性汚泥は有機物が不足状態で通常は運転されているために、合成と同時に次式で示されるように、汚泥の細胞物質の一部を酸化分解してエネルギーを得ている。



仮に有機物が乳糖(8CH₂O)とカゼイン(C₈H₁₂N₂O₃) 1gからなる合成廃水を酸化すると0.53gの活性汚泥(C₅H₇NO₂)が作られ、残りはCO₂とH₂Oに分解される。この汚泥が内生呼吸で半分酸化分解されると0.265gの余剰汚泥が生じることになる。好気性生物処理には懸濁汚泥を用いる処理として、標準活性汚泥法、長時間曝気法、コンタクトスタビリゼーション法、ステップエアレーション法、テーパードエアレーション法などの処理方式がある。いずれも三段階の除去機能を最大限に発揮させるために、BOD-MLSS 負荷(BOD kg / ML S S kg・日)の設定、汚泥負荷の均等化、酸素供給の適正化などがとられており、処理水質の向上や余剰汚泥発生量の減容化、処理の安定化などに特長を持っている。一方、微生物の保持の安定化を図るために、曝気槽に固定式接触材や浮遊式の担体を充填する生物膜法がある。さらに、曝気槽の混合特性からプラグフロー方式、完全混合方式があり、バルキングの抑制の効果やショックロードの緩和にそれぞれの特長がある。食品工場廃水処理設備の計画段階では、廃水処理設備の設置目的・環境条件などに合った処理方式の選定、あるいはこれらの組み合わせが検討される。

(2) BOD 負荷と温度の影響

活性汚泥処理の場合の BOD 除去速度は BOD-MLSS 負荷(BOD kg / ML S S kg・d) で表され、設計に用いられる BOD 除去速度は通常 0.02~0.4 (BOD kg / ML S S kg・d) の範囲であ

る。設計に用いられる曝気槽内の MLSS 濃度は処理方式によって異なるが 2,000~5,000 mg / ℓ の範囲であり、仮に BOD-MLSS 負荷を 0.2 (BOD kg / ML S S kg · d)、MLSS 濃度を 5,000 mg / ℓ とすると容量負荷は 1.0kg / m³ · d となる。通常汚泥負荷がやや高い方が清澄な処理水が得やすく、BOD-MLSS 負荷 0.1 付近で最も清澄な処理水を得ることができる。一方低負荷 (BOD-MLSS 負荷 0.01 付近) になると BOD、COD の水質の悪化はないが、汚泥が分散して濁りが多くなる。BOD での時間変化 Y_t の除去は、BOD 初期濃度を L(mg/ℓ)、反応時間を t (日)、除去速度係数を k (1/日) とすると、次のように表すことができる²⁾。

$$Y_t = L(1 - 10^{-kt})$$

また、k は温度の影響を受け、その影響は水温が 1 0℃~3 0℃の範囲では、温度係数 θ(1.047) を用いて次の関係式で示されることが知られている。k₁ は温度 t₁ における除去速度、k₂ は温度 t₂ における除去速度である。

$$k_1 / k_2 = \theta^{(t_1 - t_2)}$$

これによると BOD の除去速度係数の値は、温度が 1℃上がると 4.7%大きくなり、1 0℃では 58%、20℃上がると 2.5 倍になるように温度の影響を大きく受ける。実際の廃水処理装置の曝気槽の水温は 5℃~4 0℃までの広範囲に渡っているため、設計に際しての BOD-MLSS 負荷の決定は予想される低温側の除去速度と、MLSS 濃度の増減などを考慮に入れて設計することが必要である。

(3) 酸素必要量と曝気方式

有機物の酸化に必要な酸素量は TOD の値または、BOD₅ から ultimate BOD を推定して求める。酸素必要量は廃水の成分により異なるが通常は BOD₅ のおおよそ 1.5 倍位である。必要酸素供給量 N₀(kg/h) を求めるときには、曝気装置の酸素供給能力 N (kg/h) は、真水の飽和酸素濃度(20℃, 1 atm) C_w (mg / ℓ)、廃水の飽和溶存酸素濃度 C_{sw} (mg / ℓ)、運転時の溶存酸素レベル C_l (mg / ℓ)、温度 t (℃)、廃水の真水に対する酸素移動速度比 α を用いて次式により補正が行われる。

$$N = N_0 / \{[(C_{sw} - C_l) / C_w] (1.024)^{(t-20)} \alpha\}$$

C_w は 8.84 で、食品工場廃水の場合の C_{sw} ≒ C_w × 0.9、α ≒ 0.9 であるが、運転時の溶存酸素レベルは標準活性汚泥法では通常 1~2 mg / ℓ、長時間曝気法やラグーンでは 3~5 mg / ℓ で設計されることが多い。この式から運転時の溶存酸素レベルが酸素供給量、すなわち曝気動力に大きく影響していることがわかる。溶存酸素濃度が BOD 除去反応速度の律速となるレベルは、種々の実験から 0.2~0.5 mg / ℓ 付近といわれている。曝気方式には散気式 (微細気泡型、粗大気泡型など) と機械式表面曝気機 (固定式、浮遊式)、水中曝気機、エジェクター装置などがあるが、プロセスに基づく混合方式 (プラグフロー、完全混合)、経済性、維持管理の容易さ、立地条件などを考慮して選定される。

(4) 必要な栄養塩

生物処理には窒素とリンが、 $BOD:N:P=100:5:1$ の割合で必要といわれている。食品工場廃水はリンの比率が低いために、リン酸やリン酸アンモニウムの形で添加されることが多い。

(5) pH の影響

生物処理における pH の有効な範囲は廃水中にある基質によって違いがあるが、食品工場廃水の場合はだいたい5～9であり、好ましくは7前後である。食品工場の廃水は腐敗しやすく、廃水処理設備に到着する時点で有機酸にまで分解されて、低い pH を示すことがある。これらの有機酸は曝気槽で容易に酸化され炭酸ガスになるが、曝気で大気中に放散されて pH が上昇するという結果も生じる。酸化によって生じる塩基性無水塩物も炭酸ガスと反応して緩衝作用のある炭酸塩を作るために、曝気液はややアルカリ側に保たれる。また、製造工程で用いられる洗浄剤のアルカリも有機物の分解で生じる炭酸ガス、炭酸塩と反応してその pH が下がる。このために食品工場の廃水処理においては pH 調節を行う必要は余りない。

5. 1. 2 標準活性汚泥法

一般的な標準活性汚泥法は $BOD-NLSS$ 負荷 $0.2\sim0.4$ ($kg / ML S S kg \cdot d$)、 $MLSS$ 濃度 $3,000\sim5,000 mg / l$ で設計される。曝気槽滞留時間はおよそ8時間くらいである。 BOD 、 SS の除去率は高く、処理水が良好な時には BOD 、 SS ともに数 mg / l の清澄水が得られる。沈殿池は軽負荷沈殿池が用いられる。食品工場廃水処理の場合の余剰汚泥の発生量は流入 BOD 量の $20\sim30\%$ 位の例が多い。

5. 1. 3 長時間曝気法

長時間曝気法は $BOD-MLSS$ 負荷 $0.03\sim0.05$ ($kg / ML S S kg \cdot d$)、 $MLSS$ 濃度 $3,000\sim6,000 mg / l$ で設計されるために滞留時間は24時間くらいになる。この処理の特長は、 BOD 負荷を低くして発生した余剰汚泥を内生呼吸で酸化分解し、余剰汚泥の発生を少なくすることである。その結果、汚泥の凝集性が悪く、処理水質は標準活性汚泥処理と比べて悪い。本法は小容量廃水処理に適しており、回分式で操作されることも多い。その場合は沈殿槽を設けずに、曝気槽の運転を1日数時間停止して、汚泥を静止沈降させて上澄水だけを放流する。システムが複雑でなく、余剰汚泥の処理がほとんど必要でないという利点があるが、建設費が高く、設置スペースを広く必要とし、且つ放流水の水質規制値が緩やかな所でないとな採用できないなどの制約がある。

5. 1. 4 浮遊担体法

曝気槽の中に水より僅かに軽い樹脂製の浮遊担体を充填し、その表面に汚泥を生育させて廃水と接触させて処理を行う方法である。担体の形状、材質にはいくつかの種類があるが、図2-5-1に示す充填材は表面積が $500\text{m}^2/\text{m}^3$ あって、汚泥の付着が容易で流動しやすい形状にできている。気泡曝気によって容易に流動を起し、気泡の分散を促進し、かつ気泡の滞留時間を延ばすために酸素の溶解率を高める働きも備えている。曝気槽からの担体の流出はスクリーンで阻止されるが、微細なSSが流出する。このSSは重力沈降で $100\text{mg}/\ell$ 以下にすることが難しいために、凝集沈殿または加圧浮上で分離する。この方式の場合、沈殿池あるいは凝集沈殿池などで捕集した汚泥の返送は行わない。生物膜処理の特長として負荷の選定でBOD除去率が選択できるため、BOD $5,000\text{mg}/\ell$ の高濃度廃水の直接処理も可能であり、高濃度廃水の前処理として用いれば希釈をせずに活性汚泥処理ができる。BODの除去率の目安は、例えば担体(PABIO Mover)の充填率(充填担体量/曝気槽容量)を67%とし、処理水の溶解性BODを $20\text{mg}/\ell$ 以下にするとすれば、曝気槽あたりのBOD容積負荷は、

BOD 除去率 99%以上の場合	BOD $1.5\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ (水温 $10 \sim 15^\circ\text{C}$)
	BOD $2.0\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ (水温 15°C 以上)
90%以上の場合	BOD $2.0 \sim 4.0\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
70~90%の場合	BOD $4.0 \sim 10\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$

となり、低濃度廃水処理にも凝集沈殿と組み合わせることでコンパクトな設備による処理が行える。

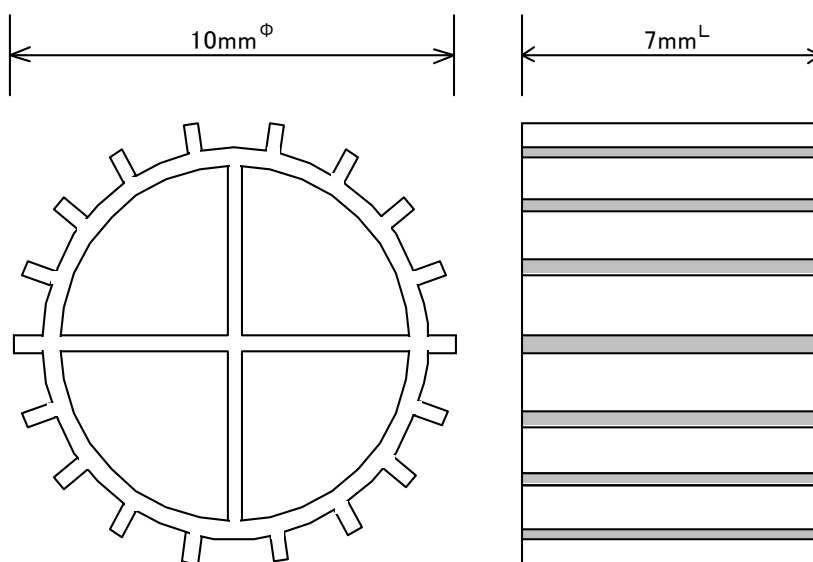


図2-5-1 カルドネス充填材

5. 1. 5 膜分離活性汚泥法

有機性廃水処理の基本技術である活性汚泥処理において、沈殿池や加圧浮上装置、砂ろ過装置によって行っている汚泥の分離を孔径 $0.4\mu\text{m}$ の精密ろ過膜を用いて行う方法である。この方式には曝気槽内に膜モジュールを直接浸漬させるやり方と、槽外に設置してポンプで圧入してろ過するやり方がある。適用できる廃水の BOD 濃度はおおよそ $3,000\text{ mg/l}$ 以下で、処理水の水質は流入廃止濃度により異なるが、 $\text{BOD}10\text{ mg/l}$ 以下、 $\text{SS}5\text{ mg/l}$ 以下の良質な処理水を安定して得られる。一方、高度処理を必要としない時には、通常の二次処理と比べて、設備費が割高となり、膜の洗浄、交換などの手間が生じる。

5. 1. 6 ラグーン処理

ラグーン、オキシデーション・デイツチ、長時間曝気など類似の処理方式があるが定義は明確でない。日本で用いられているラグーンは BOD-MLSS 負荷が $0.02\sim 0.07\text{ (kg / ML S S kg} \cdot \text{d)}$ 、 MLSS が $2,000\text{ mg/l}$ で設計され、余剰汚泥の処理をあえて行わなくても良く、且つ沈殿池がなくても廃水処理が可能な好気性生物酸化システムと考えられる。曝気槽の滞留時間が 1 週間前後におよび、槽容量が大きくなるため、素掘りの池を一部補強して用いられることも多い。沈殿池を設けない場合は、曝気を停めて汚泥を静止沈降させ、上澄水の放流を行う。このため曝気槽の水位は変動が生じるために浮遊式の曝気機が使われる。ラグーン槽の溶存酸素濃度は高く、通常 5 mg/l くらいに保たれており、そのために曝気機の動力は相当大きくなり、また、槽底に汚泥を沈積させないために大きな攪拌動力が必要である。これらの両方の所要動力は比較的近い値にあり、目安としては、標準活性汚泥処理の曝気に必要な動力の 3~4 倍、あるいは槽容量 1m^3 当り 0.01 kw が必要である。処理水質は長時間曝気と同様に汚泥が分散するために標準活性汚泥処理より悪いが、広い設置スペースと放流水質基準が緩やかであれば、低温にも強く、運転操作が簡単で、少ない余剰汚泥の発生で安定的な処理が行えるため、北海道の澱粉工場では多く使われている。

5. 2 嫌気性処理

5. 2. 1 嫌気性処理の基本技術

(1) 反応のメカニズムと特長

嫌気性処理は廃水中の有機物を、最初に加水分解し、次いで揮発性脂肪酸 (VFA) にまで分解して最後にメタンを生成する三段階の逐次反応で分解する。また、硫酸塩や硝酸塩などの一部の無機物も還元する。嫌気性処理における代表的な物質の分解経路とその過程で関与する微生物をモデル化すると図 2-5-2 のようになる。食品工場に含まれる分子の大きな有機物は、最初に加水分解菌により単糖類、芳香族化合物、アミノ酸、長鎖脂肪酸などに低分子化され、次いで酸生成菌に

よってVFAに分解される。さらにVFAは酸生成菌や水素生成性酢酸生成菌と水素資化性菌の共生による共生酢酸生成菌によって酢酸に分解される。そしてこの酢酸はメタン生成菌によってメタンガスと炭酸ガスに分解される。メタンに直接分解される物質としては、酢酸のほかにもメタノール、ギ酸などがある。食品工場廃水には硫化物が含まれることが多いが、廃水中の硫化物は還元されて硫化水素が発生する。硫酸塩が多い場合にメタンの生成量が減少するのは、硫酸塩還元菌の方が水素に対する親和性が強く、硫化水素を優先的に生成するためと言われている³⁾。また硫酸塩の嫌気性生物に対する阻害の度合いはリアクター内に生成する硫化水素の濃度とpHで決まるが、硫化水素の生成量は S^{2-}/TOC がおおよそ0.3以上になると資化基質の不足が硫酸塩還元反応の律速となり、過剰の硫酸塩は未反応のまま阻害をおよぼすことなく系外に出ていく⁴⁾。嫌気性分解の過程は未だ解明されていないことが多いが、食品工場廃水処理において既に数多くの実績があり、工業的には制御方法も確立しており安定運転が十分に可能となっている。嫌気性処理と活性汚泥処理を比較すると嫌気性処理には以下の特長がある。

