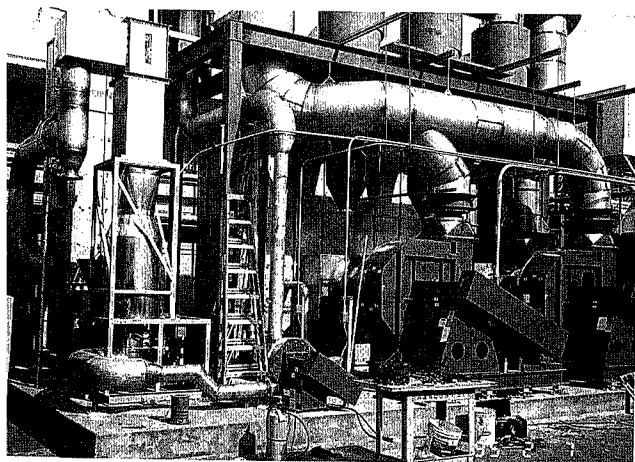


目次

CONTENTS

- | | | |
|----|------------------------------------|--|
| 1 | 高純度水素酸素発生装置の高圧化(その1) | Development of "Pressure type HHOG" which can give high pressure to generated gases onself |
| 7 | 逆浸透膜による浸出水の高度処理実験報告(その1) | Purification of Landfill Leachate Using Reverse Osmosis Membrane |
| 13 | グラニュール式脱窒装置の開発(その1) | Development of a granule type denitrification system (No.1) |
| 19 | 上向流傾斜管式沈澱池における密度流とその防止対策 | A density current and its supression method in the inclined tube settler |
| 28 | 振動型膜分離装置『VSEP®』の紹介 | Membrane separation technology using Vibratory Shear Enhanced Processing (VSEP). |
| 35 | 高純度水素酸素発生装置(HHOG)の新展開 | New Aspects of the High-purity Hydrogen and Oxygen Generator (HHOG) |
| 43 | GMP対応のグラスライニング機器及び粉体機器 | Glass-lined and Powder Processing Equipment Designed for the Specifications of GMP (Good Manufacturing Practice) |
| 48 | 紫外線による下水二次処理水の滅菌 | Ultraviolet Sterilization of Secondary Effluent |
| 54 | ヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置の金属表面処理分野への適用紹介 | Application of the Vacuum Evaporator with a Heat Pump to Surface Treatment of Metals |
| 60 | 鉄鋼水処理設備における監視制御システムの実績紹介 | The Monitoring and Control System for Water Treatment Facilities of Iron & Steelmaking Plant |
| 68 | 電子工業向け水処理クローズドシステムにおける蒸発濃縮装置実績例の紹介 | The Evaporation Concentrator in a Water Treatment Closed System for the Electronic Industry |
| 73 | 真空乳化分散装置「フリミックス」の紹介 | Introduction of Processing Plant Frymix |
| 78 | トリクロロエチレン曝気装置の納入実績紹介 | An Air Stripping Plant for Removal of Trichloroethylene |



＜写真説明＞

溶剤ガス処理装置“POLYAD”は、VOC(揮発性有機化合物)成分の除去、あるいは回収するために開発された連続流動床式吸着装置で、吸着剤として特殊なポリマーを採用している。そのポリマー吸着剤は、活性炭に比べて、脱着し易い、水分の影響を受けにくい、溶剤に対する触媒作用が少ないという特長を持っている。POLYADは、溶剤成分を回収するタイプと、濃縮して燃焼除去するタイプの2種類があり、それぞれメンテナンスが容易で、運転コストが安いメリットがある。

本プロセスは、半導体工場、塗装工場、樹脂加工工場等、特に大風量、低濃度のガス条件の処理に適している。

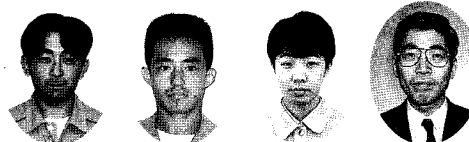
左の写真は、半導体工場に納入された燃焼除去タイプ(425m³/min)のPOLYADである。

The POLYAD is a continuous fluidized bed adsorption process, specifically developed for the elimination or recovery of VOC (Volatile Organic Compounds) emissions, and using a special polymer as an adsorbent. The polymer has features which is easy to desorb, insensitive to high humidity and has no catalytic effects on solvents compared with a activated carbon. There are two types for recovery and incineration in the POLYAD, which are easy to maintain and have low running costs. This process is particularly well suited to applications with high air volume and low solvent concentration from a semiconductor manufacturing plant, a painting plant, a plastic processing plant, and so on. A left photograph is a incineration type of the POLYAD (425m³/min) delivered to a semiconductor manufacturer.

高純度水素酸素発生装置の高圧化

(その1)

Development of "Pressure type HHOG" which can give high pressure to generated gases onself



技術開発本部 研究開発部
安井 信一
Shinichi Yasui
森岡 輝行
Teruyuki Morioka
小林 宏子
Hiroko Kobayashi
平井 清司
Kiyoshi Hirai

Hydrogen and oxygen gas are used for various industries as well as semiconductor manufacturing process as essential materials.

Generally, as these gases are supplied to users in cylinders in either high-pressure gaseous or liquefied condition, there are many problems in terms of safety from various disasters, onerous and dangerous work for transportation and so on.

The on-site gas generation system "HHOG (High-purity Hydrogen and Oxygen gas Generator)" has been developed to provide a solution to these problems.

This system directly electrolyses deionized water and generates high-purity hydrogen gas ($>99.9999\%$) and oxygen gas ($>99.9\%$), but it is impossible to generate high-pressure gas without a compressor.

A new type of HHOG which can generate high-purity and high-pressure gases and can supply them to the site of use without a compressor has recently been developed.

This type, which is called "Pressure Type HHOG", has a modified electrochemical cell based on electrolysis, which generates gas constantly regardless of pressure.

It has been confirmed that this advanced gas generator, "Pressure Type HHOG", is superior to conventional storage systems such as a cylinder in point of safety, compactness, expenditure and so on, and is most suited as a source of gas supply in all kinds of facilities.

ま え が き

高純度水素ガスあるいは酸素ガスは、半導体製造業からファインセラミクス産業、火力／原子力発電所に至る様々な分野において必要不可欠なユーティリティのひとつとしてその需要が増大している。一方、近年CO₂排出による地球の温暖化をはじめとするグローバルな環境の悪化が問題として取り上げられているが、その防止策の一環として化石燃料に替わるクリーンな“水素エネルギー”が重要な役割を担うことが期待されている。

当社はこれまで二度にわたる開発報告の中で固体高分子電解質膜を利用することによって超純水を直接的に電気分解し高純度水素ガス(99.9999%),高純度酸素ガス(99.9%)を発生させる高純度水素酸素発生装置(HHOG: High-purity Hydrogen Oxygen Generator)は、従来のオンサイト型発生装置の主流を占めるアルカリ水電解法に比べて遙かに効率よく純度の高いガスを発生させることが出来、かつ装置の操作性やメンテナンス性においても優れていることを明らかにした。またその特長から半導体工場におけるプロセスガスや原子力発電所での冷却管の腐食防止用注入ガスに至る幅広い応用への可能性を示唆してきた。

しかしながらHHOGの開発開始より約3年経過した現在、固体高分子電解質を利用した水素ガス／酸素ガス発生

装置に限らず様々な化学プロセスやメカニズムを利用したオンサイト型発生装置が混在している業界市場で、将来の需要に向けてより一層の競合他社との差別化ならびに競争力の強化を図る必要性が生じてきた。

今回我々は、供給圧力の高い発生装置への社会的ニーズの拡がりに応えるべく高圧ガスを発生する新型機種開発の第一ステップとして高圧ガス取締法で規制されない1.0 MPa未満の圧力で水素ガスならびに酸素ガスを供給する“中圧型”高純度水素酸素発生装置の開発を行った。

“中圧型”水素酸素発生装置は従来型のHHOGの持つ操作性、発生ガス純度等の特長を維持しつつ、電解セルの改良によって昇圧装置を使用せず水素ガスを0.9 MPa、酸素ガスを0.95 MPa(従来型はそれぞれ最大0.4 MPa)にて発生、ユースポイントへ安定供給出来ることが確認された。また、同時に電極構造をはじめとして様々な改良を加えることによって装置の大幅なコストダウンとコンパクト化を達成することが出来たのでここにそれらを紹介する。

1. 中圧型 HHOG の設計コンセプト

圧縮性流体である気体は、圧力負荷が大きいほどその取扱いは困難となるが逆にそのメリットも大きくなる。我々はかねてからガスユーザーからのヒアリングによって高圧ガスの必要性を認識し、要求があれば他社と同様昇圧装置

を付加させることによって対応することを考えていた。しかしながら、昇圧装置の付設はシステム全体のコストアップや装置（制御）の複雑化、さらにはガス純度の低下等、デメリットを同時に生むため、高圧ガスを発生しダイレクトにユースポイントへ供給出来る新機種 of 早急な開発が必要となった。また、開発に当たっては商品化を促進させるために従来型が抱えていた問題点を同時に課題として加えた。次に主なコンセプトを示す。

- 1) 1.0 MPa未満の圧力範囲で自在に水素ガスならびに酸素ガスを発生、供給可能なものとする。
- 2) 電気分解（電解）セルの製作コストの内約50%を占める電極板をはじめとして、セルそのものの構造を単純化し、製作ならびに組立にかかる負荷を大幅に削減する。
- 3) メンテナンス性を確保しつつより一層の装置規模のコンパクト化を図る。
- 4) 固体高分子電解質膜の単位面積当たりからのガス発生量を増加させるために高電流密度化に対応した構造とする。

2. 装置構成, フロー

写真1は装置の全景である。装置は大きく分けて電解槽(800^φ×1270^H:600 L)、水素ガス分離槽(600^φ×1130^H:300 L)、整流器(75 V×600 A)、制御盤より構成される。

第1図に電解槽の内部の概略図を第2図に装置のフローを示す。電解槽は、ガス発生 of 原料となる超純水によって約7分目ほど満たされ、その底部中心に整流器より直流の電力供給を受けて水素ガスと酸素ガスを発生する装置の心

臓部である電解セルが設置されている。すなわち電解セルは超純水中に浸漬された形となっている。電解セル（陽極側）への超純水の供給はタンク外部に設置されたポンプによって行われる。この電解槽の大きさが240^φ(430 cm²)の有効面積を有する固体高分子電解質膜を80枚収納(40枚×2段)することが出来るため、600 A（電流密度1.4 A/cm²）で通電した際には陰極側より20 N m³/hの水素ガス、陽極側より10 m³/hの酸素ガスが得られる。

電気分解時、電解セル陰極側において水素ガスの発生に伴い若干量 of 水分が発生するが電解セルより配管を通じて取り出された後、水素ガス分離槽において気液分離が行われる。一方、酸素ガスは陽極側へ供給された超純水の余剰分とともに電解槽内において放出され、ここで気液分離が行われる。

陽極側への超純水の供給量は数L/min・セルであるがそのうちガスへ変換される量は0.5%以下であり、残りは電解セル内部の冷却水としての機能を果たしている。消費された量については高圧ポンプにて電解槽内へ補給するようになっている。電解槽内の純水は、供給水の循環や電解セルの発熱によって昇温するが、電解に適切な温度に保つ為にコイル状に巻かれた冷却器によって調温している。冷媒には一般市水を利用している。

電解槽、水素分離槽ならびにこれらを接続する配管類はEP（電解研磨）処理を施したSUS316鋼もしくはSUS304鋼を使用し、さらに酸化雰囲気 of 部位については特にGOLD-EP[®]（酸化不動態化処理を行い鉄オキサイド層を形成した材料）を使用している。

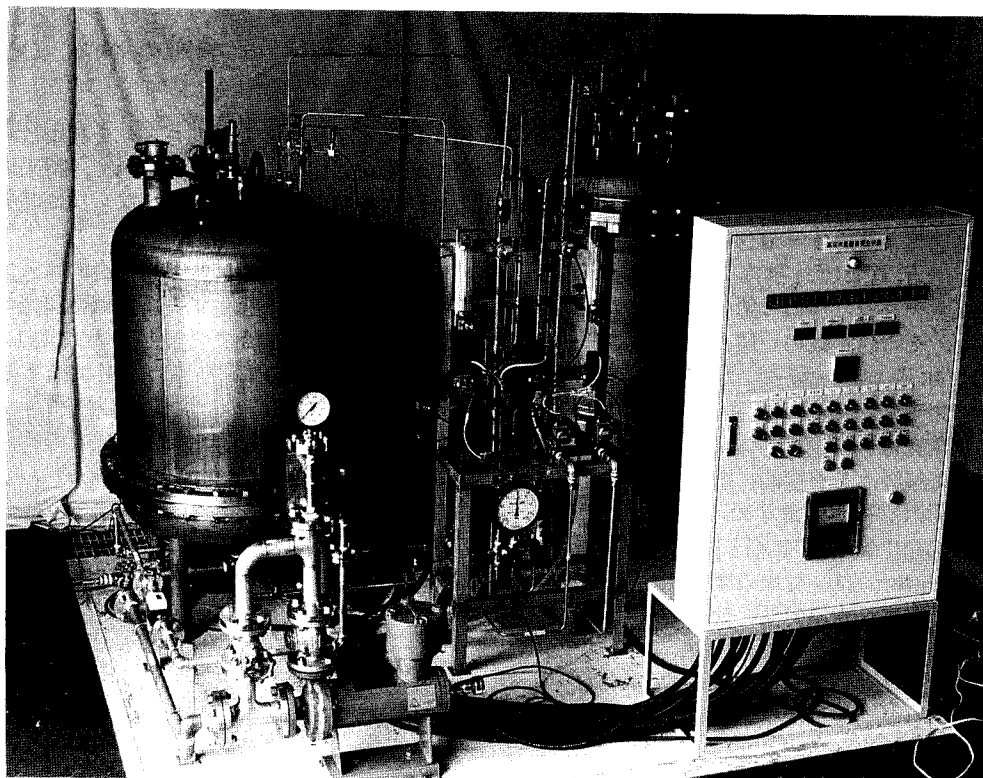


写真1 HHOG 全景写真
Photo.1 Complete View of HHOG System

3. 中圧型 HHOG の特長

3. 1. 昇圧の原理

“中圧型” HHOG では、昇圧機器を付属させることなく 0~1.0 MPa の圧力範囲内で水素ガス、酸素ガスを発生供給出来ることを最大の特長としている。従来型の HHOG が最大供給圧力 0.4 MPa であったことから供給圧力のみについてみれば約 2 倍の能力を有したといえる。

そもそも HHOG の心臓部である電気分解セルは水処理で使用される平膜モジュールやプレート熱交と同様に電極、固体高分子電解質膜、パッキンならびにガスや供給水の通路となり電極からの電力を固体高分子電解質膜へ均等に給電するためのエキスパンドメタル（チタンメッシュ）給電体が平行に多段で積層された構造をとっているため（第 3 図 a），電解セル内部の酸素圧力 P_{20} あるいは水素圧力 P_{2H} と外部圧力 P_1 （＝大気圧）の差 ΔP_0 （＝ $P_{20} - P_1$ ）， ΔP_H （＝ $P_{2H} - P_1$ ）はセルの円周状に配置されたボルトの締め付け力 F に受け持たせる必要がある。しかしながら固体高分子電解質膜の機械的強度やセル構成部材の材料特性によって締め付け力 F は制約されるため、このような構造体から得られた耐圧性は 0.4 MPa（ただし設計圧力 0.6 MPa）であった。

そこで我々は構造部材の材料や構造変更によって締め付け力 F を増加させ耐圧性を強化するのではなく、“漏れ”のドライビングフォースである ΔP_0 、 ΔP_H をミニマムにするように酸素圧力 P_{20} あるいは水素圧力 P_{2H} と外部圧力 P_1 をバランスさせることによって耐圧性強化を図っている（第 3 図 b）。その際、外部圧力 P_1 として発生した酸素ガスの圧力を利用した。すなわちこのような構造をとれば、水素ガスの発生圧力と電解セルを包む圧力容器内の酸素ガスの圧力とをバランスさせるだけで、圧力容器の耐圧強度までそれぞれのガス圧力を上げることが可能になる。

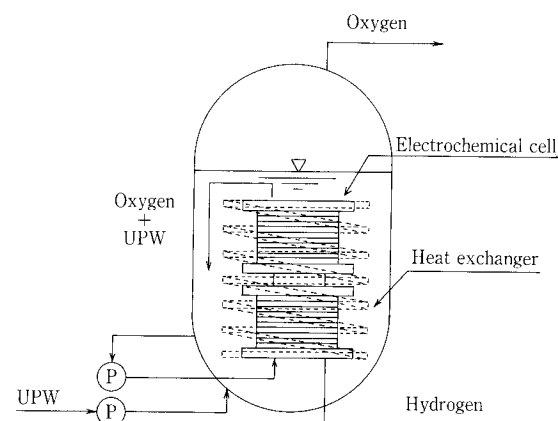
3. 2 電 極

“中圧型” HHOG では、前述のほか細部にわたり様々な改良が加えられている。その代表的なものが電解セルを構成するチタン電極板である。

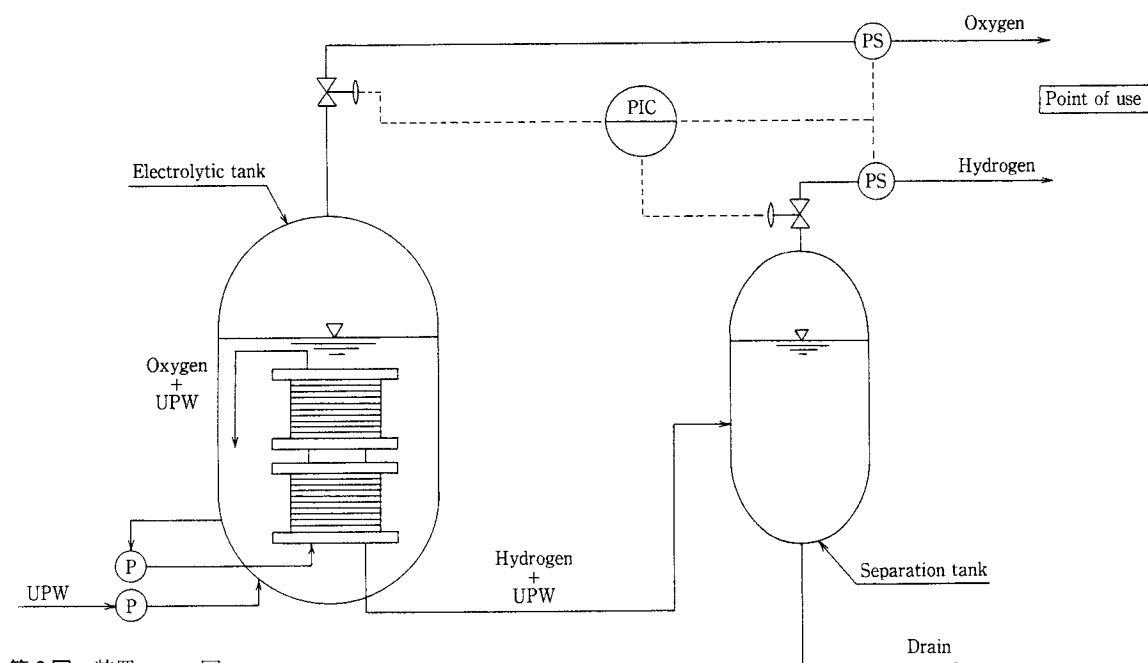
HHOG では超純水の供給ならびに陰極、陽極で発生した水素ガス、酸素ガスの取り出しを均等かつ集中的に行うために電解セルを積層方向に貫いたマニホールドの形成が必要となる。

一方、電極表面のミクロンオーダーの平坦度が電解特性やシール性を大きく左右し、電極材料としては酸性に対する耐食性が要求されることが過去の実験で確認されている。

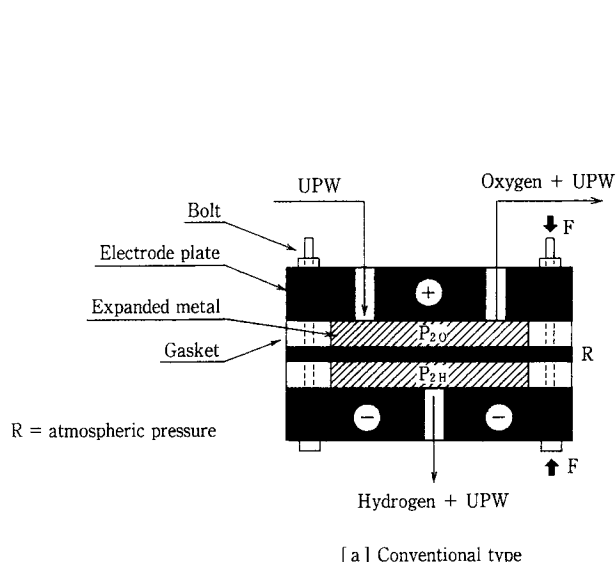
従って、これらの要件を満たすために“加工性の悪い”チタン材料に複雑で繊細な加工を施す手段が当初選択された。事実、従来型の HHOG で使用している電極板は、マ



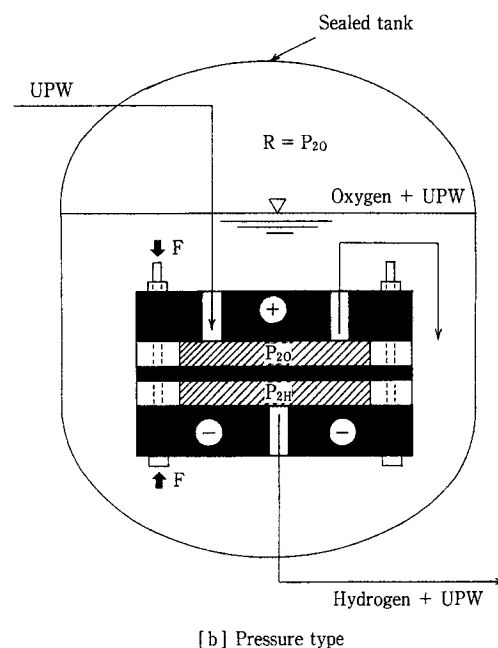
第 1 図 電解槽断面図
Fig. 1 Section of Electrolytic Tank.



第 2 図 装置フロー図
Fig. 2 Flow diagram of Pressure Type HHOG.



第3図 電解セル断面図(従来型, 中圧型)
Fig. 3 Principle of Self Compression.



ニホルドの加工と平坦な面の形成の為に、数十ミリのチタン板に複数回の機械加工ならびに研磨、さらには特殊な溶接技術を駆使することによってはじめて製作が可能となった。

結果として、この電極によれば満足いく電解特性やシールが得られたが、用いられる加工方法が汎用的でないため非常に高価な電極を生み出すこととなり、またセルの積層枚数が増えた場合、その形状から電解セルの規模が大きくなり取り扱いが困難となる、さらにコンパクト化を進めていく中で構造上の制約を受けやすい等の問題点も生じた為、新しい電極構造の開発が望まれた。

写真2は“中圧型”HHOGに使用している電極（電解セル）である。このタイプの電極は、汎用のチタン板に熱処理ならびにレーザーないしはウォータージェットによる簡単な加工を行い、樹脂部品を組み合わせることによって製作している。従って、非常に単純で加工点数の少ない工程によって得られる為、この改良によって電解セルのコストの内約50%を占める電極の製作コストを約1/3に下げることが可能となった他、重量については約1/4、外形寸法についても約10%縮小したため電解セルの軽量化、コンパクト化を同時に達成した。

3. 3. その他（運転操作, 安全対策）

従来型のHHOGではガスの発生圧力を0.4 MPaとしていたが、“中圧型”ではmax 0.95 MPaとしているため新しい動作が必要とされた。例えば、水素ガスと酸素ガスの隔膜としての機能を持つ固体高分子電解質膜は機械的強度が低いため、破損を防ぐために常時水素ガスと酸素ガスの圧力バランスをとる必要がある。“中圧型”HHOGではこれら発生ガスの圧力を感知し電気信号によって駆動する圧力調整弁を電解槽、水素ガス分離槽にそれぞれ配置し固体高分子電解質膜に0.2 MPa以上の負荷（差圧）がかからな

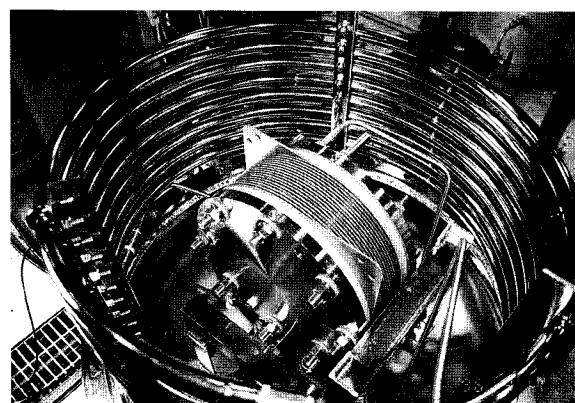


写真2 電極(電解セル)
Photo. 2 Appearance of Improved Electrochemical Cell

ような構造をとっている。

また、従来型のHHOGでは電解セルが大気に解放されるように設置されていたが、一方中圧型では前記したように電解セルが圧力容器内に超純水と陽極側より発生した酸素ガスとともに封入されるスタイルをとっている。

すなわち、万一水素ガスがバックンを通して電解セル外へ漏洩した場合、従来型であれば漏洩した水素ガスは電解セル上方に設置されたリークセンサーに即座にキャッチされ、シャットダウンによって爆発性のある混合ガスが生成されるまでもなく微量の水素が大気中に拡散されるにとどまるが、“中圧型”では、圧力容器内に爆発性のある混合ガスが高濃度で生成されることになる。当然ながら運転中、酸素ガス中の水素濃度が爆発限界を上回らないようにガス純度を常時モニタリングしているが、タンク内のガスの滞

留時間、水素ガスと酸素ガスの比重差を考えた場合、漏洩が検知されるまでのラグタイムが存在し危険な状態が発生する可能性がある。従って、“中圧型”HHOGではこのような危険な状態が生じないように前記の差圧制御と同時に絶えず水素ガスの圧力が酸素ガスの圧力を上回らないような圧力制御も同時に行っている。

さらに、注意すべきはタンク内に発生する静電気であるが、特に高純度の酸素ガスが高压で充填されている電解槽内での静電気の存在は着火源となり非常に危険である。HHOGが電気分解に使用する超純水は比抵抗値が高く（ $5 \text{ M}\Omega \cdot \text{cm}$ 以上）絶縁物としての特性を示すためタンク内を流動する際、静電気を発生していることが十分に考えられる。また、この静電気は、導電性材料（SUS等）によって製作されたタンクを使用しさらにアースを設置した場合においても、そのタンク中央部において残留する可能性があることが知られている。

従って、“中圧型”HHOGでは電解槽内を冷却するために設置したコイル状の冷却管（前記）に静電気除去機能を併せ持たせることによってタンク中央部に発生する静電気除去を行っている。

4. 運転結果

4. 1. 運転

運転は水素ガス供給を目的として行った。すなわち、整流器の出力を水素ガス供給量に基づいてコントロールした。従って、この運転においては酸素ガスは副次的に発生するガスとして供給圧力のみをコントロールしているにすぎないが、本装置では逆に酸素ガス供給を目的とした運転もまた若干の制御系の調整を行うことによって可能である。

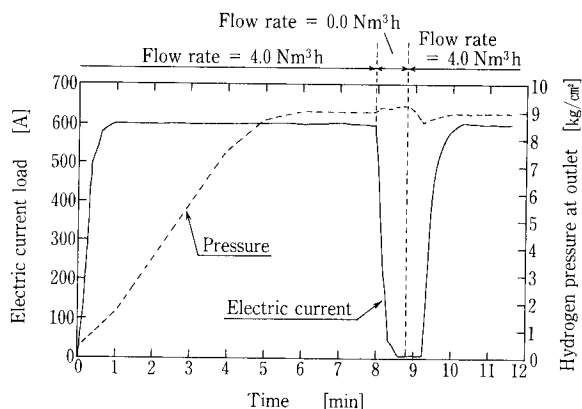
4. 2. 応答性

HHOGはポンペに替わるオンサイト型ガス発生装置として開発された。従って、ポンペの元バルブを開けてガスを供給するような素早い立ち上がり特性とレギュレーターを介したような供給圧力の安定性が必要となる。当然のことながらどのような流量に対してもこれらの条件が満たされねばならない。また、流動変動に対するクイックレスポンスは他方式のオンサイト型装置に比較して大きな利点となることは言うまでもない。

第4図は“中圧型”HHOGの運転特性を示している。運転を開始してから約5分で0.9 MPaの水素ガスを安定供給出来ることを示している。また、運転中ユースポイントのバルブの開閉に対しても大きな圧力変動を伴わず供給可能であることからポンペに近い運転特性を示すことが判る。本装置の各構成機器はテスト用としてガス発生量 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ で設計されたものであるが、今回運転に際しては発生量 $\max 5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 用の電解セルを使用しているため槽容量は発生量に対してオーバーサイズとなっている。従って、規定の $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ の電解セルを組み込めばさらに迅速なレスポンスが得られる。

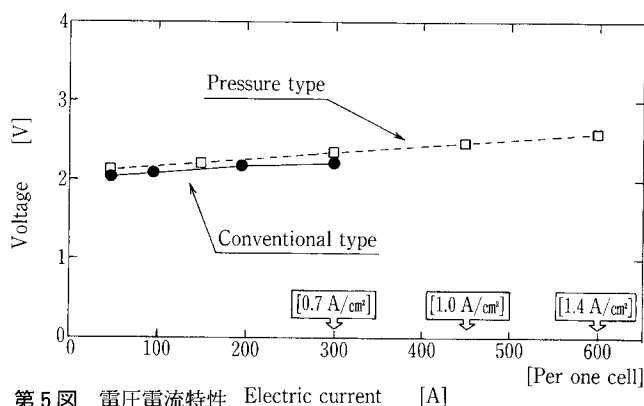
4. 3. 電流電圧特性

HHOGは電気分解でガスを発生する装置であるため、ランニングコストに直接関わってくる電流電圧特性は重要な因子のひとつである。第5図は“中圧型”ならびに従来型の電解セルの電流電圧特性を示している。図より同一電流値に対して“中圧型”は従来型に比べて若干高い電



第4図 立ち上がり特性

Fig. 4 Characteristics of Initial Operation.



第5図 電圧電流特性 Electric current [A]

Fig. 5 Property of Electrochemical Cell.

圧値を示すことが判る。すなわち、ガス発生に関係のないところで電力が抵抗として発熱消費されているのである。電流電圧特性は、電解セルの構造に影響され、例えば、電極の表面平坦度や固体高分子電解質膜と給電体であるエキスパンドメタルとの接触圧力、さらには固体高分子電解質膜上の白金粒子の粒径や電極表面上に存在する酸化膜の厚みに至るまで様々である。

今回の電解セルの組立にあたっては、従来型の電解セルを組み立てた際に得られたパラメーターを経験的に修正し転用した。従って、これらのパラメーターを科学的に検証しながら調整を行えば、構造の大きな変更なく従来型と同等の電流電圧特性は得られると予測している。

一方、通産省工学技術院大阪工業技術研究所より技術指導を受け内製化するに至った固体高分子電解質膜は、実証テスト機の1年強の運転と多様な寿命テストを行うことによってその信頼性とさらに過酷な条件下での信頼性が確認されたので、従来型の電解セルでは成しえなかった電解電流密度を上げての運転を行った（第5図）。

従来型の電解セルの電流密度上限値 $0.7 \text{ A}/\text{cm}^2$ に対し、“中圧型”では2倍の $1.4 \text{ A}/\text{cm}^2$ まで電力負荷を与えたが、図に示すとおり電流電圧特性に急激な変化は認められなかった。また、数十時間の連続運転テストにおいても変化は認められず 0.95 (0.90) MPaの圧力下での高電流密度運転

第 1 表 ガス純度分析
Table 1 Analysis of Generated Gas

		Impurities (ppm)							Purity (%)
		O ₂	H ₂	CnHm	CO ₂	CO	N ₂	Ar	
Improved* ¹	Hydrogen	0.61	—	≤0.01	2.35	0.43	0.22	—	99.9996
	Oxygen	—	735.6	0.01	4.42	0.34	54.1	2.40	99.92
Conventional* ²	Hydrogen	0.02	—	≤0.01	0.25	≤0.01	0.73	—	99.9998
	Oxygen	—	960.0	0.01	1.80	0.14	1 689.4	23.92	99.7

Remarks : *¹ after 5 hours from hot starting

*² system type for power plant (capacity : 10 Nm³/h)

の可能性が示唆された。

高電流密度運転のメリットは装置規模が同じでより多量のガスを発生させることが出来るという点であり、単純に言うならば電流密度を2倍にするということは、電解セルにかかるコストを1/2に削減出来るということであって、HHOGにとって将来的にも欠かすことの出来ない重要な課題のひとつである。

4. 4. ガス純度

装置の名称が“高純度水素酸素発生装置”であるように、開発された装置はユーザーに認められる高純度の水素ガス、酸素ガスを発生しかつ所望の圧力で供給出来るものでなくてはならない。

これまでの経験で、発生ガスの原料となる超純水に脱気処理（溶存ガスの除去）を加えない場合においても、固体高分子電解質膜による電気分解によれば水素ガス>99.999%，酸素ガス>99.9%（脱気処理含む：>99.99%）の純度が確実に得られることが確認されている。この値はごく一部の半導体製造プロセスを除き、当社がターゲットとしている分野に対しては十分ユーザーの要求を満たす値である。

第1表に製作、運転開始10h後に測定したガス純度分析結果を示す。

運転開始10h後にもかかわらず高純度ガスを供給でき、施工から定常運転にはいるまでの調整期間が短くて済むことがわかる。

それぞれのガス中において若干CO₂が混入しているがこれはタンクや配管内面の分子レベルによる有機物汚染の影響であると考えられ、数十時間後において1 ppm以下になることが経験的に確認されているため特に問題はないと考える。

む す び

様々な分野における水素ガス、酸素ガスの幅広い要求に応えるべく高純度水素酸素発生装置の高圧化に取り組み、高圧型（供給圧力：>10 MPa）開発の第1ステップとして既の実証運転中である従来型（<0.4MPa）を基本として改良を加えた“中圧型”（<1.0 MPa）の製作、運転を行い“中圧型”高純度水素酸素発生装置の商用化の目途とさらに高圧化を図るための数多くの貴重なデータを得た。

高純度水素ガスならびに酸素ガスは、半導体産業をはじめとする各種産業用プロセスガスとして、さらには近未来の水素タービン発電や水素自動車の動力源として将来を担うガスのひとつであり、開発を進める高純度水素酸素発生装置は、これらの用途に対して十分その能力を寄与出来るものであると確信している。

逆浸透膜による浸出水の高度処理実験報告（その1）

Purification of Landfill Leachate Using Reverse Osmosis Membrane



（環）製品開発室
梶山 吉 則
Yoshinori Kajiyama

Landfill leachate contains much hazardous inorganic matter and refractory organic matter. Such leachate cannot be treated to satisfactory level by any combination of conventional biological treatment (denitrification), coagulation/sand filtration treatment, and activated carbon adsorption treatment. A demonstration test of the disk tube module reverse osmosis system was conducted at a landfill using actual leachate after pre-treatment of sand filtration and pH adjustment. The treated water not only cleared the effluent standards but also exceeded the tap water quality standards.

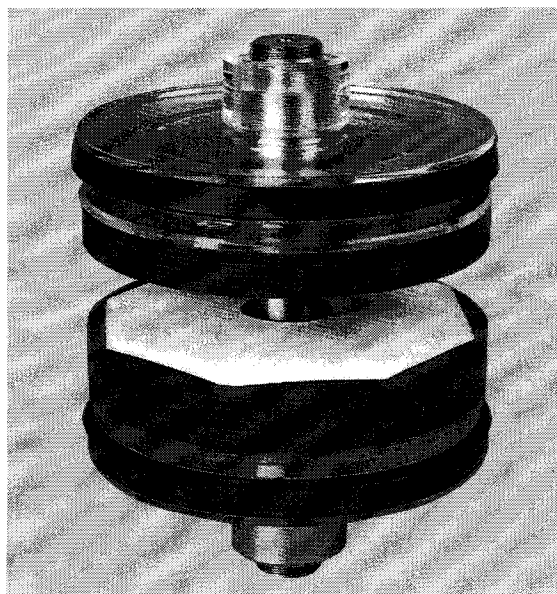
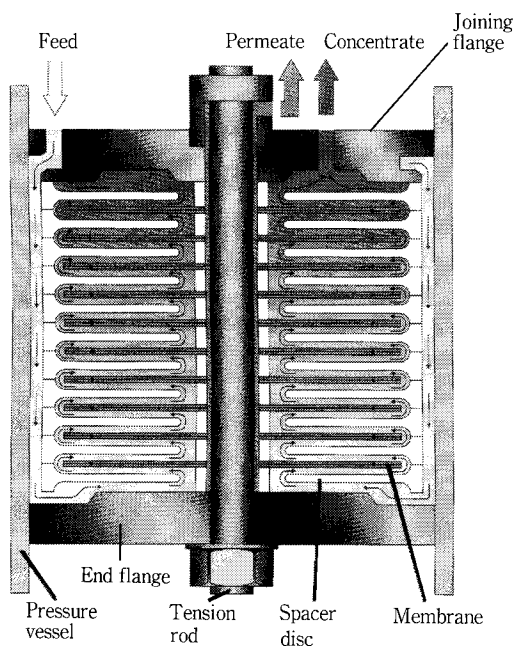
まえがき

近年、廃棄物の減容化と安定化の面で最も効果のある焼却処理技術の進歩はめざましく、焼却残渣の低灼熱減量化や、灰の溶融化等埋立処分場の延命化に対する処理技術が確立されつつある。また焼却時の排ガス中の水銀、ダイオキシン等新たな汚染物質に対しても問題視されてきている。この排ガス中の塩化物除去処理によって発生する反応灰を埋立処分した場合、カルシウムイオン、塩素イオンを主体

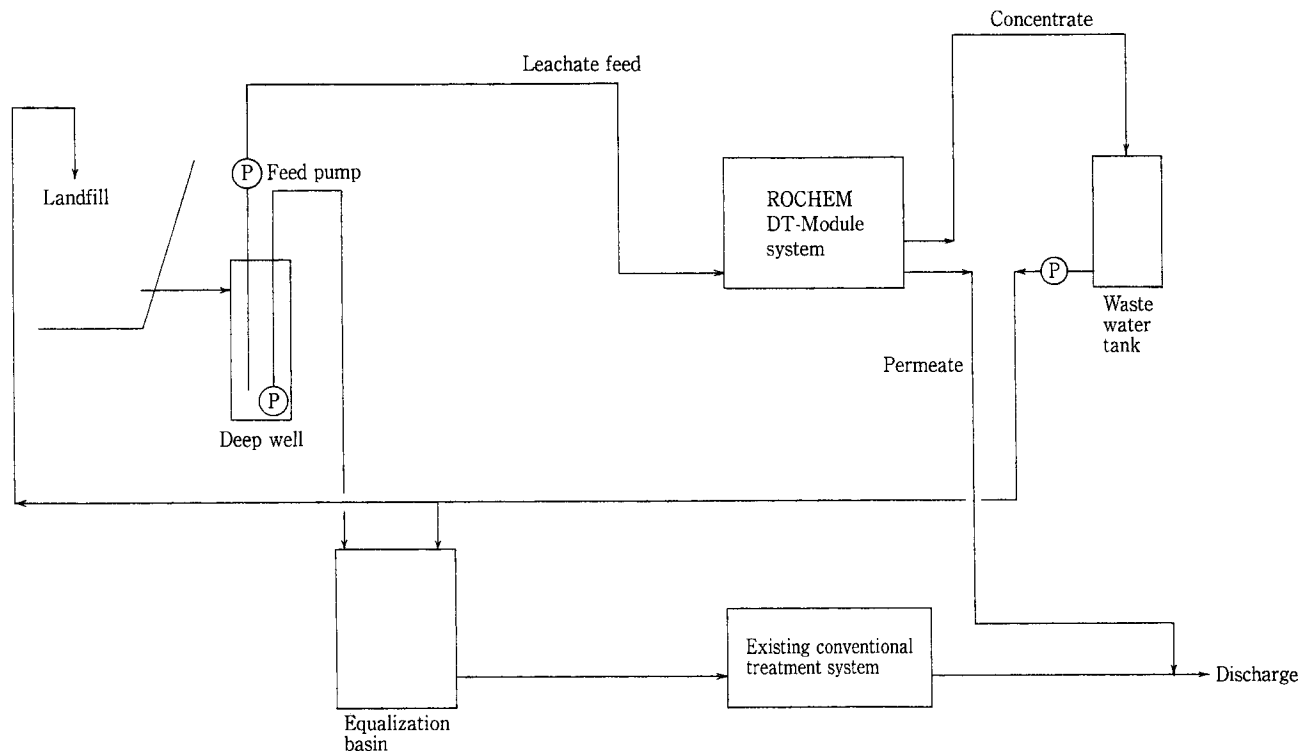
とした高濃度の無機塩類が溶出してくる。

浸出水の中に高濃度の塩素イオンが溶出してくると、配管や機器類の腐食のほかに生態系への影響が懸念される。特に内陸地の埋立処分場の浸出水については、水稻への塩害等農業被害が発生する恐れがあり脱塩処理の適用が求められている。

従来の埋立処分場の浸出水処理方法は、カルシウム成分を除去する凝集沈殿処理、BOD、T-N に対する生物処理



第1図 「DT-モジュール」 構造図
Fig. 1 Assembly of DT Module



第2図 実験設備全体フローシート
Fig. 2 Schematic diagram of DT Module System at Landfill site

(脱窒素処理)、SSに対する凝集沈殿・砂ろ過処理、CODに対する凝集沈殿・活性炭吸着処理をそれぞれ組み合わせた方式であり、現状排水基準は満足するものの、水質的にさらに高度な処理が望まれるところである。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まだなくその適用についての検討が必要なところである。

当社は、浸出水の高度処理方法として、欧米において多数の実績を持つロックメ社（本社：スイス）の平膜筒状のディスクチューブモジュールによる逆浸透膜処理装置「DT-モジュールシステム」についてすでに本技報で紹介してきた。¹⁾

今回この「DT-モジュールシステム」を鳥取県下の最終処分場内に設置し、1996年2月より実際の浸出水を用いて実証実験を行っており、その結果を第1報として報告する。

1. 実証実験の概要

最終処分場の浸出水に逆浸透膜処理法を適用するには、海水の脱塩と比較してスケーリングやファウリング、特に生物による劣化などに充分対応出来るシステムが要求される。今回実証実験に適用した逆浸透膜は、平膜筒状のディスクチューブモジュール「DT-モジュール」で膜表面とスペーサーディスクの間の流路が開放されているため供給原水の前処理をほとんど必要としない。またファウリングによる堆積物の洗浄が容易に行え、浸出水の高度処理に適した膜構造となっている。

第1図に「DT-モジュール」の構造を示す。「DT-モジュール」はRO膜、スペーサーディスク、ジョイニングフランジ、エンドフランジ、中心軸、耐圧容器で構成されている。RO膜は、八角形の平膜の間に不織布を挟んで外周を超音波で接合し、中央部の円形開口部に透過水を流す

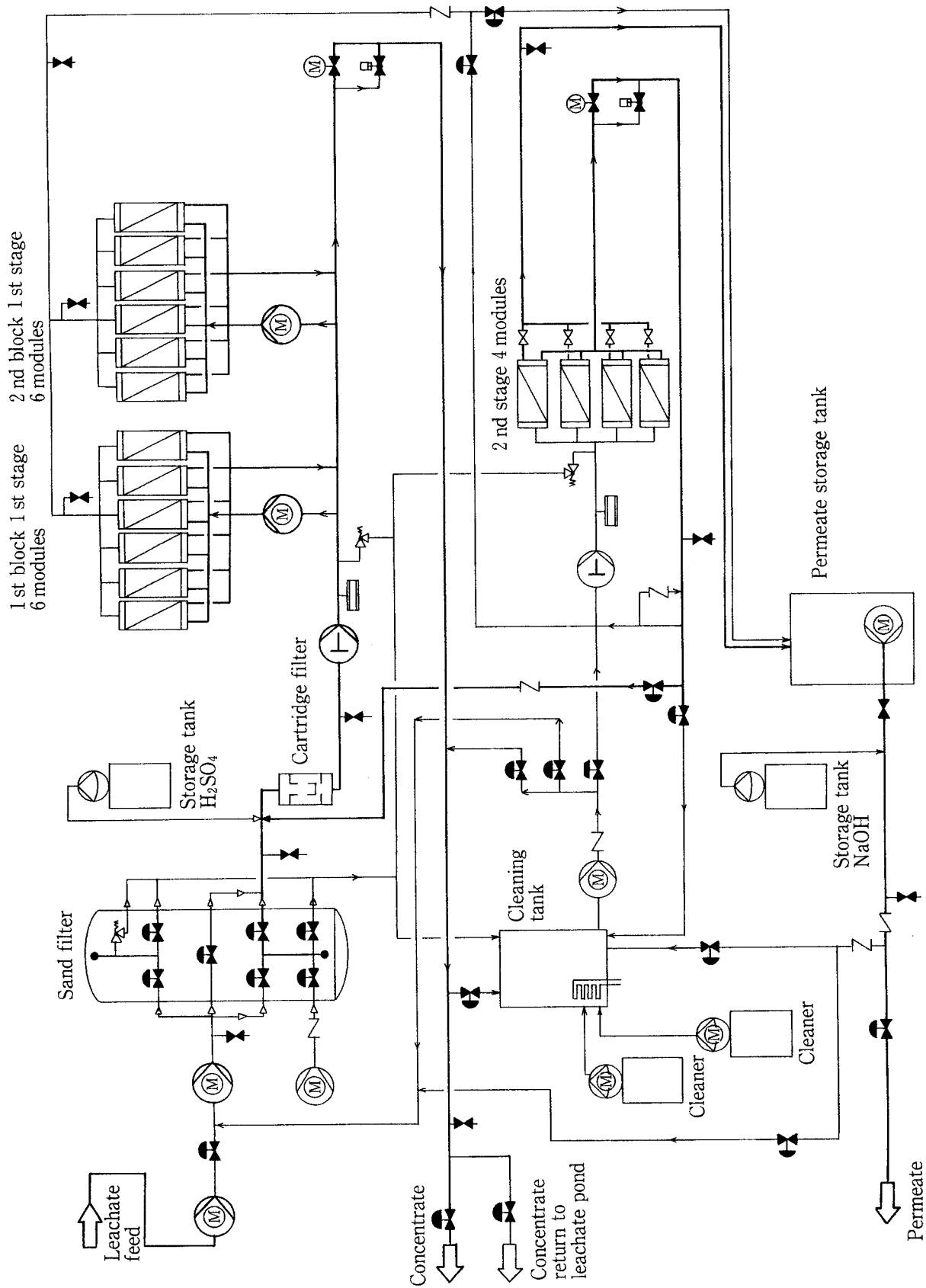
構造となっている。スペーサーディスクは中央部に中心軸を通す穴が開いており、RO膜をシールするOリングがセットされ、その外側に原水を反転させるスリットがリング状にあり、外周部は中央部と同じ厚みでシールされるようにはみ出している。

