

# 最近の火力発電所における給水処理に関する二三の問題

## A Few Problems Concerning Feed Water Treatment at the Recent Thermal Power Plant

中 崎 豊 一 郎\*

### 内 容 梗 概

ボイラ、タービンおよび附属装置の給水による腐蝕は主として給水中の溶解酸素によるが、この酸素は脱気器により機械的に除去すると同時に、あらゆる運転状態において酸素をごく微量に保持せしむるためさらに還元剤による化学的酸素除去を併用するのが一般的な方法である。炭酸ガスによる復水の pH 低下は、復水装置、給水加熱装置の腐蝕を増大し復水中の鉄、銅の濃度を増加し種々のトラブルの原因となるゆえ、復水の pH は化学薬品の添加により中和し最適の pH 値に保つ必要がある。タービンのノズル、ブレードに対する珪酸の附着の問題もボイラの高压化に伴い新しい問題となった。最後にイオンと交換樹脂と蒸化器の比較にも触れた。

### 〔I〕 緒 言

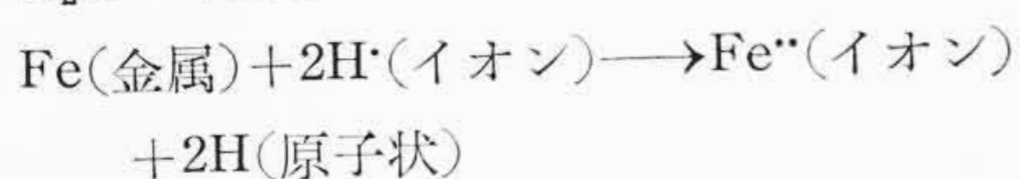
最近火力発電所における使用蒸気圧力温度が著しく上昇して来たため、従来あまり真剣に考慮されぬ傾向にあった給水処理の問題が大いに注目を集めるようになった。

ボイラ給水として、イオン交換樹脂などを中心とした給水処理の問題に関してはそれぞれの分野において大いに論ぜられているが、ボイラ、タービン、復水装置、給水加熱蒸化装置など、火力発電所全般より見た給水の問題はあまり論ぜられていないようである。本文はこの観点より、火力発電所全般から見た給水処理の問題に関し、主として給水中の溶解酸素および炭酸ガスのプラントに対する影響とその除去、復水、給水加熱系統の腐蝕に影響する復水の pH 制御および制御剤、珪酸の問題、補給水生成設備の比較などについて記した。

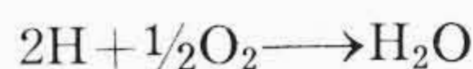
### 〔II〕 溶解酸素の問題

#### (1) 溶解酸素による鉄系金属の腐蝕

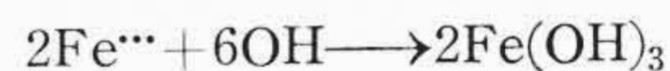
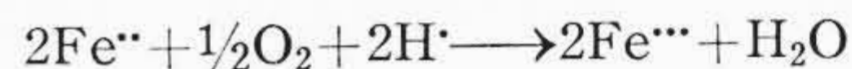
溶解酸素による鉄系金属の腐蝕機構に関しては種々の学説があり、現在まだ決定的な理論は確立されていないが、最も一般的に考えられているのは電気化学説によるものである。この説によれば給水中の溶解酸素がイオン化した鉄  $Fe^{2+}$  と反応して水酸化鉄  $Fe(OH)_3$  を生ずるため、その関係はつぎに示すごとくである。



この原子状水素は金属表面にうすい膜状となつて存するが、給水中の溶解酸素と反応して再び水となり、また機械的に除去せられて  $H_2$  ガスとして逸出する。



この水素の薄層が破られるためさらに  $Fe^{2+}$  を溶出し  $Fe^{2+}$  濃度を高める。 $Fe^{2+}$  は溶解酸素により酸化せられて  $Fe^{3+}$  となり、水酸化鉄  $Fe(OH)_3$  すなわち錆となる。



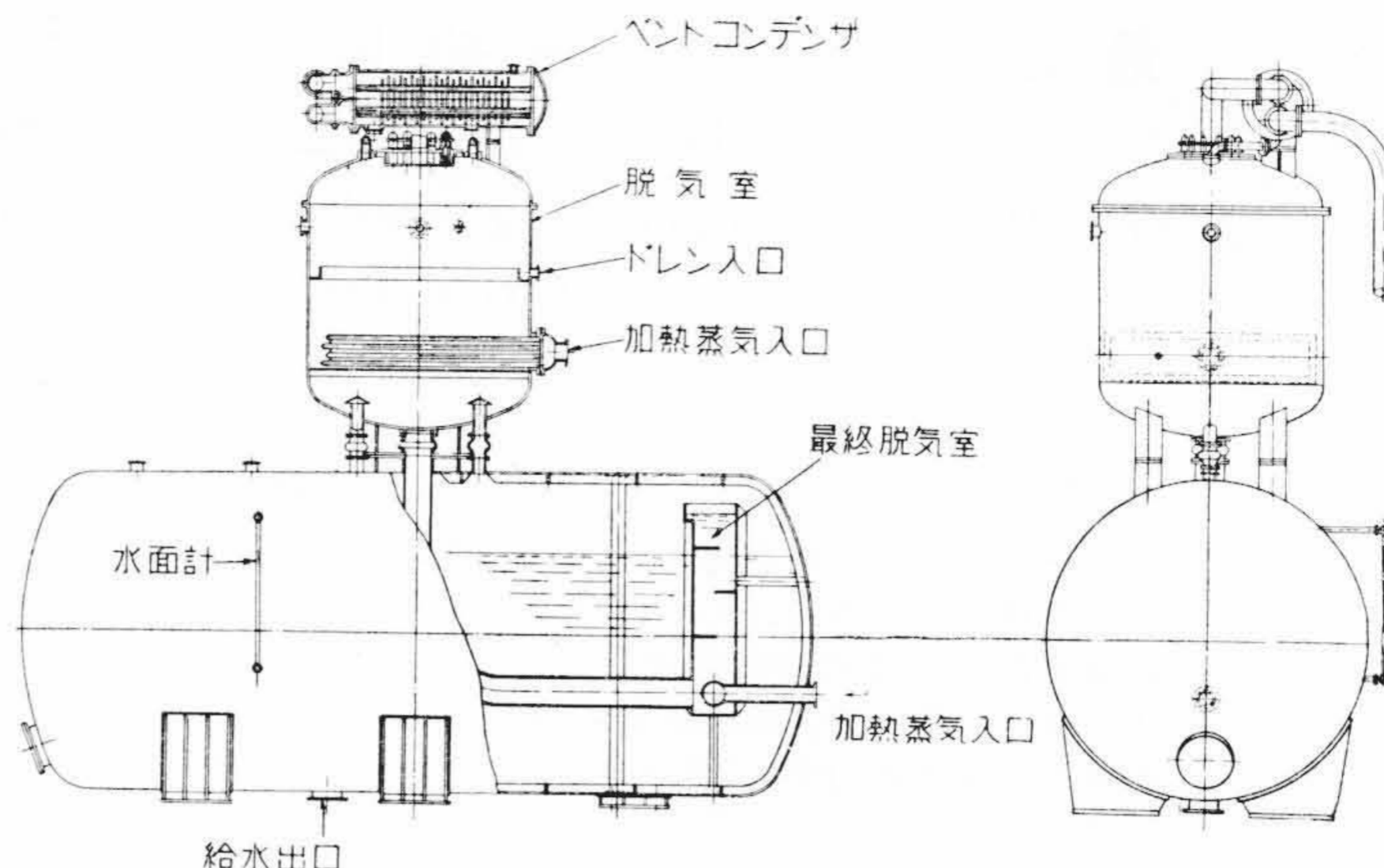
上記反応より明なるごとく腐蝕は酸素の含有量に比例して増大する。腐蝕はまた温度の上昇に伴つて著しく促進される。最近のプラントのごとく、ボイラの圧力温度および給水の加熱温度が上昇してきたことは溶解酸素による腐蝕の問題の重要性を倍加した。このため溶解酸素の濃度は極力低下する方法が考えられつぎに述べる脱気器による完全なる脱気とともに、なんらかの原因に起因する不時の酸素濃度の増大に対して、種々の酸素除去薬品を用いて運転中給水の酸素濃度を 0.005 ppm 程度に保つことがなされている。給水中に溶存する炭酸ガスも腐蝕の主要な原因であるがその影響については pH 制御の項で述べる。

#### (2) 脱気器による不凝性ガスの除去

上記給水中の溶解酸素その他炭酸ガスなどの不凝性ガスの除去はプラント中において主として脱気器により機械的に行われる。脱気器における酸素の除去は、酸素の溶解度がその分圧を減ずれば著しく低下すること、および温度の上昇により溶解度が減じ、その圧力に対する飽和温度で理論的に 0 になることを利用している。したがって脱気器において完全に脱気を行うには酸素の分圧をできるだけ低くし、かつ器内圧力を高くすると同時に器内圧力に相当する飽和温度まで給水を加熱して酸素の溶解度を減じ、給水はスプレイノズルにより細かい水滴としたりはトレイにより薄い層として落下せしめて、給水中より溶存酸素を容易に逸出でき得る機会を与え、また

