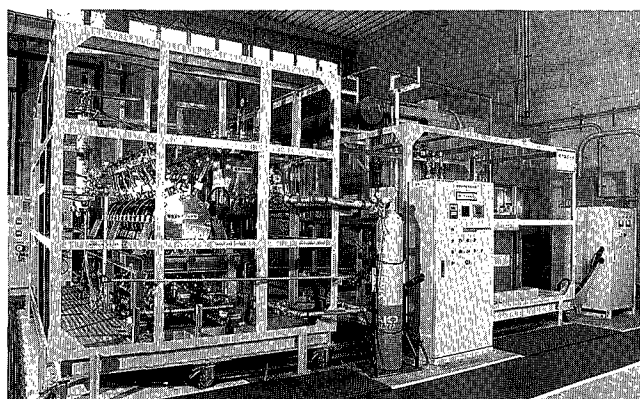


目 次

CONTENTS

- | | | |
|----|---|---|
| 1 | 溶剤ガス処理装置
"POLYAD™ PROCESS (ポリアドプロセス)" | The POLYAD™ PROCESS for VOC Emission Control. |
| 6 | 〈新製品紹介〉
新しい浸出水処理用逆浸透装置
「D-T-モジュールシステム」 | Reverse Osmosis for Landfill Leachate 「DT-Module System」 |
| 10 | 〈新製品紹介〉
水平流連続ろ過装置「Kontirad」の紹介 | Continuous Horizontal-Flow Sand Filter "Kontirad" |
| 13 | 〈新製品紹介〉
ガラスライニング製クライオロック式フルゾーン翼
(意匠出願中) | Glass-Lined cryo-lock FULLZONE Agitator |
| 15 | ヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置の紹介 | The Vacuum Evaporator with a Heat Pump |
| 23 | 好熱性微生物による有機性汚泥の可溶化 | Biocombution of organic sludge by thermophilic bacteria |
| 29 | 冷却塔からの白煙予測手法 | Prediction of the Visible Plume from a Cooling Tower |
| 38 | フィルタドライヤの乾燥特性 | The Drying Characteristic of the FILTER-DRYER |
| 43 | PSミキサーの造粒特性 | Granulating Characteristic of the PS MIXER |
| 49 | 電子工業向けの排水回収システム事例の紹介 | A Wastewater Recycling System for the Electronic Industry |
| 56 | ビール工場廃水へのPANBIC-Gの適用 | Application of PANBIC-G System to Brewery Wastewater |
| 60 | 最新鋭熱間圧延工場向け循環水設備の紹介 | A Circulating Water Treatment System for the Latest Hot Strip Mill |
| 65 | タイ電力庁向け冷却塔の納入例紹介 | Cooling Towers Supplied to Electricity Generating Authority of Thailand |
| 70 | 社内ニュース | TOPICS |



〈写真説明〉

当社で開発したHHOG(高純度水素酸素発生装置)は、固体高分子電解質膜を利用して、純水を直接電気分解し、オンサイトで高純度の水素ガス、酸素ガスを発生させる装置である。必要に応じて純水装置や昇圧装置と組み合わせることにより、安全性の高い大容量のガス供給設備として利用できる。ガス発生量は0~100%の範囲で瞬時にコントロールでき、常に一定圧のガスを供給できる。薬品を使用しないため、廃水は全く発生せず、シンプルなシステムである。また、メンテナンスフリーのため長期連続運転が可能で操作が容易な設備である。原子力発電所、火力発電所、半導体工場のオンサイトガス供給設備に最適である。

The High-purity Hydrogen Oxygen Generator (HHOG) directly electrolyzes deionized water by using solid polymer electrolyte and enables generation of high-purity hydrogen and oxygen gas on the customer's site. Combined with a water purifying unit or a compressor as required, the HHOG can safely supply a large volume of gas.

The gas generation can instantly be controlled from 0 to 100% while the gas pressure remains constant. The HHOG is a simple system because it does not need chemicals and a wastewater treatment system. The use of deionized water requires no maintenance, enabling continuous operation over a long period. It is most suited for the on-site gas generation system of a nuclear power plant, a thermal power plant, a semiconductor manufacturing process, and so on.

溶 剤 ガ ス 処 理 装 置

“POLYAD™ PROCESS (ポリアドプロセス)”

The POLYAD™ PROCESS for VOC Emission Control.



技術開発本部 第1研究室
野 田 晃
Akira Noda
道 場 研 二
Kenji Michiba

The POLYAD™ PROCESS was developed by a Swedish company, Chematur Engineering AB, in response to the increasing regulatory pressure on the emission of Volatile Organic Compound (VOC). We have introduced this process and started sales activities for it.

The POLYAD™ PROCESS is a continuous fluidized bed process for the reduction and/or recovery of VOC emission, by the use of special polymer adsorbents. The polymer has macropores and is superior to activated carbon. It is easy to desorb, is insensitive to high humidity, and has no catalytic effects on solvents. Further, the high abrasion resistance of the polymer makes it ideal for the fluidized bed process.

The POLYAD™ PROCESS is easy to operate, is reliable, and has lower energy cost than other adsorption systems. It is particularly well suited to applications with large air volume and low solvent concentration.

ま え が き

最近、欧米を中心として、光化学オキシダントの低減化を目的にして各国協調の基に VOC（揮発性有機化合物）の総量規制が行われつつある¹⁾²⁾。VOC とは、大気圏の光化学反応に関与する有機化合物とされているが、その大半は、ほとんどの産業で使用されている有機溶剤である。

さらに、光化学オキシダント問題とは関係ないが、低濃度であっても長期的に暴露されることによって、人間の健康への影響が懸念される未規制の物質に対する関心も各国で高まってきており、既に米国では189の物質、ドイツでも約150の物質が有害大気汚染物質として規制を打ち出しつつある³⁾⁴⁾。この規制は、我が国の治療志向に対して予防志向と言われており、長期を見通した体系的な対策をとる必要性が求められている。

このように、海外各国では、VOC と有害大気汚染物質の両面から規制が進められているが、日本では国としての規制はまだなく、悪臭防止法を含めた一部の有機溶剤を規制しているに過ぎない⁵⁾。しかし、環境庁は大気汚染を防止するための検討会を発足させ、規制化への動きを活発に進めつつある⁶⁾⁷⁾。

当社は、このような動きを勘案して、この度、スウェーデンの Chematur Engineering AB（ケマチュアエンジニアリング）から、VOC 規制に対応するために開発された溶剤ガス処理装置 “POLYAD™ PROCESS” を技術導入した。本プロセスは、ポリマー吸着剤を採用した連続流動床式のプロセスであり、特に大風量で低濃度の排ガス処理に適している。

本稿では、この POLYAD™ PROCESS（ポリアドプロ

セス）のプロセスフロー、特長、適用分野を中心に紹介する。

1. プロセスの概要

ポリアドプロセスは、吸着塔の流動床内でポリマー吸着剤と排ガスを向流接触させることによって溶剤含有ガスを浄化させる装置で、このポリマー吸着剤を脱着塔で加熱再生させて、吸着塔と脱着塔間でこのポリマーを循環移送させることによって、連続的に処理することが出来るプロセスである。

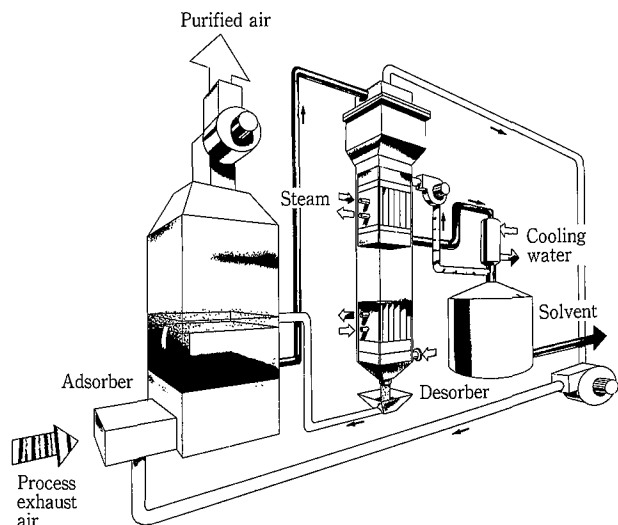
また、脱着塔で脱離された脱着ガスの最終処理方法によって2種類のタイプに分類される。1つは、脱着ガスをコンデンサーに導いて凝縮し、液体として回収するタイプで、他方は、脱着ガスを燃焼装置に導いて無害な水（H₂O）と二酸化炭素（CO₂）に分解する燃焼除去タイプである。これらの処理タイプは、それぞれの処理目的に応じて選択される。回収タイプは、回収した溶剤を再利用する場合には大きな経済効果が期待出来る。しかし、現実的には、再利用が可能なのは単一成分含有ガスに限られており、混合成分の場合は回収しても再利用できず、廃棄物としての処理を必要とすることがほとんどである。このような混合成分の場合には、他方の燃焼除去タイプが選択されることが多く、設備コストも回収タイプより若干安くなる。

2. プロセスフロー

2.1 回収タイプ

回収タイプの標準フローを第1図に示す。

フローに従って溶剤含有ガスとポリマー吸着剤のそれぞれの流れについて説明する。まず、溶剤含有ガスは吸着塔下部より供給され、上向流で各段のポリマー吸着剤を流動



第1図 ポリアドプロセス回収タイプのプロセスフロー
Fig. 1 POLYAD™ PROCESS of recovery type.

させつつ接触し、浄化ガスとして塔頂から排出される。一方、ポリマー吸着剤は、最上段に供給された後、流動しながら1段ごとに順次下段方向へ移動し、最下段に達した吸着能力の低下したポリマーは抜き出されて脱着塔へ移送され、再生された後吸着塔へ戻される。

吸着塔は、前述のごとく多段流動床式であり、各段において流動しているポリマー吸着剤によって溶剤を吸着除去して、浄化ガスとして排出する。吸着塔の段数は、溶剤の種類や濃度、要求される除去率等を考慮して決定される。

脱着塔は、移動床式であり、吸着塔から上部に移送されたポリマー吸着剤は、塔内で溶剤が脱着される温度にまで間接的に加熱され、再生される。この間接加熱の熱交換器には、通常は水蒸気が用いられる。ポリマーから脱離した溶剤は、脱着塔下部より吸引される少量のキャリアガスと共にコンデンサーへ導かれる。この時、導かれたガスは、コンデンサーにて凝縮出来る濃度にまで濃縮されている。また、熱交換器を通過したポリマー吸着剤は、吸着能力を高めるために冷却された後、吸着塔上部に戻される。

コンデンサーで、冷却凝縮されてタンクに回収された溶剤は再利用される。コンデンサーには、通常は工水を用いるが、低沸点溶剤の場合は、もっと温度の低いチラー水を併用する。

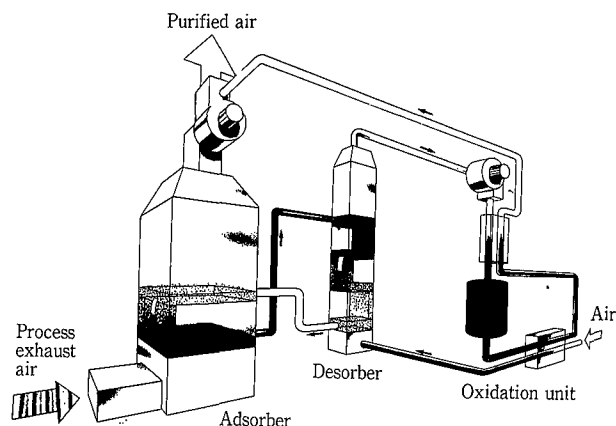
前述のように、本タイプは、ポリマー吸着剤を循環使用することによって、排ガスの完全な連続処理を行いつつ、溶剤を回収することが出来る。

2.2 燃焼除去タイプ

燃焼除去タイプの標準フローを第2図に示す。

吸着塔は、回収タイプと構造的に同じであり、溶剤含有ガス及びポリマー吸着剤の挙動も前節で説明したとおりである。

脱着塔は、回収タイプの移動床と異なって多段流動床式で、吸着塔と同じ構造である。吸着塔から脱着塔上部に移



第2図 ポリアドプロセス燃焼除去タイプのプロセスフロー
Fig. 2 POLYAD™ PROCESS of incineration type.

送されたポリマー吸着剤は、各段で流動しながら下部より流入される加熱ガスと接触することにより脱着エネルギーを与えられる。脱離された溶剤は、このガスと共に直接式または触媒式燃焼装置により酸化分解された後、無害ガスとして大気へ排出される。

脱着用の加熱ガスは、消費エネルギーを低減するために、燃焼装置から排出される高温ガス（直接式；約800℃、触媒式；約400℃）を利用して熱交換器によって発生させることが通常行われる。この時、加熱ガスは、原ガス量の数～数十分の一であるため、燃焼装置に導入されるガス濃度は数～数十倍に濃縮される。従って、燃焼に必要な補助燃料は少量で済むことになり、さらに、溶剤の性質、濃度によっては自然も可能である。また同時に、この燃焼の流量も原ガスの数～数十分の一となるので、燃焼装置も小さくなり、設備コストの面で有利である。

前述のように、本タイプでは、吸着塔と脱着塔が組合わさって濃縮装置の役割を果たしており、連続的に経済的かつ安全な燃焼除去が可能である。

3. 特長

ポリアドプロセスの主な特長は、①ポリマー吸着剤、②流動床の2つである。これらを採用したことによって、大風量・低濃度の溶剤含有ガスを低ランニングコストで処理することを可能にした。さらに、回収タイプの場合は、③間接加熱による脱着法を採用したことにより、排水発生等のスチーム直接脱着法を持つ問題点を解決した。これら3つの特長によって生まれる利点を次に述べる。

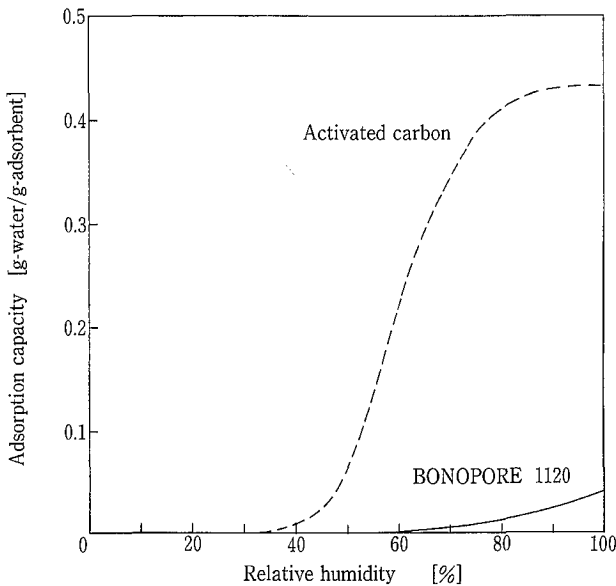
①ポリマー吸着剤による利点

- 活性炭に比べて脱着が容易なために再生エネルギーが低減出来る。
- 耐磨耗性に優れており、流動床で使用しても補充量は少量である。
- 活性炭のように溶剤に対する触媒作用がなく、安全で

第 1 表 BONOPORE 1120 と活性炭の物性比較

Table 1 Comparison of Properties, BONOPORE 1120 vs. Activated Carbon (AC).

Adsorbents		BONOPORE 1120	AC(Fiber)	AC(Granule)
Relative surface area	[m^2/g]	800	1 500	1 250
Average pore size	[$\text{\AA}$]	80	25	30
Particle size	[mm]	0.5	—	4
Bulk density	[g/cm^3]	0.3	0.07	0.43
Adsorption capacity of toluene at 500 ppm	[wt%]	7	37	36
Adsorption capacity of water at 84 RH%	[wt%]	1.8	30~50	



第 3 図 水分吸着量

Fig. 3 Water adsorption capacity.

回収溶剤の品質が高い。

d. 高湿ガスに対しても、水分を吸着しにくい。

②流動床による利点

e. デッドスペースが出来にくく、局所的な異常高温現象が少ないので安全である。

f. 固定床式のように切換のための駆動バルブ、制御部が少ないので、構造がシンプルでメンテナンスも容易である。

g. 圧力損失が少なく、固定床二塔式のように吸着と脱着工程ごとに加熱・冷却を繰り返さないで熱損失が少ない。

③間接加熱式脱着を採用したことによる利点

h. 排水が発生しないので、排水処理設備が不要である。

i. 水分が溶剤中に混入しないので、回収溶剤の品質が高い。

4. ポリマー吸着剤

写真 1 に、ポリマー吸着剤の代表例として BONOPORE 1120 (ボノポア, Chematur 社製) を示す。このポリマー吸着剤は、基本的には溶剤の種類によって選定される。

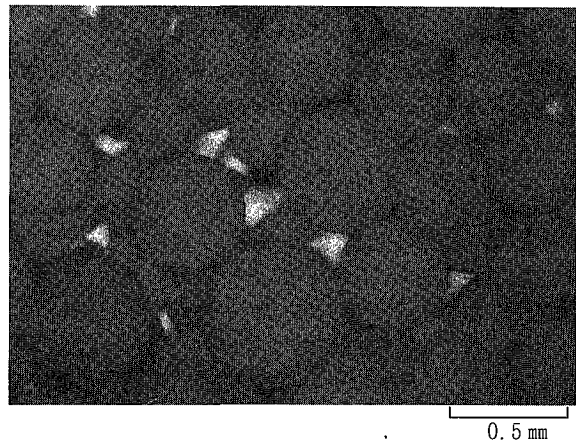


写真 1 ポリマー吸着剤, BONOPORE 1120

Photo.1 Polymer adsorbent, BONOPORE 1120.

第 1 表に、BONOPORE 1120 と活性炭の物性を比較した。ボノポアは、平均細孔径 80 $\text{\AA}$ 、比表面積約 800 m^2/g に調整されたスチレン系の重合体で、平均粒径は約 0.5 mm、かさ密度は約 0.3 g/cm^3 である。活性炭との大きな違いは、素材自体の性質はもちろんであるが、その他に細孔径が大きいことが挙げられる。細孔径が大きいため、比表面積が小さくなり、吸着量は低下するが、逆に、脱着が容易となる。ポリアドプロセスの場合、吸着剤を連続的に循環再生して用いるために、この脱着性能の良さが大きなポイントとなる。また、細孔径が大きくなれば、分子径の小さい水分子(約 3.3 $\text{\AA}$)を補足しにくくなるため、その結果、水分吸着量が少なくなって高湿ガスへの対応が可能になる。例えば、相対湿度 84 % ガスに対する水分吸着量は、活性炭の 30~50 wt% に比較して、ボノポアは 1.8 wt% しか吸着しない(第 3 図)。

また、最近、脱着性能や耐水性能を下げて、吸着能力を活性炭に近づけたポリマー吸着剤も開発されており、今後はガス条件によってボノポアと使い分けていく予定である。

5. 適用分野

有機溶剤は、ほとんどの工業分野で用いられているが、使用量が多いと思われるのは次のような工場である。

- 塗装工場
- 繊維工場
- 印刷工場
- 各種洗浄工場

第 2 表 各処理設備の選定基準

Table 2 Choice of various treating methods.

	Flow rate, m ³ /min			Concentration, ppm		
	<50	50~400	> 400	<1 000	1 000~3 000	> 3 000
【Recovery】						
A. Condensation	○					○
B. Fixed bed adsorption	○	○		○	○	
C. Fluidized bed adsorption			○	○		
D. Rotor concentration+B			○	○		
【Incineration】						
E. Recuperative thermal incineration	○	○				○
F. Catalytic incineration	○	○			○	
G. Regenerative incineration			○	○		
H. Concentration+E or F			○	○		

- ・化学工場 ・磁気テープ・粘着テープ製造工場
- ・半導体製造工場 ・ドライクリーニング 等

写真 2 に、樹脂成形工場への納入例を示す。

これらの各種有機溶剤使用工場から排出される溶剤の種類は、用途によって多岐にわたっているが、ポリアドプロセスで処理出来る代表的な溶剤は次のとおりである。

◇炭化水素類

トルエン、キシレン、スチレン、ナフサ等

◇アルコール類

エタノール、IPA、ブタノール等

◇エステル類

酢酸エチル、酢酸ブチル等

◇ケトン類

MEK, MIBK 等

◇ハロゲン化炭化水素類

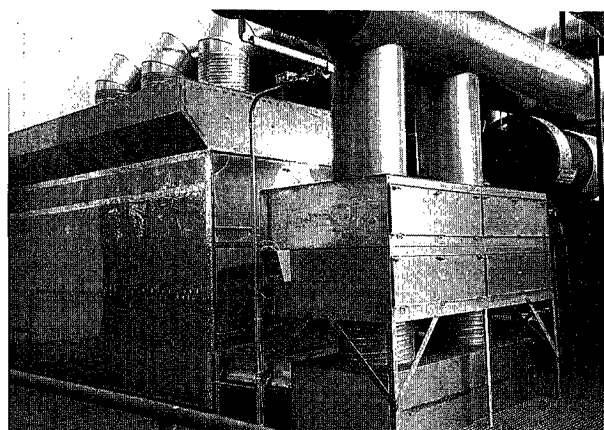
トリクロロエチレン、テトラクロロエチレン等

前述以外の溶剤でも、沸点が60~180℃程度であれば、ほとんど経済的に処理可能である。ただし、一般的に言われるように、物理吸着は、低沸点あるいは極性の強い成分に対して吸着能力が低下することが知られており、この現象はポリマー吸着剤の場合でも同様である。例えば、沸点が82℃であるIPAのような溶剤に対しては、吸着能力を高めたポリマー吸着剤を採用する必要がある。

6. 各処理設備の最適風量と濃度

有機溶剤ガスの処理は、回収して再利用したいのか、それとも燃焼除去したいのかの目的に応じて、装置機能及び経済性の両面からトータルの評価をして最適な設備を選定することが必要である。

既に国内でも多数の環境装置メーカーから、数多くのタイプの処理装置が商品化されているが、どんなガス条件においても全て経済的、かつ安全に処理出来る万能な装置はない。各メーカーの特長もあるので一概には言えないが、各処理タイプごとに適する風量、溶剤濃度についてまとめると第2表のようになる。



Solvent : Styrene
Air flow rate : 60 000 m³/h
Solvent quantity : 10 kg/h
Removal efficiency : 92~93%

写真 2 ポリアドプロセス

Photo. 2 POLYAD™ PROCESS

ポリアドプロセスは、表内の記号で言うと、回収タイプはC、燃焼除去タイプはHに分類されるが、濃縮倍率が高くとれることもあり、どちらも大風量・低濃度のガス処理にメリットが多くなる。しかし、風量が小さくても、反応性の高い溶剤（スチレン等）や水に溶解し易い溶剤に対しては、ポリマー吸着剤の利点を発揮して、本プロセスの適用性がある。

7. ランニングコスト

7.1 ケース1；回収タイプ

次のガス条件において、ポリアドプロセスの回収タイプを採用した場合、

【原ガス条件】

溶剤種類：トルエン
 風 量：300 m³/min
 温 度：22℃
 入口濃度：500 ppm
 出口濃度：20 ppm

ユーティリティ消費量は、次のようになる。

	消 費 量	年間コスト [千円/y]	回 収 量 [kg/h]	回収コスト [千円/y]
電 力	40 kW	4 800	—	—
蒸 気	60 kg/h	2 400	—	—
冷 却 水	3.8 ton/h	500	—	—
吸着剤補充	—	2 000	—	—
溶 剤	—	—	32	15 300
合 計	—	9 700	—	15 300

ただし、各ユーティリティ単価及び運転時間は、次のように仮定した。

電 力 15円/kWh
 蒸 気 5円/kg
 冷 却 水 15円/ton
 溶 剤 60円/kg
 運転時間 8 000 h/y

この場合、国内で実績の多い繊維活性炭を用いた固定床吸着—スチーム脱着式の溶剤回収装置と比較して、年間コストは1/2～2/3程度になり、非常に経済的であり、かつ安全である。

また、回収の場合には、溶剤が再利用出来ることを考慮に入れる必要がある。原ガス条件から、回収溶剤量は年間約256 tonとなり、溶剤単価を60円/kgと仮定すると15 300千円が年間で回収されたことになるから、年間ユーティリティ消費量を十分上回る経済効果が生まれていることがわかる。

7. 2 ケース 2；燃焼除去タイプ

次のガス条件において、ポリアドプロセス触媒燃焼除去タイプを採用した場合、

【原ガス条件】

溶剤種類：IPA、酢酸ブチル等混合系溶剤
 風 量：600 m³/min
 温 度：30℃
 入口濃度：120 ppm
 出口濃度：10 ppm

ユーティリティ消費量は、次のようになる。

	消 費 量	年間コスト [千円/y]
電 力	48 kW	5 800
吸着剤補充	—	2 500
合 計	—	8 300

ただし、各ユーティリティ単価及び運転時間は、回収タイプと同じとした。また、スタートアップ時には、触媒燃焼装置の温度を上昇させるために、約30分間120 kWh/hの電力が必要になるが、その後は自燃するため補助燃料は不要である。このケースで、触媒燃焼装置によって濃縮せずに直接処理した場合、補助燃料が大量に必要になり、触媒劣化による触媒交換費等を併せると年間コストは非常に増大し、さらに本プロセスの優位性が発揮される。

む す び

国際的な VOC 規制は、VOC が原因となって発生する光化学オキシダントが、国境を越えて近隣諸国に被害を及ぼすことを防止するために実施されている。1991年11月に、ECE（国連ヨーロッパ経済委員会）による議定書が締結され、その加盟国（米、カナダ、EC、EFTA等23ヶ国）は、2000年までに基準年に対して30%の削減を約束している。この約束を達成するために、各国は総量規制を実施することになったので、今まで見過ごされていた大風量・低濃度ガスに対する処理設備の必要性が増大している³⁾。日本では、この分野の規制対策を明確にすべく検討が進められているが、国際的立場からも早急に法制化する方向に向かうものと思われる。地方自治体レベルでは、既に大阪府が1994年11月より光化学スモッグ防止を目的にした炭化水素規制を開始したこと等からも⁴⁾、国レベルでの規制も今後一層拍車がかかるものと考えられる。

今回、紹介した POLYAD™PROCESS（ポリアドプロセス）は、スウェーデンにおいてこの VOC 処理を目的に開発されたプロセスで、既に18基が納入されている。我が国でも近々、規制が開始されれば、大風量・低濃度ガスを経済的、かつ安全に処理できる装置への必要性が高まると予想され、本プロセスが環境保全のために大いに役立つものと期待している。

【参考文献】

- 1) (社)日本産業機械工業会他：平成4年度光化学大気汚染の原因物質の炭化水素の削減対策に関する調査研究報告書。
- 2) 出雲正矩：PPM, Vol. 23, No. 10 (1992)。
- 3) 藤倉まなみ：生活と環境, Vol. 38, No. 8 (1993)。
- 4) 柳下正治：PPM, Vol. 26, No. 10 (1995)。
- 5) 松本真治：環境管理, Vol. 31, No. 9 (1995)。

<新製品紹介>

新しい浸出水処理用逆浸透装置 『D・T-モジュールシステム』

Reverse Osmosis for Landfill Leachate 『DT-Module System』



(環) 技術部計画第2課
深尾 義満
Yoshimitsu Fukao

Reverse Osmosis for Landfill Leachate-“DT Module System”

Landfill wastes, especially incineration ash, have been increasing in recent years. The salts contained in the ash are hardly removed by the conventional treatment. In addition, the public demand for clean environment is becoming so severe that new treating methods have been searched for. A solution is the DT module reverse osmosis system. The disk tube module minimizes the inherent problems of the membrane such as scaling and fouling. The recovery rate, or concentration ratio, has been greatly improved by the application of high operating pressure. A distribution agreement has been concluded with ROCHEM in Switzerland.

ま え が き

逆浸透 (REVERSE OSMOSIS: RO) 処理は、超純水製造及び海水淡水化技術として用いられている技術である。しかし浸出水処理用には、目づまり・低回収率等の諸問題があるため、国内での実施例は無い。

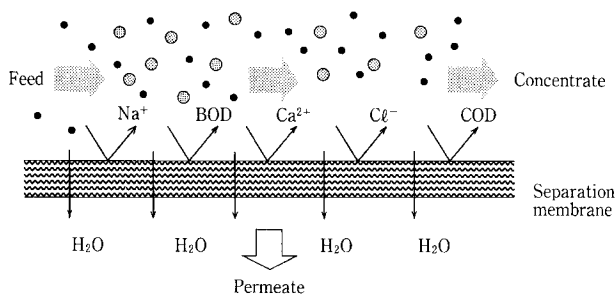
ロッケム社 (本社: スイス) の『DT-モジュールシステム』はその諸問題を、特殊な膜構造と運転技術により解決し、欧米において多くの実績がある。

RO 膜は塩類以外の COD, BOD 等の汚濁物質に対しても、有効かつ高度な処理性能があるため『DT-モジュールシステム』を浸出水に適用した場合、上水と同等の水質を得ることが可能となった。ここにその概要を紹介する。

1. RO 装置の概念

RO 装置は、半透膜を用いた分子レベルでの分離特性を有したろ過技術であり、塩類のみならず、有機物、窒素、リン等を、90~99% の高い除去率で処理出来る装置である。(第1図参照)

膜形状には、スパイラル型、中空糸型、管状型、プレート&フレーム型等があり今回紹介する『DT-モジュールシステム』は、プレート&フレーム型に属するものである。



第1図 逆浸透の概念図 <クロスフロー方式>

Fig. 1 Schematic diagram of reverse osmosis <Cross-flow filtration system>.

2. 『DT-モジュールシステム』の概要

2.1 仕様

第1表に『DT-モジュールシステム』の仕様を示す。

2.2 構造

第2図に『DT-モジュールシステム』の構造を示す。

モジュール内に、充填された RO 膜は充填密度が高くコンパクトな、設計である。RO 膜の交換は、モジュール全体を交換する必要がなく、膜シートをスペーサーディスクから容易に取り出すことが出来、点検・交換が容易な構造である。

3. 回収率の向上

脱塩処理技術には、RO 法以外にも電気透析法、イオン交換法等がある。いずれも濃縮液が発生し、その処理が必要となる。またこの濃縮液の処理は陸上埋立ではもっとも大きな問題となる。

濃縮液と処理水の比率を回収率 (濃縮倍率) と言い、従来の RO 膜では60~70% の回収率 (2.5~3.3倍の濃縮倍率) が限度であり、この回収率の低さが RO 法のウィーク・ポイントの一つであった。

『DT-モジュールシステム』は、特殊な RO 膜の使用に

第1表 『DT-モジュールシステム仕様』

Table 1 Specifications of DT Module System

Membrane type	Disk type semi-permeable membrane
Module dimensions	200 mm dia. × 1 000 mm
area	7.6 m ²
Operating pressure	30, 60, 120, 200 kgf/cm ²
Flow rate	0.07~0.09 m ³ /h
Number of disks	170 disks/module
Material	Membrane: Polyamide Disk: ABS Vessel: FRP (60 kgf/cm ²) SUS (120 kgf/cm ² ~)

より最大200 kgf/cm²の運転圧力を可能とすることで、回収率を～97.5 %（～40倍の濃縮率）まで実現している。

4. 浸出水処理プロセスへの組み込み

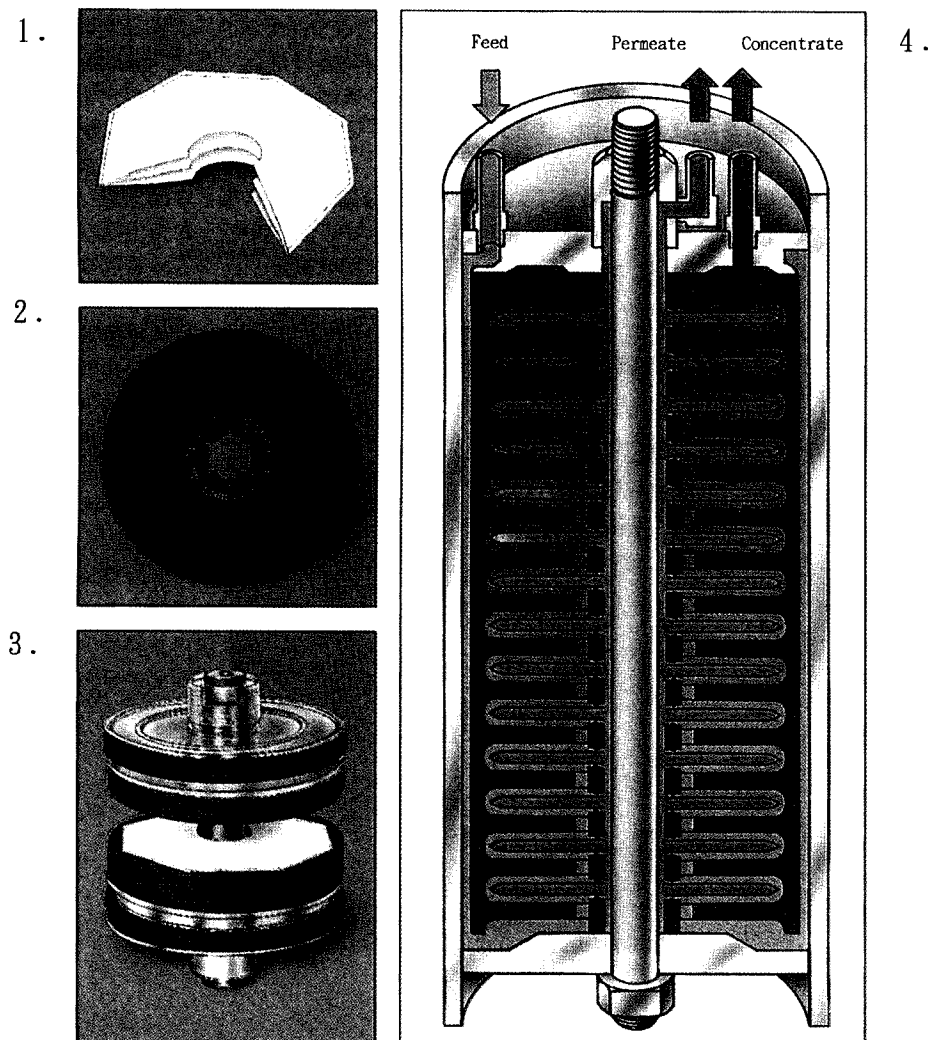
第3図に従来法による代表的な処理プロセスを示す。この方式は、それぞれの水質項目に対し、必要なプロセスを組合せたものであり、BOD・T-N に対しては生物処理（脱窒素処理）、SS に対しては凝集沈殿処理・砂ろ過処理、COD に対しては凝集沈殿処理・活性炭吸着処理をそれぞれ組合せて処理している。

これに対し『DT-モジュールシステム』は、第4図に示す通り砂ろ過処理のみを前処理とした非常に単純なプロセスである。処理水質面においても第2表に示す通り従来法と比較して、より高度な水質が達成出来る。このように『DT-モジュールシステム』はプロセス的にも、水質的にも画期的な浸出水処理技術である。

5. 海外での実施例

ドイツ北部最大の埋立処分場に、この『DT-モジュールシステム』が稼動している。（写真1参照）

1. Membrane cushion with permeate carrier sheet
2. Spacer disk
3. Module assembly(Partial)
4. Cutaway view of reverse osmosis module (shortened for this diagram)

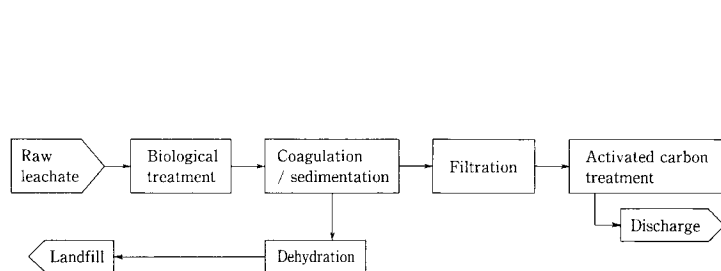


第2図 『モジュールシステム』の構造
Fig. 2 Assembly of DT Module System.

第 2 表 従来法との水質比較表

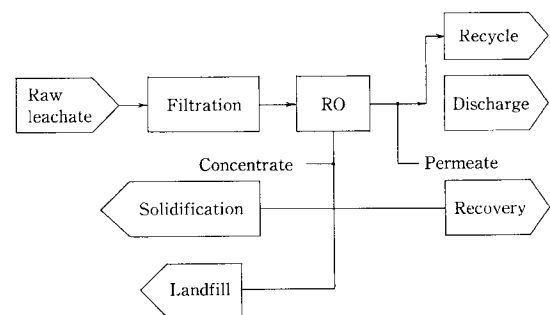
Table 2 Comparison of water quality (conventional method vs RO method)

Item	Unit	Raw leachate	Treated Quality	
			Conventional	DT Module (expected)
pH	—	6 ~ 9	5.8 ~ 8.6	5.8 ~ 8.6
TDS	mg/ℓ	10 000	10 000	100 ~ 500
BOD	mg/ℓ	100 ~ 400	10 ~ 20	1 ~ 2
COD	mg/ℓ	100 ~ 300	10 ~ 30	1 ~ 2
SS	mg/ℓ	100 ~ 200	5 ~ 10	0 ~ 1
T-N	mg/ℓ	40 ~ 200	5 ~ 10	1 ~ 2



第 3 図 従来法のフローシート

Fig. 3 Flow sheet for conventional treatment.



第 4 図 RO 法のフローシート

Fig. 4 Flow sheet for RO method.

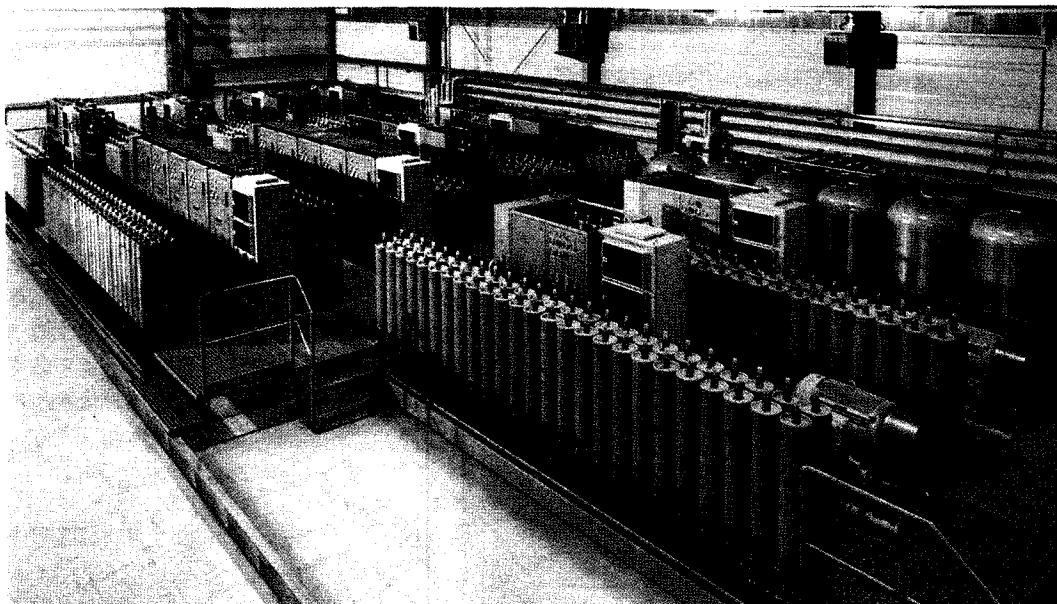


写真 1 イーレンベルグ最終処分場『DT-モジュールシステム』

Photo 1 DTModule System at Ihlenberg, Germany.

概要は次の通りである。

名 称：イーレンベルグ最終処分場（1980～）

埋立容量：2 500 万 m³（165 ha）

埋立物内訳：一般廃棄物 75 % 特殊ゴミ 25 %

浸出水処理：1993 年より『DT-モジュールシステム』にて処理が開始された。

処 理 水 量：50 m³/h

処 理 水 質：第 3 表に示す。

第 3 表 イーレンベルグ最終処分場水質データ

Table 3 Performance data for DT Module System at Ihlenberg, Germany

	Raw leachate (mg/ℓ)	Permeate (mg/ℓ)	Removal rate (%)
COD	2 619. 00	1. 200	99. 95
BOD	184. 00	2. 500	98. 64
Sodium	3 255. 00	2. 400	99. 93
Chlorine ion	3 091. 00	2. 700	99. 91
Calcium	192. 00	0. 900	99. 53
Magnesium	97. 00	0. 300	99. 69
Ammonium	300. 00	0. 400	99. 89
Arsenic	0. 25	<0. 005	>98. 00
Cyanide	2. 35	<0. 005	>99. 79
Heavy metals	0. 25	<0. 005	>98. 00

6. 特長

『DT-モジュールシステム』の特長は次の通りである。

1) スケールの付着、汚れが少ない。

モジュール内での乱流効果によりスケール、汚れ、閉塞が防止出来る。

2) 前処理がシンプルである。

幅広い流水路のため原水の^{*}1SDIが15～20と高くとも問題なく処理出来る。他のROシステムではSDIは3～4以下に制限されるため、複雑な前処理や薬品処理が必要となる。

3) 回収率が高い。

特殊なRO膜の採用による運転圧力200 kgf/cm²により～97.5%の回収率が実現できる。

4) 膜寿命が長い。

スケール、汚れを起こしにくい構造及び簡単に効果的な洗浄システムの組合せにより膜寿命は原水の汚れに強く、5年以上の運転実績がある。

5) 膜交換コストが安い。

スパイラル型及び中空糸型は膜の交換時にモジュールの交換も必要のため取り替え費用が高価となるが、『DT-モジュールシステム』では膜シートのみ交換のため安価である。

6) 個々の膜シートの点検・交換が容易。

モジュールから抜き出し点検・交換が容易に出来る。他形式では難しい。

7) コンパクトなモジュール設計。

完全なモジュール化のため輸送、据付けともに容易である。

む す び

現在、国内で浸出水処理の脱塩及びそれに類した高度処理の実施例は無く、『DT-モジュールシステム』は全く新しい技術である。又脱塩のみであれば電気透析法等の方式もあるが、塩類のみならず、有機物等も除去でき、上水なみの水質が確保出来る方式としては、『DT-モジュールシステム』が最も適した処理装置である。

最終処分場は今後も用地難のため、山間部への設置が益々増え、自然に囲まれた場所での建設が多くなる。環境を守り、環境にやさしく、その清流を永く残すため、この画期的な『DT-モジュールシステム』が国内において評価され、広く採用されることを期待する。

〔注釈〕

* 1 SDI: Silt Density Index

ROの入り口水質判定のためのファウリングに関する指標で目詰まり度を示す。

＜新製品紹介＞

水平流連続ろ過装置『Kontirad』の紹介

Continuous Horizontal-Flow Sand Filter "Kontirad"



(環)技術部 計画第2課
石 丸 豊
Yutaka Ishimaru

Horizontal-flow sand filtration is more effective in trapping suspended solids, where down-flow or counter-flow filtration has been popular. The filter area can easily be increased by increasing the thickness of the filter layer. Continuous operation of the filter and backwash is realized with an air lift pump, which provides steady product quality.