- ① 廃水中の有機物をメタンとして回収できる (0.35Nm³CH₄/kgTOD)、
- ② 活性汚泥処理の前処理に用いるとシステム全体の所用動力が活性汚泥単独処理の30~50%となる、
- ③ 余剰汚泥の発生量は活性汚泥法の15~60%であり、汚泥の処分費が低減できる、
- ④ 栄養塩必要量は活性汚泥法の10~20%であり、薬品代が節約できる、
- ⑤ 運転操作因子が少なく、運転が容易で処理が安定している。

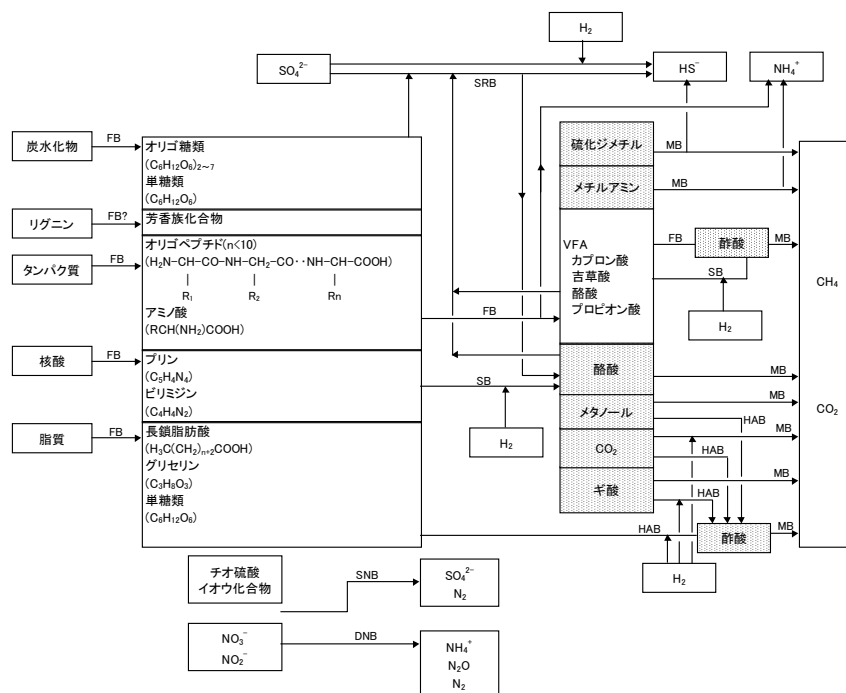


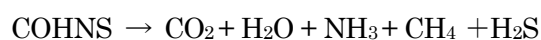
図 2-5-2 嫌気性反応の分解経路のモデル図

(2) 温度の影響⁵⁾

嫌気性処理の反応温度は5 5℃近辺の高温発酵、3 6℃近辺の中温発酵、そして常温発酵がある。食品工場廃水の嫌気性処理はほとんど中温発酵で行われている。高温発酵が余り用いられない理由は、基質の汚泥転換率は温度が高くなると減少し、ガス化率が上昇するが、高温メタン菌は種類が少なく、増殖速度が遅いため前駆反応で生成した有機酸が蓄積し、メタン菌の反応を阻害することが律速していると考えられる。また、リアクター内の菌体量を調べた実験では中温発酵が最も多く、次いで常温発酵(20~25℃)と高温発酵の順となっており、単位容積当たりの処理能力は中温発酵が最も高く、次いで高温発酵、常温発酵となっている。高温発酵が常温発酵より単位容積当たりの処理能力が高いのは、高温発酵菌の反応速度が早いためと考えられる。

(3) pH とアルカリ度の影響

有機物の分解は酸生成菌による可溶化で始まるが、その至適 pH は 4.0~7.8 といわれている。一方、メタン生成菌の至適 pH は 7.0~8.8 といわれている。したがって、酸生成とメタン発酵を別々の槽に分けて処理する方法(2相嫌気性処理)がある。しかし、食品工場廃水の場合、有機性固形物を多く含む廃水を除けば、基質の有機酸への分解は容易で早いため、酸生成過程が全体の反応速度に影響をおよぼすことはなく、有機酸をメタンに分解する過程が律速となっている。このためリアクターの pH を中性付近に保った一つの槽で、酸生成菌とメタン生成菌を混合した状態で処理を行うことが多い。こうした理由のほかに、建設費の削減と運転操作の容易化がある。1槽処理の場合、リアクター内の pH の管理の目安は 6.5~7.5 であり、pH が 6.0 を下回るとメタン生成が徐々に低下し、5.0 以下になると、活性が回復するのに長時間が必要となる。例えば過負荷になって、生成された有機酸のメタン転換が追いつかない状態になり、酸発酵で生じた有機酸(VFA)と炭酸塩(H₂CO₃)が利用可能なアルカリ度を上回れば pH は低下し、いくらアルカリ剤を添加してもメタン生成能は低下したままで処理の悪循環が繰り返される。ステフェン廃水(廃糖密からしよ糖を回収する工程の廃水)について行った実験結果の一例を図2-5-3と図2-5-4に示す⁵⁾。この場合は運転負荷を低下させてリアクター内の pH を回復させる必要がある。リアクターの pH の安定にはリアクター内のアルカリ度による緩衝作用が重要な働きをしている。このアルカリ度は廃水中に含まれるアルカリ度と嫌気性処理で生じるアルカリ度の両方を利用することができる。嫌気性処理で生じるアルカリ度はたんぱく質や、有機酸塩、硫酸塩、硝酸塩、亜硫酸塩などから放出される陽イオンで作られる。例えばたんぱく質の場合は次のように反応して、



緩衝作用を有する炭酸アンモニウムが生成される。

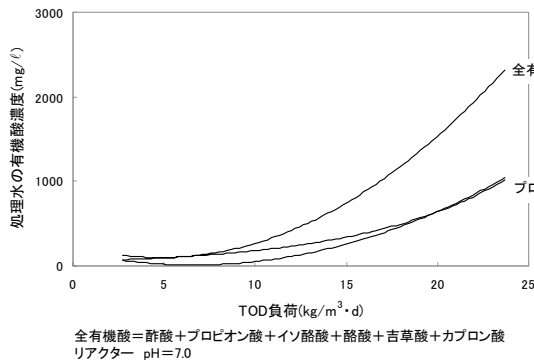


図 2-5-3 負荷と有機酸の蓄積

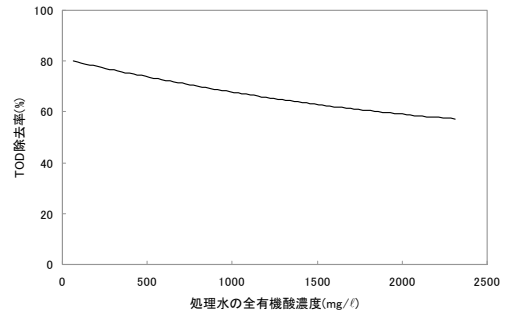


図 2-5-4 有機酸濃度と TOD 除去率の関係

一方、炭化水素や、糖類、有機酸、アルコールなどは分解過程で陽イオンを生じないためにアルカリ度は生成されない。したがって原水と代謝物に由来するアルカリ度で中和ができない場合は、苛性ソーダなどのアルカリ剤の添加が必要となる。

(4) 余剰汚泥の発生⁶⁾

嫌気性処理における余剰汚泥の発生率に関しては Henze ら⁸⁾ が図 2-5-5 のようにまとめている。実際の嫌気性処理装置は COD 負荷 ($\text{kg COD} / \text{kg VSS} \cdot \text{d}$) が 0.3~0.5 で運転されており、余剰汚泥の発生率は図 2-5-5 より 0.03~0.12 ($\text{kgVSS} / \text{kg 溶解性除去 COD}$) となる。通常、除去 COD 1 kg 当り 0.2~0.3 ($\text{kgVSS} / \text{kg 溶解性除去 COD}$) の余剰汚泥の発生を伴う活性汚泥法と比べると少ないことが判る。

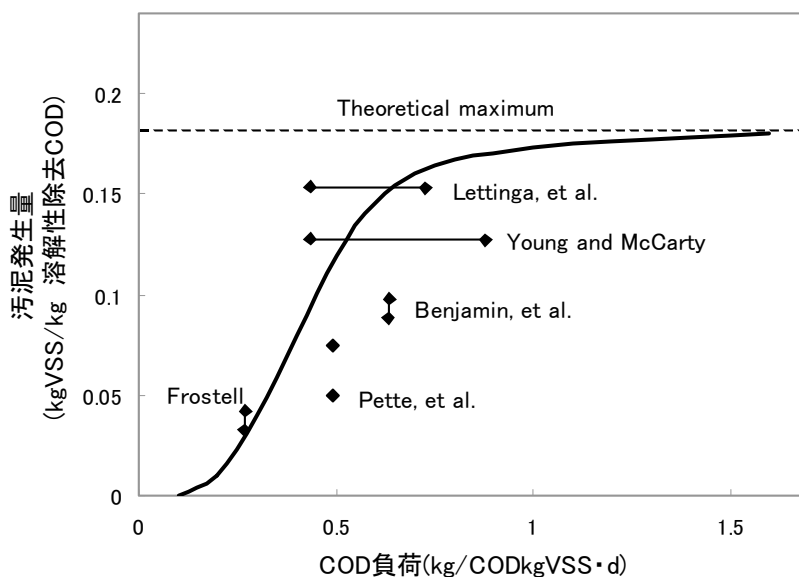


図 2-5-5 嫌気性廃水処理における COD 負荷と余剰汚泥発生量

(5) 栄養塩と微量元素

廃水を生物処理する場合、微生物が代謝を行うためには無機栄養塩と微量元素が必要である。好気性処理の場合は $BOD:N:P = 100:5:1$ が必要であるが、嫌気性処理の場合も好気性処理と同様に窒素、リンなどの最低必要量がある。嫌気性汚泥のVSS (Volatile Suspended Solids) 中に窒素が10.5%、リンが1.5%含まれていることから⁷⁾、図2-5-5のCOD負荷と余剰汚泥発生量の関係に用いて、原水CODに対する窒素の必要量をまとめると図2-5-6のようになる。またリンの必要量は菌体のN/P比から $N:P = 7:1$ と考えられる。もし、リアクターのCOD負荷が 0.5 ($kg\ COD/kg\ VSS \cdot d$) で運転されているなら、おおよそ $COD:N:P = 100:0.6:0.08$ となり、好気性処理に比べてN、Pの必要量は少ない。微量元素については、嫌気性処理には表2-5-1に示す微量の金属塩が嫌気性微生物の凝集、補酵素生産、活性化などに必要であるといわれている⁸⁾。

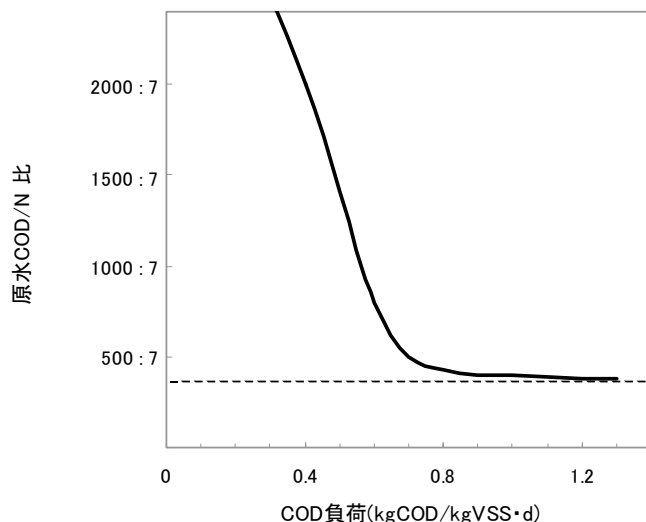


図2-5-6 嫌気性処理における窒素必要量

表2-5-1 嫌気性処理における微量金属塩とその効果

金属塩	実験における有効濃度 (g/m^3)	効果	研究者
Fe^{++}	0.2	硫化物の沈殿 凝集	Speeceら
Ni^{++}	(0.01 ?)	細胞膜構成 メタン菌の補酵素 F430形成	Thauer
Mg^{++}	0.006	活性化	Murrayら
Ca^{++}	0.01~0.02	凝集	Lettingaら
Ba^{++}	0.01~0.04	凝集	Lettingaら
Co^{++}	0.01~0.1	凝集	Lettingaら
Co^{++}	0.01	ビタミン B_{12} 形成	Speeceら
	0.003	活性化	Murrayら
SO_4^{--}	0.02	活性化	van den Berg

5. 2. 2 処理方式

初期の嫌気性処理は懸濁性嫌気生物を完全混合型のリアクター内で反応させる方式であった。嫌気性汚泥は活性汚泥と比べて、基質に対する吸着力が弱く、完全混合型の場合はリアクターに流入する廃水中の基質が処理水と同じ濃度で嫌気性菌に接触するため高負荷運転ができなく、また菌体濃度を保つために沈殿池を必要とするなどの問題があった。これらの問題を解決するために菌体の高濃度保持を図り、且つプラグフロー型のリアクターが開発され、食品工場廃水処理を中心に100基以上が稼働している。プラグフローの場合、廃水をリアクターの底部から流入させる上向流の方が、底部に高濃度で存在する嫌気性菌との接触が可能となるため、下降流よりも優れているとされている⁹⁾。リアクター内に菌体を高濃度に保持する方法としては、①バイオマスが付着しやすく、かつ閉塞しないように工夫された担体を投入し生物膜を形成させる、②バイオマスを自己造粒させ沈降性の良い高密度のグラニュールを形成させる二通りがある。前者は一般的に固定床と呼ばれ、写真2-5-1の形状をしたものなどがリアクター内に充填されている。充填材の密度は通常水より軽く、槽内で浮遊状態にあるが流動はしていない。後者は写真2-5-2に示すような沈降性の良い粒状の生物塊をリアクター内に保持したもので、一般的にはUASB法(Up-flow Anaerobic Sludge Blanket)と呼ばれている。



写真2-5-1 固定床充填材
(樹脂製、59mm φ×19mmH)



写真2-5-2 グラニュール嫌気性汚泥

5. 3 嫌気性・好気性複合処理

嫌気性処理の処理水は好気性処理と比べて、BOD、SSなどの除去率が低いために、排出基準値が厳しいところでは直接放流することができない。したがって、下水道に直接排出できる地域を除けば好気性処理で二次処理をしてから放流するのが一般的である。嫌気性処理の使われ方としては、嫌気性処理の利点を活かした次のような方法がある¹⁰⁾。

