U.D.C. 621.187.123:621.311.22

火力発電所ボイラ補給水装置用フラッシュエバポレータ

Flash Evaporator of Boiler Make up Water at Thermal Power Station

松 島 彦 二* Hikoji Matsushima

内 容 梗 概

最近,アメリカの新鋭大容量火力発電所および既設火力発電所がボイラ補給水製造装置としてフラッシュエ バポレータを採用する傾向にある。本文はこのフラッシュエバポレータについて考察を加えるとともに,従来 から採用されてきている純水装置に比較し,その経済性,タービンプラント熱効率への影響,補給水純度およ び運転上の問題などについて検討してみた。

1. 緒 言

初期の火力発電所においてはボイラ補給水製造装置として,いわ ゆる浸管式の蒸化器が用いられてきた。しかしながら火力発電所が 高効率化を目ざして,大容量,高圧,高温化するにしたがい,当然 この種蒸化器についても検討が加えられ,1948年にイオン交換樹脂 による純水装置が開発され,火力発電所ボイラ補給水装置として実 用化されるに至った。

純水装置の特長としては、(1)発電所の高熱効率が得られるこ と、(2)高純度の補給水が得られること、(3)タービンの負荷に 関係なく補給水が製造できる、などの利点があるため、従来の蒸化 器に代わって多くの大容量火力発電所にこの装置が採用されるよう になった。



一方,人口の増加,工業の発達とともに水の需要は急激に増加している。たとえば乾燥地帯における飲料水,都市における工業用水など水に対する需要は切実である。このため海水の淡水化が水問題 解決の方法としてきわめて重要視され,アメリカを初めてとして各国で淡水化の研究開発が進められるようになった。この結果,1955年に初めてフラッシュエバポレータによる大容量海水転換プラントがアメリカにおいて計画され,1957年以降かなり好成績で運転されている。

この分野における技術の進歩がフラッシュエバポレータによる高 純度水の製造を可能にした結果,火力発電所への応用が検討され, 1960年以降,アメリカの多くの火力発電所において採用されるよう になった。ここで述べるフラッシュエバポレータは減圧による自己 蒸発を利用して補給水を製造するもので,純水装置では経済的に引 き合わない低純度の原水から直接高純度の補給水を経済的に製造で きる利点を備えている。

2. フラッシュエバポレータの原理

火力発電所で古くから用いられているものに浸管式の蒸化器があ る。この装置はいわゆる Shell and Tube 形の蒸化器で,加熱熱源 として,タービンからの抽気を使用する。この蒸発機構は伝熱面を 通しての伝熱沸騰であるため,所要の発生蒸気を得るのに比較的高 圧の蒸気が必要となり,タービンプラント熱効率の低下の原因とな る。この欠点を改善するために多段効果方式が採用されたが,経済 的に引き合う段数にはおのずと限度がある。 スケールの析出温度以下で運転し、伝熱沸騰を避けて、自己蒸発を 利用することである。これがフラッシュエバポレータによるフラッ シュ蒸発の原理である。フラッシュ蒸発は温水を急激に減圧、膨脹 させることにより蒸発作用を行なわせるので、蒸化器における伝熱 沸騰に比べ熱力学的にも有利である。

この装置のプロセスは簡単なもので、基本的には温水をフラッシュ室に導入し、温度差、圧力差を利用してフラッシュさせ、発生した 蒸気を復水させて補給水を得る方法である。第1回は単段フラッシュエバポレータの原理を示す簡単な系統図である。温水はあらかじ め予熱されてからフラッシュ室に導入される。フラッシュ室に導入 された温水は温度および圧力降下によって急激なフラッシングを行 ない、一部は蒸気となって冷却器にはいり冷却凝縮され、高純度の補 給水となって器外に取り出される。一方、フラッシングを完了した ブラインは器外に排出される。なお、フラッシュ室の圧力は冷却器 によって一定圧に保持される。温水に含有されている不凝気体はフ ラッシュ蒸発によって放出され、フラッシュ室に漏入する室気とと もに、室気抽出器で器外に抽出される。以上が単段フラッシュエバ ポレータの原理の説明であるが、多段フラッシュエバポレータも全 くこれと同じ原理で、フラッシングの過程を数段に分けて行なわせ ているものである。

