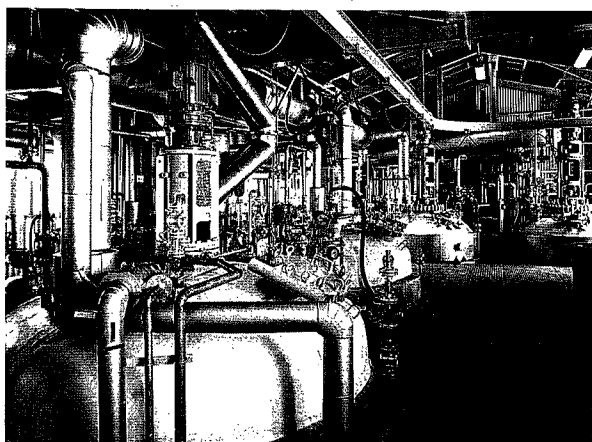


目次
CONTENTS

◦ スクラップ予熱排ガス処理システム	1
Scrap Preheater Exhaust Control System	
◦ 固定床での向流方式イオン交換	8
Counter-Current Ion Exchange in Fixed Bed System	
◦ 団地下水汚泥のコンポスト化装置	14
Sludge Composting of Community Sewage Treatment Plant	
◦ 高真空蒸留におけるWFE薄膜蒸留装置	21
WFE for High Vacuum Distillation	
◦ コボール・ミルの粉碎特性	26
Investigation of the Grinding Behaviour of CoBall-Mill	
◦ 冷却塔のドリフト測定	33
Drift Measurement of Cooling Tower	
◦ 社内ニュース	41
TOPICS	



<表紙写真説明>

本装置は、GL (ガラスライニング) およびステンレス製で多目的な反応槽 (計6基10~15m³) を主体にした、ファインケミカルズの製造プラントである。蒸留、溶解、反応および晶析等多岐にわたる操作を1槽で処理している。

近年はファインケミカル指向が強く、このような多目的反応の要求に対処するため、材質もGLからステンレスおよび他の耐食材料を使用した多目的製造プラントの受注が多い。

The picture shows a fine chemicals manufacturing plant consisting of 6 units of 10~15m³ glass-lined and stainless steel multipurpose reactors achieving various operations such as distillation, resolution, reaction, crystallization, etc. by means of a single vessel.

Recently, Shinko-Pfau dler received a large number of orders for such multipurpose plants for fine chemicals composed of equipment made of glass-lining, stainless steel and other corrosion resistant materials.

スクラップ予熱排ガス処理システム

Scrap Preheater Exhaust Control System

(環)技術部 計画第1課
松山和成
Kazushige Hinokiyama

Scrap preheating is highly contributive to energy saving. However, the exhaust gas of electric furnace which is utilized for scrap preheating brings the air pollution of white smoke and foul odor. Absorption or scrubbing can be used as an odor abatement device, when odorous molecules and gases are soluble or emulsifiable in a liquid or react chemically in solution. This paper describes our newly developed anti-pollution system for scrap preheating.

電気炉製鋼においてその排ガスを利用してスクラップを予熱することにより、大きな省エネルギーが図れるが、反面白煙と悪臭による二次汚染をまねく。この二次公害防止システムの開発を紹介する。

まえがき

最近、鉄鋼業における省エネルギーの進歩は目覚ましいものがある。スクラップを原料とする電気炉製鋼においても、電気炉から発生する高温の排ガスを利用したスクラップ予熱装置の設置機運がおり、漸次稼動しつつある。スクラップ予熱効果は数多くの因子に影響され、その効果を正確に予測することは難しいが、実機への適用結果の分析により予熱効果を知ることができ40~70 kWh/tonの電力原単位および付随事項で50~70 kWh/ton、合計で90~140 kWh/tonの節減が図れている。しかしながらスクラップを予熱時、表面に付着している塗料、油、ゴムおよびプラスチック類が加熱され発生する白煙と悪臭による二次公害が問題となり、これを防止し予熱装置の能力を最大限に発揮させて省エネルギー化を進めることが望まれている。われわれはこの問題解決に取り組み、まず小型テストプラントによる実験で、電気炉からの排熱を100%予熱装置へ流して、最大限に省エネルギー効果を発揮できる二次公害防止システムを開発したので説明するとともに、本システムの実用装置への適用例を紹介する。

1. 電気炉製鋼プロセスとスクラップ予熱

1.1 スクラップ予熱を採用した電気炉製鋼プロセス

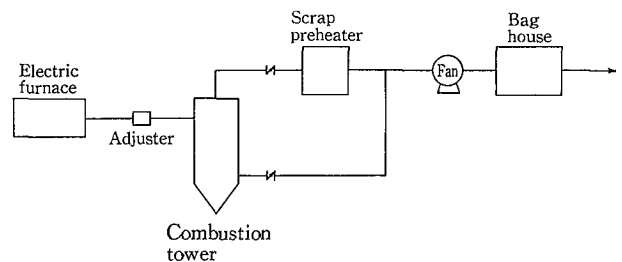
スクラップ予熱を採用した電気炉製鋼システムを第1図に示す。

電気炉へのスクラップの投入は1バッチに3回行われ、ここで加熱溶解される。高温排ガスは間隙調整リングを介して導入された外気により、燃焼塔内で含有可燃物であるCOガスなどが完全に燃焼されるとともに、粗大な塵埃が除去される。排ガスはおよそ最高850°Cで予熱バケットに入り、バケット内のスクラップを約600°Cまで予熱する。スクラップを予熱することにより降温したダスト、白煙および悪臭を伴う200°C程度の予熱済み排ガスはバグハウスで除塵されるが、白煙と

悪臭はそのまま大気中に放出され、スクラップ予熱作業上重要な問題を発生させることになる。一方、予熱されたスクラップは電気炉内へ1装入、2装入および3装入、順次装入されて溶解する。電気炉排ガスの温度パターンを第2図に示す。スクラップ装入後の初期溶解における低い炉内温度、スクラップを追装する際の外気混入による温度低下、再追装後の高い溶解温度に依って排ガス温度が400~1200°Cの範囲で大きく変動することがわかる。

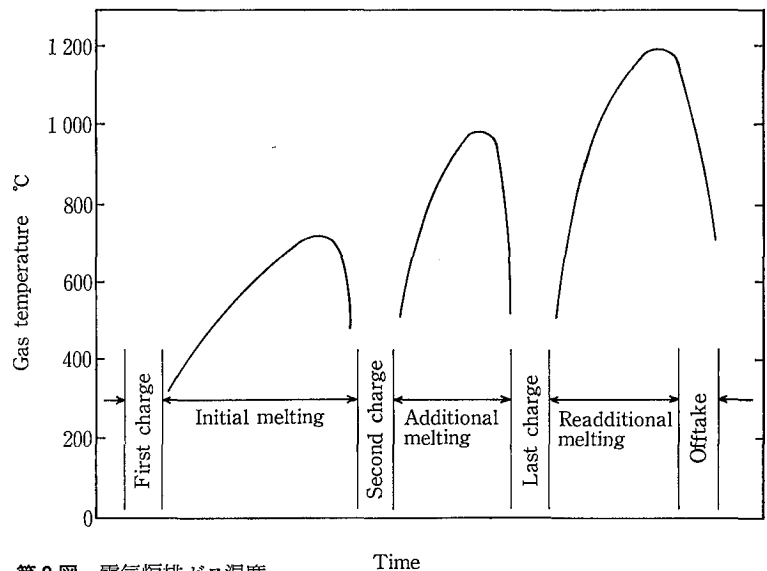
1.2 スクラップ予熱装置

予熱炉方式、バスケット予熱方式および専用バスケット方式など各種の予熱方式が開発されており、その比較次に示す。



第1図 スクラップ予熱を採用した電気炉製鋼システム

Fig. 1 Scrap preheating in the electric furnace steel making system



第2図 電気炉排ガス温度

Fig. 2 Exhaust gas temperature of electric furnace

方式	特長	長所	短所
予熱炉方式	断熱キャスタを内張りした専用予熱炉を設け、スクラップは炉内で予熱された後台車走行し、底蓋が開き、既存の装入バスケットに移し替えられる。この時、粉塵はいったん、予熱スクラップよりふるい出され、これを追従旋回フードが吸引し、電気炉装入時の発塵を軽減する。	<ul style="list-style-type: none"> 高温処理が可能 クレーン荷重の変化なし 電気炉への投入時の煤煙少 風圧抵抗小 	<ul style="list-style-type: none"> ピット等基礎費多し スクラップのハンドリングが増す 設置スペースやや大
バスケット予熱方式	ベッセル固定のバスケット直接予熱方式で、既設バスケットをそのまま流用し、別置のベッセルへ移行し、フードを載置し予熱する。予熱後バスケットをそのまま吊上げ電気炉へ装入する。	<ul style="list-style-type: none"> 予熱装置でのリーク風量少 スクラップのハンドリング増が小さい バスケットの改造少 費用比較的少 	<ul style="list-style-type: none"> 電気炉への投入時煤煙が増加 クレーン荷重に注意 風圧抵抗大 クラムセルの歪に注意
専用バスケット方式	断熱キャスタを内張りした予熱炉兼用バスケットを設け、フードおよび連結ダクトを載置しスクラップを予熱する。既設台車上で予熱もでき、ベッセルも不要で最もコンパクトな装置となる。予熱後はそのまま電気炉へ装入できる。	<ul style="list-style-type: none"> 設置スペース少 スクラップのハンドリング不変 費用少 風圧抵抗少 	<ul style="list-style-type: none"> 電気炉への投入時煤煙が増加 クレーン荷重に注意 クラムセルの歪に注意

いずれを採用するかは、設置場所の条件などによるが、予熱装置はバグハウスの前部に設置される。風圧損失は方式および容量などにより差があるが、通常100~250 mmAqとなり、既設集塵用送風機に余裕のない場合は、送風機の更新またはブースターファンを新設する必要がある、炉からの吸引を妨げないよう適切な静圧をもった送風機の選定が必要である。

また、予熱方式にはバスケットの配列により1段式、2段式および3段式があり、それらの比較を次に示す。

方式	フロー	長所	短所
1段式		<ul style="list-style-type: none"> 建設費が安価 据付面積が少ない。 風圧損失が少ない。 	<ul style="list-style-type: none"> 予熱温度をあまり上げられないので予熱効果が少ない。 排ガス温度が高く比較的2次公害が大きい。

2段式		<ul style="list-style-type: none"> 予熱温度を上げることができ、予熱効果が大きい。 排ガス温度が低く比較的2次公害が少ない。 	<ul style="list-style-type: none"> 建設費が比較的高価 設置面積が比較的大きい。 風圧損失が比較的大きい。
3段式		<ul style="list-style-type: none"> 予熱温度を上げることができ、予熱効果が大きい。 排ガス温度が低く比較的2次公害が少ない。 	<ul style="list-style-type: none"> 建設費が高価 設置面積が大 風圧損失が大

なお、予熱に供するスクラップの種類は以下に示すものである。

もっとも、ドライ粉は予熱すると燃焼してスラグ状になるので予熱せず冷鉄のまま電気炉へ装入されるほうが普通である。

種類	内容
シュレッター	比較的薄物のキザミで、油分、塗料などの付着量が多い。
プレス	自動車や空缶などをプレスしたもので、比較的油分、塗料およびプラスチックが多い。
ドライ粉	旋盤など機械加工時の削り屑で、薄く、かつ油分が多い。
モーターブロック	自動車や船などのエンジン類で、油分が多い。
ヘビー	比較的厚板の鉄屑
銑鉄	鋳物屑

1.3 スクラップ予熱効果

予熱バケットが1段の場合には、プロアの耐熱温度の関係からバケット出口排ガス温度で400°Cが限界であり、電力原単位低減効果は少ない。これを2段式にすることにより、1段目の予熱バケットを700°C程度まで上げることができ、大きな電力原単位の低減効果が可能となり、また電極の消耗、酸素消費量、助燃バーナー用燃料およびカーボン消費量などが同時に低減でき、かつ、1日当りのチャージ数が10~20%程度増加するメリットもできることとなる。以上をまとめると次のようになる。

	1段式予熱システム	2段式予熱システム
電力原単位の低減 kWh/ton	40	70
電極、酸素、助燃用燃料およびカーボン消費量低減による電力換算 kWh/ton	30	50
チャージ数増加による電力換算 kWh/ton	20	20
合計 kWh/ton	90	140

第 1 表 排ガス中の有機成分測定例

Table 1 Organic contents of the scrap preheater exhaust gas

(ppm)

Sampling point	No.	Propane	Acetone	Ethyl acetate	Benzene	MIBK	Toluene	n-Butyl alcohol	m-, p-Xylene	Isoamyl alcohol	Monochlorobenzene
Preheater outlet	1	>50	<0.5	10~50	>50	10~50	10~50	<0.5	10~50	10~50	<0.5
	2	>50	<0.5	10~50	>50	10~50	10~50	<0.5	5.0~10.0	2.0~4.9	<0.5
	3	>50	10~50	10~50	>50	5.0~10.0	10~50	<0.5	5.0~10.0	5.0~10.0	2.0~4.9
Stack	1	5.0~10.0	2.0~4.9	0.5~2.0	2.0~4.9	2.0~4.9	2.0~4.9	2.0~4.9	5.0~10.0	5.0~10.0	5.0~10.0
	2	2.0~4.9	2.0~4.9	<0.5	0.5~2.0	0.5~2.0	2.0~4.9	0.5~2.0	0.5~2.0	0.5~2.0	0.5~2.0
	3	>50	0.5~2.0	<0.5	5.0~10.0	0.5~2.0	2.0~4.9	<0.5	2.0~4.9	0.5~2.0	<0.5

第 2 表 排ガス中の成分測定例

Table 2 Contents of the scrap preheater exhaust gas

Measurement Item		1	2	3
Gas temperature °C*		225~305	147~190	293~303
Contents of the scrap preheater exhaust gas (ppm)	Styrene	50	40	50
	Acetaldehyde	75	10	50
	Acrolein	30	10	50
	Carbon tetrachloride	—	—	—
	Chlorine	5	2	0
	Hydrogen chloride	0	2	2
	Vinyl chloride	1	0	2
	Sulfur dioxide	10	—	—
	Nitrogen dioxide	15	—	—
	Formaldehyde	0.5	—	—

*Sampling point : preheater outlet

1.4 スクラップ予熱排ガスの性状

スクラップ予熱排ガスはバグハウスで除塵されて排出され、その温度は種々変化するが、最高で150°C程度となる。このガス中には多種多様なガス、悪臭成分およびオイルミストなどが含まれており、そのまま排出すれば重大な大気汚染を招く。排ガス成分には塩化水素、塩素などの酸性ガス、アンモニアなどの塩基性ガス、スチレン、アセトアルデヒドなどの中性ガス、ベンゼン、トルエンなどの有機成分およびオイルミストなどが検出されている。その測定例を第1表および第2表に示す。表からスチレン、アセトアルデヒドおよび塩素などの刺激臭を伴う悪臭成分がかなり高濃度で検出されている。またアセトン、ベンゼンなどの有機成分濃度も高い。以上のように成分分析のほか臭気を全体でとらえようとする、三点比較式臭気濃度法による測定例では第3表のようになる。なお白煙の原因をなすオイルミストの測定例を第4表に示す。

2. スクラップ予熱排ガス処理

2.1 スクラップ予熱排ガス処理プロセス

排ガス処理設備の標準フローを第3図に示す。予熱排ガスは温調塔により冷却され、ハイドロウオッシュャとエレク

第 3 表 三点比較式臭袋法による臭気濃度測定例

Table 3 Sensory evaluation of the preheater exhaust odor intensity with 3 sample bags comparison method

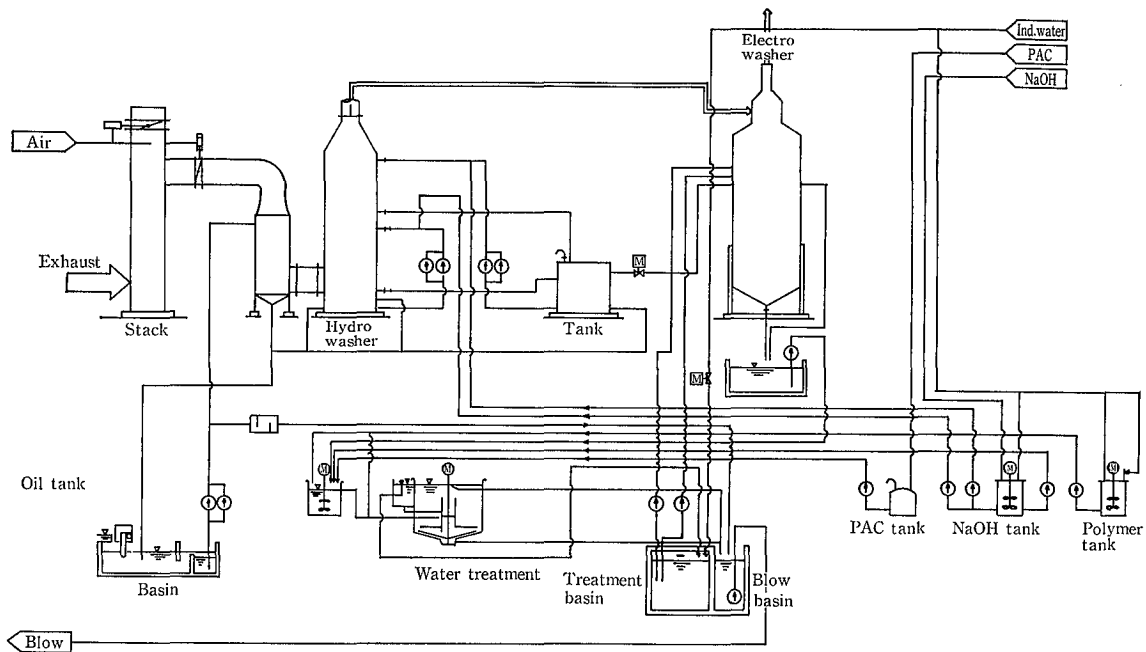
No.	Odor intensity (Dilution factor)	
	Bag house inlet	Bag house outlet
1	17 400	9 770
2	55 000	30 900
3	5 500	4 170
4	17 400	13 200
5	—	93 000
6	—	950 000
7	—	398 000
8	—	71 000
9	5 500	3 090
10	7 240	4 170
11	13 200	7 240
12	22 900	17 400
13	9 770	7 240

トロウオッシュャにより臭気、オイルミストなどが除去される。

ハイドロウオッシュャへはNaOHタンクよりNaOHが供給されここで効率よく気液接触する。エレクトロウオッシュャの循環水は加圧浮上分離により油分等の固形物を処理する。処理水は再利用し固形物はブロー水槽へ落とし込む。ハイドロウオッシュャへの補給水はエレクトロウオッシュャの循環水の一部となっている。温調塔の循環水はオイルスキマーにより浮上油が回収されたオイルタンクに貯留する。温調塔への補給水はハイドロウオッシュャの循環水の一部である。温調塔の循環水の少量を系外へブローする。予熱排ガスは腐食性が強いので設備材料の選択に十分な検討が必要である。

2.2 臭気成分の吸収

スクラップ予熱排ガス中の臭気成分数は、上述のとおり極めて多く、それらと水またはNaOHとの反応は第5表のとおりである。表から全部で30種の成分のうち、水溶性



第3図 スクラップ予熱排ガス処理標準フロー

Fig. 3 Standard flow of the scrap preheater exhaust gas control

第4表 オイルミスト測定例

Table 4 Oil mist control of the scrap preheater exhaust gas

No.	Oil mist bag house inlet g/Nm ³	Oil mist bag house outlet g/Nm ³
1	—	0.0148
2	—	0.0126
3	—	0.0500
4	0.324	0.0500
5	0.401	0.0310
6	0.257	0.0190
7	0.173	0.0210
8	0.370	0.0370
9	0.328	0.0400
10	0.279	0.0360
11	0.506	0.0760
12	0.285	0.0260
13	—	0.0214
14	—	0.0167

のもの22例, NaOHと反応するもの9例となっている。また、水に不溶のものが8例あり、このため水およびNaOH水溶液で除去できない物質もあるので、状況に応じてさらに対策が必要なことはいうまでもない。

3. スクラップ予熱排ガス処理システムの適用例

3.1 合同製鐵株式会社大阪製造所納入設備

3.1.1 設備概要

本設備は70T電気炉予熱排ガス処理設備で、その外観を写真1に示す。

3.1.2 計画基準

処理ガス量	1 500 Nm ³ /min
入口ガス温度	150°C以下 (H ₂ O 0.03kg/kg・gas)
洗浄水ブロー量	2m ³ /h
入口オイルミスト濃度	0.09 g/Nm ³
出口	〃 0.02 〃
脱臭効率	85%以上

3.1.3 運転性能

本設備は1985年3月より運転され順調に稼動中であるがその性能はつぎの通りである。

1) オイルミスト除去効果

オイルミストは白煙の原因物質であるが、その除去性能を第6表に示す。出口におけるオイルミスト濃度が0.02g/Nm³以下になると白煙が目視できないと言われているが、本設備では十分クリアーしていることがわかる。

2) 脱臭性能

排ガス処理設備入口臭気濃度の、三点比較式臭袋法による測定結果を第7表に示す。運転後1ヶ月は入口臭気濃度は1 320~3 090と変動しており除去率も82.6~92.6%となっている。なお、この場合の系外へ放出する洗浄水ブロー量は1.4 m³/hである。

運転後3~12ヶ月では、入口臭気濃度が3 090~30 900と変動し、ブロー量が0.7 m³/hのとき除去率は82.8~92.6%と変動している。ブロー量を0.4 m³/hまで絞り込んだ場合には除去率は76.5~82.7%と悪化していることがわかる。これは洗浄水中の臭気成分濃度が上がり、これが再揮散することが主な原因であると思われる。

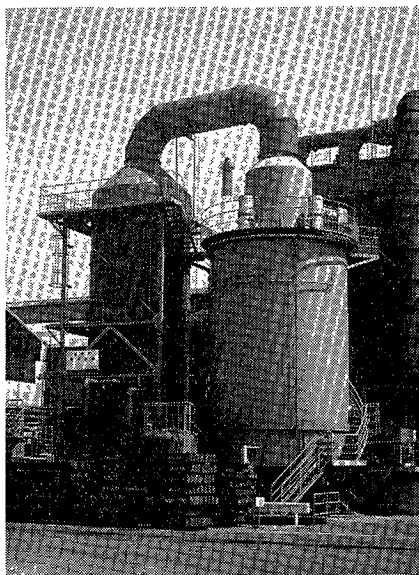


写真 1 合同製鐵株式会社大阪製造所向け
Photo. 1 Scrap preheater exhaust control system
 at Godo Steel, Ltd. (Osaka Works)

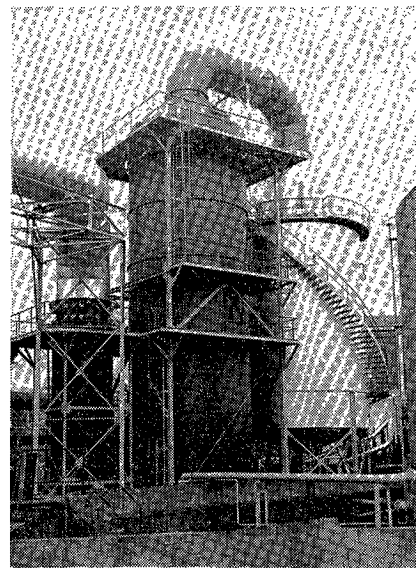


写真 2 西日本製鋼株式会社向け
Photo. 2 Scrap preheater exhaust control system
 at Nishinihon Steel, Ltd.