RO膜とスペーサーディスクのセットは、原水流入、透過水出口、濃縮水出口のついているジョイニングフランジとスペーサーディスク、RO膜を交互に中心軸にセットし、エンドフランジとで挟み込みナットで固定し膜エレメントを組み立てる。この膜エレメントを圧力容器にセットしてDT-モジュールを組み立てる。装置の組立ては、第1図の上下を逆にして据付けられ液の流れは、ジョイニングフランジより原水を供給し原水は圧力容器と膜エレメントの間を通り上部へ導入され最上部スペーサーディスクの中央部スリットよりRO膜の上側を流れ、外周部で反転してRO膜の下部を通過し、再びスペーサーディスク中央部のスリットを通り同じようにRO膜上側を通過させる。このようにRO膜の中央部、外周部で反転を繰り返して最下部まで来て濃縮水としてDT-モジュール外に流出する。またRO膜表面を原水が通過する間に膜を透過した透過水は不織布内を通過して中心軸の周りに集められ、中心軸とスペーサーディスクの間の流路を通過してDT-モジュールの外に流出する。

2. 実験内容

2.1 実験フローシート

第2図に実証実験設備の全体フローシートを示す。既設浸出水処理場の浸出水ピット内の浸出水を直接「DT-モジュールシステム」に供給し、透過水は既設処理場の放流水路に放流、濃縮水及び砂ろ過器洗浄排水は排水槽に受け埋立処分場に返送している。また薬品洗浄排水は一度排水



第3図 ロケム「DT-モジュールシステム」フローシート（2段階運転）
 Fig. 3 ROCHEM Leachate Treatment Plant
 Flow Schematic (Double Stage Operation)

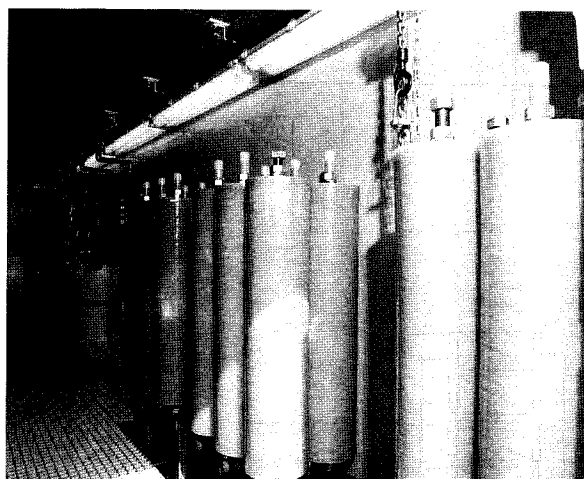
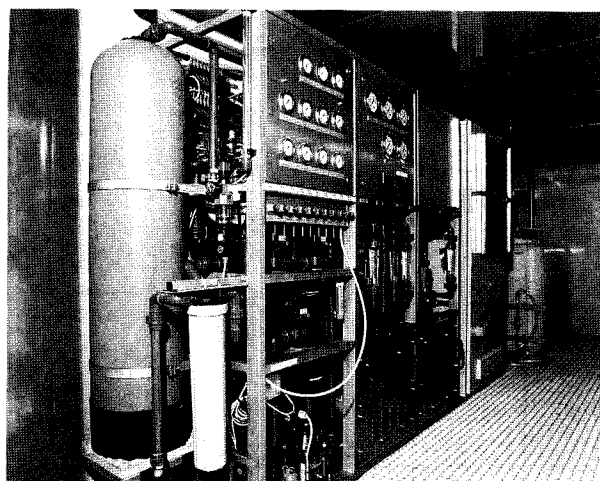


写真 1 実験設備

Photo. 1 DT-Module test unit and purification of landfill leachate

槽に受け、pH調整後埋立処分場に返送している。

第3図にDT-モジュールシステムのフローシートを示す。「DT-モジュールシステム」はコンテナ内にすべて納められており非常にコンパクトで据え付けも容易である。浸出水は前処理なしで直接砂ろ過器に供給し、pH調整後安全のため10 μ mのミクロンフィルターを通して加圧プランジャーポンプにより「DT-モジュール」に供給される。モジュールは2段に配置され、1段目のモジュールは6本1組で2ブロックあり、それぞれブースターポンプで原液を循環しながら透過水を得ている。1段目の透過水は2段目に供給され、再度脱塩されてより高度な透過水を得ている。この処理水は、一度処理水タンクに貯留し装置停止時の置換用水、薬品洗浄時の循環水、砂ろ過器の逆洗用水などに利用されるとともにpH調整をして放流される。2段目の濃縮液は1段目の供給ラインのミクロンフィルター入り口へ返送される。また2種類の薬品洗浄が自動で行える設備を有している。

運転制御は、1段目の透過水量と回収率、2段目の透過水量と回収率を入力設定すれば、それぞれ1段目、2段目の濃縮液の出口弁と供給加圧ポンプのサイクルを自動的にコントロールして常に透過水量を一定に運転制御される。

2.2 実験設備諸仕様

写真1に実験設備を示す。実証実験設備の諸仕様は次の通りである。

(1) 第1段

DT-モジュール本数	12本
膜面積	91.2 m^2
ブロック数	2
循環ポンプ台数	2台
供給液流量範囲	575~2000 l/h
透過水量(最大)	1080 l/h
最高運転圧力	65 bar
運転温度範囲	5~35 $^{\circ}\text{C}$

(2) 第2段

DT-モジュール本数	4本
膜面積	30.6 m^2

モジュール列数	2列
流入量(第1段透過水量)	1080 l/h
透過水量	1026 l/h
運転最高圧力	65 bar
運転温度範囲	5~35 $^{\circ}\text{C}$

(3) モジュール仕様(1本当たり)

寸法	200 mm dia. $\times$ 1000 mm
膜面積	7.6 m^2
材質	RO膜 ポリアミド スパーサーディスク ABS 圧力容器 FRP

3. 実験結果

3.1 装置連続運転結果

第4図に透過水量とモジュール差圧の経時変化を示す。図に示す期間の装置運転条件は、1段目透過水量15 L/min、回収率66%、2段目透過水量13.5 L/min、回収率90%に設定し連続運転を行ったものである。このときの装置供給原液の温度は25.8~34.2 $^{\circ}\text{C}$ 、pHは5.6~6.2、電気伝導度は22.5~31.4 ms/cmであった。なお透過水量は温度補正をしていない。また累積時間約180時間目に酸による薬品洗浄を実施している。

1段目、2段目の透過水量の低下はなく一定にコントロールされており、膜面循環差圧についても1段1ブロック、2ブロックとも初期の差圧よりわずかに増加した程度であり、2段目については差圧の上昇は起こっていない。

3.2 モジュール内部点検結果

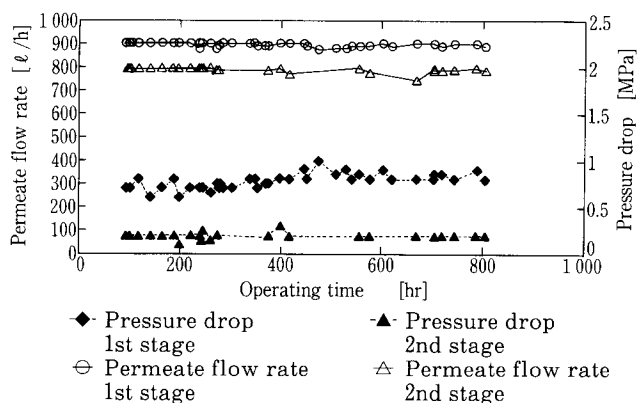
DT-モジュールの特長として、モジュール内の流水路幅は広くまた循環供給による乱流効果によりスケール、汚れ、閉塞が防止でき、モジュールの分解・点検が容易に行えることが挙げられる。今回連続運転中薬品洗浄後300時間後に1段目1ブロック、2段目のモジュールの内部点検を行った結果、1段のモジュールに若干のスケールが確認された程度であり、2段のモジュールには全く変化がなかった。

3.3 処理水質

第 1 表 水道基準項目の水質分析結果

Table 1 Performance data for DT Module system and drinking water quality standards

	Item		Leachate	Permeate	Water quality standard
1	Total colonies	(n/ml)	170	5	100
2	Coliform group	(n/100ml)	N.D	—	N.D
3	Cadmium	(mg/l)	0.002	—	0.01
4	Mercury	(mg/l)	<0.00005	—	0.0005
5	Selenium	(mg/l)	<0.005	—	0.01
6	Lead	(mg/l)	<0.005	—	0.05
7	Arsenic	(mg/l)	<0.005	—	0.01
8	Chromium hexavalent	(mg/l)	<0.005	—	0.05
9	Cyanide	(mg/l)	0.002	—	0.01
10	Nitrate Nitrogen and Nitrite Nitrogen	(mg/l)	2.2	—	10
11	Fluoride	(mg/l)	0.10	—	0.8
12	Carbon tetrachloride	(mg/l)	<0.0002	—	0.002
13	1, 2-Dichloroethane	(mg/l)	<0.0004	—	0.004
14	1, 1-Dichloroethylene	(mg/l)	<0.002	—	0.02
15	Dichloromethane	(mg/l)	0.007	—	0.02
16	Cis-1, 2-dichloroethylene	(mg/l)	<0.004	—	0.04
17	Tetrachloroethylene	(mg/l)	<0.001	—	0.01
18	1, 1, 2-Trichloroethane	(mg/l)	<0.0006	—	0.006
19	Trichloroethylene	(mg/l)	<0.001	—	0.03
20	Benzene	(mg/l)	<0.001	—	0.01
21	Chloroform	(mg/l)	<0.001	—	0.06
22	Chlorodibromomethane	(mg/l)	<0.001	—	0.1
23	Bromodichloromethane	(mg/l)	<0.001	—	0.03
24	Bromoform	(mg/l)	<0.001	—	0.09
25	Trihalomethanes	(mg/l)	<0.001	—	0.1
26	1, 3-Dichloropropene	(mg/l)	<0.0002	—	0.002
27	2-Chloro-4, 6-bis(ethylamino)-1, 3, 5-triazine	(mg/l)	<0.0003	—	0.003
28	Tetramethylthiuram disulfide	(mg/l)	<0.001	—	0.006
29	S-p-chlorobenzyl diethylthiocarbamate	(mg/l)	<0.002	—	0.02
30	Zinc	(mg/l)	0.022	—	1.0
31	Iron	(mg/l)	5.1	<0.03	0.3
32	Copper	(mg/l)	0.005	—	1.0
33	Sodium	(mg/l)	2 900	23	200
34	Manganese	(mg/l)	3.3	<0.005	0.05
35	Chloride	(mg/l)	8 300	68	200
36	Hardness	(mg/l)	2 450	2.11	300
37	Total Residue	(mg/l)	15 000	110	500
38	Anionic surface active agent	(mg/l)	0.21	<0.02	0.2
39	1, 1, 1-Trichloroethane	(mg/l)	<0.001	—	0.3
40	Phenols	(mg/l)	0.07	<0.005	0.005
41	Potassium permanganate consumption value	(mg/l)	375	1.9	10
42	Potential hydrogen	(—)	7.2	6.9	5.8~8.6
43	Taste		—	—	N.D.
44	Odor		Metallic odor	N.D.	N.D.
45	Color	(degree)	450	<1	5
46	Turbidity	(degree)	40	<0.5	2



第4図 透過水量とモジュール差圧の経時変化

Fig. 4 Operational data on permeate flow and pressure drop.

高度処理を目的として実験した逆浸透膜処理の水質評価として、水道基準に関する省令（1992年12月21日厚生省令第69号）に基づき水質分析を行った。第1表に基準項目の水質分析結果を示す。また第2表に水道基準項目以外の水質分析結果を示す。

逆浸透膜処理水の分析結果は、浸出水が基準値をオーバーしている項目について記載した。これによりすべての項目で逆浸透膜処理水は、水道水質に関する水質基準（健康に関する項目、水道水が有すべき性状に関連する項目）を満足している。特に高度処理の目的でもある塩素イオンに対する除去率は、99.3%であり非常に効果的である。またカルシウム、マグネシウム（硬度）の除去率も99.9%と非常に高く、モジュールの独特な構造によりスケーリング等の問題もなく有効に除去することができた。また快適水質項目、監視項目についても同様に浸出水の目標値、指針値をオーバーしている項目について逆浸透膜の除去効果をみたが、すべて目標値、指針値を満足した。

膜処理法による脱塩技術として電気透析法があるが、電気透析法ではCOD、色度などの有機汚濁物質は非電荷性であり除去困難であるが²⁾、今回の逆浸透膜法による除去は浸出水COD濃度84.8 mg/lに対し処理水1.0 mg/l以下であり98.8%以上の除去率を示し、色度については浸出水

第2表 水道基準値以外の水質分析結果

Table 2 Performance data for DT Module system

	Item	Leachate	Permeate	Removal rate (%)
1	CODMn (mg/l)	84.8	<1.0	>98.8
2	BOD (mg/l)	27.9	<5.0	>82.1
3	Nitric (mg/l)	<20	<0.10	>99.5
4	Phosphoric acid (mg/l)	<20	<0.10	>99.5
5	Ammonium (mg/l)	196	<4.28	>97.8

450度に対し処理水は1度以下となり非常に効果的であることが確認出来た。

3.4 濃縮液の処理

実証実験中濃縮液は、処分場に返送した。実験期間が短いこともあり浸出水に及ぼす影響を確認するまでには至っていないが、現在ヨーロッパで広く普及している本方式において濃縮液を処分場に再循環しても浸出水の水質を低下することにはならないという研究も発表されている。³⁾ 今後、逆浸透膜処理を適用していく場合、この濃縮液の処理、処分についても充分な対応が必要となり当社においても、すでにこの処分方法に対する検討をスタートしており、安全で環境にやさしい高度処理システムを供給出来る体制となっている。

むすび

逆浸透膜処理法「DT—モジュールシステム」は浸出水の高度処理として、浸出水を砂ろ過、pH調整後直接処理可能であり、処理水としては水道水質に関する基準を充分満足する水質が得られ、安全で環境にやさしい処理方式といえる。

今後、経済性の評価を含め長期のデータを取得しより確立されたシステムとして供給していく所存である。

【参考文献】

- 1) 深尾義満：神鋼パンテック技報，Vol. 39 No. 2 (1996)
- 2) 伊藤三郎ら：膜分離法を用いたゴミ浸出水の高度処理，第5回廃棄物学会研究発表会，(1994)。
- 3) WMX TECHNOLOGY REPORT Spring 1996

グラニュール式脱窒装置の開発（その1）

Development of a granule type denitrification system (No. 1)



（環）製品開発室
野 中 信 一
Shinichi Nonaka

Denitrification System Using Granules

A granule type denitrification system has been developed to remove nitrate in wastewater. This is an application of PANBIC-G, a UASB type anaerobic treatment system. Denitrifying granules can be formed out of methane granules within two weeks. A bench-scale test proved that the system had $\text{NO}_3\text{-N}$ treating capacity of $20\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ and could reduce $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration down to $2\text{mg}/\text{L}$ from $2500\text{mg}/\text{L}$.

まえがき

近年、海域の有機物汚濁(COD)は下水道の整備や排水規制強化等により改善傾向にあるが、植物プランクトンが増殖し、水質が悪化する富栄養化の問題は、東京湾の赤潮発生件数が横這い傾向で移行しているように改善されていない。

富栄養化防止のためには、その主要原因物質である窒素・リンを削減する必要がある。琵琶湖等富栄養化の進行が著しい湖沼では既に1985年から窒素・リンの排水規制が行われてきたが、湖沼に続いて海域の富栄養化防止のため、水質汚濁防止法の一部改正等、関係法令が整備され1993年10月より窒素・リンの排水規制が開始された。窒素の一般排水基準値は最大 $120\text{mg}/\text{L}$ 、日間平均 $60\text{mg}/\text{L}$ であるが、この基準への対応が著しく困難な業種については、より緩やかな暫定基準が5年間経過措置として適用される。なお、東京湾や瀬戸内海等汚染の著しい海域では一般基準よりさらに厳しい上乗せ基準値が適用される予定である。

前述の排水基準は環境基準の類型指定を受けた海域、及びこれに流入する公共用水域に排水を排出する特定事業所であって、平均排水量が $50\text{m}^3/\text{d}$ 以上のものに適用される。この窒素の排水規制によって、従来は中和処理程度で放流出来た無機系のアンモニア、硝酸性窒素含有排水を排出する工場等、多くの事業所で窒素除去対策が必要となる。

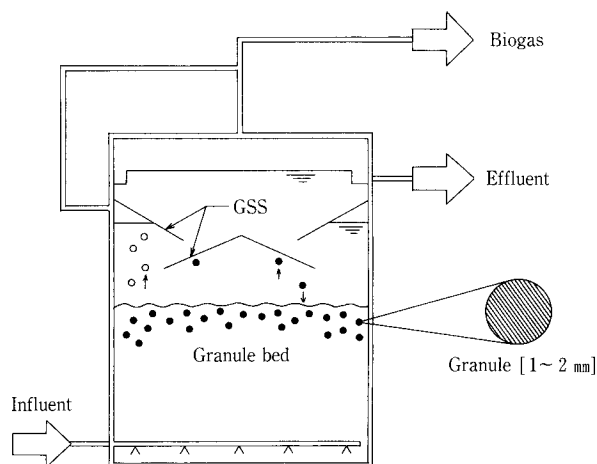
排水中の窒素を除去する技術は生物学的方法や物理化学的方法等各種あるが、経済性の面から生物学的方法が採用されることが多い。生物学的方法は(a)浮遊法、(b)固定床法、(c)流動床法、(d)生物床法等に分類出来るが、これまでは(a)に属する活性汚泥法が主として適用されてきた。しかし、最近は特に設置スペースの低減化、維持管理の容易性といった点が要求され、これらに主眼をおいた(b)～(d)法の開発が行われている。

当社では高濃度の菌体保持が可能な(d)法に着目し、メタン発酵処理の分野に実績のあるPANBIC-G(当社商品名)を応用したグラニュール式脱窒装置の開発に着手した。本報では、脱窒グラニュールの形成方法及び処理性能に関する基礎実験結果を報告する。

1. グラニュール式脱窒法の概要

1. 原理

グラニュール式脱窒法は脱窒菌が高密度に固定化されたグラニュール状の汚泥を用いる方法であり、硝酸・亜硝酸性窒素を除去対象とする。グラニュール状汚泥は緩やかな攪拌を与えることによって、菌体自身が持つ自己集塊作用により懸濁汚泥から形成することが出来る。また、菌体付着の核となる担体や、メタングラニュールを投入することによって、より短期間で脱窒グラニュールを形成出来るとの報告がある。¹⁾ 形成されたグラニュールは汚泥濃度として $8\sim 10\text{kg}/\text{m}^3$ に達し、沈降性も非常に優れている。PANBIC-Gを応用したグラニュール式脱窒リアクターの模式図を第1図に示す。原水は下部から流入し、グラニュールベッド層を通過する間に処理されて、上部から流出する。グラニュールベッド層は脱窒反応で発生したガスによって膨脹し、一部気泡が付着したグラニュールが上部まで上昇するが、リアクターの中間部に設けたGSS(Gas・Solid



第1図 グラニュール式脱窒リアクターの概念図

Fig. 1 Schematic diagram of granule type denitrification reactor

Separator)によってガスが分離され、グラニュールはベッド層に戻る。このため、汚泥返送等の操作なしに高濃度の菌体を保持出来る。

生物学的な硝酸の除去では水素供与体が必要であるが、それには排水中の有機物(BOD)が利用され、不足する場合は一般にメタノールが添加される。メタノールを水素供与体に用いた反応は(1)式で表される。 NO_3^- は N_2 ガスに還元され、反応に伴って OH^- が生成するため処理水pHが上昇する。



(1)式から、理論的には硝酸性窒素1g当たり1.9gのメタノールが必要となる。しかし、実用上は溶存酸素(DO)や菌体合成に使用される分を加味した(2)式より所要メタノール量を算出することが多い。



第1表 生物脱窒技術の比較

Table 1 Comparison of conventional method and granule method.

	Granule method	Activated sludge method	Fixed bed method
$\text{NO}_3\text{-N}$ Loading rate (kg/m ³ ・d)	20	2.1	4.2
VSS concentration (mg/L)	50 000	3 000	25 000
Sludge control	Non	Sludge return	Periodical backwashing
Treated quality $\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/L)	< 1	< 10	< 10

(無機 $\text{NO}_3\text{-N}$ 排水を対象とした当社実験データ)

1.2 特長

グラニュール式脱窒法の特長を次に示す。

(1)高負荷処理、設備面積の低減化

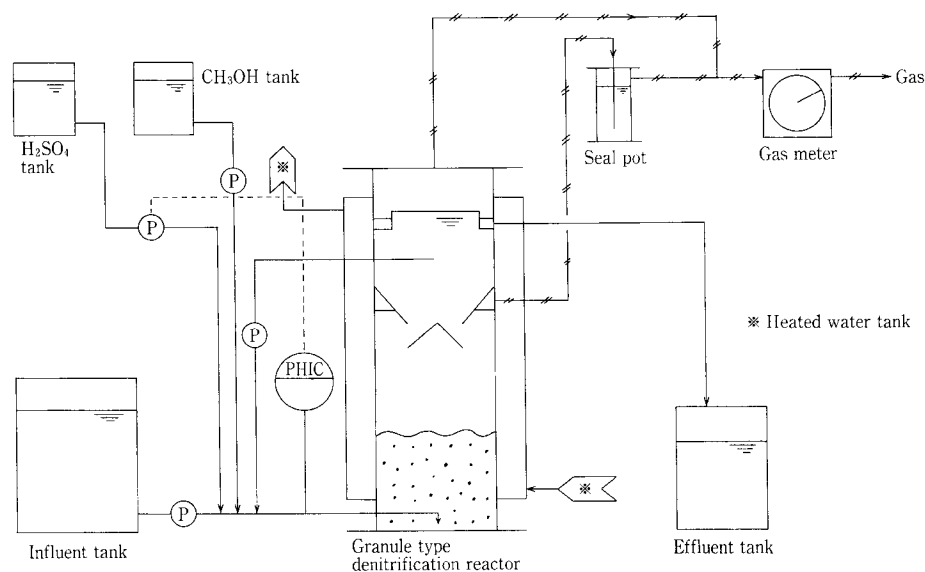
グラニュール化により、リアクター内に高濃度の脱窒菌を保持出来るため、容積負荷は第1表に示すように従来法の5~10倍高くとれる。このため、設備面積を大幅に低減出来る。

(2)幅広い適用と低レベルの処理水質

グラニュールは膨張床を形成するため、原水と汚泥の液・固接触効率がよく、高濃度排水でも低濃度排水と同じレベルまで処理出来る。 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度50~2 500 mg/Lの排水に適用可能で、1 mg/L以下の処理水を得ることが出来る。

(3)運転管理が容易

グラニュールは極めて優れた沈降性を有しているため、リアクターの中間部に設けたGSSによって容易に気・液・固分離ができ、特別な管理なしに汚泥濃度を維持出来る。固定床法で生じる閉塞や、流動床法で生じる担体流出の問題がなく、運転管理が容易である。



第2図 グラニュール式脱窒実験フローシート

Fig. 2 Flow sheet of granule type column test

第 2 表 実験原水の組成
Table 2 Composition of artificial wastewater

Substance	Concentration mg/L	Substance	Concentration mg/L
• NaNO ₃	50 ~ 2 500(asN)	• MnSO ₄ • H ₂ O	0.08~0.48
• KH ₂ PO ₄	45 ~ 200(asP)	• NaMoO ₄ • 2H ₂ O	0.06~0.36
• MgSO ₄ • 7H ₂ O	6 ~ 36	• ZnCl ₂	0.2 ~ 1.2
• CaCl ₂ • 2H ₂ O	2 ~ 12(asCa)	• FeCl ₂	0.12~0.72
• CuSO ₄ • 5H ₂ O	0.4 ~ 2.4	• CoCl ₂ • 6H ₂ O	0.01~0.06

(4) 不定期運転が可能

運転を長期間停止しても、グラニューールは壊れることなく形状を維持出来るため、運転再開時は短期間で元の処理性能を得ることが出来る。

2. 基礎実験

本装置の開発では脱窒グラニューールを2週間程度の短期間で形成することを目標に置き、メタングラニューールを種汚泥に用いることでその達成を試みた。基礎実験では脱窒グラニューールの早期形成方法及び処理性能(最大容積負荷、メタノール添加量の影響等)に関する基礎的な技術を調査した。

2.1 実験装置

実験には、中間部に GSS を有する UASB 型リアクターを使用した。リアクターの寸法は内径100 mm、高さ1040 mmであり、容積は全体7.7L、GSS 下部5.5Lである。(本報では NO₃-N 容積負荷は GSS 下部容積を用いて計算する)リアクターの外周部にはウォータージャケットを設け、ここに温水を流すことによって内部の液温を一定にコントロールした。実験の処理フローを第2図に示すが、リアクターの下部には、原水と一定の LV を確保するための循環水及びメタノールが流入する。処理水は上部から流出するが、脱窒反応で発生したガスは中間の GSS 部より引き抜かれ、湿式ガスメータに導入される。

2.2 実験方法

(1) 種汚泥

種汚泥には食品系排水を中温メタン発酵処理しているメタングラニューールと、下水処理場の活性汚泥の2種類を用いた。

(2) 原水

実験原水には第2表に示す組成の合成排水を使用した。NO₃-N 源には硝酸ナトリウムを用い、実験目的によって NO₃-N 濃度を50~2 500 mg/L の範囲で変化させた。その他の成分としてリン及び重金属類を添加したが、これらは第2表に示す範囲で濃度を変化させた。本排水の pH は5~6 となるが、脱窒反応により pH が上昇するため、硫酸を添加して処理水 pH が7.5~8 になるよう調整した。水素供与体にはメタノールを使用し、10~20 % 溶液を所定量原水ラインに注入した。

(3) 脱窒グラニューール形成方法に関する調査法

脱窒グラニューールを早期形成するためには①初期投入脱窒菌量と②グラニューール化を促進するリアクター内環境が重要と考えられる。メタングラニューールはメタン菌、

酸生成菌等の嫌気性菌で構成されており、脱窒能力を有する菌は僅かしか存在しない。したがって、①の条件を満たすためには、脱窒菌が多量に存在する下水処理場の活性汚泥をメタングラニューールに混ぜて投入するのが効果的と考えられる。メタングラニューールと活性汚泥の混合割合を5段階に変化させて実験を行い、その効果ならびに最適値を調査した。

一方、②に関する因子としては通水 LV と原水 NO₃-N 濃度が考えられる。LV を4条件、NO₃-N 濃度を3条件として実験を行い、その影響を調査した。

実験期間は、いずれも2週間を基本とし、終了後のグラニューールの NO₃-N 除去速度、及びグラニューールの粒径分布、保持量等を基準として評価した。

(4) 処理性能に関する調査法

前述の実験で得られた最適条件で長期間運転し、脱窒グラニューール形成過程における NO₃-N 除去能力の上昇速度を調査するとともに、形成された脱窒グラニューールを用いて最大 NO₃-N 負荷、メタノール添加量の影響等を調査した。その他、グラニューールの保持に対する LV の影響、原水 NO₃-N 濃度の適用範囲について調査した。

(5) 分析方法

NO₃-N: JIS K0102 43.2.5 イオンクロマトグラフ法

グラニューール: JIS K0102 14.5 強熱減量

注) 汚泥の中、目幅0.25 mm の篩に残留したものをグラニューール、通過したものを懸濁汚泥と称する。

3. 実験結果及び考察

3.1 脱窒グラニューール形成方法に関する調査

(1) 投入汚泥の影響

種汚泥にメタングラニューールと活性汚泥を用いて、その合計量が GSS 下部容積に対し VSS 濃度20 000 mg/L になる量を投入し、活性汚泥の投入割合を0, 20, 50, 80, 100%の5段階として実験した。通水 LV を1 m/h、原水 NO₃-N 濃度を200 mg/L として2週間処理を行い、終了後にリアクターから汚泥を全量引き抜き、保持汚泥量をグラニューールと懸濁汚泥に分けてそれぞれ測定すると同時に、グラニューールの NO₃-N 除去速度を回分試験により求めた。これらの測定結果を第3表に示す。

保持汚泥量測定の結果、投入した活性汚泥は、いずれの場合もその約10 %がグラニューール化して残留するが、残りの約90 %は処理水に流出した。グラニューールの NO₃-N 除去速度は活性汚泥の投入割合が高いほど大きかったが、これはグラニューール中の脱窒菌量の差による

第 3 表 実験終了後のグラニューールのNO₃-N 除去能力
Table 3 Test results of denitrification granule formation

Activated sludge content in seed sludge	Granule concentration mgVSS/L	NO ₃ -N reduction rate mgN/g VSS・h	Reactor performance of NO ₃ -N reduction
100 %	1 780	22.1	39.3
80 %	6 170	6.99	43.1
50 %	11 360	4.6	52.3
20 %	17 550	3.59	63.0
0 %	18 040	2.48	44.7

ものと考えられる。保持グラニューール量とその脱窒速度からリアクターの単位容積当たりのNO₃-N 除去能力を求めると、第3表に示すように、活性汚泥の割合が20%の時がもっとも高かった。活性汚泥0%，すなわちメタングラニューール100%の場合は活性汚泥50%の次に能力が高かった。

実験2週間のNO₃-N容積負荷とNO₃-N除去率の経時変化の一例を第3図に示すが、負荷は0.3 kg/m³・d から開始して1.3 kg/m³・d まで高めた。除去率は開始1～2日目は80～90%であったが、3日目以降は99%以上となった。いずれの混合割合でも負荷及び除去率は、第3図とほぼ同様の結果であった。なお、後述の通水LV、原水NO₃-N濃度の影響調査においても負荷条件及び除去率は第3図とほぼ同様であった。

(2) 通水LVの影響

通水LVを0.2, 1, 2, 4 m/hの4条件として実験を行った。種汚泥の投入割合はメタングラニューール80%，活性汚泥20%とし、原水NO₃-N濃度は200 mg/Lとした。実験期間中の処理水SS濃度と終了後のグラニューールの保持量及び粒径分布からLVの影響を評価した。

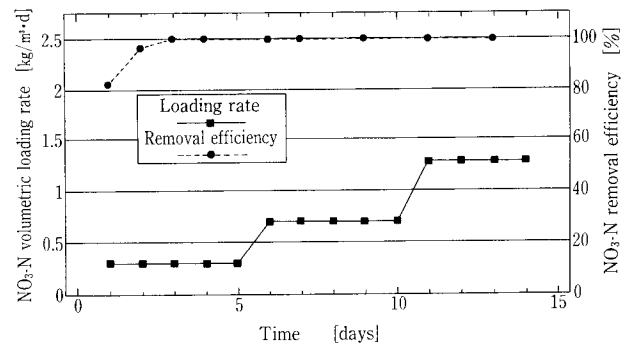
処理水SS濃度はLV0.2 m/hと1 m/hの場合は概ね30 mg/L以下であったが、2 m/hでは50～400 mg/Lに上昇し、4 m/hrでは最大7 000 mg/Lに達した。グラニューールの保持量はLV0.2, 1 m/hの場合には初期投入量より増加したが、LV2, 4 m/hでは15～30%減少した。一方、粒径分布は第4図に示すように、LV0.2, 1 m/hでは粒径0.25 mm以上のグラニューールが90%以上あったのに対して、2 m/hと4 m/hは70%に減少していた。以上の結果から、メタングラニューールから脱窒グラニューールを形成する初期のLVは、小さい方が望ましいと考えられる。

(3) 原水NO₃-N濃度の影響

種汚泥の投入割合をメタングラニューール80%，活性汚泥20%，通水LVを1 m/hとして、原水NO₃-N濃度を50, 200, 800 mg/Lの3条件として実験を行った。

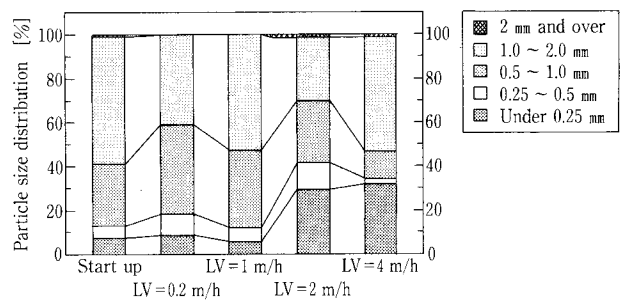
実験終了後の保持汚泥量は、いずれも投入量より増加しており、特に原水濃度の影響は認められなかった。

2週間経過した時点のNO₃-N容積負荷は1.3 kg/m³・dで、原水NO₃-N濃度50 mg/Lの場合の水理学的滞留時間は0.9 hrであったことから、1 hr以下の短い滞留時間



第3図 NO₃-N 負荷と NO₃-N 除去率の経時変化 (脱窒グラニューール形成実験)

Fig. 3 Change of NO₃-N loading rate and removal efficiency with time (Examination of denitrification granule formation)



第4図 脱窒グラニューール形成時のLVの影響

Fig. 4 Influence of linear velocity on denitrification granule formation

でも問題なくグラニューールを形成出来ると言える。

(4) まとめ

このように、計12回メタングラニューールを種汚泥に用いた脱窒グラニューール形成実験を行ったが、いずれもNO₃-N容積負荷を2週間以内に1.3 kg/m³・dまで上昇出来た。このことから、脱窒グラニューールは比較的短期間で形成出来ると言える。より高い脱窒能力をもった脱窒グラニューールを形成し、より多くリアクターに保持するためには次の運転条件が適切と考えられる。

汚泥の混合比：メタングラニューールに活性汚泥を混合 (活性汚泥の割合20%程度)

通水LV：1 m/h程度 (2 m/h以下)

3. 2 処理性能に関する調査

3. 2. 1 NO₃-N 除去速度

(1) NO₃-N 除去速度の上昇過程

新たに初期立ち上げから開始し、長期間連続処理実験を行い、グラニューールのNO₃-N除去速度の上昇過程を調査した。通水LVは1 m/h、原水NO₃-N濃度は200 mg/Lとした。除去速度は単位VSS量当たりの除去NO₃-N量 (kgN/kgVSS・d) で表し、NO₃-N容積負荷を段階的に増加すると同時に、定期的にリアクター内の保持VSS量を測定することによって求めた。NO₃-N除去速度の経時変化を第5図に示すが、除去速度は日数の経過に伴って上昇した。メタングラニューールのNO₃-N除去速度は約0.01 kg/kg・dと非常に小さいが、30日後には約

0.35 kg/kg・dに達した。最大 NO₃-N 除去速度は後述のように約0.8 kg/kg・dであったが、第5図から約2ヵ月で最大値に達すると予測される。脱窒グラニューールの形成過程は写真1、2に示すように、当初はメタングラニューールの表面に部分的に脱窒菌が付着する。そして、約1ヵ月後には全体が透明なゼラチン状物質で被われ、中心部に黒色のメタングラニューールが隠れて見えるようになる。メタングラニューールを構成する嫌気性菌は次第に死滅・減少するものと考えられる。さらに処理を継続し、ほぼ脱窒菌で占められるようになると写真3に示すような粒径1～2 mmの凹凸形状のグラニューールに変化する。

(2)最大 NO₃-N 除去速度

処理を5ヵ月以上継続し、ほぼ脱窒菌で構成されると考えられる脱窒グラニューールを用いて、最大 NO₃-N 除去速度を調査した。実験は NO₃-N 容積負荷を20 kg/m³・d一定として、リアクター内のグラニューール量を変化させて行った。

第6図に NO₃-N 汚泥負荷と NO₃-N 除去率の関係を示すが、汚泥負荷0.6 kg/kg・d以下では99%以上の除去率が得られた。脱窒グラニューールの最大 NO₃-N 除去速度を汚泥負荷0.95 kg/kg・dにおける除去率86%から求めると0.82 kg/kg・dが得られる。この値は下水を対象とした窒素除去設備の設計計画で一般的に用いられる値と比

べると10倍以上大きい値である。これは本脱窒グラニューールは脱窒菌の集積密度が高いためと考えられる。NO₃-N 容積負荷20 kg/m³・dの場合、リアクターにグラニューール量を24 400 mgVSS/L以上保持すればほぼ100%の NO₃-N 除去率を得ることが出来る。

3. 2. 2 グラニューール保持に対する LV の影響

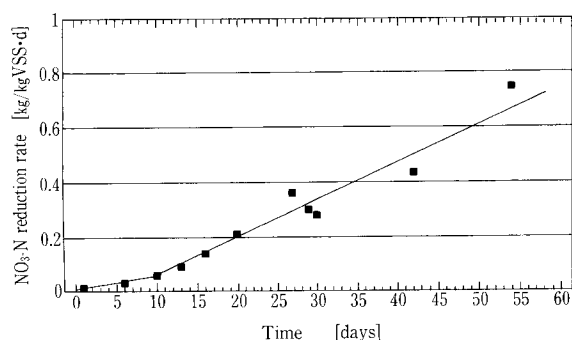
脱窒グラニューールの形成初期は、通水 LV は2 m/h以下にするのが望ましいという3. 1(2)項の実験結果であったが、LV を大きく取れないと処理水量が制限されることになり、低濃度排水では本法の特長である高負荷処理が十分に生かされない。

5ヵ月以上処理を継続した脱窒グラニューールを用いて、LV の影響を調査した。実験の NO₃-N 容積負荷は10 kg/m³・d一定とし、LV は3 m/hから開始して、その後4、8 m/hと順次大きくした。各 LV の期間は約3週間とし、それぞれ終了後にグラニューールの粒径分布を測定して評価した。

グラニューールの粒径分布を第7図に示すが、粒径0.25 mm以上のグラニューールの割合は LV 8 m/hでも減少することなく、むしろ増加している。本実験により、十分に形成された脱窒グラニューールは LV が大きくてもグラニューールを高濃度に保持出来ることが明らかとなった。

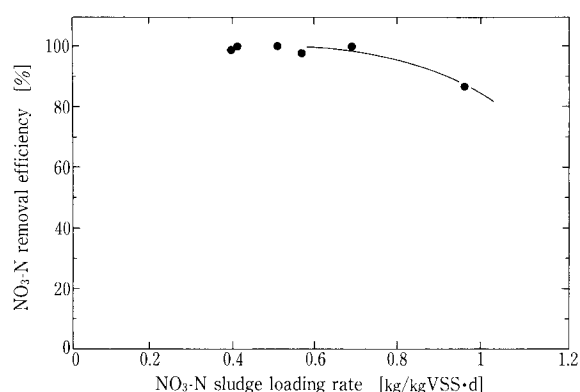
3. 2. 3 メタノール添加率の影響

2. 1項に示したように、生物脱窒反応に必要な理論メ



第5図 NO₃-N 除去速度の経時変化

Fig. 5 Change of NO₃-N reduction rate with time of granule



第6図 NO₃-N 汚泥負荷と NO₃-N 除去率の関係

Fig. 6 Relation between NO₃-N sludge loading rate and removal efficiency

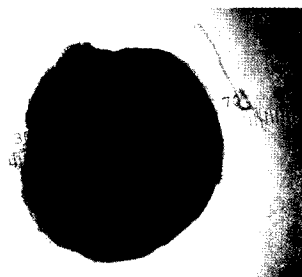


写真1 脱窒グラニューール (形成初期)
[×40]
Photo. 1 Denitrification granule
(Start up)

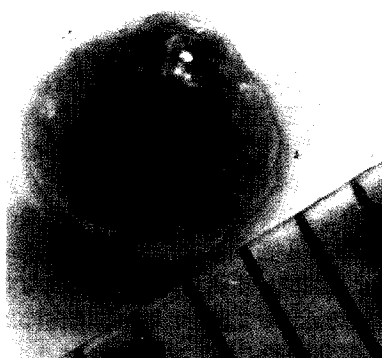


写真2 脱窒グラニューール (1ヶ月経過)
Photo. 2 Denitrification granule
(After 1 month)

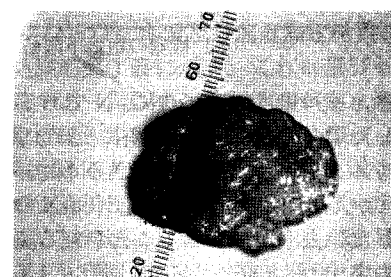
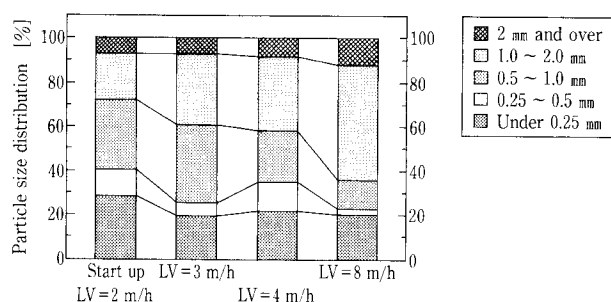
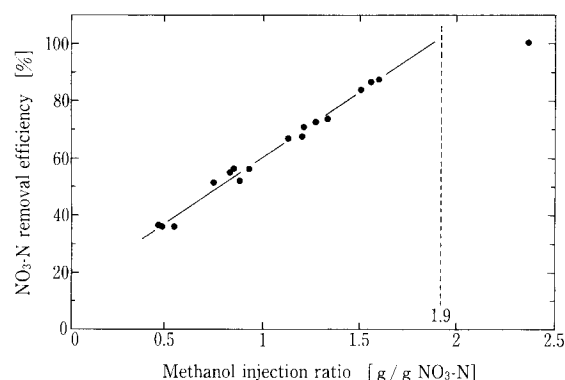


写真3 脱窒グラニューール (5ヶ月以上経過)
[×40]
Photo. 3 Denitrification granule
(After 5 months)



第7図 グラニュール化に対するLVの影響
($\text{NO}_3\text{-N}$ 負荷 = $10 \text{ kg/m}^2\cdot\text{d}$)

Fig. 7 Influence of linear velocity on granulation
($\text{NO}_3\text{-N}$ loading rate = $10 \text{ kg/m}^2\cdot\text{d}$)



第8図 メタノール添加率と $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去率の関係

Fig. 8 Effect of methanol injection on $\text{NO}_3\text{-N}$ removal efficiency

第4表 原水 $\text{NO}_3\text{-N}$ と処理水 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度

Table 4 Water quality ($\text{NO}_3\text{-N}$) of influent and effluent

Influent mg/L	Effluent*1 mg/L	Test conditions	
		Loading rate $\text{kg/m}^2\cdot\text{d}$	Retention time hr
200	< 0.2	7	0.7
1 000	< 0.5	12	2.0
1 500	< 1	20	1.8
2 500	< 2	14	4.3

*1 機器の定量下限値×測定希釈倍率

タノール量は $1.9 \text{ g/g NO}_3\text{-N}$ であるが、メタノールが不足した場合の $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去率に及ぼす影響を調査した。

メタノール添加率と $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去率の関係を第8図に示すが、添加率 $0.5 \sim 1.6 \text{ g/g NO}_3\text{-N}$ の範囲では添加量に比例した除去率が得られることが判る。図の直線を延長して除去率100%と交差する点は概ね(1)式の理論値と一致する。しかし、この結果は菌体増殖等に使用されるメタノール量を考慮しなくて良いということを示している。本実験では内生呼吸脱窒が一部生じているため見かけ上の所要メタノール

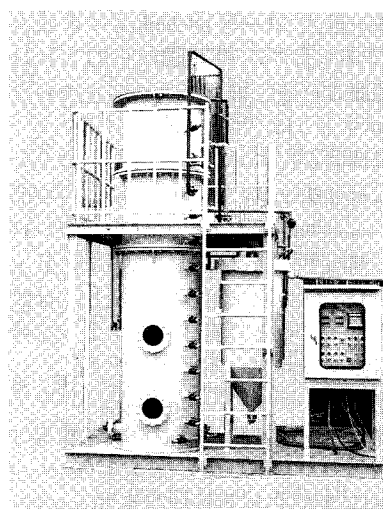


写真4 パイロット実験装置

Photo. 4 Pilot test apparatus

量が少なくなったものと推定される。メタノールを全く添加せずに内生呼吸脱窒速度を測定した結果、 $0.08 \text{ g N/g VSS}\cdot\text{d}$ が得られた。

3. 2. 4 原水 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度の適用範囲

実排水は業種によって異なるが、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度が数十から数万 mg/L に達するものまである。原水 $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度 $200 \sim 2 500 \text{ mg/L}$ の範囲の実験結果を第4表に示すが、いずれも処理水 $\text{NO}_3\text{-N}$ 2 mg/L 以下を得ることが出来た。上記濃度の排水では無希釈で処理が可能である。

4. パイロットテスト機による実証実験

基礎実験に続いて、大型のテスト機による処理技術の確立と性能確認を目的として、実排水を用いた実証実験を行うことにした。脱窒リアクターは内径 0.8 m 、全高 3.5 m で、GSS下部容積は 1 m^3 である。テスト機の外観を写真4に示す。実験は神鋼鋼線工業(株)殿のご協力を得て、現在泉佐野工場にて実施中であるが、その結果については第2報で紹介する予定である。

むすび

本稿では、グラニュール式脱窒法の概要と基礎実験結果を紹介した。基礎実験では短期間で脱窒グラニュールを形成でき、また、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 容積負荷 $20 \text{ kg/m}^2\cdot\text{d}$ の高負荷処理が出来るなど優れた性能を確認出来た。本法のポイントとなる種グラニュールのメタングラニュールは、当社にて数ヶ所の納入実績を有するUASB式メタン発酵装置PANBIC-Gから容易に入手出来るため、この点実用化において有利と考えられる。

なお、本法は無機性の $\text{NO}_3\text{-N}$ 含有排水を対象としたものであるが、 $\text{NH}_4\text{-N}$ を含有する無機・有機性排水に対しては別途開発中の高効率硝化リアクターと組み合わせたプロセスで対応可能である。5年間の猶予期間を経て'98年から本格的な窒素の排水規制が行われることになるが、各種の排水条件に対処出来るよう今後さらに研究を進める所存である。

【参考文献】

- 1) 孔海南, 稲森悠平ら: 用水と廃水, Vol. 34 No. 10(1992), p. 25-31

上向流傾斜管式沈澱池における 密度流とその防止対策

A density current and its suppression method in the inclined tube settler



技術開発本部 研究開発部
小 西 嘉 雄
Yoshio Konishi
高 田 一 貴
Kazutaka Takata

The removal efficiency is sometimes reduced in inclined tube settlers on summer afternoon, since flocs flow out without being caught. This phenomenon is considered to be caused by a density current. The purpose of this study is to establish a method for reducing effluent flocs. The density current in the settler was examined by means of computational fluid dynamics. The simulation was conducted to clarify the flow structure in the settler between the time the density current occurs and the time it comes to settle. The computational and observational results show that the density current occurs because of a temperature difference between the influent into the settler and the ambient fluid in it. Further simulation showed that the use of barrier walls is effective for reducing the effluent flocs, and optimum barrier wall conditions such as their number and clearance are determined by the simulation. The computationally designed optimum barrier wall conditions are confirmed to be effective in greatly reducing the effluent flocs by using actual settlers.

