

自治体の取り組み

石油化学コンビナートからの工場排水を 処理する下水処理場の維持管理

茨城県鹿島下水道事務所

茨城県が管理する深芝処理場は、鹿島臨海工業地帯の石油化学コンビナートの排水を処理する鹿島特定公共下水道の終末処理場として、1970年に供用を開始した。以来、着実に事業場数および処理水量が増加してきたが、近年では、その伸び率は鈍化傾向にある。

現在、日最大165,000m²の処理施設を有し、年間約4,200万 m²の汚水を処理している。特定公共下水道は、特定の事業場から排出される汚水が計画水量の概ね3分の2以上を占める下水道をいい、深芝処理場の場合、90%が工場・事業場からの産業排水、10%が各家庭等からの生活排水となっている。

事業場排水の水質は負荷量の減少や安定化の傾向がみられるものの、石油化学コンビナート排水の各種流入物質による施設の腐食対策、施設の運転効率や水処理効率の向上、臭気対策など一般的な下水処理とは違った様々な課題に取り組んでい

るところである。

① 過去10年における水質変動

深芝処理場における石油化学コンビナート排水等の日平均処理水量は、1993年度104,557m³から2003年度131,415m³と10年間で約30,000m³/日の増加がみられ、全体の10%が生活系の排水となっている。過去10年間における流入水質変動は、表1に示すとおりCOD、BOD等の一般的な項目において変動はみられないが、ベンゼン、ジクロロメタン、全窒素およびアンモニア性窒素などで減少（図1、2）がみられた。

物質濃度が減少した要因は、この10年間において新たに法規制が適用されたため、当処理場による行政指導を受けた排出事業場において、発生源である製造工程の廃止、使用量の削減、製造工程の変更など具体的な対策を実施した努力の結果

表 1 10年間の流入水質変動（年度平均）

（mg/L）

項目	1993年度	1994年度	1995年度	1996年度	1997年度	1998年度	1999年度	2000年度	2001年度	2002年度	2003年度
COD	109	121	116	123	124	127	120	126	121	114	118
BOD	154	131	133	154	168	156	127	118	111	110	111
SS	91	91	101	108	133	133	104	85	85	89	83
ベンゼン	4.80	4.25	1.80	0.81	0.92	0.753	0.456	0.485	0.222	0.107	0.048
フェノール	1.7	1.8	1.3	1.6	1.8	1.6	1.6	2.1	2.1	2.3	2
ジクロロメタン	2.65	0.195	0.026	0.026	0.008	0.01	0.011	0.008	0.009	0.004	0.002
全窒素	140	131	133	143	136	133	99.3	102	93.3	54	42.5
アンモニア性窒素	127	118	118	125	119	121	90	88.1	80	42.1	28.9
塩素イオン	4,908	5,100	4,760	5,340	5,440	6,060	5,880	5,300	5,600	6,270	6,138
硫酸イオン	712	737	677	745	760	728	698	689	715	746	673

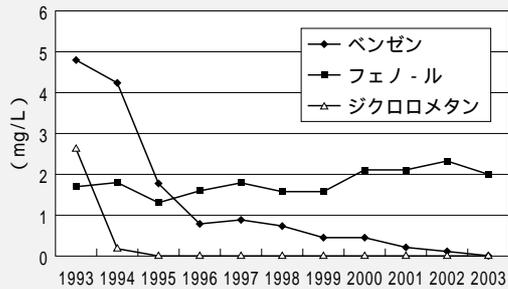


図 1 流入水質変動 (年度平均値)

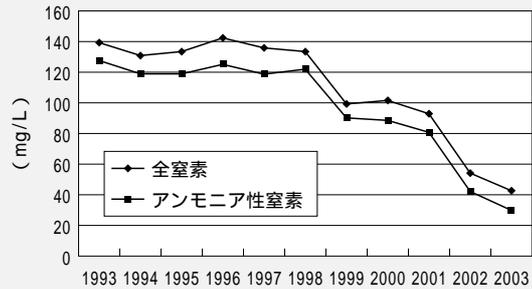


図 2 流入水質変動 (年度平均値)

(注) ・ジクロロメタン：1992年12月(特定事業場排除基準は0.2mg/L)。
 ・ベンゼン：1993年2月(通常、特定事業場排除基準は0.1mg/Lであるが、当処理場処理区域内は15mg/Lに緩和されている)。
 ・アンモニア性窒素等：2001年7月([アンモニア性窒素][亜硝酸性窒素]および[硝酸性窒素]の合量、事業場排除基準は380mg/L処理場放流基準は100mg/L)。