3. フラッシュエバポレータの熱力学特性,

基本サイクルおよび構造

3.1 生成補給水量と冷却面積との関係

— 6 —

一方,蒸発機構が伝熱面を通しての伝熱沸騰であるため,加熱管 表面へのスケールの付着による蒸発率の低下が低純度の原水(河, 海混合水,河水,井戸水)を蒸発させる場合には特に大きな問題と なる。そのためスケールの付着防止と熱貫流率の向上が重要な課題 となる。スケール析出の防止法には種々あるが,最も簡単なものは * 日立製作所日立工場 第2図に示すように、多段フラッシュ系の中の1段を取り出し、その熱力学特性を考える。いまフラッシュ室にはいるブラインの流入量,温度,比熱をQ, T, C_P , フラッシュによる温度降下を ΔT ,冷却器にはいる冷却水量,温度をQ, $t-\Delta T$ とすると、冷却器における伝熱のための対数平均温度差は



火力発電所ボイラ補給水装置用フラッシュエバポレータ

1097







第3図 多段フラッシュエバポレータのサイクル

第2図 フラッシュ室内における温度降下と最終温度の関係

 $\theta_m
equiv space for a set of the set o$

第1表 蒸 発 率 (Richmond P.S.)

加熱蒸気量 (lb/h) (1,190 BTU/lb)	生成褚	甫 給 水	上 生成補給水量	
	水 量 (lb/h)	出口温度 (°F)	一 蒸発率=加熱蒸気量	
8,600	57,200	105	6.66	
5,700	28,500	105	5.00	
3,700	12,400	105	3.34	

冷却器での必要冷却面積は熱貫率をUとすると

生成補給水量は発生蒸気の潜熱をLとすると

生成補給水単位当たりの冷却器所要伝熱面積は

経済的なフラッシュエバポレータの設計は対数平均温度差を大き く取ることによって達成できる。すなわち,(6)式からわかるよう に最終温度差(T-t)の増加,またはフラッシュの温度降下 ΔT の減 少によって得られる。 ΔT はフラッシュエバポレータの各段におけ る温度降下なるゆえ,定まった運転温度範囲内では,段数の増加と ともに ΔT は減少するので,経済的なフラッシュエバポレータは段 数の増加によって達成できる。

3.2 蒸 発 率

単段フラッシュエバポレータの発生蒸気量は,(5)式からわかる ように,フラッシュの温度降下 *4T* によってきまる。しがって単段 フラッシュエバポレータにおいて,高い蒸発率を得るには,フラッ シュ室圧力をできるだけ低くして運転する必要がある。

第3図は簡単な多段フラッシュエバポレータのサイクルを示す。 いま原水の入口温度 t₀,熱回収部出口温度 t,加熱部出口温度 T, ブライン排出温度 t_fとすると,加熱蒸気量単位当たりの多段フラッ シュエバポレータの生成補給水量は

多いフラッシュエバポレータは、少量の加熱蒸気で多量の補給水を 製造できるという熱力学的にすぐれた特性を示すことになる。

また蒸発率を上昇させる上で、重要なものにフラッシュ効率およ びプラントからの排熱がある。フラッシュ効率はフラッシュの圧 力、温度降下量およびフラッシュ室の面積、容積を大きくすること によって改善される。プラントからの排熱には冷却水、ブローダウ ン、生成補給水、ベントによるものおよび放熱損失がある。フラッ シュ効率を上昇させ、排熱を極小にするようなサイクル構成にする こともまた蒸発率向上のうえで重要な因子となる。第1表は Richmond P.S. に設置された 12 段フラッシュエバポレータの蒸発率を 示す。

3.3 基本サイクル

フラッシュエバポレータの基本的な循環サイクルには**第3**図に示 す貫流形(One through type)と**第9**図に示す再循環形 (Recirculation type)とがある。貫流形は必然的にブラインの通過量が多くな るため次のような欠点がある。

