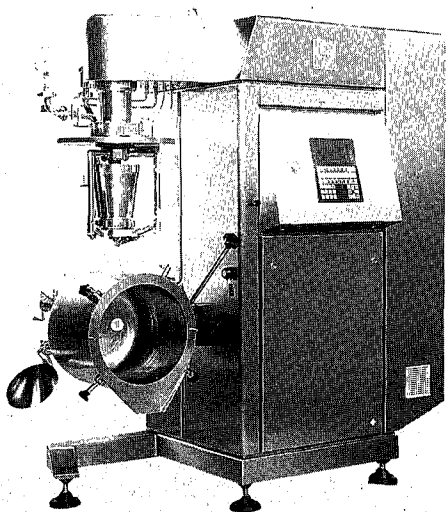


目 次 CONTENTS

1	巻頭言	
2	閉鎖型ダム内流動数値解析	Computer Simulation of Flow in Stratified Reservoirs
10	凝集沈澱装置におけるスケールアップ効果とその性能に及ぼす影響	The Scaling Up Effect of Sedimentation Tank and Its Interaction for the Performance
16	UV酸化による微量有機物の除去	Removal of Trace Organic Matter with Ultraviolet Oxidation
22	S-TEプロセスによる汚泥の減容化技術	Sludge Solubilization by Thermophilic Enzyme
29	低粘度液攪拌のための新しい軸流翼「ウィングスター」	Axial Flow Impeller "WINGSTIR" Newly Developed for Mixing of Low Viscosity Liquid
34	グラニュール式脱窒装置の開発(その2)	Development of Granule Type Denitrification System(No.2)
41	超高速連続ろ過装置コンチラッド	Ultra High Speed and Continuous Filter 『KONTIRAD』
48	高純度水素酸素発生装置(HHOG)の実績紹介	High-purity hydrogen and Oxygen Generator(HHOG) for Chemical Industry
57	SVミキサーのテスト事例報告(その1)	The Test Report of the SV MIXER (No.1)
64	GOLDEP WHITE製 貯湯式超純水加熱装置	Batch Type Deionized Water Heating Equipment
68	ガラスライニング (GL)製品の電極用途への適用	Application of Glass Lined Products for Discharge Electrode
75	吟工房誕生、「粒選造り」ST液化・発酵プラント納入事例紹介	Introduction of ST Liquefied Rice Fermentation System
82	KTIセミコンダクター株式会社向けスクラパー (AW)の納入実績紹介	An Scrubber (AW) for KTI SEMICONDUCTOR, LTD.
91	地熱発電プラント向け冷却塔納入例紹介	A Cooling Tower for Tohoku Electric Power Company, Inc.
99	埋立地浸出水RO濃縮水の処理技術	Handling Technology of Reverse Osmosis Concentrate for Landfill Leachate
104	TECHNICAL NOTE	
106	社内ニュース	TOPICS



<写真説明>

真空乳化分散装置『フリミックス』は、ホモジナイザーとしてのコロイドミルとプロペラ翼、新しく採用された高速回転ガイドコーン、容器内面全面を掻き取るスクレーパーから構成され、従来の装置とは大きく異なった攪拌機構を持つ。

処理液はガイドコーンで薄膜化されるため脱気効率が良く、優れた乳化分散機能を持つコロイドミルは10万CP以上の高粘度液も処理することができる。さらに、最大運転容量の平均15%と少ない容量でも運転できるため生産状況に応じフレキシブルに対応でき、また洗浄性にも優れたGMP対応機器である。

昨年の'96国際粉体工業展で発表して以来多くの引き合いが寄せられており、今後、化粧品、医薬品業界を中心とした分野での採用が期待される。

"Frymix" consists of a colloid mill as a homogenizing device, a propeller mixer, a newly developed high speed cone, and a scraper which covers the whole interior of vessel, which are different from the old units.

"Frymix" is efficient in deaeration process because of a thin film made inside of cone, and it is applied to the range of viscosity over 100,000cp. Minimum fill quantity is 15% of the total effective volume on average, that makes it possible to control output flexibly according to customer's production plan. "Frymix" is conformable to GMP, because it is easy to clean the inner surface.

"Frymix" has been favored with many queries since the introduction at the '96 POW-TEX TOKYO, and is advantageously applicable in the production line of cosmetics and pharmaceuticals.

“これからの環境共生適合人を育てたい”



姫路工業大学

学長 白子忠男

Tadao Hakushi

近く発足する環境人間学部の設置趣旨をご披露したい。

地球に生きる環境を形成してきた人類は、森羅万象と共に宇宙船地球号のクルーであることを自覚し、今その船が激浪の中に突入しようとしているかの認識を強いられている。

人間は、古来衣食住の環境を創成し、手段道具を順次進化させて自らの快適性を欲望し続けてきた。そして生活環境を整備し、政治や経済や社会の各システム環境を構築し、精神文明を発達させて豊かな文化環境を形成した。これら生活・社会・文化の諸環境は互いに相関的に影響を与えながら人間にとっての原環境(自然)というべき地球を変容させつつある。

近代科学技術文明が興って数世紀を経た現在、人間の活動容量は飛躍的に増大し人間による原環境の変容が地球の環境容量にとって無視できないほどの大きさに達し、それが世界情勢を不安定にする要因にもなっている。

地球の温暖化、オゾン層の破壊、砂漠の拡大、人口爆発等を巡って、各種の国際会議でも真剣に討議されているが、利害の対立を呼ぶなどの困難に遭遇している状況で、今や地球環境を人間だけのものと考えすることは許されなく、地球の環境容量は逼迫状態にあると言わざるを得ない。

わが国は、前世紀末から欧米より近代文明に基づく諸技術・諸制度を取り入れて発展に努めてきたが第二次大戦で壊滅的打撃を受けその蓄積の大半を喪失したけれども、その後の半世紀にわたる英知の結集と先端技術の開発等により世界史に残る工業立国に成功した。その反面、高度成長に伴う産業系民生系環境汚染を引き起こし、また利便な社会システムを追求するあまり自然破壊をももたらし、近代文明享受に潜む環境の危機に直面している今、地球に優しい人間精神と価値観の転換期に入ったと言えよう。

そこで、新しい生活の在り方を研究し、新しい社会システムの構築を志す創造的な人材を育成しなければならない。私共は、近代科学技術文化の状況を学ぶ傍ら諸界でのフィールドワークを体験して新時代の生産・生活の在り方を研鑽し、地球における共生を大前提としての人類の平和的存続な環境を創出する寛容にして勇氣あり、社会システムの運用に必須な情報活用能力を長け、異文化・異分野とのコミュニケーション能力に秀でて、地球愛に富んだ環境適合性若人たちを輩出して、ご期待に添いたいと念願している。

是非ご声援とご支持を乞うところである。

閉鎖型ダム内流動数値解析

Computer Simulation of Flow in Stratified Reservoirs



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

成層型貯水池では、夏期において温度躍層を形成し、上下水の対流・混合が妨げられる。そのため、底層では無酸素（還元）状態になり、鉄・マンガン・アンモニア窒素とともに栄養塩が溶出する。その結果、貯水池内が富栄養状態となり水質の悪化が進行する。

富栄養化対策として、間欠空気揚水筒（以下揚水筒と呼称する）を用いることが考えられている。揚水筒を用いると、貯水池内に循環流を発生させることができ、この方法により、底層の無酸素状態が解消され、そして温度躍層の形成が防止される。そのため、水質の悪化を防ぐことができると考えられている。

本報の研究対象であるダムAでは、今後富栄養化が予想されるため、揚水筒の設置が必要である。本報では、ダムA内に揚水筒を設置した気液2相流3次元流動数値解析を行い、揚水筒の基数・設置位置を検討した。

Stratified reservoirs such as dam form thermocline in summer, so thermocline prevent the water in the reservoir from convecting and mixing. Therefore there are no oxygen in hypolimnion, so to lique out iron, manganese, nitride, and nutritious salts in lower layer. Stratified reservoirs become more eutrophic. The quality of water become worse. As the suppression and the dissolution way of eutrophication, thermocline, and no oxygen in law layer, it is considered to be occurred circular current in reservoirs by air-bubble plume.

It is sermorised that the Dam-A reservoir which is the object of this study will become a eutrophic dam. Therefore, this Dam needs some air-bubble plumes. In this study, computational fluid dynamics was applied to simulate suppression of eutrophication in the Dam-A reseirvor. The simulation was conducted the flow patterns in order to be determined the various air-bubble plume conditions.

Key Words :

成 層 型 貯 水 池
揚 水 筒
模 擬 実 験
数 値 計 算
富 栄 養 化

Stratified reservoir
Air bubble plume
Simulation
Computational fluid dynamics
Eutrophication

まえがき

夏期において、ダムのような成層型貯水池では、太陽エネルギーによる表層の水温上昇により上層部が高温、下層部が低温という温度躍層を形成する。そのため上下水の対流・混合が妨げられ、二層に分かれて停滞する。表層では植物プランクトンの繁殖が活発になり大量増殖し、底層で

は沈降してくる植物プランクトンが分解のために酸素を消費することから還元（無酸素）状態になり、鉄、マンガン、アンモニア窒素とともに栄養塩が溶出してくる。これが表層水温も低下し自然対流が起こる時期（秋期から冬期）になると水域全体に拡散する。これらの現象の繰り返しにより、貯水池内の富栄養化が急速に進み、水質の悪化が進行する。

本報で研究対象とした某ダム（以下ダムAと呼ぶ）では、極度の富栄養化には至っていないが、成層型貯水池であり、原水中のマンガン含有量が多いことから、今後富栄養化が進行すると予想されている。そこで、その対策として、ダムAに間欠空気揚水筒を設置して貯水池内に循環流を発生させることにより、底層の無酸素状態を解消させ、そして春期から夏期にかけての水温躍層の形成を防止し、水質の悪化を防ぐことが出来ると考えられている。

揚水筒の基数、設置位置を物理実験によって検討するには、多大な設備と時間を要するため非常に困難である。そこで、物理実験の代替えとして、揚水筒の基数、設置位置を変えたダム内の気液2相流3次元流動数値解析を行い、揚水筒設置位置、基数の検討を行った。

1. 計算モデル

実際に設置する揚水筒は間欠空気揚水筒であるため、空気と水の気液二相系の解析を行った。本来は、富栄養化対策であるため、酸素濃度・鉄・窒素濃度等を考慮したモデルを組み込む必要があるが、本解析では温度躍層形成を阻止すれば、富栄養化進行が妨げられると仮定した。そのため、ダム内の流速・温度分布だけをシミュレートし、どの揚水筒設置条件が最も効率良く循環流を発生させ、温度躍層形成の防止となるかの検討をした。

計算に用いた基礎方程式は、質量の保存式である連続の式(式(1))、流れを支配する方程式(式(2))直交座標系で記述されるBoussinesq近似を採用した時間平均NS方程式(式(3))、時間平均エネルギーの輸送方程式(式(4))、そして乱流エネルギーと粘性消散率の輸送方程式(式(5)、(6))である。これら方程式を熱流体解析用のコードを用いて連立させて解き、ダム内の流速・温度分布を求めた。

[連続の式]

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

[Navier-Stokesの式]

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

[時間平均エネルギーの輸送方程式]

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

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

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

$$\frac{\partial \rho \epsilon}{\partial t} + \frac{\partial u_i \rho \epsilon}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} \right] + C_1 \frac{\epsilon}{k} (G_s + G_T) (1 + C_3 R_f) - C_2 \frac{\rho \epsilon^2}{k} \quad (5)$$

(レイノルズストレス項)

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

$$\mu_t = C_t \rho \frac{k^2}{\epsilon} \quad (7)$$

ただし、

$$u_i t = -\frac{K_t}{\rho C_p} \frac{\partial T}{\partial x_j}, \quad K_t = \frac{\mu_t C_p}{P_n}$$

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

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

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

$$\sigma_k = 1.0, \quad \sigma_\epsilon = 1.3, \quad C_1 = 1.44, \quad C_2 = 1.92, \\ C_3 = 0.00, \quad C_t = 0.09$$

(式中の大文字は時間平均項を意味する。)である。物性値には以下の値を用いた。

$$\rho = 9.9623 \times 10^3 \text{ [kg/m}^3\text{]}, \quad \mu = 1.000 \times 10^{-3} \text{ [kg/m}\cdot\text{s]},$$

$$C_p = 4.18 \times 10^3 \text{ [J/kg}\cdot\text{°C]}, \quad K = 6.12 \times 10^{-1} \text{ [J/m}\cdot\text{s}\cdot\text{°C]},$$

$$\beta = 2.9 \times 10^{-4} \text{ [1/°C]}$$

ここで、 C_p ; 定圧比熱 [J/(kg·°C)], g_i ; 重力加速度 [m/s²], K ; 熱伝導率 [J/(m·s·°C)], K_t ; 乱流熱拡散係数 [J/(m·s·°C)], k ; 乱流エネルギー [m²/s²], P ; 圧力 [Pa], T ; 流体温度 [°C], T_0 ; 基準流体温度 [°C], U_i ; 時間平均流速 [m/s], u_i ; 瞬間流速 [m/s], x_i ; 位置座標 [m]

β ; 体積膨脹率, ρ ; 流体の密度 [kg/m³], σ_{ij} ; 応力テンソル, ϵ ; 粘性消散率 [m²/s²], μ ; 粘性係数 [Pa·s], μ_t ; 粘性係数 [Pa·s]

である。

計算では、ダムAの水深も含むダム形状を第1図に示すような、ほぼ実際のダム形状を忠実に近似したモデルを使用した。

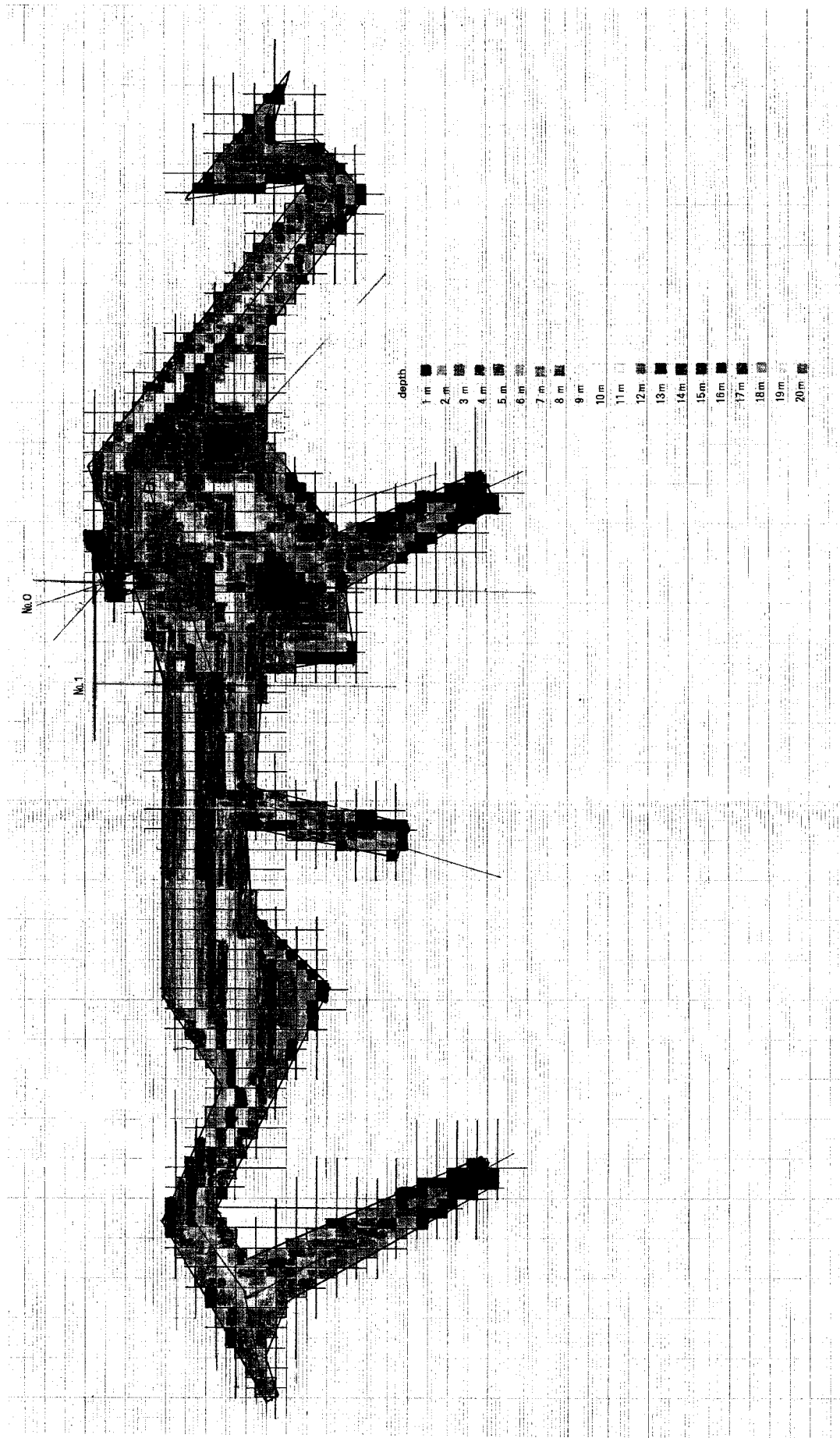
実際に計算に用いたメッシュ図を第2、3図に示す。メッシュの構成は、縦52×横144×深さ20の合計約15万のメッシュ分割とした。

2. 解析条件と境界条件

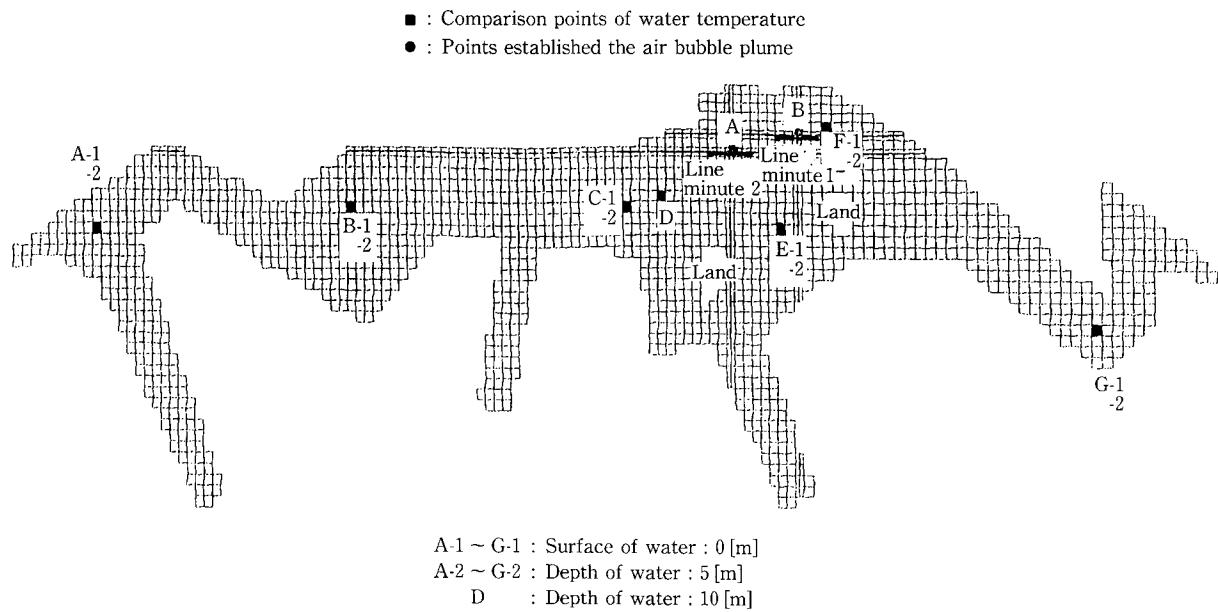
1995年9月14日の温度データ第1表を基に、温度の初期境界条件は第2表のように設定した。

揚水筒の設置基数は2基と3基とし(今後、設置基数2基を条件1、3基を条件2と呼称する。)、設置位置は第2、3図に示す位置に設置(詳しくは第4、5図参照)し、揚水筒上部に、所定の流速、乱流エネルギーと粘性消散率を与えた。

水面はすべりあり条件を与え、壁面にはすべりなし(対数則)条件を与え断熱壁とした。計算は、EWS(エンジニアリングワークステーション)を使用し60時間後のダ

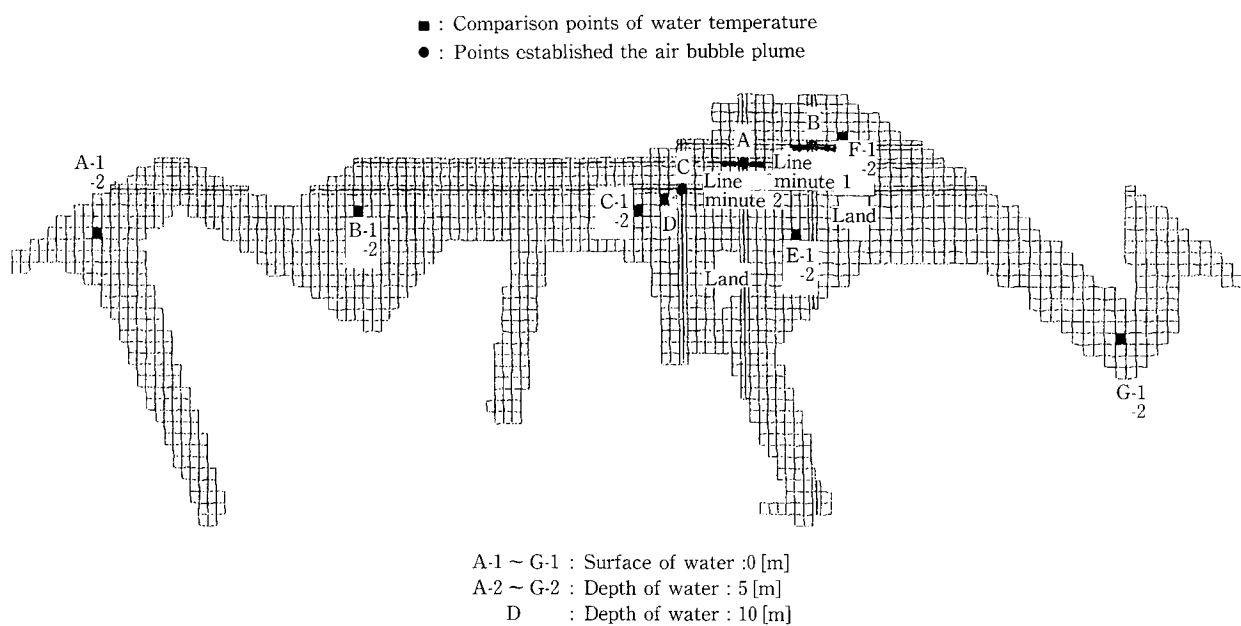


第 1 図 計算モデル
Fig. 1 Calculation mode 1



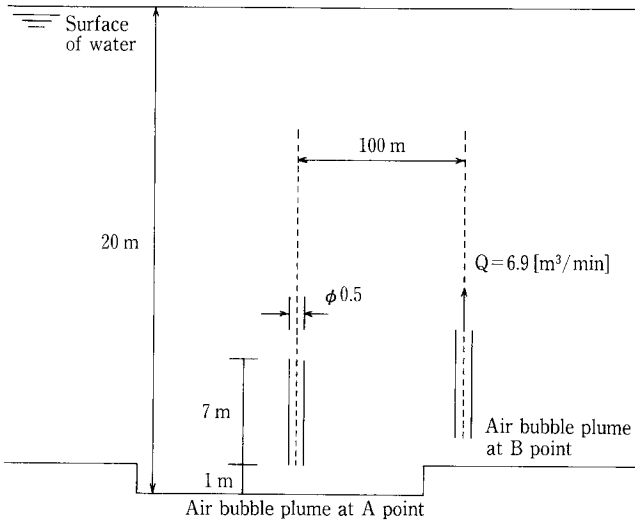
第 2 図 揚水筒 2 基設置条件解析のメッシュ図

Fig. 2 Mesh figures of 2 air bubble plumes establishment condition analysis

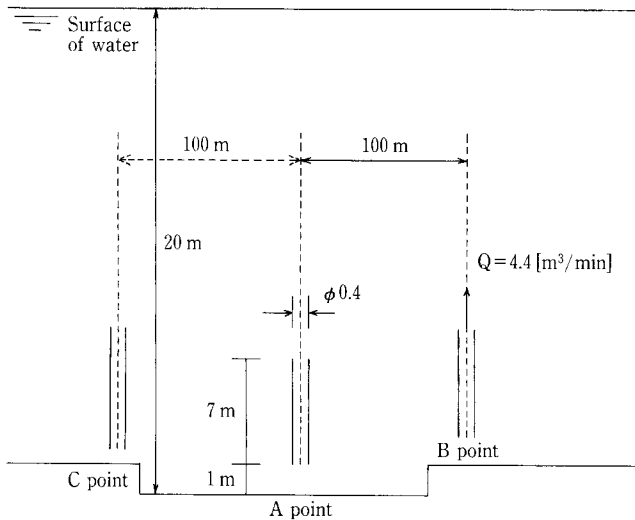


第 3 図 揚水筒 3 基設置条件解析のメッシュ図

Fig. 3 Mesh figures of 3 air bubble plumes establishment condition analysis



第 4 図 揚水筒設置位置概略図 (2 基の場合)
Fig. 4 Rough sketch of air bubble plume establishment (2 air bubble plumes condition)



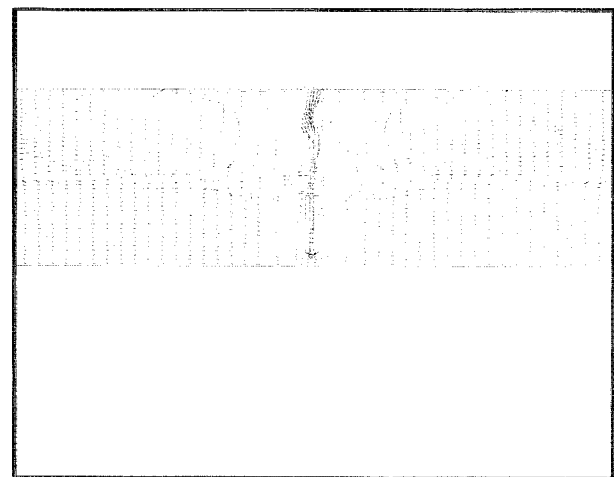
第 5 図 揚水筒設置位置概略図 (3 基の場合)
Fig. 5 Rough sketch of air bubble plume establishment (3 air bubble plumes condition)

第 1 表 水温測定結果
Table 1 The results of the water temperature measurement

Depth [m]	water temperature [°C]
0	28
2	27
4	19
6	17
8	17
10	13
12	13
14	13
20	13

第 2 表 数値解析境界条件
初期水温
Table 2 Numerical boundary condition Initial water temperature

Depth [m]	water temperature [°C]
0~1	28
1~2	27.5
2~3	27
3~4	23
4~5	19
5~6	18
6~8	17
8~9	15
10~20	13



第 6 図 流速ベクトル図 (条件 1)
Fig. 6 Velocity vectors (Condition 1)

ム内流動状態を再現させるのに約 720 時間/2 ケース要した。

3. 結 果

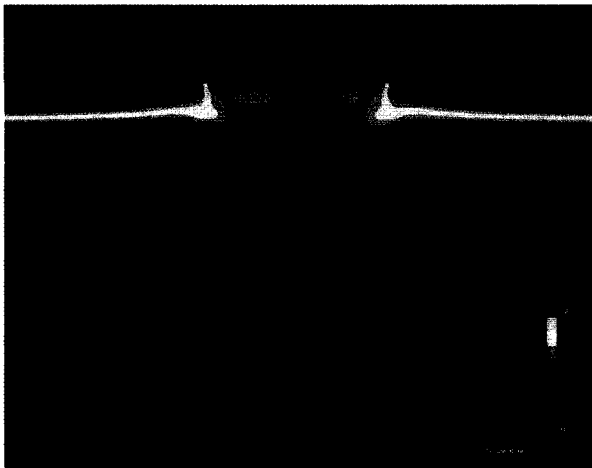
3.1 揚水筒付近の流速ベクトル図及び温度コンター図

揚水筒付近の流速分布代表例として、条件 1 のポイント B 一帯 (揚水筒を中心) の断面 (第 1 図参照) の流速ベクトル図を第 6 図に示す。条件 2 のポイント B 一帯の断面 (揚水筒を中心) (第 2 図参照), そして揚水筒設置ポイント A, C の流速ベクトル図は、ポイント B と同様の流動を示していたため、流速ベクトル図は省略した。

第 6 図より、揚水筒付近の流れは、揚水筒下部から低水温の原水が流入し、その原水が筒内を通り上部から流出する。筒内中心部付近から流出する水の流動は上向き流れで

あるが、揚水筒外周部付近から流出する水は、すぐに下向きの流れに変わっている。この理由として、中心部付近の流出水は気泡の上昇に伴って上昇するが、外周部付近の流出水は気泡の上昇流にのれず、しかも流出水の密度が流出口付近の原水よりも大きい (流出口付近水温 17 °C, 流出水温度 13 °C), この密度差のため、すぐに下向き流れに変わってしまうと考えられる。

次に、揚水筒付近の温度分布図代表例として、条件 1 のポイント B 一帯 (揚水筒を中心) の断面 (第 1 図参照) の温度コンター図を第 7 図に示す。条件 2 のポイント B 一帯の断面 (揚水筒を中心) (第 2 図参照), そして揚水筒設置ポイント A, C の温度コンター図も、ポイント B と同様の温度分布を示していたため、温度コンター図は省略した。



第7図 温度コンター図(条件1)
Fig. 7 Temperature Contours (Condition 1)

第7図より揚水筒を中心に低温度部が伝搬されていく様子がわかる。また、気泡の上昇効果に伴った流出水の影響で温度躍層が破壊されていく様子もわかる。

3.2 温度分布

60時間後の温度分布結果を第8, 9図に示す。

まず水面での温度分布図の条件1(揚水筒2基)を第8図に、条件2(揚水筒3基)を第9図に示す。第8, 9図を比較すると顕著な温度差は見られないが、第9図(揚水筒3基)の方が、低温度域が存在する。そのためこちらの方が、若干温度伝搬が速いと言える。

しかし、これらの温度分布図では、計算再現時間が60時間と少ないため(揚水筒の能力は、[ダム貯水量/揚水筒排水量合計=約1ヶ月]となるものを計画基準としている)揚水筒排水口付近でしか顕著に温度伝搬の様子が把握できず、揚水筒から離れた部分では温度変化が微小であるため比較が難しい。そのため、次項で水温比較ポイントでの水温変化を示した。

3.3 水温比較ポイントにおける水温変化図

第2, 3図に水温比較ポイントを示す。

水温比較ポイントの代表的な水温変化としてA-1, A-2, C-1, C-2, D, F-1, そしてF-2, での水温変化図を第10~16図に示す。

なお、ダム内の平均水温を計算すると20.87℃であった。

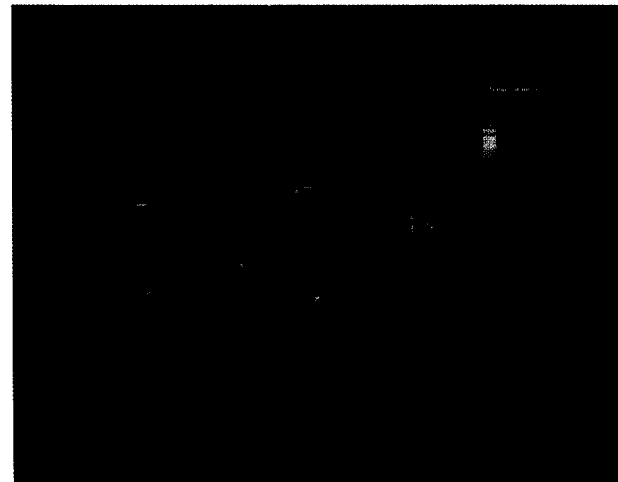
水面での温度比較(A-1, C-1, F-1)では初期水温が高水温層(平均水温より約7℃高い)に属するため、水温は時間とともに低下する。A-1の60時間後は、揚水筒3基設置の方の水温が低下しており、条件2の揚水筒設定の方が、温度伝搬が速く効果的な流動を発生させていると言える。C-1, F-1では、60時間後は揚水筒3基設置の方が厳密に言えば、低温度であるが、その水温差はないに等しく、しかもこれら2条件の温度曲線は、度重なり交わり合っている。これらのポイントでは、どちらの揚水筒条件でも効果はほぼ同じである。

ポイントDでは、初期水温が低水温層に属するため、水



duw1 60hrs

第8図 温度分布図(条件1 水面)
Fig. 8 Water temperature contours in the surface (Condition 1)



duw2 6hrs

第9図 温度分布図(条件1 水面)
Fig. 9 Water temperature contours in the surface (Condition 2)

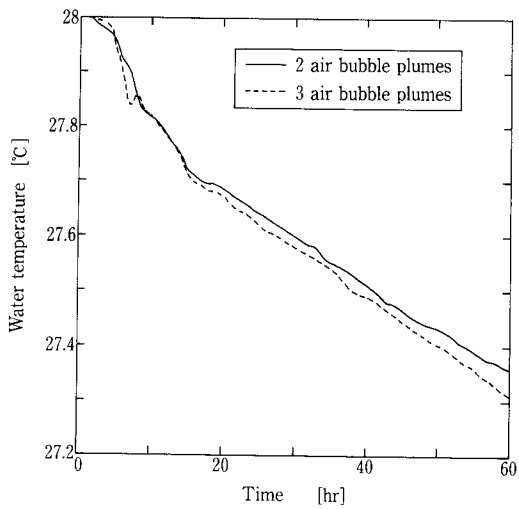
温は時間とともに上昇する。このポイントでは、揚水筒2基の方が、60時間後の水温は高いが、このポイントでも効果の差はない。

次にポイントA-2, C-2, そしてF-2を比較すると、水温差は微小ではあるが、A-2, C-2に見られるように、時間経過と共に揚水筒3基と2基とで温度差が大きくなる。従って揚水筒3基の方が良いと考えられる。

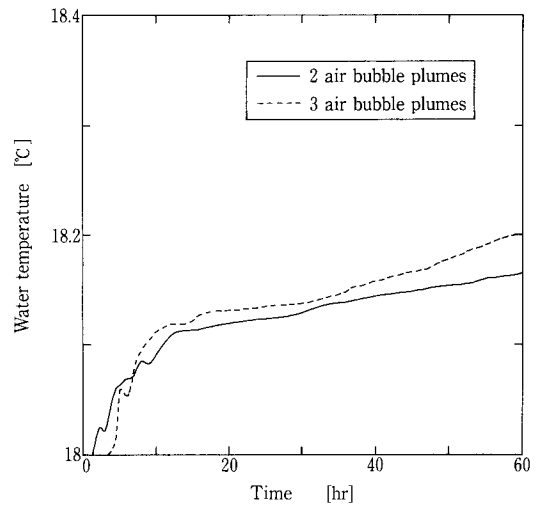
4. 考察

数値解析により再現した60時間後のダム内流動状態での相対比較を次のように行った。

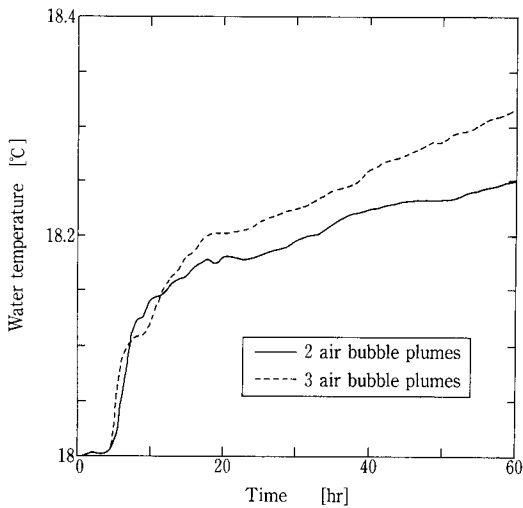
揚水筒2基と3基のどちらの条件が、ダムAに適しているかを水温比較ポイント(水面及び低水温層)A-1, B-1, C-1, D, E-1, F-1, そしてG-1の7



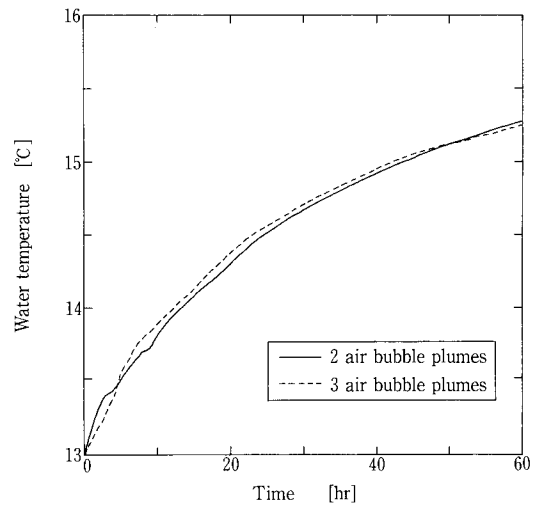
第10図 A-1地点における水温変化図
Fig. 10 Elapsed time and water temperature at A-1 point



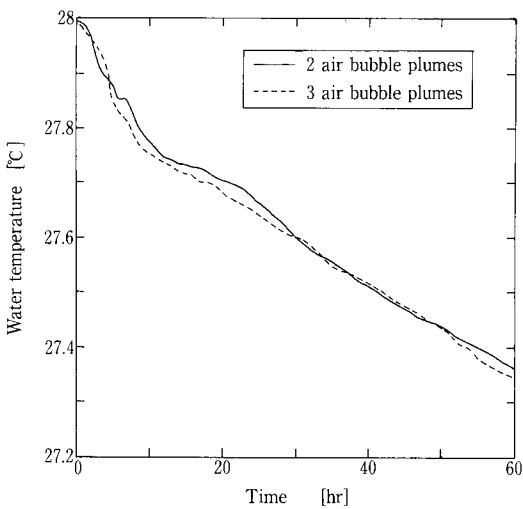
第13図 C-2地点における水温変化図
Fig. 13 Elapsed time and water temperature at C-2 point



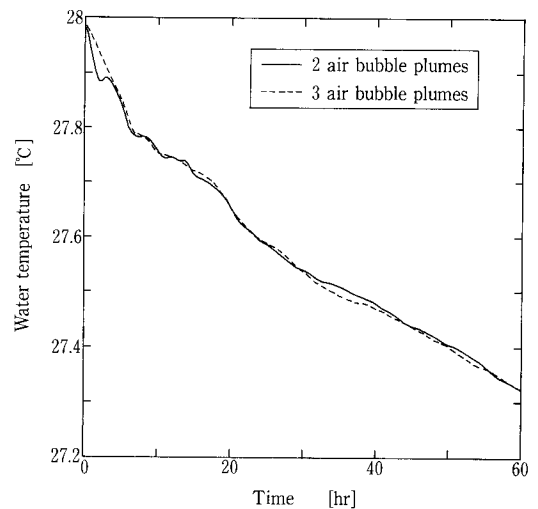
第11図 A-2地点における水温変化図
Fig. 11 Elapsed time and water temperature at A-2 point



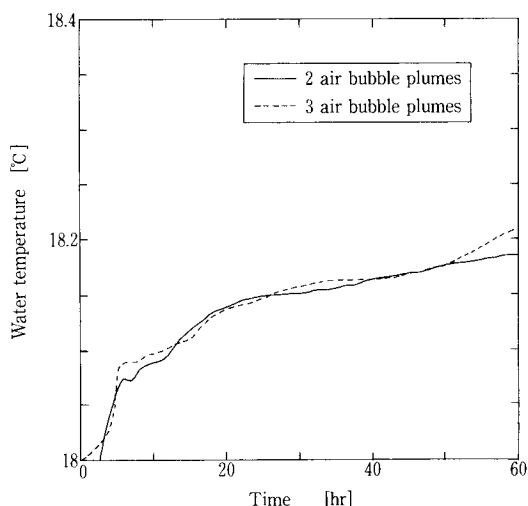
第14図 D地点における水温変化図
Fig. 14 Elapsed time and water temperature at D point



第12図 C-1地点における水温変化図
Fig. 12 Elapsed time and water temperature at C-1 point



第15図 F-1地点における水温変化図
Fig. 15 Elapsed time and water temperature at F-1 point



第16図 F-2地点における水温変化図
Fig. 16 Elapsed time and water temperature at F-2 point

点で、温度変化が激しく（流動状態が良く、温度伝搬が速い）効果的にダム内に循環流を発生可能であると考えられる方を○で表し、温度変化が緩やかで（流動状態が比較して悪く、温度伝搬が遅い）効果的に循環流を発生できないと考えられる方を×で、そして効果が同じと考えられるものを△で第3表に示し、○の数の多い方が最適条件であるとした。

また、中間温度層 A-2, B-2, C-2, E-2, F-2, そしてG-2の6点についても同様な評価を行いその結果を第4表に示した。

この結果、水面及び低水温度層では、揚水筒2基の○の数が0個、揚水筒3基の○の数が3個（△4個）である。また中間温度層では、揚水筒2基の○の数が0個、揚水筒3基の○の数が4個（△2個）で、こちらも3基設置する方が、2基設置よりも効率よくダム内を循環させることができ、より速く底層の無酸素状態を解消させ、かつ温度躍層形成の防止が可能であると考えられる。

第3表 水温比較ポイント（水面及び低水温度層）での流動状態判定

Table 3 Flow condition determination (Surface and lower layer)

	A-1	B-1	C-1	D	E-1	F-1	G-1
2 air bubble plumes	×	×	×	△	△	△	△
3 air bubble plumes	○	○	○	△	△	△	△

第4表 水温比較ポイント（中間温度層）での流動状態判定

Table 4 Flow condition determination (Intermediate temperature layer)

	A-2	B-2	C-2	E-2	F-2	G-2
2 air bubble plumes	×	×	×	×	△	△
3 air bubble plumes	○	○	○	○	△	△

むすび

気液2相流モデルの数値解析により、60時間後の仮想揚水筒を設置したダム-A内の流動状態を2条件シュミレートした。計算再現時間が60時間と少ないため（揚水筒の能力は、[ダム貯水量/揚水筒排水量合計=約1ヶ月]となるものを計画基準としている）、計算結果の流動状態は、ダム内に循環流が発生しない結果であったが、水温変化の激しいほうが、流動状態が良く、温度伝搬が速く、そして、効果的にダム内に循環流を発生できるという仮定の基に、表水層・中間層・深水層を含む数ポイントの水温変化比較を行った。そして、水温変化の激しいポイントを多く持つ条件が、最適条件であるとした。

この評価方法により小時間のシュミレーションで、どの揚水筒設置条件が、閉鎖型貯水地を効率良く循環させ、温度躍層の形成防止、並びに底層の無酸素状態の解消可能か比較できるようになった。

連絡先

小西 嘉雄 技術開発本部
研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail y.konishi@pantec.co.jp

高田 一貴 技術開発本部
(工学博士) 研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail k.takata@pantec.co.jp

凝集沈澱装置におけるスケールアップ効果と その性能に及ぼす影響

The Scaling Up Effect of Sedimentation Tank and Its Interaction for the Performance



技術開発本部 開発企画室
須田 龍生
Tatsuo Suda
技術開発本部 研究開発部
小西 嘉雄
Yoshio Konishi
高田 一貴
Kazutaka Takata

凝集沈澱装置における性能は、小さな実験水槽で得られた水力学的特性をいかに実機において維持するかによると考えられる。本論では、沈澱槽内の水力学的特性に対する定性的評価法としてトレーサーテスト法を採用し、更に流動数値解析 (CFD) の手法を適用して沈澱槽のスケールアップが性能に及ぼす影響を調べた。その結果、本事例の場合、槽内レイノルズ数をスケールアップファクターとするのは無理があることならびに、実装置において実験水槽レベルの粒子除去性能を維持するために、多段槽列モデル槽数 $J = 3$ 槽以上を確保する必要があることが示唆された。

The hydraulic characteristics and the performance of sedimentation tank, there exists strong correlation. At the presumption of the performance of sedimentation tank by using small model tank, it is very important to maintain the same hydraulic property as small tank and on full-scale tank for obtaining good performance. In this study, tracer method was carried out for determining hydraulic characteristic, and computational fluid dynamics was applied for examination of scaling up effect of sedimentation tank. The observational and computational results show that applying the scaling up rule which Reynold's number was fixed as Reynold's law, is not suitable only this case. And, for obtaining good result as a solid separation performance, it is desirable that the number of CSTR (Continuous stirred Tank Reactor) to continuous stirred tank reactor model to be kept over 3 in the full-scale tank.

Key Words :

凝集沈澱装置
水力学的特性
トレーサーテスト法
流動数値解析
多段槽列モデル

Sedimentation tank
Hydraulic characteristic
Tracer method
Computational fluid dynamics
CSTR

まえがき

凝集沈澱処理装置は、凝集剤等を添加し、液体中に分散した固形物を凝集させた凝集体 (フロック) を形成させ、このフロックの沈降により固液分離を行う装置であり、電力や鉄鋼などにおける用水処理ならびに、上下水処理や工業廃水処理等において広く用いられている。

凝集沈澱処理装置の性能は、効率の良い固液分離にかかっていると見え、固液分離を確実にを行うため、安定して緻密なフロックが得られるよう、凝集剤の種類や攪拌条件といった凝集条件が実験データ等を基に慎重に決定される。

一方、沈澱槽内の水の流れも固液分離に大きく関与しており、槽内の流れを出来る限り均一にする事が重要である

と考えられる。

10数年前から、このような点を改善した高効率な凝集沈殿処理装置が各社から開発されたが、高効率化には実験室レベルで得られた結果を出来るだけ低下させずに実装置に反映する事が重要で、凝集条件はもちろん、槽内の流れをいかに均一に保った状態でスケールアップが出来るかが一つのポイントになると思われる。

本稿では、沈殿槽内の流れを定性的に判断するため、トレーサーテスト及び流動数値解析 (CFD) の手法を用いて、種々の大きさの沈殿池を想定したトレーサーテストシミュレーションを行い、スケールアップ時における沈殿池の性能の予測・評価をする事を試みた。

1. 槽内の流動状態と沈殿装置としての評価方法

1.1 トレーサーテストによる槽内流れの定性的評価¹⁾²⁾³⁾

沈殿槽内に供給される水にトレーサーを瞬間的に投入する。その後槽から流出するトレーサー濃度を経時的に分析すると第1図に示すような応答が見られる。

時間 $t=0$ で投入されたトレーサーを Δt 時間毎に n 回サンプリングする時、各時間毎のサンプル濃度を C_n とすれば水理学的な平均滞留時間は次式で求めることができる。

$$t_a = \sum t_n \cdot C_n / \sum C_n \quad (1)$$

t_a : 平均滞留時間 [min.]

t_n : サンプリング時間 [min.]

C_n : サンプル濃度 [g/l]

トレーサーの出口における応答から E 関数 (Exit Distribution Function) を求める。この E 関数は槽内の流体の滞留時間分布曲線である。

$$E(t_n) = C_n / \sum C_n \cdot \Delta t_n \quad (2)$$

Δt_n : サンプリング間隔 [min.]

$E(t_n)$: 時間の単位を有する E 関数 [min^{-1}]
(実時間基準)

ここで時間についても平均滞留時間で無次元化し、第2式を θ_n で表すと、無次元 E 関数を得る

$$\theta_n = t_n / t_a \quad (3)$$

$$E = t_a \cdot E(t_n) \quad (4)$$

θ_n : 無次元のサンプリング時刻 [-]

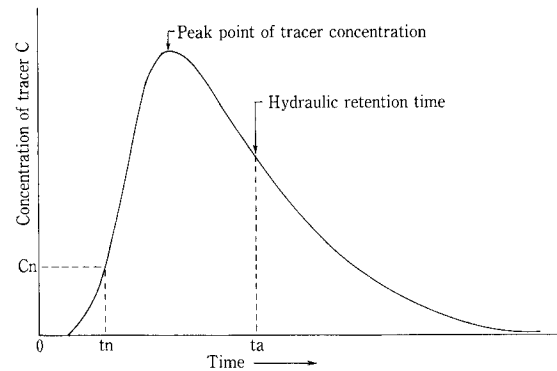
バリエンス (二次モーメント) は、平均滞留時間における分布曲線の分布の幅を与えるもので、次式により求められる。

$$\sigma^2 = \sum (\theta_n^2) \cdot E \cdot \Delta \theta - 1 \quad (5)$$

$\Delta \theta$: 無次元のサンプリング間隔 [-]

σ^2 : バリエンス [-]

槽内に完全混合槽が直列に並んでいると仮定した多段槽列モデルは、槽内流れの定性的な評価法として用いる事が出来る。多段槽列モデルにおける槽数: J は、バリエンス



第1図 トレーサー応答曲線

Fig. 1 Typical Real Response Curve of Tracer

と次の関係にある。

$$\sigma^2 = 1 / J \quad (6)$$

傾向として、 J 値が大きいくほど槽内の流れは均等流 (栓流) に近づき、完全な栓流では $J = \infty$ となる。また J 値が小さいほど槽内が強混合状態にあるか、または大きな循環流やショートパス等が存在する可能性がある。完全混合槽では $J = 1$ である。第2図に多段槽列モデルにおける槽数 J とそのトレーサー応答の理論値を示した

安定した固液分離のためには、乱れの少ない均等流であることが好ましく、出来るだけ J 値が大きくなる条件を作り出す必要がある。

1.2 沈殿装置としての性能評価⁴⁾

齊藤らは、Fair らの提案した固形物の沈殿除去率の算定公式から求められた沈殿池性能係数を使用して、模型沈殿池のトレーサーテストの結果から沈殿池の性能評価を行った。

$$n = T_m - T_{m0} / T_m \quad (7)$$

n : 沈殿池性能係数 [-]

T_m : 無次元平均滞留時間 [-]

T_{m0} : 流出トレーサー最大濃度時の無次元時刻 [-]

また沈殿池性能係数 n の評価は次の通りであった。

$$\begin{array}{ll} n = 0 \cdots \cdots \cdots \text{最上} & n = 0.5 \cdots \cdots \cdots \text{やや不良} \\ n = 0.125 \cdots \cdots \cdots \text{優秀} & n = 1 \cdots \cdots \cdots \text{不良} \\ n = 0.333 \cdots \cdots \cdots \text{良好} & \end{array}$$

齊藤らの評価に対し、第1~6式より求められる理論槽数: J を適用した場合、槽数と評価の関係はおおよそ次のようになる。

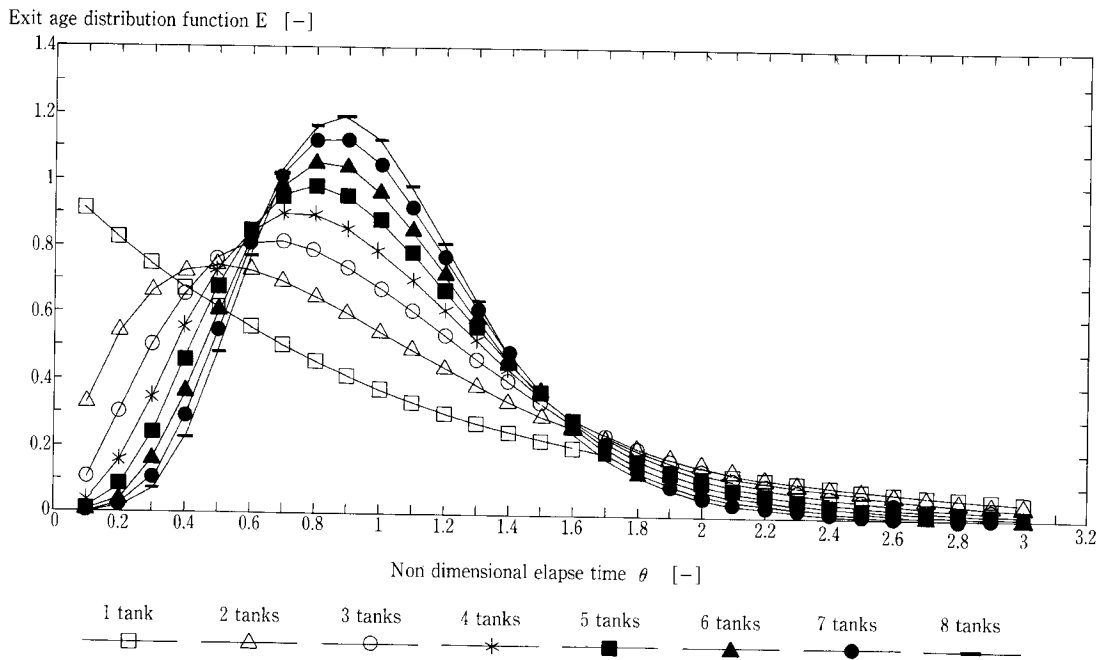
$$\begin{array}{ll} n = 0 \cdots \cdots \cdots J = \infty & n = 0.5 \cdots \cdots \cdots J \div 2 \\ n = 0.125 \cdots \cdots \cdots J \div 7 & n = 1 \cdots \cdots \cdots J = 1 \\ n = 0.333 \cdots \cdots \cdots J \div 3 & \end{array}$$

Fair らの既往研究における粒子除去率は次式で示される。

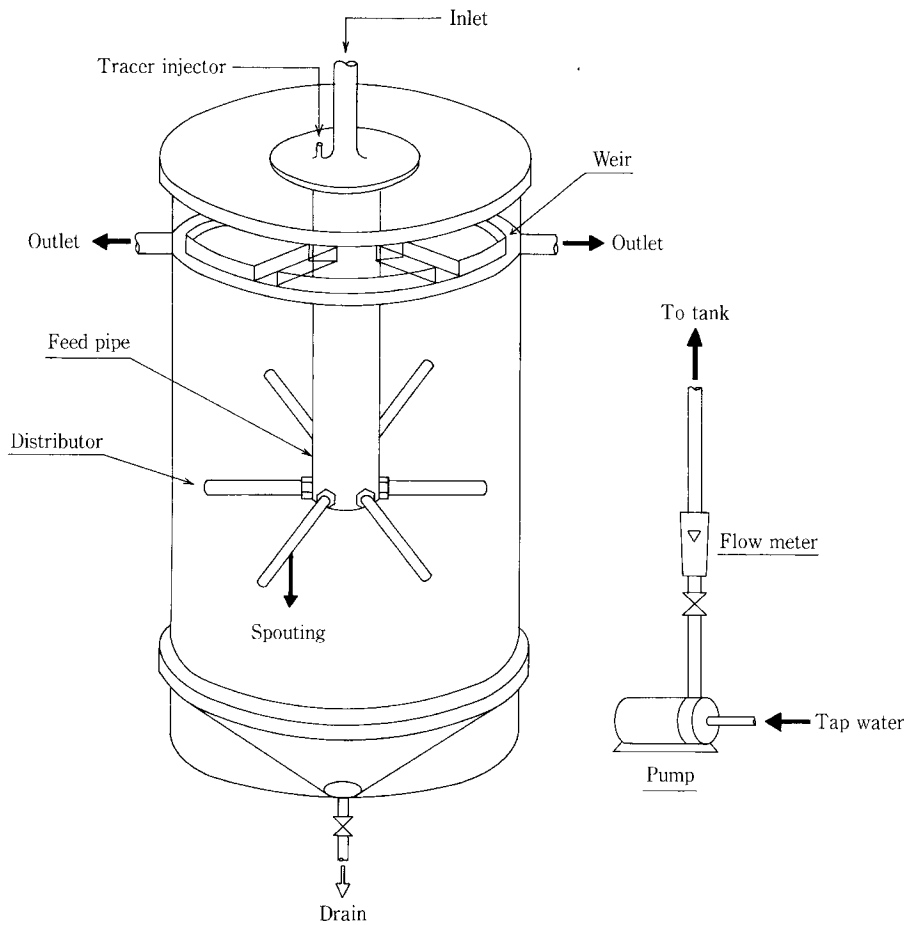
$$y / y_0 = 1 - (1 + nV_0 / (Q/A))^{-1/n} \quad (8)$$

y : 除去粒子

A : 水槽断面積



第 2 図 多段槽列モデルにおける槽数とその理論応答
 Fig. 2 Theoretical Response curve in Continuous Stirred Tank Reactor Model



第 3 図 実験水槽の模式図
 Fig. 3 Schematic diagram of experimental tank

y_0 : 流入粒子 Q : 流入水量
 V_0 : 流入粒子沈降速度 Q/A : 通水線速度 (LV)
 n : 第7式で求められる沈澱池性能係数

第8式より、流入粒子の沈降速度、槽内の通水線速度 (LV), n 値が判れば沈澱装置の固液分離性能としての評価が可能になる。

2. 実験方法

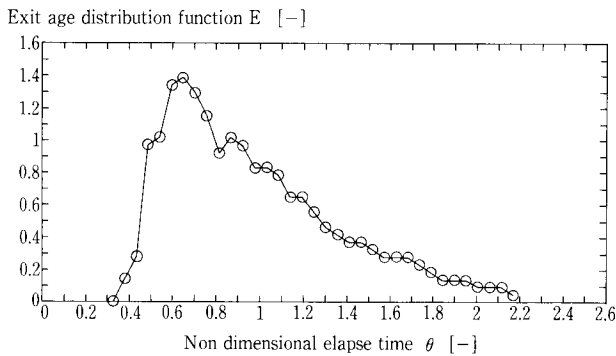
2.1 実験装置

沈澱槽内の流れの把握のため、実装置を模した実験水槽を製作し、実験に供した。実験装置を第3図に示した。

材質は透明塩化ビニル樹脂で、槽径1.4 m、水深1.6 mで槽容量は2.2 m³である。水は中央部の供給管より供給され、槽内に放射状に配したディストリビュータより下向きに噴射される。噴射流速はフロクの極端な破壊やまき上げ等が起こらないような条件をあらかじめ実験で決めた。

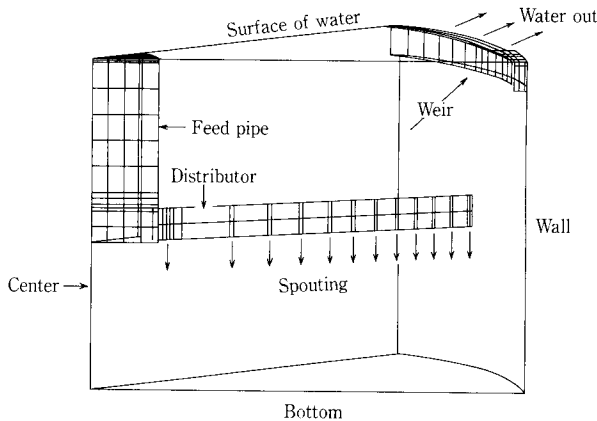
2.2 実験水槽におけるトレーサーテスト

テスト前に水を30分以上連続通水し流れを安定させた。トレーサーは食塩水を用い、槽上部の投入口から瞬間的に投入した。更に流出水を一定時間毎にサンプリングし、サンプルの電導度を電導度計 (東亜電波 PW-10) で測定



第4図 実験水槽におけるトレーサー応答の一例

Fig. 4 An example of real response curve of tracer in experimental tank



第5図 数値計算モデル

Fig. 5 A sedimentation tank model for numerical calculation

し食塩濃度換算してデータとした。事前の検討結果から食塩量は40 g (槽当たり)とした。第4図に実際のトレーサー応答の一例を示した。

今回のテストはフロクの無い清水系で行った。フロクの存在下では、フロク層が水の整流効果をもたらすと思われ、槽本来の流れの把握の障害になると考えたからである。

2.3 槽内流れの数値シミュレーション

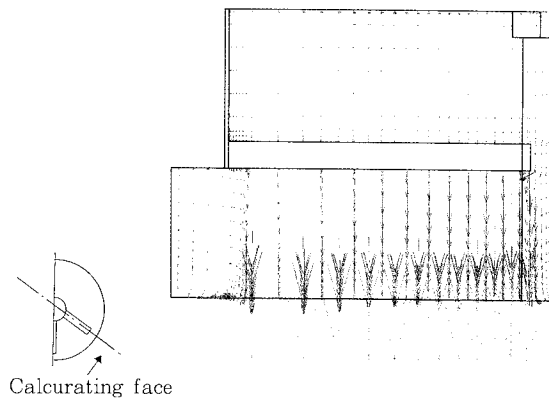
実装置における槽内流速の把握は、測定装置の精度とシステムの複雑さといった問題から、現時点では困難と言わざるを得ない。そこでCFDの手法を用いてトレーサーテストをシミュレートし、沈澱装置のスケールアップ時における性能への影響を予測する事を試みた。

