

目次	CONTENTS
1 <巻頭言> 環境技術の新展開	
2 高圧水吸収法による消化ガスの精製と 天然ガス自動車燃料としての活用	Upgrading of Digester Gas with Pressurized Water Absorption Technology and Use as Vehicle Fuel
8 排水処理設備の遺伝子診断技術	Genetic Diagnosis for Biological Wastewater Treatment Plant
13 サントリー（株）高砂工場殿向 用水・排水処理設備	Process Water Supply System and Wastewater Treatment System for Suntory Takasago Plant
19 日本化成（株）小名浜工場殿向け 排水処理設備性能試験報告	Wastewater Treatment System Delivered to Nippon Kasei Chemical
24 北九州市水道局殿向 上向流式生物接触ろ過施設（穴生浄水場）の 施設概要と運転事例	Up-flow Biological Contact Filter for Removal of Ammonium Nitrogen and Dissolved Manganese for Kitakyushu-City Waterworks Bureau
30 ベルト濃縮機による余剰汚泥 および生汚泥の濃縮	Thickening of Excess and Primary Sludge by the Belt Thickener
36 還元加熱（RH-SP）法による ダイオキシン類汚染土壌処理	Reductive Heating Treatment of Dioxins-contaminated Soil
43 高効率蒸発攪拌装置の混合性能の評価	Evaluation of High Efficiency Evaporating Agitator
47 モデル予測制御に基づく ガス化熔融炉制御システム	Model Predictive Control Systems for Pyrolytic Gasification and Melting Furnaces
54 大型循環流動層焼却炉稼働実績	Performance of Large-scale Circulating Fluidized Bed Sewage Sludge Incinerator
60 新しい構造のフィルタドライヤ	Improvements of Standard Type Filter Dryer
65 製品・技術紹介	

環境技術の新展開



京都大学大学院工学研究科
都市環境工学専攻 教授

工学博士 **津 野 洋**
Hiroshi Tsuno

今、我が国の環境技術は、水処理、汚泥処理およびごみ処理の分野では世界のトップを行っている」と認識している。このすばらしい技術を継承しさらに発展させていくことが健康で文化的で福祉に富んだ社会の構築・維持には不可欠である。環境技術は、その技術がすばらしいものであるとともに、使用され上記のことに寄与してはじめて評価されることも特色である。これは社会的価値判断にも大きく影響される。

いままでの環境技術は、社会的問題や課題が生じた時にその解決の技術に重みが置かれ、経済的価値判断のもとで評価がなされてきた。現在では、より厳しいレベルまでの汚濁物や厄介物の処理は当然として、さらに省エネルギー（二酸化炭素発生量抑制）型や資源・エネルギー回収型であるとの価値判断基準が求められている。しかしながら、高度の処理をすればより多くのエネルギーが必要となる。この問題を解決するには、勿論個々の技術での省エネルギー化を図ることは当然であるが、対象とする技術・システムの境界を広げて考えることと、無効に廃棄されているあるいは未利用の資源・エネルギーを回収することが必要である。この枠組みを考えそれに必要な技術開発の視点を持つことが重要である。

しかしながら、これら技術の使用は直ぐにはなされない。特に我が国では、社会基盤の整備がおおよそなされ、すぐに新しい価値判断に基づく新しい技術が採用されにくい状況にある。循環利用可能として回収した資源も、古い経済観念や流通システムからすると役に立たない（利用価値がない）から捨てていたものであるため、循環利用のルートには乗らない。

ここで意気消沈すれば、もっと厳しい時代に着実に熱意を持って技術開発をして現在を築いた先輩技術者に申し訳ない。発想の境界も広げ知恵を出し努力をすべき時代である。技術開発やシステム開発に、福祉の増進などの市民が付加費用を支払っても良いと考える価値を付与しては如何であろうか。この技術・システム開発がなされればきっと使ってもらえるはずである。いや使う事業が今の社会システムに変わってできるはずである。もう一つの突破口は、市民の環境技術・システムへの応援団を作ることである。きっと、古い経済観念のルートとは異なる循環利用のルートができるはずである。こうなると、問題や課題解決のための発想での技術・システム開発から、夢やヴィジョンを掲げてその達成のための技術・システム開発への新たな展開が始まるはずである。また若者の夢や熱意を存続でき、自動車産業におけるように世界をリードする環境技術・システムが続々生まれるはずである。

高圧水吸収法による消化ガスの精製と 天然ガス自動車燃料としての活用

Upgrading of Digester Gas with Pressurized Water Absorption Technology and Use as Vehicle Fuel



技術開発本部
プロセス技術開発部廃棄物処理室
宮 本 博 司
Hiroshi Miyamoto
技術本部
水処理第一技術部技術室
豊 久 志 朗
Shiro Toyohisa
小 山 忠 志
Tadashi Koyama

下水汚泥消化ガスを高圧水吸収法をもちいて精製することにより、メタン濃度98 %への濃縮と、微量不純物である硫化水素およびシロキサン除去が同時に可能であり、天然ガスなみの高品質なガスがえられることを実証した。また、本実証設備で精製したガスの天然ガス自動車の燃料としての適用性を試験した結果、排出ガスおよび出力性能は都市ガスの場合と同等であることを確認した。

With the water scrubber technology at an elevated pressure it was demonstrated that biogas from anaerobic digestion of sewage sludge was upgraded to natural gas quality; methane content increased from 59.9 % to 98.2 % and hydrogen sulphide decreased from 330 ppm to less than 0.1 ppm. Moreover, siloxane was removed to less than $5\mu\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$. The upgraded biogas was used for testing as fuel of a natural gas vehicle designed to use city gas. The emission and power of the natural gas vehicle using upgraded biogas was approximately same as those of city gas.

Key Words :

下 水 汚 泥
消 化 ガ ス
精 製
高 圧 水 吸 収 法
シ ロ キ サ ン
天 然 ガ ス 自 動 車

Sewage sludge
Digester gas
Upgrading
Pressurized water absorption technology
Siloxane
Natural gas vehicle

ま え が き

下水道は公共用水域の水質保全に大きな役割を果たしている一方で、下水処理においては多くの電力を消費しており、国内の総消費電力の約0.6 %を占めている。そのため、下水道における温室効果ガスの排出抑制を積極的に推進することが求められており、なかでも、未利用エネルギーである消化ガスの有効利用は、有効な手段のひとつと考えられている。¹⁾

消化ガスとは、排水の浄化にともなって発生する汚泥を嫌気性発酵、いわゆるメタン発酵によって減量化する過程で発生する可燃性ガスで、メタンと二酸化炭素を主成分としている。下水汚泥由来の消化

ガスはカーボンニュートラル、すなわち大気中の二酸化炭素量を増加させないという特性を有しており、すでに一部の下水処理場では、ガスエンジン、燃料電池等のコージェネレーション機器の燃料として利用されている。しかし、都市ガスとくらべて発熱量が低く、また、シロキサンなどの不純物の除去が十分でないと、機器に損傷や劣化を引き起こすことが知られている。²⁾ そのため、多くの処理場では、嫌気性発酵槽（消化タンク）加温用ボイラの燃料として利用されるほかは、余剰ガスとして有効利用されことなく焼却処理されている。

そこで、消化ガスの有効利用用途の拡大に資する

ことを目的に、消化ガスを天然ガスなみの高品質な性状に精製する実証設備の実ガスによる運転をおこなうとともに、実際に精製されたガスの天然ガス自動車の燃料としての適用性を調査した。

1. 消化ガス精製装置実証運転

1.1 実証設備

神戸市東灘処理場（東水環境センター）に設置した実証設備の全景を写真1に、フローシートを図1に示す。消化ガスの精製方法は高压水吸収法であり、メタンの水への溶解度が二酸化炭素や硫化水素にくらべて小さく、圧力を上げるほど溶解度の差が拡大する原理を利用して、二酸化炭素と硫化水素を水に吸収させて分離するもので、吸収水には下水処理場で豊富に利用可能な処理水を利用している。

既設消化ガス配管から分岐した脱硫前または脱硫



写真1 実証設備全景

後の消化ガスは、ミストセパレータを通過した後、2段の消化ガス圧縮機によって0.9 MPa（ゲージ圧、以下同様）まで圧縮される。昇圧された消化ガスは、冷却器で圧縮熱が除去された後、吸収塔に下部から供給される。一方、吸収塔の上部からは、給水ポンプで昇圧された処理水（砂ろ過水）が注入される。吸収塔内部には高い気液接触効率を確保するために充てん材が詰められており、消化ガスが吸収塔内を上昇する間に、水への溶解度の差により二酸化炭素および硫化水素が優先的に水に吸収され、吸収塔頂部からは、メタン濃度98%に濃縮されたガスが取出される。この精製ガスは、圧縮天然ガス自動車の燃料容器の充てん圧力である19.6 MPaにおいても結露しないように、大気圧における露点が -70°C 程度以下となるよう水分が除去された後、天然ガス自動車への充てん設備に送られている。また、吸収塔底部から抜出された二酸化炭素等を吸収した水は、減圧タンクにて0.3 MPa程度まで減圧し、水にわずかに溶けているメタンを回収して消化ガス圧縮機の間段に戻した後、水処理設備に返流している。なお、本実証設備の消化ガス定格処理能力は $80\text{ m}^3/\text{h}$ であり、仕様は表1に示すとおりである。

表1 消化ガス精製装置仕様

項 目	内 容
精製方式	高压水吸収法
水供給方式	一過式
消化ガス定格処理能力	$80\text{ m}^3/\text{h}$
吸収塔圧力	0.9 MPa（第二種圧力容器）
吸収塔寸法	内径400 mm×高さ14 m
電動機定格動力	約45 kW
除湿方式	PSA 方式（2塔式）
除湿器吸着材	モレキュラーシーブ

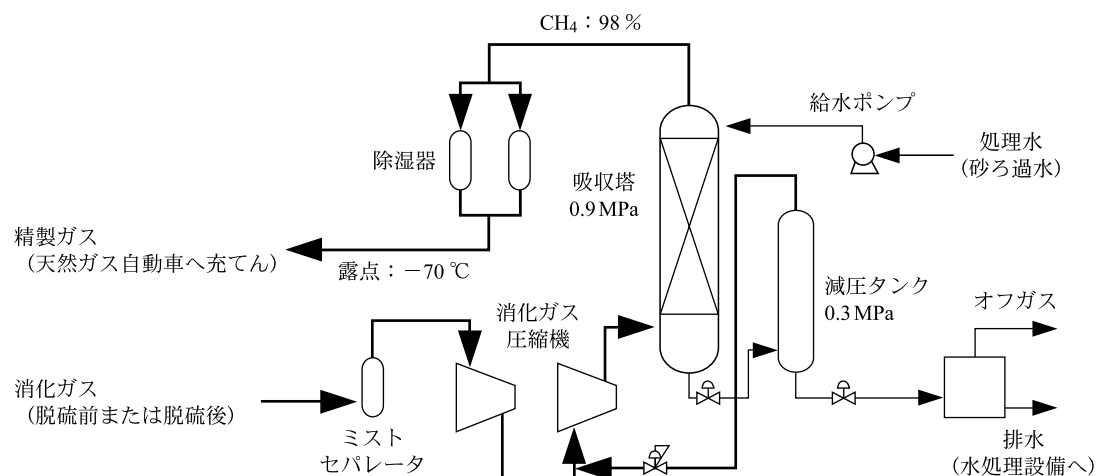


図1 消化ガス精製装置実証設備フロー

表2 ガス分析結果

		消化ガス (脱硫前)	精製ガス
CH ₄	%	59.9	98.2
CO ₂	%	37.0	0.6
O ₂	%	0.4	0.2
N ₂	%	0.8	1.0
H ₂ S	ppm	330	<0.1
高位発熱量 (計算値)	MJ/m ³ _N kcal/m ³ _N	23.9 5 720	39.2 9 370

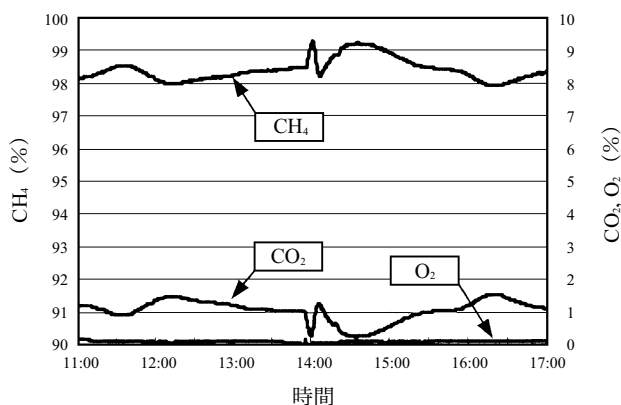


図2 連続分析計による精製ガス性状

1.2 運転結果

実証設備は2004年11月に運転を開始し、当初は脱硫後の消化ガスで運転をおこなった。2005年1月下旬からは、脱硫前の消化ガスに切替えて運転を継続している。

(1) 消化ガス精製装置実証運転結果

脱硫前のガスで実証設備を定格運転した場合の、消化ガスおよび精製ガスの分析結果を表2に示す。この表に示すとおり、脱硫前の消化ガスについて、メタンが98%と高濃度に濃縮できていると同時に、硫化水素も0.1 ppm未満まで除去できている。また、精製ガスの高位発熱量は39.2 MJ/m³_Nであり、これらの値から算出すると、ウォッペ指数は52.1、燃焼速度は35.7であり、ガスグループで12 Aに分類されるガスであることがわかる。

連続分析計で測定した精製ガス成分の経時変化を図2に示す。この図から、精製ガスの性状は、長時間にわたって安定していることがわかる。なお、除湿器がPSA方式のため、運転側と再生側が切替わる時間帯に、グラフの中央部にみられるような若干の変動はあるものの、全般的にゆるやかに変動するだけで、メタン濃度の変動幅は1%程度に収まっている。

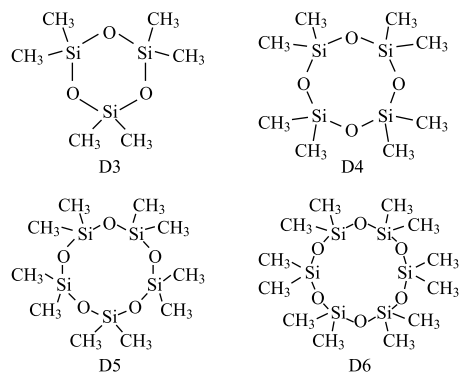


図3 シロキサン構造式

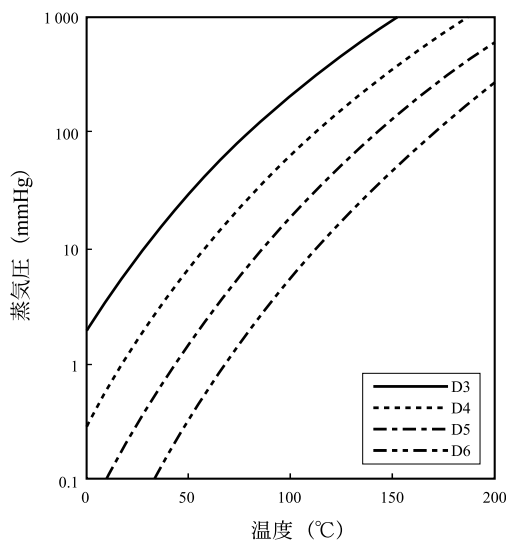


図4 シロキサン蒸気圧

この分析をおこなった際の水温は21℃で、水使用量は20 m³/hであり、そのうち冷却水が3 m³/hであるので、吸収塔への供給水量は17 m³/hであった。単位処理ガス量あたりの水使用量は0.25 m³/m³_Nであり、吸収塔を0.9 MPaという高压で運転することにより、比較的少ない水量で精製が可能になっていることがわかる。また、使用水量が少ないため、処理水中の溶存ガスの精製ガスへの移行量が少なく、このことも高いメタン濃度まで濃縮できている要因のひとつと考えられる。

(2) シロキサン除去結果

下水汚泥消化ガスは、微量不純物としてシロキサンを含んでおり、とくに重合度3から6の環状の重合体が多いことが知られている。³⁾ すなわち、重合度3のヘキサメチルシクロトリシロキサン(D3)、重合度4のオクタメチルシクロテトラシロキサン(D4)、重合度5のデカメチルシクロペンタシロキサン(D5)、および重合度6のドデカメチルシクロヘキサシロキサン(D6)の4種類であり、これらの構造式を図3に示す。これらのシロキサンは、図4に

示すとおり比較的高い蒸気圧を有するため、⁴⁾ シャンプー・リンス等に由来して下水に流入したものの一部が、消化処理の過程で揮散し、消化ガス中に移行している。

これらのシロキサンは水に難溶性であり、スクラバーで水に吸収させて除去するのは従来困難とされてきた。³⁾ そこで、吸収塔を高压で運転することにより、シロキサンを凝縮させて除去できないかと考え、吸収塔の圧力を変化させてシロキサンの挙動を調査した。図5にD3～D6の各物質ごとおよびそれらの総量のシロキサン除去率を示す。なお、このときの吸収塔入口濃度は、D3～D6の総量で12.6～14.5 mg/m³_Nであった。この図から、重合度が大きい物質ほど、また、圧力が高いほど、除去率が高くなっていることがわかる。このことから、圧力が高いほど、また、蒸気圧の関係から重合度が大きい物質ほど、吸収塔内で凝縮しやすく、液滴となったシロキサンが塔内を流下する水と衝突して水とともに落下し、吸収塔下部から排出されていると考えられる。吸収塔圧力0.9 MPaにおいては、D3は低い除去率にとどまっているものの、D4～D6でシロキサン総量の99 %以上を占めているので、シロキサン総量では98 %と高い除去率が確保できている。なお、吸収塔出口においてごくわずかに残存しているシロキサンについては、除湿器において吸着除去されており、精製装置出口においては、D3～D6の4種類とも、今回の分析の定量下限値である5 μg/m³_N未満となっている。

シロキサンの除去についてはすでに吸着方式の有効性が確認されているが、⁵⁾ 今回の実証設備で採用した高压水吸収法の場合、0.9 MPaで運転することにより、吸着材の交換時期の影響を受けることなく、安定した除去性能が確保できると考えられる。また、メタン濃縮と同一の工程で除去できるので、専用の

シロキサン除去装置が不要となる。

2. 天然ガス自動車燃料への適用

2.1 天然ガス自動車

圧縮天然ガス自動車（CNG車）は天然ガスを燃料とする低公害車であり、2005年3月末現在、国内で約2万4千台が普及している。⁶⁾ 燃料である天然ガスは、小型充てん装置あるいは全国約280ヶ所の天然ガススタンドにおいて、気体のまま20 MPaに圧縮して自動車に搭載されたガス容器に充てんすることができる。国内における天然ガス自動車は、天然ガスとして都市ガス13A向けに調整されて出荷されているため、今回の実証設備で精製した12Aに相当するガスが、既存の天然ガス自動車の燃料として利用できるかについての確認をおこなった。

2.2 試験結果

天然ガス自動車燃料としての適用性を調査するため、自動車検査機関において排出ガスおよび動力試験を実施した。試験に使用した車両は総排気量12.088 Lの日産ディーゼル製大型バスであり、排出ガスの適合レベルは平成7年技術指針値である。

試験には4種類のガスを供給した。精製ガス、精製ガス75 % + 都市ガス25 %の混合ガス、精製ガス50 % + 都市ガス50 %の混合ガス、および都市ガスであり、都市ガスには大阪ガス13Aを使用した。各燃料の切替を短時間で確実にこなうため、自動車に搭載されている燃料容器は使用せず、各供試ガスを充てんした容器からエンジンまで直接配管で接続し、燃料の切替をバルブでおこなった。なお、試験の実施にあたって、試験車両の精製ガス向けの調整は、一切おこなっていない。

(1) 排出ガス

図6に示すとおり、技術指針で規定された試験モードであるG13モードにおける排出ガスは、精製ガスと都市ガスのいずれの場合についても、試験車両

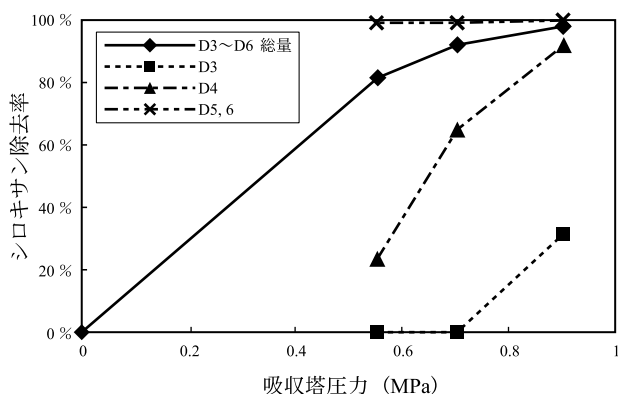


図5 吸収塔におけるシロキサン除去率

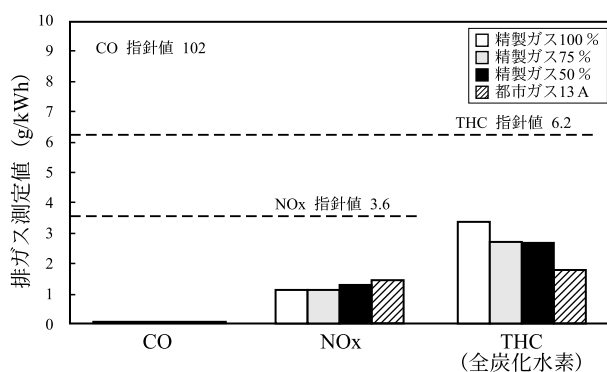


図6 排出ガス試験結果

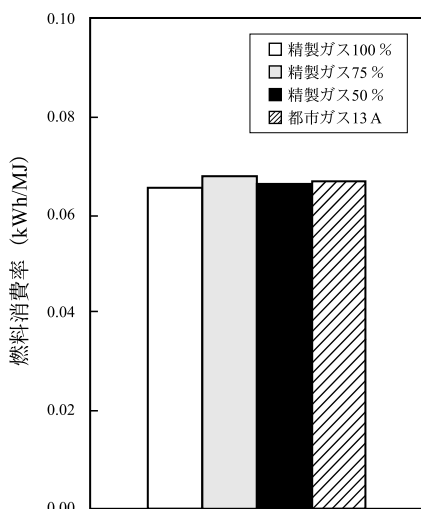


図7 燃料消費率試験結果



写真2 CNGバス 試験走行

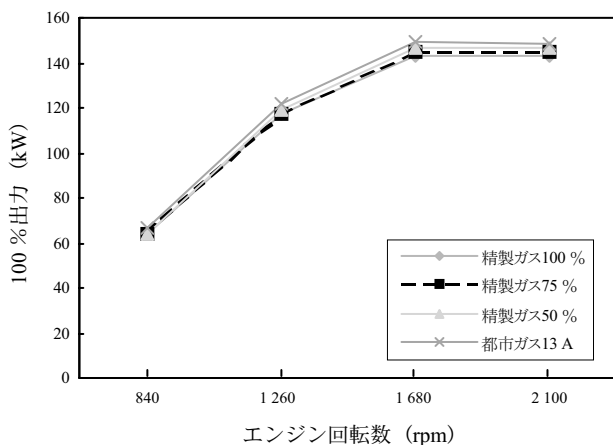


図8 出力試験結果

に対応した平成7年技術指針値を下回る良好な値であった。

(2) 燃料消費率

G13モードにおける二酸化炭素排出値から燃料消費率を算出した。発熱量あたりの燃料消費率は、図7に示すとおり、精製ガスと都市ガスの場合とでは、有意差はみられなかった。

(3) 出力

今回の試験で使用した車の燃料供給方式はミキサー方式であり、燃焼空気流量に応じて絞り（ベンチュリ）で発生する負圧によって燃料ガスが引き出される、シンプルな構造のものであった。そのため、精製ガスの場合に、燃料供給量の制御が適切におこなわれて都市ガスと同等の出力がえられるかを確認するために、出力試験を実施した。

精製ガスは都市ガス13Aにくらべて発熱量が15%程度低いにもかかわらず、図8に示すとおり、出

力の差は最大でも5%程度しかみられなかった。これは、排ガスO₂センサーによって、空燃比が一定となるようにエンジンへの燃料供給量が良好に制御できた、すなわち、発熱量が低い分を供給量の増加によって補うことができたことを示している。燃料性状が都市ガス13Aと大きく異なる場合、制御可能範囲から外れることが考えられたが、今回、精製ガスが天然ガスなみの高いメタン濃度まで濃縮されており、都市ガス13Aとの性状の差が小さかったため、良好な燃料制御性を維持することができたと考えられる。このことから、今回の実証設備で精製されたガスであれば、既存の天然ガス自動車において、熱量調整をしなくても排出ガスおよび走行性能は都市ガス13Aと同等であることが確認できた。なお、最新型の車においては、電子制御式の燃料噴射方式が採用されており、今回の試験車両で採用されていたミキサー方式よりも、燃料性状に対応してきめ細やかに燃料ガス量を制御することが可能となっている。

2.3 試験走行

自動車検査機関における試験によって、本実証設備で精製されたガスを燃料とした場合の排出ガスが技術指針値を満足するとともに、都市ガスと同等の出力がえられることを確認したので、実際に公道での試験走行をおこなった。写真2は大型バスでの試験走行の状況であり、精製ガスが既存のCNG車の燃料として活用できることを実証することができた。

むすび

高圧水吸収法による吸収塔圧力0.9 MPaでの消化ガス精製装置の実証運転結果から、メタン濃度98%のガスが安定して精製できることを確認するとと

もに、硫化水素およびシロキサンの除去がメタン濃縮と同時に可能であることを明らかにした。また、自動車検査機関における試験によって、本実証設備で精製したガスを既存の天然ガス自動車の燃料として使用した場合の排出ガスおよび出力性能は、都市ガスの場合と同等であることを確認した。さらに、精製ガスはシロキサン等の不純物を含まないことから、ガスエンジン等のコージェネレーション機器の燃料として使用すれば、通常の消化ガスを燃料とした場合と比較して、発電・熱回収効率の向上と維持管理費の低減が期待できる。

最後に、本実証実験を共同研究として進めるにあたり、多大なご助言、ご協力をいただいた神戸市建設局下水道河川部、東水環境センターの関係各位に、深く感謝の意を表します。

[参考文献]

- 1) (社)日本下水道協会：下水道における地球温暖化防止実行計画策定の手引き (1999)
- 2) G.R. Herdin, F.Gruber, R.Kuffmeier, A.Brandt: ASME 2000 Spring technical conference, Solutions for Siloxane Problems in Gas Engines Utilizing Landfill and Sewage Gas (2000).
- 3) 山田昭捷・竹尾義久・柴田康平：シロキサンに着目した脱硝・脱臭触媒の劣化，下水道協会誌，Vol.32，No.389 (1995)，pp.76-88
- 4) D.F. Wilcock: Vapor Pressure-Viscosity Relations in Methylpolysiloxanes, J. Am. Chem. Soc., Vol.68 (1946), pp.691-696.
- 5) 伴浩之・宮本博司・立石雅孝・佐々木理・岡田和人・古谷敦志：下水汚泥消化ガスコージェネレーションシステム，R & D 神戸製鋼技報，Vol.53，No.2 (2003)，pp.51-54
- 6) (社)日本ガス協会ウェブサイト，
<http://www.gas.or.jp/default.html>

排水処理設備の遺伝子診断技術

Genetic Diagnosis for Biological Wastewater Treatment Plant



技術開発本部
水汚泥技術開発部汚泥処理室
山下 哲生
Tetsuo Yamashita
赤 司 昭
Akira Akashi
(医学博士)

排水処理設備の維持管理手法について、従来の経験と勘に頼る汚泥濃度管理に代わり、指標細菌を管理することで精度よく水質を管理する手法を開発した。火力発電所から排出される窒素含有排水を処理する硝化脱窒処理設備の活性汚泥中に含まれる微生物をモニタリングした結果、脱窒槽に含まれる亜硝酸還元細菌の細菌数と処理水質との間に非常に高い相関性があることが判明した。これにより亜硝酸還元細菌あたりにかかる窒素負荷を管理することにより精度の高い水質管理、および窒素負荷に対する処理水質の予測が可能になった。

A diagnostic process using indicator organism was developed for biological wastewater treatment plant. Monitoring made on the behavior of some bacteria contributing to removal of nitrogen contained in the activated sludge of the plant of a thermal power station observed a high correlation between the count of nitrite-reducing bacteria and treated water quality. The process is composed of periodical determination of bacterial counts followed by adequate control of inlet nitrogen load as well as methanol injection as organic source. This will assure prompt and optimum operation and forecast the quality of treated water by inputting forecast inlet.