(1) スケール防止用薬注設備の増大

(2) 脱気装置および空気抽出装置の増大

(3) ポンプ動力の増加

(4) 起動時に完全脱気が得にくく,起動時間が長くなる。

(5) 季節による原水の温度変化に対する調整がむずかしい。 貫流形には以上のような欠点があるため,普通再循環形が用いられる。

3.4 構 造

フラッシュエバポレータはフラッシュ室,飛沫除去装置および冷

面積 バー定の場合には 、段数を 増加させる。 以上のことから 段数の	ブラインは順次フラッシュ室を流れる。この間フラッシングを行な
合には、1段当たりの冷却面積を増加させ、また1段当たりの冷却	われる。仕切板の下部にブラインの導入孔があり、この孔を通して
口温度 t を上昇させることが必要となる。すなわち段数が一定の場	直に配置され、各フラッシュ室の区画は共通の仕切板によって行な
決定される。そのため蒸発率を向上させるには、原水の熱回収部出	るが、図からわかるように、立形の場合には、冷却器の冷却管が垂
ッシュエバポレータの蒸発率は熱回収部における温度上昇によって	第4図は立形多段フラッシュエバポレータの構造を示すものであ
ピ,Lは発生蒸気の潜熱である。(7)式からわかるように多段フラ	立形と横形の2種類がある。
Yは蒸発率(Yield of Evaporation)で、 H は加熱蒸気のエンタル	却器から構成され、フラッシュ室と冷却器との組合せ方式によって

日



第4図 立形フラッシュエバポレータ



行なわれている。

論

- (1) タービンプラント再生サイクルに直接結合した単段フラッシュエバポレータによるボイラ補給水の製造
- (2) 既設ピークロード用発電所と多段フラッシュエバポレータ によるボイラ補給水ならびに高純度工業用水の製造

フラッシュエバポレータによるボイラ補給水の製造は,従来用い られてきた蒸化器または純水装置に代わって,これと同程度または それ以上の高純度補給水をタービンプラントの熱効率を低下させる ことなく,安価に製造しょうとするもので,(1)の方式には T.V. A. Paradise P.S. 650 MW, Virginia Electric and Power Co. Possum Point P.S. 235 MW, (2)の方式には Philadelphia Electric Co. Richmond P.S. がある。これらの発電所はすでに営 業運転にはいっており,その運転実績も紹介されている。特に,単 段フラッシュエバポレータは,後述するように経済的で,高純度の ボイラ補給水を原水(河・海混合水,河水,井戸水)から直接また は簡単な軟水装置を通して製造できるので,多くの火力発電所にお いて採用される傾向にある。

4.1 単段フラッシュエバポレータ方式

第6図にタービンプラント再生サイクルに結合された単段フラッシュエバポレータの系統図を示す。図に示されているように,エバ ポレータのサイクルは再循環形で,ブラインの加熱にはタービンの 最終段抽気を利用する。原水は直接または簡単な軟水装置で,前処

第5図 横形フラッシュエバポレータ

い発生した蒸気は飛沫(ひまつ)除去装置を通過して,垂直管からな る冷却器に流入し凝縮する。一方,冷却水は各フラッシュ室に対応 して設けられた冷却器に導入される。この冷却器は図に示すように 各冷却器とも共通の管板で構成され,折流は水室内に設けられた仕 切板によって行なわれる。このような構造は段数の増加に対する制 約がない利点がある。

第5図に横形多段フラッシュエバポレータの構造を示す。冷却器 の冷却管は立形とは異なり、各フラッシュ室を貫通して水平に設置 され、各フラッシュ室を区画する仕切板によって支持される。

蒸発率,蒸気純度はフラッシュ室の面積と容積に重要な関係があり,できるだけ大きいことが望ましい。この点横形は立形に比し,装置の底面積が等しい場合有利となる。一方,横形はフラッシュ室の 区画を冷却管が貫通する仕切板によって行なっているため,この部 分における気密に対し工作上の難点がある。