洗浄水ブロー量 $2 \text{ m}^3/\text{h}$ では所期の脱臭効率85%を満足している。

3) 運転費

1985年3月～11月まで9ヶ月間の排ガス処理に要した運転費をまとめるとつぎのようになる。但し、NaOHおよびPAC単価はそれぞれ、60円/kg、28円/kgとした。

年 月	予熱装置稼働率 %	使用電力 kwh/ton -スクラップ	薬 品		
			NaOH kg/ton -スクラップ	PAC kg/ton -スクラップ	円/ton -スクラップ
1985.4	98.1	15.6	0.23	0.06	15.7
5	97.6	16.1	0.16	0.06	11.3
6	97.7	15.3	0.19	0.05	12.9
7	98.0	17.6	0.18	0.05	12.4
8	98.0	18.3	0.21	0.07	14.7
9	95.5	17.6	0.17	0.06	12.0
10	96.6	16.2	0.18	0.06	12.2
11	98.9	15.0	0.20	0.04	13.1

計画時の薬品費 30円/ton スクラップと比較してかなり下回っていることがわかる。

3.2 西日本製鋼株式会社納入設備

3.2.1 設備概要

本設備は40T電気炉予熱排ガス処理設備で、その外観を写真2に示す。

3.2.2 計画基準

処理ガス量	1500 Nm ³ /min
入口ガス温度	150°C 以下 (H ₂ O 0.03kg/kg・gas)
洗浄水ブロー量	2 m ³ /h
入口オイルミスト濃度	0.05 g/Nm ³
出口	0.02
脱臭効率	85%以上

第 5 表 臭気成分と水溶液の反応

Table 5 Reaction of odor compounds with water and sodium hydroxide solution

Odor compound	water	NaOH solution
Hydrogen chloride	soluble	$\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$
Hydrogen fluoride	〃	$\text{HF} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaF} + \text{H}_2\text{O}$
Sulfur dioxide	〃	$\text{SO}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O}$
Nitrogen dioxide	〃	$\text{NO}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{NaNO}_2 + \text{NaNO}_3$
Propane	insoluble	—
Acetone	soluble	—
Ethyl acetate	〃	—
Benzene	insoluble	—
MIBK	soluble	—
Toluene	insoluble	—
n-Butyl alcohol	soluble	—
m-, p- Xylene	insoluble	—
Isoamyl alcohol	soluble	—
Monochlorobenzene	insoluble	—
Formaldehyde	soluble	—
Methyl mercaptan	〃	$\text{CH}_3\text{SH} + \text{NaOH} \rightarrow \text{CH}_3\text{SNa} + \text{H}_2\text{O}$
Hydrogen sulfide	〃	$\text{H}_2\text{S} + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O}$
Phosgene	〃	$\text{COCl}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow 2\text{NaCl} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$
Chlorine	〃	$\text{Cl}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{NaClO} + \text{H}_2\text{O}$
Styrene	〃	—
Ethyl alcohol	〃	—
Aniline	〃	—
Hydrogen cyanide	〃	$\text{HCN} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCN} + \text{H}_2\text{O}$
Isopropyl alcohol	〃	—
Carbon disulfide	insoluble	—
Carbon tetrachloride	〃	—
Methyl bromide	〃	—
Bromine	soluble	—
Acetaldehyde	〃	—
Acrolein	〃	—

6 表 オイルミスト除去性能

ble 6 Evaluation of oil mist removal efficiency

Date	Oil mist content g/Nm ³		Removal efficiency %
	Inlet	Outlet	
1984. 4. 28 ~ 4. 29	0.0007	trace	—
	0.0013	〃	—
	0.0034	〃	—
1985. 5. 7	0.0015	〃	—
1985. 5. 12	trace	〃	—
1985. 5. 14	0.0016	〃	—
1985. 7. 19	0.0214	0.0003	98.6
	0.0167	0.0003	98.2
1985. 9. 4	0.0102	0.0003	97.1
	0.0091	0.0001	98.9
1985. 12. 26	0.0965	0.0068	93.0
	0.0459	0.0035	92.4

2.3 運転性能

本設備は1985年8月より稼動し、順調に運転中であるがその性能はつぎの通りである。

）オイルミスト除去効果

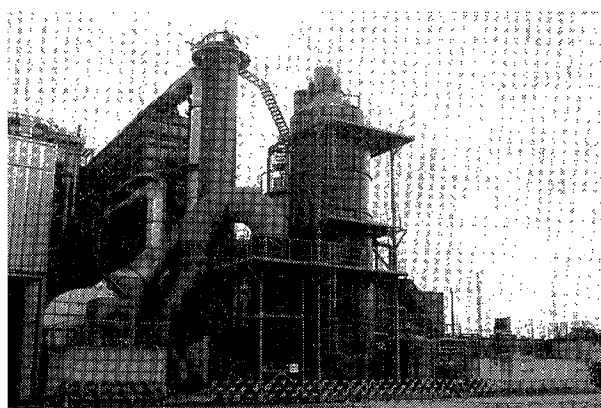
オイルミストの除去性能を第8表に示す。表から、入口オイルミストは0.0126~0.050g/Nm³と変動し、出口濃度計画値0.02g/Nm³以下を十分に下廻っており白煙は完全に消えている。

）脱臭性能

三点比較式臭袋法による脱臭性能を第9表に示す。表中85年9月1日のデータはダイレクト予熱、1985年10月23日のデータは排ガス循環予熱の場合である。入口濃度は変えているが除去率においてほぼ所期の目的を達成している。

3 合同製鐵株式会社姫路製造所納入設備

3.1 設備概要



真 3 合同製鐵株式会社姫路製造所向け
hoto.3 Scrap preheater exhaust control system at Godo Steel, Ltd. (Himeji Works)

第 7 表 脱臭性能 (三点比較式臭袋法)

Table 7 Sensory evaluation of the odor intensity removal efficiency using 3 sample bags comparison method in odor control system

Date	Odor intensity (Dilution factor)		Removal efficiency %	Washing water blow down m ³ /h
	Inlet	Outlet		
1984. 4. 28	1740	230	86.8	1.4
	1740	230	86.8	〃
1984. 4. 29	1740	170	90.2	〃
	1320	170	87.1	〃
1985. 5. 7	1320	230	82.6	〃
	2290	310	86.5	〃
	1740	230	86.8	〃
1985. 5. 12	1320	170	87.1	〃
	2290	310	86.5	〃
1985. 5. 13	1320	170	87.1	〃
	1740	230	86.8	〃
	1740	170	90.2	〃
1985. 5. 14	1740	170	90.2	〃
	1740	230	86.8	〃
	2290	230	90.0	〃
	3090	230	92.6	〃
1985. 5. 28	1740	230	86.8	〃
	2290	310	86.5	〃
1985. 5. 29	2290	310	86.5	〃
	2290	310	86.5	〃
1985. 7. 19	9770	980	90.0	0.7
	30900	2290	92.6	〃
	4170	550	86.8	〃
	13200	1320	90.0	〃
1985. 8. 14	7240	980	86.5	〃
	17400	1740	90.0	〃
	13200	1320	90.0	〃
	13200	1740	86.8	〃
	9770	1320	86.5	〃
1985. 9. 4	5500	980	82.2	0.4
	4170	980	76.5	〃
	7240	1320	81.8	〃
	4170	720	82.7	〃
	3090	720	76.7	〃
1985. 12. 26	4200	720	82.8	0.7
	5500	720	86.9	〃
	9800	1300	86.9	〃

第 8 表 オイルミスト除去性能

Table 8 Evaluation of oil mist removal efficiency

Date	Oil mist content g/Nm ³		Removal efficiency %
	Inlet	Outlet	
1985. 8. 30	0.0148	0.0045	69.6
1985. 8. 31	0.0126	0.0046	63.5
1985. 9. 1	0.0500	0.0034	93.2

第 9 表 脱臭性能 (三点比較式臭袋法)

Table 9 Sensory evaluation of the odor intensity removal efficiency using 3 sample bags comparison method in odor control system

Date	Odor intensity (Dilution factor)		Removal efficiency %	Washing water blow down m ³ /h
	Inlet	Outlet		
1985. 10. 23	2 300	420	81. 7	1
	4 200	550	86. 9	1

本設備は70T電気炉予熱排ガス処理設備で、その外観を写真3に示す。

3.3.2 計画基準

処理ガス量	1 300 Nm ³ /min
入口ガス温度	150°C以下 (H ₂ O 0.03 kg/kg・gas)
洗浄水ブロー量	2 m ³ /h
入口オイルミスト濃度	0.05 g/Nm ³
出口	0.02 //
脱臭効率	85%以上

3.3.3 運転性能

本設備は1985年12月より試運転に入り1986年2月より稼動中であり、その試運転性能はつぎの通りとなっている。

1) オイルミスト除去効果

オイルミストの測定結果を第10表に示す。表からオイルミストの入口濃度は0.0058~0.0270 g/Nm³と変動しており、出口濃度は0.02 g/Nm³を充分下まわっている。白煙も全く目視されない状態となっている。

2) 脱臭性能

官能試験による臭気濃度の測定結果を第11表に示す。入口臭気濃度は13 000~30 000と大幅に変動しているが、平均除去率85%という所期の目的は充分達成されており、入口

第 10 表 オイルミスト除去性能

Table 10 Evaluation of oil mist removal efficiency

Date	Oil mist content g/Nm ³		Removal efficiency %
	Inlet	Outlet	
1986. 2. 14	0. 010 1	0. 005 6	44. 6
	0. 005 8	0. 005 0	13. 8
1986. 2. 21	0. 027 0	0. 003 0	88. 9
	0. 020 0	0. 001 0	95. 0

第 11 表 脱臭性能 (三点比較式臭袋法)

Table 11 Sensory evaluation of the odor intensity removal efficiency using 3 sample bags comparison method in odor control system

Date	Odor intensity (Dilution factor)		Removal efficiency %	Washing water blow down m ³ /h
	Inlet	Outlet		
1986. 2. 14	13 000	2 300	82. 3	0. 7
	17 000	2 300	86. 5	//
1986. 2. 21	30 000	1 700	94. 3	//
	23 000	1 700	92. 6	//

ガスの臭気濃度の変化に対する処理ガスの臭気濃度の絶対値も満足できる。

む す び

以上、電気炉製鋼におけるスクラップ予熱のメリットと予熱にともなって発生する二次公害処理設備の実施例について述べた。この排ガス処理設備の開発によりスクラップ予熱作業上の問題をほぼ解消できるようになったが、今後さらに高効率の処理装置の開発に取り組みたい。

固定床での向流方式イオン交換

Counter-Current Ion Exchange in Fixed Bed System

超純水グループ
古賀 滋 人
Shigeto Koga

The ion exchange process has made use of co-current for many years, of which flow in service and regeneration is same and downward direction but counter-current which has the opposite flow direction in service and regeneration is superior to co-current in the economy due to principle of ion exchange process.

Then Shinko-Pfaudler Company has researched and developed a few counter-current ion exchange systems during a decade and sold some kind counter-current systems named "Demineralizer with Counter-current Cation and Stratabed Anion Exchanger, and Super-Flow Demineralizer"

This paper will review the principles of co-current and counter-current method, indicate summarily some of the equipment in use, state some of the rules for optimum performance and give typical field results.

まえがき

イオン交換樹脂が工業的に使用されるようになって既に数十年になる。現在成長産業の最先端にある電子工業やバイオケミカルを始め原子力・火力発電所、石油精製、化学工業、医薬・医療分野、食品工業等々あらゆる工業でイオン交換樹脂を用いた装置が稼働している。

イオン交換の理論から、被処理水の流れ方向と賦活剤としての再生薬品の流れ方向が逆である向流再生方法が、反応効率の点で優れていることは以前から良く知られていた。しかし当初実用化された装置は、被処理水の流れ方向と再生薬品の流れ方向が共に下向きである並流再生方式であり、相当長期にわたって採用され現在も利用されている。これは非常に長い経験をもつ濾過装置の機構をそのまま流用出来ることから、容易にイオン交換装置に応用されたものとする。しかしここ数十年省資源、省エネルギーの面からイオン交換樹脂の利用効率が見直され、向流再生法に関心が集った。当社でも「向流複層純水装置」や「スーパーフロー純水装置」を開発、商品として需要家にご利用頂いている。

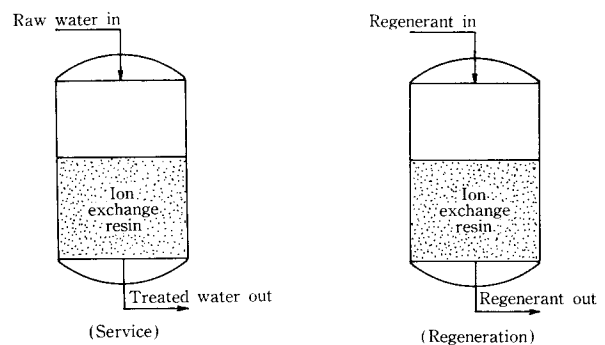
本稿では向流再生法の意義をレビューし、最近稼働を始めた新しい向流再生方式の脱塩装置についてもその一部を紹介する。

1. 並流再生法と向流再生法

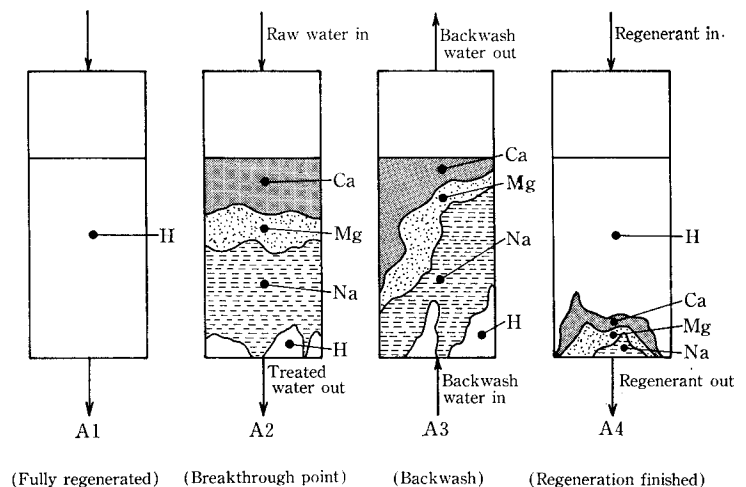
先に述べたように、並流再生 (Co-current) は第1図に示すように、被処理水の流れ (Service) 方向と再生薬品の流れ (Regeneration) 方向が共に下向きである。従ってイオン交換樹脂を充填するイオン交換塔は、砂や活性炭を充填する濾過器とほとんど同一の機構を有し、再生剤として用いる薬品の分散効果を上げるための分散管を塔内に設備したり (小型装置の場合は省略する場合もある)、塔内面を耐腐食性を考慮したゴムやプラスチックをライニングする点が異なる程度である。

並流再生法での、イオン交換樹脂層内イオン負荷を示したのが第2図である。図はカチオン交換樹脂の負荷状態を模形化したもので、A1は完全に再生されたH型イオン交換樹脂

が充填されたイオン交換層を示している。層上部からカルシウム (Ca)、マグネシウム (Mg)、ナトリウム (Na) などのカチオンを含んだ水を流入させると、カチオン交換樹脂と親和力の強い多価イオンから順にHイオンと上層部から交換、親和力の弱い1価イオンは下方へ押し出され、結果として遂にA2に示すように、ナトリウムイオンが層下部より流出することになる。この時点がこのイオン交換樹脂層の貫流点 (Breakthrough point) であり、ブレイクしたイオン交換樹脂は賦活するために薬品 (塩酸・硫酸・硝酸等) で再生を行わねばならない。流入する水の中にイオン



第1図 並流再生法
Fig. 1 Co-current ion exchanger system



第2図 並流法の吸着層変化
Fig. 2 Co-current operation

以外の成分、例えば濁質が含まれていれば、負荷時イオン交換樹脂層表面にそれらが堆積するので、これを除去するために、清澄な水を層下部より上向に流す逆洗操作を行う。A 3は逆洗が終了した状態を示している。

一定量の再生薬品をイオン交換樹脂層上部より、下向きに流し終えた状態を示したのがA 4で、イオン交換樹脂層下部にはA 2のパターンを下に押しちぢめたような形で賦活されないイオン交換樹脂が若干残っている。もちろん使用する薬品を多量に使えば、残存する負荷イオンを完全にイオン交換層より追い出しA 1に示した状態に戻すことは可能であるが、経済性考慮すると若干の負荷イオンの残存は止むを得ないので、妥協しているのが実情である。従って再生直後はこれらの残存負荷イオンが若干リークするので、しばらく処理水質は悪く、徐々に良くなる傾向を示す。

一方、向流再生法(Counter current)では被処理水の流れが下向の場合(第3図A)と上向の場合(第3図B)の2種類がある。従って再生薬品の流れは前者が上向き、後者は下向きとなる。この2つの向流再生法の流れを示したのが第3図である。

被処理水流れが上向きの場合の、イオン交換樹脂層の負荷状態を表したのが第4図である。B 1は完全に再生されたカチオン交換樹脂を充填したイオン交換層であり、全てのイオン交換樹脂はH型となっている。層下部より陽イオンを含んだ水を上向きに流すと、並流再生法の場合に述べたように2価のイオンであるカルシウムやマグネシウム・イオンが下部の方に、ナトリウムイオンがその上といった分配でそれぞれの層を形成する。そして遂にB 2のようにナトリウムイオンが層外に追い出される。この点が交換の終点であり、イオン交換樹脂は賦活させるため再生しなければならない。向流再生法の場合、再生する前の逆洗を省くのが普通である。これは負荷イオン帯が逆洗により乱れることを防ぐためであり、向流再生法、特に負荷水の流れが上向の場合、被処理水中の濁質は可能な限り少なくすることが必要である。再生薬品は層上部より流入、層下部より層外に排出される。経済性を考慮した量の再生薬品を流した状態は、B 3に示したようにイオン交換樹脂層下部に負荷イオンが若干残存している。しかしイオン交換樹脂層上部は完全にHイオンに置換されているので、次に負荷状態になった場合、B 4のように処理水出口部分には負荷イオンの残留がないので、高質の処理水が得られることになる。このパターンは処理水の流れが下向きの向流再生法でも同様で、高度な処理水質が得られる理由である。

以上が並流及び向流再生法の概要であり、並流再生法と向流再生法を同一処理条件で比較した場合、後者には次のような長所及び短所がある。

長所

- 1) 処理中のイオンリークが非常に少ない(処理水質が優れている)
- 2) 再生薬品の量が少ない。(概略半分程度)
- 3) 再生時の排水量が少ない。
- 4) 再生排水に過剰な薬品が少ないので、

中和用の薬品が少なくてすむ。

5) 再生時の必要用水量が少ない。

6) 再生時間が短い。

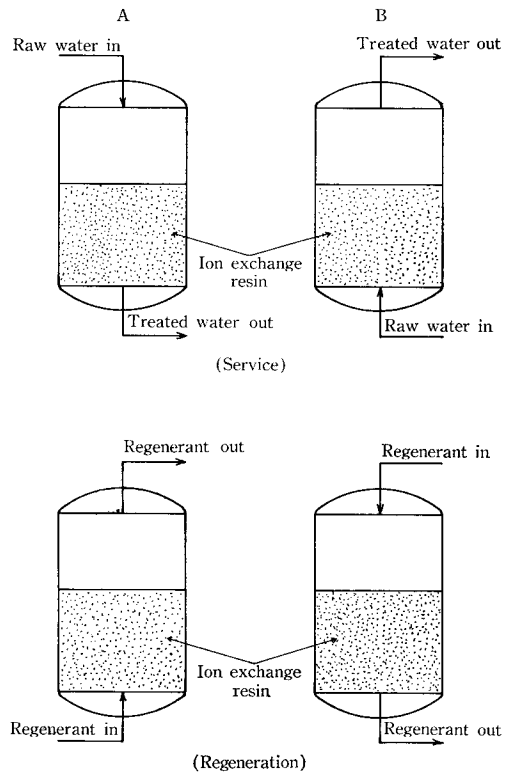
短所

- 1) 若干充填イオン交換樹脂量が多くなる。
- 2) 通常は再生時逆洗を行わないが、逆洗を行った場合は通常の再生時より再生薬品を多く使う必要がある。(逆洗を行った場合は薬品量を増量する)
- 3) 薬品希釈用水及び洗浄水に処理水を用いる必要がある。

以上の外、処理水は被処理水のイオン組成やイオン濃度の影響を余り受けない点は、運転上非常に有利である。

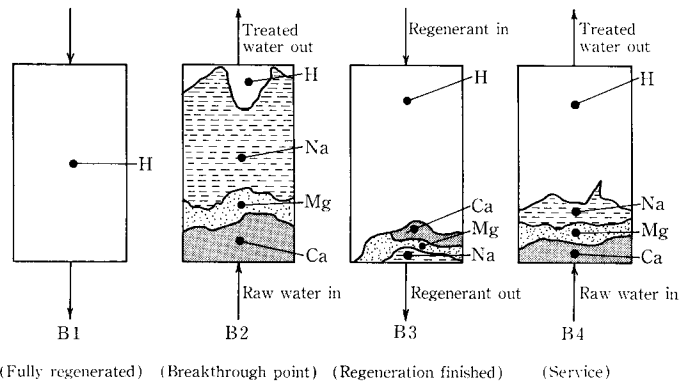
2. イオン交換樹脂の流動性問題

並流再生法に比べ向流再生法が理論的に優れていることは古くから知られていたが、物理的・機械的面で問題があるため採用されなかった。その理由の一つがイオン交換樹脂の流動問題である。



第3図 向流再生法

Fig. 3 Counter-current ion exchange system



(Fully regenerated) (Breakthrough point) (Regeneration finished) (Service)

第4図 向流法のイオン吸着層の変化

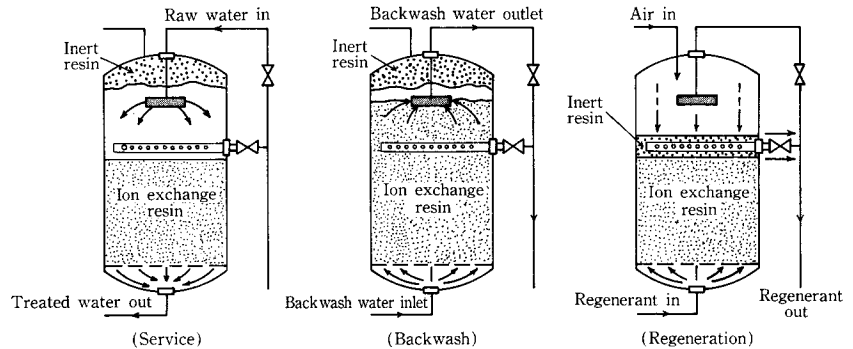
Fig. 4 Counter-current operation

イオン交換樹脂の粒径は概略16~50メッシュ、含水率は50%前後、比重は1.07~1.3程度であり、並流再生法のように下向き流れの場合、イオン交換樹脂は固定床となるので問題ないが、上向き流れがあるとイオン交換樹脂層上部の空間でイオン交換樹脂が流動し上部に展開することになる。(逆洗はこれを利用して堆積した濁質成分を塔外に排出させるのである)イオン交換反応が第2図や第4図に示したように、各イオン成分毎に帯状をなして進む……クロマトグラフィックな層をなす……ことを利用したのがイオン交換装置なので、この帯が乱れたり、イオン交換樹脂間に空間が出来て圧密した床を形成し得ないことは、交換反応にとって致命的なことである。

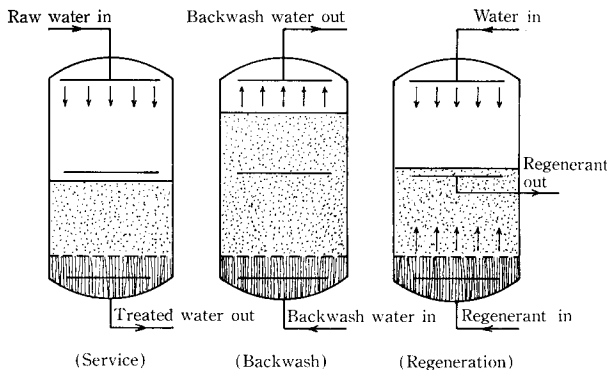
例えば、上向きに再生薬品を流すと、再生薬品は水より比重が大きいこともあり、上向きの流速を小さくしてもイオン交換樹脂はわずかながら展開し、イオン交換樹脂粒子間に空間が出来て再生薬品との接触確率が悪くなり、再生効率が低下する。再生薬品を上向きに流す場合、イオン交換樹脂の展開を防ぐため塔上部から空気(第

5図)や水(第6図)を入れる方法や、塔上部空間に風船のように伸縮可能な機構を設け、薬品注入時イオン交換樹脂が展開しない工夫をしたもの(第7図)、あるいは(第8図)のように、交換塔内に展開する空間を無くし、逆洗のための専用逆洗槽を別途に設けるなど数多くの考案がなされている。

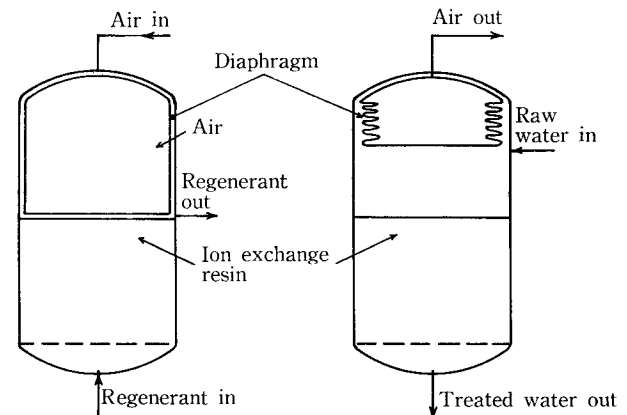
被処理水の流れを上向きにする場合は、再生薬品と水の比重問題は解決するが、再生薬品を流す場合に比べ被処理水を早い流速で流す必要があるので、同じようにイオン交換樹脂の展開が問題になる。この問題を解決し装置を具体化したものとして西独で提案されたのが第9図に示す



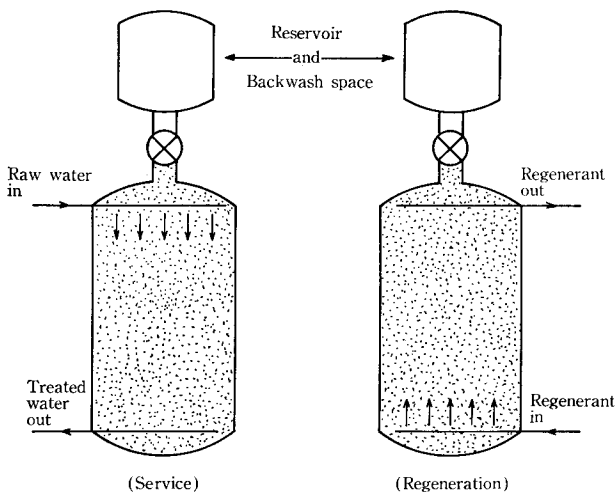
第5図 空気を使った展開防止法
Fig. 5 Air blockage system



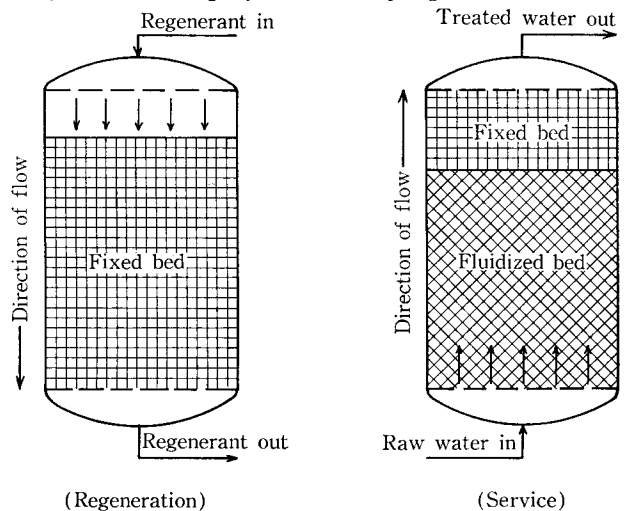
第6図 水圧による樹脂展開防止法
Fig. 6 Water blockage system



第7図 伸縮可能ダイヤフラムによる展開防止法
Fig. 7 Air blockage system with diaphragm



第8図 塔外逆洗槽式
Fig. 8 Backwash system with outer vessel



第9図 SCHWEBETT 法
Fig. 9 Partially fluidized bed system ("SCHWEBETT")

SCHWEBETT法である。この方法では再生薬品を下向きに流すので特に問題はないが、被処理水を上向きに流すため、イオン交換樹脂は展開しその一部が上向きの水の流れにより完全に塔頂部に圧密され固定床(Fixed bed)を形成する。従って固定床より下の部分に、流動しているイオン交換樹脂層が形成されるが、この流動部分は前処理的な作用をなし、固定床部分はポリシング層として働くので、向流再生法の長所は十分得られる。但し固定床部層高が十分でないと高度な処理水質を確保することは難しい。この考えを更に進めイ

