

■ シリーズ特集 ■ 各部門における省エネルギー対策(12)

湿式亜鉛製錬における省エネルギー

Energy Use in Electrolytic Zinc Extraction

澤 口 藤 雄* 日 野 隆**
Fujio Sawaguchi Takashi Hino

1 はじめに

非鉄金属製造業の一部門である亜鉛製錬業で消費するエネルギーは、我国全体の0.2%程度であるが、亜鉛1tを生産するのに要するエネルギーで見ると約 10×10^6 Kcal と粗鋼生産の約2倍であり、かつそのエネルギーの大半が電気エネルギーであることが、“エネルギーの塊”と言われる亜鉛業界の大きな問題で、省エネルギー特に省電力が最大の課題の一つである。

第一次オイルショック以降のエネルギーコストの高騰は驚異的なものでエネルギー原単位は改善されているにも拘らず、製錬コストに占めるエネルギーコストの割合は大中に増加し高い水準で安定してしまっている。図-1にこの状況を示す。

しかし亜鉛の需要で見ると表1に示すように、60%は、鉄を錆から守る防錆用に使われており、亜鉛の利用による省エネルギー効果は莫大なものがある。

資源の立場で見ると、国内需要（現在約65万t程度）の30%から40%の亜鉛は、国内資源でまかなえており大半の資源を海外に依存している我国にとって貴重な存在となっている。この資源を有効に活用するためにも基礎産業の一つとして存続しなければならない使命があると考え、この為各社、各製錬所さまざまな努力を払っている訳で、本文においてその中の省エネルギーへの取組状況について紹介したい。

尚標題で“湿式亜鉛製錬”と限定した理由は、生産比率において我国の60%、自由世界の80%が湿式法であり現在公表されている新增設計画が全て湿式法であることから同法に絞って報告することにした。図-2に湿式法と乾式法の生産比率の推移を示す。

2 湿式亜鉛製錬の概要

* 秋田製錬(株)飯島製錬所取締役所長兼技術開発部長

〒011 秋田市飯島字古道下川端 217-9

** 秋田製錬(株)飯島製錬所技術開発課長

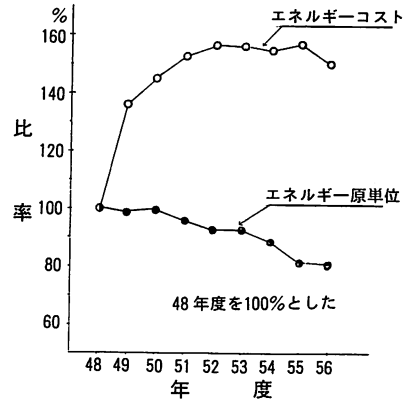


図-1 生産コストに占めるエネルギーコストの推移

表1 亜鉛需要実績 (単位: t)

区分	暦年	52年	53年	54年	55年
亜鉛めっき鋼板		265,479	298,256	319,507	302,171
鉄鋼二次 その他めっき		105,512	115,314	122,912	121,916
伸銅品		91,993	98,859	98,621	101,413
亜鉛板		31,516	36,769	30,593	30,788
ダイカスト		111,788	106,205	118,779	118,490
亜鉛華末		23,473	20,234	22,509	21,924
その他		37,391	40,731	41,160	37,944
計		667,152	716,368	754,081	734,716

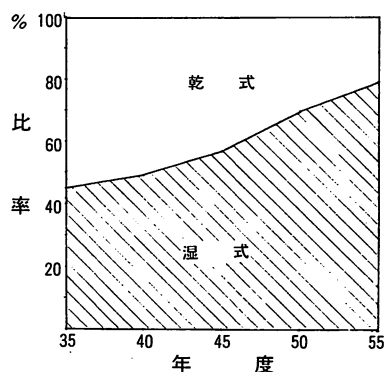


図-2 方式別生産比率の推移

湿式亜鉛製錬法は通常「焙焼・電解法」とも呼ばれ、亜鉛精鉱を焙焼して酸化亜鉛とし、これを希硫酸に溶かして硫酸亜鉛の溶液を作り電解採取により金属亜鉛とするという方式である。図-3に概略フローシートを示す。