ま え が き

阪神企業団猪名川浄水場の上向流傾斜装置式沈澱池（以下、沈澱池と呼ぶ）では、夏期、水源が悪い条件では、前段処理のフロック形成池で凝集形成されたフロックが、沈澱池内に設置されている傾斜管で沈澱分離されずに、そのまま処理水として集水される、いわゆるキャリーオーバー現象を引き起こす。

このキャリーオーバーの原因に密度流（自然対流）の影響が考えられている⁽¹⁾。密度流は、夜間一定水温で充満した沈澱池内へ、午後になり水温が高くなった原水が流入することにより、沈澱池内で密度が異なる原水同士が、自然対流を引き起こす現象と考えられている。この密度流により傾斜管内の流速分布が不均一になり、沈澱池内で逆流を起こしたり、設計流速を越える上昇流速となったりして、正常なフロック沈降を妨げる。

本論では、キャリーオーバー時の沈澱池内流速分布、温度分布を実測することにより沈澱池内の流動状態を実験的に把握する。同時に、熱流動数値解析（CFD）の手法を用いてシミュレートさせ、沈澱池内の流動機構を解明することにより、キャリーオーバー現象（密度流増大）を明らかにすることを試みた。

さらにキャリーオーバー対策（密度流低減）に阻流板の設置が有効であると考えられている⁽²⁾⁽³⁾。そこで阻流板の設置場所・設置数の特定を、CFDの手法により試みた。さらに、実設備にこの考案を具体的に適用することにより、本考案がキャリーオーバーに対して有効な抑制手段となりうることの検証を行った。

1. 沈澱池の密度流

1. 1. 沈澱池内の水温及び濁度測定

調査に用いた沈澱池の形状は、1池当たり幅21 m×長さ25 m×深さ5.4 mで、日量約40 000 [m³]の施設能力となっている。傾斜管は管長1 300 [mm]、管断面形状50 mm×100 mmのV字型モジュールで、設置面積は、465 [m²/池]、傾斜管上端から水面までは約1.2 [m]となっている。

1994年8月9日に沈澱池内の水温測定を行った。この日の沈澱池の運転条件は、1池当たりの処理水量1 700 m³、沈澱池内滞留時間87分であった。第1図に測定箇所を模式的に示す。測定平面位置は沈澱池中央軸線上である。温度計には測温抵抗体（精度±0.1℃）を用いた。処理水濁度は、集水トラフに流出した直後にサンプリングした処理水を濁度計（三菱ケミカル製 SEP-PT-501D）を用いて測定した。以後CFDによる数値実験でもこの日のデータを採用している。

1. 2. 密度流現象の観察ならびに水温及び濁度測定結果

上記水温と濁度測定結果を第1表に示し、これに基づく観察結果は次に示す通りであった。まず沈澱池内が定水温時（午前中）には濁度はほぼ一定値を示しており、フロックのキャリーオーバーも認められなかった。第2図に示すように沈澱池内の水温の実測値からも池内では、ほぼ一定水温であることがわかる。14時頃になるとフロックが沈澱池流入側の傾斜管を通過して浮き上がり、そのフロックの一部はトラフにより集水されるが、集水されないフロックは、そのまま清澄ゾーン内を漂った。15時頃になると大量のフロックが流入側から浮上し下流側へ移動した。この時

Table 1 Measured temperature and turbidity of raw water (August 9, 1994)

30.8	30.7	30.6
30.7	30.7	30.7
30.7	30.7	30.7
30.7	30.7	30.7
30.7	30.7	30.7

31.6	31.5	31.1
31.6	31.5	31.1
31.6	31.1	31.1
31.6	30.9	30.8
31.6	30.7	30.6
	30.7	30.5

Vol. 40 No. 1 (1996/9)

$$\frac{\partial \rho C_p T}{\partial t} + \frac{\partial U_j \rho C_p T}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[K \frac{\partial T}{\partial x_j} - u_{jt} \right] \quad (3)$$

[乱流エネルギーと粘性消散率の輸送方程式 ($k-\varepsilon$ モデル)]

$$\frac{\partial \rho k}{\partial t} + \frac{\partial u_{ij} \rho k}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_s + G_T + \rho \varepsilon \quad (4)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho \varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial u_{ij} \rho \varepsilon}{\partial x_i} &= \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] \\ &+ C_1 \frac{\varepsilon}{k} (G_s + G_T) (1 + C_3 R_f) - C_2 \frac{\rho \varepsilon^2}{k} \end{aligned} \quad (5)$$

(レイノルズストレス項)

$$u_i u_j = \frac{2}{3} k \delta_{ij} - \mu_t \left[\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right] \quad (6)$$

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (7)$$

ただし,

$$u_{jt} = - \frac{K_t}{\rho C_p} \frac{\partial T}{\partial x_j}, \quad K_t = \frac{\mu_t C_p}{P_\tau}$$

$$G_s = \mu_t \left[\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] \frac{\partial u_i}{\partial x_j}$$

$$G_T = g_i \beta \frac{\mu_t}{\sigma_i} \frac{\partial T}{\partial x_i}$$

$$R_f = \frac{G_T}{G_s + G_T}$$

$$\sigma_k = 1.0, \quad \sigma_\varepsilon = 1.3, \quad C_1 = 1.44, \quad C_2 = 1.92,$$

$$C_3 = 0.00, \quad C_\mu = 0.09$$

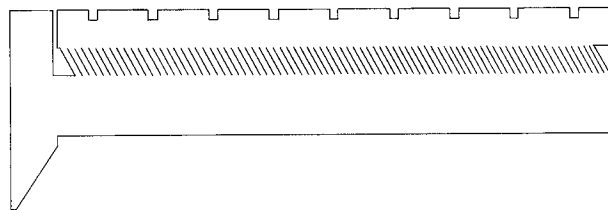
(式中の大文字は時間平均項を意味する。)

物性値には

$$\begin{aligned} \rho &= 9.9623 \times 10^2 \text{ [kg/m}^3\text{]}, \quad \mu = 1.000 \times 10^{-3} \text{ [kg/m} \cdot \text{s]}, \\ C_p &= 4.18 \times 10^3 \text{ [J/kg} \cdot \text{°C]}, \quad K = 6.12 \times 10^{-1} \text{ [J/m} \cdot \text{s} \cdot \text{°C]}, \\ \beta &= 2.9 \times 10^{-4} \text{ [1/°C]} \end{aligned}$$

記号は, U_i : 流体速度 [m/s], x_i : 位置座標 [m],
 ρ : 流体密度 [kg/m³], p : 圧力 [N/m²],
 g_i : 加速度 [m/s²], β : 体積膨脹率 [1/°C],
 T : 流体温度 [°C]
 T_0 : 流体基準温度 [°C],
 C_p : 定圧比熱 [J/kg · °C],
 K : 熱伝導率 [J/m · s · °C]
 k : 乱流エネルギー [m²/s²],
 ε : 乱流消散率 [m²/s³], σ_{ij} : 応力テンソル,
 μ : 粘性係数 [kg/m · s]

を用いた。



第4図 数値計算モデル

Fig. 4 Settler model for numerical calculation.

これら方程式を熱流体解析用のコードを用いて解き、沈澱池内の流速及び温度の時々刻々の変化を求めた。

解析では移流項に1次風上差分を採用した。また安定した解を得るためにクーラン数 (= 解析系内の最大流速 × タイムステップ/解析系内のメッシュ最小幅) を0.8とした。平常時の解析 (13時) では圧力の変化率が十分に小さくなって流れが準定常に達した時を収束とみなした。13時以降は密度流発生時からそれが終息する21時までの8時間の非定常流動を計算機上で再現した。

計算に用いたモデルを第4図に示す。計算に使用したメッシュは500 × 98 × 1 = 49 000である。沈澱池内の流れは奥行き方向 (Z方向) には流れの変化は小さく流動状態は一樣と考えられるため、解析系を2次元モデルに近似した。原水流入場所・トラフの位置は第4図に示す通り実際の沈澱池と同じ場所に設けた。傾斜管の総数については計算の安定、計算時間の短縮を考え、傾斜管数を実際の1/6とした。

1. 3. 2. 解析条件と境界条件

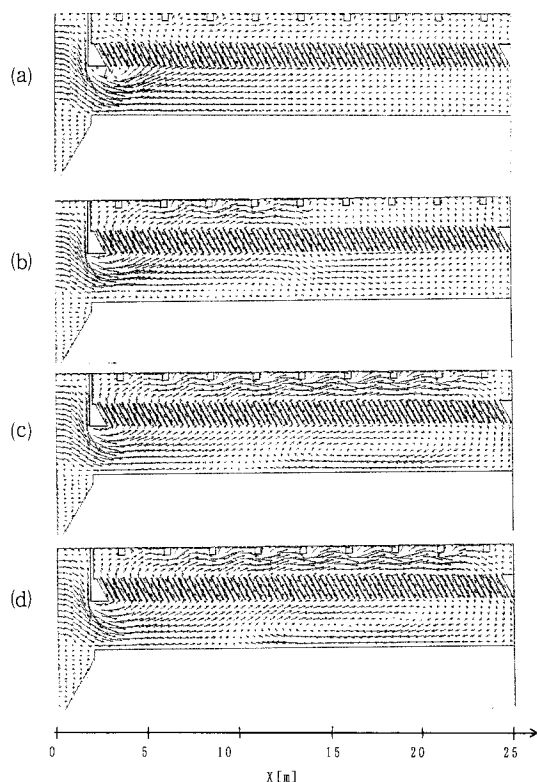
1994年8月9日13時の状態を平常時の代表例として数値解析を行った。すなわち沈澱池内の初期水温を30.9度で均一とし、この沈澱池内に同温度の原水を流入させて定常状態になるまで計算を行った。密度流発生から終息時までの解析 (13~21時) に関しては、先に求めた定常状態の解の中に第1表に示す13~21時の原水温度を流入条件とした。

境界条件を次のように設定した。すなわち原水流入入口部に所定の流速、乱流エネルギーと粘性消散率を、トラフ部の流出口には自然流入流出条件を各々与えた。水面には、すべりあり条件を与えた。沈澱池内の壁面にはすべりなし (対数則) 条件を与え断熱壁とした。計算機にはIBM MODEL 7013-590 (130.4MF) を使用した。計算時間は13~21時までの密度流現象を再現するのに約300時間を要した。

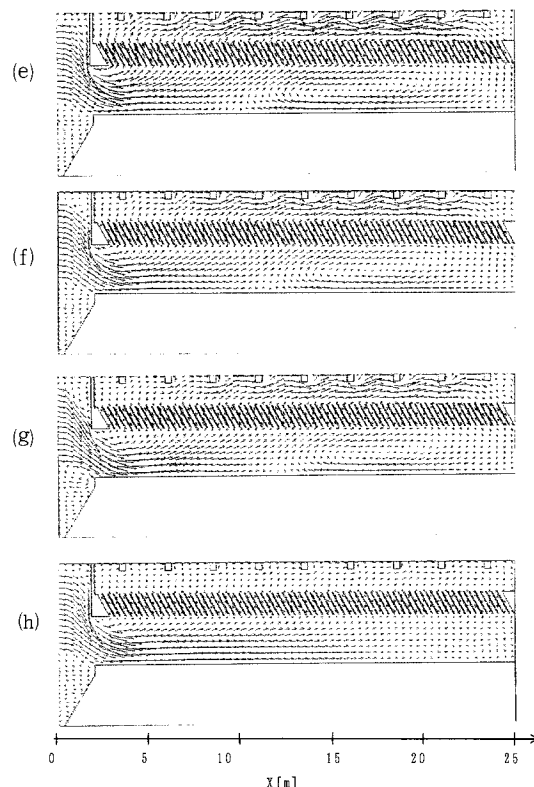
1. 3. 3. 解析結果

第5図に沈澱池内の流速ベクトルの計算結果を、第6図に傾斜管出口より10 cm上方の上昇流速分布を経時変化とともにそれぞれ示す。平常時 (キャリーオーバー発生直前) の流速分布 (第5図 (a), 第6図 (a)) より傾斜管上部では、沈澱池流入口付近 $X = 3 \sim 7$ m の流速は他の領域に較べて速いものの、ほぼ均一速度で上向きに流れている。

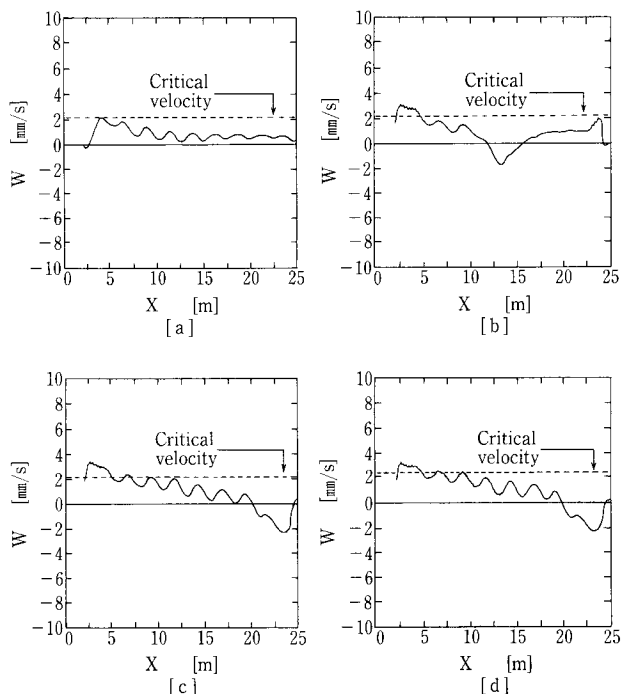
13時30分頃 (第5図 (b), 第6図 (b)) には、高水温の原



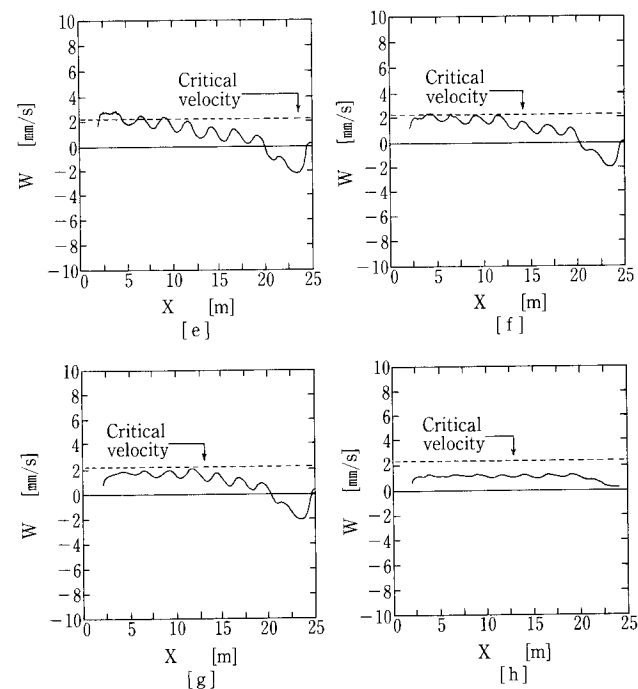
第5図 (1)流速ベクトル図(阻流板なし: 解析結果13時~16時30分)
(a)13時; (b)13時30分; (c)14時30分; (d)16時30分
Fig. 5 (1)Velocity vector plot (no baffles: computational time 13:00~16:30).
(a)13:00; (b)13:30; (c)14:30; (d)16:30



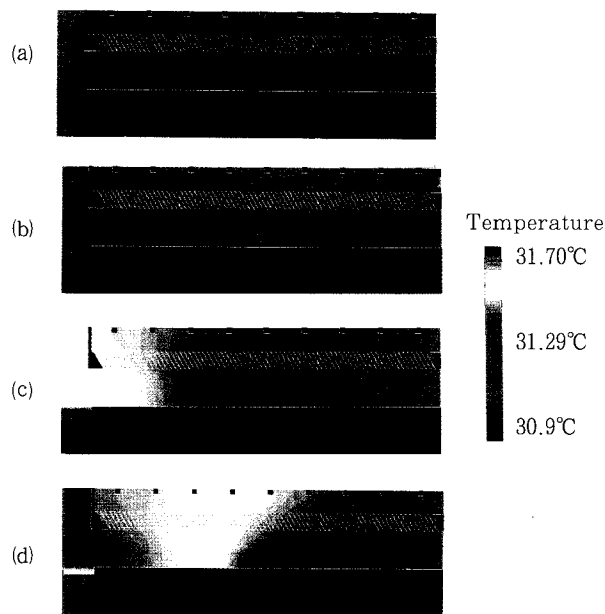
第5図 (2)(続き: 解析結果17時~21時)
(e)17時; (f)18時30分; (g)19時; (h)21時
Fig. 5 (2)Continued: computational time 17:00~21:00
(e)17:00; (f)18:30; (g)19:00; (h)21:00



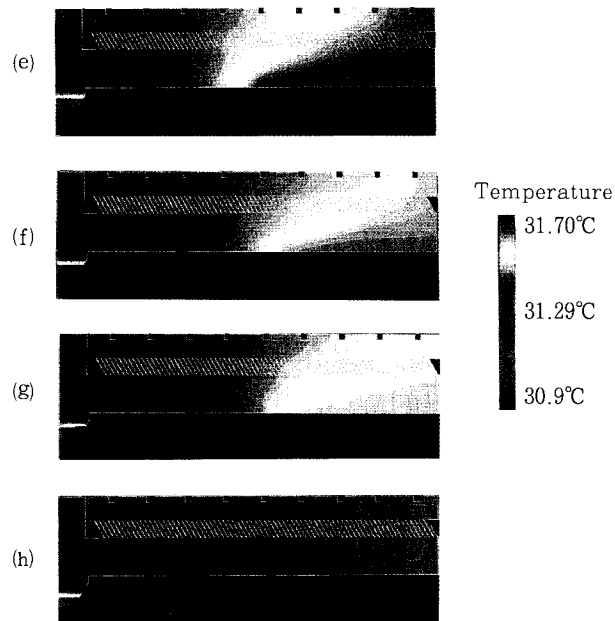
第6図 (1)傾斜管出口付近での上昇流速分布(阻流板なし)
(解析結果13時~16時30分)
(a)13時; (b)13時30分; (c)14時30分; (d)16時30分
Fig. 6 (1)Vertical velocity distributions at the exit of inclined tube settler (no baffles) (computational time 13:00~16:30)
(a)13:00; (b)13:30; (c)14:30; (d)16:30



第6図 (2)(続き: 解析結果17時~21時)
(e)17時; (f)18時30分; (g)19時; (h)21時
Fig. 6 (2)Continued: computational time 17:00~21:30
(e)17:00; (f)18:30; (g)19:00; (h)21:00



第7図 (1)温度コンター図(阻流板なし:解析結果13時～16時30分)
(a)13時; (b)13時30分; (c)14時30分; (d)16時30分
Fig. 7 (1)Temperature contour line (no baffle)
(computational time 13:00～16:30)
(a)13:00; (b)13:30; (c)14:30; (d)16:30



第7図 (2)(続き:解析結果17時～21時)
(e)17時; (f)18時30分; (g)19時; (h)21時
Fig. 7 (2)(Continued; computational time 17:00～21:00)
(e)17:00; (f)18:30; (g)19:00; (h)21:00

水(低密度)が流入するため、流入口付近で上昇流速の増大が、 $X=12.5$ m付近では下降流(還流)が起きる。14時30分頃(第5図(c), 第6図(c))には、上昇流速が増大する箇所は13時30分と大差ないが、下降流を生じる箇所は下流側へと移動し、16時30分(第5図(d), 第6図(d))では、最下流部で還流が生じる。還流の発生は傾斜管内を上昇してきた高温水(低密度)が、傾斜管上部からトラフにかけて存在する低温水の高密度水を傾斜管内を下部に押し出すように逆流させることにある。このような上昇流速の増加とそれに伴う還流発生という密度流の発達過程でキャリーオーバーが起きたものと考えられる。温度差によって沈澱池内の流速が増大することとキャリーオーバー発生との間には強い相関がある。

しかし、キャリーオーバーが起こるこのような流動状態は、流入原水の温度差がなくなる17時頃から変化が起こる。17時(第5図(e), 第6図(e))には $x=2\sim5$ m付近での上昇流速が減少を始め、18時30分(第5図(f), 第6図(f)), 19時(第5図(g), 第6図(g))になると、上昇流速の増大が完全に抑制され上流側から密度流の影響が喪失する。21時(第5図(h), 第6図(h))になると、沈澱池内では上昇流速の増加、還流が、ともに発生しない均一な流速分布を形成する。このように、17時を過ぎると密度流が低減し始めるのは、流入原水の温度変化がなくなるか、沈澱池内の水温より低い水温の原水(高密度)が供給されることにより、沈澱池内で安定成層化が助長されたことによる。

第7図に、計算より求めた沈澱池内の温度分布の経時変

化を示す。時間の経過とともに高温水が傾斜管上部を下流方向に流れる。従って、キャリーオーバーが著しい16時30分には沈澱池左斜め上方で高温域、沈澱池右斜め下方で低温域を形成する。温度分布の計算値と実測値を比較したものを第2表に示す。実測値、計算値いずれも沈澱池全体からみて左斜上半分が水温が高い領域、右斜下半分が水温が低い領域となっており、計算と実測の傾向は一致している。計算値と実測値の差は実測値を基準にすると $+0.6$ °C以内である。計算結果は実測値に比べて多少高めに評価されているが、この誤差は数値計算においてNS方程式の対流項に1次風上差分法を適用しているために起きる数値拡散に起因するものと考えられる。この誤差は、高精度の風上差分法の適用で減少させるが、実時間で8時間以上の事象を追う様な計算に対しては、計算時間の観点から高精度風上差分法の適用は制約される。しかし、上記計算法でも実際とほぼ一致する流れが再現出来ていると判断される。

前述の結果より、CFDの手法を用いて沈澱池内の熱流機構を近似的に予測することが可能であり、数値実験を物理実験に置き換えることが出来ると考えられる。次に本手法を用いて密度流の対策方法について考察し、現状沈澱池に対して有効と考えられる方法の提案を試みた。

2. 現状沈澱池の密度流対策

2. 1. 阻流板を設置した数値実験

密度流の発生により生じる上昇流速増大を抑制するため、傾斜管上部から液面にかけて、下流への流れを止める阻流板の設置が有効と考えられる。阻流板以外の対策として、傾斜管を集水部まで延長させる方式や、原水流入面積を小

第 2 表 沈殿池内水温比較 (1994年 8 月 9 日)

Table 2 Comparison of calculated and measured temperatures in settlers (August 9, 1994)

Time	Measuring point	Temperature [°C]	
		Experiment	Computation
16 : 30	A-0	31.6	31.7
	A-1	31.6	31.7
	A-2	31.6	31.7
	A-3	31.6	31.7
	A-4	31.6	31.7
	B-0	31.5	31.6
	B-1	31.5	31.6
	B-2	31.1	31.5
	B-3	30.9	31.5
	B-4	30.7	31.5
	C-0	31.1	31.3
	C-1	31.1	31.3
	C-2	31.1	31.3
	C-3	30.8	31.3
	C-4	30.6	31.3

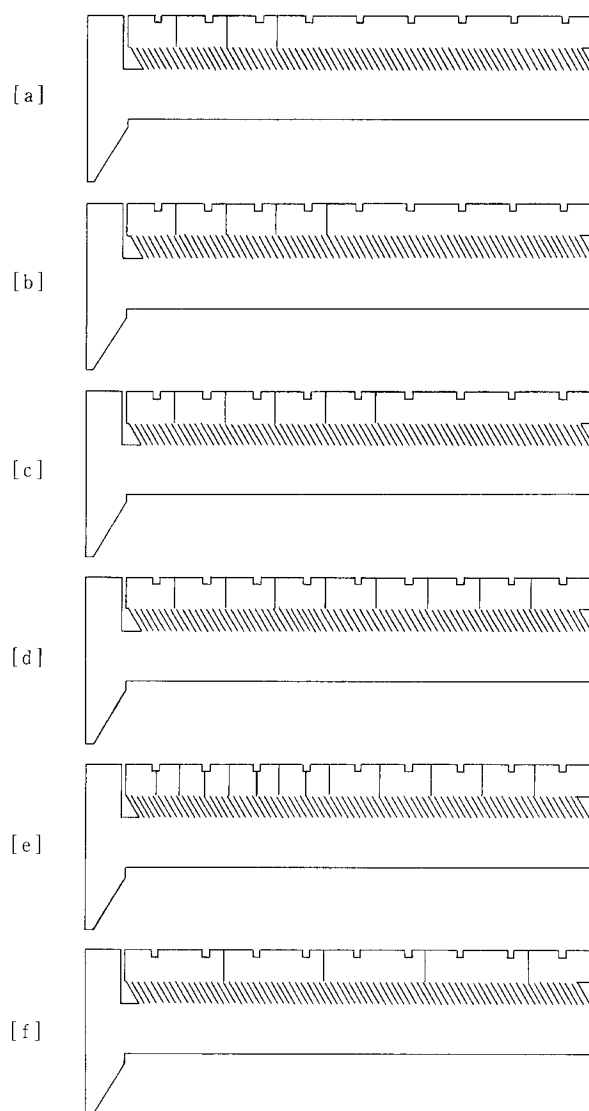
さくして流入流速を増加させる方法がとられている⁵⁾。しかし、本沈殿池に対する具体的な手法を検討した結果、阻流板の設置が最も経済的と判断されたため、ここでは阻流板の設置方法を検討した。阻流板を設置する手法は俵谷により提案されているが、具体的設置条件を特定していないことが問題として残されていた³⁾。そこで本検討では阻流板の枚数、位置を変えた数値実験を繰り返し、密度流低減に有効な阻流板の設置条件の特定を試みた。

2. 2 計算条件

第 8 図に計算条件の模式図を示す。阻流板設置枚数 3, 4 (2 ケース), 5, 8, 12 枚の 6 条件の数値実験を行った。解析条件は 1, 3, 2 で述べた条件と同一である。なお、ここで検討する 6 条件については計算時間短縮のため、キャリーオーバーが発生し始め、それが最も大きくなる時間帯 (13 時~16 時 30 分) のみとした。その結果計算時間は 1 条件あたり約 130 時間要した。

2. 3 解析結果と考察

全ての条件に関しキャリーオーバーが最も著しい 16 時 30 分の結果で比較した。第 9 図には各阻流板設置条件における沈殿池内の流速ベクトル分布を、第 10 図には傾斜管出口より 10 cm 上部の上昇流速分布をそれぞれ示した。阻流板 3 枚 (第 9 図 (a), 第 10 図 (a)) では、阻流板で区切られたセクションの上昇流速値は阻流板のない状態 (第 5 図 (d)) に比べて小さいが、阻流板がない X=10 m より下流側にかけては、その上流側で上昇流速の増大、下流側で還流を生じており密度流を抑制できていない。同様に阻流板 4 枚 (第 9 図 (b), 第 10 図 (b)), 5 枚 (第 9 図 (c), 第 10 図 (c)) では阻流板で区切られたセクションで密度流は抑制されているが、最下流に設置されている阻流板より下流では上昇流



第 8 図 阻流板設置位置・枚数

(a)阻流板 3 枚 ; (b)阻流板 4 枚 ; (c)阻流板 5 枚
(d)阻流板 8 枚 ; (e)阻流板 12 枚 ; (f)阻流板 4 枚

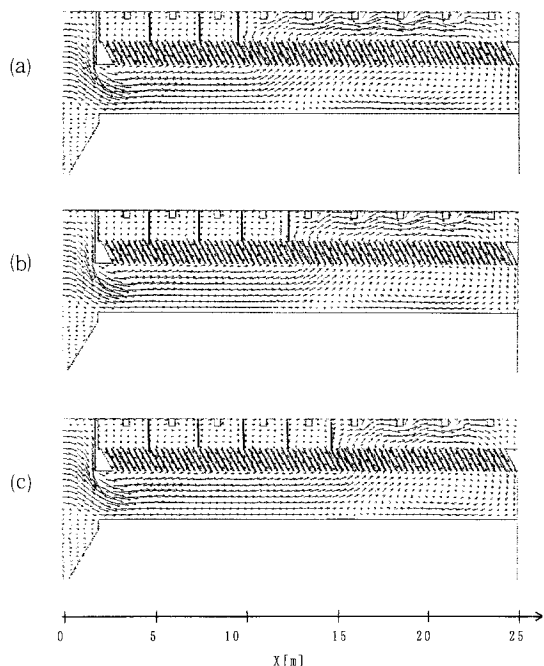
(等間隔配置)

Fig. 8 Number of baffles and their positions

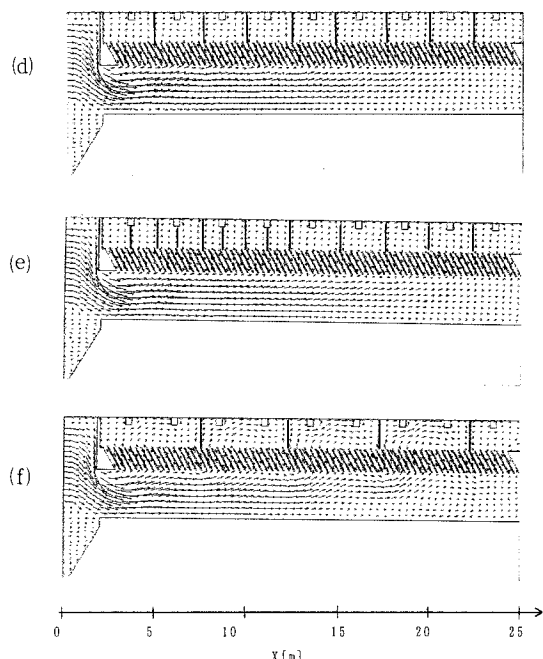
(a)three baffles ; (b)four baffles ; (c)five baffles
(d)eight baffles ; (e)twelve baffles ; (f)four baffles
(at regular intervals)

速の増大、還流現象とともに発生している点で 3 枚の場合と大差がない。しかし阻流板 8 枚 (第 9 図 (d), 第 10 図 (d)), 12 枚 (第 9 図 (e), 第 10 図 (e)) の場合には全てのセクションで上昇・下降流速は十分に抑えられており、密度流が抑制されているのがわかる。

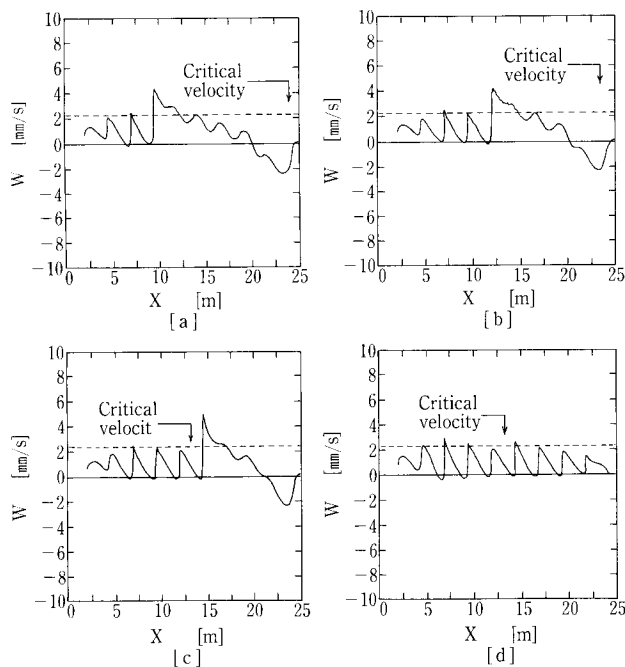
このように、設置枚数 8 枚以上の結果が密度流を抑制する上で有効であるのは阻流板を沈殿池内で等間隔に設置したことが影響していると考えられる。このため、阻流板 4 枚を等間隔で設置した数値実験を行った。第 9 図 (f), 第 10 図 (f)に流速ベクトルと傾斜管上部の上方向流速分布をそれぞれ示す。全てのセクションにおいて上流側では上昇流速の増加、下流側では還流が形成されており、密度流は低減されることがわかる。このことは、阻流板を設置した場合、阻流板で挟まれるセクションの寸法に、水温及び運



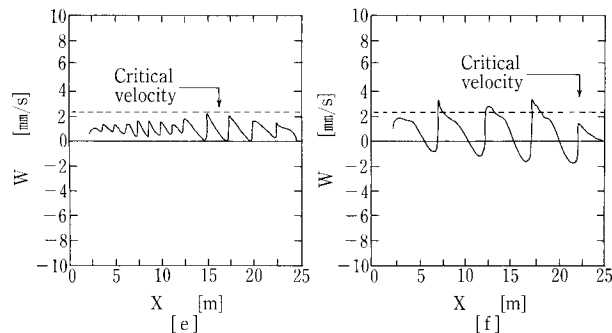
第9図 (1)ベクトル図 (解析結果16時30分)
(a)阻流板3枚 ; (b)阻流板4枚 ; (c)阻流板5枚
Fig. 9 (1)Computed velocity vectors
(computational time 16:30)
(a)three baffles ; (b)four baffles ; (c)five baffles



第9図 (2)(続き: 解析結果16時30分)
(d)阻流板8枚 ; (e)阻流板12枚 ; (f)阻流板4枚
(等間隔配置)
Fig. 9 (2)(Continued computational time 16:30)
(d)eight baffles ; (e)twelve baffles
(f)four baffles (at regular intervals)



第10図 (1)傾斜管出口付近での上昇流速分布(解析結果16時30分)
(a)阻流板3枚 ; (b)阻流板4枚 ; (c)阻流板5枚
(d)阻流板8枚
Fig.10 (1)Vertical velocity distributions
at the exit of inclined tube settler
(a)three baffles ; (b)four baffles ; (c)five baffles
(d)eight baffles

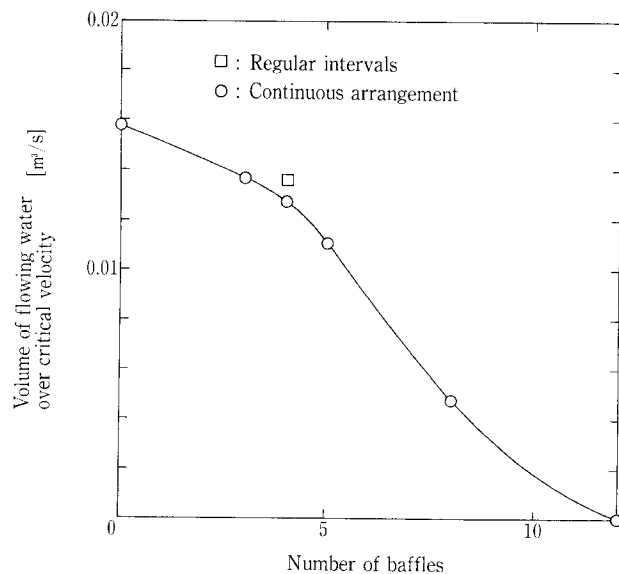


第10図 (2)(続き: 解析結果16時30分)
(e)阻流板12枚 ; (f)阻流板4枚 (等間隔配置)
Fig.10 (2)(Continued computational time 16:30)
(e)twelve baffles ; (f)four baffles
(at regular intervals)

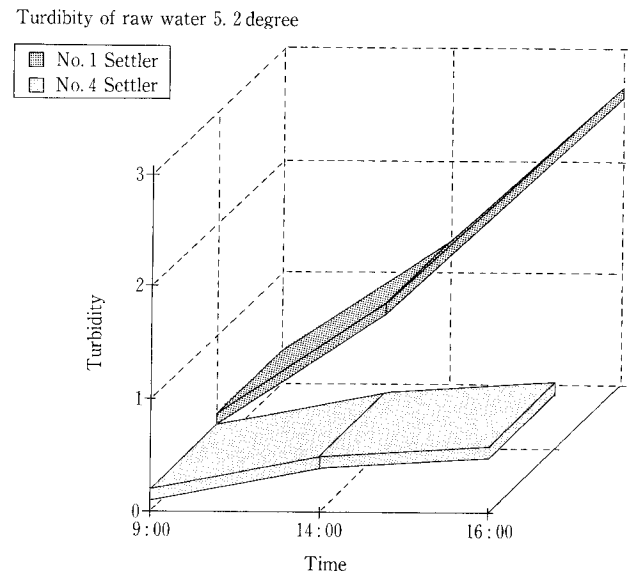
転条件をパラメータとする最適なアスペクト比が存在することも示唆している。

このように、各阻流板設置条件にて沈澱池内部の流動状態を計算したが、どの条件が本沈澱池のキャリーオーバー抑制に最も有効かを検討する必要がある。

そこでキャリーオーバー発生直前の状態 (第6図 (a)) の最大流速2.1 mm/secを臨界流速とし、これまで計算した各阻流板設置条件に関し臨界流速値以上の流量を算出し、この量が小さくなることをもって、密度流に対して有効な対策手段になりうるものと考えた。第11図に阻流板枚数に



第11図 阻流板枚数と臨界流速以上の流量との関係
Fig.11 Number of baffles VS flow rate of water above critical velocity



第12図 処理水濁度の経時変化依存性(実験2)
Fig.12 Change in turbidity of effluent water (Experiment 2)

第 3 表 濁度測定結果
Table 3 Results of turbidity measurement

Time	Temperature in raw water [°C]		Turbidity [Degree] at 16 : 00		
	10 : 00	16 : 00	No. 1 Settler (no Baffle)	No. 2 Settler (4 Baffles)	No. 4 Settler (8 Baffles)
August 1995					
8	29.1	29.9	2.4	0.65	0.45
9	29.1	30.1	2.5	1.05	0.6
16	29.0	29.6	1.85	0.6	0.35
18	29.1	30.0	3.2	0.5	0.35

対して臨界流速値以上の流量をプロットした結果を示す。この流量は傾斜管上部における臨界流速以上の上昇流速の計算値を面積積分することにより求められる。第11図より臨界流速値以上の流量は阻流板枚数に反比例し、阻流板枚数が8枚付近からその流量が著しく低下し、12枚の時にその流量がゼロになる。従って実設備では、8～12枚の阻流板設置が密度流においてはキャリーオーバー抑制に対して有効になると考えられる。

3. 実 証 実 験

2. で述べた数値実験により密度流低減に有効な阻流板の最適設置枚数・位置を特定できた。しかし、本数値実験ではフロクの挙動を考慮せず沈澱池内を均相流体と仮定したため、この数値実験結果が実際の沈澱池でも効果を発揮するかどうかを確認する必要がある。そこで、猪名川浄水場の上向流傾斜管式沈澱池に阻流板を設置して、処理水濁度の測定を行うことにより阻流板の効果の確認を試みた。

3. 1. 実験条件及び実験方法

1995年8月に前述沈澱池3池にて検証実験を行った。阻

流板設置条件は4枚及び8枚であり、第8図(b), (d)と同一である。なお阻流板を設置しない条件でも濁度測定を行い、阻流板を設置した場合と比較出来るようにした。まず実験1では、16時の最下流側トラフで集水される処理水濁度を測定した。次に、実験2では、1995年8月9日に1号池(阻流板0枚)、4号池(阻流板8枚)の処理水濁度を9時、14時、16時の3回測定し処理水濁度の経時変化を調べた。実験3では、上流から下流側にかけての処理負荷を調べるため、1995年8月24日16時に阻流板0枚(1号池)、8枚(4号池)を設置した沈澱池2池を対象として、各トラフから集水した処理水の濁度測定を行った。

3. 2. 実験結果

第3表に実験1の結果を示す。第3表より、阻流板を設置することにより、処理水濁度が著しく低減していることがわかる。このことは、阻流板を設置することで密度流が抑制され、キャリーオーバーが低減したことに起因する。また阻流枚数が4枚と8枚の場合を比較すると、いずれの観察日でも8枚設置した方が濁度が小さい。

第 4 表 トラフ毎の濁度測定結果(実験 3)
測定日1995年 8月24日16時

Table 4 Results of Turbidity Measurement in each weir measurement date August 24, 1995.

Measuring Point	Turbidity [Degree]	
	No. 1 Settler (no Baffle)	No. 4 Settler (8 Baffles)
First Weir	1.9	0.4
Second Weir	1.0	0.4
Third Weir	0.7	0.3
Fourth Weir	0.7	0.3
Fifth Weir	0.7	0.2
Sixth Weir	0.5	0.3
Seventh Weir	0.4	0.3
Eighth Weir	0.3	0.3
Ninth Weir	0.3	0.3
Average Turbidity	0.72	0.31

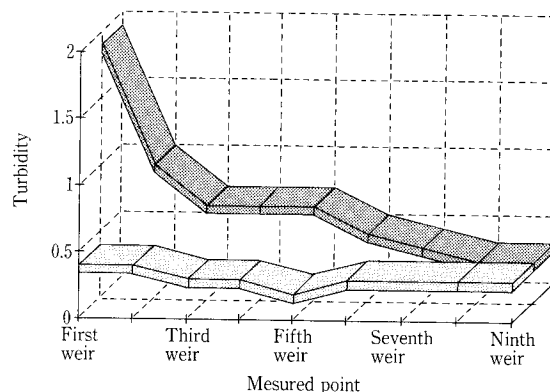
Turbidity of raw water : 6.7 degrees

次に、実験 2 の結果を第12図に示す。第12図より、阻流板の設置がない 1 号池では時間経過とともに、処理水濁度は上昇するが、阻流板 8 枚設置した 4 号池では時間変化とともに濁度は上昇するものの、その濁度変化は 1 号池に比べると非常に微小である。

そして、第 4 表、第13図に実験 3 のトラフ毎の濁度測定結果を示す。第 4 表、第13図より、全ての測定箇所において、阻流板 8 枚の方が阻流板 0 枚よりも濁度が小さい。阻流板 0 枚では、上流側トラフの処理水濁度が下流側に比べて大きく、上流側の負荷が高いのに対し、阻流板 8 枚では、若干上流側の濁度は大きい、全ての箇所でもほぼ均一濁度であり、均等に負荷がかかっていると言える。この結果は、キャリーオーバー時での流動状態が、阻流板 0 枚では上流側の傾斜管上部での上昇流速が増大し、阻流板 8 枚では、どの箇所においても上昇流速が抑制されるという数値計算結果と一致する。

よって、これらの結果は、数値実験で予測した結果が妥当なものであることを裏付けると同時に、密度流の発生の程度を臨界流速値以上の流量で表示することが実用上有用であることも示している。

■ No. 1 Settler
□ No. 4 Settler



第13図 各集水トラフ部における処理水濁度(実験 3)
Fig.13 Turbidity of effluent water in each weir
(Experiment 3)

む す び

本稿では、実測・観察よりキャリーオーバーの原因が、密度流に起因する流入口付近での上昇流速増大及び最下流域での下降流(逆流)であることを確認し、また数値解析により密度流発生から低減までの流動状態を把握した。そして、数値実験を行うことにより、キャリーオーバーが抑制出来る阻流板設置枚数・位置を特定し、その結果を用いて、実際の沈澱池を用い実証実験を行い、阻流板にキャリーオーバー抑制効果があり、かつ阻流板枚数が多いほどその効果が大きいことを実証出来た。

〔参考文献〕

- 1) 栗谷陽一、楠田哲也：く形沈澱池における密度流と死水，土木学会論文報告集，168号，pp25-36 (1969年 8月)
- 2) 藤崎一裕、向井保紀、西政秀、栗谷陽一：横流式沈澱池における濁度密度流の特性，土木学会論文集，399号/Ⅲ-10 (ノート)，(1988年11月)
- 3) 俵谷道彦、北田利行、樋浦貞雄、本間勝也：上向流傾斜板沈澱池の還流現象と防止策に関する実験，第39回全国水道研究発表会 3-14，pp137-139，(昭和63年)
- 4) 徳平淳、茂庭竹生、金成秀：矩形沈澱池における還流現象に関する研究，東海大学紀要，1号，pp127-132 (1978年)
- 5) 木本伸一：村野階層浄水場の上向流式傾斜管沈でん池に関する改良報告，大阪府第 9 回建設技術発表会論文集，pp167-172，(昭和56年)

振動型膜分離装置『VSEP®』の紹介

Membrane separation technology using Vibratory Shear
Enhanced Processing (VSEP).



技術開発本部 研究開発部
高田 貴
Kazutaka Takata
小西 嘉雄
Yoshio Konishi
谷田 克義
Katsuyoshi Tanida

VSEP (Vibratory Shear Enhanced Processing) has been introduced from New Logic International Inc. of the U.S. to the Japanese market by Shinko Pantec Co., Ltd. It has a large fouling and plugging resistances on the membrane surface because of the movement in a vigorous vibratory motion tangential to the face of the membrane. VSEP can attain about ten times the flow rate obtainable in conventional crossflow membrane systems. It has been in use over 200 sites in the wide variety of industrial applications such as chemical, paper pulp, food, pharmaceutical, paint and pigment, municipal water supply, waste water treatment.

ま え が き

膜による分離工程は、1950年代に入って海水の脱塩操作に用いられたのを皮切りに、1960年代の非対称膜製膜技術の発明によって逆浸透膜法と限外ろ過膜法が広く利用されるようになった。これら膜分離法が大幅に普及した背景には、次に示すように他の分離方法（たとえば、沈降分離法、浮上分離法、イオン交換法、蒸発法等）にはない大きな特長があることによる。

- (A) 完全分離の実現と清澄ろ過水を得ることが出来る。
- (B) 分離対象に応じて、ミクロンオーダーから分子サイズまで種々の孔径を有する膜を選定出来る。
- (C) 極めて広範囲の物質に対する適用性（膜の種類）

しかし、膜分離法は大きなイニシャルコストと低い処理量の問題もあって、高付加価値型プロセスに使用されているのが現状である。応用範囲の広い限外ろ過膜法には、通常クロスフロー方式に代表されるように膜表面に形成されるゲル層に起因するろ過流束の著しい低下の問題と、高濃縮後でも流動性を持たせなければならないという要求から低濃度スラリーを高濃縮出来ないという技術的限界がある。今でもこれら問題の解決が製造プロセスや廃液処理プロセス中の膜分離工程の効率を高める上で不可欠である。

当社は、このたび米国 NEW LOGIC INTERNATIONAL 社により発明された振動型膜分離装置 (Vibratory Shear Enhanced Processing=VSEP) を導入して販売を開始した。この装置はフィルターパック(膜モジュール)を振動させることにより膜表面に高せん断を与えるという特長ある駆動機構を有しており、被処理液のファウリング(膜の目詰まり)やプラugging(流路の閉そく)を大幅に抑制することが出来ることを特長としている。従って、代表的な従来型クロスフロー型膜分離装置に較べて、最大で10倍近くのろ過流束を実現している。また従来型クロスフローろ過装置では処理出来ない高濃度スラリーの処理が可能になっ

ている。次に VSEP の内容について詳述する。

1. 装置の概要

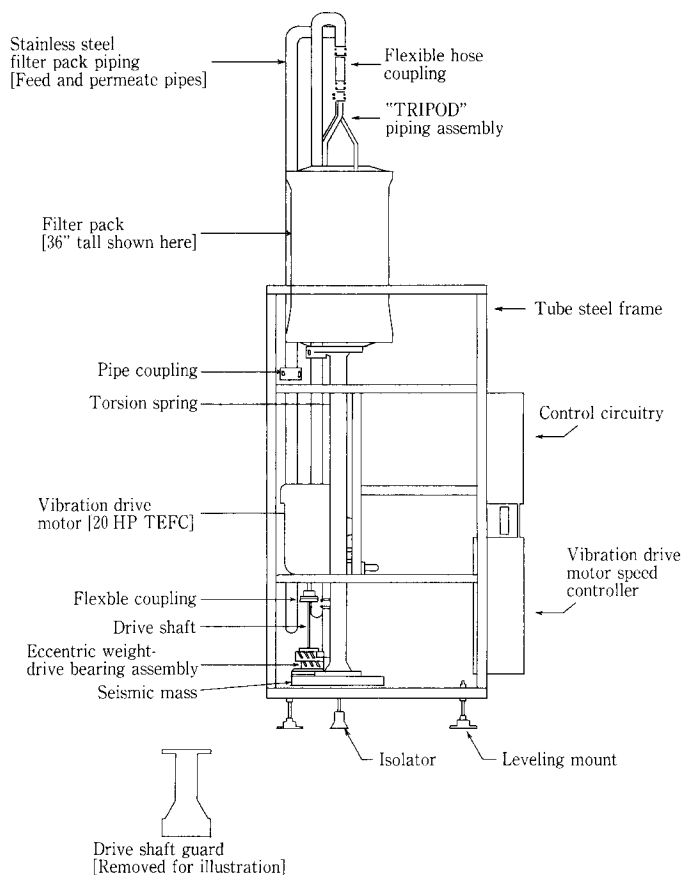
1. 1 駆動機構及び装置のプロセスフロー

1. 1. 1 駆動機構

写真1に装置(VSEP Series i)の外観を、第1図にその模式図を示す。装置の構成要素はフレーム、振動荷重、トーションスプリング、フィルターパック、モーター(標準的には10HP)、偏心荷重ならびに制御装置である。モーターにより偏心ベアリングを回転させて振動荷重を60Hzで振動させ、トーションスプリングを介してフィルターパックに水平面内の円周方向に振幅5~10度の往復運動を与えるようになっている。フィルターパック内では平膜を装着したプレートが100段以上重ねられている。この駆動システムにより膜表面全体において極めて高いせん断力が作用しその値は $150\,000\text{sec}^{-1}$ に達する。膜表面におけるこの高せん断力は膜面近傍の境界層に流体のみを保持する役割を果たす。その結果流体中のスラリーは振動により生ずる境界層(膜表面)に接することなく濃縮側出口より流出する。従ってポンプにより適正な圧力を加えることで従来型クロスフローろ過装置にくらべて高いろ過流束を得ることが出来る。

VSEPの振動機構を考える上で装置を、構成する2つの荷重に分けることが出来る。1つは軽荷重のフィルターパックでありもう一方は重荷重の振動荷重である。これら2つがトーションスプリングにより固定されている。軽荷重の振幅は重荷重のそれよりも大きく、この振幅は両者の荷重比に比例して変化する。

振動は、モーター軸に取り付けてある偏心荷重を高速で回転させることにより振動荷重を振動させる。この振動のエネルギーがトーションスプリングを介してフィルターパックに伝達される。モーターの回転数が大きくなると振動数も大きくなりやがて装置の固有振動数に達するが、VSEP



第1図 VSEP Series i の模式図
Fig. 1 Schematic diagram of VSEP Series i.