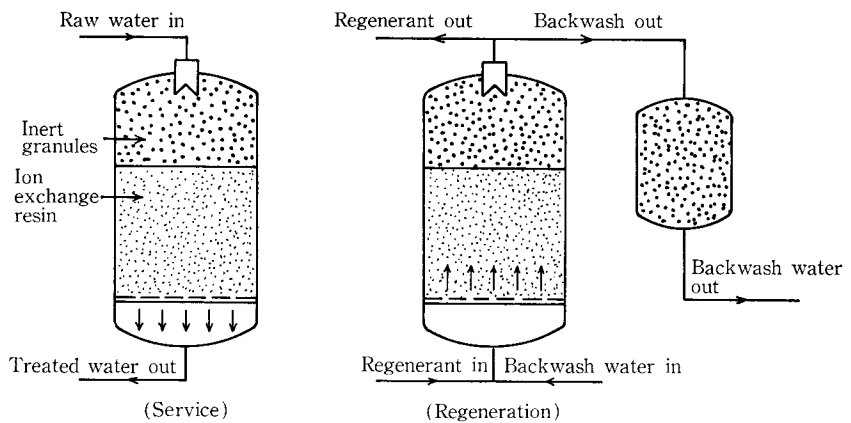
オン交換樹脂全てを固定床とし、塔上部に固定させたのが第10図に示した方法で、イオン交換樹脂を上部に固定させるために必要な流速を得るため、外部循環用のポンプ(Circulation pump)を設けている。

その外、イオン交換樹脂よりも軽く、交換機能をもたない不活性充填剤(Inert granules)を上部空間に充填し、逆洗時は外部に設けた別の塔に不活性充填剤を移送する方式もある。(第11図)

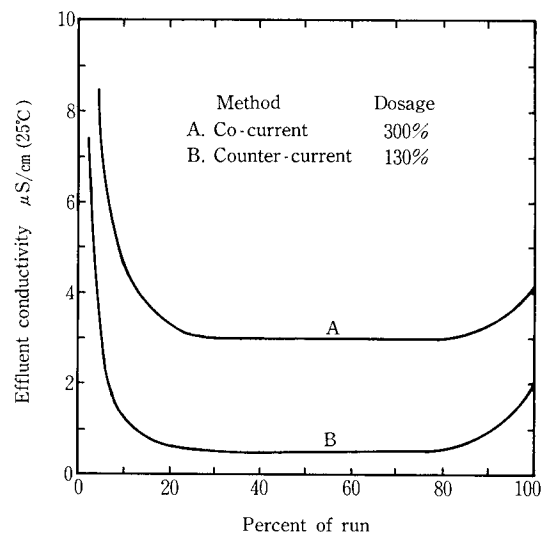
上述のように向流再生法には多くの優れた点があるが、特に再生薬品の使用量が並流再生法に比べ極めて少く、またイオンのリークが低再生レベルであっても極端に少ないことが掲げられる。その典型例を示したのが第12図および第13図である。

3. 当社の向流再生法の歴史

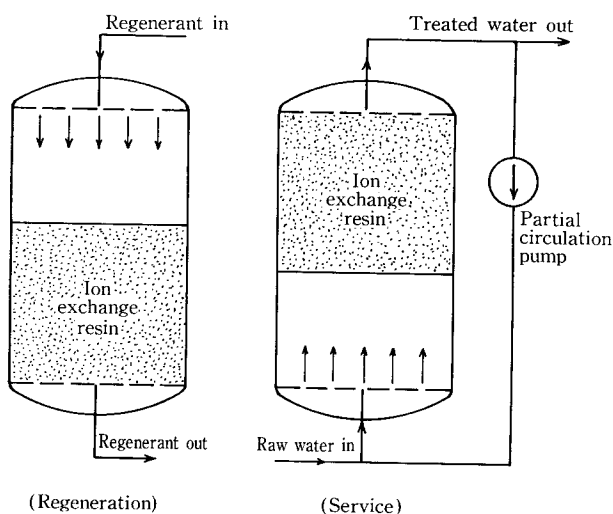
陽イオン交換樹脂は比重が比較的重いので再生薬品に塩酸を使用する場合、上向きに流しても(硫酸の場合は濃度により上向流速は更に限定される)流速を2~3 m/h程度以下に保てば、イオン交換樹脂の流動はほとんど起らず、再生効率に影響を及ぼすことは少ないが、(再生薬品の温度により影響を受ける)、陰イオン交換樹脂では1 m/h程度の流



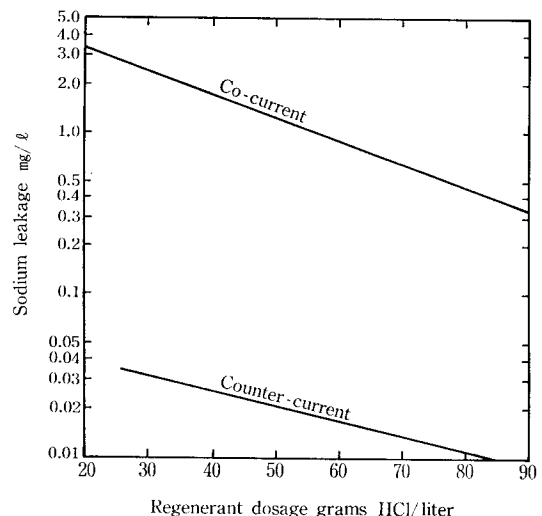
第11図 不活性充填剤採用の向流再生法
Fig. 11 Blockage system with inert granules



第12図 多床塔における並流及び向流再生法の処理水電導度比較例
Fig. 12 Typical exhaustion patterns with multiple beds (Cocurrent and counter-current)



第10図 循環水ポンプを有する向流再生法
Fig. 10 Partial recirculation system



第13図 並流及び向流再生法での再生レベルとナトリウム量比較例(強酸性カチオン交換樹脂)
Fig. 13 Effect of acid dosage on sodium leakage, cocurrent vs. counter-current

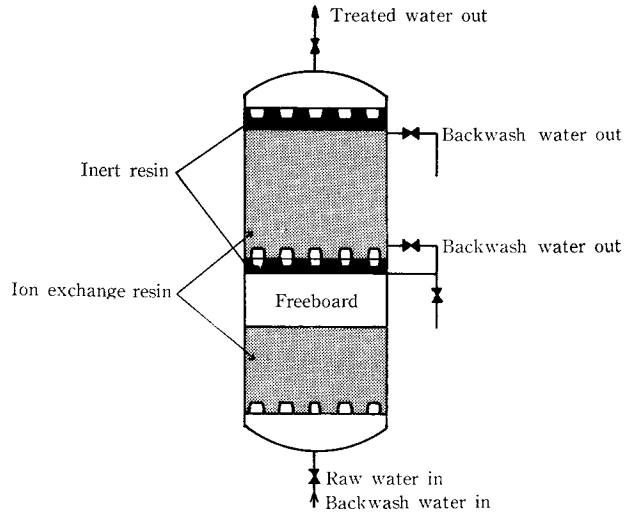
速でも若干の流動を生ずることが判明した。この結果を基に当社では、陽イオン交換塔は被処理水の流れを下向き、再生薬品は上向きとした向流再生法を、また陰イオン交換塔は、再生効率を高めるため、弱塩基性と強塩基性陰イオン交換樹脂を1塔に充填した複層並流再生法の両方式を組合せた「向流複層純水装置」を開発・商品化した。この方式の装置は現在も順調に稼動し多くの需要家に御使用頂いている。

前述のように再生効率を高めるためには、陽陰両イオン交換塔共向流再生法を採用することが望ましいので、その後も研究開発を続け SCHWEBETT 法（前述）を基本とした、再生薬品を下向き、被処理水の流れを上向きとした「スーパーフロー」を完成した。「スーパーフロー」の詳細については、本報Vol. 28, No. 1 (1984/2) で紹介したので参照されたい。

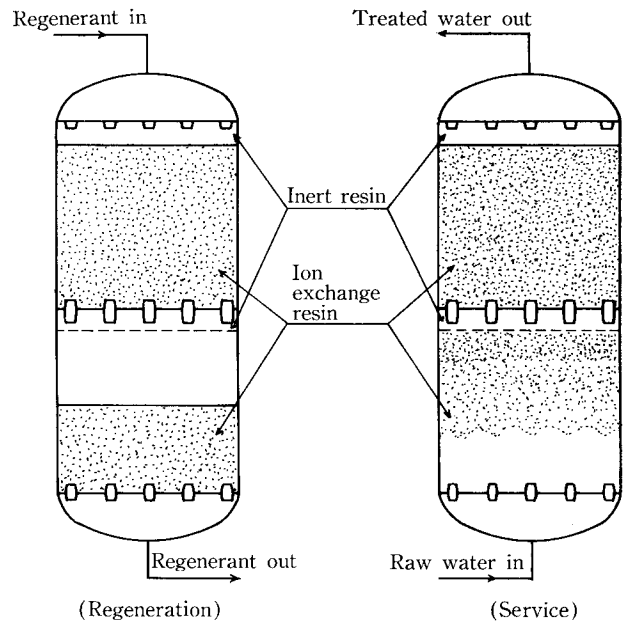
「スーパーフロー」は被処理水の流速を35~40 m/h以上にすると、イオン交換樹脂の流動が起る欠点がある。この欠点を補うため、イオン交換塔を上下二室に分割し、上室は固定床、下室は流動床とする向流再生法の商品化開発を行った。この方式の基本概念は日本特許昭 56-9750M に基づくものであるが、（この特許は西独バイエル社に帰属するものである）装置化する過程で当社特自のアイデアや技術を数多く組み込み商品化を完成した。

4. 二室式向流再生法

第14図に二室式向流再生法概念図を示す。上・中・下3カ所にストレーナを配した多孔板が設けられ、上部ストレーナ及び中間部ストレーナ下部には、水に浮く不活性樹脂を充填、微細化したイオン交換樹脂によるストレーナ閉塞を防止している。上室はポリシングの役割をもつ固定床で、膨潤、収縮は考慮しているがほとんど空間が無いようにイオン交換樹脂を充填している。下室は上部に空間ができるようにイオン交換樹脂を充填し、サイクル毎にイオン交換樹脂の逆洗可能な構造になっている。被処理水の流れは塔下部より塔上部へ上向きに流れるが、その時の様子を示したのが第15図である。下室に充填されたイオン交換樹脂は上向きの流れにより展開し、その一部は中間多孔板の下で固定床となり、残りのイオン交換樹脂は下室下部空間を流動する。流入した負荷イオンは、まづ流動しているイオン交換樹脂と接触、交換を行いながら固定床部へと交換反応が進む。更に上室の固定床に進んだ被処理水は、高度に再生されたイオン交換樹脂と接触するので、ポリシングされ非常に良い水質となり塔上部ノズルより処理水として塔外に出る。（第15図右）所定の交換が進むと流動部のイオン交換樹脂は、ほとんどカルシウムまたはマグネシウム型となる。被処理水に濁質が含まれていれば、下室固定床部に堆積することになり、交換塔出入口間の差圧は上昇する。被処理水流を止めれば、下室のイオン交換樹脂は第14図のように塔下部に沈静する。中間多孔板下部にあるノズルに接続した弁を開け、被処理水を塔下部より導入すると再び下室のイオン交換樹脂は流動展開し、処理中に補促した濁質分は塔外に排出される。通常はこの逆洗操作で十分補促した濁質分を塔外に排除することが可能である。再生薬品は塔上部より導入され、上室固定床を経て下室空間及び、塔下部に沈静したイオン交換樹脂層を経て塔外に排出される。（第15図左）



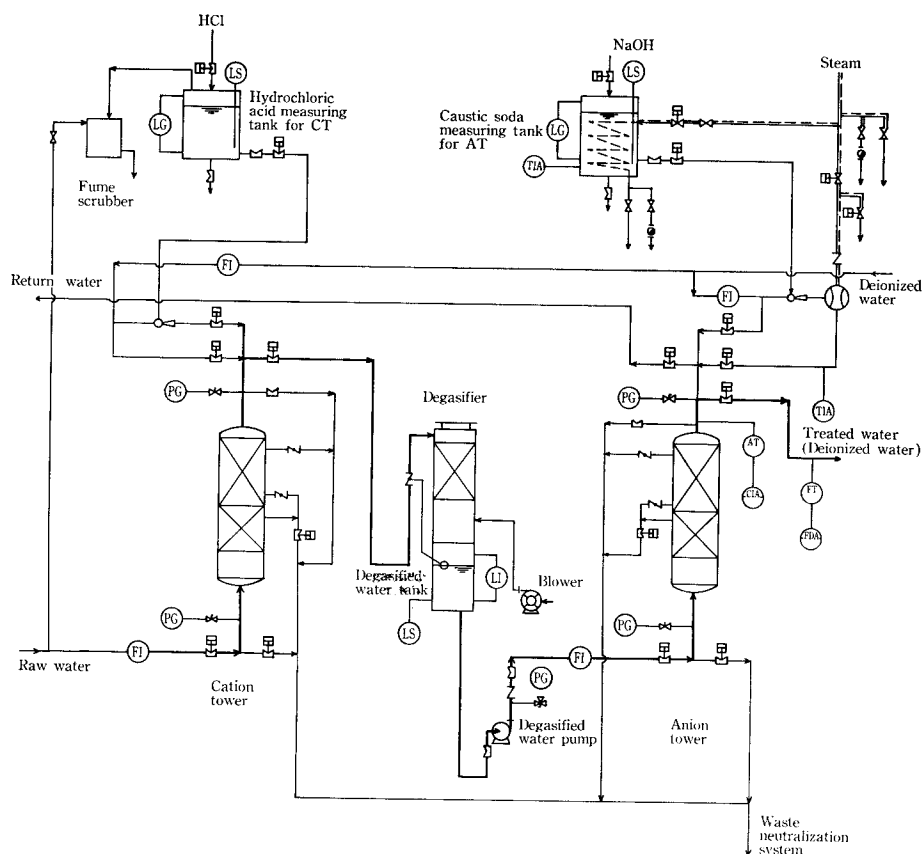
第14図 二室式向流再生法
Fig. 14 Two compartment type counter-current system



第15図 二室式向流再生法
Fig. 15 Counter-current system with two compartments

向流再生法の効率が非常に優れていることは、既に述べたので理解頂けると思うが、理論再生薬品必要量に対し、105~130%程度の再生薬品を用いれば十分であることが実証されている。

原水に含まれている濁質の性状および量にもよるが、2~5カ月間採水を続けると、下室よりリークした濁質分が上室に堆積し、塔出入口の差圧を上昇させることがある。そのような状態が生じた場合は、中間多孔板上部に設けられたノズルに接続する弁を開け、上室のイオン交換樹脂を下室に重力で移動させる。（場合により補助的に塔上部より少量の水を導入する）下室に空間が無くなると弁を閉じ、上部多孔板下部に設けたノズルに接続する弁および塔下部



第 16 図 二室式向流再生法フローシート
Fig. 16 Flow diagram of counter-current system with two compartments

の弁を開とし、上室の逆洗を行い堆積した濁質分を排除する。逆洗が終れば、通常再生の2～3倍の薬品を使って再生し、再生が完了すれば下室のイオン交換樹脂を再び上室に移動し、上室固定床を形成させる。

以上が本方式の機能説明であるが、その特長としては次の諸点が掲げられる。(一部一般の向流再生法と重複するが一応列記する)

- 1) 再生薬品の利用効率(再生効率)が高い。理論量の105～130%
- 2) 薬品再生後の洗浄水量が極めて少ない。充填イオン交換樹脂の3～5倍量
- 3) 処理水質は被処理水のイオン組成、イオン濃度の影響を余り受けず、安定した水質が得られる。(固定床+流動床の利点)
- 4) 高流速処理が可能なので、塔径が小さく設置スペースを節約できる。(50m/h程度まで可能)
- 5) 高イオン濃度の処理も可能 (TC=1000 mg/l as CaCO₃程度)
- 6) 同一塔内で逆洗が可能(逆洗水槽を別個に設ける必要がない)

次に実装置フローの一例を第16図に、また装置の全景を写真1に示す。

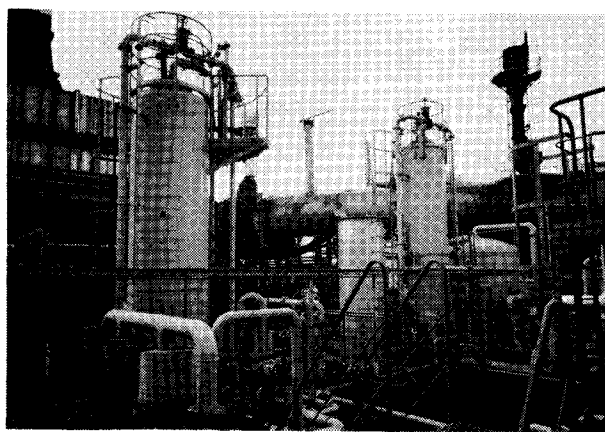


写真1 装置の全景(左側アニオン塔、右側カチオン塔)
Photo. 1 A plant view (Left: Anion tower, Right: Cation tower)

むすび

並流再生方式のイオン交換装置における再生薬品必要量は、理論量の250～400%が普通であった。向流再生方式を採用すれば、再生薬品必要量を低減できることは古くから知られていたが、装置化するには諸々の問題があった。この様な背景から当社も向流再生方式に注目し、顧客の要望に答えるべく努力し今日に至っている。

今回は向流再生法の概念と当社の近況を断片的に報告したが、詳細な運転データ等については機会を見て、続報する予定である。

団地下水汚泥のコンポスト化装置

Sludge Composting of Community Sewage Treatment Plant

(環)製品開発室

梶山 吉 則
Yoshinori Kajiyama

An advanced sludge composting system has been successfully in operation at the Tategaoka community plant.

Sludge from sewage treatment plant is converted into stabilized and harmless product of compost through the product recycling composting process which maintains high efficiency in fermentation with no additional bulking agent.

This sludge composting system has confirmed its advantages in reduction of sludge volume and space requirement and producing high quality product. And it has also confirmed saving energy and easy operation control by utilization of solar energy and automatic operation control system. An outline of composting equipment and result of operation are presented.

まえがき

当社は、このたび住宅・都市整備公団館ヶ丘団地汚水処理場内に汚泥コンポスト化設備を完成した。従来当処理場における汚泥の処理処分は、遠心分離脱水機による脱水後ケーキ搬出をしていた。本コンポスト化設備は、この遠心分離脱水機を高圧ベルトプレス式脱水機に置き換え一次脱水を行った後、ヒートポンプ式低温乾燥機で二次脱水を行い原汚泥を調整し、立形二段式発酵槽で主発酵を完了する。また横形回行式熟成槽にて最終調質を行い、袋詰して製品搬出するもので1986年1月より本運転に入っている。

ここでその設備の概要を報告する。

1. 設備の特長

本設備の建設に当り、団地内の汚水処理場という立地条件から特に外観、臭気面に留意することと設備をコンパクトにする必要があった。また汚水処理費の住民負担の面から見て、従来の処理コストを上回らないことも必要な条件であった。これらの条件をふまえ本設備の特長をまとめると次のようである。

- 1) ヒートポンプ式低温乾燥機により原料汚泥の水分を低下し、さらに製品を還流して発酵槽投入水分を調整する汚泥単独発酵方式である。このためオガクズ、モミガラなどの添加物を必要とせず設備がコンパクトであり、維持管理費が少ない。
- 2) 各処理工程を密閉式とし、排ガスを脱臭設備で効果的に処理し臭気対策が十分である。
- 3) 熟成槽は、太陽熱を有効利用し、省エネルギー化を計っている。
- 4) 設備全体の運転操作を自動化し、維持管理が容易である。
- 5) 立形二段式発酵槽、横形回行式熟成槽を組み合わせ安全で高品質の製品が得られる。

2. 設備概要

2.1 計画諸条件

- 1) 基本条件
処理対象人口 9 000人
発生汚泥量 270 kgDS/d
1人1日当りの発生汚泥量を30gとして計画
- 2) 1次脱水設備設計諸元

供給汚泥濃度	13 000 ppm (平均)
脱水出口水分	83%
稼働時間	20 d/month 6 h/d
処理汚泥量	405 kgDS/d 67.5 kgDS/h

3) 二次脱水設備設計諸元

投入水分	83%
出口水分	50%以下
稼働時間	25d/month 24 h/d
処理汚泥量	324 kgDS/d 13.5 kgDS/h

4) 発酵槽設計諸元

投入水分	48.9% (還流物を含む)
出口水分	約43%
稼働時間	20 d/month
処理汚泥量	原汚泥405 kgDS/d (水分50%) 還流物40.5 kgDS/d (水分35%) 合計 445.5 kgDS/d (水分48.9%)
発酵槽容量	上段 6.7 m ³ 下段 5.4 m ³

5) 熟成槽設計諸元

投入水分	約43%
出口水分	約35%
熟成槽容量	約4 バッチ分

6) 袋詰設備

製品量	約560 kg WS/d 乾物減少量を10%、水分を35%とする。
-----	--------------------------------------

7) 脱臭設備

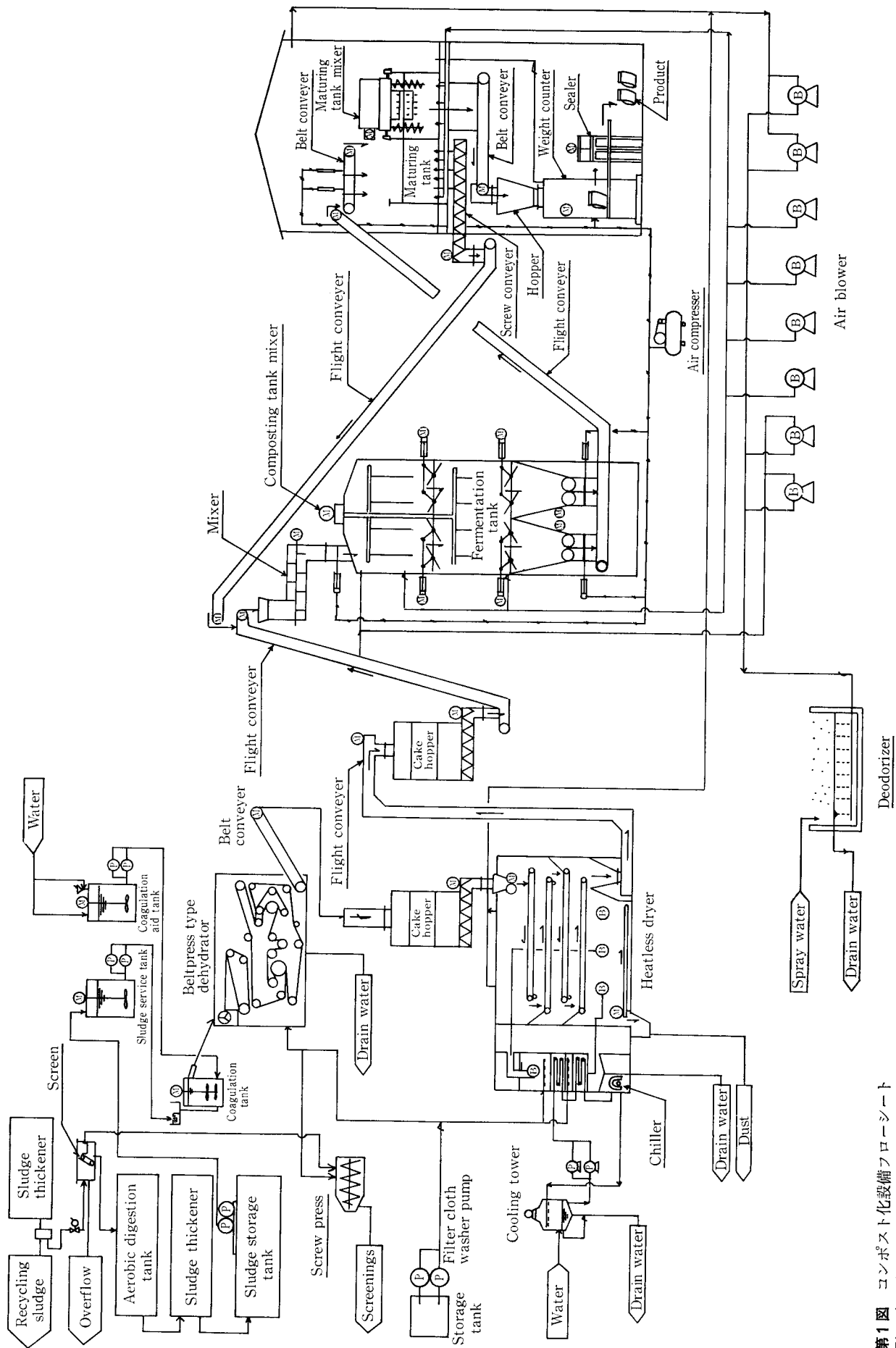
処理能力	0.225 m ³ /m ² ・min
処理面積	24m ²

2.2 コンポスト化設備主要機器の機能

第1図にコンポスト化設備のフローシートを示す。以下に本システムの概要を説明する。

2.2.1 前処理設備

既設余剰汚泥の引抜きラインに自動微細目スクリーンを新たに設置し最終コンポスト製品の品質向上、各工程における搬送などの支障とならないようし渣が取り除かれる。この取り除かれたし渣は、し渣脱水機により減量化された後処分される。



第1図 コンポスト化設備フローシート
Fig. 1 Flow diagram of composting plant

2.2.2 一次脱水設備（高圧ベルトプレス式脱水機）

一次脱水機の性能は、次の工程の二次脱水設備の規模に大きく影響する。すなわち、この工程で汚泥中の水分をできるだけ減少することにより二次脱水機の冷凍機の設定動力、ランニングコストが大幅に節約できる。今回、従来の当社ベルトプレス式脱水機に高圧部を付加し、脱水性能をアップした新開発の高圧ベルトプレス式脱水機を設置した。（写真1）

第2図に高圧ベルトプレス式脱水機の機構図を示す。

- 1) 凝集混和槽で凝集剤を添加し、調整された汚泥は均一供給装置により均等に前濃縮装置（重力脱水部）へ供給され汚泥中の遊離水の大部分が重力により除かれる。
- 2) クサビ加圧脱水部は2枚のろ布がクサビ状になっている加圧脱水部で、上下のろ布により徐々に体積変化を起こし圧搾脱水される。
- 3) ローラ漸圧脱水部はローラ径が次第に小径化され、2枚のろ布の間の汚泥が漸増圧搾脱水される。
- 4) 高圧ベルト脱水部は、さらに強い圧搾圧力により脱水され含水率の低い、剥離性の良いケーキとなって排出される。
- 5) 各ろ布は、洗浄ボックス内で高圧水により洗浄され目詰りを防止し、常に新しい状態に保ち運転される。
- 6) ろ布の蛇行は蛇行検知器（空気式）により検知され、蛇行修正装置のシリンダーに空気を送って、直ちに蛇行修正が行われる。