生成補給水純度に最も重大な影響を及ぼす飛沫除去装置について は後述するが、多段フラッシュエバポレータは差圧、静水頭の少な い各段を負荷の変動に対し、ブラインの流量を適正に制御してやる 理された後、原水ポンプによりプローダウン熱交換器に送られ、ブ ローダウンの排熱を回収後、空気抽出器を通って脱気器にはいる。 ここで、フラッシュエバポレータの発生蒸気と混合脱気し、フラッ シュ室にはいり、循環ポンプによってブライン加熱器に送り込まれ る。ブライン加熱器にはいったブラインはタービン抽気によって加 熱されてからフラッシュ室にはいり、フラッシングが行なわれる。 発生蒸気は飛沫除去装置を通り、気水分離が行なわれた後、エバポ レータコンデンサにはいり凝縮され、ボイラ補給水となって復水器 または純水タンクに貯水される。一方、エバポレータコンデンサに は復水を使用し、フラッシュ蒸気の潜熱を復水に回収させて、ター ビンプラントの熱効率の向上が図られている。フラッシュ室内圧力 はエバポレータコンデンサによって所定の圧力に保持される。フラ ッシュ室、エバポレータコンデンサ、脱気器のベントは復水器に導 入される。

以上がタービン運転中におけるボイラ補給水の製造方式である が,タービン停止時にボイラ補給水を製造するには,補助蒸気を用 いてブラインの加熱を行なうと同時に,空気抽出器を起動してフラ ッシュ室,エバポレータコンデンサ,脱気器から空気を抽出する。 一方,エバポレータコンデンサは予備のものも起動し,河海水を通 してフラッシュ蒸気を復水させる。

発生蒸気純度に重要な影響を及ぼすブラインの濃度はブローダウ



必要がある。

フラッシュエバポレータによる ボイラ補給水の製造方式

前項でフラッシュエバポレータの原理,熱力学特性,基本サイク ルおよび構造についての検討結果を簡単に紹介したが,この装置に よる火力発電所ボイラ補給水の製造方式には次の2方式が一般的に

----- 8 -----

火力発電所ボイラ補給水装置用フラッシュエバポレータ



第7図 Possum Point P.S. 単段フラッシュエバポレータ

第8図 Possum Point P.S. 熱平衡線図

ンの量によって調節される。また系内の腐食を防止し,あわせて補 給水への金属の溶出および不凝気体の含有を少なくするため,装置 内に脱気器が設置される。

本方式の特長は単段フラッシュエバポレータを直接タービン再生



1099

サイクル内に結合するもので、ブラインの加熱には低圧抽気を利用 するため、タービンプラント熱効率の低下が少なく、また運転温度 が低いために伝熱面へのスケール付着を軽減できる利点がある。

第7,8図にPossum Point P.S.の単段フラッシュエバポレータ および熱平衡線図を示す。

4.2 多段フラッシュエバポレータ方式

第9図⁽⁸⁾は Richmond P.S. 多段フラッシュエバポレータの系統 図である。この多段フラッシュエバポレータは再循環立形12段フラ ッシュエバポレータで, 原水にはろ過および軟水処理が行なわれた Delaware River の水が用いられている。 軟化水は第8段フラッシ ュ室から抽出された補給水により予熱された後,第12段フラッシュ 室にはいり、脱気されブラインに合流する。このブラインは循環ポ ンプにより吸い上げられ、第11段フラッシュ室から順次高圧段へと 熱回収部を流れ、ブライン加熱器でタービン抽気によって245°F ま で加熱される。この加熱されたブラインは第1段フラッシュ室から 順次フラッシングを行ないながら低圧段へと流下し,最終温度110℃ となる。 この間フラッシュ室において発生した蒸気は Wire Mesh 分離器を通過し,気水分離されて冷却器にはいり復水する。この復 水は順次低圧段へと流下し、第12段冷却器からポンプによって吸い 上げられる。排熱部となる第12段フラッシュ室の冷却は直接河水に よって行なわれる。各段における空気の抽出は第1段を除いてすべ て2段式の蒸気エゼクタによって行なわれる。軟化水は第12段フラ ッシュ室にスプレーされ、フラッシュ蒸気と接触させることによっ て脱気が行なわれる。

