

が、詳細については不明である。

日本某社では、鋼片を使った“アルミ鑄ぐるみ継手”を使用していた。

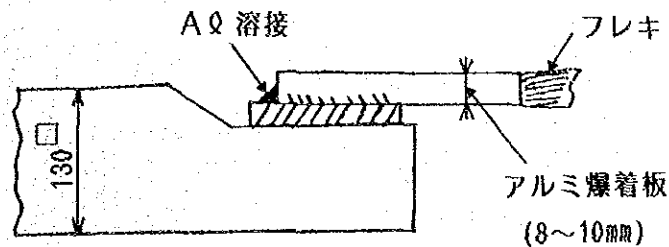


図 2.2.3-6

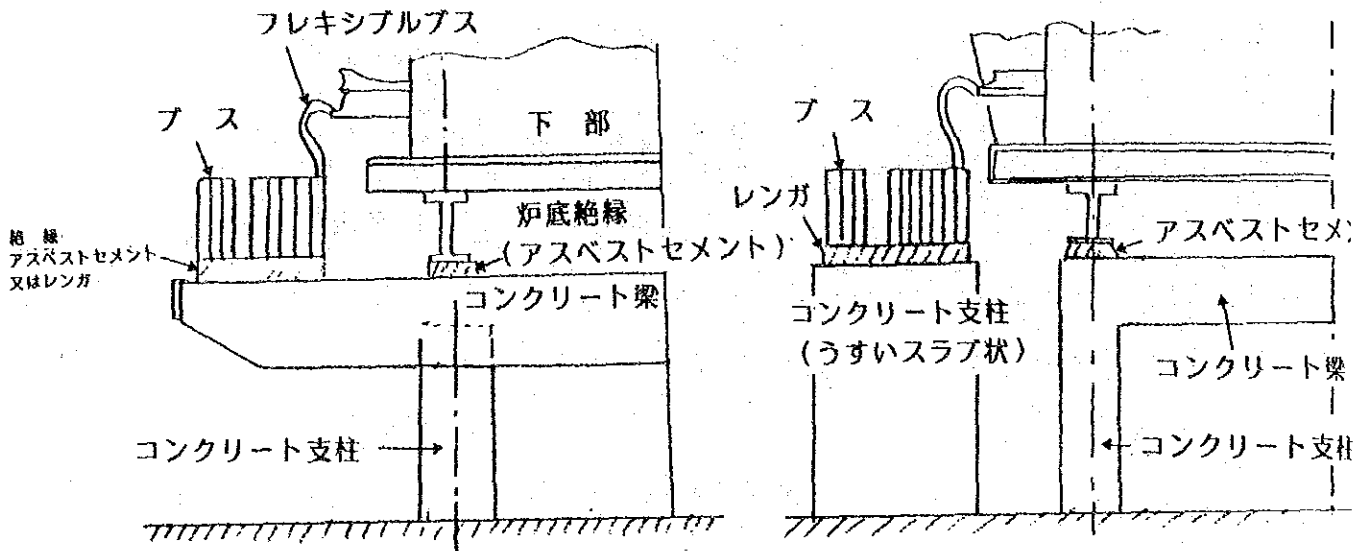
4) 列間バス

列間バスは陰極バスをそのまま延長したもので、炉の片側で29t × 250W × 13本から成り、電流密度は陰極バスと同じく42.4A/cm²である。長い部分では途中に伸縮吸収個所（フレキシブル）も入っており、炉まわりと違いサポート、絶縁も割合しっかりしていた。

5) バスの支持と絶縁

陰極バスの支持は基本的には図 2.2.3-7 (1)の通り下部槽陰極と共通なコンクリート架台の上に立てられており、これはベシネー型VS炉のプロトタイプと同じ構造で安定している。第2棟では、図 2.2.3-7 (2)のようにコンクリート量節約の為架台全体を小さくし、バス支持には独立にスラブ状の支柱を立ててあるが、不安定で転倒しているものが多い。

ブスは炉の長手に沿った支点間で鋼材で結束され、支持梁又は支柱の上に簡単な板状アスベストセメント、或はレンガを介して載せてあるだけで水平方向のずれ止めは何もない。極めて簡単な支持法であり、ブスのずれ倒れがかなり目立つ。



(1) ブス支持・絶縁 (第1棟)

(2) ブス支持・絶縁 (第2棟)

図 2.2.3-7

絶縁方法も極めて簡単な方法で、当初はモルタルで止めてあったものと思われるが、コンクリート支持面に固定してないので外れ落ちてしまいブスがコンクリート面に直接接触している箇所も多い。ブスに限らず全般的にコンクリート表面、つまり鉄筋に対するコンクリートのカブリの部分による絶縁を当てにした設計、施工が多い為、コンクリートの劣化と共に絶縁トラブルが増加すると思われる。

6) 母線の短絡

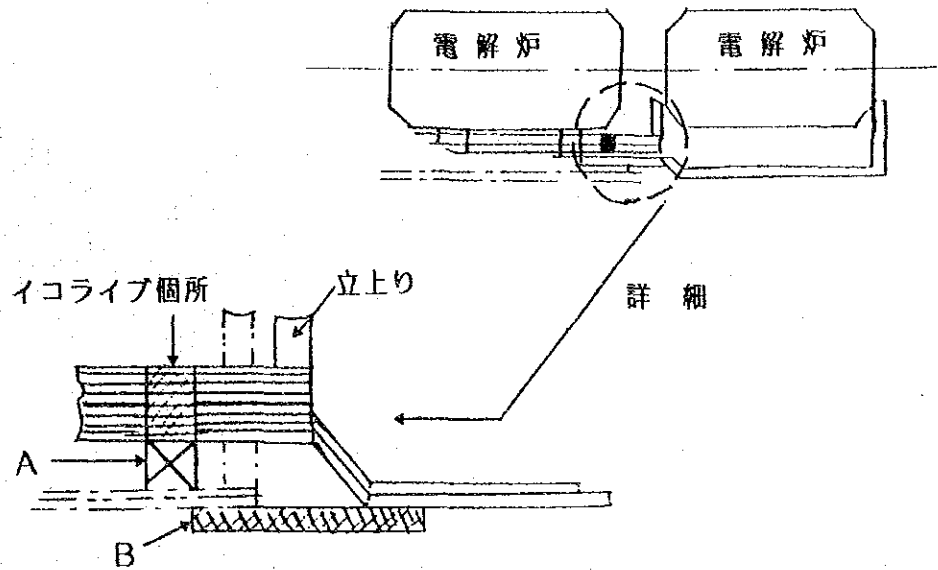


図 2.2.3-8 陰極ブスの短絡法

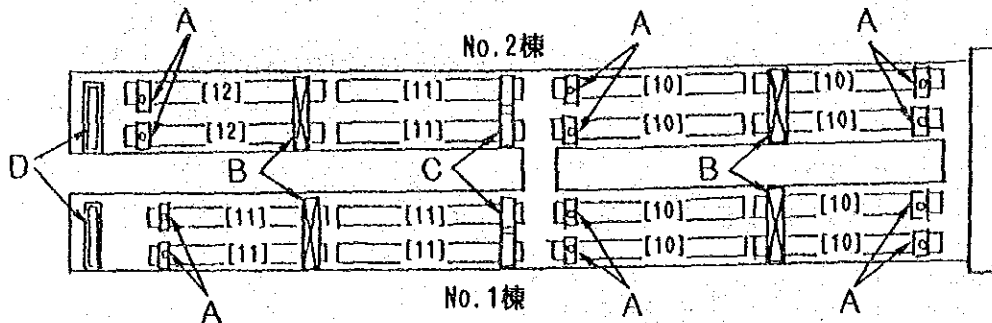
オリジナルの設計上は図 2.2.3-8 の A の部分に短絡ブロック（原設計図では248W×250L×280Hの铸造塊）を挿入して短絡するようになっているが、実際には B の個所でバスと同じ巾の短絡片を接続する（L形鋼と両ネジボルトで締結）接続片つまりショートバーの取付、取外しの際は減電して行う。負荷時短絡装置の類は使用しない。

(3) 電解操業機器

天井走行クレーンを中心とした操業機器の主なものの台数と配置を図 2.2.3-9 に示す。

80ton 天井クレーン下には、陰極、陽極の築炉、ケーシング交換など解体整備場所がある。

図 2.2.3-9 機器の配置と台数



- ()内、各ブロック内の1列の炉数、No.1棟84炉、No.2棟86 計 170炉
- A：ウォールクレーン（アルミナ供給、クラスト割用）各棟 6台 計 12台
- B：スパイクブLOWER（スパイク交換） 各棟 2台 計 4台
- C：5ton天井走行クレーン（タップ、ビーム上昇、保守他） 各棟 1台 計 2台
- D：80ton 天井走行クレーン（炉修時の陽極、陰極ハンドリング用） 各棟 1台 計 2台

天井クレーンの桁下にはウォールクレーンがあり、両者は交差行き違いが可能である。作業床は自走車輛が走れる構造ではないので、電解炉に対する作業は勿論、各種原材料、作業工具の運搬も全て天井クレーンで行なわれる。

1) ウォールクレーン（添付資料A-4-1.2 (a)、(b)）

ベシネーECL社で開発設計された“ウォールクレーン”をほぼ忠実に再現したものである。アルミナホッパー、アルミナ供給装置、クラスト割込み装置、搭載しているエアーコンプレッサー等殆ど同じである。このうち、コンプレッサーは当初のものは容量が小さくて、クラスト割りとアルミナ供給の同時動作

が出来なかった為、容量を 3ml/min から 6ml/min にアップし、両作業が同時に行なえるようになっている。

1棟1列3台のうち、2台が稼働、1台は予備（トラブル時は、“整備中”となる）ということであるが、炉数から考えれば充分余力がある。工場設備担当者より現用機の問題点として出された点は次の通りである。

i) ハンマー、ピストン、シリンダー等のクラストブレイカー部品の摩耗がひどく、メンテナンスにコストがかかる。

ii) アルミナハンドリング系統からの発塵がひどい。

iii) 絶縁物焼損、破損によるトラブルが多い。絶縁材はフェノール樹脂含浸木材積層板を使用している。

iv) 稼働20年を経過し、フレーム各部に疲労による亀裂が発生、破損した例もある。

v) 各部の詳細図、部品図がなく、必要な場合は1つ1つスケッチして作った上、現場でスリ合せを行うため、非常に手間がかかる。

このことはこの機械に限らず外部機械工場へ製作依頼した殆んど全ての設備に共通の問題である。工場の建設立上げ（1965～66年）が文化大革命の開始と重なり、設備の引渡しが混乱し、取扱い説明、図面等の授受は全く行なわれず、又、現在では製作先にも製図元図、コピーがないことが大きな原因をなしていると考えられる。

台数的に余裕があっても設備維持上の問題点、運転キャビン等オペレーター

保護に何の考慮も払われてない。20年前の設備であることを考えれば今後の長期維持使用のためには改善する必要がある。

2) スパイクプラー付天井走行クレーン（添付資料A-4-13）

1) クレーン

ベシネーECL社による整型炉用スパイク交換機の図面および特許を基としたものと思われ、仕様・構造はほぼ同じである。すなわち、シングルガーターのクレーン桁の側方にスパイク引抜き、植込み作業用のねじ軸による昇降機構を備えたサドルが乗り、桁下に固定された2本の1ビームには、スパイクマガジン（バスケット）保持テーブルを抱えた運転ゲージが吊下げ型横行台車を介して取り付けられ、スパイク引抜き装置と独立に横行するタイプである。

ECLオリジナルと異なる点はスパイク保持テーブルが角型（運転ケージ揺動型）でなく丸型（回転テーブル型）であること、クランプ操作機構がない点である。組立図を見ると、クランプレンチおよびそのねじり、昇降のためのギアボックスはもちろん、オリジナル同様に陽アス面研磨用のブラシも計画されたようであるが、現物には何もついていない。設備担当者によれば当初からなかったというがその経緯ははっきりしない。クランプ自体はECLタイプのクレーンで遠隔操作するタイプであるが、スパイク交換およびビーム上昇作業時のクランプ開閉は作業者が炉上に登って行う。スパイク掴みはECL特許と同じ機構で遠隔操作できるようにしてある。

スパイクバスケットは一重の12本（日本某社では二重20本）で割合コンパクトであるが、スパイクプラーのバスケット保持テーブル上に載せたとき機構上スパイクが直立せず、スパイク掴み装置によるハンドリングの際、アルミハンガーを曲げてしまう。これでは炉上げでクランプとの位置関係が狂ってしまい、正常なスパイクセットができないが、今のところ