ま え が き

水処理に用いられる清澄ろ過の一つである急速ろ過は、水流の方向によって下向流、上向流、上下向流及び水平流に分類される。現在まで、多くのタイプのろ過装置が開発されてきたが、最近でも、新しいろ材によるろ過速度の高速化や洗浄方法の改良等が盛んに行われている。しかしながら、そのほとんどは下向流、上向流方式のろ過装置に関するものであり、水平流方式のろ過装置においては、一部文献等で原理的な紹介はされていても国内で実用化されたものはなかった。原理的に、この水平流方式は、他の方式よりろ層全体が懸濁物の捕捉に有効に機能し捕捉量が多い。

また、ろ過面積は、ろ層の高さによって決まり、平面積

とは無関係であるため、槽高を高くすることでろ過面積を増やせることから、省スペースであるといった利点がある。

ここに紹介する水平流連続ろ過装置『Kontirad』は、ドイツの Miljøvern Umwelt-Technik 社により開発されたものであり、水平流方式の利点と、さらに移動床の組み合わせにより連続ろ過を可能にした画期的なろ過装置である。

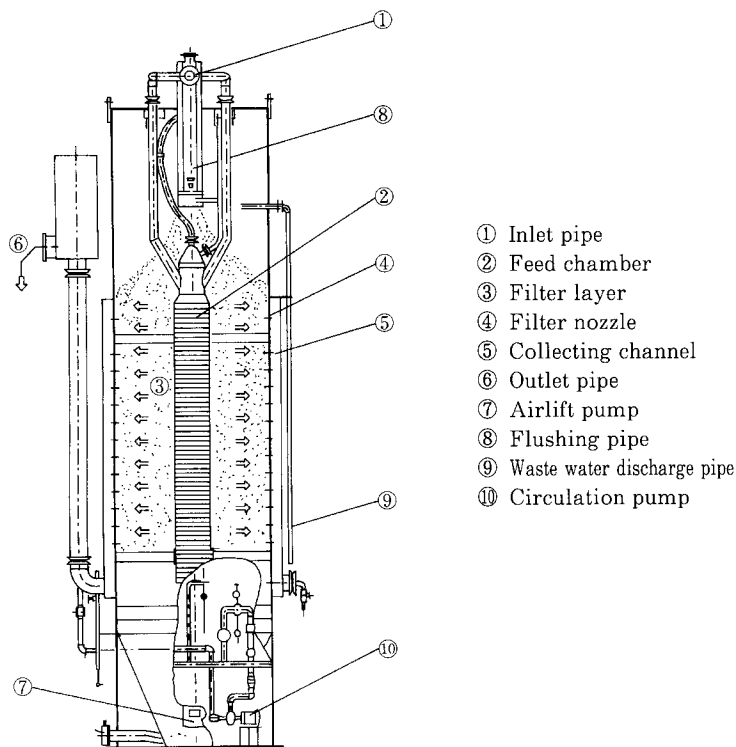
当社は、Miljøvern Umwelt-Technik 社と技術提携を行い、種々優れた特長を有する『Kontirad』の製造と販売をすることとなった。

次に『Kontirad』の概要を報告する。

1. Kontirad の概要

1.1 構造と原理

写真1に本装置の外観ならびに第1図に本装置の構造を



第1図 『Kontirad』の構造

Fig. 1 Schematic diagram of "Kontirad".

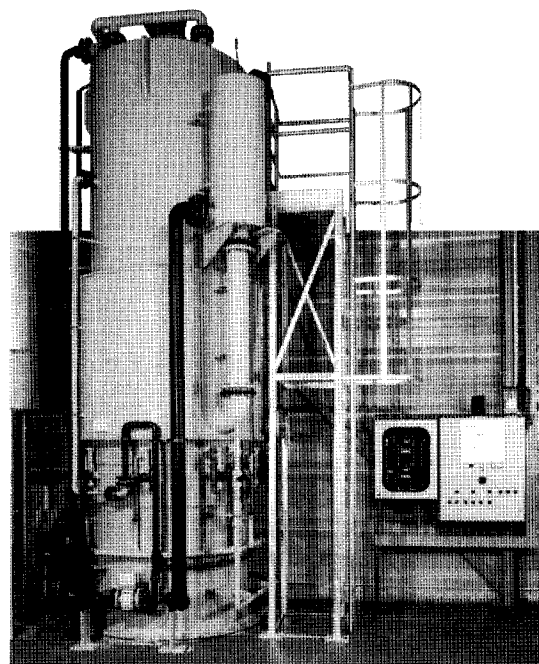


写真1 水平流連続ろ過装置『Kontirad』

Photo. 1 Continuous horizontal-flow sand filter "Kontirad".

示す。ろ過工程において原水は、上部の流入管①より、円筒形ろ過槽の中央部にあるルーバーのついたフィードチャンパー②に供給される。ここで原水は、ろ層③に均等に分配され、円周方向に向かって放射状に流れる。したがって、ろ過速度は中央の流入部で大きく、しだいに減少して集水部で最小となる。このように、ろ層を通る間にろ過速度が漸減してゆくろ過装置では、懸濁物の滞留深度が適度に大きくなるので、ろ層全体を有効に使うことが出来る。こうしてろ過された処理水は集水ノズル④を経て、集水室⑤に集められ、処理水管⑥より流出する。一方、洗浄工程において、ろ過の継続により汚れたろ層は、ろ過槽下部のエアリフトポンプ⑦により吸引され、エアリフト管を上昇する間、空気と水による強力な攪拌によりろ材から懸濁物が除去される。さらにろ材は洗浄管⑧で、処理水の一部により向流洗浄され、清浄となったろ材は沈降分離し、ろ層③の上部に戻される。またろ層の均一な移動を可能にするため、循環ポンプ⑩により処理水の一部をろ過槽下部に注入し、ろ層の架橋現象を防止している。このようにろ過と洗浄は同時に連続して行われる。

1. 2 特長

1) ろ過が水平流連続ろ過方式である。

このため処理水量が同等の条件であれば、平面積すなわちろ過装置の大きさは、他の方式の1/2~1/3である。また、ろ過と洗浄が同時に連続して行われているため処理水量の変動はなく、洗浄のため休止することもない。

2) 装置が簡単で設備費が安価。

逆洗のための自動弁や複雑な前面配管、逆洗ポンプ、空気洗浄ブロー、洗浄水槽等が不要で、制御も簡単であるため設備はコンパクトで安価となる。

3) 処理水質が安定している。

従来の移動床式上向流連続ろ過装置と比べ、集水部がろ層の中にあるため処理水が流動状態の洗浄ろ材と接触することなく安定した良質の処理水質が得られる。また、懸濁物の補足量も多いことから高濁度の原水にも対応出来る。

4) 運転操作が簡単で維持管理が容易。

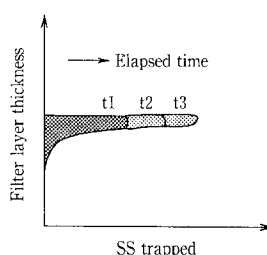
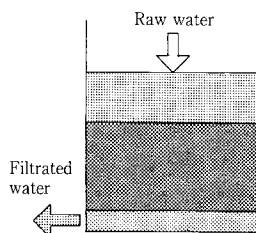
回転機器は循環ポンプとコンプレッサだけであり、管理が容易で運転費も少ない。

2. 従来装置との比較

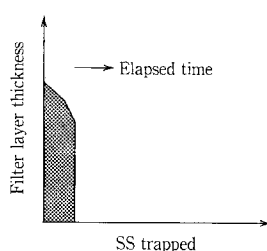
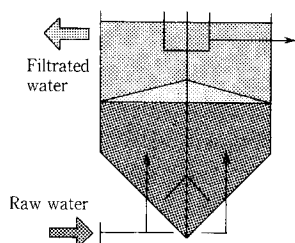
第2図は下向流単層ろ過、上向流連続ろ過及び水平流連続ろ過方式の懸濁物の捕捉機構を示す概念図である。

縦軸にろ層高さ、横軸に懸濁物捕捉量の時間変化を示す。

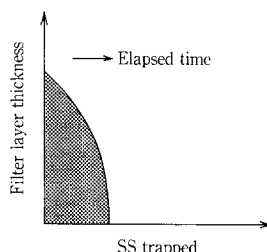
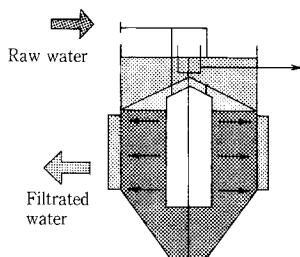
① Down-flow filtration



② Continuous up-flow filtration



③ Continuous horizontal-flow filtration



第2図 ろ過機構の概念図

Fig. 2 Schematic diagram of Filtration method.

第 1 表 水平流と上向流の比較

Table 1 Comparison of horizontal-flow and up-flow filtration.

	Continuous sand filter (horizontal-flow)	Continuous sand filter (up-flow)
Raw water SS (mg/l)	$\begin{matrix} <100 \\ \text{max 500 within 5 hrs} \end{matrix}$	<100
Filtrated water SS (mg/l)	< 5	< 5
Filter size (mm)	$\phi 1\,700 \times 6\,600^H$	$\phi 2\,800 \times 5\,700^H$
Nominal area(A) (m ²)	2.3	6.2
Filtration area(B) (m ²)	6.0	6.0
Standard throughput (Q) (m ³ /hr)	30~60	60
Filtration rate (Q)/(B) (m/hr)	5~10	10
Apparent filtration rate (Q)/(A) (m/hr)	13.0~26.1	9.7
SS trapped (kg/m ² ·hr)	1.2~2.5	0.5~2.0
Flushing water consumption (%)	2~5	10

下向流単層ろ過では懸濁物質の多くは表層部で捕捉されており、ろ層全体が有効に使われていない。また、ろ過継続に伴い懸濁物がさらに蓄積され、一定の値までろ過抵抗が上昇すると、ろ過を停止し洗浄を行う。このように懸濁物の捕捉量が少ないため原水の懸濁物濃度が高くなると、洗浄頻度が多くなり総処理水量が減少する。

一方、上向流連続ろ過と水平流連続ろ過はともに懸濁物を捕捉したろ材を連続して洗浄するため懸濁物の捕捉限界を越えることなく運転される。しかし、原水の懸濁物が上昇し捕捉限界を越えた場合、上向流方式は懸濁物が集水側へ一挙に流出し水質悪化を招くが、水平流方式では、ろ層が下方に移動し、原水は水平流に流れるため図のように懸濁物の抑留が水平方向に適度に深くなる。この結果、上向流に比べて単位ろ材量当たりの懸濁物の捕捉量は多くなり、負荷の変動に強く、集水が円周側なので急激な水質悪化を招く恐れが少ない。

第 1 表に水平連続ろ過と上向流連続ろ過の比較を示す。この比較条件としては、ろ過面積が 6.0 m² とする。

3. 適用分野

本装置の適用分野としては、下水二次処理水や産業排水二次処理水の清澄化等、従来の急速ろ過が適用されている分野に加えて比較的高濁度、高負荷の原水にも適用出来る。

たとえば、沈殿池や浮上分離槽の代替設備として原水に凝集剤を注入し直接ろ過法により処理出来る。水道水源が悪化し、ろ過継続時間が短くなった緩速ろ過池の前処理等には、その簡便さと処理水質の良さから薬品沈殿池より優れている。またドイツにおいては通常のろ過装置では処理出来なかった製鉄所の含油排水のろ過処理を行っている実績がある。

む す び

近年、水源の水質悪化や渇水等で、水資源の保全や確保の重要性がクローズアップされている。このような状況の中、排水の処理や再利用に急速ろ過は、まだまだ有効な処理プロセスとして装置開発が行われている。ここに紹介した水平流連続ろ過装置『Kontirad』は、簡単な構造ながら優れた特性をもち、設置面積当たりの処理量が超高速ろ過に匹敵する画期的な装置である。まさに理想的なろ過方式である水平流を実用化した本装置は、省エネ、省コスト、省スペースを満足するものであり、多くの分野での活躍が期待出来るものである。

〔参考文献〕

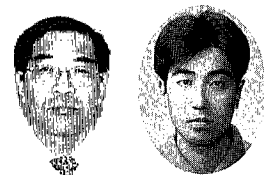
- 1) 藤田賢二編著：急速濾過・生物濾過・膜濾過，(1994)，技報堂出版

<新製品紹介>

グラスライニング製クライオロック式フルゾーン翼

(意匠出願中)

Glass-Lined cryo-lock FULLZONE Agitator



(化) 技 術 部
永 井 敏 彦
Toshihiko Nagai
鳥 生 眞 吾
Shingo Toriu

In order to respond to users' demand for advanced and versatile agitator performance, Shinko Pantec recently has developed the FULLZONE agitator, which has been enjoying favorable user acceptance for its reliable service. The FULLZONE agitator, however, has been mounted only on open-type vessels because of its large size.

The totally glass-lined Cyro-lock FULLZONE agitator developed by Shinko Pantec this time can be mounted also on closed-type vessels, thus reducing the costs to be incurred in modifying existing agitators to the FULLZONE agitator. The Cyro-lock FULLZONE agitator enables high efficiency mixing and suspending performances for products in high to low viscosity range, as is the case with the FULLZONE agitator.

We hope to see the Cryo-lock FULLZONE agitator further extend the application of the high-efficiency FULLZONE agitator and assist in improving and modifying the users' mixing processes.

ま え が き

近年、攪拌機の性能に対する要求は高度化・多様化し、広範な攪拌条件に対応出来る攪拌機が求められ、その要求に答えて『フルゾーン翼』¹⁾の開発を行い1991年1月より販売を行ってきた。

年々、グラスライニング製フルゾーン翼の販売台数は、増加しており、既設の攪拌翼をフルゾーン翼に改造したいというユーザーの要求も強いものがある。一方、フルゾーン翼は、缶径に較べて翼幅及び高さが大きいので、缶体そのものも蓋付きに改造する必要があった。

このたび、クライオロック²⁾(冷やしばめ)技術を応用して、各ユーザーに既設の3~10M³の密閉缶(本体フランジのない一体型缶体)に装着が可能な全面グラスライニング製組立方式の『クライオロック式フルゾーン翼』(写

真1)を開発した。

1. クライオロック式フルゾーン翼の特長

1.1 密閉缶に装着が可能

従来、フルゾーン翼を密閉缶に装着する場合は、缶径に較べて翼幅及び高さが大きいので、ハステロイ等の耐蝕金属の分割翼とし、ボルト締めによる組立構造としてきた。缶内に金属製翼を装着することは、耐蝕・付着防止の面で好ましいことではなく、グラスライニング機器として本来の機能を発揮出来ない。

クライオロック式フルゾーン翼は、全面グラスライニングした翼を第1図に示すとおり密閉缶のセンターマンホー

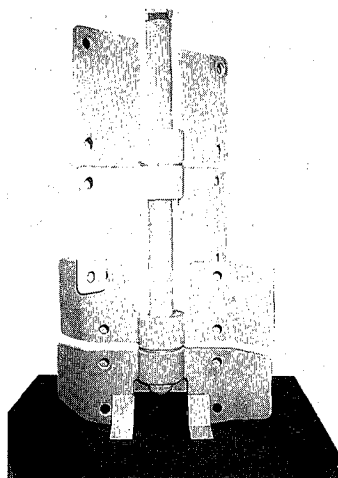
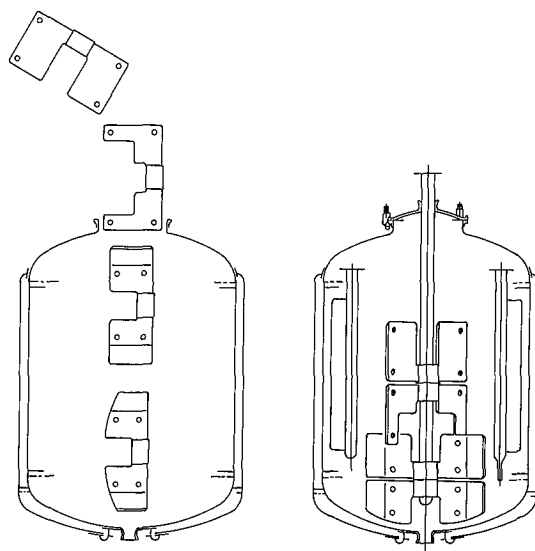


写真1 クライオロック式フルゾーン翼
Photo.1 Cryo-lock FULLZONE agitator.



第1図 クライオロック式フルゾーン翼の組立
Fig.1 Cryo-lock FULLZONE agitator assembly.

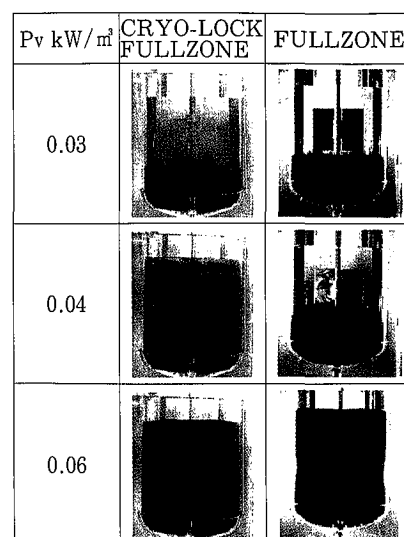
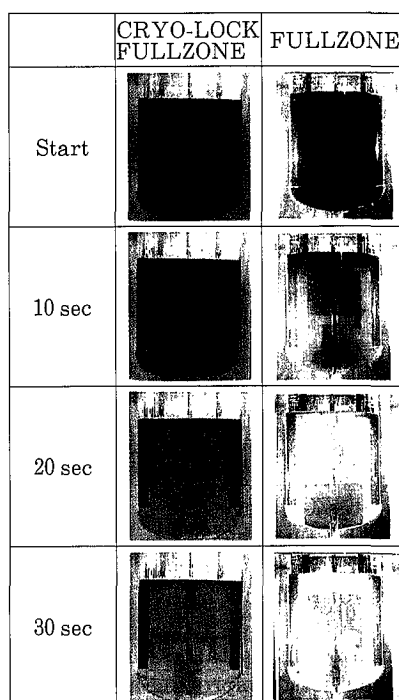
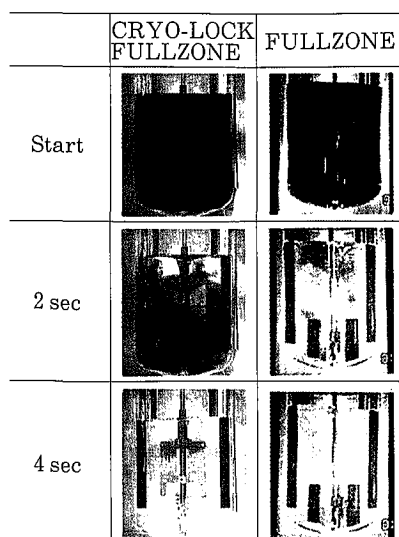


写真 2 混合経過の比較, $\mu=0.001\text{Pa}\cdot\text{s}$,
 $P_v=0.1\text{kW/m}^3$

Photo. 2 Comparison in transition
of mixing.

写真 3 混合経過の比較, $\mu=1.2\text{Pa}\cdot\text{s}$,
 $P_v=0.3\text{kW/m}^3$

Photo. 3 Comparison in transition
of mixing.

写真 4 粒子懸濁性能の比較
(イオン交換樹脂-水)

Photo. 4 Comparison in solid suspension
(Ion exchange resin-water)

ルから挿入出来るように分割構造とし、クライオロック技術により軸と翼の組立を可能にした攪拌翼である。

1. 2 低価格の改造費で装着が可能

従来、各ユーザーが既設密閉缶のファウドラー翼等をプロセスの高効率化のためにグラスライニング製フルゾーン翼に改造する場合には、缶体そのものも新製する必要があった。

クライオロック式フルゾーン翼は、第1図に示すとおり既設密閉缶はそのまま使用し、基本的の下記部品の取り替えだけでフルゾーン翼に改造出来る。缶体製作が不要となるため、その費用は従来の約35～40％に低減出来る。

取り替え部品

- ・攪拌軸及び翼
- ・バップル
- ・減速機

〔出力回転数が定速の既設減速機を用いると、モータ動力不足を生じる場合があるため、回転数を下げる必要がある。〕

2. クライオロック式フルゾーン翼の攪拌性能

クライオロック式フルゾーンの各翼には作業用吊り穴及び、上下翼共に隙間を有しているが、標準フルゾーン翼と

の形状の違いが攪拌性能に及ぼす影響は殆どなく、広い粘度範囲にわたって同一の攪拌性能が得られる。

2. 1 混合性能

クライオロック式フルゾーン翼とフルゾーン翼の混合時間をヨード澱粉脱色法で評価した結果を写真2, 3に示す。攪拌動力をほぼ同一にして粘度 $0.001\text{Pa}\cdot\text{s}$ と $1.2\text{Pa}\cdot\text{s}$ の脱色の速さを比べた結果、両者共ほぼ同一の混合が得られた。

2. 2 懸濁性能

固液系攪拌の特性評価のため、イオン交換樹脂の懸濁実験結果を写真4に示す。粒子濃度をかさ体積で30％とし、クライオロック式フルゾーン翼とフルゾーン翼について攪拌動力を数段階に変化させて粒子の浮遊状態を比較した。結果は、両者共ほぼ同一の攪拌動力で均一な浮遊状態が得られた。

む す び

本稿では、密閉缶に装着可能なクライオロック式フルゾーン翼の開発について概説したが、高効率フルゾーン翼の適用範囲がより広がり、ユーザー各位の攪拌プロセスの改善、改良に寄与出来れば幸いである。

〔参考文献〕

- 1) 菊池ら：神鋼パンテック技報, Vol. 35 No. 1 (1991)
- 2) 山崎ら：神鋼ファウドラー技報, Vol. 1.29 No. 2 (1985)

ヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置の紹介

The Vacuum Evaporator with a Heat Pump



技術開発本部 第1研究室
小林 俊幸
Toshiyuki Kobayashi
佐伯 一丸
Kazumaru Saeki

The vacuum evaporator is a water treatment system to separate distilled water from concentrated waste containing pollutants by means of evaporation and condensation, thus reducing disposal volume and disposal costs.

Evaporation is efficiently performed by using vacuum and heat pump technologies. The vacuum allows evaporation at a low temperature and the heat pump saves energy and energy cost.

This paper gives an outline of the vacuum evaporator with a heat pump and its applications in several fields.

ま え が き

1996年年初からロンドン条約の改正に伴って、産業廃棄物の海洋投棄処分が原則的に禁止になった。このような背景から、各社とも操作が簡単で手間がかからず、経済的な処理方法を模索している。

今回ここに紹介するヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置は、イタリアのLED ITALIA社が1989年に開発した装置で、主に廃水の蒸発濃縮に利用されている。ヨーロッパの写真分野と金属表面処理分野等で既に200台以上の実績がある。

第1図に本装置による廃水処理フローを示す。本装置は蒸発操作であるため、完全な廃水処理を行うことは出来ないが、本装置を使って蒸発濃縮し減量すると、減量分の処理費を削減することが出来る。本装置の最大の特長は、ヒートポンプ方式であるため、消費エネルギーが低く、ランニングコストが安いことである。その上、蒸発水は洗浄水としてリサイクル出来ることが多く、濃縮液が薬品（例えばメッキ溶液等）の場合には、リサイクル出来る等経済的な処理を行うことが出来る。

本稿では、装置の概要と、各種分野の廃水への適用例を

紹介し、その蒸発濃縮処理結果を報告する。

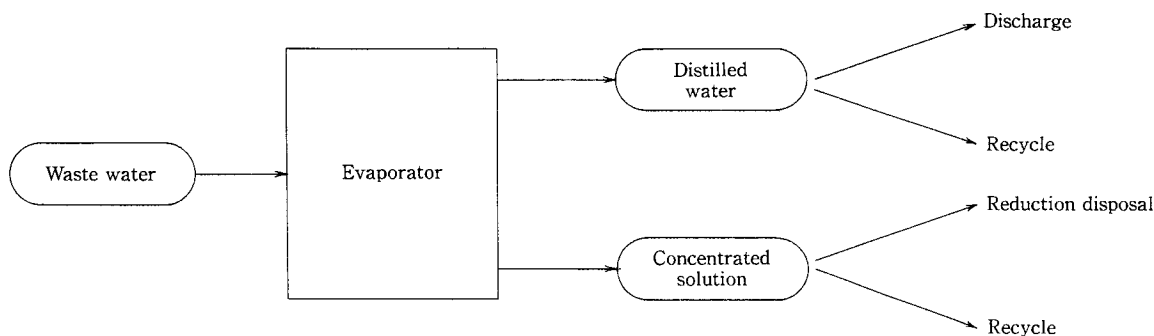
なお、本装置はLED社の豊富な実績と装置の簡便さを活用すべく、神鋼パンテック環境管理㈱が輸入販売するのである。

1. 真空蒸発濃縮装置の概要

1.1 原理

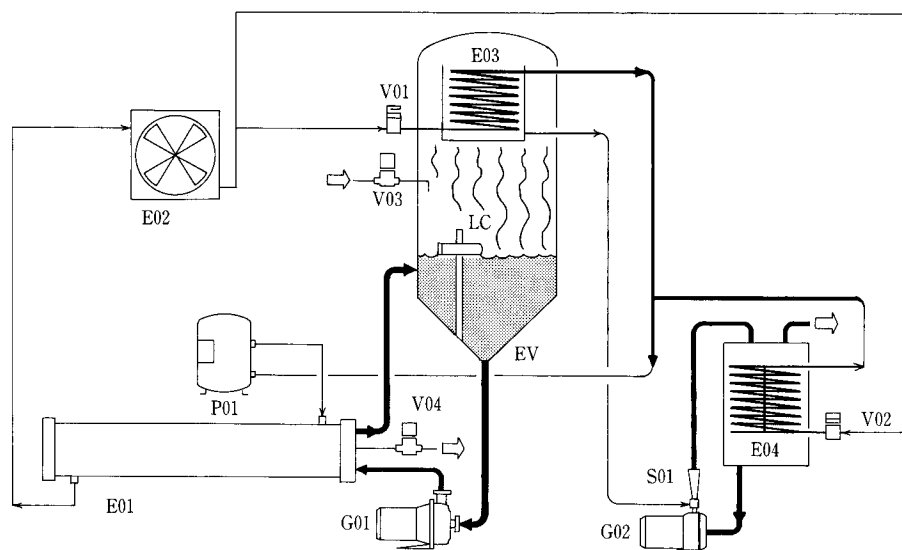
本装置のフローを第2図に示す。蒸発缶内（図中；EV）の水分が蒸発して、蒸発缶内の液面が低くなると、自動弁（V03）が開き原廃水を間欠的に缶内に真空吸引する。そしてポンプ（G01）で廃水を蒸発缶と加熱器（E01）との間で循環しながら、加熱器で加熱し、蒸発缶に戻った時にフラッシュ蒸発する。蒸気は蒸発缶内のコンデンサー（E03）で凝縮し、水エゼクター（S01）に引き込まれて蒸発水タンクに送り出す。蒸発水はこの水エゼクターの駆動水の働きをし、オーバーフローによって外部に排出する。濃縮液は、加熱器に接続した自動弁（V04）からタイマー設定により、間欠的に外部に排出する。

冷媒は圧縮機（P01）で加圧され高温となり（約50℃）、加熱器内に入って廃水を加熱する。そこで冷媒は凝縮して



第1図 蒸発濃縮装置による廃水処理フロー

Fig. 1 Flow of treatment of waste water by the evaporator.



G01	Waste circulation pump	E03	Condenser	LC	Level control
G02	Water circulation pump	E04	Condenser	V01	Expansion valve
P01	Compressor	S01	Ejector	V02	Expansion valve
E01	Heater	EV	Evaporator	V03	Pneumatic valve
E02	Air cooler			V04	Pneumatic valve

第2図 真空蒸発濃縮装置のフロー (700型)
Fig. 2 Flow of the vacuum evaporator (WTS E 700).

液体となり、エアクーラー (E02) で廃熱を放散した後、膨張弁 (V01) で断熱膨張をして低温となり (約15℃)、蒸発缶内のコンデンサーに入る。そこでは蒸発缶内で蒸発した蒸気を凝縮する。この時、冷媒は水蒸気から凝縮潜熱を受け取って蒸発し、ガスとなって圧縮機に戻ってくる。このサイクルを繰り返す。なお、冷媒は代替フロン R22を採用している。

エアクーラーを出た後の冷媒の一部は、蒸発水タンク前の膨張弁 (V02) で低温になり、蒸発水タンク内のエゼクター駆動水を冷却する。そうすることにより、蒸発缶内の真空を5.3~6.7kPa (40~50Torr) の一定の水準に保つことが出来る。

ヒートポンプとは、熱を温度の低い所から高い所に汲上げるためのもので、その低温の熱を有効利用するためのものである。本装置では、冷媒ガスの圧縮機がこれに相当する。冷媒ガスがコンデンサーで回収した低温の凝縮潜熱を、圧縮機で圧縮して高温にすることにより、加熱に再利用出来る。圧縮機の動力に対して、どのくらいコンデンサーで熱量を回収しているかを表す成績係数は、約6である。ゆえに、電熱ヒーター加熱による蒸発と比較すると、1/6のエネルギーで済むことになる。

1.2 特長

本装置の特長は次の通りである。

1) 省エネタイプである

ヒートポンプ式のため、電熱ヒーター加熱に比べて1/6程度のエネルギーで済む。

2) コンパクトである

共通ベース上に必要な機器がすべてコンパクトに組

込まれている。このことにより、据付スペースが小さく、据付が容易で、現地工事が大幅に短縮出来る。

3) 電源接続のみで済む

スチームボイラーや、冷却水が不要であり、電源だけを供給すればよい。

4) 自動運転が出来る

原廃水の供給は液面調節制御により行われる。濃縮液拔出、消泡剤注入はタイマー設定により間欠的に自動で行われる。また圧縮機の圧力が異常上昇した時や、蒸発缶内の液面が異常低下した時には、装置が自動停止する等のフェイルセーフシステムにより、無人運転が可能である。

5) 蒸発温度が低い

蒸発缶内の真空度は約6.7kPa (50Torr) であり、廃水は約40℃で蒸発する。このため分解ガスが抑制出来、蒸発缶や加熱器の腐食も抑制出来る。

1.3 装置標準仕様

第1表に型式別の標準仕様を示す。本装置の型式は、蒸発能力別に WTS E 150, 500, 700, 2000, 4000, 5000, 8000 の7機種がある。それぞれの数字は、1日あたりのおおよその蒸発水量 [ℓ/day] を表す。濃縮倍率は、廃水の種類によっても異なるが、一般的に5~10倍程度である。また、標準材質は AISI 316L (SUS 316L 相当)、ポリプロピレンである。

150, 500型の2機種は、外套加熱方式である。第3図にフローを示す。缶底をクリーニングするためのスクレーパー付攪拌機が標準装備されている。濃縮液は比重約1.4まで処理可能である。

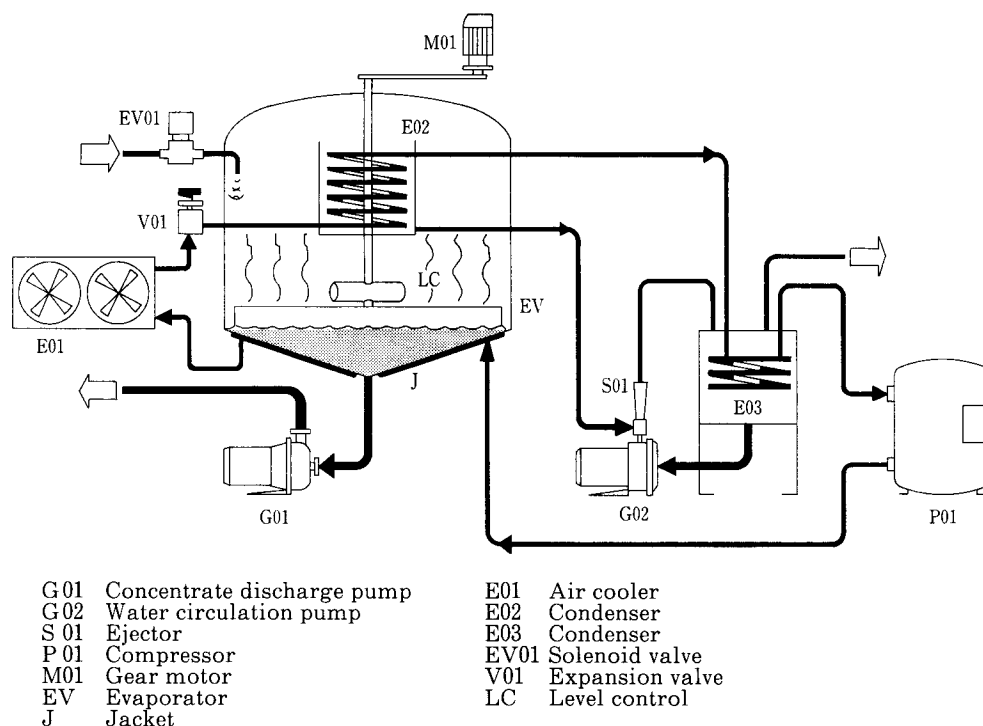
第 1 表 WTS E 標準仕様書

Table 1 Standard specifications of WTS E

Type	WTS E	150	500	700	2 000	4 000	5 000	8 000
Frequency	Hz	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	50/
Distillate production (with water)	ℓ /hr	7.5	22.5/23.5	31.5/31.8	91.5/102.3	158/175	230/248	330/
Power consumption	kW	2.7/2.7	7/7.5	6.2/8.4	16.2/20	28/36	39/50	56/
Voltage *)	V	220	400/220	400/220	400/440	400/440	400/440	400/440
Efficiency	kWh/ℓ	0.33/0.36	0.30/0.32	0.19/0.26	0.17/0.19	0.177/0.206	0.17/0.20	0.17/
Discharged heat	kcal/hr	2 150/2 580	7 740/9 300	5 600/6 708	10 200/12 600	17 000/20 000	40 000/56 000	33 000/
Air required	m ³ /hr	1 000/1 100	4 500/5 310	4 500/5 310	6 700/8 100	15 600/17 900	14 000/20 000	28 000/
Refrigerant		R22	R22	R22	R22	R22	R22	R22
Empty weight	kg	160	640	380	1 050	1 150	2 000	2 200
Width	mm	670	1 500	650	1 150	1 200	1 800	2 000
Length	mm	710	1 100	1 200	2 000	2 000	2 400	2 800
Height	mm	1 350	2 030	1 940	2 465	2 450	2 900	3 000
Noise power level	dB(A)	80.6	80	79	80	< 79	81	80
Materials in contact with wastes		AISI 316L+PP						
Scraper		○	○	×	×	×	×	×
Automatic antifoam dosage		○	○	○	○	○	○	○
Automatic concentrate discharge (valve)		option	option	○	○	○	○	○
Automatic concentrate discharge (volute pump)		×	option	○	○	○	○	○
Distillate pH control		option	option	option	option	option	option	option
Boiling point	°C	35~40	35~40	35~40	35~40	35~40	35~40	35~40
Vacuum	Torr	40~50	40~50	40~50	40~50	40~50	40~50	40~50

*) Voltage 220 : Single phase
400 : Three phases+Neutral
440 : Three phases

○ : with
× : without



第 3 図 真空蒸発濃縮装置のフロー (150, 500型)

Fig. 3 Flow of the vacuum evaporator (WTS E 150, 500).

700型以上の機種は外部強制循環加熱式で、蒸発缶の外部に加熱器がある。大型化ができ、スケールの付着を抑制出来る。また、比重約1.3まで処理可能である。

1. 4 適用分野

本装置の適用分野を第2表に示す。適用例が多いのは写真分野(35%)、金属表面処理分野(35%)、化学分野(20%)である。写真分野では現像廃液、定着廃液及び洗浄廃水の蒸発濃縮処理を行う。金属表面処理のメッキ分野では、洗浄廃水を処理し、蒸発水は洗浄水としてそのままリサイクルし、濃縮液もメッキ浴液としてリサイクルする。化学分野では、各種生産工程から出るプロセス廃液や、洗浄廃水の蒸発濃縮処理を行う。

廃水中に溶剤が含まれている場合、溶剤の多くは水より沸点が低く、水と共に蒸発して蒸発水中に混入する。蒸発水がそのままでは放流基準を満たさず、放流出来ない場合には、活性炭塔やイオン交換塔等で簡単な処理を施して放流することが出来る。また洗浄水としてリサイクルしている場合も多い。

廃水中に溶剤がなく、無機塩類のみが含まれている場合、蒸発水は蒸留水であり、洗浄水としてリサイクルすることも、そのまま放流することも十分可能である。

次章より、写真廃液、電気亜鉛メッキ洗浄廃水等の適用例を示す。

2. 写真廃液への適用

現像所から出る写真廃液には、有害な物質が含まれている。このような廃液は下水道に放流することはもちろん出

来ず、廃液処理業者に外部委託処理しているのが、従来、一般的である。従って本装置を使って廃液を減量し、蒸発水は簡単な後処理を行って放流し、濃縮液のみを処分する方法が、自然環境に配慮した、より経済的な方法と考えられる。

2. 1 写真薬品の組成

写真現像処理工程に使われる主な薬品は、現像液(developer)と定着液(fixer)である。現像液と定着液の組成例を第3表、第4表に示す。現像液は、写真材料であるゼラチン上のハロゲン化銀を露光後、露光を受けたハロゲン化銀のみを銀に還元するのに用い、これにより画像が形成される。定着液は、現像後に未感光物質を取除いて再び感光しないようにする処理に用いられる。

2. 2 処理工程

写真廃液処理プロセスの全フローを第4図に示す。このプロセスにより処理を行えば、蒸発水は河川に放流出来るようになる。

各々の貯槽の容量は、真空蒸発濃縮装置が故障で一時的に停止しても、それに関係なく所定の現像作業が行えるような、余裕を持った容量にしてある。また、装置への供給液の性状が一定になるように、種々の廃液を混合して均一化出来るだけの容量が必要である。

定着廃液からは銀を回収するが、なお廃液中には100~200 ppmの銀が残る。銀回収を終えた定着廃液は、アンモニア水溶液の平衡条件を移動させるために、硫酸を加えてpHを酸性に調整する。

第2表 適用分野

Table 2 Application fields

Field	Applications
Photography	Concentration of waste developer, fixer and wash water
Surface treatment of metals	Recovery of plating solutions Recovery of wash water
Chemicals Pharmaceuticals Cosmetic	Concentration of waste process solutions and wash water
Printing	Concentration of waste wash water containing ink or sensitive resins
Electronic Precision machine	Concentration of waste wash water
Machining	Concentration of oily emulsions and waste wash water
Disposal of waste	Concentration of landfill leachate Concentration of waste wash water from flue gas scrubber
Others	Re-concentration of high density waste water from separation unit

第3表 現像液の組成

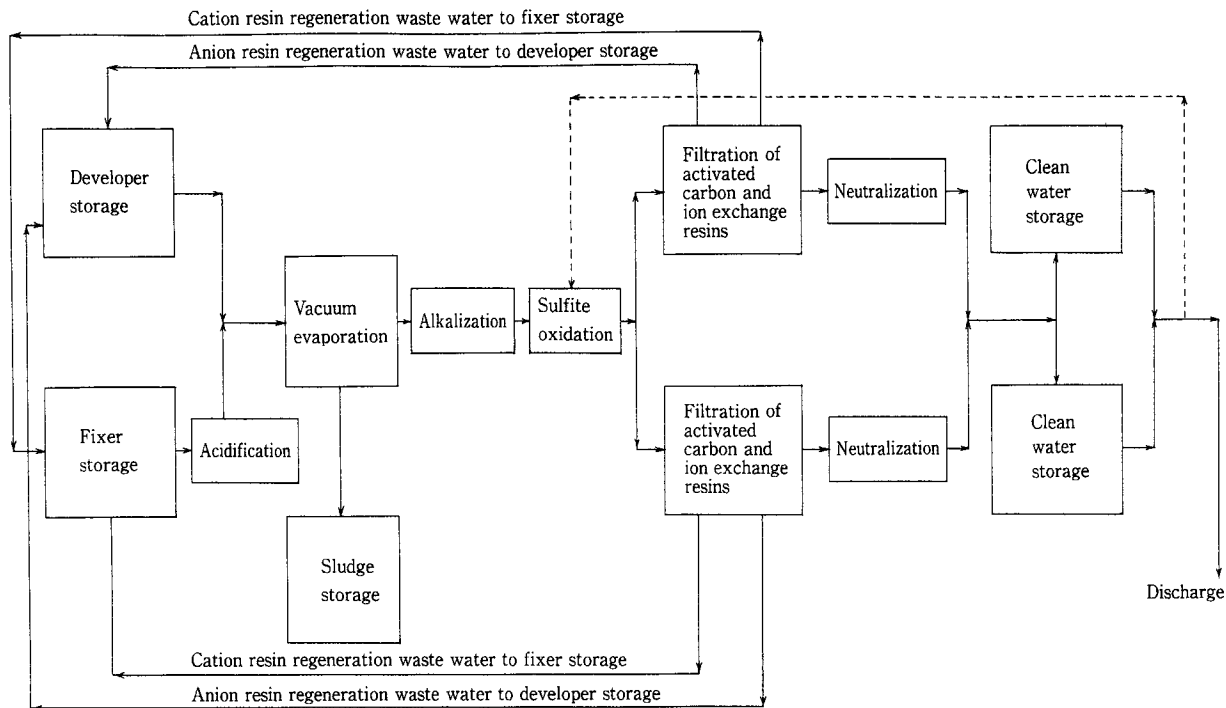
Table 3 Typical composition of developer

Paraphenyldiamine	g/ℓ	5
Benzyl alcohol	g/ℓ	10
Potassium carbonate	g/ℓ	20
Potassium bromide	g/ℓ	5
Sodium sulphite	g/ℓ	5

第4表 定着液の組成

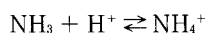
Table 4 Typical composition of fixer

Ammonium thiosulphate	g/ℓ	100
Sodium sulphite	g/ℓ	10
Acetic acid	g/ℓ	5
Aluminium sulphate	g/ℓ	10
Silver	g/ℓ	5

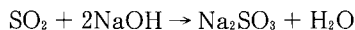


第4図 写真廃液処理フロー

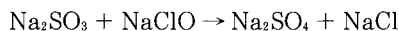
Fig. 4 Flow of treatment of photographic solutions.