\* 日立製作所日立工場

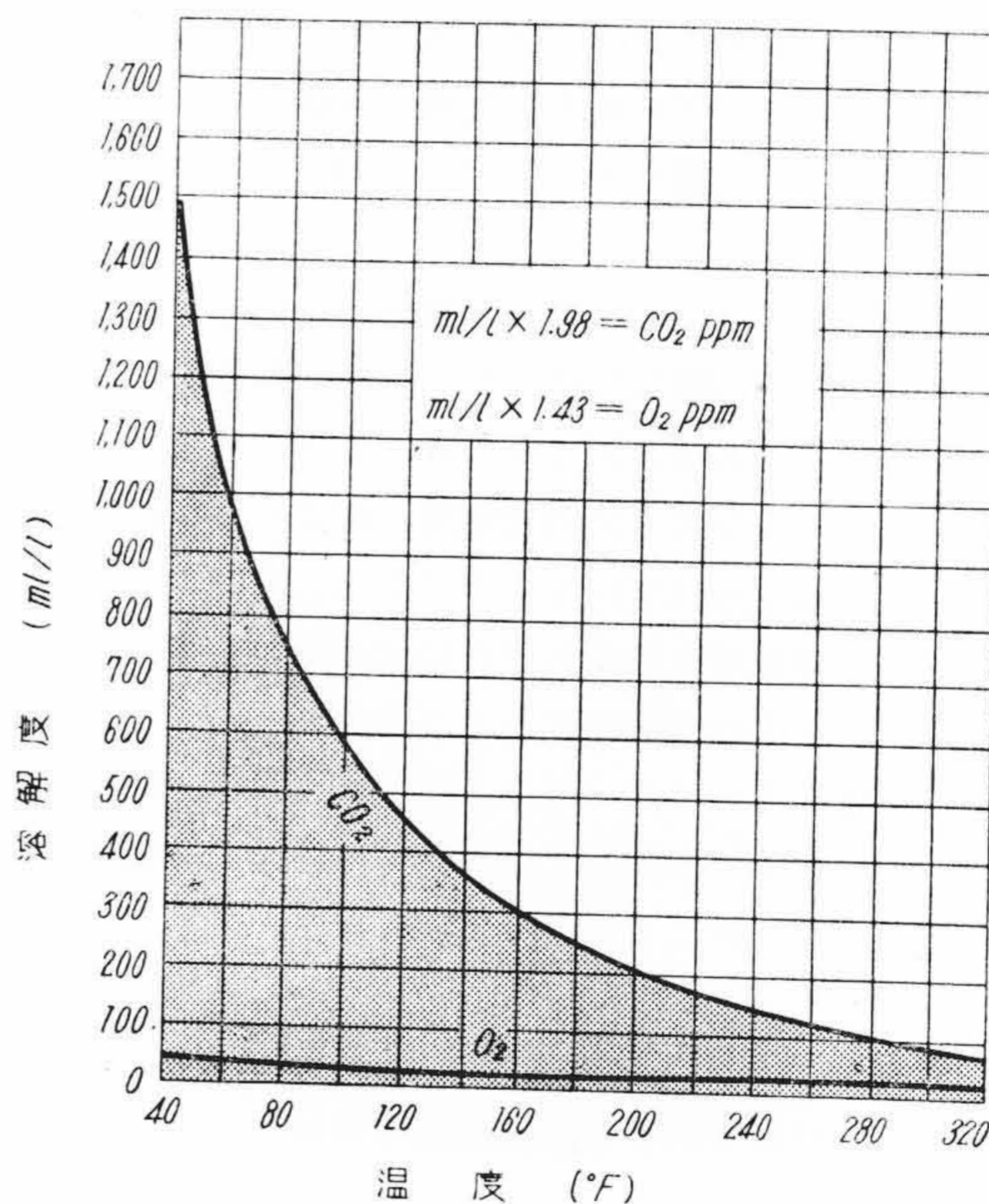
直接に給水中に加熱蒸気を噴射して給水を攪乱せしめて酸素の逸出を計る。第1図は上記の観点より設計せられた脱気器で、上記各作用はそれぞれベントコンデンサ、脱気室および脱気器タンクの各部で行われる。すなわちベントコンデンサ部により脱気室内の酸素の分圧をできるだけ低く保つようにして脱気室内の給水の酸素溶解度を減じ、室内には給水加熱用の蒸気を噴き込んで、給水を器内飽和温度まで加熱せしめ、一方給水はスプレイおよびトレイによつて細滴または薄い層として落下せしめ、充分な脱気を行わせる。この際分離する酸素はベントコンデンサに引かれ器外に放出せしめる。脱気室内で脱気せられた給水は連絡パイプを通つて下部脱気器タンク内の最終脱気室に至りここで再び加熱蒸気の噴射により攪乱せられて最終的に残存したごく微量の酸素も放出して脱気作用を終了する。脱気器出口における給水の酸素含有量は一般に 0.005 ppm 以下である。



第1図 脱気器  
Fig. 1. Deaerator

脱気器内においては溶解酸素の除去の他に炭酸ガスの除去も兼ね行われる。しかし炭酸ガスの水に対する溶解度は第2図に示すごとく酸素の溶解度に比して著しく大であり、またその溶存状態も  $\text{CO}_2$  状の自由炭酸ガスとして存在するほか、 $\text{HCO}_3'$  または  $\text{CO}_3''$  として存するので酸素の除去のごとく簡単には行かない。脱気器内において機械的に除去できるのは自由炭酸ガスのみであるが、その存在する割合は pH が低い場合は大であるが、ボイラ給水として適当な pH 附近では少い。しかし自由炭酸ガスと  $\text{HCO}_3'$ 、 $\text{CO}_3''$  の間には平衡状態が存し、 $\text{CO}_2$  を除去すると平衡点が移行して  $\text{HCO}_3$  から  $\text{CO}_2$  になり、 $\text{CO}_3$  は  $\text{HCO}_3$  になる。第2図より明なるとく  $\text{CO}_2$  の溶解度は温度を上げるほど減ずるゆえ脱気器による  $\text{CO}_2$  の除去は高圧型脱気器にするほど効果的である。また  $\text{CO}_2$  の除去に伴つて pH の値は上昇するので、低 pH による腐蝕に対する防止ともなる。

第1表は種々の器内圧力の脱気器による脱気器前後の給水の pH の変化を示す。本表よりあきらかなるとく器内圧力の上昇に伴つて出口給水 pH は上昇する。給水中に自由炭酸ガスが溶存すれば pH は 8.3 以上にはならないが本例のごとく pH=8.4~10 の値を示すことは、 $\text{CO}_2$  の除去に伴つて  $\text{HCO}_3$  や  $\text{CO}_3$  の平衡が破れて平衡点が移行し、最初に給水中に溶存した自由炭酸ガスの値以上に炭酸ガスが除去せられたことを意味する。第2表



第2図 分圧が大気圧の場合の酸素および炭酸ガスの水に対する溶解度

Fig. 2. Solubility of Oxygen and Carbon Dioxide in Water at One Partial Pressure Atmospheric

は 120 psig の脱気器における炭酸ガス除去の効果を示している。

かくのごとく脱気器においては酸素のみならず炭酸ガスも除去して pH を上げ後記する pH 制御における薬品の使用量を最小限に止める作用をも兼ねていることに留意せねばならない。

(3) 運転状態の変化に伴う溶解酸素含有量の変化  
従来給水の溶解酸素の含有量はプラントが正常運転を

第 1 表 脱気器器内圧力の増加による脱気器出口の給水 pH の増加

Table 1. pH Increase of Effluent Feed Water due to Deaerator Pressure Increase

脱気器容量 (lbs/Hr)	脱気器圧力 (psig)	脱気器入口 (pH)	脱気器出口 (pH)
60,000	1	5.6~6.0	8.4
200,000	5	6.6~7.4	8.7
1,400,000	14	6.8	8.9
200,000	28	7.4~7.8	9.4
750,000	120	6.4	10

第 2 表 器内圧力 120 psig の脱気器による炭酸ガス除去の効果

Table 2. Effect of Carbon Dioxide Removal by 120 psig Deaerator

脱 気 器 入 口 (ppm)			
自由 CO <sub>2</sub>	HCO <sub>3</sub>	CO <sub>3</sub>	全 CO <sub>2</sub>
1.0	11	0	10.7

脱 気 器 出 口 (ppm)					
自由 CO <sub>2</sub>	HCO <sub>3</sub>	CO <sub>3</sub>	OH	全 CO <sub>2</sub>	pH
0	0	5	6	2.2	10.1

行っている場合に測定していた、め良い値を得、給水の脱気は完全であると考えられていた場合が多かった。しかし最近米国のごとく我国に比して火力発電所の負荷状態が著しく良い所においても、ボイラの起動、停止および負荷変動に伴う給水の酸素含有量の問題がやかましく論議せられるようになり、ボイラや給水加熱システムのトラブルの多くがこの運転状態変化に基づく酸素含有量の増大に起因することがあきらかにされた。この問題は我国のごとく、高温高压プラントに習熟せず、また負荷変動、起動停止のはなはだ多い所においては最も留意しなければならぬ問題である。

給水中の溶解酸素はつぎのごとき場合に増加する。

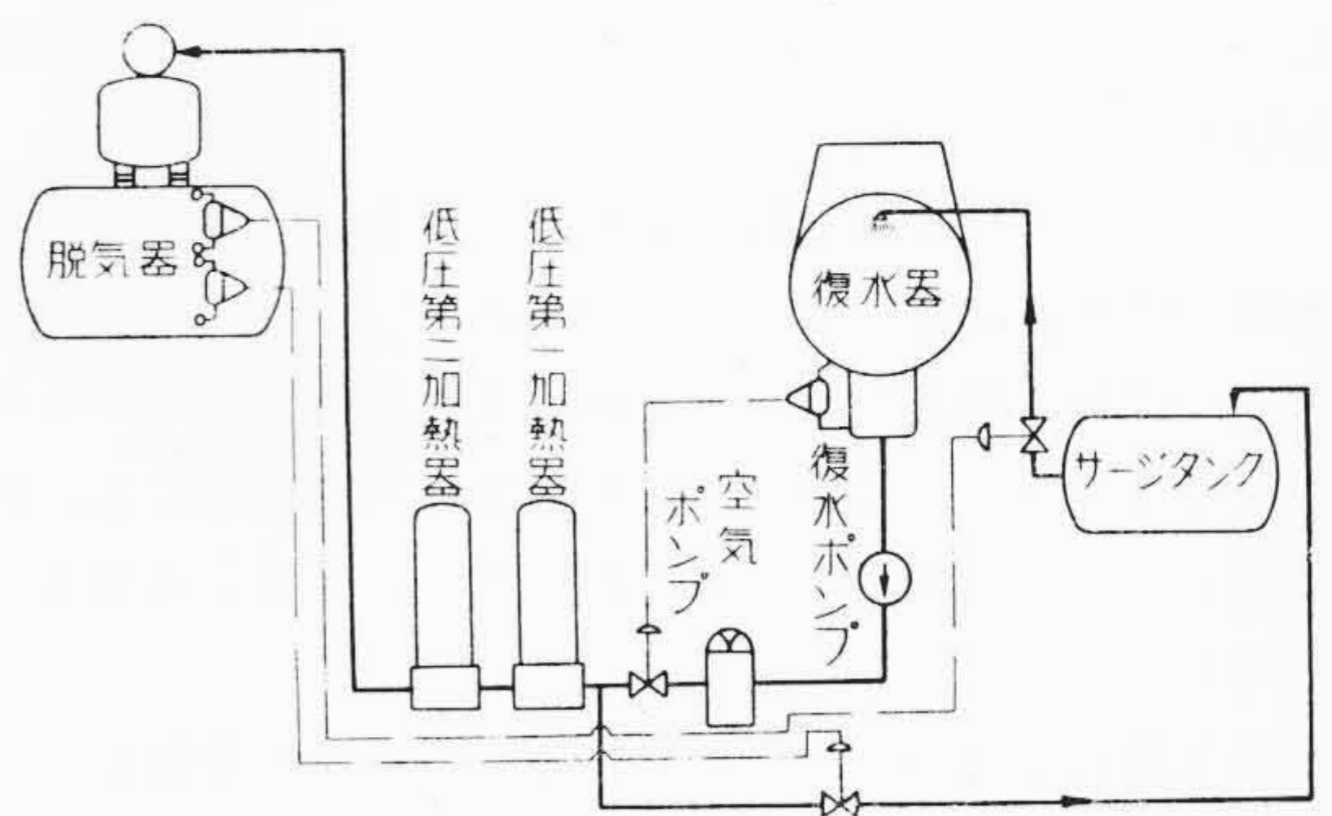
(a) 低負荷運転時

(b) ボイラ起動および停止時

以下その各場合について述べる。

(a) 低負荷運転時

低負荷運転時にはタービン各段落の圧力は定格運転時より著しく低下するため給水加熱システムの圧力は低下し特に低圧ヒータ、脱気器、蒸化器、生水脱気器などは大気圧以下となり、この部に空気のリークを生じ酸素量を増加する。特に上記加熱器中、定格時大気圧以上で運転され、低負荷時大気圧以下になる場合著しい。また低負荷時には脱気器加熱用蒸気の圧力低下による脱気能力の低下も生じ、さらにメーキアップ用生水の脱気の不完全からメーキアップ中の酸素量も増大するので酸素の増加はさらに大となる。