2.2.3 二次脱水設備（ヒートポンプ式低温乾燥機）

一次脱水機で水分約83%に脱水された一次ケーキを、成型機で4mmの棒状に成型し、密閉断熱パネルで囲まれた乾燥室内に設置されているステンレス製ネットコンベア上に落下させ、水分約50%まで滞留乾燥される。

一次ケーキからの水分蒸散は、ヒートポンプ式の低温乾燥法で行われる。ヒートポンプ式低温乾燥法は、圧縮機を用いた冷凍装置のヒートポンプ方式と同じ原理を利用し、高水分の汚泥と接触して吸湿した空気を蒸発器によって冷却除湿し、絶対湿度を低下させ、汚泥中の水分を水滴（ドレン水）として乾燥室外へ流出する方法である。また絶対湿度の低くなった空気を凝縮器で間接加熱し、相対湿度も低い空気として主送風機により乾燥室内へ送風する。このようにヒートポンプ方式により、エネルギー効率が非常に高く、密閉乾燥室内での空気循環だけで乾燥を終了させるために臭気が外に漏れないようになっている。（写真2）

2.2.4 発酵槽（立形二段式発酵槽）

本システムを中心となる設備であり汚泥を発酵に適した

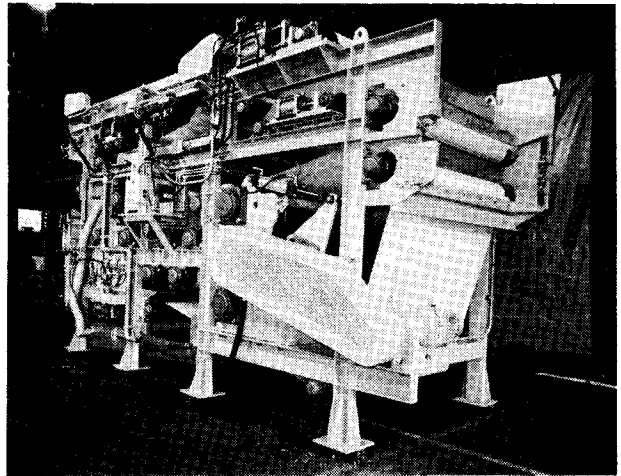
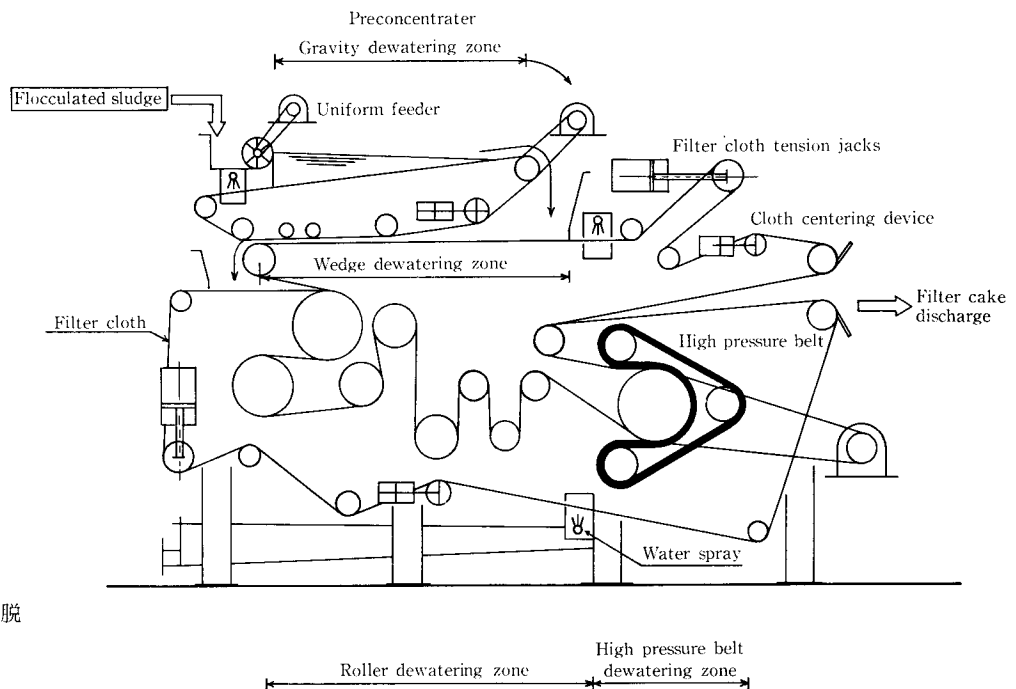


写真1 一次脱水機（高圧ベルトプレス式脱水機）
Photo.1 High pressure belt press type dehydrator



第2図 高圧ベルトプレス式脱水機
Fig. 2 High pressure belt-press type dehydrator

条件に保つための機能を有している。第3図に立形二段式発酵槽の構造図を示す。

発酵槽は、発酵熱の外部への放散を防ぐため外面を保温し、内部はダンパーにより上下二段に仕切られている。上段槽では、中心軸にスクリュウを設けた回転レーキ式の切返し装置により、発酵に必要な空気を均等に供給するとともに汚泥の切返しが行われる。上段槽において、毎日投入される汚泥を1週間かけて発酵したのち、底面と兼用している上段ダンパーを開け下段槽へ落下させる。このときの落下により汚泥のほぐしが行われ、下段槽での発酵もスムーズに進行する。下段槽で、1週間の滞留により発酵を終了した製品は、上段と同じく床面と兼用している下段ダンパーを開け製品を落下させ最下段に設けられた排出装置により熟成槽へ搬出する。(写真3)

この間発酵に必要な空気の供給は下段ダンパーの下より通気され、発生した排ガスは最上部より強制排気され脱臭設備で処理される。

2.2.5 熟成槽（横形回行式熟成槽）

発酵槽から排出された製品をより均質なものとするため熟成、乾燥を目的に熟成槽を設けている。建屋は、太陽熱を有効利用するためガラス温室仕上げとし、熟成槽は横形回行式で床面に通風用の配管が設置されている。また自走式ロータリー攪拌機により槽内の製品の攪拌および移送が行われる。(写真4)

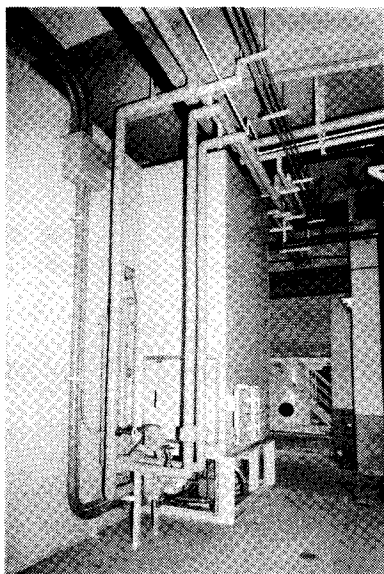


写真2
二次脱水機（ヒートポンプ式低温乾燥機）
Photo.2
Heatless dryer (Heat pump type dryer) humidity control unit

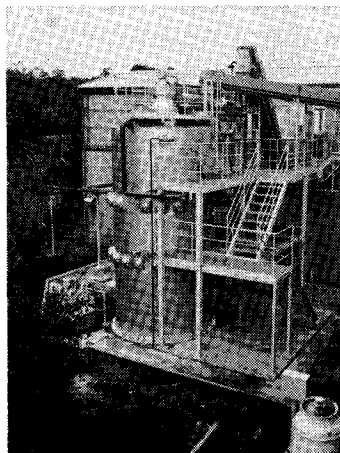
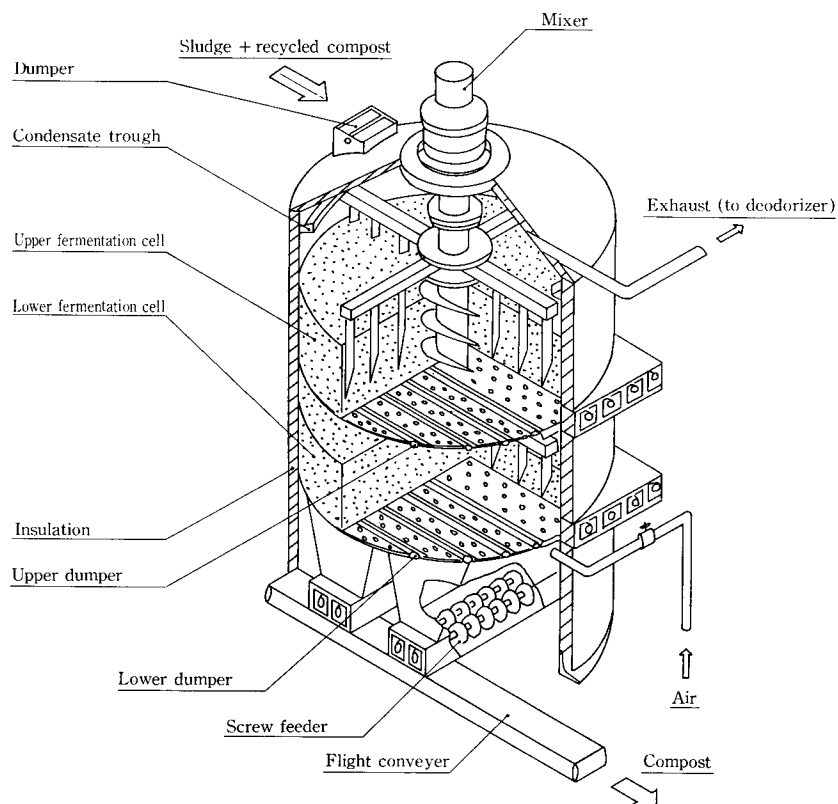


写真3
発酵槽（立形二段式発酵槽）
Photo.3
Fermentation tank (Vertical two stage fermentation tank)



第3図 立形二段式発酵槽の構造図
Fig. 3 Vertical two stage fermentation tank

2.2.6 袋詰設備

最終製品を自動計量機により 20 kg ずつ切出しビニール袋詰として出荷する。(写真 5)

2.2.7 脱臭設備

発酵槽および熟成槽から発生する排ガスを、槽下部の砂利層に水を張り、その上にコンポスト製品と土壌を調質した脱臭剤を敷き詰めた脱臭設備により処理する。

3. 運転結果

3.1 一次脱水機の運転結果

大宮らは、従来型のベルトプレス脱水機を使用し、都市下水汚泥を対象に高分子凝集剤単独の条件で、汚泥成分による脱水性の難易を示す判定基準を提唱している¹⁾。

(第 1 表)

当団地汚泥は、微細目スクリーンを通したのち好気性消化を行っており、さらに脱水性が悪くなっていると考えられるが参考に脱水性の難易を判定してみると

判別式の値 D_w

$$D_w = C_m(F_s + V_{SL}) \times 10^{-2} \quad (1)$$

ここに

C_m : 24時間沈殿させた濃縮汚泥の S S 濃度(%)

$C_m = S S \text{ 濃度} = 1.38\%$

F_s : 濃縮汚泥 S S 中の灰分(%)

$$F_s = 17.4\%$$

V_{SL} : 粗浮遊物強熱減量(%)

$$V_{SL} = 3.4\%$$

とすると判別式の値は

$$D_w = 0.287$$

となる。

この結果から第 1 表の判定基準によると非常に難脱水性汚泥であることがわかる。

一次脱水機(高圧ベルトプレス式脱水機)の運転結果を第 2 表に示す。第 4 図に Pt 値と固形物含有量の関係を示す。ここで Pt 値とは、2 枚のろ布に挟まれた汚泥が各ローラにかかるとき受ける圧搾圧力と圧搾時間の積の総和で圧搾のエネルギーを表わす指標である。

高圧ベルトプレス脱水機の各ローラにおける圧搾圧力 P (kg/cm^2) および圧搾時間 t (sec) はそれぞれ

$$P = T/R \quad (2)$$

T : ろ布張力 (kg/cm)

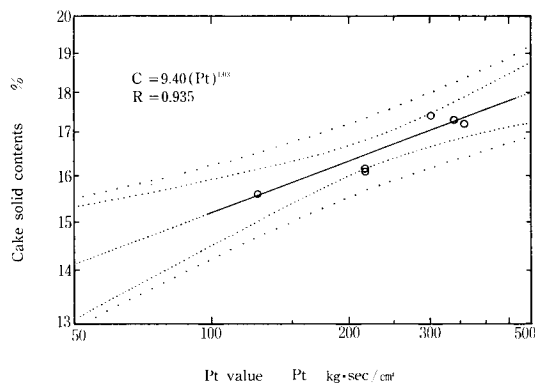
R : ローラ半径 (cm)

$$t = 2\pi R\theta/360v \quad (3)$$

v : ろ布速度 (m/sec)

θ : ろ布の巻掛角度(度)

で表わされる。また高圧部での圧搾圧力 P' (kg/cm^2) は



第 4 図 Pt 値と固形物含有量の関係

Fig. 4 Pt value vs. cake solid contents

第 1 表 汚泥脱水性の難易を示す判定基準

Table 1 Judgement for sludge dewaterability

D_w	Sludge dewaterability	Cake solid contents %	Dehydrator capacity $\text{kgDS}/\text{m}^2\cdot\text{h}$
$D_w < 0.5$	very difficult	< 20	< 50
$0.5 \leq D_w < 1$	difficult	20~25	50~100
$1 \leq D_w < 2$	easy	25~30	100~150
$2 \leq D_w$	very easy	> 30	> 150

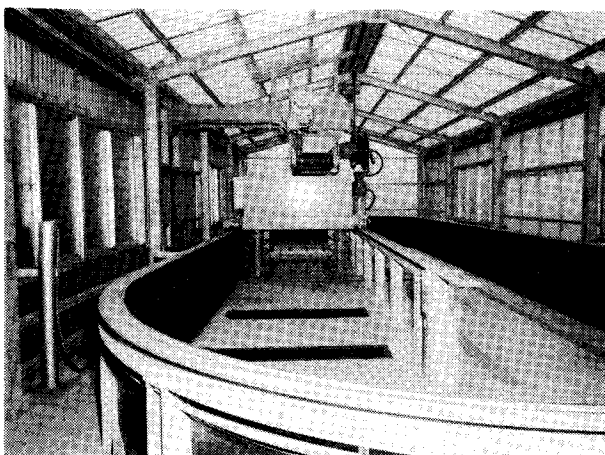


写真 4 熟成槽(横形回行式熟成槽)

Photo.4 Maturing tank (Horizontal circular compost maturing tank)

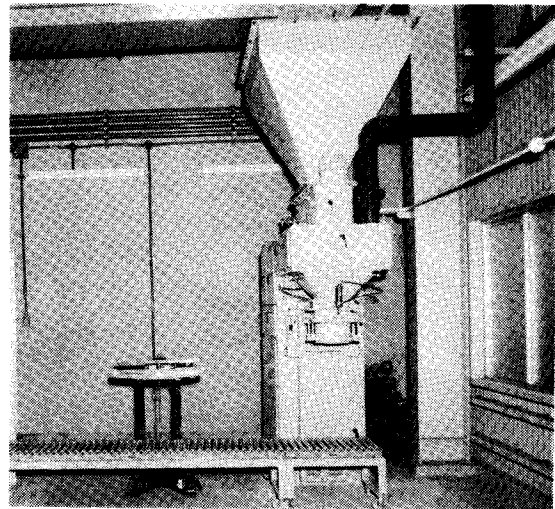


写真 5 袋詰設備

Photo.5 Packing equipments

$$P' = (T + T') / R \quad (4)$$

T': 高圧ベルト張力 (kg/cm)

となる。

高圧ベルトプレス脱水機では一段目のローラ径を大きくし、漸次ローラ径を小さく設計し(2)式の分母のRを小さくすることにより、また高圧部では高圧ベルトを付加し(4)式の分子 T+T' を大きくすることにより、圧搾圧力を大きくし脱水効果を大きくしている。そこで圧搾圧力と圧搾時間の積の総和を Pt 値とし、これとケーキ固形分の関係を調べると第4図のように非常に良い相関を示しろ布張力、ろ布速度、高圧ベルト張力の効果を一元的に評価できることがわかる。参考に従来型のベルトプレス脱水機のPt値は、50~100 kg·sec/cm² 程度である。

3.2 二次脱水機の運転結果

供給汚泥水分83.0%と85.3%の一次脱水ケーキを82.5

kg WS/h で供給した場合の二次脱水機の乾燥曲線を第5図に示す。これによると時間当りの脱水量は、それぞれ57.1, 58.4kg/h となり、冷凍機の馬力当りの脱水量は2.85, 2.92kg/IP·h となる。これらの値は当初の設計値を十分満足しているものである。

3.3 発酵状況

1) 発酵温度

毎日投入する汚泥の積高さは20cm程度であり各層の温度を正確に追跡することは難しいが槽内の温度パターンは、概略第6図に示すようである。毎日投入する汚泥は、投入後急速に温度上昇を始め、次の日に投入されるまでに約55°Cのピークに達する。また上段槽より下段槽に落下した汚泥は、さらに温度上昇を始め70°C にまで達している。この間、発酵槽への空気送風量は、発酵槽内の汚泥1m³当り約0.2Nm³/min である。

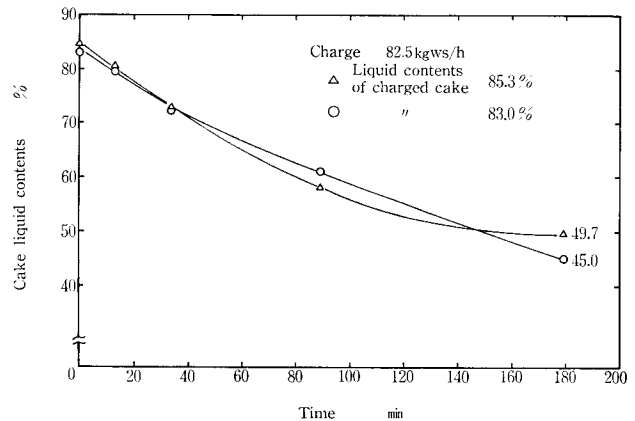
2) 製品の性状

農地利用に関するわが国の規制基準は「有害な産業廃棄

第2表 1次脱水機の運転結果

Table 2 Operation data of high pressure belt press

Capacity kg DS/h	Polymer consumption % DS	Filter cloth speed m/min	Filter cloth tension kg/cm	High pressure belt tension kg/cm	Pt value kg·sec/cm ²	Cake solid contents %
65	0.83	0.5	5.2	14.0	220	16.1
70	0.77	0.5	7.0	21.5	306	17.4
91	0.60	0.8	4.3	14.0	120	15.6
48	0.93	0.4	6.1	21.5	347	17.3
64	0.69	0.3	4.3	21.5	366	17.2
54	0.71	0.5	5.2	14.0	220	16.2

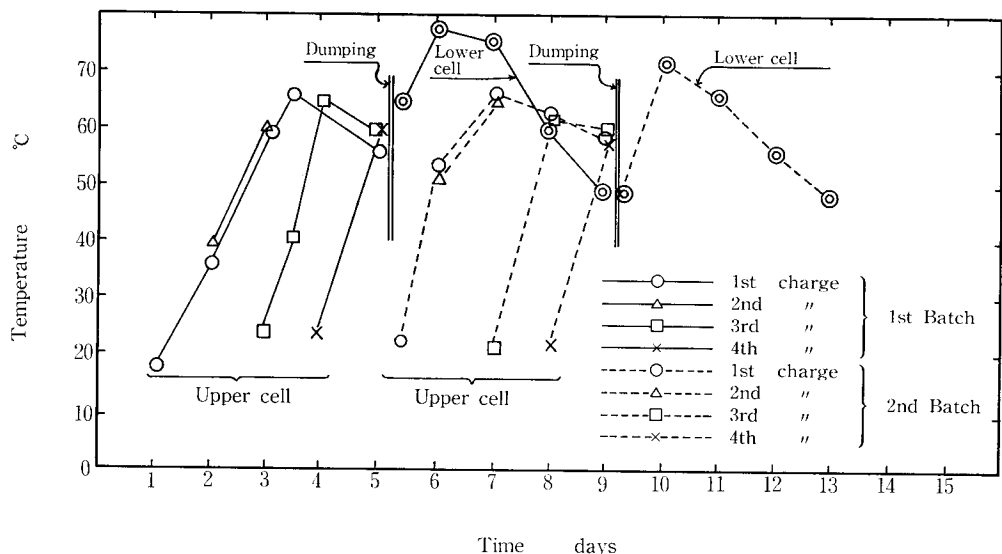


第5図 低温乾燥機汚泥乾燥曲線

Fig. 5 Performance of heatless dryer

第6図 発酵槽内の発酵温度パターン

Fig. 6 Temperature profile in the fermentation tank



第3表 特殊肥料の重金属規制値

Table 3 Regulation value for toxic contents of the specific fertilizer

Element	Maximum admissible concentration ⁽¹⁾ Total analysis (Dry matter) ppm	Maximum admissible concentration ⁽²⁾ Leaching test (Test solution) mg/ℓ
Arsenic	≤50	≤1.5
Cadmium	≤5	≤0.3
Mercury	≤2	≤0.005
Lead	—	≤3
Organo phosphorus	—	≤1
Hexavalent chromium	—	≤1.5
Cyanide	—	≤1
PCB	—	≤0.003
Alkylmercury	—	No detection

(1) Based on fertilizer regulation law for toxic contents of the specific fertilizer

(2) Based on industrial waste regulation law for toxic contents of leaching test

第5表 コンポスト製品溶出試験結果

Table 5 Leaching test of the compost product

Element	Concentration mg/ℓ test solution
Mercury or its compound (as Hg)	0.0032
Arsenic or its compound (as As)	0.16
Cadmium or its compound (as Cd)	0.013
Lead or its compound (as Pb)	<0.05
Zinc or its compound (as Zn)	0.82
Organophosphorus compound	<0.01
Cyanide compound	0.04
Hexavalent chromium (as Cr)	<0.01

第4表 コンポスト製品の性状分析値

Table 4 Nutrient contents of compost product

Element	Product
Water contents %	24.8
Volatile solid %	80.8
pH	8.3 (17°C)
Electric conductivity μS/cm	2300
Total-nitrogen (as N) %	8.13
Total-mercury (as Hg) mg/kg	0.98
Arsenic (as As) mg/kg	0.86
Cadmium (as Cd) mg/kg	2.2
Lead (as Pb) mg/kg	16
Zinc (as Zn) mg/kg	1200
Ammonia-N (as NH ₃ -N) %	1.33
Potassium (as K ₂ O) %	0.27
Phosphorus (as P ₂ O ₅) %	4.83

(All values of content are expressed on dry compost solid)

物に係る判定基準を定める総理府令（1973年総理府令第5号）の別表第二の基準に適合するものと規定されており、また特殊肥料に対して規制される有害成分とその規制値は第3表のとおりである。熟成した製品の分析結果を第4表に、溶出試験結果を第5表に示すがいずれも規制値内に入っている。また肥効成分である窒素(T-N)、カリ(K₂O)、リン酸(P₂O₅)の含有量はそれぞれ8.13%、0.27%、4.83%であった。

むすび

以上、団地下水汚泥のコンポスト化設備の概要を紹介したが設備の経済性について触れるまでには至らなかった。今後、本設備の稼働状況を追跡し運転データを集積するとともに、さらに効率の良いコンポスト化設備とするための改善点を研究中である。

おわりに本設備の建設、運転に際し多くの助言と協力をいただいた(株)団地サービスの関係諸氏に深く感謝の意を表する次第である。

〔参考文献〕

- 1) 大宮一夫, 東欽一郎: 第17回下水道研究発表会講演集(1980) P633

高真空蒸留におけるWFE薄膜蒸留装置

WFE for High Vacuum Distillation

(化)プラント部 プラント設計課
池田 幸雄
Yukio Ikeda

Among various methods of chemical separation recently being developed, vacuum distillation is widely applied to new fields. In the fine chemical field, the requirement for a higher purity level is accelerating technological exploration in vacuum distillation aspect and also the improvement of equipment performance, which is in turn expanding the application range of vacuum separation, Shinko-Pfaunder has succeeded in manufacture of Wiped Film Evaporator (WFE) for use under higher vacuum. This paper describes the applicability of WFE in term of the mechanism of evaporation under higher vacuum.