2.1 焙焼工程

硫化亜鉛主体の亜鉛精鉱を希硫酸に可溶の酸化亜鉛に変える工程で、930～1050℃の温度で酸化焙焼する。最近の焙焼炉は全て炉の底部から空気を吹込んで鉱石を浮遊させながら酸化反応をさせる流動焙焼炉が用いられている。焙焼温度は、反応熱でまかなわれ、補助燃料を必要としないばかりか、他の工程で使用する熱エネルギー源として回収利用されている。

2.2 硫酸製造工程

焙焼炉からの排ガス中には、精鉱中の硫黄分が酸化され亜硫酸ガスとなって約10%程度含まれているのでこれを処理して硫酸を製造している。製造方式は接触式がほとんどであり、最近は公害防止の面から二重接触式や更にその後排ガス処理設備を持つといった製錬所が増えている。

2.3 浸出工程

焙焼炉で酸化されたものを焼鉱と称し電解工程からの硫酸を含んだ溶液、電解尾液と混合し亜鉛を液中に浸出する。焼鉱中には、希硫酸に溶ける成分（亜鉛、銅、カドミウム等）と不溶の成分（金、銀、鉛、鉄等）とがありこれを分離するのがこの工程の目的である。この不溶解成分を亜鉛残渣と呼んでいる。

2.4 浄液工程

亜鉛を電解採取するためには、亜鉛より電気的に貴

の金属をあらかじめ液中から除去しておかなければならない。このための工程で、一般的には亜鉛末との置換反応を利用し2段～4段で段階的に銅、コバルト、ニッケル、カドミウム等を除去する。これらのうち銅とカドミウムは亜鉛末のみで沈殿除去するが、コバルト、ニッケルについては、亜鉛末以外に亜硫酸又はアンチモン化合物を添加する方式と亜鉛末を使わずにβ-ナフトールを用いる方式とがある。各段の沈殿物からはそれぞれの金属が回収されている。

2.5 電解工程

浄液工程からの液を陽極に少量の銀を含有する鉛板、陰極にアルミニウム板を用いた電解槽で電気分解し、金属亜鉛を陰極板上に析出させる。条件としては液温35℃～45℃電流密度400～500 A/m²、通電時間24時間又は48時間で陰極板を引揚げ剥取る。電解に要する電力は、3,000～3,300 kWh/t-Zn と総電力使用量の70～80%を占め、この低減が大きな課題である。亜鉛を電解した後の液は硫酸が生成するので電解尾液として焼鉱の浸出工程に繰返される。

2.6 溶解鑄造工程

剥取った陰極亜鉛を炉（低周波誘導炉）で溶解し、鑄型に鑄込んで製品亜鉛とする。

2.7 亜鉛残渣処理工程

浸出工程で分離した亜鉛残渣中には、精鉱中の亜鉛の約10%、銅の約50%、金、銀、鉛の100%が含まれる。この残渣の処理方法としては、乾式法（溶鉱炉、反射炉、電気炉等での揮発法）、湿式法（ジャロサイト法、ゲーサイト法、ヘマタイト法等）共多くの方法が採用されているが、最近では湿式法が多く採用されるようになってきている。この亜鉛残渣の処理技術の進歩に伴ない亜鉛の実収率は向上し、95～98%となっている。

3 省エネルギー実施状況

3.1 エネルギー消費の現状と特長

湿式亜鉛製錬の工程別エネルギー消費量についてはDr. Kellogg が各製錬所のデータを用いて計算した値が平均値を示していると考えられるので表2に示した。たゞし電力の換算値に1 kWh = 11.1 × 10⁶ J = 2,628 Kcal を用いているので、我国の値1 kWh = 10.2 × 10⁶ J = 2,450 Kcal でカロリー値は修正して表示した。この表から分るように、電解工程での電力消費と浸出浄液残渣処理工程での蒸気消費が大きいことが特長である。たゞしこの蒸気は焙焼工程での反応熱の熱回収によって生ずる蒸気でまかない、不足分を重油ボイラー

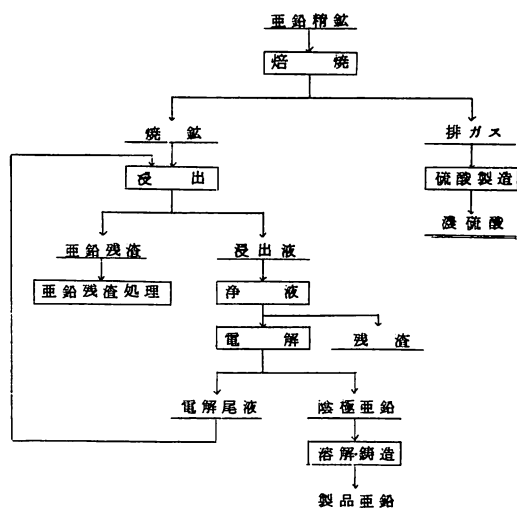


図-3 湿式亜鉛製錬フローシート

表2 工程別エネルギー消費

(Zn 1 t 当り)