Key Words :

分子生物学的手法
c-PCR
指 標 細 菌

Molecular biological technique
Competitive polymerase chain reaction
Indicator bacteria

ま え が き

生活排水や工場等からの排水は、活性汚泥法等の微生物処理が広く実施されている。通常、微生物による排水処理設備を維持管理する場合は、流入する排水の負荷に対して適切な微生物量、たとえば活性汚泥量を処理設備内に保持することが重要とされている。活性汚泥の濃度は主に浮遊性物質（SS）として管理され、活性汚泥に含まれる様々な微生物群を一塊の固形分として取扱っている。排水処理設備にかかる負荷の変動や水温低下などの阻害要因により排水処理状態が悪化した場合、汚泥に含まれる細菌の種類や菌数に変化が起きることは一般的に知られている。しかしながら活性汚泥量の管理からはその変化を情報として与えることは困難である。そのた

め、処理状態が悪化した場合の運転管理は過去の経験や勘などを元に精通した管理者の頭脳に頼らざるをえないのが実情であった。その問題点の一つとしては、微生物による排水処理設備を管理するための明確な管理指標が無かったことが挙げられる。

近年、定量 PCR 法や T-RFLP 法などの微生物の分子生物学的手法に基づく解析技術の向上により、特定の細菌の種類、菌数を迅速かつ精度良く把握することが可能になった。¹⁾ 従来からも培養法や顕微鏡観察により細菌の種類や菌数を測定することは可能であったが、長い時間を要することやさらなる専門知識と熟練を要することから、日々変化する排水処理設備の管理指標として適用することは困難であった。

本開発では排水処理設備の運転状況をオペレータが客観的に評価できる管理指標を確立するため、排水処理設備に存在する微生物の遺伝子情報をモニタリングし、その情報に基づいて生物処理を維持管理するシステムの確立を目的としている。それにより処理性能に寄与する「指標細菌」を明確にし、指標細菌の菌数・体調を維持管理してオペレータの作業負担を軽減する次世代型水処理管理システムの確立を目指す。本稿では火力発電所における生物学的硝化脱窒処理設備にてシステムを検討した例について報告する。

1. 方 法

1.1 排水処理設備の概要

火力発電所排水処理設備のフローシートを図1に

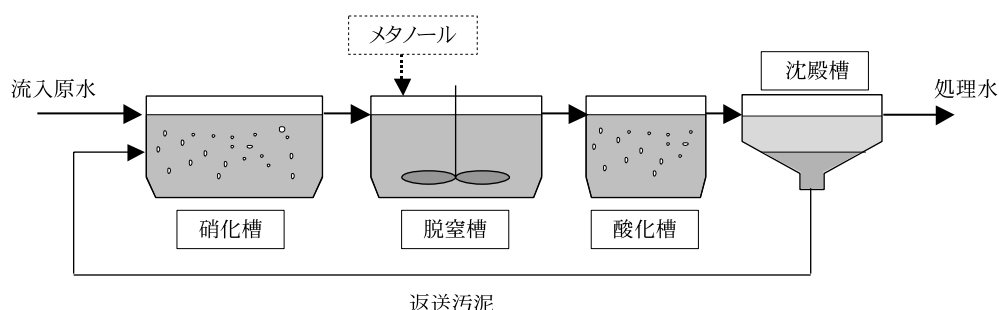


図1 火力発電所排水処理設備のフロー

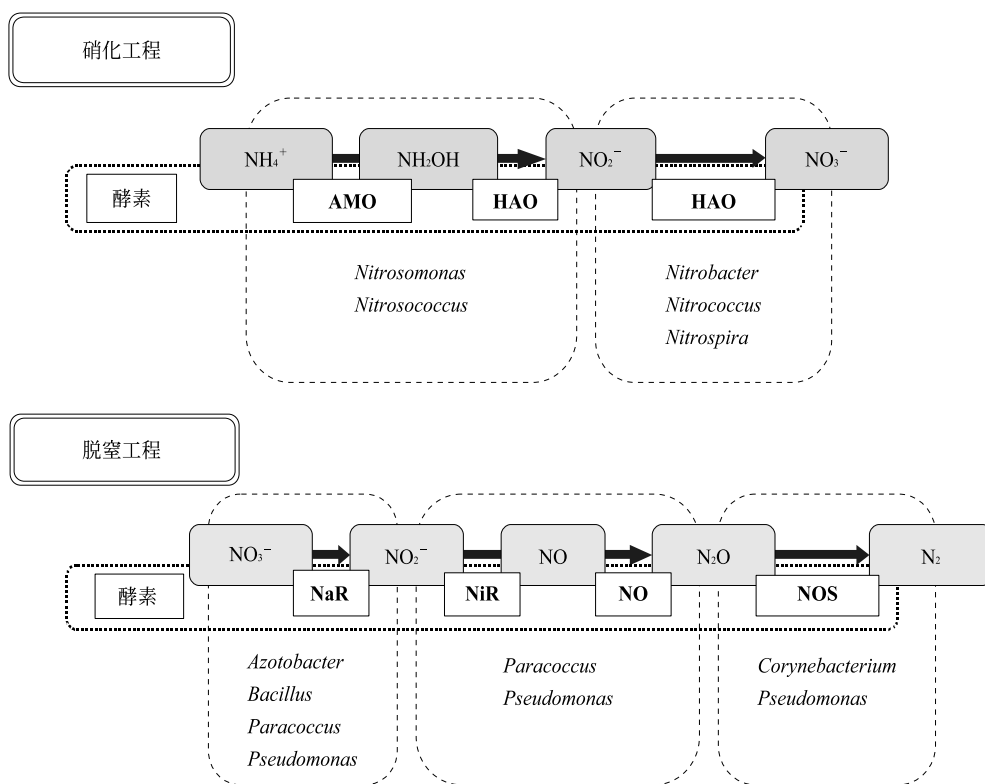


図2 窒素除去工程と硝化・脱窒に寄与する微生物

示す。排水は主に石炭を燃焼させたボイラ排気の脱硫排水や復水脱塩装置の再生排水より発生し、主にアンモニアや硝酸が含まれる窒素含有排水であり、これらを生物学的硝化脱窒法により除去をおこなっている。窒素含有排水はまず硝化槽へ流入し、アンモニアが硝酸態の窒素に酸化される。次に脱窒槽で窒素ガスに還元され、脱窒槽で残存した有機物は後段の酸化槽で除去される。その後沈殿槽で固液分離した後、窒素成分を除去した処理水は後段の物理化学処理工程に送られる。

1.2 硝化脱窒工程

生物学的硝化脱窒法の硝化脱窒工程は図2に示したとおり、アンモニアが酸化される硝化工程と硝酸態の窒素が還元される脱窒工程が単一の細菌でなく

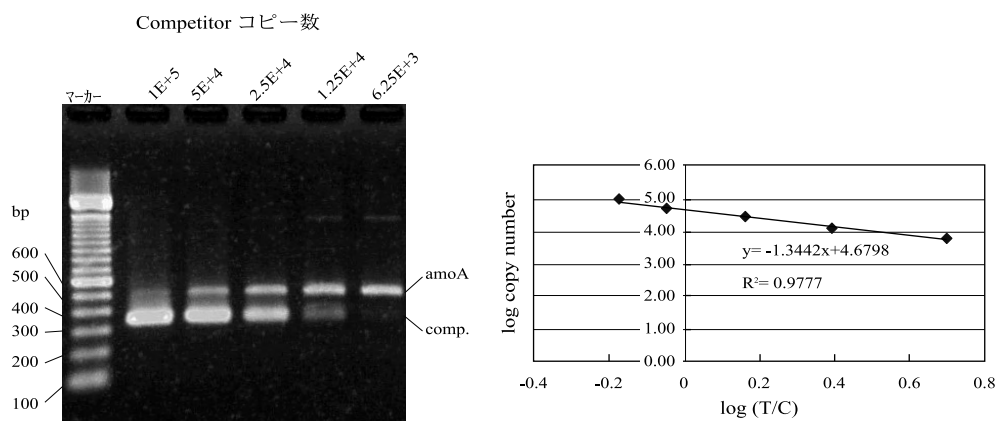


図3 c-PCR 法によるアンモニア酸化細菌数計測の実施例

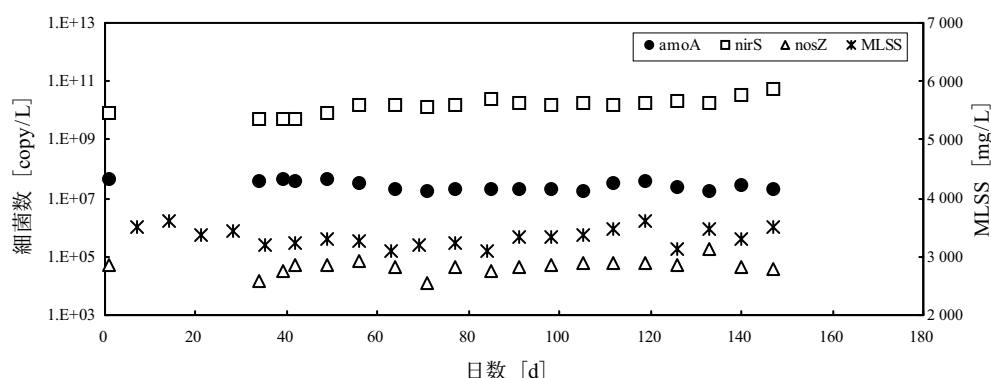


図4 各細菌数と MLSS 濃度の推移

活性汚泥に存在する複数の細菌の働きで処理がおこなわれている。硝化工程の中ではアンモニアを亜硝酸まで酸化する *Nitrosomonas* や *Nitrosococcus* 等のアンモニア酸化細菌が硝化工程を司る重要な細菌であることが知られている。また脱窒工程では反応条件により起こりうる亜硝酸型硝化脱窒においても必ず経由する亜硝酸を一酸化窒素に還元する *Paracoccus* や *Pseudomonas* などの亜硝酸還元細菌、および最終的に窒素まで還元をおこなう *Corynebacterium* 等の亜酸化窒素還元細菌が重要細菌と考えられる。そこで本稿ではアンモニア酸化細菌、亜硝酸還元細菌および亜酸化窒素還元細菌について調査をおこなった。

1.3 細菌の定量方法

細菌の定量は c-PCR (競合 PCR: competitive PCR) 法によりおこない、アンモニア酸化細菌は *amoA* 遺伝子²⁾、亜硝酸還元細菌は *nirS* 遺伝子³⁾、亜硝酸還元細菌は *nosZ* 遺伝子⁴⁾ 数を測定した。サンプルはアンモニア酸化細菌の定量には硝化槽の汚泥を、亜硝酸還元細菌および亜酸化窒素還元細菌の定量には脱窒槽より汚泥を収集し、市販の DNA 抽出キットにより活性汚泥に含まれる全細菌の DNA

を抽出・精製した。精製した DNA にターゲット遺伝子を検出するために設計された塩基配列を有するプライマーをもちいて PCR 法により増幅し、それと同時にコピー数が既知の competitor を同時に増幅させた。これらの増幅した DNA をゲル上で電気泳動させた後エチジウムブロマイド染色をおこない、電気泳動ゲル撮影から蛍光強度を測定してターゲット遺伝子と遺伝指数が既知の competitor を比較して目的細菌の定量をおこなった。図3にアンモニア酸化細菌 (*amoA*) をターゲットにした c-PCR の実施例を示す。

2. 結果および考察

2.1 細菌数の挙動

調査対象の排水処理設備における管理指標となる細菌を検討するために、アンモニア酸化細菌、亜硝酸還元細菌、亜酸化窒素還元細菌の菌数を5カ月間継続的にモニタリングした。図4に細菌数および排水処理設備の MLSS 濃度の推移を示す。調査をおこなった期間ではアンモニア酸化細菌数および亜酸化窒素還元細菌数はほぼ横ばいであったが、亜硝酸還元細菌数は活性汚泥 1 L あたり 10^9 copies から 10^{10} copies オーダーへと約 1 オーダー増加する傾向

にあった。なお調査期間中の MLSS 濃度はほぼ横ばいで、汚泥濃度はほぼ一定であった。

2.2 細菌数と処理水質との相関

通常の排水処理設備での維持管理では活性汚泥あたりにかかる負荷により実施されることが多いが、ここでは個別の細菌数の測定結果をもちいて、それぞれの細菌の菌数あたりにかかる窒素負荷を算出した。図5～7にアンモニア酸化細菌、亜硝酸還元細菌および亜酸化窒素還元細菌 1 copy あたりにかかる全窒素負荷 (mg-T-N/copy・d) と処理水の T-N の相関を示す。通常は排水処理にかかる負荷が高くなるほど処理水の T-N は上昇する傾向にあるが、図6に示す亜硝酸還元細菌の菌数あたりの窒素負荷が上昇した際に処理水の T-N が上昇する相関性ももっとも高かった。これは図5、7に示したアンモニア酸化細菌や亜酸化窒素還元細菌は流入の窒素負荷との相関がまったくない訳ではないが、現状の窒素負荷であれば十分な細菌数が排水処理設備内に存在しているか、もしくは負荷の変動に細菌の増殖が十分に追従していると考えられる。しかし、図6に示した亜硝酸還元細菌は、負荷が増加するに従い処理水の T-N が上昇する傾向にあることから、亜硝酸から一酸化窒素への還元工程が本排水処理設備において律速段階にあると考えられた。つまり亜硝酸還元細菌の菌数や活性を適切に維持管理することにより、本排水処理設備を安定して運営管理することが可能になると考えられた。

3. 排水処理設備の生物診断システム

3.1 生物診断システムの作業フロー

調査結果から排水処理設備に存在する多くの種類の細菌の中で、処理性能を左右するキーとなる管理指標細菌の存在が明らかになった。この管理指標細菌の挙動を追跡することにより排水処理設備を容易に維持管理できる生物診断システムを以下に提案する。生物診断システムの一連の作業フローを図8に示し、調査をおこなった火力発電所排水処理設備を例に解説する。

① 定期診断

排水処理設備の汚泥をサンプリングして c-PCR 法等により管理指標である亜硝酸還元細菌の菌数を測定する。分析機関より菌数の測定結果を受け取り菌数を把握する。管理者側の手間はサンプリングして結果を受け取るだけなので従来の汚泥濃度 (SS) を管理する場合と同様である。また結果も 2 日程度で受け取ることが可能であり従来と同様のタイムラグで維持管理が可能である。

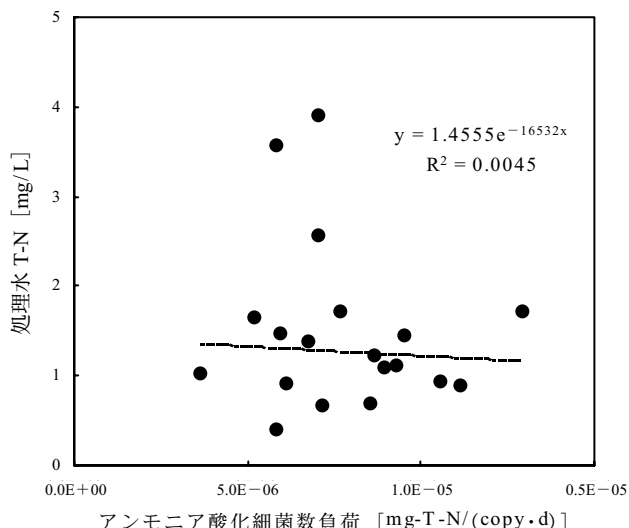


図5 アンモニア酸化細菌数負荷と処理水質の相関

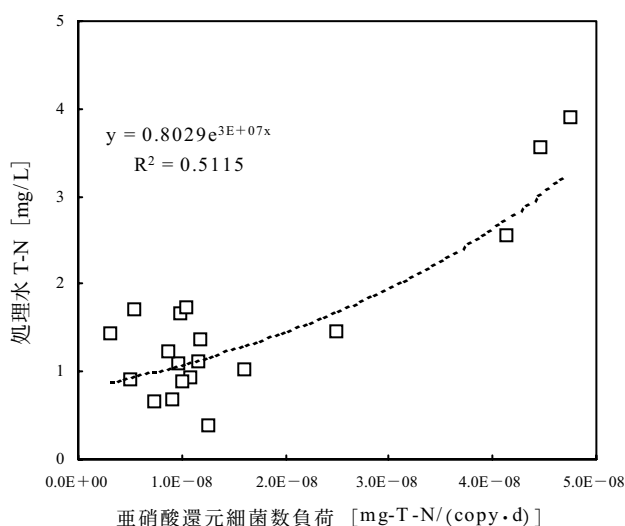


図6 亜硝酸還元細菌数負荷と処理水質の相関

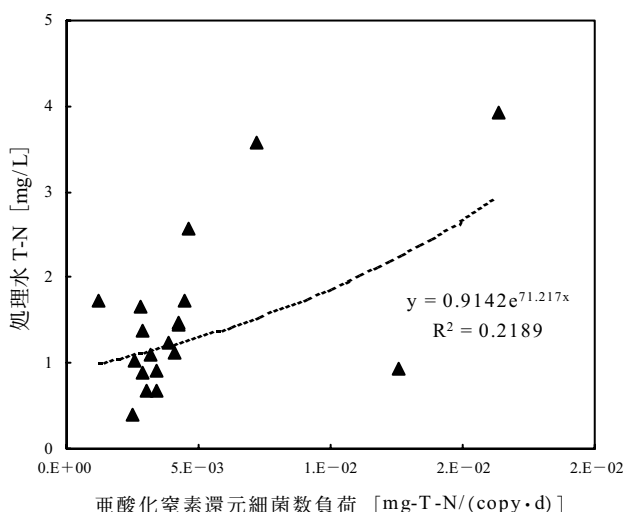


図7 亜酸化窒素還元細菌数負荷と処理水質の相関

② 負荷の管理

亜硝酸還元細菌数の測定結果から、現状の流入負荷に対する菌数あたりの負荷を算出する。図6との比較をおこない、現在の菌数負荷での運転でえられる処理水質を確認する。菌数負荷という客観的指標に基づいて管理をおこない、負荷に余裕があればそのまま運転を継続する。

③ 運転調整

図6より確認した処理水質が期待する水質に対して余裕がない場合は、亜硝酸還元細菌を増殖させて菌数負荷が小さくなるように運転調整をおこなう。調整方法は排水処理設備により異なるが、本排水処理設備における管理指標の亜硝酸還元細菌は従属栄養細菌に属するため有機源となるメタノールの添加量を調整することにより菌数を増加させることが一例としてあげられる。

3.2 生物診断システムのメリット

① 迅速な運転管理

汚泥中に含まれる特定の管理指標細菌の数が減少しても汚泥濃度にはほとんど反映されないか、もしくは反映されるまでに相当の遅れが発生する。しかし、管理指標細菌を直接管理することで、排水処理性能が悪化する前に運転調整をおこない水質の悪化を回避することが可能である。

② 水質の予測が可能に

図8に示したとおり、現状の負荷や管理指標細菌数から状況把握が可能であるが、今後予測される負荷を入力することにより、現状の運転状況で達成できる水質をあらかじめ予測することが可能になる。

③ 運転方法の最適化

排水処理の運転状況に非常に余裕がある場合、処理水質は安定する反面、管理指標細菌を維持するためのコストが高くなる。生物診断システムでは必要十分な管理指標細菌をモニタリングしながら、それを維持するための栄養やエネルギーを加えればよくランニングコストの低減が図れる。

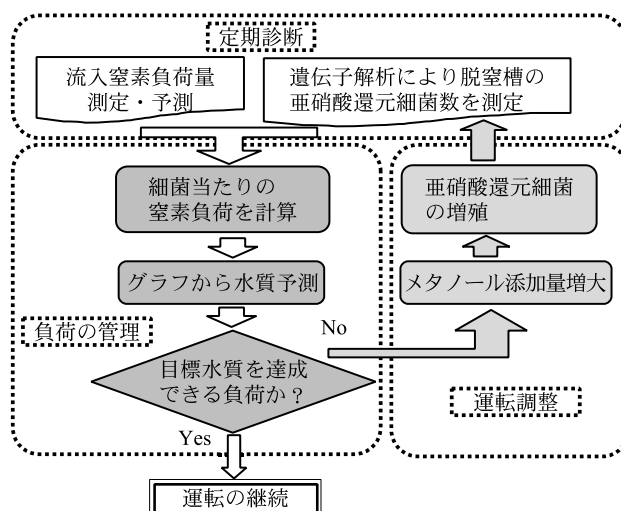


図8 生物診断システムの作業フロー

むすび

従来の排水処理設備の維持管理ではオペレータが状況を客観的に判断できる情報が少なく、経験に頼らざるをえなかった。しかしながら遺伝子診断システムを適用すれば、解析精度の高い微生物遺伝子情報をベースとして細菌数負荷という客観的な管理指標を基に管理できることから経験の少ないオペレータでも排水処理の維持管理が可能になる。また遺伝子診断技術も高速化・高精度化が日々進んでおり、より多くの種類の微生物を管理することも容易になるであろう。今後は排水性状に対する有用微生物のデータベースを蓄積するとともに、排水処理のみならずメタン発酵プロセスやバイオレメディエーションによる汚染土壌浄化技術などの環境微生物による処理プロセス全般への展開を図る。

【参考文献】

- 1) 赤司昭, 神鋼パンテック技報 Vol.45, No.2 (2001), p.10
- 2) Appl. Environ. Microbiol. 63 (1997), p.4 704
- 3) Appl. Environ. Microbiol. 64 (1998), p.3 769
- 4) FEMS Microbiol. Lett. 162 (1998), p.61

サントリー(株)高砂工場殿向 用水・排水処理設備

Process Water Supply System and Wastewater Treatment System for Suntory Takasago Plant



技術本部
水処理第三技術部技術室 護
水 口
Mamoru Mizuguchi
藤 嶋 均
Hitoshi Fujishima
星 住 勝 彦
Katsuhiko Hoshizumi

サントリー(株)高砂工場は最新の清涼飲料工場である。当社は場内用水を供給する用水設備および生産品目の多様性に対応する排水処理設備を納入し、現在順調に稼動している。とくに、担体をもちいた好気性処理設備(PABIO MOVER)とその前処理設備である嫌気性処理設備(PANBIC-H)の導入によって原水水質変動に対しても安定した排水処理が継続でき、放流規制値よりも厳しく設定した工場自主規制値を達成できている。

Together with a process water supply system, a wastewater treatment system was delivered to Suntory's Takasago plant that produces a variety of soft drinks. The system effectively combined with an aerobic system (PABIO MOVER) using biomedica and anaerobic system (PANBIC-H) as pretreatment has been operating stably against fluctuating quality of inlet wastewater, achieving the Suntory's effluent requirement that is much stricter than the municipal regulations.

Key Words :

イオン交換樹脂
嫌気性処理
好気性処理

Ion exchange resin
Anaerobic treatment
Aerobic treatment

まえがき

サントリー(株)高砂工場は兵庫県高砂市に1999年に建設された最新鋭の飲料工場である。工場操業開始時より廃棄物の再資源化100%の達成、風力・太陽光発電、工程用水の循環再利用等、積極的な省資源・省エネルギーを推進しており、2002年には廃棄物などの資源循環活動が高く評価され、「リデュース・リユース・リサイクル推進功労者等表彰」において農林水産大臣賞を受賞した。この賞は循環型社会に向けて3R運動に率先して取り組み、継続的な活動を通じて顕著な実績をあげている個人、グループおよ

びとくに貢献の認められる事業所等を表彰するものであり、当該年度は高砂工場が唯一の受賞であった。

高砂工場へは、1999年の工場建設時(1期工事)に生産ラインおよび場内各所へ純水、ろ過水を供給する用水処理設備と、生産ラインからの排水を処理する排水処理設備を納入している。

その後生産品目の変更にとまなう排水負荷増に対応するため2001年度に排水設備を増強(1.5期工事)し、これまで順調に稼動していた。今回2期工事として、工場の生産ライン増強が決定したことにとまなう、用水・排水設備とも増設された。

2期工事は2004年より設備検討を開始し、2004年秋に工事着工、2005年春に本稼動を開始した。

本稿では、今回の2期工事における増強内容と用水・排水の各処理設備の概要を紹介する。

1. 用水処理設備

1.1 設備概要

フローシートを図1に示す。用水処理設備は、主に製品を生産するためにもちいられる純水、および主に冷却水にもちいられるろ過水を製造、供給する設備であり、①井水处理設備、②純水設備、③工水处理設備に大別される。

次項に、各設備の主要プロセスについて説明する。

1.2 井水处理設備

井水中に含まれる鉄、マンガンおよび濁度を除去することを主目的とした設備であり、除Fe、除Mn塔をもちいて処理をおこなっている。

本装置はろ材として上層にアンスラサイト、下層に特殊ろ材であるフェロライトをもちいたろ過器である。原水中に含まれるフミン酸等の溶解性・コロイド状の有機物や鉄分およびマンガン、次亜塩素酸ソーダを注入して酸化させ吸着ろ過にてこれらを除去する。鉄は次亜塩素酸ソーダ注入のみで容易に酸化されるが、有機物やマンガンは水質条件およびその形態によっては不十分な酸化状態のままろ過器に流入するが、特殊ろ材が触媒的に作用することで酸化・吸着除去を可能としている。

1.3 純水設備

純水装置は、活性炭吸着塔、およびイオン交換塔で構成されている。

純水原水はまず、活性炭吸着塔にて原水中の残留塩素および有機物が除去され、その後イオン交換塔にて原水中のイオンが除去され、純水として生産設備へ供給されている。イオン交換塔は、単床式向流再生型2床2塔式を採用しており、各塔内は2層に分かれており、上層はイオン交換樹脂のぎっしり詰まった、いわゆるパッキドベッドとなっている。特長は以下のとおりである。

① 上向流通水のため圧力損失の上昇が緩やかで逆洗頻度が少なくすむ。

② 再生時の薬品注入を下向流とすることで均一なピストン流で流れるため再生効率に優れており、従来の並流方式と比較して再生廃液が少ない。

③ 上層のイオン交換樹脂は固定されているので、断続運転をおこなったときにも処理水への影響が少ない。

1.4 工水处理設備

工水中の濁度およびCOD除去をおこなったろ過水の製造・供給をおこなう設備であり、凝集ろ過器および活性炭吸着塔により構成されている。

表1 設備設計条件

<1期納入設備 設計条件>

	原 排 水	放 流 水
水量 (m ³ /d)	1 230	
pH	5-8	5.8-8.6
SS (mg/L)	148	5
BOD (mg/L)	587	5
COD (mg/L)	587	8

<1.5期納入設備 設計条件>

	原 排 水	嫌気処理水
水量 (m ³ /d)	1 230	
pH	2-8	5.8-8.6
SS (mg/L)	100-460 (200)	—
BOD (mg/L)	180-4 250	<600
COD (mg/L)	230-2 950	—

() 内は平均値、BOD 負荷量は3 400 kg-BOD/d 以下

<2期納入設備 設計条件>

	原 排 水	放 流 水
水量 (m ³ /d)	2 130	
pH	2-8	5.8-8.6
SS (mg/L)	200	5
BOD (mg/L)	<2 000	5
COD (mg/L)	<2 000	8

BOD 負荷量は3 400 kg-BOD/d 以下

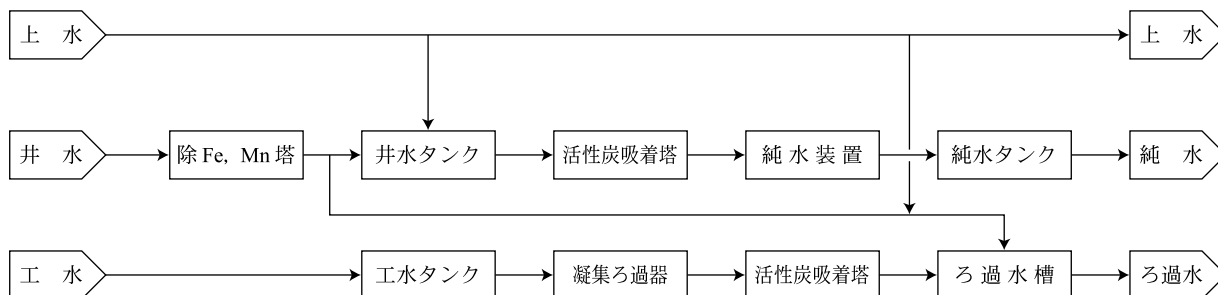


図1 用水処理設備フロー

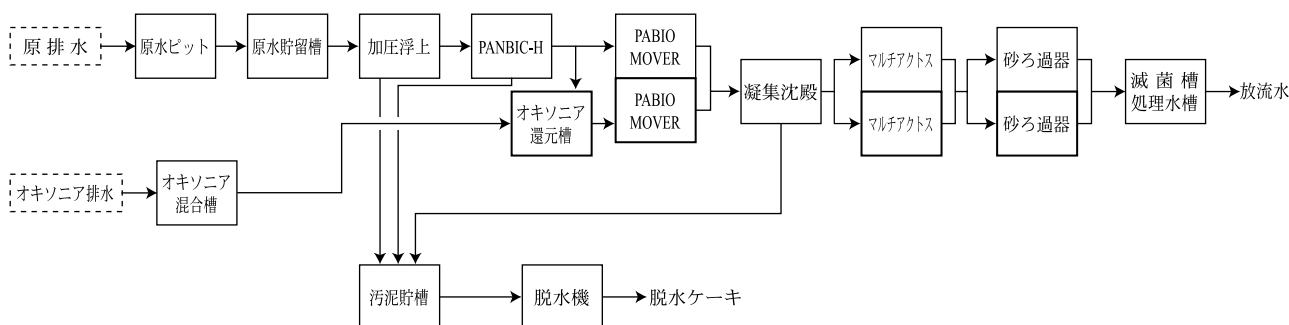


図2 排水処理設備フロー

まず凝集剤として PAC を注入し、原水中の懸濁物質を凝集させ、凝集ろ過器にて濁度の除去をおこなう。

その後、活性炭吸着塔にて COD 除去をおこない、処理水の滅菌のために次亜塩素酸ソーダを注入し、ろ過水として供給される。

2. 排水処理設備

2.1 設備概要

表1に各期工事の設備設計条件、フローシートを図2に示す。原水はロット切替え時の設備洗浄排水が主なものであり、生產品目によって水質が変化する。2期のライン増強により排水設備への受け入れ水量は増えることとなったが、生產品目が変わってきたこともあり、排水総負荷としては1.5期建設時と同様の条件とした。

また、高砂工場は瀬戸内海に面し総量規制が適応される工業地域にあるため厳しい放流基準が求められる立地にある。今回の増強において1.5期まではなかった種類の排水が追加されており、設備検討を実施するにあたっては、処理水水質は1.5期と同じとし、かつ安定した処理で必要最小限の設備追加となるよう2期設備の検討を実施した。

次項に構成する主要設備プロセスの特長と2期増設での設備変更点を示す。

2.2 PANBIC-H システム

図3に PANBIC-H システムの概念を示す。PANBIC-H システムは嫌気リアクタ、分離槽、汚泥返送手段より構成される当社独自の嫌気性処理設備である。本設備は UASB（上向流嫌気性スラッジランケット）方式と同様にグラニュールにより嫌気処理をおこなう装置で、UASB 方式よりもさらに高負荷処理を可能とするものである。UASB 方式のように内部に GSS（Gas-Solid Separator）は装着されおらず、次のようなプロセスで有機物の分解・ガスの捕集・グラニュールの流出防止をおこなっている。

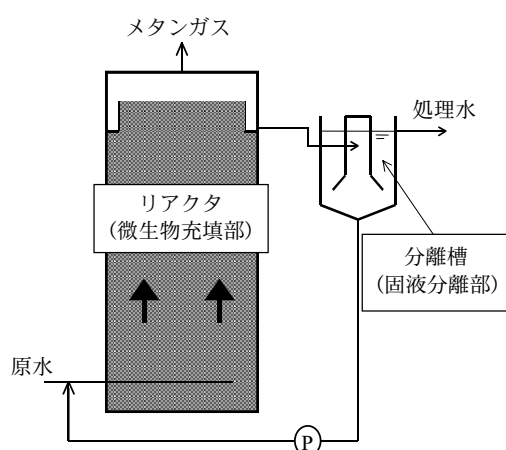


図3 PANBIC-H システム概念図

- ① 排水はリアクタ下部より導入され、グラニュール層を上向流で通過する。ここで有機物はメタンガスと二酸化炭素に分解される。
- ② 発生したガスはリアクタ内を上昇し、リアクタ上部で捕集され、ガス利用設備へ導かれる。
- ③ 有機物を除去された液はリアクタ上部より流出する。この時グラニュールの一部は処理水とともに流出する。
- ④ 流出液中のグラニュールは後段の分離槽で沈降分離され、ポンプにてリアクタに返送される。

このような構成を採用したことにより、従来の UASB と比較して大幅に能力アップが実現した。

- ① 高負荷への対応と装置のコンパクト化
(全容積は UASB の 1/3)

- ② 省スペース化
(UASB の 1/2)

これらの優れた要因に合わせて、嫌気性処理の有する特長である、

- ① 好気性処理と比較してランニングコストが安い
- ② 原水の濃度変動に対して安定している

ことにより、1.5期増設設備に PANBIC-H システムが採用された。

2期増設では、排水総負荷に変更が無かったことから、嫌気設備部分については水量増に対応する設備改造を実施した。

2.3 オキシニア処理設備

近年、飲料水や食品の生産に際して滅菌処理を厳格におこなう観点から、過酸化水素や過酢酸等の過酸化物がもちいられることが一般的となってきた。高砂工場でも今回、過酸化水素と過酢酸の混合物である過酸化物含有排水（通称：オキシニア排水）が排出されることとなり、処理設備の設置が必要となった。

オキシニアの過酢酸は、還元すると酢酸となるため、処理するためには通常生物処理を必要とするが、過酢酸のままであると殺菌作用があり、結果として微生物に阻害性を持つこととなる。したがってそのまま生物処理すると、微生物が死滅してしまう。生物阻害性については過酸化水素も同様である。

そこで、オキシニアは事前に分解しておく必要があり、その手段としては、従来では重亜硫酸ナトリウム、チオ硫酸ナトリウムや鉄化合物等の還元剤をもちいる方法や、活性炭の触媒をもちいる方法が採用されていた。

しかし、還元剤をもちいる方法では全体の処理コストが高くなり、かつ還元剤を添加する分、後段の汚泥量も増加するという問題点があった。また、活性炭についても高濃度過酸化物の処理であり、発泡等安定運転の面で懸念される問題があった。

今回は、これまでに無い新しい処理方式として、嫌気処理水のもつ還元力を利用して、オキシニア原水と嫌気処理水を意図的に混合することでオキシニア中の過酸化物を除去する方法を採用した。

混合後処理された排水は後段の好気処理（PABIO

MOVER）にて処理している。

2.4 PABIO MOVER（パビオムーバー）

本設備は曝気槽又は脱窒槽に特殊形状担体を充填し、曝気または攪拌のもとで流動させる方式の高効率有機排水処理装置である。写真1に担体写真、図4に概念図を示す。本設備は高砂工場の水質変動を十分に考慮した処理方式で数多くの特長を有している。主なものとしては次の点があげられる。

- ① 環境に適した微生物の活用と担体を流動させることにより、大きな接触効果がえられ高負荷処理が可能である。
- ② リアクタ内の担体に付着した微生物で処理するため、返送汚泥が不要である。
余剰汚泥は小さいSSとなって流出するが、沈殿池などで除去できるためバルキングの心配がない。
- ③ 下水道放流から公共水域放流まで目的に合わせた処理水が容易にえられる。
- ④ 食品、化学、紙・パルプ、下水等広い範囲の排水に適用できる。
- ⑤ 既設の曝気槽や遊休タンクなど様々な形状の水槽を転用することができるため、既設設備を有効利用し、能力増強を図ることが可能である。
- ⑥ 担体の目詰まりの心配はまったくなく、他の生物ろ過法、固定床法のような逆洗操作は一切不要である。