まえがき

真空蒸留の操作は古くから行われており、果してきた役割は大きい。さまざまな分離操作が開発されるなかにあつてなお新しい分野に適用されている。最近のファインケミカル分野において、純度の向上による性能の向上や用途の拡大などに寄与しており、真空蒸留が工学的に解明されるに従つて、その用途は更に拡大している。

最近当社の Wiped Film Evaporator (以下WFE) にも取り扱い物質の物性から、高真空下において使用したいとのご希望も多く、当社内のテスト用蒸留装置を高真空下で使用できるよう改造することになった。これを機会に高真空下における蒸発の機構を考えながら、WFE適用の適合性について紹介する。

1. 分子の流れ機構と装置形状

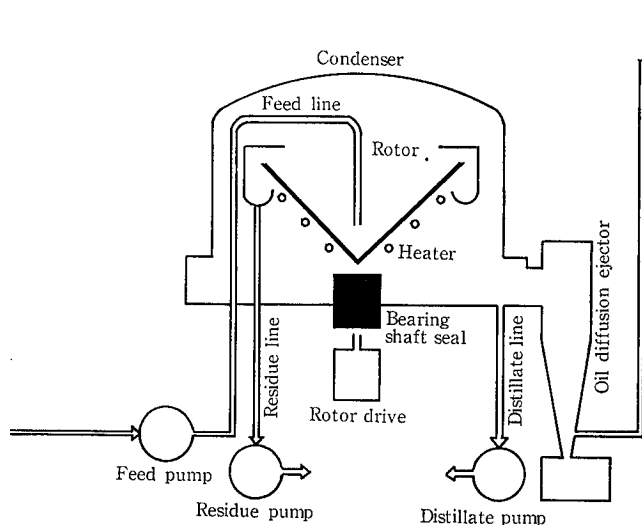
蒸発した分子の移動機構として、低真空域においては乱流または層流を示し、主として中真空域においては滑り流れ、高真空域においては分子流れになると言われている。すなわち低真空域では、蒸発分子が蒸発面から冷却面へ移行するのは圧力差によるため、その流れ機構は乱流または層流を示す。高真空域では空気分子がほとんど存在しな

いため、気相と液相のあいだに動的平衡状態が起らず、蒸発は温度勾配によって起り、蒸発分子は分子流れになるとされている。

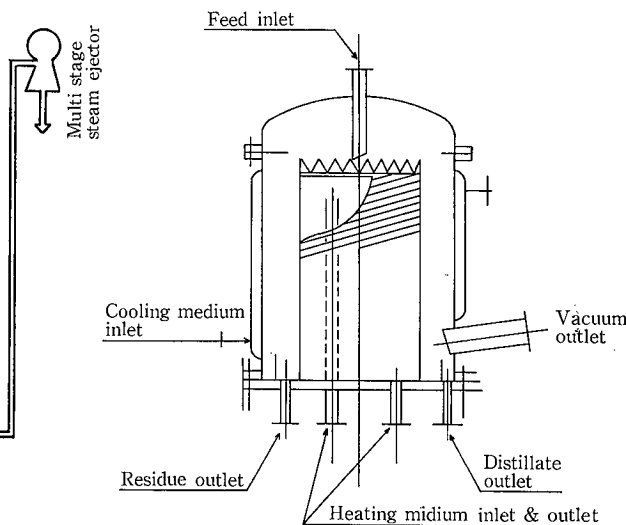
当社が一般に高真空装置と呼んでいるのは $10^{-2} \sim 10^{-4}$ Torrであるが、実験装置と異なり蒸発面と冷却面の間隔、真空系への接続間隔などから工学的な分子流れが起っているとは考えにくい点もあるが、ここではこのような流れに対して考えることにする。

高真空域においては、第1図および第2図に示す遠心式であるとか、フォーリングフィルム形式(濡れ壁式)のように蒸発面と冷却面が向い合った形式が、温度差によって生ずる分子流れに対して、好ましいものであるとされてきた。すなわち分子蒸留は蒸発面と冷却面が対置されている空間を、蒸発面で蒸発した分子が一方向的に冷却面に飛行する状態であると言われている。

この事をWFEについてあてはめて見ると、第3図高真空用に示すように冷却面としては直管を蒸発面と相対する形に配することにより、同様の機能を有していると考えられる。真空系への排気は冷却管の間隙を経て接続されるので、間隔が狭いと圧力損失が大きくなるので注意を要す



第1図 遠心式
Fig. 1 Type centrifugal thin film



第2図 フォーリングフィルム式
Fig. 2 Type falling film

。WFEには前述の問題よりも蒸発面と冷却面との間にワイパーが回転する構造となっており、またワイパーと共邪魔板が設けられる場合もあるので、このワイパー並び邪魔板が分子流れを乱し、蒸発分子の衝突が増加し、蒸分子を蒸発面に飛帰させる事が十分考えられる。

また、高真空域で蒸発させるのは熱不安定物質の場合もあるが、物質の蒸気圧が低い場合が一般的である。すなわ分子量が高いので分子は邪魔板に捕捉され、回転による心力にて飛帰されるので、これらのことから高真空域に使用する場合、邪魔板の形状並びにその有無、および回転数を物性から検討しなければならない。

蒸発面の挙動と装置形状

液相を加熱すると低真空域においては液は沸騰し蒸発を始すが、高真空域になると非沸騰状態にて蒸発が行わる。前項で述べたように蒸発面と冷却面の温度差によって分子流れとなって蒸発することになる。

これは液膜厚の持つわずかな静圧も気相圧に比較して大きな抵抗となり、高真空にさらされるのは液の表面のみとなり、加熱表面での気泡発生はなく、液表面からのみの非騰蒸発となると考えられる。従って高真空下で液膜を厚くすることは、液表面で蒸発に必要な熱を供給するため、温度勾配により加熱面での液温は高くなり、熱分解、こげ付きなどの現象を生ずる。遠心式は遠心力によって強制に液膜を薄くする形式であり、フォーリングフィルム式(濡れ壁式)は、加熱面を液が流下する事によって液膜を薄くする形式である。

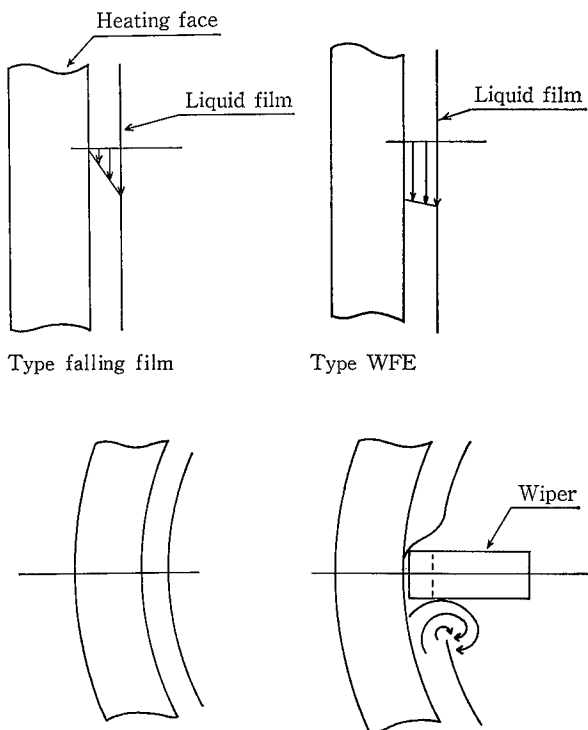
ここでWFEと比較して見ると、フォーリングフィルム式にワイパーを附加した形式と考えられ、機能面から見るワイパーの回転摺動によって加熱面に均一な液分配、すなわち均一な液膜が得られ、ワイパーの溝によって流下速度を加速するために、液膜厚みはフォーリングフィルム式より薄い液膜が得られる。なお、ワイパーによって流下液膜を攪拌する事から、先に述べた加熱面での液温度の上

昇は抑えられ熱分解、こげ付き問題に対して良い効果を与えると同時に、攪拌操作が液表面への熱の供給が促進される。

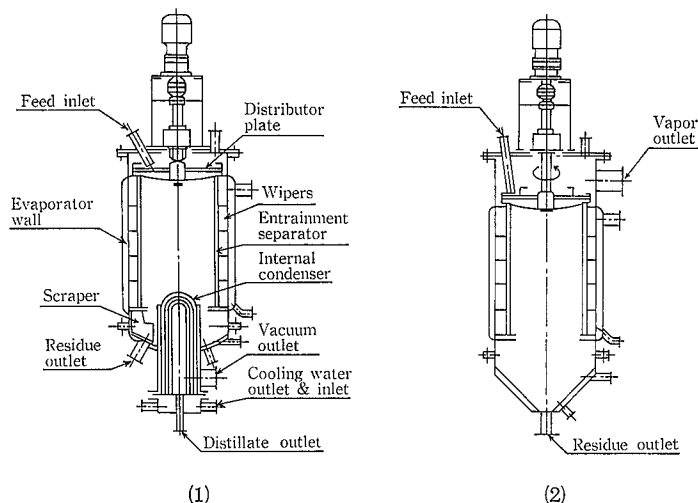
3. 粘性液と装置形状

液粘度が上昇するとフォーリングフィルム形式では液膜は厚くなり、高真空域に限らず低真空域においても取扱いが困難となる。遠心式においても液膜の均一性という面から見ると、その液は低粘度域が限度と考えられる。

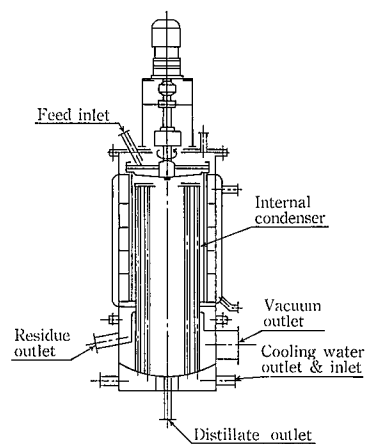
一般に高粘性液に対しては、非接触式の薄膜蒸発器が用



第4図 液膜の状態
Fig. 4 State of liquid film



第3-1図 低真空用薄膜蒸留装置
Fig. 3-1 Low vacuum wiped film evaporator



第3-2図 高真空用薄膜蒸留装置
Fig. 3-2 High vacuum wiped film evaporator (molecular still)

いられているが、液膜を薄くするために高速回転翼を持つことから、冷却面を蒸発面に対置することができないことが、高真空での使用を難しくしていると思われる。

WFEでは、これらの機能をほぼ満足していると考えられるが、高粘度域には機械的強度面と攪拌機構の面での配慮が必要である。

ここで、フォーリングフィルム式とWFE内の液の流れを考えて見ると第4図のように模擬的に説明できる。

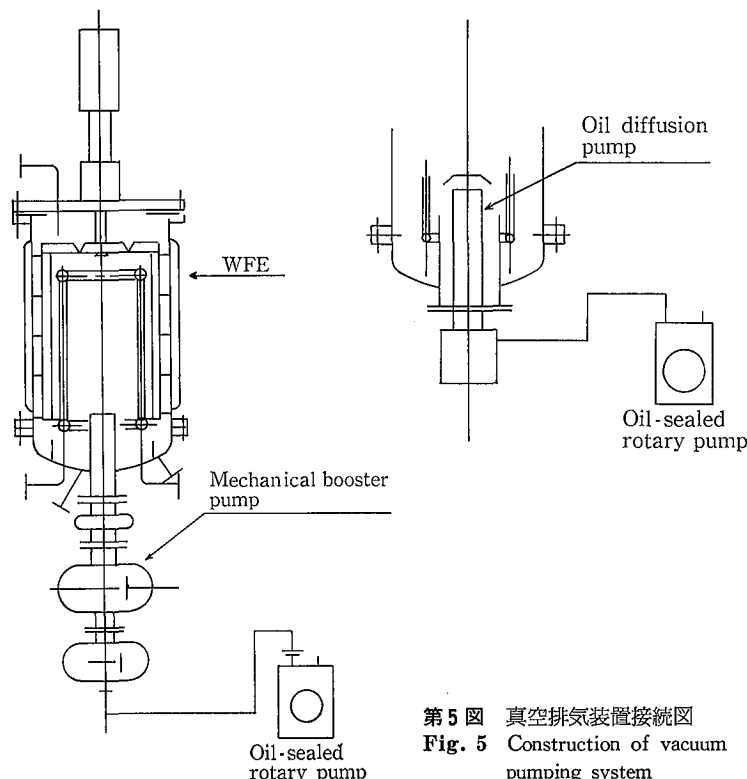
フォーリングフィルム式では加熱面上での速度は0となり沸騰も起らないため、液の更新は少ないものと考えられる。WFEではワイパーによって液の攪拌を行うと共に、ワイパーの溝によって流下速度を早くする様に設計されているので、図に見るよう加熱面での液更新もフォーリングフィルム式、および遠心式に比較して早いと思われる。

このことからWFEは低粘度液から高粘度液まで十分機能を発揮するものと考えられる。

4. 高真空と装置形状

蒸発面と冷却面の物質移動については、それ以降の真空排気系の間においても、その機能を備えていなければならないが、高真空下で処理される場合、一般には十分な脱ガス、低沸点物の除去が行われているので、冷却面で凝縮されない不凝縮ガス分は少ないと考えられる。しかし蒸留中の分解ガスも含めると可塑剤では、液容積に対して250%のガス容積であるとの報告もあり、高真空下においてはかなりの排気容量の真空系を必要とすることがわかる。

従ってこの発生ガス量、洩れ空気量を圧力損失を生ずることなくスムーズに排出するためには、装置内に十分な空間と真空系へ接続管を設けるに必要なスペースが必要となる。



第5図 真空排気装置接続図
Fig. 5 Construction of vacuum pumping system

WFEの場合、第5図に示すように装置内空間および排気管接続スペースも確保できるが、冷却媒体出入口などの関係から高真空域における空気洩れ封止、メンテナンスを考えると、各機器の取付支持方法に工夫が必要である。

図に示すように高真空排気系は、WFEに直接接続または蒸発器内に設けて圧力損失を少なくし、補助真空排気系は別に設けることが、機能的またはメンテナンス上からも好ましい。

5. 高真空下における蒸発

沸騰蒸発操作では、通常液への伝熱と蒸気の除去が律速となるが、中高真空下での蒸発には液表面からの蒸発速度も考慮しなければならない。

先に述べたように高真空下での蒸留は蒸発面と冷却面との温度の勾配によって起るので、このような状況下での蒸発面からの蒸発速度は次式で示される。

$$W = 2110 f A P \sqrt{M/T}$$

ただし、W：蒸発量 kg/h

f：蒸発係数

A：蒸発面積 m²

P：飽和蒸気圧 Torr

M：分子量

T：温度 °K

蒸留圧力と沸点は対応しているから蒸発面への熱供給が十分行えるように液膜を薄くすれば、加熱面の温度を熱分解点ぎりぎりまで高くできることがわかる。

蒸発係数 f について Burrows は蒸発した分子の行動を検討した結果、次式で与えられるとした。

$$f = F + (1 - F)(2e^{-K} - e^{-2K})$$

$$K = d/k \cdot \lambda$$

ただし、f：蒸発係数

F：凝縮面積/(蒸発面積+凝縮面積)

K：分子の平均自由行程に関係した係数

d：蒸発面と凝縮面の距離 cm

k：平均自由行程の補正係数

λ：平均自由行程 cm

第1表はK、Fの値によりfがどのように変化するかを知ることができる。例えば、K=1/4(平均自由行程が間隙の距離の4倍)の時はfは1に近く、K=4(平均自由行程が間隙の距離の1/4倍)の時にはfの値が極限值下

第1表 蒸発係数 f と K、F の関係

Table 1 Distillation factor f vs. K & F

K	f		
	(F=0.5)	(F=0.7)	(F=0.8)
1/4	0.98	0.99	0.99
1/2	0.92	0.95	0.97
1	0.80	0.88	0.92
2	0.63	0.77	0.85
4	0.52	0.71	0.81

コボール・ミルの粉碎特性

Investigation of the Grinding Behaviour of CoBall-Mill

(化)技術部 技術第2課
谷 口 十 一
Toichi Taniguchi
田 中 英 美
Hidemi Tanaka
技術開発本部
平 尾 俊 策
Shunsaku Hirao

CoBall-Mill, the new generation of stirrer ball mills, is getting reputation in several industries for ultrafine grinding of crystalline solids and dispersion of agglomerate particles.

Up to now, few results of investigation on stirrer ball mills are available which reveal relationships existing between the operating variables and grindabilities.

In this paper, we try to do it. Grinding tests of CoBall-Mill were carried out and reported as parameters of solid concentration, flow rate, circumferential speed of rotor, filling rate of media and media size etc.

えがき

ボール・ミルはアニューラー・タイプの媒体攪拌ミルのである。近年の高速型媒体攪拌ミルは、1952年にアメリカの Du Pont 社により発表された塗料製造用サンド・インダーを端緒とし、その後各社により改良改善が実現、現在では塗料業界のみならず、化学、医薬、食品などの分野においても凝集粒子の分散や固体粒子の粉砕に広く利用されている。

しかしながら、媒体攪拌ミルはプロセスの重要部分で使われることが多く、その使用方法や機能については各社ノウハウとしてのみ蓄積されており、一般にはほとんどされていない。報告された研究例としては、N. Stehr 一連のもの^{1,2}が目につく程度である。

ボール・ミルは粉碎室を狭いアニューラー形状にて構成し、粉碎室に一樣な高エネルギーを与え、効率良い粉砕を行う新しいタイプの媒体攪拌ミルであり、従来型媒体攪拌ミルとは機能において、かなり異なる傾向を持つと考えられる。前報³でコボール・ミルについてのを試みたので、本報では当社におけるテスト結果を中海外での研究結果を含め、コボール・ミルの粉砕特性を報告する。

コボール・ミルの構造と特長

ボール・ミルの概形を第1図に示す。断面が逆三角形の環状の容器の内部を、回転軸に取り付けられた同じ形状のロータが回転している。ロータの最大径における速度は $10\sim 15\text{ms}^{-1}$ 程度である。容器とロータの隙間が室となり、ここに粉砕メディアが充てん率50~80%で充てんされる。粉碎室の幅は、メディアが自由に運来する最小の間隙を選んでいる。このため粉碎室のギャップ幅は、選定したメディアの大きさにより決められる。メディアの大きさは直径 $0.5\sim 3\text{mm}$ の範囲で選定され

スポンジは、ミル下部の入口からポンプにより送り、入口ギャップを経て粉碎室へ入る。W形をした粉砕室で固体粒子が粉砕、または分散される。処理されたスポンジは、ギャップ・セパレータにてメディアと分離、ミルから排出される。

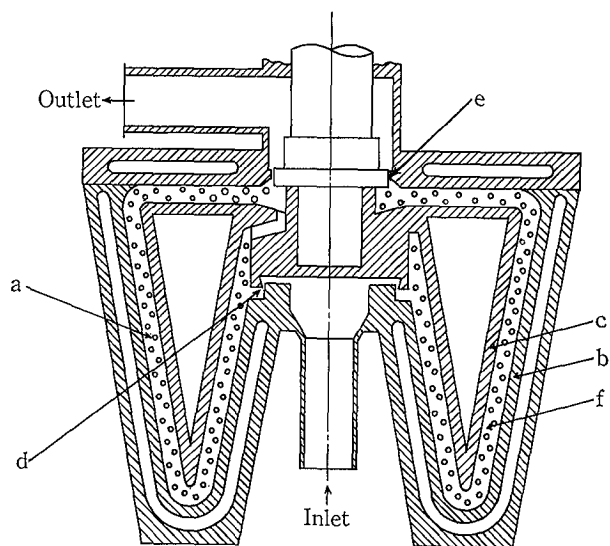
メディアはW形の粉碎室を遠心力の作用により順次移動し、ロータ・ハブ部のメディア循環用の孔から再びミル内のサスペンション入口に戻り、循環する。

粉碎室をこのように独特の形状をした狭い隙間で構成することにより、

- 1) 粉碎室のエネルギー密度が高く、しかも均一となるため、微粉砕が可能である。
- 2) サスペンション粒子の粉碎室内ショート・パスが無く、製品の粒度分布がシャープになる。
- 3) 粉碎室容積に対する冷却表面積の比が大きいため、冷却効果が優れ、温度コントロールが容易である。
- 4) メディアが粉碎室内を循環し、サスペンション粘度の高低にかかわらず自由に運動出来るため、高粘度域のサスペンションの処理が可能である。

などの特長があり、二次的には、粉碎室の構造が極めて簡単で、容積が小さいため

- 5) 洗浄が簡単である。



第1図 コボール・ミル概形図

Fig. 1 CoBall-Mill; a grinding chamber; b stator; c rotor; d inlet gap; e gap separator; f media

6) 品種替えの場合の製品ロスが少ない。
などがあげられる。

2. コボール・ミルの流動特性

コボール・ミルは、第1図に示すように、形状の特異性から、槽形状の従来タイプの媒体攪拌ミルに比べて、ショート・パスが無く、シャープな粒度分布をもつ粉碎が出来る優れた特長がある。この現象は、ミル内の流体がプラグ・フロー的にW形の流路を進むことが期待出来る構造であり、さらに、粉碎室を二重円錐とみなした場合、そこにテラー渦の形成が想定出来るなど、定性的に説明が加えられていた。³⁾

ここでは、コボール・ミルを一つの流通装置と考え、装置内における流体の流れおよび混合の機構を定量的に評価することを目的として、滞留時間分布を求め、装置内の流れをモデル化することを試みた。⁴⁾

2.1 実験方法

実験はMS-18型コボール・ミルを用い、パルス信号によるインパルス応答を測定する方法をとった。流体としては、水飴水溶液を用い、コボール・ミルに定常状態で送液し、瞬間的にミル入口部で、トレーサとしての食塩水を注入し、ミル出口部で流体の電導度を、流通形電導度セル(TOA製CG-801PL)および電導度計(TOA製CM-6A)にて測定した。この測定された電導度より、出口濃度Cを得、濃度～時間曲線を求めた。

2.2 滞留時間分布曲線

測定実時間tにおける装置内での滞留時間分布をあらわす出口寿命分布値E(t)は、

$$E(t) = \frac{C}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (1)$$

となる。ここに、分母は入りこんだトレーサの全濃度である。また、平均滞留時間 \bar{t} は

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (2)$$

で表わされ、無次元化された時間 θ を

$$\theta = t / \bar{t} \quad (3)$$

で定義すると、

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = \int_0^{\infty} E d\theta = 1 \quad (4)$$

より、無次元時間での出口寿命分布値Eは、次式により実験的に求められる。

$$E = \bar{t} E(t) \quad (5)$$

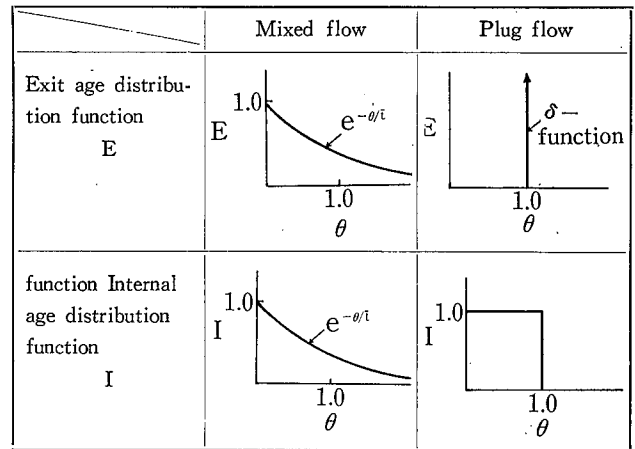
このE~ θ 曲線は、出口寿命分布曲線(第2図参照)と呼ばれる。

またトレーサを投入して θ 時間後に、まだ装置内にどれだけ残存しているかを示す関数である器内寿命分布関数Iは、積分分布関数であり、微分分布関数であるEに対し、

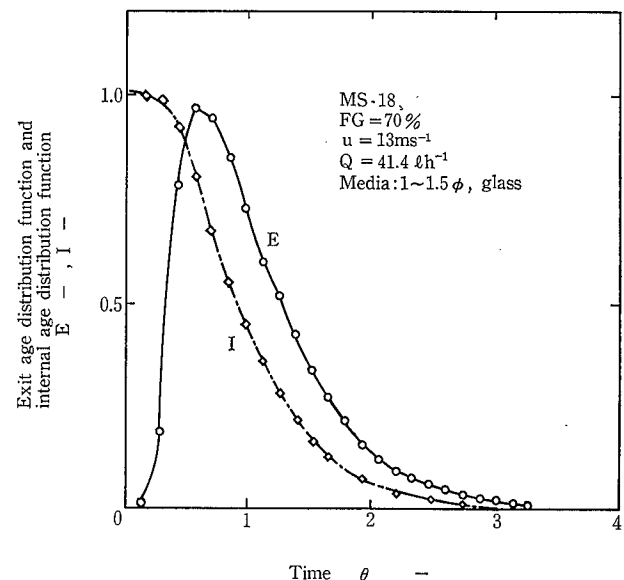
$$I = 1 - \int_0^{\theta} E d\theta \quad (6)$$

で表わされI~ θ 曲線は器内寿命分布曲線(第2図参照)と呼ばれる。

コボール・ミルの流通実験で得られた、E~ θ 曲線およ



第2図 流通装置内の流れの様式とトレーサー応答
Fig. 2 Schematic model of flow and impulse response



第3図 コボール・ミルの滞留時間分布曲線
Fig. 3 Distribution of residence time on CoBall-Mill; liquid treated is millet jelly, $\nu=140cp$

びI~ θ 曲線の一例を第3図に示す。第3図を、理想的な完全混合流れおよび押し出し流れ(プラグ・フロー)の様式を示す第2図⁵⁾と比較すると、コボール・ミル内の流れは、完全混合流れよりも、はるかにプラグ・フローに近いといえる。

2.3 流れのモデル

一般に流通装置内の不完全混合流れの状態を表わすのに各種の混合モデルが提案されている。ここでは、コボール・ミルに完全混合槽列モデル⁶⁾を適用した。

j個の槽列を考え、各槽の容積をV、流体の体積流通速度を v とすると、i番目の槽についてのトレーサの物質収支は次のようになる。

$$vC_{i-1} = vC_i + V \frac{dC_i}{dt} \quad (7)$$

ここでCはトレーサの濃度であり、左辺はi番目に入ってくるもの、右辺第1項は出てゆくもの、第2項は変化する分である。(7)式を適正な境界条件のもとに解いて、

$$E = C/C_0 \quad (8)$$

からEを求め、さらに分散を求めると

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (\theta - 1)^2 E d\theta = 1/j \quad (9)$$

なる。この分散 σ^2 は、出口寿命分布曲線Eにおいて、その平均値における分布の幅を意味している。(9)式から完全混合槽の相当段数jを求めることが出来る。

コポール・ミルの完全混合槽相当段数を、理想流体の粘度域に対してプロットしたのが第4図である。この実験範囲においては、相当段数jはほぼ流体粘度に比例しており、粘度が100 cp以上であれば、jは3.5以上の値をとっている。これは、従来タイプの媒体攪拌ミルでのj=1~2程度と比べてみると、ミル入口および出口間でのショート・パス現象の防止の点で、コポール・ミルは優れた機構を有しているといえる。

コポール・ミルの粉碎特性

MS-18型を使用してコポール・ミルの粉碎特性を調べた。MS-18型の主要諸元は、

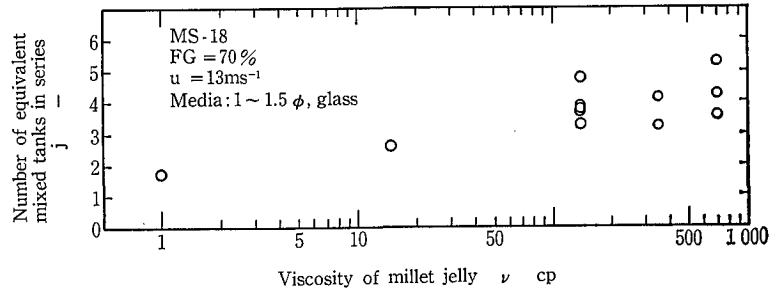
粉碎室容積	1ℓ
粉碎ギャップ幅	6.5 mm
ロータ最大径	180 mm
ロータ周速	10および 13 m·s ⁻¹
入口および出口ギャップ	0.3 mm
冷却面積	ロータ側 0.06 m ² ステータ側 0.12 m ²
モータ動力	12.6 kw
メディア径	1~1.5 mm
メディア材質	ジルコン (充てん密度 2.4 kg·ℓ ⁻¹) ガラス (" 1.7 kg·ℓ ⁻¹) スチール (" 4.5 kg·ℓ ⁻¹)