第 3 図 復水器、脱気器の水位調整系統図  
Fig. 3. Level Controlling Diagram for Condenser and Deaerator

(b) ボイラ起動および停止時

ボイラ給水の酸素含有量の増大はボイラの起動および停止時が最も影響大なるにもかかわらず、最も等閑に附されやすい。例えばボイラ起動時ボイラ給水中の酸素濃度は蒸気が発生するまでの 4 時間近くも 0.5 ppm 以上の値を示しボイラが全負荷に達してから 1 時間後に始めてごく微量となつた例のごとくである。Kittredge はボイラの起動時に引入られる酸素量が 3 ポンドに達すると述べている。これらの点より見てボイラ停止期間中にプラント内の脱気された給水は盛に酸素を吸収することが知られる。したがってボイラ起動時には脱気器内の水はあらかじめ他の蒸気源などで脱気加熱する必要がある。また、タービンの抽気圧力が不十分な間は生蒸気を減圧減温して脱気を計り、脱気器のベントが大気中へ行い得ない間は別にエゼクタを用いるかまたは復水器に引くように計画せねばならない。

(4) プラント計画より見た溶解酸素の減少法

上記各場合における酸素量の増大はプラント計画によりある程度防止することができる。

低圧ヒータはそのドレンをドレンポンプによつて、給水管内に押込むポンプドヒータとする場合と、ドレンクーラを通して熱回収をしたのち復水器に導く、フラッシュヒータとの 2 方法があるが、漏洩酸素をへらす面から見れば、フラッシュヒータとすべきである。フラッシュヒータとすればヒータで漏入した空気は復水器内で相当量除去せられるからである。

サージタンク内の水は酸素で飽和されているからなるべく通常運転中はサージタンクの水を給水に導かないよう第 3 図のごとく計画し、脱気器タンクの容量を大として通常の給水量の変動は脱気器タンク保有水で補い、脱気器タンク保有水が一定限度にまで減少した時始めて、サージタンクの水を一旦復水器へ戻し、復水器上部より滴状に落下せしめて脱気を計つたのち給水システムに送り込

むようにする。危急の場合以外はサージタンクの水を直接給水ポンプ吸込側へ導いてはいけない。

メーキアップは蒸化器による場合でも、全塩脱塩による場合でも脱気器へ導くべきである。これはメーキアップ中には特に酸素が多く含まれ、また炭酸ガスやアンモニアなどが含まれるのでこれを低圧ヒータへ導くと、脱気器とヒータ間およびヒータが腐蝕されることになるからである。

蒸化器給水はあらかじめ生水脱気器にて充分脱気したのち蒸化器へ送るべきである。

脱気器を用いず復水器で脱気を行う場合もあるが一般に酸素含有量は脱気器による場合よりは多くなりまた炭酸ガスは余り除くことはできない。たゞし復水器と脱気器間の酸素量は少くなりこの間の腐蝕軽減には有効である。

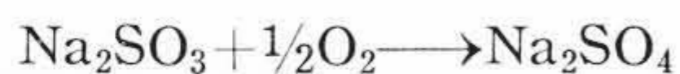
低負荷時も脱気器、蒸化器が大気圧以下になるのを防ぐため脱気器、蒸化器圧力低下自動切換装置を用いて、器内圧力が一定値以下になつたら自動的に抽気段を一段上の抽気段に切換えることも必要である。第4図はこの系統を示す。かくすれば、脱気器、蒸化器は相当の低負荷まで大気圧以上で運転することが可能で、低負荷による空気漏洩の危険はなくなりまた圧力低下による脱気性能の低下も少くなる。脱気器の脱気性能は器内圧力を一定とすれば各負荷において第5図のごとく変化し過負荷において急激に悪くなるから、酸素含有量の多いサージタンクの水や脱気不十分なメーキアップを多量に引入れると脱気量は過負荷となり酸素含有量は増大する。

酸素の漏入は大気圧以下の各種接手、バルブ、ポンプグランドおよびタービングランドより生ずるゆえ、これらの箇所は常によく点検し空気の漏洩を防止する要があり接手は可及的に熔接接手とすべきである。

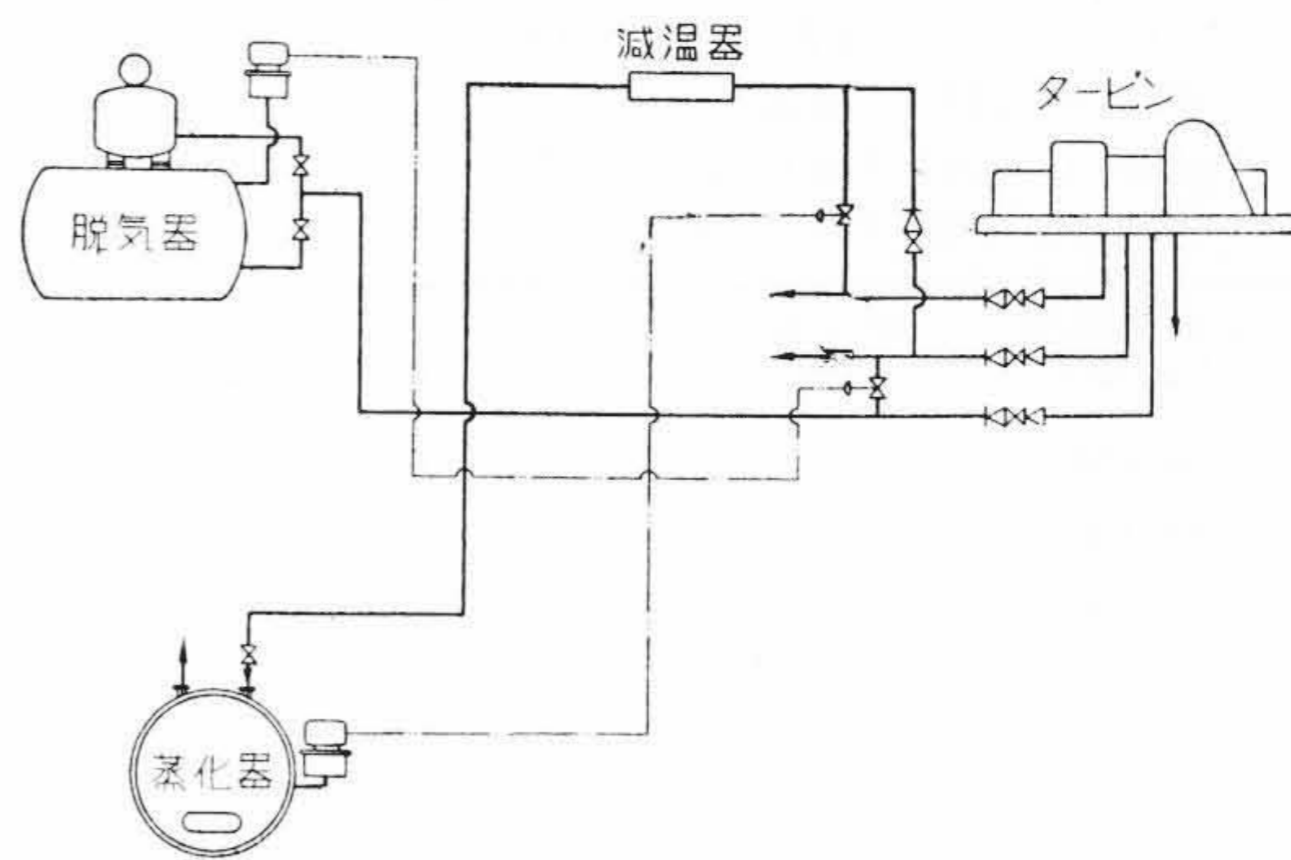
#### (5) 化学的処理による残存酸素の除去

すでに述べたごとく、プラント内の給水の酸素含有量を機械的な除去方法のみであらゆる運転状態を通じ希望する値  $0.00 \times \text{ppm}$  程度に保つことは非常に困難であり、現在では脱気器による機械的脱気とともに還元剤による化学的酸素除去を併せ実施するのが一般的な方法となつている。