表 2 10年間の放流水質変動 (年度平均)

項目	1993年度	1994年度	1995年度	1996年度	1997年度	1998年度	1999年度	2000年度	2001年度	2002年度	2003年度
COD	29	31	28	28	28	27	26	28	28	25	23
BOD	4	7	6	3	3	3	2	2	3	2	2
SS	8	10	11	12	11	11	7	6	5	7	4
ベンゼン	0.004	0.001以下	0.002	0.001以下	0.001以下						
フェノール	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下	0.5以下
ジクロロメタン	0.205	0.040	0.011	0.010	0.003	0.003	0.003	0.003	0.002以下	0.002以下	0.002
全窒素	130	125	118	118	119	114	88.3	90.3	72.9	36.4	26.9
アンモニア性窒素	126	121	114	111	113	111	83.8	83.6	66.7	33.3	23.8
塩素イオン	5,409	5,090	4,930	5,310	5,540	6,020	6,050	5,220	5,360	6,050	6,244
硫酸イオン	752	741	681	734	774	730	727	706	715	724	707

である。

放流水質変動は表 2 に示すとおり、流入水質濃度の減少があった物質は同様に減少傾向があったが、COD 等の一般的な項目においては、流入水質同様変動はみられなかった。

2. 処理場施設の改造・改善の概要

1970年の供用開始以後、老朽化・機能低下等の状況から1989年より設備の更新を徐々に図ってきた。主な設備更新は下記のとおりである。

(1) 沈砂池設備

揚砂・除塵等の機能低下や臭気発生も多大であったため、1990・1991年に沈砂掻揚げ機を防臭対策も考慮してVバケット方式からジェットポンプ方式に変更し、効率の良い除砂、主ポンプの保護、水処理施設への砂の堆積防止等が図られた。

(2) 薬品沈殿池(初沈)設備

汚泥掻寄せ機の腐食による機能低下を防ぐため、1994・1996・1998・1999年と順次耐食性の高

いステンレスや樹脂製を採用した改築を行い、施設の延命化を図った。

(3) エアレーションタンク設備

① 散気装置

下水処理場における電力消費量のうち、曝気用送風機ブロワーの占める割合は処理場全体の30～60%と言われており、当処理場においても2000～2002年の実績(表 3)で40～46%となっている。このため、ブロワーからの送風量を削減し、電力消費を効率化できる超微細気泡散気装置を導入することとした。

超微細気泡散気装置の構造は、図 3 のとおりであり、合成樹脂のベースプレートに微細な穴を開けた特殊ポリウレタン製の膜を張り、ステンレス製のチャンネルとフレームにより補強され、気密を保っており、寸法は幅1.2m、長さ3.6m、重

表 3 ブロワー電力量の割合

項目	2000年度	2001年度	2002年度
処理場全体電力量 (kW)	16,564,112	15,759,680	15,159,582
ブロワー電力量 (kW)	7,541,770	6,525,680	6,093,500
ブロワー電力量の割合 (%)	46	41	40

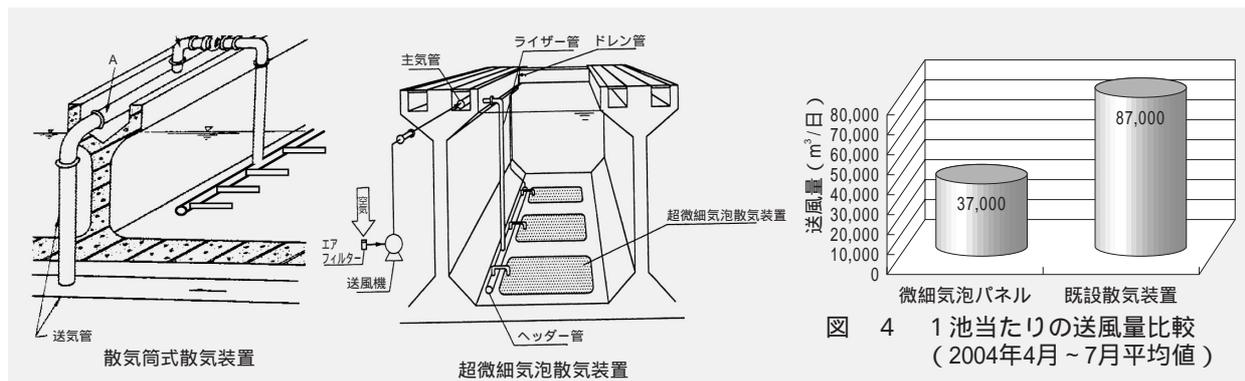


図 3 散気装置

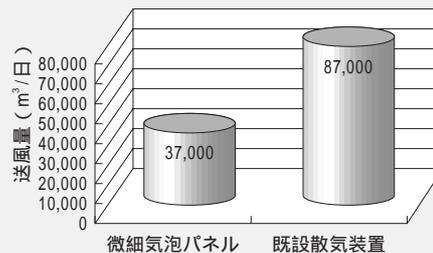


図 4 1池当たりの送風量比較 (2004年4月~7月平均値)