本方式の特長は多段フラッシュエバポレータを既設火力発電所に 設置し,多量のボイラ補給水および高純度工業用水を集中的に製造 する多目的プラントにある。 第9図 Richmond P.S. 12段フラッシュエバポレータ系統図

第2表 ボイラ給水制限値

ボイ	ラ形式	自然循環ボイラ				強制貫流ボイラ
運転圧力	(kg/cm ²)	<85	100	130	150<	すべての圧力
pН		8.6~9.0	8.8~9.0	8.8~9.0	8.8~9.0	8.5~9.5
O_2	(ppm)	< 0.007	< 0.007	< 0.007	< 0.007	< 0.007
Cu	(ppm)		< 0.02	< 0.01	< 0.005	< 0.002
Fe	(ppm)		<0.020	< 0.020	<0.010	< 0.010
SiO_2	(ppm)				-	<0.020
全固形分	(ppm)					< 0.050

給水の純度を向上させることが必要となり,従来の蒸化器に代わって,純度の面でも,熱経済の面でも有利な純水装置が一般に用いら れるようになった。

純水装置で製造される補給水の純度は, 普通全電解物質で 0.1 ppm, 溶存シリカで 0.01~0.02 ppm を保証している。一方, フ ラッシュエバポレータで製造される水の純度は,装置の設計条件に よって左右されるが,現在は飛沫除去装置の改良によって,全固形 分で 0.05 ppm 以下である。第3表に Potomac Riverの河海混合水 をろ過するのみで直接給水している Possum Point P.S., 第4表に 軟化水を使用している Richmond P.S. のフラッシュエバポレータ の運転実績を示す。表からわかるように,設計計画値を大幅に上回

補給水の純度に及ぼす因子には、飛沫除去装置の構造、ブライン

5. 補給水純度

第2表に最近の火力発電所のボイラ給水の制限値を示す。タービ
 ※度、フラッシュ圧力温度降下量、フラッシュ室面積、容積、冷却
 ※度、フラッシュ圧力温度降下量、フラッシュ室面積、容積、冷却
 器の位置、原水の脱気の程度およびベントなどがある。これらのうち、特に重要なものに飛沫除去装置がある。飛沫除去装置にはバックル形、サイクロン形、波形スクラバ形、Wire Mesh 形などがある。このようなきびしい給水の制限値を保持するためには、当然補

る高純度が得られている。

1100 昭和 39 年 7 月

日 立

論

評

AA 9 ===	52 41 - 42 112	(D	$\mathbf{D} \cdot \mathbf{i}$	DCV
用うた	秋田 金言 八 金田 昌	Possiim	Point	
110 20		(I USSum	1 Unit	1.0./

	設計点	運転I	運転Ⅱ	運転Ⅲ
生 成 補 水 量 (lb/h)	28,500	30,000	26,000	30,000
ブライン全固形分(ppm)	10,000	820	2,590	7,390
pH		6.6	5.8	6.8
CO ₂ (ppm)		1.0		-
O ₂ (ppm)		0.005		
NaCl (ppm)		0.0015	0.026	0.010
全 固 形 分(ppm)(TDS)	0.1	0.007	0.12	0.057
セパレータ分離救率(%)		99.99915	99.9954	99.99923

第4表 補給水純度 (Richmond P.S.)