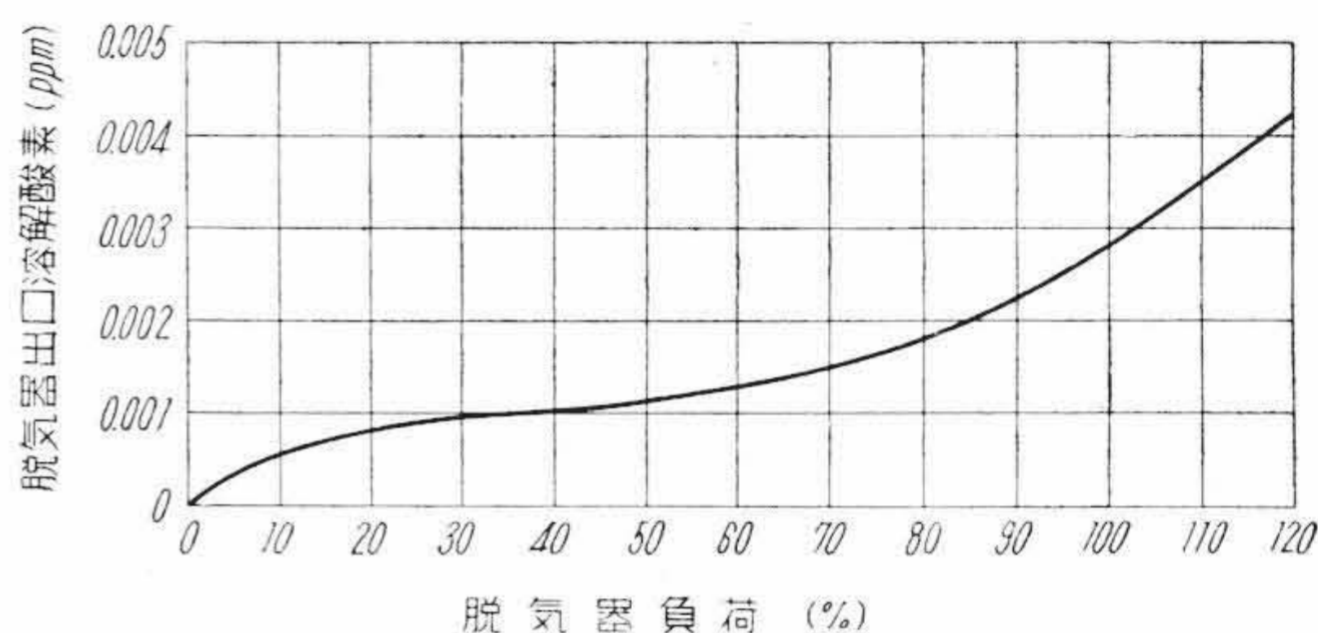
化学薬品としては従来から亜硫酸ソーダ ( $\text{Na}_2\text{SO}_3$ ) が用いられてきた。亜硫酸ソーダは溶解酸素と反応して、



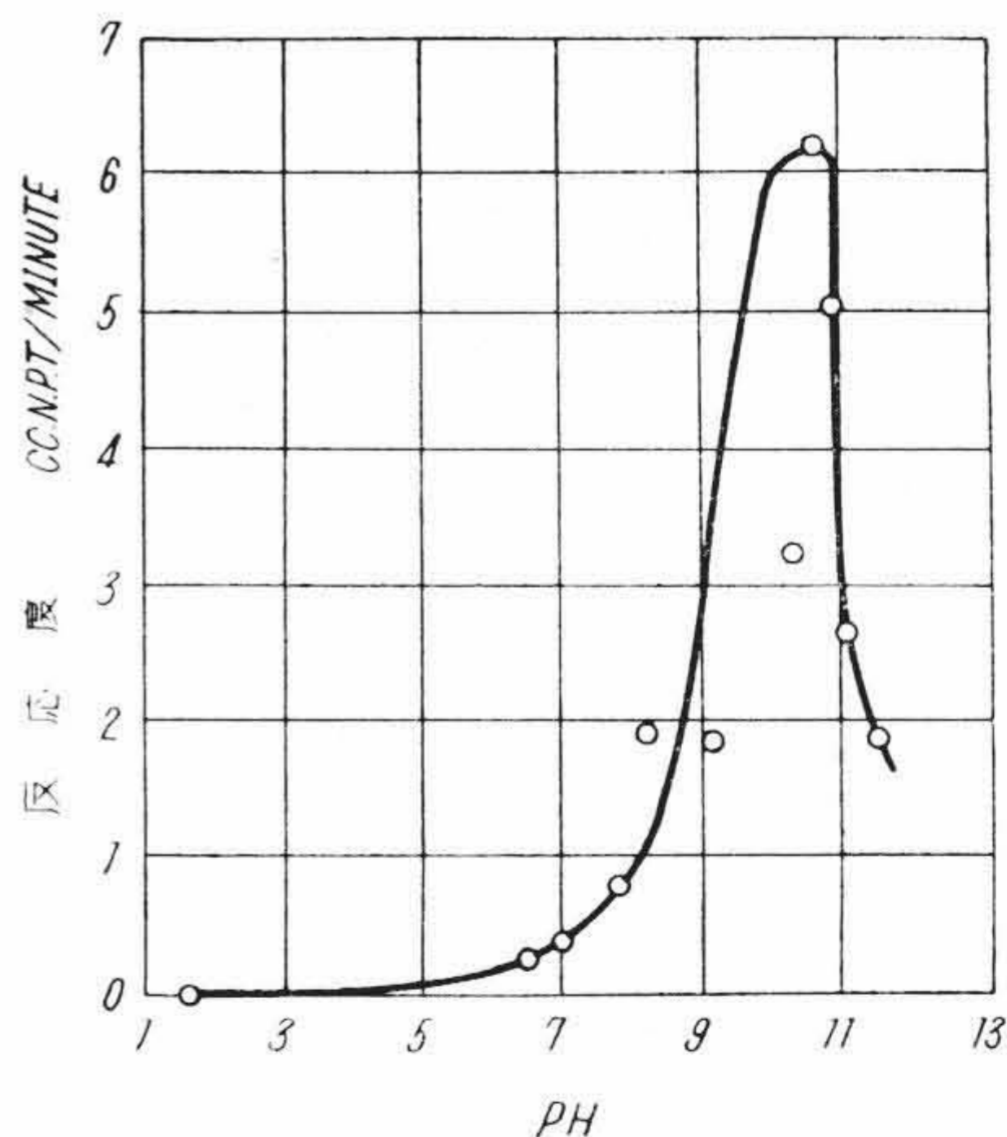
により硫酸ソーダを生ずる。硫酸ソーダはホーミングを起しやすい欠点があり、かつ亜硫酸ソーダ自身も 100 気圧以上では分解して亜硫酸または硫化水素を発生し、また過剰に加えると 60 気圧程度でも上記分解を生ずるゆえ理想的除去剤とはいえない。



第4図 脱気器、蒸化器圧力低下自動切換装置  
Fig. 4. Automatic Bleed Steam Changer Device for Deaerator and Evaporator to Maintain above Atmospheric Pressure