流れを支配する方程式は連続の式、円筒座標系で記述される Boussinesq 近似を採用した時間平均 Navier-Stokes 方程式、時間平均エネルギー輸送方程式そして乱流エネルギーと粘性消散率の輸送方程式 (K- ϵ モデル) であり、これら方程式を熱流体解析用のコードを用いて解き、沈澱池内の流速ならびにノズル先端から噴射されるトレーサー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、また圧力の変化率が十分に小さくなり、流れが準定常に達した時を収束とみなし、この計算結果上で物質の輸送方程式を解いて沈澱池内のトレーサー濃度を求めた。境界条件は、流入部 (ノズル部) に所定の流速、乱流エネルギーと粘性消散率、トレーサー濃度を、また流出部 (越流堰部) には自然流入・流出条件を各々与えた。水面にはスリップ条件を沈澱池内の壁面にはノンスリップ条件 (対数則) を与えた。

第5図に計算に用いたモデルを、第6図に流速ベクトル計算結果の一例を示した。

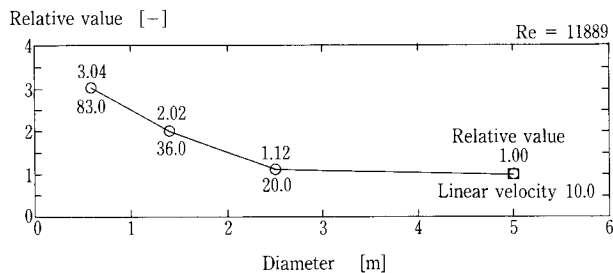
3. スケールアップの検討

前述のように実機サイズの水槽を用いて沈澱装置の性能に関するデータを採取する事は極めて困難である。従って小型水槽で得られたデータを実装置へ展開していく手法が取られる。ここでは、実験水槽で得られた結果と数値シミュレーションによる検討を加えて、スケールアップファクターならびにスケールアップ後の性能予測について検討を行った。



第6図 流速ベクトル図の計算結果の一例

Fig. 6 An example of velocity vector plot



第 7 図 レイノルズ数を一定としたときのトレーサテストシミュレーションの結果 (槽径 5 m での槽数 J の計算結果を基準とした相対値として表現)

Fig. 7 Computational tracer test result of each size of tank. Reynold's number is const. (express in relative value to ϕ 5 m tank's result J as a standard)

3. 1 スケールアップファクターの検討

スケールアップを考える場合、実装置での現象を支配する物理法則が実験水槽でも同様に支配するにすればよい。槽内流れの現象を支配する主要因子は流体の粘性力と慣性力であると考えられ、これらの力から定義される無次元数であるレイノルズ数をスケールアップファクターとし、これを一定としたときに相似 (レイノルズ相似則) が成立するかどうかを考察してみた。

検討範囲として水槽の径を 0.6 m, 1.4 m, 2.5 m, 5.0 m の 4 通りとし、また水深/槽径比=1.0とした。槽形状は、水の噴射ノズルも含めて、レイノルズ相似則に基づき、槽径比例の幾何学的相似とした。通水量は槽径 5.0 m の場合の通水線速度 (流量/断面積, 以下 LV) を 10 m/hr とし、この時のレイノルズ数を基準に各々の通水量を決定した。

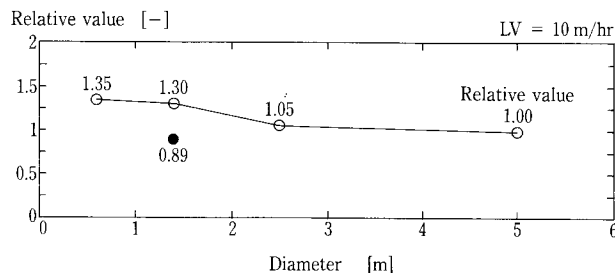
第 7 図に槽内のレイノルズ数を一定としたときの数値解析におけるトレーサテストの結果を示した。本結果の絶対評価は実機での実証をしない限り不可能であるため、本稿では槽径 5.0 m の数値解析による槽数 J (以下単に J) を基準とし、各槽径の J 値を相対値で評価した。相対値が大きいほど槽内流動はより均等流に近づく事を意味する。

もしレイノルズ数を一定とした相似が成立するならば、相対値は槽径によらず一定になるはずであるが、槽径 2.5 m 以下で急激に増加し、0.6 m と 5.0 m とでは相対値に 3 倍の開きが認められ、相似が成立していないと考えられる。これは、レイノルズ数一定のため、槽径が小さくなるほど LV が大きくなるためであると思われる。従ってこの事例では単純に槽内レイノルズ数を一定とした相似を適用するのは無理があり、単位時間、単位断面積当たりの流量を一定として考える必要があると思われる。

3. 2 スケールアップが性能へ与える影響の検討

次いで前項同様の条件で、幾何学的相似を保ったまま解析を行い、これが沈澱池としての性能にどのような影響を与えるかを検討した。但し、LV は前項のテスト結果を受け、全てのケースで実機の運転条件と同等の 10 m/hr に設定した。なお、水深/槽径比は 1.0 とした。第 8 図に LV を同一にした場合の数値解析上におけるトレーサテストのこの結果を示した。

この結果、水深/槽径比 1.0 の場合、槽径 1.4 m の実験水槽に対し、槽径 5.0 m までスケールアップした場合の性能



第 8 図 槽内通水線速度 (LV) 一定としたときのトレーサテストシミュレーションの結果 (槽径 5 m での槽数 J の計算結果を基準とした相対値で表現)

黒丸は水深/槽径=0.38の結果

Fig. 8 Computational tracer test result of each size of tank. Linear velocity is const. (express in relative value to ϕ 5 m tank's result J as a standard)
●: shows in case of the result of water depth diameter ratio=0.38

低下については、槽数として約 30% の低下を見ておく必要があると考えられた。

ここで、槽数の減少が沈澱池の性能にどのように影響するかを具体的に考察してみた。

槽径 1.4 m の水槽実験における J 値は、およそ 4.5 槽であった。これは 1.2 項に示した既往研究の例では“良好”にランクされ、この時の第 7 式における n 値は 12 点の実験値の平均から 0.353 であった。J 値の 30% 低下は、槽径 5.0 m ではおよそ 3.2 槽になると考えられる。J \approx 3.2 の時の n 値は 12 点の実験値の平均から 0.421 であった。今仮に沈澱池内の粒子の沈降速度 $V_0 = 11$ m/hr, LV = 10 m/hr とすれば、実験水槽の結果を第 8 式に代入すると

$$y/y_0 = 0.605 \quad [-]$$

次に槽径 5.0 m の解析結果 (J \approx 3.2) も同様に代入すると、

$$y/y_0 = 0.595 \quad [-]$$

ここで 5.0 m の LV を 10 m/hr から 9.6 m/hr に落とした場合、

$$y/y_0 = 0.607 \quad [-]$$

よって水深/槽径比 = 1 の条件下では、J 値が 4.5 \rightarrow 3.2 \rightarrow 30% 低下したことによる粒子除去率の低下は、LV 値で 5% 程度の減少だけで十分回避しようと考えられた。

しかし実際の大型沈澱池は、槽径が水深に対し大きく、水深/槽径比は 1 以下である。このため、槽径 13 m, 水深 5.0 m の装置を想定した考察を行なった。但し、このような大型の解析を他の例と同精度で行うには、例えば槽径 0.6 m の約 4000 倍もの解析メッシュを必要とし、コンピュータの能力も考えた場合現実的ではなかった。従って槽径 = 1.4 m, 水深/槽径比 = 0.38 (5/13 \approx 0.38) としてまず解析を試みた。

その結果、第 8 図に示したように、J 値の相対値は 0.89 であり、水深/槽径比が 1 \rightarrow 0.38 になれば相対値が 1.30 \rightarrow 0.89 と 30% 程度低下すると予想された。またスケールアップによる効果は、これまでの結果から、槽径 1.4 m \rightarrow 5.0 m で 30% 程度低下すると推定されるため、槽径 13 m 水深 5.0 m といった大径の沈澱池では、実験水槽の少なくとも 50% 以上の槽数低下が生じると推定され、この時 J は 2.3 槽以下であると推定される。

この結果から第8式に従って同様に検討すると、

- (1) J値40%ダウン (2.7槽) ... $y/y_0=0.577$
- (2) J値50%ダウン (2.3槽) ... $y/y_0=0.563$
- (3) J値60%ダウン (1.8槽) ... $y/y_0=0.550$

となり、仮に実験水槽での結果から推定される除去率=0.605にまで回復させるには、LV値をそれぞれ、(1)LV=9.0, (2)LV=8.5, (3)LV=8.1にまで減少させなければならず、そのままでは実験水槽で得られる除去性能を満足出来ない恐れがあると考えられる。

沈澱値性能係数nは第8式より、トレーサー応答のピークが平均滞留時間=無次元時間 $\theta=1$ からどれだけ離れているかで決まり、離れているほどnは大きくなって除去率は低下する。第2図から理解出来るように、J=2とJ=3とではピークの出現する位置が大きく違うのに対し、J=3以上であれば、Jの増加に対し、ピーク出現位置の変化は小さい。この事及び上述の検討結果から、実機における槽数は3以上に保つことが実験装置で得られた沈澱池性能を維持する上で望ましいと考えることが出来る。

これらの結果は数値解析による検討であるため、精度検証のため、実際のフィールドにおいて確認実験を行う必要があるが、これらのデータを蓄積してデータベース化すれば、実際の沈澱池設計や稼働中の沈澱池の性能評価、トラブルの未然防止やトラブルシューティングといった事に応用することが可能になると思われる。

むすび

本稿ではCFDの手法を凝集沈澱装置内の流れ解析に適

用し、トレーサーテストをシミュレートする事により、スケールアップの沈澱池性能に与える影響を中心に予測・評価を行った。その結果レイノルズ数をスケールアップ因子とし、これを一定として行うことは、今回のような事例では無理があることが示唆された。またトレーサーテストの結果から求められる沈澱池性能係数より、沈澱池の性能評価を行い、実験装置レベルでの粒子除去性能を維持させるためには、槽例モデル槽数J=3以上を実機で保つ必要があることが示唆された。

現在、これらから得られた結果などを基に、容量約7m³のパイロットテスト機において、模擬廃水を使用した処理テストを実施しており、LV=10m/hrの条件において良好な固形物除去性能を示している。今後は、本稿で述べた結果について更に大型のフィールドでの確認テストを行い、沈澱池設計や稼働中の性能評価へ活かしていく事が必要であり、より確かな性能でユーザにご満足頂ける装置開発に役立てていきたい。

【参考文献】

- 1) 井本立也：反応工学，日刊工業新聞（1970）
- 2) O. Levenspiel et al.：“Notes on the diffusion-type model for the longitudinal mixing of fluids in flow”，Chem Eng Sci. 6 pp 227-233 (1957)
- 3) R. J. Tekippe et al.：“Model Studies of A Peripheral Feed Settling Tank”，PROC. ASCE. J. Sanitary Eng. Div. 94 SA-1 pp 85-102 (1968)
- 4) 齊藤ら：“中央供給型沈澱池と周辺供給型沈澱池の性能比較”，下水道協会誌 31 No 371 pp 57-63 (1994)

連絡先

須田 龍生 技術開発本部
開発企画室
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail t.suda@pantec.co.jp

小西 嘉雄 技術開発本部
研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail y.konishi@pantec.co.jp

高田 一貴 技術開発本部
(工学博士) 研究開発部
TEL 078-992-6525
FAX 078-992-6504
E-mail k.takata@pantec.co.jp

UV酸化による微量有機物の除去

Removal of Trace Organic Matter with Ultraviolet Oxidation



(環)製品開発室
知 福 博 行
Hiroyuki Chifuku

半導体・液晶製造等の電子工業において排水回収を行う場合、回収率を70~80%に高めるためにはTOCが数mg/Lの低濃度有機排水やさらに濃度の高い有機排水の回収が必要となってくる。

UV酸化法は有機物をCO₂やH₂O等にまで酸化分解でき微量有機物の除去に適しているため従来より低濃度有機排水の回収に使用されてきたが、電力消費量が大きいためランニングコストの低減が求められている。

本稿ではUV酸化装置の省エネルギーを目的に従来より使用されてきた高圧UVランプに代えて低圧UVランプの適用を検討した。その結果、水温、酸化剤量、攪拌条件を最適化することにより消費エネルギーを50%に削減できることがわかった。

To increase water recovery rate up to 70-80%, even high strength organic wastewater, in addition to low strength wastewater containing several mg TOC per liter, must be recovered in the semiconductor and liquid crystal display manufacturing industry. By decomposing organic matters into CO₂, H₂O, etc., the ultraviolet oxidation method is effective in removal of residual trace organic matters. But the method consumes considerable electric power causing high running cost. An application of low-pressure mercury lamp, instead of high-pressure mercury lamp was studied for energy saving. The study demonstrated 50% reduction of power under optimum operating conditions such as water temperature, oxidizing agent, and agitating conditions.

Key Words :

半 導 体
液 晶
T O C
U V 酸 化
低 圧 U V ラ ン プ
高 圧 U V ラ ン プ

Semiconductor
Liquid crystal display
TOC
Ultraviolet oxidation
Low-pressure mercury lamp
High-pressure mercury lamp

まえがき

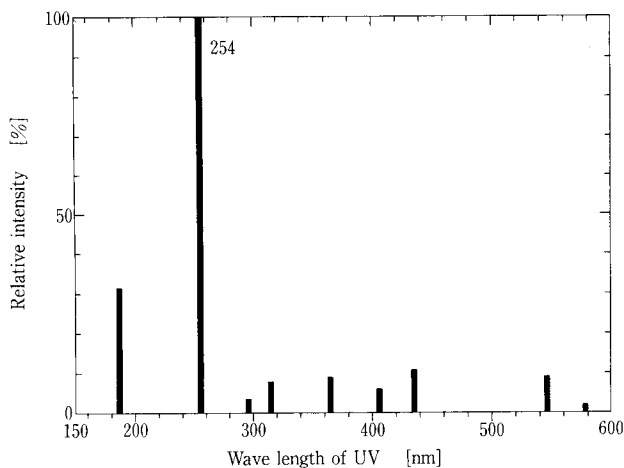
半導体・液晶製造等の電子工業においては廃棄物の削減や排水の回収が進められているがこれらの工場では排水の分別収集を適切に行うことにより、経済的にセミクロズド化を実施することが可能である。¹⁾

回収は低濃度無機排水から始めるケースが多いが、回収率を70~80%に高めるためにはTOC濃度が数mg/Lの低濃度有機排水やさらに濃度の高い有機排水の回収も²⁾不可欠となってくる。しかし、有機排水を回収する場合には、設備コストやランニングコストが低濃度無機排水の場合より割高になることが多く、コストと回収のメリットを十分

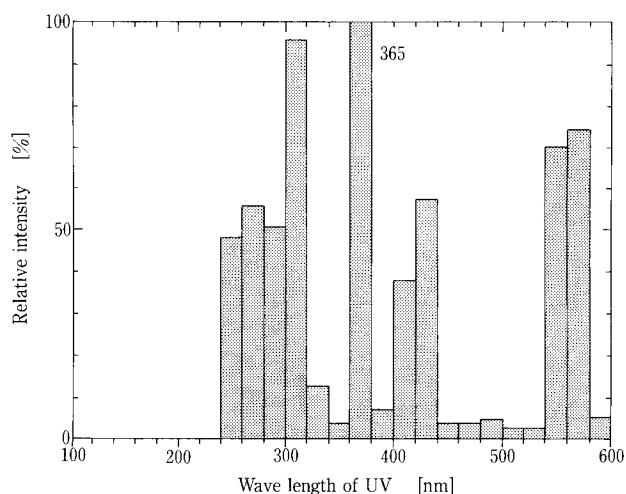
に検討する必要がある。

低濃度有機排水の成分としてはIPA、メタノール、アセトン、TMAH、DMSO、フェノール、酢酸、界面活性剤等がある。これらの有機物の中にはRO膜(逆浸透膜)やイオン交換樹脂により除去できるものもあるが、膜や樹脂へのファウリングの危険性がある。また濃縮液や再生廃液中へ有機物が濃縮されるためこの廃液の処理が必要となる場合もある。そのため有機物をCO₂やH₂O等にまで酸化分解できるUV酸化処理や生物処理が採用されるケースが多い。

このUV酸化処理には高圧UVランプを使用する高圧



第 1 図 低圧 UV ランプのスペクトル分布
Fig. 1 Spectral distribution of low-pressure mercury lamp



第 2 図 高圧 UV ランプのスペクトル分布
Fig. 2 Spectral distribution of high-pressure mercury lamp

UV 酸化法と低圧 UV ランプを使用する低圧 UV 酸化法の 2 種類がある。低圧 UV ランプは高圧 UV ランプと比較して発光効率は良いが 100 W 程度のものでしか製作されておらず、そのためランプ本数が高圧ランプに比べ非常に多くなり、これまで排水回収では使用されていなかった。しかし最近では数百 W 以上の高出力低圧 UV ランプが製造されるようになり、低濃度有機排水への適用が可能となってきた。

本稿ではこの高出力低圧 UV ランプを低濃度有機排水の回収に使用することを検討したのでその結果について報告する。

1. UV 酸化処理について

1.1 紫外線の分類

UV (Ultraviolet : 紫外線) とは X 線と可視光線との間の約 100~400 nm の波長域を総称したものである。UV はその作用によりさらに 320~400 nm の UV-A (色素沈着, 光化学作用), 280~320 nm の UV-B (ビタミン生成, 紅斑の生成), 180~280 nm の UV-C (殺菌作用) に分類されている。

1.2 UV ランプの種類と特徴

UV ランプは基本的には水銀ランプの一種でありランプ内の水銀蒸気圧で高圧ランプ, 低圧ランプに分けられている。高圧 UV ランプはランプ内の水銀蒸気圧が 1~10 atm, 低圧 UV ランプで 0.01 mmHg 程度である。また放射される波長分布は封入されている水銀蒸気圧により変化し, 特徴的な輝線部を有している。第 1 図に本実験で使用した低圧 UV ランプのスペクトル分布を, 第 2 図に高圧 UV ランプのスペクトル分布の例を示した。

低圧 UV ランプでは 185 nm (オゾン線), 254 nm (殺菌線) の出力が大きく, 水分子に作用しヒドロキシラジカルを生成するため, 数十 $\mu\text{g/L}$ 濃度の TOC であれば過酸化水素を添加せずに酸化分解することができる。このため低圧 UV ランプは 2 次純水装置等で TOC 除去・殺菌装置として使用されている。

高圧 UV ランプのスペクトルは連続に近く, また 185 nm のスペクトルは認められない。単独では酸化作用が極めて

第 1 表 結合解離エネルギー
Table.1 Bond dissociation energy

Bond	Dissociation energy kcal/mol	Bond	Dissociation energy kcal/mol
C-C	82.6	C=O aldehydes	176
C=C	145.8	C=O ketones	179
C-Cl	81	C-H	98.7
C-F	116	N-H NH ₃	102.2
C-N	72.8	S-O	119
C=N	147	N=O	162

弱いため, 過酸化水素等の光増感剤を併用する。低圧 UV ランプより発光効率は悪いが数十 kW の大容量のランプが製作できるため, 排水回収で用いられることが多い。

1.3 酸化分解の機構

有機物の酸化分解には次の 2 つのメカニズムが関与している。

- ① UV の持つエネルギーにより直接有機物内の結合を開裂する。
- ② 185 nm の UV は (1) 式のように H₂O よりヒドロキシラジカル ($\cdot\text{OH}$) を生成し, これが有機物を酸化分解する。



ν は振動数である。

光のもつエネルギーは波長 λ に反比例し, 次式で示される。

$$E = N \cdot h \cdot c / \lambda$$

E : 光子 1 mol のエネルギー

h : プランクの定数 $6.626 \times 10^{-34} \text{ J}\cdot\text{sec}$

c : 光速 $2.998 \times 10^8 \text{ m/sec}$

N : アボガドロ数 $6.022 \times 10^{23} / \text{mol}$

第2表 実験装置の仕様

Table.2 Specifications of the test unit

Item	Specification
Low-pressure mercury lamp	670 W
High-pressure mercury lamp	1 kW
Reactor	SUS304 900mm φ × 1500mmH 890 L

Jをkcalに、λをnmに換算すると

$$E = 2.859 \times 10^4 \text{ kcal} / \lambda$$

例えば185 nmでは $E=155 \text{ kcal/mol}$ 、254 nmでは 113 kcal/mol 、365 nmでは 78.3 kcal/mol である。

分子の結合を開裂させるのに必要な結合解離エネルギーの例を第1表に示した。365 nmでは難しいが185 nmでは殆どの結合を開裂することができる。

このため185 nmの放射が殆ど無い高圧UVランプでは光増感剤として過酸化水素を添加する。また、数mg/LのTOCを含む排水の処理に低圧UVランプを適用する場合にはヒドロキシラジカルの生成能力が不足するため、高圧UVランプと同様に過酸化水素の添加が必要となる。過酸化水素からヒドロキシラジカルが生成する反応を(2)式に示した。



このようにして生成させたヒドロキシラジカルは2.8 Vという高い酸化ポテンシャルを持っている。これはオゾンの2.07 Vと比較しても高く、フッ素の3.06 Vに近い強い酸化力をもっているためUV酸化の効率を高めるのに有効である。

2. 低圧UVランプの特性

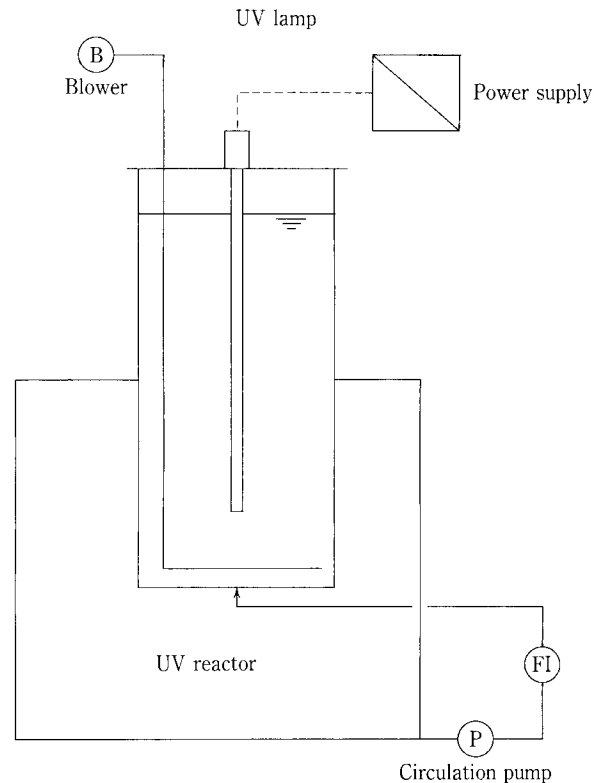
2.1 実験装置

実験装置のフローを第3図に、機器の仕様を第2表に示した。実験は模擬排水について回分法で行い、比較のために高圧UVランプについても実施した。反応槽はSUS304で製作し内面はバフ仕上げとなっている。槽内の攪拌は空気攪拌とポンプ循環を併用しており、トレーサーを投入して混合状態を調べた結果約3分間の攪拌で槽内は均一に混合されていた。

低圧UVランプは高出力型の670 Wのものを使用した。このランプはジャケット管を使用せず、ランプ本体が直接反応液と接する直浸型である。このためジャケット管によるUVの減衰が無く、またジャケット管内への窒素ガスの供給が不要であるため構造が簡単になっている。

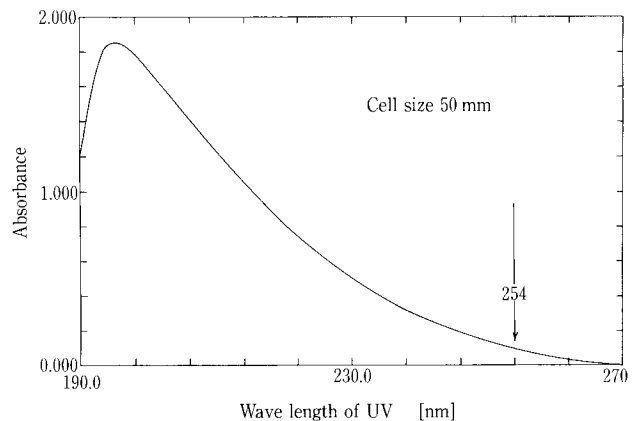
実験に使用した模擬排水は純水に試薬を溶解して調整した。IPAを評価の基準としたが、この他メタノール、アセトン、TMAHについても実験をおこなった。実験結果はUV酸化分解反応を1次反応に近似し反応速度定数 $k(1/h)$ を求め、この大小にて評価した。

過酸化水素の添加量は各有機成分のTh-TOD(理論全酸素要求量)をもとに決定した。



第3図 実験装置フロー

Fig. 3 Schematic diagram of UV oxidation test

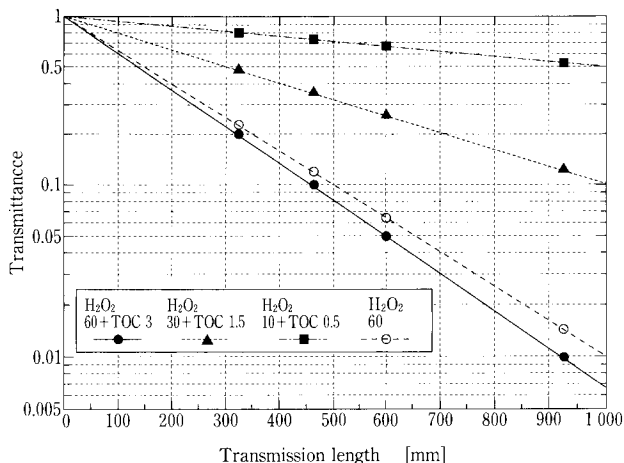


第4図 吸収スペクトル(過酸化水素60mg/L+IPA TOC3mg/L)
Fig. 4 Absorption spectrum (Peroxide 60mg/L+IPA TOC 3mg/L)

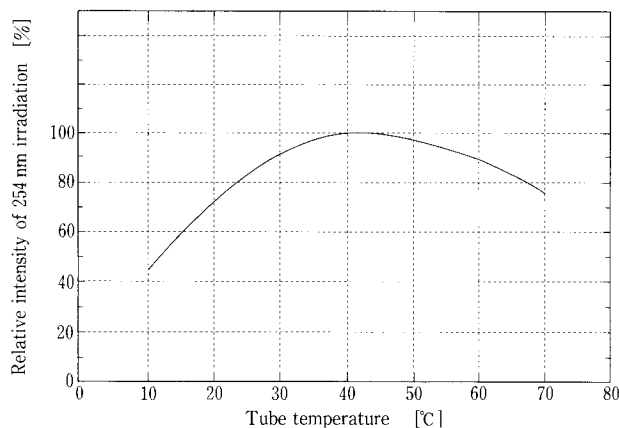
2.2 紫外線の透過特性

反応槽内で効率良くヒドロキシラジカルを生成させ、有機物の酸化を進めるためには液全体にUVを照射する必要があるが、UV領域は過酸化水素や有機物等に吸収され易いため被処理液のUV透過特性を把握する必要がある。

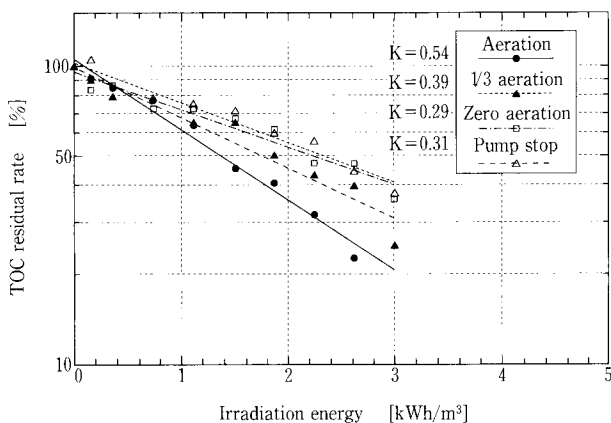
第4図はIPAを純水にTOCで3 mg/L溶解し、さらに過酸化水素を60 mg/L添加したものについて190 nmから270 nmの波長の吸光度を測定したものである。おおよそ195 nmに最大値を持っているが、254 nmでも吸光度が0.108



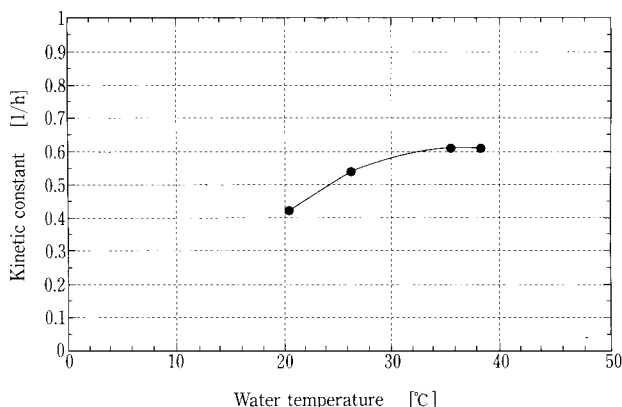
第 5 図 UV 254 nm の透過特性
Fig. 5 Transmittance of UV 254 nm



第 7 図 低圧 UV ランプの温度特性
Fig. 7 Temperature dependency of low-pressure mercury lamp



第 6 図 攪拌の効果
Fig. 6 Effect of mixing



第 8 図 水温の影響
Fig. 8 Effect of water temperature

ある。185 nm における吸光度は測定していないが補外すると 1 程度となる。

このようにして得られた吸光度を用い(3)に示した Lambert-Beer の式によって任意の透過距離における透過率を算出した結果を第 5 図に示した。

$$-\log(I/I_0) = A_s = \beta \cdot C \cdot l \quad (3)$$

I/I_0 : 透過率
 A_s : 吸光度
 β : 吸収係数
 C : 対象物質の濃度
 l : 液深

第 5 図では分解途中の状況を想定し、有機物濃度、過酸化水素濃度の組み合わせを 3 段階に変化させているが、両者の濃度が高い場合には透過率が非常に悪く、ランプ中心より 450 mm 離れると UV の強度が 1/10 に低下する。また同図は光束が平行の場合であるが、実際の UV ランプでは

360 度全周に放射されるため透過距離の比に反比例し、さらに減衰は大きくなる。

同図中に 60 mg/L の過酸化水素についての計算値を併記した。この比較より過酸化水素 60 mg/L に IPA を TOC で 3 mg/L 添加した液の 254 nm UV の吸収は殆どが過酸化水素によるものと考えられる。

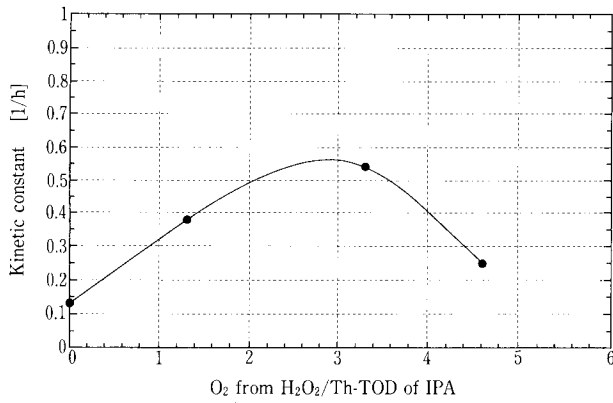
185 nm の UV について透過率を計算すると被処理水を 50 mm 透過すると 10 % に、100 mm 透過すると 1 % にまで減衰することになり、透過は殆ど期待できないものと思われる。

以上より特に反応開始初期の過酸化水素の濃度が高い部分では攪拌が重要である。また有機物濃度が高くなると、過酸化水素の添加量も増えるため効率が低下してくることが予想される。

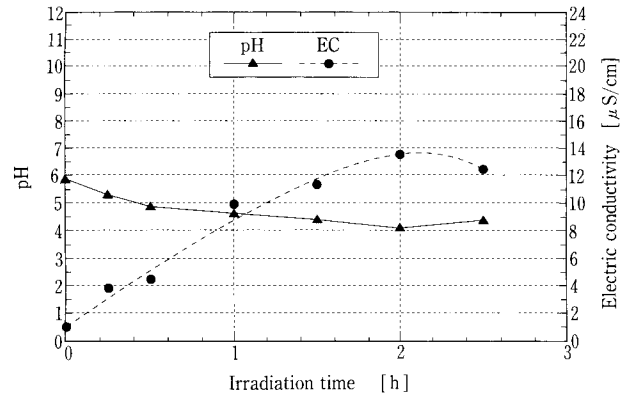
2.3 攪拌の効果

反応槽内は空気攪拌、ポンプ循環による攪拌を行っており、この攪拌強度を変化させた。

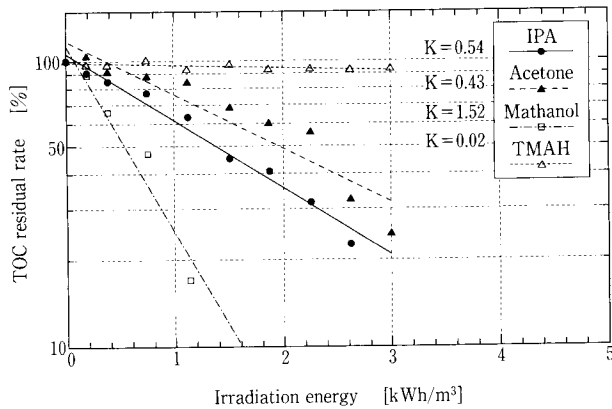
IPA を TOC で 2.5~4 mg/L、過酸化水素を Th-TOD の 2~



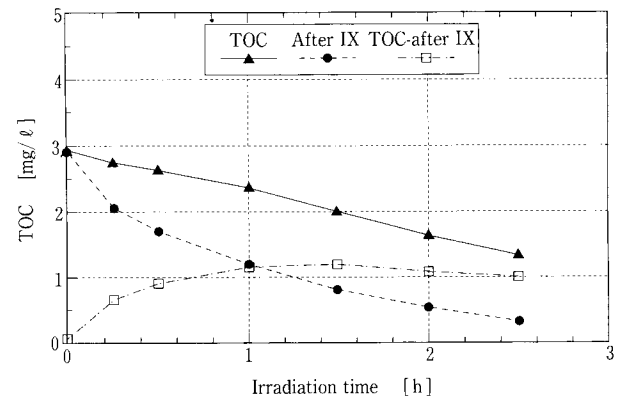
第9図 過酸化水素濃度の影響
Fig. 9 Effect of peroxide concentration



第11図 IPAのUV酸化 pH, EC
Fig. 11 UV oxidation of IPA pH, EC



第10図 有機物の分解性
Fig. 10 Degradability of organic matters



第12図 IPAのUV酸化 TOC
Fig. 12 UV oxidation of IPA TOC

3倍添加し、攪拌強度を変化させた結果を第6図に示した。空気攪拌及びポンプ循環のある場合が最も反応速度が速く、空気攪拌量を1/3に低減するとkは72%に減少する。空気攪拌単独、ポンプ循環単独ではkはほぼ等しく、本結果では両者はほぼ同程度に寄与していた。

2.4 温度特性

低圧UVランプではその水銀蒸気圧によってUVの放射強度が変化する。水銀蒸気圧は管内温度にほぼ依存するため結果的にはUV 254 nmでは30~40℃付近で放射強度が最大になると言われている。

本実験で使用した低圧UVランプはジャケット管を使用せず被処理水にランプが接しているため、被処理水の水温の影響を受けることになる。第7図に低圧UVランプの一般的な温度特性を³⁾第8図に本実験で水温を20.3~38.5℃まで変化させた場合のkの変化を示した。この結果でも35~40℃付近に最大値を持っており、この時のkの値は20℃の時と比較して1.5倍となった。この値の中には温度上昇による反応速度そのものの増加も含まれているが、35℃程度で温度コントロールすることは有効と考えられる。

2.5 過酸化水素濃度の影響

過酸化水素の添加量は有機物のTh-TODをもとに決定するが、反応中にUVによって自己分解するためTh-TODより過剰に添加しなければならない。しかし過酸化水素自身もUVを吸収するため透過率を低下させるので、過酸化水素の添加量を増加させて行くと正の効果と負の効果が加算され反応速度を最大にするような濃度が存在することになる。

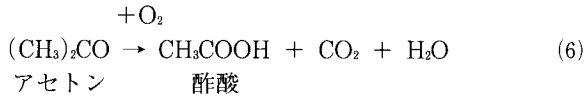
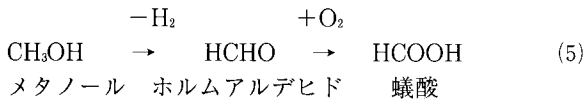
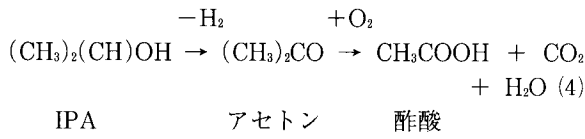
第9図にIPAのTOCを2.2~2.87 mg/Lとし、過酸化水素からのO₂量のTh-TODに対する倍率を0~4.6(過酸化水素濃度として0~112 mg/L)に振った場合のkの変化を示した。kの値は添加倍率が2.5~3倍では最大となり、さらに添加倍率を増加させると急激に低下した。

また低圧UVランプでは185 nmを放射するため、過酸化水素を添加しない場合でも若干の反応が見られた。

2.6 有機物の分解性

IPA、アセトン、メタノール、TMAHについてTOC 2.2~2.9 mg/L、過酸化水素の添加倍率2.8~3.3倍、水温24.3~27.1℃の条件で試験した。第10図に示したようにTMAHは非常に分解速度が遅く、逆にメタノールは分解速度が早かった。これらの有機物の酸化分解は直接CO₂やH₂Oま

で酸化されるのではなく、(4)~(6)式に示したように酢酸、蟻酸等の有機酸を経由して分解されることが考えられる。



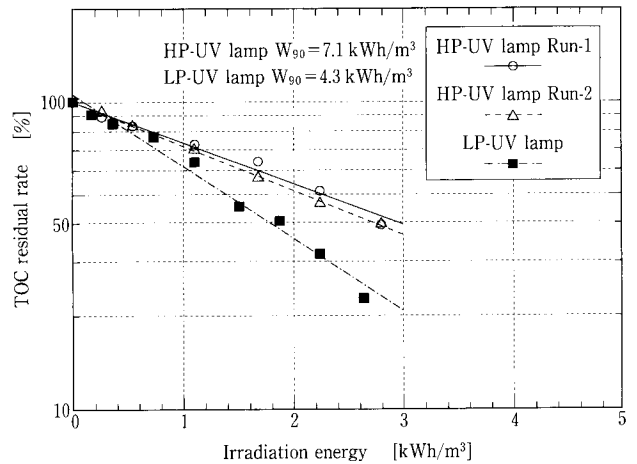
完全に酸化分解するためにはさらに酢酸、蟻酸の酸化分解が必要となる。

このように酸化分解反応は逐次反応であるが、UV酸化槽内では各ステップの反応が併発的に進んでいると考えられる。そこでIPAについて、UV酸化途中の電気伝導率、pHの変化と、途中のサンプルについてイオン交換樹脂を用いて有機酸を除去した後のTOCについて調べた。

この結果を第11図に示した。pHはUV酸化開始とともに緩やかに低下し、電気伝導率は急速に上昇している。これらは発生したCO₂の溶解と有機酸の蓄積によるものと思われる。第12図にイオン交換樹脂による前処理のある場合と無い場合、及びこれらの差より求めた有機酸のTOCを示した。処理開始1.5時間後に有機酸のTOCが最大となったがこの時点では全TOC 2.0 mg/Lに対してイオン交換後のTOCが0.8 mg/Lであり、有機酸TOCは1.2 mg/Lあった。2.5時間の時点では全TOCがまだ1.3 mg/L残留しているがイオン交換後のTOCは0.3 mg/Lまで低下しているため、イオン交換樹脂を使用することによりシステムとしての効率を大きく高めることが出来る。

3. 高圧UVランプとの比較

低圧UVランプの場合と同じように、IPAについて高圧UVランプによる回分酸化試験を実施した。評価はTOC除去率90%を得られる照射電力量W₉₀で行った。第13図に示したように高圧UVランプではW₉₀が7.1 kWh/m³、低圧



第13図 効率の比較
Fig. 13 Comparison of Performance

UVランプでは4.3 kWh/m³であり、低圧UVランプの使用により消費電力量が60%に削減できる。本実験条件は水温が25~26℃であるから、2.4の結果より被処理水の水温を35℃まで昇温して運転すればさらに反応速度定数が0.54から0.62に上昇し、その結果W₉₀が3.7 kWh/m³に改善され消費エネルギーが約50%に削減できる。

むすび

高出力低圧UVランプを使用し低濃度有機排水を処理する場合、最適条件にて設計することにより従来の高圧UVランプの約50%のエネルギーで有機物を酸化分解出来ることが明らかになった。また反応の中間体としての有機酸が蓄積するために、UV酸化装置とイオン交換樹脂を組み合わせたシステムはUV酸化装置の小型化に有効である。

電子工場の排水回収には膨大なエネルギーが消費されており廃棄物の削減とともに省エネルギーは水処理においても重要なテーマである。特に有機物の酸化分解には多くのエネルギーを必要とするためUV酸化以外の省エネルギーな方法についても研究を進めて行く所存である。

【参考文献】

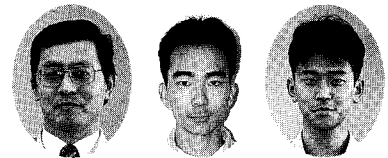
- 1) 阿野真隆：神鋼パンテック技報，Vol. 39，No. 2 (1996)，P. 49
- 2) 知福博行：神鋼パンテック技報，Vol. 38，No. 3 (1994)，P. 21
- 3) 照明学会，照明ハンドブック

連絡先

知 福 博 行 環境装置事業部
 製品開発室
 課長
 T E L 078 - 992 - 6532
 F A X 078 - 992 - 6503
 E-mail h.chifuku@pantec.co.jp

S—TE プロセスによる汚泥の減容化技術

Sludge Solubilization by Thermophilic Enzyme



技術開発本部 研究開発部
長谷川 進
Susumu Hasegawa
三浦 雅彦
Masahiko Miura
桂 健治
Kenji Katsura

好熱菌の中から、汚泥可溶化酵素を分泌する SPT 2—1 株を分離した。SPT 2—1 株は、下水処理場余剰汚泥を熱処理した上澄み液を培養液として汚泥可溶化酵素を生成した。汚泥可溶化好熱菌を用いた S—TE プロセスを提案し、約 2 日の HRT で有機性汚泥の 40 % 以上を可溶化できた。従来の活性汚泥法と S—TE プロセスを組み合わせることにより汚泥の出ないプロセスが可能であることを示唆した。

A thermophilic bacteria named SPT2—1 which actively produces a sludge solubilizing enzyme was isolated from our laboscale thermophilic reactor. It secreted the enzyme by using a supernatant of heated sludge taken from sewage treatment plant.

In the new process named S—TE which consists of enzyme producing reactor where a thermophilic bacter secretes special enzyme, and a sludge solubilizing reactor. About 40 % of VSS was solubilized even in a short period such as 2 days. Zero discharge process applied S—TE process to a conventional activated sludge process was proporsed.

Key Words :

好 熱 菌
酵 素
汚 泥 処 理
可 溶 化

Thermophilic bacteria
Enzyme
Sludge treatment
Solubilization

まえがき

昨年、第 7 次下水道整備五箇年計画が下水道人口普及率 54 % を達成して終わった。現在では、人口 100 万人以上の大都市では、ほぼ全ての家庭が下水道の恩恵に与っている。また、1996 年度、新たにスタートした第 8 次下水道整備五箇年計画では、普及率の低い、中小市町村の下水道整備が精力的に進められると予想される。下水処理のほとんどが生物学的に行われている現状から、今後、下水道の普及に比例して下水処理場から排出される汚泥量が増加すると推察される。

現在、汚泥の処理法としては、脱水あるいは焼却後、埋め立て処分する方法が広く採用されているが、埋め立て処分地の確保が困難になるにつれ、汚泥処分費は高騰していくものと考えられる。そのような背景のもと、公共下水道

に関して、「発生汚泥等の処理に当たっては、脱水、焼却、再生利用等によりその減量に努めなければならない。」との責務条項を盛り込んだ下水道法の一部改正がなされた。今後、汚泥の減容化の問題は、益々、クローズアップされていくものと考ええる。

汚泥減容化の基本は、汚泥を出さないことである。従来の生物処理法で汚泥の全く出ないプロセスは存在しないが、汚泥の発生量の少ない生物処理プロセスとしては、第 1 表に示す方法が提案されている。

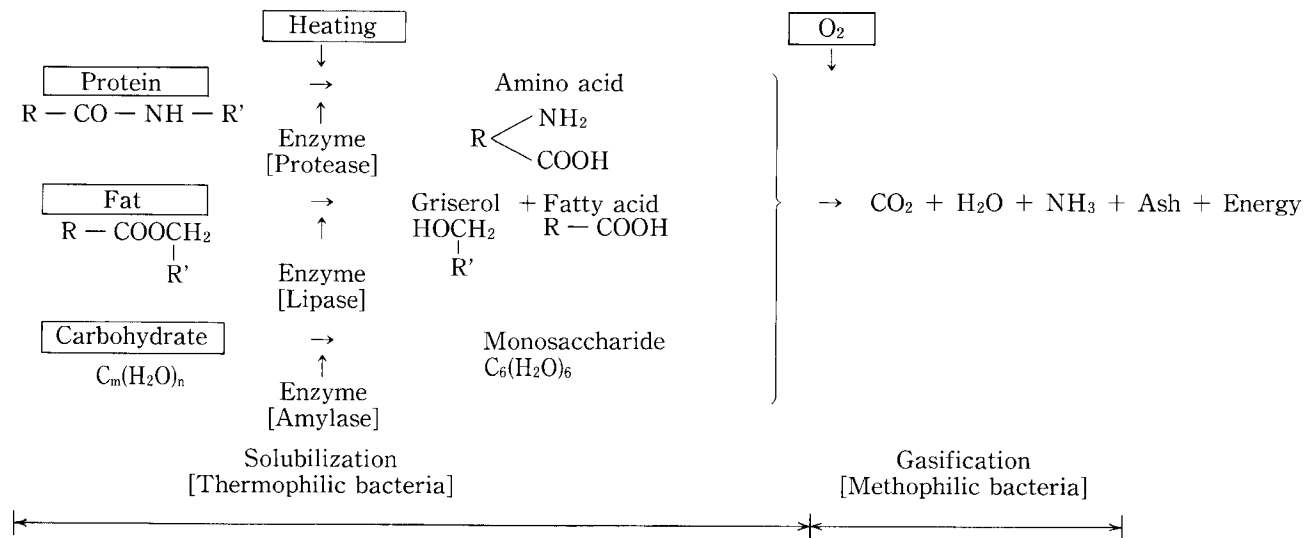
長時間曝気法は、低負荷条件で運転することにより、生物を飢餓状態、あるいは、内性呼吸期の状態にし、生物の細胞内外の貯蔵物質を自己酸化させることにより、汚泥の発生量を減少させるものである。

生物膜ろ過法は、充填担体に微生物を大量に保持すると

第 1 表 汚泥発生量の少ない生物処理プロセス

Table 1 Biological waste water treatment process minimizing sludge yield

	Conventional activated sludge process	Total oxidation process	Fixed bed biofilm	Anaerobic digestion
BOD volumetric loading (kg-BOD/m ³ /d)	0.3 ~ 0.8	0.09 ~ 0.2	5	10
Sludge yield coefficient (kg-SS/kg-BOD)	0.4 ~ 0.6	0.3 ~ 0.4	0.25 ~ 0.3	0.05



第 1 図 汚泥の生物学的分解

Fig. 1 Biological digestion of organic sludge

同時に、増殖速度の遅い生物、あるいは汚泥転換率の低い大型の微生物など多種の生物を系内に維持することにより、その相乗効果で汚泥の発生量が小さくなるものである。当社の BCF がこれにあたる。

嫌気処理は、代謝がエネルギー貯留型でないため、もともと汚泥転換率は小さい。当社の PANBIC がこれにあたる。

これらは、標準活性汚泥法に比べると、汚泥の発生量は比較的少ないが、それでもなお、汚泥が発生することは免れない事実で、余剰の汚泥は、系外に引き抜き、処理しなければならない。

著者らは、前報¹⁾で、有機性汚泥の処理技術の 1 つとして、高温好気法による有機性汚泥の可溶化法について紹介し、その効果が好熱菌の生成する汚泥可溶化酵素に起因することを明らかにした。本稿では、汚泥可溶化菌の特性を調べると共に、特定好熱菌を用いたより効率的な汚泥可溶化システムについて述べる。

1. 好熱性微生物による汚泥酸化法の原理

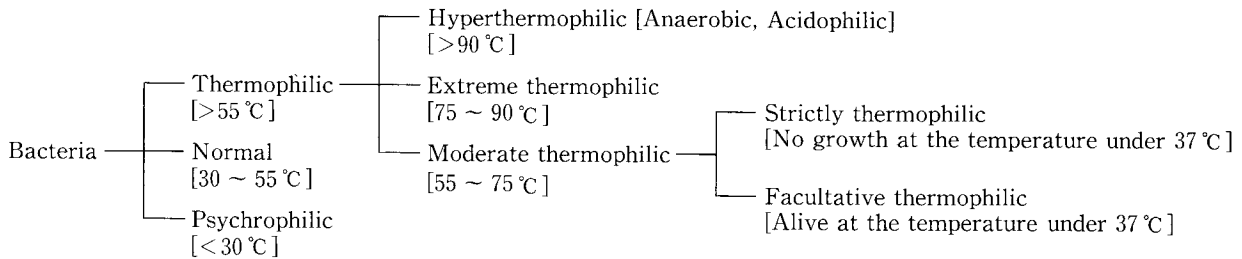
1.1 有機性固形物の分解

第 1 図に示すように、有機性固形物は、多種の酵素により低分子化され、最終的に微生物に取り込まれ、無機化される。例えば、たんぱく質を資化する場合は、まず、プロテアーゼにより各種アミノ酸に分解され、さらに分解する

必要がある場合は、脱アミノ作用、脱炭酸作用を触媒する酵素により分解代謝されていく。同様に、脂肪は、リパーゼにより脂肪酸とグリセロールに分解され、脂肪酸は、さらに、 α -酸化や β -酸化により低分子化されていく。また、炭水化物は、例えば、アミラーゼにより分解され、グルコースは解糖系に入り、好気条件においては、二酸化炭素と水にまで酸化される。高等動物の場合、体内にそれら酵素の生産機能を有するため、有機性固形物は体内で順次可溶化、無機化されていく。しかし、微生物の場合は、生産する酵素に限られているため、ある種の微生物は有機性固形物を可溶化できない。これら、微生物は有機性固形物を可溶化できる微生物により固形物を可溶化してもらってはじめて食物を得ることができる。即ち、有機性固形物を無機化するには、固形物を可溶化する段階が律速でありかつ重要といえる。

1.2 好熱性細菌

通常、われわれが目にする生物は、地球の平均的な温度環境にその生育温度をもっている。特にこの傾向は複雑な高等生物になるほど顕著で、高等動物植物では、通常 50℃ を越えては生育できない。しかし、細菌や藻類のなかには 50℃ を越えて生育できる微生物が存在する。このような高温条件下においても生育できる好熱性細菌に関する研究の歴史は古く、細菌学が体系化されて間もない 1880 年頃といわれている。研究の中心は好熱菌の生産する耐熱性酵素



第 2 図 好熱菌の分類

Fig. 2 Classified figure of thermophilic bacteria

第 2 表 *Bacillus* 属による体外酵素の生産

Table 2 In-vitro enzyme produced by *Bacillus* sp

Strain	In-vitro enzyme
<i>B.subtilis</i>	Amylase, Protease, Unclease, Lysozyme, Hemicellulase
<i>B.cereus</i>	Penicillinase, Protease
<i>B.pumilus</i>	Protease, Amylase
<i>B.megaterium</i>	Protease
<i>B.licheniformis</i>	Protease, Amylase

で、現在、わが国はこの分野では先行しており、好熱菌の生成する耐熱酵素が既に商品化されている。また、好熱菌は、原始生物の研究対象としても注目されている。第 2 図は生育温度による好熱菌の分類例である。

著者らが汚泥可溶化菌として、好熱菌に注目した理由は、

- ①高温条件下では、有機性固形物は熱により変成し、可溶化あるいは可溶化酵素の影響を受けやすくなる。
- ②通常、化学反応は高温条件下の方が活性が高い。
- ③好熱菌の酵素は高温でも安定である。

という点にある。

1. 3 細胞外酵素

細菌のような原核細胞、特に、グラム陽性菌は、細胞外に種々の細胞外酵素を分泌する。これらの酵素は、微生物を破壊することなく取り出せるため、微生物を培養しながら得ることが出来る。また、体外酵素が分泌されると、培養液そのものが酵素液となるため、酵素反応が速やかに、また、効率よく進行する。第 2 表に体外酵素の一例を示す。

既報の通り、当研究グループで分離した汚泥可溶化好熱菌 SPT 2—1 株は体外酵素を分泌する。

1. 4 汚泥可溶化好熱菌

汚泥可溶化能の確認は、希釈滅菌洗浄汚泥を含む寒天平板上に、菌体コロニーを形成させ、コロニー周辺に汚泥可溶化部（ハロー）が認められたものを汚泥可溶化能+と判定した。可溶化部は、寒天中の懸濁汚泥が透明になるため容易に認知できる。また、寒天中の懸濁汚泥が透明化することは、汚泥の可溶化が、単に汚泥を死滅させるだけではなく文字通り可溶化していることを示している。寒天平板上に形成されたコロニーより特徴的なコロニーを継代培養し、その性状を調べた。結果を第 3 表にまとめる。供試 40 検体中汚泥可溶化能を示したものは約 1 割の 4 検体で、それらは、プロテアーゼを活発に分泌し、また、同時にアミ

ラーゼ分泌能も有した。本研究では、70°C でプロテアーゼを安定して分泌する SPT 2—1 株を分離した。分離菌の性状の一例を第 4 表に示す。

37°C の中温条件で培養した活性汚泥培養液についても同様の試験を行った。培養液中には、 $10^8 \sim 10^9$ CFU/ml の中温菌が存在したが、いずれのコロニー周辺にも汚泥の可溶化部は認められなかった。

第 3 図に代表的な汚泥可溶化菌の汚泥プレート上での生育の状況を示す。汚泥可溶化菌は直径約 10 mm と、好熱菌の中では比較的大きなコロニーを形成し、その周辺には大きな可溶化部が観察された。一方、中温菌のコロニー径は汚泥可溶化菌の倍近くあったが可溶化部は認められなかった。

2. 好熱菌を利用した汚泥可溶化プロセス (S—TE プロセス)

S—TE (エステ: Sludge solubilization by thermophilic enzyme) プロセスの概念図を第 4 図に示す。プロセスは、酵素生成槽及び可溶化槽の 2 槽より構成される。酵素生成槽では、汚泥可溶化酵素生成好熱菌を種として、必要な栄養素を含む培養液を供給して酵素を生成させる。生成された酵素液は、可溶化槽にて対象の有機性汚泥と混合され、可溶化される。

本プロセスの要件は、如何に効率的に汚泥可溶化酵素を生成させるかにあり、本研究の目的も酵素生成条件の検討ということでスタートした。

3. SPT 2—1 株の汚泥可溶化酵素生成条件

3. 1 培養液組成

第 5 図に SPT 2—1 株を標準液体培地で培養した場合の典型的な培地環境の経時変化を示す。30~60 分のラグの後、急速な菌体増殖 (A_{600}) が認められ、同時に溶解性有機体炭素濃度 (DOC) が減少した。このことから、

第 3 表 好熱菌のコロニー性状

Table 3 Characteristic of thermophilic bacteria forming typical colonies on agar plates

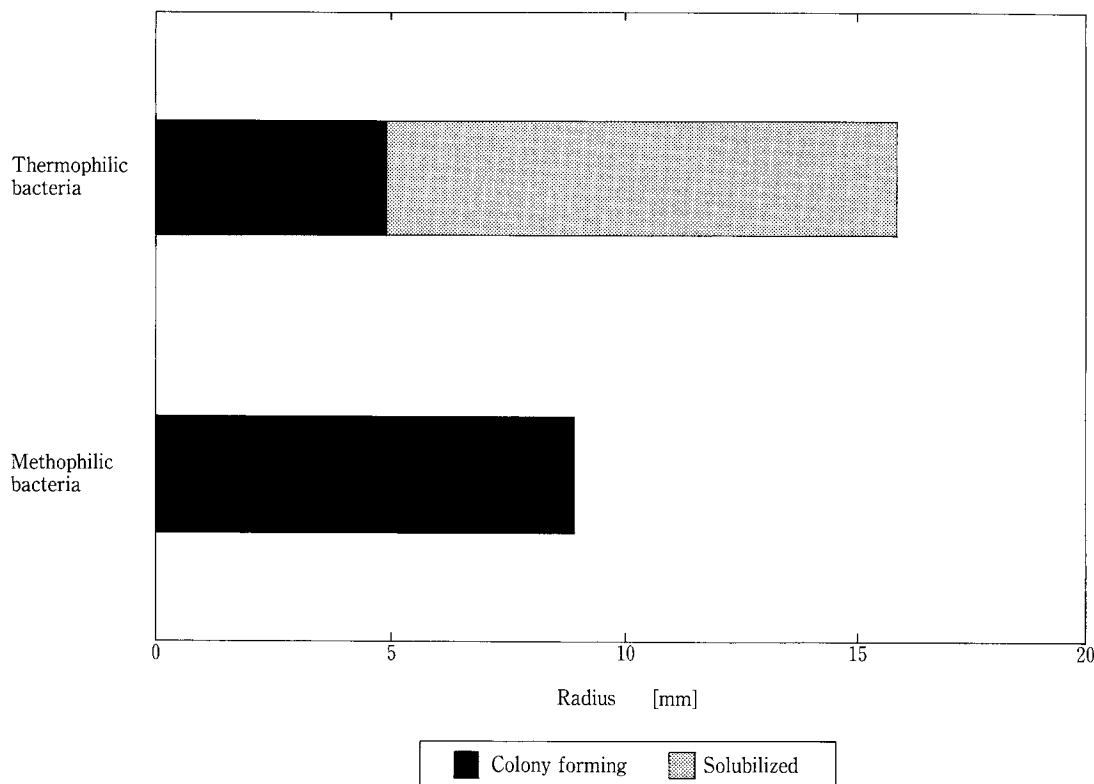
Appearances		Enzyme		Sludge solubilizing ability	Number of colony forming units
Color	Size	Protease activity	Amylase activity		
White (light)	Large	+++	+	++	2
White (light)		+++	+	++	2
White	Large	+	++		2
White	Small	+			1
White	Large		+		1
White	Large				9
White (light)					9
White (bluish)	Small				5
Very light	Small				9
Number of Colony forming units		7	7	4	40

+++ : Large activity, ++ : Moderate activity, + : Small activity, No symbol : No activity
 Temperature : 70 °C, Cultivating period : 24 hours.