	設計点	運転I	運転Ⅱ	運転Ⅲ
生成補給水量(lb/h)	50,000	49,600	_	45,230
ブライン全固形分(ppm)	3,000	1,390	2,740	3,062
pH		6.4	6.0	6.4
CO ₂ (ppm)		1.8	4.0	1.2
O ₂ (ppm)		0.013	0.005	0.010
全 固 形 分(ppm)(TDS)	0.5	0.018	0.038	0.060
セパレータ分離効率(%)		99.9987	99.9986	99.9981

S., Richmond P.S. などには Wire Mesh 形が使用されており,その分離効率は表に示されている。

ブライン濃度は飛沫除去装置の分離効率とスケール防止の関係から, 普通 3,000~10,000 ppm 程度におさえられる。フラッシュ圧力 および温度の降下量は蒸発効率を向上させるうえにできるだけ大き



いことが望ましいが, 飛沫同伴を増加させる欠点がある。フラッシュ室の面積および容積は飛沫同伴を防止し, 蒸発率を向上させるために大きくする必要がある。また脱気およびベントは系内の腐食を防止し, 補給水の純度, 特に金属の溶出を防止させるうえに重要である。

6. スケール防止とスケーリング

フラッシュエバポレータへの給水は普通,河海混合水,河水,井 戸水などを直接または簡単なろ過および軟水処理をほどこしてから 送水される。このことは必然的にブラインの濃度を上昇させる結果 となり,通常ブラインの濃度は 3,000~10,000 ppm 程度で運転され る。このような条件下の運転においては,加熱器および冷却器の伝 熱面へのスケールの付着が当然大きな問題となる。伝熱面へのスケ ールの付着は機器の性能を極度に低下させると同時に管の腐食の原 因となる。フラッシュエバポレータの高性能の運転を長期間持続さ せるためには,スケールの伝熱面への付着を極小にすることがきわ めて重要である。フラッシュエバポレータに付着するスケールは原 水の水質および運転条件によって変わるが,主体は硫酸カルシウム, 炭酸カルシウムおよび水酸化マグネシウムである。これらのスケー ル生成物質の伝熱面への付着を防止抑制するための方法を列挙する と下記のとおりである。

- (1) 過飽和状態にあるブラインからのスケールの析出,沈でん を少なからしめるよう装置を設計する。
- (2) 前処理として簡単なろ過または軟水化を行なう。
- (3) 酸注入によって pH のコントロールを行ない, スケール物 質の溶解度を向上させ, 運転温度範囲を拡大する。
- (4) 化学薬品を注入して、スケールの付着、沈でん、硬質化を



抑制する。

(5) ブラインに Seeding を行なう Contact Stabilization 法の
 適用

第10~12図は硫酸カルシウム、炭酸カルシウム、水酸化マグネ シウムの各温度に対する溶解度であるが、図からわかるように、そ の溶解度は温度上昇とともに減少するため、スケール防止上最も重 要なことは、装置の運転温度をできるだけ低くすることで、普通、 120℃(250°F)以下におさえる。

伝熱面に凹凸があるとスケール析出の核となり,その発達を助長 するため伝熱面は平滑にすることが望ましい。また構造的にはブラ インの停滞のないものとし,管内流速を可能なかぎり早くして通過 時間を短くする。

原水の簡単な軟水化もスケール防止上有効で, さきに紹介した Richmond P.S. は原水の前処理にゼオライト軟化装置を使用して いる。

炭酸カルシウム,水酸化マグネシウムは 第11,12 図 に示すよう に,その溶解度がブラインの pH によって変化するため,酸注入に よる pH コントロールが有効であり,通常,塩酸,硫酸が安価である ため用いられる。その他原水の性質に応じ,各種の化学薬品を注入 してスケールの付着を抑制する方法およびブラインに Seeding を行



ない,スケール生成物質を結晶状態で器外に排出さ せる,いわゆる Contact Stabilization 法などがあり 現在各所で研究開発が進められている。 スケーリングは一般に酸洗によって行なわれる が,伝熱管の形状を改良し,クラッキングを行なう ことも一策である。 以上スケール防止法およびスケーリング法につい 火力発電所ボイラ補給水装置用フラッシュエバポレータ