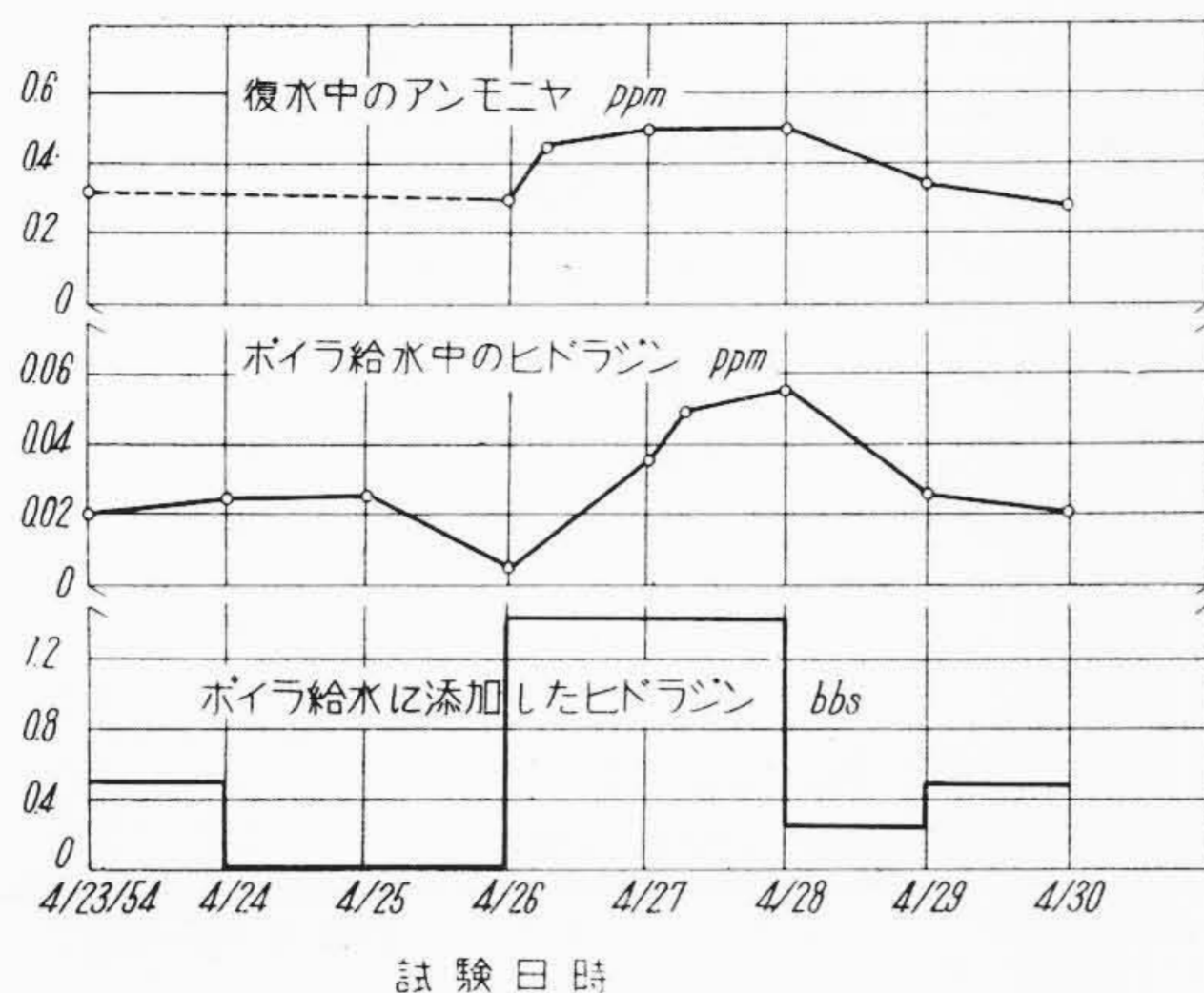


第5図 脱気器の脱気性能の例  
Fig. 5. Typical Deaerating Characteristics of Deaerator

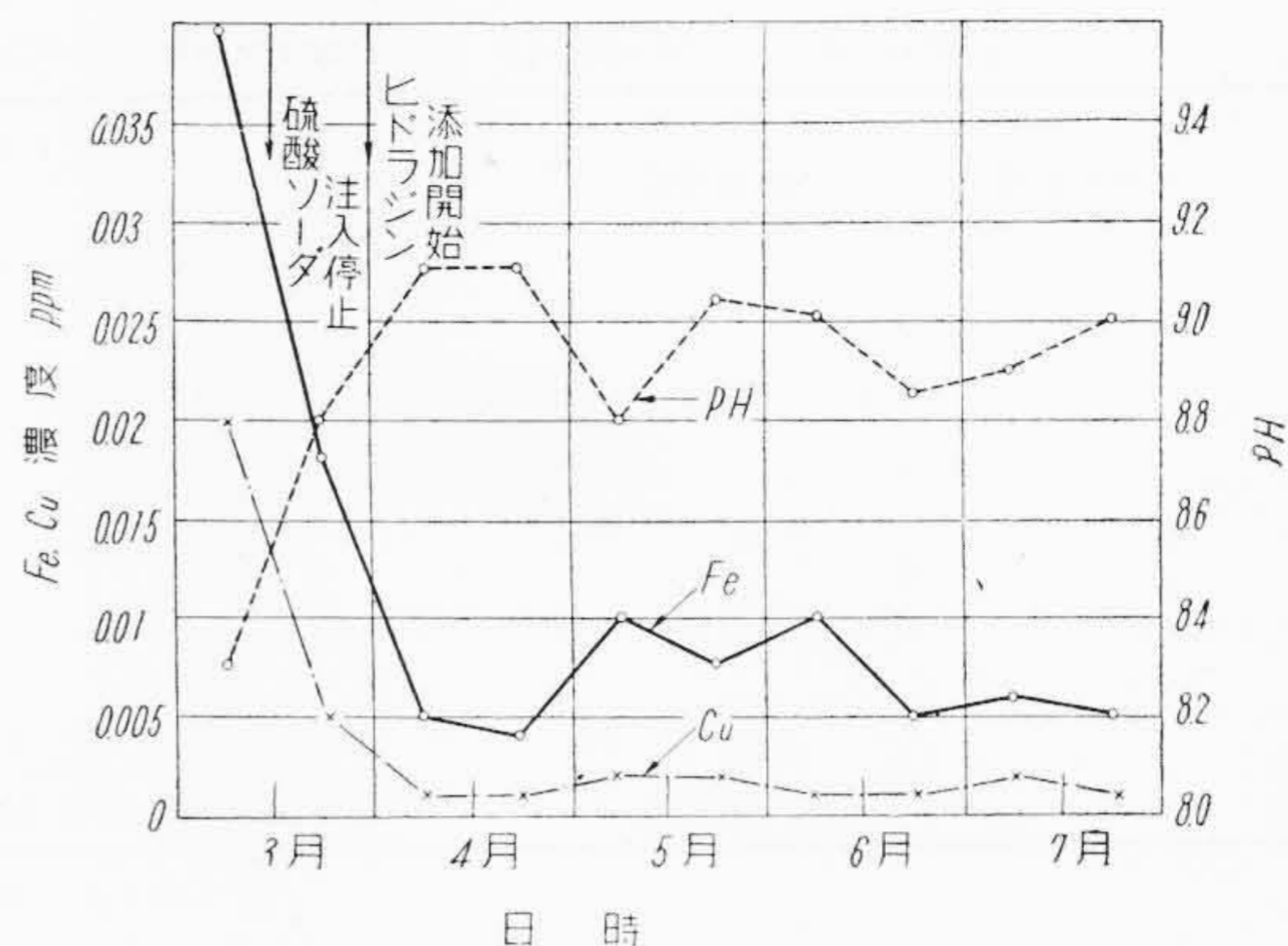


第6図 ヒドラジンの脱酸度に対する pH の影響  
Fig. 6. Effect of pH on Oxidation of Hydrazine

亜硫酸ソーダに代つて最近注目を引いてきた酸素除去剤にヒドラジン  $\text{N}_2\text{H}_4$  がある。これは第二次大戦後ドイツにおいて始めて使用せられたもので現在米国では実用に供されてきた。我国においても二三の文献にこの紹介



第7図 ヒドラジンの添加量によるボイラ給水中のヒドラジン濃度と復水中のアンモニア量  
Fig. 7. Hydrazine in the Boiler Water and Ammonia in the Condensate as a Function of Hydrazine Feed



第8図 pH 変化による復水中の Fe, Cu 濃度の変化  
Fig. 8. Change in Iron and Copper Content of Condensate with Change in pH

第3表 pH の変化による Fe, Cu 濃度の変化  
Table 3. Fe and Cu Concentration at Two Different pH Level

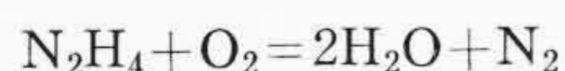
サンプル	ホットウエル		低圧ヒータ入口		脱気器入口		エコマイザ入口	
ホットウエル (pH)	8.5~8.7	8.9~9.1	8.5~8.7	8.9~9.1	8.5~8.7	8.9~9.1	8.5~8.7	8.9~9.1
全 Fe (ppm)	0.006	0.004	0.045	0.026	0.090	0.033	0.006	0.004
全 Cu (ppm)	0.006	0.005	0.049	0.041	0.019	0.006	0.007	0.004

がなされまた新鋭火力発電所などでは使用せんとする情勢にある。

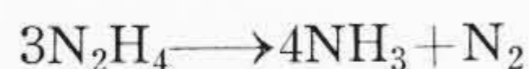
こゝにヒドラジンについて簡単にその特性をのべるのも無意味ではないと考える。

ヒドラジンは水のごとき透明な液体で密度、粘性ともに水にほとんど等しい。湿り易く 760mmHg では 2°C で凍り 113.5°C で沸とうする。水、アルコールなどによく溶けその 64% 水溶液をヒドラジンハイドレートという。ヒドラジンは強い還元剤で第6図に示すごとく特にボイラ給水に適する pH 附近でその還元性を発揮する。ヒドラジン自身もアルカリ性でその 1% 溶液は pH=9.9 を示す。

ボイラ給水中での酸素との反応は



となり反応後ボイラに全固形分を増加せしめない点が高く評価されている。しかし添加量が多いとボイラ内で分解して、



の反応を生じてアンモニアを発生するから、反応はできるだけボイラに入る前に終了せしめボイラ内へは過剰に供給させぬよう、添加量には充分の注意が肝要である。

またヒドラジン処理を始める場合生じ易い反応として



またはこれと類似の反応があり、ヒドラジンの消費を生ずることになるので処理を開始した当座は必要量以上に加える必要がある。

過剰のヒドラジンの影響を見るため Springdale Station で行つた試験結果を第7図に示す。本試験では数日間ヒドラジンの供給を止めてその後相当過剰に加えたものである。

はじめ1日に 0.47 ポンド加えた場合のボイラドラム内のヒドラジンは 0.025 ppm であり添加量を3倍にしたところ、0.055 ppm になつた。給水中の酸素量はほとんど一定であるからこれはヒドラジンが分解してアンモニアとなつたことを示す。またヒドラジンの一部はエゼクタからも放出される。

同発電所における亜硫酸ソーダ処理とヒドラジン処理のデータを第8図に示す。亜硫酸処理においては分解により pH を下げるため酸素は除去できても pH 低下による腐蝕が多いが、ヒドラジンに代えてからは pH は上り鉄、銅ともに腐蝕は激減している。

理論的には1ポンドの溶解酸素の除去には1ポンドのヒドラジンを加えれば良いが実際には最初は最大3倍くらい加え、給水中にヒドラジンの残存量が生ずれば過剰

第4表 Redondo 発電所における復水系統中のアンモニアの安定度  
Table 4. Stability of Ammonia in Condensate System at Redondo Steam Station

アンモニアを加えてからの経過時間 (h)	pH		NH <sub>3</sub> (ppm)	
	復水器	エゼクタ2段ドレン	復水器	エゼクタ2段ドレン
0	7.2	5.7	0.01	0.01
0.5	8.7	9.7	0.25	40
1	8.5	9.2	0.06	8
2	8.0	7.25	0.02	2

第5表 アミン処理による平均 pH, Fe, Cu 濃度  
Table 5. Average pH, Fe and Cu Data with Amine Treatment

サンプル	モルホリン 1954 年 3/4~3/9			シクロヘキシルアミン 1954 年 5/3~5/5		
	pH 25°C	Fe ppm	Cu ppm	pH 25°C	Fe ppm	Cu ppm
蒸気	9.06	0.005	0.001	9.04	0.002	0.001
ホットウェル	9.06	0.006	0.005	9.04	0.005	0.003
低圧第一ヒータ	9.05	0.007	0.006	9.09	0.007	0.003
ドレンポンプ	9.07	0.007	0.005	9.08	0.006	0.004
低圧第二ヒータ	9.06	0.007	0.004	9.09	0.006	0.009
脱気器	9.07	0.007	0.002	9.01	0.005	0.004
エコノマイザ入口	9.07	0.005	0.002	9.12	0.005	0.004
メーキアップ	8.99	0.009	0.001	9.00	0.009	0.003
エゼクタ2段ドレン	9.68	NH <sub>3</sub> =7.2 ppm		9.54	NH <sub>3</sub> =3.3 ppm	

となるのを防ぐ。ヒドラジンの残存量の最大限はボイラにより異なるが 0.05 ppm から 0.25 ppm の間で標準として 0.1 ppm である。ヒドラジンは同一酸素量を除去するのに亜硫酸ソーダに比し数倍高価であるが実際には脱気器を用いた給水系統における残存酸素量は一般にごくわずかであるから価格の高い点は余り問題にはならない。

ヒドラジンは濃度の高いものは発火性があるが40%以下の水溶液では安全であり、幾分毒性があるが一寸した注意でその害はさけ得る。

本品は今のところその反応機構の詳細は明でないが今後酸素除去剤として大いに利用せられるものであると考える。

### 〔III〕 pH の 制 御

#### (1) 復水系統に対する炭酸ガスの影響

すでにのべたごとく給水中の酸素は脱気器や添加還元剤によりほとんど完全に除去されるが炭酸ガスを完全に除去することはできない。その上給水中に含まれている炭酸塩や重炭酸塩はボイラドラム内で分解して炭酸ガスを発生する。炭酸ガスは蒸気に含まれている状態では腐蝕作用はないが、凝固すると復水の pH を低下せしめて復水給水系統の腐蝕を促進する。この腐蝕生成物たる鉄や銅が系統内を運ばれて、給水加熱器の加熱管表面に附着しては加熱管の熱伝達を害し、ポンプ、メータなどに

附着してはその機能を害し、ボイラチューブに附着しては、チューブの腐蝕や過熱事故を発生するため復水の pH 制御がやかましく論ぜられるようになった。

復水の pH を最適値に制御することが如何に腐蝕生成物たる鉄、銅の量に影響するかは第3表により明である。同表より復水の pH が 0.4 違うのみで鉄、銅の濃度が著しく異ることがわかる。