第 4 表 SPT 2—1 株の菌学的性質

Table 4 Morphology and physiology of SPT2-1

Morphology		Physiology	
Shape	Rod-shaped	Utilization of inorganic nitrogen	+
Movement	+	Oxidase	+
Spore	+	Catalase	+
Gram stain	+	Behavior for oxygen	Aerobic or facultative anaerobic
		Growth temperature	55 ~ 75 °C
		Growth pH	5.5 ~ 8.5



第 3 図 好熱菌による汚泥プレート上の可溶化

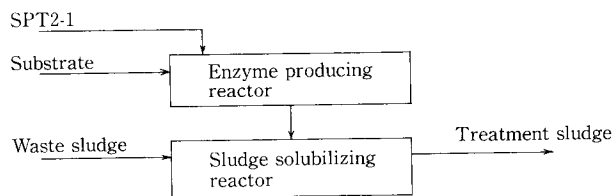
Fig. 3 Solubilization of sludge agar plate by thermophilic bacteria

SPT 2—1 株は有機性固形分を可溶化してそれを基質として摂取するというより、むしろ、既に存在する溶解性有機物を摂取して増殖すると推察される。第6図はDOCを種々変化させた場合の、SPT 2—1 株の酵素生成量を Bomio の方法²⁾によるプロテアーゼ基準値 (A_{520}) で示す。DOCが500 mg/L以下になると生成量が低下したため、安定して酵素を生成させるには、DOCが500 mg/L以上の条件にする必要があることが分かった。従って、原廃水 DOCが500 mg/L以上である場合は、原廃水を SPT 2—1 株による酵素生成のための基質培地として用いることができるが、都市下水のように DOCが低い場合は、原廃水を酵素生成用培地として用いることはできず、別に酵素生成用の培地を用意する必要がある。しかし、酵素生成用の培地を購入することは運転経費の増大につながるため、処理過程の廃水から培地を得ることを検討した。前報で確認されたように、有機性汚泥は、熱のみの影響で20~30%可溶化されるため、処理対象の有機性汚泥を短時間熱処理して酵素生成用培地とできるかを検討した。

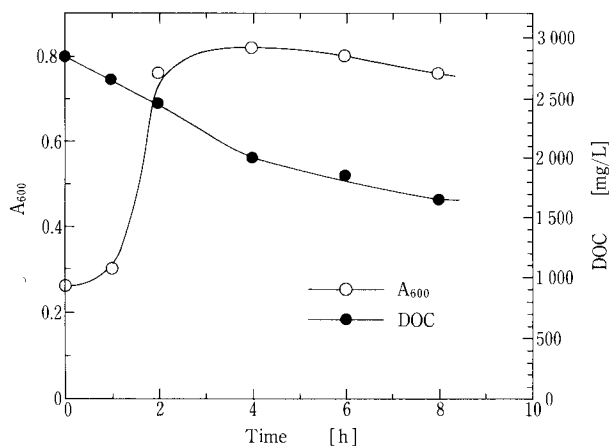
余剰汚泥を70℃で約6時間熱処理した場合のDOC濃度を第7図に示す。汚泥濃度が5000 mg/L以上であれば、約6時間の熱処理で、DOCが500 mg/L以上となり、酵素生成用の培地として適用できる可能性を得た。

3. 2 S—TE プロセスによる汚泥の可溶化

熱処理汚泥を酵素生成用培地として用い、好熱菌の生成する汚泥可溶化酵素により汚泥を可溶化するS—TEプロセスのベンチスケールでの確認テストを実施した。

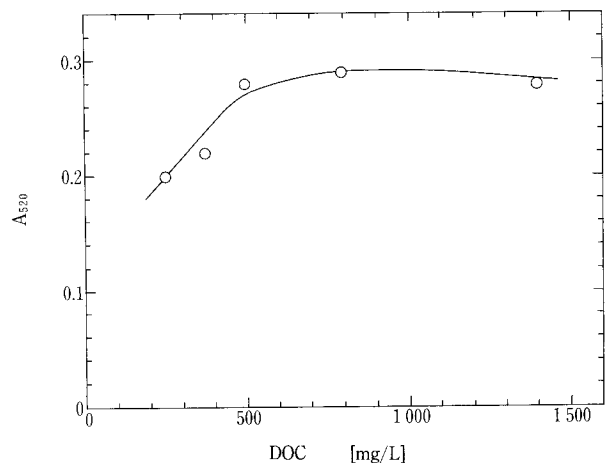


第4図 S—TEプロセス
Fig. 4 Schematic drawing of S—TE process

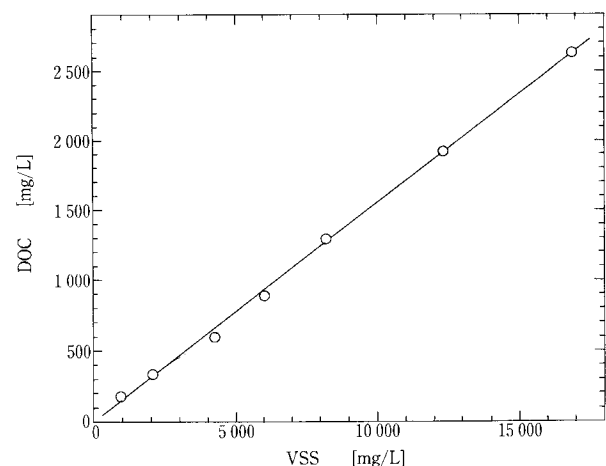


第5図 SPT 2—1 株の増殖特性
Fig. 5 Growth of SPT2—1

反応槽としては5Lのジャーファメンターを用いた。(写真1) 2%濃度の余剰汚泥を70℃で6時間熱処理し、30分静置後の上澄み液1Lを酵素生成用培地とした。この上澄み液のDOCは約1200 mg/Lであった。これに、約12時間、前培養したSPT 2—1株培養液を2%容量接種し、通気量0.4 vvm、攪拌速度300 rpmで6時間培養した。その後、先の沈殿汚泥と混合し、通気を止めて、攪拌のみで40時間反応させた。この時の、反応前後の汚泥を遠心分離した状況を写真2に示す。固形物が可溶化されて減容し、上澄み液が可溶化成分により褐色を呈していることが分かる。この操作により、余剰汚泥は約2日という短時間で有機性固形物の約40%が可溶化された。前報の方法では、20日の反応時間で約80%の有機性固形物の分解可能である。本法によると、除去率は半減するが、反応時間は大幅に短縮される。



第6図 酵素生成におよぼすDOC濃度の影響
Fig. 6 Effect of DOC on producing enzyme



第7図 熱処理汚泥のDOC
Fig. 7 DOC of heated sludge

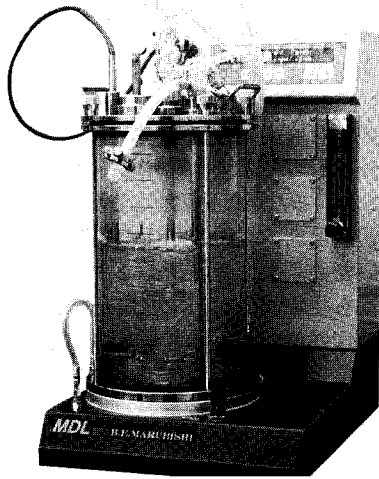
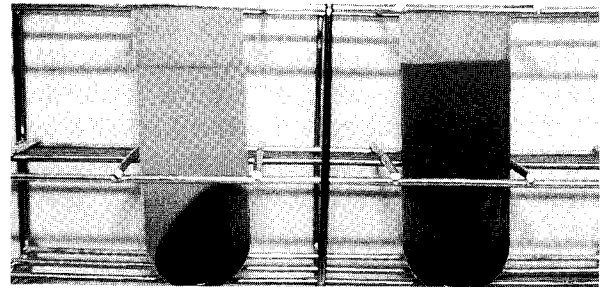
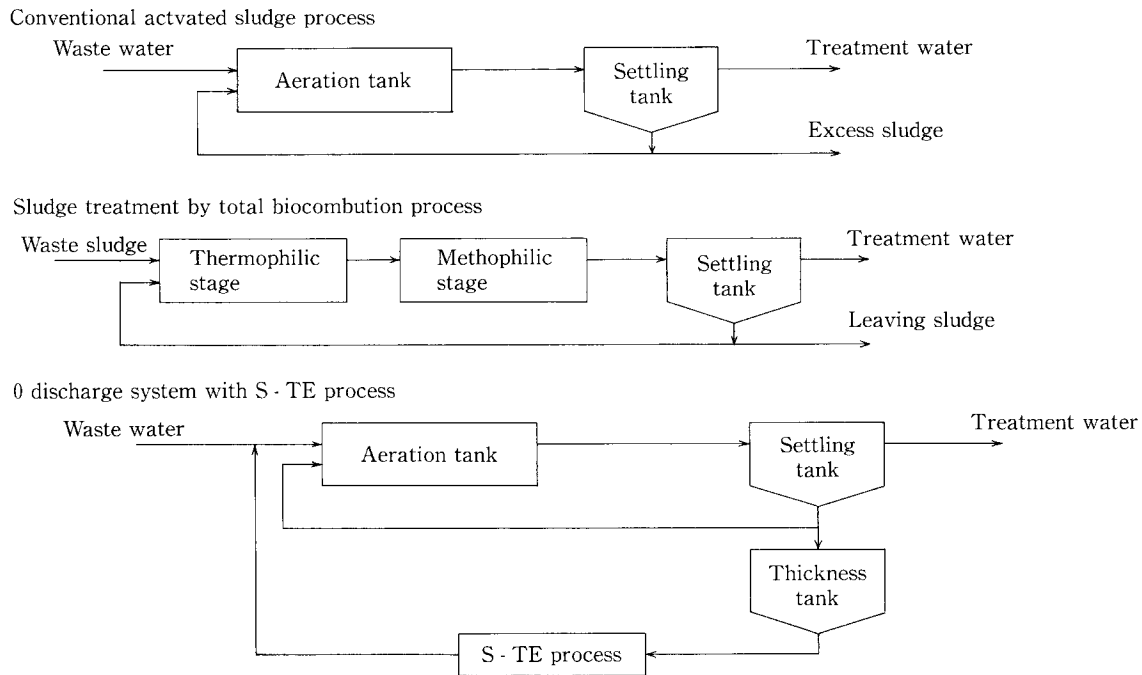


写真 1 5 L ジャーフェルメンター
Photo.1 5 ℓ Jar-fermenter



酸素処理前 酸素処理後
Before S-TE treatment After S-TE treatment

写真 2 S-TEプロセスによる汚泥の可溶化
Photo.2 Sludge treatment by S-TE process



第 8 図 汚泥・水処理一体型システム
Fig. 8 Zero discharge system with S-TE process

4. S-TEプロセスを利用した汚泥・水処理一体型システム

有機性汚泥を好熱菌で処理する場合、VSSは約80%程度まで可溶化できる。このことは、逆をかえせば、約20%のVSSが処理液中に残存することを意味する。例えば、2%濃度の有機性固形物を含む廃液を処理する場合、4000~5000 mg/LのSSが処理水中に流出することになる。もし、この処理液を、水処理系の処理水で希釈可能であるとするならば、例えば、50倍希釈すれば、処理水SSは80~100 mg/Lになる。このような発想から提案されたのが、汚泥・水処理一体型システムである。実際には、単に、S-

TE処理液を活性汚泥処理水で希釈するのではなく、S-TE処理液を活性汚泥流入側に返送することにより、活性汚泥による有機物のさらなる低分子化を図り、効率向上を期待することができる。

4.1 適正廃水

現在、分離している好熱菌がプロテアーゼ及びアミラーゼを活発に分泌することから、それらが触媒出来る、たんぱく質、デンプンなどを含む廃液に適用可能である。但し、高温処理するため、高温において熱変質し、不溶化してしまうものには適用し難い。また、固形物濃度は、曝気動力との兼ね合いもあるが、高濃度の方が効率が良い。

4.2 従来システムへの組み込み方

好熱菌による汚泥処理プロセスでは、汚泥の可溶化液のガス化を中温処理槽において行うが、この中温槽の代わりに活性汚泥処理プロセスを用いると、一体型プロセスができあがる。(第8図) 本法によると、汚泥増殖分を全量好熱菌で処理するため、汚泥を系外に出すことはない。但し、生物難分解性物質及び無機物は処理水とともに流出することになる。従って、BOD 処理効率はほとんど低下しないが、処理水 COD 及び無機物濃度は多少高くなる。また、可溶性 BOD が返流負荷として上乘せられるため、送気量を増加する必要がある。

4.3 維持管理及び経済性

本法においては、反応槽温度を高温に保つ必要があるため、維持管理に熟練を要するようと思われるが、温度さえ維持できれば通常の活性汚泥法と変わりはなく、維持管理は比較的容易である。

汚泥・水処理一体型システムは、汚泥の可溶化液が水処理系に返流水負荷としてかかるため、多少の処理水質悪化は覚悟しなければならない。従って、高度処理設備の導入が検討されるような大規模下水処理場に対しては、高度処理設備への負荷が増加することを考慮する必要がある。しかし、放流先の放流水負荷が小さい小規模処理場、あるいは、下水道放流可能な事業所においては、汚泥・水処理一体型システムの導入が可能である。小規模の場合、建設費は割高になるが、運転費は、従来の活性汚泥法の半分以下になる。

むすび

自然界で生成されたあらゆる有機物は微生物によって分解されるといってもよい。そうでなければ、その物質がどんどん蓄積され地球がその物質で埋め尽くされることになる。下水処理場で生成される余剰汚泥についても同じで、効率的に行えば完全分解も可能と考えられる。現在、汚泥減容化は、脱水、焼却といった物理化学的方法が主流となっているが、これらは、経済面、維持管理面で問題があるため最善の方法とはいえない。水処理技術あるいは脱臭技術が物理化学的方法から生物学的方法に発展してきているように、今後、汚泥処理技術においても現在の物理化学的方法から生物学的方法に発展していくことが期待される。

[参考文献]

- 1) 長谷川進ほか：神鋼パテック技報, Vol. 39, No. 2 (1996), P. 23
- 2) M. Bomio et al.: Appl. Microbiol. Biotechnol. Vol. 32, (1989), P. 356

<記号説明>

$A_{520, 600}$: Absorbance, 波長520nm (プロテアーゼ活性測定時) および600nm (菌体懸濁液測定時) に対する吸光度
B O C : Biochemical oxygen demand, 生物的酸素要求量
C F U : Colony forming units, 寒天平板上に形成された菌体コロニー数
D O C : Dissolved organic carbon, 溶解性有機体炭素濃度
V S S : Volatile suspended solid, 懸濁性強熱減量≡有機性固形物濃度
vvm : Vol./vol./min., 単位時間当たり, 単位反応槽容積当たりの通気量

連絡先

長谷川 進 (工学博士)	技術開発本部 研究開発部 主任研究員	三浦 雅彦	技術開発本部 研究開発部	桂 健治	技術開発本部 研究開発部
	TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6525		TEL 078-992-6525
	FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6504		FAX 078-992-6504
	E-mail s.hasegawa@pantec.co.jp		E-mail m.miura@pantec.co.jp		E-mail k.katsura@pantec.co.jp

低粘度液攪拌のための新しい軸流翼「ウイングスター」

Axial Flow Impeller "WINGSTIR" Newly Developed for Mixing of Low Viscosity Liquid



(化) 技術部
岡 本 幸 道
Yukimichi Okamoto
(環) 設計部設計第1課
山 本 昌 史
Masafumi Yamamoto

低粘度液の混合に用いる攪拌機の小型化と省エネを目的とし、1995年11月、当社は新しい軸流攪拌翼ウイングスターを開発した。動力、回転数、トルクが同じ条件で比較すると、ウイングスターはプロペラの125%の流量を発生する。均相混合と固体粒子の懸濁実験において、ウイングスターは45度傾斜パドルが必要とするトルクを1/3に低減し、動力を1/5に低減できることが確かめられた。この攪拌翼は、また、小型翼からオーダーメイドの大型翼まで正確に同じ形状で経済的に製作できるという特長を合わせ持つ。これは、スケールアップにおいて軸流翼の特性維持に配慮したためである。ウイングスターの製作販売を目下、展開中である。

In November 1995, Shinko-Pantec had newly developed an axial flow impeller, WINGSTIR, to reduce impeller power and shaft size in mixing of low viscosity liquids. Under the condition of equal impeller power, equal speed and equal shaft torque, WINGSTIR's pumping flow rate is as much as 125% of a propeller's. When used in liquid blending and solid particle suspension, WINGSTIR was observed to save 4/5 of the impeller power that the pitched blade paddle impeller required, as well as to reduce its shaft torque to 1/3 of the pitched blade paddle impeller's. WINGSTIR also has a feature that it can be easily manufactured from a bench-scale impeller to a custom-made, commercial-scale impeller as keeping its shape precisely same, which is crucial to keep its flow characteristics in scale-up. WINGSTIR is available in the market.

Key Words:

軸 流 翼
低 粘 度 攪 拌
液 体 混 合
粒 子 懸 濁

Axial flow impeller
Low viscosity mixing
Liquid blending
Solid particle suspension.

まえがき

1995年11月、当社は低粘度液攪拌のための新しい軸流攪拌翼ウイングスターを開発し、その販売を開始した。ウイングスター開発の狙いは攪拌機の小型化と省エネである。低粘度液の攪拌においてこの狙いを達成するには、小さなトルクと少ない動力で良好に攪拌出来る効率の良い攪拌翼が必要である。これを実現した新しい攪拌翼がウイングスターである。

低粘度液の混合や異相系分散等の操作を行う攪拌においては、攪拌軸の方向に液を吐出する軸流型の攪拌翼が比較的多く用いられる。その理由は、この種の翼が他の翼に比べ、小さなトルクと少ない動力でより多い吐出流量が得られ、攪拌機の設備費と運転費において経済的に有利である

と考えられるからである。

この種の翼として、一般には、傾斜パドルやプロペラが用いられる。傾斜パドルは最も簡単で安価に製作でき、あらゆる用途に用いられている。プロペラに比べ流量の割にトルクと動力が大きくなりがちで吐出効率は良くない。傾斜角度により軸流と放射流の中間的な流れになるといわれる。一方、船舶用プロペラに準じて製作された攪拌翼はより優れた効率を持つが、その製作コストがかさむ、容器に搬入するための大きな開口部を必要とする等、大型のオーダーメイドには採用しがたい欠点がある。これらの欠点を解消するため、各国の攪拌機メーカーが攪拌機用の各種軸流翼を考案し市場に提供してきた。しかしながら、トルクと動力が同じという条件の下でプロペラに匹敵する効率を

達成した翼は見受けられない。

そこで、当社は、プロペラと同等以上の効率を持ち大型翼の製作が容易な軸流翼の開発に注力し、プロペラの125%の流量に達する翼をウイングスターとして完成した。その形状を写真1に示す。ウイングスターは均相混合や固体粒子の懸濁攪拌において45度傾斜パドルが必要とするトルクを1/3に低減し、動力を1/5に低減出来る性能を持つことが実験で確かめられた。次にウイングスターの概要を紹介する。

1. 開発の考え方

既存の軸流翼の考案はほとんどの場合、翼理論あるいはプロペラ理論に基づいている。ところで、Winardiと長瀬の研究¹⁾によれば、船舶用プロペラを攪拌槽で用いた場合も、タービンや傾斜パドルの場合と同様に攪拌槽内の流れは不安定であり、翼近傍での吐出流ですら周方向の流速に2倍程度の揺らぎがある。また、乱れの強さも20~50%と大きい。翼への流入と流出が間欠的に変動する事実は、流れに対する迎え角を一定に保つ³⁾という船舶用プロペラの設計手法が攪拌翼に真の効果をもたらす得るかどうかの疑問を投げかけるだけでなく、翼理論を応用する各種の軸流翼の性能についても同様の見直しを迫る。なぜなら、翼理論が扱う流れは整った一様な流れであり、攪拌槽の流れとは大いに異なるからである。

実際、各国の特許公報に開示された既存の軸流翼を公報に忠実に試作し、等トルク等動力の条件の下で吐出流量をレーザードップラー流速計で測定し比較した結果を、第1図に示す。図中のプロペラは単に平板を一定のピッチ高さ

に合わせて捻った当社設計によるもので翼理論やプロペラ理論とは無関係の翼であるが、ウイングスターを除いてはいずれの軸流翼もこのプロペラに及ばない。また、単に平板を折り曲げただけの翼^{6, 7)}や傾斜パドルとの比較においても翼理論やプロペラ理論に基づいた翼^{2, 4, 5)}が劣るケースが少なくない。これらの事実は前述の疑念を強く支持する。

プロペラをはじめとする軸流翼の性能設計の要点は羽根板幅、傾斜角度、羽根板のそりを半径方向にどのように分布させれば最高の吐出効率が実現出来るかにある。最も確実な方法は、実際にこれらの諸元をかえて攪拌翼の吐出効率を測定し最適化することである。

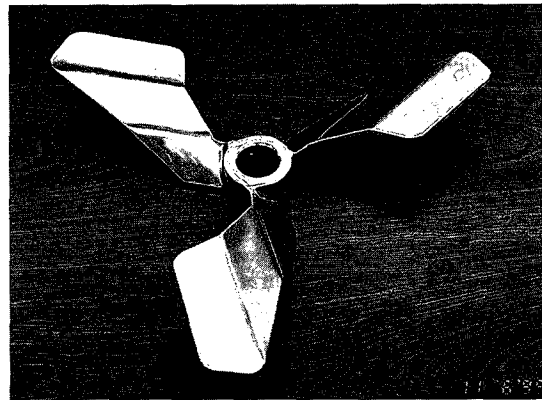
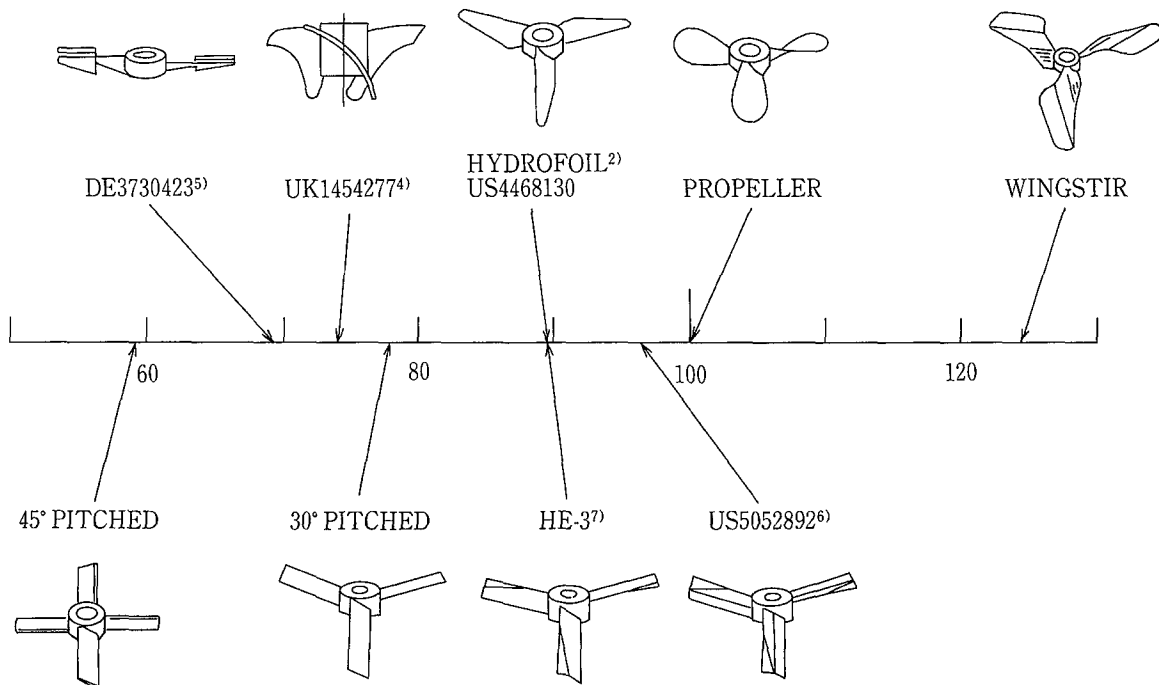
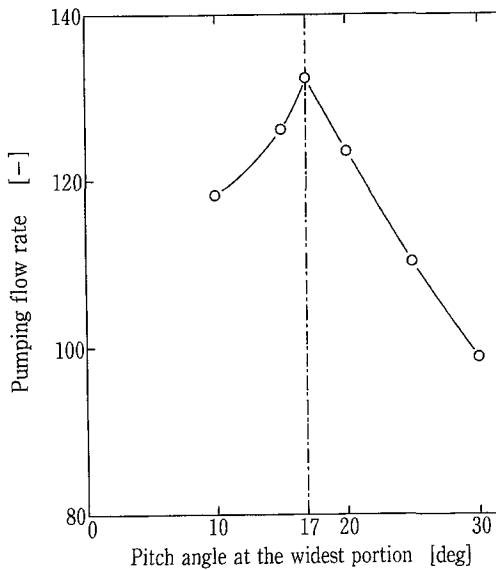


写真1 新しい軸流翼，ウイングスター
Photo. 1 New axial flow impeller, WINGSTIR

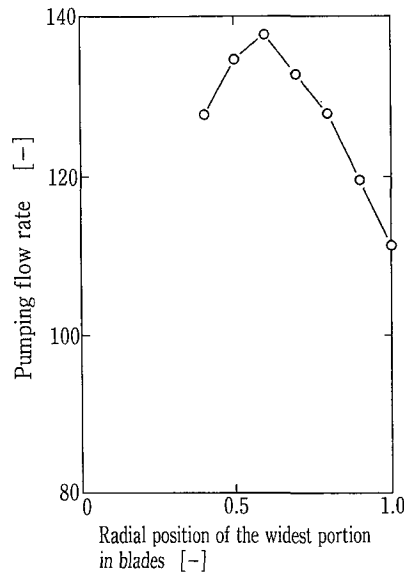


第1図 等トルク，等動力の下での吐出流量の比較

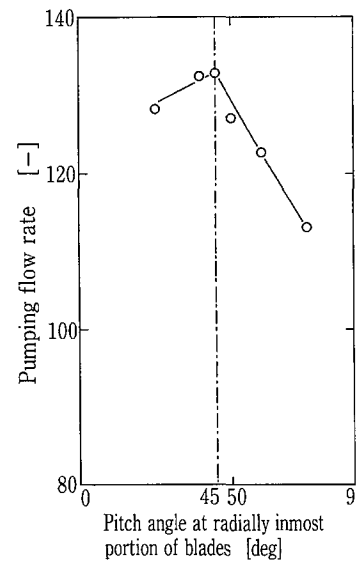
Fig. 1 Comparison of pumping flow rate under equal power and equal torque conditions



第2図 吐出流量と最大幅部での傾斜角度
Fig. 2 Pumping flow rate vs. pitch angle at the radial position where the blades become widest. (equal power and equal torque condition)



第3図 吐出流量と最大幅部の半径位置
Fig. 3 Pumping flow rate vs. radial position of the widest portion in blades. (equal power and equal torque condition)



第4図 吐出流量と羽根板付け根部での傾斜角度
Fig. 4 Pumping flow rate vs. pitch angle at radially inmost portion of blades (equal power and equal torque condition)

第1表 混合時間10秒の攪拌に要した動力とトルク
Table 1 Impeller power and torque at which the mixing time became 10sec. (ϕ 400mm tank containing 50Lt of water)

Impeller	Speed	Power	Torque
WINGSTIR	122 rpm	8.1 W/m ³	0.63 Nm/m ³
HYDROFOIL	150 rpm	15.5 W/m ³	0.99 Nm/m ³
45° PITCHED	192 rpm	37.1 W/m ³	1.84 Nm/m ³

2. 形状の選択と各寸法比の最適化

2.1 形状の選択

大型翼から小型翼まで正確に同じ形状と寸法比で経済的に製作出来ること、分解組立が容易な翼であることの2点を重視すると、平板の数カ所を折り曲げて羽根板を形成し、攪拌軸に羽根板を固定するためのボスと羽根板との取り合いが平面であることが望ましい。さらに、半径方向に羽根板の傾斜角度が変えられること、羽根板にそりと同等の機能が与えられること等を考慮して基本的な形状が選択された。

羽根板先端側を回転方向に先行させる前傾翼の形状を指向したことが、前述の条件を満たす形状の考案を容易にした。

2.2 各寸法比の最適化

羽根板各部の寸法としては、羽根板の最大幅、その最大幅部の半径位置と傾斜角度、羽根板先端部の幅と傾斜角度、羽根板付け根側の幅と傾斜角度を選んだ。これらの諸元を変え、攪拌翼のトルク、回転数、動力が等しい条件で吐出

流量を測定し比較した。

羽根板の最大幅に関しては翼径の1/3以下であれば吐出流量に大きな変化は見られなかった。羽根板の幅が最大になる半径位置とその位置での羽根板傾斜角度は吐出流量に大きな影響を与え最適値が存在する。第2図に最大幅部の傾斜角度と吐出流量の関係を、第3図に最大幅部の半径位置と吐出流量の関係を示す。半径位置60%において傾斜角度17度とするのが最適である。羽根板先端部の幅と傾斜角度については、いずれも最大幅部の半分程度が良い結果となった。第4図に示すように、羽根板付け根側の傾斜角度は40~45度が最適となる。また、付け根側の幅は最大幅の半分以上であれば良い。

このようにして決定された各寸法比を採用して製作された結果が写真1に示したウイングスターである。羽根板の形状が鳥の翼に似た攪拌翼ということからWINGとSTIRを合わせ命名された。その吐出流量を既存の軸流翼と比較した結果は、第1図に示した通り、プロペラの125%となり従来のいずれの翼よりも優れた効率を達成している。

3. 攪拌性能の比較

3.1 混合時間の比較

混合時間を同一にする攪拌条件をウイングスター、US Patent 4468130のハイドロfoil翼、45度傾斜パドルの3種について比較し第1表に示す。

内径400mmの亚克力製タンクに邪魔板を4枚取り付け、50Ltの水道水を張り込み、水をヨード澱粉で着色した後、所定量のチオ硫酸ソーダで脱色する混合実験を上記3種の翼について実施し、混合時間が10秒になる攪拌条件を求めた。ウイングスターは傾斜パドルの22%の動力、34%のトルクで同一の混合が可能であり、翼理論に基づくハイドロfoil翼の52%の動力、64%のトルクで同一の混合

が可能である。

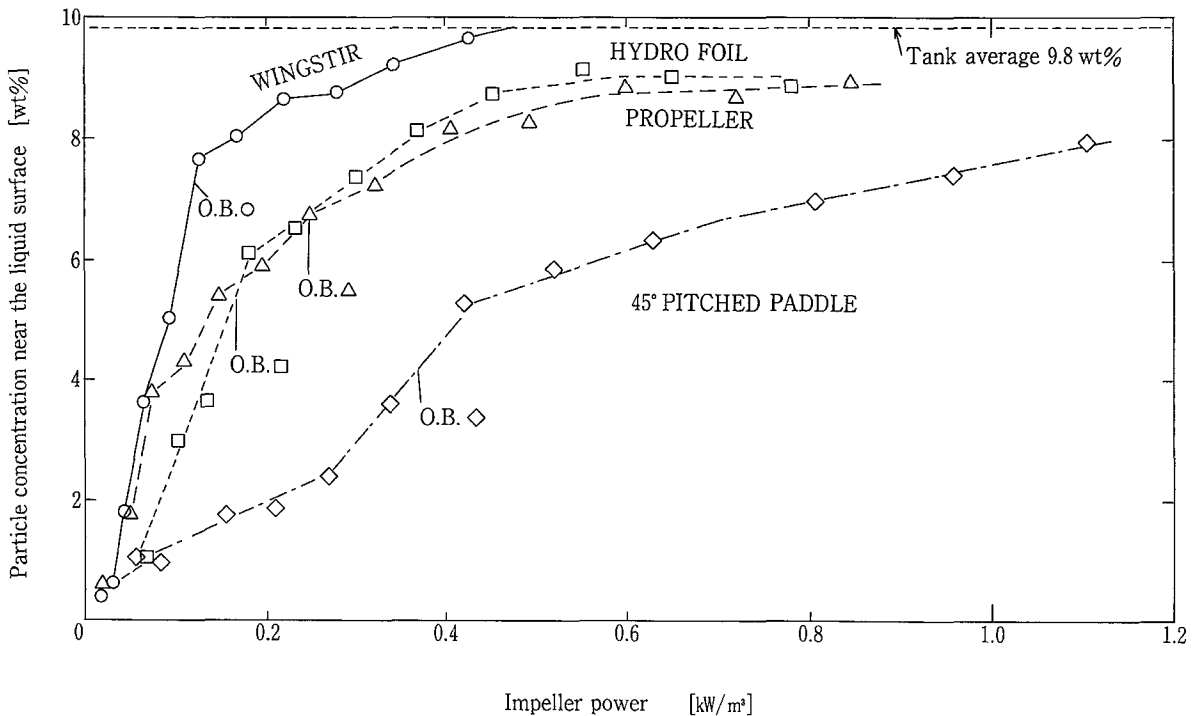
3.2 固体粒子の懸濁

前述と同じ装置を利用し径150ミクロンのガラスビーズを約5kg投入した。前述3種の翼にプロペラを加えた4種の翼のそれぞれについて、攪拌速度を変え攪拌動力と液表面近傍での粒子濃度の関係を調べた。結果を第5図に示す。液面での粒子濃度が仕込み濃度に近づけば均一な懸濁状態と見なせる。ウイングスターでは約0.5 kW/m³の攪拌で均一な状態に至るが、他の翼ではその2倍以上の動力を与えても均一状態を達成できそうにない。今、液面での粒子濃度が仕込み濃度の70%の攪拌状態を達成するとして4種の翼の攪拌条件を比較すると、第2表のようになる。ここではウイングスターは傾斜パドルの16%の動力、28%の

第2表 粒子懸濁に要する攪拌動力とトルク

Table 2 Impeller power and torque required for suspending solid particles. (ϕ 400mm tank, 50Lt, 150 μ m glass beads 9.8wt%)

Impeller	Speed	Power	Torque
WINGSTIR	295 rpm	124 W/m ³	4.0 Nm/m ³
PROPELLER	375 rpm	288 W/m ³	7.3 Nm/m ³
HYDROFOIL	370 rpm	273 W/m ³	7.0 Nm/m ³
45° PITCHED	510 rpm	765 W/m ³	14.3 Nm/m ³



第5図 液面近傍の粒子濃度と攪拌動力の関係

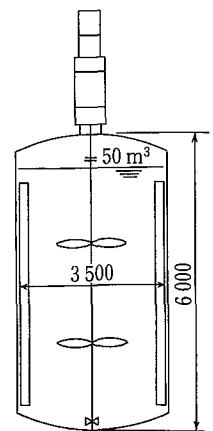
Fig. 5 Particle concentration near the liquid surface vs. impeller power (ϕ 400mm tank, 50Lt, 150 μ m glass beads 9.8wt%, O.B. shows the off-bottom condition of each impeller.)

第3表 50m³スラリー貯槽の攪拌機

Table 3 Agitators for a 50m³ slurry storage tank

Impeller	Dia.	Speed	Motor	Agitator cost	Electricity cost/year
45° PITCHED	1.2m	120rpm	55kW	5.3	2.5
PROPELLER	1.4m	112rpm	22kW	4.0	1.0*
WINGSTIR	1.5m	86rpm	11kW	3.0	0.5

*taken as unit of cost



トルクで同一の懸濁攪拌が可能であり、プロペラの43%の動力、55%のトルクで同一の懸濁攪拌が可能である。

4. 大型貯槽への適用試算

150ミクロンのガラスビーズと同等の沈降性を持つ粒子のスラリー貯槽を想定する。ほぼ均一な粒子濃度で次の工程に供給するには、少なくとも、第2表と同等の攪拌条件が必要である。貯槽の径を3.5 m、高さを6 m、容量を50 m³とし2段翼での攪拌を想定し、傾斜パドル、プロペラ、ウイングスターでの攪拌機コスト、モーター運転コストを試算し、第3表に示す。攪拌機の小型化による設備費の低減もさることながら、省エネ効果による運転費の削減の大きいことが理解出来る。ちなみに、攪拌機の償却期間を5年と設定すると、ウイングスターでの償却費と運転費の合計は傾斜パドルでの1/3、プロペラでの2/3になる。

むすび

攪拌機の設備コストは伝達トルクに依存するところが大きく、運転コストは動力に比例する。攪拌機の経済性を追求するにはトルクと動力の両方を制限する必要がある。このような観点から等トルク等動力の条件下で軸流翼の吐出

効率を評価し、この評価法において優れた軸流翼を開発し、さらには、その翼が混合や個体粒子の懸濁において実際にトルク及び動力の低減に有効であることを実験で確認した。

この攪拌翼は大型翼から小型翼まで正確に同じ形状で経済的に製作出来る。これは、スケールアップにおいて軸流翼の特性維持に配慮し、さらには、オーダーメイドの大型翼で自由に翼径を選択出来ることに配慮したためである。

これらの特長を生かし、今後、ウイングスターを大型貯槽の攪拌機の小型化と省エネに役立てて行きたい。

【参考文献】

- 1) Winardi & Nagase: J. Chem. Eng. Japan, Vol. 24, No. 2, 243 (1991)
- 2) Weetman: US Patent 4468130
- 3) Jonquieres: US Patent 4147437
- 4) Hjorth & Skanberg: UK Patent Specification 1454277
- 5) Forshner & Herbert: Deutsches Patentamt DE 3730423 A1
- 6) Fasano: US Patent 5052892
- 7) Chemineer Catalogue, HE-3 Impeller

連絡先

岡本 幸道 化工機事業部
(工学博士) 技術部
次長
TEL 0794 - 36 - 2512
FAX 0794 - 36 - 2578
E-mail y. okamoto@pantec. co. jp

山本 昌史 環境装置事業部
設計部
設計第1課
TEL 078 - 232 - 8117
FAX 078 - 232 - 8058
E-mail m. yamamoto@pantec. co. jp

グラニュール式脱窒装置の開発 (その2)

Development of Granule Type Denitrification System (No. 2)



(環)製品開発室
野 中 信 一
Shinichi Nonaka

ステンレス鋼の硝酸酸洗排水を対象として、パイロット規模のグラニュール式脱窒装置により実験を行った。

$\text{NO}_3\text{-N}$ 負荷 $20 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ の高負荷処理が可能等、ベンチスケールの実験と同様の処理性能が得られることを実証できた。

さらに、0.3 hrの短い滞留時間でも80~90%の $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去率が得られることが判った。馴養立ち上げには約4週を要したが、初期投入汚泥量を多くすることによって期間を短縮できるとシミュレーションにより推察された。

A pilot scale granule-type denitrification system was tested using the nitric acid pickling wastewater discharged from stainless steel manufacturing process. The same performance as with a bench-scale test unit was achieved at the high loading rate of $20 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ $\text{NO}_3\text{-N}$. The test proved 80—90% removal ratio of $\text{NO}_3\text{-N}$ even at short retention time of 0.3 hr. Acclimation required about 4 weeks but it can be shortened by increasing initial sludge injection, judging from computer simulation.

Key Words :

脱 窒
グラニュール

Denitrification
granule

まえがき

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 mg/L 、日間平均 60 mg/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適用され、5年間の猶予が与えられている。当社では1998年10月からの本格的な規制開始に向けて、よりコンパクトで維持管理の容易なグラニュール式脱窒装置の開発を進めてきた。

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できるが、形成されたグラニュールは汚泥濃度として $8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$ に達し、沈降性も非常に優れている。このグラニュールの特性を生かした本脱窒装置は次の特長を有している。

- (1)高負荷処理、設備面積の低減化
- (2)適用濃度範囲が広く、低レベルの処理水質が可能
- (3)運転管理が容易

(4)運転休止後の立ち上がりが早く、不定期運転も可能
このグラニュール式脱窒装置について前回(Vol. 40 No. 1/1996)は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紹介したが、今回は実排水を用いた実証実験結果を報告する。

1. 実証実験の概要

実用化に当たっての初期馴養立ち上げ方法の確認と、基礎実験で得られた処理性能を実証することを目的として、実排水によるパイロット実験を行った。実証実験はステンレス鋼の硝酸酸洗排水を対象とし、神鋼鋼線工業(株)泉佐野工場殿のご協力を得て実施した。

1.1 処理対象排水

ステンレス鋼の酸洗工程では、表面に生成した金属酸化物のスケールを除去するため、硝酸やふっ酸等の薬品が使用されている。これらの酸は循環利用されるが、酸洗を続けるに従い硝酸・ふっ酸中にはFe, Cr, Ni等が溶解して遊離の酸が減少するため酸洗能力が低下する。この時点で酸の更新が行われ、廃酸が生じる。酸洗排水はこの廃酸と酸洗後のステンレス鋼を洗浄したリンス排水からなるが、現在ほとんどが石灰中和法により処理され、金属類とふっ

素が除去される。しかし、硝酸は除去されることがなく処理水に残存する。泉佐野工場殿においても石灰中和法が採用されている。酸洗排水の中和処理水の水質分析例を第1表に示すが、実験期間の硝酸性窒素濃度は概ね20~100 mg/Lの範囲で変動していた。

1. 2 装置

実験の処理フローシートを第1図に、装置外観を写真1に、概略仕様を第2表に示す。装置は第1図に示したように、原水槽、脱窒リアクター、沈殿槽、処理水槽で構成されている。なお、今回の実験では沈殿槽なしでも処理水SS濃度20 mg/L以下が得られており、原水SS濃度が低い場合は沈殿槽を省略することも可能である。脱窒リアクターは中間部にGSS(Gas・Solid-Separator)を有する上昇流式のリアクターであり、寸法は内径0.8 m、全高3.5 mで、GSS下部容積は1 m³である。ここではNO₃-N容積負荷及び滞留時間はこのGSS下部容積を基準に計算する。

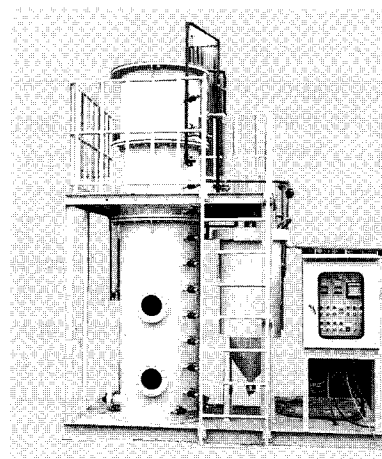


写真1 パイロット実験装置
Photo.1 Pilot test unit

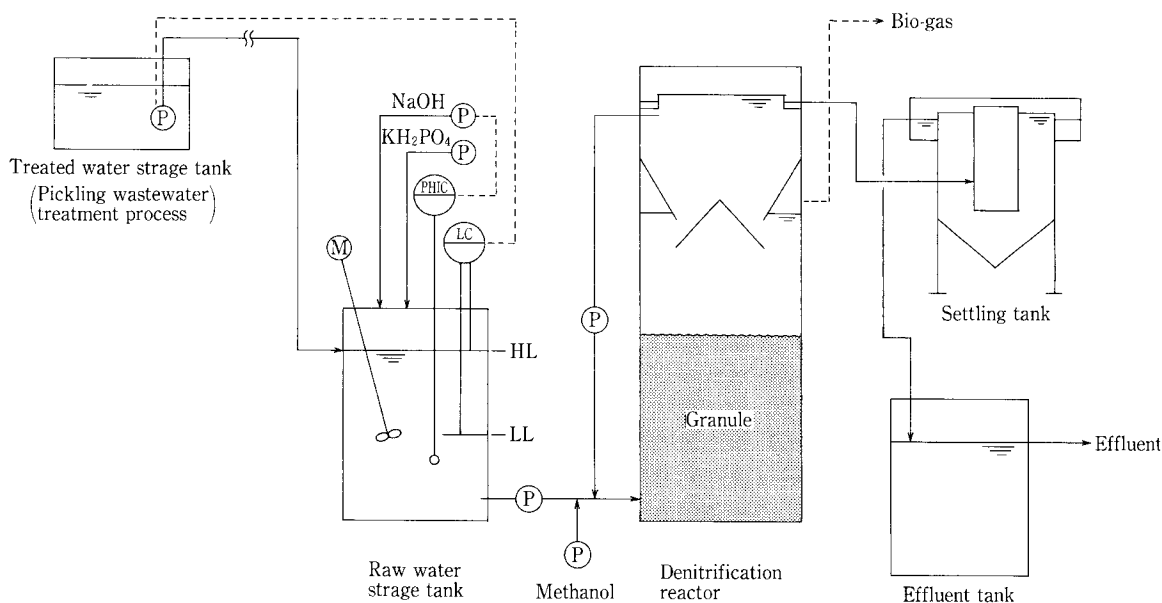
第1表 酸洗排水の中和処理水分析例
Table 1 Example for effluent of pickling wastewater

Item	Water quality
pH	(-) 7.1
T-N	(mg/L) 54.6
NO ₃ -N	(mg/L) 45.3
SS	(mg/L) <5
TOC	(mg/L) 15
T-P	(mg/L) <0.2
Ca	(mg/L) 278
F	(mg/L) 4.5

第2表 実験装置仕様
Table 2 Specifications of the pilot test unit

Item	Specification	Volume
Raw water strage tank	1 150 mm ^φ × 1 160 mm ^H × 1 tank	1 m ³
Denitrification reactor	800 mm ^φ × 3 500 mm ^H × 1 tank	1.7 m ³
Settling tank	600 mm ^φ × 1 870 mm ^H × 1 tank	0.3 m ³
Effluent tank	580 mm ^φ × 880 mm ^H × 1 tank	0.2 m ³
Chemicals tank	450 mm ^φ × 750 mm ^H × 4 tank	0.1 m ³

Chemicals: Methanol, Nitric acid, Phosphate, Sodium hydroxid



第1図 グラニュール式脱窒実験フローシート
Fig. 1 Flow diagram of pilot test

1.3 方法

1) 実験原水の調整

生物学的処理では汚泥増殖のための無機栄養塩として窒素の他にリンが必要であるが、酸洗排水には第1表に示したようにリンがほとんど含まれていない。このため、原水槽にリン酸水素ナトリウムを添加して実験を行った。リン酸性リンの添加量はメタノール投入量に対して1/100とした。また、本排水はNO₃-N濃度が20~100 mg/Lと比較的低いため、処理可能なNO₃-N負荷を調査する実験では原水槽に硝酸を添加して、NO₃-N濃度を最大1500 mg/Lまで高めた。硝酸添加によってpHが低下するが、NaOHにより原水槽のpHをNO₃-N負荷に応じて4~6に調整した。

2) 水素供与体

水素供与体にはメタノールを使用した。前回の基礎実験では所要メタノール量は1.9 g/g 除去NO₃-Nであったが、今回の実験では原水のNO₃-N濃度が変動した場合にメタノールの不足が除去律速とならないように、添加量を2.5 g/g 流入NO₃-Nに設定した。

3) 初期投入種汚泥量

種汚泥にはメタン発酵のグラニューールと下水処理場の活性汚泥の2種類を使用し、GSS下部のVSS濃度として、グラニューール15000 mg/L、活性汚泥1500 mg/Lとなる量を投入した。

4) 分析方法

NO₃-N : JIS K0102 43.2.5 イオンクロマトグラフ法

NO₂-N : JIS K0102 43.1.1 ナフチルエチレンジアミン吸光光度法

VSS : JIS K0102 14.5 強熱減量

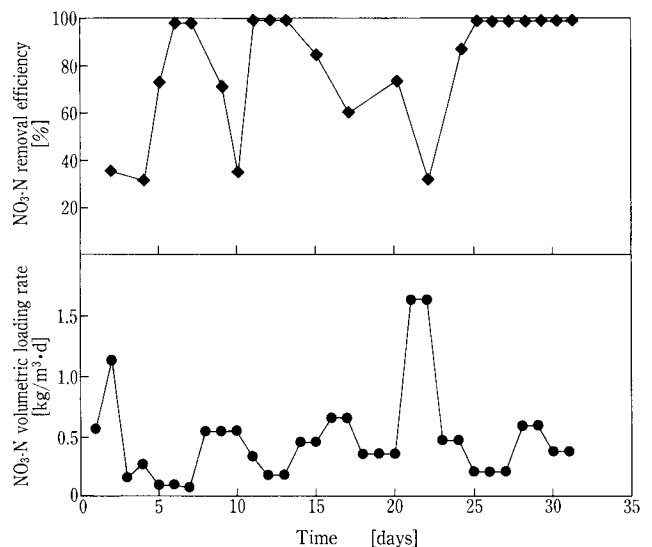
2. 初期馴養立ち上げ方法の確認(Run 1)

馴養立ち上げは基礎実験と同じNO₃-N容積負荷0.3 kg/m³・dで開始したが、当初は予想したNO₃-N除去率が得られなかった。基礎実験との運転条件の相違点を検討した結果、次の点が除去率が低い原因と推定された。

(a)今回、実験に使用したグラニューールの脱窒能力は基礎実験時の1/7と低い

(b)本実験原水は溶存酸素(DO)が高く、飽和濃度に近い
(a)はグラニューールに含まれる脱窒菌の量が少なく、脱窒菌を増やすためには菌の増殖に適した環境条件を整える必要があることを示唆している。一方、(b)は脱窒菌に適した嫌気条件が保たれない可能性があることを示している。実際、脱窒反応が十分に行われていない実験初期は処理水にはDOが2 mg/L程度残留していた。脱窒槽の嫌気条件を整えるため、亜硫酸ソーダを投入して原水のDOを除去した結果、著しい効果が認められ90%以上のNO₃-N除去率が得られるようになった。

これ以降、NO₃-N容積負荷0.5 kg/m³・d、NO₃-N除去率90%以上が達成できるまでを馴養期間と位置づけ、立ち上げに要する期間の調査を行った(Run 1)。この間は原水流量を段階的に増加して、滞留時間を6→4→2 hrと下げていった。Run 1におけるNO₃-N容積負荷及びNO₃-N除去率の推移を第2図に示す。原水流量は5.5から12 m³/dまで増加したが、この期間の原水NO₃-N濃度が当初予想より低く、かつ変動幅が大きかったためNO₃-N容積負荷を目標



第2図 馴養運転データ

Fig. 2 Operational data for acclimation

値に設定できなかった。NO₃-N負荷は0.07~1.64 kg/m³・dの範囲で変動したが、概ね0.2~0.6 kg/m³・dであった。Run 1の前半から後半は、大幅な負荷上昇によってメタノールが不足した等の理由により、NO₃-N除去率が低下することがあったが、馴養後半は99%以上の除去率が得られた。第2図より、メタン発酵グラニューールを用いて立ち上げる場合、馴養終了の目標であるNO₃-N容積負荷0.5 kg/m³・d、NO₃-N除去率90%以上を達成するには約4週間を要すると言える。

基礎実験では2週間でNO₃-N容積負荷を1.3 kg/m³・dまで上昇できたが、これは前述のようにグラニューールの初期脱窒能力に大きな差があったためと考えられる。

3. 処理性能の実証

3.1 最大NO₃-N容積負荷の調査(Run 2)

1) 実験推移

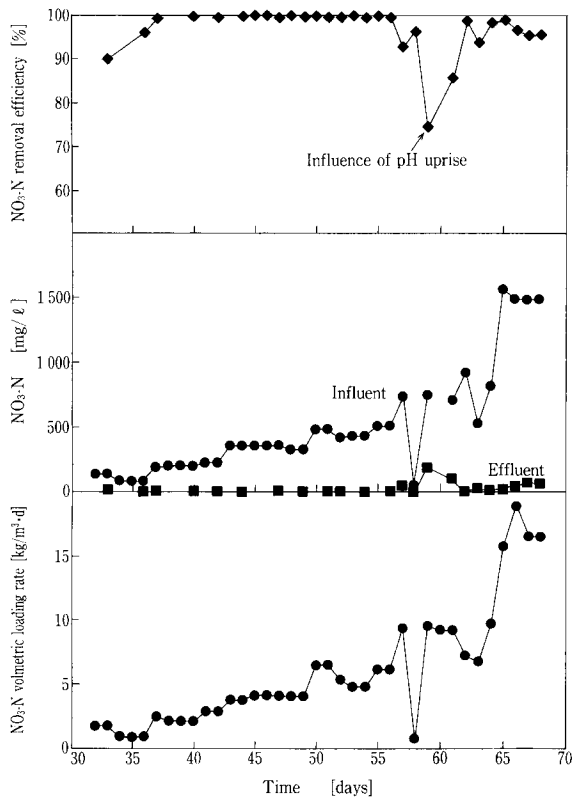
原水流量を12 m³/d、滞留時間を2 hrに固定し、原水NO₃-N濃度を硝酸添加によって高めることでNO₃-N容積負荷をアップした。実験条件と結果を第3表に示す。Run 2は原水NO₃-N濃度及びNO₃-N容積負荷によって6段階に分かれ、それぞれ100~1500 mg/L、1.3~16.9 kg/m³・dの範囲で実験した。

Run 2におけるNO₃-N容積負荷と、原水・処理水NO₃-N濃度及び除去率の推移を第3図に示す。実験の途中pHコントロールの不調により脱窒槽内のpHが11まで上昇したが、この時のNO₃-N除去率は約70%であった。原水供給の一時停止、低濃度原水の供給等の運転を行った結果、5日後には元に回復し90%以上の除去率が得られた。グラニューール内部の脱窒菌はpH上昇等の環境条件が変化しても大きなダメージを受けないため、NO₃-N除去率の低下が小さく、かつ短期間で回復したと推定される。

NO₃-N容積負荷はpH上昇による処理悪化及び回復期間を除くと、約5週間で1.3 kg/m³・dから16.9 kg/m³・dまで、13倍の負荷アップが出来た。また、第3図に示すようにNO₃-N除去率はpHの異常時を除くと全期間を通じ

第3表 Run 2 実験条件及び結果
Table 3 Experimental conditions and results(Run 2)

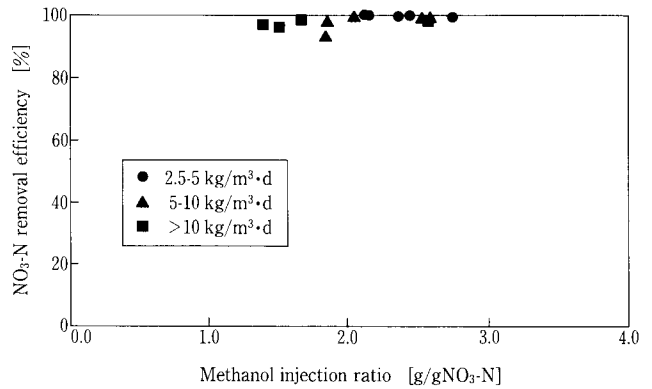
Run No.	Retention time		NO ₃ -N loading rate		Influent NO ₃ -N		Effluent NO ₃ -N		NO ₃ -N removal efficiency		Effluent SS	
	hr		kg/m ³ ·d		mg/L		mg/L		%		mg/L	
	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average
2-1	—	2.0	0.90~1.77	1.26	81~134	102	3.2~13.6	7.4	90.1~96.0	93.6	8~25	15
2-2	—	2.0	2.12~2.88	2.43	188~220	204	<1~1.3	<1	99.3~99.5	99.5	9~43	32
2-3	—	2.0	3.78~4.11	4.00	322~354	345	<1~<2	<2	99.4~99.7	99.5	7~23	14
2-4	—	2.0	4.76~6.45	5.71	418~509	465	<2	<2	99.5~99.6	99.6	13~22	16
2-5	—	2.0	6.75~9.64	8.22	527~918	749	20.0~86.0	48.2	90.6~97.6	93.7	10~60	28
2-6	—	2.0	15.8~18.9	16.90	1490~1560	1510	63.7~129	87.2	91.8~95.7	94.3	13~62	39



第3図 最大NO₃-N負荷調査データ
Fig. 3 Denitrification performance, at maximum NO₃-N loading

て93%以上が得られ、原水NO₃-Nが500mg/l以下の場合は1~2mg/L以下(分析定量下限値)の良好な処理水質が得られた。

SS濃度については第3表に示すように、原水は非常に低く実験期間を通じてほぼ5mg/L以下であったが、処理水は14~39mg/Lと原水より高くなった。処理水SS濃度は各Runによって変動しているが、Run 2-2では脱窒反応で発生するガス量の増加に伴って、それまで脱窒槽底部に蓄積していた種汚泥中の微細なSSが流出した



第4図 メタノール添加率とNO₃-N除去率の関係
Fig. 4 Effect of methanol injection on NO₃-N removal efficiency

ため増加したと考えられる。また、Run 2-5~2-6では負荷上昇に伴い菌体増殖量も大幅に増加したため、その一部が流出して処理水SSが増加したと考えられる。

2) 所要メタノール添加量

Run 2におけるメタノール添加率とNO₃-N除去率の関係を第4図に示す。実験では予測される流入NO₃-N量に対して2~2.5倍となるようメタノール添加量を設定したが、原水NO₃-N濃度の変動によって上記範囲からはずれることがあった。

NO₃-N除去率は第4図に示すように、メタノール添加率2g/g流入NO₃-N以上ではほぼ98%以上の除去率が得られた。しかし、添加率が2g/g流入NO₃-N未満になると除去率が若干低下する傾向が見られた。この値は基礎実験の結果と一致し、かつ理論値ともほぼ一致する。なお、第4図からメタノールはNO₃-N容積負荷に関係なく、一定の率で添加する必要があることが判る。

3. 2 滞留時間の影響調査(Run 3)

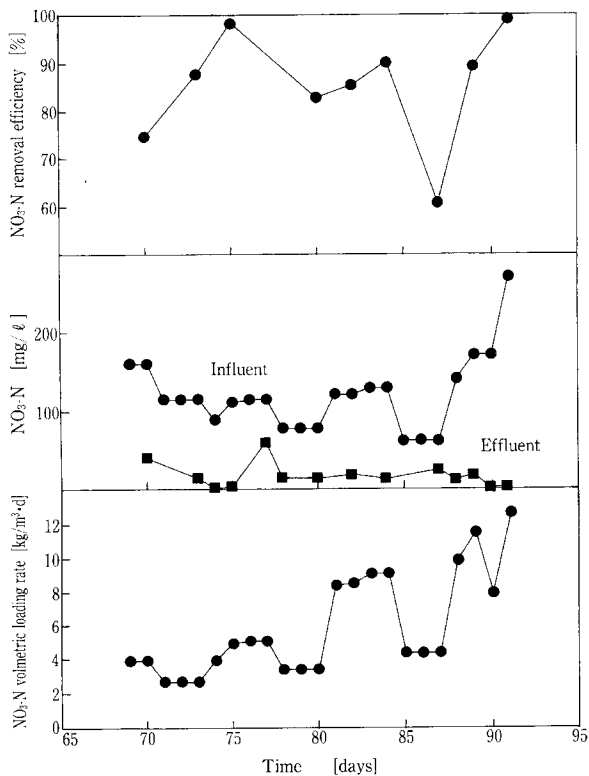
1) 実験推移

原水流量を24~72m³/dに段階的に増加して滞留時間を1→0.5→0.3hrと短縮して行った。原水NO₃-N濃度は概ね100mg/Lに調整した。実験条件と結果を第4表に示

第4表 Run 3実験条件及び結果

Table 4 Experimental conditions and results(Run 3)