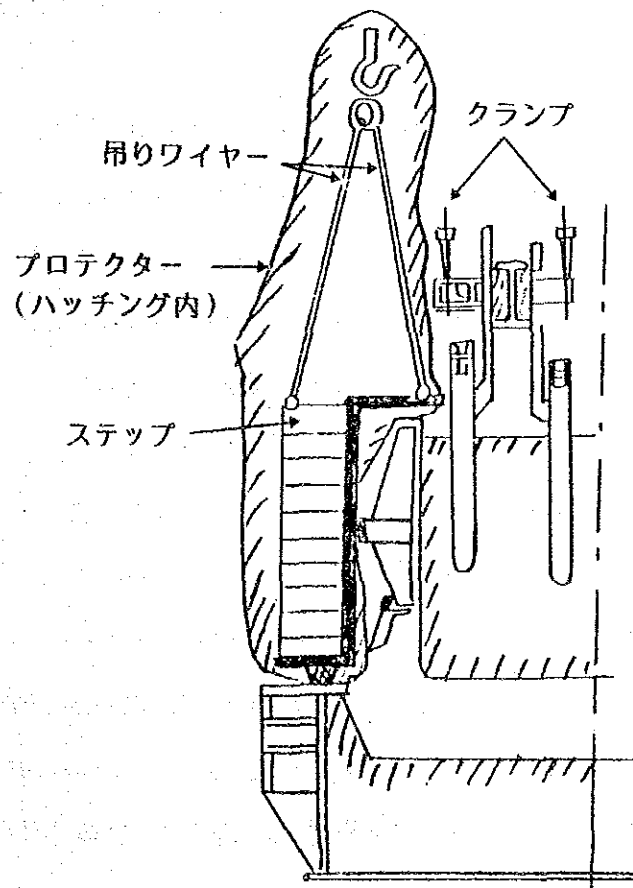
はクランプ操作作業者が炉上にいて誘導・修正してカバーしている。

陽極状態は非常に悪く、スパイク交換作業途中頻繁にペーストもれや陽極底（ワーキングエリア）からの吹き出しが起るので、オペレーター、作業保護の為、図 2.2.3-10、ハッチング部分で示したようなプロテクターを使用していた。

これは炉正面から見ると陽極ケーシングと同じ位の長さの大きなもので、作業対象炉の下部槽頂板ケーシングに図のように立てかけワーキングエリアから吹き出すペーストに対する作業保護の他、炉上クランプ操作作業者の昇降ステップ、作業足場もかねている。プロテクターはプラの補巻5tonホイストで吊って、作業対象炉に移動設置する。

窮余の策とは言え、このような作業環境下では良い方法である。

図 2.2.3-10 スパイク交換作業用プロテクター



ii) スパイク交換能力

スパイク交換能力について、スパイクプラーの機能、炉数が似かよっているN社（日本）と比較すると、表 2.2.3-2 に示す通りである。

表 2.2.3-2 スパイク交換能力

	某社（日本）(B3、B4)	貴州第一（第2棟）	備 考
炉数/棟	40P	86	
プラー台数/棟	1台	2	
炉数/プラー	40P/台	43	
スパイク数/炉	50本/P	42	スパイク電流密度 15.1A/cm ² : 16.0A/cm ²
スパイク数/棟	2000本	3612	
スパイク数/プラー	2000本	1806	
スパイク交換周期	17.5日	21	
スパイク交換数/ 日・棟	114.3本/ 日・棟	172	
スパイク交換数/ 日・プラー	114.3本/ 日・プラー	86	

貴州工場の方が1炉当りスパイク数が少なく、交換周期が長い為、スパイクプラー1台、1日当りの交換本数はかなり少ない。

某社（日本）の1直当り交換実績は70～90本/クルーである。

通常の保守さえできれば設備上の余裕は充分あると言える。

しかし、クランプ操作が遠隔操作できるシステムになっているのが生かされていない点で、基本的にこのタイプのプラー付クレーンの機能が生かされていない。但し、この機械を生かすには、クランプ、スパイク、バスケット、研磨機、スパイクハンガーを含めた関連系全体の見直し、一部には改造、新作が必要である。

3) タップ作業用機器（クレーン、真空取鍋、真空ポンプ）

タップは、2日タップである。2ton真空取鍋で各炉1日おきに約1tonを汲む。当初は前述のスパイクプラークレーンの5ton補巻クレーンを使用していたが、1977年に現用5tonクレーンを設置した。

真空取鍋は手動傾動装置付きで、通常使われるタイプである。4台常時稼動（2台/棟×2棟）で12台であり、1直分使うと冷却、清掃、修理に入る。吸管は普通鋳物、缶体は軟鋼製、内張りは耐火レンガである。吸管は先端が減耗する。

タップ関連で変わった点は圧縮空気エジェクターの代りにナッシュポンプタイプの液封回転真空ポンプを使用していることである。

真空ポンプステーションは、第1、第2棟の連絡通路下であり、各棟の中央側作業床下に3台のポンプからの真空配管がなされている。粉塵の為に摩耗が進み、ポンプ能力の低下を来している。

4) パースト投入作業

この作業に対しては、設備・機器と言えるものは何もなく、陽極工場のパーストサイロからダンプ車で運んだパーストを一旦電解工場脇のヤードに卸し、ショベルで場内数ヶ所に搬入、小型缶で投入対象炉の脇へ運んでスコップ（人力）で陽極ケーシング上へ投入する。素朴かつ大変な作業である。当初計画ではコンベアを備えた自走ホッパー車による案があったようであるが実現してい

ない。現状では、作業床を全面的に改造しない限り車輛による方法は難しい。

クレーン吊りホッパーによる投入も試みられたが陽極表面上に一様に分布させることが出来ず中止された。

5) ビーム上昇作業機器（上昇用補助ビーム、添付資料A-4-14）

上昇用補助ビームはフレームとなるIビーム(200mmH×4000mmL)に取り付けた9個の万力型のクランプでビーム上昇作業の間、9個のスパイクを固定する。1炉分2本1組で使用する。クランプが鉄製であるため強力な磁場の中では扱にくい。因みに日本某社ではアルミ鋳物製である。

以上作業機器の調査全体を通じて、

- i) スパイクプラー交換作業、ペースト投入作業にみられるように設計が中途半端に終わっているものが多い。
- ii) 設備に関する図面、資料が古く不十分。また設備が古いのでメーカーからの予備品の供給がなく、設備改善の協力も得られない。
- iii) 問題点に対する改善努力が不足している。

i)、ii)の点については、建設当時の社会環境を考慮すれば、況も得ない実情と考えられる。しかし、その様な状況に有りながらよく操業を維持していると言えるが、設備台数に余裕があるため、稼働率が低い結果となっている。

iii)の点については省力、労働環境に対する要求がさほど厳しくないものと考えられる。更に、設計担当部門（設計院）と生産担当部門（工場）が全く離れており、相互交流がないことも大きな理由と考える。

(4) 電解関連設備

1) 陰極、下部槽の整備

i) 解体

休止した炉の陰極は陽極撤去、角鋼と陰極フレキ端子接続部切離しの後、80ton クレーンで吊り出して各棟端末へ移動・整備する。

解体、下部槽の整備、築炉共同スペースで行われ、棟外、棟間の移動はない。

陰極解体については殆んど手作業のようで、特に設備らしきものは見当らない。下部槽の整備としては頂板の交換、側壁の孔あき個所の補修、コーナー部亀裂個所の補修、補強等である。

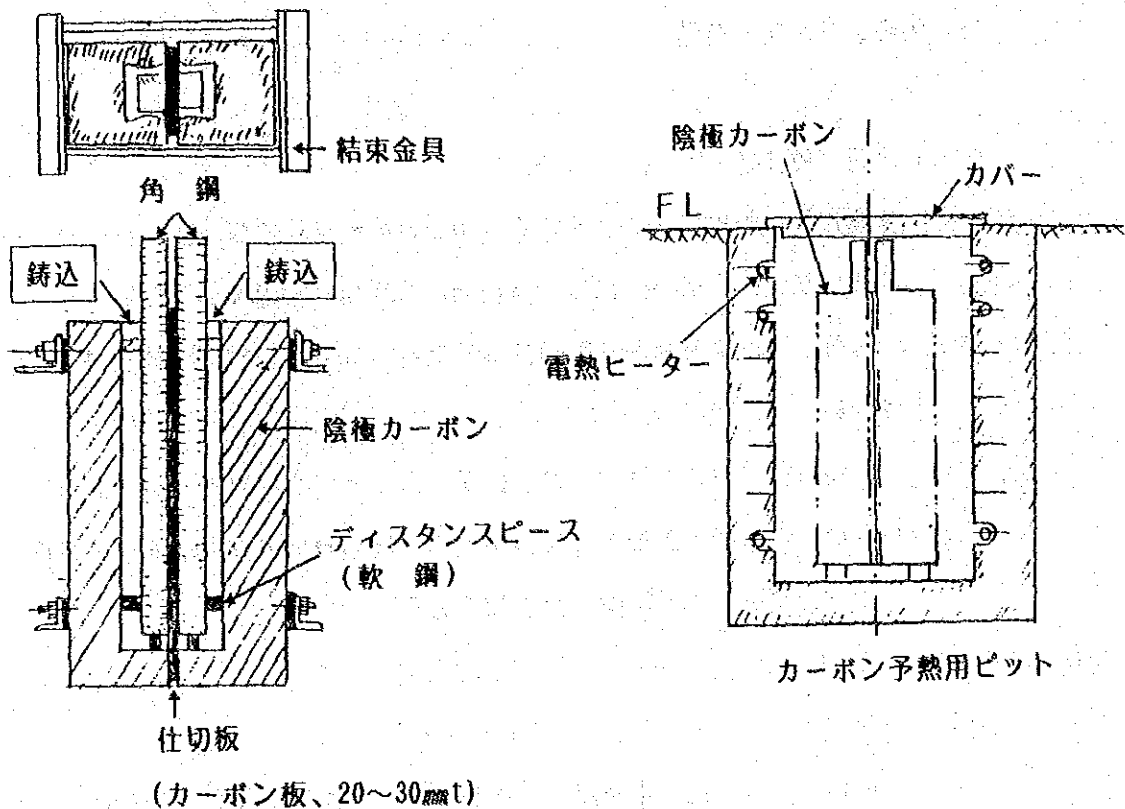
ii) 築炉

角鋼（130角一本角鋼）と陰極カーボン間は鑄鉄による鑄込みであるが、この作業は別棟の鑄込作業場で行なわれる。

カーボンは角鋼を内側にして2本向い合せで結束し、予熱ピットで予熱して上方から鑄込む（図 2.2.3-11）。鑄込工場には小型キューボラとカーボン予熱ピットがある。

目地打はカーボンセット後（カーボンは2本カーボン、突合せ）電熱ヒーターで予熱した後行う。スタンプ材は予熱したものを陽極工場から木箱に入れて作業に合わせて馬車で運んで来る。

図 2.2.3-11 カーボン鑄込法



2) 陽極整備

休止炉から外した陽極は陰極同様80ton 天井クレーンで陽極と同じ整備場所に運ばれ整備される。陽極ビームを撤去、陽極ケーシングは切断撤去し、カーボン極外周を数センチ削り落した上で新しい陽極ケーシングを取付ける。撤去した陽極ケーシングをスクラップ化すること以外は日本某社の整備方法と同じで特に設備上目立つものはない。

3) スパイク研磨整備工場

交換したスパイクは、スパイクバスケットに入ったまま研磨整備所へ運ばれ、回転型ショットブラストマシンでスパイク表面の異物を除去研磨する。又、簡単なプレスがあり、曲がったハンガーの矯正を行う。この作業所では他に長さ700mmの補修用スパイク下端材および長さ1700mmの新製スパイク材の機械加工

を行なっている。130mmφ軟鋼素材から削り出し、機械加工した後の溶接、アルミハンガーのアルミ溶接等は別棟の溶接作業所で行う。また、同作業所では主要修理スパイクの選別を行なっており、スパイク回転機のストック場所でもある。

4) 取鋼修理

取鋼修理は中の滓出し、ライニング修理は鑄造工場で行うが、吸管の清掃、取替等一部は電解工場中央通路でも行なっている。

2.3 電解工場の操業状況

2.3.1 工場内の環境

炉ガス補修をやっていないので、ガス・ダストが全て場内に放出され、場内環境は極めて悪い。加えて陽極温度が高くペースト用ピッチに軟ピッチを使用していること、スパイク交換時には必ずペーストもれが起る為にタール、黒煙および粉塵量の多いことが目立つ。

2.3.2 陽極の状況

陽極の状況は大変悪く、炉操業の状況とも相俟って、操業成績、環境、設備費（修理費）のすべてを悪くしている大きな要因と考えられる。特に悪化要因として指摘される点は次の通りである。

- i) ガススカートの取付が非常にルーズな方法で陽極ケーシングに固定されていない。その為、空気がスカート内側に侵入し、陽極の酸化を促進すると共に、スカート自身も著しく酸化消耗している。
- ii) 陰極のベット隆起が全般に大きく、かつ炉内メタルが非常に深く、陽極下面位置が陰極下部槽の頂板よりかなり高い位置にある。
その為に、アルミナによるガススカート下端のカバーが出来ず、大半の炉は陽極、電解浴が露出しており、陽極、スカートの酸化消耗を助長する。
- iii) スパイクが細く、短く、しかも全般的にセットレベルが高い。
この為に、焼成ゾーンが上昇、ケーシング壁との間の焼付が増加し陽極のクラック、酸化、ペーストもれを引起すと考えられる。この焼付がケーシングを外側へ膨脹させ、変形させていると思われる。外壁へ 200～300mm（片側）も張り出したケーシングが大半である。