て簡単に述べたが、要は最も経済的で運転容易な方法を採用するこ とにある。

7. フラッシュエバポレータと純水装置の比較

現在、火力発電所補給水装置として一般に採用されている純水装 置はイオン交換樹脂の改良により、高純度で経済的な補給水の製造 を可能にしたが、その経済性は原水の純度によって大幅に左右され る。一方,フラッシュエバポレータは純水装置に比較し,原水の純 度によってその経済性が左右されることはきわめて少ない。純水装 置と単段フラッシュエバポレータについて, Gilwood⁽⁷⁾, Mach 両氏の経済比較を中心に,両装置のタービンプラント熱効率への影 響,経済性,運転保守について比較検討してみる。なお、補給水純 度については前項で述べたので、ここでは省略する。

7.1 タービンプラント熱効率への影響⁽³⁾

ボイラ補給水の製造およびサイクルへの導入はタービンプラ ント熱消費量を増加させるが、ここに出力100MW、主蒸気条件 1,450 psig, 1,000/1,000°Fのタービンプラントを例に, 第13, 14 図 に示す条件で, 蒸化器, 単段フラッシュエバポレータおよび純水装 置について、その影響を検討すると第15図のようになる。

単段フラッシュエバポレータはその原理から低圧抽気を利用でき るので,熱消費量の増加が少なく,純水装置と同一の結果が得られ る。また、フラッシュエバポレータはボイラブローをフラッシュ室



に導入することによって,いっそうの熱消貴量の改善ができる。一 方, 蒸化器は伝熱面を通しての蒸発作用を利用するので, 高圧抽気 が必要となる関係上熱消費量の増加が大きい。

費(7) 7.2 設 備

純水装置およびフラッシュエバポレータの設備費は原水の純度と 製造補給水量によって決まるが、特に純水装置の設備費は原水の純 度に大幅に左右される。造水量, 20,000 lb/h の純水装置とフラッシ ュエバポレータについて、純度に対する設備費の増加を比較すると 第16図のようになる。造水原理から容易に想像できるように、フラ ッシュエバポレータは原水の純度にほとんど影響されない。一方, 純水装置は原水の純度が比較的高い場合に有利であるが、低純度に なると急激に設備費がかさむ。造水量,20,000lb/hにおいて,原水 の純度が電解質で1,300 ppm 以上になると、フラッシュエバポレー タは純水装置よりも設備費が安価となる。本経済比較に用いられた 純水装置は第17図に示すとおりであるが、これはカチオン塔、ア ニオニ塔、混床塔およびデガシファィヤからなり、自動再成装置費 も含まれている。一方、フラッシュエバポレータには原水を前処理 する軟水装置の設備費も含まれている。

費 7.3 運 転

運転費も設備費と同様,造水量20,000lb/hの装置について比較検 討する。ただし運転費算出の条件は下記とする。

(1)	負	荷	率	80%	
(2)	資	本	費	15%	
(3)	燃	料	費	\$0.4/BTU	
(4)	薬		費	$\mathrm{H}_2\mathrm{SO}_4$	\$0.03/lb
					NaOH	\$0.05/lb
					NaCl	\$0.01/lb

第14図 熱平衡線図(単段フラッシュエバポレータ)





補給水出口

交陰 交陽 3BTU/kWh (5) フラッシュエバポレータの熱消費量上昇 換イ 換イ 式樹脂塔 樹脂交換費 3%/年 カチオン (6)アニオン 12.5%/年 927 \$0.25/Mgals (7) 排水費 第17 図 純水裝置系統 上記の条件をもととした検討結果を第18図に示す。純水装置は ラッシュエバポレータは純度にほとんど関係しない。以上,設備費, 全電解質540ppm以下では、フラッシュエバポレータより経済的で 運転費について Gilwood, Mach 両氏の経済比較の結果を紹介した あるが, 原水の純度の低下とともに, 運転費は増加する。一方, フ

論

第46卷第7号



が、この試算の条件はアメリカを対象にしているため、一概に適用 することはできない。したがって、装置の建設に当たっては各種の 条件も多少とも修正して検討する必要がある。