今回の2期増設では、1期で設置したPABIO MOVERを嫌気処理水の専用処理ラインとし、オキシニア処理水専用のPABIO MOVERを新規に設置した。

2.5 マルチアクトス

本設備は、凝集沈殿処理水を砂ろ過設備と合わせて、放流水質までの仕上げ処理（COD・色度除去）

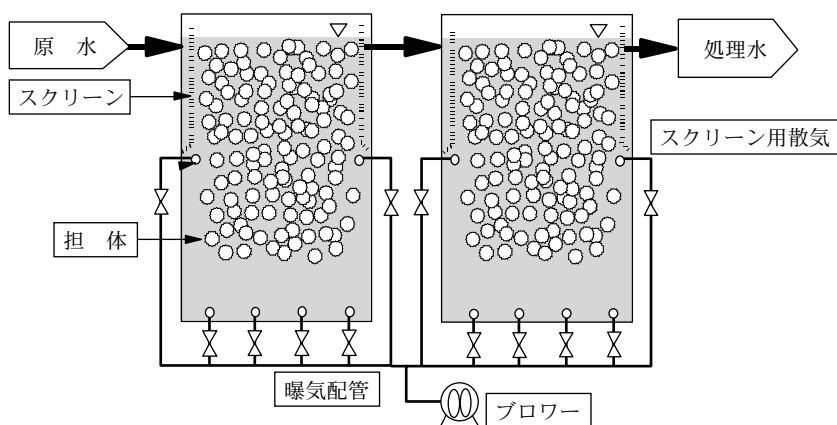


図4 PABIO MOVER 概念図

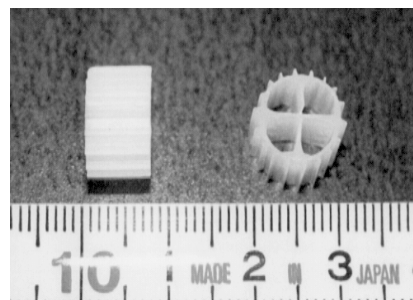


写真1 PABIO MOVER 担体写真

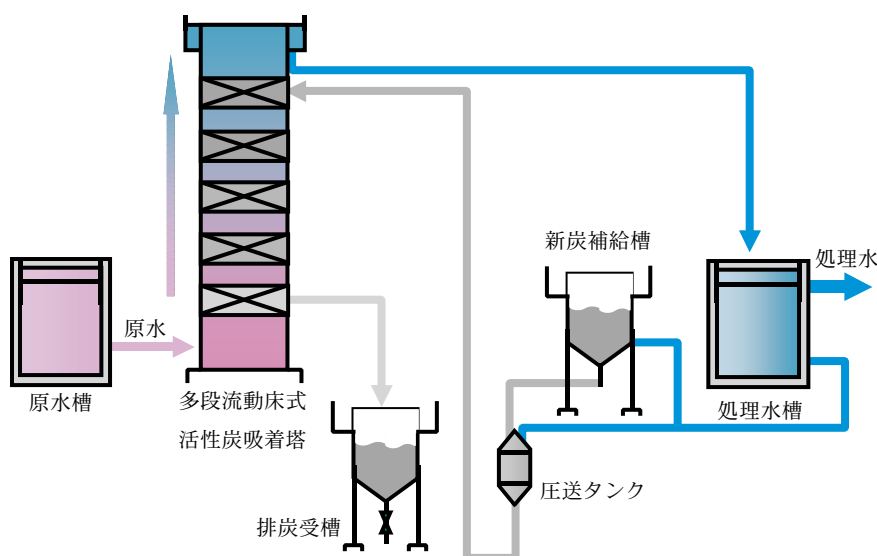


図5 マルチアクトス プロセスフロー

をおこなう多段流動床式活性炭吸着装置である。図5にプロセスフローを示す。本設備の特長は次のとおりである。

- ① 小粒子の活性炭を利用するため、吸着速度が大きく、かつ活性炭の利用率も高い。
- ② 活性炭は、常に排水と向流接触状態にあり、また、デッドスペースの少ない内部構造により、接触効率が低い。
- ③ 活性炭の供給量を調整することによって、原水の水質が変動しても処理水質を維持できる。
- ④ 活性炭の利用率が高くとれるため、ランニングコストが低い。
- ⑤ 1塔多段式であり、吸着速度が大きいので、装置がコンパクトになり設置面積が小さい。
- ⑥ 流動式であるため、原水中の懸濁物質による床閉塞が無く、固定床のような逆洗装置が不要である。
- ⑦ 全自動シーケンスによる運転のため、運転管理が容易である。

2期工事では水量増にあわせ、1期で設置した1基に加えもう1基のマルチアクトスを並列に設置した。

2.6 PABIO MIX (パビオミックス)¹⁾

PABIO MIXは双曲面状の特徴的な形状の攪拌翼を有している攪拌装置であり、また、従来製品とくらべ動力効率に優れていることから、排水処理プロセスにPABIO MIXを適用することで、排水処理に使用するエネルギーを大きく削減することができる。

PABIO MIXには、ミキサタイプ（均一攪拌・沈



図6 PABIO MIX 構造図

殿防止)とエアレータタイプ(曝気・攪拌)の2種類があり、様々な分野に適用することができる。槽内の攪拌・有機成分除去や硝化脱窒はもちろん、1台で攪拌・曝気を切り替えることが可能であることから間欠運転や回分式活性汚泥法にももちいることができる。

今回の2期工事では、オキソニア混合槽、オキソニア還元槽等の槽内攪拌用としてミキサタイプを6台納入した。

図6にPABIO MIXの全体構造を示す。

PABIO MIXは主に

- ・駆動部
- ・シャフト
- ・攪拌翼

で構成されており、ミキサタイプの主な特長として次の点があげられる。

① 高い攪拌能力

双曲面形の攪拌翼を槽底部付近で回転させるため、十分な底部流速がえられ攪拌動力が小さい。
攪拌動力密度：2～5 W/m³

② シンプルな構造でかつ軽量

駆動部・シャフト・攪拌翼（FRP製）のみで構成されており、構造は非常にシンプルである。

図7はミキサタイプとエアレータタイプがタンク内でどのように機能しているかを示している。

攪拌機の特長な形によって、タンク内で双曲面の表面近くに水流が形成され、その結果、水流の途切れやその結果として起こるエネルギーの損失を最小にした状態での攪拌が可能となる。また、攪拌機本

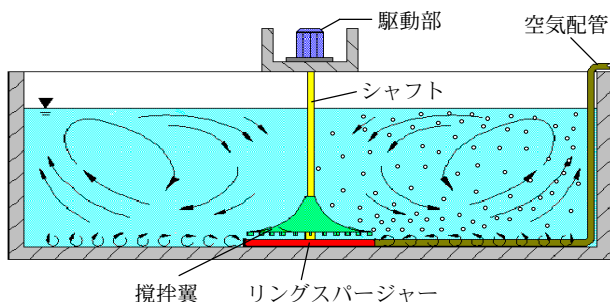


図7 攪拌と曝気工程

体に施してあるリブが媒体を放射状かつ接線方向に放出し、そのタンクの中身をくまなく循環させる。低部近くに高いエネルギーが付加され、その結果、流動速度が高くなるため、必要電力が少なくても浮上能力が非常に良い。

3. 排水設備運転状況

図8、9に2004年3月からの排水処理設備の運転データ、表2に2004年度の放流水実績²⁾を示す。今回の2期増設設備の運転は2005年2月から開始し、運転開始後約4カ月を経過した。

排水処理設備は原水の負荷変動に影響されることなく安定した処理を継続しており、設備全体としても放流基準を十分に満足する結果がえられている。また、今回の増設と並行して実施した凝集沈殿での薬品注入方法の変更により、変更前と比較して、余剰汚泥処分量が3～4割低減し、廃棄物量を大幅に削減することができた。

むすび

昨今、地球温暖化問題と環境法令遵守の強化に対応し、循環型社会への転換が重要なテーマとなっている。

当社も総合環境ソリューション企業として今回紹介した製品をはじめとしたこれまで培ってきた確かな技術とノウハウで、ユーザの省エネルギー・環境負荷の軽減に貢献していきたいと考えている。

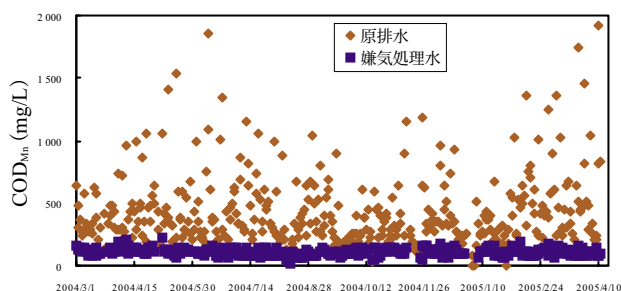


図8 嫌気設備 運転結果

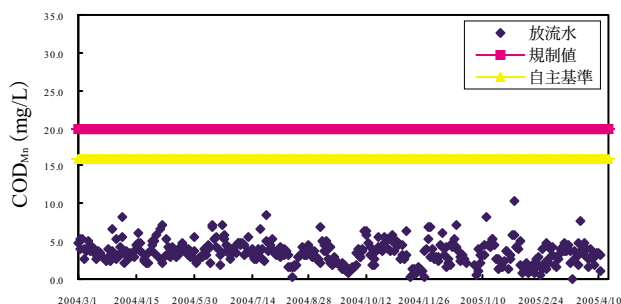


図9 放流水データ

表2 2004年度放流水実績

	規 制 値	自主基準	放 流 水 (平均値)
pH	5.8-8.6	5.8-8.6	7.5
SS (mg/L)	30	7.5(5)	1.5
BOD (mg/L)	—	10(5)	1.5
COD (mg/L)	20	16(8)	4.1

() 内は日間平均値

最後に本稿の執筆にあたりご指導とご協力をいただいた、サントリー(株)高砂工場殿に深甚の謝意を表します。

【参考文献】

- 1) 水口護：神鋼パンテック技報 Vol.47, No.1 (2003), p.47
- 2) サントリー CSR レポート サイトレポート 2005

日本化成(株)小名浜工場殿向け 排水処理設備性能試験報告

Wastewater Treatment System Delivered to Nippon Kasei Chemical



技術本部
水処理第三技術部技術室
岩 本 圭 介
Keisuke Iwamoto
塩 田 憲 明
Noriaki Shiota
武 田 勉
Tsutomu Takeda

当社は、日本化成(株)小名浜工場殿向けに高負荷運転に適した排水処理設備（パビオムーバー）および余剰汚泥の減量化に有効な汚泥処理設備（エステプロセス）を納入した。本稿では、設備概要を紹介するとともに、性能確認運転時の状況とその結果について報告する。

A fluidized-bed aerobic organic wastewater treatment system suitable for high load operation (PABIO MOVER) was delivered to Onahama Plant of Nippon Kasei Chemical to meet increased requirement, together with S-TE Process for reducing excess sludge generated from the preceding wastewater treatment. The performance test marked BOD removal ratio 98.4% and sludge conversion rate 22% as total system. This paper describes the outline of the systems and test conditions.

Key Words :

パビオムーバー
エステプロセス

PABIO MOVER
S-TE PROCESS

ま え が き

日本化成(株)小名浜工場は1939年に操業を開始し、以来、硫安、硝酸等のアンモニア系製品やホルマリン、各種接着剤、ポリマーの耐熱性・機械特性改良に使用するタイク等の化学製品、さらに近年は電子工業用高純度薬品、紫外線硬化樹脂、世界で初めて商業化に成功した水性ウレタン、ポリエステル原料である DMBA 等の高付加価値製品の製造開発をおこなう工場である。

日本化成(株)殿では、2003年に RC 宣言を実施し、化学物質の製造・取扱いにあたって、開発から製造、流通、使用、最終消費を経て廃棄に至る全ライフサイクルにわたり、環境保全、製品の安全性や社会とのコミュニケーションに尽力されている。そうしたなかで、今回、排水処理の負荷増大にともなう既設排水処理設備（活性汚泥法）の増強ならびに汚泥処理設備の建設にあたり、当社のパビオムーバーおよび排水の処理過程で発生する余剰汚泥の減量化に有効なエステプロセスを採用いただいた。

ここでは、その設備概要と運転状況を報告する。

1. 納入設備概要

1.1 パビオムーバーの特長¹⁾

パビオムーバー（流動床式好気性有機排水処理装置）は、排水・酸素・微生物の「高い接触効率」および「高い酸素供給効率」がえられることにより、次のような特長を有している。

- ① 微生物を担体上に固定して高濃度の微生物量を保持し、反応槽内でほぼ一定の状態を維持できることから高負荷処理に適する。
- ② 生物膜法であるために返送汚泥が不要。
- ③ 流動床式であるため担体は流動しており、常に水中で洗浄状態にあるため、生物膜の閉塞が起きず、逆洗操作が不要。

1.2 エステプロセスの特長²⁾

エステプロセスは、*Bacillus* 属に分類される好熱菌が出す耐熱性の酵素で汚泥を可溶化する技術で、次のような特長を有している。

- ① 余剰汚泥の発生が大幅に減量され、廃水の性状

など条件によっては余剰汚泥の発生ゼロも可能である。

- ② 運転費が安価であり、従来の脱水・焼却・投棄に要した汚泥処理費が大幅に削減される。
- ③ エステ槽内の温度を60～70℃、微好気条件に保つ以外に面倒な維持・管理は不要である。
- ④ 化学薬品を使用することなく、自然界に存在する安全な微生物を使用するため、環境に優しいプロセスである。

1.3 設計条件

納入した排水処理設備の設計条件を、表1に示す。納入設備は、時間最大 BOD 負荷120 kg/h (COD_{Mn} 負荷72 kg/h) に対して、処理水 COD_{Mn} 濃度を120 mg/L 未満とする、有機物の除去を目的とした排水処理設備 (COD_{Mn} 除去率90 %相当) である。流入原水の BOD 濃度は16 400 mg/L 未満、COD_{Mn} 濃度は9 840 mg/L 未満で、処理水質としては前述の COD_{Mn}120 mg/L 未満であることに加えて、pH=6.0～8.0、SS≤55 mg/L が求められた。また、排水処理で発生した有機汚泥を1日あたり608 kg 可溶化する汚泥処理設備を有する。

1.4 設備フロー

図1に設備のフローを示す。原水は原水ポンプで計量槽へ送液され、ここで前段のパビオ槽と後段の既設曝気槽へと分注される。曝気槽は既存の従来型活性汚泥設備であり、その許容 BOD 負荷が限られており、計量槽での負荷の分配が設備全体の安定運転に大きく影響することとなる。

パビオ槽では有機物の除去がおこなわれ、その処理水は計量槽で振りわけられた原水と混合され、後段の曝気槽へと流入する。曝気槽ではパビオ槽で除去し切れなかった有機物と計量槽で振りわけられた

原水中の有機物の除去に加えて、後述する汚泥の可溶化液に含まれる有機物の除去をおこなう。

次に、曝気槽処理水は沈殿槽へと流入し、ここで固液分離がおこなわれ上澄水は放流水路へ、沈殿汚泥は大部分が曝気槽へと返送され、残りの一部がエステ槽へと移送され可溶化処理される。エステ槽で可溶化された汚泥は前述の曝気槽へと送液され、そこで活性汚泥生物により分解・無機化される。エステ槽では主に有機汚泥の可溶化処理がおこなわれており、無機汚泥については系内に蓄積されることが考えられ、この場合には沈殿汚泥の一部を系外へ排出することが必要となる。

表1 設計条件
(a) 排水処理設備設計流量

計画原水量	7.4 m ³ /h
計画希釈水量	55 m ³ /h
最大 BOD 負荷	120 kg/h
最大 COD _{Mn} 負荷	72 kg/h

(b) 排水処理設備計画水質

単 位	原 水	処 理 水
pH	4.0～8.5	6.0～8.0
SS mg/L	<50	≤55
BOD mg/L	<16 400	—
COD _{Mn} mg/L	<9 840	<120

(c) 汚泥処理設備設計流量

投入汚泥量	1 824	kg - VSS/d
可溶化汚泥量	608	kg - VSS/d
汚泥 MLVSS/MLSS 比	0.80～0.85	mg/L
MLSS 濃度	15 000～20 000	mg/L
汚泥温度	20～28	℃
pH	6.0～8.5	—

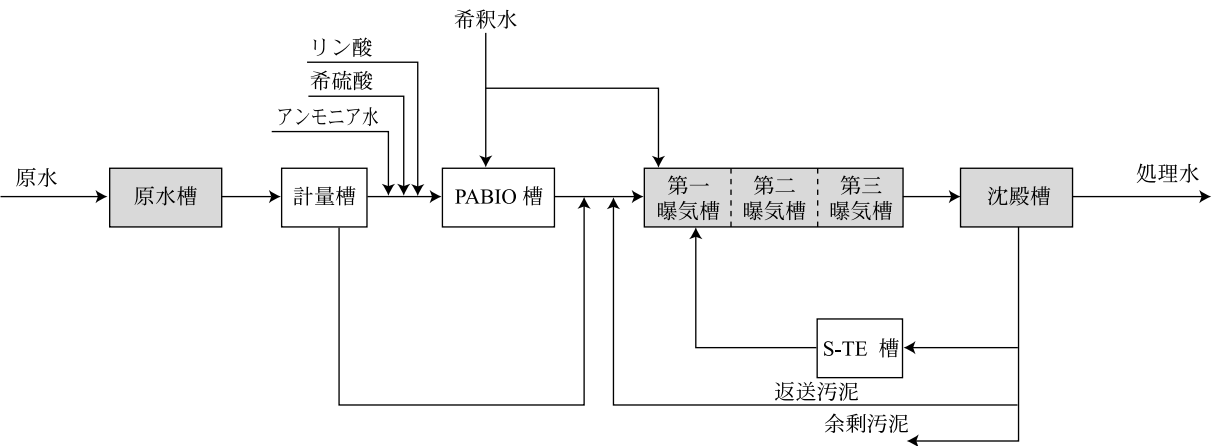


図1 設備フロー

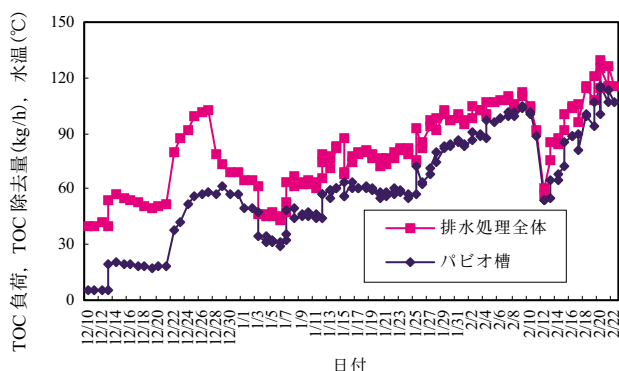


図 2 - 1 排水処理設備負荷の推移

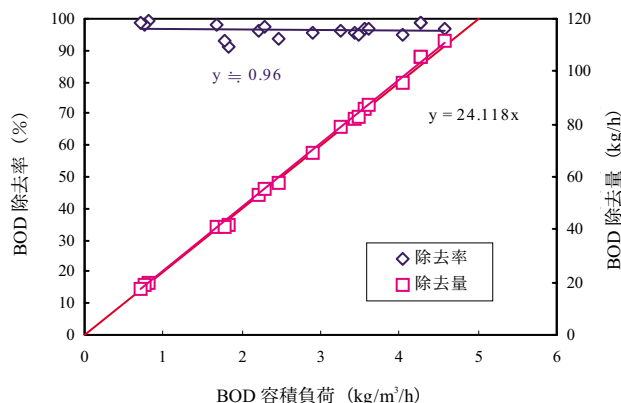


図 2 - 3 パビオ槽の BOD 除去率と除去量

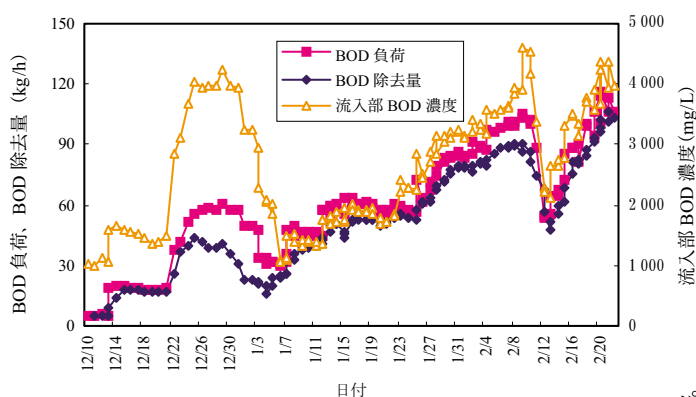


図 2 - 2 パビオ槽の BOD 負荷と除去量

納入設備はこれらのメインフローに加えて、pH 調整や生物処理に必要とされる栄養塩を供給するための薬品注入設備、希釈用水ラインおよびエステ槽加温用蒸気ライン等で構成される。

2. 運 転 結 果

2. 1 試運転概要

性能確認運転においてはパビオ槽の立ち上げから開始し、最終的には排水処理設備にかかる BOD 負荷 120 kg/h の条件で連続 72 時間の確認運転を実施した。

図 2 - 1 に性能確認運転中の排水処理設備全体およびパビオ槽の BOD 負荷推移を示す。パビオ槽の立ち上げにあたっては、性能確認運転の開始直後は 5 kg/h 程度の BOD 負荷で污泥の馴養期間を約 1 週間設けた。このときの排水処理全体の負荷は約 40 kg/h で、曝気槽単独運転時に許容される負荷であった。パビオ槽の馴養期間を終えた後は、後段の曝気槽の運転が不安定にならないように気をつけながら、排水処理全体およびパビオ槽の負荷を段階的に増加させた。

性能確認運転条件の 120 kg/h 負荷運転に至るまでに負荷を低減した時期があるが、いずれも一時的に

表 2 性能確認運転時の処理水水質
排水処理設備計画水質

単 位	保 証 値	実 測 値
pH	6.0～8.0	7.4～7.5
SS mg/L	≤55	16～19
COD _{Mn} mg/L	<120	51～59

パビオ槽での有機物の除去状況が悪くなったためである。図 2 - 2 にパビオ槽における BOD 負荷、除去量および希釈後の流入部 BOD 濃度の推移を示す。BOD 除去量が低下した時期と重なって、希釈後の流入部 BOD 濃度が約 4 000 mg/L を超えている。このことから、今回の設備においては流入部 BOD 濃度 ≤ 4 000 mg/L で運転することが安定運転の条件となることがわかった。また、パビオ槽内の水温の変動、攪拌強度、有機物に対する窒素・リンのバランスや槽内の pH も有機物の処理状況に影響を与えることが確認された。

次に、BOD 負荷 120 kg/h での 72 時間連続運転における処理水質の確認データを表 2 に示す。処理水は pH = 7.4～7.5、COD_{Mn} = 51～59 mg/L、そして SS = 16～19 mg/L と、すべての項目に対して保証値を満足する結果がえられた。

2. 2 有機物除去

パビオ槽の負荷に対する有機物の除去能力について、性能確認運転中にえられたデータを図 2 - 3 に示す。図の横軸にパビオ槽の BOD 容積負荷 (kg/m³/d) を、左縦軸に BOD 除去率 (%), 右縦軸に BOD 除去量 (kg/h) を示し、図中の実線は除去率を 100 % とした場合の除去量 (kg/h) を表している。今回の性能確認運転の結果から、BOD 容積負荷 ≤ 4.6 kg/m³/d の範囲においては、パビオ槽の BOD 除

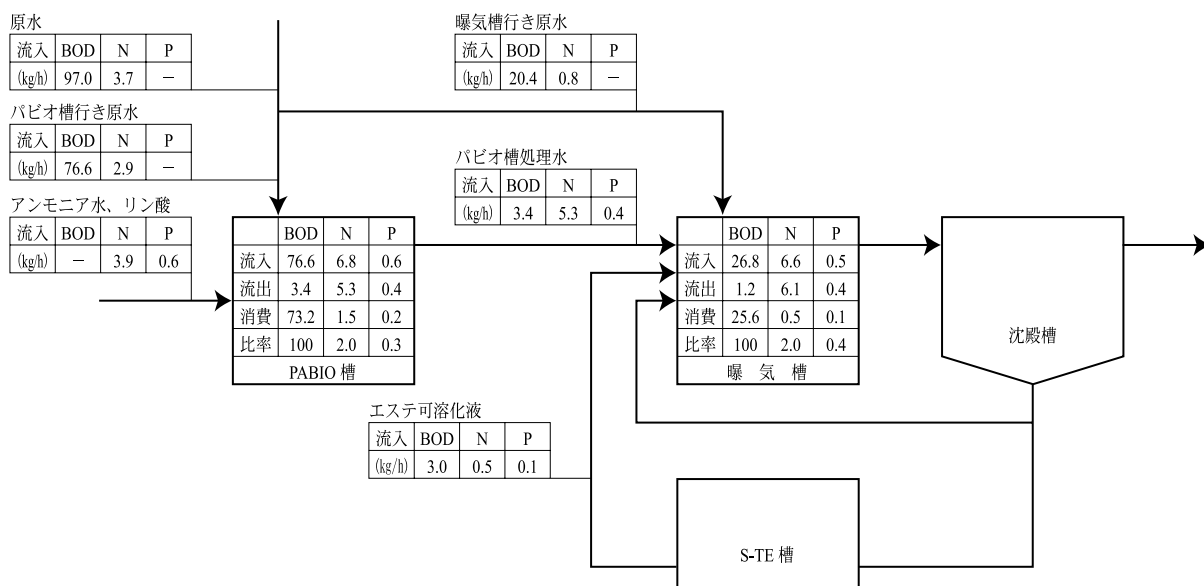


図 2 - 4 有機物除去量に対するマテリアルバランス

去率は90～98 %で維持できることがわかった。

次に、有機物除去量にともなうマテリアルバランスを図 2 - 4 に示す。本設備においては、生物処理に必要な栄養源（窒素，リン）を，窒素は主に原水中に含まれるものから，不足する分についてはアンモニア水（22 %）を添加して補った。また，リンはリン酸（45 %）を添加して補った。

図中には，パビオ槽および曝気槽における BOD，窒素およびリンの収支を示しており，それぞれの槽における有機物（BOD）除去量，窒素およびリンの消費量を整理した。その結果，パビオ槽における除去 BOD 量に対する窒素およびリンの消費量の比率は，窒素1.4 %，リン0.4 %であった。同様に曝気槽においては窒素3.7 %，リン0.7 %であった。パビオ槽における窒素，リンの消費率が曝気槽のそれと比較して小さいのは，①パビオ槽における無機化率が高い，②パビオ槽では有機物（BOD）を吸着しているものの，未分解のものが多く，のいずれかの可能性が考えられる。

なお，排水処理設備全体を見た場合の除去 BOD 量に対する窒素およびリンの消費率は窒素2.2 %，リン0.5 %であった。活性汚泥法では，その汚泥転換率が40 %の場合，窒素およびリンの消費率の計算値は，窒素 5 %，リン 1 %と一般に知られる。詳細は後述するが，本設備における汚泥転換率は22 %であり，この場合の窒素およびリンの消費率の計算値はそれぞれ2.8 %，0.6 %となり，今回えられたデータは妥当な数値と考える。

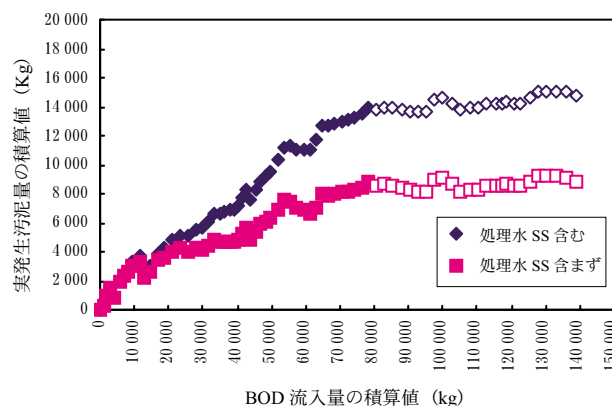


図 2 - 5 系内汚泥量の推移（流動 BOD ベース）

2. 3 汚泥処理（エステプロセス）の運転

本設備では，排水処理過程で発生する余剰汚泥をエステプロセスにより減量している。したがって，エステプロセスの運転にあたっては，排水処理において発生する汚泥量の予測が必要となる。図 2 - 5 に本設備における系内汚泥量の推移を示す。図の横軸に BOD 流入量の積算値 (kg) を，縦軸に実発生汚泥量 (kg) の変化を示す。実発生汚泥量は，曝気槽および沈殿槽内保持汚泥の増減量と余剰汚泥引抜き量および沈殿槽から流出する SS 量の合計から計算している。運転立上げ時より，エステプロセスの処理汚泥量を徐々に増加し，引抜き汚泥量の減少を図った。積算流入 BOD 量 $\geq 80,000$ kg 以降，試運転を終えるまでの期間（約50日間）においては，余剰汚泥引抜き量をゼロとしたが，系内の保持汚泥量

はほぼ一定値を維持しており，汚泥引抜きゼロ運転が達成されていることがわかる。

次に，本設備における発生汚泥量の推移を示す。

図2-6の横軸にBOD流入量の積算値(kg)を，縦軸に積算推定発生汚泥量(kg)の変化を示す。積算推定発生汚泥量は，曝気槽および沈殿槽内保持汚泥の増減量と余剰汚泥引抜き量および沈殿槽から流出するSS量に加えてエステ槽における汚泥の可溶化量の合計から算出している。系内の保持汚泥量がほぼ一定となった積算流入BOD量≒80 000 kg以降のデータの傾きから，本設備で処理をおこなった廃水の流入BOD量に対する汚泥発生量の比率は21.9 %となる。また，今回の性能確認運転期間中にえられたデータから，排水処理設備全体のBOD除去率は98.4 %であったので，除去BODに対する汚泥への転換量の比率を表す汚泥転換率は22.3 %となる。

実操業における運転調整では，まず，上記のようにしてえられた汚泥転換率のデータを基に，排水処理設備の負荷(除去BOD量)に応じた余剰汚泥の発生量(可溶化すべき汚泥量)を予測して，発生量相当分の汚泥可溶化量がえられるようにエステプロセスの処理汚泥量を決定する必要がある。

むすび

日本化成(株)小名浜工場殿に納入したパビオムーパーおよびエステプロセスについて，その設備概要と性能確認運転の状況とその結果について報告した。

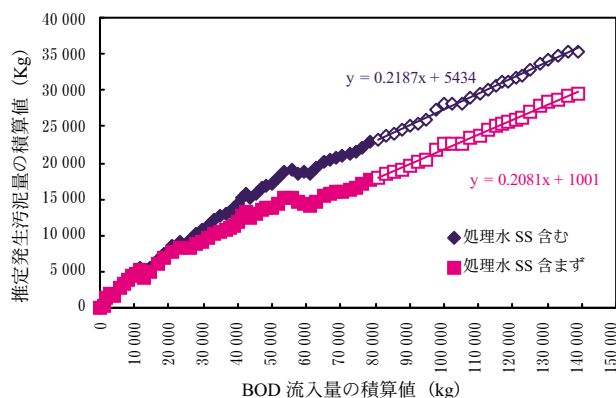


図2-6 推定発生汚泥量の推移(流入BODベース)

関係各位の協力のもと無事，性能確認を完遂することができ，その後も，設備は順調に稼動中である。今後も，有機排水処理の高効率化が可能なパビオムーパー，および余剰汚泥の減量化に有効なエステプロセスを，最善のかたちで提案し，納入していきたいと考える。

最後に，性能確認運転の実施にあたり，また本稿の執筆にあたり多大なご協力を頂きました日本化成(株)小名浜工場殿，ならびに関係各位に深く感謝の意を表します。

【参考文献】

- 1) 武田勉：神鋼パンテック技報，Vol.44，No.1 (2000)，p.67.
- 2) 塩田憲明，宮本武：神鋼パンテック技報，Vol.46，No.1 (2002)，p.8.

北九州市水道局殿向 上向流式生物接触ろ過施設（穴生浄水場）の 施設概要と運転事例

Up-flow Biological Contact Filter for Removal of Ammonium Nitrogen and Dissolved Manganese for Kitakyushu-City Waterworks Bureau



技術本部
水処理第二技術部技術室
松 井 日出 夫
Hideo Matsui

生活排水や湖沼の富栄養化などのために、水道原水の水質にアンモニア性窒素や界面活性剤の増加、カビ臭などの異臭味の発生や溶存マンガンの濃度の上昇といった障害が起こる場合がある。

北九州市水道局ではこれらの対策に粒状活性炭をろ材とし生物の力を利用した上向流式生物接触ろ過池を穴生浄水場の前処理設備として設置し、アンモニア性窒素は100 %、溶存マンガンは70 %以上の除去率がえられている。また塩素、凝集剤および炭酸ガスの使用量も削減できた。さらに上向流式生物接触ろ過設備は高濁度の影響を受けにくいことが証明された。

Excessive nutrients in domestic wastewater and eutrophication of rivers and lakes often cause city water source troubles such as increases in ammonium nitrogen and surfactant, generation of objectionable odor, and increase of dissolved manganese concentration. An up-flow biological contact filter, utilizing granular activated carbon as filter media has been applied to Anou Water Purification Plant as pretreatment facility. As a result, ammonium nitrogen is removed by 100 % and dissolved manganese by more than 70 %. Consumption of chlorine, coagulant, and the carbon dioxide gas for pH control has been reduced. The plant proves that the up-flow biological contact filter is hardly influenced by high turbidity.