留出した蒸発水に、水酸化ナトリウムを加えて pH をアルカリ性に調整し、 SO_2 を Na_2SO_3 に変える。



アルカリ性の蒸発水は貯槽に送られ、次亜塩素酸ナトリウム (NaClO) で酸化する。



続いて蒸発水はサンドフィルターで浮遊物を除去した後、活性炭塔及びイオン交換塔で処理する。活性炭塔では有機物を除去し、イオン交換塔で汚染イオンを吸着する。こうして蒸発水は放流出来るようになる。

イオン交換塔の再生廃液は、種々の除去物質を含んでおり、貯槽で中和処理を行った後に、蒸発濃縮処理を行う。

なお濃縮倍率は、定着廃液で5倍程度、現像廃液で10倍程度である。

2.3 蒸発濃縮処理結果

現像廃液、定着廃液をそれぞれ本装置で蒸発濃縮処理した場合の蒸発水 (distillate)、濃縮液 (concentrate) の分析結果を第5表、第6表に示す。これを見てわかるように、蒸発水はそのままでは放流出来ない場合が多いが、その後でアルカリ化、酸化、活性炭処理、イオン交換処理、中和処理を行えば放流出来るようになる。

第7表に、定着廃液と現像廃液を混合した廃液 (混合比 3:2) を、蒸発濃縮処理した結果を示す。本実験は、硫酸によって原廃液を酸性に pH 調整して行った。蒸発水のアンモニウムイオンの量は、第5表、第6表のそれと比べて非常に少なくなっていることがわかる。下水道への放流基準は、神戸市を例にしてみると、沃素消費量 (Iodine consumption) は 220 mg/l 以下である。ゆえに、蒸発水は第4図のプロセスに従って処理するか、3倍程度の希釈で放流出来るようになる。

また実験結果は次の通りである。

濃縮倍率	4.2倍 (vol)
原廃液量	216 l
” 比重	1.084
濃縮液量	52 l
” 比重	1.311
蒸発水量	164 l
運転時間	9時間

本実験はセミバッチ形式で行い、濃縮液の拔出は運転中に行っていない。また本実験で使用した装置は WTS E 700 型である。蒸発能力は約 20 l/hr になり、水のみを運転をした場合の蒸発能力より、塩の効果で減少している。

3. 電気亜鉛メッキ洗浄廃水への適用

3.1 メッキ液の組成

亜鉛メッキは、鉄の防食力が大きく、メッキの色合いが美しい等の理由から、防食被膜や装飾被膜として広く利用

第 5 表 現像廃液の蒸発濃縮処理分析結果

Table 5 Analysis on vacuum evaporation of waste developer

Parameter	As is	Distillate	Concentrate
Concentration yield	100	97	3
COD mg/ℓ	20 960	640	610 000
Silver mg/ℓ	1.17	0.00	35.00
Iron mg/ℓ	0.43	0.01	12.81
Sulphites mg/ℓ	1 590	0.83	47 000
Ammonium ion mg/ℓ	1 878	372	45 600

第 6 表 定着廃液の蒸発濃縮処理分析結果

Table 6 Analysis on vacuum evaporation of waste fixer

Parameter	As is	Distillate	Concentrate
Concentration yield	100	72	28
COD mg/ℓ	290 500	2 320	1 031 700
Silver mg/ℓ	9 400	0.17	33 880
Iron mg/ℓ	1 290	0.10	4 620
Sulphites mg/ℓ	52 000	3 060	177 920
Ammonium ion mg/ℓ	71 600	2 020	250 610

第 7 表 写真廃液の蒸発濃縮処理分析結果

Table 7 Analysis on vacuum evaporation of waste photographic solutions

Parameter	As is	Distillate	Concentrate
COD mg/ℓ	46 900	176	191 000
Ammonium ion mg/ℓ	7 130	4.33	29 500
Iodine consumption mg/ℓ	69 400	556	236 000

第 8 表 電気亜鉛メッキ浴槽の組成

Table 8 Composition of galvanizing bath

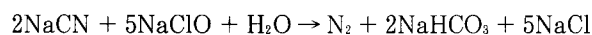
Sodium cyanide	g/ℓ	60-70
Zinc	g/ℓ	30
Sodium hydroxide	g/ℓ	80
Sodium carbonate	g/ℓ	30

されている。メッキ浴液の一例を第 8 表に示す。

メッキ処理を行った後、メッキ浴槽を出る製品を水洗槽ですすぎ洗浄を行う。このため水洗槽には少量のメッキ浴液が混入することになる。水洗槽は普通 2～3 段に分かれており、水洗槽に含まれるメッキ浴液の濃度は、水洗が進むにつれて順々に低くなっている。

3. 2 処理工程

処理フローを第 5 図に示す。洗浄廃水の前処理として、次亜塩素酸ナトリウムでシアン化合物を酸化する。

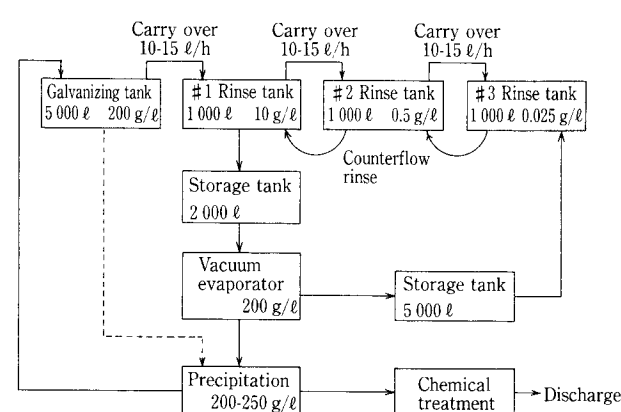


その後、水酸化物で亜鉛を沈澱させる。

第 1 すすぎ槽から流れてくる洗浄廃水は、貯槽に集められる。その液の組成は 98～99 % が水で、1～2 % がメッキ浴液であり、約 10 g/ℓ の塩が溶込んでいる。この液を蒸発濃縮処理して、蒸発水 94～96 % と、塩濃度が 200～250 g/ℓ の濃縮液 4～6 % とに分離する。蒸発水は洗浄水としてリサイクルするために、第 3 すすぎ槽に返送する。一方濃縮液は、メッキ浴液と組成が同じなので、そのままメッキ浴液としてリサイクルされる。

4. 印刷分野廃水への適用

一口に印刷といっても、オフセット印刷、フレキソ印刷、スクリーン印刷等様々な種類がある。ここではフレキソ印

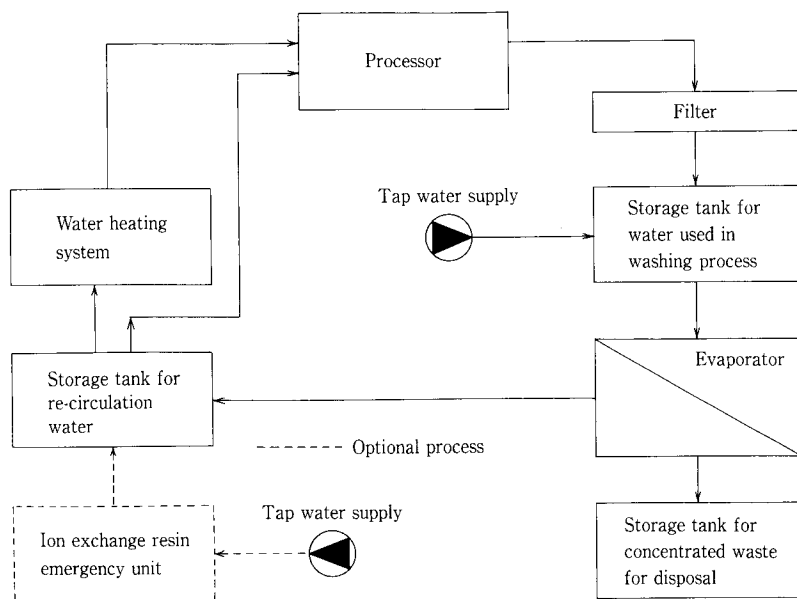


第 5 図 電気亜鉛メッキ溶液リサイクルシステム

Fig. 5 System of galvanizing solution recycling.

刷の製版工程洗浄廃水への適用例を挙げる。フレキソ印刷とは、ゴム凸版または感光性樹脂凸版を原版とする印刷方法で、主に段ボールや包装紙等への印刷に用いられている。

まずガラス上にネガフィルムを置き、その上に感光性樹脂を塗り、その下から紫外線を当てて露光し、画像を形成する。そして未感光樹脂部を除去することにより現像する。



第6図 フレキシ印刷製版工程の洗浄廃水処理フロー
Fig. 6 Flow of treatment of wash water from flexographic plate preparation.

この除去剤に水を使用する。この水は硬度0.1程度の軟水でなければならず、さらに分離したポリマー濃度が高くなるのを避けるために、非イオン界面活性剤を添加してある。ゆえに、この製版工程から出る洗浄廃水には、ポリマー、モノマー、溶剤、非イオン界面活性剤が含まれており、COD（化学的酸素要求量）も5000 mg/ℓを超えている。さらにこのような廃水は、粘着性のポリマーを含んでいるため、生産ラインへのリサイクルにも適していない。

蒸発濃縮装置を組み込んだ処理フローを第6図に示す。洗浄工程から出た廃水は、フィルターでポリマー片を除去し、貯槽に集められ、蒸発濃縮処理が行われる。濃縮液は貯槽に集められ、別途処理される。蒸発水は貯槽に集められた後、一部が加熱され、洗浄工程で必要な温度になって、洗浄水としてリサイクルされる。

蒸発水の分析結果を第9表に示す。蒸発水の硬度は0.1以下の軟水である。補給水の投入位置を蒸発濃縮装置の前により、補給水のための軟水装置も不要となる。

CODの値はまだ高く、このままでは下水道に放流することは出来ない。さらに、蒸発水中には有機溶剤の細かいエマルジョンを含んでいるため透明ではない。CODの値が高いのはこの溶剤によるものと考えられる。この蒸発水が洗浄水としてリサイクル可能かどうかを検証するために、長期間のテストを行った。その結果、蒸発水のCODは次の通りであった。

1ヶ月のリサイクル：725 ppm
3ヶ月のリサイクル：1425 ppm

この程度のCOD値でも蒸発水のリサイクルは可能との報

第9表 フレキシ印刷製版工程の洗浄廃水の蒸発濃縮処理蒸発水分析結果

Table 9 Analysis of distillate on vacuum evaporation of waste wash water from flexographic plate preparation

pH		4.97
COD	mg/ℓ	580
Sulphites	mg/ℓ	0.64
Phenol	mg/ℓ	2.42
Aldehyde		absent
Hardness	°F	<0.1
Distillation yield	%	94.5

告であった。

5. UF膜と蒸発濃縮装置との組合わせによる廃水処理

5.1 膜処理と蒸発濃縮処理

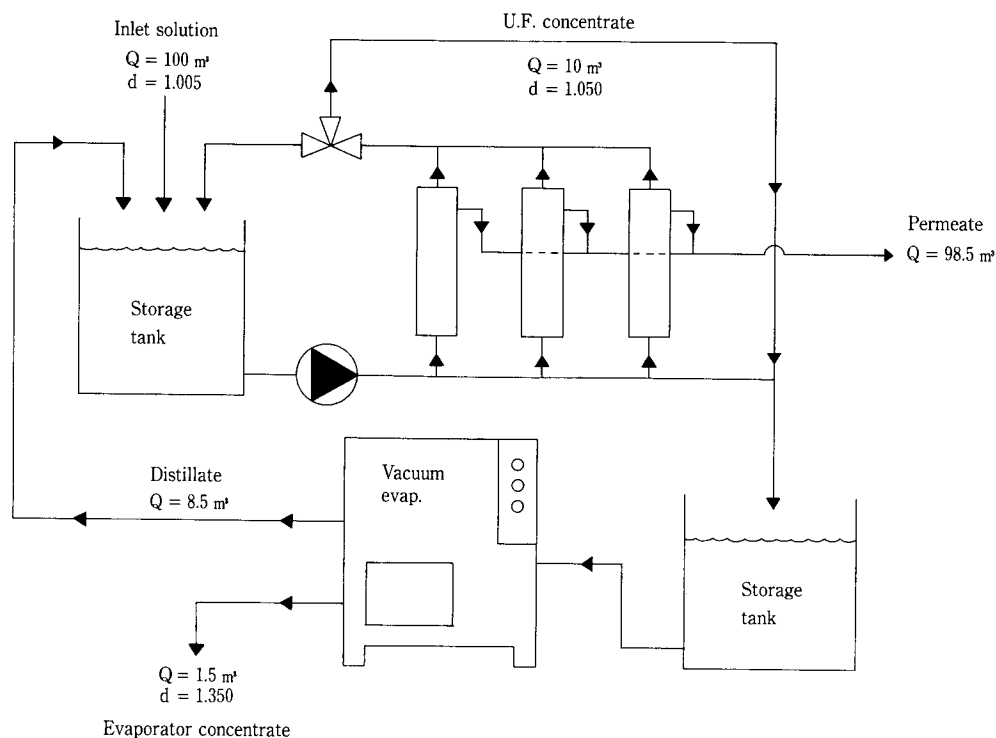
UF（Ultrafiltration：限外ろ過）膜はスパイラル状で、フィルターカートリッジの中に収められている。きれいな水は膜を通過し、汚染濃縮物は内部に残る。廃水の濃度を十分に高くするために、数回のろ過処理を行う。

膜処理は、消費エネルギーが低く（20～30 kWh/m³）、処理量が大いにもかかわらず、設置スペースが小さいという長所を持つ反面、膜の強度が弱く、定期的に交換しなければならず、そのコストが高くなること、また通常は、高濃度に濃縮できない（50 g/ℓ以下）という短所を持つ。一方蒸発濃縮処理は、処理能力が小さく、消費エネルギーが大きい（200～300 kWh/m³）という短所を持つ反面、高濃度濃縮ができ（350～400 g/ℓ）、摩耗性のある固形物の分離も可能という長所を持つ。ゆえに、この2つの処理方法を組合わせることによって、より理想的な廃水処理プロセスが構築出来る。

適用分野としては、機械工業から出る油エマルジョン、電気メッキ浴液、電子工業、化学プロセス、医薬品製造時の洗浄廃水等が挙げられる。

5.2 適用例と処理フロー

一例として化粧品分野の廃水処理フローを第7図に、その処理結果を第10表に示す。第7図において、原廃水貯槽へ供給される原廃水量100 m³に対し、膜透過水は98.5 m³である。この透過水は下水道に放流するか、洗浄水としてリサイクルする。続いて10 m³の膜濃縮液が蒸発濃縮処理され、8.5 m³の蒸発水と1.5 m³の濃縮液とに分離される。蒸



第7図 化粧品分野廃水処理フロー

Fig. 7 Flow of treatment of waste water in cosmetic production.

第10表 化粧品分野廃水の処理結果

Table 10 Analysis on treatment of wastes in cosmetics production.

SAMPLE 1: Blow down solution			
Parameter		Inlet	Distilled solution
COD	mg/l	705	310
Surface active agent	mg/l	270	0.7
pH		6.5	7.2
Distillation yield	%		90
SAMPLE 2: Blow down solution from a complete production line			
COD	mg/l	1 550	220
Surface active agent	mg/l	1 208	0.6
pH		5.7	6.9
Distillation yield	%		70

発水は第10表の通り、そのままでは下水道に放流出来ない場合もあるので、再び原廃水貯槽に返され、この処理プロセスを循環する形になる。つまり、100 m³の原廃水が1.5 m³の濃縮液に減量出来たことになり、濃縮倍率は約67倍にもなる。

む す び

本稿では、ヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置（LED社製蒸発濃縮装置）の概要と、写真、金属表面処理、その他の分野への適用例について紹介した。廃水の発生現場で処理を行い、蒸発水や濃縮液をリサイクル出来、省エネタイプの環境に優しい本装置への要求は益々高まっていくと考えられる。また、この装置は単体として使用するだけでなく、例えば各種膜装置との組み合わせや、総合的な廃水処理システムの一部に組み込むといった使用方法も大いに期待される場所である。

〔参考文献〕

- ・LED ITALIA 社、技術レポート

好熱性微生物による有機性汚泥の可溶化

Biocombustion of organic sludge by thermophilic bacteria



技術開発本部 第2研究室
長 谷 川 進
Susumu Hasegawa
三 浦 雅 彦
Masahiko Miura
桂 健 治
Kenji Katsura
技術開発本部 知的財産室
横 山 英 樹
Hideki Yokoyama

The total biocombustion process (TBP) proposed by Pirt consists of a four-stage biocycle including two thermophilic-mesophilic (T-M) sequences. Raw sludge is fed into the first bioreactor, where a bacterial culture digests the sludge at high temperature (70~80 °C) and grows.

The output from the first reactor passes into the second reactor, where the organisms from the first reactor are made inactive by a large temperature difference and become the substrate for the organisms living in the second reactor.

After passage through the two T-M sequences, about 80 % of volatile suspended solids (VSS) were dissolved. Bacteria actively secrete protease were isolated from the first thermophilic reactor. It dissolved 25~30 % of the sludge heated at 121 °C in 3 days.

ま え が き

現在、有機性廃水のほとんどが生物学的に処理されているといっても過言ではなく、その処理技術の進歩も目ざましいものがあり、廃水処理技術としてはほぼ完成の域に達しているといつてよい。今後、処理水の再利用を目的にさらに高度な処理技術が開発されていくものと考えられる。しかし、廃水中の有機物がどのように処理されたかを考えると、一部は生物により無機ガスに転換されているものの、かなりの部分が生物性汚泥として廃水から分離されている。すなわち、処理水としては有機物の少ない廃水を得る一方で、廃水中の有機物を生物性汚泥に濃縮した形で系外に搬出していることになる。従つて、この系外に搬出される汚泥の処分が適切になされない限り、廃水処理が完全になされたとはいひ難い。

これまで、汚泥の処理は、海洋投棄、陸地埋立が主流であったが、1993年のロンドン条約附属書の改訂にもみられるよう、今後、環境保全の目的から海洋投棄についてはますます規制が強化されると考えられる。下水汚泥については、海洋投棄は可能とされてはいるものの「廃棄物の処理は原則として陸上にて行う」という基本的な立場からも、海洋投棄処分量の削減がすすめられると考えられ、事実、EC諸国においては1998年から海洋投棄は全面禁止となる。

わが国では、下水汚泥の処理については「ACEプラン」と題して建設省が取り組んでおり、焼却・溶融して建材として利用する方法 (Construction use)、コンポスト化して緑地に還元する方法 (Agriculture use)、嫌氣的に消化してエネルギーを回収する方法 (Energy use) が検討されている。現状においては、汚泥を集約して焼却・溶融して建材利用する方法が主流となっているが、この方法は、経費がかさむ上、維持管理に熟練を要するため、かなり大規

模な施設でしか実施することは出来ない。今後、下水の普及が進展する都市郊外、農村集落地域では採用し難く、より経済的かつ維持管理の容易な処理技術が望まれている。その様な背景のもと、汚泥のコンポスト化技術が注目を集めているが、処理時間の問題、需要の問題等、解決すべき問題も残されており、採用は限られた範囲にとどまっている。一方、嫌気消化による汚泥の減容化は、創エネルギーということで魅力的な方法であり、汚泥の有効利用と言う立場からも好ましい方法と言える。また嫌気消化は、維持管理が比較的容易で経済的な方法と言える。嫌気処理に関する研究は建設省土木研究所が中心となり「バイオフォーカス」と題して産官共同で行われたが、汚泥の可溶化を如何に経済的に行うかがポイントになると結論された。汚泥の可溶化の方法は、酸、アルカリ等の薬品あるいは酵素を添加する方法、超音波、高電圧の印加あるいはミル等で破碎する方法等があるがいずれも運転経費を増すことになり、嫌気消化の経済性を相殺してしまうことになる。

著者らは、汚泥を分解、安定化するコンポスト菌に注目し、活発な発酵段階の高温発酵時の高温部より好熱菌を採取し、好熱菌による汚泥の可溶化を試みた。

本稿では次の略号を使用する。

VSS : Volatile Suspended Solids

揮発性懸濁物質 = 固形有機物を代表する値

VDS : Volatile Dissolved Solids

揮発性溶解物質 = 溶解性有機物を代表する値

VM : Volatile Matter

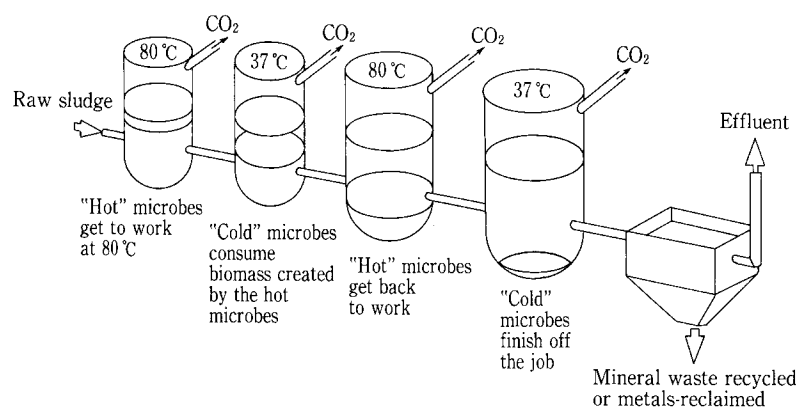
揮発性物質, $VM = VSS + VDS$

vvm : volume / volume / minutes

1 分間当たり単位培養液当たりの通気量

1. プロセスの概要

本プロセスの概念は、ロンドン大学キングスカレッジのPirt教授（現、Pirtferm Ltd）により提案された。本プロセスの特長は、70～80℃で活性を有する好熱菌により有機性汚泥を分解・可溶化・ガス化すること、及び、その際、増殖する好熱菌を、37～40℃の中温条件下に曝すことにより不活性化させ、中温菌により消化させることにある。第1図に示すよう、プロセスは2つの高温-中温の繰り返しで構成される。汚泥は第1高温槽（T1）に投入され、ここで、好熱菌により分解・低分子化され一部ガス化される。この際一部好熱菌が増殖する。T1からの流出物は次の第1中温槽（M1）に流入するが、そこで、T1で増殖した好熱菌が急激な温度差によって不活性化し、M1中温菌の基質となる。この2槽で処理を完結することも可能であるが、さらに、高温-中温を繰り返すと、効率が向上し、処理汚泥の沈降性も改善される。処理された汚泥は、沈殿分離され、上澄みは通常の活性汚泥法で仕上げ処理可能である。また、沈殿物はT1に返送され、再度処理される。



第1図 汚泥の生物学的酸化法
Fig. 1 Total Biocombustion Process

2. 実験装置及び実験方法

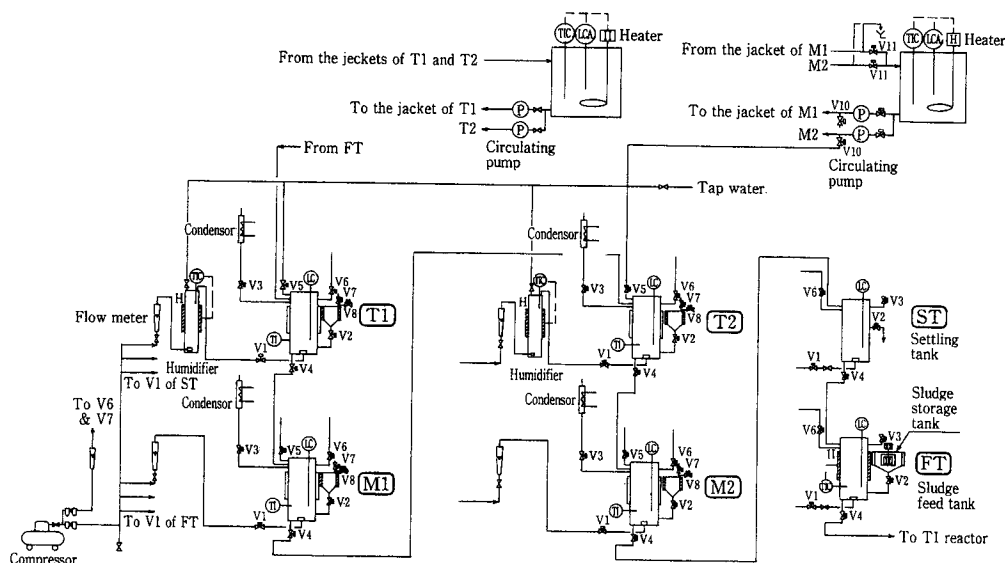
2. 1 実験装置

実験装置の概略を第2図に示す。反応槽は直径150 mm、有効容積10 Lの温水ジャケット式円筒型ステンレス製容器を用いた。汚泥の移送は、移送機器類の目詰まりを考慮し、全て空気による圧送とした。

2. 2 運送立ち上げ方法

2. 2. 1 操作条件

操作は回分処理とした。第3図に汚泥投入時の培養液の移送の様子を図示する。各反応槽内の汚泥の10%を種汚泥として種汚泥槽に一時貯留し、残液を後段より順に後続の槽に空気圧で移送する。移送終了後、第1槽に余剰汚泥を40%、最終処理液の沈殿汚泥を返送汚泥として50%投入し、各槽の温度が所定の温度に達した後、種汚泥を戻し培養する。通気量は0.4 vvm、各槽温度は高温槽70～80℃、中温槽35～40℃とした。汚泥の投入から次の汚泥の投入までの時間を1 passage、投入された汚泥が沈殿槽を含めた5槽を通過する時間を1 cycle と定義した。



第2図 実験装置
Fig. 2 Schematic drawing of IOL test equipment

1 cycle = 5 passages

この場合、4槽の滞留時間(HRT)は

$$\begin{aligned}\text{HRT} &= \text{全槽容積} / \text{汚泥投入速度} \\ &= 10 \times 4 / (10 \times 0.4 / \text{passage time}) \\ &= 10 \times \text{passage time}\end{aligned}$$

即ち、1 passageを4日とすると、HRTは40日となる。

2. 2. 2 運転立ち上げ

Pirt教授が培養する系より各槽100 mlの培養液を分取し、200 ml洗浄瓶に投入して運転を立ち上げた。1 passageを4日として、汚泥の投入及び移送は2. 2. 1の手順に従い手作業で行った。処理対象汚泥は神戸市玉津処理場より採取した下水処理場余剰汚泥を用いた。

2. 2. 3 スケールアップ

1 cycle終了毎に各槽の培養液を水道水で2倍に希釈し、同様の回分操作を継続して倍々のスケールアップを実施し、最終的に10 Lにスケールアップした。

2. 3 好熱菌の分離及び性能試験

2. 3. 1 好熱菌の分離

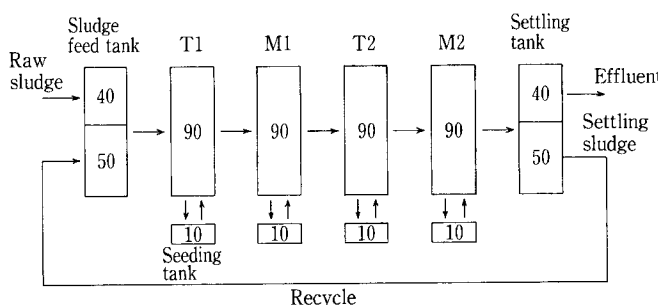
好熱菌の性状を調べるため、高温槽より培養液の一部を採取し、適当に希釈して寒天平板培地上に塗抹した(第4図)。培地には、標準培地、余剰汚泥上澄み、及び後述の滅菌洗浄汚泥を用いた。高温条件では寒天が固化しないため、培養温度は70℃とした。また、寒天の乾燥を防止するため、恒温槽内に水道水を満たしたビーカーを置き加湿した。24時間培養後、特長的なコロニーを全て取り出し、汚泥分解菌を選択した。

2. 3. 2 滅菌洗浄汚泥

高温反応槽では、温度の影響で汚泥が可溶化することが予想される。そこで、好熱菌の可溶化能を検討する場合は、汚泥をあらかじめ熱処理したものを用いた。汚泥の熱処理法は次のように実施した。

- ① 121℃で15分加圧熱処理(オートクレーブ滅菌)する。
- ② 1000 Gで軽く遠心分離し、上澄みを廃棄する。
- ③ 沈殿汚泥を蒸留水に再懸濁させる。
- ④ ②③の洗浄操作を3回繰り返す。

熱処理汚泥をその処理方法より滅菌洗浄汚泥と称す



第3図 回分処理における汚泥移送模式図

Fig. 3 Procedure of sludge transportation in batch system

る。

2. 3. 3 可溶化試験

200 ml 三角フラスコに供試汚泥100 mlを投入し、容積比で5%の好熱菌培養液を接種した。所定の温度で約60 rpmで振とう培養し、培養後、水道水で100 mlにメスアップし、VSSを測定した。可溶化率は次式で評価した。

$$\{ (\text{培養前 VSS} - \text{培養後 VSS}) / \text{培養前 VSS} \} \times 100(\%)$$

2. 4 分析

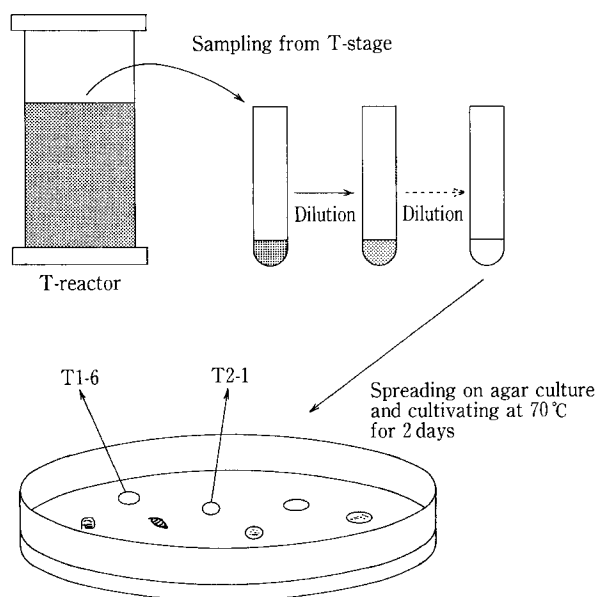
汚泥の組成分析は、衛生試験法・注解を参考に、粗蛋白は有機態窒素よりの換算により、また、炭水化物はSomogy法、粗脂肪はエタノール抽出法によった。

プロテアーゼ活性の測定は、Bomioら¹⁾の方法によった。その他の分析は下水試験法に準じた。

3. 実験結果

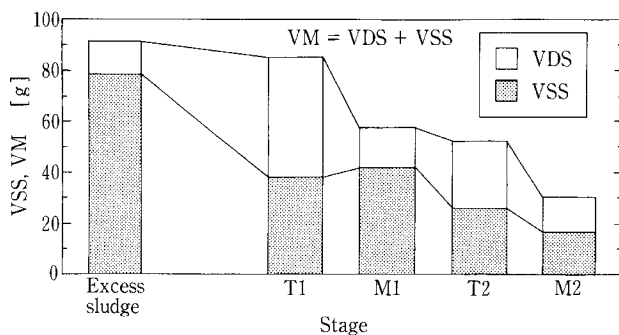
3. 1 回分培養試験

HRTを20日として、6 cycles運転した時のVSS及びVMの除去過程を第5図に示す。T1でVSSが半減され可溶化が進行していることが分かる。しかし、VMの除去が小さいことから、T1では有機物のガス化よりむしろ有機性固有用の可溶化が主に進行していると推察された。一方、次のM1では、VDSが大きく減少しており、T1で可溶化された可溶化物質のガス化が進行していると考えられた。また、その際、中温菌が増殖すると推察され見かけ上VSSが増加する現象が認められた。高温第2槽(T2)、中温第2槽(M2)でもそれぞれ同様の傾向が認められるが、M2はM1と異なり、VSSも減少した。これは、M2になると負荷が低下しているため、自己酸化の状態になっていたため汚泥が自己酸化を起こし減少したものと推察される。

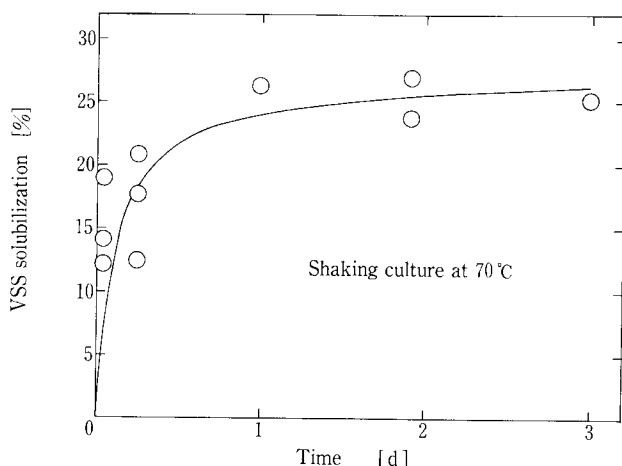


第4図 好熱菌の分離

Fig. 4 Method of isolating for thermophile



第5図 回分処理による余剰汚泥の分解
Fig. 5 Change of VSS and VM



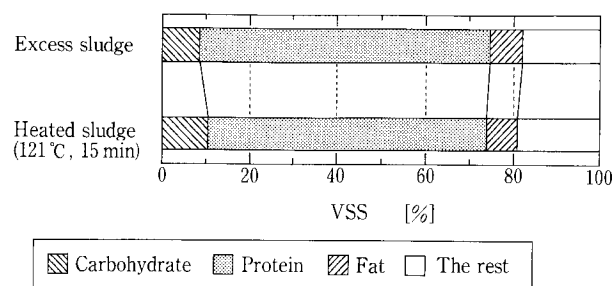
第6図 熱による余剰汚泥の可溶化
Fig. 6 The critical solubilization of excess sludge by heating

3.2 熱による汚泥の可溶化

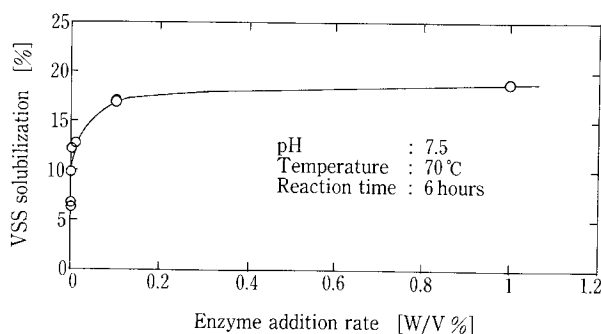
李²⁾は、下水処理場余剰活性汚泥の熱による可溶化を検討し、30分程度の短時間で汚泥が20~30%可溶化することを報告している。著者らも、200 ml バイアル瓶に汚泥を満たし、70℃恒温槽中で60 rpmで振とうした結果、第6図に示すよう約1時間で20~25%が可溶化する結果を得た。従って、好熱菌による汚泥の可溶化を検討する場合は、この熱分解による影響を除くため、滅菌洗浄した汚泥を用いた。

3.3 市販酵素による汚泥の可溶化

下水余剰汚泥の組成の分析結果を第7図に示す。主成分は蛋白質でVSSの約60%を占めていた。炭水化物、粗脂肪はそれぞれ10%未満であった。この組成は、滅菌洗浄汚泥についてもほぼ同様であった。このことから、蛋白質の分解が汚泥の可溶化に大きく影響すると考えられる。そこで、市販の蛋白質分解酵素で耐熱性プロテアーゼである和光純薬工業(株)製サモアーゼPC10を用い汚泥の可溶化を試みた。温度及びpHは、サモアーゼPC10の最適条件である70℃、7.5に調整し、反応時間は6時間とした。第8図に滅菌洗浄汚泥の可溶化率に及ぼすプロテアーゼ添加率の影響を示す。添加率0.1%までは、添加率により可溶化率も大きくなるが、0.1%以上では可溶化率はほぼ一定



第7図 余剰汚泥の組成
Fig. 7 Composition of sewage excess sludge



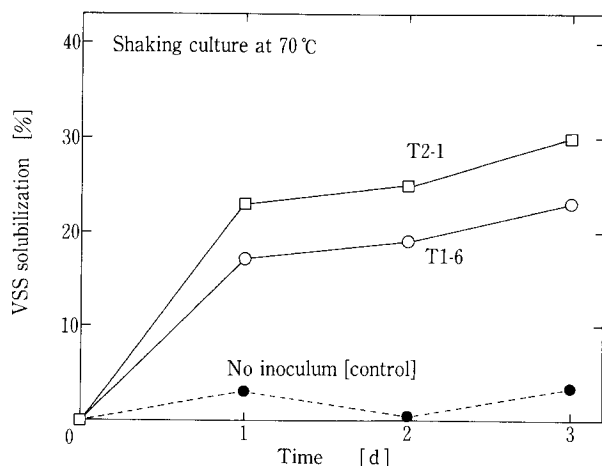
第8図 VSS可溶化率に及ぼす市販酵素添加量の影響
Fig. 8 Effect of enzyme addition rate on VSS solubilization

で、最大可溶率は約20%であった。その他の酵素についても検討したが、リパーゼ、 α -アミラーゼでプロテアーゼと同程度の可溶化率が認められたが、リゾチーム、セルラーゼではほとんど可溶化されなかった。

3.4 好熱菌による汚泥の分解

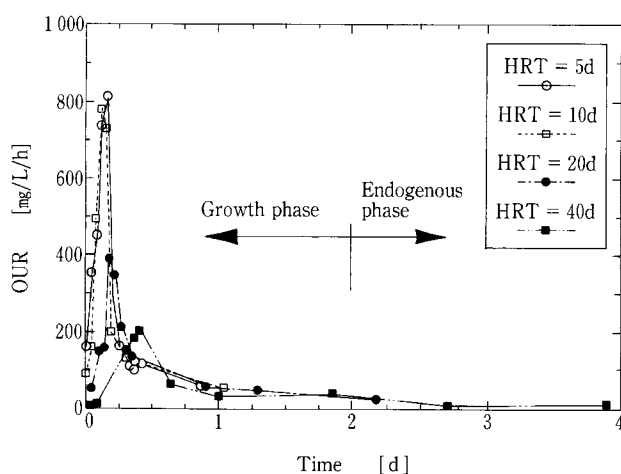
汚泥がプロテアーゼ及びアミラーゼで比較的分解されたことから、好熱菌のうちプロテアーゼ及びアミラーゼ活性の高い株を汚泥可溶化好熱菌として選び、滅菌洗浄汚泥の可溶化を検討した。好熱菌の分離培地には、標準培地、汚泥上澄み及び滅菌洗浄汚泥を寒天で固めた平板培地を用いたが、コロニー形成数は標準培地で最も多く、滅菌洗浄汚泥ではほとんど形成されなかった。このことから、好熱菌は溶解性有機物がある程度存在しなければ増殖出来ないことが示唆された。外観による観察ではあるが、滅菌洗浄汚泥及び汚泥上澄み寒天培地上で確認されたコロニーは標準培地上でも確認されたことから、汚泥可溶化好熱菌は、標準培地寒天上に形成されたコロニーから選択した。プロテアーゼの分泌の確認は、微量栄養素を含む寒天平板培地にスキนมilkを添加して、目的の微生物を70℃で24時間培養し、コロニー周辺にスキนมilkの溶解斑の認められたものをプロテアーゼ陽性とした。アミラーゼについても同様に、寒天培地にでんぷん及びヨード液を添加して青色を発色させ、目的微生物を培養し、でんぷんの分解により、コロニー周辺に脱色斑の出来たものをアミラーゼ陽性とした。

好熱菌のほとんどはアミラーゼ陽性を示し、プロテアーゼ陽性の好熱菌もすべてアミラーゼ陽性であった。プロテ



第9図 好熱菌による熱処理余剰汚泥の可溶化

Fig. 9 Solubilization of heated sludge by thermophilic bacteria named T1-6 and T2-1



第10図 中温菌(M1)の酸素消費速度

Fig.10 Oxygen utilizing rate in M1 reactor

アーゼ陽性菌の中には、時折、プロテアーゼ活性を示さないこともあった。これは、その菌にとって、温度、pH等の培養条件が最適条件から微妙に外れていたためと考えられる。本研究では、70℃でプロテアーゼを安定して分泌する2株(T2-1、T1-6株)を分離した。T2-1株の顕微鏡写真を写真1に示す。