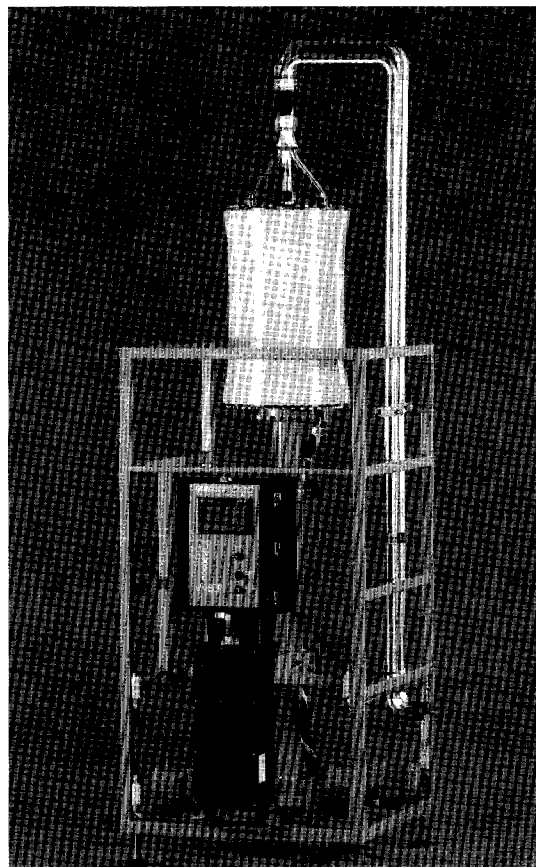


写真1 VSEP Series i (工業スケール)の外観
Photo 1 VSEP Series i unit, (industrial scale).

では装置の固有振動数を回避しこの周波数以上の振動周波数にすることで振幅を小さくしており、結果的にトーションスプリングの直径が小さくなっている。なおVSEPのトーションスプリングに関してはその寿命を無限回数の繰り返し振動に耐えるよう設計されている。

フィルターパックの振動制御を行うにはモーター回転数の精密なインバータ制御が必要である。そのためVSEPにはモーター回転数の制御装置が取り付けられており、モーター回転数を0.01 Hzで制御する。モーター回転数の適正な調整を行うことにより安全な運転と安定した性能の実現が可能になる。

1. 1. 2 装置のプロセスフロー

写真2はVSEPを用いた基本的な処理設備を示したものであり、第2図はその流れを示すブロックフロー図である。供給タンク内の被処理液をポンプでVSEPのフィルターパック上部から供給し、ろ過液をフィルターパック上部から、濃縮液を下部からそれぞれ取り出す。VSEPは基本的に1パス操作である。第3図にフィルターパック内の構造を示す。第3図に示すようにフィルターパック内では幾枚もの平膜が最大7mmの間隙を介して重ねられている。濃縮液は各段の間隙を流れて最終的にフィルターパック下部より排出される。また膜によりろ過された清澄液は

フィルターパック中心部へ流れその上部から排出される。

なお、フィルターパックの濃縮側配管出口には制御バルブが取り付けられている。濃縮率はこのバルブの閉鎖時間に比例するため、所望の濃縮率に達したときバルブが開くよう制御するようになっている。バルブ開閉の基本操作はフィルターパック内でスラリーが固まってプラグングを生じさせないようにすることにある。

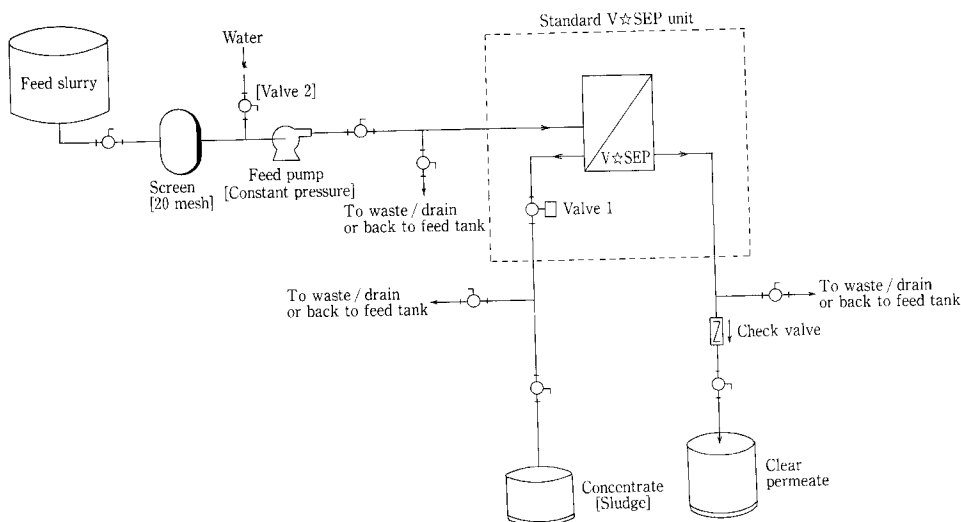
1. 2 装置の特長

(1) 高流束

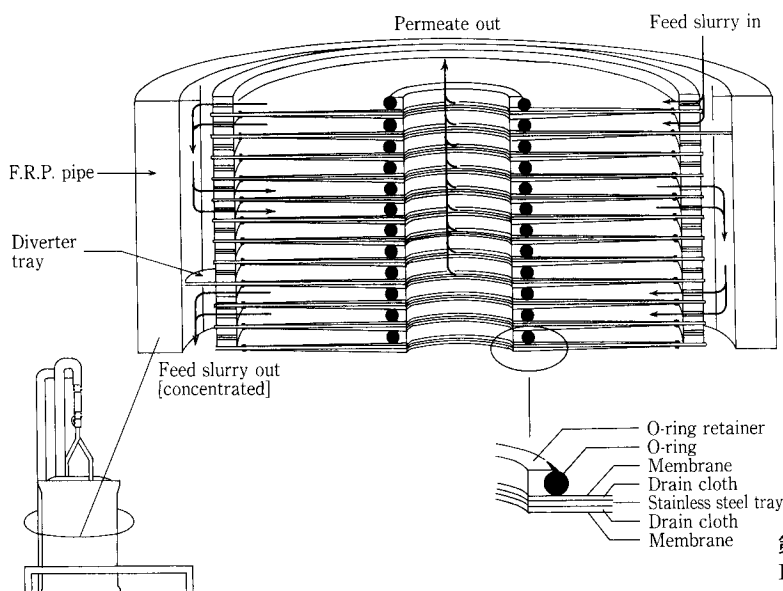
VSEPによる流束は、従来型クロスフローろ過装置の数倍～10倍になる。

(2) 膜面へのファウリング防止

VSEPではフィルターパックの振動によって膜面に液体のみの高せん断場が形成されるため膜面が常にクリーンな状態に保たれる。従って、VSEPでは従来型クロスフローろ過装置にみられる流束低下が少なく、長時間安定した流束の維持が可能になっている。第4図はこの振動がファウリングの要因となる流体中の微粒子に及ぼす効果を従来型クロスフロー式ろ過装置の場合と比較して模式的に示したものである。従来型クロスフローろ過装置では膜表面へのファウリングによって膜孔が塞がれるためろ過抵抗となりろ過流束が低下する。しかしVSEPでは膜表面が高せん



第2図 VSEP システムのブロックフローダイアグラム
Fig. 2 Block flow diagram of VSEP system.



第3図 VSEP-Series i の膜モジュール内模式図
Fig. 3 Cross sectional view of filter pack for VSEP Series i.

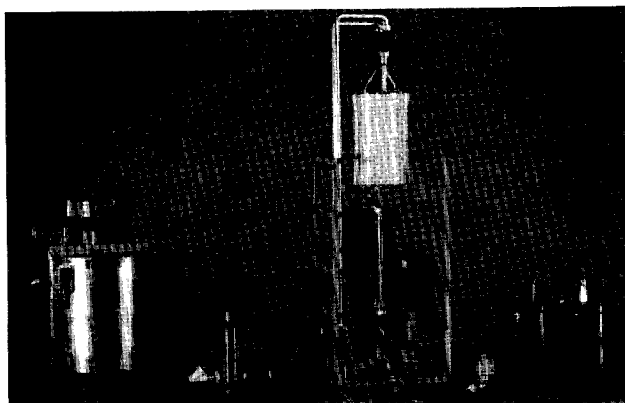


写真2 VSEP Series i の配置例
Photo 2 VSEP Series i unit (with feed tank, pump, and tanks).

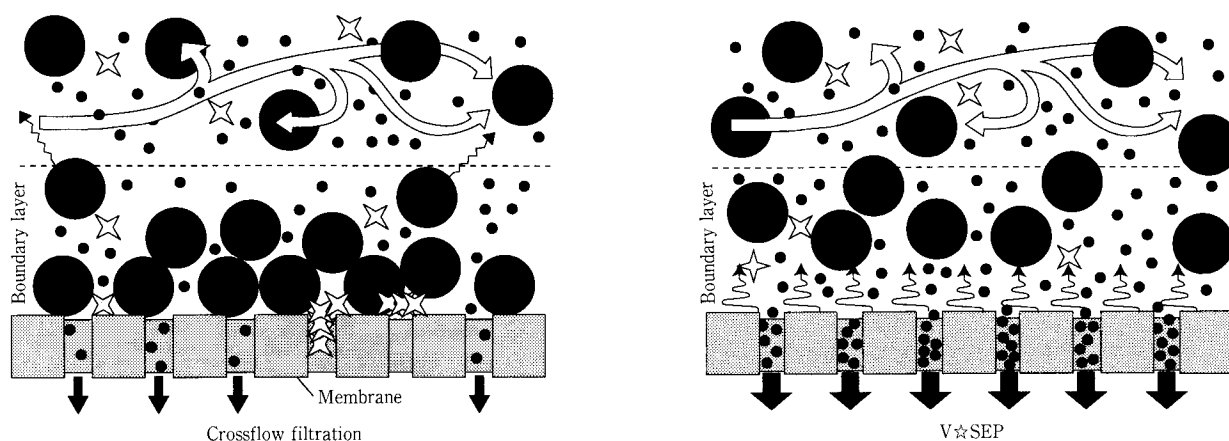
断場となっているためファウリングが防止される過流束が一定値に維持される。

(3) 高濃度スラリーの処理が可能

従来型クロスフローろ過装置では処理液粘性（スラリー濃度）が大きくなると膜面のせん断力が低下するため膜面にファウリングを生じる。VSEPでは膜面に振動を与えるためたとえ粘性の大きい液体やスラリーが流れても膜面に常にせん断場が形成されファウリングが防止される。またスラリーそのものに振動に基づくせん断力を与えることでスラリーの流動性を助長する。この挙動は被処理液に振動を加えることで粒子間に捕捉されている水分が自由水となって流動を開始する結果みかけの粘性係数が低下する現象を利用したものである。

(4) 高効率

VSEPでは膜面を動かすエネルギーの大半が膜面近傍の



第4図 膜表面の流れを示す模式図(従来型クロスフロー濾過装置とVSEPとの比較)

Fig. 4 Motion of slurry on the membrane as compared with the motion in the crossflow filtration system.

流体にせん断力として変換される。従来型クロスフローろ過装置ではこのせん断力を発生させるために配管内を高流速で流さなければならず、スクリーンや曲がり管の圧力損失ならびに各種配管抵抗を考慮した場合、液体輸送のために投入されたエネルギーがファウリングを防止するせん断力へ変換される効率は10%程度と小さい。

(5) 機械的信頼性の保証

VSEPの駆動部分はトーションスプリングと偏心ベアリングの2箇所であり、前者はその繰り返し応力に対する寿命が半永久になるよう設計されている。後者には自動潤滑機構が採用されている。

(6) コンパクト設計

27 m²のフィルターパックをもつVSEPの設置面積は1.1 m²でよい。従来型クロスフローろ過装置で同じ膜面積を有する設備はこの10~50倍のスペースを必要とする。

(7) 簡単なテスト

顧客のサンプルを使ってVSEPの性能を実証することが出来る。VSEPでは逆浸透膜(RO, NF), 限外ろ過膜(UF), 精密ろ過膜(MF)等に代表されるあらゆる膜種を使ってろ過テストを行い、サンプルに合致した膜の選定を行うことが出来る。

(8) 低コストの実現

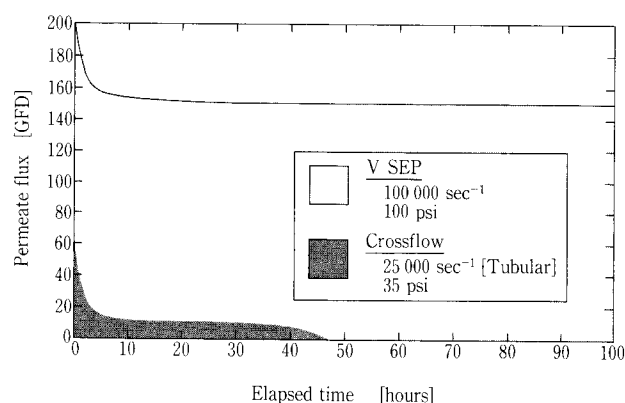
VSEPでは前述した特長のために省エネルギー、処理時間の短縮、膜面積の減少、膜の交換回数とクリーニング回数の低減、設置面積の減少、駆動部分のメンテナンスの減少を実現した。これら特長が膜分離システムに寄与する経済効果は大きい。

2. 実績紹介

VSEPはそのフレキシブルな適用性から、化学、食品・飲料、医薬、印刷塗料、紙パルプ、廃水処理、鉱石、浄水・下水処理、石油化学工業分野等極めて広範囲の産業分野に実績がある。次にVSEPの主要な実績例を紹介すると共に、第1表に実績をまとめた。

2.1 ラテックス濃縮

化学工業分野の代表的製品の1つであるラテックスはそ



第5図 ラテックス濃縮における濾過流束の変化(従来クロスフロー濾過装置との比較)

Fig. 5 Comparison of permeated flux between crossflow filtration and VSEP for Latex treatment (9.5 wt %).

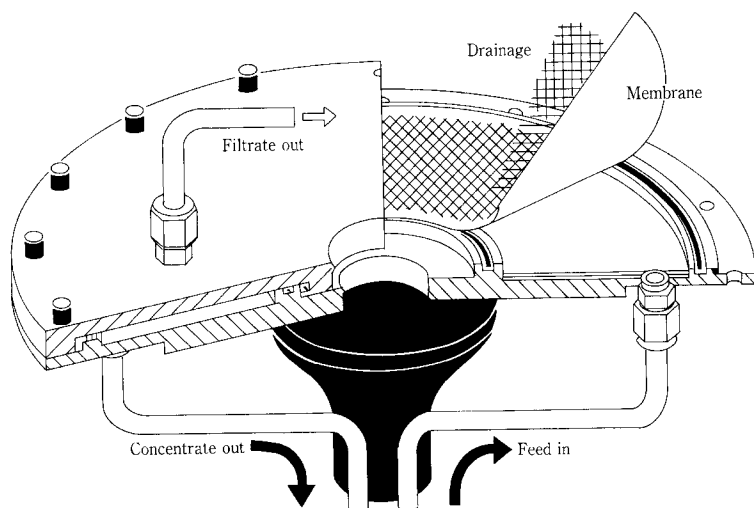
の濃縮にVSEPが適用出来る。膜分離法を適用することで、エネルギー使用量が大きい蒸発器を使用するよりも低コストで濃縮が可能になる。また、反応缶洗浄廃水からラテックスを回収することでこの洗浄廃水の廃棄コストを大幅に削減した実績がある。このような膜法は従来型クロスフローろ過装置でも適用可能であるが、ファウリングによって長時間安定した運転が出来ないのが現実である。ところがVSEPを用いると、振動によるファウリング防止機能により従来よりも高流束でしかも長時間安定して運転できることが立証された(第5図)。VSEPが適用されているラテックスにはPVC, ABS, SBラテックスなどがある。これらラテックスの濃縮実績は第1表中に示されている。

2.2 炭酸カルシウム濃縮

地下水からの炭酸カルシウム回収やフィルター用炭酸カルシウムの濃縮にVSEPが適用されている。その濃縮率も極めて高く、数%から60%までの濃縮が出来ている(第1表参照)。このような特長から米国で使用実績が高い適用

第 1 表 VSEP の実績
Table 1 Applications of VSEP

Application		Init. [wt%]	Final [wt%]	Rate [L/m ² /hr]	Membrane
Chemical Processing					
Latex	A	23	63	296	UF
	B	24	54	398	UF
	C	16	43	124	UF
	D	40	60	109	UF
Aluminium Oxide		3	15	213	MF
Colloidal Silica		5	40	175	UF
Phosphoric Acid		2	38	138	NF
Arsenic Acid		5	50	114	NF
Pulp and Paper					
Bleach Plant Effluent		PPM	5	107	NF
Black Liquor		7	41	111	NF
Clarifier Overflow		—	—	211	UF
White Water		1	43	128	UF
Paint and Pigment					
Chromium Yellow		20	45	425	NF
Cobalt Blue		7	35	294	NF
Electrolyte Paint		2	33	170	UF
Latex Paint		4	65	270	UF
Waste and Pollution					
Oil in Water		3	50	170	UF
Paint Plant Wash		1	32	155	UF
Scrubber Effluent		1	21	146	NF
BOD Reduction		0.3	3	145	NF
Silver Recovery		0.5	15	340	UF
Biosludge		2	46	153	NF
White Water		0.5	50	128	UF
Organic Dye		PPM	9	175	UF
Municipal water					
Well Water		—	—	510	UF
Activated Sludge		0.3	32	111	UF
Reclaimed Water		—	—	255	UF
Minerals					
Tri-metal Slurry		5	52	170	UF
Kaolin		20	50	340	UF
Bentonite		6	11	24	UF
Alumina		10	58	340	UF
Calcium Carbonate		10	60	85	UF



第6図 VSEP Series Lのフィルターパック模式図

Fig. 6 Schematic diagram of membrane module for VSEP Series i.

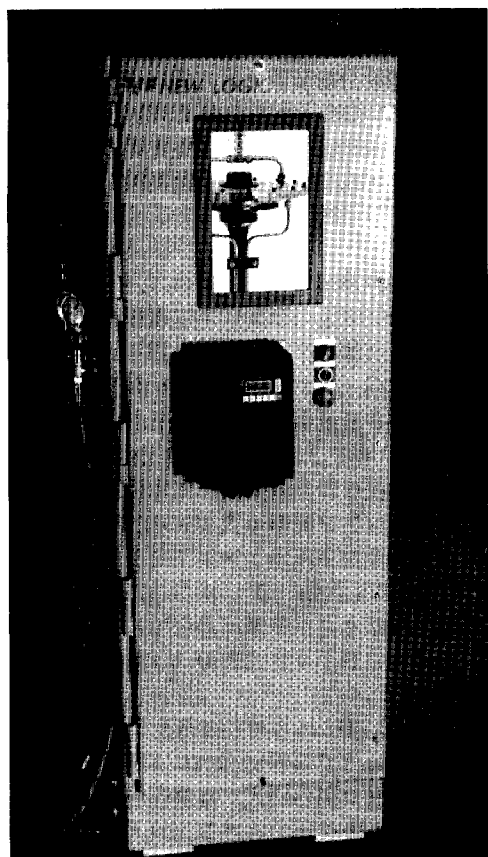


写真3 VSEP Series L (ラボスケール)の配置例
Photo 3 VSEP Series L unit, laboratory scale.

分野とされ、1社より約100機の受注を果たしている。また他のユーザーでは2年間無停止での運転実績から、今後10年間で全世界50プラントにVSEPを導入することになった。

2. 3 抗生物質の濃縮

VSEPは抗生物質の濃縮と洗浄操作に使用されている。初期濃度2%の原料を36%にまで濃縮したものをスプレードライヤーにて乾燥後最終製品にする。既存の濃縮法をとらずにVSEPを採用した理由の1つはコンパクトであることと、最大の理由として分画分子量200の膜を用いてTOC, COD, BODの除去が出来たため、これら不純物処理のための工程が不要になったことである。

2. 4 廃水処理

自動車製造設備からの廃水処理にVSEPが適用されている。廃水中には有害物質が含まれており、これら有害物質の除去に1週間で数百万円を要した。限外ろ過膜を装着したVSEPを用いることで廃水スラリーを濃度50%のスラッジに濃縮してこれをボイラーにより焼却している。この結果約4ヵ月でVSEPの原価償却を果たした。

2. 5 顔料・色素

顔料・色素の濃縮や洗浄操作にVSEPが適用されている。従来からこれら操作にフィルタープレス機が使用されてきたが、この装置の操作には常にオペレータの配置を必要とし、しかもろ布のメンテナンスと交換回数にコストがかかっていた。VSEPでは常時オペレータを必要とせず、従来装置にくらべてはるかに少ないメンテナンスで運転が出来る。VSEPを用いて色素を約40%にまで濃縮出来ている。

2. 6 飲料水のろ過

世界各国が飲料水に関する法規制を施行する中で、これまで対象外であった微粒子や微生物コンタミの除去が必要になってきた。これらを凝集沈殿法や活性炭吸着法等の従来技術で除去することになると多大の設備とコストが必要となる。これら処理に膜分離装置を適用することで規制値をクリアする水質の飲料水製造が低コストで可能になる。VSEPに代表される膜分離装置を用いることで薬品使用量、設置面積の減少が期待出来るばかりか、浄水汚泥の大幅削減が可能になる。

3. 適用性の検討

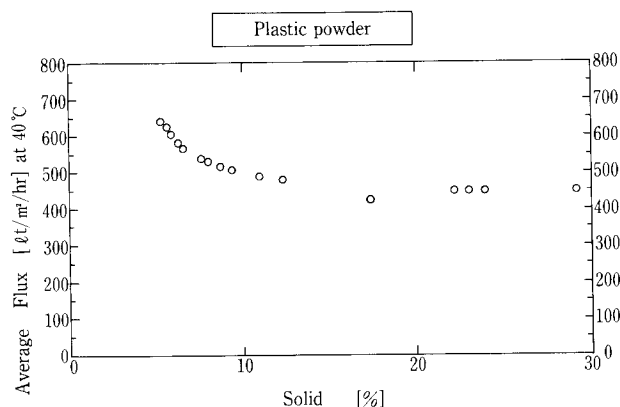
神鋼パントックでは技術研究所にテスト用VSEP Series Lを配置した。写真3にVSEP Series Lを示す。膜面積0.045 m², 振動周波数約60 Hz, 振幅25~30 mmの範囲で操

作することが出来る。第6図にフィルターパック部の模式図を示す。この図に示すように、この装置には各種逆浸透膜(RO, NF), 限外ろ過膜(UF), 精密ろ過膜(MF)が簡単に取付可能であり、顧客のサンプルに応じて最適な膜の選定が可能である。またスラリー濃度を変化させてろ過テストを行うことにより、最適な操作条件の特定、必要膜面積の決定(スケールアップ)が出来るようにしている。

第7図にSeries Lを使って、ろ過流速に対するスラリー濃度依存性を測定した結果を示す。Series Lでは実際の濃縮テストは出来ないが、供給濃度を徐々に上げていく方法により任意濃度のろ過流速を得ることが出来る。ろ過流速はスラリー濃度の上昇と共に低下する傾向にある。本データに基づき実機(Series i)の計画を行う。Series iは1パス操作なので上流側ほどスラリー濃度が低いため透過流速が大きく、下流ほどスラリー濃度が高くなるため透過流速が小さくなる。この操作を1つのフィルターパック内で行うため高濃度スラリーまで処理が可能になる。

む す び

振動型膜分離装置VSEPはその優れた特長と幅広い適用性から、膜分離装置の適用領域を大幅に拡大した。従来型クロスフローろ過装置では適用困難であった高濃度スラリーの脱水、洗浄、濃縮操作が可能になったため、従来からこれら高濃度スラリーの処理に使用されてきた遠心分離機、蒸発機、フィルタープレス機や真空型回転ドラムフィルター等にくらべて低コストで処理が可能になった。VSEPによ



第7図 濾過流速のスラリー濃度依存性の一例

Fig. 7 Effect of permeated flux on slurry concentration.

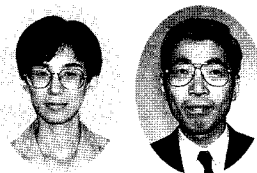
る高度な膜分離技術によりプロセス改善と製造コストの削減が期待される。

なお、食品・医薬分野(製造プロセス、廃水処理プロセスを含む)への振動型膜分離装置の販売権は米国PALL社のライセンスになっている(商品名PALLSEP)。

神鋼パンテックは米国PALL社と業務提携契約を締結し、日本市場における食品・医薬分野への振動型膜分離装置の販売も行う。

高純度水素酸素発生装置 (HHOG) の新展開

New Aspects of the High-purity Hydrogen and Oxygen Generator (HHOG)



技術開発本部 研究開発部
三宅 明子
Akiko Miyake
平井 清司
Kiyoshi Hirai

Various applications of the HHOG (High-purity Hydrogen and Oxygen Generator), which is a water electrolyzers using a solid polymer electrolyte, (SPE) as an on-site system are introduced. Electrolysis hydrogen as an energy medium is discussed on its expected role in the 21st century in the fields of energy storage and solar energy utilization. Electrolysis hydrogen is also important for catalytic conversion of CO_2 to methanol for its fixation. The HHOG is the only large-scale commercialized water electrolysis system using a solid polymer electrolyte, and its wide applications are expected in the near future.

ま え が き

水電解法による高純度水素酸素発生装置 (HHOG) として、これまでに小容量用途向けのユニット型 ($0.5 \sim 2 \text{ Nm}^3/\text{h}$), ガス集中供給設備としてのシステム型 ($10 \sim 50 \text{ Nm}^3/\text{h}$), 昇圧設備不要の高圧型 ($10 \text{ Nm}^3/\text{h}$, 1.0 MPa 未満) の装置が開発されてきた。

水電解法 (またはアルカリ水電解法) による水素製造は、水力資源が豊富で水力発電により安価な電気が供給出来る地域を除き、経済的に成り立ち難い。日本は、発電コストが高く電気代が高い。そのため、原子力・火力発電所内のように比較的安価な電気が得られる特殊な用途を中心にこれまで HHOG の適用を検討してきた¹⁾。

最近、高圧水素容器の輸送費の高騰や、水素供給源が減少する一方で水素需要が増加しているため、電子産業をはじめとして自社工場内で水素を製造するオンサイト化が進んでいる。これに対して、最近開発された高圧型 HHOG は高圧でガスが発生出来るため水素発生量当たりの設備費を大幅に削減し、価格面でも手軽なオンサイト装置として期待される。

一方、現在世界で消費されているエネルギーの約 90 % が石油、天然ガス、石炭等の化石エネルギーである。しかし、近年の経済発展、人口の爆発的増加に伴うエネルギー消費量の増大は、これら化石エネルギー資源の枯渇問題をますます深刻化している。また、化石エネルギー資源の消費によって排出される二酸化炭素濃度の増加は、地球温暖化の主原因になっている。

これらの諸問題に対処するには、化石エネルギー資源の有効利用と同時に、太陽エネルギー、水力、風力等の自然エネルギーの利用技術の開発が必須である。そのためには電力貯蔵技術と、現在のガソリン燃料に相当する貯蔵・輸送が可能な二次エネルギー燃料への変換技術が重要である。

前述の観点から、水素がクリーンな二次エネルギーとして注目されている。水電解による水素製造法は、太陽光発電や燃料電池発電と組み合わせることが出来る点で重要で

ある。HHOG は、国内では唯一大容量の固体高分子電解質膜による水電解装置を商業化しており、このような将来の水素を中心とする新しいエネルギーシステムにも適用出来ると考えられる。

本稿では、オンサイト装置として期待される適用分野をはじめ、21世紀に向けた将来の水素利用に関連して期待される HHOG の適用分野について述べる。

1. オンサイト装置としての展開

1.1 オンサイト化が進む産業分野

石油化学工業を中心とするコンビナート地域では、重質油、ナフサ (石油軽質油留分)、天然ガスや石炭、コークス等を水蒸気改質、部分酸化あるいは熱分解して得られる合成ガス (H_2 と CO が主成分) を分離精製することにより高純度水素を得て、これを自家消費したり近隣工場へパイプラインで供給している。

電子産業等コンビナート地域から離れた遠隔地に立地する工場へは、ソーダ工業の食塩電解における副生水素ガスや、石油精製オフガス、鉄鋼オフガスを回収精製した高純度水素が高圧容器詰めされ、圧縮水素ガスとして輸送されている。このような外販水素は国内で発生、消費される全水素量の 1.3 % 程度にすぎないが、日本全国の広い地域に輸送され、遠隔地の水素需要がまかなわれている。

しかし、最近、主な外販水素源である食塩電解が塩素需要の不振から稼働率が低下する等、水素の供給に不安が生じている。また、雪、事故等の交通事情により水素の定期的な搬入が一時的にストップする等、供給体制に不安を抱えている。さらに、輸送費の高騰が深刻になっている。

このような事情を背景に、近年、圧縮水素ガスの購入から水素製造装置に切り替え (オンサイト化) を望む水素ユーザーが増加している。また、ガス製造業者がオンサイト装置をユーザー敷地内に置き、ガスのみをパイプラインで販売供給するケースも増えている。

1.2 オンサイト水素発生装置の比較

オンサイト水素発生装置としては、メタノール及び都市

の大小に依存せず高効率であるため、100 m³/h以下の使用量では水蒸気改質装置よりも有利である。しかし、1 m³/h以下の使用量ではボンベ購入の方が安価になるという試算結果が得られている。したがって、オンサイト装置としてHHOGの最適な水素容量は1~100 N m³/hである。

(3)ガス圧力

高圧型は、高圧ガス取締法の規制を受けない1.0 MPa未満の装置が開発されている。固体高分子電解質膜は、4気圧までの差圧に耐える膜であり、陽極側と陰極側の差圧制御が容易なため、150~200気圧程度にまで高圧にすることも可能である。従って、圧縮設備が不要であり、ガスの汚染の心配がない。高圧ボンベを使用する場合に比べ、頻繁にボンベ交換する必要がない等の利点がある。

(4)操作性

HHOGは常温反応であるため起動が速くON/OFFの応答性が良好であり、0~100%の範囲で発生量を容易に調整出来る。高圧ボンベと同じ手軽さで使用出来るよう設計されている。これに対して水蒸気改質は高温接触反応であるため発生量の変更が容易でない。また、急激な反応条件の変化は触媒性能の低下を招く。

(5)酸素の同時利用

水を電気分解するので水素だけでなく同時に酸素を発生させることが出来る。水素と酸素の両方を使用する場合はメリットが大きい。

1.3 適用

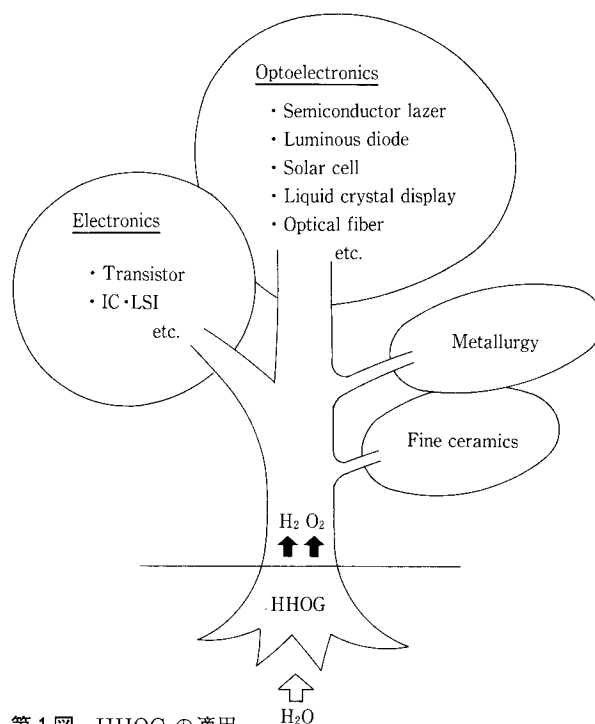
第1図にHHOGのオンサイト装置として期待される適用用途を示した。

トランジスタやIC・LSI製造分野では、シリコン酸化膜の形成に高純度酸素が使用される。また、多結晶シリコンの製造工程をはじめアニール工程、エピタキシャル成長工程、パイロジェニック酸化、ドライエッチング工程等で高純度水素が使用される。

シリコン酸化膜の形成法で汎用的に用いられる熱酸化法は、大別してH₂Oを含む酸素あるいは水素と酸素から水蒸気を生成して約1000℃で酸化するウェット酸化と、乾燥酸素により約1000℃で酸化するドライ酸化がある。ゲート酸化膜や、フィールド酸化膜、素子分離用絶縁膜など用途に応じて使い分けられている。近年、LSI集積度の向上に伴い、素子寸法の微細化、酸化膜の薄膜化が進むにつれてガス純度はますます重要性を増している。また、酸化温度の低温化が図られており、低温でもスループットを下げない酸化方法として高圧酸化等も検討されている。

エピタキシャル成長は、基板結晶と同一軸方向に単結晶薄膜を成長させるものである。LSI製造プロセスの中で、最も多量にかつ高純度の水素を使用する。シラン系原料ガスと不純物ドーパントガスのキャリアガスとして水素が使用される。

ガリウムヒ素に代表される化合物半導体は、超高速ICや半導体レーザー、発光ダイオード等の発光デバイスとして実用化されている。化合物半導体のエピタキシャル層形成法として、原料ガスに有機金属化合物を用いる有機金属気相成長法(MOCVD: Metal Organic Chemical Vapor Deposition)が行われる。この場合もキャリアガスとして高純度水素が使用される。



第1図 HHOGの適用
Fig. 1 Applications of HHOG.

バルク型太陽電池の製造では、安価なSi基板上にガリウムヒ素等の化合物半導体層を形成するのに水素が使用される。

石英ガラス系光ファイバー製造では、光ファイバーと同一の母材(プリフォーム)をあらかじめ製造しておき、これを線引きして長尺の光ファイバーを得る。酸水素炎で約1500℃の加熱を行うのに高純度の水素と酸素が使用される。

2. 電気エネルギー有効利用への展開

水素は、従来、化学工業原料ガスとして主に利用されてきた。しかし、水電解による水素製造法は、電気エネルギーを化学エネルギーへ変換し、電力を貯蔵する方法として注目されている。

2.1 電力貯蔵による負荷平準化

電力会社では、ルームエアコン等の普及により、夏季を中心とした昼夜間あるいは季節間の電力需要格差の増大が問題になっている。発電設備は、最大電力需要を若干上回る供給容量を確保しなければならないため、ピーク時以外のほとんどの期間は供給容量を下回り、設備の稼働率は低下する。

このため、深夜割引価格を設定し時間帯別に料金メニューを多様化する等の対策の他に、オフピーク時の余剰電力を種々のエネルギーに変換して貯蔵し、ピーク時にそれを取り出して利用する負荷平準化技術(ロードコンデショニング)が検討されている。

負荷平準化のための電力貯蔵技術としては、揚水発電が実用化されている。揚水発電は、夜間電力によって水を山の上に揚げ、位置エネルギーとして貯蔵し、電力の必要ときに水を落下させて発電させる方法である。今後は、立地条件の問題から増設は難しいと考えられる。そのため、揚

水発電に代わる新しい変換効率の高い電力貯蔵技術として、圧縮空気エネルギー貯蔵、超電導磁気エネルギー貯蔵、新型電池等の開発が行われている。

2.2 水電解-燃料電池発電システム

余剰電力を利用して水電解により水素を製造し、再び必要時に電気エネルギーに変換する方法として、水電解と燃料電池発電との組み合わせが提案されている。

燃料電池発電は、水素と酸素を原料として水素の酸化反応により水を合成する際、水素から酸素へ電子の移動を外部回路を通して行うことにより電気を発生する。水電解と逆の反応である。発電効率が40～60%と高く、熱・電気併給が可能であり省エネルギー効果が大きい。

燃料電池の水素源は、天然ガス、エタノール、石炭ガス等が、酸素源は空気が利用される。水電解-燃料電池発電システムでは、第2図に示すように、水電解で生成した純水素と純酸素をそれぞれ貯蔵し（あるいは酸素は空気を用いる）、可逆的に電気エネルギーと化学エネルギーの直接変換を行うことが出来る。このシステムは再生型燃料電池システムとも呼ばれる。

燃料電池は、電解質の種類によってアルカリ型、リン酸型、熔融炭酸塩型、固体電解質型及び固体高分子型に分類される。この中で、再生型燃料電池システムには固体高分子電解質膜を利用した固体高分子型がよく検討されている。

再生型燃料電池システムのエネルギー変換効率は、他の電力貯蔵技術に比べて劣る。しかし、電力の負荷平準化だけでなく、後述するように、太陽電池など時間的な変動を伴う自然エネルギーを利用する場合の平準化技術としても重要であり、固体高分子型の同一セルで水電解と燃料電池発電を行うシステムの研究も行われている。

再生型燃料電池システムの車載用途として、鉄道分野では、線区に設定されている最低電圧に対して余剰の電力や、回生制動から発生する余剰電力を車上充電し、不足する場

合はその充電電力を不足分だけ放電する地上・車上ハイブリッド電源が検討されている³⁾。

2.3 原子力発電と水電解

原子力発電は、需要がなくても休止させることが出来ない定出力運転である。原子力発電と水力発電はベースロード用電力の供給と考えられているが、2010年頃にはこれらのベースロード電源のみで電力供給量は最小需要量を上回ると予想されている⁴⁾。このため、発電以外の原子力の商業利用が進められている。

原子力発電で、需要の少ない時間帯に、水素を製造するための水電解用電力を供給することが提案されている⁵⁾。水電解装置としては、固体高分子型水電解が検討されており、化石エネルギー資源に依存せず、国内で水素を製造する方法として注目される。

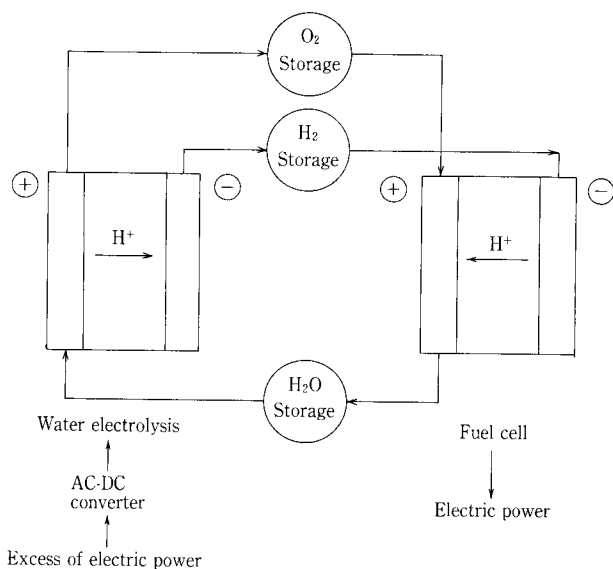
3. 自然エネルギー有効利用への展開

3.1 エネルギー技術の転換期

二度の石油ショックを契機に、石油火力中心から電源の多様化が進められてきたが、地球温暖化や酸性雨等地球環境問題がクローズアップされる中、日本はエネルギー技術の転換期を迎えている。

エネルギーは、石油、石炭、天然ガスの化石燃料、ウラン燃料等エネルギー資源そのものを一次系とすると、電力、都市ガス、ガソリン等に変換されて利用しやすくなった二次系とに分類される。日本では、一次系の8割以上を輸入に依存し、また約6割を石油に依存している。

エネルギーの安定供給確保、地球環境問題への対応を図りつつ、持続的な経済発展を行うため、第2表に示すエネルギー政策目標が策定されている⁶⁾。これによると、省エネルギー努力によりエネルギー需要の伸びを0.9%に抑えること、石炭、天然ガス等の石油代替エネルギーの利用を積極的に推進し石油依存度を低減すること、原子力や太陽、地熱、風力をはじめとする非化石エネルギーへの依存度を



第2図 再生型燃料電池システム
Fig. 2 Regenerative fuel cell system.