#### (2) 従来の復水の pH 制御剤

従来復水の pH 制御剤として用いられてきた薬品は、苛性ソーダおよびアンモニウム塩である。

苛性ソーダの添加は炭酸ガスの中和には有効であるが罐水の苛性ソーダ濃度が増大する恐れがある。塩化アンモニウムは中性塩であるがボイラ内で苛性ソーダと反応して、アンモニアを発生し、復水してアンモニア水となり pH を高める。しかしアンモニアは強アルカリであるから過剰な添加はさけぬと銅合金の腐蝕を生ずる。過剰アンモニウム塩の影響をしらべるため Redondo P. S. で給水中に 100 ml の NH<sub>4</sub>OH を添加したのち pH, NH<sub>3</sub> の値を復水ポンプ出口と空気ポンプの2段ドレン部で測定した結果を第4表に示す。これによれば添加後30分で NH<sub>3</sub> の値は復水ポンプで 0.25 ppm であるのに対し2段ドレンは160倍の 40 ppm を示した。pH も NH<sub>3</sub> の値に準じて変化したが復水器出口の pH はその割には上っていない。このように添加した NH<sub>4</sub>OH は分解してアンモニアを生じ、その大部分は空気ポンプより空気と

ともに排出せられ一部が2段ドレンに再溶解して戻ることがわかる。かくのごとく分解して発生したアンモニアは比較的短時間で空気とともに大気に放出されるが一部は空気ポンプの2段ドレン中に再溶解しこのためこのドレンは非常にアンモニアを含有することになる。

最近空気ポンプとしてエゼクタの代りに電動の回転式空気ポンプが大火力発電所たとえば Essex, Sewaren, Kearny, Burlington P. S. などで用いられ我国でも東京電力株式会社鶴見第二発電所や新東京発電所で用いているが、このポンプの利点の一つは、このようにアンモニアにより汚損される2段ドレンを廃却することによる不利をさけるとともに空気ポンプに集る有害ガスを完全に排出しうる点にあるのである。

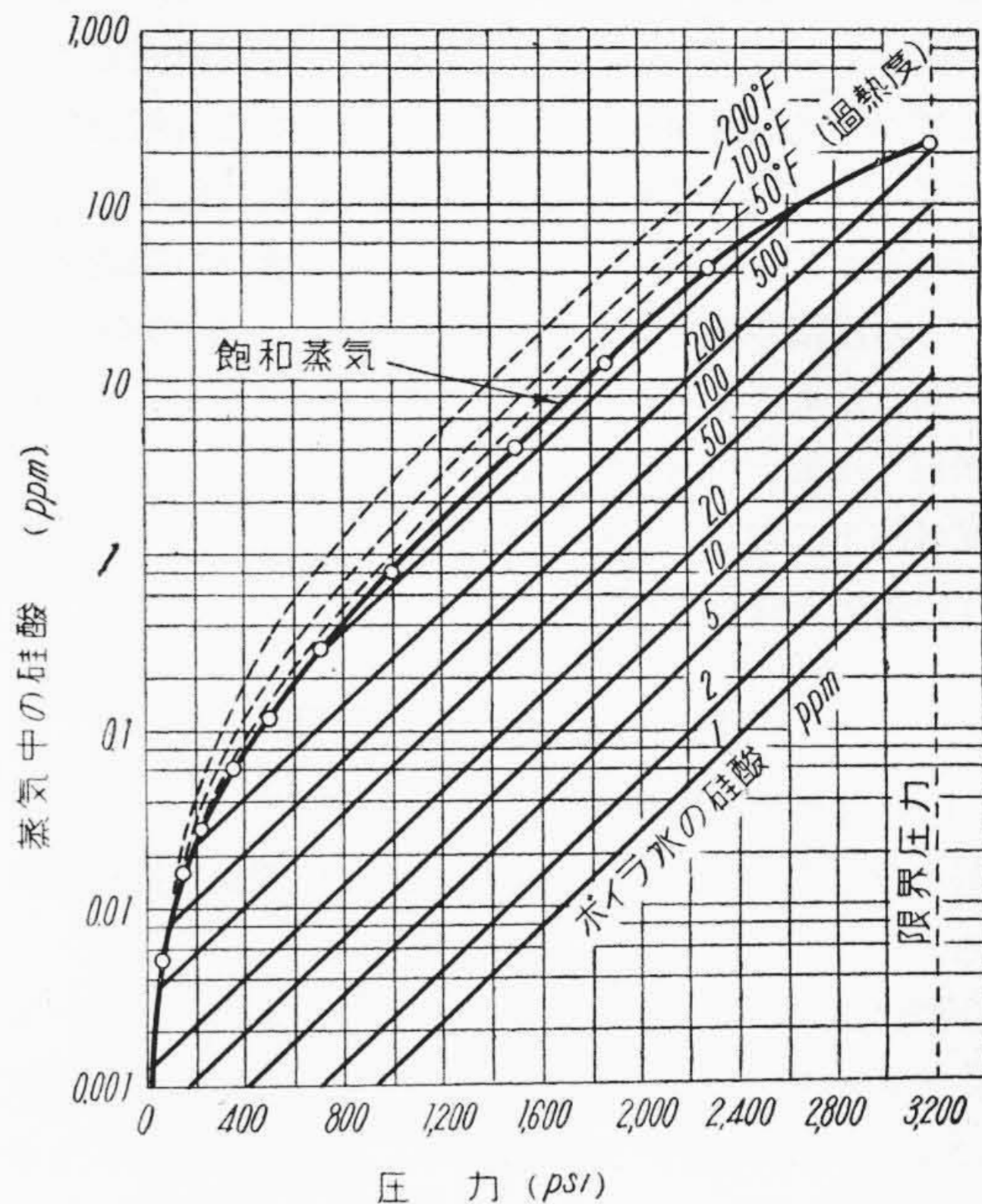
### (3) pH 制御剤としての揮発性アミン

最近新しい pH 制御剤としてシクロヘキシルアミン ( $C_6H_{11}NH_2$ )、モルホリン ( $C_4H_9NO$ )、などの揮発性アミンを用い良い成績を挙げている。この揮発性アミンはボイラ内で蒸発して蒸気とともにタービンに送られ、蒸気より速かに凝固し始めて凝固水の pH を高く保ちタービン低圧部の湿り段落の腐蝕を防止し、また復水装置、給水加熱装置に対しても効果的な保護を行う。これはシクロヘキシルアミンやモルホリンの蒸気張力が小さいため、蒸気張力の大きいアンモニアと異なる点である。アンモニアでは凝固の初期の pH 維持はできない。

シクロヘキシルアミン、モルホリンの使用の一例として Chester-field Station の3号機 90,000 kW 1550 psig 1000°F/1000°F のタービンプラントにおける例を第5表に示す。

本試験はシクロヘキシルアミンとモルホリンの比較を行つたものであるがその結果はいずれでもほとんど同じことがあきらかとなつた。いずれのアミンにおいても蒸気と復水の pH は変らないが、シクロヘキシルアミンは脱気器のベントから一部失はれ、モルホリンはブローより失はれる。給水の pH を 9.0~9.1 に保つために最初に添加する量はモルホリンをシクロヘキシルアミンより多くしてその濃度を倍に保つ必要がある。

上記試験によれば蒸気中、復水中にはいずれの場合もアンモニアは見出されていないが空気ポンプの2段ドレン中にはモルホリンの場合 5.4~9 ppm、シクロヘキシルアミンの場合 2~4 ppm 見出された。これはサイクル中のほかの原因に起因するものとともにアミンの分解により生ずるアンモニアも存することを示す。Chester-field におけるアミン処理後のボイラの検査結果は非常に清浄で腐蝕物の析出は認められなかつた。ただしこの期間の溶解酸素量は 0~0.003 ppm に保たれていたこ



第9図 ボイラ圧力、ボイラ罐水硅酸濃度、硅酸のキャリーオーバーおよびその気中の硅酸溶解な関係曲線  
Fig. 9. Chart Showing Approximate Relationship Between Pressure, Boilerwater Silica, Silica Carry Over and Silica Solubility in Saturated and Super-heated Steam

とも考慮せねばならない。

この発電所の前記3号機は再熱タービンで、低圧段落の湿り度が少ないので勿論低圧部の水滴による腐蝕はなかつたが、低圧段湿りの比較的多い非再熱タービンである1号機2号機も揮発性アミンを用いた結果低圧部の水滴による腐蝕を生じなかつた。これは前記アミンの蒸気張力の関係で低圧部に発生する湿り蒸気の水滴の pH を上げるためと考えられる。

### (4) 皮膜性アミン

産業用発電設備、特にメーキアップを多量に必要とする抽気、背圧タービンプラントにおいては補給水中の炭酸塩の量が多大となり、上記揮発性アミン処理では経済的に不利となる。このような場合用いられるのが皮膜性アミン (Filming amine) である。このアミンはケミカルポンプで蒸気管中に注入すると蒸気中によく分散し凝固すると金属表面に非常にうすい水に濡れない膜を形成し、給水中の炭酸ガスや酸素と金属面との接触を遮断して腐蝕を防止する。このため添加量は  $CO_2$  や  $O_2$  の濃度には無関係であるので、特に  $CO_2$  濃度の低い場合以外、揮発性アミンより経済的な腐蝕防止剤である。

皮膜性アミンにより生成せられる皮膜は monomo-

lecular thickness で添加を増大しても厚みは増さない故熱伝達率は低下することなくむしろこの皮膜面では蒸気の凝固が滴状凝固となる故上昇する。ある製紙会社の例では 5~10% 増加したことが認められている。またこの皮膜は短時間の添加中止によつても破れぬ強度を有し、この皮膜の透過により金属面の腐蝕生成物が取除かれ、あたかもクリーニングをしたような作用をする。現在米国では数十箇所の産業用タービンプラントで用いられ腐蝕防止に対して効果を挙げている。本アミンは毒性もないことが認められている。

#### 〔IV〕 硅 酸 の 問 題

##### (1) 硅酸の許容値

ボイラ圧力の上昇に伴い硅酸も新しい問題を提起している。

硅酸はボイラよりキャリオーバそのほかによりタービンに送られタービンのノズル、ブレードに耐着して蒸気通路をふさぎ、出力、効率の低下、推力の増大などを来たまた、ウォッシングを行うための発電の停止など好ましくない問題を引き起こす。

硅酸が蒸気とともに送られるのは低圧ボイラではキャリオーバのみによるが高圧ボイラでは硅酸の蒸気を伴う。このため圧力の上昇にしたがつてボイラ罐水内の硅酸濃度の制限値は低くなってくる。