である。ただし、使用メディア径は上記のほか、0.75~1 mm, 1.5~2 mm の範囲でも実験を行ったが、この場合はロータを取り替えるため、粉碎ギャップ幅も上記の6.5 mmから4.5および8.5 mmに変化し、粉碎室容積もそれぞれ0.8および1.4ℓとなる。

粒度分布の測定は、光透過式遠心沈降粒度分布測定装置(島津製作所製SA-C P2)により行った。

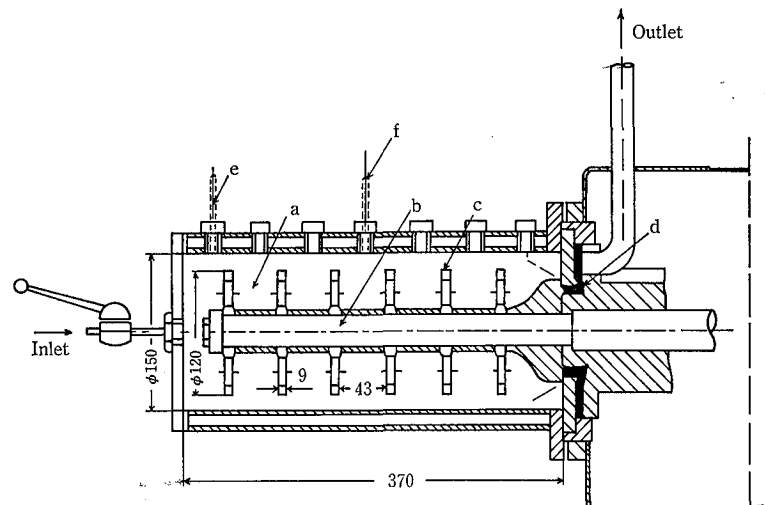
なお、西ドイツ Braunschweig 工科大学の Schwedes 研究室で行われた実験データを引用したが、これらはMS 12型によりテストされており、ロータ最大径120mm、粉碎室容積0.5ℓのもので、平均粒径1mm、比重2.89g·cm⁻³のガラス・メディアを使用し、ロータ周速10および13, 16 1·s⁻¹にて行われた⁷⁾。

また、コポール・ミルの粉碎特性と比較するため、従来タイプの攪拌媒体ミルの実験データを引用したが、これらも Schwedes 研究室にて行なわれたものである。実験装置は第5図¹⁾に示すように横型の媒体攪拌ミルで、粉碎室に冷却用のジャケットを付けている。大きさは直径150 mmで長さ370 mm、有効容積5.5ℓである。攪拌軸には孔



第4図 コポール・ミルの完全混合槽相当段数と流体粘度

Fig. 4 Number of equivalent mixed tanks in series as a function of viscosity of liquid to be treated



第5図 従来タイプの媒体攪拌ミル

Fig. 5 Conventional stirrer ball mill;

a grinding chamber; b stirrer shaft; c perforated disk; d collecting chamber; e temperature measurement; f sample probe

のあいた6枚のディスクが付いており、粉碎室内のメディアを攪拌流動させる。メディアは平均粒径1 mm、比重2.89g·cm⁻³のガラス製のものが使用されている。

Schwedes 研究室で行われたコポール・ミル、横型媒体攪拌ミルのテストは、いずれも同一砕料として、メディア径42 μm、真比重2.7 g·cm⁻³の炭酸カルシウムが用いられ、粒度分布はX線透過式粒度分布測定装置(マイクロメリティックス社製セディグラフ5000D)により測定されている。

3.1 メディア充てん率

直径1~1.5 mmのジルコン・メディアを用いて、メディア充てん率がコポール・ミルに与える影響について調べたのが第6図である。

砕料として軽質炭酸カルシウム(メディア径 $d_{50}=24 \mu\text{m}$, 真比重 $\rho=2.7 \text{ g}\cdot\text{cm}^{-3}$)を使用し、水に固体濃度 $C_v=0.5\%$ にて分散し、このスラリー溶液をギア・ポンプでコポール・ミルに一定流量 $Q \ell\cdot\text{h}^{-1}$ 送液し、ワン・パスにて粉碎した。

充てん率30%では、ほとんど粉碎作用が行われておらず、流量Qを小さく、すなわち、ミル内の平均滞留時間を大きくしてはじめて若干の粉碎効果が認められるにすぎない。

充てん率を50%にすると、MS-18型の適正な処理流量30~80 $l \cdot h^{-1}$ の範囲では、メディア径で4 μm 以下に粉碎され、効果が大きい。

さらに、充てん率を70%にあげると、粉碎効果も大きくなっており、50~80%程度のメディア充てん率の範囲では
(粉碎性能の比) \propto (メディア充てん率の比)²
の傾向が認められた。

コボール・ミルでは、前報³⁾で示したように、メディア充てん率が80%を超えると、メディアのミル内循環時間が急増し、メディアのスムーズな運動が阻害される。したがって、コボール・ミルのメディア充てん率としては、碎料の種類、濃度Cv、処理速度などによって、50~80%で適正な点を選定する必要がある。標準的には70%程度を目処としている。

3.2 ロータ周速

コボール・ミルの粉碎性能に対してロータ周速が大きな影響をもつのは、第5図に示す従来タイプの媒体攪拌ミルと同様であり、この傾向は第6図よりもうかがえる。

ロータ周速と粉碎性能の関係をMS-12型コボールを用いて調べたのが第7図⁷⁾である。

実験はメディア充てん率を50%とし、碎料のミル内平均滞留時間を一定とし、ロータ周速を10, 13, 16 $m \cdot s^{-1}$ の3段階に変化させている。

ロータ周速の増加に伴い、メディアの運動も激しくなり、ロータ側に近いメディアと、ステータ側に近いメディアの相対速度が大きくなるため、作用するせん断力が強くなる。したがって、ロータ周速に比例してミルの粉碎能力もあがっている。

第7図の場合、メディア径でみると、 $u=16 m \cdot s^{-1}$ は $u=10 m \cdot s^{-1}$ の半分以下の粒径となっており、粒度分布もよりシャープとなっている。

第7図を同一碎料を用いて、従来タイプの媒体攪拌ミルについて実験した第9図と比較してみると、コボール・ミルの粒度分布の方が、従来タイプの媒体攪拌ミルよりもシャープである。

3.3 平均滞留時間

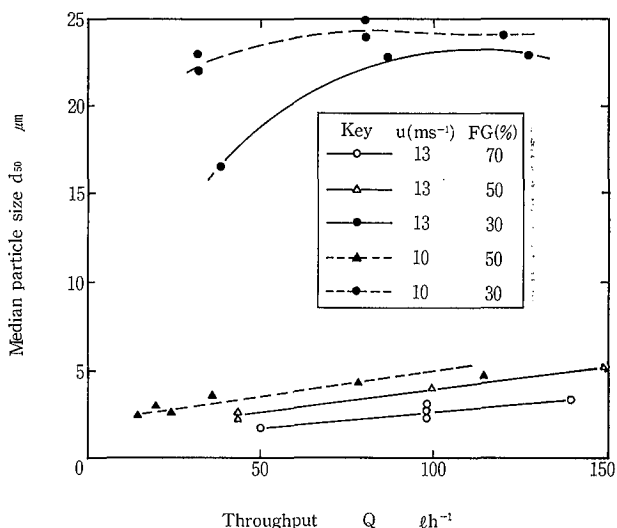
ミル内の平均滞留時間 τ は次式により計算する。

$$\tau = \frac{V - V_{med}}{Q} \quad (10)$$

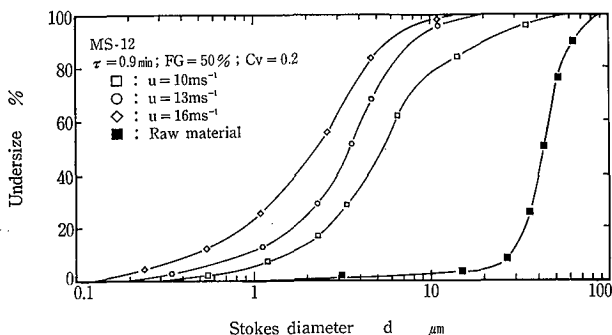
ここで、Qは処理するサスペンションの流量を単位時間当たりの体積で表わしたものであり、Vは粉碎室の有効容量、 V_{med} は粉碎メディアの実容積である。 V_{med} は、メディアのみかけの容積から、充てんメディア間の空間容積を引いた値である。

第6図よりも類推されるように、平均滞留時間が大きくなるにつれ、メディア径も減少し、粉碎能力は、平均滞留時間に反比例する。

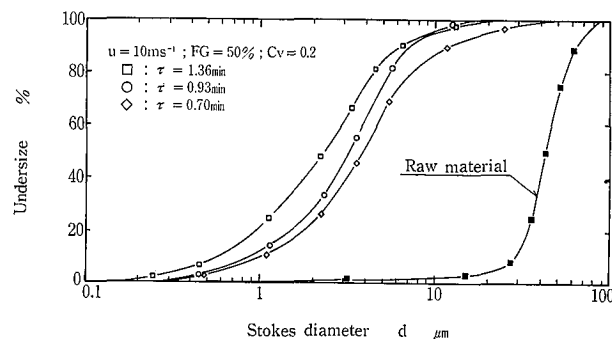
第8図は、粒度分布曲線でみた例であり、MS-12型により、メディア充てん率50%、ロータ周速10 $m \cdot s^{-1}$ としてテストした結果である。平均滞留時間が $\tau=0.7$ 分と短い場合には、メディア径で4 μm であり、10 μm 以上の粗粒子がまだかなり残っているが、約2倍の $\tau=1.36$ 分の滞留時間をとると、10 μm 以上の粗粒子が少なくなり、メディア径も2.5 μm 程度と小さくなっている。



第6図 メディア充てん率の影響
Fig. 6 Grindability of CoBall-Mill as a function of media filling rate; solid concentration $C_v=0.5$; material $CaCO_3$; media 1~1.5mm, zircon



第7図 ロータ周速の影響
Fig. 7 Particle size cumulative distribution for 3 circumferential speed of rotor u on CoBall-Mill; mean residence time $\tau=0.9$ min; solid concentration $C_v=0.2$; filling rate of media $FG=50\%$; material $CaCO_3$; media 1mm, glass



第8図 平均滞留時間の影響
Fig. 8 Particle size cumulative distribution for 3 residence time τ ; circumferential speed of rotor $u=10 m \cdot s^{-1}$; solid concentration $C_v=0.2$; filling rate of media $FG=50\%$; material $CaCO_3$; media 1mm, glass

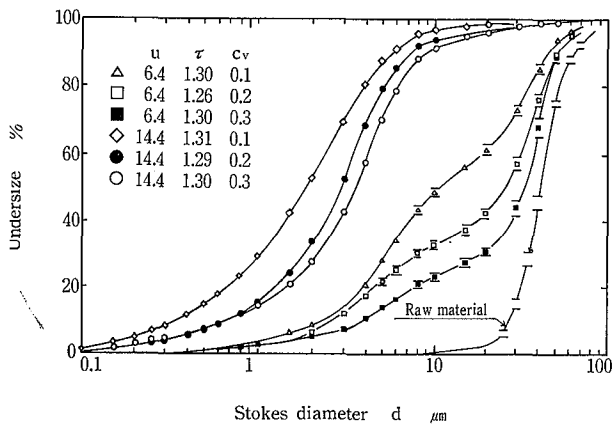
従来タイプの媒体攪拌ミルのデータ¹⁾では、同一砕料に対し、 $\tau=1.26$ 分の場合、ディスク周速を $12.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ に上げても、メディア径で $3.2 \mu\text{m}$ 程度である。

4 スラリー濃度

従来タイプの媒体攪拌ミルについて、粉碎能力に与えるスラリーの固体濃度の影響が Stehr らによって研究され、第9図として紹介されている¹⁾。炭酸カルシウム・スラリーのミル内滞留時間をほぼ一定とし、ディスク周速を $6.4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ および $14.4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ にとり、固体濃度 C_v をパラメータとして10%から30%に変化させている。粉碎製品の粒度分布は、ディスク周速の差により、明らかに異なる分布曲線を描いている。ディスク周速がおそい場合には、砕料によく似た粒度分布をもち、粉碎が十分に行われていない。しかしながら、いずれのディスク周速でも、固体濃度が增加すると分布曲線は粗い方向に寄り、粉碎効果が悪くなっている。

同様の実験を、コボール・ミル MS-18 型に行った結果が第10図である。この実験では、ロータ周速を $13 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 一定とし、炭酸カルシウム・スラリーのミル内滞留時間を 0.6 分と 0.8 分にとり、固体濃度 C_v を 40% および 50% に変じさせた。スラリーのミル内滞留時間 τ が 0.8 分の場合には、スラリー濃度による差はほとんど認められないが、 $\tau=0.6$ 分の場合には、スラリー濃度の濃い方が粉碎効果がいまいという、従来タイプの媒体攪拌ミルとは反対の傾向を示した。

これは τ が短い、すなわち処理流量が大きく、またスラリー濃度が濃く粘度が高い場合に、従来タイプの媒体攪拌ミルでメディアがミルの出口側に偏在し、ディスクと半まわりしたり、逆にディスクの回転に追従せず、動きが悪くなる傾向があるのに対し、コボール・ミルでは、メディアがミル内を循環するため、スラリーの粘度が高くてもメディアの動きを拘束することが少なく、スラリー濃度が高い方が、メディアの粒子捕捉確率が上がるためであると考えられる。



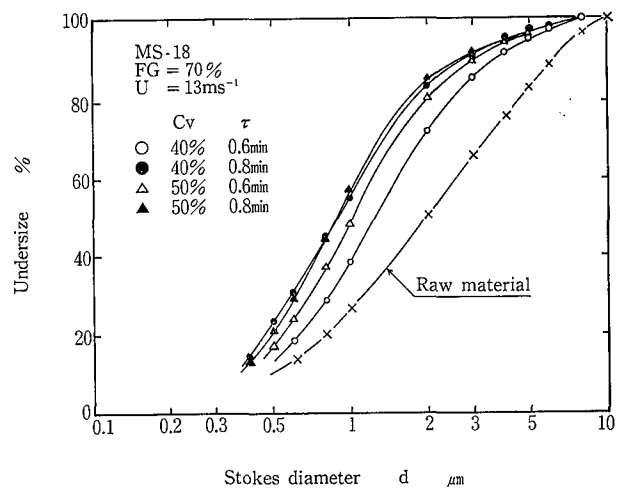
第9図 従来タイプのミルにおける粉碎粒度とスラリー濃度
Fig. 9 Particle size cumulative distribution for 3 solid concentrations C_v on conventional stirrer ball mill; mean residence time $\tau \approx 1.30$ min; circumferential speed of disks $u=6.4$ and $14.4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$; filling rate of media $FG=80\%$; material CaCO_3 ; media 1 mm glass

染料の粉碎や塗料の分散においても、コボール・ミルではある程度までビシクルの濃度を高くし、みかけの粘度をあげた方が好結果を得る場合が多い。

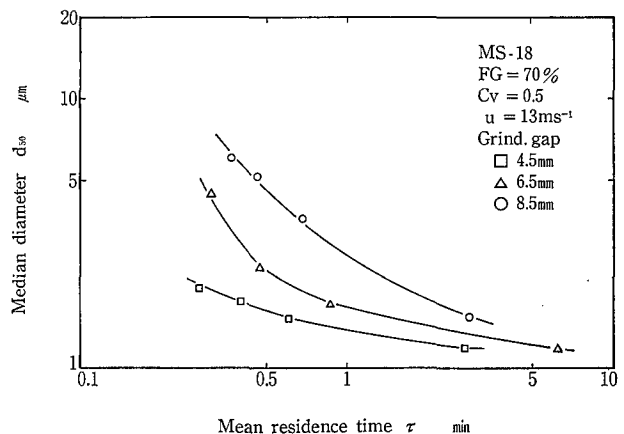
3.5 粉碎室のギャップ幅

コボール・ミルは前報⁴⁾で述べたように、粉碎室のギャップ幅をメディア4ヶ分の大きさとしている。この有効性を調べるために、同一粒径範囲のメディアを用い、ロータを替えることによりギャップ幅を変化し、炭酸カルシウム・スラリーの粉碎実験を行った。ただし、メディアの充填率はそれぞれの場合に対し70%一定とした。結果を第11図に示す。

使用メディアの粒径は $0.75 \sim 1 \text{ mm}$ であるため、粉碎室ギャップ幅が 4.5 mm でメディア4個ならび、ギャップ幅 6.5 および 8.5 mm では、それぞれメディア6個、8個ならびと考えられる。第11図より、4個ならびが最も粉碎効果が



第10図 スラリー濃度の影響
Fig. 10 Particle size cumulative distribution for 2 solid concentrations C_v on CoBall-Mill; mean residence time $\tau=0.6$ min and 0.8 min respectively; circumferential speed of rotor $u=13 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$; filling rate of media $FG=70\%$; material CaCO_3 ; media $0.75 \sim 1 \text{ mm}$, zircon



第11図 粉碎室ギャップ幅の影響
Fig. 11 Mean particle size d_{50} as a function of mean residence time at 3 lengths of grinding gap on CoBall-Mill; solid concentration $C_v=0.5$; filling rate of media $FG=70\%$; circumferential speed of rotor $u=13 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$; material CaCO_3 ; media $0.75 \sim 1 \text{ mm}$, zircon

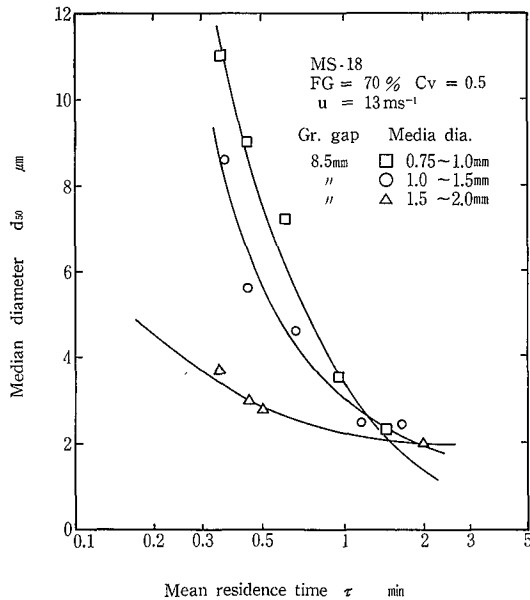
高く、ギャップの幅が大きくなるほど粉砕効果が低下していることがわかる。

また、ギャップ幅の影響は、ミル内平均滞留時間が短いほど顕著である。

この実験においてはいつれの場合も、その消費電力にほとんど差がなかったことから、粉砕室のギャップ幅が小さいほど、粉砕室に与えられるエネルギー密度が高くなり、粉砕性を向上させている。

第12図も同様な実験結果であるが、この例では、粉砕室のギャップ幅を8.5mmに一定とし、そこに充てんするメディアの粒径を変化させることにより、メディア4個、6個、8個ならびとした。なおメディア充てん率はそれぞれ一定とした。この結果も4個ならびが最も粉砕効果がよく、メディアのならび数がふえるに従い、粉砕性能が低下している。このテストはメディアが摩耗等により小さくなると、容量的に同じだけ充てんしても粉砕効果が出ないことを示している。ただし、これらのデータは、ミル内平均滞留時間が長くなると曲線が交差しており、ミル内滞留時間をパス回数を重ねるなどにより長くしていった場合、メディア径の小さいものほど最終到達粒度も細くなる可能性があることを示唆している。

第11図および第12図のいつれの結果においても、粉砕室のギャップ幅にならぶメディアの数が少ない方が粉砕効果が良い。ギャップ幅をある一断面でみた場合、ロータおよびステータに接するメディアの回転速度は、ロータ周速が一定であれば、どちらの場合もほとんど一定と考えられ、ギャップ幅での速度勾配がほぼ同一となるため、メディア数が少ないほど隣合うメディアの相対速度が大きくなり、せん断力が強く作用し、粉砕性能を高める結果となっている。



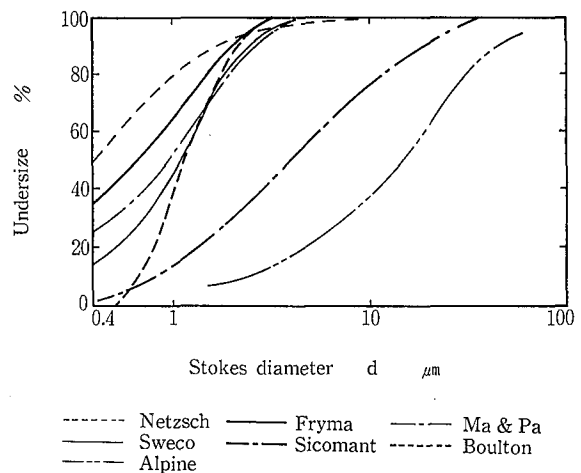
第12図 メディア径の影響
Fig. 12 Mean particle size d_{50} as a function of mean residence time at 3 diameters of media on CoBall-Mill; grinding gap 8.5mm; solid concentration $C_v = 0.5$; filling rate of media $FG=70\%$; circumferential speed of rotor $U=13m/s$; material $CaCO_3$; media zircon

3.6 他形式の粉砕機との比較

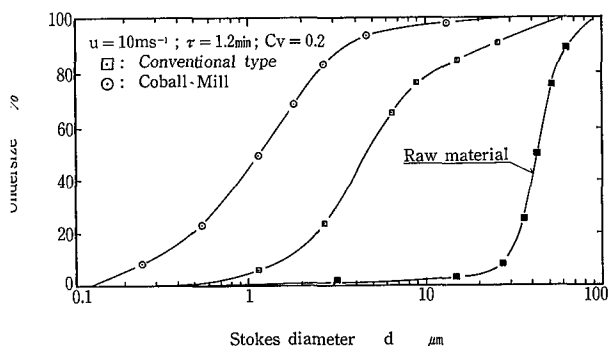
コボール・ミルによる粉砕製品の粒度分布を、他の形式の微粉砕機によるものと比較して示したのが第13図である。これは、スウェーデンのLuleå工科大学のK.S.E. Forsbergらによって行われた興味ある研究結果⁸⁾である。砕料としては0~150 μm の粒度範囲にある石灰石を用い、7種類の微粉砕機により粉砕テストを行い、セディグラフにより粉砕製品の粒度分布を求めた。7種類の微粉砕機は、媒体攪拌ミルとして、アニューラー・タイプのコボール・ミル(Fryma社製MS-18)と、円筒形ミル(Matter & Partner社製RSK 22.5/36)⁹⁾、従来タイプの横形アジテータ・ミル(Netzsch社製LME 20)¹⁰⁾、振動ミルとしてスウェコ振動ミル(SWECO社製M45)¹¹⁾、ボールドン振動ミル(Boulton社製12")¹²⁾が湿式のミルとして選ばれ、乾式のミルとしては衝撃式ミル(Sicomant社製S 200)およびジェット・ミル(Alpine社製CW250)¹³⁾が実験された。

粒度分布をみると、振動ミルが最もシャープな分布となり、乾式の衝撃式ミルおよびジェット・ミルがフラットな分布を示している。媒体攪拌ミルはこの中間にあり、アニューラー・タイプのコボール・ミルは、従来タイプのミルに比べると、振動ミルに近いシャープな分布を示している。この傾向は、砕料をドロマイトやマスコバイトにしても同じであった。この実験から微粉砕に対して、湿式で粉砕メディアを使用する粉砕機構を有するミルが効果的であることがいえる。Forsbergらは、粉砕メディアの大きさや、材質、したがってメディアの比重を変えることによって、粒度分布の幅をコントロールすることが可能であると報告している。

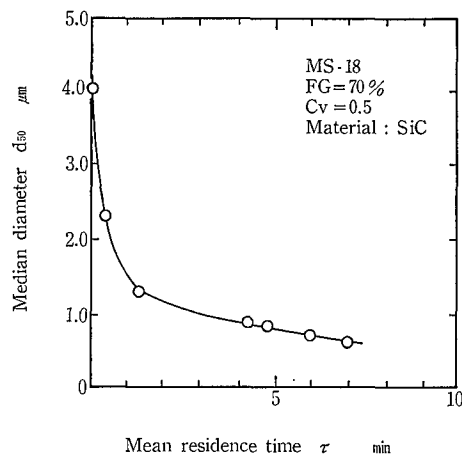
Schwedes研究室でのテスト結果により、コボール・ミルと従来タイプの媒体攪拌ミルを比較した一例が第14図である。従来タイプのミルでは、10 μm 以上の粗粒子が20%も残存しているのに対し、コボール・ミルでは2%程度であり、メディア径も従来タイプ4.7 μm に対し1.2 μm とかなりの差が生じている。



第13図 各種微粉砕機の比較
Fig. 13 Particle size cumulative distribution for various fine grinding mill; material limestone



第14図 コボール・ミルと従来タイプの媒体攪拌ミルの比較
 Fig. 14 Comparison of grindability between CoBall-Mill and conventional stirrer ball mill; solid concentration $C_v = 0.2$; circumferential speed of rotor or disk $u = 10\text{ms}^{-1}$; mean residence time $\tau = 1.2\text{min}$; material CaCO_3 ; media 1mm, glass



第15図 SiCの粉砕
 Fig. 15 Mean particle size d_{50} as a function of mean residence time on CoBall-Mill; solid concentration $C_v = 0.5$; filling rate of media $FG = 70\%$; circumferential speed of rotor $U = 13\text{ms}^{-1}$; material SiC; media 1mm, steel

7 コボール・ミルの応用例

コボール・ミルにより炭化ケイ素を粉砕した例を第15図に示した。炭化ケイ素を濃度50%にて水に分散し、パス回数を数回繰り返して、スチール製メディアにて粉砕した。第15図では、パス回数をミル内平均滞留時間で示した。τ = 7分程度で70%近くをサブミクロンに粉砕出来る事がわかる。

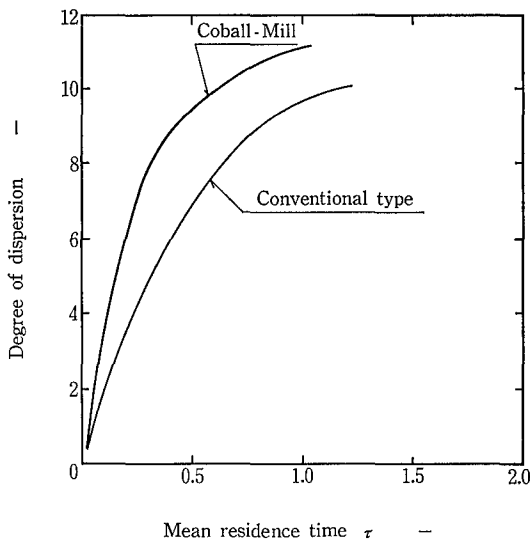
コボール・ミルは、その強いせん断作用を利用して、従来タイプのミルでは非常に分散が困難であったケースにも応用されており、その代表的なものが第16図に示したオーディオ、ビデオ用テープに用いる磁性塗料の分散である。第16図では、ミル内平均滞留時間に対し、分散の度合いを定性的に示したが、同一分散レベルに到達する時間を比較すると、従来タイプのミルの1/2以下であり、業界で高い評価を得ている。また到達可能な最高の分散レベルにおいても、従来タイプのミルを凌駕する場合が多い。

おすび

新しい形式の微粉砕および分散機として、アニュラー・タイプの媒体攪拌ミルの一種であるコボール・ミルについて実験結果を中心に、その流動特性および粉砕特性について報告した。前報³⁾でコボール・ミルについて概略的な紹介を行って以来約1年半が経過したが、この間当社社工易技術開発センターに設置したテスト機にて、ユーザ各位の引合実験を消化するかわら、コボール・ミルの粉砕特性に関する基本的な実験を続けた結果である。媒体攪拌ミルについての報文が極めて少ない現状で、このささやかな報告が読者各位に資するところがあれば幸甚である。今後さらに研鑽を積み、より工学的なアプローチを続ける。

【参考文献】

- 1) N. Stehr, J. Schwedes: Ger. Chem. Eng., Vol. 6, (1983) p. 337
- 2) N. Stehr: Chem. Eng. Process., Vol. 18, (1984) p. 73
- 3) 谷口: 神鋼ファウダー技報, Vol. 28, No. 2, (1984) p. 5
- 4) 谷口, 平尾, 田中: 粉体工学会誌, Vol. 22, (1985) p. 377



第16図 磁性塗料の分散
 Fig. 16 Degree of dispersion for magnetic compound as a function of mean residence time

- 5) 化学工学協会: 化学工学便覧, 1461, 丸善 (1978)
- 6) 井本立也: 反応工学, 212, 日刊工業新聞社 (1972)
- 7) P. Raussendorf: Verfahrenstechnische Untersuchung einer neuartigen Rührwerkskugelmuehle, TU Braunschweig (1985)
- 8) K.S.E. Forssberg, B. Andreasson, U. Ruong: Studies on ultra-fine grinding of minerals, Luleå Univ. of Technology (1985)
- 9) Matter & Partner 社: カタログ
- 10) Netzsch 社: カタログ
- 11) 谷口: 粉体と工業, Vol. 15, No. 4 (1983) p. 45
- 12) Boulton 社: カタログ
- 13) Alpine 社: カタログ
- 14) 谷口: 粉体と工業, Vol. 16, No. 12, (1984) p. 53

冷却塔のドリフト測定

Drift Measurement of Cooling Tower

(冷)生産部 技術課
福 山 昇
Noboru Fukuyama

Together with noise and visible plume, drift is one of the key factors in cooling tower operation considering the environmental impacts.