Key Words :

上向流式生物接触ろ過池
粒 状 活 性 炭
アンモニア性窒素
溶 存 マ ン ガ ン

Up-flow biological contact filter
Granular activated carbon
Ammonia nitrogen
Dissolved manganese

ま え が き

北九州市水道局は、主要水源である遠賀川の水質悪化に対し、「より安全で良質な水への取り組み事業」として種々の設備を導入されてきた。

その一つとしてカビ臭原因物質、アンモニア性窒素、溶存マンガンの除去、トリハロメタンの生成物質である有機物や陰イオン界面活性剤の低減を目的とした粒状活性炭をもちいた高度浄水処理施設として上向流式生物接触ろ過施設を建設され、北九州市

水道局本城浄水場では2000年8月7日より、さらに、穴生浄水場では2003年6月20日より供用を開始している。

当社はこれらの上向流式生物接触ろ過施設の機械設備の建設を担当し、本城浄水場、穴生浄水場とも現在順調に稼働している。

本報ではとくに穴生浄水場の上向流式生物接触ろ過設備の特長、概要および運転状況について報告する。

1. 上向流式生物接触ろ過方式

本施設は、河川に存在する微生物の自然浄化作用を利用した生物接触ろ過方式を採用している。これは、原水が生物接触ろ過池の接触ろ過層を通過する際に、微生物が付着繁殖したろ材と原水が接触することによって、微生物の作用でアンモニア性窒素、溶存マンガ、臭気物質、陰イオン界面活性剤などの溶解性物質を除去する方式である。

本施設では、微生物を付着繁殖するろ材として、小粒径の粒状活性炭をもちいている。

通水方式は、水道原水を直接通水した場合には一般的に実施されている下向流式では、原水中の濁質により接触層表面が詰まりろ過閉塞を起こすため、上向きに通水する上向流方式を採用している。さらに、通水速度を大きくして接触ろ過層を膨張させた流動状態（流動床）とし、生物接触ろ過池内の濁質捕捉を抑えるようにしている。

上向流式生物接触ろ過方式の特長を次に示す。¹⁾

- ① 流動床であるため、接触ろ過層全体を有効に利用でき、生物処理効率が良い。
- ② 小粒径の活性炭を利用することで、ろ材の表面積が大きくとれ、生物の付着量が多く生物処理効果を高められる。
- ③ 付加的な要素として、活性炭自体が付着した生物により再生することが考えられるため、吸着材としての能力が長期にわたり期待できる。
- ④ 上向流であるため、濁度が高い原水を速い通水速度（15 m/h）で接触ろ過できるので、施設の設置面積を小さくできる。
- ⑤ 濁質捕捉量が少ないため、損失水頭が少ない運転が可能となる。洗浄までの水位の上昇が少なく低い水位差で運転できるため、自然流下方式が採用でき中間ポンプなどの機器が不要になる。
- ⑥ 原水を直接生物処理することで、アンモニア性

窒素などが生物酸化され、前塩素や中間塩素処理で注入する塩素量の低減がえられる。

- ⑦ 濁質捕捉を目的としていないため、処理水中に凝集の核となる物質が残留するので、後段の凝集処理工程での凝集性能を悪化させない。

加えて、生物処理水の濁質は沈降性の良いものに変質するため凝集・沈澱処理に対し良好な影響を与えられる。

2. 施設概要

施設フローを図1示す。穴生浄水場には原水が4系統から流入し、最大171 000 m³/dの処理をおこなっている。原水は着水井へ流入した後、混和池、フロック形成池、薬品沈澱池を経て、急速ろ過池でろ過されて浄水池へと送水される。浄水場の混和池では凝集剤のほかに pH 調整用に炭酸ガスを、急速ろ過池の前後では中塩素、後塩素を注入している。

生物接触ろ過施設は本浄水場の前処理設備として設置される。浄水場への流入管から分岐した原水が生物接触ろ過施設で生物処理された後、既設着水井へ流入する。

生物接触ろ過施設の全景を写真1に示した。また、

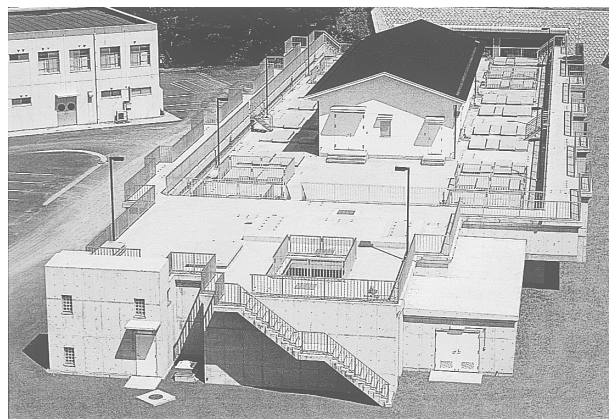


写真1 穴生浄水場 生物接触ろ過施設全景（北九州市水道局 穴生浄水場パンフレットから引用）

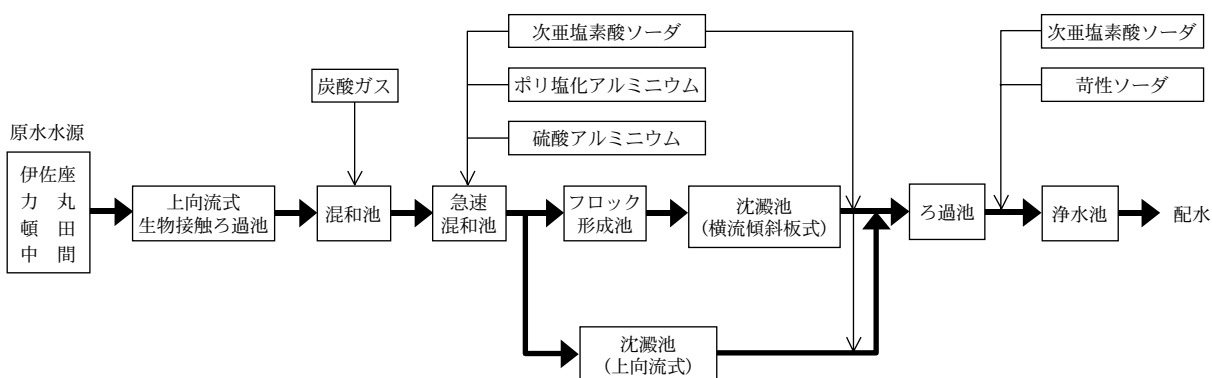


図1 北九州市水道局 穴生浄水場施設フロー

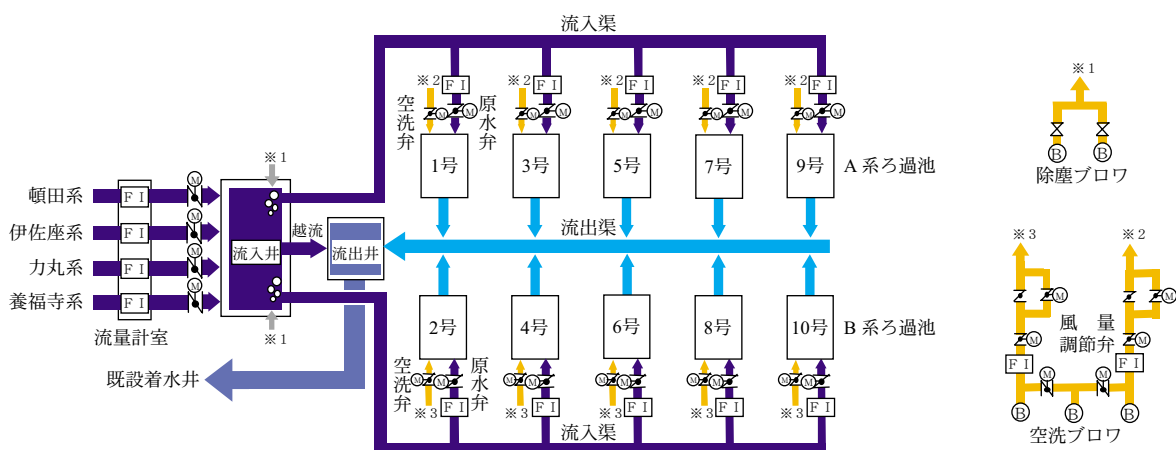


図2 穴生浄水場高度浄水施設全体フロー図（ろ過，空気フロー）

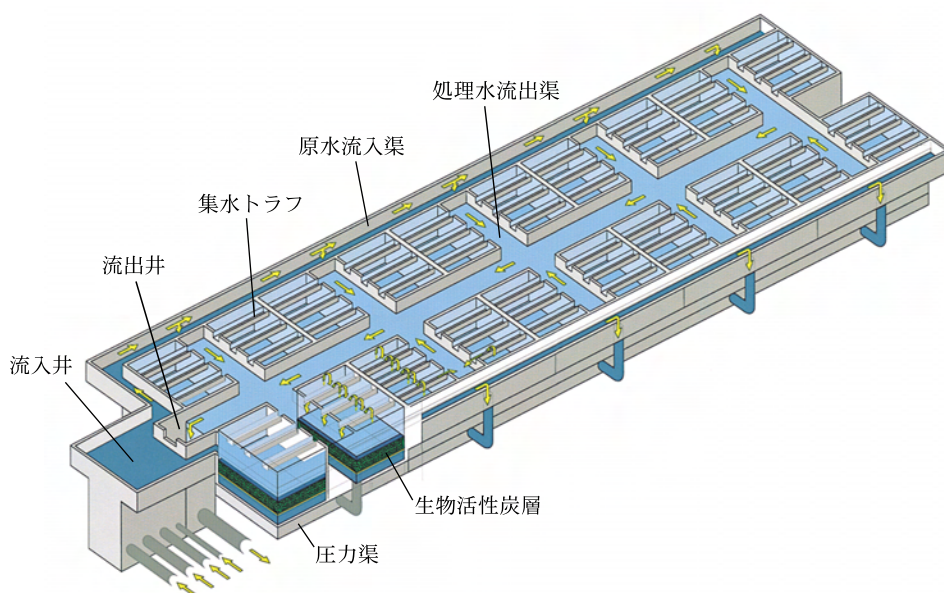


図3 穴生浄水場高度浄水施設全体構造図

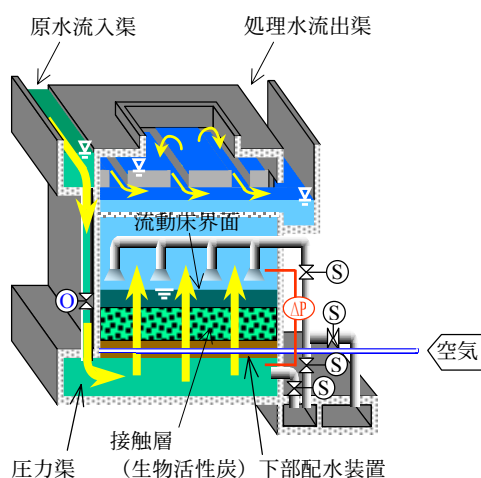


図4 上向流式生物接触ろ過池構造図

生物接触ろ過施設の全体フローを図2に，全体構造図を図3に，生物接触ろ過池の構造図を図4に示した。

水道原水は既設浄水場への4系統の配管よりそれぞれ分岐し，生物接触ろ過施設の流入井に導かれる。この流入井には魚やビニール片などが生物接触ろ過池内に流入しないよう，除塵ブロウより空気を送り微細気泡によるエアーカーテンを設置している。

エアーカーテンによりスクリーニングされた原水は流入渠に入り下部の圧力渠から下部配水装置（気水洗浄型多孔板）により均等分配され，支持砂利層，接触ろ過層（生物活性炭層）を通過し生物処理される。

処理水は上部トラフで集水され流出渠から流出井を経て，流出管により既設着水井へと送られる。

本施設は下部配水装置や支持砂利層に少量の濁質が捕捉される。さらに，接触ろ過層だけでなく下部

配水装置や支持砂利層にも生物が繁殖するようになるため、通水継続とともに損失水頭が上昇する。そのため、一定時間毎に洗浄をおこなう必要がある。

洗浄は「空気」洗浄→「空気＋水」洗浄→「水」洗浄をおこない、濁質や付着生物の一部を効率よく生物接触ろ過池の系外に排出する。

また、本施設では本城浄水場の運転実績を背景として次の改良をおこなっている。

- ① 水抜装置の水抜き箇所を1箇所から4箇所とし、洗浄工程の水抜き工程において、池内の水抜きの偏りをなくしている。
- ② 洗浄排水については、弁の切り替えて高濁度の排水は濃縮槽へ、低濁度の排水は流入井又は戻水池に戻るようになっている。
- ③ 洗浄工程における「水洗浄→水抜き」工程は生物接触ろ過処理水濁度によって、2回の繰返しまで追加することができる。これにより、洗浄によって剥離した濁質を排水する回数を増やすことができ、後段の凝集沈殿処理に負荷を与えないようにしている。
- ④ 近隣民家への騒音を考慮して、ブロワをルーツ型からターボ型へ変更し、また屋外の水路にカバーを設けている。
- ⑤ ブロワをターボ型にすることでバルブの開度調整が可能となり、空気洗浄の風量調整をインバータ制御から弁開度制御に変更している。

2. 1 設計諸元

処理水量：最大171 000 m³/d

池数：10池

池寸法：6.0 m^W×4.7 m^L×2床／1池

池面積：516 m² (51.6 m²／1池)

通水速度：360 m/d

2. 2 接触ろ過層仕様

種類：石炭系粒状活性炭（破碎炭）

有効径：0.4～0.5 mm

均等係数：1.7以下

充填密度：450～550 kg/m³

充填層高：1.5 m (77.4 m³／池)

2. 3 洗浄方法

洗浄方式：気水洗浄

洗浄工程：排水→水抜き→空気洗浄→気水洗浄
→水洗浄→水抜き

3. 施設仕様

3. 1 下部配水装置

型式：気水洗浄型多孔板式
(A/W 式有孔パネル)

材質：SUS304

設置面積：51.6 m²／池×10池

3. 2 空洗装置

型式：ラテラル管式空気洗浄装置

材質：SUS304

数量：10池分

3. 3 水抜装置

型式：ラテラル管式

材質：SUS304

数量：10池分

3. 4 ト ラ フ

型式：U字型角型トラフ

寸法：400 mm^W×400 mm^H×4 700 mm^L

材質：SUS304

数量：6条／池×10池分

3. 5 除塵ブロワ

型式：ターボブロワ

能力：8.5 m³/min×30 kPa×11 kW×200 V

台数：2台

3. 6 空洗ブロワ

型式：ターボブロワ

能力：36.1 m³/min×60 kPa×75 kW×3 000 V

台数：3台

3. 7 風量調節弁

型式：電動フランジレスバタフライ弁

口径：250 A

電動機：50 W×200 V

台数：2台

3. 8 返送水ポンプ

型式：ノンクロック型水中ポンプ

能力：2.5 m³/min×13 mAq×11 kW×200 V

台数：3台

3. 9 排泥ポンプ

型式：ノンクロック型水中ポンプ

能力：1.89 m³/min×25 mAq×18.5 kW×200 V

台数：2台

4. 運転方法

上向流式生物接触ろ過施設では、上向流の通水速度が遅いと洗浄により剥離された濁質が上部トラフから系外へ排出されにくく、ろ過池内に蓄積されていくことになる。また、通水速度が速いと上部トラフからのろ材の流出や、原水とろ材の接触時間が短くなることから処理性能の低下が危惧されることになる。このため、原水流量が変動する場合は、1池の通水速度を一定範囲内にする必要があり、本施設では通水する池の数を増減する方式（池数制御）に

表1 生物接触ろ過施設による除去（神鋼環境ソリューション分析）

項 目	2003/12/18 水温 8℃			2004/4/9 水温 15℃			2004/8/6 水温 25℃			本城浄水場 採水データ ¹⁾		
	原 水	処理水	除去率	原 水	処理水	除去率	原 水	処理水	除去率	原 水	処理水	除去率
アンモニア性窒素 [mg/L]	0.09	<0.01	100	<0.10	<0.10	100	0.01	<0.01	100	0.05	0.01	91
溶解性マンガ ン [mg/L]	0.007	0.001	85.7	0.033	0.002	93.9	0.007	0.002	71.4	0.013	0.000	90
濁度 [度]	3.5	3.1	11.4	9.3	6.6	29.0	5.5	5	9.1	—	—	—
TOC [mg/L]	2.8	2.5	10.7	4.4	2.7	16.6	1.8	1.5	16.7	7.5	5.5	23.0
S-TOC [mg/L]	2.8	2.5	10.7	2.7	1.8	33.3	1.8	1.5	16.7	—	—	—
E260 [—]	0.065	0.057	12.3	0.030	0.023	23.3	0.034	0.03	11.8	0.044	0.031	22.0
pH [—]	7.8	7.6	—	7.9	7.7	—	7.5	7.5	—	—	—	—
色度 [度]	14	10	28.6	32	22	31.3	18	14	22.2	—	—	—
硝酸性窒素 [mg/L]	1.14	1.26	—10.5	1.10	1.30	—18.2	0.92	0.95	—3.3	—	—	—
亜硝酸性窒素 [mg/L]	0.069	<0.003	100	0.030	<0.010	100	<0.030	<0.030	—	—	—	—

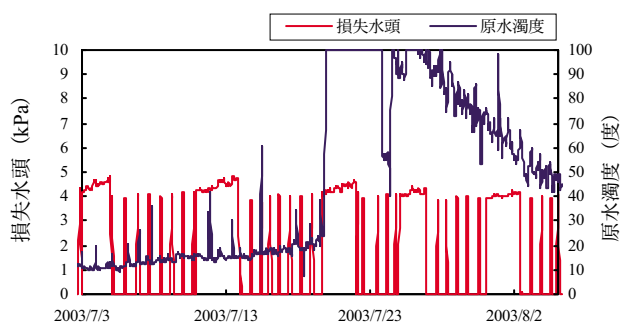


図5 原水濁度と損失水頭

て運転をおこなっている。池数制御においては、通水しない池は生物処理能力が低下しないように順次3時間の通水（水替え）をおこなっている。

5. 運 転 状 況

原水濁度と損失水頭の関係を図5に示した。原水濁度100度以上が4日間継続した場合でも、損失水頭は4.1 kPa から4.6 kPa へ0.5 kPa 程度の増加であり、100度以上になる前の値と大きな増加は見られなかった。また、運転確認期間中、原水濁度が70度以上になった時が4回あったが、いずれもその前後における損失水頭の急上昇は見られなかった。上向流式生物接触ろ過施設は、高濁度の影響を受けにくいと考えられる。

6. 処 理 性 能

当社にて稼働後1年間の追跡調査をおこない、2003年12月、2004年4月、8月に測定した処理水の水質と除去率を表1に示した。

アンモニア性窒素は100%，溶存マンガンは70%以上の除去率がえられている。また、E260、TOCについても10～20%程度の除去率であり、良好な処理性能が確認された。

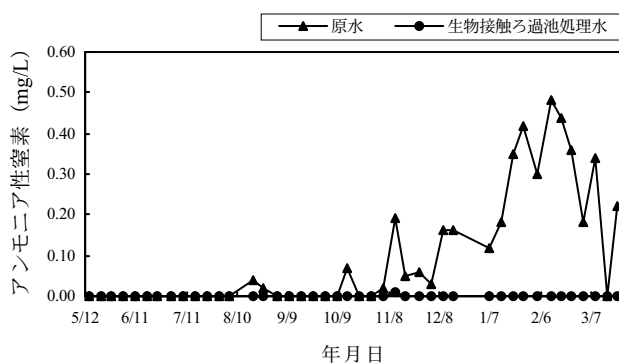


図6 アンモニア性窒素の年間の処理性（北九州市水質試験所分析）

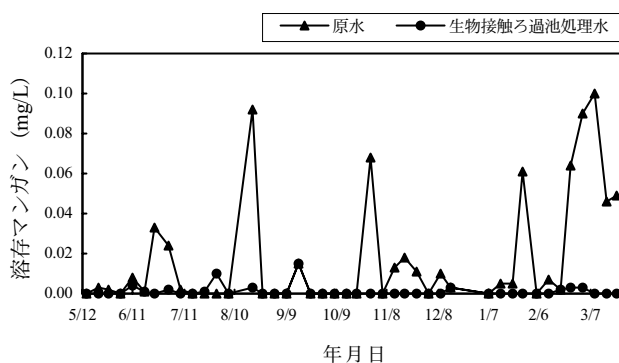


図7 溶存マンガンの年間の処理性（北九州市水質試験所分析）

本城浄水場とくらべると、アンモニア性窒素、溶存マンガンの除去性能は同程度であり、E260、TOCの除去性能は本城浄水場の除去率20%程度に対しやや低い程度で大きな差はなかった。

また、北九州市水道局水質試験所分析による2003年5月から2004年3月までの、年間のアンモニア性窒素及び溶存マンガンの処理性を図6、7に、年間

表2 年間の平均濃度と除去率の平均値
(2003年4月～2004年3月 北九州市水質試験所分析)

		原 水	生物接触 ろ 過 処 理 水	除去率の 平 均 値 (%)
アンモニア性窒素	[mg/L]	0.10	不検出	100
硝酸性窒素	[mg/L]	0.98	1.09	－11
溶存マンガ	[mg/L]	0.017	0.001	94
臭気強度	[－]	2(1.7)	0(0.3)	80
濁度	[－]	7.8	6.7	14
過マンガ	[mg/L]	6.9	5.1	26
TOC	[mg/L]	1.7	1.3	24
DOC	[mg/L]	1.4	1.0	29
E260	[－]	0.037	0.025	32
陰イオン界面活性剤	[mg/L]	0.06	0.01	79
pH	[－]	7.5	7.4	－

の除去物質の平均濃度と除去率の平均値を表2に示した。

アンモニア性窒素は、冬期の最大0.48 mg/Lの原水水質においても生物接触ろ過処理水には検出されず、年間除去率の平均は100 %であった。溶存マンガ

む す び

粒状活性炭をもちいた上向流式生物接触ろ過方式により、水道原水の生物処理性能が確認できた。さらに浄水施設全体として塩素、凝集剤および炭酸ガスの使用量の減少も確認でき、設備の維持管理性の向上に寄与できた。

本報告にあたり、データの提供を含め多大なご協力を頂きました北九州市水道局殿に深く感謝致します。

【参考文献】

- 1) 中町眞美ほか：神鋼パンテック技報 Vol.46, No.1 (2002)

ベルト濃縮機による余剰汚泥 および生汚泥の濃縮

Thickening of Excess and Primary Sludge by the Belt Thickener



技術本部
水処理第一技術部技術室
中 村 暢 大
Nobuhiro Nakamura
豊 久 志 朗
Shiro Toyohisa

近年、高分子凝集剤の価格低下にともない、低維持管理費かつコンパクトな「ベルト型濃縮機」が注目されている。当社では、いくつかの処理場にてベルト濃縮機の実証実験をおこない、当社濃縮機が余剰汚泥、生汚泥、混合生汚泥の3種類の汚泥に対して目標性能（濃縮汚泥濃度4%以上、回収率95%以上、薬注率0.3%程度）を十分に満足することを実証した。また当社濃縮機の特長である特殊セパレータの効果を確認した。さらには、ろ過面傾斜角度の濃縮性能に与える効果を確認し、濃縮汚泥濃度および薬注率が調整可能であることを実証した。

Belt thickeners are gaining popularity because of recent depreciation in polymer price. They don't need high maintenance and running costs and large installation area. Using actual sludge, a demonstration test was carried out with the newly developed belt thickener characterized by ploughs arranged in a staggered pattern. The test showed high performance over the target; thickened concentration over 4 %, recapture rate over 95 %, and polymer consumption about 0.3 %-DS for three types of sludge, namely excess, primary and mixed sludges. In addition, the relation between the angle of filtering surface gradient and thickened sludge concentration was confirmed. These results indicate that the product concentration and polymer injection rate can be controlled depending on requirements.

Key Words :

ベルト濃縮機
汚泥濃縮
余剰汚泥
生汚泥
濃縮汚泥

Belt thickener
Sludge thickening
Excess sludge
Primary sludge
Thickened sludge

まえがき

これまで機械濃縮法としては、余剰汚泥を対象に遠心濃縮、加圧浮上濃縮、常圧浮上濃縮が主に採用されてきた。しかし、近年、高分子凝集剤の価格低下にともない、低維持管理費かつコンパクトな「ベルト型濃縮機」が注目されている。

今回、余剰汚泥、生汚泥、混合生汚泥の3種の汚泥に対して、30 m³/h および15 m³/h ベルト濃縮機にて濃縮実験をおこない、その性能を評価した。さらに、ベルト上に設置されたセパレータによるろ過面

の更新とろ過面の傾斜角度の濃縮性能に与える影響についても把握した。

写真1にベルト濃縮機ユニットの外観を示す。

1. 濃縮機性能目標値

濃縮機性能目標値は表1のとおりとする。

2. 濃縮機実験ユニットの概要

2.1 実験フローおよび濃縮機構造図

本濃縮機のフロー図を図1に、構造図を図2に示す。

供給汚泥および薬品は①ラインミキサーに投入さ

れ、混合された凝集汚泥は②汚泥供給口に投入される。

投入された凝集汚泥は、角度調整可能な上り勾配を有し、一方向に連続走行する③樹脂製ベルト上でろ過される。ベルト上では、千鳥上に配置された④特殊セパレータによって、圧密された濃縮汚泥を掻き揚げることによってろ過面を更新し、濃縮効率を高めている。

濃縮した汚泥は⑤濃縮汚泥排出口から排出される。また分離液は濃縮機下部に設けた⑥分離液排出口から排出される。

ベルトは濃縮機内に設けられた⑦洗浄用スプレーにて連続的に洗浄される。

2.2 当社ベルト濃縮機の特長

当社ベルト濃縮機は以下の特長を有する。

1) 低薬注率

以下の理由から、低薬注率での濃縮が可能である。

- (1) 微細な凝集フロックを捕捉可能であるろ材（樹脂製ろ布）を採用しているため、低い添加率で生成する凝集フロックで濃縮が可能である。
- (2) 汚泥の凝集にラインミキサーを使用することで、最適な攪拌強度、凝集時間による凝集が可能である。

2) 高濃縮性能

以下の理由から、高い濃縮性能を発揮することが可能である。

- (1) ベルト（ろ過面）が上り勾配となっているため分離液が濃縮汚泥側に搬送されず、濃縮汚泥



写真1 ベルト濃縮機実験ユニット

表1 濃縮機性能目標値

項 目	目 標 値
濃縮汚泥濃度	4.0 %以上
処 理 量	A 処理場：30 m ³ /h 以上 B 処理場：15 m ³ /h 以上
回 収 率	95 %以上
薬 注 率	高分子1 液法 0.3 %程度

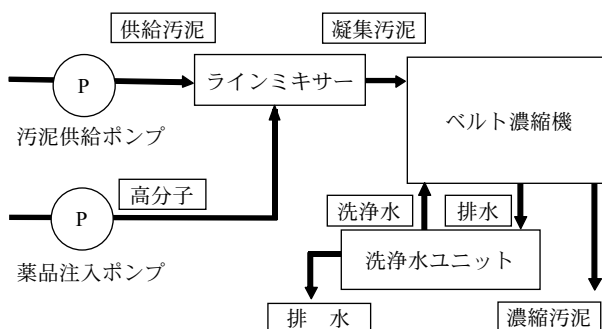


図1 実験フロー

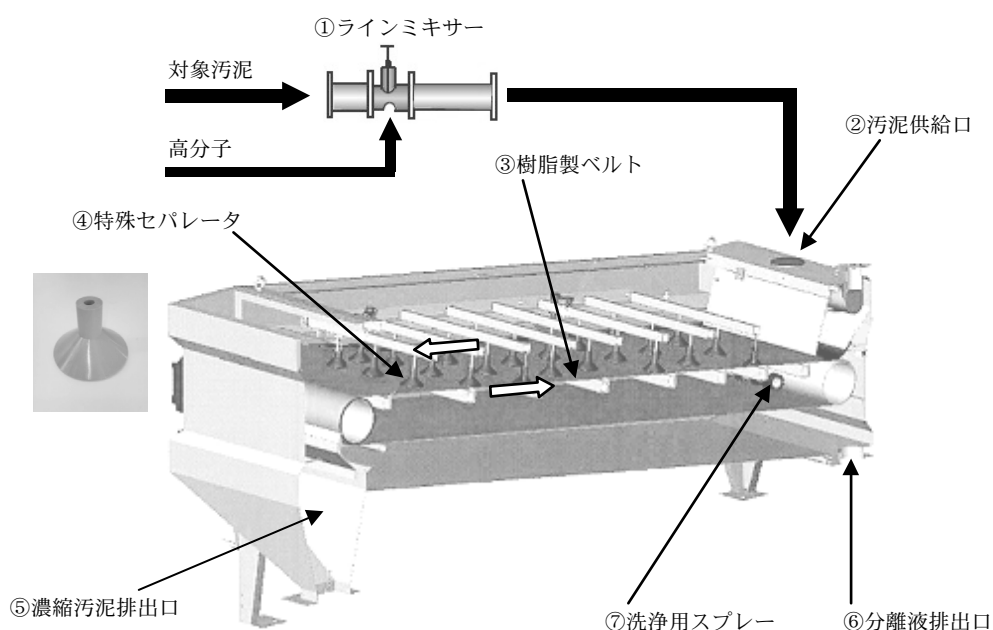


図2 ベルト濃縮機構造図

濃度を向上させる。またこの上り勾配を変更することで、濃縮汚泥濃度の調整が可能である。

- (2) ベルト上に特殊セパレータが千鳥上に配置されており、ろ過面（ベルト接触面）の高濃度汚泥層を掻き揚げて攪拌し、常に低濃度汚泥層をろ過面と接触させるため、濃縮効率が低い。

2. 3 実験機ユニット仕様

実験機ユニットの仕様を以下に示す。

1) A 処理場

- (1) 型 式：30 m³/h 機
(2) ベルト寸法：長さ 3 m×幅 2 m

2) B 処理場

- (1) 型 式：15 m³/h 機
(2) ベルト寸法：長さ 3 m×幅 1 m

3. 実験結果

3. 1 各種汚泥における濃縮性能

表 2 に汚泥性状の一覧を示す。

余剰汚泥に対しては、A 処理場と B 処理場で実験を実施した。A 処理場の夏季余剰汚泥と冬季余剰汚泥を比較すると、冬季の方が夏季にくらべて VTS が 7 % 高く、繊維状物が 5 % 低いので、難濃縮性であると考えられた。また冬季の方が夏季よりも M—アルカリ度が高く、薬品を多く必要とすると考えられた。

一方、A 処理場と B 処理場の余剰汚泥を比較すると、A 処理場余剰汚泥では繊維状物が 100 メッシュで 10～15 % 対 SS であったのに対し、B 処理場余剰汚泥の繊維状物は 200 メッシュにて 1.1 % 対 SS と繊維

分が少なく、難濃縮性であった。

生汚泥に対しては、A 処理場においてのみ実験を実施した。夏季生汚泥と冬季生汚泥を比較すると、夏季の方が冬季よりも 30 % 繊維状物が少なかったが、VTS が 3 % 高く、M—アルカリ度も若干高かった。

混合生汚泥に対しては、A 処理場においてのみ実験を実施した。混合生汚泥の混合比は、A 処理場の汚泥の発生比率に合わせて、容積比にて生汚泥：余剰汚泥＝2：13 とした。この混合生汚泥の汚泥性状は、夏季と冬季に大きな差はみられなかった。

3. 1. 1 各種汚泥における濃縮性能

図 3 に A 処理場および B 処理場における余剰汚泥の濃縮性能を示す。

A 処理場の供給汚泥濃度は夏季、冬季ともに 1 % 程度であった。回収率 95 % 以上となる薬注率は 0.18 % 対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は夏季で 5.1 %、冬季で 4.6 % であった。また薬注率を 0.18 % 対 TS から 0.28 % 対 TS まで変化させた場合、濃縮汚泥濃度は夏季で 5.1 % から 5.6 % まで、冬季で 4.6 % から 5.1 % までと、ともに 0.5 % 程度の幅で変化した。

夏季と冬季の濃縮汚泥濃度の差は、供給汚泥の汚泥性状に起因するものである。冬季は項目 3.1 に示したように、夏季にくらべて難濃縮性の汚泥であった。このため、冬季の濃縮汚泥濃度は夏季のものにくらべて若干低下したものとなった。