一般に発生蒸気中の硅酸濃度を 0.01~0.02 ppm 以下におさえればタービンに硅酸のデポジットを生じないとされている。このためにボイラの罐水は圧力に従つてつぎのごとく制限する必要がある。

ボイラ圧力 psig	最大硅酸濃度 ppm
600~ 800	25
801~1,000	15
1,001~1,500	5
1,500 以上	3

第9図はボイラ圧力による罐水硅酸濃度と硅酸キャリオーバとの関係を示す。上起制限値が圧力により大幅に変ることは本図で明であらう。

##### (2) メーキアップ中の硅酸濃度の減少

罐水の硅酸濃度を上記制限値以内に収めるにはブロー量の増加と共に、サイクル内に入りこむ硅酸量を極力減じねばならない。メーキアップとしては全塩脱塩によるものと蒸化器によるものがある。

全塩脱塩による場合問題はないが蒸化器による場合は発生蒸気の硅酸濃度が問題になる。

蒸化器発生蒸気の硅酸濃度の減少には先ず蒸化器給水の器外処理による脱硅酸を行い、器内では、蒸化器蒸発面負荷を減じ、かつ蒸気の純度を高める処置をとる。必要

に応じて蒸化器々脱硅酸処理を施す。器外処理としては一般に石灰ソーダ法を用い器内処理としては、マグネシウム塩アルミニウム塩、の添加による。マグネシウム塩による処理はマグネシウムイオンが水酸化マグネシウムとして沈澱するとき硅酸を吸収する性質を利用している。

蒸化器を用いた場合の発生蒸気の硅酸減少の一方法としてボイラの連続ブローを蒸化器給水の一部として用い、熱回収を計るとともに、硅酸濃度が生水に比してずっと少いボイラブローを用いることにより蒸化器々内水の硅酸濃度を低下せしめる方法を用いることもある。

#### 〔V〕 蒸化器とイオン交換樹脂の比較

最近ボイラメーキアップ用として、従来の蒸化器に代り、イオン交換樹脂による純水が用いられる場合が増加してきた。以下両者の得失を簡単に比較し今後の計画の参考に供したいと思う。

経済比較の例として 60,000 kW, 1250 psig 950 °F のタービンプラントにおける場合を挙げる。

	蒸化器	イオン交換樹脂
設 備 費	\$ 14,400	\$ 9,500
年 間 経 費	1,800	1,187
年間燃料費	1,400	—
年間薬剤費	—	9.5
年間人件費	500	900
*タービン出力低下による損失	2,400	—
年間経費合計	6,180	3,002

\* 蒸化器を使用する場合には加熱用蒸気を要するのでその分の出力 132 kW だけ減ずることになりその損失を見込んだものである。またタービン熱消費量は蒸化器の場合 8,954 BTU/kWh, イオン交換樹脂の場合 8,937 BTU/kWh かである。

上記比較で明らかなるように設備費、諸経費、熱効率ともに蒸化器はイオン交換樹脂に比して不利なことが判る。

そのほかの得失はつぎに示すごとくなる。

##### 蒸化器の利点

- (1) 従来から用いられて来た方法なので、取扱いになれておりその特質もよく知られている。
- (2) 生水の水質いかんにかゝらず、運転費は一定である。
- (3) 据付場所が少く、化学薬品がいらない。

##### 蒸化器の欠点

- (1) メーキアップ量が出力により異り、ボイラ起動に先行して運転することはできない。
- (2) 生水に重炭酸ソーダが入っていると発生蒸気

に炭酸ガスが含まれる。これは脱気器で除かねばならない。

(3) 生水を器外処理しなければ、加熱管に附着するスケールをひんぱんに除去しなければならない。

(4) 生水にアンモニアが含まれている場合アンモニアの除去が十分にできない。

イオン交換樹脂の利点

(1) 新設のボイラ起動に先行して良質の給水を補給できた、ボイラ停止後の水張りも処理した純水でできる。

(2) 運転が出力に無関係に行いうる。

(3) 一般に蒸化器より良質のメーキアップが得られる。

(4) 設置場所を選ばないでどこにでもおくことができ他機器との配管も簡単である。

イオン交換樹脂の欠点

(1) 樹脂再生のために定期的に止めねばならぬ。

この際の取扱いは熟練した運転員により注意して行わねばならない。

(2) 化学薬品を必要とする。

## 〔VI〕 結 言

以上プラント側より見た最近の給水処理について二三の問題をとりあげてのべた。給水処理の問題は関係する分野も多くまたその効果については実際の運転結果にまつところが多い。われわれメーカとしては、使用者側の理解と協力により給水処理の面より見ても完璧な火力発電プラントを計画、建造するべくさらに一層の努力をしなければならないと痛感する。



製 品

新らしい火力発電所用循環水ポンプ

——東京電力新東京火力発電所納

1,000 mm 循環水ポンプ——

Hitachi's New Circulating Water Pumps  
for Thermal Power Plant Use

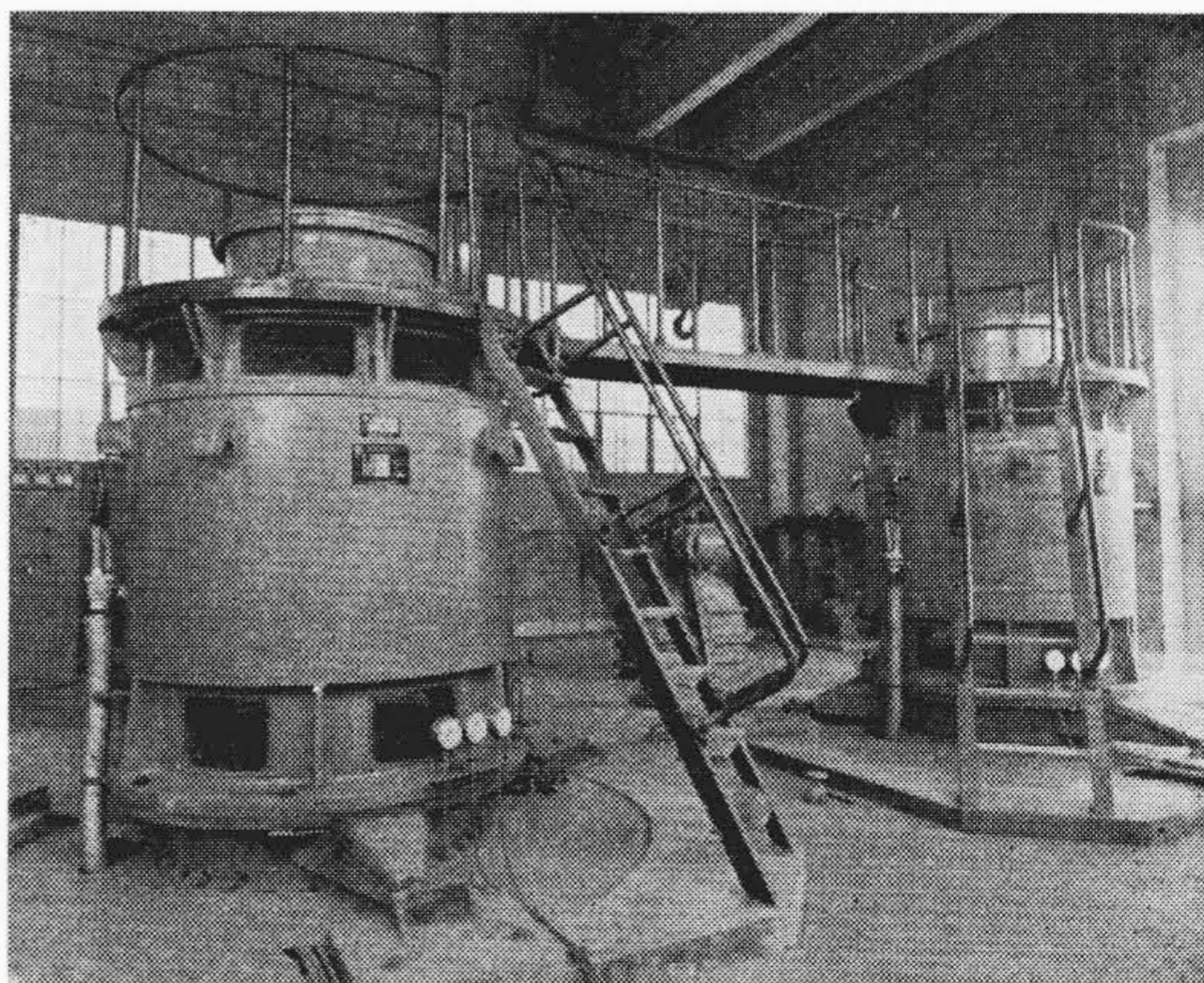
最近の火力発電所は大容量、高効率、自動化に向つて目ざましい進歩をとげつつあるが、重要な補機の一つとして復水器冷却用循環水ポンプも著しい変化を見せている。

復水器の冷却水量は、発電量1万kWについて約3,000 m<sup>3</sup>/h 必要で、このような大量の水の供給と、燃料輸送の便から火力発電所は海岸附近に建設されるので、冷却水として海水が使用されることが多い。また循環冷却用で

## 参 考 文 献

- (1) 新鋭火力発電所の給水処理について 辻本, 野口 オーム 8 42巻 10号 1955
- (2) 給水処理, 新しき二三の問題 永尾, 火力発電 Vol. 6 No. 4 1955
- (3) 高圧気罐の罐水処理について 音, 火力発電 Vol. 6 No. 4 1955
- (4) The Chemical Dearthation of Boiler Water The Use of Hydrazine Compounds J. Leicester ASME Paper No. 54-A-123
- (5) Hydrazine for Boiler Feed Water Treatment R. C. Harshman ASME, Paper No. 54-A-124
- (6) Problem in Dearthation of Boiler Feed Water H. A. Grabowski and Others Combustion 3, 1955
- (7) Corrosion of Steel in Boilers H. A. Grabowski ASME Paper No. 53-A-226
- (8) Hydrazine as an Oxygen Scavenger ASME Paper No. 54-A-261
- (9) Controlling Iron and Copper Pickup with Neutrizing Amines J. D. Ristoph, E. A. Yorkgitis ASME Paper No. 54-A-262
- (10) Reduction of Codensate-Line Corrosion S. Jensen ASME Trans, 2. 1954
- (11) Corrosion Control in Industrial and Steam Power Plants R. M. Lemen Combustion, 10. 1954
- (12) Experiments of Filming Amines in Control of Condensate-Line Corrosion H. L. Kahler Combustion-1, 1954
- (13) Evaporators Use Blowdown and Treatment to reduce Makeup and Silica W. C. Thompson Power Engg 7. 1955
- (14) Deionization us Eraporation of Hard Water Supplies for Boiler Makeup. T. C. Hoppe & R. A. Russel Combustion 11, 1952
- (15) Deaeration by Elliott Bulletin N-15
- (16) Betz Handbook of Industrial Water Conditioning 4th Edition