工 程	回収エネルギー		消 費 エ ネ ル ギ ー				合 計			
	蒸 気		電 力		蒸 気		(A)		(B)	
	t	×10 ³ Kcal	kWH	×10 ³ Kcal	t	×10 ³ Kcal	×10 ³ Kcal	%	×10 ³ Kcal	%
焙 焼	2.1	1,606	120	294	0.0		294	2.4	294	2.7
硫 酸			240	588	0.0		588	4.7	588	5.4
浸出・浄液・残渣			190	466	2.4	1,836	2,302	18.5	695	6.4
電 解			3,580	8,711	0		8,711	70.4	8,711	80.9
溶 解・ 鑄 造			134	328	0		328	2.6	328	3.0
そ の 他			70	172	0		172	1.4	172	1.6
計	2.1	1,606	4,334	10,619	2.4	1,836	12,455	100	10,848	100

※ 合計(B)は、回収エネルギーを控除した値

からの蒸気で補なうという考え方で、効率85%として蒸気1t = $3.2 \times 10^9 \text{J} = 0.76 \times 10^6 \text{Kcal}$ として計算している。従って個々の製錬所で見れば、焙焼炉の熱回収の違い、亜鉛残渣処理方式の違い、浄液方式の違い等で蒸気の発生量も消費量も異なり、重油ボイラー出蒸気の使用率の高い所や逆に回収蒸気が過剰で電力や動力に転換している所もある。

電気エネルギーを用途別に見ると次のようになる。

電 解 用	3,250 kWH / t - Zn	(75.0%)
動力照明用	959	(22.1%)
溶 解 用	125	(2.9%)
計	4,334	(100%)

この必要なエネルギーのうち現行プロセスを肯定する限り改善の余地は10%前後といわれているが、エネルギー多消費、特に電力多消費型の産業である湿式亜鉛製錬業にとって、電力代の比較的安い海外と競争していく為には、この改善可能な余地がある限り極限まで省エネルギーを実施することが必要となる。

3.2 省エネルギーの実施状況

(1) 焙焼炉熱回収

焙焼炉で発生する蒸気は、焙焼炉の型式、給鉱方式の違いにより次の、2つの場合がある。従って焙

給 鉱	回 収 蒸 気
湿 式	0.7 ~ 0.9 t / t - 精鉱
乾 式	1.0 ~ 1.2 t / t - 精鉱

焼炉の選定に当っては、エネルギー面を重視すれば、乾式給鉱方式の方が優れているといえよう。現実には湿式給鉱方式の炉を乾式給鉱方式に改造する例が増えており、55年に改造した例では、0.75 t / t - 精鉱が、1.05 t / t - 精鉱に増加したとの報告もある。

このような根本的の改善とは別に、炉から排出される高温の焼鉱を間接的に冷却し、ボイラー給水を加熱し蒸気回収量を増やす対策、ボイラー発生蒸気圧力を低下させること、ボイラーを出た排ガスは通常300℃以上の熱を持っているのでこの熱の回収などが実施されている。このような対策を実施しても反応熱の回収率は50~60%程度で、改善の余地はまだある。

(2) 回収蒸気の利用と削減対策

蒸気を利用する設備はそう多くない。分類すると次のようなものがあげられる。

- 浸出温度を高めるための加熱用：例えば電解尾液を熱交換器で加熱する。電解尾液と焼鉱の混合槽又は浸出槽に蒸気を吹き込む、等である。
- 浄液工程のうち特にコバルト、ニッケルを除去する工程で亜硫酸法を採用しているところでは高温反応速度が速い為、熱交換器を用いて加熱している。
- 電解工程では液温を35~45℃に保つ必要があり、ジュール熱を冷却してやる必要がある。この冷却に蒸気エジェクターを用いた真空冷却装置を用いている所がある。
- 亜鉛残渣処理工程では、残渣中の亜鉛を溶かすため、高温(95℃以上)、高酸浸出が採用され、この為の加熱用及びこの時鉄分も亜鉛と同時に溶け出すので脱鉄反応にこれらも高温を必要とするため(ジャロサイト法、ゲーサイト法で95℃、ヘマタイト法で200℃)液の加熱用に用いられる。
- その他、各種配管の凍結防止用、暖房用等一般工場用にも用いられている。