This report outlines our technique for measurement of drift droplet flux and size distribution developed in parallel with that of high efficiency drift eliminators.

It also describes some drift measurement results obtained from operational cooling towers which were installed by us.

まえがき

湿式冷却塔におけるドリフトは、騒音及び可視プルーム等とともに環境汚染の要因と見なされている。

一般に冷却塔のドリフト損失は、その循環水量の0.2%という値が通例とされてきた。この数値は元来水質管理上の補給水量算出に用いられてきたものと推察され、実質冷却塔から排出されるドリフト量とはいい難い。

実稼動中の冷却塔の実質ドリフト量を測定する方法は、現在公的に統一されたものはまだ確立されていない。

当社は、高性能エリミネーターの開発に際して、その評価基準として信頼できるドリフト測定法の確立が、不可欠の条件として取り上げ、長年にわたりシステム、機器、解析法等種々検討を重ねてきた。

本稿では当社が現在採用している測定方法を紹介するとともに実測例を記述しドリフトの実態を報告する。

1. 冷却塔におけるドリフトの定義

ドリフト測定に当たり、まずドリフトの定義について規定する。

湿式冷却塔の概要を第1図に示す。

各プラント熱交換器から戻された温水は、塔上部の温水分配槽を経て充填層②へ、ここで直接空気と接触、冷却されて塔下部冷水槽に集められ、再び各熱交換器に送られる。

一方ルーバーから吸込まれた大気①は、充填層内②で加熱、加湿され略飽和状態となり、しかも、循環水の飛沫を巻き込みながらエリミネーターに至る。ここで大多数の飛沫水滴は除去され③の排出空気となって塔外へ排出される。この③の排出空気中には、次の水滴が混合して含まれている。

- 1) エリミネーターで除去し得なかった循環水飛沫水滴
- 2) 循環水の一部が蒸発後、再び凝縮して出来た水滴

ここで測定しようとするドリフトとは、前者の循環水の飛沫水滴のみを対象としている。

2. ドリフト測定手法の経緯

1970年代に入って、冷却用水に海水を利用する気運が高まり、当社はいち早く海水冷却塔の開発に着手した。

海水を使用する冷却塔において、ドリフトとして飛散する海水が、周辺環境に及ぼす影響が問題視され、ドリフトの低減対策はもとより、冷却塔から排出するドリフト量と、その拡散状況の把握が必要となった。

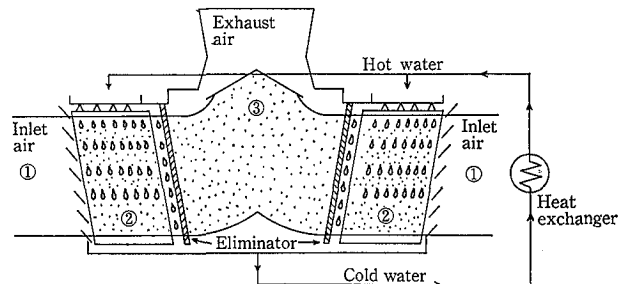
ドリフト排出量の測定については、当時から、サンプリ

ング手法として等速吸引法 (Isokinetic sampling system) が一般によく知られていたが、水滴の捕集部については、サイクロン (Cyclone) による気液分離捕集、あるいは排煙ガス中の水分量の測定に使われるコンデンサー方式等があった。当社では当初、同じく等速吸引法で、JIS 8808「煙道ガス中のばいじん量測定方法」に準拠し、そのサンプル捕集部のダストチューブ充填物をガラスウールから直径3mmのガラス玉に替える等の改良を加えたものを使用した。一方ドリフト拡散計算等に必要、粒径分布の測定については、気象学上の雲、霧などの研究技術の応用から、MgO、液体プラスチック (FORMVAR)、ポリビニールアルコール (POVAL) 等々の被膜に水滴を捕集しそれぞれの痕跡径と実粒径との相関関係を実験的に求め、水滴粒径を算出する手法を開発した。

当時、米国で環境アセスメントを専門とする E. S. C 社 (Environmental Systems Corporation, Tennessee, U.S.A) により、

- 1) 等速吸引法によるサンプリングシステム (写真1)
- 2) 特殊試験紙 (Sensitive paper) によるドリフト量及び粒径分布の測定システム (写真2)
- 3) 気中塩分濃度等の測定によるドリフト拡散試験システム (写真3)

等、総合的にドリフトを測定する手法が開発され、多くの実績を上げていた。当社はこれらの測定システムの信頼性と簡便性から、各測定装置を含むシステムの技術導入を行い、現在実稼動中の冷却塔のドリフト測定はもとより、高性能エリミネーター開発に際する評価基準に採用している。



第1図 空気と水のフロー図
Fig. 1 Air and water flow

1. 測定手法の概要

1.1 等速吸引法の概要

等速吸引装置の概要を第2図に示す。装置はドリフト捕集部のI Kチューブ(第3図)と、コントロールボックス及真空ポンプから構成され、各々はバキュームホースで連係されている。

I Kチューブは内部にビーズ(Pyrex beads)が充填され、排気中の水滴を確実に捕集する。また、外面は加熱コイルが巻かれ、飽和空気に近い排出空気中の水分の凝縮を防止すると共に、余剰水分を蒸発させ捕集水滴の脱落を防止する。

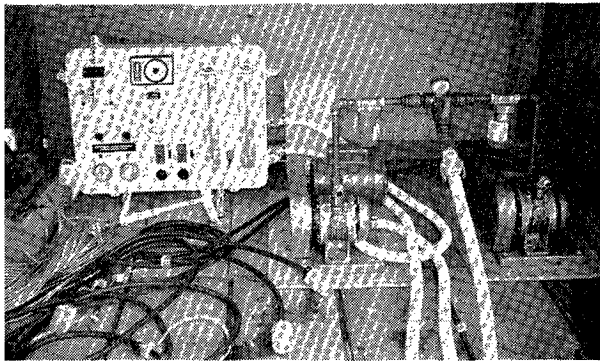


写真1 E.S.C.製等速吸引装置
Photo.1 Isokinetic sampling system developed by E.S.C.



写真2
E.S.C.製センシティブペーパー法の測定装置
Photo.2
Sensitive paper sampling system developed by E.S.C.

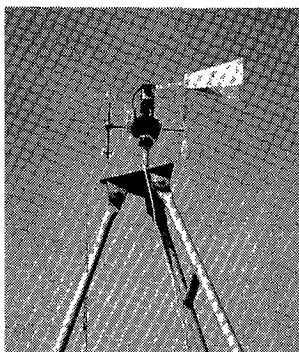


写真3 E.S.C.製気中塩分採集装置
Photo.3 Device for air-borne salt measurement developed by E.S.C.

止すると共に、余剰水分を蒸発させ捕集水滴の脱落を防止する。コントロールボックスは真空ポンプの吸引ガス量の調整弁(Relief valve)と空気流量計(Ball flow meter)及加熱調整装置が装備され、I Kチューブの吸引口における吸引速度とI Kチューブの加熱量の調整を行う。

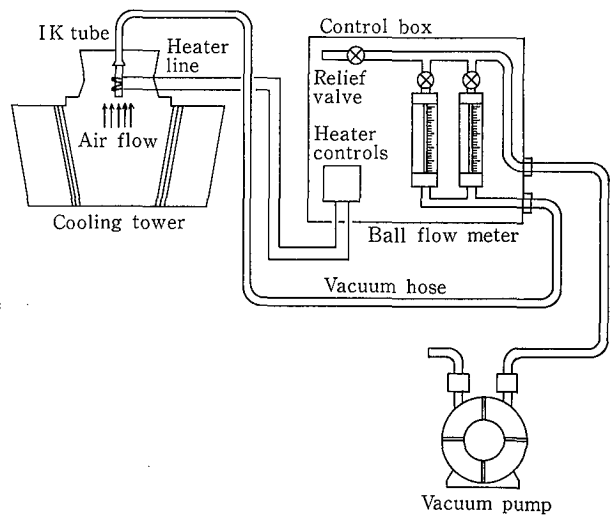
サンプリングは、測定点の気流ベクトル方向に直向してI Kチューブをセットし、気流速度と吸引速度を等速として一定時間保持し水滴を捕集する。

サンプリングの完了したI Kチューブ内のドリフト水滴は、既知量の純水で洗浄希釈される。

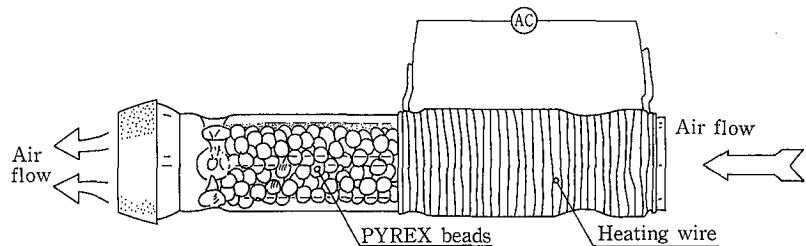
今仮に、冷却循環水が海水とすると、洗浄水中に抽出した塩素イオン(Cl^-)量を計測することにより、循環水中のイオン濃度との関係からドリフト量が求まる。この時凝縮水滴は蒸留水と考えれば、塩素イオンは含有していない。このためドリフト水滴のみが計量されたことになる。

循環水が一般工業用水の場合、この塩素イオンに替わる適当なトレーサー物質が含まれている必要がある。

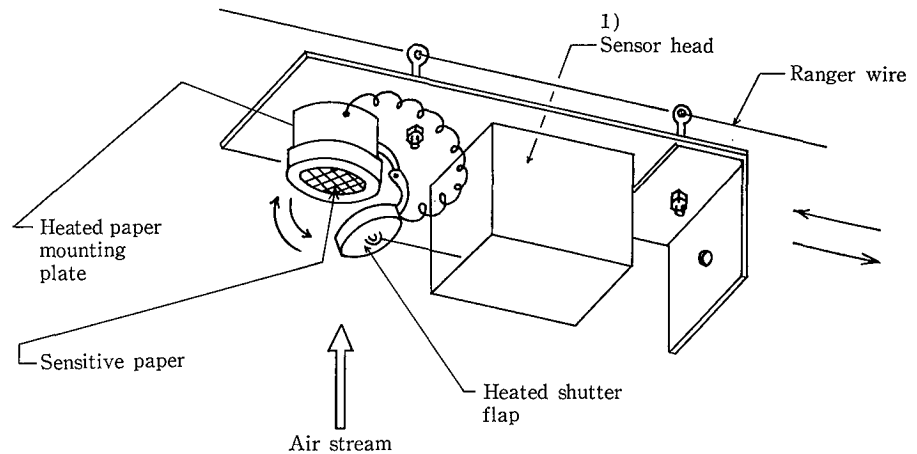
I Kチューブの材質は、種々のトレーサー物質の捕集と抽出を容易にするため Pyrex glass が使用されている。



第2図 等速吸引装置概略図
Fig. 2 Schematic diagram of isokinetic sampling system



第3図 I. Kチューブの詳細
Fig. 3 Detail of a isokinetic tube



1) Sensor head is linked via cable to a control panel

第4図 センサーヘッドの概要

Fig. 4 Schematic view of sensor head

3.2 センシティブペーパー法

センシティブペーパー (Sensitive paper) とは、E S C 社が特にドリフト測定用として開発した直径 47 mm の試験紙である。

これは特殊紙質の表面に水滴が付着すると、淡黄色のバックグラウンドに青い痕跡 (Stain) を残すよう薬品処理されたものである。この痕跡径は、水滴の実粒径と衝突速度に対し一定の相関関係を有することから、サンプリング時各測定点の気流速度を計測することにより、センシティブペーパー上の痕跡径と個数から捕集水滴の量と、粒度分布が算出出来る。

測定装置を写真2に示し、また、センサーヘッド部の概要を第4図に示す。

センサーヘッド部は、センシティブペーパー保持部分 (Mounting plate) と、シャッターフラップ (Shutter flap) 及センサーヘッド (Sensor head) から成り、センサーヘッドはコントロールパネルと電気コードにより連結され、フラップの開閉とペーパーの湿度による損傷防止のため、ペーパー保持部分とシャッターフラップの加熱制御を行う。サンプリングは塔出口測定点の気流ベクトル方向に直向して、ペーパーをセットし、コントロールパネルに内蔵されたタイマーにより、シャッターフラップを作動して水滴の採集を行う。ペーパーの曝露時間は気流中の水滴の密度により異なり、予備テストでペーパー上の痕跡が過剰捕集により、痕跡が重複しない程度 (通常 1~5 秒) とする。

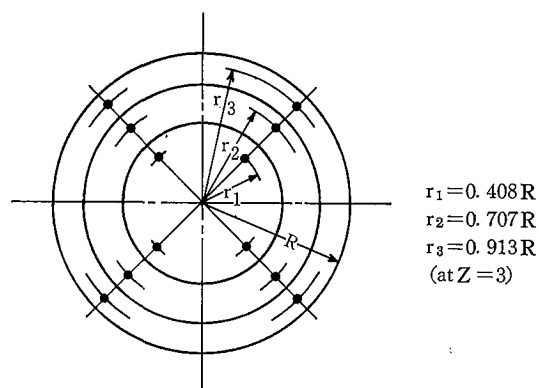
採取されたセンシティブペーパー上の痕跡は、E S C 社でコンピューター解析され、各粒径毎の個数の読み取りから捕集水滴量が算出される。

この測定方法の特長はサンプリング後、即座に捕集水滴の状況が目視出来ることである。これを利用して、エリミネーターの改造等によるドリフト低減効果の判定など、飛散水滴の多少を、相対的に単純目視比較が容易に行うことが出来る。尚、センシティブペーパー法によるドリフト測定はペーパーの痕跡から、凝縮水滴とドリフト水滴の識別が出来ないため、凝縮水滴の妨害を受けない無負荷 (No heat load) 時に限り可能である。

4. ドリフト量の測定と計算

4.1 測定位置と測定点の決定

ドリフト量の測定位置は原則として、冷却塔出口面 (Fan



$r_1 = 0.408 R$
 $r_2 = 0.707 R$
 $r_3 = 0.913 R$
 (at $Z=3$)

第5図 測定面に於ける測定点の配置

Fig. 5 Arrangement of measuring point at measuring plane

stack 出口)で行う。測定点は、選定された測定面を任意に等面積分割し、その代表点を次の計算式により決定する。

$$r_n = R \sqrt{\frac{2n-1}{2z}}$$

ここで

r_n : 測定点の Fan stack 中心からの距離 (m)

R : Fan stack の測定面の半径 (m)

n : 半径番号

z : 半径区分数

測定点数は、Fan stack 径により異なるが通常一測定面当たり 4 点 ($z=1$)~12 点 ($z=3$) 程度とする。

測定点配置の一例として、第5図に測定点数12点とした場合を示した。

4.2 等速吸引法による測定

I K チューブを測定点の気流ベクトル方向に直向してセットし、コントロールボックスの Relief valve により、予め計測した測定点の気流速度に合せ等速吸引を行う。

サンプリング時間は通常 1 hr 程度とし、その間循環水中のトレーサー濃度を確認しておく。

サンプリングが完了した I K チューブは、既知量の純水で洗浄しこれを検水として、化学分析により検水中に抽出したトレーサー濃度を計量する。

4.2.1 ドリフト量の計算

ドリフト量は、計測された検水のトレーサー濃度と、循環水中のトレーサー濃度から、次の計算式により求められる。

$$(DR)_P = \frac{\gamma_P C_n \cdot L}{C_N \times 10^3 \times A_P \times T} \quad \text{g/h} \cdot \text{m}^2$$

$$(DR)_T = \frac{1}{n} \times \sum_{P=1}^n (DR)_P \times A_n \quad \text{g/h}$$

ここで

$(DR)_P$; 各測定点毎のドリフト量 $\text{g/h} \cdot \text{m}^2$

$(DR)_T$; Total ドリフト量 g/h

n ; 測定点数

C_n ; 検水のトレーサー濃度 ppm

L ; 検水量 ml

C_N ; 循環水のトレーサー濃度 ppm

A_P ; I Kチューブの吸引口面積 m^2

A_n ; 測定面有効面積 m^2

γ_P ; 循環水の比重量(≈ 1.0) g/cm^3

T ; サンプルング時間 hr

4.3 センシティブペーパー法による測定

サンプルングは、ペーパー面を測定点の気流ベクトル方向に正しく直向してセットする。もしペーパー面が正しく直向していない場合、痕跡が乱れ正確な水滴径の算出が困難となる。

ペーパーの曝露時間は気流中の水滴密度により異なり、予備テストでペーパー上の痕跡が重複しない最適時間を把握し、コントロールパネルのタイマーにセットして、シャッターフラップの開閉を制御する。同時に測定点の気流速度の計測により、水滴の衝突速度算出のデータとする。

4.3.1 ドリフト量の計算

サンプルングの完了したセンシティブペーパーはESC社でコンピューター処理され、痕跡径と個数のカウント及び衝突速度の関係から、各水滴毎の体積が求まり、次の計算式によりドリフト量を算出する。

$$(DR)_P = \frac{\gamma_P}{A_P \times T} \times \sum_{m=1}^m (VD)_m \quad \text{g/h} \cdot \text{m}^2$$

$$(DR)_T = \frac{1}{n} \times A_n \times \sum_{P=1}^n (DR)_P \quad \text{g/h}$$

ここで

$(DR)_P$; 測定点毎のドリフト量 $\text{g/h} \cdot \text{m}^2$

$(DR)_T$; Total ドリフト量 g/h

γ_P ; 循環水の比重量(≈ 1.0) g/cm^3

A_P ; センシティブペーパーの曝露面積 m^2

VD_P ; ドリフト水滴の体積 cm^3

n ; 測定点数

A_n ; 測定面有効面積 m^2

T ; ペーパーの曝露時間 hr

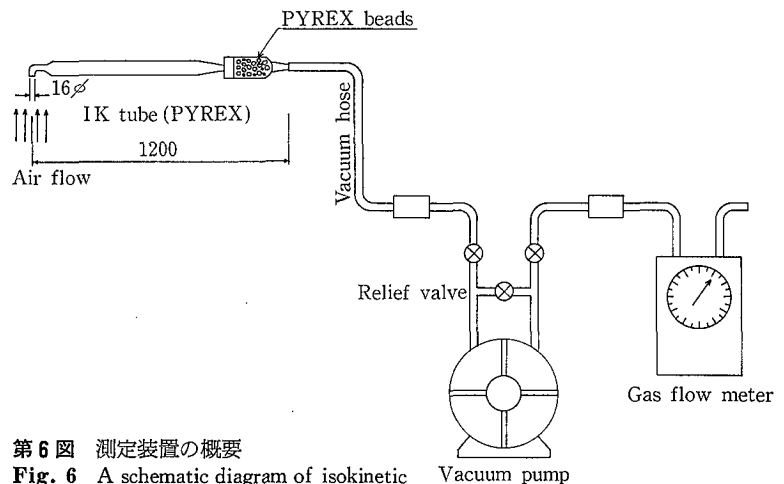
5. ドリフト測定の実例

1970年、ドリフト測定手法が確立されて以来、当社が国内、外で実施したドリフト測定の実施件数はすでに20件に達している。そのうち各測定手法の代表例を取り上げ、その測定データと解析結果を以下に示す。

5.1 実測例 その1

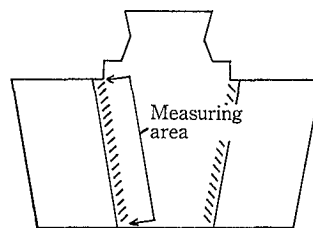
- 1) 納入先 石油精製工場(沖縄)
- 2) テスト期日 1972年9月
- 3) 冷却塔仕様
 - 塔型番号 662-3-03 (3セル)
 - 循環水量 14 600 GPM (3 320 m³/h)
 - 温水温度 120°F (48.9°C)
 - 冷水温度 88°F (31.1°C)
 - 湿球温度 80°F (26.7°C)
 - 循環水 海水
 - 設計ドリフト量 0.1% (循環水量に対する割合)
- 4) 測定方法 等速吸引法
トレーサー物質 塩素イオン(Cl⁻)
- 5) 測定装置及びI Kチューブ

本測定には、当社が最初に開発した測定装置を用いて測定した。その測定装置及びI Kチューブの概要を第6図に示す。



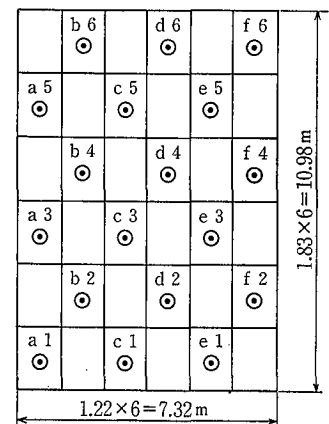
第6図 測定装置の概要

Fig. 6 A schematic diagram of isokinetic system (Developed by Shinko-Pfaudler)



第7図 測定位置及び測定点の配置図

Fig. 7 Arrangement drawing of measuring points



Arrangement of measuring points

6) 測定面及び測定点

測定は冷却塔3セルのうち、1セルのみについて行い、測定面は片側エリミネーターの直後とし、測定点の配置については第7図に示す。

7) 測定データー

サンプリングデーターと、化学分析データーは第1表に示す通りである。なお塩素イオン(Cl⁻)の定量はJIS-K-0101-1966「工業用水試験法」の吸光光度法による。

8) ドリフト量の計算

第1表より

循環水の塩素イオン濃度 CN=20 300 ppm
 循環水量 Q=2 232m³/h・3cell
 =744m³/h・cell

捕集塩素イオン量 q=10.41 g/h・m²

∴捕集ドリフト水滴量 (DR)_m = $\frac{q}{CN \times 10^{-6}}$
 = $\frac{10.41}{20\,300 \times 10^{-6}}$
 = 512.8 g/h・m²

ドリフト吐出面積は第7図より

A_a = 7.32 × 10.98 × 2 = 160.7m²

∴Total ドリフト量 (DR)_T = (DR)_m × A_a
 = 512.8 × 160.7
 = 82 407 g/h

循環水量に対するドリフト量の割合(DL)%は

(DL)% = $\frac{(DR)_T}{Q \times 10^6} \times 100 = \frac{82\,407}{744 \times 10^6} \times 100$
 = 0.011% < 0.1% (設計ドリフト量)

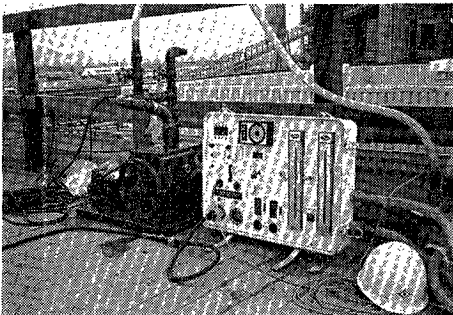


写真4 火力発電所(タイ)におけるドリフト測定装置

Photo.4 Device for drift measurement (Power plant in Thailand)

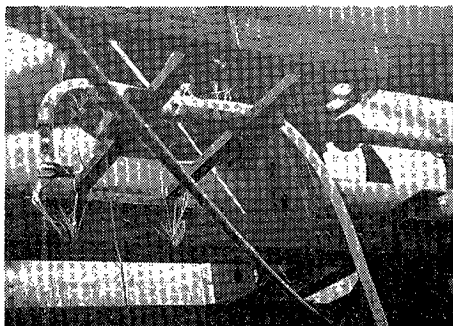


写真5 火力発電所(タイ)におけるドリフト測定位置

Photo.5 Measuring point at bottom plane of fan stack (Power plant in Thailand)