7.4 起動,停止,クリーンアップ,負荷変動

純水装置は発電所のタービン負荷に関係なく造水できるため,タ ービンの起動,停止および負荷変動によって造水能力が全然左右さ れない。また発電所起動時のクリーンアップに高純度水を利用でき る利点がある。一方,フラッシュエバポレータはタービン停止時, 抽気が利用できないので,補助蒸気が必要となる欠点がある。また タービン負荷が変動し,部分負荷になった場合,抽気圧が低下する る。しかしながらこの問題はスケール防止の項で述べたような方法 がより改良されるか,またはさらに新しい方法が開発されることに よって解決されるものと考える。

8. 結 言

主として、アメリカにおいて最近計画され運転しているフラッシュエバポレータについて紹介するとともに、その原理、経済性、タービン熱効率への影響、補給水純度および運転上の問題点について 検討してみた。その結果、単段フラッシュエバポレータは供給原水が低純度の場合、純水装置より経済的であることがわかった。

タービン熱効率低下への影響は単段フラッシュエバポレータ,純 水装置ともほとんど同様な結果となる。また,補給水純度は運転実 績からわかるようにきわめて高純度が得られる。

一方,フラッシュエバポレータにはスケール防止の面で現在問題 が残されている。このスケール付着の問題は化学技術の進歩によっ て,近い将来解決されるであろうと信ずる。

以上の検討結果より,フラッシュエバポレータには種々の利点が あるので,今後わが国においてもその立地条件によってはこの方式 が採用されるようになるものと思われる。終わりに,本調査に当た りご指導賜わった日立研究所相馬氏に深甚なる謝意を表する。

参考文献

ため造水能力が減少する。造水量を一定にするには,タービン抽気 を高圧側に切り換えることになるが,この場合熱消費量が増加する などの欠点がある。

7.5 運 転,保 守

運転,保守の面で純水装置とフラッシュエバポレータを比較した 場合,原水の純度が比較的高く,スケール生成物質が少ない場合は 両者に大きな相違はないが,原水が低純度の場合,フラッシュエバ ポレータにはスケール付着の問題がある。スケール付着は造水能力 の低下,装置の腐食,補給水純度の低下などを促進させる欠点があ

- (1) W. Steiner: Chemical & Process Eng. (Sept. 1961)
- (2) J. Peters: ASME Paper 62–WA–284 (1962)
- (3) E. F. Stalcup, R. L. Coit: Power Eng. (May 1960)
- (4) 相馬: 海水の淡水化法(I.Ⅱ.)(昭36-8)
- (5) 相馬: 海水の淡水化法の研究(昭38-9)
- (6) Spiegler: Salt Water Purification (1962)
- (7) M. E. Gilwood, J. G. Mach: APC Paper (1961)
- (8) M. Liss, C. Caprara: APC Paper (1961)
- (9) R.E. Whistler: APC Paper (1961)
- (10) E. F. Stalcup, R. L. Coit: ASME Paper 59-A203 (Dec. 1959)
- (11) A. Frankel: P. I. M. E. Vol. 174, No. 7 (1960)



登録新案 第722775号

宮 村 慎 司・川 手 富 美 男



この新案は、図示のごとく、互いに螺子(8)にて螺合する2個の ナット(2)(3)に螺子軸(1)を螺合したときに、2個のナット(2) (3)と、螺子軸(1)との間の螺子部に同一方向の遊隙が生ずるよう にする。ついで補助ナット(6)を手で図の右方向に引張って凸部 (4)を溝(5)より挿出したのち、補助ナット(6)を回転して引張ば ね(7)に回転力を蓄積させる。ついで補助ナット(6)を図の左方向 に押して凸部(4)を溝(5)内に挿入して補助ナット(6)を他方のナ ット(3)に固定したのち、補助ナット(6)より手を放すと、引張ばね (7)に蓄積された回転力によって、補助ナット(3)および他方のナ ット(3)が一方のナット(2)側に移動して、2個のナット(2)(3) と螺子軸(1)との間の螺子部の遊隙を除去する。したがって、螺子 軸(1)を固定し、ナット(2)(3)を回動してテーブルを移動させる



```
ような場合には、この新案の実施によって相当の効果を挙げることができる。
```

— 12 —