これに対して、B 処理場の供給汚泥濃度は 0.7 %

表 2 汚泥性状

項 目	TS (%)	VTS (%)	繊維状物 (%) 100メッシュ	M—アルカリ度 (CaCO ₃ mg/L)
A 処理場夏季 余剰汚泥	0.9 (0.9～1.0)	71	15	141
A 処理場冬季 余剰汚泥	1.1 (1.0～1.2)	78	10	323
B 処理場冬季 余剰汚泥	0.7 (0.6～0.7)	78	1.11 (200メッシュ)	257
A 処理場夏季 生汚泥	2.5 (2.2～2.6)	77	12	412
A 処理場冬季 生汚泥	2.1 (2.0～2.3)	80	42	424
A 処理場夏季 混合生汚泥	1.0 (1.0～1.0)	76	7	282
A 処理場冬季 混合生汚泥	1.2 (1.2～1.3)	84	14	311

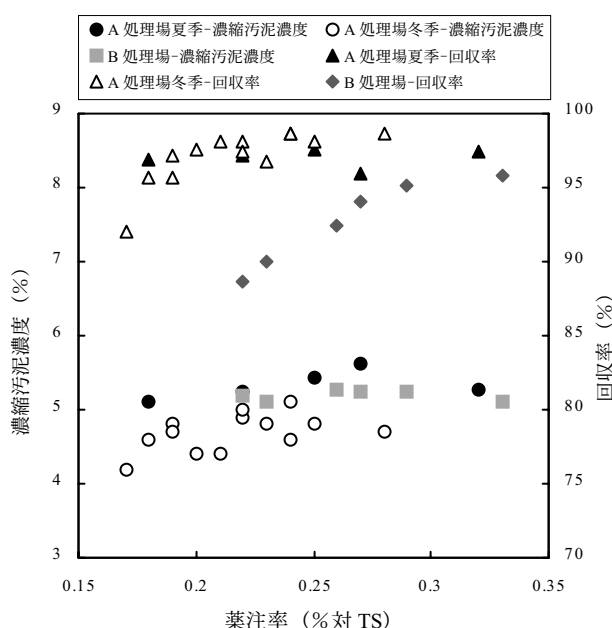


図 3 余剰汚泥における濃縮性能

程度であり、A 処理場の供給汚泥濃度よりも低かった。回収率95 %以上となる薬注率は0.29 %対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は5 %以上であった。薬注率を0.23 %対 TS まで低減しても濃縮汚泥濃度5 %以上、回収率90 %以上を確保した。

3. 1. 2 生汚泥

図4に A 処理場における生汚泥の濃縮性能を示す。

夏季の供給汚泥濃度は平均2.5 %であった。夏季に回収率が95 %以上となる薬注率は0.21 %対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は8.0 %であった。

冬季は供給汚泥濃度が平均2.1 %と夏季より低かった。冬季に回収率が95 %以上となる薬注率は0.19 %対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は5.8 %であった。

薬注率を夏季で0.21 %対 TS から0.29 %対 TS、冬季で0.19 %対 TS から0.24 %対 TS まで変化させた場合、濃縮汚泥濃度は夏季で8.0 %から8.4 %まで0.5 %程度、冬期で5.8 %から6.6 %まで1 %程度の幅で変化した。

3. 1. 3 混合生汚泥

図5に A 処理場の混合生汚泥における濃縮性能を示す。夏季の供給汚泥濃度は平均1.0 %であった。回収率が95 %以上となる薬注率は0.20~0.26 %対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は5.0~5.6 %であった。冬季の供給汚泥濃度の平均は1.2 %であった。回収率が95 %以上となる薬注率は0.21 %対 TS であり、このときの濃縮汚泥濃度は4.9 %であった。

また薬注率を0.19 %対 TS から0.28 %対 TS まで変化させた場合、濃縮汚泥濃度は夏季で5.0 %から5.6 %、冬季で4.9 %から5.3 %まで、ともに0.5 %程度の幅で変化した。

3. 1. 4 各種汚泥の濃縮性能の比較

余剰汚泥の濃縮倍率は5 倍程度、生汚泥の濃縮倍率は3 倍程度、混合生汚泥の濃縮倍率は4.5倍程度であり、それぞれの濃縮汚泥濃度には差異があった。これは、汚泥の種類による供給汚泥の濃度が濃縮倍率および濃縮汚泥濃度に影響したものと考えられる。

3. 2 連続運転安定性

3. 2. 1 余剰汚泥による連続運転

A 処理場の夏季余剰汚泥による24時間連続運転のデータを図6に示す。この連続運転における供給汚泥濃度は平均0.87 % (0.75~0.94 %) であった。薬注率平均0.25 %対 TS (0.21~0.27 %対 TS) において、濃縮汚泥濃度平均4.9 % (4.6~5.3 %), 回収率平均96.1 % (94.4 %~98.1 %) にて、24時間安定し

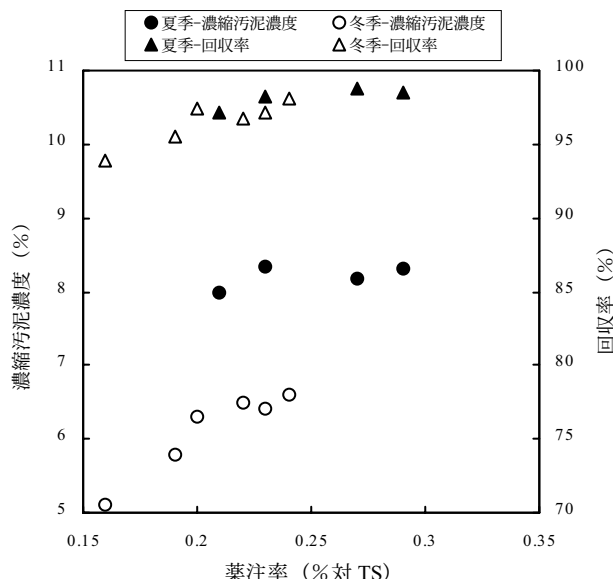


図4 生汚泥における濃縮性能

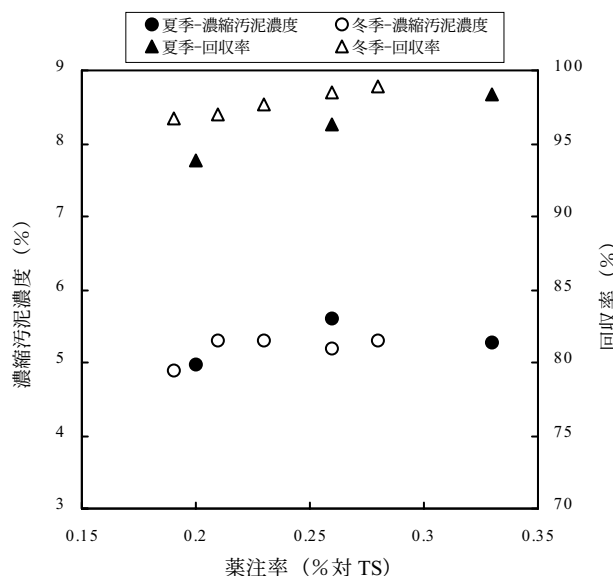


図5 混合生汚泥における濃縮性能

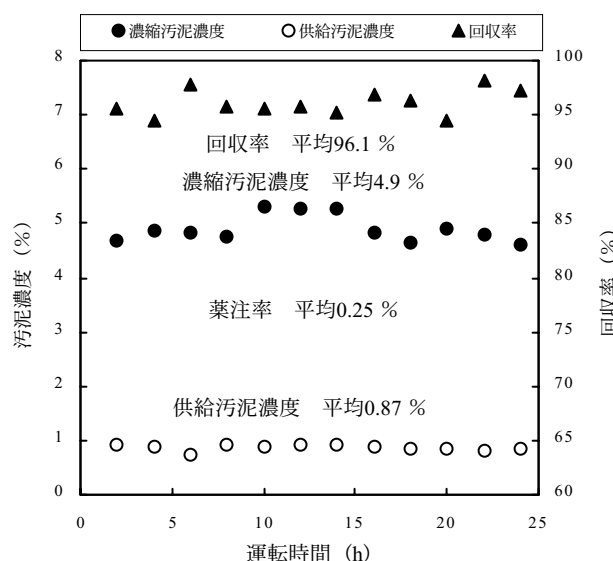


図6 A 処理場夏季余剰汚泥における連続運転

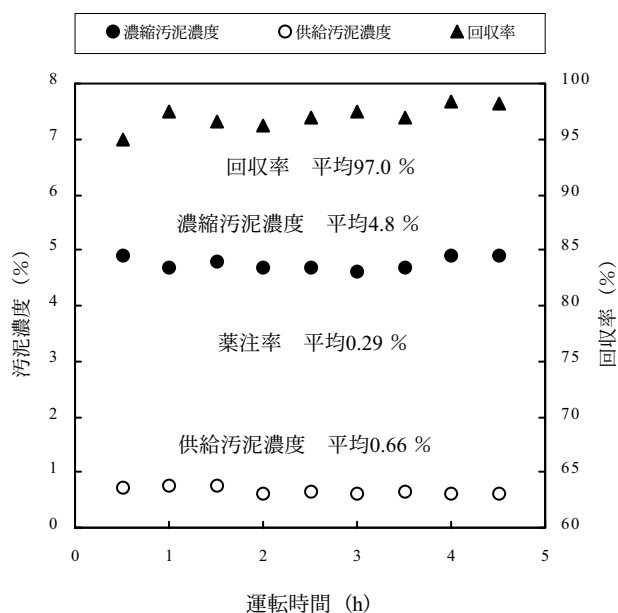


図7 B 処理場夏季余剰汚泥における連続運転

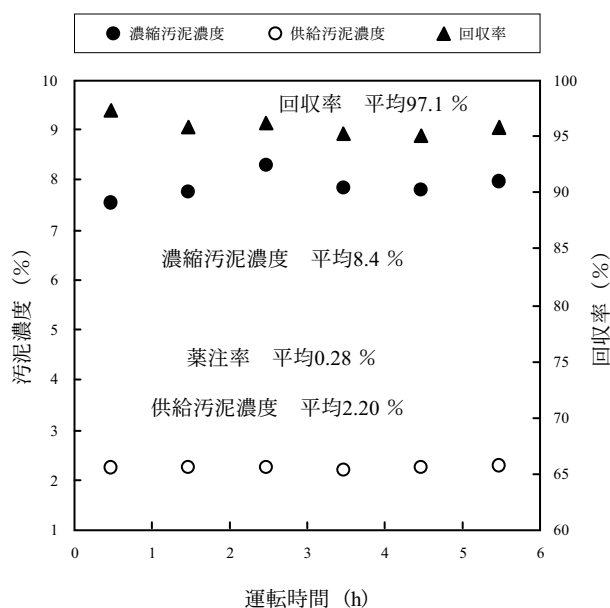


図8 A 処理場夏季生汚泥における連続運転

て運転をおこなうことができた。

B 処理場の冬季余剰汚泥による 4 時間連続運転のデータを図 7 に示す。この連続運転における供給汚泥濃度は平均 0.66 % (0.61～0.74 %) であった。薬注率平均 0.29 % 対 TS (0.28～0.32 % 対 TS) において、濃縮汚泥濃度平均 4.8 % (4.6～4.9 %), 回収率平均 97.0 % (94.9 %～98.4 %) にて、4 時間安定して運転をおこなうことができた。

3. 2. 2 生汚泥による連続運転

A 処理場の夏季生汚泥による 6 時間連続運転のデータを図 8 に示す。この連続運転における供給汚泥濃度は平均 2.20 % (2.09～2.26 %) であった。薬注率平均 0.28 % 対 TS (0.27～0.30 % 対 TS) において、濃縮汚泥濃度平均 8.4 % (8.1～8.9 %), 回収率平均 97.1 % (96.6 %～98.1 %) にて、6 時間安定して運転をおこなうことができた。

3. 3 特殊セパレータの効果

処理量 30 m³/h、濃度 0.8～1.0 % 余剰汚泥における特殊セパレータの有無による濃縮性能の違いを図 9 に示す。セパレータを使用することによって、濃縮汚泥濃度が約 1.4 % 向上し、回収率に大きな違いはないことがわかった。

これは図 10 に示すように、ろ過面が高濃度汚泥層を掻き上げて攪拌し、常に低濃度汚泥層をろ過面と接触させ、濃縮効率を高めているためと考えられる。

3. 4 ろ過面傾斜角度の濃縮性能に与える影響

処理量 30 m³/h、濃度 2.0～2.5 % の生汚泥における

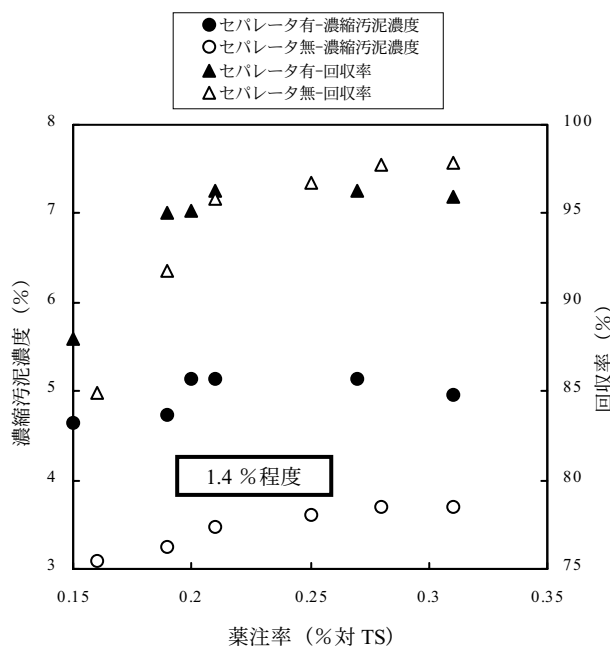


図9 特殊セパレータの影響

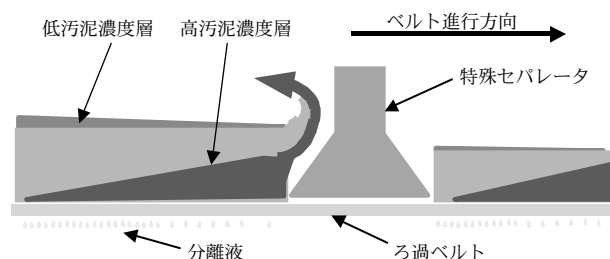


図10 特殊セパレータによる汚泥の攪拌

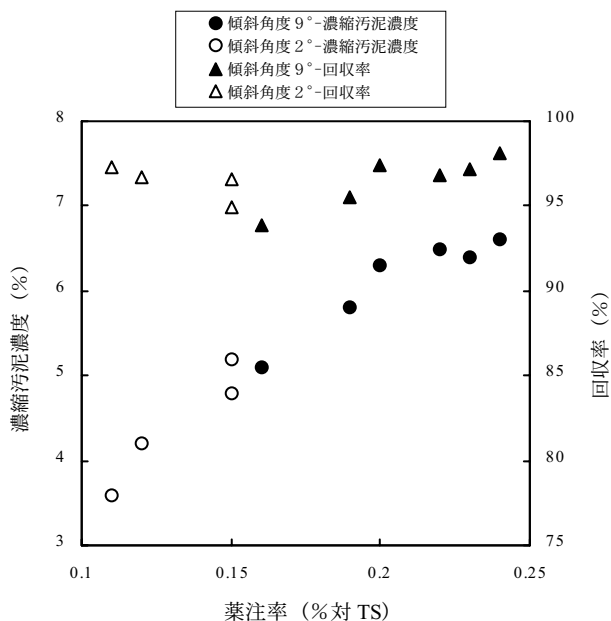


図11 ろ過面傾斜角度の影響

ろ過面傾斜角度と濃縮性能の関係を図11に示す。

ろ過面傾斜角度が9°の場合、回収率95 %以上を満足する最適薬注率は0.20 %対 TS で、このときの濃縮汚泥濃度は6.3 %であった。これに対して、ろ過面傾斜角度を2°とした場合、回収率95 %以上を満足する最適薬注率は0.20 %対 TS から0.12 %対 TS に低減された。このときの濃縮汚泥濃度は4.2 %であった。

ろ過面傾斜角度の違いによるろ過時間とろ液量の関係を図12に示す。

ろ過面傾斜角度が9°の場合、汚泥投入箇所汚泥溜りが形成され、そのビーチ箇所汚泥が、傾斜したベルトを登坂できるまで濃縮されるため、短時間で多量のろ液が排出されている。この作用により登坂開始地点で高濃度化し、この結果、到達濃縮汚泥濃度は6.1 %まで上昇した。

これに対して、ろ過面傾斜角度2°の場合、汚泥はより容易にベルトで搬送されるため、徐々にろ液が排出され、この結果、到達濃縮汚泥濃度は5.3 %に低減した。一方、傾斜角度を2°にした場合、濃縮汚泥の登坂が容易になるため、低薬注率で生成さ

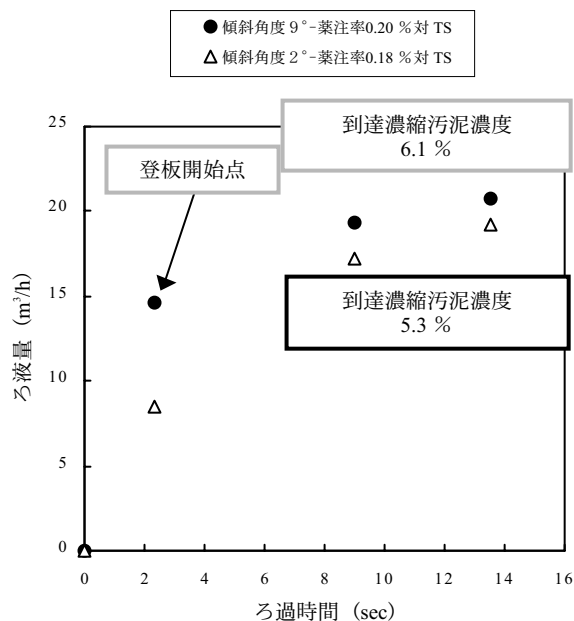


図12 ろ過時間と濃縮汚泥濃度の関係

れる微細な凝集フロックでもろ過が可能になり、これが薬注率の低減に寄与したものと考えられる。

このように、ろ過面傾斜角度を調整することによって、濃縮汚泥濃度および薬注率を調整可能であることがわかった。

むすび

ベルト濃縮機をもちいた実験をおこない、その濃縮性能が目標値（濃縮汚泥濃度4 %以上、回収率95 %以上、薬注率0.3 %程度）を十分に満足し、連続で安定的な運転が可能であることを実証した。

また当社ベルト濃縮機の特長である特殊セパレータの濃縮性能に及ぼす効果を実証した。さらには、ろ過面傾斜角度の濃縮性能に及ぼす効果を確認し、濃縮汚泥濃度および薬注率を調整可能であることを実証した。

本ベルト濃縮機は従来の機械濃縮設備にくらべ、低維持管費かつコンパクトとメリットも大きく、今後ますますの普及が期待される。

最後に、今回の実証実験に際し、多大なご協力をいただいた関係各位に深く感謝申し上げます。

還元加熱 (RH-SP) 法による ダイオキシン類汚染土壌処理

Reductive Heating Treatment of Dioxins-contaminated Soil



技術開発本部
プロセス技術開発部新規プロセス室
小 倉 正 裕
Masahiro Ogura
村 上 吉 明
Yoshiaki Murakami
泰 永 順 久
Yoriyasa Yasunaga
技術開発本部プロセス技術開発部
川 井 隆 夫
Takao Kawai
(工学博士・技術士)

ダイオキシン類汚染土壌の処理方法として、比較的低温で無害化可能であり、オンサイト処理可能な処理技術の確立をめざし、還元加熱法によりダイオキシン類汚染土壌の処理試験をおこなった。連続式土壌処理パイロット装置による試験の結果、処理前濃度1 100~3 100 pg-TEQ/g の土壌を低酸素雰囲気下、加熱温度500~600 °C、1 時間で処理土壌のダイオキシン類は0~0.029 pg-TEQ/g となり、土壌からのダイオキシン類除去率は、99.9997 %以上となった。排ガス、処理水および作業環境のダイオキシン類測定をおこない、規制値・基準値を下回る十分な安全性を確認した。

A reductive heating treatment test using pilot scale equipment was carried out to establish an on-site decontamination process for Dioxins in polluted soil at relatively low temperatures. The pilot-scale test confirmed the reduction of Dioxins from the range of 1 100-3 100 pg-TEQ/g to the range of 0-0.029 pg-TEQ/g for contaminated soil, namely removal rate of 99.9997 %, at temps. from 500 °C to 600 °C within one hour under an oxygen deficient atmosphere. Samples taken from the waste gas and water, and from the working environment were analyzed and they proved adequately safe, meeting stringent Japanese regulations and standards.

Key Words :

還元加熱法
汚染土壌
ダイオキシン類
金属 Na 分散体

Reductive Heating Process
Contaminated soil
Dioxins
Sodium dispersion oil

まえがき

残留性有機汚染物質 (POPs) に関するストックホルム条約が2004年5月に発効し、日本においてもPOPsの適正処理が推進されている。POPsの代表的な化合物であるPCBおよびダイオキシン類に汚染された土壌・底質などについても適正処理をおこなう必要があり、そのためには、安全、確実に低環境負荷および低コストな処理技術の確立が不可欠である。

当社では比較的低温でオンサイト処理可能なPOPs汚染土壌の浄化方法として還元加熱法を開発し、低濃度PCB汚染土壌処理¹⁾のみならず、高濃度PCB汚染土壌についても短時間で安全にPCBを除去できることを確認、報告してきた。²⁾ 今回、高濃度ダイオキシン類汚染土壌についてパイロット規模での処理試験を実施する機会をえたので、処理過程におけるダイオキシン類収支、周辺環境への影響等の実証実験結果を報告する。

1. プロセス概要

図1に本プロセスの概要を示す。汚染土壌は分級スクリーンなどを経て還元加熱装置（間接加熱キルン）に供給され、窒素ガス置換による低酸素雰囲気下にて約500℃～600℃、1～3時間加熱することでダイオキシン類を除染無害化する。還元加熱処理後の土壌は、ダイオキシン類の副生成を防ぐために急冷し、浄化済土壌をえる。

還元加熱装置のプロセスガスにはダイオキシン類等の揮発物が含まれるため、油をもちいた排ガス洗浄装置（オイルスクラバー）で洗浄した後、活性炭を経て排出する。土壌に含まれる水分は排ガス洗浄装置で凝縮され、油水分離槽で分離回収した後、活

性炭処理をおこない排水とする。

プロセスガス洗浄油中のダイオキシン類は金属Na分散体法（SP法）^{3), 4)}をもちいて無害化する。SP法の模式図を図2に示す。油水分離後の洗浄油に金属Na分散体（金属ナトリウムを微粒子状にして絶縁油に分散させたもの）を添加し90℃、60分の脱塩素化反応をおこない、ダイオキシン類を無害化する。余剰の金属ナトリウムは中和槽において水を加えて水和させ、廃アルカリとして処分する。また処理油はオイルスクラバーで洗浄油として再利用する。金属Na分散体は消防法の取扱上第4類第3石油類に分類され、絶縁油や重油と同じ分類であり、通常の油と同様の取扱ができる物質である。

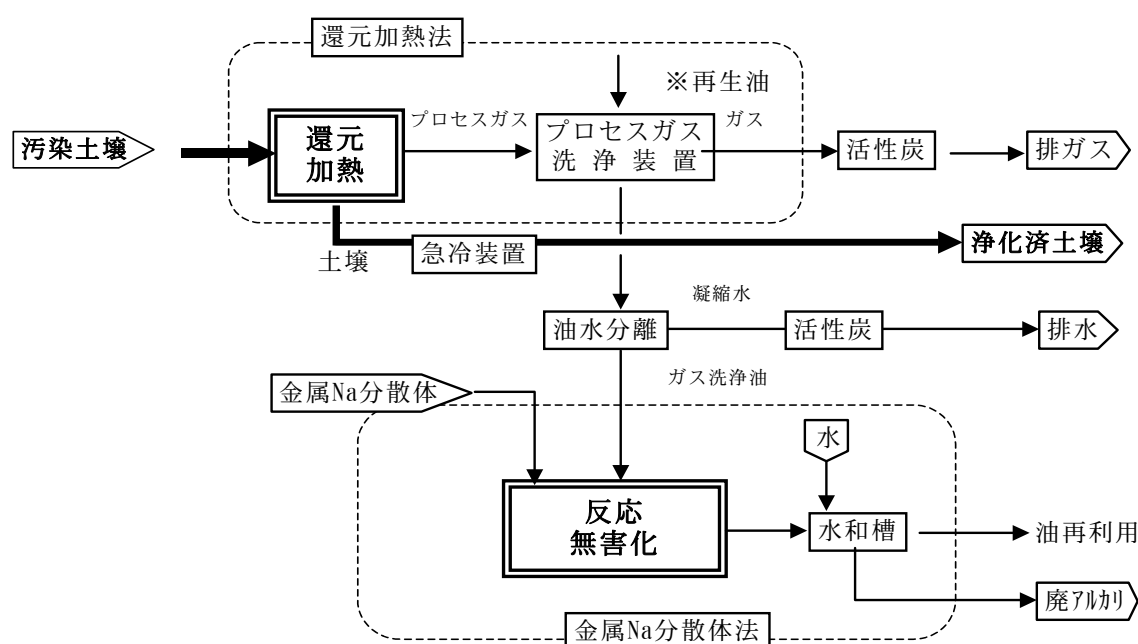


図1 還元加熱法による土壌浄化プロセスの概要

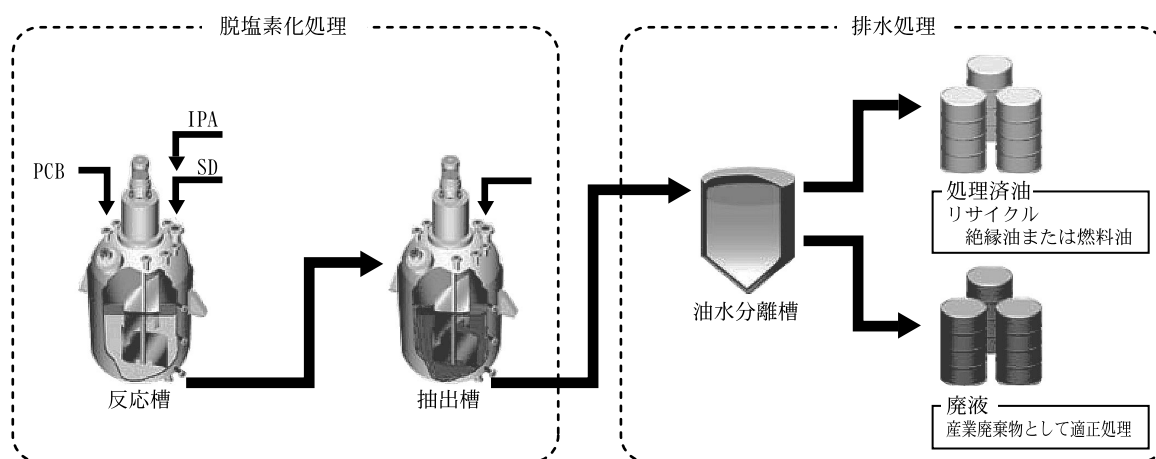


図2 SPプロセスの概要

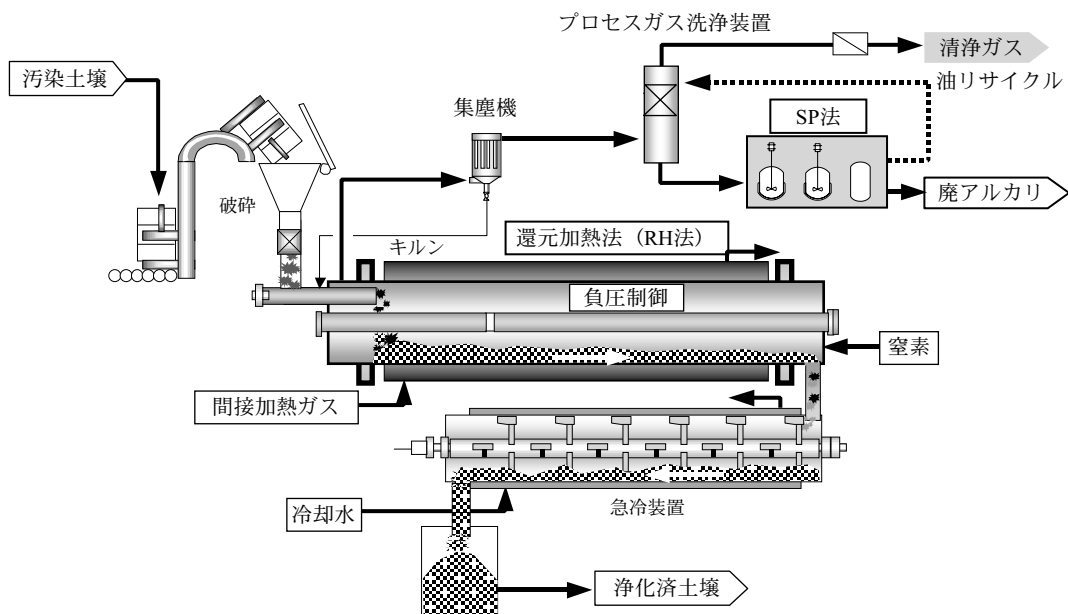


図3 パイロット設備の模式フロー



写真1 還元加熱パイロット試験設備の外観



写真2 処理前土壌の外観

表1 還元加熱の試験条件

RUN No.	処理温度 (平均)	温度保持 時間	土壌供給 時間	土壌処理 速度 (平均)	処 理 量
	℃	h	h	kg/h	kg
1	567	1	4.5	42	185
2	518	1	5	59	292
3	564	1	5	99	495
4	520	1	3.3	90	295
5	580	1	12.5	56	700
合 計					1 967

2. 試験方法

2.1 試験設備

パイロット試験設備の模式フローを図3に、外観を写真1に示す。本装置の土壌処理能力は100 kg/hである。

2.2 試験方法

汚染土壌を7mm以下に調整し、試料とした。処理前土壌の外観を写真2に示す。

還元加熱装置を予め500～550℃まで昇温し、窒素ガスにより炉内を低酸素状態に保持した後、65～100 kg/hで汚染土壌を供給し、還元加熱処理をおこなった。還元加熱装置は負圧制御し、装置内からのガス漏出を防止した。

実証試験は5条件実施し、処理生成物のダイオキシン類濃度、重金属類の分析および作業環境測定を実施した。

3. 試験結果および考察

3.1 温度および炉内圧力推移

表1に試験条件を示す。処理温度および炉内圧力

表2 土壌の還元加熱処理結果

			RUN 1	RUN 2	RUN 3	RUN 4	RUN 5
処理前土 DXNs		pg-TEQ/g (pg/g)	1 300 (90 000)	1 300 (88 000)	1 100 (75 000)	3 100 (220 000)	2 700 (190 000)
処理後土 DXNs	初期	pg-TEQ/g (pg/g)	0 (0.6)	0.00033 (3.6)	0 (N.D.)	0.022 (7.2)	0.029 (12)
	中期		0 (1.1)	0 (1.1)	0 (0.3)	0 (7.9)	0 (2.2)
	終期		0 (0.5)	0 (0.5)	0 (0.5)	0.021 (8.5)	0 (N.D.)
土壌からの DXNs除去率		%-TEQ (%-実測濃度)	100 (99.9994)	99.99999 (99.9987)	100 (99.9997)	99.9998 (99.9979)	99.9997 (99.9979)

表3 プロセスガスの分析結果

		RUN 1		RUN 2		RUN 3		RUN 4		RUN 5	
		プロセスガス	排ガス	プロセスガス	排ガス	プロセスガス	排ガス	プロセスガス	排ガス	プロセスガス	排ガス
DXNs	ng-TEQ/m ³ _N (ng/m ³ _N)	0.031 (5.3)	0.014 (1.1)	0.045 (6.2)	0.0091 (0.68)	0.12 (22)	0.010 (0.83)	0.083 (20)	0.017 (1.4)	0.032 (6.8)	0.00014 (0.43)

表4 排水のダイオキシン類

項 目		スクラバー凝縮水 (平均)	活性炭処理水
ダイオキシン類	pg-TEQ/L (pg/L)	1.6 (2 100)	0.0015 (12)

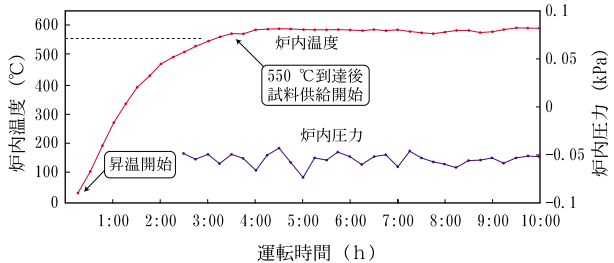


図4 実証試験時の炉内温度および炉内圧力 (RUN 5)