5.2 実測例 その2

- 1) 納入先 火力発電所(タイ)
- 2) テスト期日 1984年10月
- 3) 冷却塔仕様
 - 塔型番号 6616-3-05R (5セル)
 - 循環水量 15 840m³/h
 - 温水温度 39.4°C
 - 冷水温度 28.5°C
 - 湿球温度 23.5°C
 - 循環水 工業用水
 - 設計ドリフト量 0.44 kg/s・cell

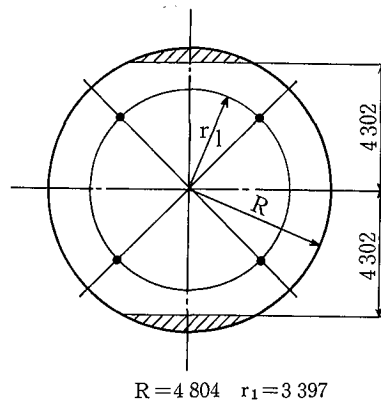
4) 測定方法

等速吸引法(写真4)
 (E S C社開発システム)

トレーサー物質 電気伝導度(μs/cm)

5) 測定要領

本実測例は、冷却塔の循環水中の溶解物質の何れもがトレーサーの効果を発揮すべき濃度に達していなかった。そこで、溶解固形物濃度と電気伝導度が比例することから、循環水中の全溶解固形物をトレーサーとしてこれを、電気伝導度として計測しドリフト量を算出する手法をとった。



第8図 ファンスタック底面、測定点配置図
 Fig. 8 Arrangement drawing at bottom plane of fan stack
 ● Marks show the measuring point

第1表 ドリフト測定データー
 Table 1 Data sheet of drift loss measurement

Sampling point	Air velocity of sampling point m/s	Sampling time hr	Water flow rate m ³ /h	Density of circulating water ppm	Quantity of Cl ⁻ per 1K tube g/h
a 1	3.7	1	2 272/3cell	19 700	7.24
a 3	4.0	1	2 205 //	20 700	10.04
a 5	3.0	1	2 105 //	21 300	13.12
b 2	4.8	1	2 169 //	20 300	10.43
b 4	4.3	1	2 178 //	20 700	10.66
b 6	3.8	1	2 223 //	19 300	8.04
f 4	5.5	0.5	2 335 //	20 700	14.44
f 6	5.0	0.5	2 349 //	20 700	15.72
Ave.	4.32		2 232/3cell	20 300	10.41

6) 測定位置及び測定点

測定位置はファンスタック下面とし、測定点は気流が最も安定し気流速度の平均値に最も近似した4点とした。

(第8図及び写真5)

7) 測定データ

各測定データを第2表に示す。

尚循環水は、各測定点毎のサンプリング期間中の開始時、中間時、終了時と各3回採取し、各々の電気伝導度測定値の平均値を採用することとした。

8) ドリフト量の計算

ドリフト量の算出は次の式による

$$(DR)_P = \gamma \left(\frac{C_d - C_P}{C_r} \right) \times \frac{L}{A_P} \times \frac{1}{T} \quad \text{g/h} \cdot \text{m}^2$$

$$(DR)_T = \frac{1}{n} \times A_a \times \sum_{P=1}^n (DR)_P$$

ここで

(DR)_P; I Kチューブ1本当りのドリフト量

g/h・m²

(DR)_T; Totalドリフト量

g/h

γ; 循環水の比重量(≒1.0)

g/cm³

C_r; 循環水の電気伝導度

μS/cm

C_d; 検水の電気伝導度

〃

C_P; 純水の電気伝導度

〃

L; 検水の量

ml

A_P; I Kチューブの吸引口有効面積

m²
(=4.906×10⁻⁴)

T; サンプリング時間

hr

各測定点のI Kチューブ1本当りのドリフト量は第2表より

$$(DR)_{P1} = 1.0 \times \frac{2.52 - 0.9}{303.3} \times \frac{200}{4.906 \times 10^{-4}} \times \frac{1}{0.75} = 2903.2 \quad \text{g/h} \cdot \text{m}^2$$

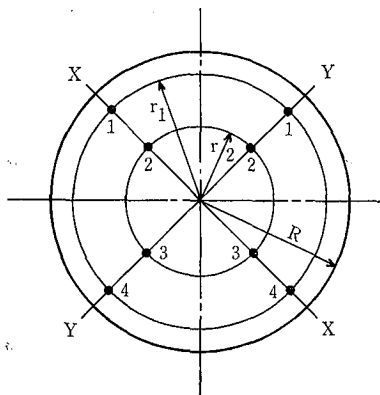
同様にして

$$(DR)_{P2} = 3005.0$$

$$(DR)_{P3} = 3006.1$$

$$(DR)_{P4} = 2996.5$$

$$\therefore (DR)_T = \frac{1}{4} \times 69.609 \times (2903.2 + 3005.0 + 3006.1)$$



R=4765 r₁=4126 r₂=2383

第9図 ファンスタック上面、測定点配置図

Fig. 9 Arrangement drawing at top plane of fan stack

• Marks show the measuring point

$$+ 2996.5) = 207245(\text{g/h})$$

$$= 0.058 \text{ kg/sec} < 0.44 \text{ kg/s}$$

(設計ドリフト量)

循環水量に対するドリフト量の割合(RL)%は

$$\text{循環水量 } Q = 17816 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 5\text{cell}$$

$$= 3563.2 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{cell}$$

$$(\text{DL})\% = \frac{(\text{DR})_T}{Q} \times 100 = \frac{207245}{3563.2 \times 10^6} \times 100$$

$$= 0.0058\% < 0.05\% \text{ (設計ドリフト量)}$$

5.3 実測例 その3

1) 納入先 肥料工場 (マレーシア)

2) テスト期日 1985年9月

3) 冷却塔仕様

塔型番号 6715L-3-08R (8セル)

循環水量 24600 m³/h

温水温度 42.0°C

冷水温度 32.0°C

湿球温度 29.0°C

循環水 工業用水

設計ドリフト量 0.05%

4) 測定方法 センシティブペーパー法

5) 冷却塔運転条件

本実測例は、冷却塔の無負荷 (No heat load) 時に実施した。



写真6 肥料工場 (マレーシア) におけるドリフト測定位置

Photo.6 Measuring point at top plane of fan stack

(Fertilizer plant in Malaysia)

第2表 ドリフト測定データ

Table 2 Data sheet of drift loss measurement (By isokinetic sampling)

No. of sampling point	1		2		3		4	
Time of start	11:00		13:20		14:25		15:25	
Time of finish	11:45		14:05		15:10		16:10	
Recirculating water flow rate m ³ /h	17816		17816		17816		17816	
Conductivity of Recirculating water μS/cm・25°C	305 305 300	} AVE. 303.3	308 310 305	} AVE. 307.7	310 310 313	} AVE. 311.0	311 310 315	} AVE. 312.0
Conductivity of pure water μS/cm・25°C	0.90		0.95		0.92		0.91	
Conductivity of sampling water μS/cm・25°C	2.52		2.65		2.64		2.63	
Velocity of exhaust air m/s	11.0		11.0		11.0		11.0	
Power input to fan motor kW	148		147		147		146	

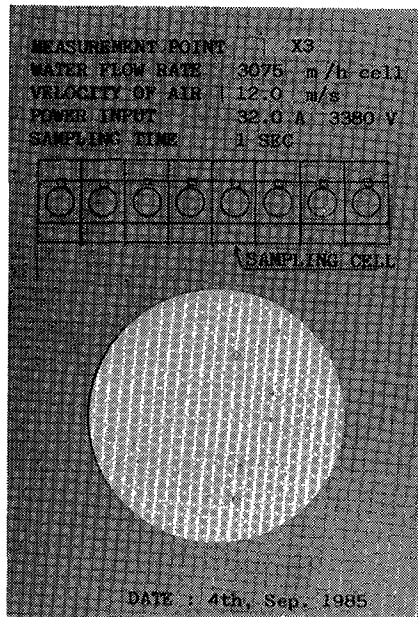


写真7 センシティブペーパーのドリフト痕跡
Photo 7 Stain of drift on sensitive paper

第3表 ドリフト測定データ
Table 3 Data Sheet of drift loss measurement

Measuring items	Measuring points								
	X1	X2	X3	X4	Y1	Y2	Y3	Y4	
Sampling time (second)	← 1 sec →								
Circulating water flow rate (m³/h)	24 600 m³/h · 8 cell				→ 24 600				
Temperature of return cooling water	26.8°C 10:10				→ 27.0°C 10:57				
Temperature of supply cooling water	25.0°C 10:00				→ 26.0°C 11:04				
Velocity of exhaust air (m/s)	8.0	12.5	12.0	9.8	12.0	11.5	9.5	13.0	
Power input to motor	Ampere (A/cell)	32.0 A 10:00				→ 32.0 A 11:00			
	Volt (V)	3 380 V 9:53				→ 3 380 V 11:50			

6) 測定位置及測定点

測定位置はファンスタック出口面とし、測定点は第9図に示す。(写真6)

7) 測定データ

サンプリングデータを第3表に示し、第4表にセンシティブペーパー痕跡の解析結果を示す。なお一例としてドリフトを捕集したセンシティブペーパーを写真7に、そのコンピューター処理結果を第5表に示した。

8) ドリフト量の計算

第5表より Total ドリフト量 $(DR)_T$ は

$$\begin{aligned} (DR)_T &= \frac{1}{n} \times A_a \times \sum_{P=1}^n (DR)_P \\ &= \frac{1}{8} \times 71.33 \times (0.079 + 0.17 + 0.503 + 0.111 \\ &\quad + 0.0854 + 0.399 + 0.323 \\ &\quad + 0.143) \times 3600 \\ &= 58207 \text{ g/h} \cdot \text{cell} \end{aligned}$$

循環水量に対するドリフト量の割合(DL)%は

$$\begin{aligned} \text{第3表より 循環水量 } Q &= 24600 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 8\text{cell} \\ &= 3075 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{cell} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (DL)\% &= \frac{(DR)_T}{Q} \times 100 \\ &= \frac{58207}{3075 \times 10^6} \times 100 \\ &= 0.00189\% < 0.05\% \text{ (設計ドリフト量)} \end{aligned}$$

5.4 実測例 その4

- 1) 納入先 アンモニヤ工場 (大阪府 堺)
- 2) テスト期日 1985年5月
- 3) 冷却塔仕様
塔型番号 662-3-08R (8セル)
循環水量 12000 m³/h
温水温度 40°C
冷水温度 30°C
湿球温度 26.5°C
循環水 工業用水
設計ドリフト量 0.2%
- 4) 測定方法 センシティブペーパー法 (目視比較)

5) 測定要領

本実測例は、使用中の木製ヘリングボーン型エリミネーターから、PVC製ハニカムエリミネーターに変更することによる、ドリフト低減効果の判定を目的とした実施例である。まず全8セル中、条件の類似した中央の2セルを選び、一方をPVCエリミネーターに変更、一方を木製ヘリングボーン型エリミネーターを使用のまま、両者同一条件で運転する。この時の排気中の水滴をセンシティブペーパーの曝露時間を同一として捕集し、その痕跡を目視により相互比較して、低減効果を判定することとした。

第4表 痕跡解析結果
Table 4 Results of ESC's analyses of collected drift stain on sensitive paper

Measuring point	X1	X2	X3	X4	Y1	Y2	Y3	Y4
$(DR)_P$ g/m²·s	0.079	0.17	0.503	0.111	0.0854	0.399	0.323	0.143

表 5 コンピューターによる痕跡解析結果 (E. S. C社より)
 表 5 Out-put data sheet of the measuring point X3 by EDP. (E.S.C)

I	D(low) μm	D(cen) μm	D(hi) μm	Mass flux μg/m ² /s	Count flux g/m ² /s	% Mass smaller	% Count smaller	Settling velocity m/s	Impaction efficiency
1	10	15	20	0.00E-01	0.00E-01	0.000	0.000	0.007	0.491
2	20	25	30	0.00E-01	0.00E-01	0.000	0.000	0.019	0.772
3	30	35	40	2.96E+03	1.32E+05	0.588	40.408	0.037	0.875
4	40	45	50	3.80E+03	7.96E+04	1.343	64.816	0.060	0.922
5	50	55	60	1.82E+03	2.09E+04	1.704	71.219	0.088	0.947
6	60	65	70	2.96E+03	2.06E+04	2.292	77.527	0.120	0.961
7	70	80	90	5.44E+03	2.03E+04	3.373	83.746	0.175	0.974
8	90	100	110	4.13E+03	7.89E+03	4.193	86.163	0.259	0.983
9	110	120	130	1.03E+04	1.14E+04	6.240	89.652	0.353	0.988
10	130	140	150	7.49E+03	5.21E+03	7.727	91.250	0.453	0.992
11	150	165	180	2.45E+04	1.04E+04	12.594	94.442	0.585	0.994
12	180	195	210	2.35E+04	6.05E+03	17.263	96.297	0.748	0.996
13	210	225	240	1.55E+04	2.60E+03	20.342	97.093	0.912	0.997
14	240	255	270	7.50E+03	8.64E+02	21.832	97.358	1.076	0.997
15	270	285	300	2.09E+04	1.72E+03	25.983	97.887	1.236	0.998
16	300	325	350	3.10E+04	1.72E+03	32.141	98.415	1.444	0.998
17	350	375	400	4.76E+04	1.72E+03	41.597	98.943	1.691	0.999
18	400	425	450	1.04E+05	2.59E+03	62.257	99.736	1.926	0.999
19	450	475	500	0.00E-01	0.00E-01	62.257	99.736	2.146	0.999
20	500	550	600	0.00E-01	0.00E-01	62.257	99.736	2.455	0.999
21	600	650	700	0.00E-01	0.00E-01	62.257	99.736	2.829	1.000
22	700	750	800	1.90E+05	8.60E+02	100.000	100.000	3.167	1.000

Total mass flux=5.03E+05 μg/m²/s
 Total count flux=3.26E+05 g/m²/s
 Mass mean diameter=473. μm

Count mean diameter=68. μm
 Mass emission rate=5.03E-01 g/s
 =(DR) p

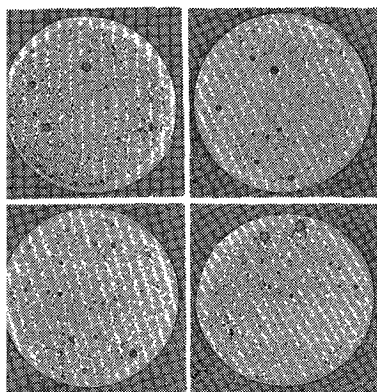


写真 8 木製ヘリಂಗボーン型エリミネーターの場合のドリフト痕跡
 Photo.8 Stain of drift on sensitive paper in case of herring bone type wooden eliminator

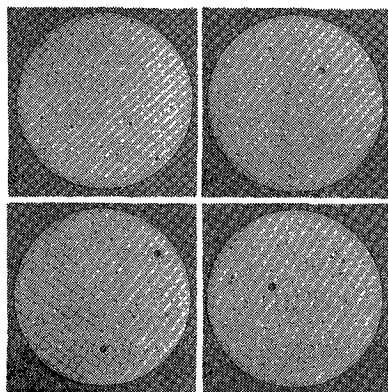
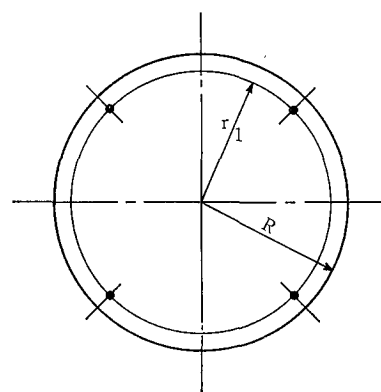


写真 9 PVCハニカムエリミネーターの場合のドリフト痕跡
 Photo.9 Stain of drift on sensitive paper in case of PVC honeycomb eliminator



R=3550 r₁=2500
 第10図 ファンスタック上面、測定点配置図
 Fig.10 Arrangement drawing at top plane of fan stack
 ● Marks show the measuring point

6) 測定位置及び測定点

両者共測定位置はファンスタック上面とし測定点は第10図に示す通り、方向、配置とも同様とした。

7) 測定結果

前記の通り同一条件のもとでの水滴捕集の結果、その痕跡状況は写真8及び写真9に示す通りである。

両者を単純目視比較しても明らかにPVCハニカムエリミネーターの場合(写真9)の方が、痕跡径及び個数共に減少していることが判明した。

むすび

省エネルギー、省資源が求められ、さらに環境保全と周辺機器に及ぼす影響の面からも、湿式冷却塔におけるドリフト低減対策は益々重要視される所であり、その測定方法も重要な意味を持つことになる。

本稿で紹介した測定方法は、当社の地道な基礎研究に、E.S.C社の豊富な実績と信頼性のある技術を組み合わせて開発してきたものである。今後さらに高性能エリミネーターの開発とあいまって、より簡便で信頼度の高い測定方法の探求に努める所存である。

社 内 ニ ュ ー ス

TOPICS

1. ミニプラントで攻勢——5年後、売り上げ倍増狙う

**Small-scale plant for fine chemical industries.
.....Double amount sales increase is expected in 5 years.**

当社は、ファインケミカル用の中・小型プラントの受注活動を強化し、5年後に売り上げ倍増を目指す方針を固めた。需要家が従来の大量生産によるスケールメリット追求からバッチ式の多目的プラントで多品種少量生産に対応するケースに移行、「ミニプラント市場」が拡大傾向にあることに対応したもの。現にユニット、プラントの両形態での注文がこのところ急増しているが、半面で引き渡しは平均6カ月——という短納期化を迫られており、当社ではプロジェクトチームを編成して物件消化に対応していくことにしている。

当社が多品種少量生産時代に対応して、化工機事業部内にプラント部を設けたのは3年前。スタッフは総勢40名で、うち9名が営業、あとは設計、工務、工事の業務を担当している。

プロジェクト制は6チームが受注に応じて活動する体制を敷き、引合物件についてはプロジェクトマネージャーが全責任を持ち、敏速な対応を図っていくことになる。

同プラント部によると、成長率は初年度以降、2ケタの伸びが続く状況で好調という。その背景にはプラント市場が大量生産方式から中・小型の多目的プラントに移行している動きがあるとみられるが、この動きに対応、特長のある機器を開発、戦略商品としてユーザー側の開発商品に参加する形で、プラントの受注に結びつけている営業戦略も寄与しているようだ。例えば、酸にもアルカリにも強いガラスチール製機器やWFE薄膜蒸留装置などはファインケミカルニーズに合致しており、プラントの中心部に組み込みが増えている。

当社では、こうした実績を踏まえ、さらに受注拡大を図るため、キメ細かい営業活動を展開し、引合の段階で営業、設計が顧客ニーズに対応していく一方、短納期化のニーズが一段と強まるとみて、設計、工務部隊の機動力を高

める計画。また、メンテナンスは神鋼フアウドラ・サービス(株)との連携強化でサービス体制を万全化するなどし、5年後には現行売り上げの倍増を目指していくことにしている。
(日刊工業新聞)

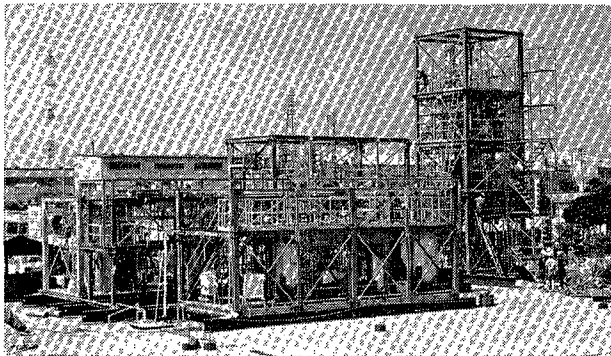
2. 最新の生物汚過法——埋立地余水処理に導入 New bio-contact filtration.....for use in a treatment of landfill leachate.

当社は、先に兵庫県環境事業公社から西宮市波止町地先に建設中の管理型廃棄物処分場の余水処理施設一式を受注し、着工していたが、このほど完成し試運転に入った。同施設は、汚材に多孔質セラミックスを用いることにより、多量の微生物を付着保持、これによって処理水質が安定しているほか、設備動力や面積が小さくてすむなどメリットは多い。同公社以外にも引き合いが相次いでいる。

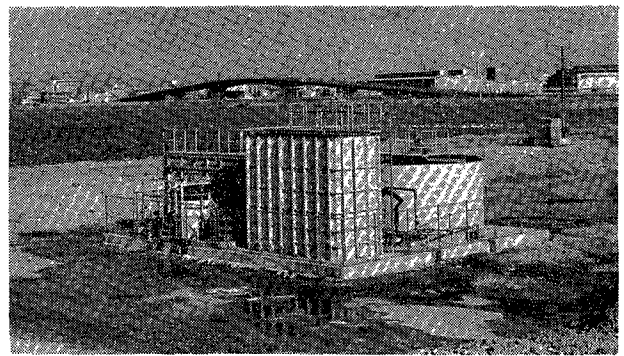
西宮市西波止町の処分場は、埋め立て面積約21 000 m²で阪神間6市から出る都市ごみ、下水汚泥焼却灰および浄水汚泥を約1年半にわたって埋め立て処分するもので、その埋め立て量は約105 000 m³となる。埋め立てに伴い余水の処理が不可欠となり、当社が余水処理施設一式を受注し、工事を進めてきた。

当社が受注した余水処理施設は、単純ばっ気設備一槽、生物膜汚過設備(商品名「バイオコンタクトフィルター」)2塔、凝集沈殿設備、pH調整設備などで構成されており、処理能力は日量360 m³。計画水質は、余水BOD 350 ppmを60 ppmに、COD 250 ppmを60 ppm、SSを70 ppmにそれぞれ処理する。

今回完成した施設の最大の特長は、最新の生物処理技術を生かした「生物膜汚過設備」を組み込んだことで施設全体がコンパクトでエネルギー効率が非常に高いことである。また、生物膜を培養する汚材には、新開発製品である粒状「多孔質セラミックス」を使用、その効果が大きく期待される。当社では、今回の施設納入を起爆剤にして同方式による余水処理施設の拡販に本格的に取り組む方針であり、すでに引き合いも相次いでいる。(化学工業日報)



褐炭液化プラント
Lignite liquefaction plant



生物膜ろ過による余水処理施設
Bio-contact effluent treatment facility in a landfill site.

ベルトプレスを導入——神戸市東灘処理場、汚泥全量焼却に備える

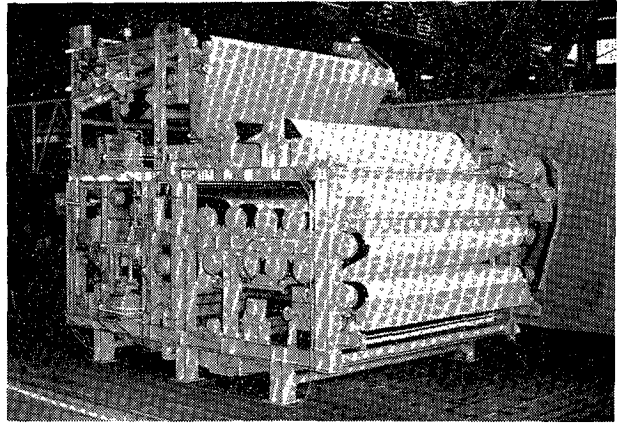
Application of Belt Press in Higashinada sewage treatment plant (Kobe City) Preparation for further incineration of total amount of sludge cake.

神戸市下水道局は、東灘処理場の汚泥脱水方式を現在の「真空脱水からベルトプレス脱水に変更することを決め、60年度中に3台（3メートル幅＝神鋼ファウドラー社製）、さらに61年度にもう3台導入する計画。同市は61年度から汚泥の全量焼却を開始するがそれに向けての発生量の減量と、焼却効率のアップを目的としたもので、他の処理場で順次真空脱水や遠心脱水からベルトプレスへ変更していく方針。

東灘処理場は、1日最大225,000立方メートルの施設能力を有し、1日平均155,000立方メートルの汚水を処理する主力処理場の一つ。汚泥については、消化（一部生活污水）ののち、真空脱水（ろ過面積47平方メートル×8台、1時3台稼働）し、これを六甲アイランドの固化施設に運ぶ。セメントや土砂を混合し固化したうえで埋立て処分している。1日平均のケーキ発生量（含水率80%）は134トンで、同市の処理場の中で最も多い。

埋立て場所の容量にも限界があることから61年度から汚泥の全量焼却を行い、埋立て地の長期使用化を図る方針で、現在東部スラッジセンターを六甲アイランドで鋭意建設している。焼却の場合かなりコストが上がるため、できるだけ減量化を図るとともに、燃料節減に向け汚泥のカロリーアップ、すなわち含水率を下げる必要がある。

同市は従来真空脱水や遠心脱水を中心としてきたが、真空脱水の場合消石灰を大量に加えるため減量化に反するうえ、含水率にも問題がある。また、遠心脱水も含水率の面で好ましくない。そこで減量化、含水率などから最も目的にかなうベルトプレス在今后の同市の汚泥脱水法の中心になることになったもの。



ろ布幅3mの大型ベルトプレス
Belt Press with 3m width filter cloth

既に玉津や新垂水など新しく完成した処理場や中部処理場でベルトプレスを導入している。東灘についても「現在の真空脱水機は設置してからまだ13～4年で耐用年数はきていませんが、ベルトプレスに変えることでケーキ量が4割も減量できるうえ、含水率も70%台と低いため1トン当りの焼却燃料代がかなり安くなるなど、総合的な経済性を考えて踏み切ったわけです」

東灘に今回導入されるのは、神鋼ファウドラー社製の前濃縮機付3メートルろ布幅ベルトプレス脱水機3台。汚過速度100 kg-DS/m・h、薬注率高分子2%以下、塩鉄10%以下の条件で、含水率76%以下の仕様となっている。なお、原汚泥は1.5～2.3%の消化汚泥。工期は3月25日まで。

61年度中にさらに3台導入する計画で、その段階で真空脱水機はすべて撤去され、ベルトプレスのみとなる。

現在遠心脱水を行っている西部処理場なども経済性を考慮しながら順次ベルトプレスに変えていく方針であり、近い将来同市の汚泥脱水はベルトプレス時代を迎える。

（水道産業新聞）