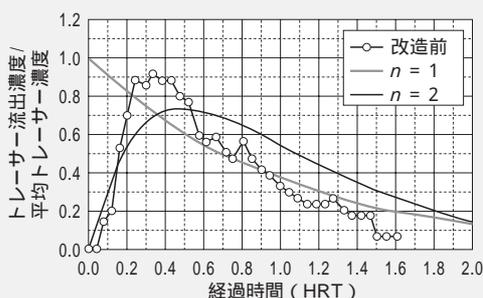


図 5 整流壁改造前 (完全混合型) AT混合特性

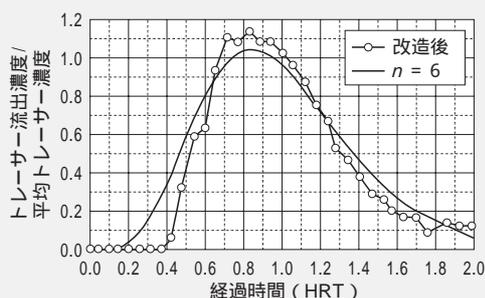


図 6 整流壁改造後 (押し出し流れ方式) AT混合特性

量は約100kgである。発泡する仕組みは、空気を送り込むと膜とベースプレート間に空気が溜まり、膜が空気圧で膨らみ、全区画が均一に膨らんだ後に発泡が始まる。気孔より発生した超微細気泡により、活性汚泥混合液への酸素移動表面積が増大し、高い酸素移動効率を得られる。

エアレーションタンクの運転管理は、溶存酸素一定制御を基本としている。超微細気泡散気装置を導入し、2004年1月に運転開始した1号池、2004年4月に運転開始した2号池とも、1池当たりの送風量の平均が37,000Nm³/日であり、既存散気装置である他の池の送風量の平均87,000Nm³/日と比較して大幅な削減がみられ(図4)、それに伴う電力などの削減効果もみられた(表4)。

② 構造

エアレーションタンク混合特性試験を実施した結果、完全混合型では滞留時間の小さい相が多い(図5)が、整流壁を塞いで押し出し流れ方式としたことにより混合特性が改善され(図6)、適度なエアレーションを受ける相が約3倍に増加(槽列モデルでn=1.5がn=5.9に増加)し、適正処理が可能となった。

表 4 1池当たりの電力・CO₂排出削減効果

項目方式	微細気泡パネル	既設散気装置
吸込風量 (m ³ /分)	25.7	60.4
ブLOWER吐出圧力 (kPa)	55	55
ブLOWER吸込圧力 (kPa)	-2	-1.96
断熱効率 ()	0.75	0.75
ブLOWER軸動力 (kW)	28.0	65.9
電気代 (円/kWh)	15	15
年間電気代 (千円)	3,682	8,653
差額 (千円)	4,971	
CO ₂ 排出量 (kgCO ₂ /年)	93,276	219,216
CO ₂ 削減量 (kgCO ₂ /年)	125,941	

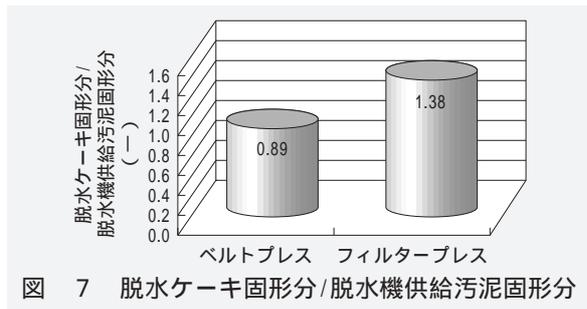
(注) CO₂削減量は、0.38kgCO₂/kWで算出。

(4) 汚泥濃縮設備

従来重力濃縮方式であったが、濃縮設備での硫化水素濃度が10,000mg/Lを超えており、臭気が問題となっていた。そのため、2003年より汚泥の滞留時間を短縮するための機械(遠心)濃縮方式へ改築を行った。