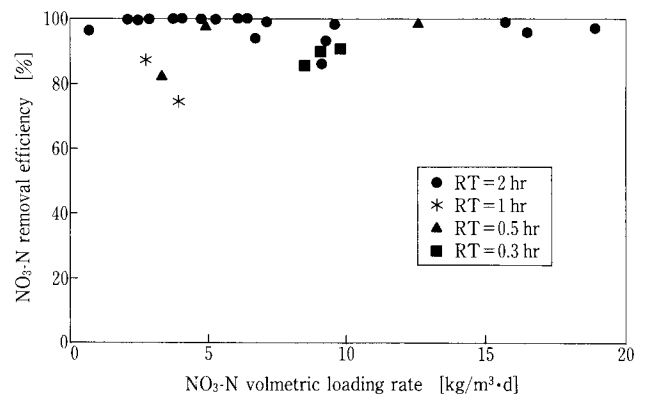
Run No.	Retention time		NO ₃ -N loading rate		Influent NO ₃ -N		Effluent NO ₃ -N		NO ₃ -N removal efficiency		Effluent SS	
	hr		kg/m ³ ·d		mg/L		mg/L		%		mg/L	
	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average	Range	Average
3-1	—	1.0	2.67~3.90	3.16	114 ~ 159	132	14.1~41.2	24.9	74.1~87.6	82.2	11~19	14
3-2	—	0.5	3.35~5.04	4.14	76.4~114	94	<2 ~13.2	8.4	82.7~98.2	90.1	11~27	19
3-3	—	0.3	8.38~9.06	8.75	120 ~ 128	124	12.8~17.5	15.2	85.4~90.0	87.7	4~13	9
3-4	0.3~0.5	—	4.3 ~12.6	—	61 ~ 270	—	1.6~24.0	—	60.7~99.0	—	8~19	—



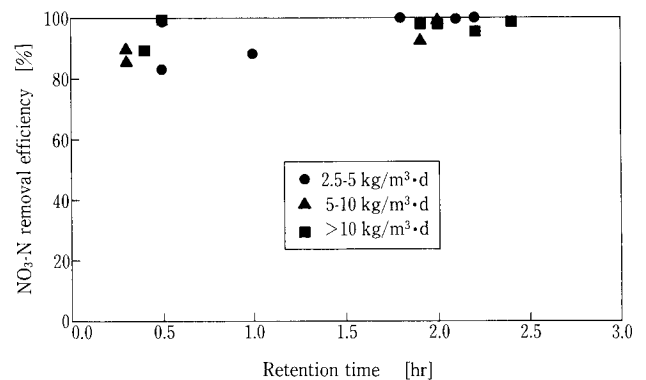
第5図 滞留時間の影響調査データ
Fig. 5 Denitrification performance, at minimum retention time

す。Run 3は滞留時間によって4段階に分かれるが、Run 3-4では原水NO₃-N濃度と滞留時間を短期間で変化させて実験した。Run 3-1~3-3のNO₃-N容積負荷は滞留時間の短縮に伴って増大するが、3.2~8.8 kg/m³·dの範囲であった。

Run 3における原水・処理水NO₃-N濃度及び除去率の推移を第5図に示す。原水NO₃-N濃度はRun 3-4を除くと76~159 mg/Lの範囲であった。Run 3-1開始直後の処理水NO₃-N濃度は約40 mg/Lと高くなっているが、これはRun 2終了時の脱窒槽内の残留NO₃-N濃度が129 mg/Lと高かったことと、Run 3開始前に配管口径変更工事等により10日間運転を休止したことが影響したためである。

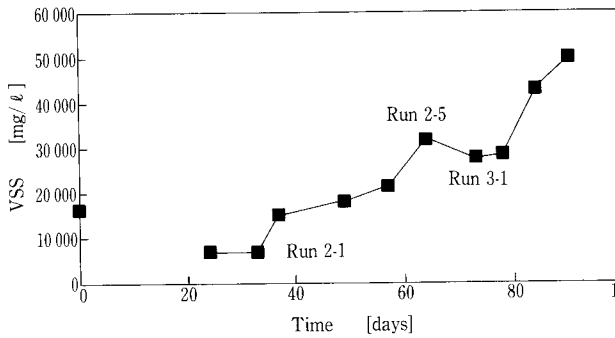


第6図 NO₃-N容積負荷と除去率の関係
Fig. 6 Relation between NO₃-N volumetric loading rate and removal efficiency



第7図 滞留時間とNO₃-N除去率の関係
Fig. 7 Relation between retention time and NO₃-N removal efficiency

これを除いた処理水のNO₃-N濃度は2~17.5 mg/Lであった。Run 3-4では滞留時間を0.3から0.5 hrに、原水NO₃-N濃度を61→140→270 mg/Lと短期間で変化させたがRun 3-1~3-3とはほぼ同じ処理水NO₃-N濃度1.6~24 mg/Lが得られ、水量や濃度変動に対して十分に対応できることが判った。Run 3での処理水NO₃-N濃度はRun 2の1~2 mg/L以下に比べると高いが、滞留時間が短くなると菌体との接触時間やショートパス等の影響により処理限界



第 8 図 VSS 濃度の経時変化
Fig. 8 Change of VSS concentration with time elapsed

濃度が高くなると考えられる。処理限界濃度が高くなると、Run 3-4初期のように原水NO₃-N濃度が低くなるほどNO₃-N除去率は低下する。原水NO₃-N濃度が100 mg/L程度の場合、NO₃-N除去率は第 5 図に示すように80~90%の範囲になると予想される。処理水SS濃度は第 4 表に示したように、ほぼ20 mg/L以下となっており、滞留時間は影響しなかった。Run 2とRun 3のデータからNO₃-N容積負荷9 kg/m³・d以下では、処理水SS20 mg/L以下が得られると考えられる。

2) NO₃-N容積負荷とNO₃-N除去率の関係

Run 2及びRun 3におけるNO₃-N容積負荷とNO₃-N除去率の関係を第 6 図に示す。滞留時間が2 hrの場合、NO₃-N容積負荷19 kg/m³・d以下ではほぼ90%以上のNO₃-N除去率が得られる。しかし、滞留時間が短くなると10 kg/m³・d以下の負荷でも除去率は80~90%と、滞留時間2 hrの場合より10%程度低くなる。

この結果は実機運転における処理水質の安定性は、原水のNO₃-N濃度変動よりも水量変動に左右されることを示唆している。

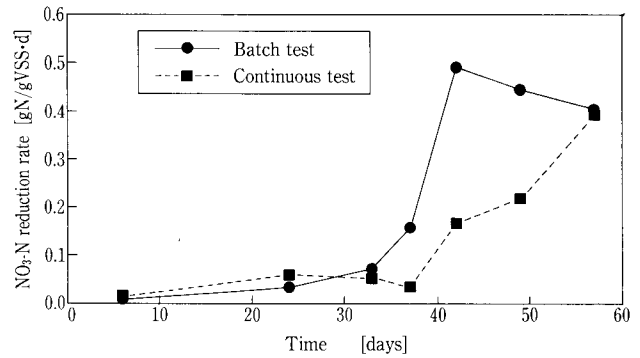
3) 滞留時間とNO₃-N除去率の関係

滞留時間とNO₃-N除去率の関係を第 7 図に示す。図ではNO₃-N容積負荷を2.5~5, 5~10, 10 kg/m³・d以上の3段階に分けてプロットしたが、前述のようにNO₃-N除去率は負荷よりむしろ滞留時間に影響されることが判る。第 7 図より、NO₃-N除去率は滞留時間1.8 hr以上では一定となるが、それ未満では滞留時間が短くなるほど低下すると言える。

今回の実験によって、グラニュール脱窒装置はNO₃-N容積負荷19 kg/m³・dで90%以上の除去が可能で、また0.3 hrという短い滞留時間でも80~90%の除去が可能という優れた処理能力を実証できた。以上の結果より、本法はNO₃-N濃度1500 mg/Lの高濃度排水から、100 mg/L以下の低濃度排水まで広範囲に適用でき、かつ従来に比べて設備面積をより少なくできると言える。

3.3 グラニュール増加量

種汚泥として投入したグラニュールと活性汚泥の総量は脱窒槽のVSS濃度に換算して16500 mg/Lである。脱窒槽からグラニュールを高さ25 cm毎に定期的に採取して、保持VSS濃度を測定した。脱窒槽VSS濃度の経時変化を第 8 図に示す。なお、第 8 図における経過日数は、0日目は初期



第 9 図 脱窒速度の経時変化
Fig. 9 Change of NO₃-N reduction rate with time of granule

投入時点とし、1日目は嫌気条件が整ってから馴養運転を開始した時点とした。また、途中の運転休止期間は計数から除外した。

種汚泥中の微細なものや気泡を内包するなどの浮上し易いグラニュールが原水通水開始初期に流出したため、VSS濃度はRun 1の初期段階で約7000 mg/Lに半減した。Run 1で半減してからRun 2-1の33日目まではVSS濃度は7000 mg/Lとほぼ一定であったが、この期間はNO₃-N容積負荷が低いため汚泥増殖量と流出量がバランスしていたと考えられる。37日目以降は、VSS濃度は日数経過に伴って増大し、実験終了時点の90日目では50300 mg/Lに達した。

NO₃-N容積負荷の上昇によって1日当たりの汚泥増殖量が多くなったことと、増殖汚泥が脱窒槽内でグラニュール化して処理水に流出しなかったことにより、VSS濃度は短時間で大幅に増加したと言える。Run 2終盤の64日目からRun 3-1の73日目にかけてVSS濃度が低下しているが、これは10日間の運転休止が影響したと考えられる。

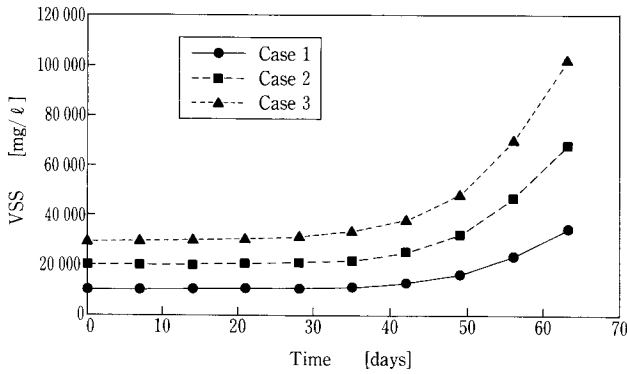
Run 2-3において汚泥増殖収率を求めた。汚泥増殖収率は除去BOD当たりの増加VSS量を表し、期間中の累積流出VSS量と除去BOD量、及び期間前後の脱窒槽内のVSS(グラニュール)変化量の収支計算から求めた。汚泥増殖収率として0.071 g VSS/g 除去BODが得られたが、この値は基礎実験の0.07 g VSS/g 除去BODと同じであった。なお、BODをNO₃-Nに置き換えた場合の汚泥増殖収率は0.161 g VSS/g 除去Nであった。

4. 脱窒処理能力の上昇に関する考察

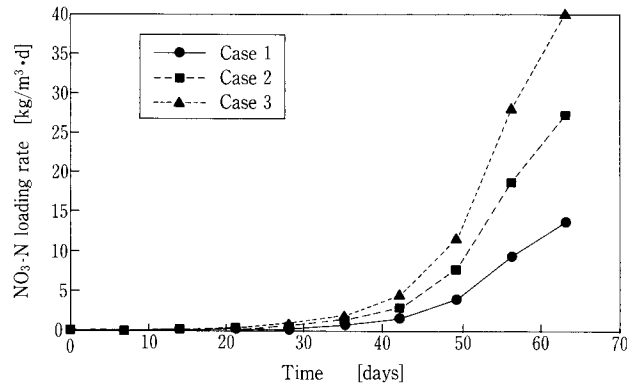
4.1 グラニュールの脱窒速度の上昇

定期的に採取したグラニュールの脱窒速度を回分試験により求めた。回分試験は容量122 mLのバイアル瓶にグラニュールと硝酸ナトリウム、無機栄養塩、微量金属類を成分とする合成排水を投入して、窒素ガスでパージした後密封し、一定温度に保った振とう培養器にセットして攪拌する方法により行った。ここで、脱窒速度は単位VSS量当たりのNO₃-N除去量(g N/g VSS・d)を表すものとする。回分試験の他に、連続処理実験における脱窒速度を第 8 図に示した脱窒槽保持VSS濃度とNO₃-N容積負荷及び除去率から求めた。各々の方法で求めた脱窒速度の経時変化を第 9 図に示す。第 9 図における経過日数は第 8 図と同様の方法で計数した。

連続試験における脱窒速度は、本来グラニュールが有す



第10図 VSS濃度のシミュレーション
Fig. 10 Simulation of VSS



第11図 NO₃-N負荷のシミュレーション
Fig. 11 Simulation of NO₃-N loading rate

る脱窒能力より低い負荷で運転した場合は小さい値となる。第9図において37~49日目にかけての連続実験の脱窒速度が回分試験に比べて大幅に小さくなっているのは上記の理由による。33日目までと57日目の回分試験と連続試験の脱窒速度は概ね一致していることから、回分試験のデータにより本法の脱窒処理能力を検討した。

メタン発酵のグラニュールを用いて立ち上げる場合、4~5週間は脱窒速度の上昇は非常に緩やかである。しかし、脱窒速度が0.1 g N/g VSS·dを越えると急激に上昇し、2週間程度で最大値に達する。グラニュールの最大脱窒速度は42日目の0.49 g N/g VSS·dであったが、基礎実験の0.82 g N/g VSS·dに比べると約60%の値であった。本実験原水にはCaが300 mg/L程度含まれており、グラニュール表面及び内部に炭酸カルシウムが存在すると考えられる。分析の結果グラニュール中のCaの重量割合は最大30%以上に達しており、これが脱窒菌細胞内へのNO₃-Nの取り込み等に影響を及ぼし、脱窒速度の低下に繋がった可能性がある。

4.2 NO₃-N容積負荷の上昇

3. 3項の汚泥増殖収率と4. 1項の脱窒速度の上昇から、メタン発酵グラニュールを種汚泥に用いた場合の処理日数の経過による脱窒槽VSS濃度及び処理可能なNO₃-N容積負荷の増加を、初期投入VSS濃度を10,000, 20,000,

30,000 mg/Lの3条件として、次の前提条件の下でシミュレーションした。

前提条件

- ・1条件を1週間としこの間の脱窒速度、VSS濃度は一定
- ・脱窒速度は処理結果日数に伴い上昇(第9図を基本)
- ・汚泥増殖収率は0.161 g VSS/g 除去Nとする
- ・増殖汚泥は全て脱窒槽に保持される

シミュレーション結果を第10, 11図に示す。第11図より初期投入VSS(グラニュール)量を多くすることによって、短時間でNO₃-N容積負荷を高めることができると予測される。

むすび

グラニュール式脱窒装置の商品化を目的として、ステンレス鋼の硝酸酸洗排水を対象とした実証実験を行い、馴養立ち上げ方法等の貴重なデータを得ることができた。NO₃-N負荷約20 kg/m³·dで90%以上のNO₃-N除去率が得られる等、基礎実験とほぼ同等の処理性能が得られることも実証できた。5年間の猶予期間を経て、1998年10月から本格的な窒素の排水規制が行われることになるが、本グラニュール式脱窒装置は各種条件の幅広い排水に対処でき、また、省スペース化、省力化といったニーズに応えることができると考える。最後に、実験に当たってご協力、ご尽力をいただいた神鋼鋼線工業(株)泉佐野事業所の柳所長殿、松浦課長殿、矢奥殿をはじめとして関係各位に深謝いたします。

連絡先

野 中 信 一 環境装置事業部
製品開発室
TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503
E-mail s.nonaka@pantec.co.jp

超高速連続ろ過装置コンチラッド

Ultra High Speed and Continuous Filter 『KONTIRAD』



(環)製品開発室
加 治 正 廣
Masahiro Kaji
近 藤 展 生
Nobuo Kondo

当社は超高速ろ過装置「KONTIRAD」の製造・販売を開始している。このろ過装置は水平流で、しかも移動床方式を採用しており、省スペース、大容量処理が可能である。また、高濃度のSSを含有する廃水の処理も可能という特長を持っている。一方、ろ過面積3㎡のパイロットプラントを用いた実験も行い、優れた処理能力を確認している。本ろ過装置は種々の水処理に適用可能であり、本報告ではこの超高速ろ過装置の概要と実験結果の一例を紹介する。

KONTIRAD, a continuous horizontal-flow sand filter, can treat various kinds of wastewater having high concentration SS. Because of movable and horizontal beds, it requires small installation space and offers high treating capacity. A experiment of a pilot plant (3 m² filter area) confirmed the excellent performance in treating paper mill wastewater treated with activated sludge. This paper has reported the outline of a ultra high speed filter and a part of the experiment.

Key Words :

ろ 過 装 置	Filter
ろ 過 速 度	Liner Velocity of filtration
水 平 流	Horizontal flow
製 紙 廃 水	Paper mill wastewater
砂 ろ 過	Sand filtration
移 動 床	Moving bed

まえがき

近年、廃水処理では処理水質の高度化が求められるようになってきている。また、上水処理や工業用水処理では取水源の水質が悪化し、何らかの前処理が必要になる場合も多くなってきている。処理水質の高度化や前処理には凝集沈殿が適用されるが、砂ろ過等のろ過装置も多く使用される。このろ過装置の代表的なものに急速ろ過があり、これは水の流れ方向によって下向流、上向流、上下向流及び水平流方式に分類されるが、今まではこれらのうち下向流または上向流方式がほとんどで、水平流方式は文献等で見られる程度であった。

水平流方式は原理的に他の方式に比べ、懸濁物質(SS)の捕捉量が大きく、高濃度のSSを含む廃水にも適用が可能である。また、ろ過面積はろ層の高さによって決定されるためろ層を高くすることで、平断面積とは無関係にろ過面積を大きくでき、省スペースであるといった大きな特長もある。

このような水平流方式のろ過装置は、最近まで国内では実用化されていなかったが、当社では今般水平流の特長を持ち、さらに移動床方式を採用した画期的な、超高速の水平流連続ろ過装置「KONTIRAD(コンチラッド)」の製造・販売を開始した。

一方、実廃水を用いてパイロットプラントによる実験も行っており、優れた処理能力を確認している。

次に「KONTIRAD」の概要及び実験結果の一例を紹介する。

1. 「KONTIRAD」の概要

1.1 構造と原理

第1図に本ろ過装置の構造を示す。本ろ過装置はろ過とろ材の洗浄を同時に、かつ連続的に行うことができ、従来のようなろ過工程と逆洗工程の切り替えはない。

ろ過工程においては、原水は槽上部の原水流入管より円筒形のろ過槽の中心部に設置してあるルーバーのついたフィードチャンバーに供給される。ここで、原水はろ層に均等に

分配され、円周方向に向かって水平に放射状に流れる。従って、ろ過速度は、ろ過開始部の中心部（円周が小さい）で大きく、円周が大きくなるに伴い、しだいに減少して、ろ過終了部である外周の集水部で最小となる。このように、ろ層を通過する間にろ過速度が漸減してゆく場合は、SSの抑留深度が適度に大きくなるのでろ層全体が有効に使用され、大きなSS捕捉量を確保することができる。こうしてろ過された処理水は特殊な集水ノズルを経て集水室に集められ、オーバーフロー管を通り処理水として流出する。

一方、ろ過と同時に進行される洗浄は次のように行われる。ろ過の継続で多量のSSを捕捉したろ材は、ろ過装置下部の中央に設置してあるエアリフトポンプにより吸引され、エアリフト管内を上昇する。この時、ろ材は空気と水により強力にかく拌され、付着していたSSがろ材から剥離される。

ここで、ろ過槽内底部ではろ層の均一な移動を十分に行うために、循環ポンプにより処理水の一部がろ過槽下部に注入され、ろ材の架橋現象が防止されるようになっている。次に、ろ材及び剥離されたSSはろ過槽内上部に設置してある分離器に入り、そこで槽内の水と向流接触し、SSは分離され、ろ材は清浄となる。

清浄となったろ材は槽内を落下し、ろ層の上部に戻される。また、剥離したSSを含む洗浄排水は分離器より連続的に流出し、系外に排出される。

このように、本ろ過装置は水平流であると共にろ過と洗浄が同時に、かつ連続的に行われる画期的な構造となっている。

1. 2 ろ過能力と装置形状

第1表に本ろ過装置の代表的な処理能力と装置形状を示す。表にも示すように、本ろ過装置は種々の処理量に対応することができ、小さな槽径、即ち小さな設置面積で大容量の処理量を確保することができる。たとえば、集水部径3.8mで最大800 m³/hrの処理が可能で、この時の相当LV*は71 m/hrと超高速の処理が可能である（型式KF 800）。

1. 3 特 長

今述べたこと等から本ろ過装置の特長の概要をまとめると次のようになる。¹⁾

1) 省スペース、大容量処理が可能

ろ過が水平流方式のため、処理水量が同等の条件であれば、ろ過装置の大きさ、すなわち平断面積が少なく、他の方式の1/2～1/3と省スペースである。換言すれば、同一平断面積の場合は処理量は2～3倍となり、大容量処理が可能である。

さらに、ろ過と洗浄が同時に連続して行われているため処理水量の変動はなく、従来のように逆洗のために休止することもない。

2) 高SS含有廃水の処理が可能

SSの捕捉量が大きく、高濃度のSSを含有する廃水にも適用が可能である。（通常100 mg/Lまでの高濃度のSSを含有する廃水の処理が可能で、5時間以下の短時間であれば最大500 mg/Lまで対応できる。）

3) 装置が簡単で設備費が安価

連続ろ過方式のため、逆洗用の自動弁や複雑な前面配管、逆洗ポンプ、逆洗水槽、逆洗排水槽が不要で、制御も簡単であるため設備はコンパクトで、安価となる。

4) 処理水質が安定している

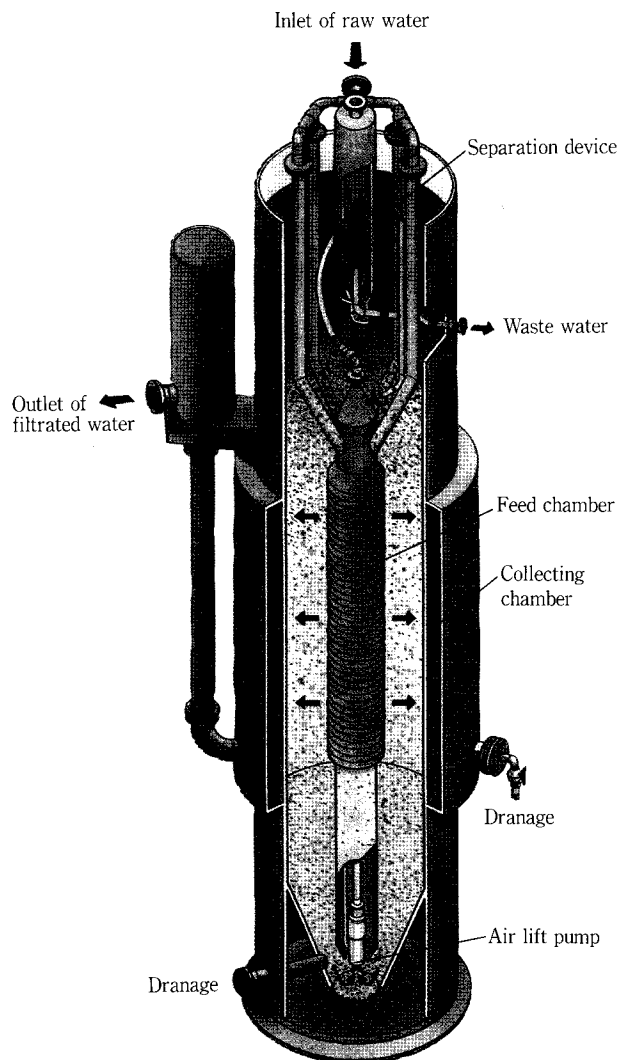
従来の連続ろ過装置と比べ、集水部がろ層の外周部に設置してあるため、処理水は流動状態の洗浄直後のろ材と直接接触することがなく、安定で良好な水質が得られる。

5) 運転操作が簡単で維持管理が容易

計装機器が少なく、回転機器は循環ポンプとコンプレッサだけで、維持管理が容易で運転費も少なく、運転操作も簡単である。

6) 回収率が高い

連続洗浄ながら洗浄水量は原水量の2%（最大5%、最小1 m³/hr）と少なく、当社の従来型ろ過装置と同様回収率を高く維持できる。



第1図 「Kontirad」構造図
Fig. 1 Schematic diagram of "Kontirad"

* 相当LVとは処理量をろ過槽の平断面積で徐して求めた線速度である。

2. パイロット実験

2.1 パイロット装置の概要

今回の実験では第1表に示したろ過装置の型式のうち、最も小規模なもの（型式：KF30）をパイロット装置として製作した。第2図にパイロット装置のフローシートを示す。この図に示したように、パイロット装置は原水供給ポンプ、ろ過槽本体、下部の循環ライン及びエアリフトポンプ用コントロールパネルから構成される。据付後の外観を写真1に示す。

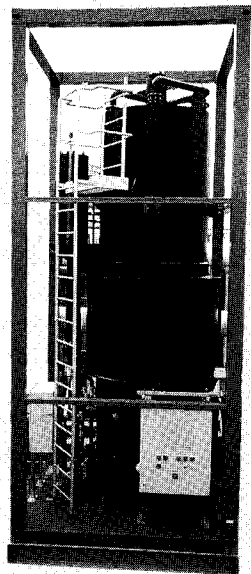
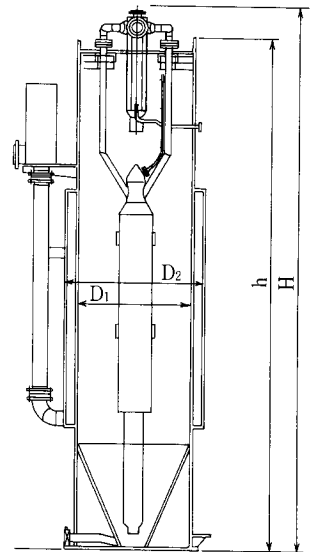
2.2 運転方法

運転開始時はまず下部の循環ポンプを作動させ、ろ過槽内下部のろ材を流動化させる。次にコントロールエア及び工業用水をエアリフトポンプに導入し、エアリフト管の洗浄を行う。これは次工程であるろ過・洗浄工程でろ材がエアリフト管内をスムーズに移動できるようにするためである。この工程のあと、エアリフト用エアが導入され、原水ポンプが起動し、ろ過・洗浄が開始される。

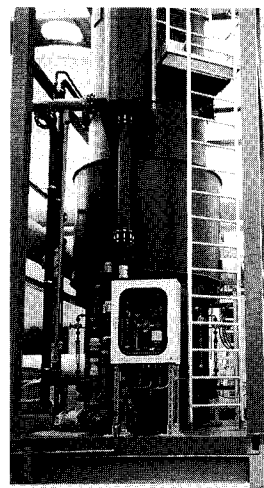
運転終了時は原水ポンプ、エアリフト用エアを停止し、

第1表 水平流連続ろ過装置のろ過能力と装置形状
Table 1 Flow volume and outline specification

Type		KF 30	KF 60	KF 80	KF 100	KF 200	KF 500	KF 800
Flow volume	[m ³ /hr]	15-30	30-60	40-80	50-100	100-200	250-500	400-800
*Apparent linear velocity	[m/hr]	7-13	13-26	13-26	16-32	16-32	25-49	35-71
Filtration area	[m ²]	3	6	8	10	20	50	80
Inner diameter	D1[mm]	1400	1400	1600	1600	2200	2800	3000
Diameter of collecting chamber	D2[mm]	1700	1700	2000	2000	2800	3600	3800
Height of filter tank	h[mm]	5000	6000	6700	7200	4050	8100	11550
Overall height	H[mm]	5550	6600	7300	7900	8900	14500	18650

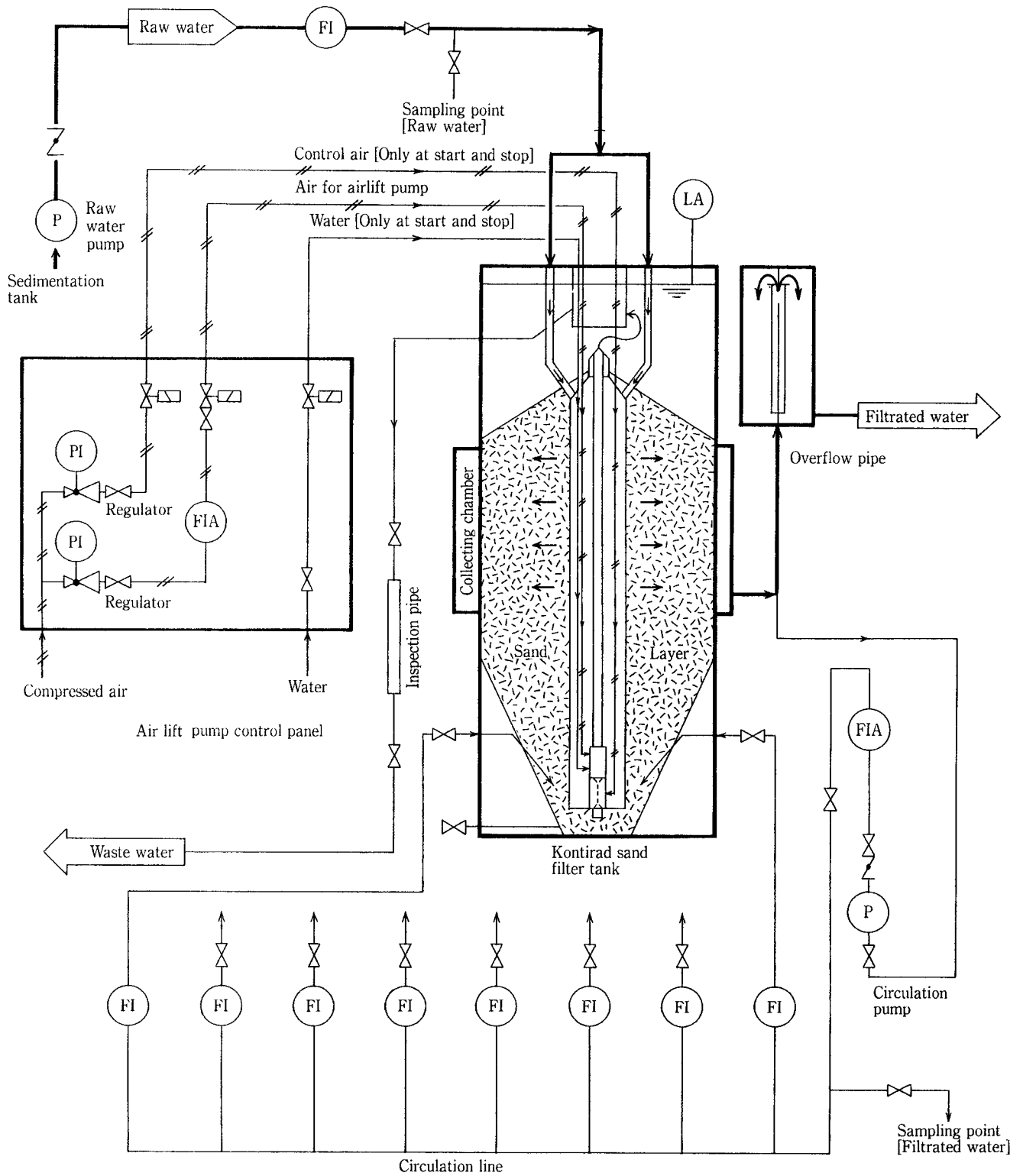


Overall view

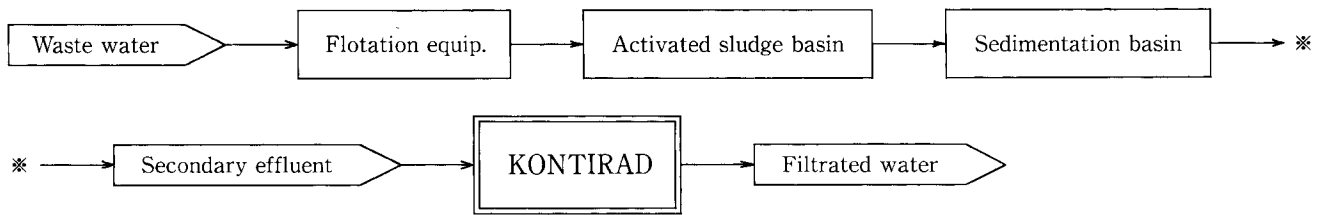


View of air lift pump control panel

写真1 パイロットプラント全景
Photo.1 Panoramic view of Pilot Plant



第 2 図 パイロットプラントのフローシート
 Fig. 2 Flow sheet of Pilot Plant



第 3 図 パイロット実験ブロックフロー
Fig. 3 Block flow of pilot experiment

第 2 表 概略仕様
Table 2 outline specification

Item	Specification
Type	KF-30
Flow volume	15-30 m ³ /hr
Height of filter tank	5 000 mm
Overall height	5 550 mm
Total filter area	3 m ²
Flow volume of waste water	1 m ³ /hr
Operating weight	12 tons
Filter media weight	6.5 tons
Total compressed air volume	4.5Nm ³ /hr
Required electricity	1.5 kWh
Filter media	Sand
Effective size	0.8 mm
Uniformity coefficient	1.3

第 3 表 活性汚泥処理水（原水）の水質
Table 3 Quality of activated sludge effluent

Analysis item	Average	Max.	Min.
SS [mg/L]	16	26	10
Turbidity [degree]	15	26	6.8

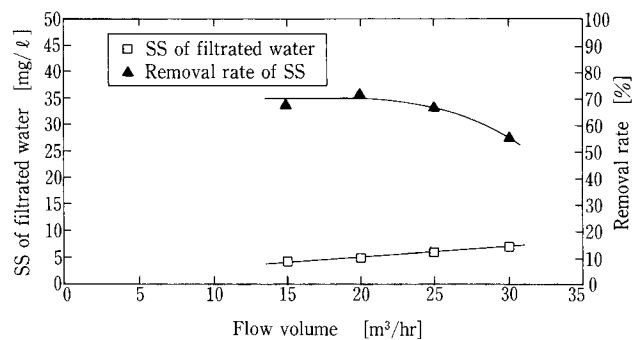
ろ過・洗浄工程を終了させる。次にコントロールエア及び工業用水をエアリフトポンプに導入しエアリフト管に残留しているろ材を排出し、管内の洗浄を行う。そして最後に循環ポンプを停止する。ただし、1日程度の短期間の停止の場合は循環ポンプを停止する必要はない。

なお、本装置にはシーケンサーを組み込んでおり、前述の運転開始及び運転終了の操作は、スイッチ1つで全て自動的に行うことができる。

本ろ過装置での必要なユーティリティは電力を除き、通常はエアリフト用エアだけである。コントロールエア及び工業用水はエアリフトポンプ及びエアリフト管の洗浄のみに用いられ、運転の開始時と終了時だけに必要である。

2.3 パイロット装置の仕様

今回はパイロット装置として、ろ過面積3m²のものを



第 4 図 処理量と処理水 SS の関係
Fig. 4 Relationship between flow volume and SS of filtrated water

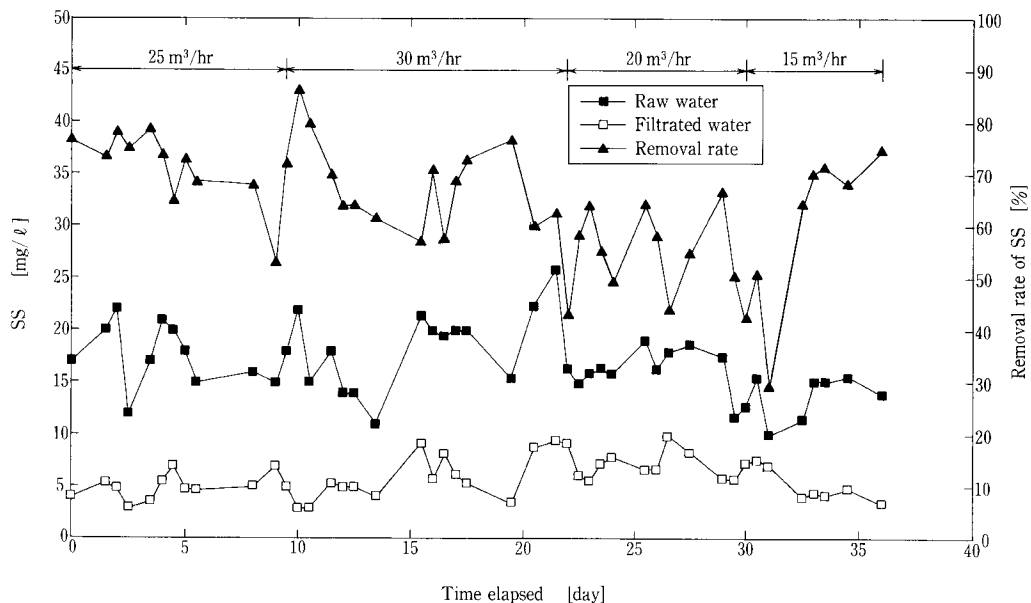
第 4 表 各処理における平均 SS
Table 4 Average SS for each flow rate

Flow volume (m ³ /hr)	15	20	25	30
Average of SS in raw water (mg/L)	14	18	18	16
Average of SS in filtrated water (mg/L)	4.3	5.1	6.1	7.1
Removal ratio (%)	70.3	71.1	67.0	56.1
Average of SS in waste water (mg/L)	96	143	157	163

いており、その標準処理量は15m³/hrで、最大30m³/hrの処理が可能である。なお、ろ材としては有効径が0.8mmで均等係数が1.3のろ砂を用いている。本装置の概略仕様を第2表に示す。

2.4 実験原水

今回のパイロット実験は、第3図のブロックフローに示したように、製紙工場の活性汚泥処理水を原水として用いた。なお、実験は沈殿池から越流してきた処理水を、凝集剤等を全く用いず、直接水中ポンプでろ過装置に通水して行った。また、本実験では通水量を15、20、25、30m³/hr（相当LVはそれぞれ7、9、11、13m/hr）と変化させた。ここで、本実験では最も小型のろ過装置を用いたため相当ろ過速度は相対的に小さくなっている。第1表に示すよう



第 5 図 SS の経時変化
Fig. 5 Change of Suspension Solid (SS) with time elapsed

に、ろ過面積が大きくなるほど相当 LV は大きくなり省スペースとなる。

3. 実験結果

3.1 原水水質

原水としては製紙工場の活性汚泥処理水を用いた。その水質を第 3 表に示す。この処理水中の SS は 10~26 mg/L の間で変化しており、平均濃度は 16 mg/L であった。濁度は 7~26 度の間で変化しており、平均濁度は 15 度であった。

3.2 SS 除去

3.2.1 処理量と処理水 SS

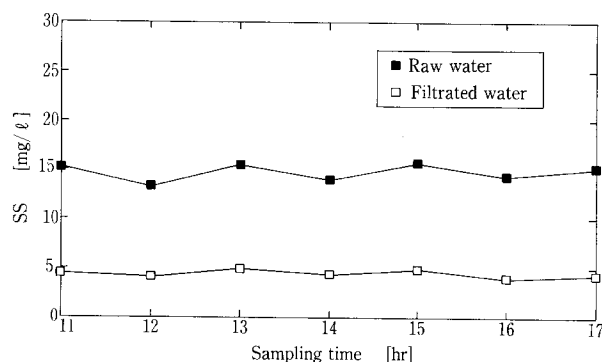
本実験では処理量を 15, 20, 25, 30 m³/hr と変化させて実験を行ったが、各処理量とその時の処理水 SS の平均値及び平均除去率の関係を第 4 図に示す。また、そのデータを第 4 表に示す。

図及び表に示すように、標準である処理量 15 m³/hr の時は処理水の平均 SS は 5 mg/L 以下となっている。さらに、第 5 図には処理水の SS 及び除去率の経時変化を示しているが、処理量 15 m³/hr の場合は変動も少なくすべて 5 mg/L 以下となっており、非常に良好な処理状態が維持されているといえる。ただ、処理量が 20, 25, 30 m³/hr と大きくなるにしたがい、処理水の平均 SS は 5.1, 6.1, 7.1 mg/L と若干ずつ増加する傾向がみられる。

一方、除去率は処理量 25 m³/hr までは余り変化せず 60% 以上となり、30 m³/hr では 56% と若干低下している。処理水 SS と除去率の傾向が若干異なるのは原水 SS が異なるためである。

なお、各処理量の場合の洗浄廃水中の平均 SS はそれぞれ 96, 143, 157, 163 mg/L であった。

これらより、本実験範囲内では非常に安定し、良好な処理状態が維持でき、除去率は無薬注でも 60% 以上と高く保つことができるといえる。ただ、処理量が増加すると処理水 SS は若干高く、変動幅も大きくなる傾向がある。



第 6 図 SS の時間変化 (処理量 15 m³/hr)
Fig. 6 Change of SS with time elapsed (Flow volume : 15 m³/hr)

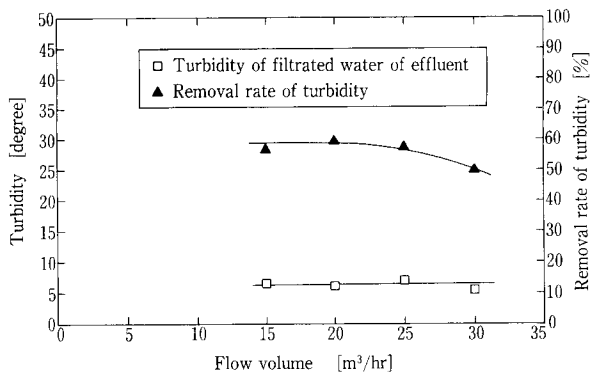
3.2.2 処理水 SS の時間変動

第 6 図には処理量 15 m³/hr の時の時間変動を示している。原水 SS は 13~16 mg/L の間で変化しているが、処理水 SS は 4~5 mg/L と良好で、変動も少なく安定している。処理量 25, 30 m³/hr についても調査したが、同様な傾向にあり、処理水 SS は変動が少なく、安定していた。

3.3 濁度除去

第 7 図に各処理量における処理水濁度と除去率の関係を示す。また、第 5 表にデータを示す。処理水濁度は 5~7 度の間であり、大きく変動しておらず、良好な値となっている。処理量 30 m³/hr の時、濁度が低いのは第 7 図に示すように原水濁度が低いためである。一方、除去率に関しては処理量 25 m³/hr まではほぼ 60% と一定だが、30 m³/hr では 50% と若干低下する傾向がある。この傾向は SS の場合とよく一致しているが、SS に比べ除去率は若干低くなっている。

なお、洗浄排水の濁度は 90~166 度であった。



第7図 処理量と処理水濁度の関係
Fig. 7 Relationship between flow volume and turbidity of filtrated water

4. 適用分野

本ろ過装置の適用分野としては、下水二次処理水や今回紹介したような工場廃水の高度処理等、従来の急速ろ過が適用されている分野に加えて、高濃度のSSを含有する廃水にも適用できる。たとえば、凝集沈殿や浮上分離の代替設備として、廃水に凝集剤を注入し直接ろ過することも可能である。また、水道水源が悪化し、ろ過継続時間が短くなった緩速ろ過池の前処理としても適用でき、この場合運転操作の簡便さと良好な処理水質が確保されることから薬品沈殿池より優れている。さらに海外においては通常のろ過装置では処理不能だった製鉄所の含油排水のろ過処理を行っている実績もあり、水処理のあらゆる分野に適用できる。

むすび

以上、水平流連続ろ過装置「KONTIRAD」の概要と実験結果の一例を紹介した。

近年、水源の水質悪化や濁水等で、水資源の保全や確保

第5表 各処理量における平均濁度

Table 5 Average turbidity for each flow rate

Flow volume (m³/hr)	15	20	25	30
Average of turbidity in raw water (mg/L)	15	16	18	11
Average of turbidity in filtrated water (mg/L)	6.6	6.2	7.1	5.6
Removal ratio (%)	56.8	60.3	58.2	50.5
Average of turbidity in waste water (mg/L)	90	166	125	126

の重要性がクローズアップされている。このような状況の中、廃水の処理や処理水の再利用等に急速ろ過は、有効な処理方法であり、今後も水処理プロセスの中で重要な役割を果たしていくことになる。

本報で紹介した「KONTIRAD」は、簡単な構造ながら良好で、安定した処理水質が得られる等の優れた特性を持っており、さらに設置面積当たりの処理量が、最大71 m/hrと超高速ろ過に匹敵する画期的な装置である。まさに理想的なろ過方式である水平流を実用化した本装置は、省スペース、省エネルギー、低コストを満足するものであり、多方面のニーズに応えることができると確信している。

最後に、実験場を提供いただき、また実験に当たって種々のご協力をいただいた愛媛製紙(株)の関係各位に深謝いたします。

[参考文献]

- 1) 石丸 豊：神鋼パンテック技報, Vol. 39, No. 2 (1995), P. 10~12

連絡先

加 治 正 廣 環境装置事業部
製品開発室
課長
TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503
E-mail m. kaji@pantec. co. jp

近 藤 展 生 環境装置事業部
製品開発室
TEL 078-992-6532
FAX 078-992-6503
E-mail n. kondo@pantec. co. jp

高純度水素酸素発生装置 (HHOG) の実績紹介

High-purity hydrogen and Oxygen Generator (HHOG) for Chemical Industry



(環) 技術部 計画第3課
廣 瀬 潤
Jun Hirose
去 来 川 辰 彦
Tatsuhiko Isagawa

高純度水素酸素発生装置 (HHOG) は、純水を直接電気分解する事によって、オンサイトで高純度の水素・酸素を発生する装置です。ガスボンベやシリンダーを大量に貯蔵する必要が無く安全性に優れており、アルカリ水電解法やメタノール法などに比べ高純度のガス供給が可能となります。

本報告は、研究所にある実証実験機のシステム概要と、実証機を基に1996年7月に化学工業向けに納入しました、納入装置の開発に至る経緯を記したものです。

A high-purity Hydrogen and Oxygen Generator (HHOG), which directly electrolyzes deionized water and generates high-purity hydrogen and oxygen gases, has been developed for on-site gas generation system. The HHOG is superior in gas purity, safety and maintenance to other gas generators, such as alkaline water electrolyzer, or a gas storage system like a cylinder. The commercial unit of HHOG for chemical industry was introduced in July 1996. This paper describes the development of the commercial unit by using the demonstration unit.

Key Words :

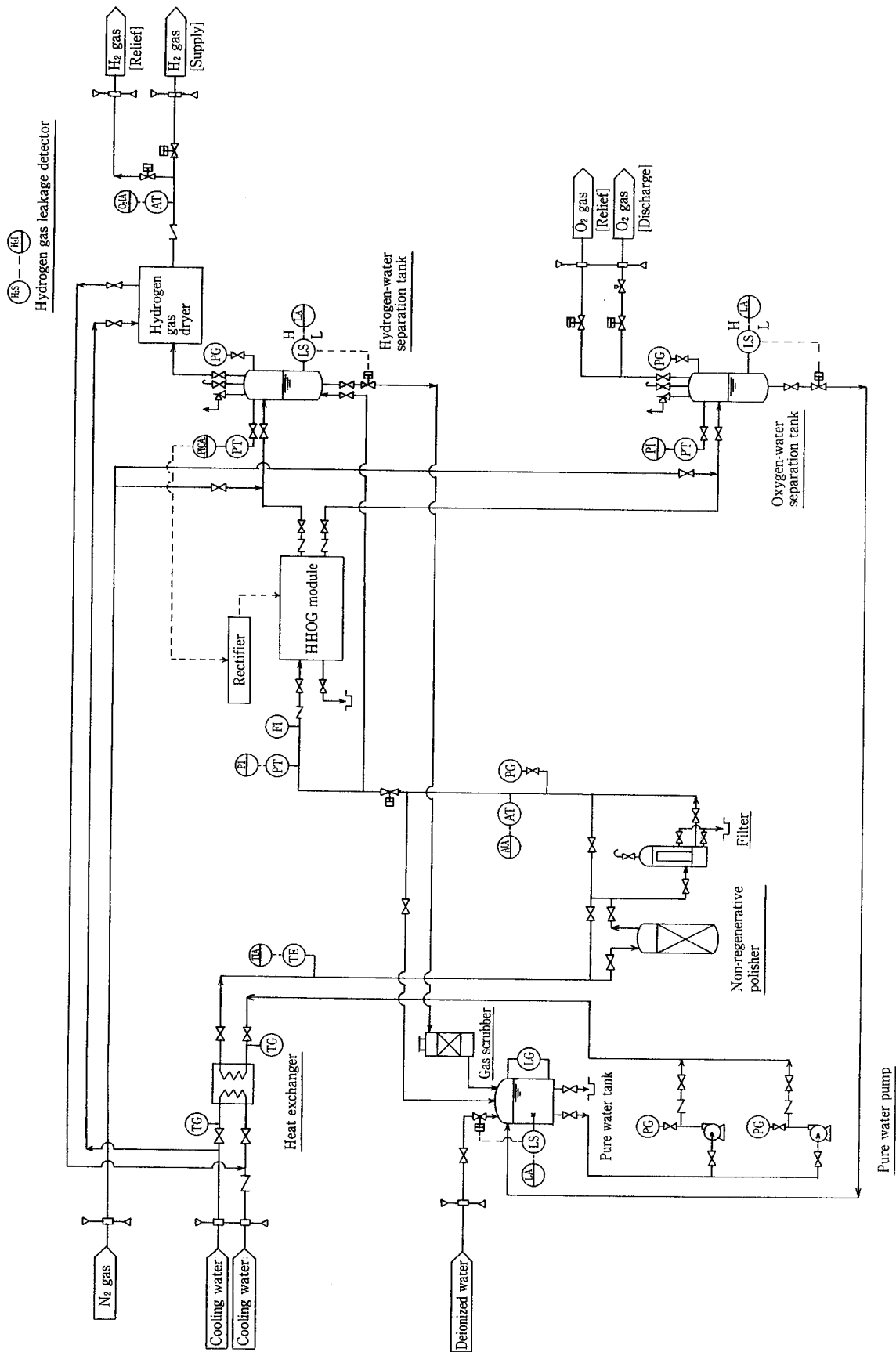
水	素	Hydrogen
酸	素	Oxygen
ガス発生装置		Gas generator
高純度		High-Purity
電気分解		Electrolysis
電気化学セル		Electrochemical cell
脱塩水 / 純水		Deionized water

まえがき

一般に水素ガスは天然ガス、石油、石炭など化石燃料の熱分解あるいは水蒸気改質や石油化学工業の副生ガスを精製装置に通し、高純度化して製造されている。使用に際しては、これを高圧でボンベあるいはカードルやローダーに充填してサイトに輸送する必要があり、運転上の必要からサイトでの一定量の貯留が必要となる。大容量の輸送や貯留に当たって市街区域を通過することの危険性や地震、火災時の不測の災害に対する危険性がある。また、交換用の予備の貯槽を設置するための敷地が必要となるほか、取扱

いに関する各種法規制や有資格者が必要であるなどの問題がある。これらのことから、水素ガスユーザではオンサイトガス供給装置を設置したいという要望がある。

オンサイトガス供給装置としては、アルカリ水電解法、メタノール法などがあるが、いずれも発生したガスの純度や操作性、メンテナンス性に問題がある。例えば、アルカリ水電解法では、ガス中に混入したアルカリミストを除去するためのスクラバーが必要であり、その廃水を処理する設備が必要となる。ガス発生量も20%以下に制御できない。また、メタノール法は原料メタノールの輸送が必要で



第 1 図 納入装置のフローシート
 Fig. 1 Flow diagram of commercial unit

あり、完全なオンサイト化にはならない。生成ガス純度も75%で、純度を上げるために純化器を必要とする。高温化学反応であるため昇温に時間が掛かり起動が遅いという欠点もある。

これに対して、高純度水素酸素発生装置 (HHOG: High-purity Hydrogen Oxygen Generator) は、高分子電解質膜を利用して超純水を直接電気分解し、高純度の水素ガスと酸素ガスを発生する装置である。薬品を一切使用しないため、発生ガスの純度が高く、廃水処理が不要である。また、電流のON/OFFコントロールで起動/停止/流量調整が瞬時に行えるなど、操作性及びメンテナンス性に優れているという特長を持っている。

今回、HHOGの前述の特長に対して客先の高い評価を得て実装置を納入することが出来た。本稿では、技術研究所における実証試験装置を使った開発過程と、納入装置製作への試験結果の反映について紹介する。

1. 装置概要

1.1 プロセスフロー

HHOGでは固体高分子電解質膜が電解質として働くため、アルカリ等の電解質を添加することなく、純水を直接電気分解して高純度の水素ガスと酸素ガスを発生することが出来る。

装置は、電解セルに純水を供給するための純水製造ユニットと、純水を電気分解して水素ガスと酸素ガスを発生する電解ユニット、発生したガス中の水分を除去する除湿ユニット(実証試験装置には含まれない)の3つのユニットから構成される。納入装置のフローシートを第1図に、外観を写真1に示す。なお、今回客先では酸素ガスを必要としないため、酸素ガスは大気放出とした。

電解セルに供給される純水は、電気分解による消費量と電気分解に伴う昇温を抑えるための冷却水を兼ねており、供給される純水のほとんどは純水タンクに戻されて循環供給される。このため、補給水量は電気分解による消費量のみのごく少量で充分である。

補給水と循環純水は一旦純水タンクに貯留され、純水ポンプにて熱交換器に送水される。熱交換器では電気分解に伴う発熱量が冷却され、水温が一定に保たれる。次に、非

再生ポリッシャーにて必要な水質(5MΩ・cm以上)に向上が図られ、ミクロンフィルターにて微細樹脂及び系内で発生する固形物が除去された後、電解セルに供給される。電気分解で消費されなかった残りの純水は再び純水タンクに戻り循環使用される。従って、補給水量は、電気分解により消費される純水を補充するだけで充分であり、脱塩容量も非常にコンパクトである。

電解セルの陽極側に供給された純水は、整流器から送られる電流によって一部が電気分解され、陽極側からは純水と酸素ガスが混合した状態、陰極側からは水素ガスと微量の純水が混合した状態で発生する。これらはそれぞれの気液分離タンクでガスと純水とに分離される。水素ガスの発生量は、水素ガス分離タンク内の水素ガス圧力を検知し、一定圧力(4kgf/cm²G)となるように、整流器から電解セルに供給される電流をPID制御することで自動的に調整される。すなわち、水素ガスの消費量が増加して分離タンク内の圧力が低下すると、電解電流が上昇してガス発生量が増加し、反対に水素ガスの使用量が減少して分離タンク内の圧力が上昇すると、電解電流が低下してガス発生量が減少する。

気液分離タンクで純水と分離されたガスは飽和状態の水分を含んでいるため、除湿ユニットにてガス中の水分が除去された後、ユースポイントに供給される。

1.2 実証試験装置

実証試験装置の主な仕様を第1表に示す。

実証試験装置の電解モジュールは、12の電解セルを1ブロックとして合計7ブロック(84セル)から構成されている。写真2に電解モジュールを示す。ガス発生量は水素ガスが10Nm³/h、酸素ガスが5Nm³/hである。

気液分離タンクの水位コントロールは、タンク側面に取り付けられたチューブラー式液面計のHIGHレベルとLOWレベルの位置に屈折率感知式のセンサーを取り付けており、液面がHIGHレベルになると排水弁が開いて水を排出し、LOWレベルになると排水弁が閉まる。

ドライヤーは中空糸膜式の除湿ユニットを使用した。水素ガス分離タンクを出た水素ガスを中空糸膜の内側を通し、ドライヤーを中空膜の外側を通すことによって、水素ガ

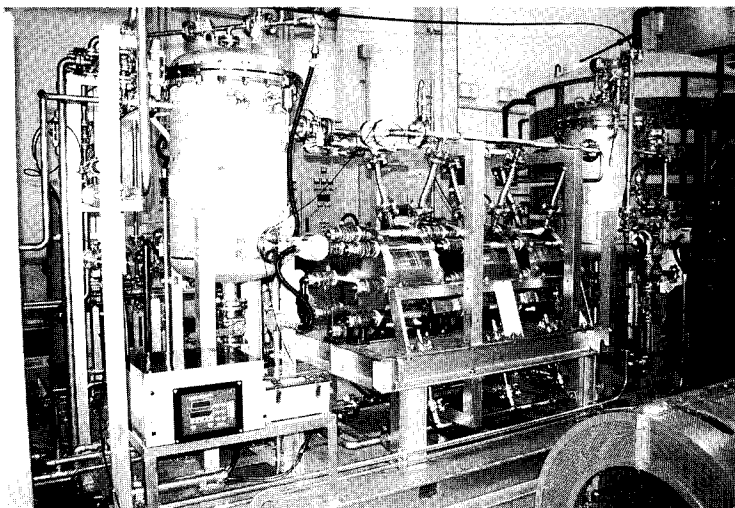


写真1 納入装置
Photo.1 Commercial unit

ス中の水分のみが膜を透過してエアとともに排出される。中空糸膜式ドライヤー（旭硝子製：SUNSEP-W）の模式図を第2図に示す。

安全対策としては、拡散型の水素漏洩探知器を電解モジュールの上方に取り付け、水素ガスが検知されると警報を発令し、自動的に装置の電源が切れてガスの発生が止まるようになっている。

2. 実証試験結果

2.1 運転制御

水素ガスの出口側でガス供給弁の開度を変えてガス供給量を定格の10%から一気に90%まで増加させた時の応答特性を第3図に示す。ガス供給量の変化が気液分離タンクの圧力変動として検知され、直ちに電解セルの通電量がPID制御されて、数秒内にガス圧力が設定圧力に保たれることが確認された。これにより、ユースポイントでのガス使用量の変化に対しても常に一定の圧力でガスが供給できることが確認できた。

気液分離タンクの水位はHIGHレベルとLOWレベルの間でON/OFF制御されるが、気液分離タンク内のガスは飽和の水蒸気を含んだ状態であるため、チューブラーの気相部でガス中の水分が凝縮し、屈折率感知式センサーが誤動作する可能性があることが明らかになった。このため、実装置ではセンサーの形式を再検討することにした。

水素漏洩検知器は、模擬的に水素ガスをセンサー近傍に流すことにより、0.04%以上の水素ガスを検知すると同時に警報を発令し、装置の電源が切れて安全に自動停止することを確認した。

2.2 性能

2.2.1 ガス純度

実証試験装置で発生した水素ガス及び酸素ガスの成分分析結果を第2表に示す。測定はガスクロマトグラフ質量分析計（島津製：QP-300）及びガスクロマトグラフ（FID）島津製：GC-14A、柳本製：G3810で行った。表が示すように、水素ガス純度は99.999%以上（5 NINE）であることが確認できた。従来の方法によって半導体工場等にボンベで供給されている一般的な水素の純度が99.99%程度（4 NINE）であることと比較して、より高純度の

第1表 実証試験装置の仕様

Table 1 Specific feature of demonstration unit

Gas	Hydrogen	0~10 N ^m /h
Volume	Oxygen	0~5 N ^m /h
Gas pressure		Max. 4 kgf/cm ² G
Number of electrochemical cell		84 cells(12 cells×7 blocks)
Current density		0.7 A/cm ²
DC supply(design)		300 A×210 V
Electrolyzed deionized water		0.01 m ³ /h
Deionized water feed		2.5 m ³ /h
Dimension(approx)		3 900 W×6 900 L×2 500 H