の一例を図4に示すように、炉内温度は550℃以上に安定保持し、炉内圧力は負圧に維持された。

3. 2 ダイオキシン類濃度

土壌中ダイオキシン類分析結果を表2に、処理後土壌の外観を写真3に示す。連続処理時の処理安定性を確認するため、処理土の採取を各 RUN の初期、中期、終期の3回にわけて実施した。処理前1 100～3 100 pg-TEQ/gに対し、処理後は0～0.029 pg-TEQ/gとなり、環境基準値1 000 pg-TEQ/gに対して十分に低い濃度に浄化できることを確認した。

排ガス中のダイオキシン類濃度を表3に示す。還



写真3 処理後土壌の外観

元加熱装置排ガスについては最大0.12 ng-TEQ/m³_Nであったが、オイルスクラバーおよび活性炭処理後では、最大0.017 ng-TEQ/m³_Nとなり目標基準値0.1 ng-TEQ/m³_Nを満足した。

処理前土壌中の水分は還元加熱装置で蒸発しオイルスクラバーにおいて凝縮回収し、活性炭処理をおこなった。凝縮水および活性炭処理水のダイオキシン類濃度を表4に示す。凝縮水中では1.6 pg-TEQ/Lであったが、活性炭処理後は0.0015 pg-TEQ/Lとなり、目標基準値10 pg-TEQ/Lを満たした。表5に示すように他の排水基準項目についても基準値を満た

表5 排水基準項目

排 水 基 準		処 理 水	排 水 基 準
カドミウムおよびその化合物	[mg/L]	<0.01	0.1
シアン化合物	[mg/L]	<0.005	1
有機燐化合物	[mg/L]	<0.1	1
鉛およびその化合物	[mg/L]	<0.1	0.1
六価クロム化合物	[mg/L]	<0.04	0.5
砒素およびその化合物	[mg/L]	<0.001	0.1
水銀およびアルキル水銀およびその他の水銀化合物	[mg/L]	<0.0005	0.005
アルキル水銀化合物	[mg/L]	不 検 出	検出されないこと
ポリ塩化ビフェニル	[mg/L]	<0.0005	0.003
トリクロロエチレン	[mg/L]	<0.03	0.3
テトラクロロエチレン	[mg/L]	<0.01	0.1
ジクロロメタン	[mg/L]	<0.02	0.2
四塩化炭素	[mg/L]	<0.002	0.02
1, 2-ジクロロエタン	[mg/L]	<0.004	0.04
1, 1-ジクロロエチレン	[mg/L]	<0.02	0.2
シス-1, 2-ジクロロチレン	[mg/L]	<0.04	0.4
1, 1, 1-トリクロロエタン	[mg/L]	<0.3	3
1, 1, 2-トリクロロエタン	[mg/L]	<0.006	0.06
1, 3-ジクロロプロペン	[mg/L]	<0.002	0.02
チウラム	[mg/L]	<0.006	0.06
シマジン	[mg/L]	<0.003	0.03
チオベンカルブ	[mg/L]	<0.02	0.2
ベンゼン	[mg/L]	<0.01	0.1
セレンおよびその化合物	[mg/L]	0.001	0.1
ほう素およびその化合物	[mg/L]	0.13	10 (海域以外)
ふっ素およびその化合物	[mg/L]	0.33	8 (海域以外)
アンモニア、アンモニウム化合物、亜硝酸化合物および硝酸化合物	[mg/L]	20	アンモニア性窒素に0.4を乗じたもの、亜硝酸性窒素および硝酸性窒素の合計 100 mg/L
水素イオン濃度 [pH]	—	7.5	5.8～8.6
生物学的酸素要求量 [BOD]	[mg/L]	<5	排水基準 160 (1日平均120)
化学的酸素要求量 [COD Mn]	[mg/L]	1.1	排水基準 160 (1日平均120)
ノルマルヘキサン抽出物質含有量 [鉱物油]	[mg/L]	<1	5

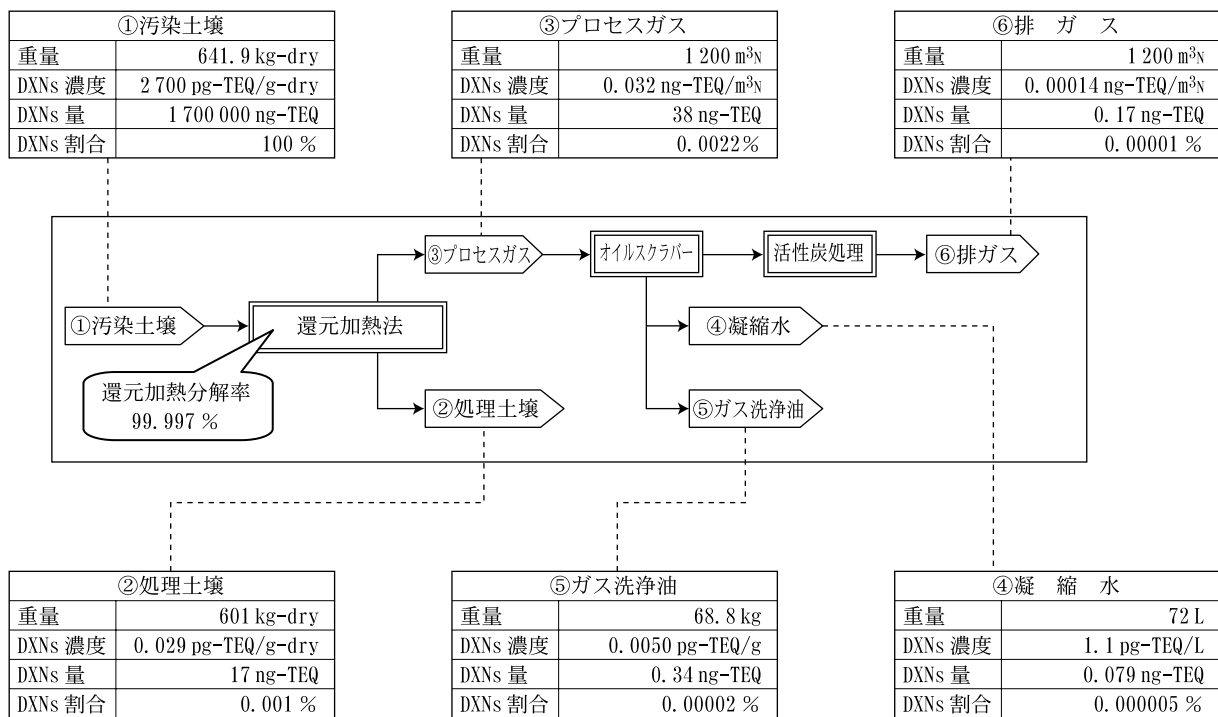


図5 還元加熱処理時のダイオキシン類収支 (RUN 5)

表6 重金属溶出量および含有量

項 目	溶出試験 (mg/L)			含有試験 (mg/kg)	
	処理前	RUN 1～5 処理後	溶出基準	処理前	RUN 1～5 処理後
カドミウムおよびその化合物	<0.001	<0.001	0.01	<0.5	<0.5
六価クロムおよびその化合物	<0.01	<0.01	0.05	<7.2	<6.7
水銀およびその化合物	<0.0005	<0.0005	0.0005	<0.05～0.29	<0.05
セレンおよびその化合物	<0.01	<0.01	0.01	<0.05	<0.05
鉛およびその化合物	<0.01	<0.01	0.01	<10	<10
砒素およびその化合物	<0.01	<0.01	0.01	0.12～0.14	0.24～0.35

し、放流可能な水質であることを確認した。

3.3 還元加熱処理時のダイオキシン類収支

RUN 5におけるダイオキシン類収支を図5に示す。処理前土壌のダイオキシン類量に対し、処理土では0.001 %となり、土壌からのダイオキシン類除去率は99.9997 %となった。還元加熱装置のプロセスガスには0.0022 %が含まれ、還元加熱法によるダイオキシン類分解率は99.997 %であった。

3.4 副生成物

HRGC/HRMS 法による定性分析の結果、処理後土壌、凝縮水およびプロセスガス洗浄油においてクロロベンゼン類などの有害成分は検出されなかった。

3.5 重金属類

処理土壌中の H 15環境省告示第18号溶出試験お

表7 SP 法処理結果

項 目		プロセス ガス洗浄油	SP 法処理後	
			処理油	廃アルカリ
ダイオキシン類	pg-TEQ/g (ng/g)	0.019 (0.25)	0.012 (0.12)	30 pg-TEQ/L (2.2 ng/L)

よび H 15環境省告示第19号含有試験結果を表6に示す。重金属類は、すべて溶出基準以下であった。

3.6 ガス洗浄油の SP 法処理

RUN 1から5を通してオイルスクラバー循環油の交換はおこなわず、RUN 1から5終了後にプロセスガス洗浄油の SP 法処理を1回実施した。SP 法処理結果を表7に示す。処理前排ガス洗浄油のダイ

表8 作業環境測定結果

			破碎・分級室	プロセス ガス処理室	還元加熱 装置近傍	制 御 室
DXNs	作 業 前	pg-TEQ/m ³	0.13	0.11	0.067	—
	作 業 中	pg-TEQ/m ³	7.3～16	0.1	0.086	0.066
	作 業 後	pg-TEQ/m ³	0.096～0.12	0.065	0.066	0.066

オキシシン類濃度は0.019 pg-TEQ/g、処理油は0.012 pg-TEQ/gであり特別管理産業廃棄物の基準値 3 ng-TEQ/g 以下であった。廃アルカリは30 pg-TEQ/L であり特別管理産業廃棄物の基準値100 pg-TEQ/L 以下であった。

今回の実証試験では、土壌の総処理量は2t程度であったため排ガス洗浄油のダイオキシシン類濃度は低かったが、実作業時には連続処理時により濃度が増加するため、SP 法によるダイオキシシン類分解率は高くなる。

3. 7 作業環境測定結果

作業環境測定結果を表8に示す。汚染土壌の破碎・分級作業では、7.3～16 pg-TEQ/m³であり管理区分はレベル3であった。プロセスガス処理室は、作業中でも0.1 pg-TEQ/m³であり大気環境基準以下であった。還元加熱装置近傍においても0.086 pg-TEQ/m³を示し、大気環境基準以下であった。

む す び

還元加熱法によるパイロット規模のダイオキシシン類汚染土壌処理試験を実施し、以下の結果をえた。

- ① 1100～3100 pg-TEQ/g のダイオキシシン類汚染土壌を供給速度65～100 kg/h、処理温度500～600℃、処理時間1時間の還元加熱処理により、処理後土壌のダイオキシシン類濃度0～0.029 pg-TEQ/g、

除去率99.9997 %以上がえられた。

- ② 活性炭処理後排ガスは0.00014～0.017 ng-TEQ/m³ となり目標基準値0.1 ng-TEQ/m³ 以下であった。

- ③ 処理後土壌の溶出試験結果から、重金属類の溶出基準を満たすことを確認した。

なお本報告は、環境省より受託実施した「平成15年度土壌中ダイオキシシン類浄化技術確立調査」の成果の一部をまとめたものである。また、本内容は環境省の取りまとめ又は見解ではなく、当社の責任において取りまとめたものである。

【参考文献】

- 1) 小倉正裕，加賀城直哉，井出昇明，川井隆夫：還元加熱脱塩素法＋金属 Na 分散体法による PCB 汚染土壌処理技術，土壌環境センター技術ニュース，No.6，p.25-28 (2003)
- 2) 小倉正裕，川井隆夫：還元加熱法による高濃度 PCB 汚染土壌処理，第15回廃棄物学会研究発表会講演論文集，E1-8，p.1328-1330 (2004)
- 3) (財)産業廃棄物処理事業振興財団：PCB 処理技術ガイドブック p.321，p.340-343 (1999)
- 4) 川井隆夫，大塚剛樹，小西嘉雄，西村裕太：金属 Na 微粒子による絶縁油，土壌，排水汚染ダイオキシシン類の分解無害化，粉体工学会誌，Vol.37，No.6 (2000)

高効率蒸発攪拌装置の混合性能の評価

Evaluation of High Efficiency Evaporating Agitator



技術開発本部
プロセス技術開発部新規プロセス室
村上 吉明
Yoshiaki Murakami
技術開発本部
プロセス技術開発部廃棄物処理室
田頭 成能
Shigeyoshi Tagashira
プロセス機器事業部技術部
永田 純洋
Sumihiro Nagata
山崎 忠成
Tadashige Yamasaki

化学プロセスにおける濃縮工程において、液量が低下しても容器周囲の伝熱面を効率的に利用することが可能な装置が望まれる。当社では、逆円錐型の容器と攪拌翼を組合わせた「高効率蒸発攪拌装置」を開発した。今回、数値解析により、本装置の自由界面の上昇の確認と混合性能の評価をおこなった。その結果、本装置は攪拌によって液面を上昇させ、伝熱部が効果的に利用可能であること、およびバッフルつき反応容器と同等の混合性能を有し、混合と濃縮が同時に可能な装置であることを確認した。

The high efficiency-evaporating agitator is a device that can effectively utilize heat for concentration even if liquid decreases as concentration progresses. A comparison was made in numerical analysis in a test between the device having an inverted conical vessel, and a conventional cylindrical reactor equipped with a baffle. The test confirmed that the liquid level in the device was raised along the wall of the cone by stirring so that the heat contact area was increased. The mixing performance can be predicted to be equal in both units as the standard deviation of concentration is calculated to decrease at the same rate.

Key Words :

数 値 解 析
混 合 性 能
濃 縮 プ ロ セ ス

Numerical analysis
Mixing performance
Condensation process

ま え が き

化学プロセスの主要工程の一つとして液体の混合濃縮がある。これまでは、容器外套部にスチーム等の熱媒体を通して液体を蒸発させ、混合濃縮をおこなってきた。しかし、濃縮にともない液面が低下すると、伝熱部と液体との接触面積が減少するため、濃縮工程の効率化の阻害要因となっていた。

そこで、バッフルを持たず、攪拌による混合および液面上昇による伝熱部の有効利用が同時に可能な「高効率蒸発攪拌装置」を開発した（図1参照）。今回、本装置の混合性能評価を数値解析によりおこない、バッフルつき反応容器と比較した。その結果、高効率蒸発攪拌装置はバッフルつき反応容器と同等の混合性能を有することを確認したので、報告する。

1. 高効率蒸発攪拌装置の概要

高効率蒸発攪拌装置と、従来のバッフルつき反応容器との形状を図2、3に対比して示す。高効率蒸発攪拌装置は逆円錐型の形状でバッフルを持たない。そのため、以下の特長を有する。

- ① 少ない動力での運転が可能である。
- ② 液面上昇により、伝熱部が有効利用できる。

本装置は効率的な液面上昇のため、壁面を逆円錐型にしている。これによって上下の旋回流れも効率的に励起させることで混合性能を向上させることを期待するものである。本装置で従来型の反応容器と同等の混合が可能ならば、低動力での混合と、効率的な濃縮も可能な装置となる。

2. 数値計算による検討

今回、混合性能の評価を数値解析によっておこなった。使用した計算ソフトウェアは、FLUENT 6.2 (FLUENT 社) であった。

計算は以下の手順でおこなった。

(1) 攪拌時の自由表面の形状の計算

VOF モデルをもちいて、攪拌時の液面（自由表面）の形状を計算する。また、計算手法の妥当性の評価として、テスト装置（100リットル）と同一形状での計算を実施し、液面上昇の計算結果をテスト装置での実験結果と比較する。

(2) 混合性能の比較

高効率蒸発攪拌装置と、バッフルつき反応容器との軸近傍に被混合物質を添加し、濃度の標準偏差の経時変化から混合性能を評価する。ここで、濃度の平均値は被混合物質の添加量と容器体積から、標準偏差はプロペラの軸を通過する45°ずつ傾いた4つの平面における、被混合物質の濃度から求めた。

3. 自由表面の計算結果の妥当性評価

液面上昇の計算の妥当性評価のため、テスト装置によって液面上昇確認実験をおこなった。写真1にテスト装置を、図4に計算に使用したメッシュを、それぞれ示す。攪拌翼は当社のツインスター[®]1)を

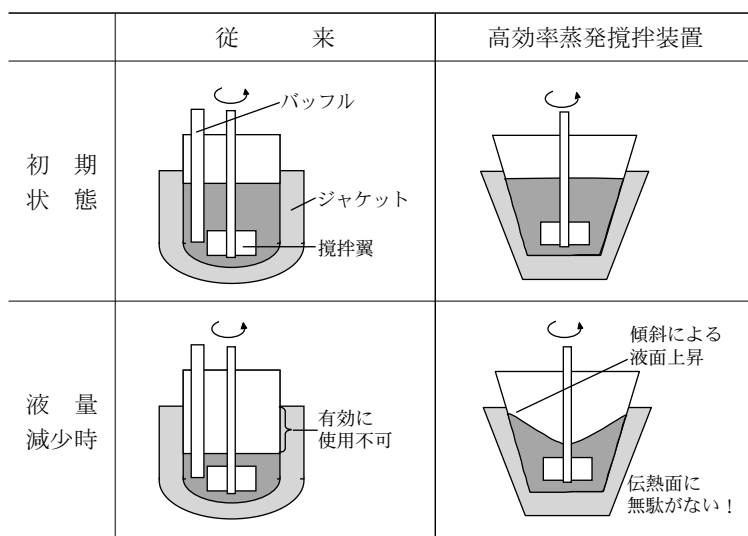


図1 高効率蒸発攪拌装置の概念



写真1 100 L テスト用装置

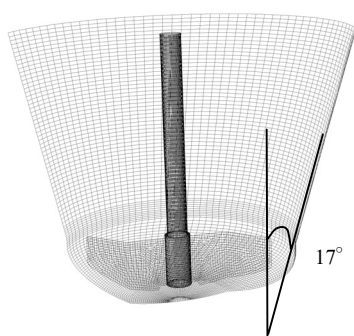


図2 高効率蒸発攪拌装置

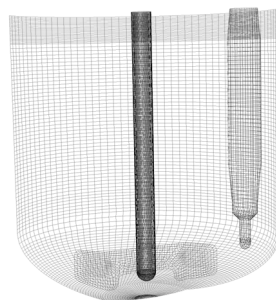


図3 バッフルつき反応容器

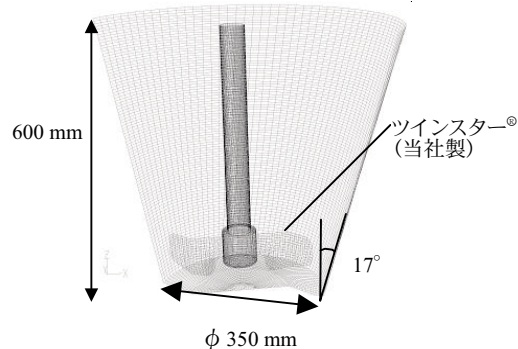


図4 100 L テスト用装置計算領域

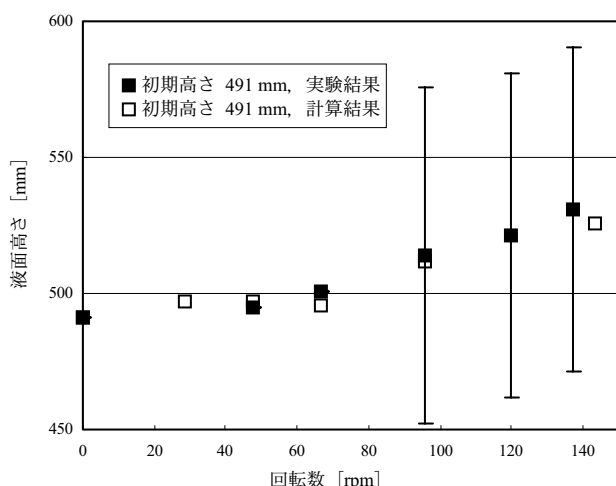


図5 計算結果と実験結果の比較

表1 運転条件

	高効率蒸発 攪拌装置	バッフルつき 反応容器
液量 (L)	750	750
回転数 (rpm)	100	100
液面高さ (mm)	804	1 038

使用しており、計算でも同様の形状を再現した。

図5に、攪拌回転数と液面高さ（液面の最外周の高さ）との関係を示す。90 rpm を超える実験値に付随するバーは、テスト装置における液面の位相による変動（スロッシング）の範囲を示している。スロッシングがある場合においては、今回計算結果との比較は液面の最大値、最小値の平均値でおこなった。

図5により、テスト装置での実験結果と計算結果が良く一致していることがわかる。この結果から、数値計算により自由界面をともなった流体の運動を表現可能と判断した。

4. 混合性能の評価

混合性能の評価は、高効率蒸発攪拌装置の実機規模（750リットル）を対象におこなった。

実機においても、攪拌翼はテスト装置同様当社のツインスター®を使用した。壁面の傾斜角は鉛直方向に対して17°傾いている。これはテスト装置と同様の値である。また、強度の向上のため、装置下部は楕円構造とした。

混合性能評価のための計算は、以下の手順でおこなった。

- 1) 計算メッシュ内を水で満たし、攪拌した際の自由界面の形状を求める。
- 2) 液面を摩擦なしの壁と見なしてその形状に合わせてメッシュを再作成する。

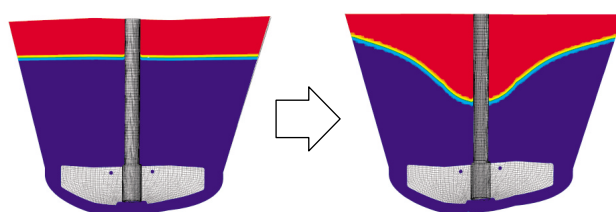


図6 攪拌による界面の変化（青：水，赤：空気）

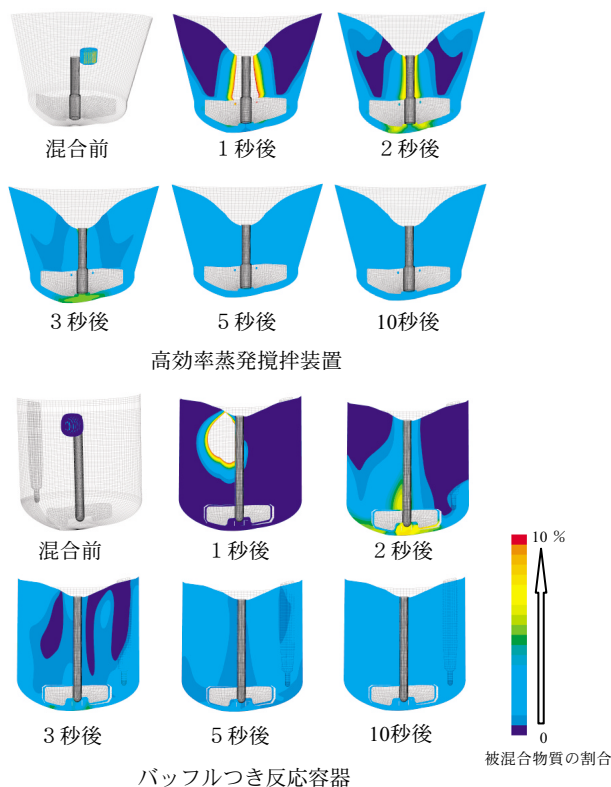


図7 混合状態の経時変化

- 3) 2)で作成したメッシュで、水を再度攪拌し、定常的な流れ場を形成する計算をおこなう。
- 4) 軸近傍に被混合物質を添加し、物質濃度の標準偏差の経時変化から混合性能を評価する。

上記の手順で、高効率蒸発攪拌装置と、従来型のバッフルつき反応容器との攪拌状況を計算した。計算条件は表1に示すとおりで、同一容積・同一回転数として比較した。

図6に計算前の状態、および計算により求めた自由界面を示す。攪拌翼の回転によって、液面高さは静止状態よりも約10%上昇した。

図7に混合状態の経時変化を示す。高効率蒸発攪拌装置では、界面上昇による下向きの流れによって速やかに容器底まで被混合物質が流れ込む。底に流れ込んだ被混合物質は、攪拌翼後部の強い乱れによって混合され、さらに上下に循環する流れによって混合されていく。濃度分布は軸に垂直な断面内ではば

180°回転対称となった。一方バッフル付き反応容器では、下向きの流れは高効率蒸発攪拌装置と比較して小さいため、容器底に被混合物質が届くのに1秒以上かかっている。しかし、バッフルによる回転方向の乱れが大きく、容器の外側へ高効率蒸発攪拌装置よりも速やかに被混合物質が広がっていく。バッフルを通過した後乱れによって混合され、軸に垂直な平面内の濃度分布も高効率蒸発攪拌装置と比較すると、均一となった。ただしどちらの装置でも、10秒後には均一な状態になっている。図8に断面における被混合物質の濃度の標準偏差の経時変化を示す。標準偏差の減少は、両方の装置でほぼ同じ値になった。このことから、両者の混合性能については、同程度であり、今回開発した高効率蒸発攪拌装置により混合は十分に可能であることがわかった。

5. 考 察

一般に、容器内にバッフルがないと、攪拌翼と液体とが一体となって「伴回り」して、良好な混合がえられないという懸念がある。高効率蒸発攪拌装置の混合性能がバッフル付き反応容器同様の性能を示した原因として、以下の点が考えられる。

- 1) 大きな液面上昇を起こすような強い上下の旋回流が発生した。これは、側壁面が逆円錐形状となっていること、装置底面を楕円構造としたことによって圧力が広い範囲に高く分布したこと、および攪拌翼と装置壁面との距離が近いことで、壁面にぶつかった流れが上向きとなったことが考えられる。
- 2) 液面上昇を増加させるため攪拌翼の端が壁面のすぐ近くにある。結果として攪拌翼の背面の圧力

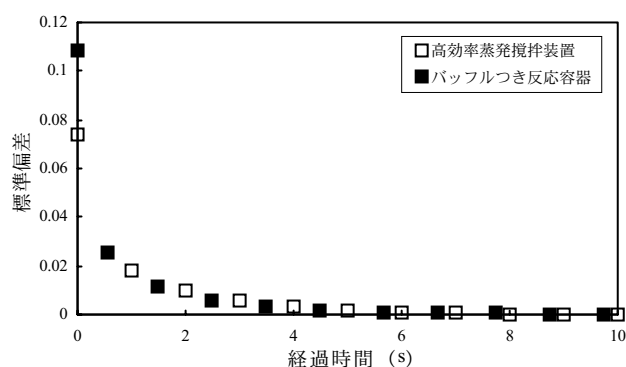


図8 標準偏差の経時変化

が急激に低下し、壁面付近ではく離流れが励起される。結果、攪拌翼背後における乱れの強さが上昇し混合が進んだ。

以上により、本装置は上下の旋回流と強いはく離流れを併せ持つために優れた混合性能を持ち、さらに液面上昇によって伝熱面を効率的に使用可能であることが確認できた。

む す び

数値計算によって、高効率蒸発攪拌装置がバッフル付き反応容器と同様の混合性能を有することが確認できた。本装置をもちいれば、効率的な濃縮を混合と同時に実施でき、濃縮時間の短縮を図ることができる。

本装置がより多くの化学プロセスにおいて使用されることを期待する。

【参考文献】

- 1) 中村隆彦，徳岡洋由：「ガラスライニング製新型攪拌翼「ツインスター」」，神鋼パンテック技報 Vol.45, No.1 (2001)，p.33

モデル予測制御に基づく

ガス化溶融炉制御システム

Model Predictive Control Systems for Pyrolytic Gasification and Melting Furnaces



技術開発本部
プロセス技術開発部廃棄物処理室

細田 博之

Hiroyuki Hosoda

伊藤 正

Tadashi Ito

技術開発本部知的財産室

二階堂 宏央

Hiroo Nikaido

技術本部計電技術室

下梨 孝

Takashi Shimonashi

(株)神戸製鋼所

生産システム研究所計測制御研究室

前田 知幸

Tomoyuki Maeda

友近 信行

Nobuyuki Tomochika

ガス化溶融炉を対象として、ボイラの蒸気発生量、砂層温度や溶融炉炉内温度などの炉内各部温度を安定化するために、給じん機出力や主蒸気弁開度などを自動操作する制御システムを開発した。本制御システムは、ガス化溶融プロセスに存在するむだ時間や操作量の干渉の問題を解決するために、多変数モデル予測制御システムを核として構成されている。ごみ質の変化に応じて制御目標値を自動的に適正化することによってごみ処理量を補償し、実機において操業の自動化が図られており、安定運転を実現している。

An automatic control system for the pyrolytic gasification and melting furnaces is developed by using model predictive control theory. This control system is able to stabilize steam generation rate, fluidized bed temperature and other section temperature inside the furnace by manipulating waste feeder speed and a steam control valve with the automatic control technology based on model predictive control theory. Furthermore, automatic operation is assured by setting up a suitable daily amount of incinerated waste automatically according to change of the calorific value of waste. Application results in the commercial plants show the usefulness of the proposed method.