①下水道放流の除害設備として

下水道放流ができる場所にビール工場が建設されるのに伴い、嫌気性単独処理が導入された例の概略フローを図2-5-7に、処理結果を表2-5-2に、また好気性単独処理との経済性の比較を表2-5-3に示す。

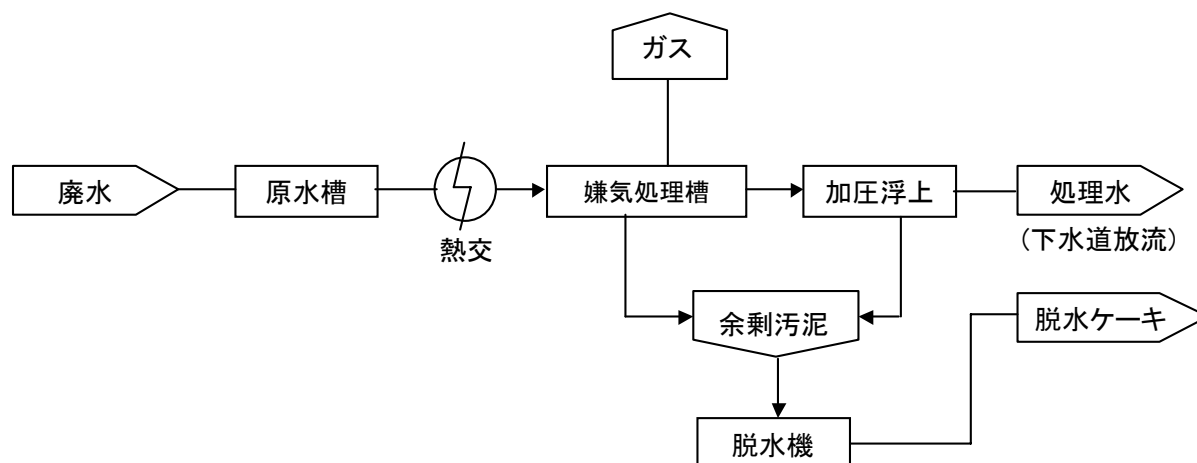


図2-5-7 ビール工場廃水処理フロー (下水放流)

表2-5-2 嫌気性処理結果 (下水放流)

年月日		89.5.8~	89.5.15~	89.5.22~	89.5.29~
原水量	Q (m ³ /日)	2,710	3,560	3,460	3,820
原水水質	TOD (mg/l)	1,470	1,530	1,390	1,350
	BOD (mg/l)	900	966	712	694
	SS (mg/l)	140	357	260	143
嫌気処理水	TOD (mg/l)	300	320	280	250
	BOD (mg/l)	84	120	50	46
	SS (mg/l)	140	150	140	120
発生ガス量	G (m ³ /日)	1,100	1,210	924	969

(週平均値)

表 2-5-3 嫌気性処理と好気性処理の運転費の比較（下水放流）

項目	単価(円)	嫌気処理+加圧浮上		好気単独処理	
		使用量/日	円/日	使用量/日	円/日
電力	18/kW時	3,200kW時	57,600	6,800kW時	122,400
蒸気	3/kg	12,000kg	36,000	-	-
45%苛性ソーダ	40/kg	1,600kg	64,000	-	-
凝集剤	1,400/kg	4kg	5,600	15kg	21,000
脱硫剤	170/kg	4.2kg	714	-	-
汚泥処分費	10,000/m ³	1.5m ³	15,000	6m ³	60,000
メタンガス	28,000/kl※	2kl	▲ 56,000	-	-
計			122,914		203,400
差額			▲ 80,486		

※ A重油換算

②工場増産対応設備として

食品工場が増産に際して、既設活性汚泥処理設備の負荷軽減のために、嫌気性処理を前処理として導入した例について概略フローを図2-5-8に、処理結果を表2-5-4に、また好気性単独処理との比較を表2-5-5に示す。運転費の削減効果と、嫌気性処理を前処理に導入したことにより既設活性汚泥装置のバルキングがなくなったことのメリットも大きい。この例では既設の活性汚泥処理設備を利用しているが、嫌気性処理に好気性処理を組み合わせた設備を新設する場合の設備費の総計は、好気性単独処理設備より幾分高くなるが、運転費の安さから、設備費の差は通常一年以内に償却できる。

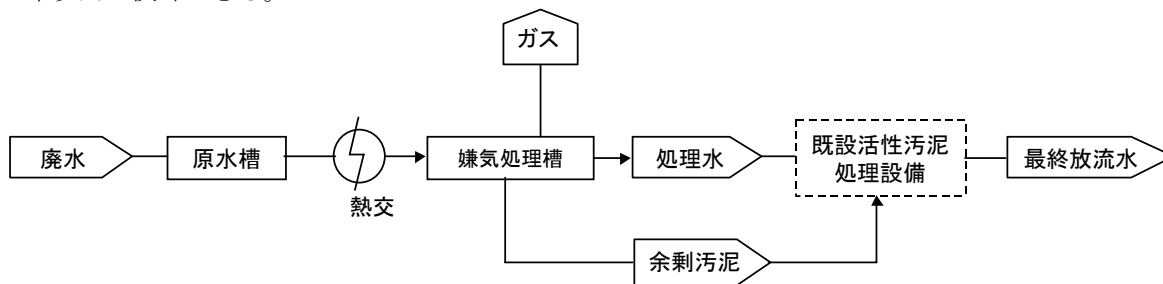


図 2-5-8 食品工場廃水処理フロー（工場増産対応）

表 2-5-4 嫌気性処理結果（工場増産対応）

年月日		88.9.27～	88.11.29～	89.2.1～	89.2.8～
原水量	Q (m ³ /日)	285	307	330	335
原水水質	TOD (mg/l)	21,257	19,364	23,743	25,229
	BOD (mg/l)	15,143	13,000	14,671	15,879
	SS (mg/l)	1,784	1,889	4,270	4,776
嫌気処理水	TOD (mg/l)	3,188	3,290	5,311	5,687
	BOD (mg/l)	1,211	1,210	2,709	3,245
	SS (mg/l)	715	698	1,393	1,792

(週平均値)

表 2-5-5 嫌気性処理と好気性処理の運転費の比較（工場増産対応）

項目	単価(円)	嫌気処理+好気処理		好気単独処理	
		使用量/日	円/日	使用量/日	円/日
電力	18/kW時	1,628kW時	29,304	3,222kW時	57,996
脱硫剤	170/kg	47kg	7,990	-	-
脱水薬品	22/kg-DS	460kg-DS	10,120	1,260kg-DS	27,720
汚泥搬出处分	10,000/m ³	1.53m ³	15,300	4.2m ³	42,000
メタンガス	28,000/kℓ※	2.07kℓ	▲ 57,960	-	-
計			4,754		127,716
差額			▲ 122,962		

※ A重油換算

③省エネ、省資源対策として

廃水が高濃度（BOD 約 5,000 mg / ℓ）であるために工業用水で希釈して活性汚泥処理を行っていた工場が、嫌気性処理を前処理して導入し、希釈用工業用水をなくすと共に、嫌気性処理の利点を活かして廃水処理の合理化を図った例の概略フローを図 2-5-9 に、処理結果を表 2-5-6 に、また好気性単独処理との比較を表 2-5-7 に示す。この場合も嫌気性処理と好気性処理の組み合わせた新設設備は好気性単独処理設備より高くなるが、運転費の安さから通常は一年以内にその差を償却できる。

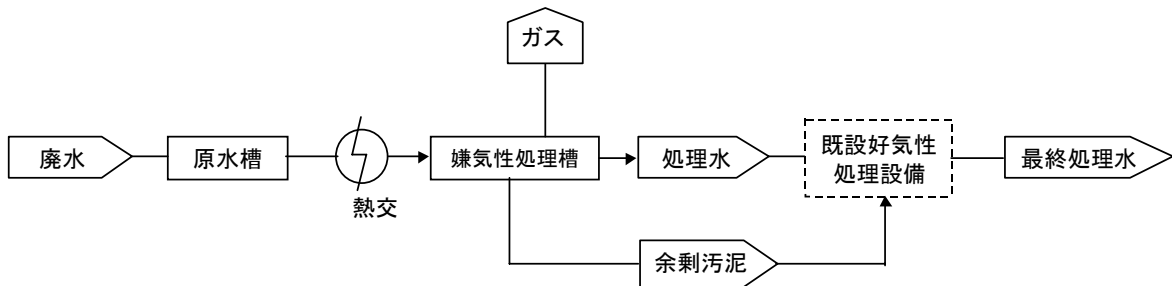


図 2-5-9 高濃度廃水処理フロー（省エネ対策）

表 2-5-6 嫌気性処理結果（省エネ対策）

年月日		89.3.13~19	89.4.10~16	89.5.15~21
原水量	Q (m ³ /日)	950	900	1,300
原水水質	TOD (mg/ℓ)	8,500	12,000	10,000
	SS (mg/ℓ)	150	200	150
嫌気処理水	TOD (mg/ℓ)	3,600	4,800	3,000
	SS (mg/ℓ)	300	220	140
発生ガス量	G (m ³ /日)	2,000	2,600	3,100

（週平均値）

表 2-5-7 嫌気性処理と好気性処理の運転費の比較 (省エネ対策)

項目	単価(円)	嫌気処理+好気処理		好気単独処理	
		使用量/日	円/日	使用量/日	円/日
電力	18/kW時	5,224kW時	94,032	15,808kW時	284,544
蒸気	3/kg	4,330kg	12,900	-	-
脱硫剤	170/kg	12.4kg	2,108	-	-
希釈水	30/m ³	-	-	2,000m ³	60,000
薬品 NaOH	40/kg	1,050kg	42,000	-	-
尿素	100/kg	415kg	41,500	822kg	82,220
リン酸	160/kg	143kg	28,880	271kg	43,360
脱水 FeCL ₃	26/kg	56kg	1,456	150kg	3,900
薬品 ポリマー	1,200/kg	7.8kg	9,360	21kg	25,200
汚泥処分費	10,000/t	5.6t	56,000	15t	150,000
メタンガス	28,000/kl※	3.2kl	▲ 89,600	-	-
計			198,636		649,224
差額			▲ 450,588		

※ A重油換算

文献

- 1) N. Porges, L. Jaswicz, & S. R. Hoover: Principles of biological oxidation, Biological Treatment (1953)
- 2) 内藤幸穂、他：産業排水処理、p.69 (技報堂, 1958)
- 3) 松井三郎ら：硫酸塩還元菌、環境技術、18 (4), p.229 (1989)
- 4) 宝月章彦ら：合成有機性廃水の嫌気性分解に及ぼす硫酸イオンの影響に関する研究、環境技術、18 (7) p.418 (1989)
- 5) 宝月章彦ら：嫌気性処理における発酵温度と性能に関する研究、水処理技術、Vol.30, No.1 (1989)
- 6) 宝月章彦：嫌気性処理の基本事項、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p. 46 (サイエンスフォーラム, 2002)
- 7) Speece, R.E., et.al : Nutrient requirements and biological solids accumulation in anaerobic digestion, Proceeding of the international conference, Pergamon Press, Oxford UK, p.305 (1962)
- 8) Henz, H., et.al: Anaerobic treatment of wastewater in fixed bed film reactor, A literature review, Wat. Sci. Tech.15, (1983)
- 9) Weiland, P., et.al.: Anaerobic Digestion 1988, Proc. 5th Int. Symp. On Aerobic Digestion. Ed. Pergamon Press. 146 (1988)
- 10) 宝月章彦：嫌気性処理による産業廃水からのエネルギー回収、用水と廃水、Vol.33, No.4 (1991)

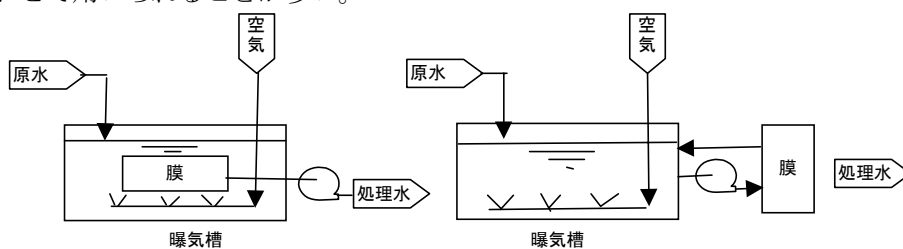
第6章 高度処理と処理水の再利用

食品工場廃水における高度処理は、活性汚泥処理の処理水中に残留するBOD、SS、窒素、磷などをさらに低減して放流するために行われる。処理水の再利用に当たっては、利用先の水質を満足するために必要な処理を加えて目的に合った用水にするものである。

6.1 残留BOD、COD、SSの除去

(1) 生物処理

食品工場廃水を活性汚泥処理したときの処理水は、通常、BOD $5 \sim 15 \text{ mg/l}$ 、COD $10 \sim 40 \text{ mg/l}$ 、SS $5 \sim 20 \text{ mg/l}$ である。BODの残留分は活性汚泥処理装置からの未反応物のリークや、代謝産物のほかに、微細SSの流出に起因する。廃水が難分解性の有機物を多く含む場合にはBODが下限値に下がっても、高いCODの値を示すことがある。したがってさらにBOD、 COD_{Mn} 、SSを下げる場合に活性汚泥処理水を再度生物処理しても余り効果は得られない。このため近年、二次処理のプロセスに膜を組み入れて三次処理の機能を持たせた生物処理と膜処理のハイブリッド型の処理方式が用いられるようになってきた。この方式では沈殿池の代わりにMF膜やUF膜が用いられる。膜分離活性汚泥法は図2-6-1に示されるように、膜を曝気槽内に沈める浸漬方式と、膜モジュールを曝気槽外に設置するクロスフロー方式がある。浸漬方式では、膜モジュールの下から曝気を行い、気液混合上昇流により、汚泥の蓄積、膜ファウリング（汚染）を防止する。ろ過方法は、ポンプで吸引する方式が多い。一方クロスフロー方式は、循環ポンプで曝気槽液を膜モジュールに加圧供給して、クロス方式で汚泥と水の分離を行うもので、浸漬方式と比べて、高濃度MLSSに対応ができる。膜分離活性汚泥法では、MLSSを高く保持でき、バルキングによる沈殿池からの汚泥の流出の恐れがないため、通常の活性汚泥法の2倍近いBOD容積負荷を取ることができる。処理水質は、原水のBOD濃度、BOD負荷条件によって異なるが、原水濃度と処理水の関係の例を表2-6-1に示す。その他の生物膜処理には生物接触酸化装置がある。この装置は曝気槽内にさまざまな形状の充填材（ひも、ハニカム板、波板、リングなど）を入れ、その表面に生物膜を形成するものであるが、SSのろ過機能を有しないために後段に凝集沈殿池や砂ろ過を組み合わせて用いられることが多い。



膜モジュール浸漬方式

槽外膜モジュール置きクロスフロー方式

図 2-6-1 膜分離活性汚泥法

表 2-6-1 膜分離活性汚泥処理の性能

項目	設計標準(目安)		食品廃水処理実績	
	原水	処理水	原水	処理水
BOD (mg/l)	1,000~3,000	<20	538	<2
COD (mg/l)			154	<9
油脂類 (mg/l)	<100		80	<2
SS (mg/l)	<300	<5	231	<2