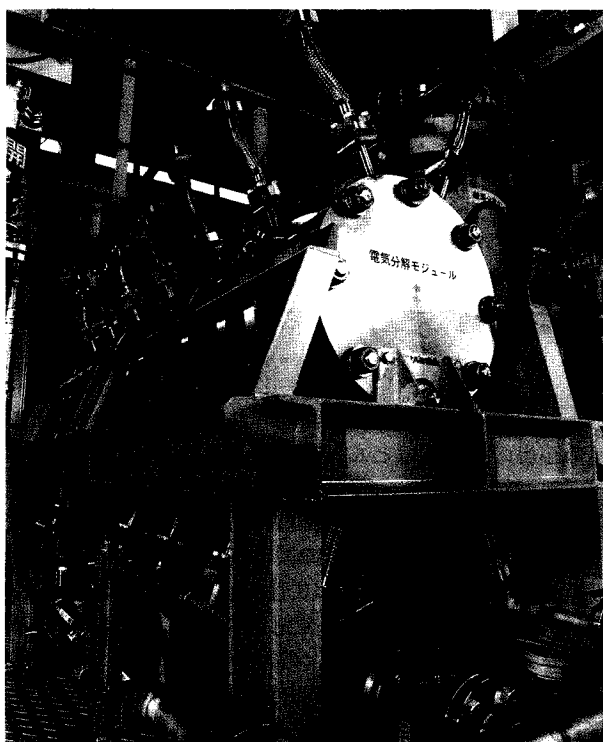
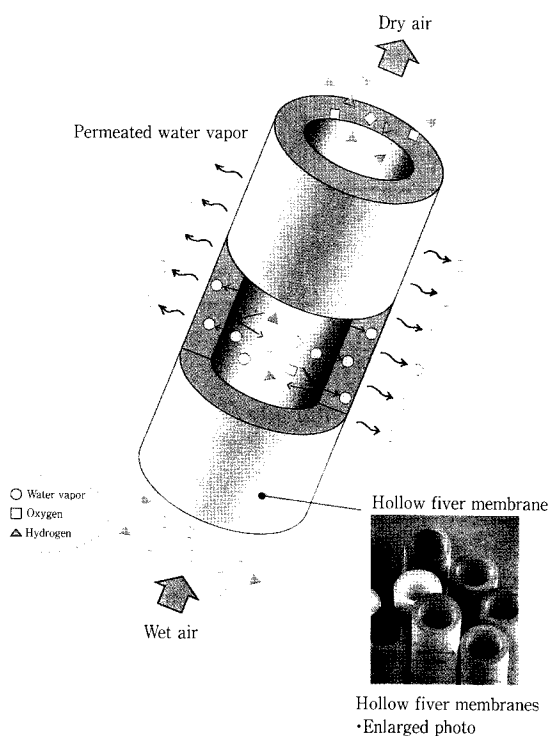
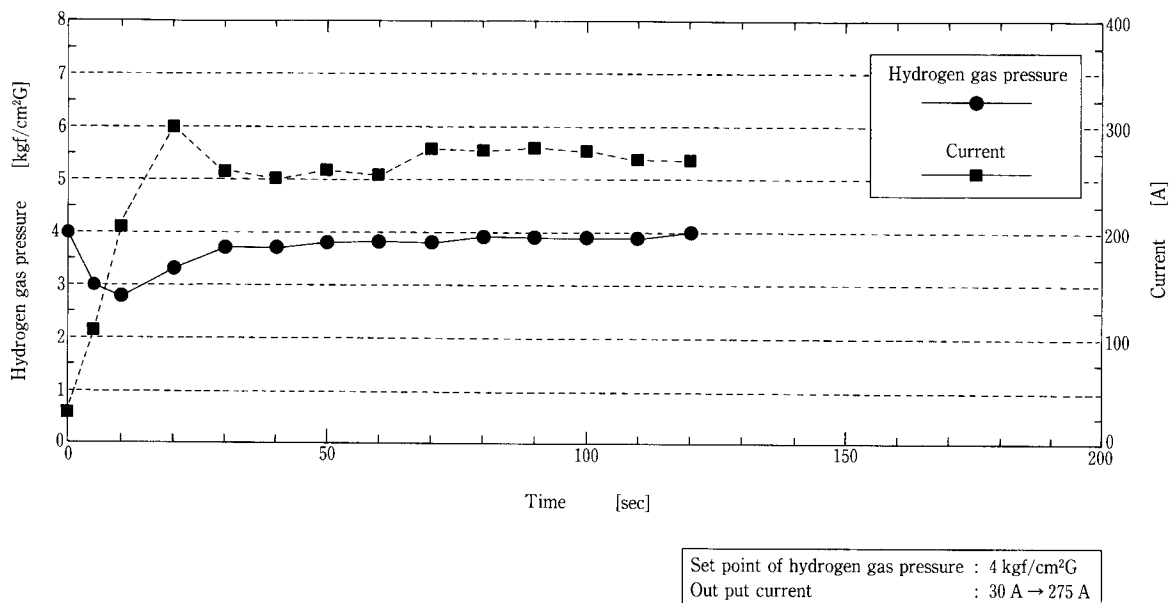


写真2 電解モジュール
Photo.2 Electrolysis module



第2図 中空糸膜式ドライヤー
Fig. 2 Membrane type gas dryer



第 3 図 ガス圧力の応答特性
Fig. 3 Gas pressure response

第 2 表 ガス純度分析結果 (実証試験装置)

Table 2 Impurities in hydrogen and oxygen gases generated by demonstration unit

	Impurity [ppm]							Purity (%)
	N ₂	CnHm	CO ₂	CO	Ar	H ₂	O ₂	
Hydrogen	0.73	≤0.01	0.25	≤0.01	—	—	0.02	99.9998
Oxygen	1689.4	0.02	1.80	0.14	23.92	960.0	—	99.7

第 3 表 循環純水の水質分析結果

Table 3 Circulating water analysis

unit: ppt (=ng/L)

	Na	Al	Cr	Mn	Fe	Ni	Mg	Ti	Zn	Mo	Pt	Pb
Circulating water	<20	<20	<20	<20	<40	<40	<30	<70	<50	<10	<10	<10

水素ガスが供給出来ることが分かった。不純物としては、わずかな酸素、窒素及び二酸化炭素が検出されているが、これらは循環供給される純水中に混入した空気が原因と考えられる。循環純水を外気と遮断することでさらに高純度の水素ガスを供給できると考えられるため、実装置においては純水タンク液面をシールする等の対策を講じることにした。

2. 2. 2 循環純水水質

実証試験装置の電解モジュールへの供給水量 (循環水量) は 2.5 m³/h で、電気分解により消費される純水量 (補給水量) は定格運転時 (10 Nm³/h: H₂) において 0.008 m³/h である。補給水は技術研究所の超純水 (18.2 MΩ・cm) を使用した。電解モジュール入口での循環純水の水質分析結果を第 3 表に示す。元素は全て定量限界以下であった。

これより、電解モジュールに供給される純水中には系内の金属の溶出の影響はほとんどないことが分かった。

2. 2. 3 電流効率

発生ガス量はファラデーの法則に従い、電解電流によって決定される。実証試験装置の固体高分子電解質膜 1 セルの面積は 430 [cm²]、電流密度は 0.7 [A/cm²] であり、電流効率が 100 % のとき水素ガスの発生量は 1 セル当たり 0.126 Nm³/h である。従って、理論上の水素発生量は 10.6 Nm³/h、同様に酸素ガス発生量は 5.3 Nm³/h となる。実証試験装置で得られた電流効率は、約 96 % と高い値が得られた。残り 4 % は電極の発熱に消費されていると考えられる。

2. 2. 4 ガス露点

中空膜式ドライヤーで処理された水素ガスの露点は入口

の水素ガス露点+15℃ (at 4 kgf/cm²G) に対して、約-30℃ (at 大気圧) が得られた。このときのパージェアーは、コンプレッサーで圧縮された空気を同じ中空膜を通して露点約-16℃のドライエアーとして供給した。中空膜式ドライヤーは駆動部分が無く、構成が非常にシンプルであるため、特に低い露点が要求されない場合に適したシステムであると考えられる。

3. 納入装置

3.1 納入装置の仕様

1996年7月に四国の某化学会社に水素ガス発生量7.5 Nm³/hの装置を納入した。主な仕様を第4表に示す。

3.2 実証試験装置からの改良点

この装置には、実証試験装置の試験結果から得られた知見をもとに、次に示す改良を施した。

3.2.1 制御画面

制御盤タッチパネルのデザインを一新して、第4図に示すように装置のフローを画面にグラフィック表示し、各機器、自動弁の稼働状態を反転表示するようにした。また、ガス圧力や水位レベルなどの各測定値に加え、水素ガス圧力の経時変化をグラフ化してフロー画面右上に合わせて表示し、運転状況が一目で確認できるようにした。また、手動運転を行う場合は、手動モードに切り替えてフロー画面上の機器シンボルをタッチすることで機器毎のON/OFF操作が可能である。各制御設定値、警報設定値、タイマー設定値は、それぞれの設定値画面を呼び出して画面上から直接入力が可能である。さらに警報画面を設け、警報の発

生時刻と復帰時刻を記録表示する。

自動運転は、自動運転モードをタッチパネルから選択し、スタートボタンを押すと自動的に立ち上がり、水素ガスの仕様量の変化に応じて全自動で水素ガス発生量がコントロールされる。

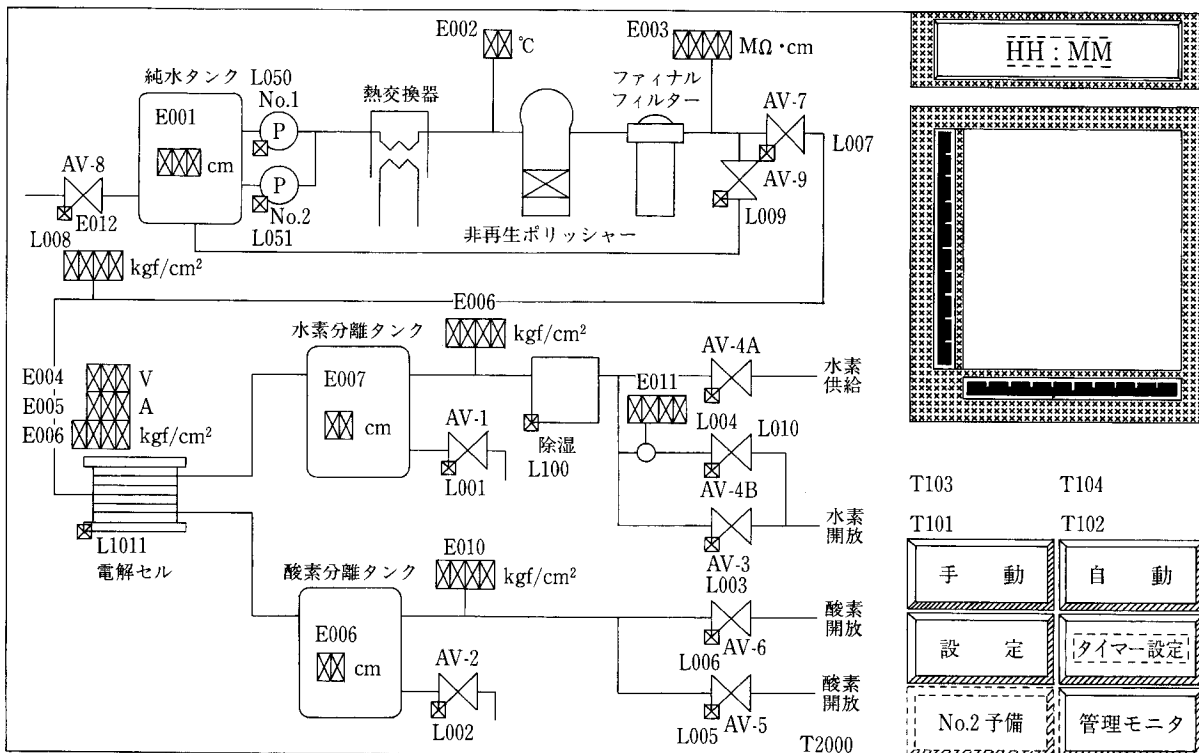
3.2.2 水位レベル計

実証試験装置において赤外線センサーの誤動作が問題となったため、差圧式のレベル計を採用した。これにより、タッチパネル上でのcm単位での細かい設定が可能となった。

第4表 納入装置の仕様

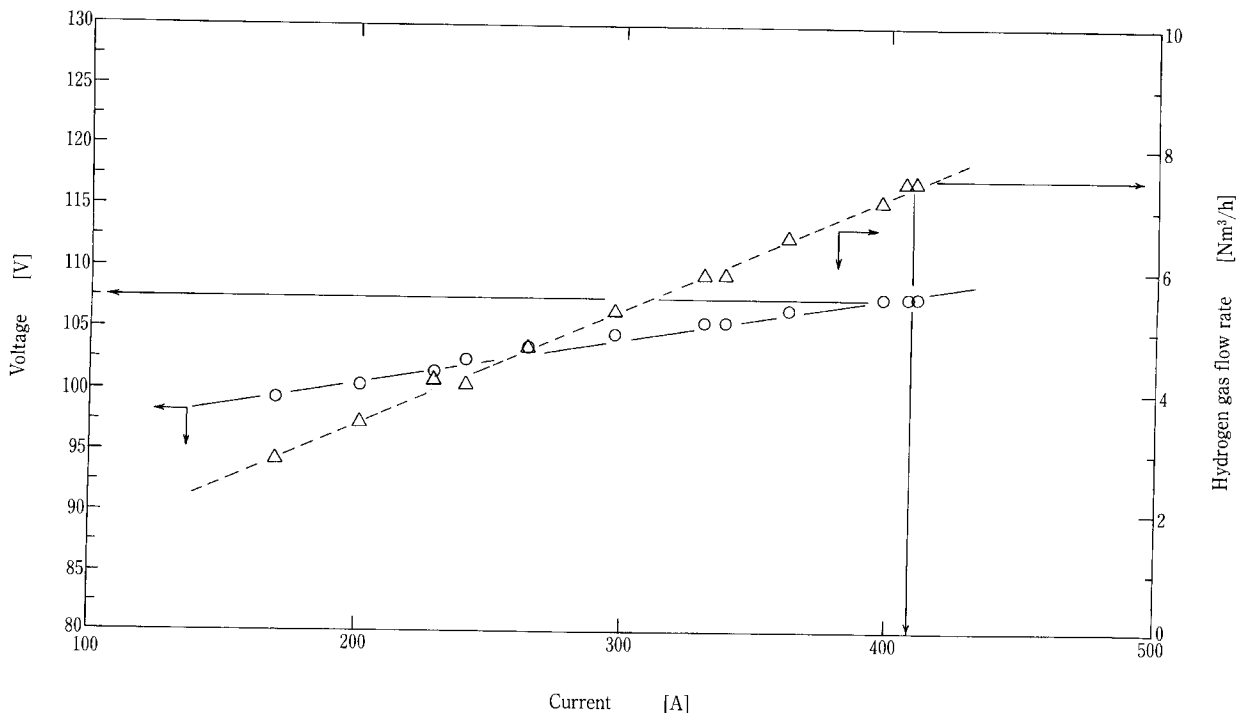
Table 4 Specific feature of commercial unit

Hydrogen gas volume	0~7.5 Nm ³ /h
Gas pressure	Max. 4 kgf/cm ² G
Dew point of hydrogen gas	-70℃
Number of electrochemical cell	45 cells (15 cells×3 blocks)
Current density	1.0 A/cm ²
DC supply (design)	450 A×150 V
Electrolyzed deionized water	0.01 m ³ /h
Deionized water feed	2.4 m ³ /h
Dimension	3 000 W×5 540 L×2 050 H



第4図 納入装置のタッチパネルデザイン

Fig. 4 Example of graphic display



第 6 図 納入装置の電流電圧特性
Fig. 6 Relationship between current and voltage

3. 2. 3 純水の外気遮断

循環供給される純水中に空気中の酸素や窒素、二酸化炭素がとけ込むのを防止するために、純水タンクにエアタイトシールを浮かべ、純水は全て純水タンクの下部から流入するようにして空気との接触を極力防止するようにした。また、ガススクラバーの水位を一定に維持してレベル変動による空気の巻き込みを防止するようにガススクラバーからの排水はオーバーフロー形式とした。

3. 2. 4 電解セルの固定

電解セルはエンドプレートで挟み込んでボルトとナットで締め付けて固定されているが、実証試験装置において、温度変化に伴う膨脹と収縮の繰り返しにより徐々に締め付けが緩んでくるのが確認された。このため、納入装置では締め付けボルトに皿バネを装着し、締め付け力を常に一定として緩みを防止するようにした。

3. 2. 5 安全対策

水素ガス供給ラインに酸素ガス濃度計を設置し、水素ガス中の酸素ガス濃度を常時監視することで、万が一電解セルが破損し水素ガスと酸素ガスの混合ガスの濃度が危険域に到ることを未然に防止して装置が自動的に緊急停止するようにした。

3. 2. 6 水素ガス除湿ユニット

水素ガスの露点として -70°C を必要としたため、吸着式のドライヤーを選定した。吸着式のドライヤーとしては、吸着剤の再生方式として圧力スウィング (PSA) によるものと温度スウィング (TSA) によるものがあるが、PSA は本プロセスの発生ガス圧力が $4\text{ kgf/cm}^2\text{G}$ と低いため、再生効率が悪くなるという問題がある。このため TSA 方式を採用することとした。TSA は数百 Nm^3/h 程度の容量のものが主流で、数 Nm^3/h 程度の小容量のものはほとんど

製造されていない。そこで、今回は大同ほくさん(株)で新たに開発した TSA を採用することとした。この除湿器の特長は、自ガス循環再生式でガスのロスがほとんどないことである。水素ガス除湿ユニットのフローを第 5 図に示す。再生行程は次に示す通りである。

まず、プロセスガスの一部が循環再生ラインに分岐される。次にコンプレッサーで吸着剤に送られる。この時吸着剤はヒーターにより加熱されており、吸着していた水分がガスとともに持ち出される。そして冷却器で冷やされて持ち出された水分が凝縮してドレンとして排出された後、再び吸着剤へ送られる。再生が完了するまでこの操作が繰り返される。吸着塔は 12 時間毎に交互に吸着と再生が切り替えられ、一方が吸着中に他方が再生処理されることで、24 時間連続運転が可能となっている。また、自ガスにより再生するため、塔を切り替えた瞬間でもプロセスガスの純度低下及び圧力変動が起らない。

3. 3 装置性能

3. 3. 1 水素ガス発生量

電解モジュールの電流 vs. 電圧特性及び電流 vs. 水素ガス発生量の測定結果を第 6 図に示す。この図より、 410A 、 107.5V の時に定格流量 $7.5\text{ Nm}^3/\text{h}$ の水素ガスが発生することが分かる。この時の電流効率は約 97% と高い効率を示した。

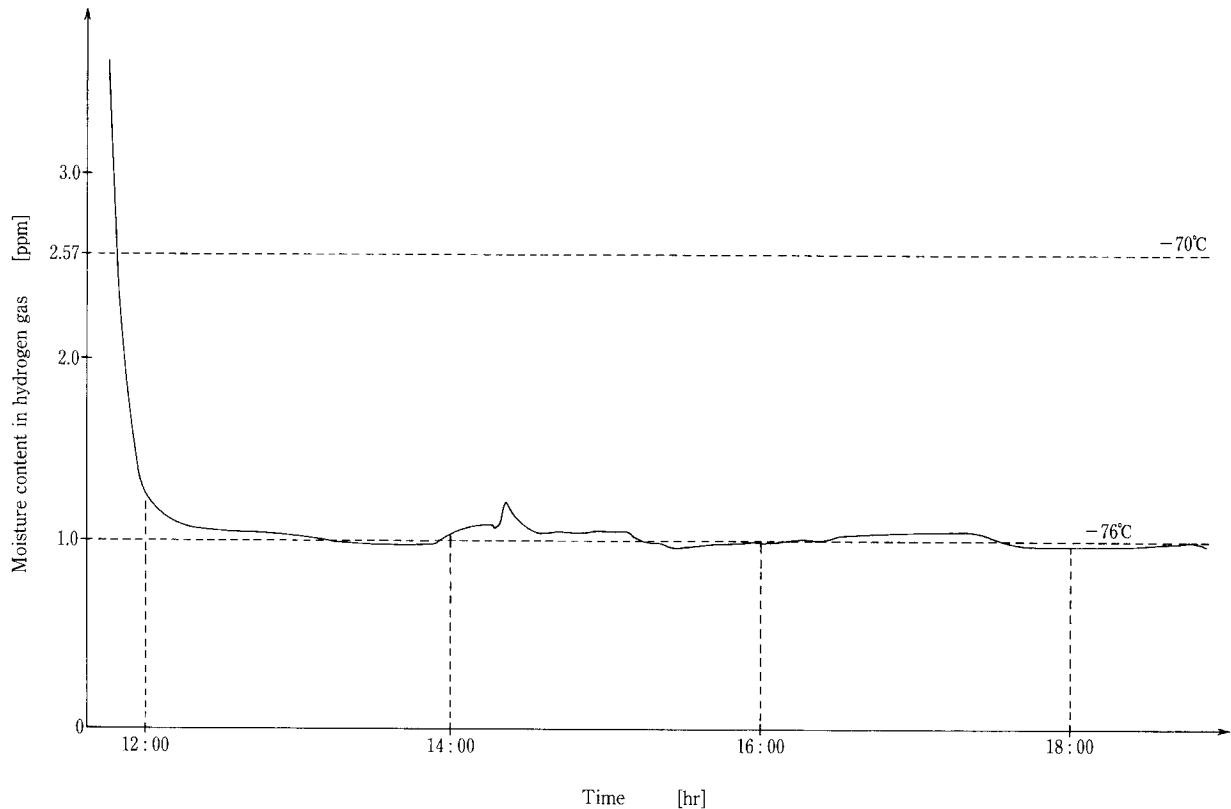
3. 3. 2 水素ガス純度

装置を長期間停止した後の再起動後の水素ガス純度を確認するために、2 日間装置を停止した後、装置を再起動し、立ち上がり 1 時間経過後と 2 時間経過後の水素ガスをサンプリングして分析した。結果を第 5 表に示す。いずれも 99.9999% (6 NINE) 以上の純度が確認された。これにより、本装置は起動後 1 時間以内に 99.9999% 以上の高純度の水

第 5 表 水素ガス純度分析結果 (納入装置)

Table 5 Impurities in hydrogen gas generated by commercial unit

	N ₂ ppm	CnHm ppm	CO ₂ ppm	CO ppm	O ₂ ppm	Ar ppm	Purity %
After 1 hr operation	0.36	<0.01	<0.01	<0.01	0.10	0.02	99.999949
After 2 hr operation	0.57	<0.01	0.03	<0.01	0.01	0.02	99.999935



第 7 図 水素ガス露点

Fig. 7 Dew point of hydrogen gas

素ガスを発生できることを確認した。

除湿ユニット出口でのガス露点の計測結果を第 7 図に示す。ガス露点約 -80°C の水素ガスが安定して供給されており、保証値 -70°C を満足することを確認した。

むすび

オンサイト水素酸素発生装置として、従来の水素供給設

備と比べて安全で高純度なガスを供給できる HHOG は、今後半導体やファインセラミック分野をはじめ、水素冷却発電機や原子力発電所における原子炉水配管の応力腐食割れ防止対策用として需要が増大すると期待される。

今回の実装置の納入の経験を今後に生かし、更にユーザーの期待に沿った装置として完成度を高めていく所存である。

連絡先

UC事業室

TEL 078-992-6528

FAX 078-997-0550

E-mail y.nakashima@pantec.co.jp

SV ミキサーのテスト事例報告 (その1)

The Test Report of the SV MIXER (No.1)



(化)技術部

太田 幹子

Mikiko Ohta

中村 公彦

Kimihiko Nakamura

SV ミキサーは粉体の混合機及び乾燥機として幅広い分野で使用されている。最近では医薬品・食品・ファインケミカル分野の用途が増え、それに伴い GMP 対応や低温乾燥機としての対応がユーザーより望まれている。

当社ではユーザーの要望に沿って様々なテストを行っている。本稿ではそのテスト結果の一部を紹介する。

The SV MIXER has been widely used in powder handling equipment such as for mixing and drying. Recently, the application of the SV MIXER in the field of pharmaceutical, food and fine chemical industries is on the increase. Therefore it is necessary to be suitable to the severer specification of GMP (Good Manufacturing Practice) and low temperature drying. We perform various tests to satisfy the customer's desire. This paper shows some results tested using the SV unit.

Key Words

S V ミ キ サ ー
G M P
低 温 乾 燥

SV MIXER
GMP
Low temperature drying

まえがき

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た混合・乾燥機である。上市以来ユーザー各位に好評を得て、納入実績を着実に積み重ねてきた。

近年、医薬品、医薬中間体、食品、ファインケミカル分野では、GMP 対応がより一層志向されている。

GMP の要求事項として

① 滅菌

② 乾燥効率の向上によるコンタミの低減

などが上げられる。

また、医薬品や食品には熱的に不安定な物質を取り扱う

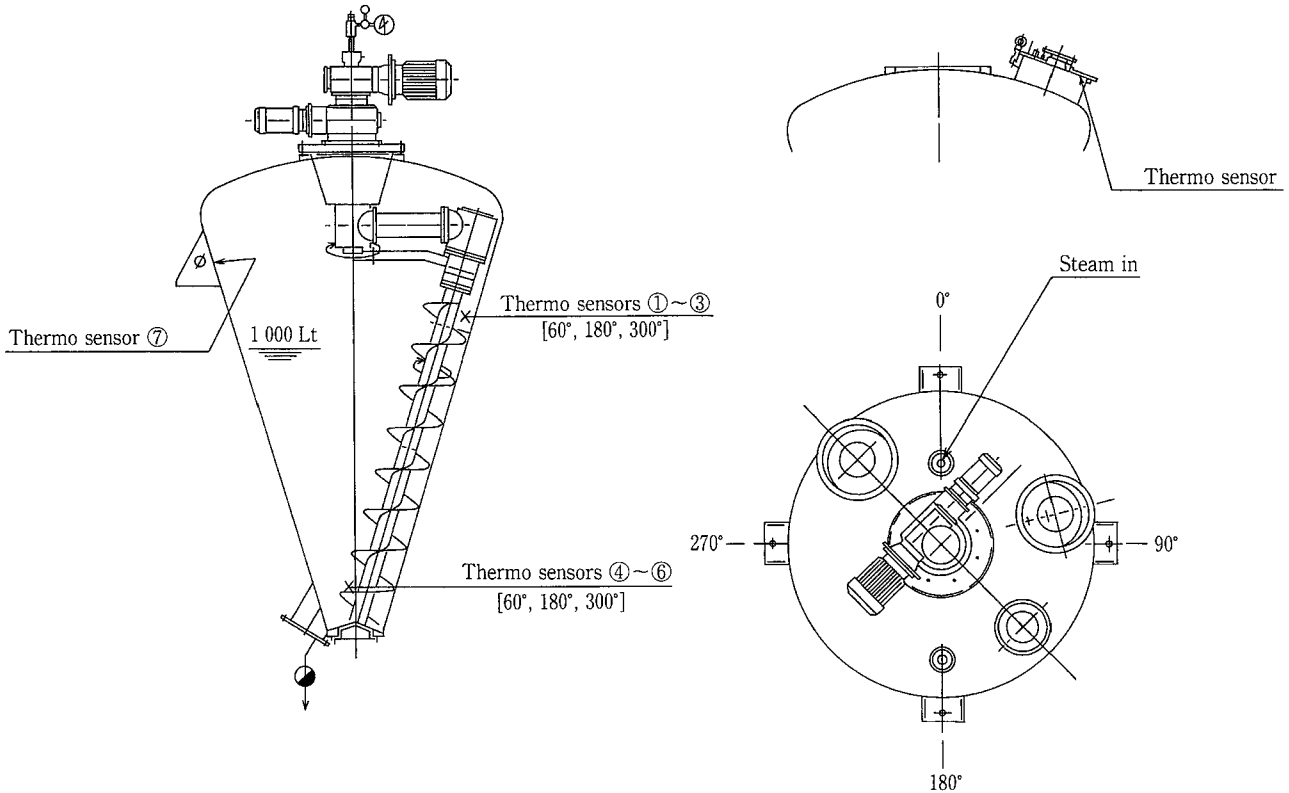
場合があり、SV ミキサーのような機械的攪拌による乾燥機では、攪拌による摩擦熱によって装置内の粉体接触部の温度が粉温より高くなり、変質を生じることがある。

これらの課題を解決するための1手段として、ここに当社でのテスト事例を紹介する。

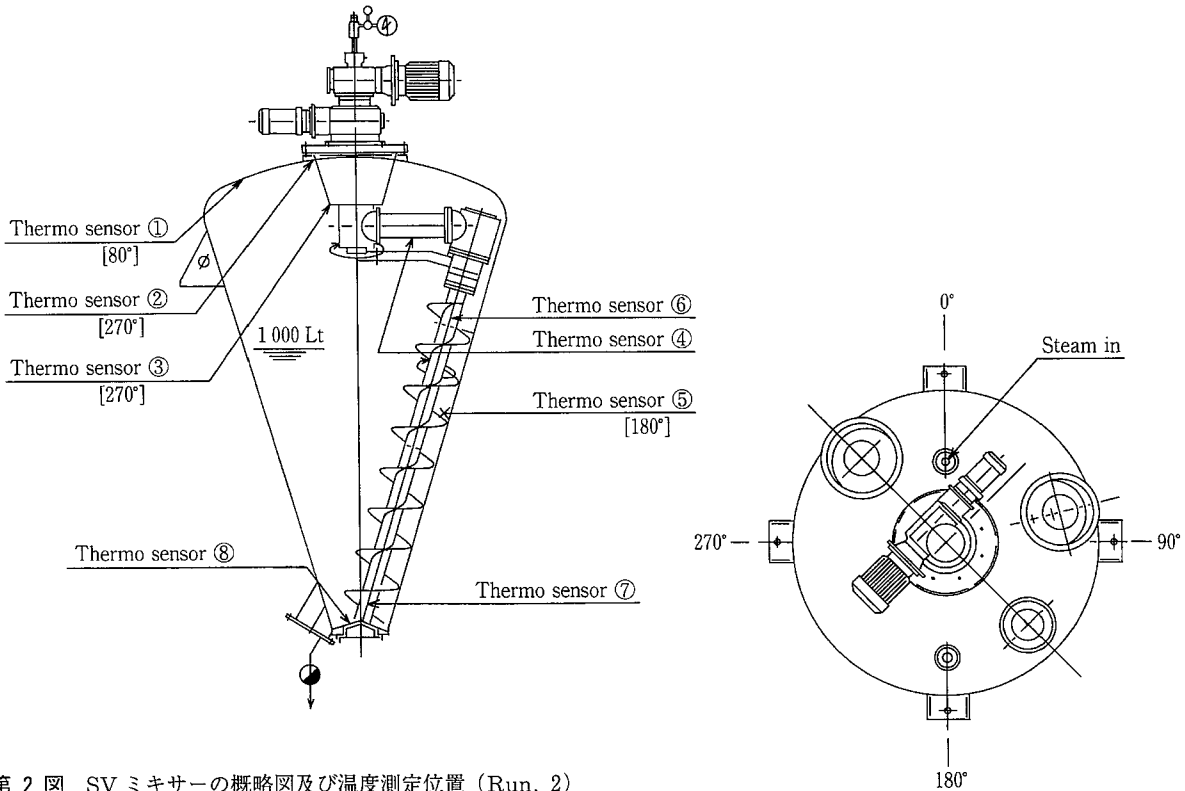
1. SV ミキサー昇温テスト

食品・薬品業界等で GMP 対応が急務となっている近年、洗浄後のスチーム滅菌、あるいは原料そのものを滅菌するケースが増えている。SV ミキサーにおいても、装置内滅菌の要望がある。

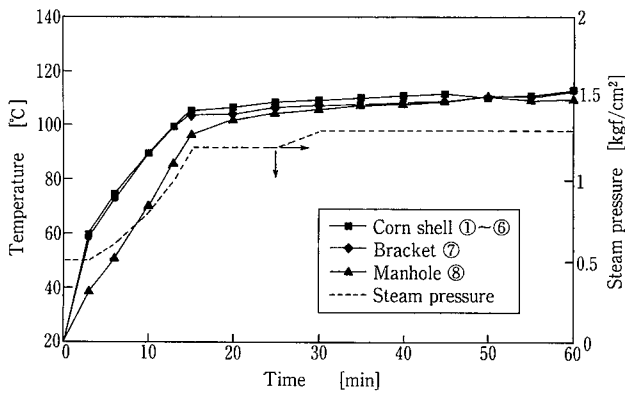
そこで SV ミキサー内にスチームを吹き込み、槽内を均一に昇温可能か、また昇温後温度の保持が可能かを確認した。さらに昇温時間を推測した。



第 1 図 SV ミキサーの概略図及び温度測定位置 (Run. 1)
 Fig. 1 Schematic of the SV MIXER and thermo sensor position (Run. 1)

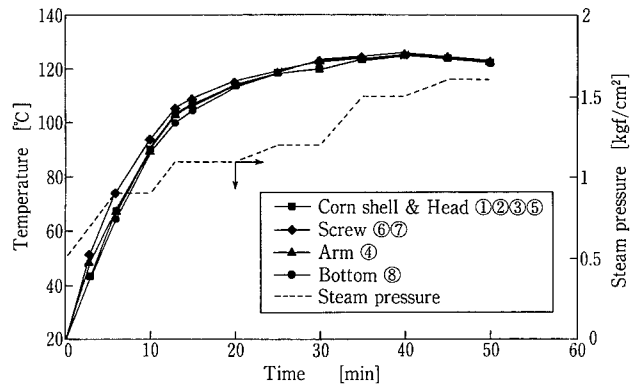


第 2 図 SV ミキサーの概略図及び温度測定位置 (Run. 2)
 Fig. 2 Schematic of the SV MIXER and thermo sensor position (Run. 2)



①~⑧: Sensor No.

第3図 温度曲線 (Run. 1)
Fig. 3 Thermo curve (Run. 1)



①~⑧: Sensor No.

第4図 温度曲線 (Run. 2)
Fig. 4 Thermo curve (Run. 2)

1. 1 テスト方法

第1, 2図に使用した1000 LtSV ミキサーの概略と、スチームの吹き込み口及び温度測定位置を示す。

温度は熱電対で測定し、打点式の記録計で記録した。

使用したスチームは元圧が1.8 kgf/cm²であるが、使用に当たっては変動を伴った (1.0~1.5 kgf/cm²)。

自・公転を停止して測定を行い、装置下部にトラップを設けた。

また、このときの外気温は約16℃であった。

1. 2 テスト結果及び考察

測定結果を第3, 4図に示す。

- 1) 第3図より、槽壁は方位及び測定高さに関係なく一様に温度が上昇する。スチームによって槽内に循環流が生じ、雰囲気温度が均一になったためと考えられる。
- 2) ブラケット部分は放熱が大きいため、他の槽壁よりも1~2℃温度が低かったが、差は小さなものであった。
- 3) マンホールは昇温開始初期は20℃近く温度が低かった。これは測定位置が装置上鏡から突出した位置にあり、エア溜まりができやすいためであるが、20分後には温度差は5℃以下になり、最終的に槽壁とほぼ一致した。
- 4) 第4図より、スクリューの温度は槽壁よりも1~2℃高めであったが、これは今回のテストではスクリューに直接スチームが当たったため、温度上昇は槽壁と等しいと言ってよい。
- 5) 公転軸、鏡、槽底についても温度は槽壁と一致しており、SV ミキサー槽内はほぼ均一に加熱されていることが確認された。
- 6) Run. 1, Run. 2ともに20~30分で加熱が行われ、以降は平衡状態が続く。Run. 1についてはテスト時の蒸気元圧の供給不足により滅菌温度に達しなかった。スチーム圧力が1.4 kgf/cm²を越えた Run. 2の場合、SV ミキサー槽内の温度は121℃を越えて安定しており、SIP (定置滅菌) が可能である。
- 7) 昇温時間の推定

本テストにおけるスチームは、25 A の配管で供給しており、供給可能なスチーム量は85 kg/hr、配管等の熱量損失を30%と考えると、SV ミキサー昇温に供給され

た熱量は

$$Q_0 \approx 31\,000 \text{ kcal/hr}$$

SV ミキサー本体の加熱に必要な熱量は

$$q_1 = cW \Delta t_1$$

$$\approx 9\,100 \text{ kcal}$$

c : 材料比熱 (SUS304) 0.12 kcal/kg℃

W : SV ミキサー加熱部重量 720 kg

Δt_1 : 上昇温度 105℃

本テストで使用したSV ミキサーは断熱していないため昇温中の放熱等の熱損失を35%と仮定すると、昇温時間 $\theta \approx 27$ min となり、本テストにおける実測値 (25~30 min) とほぼ一致する。

本体胴を断熱構造にした場合には、放熱等による熱的損失が10%と仮定すると、 $\theta \approx 19$ min となる。

SV ミキサーは、耐熱ベアリング、ドライシールを用いることで、121℃、1.4 kg/cm² の圧力に耐える設計が可能である。

2. SV ミキサー乾燥テスト

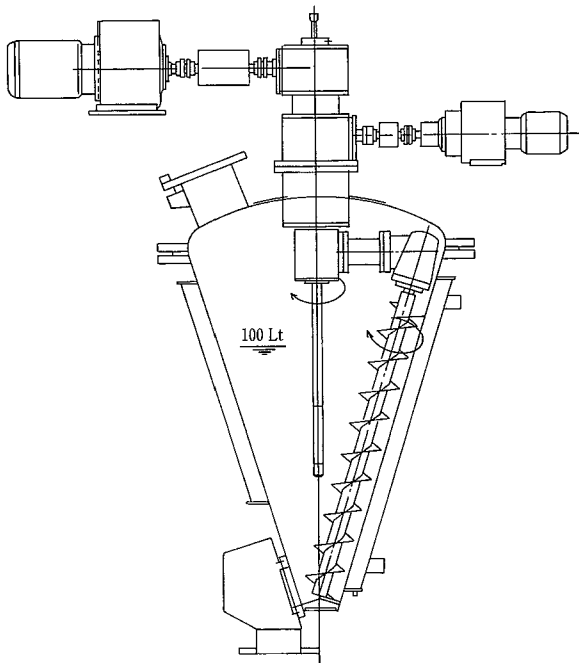
これまでにもSV ミキサーの乾燥性能については紹介してきた^{1), 2)}が、本項では今までに紹介できなかったSV ミキサーの乾燥性能について紹介する。

2. 1 回転数の影響

SV ミキサーの回転数は標準仕様では固定であり、原則として変速は行わない。しかし、性状の異なる品種を取り扱う場合には、自・公転回転数を可変速にすることがある。

SV ミキサーは、自・公転の働きによって槽内が部分的に流動化し、伝熱面積が更新されることで乾燥が促進する。従って、自・公転の回転数が速いほど乾燥効率も向上すると考えられる。

そこで、SV ミキサーの自・公転回転数が乾燥性能に与える影響を知るためにテストを行った。また、乾燥に最適な回転数を検討した。



第5図 SVミキサー (100 Lt) 概略
Fig. 5 Schematic of the SV MIXER (100 Lt)

2. 1. 1 テスト方法

第5図に使用した100 Ltテスト機の概略を示す。

試料として軽質炭酸カルシウム ($\rho_B = 0.56 \text{ kg/cm}^3$) 42 kgに精製水4.71 kgを添加し、湿分を15 wt%に調湿したものを使用した。

操作条件を第1表に示す。

2. 1. 2 テスト結果及び考察

テスト結果を第6図に示す。

- 1) 自・公転回転数がそれぞれ34~100, 1.1~3.0 rpmの範囲では回転数が速くなると乾燥時間は短く、最終含水率も低い。
- 2) 本テストにおいては自転回転数100 rpm, 公転回転数3.0 rpm以上では最終含水率は回転数による優位性が認められなかった。また、乾燥時間は自転回転数100 rpmの方が短かった。

目視での観察では、自・公転回転数が速くなるとスクリーウ翼外周に空隙が生じていた。自転の回転数が100 rpmを越えると、スクリーウ翼と周囲の粉の間に滑り現象が生じるため流動性は向上しない。よって乾燥効率も向上しない。

3) 最適回転数の検討

単位時間当たりの搬送量が多いほど乾燥効率が良いと考えると、スクリーウ翼周辺に空隙を生じず、かつ、最高の回転数が、もっとも乾燥に適した回転数という事になる。

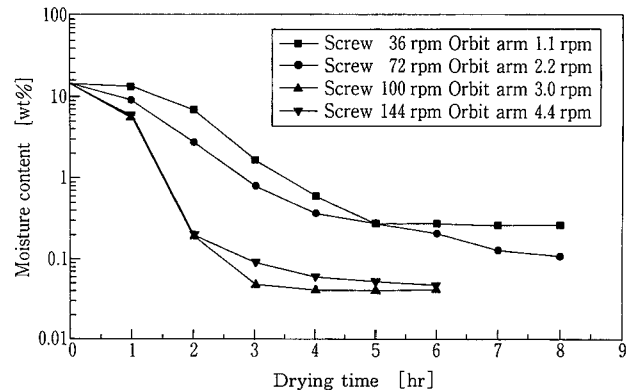
本テストにおいて、もっとも乾燥に適した条件は自転回転数100 rpm, 公転回転数3.0 rpmであった。

SVミキサー内の粉体には重力による下向きの力が働いており、スクリーウの回転に伴って生じる空隙に粉が流れ込む事によって連続的な粉の流動が行われる。しかしスクリーウによって与えられる遠心力が、粉が空隙に

第1表 操作条件

Table 1 Operation Conditions

Run. No.	1	2	3	4
Screw [r. p. m.]	36	72	100	144
Orbit arm [r. p. m.]	1.1	2.2	3.0	4.4
Conveying capacity [m ³ /hr]	2.1	4.2	5.8	8.4
Operating Pressure [Torr]	30			
Jacket temperature [°C]	80			
Sampling time [hr]	1, 2, 3, 4, 5, 6			



第6図 乾燥曲線 (1)

Fig. 6 Drying test (1)

潜り込もうとする重力よりも大きくなると、スクリーウ周辺に空隙が生じる。

スクリーウ翼周辺より与えられる遠心力によって滑り現象が生じると仮定し、遠心力を一定としてスケールアップを考えると、

$$F = mr\omega^2 / gc$$

m:質点の質量, r:スクリーウ半径,

ω :角速度, gc:重力加速度

ここで、m及びgcが等しいとして

$$r_{TEST} \omega_{TEST}^2 = r_s \omega_s^2$$

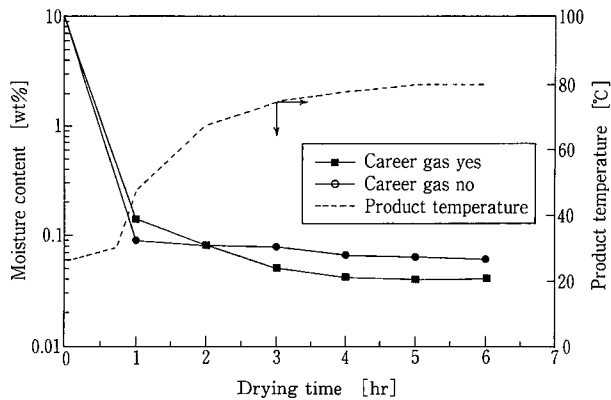
r_{TEST} :テスト機スクリーウ半径, 60 mm

ω_{TEST} :テスト機角速度, $(100 \times 2\pi) / 60 \text{ rad}$

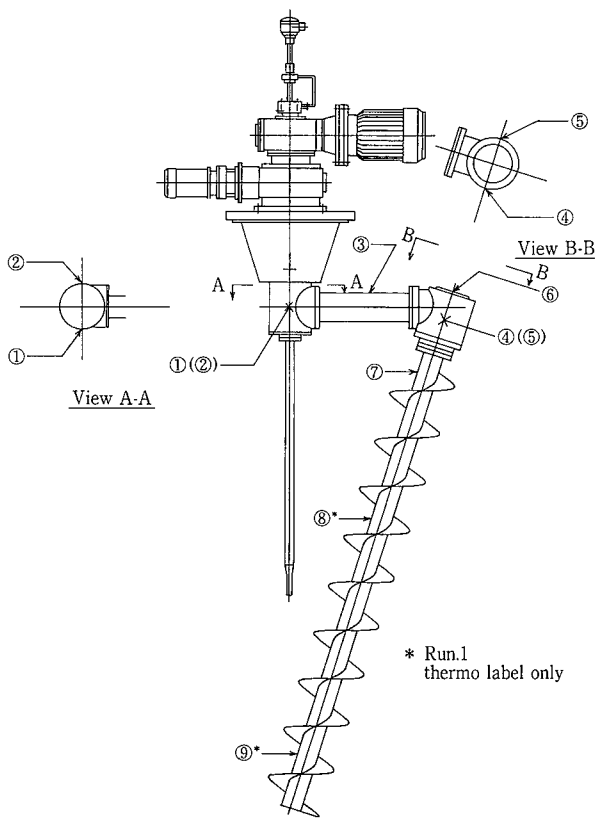
r_s =実機スクリーウ半径, ω_s =実機角速度

第2表に計算の結果と当社の標準回転数をまとめた。粉体の性状によって粉体圧や流動挙動は大きく変化するため、個々の粉体には固有の最適回転数が存在すると考えられるが、当社の標準回転数は本テストの粉体系においては適正であるといえる。

なお、本テストにおいては自公転を変化させてテストを行ったが、実機には機種毎に適正な自公転回転数の組み合わせがあり、自転回転数の変速に伴い公転回転数も変速させる必要がある。不適正な回転数の組み合わせは、機器の損傷をまねく恐れがあるので、注意が必要である。



第 7 図 乾燥曲線 (2)
Fig. 7 Drying test (2)



第 8 図 温度測定位置
Fig. 8 measurement position (thermo label and contact thermometer)

2. 2 窒素ガス吹き込みの影響

一般に、乾燥を行う際にキャリアガスとして不活性ガスを吹き込むと、乾燥時間を短縮し最終含水率を低くすることが出来る。これは水蒸気蒸留と同様に操作圧力の一部を不活性ガスに分圧として担わせ、溶媒の蒸気圧を低くすることによって、見かけの操作真空度より高真空の乾燥を行っていることになるためである。高真空での乾燥や不活性ガスの供給は、乾燥率の向上に有効である。

そこで、キャリアガス吹き込み効果を確認するテストを行った。

第 2 表 計算結果 (スクリー回転数)

Table 2 Results of Calculation (rotational frequency of screw)

Screw diameter [m]	0.12	0.30	0.36	
calculation [r. p. m.]	100	63	58	
Standard (1) [r. p. m.]*	100	70	73	67
Standard (2) [r. p. m.]**	84	60	61	56

* Frequency : 60Hz

** Frequency : 50Hz

第 3 表 操作条件

Table 3 Operation Conditions

Run. No.	1	2
Screw [r. p. m.]	100	
Orbit arm [r. p. m.]	3.0	
Operating Pressure [Torr]	25	
Jacket temperature [°C]	80	
Carrier gas	yse*	no
Sampling time [hr]	1, 2, 3, 4, 5, 6	

* N₂ gas 4 NLt/min (0.5kg/cm²G)

第 4 表 操作条件

Table 4 Operation Conditions

Run. No.	1	2
Screw [r. p. m.]	71	
Orbit arm [r. p. m.]	1.6	
Operating Pressure [kgf/cm ²]	ATM	
Operating temperature [°C]	Room temperature	
Contents	Powder*	None
Measurement time [hr]	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9	

* Calcium Carbonate 500 [kg]

2. 2. 1 テスト方法

テスト装置として、100 Lt の SV ミキサーを用いた (第 5 図)。

また、試料として重質炭酸カルシウム ($\rho_B=0.92 \text{ kg/cm}^3$) 60 kg に精製水 6.6 kg を添加し、湿分を 10 wt % に調整したものを使用した。また、キャリアガスとして窒素ガスを採用した。

操作条件を第 3 表に示す。

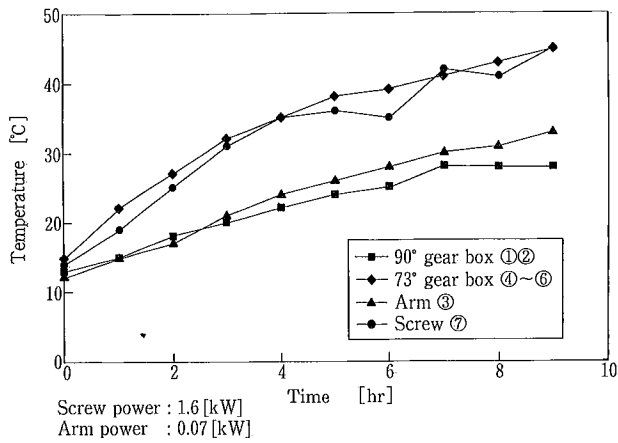
なお、窒素ガスは底部より、乾燥開始直後から吹き込んだ。

2. 2. 2 テスト結果及び考察

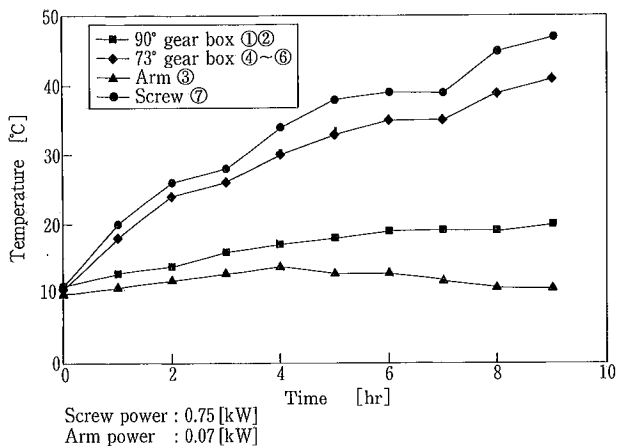
結果を第 7 図に示す。

1) 一般に乾燥は、恒率乾燥を経て減率乾燥を行う。恒率乾燥時は、与えられた熱量はすべて試料付着湿分及び缶内湿分の蒸発に使用されるため、製品温度は湿分の沸点温度を示す。従って、乾燥開始後約 40 分の間は恒率乾燥を行っていたと考えられる。

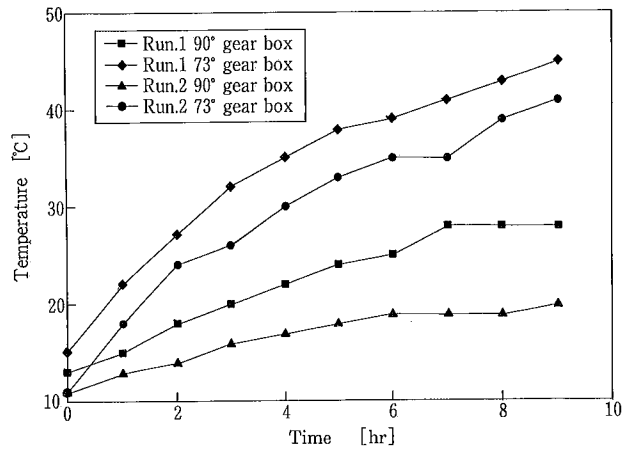
2) テスト開始約 1 時間の間は Run. 2 (N₂ ガス吹き込み無) の方が乾燥が速かった。また、テスト開始 2 時間以



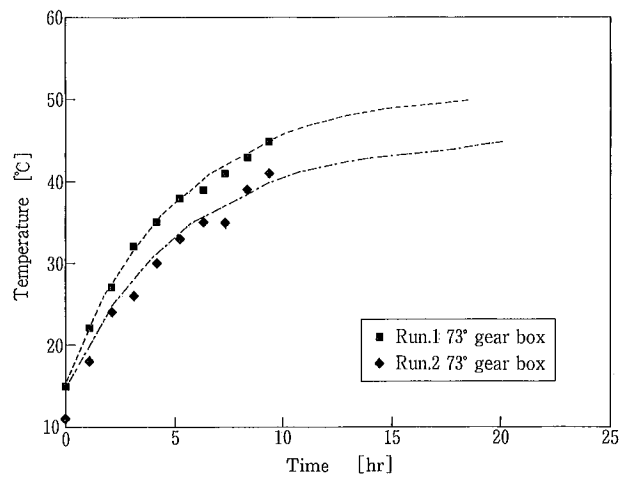
第9図 駆動部温度曲線 (Run. 1)
Fig. 9 Run. 1 Thermo curve



第10図 駆動部温度曲線 (Run. 2)
Fig. 10 Run. 2 Thermo curve



第11図 ギヤボックス温度曲線
Fig. 11 Thermo curve of the gear boxes



第12図 温度曲線 (仮想曲線)
Fig. 12 Thermo curve (imagination line)

降は Run. 1 (N₂ ガス吹き込み有) の方が乾燥が速かった。

キャリアガス吹き込みは減率乾燥時には効果があるが、恒率乾燥時はキャリアガス吹き込みによる効果はあまり期待できない。逆にキャリアガスによって真空度が低下し、乾燥性能が悪化する恐れがある。

3) Run. 1, Run. 2 とともにテスト開始後4時間以降の含水率はほぼ横這い状態となり最終含水率に達したが、Run. 1 の方が含水率は低かった。

4) 乾燥を開始し、品温が上昇し始めた時点(減率乾燥)でキャリアガスを吹き込むことは、乾燥時間を短くし、かつ最終含水率を低くすることに対して有効である。

しかしキャリアガスの吹き込みは溶剤回収設備、真空排気設備のコスト増となる要因を含んでおり、注意が必要である。また、乾燥が迅速に行われる試料の場合、キャリアガス効果が現れないことがあるので確認が必要である。

3. 駆動部温度データ

許容温度の低い物質(低融点物質、温度により変質を伴う物質等)を取り扱う場合、駆動部及びスクリー翼の局

所的な温度上昇により、製品劣化を伴うことがある。

1500 Lt SV ミキサー実機を用いて連続運転を行い、駆動部の温度を測定し、温度上昇データを取得した。

3.1 テスト方法

SV ミキサーを9時間連続運転し、1時間毎に駆動部を接触式温度計で測定した。また、各部所にサーモパルを張り付け、最高温度の確認を行った。

測定位置を第8図に示す。また、操作条件を第4表に示す。

3.2 テスト結果及び考察

第9~12図によりテスト結果を示す。

1) 第9, 10図により、Run. 1, Run. 2 とともに攪拌熱、摩擦熱により運転開始後徐々に温度が上昇する。

測定部位としては、73° ギヤボックス及び自転軸の取付フランジ付近(第8図部位⑦)が高い温度を示した。

2) 73° ギヤボックスの発熱は、スクリー翼の回転によりギヤボックス内のベアリングに摩擦熱が生じているものと思われる。

3) 自転軸は73° ギヤボックスで発生した熱の伝熱により、温度が上昇する。

しかし、スクリューの中段よりも下部においてはサーモラベルの変色は認められず、温度は常に40℃以下であった。Run. 2において9時間運転終了後自転軸の各部の測定を行ったところ、スクリュー中段以下の温度は、テスト開始からまったく上昇していなかった。

- 4) 本テストにおいては90°ギヤボックスがもっとも低い温度であった。90°ギヤボックス内でも公転軸の回転により73°ギヤボックスと同様の現象が生じているはずであるが、回転が遅いことや、ギヤボックスのカバーが大きい為ベアリングの摩擦熱が伝わりにくく放熱も大きいことなどが原因となり、温度の上昇が抑制される。
- 5) 公転軸部には発熱体は存在しないが、公転軸内のオイルが90°及び73°ベベルギヤの双方で発生した熱の伝熱によって温度が上昇する。
- 6) テスト日の大気温は10℃前後であったが、Run. 1の槽内温度は18℃であり、駆動部の温度上昇によって雰囲気温度が8℃上昇した。
- 7) 第11図より90°及び73°ギヤボックスは、負荷を与えたRun. 1の方がいずれも約5℃高い温度を示した。
- 8) 本テストは9時間で終了したが、73°ギヤボックスの温度はまだ上昇する傾向があった。

発熱によって生じる熱量と温度に以下のような関係があると仮定する。

$$Q = M \frac{dT}{dt} + UA(T - t_0)$$

Q: 発生熱量	[kcal/hr]
M: 熱容量	[kcal/℃]
t ₀ : 雰囲気温度	[℃]
T: 外表面温度	[℃]
θ: 時間	[hr]
U: 総括伝熱係数	[kcal/m ² hr℃]
A: 表面積	[m ²]
但し、M, T, U, Aはすべて73°ギヤボックス近傍	

の値とする。
式より

$$\theta = \frac{M}{UA} \ln [Q - UA(T - t_0)] + C$$

(但し $Q \geq UA(T - t_0)$)

変数はθとTのみであるので、実測値より、UA, M, Qを次のように仮定し、仮想曲線を示した(第12図)。

UA: 4 kcal/hr, M=20 kcal/℃,
Q: Run. 1: 140 kcal/hr, Run. 2: 112 kcal/r

またこの時、計算上の73°ギヤボックスの最高温度は、Run. 1: 51℃, Run. 2: 42℃であった。

- 9) 乾燥工程においてはジャケットより外部加熱を行うので、さらに温度は上昇すると考えられる。

ジャケット温度を50℃と考え、槽内雰囲気温度は本テストRun. 1の18℃から50℃に上昇する。雰囲気温度と駆動部の温度差Δtが変わらないと仮定すると、Run. 1における73°ギヤボックスの最高温度は約80℃となる。しかし、駆動部が高温になり、外気との差が大きくなれば放熱量も多くなるため、実際には80℃まで温度が上昇することはないと考える。

熱的に不安定な製品を取り扱う場合には、駆動部を冷却できる構造にするなどの対策が必要となるため、今回のデータを元にさらに伝熱面での理論的な裏付けを行う。

むすび

SVミキサーのテスト結果の一部について簡単に紹介した。今後も医薬品・食品分野での需要が見込まれる中で当社はGMP対応技術のより一層の向上を目指しており、各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、ユーザー各位のご要望に応じていきたい。

[参考文献]

- 1) 神鋼パンテック技報 Vol. 36, No. 1 (1992), P. 24
- 2) 神鋼パンテック技報 Vol. 38, No. 1 (1994), P. 15

連絡先

太田 幹子	化工機事業部 技術部	中村 公彦	化工機事業部 技術部 課長
TEL 0794 - 36 - 2517		TEL 0794 - 36 - 2517	
FAX 0794 - 36 - 2542		FAX 0794 - 36 - 2542	
E-mail m.ota@pantec.co.jp		E-mail k.nakamura@pantec.co.jp	

GOLDEP WHITE製 貯湯式超純水加熱装置

Batch Type Deionized Water Heating Equipment



(環)製品開発室
梶山 吉 則
Yoshinori Kajiyama

半導体製造におけるウェット洗浄は、多種の薬液、超純水を多量に消費すること、あるいはウエハの大口径化の対応として見直しが迫られている。特に大口径化の対応として、密閉した一つの槽内でウエハを固定あるいは回転し、洗浄から乾燥まで連続して行う枚葉式の洗浄が行われるようになってきた。ここで使用される温超純水は、連続的ではなく、バッチで大容量の温超純水が必要とされる。この要求に応え今回、GOLDEP WHITE 製貯湯式超純水加熱装置を商品化したので紹介する。

本装置は、全て GOLDEP WHITE 材を使用しており貯槽内下部にヒーターを設置し、供給サイクルの合間に超純水を加熱し槽上部に蓄えられ、供給側の圧力によりユースポイントに供給するバッチ式の温超純水供給装置で、連続式の装置に比べ電力、超純水が節約できる省エネルギー、省資源の超純水加熱装置である。

To comply with large wafer manufacturing, the rinsing process is changing to single wafer rinsing. It requires a large amount of hot water not continuously but batchwise. The batch type hot deionized water heating equipment, provided with a storage tank can heats water between hot water supply cycles for storage and supplies it to use-points. Considerable saving in power and water is achieved compared to the conventional continuous heater.