分離した好熱菌の汚泥可溶化能を確認するため、滅菌洗浄汚泥の10倍希釈液を寒天で固め、分離菌を塗抹し、70℃で培養した。24時間の培養でコロニーが形成され、コロニー周辺に可溶化斑が認められたことから、これらの好熱菌が汚泥可溶化能を有することが確認された。

さらに懸濁系での汚泥の可溶化能を調べるため、分離した汚泥可溶化好熱菌を滅菌汚泥上澄み液で1昼夜前培養し、滅菌洗浄汚泥95 mlに前培養液5 mlを添加した。対照には、オートクレーブ滅菌した前培養液を添加した。培養は70℃恒温槽中で60 rpmで振とう培養した。結果を第9図に示す。対照区ではほとんど汚泥の可溶化が認められなかったが、汚泥可溶化好熱菌を添加した系では、滅菌洗浄汚泥のVSSをさらに20~30%可溶化した。これは、市販の何れの酵素よりも高い分解率で、汚泥可溶化好熱菌がプロテ

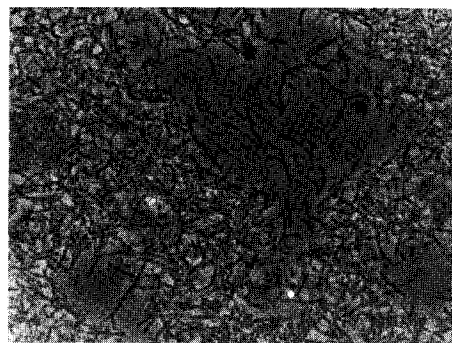


写真1 汚泥可溶化好熱菌(T2-1株)

Photo.1 Photograph of T2-1

第1表 好熱菌の菌体収率

Table 1 Yield coefficient (Y_c) of thermophilic bacteria

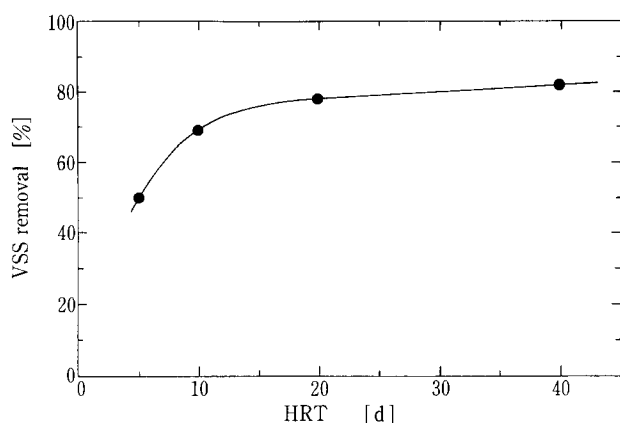
Substrates	Y_c (-)
Supernatant of waste starch	0.50
Supernatant of sewage excess sludge	0.48
Yeast-Peptide	0.22

アーゼ以外にも複数の酵素を生成していることを示唆している。本研究で分離した好熱菌ではT2-1株が最もよく汚泥を可溶化した。

熱分解の結果と併せると、熱による分解と汚泥可溶化好熱菌による分解とにより余剰汚泥のVSSは45~55%分解されることになり、回分試験におけるT1槽での結果とよく一致した。

3.5 中温槽における反応

前述のように、中温槽では、高温槽で可溶化された有機物のガス化が行われる。M1における酸素消費速度の測定結果を第10図に示す。酸素消費速度は培養開始後急速に上昇し、約5時間でピークに達し、その後急激に減少した。この時、最大酸素消費速度は19.2 kgO₂/m³/dであった。このことから生物分解性の溶解性有機物の分解が非常に速い速度で進行していることが分かる。また、その際、中温菌が増殖するため、一時的にVSSの上昇が確認される。参考として、種々の基質に対するT2-1株の汚泥転換率を第1表にまとめる。比較的分解の容易な有機物を基質とした場合は、ガス化が容易に進行するため汚泥転換率は低い値を示すが、汚泥上澄液では約50%と大きい値になっている。第1表の結果より、M1槽で除去されたVMの約50%が汚泥に転換していると仮定すると、汚泥の増殖を減じた実際の可溶化率は約5%と推算され、中温槽においても多少なりとも可溶化が進行していると推察される。一方、M2槽においては、前槽において分解の容易な有機物はほとんど除去されていると考えられ、酸素消費速度も小さい値となっていた。そのため、自己酸化状態になっていると推察され、結果的に汚泥は減少している。



第11図 HRT と VSS 除去率の関係 (連続処理系)

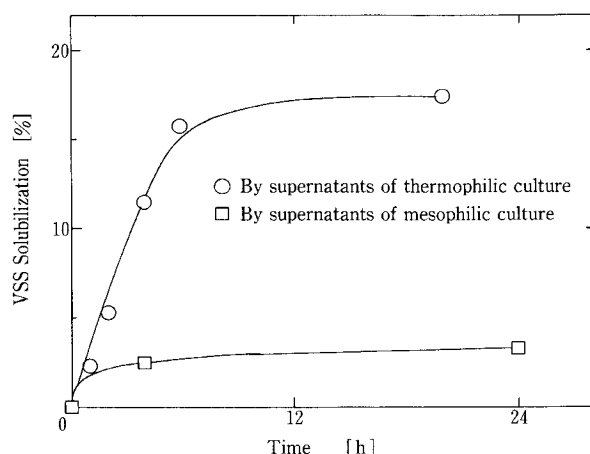
Fig.11 VSS removal at various HRT with continuous flow system

3. 6 連続処理実験

これまでの実験は回分操作で Pirt の手順を踏襲したものであったが、実装置においては、連続処理の方が設備も簡単で、維持管理も容易である。そこで、実験室レベルで連続処理の可否を検討した。汚泥の投入はチューブポンプにより連続供給としたが、実際には、汚泥投入量が小さいため、10分間に1分起動の間欠注入となった。また、後段への汚泥の移送は自然流下とした。滞留時間を変化させた場合の VSS 除去率を第11図に示す。滞留時間を長くすると VSS 除去率が上昇する傾向にあるが、滞留時間が20日以上では除去率は約80%でほぼ一定となり、それ以上の可溶化は期待出来なかった。このことから、生物的に分解出来る有機性汚泥の上限は約80%程度であると推察された。HRTを短縮すると可溶化率は低下する傾向にあるが、それでも、HRT 5日で VSS の約50%を可溶化することができ、これは従来の嫌気性消化法の約4分の1の日数であることから汚泥減容化の有効な方法になり得ると評価出来る。

3. 7 好熱菌上澄液による汚泥の可溶化

汚泥は固形物、言い換えれば高分子性物質であり、口の微生物ではそのまま資化することは出来ない。微生物がこのような高分子性有機物を資化するには、まず、高分子物質を微生物に吸収可能な低分子物質にまで分解する必要がある。そのため、通常、高分子物質資化微生物は、体外に種々の酵素を分泌し、固形物を低分子化して体内に吸収する。そこで、好熱菌による有機性固形物の可溶化が、好熱菌の出す体外酵素によるものと仮定し、好熱菌の培養液の上澄みによる滅菌洗浄汚泥の可溶化を試みた。上澄みの分離は、連続処理系の T1 培養液を18 000 Gで15分間高速遠心して行った。滅菌洗浄汚泥と上澄み液を等容積で混合し、70℃恒温槽で振とうした。結果を第12図に示す。対照区には、同じ連続処理系の M1 培養液上澄みを用いた。M1 上澄み液ではほとんど可溶化されなかったが、T1 培養液すなわち汚泥可溶化好熱菌を含む培養液の上澄みでは15~20%の可溶化が認められ、好熱菌が汚泥可溶化酵素を生成していることが確認された。この上澄み酵素液のプロテアーゼ活性を測定したところ、前述のサモアーゼ PC 10



第12図 培養液上澄みによる熱処理汚泥の分解

Fig.12 VSS solubilization by the supernatants of thermophilic and mesophilic culture

の0.1%酵素液の200分の1程度しかなかった。にもかかわらず滅菌洗浄汚泥を同程度可溶化したことから、プロテアーゼ以外の酵素も汚泥の可溶化にかなり影響していると推察された。

む す び

自然界に存在するあらゆる有機物は微生物によって分解されるといってもよい。そうでなければ、その物質がどんどん蓄積され地球がその物質で埋め尽くされることになる。現在、汚泥減容化は、脱水、焼却といった物理化学的方法が主流となっているが、これらは、経済面、維持管理面で問題があるため最善の方法とはいえない。本稿で紹介したプロセスは生物学的に汚泥を減容化することから、環境面、経済面、維持管理面からも最良の方法と考えられる。本法は好熱菌を用いるため維持管理に特別な技術を要するようと思われるが、反面、好熱菌を用いると次のような利点が考えられる。

- ① 高温に生存出来る生物種は限られているためコンタミを起こしにくい。
→運転立ち上げ及び好熱菌の維持培養が容易
- ② 好熱菌の代表種は体外酵素を分泌する。
→培養液自体が可溶化能を持つ＝効率がよい
- ③ 好熱菌の生成する酵素は耐熱性。
→可溶化酵素の活性は温度が高いほど高い。

水処理技術が物理化学的な方法から生物学的方法に発展してきたように、汚泥処理技術においても現在の物理化学的方法から生物学的方法に発展していくことが期待される。

本研究は Pirtferm Ltd との共同研究によるものである。

【参考文献】

- 1) Bomio, M., Sonnleitner, M., Fiechter, A.: Growth and biocatalytic activities of aerobic thermophilic populations in sewage sludge, Appl. Microbiol. Biotechnol. 32, 356-362 (1989).
- 2) 李玉友: 嫌気性消化における下水汚泥の分解機能に関する研究, 学位論文, (1989).

冷却塔からの白煙予測手法

Prediction of the Visible Plume from a Cooling Tower



技術開発本部 第1研究室
高田 一 貴

Kazutaka Takata
(気)生産部技術第2課

那須 潔
Kiyoshi Nasu

技術開発本部 第1研究室
吉川 洋 征
Hiroyuki Yoshikawa

The heated moist air from a cooling tower sometimes forms a visible plume in a rainy season and/or winter. It is sometimes considered to be a cause of nuisance such as icing, lower visibility, obstructed sunshine, icing, and local weather. Recently, facilities for reducing the visible plume from DHC (District Heating and Cooling) system in urban area and/or airports, and that from geothermal power plants in natural parks have become necessary, therefore an accurate prediction of the visible plume under every possible weather condition is important for an economical design of the cooling tower. A prediction procedure of the visible plume was already empirically established by Shinko Pantec Co., Ltd. In this work, a new type of prediction procedure has been developed together with an empirical procedure for applications such as cooling towers of various scales and plumes under all possible atmospheric conditions. The method becomes powerful tool not only for determining a reasonable wet/dry ratio, but also for both conducting an environmental assessment around the cooling tower and a feasibility study in designing it. The main procedure is based on computational fluid dynamics. The calculation has been conducted for various fan-diameters and air conditions, and the predicted results well agree with the measured ones. The present method is expected to be an economically advantageous tool in accurately predicting the visible plume.

ま え が き

湿式冷却塔（以下冷却塔と略称）から排出される温排気は寒冷期及び降雨期において白煙を形成する。この白煙は温排気が凝縮した水蒸気の集合体であるため、白煙そのものは有害物ではないが、視界障害、日照への影響、湿度の増加、着水、景観に与える視覚的影響等さまざまな環境問題を引き起こす。このため近年大都市や空港等の地域冷暖房（DHC）設備、自然公園内の地熱発電設備等における白煙低減対策はもはや不可欠であり、あらゆる気象状況を考慮した可視白煙の規模を精度よく予測することが、経済的な白煙対策塔をデザインする上で重要になっている。また白煙を通して大気中に放出される熱量は大きく、周辺の環境や生態系に対する局地的な熱汚染を引き起こす可能性も考えられる。そのため気象や周辺の立地条件を考慮した白煙の規模や飛散の予測を行うことは、環境アセスメント並びに白煙（排熱）の大気中への迅速な拡散方法を技術的に完成させる上で重要である。

冷却塔上部から排出される可視白煙のスケールと形は温排気と外気の空気状態及びそれらの乱流混合に支配される。無風の場合と風がある場合とで白煙の規模（体積、長さ、形等）が異なることはその典型例である。また冷却塔が海岸や起伏地にあったり、都市の複雑なビル群の中に設置されている場合には、海陸風やビル風等の影響を直接受ける

ため白煙の大きさや形は複雑になる。このように白煙の規模は時々刻々と変化する気象条件並びに周辺の地理的な立地条件に依存するため、その予測には多大の労力、費用と時間が必要であり、十分な検討がなされていないのが現状である。

可視白煙の予測に関する研究は古くから行われており、中でも自然通風型の冷却塔から排出される白煙予測がその代表格である。たとえば Michael et al.¹⁾ は自然通風型冷却塔の白煙予測に対し、運動量、エネルギー、汚染物質の輸送方程式を、白煙の煙道に垂直な面内の風速、温度、水分が経験上ガウス分布に従うとする1次元積分モデルを使用することにより数値的に解析した。火力発電用冷却塔から排出される白煙と比較しよく一致したことが報告されている。数値予測のほかに風洞実験の報告がある。Andreopoulos²⁾ は風洞（長さ6 m、直径1.5 m）を用いて白煙と気流の相互依存性を詳細に調べている。また Krzysztof et al.³⁾ は航空機による大規模白煙の観察を行い、白煙同士及び白煙と周囲環境との相互作用を報告している。また1次元ブルームモデルとの比較も同時に行っている。

前述のようにこれまで白煙の予測には風洞による物理実験と大規模な観察に基づく物理モデルの使用が主流であったが、様々な条件下で繰り返し観察を行うことは多大の労力と時間を必要とした。近年、コンピュータハードのダウ

サイジングと熱流動解析用コードの発展に伴い、熱や物質の移動を伴う複雑な流れ場を理論的かつ数値的に求める手法（数値流体力学、以下 CFD=Computational Fluid dynamics と略称）が適用されはじめており、物理実験に替わる技術（数値実験）になってきている。このように、気流と熱移動を伴う数値予測が Demuren et al.⁴⁾によりなされ、冷却塔より排出された温排気が大気中へ移動・拡散する様子を計算している。同様の計算を三橋ら⁵⁾が用コードを用いて行っている。しかしいずれも流れとエネルギーの方程式を解くにとどまっており、湿度を考慮した解析にはなっていないため可視白煙の予測に対して十分な取扱いになっている。

弊社では CFD の手法を用いて化学装置、冷却塔と環境装置をデザインしてきた実績をもつ。この技術を可視白煙予測に応用展開することは、適正な乾湿比をデザインすることにより可視白煙の低減に関する設備技術を完成させる上で重要な意義があるばかりでなく、冷却塔周辺の環境アセスメントや塔のフィジビリティスタディに不可欠の技術になる。本報告は第 1 ステップとして単独の冷却塔からの湿り空気排出条件（排出風速、排気温度、排気相対湿度）と外気状態（外風、外気温度、外気相対湿度）の影響を考

慮した可視白煙に対しての予測結果である。本検討では前述したようにこれまで取扱いが不十分であった白煙の予測手法に対し、新たに絶対湿度（水分）の輸送方程式を熱と流れの方程式と連立させて解くことにより可視白煙の予測とその表示を試みた。同時に可視白煙の計算結果と観察結果とを比較することにより、本手法が白煙を予測する上で有用かどうか検討した。

1. 数 値 計 算

第 1 図に湿り空気の状態図を示す。第 1 図上でファンより排出される温排気の空気状態と外気の空気状態とを直線（操作線）で結んだ。塔上のファンからの温排気はこの直線上で状態変化が起きるものと考えられており、最終的には温排気と外気との乱流混合拡散により温排気は冷却塔からの遠隔地点で外気状態とほぼ等しくなる。この直線と飽和線とが交差した時に温排気が過飽和に達するため空気の水蒸気が凝縮して可視白煙が形成される。この直線上の空気状態の変化を電算機による熱流動数値シミュレーション手法を用いて求めることにより可視白煙のスケールを予測することが可能になると考えられる。

1. 1 支配方程式及び計算方法

冷却塔から排出される可視白煙を数値的に正確に予測す

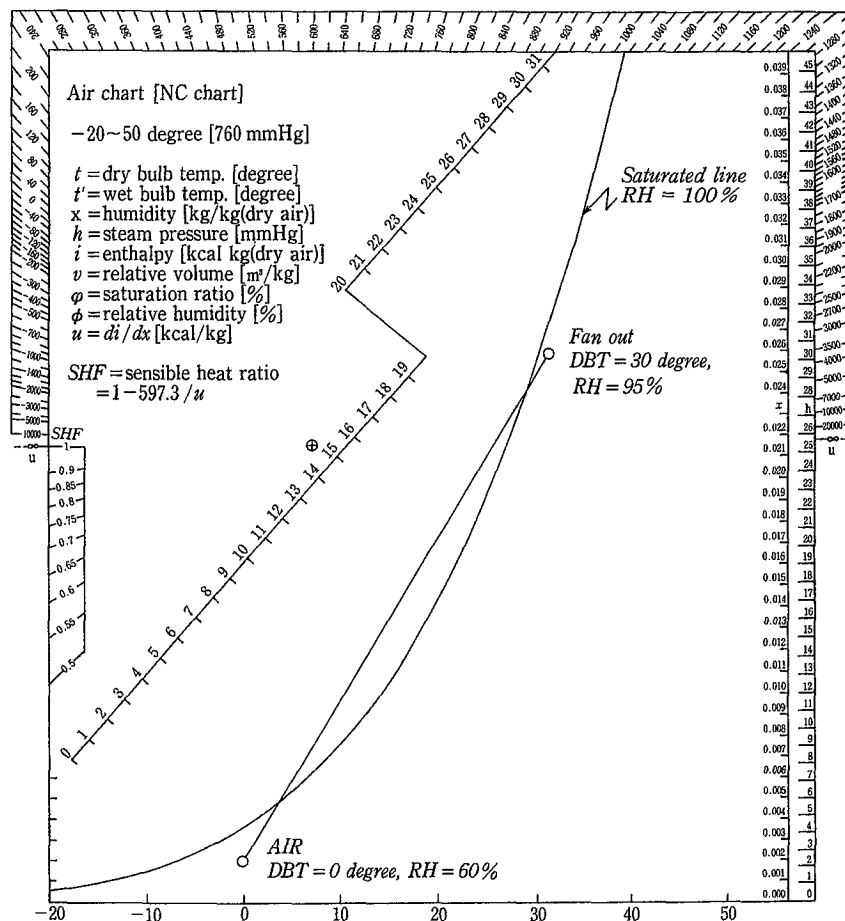


図 1 湿り空気の状態図
fig. 1 Moist air chart.

るためには流れ場を支配する運動方程式、エネルギーと水分の輸送方程式の時々刻々の変化を直接数値計算により求めることが望ましい。しかし直接数値計算を行うためには流れ場の格子サイズ（計算分解能）をコルモゴロフスケール以下（200ミクロン以下）にする必要があり解析系内をこのメッシュサイズ以下にするためには膨大な記憶容量と計算時間を必要とする。現状ではレイノルズ数が 10^4 以上の気流計算を行わせることはスーパーコンピュータをもってしても困難であると認識されているが、冷却塔におけるファン出口のレイノルズ数は 10^7 を超える場合もある。従って本計算では非定常流動を時間平均流れと乱れの強さをもって表示する乱流モデルを使用した。乱流モデルを利用すると空間のメッシュサイズを大きくとれるため（メッシュ数を少なく出来る）記憶容量と計算時間を大幅に短縮できコストパフォーマンスにすぐれた現有のEWSでも十分に計算可能な問題になる。

対象とする風速はたかだか20 m/sであり、マッハ数 <0.5 となることから圧縮性の効果は小さいと考えられる。また乱流モデルには工業的に最も利用されているRNG k- ϵ （Re-normalization Group k- ϵ ）モデルを使用した。従って大気中の運動量とエネルギー及び水分の輸送を支配する方程式は、自然対流を考慮するBoussinesq近似を施した時間平均Navier-Stokes方程式、乱流エネルギー、粘性消散率、エネルギーの輸送方程式及び絶対湿度（水分）の輸送方程式で近似的に表される（方程式の表示は簡略化のためアインシュタインの総和規約による）。

連続の式

$$\frac{\partial U_i}{\partial x_i} = 0 \quad (1)$$

運動量の輸送方程式

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho U_i}{\partial t} + \frac{\partial U_j \rho U_i}{\partial x_j} = & -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \mu \left[\frac{\partial U_i}{\partial x_j} - \rho u_i u_j \right] \\ & - \rho g_i \beta (T - T_0) \end{aligned} \quad (2)$$

乱流エネルギーの輸送方程式

$$\frac{\partial \rho k}{\partial t} + \frac{\partial u_i \rho k}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_i} \right) + G_s + G_T + \rho \epsilon \quad (3)$$

粘性消散率の輸送方程式

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho \epsilon}{\partial t} + \frac{\partial u_i \rho \epsilon}{\partial x_i} = & \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} \right) \\ & + C_1 \frac{\epsilon}{k} (G_s + G_T) (1 + C_3 R_f) - C_2 \frac{\rho \epsilon^2}{k} \end{aligned} \quad (4)$$

エネルギーの輸送方程式

$$\frac{\partial \rho C_p T}{\partial t} + \frac{\partial U_j \rho C_p T}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(K \frac{\partial T}{\partial x_j} - u_i \theta \right) \quad (5)$$

絶対湿度の輸送方程式

$$\frac{\partial M}{\partial t} + \frac{\partial U_j M}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(D \frac{\partial M}{\partial x_j} - u_i c \right) \quad (6)$$

ここでレイノルズ応力項は

$$u_i u_j = \frac{2}{3} k \delta_{ij} - \mu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \quad (7)$$

$$\mu_t = C_t \rho \frac{k^2}{\epsilon} \quad (8)$$

で仮定され、流速とスカラー量（温度、濃度）の変動相関項は次式による勾配拡散モデルにより仮定される。

$$u_i \theta = -\frac{K_t}{\rho C_p} \frac{\partial T}{\partial x_j}, \quad K_t = \frac{\mu_t C_p}{P_r} \quad (9)$$

$$u_i c = -D_{mt} \frac{\partial C}{\partial x_j}, \quad D_{mt} = \frac{\mu_t}{\rho S_{ct}} \quad (10)$$

なお、(4)~(5)式中の略号は次式で表される。

$$G_s = \mu_t \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \quad (11)$$

$$G_T = g_i \beta \frac{\mu_t}{\sigma_t} \frac{\partial T}{\partial x_i} \quad (12)$$

$$R_f = \frac{G_T}{G_s + G_T} \quad (13)$$

また式中のパラメータには次の値を用いた。

$$\begin{aligned} \sigma_k &= 0.719, \quad \sigma_\epsilon = 0.719, \quad C_1 = C_1(\eta), \\ C_2 &= 1.68, \quad C_3 = 0.0, \quad C_t = 0.085 \end{aligned}$$

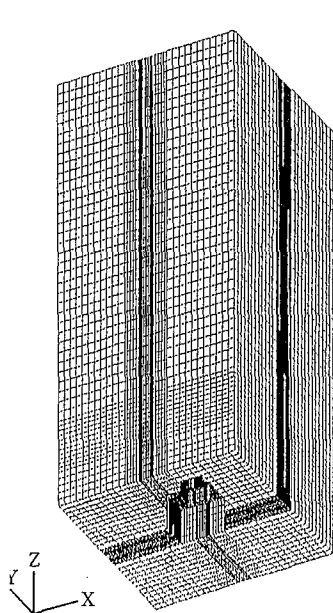
ここで

$$C_1(\eta) = 1.42 - \frac{\eta(1-\eta/4.38)}{1+0.012\eta^3} \quad (14)$$

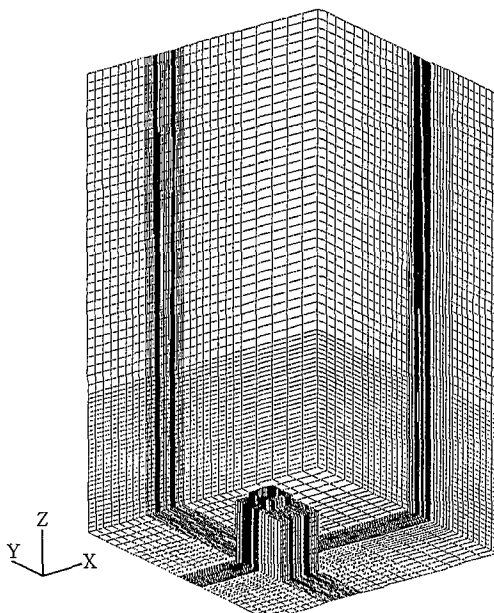
$$\eta = \frac{k}{\epsilon} S \quad (15)$$

$$S = \left(\frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right)^{0.5} \quad (16)$$

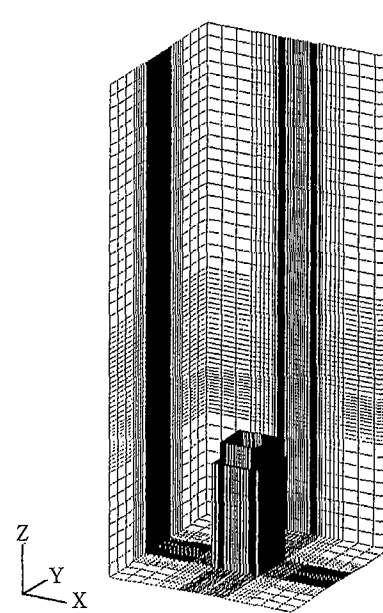
である。これら方程式を市販の汎用コードを用いて連立させて解析した。空気中における凝縮水分の液滴径は小さく空気流に伴うものと考えられるので(9)式中の水分の空気中における拡散係数には空気の拡散係数を近似的に適用した。また、移流項の差分化には3次風上差分（Quick法）を適用し、クーラン数を0.15とした。計算方法は外気条件と排気条件をそれぞれ初期及び境界条件として与えて流れ場が定常状態になるまで繰り返し計算を行った。解析した全領域の定常状態の計算結果（温度と水分率）から絶対湿度を計算し、過飽和状態にある空気をグラフィック上



第2図 小型冷却塔の計算格子
Fig. 2 Geometry of computational region for a small tower (mesh distribution).



第3図 大型冷却塔1の計算格子
Fig. 3 Geometry of computational region for a large tower 1 (mesh distribution).



第4図 大型冷却塔2の計算格子
Fig. 4 Geometry of computational region for a large tower 2 (mesh distribution).

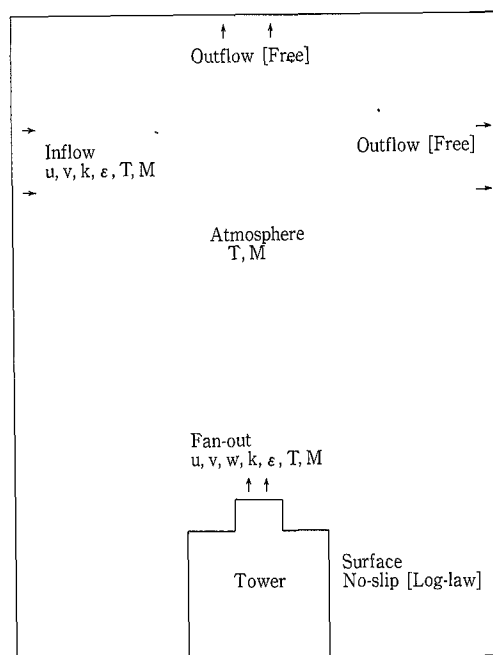
で可視白煙として表示した。

2 解析モデル及び境界条件

計算領域のメッシュ構成を第2図（空調用小型冷却塔，以下小型塔と略称：ファン直径1.6 m），第3図（産業用大型冷却塔1，以下大型塔1と略称：ファン直径5.47 m），第4図（DHC用大型冷却塔2，以下大型塔2と略称：ファン直径7.92 m）に示す。計算に使用したメッシュは，小型塔で $50 \times 50 \times 50 = 125\,000$ メッシュ，大型塔1で $55 \times 52 \times 63 = 180\,180$ メッシュ，大型塔2で $74 \times 74 \times 61 = 334\,036$ メッシュとした。流速の変化が大きい排気口付近のメッシュを細かく，それ以外の領域のメッシュを大きくとった。

可視白煙計算の初期及び境界条件を第5図に示す。無風の場合には初期条件として大気の状態に基づく値（乾球温度と絶対湿度）を，境界条件として第1～3図の解析領域を囲む全面に自然流入流出条件をそれぞれ与えた。ファン出口部に対しては次のような境界条件を与えた。CFDでは乱流モデルにRNG/ $k-\epsilon$ モデルを用いているため，計算結果を得るためには解析領域内のファン出口部で平均風速，乱流エネルギー k ，粘性消散率 ϵ ，温度，水分の境界条件が必要である。そこで後述するモデルテスト機を用いてファン出口部における半径，円周及び軸方向の平均風速，乱流エネルギーをレーザー流速計により測定した。可視白煙を計算するファン出口の温度及び水分の境界条件には熱電対温度計による実測値を用いた。

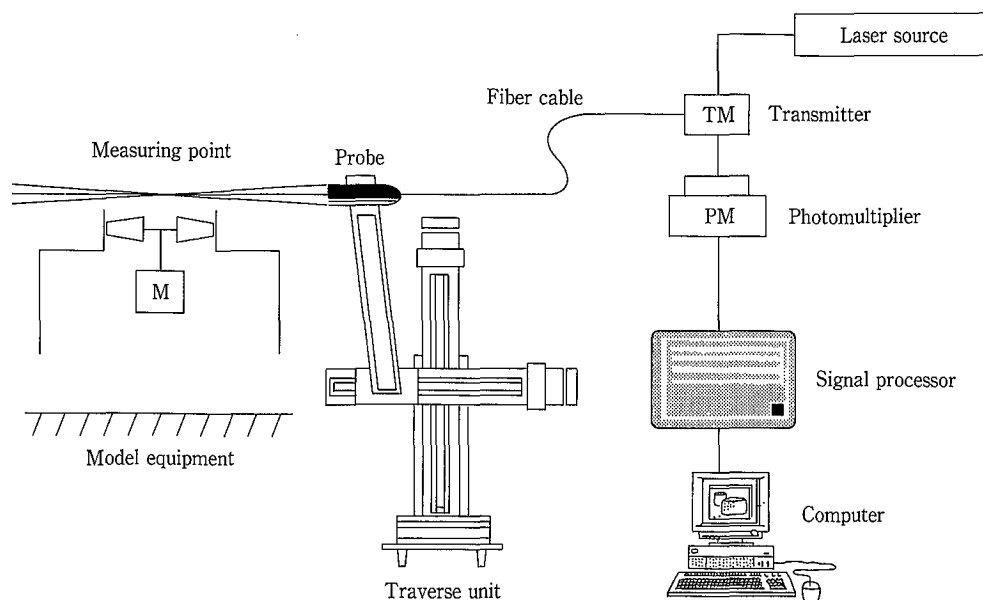
風の影響を考慮する場合には解析領域の風上面に接地境界層を考慮した風速，温度，乱流エネルギー，粘性消散率及び絶対湿度を，ファン出口にも上述の風速，乱流エネル



第5図 数値計算の初期及び境界条件
Fig. 5 Initial and boundary conditions of numerical calculation.

ギー及び絶対湿度を与えた。

計算時間はEWS（IBM/RS6000/590）を使用して，小型塔で30時間，大型塔1で70時間，大型塔2で85時間を要した。



第6図 小型モデルテスト機と風乱流計測システム

Fig. 6 Experimental model equipment and turbulence measuring system.

2. 実験

本検討では白煙規模を測定するために小型塔（弊社所有実験用 200 m³/hr）、大型塔 1（弊社所有実験用 1 200 m³/hr）と大型塔 2（商用 1 800 m³/hr）をそれぞれ使用した。冷却塔ファン出口及び外気（冷却塔上）の湿球温度及び乾球温度をシース型熱電対温度計を用いてそれぞれ測定した。なお小型塔では温排気排出口の半径方向 4 点の温度分布も測定した。外気の風速の測定には簡易型熱線流速計を使用し、これを塔上部に設置してここでの風速を冷却塔の運転停止時に測定した。また、白煙の規模を写真撮影（2 方向）と VTR 撮影により記録し、実験終了後これら記録結果より白煙の長さ、幅及び体積を求めた。小型塔では夜間に投光機で白煙をライトアップした。大型塔 1 及び大型塔 2 の測定は早朝に行われた。

ファン出口における境界条件値を特定するために第 6 図に示す小型モデルテスト機を製作し、ファン出口の 3 方向の平均風速と乱流エネルギーを後方散乱型 2 次元レーザー Doppler 流速計を用いて測定した。気流中のトレーサにはガスアトマイズ化されたグリセリン液滴（直径 2～5 μm）を使用した。10 000 個の変動風速を計測し、このアンサンブル平均値と変動風速の RMS 値を求めた。

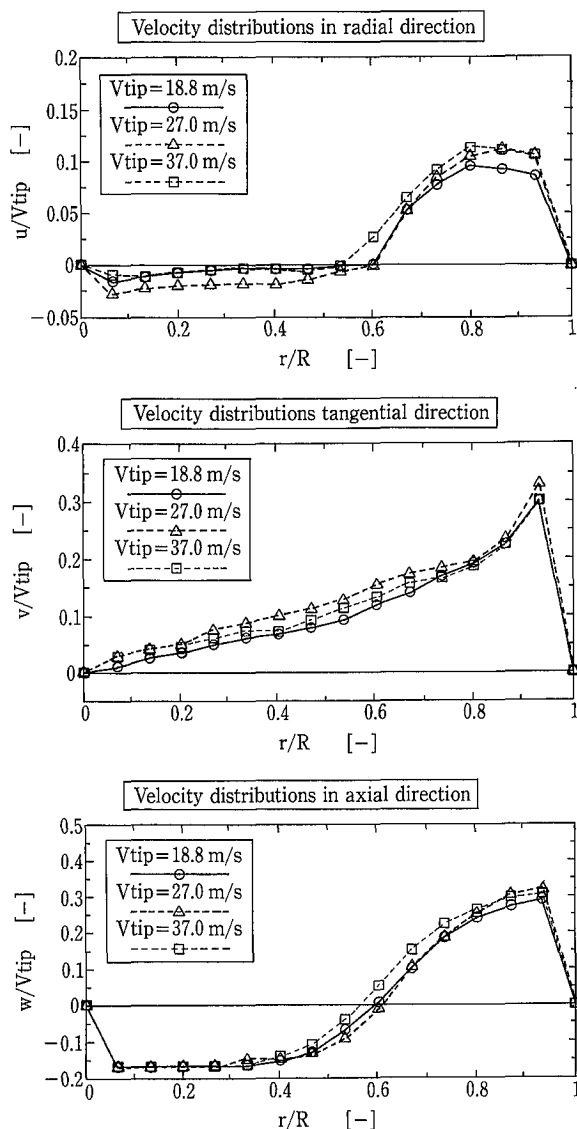
3. 結果及び考察

3.1 ファン出口の風速分布及び乱流エネルギー

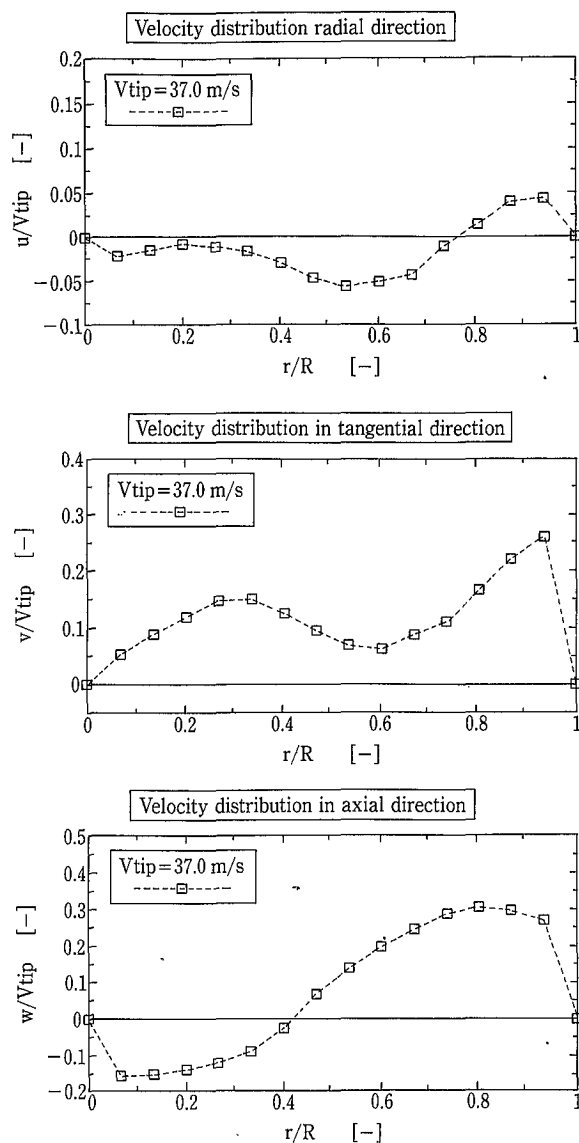
第 7 図に 8 枚翼を用いた場合のファンスタック上部における半径、円周及び軸方向の時間平均風速分布の一例を示す。軸方向風速はファンスタック付近で最大風速になり、中心付近で最小風速になるような分布を生じる。軸流ファンではあるが半径方向への吐出がみられる。また円周方向にも翼先端速度に対して最大で 30 % の風速が計測された。これら計測結果からファン付近の気流はファンの仕様が同

じであれば翼先端速度にほぼ比例することを示している。しかしファンの仕様（取付枚数、取付角度、種類等）が異なると排出される風速分布は変化する。その一例として第 8 図に傾斜角度を変化させた場合の風速分布を示す。軸方向流速分布には第 7 図と第 8 図との間で大差はないが、半径及び円周方向に対しては両者で違いがある。このことは白煙のシミュレーションを行う際（境界条件の特定）には対象とする冷却塔ファンごとの排出口風速分布の実測が必要であることを示唆する。なおモデルテスト機のファン直径は 580 mm であるが、このテスト機で求められた風速分布は縮流比（＝ファン部断面積/塔体断面積）に依存せずしかもスケールアップした後も幾何学的に相似と仮定した。

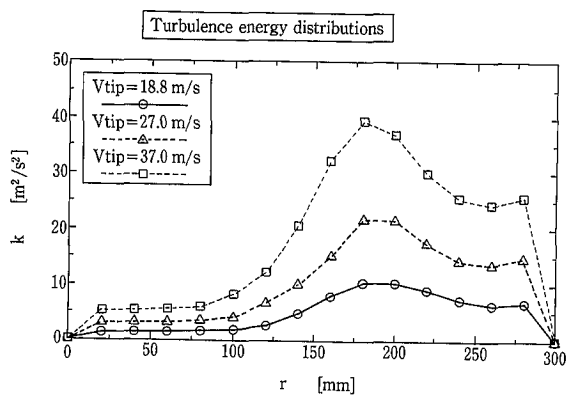
第 9 図に半径方向に対する乱流エネルギー分布を示す。乱流エネルギーは $r=180$ mm 付近でピーク値となり、その前後でかなりの分布があることがわかる。また乱流エネルギー分布及びその絶対値の大きさはファンの取付角度と枚数にも依存する。その一例として第 10 図に傾斜角度を変化させた場合の乱流エネルギー分布を示す。第 9 図とファン先端速度は同一であるが、ファンの取付角度が変わるだけで乱流エネルギーの分布と絶対値の大きさが変化することが示されている。可視白煙の計算結果はファン出口の境界条件、特に乱流エネルギーの大きさに依存することを確認しているため、現実の値を境界条件として採用することが計算精度を向上させる上で不可欠である。これら値を計算の境界条件として使用する際には、風速分布と同様に計算の対象とする冷却塔ファンの仕様ごとに乱流エネルギーを実測する必要がある。なお、乱流エネルギーの分布は風速分布の場合と同様に、縮流比に依存せずしかもスケールアップした後も幾何学的に相似と仮定した。



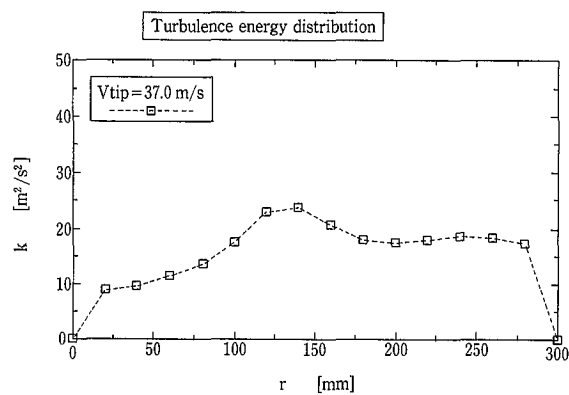
第7図 ファン排出部の時間平均風速分布(8枚翼、傾斜角度45度)
Fig. 7 Velocity distributions at the exit of fan(8-bladed fan with an inclined angle of 45 degrees).



第8図 ファン排出部の時間平均風速分布(8枚翼、傾斜角度30度)
Fig. 8 Velocity distributions at the exit of fan(8-bladed fan with an inclined angle of 30 degrees).



第9図 ファン排出部の乱流エネルギー分布(8枚翼、傾斜角度45度)
Fig. 9 Turbulent energy distributions at the exit of fan(8-bladed fan with an inclined angle of 45 degrees).



第10図 ファン排出部の乱流エネルギー分布(8枚翼、傾斜角度30度)
Fig. 10 Turbulent energy distributions at the exit of fan(8-bladed fan with an inclined angle of 30 degrees).