- iv) 陽極、ガススクートの酸化消耗の進行した炉では陽極ケーシング自体も下側から溶け、極端な場合は、中央下半分が消失しているケースもある。ケーシングは炉改修毎に更新している。
- v) 以上の酸化、焼付による陽極減耗、スクートケーシングの酸化消失は操業不安定、メタル純度の悪化（鉄分増加）を引起していると考えられる。
- vi) 陽極ジャッキは左右別々に駆動しているが、平衡調整されておらず、ビーム、陽極が著しく傾いている炉が目立つ。
これは極間の不安定、操業不安定を引起す。陽極カーボンのバスへの浸漬深さが前述のベッド隆起の為、極めて浅いのでこのような陽極傾斜により容易に部分的な極切れを起す。

2.3.3 炉 令

- (1) 本年（1987年）1月31日現在の稼動炉の炉令分布を表 2.3.3-1 に示す。

表 2.3.3-1 稼働炉令分布

炉 令	炉 数	%	
1~ 100日	16	10.4	46.3
101~ 200	19	12.4	
300	24	15.7	
400	2	1.3	
500	10	6.5	
600	9	5.9	24.9
700	8	5.2	
800	9	5.9	
900	3	2.0	
1000	9	5.9	
1100	11	7.2	28.8
1200	8	5.2	
1300	11	7.2	
1400	8	5.2	
1500	6	4.0	

(2) 起動年度別稼働炉数

1983年から1987年1月31日現在に至る年度別稼働炉数は下記に示す通りである。

1983年	32炉
1984	31
1985	32
1986	57
1987	4 (1月31日現在)

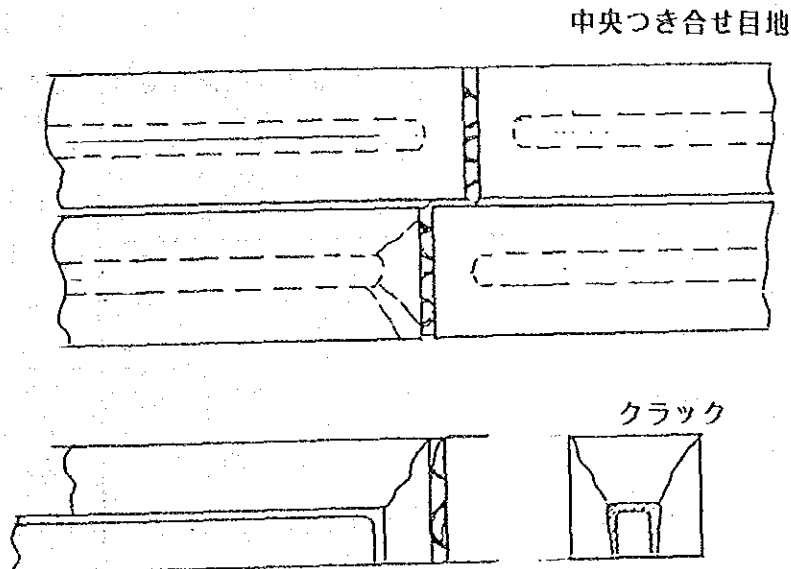
(3) 1986年休止炉炉令

1986年の休止炉数53、平均休止炉令1154日（標準偏差（ σ ）=183.3日）、最長炉令1530日、最短炉令615日であった。

休止原因の主なものは、つき合せ目地の破壊による純度不良である。又、袋部に八字クラックが集中発生している。（図 2.3.3-1）

稼動炉の1/3は隆起が10cm程度ある。

図 2.3.3-1 目地の状況



長側端部突き合せからのメタル侵入はほとんどない。
短側部では伸びが小さくたまにはメタル侵入が生ずる。

2.3.4 電流効率

中国々内の電解工場の電流効率は87~88%であるが、貴陽工場3万トン設備は起動以来異常状態が続き、下記のように電流効率は低迷している。

1982年 77.5%

1983年 78.1%

1986年 82%

1986年12ヶ月稼働した炉109炉の年間平均電流効率は81.1%、標準偏差(σ)は3.6%であった。又148炉の1986年1月の平均電流効率は79.4%、標準偏差(σ)は8.57%である。

因に1965年陽極異常多発で、電流効率の低下していた日本某社88kA型炉の1ヶ月の炉別電流効率の平均値は89.9%、標準偏差は1.10%である。

1986年中の平均電流効率の分布を示すと、表 2.3.4-1の通りであった。

表 2.3.4-1 平均電流効率分布 (汲出電流効率)
(1986.1~1986.12)

電流効率 (%)	炉 数	分 布 %
87.0~87.9	2	
86.0~86.9	1	
85.0~85.9	8	
84.0~84.9	10	9.5
83.0~83.9	11	10.2
82.0~82.9	17	15.7
81.0~81.9	19	17.6
80.0~80.9	7	6.5
79.0~79.9	10	9.5
78.0~78.9	12	
77.0~77.9	3	
76.0~76.9	2	
~75.9	6	
	108	

2.3.5 製品純度

(1) メタル純度

最近3年間の99.7%以上の地金生産量の割合は、下記の通りである。

1984	2.5%
1985	0.5%
1986	0.01%

又、1986年1月、7月、12月の月末平均純度は表 2.3.5-1 に示す通りである。

表 2.3.5-1 平均メタル純度

	1 月			7 月			12月		
	Si	Fe	AQ	Si	Fe	AQ	Si	Fe	AQ
第1棟	0.083	0.294	99.623	0.091	0.512	99.397	0.089	0.516	99.395
第2棟	0.085	0.277	99.638	0.089	0.316	99.595	0.092	0.344	99.564
平均	0.084	0.283	99.633	0.090	0.416	99.494	0.090	0.429	99.48

(2) Fe%、Si%の分布

1986年7月のFe%、Si%の分布は表 2.3.5-2 に示す通りである。

表 2.3.5-2 Fe、Siの分布

<u>Fe%</u>			<u>Si%</u>		
%	度数	分布率%	%	度数	分布率%
0.10 ~ 0.19	8	5.2	0.080~ 0.089	105	67.7
0.20 ~ 0.29	60	38.7	0.090~ 0.099	22	14.2
0.30 ~ 0.39	32	20.6	0.100~ 0.109	15	9.7
0.40 ~ 0.49	16	10.3	0.110~ 0.119	6	3.9
0.50 ~ 0.59	10	6.4	0.120~ 0.129	1	0.6
0.60 ~ 0.69	10	6.4	0.130~ 0.139	0	0
0.70 ~ 0.79	3	2.0	0.140~ 0.149	0	0
0.80 ~ 0.89	6	3.9	0.150~ 0.159	2	1.3
0.90 ~ 0.99	3	2.0	0.160~	4	2.6
1.00 ~ 1.09	4	2.5			
1.10 以上	3	2.0			

2.4 環境保護設備の現状

2.4.1 ガス捕集設備

(1) 概況

炉ガス（地上系）の捕集、洗浄は建設当初の計画には入っており、洗浄設備、排突（10mφ×120mH）、ガスダクトの一部等が残っているが実際には何も実施されていない。炉ガス燃焼用のバーナーも当初ついていたが、その維持操業が満足されなかった。

建設当初の計画内容設計根拠等については、設計院にもすでに関係者はいないようで、捕集した炉ガスの排出前にガス洗浄液をどのように処理する計画であったのか不明である。また屋根については自然換気用のモニターがあるのみで、屋根ガス・ダクト捕集等は当初から全く考えられていない。

(2) 工場内状況

既に述べた通り、場内はガス・ダストが非常に多く、タール分も多いと見られる。捕集強制換気システムがないことによるガス・ダストの滞留の他、下記の様な現状が、通常の竖型炉工場と比較して、ガス、タール分粉塵の発生を多くしている原因と考えられる。

1) 弗素ガス、タール分、粉塵量について

弗素ガス、タール分、粉塵量の発生を多くしている原因として、下記の現状が指摘できる。

- i) ガススクートの減耗。
- ii) 陰極ベットの隆起が大きいことによるバス面の露出。
- iii) 陽極・操業不調時に行うスパイク交換作業によるペースト洩れの頻発。

2) タール分について

陽極焼成ゾーンが高く、陽極上面温度が高いことが原因と考えられる。

3) 粉塵について

粉塵の発生が多い原因として下記の現状があげられる。

- i) ウォールクレーンのアルミナハンドリング系からのアルミナ洩れ。
- ii) 作業床の構造上、真空掃除車が使えず、床上のアルミナ除去をしていない。従って、床上に多量のアルミナが滞留している。
- iii) 陰極、陽極の解体・整備作業時の発塵。

発生源対策として、発生量をできる限り抑える必要がある。

又、工場内外環境対策として、ガス、粉塵の捕集装置を設置する必要のあることは勿論、正常な操業を維持することが不可欠である。

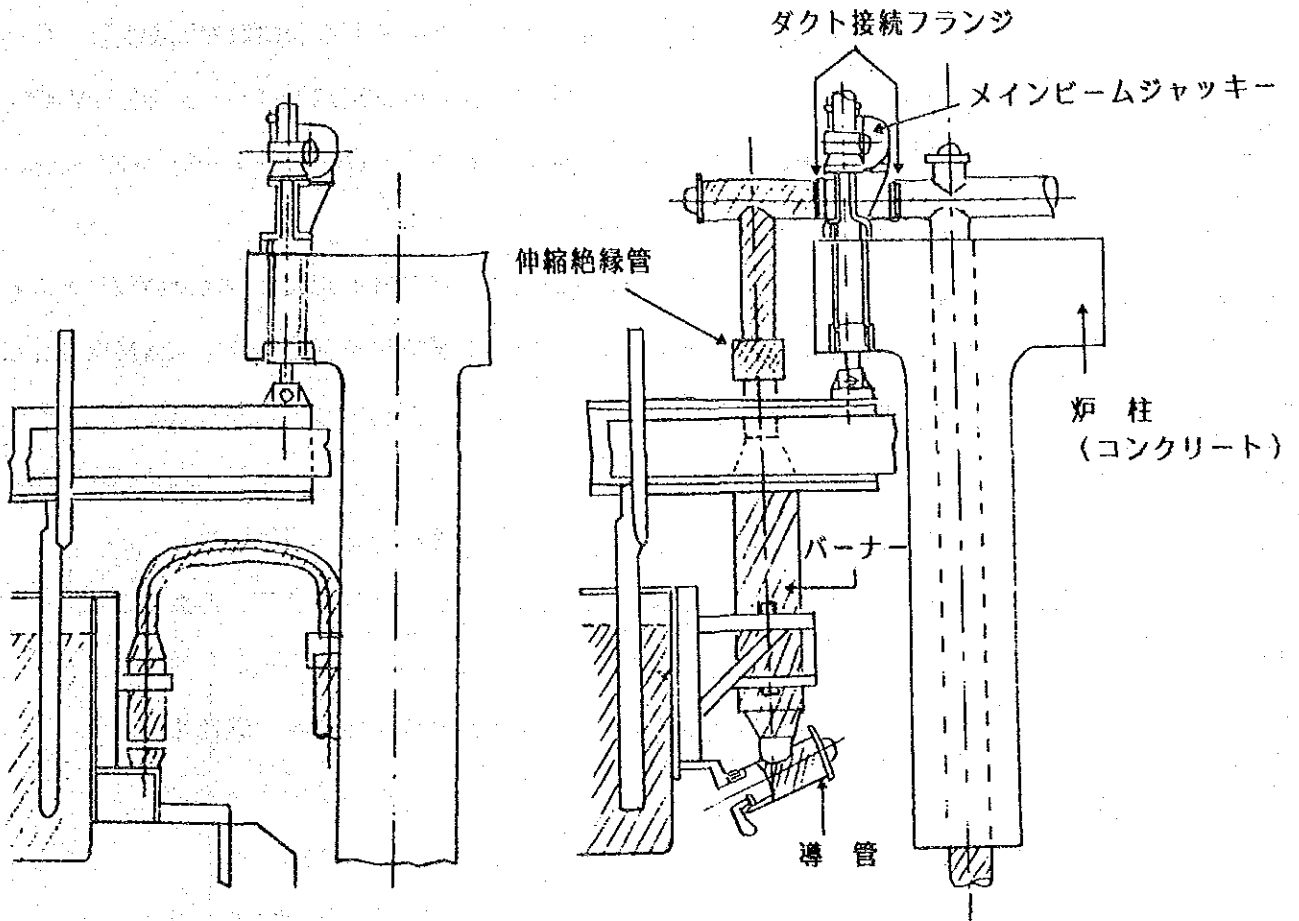
(3) 建設当初のガス捕集設備とその操業経過

1) ガスバーナーおよびダクト

現在の第一電解型炉にはバーナーは全くついていないが、当初はついており、図 2.4.1-1、バーナー、ダクト系-(1)のような構造、配置であった。このバーナー、ダクトはトラブルが多く、結局、操業当初の段階で放棄され、現在に至っている。その理由は次の通りである。

- i) 操業、特に陽極が不安定で、ペースト漏れその他があった。
- ii) バーナー各部、ダクトがよく閉塞した。(図 2.4.1-2)
- iii) 隣接炉との絶縁トラブルを起した。
- iv) 陽極(ガススカート)の密封が悪かった。