Key Words :

温 超 純 水
加 熱 装 置

Hot DI water
Heating equipment
GOLDEP WHITE

ま え が き

当社では、半導体製造における、ウェット洗浄工程で使用される温超純水の製造装置として、材料からの溶出性が少なく、また機械的強度、耐熱性、伝熱特性などに優れる GOLDEP WHITE 製の連続超純水加熱装置¹⁾を供給し、その性能に満足して使用していただいていた。

一方最近のウェット洗浄法は多種の薬液、超純水を多量に消費すること、あるいはウエハの大口径化の対応として見直しが迫られている。特に大口径化の対応として、密閉した一つの槽内でウエハを固定あるいは回転し、洗浄から乾燥まで連続して行う枚葉式の洗浄が行われるようになってきた。ここで使用される温超純水は、連続的ではなく、バッチで大容量の温超純水が必要とされる。

この要求に応え今回、GOLDEP WHITE 製貯湯式超純水加熱装置を商品化したので紹介する。

1. 貯湯式超純水加熱装置の特長

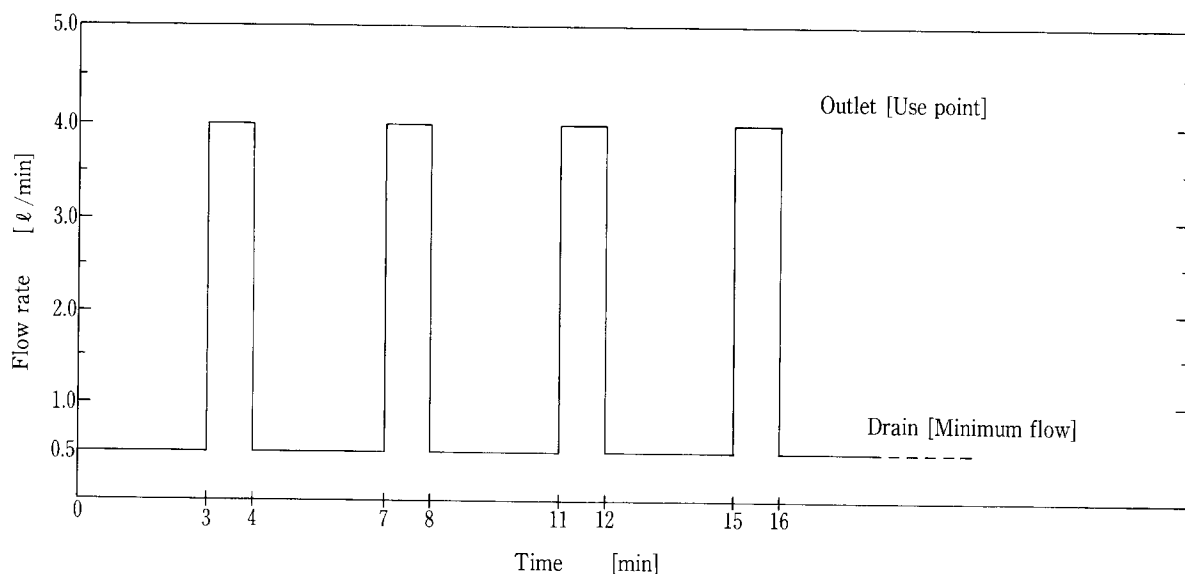
本装置は、超純水に接する部分は全て GOLDEP

WHITE 材を使用しており、貯湯槽内下部にヒーターを設置し、ユースポイントへの供給サイクルの合間に超純水を加熱し、槽上部に蓄えられ、供給側の圧力によりユースポイントにピストン流式に供給するバッチタイプの温超純水供給装置であり、次の特長を有している。

- (1) 連続式の装置に比べ電力、超純水が節約できる省エネルギー型である。また資材低減が計れる。
- (2) 接液部は全て GOLDEP WHITE 製であるので、材料からの溶出が少ないうえに機械的強度にも優れた安全運転が可能である。
- (3) 大型化が容易であり、大口径ウエハの洗浄に必要な大流量の温超純水の供給が可能である。

2. 貯湯式超純水加熱装置の仕様

貯湯式超純水加熱装置は、洗浄装置の出湯パターンにより加熱能力と貯湯量を決定する。今回製作納入した HDIC-1. 8GEPW (写真 1) の仕様は次の通りである。



第 1 図 加熱超純水の供給パターン
Fig. 1 Flow rate of hot DI water for batch system

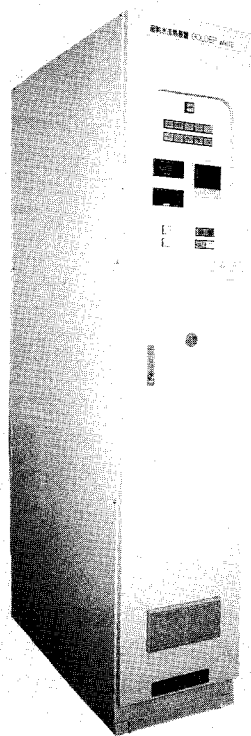


写真 1 貯湯式超純水加熱装置 (HDIC-1.8GEPW)
Photo.1 Batch type DI water heating equipment with GEPW

2. 1 仕様

(1) 流量パターン

加熱超純水の供給パターンを第 1 図に示す。温超純水のユースポイントへの供給は、1 回当たり 1 分間で 4 リットル必要とし、以後 3 分間必要としないため最小流量 0.5 リットルで 3 分間パージ排水しながら新たに供給した超純水を設定温度にまで加熱するパターンの繰り返しを行う。

(2) 加熱能力

ヒータの加熱能力は、連続に供給して加熱した場合、流量 1.8 L/min で入口温度 +60 °C の加熱能力を持つ。

(3) 貯湯容量

有効貯湯容量は、約 4 バッチ分に相当する 20.5 リットルである。

(4) 最高出口温度 90 °C

(5) 温度精度 出口設定温度 +3 °C, -1 °C

(6) 最高使用圧力 3.0 kg/cm²

(7) ヒータ電力量 7.8 kw × 1 本

(8) 電 源 三相 AC200V

2. 2 安全機構

貯湯式超純水加熱装置の安全対策として次の機構を備えている。

(1) 供給超純水圧力異常検知

運転中、供給超純水の圧力が設定値以上になった場合、装置を停止する。

(2) ヒータ異常加熱検知

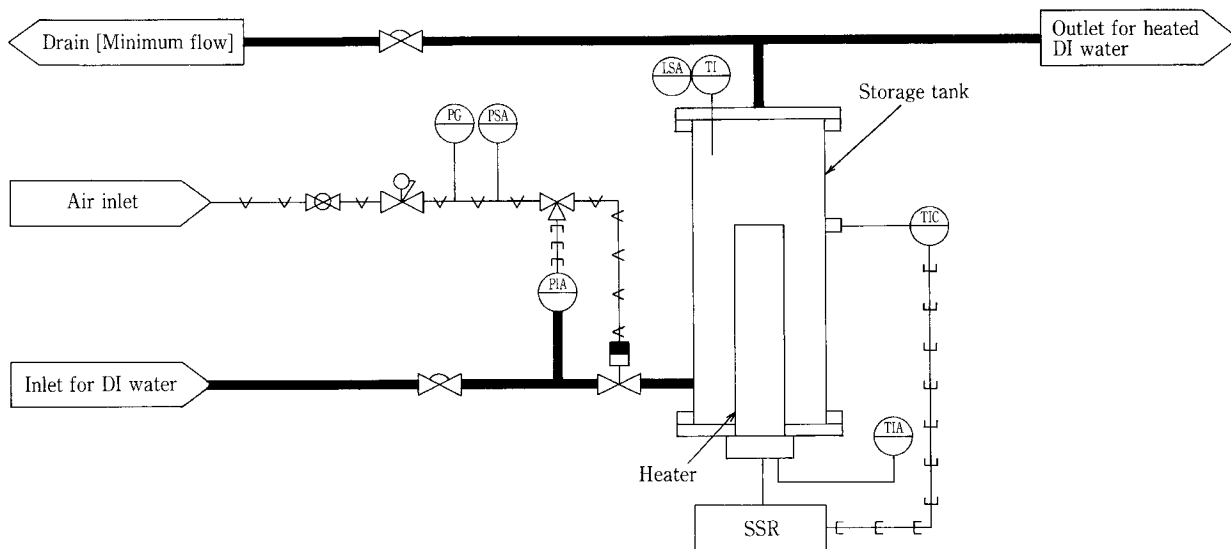
運転中、ヒータ部温度が設定値以上になった場合、装置を停止する。

(3) 流水温度異常検知

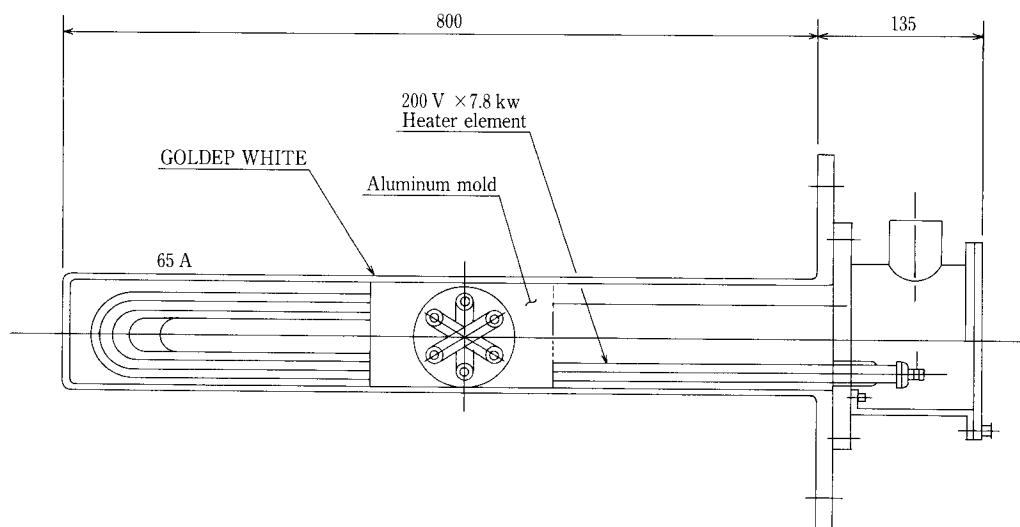
加熱超純水出口温度が設定値以上となった場合、ヒータ通電を解除する。

(4) タンク内水位検知

貯湯槽内の水位が低下すると装置を停止する。



第 2 図 貯湯式超純水加熱装置のフローシート
 Fig. 2 Flow diagram of batch type DI water heating equipment



第 3 図 ヒータ単体構造図
 Fig. 3 Structure of heater unit

3. 貯湯式超純水加熱装置の構造

3. 1 システムフロー

貯湯式超純水加熱装置のフローシートを第 2 図に示す。貯湯槽内の下部に加熱部を設けた槽の下部より超純水を供給し、ヒータで加熱する。加熱された温純水は、ヒータ先端部のセンサにより温度制御されて槽の上部に蓄えられる。温純水を必要としない場合は、最小流量により槽上部より常時パーズ排水され槽内の温度を一定に保って貯留される。温純水の洗浄装置への供給は、洗浄装置側の弁の解放によ

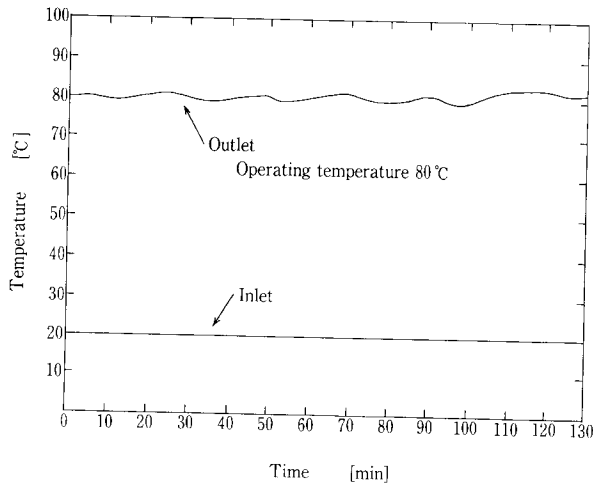
り行われる。

貯湯槽上部には、出口温度を監視する温度計と同時にレベルを検知する熱感式レベルスイッチを設けている。これら接液部の材料には全て GOLDEP WHITE 製を使用している。

3. 2 加熱部構造

GOLDEP WHITE 製加熱部の単体構造を第 3 図に示す。加熱部は従来型のシーズヒータの表面にアルミを鋳込み、表面を GOLDEP WHITE 処理した容器に挿入している。

このアルミ鋳物と容器の間に温度センサを挿入し、伝熱部の温度を検知し異常な温度上昇に対する保護機構を設けている。



第4図 温度制御例
Fig. 4 Thermo diagram of batch system

4. 運転制御例

装置の通常運転時の温純水出口温度（常時流水しているパージ排水側の温度）の測定結果を第4図に示す。温純水の供給パターンは、パージ排水流量0.5 L/minで3分間、洗浄装置への供給流量4.0 L/minで1分間の繰り返し使用である。またこのときの流入超純水の温度は、20℃であり設定制御温度は80℃である。

供給温純水は、設定温度80℃に対し+3℃、-1℃以内に制御され仕様を十分満足している。

むすび

当社では、半導体分野においてGOLDEP WHITE材を応用した数々の製品を供給しその性能に満足していただいていた。今回、製品紹介した貯湯式超純水加熱装置も枚葉式の洗浄装置に付属される装置として、多くのユーザーの方々に評価いただきより良い製品に改良・改善して行きたい。

[参考文献]

- 1) 梶山吉則ほか, 神鋼パンテック技報, Vol. 38, No. 1 (1994), P. 20

連絡先

UC事業室

TEL 078-992-6528

FAX 078-997-0550

E-mail y.nakashima@pantec.co.jp

グラスライニング(GL)製品の電極用途への適用

Application of Glass Lined Products for Discharge Electrode



技術開発本部 研究開発部
前背戸 智 晴
Tomoharu Maeseto
小倉 正 裕
Masahiro Ogura

グラスライニング (GL) 製品は金属にガラスをライニング (コーティング) した製品である。金属は電気伝導性、熱伝導性の点で優れている。一方ガラスは脆く、電気絶縁性であり熱伝導性も悪い。しかしガラスには表面平滑性、耐食性、誘電性等の特長がある。GL 電極は両者を組み合わせることでガラスと金属の長所を有しており、機械的強度、化学的安定性、誘電特性、冷却性に優れた電極となり、誘電体を使用した無声放電用電極として好適である。本報では実際の製品と適用の可能性のある用途について実験例を上げて紹介する。

Glass lined products have the structure that the glass is lined (coted) on the metal. The metal has good electric conductivity and thermal conductivity. On the other hand, the glass is an insulator and has low thermal conductivity. But the glass has smooth surface, high corrosion resistance, chemical stability, good dielectric properties and so on. The glass lined electrode has good character both metal and glass. So the glass lined electrode is suitable for the application that it utilizes the silent discharge. This report outlines the experimental example of suitable application and products.

Key Words

グラスライニング
放電電極
高誘電率
無声放電
UVランプ
オゾンナイザー
トリーターロール

Glass lining
Discharge electrode
High dielectric constant
Silent discharge
UV lamp
Ozonizer
Treater roll

まえがき

グラスライニング (以下GLと呼ぶ) 製品はガラスと金属の複合材料である。従来からガラスの高耐食性と耐付着性が利用され醸造用の貯槽、樹脂重合反応機や酸・アルカリを使用した反応機に使用されている。当社では高耐食性ライニングガラスとしての#9000や耐付着性を改善するための表面処理 (銀イオンを利用したイオン交換処理) 等でユーザのニーズに応えている。

ガラスは耐食性 (耐薬品性) の他にも優れた機能を持っており、ガラス単体ではビーカー等の耐薬品性の要求される用途以外で各種レンズ部品 (透光性)、半導体基板 (絶縁性及び低誘電損失)、ハードディスク基材 (平滑性と機械強度) 等の様々な用途に使用されている。当社のガラス

ライニング製品もまたライニングするガラスに耐食性以外の機能を付与することで様々な用途へ適用できるものと考え、色々な適用用途向けの開発を行っている。本報では電極用途について既に製品化している3つとGL電極の適用の可能性のある適用用途2つについて紹介する。

1. ランプ

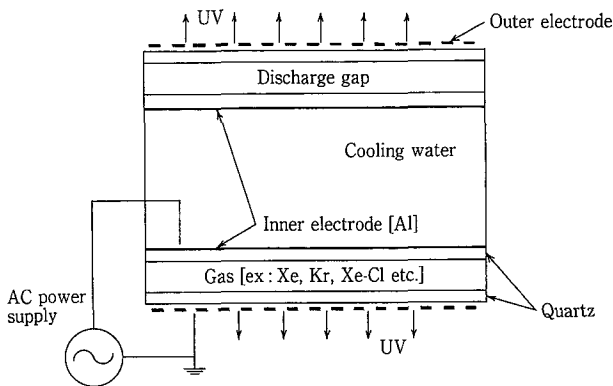
GL電極が適用可能な用途として、無声放電を利用したランプがある。現在は石英ガラスの2重管にガスを封入した第1図のような構造のランプが製品化されている。¹⁾ 誘電体として石英ガラスが使用されているが、石英ガラスの誘電率は約4と小さい。ランプとしての効率を左右する放電空間へのエネルギー投入効率を考えると、誘電率の大きな誘電体を利用した方が有利である。

GL電極では母材金属とライニングするガラスの組み合わせを適切に選択することで、ガラスの物性を広範囲に調整することが可能である。今回はGL電極を使用したランプに関して、同志社大学と行った共同研究の結果について紹介する。

1.1 構造

基礎的な実験であるため第2図のようなパイプ型GL電極を2本使用した装置にて実験を行った。装置本体はセラミックス製であり、胴体の両端の端板の取り付け角度が変更出来るようになっている。また、胴体には光学測定用のフランジが設けてある。電極母材には冷却水を通水するため、今回はステンレス鋼を使用している。ロータリポンプで排気後にターボ分子ポンプで高真空とし、所定のガスを封入している。

放電中の電極部分を写真1に示す。



第1図 エキシマランプ構造模式図
Fig. 1 Schematic illustration of eximer lamp

1.2 実験結果

1.2.1 発光波長とスペクトル

第3図にXe, Ar, Krを封入ガスとした場合の発光スペクトルを示す。GL電極を使用した場合でも、このように封入ガスを変えることで異なる波長の光が得られている。²⁾ 封入ガスを選択することで真空紫外光から可視光線まで得ることが可能である。³⁾

1.2.2 ガス圧力と線量

第4図にXeとClの混合ガスを使用した場合の封入ガス圧力と得られた光出力の関係を示す。周波数6kHz、7kVの交流電圧を印加した。XeとClの混合ガスの場合は160 torr付近で最大値を示している。KrとClの混合ガスの場合についても同じであった。ただし、Xe単独の場合はガス圧力と共に光出力が増加した。

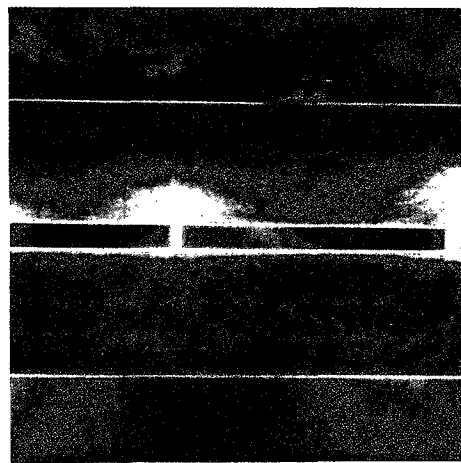
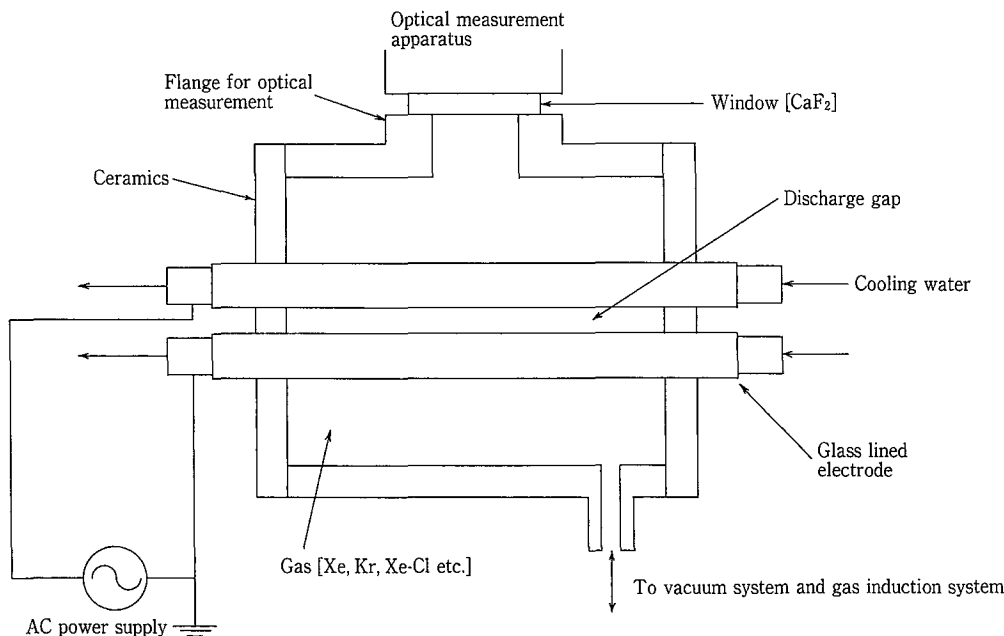
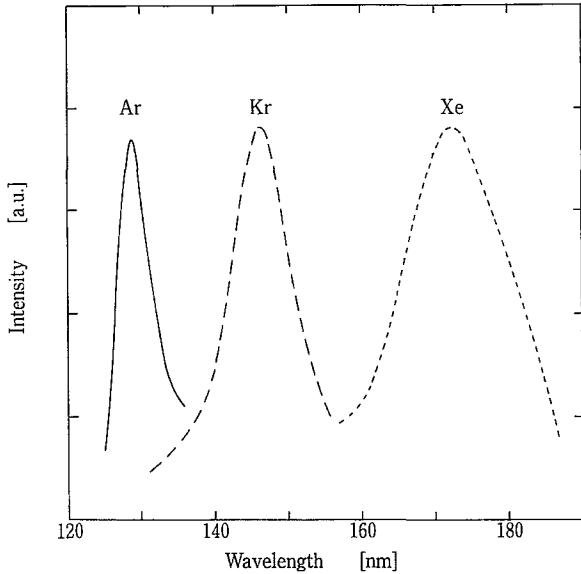


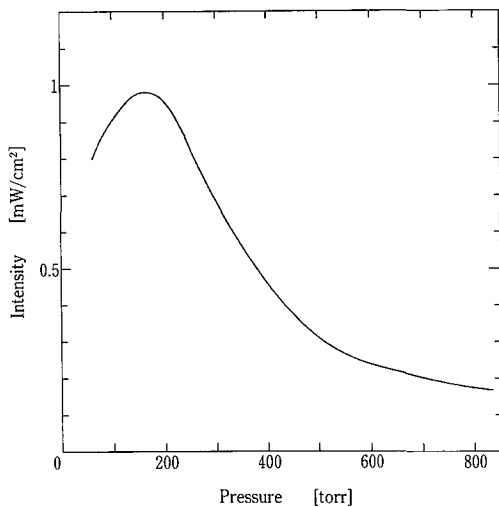
写真1 放電中のGL電極部 (Xeガス 1.1気圧)
Photo.1 Appearance of discharge at GL electrodes (Xe gas at 1.1atm)



第2図 実験用リアクター構造模式図
Fig. 2 Schematic illustration of experimental reactor



第 3 図 Ar, Kr, Xe を使用した場合の発光スペクトル
Fig. 3 Spectrum of UV source about Ar, Kr, Xe



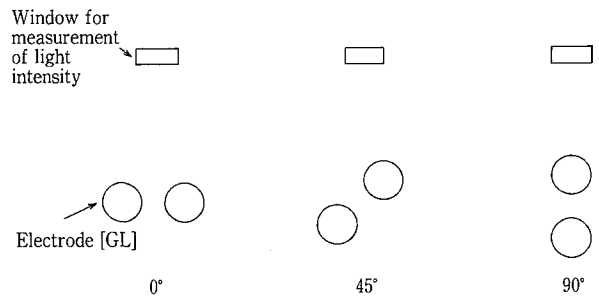
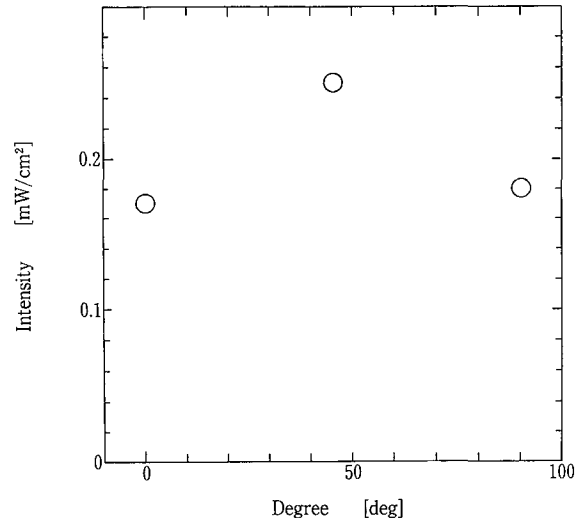
第 4 図 ガス圧力と光出力の関係 (0.22% 塩素含有Xeガス使用)
Fig. 4 Relationship between gas pressure and UV intensity (Gas : Xe contents 0.22% Cl₂)

1. 2. 3 電極の周囲の線量分布

この実験装置ではパイプ電極を 2 本平行に並べて放電を発生させている。この場合、電極の周囲で光出力の分布が大きく異なる可能性がある。封入ガスを Xe、圧力が 1.1 atm の場合で、2 本の電極の中心を結ぶ線と直交する位置に光出力測定窓がある場合の角度を 0 度とし、45、90 度と変化させた場合に得られる光出力の変化の例を第 5 図に示す。得られた光出力は 45 度の場合が最も大きく、0 度と 90 度では同程度である。例えば、パイプ電極を並列に並べて面状に照射する場合に 45 度方向が強い方が、平均的な照射には適している。

1. 3 今後の展開

今回紹介したデータでは誘電率の大きな (石英ガラスの約 2 倍) ガラスを使用したことによる効率の検討までは出



Relationship between window and inclination of electrodes
第 5 図 電極角度と光出力の関係
Fig. 5 Relationship between inclination of electrodes and UV intensity

来ていないが、誘電損失の増加による無効電力の増加を考慮しても、誘電率が 2 倍になったことによる放電パワーの増加の方が大きいと予想される。

また、今回はパイプ状電極を 2 本平行に配置した電極構造であるが、GL 電極では電極構造によっては 1 つの電極に接地電極と高圧電極の両方を設けることが可能であるため、例えばパイプ状の GL 電極 1 本で放電を発生させて発光させることも可能であり、構造のフレキシビリティがある。

大学にて前述のような GL の特長を考慮した実験を継続していただき、既存品とは異なる特長を有する GL ランプが製品化され、新たな GL 製品の展開となることを期待する。

2. オゾナイザー

オゾナイザーは通常は内面に導電膜を塗布したガラス管をステンレスパイプに挿入し、その空隙間で放電を発生させオゾンを生成している。また GL 製オゾナイザーでは内面 GL のパイプにステンレスパイプを挿入した形で同様に放電を発生させている。⁴⁾ 通常のオゾナイザーと GL 製オゾナイザーでは GL 製オゾナイザーの方が冷却効率が良いという点で差別化を図っているようである。

当社では放電電極用ガラスとして誘電率を通常の GL 用ガラスの約 2 倍にしたガラスを開発した。オゾナイザーにおいてもガラスの誘電率を大きくすることで放電パワーを

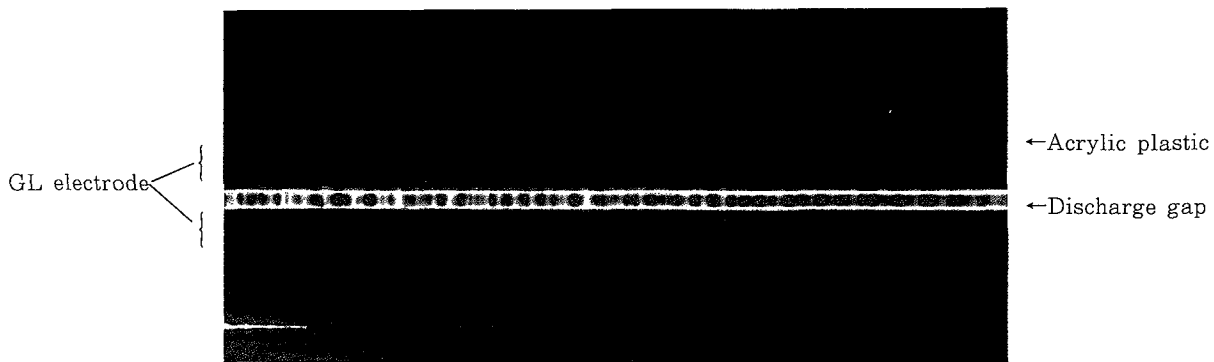
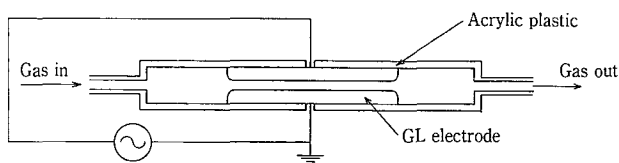


写真 2 GL電極間での放電(大気中)
Photo.2 Appearance of discharge between GL electrodes (Atmosphere: Air)



第 6 図 GL電極を使用したオゾンナイザーの模式図
Fig. 6 Schematic illustration of ozonizer with GL electrodes.

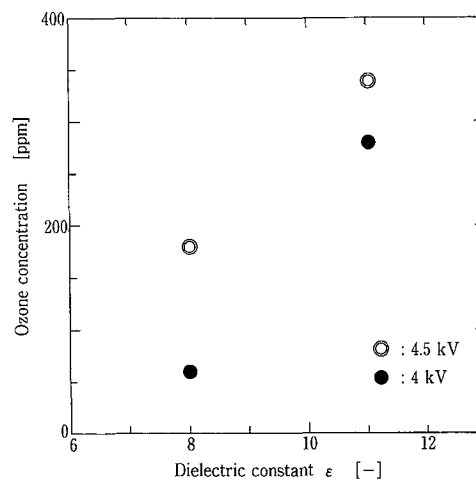
大きくでき、オゾン化効率の改善が期待できる。このガラスと通常のライニング用ガラスを使用した場合での発生オゾン濃度の比較実験を行った結果について紹介する。

2. 1 実験装置

軟鋼上に通常の下引きガラスと上引きガラスをライニングしたサンプルと上引きガラスを高誘電率ガラスに変更したテストピースについて実験を行った。電極は $20 \times 110 \times 6t$ (角部R加工)の母材に1mmのGL厚みで底面の1面を除き全てにライニングを行った。実験用のオゾンナイザーの模式図を第6図に、放電中の電極間の写真を写真2に示す。

2. 2 実験結果

実験はエアポンプにて室温の空気を 20 l/min で送り、電極間ギャップ1mmで5 kHzの高電圧を印可して電極間で放電を発生させオゾンを生成し、出口のオゾン濃度を測定した。測定結果を第7図に示す。横軸に誘電率をとっているが $\epsilon = 8$ が通常の上引きガラスを使用した場合で、 $\epsilon = 11$ が高誘電率ガラスを使用した場合である。予想される通り、誘電率が高い方が得られるオゾン濃度が高い。今回高誘電率ガラスを使用した場合に誘電率が11と低いのは軟鋼にライニングするために誘電率の低い通常の下引きガラスを使用したため、ライニング層としての誘電率が低くなったためである。母材を変更することで下引きガラスを使用せず、このガラスを直接ライニングすることも可能であり、その場合は誘電率は約17となる。今回はごく簡単な実験を行っただけであるが、高誘電率ガラスを使用した場合の方が放電開始電圧が低い傾向が見られた。これはガラス組成の差によるものと考えられる。



第 7 図 発生オゾン濃度と誘電率の関係
Fig. 7 Relationship between ozone concentration and dielectric constant at 4kV and 4.5kV

2. 3 今後の展開

今回簡単な実験にて高誘電率ガラスの優位性を評価した。次は高誘電率ガラス単体でライニングした場合についてオゾン生成実験を行い、オゾン化効率を評価して高誘電率ガラスの性能を明確にする予定である。

今回使用したGL用高誘電率ガラスはオゾンナイザーも対象となるが、その他の電極用途においても同様に有利となる場合が多いと考えられる。今後各種適用用途において実験を行い評価したいと考えている。

3. トリーターロール

当社で販売しているトリーターロール⁵⁾とはガラスライニング製のコロナ処理用受ロールのことである。従来品はロールコーティング材として樹脂、ゴムが使用されており表面硬度、耐熱性、耐オゾン性の点で問題がある。しかし、ガラスライニング製の場合はガラスの優れた性質のために全く問題とならない。写真3に製作されたトリーターロールを示す。

3. 1 優れた耐熱性、耐オゾン性

ガラスライニング用のガラスは化学工業界で高温の腐食

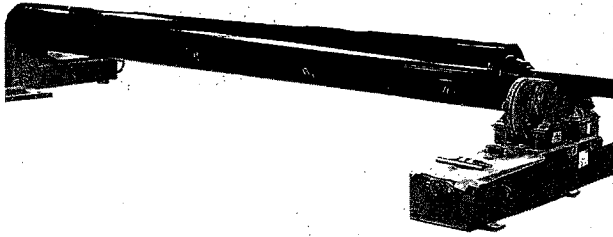


写真 3 トリーターロールの外観
Photo.3 Appearance of treater roll

雰囲気でも使用されており、また熱衝撃性も優れている。コロナ放電では放電による温度上昇があり、樹脂、ゴム等では焼ける（溶融する）というトラブルが発生することがある。しかし、ガラスはその優れた耐熱性のために何らかのトラブルでロールの回転が停止した場合でも、数10分間程度ではガラスが溶融するような問題は発生しない。

ガラスはフッ酸、強アルカリを除くほとんどの薬品に対して安定である。コロナ放電の場合は放電により空気中の酸素からオゾンが生成される。オゾンは強酸化性であるがガラスは優れた化学安定性のため全く影響を受けない。また、ロール表面に付着物が発生した場合、樹脂やゴムロールでは付着物の除去がしにくい（機械的強度、耐溶剤性、耐酸性が弱い）、ガラスの場合は溶剤や酸による洗浄が可能である。

3.2 電気特性

トリーターロールの場合、ガラス厚みは1.5 mmであり40 kV/mmと高い耐電圧強度をもっている。また誘電率は8と高く、樹脂やゴムロールと比べより低い出力で十分な処理が得られる。トリーターロールには高温で使用されても誘電率の変化がほとんど無いように設計されたガラスが使用されており、安定な処理が可能である。

3.3 経済性

トリーターロールの価格は樹脂、ゴムロールより高価であるが、樹脂、ゴムロールの寿命に比べトリーターロールの寿命は数倍長く（数年）、またメンテナンス性の良さ、優れた電気性能等を考慮に入れると経済的なロールといえる。

4. pH 電極

反応槽内にて pH 測定を行うには、通常のガラス膜電極に保護管を付けてリアクタ内に設置して測定する方法がある。しかし圧力変動による破損や汚れが問題となる。

当社で販売しているガラスライニング製 pH センサー[®]は、高い耐食性を有した測定電極用ガラスが母材金属上にライニングされているため機械的強度が優れており、高速流体や高粘性及び固形物を含んだ液体を含有した反応槽にも直接設置し pH 設定が行える。

4.1 構造

第8図に pH センサーの構造の模式図を示す。pH ガラスは GL 面上にコーティングされている銀導体の上にライニングされている。pH ガラス上で発生した電位は銀導体に接続されライニングガラス層中に埋め込まれている導体により外部へ取り出される。比較電極の内部液にはプロセス側より若干高い圧力がかけられており、ガラスディスクが焼きばめされているダイヤフラムからわずかに流出するようになっている。従ってダイヤフラム部でのつまり等による測定誤差が発生しにくい構造となっている。

4.2 性能

1) 起電力特性

理論値の 59.15 mV/pH (at 25°C) に対して 55mV/pH (at 25 °C) 以上を保証することができる。この数値は一般に使用される理化学機器の pH 計（ガラス膜電極）と同程度である。

起電力特性が直線性を有する pH 範囲は pH 0 ~ 10 であり、pH10 以上では通常のガラス膜電極と同じくアルカリ誤差が発生し、直線性が失われる。温度変化についてもガラス膜電極と同程度有るが、センサー内部に測液体を設置して自動補償出来るようになっている。

2) 耐食性

pH ガラスの耐食性は通常の化工機用のガラスより劣るため、pH ガラスの耐食性によってセンサーの寿命が決定される。センサーの保証期間は 0.1 mm/year 以内での使用に対しては 24 時間連続使用で 1 年間としているが、実際の寿命はこの数倍である。

3) 機械的強度

機械的強度はガラスライニング製であるため通常のバフ等と同等の高い機械的強度を有している。

4) 熱的特性

内部液の凍結・沸騰のため、通常の使用温度範囲は 0 ~ 140 °C である。熱衝撃性については当社標準ガラス同様に $\Delta T = 130$ °C まで許容される。

5) 応答性

pH 0 から pH10 への pH の急激な変化に対しても 90% 応答時間は約 3 秒以内であり、最終値でも 5 ~ 60 秒で指示される。

4.3 今後の展開

現在は pH センサー以外に温度センサー、レベルセンサー、警報センサーを販売している。今後は pH（水素イオン濃度）以外のイオン濃度も測定可能なセンサーを商品化したと考えている。

5. 放電電極

不活性ガス雰囲気中でグロー放電や無声放電を発生させ、不活性ガスと共に表面処理のために含ませている微量の反応性ガスにより被処理品の表面処理を行う装置に当社の GL 電極が採用されている。

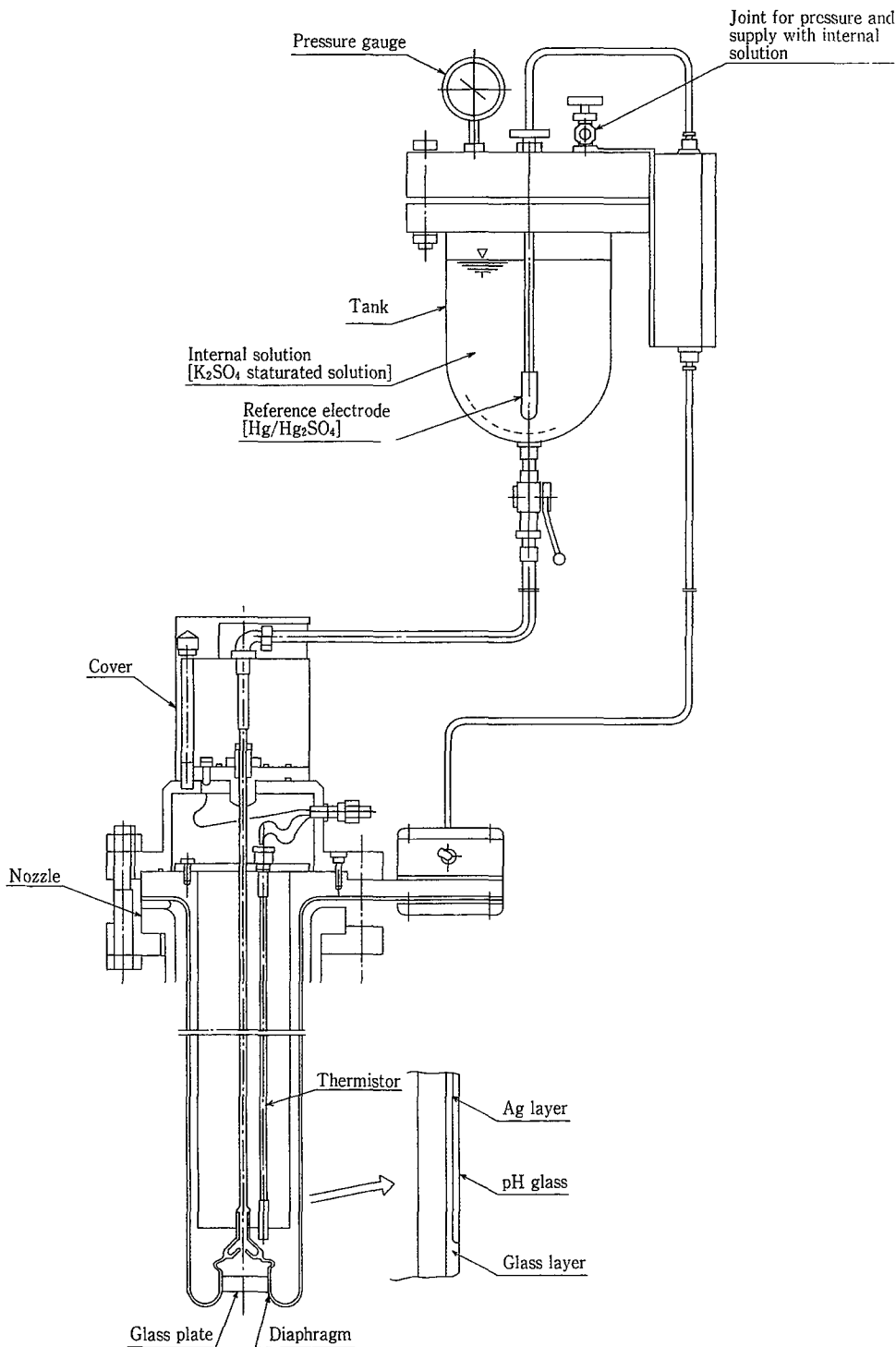
採用された理由は

① 冷却可能な構造。

放電により温度上昇が発生するため、冷却は必要不可欠である。

② 良いグロー放電安定性。

グロー放電でなく火花のような糸状の放電が多数発



第 8 図 GL 製 pH センサーの構造図
 Fig. 8 Schematic illustration of structure of pH sensor

生すると処理品へダメージを与えることがあるためグロー放電の安定性が要求される。

③ 高い放電出力

グロー放電の安定性が良く、高い放電出力が得られる。通常グロー放電の安定性が良い材料では誘電率が小さく大きな放電出力が得られない。

④ 良い表面平滑性

GL 電極の表面はガラスの表面であり、非常に平滑である。したがって、被処理品が接触しても傷がつくことがない。

⑤ 高い機械的強度

GL 電極はガラスと母材金属が融着しているため非

常に高い機械強度を持っており、装置への脱着の際のハンドリングが容易である。

この装置では冒頭に述べたように GL 電極の良い点がすべて要求されており、当社の GL 電極がその要求をすべて満たしたため採用されている。

本電極の最も重要な点はグロー放電安定性を保ちつつ高い放電出力を維持する点であったが、当社の長年の GL 製作上のノウハウとガラスの成分設計により解決した。

む す び

本報では GL 電極の実験例と適用例（製品）について紹介してきた。

当社は技術研究所において種々の適用用途に関して、ユーザ毎のニーズにあった製品となるようユーザ個別に試作開発も行っている。実際に製品化されたものも多数あり、そういった場合は通常は秘密保守契約を結んで開発を行っている。今回の電極用途においても、そういう事例がいくつ

かあるが契約上の問題のため残念ながら細部まで紹介することが出来なかった。

これからもガラスの優れた特性を生かした GL 製品を開発すべく努力を続けると共に、個々のユーザからのニーズに応えられるきめ細やかな開発も続けて行きたいと考えている。

[参考文献]

- 1) 松野ら：第54回応用物理学会学術講演会 講演予稿集 No.1, (1993)
- 2) U. Kogelschatz : 放電研究, Vol. 137, (1992), 23-36
- 3) 光技術コンタクト, Vol. 32, No. 2, (1991)
- 4) 北出ら：富士時報, Vol. 59, No. 4, (1986), 321-324
- 5) 神鋼ファウドラ－・ニュース, Vol. 23, No. 1, (1979), P. 1
- 6) 神鋼ファウドラ－・ニュース, Vol. 23, No. 3・4, (1979), P. 1

連 絡 先

前背戸 智 晴	技術開発本部 研究開発部	小 倉 正 裕	技術開発本部 研究開発部
	TEL 078 - 992 - 6525		TEL 078 - 992 - 6525
	FAX 078 - 992 - 6504		FAX 078 - 992 - 6504
	E-mail t. maeseto@pantec. co. jp		E-mail m. ogura@pantec. co. jp

吟工房誕生, 「粒選造り」ST液化・ 発酵プラント納入事例紹介

Introduction of ST Liquefied Rice Fermentation System



(化)大阪営業部 桂 広 明
Hiroaki Ka.sura
(化)プラント部 車 裕 司
Yuji Syatani

ST液化・発酵「粒選造り」プラントは、高性能攪拌翼フルゾーンを装備した液化槽主体の本格的な清酒醸造設備である。当プラントの導入により製造の合理化及び高品質化が図れる。その具体的な機能及び特長を有薫酒造(株)への納入事例を通して紹介する。

ST liquefied rice fermentation system is a very sake brewing process consisting of new liquefier with a FULLZONE impeller, automatically temperature controled fermenters and filter press of Moromi. This system enables many breweries to promote modernization and to increase productivity. This paper shows the ST liquefied rice fermentation system by introducing Yukun Sake Brewing Co., Ltd., which is installed this system one year ago, as a example.

Key Words

液 化
白 米
日 本 酒 醸 造
フルゾーン翼
発 酵 プ ラ ン ト

Liquefying
Rice
Sake brewing
Fullzone impeller
Fermentation plant

まえがき

ST液化・発酵プラント「粒選造り」はフルゾーン翼を用いた白米粒液化装置¹⁾と品温管理機能を付加した発酵タンクとを組み合わせた本格的な清酒醸造プラントである。

当プラントは白米の原料処理から清酒もろみ圧搾前までの発酵工程を受け持っており、当社の攪拌技術を始め各種制御機器を駆使することにより、清酒醸造における合理化及び高品質化を図ることができる。

このたび、福岡県の酒どころ城島町の吟譲蔵として名高い有薫酒造(株)(首藤雄亮社長)にST液化・発酵プラントを納入した。同社では当プラントによる仕込みも既に数十本終了しており、現在も順調に仕込作業が行われている。

本報では、液化仕込法と従来の蒸米仕込法による清酒醸造法の比較、ST液化・発酵プラントの特長、及び有薫酒造(株)への当プラントの納入事例を報告する。

1. 液化仕込法と蒸米仕込法による清酒醸造法の比較

1.1 清酒醸造法

液化仕込法と蒸米仕込法の工程比較を第1図に示す。

1.1.1 液化処理

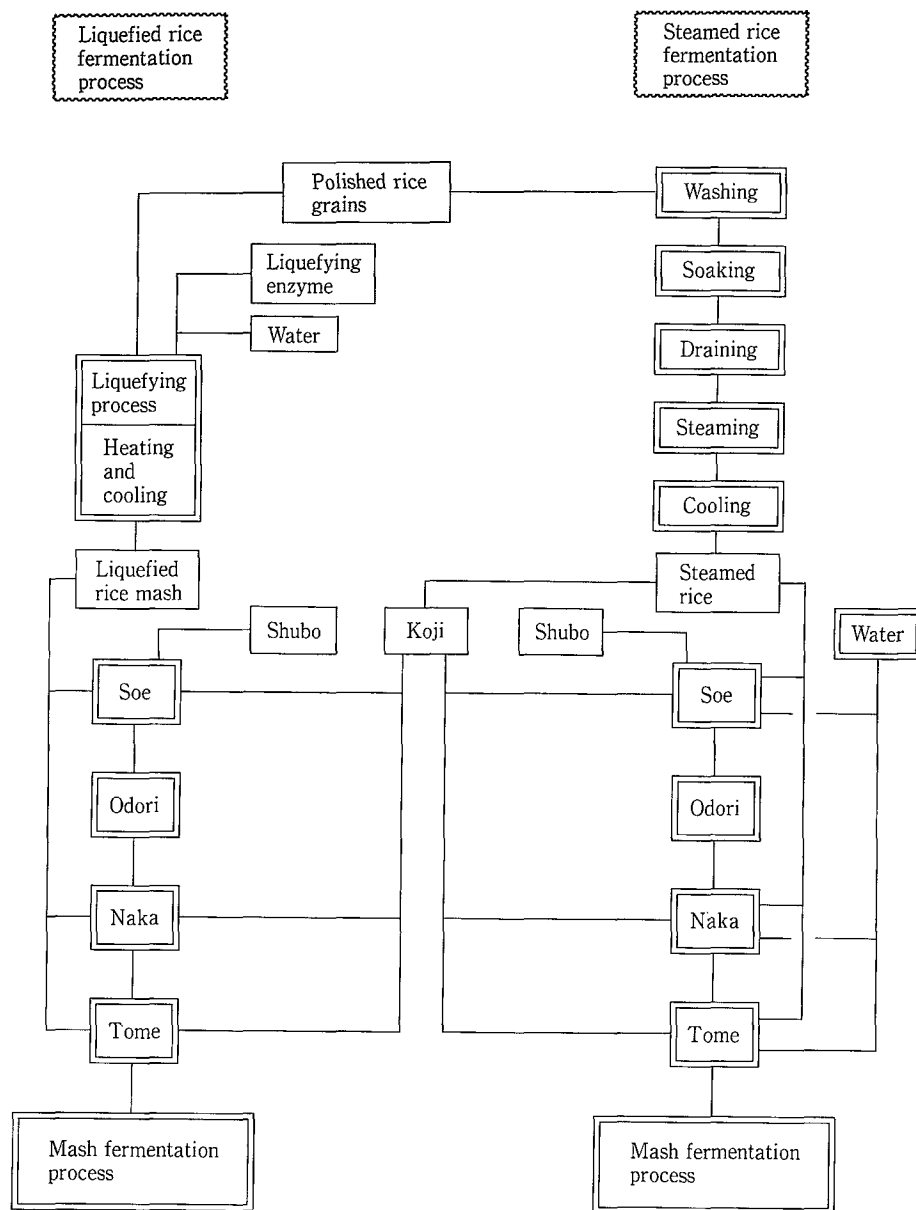
原料となる精白米と仕込水を液化装置に投入し、昇温することにより白米中の固形澱粉を α 化(糊化)させる。 α 化した澱粉を酵素によってオリゴ糖に分解した後、仕込温度まで冷却する。これにより流動性の良い液状化した液化もろみを得ることができる。これが白米の液化処理である。

白米の液化処理は酒造りの工程において原料処理工程に該当し、従来の蒸米仕込法における原料処理工程、すなわち、洗米・浸漬・蒸米・放冷の複数の工程に替わる新しい原料処理方法である。

1.1.2 仕込方法

従来の蒸米仕込法は発酵タンクに酵母(酒母)・米麴・蒸米・仕込水をそれぞれ投入するのに対して、液化仕込法では既に仕込み水とともに液化した液化もろみを発酵タンクに液送し、これに酵母(酒母)・米麴を加える。

いずれの仕込方法も、米麴の糖化酵素による糖化及び酵母による糖のアルコール転化が行われ並行複発酵が行なわ



第 1 図 液化仕込法と蒸米仕込法の比較

Fig. 1 Comparison of liquefied fermentation process and steamed rice fermentation process

れる点では全く同じ方法である。

1. 2 液化仕込方法の特長

蒸米仕込法との比較において、液化仕込法の主な特長を述べる。

1. 2. 1 アルコール取得量の向上

液化仕込みの場合、アルコール発酵に有用な原料澱粉の可溶性が高く、有用な澱粉分をほとんどアルコールに転化することができるため、アルコールの取得量が向上する。

1. 2. 2 自動化・省力化が容易

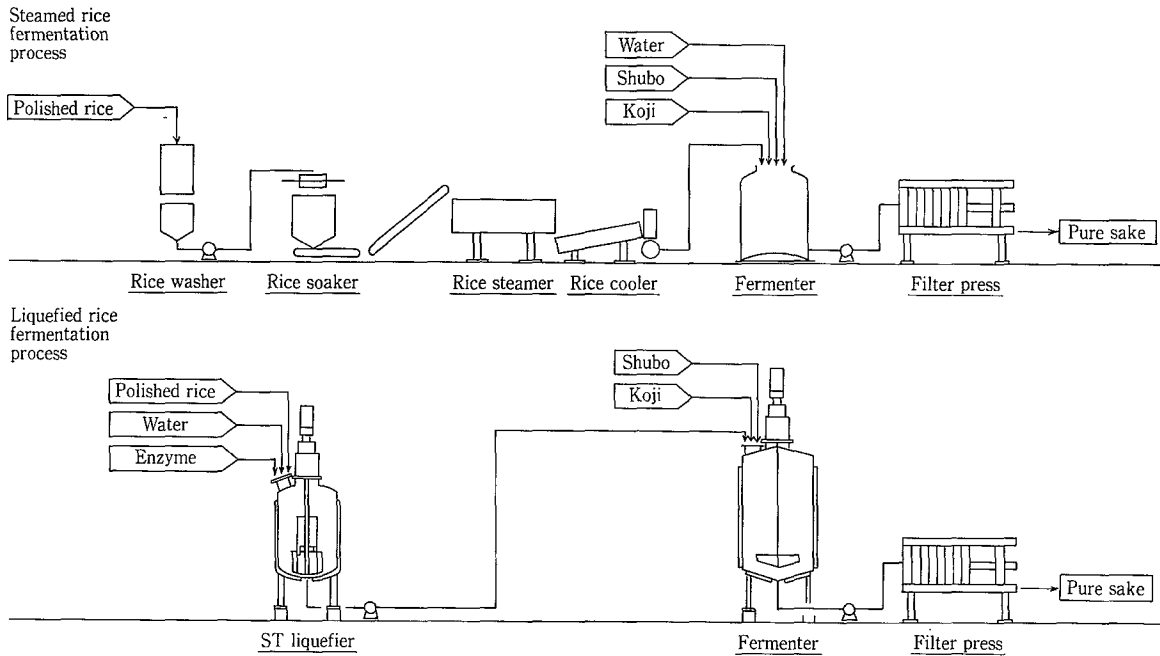
従来の蒸米仕込法の場合には、洗米機・浸漬機・蒸米放冷機・発酵タンクの間を固形物である白米を移動させる必要があり、これには多くの手間を要している。また、その自動化には大掛かりな設備が必要であり、多様な機器の洗浄にも多大な人手及びコストを必要とする。

これに対し、液化仕込法の場合、密閉された液化装置の中で自動的に原料処理を行うので、省力化が図れる。

発酵タンクへのもろみの移動についても、液化しているため、ポンプにより簡単に送液できる。また、装置はタンク単体であるため温水によるCIP洗浄も簡単に行うことができる。これらにより省力化のみならず、雑菌からの汚染の心配もなくなる。機器の比較を第 2 図に示す。

1. 2. 3 品温管理が容易

液化もろみは固形物を含む蒸米仕込法によるもろみよりも、発酵初期における流動性が高く、攪入（攪拌操作）が容易になり、機械化する場合にも大掛かりな攪拌装置を備えた仕込タンクを必要としない。また、流動性のよい液化もろみは伝熱が良いので、発酵タンク内のもろみ品温のばらつきが抑えられ、従来よりもより正確な品温管理が可能



第 2 図 液化仕込法と蒸米仕込法の設備機器比較

Fig. 2 Comparison of equipments in liquefied rice fermentation process and equipments in steamed rice fermentation process

である。正確な品温管理は酒質の向上に大きな役割を果たしている。

1. 2. 4 洗米排水処理負荷の低減

液化仕込法においては特に洗米をする必要はないので、洗米排水処理の為の排水処理設備が不要となる。

1. 2. 5 四季醸造が容易

液化仕込法では密閉された液化装置内で原料処理が行われるので、従来の蒸米仕込法にて夏場に醸造する場合の大掛かりな空調設備は不要となる。これにより、四季醸造も容易に行えるようになる。生産の平準化により設備の稼働率を上げることができるので、従来よりも小さい設備での生産が可能となった。

また、自動化された液化装置により製造される液化もろみにはばらつきが少なく、年間を通じて安定した品質を得ることができる。

四季醸造に移行することにより、高齢化が進んできている杜氏を始めとする季節酒造専従者に頼ることなく、年間雇用社員による通年製造が可能となる。

2. 「粒選造り」ST液化・発酵プラントの特長

従来の液化装置は白米粒を破碎し、乳化米として液化する方法²³⁾であるが、ST液化装置は白米粒を破碎せずに液化処理を行える点を最大の特長とする。

白米粒を残したまま液化処理が行えること、また選りすぐられた液化技術という意味をも込めて、当社では「粒選造り」という名称を商標登録している。

白米粒を破碎させずに液化処理を実現することができた技術的要因及びその特長を述べる。

2. 1 白米にやさしい液化法

2. 1. 1 高効率多機能型攪拌翼「フルゾーン翼」

フルゾーン翼は当社の開発した高効率攪拌翼である。フルゾーン翼のすぐれた攪拌性能は、2枚のワイドパドル翼をクロス配置した立体的な形状より生み出される。フルゾーン翼の主な特長は次の通りである。

- 1) すぐれた流動特性により、低速回転で固体粒子を破碎せず、槽内全域に均一浮遊させることができる。
- 2) 従来、一つの攪拌翼では対応できなかった広い粘度範囲で効率よい混合ができる。
- 3) 槽底から液面まで攪拌翼の作用が均一に働くので、従来攪拌翼と比べ槽内平均境膜伝熱係数が約40%大きい。

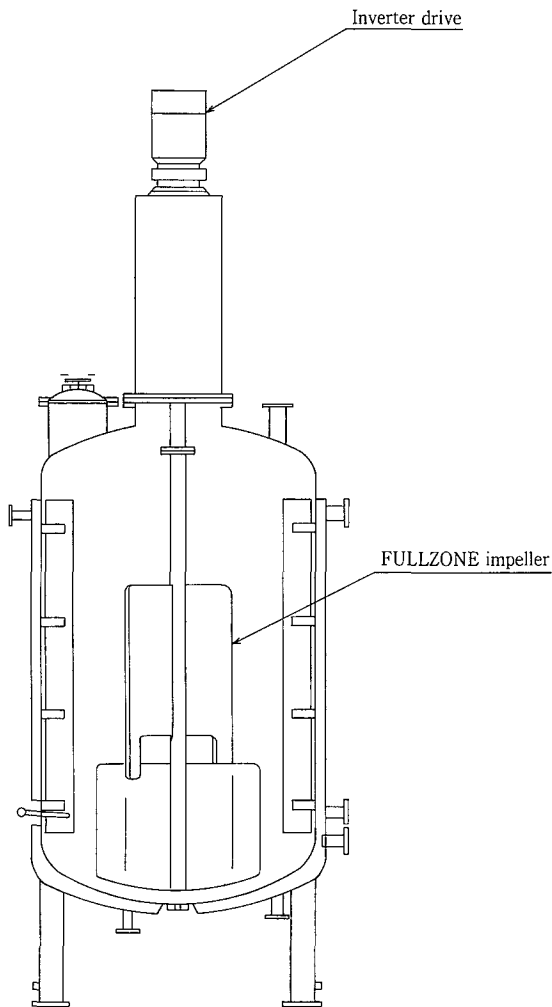
フルゾーン翼を装備したST液化槽の概略図を第3図に示す。

2. 1. 2 白米液化処理への適用

ST液化装置は当社の「フルゾーン翼」と宝酒造(株)の液化技術を組み合わせて、白米粒を破碎せず液化することを実現した装置である。

白米を破碎させる従来の液化装置によく使用される多段ピッチパドル翼では、液粘度が高くなると、翼廻りの流体混合しか行われず、白米粒のスラリー攪拌では白米が増加するにつれて翼回転数を増加しなければ均一混合が困難となり、また、混合時間が長くなる。さらに高速回転になると翼剪断力は増加し、固形物の翼剪断破碎が生じるなどの欠点があった。

フルゾーン翼により液化処理を行った場合には、低速回転で内容物を大きく上下流動混合させることができるので、多段ピッチパドル翼の回転数の約1/3の翼回転数にて均一混合ができ、それに伴う翼剪断力の減少により白米粒を破碎せずに液化処理を行うことが可能である¹⁾。



第3図 ST液化装置の概略図
Fig. 3 Outline drawing of ST liquefier

1.2 酒質のレベルアップ

1.2.1 雑味が少ない酒質

従来の白米を破碎する液化方法の場合、蛋白質等の加水分解による急激な粘度上昇をさけるために、澱粉の液化を行うαアミラーゼの他にプロテアーゼ、セルラーゼを必要としたが、白米粒を残すST液化仕込法では蛋白粒が潰されないため、加水分解が起こりにくく急激な粘度上昇をさけることができる。したがって、プロテアーゼ、セルラーゼを使用する必要がないので、雑味の原因になる蛋白分等をもろみの中に必要以上に溶かすことなく、米粒に閉じ込めておくことができる。

1.2.2 発酵過程

ST液化仕込法では、発酵過程においても白米粒が残っているため、白米粒に酵母が付着増殖し、炭酸ガスの発生とともに従来の蒸米仕込法と同じようにもろみの対流が活発に行なわれる。

また、白米粒の残った液化もろみは、乳化している液化もろみよりもさらに粘度が低いので、仕込当初の溶存酸素濃度が高く、もろみ初期における酵母増殖が促進される。これにより、ポーメ（糖度）の切れ、アルコールの生成も良い。¹⁾



写真1 吟工房看板
Photo. 1 "Ginkobo" Yukun

3. 吟工房誕生

有薫酒造(株)では吟醸酒・純米酒などの特定名称酒と呼ばれる高級酒を醸造するためにST液化・発酵プラントを導入した。蔵には堂々たる「吟工房」の名が蔵に付けられている。(写真1参照)。

3.1 設備規模

高級酒に的を絞ったため、大きな設備を必要としなかった。一週間に一本ずつ仕込み、約4週間後に一本ずつ新酒ができる設備とした。当プラントの配置を第4図に示す。

また、液化装置及び発酵タンクについては写真2, 3に示す。

3.2 地元産山田錦の採用

同社では高級酒を製造するために、まず原料米にこだわった。酒造好適米として名高い山田錦を原料米とした。その山田錦も地元の農家にて契約栽培されている。

3.3 麴の委託製造

従来ながらの杜氏による酒造りをするのではなく、酒造りの経験のない若手社員を中心に従業員だけの手による酒造りを目指していた同社では、精白した山田錦を製麴専門メーカーに支給し、小ロット数で製造を委託することとした。

製造された麴は製麴メーカーにて低温貯蔵され、必要な時に必要な量だけ保冷宅配便にて出荷される。このようにして、常に品質の一定した、かつフレッシュな麴を年間を通じて入手できる仕組みを作った。

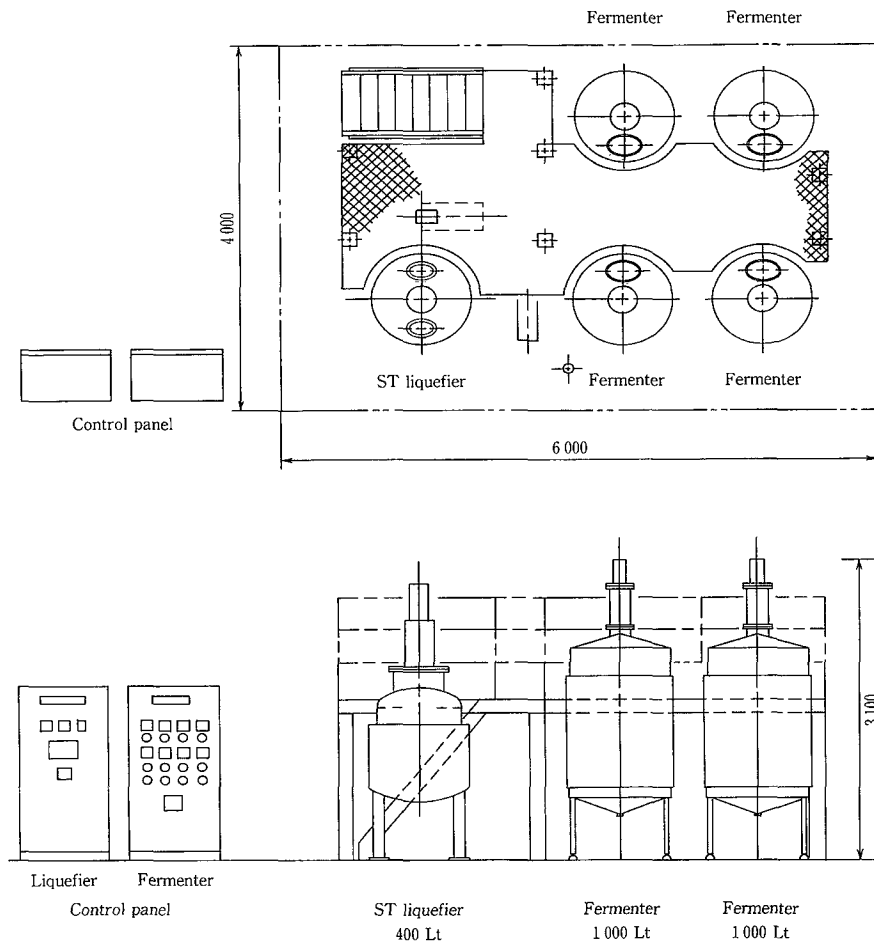
3.4 液化技術指導

当社では、納入先の希望により液化仕込みの技術指導を行っている。液化仕込みを経験したことのない酒造メーカーにおいても、安心して液化仕込みを行っていただけるようハードだけではなく、ソフト面においてもバックアップ体制をとっている。同社に対しても技術指導を約一ヶ月間に渡り実施した。

3.5 作業工程

ST液化・発酵プラントは酵素と原料米の投入以外はほとんど自動化されているので、人手による作業は非常に少ない。液化処理工程、液化品温パターン及び作業時間を第1表に示す。

同社では1バッチの液化処理量は白米100kgと少量なので、液化処理を行った日のうちに仕込作業も行うことができる。



第 4 図 有薫酒造機に納入したST液化・発酵プラントの配置図
 Fig. 4 Layout drawing of ST Liquefied and fermentation plant supplied to Yukun Sake Brewing Co. Ltd.