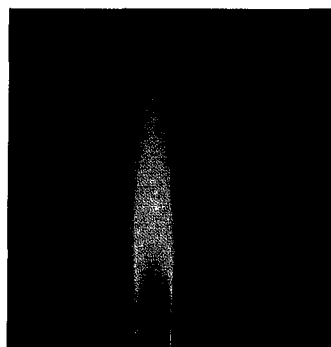
第 1 表 計算結果と実測結果との比較

Table 1 Comparisons of computed and measured plume dimensions.

Run No	Apparatus	Flow rate L[m ³ /hr]	Cooling water temp. [°C]	Fan-out dry bulb temp. [°C]	Atmospheric condition			Visible plume			Remark
					Dry bulb temp. [°C]	Relative humidity [%]	Wind Velocity [m/s]	Length [m]	width [m]	Volume [m ³]	
1	Small tower	163	47.9	41.3	17.0	27	0.0	18.0	3.0	127	Exp.
								18.3	3.9	148	Cal
2	Small tower	163	37.5	35.5	17.0	27	0.0	4.0	1.8	10	Exp.
								4.1	1.6	7	Cal
3	Large tower 1	1 040	40.0	32.5	2.2	84	1.0	45.0	18.0	30 000	Exp.
								52.5	16.5	31 548	Cal
4	Large tower 1	1 150	35.0	30.0	10.8	62	6.8	15.0	4.0	355	Exp.
								15.0	5.0	440	Cal
5	Large tower 2	1 870	42.5	28.9	9.0	45	0.0	26.0	10	1 550	Exp.
								30.0	9.0	1 950	Cal



Experiment



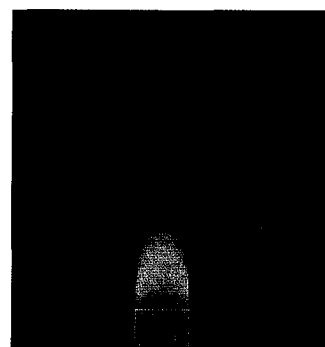
Computation

第11図 小型塔の可視白煙の計算結果と観察結果との比較 (Run. 1)

Fig. 11 Comparison of computed and measured visible plumes from small tower(Run.1).



Experiment



Computation

第12図 小型塔の可視白煙の計算結果と観察結果との比較 (Run. 2)

Fig. 12 Comparison of computed and measured visible plumes from small tower(Run.2).

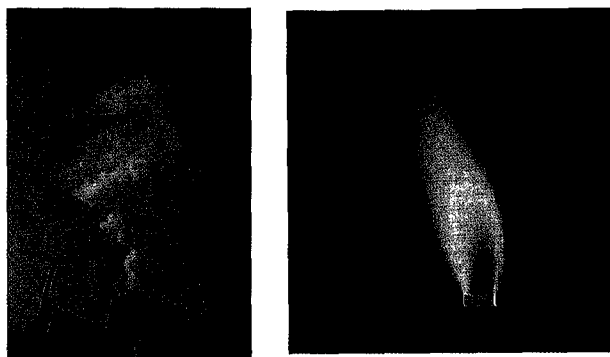
3. 2 小型塔の白煙予測

第11図 (Run. 1), 第12図 (Run. 2) に無風時の可視白煙の計算結果及び写真撮影結果を示す。理論的には相対湿度100%で空気中の水蒸気が凝縮して可視状態になるものと考えられるので, 本計算でも相対湿度100%で可視状態になるものとして表示した。第11, 12図に表示した白煙状態を第1表にまとめた。これより可視白煙はファン出口空気と外気との温度差が大きいほど, また外気相対湿度が高ければ高いほど, 長さ, 体積ともに大きくなる傾向にある。さらに可視白煙の高さ, 幅, 体積等のマクロスケール量に関しては観測結果と計算結果の誤差はすべての条件で20

%以内であった。このことはモデルテスト機により計測した風速分布及び乱流エネルギーの値がスケールアップにあまり依存しないことを示している。また本計算では気流の変動風速に起因する局所的小スケール渦による白煙状態までは表示出来ない。これは流速やスカラー量を時間平均量で表した乱流モデルを使用する以上避けられない欠点であり, 現状のCFDの限界でもある。限られたコンピュータ資源の中で実用上必要精度の白煙スケールを予測する上で本手法は精度と簡便さの上で有用と考えられる。

3. 3 大型塔1の白煙予測

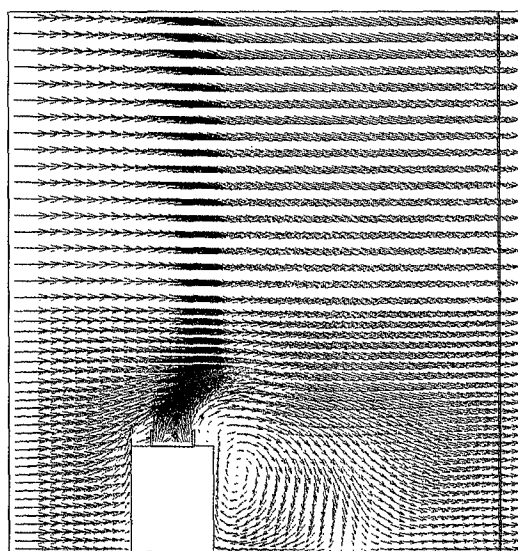
弊社大型冷却塔実験設備に基づく可視白煙の計算結果と



第13図 大型塔1の可視白煙の計算結果と観察結果との比較 (Run.3)
Fig.13 Comparison of computed and measured visible plumes from large tower 1 (Run.3).

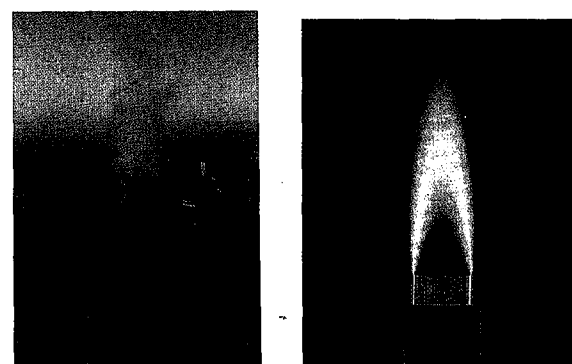


第14図 大型塔1の可視白煙の計算結果と観察結果との比較。外風の影響 (Run.4)
Fig.14 Comparison of computed and measured visible plumes from large tower 1, showing the effect of wind (Run.4).



第15図 大型塔1後方の風速分布 (Run.4)
Fig.15 Velocity distribution behind a large tower 1, showing the recirculating flow occurring behind it (Run.4).

写真撮影結果を第13図 (Run.3), 第14図 (Run.4) に示す。第1表に示すように白煙の高さ, 幅, 体積等のマクロスケール量に関しては実測値の20%以内の推定精度になった。小型塔の場合と同様, 上空における気流の変動風速に起因する白煙挙動までは表示できない。第14図に示すように外風がある場合には風により可視白煙が曲げられている様子が表示されており現実の現象と定性的に一致する。第1表に示しているように可視白煙の計算結果と写真撮影結果とは形, 白煙体積, 長さ共に数値的にもよく一致することから外風がある場合でも本計算手法は妥当な計算結果を与えることが示された。第15図に塔後方における風速分布の計算結果を示す。塔後方では温排気を含む循環流が形成されておりこの循環流が再び空気取り入れ口にまで及ぶことが懸念される。この現象は再循環と称されており塔の冷却性能低下の原因になると認識されている。従って冷却塔外の



第16図 大型塔2の可視白煙の計算結果と観察結果との比較 (Run.5)
Fig.16 Comparison of computed and measured visible plumes from large tower 2 (Run.5).

気流の電算機シミュレーションは可視白煙の予測のみならず冷却性能予測にまで展開出来る可能性がある。

3.4 大型塔2の白煙予測

第16図 (Run.5) に大型塔2における可視白煙の計算結果と写真撮影結果を示す。大型塔2は現在製造されている冷却塔ファン直径の中でも最大級の設備である。前述の比較と同様, 計算により求めた可視白煙の体積, 長さ等のマクロスケール量は観察結果と20%以内の精度で一致する。このように大口径ファンに対しても, 小型モデルテスト機による風速分布と乱流エネルギーの実測値の適用は妥当であることがわかった。このことは, ファン形状が幾何学的に同一であれば小口径ファンと大口径ファンとの間では気流の状態は幾何学的にほぼ相似と仮定して差し支えないことを示している。

むすび

冷却塔から排出される白煙の規模を電算機による熱流動数値シミュレーションにより予測することを試みた結果, 次に示す結論を得た。

(1)熱流動数値シミュレーションにより空調用小型冷却塔か

ら産業用大型冷却塔に至る幅広いタイプの冷却塔可視白煙のマクロスケール量（長さ，幅，体積）を最大20 %以内の精度で予測出来ることがわかった。現状のコンピュータ資源の制約上乱流モデルを使用せざるを得ないため変動風速に起因する詳細な渦構造まで計算することは出来ないが，実用上必要となる上記白煙のマクロスケール量を予測する上で本手法は経済的にも有用と考えられる。

(2)本計算ではファン出口の境界条件として風速分布と乱流エネルギーの実測値を与える必要がある。白煙の大きさはこれら値に依存するため，可視白煙予測を対象とする塔のファン仕様及び操作条件毎に風速分布及び乱流エネルギーの計測が求められる。この際，風乱流を計測するファン径が0.58 mであっても，このファン径の計測値を最大ファン径7.92 mの塔にまで幾何学的に相似と仮定しても実用上さしつかえない。

(3)本手法はファンを持つ冷却塔からの可視白煙予測のみならず，煙突やファンのない自然通風型冷却塔から排出される温排気によって形成される白煙予測にも応用出来る可能性がある。さらに塔より排出される温排気の風下への拡散状態やその機構を解明する上でも有用な手法になるものと考えられる。

使用記号

C_p = 定圧比熱
 c = 水分率の変動項
 D = 空気の拡散係数
 D_{mt} = 空気の乱流拡散係数
 g = 重力加速度
 K = 空気の熱拡散率
 K_t = 空気の乱流熱拡散率
 k = 乱流エネルギー
 M = 時間平均水分率

P = 時間平均圧力
 P_n = 乱流プラントル数
 p = 圧力の変動項
 S_{α} = 乱流シュミット数
 T = 時間平均温度
 t = 時間
 U = 時間平均流速
 u = 流速の変動項
 β = 空気の体膨張係数
 δ = クロネッカーのデルタ
 ε = 粘性消散率
 θ = 温度の変動項
 μ = 空気の粘性係数
 μ_t = 空気の乱流粘性係数
 ρ = 空気の密度

〔参考文献〕

- 1) Schatzmann, M., and A.J. Policastro: Atmos. Environ., Vol. 18, No.4 (1984)
- 2) Haman, K.E., and S.P. Malinowski: Atmos. Environ., Vol.23, No.6 (1989)
- 3) Andreopoulos, J.: J.Heat Trans., Vol.111, No.4 (1989)
- 4) Demuren A.O., and W.Rodi: J.Heat Trans., Vol. 109, No.2 (1987)
- 5) 三橋利玄，船田浩良，小池秀耀，島田昭男：富士総研技報，Vol.2, No.2 (1991)

謝 辞

可視白煙の実測を行うにあたり(株)神戸製鋼所加古川製鉄所連続鋳造設備の冷却塔を使用させていただいた。設備・エネルギー部エネルギー技術室の関係各位に深謝いたします。

フィルタドライヤの乾燥特性

The Drying Characteristic of the FILTER-DRYER



(化)技術部 平井 等
Hitoshi Hirai

The FILTER-DRYER has a highly efficient performance that all the processes (filtration, washing, and drying of the filter cake) are possible in a single closed vessel. This paper shows the performance characteristics of the FILTER-DRYER when used as a vacuum dryer and some heat transfer improvements on it.

まえがき

フィルタドライヤ（第1図）はヌッチェ型濾過器に、展延、掻き取り、攪拌洗浄、攪拌乾燥の機能をもたせた設備である。晶析反応等で得られたスラリー状の処理液から母液を分離し、さらに不要な汚染物を洗浄除去したのち乾燥粉末として高精製の製品を得る。この過程でフィルタドライヤは単位操作として濾過、洗浄、乾燥の機能が要求される。また各工程では機能性向上のため攪拌翼が作用するが、この攪拌特性については前報（神鋼パンテック技報，Vol. 39 No. 1）で報告した。ここではフィルタドライヤの単位操作としての乾燥特性について紹介する。

1. 真空乾燥について

工業的に用いられている乾燥装置の種類は多様であるが、フィルタドライヤは材料攪拌型乾燥機に位置し、密閉構造の特長を生かした真空乾燥を一般的な仕様条件としている。原料粉粒体のもつ物理化学的性質が熱的に敏感かつ不安定なものについては低い乾燥温度で操作出来る真空乾燥が適している。また乾燥率の向上、即ち残存湿分を低くするにも真空乾燥がよい。

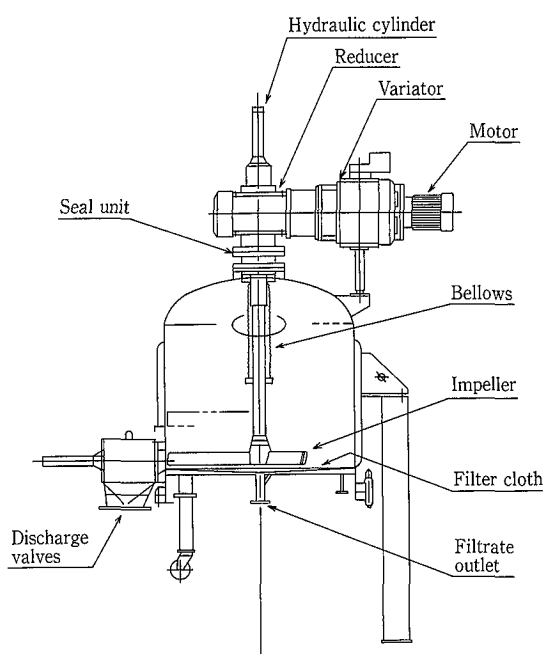
フィルタドライヤは医薬品の中間体をはじめとして熱的不安定な物質を取り扱うことが多く、同時に高純度粉体に精製するため高乾燥率を求められることも多く、真空乾燥は不可欠の仕様となる。

2. フィルタドライヤでの乾燥操作

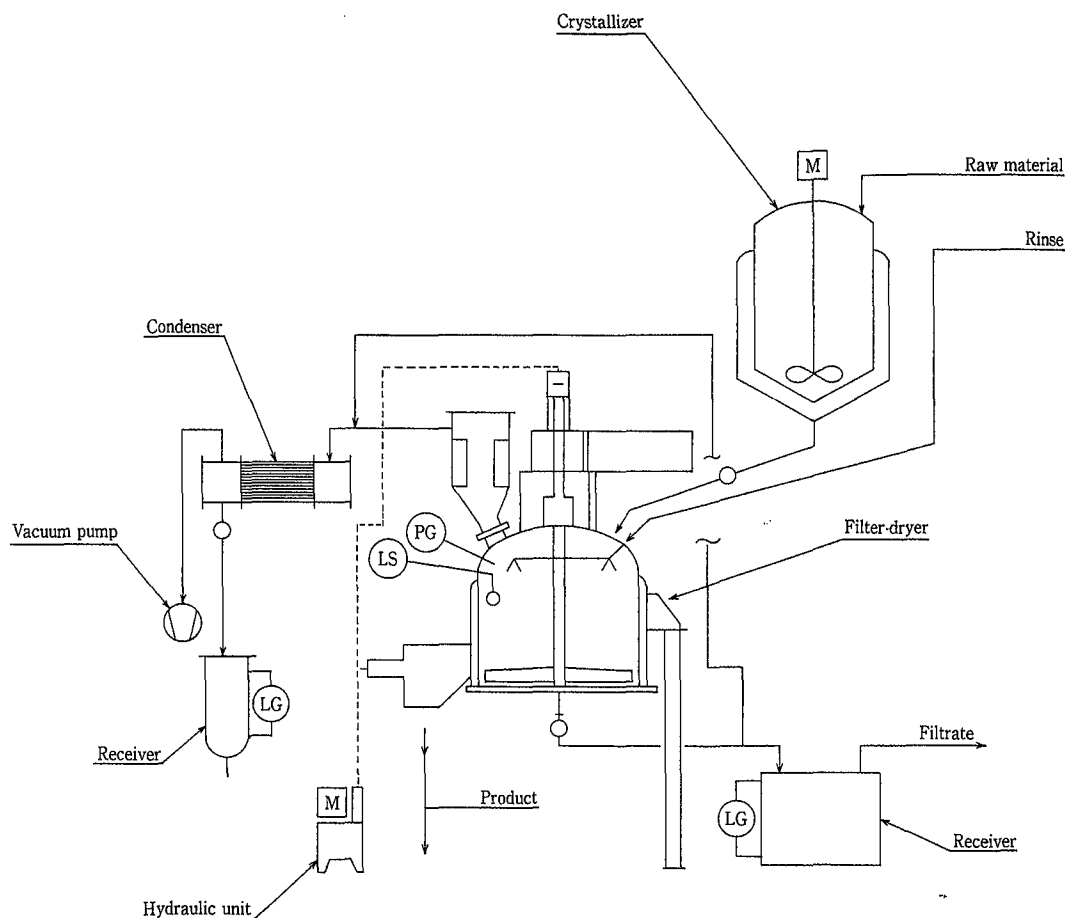
2.1 恒率乾燥

一般的なフィルタドライヤまわりのフロー（第2図）と操作について説明する。原料スラリーを受け入れ、濾過、洗浄を繰り返したあとフィルタドライヤ内は目的粉体製品

と洗浄溶媒の混在したウェットケーキ状態にある。まずフィルタドライヤの外套部及び下蓋、天板のトレーシング部に熱媒体（温水またはスチーム）を供給し、加温する。系外のコンデンサーには冷却媒体（工業用水、チルド水またはブライン）を供給し待機しておく。次に真空ポンプを起動



第1図 フィルタドライヤ全体図
Fig. 1 Cross section of Filter Dryer

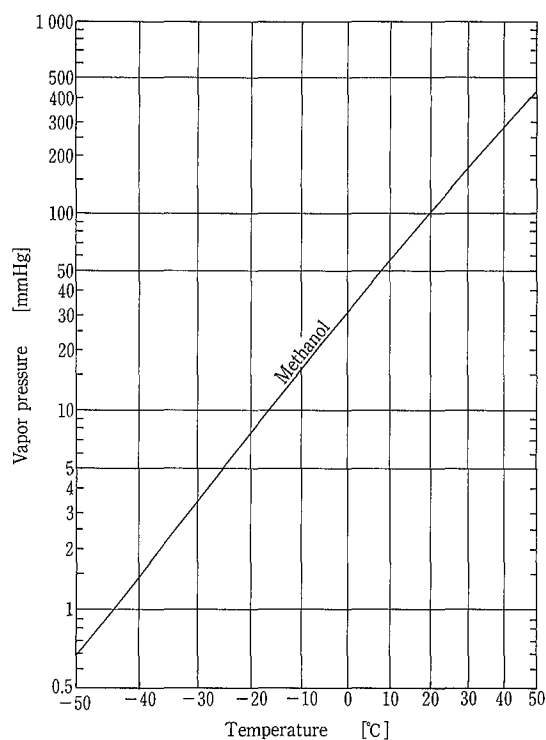


第2図 フィルタドライヤまわりの概略フロー
Fig. 2 Schematic flow of Filter-Dryer unit

し、フィルタドライヤ内を所定の真空度に減圧したのち、攪拌翼を低速で回転しながら微速で降下させる。攪拌翼が降下しケーキと接触すると、攪拌翼は少しずつケーキを掻き取り、攪拌翼が最下部で降下停止するまでケーキをほぐしてゆく。その後低速の回転を続行し、攪拌負荷が減少すれば回転数を増加してもよい。

この掻き取り期間から初期の乾燥工程ではコンデンサーで捕まる溶媒量の回収速度がほぼ一定であり、ウェットケーキから湿潤粉体と変化する内容物の温度もほぼ一定（恒率乾燥期間と呼ばれている）となる。この材料温度は操作真空度と溶媒の蒸気圧によって決まる。たとえば溶媒がメタノールで製品粉体の熱安定性から品温を50℃以下で操作する場合には次の手順で操作真空度を決める。

- ①加熱温度は品質を優先し、45～50℃とする。
- ②恒率乾燥期間での溶媒温度が加熱温度より30～40℃低い温度の溶媒蒸気圧を操作真空度とする。
- ③溶媒蒸気圧線図（第3図）よりメタノールの5～20℃に対応する蒸気圧は40～100 mmHgとなるので操作真空度は50 mmHgとする。
- ④メタノール50 mmHg対応する溶媒温度は約8℃（第3図）であるので恒率乾燥期間の材料温度は約8℃となる。加熱側温度差は $(45 \sim 50) - 8 = 37 \sim 42$ ℃となる。
- ⑤メタノール回収コンデンサーの冷媒温度は約-5℃



第3図 メタノール蒸気圧線図
Fig. 3 Vapor pressure of Methanol

程度のブラインを用いる必要があり、この時の冷却側温度差は $8 - (-5) = 13^{\circ}\text{C}$ となる。

操作真空度の選定は概略上記手順で行う。操作真空度を高めると乾燥時間が短くて高乾燥率の製品が得られるが、一方では溶媒温度が低くなり、冷媒装置のコストアップをまねいたり、コンデンサーで未回収の溶媒が多くなり真空ポンプの性能低下をまねくので経済的な操作真空度を選ぶことが重要である。経験的には加熱温度（温水またはスチーム）と冷却温度（工業用水、チルド水またはブライン）の温度差（前述の例では $50 - (-5) = 55^{\circ}\text{C}$ ）を1 : 3 ~ 4に分ける温度を溶媒蒸発温度（ $6.0 \sim 8.75^{\circ}\text{C}$ ）とすればよい。この理由は単位伝熱面積あたりの設備単価が加熱側（フィルタドライヤ外套部）で高く、冷却側（コンデンサー）で低い事による。

恒率乾燥期間で溶媒の凝縮温度が周囲温度より高い場合（低真空操作の場合または溶媒沸点の高い場合）にはフィルタドライヤ外套部以外の内表面温度を溶媒凝縮温度より高温に維持する必要がある。保温のみでは不十分であり、トレーシングパイプを設置し外套部の加熱温度と同じ加熱媒体で加温する。加温不足の内表面では溶媒の凝縮が起こり、乾燥時間が大幅に増加する。

2.2 減率乾燥

真空乾燥をさらに継続すると恒率乾燥期間（材料温度一定）から減率乾燥期間に入る。即ちフィルタドライヤ外套部からの入熱が溶媒の蒸発潜熱に使われていたのが、溶剤の量が減少し、材料粉体の温度上昇に使われ始める。縦軸に湿分濃度と材料温度、横軸に時間をとって点描した曲線を乾燥曲線と呼ぶが、この代表例を第4図に示す。最終製品粉体の湿分と材料温度との関係をあらかじめテスト機で確認しておく、乾燥終了は材料温度を測定することによって判断出来る。

減率乾燥期間の後半では粉体から離脱する溶媒量が減少するので乾燥率を上昇させるために真空度を恒率乾燥期間より高く操作することも多い。さらに乾燥率を上昇させる必要がある場合には真空乾燥中の攪拌混合粉体に窒素等の

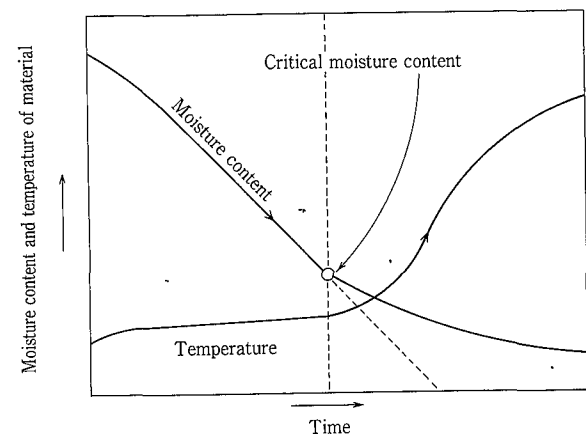
不活性ガスを供給するとよい。この原理は水蒸気蒸留と同様に操作圧力の一部を窒素等のガスに分圧として担わせ、溶媒の蒸気圧を低くさせることにある。したがって操作真空度よりみかけでは高真空の乾燥を行っていることになる。

高真空での乾燥や不活性ガスの供給は乾燥率の向上に有効である反面、コンデンサーでの溶媒回収が困難となる。減率乾燥のどの時点で真空度を変更するかまたは不活性ガスを供給するかは処理粉体の単価（高価な製品では乾燥性能が優先する）、溶媒の廃棄処理費（水封式真空ポンプでは排水処理費、油回転真空ポンプでは潤滑油メンテ費と廃棄処理費）を考慮して決める。

減率乾燥後半ではフィルタドライヤ内の製品粉体は乾燥状態となっているためガスの供給は微粉末のエントレインメント（飛沫同伴）を誘発するのでバグフィルタを設置する。

3. 伝熱特性

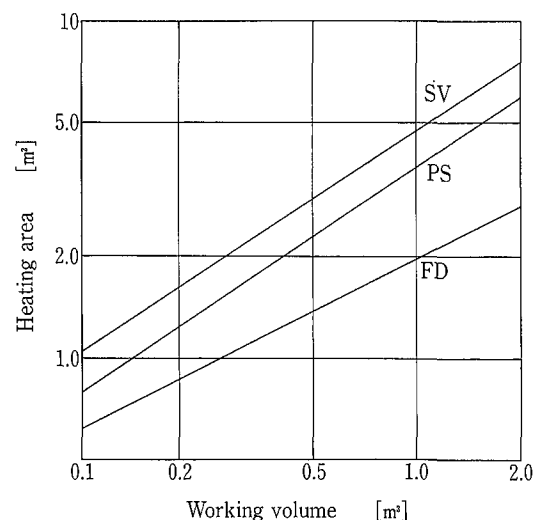
フィルタドライヤの乾燥性能は外套部よりの間接加熱方式であるため伝熱係数の値に支配される。また濾過機能能



第4図 乾燥経過曲線
Fig. 4 The periods of drying

	SV MIXER	PS MIXER	FD
V	$\frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{D}{2} \tan 73^{\circ} \times \frac{1}{3}$	$\frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{1}{2} D$	$\frac{\pi}{4} D^2 \times 0.3$
A	$\frac{\pi}{4 \cos 73^{\circ}} \times \left(\frac{24V}{\pi \tan 73^{\circ}} \right)^{2/3}$	$\frac{2.51}{4} \pi \times \left(\frac{8V}{\pi} \right)^{2/3}$	$0.3 \times \pi \times \left(\frac{4V}{0.3\pi} \right)^{1/2}$

第5図 スケールアップしたときの伝熱面積
Fig. 5 Heating area in scale-up



優先させた設備形状、即ち濾過面積にかかわらずウェットケーキの厚みが200～350 mmで設計されるため、大型のフィルタドライヤでは特にケーキ単位容量あたりの有効伝熱面積が小さい。同じ材料攪拌型乾燥機の位置にある当社SVミキサやPSミキサと比較してもスケールアップにつれてより伝熱面積が不足する。(第5図)

3.1 乾燥時間

フィルタドライヤはSVミキサやPSミキサと同様に粉体攪拌を行っているので粉体への入熱に攪拌熱を考慮する必要がある。

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T + q \quad (1)$$

Q : 原料への伝熱量 [kcal/ Hr]

U : 総括伝熱係数 [kcal/ m² Hr°C]

A : 装置伝熱面積 [m²]

ΔT : 平均温度差 [°C]

q : 攪拌熱

恒率乾燥期間の乾燥時間は(1)式で与えられる入熱がすべて溶媒の蒸発潜熱に消費されると仮定して次式で求められる。

$$\theta_1 = \lambda \cdot m / Q \quad (2)$$

θ₁ : 恒率乾燥時間 [Hr]

λ : 溶媒の蒸発潜熱 [kcal/ kg]

m : 恒率乾燥期間の溶媒蒸発量 [kg]

減率乾燥期間の乾燥時間は(1)式で与えられる入熱がすべて材料粉体の昇温に消費されると仮定して次式で求められる。

$$\theta_2 : \frac{M \cdot C}{U \cdot A} \ln \left\{ \frac{UA(t - T_1) + q}{UA(t - T_2) + q} \right\} \quad (3)$$

θ₂ : 減率乾燥時間 [Hr]

M : 粉体重量 [kg]

C : 粉体の平均比熱 [kcal/ kg°C]

t : 外套加熱温度 (一定値) [°C]

T₁ : 粉体初期温度 [°C]

T₂ : 粉体最終温度 [°C]

全乾燥時間 θ は θ = θ₁ + θ₂ で計算される。(1)(2)(3)式に代入する数値は必ずしも既知ではない。例えば攪拌熱は湿粉体の攪拌動力より算出出来るが、前報(フィルタドライヤの攪拌動力特性)で報告したように湿分により動力特性が異なる。恒率、減率の各乾燥期間で平均の攪拌動力としてよいが、小スケールの実験機で実粉体を用いた乾燥テストを実施して、乾燥時間、攪拌動力を実測しスケールアップに利用すると予測精度が高まる。

総括伝熱係数は取扱い粉体によりその値が異なるが、おむね次に示す値をとる。

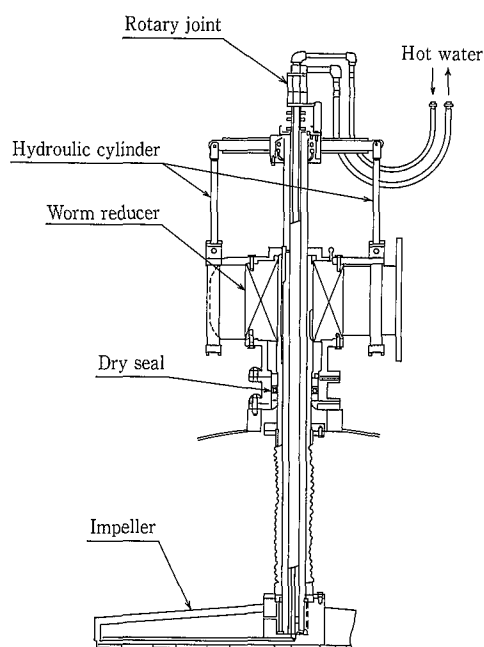
恒率乾燥期間 U=50～200 [kcal/ m²Hr°C]

減率乾燥期間 U=10～50 [kcal/ m²Hr°C]

3.2 翼加熱型フィルタドライヤ (特許申請中)

スケールアップにつれて相対的に伝熱面積不足になるのは容器型設備の宿命であるがフィルタドライヤでは第4図に示したように他機種よりその傾向が強い。この欠点を補うために攪拌軸と攪拌翼の内部に加熱媒体を通す構造を考案し実用化した。その構造を第6図に示す。

フィルタドライヤの攪拌翼と加熱壁面との間には5～10

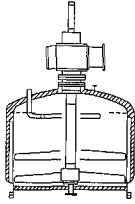
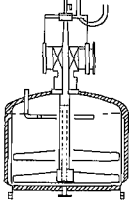


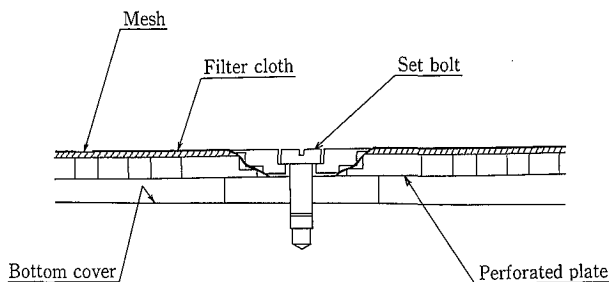
第6図 翼加熱式伝動装置図

Fig. 6 Heating impeller by hot water

第1表 翼加熱式フィルタドライヤの乾燥時間削減

Table 1 Improvement of drying by heating impeller

		FD-30	FD-30 Heating impeller
			
Inner diameter	(mm)	2 000	2 000
Cake weight	Solid (kg)	320	320
	Solvent (kg)	160	160(33 wt%)
Heating temperature	(°C)	90	90
Pressure	(mmHg)	30→230→3	30→230→3
Shaft speed	(R/M)	8→20	8→20
Solvent content	(wt%)	0.6	0.6
Drying time	(Hr)	20	9

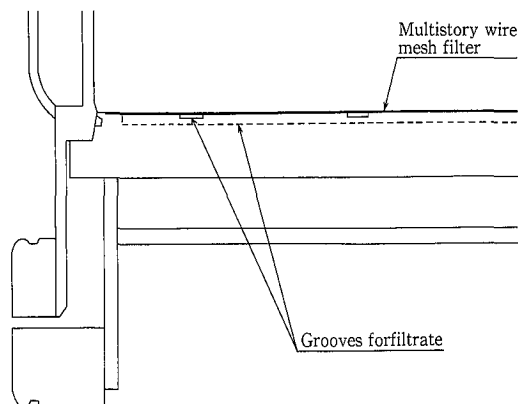


第7図 濾布セット図
Fig. 7 Furnishing filter cloth

mm程度のすき間がある。このすき間にある湿潤粉体が攪拌翼により十分混合されていれば伝熱係数の低下も少ないが、付着性にとむ粉体の場合このすき間の粉体が動かずに伝熱係数を極端に低下させることがある。一方攪拌翼の近傍では同じように付着性粉体が翼に堆積しても翼自身が加熱されていると接触面から乾燥が進み、翼から粉体が離脱しやすい。湿分が減少すると粉体は流動性がよくなり回転する攪拌翼は粉体全体に均一な加熱入熱を与える。熱に不安定な物質でも局所的加熱を防止出来るのでこの方式はフィルタドライヤにとって最も有効な乾燥効率の改善と確信する。第1表に改善効果の実例を示す。この実例から考察すると翼加熱型攪拌翼の総括伝熱係数 U は外套部の U の3倍以上である。

3.3 焼結金網直取付濾板（特許申請中）

濾材にはポリプロピレン、ポリエステル等の布を使用するのはフィルタドライヤの一般的な仕様であり、当社でも布濾材を標準としている。濾材としては安価でよい材料であるが、濾液を集積させるため下蓋とケーキの間に空間が



第8図 焼結金網取付濾板
Fig. 8 Multistory wire mesh filter

出来る構造（第7図）となる。乾燥工程では少しでも多く外部からの入熱を期待するが濾布と下蓋外套部の空間が入熱を阻害する。この欠点を補う方法として金属製の焼結金網を下蓋に直接溶接し、濾液集積は周方向と半径方向に溝を彫り、ほぼ金網全体が下蓋に接する構造（第8図）を採用した。下蓋の外套部からの伝熱の改善で乾燥時間の短縮が期待出来るのみならず、晶析反応機としての応用用途が期待出来る。

む す び

フィルタドライヤの乾燥、伝熱特性について概説した。また最近の伝熱改善事例をあわせて報告した。フィルタドライヤは濾過優先の装置形状であるが、乾燥効率を高める改善工夫でより顧客の信頼を得る努力を続けたい。

ここに紹介したフィルタドライヤの乾燥特性が顧客の濾過、乾燥計画の助けになることを期待している。またこのたび0.1 m²のテスト用貸与機を製作したのでご用命を待っています。

PS ミキサーの造粒特性

Granulating Characteristic of the PS MIXER



(化)技術部
太田 幹子
Mikiko Ota
半田 裕利
Hirotochi Handa

The PS MIXER is a highly efficient machine for mixing powders by strong shear force which a combination of an impeller and a chopper produces. Also, the PS MIXER is used for granulation and drying. We have reported on the mixing characteristic and scaling-up of a dry mixing process in previous papers.^{1), 2)} In this paper, we explain the granulating characteristic of the PS MIXER, using lactose and corn starch, and a special granulating method.

まえがき

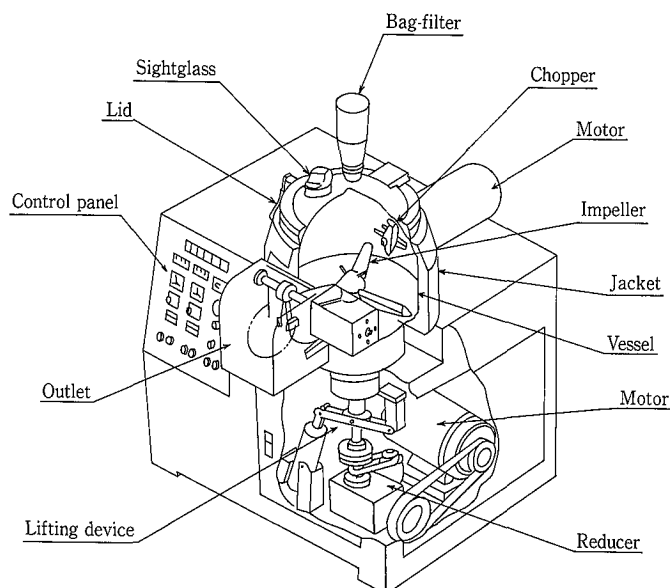
PS ミキサーは、高速回転する主翼とチョッパーによる複合作用により、数種の粉体を短時間で精密混合する、高速剪断型の混合機として開発された（第1図）。しかし、単なるミキシングだけでなくその機構を活かし、凝集物の解砕混合、繊維状物質の開繊、撈拌造粒、真空乾燥等に用いられることも多い。

PS ミキサーの混合機能、特長及びスケール・アップに

ついては既に紹介した^{1), 2)}。本稿では、PS ミキサーのアプリケーションの一つである造粒機能に注目し、その造粒特性について紹介する。

造粒操作を行う目的は、

1. 複数の成分よりなる粉体の偏析防止
2. 流動性の向上あるいは発塵防止といったハンドリングの向上
3. コーティング操作等による粒子の多機能化



第1図 PS ミキサー概略図

Fig. 1 Schematic diagram of PS MIXER.