以上の様に加熱又は冷却用が大半であるため、蒸気使用量の低減策としては、放熱等の熱損失の防止、

加熱用には、加熱温度の低下、冷却用には冷却温度の上昇といった常識的なアプローチで検討が加えられ成果を上げている。例えば従来浄液反応は85℃以上の高温が必要とされていたものを65℃前後まで低下させても反応速度が変わらない条件を見出した例、固液分離のためにシックナーが用いられるが、この表面からの放熱を防止するため蓋をかけたり保温材を浮べたりする例、加熱温度を下げることはもちろんだが液量自体を減らす例、などがある。最後の液量の件は、硫酸亜鉛の液を電気分解すると次式の反応で亜鉛析出量に比例して硫酸が生成するので電解尾液の濃度によって必要液量が決ってくる。表3に国内の各製錬所の電解尾液濃度と亜鉛1t析出させ

$$\text{ZnSO}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Zn} + \text{H}_2\text{SO}_4 + \frac{1}{2}\text{O}_2$$

るのに必要な液量を示した。特にB社の例でわかるように液濃度変更前後の必要液容量は実に40%も減少したことになる。

(3) 脱水汚過機の変更による乾燥用燃料の削減

亜鉛残渣を乾式処理する場合又は貯蔵する場合、脱水乾燥が必要である。従来の一一般的な亜鉛残渣の脱水汚過機はベルトフィルター、ドラムフィルター等の真空脱水機が使われているが、この場合ケーキ水分は33%以上ありこれを乾燥機で23%程度まで燃料を用いて低下させていた。これを高圧圧搾式のフィルタープレスに変更することにより乾燥機と同程度の水分まで一度で脱水出来、乾燥機を廃止した結果年間3,000klの重油を全廃出来たという報告

表3 尾液濃度と尾液量の関係

製 錬 所	A	B		C	
		改善前	改善後		
尾 液	Zn	57 (g/l)	45 (g/l)	64 (g/l)	45 (g/l)
	H ₂ SO ₄	160 (g/l)	116 (g/l)	185 (g/l)	196 (g/l)
析出亜鉛1t当り必要液量(m ³)		9.4	12.9	8.1	7.6

表4 動力の種類別比率

種 類	比 率 (%)
ポ ン プ	36
ファン・ブロー	28
コンプレッサー	14
攪 拌 機	12
搬 送 機	7
汚 過 機	3
計	100

がある。

(4) 動力用電力の削減

装置工業の宿命で各設備機器の駆動は殆どモーターを用いており表4の様な種類がある。(比率は当社の例)かつ各項目毎の台数も多く、これへの省電力のアプローチは、ラインのOCサークル等の自主管理活動を中心とした1台毎の検討、改善の積み重ねと、スタッフの省エネ型設備の検討、改善の相方からなされてきた。その結果を列挙すると次のようになる。

- ① ポンプ類は1kW以下のものから数百kWまで相当な数で設置されており、設備動力の比率も大きい。このポンプ動力の削減は、先ず設計段階で安全率を見ており、更に製作段階でメーカー側も安全率を見ているので、設備動力と必要動力との間には大きな差がある。これを見直し適正動力化を図る。具体的には回転数を落す、小容量モーターと取替える、インペラーをカットする等の手段が取られている。次にそのポンプが必要かどうかの検討が加えられ、2台並列運転は1台に、ヘッドで輸送出来るものはポンプを廃止、中継タンクはバイパス化、設備の統廃合等の処置が取られている。その他には、より消費動力の少ないポンプへの取替え、輸送系統を見直し輸送液量を減らす工夫、連続運転を断続運転、等要するに節約出来ないか、無駄はないか、使用時間を短縮出来ないか、代替機器はあるかといった通常の思考パターンで改善を進めている。
- ② ファン、ブローの省エネは、送風量のコントロールを回転数制御方式としたりインペラーカット等の処置が一般的にとられている。
- ③ 攪拌機の省エネについては、ポンプと同様、モーター容量の変更、羽根のカット、回転数ダウン、等の適正動力化の他に、攪拌槽の型式を変更し、流動反応槽、スタティックミキサー等被攪拌液の槽への流入エネルギーを利用し動力の削減を可能にした例が見られる。又攪拌の目的には、単純に沈降防止の他混合、粉碎等の強攪拌を必要とするものもあるが一度混合した後は沈降防止でよいものに関しては、同一槽で2段階の攪拌を行なわせ省エネを行うといった細かい対策もとられている。
- ④ 汚過機は真空汚過機が徐々に加圧汚過機に変わりつつある。動力的には真空ポンプより加圧ポンプの方が少ない動力消費であることは分っていたが、