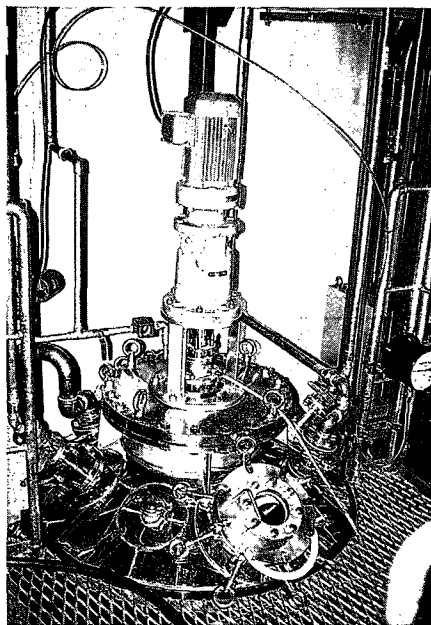
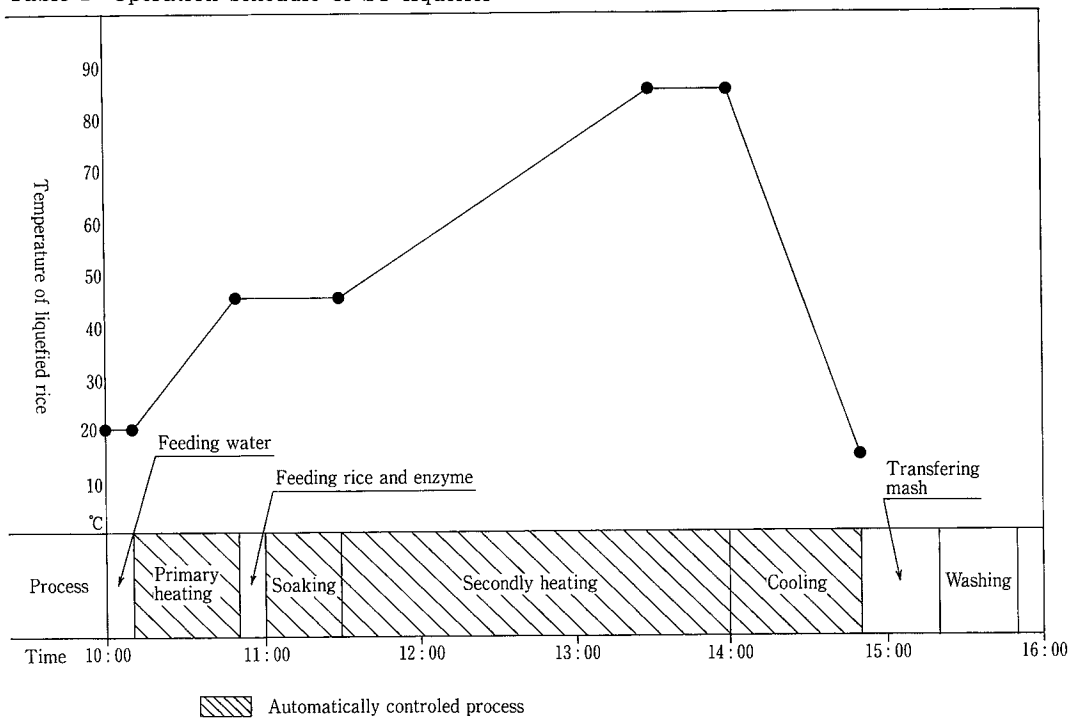


写真 2 ST液化槽
 Photo. 2 ST Liquefier



写真 3 発酵タンク
 Photo. 3 Fermenters

第 1 表 ST 液化装置の運転スケジュール
Table 1 Operation schedule of ST liquefier



第 2 表 仕込配合表
Table 2 Proportion of raw materials

		Mizukoji	Soe	Naka	Tome	Total
NO. 1 (Honjyouzou)	Total rice (kg)	22	100	111	132	365
	Liquefied rice (kg)		100	100	110	310
	Rice for Koji (kg)	22		11	22	55
	Water (kg)	60	200	200	230	690
	Enzyme (g)		30	30	33	93
	Lactic acid (ml)					242
	Cultured yeast (g)	300				300
	Alcohol(30%) (Lt)					109
NO. 2 (Junmai)	Total rice (kg)	22	100	111	132	365
	Liquefied rice (kg)		100	100	110	310
	Rice for Koji (kg)	22		11	22	55
	Water (kg)	60	200	200	230	690
	Enzyme (g)		30	30	33	93
	Lactic acid (ml)					242
	Cultured yeast (g)	300				300

第 3 表 仕込経過表
Table 3 Function of mush fermentation

		Soe	Odori	Naka	Tome	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	21	Add. Alc.
NO. 1 (Honjyouzou)	Temperature (°C)	14.0	14.5	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	13.0	11.0	10.0		11.0
	Sake meter	14.6	14.5	15.5	15.4	14.2	11.0	9.2	6.6	5.0	3.4	-24.0	-12.0	-5.5	±0.0		+6.5
	Alcohol (%)						6.2	8.3	10.2	12.5	14.0	15.3	16.4	17.2	18.1		19.2
	Total acidity (ml)	0.4	0.8	0.8	0.5	0.9	1.2	1.4	1.6	1.7	1.7	1.7	1.9	1.9	1.9		1.7
	Amino acidity (ml)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.5	0.7	0.8	0.8	0.9	1.1	1.2	1.2		1.1
NO. 2 (Junmai)	Temperature (°C)	13.0	12.0	11.0	12.0	12.0	12.0	12.0	12.5	12.5	12.3	12.0	12.7	12.7	12.5	12.5	
	Sake meter	14.6	14.4	14.2	15.8	14.6	12.2	9.2	7.6	5.6	4.2	3.8	-22.0	-14.0	-5.0	-1.0	
	Alcohol (%)						6.0	7.9	9.4	11.3	13.4	14.0	15.4	16.3	17.0	17.3	
	Total acidity (ml)	0.4	0.6	0.5	0.4	0.6	1.0	1.3	1.4	1.5	1.7	1.7	1.8	1.8	1.8	1.8	
	Amino acidity (ml)	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.3	0.4	0.4	0.6	0.7	0.7	0.8	0.9	1.0	1.2	

第 4 表 アルコール取得量
Table 4 Yield of Alcohol

	No.1	No.2	No.3	No.4	No.5
Total rice (kg)	365	365	375	370	391
Amount of Alcohol(30%)added (lt)	109		199		140
Sake meter	+6.5	+0.5	+9.0	-2.0	+1.5
Alcohol content (%)	19.2	17.4	20.9	18.4	19.3
Sake cake (%)	12.1	12.3	12.5	12.9	14.3
100 % Alcohol (lt/ton)	433.3	428.6	447.8	440.1	429.8

3. 6 仕込み配合及び経過

第 2 表に仕込配合を、第 3 表にはその際のもろみ経過を示す。ポーメの切れ、アルコールの生成も良く、酸度・アミノ酸を抑えた綺麗な酒に仕上がった。

3. 7 経済効果

3. 7. 1 原料利用率のアップ

同社でのアルコール取得量・日本酒度及び粕歩合等を第 4 表に示す。原料を有効に利用することにより、従来の蒸米仕込法では得ることのできない高いアルコール取得量を達成することができた。

これにより原料の利用率が大幅に上がり、原料費を従来よりも約 20 % 削減できた。首藤社長が「酒粕を造るのではなく、私は酒を造る」と語るゆえんである。

3. 7. 2 人件費の削減

同社では S T 液化・発酵プラントの導入と同時に 2 名の新卒者を採用した。1 名は分析、もう 1 名は機械操作他の作業を担当している。しかしながら、分析も機械操作も一日仕事とはならないので、各人とも商品の配送・事務作業他の業務もこなしている。実質製造に関わる時間を基に計算した原価計算上の人件費としては 0.5 人分としている。

同じ規模の場合、伝統的な仕込み方法では杜氏を始めとする酒造専従者を最低 3 名必要としたことと比較すると、人件費を大幅に削減できた。もちろん、週休 2 日制に移行している。

3. 8 販売企画

S T 液化・発酵プラントを導入して四季醸造を行うことが可能になった同社では、フレッシュな酒を年間を通じて販売している。



写真 4 「粒選り」

Photo.4 "Tsubuyori" Jyunmaisyu

高級割烹に「かすみ酒」と名をつけた搾りたての酒を年間販売する。また、年間契約した百貨店へ毎月、その月の名前をつけた酒を販売するなど、四季醸造の利点を最大限に利用した企画商品にて順調に販路を拡大している。その名を「粒選り」純米酒という商品もある。(写真 4 参照)。

むすび

「粒選り」S T 液化・発酵プラントを紹介するとともに、高級酒を製造する設備として当プラントを導入した有薫酒造(株)の事例を通じて、地酒メーカーのひとつのあり方を紹介した。

今後も、当社の総合エンジニアリング技術による新しい酒造りをユーザ各位に提案していきたい。

最後に、今回の事例紹介に貴重な資料の掲載の許可をいただきました有薫酒造(株)の首藤社長に深謝申し上げます。

[参考文献]

- 1) 小林：神鋼パンテック技報, Vol. 38 No.2 (1994), P.1
- 2) 姫野国夫：醸造協会誌, 88, (10) (1993) P. 756
- 3) 今安 聡：醸造協会誌, 88, (7) (1993) P. 499

連絡先

桂 広明 化工機事業部
大阪営業部
TEL 06 - 390 - 1344
FAX 06 - 390 - 1358
E-mail h. katsura@pantec. co. jp

車 谷 裕 司 化工機事業部
プラント部
TEL 0794 - 36 - 2548
FAX 0794 - 36 - 6534
E-mail y. syatani@pantec. co. jp

KTI セミコンダクター株式会社向け スクラバー (AW) の納入実績紹介

An Scrubber (AW) for KTI SEMICONDUCTOR, LTD.



(気)大気環境室
小 出 鉄 一
Tetsukazu Koide

KTI セミコンダクター (株) は西脇工場内に半導体製造工場の増強のため、第 2 工場を増設した。半導体製造工程より排出される排ガスを処理するスクラバーを (株) 大気社より受注し、1996年 3 月に納入した。酸スクラバー 4 台、アルカリスクラバー 2 台、薬注設備 1 式、ファン、ポンプ等の付帯設備 1 式を納入し、現在順調に稼働している。本稿でその概要を紹介する。

KTI semiconductor. Ltd. increased a sub-plant for reinforcement of semiconductor manufacturing in the Nishiwaki Plant. A scrubber for the treatment of exhaust gas discharged from the process of semiconductor manufacturing, and was delivered to KTI semiconductor. Ltd. in May 1996. The plant is composed of 4 acid scrubbers, 2 alkali scrubbers, chemical injection equipment, fans and pumps, which has been operated satisfactorily since May 1996. Presented in this paper is an outline of this scrubbing plant.

Key Words

半 導 体	Semiconductor
排ガス洗浄装置	AW
スクラバー	Scrubber
充填材	Packing
HCl	Hydrogen chloride
Cl ₂	Chlorine
フッ化物	Fluorine compound
アンモニア	Ammonia

まえがき

人類の繁栄を可能にしたのは、優れたコミュニケーション能力にあったといえる。情報を交換しあい意志を通じ合うことで、私たちは確実な進歩を遂げてきた。エレクトロニクス技術がもたらした高度情報化社会。その核になるのが半導体である。TV、オーディオ、コンピュータ、ファクシミリ、パソコン等、これらの機器の心臓部として機能しているのが半導体である。市場は、西暦2000年まで年率10%を越える成長が続くと予想されている。

当社は1996年3月 KTI セミコンダクター (株) 西脇工場へ環境対策の一環として排ガス洗浄装置を納入した。

KTI セミコンダクター (株) は (株) 神戸製鋼所と TI (テキサス・インスツルメンツ) の合併により誕生した半導体製造会社である。1990年5月に設立、1992年3月最新鋭の設備を有した西脇工場が完成し生産を開始した。1996年5月

生産増強のための第2工場が完成し稼働している。

今回納入した排ガス洗浄装置はこの第2工場より排出される排ガス処理用である。1995年7月 (株) 大気社より受注、1996年3月納入、1996年5月より運転を開始し、現在順調に稼働している。

本稿では、今回納入した排ガス洗浄装置の半導体製造工場への適用例として、その概要を紹介する。

1. AW ガス洗浄装置の概要

AW ガス洗浄装置の構造を第1図に示す。この装置には、充填材表面積及び空間率を高めた薄板状充填材 (スーパーパック) を組み込んでいる。この充填材の特性を第1表に示す。

AW ガス洗浄装置では、ガスと吸収液とが充填材で向流接触し有害物質が除去され、ミストセパレータにより気液分離後排出される。循環水は懸濁固形物及び塩分濃縮抑制

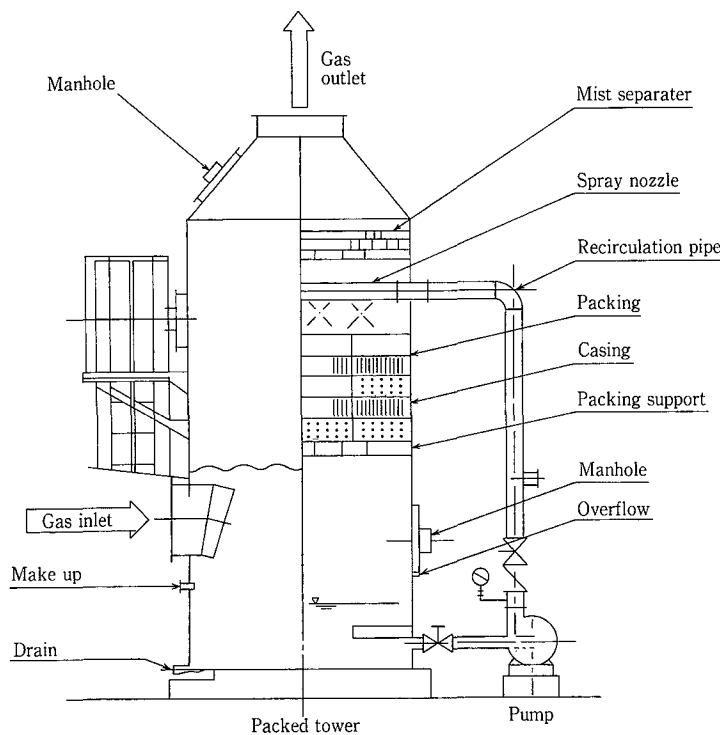
の目的で少量系外へ連続排水させる必要があるが、充填材及び散水ノズルが閉塞しにくい構造であるために、排水量の極小化を図ることが出来る。

処理ガス量500 m³/min、入口アンモニア濃度5 ppmで、処理後濃度0.1 ppmに処理する場合の各種充填材を用いたガス洗浄装置の性能比較を第2表に示す。但し、塔径及び洗浄水量は同一とする。スーパーパックを用いたAWガス洗浄装置は他と比較して充填高さで1/2、圧力損失は最大で1/8となる。また、第2図にNH₃-H₂O系のH_{oc}比較を、第3図に圧力損失の比較を示す。図から、H_{oc}及び圧力損失ともに小さいことが分かる。このことは、ガスの除去性能及び省エネルギー化効果が高いことを意味する。

第1表 各種充填材特性比較

Table 1 Characteristic comparison between various packings

Packing	Surface area (m ² /m ³)	Free volume (%)
Super pack	390	95
Heilex 200	100	93
Heilex 300	75	95
Raschig ring 2B	93	74
Raschig ring 3B	62	74
Tellerette S	185	81.6
Tellerette L	102	88.6
Net ring	164	86
Polytroom A	88	92
Polytroom B	100	91.1
Intalox saddle	256	77.5

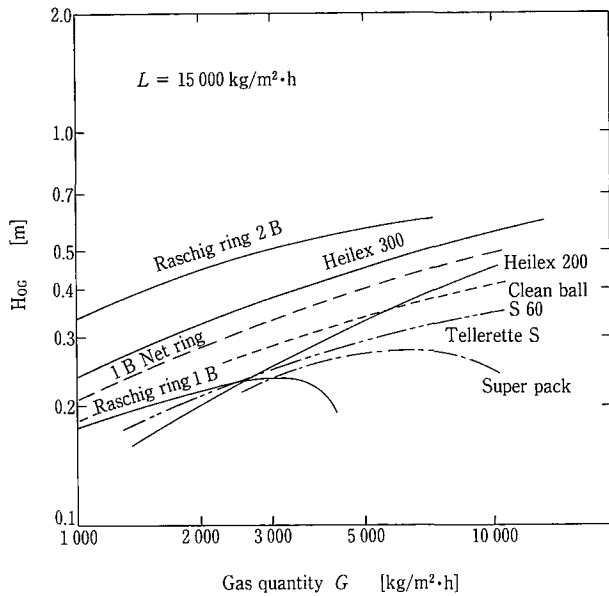


第1図 AWガス洗浄装置
Fig. 1 AW gas scrubber

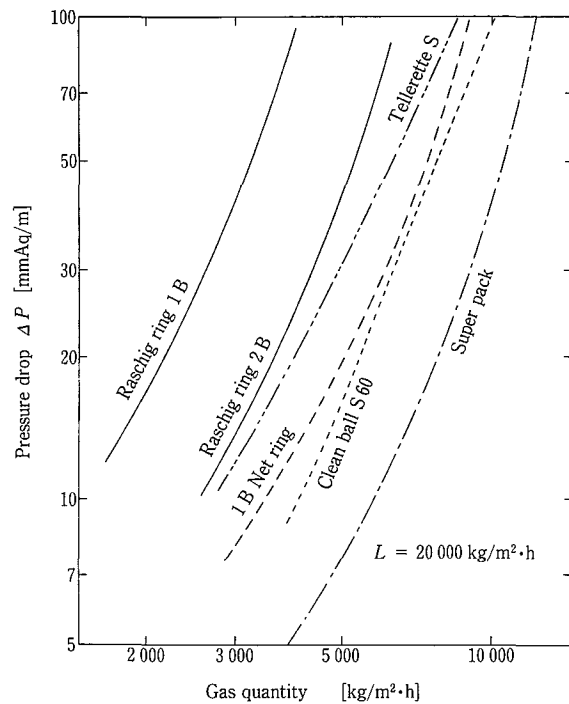
第2表 各種充填材性能比較

Table 2 Performance comparison between various packings

Packing	Gas quantity (m ³ /min)	Tower diameter (mm φ)	Water quantity (l/min)	Gas inlet (ppm)	Gas outlet (ppm)	N _{oc}	H _{oc} (m)	Packing height (mm)	Pressure drop (mmAq)
Super pack	500	2 150	1 210	5	0.1	4.71	0.21	990	50
Heilex 200							0.36	1 700	75
Tellerette S							0.31	1 460	176
Raschig ring 1½B							Flooding		
I ball							0.29	1 370	66
Net ring 1B							0.40	1 890	397



第 2 図 NH₃-H₂O 系 H_{OC} 比較
Fig. 2 Comparison of NH₃-H₂O system H_{OC}



第 3 図 圧力損失比較
Fig. 3 Comparison of pressure drop

2. 設備概要

半導体製造工程（超LSI）は、シリコン単結晶、フォトリソグラフィ、酸化、エッチング、結線で製品の完成となる。この製造工程から排出されるガスを除去する設備であり、第 4 図に酸性ガスを処理する排ガス洗浄装置（酸スクラバー）のフロー、第 5 図にアルカリ性ガスを処理する非ガス洗浄装置（アルカリススクラバー）のフローを示す。

酸スクラバーは 4 基（No. 1～No. 4）で構成されており各スクラバーのフローは同一である。4 基の内 1 基は予備機である。排ガス（酸性ガス）はファンでスクラバーに導入され充填材部で気液接触（化学吸収）により処理され大気へ放出される。循環水に NaOH 水溶液を用い、酸性ガスを中和している。NaOH 溶液の注入は pH 計により自動制御されており各スクラバーの循環液 pH で制御している。循環水は水質保持のため、運転中常時給水を行い、オーバーフロー方式でブローしている。

アルカリススクラバーは 2 基（No. 1～No. 2）で構成されており各スクラバーのフローは同一である。2 基の内 1 基は予備機である。排ガス（アルカリ性ガス）はファンでスクラバーに導入され充填材部で気液接触（化学吸収）により処理され大気へ放出される。循環水に H₂SO₄ 水溶液を用い、アルカリ性ガスを中和している。H₂SO₄ 溶液の注入は pH 計により自動制御されており各スクラバーの循環液 pH で制御している。循環水は水質保持のため、運転中常時給水を行い、オーバーフロー方式でブローしている。

酸スクラバー、アルカリススクラバーとも室内に設置している。圧力のかかる薬液注入ラインについては安全のため飛散防止対策として配管を二重管にし、薬品ポンプは全体を保護カバー（透明板）で覆い、又バルブ部についても保護カバー（透明板）で覆っている。

3. 納入設備の仕様

納入設備の全体配置図を第 6 図、酸スクラバー組立図を

第 7 図、アルカリススクラバー組立図を第 8 図に示す。又、設計条件及び仕様は次の通りである。

3. 1 設計条件

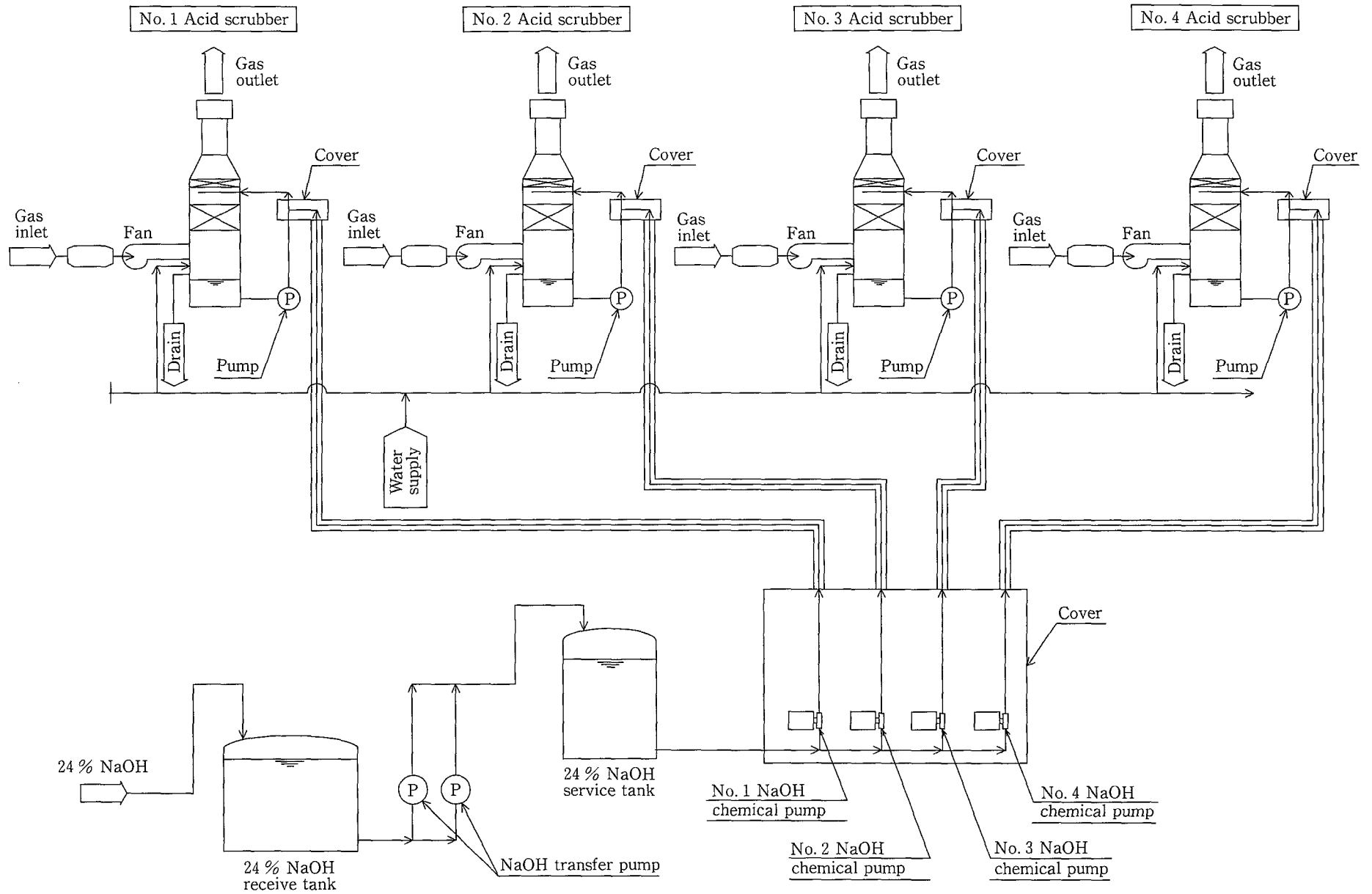
3. 1. 1 酸スクラバー（1 基当り）

処理ガス量	1 180 m ³ /min
処理ガス温度及び湿度	25～30℃（相対湿度 70%）
入口 HCl 濃度	10 mg/m ³ N·dry
出口 HCl 濃度	1 mg/m ³ N·dry
入口 Cl ₂ 濃度	3 mg/m ³ N·dry
出口 Cl ₂ 濃度	0.3 mg/m ³ N·dry
入口フッ化物濃度	25 mg/m ³ N·dry
出口フッ化物濃度	0.59 mg/m ³ N·dry (HF ≤ 1 mg/m ³ N·dry)

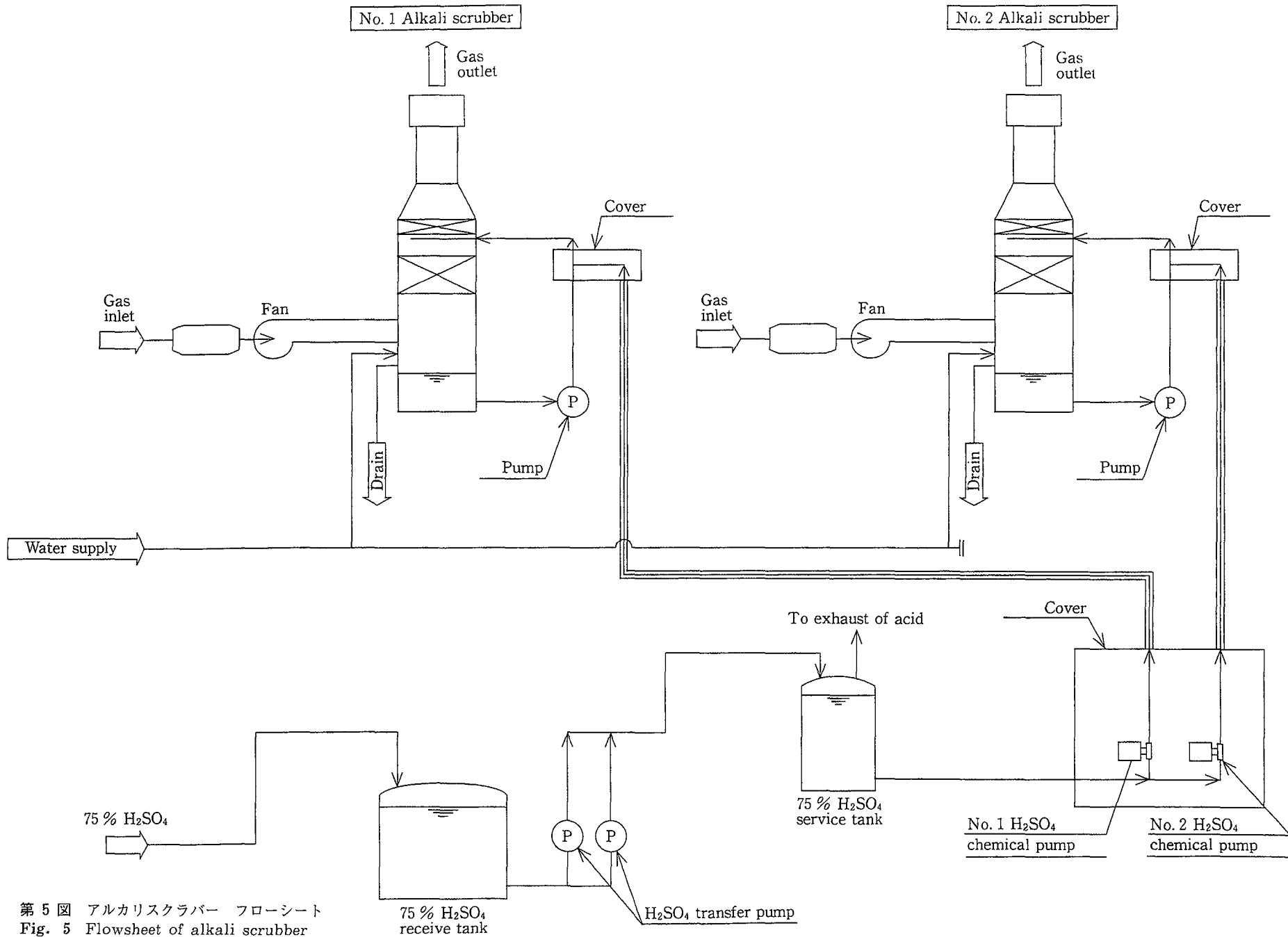
入口硫酸ミスト濃度	5 mg/m ³ N·dry
出口硫酸ミスト濃度	90%以上除去
入口硝酸ミスト濃度	25 mg/m ³ N·dry
出口硝酸ミスト濃度	90%以上除去
洗浄液質	NaOH 水溶液
薬品注入方式	pH 計による ON—OFF
排水量	80 l/h
排水方式	オーバーフロー方式

3. 1. 2 アルカリススクラバー（1 基当り）

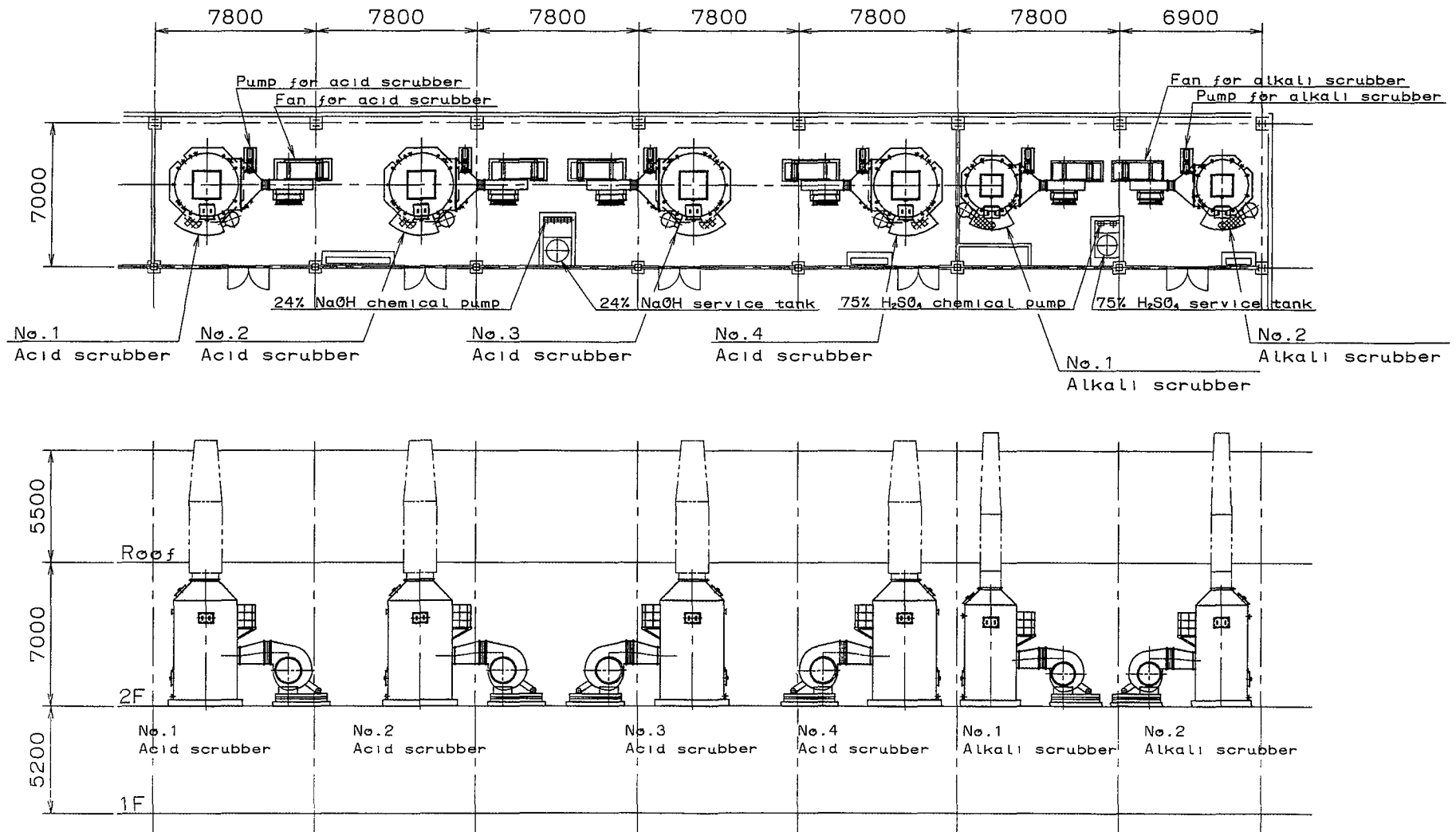
処理ガス量	750 m ³ /min
処理ガス温度及び湿度	25～30℃（相対湿度 70%）
入口 NH ₃ 濃度	150 mg/m ³ N·dry
出口 NH ₃ 濃度	5 mg/m ³ N·dry
洗浄液質	H ₂ SO ₄ 水溶液
薬品注入方式	pH 計による ON—OFF
排水量	240 l/h
排水方式	オーバーフロー方式



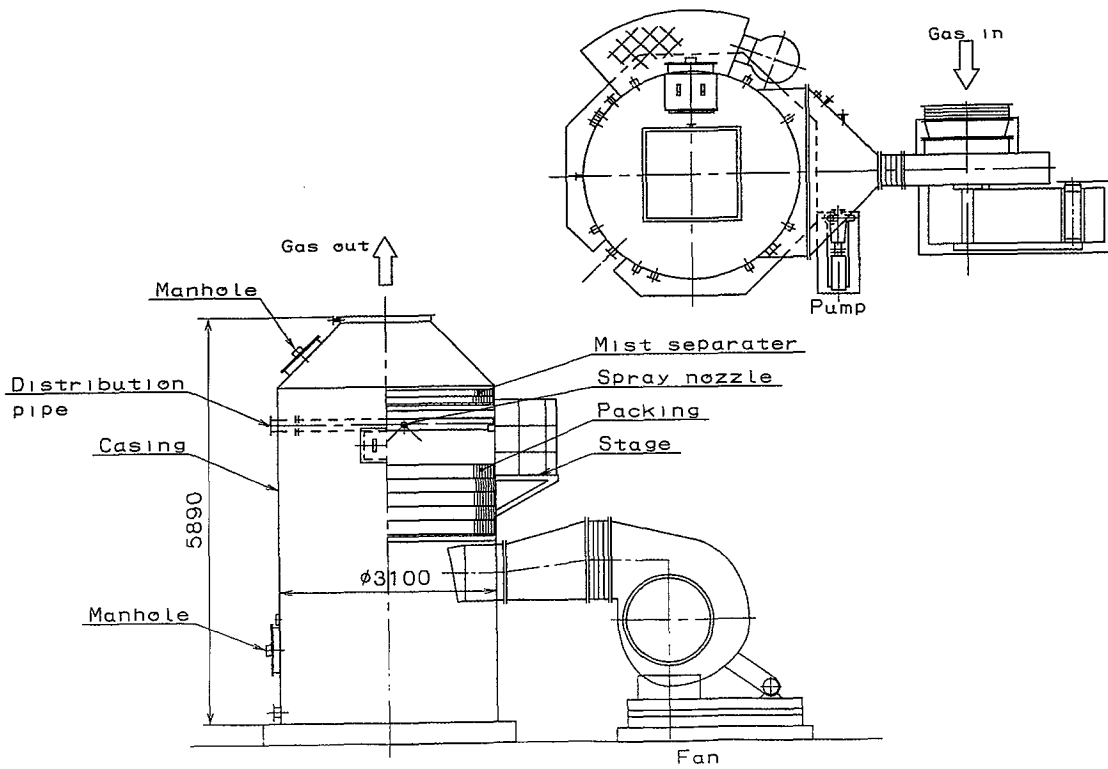
第4図 酸スクラバー フローシート
Fig. 4 Flowsheet of acid scrubber



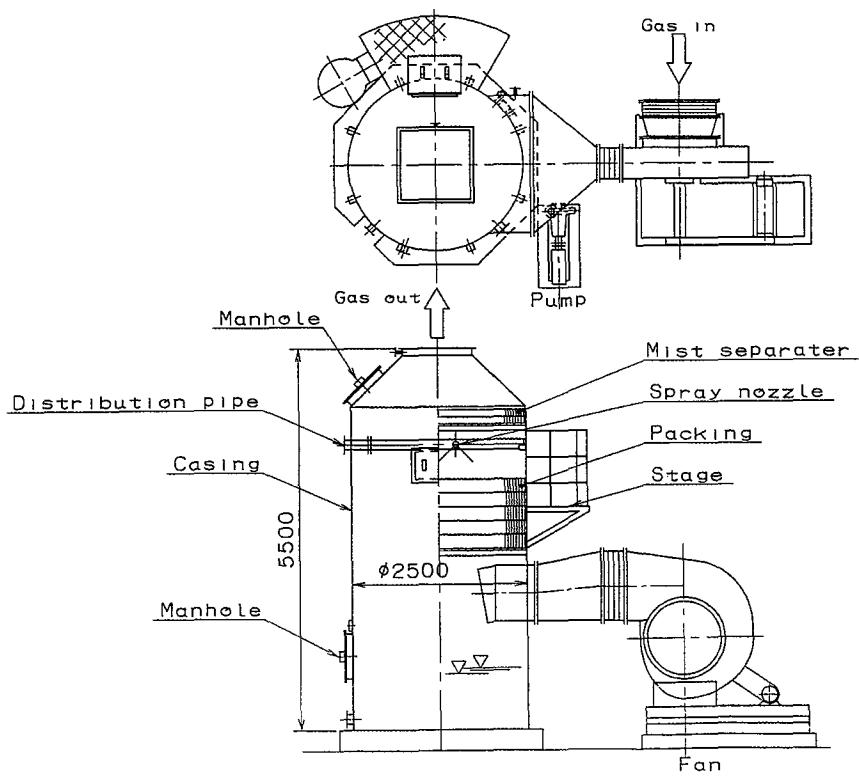
第 5 図 アルカリスクラバー フローシート
Fig. 5 Flowsheet of alkali scrubber



第 6 図 全体配置図
Fig. 6 Overall arrangement plan



第 7 図 酸スクラバー外形図
Fig. 7 Outside View of acid scrubber



第 8 図 アルカリスクリバー外形図
Fig. 8 Outside View of alkali scrubber

第 3 表 酸スクラバー性能テスト結果
Table 3 Performance test results of acid scrubber

Item	Designed Value(inlet)	Measured Value(inlet)			
		No. 1	No. 2	No. 3	No. 4
Gas quantity	1180 m ³ /min	1 173 m ³ /min	1 082 m ³ /min	1 165 m ³ /min	1 202 m ³ /min
Gas temperature	25~30℃	25℃	24℃	24℃	24℃

Item	Designed Value		Measured Value							
			No. 1		No. 2		No. 3		No. 4	
	inlet	outlet	inlet	outlet	inlet	outlet	inlet	outlet	inlet	outlet
HCl gas mg/m ³ N	10	1	2	0.0	1	0.1	2	0.0	2	0.2
Cl ₂ gas mg/m ³ N	3	0.3	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
Fluorine compound mg/m ³ N	25	0.59	0.2	<0.1	2.7	<0.1	4.7	<0.1	2.9	<0.1
H ₂ SO ₄ mist mg/m ³ N	5	0.5	<1	<0.5	<1	<0.5	<1	<0.5	<1	<0.5
HNO ₃ mist mg/m ³ N	25	2.5	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1

第 4 表 アルカリススクラバー性能テスト結果
Table 4 Performance test results of alkali scrubber

Item	Designed Value(inlet)	Measured Value(inlet)	
		No. 1	No. 2
Gas quantity	750 m ³ /min	422 m ³ /min	422 m ³ /min
Gas temperature	25~30℃	23℃	23℃

Item	Designed Value		Measured Value			
			No. 1		No. 2	
	inlet	outlet	inlet	outlet	inlet	outlet
NH ₃ gas mg/m ³ N	150	5	72	0.2	74	0.2

2 機器仕様

スクラバー	型番 VSP-310 (0) 4基		
アルカリスクラバー	型番 VSP-250 (0) 2基		
環ポンプ (酸スクラバー)	2 m ³ /min×15 mAq×11 KW 防振架台付 4台		
環ポンプ (アルカリスクラバー)	1.5 m ³ /min×15 mAq×7.5 KW 防振架台付 2台		
ファン (酸スクラバー)	1 180 m ³ /min×180 mmAq 75 KW FRP 4台 防振架台付		
ファン (アルカリスクラバー)	750 m ³ /min×180 mmAq 37 KW FRP 2台 防振架台付		
性ソーダ供給ポンプ	0.9 l/min×30 mAq 0.2 KW 4台		
酸供給ポンプ	0.8 l/min×30 mAq 0.2 KW 2台		
性ソーダ移送ポンプ	200 l/min×20 mAq 2.2 KW 2台 (内1台予備)		
酸移送ポンプ	50 l/min×20 mAq 1.5 KW 2台 (内1台予備)		
4% NaOH トービスタック 入タンク	1 000 l FRP	1台	
4% NaOH 入タンク	5 000 l FRP	1台	
5% H ₂ SO ₄ トービスタック 入タンク	500 l FRP	1台	
5% H ₂ SO ₄ 入タンク	2 000 l FRP	1台	
配管	循環配管 VP管 1式 薬液配管 二重管 1式 (ブレードホース+VP管) 給水配管 VLP管 1式		
制御盤	酸スクラバー用 1面 アルカリスクラバー用 1面		
電気計装品	pH計(流通型) 6式 レベル計(フロート式) 6台 温度指示調節計 6台		

3 主要部材

3.1 酸スクラバー

ケーシング	FRP製(耐HF仕様)
-------	-------------

充填材	スーパーパック9P PVC製
ミストセパレーター	スーパーパック6P PVC製
散水管	PVC製
スプレーノズル	PP製
ボルト・ナット・ワッシャ	
塔外	SUS304
塔内	樹脂製
点検口蓋	透明PVC製
梯子・ステージ	鋼製(溶融亜鉛鍍金)
3.3.2 アルカリスクラバー	
ケーシング	FRP製
充填材	スーパーパック9P PVC製
ミストセパレーター	スーパーパック6P PVC製
散水管	PVC製
スプレーノズル	PP製
ボルト・ナット・ワッシャ	
塔外	SUS304
塔内	樹脂製
点検口蓋	透明PVC製
梯子・ステージ	鋼製(溶融亜鉛鍍金)

4. 運転結果

1996年5月から運転に入り、1996年12月に性能評価テストを実施した。性能テスト結果を第3、4表に示す。酸スクラバーは、第3表に示すように出口ガス濃度、ミスト濃度は設計出口濃度よりも低い値が得られた。アルカリスクラバーは、第4表に示すようにガス量、入口ガス濃度は設計条件より低い値であったが、NH₃除去率は99.7%が得られた。

以上の性能評価テスト結果より、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

半導体製造設備向け排ガス処理装置の納入例について紹介した。今後とも、環境保全に対するニーズがますます大きくなると考えられるが、本装置はそれらのニーズに十分対応するものと確信している。

[参考文献]

- 1) 桧山和成：神鋼パンテック技報，Vol. 38，No.1 (1994)，P. 38
- 2) KTIセミコンダクター(株)，カタログ

連絡先

小 出 鉄 一 気熱装置事業部
 大気環境室
 TEL 078-232-8134
 FAX 078-232-8066
 E-mail t.koide@pantec.co.jp

地熱発電プラント向け冷却塔納入例紹介

A Cooling Tower for Tohoku Electric Power Company, Inc.



(気)生産部 技術課
小池一成
Kazushige Koike

当社は1995年に三菱重工業(株)殿が納入した、東北電力(株)殿澄川地熱発電所(秋田県)向け50 MW 発電プラントの、復水器用冷却水冷却装置として冷却塔を納入した。

この冷却塔は、一般工業用として多数の実績を有する当社の大型木製冷却塔の一つで、発電プラントの立地条件に適合するようコンパクトにまとめられた一例として、次にその概要を紹介する。

Shinko Pantec Company, Ltd. installed a cooling tower as a equipment of producing cooling water for a 50MW geothermal power plant turbine condenser for Sumikawa Geothermal Power Station, Tohoku Electric Power Company, Inc., which is located in Akita Prefecture, delivered by Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. in 1995.

This cooling tower is one of the largest wooden cooling towers, and an example of cooling towers compactly conforming to conditions of power plant and its location.

The followings show the cooling tower outlines.

Key Words:

冷 却 塔
プ ル ー ム
地 熱 発 電

Cooling Tower
Plume
Geothermal Power Plant

まえがき

一般に地熱発電所は内陸に位置しているため、発電所の近くから連続的に十分な量の冷水を得ることが難しい。そのため、冷却塔が重要補機の一つとして設けられる。

冷却塔性能を長期にわたり維持し、安心して運転するために、計画段階に冷却塔が建設される地域の気象条件や環境条件の調査を充分に行い、冷却塔の規模、構成部品の材質、熱交換部である充填材の型式等の仕様決定を厳格に行うと同時に、冷却塔排気の影響、冷却塔の騒音が与える環境への影響等についても充分検討を行い、立地条件に適合した厳密な冷却塔仕様を決定する。

本稿では、その一例である三菱重工業(株)殿が東北電力(株)殿澄川地熱発電所へ納入した、50 MW 発電プラントの

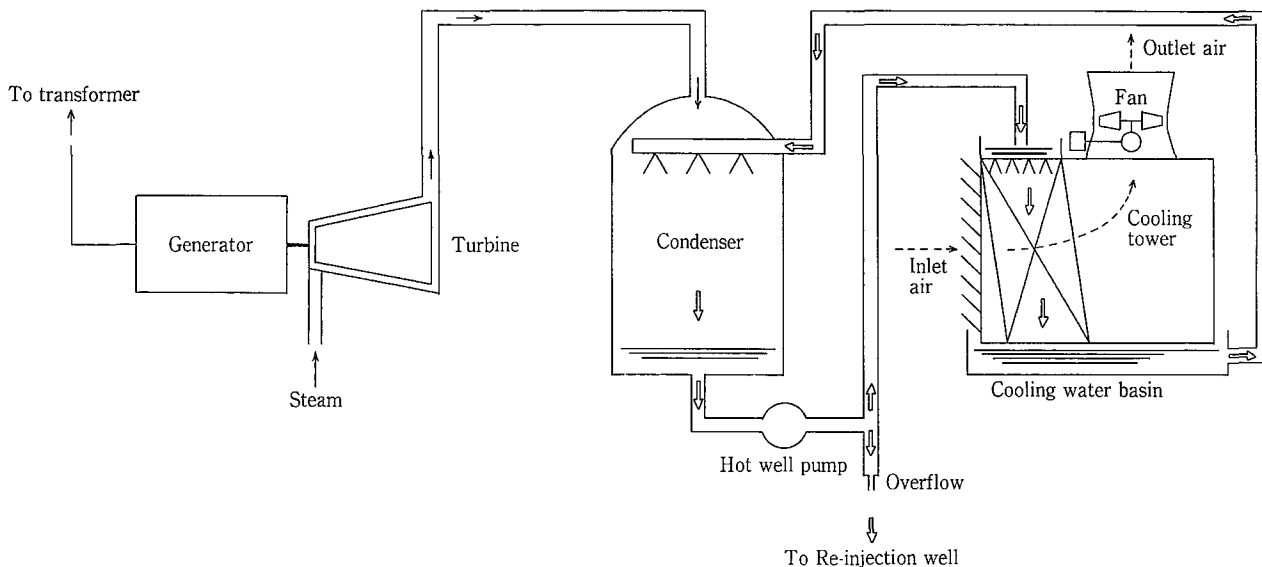
復水器用冷却水冷却装置である、当社の大型木製冷却塔の概要を紹介する。

1. 水冷却方式

澄川地熱発電所に於ける復水器用水冷却方式は循環式で、その循環水フローは第1図に示す通りである。

水冷却方式が循環式の場合の一般用冷却塔では、水の冷却に際し発生する蒸発で、循環水の一部が系外へ放出され、さらにこれに加えて、冷却塔内部の循環水の飛沫の一部が系外へ放出されて、循環水は濃縮される。この濃縮を大きくしないために、さらに幾らかの循環水をブローダウンし、これらの失われた循環水と同量の水を新たに補給して運転される。

澄川地熱発電所では、復水器がジェット型の直接接触熱



第 1 図 循環水フロー
Fig. 1 Circulating Water Flow

交換式であり、タービンで働いた後の蒸気の大部分は、冷却塔から供給された冷水と復水器で直接触れて復水し、温水となる。この温水が復水器から循環水ポンプで冷却塔に供給され、冷水となる過程では、冷却塔から系外へ放出される循環水は、一般用冷却塔の場合と同様に発生するが、系外へ放出される量がタービン排気量より少ないため、循環水系の保有水量に余剰が生じるので、循環水ポンプ出口側より排出させて地下へ還元するフローとなっている。即ち、運転中は常時新しい補給水を供給しながらブローダウンしている運転と変わりはなく、循環水に対する補給水を考慮する必要はない。

2. 冷却塔設計条件

澄川地熱発電所向け冷却塔設計条件は、次の通りである。

- | | |
|------------------------------|-------|
| (1) 冷却水量 (m ³ /h) | 9 650 |
| (2) 入口温度 (°C) | 43.5 |
| (3) 出口温度 (°C) | 22.0 |
| (4) 入口空気湿球温度 (°C) | 14.0 |

3. 冷却塔型式

冷却塔は充填材という媒介物に水を通し、空気と直接接触させて冷却する装置で、このような構成の冷却塔を湿式冷却塔と称している。

澄川地熱発電所向け冷却塔の形式は、環境対策を反映して、熱源を復水器から冷却塔への循環水(温水)とした、熱伝達のよいフィンチューブ式空気加熱器を直交流型湿式冷却塔に装備した、乾湿併用形冷却塔である。即ち、この乾湿併用形冷却塔の構造は、第 2 図に示す如く、隔壁(仕切壁)によって 1 基を 4 分割(セル)した片吸込集合型とし、充填材を自然流下する水と、ファンで導入した空気の接触が直交する直交流型片吸込湿式冷却塔と、ケーシング(外装)面に配置され、ファンで導入した空気を加熱する

フィンチューブ式空気加熱器から構成されている。

この乾湿併用形冷却塔の特長は、空気加熱器の高さを冷却塔据付基礎から冷却塔々体の最上部まで有効に活用することが出来る上、冷却塔プレナム部(ファン下部空間)を任意に拡張することが出来るので、大容量の空気加熱器を採用する場合に適している。また、湿式冷却塔の充填材を通過した湿り空気と、空気加熱器を通過した乾き空気を混合させる上で、プレナム全体を使用するので非常に良好な混合効果を得ることが出来る。混合方式からこの冷却塔を交叉流式乾湿併用形冷却塔とも称している。尚、空気加熱器を写真 1 に示す。

4. 環境対策

湿式冷却塔には、二次的に発生する可視ブルーム(霧)、騒音、排出ドリフト(系外へ飛散する水滴)等の問題がある。湿式冷却塔は周辺の環境に影響を及ぼさぬよう、気象や環境条件に適合することが重要である。澄川地熱発電所向け冷却塔には、次の環境対策について検討が行われた。

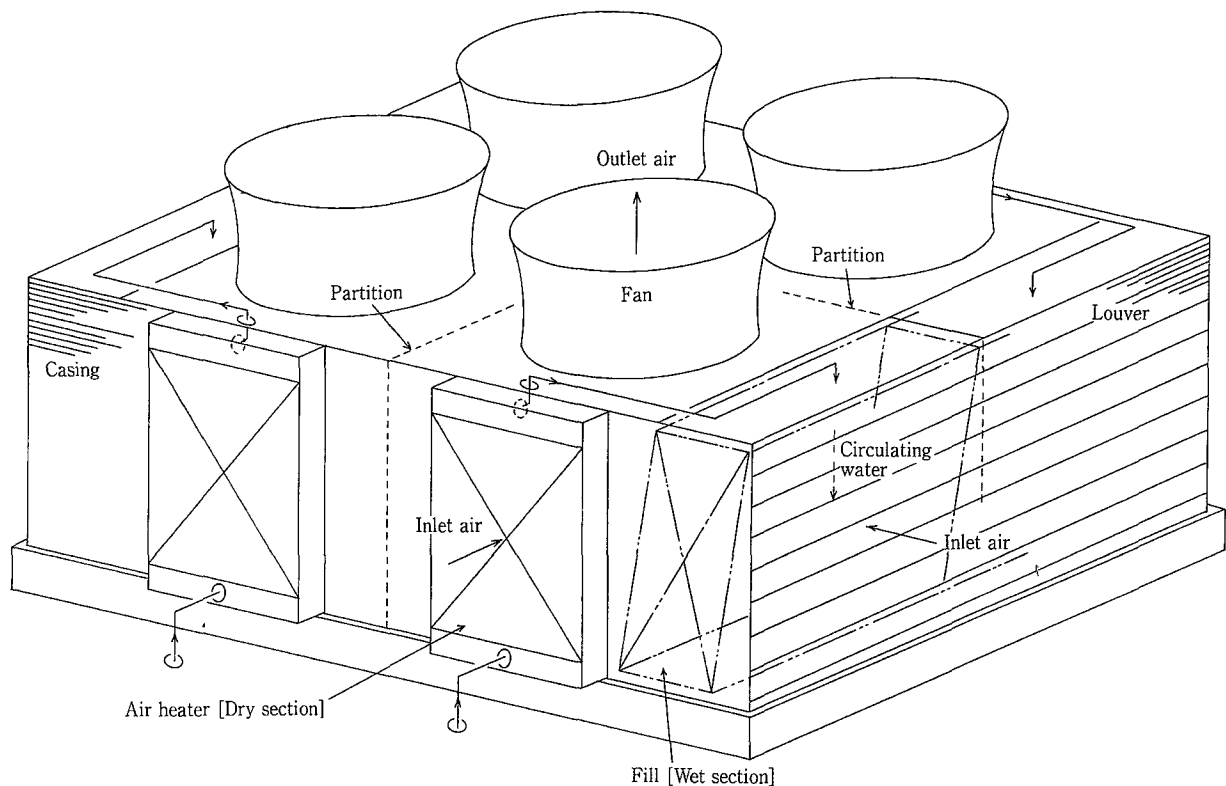
4. 1 可視ブルーム対策

冷却塔の排出空気は、循環水が冷却する時の蒸発で水蒸気を多く含み、100%に近い飽和度となっている。大気が低温となる寒冷期や高湿度の時期には、大気は冷却塔が排出する水蒸気が凝縮し白煙となる。この白煙を可視ブルームと称している。