Key Words :

廃棄物処理

都市ごみ

ガス化溶融

モデル予測制御

Waste treatment

Municipal solid waste (MSW)

Gasification and melting

Model predictive control system

まえがき

ガス化溶融プロセスはリサイクル性、維持管理費低減、有害物質の排出抑制などの環境負荷低減を大きな特長として、灰の溶融処理までを一貫しておこなう次世代型プロセスとして注目を集め、1990年代に開発が進められた。現在、全国各地で商業施設が稼働する状況にあり、当社も流動床式ガス化溶融施設の国内第1号機である中部上北清掃センターをふくめ、全国で5施設が商業施設として稼働中であり、2施設が建設中という状況にある。

ガス化溶融プロセスは、先にも述べたとおり、ガス化、燃焼、溶融処理を一貫しておこなうことを特長としており、実機における安定運転には効果的な自動制御化が重要な要素になってくる。そのなかで、実機において自動制御システムの効果が検証され、操業の自動化が図られている。

本報告では、自動制御システムの概要とその中心をなすモデル予測制御システムおよびごみ処理量補償機能の効果について報告する。

1. 流動床式ガス化溶融炉の概要

ガス化溶融炉は、メーカー各社によって採用している方式が異なる。当社では、流動床式ガス化炉と堅型の旋回流溶融炉から構成される流動床式ガス化溶融炉を採用している。詳細については前号^{1), 2)}にて報告したので省略する。

2. 制御システムの概要

ガス化溶融炉に採用されている制御システムは、

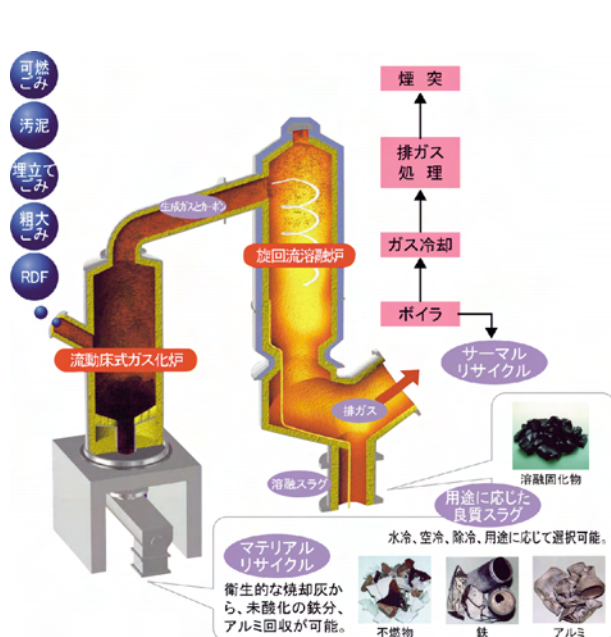


図1 流動床式ガス化溶融炉

以下の4つの制御系・機能から構成されている（図2）。なお、ここで示す機能は代表的なもので、施設によって異なる。

①モデル予測制御システム

砂層温度を適正範囲に保持し蒸気発生量とボイラドラム圧力を目標値に制御するために、多変数モデル予測制御手法をもちいて、給じん機出力、主蒸気弁開度、押込空気量を操作する。

②ごみ処理量補償機能

1日のごみ処理量が所定の量となるように、蒸気発生量の目標値を自動的に補正する。

③溶融炉燃焼制御システム

溶融炉炉内温度を一定に保持し、炉内が最適な燃焼状態になるように溶融炉の燃焼空気量、場合によっては助燃量を操作する。

④CO抑制制御システム

過負荷状態を検知して、二次燃焼部にて燃焼空気を吹き込むことによって未燃分を完全燃焼させ、COの発生を抑制する。

3. モデル予測制御システムの構築

ガス化溶融炉には、むだ時間が存在するため、PID制御などのフィードバック制御手法ではゲインアップによるハンチング誘発が懸念され、十分な制御性能をえることは困難である。また、給じん量（ごみ供給量）や空気量などの操作量の変動が、砂層温度や溶融炉炉内温度など複数の制御量にそれぞれ影響を及ぼすなどの干渉が存在するため、1入力

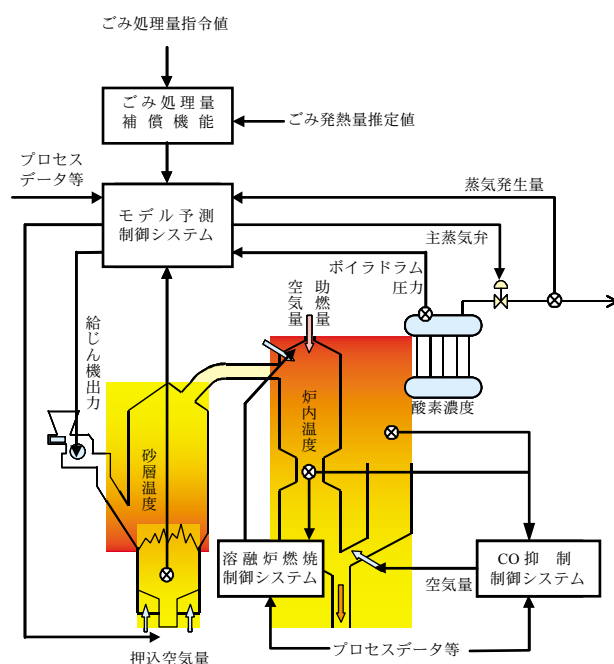
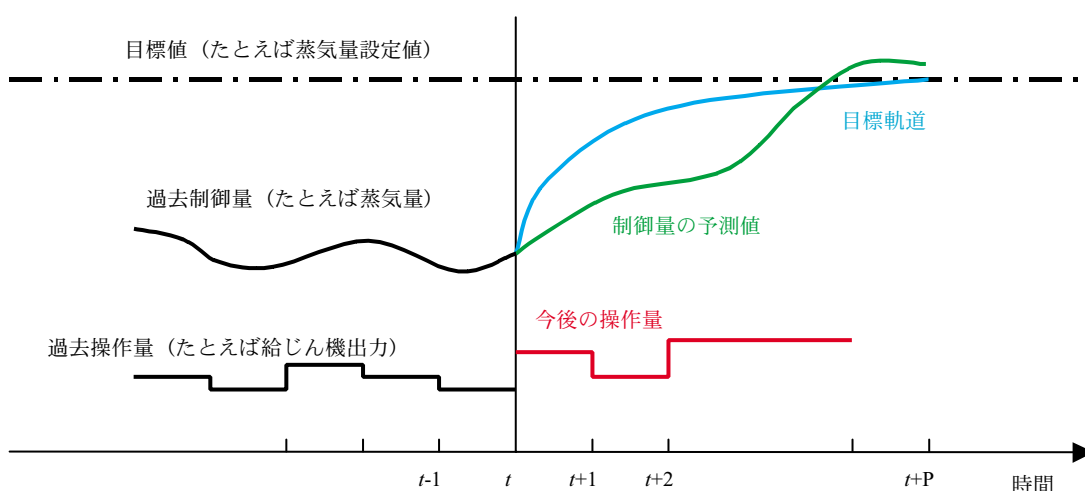


図2 ガス化溶融炉の制御システム構成

表1 モデル予測制御の実施例

	施 設 A	施 設 B	施 設 C
施 設 概 要	30 t/24 h×2 炉 ボイラ付（発電なし）	115 t/24 h×2 炉 ボイラ発電付	30 t/24h×2 炉 ボイラなし
施 設 の 特 長	・小型炉でごみの発熱量が低い ため、ガス化炉の砂層温度 が低下しやすい。	・大型炉で砂層温度は安定し ている。 ・発電付のため蒸気量の安定 化が重要である。	・小型炉だがごみの発熱量が 比較的高く、砂層温度は比 較的安定している。 ・ボイラがないため炉への入 熱をあらわす蒸気発生量の 代替制御量の選定が必要で ある。
モデル予測制御 制 御 量	蒸気発生量 ボイラドラム圧力 ガス化炉砂層温度	蒸気発生量 ボイラドラム圧力	ガス冷却室噴射水量
操 作 量	給じん機出力 主蒸気弁 押込空気量	給じん機出力 主蒸気弁	給じん機出力



この評価関数 J を最小化するように操作量を求める。

$$J = \sum \{ \underbrace{\alpha(\text{予測値} - \text{目標軌道})^2}_{\text{予測値と目標軌道の差}} + \underbrace{\beta(\Delta \text{操作量})^2}_{\text{操作量の大幅な変更を防止するために追加される項}} \}$$

(α, β は補正係数)

図3 モデル予測制御の概念図

1 出力系による制御性能には限界がある。

そこで、ガス化溶融炉におけるむだ時間と干渉の問題に対応すべく、多変数モデル予測制御手法が有効であると考えた。

3. 1 制御系の設計

ガス化溶融炉において、モデル予測制御システムを導入するうえで制御量（なにを）、操作量（なにで）を適切に選択することが重要である。これまで3カ所の施設においてモデル予測制御システムの導

入、テストを実施してきており、その内容を表1に示す。

施設Aは小型炉でボイラ付きだが発電設備のない施設、施設Bは大型炉でボイラ発電付きの施設である。施設Cは小型炉でボイラも発電設備もない施設であり、それぞれの施設に適した制御量、操作量を選択している。

大きな特長として、ボイラ付きの炉はボイラでの蒸気発生量を適正範囲に保つことが重要になってく

る。これは、蒸気発生量が炉内に供給されるごみの熱量（場合によっては助燃の熱量との和）を代表することにくわえて、発電設備付きのプラントを想定した場合、蒸気系の安定化自体が必要不可欠になるからである。また、小型炉ではガス化炉径が小さく、砂層の熱容量も小さくなり、結果として砂層温度は供給されるごみの量、質の変動の影響を受けやすくなる。ガス化炉の砂層温度の安定化は、安定したガス化反応に不可欠であり、小規模でかつごみ発熱量が低い施設における制御系の設計の重要なポイントになってくる。ボイラのない炉においては、蒸気発生量にかわる入熱を表す制御量の選定が必要であり、施設 C では検討の結果、排ガス温度を冷却するために供給するガス冷却室噴射水量を制御量として選択した。

3.2 モデル予測制御の計算手順

モデル予測制御の計算手順の詳細説明については参考文献³⁾にゆずるとして、ここでは簡単に概要のみを説明する。図3はモデル予測制御の概念図である。図中に示される「制御量の予測値」が構築され

た予測モデルによってえられる値であり、この予測値と目標軌道の差違を最小にするように制御周期毎に計算がおこなわれる。

また、制御量を目標値に急激に近づけるとプラントの運転が乱れるおそれがあるため、制御量を目標値にどのように近づけるかを定める目標軌道をもっている。目標軌道は、応答性と安定性のバランスを考慮して決定される。

3.3 モデリング

ここでは、モデル予測制御システムを構築するうえで重要なポイントである予測モデルの作成方法について、施設 A を一例にして説明する。

施設 A は表1に示すように、3入力3出力の多変数モデル予測制御システムで構築した。

予測モデルは、実機で実施される同定実験の結果に基づいて作成する。予測モデルの作成の流れは図4に示すとおりであり、予測精度が十分なモデルがえられるように適正な同定実験をおこなうことが重要である。今回は給じん機の出力をステップ状に変化させるステップ応答実験などの結果に基づいて予

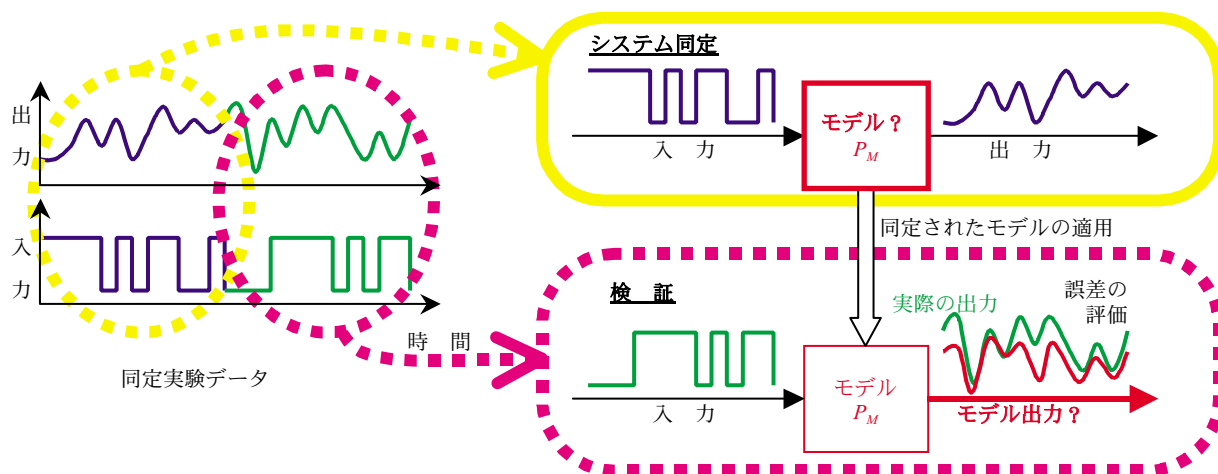


図4 予測モデルの作成の流れ

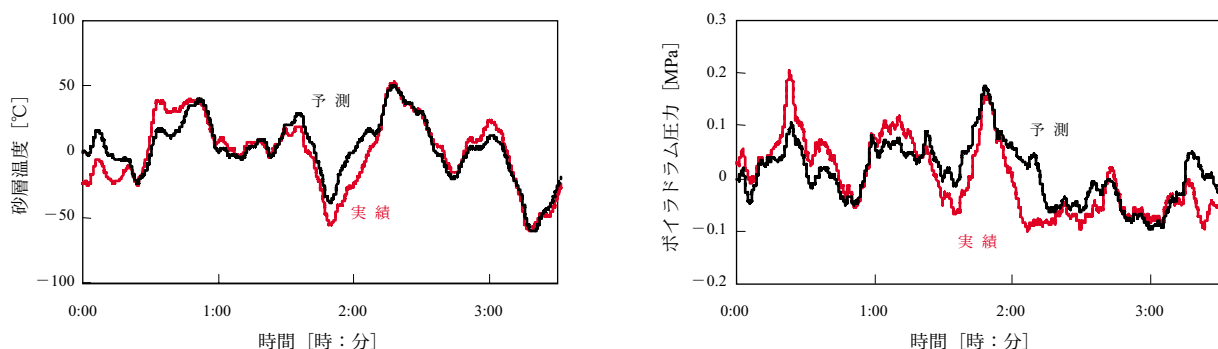


図5 予測シミュレーション結果

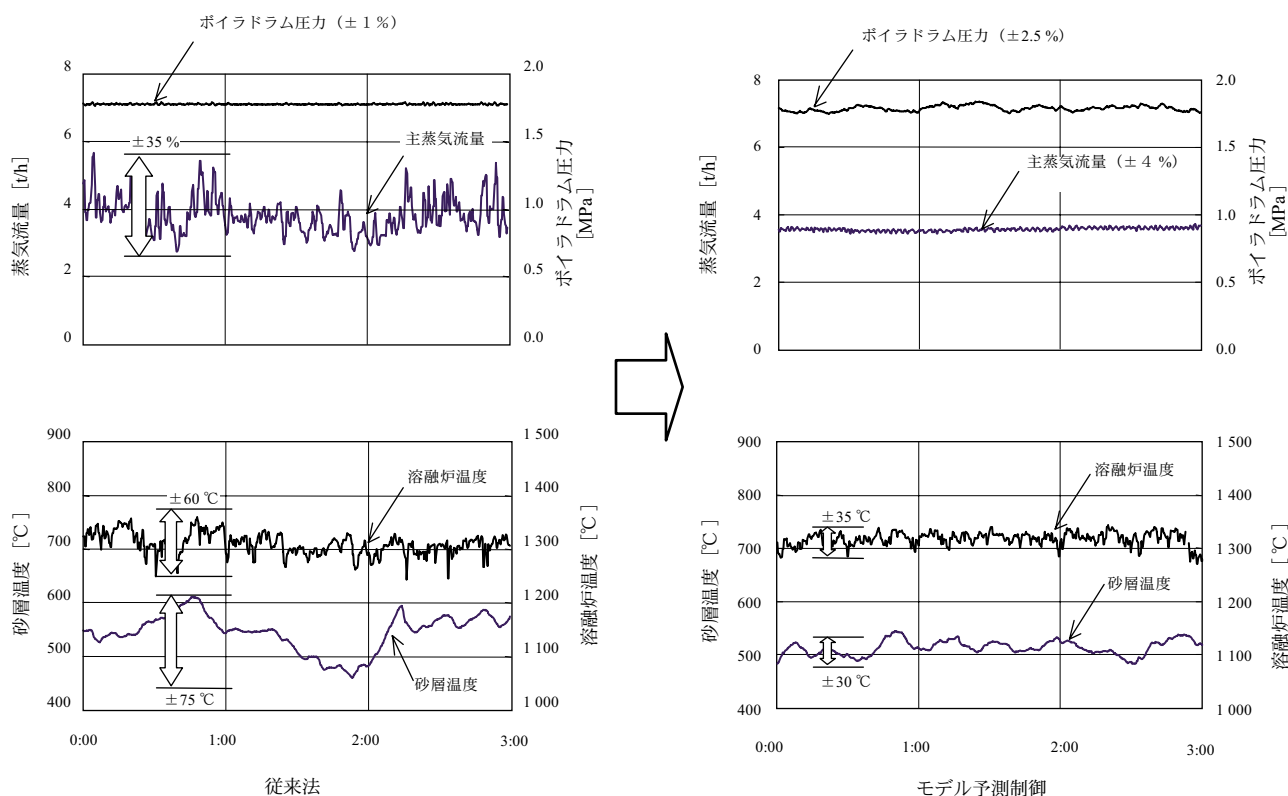


図6 モデル予測制御の効果

測モデルを構築した。

施設 A で決定された予測モデルによる予測結果と、実機データとの比較を図5に示す。図を見てわかるように、精度の良い予測が可能であることが確認できる。

3.4 制御結果

本制御システムによる施設 A (30 t/24 h 炉) の実機運転状況を図6に示す。

図中の従来法とは、PID 制御によるボイラドラム圧力制御+押込空気量と給じん機出力の手動補正による運転を意味する。

モデル予測制御による運転で、蒸気発生量の変動は $\pm 5\%$ 以内に抑制されると同時にボイラドラム圧力も安定化できていることが確認できる。これは、炉内への入熱の制御が良好におこなわれていることを示している。砂層温度に関しても $\pm 50^{\circ}\text{C}$ 以内の適正範囲に制御できていることが確認できる。また、熔融炉の炉内温度も灰の溶流点よりも約 100°C 高い 1300°C 程度に維持されており、熔融スラグの出滓状況もより安定化できている。応答性が良くバランスの良い制御操作を実現でき、ごみ質などの給じん変動に対しても、炉の挙動を予測しながら事前に制御操作をするため、炉内各部温度が大きく変動する

ことなく安定稼働を可能としている。

本結果は30 t/24 h 炉という小型炉での結果であるが、同様の制御を大型炉 (115 t/24 h 炉) でも適用して蒸気発生量の変動を $\pm 5\%$ 以内に抑制できることを確認している。⁴⁾

4. 処理量補償機能の構成

ガス化熔融炉においては、ボイラで回収される熱量は、ごみの供給熱量、場合によっては助燃の供給熱量の和と正の相関を持つ。助燃量の熱量は供給されとしてもごみの供給熱量にくらべて少ないため、ごみ質が一定であると仮定すると、給じん量によって蒸気系 (蒸気発生量およびボイラドラム圧力) が変動することになる。一般に、蒸気系においてボイラドラム圧力目標値は一定であるから、給じん量の変動は蒸気発生量にあらわれ、給じん量と蒸気発生量とが正の相関をもつことになる。したがって、蒸気発生量を決定すれば、給じん量ひいては1日のごみ処理量が決まることになる。

前章で示したモデル予測制御運転では、蒸気発生量の目標値は手動で補正されていた。したがって、目標値の補正が不適切であると、ごみ処理量が過大または過小になり、ごみ処理計画に悪影響をおよぼすおそれがある。

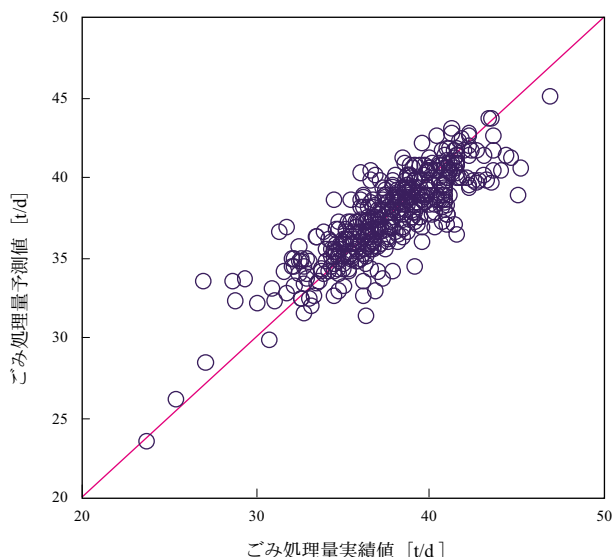


図7 ごみ処理量予測値と実績値の相関

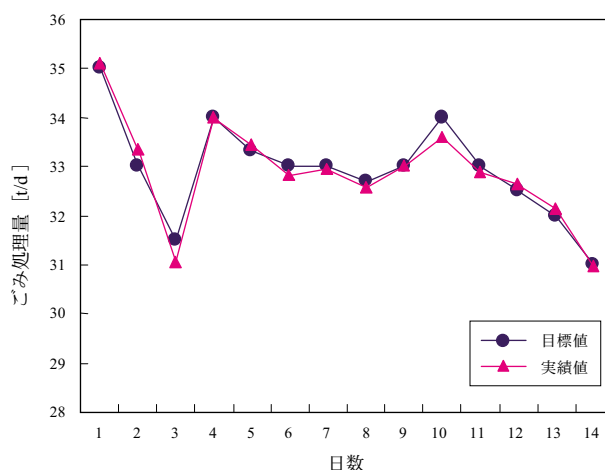


図8 ごみ処理量補償結果

また、ガス化溶融炉は定格処理量付近で炉の状態が最適となるように設計されているため、ごみ処理量を基準に蒸気発生量目標値を決定することは、ガス化溶融の安定化を実現する上でも効果的であると考えられる。

そこで、ごみ処理量目標値に応じて、蒸気発生量目標値を自動設定し、既存制御系のさらなる安定化とごみ処理量の管理を両立できる上位機能（ごみ処理量補償機能）を開発した。本章では、ごみ処理量補償機能の構成と適用結果について述べる。

4.1 ごみ処理量補償機能

まず、ごみ処理量目標値に応じた蒸気発生量を求めるため、これらの関係式を導く。蒸気発生量は給じん量だけでなく、ごみ発熱量や供給空気量、助燃量などさまざまな操作量の影響を受ける。そこで、実機の操作データを使って、これらの関係を重回帰計算で求めた。

ごみ処理量を正確に予測することが重要であるから、ごみ処理量を目的変数とし、蒸気発生量やその他のデータを説明変数とすることにした。ここで、データのばらつきをなくすために、実機データを4時間ごとに平均した値を使用した。また、クレーンでごみホッパに投入したごみ重量を4時間分累計し、それを6倍したものをごみ処理量 [t/d] とみなし目的変数とした。

総数で400を超えるデータに対し、説明変数や式構造を試行錯誤で変更し、重回帰モデルを求めたところ、蒸気発生量、ごみ発熱量推定値、助燃量の3項目を説明変数とする次式の重回帰モデルでごみ処

理量を推定できる可能性を見いだした。

$$W = a_F X_F + a_C X_C + a_O X_O + b$$

ここで、 W はごみ処理量、 X_F は蒸気発生量、 X_C はごみ発熱量、 X_O は助燃量、 a_F 、 a_C 、 a_O はそれぞれの係数、 b は定数項である。推定値と実績値との散布図を図7に示す。上式によって予測される予測値と実績値は高い相関関係があり、上式によってごみ処理量を推定できることがわかる。

重回帰計算により求まる上式の係数と操炉中にえられるごみ発熱量推定値、助燃量、ごみ処理必要量のデータをもちいることで、蒸気発生量の目標値を求めることができる。実際には1時間毎にこの計算をおこない、蒸気発生量目標値の適正化を図っている。

4.2 ごみ処理量補償結果

図8に本アルゴリズムをもちいた2週間分の実機での操作結果を示す。ごみ処理量目標値に対し、 ± 0.5 [t/d] の範囲内に実際のごみ処理量が制御できており、実用上十分な精度をえることができた。

また、このときの蒸気発生量の目標値変更状況およびごみ処理量補償機能をくわえたモデル予測制御運転結果を図9に示す。状況に応じて蒸気発生量の目標値が調整されているとともに、定められた目標値まわりに蒸気発生量が制御されていることがわかる。また砂層温度および溶融炉の温度も安定域に保持されており、安定的なガス化溶融運転が実現できていることがわかる。

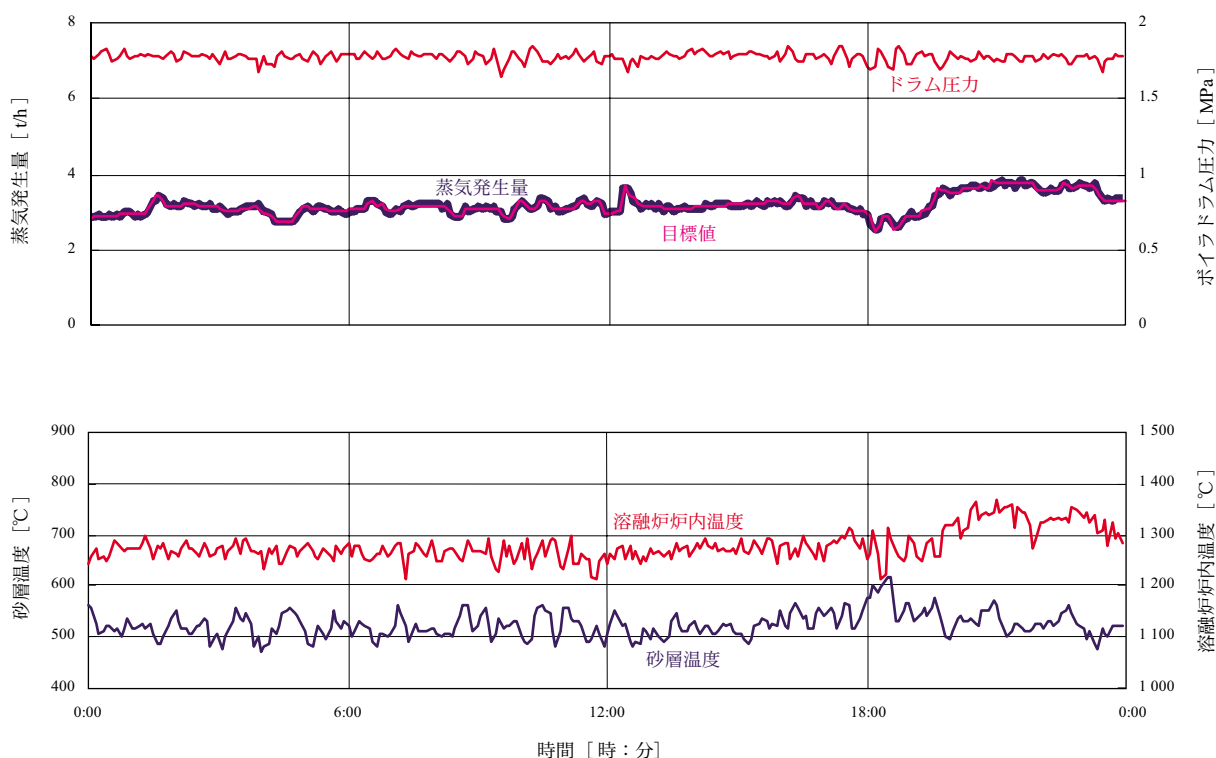


図9 ごみ処理量補償機能をくわえたモデル予測制御運転結果

むすび

ガス化溶融炉を対象としたモデル予測制御システムを構築し、長時間連続適用によりその効果を確認した。今後とも、予測モデル精度の向上、制御システムの拡張など、さらなるブラッシュアップを図っていく予定である。

【参考文献】

1) 高橋：神鋼環境ソリューション技報「当社の廃棄物

処理技術」，Vol.1 (1)，p.22-27，(2004)

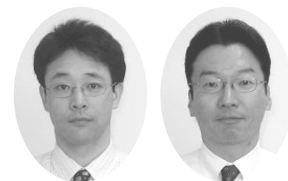
2) 佐藤，細田：神鋼環境ソリューション技報「ガス化溶融施設の連続安定運転」，Vol.1 (2)，p.27-32，(2004)

3) 友近，二階堂ら：システム制御情報学会論文誌「ガス化溶融炉におけるモデル予測制御システムの開発」，Vol.17 (8)，pp.338-348，(2004)

4) 前田，下梨ら：第5回計測自動制御学会制御部門大会「モデル予測制御に基づくガス化溶融炉制御システムの開発」，pp.189-192，(2005)

大型循環流動層焼却炉稼働実績

Performance of Large-scale Circulating Fluidized Bed Sewage Sludge Incinerator



技術本部
水処理第一技術部技術室
和 泉 一 也
Kazuya Izumi
矢 部 幸 彦
Yukihiko Yabe

循環流動層炉は、下水汚泥焼却の分野において従来の気泡流動層炉より高効率な焼却炉として近年注目を浴び、採用実績が増加している。当社は2005年3月、稼働している循環流動層炉では国内最大規模となる120 t/d 炉を納入し、その立ち上げ、引渡しを完了した。高分子系ケーキ、石灰系ケーキの混焼、さらに沈砂、し渣の混焼での運転確認をおこない、同じ処理場に建つ既設36 t/d 循環流動層炉および120 t/d 気泡流動層炉とくらべ、排ガス性状において同等以上の性能を発揮した。

Circulating fluidized bed incinerators (CFBI) get a lot of attention and are often applied to the sewage sludge incineration recently because they have higher combustion efficiency than existing bubbling fluidized bed incinerators (BFBI). Kobelco Eco-Solutions delivered 120t/day CFBI, the nation's largest scale, in March 2005, and completed its start-up. Test runs were conducted using mixed sludge cakes of different combinations such as polymeric cake and lime cake, grit and screenings. This CFBI showed better performance than 36t/day CFBI and 120t/day BFBI installed in the same sewage treatment plant.

Key Words :

下 水 汚 泥
汚 泥 焼 却
循 環 流 動 層
汚 泥 溶 融

Sewage sludge
Sludge incineration
Circulating fluidized bed
Sludge melting

ま え が き

下水道の整備は年々拡大を続け、私たちの生活や産業活動にともなって発生する下水は、下水処理場において適正処理されている。その処理過程で発生するスラリー状の下水汚泥は一般に、濃縮・脱水工程を経て半固体状の脱水ケーキとなる。汚泥発生量は、2002年度には全国で年間約210万トン（乾物ベース）に達しており、そのうち73.7 %が焼却処理によって減容化・安定化されている。

汚泥の焼却処理においては、現在気泡流動層焼却炉が主流であるが、より効率的な焼却が可能で、沈

砂（下水処理場の入口で沈殿する砂を主成分とした沈殿物）、し渣（下水処理場の入口スクリーンで除去されるゴミ）との混焼率が高く、幅広い性状の汚泥に対応可能な焼却炉として、近年、循環流動層焼却炉が注目を集めている。

循環流動層炉は石炭を燃料とした循環流動層ボイラとして発展してきた技術を応用したもので、気泡流動層炉とくらべ、炉内のガス流速が4～6倍と速く、高温の流動媒体が炉内を循環するため、炉内温度が均一化され、幅広い性状の焼却物を安定して燃焼できるという特長がある。

当社では、これまで培ってきた気泡流動層焼却炉の技術を基礎とし、循環流動層ボイラで豊富な実績を有するフォスターウィラ(株)と共同で、1998年に下水汚泥循環流動層焼却炉を開発・実用化し、2001年5月には1号機となる36 t/d 炉を納入、以降順調に稼働を続けてきた。さらに2005年3月、稼働中の炉としては、日本最大規模となる120 t/d 規模の循環流動層炉を納入し実稼働を開始したところである。

本稿では、120 t/d 循環流動層炉の試運転時における運転データを基に、大型循環流動層炉の性能について報告する。

1. 循環流動層焼却炉の概要と特長

1.1 循環流動層焼却炉の概要

当社の循環流動層焼却炉の概要図を図1に示す。本炉は、炉本体(ライザー)および、ホットサイクロン、ループシールで構成されている。循環流動層焼却炉は、気泡流動層焼却炉と比較して炉内のガス流速が4～6倍速く、炉内に充てんされている流動砂が、燃焼排ガスとともに炉本体から飛び出し、ホットサイクロンにて燃焼排ガスと分離され再び炉下部に循環される。脱水ケーキはループシール出口のリターンシュート部から炉内に投入される。炉内を循環している流動砂とともに炉下部に流入した脱水ケーキは、炉底からの1次空気により激しく流動する高温の流動砂によって短時間に解砕され、次いで乾燥、熱分解する。さらに炉内を上昇しながら、炉側面から吹込まれる2次空気、3次空気によって、再度激しく攪拌、混合され、完全燃焼する。

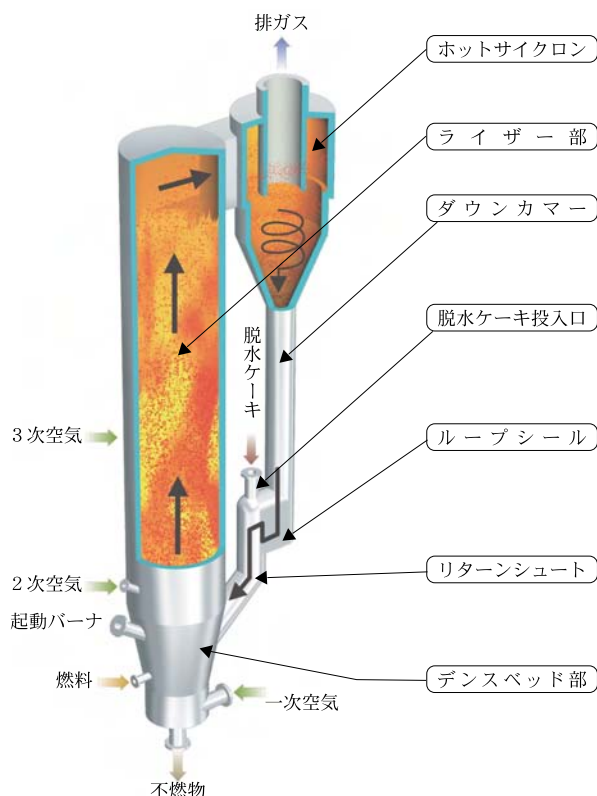


図1 循環流動層炉概要図

キは、炉底からの1次空気により激しく流動する高温の流動砂によって短時間に解砕され、次いで乾燥、熱分解する。さらに炉内を上昇しながら、炉側面から吹込まれる2次空気、3次空気によって、再度激しく攪拌、混合され、完全燃焼する。

燃焼ガスに同伴して炉本体から飛び出した流動砂は、ホットサイクロンにおいて遠心力によって捕集され、ループシールに落下する。ループシールは、そのUトラップ形状により炉下部とホットサイクロン間の圧力差をシールするとともに、流動砂を炉本体に戻す役割を果たしている。

1.2 循環流動層焼却炉の特長

1) 高効率燃焼

循環流動層炉では投入脱水ケーキ量に対し約40倍の流動砂が常時循環しており、高温の砂が熱を炉底から炉頂、ループシールまで運ぶため、炉内温度が均一となり、焼却物の性状変動に対しても安定した燃焼が可能である。

2) コンパクト

気泡流動層炉とくらべて、炉内流速が4～6倍と速いため、炉径を小径化できる。その結果、炉の断面積で約60 %減、重量で約30 %減となり、設置スペースの低減、土木基礎への荷重低減が可能となる。



写真1 循環流動層炉全体

3) ブロワ動力の低減

循環流動層炉では、高温の流動砂を循環により炉下部を高温に保つことができるため、気泡流動層炉とくらべて流動砂の充てん量が少なく1次空気の圧損が小さい。また2次・3次空気は炉側から吹込むため、流動砂の影響を受けにくく、1次空気より低圧となる。1次空気と2次+3次空気の割合は50：50程度であり、各々専用のブロワを設置することにより、2次+3次空気用ブロワの容量を小さくできるため、燃焼空気ブロワの動力が流動ブロワ1台設置の気泡流動層炉に対して40 %程度低減可能となる。