(5) 汚泥脱水機

脱水機をフィルタープレスからベルトプレスに更新した。ベルトプレスは脱水助剤として高分子凝集剤を使用するため、消石灰の添加が不要となり、脱水ケーキ固形分/脱水機供給汚泥固形分の比が1.38から0.89に減少したことにより、脱水ケーキ発生量が大幅に減少した(図7)。



(6) 汚泥焼却炉

能力不足、排ガス規制の強化、老朽化などにより、従来の多段焼却炉から1992・1994年に流動床炉に更新した。その結果、焼却灰処分方法が埋立て処分から、軽量骨材原料としての有効利用に変更された。

3. 臭気対策の現状

深芝処理場の臭気物質は、事業場排水に由来する炭化水素類や硫化水素などが主なものとなっている。硫酸イオンは通常の公共下水道の数十倍の濃度で流入するなど、硫化水素などの臭気対策は、法律の遵守、作業環境保全、施設の腐食防止などとして不可欠となっている。

(1) 脱臭設備

脱臭装置は、悪臭の発生源（臭気物質濃度）によって2タイプに分けることができる。臭気物質濃度が比較的低い場合には土壌脱臭、臭気物質濃度が高い場合には生物脱臭+活性炭吸着となる。装置概要を表5、図8に示す。

なお、3カ所の中継ポンプ場においても、臭気対策として生物脱臭や生物脱臭+活性炭吸着装置が設置されている。

(2) 脱臭効果

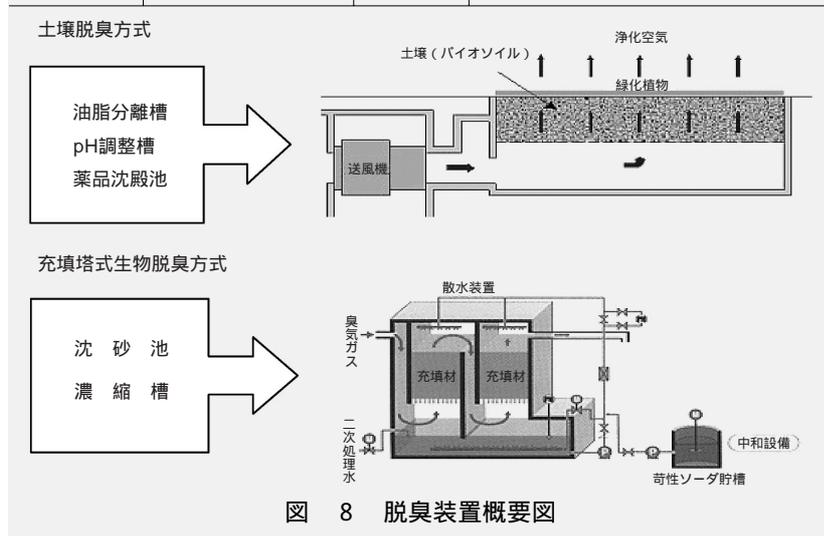
脱臭設備の中で土壌脱臭設備は他の下水処理場でみられない特筆すべき脱臭装置である。曝気油脂分離槽、調整槽、薬品沈殿池を覆蓋して集められた比較的低濃度の臭気を土壌中に繁殖した微生物により酸化分解して臭気物質を除去する施設である。

土壌脱臭法、生物脱臭+活性炭法とも硫化水素、炭化水素類のトルエン、ベンゼンの除去効果が高く、硫化メチルが除去されにくく、イソプレン、塩化ビニルは除去効果がみられない場合があった。

4. まとめ

表 5 脱臭装置の概要

場所	臭気成分	脱臭方法	処理条件
曝気油脂分離槽等	石油化学臭, 硫化水素	土壌脱臭	風量: 640m ³ /min, 面積: 2,322m ² 通気速度: 4.6m/sec 充填材: 関東ローム赤土, 砂, 軽量骨材
沈砂池	石油化学臭, 硫化水素	生物脱臭 + 活性炭吸着	風量: 40m ³ /min, SV = 100/hr
汚泥濃縮槽等	硫化水素	生物脱臭 + 活性炭吸着	風量: 50m ³ /min, SV = 60/hr



施設の更新や改造に当たっては、経営に与える影響も考慮し、効率性や経済性を十分に勘案しながら行ってきたところであるが、今後とも、各排出事業場の理解・協力を得ながら省エネ・省資源を念頭に施設更新・改造を進めていくとともに、臭気対策などの作業環境の保全へも配慮していく。

また、石油化学コンビナート排水特有の特徴（硝化阻害物質、難生物分解性物質など）への対策も今後重要となっている。