等，多種多様に渡っている。それに伴い造粒には数多くの方法がある。

P S ミキサーのような高速剪断型混合機を造粒機として用いる攪拌造粒法は，重質で流動性に優れた球状の造粒物を短時間で得られる事で知られている。また，同一の密閉容器内で混合・造粒を行うことができ，ロット切り替え時の洗浄が比較的容易であるため，GMPに対応した機種といえる。

1. 造粒実験

1.1 実験の概要

第1表に造粒に用いた試料と配合比を示す。粉体工学会内の製剤と粒子設計委員会（標準処方委員会）が提示した標準処方³⁾で，医薬品・食品業界で多用される試料を採用している。バインダーとしてH P C（粉末）を，結合液として精製水を用いた。

造粒テストにはP S -05型（全容量50ℓ）を使用した。

前述の粉体を槽内に仕込み，1分間混合した後，結合液を約1分間で投入し造粒を行った。試料を経時的にサンプリングし，棚段乾燥機を用いて70℃で乾燥したものをふるい分け，粒度分布と平均粒径を調べた。

標準処方は細粒（75～500 μm）大の造粒物を得ることを目的としていることから，細粒収率Y_sを中心に，平均粒径d₅₀，幾何標準偏差σ_g，回収率Gを評価の規準とした。Y_s，G，σ_gは，次式のように定義した。

$$\text{細粒収率 } Y_s = \frac{75 \sim 500 \mu\text{m 径粒子量 [kg]}}{\text{全造粒物量 [kg]}}$$

第1表 試料と配合割合

Table 1 Materials and compound ratio

Material	Compound ratio
Lactose	67.2 wt%
Corn starch	28.8 wt%
Crystalline cellulose	4.0 wt%
Total	100.0 wt%
Binder	
Hydroxy propyl cellulose	3.0 wt%

第2表 造粒結果（1）

Table 2 Result of granulation (1)

	Type A	Type B	Type C
θ : Angle of blade	35 deg	60 deg	—
G : Quantity of product	94 wt%	90 wt%	96 wt%
Y _s : Small-grain yield	93.6 wt%	83.4 wt%	85.2 wt%
d ₅₀ : Mean diameter	280 μm	300 μm	330 μm
σ _g : Geometric standard deviation	1.6	1.9	1.8

Type A : Standard granulation type

Type B : Standard mixing type

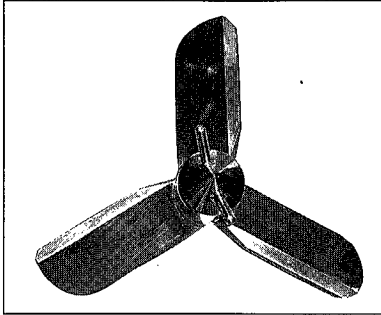
Type C : Retreated blades

$$\text{回収率 } G = \frac{\text{全造粒物量 [kg]}}{\text{仕込量 [kg]}}$$

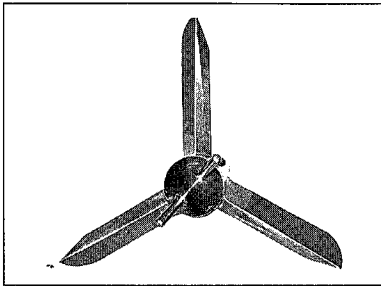
$$\text{幾何標準偏差 } \sigma_g = \frac{d_{50}}{d_{84}}$$

d₅₀ 及び d₈₄（累積残留粒子84 %の粒子径）は，粒度分

Type A
Standard granulation
type
造粒標準翼



Type B
Standard mixing type
混合標準翼



Type C
Retreated blades
後退翼

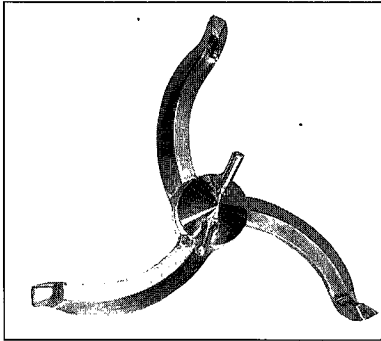


写真 1 主翼形状
Photo.1 Shape of impeller

布を対数正規プロットしてグラフから読み取った。 σ_g は造粒物の粒度を表す指針で、粒度分布が広いときには大きな値を示す。全ての粒径が等しいとき σ_g は1となる。

造粒物に影響を及ぼす種々の因子について調べ、実験結果を標準処方委員会から報告されている造粒結果と比較した。

また、造粒エネルギーと造粒物の関係を考察した。

1. 2 主翼の影響

1. 2. 1 主翼の形状

写真1及び第2表に主翼の形状と造粒結果を示す。

最も細粒収率が高かったのはType A（造粒標準翼）である。 σ_g は最小値を示し、粒径が揃っていることがわかる。Type Aは翼幅が広く傾斜角が小さいため転動作用が強く、試料に直接力を与えにくいため、粒子を破碎する事無く造粒を行う。従って粒径が整えやすい翼である。

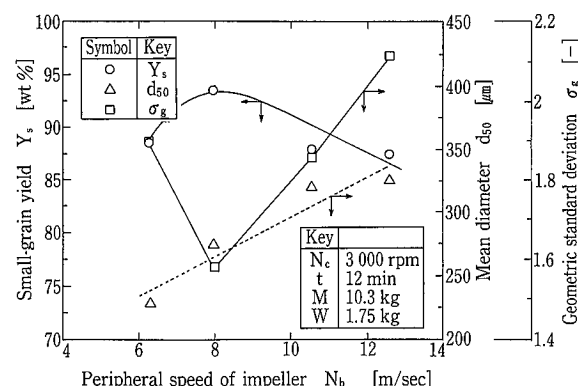
回収率は、Type C（後退翼）が最も高かった。他の翼に比べ翼幅が狭いため、翼への付着物が少ない。また、翼の先端部分が立ち上がっており、スクレーパーの役割を果たすため、槽壁への付着を抑える効果が大いと考えられる。

Type Cは3枚の翼の中で最も平均粒径が大きかった。操作条件を同一にした場合、造粒に要する所要動力はType Cが最も大きいことから、試料に大きなエネルギーを与え、造粒を促進させると考えられる。逆にType Aは造粒に要する所要動力が最も小さく平均粒径も最小値を示した。

Type B（混合標準翼）は細粒収率が低く、粒径も不揃いであった。翼の傾斜角が大きいため、造粒と同時に一部で破碎が行われていると考えられる。また、試料をかきあげる力が強いいため、槽の上部及び蓋への付着があり、回収率が低いという結果になった。

汎用的な造粒にはType Aが最も適しているといえる。ただし、粒径の大きい造粒物を得る場合、あるいは付着の激しい試料を使用する場合はType Cを用いた方がよい。Type Bは乾粉混合には適しているが、造粒を行うには不適当であった。

前述の結果より、Type A翼を用いて次の実験を行った。



第2図 造粒実験：主翼の影響

Fig. 2 Granulation test: Effect of impeller

1. 2. 2 主翼回転数

第2図に細粒収率 Y_s 、平均粒径 d_{50} 及び幾何標準偏差 σ_g と主翼の先端速度 N_b の関係を示した。

d_{50} は N_b の増加にともなって大きくなる傾向があった。

造粒が進行する要因として、粒子同士が衝突を繰り返すこと、粒子間に十分な液架橋が形成されること、の2点が上げられる。 N_b が大きい場合、槽内の試料は大きく循環混合され、粒子同士の単位時間当たりの衝突回数と単位粒子当たりを与えるエネルギーが増加する。従って、 N_b が速いほど粒径の大きな造粒物が形成されたと考えられる。

$N_b=340$ rpmのとき、最も Y_s が高かった。この時 σ_g は最小値を示し、造粒物の粒度は最も揃っていた。 N_b が小さいあるいは N_b が大きい場合、造粒物中に微粉と粗大粒子が混在していることが確認され、粒度の揃った造粒物を得ることは困難であった。 N_b が小さい場合、試料に与える剪断力が充分ではなく、均一な造粒は行われない。また、 N_b が大きいと試料に与える剪断力が大きすぎて、造粒と同時に粒子の破碎が行われる。従って造粒を行う場合、主翼の回転速度は処理粉体に応じて最適値を持つと考えられる。一般に翼の先端速度は5.0~10.0 m/secに調整されるが、本テストにおいては、主翼先端速度8.0 m/secのとき粒度の揃った造粒物を得ることが出来た。

1. 3 チョッパーの影響

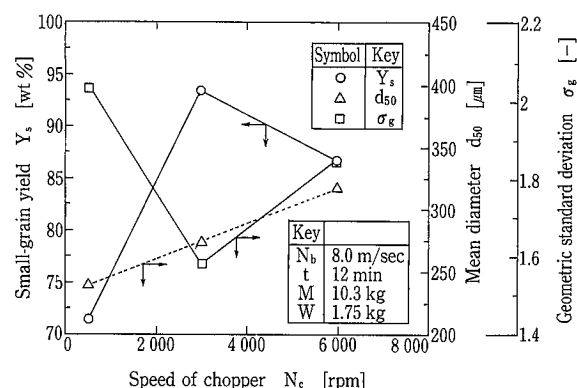
造粒を行うに当たってチョッパーには次のような効果がある。

1. 主として造粒初期に、加えられた結合液（あるいはバインダー）を試料中に均一分散させる。
2. 主として造粒後期に、成長しすぎた造粒物を破碎し整粒する。

1. 3. 1 チョッパーの回転方向

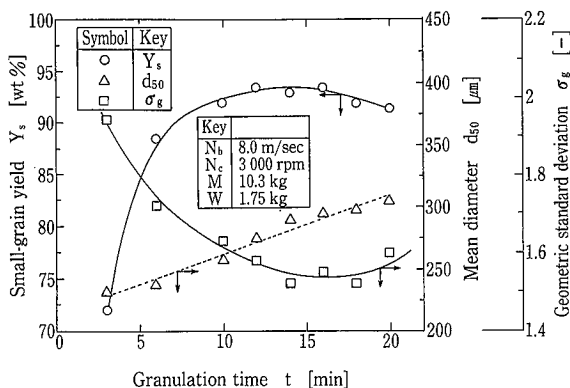
最初にチョッパーの回転方向について検討した。主翼の回転方向は反時計回りに固定し、チョッパーの回転数 N_c を3 000 rpmとし、回転方向を変えて造粒物への影響を確認した。

チョッパーを時計回りに回転した方が、反時計回りに回転した場合と比較して、回収率 G が5~10%高かった。チョッパーを反時計回りに回転させると、流動する試料を上部にはね上げるように回転するため、蓋への付着が増加



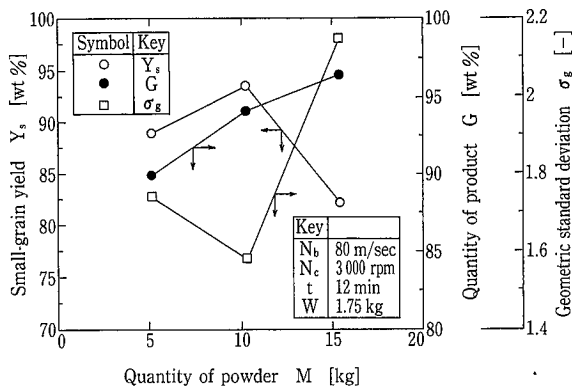
第3図 造粒実験：チョッパーの影響

Fig. 3 Granulation test: Effect of chopper



第4図 造粒実験：造粒時間の影響

Fig. 4 Granulation test : Effect of granulation time



第5図 造粒実験：仕込量の影響

Fig. 5 Granulation test : Effect of quantity of powder

した。

装置への付着を抑えるため、チョッパーの回転方向は時計回りに固定した。

1. 3. 2 チョッパー回転数

第3図は、細粒収率 Y_s 、平均粒径 d_{50} 及び幾何標準偏差 σ_g とチョッパーの回転数 N_c の関係を示したグラフである。

d_{50} は N_c の増加にともない大きくなっている。これは、粒子一個当たりに与えられるエネルギーが増加するためである。 N_c を小さくした場合、造粒されていない粉末と粗大粒子が観察された。結合液の初期分散が充分でなく、適度な整粒が行われなかったためである。

N_c を大きくするほど平均粒径は大きくなる傾向がある。しかし、 $N_c=6\ 000$ rpmのとき、粒径 $100\ \mu\text{m}$ 前後の小さな造粒物が増加し、 σ_g の値が大きくなった。チョッパーによる破碎効果が強過ぎ、微粉末が増加するためである。造粒物中に破碎による微粉が多く観察される場合には、 N_c を小さくする必要がある。

本テストにおいては、 $N_c=3\ 000$ rpmの時最も σ_g が小さく、粒度の揃った造粒物が得られた。また、この時細粒収率は最大を示した。

1. 4 造粒時間

第4図に、造粒時間 t が造粒物に及ぼす影響を示す。

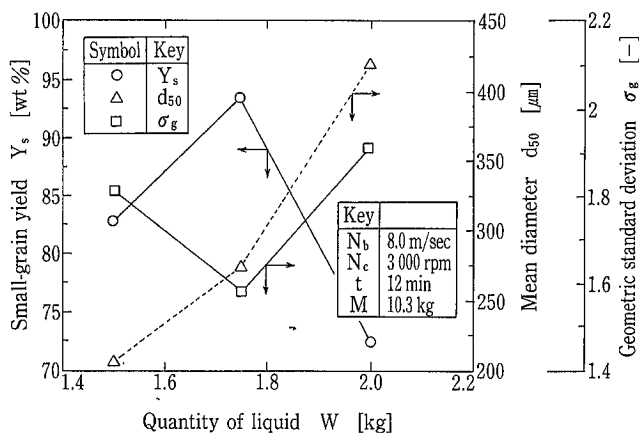
短時間で形成された造粒物中には粗大粒子と微粉が混在し、粒度が不揃いである。これは、加えた結合液が試料中に十分に分散されておらず、部分的に凝集体を形成しているためである。粒度の揃った造粒物を得るには、結合液を均一分散させる時間が必要である。本操作条件では、約10分の時間が必要であった。また、結合液の分散に必要な時間は主翼先端速度の影響を受け、主翼先端速度が速いほど均一分散に必要とする時間は短くなる事を確認した。

t が長くなると、 d_{50} は大きくなる。粒子同士の衝突回数が増えることで、粒子一個当たりが受けるエネルギーが増加し、粒子が成長したものと考えられる。

本テストでは、 $t=10\sim 20$ minで多くの細粒を得られた。 Y_s が最も高いのは $t=12$ minのときであり、その後は徐々に低くなっている。

σ_g は15分前後で最小値を示したが、12分以降は顕著な変化はみられなかった。

これは t を長くすると、粒径が成長するに従って微粉も



第6図 造粒実験：結合液量の影響

Fig. 6 Granulation test : Effect of quantity of liquid

少なくなり、造粒物全体の粒径が大きくなっているためである。従って造粒時間を考慮することで粒径の制御が行えると考えられる。

1. 5 仕込み量

第5図に、細粒収率 Y_s 及び回収率 G と仕込量 M の関係を示す。

仕込量が多いほど回収率は高い。造粒標準翼を用いて造粒を行う場合、仕込量を変化させても槽内への付着量がかわらないためである。

仕込量 15.45 kg（全容量に対して75％）の場合は、目視上明らかに試料の流動状態が悪く、均一な造粒が行われていなかった。仕込量が 10.3 kg（全容量に対して50％）以下の時に高い細粒収率を示し、 σ_g も小さかった。

回収率と考え合わせると、造粒を行う際は全容量に対して約50％の試料を仕込むのが適当である。

1. 6 結合液量

第6図に細粒収率 Y_s 及び平均粒径 d_{50} と結合液量 W の関係を示す。

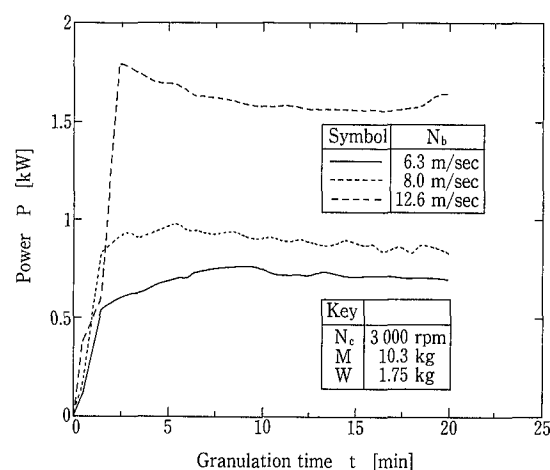
W が多いと粒子間に液架橋を形成しやすいため、 d_{50} は大きくなる。急激に造粒が進行するため短時間で粒径が大きくなる一方、粒子が均一に成長しないため粒度分布は広い。 W を極端に増加すると、スラリーになり造粒不可能であ

第 3 表 造粒結果 (2)

Table 3 Result of granulation (2)

Operating conditions	PS-05
N_b : Peripheral speed of impeller	8.0 m/sec
N_c : Speed of chopper	3 000 rpm
t : Granulation time	12 min
M : Quantity of powder*	10.3 kg
W : Quantity of liquid	1.75 kg
Properties of granulation	
G : Quantity of product	94 wt%
Y_s : Small-grain yield	93.6 wt%
d_{50} : Mean diameter	274 μm
σ_g : Geometric standard deviation	1.6

*Apparent density of powder : 0.43 [kg/Lt]



第 7 図 所要動力と造粒時間の関係

Fig. 7 Relationship between P and t

た。

W を少なくすると造粒の進行が遅く、 σ_g は大きな値を示す。さらに W を減少させると、粒子間に液架橋が形成されず、造粒は行われなかった。

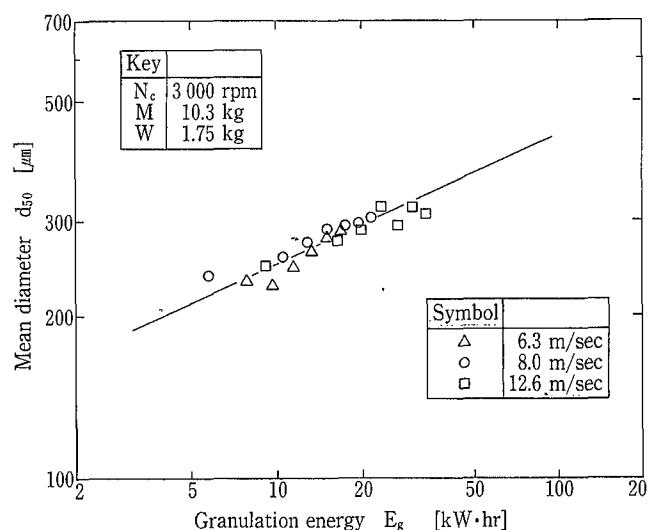
結合液量は造粒を行う際に重要な因子の一つである。本テストにおいては結合液量 $W=1.75$ kg (仕込量に対し17 wt%) のとき最も粒度の揃った造粒物が得られる事が確認できた。しかし最適な結合液量は試料物性に大きな影響を受けるため、定量化は困難である。造粒テストを行う前に、固液系の充填状態を確認する等、あらかじめ試料粉体と結合液の物性を知っておく必要がある。

1. 7 まとめ

第3表に本テストにおいて最も細粒収率の高かった操作条件について示す。

幾何標準偏差の小さい細粒大の造粒物を、高い収率で得ることが出来た。これは、従来の報告³⁾と比較しても遜色のない結果であった。

PSミキサーで造粒を行う場合、試料は主翼から剪断力



第 8 図 平均粒径と造粒エネルギーの関係

Fig. 8 Relationship between d_{50} and E_g

等のエネルギーを与えられることで造粒を促進され、チョッパーの破砕能力で整粒される。各処理粉体について操作条件を考慮することで、粒径の揃った造粒物を得ることが出来ると考えられる。

前述の点から考えてPSミキサーは優れた造粒性能を保有するといえる。

1. 8 造粒エネルギー³⁾

攪拌造粒は、剪断・転動・圧密といったエネルギーを加えることで造粒を行う。従って加えたエネルギーが大きいほど、大きな造粒物が出来ると考えられる。

第7図に、造粒操作における所要動力 P の推移を示す。結合液を添加した直後、所要動力は急激に大きくなり、次に一定値を示す。主翼の先端速度が速い程所要動力は高く、試料に与えるエネルギーも大きくなるため、平均粒径も大きくなる。

次に、主翼及びチョッパーで消費したエネルギーの総和をそのまま造粒エネルギー E_g と仮定し、平均粒径との関係を調べた。エネルギーは次の式に従って算出した。

$$E_g = \int_0^t P dt$$

P : 所要動力 t : 造粒時間

第8図に、平均粒径 d_{50} と造粒エネルギーの関係を示した。主翼先端速度 N_b が6.3~12.6 m/sec 範囲内では、 N_b 、t と関係なく、一定の E_g を加えることで同一の d_{50} を持つ造立物を生成出来ることが確認された。

1. 特殊な造粒方法⁴⁾

1. 円盤造粒

円盤を主翼として造粒する。通常用いられる攪拌翼に比べ、主翼から上向きへの力は小さく剪断力も小さいが、転動作用によって粒子は成長し、ほぼ真球に近い粒子が得られる。

コーティング用の核粒子等、高い球形度を要求される場合に用いられる。また、コーティング操作に使用されることも多い。

2. 熔融造粒

粉末を造粒するのにバインダー溶液を用いず、特殊な固形バインダーを使って造粒する方法である。この時使用されるバインダーは常温においては粉状あるいは粒状で結合を持たないが、ある温度を越えると熔融して液状になり、バインダーとしての結合力を持つようになる。粉末の状態ですべて試料に混入し均一混合した状態で昇温し熔融させるのが一般的である。主翼を高速で攪拌することで生じる攪拌熱を利用して昇温する。ジャケットによる外部加熱によって昇温時間を短縮することがある。

この種のバインダーとしてはワックス系のもの、あるいはピッチのようなものが用いられる。PVC用安定剤や活性炭製造プロセスにおいてこういった製造法が用いられる事がある。

む す び

PSミキサーの造粒特性について、汎用的な試料を用いた造粒テストの結果をもとに紹介した。攪拌造粒操作は、試料及びバインダーの影響を強く受けるため、定量的な解析は極めて困難であり、さらに経験を積む事が不可欠であると考えられる。弊社は、テストセンターにPS-05型テスト機を保有しており、各位の新たな技術開発に御協力させて頂ける機会が与えられんことを切望している。

〔使用記号〕

d_{50} : 平均粒径	[μm]
d_{84} : 84%粒子径	[μm]
E_g : 造粒エネルギー	[kW*Hr]
G : 回収率	[wt%]
M : 仕込量	[kg]
N_b : 主翼先端速度	[m/sec]
N_c : チョッパー回転数	[rpm]
P : 所要動力	[kW]
t : 造粒時間	[min]
W : 結合液量	[kg]
Y_s : 細粒収率	[wt%]
σ_g : 幾何標準偏差	[—]

〔参考文献〕

- 1) 半田裕利, 田中英美, 谷口十一: 神鋼パンテック技報 vol. 36, No. 2, 1992
- 2) 半田裕利: 神鋼パンテック技報 vol. 38, No. 3, 1994
- 3) 川島嘉明編: 粒子設計と製剤技術, 薬業時報社, 1993
- 4) 日本粉体工業協会編: 造粒便覧, p. 301, オーム社, 1978

電子工業向けの排水回収システム事例の紹介

A Wastewater Recycling System for the Electronic Industry



環) 技術部 計画第4課
阿 野 真 隆
Masataka. Ano

The electronic industry requires a considerable amount of water for manufacturing processes and discharges various types of wastewater. Moreover, the wastewater sometimes contains refractory organic matter. The wastewater recycling system designed and constructed by Shinko Pantec is composed of treating units well suited to the characteristics of wastewater for to reuse it source water for pure water protection and as cooling water.

This paper describes a successful example of the system recently delivered to a commercial plant.

ま え が き

工場から排出される産業排水は年々増加する傾向にあるが、環境保全、排水総量規制の点から排水削減への社会的要請は強くなってきている。加えて渇水等による水資源の不足も深刻化してきており、排水の再利用化による取水量の低減化対策が必要となっている。¹⁾

このような情勢の中、半導体、液晶製造等の電子工業においても水処理設備はクローズド化の方向に進んでいる。これは電子工業の急成長と共に、排水の環境に与える影響が大きいためである。電子工業排水は他の産業排水と比べフッ素、窒素等の無機薬品排水や、難分解性の有機排水が排出される等の特性がある。現在このような完全クローズ

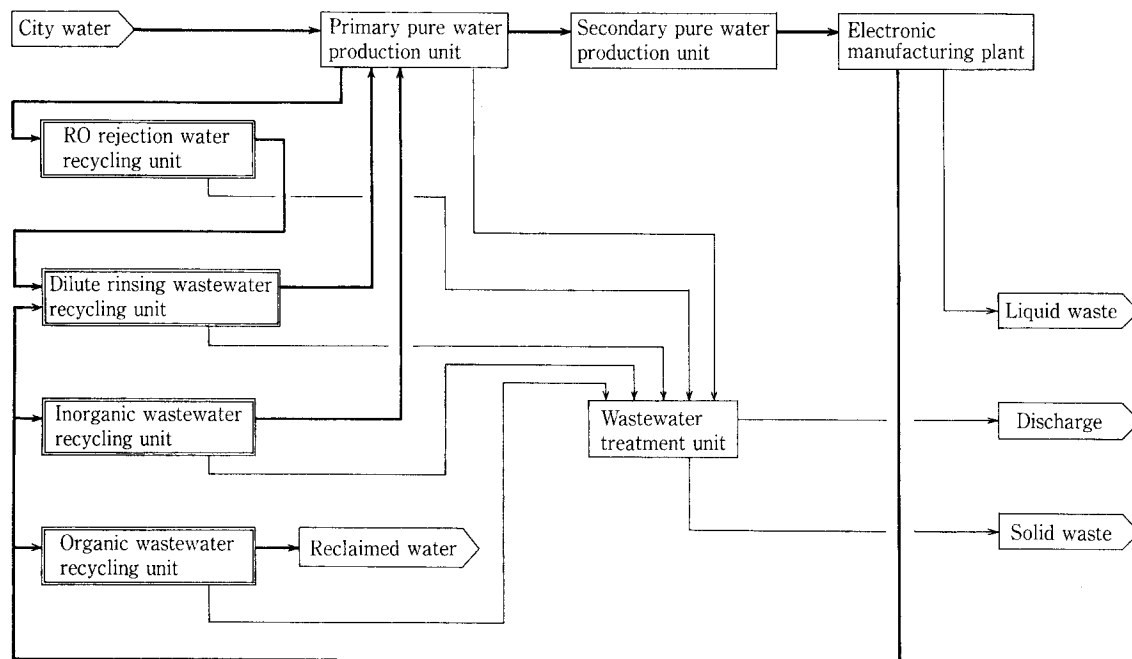
ド化を目指す過程において、工場では排水を回収再利用し、非回収排水を極力少量に削減するとともに、十分に処理をして環境に適合した水質にして排出するセミクローズドシステムが採用されている例も多い。このシステムは、排水回収率の適切な設計によって、水処理コスト削減が企てられるというメリットもある。²⁾

本稿では、電子工業に納入した排水回収システムの一例を取り、その概要を紹介する。

1. 設備フローと排水内容

第1図に今回紹介する液晶製造工場の排水回収システムの概略フローを、第1表にその排水内容の概略を示す。

この工場の場合、製造工程から排出される洗浄排水は、



第1図 排水回収システムのフロー

Fig. 1 Schematic diagram of the wastewater recycling system.

第 1 表 電子工業の排水例

Table. 1 Classification of wastewater in electronic industry

Type of wastewater	Main process	Contents
Inorganic wastewater	• Etching • Alkali- & Acid-rinse	• HF, BHF, HNO₃ • NaOH, NH₄OH
Organic wastewater A (Ionized)	• Development	• TMAH • Electrolyte - etc
Organic wastewater B (Non-ionized)	• Abrasive rinse • Organic cleansing	• Chemical cleanser • IPA • Phenol - etc
Dilute rinsing wastewater	• Pre-rinse • Rubbing rinse • Finishing rinse	• Neutral cleanser - etc
• Regeneration wastewater • RO rejection water • Piping cleansing wastewater	• Ion exchange • RO treatment • Sterilization	• HCl, NaOH, H₂SO₄ • H₂O₂

薬品の種類が比較的少なく、濃厚と希薄排水が分けやすいといった特長がある。そのため排水を回収する場合の設備費及びランニングコストは、排水性状により分別回収した方が安価となる。このような理由により、洗浄排水はあらかじめ工場内で系統別、濃度別に分別排出される。その排水は製造工程によって性状が異なるが、回収水原水として有機系排水、希薄洗浄排水、無機系排水に分別される。また超純水の製造設備からも、ブロー水や洗浄排水が排出される。そのうち RO 濃縮水は回収水原水として回収される。

回収された排水は各々の性状に適した処理が施され、純水原水あるいは空調機等の補給水として再利用される。

1. 1 有機系排水の性状と処理方法

有機系排水は化学洗浄排水、IPA、フェノール等の非イオン性で TOC 成分を含んだ排水である。このような成分は RO 膜による除去が困難であり、イオン交換樹脂の汚染物質ともなり易いため、超純水製造設備の原水としては不適合である。そのため有機系排水の処理は、回収処理システムを設計する上での重要なポイントとなっている。処理方法は数百 mg/l の TOC 成分を生物処理により分解し数 mg/l にした後、MF 膜にて除濁し、RO 膜により脱イオンする方法が採用されている。

1. 2 希薄洗浄排水の性状と処理方法

希薄洗浄排水は、低濃度の TOC 成分を含んだ最終洗浄排水である。最終洗浄排水に含まれるイオン濃度は、純水レベルに近い値であるが、超純水製造設備で処理が難しい TOC 成分が微量に含まれている。従って、希薄洗浄排水の処理も TOC 除去がポイントとなる。処理方法は数 mg/l の TOC 成分を紫外線酸化分解により 0.2 mg/l 以下にする方法が採用されている。この方法は、水質及びコスト面から低濃度の TOC 処理に対して有効である。

1. 3 無機系排水の性状と処理方法

無機系排水は、HF、HNO₃等の成分が多く含まれた酸性の排水である。処理方法は、無機イオンをイオン交換樹脂により除去し、電導度を数 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下にする方法が採用されている。

1. 4 RO 濃縮水の性状と処理方法

RO 濃縮水は、純水設備の主力装置である「II PLP」(2 段 RO 装置)の濃縮水であり、純水原水の数倍のイオン濃度である。処理方法は、イオン類をイオン交換樹脂により除去し、電導度を数 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下にする方法が採用されている。

2. 設 備 概 要

排水回収システムは、製造工程から排出される洗浄排水を処理する有機系排水回収設備、希薄洗浄排水回収設備、無機系排水回収設備と純水製造工程からのブロー水を処理する RO 濃縮水回収設備から構成されている。また回収設備の保護のために、洗浄排水を水質により分別する機構を備えている。

このシステムにより、純水原水や空調機等の補給水に使用する市水の低減化が企てられている。

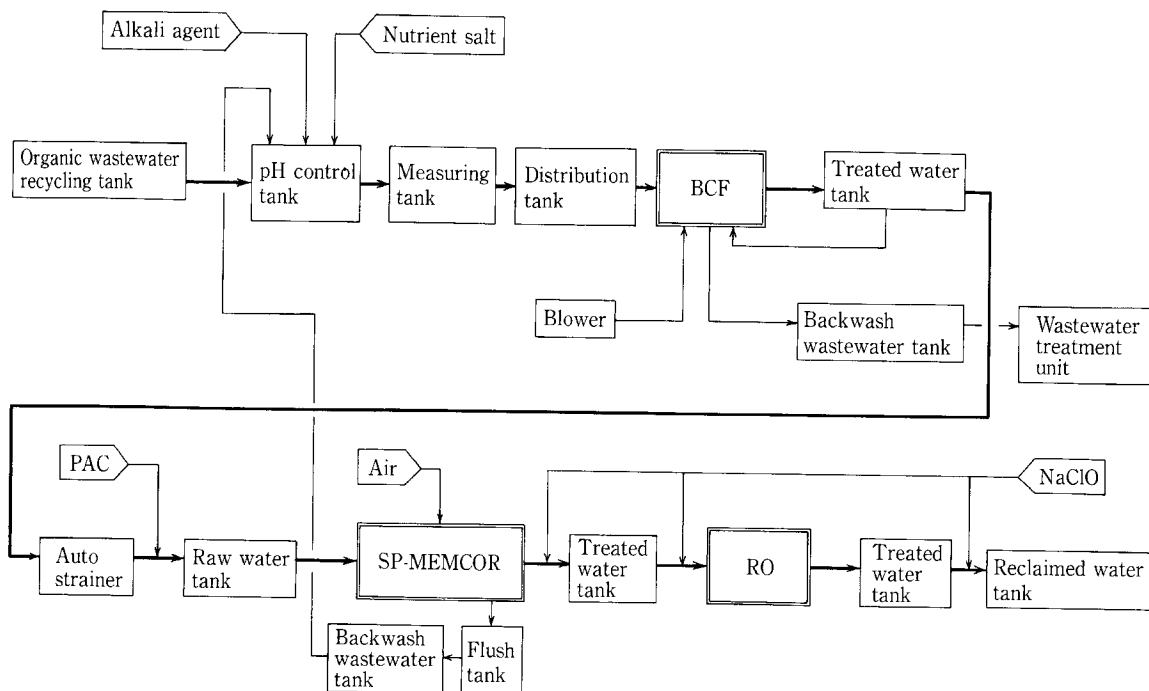
2. 1 有機系排水回収設備

本設備は、生物膜ろ過装置(当社商標: バイオ・コンタクト・フィルター「BCF」)による生物処理設備と、精密ろ過膜装置(略称: SP-MEMCOR)及び RO 装置による膜処理設備によって構成される。第 2 図に有機系排水回収設備のフローを示す。

2. 1. 1 生物処理設備

BCF は、好気性生物膜処理により排水中の有機物質を生物化学的反応によって分解除去し、同時に懸濁物質もろ過機能によって除去するといった 2 つの機能を備えた装置である。BCF は次の特長を有している。

1) 処理水水質が安定している



第2図 有機系排水回収設備のフロー
Fig. 2 Schematic diagram of recycling unit for organic wastewater.

ろ材は生物付着面積が大きいセラミック製の粒子媒体を使用しているため、多量の微生物を付着保持でき、粒子媒体の微粉化によるトラブルがない。その結果、負荷変動に対し高い安定性を示し、他の生物処理と比べ、幅広いBOD容積負荷に対応することができ、常に良好な水質が得られる。

2) 運転維持費が少ない

ろ層中で排水と空気とが向流接触するため酸素溶解効率がが高く、動力費は活性汚泥法の約半分に低減される。また効率的な洗浄方法により洗浄排水が低減される。

3) 設置面積が小さい

BOD容積負荷が高く酸素溶解効率がいため、高負荷運転により槽容量が小さく出来る。またろ過機能があるため沈殿池が不要となり、設備面積が小さくて済む。

4) 維持管理が容易である

活性汚泥法と異なり、返送汚泥がなくバルキング等の発生もないので、複雑な汚泥管理が不要である。

原水はまずpH調整槽へ送水され、アルカリ剤を注入しpH調整される。また同槽には有機物の分解に携わる生物に必要な栄養塩（窒素とリンの混合液）を注入している。pH調整された原水は分配計量槽、分配槽により各BCF槽へ均等に分配され、BCF槽を下向流で通過するうちに生物分解を受ける。

生物分解は槽内のろ材表面に馴養させた生物膜により行われ、原水中の有機物はCO₂、H₂O及びイオン類やその他の生成物に分解されるとともに、一部生物体に転換される。また分解に必要な酸素はろ層下部より曝気され、原水とろ層間で向流に接触する。この結果、ろ材表面の生物膜が成長していくが、処理機能の適性維持のために定期的に自動逆洗を行い、生物膜の厚み調整を行っている。逆洗排水は排水処理設備に送水され、凝集沈殿後、処理水は放流

され、汚泥は脱水されて廃棄物として引取される。

この設備の設計値は、原水水質COD 100 mg/l以下、BOD 600 mg/l以下、TOC 250 mg/l以下、SS 20 mg/l以下、処理水質はCOD 10 mg/l以下、BOD 5 mg/l以下、TOC 10 mg/l以下、SS 1 mg/l以下である。

2. 1. 2 膜処理設備

BCF処理水はオートストレーナーで0.8 mm以上の異物が除去された後、PAC注入により濁質を凝集し、精密ろ過膜装置「SP-MEMCOR」へ送水される。

SP-MEMCORは次の特長を有している。

1) 有機性SS処理に最適

生物処理後の有機性SSに対して優れた除去性能があり、FI値で2～3以下の処理水を安定して得ることが出来るため、RO装置の前処理として適している。

2) 省スペース

0.2 μmのポリプロピレン性中空糸膜を使用し、大型膜モジュール化されている。設置面積は凝集沈殿・砂ろ過方式の1/2～1/3である。

3) 回収率が高い

ろ過方式は濃縮水をブローしない全量ろ過方式であるため、回収率が高い。

4) 長期安定運転

高圧エアによる強制逆洗方式により、中空糸膜を膨張させ、膜表面に堆積した濁質を完全に剥離し、洗浄水とともに除去することが出来る。この結果、長期にわたり高い透水性が維持出来る。

第3図にエア逆洗方法を示す。エア逆洗は10～20分通水毎に自動で行われ、逆洗排水はフラッシュタンクで高圧エアブローの衝撃と騒音を吸収した後、BCFの原水として再回収される。また高圧エアは膜保護のため、0.2 μmの除菌フィルターを通したオイルフリードライエアを使用し

ている。

この様に数々の優れた特長を持つ SP-MEMCOR により、原水中の $0.2 \mu\text{m}$ 以上の濁質及び微生物が除去され、処理水は RO 装置により脱イオンされる。

RO エLEMENT はスパイラル型の低圧合成複合膜であり、 15 kg/cm^2 以下の低圧運転で脱塩率は 99 % 以上である。

RO 処理水は NaClO を注入し滅菌され、空調機等の補給水として回収される。

膜処理設備の設計値は、処理水水質 $\text{TOC } 2 \text{ mg/l}$ 以下、 $\text{TDS } 150 \text{ mg/l}$ 以下である。

2. 2 希薄洗浄排水回収設備

本設備は、高圧 UV 酸化装置と活性炭塔によって構成される。第 4 図に希薄洗浄排水回収設備のフローを示す。

原水はまず高圧 UV 酸化槽へ送られる。槽内には TOC 分解を促進させるために H_2O_2 が添加され、空気にて攪拌されながら紫外線により、TOC 成分は CO_2 と H_2O に分解される。

UV 酸化の原理は、高圧 UV ランプより発生する 365 nm の紫外線のエネルギーによって励起された酸化剤（ヒドロキシラジカル）による有機物の酸化と、紫外線のエネルギーによる有機物の分解との相乗効果により、有機物の分子間結合を切断し有機酸とし、最終的には CO_2 と H_2O に分解することである。

UV 酸化処理水は活性炭塔へ通水され、 H_2O_2 が残存しても、分解除去出来るようにしている。活性炭塔処理水は NaClO を注入し滅菌され、純水原水として回収される。

この設備の設計値は、原水水質 TOC 数 mg/l 以下、処理水水質は $\text{TOC } 0.2 \text{ mg/l}$ 以下である。

2. 3 無機系排水回収設備

本設備は SC（強酸性カチオン樹脂）塔、WA（弱塩基性アニオン樹脂）塔、SA（強塩基性アニオン樹脂）塔を直列に通水するいわゆる三床三塔（3 B 3 T）方式で構成される。また SC、SA 塔はスーパーフロー型を採用しており、次の特長を有している。

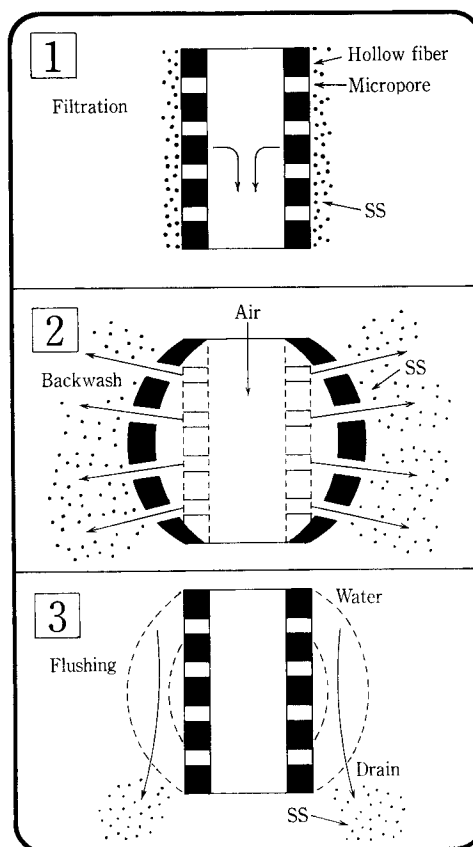
1) 運転維持費の低減

再生薬品は下向流でイオン交換樹脂と接触するいわゆる下向流再生である。そのためイオン交換樹脂の流動がなく効果的な反応が行われ、少ない再生薬品で効率の良

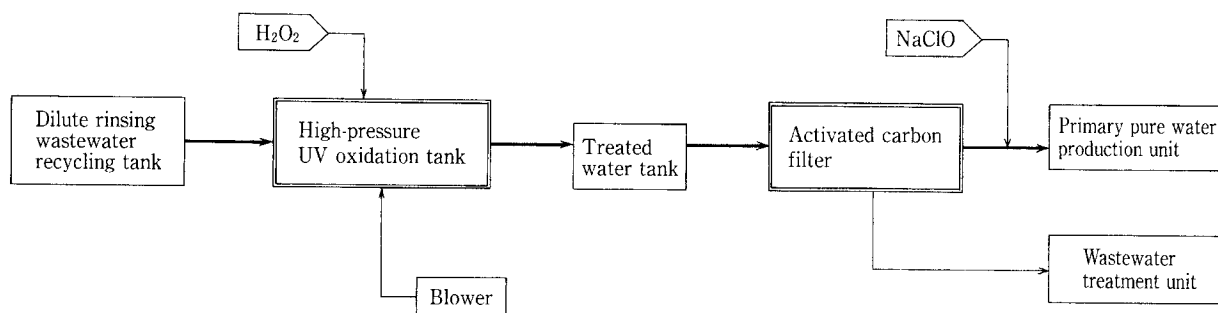
い再生が出来る。また洗浄も下向流で行うため、少ない水量で洗浄が行える。

2) 高純度な処理水

イオン交換樹脂の流動を防ぐため塔内の中間位置に特殊機構を設け、上向流通水を可能としている。それと下向流再生の併用により、原水は処理水出口のフレッシュなイオン交換樹脂と接触する。その結果、イオンリークの少ない高純度な水質が安定して得られる。

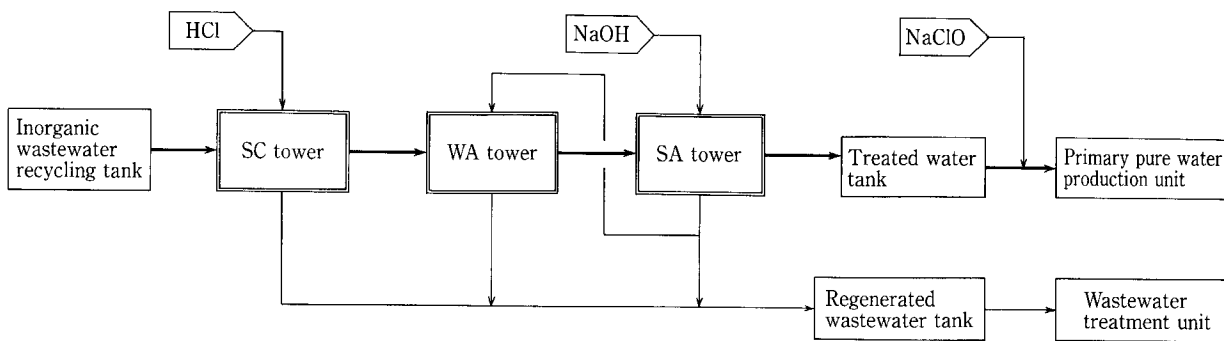


第 3 図 SP-MEMCOR のエア逆洗方法
Fig. 3 Mechanism of air backwash in SP-MEMCOR.



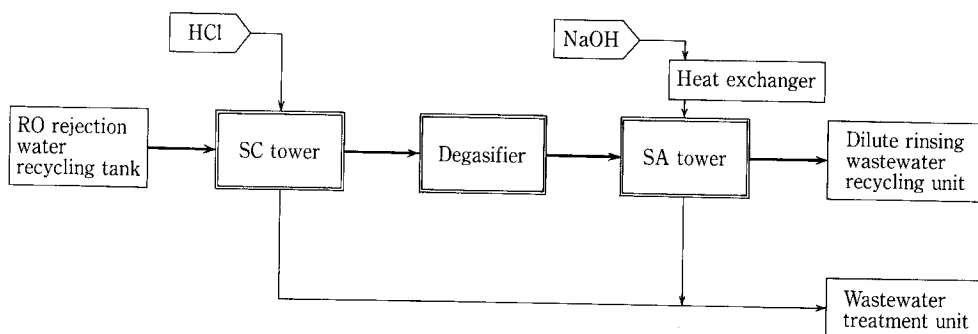
第 4 図 希薄洗浄排水回収設備のフロー

Fig. 4 Schematic diagram of recycling unit for dilute rinsing wastewater.



第5図 無機系排水回収設備のフロー

Fig. 5 Schematic diagram of recycling unit for inorganic wastewater.