図 2.4.1-1 ガスバーナーおよびダクト



バーナー、ダクト系-①

貴州第一電解工場

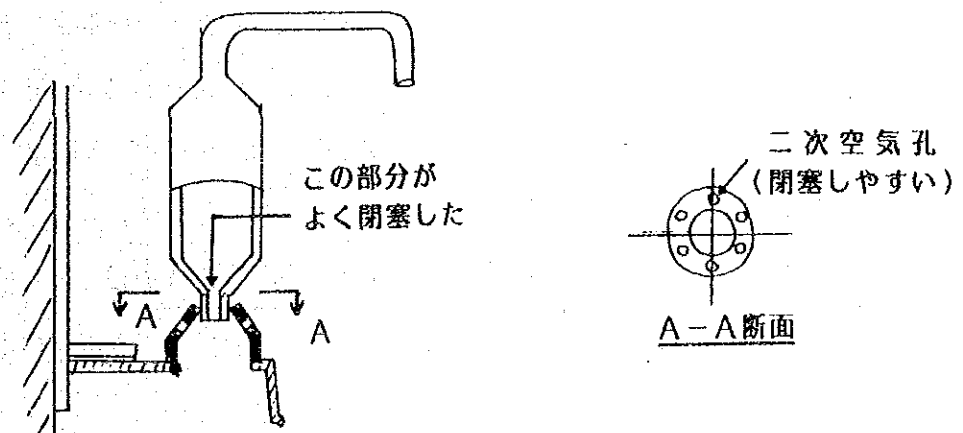
建設当初のバーナー、ダクト

バーナー、ダクト系-②

竪型炉に妥当と思われるバーナーの大きさ

ダクト配置 (概念図)

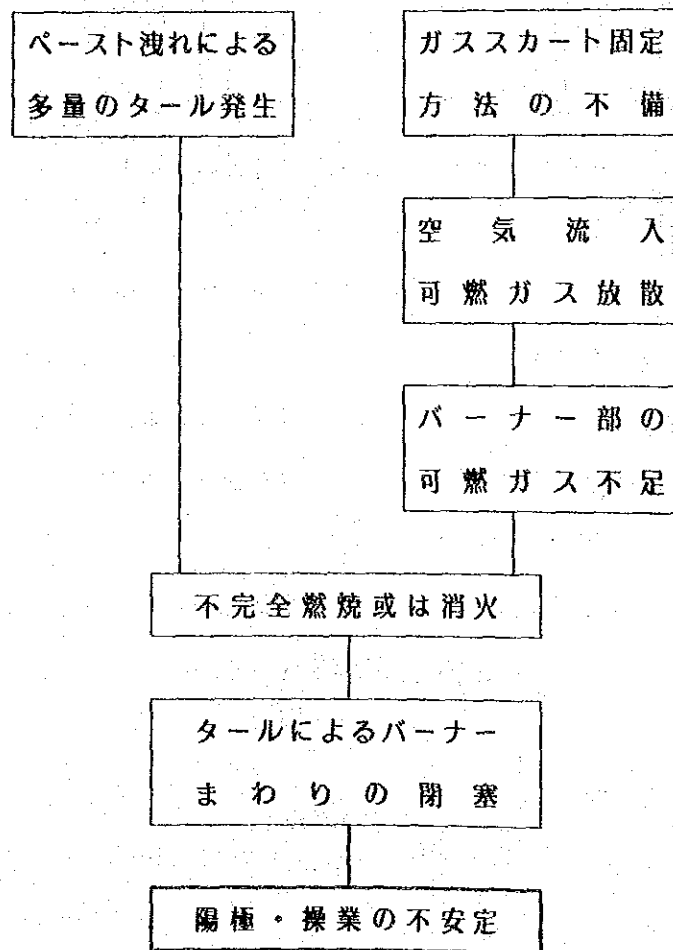
図 2.4.1-2 建設当初使用したバーナー



結局、設計院側で設計した通りのものを使用してみたが、使いものにならず、又、設計院もフォローできずに放棄されたものである。図面で見える限りではバーナー、燃焼室とも小さく、又、水平ダクトの位置が低いので、不完全燃焼を起し、ダクトの詰まりが起り安い構造である。一旦吸引ダクトの一部が詰まると、バーナー下部、周辺部の詰りは進行する。

しかし、バーナーによる廃ガスの燃焼、吸引捕集に失敗したということよりも、むしろ次の様な流れによって、陽極・操業の不安定、ひいては操業全体への影響が大きかったものと推定される。

陽極・操業の不安定原因（推定）



(4) 炉ガス吸引対策

日本某社VS炉の例から、バーナーまわりの構成、配置を図 2.4.1-1 のバーナーダクト系-(2)のように、バーナー本体を大きく、水平ダクト位置は高くして且つ次の条件を守れば炉ガス吸引は可能である。

- a) バス面は露出させず常にアルミナでカバーする。
- b) ガススカート下端を開けず常にアルミナカバーを励行する。
- c) ガススカートは陽極ケーシング下端に固定し、ガスシールできる構造に変える。
- d) 常に巡回し、消火したバーナーの点検・清掃、点火に務め、絶縁管、伸縮管の点検、不良品の即時交換に努める。全般的に安定した状態になるまでは専従作業者を置くようにする。
- e) 定期的に床下主幹ダクト、屋外のメインダクト等の点検、清掃を行う。
- f) 陽極操業を安定させる。

陽極操業を安定させることは、VS炉操業の基本的な最も難しい問題であるが、他の項もさほど容易でなく、人手がかかり根気が必要である。

しかし、VS炉では地上系のガス捕集率が工場内外の環境を決定するので、このような努力が必要である。

2.4.2 洗浄装置

電解工場二棟間の中央付近に高さ 120m、根元の径10m近い巨大なコンクリート製煙突がある。この煙突の根元にスプレー装置があり、排出前のガスをスプレー洗浄するようになっており、スプレーポンプ、液の循環槽も残っている。しかし、これらの設備が、ガス洗浄、ダスト除去、或は単なる冷却の何れを目的として設置されたものか、又、液処理法についても全く不明である。他に設備らしきものを見出すことが出来ないので、フッ化物回収の意志はなかったものと判断される。

ガス捕集、洗浄関係の残存設備、資料を調査し、操業開始当初の情報収集を行なったが、かなり不明な点が多く、又、先行ソフトを全く持たない手探ぐりの操業と、社会的な混乱の中で生産すら満足にはできず、環境問題まではとても手がまわらずなおざりにされたまま、20年を経過したものとみられる。

VS炉の環境問題は集中的に努力を傾けたとしても完全に解決することは難しい。

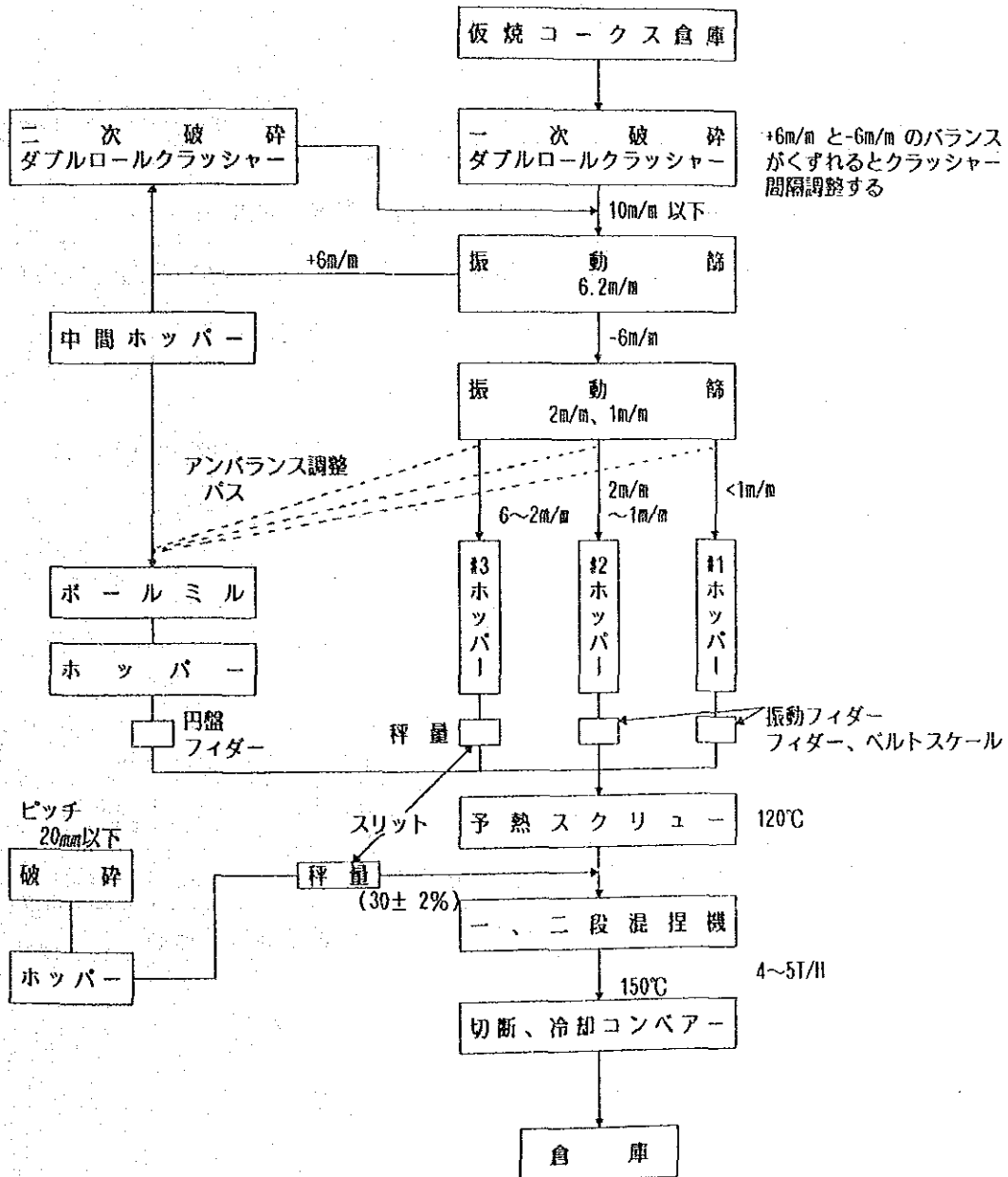
2.5 陽極ペースト製造設備と操業状況

2.5.1 操業の基本条件

(1) 工程フロー

陽極製造工程フローの詳細を図 2.5.1-1 に示す。

図 2.5.1-1 陽極・工程詳細フロー



(2) 各工程の操業内容

1) 原料仮焼工程

- i) 貨車からの原料生コークスとピッチの受入荷役
- ii) 生コークスの粗砕と仮焼キルンによる生コークスの仮焼
- iii) 仮焼されたコークスの冷却と倉入

2) 混捏工程

- i) 仮焼コークスの粉碎・篩分・貯蔵
- ii) 仮焼コークスとピッチの計量・予熱・混捏・冷却
- iii) 電解炉築炉用目地材料の製造

(3) 操業人員

管 理 職	12名
生 産 担 当	116名
設備修理担当	<u>42名</u>
合 計	170名

(4) 原料品質の規定

1) 生石油コークス（産地：茂名、長鈴）

生石油コークスの品質規定は表 2.5.1-1 に示す通りである。

表 2.5.1-1 生石油コークスの品質規定

灰 分	揮 発 分	硫 黄	水 分	粒 度
> 0.5%	> 12%	> 1.5%	> 3%	(< 2.5 _{mm}) > 4.0%

2) ピッチ (産地：水城、昆明、重慶、鞍山)

ピッチに対する品質規定は表 2.5.1-2 に示す通りである。

表 2.5.1-2 ピッチの品質規定

	軟化点 ℃ (環球法)	キノリン不溶分 (%)	灰 分 (%)	水 分 (%)	揮 発 分 (%)
中硬ピッチ	75~90	> 28	> 0.3	> 5	55~75
硬ピッチ	95~105	> 28	> 0.3	> 5	55~60

3) 200号重油

200号重油に対しての品質規定は、表 2.5.1-3 に示す通りである。

表 2.5.1-3 200号重油の品質規定

熱 量 カロリー/Kg	粘 度	点 ℃	凝 点 ℃	灰 分 %	水 分 %	硫黄分 %	機械的雑質 %
> 9700	5.5~9.5	> 130	< 36	< 0.3	< 3.0	< 3.0	< 2.5

(5) 操業の条件

1) 原料の処理

- i) 生コークス粗砕粒度 < 50_{mm}
- ii) ピッチ粗砕粒度 1.0~10_{mm}
- iii) 重油使用温度 75~85℃

2) コークスの仮焼

- i) カルサイン温度 1,200~ 1,300℃
- ii) 仮焼コークス真比重 1.98 ~ 2.03 g/cm³
- iii) 仮焼コークス冷却温度 < 70℃

3) コークスの粉碎

- i) 一次破碎後粒度 > 10_{mm}が20%を越えないこと
二次 " < 10_{mm}
- ii) 篩分後の粒度
3番篩 6~ 2_{mm}が80± 3%
2番篩 2~ 1 80± 3%
1番篩 1~ 0.5 80± 3%
- iii) ボールミル -200mesh 70± 2%