1. 3 当社の循環流動層焼却炉の特長

1) 1次空気吹込み方式

当社の循環流動層炉は空気分散板に配置したノズルから1次空気を吹込んでおり、ノズルの圧損を適切に設定することによって、ノズルごとの空気量を均等にしているほか、空気の吹出し方向を炉の中心方向とすることで、流動砂の流動を垂直方向だけで



写真2 空気分散板



写真3 120 t/d 汚泥溶融設備全景

なく水平方向へも活発化させている。(写真2参照) これにより、炉床全体で、常に良好な流動状態が保たれるので、安定した燃焼が可能となっている。

2) 汚泥投入方式

当社は、汚泥をループシール出口から炉内に投入している。これにより、汚泥と高温の流動砂との接触時間を長くとることができる。炉下部に流入するまでに汚泥は予備乾燥されるので、炉底部から炉頂部までを燃焼空間として有効に活用できるため、2.5秒程度の炉内滞留時間で燃焼を完結させることができる。

2. プラントの概要

120 t/d 循環流動層炉を含む汚泥溶融設備の外観を写真3に、フローシートを図2に、設備の仕様を表1に示す。

脱水ケーキはケーキホッパに貯留され、定量的に切り出されてベルトコンベヤでケーキ投入機に運ばれ、ケーキ投入機から循環流動層炉へ投入される。ケーキ投入機は2軸スクリュウ式で、脱水ケーキを圧密することにより炉内の正圧をシールしながらの投入を可能としている。同下水処理場内で発生する沈砂、し渣は、専用のホッパに受け入れられ、脱水ケーキの搬送工程に合流してケーキ投入機で混練され、脱水ケーキとともに炉内に投入される。

循環流動層炉に投入された脱水ケーキ等は、激しく流動・循環する高温の流動砂によって短時間で蒸発・熱分解・焼却され、微粒子状の無機分となった焼却灰は、燃焼ガスとともにホットサイクロンで流動砂と分離され炉外へ排出される。焼却灰は、後段のサイクロンおよびバグフィルタにて集塵された後、溶融炉に供給されて約1400℃の高温下で溶融し、スラグとなる。焼却排ガスと溶融排ガスはガス混合室にて混合され、廃熱を各空気予熱器にて燃焼用空気の加温に利用された後、バグフィルタを経て排煙処理塔でSOx、HClなどを吸収除去され、煙突から大気放散される。

表1 設備仕様

項目	仕様
システム	循環流動式焼却炉＋旋回流溶融炉
処理汚泥	高分子系および石灰系脱水ケーキ
規模	焼却炉：120 t/d 溶融炉：550 kg/h
補助燃料	都市ガス（13 A）
スラグ	空冷および水砕スラグ

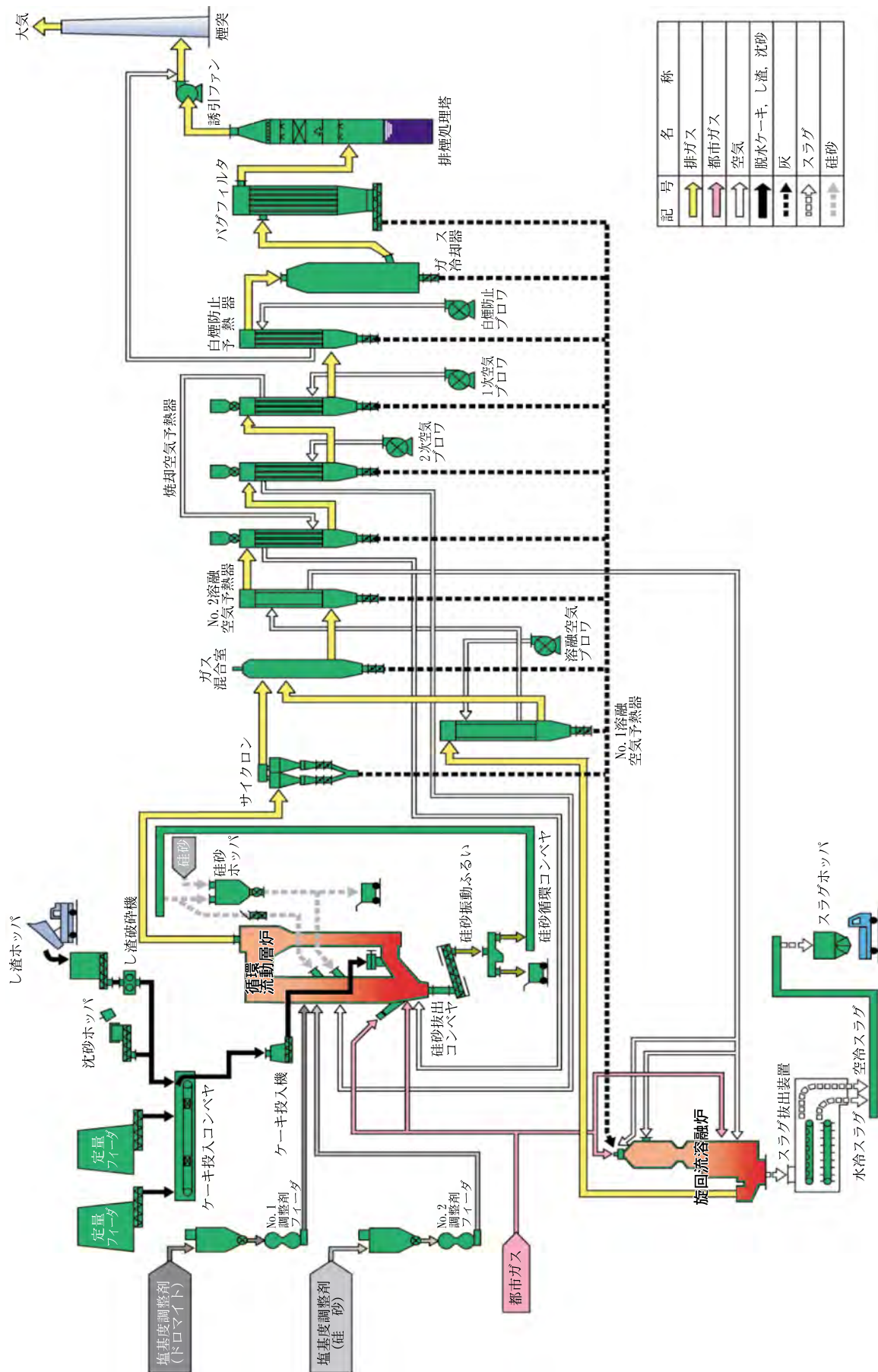


図2 120 t/d 汚泥溶融設備フローシート

循環流動層炉での燃焼用空気は1次および2次、3次空気に分けられるが、1次空気および2次+3次空気用にそれぞれ専用のブロワを設けるとともに、流量制御をインバータにておこなうことにより電力消費の低減を図っている。

本プラントにおいて循環流動層炉は、熔融システムの前処理設備に位置付けられ、脱水ケーキを無機化し、熔融炉におけるスラグの原料である焼却灰の製造を担っている。また、高温下での焼却灰の融点、粘性を低下させ熔融スラグの安定製造をおこなうためには、塩基度調整剤の灰への混合が必要となるが、

本プラントでは循環流動層炉に調整剤を投入することにより、焼却灰との均一な混合を図っている。

3. 運転データ

3.1 焼却物性状

表2に性能確認運転にて焼却をおこなった脱水ケーキ、沈砂、し渣の性状を示す。処理ケーキについては、本設備は高分子ケーキ対応で設計しているが、下水処理場での発生ケーキの都合により高分子系2.1 t/h、石灰系2.9 t/hの比率で混合した。

3.2 排ガス性状

表3に120 t/d 循環流動層炉および既設36 t/d 循環

表2 焼却物性状

分析の対象	単 位	汚 泥 ケ ー キ			沈 砂	し 渣
		高分子系	石 灰 系	混合ケーキ		
含水率	% wet	78.2	65.2	70.7	37.7	75.9
熱灼減量	% dry	83.3	63.1	71.6	34.1	91.0
灰分	% dry	16.7	36.9	28.4	65.9	9.0
高位発熱量	J/g dry	18 800	13 700	15 842	11 800	19 000
低位発熱量	J/g wet	1 820	2 720	2 342	6 100	2 310
C	% dry	43.1	32.1	36.7	29.3	44.4
H	% dry	6.4	5.2	5.7	2.2	6.7
N	% dry	5.3	3.8	4.4	1.2	2.4
O	% dry	27.91	21.88	24.41	1.19	37.06
S	% dry	0.54	0.10	0.28	0.21	0.37
Cl	% dry	0.05	0.02	0.03	0.06	0.05

表3 運転データの比較

		120 t/d 循環炉			36 t/d 循環炉		120 t/d 気泡炉
		脱水ケーキ 専 焼	沈砂混焼	し渣混焼	脱水ケーキ 専 焼	し渣混焼	脱水ケーキ 専 焼
ケーキ種類	—	高分子・石灰混焼			高 分 子 系		石 灰 系
ケーキ処理量	t/h	5.0	4.5	4.5	1.35	1.21	5.0
沈砂処理量	—	—	0.06	—	—	—	—
し渣処理量	t/h	—	—	0.5	—	0.14	—
灯油量	L/h	—	—	—	0	12	0
都市ガス量	m ³ /h	56	47	50	—	—	—
砂層温度	℃	848	849	851	855	851	773
炉上部温度	℃	880	872	883	871	867	854
炉頂温度	℃	879	871	881	867	864	862
SOx	ppm*	1	<1	4	<1	<1	12
NOx	ppm*	84	88	64	46	49	55
HCl	mg/m ³ _N *	8	5	3	<2	3	<5
DXNs	ng-TEQ/m ³ _N *	0.0041	0.00046	0.0013	0.0076	0.00036	0.07
CO	ppm*	3	3	3	35	37	21
N ₂ O 排出係数	kg-N ₂ O/t-DS	0.73	0.85	0.91	2.03	2.23	1.25

*O₂-12 %換算値

流動層炉，120 t/d 気泡流動層炉の運転データおよび排ガス性状の比較を示す。排ガス性状は各項目とも規制値を十分下回っており，沈砂混焼，し渣混焼時においても良好な値を示している。とくに不完全燃焼の指標となる CO については，3 ppm という非常に優秀な値がえられた。

焼却ケーキ性状が異なるため単純に比較はできないものの，CO，DXNs 等のデータからみると，同規模の気泡炉とくらべ燃焼効率に優れているといえ，スケールアップにおいても問題なく完全燃焼がおこなわれていることがわかる。

また，温室効果ガスである N_2O の排出係数（単位固形分当りの発生量）についても，温度条件が若干異なるものの，気泡流動層炉や小規模循環流動層炉にくらべて低く，温室効果抑制にも寄与しているといえる。

3.3 排水性状

表4に性能確認運転における，排煙処理塔および全排水のシアン，ダイオキシン類濃度を示す。これらの排水は場内の返流水となり系外へ排出されるものではないため，実際に規制がかかる訳ではないが，シアンは不検出，ダイオキシン類は排水基準の10 pg-TEQ/Lを十分下回る値であり，良好な燃焼状態であったことが裏付けられた。

3.4 電力使用量

表5に120 t/d 循環流動層炉および既設36 t/d 循環流動層炉，120 t/d 気泡流動層炉の定格負荷時における電力使用量の比較を示す。新設炉は，既設炉にくらべて十分低い電力原単位がえられている。同規

表4 排水データ

計量の対象	単 位	排煙処理 塔 排 水	全 排 水
全シアン ダイオキシン類	mg/L pg-TEQ/L	<0.01 2.1	<0.01 1.3

表5 電力使用量

		120 t/d 循環炉	36 t/d 循環炉	120 t/d 気泡炉
電力原単位 (全 体)	kWh/t- ケーキ	121	144	167
電力原単位 (焼却用ブロワ)	kWh/t- ケーキ	15.2	23.3	21.0

模の気泡炉にくらべ，燃焼空気用ブロワの1次，2次＋3次空気での分離により，燃焼用ブロワ部分にて約30％の電力低減を実現した。また，スケールアップに関しても，スケールメリットおよびブロワの分離の効果により電力使用量は低減できたといえる。

む す び

国内最大規模の循環流動層炉を含む下水汚泥溶融プラントの立ち上げは円滑に完了した。その性能についても，処理能力，排ガス性状とも設計条件，規制値を満たし，十分満足できるものであった。今後は実稼働において長期に渡る安定運転を確認するとともに，様々な運転データを取得することで技術のブラッシュアップをおこない，よりいっそう経済的で環境負荷の低い焼却システムを実現すべく取り組んでいきたい。

新しい構造のフィルタドライヤ

Improvements of Standard Type Filter Dryer

[特許出願中：特願2005-221023，特願2005-219880]



プロセス機器事業部技術部
半田裕利
Hirotooshi Handa

客先ニーズに合致した従来のフィルタドライヤの改良に取り組んだ。ろ板は従来の1/3の重量に、下蓋はフランジを一体化することで軽量化を図ったシンプルな構造とした。排出弁はケーシングにヒンジを設けることでプラグが開放できる構造とした。これらの改良により操作性と洗浄性を高めることができる。さらに、混合、乾燥性能が向上した新型翼を標準採用した。また、ガスパージバルブ、ケーキ面検知装置のオプション対応品についても改良を加えたので、その構造について報告する。

Further improvement was made on a standard model of filter dryers by simplifying construction of the components to meet customer needs; the porous filter plate was reduced in weight to 1/3, the bottom plate was integrated with the flange, and the discharge valve was hinged to the casing cover so that the plug opens. These improvements assure easy maintenance and high cleaning efficiency. Additionally, new-type impellers improved in mixing performance were applied to the standard model. The paper also describes improvements of optional devices such as purge gas valves and cake surface detectors.

Key Words :

ろ 過 乾 燥 機	Filter dryer
多 孔 板	Porous filter
下 蓋	Bottom plate
排 出 弁	Discharge valve
攪 拌 翼	Impeller

ま え が き

フィルタドライヤは、反応・晶析などによって生成したスラリーをろ過・乾燥するプロセスにもちいられ、医薬品、電子材料分野を中心に数多く使用されている。医薬分野でのGMPの法制化、電子材料の高純度化、微細化にともないろ過乾燥機の機能、構造面での改良が求められている。当社においても、2003年には製品回収率の向上を目的とした全量排出型フィルタドライヤを開発した。¹⁾ 今回、さらに客先ニーズに合致した改良に取り組み、構造の見直しを

おこなったのでその結果を紹介する。

1. 標準構造の見直し

フィルタドライヤの全体外形図を図1に示す。

今回、構造検討を実施した①ろ板②下蓋・本体フランジ③排出バルブ④攪拌翼の改良内容について、以下に簡単に述べる。

1.1 ろ板構造の改良

フィルタドライヤのろ材として、一般的には合成繊維のろ布が多くもちいられるが、耐熱性の問題や、毎バッチのろ布交換などの簡略化から焼結金網を採

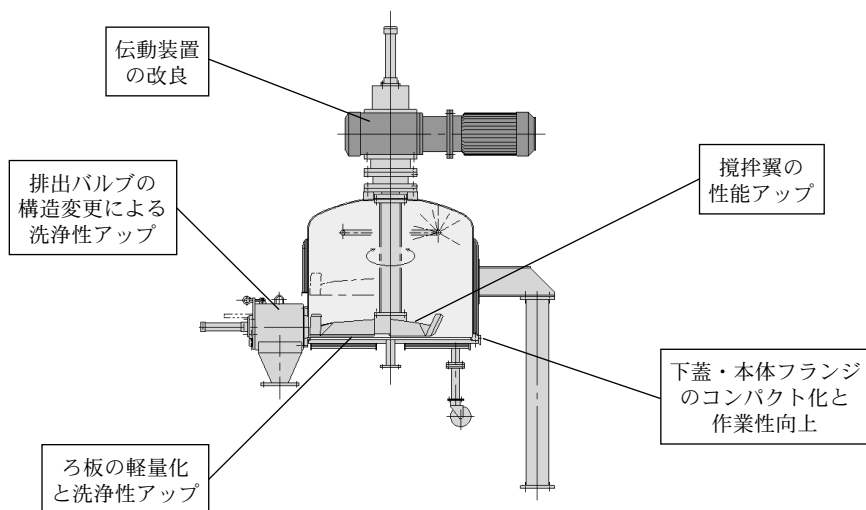


図1 全体外形図

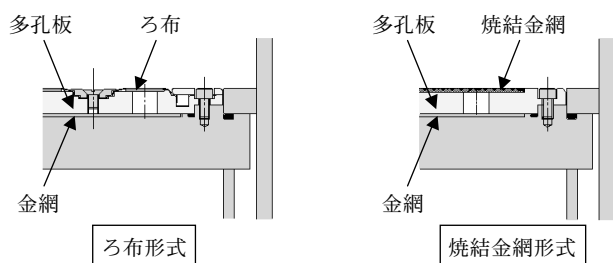


図2 ろ板構造図（従来構造）

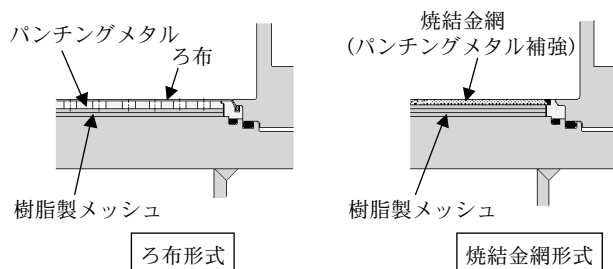


図3 ろ板構造図（新構造）

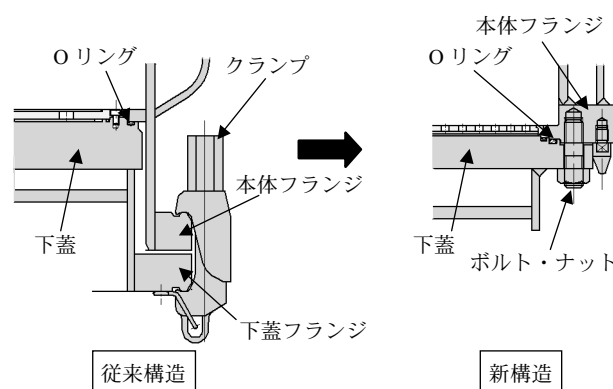


図4 下蓋、本体フランジ構造図

用するケースも多い。そのため、ろ布と焼結金網を交換可能な構造が望まれ、従来、図2に示す構造を提案してきた。しかし、交換や分解洗浄の作業において、多孔板の重量が重いため取扱いしにくい問題があった。今回、改良した構造を図3に示す。多孔板の重量は従来の約1/3に軽量化され分解組立時の取扱いが容易となった。また、従来構造では多孔板と下蓋をボルト止めで固定していたが、新構造では下蓋と本体の間に挟み込む構造としたので、分解作業時間が短縮できる。さらに、従来の焼結金網タイプでは、焼結金網をろ液排出に必要な面積分のキリ孔を設けた厚肉の多孔板に溶接しているため、その多孔板の穴部からしか背面洗浄出来なかったが、新構造では焼結金網の背面を開口率の大きいパンチングメタルで補強する構造としており背面からの洗浄性が大幅に向上した。

1.2 下蓋、本体フランジの改良

図4に下蓋の構造図を示す。従来は側面にある排出弁の関係で本体および下蓋のフランジはシール面より下げた位置としていたが、排出弁近傍のフランジを切り欠くことにより、下蓋とフランジを一体化したコンパクトな構造に見直した。重量が軽減したことにより下蓋の引き出し作業が楽になり、直胴部が無くなったことにより下蓋解放時の空間が大きくとれ、ろ布面の点検が容易となる。

また従来はフランジ締結にクランプを使用していたが、新タイプではボルトを採用することによりボルト中心からシールの作用点までの距離が短くなることからボルトサイズを小さく設計することができる。市販のラチェットレンチ等をもちいてナットのみを取り外す構造であり分解作業が容易である。

1. 3 排出バルブの改良

図5に排出バルブの構造図を示す。プラグをケーシングから開放できる構造とすることで、シール面の点検が容易となり洗浄性が向上した。また、従来は角形のケーシングとしていたが、丸形のケーシングを採用することにより角部の粉溜まりを解消し、洗浄しやすい構造とした。

1. 4 攪拌翼の改良

写真1に攪拌翼を示す。フィルタドライヤは外套からの伝熱による間接加熱型の乾燥機であり、ケーキ単位面積あたりの有効伝熱面積が他の乾燥機（例えばSV ミキサー）にくらべ小さい。²⁾ そのため壁面への吐出能力が大きく、伝熱面への接触面積が大

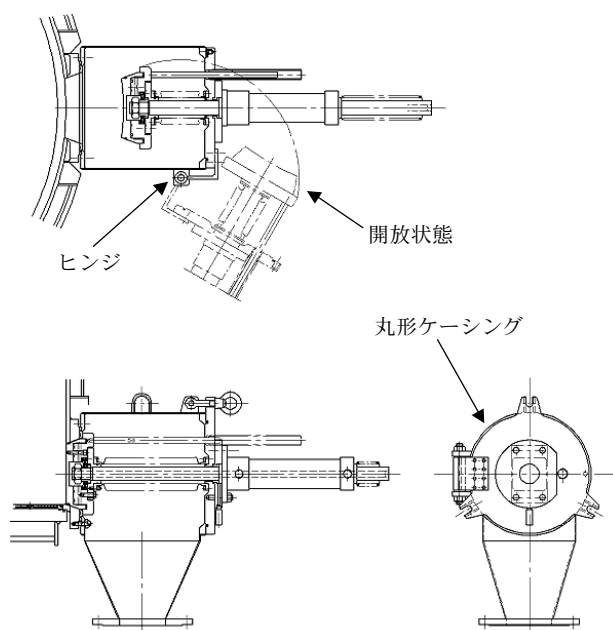


図5 排出バルブ（新構造）

きい後退翼を採用してきた。しかし従来の攪拌翼は低速回転域において翼付け根部に堆積した粉体移動せず、そのまま付着物として残るケースが少なくなかった。新型翼では翼の掻き取り面のどの部位においても吐出される後退翼とし混合性能を高めた形状とした。

図6に従来翼との混合度の比較データを示す。同様の混合度に達するまでの時間は2/3程度となり良好な混合性を示した。

1. 5 標準仕様の見直し

上記1.1~1.4の改良については、今後、標準的に採用していく。さらに伝動装置部の見直しを加え標準価格の改訂をおこなった。

新標準は構造がシンプルになり、製造コストを削減することができるため、従来機より低価格でユーザ各位に提供できる。

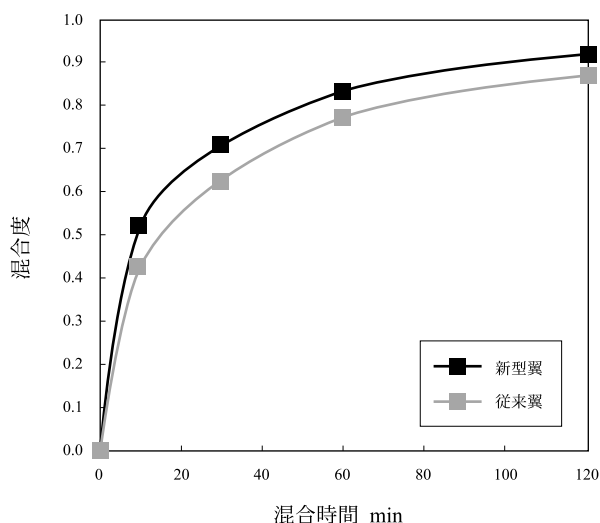


図6 混合度の比較

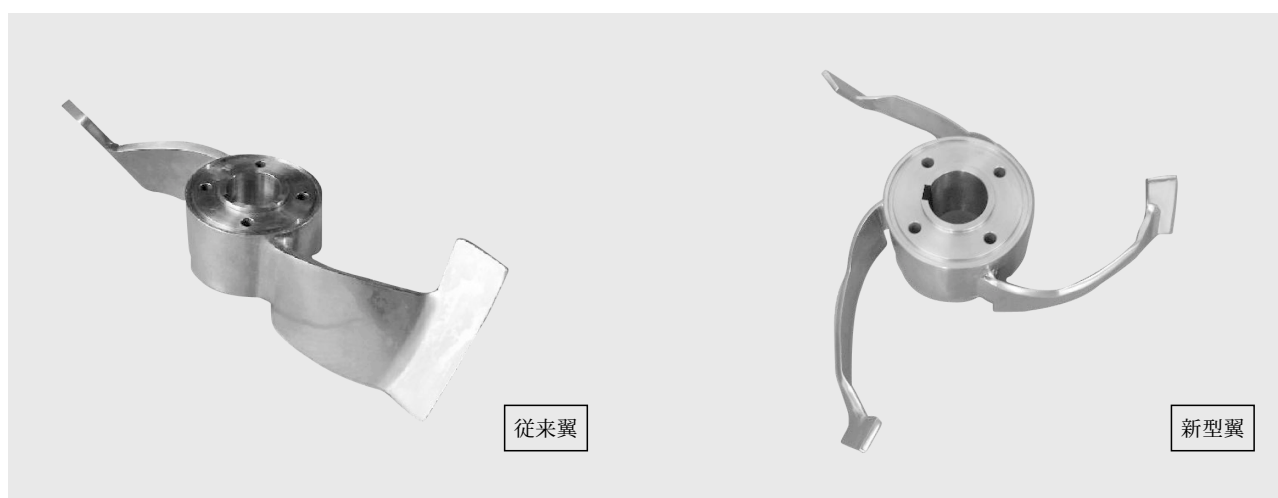


写真1 攪拌翼

2. 特別仕様の改良

前述の標準仕様の見直しに加え、当社独自の特別仕様についても改良を加えたので紹介する。

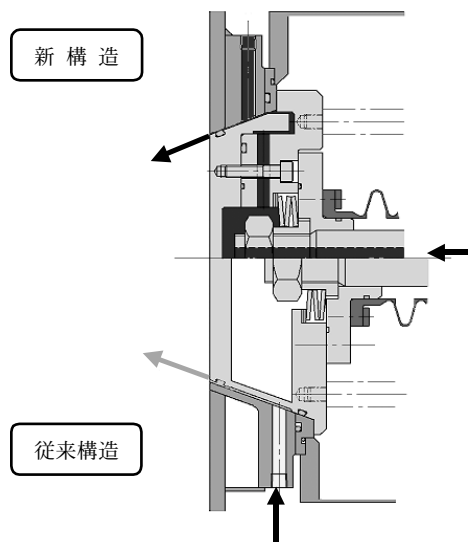


図7 ガスパージバルブ

2.1 ガスパージ式バルブ

内容物を排出する際にシール面に異物が付着し、噛み込むと真空保持が困難となり、場合によっては内容物が漏洩するトラブルにつながる。通常はバッチ毎にシール面の洗浄をおこなうが、暴露すると人体に影響する等アクセスできない場合や自動化をおこなう場合には、自動でシール面を洗浄する機構が望まれている。図7にガスパージバルブの構造図を示す。従来のガスパージ式のバルブは本体座からエアを供給し、プラグを閉めるにしたがって小さくなる座とプラグとの間隙から噴出するエアによってシール面の付着物を吹き飛ばす構造としている。しかし、プラグテーパ面にほぼ垂直にパージガスが当たるため、粉体をまき散らし後方に粉体が残留する傾向があった。これに対し新構造ではテーパ面に沿ってガスが流れるためテーパ面全域にわたって良好な洗浄性を示した。写真2にエア洗浄後のシール面を示す。



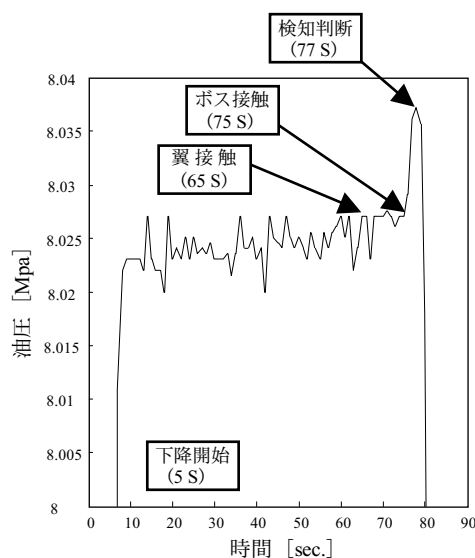
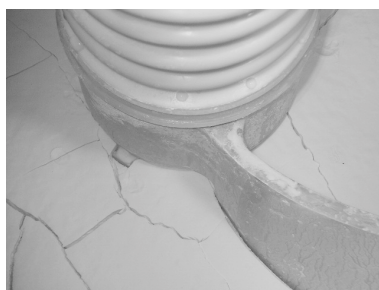
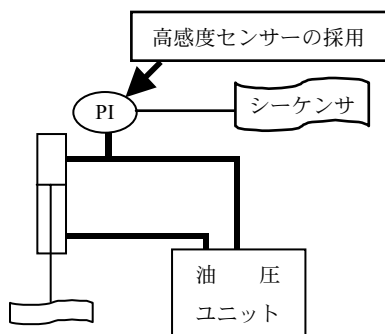
現構造



新構造

写真2 排出口付着状況

エア量300 L/min
バルブ開閉回数3回
試料：炭カル（S#1500）



ケーキ面検知テスト（ケーキ：湿粉炭カル S#1500）
下降速度120 mm/分、間隔0, 5 S、加算+5

図8 ケーキ面検知装置

2. 2 ケーキ面検知装置

濾過ケーキにクラックが生じると、ろ液がショートパスしケーキの含液率が高くなる。このためフィルタドライヤでは生成したクラックを圧搾する展延操作をおこなう。展延の位置は、油圧シリンダーに設けた近接センサーにより設定されるが、スラリー量が変化したり、スラリー濃度が変化した場合に都度近接スイッチの位置調整が必要であり、自動的にケーキ面を検知する装置が望まれている。攪拌翼の昇降は油圧シリンダーをもちいるが、ケーキ面に達したときその反力によって油圧が変動することが知られており、従来は、市販の圧力伝送器をもちい検出していた。しかし、油圧用の圧力伝送器は測定可能な圧力スパンが大きく、柔らかいケーキなど製品によっては検出されない場合があった。この問題を解消するため、高感度のセンサーをもちい、絶対値の測定ではなく、微少な圧力変動差を測定しケーキ面

を検出するシステムに変更した。図8に概要を示す。微少圧力を測定するためノイズの影響を受けやすいが、シーケンサで演算することによりトリガーレベルのノイズは無視し、連続的な圧力上昇を検出することでケーキ面を検出するシステムとした。

む す び

フィルタドライヤはろ過、乾燥を一台の密閉容器内で処理できるため、コンタミレスを要求される医薬、電子材料分野で役立つことを期待している。今後もユーザーニーズに沿った製品としていくためのブラッシュアップに継続的に取り組んでいく所存である。

【参考文献】

- 1) 戸嶋大輔ほか：神鋼環境ソリューション技報，Vol.1 No.1, P.70 (2004/8)
- 2) 平井等：神鋼パンテック技報，Vol.39, No.2, P.40 (1996/3)

蓄熱式燃焼脱臭装置 (RTO)

浮遊粒子状物質および光化学オキシダントの原因の一つである揮発性有機化合物 (VOC) の排出規制が、平成18年4月1日より開始されます。蓄熱式燃焼脱臭装置 (RTO) は、様々な VOC をもっとも信頼性高く処理でき、しかも、高い熱回収率 (95 %) による省エネルギー設備として注目されています。当社が樹脂製造工場に納入した第1号機は、2年以上順調に稼動中です。

処 理 方 式	蓄熱式燃焼脱臭装置	直接燃焼装置	触媒燃焼装置
基本フロー			
燃 焼 温 度	750～850 ℃	750～850 ℃	300～350 ℃
除 去 率	95～99 %	80～90 %	90～95 %
熱 回 収 率	90～95 %	40～60 %	40～60 %



蓄熱式燃焼脱臭装置 (RTO) 外観



蓄熱材「ハニカムセラミック」外形

新製品の開発を支え、環境保全に役立つ分析業務を引き受けます。 「環境分析センター」

当センターは、長年にわたる水環境ビジネスにより培われた一般水質分析をはじめ、超純水等の微量物質の分析に豊富な経験とノウハウを備え、正確な分析データを迅速に提供することにより、新製品の開発、既存製品のレベルアップに役立てて来ました。

さらに、近年大きな社会問題となっているダイオキシン類や PCB 等特定化学物質や微量化学物質の分析もおこなっており、とくに前処理に技術を要する油中の PCB 分析についても早くから手がけています。



ケミカルハザード対策室内 HRGC/HRMS



ダイオキシン類前処理設備



一般水質分析装置



樹脂分析