第6図 RO濃縮水回収設備のフロー

Fig. 6 Schematic diagram of recycling unit for RO rejection water.

WA塔は、再生効率の良い弱塩基性アニオン交換樹脂を使用し、下向流通水、再生による並流方式の構造を採用している。また再生にはSA塔の一部の再生廃液を使用し、再生剤の低減化を行っている。第5図に無機系排水回収設備のフローを示す。

原水はまずSC塔内で NH_4^+ 等の陽イオンが除去される。次にWA塔内で F^- , SO_4^{2-} , Cl^- 等の銚酸性の陰イオンが除去される。最後にSA塔内でWA塔を少量リークしたアニオンや SiO_2 , HCO_3^- 等のWA塔では除去出来ない弱アニオン性の陰イオンが除去される。3B3T処理水はNaClOを注入し滅菌され、純水原水として回収される。

設備の設計値は原水水質TC 50 mg/las CaCO_3 以下、TA 110 mg/las CaCO_3 以下、処理水水質は電導度20 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下である。

2.4 RO濃縮水回収設備

本設備は、SC塔、脱ガス塔、SA塔を直列に通水するいわゆる二床三塔(2B3T)方式で構成されている。第6図にRO濃縮系排水回収設備のフローを示す。

SC, SA塔は無機系排水回収設備と同様、スーパーフロー型を採用している。また SiO_2 濃度が高いため、加温再生を行っている。

この設備は、TOC成分を除去する機能を持たないため、

SA塔処理水は希薄洗浄排水回収設備へ送水され、高圧UV酸化処理される。

設備の設計値は、原水水質TC 230 mg/las CaCO_3 以下、TA 260 mg/las CaCO_3 以下、処理水水質は電導度20 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下である。

2.5 洗浄排水の分別

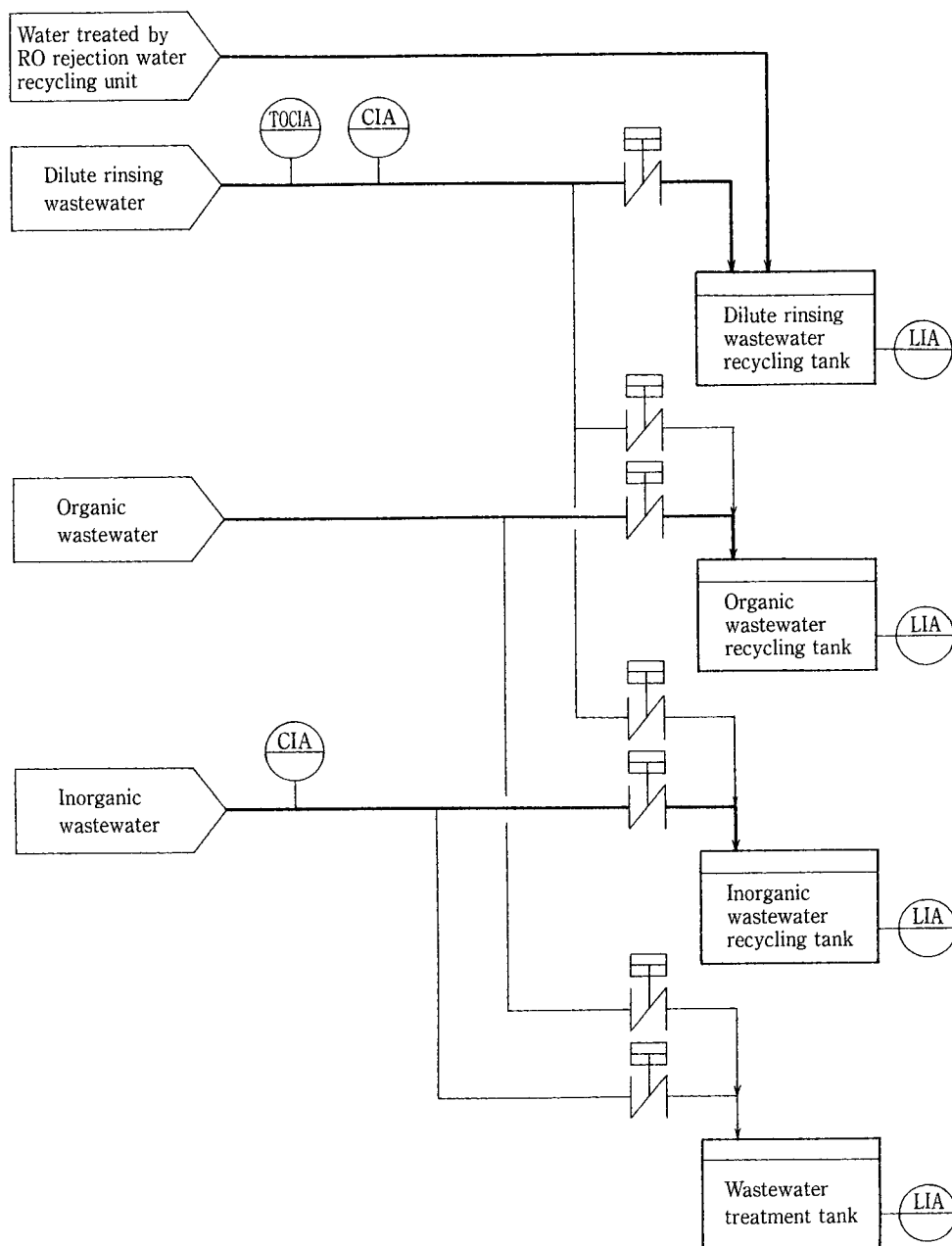
洗浄排水には、有機系排水、希薄洗浄排水、無機系排水があり、これらの排水は、工場内で分別排出される。しかし排水水質は、時間変動及び生産装置の改善等による変動や、トラブル、操作ミス等により、回収設備の設計値を越える可能性がある。そのため、回収設備側では、TOC計、電導度計等により自動弁の切替を行い、設計値を越えた排水が回収原水槽に混入するのを防ぎ、回収設備の保護及び処理水水質の安定化を行っている。第7図に洗浄排水の分別方法のフローを示す。

2.5.1 有機系排水の分別

有機系排水は有機系排水回収原水槽へ全量受入れられる。これは回収設備が生物処理のため、多少の負荷変動に対する許容性があるためである。回収原水槽が高水位時は、振分により排水処理設備へ送水可能である。

2.5.2 希薄洗浄排水の分別

希薄洗浄排水はまずTOC計で分別し、高濃度時は有機



第7図 洗浄排水の分別方法

Fig. 7 Schematic diagram of fraction system for rinsing wastewater.

系排水回収原水槽へ、低濃度時は希薄洗浄排水回収原水槽へ送水される。希薄洗浄排水回収設備で処理された後、電導度が許容値以上の場合は、無機系排水回収原水槽へ送水される。回収原水槽が高水位時は、無機系排水回収原水槽または有機系排水回収原水槽へ送水可能である。

2. 5. 3 無機系排水の分別

無機系排水は電導度計で分別し、高濃度時は排水処理設備へ送水され、処理後、放流される。低濃度時は無機系排水回収原水槽へ送水される。回収原水槽が高水位時は、排水処理設備へ送水可能である。

3. 運 転 結 果

第2表に設備毎の回収率（受入排水量に対する回収水量）を、第3表に設備毎の受入排水水質とその回収水質を示す。

有機系排水回収設備、希薄洗浄排水、無機系排水及びRO濃縮水回収設備の回収率はそれぞれ71%、100%、94%、90%と満足した値であることが確認された。

回収水質は各設備とも設計水質以下の良好な水質であることが確認された。これは純水、超純水製造設備に対する負荷低減にも寄与している。

4. 運 転 管 理 上 の ポ イ ン ト

現状の回収率及び回収水質を維持するためにも、運転管理方法が重要なポイントになってくる。運転管理上のポイ

第 2 表 各回収設備の回収率

Table. 2 Recycling rate

Recycling unit	Recycling rate(%)
Organic wastewater recycling unit	71
Dilute rinsing wastewater recycling unit	100
Inorganic wastewater recycling unit	94
RO rejection water recycling unit	90

第 3 表 受入排水水質と回収水質

Table. 3 Comparison of water quality

Item	Recycling unit									
	Organic wastewater			Dilute rinsing wastewater		Inorganic wastewater		RO rejection water		
	Feed	BCF	RO	Feed	Treated	Feed	Treated	Feed	Treated	
SS(mg/l)	15	26	<5	<1	—	<1	—	<1	—	
pH	9.8	7.0	6.9	—	—	3.0	6.5	7.8	5.8	
TOC(mg/l)	142	1.8	<0.5	0.7	0.05	3.3	0.5	3.9	0.7	
COD(mg/l)	31	8.2	—	—	—	1.4	0.8	—	—	
BOD(mg/l)	140	<5	—	—	—	—	—	—	—	
Conductivity (μS/cm)	—	980	25	2.0	1.9	504	1.6	328	1.1	
TDS(mg/l)	70	694	4.0	<1	—	36	<1	267	<1	

ントを次に記す。

1) バクテリア汚染防止対策

バクテリア汚染による設備への影響は大きい。これは排水中の TOC 成分によって、バクテリアが繁殖し易いためである。バクテリアは膜や塔内へ付着すると通水量の低下等のトラブルを引き起こす原因となる。また配管中に繁殖したバクテリアが剥離し、後置の装置を閉塞さ

せた場合は、配管内及び閉塞した装置を全て洗浄しなければならない。

残留塩素計による殺菌剤注入の監視、生菌数の測定及び装置の差圧の監視とトレンド把握等により、バクテリアの異常繁殖に留意することが大切である。

2) 洗浄排水の管理

回収設備は、洗浄排水が正常に分別されて成立つ設備である。そのため、分別する水質計器が正常でないと回収設備だけではなく、TOC 成分が生産装置へ通水され重大なトラブルを引き起こす可能性もある。

計器の適正時期での校正や、メンテナンスを行い管理することが大切である。また必要箇所へは、計器の二重化による対策も大切である。製造プロセスの変更等により、洗浄排水の水質及び水量は変化する事がある。そのため常時水質、水量を監視しておくことや排水条件の変更に係る情報が、生産サイドからタイムリーに提供されることが重要であり、常に設備設計条件内で管理していくことが大切である。

これらの運転管理の基本を守り、現状の排水回収システムは安定して運転されている。そのため、将来、ユーザーの水使用量増加あるいは無排水化計画に対応して、さらに完全クロード化へシステムアップする場合も比較的容易に移行が可能である。

む す び

最新の電子工業に納入したこの排水回収システムは、設計条件を満足し、大幅な市水使用量の低減効果をもたらした。今後も適切な運転管理を行うとともに、ユーザーの要望に見合った設備の増強、改善を提案していく所存である。また本事例の紹介が各ユーザーへの参考となり、今回の成果を生かした設備の提案ができれば幸いである。

〔参考文献〕

- 1) 池上ほか：超純水の科学，(1990/9)，p.163
- 2) 土居ほか：クリーンテクノロジー，Vol.3，No.1 (1993/1) p.54

ビール工場廃水へのPANBIC-Gの適用

Application of PANBIC-G System to Brewery Wastewater



(環)技術部 計画第3課
池 本 春 樹
Haruki Ikemoto

The PANBIC-G, widely known as the UASB system, has been delivered to a brewery. The commissioning proved its advantages. The regulated values by raw were completely cleared, with the BOD removal rate as high as 93%. The running cost dropped by 47% through its introduction; heat recovery from the generated gas, and also a reduction in landfill cost of dehydrated cake and in power consumption contributed to the saving.

ま え が き

近年、産業界においては省資源、省エネルギー、廃棄物の低減等環境を重視した企業活動の社会的要請が高まってきており、排水処理分野においても同様な観点から環境を重視した処理システムへの転換が望まれている。

有機系排水処理システムには、生物学的処理法として活性汚泥法に代表される好気性処理法と嫌気性処理法があり、好気性処理法は従来より都市下水から多種の産業排水にわたり幅広く適用されてきている。しかし基本的に多大な曝気動力、多量な余剰汚泥の発生を生じ、省エネ、廃棄物の低減という点で課題があった。

そういう中で嫌気性処理法は、好気性処理法に比べ高負荷処理（容積当たり5～10倍の処理能力）が可能であり、また曝気動力が不要な上メタンの有用物質が回収でき、余剰汚泥が少ないという利点から食品業界を中心に実用化されてきている。弊社の嫌気性処理装置においても、固定床設備（弊社商標：PANBIC-Fシステム）は食品工場に17件、化学工場に9件の計26件の納入実績があり、またUASB設備（弊社商標：PANBIC-Gシステム）についても食品工場に2件の納入実績がある。

そこで本稿では、このPANBIC-Gシステム（以下Gシステムと称す）の2号機となるビール工場排水への適用において、処理性能及び省エネ、廃棄物の低減によるランニングコストの削減を確認した実証例を紹介する。

1. PANBIC-G システムの特長

嫌気性処理とは排水中の有機成分を嫌気性汚泥（微生物）により無酸素下で消化ガス（メタン、二酸化炭素）に転換し有機物を除去する排水処理法である。またGシステムは、PANBIC-Fシステムとリアクター内の汚泥保持方法が異なり、Fシステムは充填材に付着させ汚泥を保持するのに対してGシステムは充填材を使用せず嫌気性汚泥自体の凝集・集塊作用によって形成された粒径1～2mm程度のグラニュール汚泥を保持することが大きな特長である。その他Gシステムの構造等の詳細については前報¹⁾で報告したのでここでは説明を省略する。

2. 設備導入の背景

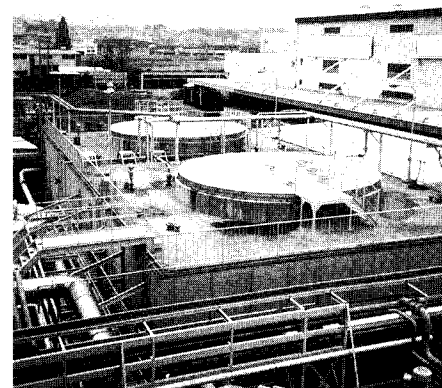
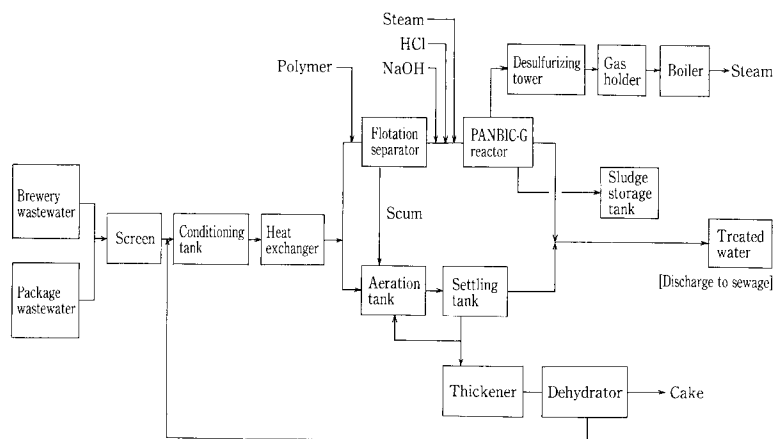
このビール工場の排水処理は、嫌気性処理設備導入前は活性汚泥処理を行っていた。しかし生産量増加に伴う有機物負荷量の増大に対応すること、またランニングコストの削減を図ることを目的として既存活性汚泥曝気槽の一部を改造し嫌気性処理設備を導入した。

本ビール工場への嫌気性処理設備の導入は、既設設備を改造して行うため早期に処理能力を発揮させる必要があった。そこで弊社の嫌気性処理設備は前述の通り2種類あるが、Gシステムはリアクターにグラニュール汚泥を投入することで汚泥の馴養が速く、Fシステムより短期間で立ち上げが可能であることからGシステムを採用した。

3. 設備概要

写真1にGシステムの全景、第1図にGシステム導入後の設備フローシート、第1表に設計条件を示す。本ビール工場の排水処理への流入原水は、ビール製造（仕込）より発生する醸造排水と、瓶及び缶詰より発生するパッケージ排水の2種類の混合液である。原水量の計画値は醸造排水5400 m³/d、パッケージ排水1600 m³/dの計7000 m³/dであり、有機物濃度はBOD 1500 mg/l、SS 650 mg/lである。原水はまずスクリーンで麦カス等の夾雑物が取り除かれた後、調整槽に入りGシステム及び活性汚泥処理設備に分配される。

Gシステムには、前段に前処理設備として浮上分離装置を設けている。これは試運転当初、Gリアクターは原水SS濃度が高いとグラニュール汚泥のリアクター内保持能力が低下することが判明したため、この原水SS濃度を減少させるために設置している。またGリアクターはSS除去性能が低いため下水放流可能なSS濃度まで下げる目的もある。浮上分離装置で分離されたスカム（原水SS成分）は、そのまま脱水処理するとケーキ処分量が多くなるため、曝気槽に投入し好気分解させ減量化を行っている。浮上分離された処理水は苛性ソーダあるいは塩酸を注入してpH調整され、また冬期には原水温度が下がるためスチームを注入して温度調整しGリアクターに流入される。



第1図 設備フローシート
Fig. 1 Schematic diagram of wastewater treatment

写真1 PANBIC-Gシステムの全景
Photo. 1 Outside view of PANBIC-G system

第1表 設計条件
Table 1 Design conditions

		Flow rate (m ³ /d)	BOD (mg/l)	SS (mg/l)			Flow rate (m ³ /d)	BOD (mg/l)	SS (mg/l)
waste water		7 000	1 500	650	Treated water		7 000	<200	<200
Influent	Brewery waste water	5 400	1 700	800	Effluent	PANBIC-G	6 400	200	200
	Package waste water	1 600	300	150~300		Activated sludge	600	20	20

Gリアクターは鉄筋コンクリート製で、設計処理能力9 600 kgBOD/d (12 800 kgCODcr/d)を有している。流入される有機成分はリアクター内のグラニュール汚泥で分解除去され、嫌気処理水は好気処理水と合流し下水道放流される。下水道放流規制値はBOD及びSSともに300 mg/lであるが、放流水設計値としてはBOD 200 mg/l以下、SS 200 mg/l以下としている。

嫌気分解で発生した消化ガスは、有害な硫化水素は脱硫塔で吸着除去され、またメタンガスは一端ガスホルダーに貯留されボイラーの燃料として使用される。ボイラーで発生したスチームは工場の熱源として有効利用される。

活性汚泥処理設備には、原水に加えて浮上分離装置で分解されたスカムが流入し、原水及び浮上スカムの有機成分は好気汚泥により分解除去される。発生汚泥は濃縮槽を経由し脱水機に入り脱水ケーキとして処分される。

4. 運転結果

4.1 処理性能

第2表にGリアクターの処理性能、第2図に運転データを示す。なおこのデータは1995年6月～8月のもので、この3カ月間は原水温度が高くリアクター温度は35.5℃であった。汚泥負荷は0.31 kgBOD/kgVSS・d (最大0.47 kg

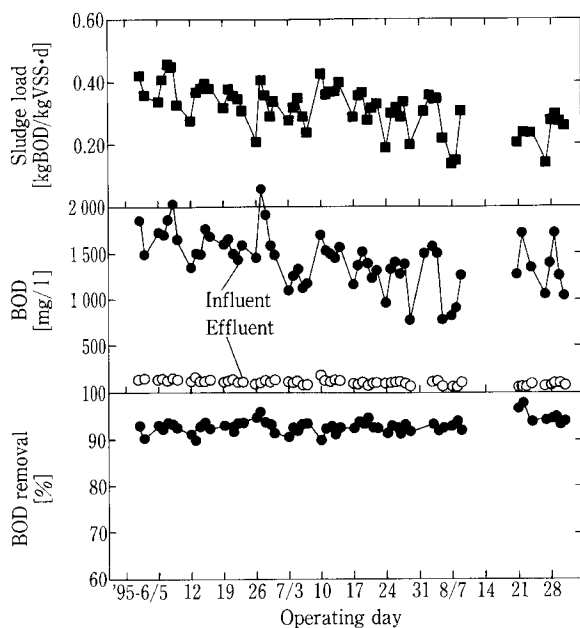
BOD/kgVSS・d)程度で運転され、リアクター流入原水BODは、1 420 mg/l程度、SSは117 mg/l程度であった。なおリアクター流入原水は加圧浮上分離処理水のことである。これに対してリアクター処理水BODは104 mg/l、SSは135 mg/l程度で安定しており、ともに目標値200 mg/l以下の良好な水質が確認された。またBOD除去率も93%と極めて高い値が確認された。

リアクター内におけるグラニュール汚泥の増殖について、(1)式より除去BOD量当たりのグラニュール汚泥増殖量は0.032 kgSS/kg除去BODの値が確認された。除去CODcr量当たりに換算すると0.028 kgSS/kg除去CODcrであった。これは文献³⁾等で報告されている0.005～0.03 kgSS/kg除去CODcrと一致する値であり、分解された有機物は良好にグラニュール汚泥に転換されていると判断される。

除去BOD量当たりのグラニュール汚泥増殖量
(kgSS/kg除去BOD)

$$= \frac{\text{リアクター内増殖グラニュール汚泥量} + \text{流出グラニュール汚泥量}(\text{kg})}{\text{BOD除去量}(\text{kg})}$$

……(1)



第2図 運転データ（'95年6月～8月）
Fig. 2 Operation data for PANBIC-G reactor

第2表 PANBIC-G リアクター処理性能
（'95年6月～8月の平均値）

Table 2 Operating performance of PANBIC-G reactor

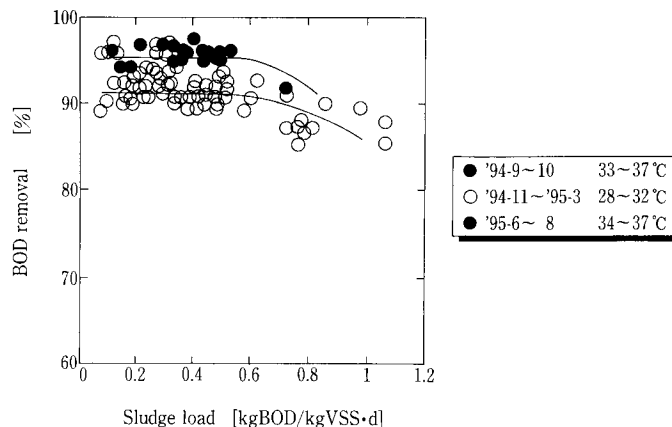
Item		
Reactor temperature.		35.5℃
Reactor pH		7.2
Sludge load (BOD/VSS)		0.31kg/kg·d
BOD	Influent	1420mg/l
	Effluent	104mg/l
SS	Influent	117mg/l
	Effluent	135mg/l
BOD removal		93%

また活性汚泥処理設備については、原水及び浮上分離スカムが流入しBOD容積負荷 $1.0 \sim 1.5 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 程度で運転されており、処理水はBOD、SSともに 20 mg/l 程度の良好な水質を維持している。よって放流水としては下水道放流基準値を十分に満足しているといえる。

4. 2 最適運転条件

汚泥負荷とはリアクター内汚泥量当たりの流入有機物量のことであり、リアクターの負荷設定において重要な管理指標である。通常汚泥負荷は水質悪化を生じさせないように低く設定されるが、その許容値は廃水の種類及びリアクター内温度によって異なるため実際に実運転で確認していく必要がある。

第3図に本ビール工場廃水における汚泥負荷とBOD除



第3図 汚泥負荷とBOD除去率の関係
Fig. 3 Relationship between Sludge load and BOD removal

去率の関係を示す。なおこの関係は、運転期間によってリアクター温度が異なるために1994年9月～10月、1994年11月～1995年3月及び1995年6月～8月の3期間で評価した。汚泥負荷 $0.6 \text{ kgBOD/kgVSS} \cdot \text{d}$ 以下ではBOD除去率 $90 \sim 97\%$ の高い値を維持しているが、 $0.7 \text{ kgBOD/kgVSS} \cdot \text{d}$ 以上になると次第に低下することが確認された。

またBOD除去率はリアクター温度にも影響を受け、原水温度が高い6月～10月はリアクター温度が $28 \sim 32^\circ\text{C}$ となり、11月～3月の $28 \sim 32^\circ\text{C}$ に比べてBOD除去率は高くなることが判明した。これは文献⁴⁾等で報告されているように菌体の最適温度（ $35 \sim 37^\circ\text{C}$ ）に近づくことで分解活性度が高まったためと考えられる。

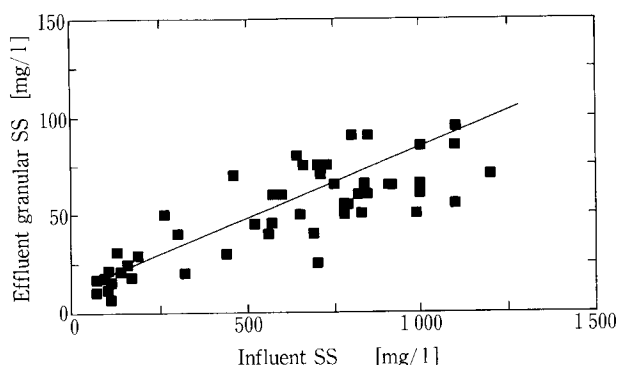
従って本ビール工場排水の場合は汚泥負荷を $0.6 \text{ kgBOD/kgVSS} \cdot \text{d}$ 以下、リアクター温度 28°C 以上で運転管理すれば安定した処理性能が得られることが確認された。

4. 3 原水SSがリアクター汚泥保持に与える影響

一般にUASBリアクターは、原水中のSS濃度が高いとリアクター内汚泥の安定保持が困難といわれており³⁾、そのSS濃度も原水条件、リアクター条件等によって異なっている。本工場のGリアクターにおいても運転当初、原水SSが高いとグラニューール汚泥の流出量が多くなりリアクター内保持能力が低下することが確認された。これは原水SSが多いとグラニューール汚泥表面にSSが付着し、その結果汚泥と発生ガスの脱離不良を起こすためと考えられた。そこで次に本ビール工場排水における許容流入原水SS濃度を評価した。

第4図にリアクター流入原水SSと流出グラニューールSSの関係を示す。流入原水SSと流出グラニューールSSには(2)式の関係が得られた。

$$\begin{aligned} \text{流出グラニューールSS (mg/l)} \\ = 0.07 \times \text{流入原水SS (mg/l)} + 13 \cdots \cdots (2) \end{aligned}$$



第4図 リアクター流入原水SSと流出グラニュールSSの関係
Fig. 4 Relationship between influent SS and effluent granular SS

ここで流出グラニュールSSがリアクター内増殖SSを越えない条件であればリアクター内汚泥量は減少しないと考えると、許容流出グラニュールSSは(3)式より42 mg/lとなる。よって(2)式より許容流入原水SSは414 mg/lであることが確認された。なお本工場の場合は、リアクター処理水を直接下水道放流することを考慮して流入原水SS 100～150 mg/lで運転されている。

増殖グラニュール SS (mg/l)

$$= \text{流入原水BOD } 1420 \text{ mg/l} \times \text{BOD除去率 } 0.93 \\ \times 0.032 \text{ kgSS/kg除去BOD} = 42 \text{ mg/l} \dots\dots(3)$$

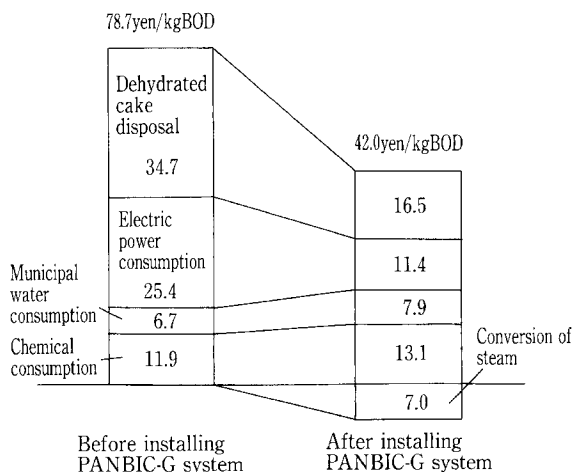
5. ランニングコスト

第5図にシステム導入前と導入後の流入BOD量当たりのランニングコスト(円/kg-BOD)の比較を示す。

Gシステムの導入でランニングコストの減少が確認されたのはケーキ処分費及び電力費である。特にケーキ処分費は嫌気導入による汚泥発生率の低下及び浮上分離スカムの好気処理による減量化により34.7円/kg-BODから16.5円/kg-BODとなり53%の減少が確認された。電力費も主に好気曝気電力の減少により25.4円/kg-BODから11.4円/kg-BODとなり55%の減少が確認された。また燃料費についてはメタンガスのスチーム燃料の発生により回収され7.0円/kg-BODがランニングコストの削減に寄与している。

しかし逆に薬品費は11.9円/kg-BODから13.1円/kg-BODに若干の増加がみられる。これはGリアクター流入水の中和用苛性ソーダの使用が原因である。

結果として設備ランニングコストは導入前78.7円/kg-BODに対し、導入後は42.0円/kg-BODとなり47%の減少を確認した。このように嫌気性処理設備の導入は、電力費及びケーキ処分費の減少、発生ガスによる熱源の回収によってランニングコストの削減が可能となり、よって極めて省エネ、省資源、廃棄物の低減に有効な処理設備であることが証明された。



第5図 ランニングコストの比較
Fig. 5 Comparison of operating cost

む す び

ビール工場排水へPANBIC-Gシステムを適用することにより次の成果が得られた。

1) PANBIC-Gリアクターは、汚泥負荷を0.31 kgBOD/kgVSS・dで運転した結果、処理水BOD 104 mg/l, SS 135 mg/lの安定した処理水質が得られ、下水道放流に対して問題ないことが確認された。またBOD除去率も93%の極めて高い値が得られ、除去BOD量当たりのグラニュール汚泥増殖量は0.032 kgSS/kg除去BODの値を得た。

2) 本ビール工場廃水においてBOD除去率90%以上の処理性能を得る条件は、汚泥負荷0.6 kgBOD/kgVSS・d以下、リアクター温度28℃以上であることが確認された。またリアクターの汚泥保持に影響を与える流水原水SSは414 mg/l以上であることも判明した。

3) ランニングコストはGシステム導入前78.7円/kg-BODに対し、導入後は電力費及びケーキ処分費の減少、発生ガスによる熱源の回収によって42.0円/kg-BODとなり、47%の減少が確認された。

前述よりPANBIC-Gシステムは処理性能に優れ、省エネルギーな処理設備であるといえ、今後も食品産業を中心にさらに普及していくことが予想される。今後の課題として、適用分野の拡大に伴ない、流入原水中の高いSSが汚泥保持に与える影響の解明、リアクターの高効率化等の検討が必要と考えられる。

【参考文献】

- 1) 吉川信, 山崎慎一: 神鋼パンテック技報, Vol. 37 No. 2 (1993) p. 36-41
- 2) 山崎慎一: 省エネルギー, Vol. 47 No. 9 (1995), p. 39-41
- 3) Grontmij Product Manual (1994)
- 4) Zehnder ら: Arch Microbiol (1982) 132 p. 1~9

最新鋭熱間圧延工場向け循環水設備の紹介

A Circulating Water Treatment System for the Latest Hot Strip Mill



(環) 技術部計画第5課
遠 藤 准
Jun Endo

A large-scale water circulating system has been delivered to a hot strip mill, having a monthly output of 450 000 tons. The design of the system was aimed at safety, energy saving, and automatic control for the treatment of heat, SS, and oil. This paper introduces the process and gives an outline of the system.

ま え が き

当社は、川崎製鉄(株)千葉製鉄所向けに1995年5月より本格稼働した、新熱間圧延工場(第3熱間圧延工場)の循環水設備を納入した。当工場は、月産45万トンの生産能力を有し、a)世界に先駆けた連続圧延、b)均質な鋼板組織・ロールの長寿命化・電力消費量の低減を目的とした油潤滑圧延、c)工程監視の集中化、徹底した自動化による労働生産性の向上等の特徴として建設された最新鋭の熱間圧延工場である。

一貫製鉄所の中でも熱間圧延工程は、多量の冷却水を使用する工程であり、各系統の循環水設備もきわめて大形なものとなる。新熱間圧延工場の循環水設備に対しては次の項目に重点を置き計画した。

- 1) 安全性と省エネルギーを考慮した設備設計
- 2) 設備の自動化と中央監視システム化
- 3) 加熱炉冷却水の純水密閉循環化
- 4) ブロー水のカスケード使用による補給水の低減
- 5) 発生油分に対する設備対応

本稿では、今回納入した循環水設備のプロセスと設備の概要について紹介する。

1. 設備の建設工程

新熱間圧延工場は、1991年10月より先発土木工事を開始した。循環水設備は1993年1月に契約し、約1年間の設計・内作品調達の後、1994年2月から現地工事に着手し、7ヶ月後の1994年9月に建設を完了した。圧延設備の順次完成に伴い循環水設備も水運転から実運転に移行し、1995年5月より本格稼働となり、現在まで順調に操業を継続している。

2. 循環水の系統及び配置概要

2.1 循環水の系統

新熱間圧延工場では、スラブが加熱炉で均一加熱され、粗圧延機、仕上圧延機の順に直線的に帯状圧延され、ホットコイルとして巻取られる。

これらの設備の機器冷却や製品冷却のため、各系統に大量

の冷却水が必要となる。

循環水は大別して間接系と直接系の2系統に分類される。間接系の循環水は主として加熱炉や圧延機の間接冷却に用いられ、工場内での水損失、汚れは少ないが水温上昇を伴って戻ってくる。直接系の循環水は圧延材や機械設備の直接冷却に使用され、スケールによる濁質及び油分が増加すると共に水温も上昇して戻ってくる。いずれの系も一過性でなく循環再利用される。第1図に循環水の系統を示し、第2図に循環水設備フローシートを示す。次にそれぞれの循環水の概要を説明する。

2.1.1 加熱炉循環水(間接系: 900 m³/h)

鋼片を約1 300℃に均一加熱する加熱炉の間接冷却系統であり、循環水は炉体内の耐火物保護用のスキッドパイプ内等を経由して高温にて戻ってくる。炉内被冷却物のメンテナンス低減を考慮して循環水には純水を使用した。その純水はプレート式熱交換器を介し工水による熱交系循環水により冷却される。熱交系循環水は冷却塔により冷却し、循環使用している。

停電トラブル時等の非常用給水のため、純水系、熱交系共ディーゼルエンジン駆動によるポンプ設備を設置している。

2.1.2 主機循環水(間接系: 4 400 m³/h)

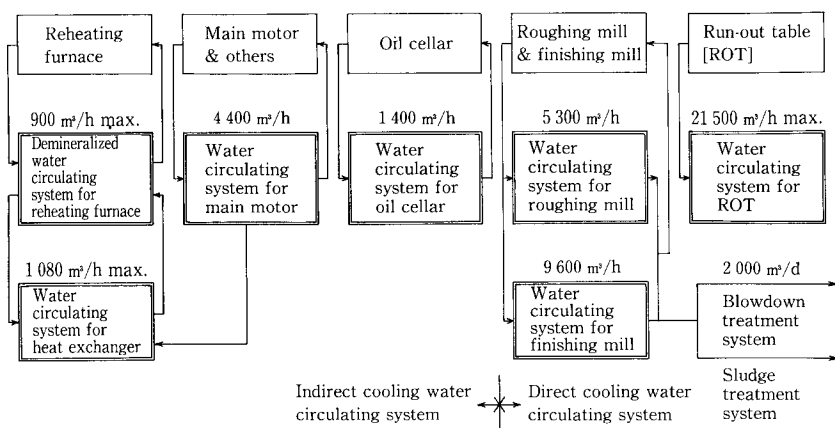
主として、ミル(圧延機)の主電動機及び粗ミルのオイルセラーに使用する間接水の冷却系統であり、冷却塔にて工水を冷却し、循環使用している。冷却後の水温は加熱炉循環水の熱交系と同一であり、給水槽は仕切壁を貫通させた構造とした。

2.1.3 セラー循環水(間接系: 1 400 m³/h)

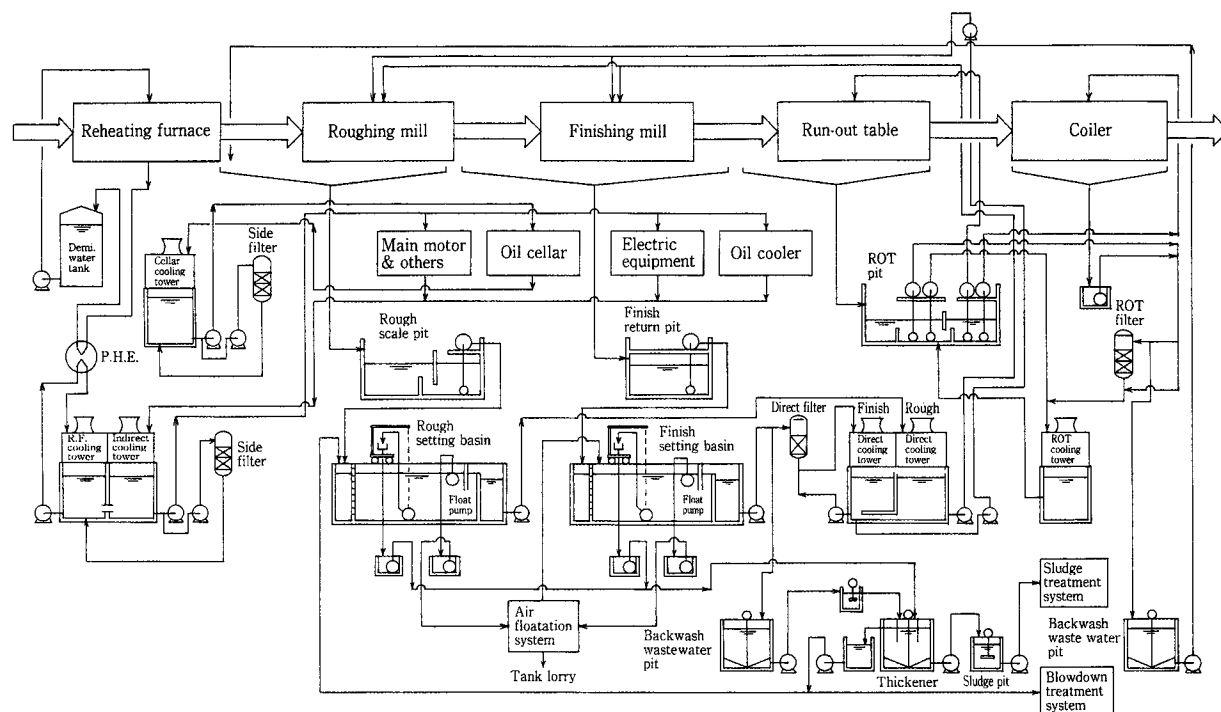
対象は主として、仕上ミル及びコイラーのオイルセラーの間接冷却であり、循環水の処理プロセスは主機循環水と同じである。

2.1.4 粗ミル・仕上ミル循環水(直接系: 14 900 m³/h)

本系統は粗ミル・仕上ミルのロール冷却、圧延材のデスケリング、集塵機等に使用する直接系の循環水である。戻り水はスケールスルース経由で工場外のピットに返水さ



第1図 循環水の系統
Fig. 1 System of circulating water.



第2図 フローシート
Fig. 2 Flow sheet.

れる。粗ミル系は、加熱炉より粗圧延機を含め仕上圧延機の手前までをカバーするスケールスルースにて粗ミルスケールピットに戻る。仕上ミル系は、仕上圧延機の大部分をカバーするスケールスルースにて仕上返送ピットに戻る。粗ミルと仕上ミルとでは戻り水に水質の差があるので、2系統に分け、異なる処理方式とした。

粗ミル系は、スケールピットによる粗スケールの除去を行った後、横流沈殿方式により固液分離を行い、冷却塔にて冷却処理する。

仕上ミル系は、粗ミル系に比べ粗スケールが少ないかわりに微細スケールの比率が高く、油分も多く含まれた戻り水である。仕上返送ピットからは全量横流沈殿池に返送さ

れ中粗スケールを固液分離した後、圧力式高速単層ろ過器にてろ過処理—冷却が行われる。

それぞれの冷却塔により冷却した循環水は、冷水槽にて混合し、給水ポンプにより工場に直接送水される。

各沈殿池に浮上した油分は、フロートポンプにて一箇所に集合集し、加圧浮上処理により油分を浮上濃縮スカムとして回収した。

一方、沈殿したスケールとろ過器の逆洗排水はスラッジシクナーで凝集・沈殿・濃縮し、別途設置した脱水センターに移送し脱水処理される。

各間接系循環水のブロー水は直接系ミル循環水の補給水としてカスケード利用され、熱間圧延工場の最終ブロー水

は、一括してミル系よりブロー水処理設備に移送される。このブローと工水補給にて循環水系内の塩類の濃縮防止を図っている。

2. 1. 5 ROT循環水（直接系：21 500 m³/h）

ROT（Run out table）循環水は、熱間圧延設備の循環水の中で最も多量の水を循環使用する系統であり、仕上圧延機の最終ロールから圧延された鋼板の冷却調質に用いる。また、ROT 循環水の一部はコイラーの設備にも利用される。ROT 戻り水は、スケールスルースにより ROT ピットに返水され、その一部を部分冷却・部分ろ過し、所定の水温・水質とし給水ポンプにより ROT 設備に送水される。

2. 2 設備レイアウト

一般に熱間圧延工場は鋼片（スラブ）を鋼板（ストリップ）にするために直線距離の長い工場となる。当工場は、東西約600 m、南北約300 mのエリアに建設されている。主な循環水設備は、そのエリアの中間に位置し170 m×120 mの範囲に配置されている。

各設備の配置は、次のような事項を考慮し、決定された。

1）経済的な配置

循環水量は最大44 000 m³/hにもなり、その送水のための配管物量は膨大なものとなる。建設コストに大きく影響する配管物量を最小限にするために、各水処理装置間にはメンテナンススペースを確保し可能な限り隣接させた。また大容量の動力を必要とする送水ポンプ類は集約し、電気室を接近させ動力配線距離の低減化を図った。

2）配管上の配慮

循環水設備の連絡配管口径は、2 000 mmを最大に1 000 mm前後のサイズにて十数本となる。これらはいずれも地下埋設配管であり掘削土量・継手類の減少に配慮しなければならない。平面上で交差させる事は極力避ける事が必要であり、配置を決定する上で最大の配慮をした。また配管径は最適経済設計となるよう検討した。

3）直接系スケールピット

圧延ロールの冷却、スケール除去に使用された直接系循環水は、工場内の地下に設けられたスケールスルースを経てスケールピットに自然流下する。その勾配は、2/100～4/100であり、最終端は最も深いスケールピットで地下11 mにもなる。そのため、その位置決定には土木工事費と配管工事費を考慮した最適経済性の検討がなされた。

3. 主要水処理設備

次に、循環水設備の主要な水処理設備の仕様、構造等について説明する。

3. 1 加熱炉純水循環設備

純水冷却の目的は、被冷却面へのスケールリングによる伝熱効率低下防止と腐食防止である。純水についての腐食テストの試験写真を写真1に示す。N₂ パージしながら純水を使用するだけでは防食は完全でなく、適切な防食剤処理により高レベルの防食が可能となる。加熱炉からの高温戻り水は、純水タンクに受け入れる前に熱交換器にて冷却し低温受水した。純水タンクの容量は、初期通水時の水位低下を考慮して、系内保有水量以上とした。

1）設計条件

熱負荷：21 600×10³ Kcal/h

Test No.	1	2
Chemical	N ₂ : purge only	1000ppm
Acid treatment before		
Acid treatment after		
mdd	3.8	0.3

Test water :Demineralized water
Material :SPFC
Size :30mm×50mm×1mm
Temperature :40℃
Term :30days

写真 1 腐食テスト

Photo.1 Test of corrosion.