連続、自動化の面で後者が遅れていたが最近全自動のフィルタープレスが普及してきたためである。

(5) 動力への転換

既に述べたように、亜鉛残渣処理も含んだ製錬方式の違いにより蒸気消費量は製錬所によって異なる。回収蒸気に余剰のある所は発電まで行なうのが普通であるが、それ以外の所でも動力への利用が行なわれるようになって来た。例えば減圧弁で圧力を落していたものをスチームタービンで減圧し動力を生むといった例がそれで約50kgの蒸気で1kWの動力を発生させている。

動力又は電力への転換は積極的になされるべきで、高温高圧の蒸気からはもちろん、低温廃熱からの造エネルギーが今後の課題である。

(6) 電解電力の削減

湿式亜鉛製錬の全消費エネルギーの約80%を占める電解電力に対しては、多くの検討が加えられてきた。亜鉛1tを析出するのに必要な電力量Pは、次の式で与えられる。

$$P = V (820 / \epsilon) \text{ [kWh/t} \cdot \text{Zn]}$$

Vは電解槽の電圧、 ϵ はカソード電流効率である。従って検討課題としては、槽電圧Vを小さくし、電流効率 ϵ を大きくする対策を立てることである。このVを小さくするためには、Vの内容を更に分解して検討する必要がある。

$$V = \alpha + \beta I$$

$$= \alpha + (\beta_1 + \beta_2 + \beta_3) I$$

ここで α はアノード上の酸素過電圧も含んだ理論分解電圧、 β はオーム抵抗の総括、Iは電流密度である。 β 項は更に電解浴のオーム抵抗 β_1 、アノード表面に析出するスケールのオーム抵抗 β_2 、接触部分、導体部分のオーム抵抗 β_3 に分れる。

α は現行の0.7~1.0%銀入り鉛アノードを使用する限り、2.67(V)一定で、Vを小さくするということは β とIを小さくするということになる。

β 項の3者の比率は β_1 が65%、 β_2 が33%残りが β_3 といった値になっており β_1 、 β_2 を低下させるための改善努力がなされてきた。

以下に実施例を示す。

① β_1 低下のための対策

表5 亜鉛電解製錬における省電力対策の効果

(〃は基準値に等しいことを意味する)

諸パラメータ (単位)	基準値 (A製錬所)	(イ) Zn H ₂ SO ₄ 変更	(ロ) 温度上げる	(ハ) 極間距離短縮	(ニ) アノード調整	(ホ) β_3 : 2割削減	(ヘ) 電流密度 下げる	(ト) ϵ を0.05 上げる	(チ) $\epsilon = 0.9$ のまま (イ)~(ト)を行う	(リ) $\eta_a \rightarrow 0$ さらに(イ)~(ト) をすべて行う
Zn (g/l)	55	50	"	"	"	"	"	"	50	50
H ₂ SO ₄ (g/l)	140	150	"	"	"	"	"	"	150	150
Temp (°C)	36	"	50	"	"	"	"	"	50	50
κ (1/Ω·cm)	0.43	0.48	0.50	"	"	"	"	"	0.57	0.57
ℓ (cm)	3.1	"	"	2.5	"	"	"	"	2.5	2.5
β_1 (Ω·cm)	7.2	6.5	6.2	5.8	"	"	"	"	4.4	4.4
β_2 (Ω·cm)	3.5	"	"	"	1.2	"	"	"	1.2	1.2
β_3 (Ω·cm)	6.5	"	"	"	"	5.2	"	"	5.2	5.2
β (Ω·cm)	17.2	16.5	16.2	15.8	14.9	15.9	"	"	10.8	10.8
i (A/cm)	0.043	"	"	"	"	"	0.035	"	0.035	0.035
βi (V)	0.74	0.71	0.70	0.68	0.64	0.68	0.60	"	0.38	0.38
α (V)	2.67	"	2.62	"	"	"	"	"	2.62	2.00
V _T (V)	3.41	3.38	3.32	3.35	3.31	3.35	3.27	"	3.00	2.38
ϵ	0.90	"	"	"	"	"	"	0.95	"	0.95
P (KWh/l/Zn)	3,110	3,080	3,020	3,050	3,020	3,050	2,980	2,940	2,730	2,050
ΔP (KWh/l/Zn)	0	30	90	60	90	60	130	170	380	1,060
ϵ の下限	0.90	0.891	0.874	0.883	0.874	0.883	0.863	"	0.790	"
電力効率	0.527	0.532	0.543	0.538	0.543	0.538	0.550	0.558	0.600	0.800