備考

MLSS (mg/l) : 10,000~18,000、BOD-MLSS負荷(kg BOD/kg MLSS・d) : 0.2~0.4
容積負荷(kg BOD/m³・d) 目安 : 2.0~4.0……酸素律速

(2) 物理処理

物理的処理の代表はろ過であり、SSの除去を主目的としている。三次処理に使われるろ過装置は砂とアンストラサイトの2種類のろ材を複層にした高速ろ過装置が広く用いられている。複層ろ過装置のろ過速度は10~20m/h、粒径5~10μ以上のSSが6~8kgSS/m²捕捉され、捕捉SSによるろ過抵抗が大きくなると逆洗を自動的に行ってろ材の洗浄を行う運転である。また、ろ砂が連続的に移動・洗浄され、再びろ過槽に循環される構造になっており、逆洗工程が必要でないろ過装置も開発され使われている。いずれも処理水のSSは10mg/l以下が標準である。

(3) 物理化学処理

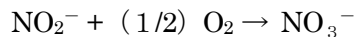
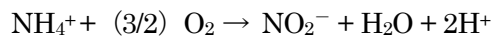
代表的な処理方法に凝集沈殿がある。凝集沈殿はSSの除去と共に、コロイド状の微細有機物に起因するCODも除去することができる。沈降しやすいフロックを作るために、凝集剤としては硫酸アルミニウム、PAC、塩化第二鉄などの無機凝集剤と高分子凝集剤を併用して用いられることが多い。処理水のSSは通常10mg/l以下であり、溶解性CODも通常は二次処理水の30%近く除去されるが、凝集剤の選定や操作条件の確立には、凝集試験での確認が必要である。しかし凝集沈殿処理によるCODの除去はSS除去の付随的効果しか得られないため、CODの除去を主体に考える場合には活性炭吸着がもっとも一般的な除去方法となる。これは活性炭表面の細孔にCOD成分を吸着して除去するもので、活性炭への吸着が飽和に達すると活性炭の再生を行う。活性炭吸着装置には、活性炭が飽和吸着に達すると入れ替える方式と、飽和活性炭を連続的に抜き出し、再生を行い、再び吸着槽に戻していく流動床式活性炭吸着装置などがある。通常、活性炭の再生は小規模の場合は外部で行い、多量の活性炭を用いるところでは再生炉を廃水処理場に設置して自家再生を行っているところが多い。

6. 2 窒素除去

6. 2. 1 窒素除去の基本技術

廃水に含まれる窒素には有機態窒素と無機態窒素があり、存在形態には水中に溶解しているものと SS として懸濁しているものがある。窒素の除去技術には生物処理と、物理化学処理（塩素処理、アンモニアストリッピング、イオン交換など）がある。食品工場廃水処理の窒素除去は活性汚泥処理などの生物処理をした後に残留する窒素の除去が主である。この場合の窒素はアンモニアや、硝酸、亜硝酸、アミン類の形で存在するため、その除去には技術的にも経済性にも優れている生物脱窒処理法が広く用いられている。生物処理による窒素の除去はアンモニアを好気性条件下で硝酸に酸化する硝化反応と、嫌気性条件下で硝酸を還元して窒素ガスに還元する脱窒反応からなっている。

硝化反応



脱窒反応



この反応においてアンモニア性窒素 1 kg を酸化するのに酸素約 4.6 kg が必要であり、アンモニアの酸化により液中のアルカリ度が減少する。硝化槽の菌体が温度と pH に敏感であるために、これらの反応を効率よく行うためには、pH のコントロールと水温の維持には注意が必要である。さらに、反応槽の容量を小さくするために、硝化反応と脱窒反応の菌体濃度を高めることが有効であり、それぞれに生物膜法やグラニューール形成法、膜分離活性汚泥法などが実用化されている。硝化・脱窒工程を二次処理の後に独立して設けるやり方もあるが、生物脱窒のプロセスでは水素供与体としてのメタノールなどの代わりに原廃水を用いる方法が経済的に優れているため、二次処理に組み込んで行うのが一般的である。

6. 2. 2 処理プロセスの種類

(1) 循環式嫌気・好気活性汚泥法

好気・嫌気を組み合わせた脱窒プロセスを、BOD 酸化工程、硝化工程、脱窒工程の菌体相の分離方法から見ると図 2-6-2 のようになる。これらではいずれとも、硝化過程ではアルカリ剤の注入および脱窒過程での有機物の添加が必要であることから、硝化槽の前に脱窒槽を配し、硝化槽から脱窒槽に混合液を循環する方式が開発され用いられている。この方式では流入水の BOD を脱窒の有機物に利用できること、硝化の前に脱窒に伴うアルカリ度の生成効果が見込まれることから経済的である。しかし、処理効率に限界があり 70% 程度の窒素除去率である。このため、図 2-

6-3に示すように、BOD 酸化、硝化、脱窒の菌体を独立させずに混合状態で行う単相汚泥・循環脱窒方式が現在広く用いられている。これは硝化槽の前に脱窒槽を設け、硝化槽処理水を脱窒槽に循環させるものであり、さらに後段での有機物の添加による脱窒で窒素除去効率を上げている。さらに、反応効率を高めるための生物膜法、グラニュール化法、膜分離活性汚泥法による菌体の保持技術がこれらのプロセスに組み入れるために、循環式脱窒・好気活性汚泥法による脱窒方法は多岐にわたってきている。脱窒反応では窒素量の3~5倍量のBODが必要で、廃水がこれ以上のBODを含む場合は、第1段での循環式脱窒段階では、メタノールなどの水素供与体の添加の必要がないため経済的に脱窒ができる。その段階での脱窒率は原水のBOD量と循環させる硝化液量比で決まり、循環量率（原水に対する倍率）をn、汚泥返送率（原水に対する倍率）をrとすると、原水のBODが十分にある場合は次式で求められる。

$$\text{脱窒率} = n / (1+n+r)$$

循環率を増やすと脱窒率は上昇するが、循環動力も増加するため、通常は50~80%の脱窒率で設計をし、残りは酸化・硝化槽の後に第二脱窒槽を設けることが多い。第二段での脱窒槽ではBODが不足するため、メタノールなどの水素供与体となる有機物の添加が必要となる。再曝気槽は脱窒槽からリークする未酸化有機物の除去、溶存酸素の回復、そして汚泥に付着する窒素ガスを分離する目的で設けられる。食品工場廃水処理に適用した場合、処理水の全窒素は10~20 mg/l以下、除去率90~95%が得られる。

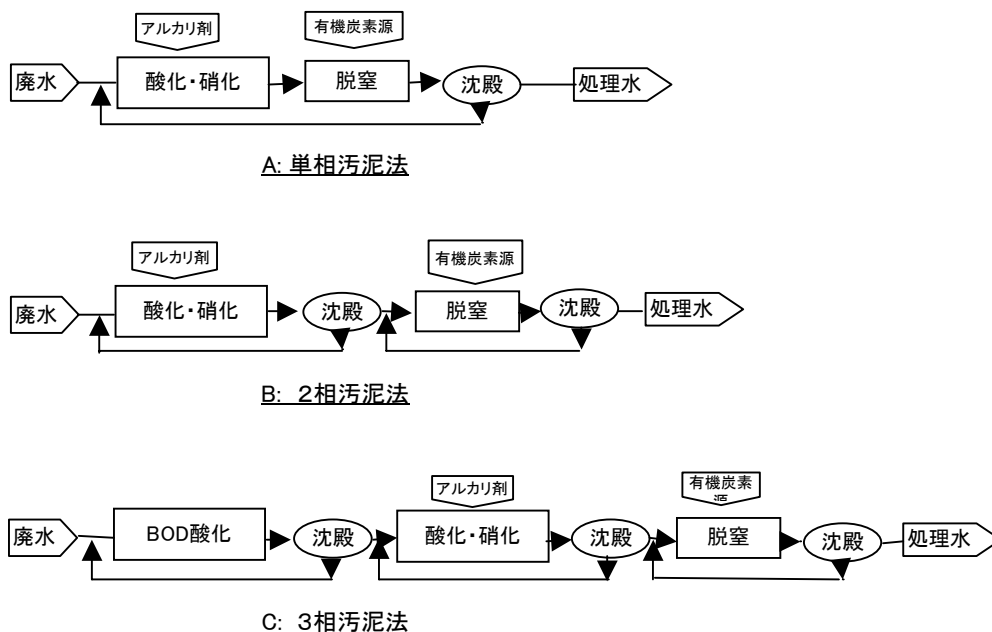


図 2-6-2 循環式好気・嫌気活性汚泥法のプロセスの種類

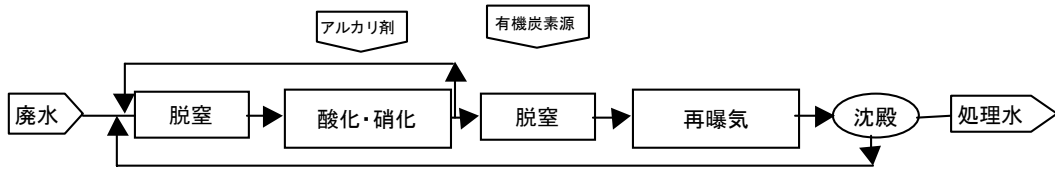
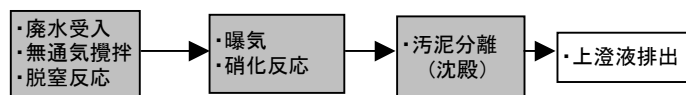


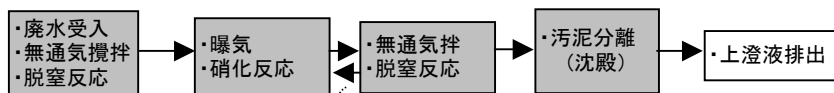
図 2-6-3 単相汚泥・循環脱窒方式

(2) 回分式嫌気・好気活性汚泥法

この方式は活性汚泥の曝気槽を通気状態と無酸素状態に切り替えながら BOD 除去、アンモニア酸化と脱窒を一つまたは複数の曝気槽を用いて行う方法である。回分式には図 2-6-4 に示す方法があるが、設備が簡単で設置面積が少なく、維持管理が容易という特長がある。図の A は制限曝気方式と呼ばれ、廃水を受け入れているときには曝気を停止して、攪拌だけを行い脱窒を行う方法であり、窒素の除去率は 70% 位である。B は間歇曝気と呼ばれ、曝気 (好気状態) と攪拌 (無酸素状態) を交互に行う。C は B と同様に曝気と攪拌を繰り返すが、硝化終了後、攪拌の前に廃水を注入し脱窒工程で BOD の利用を促進するものである。廃水の注入は数回に分けて行われるために窒素の除去率は 90% 以上が得られる。

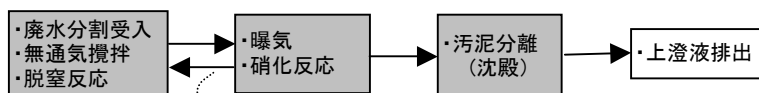


A: 制限曝気方式



数サイクル繰り返し行う

B: 間歇曝気方式



数サイクル繰り返し行う

C: 廃水分割注入・間歇曝気方式

図 2-6-4 回分式嫌気・好気活性汚泥法

6. 2. 3 保持菌体量の増大方法

(1) 生物膜法

硝化菌はフロックを形成しないために、活性汚泥のフロック内に生育する。このため硝化菌の濃度を高めるために、BOD 除去の場合と同じように担体を用いる。菌体の保持をする担体には固定床式と浮遊式があり、その材料としては、樹脂や、無機材が用いられ、また、ポリエチレングリコールを利用した包括固定化担体などもある。生物膜法による硝化速度は懸濁方式に比べて3倍くらい早い。生物膜法の処理プロセスは図2-6-2および図2-6-3のいずれの方法でも用いることができる。この処理方式は沈殿池を必要としないために汚泥管理が容易である。また沈殿池を設けた場合には、凝集沈殿も可能なためにSS除去、リン除去を同時に行って良好な水質を得ることができる。

(2) グラニュール法

脱窒菌を1～2mmの粒状に造粒化したグラニュール（微生物の粒塊）を使用し、図2-6-5に示すリアクター内に充填する。上向流で硝酸を含む廃水をグラニュールと接触させて還元して窒素ガスに脱窒する。グラニュールは上部のGSS（Gas-Solids Separator）で分離される。脱窒菌のグラニュール化で菌体濃度を数万mg/lまで高めることができ、NO₃-N 負荷を懸濁法の5～10倍の10kg/m³・dまで高めることができるために大幅な装置のコンパクト化が図れる。また、NO₃-Nが50～1,500mg/lの廃水に適用でき、99%以上の窒素除去率が得られる。

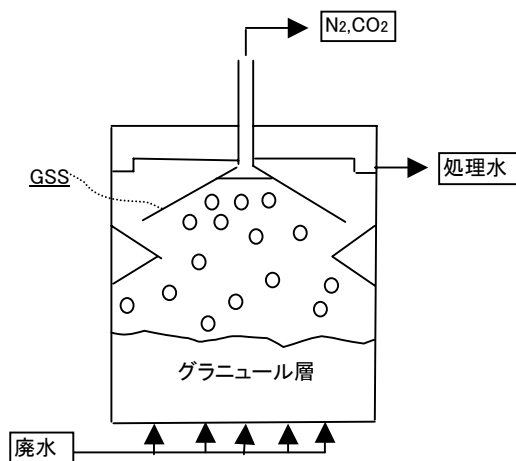


図2-6-5 グラニュール式脱窒装置

6. 3 磷除去

6. 3. 1 磷除去の原理と方法

食品工業で磷は少量ではあるが、広い分野にわたって使われており、廃水中には磷酸塩の形で存在する。活性汚泥処理の処理水に残留する磷の量は、BOD と磷の比率や、曝気槽の溶存酸素、余剰発生率によって変わる。流入する磷の収支としては、余剰汚泥と一緒に系外に出される分と、処理水に含まれて流出する分に分かれる。活性汚泥の処理水中の磷の除去法には、凝集剤を添加して水に不溶性の磷酸塩にして分離する物理化学法や、活性汚泥に過剰に摂取させる生物法、ジルコニウムによる物理吸着法などがある。その主な除去方法と、その原理、特長などを表 2-6-2 に示す。

表 2-6-2 主な磷除去方法

	嫌気・好気活性汚泥法	凝集沈殿法	フォストリップ法	ジルコニウム吸着法
除去のメカニズム	嫌気・好気活性汚泥処理における汚泥の磷放出と磷吸着を利用した高磷含有汚泥の引き抜き	活性汚泥処理水に凝集剤を加えて沈殿分離	嫌気・好気活性汚泥と凝集沈殿の組合せ	ジルコニウムフェライトに吸着
特長	<ul style="list-style-type: none"> ・活性汚泥装置の一部改造で処理可能 ・単相式・生物学的磷除去循環脱窒方式で磷除去率97%の報告例あり 	<ul style="list-style-type: none"> ・除去率が高い ・0.1mg/ℓくらいまで低下(目安) 	<ul style="list-style-type: none"> ・磷濃縮後に凝集をすることで凝集剤使用量が少ない ・0.5mg/ℓくらいまで低下(目安) 	<ul style="list-style-type: none"> ・磷回収ができる ・1mg/ℓくらいまで低下(目安)
課題	<ul style="list-style-type: none"> ・除去率が物理化学処理に比べて低い 	<ul style="list-style-type: none"> ・薬剤費が発生 	<ul style="list-style-type: none"> ・運転操作要因増加 	<ul style="list-style-type: none"> ・経済性