紹 介



第1図 新東京火力発電所納 1,000mm 循環水ポンプ  
Fig. 1. 1,000 mmφ Circulating Pumps

あるため配管は第2図のごとくサイフォン型で実揚程は極めて少なく、総揚程のほとんどが抵抗損失よりなる。したがって発電機の負荷変動の多いような運転計画の場合には2台に分けて設置し、少量送水時には1台の単独運転をさせる場合が多い。

東京電力新東京火力発電所に納入した口径 1,000 mm 縦型斜流ポンプは日立製 66,000 kW タービン発電機の循環水ポンプとして並列に2台使用されるもので、東京電力鶴見第二火力発電所用のものと同型の新型のポンプである。水量調整は電動制水弁を遠方操作することによって行われる。

### (1) 仕様

口径	1,000 mm
型式	電動機直結縦型斜流ポンプ
揚水量	9,100 m <sup>3</sup> /h
総揚程	11 m
電動機	425 kW, 14極, 50～ 縦軸誘導電動機
水質	海水
最高効率	86% (工場試験成績)

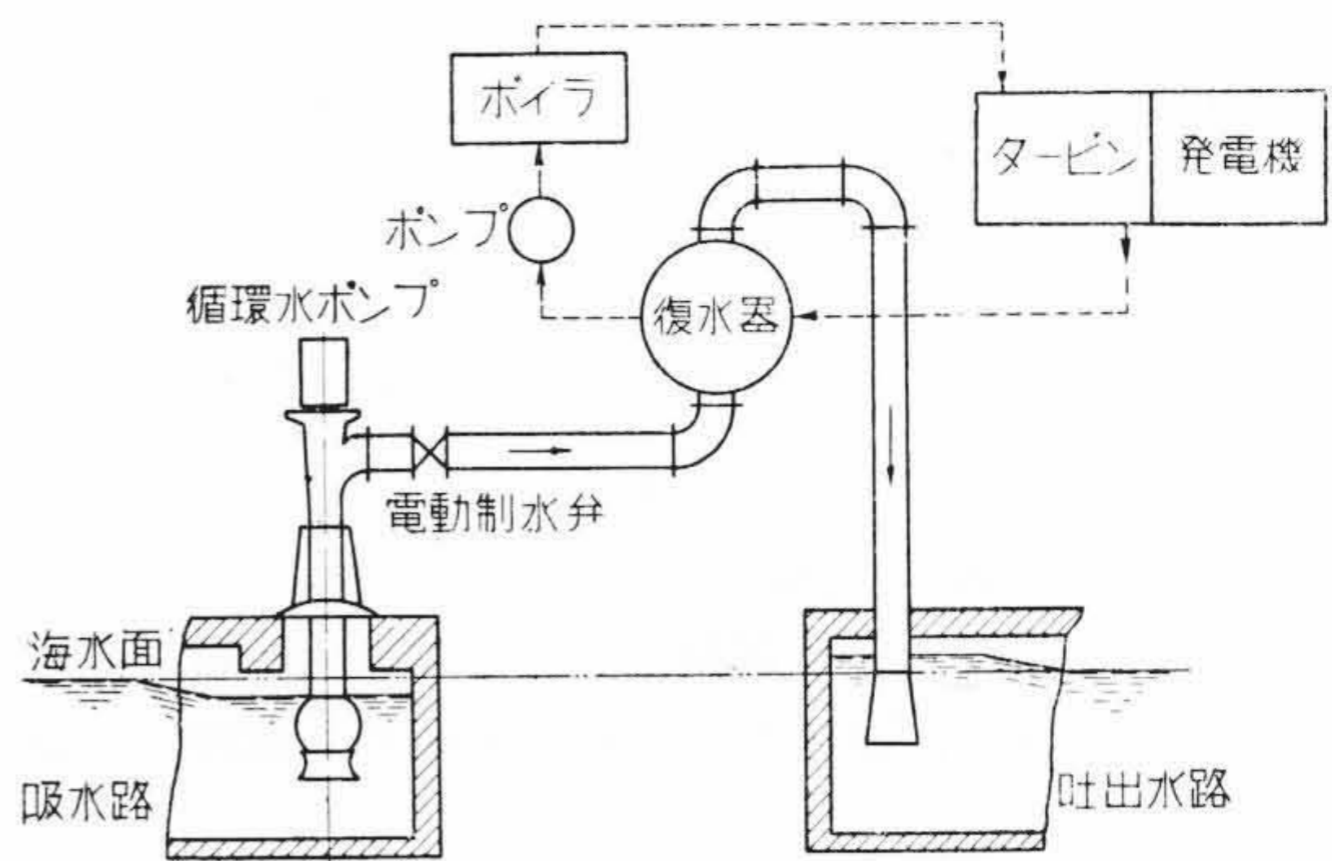
### (2) 特長

循環水ポンプの揚程はふつう 10 m 内外であるため従来は両吸込ボリュームートポンプが使用されていたが近年競って本機のような縦型斜流ポンプが採用されるようになった。これは

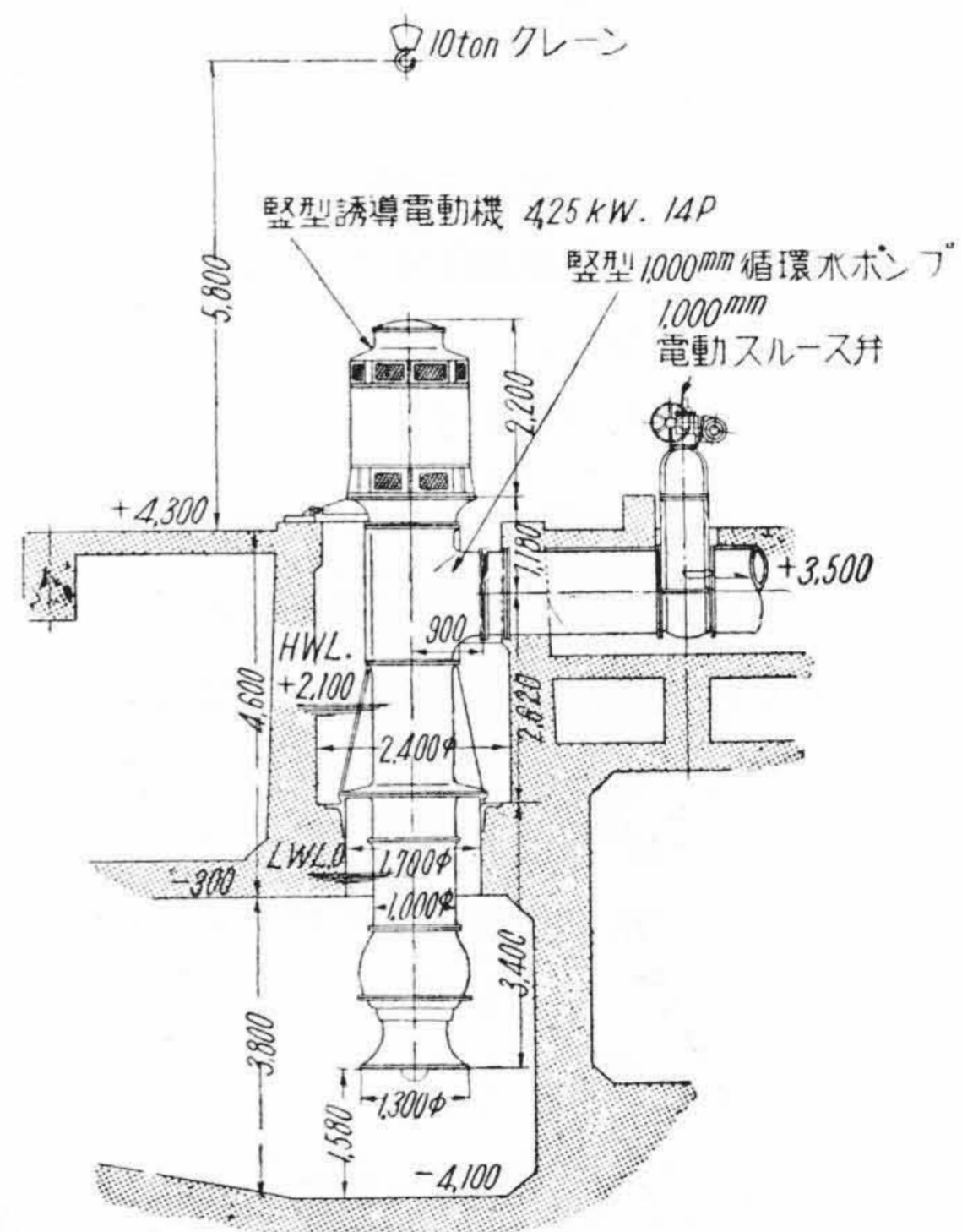
- (i) ポンプの据付面積が小さくなる。
- (ii) 横軸ボリュームートポンプのごとく真空ポンプ等による満水操作が不必要である。
- (iii) 羽根車が吸水面以下にあるためキャビテーションに対して安全である。
- (iv) ボリュームートポンプに較べ起動時のサイフォン形成が容易である。
- (v) 軸流ポンプとボリュームートポンプの中間的特性を有するため、過負荷を起すことなく広範囲に水量調節が可能である。

などの利点があるためで、本機はさらに構造上特に次の点に考慮を払っている、すなわち

- (i) 据付、分解を容易にし、縦型ポンプで注意を要する振動発生を防止し、重量を軽減するため、ポンプ本体および電動機の支持方法に考慮を払った。第3図の据付断面図のようにこのポンプは電動機を上に乗せ、その全重量を下の床で受けている。さらに電動機の下に吐出口付近で軸に直角な方向を三点支



第2図 火力発電所と循環水ポンプ  
Fig. 2. Circulating Pump for Thermal Power Station



第3図 新東京火力発電所納め  
1,000 耗循環水ポンプ据付断面図  
Fig. 3. 1,000 mmφ Circulating Pump

持している。したがってポンプの水力スラストは全く床に作用せず、据付、分解は容易で振動のおそれがない。

- (ii) 海水に対する材質を十分考慮した。
- (iii) 水中軸受にゴム軸受を使用し、別置の潤滑水ポンプで清浄海水を注入している。
- (iv) 水中軸受はポンプの最重要部分であるから保護装置として各軸受に潤滑水減水警報および予備水源自動切換装置をつけ保護の完全を期している。