電解浴のオーム抵抗を下げることであるため、液組成の検討が第一になされた。遊離硫酸濃度の増加と亜鉛濃度の低下により液の導電率(K)を増加させる。更に亜鉛より電気的に卑なためそれ程注目されていなかったNa, Mgといった塩濃度の低下も効果あることが分った。又液温度の上昇、極間距離(l)の短縮もこの改善に寄与する。

② β_2 低下のための対策

アノード上には MnO_2 の析出、石膏の析出等で時間と共にスケールが成長する。このアノード整備周期を短縮することにより電圧低下が可能になる。この為アノード整備機の機械化等の設備改善も進められている。

③ β_3 低下のための対策

接触面の改造、汚れの除去等の改善、管理強化で行っている。

④ 電流密度を下げる。

Iの低下は直接効果があるが、生産性とのかねあいが問題になる。極間距離を短縮して電解槽当りの極板枚数を増やしたり、電解槽の液レベルを高くして有効浸漬面積を増して生産を落さずに電流密度を下げる対策などがとられている。

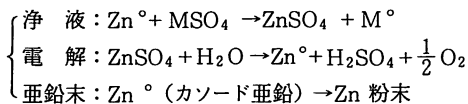
⑤ 電流効率の増加

現在どの製錬所も ϵ は90%程度でこれが5%増加すれば170 kWh/t·Zn程度の大きな効果が望めるがこれを増加させる技術的な対策は見つからない。

以上の各項目は、アノードを現行法の銀入り鉛板を用いた場合で、A製錬所の例を基準にとって上記各要因を実施した場合の省電力効果を見ると表5のようになる。この表から現行法の技術的限界は2,700 kWh/t·Zn程度であることが分り、10%程度の省エネしか期待出来ない。

(7) 浄液工程における亜鉛末使用量の削減

電解液中の不純物を除くため、浄液工程において、亜鉛末を添加しているが、この亜鉛末は、電解で析出した亜鉛を溶かして噴射法で自家製造するのが普通で使用した亜鉛末は置換反応で再び液に溶解電解で析出させるという循環となっている。



亜鉛末1t製造するのに3,500 kWh程度は電力を消費していることになる。そこで亜鉛末使用量の

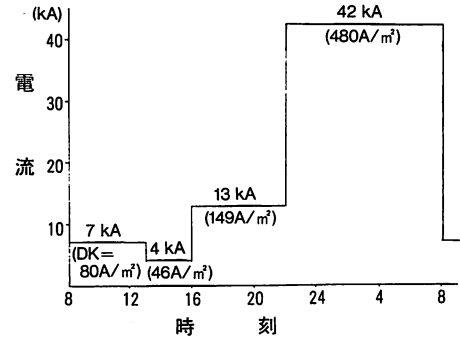


図-4 1日での整流器負荷の変化の一例

削減も省エネに大きな効果があり反応効率の向上を図る対策がとられている。反応温度、PH、反応槽の型式、等各要因を見直し最適化を図り成果を上げている。又溶解工程で発生するドロス中には機械的に巻込まれる金属亜鉛があり、従来焙焼炉に戻して亜鉛を回収していたものを、洗浄して金属亜鉛のみ取出し、亜鉛末代りに使用している所もある。

3.3 安価な夜間電力の利用

日曜祭日や夜間の安価な電力を活用して電力費の低減を図る工場が増えている。図-4に極端な例を示すが実際にここまでやっている製錬所もあり、一定で通電すると50%台の夜間電力比率になるものがこのような通電を平日に行なうことにより80%程度を夜間電力でまかなえる。