6. 3. 2 嫌気・好気活性汚泥法

活性汚泥は好氣的条件下では磷を細胞内にポリ磷酸として貯蔵し、嫌気状態で有機基質存在下では有機基質を摂取し磷を放出する。このため、活性汚泥を嫌氣的状態にして、有機基質を与え、その後好気条件下に戻すと、磷の過剰摂取現象が起こる。通常活性汚泥中の磷含有量は1.0～1.6%前後であるが、過剰摂取した汚泥の磷含有量は5%位に増える。生物脱磷の基本は図2-6-6に示すAO法(Anaerobic Oxidation)と呼ばれプロセスであり、過剰に磷を摂取・蓄積した汚泥を余剰汚泥として系外に引き抜くことにより90%前後の磷が除去される。これに脱窒槽を加えると脱磷と脱窒が同時に行え、75%位の窒素の除去が同時にできる。そのフローを図2-6-7に示す。さらに単相汚泥法・生物学的磷除去循環方式二段脱窒法で余剰汚泥を適量引き抜くと、磷95%以上、窒素90%以上の同時除去が行える。そのフローを図2-6-8に示す。生物学的磷除去による磷の除去方法は生物脱窒を兼ねて行うことができるため、脱窒と脱磷の同時除去が行われることが多い。

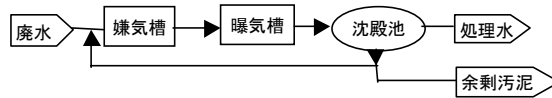


図 2-6-6 生物脱磷の基本プロセス (AO 法)

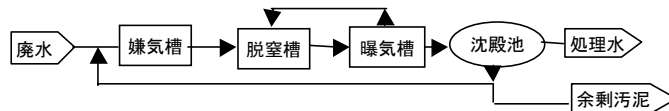


図 2-6-7 生物脱窒・脱磷プロセス (A₂O 法)

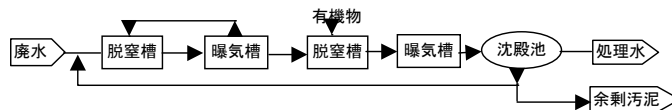


図 2-6-8 単相汚泥法・循環脱窒・脱磷プロセス

6. 3. 3 凝集沈殿処理

活性汚泥処理水の磷除去から方法としては、3 価または2 価の金属塩である硫酸バンドや塩化第二鉄、硫酸第一鉄などを凝集剤に用いて難溶解性の磷酸アルミニウムや磷酸鉄に変えて沈降分離する方法が広く用いられている。凝集の方法には、凝集剤を活性汚泥処理プロセスの沈殿池入口に注入する方法と、凝集沈殿槽を独立して設ける方法がある。残留磷の濃度は一般的に、前者では0.5～数 mg/l、後者で0.1 mg/lを得ることができる。磷を除去する場合の磷除去率と硫酸バンドの必要量の関係を表2-6-3に示す。実際には過剰添加が必要であり、さらに除去効果をも高めるために陰イオン高分子剤を併用することもある。凝集最適 pH は硫酸バンドが6～7、第二鉄の凝集最適 pH が4.5～5.0、第一鉄が8前後であるために pH 調整の必要が生じる場合がある。また、石灰を pH 9.5～10にした活性汚泥処理水に加えると水に難溶解性のヒドロキシアパタイトを形成する。石灰による脱磷には凝集沈殿法と接触ろ過法がある。石灰凝集の利点は硫酸バンドなどのように陰イオンの蓄積がないために塩類が増加しないのと、ポリ磷酸も除去できる点にある。

表 2-6-3 磷除去と硫酸バンド必要量

磷除去率(%)	P 1gに対する Al ₂ (SO ₄) ₃ ・14H ₂ O の必要量(重量比)
75	13
85	16
95	22

6. 3. 4 フォストリップ法

フォストリップ法は1960年代に開発された方法で、図2-6-9に示すように、好気状態で汚泥に吸着した磷を嫌気状態にした磷溶出槽で溶出させる。その上澄水に凝集剤を添加して磷を凝集沈降分離する。一方、磷溶出槽で磷を放出した汚泥は曝気槽に返送される。

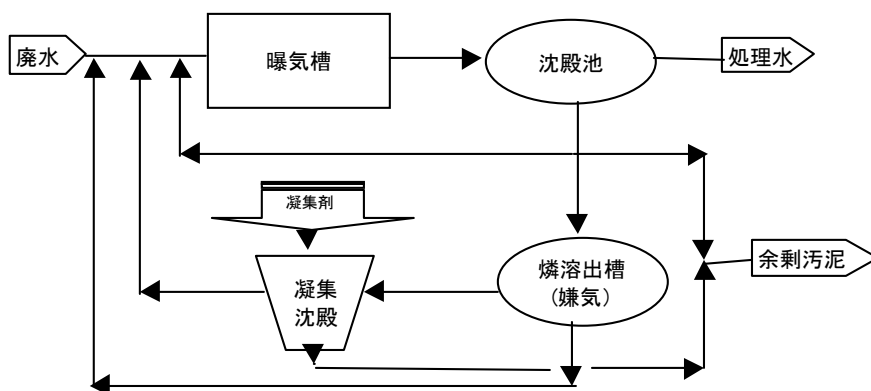


図2-6-9 フォストリップ法による脱磷プロセス

6. 3. 5 ジルコニウム吸着法

粒状のジルコニウムフェライトはイオン交換性を持つために酸性溶液中で磷を吸着し、アルカリ溶液で脱離を行う。本法では磷回収が可能である¹⁾。

6. 4 色度除去

(1) 脱色方法

食品工場廃水の二次処理水には、不快感を与えるような色を残すことは少ないが、廃水の種類により僅かではあるが固有の色が残ることがある。着色は生物処理の過程で生じた微粒子や、生物分解過程の副産物、未分解成分が原因となっている。色素成分が微粒子やコロイド粒子の場合は、凝集沈殿で除去ができるが、溶解性の物質はオゾンなどによる酸化分解や活性炭吸着で除去を行う。一般的な脱色法と各々の特長を表2-6-4に示す。

表2-6-4 脱色方法とその一般的な比較

処理方式	凝集沈殿	オゾン酸化	O ₃ +UV	活性炭吸着
脱色の対象物質、他	・微粒子 ・コロイド物質 ・一部の溶解性物質	・難分解性溶解物質	・難分解性溶解物質	・難分解性溶解物質
性能確認試験	・凝集試験	・脱色試験	・脱色試験	・等温吸着性能など
処理水質	・溶解性色素分残留	・普通	・普通	・良い
設備費	・凝集沈殿槽だけの場合は普通 ・pH調整を付加すると高い ・活性汚泥沈殿池を兼用すると安い。効果は低下する	・通常前処理にSS除去装置を設置 ・オゾン発生器が高いために割高となる	・オゾン単独酸化より高い	・砂ろ過などの前処理が要するため高い ・大容量処理の場合再生炉設置など
運転費	・一般的には安い ・pH調整が要する時は高い	・脱色程度により異なるが高い	・脱色程度により異なるが高い	・活性炭の吸着量によるが高い
設置面積	・比較的場所を取る	・コンパクト	・コンパクト	・普通
他	・スラッジ発生 ・操作因子増大	・COD,BOD低減 ・滅菌ができる ・操作が簡単	・COD,BOD低減 ・滅菌ができる ・UVのメンテ	・COD,BOD低減 ・操作因子増大

(2)凝集沈殿処理

もっとも広くも使われている方法であり、原理はSS除去と同じである。ただ脱色の場合は残留微粒子の親水性や疎水性などに関係する表面電位や残留蛋白性微粒子の等電点(pH 5前後が多い)の影響を考慮して、凝集剤とpHの選定を行うことが脱色効果を経済的に高めるために重要である。凝集沈殿による脱色は溶解性着色物質の除去が困難なために脱色には限界がある。

(3) オゾン酸化処理

オゾンはフッ素に次ぐ強力な酸化剤であり、殺菌、脱色、脱臭、残留微量有機物の分解に用いられる。オゾンの発生は工業的には高電圧無声放電方式が用いられている。空気を原料とする場合と、酸素または酸素リッチの空気を用いて発生させる方法がある。脱色を効率良く行うために、接触装置の設計において、オゾン気泡径の微細化、攪拌による気液混合、向流接触方式などの工夫がなされる。オゾンによる脱色が進むにつれて、反応時間が長くなり、オゾンの利用率が低下するために経済性が急激に低下する傾向がある。

(4) オゾン+UV酸化処理

オゾンと過酸化水素、あるいは紫外線と組み合わせて有機物を分解する方法である。このプロセスは、オゾン単独処理に比べて紫外線がオゾンの分解を促進し、その結果非常に強い酸化力を持つ

OHラジカルの生成が増大し、有機物の酸化分解が促進できる。本来シアン化合物の分解に開発されたものであり、設備費、運転費が高価であるため、微量残留難分解性有機物の分解など特殊な処理に用いられる。

(5)活性炭吸着処理

活性炭は粉末と粒状があるが、廃水処理に使われるのは主に粒状炭である。粒状活性炭は原料の違いから石炭系、椰子殻系に、またその形状から成型炭、破碎炭などに分類される。脱色試験は通常フロイントリッヒの吸着等温式に近似するために、吸着線の勾配から活性炭吸着方式の適否を判断する。活性炭吸着装置は固定床吸着方式（回分運転）と流動床方式（連続運転）、移動床（連続運転）があり、飽和活性炭の再生にはオンサイトとオフサイトの両方式がある。

6. 5 処理水の再利用

食品品工場の用水には原料水、製品処理・洗浄水、ボイラー用水、冷却水、床・車など洗浄水、親水用水、植物散水、トイレ用水などがある。原料水、製品処理・洗浄水の水質に関しては製品により違いがあり企業がそれぞれの基準を定めている。ボイラー用水の水質はJISで規定されている。冷却水の水質は一般的に余り厳密な基準はないがボイラー用水に準じることが多い。食品工場において処理水を床・車などの洗浄に使用する場合は、製品へのコンタミネーションの危険を避けるために、殺菌、脱塩処理が必要となる。食品工場における処理水の主な用途は、経済性から、植物散水とトイレフラッシュ水である。これらに要求される用水の水質は、一般的には三次処理水で十分であるが、取り扱い上滅菌をすることが好ましく、また、不快感を与える臭いや、色、泡立ちの対策も考慮されなければならない。表2-6-5に処理水の用途、処理方式とその水質の例を示す。

表2-6-5 処理水の再利用と水質

用途	散水用水 ²⁾ トイレ・フラッシュ用水	親水用水 ²⁾ 修景用水	工業用水の標準水質
処理方式	凝集沈殿+ろ過+UF膜	左記+O ₃ +活性炭+UF膜	
大腸菌数(個/mℓ)	<10	<0.5	<1 ^{※1}
残留塩素(mg/ℓ)	>0.4	—	>0.1 ^{※2}
濁度(度)	—	<10	<20
pH	5.8~8.6	5.8~8.6	6.5~8.0
蒸発残留物(mg/ℓ)			<250
アルカリ度(CaCO ₃)(mg/ℓ)			<75
硬度(mg/ℓ)			<120
塩素イオン(mg/ℓ)			<80
色度(度)	40	10	2~80 ^{※3} 5~10 ^{※4}
BOD(mg/ℓ)	<20	<10	—
COD(mg/ℓ)	<30	—	—

註※1 公衆浴場の基準 ※2 水道水の法的基準値 ※3 ボイラー用水(圧による)の許容値
※4 食品工業一般の許容値

参考文献

- 1) 高井智丈、他：リンの回収・資源化技術、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p. 260 (サイエンスフォーラム, 2002)
- 2) 川端雅博：水のリサイクル技術、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p. 253 (サイエンスフォーラム, 2002)

第7章 汚泥処理と減容化

食品工場廃水処理で発生する余剰汚泥の処理・処分費は廃水処理の全運転費の70%前後を占めており、最も合理化が急がれる分野でもある。食品工場廃水処理で発生する汚泥は脱水機で脱水をして場外搬出処分されることが多いが、さらに乾燥して肥料にしたり、焼却してさらに減容化をしてから処分している廃水処理場もある。汚泥の脱水機にはいろいろな機種があり、また凝集剤も汚泥の種類、脱水機の機種に適したものが多く市販されている。一方では、汚泥の減容化技術を導入して余剰汚泥の処分の必要のない廃水処理場も増えだしている。

7. 1 脱水処理

7. 1. 1 汚泥の凝集

汚泥の圧搾脱水を効果的に行うために、余剰汚泥に凝集剤を添加して、強固なフロックを作り、微細粒子のリークと炉布の目詰まりを防ぎ、含水率の低下を図ることが行われる。汚泥の脱水に使われている凝集剤には表2-7-1に示される無機凝集剤と、表2-7-2に示される高分子凝集剤がある。その他にベントナイトなどの凝集助剤が使われることもあるが、余剰汚泥量が増えることと、高分子凝集助剤の発達で、現在ではその必要性が少なくなったために用いられることはほとんどない。有機汚泥は通常その表面が負に帯電して互いに反発して分散しているため、カチオン系の無機凝集剤で表面荷電を中和して粒子を凝集させることが多い。高分子凝集剤はこれらの作用と架橋吸着によりフロックの形成と安定化を促進する。脱水を効果的に行うためには、何種類かの凝集剤を用いて、その添加量と最適なpHの組合せを知る必要がある。一方、2001年よりわが国においてもPRTR法(Pollutant Release and Transfer Register、化学物質管理促進法)により、化学物質の環境への排出量及び廃棄物に含まれての移動量を登録して公表する仕組みが義務付けられた。凝集剤メーカーから汚泥処理に使う凝集剤の安全性に関するMSDS(Material Safety Data Sheet)を入手し安全の確認を行うことが必要である。

表2-7-1 脱水に用いられる一般的な無機凝集剤

薬品名	分子式
硫酸アルミニウム	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$
塩化第二鉄	$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
ポリ塩化アルミニウム	$[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{6-n}]_m$
消石灰	$\text{Ca}(\text{OH})_2$

表 2-7-2 脱水に用いられる一般的な高分子凝集剤

陽イオン	ポリエチレンイミン、ポリメタアクリル酸エステル
陰イオン性	ポリアクリル酸ナトリウム、ポリアクリルアミド
非イオン性	ポリアクリルアミド、ポリオキシエチレン

7. 1. 2 脱水装置

汚泥の脱水方法は機械脱水と自然脱水がある。自然脱水は小容量の脱水の場合に、乾燥床や脱水袋を用いて行われることがあるが、場所を広く取り、臭いの発生を伴うために適用には制約がある。機械脱水には表 2-7-3 に示される種類があり、狭い面積で汚泥の減容化を図ることができるために広く用いられている。汚泥の脱水には汚泥性状と設置条件の面で多様性があるため、多くの種類の脱水機が市販されている。それぞれの特徴を以下に紹介する。