一般に湿式冷却塔を運転した時に発生する可視ブルームの周辺への影響としては、日照障害、視覚障害、交通障害、地面、機器、構築物等の周辺の凍結、風下の増湿、地域気象への影響等がある。

澄川地熱発電所は海拔 1 062 m に位置し、十和田八幡平国立公園に隣接している。

気象は年間を通じ地上の気象とは異なり、特に冬期は厳



第 2 図 乾湿併用形冷却塔説明図
 Fig. 2 Illustration of Wet & Dry Cooling Tower

寒である。当然、冷却塔の可視ブルームの及ぼす影響について、敷地面積と塔高の制約を考慮に入れて検討が行われた。

この検討に必要な可視ブルームの影響予測、及び可視ブルーム低減に関する技術開発は、環境条件によって大きく影響され、形が常に流動的な可視ブルームの挙動であるだけに、理論計算や模型実験だけでは的確な把握が不可能で、実塔規模での実験が必要である。

当社は実塔に基づく実証試験を通して開発した、当社独特の湿式冷却塔に於ける可視ブルーム発生予測技術と、乾湿併用形冷却塔を採用した場合の可視ブルーム低減効果予測技術により、また当社が我が国で初めて1974年に納入して以来得てきた多数の乾湿併用形冷却塔納入実績資料と、ブルーム拡散シミュレーション等により検討が行われた。

4. 2 騒音対策

澄川地熱発電所では、発電所境界での騒音規制があり、発電所全体での騒音の検討が行われた。

一般に冷却塔では、ファンと冷却塔内部を移動する水の落下音が音源となるが、ファンが設置されている冷却塔々体上部、空気吸込面（系外へ出る水を受け系内へ戻す役目を担うルーバー設置面）、ケーシング表面（外装表面）、空気加熱器表面等での騒音が対象となる。

当社が実塔規模の実験で集積し、多数の納入実績で検証して得た騒音資料による、冷却塔予測騒音値を騒音シミュ

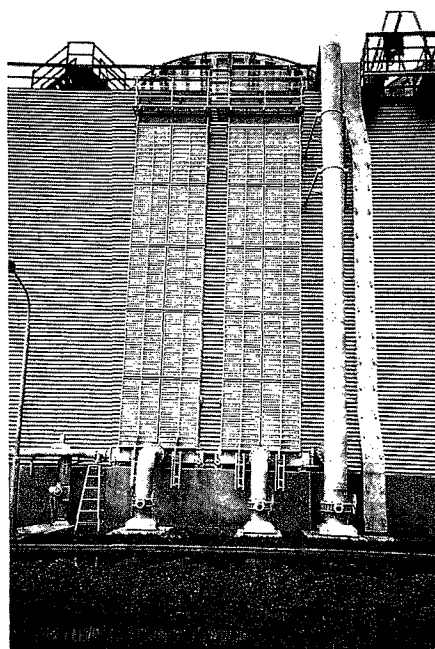
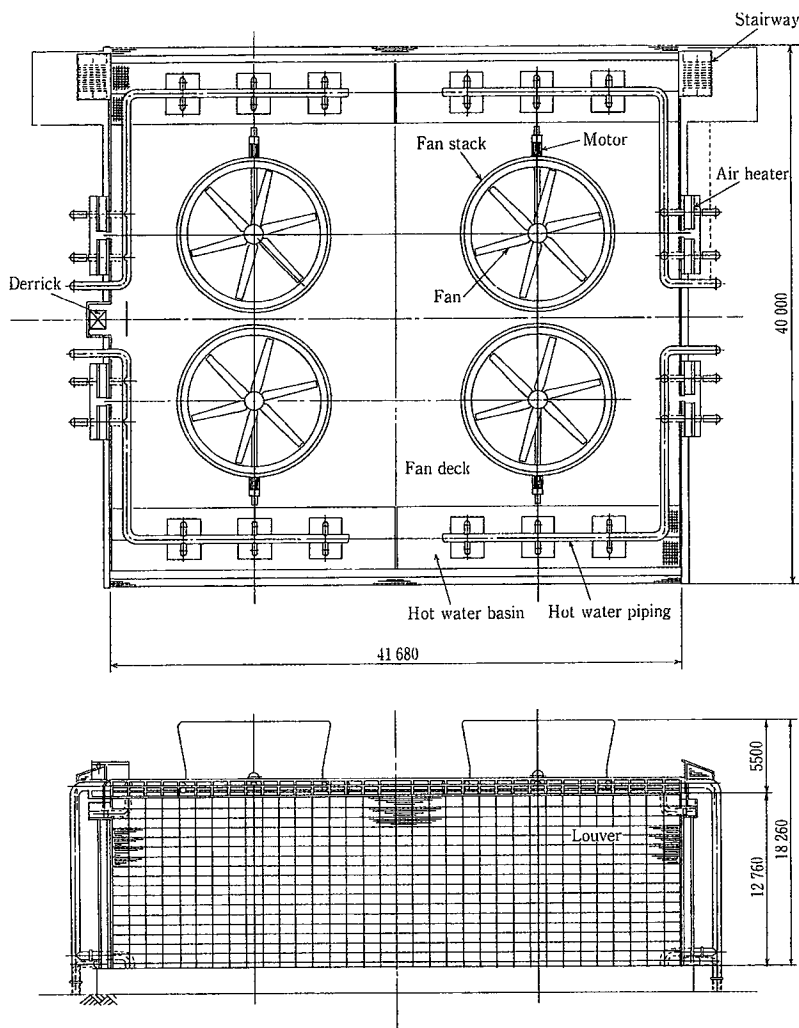


写真 1 空気加熱器外観
 Photo.1 Outside View of Air Heater

レーションの一つの資料とした。

冷却塔に対しては、水の落下音を減ずべく空気吸込部と充填材部の水が落下する部分へ、消音マットを設置した。



第3図 冷却塔外観図
Fig. 3 Schematic View of Cooling Tower

4.3 排出ドリフト対策

冷却塔内部の充填材で水と空気が接触し、水の一部は微小な水滴に変化しつつ移動する。この水滴の一部が、水との接触を終えて排出される空気に伴い系外へ飛散する。この系外へ飛散する水滴を排出ドリフトと称し、冷却塔周辺の機器、構築物等へ影響を及ぼすので極力防止する必要がある。

一般に冷却塔には、充填材に隣接して排出空気に伴うドリフトを系内へ戻す役目を担う、エリミネーターが配置されている。

エリミネーターの機能は、エリミネーターを通過して系外へ放出される排出ドリフト量を、循環水量に対する率を用いて表し、これを飛沫損失と称している。この率が小さければ小さいほど高効率のエリミネーターである。

当社は、ドリフト拡散に関する研究を初め、ドリフト計測技術、ドリフト低減の技術を完成しており、この過程でエリミネーターの効率を実塔規模による実験で検証し、また、多くの納入実績でも検証された、高効率のハニカム型エリミネーターを澄川発電所向け冷却塔に使用した。

4.4 地熱蒸気中の硫化水素 (H₂S) 対策

地熱蒸気中には不凝縮ガスが含まれており、復水器から空気抽出装置で不凝縮ガス及び空気等を抽出している。不凝縮ガスには、少量ではあるが硫化水素が含まれているた

め、このガスによる周辺環境への影響を最小限に押さえるために、冷却塔の排出空気で希釈して大気に拡散している。

5. 冷却塔仕様

澄川地熱発電所向け冷却塔外観図及び断面図を、それぞれ第3、4図に示す。また、冷却塔仕様は次の通りである。

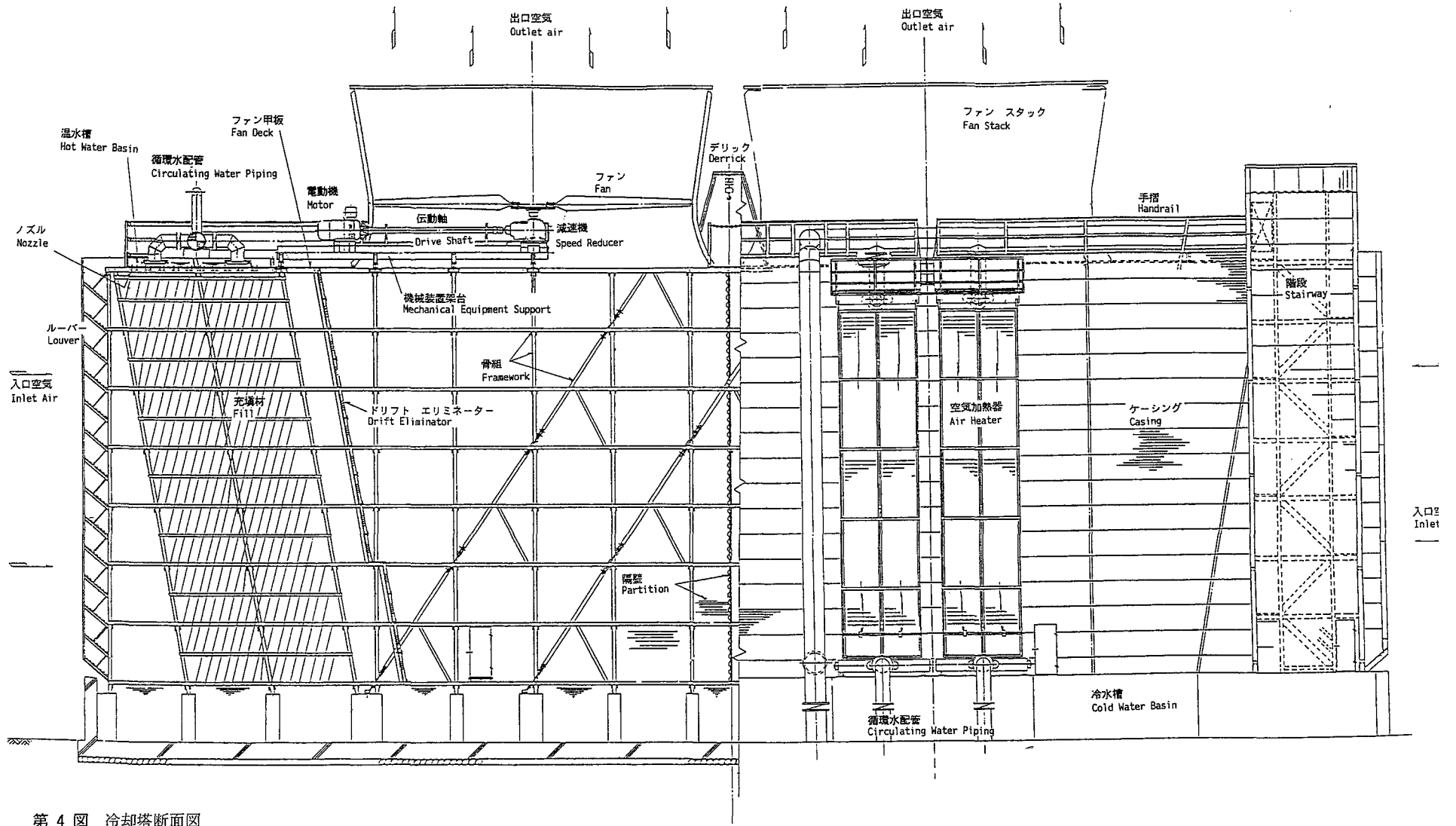
5.1 塔体

- | | |
|---------|--|
| (1) 型式 | 乾湿併用集合型クロスフロー
(直交流) 冷却塔 |
| (2) 充填材 | スプラッシュ型 |
| (3) 基数 | 1基/4セル |
| (4) 寸法 | ・全長 41 680 m
・全幅 40 000 m
・塔高 冷却塔下部冷水槽より
12 760 m
・全高 冷却塔下部冷水槽より
18 260 m |

5.2 機器

5.2.1 ファン

- | | |
|--------|--------------|
| (1) 型式 | 手動可変ピッチ軸流型 |
| (2) 直径 | 9 760 mm |
| (3) 台数 | 1台/セル, 合計 4台 |



第 4 図 冷却塔断面図
Fig. 4 Section of Cooling Tower

5. 2. 2 ファン用電動機
- (1) 形 式 スペース ヒーター付
屋外形全閉外扇三相誘導電動機
 - (2) 定 格 200 Kw, 4 P, 400V,
50 Hz
 - (3) 台 数 1 台/セル, 合計 4 台
5. 2. 3 ファン用減速機
- (1) 型 式 スパイラルベベル及びヘリカル
ギア-2段減速
 - (2) 付属品 ・ヒーター
・油温調節器
・油温検出用センサー
 - (3) 台 数 1 台/セル, 合計 4 台
5. 2. 4 ファン用伝動軸
- (1) 型 式 浮遊式シャフト カップリング
 - (2) 台 数 1 台/セル, 合計 4 台
5. 2. 5 空気加熱器
- (1) 型 式 フィン チューブ式
カバー プレート ヘッダー型
 - (2) 付属品 手動開閉式ダンパー
 - (3) 台 数 2 台/セル, 合計 8 台
5. 2. 6 振動センサー
- (1) 型 式 接触型
 - (2) 用 途 ファン装置
 - (3) 台 数 1 台/セル, 合計 4 台

6. 冷却塔材質

主な冷却塔構成部品の材質は次の通りである。

- (1) 塔体骨組 木材 (防腐処理施工ダグラス
ファー)
- (2) ケーシング FRP (ガラス繊維強化プラス
チック)
- (3) ルーバー FRP
- (4) 充填材 PP (ポリプロピレン)
- (5) エリミネーター 硬質PVC
(硬質塩化ビニール)
- (6) 散水ノズル PP
- (7) ファンスタック FRP
- (8) ファンブレード FRP
- (9) 伝動軸 中間軸 コンポジット ファイバー
カーボン
- (10) 空気加熱器 ステンレス
- (11) 循環水供給管 FRP
- (12) 排ガス用管 ステンレス
- (13) ルーバー部散水管 ステンレス

7. 塗装仕様

塗装は物体 (被塗物) の保護 (防錆, 耐水等), 美観, 色彩調節を目的とした役割や作用を付与するが, 澄川地熱発電所では, 周辺環境との調和がとれた色彩と腐蝕防止を目的として, 排ガス配管 (ステンレス) にはシリコン系耐熱塗料, その他はエポキシ系塗料を使用した。

8. 塔体骨組

冷却塔はその構造から建築物ではなく, 工作物として取り扱われるが, 塔体構造計算は建築基準法施行令に基づいて行い, 長期荷重と短期荷重の両面から検討を加え, 骨組

部材断面を決定した。写真 2 に冷却塔々体骨組を示す。

9. 寒冷地対策

冷却塔は屋外に設置されるため, 周辺の環境に影響を及ぼさぬよう, 気象や環境条件に適合することが重要であると同時に, 気象条件によって損傷や損壊, 或いは運転不能等の事態に至らぬ施策を必要とする。

澄川地熱発電所は積雪地域にあり, 冬期は外気温が -20°C にも及ぶ厳寒期があり, 凍結防止対策は極めて重要である。

かかる寒冷地での凍結コントロールには, 熱負荷上昇, 温水量増量等の様な冷却塔運転手法によって解決出来るものと, 運転手法を変えても気象の勢力に負けて解決出来ぬ場合がある。

澄川地熱発電所向け冷却塔に対し採用した対策の概要を次に示す。

9. 1 ルーバー部への対策

水のほとんどは冷却塔内部の水の流れ落ちる部分ではなく, 冷却塔の比較的乾燥した部分, 即ち, 充填材への導入空気入口であるルーバー部の, 降雨, 降雪, 落下水の水沫等が冷たい空気と接触する部分に形成される。冷却機能や部品に損傷を与えぬ程度の凍結は支障ないが, 凍結は短時間で大きく成長してルーバー部を塞ぎ, 運転に支障を来すのみならず, ルーバーの変形, 損傷, 損壊, 脱落や, 凍結部落下による部品損傷の原因になることがあるので, 寒冷期の運転では凍結及び着氷を極力避けることが重要である。

澄川地熱発電所向け冷却塔では, ルーバー部への水の落下を減らし, 水の系外への離散を少なくするために, 充填材部とルーバーとを離れた構造とし, ルーバー上に熱源を循環水に求めた散水装置による凍結防止対策と, さらに, 冷却塔最上部に配置の温水槽の温水を利用した越流式凍結防止対策とを併用し, ルーバー部凍結防止対策とした。

散水装置と越流式凍結防止対策の写真を, それぞれ写真 3, 4 に示す。

9. 2 ファン用減速機潤滑油への対策

寒冷期に於ける停止後の運転再開に支障がないよう, 減速機に潤滑油加熱用ヒーター, 温度調節器, 温度検出用センサーを設置し, 油温の制御温度維持と温度異常警報システムを採用した。

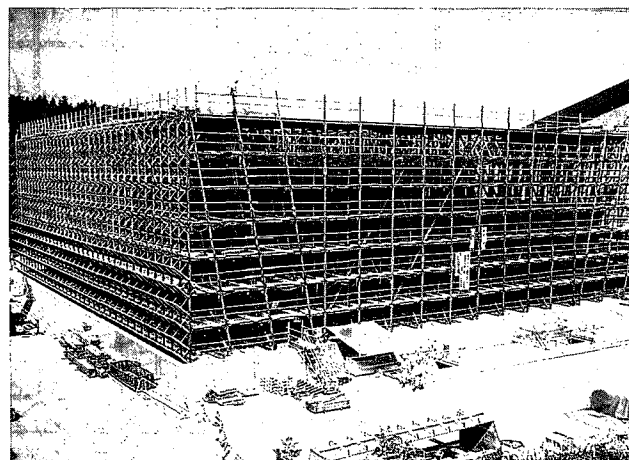


写真 2 冷却塔骨組

Photo.2 Framework of Cooling Tower



写真 3 凍結防止用散水装置
Photo.3 Watering Device for Ice Control

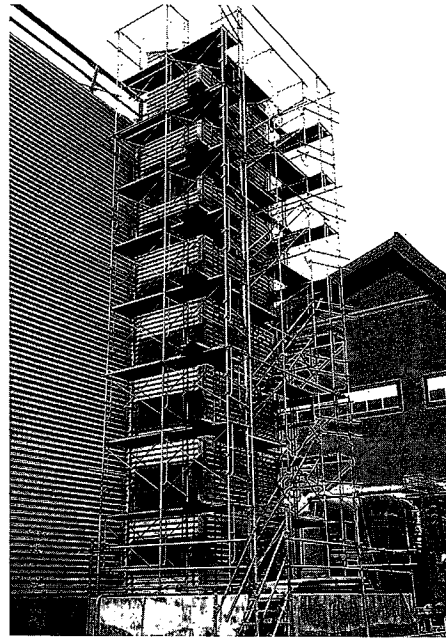


写真 5 階段外観
Photo.5 Outside View of Stairway

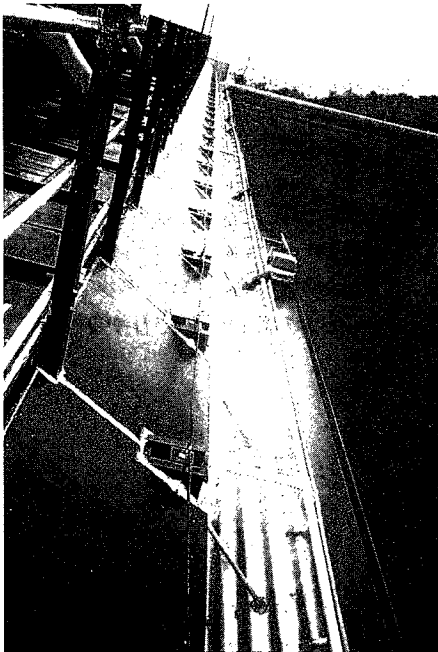


写真 4 越流式凍結防止対策
Photo.4 Overflow Type Ice Control Device

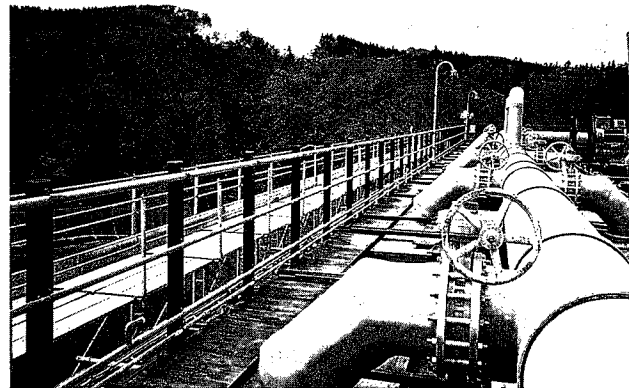


写真 6 鋼管製手摺
Photo.6 Handrail made of Steel Pipe

9. 3 冷却塔昇降階段への対策

冷却塔には塔上へのアクセスとして階段を設けているが、冬期の保守・点検等のための積雪対策として、通路を確保するために階段全体を外装材で覆い、明かり取りを設けた構造にした。

写真 5 に階段の外観を示す。

9. 4 塔上手摺への対策

寒冷期に於ける厳寒期の気象下で、風向きが影響して降雪や一部の冷却塔排出空気が塔上手摺で凍結し、氷柱や氷壁となり、環境の変化に伴って氷塊となって落下し、冷却塔構成部品の損傷や損壊の原因となることがある。

澄川地熱発電所では、風向きを考慮に入れて一部の塔上手摺を鋼管製手摺とし、熱源を循環水に求めた温水循環式

凍結防止対策を施工した。

鋼管製手摺の一部を写真 6 に示す。

9. 5 水溜まり発生部への対策

寒冷期に於ける運転停止時の凍結を防止するために、空気加熱器、ルーバー部散水装置、及び配管内の水溜まりが発生する部分から排水が可能な様に、ドレン弁やプラグを設置した。

10. その他の対策

10. 1 充填材への対策

フィルム型充填材（一般に薄い樹脂製フィルムシートで構成）では、不純物が付着して目詰まりを起し易いため、目詰まりを起し難い格子状ブラッシュ型充填材を採用した。

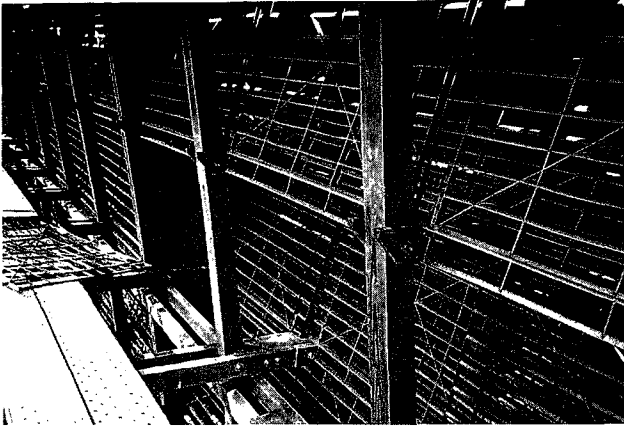


写真 7 充填材
Photo.7 Fill

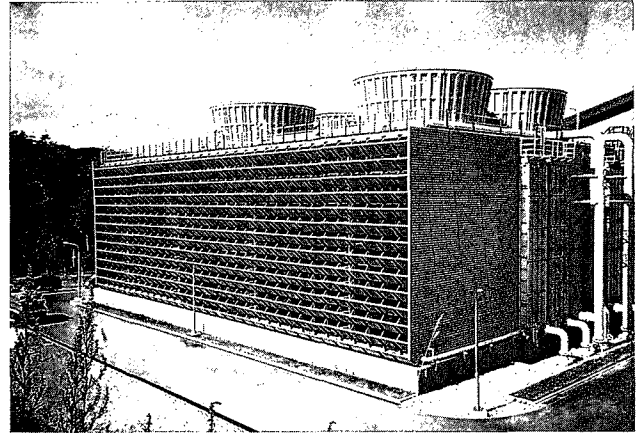


写真 8 冷却塔外観
Photo.8 Outside View of Cooling Tower

充填材を写真 7 に示す。

10.2 ファン装置への対策

ファン部の、ファン、減速機、伝動軸、及び電動機に起因する振動は、そのいずれから発した振動でもファン部全体に影響を及ぼす。従って、早期に異常振動を検出するために振動センサーをファン部に設置した。

10.3 落雷対策

冷却塔全体を落雷から保護するために、避雷設備を設置した。

むすび

今回は、当社の有する産業用冷却塔の地熱発電所向け納入例を取り上げ、その概要を紹介した。

本稿が地熱発電に限らず、あらゆる産業のユーザーの冷却塔計画に参考になれば幸いである。

環境保護はあらゆる分野の産業に求められているところであり、当社の冷却塔は必ずやユーザー各位のニーズに応えることが出来るものと確信している。

終わりに際し、写真 8 にその外観を示してむすびとする。

連絡先

小池 一成 気熱装置事業部
生産部
技術課
参事
TEL 078 - 232 - 8135
FAX 078 - 232 - 8066
E-mail k.koike@pantec.co.jp

埋立地浸出水 RO 濃縮水の処理技術

Handling Technology of Reverse Osmosis Concentrate for Landfill Leachate



技術開発本部 研究開発部
小林 俊 幸
Toshiyuki Kobayashi
佐伯 一 丸
Kazumaru Saeki

埋立地浸出水の高塩類化が進むにつれて、浸出水の脱塩処理が強く望まれている。「DT モジュールシステム」はRO膜を使った浸出水処理システムであり、脱塩処理に非常に有効な方法で、透過水は水道水レベルの良好な水質となる。しかしながら、高濃度の塩類を含んだ濃縮水の処理が重要な課題となっている。本報では、現時点で考えられる濃縮水処理方法を整理し、その評価を行った。

As landfill leachate is getting high salts density, demand of desalination in leachate is becoming stronger. "DT Module System" is a system of landfill leachate treatment with RO (Reverse Osmosis) membrane, and that is a good way of desalination. By RO membrane system, permeate can exceed the tap water quality standard, but treatment of concentrate with high salts density has become an important subject. We have arranged the treatment method of concentrate which we think available, and evaluate them.

Key Words :

埋	立	地	Landfill
浸	出	水	Leachate
逆	浸	透	Reverse Osmosis
濃	縮	水	Concentrate

まえがき

近年、最終処分場に埋立られる廃棄物は、廃棄物の焼却処分が多くなるにつれて、焼却残渣の割合が高まっている。清掃工場ではHClガス処理に消石灰を使用する乾式が多いことから、焼却残渣の中に多量の塩類が含まれ、それに伴い埋立地からの浸出水にも多量の塩類が含まれてきている。¹⁾ 現在の生物処理を主とする浸出水処理方法ではこれら塩類の除去が不十分であり、処理水放流先の下流域に影響が懸念される。

当社の「DT モジュールシステム」は、RO膜を使った次世代型の浸出水処理システムであり、高塩類浸出水の処理に非常に有効な方法である。^{2,3)} このRO膜は分子イオ

ンレベルで分離できる膜であり、透過水は水道水レベルの良好な水質となり、河川や海に放流される。一方濃縮水には高濃度の塩類等が含まれ、濃縮水処理対策が実用化に際して非常に重要な課題となっている。

本報では、この濃縮水処理法について、現時点で従来の知見から適用可能と思われる処理方法を整理し、その評価を行った。

1. 浸出水のRO膜処理

最終処分場は埋立物によって安定型、管理型、遮断型の3つに分類され、そのうち安定型には浸出水処理が義務づけられている。この安定型最終処分場は、遮水シートの上に集水管がはりめぐらされており、その上に廃棄物を埋立

て、覆土する構造となっているが、浸出水とは主に雨水が埋立廃棄物及び覆土を通して浸み出てきた水のことをいう。

従来の浸出水処理方法を第1図に、さらに標準的な浸出水の水質分析データを第1表に示す。第1表より、浸出水にはCOD、BOD等の有機成分と塩類が含まれていることがわかる。従来の生物処理を主体とする浸出水処理では、有機成分の分解処理はできるが、塩類の除去は不十分である。

1.1 DT モジュールシステム

「DT モジュールシステム」のフローを第2図に示す。本システムには次のような特長がある。

1) 水回収率が高い

運転圧力が6, 12, 20 MPaのRO膜モジュール、さらにNF膜モジュールを組合せたシステムであり、最高97.5%の回収率(濃縮倍率40倍)が可能である。

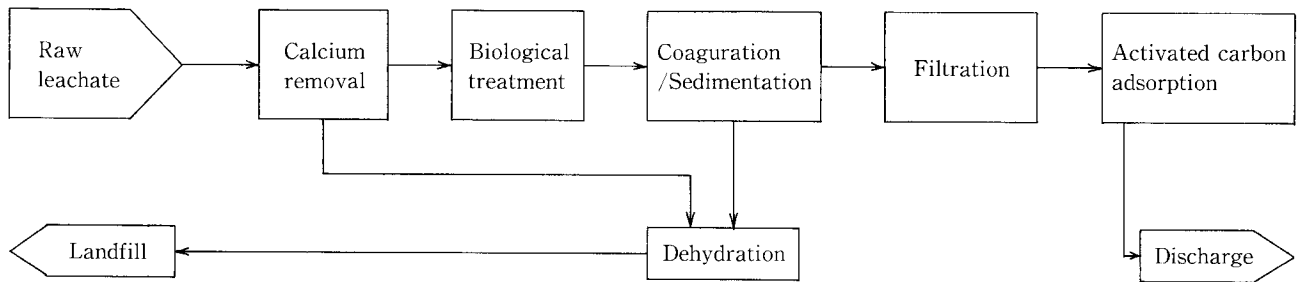
2) 阻止率が高い

塩類のみならずCOD、BOD、N、P等に対しても90~99%の高い阻止率が実現される。

第1表 標準的な浸出水の水質

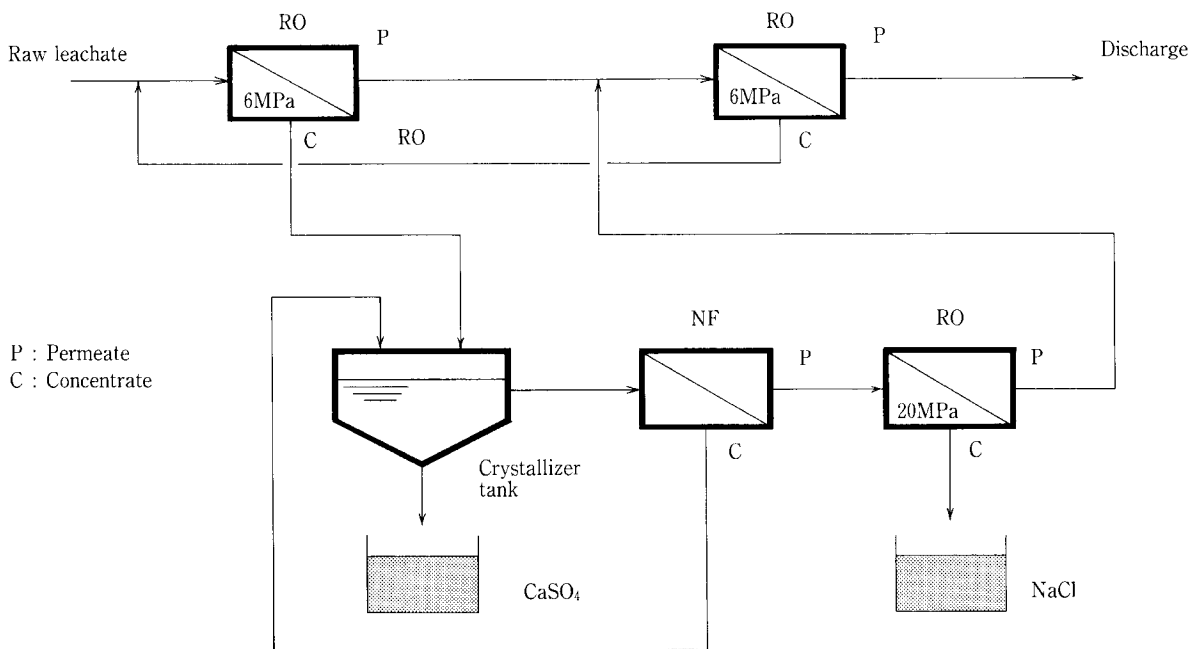
Table 1 Standard water quality of leachate

pH	[-]	7~10
Electric conductivity	[μ S/cm]	15 000
TDS	[mg/l]	10 000
Ca ²⁺	[mg/l as CaCO ₃]	2 000
Mg ²⁺	[mg/l as CaCO ₃]	300
HCO ₃ ⁻	[mg/l as CaCO ₃]	300
Cl ⁻	[mg/l]	5 000
SO ₄ ²⁻	[mg/l]	200
COD	[mg/l]	100
BOD	[mg/l]	250
T-N	[mg/l]	100
SiO ₂	[mg/l]	10
Fe	[mg/l]	10
SS	[mg/l]	50
Mn	[mg/l]	3



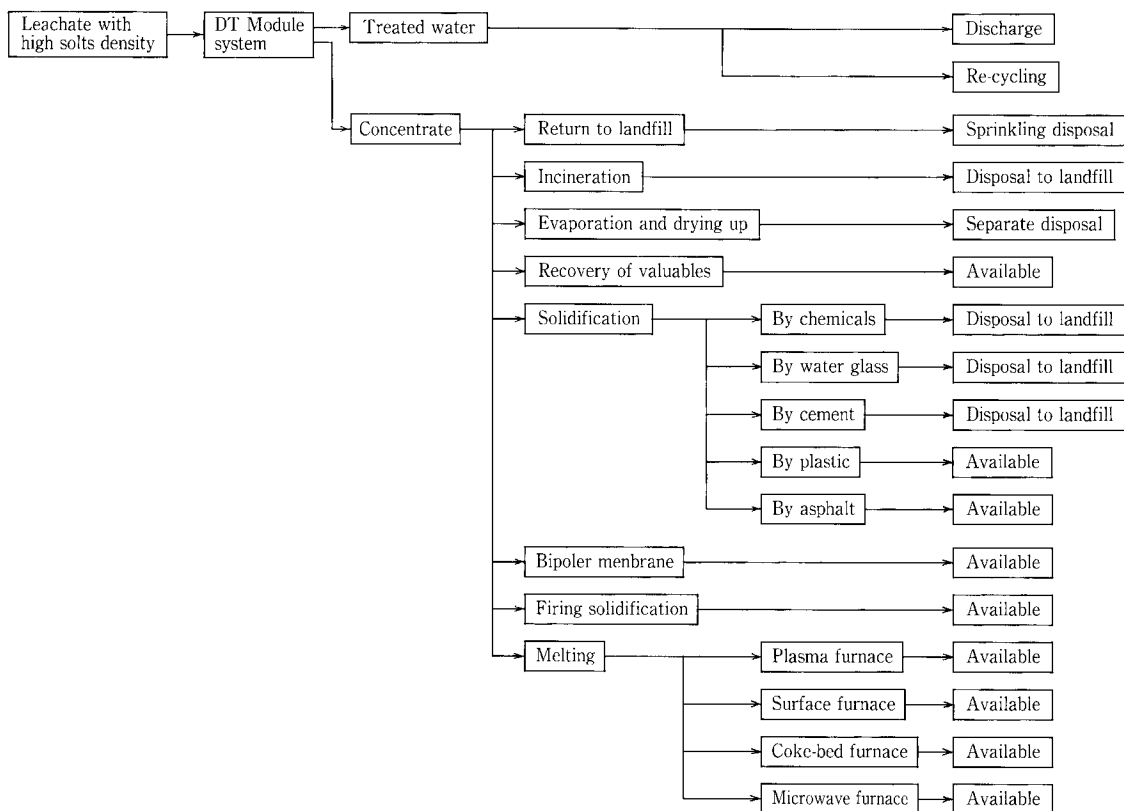
第1図 浸出水処理の従来法

Fig. 1 Conventional treatment of leachate



第2図 「DT モジュールシステム」のフロー

Fig. 2 Flow diagram of "DT Module System"



第 3 図 濃縮水の処理方法
Fig. 3 Treatment way of concentrate

3) 前処理がシンプル

従来の RO 膜モジュールでは、原水の SDI (Silt Density Index: 膜のファウリングを表す指標) 値が 3 ~ 4 以下に制限されるが、本システムでは 15 以上でも適用可能である。この結果複雑な前処理や薬品処理が不要であり、砂ろ過器のみの簡易な前処理である。

4) スケールの付着が少ない

膜モジュール形状はプレート & フレーム型を採用しており、モジュール内の乱流効果によってスケール、汚染物の付着を防止できる。万一スケールが付着した場合には、薬品洗浄を自動運転で行うことができる。

1. 2 NF 膜モジュール

NF (Nano Filtration) 膜とは逆浸透 (RO) 膜と限外ろ過 (UF) 膜の中間の分画性能を持つ膜である。この NF 膜は負の 1 価と 2 価のイオンを分離できる性能を有し、浸出水中の硫酸カルシウム (CaSO_4) と塩化ナトリウム (NaCl) とを分離する。従って、後段の高压 RO のスケールリングを防止する役目を果たしている。

2. RO 膜濃縮水の処理

2. 1 処理方法

現時点で考えられる濃縮水の処理方法をまとめると第 3 図のようになる。なお、これらの処理方法は、下水汚泥処理方法や焼却飛灰処理方法を参考にしたものである。^{4, 5, 6)}

1) 埋立地返送法

濃縮水を埋立地に返送し、散水処分する方法である。ヨー

ロッパやアメリカではこの方法を採用しているところもある。

2) 焼却法

焼却炉に濃縮水を噴霧する方法である。焼却残渣は埋立処分をする。

3) 蒸発乾固法

濃縮水を蒸発乾固させ、乾固した塩を別途処分する方法である。

4) 有価物回収法 (工業原料化)

濃縮水中に含まれる硫酸カルシウム、塩化ナトリウム等を晶析・精製して回収し、有価物として工業的に再利用しようとする方法である。

5) 固化法

バインダー (結合剤) を使って濃縮水を固化しようとする方法であり、バインダーの種類によって薬剤固化、水ガラス固化、セメント固化等に分類される。固化物の有効利用先としては埋戻材や路盤材等の土木資材が考えられる。

6) バイポーラ膜法

前処理としてカルシウム除去、生物処理、凝集沈殿処理を行う。本処理法によって酸、アルカリを生成することができる。

7) 焼成固化法

焼却灰等に添加して混練、造粒、乾燥後 900 ~ 1 200 °C の融点以下の温度で焼成する方法である。固化物は土木資材としての有効利用が期待できる。

第 2 表 濃縮水処理方法の評価
Table 2 Evaluation of treatment method of concentrate

Treatment method	Evaporation and drying up	Recovery of valuables	Solidification		
			by chemicals	by cement	by plastic
Leaching of heavy metals	—	—	Exceed the disposal standard	Exceed the disposal level if chemicals adds	Trace
Leaching of salts	—	—	Leach	Examination of leaching level	Possibility of confine
Amount of solid occurrence (vs. conc. ratio) weight volume	0.4 0.2	— —	2.7 2.3	4.1 3.8	0.7 0.6
Initial cost [100 million ¥]	0.6~1	1.2~2	1.5~2.5	2~3	3~4
Running cost [¥/conc. ton]	7 000~10 000	15 000~20 000	30 000~45 000	5 000~7 000	20 000~30 000
Occupancy area	Small	Medium	Small	Medium	Medium
Problem	Disposal of dried solids	Purity and demand of CaSO ₄ or NaCl	Long range risk of leaching heavy metals	Examination of salts leaching level	Dry to the percentage of moisture content 10%
Treatment method	Solidification		Melting		
	by asphalt	Bipolar membrane	plasma furnace	surface furnace	Coke-bed furnace
Leaching of heavy metals	Trace	—	—	Non leaching from slug	Microwave furnace
Leaching of salts	Possibility of confine	—	—	Non leaching from slug	—
Amount of solid occurrence (vs. conc. ratio) weight volume	0.6 0.5	— —	— —	1.5 0.85	—
Initial cost [100 million ¥]	3~4	3	7~9	10	10
Running cost [¥/conc. ton]	10 000~15 000	10 000~15 000	25 000~30 000	20 000~30 000	14 000~25 000
Occupancy area	Medium	Small	Big	Big	Big
Problem	Dry to the percentage of moisture content 10%	Necessary for large scale pretreatment plant Examination of utility objective on acid and alkali	Treatment of melting fly ash		

8) 溶融法

飛灰等に添加して混練、乾燥後融点以上の温度で溶融してスラグ化し、塩類、重金属を封じ込めようとする方法である。エネルギーの発生手段によってプラズマ溶融、表面溶融等に分類される。スラグは土木資材として有効利用が期待できる。

2.2 処理方法の評価

文献より入手できた情報を基に、これらの処理方法を評価した結果を第2表に示す。第2表では安定性と経済性の面から評価し、またそれぞれの方法における問題点を挙げた。安定性では固化物（副生成物）からの重金属、さらに塩類の溶出の程度、及びその固化物発生量を評価対象とした。経済性ではイニシャルコスト（用地費は含まない）、濃縮水量あたりのランニングコスト、及び処理装置の占有面積を評価対象とした。

1) 重金属の溶出

溶融法ではスラグからの重金属の溶出はほとんどないとされている。セメント固化では、キレート剤の添加によって埋立基準をクリアできる。プラスチックやアスファルト固化では溶出量は微量である。

2) 塩の溶出

溶融法が最も優れており、スラグからの溶出はほとんどないとされている。塩類は溶出レベルが重要であり、固化法ではその検討が必要である。

3) 固化物発生量

蒸発乾固法、アスファルト、プラスチック固化、溶融法の順に減量、減容の面で優れている。

4) イニシャルコスト

10 ton/日程度の濃縮水処理能力を持つ処理施設についてのイニシャルコストを算出した。なお、これらの中には用地費は含まれないが、排水、排ガス処理等の付帯施設は含まれている（ただし、バイポーラ膜法の前処理施設はこれに含まれない）。蒸発乾固法は他の方法に対して比較的成本は低い。一方溶融法は非常に高い。

5) ランニングコスト

セメント固化及び蒸発乾固法は他の方法に対して比較的成本は低い。薬剤固化は薬品費、溶融法は多大なエネルギーを必要とし、コストも高くなる。

6) 占有面積

溶融法は構成機器が多いので占有面積も大きくなる可能

性がある。

総合的に判断すると、溶融法は重金属、塩類の溶出等の安定性では優れているものの、エネルギーが非常にかかり、現実的な処理法ではないと考えられる。また溶融飛灰の処分も大きな課題となる。バイポーラ膜法は大がかりな前処理装置が必要であり、「DT モジュールシステム」の濃縮水処理方法としては適していないと思われる。

前述に加えて経済性から考えると、埋立地返送法、蒸発乾固法、有価物回収法、固化法が期待される。しかしこれらもまだ完全なものではなく、それぞれの課題に対して検討が必要である。次にそれを挙げる。

1) 埋立地返送法

濃縮水をそのまま埋立地に返送することで、高濃度の塩類が埋立地を循環して、環境に悪影響を与えないかを長期的な展望で検討する必要がある。

2) 蒸発乾固法

乾固した塩をどのような方法で処分するかの検討。

3) 有価物回収法

有価物の精製法の検討と、有効活用し得る回収有価物の純度および需要の調査。

4) 固化法

塩類の溶出に関して、溶出レベルの検討と、それに準じた封止対策の検討。

む す び

今後、浸出水の高度処理が望まれるにつれて脱塩処理の必要性も益々高まっていくことが予想される。当社では、浸出水を水道水のレベルにまで高度処理することのできる浸出水処理システム「DT モジュールシステム」を用いて、実浸出水の処理に伴い発生する濃縮水を対象に、濃縮水処理に関する研究を福岡大学と共同で開始しており、経済的に実用可能と思われる処理法について具体的な検討を加え、また将来的に実現されると思われる処理法についても検討を加えて行くつもりである。

【参考文献】

- 1) 島岡隆行ほか：都市清掃，第45巻，第186号，1992
- 2) 深尾義満：産業機械，第549号，1996年6月号
- 3) 梶山義則：第7回廃棄物学会研究発表会講演論文集，1996
- 4) 川西敏雄ほか：造水技術，Vol. 21，No. 1，1995
- 5) 油井彰ほか：用水と廃水，Vol. 24，No. 8，1982
- 6) 古角雅行：廃棄物学会誌，Vol. 5，No. 1，1994

連絡先

小林 俊 幸

技術開発本部
研究開発部

佐 伯 一 丸

技術開発本部
研究開発部
参与

TEL 078 - 992 - 6525

TEL 078 - 992 - 6525

FAX 078 - 992 - 6504

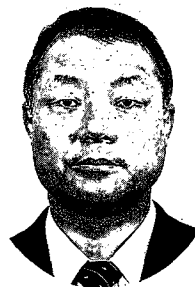
FAX 078 - 992 - 6504

E-mail ty. kobayashi@pantec. co. jp

E-mail k. saeki@pantec. co. jp

オンサイト型水電解水素酸素発生装置 (HHOG)

コンプレッサーレス高圧水素ガス発生装置の原理



宝月章彦

常務取締役
技術開発本部長
技術研究所長

まえがき

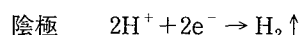
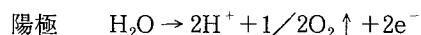
水素の需要は1991年をピークに1993年までは減少をしていたが、半導体の増産に伴って回復基調を辿っており、年間で約1億6千万³⁾m³製造されている¹⁾。半導体製造用以外の主な用途は油脂、自動車ガス、光ファイバーなどの製造用である。一方、水素は石油、石炭、水力、原子力、太陽などの一次エネルギーからの変換がし易く、またクリーンエネルギーとして地球環境保全の立場からも評価されており、将来の自動車、航空機などの燃料獲得手段としての開発も行なわれている。それは新エネルギー・産業技術総合開発機構 (NEDO) の水素利用国際クリーンエネルギーシステム技術計画 (WE-NET プロジェクト) や接触水素化反応利用二酸化炭素固定化・有効利用技術研究開発に見ることができる²⁾。

水素ガスソースはソーダ電解、コークス炉ガスなどのオフガスと石油ナフサなどが主であるが、物流コストの上昇や輸送問題などがあって、水電解やメタノール分解などによるオンサイト化が進んでいる。

水素ガスを利用する場合、使用圧力が低ければオンサイト発生装置から直接供給することができるが、高圧が必要な場合と、エネルギーとして使用する場合には2570 kcal/Nm³と低いためにコンプレッサーで水素ガスを圧縮してから輸送、貯蔵して使用するのが一般的である。そこで高圧の水素ガスを得る方法として、圧力容器内で水を電気化学的に水素に分解して直接高圧水素を発生させる方法と、大気圧状態で発生させた水素をコンプレッサーを用いて機械的に昇圧する場合のエネルギーについて比較を行なってみた。

1. 水電解時の水素発生用電力

水に接する固体高分子電解質膜に直流電流を流すと次の反応が起こって陽極で酸素が、陰極で水素が発生する⁴⁾。



この時、水素を発生させるのに必要な電気量は次のFaradayの電気分解の法則から求めることができる。

$$w = I t E_q / 96485$$

ここで、w : 発生するガス量 (g), I : 電流 (A), t : 電時間 (s), E_q : 発生ガスのグラム当量とし、96485 : Faraday 定数 F (クーロン=As) である。この式より、水素 1 Nm³ を発生させるのに必要な電気量は 2393 Ah とされる。

一方、この反応の理論分解電圧は一般に次式で示される

$$E_0 = E_d^0 + (RT/2F) \ln [(P_{H_2}) \cdot (P_{O_2})^{1/2} / a_{H_2O}] \quad (1)$$

ここで、E_d⁰ : 温度Tにおける標準理論分解電圧で、水電解反応のGibbsの自由エネルギー変化とは E_d⁰ = ΔG/2 の関係にある。P_{H₂}, P_{O₂} : 水素および酸素の分圧 (atm), a_{H₂O} : 溶液中の水の活量で、溶液の水蒸気圧と純水の水蒸気圧を P_{H₂O}, P_{H₂O}⁰ とすると、a_{H₂O} = P_{H₂O} / P_{H₂O}⁰ で表わされる。純水を直接電気分解する固体高分子電解質膜の場合 P_{H₂O} = P_{H₂O}⁰ となるため、a_{H₂O} = 1 である。また、大気圧あるいは等圧で運転する場合には、水素と酸素の分圧は等しく、また、全圧 (P) より水蒸気圧を引いた値と同じになるので、P_{H₂} = P_{O₂} = P - P_{H₂O} で表わされ、(1)式は次のようになる。

$$E_0 = E_d^0 + (RT/2F) \ln (P - P_{H_2O})^{3/2} \quad (2)$$

また、標準理論分解電圧は次の近似式で与えられる。

$$E_d^0 = \Delta G / 2F \\ = 1.5184 - 1.5421 \times 10^{-3} T + 9.523 \times 10^{-5} T \cdot \ln T \\ + 9.84 \times 10^{-8} T^2 \quad (3)$$

2. 水電解時の昇圧用電力

水電解法で水素を発生させる時の操作圧力と理論分解電圧の関係は(2)式で表わされる。例えば、第1図に示す固体高分子電解質膜型の水素発生装置(HHOG)⁴⁾を、50℃、1atmで運転する場合、(3)式から $E_d^0 = 1.208$ (V)が得られる。また $P = 1$, $P_{H_2O} = 0.1218$ atm, $R = 8.31$ J/K·mol, $F = 9.6485 \times 10^4$ C/molを(2)式に入れると $E_0 = 1.205$ (V)となる。

一方、水素発生装置(HHOG)を同じ温度で100 atmの高圧で運転する場合には $E_0 = 1.304$ (V)となり、理論分解電圧は圧力を100 atm上げるのに0.1 (V)多く必要となるだけである。

この理論分解電圧は熱力学上の平衡電位であり、実際に発生を進行させるためには次式に示す陽極及び陰極の過電圧(E_x)と膜抵抗(R_m)、膜-電極間、電極-給電体間などの接触抵抗(R_c)の他に電極、給電体、端子などの電子伝導体の抵抗(R_e)のオーム損(R)との総和となり、電解電圧(E)あるいはセル電圧と呼ばれる。

$$E = E_0 + E_x + R$$

$$R = R_m + R_c + R_e$$

そして、これらの抵抗成分は圧力の影響を受けないので、理論分解電圧の増加分だけセル電圧が増加することになる。例えば、水素100 Nm³/hの発生装置に於ける1 atmから100 atmの昇圧に必要な所要動力は次のようになる。

$$\text{電流} = 100 \times 2393 = 239300 \text{ (A)}$$

$$\text{電力} = 239300 \times 0.1 = 23930 \text{ (W)} = 24 \text{ (kW)}$$

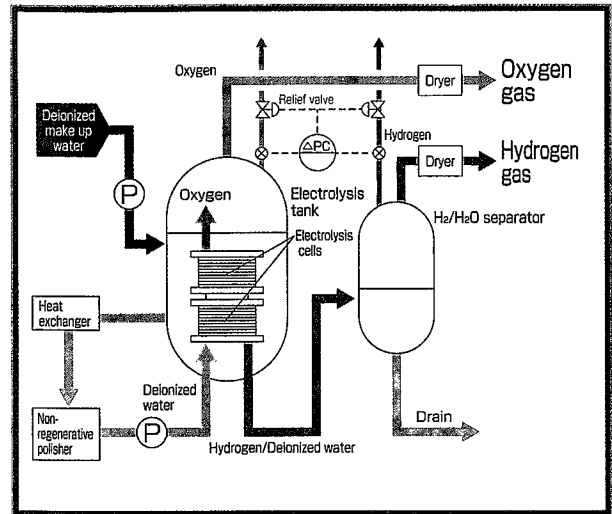
3. 機械的昇圧の場合の電力

これまで水素ガスの昇圧はコンプレッサーを用いて機械的に行なうのが一般的である。そこで、水素ガスをコンプレッサーで昇圧する時に必要な電力を次式より求めた。

$$L_s = \left\{ \frac{1}{0.612} \right\} P_s \cdot Q_s \cdot \left\{ \frac{mK}{K-1} \right\} \cdot \left\{ \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{K-1}{mK}} - 1 \right\} \cdot \left(\frac{1}{\eta} \right) \\ = L_{ad} \cdot \left(\frac{1}{\eta} \right)$$

ここで、 L_s : 所要動力(kW), P_s : 吸入圧力(kgf/cm²A), Q_s : ガス量(m³/min), P_d : 吐出圧力(kgf/cm²A), m : 圧縮段数, K : 断熱指数, η : 断熱効率, L_{ad} : 理論動力(kW)で表わされる。

レシプロ型コンプレッサーで、100 atmまで昇圧する場



第1図 高圧型HHOGフロー図
Fig. 1 Flow diagram of High-Pressure HHOG

合4段圧縮が一般的である。今、100 Nm³/hの水素ガスを50℃で、1 atmから100 atmに昇圧する場合の理論動力は18.2 kWとなる。小容量の場合の断熱効率を50%とすると、所要動力は36.4 kWとなる。ここでは水素の発生法の違いによる電力差を除くため、固体高分子型水素発生装置(HHOG)から発生する水素ガスを機械的に圧縮するものとして昇圧に必要な電力のみを算出した。この結果より、機械式昇圧方式の方が電気化学的昇圧方式より約1.5倍の動力が必要となる。

むすび

圧力容器内で水を電気分解して水素を発生させ、同時に昇圧する水電解水素発生装置は次の特長を有する新しいコンセプトに基づく装置である。

- (1) コンプレッサーによる機械圧縮方式と比べ昇圧所要電力が2/3である。
- (2) 駆動部や摺動部を一切持たずに静的に昇圧が可能であるため、点検、保守、管理が容易である。
- (3) 騒音を伴わずに高圧ガスを得られる。
- (4) 安全性でも優れている。

本稿の作成に際し、大阪工業技術研究所竹中啓恭部長、当社技術開発本部三宅明子研究員、小林宏子研究員の各々のお力添えを頂きました事に深甚の謝意を表します。

[参考文献]

- 1) 95年度版ガスジオラマ, (株)ガスレビュー
- 2) NEDOパンフレット「水素利用国際クリーンエネルギー技術」
- 3) NEDOパンフレット「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」
- 4) 安井信一ほか: 神鋼パンテック技報, Vol. 40, No. 1 (1996) P.1

社内ニュース TOPICS

化工機事業部 ISO 9001 の認証を取得 Chemical Process Equipment Div. received the certificate of ISO 9001 in October 4 1996.

当社の化工機事業部は石油化学工業、ファインケミカル、医薬品工業、食品工業等の幅広い分野に適用される機器・装置を設計・製作しており、中でも反応機に代表される圧力容器は、ASME、高圧ガス、一圧、二圧等の種々の法規に該当している。これらの機器は、各分野の心臓部を担っており、該当法規に適合することは勿論であるが、更に客先の要求仕様をより満足させるため、当社では1995年より製品品質の安定を目指して、品質システムの国際規格であるISO 9000'sに基づいて従来の品質保証体制の見直しに取り組み、1996年10月(財)日本品質保証機構(JQA)よりISO 9001の認証を取得したのでここに紹介する。

1. ISO の効果

従来の品質保証体制を全面的に見直し、それらの実施、その後のフォロー過程で得られた効果について列挙する。

1. 1 システム化・標準化

契約内容の確認から始まり、設計管理、工程管理、検査管理、出荷に至る一連の流れが、合理的な品質保証システムとして整備され、各部署の責任と権限が明確になった。これらのシステムは文書化が要求されているので、基準・規格、作業標準等の標準化が進み、業務を遂行する上で遵守すべき内容が明確になった。

1. 2 文書の作成

品質マニュアルを上位として、中位の事業部規格、標準ネットワーク図、標準図、部品規格、下位の部則・室則、標準・基準類と階層別に体系化し、登録番号制で管理し、従来個別に作成されてきた文書類を整備した。これによって事業部を運営し、製品品質を保証するための事業部の「法律」が出来上がったといえる。

1. 3 検査管理

製品の品質を向上するためには、製作者自身が自ら製作した部品を基準に従って検査し、製品の良し悪しを判断することによって、製作方法へと反映していくことが必要であるとの考えから、自主検査項目を決定し実施している。

機種毎の製作手順は標準ネットワーク図に示し、この中で製作者の自主検査と品質保証室員による検査とに分けて、責任部署を明確にすると同時に製作者自身による品質向上を図っている。

1. 4 クレーム・不適合の再発防止対策

クレーム・社内不適合が発生した場合、重要なことはその真の原因を究明して、原因部署による適切な再発防止対策が実施されることである。クレーム・不適合はシステム不備・作業標準等が無いことによって発生したのか、作業標準等の決められたことを守らなかったことによるのかをポイントに判断し、再発防止対策を立案し実施している。また、各部署で対策が確実に実施されていることを定期的に確認する作業も行っていく。

1. 5 品質意識の向上

トップの「品質方針」が、組織の全ての階層に理解され、実行され、維持されることを確実にすることが要求されて

おり、各部署の組織の責務と個人の責務が問われたので、全員が品質及び品質保証の重要性を再認識した。

各部署毎に毎月実施している課内品質会議で、クレーム・不適合を議題に討論して、品質に対する意識の醸成を図っている。

1. 6 内部監査の実施

認証取得までに2回の内部品質監査を実施し、取得後は年2回の監査を行い、品質システムの見直しと品質管理状況を検証する。これによって当社の品質システムの客観評価を行うことが出来る。監査によって被監査部門の不適合が是正がなされると同時に、監査員が他部署を適正に評価することによって、ISO 及び品質保証の実務を学ぶことができ、品質システムの維持向上を図ることができる。

1. 7 永続的な品質保証活動

ISOでは認証の取得後も、審査登録機関による定期的(6カ月毎)なフォローアップ審査が行われる。認証を維持する限りにおいて、このフォローアップ審査が永続的に実施される。これによって品質システムのレベルの維持・向上が継続される。

2. 品質管理活動のレベルアップ

ISOは品質システムの最低限の要求事項であり、必要とする品質の維持が目的であるが、更なる高品質の製品を目指して、品質の改善活動のレベルアップを図っていかねばならない。

2. 1 PDCA を回す

品質管理に関するPDCAのサイクルを回すことに努めているが、同じレベルで回すのではなく、品質改善を目的に回転する毎にスパイラル上にレベルを上げていくことが必要であると考えている。

主なPDCAサイクルの例を次に示す。

- ① 個別オーダに対しては、品質計画会議及び見積・製作事前検討会での計画(P)、それに基づいての製作(D)、検査(C)、反省会(A)の実施。
- ② クレーム・不適合に対しては、状況調査(C)、原因究明(A)、原因部署の再発防止対策の立案(P)と対策の実施(D)、品質保証室による効果の確認(C)の実施。

2. 2 TQMへの取り組み

TQMではマネジメントによりプロセスの改善を指向し、全ての質(Q・C・D・S)のレベルアップを追求している。

今回ISOの要求事項に基づいて品質システムを構築する過程で、事業部のマネジメントに関する事業部規格を作成しているが、今後もTQMを取り組む上での仕組み作りやツールの改善を図っていく。

当社では従来から生産性向上(C, Dのレベルアップ)のためのSIPS活動を継続しており、更に品質向上(Qのレベルアップ)活動を実践していくことによって、TQM活動へと結びつけていく。

ISO 9001の認証取得活動を通じて、より合理的な品質システムを構築することができたので、品質の維持と改善を目指してTQM活動へと発展させていき、「顧客の信頼と満足を得る製品」(品質方針)を提供し続けていく所存である。