4) 原料の配合比率

原料の配合比率は次の通りである。

i) 粒度配合	6 ~ 2mm	23 ± 2%
	2 ~ 1	13 ± 3
	1 ~ 0.15	残り
	0.15 ~	51 ± 3 (-200mesh 28 ± 3)
ii) ピッチ配合比		30 ± 2%

5) 混捏の条件

混捏の操業条件は次の通りである。

i) 予熱スクリーコンベア出口原料温度	>	130℃
ii) 一段目混捏機出口ペースト温度		130 ~ 150℃
iii) 二段目	"	150 ~ 170℃

6) 標準の原単位

原単位の標準は下記の通りである。

i) 生コークス	950kg/tペースト
ii) ピッチ	380 "
iii) 重油	22 "
iv) 動力	110KWH/tペースト
v) 工業用水	45 ml/tペースト

2.5.2 最近3年間の生産実績

1984年から1986年に至る3年間の生産量、品質、原単位等は夫々次の通りである。

(1) パースト生産量

1984年	16,900トン
1985年	24,200トン
1986年	22,000トン

(2) パースト品質（焼成品）

表 2.5.2-1 パースト品質

	灰 分 %	比 抵 抗 Ω_{mm}/m	抗 圧 力 kg/cm^2	気 孔 率 (%)	合 格 率 (%)
1984	0.30	75.6	316.6	31.2	75.3
1985	0.28	73.38	328.9	30.7	82.98
1986	0.34	74.0	350.6	29.6	85.65

(3) 原料原単位

表 2.5.2-2 原 単 位

	コークスkg	ピ ッ チkg	重 油kg	動 力kWh
1984	950	360	19	118
1985	952.4	360	17.2	100
1986	940.7	354.2	16.3	102

(4) 原 価

1984年	246.22 元/トン・ペースト
1985年	303.74 ”
1986年	325.80 ”

2.5.3 主要設備

主要設備の状況は次の通りである。

(1) 原料倉庫

原料倉庫の能力は次の通りである。

1) 生コークス倉庫	5,800 π	4,408トン
2) ピ ッ チ	3,500	2,695トン
3) 粗砕コークス倉庫	270	185トン
4) 仮焼コークス倉庫	260	197トン

(2) 機械設備

主要機械設備の状況を表 2.5.3-1 に示す。

表 2.5.3-1 機械設備

設備名称	規格	能力	電動機	オーバーホール周期	価格(元)	他
ダブルロールクラッシャー	φ 600× 750 _{mm}	20.7t/H	28kW	3年	27,933.40	
ロータリーキルン	φ 2.1×36 _m	4~5t/H	40/13.3	3年	518,544.00	
中碎用クラッシャー	φ 750× 500	10t/H	28kW	2年	43,474.60	
振動篩 3号	SE-1	6t/H	5.5kW	2年		
2、1号	BTR-2	6t/H	4.5kW	2年		
ボールミル	φ 1.5× 5.7	2.5t/H	12.5kW	3年	92,713.53	
予熱スクリーコンベア	φ 400×1152 _{mm}	5t/H	2.2kW	2年	39,478.40	熱源は電力
一段目双軸混捏機	φ 560×3000	4t/H	100kW	3年	75,420.80	"
二段目双軸混捏機	φ 560×3000	4t/H	40kW	3年	75,420.80	"

2.5.4 生産と設備の問題点

工場から提出されたこの工場の現状の問題点は以下の通りである。

- (1) 陽極ペースト製造用原料が悪いため、整型電解炉に実際に必要な特性を具えたペーストを生産することは難しい。ピッチや生石油コークスは国家の統制物資であり、企業が選択して購入する余地がないし、ピッチや生コークスは副産物のため、供給側は品質の改善を重要視していない。

当工場と青銅映アルミ工場の多年の生産実践により、原料性状の技術指標に合ったピッチとコークスで作ったペーストは指標が規定の品質標準に達していても、

実際には豎型炉陽極の技術要求を満たしていないことが証明された。

現在の陽極ペーストは豎型陽極が必要とする品質に達していないために、陽極表面上で常に次の様な不都合な減少が発生している。

i) 溶融ペーストの流動性が悪く、容易に偏析し、ペーストもれ、バインダーもれが発生し、地金純度や電流効率に悪影響を及ぼす。

('86年度ペーストもれ66件、バインダーもれ593件)

ii) 二次極の形成が悪いため、スパイク下端位置が高くなり、陽極電圧上昇の原因となる。

iii) 陽極異常が多く、クラック多発、垂れ下り多発となっている。

iv) 陽極表面のピッチが多く、環境を汚染している。

総合すると、陽極品質の問題は原料の品質によって生じている。このような不良陽極は、豎型電解炉の経済技術指標に重大な悪影響を及ぼす。これが当工場の技術改善を必要とする重要な原因の一つである。

(2) 560mmφ×3,000mmの双軸連続混捏機はバインダー分25%以下のペーストを作ることができない。豎型炉のペースト中のピッチ含有量は一般に24~25%である。ところが、当工場のペースト中のピッチは平均28%以上である。原因は次の通りである。

i) ピッチが混捏機に入る前に脱水乾燥されていない。

ii) 混捏機に入るピッチが大きすぎる。冬期しばしば、二段目混捏機出口で

未溶解の場合がある。もしピッチ粒径を小さくすると、一段目の混捏機ピッチ投入管中で溶解し、詰まりの原因となる。

iii) ピッチ量28%以下のとき、モーターが過負荷となり、設備事故の原因となる。

同時に一段目混捏機の出口でペーストがつまり、作業員の労働負荷が増大する。

iv) 混捏機内の滞留時間が短い。

v) 混捏機に構造上の欠陥がある。

(3) 設備の陳腐化と連続運転率の低下

主要設備の多くが非標準設備であり、その備品の調達が難しく、設備の維持状況が悪い。常時小さな事故が起き、生産を中断している。

生産中断時、混捏機内のペーストを排出するため、さらにピッチを加えることとなり、これが間接的にペースト中のピッチ含有量を増加させている。

(4) 仮焼コークス倉庫が狭い

仮焼コークス倉庫の容量は197トンしかなく、どれか1つの設備で事故が発生すると、全部の設備を停止しなければならない。仮焼コークス倉庫が2つの工程の間で緩衝作用を持っていないので、設備稼働率に影響している。

2.5.5 生産と設備の問題点に関する調査結果

前項の内容について調査した結果、工場側が指摘している問題点はいずれも製品の陽極ペースト品質に大きな影響をもたらす原因と考えられる。

原料品質については定量的な判定は難しいが、我が国で使用されている原料と比較すると、コークスのサンプル試験の物理特性は良好ではない。

ピッチについては、軟化点が我が国などで使用されているものより20℃程度低く、分類上は中軟化点ピッチに属しており、又、ロットによるバラツキも大きい。

このため、電解炉に投入した時にピッチが分離し易く、焼成陽極の品質低下と場内環境悪化の原因となる恐れがある。

しかし、実際に操業されている炉と休止炉の陽極の状態を観察し、焼成サンプルの物理特性から判断する限り、焼成された陽極はそれほど悪い状態ではなく、陽極ペースト品質が電解炉の操業成績低下の主な原因であると断定することはできない。

使用実績で陽極ペースト品質を明確に判断しようとするれば、電解炉の操業成績が現状よりかなり向上しなければ無理である。

設備的には混捏機の構造と機能が最も問題である。

機内滞留時間の短い連続混捏方式の場合、二軸の回転翼による攪拌動作だけの現用混捏機構では陽極ペーストを十分に混捏することは無理である。

他にも電磁誘導方式による加熱能力が不足しているなど、混捏工程は全面的に見直しの必要がある。その他の設備についても老朽化が進んでいるので、陽極ペースト製造設備は全面的に更新しなければならない状態と判断される。

2.6 操業と環境管理の体制

2.6.1 操業の管理体制

(1) 電解工場

1) 電解操炉の作業管理体制

電解操炉作業はラインであるが、現場は縦、横の管理がなされている。その作業編成は表 2.6.1-1 に示す通りである。なお、車間組織については、図 1.3.7-2 に示した通りである。

表 2.6.1-1 作業の編成

		日 勤 大 組 長				
		1 組大組長	2 組大組長	3 組大組長	17 組大組長
1直	1棟 直班長 2棟 ”	小組長+組員	小組長+組員	小組長+組員		小組長+組員
2直	1棟 直班長 2棟 ”	”	”	”		”
3直	1棟 直班長 2棟 ”	”	”	”		”
4直	1棟 直班長 2棟 ”	”	”	”		”
5直	1棟 直班長 2棟 ”	”	”	”		”

大組長1人が(小組長1名+組員3名)1直×5直の作業員を指揮し、10炉の操業管理を行なっている。操炉小組の主な仕事は次の通りである。

i) 炉の点検

- ii) 電圧の監視、調整
- iii) 不調炉の処置
- iv) 処理（大処理 1直2回、ただしこの間小処理が不定期に入る）
- v) 汲出しのあるとき、汲出し穴あけ、穴掃除、汲出し後の穴ふさぎ
- vi) スパイク交換後の陽極下面かき、浮遊カーボンとり
- vii) 弗化アルミ投入
- viii) アルミナ整形
- ix) 担当区の整理、整頓
- x) 申し送り、引きつぎ

炉に対する判断、処置の方法は、小組長と班長が相談、最終決定は大組長が行う。大組長が決定できないときは、技術員、生産副工場長に報告し、決定してもらう。

組毎に大黒板があり、日勤の大組長からの指示や連絡事項が書かれている。各直にいる直班長は、担当直の出勤人員の管理の外に電圧の管理が主な任務である。2時間に1回全炉の電圧をチェック記録し、全電圧を計画値内に制御する責任がある。従って、電圧の変更については班長が権限を持っている。

2) 電解操炉 クラスト割り、アルミナ投入作業

クラスト割り、アルミナ投入は専用のクレーンで行う。専用クレーンの運転者は、きめられた時間に炉のクラストを割り落し、アルミナを投入する。

割り落しの大きさ、位置、アルミナ投入量は炉を担当している小組長の指示による。

専用クレーンは6台/棟あり、1台メンテナンス、1台予備、常用4台/棟。1台で約20炉の電解炉を受け持っている。

運転手は電解操炉小組には含まれず、独立の組である。

3) 汲出し作業

汲出し大組長の下に2直（朝勤、中勤）の小組がある。1組3人で20炉／組の汲出し作業を行う。汲出し量は、技術員が汲出し前のメタル測定に基づいて決定した値に基づいて汲む。

鍋の清掃は週一回その組が日勤の時に担当し実施する。起動、休止時のバス、メタル汲みも担当する。

4) 陽極工段作業

陽極工段作業の主な内容は次の通りである。

- i) 極交換
- ii) パースト投入
- iii) ビーム上昇
- iv) 陽極かたむき修正
- v) 焼付け処理
- vi) 陽極焼成作業の一部

陽極の主なトラブル、問題の処理は直班長が行う。

5) 操炉管理

第一電解工場電解生産技術操作規程が存在し、操業管理の主要なポイントが記述してある。主な内容は下記の通りである。（詳細は添付資料A-2）

- i) 原理概要
- ii) 電解炉生産主要技術条件
- iii) 電解炉処理
- iv) 汲出し

- v) 炉電圧管理
- vi) 浴組成の調整
- vii) 原材料標準
- viii) 起 動
- ix) 休 止

6) 規程の実施管理

i) メタル深さ管理

メタル深さ管理の基本的思想は、炉中仕掛りメタルは国家の財産であり、これを汲出して製品とすることは許されない。この違反については「正当な理由」はあり得ず、必ず処罰（ボーナスの減額）の対象となる。

タップ後32cmを下まわらないよう厳格に管理されている。

管理方法は次の通りである。

汲出し前 : 電解技術員が測定し、汲出し量を決定する。

汲出し直後 : 品質管理科で測定し、32cm以上の基準に合っているか検査する。32cm以下が発生した場合、工場長、付工場長調度室、技術科、電解課に連絡し、原因を明らかにし、罰を決める。

炉内形状測定 : 月に2回全炉の炉内形状を測定し、炉中仕掛りメタルの推定を実施している。

ii) アルミナ投入量

1直あたり 250～300kgと規定されており、1日 1,000kg～1,200kgである。

陽極異常の時、沈澱増加の時、投入量規制を実施しているが、明確なア

ルミナ投入量管理の基準はない。又、AE回数管理の基準も存在しない。

(0.5 ~ 1.0回/炉日という技術規程はある)

アルミナ投入量の調整

- ① 不調炉
 - ② AEが遠いとき
 - ③ 針り振り
 - ④ 沈澱かき出し後は投入しない
- ①~③ 投入量を減ずる

iii) 陽極交換作業

① セットレベルの決定

前回(7日前)交換ハンガーの頭を基準にセット高さを決定する。

今回交換のハンガー頭と前回交換頭の高度差が13~14cmになるよう交換したスパイクをクランプする。交換後工段長が全数チェックし誤差があったときは、処置をスパイクハンガー上に記入しておく。

又、月2回極足を測定し、最低レベルのスパイクおよび最高レベルのスパイクのセット高さを求めている。(但し交換と同様頭基準)