表 2-7-3 一般的な脱水機の機種と特徴

脱水機機種	ベルトプレス	遠心脱水機	フィルタープレス	真空脱水機	スクリーブプレス
脱水率	○	△	◎	▲	◎
SS回収率	△	○	○	◎	▲
設備費	◎	△	▲	○	▲
運転費	◎	▲	○	△	△
設置面積	○	◎	▲	▲	△
維持管理性	○	◎	△	○	○
作業環境	△	◎	△	▲	◎

(註)

適用環境、経済評価基準によって異なるが、一般的な使い方における基準として;

◎優れている ○良い △普通 ▲不利な点がある

(1) ベルトプレス脱水機

ベルトプレス脱水機は図 2-7-1 に示されるように 2 枚のろ布ベルトとゴムベルト、ローラー、蛇行防止装置、駆動装置などから構成される。凝集剤の添加でフロック化された汚泥は下部ろ布の上面に供給されて重力脱水され、次いで 2 枚のろ布の間に入り、徐々に高圧部へと送られながら脱水が行われる。圧搾圧力はローラーからゴムベルトを介して伝えられる。高圧部を出た汚泥はケーキ掻取ナイフ部でろ布から剥離される。ろ布は目詰まりを防止するために高圧水による水洗が行われる。一般的に含水率はフィルタープレスに次いで低いといわれているが、ろ布の洗浄水量が多い。

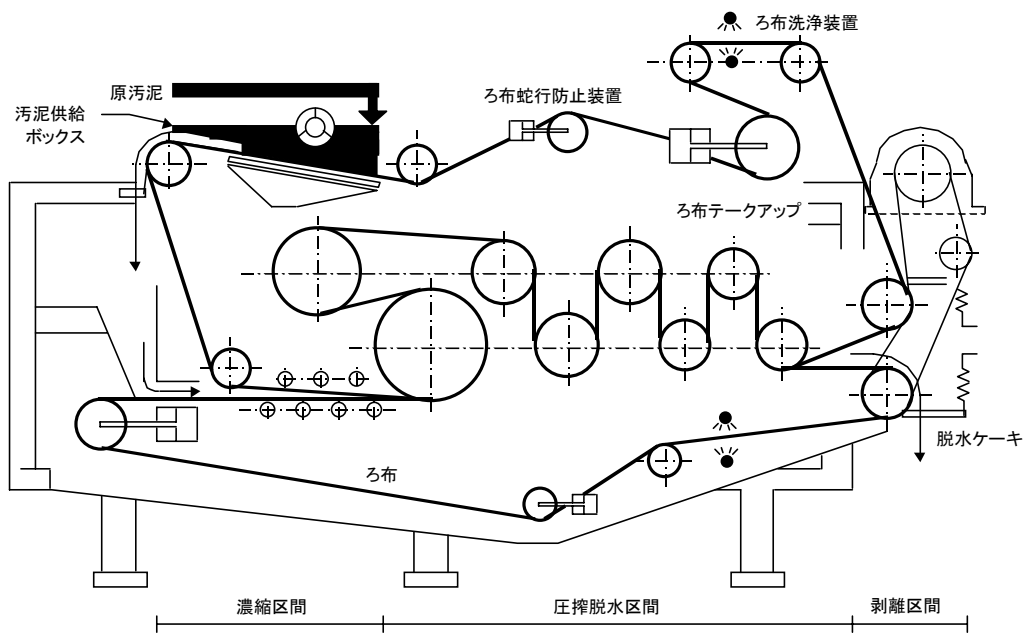


図 2-7-1 ベルトプレス脱水機

(2) 遠心脱水機

汚泥の脱水に使われる遠心脱水機は図 2-7-2 に示されるように回転する外胴ボールと内胴スクリー部から構成される。汚泥は高速回転で発生する 1,000~2,000G の遠心効果で外胴の内壁に圧縮され、外胴ボールと若干の回転差で回転している内胴スクリーで一定方向に掻き寄せられ、外胴部の円錐部分の内壁に沿って移動し、脱水ケーキとして排出される。遠心脱水機内部の液面の高さは液排出孔の位置の調節により自由に変えることができる。遠心分離の際にはフロックに大きな力が掛かるため、凝集力の強い高分子凝集剤を用いて SS の回収率を高める必要がある。遠心脱水機はフロックと水の密度差を利用しているため、有機物含有比率の多い食品工場廃水汚泥の場合、ケーキの含水率は他の脱水機に比べて高い。しかし、設置場所が少なくすむことや、作業環境を清潔に保ちやすいために食品工場の廃水処理にも広く使われている。

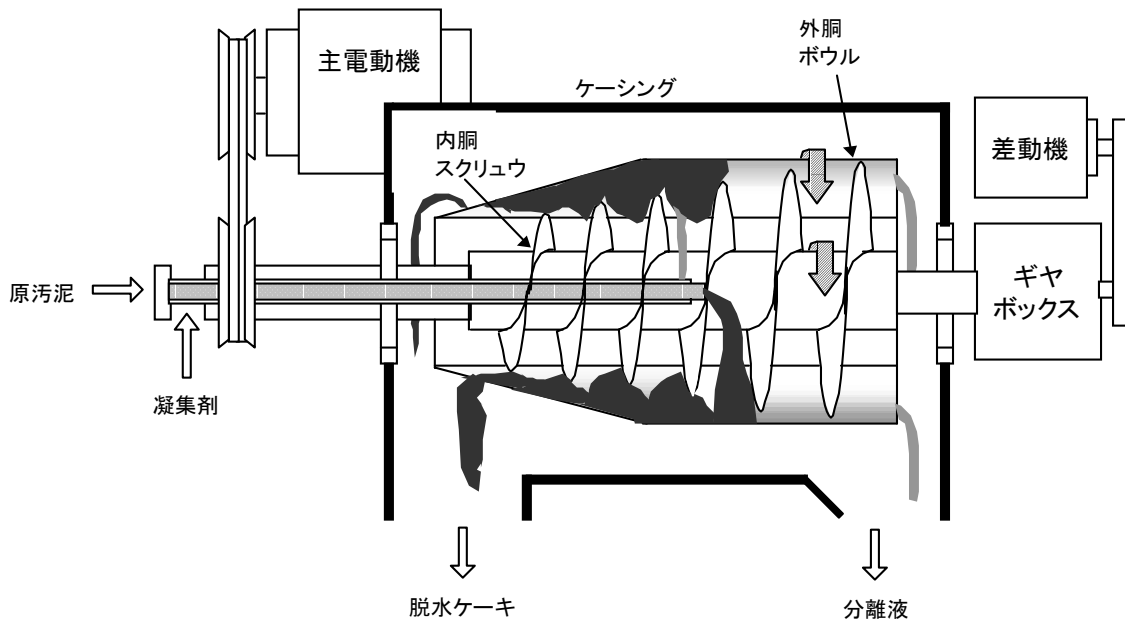


図 2-7-2 遠心脱水機

(3) フィルタープレス脱水機

もっとも古くから使われている脱水の方法であり、完全自動化されているが回分運転である。フィルタープレスによる脱水は図2-7-3に示される枠内にあるダイヤフラムで、ろ布を介して汚泥を圧搾するものである。圧搾後は開枠して汚泥を剥離脱落させた後に、高圧水でろ布の洗浄を行う。汚泥の最適な脱水を行うためには、炉布の選定、加圧圧力・速度・時間、凝集剤の組合せをテストで求める。フィルタープレスを用いた脱水は一般的に含水率が他の脱水方法より低く、SSの回収率も比較的高い。

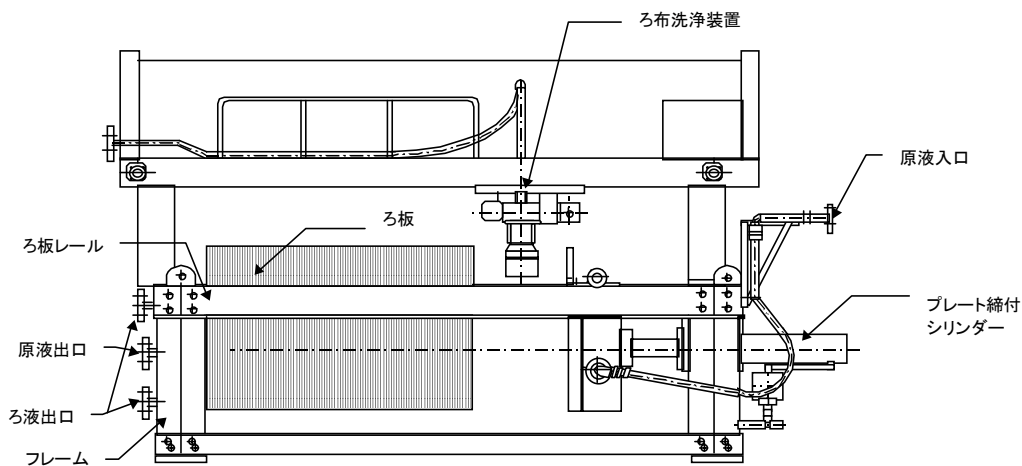


図 2-7-3 フィルタープレス脱水機

(4) 真空脱水機

真空脱水機は図2-7-4に示されるように回転する円筒の内面に減圧部を設け、外側から汚泥を回転円筒の外面に張られたろ布を介して吸引ろ過脱水するものである。回転円筒は吸着部、脱液部、剥離部、ろ布洗浄部に分かれている。圧力差が他の脱水機と比べて小さいために、脱水ケーキの含水率は高い。含水率の低下のために脱液部にベルトプレス式の加圧機構を設ける方法や、ケーキの剥離を容易にする機構を備えた機種がある。凝集剤としては、無機凝集剤が使われることが多く、ろ布の目詰まり防止の洗浄水も多く、SSの回収率も比較的低い。

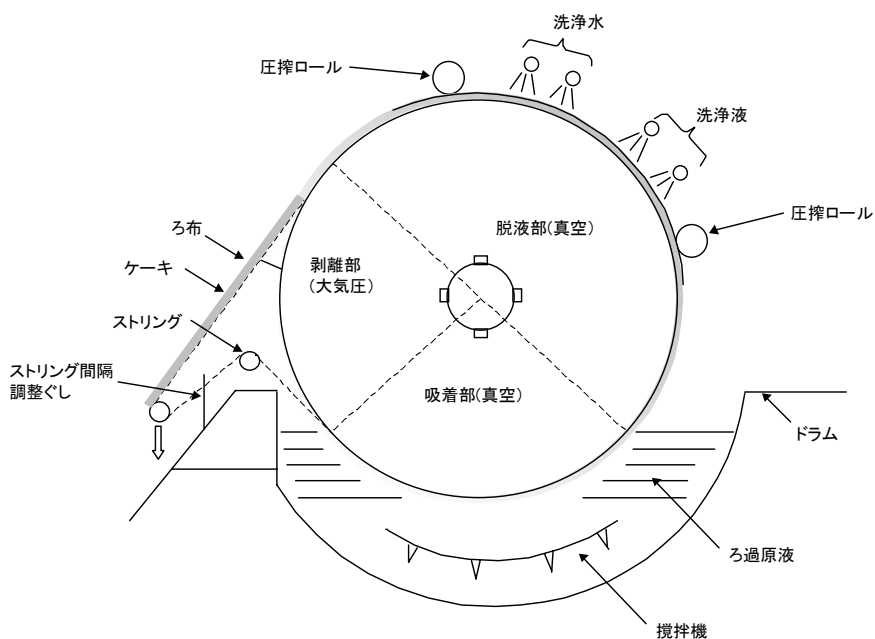


図2-7-4 真空脱水機

(5) スクリュープレス脱水機

スクリープレス脱水機は図2-7-5に示されるようにスクリーン機能をもったパンチングメタルでできた外筒と、低速で回転するテーパの付いたスクリー軸で構成されている。凝集された汚泥のフロックは脱水機室内をゆっくりと狭い場所に押し込まれ圧搾、脱水される。パンチングメタルの開口部が比較的大きいためにフロックのリークを防ぐために凝集剤の選定、反応条件には特に注意を払い、強固なフロックを形成させることが必要である。また、脱水ケーキの出口にあるスクレーパーの開閉を調整することで、含水率の調節が可能である。

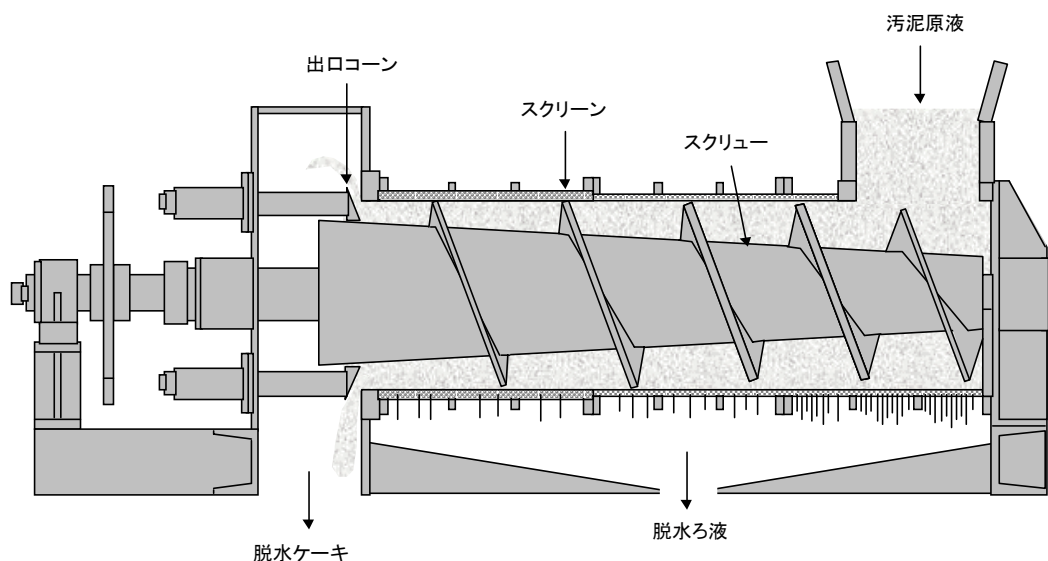


図 2-7-5 スクリュープレス脱水機

7. 2 乾燥

脱水汚泥は水分を未だ75～90%含んでおり、放置すると腐敗をお越し悪臭を発生する。したがって脱水ケーキを肥料に利用する場合は、施肥作業が容易な粒状に成型、乾燥して保管できるようにする。食品工場の汚泥を肥料に使う場合は肥料取締法の規定と共に、有機肥料等品質保全研究会推進基準（表2-7-4）を満足することが必要である。汚泥の乾燥に使われている炉の形式にはロータリードライヤー方式、縦型多段方式、流動層方式、噴霧乾燥方式などがある。食品工場ではロータリードライヤー方式が多く、大容量処理の場合には縦型多段方式が用いられる。