第2表 長期エネルギー需給見通し⁶⁾
Fig. 2 Prospective of energy supply and consumption in a long term⁶⁾

	1992	2000	2010
Consumption ($\times 10^9$ l)	360	388	423
Increase %	—	1.0	0.9
Supply ($\times 10^9$ l)	541	582	635
%			
Petroleum	58.2	52.9	47.7
Coal	16.1	16.4	15.4
Natural gas	10.6	12.9	12.8
Nuclear energy	10.0	12.3	16.9
Hydraulic power energy	3.8	3.4	3.7
Geothermal energy	0.1	0.2	0.6
Other new energy	1.2	2.0	3.0

向上させることが目標とされている。

3. 2 太陽光発電と水電解

自然エネルギーの中で、太陽エネルギーはクリーンであり、無尽蔵である点で最も有望である。太陽の膨大なエネルギーの利用は、太陽光と太陽熱に分けられる。

太陽電池はp-n接合半導体を利用したもので、太陽光の一部を吸収し、形成された電子とホールの流れにより直流電流を発生させるものである。太陽光が照射している間は、電力が発生し続けるが、光の照射が止まると分離していた電子とホールが再結合し電力は発生しなくなる。この時間的変動による電力需給のアンバランスを改善するために、太陽光発電で得られた電力の貯蔵が必要になる。

太陽電池1セルで発生する電圧(1V程度)は、水の電気分解電圧(1~2V)に近く、直流である。このため水電解と太陽電池を直結することができ、太陽光発電で得られた電力を水電解により水素として貯蔵するシステムが組み易い。水電解装置としては、効率、負荷追随性、メンテナンスの容易性において固体高分子型が適している。

ドイツやデンマークでは、太陽や風力を利用した地域や家庭の自家発電で水素を作り、エネルギーを貯蔵し再び水素を燃料や電力に変換して使う家庭用水素生産の試みも始められている。

3. 3 水素エネルギーシステム

水素は、ほとんど無限に存在する水から電気分解等によって得ることができ、燃焼すれば水に戻るクリーンな二次エネルギーである。また、これまで述べたように貯蔵が容易で、エネルギー変換がたやすい等の利点がある。

この水素の特長を利用して、エネルギー消費地と自然エネルギー供給地を結ぶ地球規模のクリーンエネルギーシステムの研究開発が各国で進められている。(第3表)。

日本では、水素利用国際クリーンエネルギーシステム技術(WE-NET:World Energy Network)が提案されている⁷⁾。WE-NETは、発展途上国等海外に未利用の形で豊富に存在する水力、太陽光等の自然エネルギーを、水素等を

エネルギー媒体として日本をはじめ世界の需要地に輸送し利用する計画である。これは、2020~2030年頃の実現を目指した長期的プロジェクトである。第3図にその概念図を示した。

WE-NETで必要とされる水素は、32000Nm³/h規模の水電解プラントが25基にもおよぶ膨大な量であり、固体高分子型水電解が現在のところ有力候補である。

海外の自然エネルギーを利用して製造した大量の水素は、液体水素としてタンカー輸送され、水素燃焼タービン発電や、水素自動車、水素燃料航空機等の輸送用燃料、民生用燃料として利用される。

水素燃焼タービン発電では、水素を純酸素燃焼させることにより超高温の蒸気が発生するため、高効率発電が期待される。また、水素と酸素の完全燃焼で主運動媒体を直接加熱して水のみが生成するため、クローズドサイクルが可能である。水素の燃焼制御技術の開発等が重点的に行われている。

4. 二酸化炭素固定化への展開

4. 1 地球温暖化とその対策

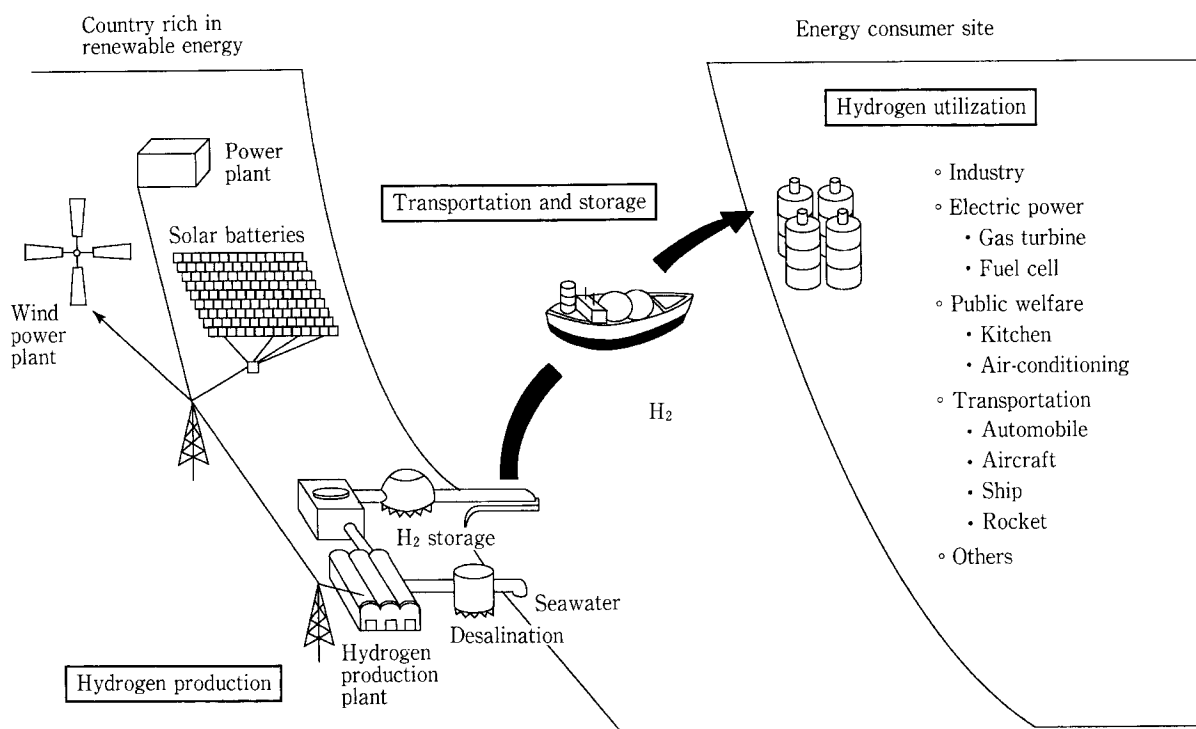
地球温暖化は、大気中の赤外線吸収量の増加により地球大気の放射バランスが変化し、気温が変化する現象である。赤外線吸収量の多いガスが温室効果ガスと呼ばれ、メタンは二酸化炭素の十倍、亜酸化窒素は百倍、フロンは一万倍以上も赤外線吸収力が強く、微量でも温室効果に寄与する影響は大きい。しかし、エネルギー消費量の増大により二酸化炭素濃度が急増するのに対応して地球温暖化が進んでいる。

地球温暖化の主要原因である二酸化炭素濃度を減少させるには、発生した二酸化炭素を効率よく回収し、放出量を低減しなければならない。二酸化炭素の発生源は、主に自動車等の移動発生源と火力発電所等の固定発生源であり、分離回収が可能なのは後者である。前者は、電気自動車や水素自動車等クリーンエネルギー自動車の開発が進められており、二酸化炭素の排出自体を抑制する方向にある。

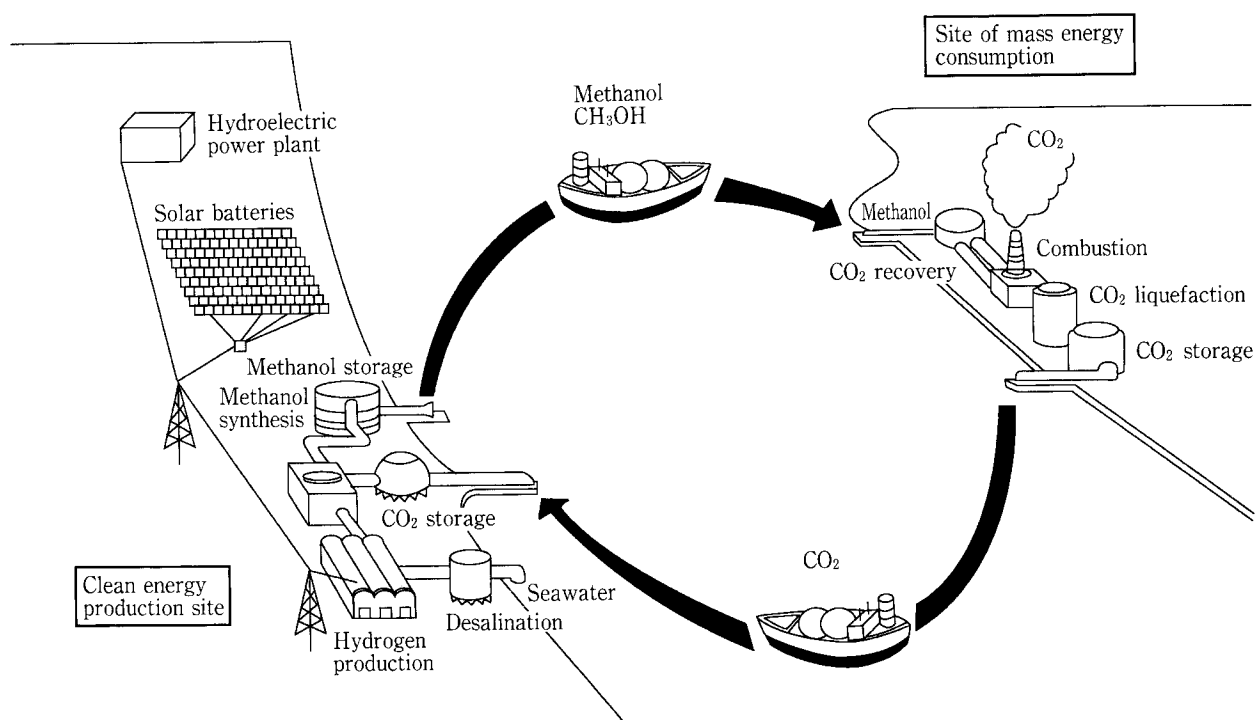
第3表 世界の主な水素エネルギープロジェクト

Fig. 3 Main projects of hydrogen energy system in the world

Project	Country	Period	Content
WE-NET (World Energy Network)	Japan	1993 - 2020	(Shown in fig. 3)
EQHHPP (Euro-Quebec Hydro-Hydrogen Pilot Project)	EU Canada (Quebec)	1987 -	Hydraulic power generation ↓ Water electrolysis (Canada) ↓ Transportation of liq. H ₂ ↓ EU
HYSOLAR	Germany Saudi Arabia	1986 - 1996	Solar photovoltaic generation ↓ Water electrolysis (SA) ↓ Transportation by a pipeline ↓ Germany



第3図 水素利用国際クリーンエネルギーシステム⁷⁾
Fig. 3 International clean energy network using hydrogen conversion system.⁷⁾



第4図 CO₂ グローバルリサイクルシステム⁸⁾
Fig. 4 CO₂ global recycling system.⁸⁾

第4表 大規模水電解プラント（アルカリ水電解）

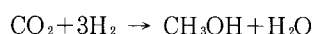
Fig. 4 Large scale water electrolyzers (alkaline water electrolysis)

Country	Location	Company	Capacity (Nm ³ /h)	Electric power (kW)
Egypt	Aswan	Brown Boveri	33 000	182 000
India	Nangal	Denora	30 000	165 000
Norway	Ryukin	Norsk Hydro	27 900	153 000
Norway	Ghomfjord	Norsk Hydro	27 100	149 000
Canada	Trail	Trail	15 200	84 000

吸着，吸収，膜分離等の方法で回収した二酸化炭素は，化学的あるいは生物的に固定する種々の方法が活発に研究されている。それらの中で，二酸化炭素の接触水素化によりメタノールを合成する方法が，現在のところ最も迅速で実用化の可能性の高い方法として注目されている。

4. 2 接触水素化によるメタノール合成

二酸化炭素の接触水素化により，メタノール以外にメタン，低級炭化水素，ガソリン留分，ギ酸等の化成品が得られる。メタノール合成反応では，熱力学的平衡から高圧・低温が有利である。200～250℃で40～120気圧の条件でCu-Zn系触媒が検討されており，現在20%程度の転化率が得られている。



メタノール合成用水素は，二酸化炭素を発生しない水素製造法でなければならず，先に述べた水力発電あるいは太陽光発電と水電解との組み合わせシステムが有力である。

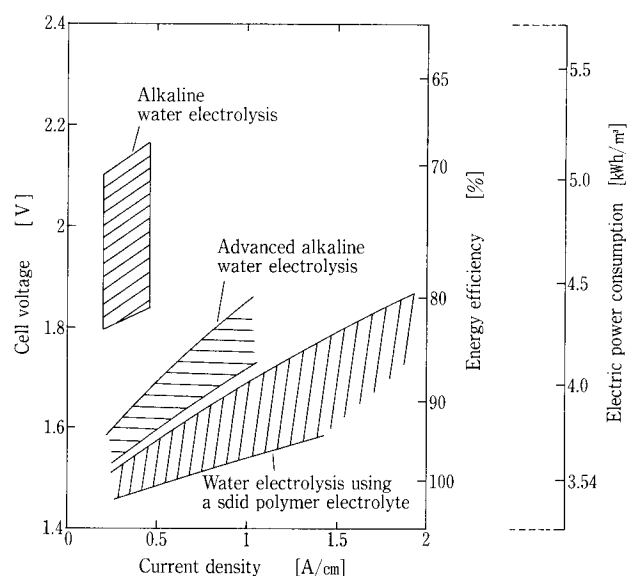
このようなシステムは，化学的CO₂固定化プロジェクト⁸⁾や，電力会社等民間レベル⁹⁾でも検討されている。二酸化炭素を削減するだけでなく，固定化した二酸化炭素を炭素源として，有用な化学物質に変換しリサイクル利用することにより，化石エネルギー資源の消費量削減にも寄与する。第4図に化学的CO₂固定化プロジェクトの概要を示した⁸⁾。

火力発電所あるいは工場の排ガスから二酸化炭素を回収し，液化して自然エネルギー資源の豊富な海外へタンカー輸送する。太陽光発電-水電解システムで製造した水素と液化二酸化炭素の反応により合成されたメタノールは，再びタンカー輸送で戻される。

このシステムに必要な水素は，例として，1000 MWの石炭火力発電所から排出される二酸化炭素の60%を分離回収してメタノールとして固定化する場合，672 000 m³/hである。

合成メタノールは，メタノール発電等燃料としてリサイクルされる。メタノール発電では，メタノール改質水素をガスタービンで燃焼する。メタノール改質にガスタービンの排熱を利用出来るので熱効率が高い。メタノールは，石油より単位熱量当たりの二酸化炭素排出量が多いが，発電効率が高いため，結果として排出量は少ない。

太陽エネルギー基地は，内陸の砂漠地域に立地する。そのため，太陽光発電基地からタンカー受け入れ基地となる



第5図 アルカリ水電解および固体高分子型水電解の電解性能¹²⁾

Fig. 5 Electrolysis performance of alkaline water electrolysis and SPE water electrolysis¹²⁾ using a solid polymer electrolyte.

港湾まで，電力送電するかあるいは水素輸送するかが，技術的・経済的な面から検討され，水電解設備を太陽光発電と直結し，水素をパイプライン移送する方式が最適であることが報告されている¹⁰⁾。この場合，前述したようにメタノール合成反応の圧力と，水素をパイプライン移送するために高圧水素が必要と考えられ，高圧型HHOGが有効であると思われる。

一方，太陽電池の出力変動に対して，固体高分子水電解の電解性能が検討されている。初期性能で，水電解効率が約80%，太陽電池効率が12%であり，日射エネルギーから水素エネルギーへの変換効率は9～10%が得られている。また，太陽電池との直結連続運転により水電解効率が低下するという問題があり，電解温度を80℃以上にすると改善されることも報告されている¹¹⁾。

5. 大規模高効率水電解の将来

固体高分子型水電解は，これまで，ガスクロ分析用等小型の装置開発がほとんどであった。HHOGは，国内では最大規模の装置であるが，第4表に示すアルカリ水電解の

実績に比べるとその規模は小さい。さらに大規模化と高効率化のための技術開発が必要である。

第5図に、アルカリ水電解とその改良型及び固体高分子型水電解の電解性能を、今後の開発状況も含めて図示した¹²⁾。

一般的に、アルカリ水電解ではセル電圧が高く、エネルギー変換効率が60～80%と低い。また、アルカリ水電解では、電流密度を上げると電極間のガス抵抗が増加するため高電流密度の運転が難しい等の問題点がある。改良型(高温高圧型)ではある程度改善されるが、固体高分子型水電解のエネルギー変換効率を越えない。

水電解では、電流密度の増加とともにセル電圧が増加するため、電流密度を低くすればエネルギー効率を上げることが出来る。しかしそれでは電解槽が大きくなり経済性が成り立たない。したがって、セル電圧を低下させて、エネルギー変換効率の向上と電力原単位の低減を図ること、それと同時に電流密度を上げて小型大容量化し、設備費を低減することが重要である。この点で、固体高分子型水電解は、これまでに述べたような将来の水素ニーズに対応出来るものと考えられる。

さらに、固体高分子型水電解は、アルカリ水電解に比べ高濃度のアルカリ電解液を使用しないため、装置材料の選択や保守が容易である。また、高濃度アルカリ溶液は人体に接触すると危険であるが、固体高分子型水電解では純水のみを使用するので、作業中の危険性が少なく、本質的に安全である点も大きなメリットと思われる。

む す び

固体高分子型水電解法による高純度水素酸素発生装置(HHOG)のオンサイト装置として期待される適用分野を

紹介した。オンサイト装置としては、99.9999%以上の高純度水素が手軽に得られることが最大の利点である。

水電解水素は、電力貯蔵や太陽エネルギー等の自然エネルギー利用におけるエネルギー媒体として、21世紀に果たす役割は大きい。また、二酸化炭素の固定化・リサイクル利用においても水電解水素は重要である。現状では、固体高分子型水電解はアルカリ水電解に比べ大規模装置の実績がない。しかし、固体高分子型水電解は、アルカリ水電解と比較して性能面で優れた点が多く、多方面で注目されている。今後、高圧型の利点を生かし、HHOGの大規模化と高効率化のための技術開発を行うことにより、このような将来の水素ニーズへの展開が期待される。

〔参考文献〕

- 1) T.Sasaki, Proc. of 4th Symposium on Sino-Japanese Fossil Power Plant Water Treatment, 245 (1995)
- 2) 安井信一ほか, 神鋼パテック技報, Vol.40 No.1, (1996)
- 3) 大木康次ほか, 電気学会産業応用部門全国大会(1996)
- 4) 日本原子力研究所, 核燃料サイクル施設等システム基本情報調査(Ⅲ), 70 (1996)
- 5) 清水三郎, 日本原子力学会誌, Vol.36, No.4, 69 (1994)
- 6) 資源エネルギー庁編, 新エネルギー便覧・平成7年度版
- 7) 「ニューサンシャイン計画」カタログ
- 8) 「接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発」カタログ
- 9) 平野正樹, 火力原子力発電, Vol. 44, No. 7, 71 (1992)
- 10) 浅海隆義ほか, エネルギー資源学会第15回研究発表会講演論文集, 231 (1996)
- 11) 鷲田伸也ほか, エネルギー資源学会第15回研究発表会講演論文集, 207 (1996)
- 12) 竹中啓恭, 燃料協会誌, Vol. 70, No. 6, 487 (1991)

GMP 対応のグラスライニング機器及び粉体機器

Glass-lined and Powder Processing Equipment Designed for the Specifications of GMP (Good Manufacturing Practice)



(化) 技術部
中 村 公 彦
Kimihiko Nakamura

We have been supplying many kinds of equipment with unique characteristics such as glass-lined equipment, thin-film evaporators (EXEVA and WIPEREN), SV Mixers and CDB as vacuum dryers, and filter-dryers with filtration and drying functions. Based on our total technology, we look forward to expanding the sales of such equipment to the field of fine chemicals. In this paper, we explain some of the equipment in accordance with the GMP standard in the field of pharmaceuticals.

ま え が き

1994年4月に薬事法が大改正され、改正GMPが施行された。改正のポイントは

- 1) バリデーションが医薬品製造の許可要件となった。
- 2) 原薬がGMP適用範囲内になった。

これらにより、原薬製造を含めた医薬品業界が設備及び品質管理体制の見直しを迫られているのが現状である。また、バリデーションに関しては、1995年3月に厚生省より「バリデーション基準」が示されたが、その内容としては“何をすべきか (What to do)”は明示されているが、“どのようにすべきか (How to do)”については明確な提示はなく、医薬品製造会社はこの点で悩んでいる。

当社は、従来から医薬品合成プラントには、プラント及び単体機器納入の実績を数多く有しており、医薬品合成プロセスは、おおまかに言って、反応→晶析→ろ過→乾燥工程からなっており、当社の主力製品である三つの機種、グラスライニングリアクター、フィルタードライヤー、SVミキサーはその中心的な機器として、数多くのユーザーにご使用頂いている。

本稿では、前述の3機種、グラスライニングリアクター、フィルタードライヤー、SVミキサーを取り上げ、ハード面(①内部のコンタミレス構造②装置外面の清浄性)から見た、機器メーカーとしての当社のGMP対応仕様について述べる。

1. 材料と表面仕上げ

1.1 グラスライニング

当社の基盤技術の一つであるグラスライニングはノンメタリック構造で、コンタミが少なく対付着性に優れ、洗浄しやすい材料である。また、既に確立しているステンレス母材へのグラスライニング施工技術も、外面の清浄性から見てGMP対応に適した材料と言える。更に、グラスライニング機器は、プロセス液・プロセスガスサイドのガasketはノンアスベストを標準化している。

1.2 電解研磨

ポリマーの対付着技術としてスタートした電解研磨技術も、対付着性、洗浄性の面よりGMPに対応した優れた電気化学的研磨である。

バフ研磨は、被研磨面の凸部を切削、或いは塑性変形な

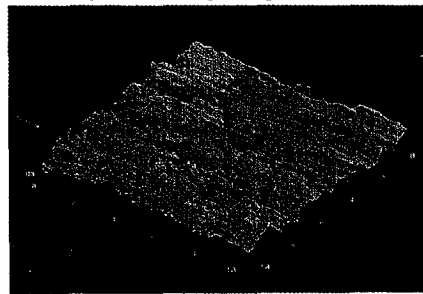
どの表面層の変形により、光沢と平滑さを得る機械的研磨方法である。油脂を練り込んだ研磨材を金属表面に擦りつけるため、ミクロに見れば傷の間に研磨材粒子や油脂が入り込んでおり、初期の脱脂洗浄が困難である。

電解研磨では、電解液中の陽極反応により、表面の微小凸部を、微小凹部より優先的に除去することにより、非常に滑らかな光沢ある面に仕上げると共に、研磨材粒子や油分が除かれ、納入時の初期表面が非常にクリーンである。

また、機械的研磨では、微小凹部に入り込んだ雑菌類を除去することは出来ないが、電解研磨であれば除去することが可能である。

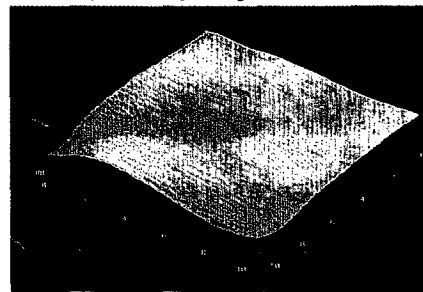
第1図は機械研磨と電解研磨の表面粗さを比較した図である。

AFM Analysis Mechanical polishing (#400)



(Seiko-Epson SPI 3700 10 μm observation)

AFM Analysis Electro-polishing (EP)



(Seiko-Epson SPI 3700 10 μm observation)

第1図 機械研磨と電解研磨の表面粗さの比較

Fig. 1 Surface roughness comparison between mechanical polishing and electro-polishing.

2. グラスライニングリアクターの GMP 対応

第2図に当社の GMP 対応グラスライニングリアクターの全体図を示す。当社の高効率攪拌翼“フルゾーン翼”を備えたグラスライニングリアクターは、医薬品合成プロセスにおいて、反応・晶析工程に用いられている。

2.1 コンタミレス構造

内部をコンタミの少ない構造とするための工夫を次に紹介する。

- 1) 内面はグラスライニング製である。
- 2) 液溜まりを極力なくすという見地から、下部を円錐構造とし、また、排出口を座形式としている。
- 3) ドライシール（ダスト受付き）を採用している。
- 4) ガasket はノンアスベストを採用している。

2.2 装置外面の清浄性

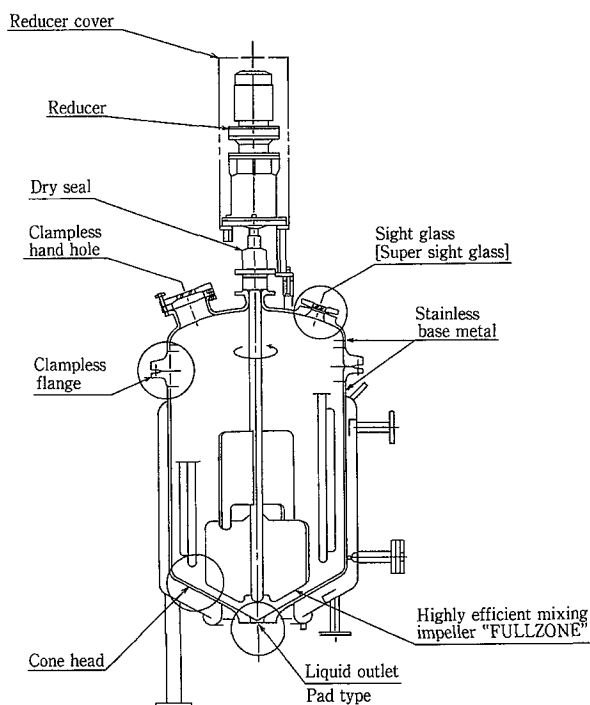
無菌室設置を想定した、装置外面の清浄性の工夫を次に紹介する。

- 1) 本体フランジ部の構造を、第3図に示す様に清浄性の良い構造にした。この構造は次のような特長を持っている。
 - ①従来のクランプ止めを廃止し、洗浄性を良くした。
 - ②フランジ上面の突起をなくし、液溜まりをなくした。
 - ③フランジスキマの洗浄水の溜まりをなくするため、下側フランジにテーパをつけた。

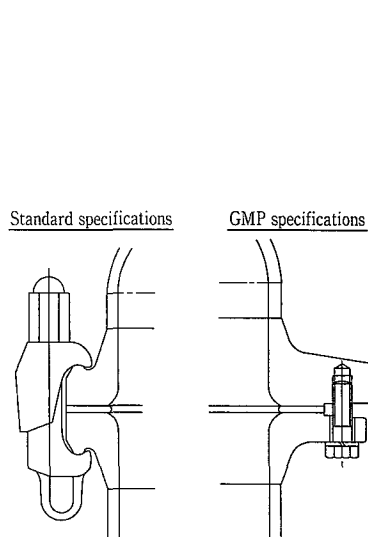
従来のフランジは、数多くのクランプで止められており、表面の凸凹が非常に多く、洗浄しにくい上に水洗時の水溜まりの出来やすい構造となっている。これを、下部からボルトを取り付けることにより、フランジ上面をシンプルな構造とし、水溜まりの出来ない構造としている。

- 2) 視窓及びハンドホールの構造を第4、5図に示すように、スーパーサイトグラスを使用した構造にした。この構造は、次のような特長を持っている。

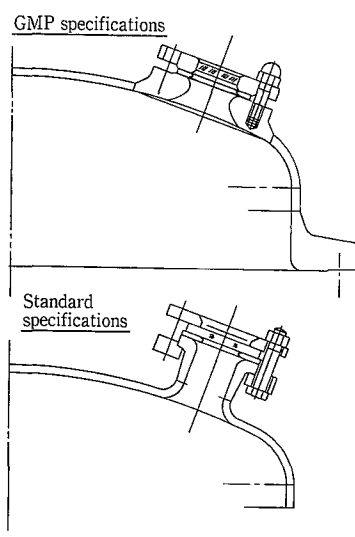
- ①視窓は座形式のため、視野が広い。
- ②抑え板がなく、割フランジをなくし、シンプルな構造とした。
- ③ハンドホールはクランプ構造をやめ、開閉容易な構造とし、視窓は抑え板をなくした。
- ④スーパーサイトグラスを採用し、上面の洗浄性を良くした。



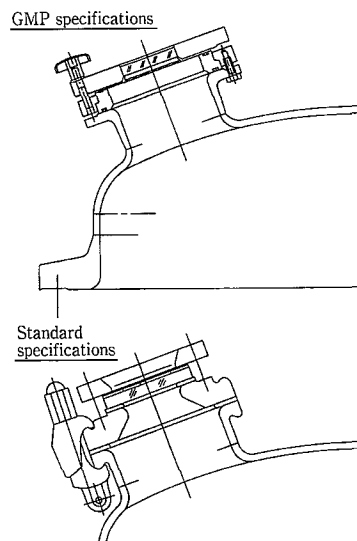
第2図 グラスライニングリアクター全体図
Fig. 2 Cross section of Glass-lined Reactor.



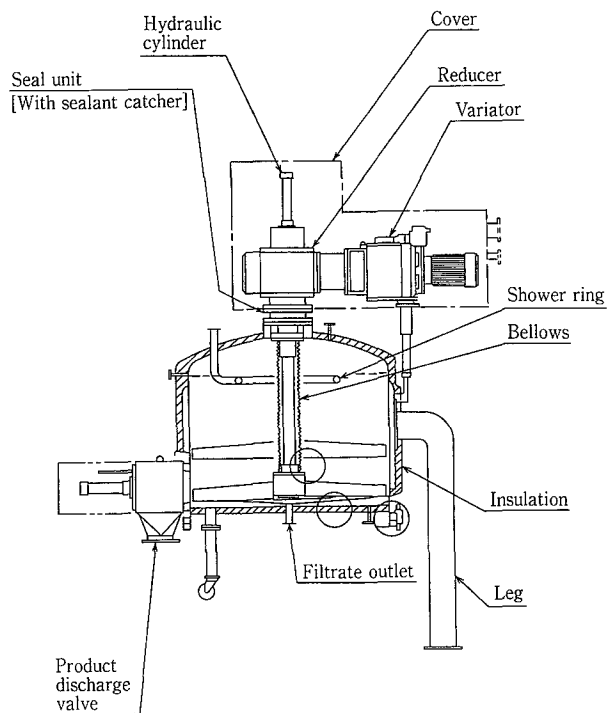
第3図 本体フランジ
Fig. 3 Vessel flange.



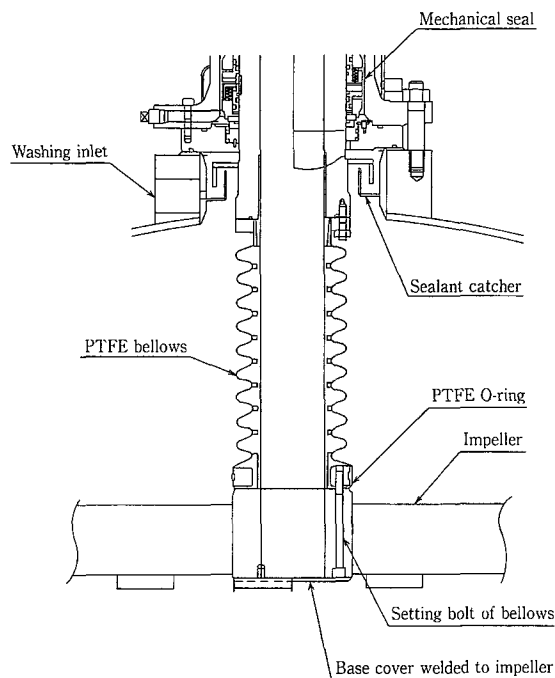
第4図 視窓
Fig. 4 Sight glass.



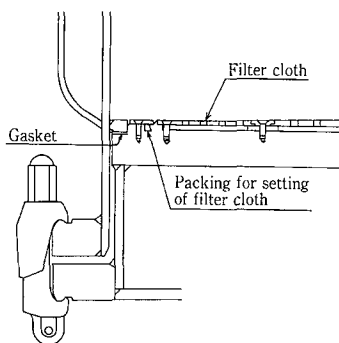
第5図 ハンドホール
Fig. 5 Hand hole.



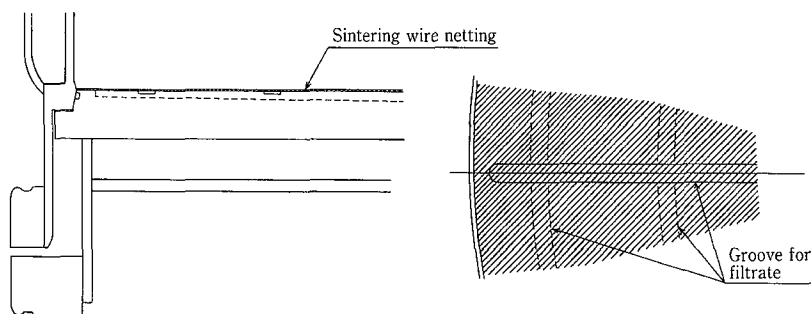
第6図 フィルタードライヤー全体図
Fig. 6 Cross section of Filter Dryer.



第7図 PTFE 製ベローズと翼取付部
Fig. 7 PTFE bellows and impeller mounting.



第8図 濾布セット図
Fig. 8 Setting of filter cloth.



第9図 焼結金網製濾板
Fig. 9 Perforated plate made of sintering wire netting.

ガラスと炭素鋼製リングを融着させたスーパーサイトグラスは従来より実用化しているが、GMP 対応としてステンレス鋼製リングのスーパーサイトグラスを開発した。

- 3) 缶体の母材及び外套材料をステンレス製とし、外面の清浄性を良くした。また、外面はバフ研磨を施工。
- 4) 減速機など外部部品で、やむを得ずステンレス製で対応出来ない部分には、ステンレス製のカバーを取り付ける。モーターカバー等には排気用のフィルターを取り付ける。場合によっては局所排気も考える必要がある。
- 5) 断熱外装の材質はステンレス製とし、構造は密閉溶接構造とし、外面をバフ研磨する。

3. フィルタードライヤーの GMP 対応

第6図に当社の GMP 対応フィルタードライヤーの全体図を示す。フィルタードライヤーはヌッチェ型ろ過器に、展延、掻き取り、攪拌洗浄、攪拌乾燥の機能を持たせた多機能機器である。医薬品合成プロセスにおいては反応・晶析で得られたスラリー状の処理液から母液を分離し、更に不要な汚染物を除去したのち乾燥粉末を得るろ過・乾燥工程に用いられる。

3.1 コンタミレス構造

内部をコンタミの少ない構造とするための工夫を次に紹介する。

- 1) 内面は電解研磨を施工する。
- 2) 攪拌翼昇降用の PTFE (四フッ化エチレン樹脂) ベロー

ズの取付構造を、第7図に示すように、接粉部にボルト・ナットが出ないようにし、攪拌翼とベローズの接合部に雑菌の繁殖する隙間のない構造とした（特許出願中）。

当社のベローズの標準はステンレス製であり、0～90℃の範囲においては、PFA（四フッ化エチレン-パーフロアルキルビニルエーテル共重合樹脂）を適用してきたが、121℃、1.4 kg/cm²Gの生スチームによる滅菌工程に耐える耐熱、耐圧のPTFEベローズを開発した。腐食性の薬品、多種の溶媒を取り扱うフィルタードライヤー内では、PTFEが最も適した材質である。

- 3) ろ材の取付を第8図に示すように、液溜まりのない構造とした。

一般的に、ろ材としてはろ布が用いられるが、従来、下部ろ材取付部と本体は、Oリング及び下部フランジでシールしていた。径の大きなOリングが必要であり、取付時のOリングの損傷トラブルもあったため、シール部をろ過面に近づける事により、液溜まりの少ない構造とした。

- 4) 焼結金網溶接一体型ろ板を新規設計した。

第9図に示すように、焼結金網を使用した溶接一体構造とし、より液溜まりの少ない板構造とした（特許申請中）。

また、焼結金網をろ材にすることにより、乾燥時の伝熱性能アップも期待出来る。

- 5) 粉体排出用のバルブは、洗浄が容易な側面排出のプラグバルブとした。

第10図に示すように、側面排出のプラグバルブを標準としており、バルブケーシングにハンドホールを設け、洗浄が容易な構造とした。

- 6) ドライシール（ダスト受付き）対応が可能である。

3.2 装置外面の清浄性

無菌室設置を想定した、装置外面の清浄性の工夫を次に紹介する。

- 1) 装置外面は、ステンレス鋼板を使用し、外面はバフ研磨を施工する。また、断熱外装の材質はステンレス製と

し、構造は密閉溶接構造とし、外面をバフ研磨する。

- 2) 減速機など外部部品で、やむを得ずステンレス製で対応出来ない部分には、ステンレス製のカバーを取り付ける。モーターカバー等には排気用のフィルターを取り付ける。場合によっては局所排気も考える必要がある。

- 3) 機器の支持はブラケット等を使用せず、パイプサポートとし、液溜まりのない構造とした。やむを得ずブラケット等を使用する場合は、傾斜のついたステンレス鋼製のカバーをつける。

4. SV ミキサーの GMP 対応

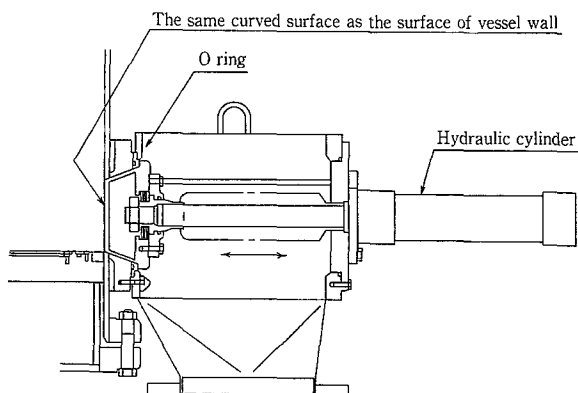
第11図に当社の GMP 対応 SV ミキサーの全体図を示す。SV ミキサーは、逆円錐形容器内に自公転するスクリューを持ち、粉粒体に三次元的な対流運動を与える構造で、その独自の混合機構を有効に利用して、ファインケミカル、医薬品、合成樹脂、農薬、染料・顔料、食品等の広範囲において、混合機及び乾燥機として数多く使用されている。医薬品合成プロセスにおいては、遠心分離機等でろ過処理された湿潤粉体を乾燥させて、粉末を得る乾燥工程に用いられている。

4.1 コンタミレス構造

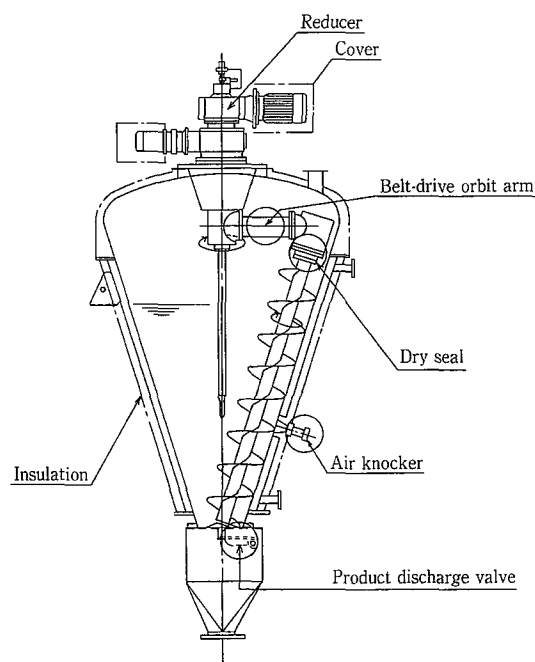
内部をコンタミの少ない構造とするための工夫を次に紹介する。

- 1) 内面は電解研磨を施工する。
2) 公転軸の構造を、オイルのコンタミ防止を考慮してベルト駆動方式とした。当社の SV ミキサーは 自転スクリューの動力伝達が、公転軸内のベベルギアによりなされるオイル潤滑方式を標準としている。

公転軸内のオイルは、缶内に入らないような構造にはなっているが、缶内にある公転軸内に、オイルがあること自体を懸念されるユーザもあり、第12図に示す様なタ



第10図 粉体排出弁
Fig. 10 Powder discharge valve.



第11図 SV ミキサーの全体図
Fig. 11 Cross section of SV Mixer.

イミングベルトとボールジョイントを組み合わせたベルト駆動方式を開発した。

3) 自転軸側の軸封をドライシール構造とした。

SV ミキサーの自公転軸はオイルシールとリップシールでシールしており、真空から大気圧の設計を標準としている。これではスチーム滅菌仕様に対応出来ないため、自転軸側の軸封はドライシール構造とした。また、自転軸側の軸封は粉体雰囲気にあるので、エアーシールを併用した。

4) 直下排出用プラグ弁を取り付けた。

SV ミキサーは、サイド排出プラグ弁を標準としているが、下部軸受がないタイプでは直下排出プラグ弁の取付が可能である。円錐胴による良好な排出性に加え、全量排出が可能である。

5) その他に洗浄対策として、エアーシールによる満液洗浄、エアーハンマーによる付着粉体の払い落としが可能である。

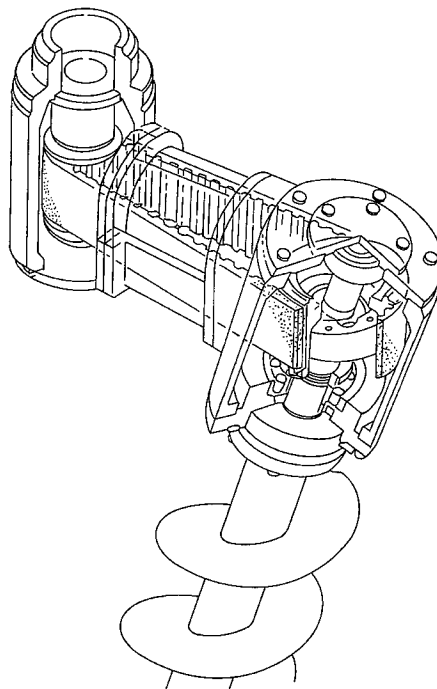
4.2 装置外面の清浄性

無菌室設置を想定した、装置外面の清浄性の工夫はSV ミキサーの場合、フィルタードライヤーと同様となる。

む す び

GMP の対応はそのグレード、クリーン度により、仕様を柔軟に決定していく必要がある。今後、医薬品プラントの需要が見込まれる中で、当社では、更にハード面でのGMP 商品の開発を行っていききたい。

また、ハード面だけのGMP 対応だけでなく、ソフト面でも、機器製作時の品質保証体制として「ISO9001」の取得に向けて計画を進めている。更に、ユーザのバリデーション支援を積極的に行うため、各機能には根拠が必要という見地にたって、SIP やCIP 等の洗浄技術を中心として、各



第12図 ベルト駆動公転軸

Fig. 12 Belt-drive orbit arm.

種の社内テストを行いデータを集積するなど、エンジニアリングサービスを充実させユーザ各位のご要望に応じて行きたい。

紫外線による下水二次処理水の滅菌

Ultraviolet Sterilization of Secondary Effluent



(環)製品開発室

近 藤 展 生

Nobuo Kondo

加 治 正 廣

Masahiro Kaji

Ultraviolet sterilization of secondary effluent from sewage treatment can eliminate the problems which conventional chlorine sterilization cannot solve such as adverse effect of residual chlorine on the aquatic flora and fauna, and formation of organic chlorine compounds in contact with the organic matter remaining in the treated water. In addition, ultraviolet sterilization does not entail any danger of overdosing since it does not add any chemicals. Its advantage includes short treating time, simple operation, and easy maintenance. This paper reports on the ultraviolet sterilization test for the secondary effluent.

ま え が き

下水二次処理水の滅菌には一般に塩素処理が用いられている。塩素処理は安価かつ薬注量の変更も容易で、さらに使用実績も長期にわたっており、今後とも重要な滅菌方法である¹⁾。しかし、残留塩素が放流先の水生動植物に悪影響を及ぼすことや処理水中の有機物と反応し、有機塩素化合物を生成する等の問題がある。そのため、近年塩素処理以外の滅菌方法が検討され、一部では実用化されてきている。塩素処理以外の滅菌方法としては、オゾン処理法、膜分離法、紫外線照射法、二酸化塩素を使用する方法等があるが、これらのうち紫外線照射法は、最近では技術開発が急速に進んでおり、特に注目されるようになってきている。紫外線照射による滅菌では、塩素処理のように残留性がなく放流先の生態系に悪影響がない、過剰注入の恐れもなくトリハロメタン等の有機塩素化合物の生成がない、処理時間が短い、操作が簡単、維持管理が容易である等の多くの利点がある。

一方、下水二次処理水への適用に関しては歴史が浅く、紫外線ランプの劣化、石英ガラス保護管の汚染、紫外線照

射量と滅菌率の関係、光回復の度合い等十分に解明されているとはいえない点も多い。そこで、筆者らはこれらについて実験的な検討を行った。その結果、紫外線滅菌は短時間で高い滅菌率が得られる等、下水二次処理水に非常に効果的であることが確認出来たので、次にその概要を紹介する。

1. 紫外線による滅菌の原理

紫外線は光の一種で、その波長は100~400 nm で人の目には知覚できない。また、紫外線はその作用により、UV-A (波長315~400 nm, 色素沈着, 光化学作用), UV-B (波長280~315 nm, ビタミンの生成), UV-C (波長100~280 nm, 滅菌作用) に分けられる²⁾。

一方、紫外線は微生物の細胞内で特にDNA (核酸) に吸収され、その吸収波長は240~280 nm と滅菌効果を示す波長 (UV-C) の範囲内にあり、吸収された紫外線は生命維持と遺伝子の複製に必要なDNAの結合を破壊することが明らかになっている³⁾。これが紫外線を微生物の滅菌に利用出来る理由である。

紫外線滅菌の線源としては高圧、中圧、低圧ランプの3種類があるが⁴⁾、下水二次処理水の滅菌にはこれらのうち

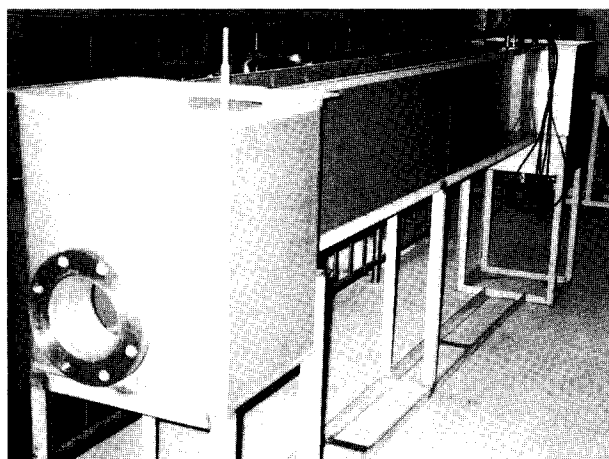


写真 1 実験装置
Photo. 1 Test unit.

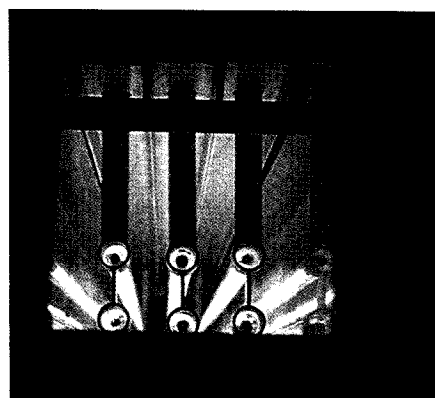
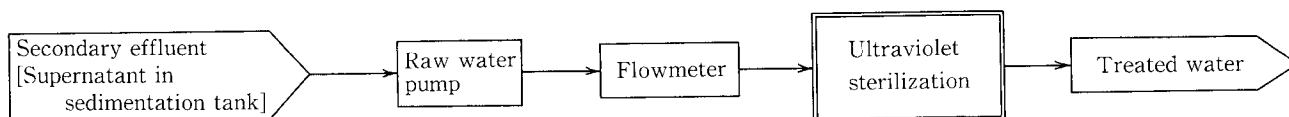
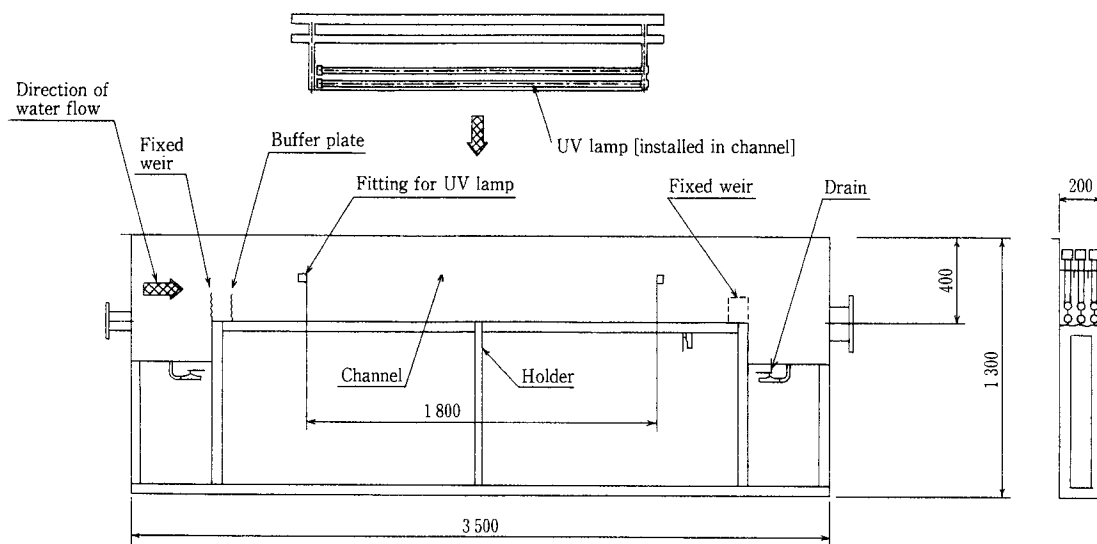


写真 2 オープンチャンネル水路内 (点灯時)
Photo. 2 Open channel (irradiated).



第1図 実験装置のフローシート

Fig. 1 Flow sheet of test unit.



第2図 実験装置の概要（オープンチャンネル）

Fig. 2 Outline of test unit (open channel type).

第1表 実験装置の主要仕様

Table 1 Main specifications of the test unit

Item	Main specification
Type	Open channel (submerged rack type)
Ultraviolet lamp	65 W×6 lamps
Electrical consumption	675 W
Installation method	Parallel in direction of water flow (2 lamps×3 racks)
Dimension of open channel	Length 3 500 mm×width 200 mm×depth 400 mm

低圧ランプが最も広く利用されている。このランプは滅菌に非常に効果的な254 nmの波長を効率的に発生するという特長を持っている。

なお、低圧水銀ランプの基本構造は一般の蛍光灯と同様であるが、ランプの内面に紫外線光を可視光に変換する蛍光物質が塗布されていない点、管の材質に紫外線を効率よく透過する石英ガラスを使用している点が異なっている。

2. 実験装置及び方法

2.1 実験装置

第1図及び第2図に今回用いた実験装置のフローシート

とオープンチャンネル（開水路）の概要を示す。また、装置写真を写真1に、点灯中の水銀ランプの状態を写真2に示す。

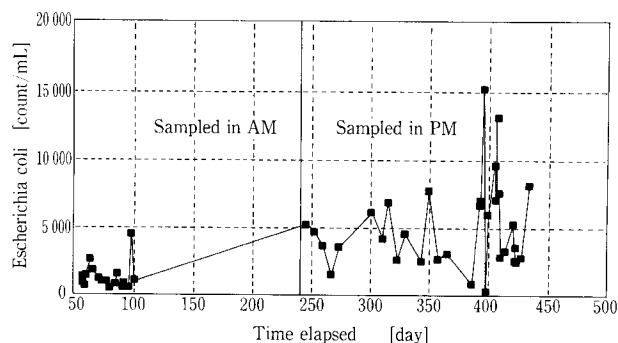
実験装置は大きく分けて原水供給ポンプ、紫外線照射部、流量計及び制御盤からなっており、紫外線照射部は

- ①低圧水銀ランプ
- ②石英ガラス保護管（以下単に保護管という）
- ③保護管固定枠
- ④ステンレス製オープンチャンネル（開水路）

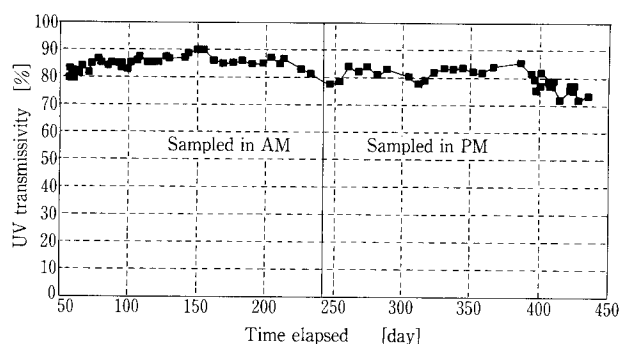
で構成されている。①、②の透明ガラス部材には石英ガラ

第 2 表 下水二次処理水の水質
Table 2 Quality of secondary effluent.

Sampling time		16 : 00~17 : 00 (May 8, 1995~February 17, 1996)	
Analysis item		Min. ~Max.	Average
Escherichia coli	count/mL	250 ~ 15 000	5 000
Heterotrophic plate count	count/mL	6 500 ~ 190 000	98 000
TOC	mg/L	<10 ~ 20.2	—
COD	mg/L	11.3 ~ 19.8	15.7
Turbidity	degree	4.1 ~ 12.1	8.7
Ca hardness	mg/L, CaCO ₃	49.6 ~ 66.8	54.0
Transmissivity of UV	%	72.4 ~ 85.9	80.8
Water temprature	°C	15.0 ~ 30.3	20.9



第 3 図 大腸菌群数の経時変化
Fig. 3 Change of escherichia coli with time elapsed.



第 4 図 紫外線透過率の経時変化
Fig. 4 Change of UV transmissivity with time elapsed.