スパイク長さは $165 \pm 5\text{cm}$ となっている。

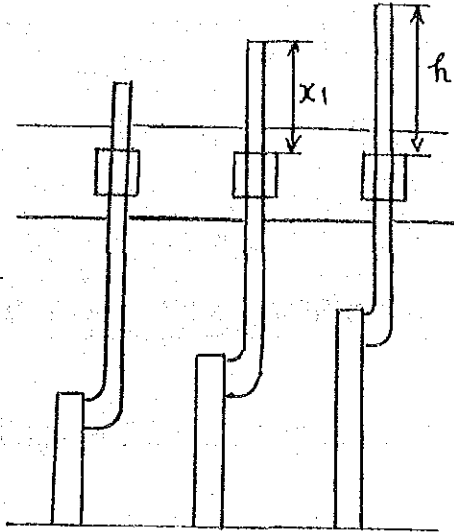
現場で24本を測定した結果は、平均値 162.3m 、標準偏差(σ)
 $= 3.6\text{cm}$ であった。

② 陽極交換、セット法

a. 交換周期21日、7日毎に1/3(14本)を交換する。ペーストは毎日投入する。

b. 最低レベルは下面から 200mm 、リフト高さ 590mm

c. セット法



セット高さ h は x_1 を測定し、これに
130～140mmを加えセット高さとする。

$$h = x_1 + 130_{mm}$$

スパイク長さ1700mmと仮定している。

(1700～1650mm)

③ チェック

交換したスパイクについて陽極工段長がセット高さをチェックする。
時間のあるときは全数、ないときは抜きとり、技術員がチェックする
こともある。

セット高さに誤差が生じていたときは、ロットに印しをつけるか、
次回用の基準線を記入しておく。

チェック結果は作業員にフィードバックし注意する。

(2) 陽極ペースト工場

1) 陽極操業管理

電解操炉同様、陽極プロセス操作規程が存在し、陽極操業管理の主要な点を
記述してある。主な内容は下記の通りである。(詳細は、添付資料A-3)

- i) 陽極プロセスの主要技術条件
- ii) ペースト投入

- iii) ビーム上昇
- iv) スパイク交換

2) 工程管理

i) 骨材混合物

4回/直（工程制御用）と別に検査部門が監視用に1回/直サンプリングし篩分析を行なっている。

分析結果は表 2.6.1-2の通りである。

表 2.6.1-2 篩 分 析 結 果

+6mm	4%
-6~+2mm	18%
-2~+1mm	13%
-1~+0.5mm	6%
-0.5~+0.1mm	8%
-0.1mm~200mesh	13%
-200mesh	38%

ii) パーストテスト

焼成テストを行ない特性値を測定している。表 2.6.1-3に過去3年間における特性値を示した。

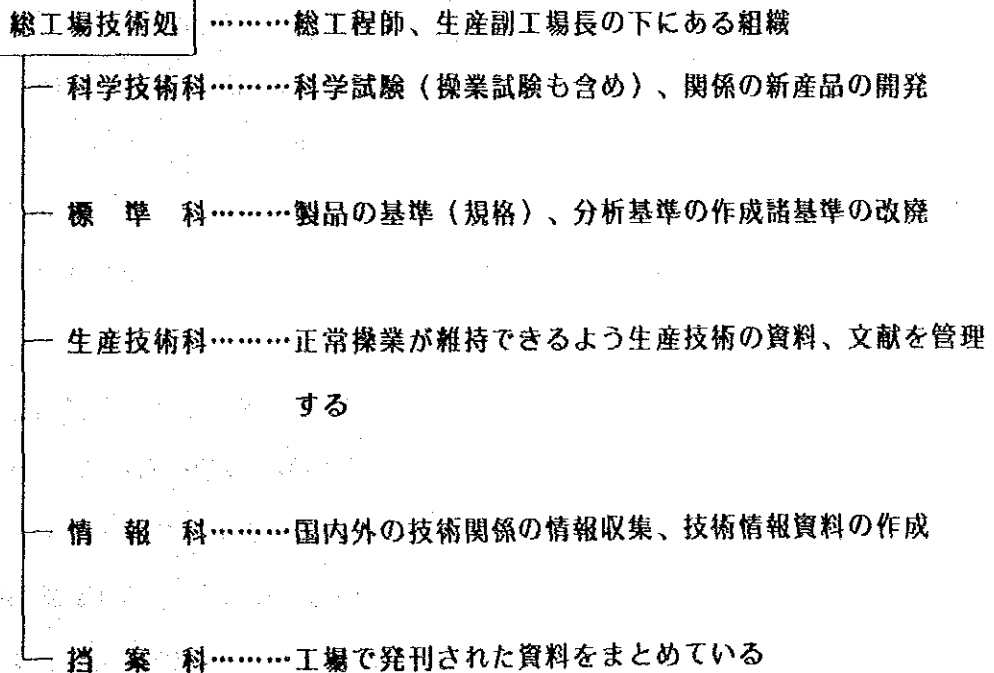
表 2.6.1-3 ペースト特性値

	灰 分 %	比 抵 抗 $\Omega \text{ cm} / \text{M}$	抗 圧 力 kg / cm^2	気 孔 率 %	合 格 率 %
1984年	0.30	75.6	316.6	31.2	75.3
1985年	0.28	73.4	328.9	30.7	82.9
1986年	0.34	74.0	350.6	29.6	85.6

2.6.2 技術管理体制と技術改善活動の状況

(1) 総工場技術関係の組織体系

技術関係の組織体系は下の如くである。



83～84%となった。拡大を予定中。

iii) 電力節約を目標とするマイコンによる電圧制御

マイコンを入手し、現在プログラムを作成中である。

iv) 母線の改善の研究

磁場実測機も、磁場計算手段もなく、今後実施する計画はない。

v) 第1工場改造問題

環境問題と経済技術指標が低い問題で、1984年から開始した。第1電解工場から提案されたその内容は、

- a) PBとVSの技術指標の比較
- b) 切換えの研究
- c) 30,000t → 40,000t 最低投資案
- d) 環境の合法化（環境問題は技術処の問題でないから何もしていない）

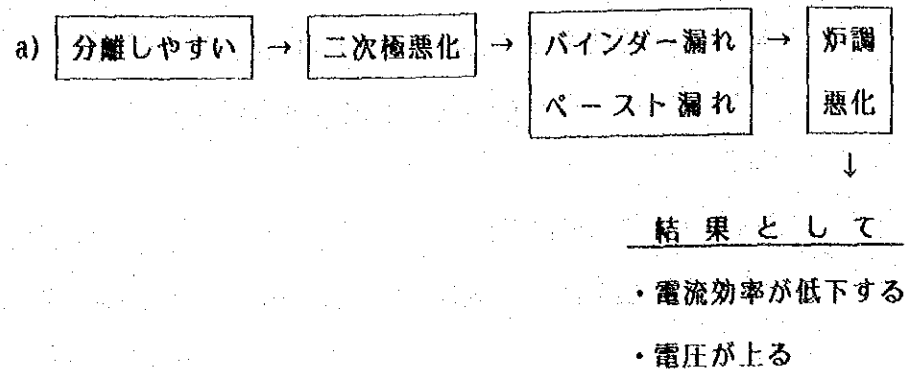
(3) 工場側技術改善

1) 技術改善の年間テーマ、計画の具体的なものは無し。

2) 環境、生産実績の改善の必要性は認識している。

技術改造室を作り、VSの陽極品質改造、環境改善について研究中であり、その内容は次の通りである。

i) 陽極品質について



b) 陽極電流密度が高い

c) 陽極品質が悪い

① 原料が悪い

② 設備が悪い（一、二次混捏）

陽極品質の問題は、青銅峽操業でも実証済みであり、又、三菱のテストで中国にVSペーストに適する原料がないとの結論がでている。

ii) 環境問題について

1986年7月貴州省は、貴州工場に対して『弗素ガス排出量を現在の20kg/t-Al から 2kg/t-Al にしないとアルミ製錬工場の増設は認めない』という規制値を制定した。

2.6.3 品質管理

品質管理科があり、品質管理全般について活動しているが、結果のチェック、技術指準が達成されているか等、結果に対する検査機能の域である。

2.6.4 教育、訓練

新入社員に対する教育、訓練制度はあるが、各職場に配属後は系統だった教育訓練制度はない。各職場でそれぞれの形でO.J.T (On the Job Training)を行なっている。

2.6.5 環境管理

(1) アルミニウム製錬工場に対する環境規制

国家規制として次のものがある。

1) 国家GB4912-84 軽金属工業汚染排放标准

- | | |
|--------------|-------------------------------|
| i) 弗素ガス排出量 | 1kg/t-A ₂ 以下(総量規制) |
| ii) 排突からの粉じん | 30mg/N _m 以下 |
| iii) コールタール | 50mg/N _m 以下 |
| iv) 陰極廃棄物 | 溶出排水濃度 50mg/l以下 |

2) 国家T.J 36-79 工業企業設計衛生標準

アルミニウム製錬工場周辺的生活区の大気中弗素ガスに関し、

- i) 24時間の平均値が0.007mg/N_mを超えないこと
- ii) 1回の測定値が0.02mg/N_mを超えないこと

上記2つの国家規制に対し、省、市は諸条件を考慮し、上乘せ規制値の設定ができる。

(2) 監視体制

工場側が1回/月、工場内8定点の定期測定を実施し、市、省へ報告する。測定値に問題があるときは、市、省の環境監視測定ステーションから測定隊が来て、工場と一緒に測定を行う。

測定法は全国統一の国家基準がある。但し、大気中の測定は、内部資料として配布されたもので、基準としては公刊されていない。

(3) 弗素の実害について

- 1) 工場周辺の16才以下の子供にハン状歯が多発している。
- 2) 馬、牛の骨の変形、骨折が多発している。特に牛の被害が多い。(青草を食すから)
- 3) 電解作業工の中に弗骨症(骨の変形、中国ではアルミ工場の職業病)が発生している。
従って、40才以上の人は転職をはかっている。

作業環境は衛生部門と労働局が担当している。

(4) 排水の規制

排水中の弗素ガスの規制値(河川放流)は10mg/lであるが、農業用水の規制値は2mg/lである。

貴州工場周辺の河川はすべて農業用水であり、かつ川の水量が少ないため、排出口で2mg/lの規制を受ける。

(5) 貴州第1電解工場に対する省および市の見解

- 1) 貴州アルミニウム工場は、現在生産量8万トン/年の第3工場を計画中であるが、新しい工場ができる前に改造すべきである。
- 2) 新しい工場の生産開始時点で第1工場改造計画がなければ、新工場の生産のかわりに第1工場を停止させる権限をもっている。

省および市は新工場の建設が完了し、生産開始以前に第1工場を改造すべきと考えているが、工場側は新工場生産開始と同時に、第1工場の改造を開始することを主張している。

(6) 第1工場对环境に対する認識

- 1) 環境関係の仕事は、総工場安全環境科と省および市の環境保護局が行っており、第1工場は関与していない。

2) 第1工場が知っている事

i) 1985年測定値

- ① 弗化ガス排出量 20kg/t-Al₂O₃ で規制値の20倍である。
- ② 作業床 1.5mで4mg HF/N_m³ (規制値1mg HF/N_m³)
- ③ 電解工場から 500m地点、0.29mg HF/N_m³ (規制値0.02mg/N_m³)

注：HF……弗化水素ガス

ii) コールタール関係

基準もなく、測定法もきまっていない。管理していない。

iii) 粉 塵

工場は管理していない。

3) 安全、衛生関連基準について

労働衛生、環境衛生、栄養衛生等の国家標準があり、現代化の進んだ工場や新しい工場に適用される。これらは総工場の安全環境科が管理しており、第1工場は直接関与していない。

2.7 第一電解工場の現状の問題点

2.7.1 各生産工場の管理

各生産車間（分工場）に車間主任があり、この下に生産担当付主任、工段長（直班長）、大組長、小組長というライン組織がある。一般的に各レベルで管理している項目が同じであり、管理の効率が低い。各工段間あるいは組間の調整機能が生産主任であるため、生産活動に円滑さが欠ける傾向がある。管理項目の見直しと権限の下方委譲が必要である。

(1) 電解工場

操炉管理は直班長（交替勤務）と大組長（日勤）による縦、横の管理がなされている。

電解炉の電圧に関する管理は直班長が行ない、炉別の電圧に関する決定権と責任があり、その他の操炉に関する管理項目は大組長が決定権を持っている電解炉は一貫した考え方のもとに長期的操炉方針にそって処置がとられなければ炉調の振れ幅が増大し、いつまでも安定した炉調に到達せず、成績は低迷する。複数の指令系統による管理は一貫した考え方に欠け、目先の成績達成に追われ、長期計画に基づく処置はとれなくなる。従って、大組長の管理する炉数を増やし、すべての操炉に関する決定権を持たせるか、大組長制を廃止し、直班長に同上の権限をもたせるとよい。

電解炉の炉別のメタル深さ、電圧、汲出量、AE回数等は小組長の管理項目とし、大組長は担当炉の平均値を、生産付主任は、生産量に関する小数の項目について全体平均値を管理項目とすべきである。

前述の通り、電解炉生産管理のため、どのような項目を誰がどんな方法で管理し、又、対象項目の収集（計測法、サンプリング法）、統計法について、十分に研究し試行を行う必要性がある。