表 2-7-4 有機質肥料等品質保全研究会推奨基準

共通品質基準	1. ヒ素、カドミウム及び水銀は肥料取締法に基づく特殊肥料等の指定に掲げる規則に適合すること。 (ヒ素<50mg/l カドミウム<5mg/l 水銀<2mg/l)			
	2. 植物の生育に異常を認めないこと。なお幼植物(小松菜による)異常の有無を検定することが望ましい。			
3. 乾物あたりの銅及び亜鉛の含有率がそれぞれ、600mg/lおよび1,800mg/l以下であること。				
機種別品質基準	表示	基準項目	食品工業汚泥堆肥 基準値	食品工業汚泥肥料 基準値
	品質表示を要する基準項目	有機物 乾物当り	40%以上	50%以上
		炭素・窒素比 (C/N)	10以下	10以下
品質表示を要さない項目	窒素(N)全量 乾物当り	2.5%以上	2.5%以上	
	水分 乾物当り	2%以上	2%以上	
品質表示を要さない項目	アルカリ分 乾物当り	25%以下	25%以下	
	pH 現物につき	8.5以下	—	

(1) ロータリードライヤー

ロータリードライヤーは図2-7-6に示されるように、回転ドラムとドラム内部の攪拌羽根(送
出し兼用)、熱風発生装置、サイクロン、脱臭装置などから構成される。脱水汚泥はドラムの回転に
したがって掻き揚げられながら落下し、熱風との接触を繰り返しながら移送され、含水率10%以
下の乾燥汚泥が排出口から排出される。熱風は約700℃から120℃に下がり、粉塵を除去し、
脱臭後に大気中に排気される。汚泥と熱風方向との関係から並流と向流方式がある。

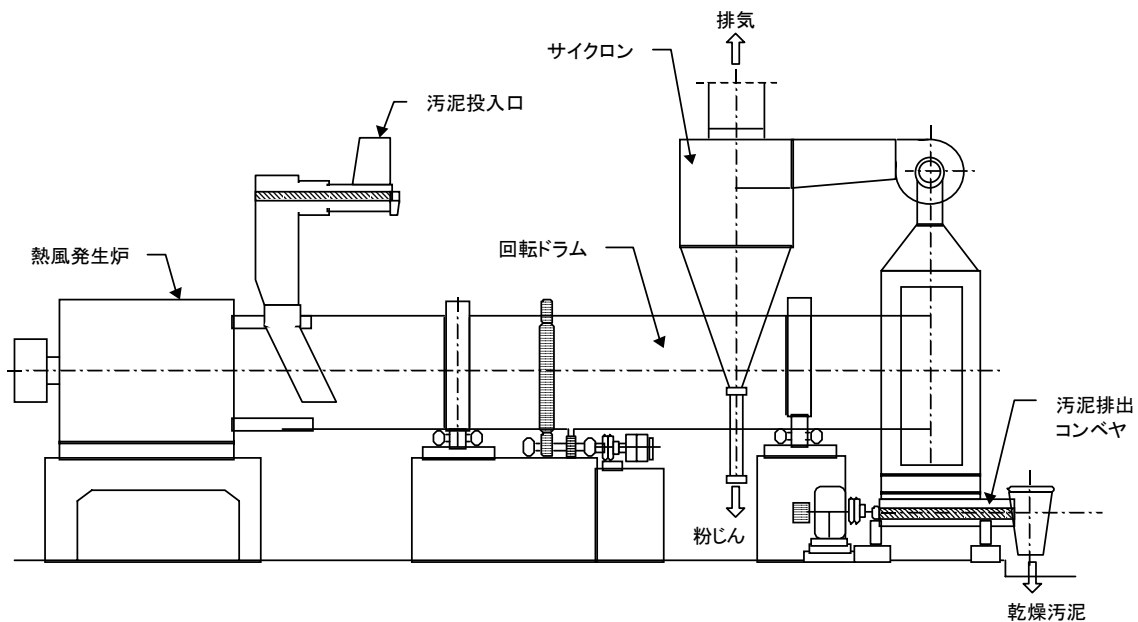


図2-7-6 ロータリードライヤー

(2) 縦型多段方式乾燥機

脱水ケーキは炉の上部から投入され、上方から下方へと送られる。外部の側面に取り付けられた
バーナーから熱風が送られる中で、汚泥は回転軸に取り付けられたアームで各段の水平移動を行い、
開口部から下の段へ移動しながら乾燥をされる。概略構造図を図2-7-7に示す。

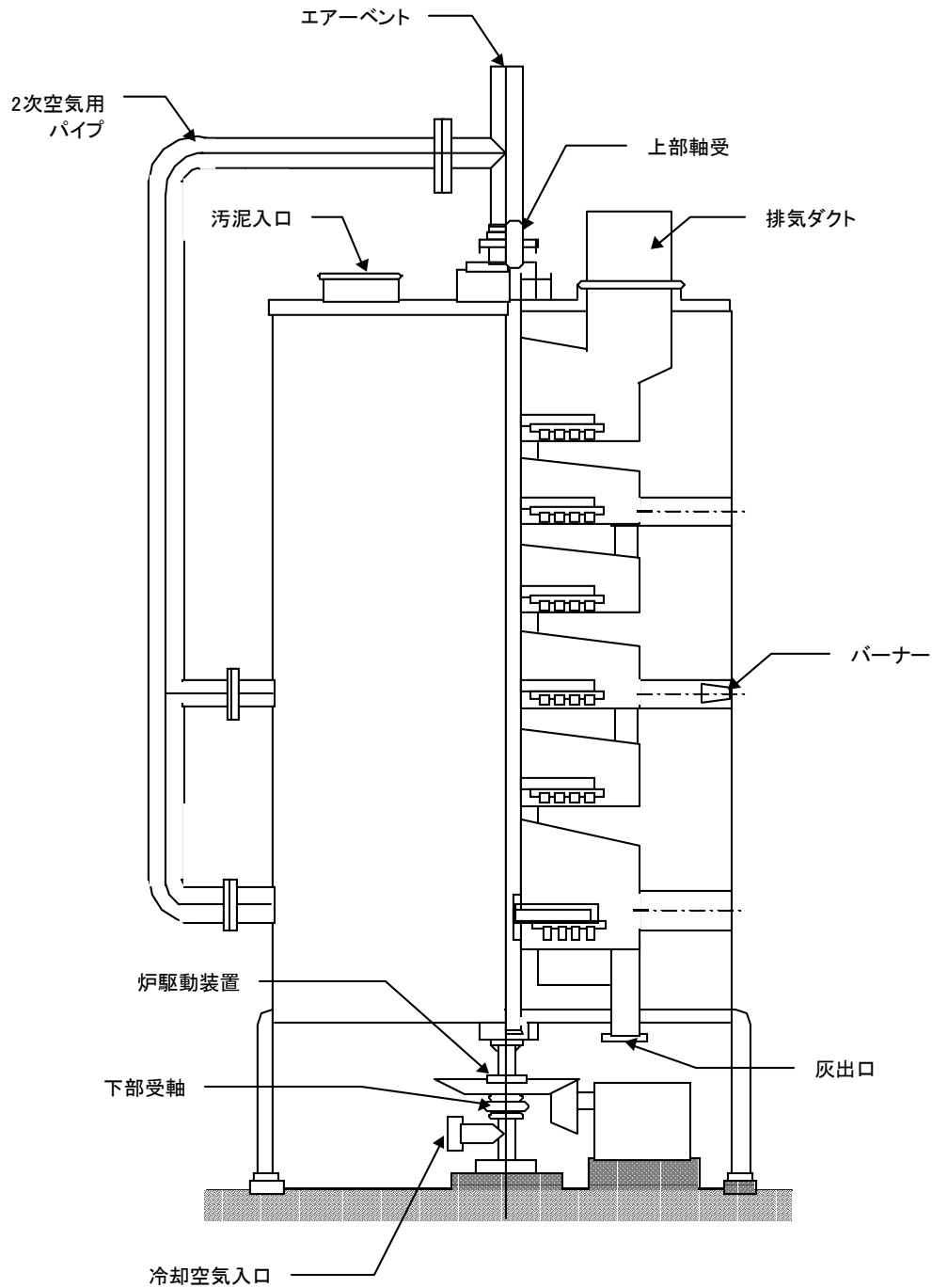


図 2-7-7 縦型多段方式乾燥機

7. 3 焼却

汚泥の焼却は衛生的かつ安定性のある廃棄物に減容化するために行われるもので、焼却装置の型式は乾燥機とほぼ同じである。燃焼温度は炉の形式によって異なるが、おおよそ700～1,000℃で燃やされ、内部は耐火材が貼られ高温に耐えるように設計されている。

7. 4 コンポスト化

汚泥の有効利用のひとつに、汚泥を堆肥化（コンポスト化）して肥料にする方法がある。コンポスト化を行う場合、販売流通経路の確保、保管性の問題、施肥作業性の評価を含めた総合的な判断が必要である。なお、汚泥に有害物質や重金属が含まれていれば肥料には使えない。

(1) コンポスト化

コンポストは、汚泥の好気性菌による好気性発酵の生成物であり、こうした細菌に最適な生活環境を与えることにより、コンポスト化を促進できる。それらの条件には、汚泥の含水率、温度、酸素、C/N比などがある。コンポスト化を行う場合の原料汚泥の最適な初期含水率は40～60%であるため、80～90%の水分を含む汚泥にコンポストの一部を戻して水分の調整を行う。また、C/N比のバランスをとることと、含水率の低減のために、食品工場の原料、仕損製品の固形廃棄物を混ぜることも有効である。水分調整された汚泥は醗酵室で機械的な鋤き返しを受けながら10～20日発酵を続ける。そのときの発酵温度は最高で70～80℃に達する。発酵熱により汚泥の水分は蒸発し、病原菌などが殺菌される。一次発酵を終えたコンポストは微好気状態でさらに1～3ヶ月間にわたり熟成を受け、腐植質化と水分の蒸発が行われて肥料となる。

(2) コンポスト化装置

コンポスト化に用いられる装置は平面配置型と縦配置型などあるが、縦配置型は場所を取らない利点がある。縦配置型の一例を図2-7-8に示す。

7. 5 減容化技術

生物処理に伴い発生する余剰汚泥のほとんどは脱水、あるいは脱水・焼却されて減容化された後、産業廃棄物処分場に埋め立て処分されている。しかし、埋立地の確保は年々困難になってきており、それに伴い、投棄費用も高騰している。そのために好熱菌や、オゾンを用いた汚泥減容化技術が実用化され、余剰汚泥の発生を伴わない生物処理プロセスの普及が始まっている。

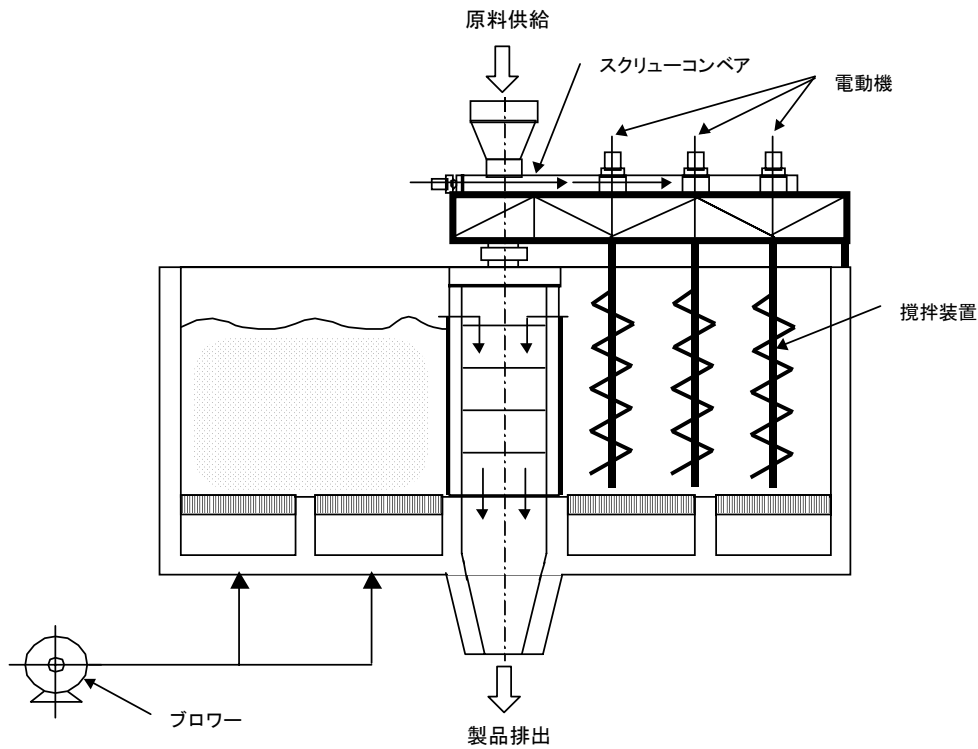


図 2-7-8 縦配置型コンポスター

(1) 好熱菌による減容化プロセス¹⁾

余剰汚泥の好熱菌による分解、減容化のプロセスを図2-7-9に示す。余剰汚泥は65℃に保たれた好熱菌槽に送られ、好熱菌の酵素で可溶化された後に再び曝気槽に返送される。溶解汚泥は曝気槽で活性汚泥の餌となって、炭酸ガスと水に無機化される。表2-7-5に余剰汚泥の循環比率と処理水質、また図2-7-10に余剰汚泥の発生量の関係を示す。これらの結果から明らかのように、余剰汚泥発生量の3倍の汚泥量を好熱菌槽に循環して好熱菌の作用を受けさせれば、余剰汚泥の発生がほぼゼロになることが判る。既設の活性汚泥設備に本減容化プロセスを導入する場合、曝気槽での負荷が増加するために酸素供給量の増加が必要になる。

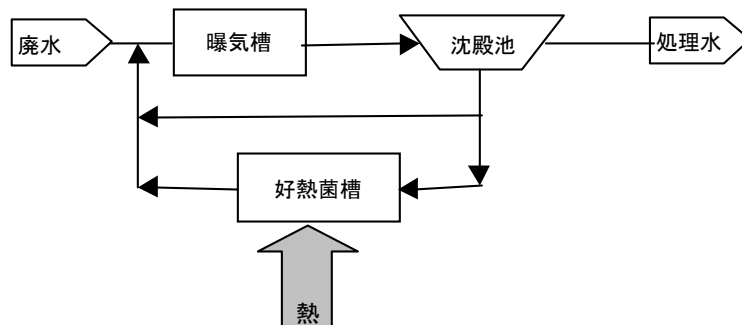


図 2-7-9 好熱菌による汚泥減容化プロセス

表 2-7-5 好熱菌槽の運転条件と処理水質

RUN	1	2	3	4	5
曝気槽負荷(TOckg/kgVSS/d)	0.15	0.17	0.19	0.21	0.15
MLVSS (mg/ℓ)	2,000	1,800	1,800	1,800	2,400
好熱菌槽 温度 (°C)	65				
汚泥循環比率 Qs/Qw	0	1	2	3	4
処理水 S-BOD (mg/ℓ)	<5	<5	<5	<5	<5
SS (mg/ℓ)	21	21	23	23	22