スが用いられており、④は SUS304 製で紫外線が反射されやすいように内面が研磨されている。

今回の実験で使用した紫外線ランプはランプ電力 65 W、紫外線出力 27 W、発光部長 1 500 mm、直径 15 mm の低圧水銀ランプであり、これを 6 本 (2 本/ラック × 3 ラック) 使用した。実験装置の主要仕様を第 1 表に示す。

2. 2 実験方法及び分析方法

1) 実験方法

本実験では、二次処理水 (最終沈殿池上澄水、以下原水という) を水中ポンプにより、ステンレス製開水路に導入し、そこで紫外線を照射、滅菌を行った。処理量は 25~31 m³/hr とした。この時の開水路内の滞留時間、すなわち紫外線照射時間は 5.5~4.5 秒である。

一方、ランプの紫外線強度は実験で使用した 3 ラックのうち、特定のラックを 1 本定め、開水路内の水を抜いた状態で測定した。ここで、測定器としては TOPCON UVR-1 を用い、測定器とラックの間隔は 160 mm とした。また、本実験では浸漬ラック数を 3, 2, 1 本と変化させ、ランプ間隔を 65 mm, 98 mm, 195 mm にし、開水路内の全紫外線照射量を変化させるとともに、ランプ間隔の影響を調査した。光回復実験では、処理量 25 m³/hr 及び 31 m³/hr (紫外線照射時間 5.5 秒及び 4.5 秒) で滅菌処理した

水を三角フラスコに定量とり、可視光として日光及び蛍光灯を照射し、照射時間を 0, 0.5, 1.0, 1.5, 2.0, 3.0 hr と変化させて実施した。

2) 分析方法

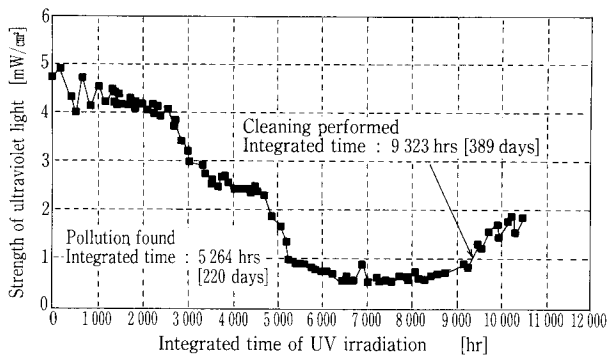
原水、処理水の分析は下水道試験方法に準拠して行ったが、大腸菌群数はデスオコシコール酸塩培地による平板法で、一般細菌は標準寒天培地を用いた方法で行った。

3. 実験結果及び考察

3. 1 原水の水質

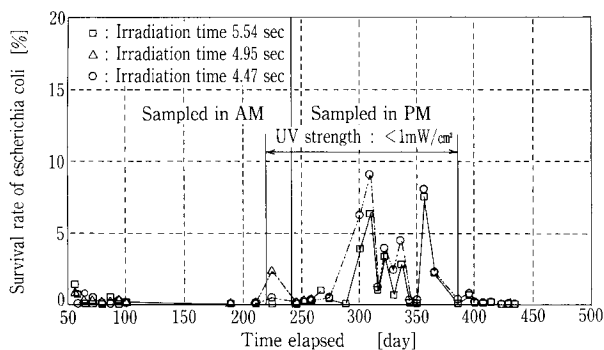
第 3 図に原水中の大腸菌群数の経時変化を示す。図にも示すように大腸菌群数は 10²~10⁴ 個/mL オーダーの間で変化しているが、大半は 10³ 個/mL オーダー、即ち 10 000 個/mL 以下になっている。

紫外線滅菌では原水中を紫外線が十分に透過することが重要で、その指標として紫外線透過率がある。第 4 図には紫外線透過率の経時変化を示しているが、紫外線透過率は 70~90 % の範囲内にあり、大半は 80 % 以上と高い値を示している。また COD、濁度ともそれぞれ 10~21 mg/L、2~12 度の範囲内と比較的低い値であった。第 2 表に水質の一例を示す。これらより水質は良好に保たれており、本原水は紫外線滅菌に適していると考えられる。一方、第 3、4 図より明らかなように午前中の水質より午後の水質の方



第5図 紫外線強度の経時変化

Fig. 5 Change of ultraviolet strength with time elapsed.



第6図 大腸菌群生存率の経時変化

Fig. 6 Change of survival rate of escherichia coli with time elapsed.

が悪化する傾向があり、紫外線滅菌を評価する場合は、午後の水質を基準にする方がよいといえる。

3.2 紫外線強度

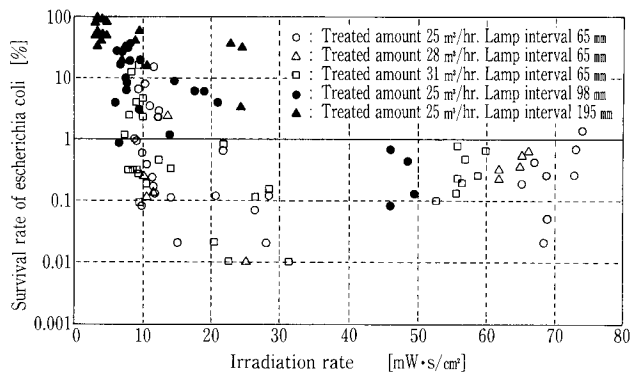
第5図に紫外線強度の経時変化を示す。

紫外線強度は当初の4.5 mW/cm²程度から経過日数の増加とともに低下し、経過日数294日（ランプ積算時間7 046 hr）では0.5 mW/cm²と低い値となっている。この紫外線強度の低下原因としてはランプ自身の経時的な劣化、水温の低下等が考えられる。しかし、経過日数220日（ランプ積算時間5 264 hr）に保護管に無機イオンによると思われる汚染が、目視上確認されたことから無機イオンによるスケールが主因ではないかと考えられる。なお、本実験では長期的な保護管の汚染状態を確認することを目的の一つとしていたため保護管の洗浄は経過日数389日（ランプ積算時間9 323 hr）まで全く行わなかった。このため紫外線強度が大きく低下したと考えられる。さらに、紫外線強度の測定距離を160 mmとランプ間隔に比べ長くとしたのも一因と推定される。

3.3 滅菌効果

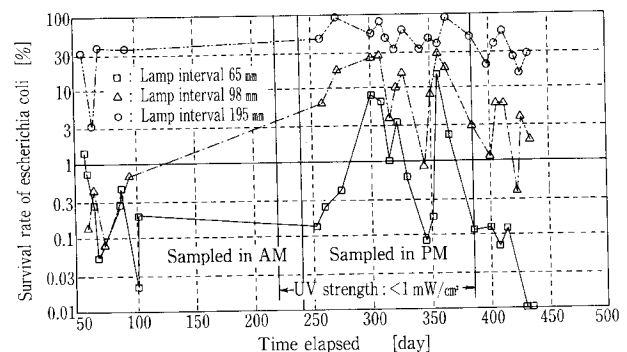
1) 大腸菌群生存率の経時変化

大腸菌群生存率の経時変化を第6図に示す。生存率は保護管の汚染が確認された経過日数220日までと保護管の洗浄を行った390日以降では1%以下となっている。また、この時の紫外線照射時間は5.5~4.5秒と非常に短時間であったが、大きな滅菌効果が得られていることが



第7図 紫外線照射量と大腸菌群生存率

Fig. 7 UV irradiation rate and survival rate of escherichia coli.



第8図 大腸菌群生存率の経時変化(ランプ間隔)

Fig. 8 Change of survival rate of escherichia coli with lamp interval.

わかる。経過日数220~390日の間は生存率は10%程度まで上昇している。この時の紫外線強度は第5図に示すように1 mW/cm²以下と低い値となっている。これらのことより、本実験範囲では紫外線強度が1 mW/cm²以上の場合、5秒前後という非常に短時間で生存率1%以下、すなわち99%以上の高滅菌率を得ることが出来るといえる。

2) 紫外線照射量の影響

紫外線照射量は開水路内の全紫外線強度と照射時間の積で求めた値であるが、その照射量と大腸菌群生存率の関係を第7図に示す。

紫外線照射量30 mW·s/cm²以上で大腸菌群の生存率は1%以下と良好な状態に保たれていた。しかし、30 mW·s/cm²以下になると生存率はばらつきが大きく、不安定になるとともに低下している。このことから効果的な滅菌率を得るためには照射量を30 mW·s/cm²以上にすることが望ましいといえる。ただ、ランプ間隔を65 mmにした場合は、照射量20 mW·s/cm²以上で生存率は1%以下と良好となっている。

3) ランプ間隔の影響

大腸菌群生存率に対するランプ間隔の影響を第8図に示す。

経過日数100日までの大腸菌群の生存率はランプ間隔65 mm, 98 mmで1%以下と良好な結果が得られている。これに対して、経過日数220日以降は、紫外線強度が1

第 3 表 光回復実験結果

Table 3 Result of photoreactivation.

Weather		Fine			
Kind of light		Sunlight		Fluorescent light	
Escherichia coli in raw water		count/mL			
Treated water		2 900			
Irradiation time hr		m ³ /hr			
0		25	31	25	31
0.5		0	2	0	2
1.0		17	33	3	0
1.5		20	12	2	2
2.0		23	9	4	1
2.5		30	12	5	1
3.0		4	1	6	4

(Unit: count/mL)

第 4 表 洗浄前後の紫外線強度

Table 4 Change of UV strength by cleaning. (Unit: mW/cm²)

Item	Pure Water	Alkali (1% NaOH)	Acid (1% HCl)
Before cleaning	0.65	0.63	0.70
After cleaning	0.68	0.69	0.92

mW/cm² 以下の場合を除き、ランプ間隔65 mmでは生存率1 %以下、滅菌率99 %以上と高く維持されているが、ランプ間隔98 mmでは生存率の大半が1 %以上と滅菌効果が低下している。ランプ間隔195 mmは全期間を通じて生存率10 %以上と高くなっている。以上のこと及び前述した紫外線照射量の影響等から、ランプ間隔を65 mmに保てば長期的な運転でも高い滅菌率を得ることができ、本実験範囲ではランプ間隔は65 mmが適切であるといえる。

3. 4 光回復

紫外線照射は大腸菌群等の滅菌に関して有効であることは前述した通りであるが、滅菌後、可視光線にさらされると一旦破壊されたDNAが修復し、回復するという欠点がある。そこで、滅菌後の処理水を用いてその回復度合いがどの程度になるか調査した。なお、可視光線としては日光と蛍光灯を用いた。

第3表に光回復実験の結果の一例を示す。日光の場合、照射後0.5 hr から2.0 hr の間に、処理直後の0もしくは2個/mLから最大33個/mLまで回復している。しかし、3hr経過後は数が急激に減少し、5個/mL以下となっている。これらより、日光照射前の10³個/mLオーダーの大腸菌群は最大回復数でも10¹個/mLのオーダーとなり、本実験範囲内での光回復の度合いは10¹倍であるといえる。蛍光灯の場合、照射時の増加とともに回復する傾向がみられるが、その度合いは非常に小さく、蛍光灯による回復は小さいと推定される。

3. 5 保護管の洗浄

保護管が原水中に含まれる成分により汚染された場合、紫外線強度が低下し、滅菌率の悪化を招く。本実験でも第5図に示したように経過日数220日で、目視上保護管表面が白濁しているのが観察された。本実験では長期的な汚染状況を調査するためそのまま通水を継続し、経過日数389日に保護管の洗浄を実施した。その時の保護管の表面も白濁しており、薄いスケールが観察された。このスケールを洗浄し、洗浄液を分析したところ、Fe, Al, Caは含まれていたが、有機物は含まれておらず、保護管の付着物は原水中の無機イオンと考えられる。また、洗浄は純水、アルカリ、酸で行ったが、洗浄後の紫外線強度の回復度合いは酸洗浄が最も大きく、洗浄には酸が適している。洗浄前後の紫外線強度を第4表に示す。

一方、保護管の汚染が確認される直前に紫外線強度が2.5 mW/cm²から1 mW/cm²に急減しており、洗浄を行う時期であったと指定される。この時期はランプ積算時間にして4800 hr (経過日数200日)である。これらより、本実験範囲では保護管は、長期的には原水中の無機イオンにより汚染され、それを洗浄するには酸が効果的であるといえ、洗浄時期は半年程度と推定される。

3. 6 紫外線ランプの寿命

本実験では438日にわたって実験を継続した。この期間中の紫外線ランプの強度は徐々に低下したが、保護管の汚染による強度低下時を除き、生存率は第6図に示すように1 %以下と良好に保たれ、また保護管の洗浄により、生存率は1 %以下に回復している。さらに本実験期間中、使用した6本のランプは全くランプ切れを起こさず、交換の必要はなかった。これらのことにより紫外線ランプは1.2年以上の寿命を持つことは明白であり、定期的に保護管の洗浄を行えば紫外線ランプの寿命は1.5年以上になると考えられる。

3. 7 経済性の試算

紫外線滅菌方式に関して、処理量を100 000 m³/日の場合について建設費と運転費の試算を行った。結果を第5表に示す。第5表には塩素滅菌の各費用も併して示している。表にも示すように紫外線滅菌は建設費(設備費と据付費)

第 5 表 経済性の試算

Table 5 Estimate of construction and running cost.

(Unit: YEN)

Treatment method		UV sterilization	Chlorination
Design cond.	Raw water	Escherichia coli : 10^4 count/mL UV transmissivity : $> 80\%$ SS : < 10 mg/L Water temperature : $10\sim 30^\circ\text{C}$	
	Effluent	Escherichia coli : Under 3×10^3 count/mL	
Equipment cost		490 million	80 million
Installation cost		80 million	40 million
Running cost per year		35 million	65 million
Running cost per cubic meter		0.96	1.78

は塩素滅菌より高くなるが、運転費は半分になるという結果が得られた。

なお、試算は次の条件を前提として行った。また運転費には設備償却費は含んでいない。

- 1) UV ランプ: ランプ出力 1 KW, ランプ交換 1 年
- 2) 電力単位: 15 円/KWh
- 3) 塩素処理: 使用塩素は次亜塩素酸ナトリウム, 単価 55 円/kg, 注入量 3 mg/L, 有効塩素濃度 10 %

4. まとめ

本実験では、次の結果が得られ、紫外線照射法は非常に有効で、塩素処理の代替技術として下水二次処理水の滅菌に十分適用出来ることがわかった。

- 1) 本実験で用いた二次処理水の大腸菌群数は 10^3 個/mL オーダーであり、紫外線透過率は 80 % 以上、COD、濁度はそれぞれ 10~21 mg/L, 2~12 度の範囲にあった。また水質は午後に悪化する傾向があった。
- 2) 紫外線ランプの強度は徐々に低下し、経過日数 200 日で 2.3 mW/cm², 294 日で 0.5 mW/cm² と初期の 51 %, 11 % まで低下した。紫外線強度が低下した主因は無機イオンによる保護管の汚染と考えられ、その洗浄には酸が適していた。また洗浄は半年に 1 回が適当と考えられる。
- 3) 紫外線照射時間 5 秒前後と、非常に短時間で大腸菌群の滅菌を行うことができ、しかも生存率は 1 % 以下、すなわち 99 % 以上の滅菌率が得られる。この時の開水路内の紫外線照射量は 30 mW・s/cm² 以上必要である。
- 4) ランプ間隔 98 mm では経過日数が 100 日程度と短期間で

あれば大腸菌生存率 1 % 以下となるが、経過日数 400 日以上と長期間になると 65 mm が適切であった。

- 5) 光回復により大腸菌群は回復するが、その度合いは 10^1 倍で、生存率が 1 % 以下の場合、光回復があっても 3 000 個/mL という放流基準は十分に遵守出来る。
- 6) 紫外線ランプの寿命は 1.2 年以上であることが明らかとなり、適切な洗浄を組み合わせれば、ランプ寿命は 1.5 年以上と考えられる。

むすび

人々にやすらぎや快適さを与える親水空間の整備や自然の生態系の保護は、今後ますます必要になってくる。化学物質を直接注入せず、生態系への悪影響や有害物質の生成がなく、さらに非常に短時間で処理が可能な紫外線滅菌は、ますますその必要性が増加すると考えられる。本実験が今後の紫外線発展に役立てば幸いである。

なお、本実験は神戸市下水道局（現 神戸市建設局下水道部）よりの委託を受け、垂水処理場で行ったものであり、実験を行うにあたり様々のご指導、ご協力を賜った神戸市下水道局の関係者の方々に感謝いたします。

〔参考文献〕

- 1) 大垣真一郎, 神子直之: 月間下水道, Vol. 18, No. 6, (1995), 環境新聞社, p. 20-23
- 2) 西山健之: PPM, Vol. 301, (1995/5), 日工フォーラム社, p. 36-42
- 3) 町田三一: 紫外線による水の消毒・殺菌と有害物質の効果的処理方法 (講習会テキスト), (1995/11), p. 1-9
- 4) (株) 日本フォトサイエンス: 紫外線殺菌 技術資料, FACT FILE L-107

ヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置の 金属表面処理分野への適用紹介

Application of the Vacuum Evaporator with a Heat Pump to Surface Treatment of Metals



SPE サービス部
吉 川 信
Makoto Yoshikawa
技術開発本部 研究開発部
小 林 俊 幸
Toshiyuki Kobayashi
佐 伯 一 丸
Kazumaru Saeki

The vacuum evaporator is a wastewater treatment system to separate distilled water from waste containing pollutants concentrated by evaporation and condensation for reduction of disposal volume and costs. Evaporation is enhanced by the use of vacuum and heat pump technologies. The advantage of the system includes high treating performance, compact and inexpensive construction in addition to low running cost. This paper introduces the application to the field of surface treatment of metals, laying emphasis on quick recovery of the investment.

ま え が き

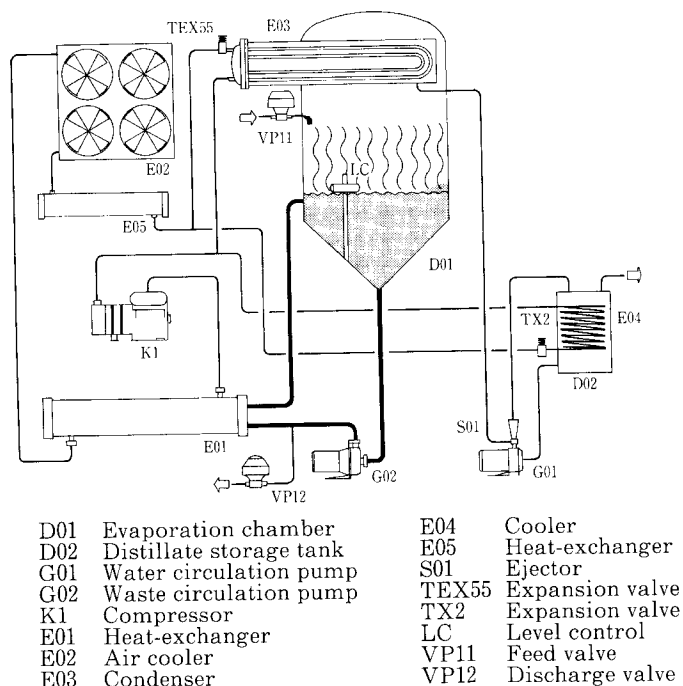
産業廃棄物は生産活動に伴って発生するものであり、環境保全の観点からその処理は、近年ますます困難となってきた。またロンドン条約の改正により、1996年年初から廃棄物の海洋投棄が原則的に禁止になり、産業廃棄物を取りまく環境は厳しさを増してきた。このような状況の中で、ここに紹介するヒートポンプ式真空蒸発濃縮装置「スーパーエバポラトール」は、イタリアのLED ITALIA社が1989年に開発したもので、主に産業廃棄物等の廃液を低温で蒸発濃縮し、減容化する装置である。ヨーロッパでは写真分野、金属表面処理分野、機械加工分野を中心に200台以上の納入実績がある。

この装置で完全に廃液処理をすることは出来ないが、廃液等を濃縮／減容化することができ、処分費を削減することが出来る。本装置の優れた点はその機能とともに、コンパクトで低ランニングコストで運転でき、その上低コストで設備を設置出来るということである。当社は、本装置の優れた点を国内に適用すべく導入した。本稿では装置の概要と金属表面処理分野への適用の実績例を紹介する。

1. 装置概要

1.1 原理

本装置のフロー、写真をそれぞれ第1図、写真1に示す。機器の構成は、廃液の蒸発濃縮を行う蒸発缶、蒸発水を貯留する蒸発水タンク、廃液循環ポンプ、水循環ポンプ、圧



第1図 真空蒸発濃縮装置のフロー (4000型)

Fig. 1 Process flow of the vacuum evaporator (WTS E 4000).

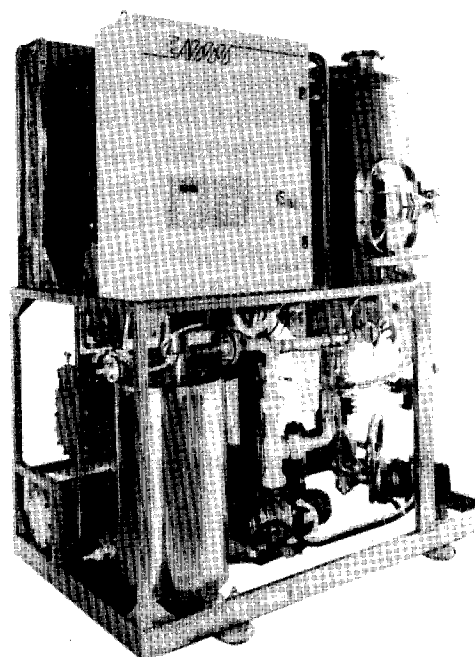


写真1 真空蒸発濃縮装置 (4000型)

Photo. 1 The vacuum evaporator (WTS E 4000)

縮機、加熱器、エアクーラー、凝縮器、膨張弁及び自動弁から成っている。これらの機器が、スキッドマウントされ、コンパクト化が図られている。

この装置は、真空技術とヒートポンプを組み合わせることにより、低温で廃液を蒸発濃縮することを可能にしている。

蒸発缶内の真空5.3~6.7 kPa (40~50 Torr) は、蒸発水の水循環ポンプと水エゼクターにより生み出される。

一方、水ポンプが水を高い所に汲み上げる機械であるように、ヒートポンプは熱を温度の低い所から高い所に汲み上げ、その熱を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。具体的な働きは次に記述する。

冷媒（代替フロン R22）は、圧縮機で加圧されて高温になり（約50℃）、加熱器内で廃液に熱を与える。冷媒自体は熱を奪われ、凝縮して液体となった後、エアクーラーで余剰の熱が除かれる。この後、冷媒は蒸発缶内の凝縮器の手前で膨張弁により、断熱膨張して低圧、低温となり（約15℃）凝縮器で蒸発缶内の水蒸気（約40℃）を凝縮させる。この時、冷媒は水蒸気から凝縮潜熱を受け取って、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。

エアクーラー出口の冷媒の一部は、蒸発水タンク内の冷却器に導かれ、冷却器手前で同様に膨張弁により低温になり、真空を生み出す蒸発水の冷却（約25℃に冷却）を行う。このことにより、蒸発缶内の真空度を5.3~6.7 kPa (40~50 Torr) に維持することが出来るのである。

本装置は熱のやり取りを冷媒を介して行うヒートポンプ方式を採用しているため、電熱ヒーターによる加熱方式のエネルギーと比較すると1/6で済み、効率的である。

廃液の供給は、蒸発缶内のレベルコントローラーの水位により、自動弁が開閉し真空吸引されることにより行われる。蒸発缶内の廃液（濃縮液）は、廃液循環ポンプにより加熱器と蒸発缶の間を循環して加熱器内で加熱され、蒸発缶内でフラッシュ蒸発する。濃縮液の排出と消泡剤（必要であれば）の供給は、自動弁のタイマー設定（あるいは、濃縮液についてはオプションの密度計）により間欠的に行われる。

1.2 装置の特長

1) 省エネルギータイプ

ヒートポンプ方式のため、電熱ヒーター加熱方式と比較して1/6のエネルギーで済む。ランニングコストが低い。

2) コンパクト

動力制御盤も含め、すべての機器がスキッドマウントされている。最大機種（蒸発水量8000ℓ/day）においても、2300mm^W×2900mm^Lの設置スペースで済む。

3) 電源接続だけで運転可能

加熱用のスチームや冷却水が不要である。電源供給のみで運転出来る。

4) フェイルセーフシステム/自己診断機能を持つ

万一の故障、トラブルの際には、装置が自動停止するフェイルセーフシステムである。またトラブルの内容を

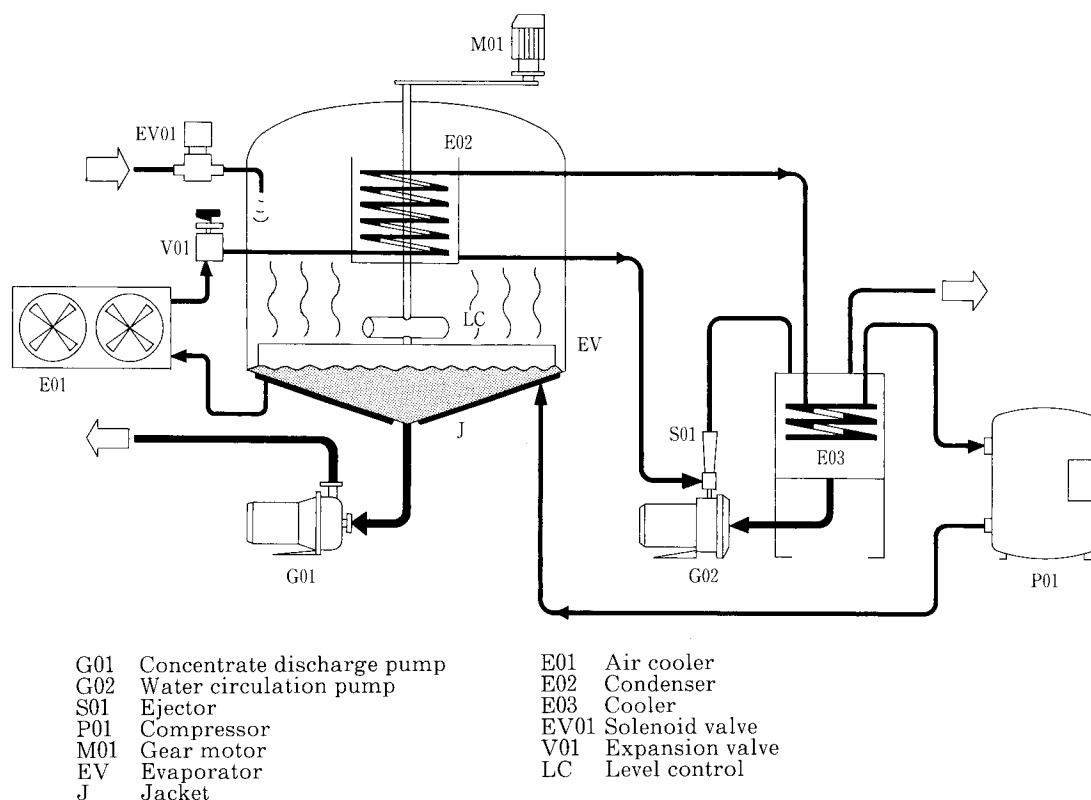
第 1 表 WTS E 型番と標準仕様

Table 1 Types and Standard specifications of WTS E

Type	WTS E	150	500	700	2000	4000	5000	8000
Frequency	Hz	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60	50/60
Distillate production (with water)	ℓ/hr	7.5	22.5/23.5	31.5/31.8	91.5/102.3	158/175	230/248	330/360
Power consumption	kW	2.5/2.7	7/7.5	6.2/8.4	16.2/20	28/36	39/50	56/77
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	0.18/0.21	0.17/0.20	0.19/0.21
Discharged heat	kcal/hr	2150/2580	7740/9300	5600/6708	10200/12600	17000/20000	40000/56000	46500/55100
Air required	m ³ /hr	1000/1100	4500/5310	4500/5310	6700/8100	12000/14400	14000/20000	28000/33000
Refrigerant		R22	R22	R22	R22	R22	R22	R22
Empty weight	kg	160	640	380	1050	1200	2000	2050
Width	mm	670	1500	650	1150	2000	1800	2300
Length	mm	710	1100	1200	2000	2510	2400	2900
Height	mm	1350	2030	1940	2465	2510	2900	2930
Noise power level	dB(A)	80.6	80	79	80	< 80	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	℃	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2図 真空蒸発濃縮装置のフロー (150, 500型)
Fig. 2 Process flow of the vacuum evaporator (WTS E 150, 500).

ディスプレイ上に表示する自己診断機能も備えている。
通常、無人自動運転が可能である。

5) 低い蒸発温度

蒸発缶内の真空度は5.3~6.7 kPa (40~50 Torr) のため、沸点は約40℃となる。低温で蒸発するため廃液中の分解ガスの発生が抑えられ、蒸発缶や加熱器の腐食が抑制される利点がある。

6) 低コスト

良い品物を安く手に入れるために、ヨーロッパ各国等から部品を調達して低コストを実現している。

1. 3 装置の型式と標準仕様

第1表に型式と標準仕様を示す。型式は、蒸発水量の能力別に7機種ある。(蒸発水量150 ℓ/day~8000 ℓ/day)

標準材質は、AISI 316L (SUS 316L 相当) をメインにし、一部ポリプロピレンを使用している。

150型及び500型は外套加熱方式で、スクレーパー付攪拌機を備えている。装置フローを第2図に示す。

700型以上は外部強制循環加熱方式で、外部加熱器を設置している。(第1図参照)

1. 4 適用分野

本装置のLED社の納入実績は、写真分野(35%)、金属表面処理分野(35%)及び化学分野(20%)で大部分を占める。

写真分野の対象廃液は、現像廃液、定着廃液及び洗浄廃水である。化学分野の対象廃液は、各種生産工程からのプロセス廃液や洗浄廃水である。これらの廃液からの蒸発水は放流基準を満たさない場合、後処理装置で処理を行い、

濃縮液を外部委託等にて処分する。

一方、金属表面処理分野の対象廃液は、主にメッキ廃液である。蒸発水は洗浄水としてリサイクルでき、濃縮液はメッキ浴液として再利用することが出来る。適用例は後述する。

濃縮度は廃液の性状(比重、粘度及びSS濃度)により異なるが、比重1.3~1.4、粘度100 cP程度、SS濃度3~4%までの濃縮が可能である。

2. WTS E 4000型の紹介

シアン含有メッキ廃液の蒸発濃縮に納入したWTS E 4000型を例に装置及び運転概要を次に紹介する。

2. 1 装置概要

装置仕様を第1表に示す。水蒸発能力は4 m³/dayである。据付スペースは、2.4 m²で済む。運転に際しての準備は、電源、圧縮空気、廃液、蒸発水及び濃縮液の配線・配管の接続だけで良い。

2. 2 フェイルセーフシステムと自己診断機能

装置は自動運転され、原廃液槽が空になった時、また蒸発水貯留槽か濃縮液貯留槽が満水になった時に装置は自動停止する。また何かトラブルが発生すればソフトウェアが装置を停止し、ディスプレイ上に警報状況を表示する自己診断機能を備えている。安全のため、運転に支障のある要因を一つ一つクリアしなければ再起動出来ないシステムとなっている。クリアする毎に警報の数は減少し、全てクリアして初めて再起動出来る状態になる。

各々の警報に対し、可能性のあるトラブルの原因は取扱説明書に記されており、これに基づいて対策をとる。

2.3 コントロールパネル

コントロールパネルを写真2に示す。コントロールパネルは入力キーボードとディスプレイ、コントロールキーボードから構成されている。ディスプレイは運転に関するパラメーター、情報を順々に表示する。シーケンスは5つあり、各々のキーを押すことによって選択表示出来る。5つのシーケンスは各々次の項目に関する情報を表示する。

- 蒸発缶内の圧力、圧縮機の圧力と電流値、密度（密度計はオプション）及び原廃液槽等の外部レベルの情報
- 運転パラメーター設定値の入力、濃縮液拔出し間隔時間、消泡剤注入の間隔時間
- 圧縮機の自動運転機能に関するタイマーの確認と設定
- 警報設定値の入力（圧縮機出口圧力の最大値、圧縮機入口圧力の最小値等）
- 付帯項目に関する入力（時刻設定、ブザー設定、運転積算時間）

またコントロールパネルは、次の信号の取り込みや中央制御盤からの遠隔操作が出来るようになっている。

- 外部水槽のレベル信号の取り込み
外部の原廃液槽、蒸発水槽及び濃縮液槽の液面計の信号を取り込むことができ、その信号により本装置を停止することが出来る。
- 中央制御盤からの起動/停止
本装置が排水処理設備の一部である場合等において、中央のパネル（またはコンピューター）からの信号で起動/停止を行うことが出来る。

2.4 運転

運転に支障のある要因を排除し、コントロールキーボードのNo.1キーを押すと廃液循環ポンプ、水循環ポンプが運転を開始する。蒸発缶内の絶対圧力が200 mbarに達すると、圧縮機起動シーケンスが作動する。数分後に装置はほぼ定常運転になり、蒸発濃縮を行うようになる。

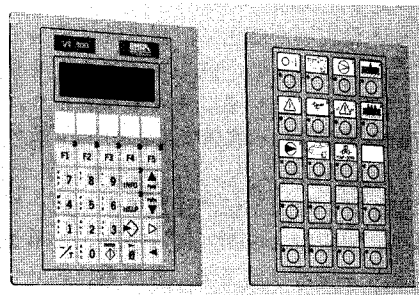


写真2 コントロールパネル

Photo. 2 Control panel

2.5 オプション

WTS E 4000型にはオプションとして次の計器が用意されている。

- 濃縮液の密度計
濃縮液の密度コントロールが正確に行うことが出来る。
- 蒸発水のpH調節計
蒸発水のpHコントロールを行うため、新たなpH調整槽の設置が不要で、そのまま放流することが出来る。
- 蒸発水の導電率計
蒸発水の導電率をチェックすることにより、蒸発水の性状がチェック出来るばかりでなく、蒸発濃縮操作が順調に行われているかどうかチェックすることが出来る。

3. 金属表面処理廃液への適用

金属表面処理後のメッキ廃液の蒸発水は、蒸留水水質並となり、メッキ洗浄水としてリサイクルすることが出来る。また濃縮液はメッキ浴液として再利用出来る。したがって、メッキ廃液は本装置の性能を十二分に発揮出来る処理対象廃液で、蒸発水、濃縮液の両方とも再利用することが出来る。

第2表 無電解ニッケルメッキ廃液の蒸発濃縮テストの分析結果

Table 2 Analysis on vacuum evaporation of waste liquid from non-electrolysis nickel plating process.

Parameter	Waste	Distillate	Concentrate
pH	4.3	4.5	4.5
SS	mg/ℓ < 1.0	< 1.0	10 600
COD _{Mn}	mg/ℓ 15 000	12.8	81 000
BOD	mg/ℓ 1 410	47.9	55 000
TOC	mg/ℓ 8 500	23.6	44 900
Na	mg/ℓ 11 500	0.88	63 100
Ni	mg/ℓ 6 720	< 0.1	38 300
Fe	mg/ℓ 16.7	< 0.1	85.2
Cr	mg/ℓ 0.14	0.1	0.87
Pb	mg/ℓ 0.26	< 0.2	0.89
Cu	mg/ℓ < 0.1	< 0.1	< 0.1
SO ₄ ²⁻	mg/ℓ 14 900	< 0.3	89 000
PO ₄ ³⁻	mg/ℓ 32.1	< 0.1	181
T-P	mg/ℓ 36.4	0.52	272
Cl ⁻	mg/ℓ < 60.0	< 0.3	< 90
TS	mg/ℓ 68 700	38.0	473 000

3.1 無電解ニッケルメッキ廃液への適用

無電解ニッケルメッキは皮膜が緻密で、耐食性に優れているとともに安定した光沢が得られ、鉄、銅、アルミニウム及びそれらの合金に適用されている。またセラミック、ガラス、ABS樹脂、PP樹脂等の不導体上にも適用可能である。

当社の化工機事業部においては、伝熱係数の低下防止を目的に、反応機の外套に無電解ニッケルメッキ施工を手がけている。これまでメッキ薬液は施工後、外部委託処分してきたが、メッキ廃液処理に本装置を適用することにより、濃縮した薬液を再利用出来る可能性（コストダウンにつながる）があるため、本装置の700型を用いて蒸発濃縮処理試験を実施した。

無電解ニッケルメッキ廃液、真空蒸発濃縮装置の蒸発水及び濃縮液の水質分析結果を第2表に示す。これから蒸発水は、廃液中の一部の有機物を含むものの無機化合物の含有は皆無であった。蒸発水中の有機物は、錯化剤中の低沸点物質と考えられる。蒸発水は他の廃水とともに廃水処理設備で処理するか、もしくは希釈で放流することが出来る。廃液は約6倍の濃縮が可能であった。この結果から廃液処分としても費用は1/6となり、濃縮した薬液を再利用した場合にはさらにコスト削減が可能である。

3.2 電気メッキ工程廃水への適用

1) クロムメッキ

メッキ処理ラインには、240~300 g/lの無水クロム酸、約1%の硫酸及び少量の触媒を含むメッキ浴が使用されている。この浴槽の後で使われる洗浄水は、六価クロムを回収するために、特殊な耐食材料でつくられた本装置によって処理することが出来る。

蒸発水は洗浄水としてリサイクルでき、イオン交換処理した濃縮液は、メッキ浴槽に返すことが出来る。

2) シアン化合物の除去

次亜塩素酸ナトリウムや、過酸化水素水のような酸化剤を使うシアン化合物の従来の処理法には、次のような欠点がある。

- ・特にニッケルや銅が存在する場合、反応速度が遅い
- ・30分という遅い反応速度のため大きな反応タンクが必要
- ・反応速度を上げるためにpHを10にする必要がある。
- ・pH調整のための水酸化ナトリウムが必要である。

本装置を適用した場合、前述の欠点はなくなりシアン化合物の濃縮廃液量を最小にすることが出来る。蒸発水はメッキ浴槽に返送し再利用することが出来る。

3) 銅

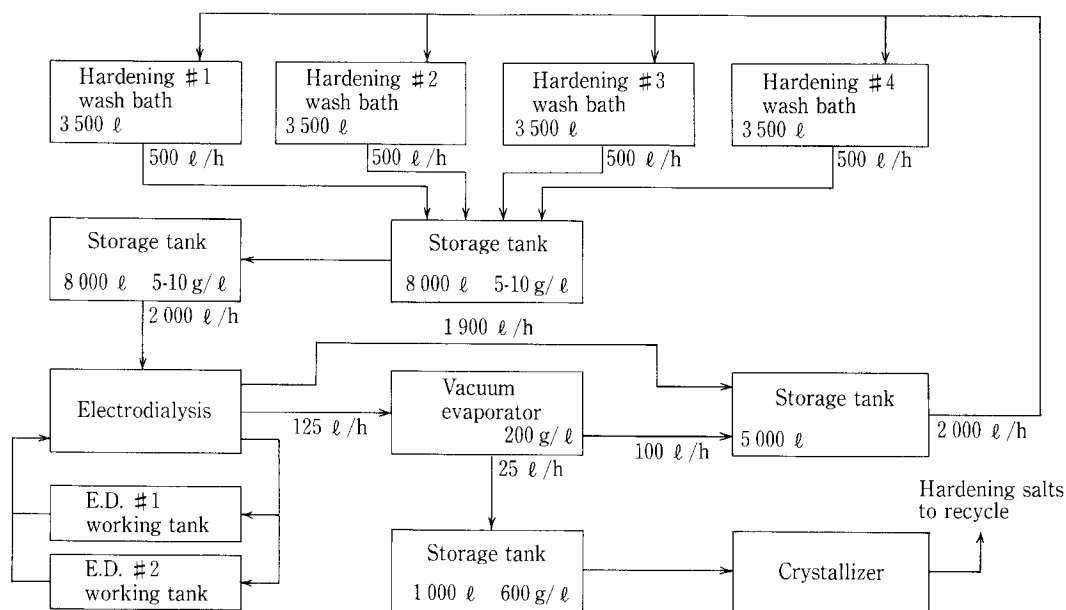
銅はメッキ工業や、酸洗いた後の銅メッキ作業からの廃液に含まれている。銅は凝集沈殿法で処理されているが、その沈殿物は廃棄処分されるのみでリサイクル出来ない。本装置であれば銅を多量に含んだ濃縮液をリサイクルすることが出来る。

4) 鉛

鉛は染色工業、鉛電池工業、鉛冶金、セラミックス、フォトセラミックス、釉薬そしてレリーフプリント等の各工業からの廃水に含まれている。鉛は生物の体内に蓄積し人間に脳障害を引き起こす非常に有毒な物質である。廃水処理に本装置を適用すると、鉛をほぼ完全に除去することが出来る。

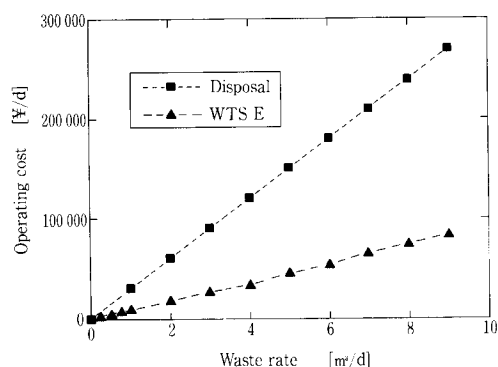
5) 亜鉛

亜鉛はメッキ工業からの廃水に含まれている。毒性は低いと考えられているが、ニッケルや銅のような他の化合物が存在すると、その毒性は著しく上昇する。廃水処理に本装置を適用すると、亜鉛塩を回収することが出来る。

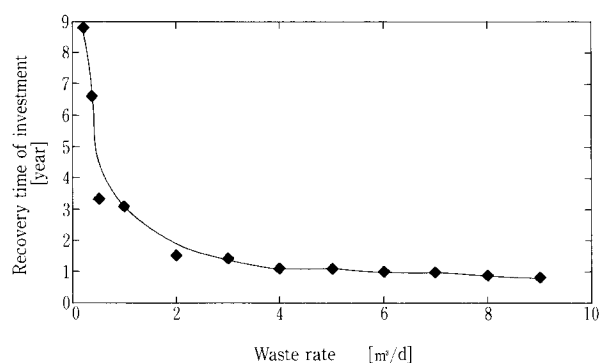


第3図 釘の焼き入れ工程廃水のリサイクルシステム

Fig. 3 Washing solution recycling system for nail hardening.



第4図 廃液処理コストの比較（外部委託処分と蒸発濃縮処理）
Fig. 4 Comparison of operating cost between WTS E process and waste disposal.



第5図 廃液量と投資回収年数の関係
Fig. 5 Recovery time of investment related to waste rate.

6) カドミウム

カドミウムは宝石の溶着、カドミウム化合物が不溶性の染料として使われるセラミック工業、またカドミウムメッキ工業で使用される。また他の金属中や、酸洗い工程後の洗浄水中にも不純物として含まれている。カドミウムは腎臓の機能を悪化させる非常に有毒な物質である。廃水処理に本装置を適用すると、カドミウム塩を回収することが出来る。

7) スズ

スズはラジエーター工場やメッキ工業からの廃水に含まれる。廃水処理に本装置を適用するとスズを濃縮することが出来る。

3.3 焼き入れ処理プロセスでのリサイクル

釘の焼き入れ処理浴槽からの廃水は、硝酸ナトリウム、亜硝酸ナトリウムを含んでおり、電気透析装置と本装置を組み合わせで蒸発水、濃縮液ともリサイクルしている例を紹介する。処理フローを第3図に示す。廃水は焼き入れラインの4つの洗浄浴槽から集められる。廃水の塩濃度は5~10 g/ℓである。廃水は電気透析装置にかけられ、電気透析処理水90%と塩濃度200 g/ℓの濃縮液10%に分離される。処理水はリサイクル使用され、濃縮液はさらに濃縮するために本装置にかける。本装置からの蒸発水は、電気透析処理水とともにリサイクル使用され、濃縮液の塩濃度は600 g/ℓになる。濃縮液は晶析器で結晶となり、焼き入れ浴槽にリサイクルされる。

4. 投資回収年数の試算

本装置の優れた点はヒートポンプ方式による低ランニングコスト、各国からの部品調達による低コストであることは前述した。このことは現在、外部委託処分している廃液を本装置による蒸発濃縮を行えば、早期に投資回収出来ることを意味している。具体的に投資回収年数がいくらかになるか、次に試算する。

前提条件として

- 1) 本装置による蒸発濃縮が可能な廃液とする
- 2) 濃縮液は外部委託処分とし、蒸発水は後処理が不要で放流可能とする

3) 現状の廃液は全量、外部委託処分とする

4) 濃縮倍率は5倍とする（1/5に減容化）

5) 廃液の蒸発量は、水の蒸発量の90%とする

6) 1日の運転時間は24時間以内とする

7) 1年の運転日数は200日とする

8) 処理量は、9 m³/day 以内とする

9) ランニングコストの内容は、電力費+外部委託処分費とし、現状については外部委託処分費のみとする。人件費、償却費は含まない

10) 電力費¥18/kWh、廃液、濃縮液の外部委託処分費は¥30,000/m³とする。

投資回収年数の計算は、イニシャルコスト（本体価格+予備品価格）をランニングコストの年間差額で除したものとする。

全量外部委託処分する場合とのランニングコスト比較を第4図に、廃液量に対する投資回収年数を第5図に示す。これから処理量1 m³/day 未満では3年以上要するものの、1 m³/day から5 m³/day 未満においては1~2年、5 m³/day から9 m³/day までは1年以内に投資額を回収出来ることになる。

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）の概要、金属表面処理廃液への適用及び投資回収年数の試算を紹介した。金属表面処理廃液への適用は、本装置の機能を十分に生かしたものであり、今後この分野への適用が期待される場所である。

本装置は1995年10月から販売しているが、販売、メンテナンス及び部品の供給等については、神鋼パンテック環境管理（株）が担当しており、万全のサービス体制を持って顧客のニーズに応える所存である。

〔参考文献〕

- 1) LED ITALIA 社、技術レポート
- 2) 小林俊幸、佐伯一丸：神鋼パンテック技報 Vol. 39, No. 2, 1996

鉄鋼水処理設備における 監視制御システムの実績紹介

The Monitoring and Control System for Water Treatment Facilities of Iron & Steelmaking Plant



(環)設計部 電気計装課
水 田 邦 男
Kunio Mizuta
遠 山 一 喜
Kazuki Toyama

Utilities for a plant such as compressed air, and other gas systems are usually designed and constructed by respective specialized companies independently of the main equipment for the plant. Shinko Pantec has delivered to a steelmaking company an overall utility monitoring system for respective supply units for industrial water, compressed air, LMG, oxygen, liquefied O₂ and liquefied Ar in an electrical instrumentation package for the water treatment system. The monitoring system was designed for effective maintenance with limited staff for units scattered in the plant.