現在実施されているメタル深さの管理は、多大な労力を費しているが、成績の向上、技術の進歩に貢献せず、逆に阻害している。炉内メタルの仕掛を管理するのなら、生産量に対し、汲出生産量と生成生産量の2つの指標を導入することにより解決する。

(2) 陽極ペースト工場

各骨材ビンからフィーダーによって切り出された骨材の混合後の骨材粒子配合を工程管理用に直4回、品質監視用に直1回篩分析を行なっている。

分析値は非常に安定している。安定しすぎているが故に、サンプリング法、篩分析法を再検討すべきと考える。篩分析の結果を例示すれば表 2.7.1-1 の通りである。

表 2.7.1-1 ある日の篩分析結果

+6m/m	+2m/m	+1m/m	+0.5m/m	+0.15m/m	+200#	-200#
5%	18%	14%	6%	7%	11%	39%
4	18	13	5	8	13	39
5	18	12	6	8	12	39
6	18	12	6	7	12	39

ピッチが固形で第1段目混捏機に投入される。投入されるピッチは基準で 1.0 ~10m/m であるが、実際には直径20m/m、長さ30m/m 程度のものが混入している。

熱的能力不足であるからピッチは細かにすべきであるが、混捏機投入管中で軟化し、閉塞の原因になるので粗粒を使用している。

混捏機へのピッチ投入管を改善することでピッチ粒度は細かくできる。

ピッチ品質が変動する場合、ペーストへのピッチ配合率はエロンゲーションで決めるべきであるが、混捏不十分の貴州工場ではエロンゲーション管理の導入は

難しい。

V.S 炉は作業環境、周辺環境汚染対策のため、ピッチの高軟化点化、ピッチ含有量の低減化が進められた。従って、低ピッチ含有量が必ずしも陽極改善と結びつかない面もある。

ピッチ含有量25%以下のペーストができないから陽極品質の改善ができず、貴州第一電解工場の成績不振につながっているという結論を出すのは早計である。

2.7.2 生産管理

生産を担当する電解工場、陽極ペースト工場は組織上からは生産副工場長の配下に入っているが、実際には総工場方針に基づき、計画科が作った生産計画に従い、生産調度室の指示、管理のもとに生産活動を行なっている。操業条件の指示、変更は技術科が主導権を持っている。

1つの実行活動に対し、計画、チェック、処置が別々の部門でなされているので、責任の所在が不明確であり、所謂「計画-実行-チェック-処置」の管理の輪がスムーズにまわって行かない。ラインの管理者に権限と責任をもっと委譲すべきである。

2.7.3 品質管理

生産物の品種が少なく管理すべき品質も少ない。過去に設定された技術経済指標に、生産物、あるいは中間特性値が適合しているか否かを検査するレベルである。

作業品質向上のため、何をすべきか研究することが必要である。

2.7.4 環境保全

電解工場HF、陽極工場のタールヒューム等に関する防除設備は零である。

1部の環境担当者を除き、工場周辺の汚染、作業環境の汚染に対し、注意が払われていない。隣接して新電解工場を建設することになり、弗化水素が問題化しているが亜硫酸ガス、降下煤塵による汚染、タールヒュームによる作業環境汚染に注意する必要がある。

又、第1電解工場の環境改善の規模を決定し、改善後のその効果を評価するため、事前に周辺の汚染状況を年間を通じ調査しておく必要がある。

2.7.5 技術管理、技術改善

(1) 技術基準

電解工場、陽極工場共に技術操作規定が完備されており、定期的な見直しが行なわれているが、現状に合わない点が少なくない。

全体の技術レベル、管理レベルを無視し、指標を守ろうとするあまり、成績を低迷させている面もあり、又、指標自体に不適切なものもある。

(2) 技術情報の収集

文献、技術交流等による技術情報の量は豊富であるように見受けられた。

情報の咀嚼が不十分であると同時に自分の工場の実態把握が不十分のため、あまり生かされていない。

(3) 技術改善

担当、管理の細分化のため、各セクションで個々に努力がなされているが、電解炉の成績を向上させていない。さらに自分の工場の実態把握が不十分のため何が問題であり、どのようなプライオリティーで、何を解決しなければならないか、ほり下げが不足している。検査のためのデータでなく、現状を性格に把握するためのデータを蓄積し、技術改善に役立てるべきである。

2.8 改善対策の基本的考え方

2.8.1 電解炉

陽極ペースト混捏設備の能力不足は確かであるが、焼成試験片の物性、休止炉の陽極下面状態、軟化層状態等から判断すると、陽極は悪くない。

現在の「陽極」で「電解炉操業条件の変更」「管理体制の改善」等が実施されれば電流効率87～88%は達成可能と判断する。

現在、電解炉操業上、成績に悪影響を及ぼすいくつかの操業条件が存在し、又、作業方法の改訂、管理体制の強化によって取り除かなければならない悪い要因が幾つか存在している。

電解炉の操業条件は、おたがいが密接な関係を持っていて、独立で変更することは難しい。操業条件の変更は上部からの命令だけで、直ちに実施することはできず、熟練した操炉工と経験豊富な相長、巾広い技術を有する技術者および有能な管理者のもとで一貫した考えに基づき、長期計画のもとに実施する必要がある。又、このとき操炉をささえる他部門の技術水準もある一定レベル以上あることが必要である。

見直すべき条件、要因は、

- (1) メタル深さ
- (2) 処理回数
- (3) AE発生頻度
- (4) 槽電圧
- (5) 陽極軟化層
- (6) 陽極関係作業の品質
- (7) ガススカート管理

上記項目の最適条件をさがし、管理方法を改め、管理状態とするためには膨大な

時間、仕事量および多くのすぐれた人材が必要になる。

とても短期間で解決できる問題とは思われない。むしろVSという一番操業管理の難しい炉型式はやめ、プリバーク式電解炉に切替えるのが得策と考える。

2.8.2 陽極ペースト

陽極原材料、骨材粒子配合、ピッチ配合率等は、青銅峽での情報を利用することが可能であろう。

設備的には、混捏機の新設、骨材、ピッチ加熱設備の新設が必要になる。

VS炉の陽極の良否は陽極ペーストよりはむしろ、操炉条件、軟化層管理水準、陽極スパイク交換作業によって支配される。外部情報に基づき、良いペーストを作っても、必ずしも成績向上には結びつかない事もある。又、原料供給側の管理体制にも影響を受ける。貴州の場合、原料コークス、ピッチとも複数の工場から供給を受けており原料品質が安定していないので、VS炉にとっては品質管理が非常に困難である。

この点、焼成陽極であれば原料品質の変動の影響がある程度緩和された陽極の製造が可能である。

2.8.3 環 境

一般に電解炉から発生する弗化水素は16~18kg/t-AQ程度である。天井系洗浄装置を設けない場合の排出弗化水素量は、電解炉におけるガス捕集率で支配される。

ガス捕集率90%、地上系ガス洗浄効率99%とすると、

$$\text{天井からの排出} \quad 18\text{kg/t-AQ} \times 10/100 = 1.8\text{kg/t-AQ}$$

$$\text{地上系からの排出} \quad 18 \times 90/100 \times 1/100 = 0.16 \text{ kg/t-AQ}$$

天井系に洗浄装置を設けても、洗浄効率は70%程度しか期待できないから、 $1.8 \times 0.7 = 1.26 \text{ kg/t-AQ}$ となり、やはり捕集率が支配的である。

炉ガス捕集率の難しさで順位づけすると、

1. (最もむずかしい) ……VS炉
2. ……炉カバーのないH.S、P.B
3. ……炉カバーのあるH.S、P.B
4. (容易) ……炉カバーを開かずに処理のできるH.S、P.B

となる。

VS炉の場合、炉ガス捕集設備をつけても、捕集率はもっぱら炉調や電解炉操業条件によって左右される。

炉ガス洗浄はVS炉の場合、湿式洗浄となり、洗浄工程の他に、合成乾燥工程が必要になり、排水中の弗素の問題、洗浄系内で発生する汚泥の問題が生ずる。

プリバーク炉を採用すれば、炉調や管理水準による捕集率の変動が少ない上、サンディアルミナを使用すればドライスクラビングが採用できる。

これは装置が簡単な上、操業コストが安く、故障も少なく、かつ弗素回収効率も高く、排水、汚泥の問題も生じない。

従って、環境保全上からもプリバーク炉の採用が好ましい。

2.8.4 教育、訓練

(1) 作業員の教育、訓練

近代化の進行にともない、設備機器は高性能になると共に複雑化し、運転操作、保守点検に高度な技術が要求されるようになる。

設備の進歩に合せ、作業員の教育訓練の長期計画をたてる必要がある。又、改善提案制度や小集団活動を導入し、品質意識、自主性の啓蒙を進める必要がある。

知識教育以外に現場の監督職は同業他工場の見学、別業種の工場見学をさせることも必要である。

(2) 管理者、技術者教育訓練

この階層の教育・訓練が最も急務である。図書・文献などによる単なる知識教育以外に、操業を通じた実践的教育の機会を多く与えるべきである。

管理者には技術改善の企画・実行の権限を与え指導能力を養成し、技術者には長期的観点にたった改善テーマを与えて、責任をもたせて試験を担当・遂行させ、一定期間に具体的成果をあげられるよう体制を作るべきであろう。

技術は日々進歩するものであり、設計時点の技術指標、操業基準がいつまでも妥当であるとは限らない。その進歩に応じて技術指標・操業基準は定期的に見直しを行なうべきであり、一定期間ごとに各種基準類の見直し・改訂を実施し、改訂された基準を早期に定着させる管理体制を確立する必要がある。

2.9 第一電解工場の改善対策

整流所・電解工場・陽極工場など既設設備の改善対策については、前項までの各設備の解析のなかで個々に言及されているが、これら改善対策を積み上げることによって近代化を達成させることは、残念ながら不可能であると結論せざるをえない。その理由については第3章の冒頭で述べるが、第一電解工場の近代化は、後述するプリベーク炉への転換方式を本命とし、ここでは近代化計画が具体化するまでの期間に、現有設備の部分的改善が必要となった場合の参考に資するため、いくつかの問題を要約して述べることにする。

2.9.1 整流設備

当該設備の問題点は、総括的に見ればその原因が現有設備の老朽化によるものであるが、特に変圧器部分は老朽化だけが原因ではなく、設計・製作技術によって決定される本来の機能に問題があるように思われる。

従って、部分的な改造による改善は不可能で、整流器を含めて全体を更新しなければならない。このような全面的更新を近代化計画が予定されている電解工場の現状に合わせて実施することは意味がないので、プリベーク炉への転換計画時までは、現在のまま日常の点検・保守作業を徹底させ、電解の操業を安定維持させることに努力を傾注するようにせざるをえないと考える。

2.9.2 電解炉

現在の電解炉の状況は多くの問題点を抱えているが、その原因を単純に、設備あるいは操業に求めることはできない。一方、炉設備については、原設計に対して既にいくつかの箇所が改造されているが、それらの効果についても操業実績と交錯して明確に判定が出来ない。

従って、電解工場の現状から見て当面改善の必要な問題点について、設備と操業の両面から見た対策案をいくつか列挙するので、全面的な近代化計画の実行までに対策が必要となった場合の参考とされたい。

(1) 陽極拡大による電流密度の引下げ対策

既に実施された改造の中で最も重要なものであり、試験炉を含めて表 2.9.1-1 に示すように3種類の炉がある。

表 2.9.1-1 既実施の陽極拡大炉

	陽極幅(mm)×長さ(mm)	陽極電流密度A/cm ²
原設計	2,000×5,400	0.743
標準拡大炉	2,100×5,400	0.708
試験拡大炉Ⅰ	2,200×5,400	0.675
試験拡大炉Ⅱ	2,300×5,200	0.671

原設計の電流密度がVS炉としては過大であり、陽極拡大は当然な改造であるが、その効果については、現状の操業成績がかなり低い水準にあるので明確ではない。

この改造では、陽極棒配列は変更しなかったのではないかとと思われるが、単に幅を拡大するだけでは、電流密度の低下した効果を炉電圧低下に結び付けられない場合があり、添付した120KAのVS炉の図面(添付資料A-5-2~A-5-8)を参考にして全体のバランスを検討して、効果の引き出せる改造方法を再検討することも一つの方法であろう。

しかし、炉構造全体については母線配列の改善など、他にも改造すべき箇所が多いので、陽極拡大のような炉の効率向上にかかわるような改善は、今後の近代化計画の実施予定と関連させて着手するべきかどうか判断をすることが必要と考える。

(2) 炉ガス吸引設備の完備対策

現在電解工場が抱えている最も重大な問題である炉ガス吸引設備は、この工場操業当初から殆ど使用されていなかったために、全面的に更新しなければならない状況であり、もし更新工事を実施するとなれば、かなりの資金と工期を要することとなる。従って、この件も近代化計画の実施が確実であれば、現時点で取上げることは意味がなくなる。

但し、陽極枠のガススカート改善は、陽極と陽極枠の酸化消耗を防止することができ、その結果として陽極原単位が向上し、焼成ゾーンが下がることによって炉の操業条件が安定することなど、直ちに効果が現われることが期待できるので実施する価値がある。

今回の調査で特に我々が予想もしなかった問題は、陽極枠の変形と酸化消耗が甚だしく、3年余りの1炉令で陽極枠を毎回更新していることである。通常、陽極枠は部分的な補修をすることはあっても、20～30年にわたって連続して使用されるのが常識である。