4 今後の検討課題

既に述べたように全エネルギーの80%を占める電解工程での技術的限界が2,700 kWh/t·Zn程度であることは理論的にも経験的にも理解出来、それへの努力を払っている訳であるが、それとは別の観点から本質的にエネルギー消費の少ない新技術の開発に力を入れる必要がある。例えばアノードでの酸素過電圧がゼロになれば(表5の右端)一挙に600 kWh/t·Znの省電力が可能になるので、新しいアノード材料の開発が検討されている。又、電解浴については、現行法の硫酸溶液を塩化物溶液に変更することにより浴電圧の低下が可能になる報告もある。この他アノードでの酸素過電圧を直接下げるのではなく復極剤を用いる方法も検討されている。

詳細は文献を参考にしてもらうことにするが、このような新技術の開発も現行法の改善と共になされている。

乾式法においても然りで、ZnSからの直接製錬等

省エネルギーの立場から亜鉛製錬法そのもの見直し
がなされている。

5 おわりに

湿式亜鉛製錬での省エネルギーは現行法で考える
限り全エネルギーの10%程度が限界と見られている
がこの値が多い少ないの問題でなく、先ずこの限界値
まで近づける努力が必要で各工程でのきめ細かな改善
の積重ねが地道になされている。亜鉛を利用すること
による省エネルギー効果も大きなものであるためこの

面への検討、PRも積極的になされなければならない。

技術の開発も含め、今後の方向はある程度示されて
いるのでそれに沿った技術開発改善を進めていくこと
が重要である。

参考文献

- 1) H.H. Kellogg "Energy Use in Zinc Extraction" AIME
Annual Meeting '80.
- 2) 日本鉱業会「硫化鉱の新しい処理法に関する技術研究委
員会」編「最近の亜鉛製錬の進歩と展望」'81

話の泉

石炭液化……残渣利用でコストダウン NEDO

新エネルギー総合開発機構（NEDO、綿森力理事
長）は石炭を液化する際に出る減圧蒸留残渣を原料
に噴流床による石炭中カロリーガス化の開発に着手
する。このため福島県いわき市で運転研究を続けて
いる高カロリーのハイブリッドガス化パイロットプ
ラントを改善して中カロリーガス化のプラントとし
て活用することを検討、58年度予算に概算要求した。
ガスはメタノール生産に使うだけでなく成分の水素
を石炭液化のパイロットプラントに活用するなど、
多目的な利用をはかることになり、特に石炭液化の
コストダウンを実現する上で大きな戦力になると予
想される。

ハイブリッドガス化パイロットプラントは日量4t
の石炭と同8tの重油を混合燃焼させ、6500カロリー
の高カロリーガスを1日7000m³確保することを目
標にしている。これまで10気圧による72時間運転を
完了、今後は30気圧に高めて実験を続行、59年まで
運転する計画である。

NEDOは同プラントのその後の実証プラントとして
日量5万m³のガス生成能力へのスケールアップを基
本設計の段階でとりやめ、同プラントを中カロリー
ガス化プラントとして大幅に改造することとした。
このため運転期間を計画より早く終えることも検討、
同プラントを噴流床ガス化として改質していく。N
EDOはすでに噴流床ガス化発電について中央電力

協議会を通して58年度から概念設計に着手するこ
を決めているが、今回の流動床はこれと別にわが国
独自の技術開発を狙っている。

噴流床については燃料協会へ55、6年度の2年間
にわたり研究委託し年内にも同研究の評価に入る。
その後、58年度は約1億円の予算で1日20～50tの
石炭を原料にした噴流床方式のプラント設計とコー
ルドモデルの研究に着手する。

原料は石炭を液化するとき3.0%出る残渣を使用す
る方針で、2700～3000カロリーの中カロリーガスを
得る。この中カロリーガスはメタノールの原料とな
るほか、間接液化法の原料にも使え、また石炭液化
の際に大量に使用する水素を確保することができる
といった多目的な活用が図れる。

特に石炭液化に関しNEDOが現在の国内3工法
を一本化して58年度以降国内に1日石炭処理量
250～500tのパイロットプラントを設計、建設する
方向にあることから、同プラントの液化反応工程の
際出る残渣を利用し、ガス化して得た水素を石炭液
化用水素として供給することを検討している。

石炭液化プラントは現在の見積りで1000億円を突
破する膨大なもの。したがって企業化のポイントは
コストにあるが、残渣の利用によってこれを実現で
きるかが期待されるところといえる。 (K)