ま え が き

工場の自動化無人化が言われてから久しく、生産設備に関しては、FA化が進んでいるが、他方工場内のユーティリティ（用水、ガス、空気等）については生産ラインに比して設備規模も小さく、納入設備のメーカーも違うためユーザー側が各設備の監視及び管理を設備単位で行っているのが常であった。

今回、動力管制設備として工水、圧空、LMG（Liqued mix gas）、酸素工場、液体酸素、液体アルゴンの各設備をまとめて監視する装置をトーア・スチール（株）鹿島製造所殿に納入する機会を得たので紹介する。

1. 概要

本設備は茨城県鹿島地区に新設された一貫製鉄所の水処理設備に付帯する電気計装設備の一環として納入されたもので水処理設備は大別して工業用水の受け入れ、配水、廃水処理設備、製鋼工場用直接系・間接系水処理設備、圧延工場用直接系・間接系水処理設備からなる。

各水処理設備及び圧空設備、酸素工場、LMG設備は工場敷地内に分散配置されており、限られたメンテナンス要員を有効に活用するために中央（設備管制室）においてユーティリティの状況を監視するシステムが導入され、これを動力サブシステムと名付けられている。

動力サブシステムの上に設備管制システムがあり、これを通じて構内光ケーブルLANに接続されセンターコンピュータでの原単位管理に必要なデータを伝送する。

2. プロセス

2.1 原水受入・廃水設備

受入原水を流量計量後、凝集加圧浮上処理し、濁質やアオコ類の除去を行い、処理水を各工場へ補給水として供給する。

2.2 廃水排出処理設備

製鋼・圧延水処理設備からのブロー水及びその他工場各所からの排水を中和槽によりpH調整して、排水受け槽にて均一化し、均一化された排水はろ過器により濁質除去後水質確認（pH、温度、COD）を行い放流される。

COD対策として多段式流動床式活性炭吸着塔を設置している。

ろ過器の逆洗排水は凝集沈殿処理後2.1項の凝集加圧浮上処理スラッジと混合し、脱水機にて脱水処理される。

2.3 製鋼設備用水処理設備

製鋼間接系戻り水は一部を除き、自然流下にて冷却塔に返水し、再度工場用水として供給される。又間接系循環水のSS除去の為、サイドフィルターを設置すると共に防食剤、スライム防止剤の薬品注入設備を設置している。

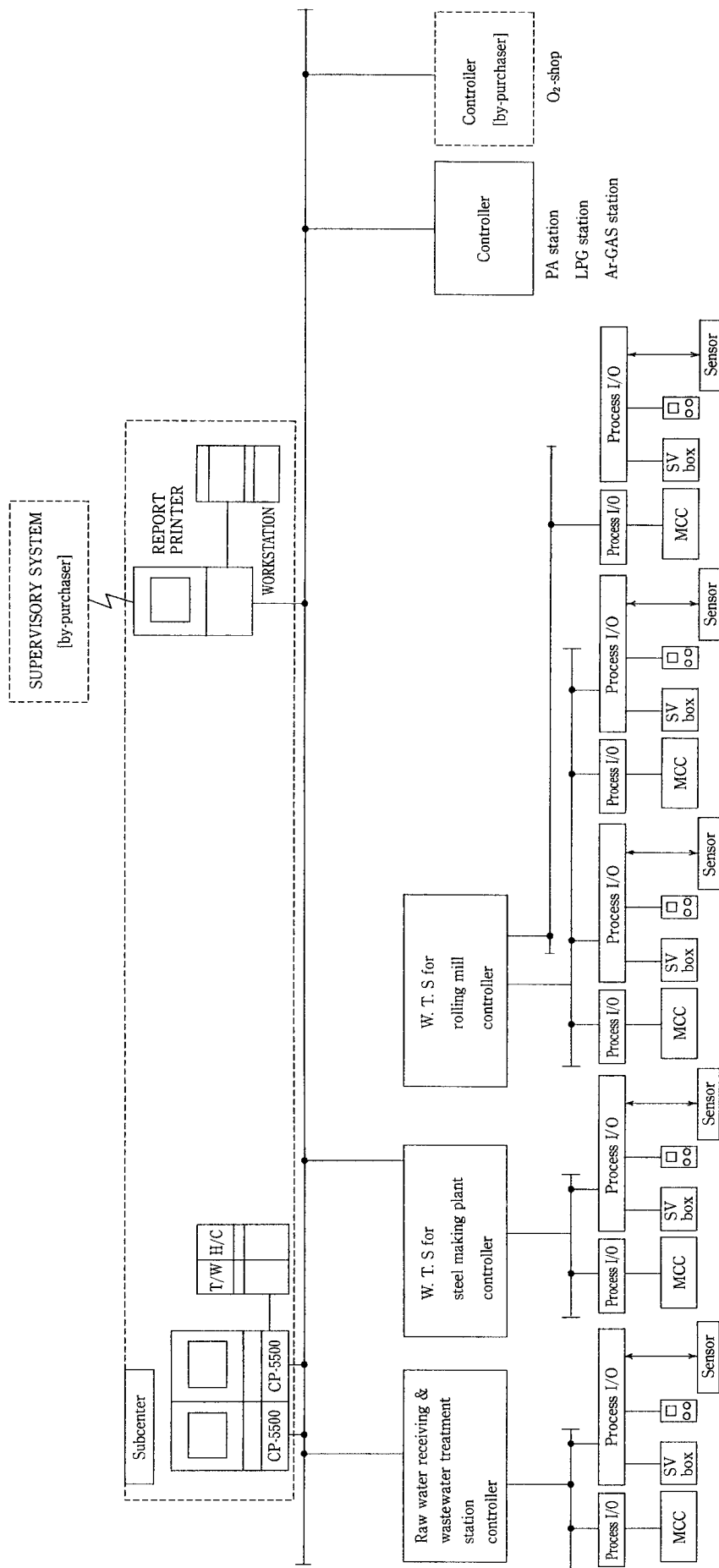
製鋼直接系戻り水はスケールピットにて粗粒子を除去し、マルチレーキ型沈殿槽にて沈殿処理後ろ過器にて全量ろ過処理をし、冷却塔にて冷却後工場送水される。沈殿排泥、ろ過器逆洗排水等のSS含有排水は、集合しブロー水として、廃水排出処理設備にて処理される。

製鋼スラッジはシックナーにより濃縮された後、脱水機にて脱水処理される。

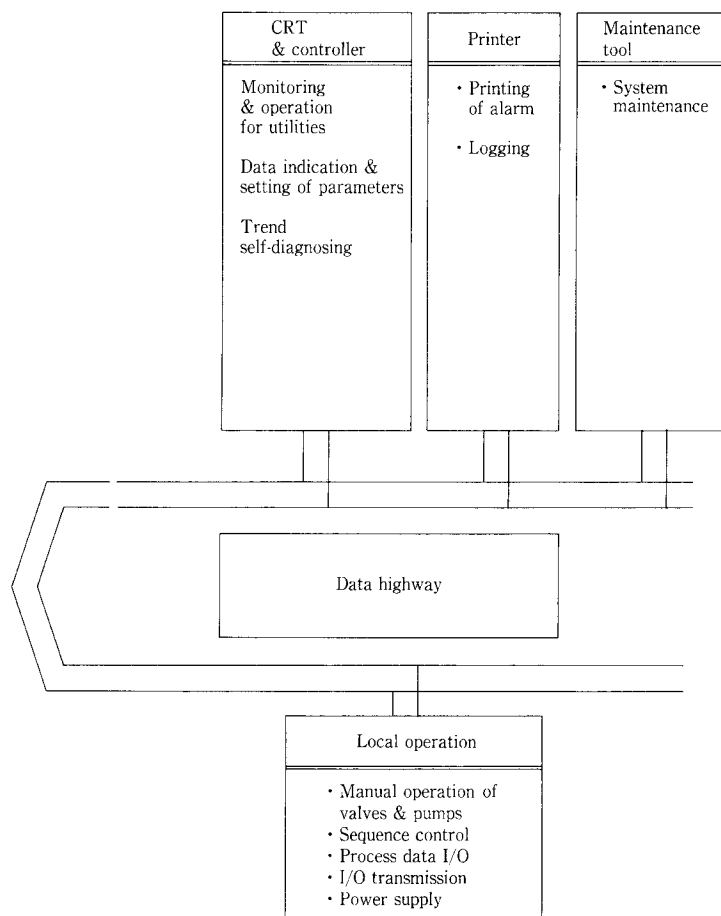
2.4 圧延設備用水処理設備

大形及び中小形加熱炉戻り水は各着水池より加熱炉水処理エリアの冷却塔に返送され、冷却後それぞれの加熱炉へ送水される。圧延間接系戻り水は圧延水処理設備に返水され冷却塔により冷却される。間接系循環水には製鋼水処理設備と同様にサイドフィルター、薬品注入設備を設置している。

圧延直接系戻り水はNo.1及びNo.2大形スケールピット、中小形スケールピットにて粗粒子を除去し、水中ポン



第1図 システム構成図
Fig. 1 System configuration.



第2図 機能構成図
Fig. 2 Functional organization.

移動排泥式沈殿槽にて沈殿処理し、ろ過器により部分ろ過を行い、残りの沈殿処理水と共に冷却塔にて冷却し工場送水する。

3. 動力サブシステム

3.1 システム構成

システム構成図を第1図に示す。

装置は安川電機社製を採用した。

導入目的は、1. 概要の項で述べたように、分散配置された各設備の集中管理によるメンテナンス要員の有効利用及び故障発生時の故障部位の特定と迅速な対応を目的としている。

制御システムとしては分散形制御システムであり、コントローラーとオペレーターステーションこれらを接続する通信路データハイウェイからなる。

オペレーターステーションにはプリンター、ハードコピーが接続されている。またゲートウェイ機能を持つワークステーションにより上位の設備管制システムに接続されている。

PLC (Programmable Logic Controller) はCPU及び電源ユニットを2重化しており、1台のCPUがダウンしてももう1台のCPUにてプログラム処理をバンプレスに継続し、制御動作に影響を与えない。

また、停電時にもプロセスの監視が行えるようにUPS (無停電電源装置) を設置する等して信頼性をあげている。

PLCのプログラムはメンテナンスツールのプログラミ

ングパネルを使用してオンラインでの変更が可能である。

PLCとローカルのセンサー類は分散設置されたプロセスI/Oを介して、光ケーブルで接続され、配線工数の省力化を計った。

PLCと設備管制室のCRTコントローラーの通信路は光伝送バスで接続され、伝送路中の設備を停止しても他設備のモニタリングに影響を受けないように配慮している。

管制室には、CRT、CRTコントローラー、故障印字用プリンター、ハードコピー、ワークステーション、レポートプリンターが設置されている。

CRTコントローラーは次の2つの機能がある。

1) CRT表示/操作

CRT上での操作は、工場送水ポンプ等の重要な機器の運転・停止操作を行うため二挙動操作となるよう配慮している。

2) ファイル管理

ワークステーションは帳票作成機能(日報、月報、年報)と工場側システムへ情報を伝送するGWS (Gateway Station)の機能を持つ。工場側システムでは送水量、配水量、電力量等の情報を原単位管理のために利用する。

3.2 機能分担

第2図に各部位の機能を示す。

3.2.1 オペレーターステーション (CP-5500)

各ポンプ、ろ過器等の遠隔運転操作及び運転状態監視、

故障状態監視、トレンド機能、計器表示によるプロセス値（流量、レベル、圧力、pH等）の監視、システム故障状態の監視（各ステーション、制御単位での故障監視）。

操作はCRTのタッチ操作またはキーボードにより行う。

キーボードにはオペレーションキーボードとエンジニアリングキーボードがあり、オペレーションキーボードでは次の機能がある。

- 1) 画面直接選択部
- 2) 基本機能画面選択部

トレンドメニュー、故障履歴等の画面メニューキー

- 3) ソフトファンクションキー

- 4) 操作キー

- 5) 数値入力キー

- 6) カーソル

- 7) 文字入力キー

エンジニアリングキーボードでは、アプリケーションプログラムの作成、システムのメンテナンスを行う。

CRT画面の展開時間 約3秒

CRT画面のデータリフレッシュタイム 約2秒

CRT画面のトレンド周期

記録時間2時間 10秒周期

記録時間12時間 1分周期

記録時間24時間 2分周期

3.2.2 故障印字プリンター

故障発生と同時に故障内容を印字する。

故障発生と同時に復帰内容を印字する。

CRTのキーボードにより故障印字入/切の指定が出来る。

3.2.3 カラーハードコピー

CRT画面のハードコピーを取る。

CRTのキーボードにより操作を行う。

3.2.4 ワークステーション

設備管制システムとのゲートウェイ機能

帳票作成機能及びデータ収集機能

ワークステーションが帳票作成のために行うデータ収集サイクルは、1分である。

帳票作成のためのデータ保存は、

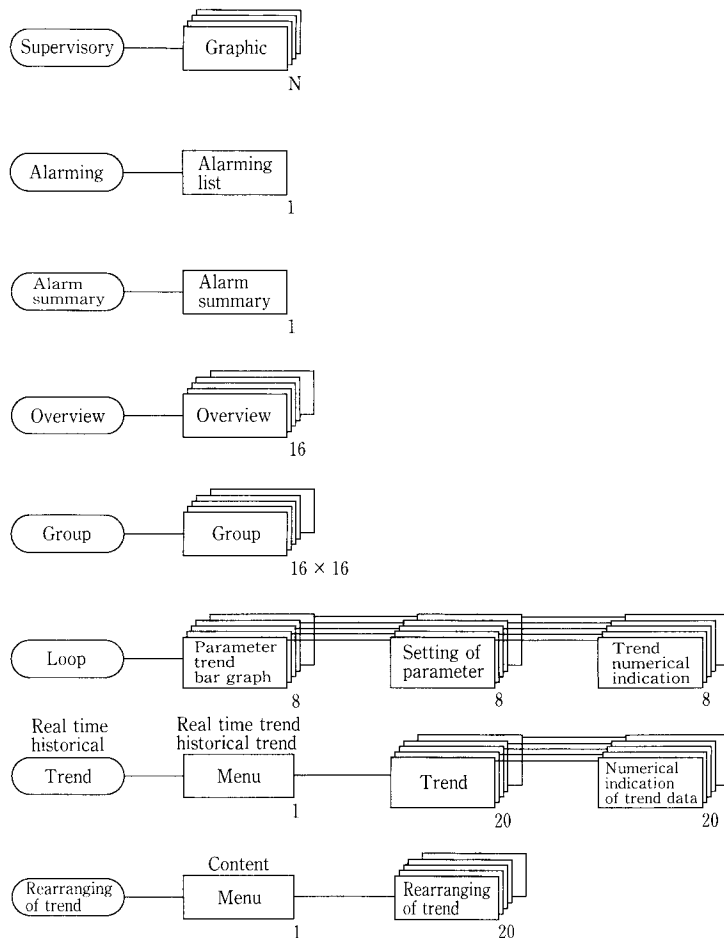
- 1) 日報 日報作成中の月度の日報データ及び前月度の日報データ

- 2) 月報 月報作成中の年度の月報データ及び前年度の月報データ

- 3) 年報 年報作成中の年度の年報データ及び前年度の年報データ

である。

尚、収集を行うデータは200データまでである。



第3図 画面体系
Fig. 3 Display system.

定刻にレポートを出力する。

キーボードにより必要な日報、月報、年報をプリントアウトする。

3. 2. 6 コントローラー (CP-3300)

各ポンプ、ろ過器等の運転シーケンスを処理する。

機側盤での単独操作及びCRTからの遠隔運転操作まで、
全てソフトウェア処理としている。

3.3 機器仕様

3. 3. 1 オペレータステーション (CRT コントローラー)

1) 形式: CP—5500

O S: 専用 OS

主記憶容量: 16MB

ハードディスク：160MB

2) CRT 表示部: 20インチ CRT + タッチパネル

8色カラー

3) プ リ ン タ ー : 故障印字プリンター

カラーハードコピー

3. 3. 2 コントローラー (PLC)

1) 形式: CP-3300 (デュアルCPUシステム)

主記憶容量: 16K ステップ

3.3.3 ワークステーション

1) 形式: Aステーション230Σ (PFU製)

通信方式: BSC コンテンション

主記憶容量: 32MB

ハードディスク：180MB

2) CRT 表示部: 17インチカラー CRT

3) プリンター: レポートプリンター

3.3.4 伝送システム

FA バス : CP-2500 (光伝送)

伝送速度：4Mbps

伝送距離：5km

伝送方式：N：Nのトークンパッシング方式

3.4 画面構成

CRT ディスプレイにおける画面表示は、従来の計装盤等によるグラフィックパネル及びアナログ計器表示に比べて、表示面積が小さく、一画面に表示出来る情報量は制限があり、無理に情報量を増やすと返って理解し難くなる。又、プロセスフローも一画面に表現することはなかなか難しく2乃至3画面になるのが通常であるがフローの分割を誤ると全体の関連が理解し難くなりオペレーターの誤操作につながる。

通常の操作はタッチパネルですべて実行出来るがタッチパネルが使用出来ないときにはマウスによっても操作可能である。画面構成は下記の通りであり、機能別に第3図のようにグループ化されている。

1) 受廃水グラフィック画面

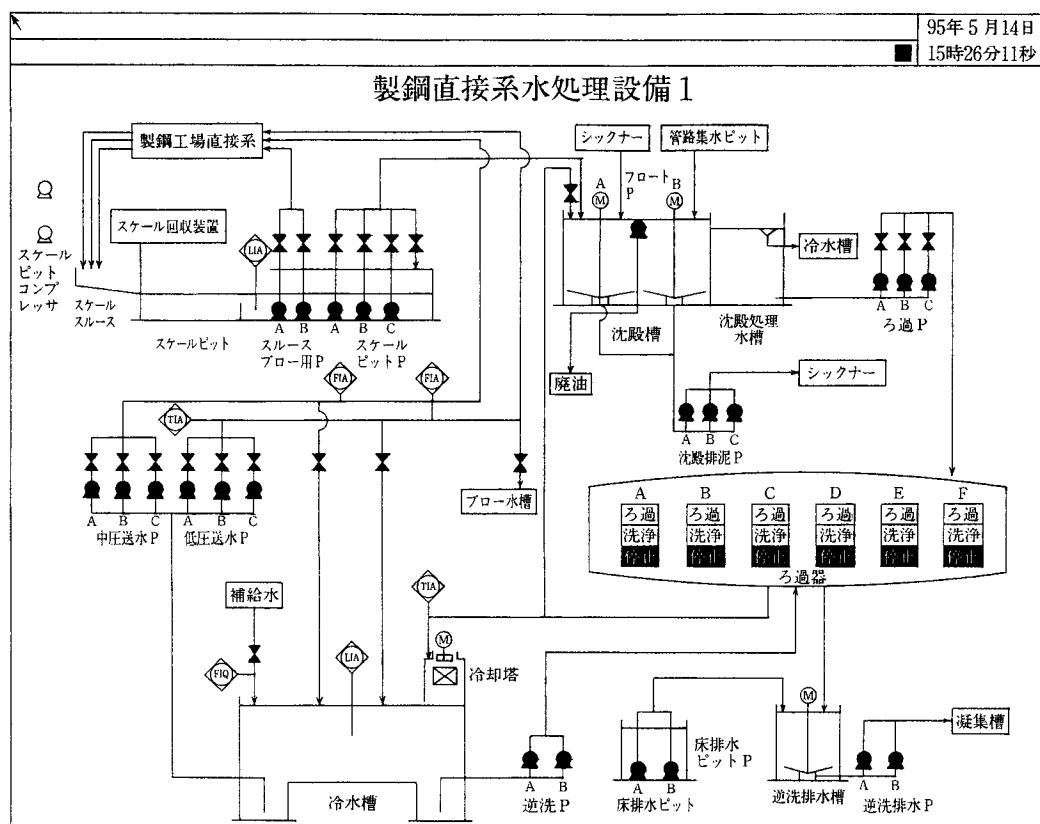
2) 圧延間接系グラフィック画面

3) 圧延直接系グラフィック画面

4) 圧延加熱炉系グラフィック画面

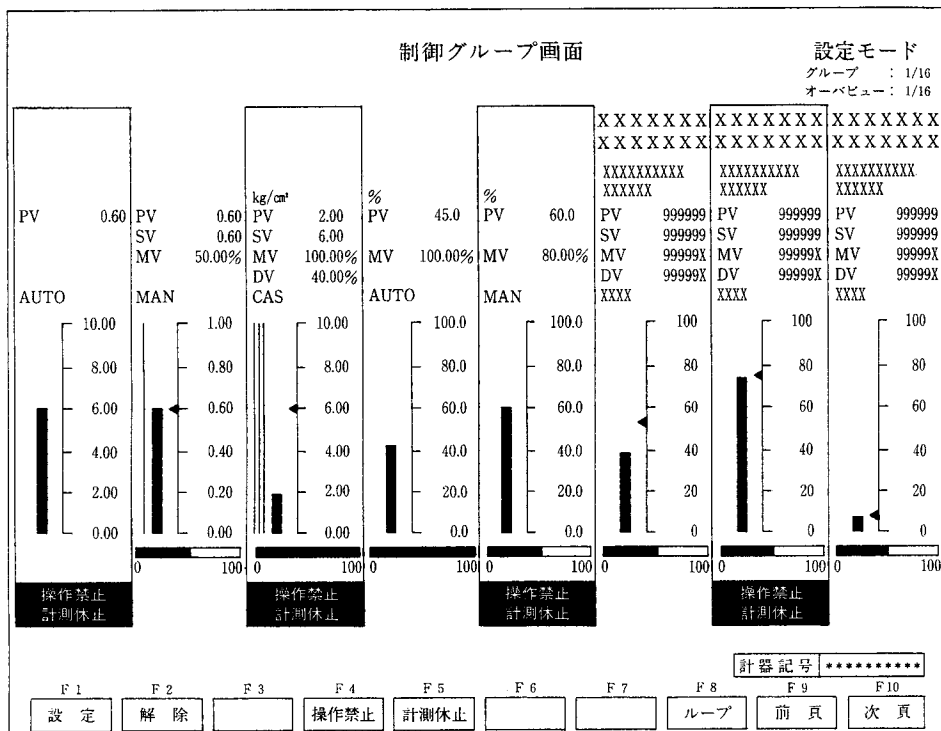
5) 製鋼間接系グラフィック画面 (第4図)

6) 製鋼直接系グラフィック画面



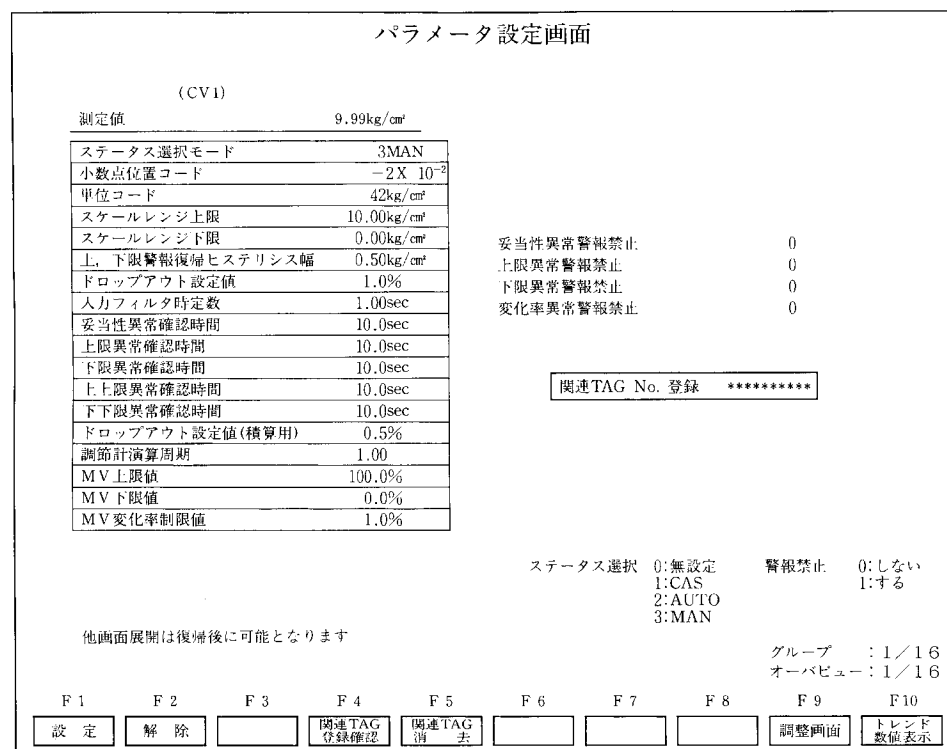
第4図 グラフィック画面の例

Fig. 4 Example of graphic display.



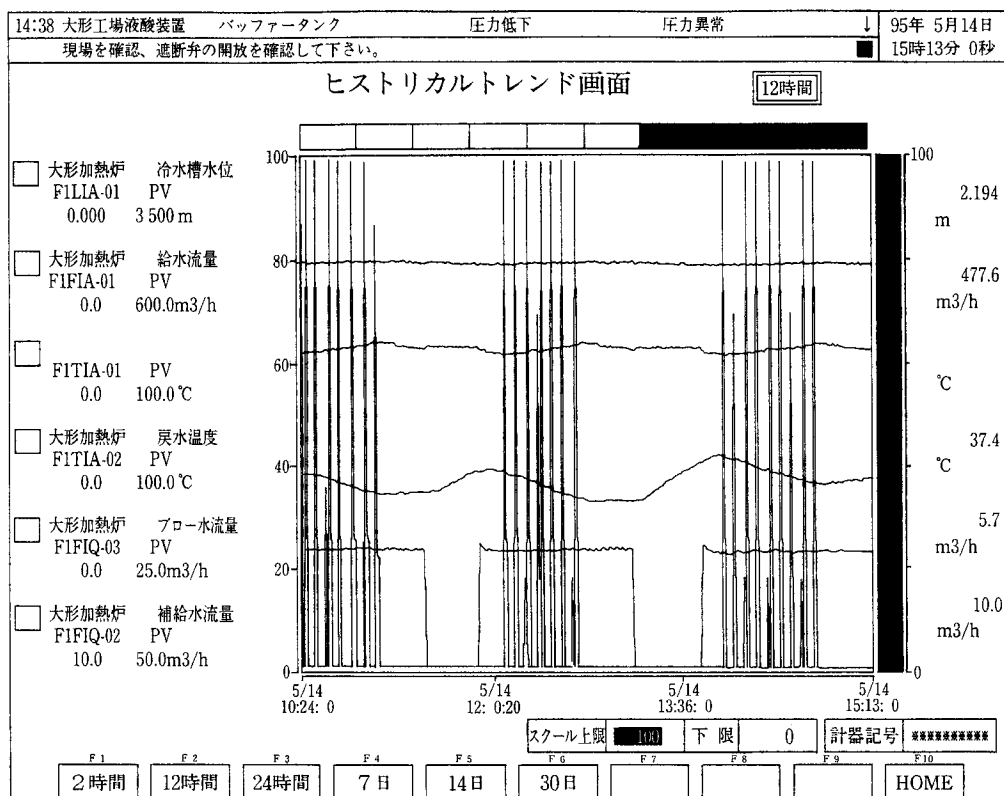
第5図 制御グループ画面

Fig. 5 Example of indicator display.



第6図 チューニング画面

Fig. 6 Example of tuning display.



第7図 ヒストリカルトレンド画面の例
Fig. 7 Example of historical trend.

14:38 大形工場液酸装置				バッファータンク		圧力低下		圧力異常		↓ 95年 5月14日	
現場を確認、遮断弁の開放を確認して下さい。										15時16分2秒	
故障履歴表示											
□重故障 □中故障 ■軽故障 ■復帰											
198	5/14 15:12	大形工場液酸装置	バッファータンク	圧力低下	圧力異常			復帰			
198	5/14 14:38	大形工場液酸装置	バッファータンク	圧力低下	圧力異常						
4	5/14 14:30	大形加熱炉系	送水	温度高	—			復帰			
4	5/14 13:42	大形加熱炉系	送水	温度高	—						
19	5/14 13:21	圧空設備	台数制御盤	台数制御異常			復帰				
11	5/14 13:21	圧空設備	No. 4コンプレッサ	軽故障	現場確認			復帰			
19	5/14 13:21	圧空設備	台数制御盤	台数制御異常							
11	5/14 13:16	圧空設備	No. 4コンプレッサ	軽故障	現場確認						
1	5/14 12:22	原水受入排水処理設備受入槽		レベル下限	工水受入量過少			復帰			
1	5/14 12:22	原水受入排水処理設備受入槽		レベル下限	工水受入量過少						
30	5/14 12:10	製鋼水処理設備	間接系ろ過器	洗浄待異常	—						
116	5/14 11:52	圧延水処理設備	集水ビットA	レベル上限	レベル異常			復帰			
120	5/14 11:51	圧延水処理設備	集水ビットB	レベル上限	レベル異常			復帰			
116	5/14 11:37	圧延水処理設備	集水ビットA	レベル上限	レベル異常						
120	5/14 11:35	圧延水処理設備	集水ビットB	レベル上限	レベル異常						
112	5/14 11:13	廃水排出処理設備	脱水設備	故障	—						
2	5/14 10:51	O2-PSA装置	No.2 O2-PSA	軽故障	日本酸素に連絡			復帰			
196	5/14 10:48	大形工場液酸装置	ペーパーライザ	供給温度低下	使用過多です						
76	5/14 10:39	製鋼水処理設備	沈殿処理水槽	レベル上限	レベル異常			復帰			
2	5/14 10:16	O2-PSA装置	No.2 O2-PSA	軽故障	日本酸素に連絡						
76	5/14 10:07	製鋼水処理設備	沈殿処理水槽	レベル上限	レベル異常						
↓											
F 1		F 2		F 3		F 4		F 5		F 6	
F 7		F 8		F 9		F 10					
データクリア											

第8図 故障履歴画面の例
Fig. 8 Example of alarm summary.

7) O₂-PSA グラフィック画面

8) LMG グラフィック画面

9) 圧空設備グラフィック画面

10) オーバービュー画面

11) 8 ループ指示計 (第5図)

12) チューニング画面 (第6図)

13) トレンド画面 (第7図)

14) アラームサマリ画面 (第8図)

3.4.1 グラフィック画面 (第4図)

この画面では各機器の運転状況の監視及び、中央操作を行う機器のシンボルにタッチする事により、操作画面がサブウインドウとして開き、遠隔運転が行える。

さらに、ろ過器の洗浄時間、経過時間等のオペレーターが設備状況により変更するタイマーも同様の操作で変更が可能である。

3.4.2 故障中表示

現在発生中の故障を一覧で表示する。

最新の故障は画面上部の共通部分に常時表示され、オペレータへの警告を確実に行う。

3.4.3 故障履歴

25件/1頁で80頁まで表示し、故障発生時刻と復帰時刻を表示する。

3.4.4 トレンド画面

リアルタイムトレンドとヒストリカルトレンド画面がある。1画面に最大6点のデータをトレンドグラフ表示する。リアルタイムトレンド表示は、10秒毎の瞬時値を2時間まで表示する。

ヒストリカルトレンドの時間軸は2時間—30日まで6段階に分けられている。

トレンド画面のデータはユーザーが自由に組み替えることが出来る。

3.4.5 制御グループ画面

1画面に最大8個の計器を表示し、監視と操作を行う。

グループ画面では次の計器を操作監視することが出来る。

1) 指示計

2) 簡易指示計

3) 比率設定器

4) アナログ調節計

5) 手動操作器

6) 演算モジュール

流量等のアナログ値は、PLC 入力の瞬時値を表示する。

3.4.6 拡張性

システム内の拡張については、装置の拡張が容易に行え、拡張時にシステムが停止しないよう、もしくは最小時間の停止となるような配慮が必要である。今回のシステムでは下位の PLC ではオンラインでの変更ができ、上位のコントローラでも1台をシステムから切り離しエンジニアリング後もう1台と同期を取ることで設備を停止させずにシステムの変更が出来る。又、PLC の追加は8ステーションまで可能である。

む す び

鉄鋼水処理設備の監視システムの納入例について紹介した。CRT による集中監視制御は、昨今のマイクロプロセッサ技術の発展、ダウンサイジングにより今後ますます増えると共に、水処理設備のような単位設備群における監視システムとしては専用システム(専用 OS)から MS-Windows をベースにしたよりユーザーフレンドリーなパッケージソフトを使用したシステムへ移行するものと考えられる。

当社においても、今回紹介したような大規模設備から中小規模設備まで幅広く対応が可能なシステムとなっている。

最後に、監視システムの具体例の紹介に際し、ご協力を頂きましたトーア・スチール(株)鹿島製造所の方々に厚くお礼申し上げます。

〔参考文献〕

広岡隆志ほか：神鋼パンテック技報，Vol. 39，No. 1 (1995)，P. 40

電子工業向け水処理クローズドシステムにおける 蒸発濃縮装置実績例の紹介

The Evaporation Concentrator in a Water Treatment Closed System for the Electronic Industry



(環)技術部 計画第3課

齊 藤 正 男

Masao Saito

石 川 卓 男

Takao Ishikawa

The electronic industry produces several kinds of wastewater in large quantities. It is required, therefore, to treat the wastewater to almost the same quality as ground water for discharge or as process water for re-use. An evaporation concentrator has been applied for final treatment after independent separation and concentration processes for each wastewater. This is an interim report on operation during the year after the start-up.

ま え が き

近年、工場より排出される各種の排水を、合理的なプロセスにより処理し、回収再利用に努めるとともに、自然界へ放流する場合にも、原水として取水した地下水、工水等の水質とほぼ同グレードまで排水を浄化することが環境保全を考えた工場の立地条件から求められている。すなわち、自然界に存在しない物質は、基本的には放流せず、ミネラル成分についても、放流先の生態系のバランスに影響を与えるような濃度にならないレベルまで、処理することを要求されるようになってきている。

当然、排水を全く出さず、すべて回収再利用するクローズドシステムの水処理設備においても、同様の処理技術が、要求されるものである。

工場より排出される排水中には、種々の無機系、有機系薬品が含まれているが、これらの成分は、吸着、生物分解、凝集沈殿、ろ過、膜分離等の単位プロセスを組み合わせた排水処理システム、回収システムにより分解、分離除去される。この分離除去された汚染物は、そのまま自然界へは排出出来ないため、出来る限り濃縮減量し、濃縮塩、又は固形物の形で場外へ搬出の上、別途処分する方法が取られている。この減量、濃縮処理プロセスの一つである蒸発濃縮装置は、水処理設備全体の中で、多くの設備と関わりのある最終処理であり、その運転の適否が、設備全体の処理能力、安定操業の鍵となり、非常に重要な要素であることは明らかである。

本稿では、電子工業向けに最近納入した蒸発濃縮装置の運転経過について、その概要を紹介する。

1. クローズドシステムにおける蒸発濃縮設備の重要性

今回紹介する蒸発濃縮設備は、大きく次の4系統よりの廃液を濃縮処理するために設置されている。

(1) 無機系排水のイオン交換樹脂吸着後の再生廃液

(2) 有機系排水の生物処理水をRO処理する際に分離される濃縮液

(3) 1次純水設備のイオン交換処理後の再生廃液

(4) MF、RO等膜処理設備の定期薬品洗浄廃液

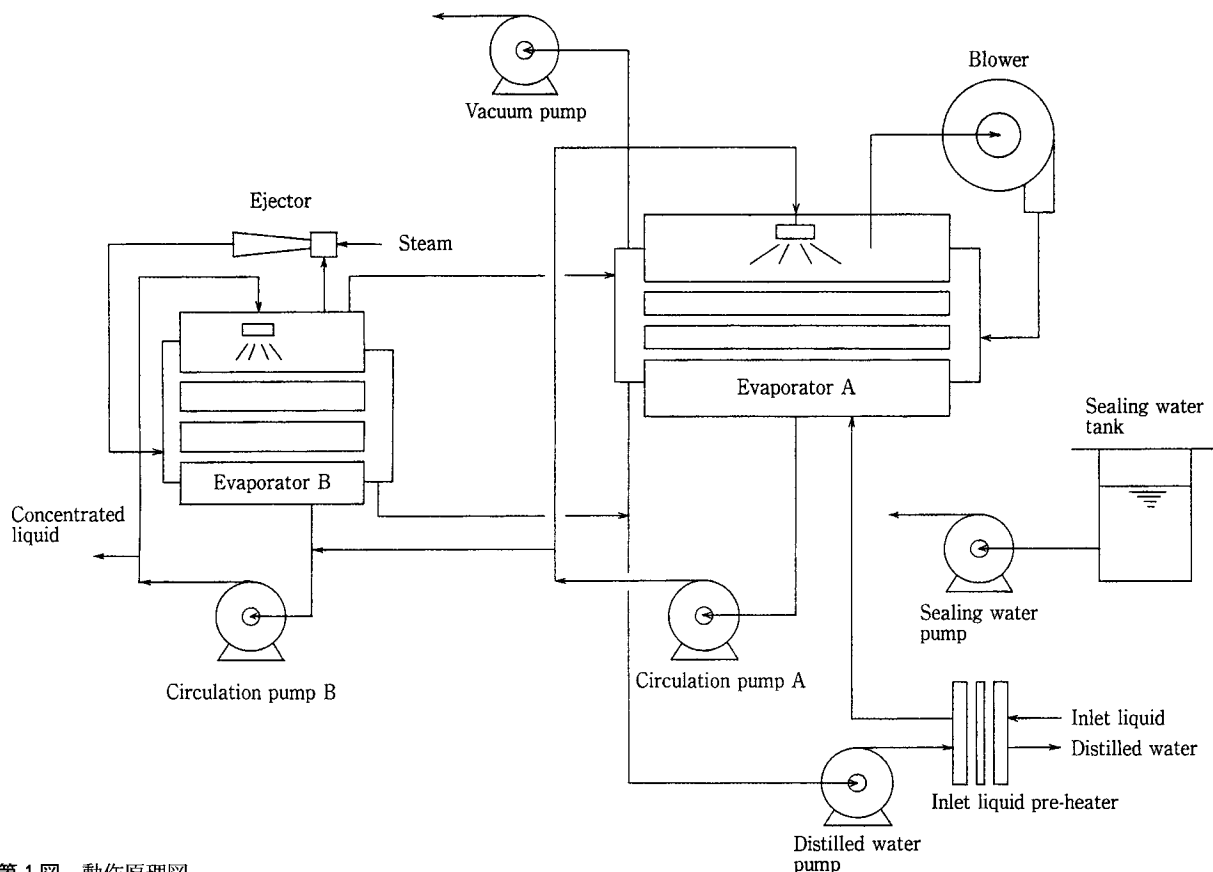
第1表に、それぞれの系統より持ち込まれる物質の代表的な成分を示す。

蒸発濃縮装置は、全体プロセスの中で、イオン交換、RO膜処理等の重要な単位操作より、分離濃縮される液を、最終的に約1/20まで減量するために設置されている。この処理能力が低下すれば、水処理設備全体の能力にも大きな影響を及ぼす、重要な設備である。すなわち、処理能力の低下により、濃厚廃液原液槽のレベルが上昇すれば、イオン交換装置再生の渋滞、MF、RO膜の薬品洗浄時期延期による処理水量の低下等を余儀なくされることになる。反対に、濃縮倍率を少しでも高くとる運転を維持出来れば、

第1表 蒸発濃縮装置の系統別原液成分

Table 1 Contents of water for evaporation concentration.

Classification of inlet liquid	Contents
Ion-exchanger regeneration waste from inorganic waste treatment unit	F, NH ₄ , NO ₃ , Na, SO ₄ , Cl
RO brine of treated water from organic waste treatment unit	NO ₃ , SO ₄ Chemical cleanser
Ion-exchanger regeneration waste from primary pure water production unit	Na, SO ₄ , Ca, SiO ₂ , Cl
Cleaning waste of MF, RO membrane	Na, SO ₄



第1図 動作原理図
Fig. 1 Principle of operation.

濃縮水量の減量につながり、水処理設備のランニングコスト低減に寄与することになる。

2. 蒸発濃縮設備の概要

今回採用されている装置は、水平伝熱管構造の機械圧縮＋蒸気エゼクター方式を採用した高効率の真空蒸発濃縮装置である。装置本体の外観は、写真1の通りである。

2.1 動作原理

本装置の動作原理図を第1図に示す。

蒸発器内に供給された原液は、循環ポンプにより蒸発管群の上に散布され、蒸発濃縮される。管外で発生した蒸気は、ブローにより加圧・昇温され伝熱管内部に送られ、循環液と熱交換し、凝縮する。

蒸発器Aにより得られた濃縮液は、蒸発器Bに送られ、再度濃縮される。蒸発器Bにより発生した蒸気の一部は、エゼクターにより加圧・昇温され蒸発器Bの加熱媒体として、残りの蒸気は蒸発器Aの補助熱源として使われ、伝熱管で凝縮された水は、凝縮水ポンプによって排出される。

濃縮液は、循環ポンプ吐出管より分岐され、系外に排出される。蒸発器内は、低温で蒸発が起こるように、真空ポンプで真空に維持されている。

2.2 本装置の特長

(1) 伝熱係数が高い

伝熱管内の蒸気流速を大きくし、凝縮液膜が薄くなっていることと、管外は薄膜蒸発のため、液膜による蒸発抵抗も少ないため、通常型多管式加熱管方式

の1.5～3倍の伝熱係数である。

(2) コンパクト

水平管チューブのため、コンパクトな蒸発缶に大きな伝熱面積を装備可能である。

(3) 省エネルギー

低濃縮と高濃縮を分離したプロセスにより、蒸発濃縮の大部分が小さい伝熱温度差で蒸発させることが可能。

(4) スケール付着、汚れ付着が少ない

伝熱温度差を小さく設計しているため、単位面積当

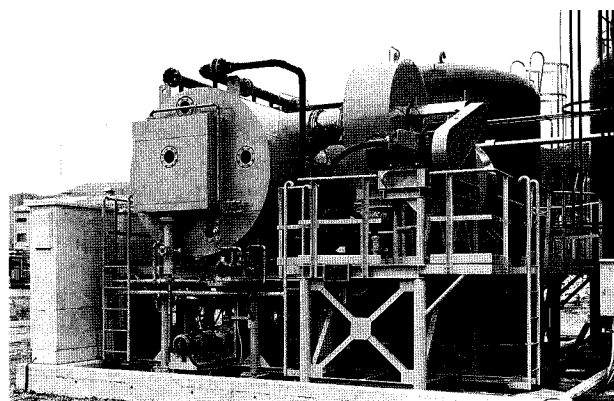


写真1 装置の外観
Photo. 1 Outside view of evaporation concentrator.

たりの蒸発量が少なく、伝熱管表面での熱負荷が小さいため、スケールの付着は少ない。また、伝熱管外面に多量の液を散布させることで、落下による液の流れによって汚れの付着も少なくなる。

2.3 装置基本仕様

(1) 装置性能

型 式	真空蒸発方式（機械圧縮＋蒸気エゼクター）		
設計能力	原液最大処理量	6 000 kg/h	
	蒸発量	5 640 kg/h	
	凝縮水量	5 940 kg/h	
	（エゼクター蒸気ドレン300 kg/h 含む）		
	濃縮液量	360 kg/h	

濃縮倍率	約16.7 wt 倍 (20 vol 倍)
寸法	8.7 mL×5.1 mW×5.2 mH
重量	24 t

(2) 機器仕様

主要機器の仕様を第2表に示す。

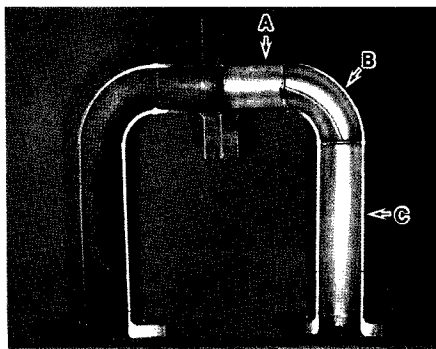
3. 運転経過

運転開始以来約1年が経過し、現状においても処理能力は、設計能力を十分満足しており、順調な運転を継続している。但し、設計当初にては予測困難であったいくつかの原液条件の相違により、一時処理量の低下、水処理設備への負荷の増加等の現象が見られ、一部装置内の改良、洗浄条件の変更、材質調査等の対策を実施した。

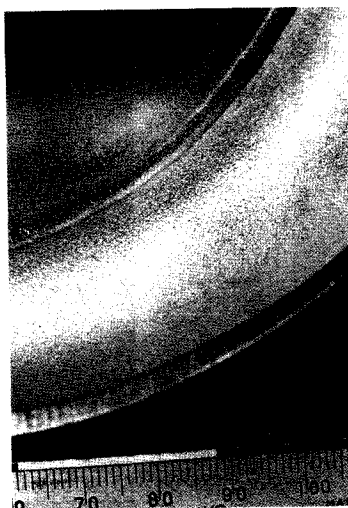
第2表 主要機器の仕様

Table 2 Specifications of equipment.

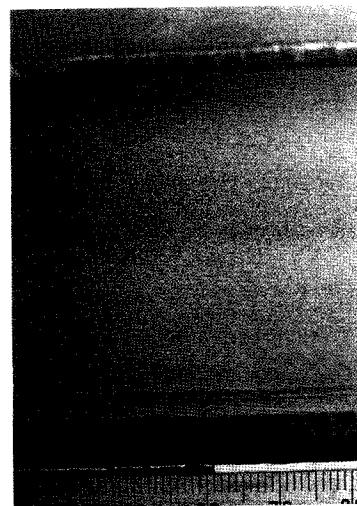
(1) Evaporator A	Type Evaporating volume Heat transmitting area Materials	Vacuum evaporator with horizontal tube 5 140 kg/hr 502 m ² Vessel SUS316L Tube SUS316L Tube plate SUS316L Others SUS304, SS400
(2) Evaporator B	Type Evaporating volume Heat transmitting area Materials	Vacuum evaporator with horizontal tube (violent film flow type) RHC 500 kg/hr 37.3 m ² Vessel SUS316L Tube SUS316L Tube plate SUS316L Others SUS304, SS400
(3) Ejector	Type Steam pressure Steam consumption Materials	Steam ejector 4.0 kg/cm ² G (saturated) 270 kg/hr SUS304
(4) Pre-heater	Type Heat transmitting area Materials	Plate type 11.6 m ² Plate SUS316 Gasket EPDM Nozzle SUS316
(5) Blower	Type Specifications Materials	Turbo-blower 30 000 m ³ /hr × 75 kw Casing SS400 + SP coating Impeller SUS304 Shaft S45C
(6) Circulating pump A	Specifications Materials	165 m ³ /hr × 12 mH × 11 kw SCS14/SUS316
(7) Circulating pump B	Specifications Materials	35 m ³ /hr × 18 mH × 5.5 kw SCS14/SUS316
(8) Vacuum pump	Specifications Materials	120 m ³ /hr × -600 mmHg × 5.5 kw SCS13/SUS304



Scale on the right half is removed



Part B



Part C

写真 2 循環配管内面の外観
Photo. 2 Inner surface of pipe.