純水側：720 m³/h 40℃→70℃

2）設備仕様

純水タンク

型式：鋼製円筒型

寸法：5 000 mmφ×8 000 mmH（有効容量120 m³）

熱交換器

型式：プレート式

材質：SUS316

面積：240 m²×2 台

冷却塔

型式：クロスフローフィルム型（2 セル）

材質：鋼製（亜鉛メッキ）／FRP（ファン）

3. 2 サイドフィルター

間接冷却系は、冷却塔の集塵効果により大気中のダストが系内に取り込まれる。補給水中のSSも濃縮されるため循環水中のSS濃度が上昇する。SSの上昇は種々のトラブルの要因となる。

循環水量の数パーセントを部分ろ過すれば系内のSSを5 mg/ℓ以下とすることができる。写真2に圧力式複層サイドフィルターと主機循環水冷却塔（3セル）及び熱交換器循環水冷却塔（2セル）からなる主機循環水設備を示す。

3. 3 沈殿池

戻り水に含まれるスケールの真比重は、およそ4.2であり沈降し易い。粗スケールピット、仕上返送ピットより移送された戻り水は、無薬注で横流沈殿方式によりスケールの除去を行う。沈殿池の表面負荷は、戻り水中に含まれる粒子の推定粒径分布にて決定した。

沈殿池の底部に沈殿したスケールの排出は、走行する台車に水中ポンプを設置した水中ポンプ走行型排泥装置を採用した。水中ポンプの型式は攪乱型水中ポンプであり連続運転している。台車走行の始点（上流点）及び終点（下流点）で水中ポンプは約1 m自動的に横移動し、櫛状に運行させ全面排泥を行う。沈殿物の多い上流部を効率的に排泥したい時は、走行の終点をタイマで検知し任意の回数上流部のみ排泥し、その後全長走行させることも可能である。

当社の水中ポンプ走行型排泥装置の特長を次に述べる。

① ミード式やチェーンフライト式のように機械部品が

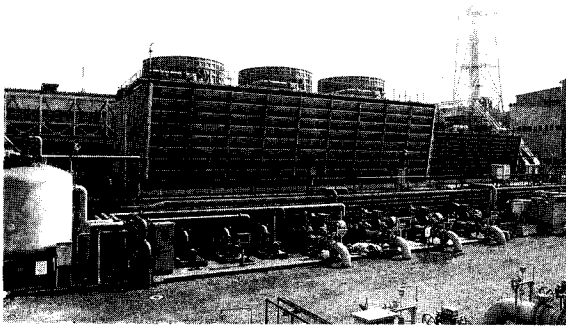


写真 2 主機循環水設備
Photo. 2 Water circulating system for main motor.

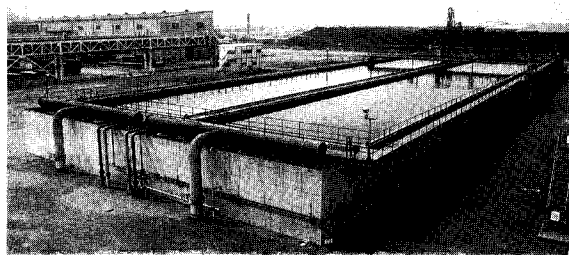


写真 3 粗ミル沈殿池と水中ポンプ走行型排泥装置
Photo. 3 Roughing mill settling basin and traveling sludge collector.

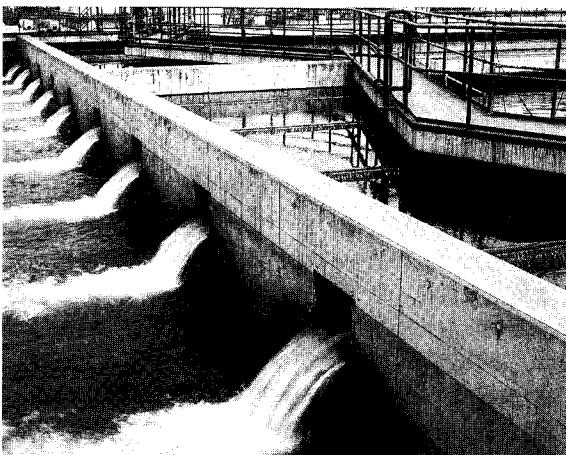


写真 4 粗ミル沈殿池集水トラフ
Photo. 4 Collecting water trough of roughing mill settling basin.

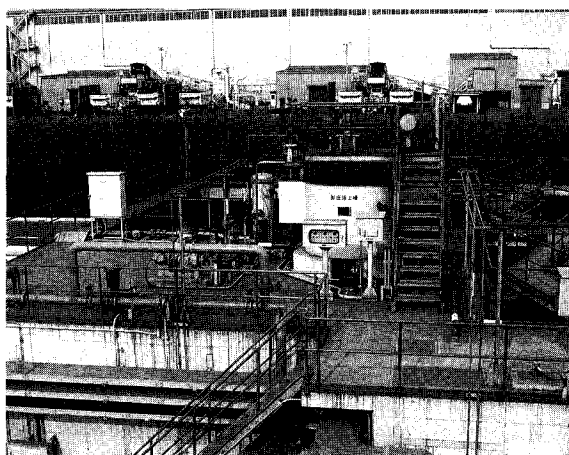


写真 5 油回収設備
Photo. 5 Oil recovery system.

水中になく、故障が少なく安全な排泥装置である。

- ② 設備の保守管理が容易である。
- ③ スケールの推積量に応じて、走行スケジュールが簡単に変更出来る。
- ④ ポンプの吊り下げ高さが任意に調整出来る。
- ⑤ 汲み上げたスケールはオープントラフに排出されるので濃度確認が容易である。

写真 3 に粗ミル沈殿池とその水中ポンプ走行型排泥装置を示し、写真 4 に粗ミル沈殿池後方集水トラフ部を示す。

3. 4 油回収設備

従来沈殿池に浮上する油分の処理方式としては、浮上油をパイプスキマーにて集油し、その後、自然浮上あるいは吸着マットを利用したオイルベルトスキマーが一般的であった。

しかし、実運転においては有効に機能しないケースも多く、回収した油分には水分が多く含まれ、廃却コストの増加原因ともなっていた。当設備には浮上した油分をフロートポンプで吸引し、その後油分を浮上スカム化し、濃縮する目的で加圧浮上装置を設置した。(写真 5 参照)

1) 設備仕様

処 理 量 : 15 m³/h
(粗ミル系 : 6 m³/h, 仕上ミル系 : 9 m³/h)
寸 法 : 1900 mmφ × 1530 mmSH

浮上速度 : 7.5 m/h

滞 留 槽 : 500 mmφ × 900 mmSH (約 0.2 m³)

3. 5 仕上ろ過器

比較的スケール粒子が大きく沈殿容易な粗ミル系は沈殿処理のみとし、スケール粒子径が小さく沈殿処理だけではスケール除去が困難な仕上ミル系のみろ過処理をした。両系統を冷却後に混合することにより直接系給水 SS を 10 mg/ℓ 以下にする合理的な設計とした。

鉄鋼向圧力式高速ろ過器のろ層構成は、一般的に上層に比重が砂よりも小さく粒径の大きいアンスラサイトを、下層に比重がアンスラサイトより大きく粒径の小さい砂を充填した複層式と、砂のみの単層式の 2 種類がある。

本設備では油潤滑圧延による油分の増加を考慮し、ろ層構成は砂の単層式とし、逆洗方式は水と空気の同時洗浄方式とした。下部集水装置は有孔ブロック式とし、空気と水の併用洗浄が可能な当社製の A/W 式レオポルドブロック (FRP 製) を採用した。

1) 設計条件

全処理量 : 9700 m³/h

2) 設備仕様

型 式 : 全自動圧力式単層型
寸 法 : 5500 mmφ × 3500 mmSH
基 数 : 11 基

保守による1基停止と洗浄のラップ時を考慮して基数は11基とした。写真6に全景を示す。

3.6 省エネルギー設備

循環水設備において送水ポンプと冷却塔ファンが電力消費量の大部分をしめる。このため、省エネルギー対策として冷却塔のファン制御に、セル数の多い直接系冷却塔には、送水温度によるON-OFF制御を採用した。一方、過冷却防止及び一定水温を要求する間接系冷却塔にはVVVFによる連続制御を採用した。これらのファン制御による循環水の冷却温度制御により、冷却塔の省エネルギー運転が可能となった。

工場送水ポンプにおいても、鋼種による給水量の変動時に、VVVFによる吐出圧力一定制御を行い電力消費量の低減を図った。

3.7 監視・運転

循環水設備の故障表示はもとより、必要な計測値は全て操業側の管制室に集約される。従来は圧延ラインの運転と循環水設備の運転は分離して行われるのが一般的であった。しかし、本設備では、循環水送水ポンプの運転操作も圧延ライン操業の運転員にて実施される。そのため、送水ポンプ以降の循環水設備は全て自動制御となり、冷却塔、ろ過器の運転、予備機の切替えも管制室からの指令とした。これで循環水設備の運転が圧延ライン操業側に移管され、工程監視の集中化と労働生産性の向上が可能となった。

むすび

大規模な熱間圧延工場の新設は、おそらく日本では今世紀最後の建設と思われる。連続圧延技術を世界に先駆けて導入すると共に、工程監視の集中化、自動化を推進するこ

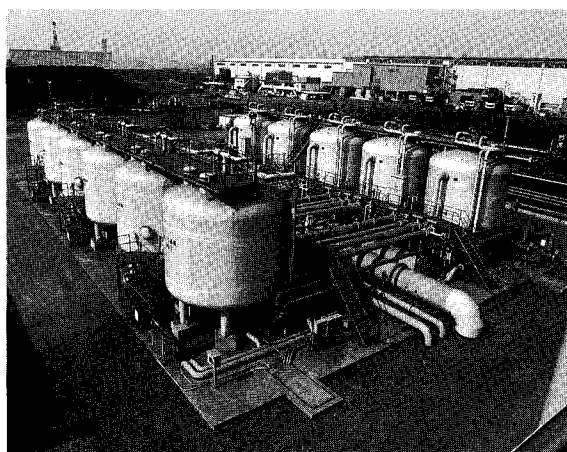


写真 6 仕上ろ過器(単層式)

Photo. 6 Direct filter for water circulation for finishing mill.

とにより大幅な労働生産性向上を果たした最新鋭熱間圧延工場に、当社の水処理技術の粋を集めた循環水設備を納入でき、安定した運転が続けられていることは大きな喜びである。本稿では設備の概要について説明したが、詳しい技術要件や運転状況については次の機会に紹介したい。

最後に、計画段階から実負荷運転までの長期にわたり、多大な御指導をいただいた、川崎製鉄(株)千葉製鉄所エネルギー技術室平井課長殿ならびに西工場新設備建設班殿にこの紙面を借りて深く御礼申し上げます。

タイ電力庁向け冷却塔の納入例紹介

Cooling Towers Supplied to Electricity Generating Authority of Thailand



(気) 生産部工務課
山 田 茂 夫
Shigeo Yamada

The thermal power station of Mae Moh in Thailand, situated about 600km north of Bangkok and about 100km southeast of Chiang Mai, boasts the largest-scale facilities in the world for generating a thermal power of 2,625,000 kW by using the coal mined from openpits in Mae Moh in the suburbs of Lampang as well as a higher operation rate than any other power plant owned by the Electricity Generating Authority of Thailand (EGAT).

Shinko Pantec has delivered cooling towers and circulating water pumps to the EGAT, starting with No. 4 cooling towers delivered in 1980 up to No. 13 cooling towers completed in 1995. Further, we have successfully completed erections, commissioning (test run) and performance inspection of each of these cooling towers by dispatching our supervisors. As a result, our expertise, quality/delivery control, field erection work, etc. are highly regarded by the EGAT.

This paper reports the details of these achievements.

ま え が き

タイ国マエモ火力発電所はバンコクの北方約600 km, チェンマイの南東約100 kmに位置し, ランパン近郊マエモ地区の露天掘り石炭を燃料として262.5万 kW の出力を誇る石炭火力としては世界最大級の規模を有する発電所であり, EGAT (タイ電力庁) 所有の発電所では最も高い稼働率を誇っている。

当社は1980年納入の UNIT 4 冷却塔を皮切りに1995年完成の UNIT 13 冷却塔まで本体はもとより循環水ポンプ, 配管, 電気計装品を納入し, 加えてエレクション (建設), コミッショニング (試運転), パフォーマンス (性能確認) のそれぞれに S/V を派遣して対応した。その結果,

EGAT から当社の技術力, 品質・納期管理, 現地工事能力等について高い評価を得ることが出来た。納入年と規模は次の通りである。

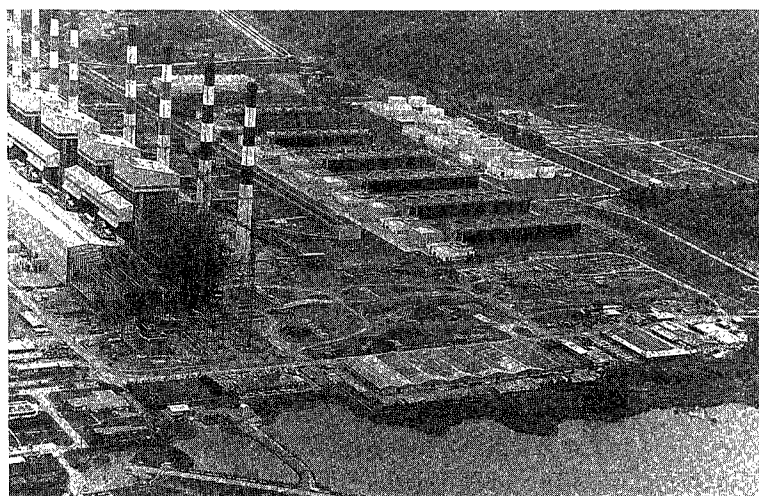
1980年～1985年 15 840 m³/H 冷却塔 (15万 kW) × 4 基

1987年～1992年 32 760 m³/H 冷却塔 (30万 kW) × 4 基

1993年～1995年 33 120 m³/H 冷却塔 (30万 kW) × 2 基

また, これらの冷却塔の総冷却水量は26万 m³/Hを超えており, 同一サイトにおける機械通風式冷却塔設備としては世界最大級の規模である。

UNIT 12 冷却塔着工時のマエモ発電所の全景を写真 1 に示す。冷却塔のフロシートを第 1 図に, 冷却塔全体図を第 2 図に, 冷却塔の仕様一覧表を第 1 表に示す。



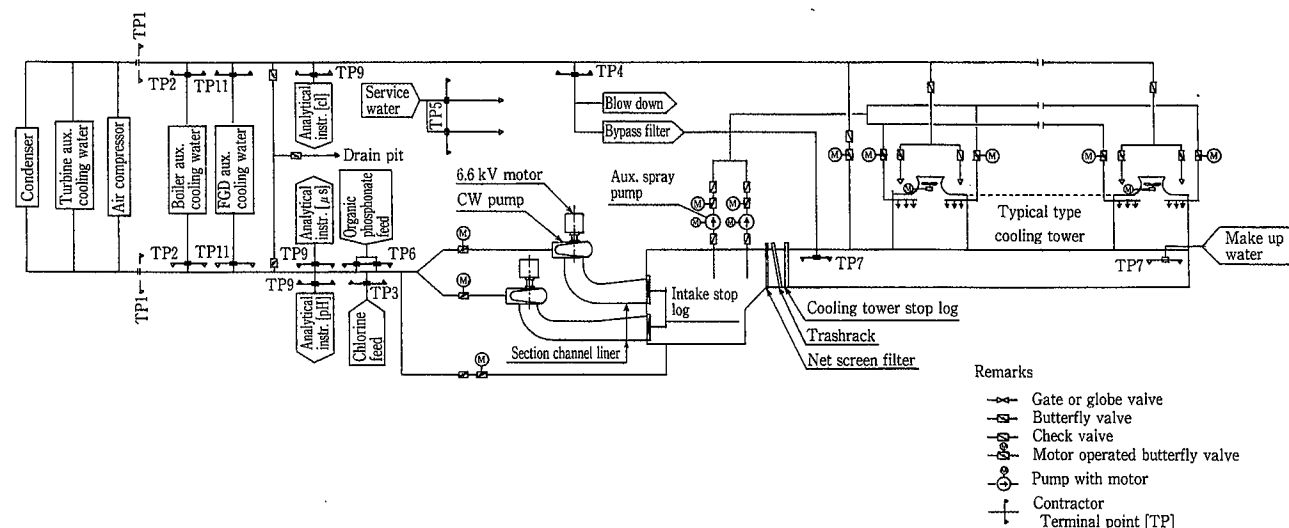
写 真 1 マエモ発電所全景及び冷却塔 (1993年 6月)

Photo. 1 View of Mae Moh Power Plant with Cooling
Towers on June, 1993.

第 1 表 冷却塔の仕様一覧表

Table 1 Cooling Tower Summary

Item	Unit 4	Unit 5	Unit 6	Unit 7	Unit 8	Unit 9	Unit 10	Unit 11	Unit 12	Unit 13
Plant Power (MW)	150	150	150	150	300	300	300	300	300	300
Type of Tower	Mechanical-Draft Cross-Flow, Splash Fill									
Water Flow (m ³ /h)	15 840	15 840	15 840	15 840	32 760	32 760	32 760	32 760	33 120	33 120
Hot Water Temp. (°C)	39.4	39.4	39.4	39.4	39.0	39.0	39.0	39.0	39.0	39.0
Cold Water Temp. (°C)	28.5	28.5	28.5	28.5	28.0	28.0	28.0	28.0	28.0	28.0
Wet-Bulb Temp. (°C)	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5	23.5
No. of Cell	5	5	5	5	9	9	9	9	9	9
Material Structure	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood
Fill	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood
Casing/Louver	ACB	ACB	ACB	ACB	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP
Eliminator	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	Wood	PVC	PVC	PVC	PVC
Fan Dia. (mm)	8 535	8 535	8 535	8 535	9 760	9 760	9 760	9 760	9 760	9 760
No. of Blades	8	8	8	8	6	6	6	6	8	8
Material	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP	FRP
Motor (kW)	150	150	150	150	155	155	155	155	160	160
CW Pump Capacity (m ³ /h)	7 920	7 920	7 920	7 920	16 380	16 380	16 380	16 380	16 560	16 560
Head (m)	27	27	27	27	26	26	26	26	26	26
No. of Units	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
CW Pipe Dia. (mm)	1 600	1 600	1 600	1 600	2 300	2 300	2 300	2 300	2 300	2 300
Time Sch. Erection Works	Oct.'80~	Dec.'81~	Oct.'83~	Jan.'84~	Jun.'87~	Jan.'89~	Mar.'90~	Jun.'90~	Feb.'93~	May.'93~
Commissioning	Dec.'83	Jun.'84	Dec.'84	Jun.'85	Mar.'89	Dec.'89	Mar.'91	Jun.'91	Nov.'94	May.'95
Performance Test	Oct.'84	—	—	—	—	Jul.'90	—	Jan.'92	—	Sep.'95

15 840 m³/h CT (150MW) × 4 Units32 760 m³/h CT (300MW) × 4 Units33 120 m³/h CT (300 MW) × 2 Units

第 1 図 冷却水系統図

Fig. 1 Cooling Water System Flow Diagram.

1. 調 達

当社は初めて参入した1980年の当プロジェクトからローカルファブリケーションを積極的に推進した。

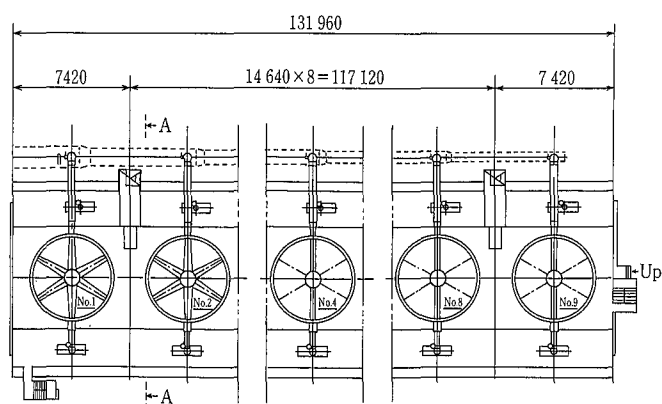
電動機や減速機のような完成品は従来通り海外調達の方法をとったが、製作物についてはそれらを遠隔地から海上輸送により調達するのではなく陸送によりサイト隣接地から搬入させること、軽薄長大な部材はサイトで製作するこ

とが検討された。

調達関係図を第 3 図に示す。

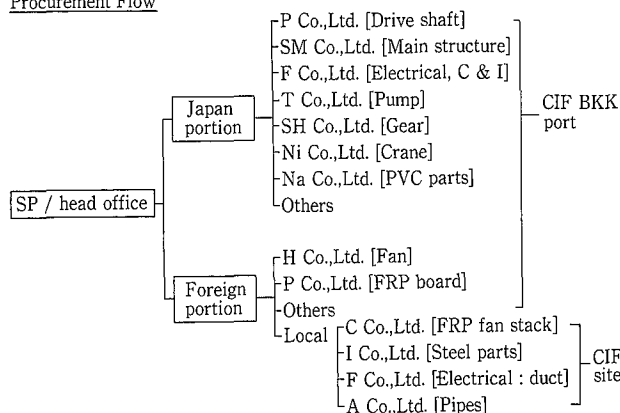
これらは競争力のある価格設定を可能にするばかりでなく、円・ドル等外国通貨と現地通貨との配分が盛り込まれた契約条件を満足させることが出来る、と同時に為替変動に対しても有利にはたらくことになる。

そこで我々は、建設コストをミニマムにするためにそれ



第2図 冷却塔全体図，断面図
Fig. 2 Cooling Tower General Arrangement.

Procurement Flow

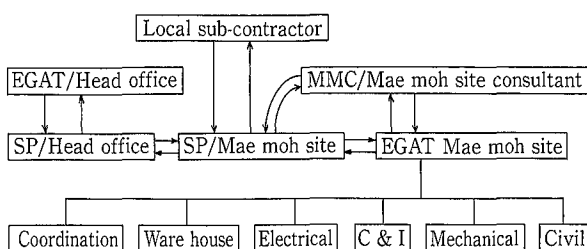


第3図 調達関係図
Fig. 3 Procurement Flow

それぞれの製作区分・範囲をどうするべきか，輸送手段と製作部材の大きさ及び荷姿との関連等について順次解決しながらより良い海外調達システムをつくりあげて行ったが具体的なには次のような問題点があった。

(イ) ローカルの実務作業の発注先である殆どの会社がオーナー経営であるため作業員の*ジョブホッピングが激しく要員の確保がままならないこと。

Working organization



第4図 マエモサイト組織図
Fig. 4 Working organization at Mae Moh Site

MAE MOH CONSULTANTS Site Office

Replies to: Mae Moh Consultant
Phone (054) 221

A Joint Venture consisting of:

Minutes of Meeting
44th Regular Site Coord.
Meeting held on 30 MAR

Your ref:

Participants:

EGAT-Site:
Mr. H. Naria
Mr. I. Watchara
Mr. S. Semsak
Mr. B. Surachart
Mr. P. Wanchai
Mr. Ng. Phanlop
Mr. J. Udom
Mr. P. Koonchom
Mr. R. Mee

C-Site:
Mr. R. Brown
Mr. Ch. Maeder
Mr. W. Pfeiffer

*Absence from Site
M.K.P.:
Mr. K. Higashi
Mr. W. Worapote

CEMAR:
Mr. D. O'Sullivan
Mr. V. Scer

MOH Power Project Unit
File No.: 11125
File No.: 00
Handled by: R. Brown/Ch. Maeder/W. Pfeiffer

Memorandum No. 12SO-120
APR 94

6. MH 1206 : COOLING

	Completed	Compare to ETS
Total	73.18 %	+12.32 %
Civil	96.67 %	+10.57 %
Mechanical	81.82 %	+25.40 %
Electrical	10.10 %	-11.83 %
C & I	0.00 %	-2.90 %

DESCRIPTION	REPORT		REPORT		REPORT		REPORT		REPORT	
	PLANS	DETAILS	PLANS	DETAILS	PLANS	DETAILS	PLANS	DETAILS	PLANS	DETAILS
ANALOG COOLING WATER SYSTEM	0.00	2.00	-2.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1. LUBRICANT, PIPING, LUB	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2. CONDUITS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3. CABLES & WIRING	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4. CONTROL BOARD	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5. CRACK PROTECTION	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ANALOG COOLING WATER SYSTEM	0.00	2.00	-2.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MAE MOH POWER	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1. 3.3 kV Electric Motors FOR ELECTRICITY	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2. 3.3 kV Motors & Solenoid Valves	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3. Auxiliary Motor Speed Switches, MCC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4. Power & Control Cables	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5. Cable Trays & Cables	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
6. Grounding & Lightning Protection System	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
- Cooling Water Pumps (2M)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

第5図 打ち合せ議事録
Fig. 5 Minutes of meeting

...転職を繰り返すことにより自分に対する評価価値を上げていくこと。後述の3.3項を参照。

(ロ) 生産効率を上げるため生産設備の改造や治具・ゲージの使用について指導する必要があること。

(ハ) きめ細かいQA・QCの実施について指導する必要があること。

(ニ) 現地調達が可能な材料に合わせた設計を行ったが，入手難のため設計変更への対応が必要になること。

これらに対し，テクニカルツールとしてのテクニカルマ

ニュアルの整備を行い、それらを積極的に活用することに努めた。このことがこのプロジェクトにおける国際的競合他社より優位な技術評価を得ることにつながったと考える。

一方、工事期間が1.5～2年間にわたるため書類（ドキュメント）・設計図面の作成、部材の製作等をサイトのスケジュールに合わせて進め契約納期の遵守を最優先するよう配慮した。

FOBで発注された部材については本社工務課での管理のもと順次指定港に陸揚げされたが、ローカル発注部材の管理はCIFサイト契約のもと先行製作に努め、サイトから直接全体工程に合わせて発注先に出向き出来高管理及び製品検査を行った。これらについては次項以降で詳しく述べる。

2. マエモサイト

本プロジェクトはタイ電力庁（EGAT）からの直接発注であったが、コンサルタントとしてスイスのMMC社がテクニカル部分の管理を担当しており、2週間毎に各国・各社のS/Vが出席してサイトミーティングが開催された。第4図に業務組織図、第5図にサイトミーティングの議事録の部分を示す。

EGATとは毎週個別ミーティングを行い、種々の問題点の解決を行う等合理的な運用がなされていた。

当社は冷却塔と大型送水設備一式についての設計、調達、製作、据付指導（S/V）から性能確認までを受注範囲とするいわゆるタンキー方式での受注であった。

従って、サイトの全ての業務はEGATの社員及び協力会社の従業員とともに行われ、コモワーカーはサイト雇用、エンジニアは各社ともバンコクにある本社からの派遣という形態がとられていた。

当然ながら業務組織はライン化されているので各セクションのキーマンをいち早く認識し、相互理解による緊密なコ

ミュニケーションを維持することが最重要課題であった。

一方、着任に際しては長期間の海外工事に携わるS/Vとして、まず第1に公私両面での業務・生活計画の立案が大切である。住居の確保、銀行口座の開設、通勤・通信手段の確保、就労許可の取得、納税手続き等はS/V業務に専念するために欠かせない事項である。

3. 建設工事

3.1 工事体制及び本社とのコミュニケーション

現地工事において着工から工事完了までなんら問題なく業務が進行することは極めて希である。

現地で発生する問題の多くはサイト内でS/Vを中心に解決されて行くが、本社に指示を仰いだり、援助を要請しなければいけないことも多々発生する。

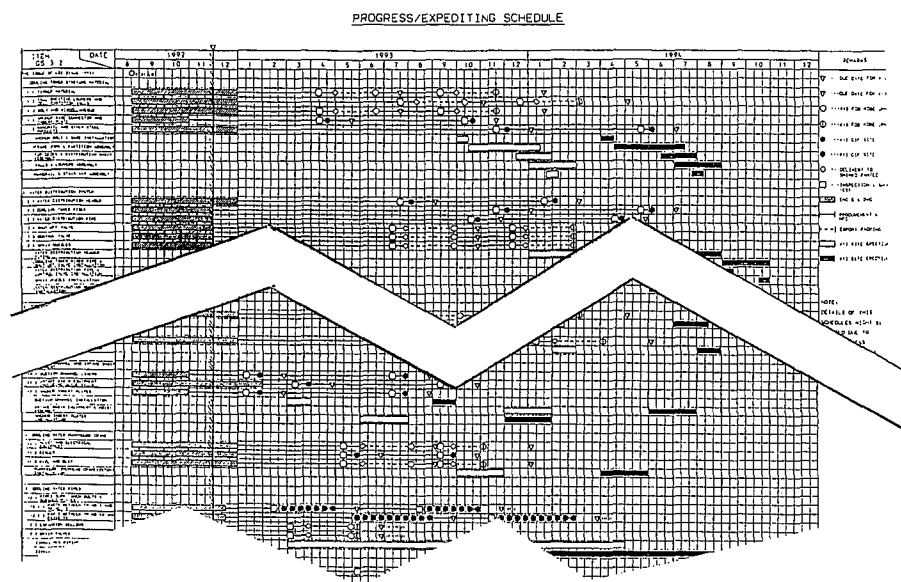
それらを解決していくためには本社内にプロジェクト業務の一貫した流れを掌握して、組織に適切な処置がうてるレシーバー兼コーディネーターの存在が必要である。彼らにはそのプロジェクトに最も適した柔軟な思考による判断力が期待されるが、あくまで基準となるものはマスタースケジュール（第6図）とサイトプログレスレポート（第7図、第8図）との照合による現場の現状把握である。

また同時に、長期の海外生活での環境の変化に早く順応して業務に支障を生じさせないようにS/Vに対して適切なアドバイスが出来る能力も求められる。

3.2 建設工事

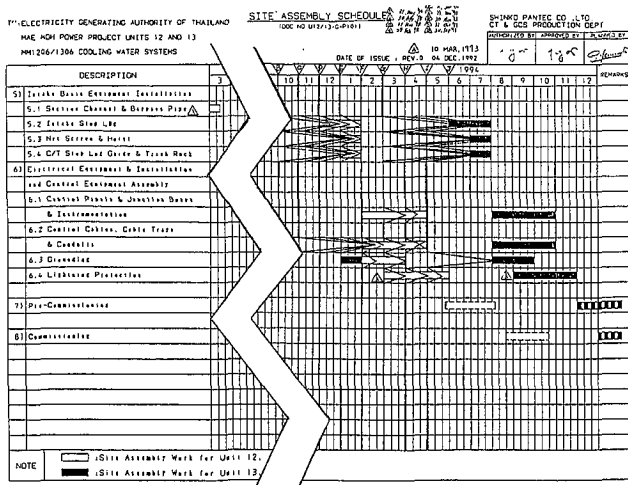
建設工事は約130名のワーカーと5名のエンジニア、10名のインスペクターによって進められた。

現地は亜熱帯性気候のため11月から5月は乾期、6月から10月は雨期と1年の気候がはっきりと分かれている。雨期には足元が悪くならないよう粘土層への対策を施すことにより、資材の運搬車両及び組立・据付用重機の運行に支障をきたさないようにすることがキーポイントとなる。



第6図 全体工程表

Fig. 6 Progress/Expediting Schedule



第7図 現地工事月次出来高報告書
Fig. 7 Monthly Report for Site Assembly Schedule

屋内工事については建屋の建設後メンテナンス用クレーンの設置を先行させ、ポンプ設備、配管設備工事に移った。屋外工事はメイン配管（2300mmφ×1700m/ユニット）工事を乾期に集中的に行い、冷却塔の組立用として吊上能力2ton×ブーム長50mのタワークレーンを設置した。

特殊工具、計測器については当社から供給したが、道具は日本国内に比べ不十分なため鋼板・丸鋼・角鋼を加工して間に合わせる必要があった。

3.3 ワーカーへの職歴証明書

海外でのS/V業務の中で、時としてワーカーから職歴証明書（C/V；ガリキュラムバイテ）の発行又はサインを求められることがある。

契約ベース、プロジェクトベースでジョブホッピングを行い自らの評価価値を高めていくこのシステムは彼等にとってまさに生活の手段であるため、気持ちよく応ずる必要がある。

むすび

今日、日本の製造業においては国際化が一段と激しさを増しているが、当社の冷却塔部門は創業以来海外展開を積極的に進め、国際的交流を深めるとともに技術レベルの向上と人材の育成に努めてきた。

現地工事はプロジェクト業務の中で最下流に位置するものであるため、それぞれの業務の集約と結果がそこに現れ

No.2-3.
 Up date : Apr. 17, 1994

Equip'	Description	Unit No. 12		Unit No. 13		Remarks for unit No. 12
		Progress %	Total%	Progress %	Total%	
C/T	Anchor bolt, base	100		100		
	FraMe & partition	100		45		
	Top deck & dist basin	100		—		
	Wall & louver	100		—		
	Handrail & stairway	100		—		
	Water dist header pipe	100		100		
	C/T riser & valve	100		50		
	Spray nozzle	100		—		
	Water dist box	100		—		
	Filling	100		—		
	Eliminator	100		—		
	Mecha equip	100		—		
	Davit	100		—		
	Add affairs & others	100	100		35	
	Spray	Spray system	100	100	—	
Intake equip	Suction channel	100		100		
	Basin equip & hoist	100		100		
	Anchor insert plate	100	100	90	90	
Pump house	MCW pump & access	100		10		
	MCW pump header	100		10		
	Discharge valve	100		10		
	By pass valve	100		—		
	20 ton over head crane	100	100	100	20	
MCW pipe	2300 MCW piping	100		—		
	12VC30-41	100	100	—		
	12VC50-64	100		95		
	13VC30-43	—		100	96	
Electrical & C & I	@ 6.6 kV MCW pump motor	100		—		Waiting for ZL ditto On going
	@ Fan motor & motoriz- ED valve	100		—		
	@ Spray system bord	—		—		
	@ Fan motor, C & I, spray wiring	50		—		
	@ C/T fan motor wiring	50		—		
	@ Grounding assembly	100		50		
	@ Lightning assembly	90		—		
	@ MCW pump system ass'	95	90	—	10	

第8図 工事出来高報告表
Fig. 8 Progress Report of Erection

るといっても過言ではない。滞りなく工事を完成させ、コミッショニングとパフォーマンステストを無事終えることはS/Vの責務である。それ故にその達成感は何ものにもかえ難い喜びであり、誇りでもある。

この技報ではソフト面での技術的成果の発表が中心となるが、客先との契約事項を遵守することを基本におき、いかに立案された計画通り現地業務を遂行するか、如何にして円滑なコミュニケーションを図るかなども現地工事のハードに付随する技術の一端と考え本稿を執筆した。

ワンユニットあたり15ヶ月の工期で、10ユニットについて約15年間にわたる大プロジェクトであったマエモ発電所の冷却塔工事について紹介させていただきましたが、何らかのご参考にしていただければ幸いです。

低コストで高性能

低粘土液攪拌

新軸流翼「ウィングスター」を販売

New axial flow impeller "WINGSTIR"

神鋼パンテック（本社＝神戸市，川口正社長）は低粘土液攪拌での低コスト化と高性能化を実現した新しい軸流翼「ウィングスター」＝写真＝を開発，販売活動を開始した。

① 小さい動力と小さいトルクで多くの排出流量が得られる。

② 均一混合に必要な動力とトルクが小さい。

③ 攪拌機の省エネ，小型化が可能——。

といった特徴を持っているが，同社ではウィングスターを反応機に組み込んで販売するとともに，攪拌機単体の拡販を推進，20億円前後の商品に育成したい考えだ。

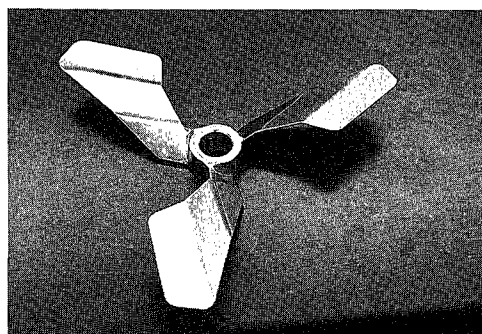
これまで低粘土液の攪拌にはプロペラ翼や傾斜パドル翼が主に用いられてきた。しかし，プロペラ翼は流量の効率において優れているものの，サイズごとに成型用金型を必要とし，一体型の構造で攪拌槽に入れる開口部を必要とするために大型翼では高価になりすぎる欠点があった。

また，傾斜パドル翼は安価で分割式に制作できるものの，流量がプロペラ翼の60%しかなく，同じ攪拌をするための動力とトルクがプロペラ翼の2倍以上になるという問題がある。

同社が新たに開発したウィングスターは平面と直線で構成する形を採用したことでプロペラ翼の欠点を除去，プロペラ翼より25%多い吐出流量を達成した。固体粒子を均一に浮遊化する実験結果では必要な動力がプロペラ翼の45%，傾斜パドル翼の16%ですみ，トルクもプロペラ翼の60%，傾斜パドルの30%にまで低減できる。

同じ混合速度を達成するのに必要な動力とトルクにおいても同様の低減が可能——といった実験結果も出ている。このような特性を生かし，低粘土液攪拌での省エネと攪拌機の小型化に貢献できる，と同社ではしている。

（'95. 11. 20 産業新聞）



新軸流翼「ウィングスター」

New axial flow impeller "WINGSTIR"

真空蒸発濃縮装置

伊社から輸入販売

省エネ型廃水処理部門を強化

The Vacuum Evaporator with Heat Pump was introduced from LED ITALIA srl (Italy), and started marketing activities in wastewater treatment fields.

神鋼パンテック（川口正社長）は，イタリアのLED ITALIA srl（レッド イタリア社）と輸入販売契約を結び，真空蒸発濃縮装置の輸入・販売を今月から開始する。

同技術は，真空蒸発技術とヒートポンプ技術の特長を生かすことにより生まれた，非常にシンプルでコンパクトな省エネタイプの蒸発装置。

小型は蒸発缶が外套加熱方式で，内部に攪拌機を持ち，蒸発能力は150～500 l/日。大型は蒸発缶の外部に加熱器があり，ポンプで内容液を循環しながら加熱・蒸発させる方式で，蒸発能力700～8000 l/日。

装置は，蒸発缶（外套，または外部加熱器付），循環ポンプ，真空ポンプ（水エゼクター），冷媒ユニットおよび制御盤から構成されている。

同蒸発装置の特長は，①ヒートポンプを利用した省エネタイプ②すべての機器が共通台板に載っていてコンパクト③電源接続のみで運転でき，スチームや冷却水は不要④真空のため蒸発温度が低く，分解ガスの発生や腐食を抑制する——など。

同蒸発装置の主な用途は廃水処理分野で，廃水を真空蒸発し，それを数分の1に減量，外部委託処理費を削減し，廃水中の有価物を回収・再利用，また，蒸発した水を生産工程で再利用する。同装置を廃水の発生現場に設置して，廃水中の各成分を可能な限りリサイクルし，環境に優しく，経済的な廃水処理を可能にするもの。主な適用分野は次の通りで。

① 化学，医薬品，化粧品，電子・精密機械，機械加工，印刷，写真分野＝プロセス廃液の減量，洗浄廃水のリサイクル，有価物の回収。

② 電気メッキ分野＝メッキ液のリサイクル，洗浄廃水のリサイクル。

③ 廃棄物処理分野＝最終処分場浸出水の減量，スクラバーブロー水のリサイクル。

同社は，環境装置部門で従来から廃水処理設備の設計・建設を行っているが，同蒸発装置をこれまでのプロセスに組み込むことにより，廃水処理分野の強化を図っていくとともに，同装置の単体販売にも注力する。真空蒸発濃縮装置は海外では写真，印刷，電気メッキ分野の工場での実績が多いが，国内では化学，医薬品，電子・精密機械，印刷分野の工場すべてに拡販を図る。初年度の売上目標額は1億円。

（'95. 9. 6 産業新聞）