Qs: 好熱菌槽への返送量 Qw: 活性汚泥で発生する余剰汚泥量

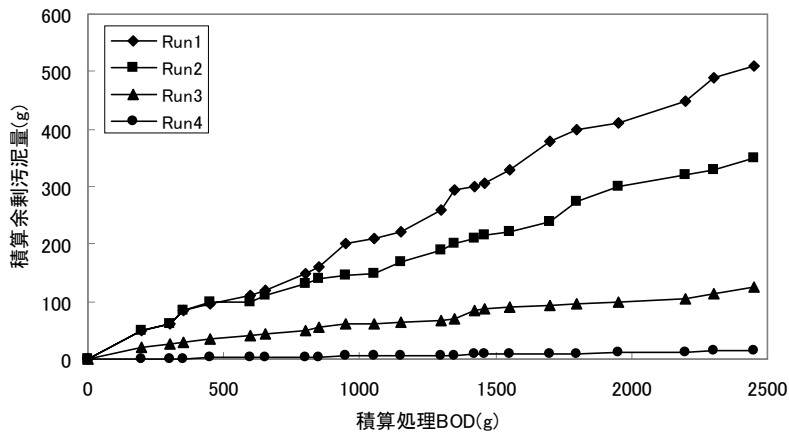


図 2-7-10 積算余剰汚泥発生量の比較

注)人為的に引抜いた汚泥量と処理水として系外に排出された SS 量の合計を発生汚泥量とした。

(2) オゾンによる減容化プロセス²⁾

余剰汚泥のオゾンによる分解、減容化のプロセスを図 2-7-11 に示す。余剰汚泥はオゾン処理槽に送られて可溶化され再び曝気槽に返送される。オゾンの反応の効率化を図るためにオゾン処理槽の pH は酸性に調整されており、溶解汚泥を曝気槽に返送するときには中和を行う。溶解汚泥は曝気槽で活性汚泥の餌となって、炭酸ガスと水に無機化される。本プロセスの場合も、余剰汚泥発生量の 3~4 倍の汚泥量をオゾン処理槽に循環してオゾンの作用を受けさせれば、余剰汚泥の発生がほぼゼロになる。既設の活性汚泥設備に本減容化プロセスを導入する場合、曝気槽での負荷が増加するために酸素供給量の増加が必要になる。

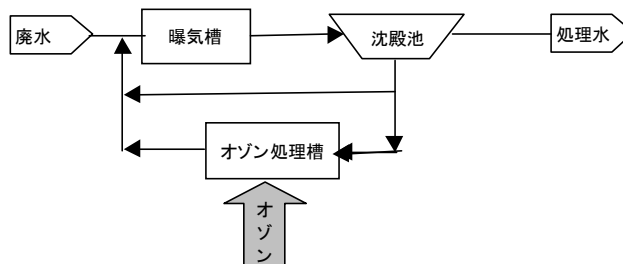


図 2-7-11 オゾンによる汚泥減容化プロセス

参考文献

- 1) 赤司昭、他：好熱菌による汚泥消滅プロセス、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p.156
(サイエンスフォーラム,2002)
- 2) 西村総介：オゾンを用いた汚泥減容化プロセス、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p.165
(サイエンスフォーラム, 2002)

第8章 運転管理と対策

8. 1 好気性生物処理

好気性生物処理には活性汚泥法などの懸濁式と、浮遊担体や、固定式接触材などを用いる膜生物処理法があり、運転管理方法はそれぞれの構成機器により異なる。ここでは好気性生物処理の共通管理項目について述べる。

(1) 適正負荷

活性汚泥処理装置の曝気槽におけるBOD・MLSS負荷 (BOD kg / kg SS・d) と処理性能の関係は曝気槽水温により異なるが、食品工場廃水処理の場合には通常0.4 (BOD kg / kg SS・d) 以下で運転される。曝気槽のMLSSは一般的には3,000～5,000mg / lに保たれる。流入負荷の長期的な変動に対しては、BOD負荷が増加するときは、MLSS濃度を高くし、逆にBOD負荷が低下する時期は、MLSS濃度を低くしてBOD・MLSS負荷の調整を行うことができる。冬場水温が低下するときは、MLSS濃度を高めにして反応速度が遅くなった分を汚泥量の増加で補う必要がある。一方、水温の高いときには、少ないMLSSで処理ができる。BOD・MLSS負荷が低くなるにしたがって、汚泥の自己硝化が進み余剰汚泥の発生量は少なくなる。これらのことを踏まえて曝気槽のMLSSを適正に保つ汚泥の濃度管理が重要である。このためには運転データを整理・分析して、長期的には季節変動に合わせた汚泥濃度管理を、また、日単位の短期的な安定運転確保のためには、調整槽を最大限に利用する負荷管理マニュアルの作成が必要である。

(2) 汚泥の沈降分離

活性汚泥処理における汚泥の沈降分離に関する障害を表2-8-1にまとめて示した¹⁾。汚泥分離の障害の多くは、前項で述べた汚泥管理を適正に維持し負荷条件を改善すれば解消される。活性汚泥処理で特に厄介な問題はバルキングの発生である。バルキングの誘発因子の中で廃水の組成に由来するものとしては、①糖類などの低分子の炭水化合物を多く含むこと、②還元性硫黄を多く含むこと、③N、P、Feなどの栄養塩の不足などの他に、④毒物混入が考えられる。一方、運転条件に関係するものとしては、①低負荷運転 (<0.2 kg BOD / kg SS・d)、②高負荷運転

($> 0.4 \text{ kg BOD/kg SS} \cdot \text{d}$)、③低DO ($< 0.2 \text{ mg/l}$)、④pH異常 (6.5~8から大幅に外れる)、⑤短いSRT (Sludge Retention Time) などが考えられる。バルキングが発生したときには、これらの要因を取り除くことで、汚泥の沈降性は改善されるが、応急処置としては、①消石灰、ベントナイトなどの重量化剤の投入、②バルキング制剤の投入が有効である。一般にバルキング汚泥は厚密性に問題があるものの、凝集性は高いため、凝集剤の添加はそれほど効果がない。むしろ凝集剤に含まれるアルミニウムの活性汚泥の呼吸活性に及ぼす影響や、リンと結合してリン不足を引き起こし、逆に悪化することが心配される。また、沈殿池における凝集剤の投入は一時的な効果はあるが、曝気槽に返送されて再び曝気されると、凝集性が低下し、凝集剤の添加量が次第に増大してくる。一方、恒常的にバルキングが発生する場合は、プロセスの見直しが必要となるが、有効な方法としては、①曝気槽内でBOD基質濃度に勾配をつけるプラグフロー式の採用、②回分運転方式の採用、③嫌気性処理を前処理として組み込む、または生物学的リン除去、脱窒の組み込み、④好熱菌やオゾン添加による汚泥減容化装置の組み込みなどが有効である。いずれの方法も、バルキングを起す菌が好気性であるために嫌気性の部分を組み込むなどで活性を抑制することを狙っているが、③④ではエネルギーの回収や汚泥削減対策と合わせて行うことができる。

表2-8-1 活性汚泥の沈降分離障害

固液体分離障害		外観	誘発原因	対処法
白濁	分散	汚泥界面不明瞭 フロック小さい 懸濁状態	高濃度有機物流入 MLSSの不足	負荷低減
	解体	上澄みの濁り 透視度低下	低負荷過曝気 大型生物の異常増殖 有害物流入	MLSS低減 曝気量抑制 有害物排除
スカム発生		褐色粘性物質	放線菌、真菌類の 異常繁殖	殺菌 SRT短縮
沈殿池で汚泥塊が浮上		汚泥の一部が浮上	硝化の進行 脱窒による気泡付着	曝気量低減 MLSS低減
バルキング	糸状性	SVIの上昇 汚泥界面は明瞭	低負荷 低DO	曝気量低減 MLSS低減 嫌気部分設定 廃水分注
	非糸状性	上澄み液は清澄 汚泥の粘性上昇 発泡	高負荷	MLSS増加 負荷調整

(3) 溶存酸素

曝気槽の溶存酸素が反応の律速になる濃度は、基質に対する活性汚泥の親和性で異なるが、食品工場廃水処理の場合は大体0.5 mg/lと考えられる。一方、過曝気は窒素の硝化反応を進め、沈殿池で還元窒素ガスによる汚泥の浮上現象を引き起こす。また、曝気槽における過曝気による汚泥の分散も処理水を悪化させる。しかしいずれも溶存酸素濃度が高いことが直接の原因ではなく、BOD・MLSS 負荷が低いことに起因している。したがって、曝気槽の溶存酸素は通常0.5～2 mg/lに保たれていれば十分であり、過去の運転データを基に、バルキングなどの他の諸現象と合わせて適正值を決めることが重要である。

(4) pH

曝気槽のpHは活性汚泥の酵素の活性に影響を及ぼす。活性汚泥の至適pHは通常6～8の間にあり、pHがこの範囲を上回ったり、下回ると活性度は低下する。食品工場廃水処理の場合、アルカリ洗浄剤で廃水のpHが高くなることがあるが、代謝から生じた炭酸ガスが炭酸塩および水酸化物と反応して重炭酸塩を生じることによってpHが下がる。一方、有機酸を含みpHが低い廃水は酸の分解と、分解で生じた炭酸ガスが曝気によって大気中に放散されるためにpHは上昇する。有機酸塩を酸化すれば塩基性の無水物ができ、これが炭酸ガスと反応して緩衝作用のある重炭酸塩を形成してpHを8付近で安定させる²⁾。したがって食品工場廃水処理の場合、一般的にはpH調整を行わなくても曝気槽のpHは6.5～8に保たれ性能に大きな影響をおよぼすことはない。

(5) 温度

温度は生化学反応の反応速度に影響をおよぼす。温度と反応速度の関係はいろいろな実験結果から、推定することができるが、温度が10℃上昇するとほぼ2倍になることが経験上知られている〔第2部第5章5.1.1(2)参照〕。実際に季節変動に伴う曝気槽の水温を調整することは、大きな経済的負担を強いられるため、MLSS濃度の調節でBOD・MLSS負荷の調節を行って処理性能を確保するのが一般的である。例えば、冬場の温度低下に対しては、MLSS濃度を反応速度が低下した分だけ増加させ、夏場の温度上昇時には、内生呼吸が進み酸素不足を起すのでMLSS濃度を下げる。これらの運転条件の変更で対処できないときは、加温あるいは冷却を行う必要がある。活性汚泥の温度に対する活性範囲は基質、酸素濃度、pHなどの反応に関係する因子により異なるが、経験的には寒冷地では5℃前後でも安定処理が行われており、高温側では40℃前後でも問題なく処理が行われている。

(6) 栄養塩

活性汚泥の栄養塩は菌体の組成分析から通常 BOD:N:P = 100:5:1 が必要とされている。食品工場廃水の場合は通常窒素は足りるがリンが不足することが多い。

8. 2 嫌気性生物処理

(1) メタン発酵

嫌気性生物処理には懸濁式、UASB 式および固定床式があって、菌体の保持の仕方に大きな違いがある。これらの方式の管理項目と、問題に対する対策を表 2-8-2 に示す。嫌気性処理は負荷変動に対して安定しているが、設計条件から外れて運転をして、一度性能に影響が出ると修復に時間がかかる。したがって、好気性処理と同様に、過去の運転データから、季節変動などに対する長期的な対策と、日常の変化に対応できる運転マニュアルを整備して、運転管理に当たることが望ましい。

表 2-8-2 嫌気性処理の主な管理項目と問題と対策

管理項目	管理値	対策
消化槽温度	30~39°C	・運転休止時は省エネのために温度低下
pH	6.5~7.5	・アルカリによる中和 ・中和効果少ない時は負荷低減
有機酸 ⁶⁾	VFA200~300mg/l 以上で徐々に低下	・負荷低減
ORP ⁷⁾	-100~-400mv	・嫌気状態確保
ガス発生量	0.35Nm ³ /kg 除去 TOC ・見掛ガス発生量は pH が高いと減少 ・メタン濃度は pH が高いと増大	・負荷調整 ・温度、pH 適正化
有害物混入	条件により変わるため参考値 ⁴⁾ Mg ⁺⁺ 1,900mg/l Ca ⁺⁺ 4,800mg/l K ⁺ 4,800mg/l Na ⁺ 7,400mg/l NH ₄ -N 5,000~7,000mg/l で実績あり SO ₄ ⁻⁻ COD/SO ₄ > 7.5~20	・pH 高める ・塩化鉄による硫化物の沈殿 ・中和剤変更 NaOH → Mg(OH) ₂
汚泥流出 (UASB)	グラニューウルの流出	・プラグ流によるアルカリの有効利用による、pH 中性化 ・循環流量の低減
汚泥閉塞 ⁵⁾ (固定床)	空隙率 60~85%	・窒素ガスによるパージ (年 1~2 回)

(2) 窒素除去³⁾

生物脱窒は硝化と脱窒から成り立つが、硝化反応は脱窒反応に比べて遅く、温度、pH、溶存酸素などの影響を受けやすいため、管理の中心は硝化槽になる。例えば、硝化反応における窒素の

酸化は溶存酸素濃度が0.5 mg/ℓ以下になると酸素律速となるため、溶存酸素濃度は2～3 mg/ℓ以上に保たれることが望ましい。硝化槽のpHは、アルカリ度が不足すると生成された硝酸によって低下する。生物脱窒プロセスでは有機性窒素がアンモニアに分解される過程でアルカリ度が3.57 mg/ℓ生産される。硝化反応ではアルカリ度がアンモニア性窒素1 mg/ℓ当り7.14 mg/ℓ消費される。また脱窒工程では硝酸性窒素1 mg/ℓ当りアルカリ度が3.57 mg/ℓ生成されることが知られている。廃水中のアルカリ度が相当分含まれている場合は硝化槽のpHはほとんど低下しない。不足するとpHは低下するが、pH6程度までは硝化反応速度が大幅に低下することはない。もしpHがこれを下回る場合は、苛性ソーダなどのアルカリ剤でpHを調整する必要がある。また、硝化菌は活性汚泥微生物に比べ、温度の影響を受けやすく、処理温度が10℃を下回ると極端に硝化反応速度が低下する。対策としては、硝化菌の高濃度の維持を図るのが経済的な解決方法であるが、対処できない場合は硝化槽の加温が必要になる。

参考文献

- 1) 長谷川進: バルキングの診断および対策の実際、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p.357 (サイエンスフォーラム、2002)
- 2) エッケンフェルダール (岩井重久訳): 廃水の生物学的処理、p.68、(コロナ社、1965)
- 3) 橋本奨、他: 新しい活性汚泥法、p.71、産業用水調査会 (1986)
- 4) 高村義郎、他: 嫌気処理設備、食品工場排水の最適処理ハンドブック、p.110 (サイエンスフォーラム 2002)
- 5) Hogetsu A et al: Biomass control in a fixed bed Anaerobic reactor, J. Fermentation and Bioengineering, Vol. 67, No.3, 200 (1989)
- 6) 宝月章彦、他: 嫌気性処理における発酵温度と処理性能に関する研究、環境技術、Vol.30、No.1 (1989)
- 7) 宝月章彦: 好気性処理との比較における嫌気性処理の特長と適用、環境技術、Vol.19、No.12 (1990)