このような事例とその際実施した対策を紹介する。

3.1 Ca スケーリング

工場よりの排水中には、Ca 成分は含まれないが、運転当初水処理設備の RC 水槽よりの溶出によるものと判断される Ca スケールの発生が蒸発器内にみられた。蒸発管に付着した CaSO_4 のスケールは、5%硝酸の10時間程度の侵漬洗浄を実施することにより、ほぼ完全に除去出来た。

3.2 Cl イオンによる腐食

Cl イオン濃度は、原液で200 mg/l、濃縮液は4000 mg/l 程度まで上昇した時期があったため、蒸発器内の水平管チューブ (SUS316L 製) における、Cl 腐食の発生が懸念された。腐食状況を確認する目的で、該当チューブはサンプリングが困難なため、同条件の液質が流れる同材質の循環配管の1部を取り外し、調査を行った。

調査内容及び結果は次の通りであった。

(1) 外観拡大観察

配管内面の腐食状況及び表面付着物の状況を観察するため、半割にして半裁管の一方のみ電解脱錆法を用いて、表面付着物を除去した後、拡大観察を実施した。(写真2)

(2) 局部腐食深さ測定

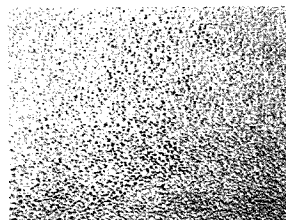
金属顕微鏡を用いて、局部腐食深さを測定し、極値解析より、水平管チューブの最大孔食深さを推測した。(写真3)

(3) 断面マイクロ組織観察

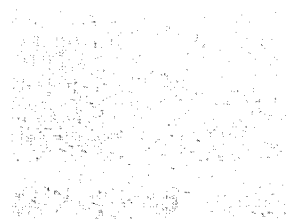
孔食の進行状況や割れの有無を確認し、マイクロ組織の観察により、材料側に起因した腐食について調査した。(写真4)

(4) 調査結果

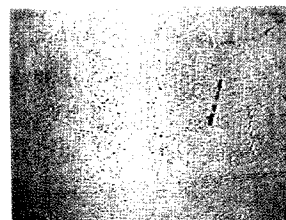
循環配管内面は、極軽度の孔食が見られるが、孔食深さは20 μm 程度と浅く、極値解析より水平管チューブの孔食深さを推定しても、問題となるような腐食は生じていないと判断される。



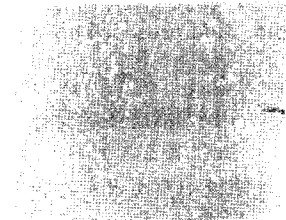
Inside surface ($\times 6$)



Inside surface ($\times 14$)



Outside surface ($\times 6$)



Outside surface ($\times 14$)

写真 3 循環配管内面の拡大観察 (脱スケール後の C 部)
Photo. 3 Microscope observation of pipe's inner (Part C after removing scale)

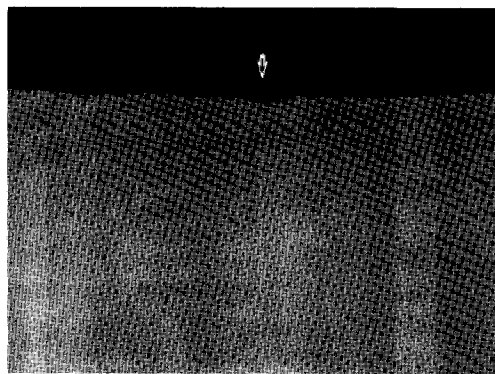
断面観察より、孔食は浅い皿上の形状で、腐食の程度は軽く、材料側に起因した腐食は認められなかった。

3.3 発泡による凝縮水水质異常

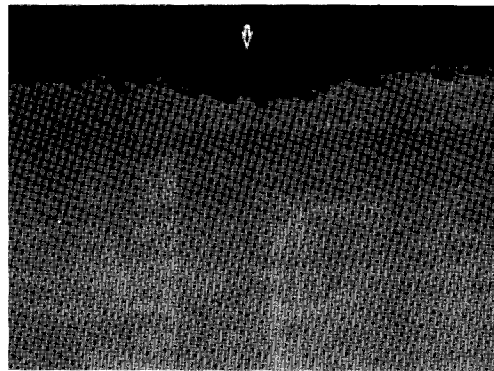
原液中に含まれる微量の界面活性剤のため、濃縮中に発泡が見られ、その飛沫が凝縮水側にも混入し、水质の悪化につながった。凝縮水は、アンモニア成分の除去のため、生物処理、膜処理されるが、それらのプロセスにも影響を与えた。その後、泡の検知器を設置し、発泡時のみ消泡剤を注入する設備を追加することにより解決した。

4. 運転管理上のポイント

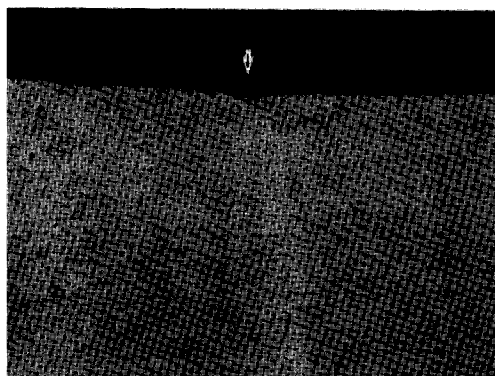
前述のような運転経験により、電子工業向け水処理クロージドシステムに設置される、蒸発濃縮装置の運転管理上のポイントを述べる。



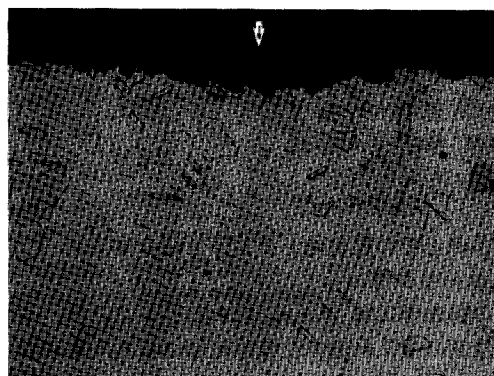
After mechanical polishing (×50)



After mechanical polishing (×200)



After etching (×50)



After etching (×200)

写真 4 循環配管断面の拡大観察 (C 部)

Photo. 4 Microscope observation of pipe's cross section. (Part C)

(1) 早期薬液洗浄の実施

Ca によるスケリングは、原液中には Ca 成分が含まれなくとも、場内用水として使用されている雑用水や、RC 水槽よりも混入され、発生する可能性はある。

定期的に原液分析を行い、スケール発生が予測される場合は、早期に薬液浸漬洗浄を実施する。

(2) 定期的腐食調査の実施

SUS316L 製材料部の Cl イオンによる腐食については、原液の pH が管理された運転が行われていたため、許容限度と考えられる濃度域であっても、腐食の程度は軽いものであった。しかしながら、今後の経年的腐食の進行状況を確認してゆくために、定期的に同様の調査を継続する必要がある。

(3) 原液性状変化の把握

工場より排出される排水の性状は、生産状況に応じ変動する可能性は充分あり、水処理設備の最終段の

濃縮プロセスとなる蒸発装置の原料には、その影響は大きく現れる。装置能力を常に設計レベルに維持しておくためには、早期にもとの排水の性状変化の情報を入手し、大きなダメージを与える恐れのある蒸発原液は、前処理の運転条件を変更することや、装置に導入前に別途場外処分等の予防処置も重要となる。

む す び

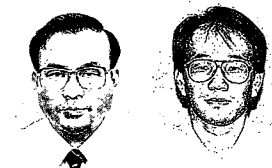
本型式の蒸発濃縮装置は、大容量処理としては、他機種と比べ、最も高効率で信頼性の高いものと考えられるが、その性能を常時維持して運転を継続してゆくためには、不測事態が生じた際にも、適切な調査、対策をタイミングを逃さず実施することが重要である。

また、産業廃棄物として処分している濃縮液も、乾燥機等の設備と組み合わせることにより、肥料として再利用出来るため、今後採用の検討必要な事項でもある。

本稿が、他の用途の蒸発濃縮装置の運転管理においても、参考となれば幸いである。

真空乳化分散装置「フリミックス」の紹介

Introduction of Processing Plant Frymix



(化) 技術部
七 條 貴 正
Atsumasa Shichijo
今 中 照 雄
Teruo Imanaka

FRYMA has delivered many model VME for making emulsions, suspensions and homogeneous products under vacuum operation. But lately, as the need for more difficult processing was increased, FRYMA has developed a new type of the processing plant, the Frymix. This plant can be applied to higher viscosity compared with the conventional VME, the range of viscosity being 500~100 000 cp over and the processing time being 20 % less than that by the VME.

ま え が き

ここに、紹介するフリミックスはスイスのフリーマ社の製品である。フリーマ社は、これまで800台以上の真空乳化装置 VME を医薬、化粧品、塗料業界等の液-液系及び固-液系の乳化、懸濁、均質混合の処理プロセスに納入してきた。

近年、日本国内においても、化粧品は女性のものだけでなく、男性用も宣伝されかつその種類も多くなっている。

また、マヨネーズのような食品も消費者ニーズを先取りする形で、差別化と多様化が要求され、多品種少量生産の傾向が強くなってきている。そのため生産者側では、多品種生産及び人件費の高騰による生産の効率化・省力化の対応が要求されている。

フリーマ社のフリミックス（写真1）は、VME の改良型機として、ヨーロッパにおいて、ここ2～3年で50台の実績を有し、全自動運転可能な GMP 対応の多目的真空乳化機として、医薬、化粧品、食料分野の処理プロセスに適用されている。処理可能な粘度範囲は 100 000 cpを超え、処理時間も VME の20 %短縮と性能は大幅に良くなっている。

次に、その構造、特長について紹介する。

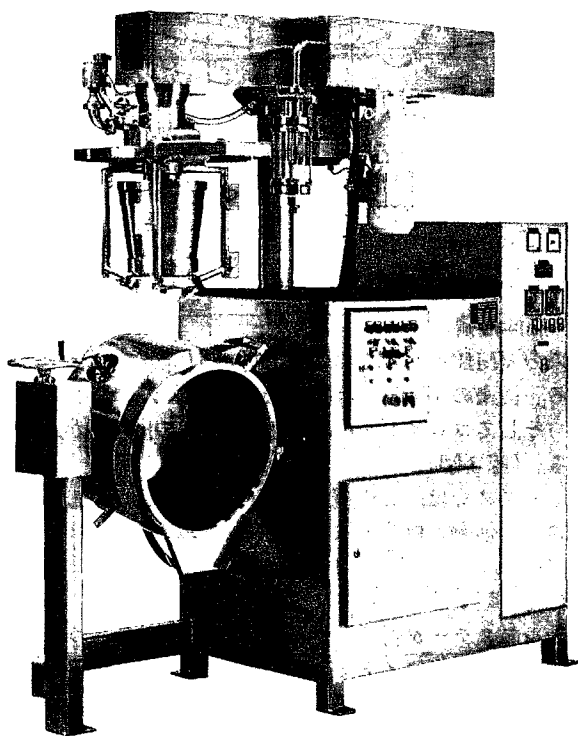


写真 1 フリミックス Frymix-50
Photo. 1 Frymix Unit Frymix-50

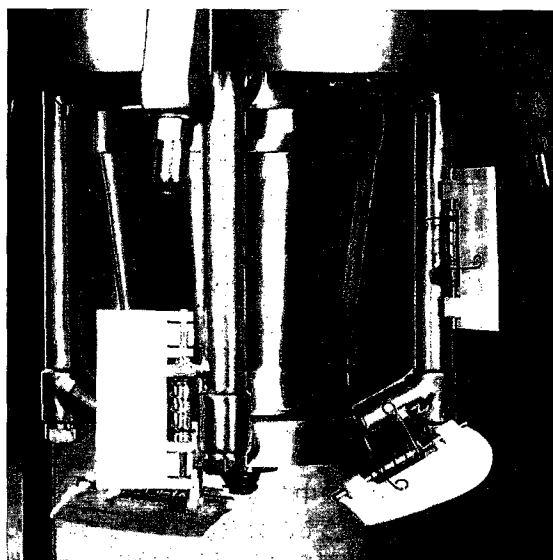
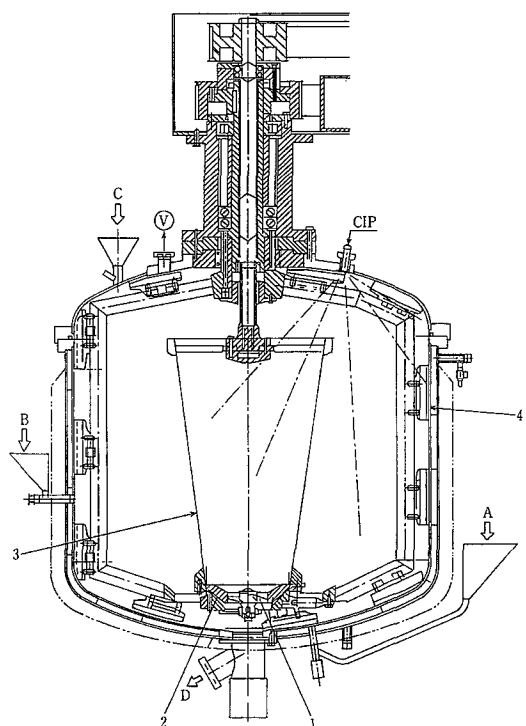


写真 2 攪拌機構
Photo. 2 View of the working elements



- | | |
|-----------|-------------------------|
| A: Inlet | 1. Propeller |
| B: Inlet | 2. Toothed colloid mill |
| C: Inlet | 3. Cone |
| D: Outlet | 4. Scraper-Stirrer |

第1図 フリミックスの機構
Fig. 1 Structure of Frymix

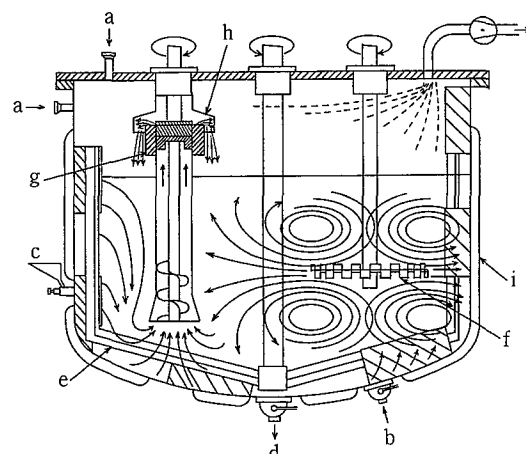
1. 機構

フリミックスの構造を第1図に示す。

本ユニットの心臓部はコーンと一体になったコロイドミルである。容器底部に設けられた、高速回転するコーン型回転軸と一体のプロペラ付コロイドミルのロータと、低速回転するスクレーパ付ステータにより、低粘度から高粘度域の固一液、液一液の粉碎均質混合、乳化、懸濁、分散の処理を真空操作下で、内部循環方式で行う高固一液比対応の、全自動運転可能な多目的真空乳化機である。

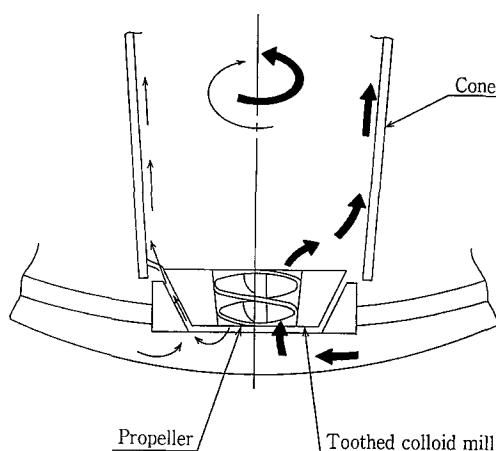
1.1 原料供給

液体及び粉体原料は、真空吸引によって底部ノズルAから投入される。供給ノズルは、容器底部の、高速攪拌を行っているプロペラ付きコロイドミルの影響範囲に設けてある。真空吸引によって、粉体（もしくは液体）を、供給容器から早くフリミックス内に供給出来、また、粉だち等の作業環境の汚染を防ぐことが出来る。さらに高速攪拌域に粉体が供給されることにより、液中で粉体が凝集することを防止し、粉体表面を素早く濡らし、分散しやすくする。また供給ノズルBは少量の添加剤を加える場合に使用する。供給ノズルCより液体を仕込む場合に、大気圧下でも行うことが出来る。



- | | | | |
|--------------------|--------------|-------------------------|--------------------------|
| a: Inlet | b: Inlet | c: Inlet | d: Outlet |
| e: Scraper-stirrer | f: Dissolver | g: Toothed colloid mill | h: Thin-film distributor |
| i: Jacket | | | |

第2図 VMEの構造
Fig. 2 Processing plant VME



第3図 各回転方向の液の流れ
Fig. 3 Flow direction by each rotation.

1.2 攪拌機構

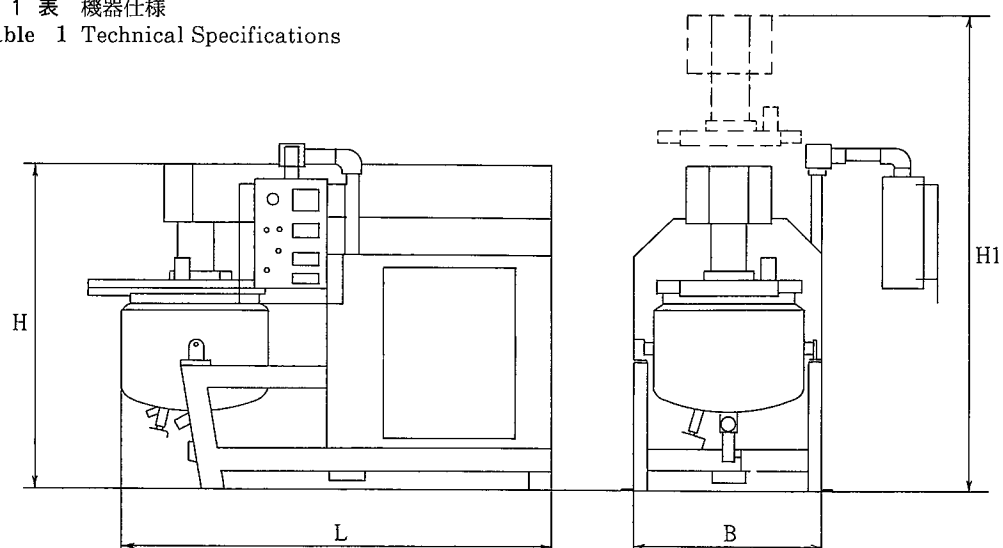
従来のVMEと大きく異なる部分の1つがこの攪拌機構である。従来のVMEでは攪拌機構は、スクレーパ、ディゾルバそしてコロイドミルの独立した3つの攪拌機からなっている。(第2図)

フリミックスでは、この攪拌機構に大幅な改造が加えられ合理的で高効率の機構となっている。(写真2)

1.2.1 コーン付きコロイドミル

高速回転するコロイドミル付コーンロータと、コロイドミルのステータ付低速回転のスクレーパの二つの回転体よりなる。コロイドミル付コーンロータは、回転方向が正逆二方向の切り替えが出来る。プロペラによる高速混合と、コロイドミルに製品を通し高せん断力を与えて、分散の超微粒子を可能にし、油滴径も 5μ 以下が可能である。(第3図)

第 1 表 機器仕様
Table 1 Technical Specifications

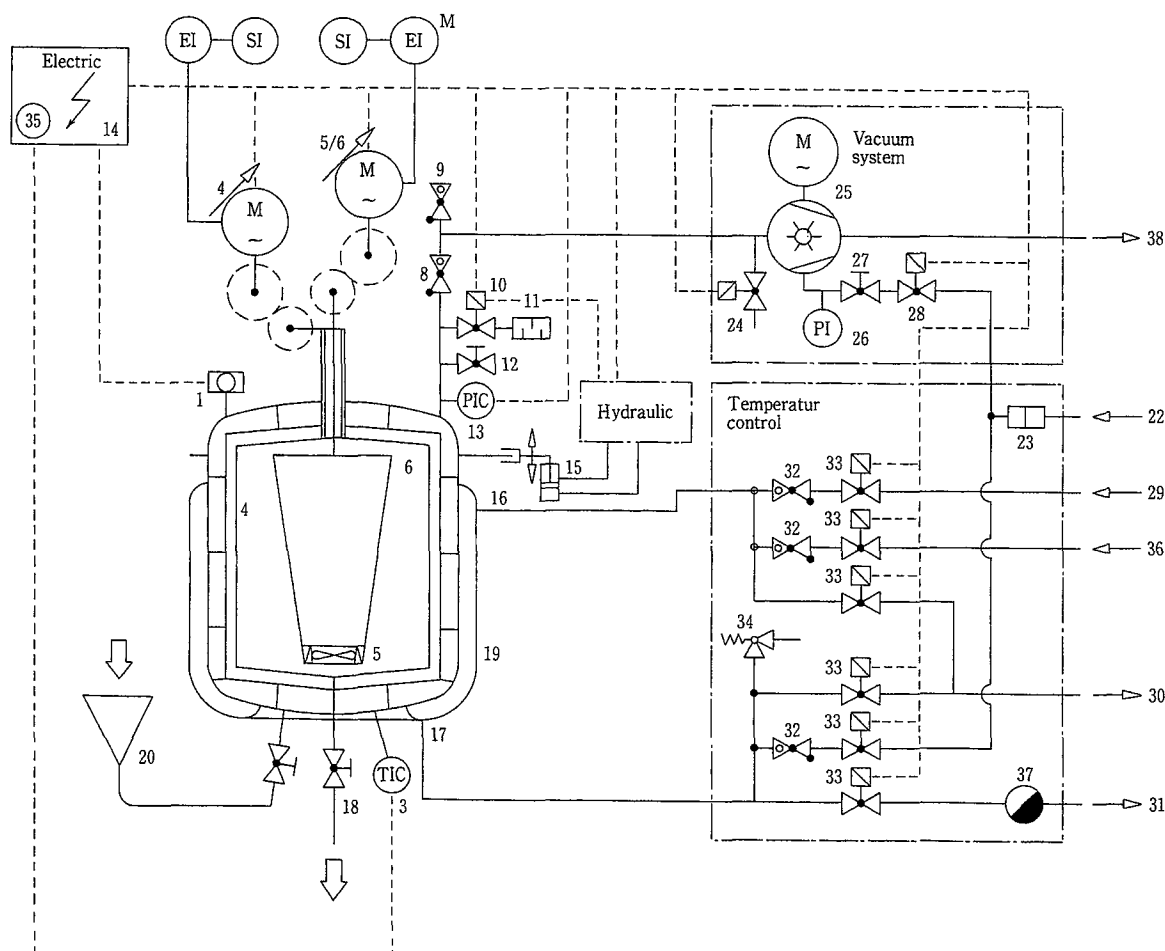


Type	frequency-controlled homogenizer			frequency-controlled or polechangeable scraper-stirrer			inlet/ outlet val.		volume of vessel				dimensions				approx. weight
	kW	min ⁻¹	min ⁻¹	kW	min ⁻¹	min ⁻¹	DN			litres							
VME/C	output	speed n1 n2		output	n1	n2	• lid	bottom side middle	total vol.	work. vol.	min. vol.		L	B	H	H ₁	(kg)
12	3	600	3 000	0.7/ 0.85	39	78	15	15 25	21	12	4	tiltable	1 765	844	1 890	—	680
20	5.5	600	3 000	1.0/ 1.4	39	78	15	15 25	37	20	5		1 790	844	1 890	—	780
50	7.5	300	1 500	2.2	30	60	25	25 50	90	50	15		2 162	1 040	1 703	2 360	1 800
120	15	300	1 500	3.0	17	34	50	25 50	200	120	25	fixed vessel	2 260	1 390	1 880	2 720	2 000 ** (400)
250	22	300	1 500	3.0	17	34	50	25 50	400	250	40		2 410	1 440	2 035	3 035	2 650 ** (410)
500	30	250	1 200	4.0	13	26	50	25 50	680	500	65		2 710	1 590	2 210	3 410	3 750 ** (470)
1 000	45	200	1 000	5.5	13	26	80	40 80	1 350	1 000	120		3 085	1 500	2 970	4 210	6 000 ** (530)
1 500	55	200	1 000	7.5	12	24	80	40 80	2 032	1 500	180		3 310	1 600	3 235	4 635	6 800 ** (700)
2 000	110	200	750	9.2	10	20	80	40 100	2 830	2 000	240		3 780	1 600	3 350	4 750	7 500 ** (780)
3 000	132	200	750	9.2	10	20	80	40 100	4 090	3 000	350	3 530	2 000	3 600	5 200	11 500 ** (850)	

Technical data subject to modification

*option

**WEIGHT OF THE SWITCHGEAR BOX INSTALLED AS A SEPERATE UNIT.



This representation only applies to the standard execution.

Vacuum system

- 1 illuminated sight glass
- 3 temperature probe
- 4 scraper-stirrer
- 5 mixer/homogenizer
- 6 cone
- 8 non-return valve
- 9 safety valve
- 10 automatic aeration valve
- 11 silencer
- 12 vacuum regulation cock
- 13 vacuum gauge
- 14 electrical switch plant
- 15 hydraulic(raise/lower)
- 16 steam in/water out
- 17 steam out/water in
- 18 product discharge
- 19 double jacket with baffle plates
- 20 product feed with hopper
- 22 water in
- 23 water filter

- 24 automatic aeration valve
- 25 vacuum pump
- 26 pressure gauge
- 27 water regulation valve
- 28 solenoid valve
- 38 air and water in

Automatic temperature control

- 29 steam in
- 30 water out
- 31 steam out
- 32 non-return valve
- 33 solenoid valve
- 34 safety valve
- 35 temperature control unit
- 36 compressed air in
- 37 steam trap

第4図 フリミックス フロー図 (Frymix-50以上のモデルに適用)
Fig. 4 Flow Sheet of Frymix Unit (Bigger model from Frymix-50)

1) コロイドミル (高速攪拌)

VME では液面の上にセットされていたコロイドミルを、フリミックスではコーンの下部に取り付けたことと、そのロータの内側にプロペラを取り付けたことに特長をもつ。製品がプロペラで下方におしだされる回転方向にすることにより、コロイドミルを通る流れとなる。コロイドミルは、固体粒子を粉碎し、凝集粒子を解砕し、液滴を微粒化する。従って、製品粒度を要求される場合や、歯磨きペーストのように固体濃度の高いものの処理には最適である。

2) プロペラ

VME のディゾルバにかわるものである。底部より供給された固体粒子表面の濡れ作用を促進することにより、粒子の分散を早める働きをする。粉体はプロペラの分散ゾーンに供給されるため、凝集を起こす前に分散される。このため処理時間を短縮し、殆どのエマルジョンを冷間乳化により製造することが出来る。また、強せん断力を必要としないプロセスには、プロペラによる低せん断攪拌が有効となる。

3) コーン-真空脱気機構

コロイドミルのロータと一体となったコーンの内面上の製品は、高速回転により軸方向の薄膜の強制循環流が形成され、真空操作下で連続的に、短時間で完全な脱気が行われる。脱気することにより、製品の安定性が増し、酸化反応を防止することができ、また製品を充填機に充填する際の精度を向上させることが出来る。

1. 2. 2 スクレーパー (低速攪拌)

フリミックスでは、正逆出来るスクレーパーを備えており、樹脂製の翼が上蓋を含む容器の全内面を掻き取り、ジャケットからの加熱、冷却の熱交換効率を向上させる。また逆回転させることによりスクレーパー背面の洗浄も容易に行なえる。

1. 3 製品排出

製品の排出は、容器底部の排出バルブから行う。

Frymix-12 型から Frymix-50 型までは、容器を傾けて排出することが出来る。高粘度物質の排出、あるいは排出時間の短縮のために、排出バルブにポンプを接続したり、容

器内部を加圧して排出が出来る。

2. 特長

フリミックスの特長を次にまとめる。

- 1) 高速回転コーンによるすばやい脱気機能とデッドスペースのない強力な攪拌混合作用による生産時間の短縮と高粘度処理が可能である。
- 2) 底部に設置された高処理能力をもつコロイドミルにより、短時間 (約 5 分) での均一混合が可能である。
- 3) 処理可能な容量の範囲が約 15~100 % と広いため、生産量のコントロールが容易で、多目的用途に使用できる。
- 4) インバータによる無段変速機構とコロイドミルのせん断力自動調整機能により最適条件での運転が可能である。
- 5) セルフクリーニング能力、CIP システム、正逆回転可能なドライブ機構と上蓋にも設置されたスクレーパーにより、洗浄性に優れている。(GMP 対応)
- 6) モータ、変減速機は容器上部には設置されていないため、オイル、グリース等の製品中へのコンタミの心配が無い。
- 7) コンピュータ制御による全自動運転が対応可能である。(オプション)
- 8) 真空ユニット、温度調整ユニット等を組み込んだコンプリーユニットであるため、二次側配線配管工事が不要である。

3. 適用

医 薬：薬用クリーム、軟膏、坐薬、各種乳化製品 他
化粧品：クリーム、口紅、歯磨きペースト、乳液、ローション、
アイ・ライナー、シェービングクリーム 他
食 品：マヨネーズ、ケチャップ、ドレッシング、
ベビー・フード 他

4. 機種

第 1 表に仕様を例示する。

第 4 図にユニットのフロー図を例示する。

む す び

乳化技術は攪拌技術の延長線上にあり、共通の機能を一部に持っている。フリミックスを導入し、拡販することで、乳化・分散技術をさらに磨き、攪拌技術の裾野を広げ、攪拌、乳化の神鋼パンテックを目指したい。

トリクロロエチレン曝気装置の納入実績紹介

An Air Stripping Plant for Removal of Trichloroethylene



(気)生産部 技術第1課
服部 孝弘
Takahiro Hattori

Shinko Pantec delivered an air stripping plant in March 1996 to a wool textile manufacturer for removal of trichloroethylene in wastewater generated from the degreasing process. The plant is composed of multistage packed towers, enabling low running cost and high stripping efficiency. Presented in this paper is an outline of the air stripping plant, which has been operated satisfactorily since April 1996.

まえがき

金属・繊維の脱脂洗浄等の目的に広く用いられてきた1, 1, 1-トリクロロエタンが、環境汚染問題の観点から製造中止となり、それに代わる溶剤として、トリクロロエチレンが広く用いられるようになってきている。排水中の、これら有機塩素系化合物溶剤の濃度は水質汚濁防止法で次のように規制されており、放流前に処理する必要がある。

物質名	特定地下浸透水	排水
1, 1, 1-トリクロロエタン	0.0005 mg/l	3 mg/l
トリクロロエチレン	0.002 mg/l	0.3 mg/l

これまで1, 1, 1-トリクロロエタンを使用していた工場では、トリクロロエチレンに切り換えるために、それに対応した排水処理装置が必要となってきた。

ここでは、納入したトリクロロエチレン含有排水の処理装置の一例を紹介する。

この納入先では、羊毛から加工された繊維の脂分を洗浄するために、これまでは1, 1, 1-トリクロロエタンを用いていたが、この機会にトリクロロエチレンに切り換えることになった。これが排水中に含まれることになるため、

その処理装置を1996年3月に納入した。

揮発性有機塩素化合物を微量に含む水の処理として、第1表に示すように次のようなものが挙げられる。

- ・液分散型曝気法
- ・ガス分散型曝気法
- ・吸着法
- ・オゾン酸化法

水と空気を接触させる方式を曝気というが、曝気法には液、ガスのどちらを分散相にするかによって、液分散型かガス分散型かに分類することが出来る。ガス分散型は、液分散型に比べて設置面積は小さくてすむが、運転費が高価であり、処理性能がやや劣る。吸着剤を用いて処理する吸着法は、性能では優れているが建設費、運転費とも高価になる。オゾン酸化法では性能が劣る。総合的に判断して、液分散型曝気法が最も優れており、ここでは、その1つである空気吹込式液分散型充填方式を紹介する。

1. 揮発性有機物質の曝気放散の原理

揮発性溶質を含む希薄溶液が気相と平衡にあるときには、その濃度Cは気相内の溶質の分圧Pに比例するというヘンリーの法則がある。すなわち $C=HP$ 、ただし、Hはヘンリー定数である。ヘンリー定数が高いものほど、液相か

第1表 各種有機塩素化合物除去方法比較

Table 1 Removal method of organic chlorine compound

	Stripping by dispersion of liquid	Stripping by dispersion of gas	Adsorption	Oxidation by ozone
Flowsheet				
Efficiency	High	Middle	High	Low
Initial cost	Low	Low	High	High
Running cost	Low	High	High	Low
Installation area	Middle	Small	Large	Middle
Evaluation	◎	○	△	△

ら曝気処理しやすい。

その除去理論について述べる。充填塔内で単位時間に液相から気相に移動する液相中の溶質のモル数は液相中の溶質の減少速度に等しいことから次式が導かれる。

充填高さ,

$$Z = \frac{L_M}{Kx' \cdot a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{x_{BM}}{(1-x)(x-x^*)} dx = H_{OL} \times N_{OL} \quad (1)$$

希薄溶液の場合には,

$$\text{平衡線 } y = mx^* \quad (2)$$

$$\text{操作線 } G_i(y_1 - y_2) = L_i(x_1 - x_2) \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \text{移動単位数 } N_{OL} &= \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x^*} \\ &= \frac{x_1 - x_2}{(x_1 - x_1^*) - (x_2 - x_2^*)} \ln \frac{x_1 - x_1^*}{x_2 - x_2^*} \quad (4) \end{aligned}$$

但し,

Kx' : 相互拡散に対する液相基準総括物質移動係数 (—)

a : 充填物の表面積 (m^2/m^3)

x_1 : 原水中溶質のモル分率 (—)

x_2 : 処理水中溶質のモル分率 (—)

y_1 : 出口ガスのモル分率 (—)

y_2 : 入口ガスのモル分率 (—)

x_1^* : 出口ガスと平衡な水中溶質のモル分率 (—)

x_2^* : 入口ガスと平衡な水中溶質のモル分率 (—)

H_{OL} : 液相基準移動単位高さ (m)

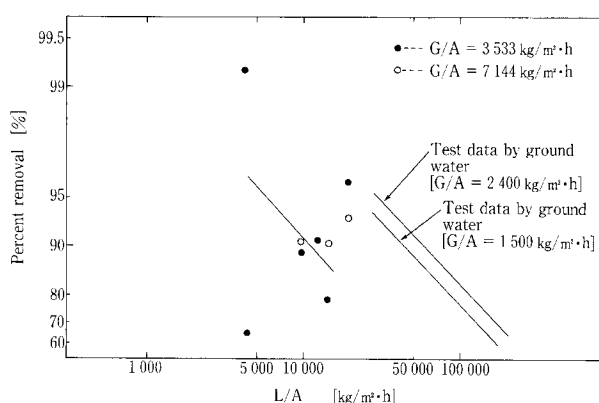
m : 操作線の勾配

G_i : 空気流量 (kg mol/h)

$$x_{BM} = \frac{(1-x^*) - (1-x)}{\ln \frac{1-x^*}{1-x}} \quad (\text{モル分率})$$

L_M : 水流量 (揮発性有機物質を含む) (kg mol/h)

L_i : 水流量 (" を含まない) (kg mol/h)



第1図 パイロットテスト結果

Fig. 1 Result of pilot test

第2表 トリクロロエチレン除去パイロットテスト結果

Table 2 Result of pilot test for removal of trichloroethylene

Run No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Water flow rate [m³/h]	0.41	0.42	1.2	1.9	1.4	1.0	1.9	1.4	1.0
Air flow rate [m³N/min]	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	8.8	8.8	8.8
L/A [kg/m²·h]	4305	4368	12479	19966	14975	9983	19966	14975	9983
G/A [kg/m²·h]	3533	3533	3533	3533	3533	3533	7144	7144	7144
Inlet concentration [mg/l]	190	1.6	0.63	400	16	3.5	100	6.6	1.5
Outlet concentration [mg/l]	1.6	0.56	0.058	16	1.15	0.385	6.6	0.64	0.14
Percent removal [%]	99.2	65.0	90.8	96.0	78.1	89.0	93.4	90.3	90.7

第 3 表 地下水中トリクロロエチレン除去パイロットテスト結果

Table 3 Result of pilot test for removal of trichloroethylene in ground water

Run No.	1	2	3	4	5	6
L/A [kg/m ² ・h]	31 200	62 400	124 700	31 200	62 400	199 600
G/A [kg/m ² ・h]	1 500	1 500	1 500	2 400	2 400	2 400
Inlet concentration [mg/l]	111	114	122	102	86	89.5
Outlet concentration [mg/l]	7.8	18.2	36.5	4.2	9.2	26.8
Percent removal [%]	93.0	84.0	70.1	95.9	89.3	70.1

第 4 表 テスト機及び実機仕様

Table 4 Specifications of pilot test plant and commercial plant

	Test plant	Commercial plant
Water flow rate [m ³ /h]	0.46	5
Air flow rate [m ³ N/min]	4.4	48
Tower diameter [mm]	350	1 150
Height of packing [mm]	3 000	12 000
Percent removal [%]	94.9	99.9941

2. 事前テスト

実装置設計に当たり、テスト装置（φ350 mm×5 000 mm^H）を納入先に持ち込み、設計に必要なデータ採取を行った。テスト装置（充填塔）の外観を写真 1 に示す。充填材としては当社製充填材（スーパーパック 9P）を使用した。充填塔の上部よりトリクロロエチレン含有排水を流下させ、同時に下部よりファンで空気を吹き込んで充填材部分で排水が曝気処理され、充填塔下部水槽より処理された排水が得られる。流入する排水の水量及び吹込み空気量を変えて、種々の条件での排水の入口、出口でのトリクロロエチレンの濃度を測定した。テスト結果の一部を第 2 表に示す。重量換算した水量、空気量を充填塔の断面積で割った値をそれぞれ L/A、G/A とした。

第 2 表のデータより、縦軸に除去率、横軸に L/A をとってグラフにしたものが第 1 図である。第 1 図より、今回テストした範囲においては、除去率は G/A の値に影響されないとと言える。従って、実装置の設計ではファン容量を小さくするため、G/A が小さい方のデータを用いることにした。

また、データがややばらついているが、過去に当社にて

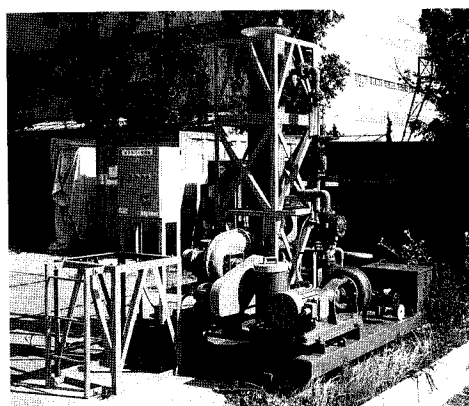


写真 1 テスト装置外観

Photo. 1 Outside view of the test plant

測定された地下水でのテストで得られたデータ（第 3 表にその 1 部を示す）を考慮し、第 1 図にその傾向も同様に直線として表し（右側の 2 本）、第 1 図の通り、それらと同じ傾きになるよう直線を引いた。

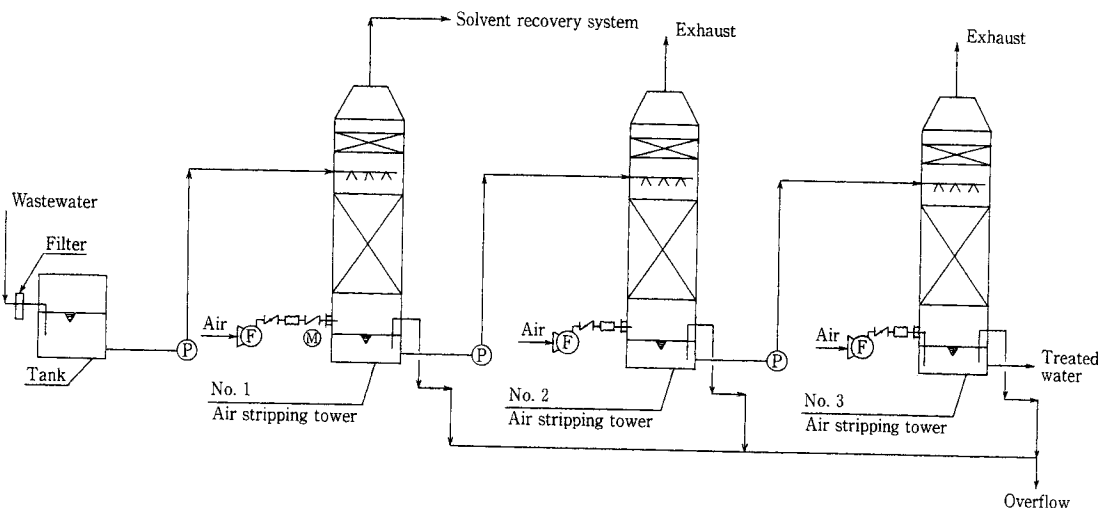
この結果より、実際の処理（処理水量：5 m³/h、処理前濃度：320 mg/l、処理後濃度：0.019 mg/l、除去率：99.9941 %）に必要な仕様を、第 4 表の通り決定した。すなわち、実機にて処理すべき水量から、L/A がテスト時と同じになるように実機の塔径を決定する。空気量についても同様に、テスト時の G/A と同じ値で決定する。さらに、その条件でのテスト時の除去率から、実機で必要な除去率を得るための充填材高さを、テスト機の充填材高さが 3 m であることから、(1)～(4)式を用いて算出し決定する。

3. 装置の概要

フローシート及び曝気塔の概略図をそれぞれ第 2、3 図に示す。第 4 表より必要充填高さは 12 m であるが、充填材の強度及び液分散の影響を考慮して、4 m×3 塔直列方式とした。第 2 図に示すとおり、繊維洗浄装置から排出される排水（トリクロロエチレン含有排水）は、毛くず等が含まれるため、フィルターを通してから、原水貯槽に貯められる。ポンプにより曝気塔上部に流入した排水は、スプレーノズルにより、塔内に均一に分散される。第 3 図の通り、それぞれの曝気塔内には、1 塔当たり 4 m の高さの充填材（スーパーパック 9P）が充填されている。曝気塔の下からファンにより空気が導入され、充填材内において、上部から流下する排水と充分な気液接触がなされる。その間に排水中のトリクロロエチレンが気相側に拡散され、排水中のトリクロロエチレンの濃度が下がる。曝気塔上部のガス出口部にはミストセパレーター（スーパーパック 6P）を取り付けており（200 mm^H）、排水がミストとして塔外へ飛散しないようになっている。曝気塔下部水槽に貯まった排水は、第 2 図に示すとおり、ポンプにより順次次の曝気塔に移送されて同様の処理がなされ、No. 3 曝気塔下部にて所定の濃度まで処理される。

それぞれのポンプは、それぞれの水槽のレベル計と連動しており、吸い込み側の水位、送り込み側の水位を監視しながら常に一定の範囲の水位を保つよう、ポンプを自動 ON - OFF させる。

この操作により、それぞれの曝気塔からはトリクロロエ



第2図 曝気装置フローシート
Fig. 2 Flowsheet of the air stripping plant

チレン含有ガスが排出されることになるが、本設備の場合、No. 1 曝気塔から排出されるガスは比較的高濃度であるため、繊維状活性炭を用いた溶剤回収装置に導入し、回収、再利用している。

装置停止時には、曝気塔下部水槽の排水の臭気が、ファン吸込口を逆流して外部に漏れる可能性があるため、排水濃度の比較的高い No. 1 曝気塔については、ファン吐出側ダクトに自動ダンパーを取り付け、ファン停止時にはダンパーが閉となるようにしている。

装置全体は自動シーケンスを組み込んでいるため、押しボタンスイッチ1つで、これらの一連の動作を含めた自動運転の起動、停止を行うことができる。

装置全体の配置図を第4図に、外観を写真2に示す。

4. 機器仕様

・曝気塔：3基

型番	VSP-115 (0)
寸法	φ1 150 mm×7 800 mm ^H
主要材質	
本体	SS400 (塗装処理)
充填材	PP
ミストセパレーター	PP
散水管	SUS304
スプレーノズル	PP
梯子及び歩廊	SS400 (塗装処理)

・原水貯槽：1基

寸法	φ2 000 mm×3 800 mm ^H
材質	SUS304

・オーバーフロー受槽：1基

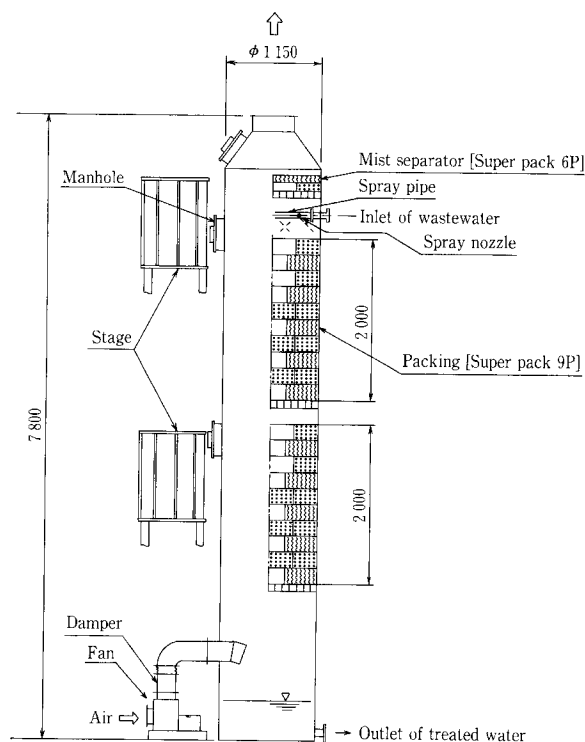
寸法	φ1 200 mm×1 000 mm ^H
材質	SUS304

・ファン：3台

仕様	48 m ³ N/min×30 mAq×1.5 kW
材質	SS400 (塗装処理)

・ポンプ：3台

仕様	5 m ³ /h×20 mAq×1.5kW
----	----------------------------------



第3図 曝気塔外形図
Fig. 3 Outside view of the air stripping tower

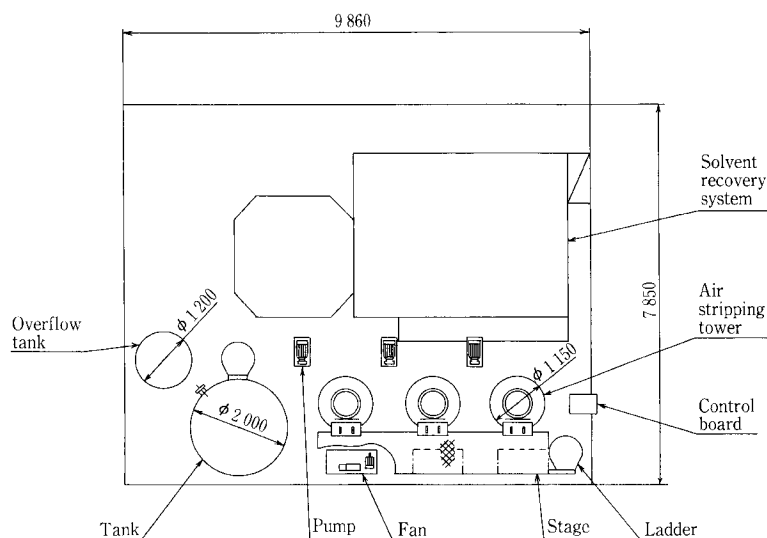
材質 SCS13

・制御盤：1面

仕様 600 mm^L×500 mm^W×1 950 mm^H

5. 運転結果

1996年4月に実液を通し、性能テストを行った。原水量及び空気量が設計条件下において原水貯槽内及びNo. 3 曝気塔出口での排水中のトリクロロエチレン濃度を測定した。その結果を第5表に示す。処理後の濃度は設計条件を満足



第4図 全体配置図
Fig. 4 Overall layout drawing

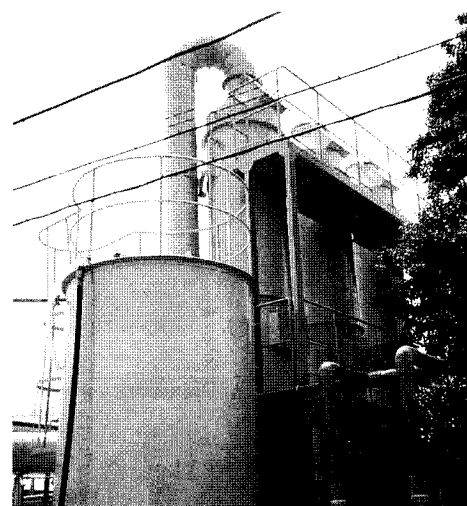


写真2 曝気装置外観
Photo. 2 Outside view of the air stripping plant

第5表 性能テスト結果
Table 5 Result of performance test

	Design condition	Run No.1	Run No.2	Run No.3
Inlet concentration [mg/l]	320	73	78	106
Outlet concentration [mg/l]	0.019	0.0002	0.0005	0.0013
Percent removal [%]	99.9941	99.9997	99.9994	99.9988

している。処理前の濃度が設計条件に比べてやや低くなっているが、除去率も設計条件を満足しており、高濃度の排水に対しても、同様に性能を満足すると考えられる。

本装置は、別工場にも同様の装置を同時期に納入しており、その性能テスト結果を第6表に示す。出口濃度条件が低いため、4塔直列方式とした以外は全く同じ仕様である。第5表と同様に、処理後濃度については性能を満足しており、除去率についてもほぼ性能を満足している。

第6表 性能テスト結果
Table 6 Result of performance test

	Design condition	Run No.1	Run No.2
Inlet concentration [mg/l]	320	73	150
Outlet concentration [mg/l]	0.002	0.0006	0.0007
Percent removal [%]	99.9994	99.9992	99.9995

前述の結果から、当初の設計条件を満足していることが確認された。

むすび

運転費が安く、排水を効率よく処理出来る本装置は、このような有機塩素系化合物を含む排水処理設備として有効である。

本稿がユーザー各位の排水処理装置を選定される際のご参考になれば幸いである。