このように陽極枠の下部の消耗が急速に進行する主な原因は、スカートの密閉度が低下して空気が流入して陽極の酸化を促進するとともに、スカートも酸化するためである。この酸化による熱の過剰入力、焼成された陽極の品質にも影響を与えるので、電解炉の操業の総てに関わる問題となっている。

添付した参考図（添付資料A-5-2～A-5-8）と現状を比較して、スカートの形状と取付方法について改善試験を行ない、酸化防止の対策を確立することを勧める。

(3) 下部槽の強化対策

現在の操業炉の下部槽は、炉令2年程度で長側がかなり張出して変形が甚だしくなっている。その原因は、常に入力過剰の炉の操業にもよるが、構造上長側の強度が部分的に弱いことにある。

長側の補強部材が下部槽周囲の全長にわたって連続していないため、補強部材

の切れ目で強度が急激に変化して変形がここに集中している。前出添付参考図によってこの個所の改善方法を研究されたい。

なお、今回の調査でこの点が改善された新しい下部槽が工場内に置かれているのを見掛けたが、補強材に不要な切欠きがあるなど、図面のチェックを行っていないので、強度が十分であるかどうかは判断できない。しかし、その使用結果を観察して更に改善を進めることが望ましい。

2.9.3 陽極ペースト工場

陽極ペーストの品質を支配する混捏機の機能に最も問題があるが、現状のプロセスと機器の配置でこの機械だけを置換えても、直ちに改善につなげることは難しい。

本質的な改善を行なうには総ての機器の更新と配置変更が必要となるので、当面手を付けることは見合わせざるをえないと思われる。

強いて実施するなら、バッチニーダーに置きかえる方法があるが、これも近代化計画の実施時期を見て判断すべきであろう。

2.9.4 電解操業技術の改善対策

現状設備でどこまで操業成績を向上させうるかはかなり判断の難しい問題であるが、少なくとも電流効率を85%程度まで安定して維持することは、現状の操業技術水準でも操業管理の強化によって可能と判断される。

現時点でまず取り組まなければならない問題はこの点であろう。この水準に到達できる操業管理体制が確立されなければ、設備の近代化は達成されても実質的な成果を期待することは無理となる。

但し、このことによっても環境問題の解決は出来ないので、依然として今回の近代化計画推進の必要性は残ることになる。

第3章 近代化計画としてのプリバーク炉への転換方案

第3章 近代化計画としてのプリベーク炉への転換方案

3.1 現状の炉形式における改善効果の限界

現状の豎型ゼーダーベルグ炉（VS炉）の設備と操業管理を可能な範囲で改善して、現在、この工場が持っている問題点を改善することは、前章までに述べられた対策を実施することによって、ある程度は可能である。

しかし、予想される改善の成果については、以下に述べる理由でかなり制約があり、又、達成されるべき水準も不確定要因によって左右される恐れが多い。

3.1.1 設備改善による増産の可能な範囲

電解工場建屋は改築せず、敷地に余裕がないので増築も不可能な条件の下では、炉数の増加、又は、炉を拡大して増流による増産はできない。

一方、現在の炉の電流密度の値は $0.708 \sim 0.735 \text{ A/cm}^2$ で、最近のVS炉の電流密度（ 0.65 A/cm^2 前後）と比較するとかなり高目である。

このため、現状より炉電圧を下げ、しかも極間に必要な余裕を持たせて操業することにより、炉の操業効率を高める余地は殆ど無い。

従って、現状の炉設備を部分的に改造して、設備に起因する問題を改善できたとしても増流は不可能で、その及ぼす効果の範囲は、電解工場内の作業環境の改善と、その効果がもたらす操業の質の向上による電流効率改善分の僅かな増産に留まり、目標とする大幅な増産は望むべくもない。

3.1.2 設備改善後の技術指標の改善

現在の炉設備に関して改善すべき点は、第2章で述べられたように多岐にわたり存在している。ここに指摘されている各種の問題点は、今回の近代化計画の実施と

切離して考えても、もし現状の設備の操業が継続されるならば、作業環境改善、労働負荷の軽減、正常操業の維持などの実現のため実施されるべき項目である。

これらの改善が実行され、操業を安定させることが出来れば、操業管理を徹底させることによって現在の操業成績を向上させる余地は十分残っている。

今回の調査で工場から提出された資料によれば、この3年間の電流効率は81～82%である。日本に於ける同形式の炉の実績は88～90%に達しており、もしこの水準に到達できるものとすれば、それだけで10%、年間3,000トンの増産が実現する。

しかし、この水準を維持するには操業管理者と設備保全体制の確立・強化が前提となることは勿論であるが、原材料の品質が確保されなければならない。

VS炉の陽極原料品質に対する依存度は、他の形式の炉に比べて極めて強く、不適当な原料を使用して電解炉の陽極を満足な状態に維持することは、熟練した技術者によっても至難なことである。現在、中国のアルミ製錬工場では、陽極原料の選択は出来ないと聞いているので、この点にも問題が残っている。

3.1.3 VS炉の環境改善

VS型電解炉は、初期の小型プリバーク炉（PB炉）の改良型として発明された横型ゼーダーバルグ炉（HS炉）の陽極寸法を拡大して電流容量を増加させ、炉の大型化と省力化を、更に陽極の大型化によって陽極密度を下げ、電力消費量の低下を狙った炉である。

しかし、陽極寸法の増大と陽極構造の特殊性のため、陽極ペーストを安定的に焼成させることが大変で、これが他の炉形式に比べて操業を難しくしている原因となっている。

しかも、陽極構造の制約から、HS炉のように炉全体をカバーで覆うことは出来ず、スカートと称する鋳鉄製の炉ガス捕集用のカバーを陽極棒の下部に取り付け、陽極の周辺から放出されるガスを吸引して処理している。

このような構造なので、炉ガスの吸引効率は陽極の状態の影響を強く受ける。

原料品質や操業管理が適当でないため、焼成された陽極の物理特性が低下し、陽極に亀裂・脱落が多発して操業が不安定になると、スカート周辺が過熱され、陽極下部が露出するに至る。このように、スカートによる陽極下部の密閉が出来なくなると、炉ガスは殆ど吸引できなくなる。

しかも、スカートの交換頻度が増えるので正常な保守交換作業が困難となり、極端な場合は、この工場のようにスカートを外したままで操業を続けなければならない炉も出現する状況となる。この他に、陽極上面から出てくる瀝青煙も作業環境を汚染する物質であるが、これを捕集することは構造上困難なので、操業条件で発生量を抑制しなければならない。

このようにVS炉に於ける環境保護は、安定した操業によってのみ確保されるので、設備上の対策では解決できない要素が含まれる。

もし現有設備が改善され操業管理水準が向上して安定した操業と炉ガス吸引が実現されたとしても、屋根洗浄設備を持たない第一電解工場では、この炉形式で工場からの弗素ガスの放出量を常時発生量の1/3(200トン/年)以下に維持することは非常に困難である。

従って、依然として貴州アルミ工場全体の排出規制量300トン/年のうち2/3はこの第一電解工場から排出されることになり、これだけの量が第一電解工場から排出される限り貴州アルミ工場の今後の増産計画は不可能となる。

3.2 PB炉への転換の可能性

前述のように、現有のVS炉を改造して近代化を達成することは非常に困難であり、4項目の目標はいずれも実現性はないと判断される。従って、この工場の近代化は、VS炉以外の炉形式への転換によらなければならない。

選択できる炉形式にはHS型とPB型があり、工場立地の条件によってはHS型への転換が有利になる場合もあり得るが、この工場の場合は、隣接してPB炉の工場が稼働しており、近代化検討の3原則にも取り上げられているので、PB炉への転換を前提として検討を進めた。

3.2.1 PB炉への転換のための検討基準

PB炉はゼーダーベルグ炉に比べて、環境改善、電力消費量節減、省力化などを実現することが容易であることから、近年各国のアルミニウム製錬工場の建設計画では殆どPB炉が採用されている。しかし、これらはいずれも新規計画であり、生産量も最終的に年産10万トン以上の大規模工場を目指している。

一方、ゼーダーベルグ炉を使用している既設電解工場のPB炉への転換は、世界各国で検討されているが、実現したケースは殆どない。

その主な原因は、経済性の検討の段階で、過大な建設費と転換工事中の減産を負担しなければならない結果、転換後のコストが現状より大幅に増加するためである。

従って、今回の近代化計画の推進に当たってもこの点の検討が重要と考えるが、国によって評価の基準が異なるので、ここでは一般的な基準で検討を進めた。

3.2.2 PB炉転換に必要な陽極製造設備の条件

既設のVS炉をPB炉に転換するにあたり、最大の問題は焼成陽極の供給にある。PB炉用の焼成陽極を製造するためには、ゼーダーベルグ炉用陽極ペースト製造設備を

大幅に改造、又は更新した上、成型・焼成・粗装 (RODDING)の各工程設備を付加しなければならない。この焼成陽極のための建設費用の増加が、電解炉改造とともに大きな負担となる。

しかも焼成陽極製造設備の設置に当たって、電解工場の生産量が年間5万トン以下の規模であっても、一定の能力を持つ機器を配置することになるので、焼成陽極の生産コストの大幅な増加は避けられない。このため、この程度の規模の電解工場を単独でPB炉に転換することは何処でも実現していない。

この工場の場合は、隣接して既に年産8万トンのPB工場があり、更に現在同規模の増設計画があるので、同一形状の焼成陽極を採用する前提で、既設、および増設されるPB工場の設備を最大限に共用することを考慮して計画を検討すれば、実現性のある転換案を見出すことが可能である。

3.2.3 PB炉転換に必要な電解炉の条件

既設電解工場建屋をそのまま転用し、しかも、改造工事に伴う減産を最小限に止めたいとする条件と、陽極を既設PB炉と共用する前提であれば、採用可能な電解炉形式と炉配列は限定されてしまう。

一方、新たに採用されるPB炉の操業技術は、使用される操業機器の扱いを含めて、経験のあるものをそのまま採用することが最も安全である。

この観点に立てば、採用すべき電解炉の選択基準は、貴州工場として既に長期の操業経験を持つ第二電解工場のPB炉を基本とし、既設電解工場建屋を転用する条件を満たすために必要な最小限の変更を加え、可能な限り同一形式の炉を採用することが好ましく、炉配列についても同様である。

以上、この工場のPB炉への転換案を作成するにあたって、基本的な可能性の検討を行なったが、転換のための必要な条件は満たされていると思われるので、以下に具体案の検討を行なった。

3.3 電解工場近代化第一案

既設の電解工場建屋の他、炉基礎・作業床も現状のまま転用出来れば最も経済的であるので、第一案としてその可能性について検討した。

3.3.1 検討条件

(1) 炉基礎は現状のまま使用し、炉間隔の 8,760mm と列間隔の 9,800mm は変更しない。

従って、炉配列・炉数は現状のままの END TO END / 168 炉とする。

(2) 作業床も現状のままとし、表層部分のみ更新する。

(3) 生産量は現状の 168 炉以内で目標値の年産 4 万トン来满足させる。

3.3.2 検討結果

以下の条件で生産量を満足させることは可能である。

(1) 電 流 容 量 : 107KA

(2) 陽 極 本 数 : 16本 / 炉

(3) 陽極電流密度 : 0.72 A / cm²

(4) 溶湯生産量 : 生産量は、表 3.3.2-1 の通りとなる。

表 3.3.2-1 近代化第一案による溶湯生産量

	電 流 (KA)	電 流 効 率 (%)	稼 動 率 (%)	1 炉 年 間 生 産 量 (MT/炉年)	総 生 産 量 (MT/年)
ケース1	107	86.5	96	271	43,700
ケース2	107	88.0	96	276	44,500

(5) 炉寸法

16本陽極PB炉の下部槽の外側寸法は 5,000_{mm}× 7,600_{mm}となり、現在の槽外側寸法 4,600_{mm}× 7,760_{mm}と大差はない。

(6) 炉間隔

前後の炉間隔は 1,160_{mm}となり、十分な余裕がある。

現在の炉の支柱は不要であり、炉ガス吸引ダクトの引出しに邪魔となるので撤去する。

(7) 作業床間隔

槽の幅は現状より 400_{mm}増えるが、作業床との間隔は中央通路側で 1,400_{mm}が 1,200_{mm}に、窓側で 950_{mm}が 750_{mm}となるが、通風用の簀板の開口面積は十分確保できる。

(8) 建屋高さ

現状の基礎高さで下部槽と作業床との高さは第二電解工場の高さと殆ど差はなく、上部構造の最高部は低くなる。従って、第二電解工場と同型の陽極交換用クレーンの使用が可能となる。

3.3.3 第一案の問題点とその評価

前述したように、現在の炉配列のままPB炉に置換え、生産量の目標値を満足させることは可能である。この方法であれば、建築工事の費用を節減できるなどの利点があるが、一方、第二電解工場の炉形式と操業方法がそのまま適用できるかどうか、検討すべき問題を含んでいる。

そこで、本第一案の問題点とその得失を列挙して本案の評価を行う。

(1) 炉基礎・作業床・母線基礎の修理

基本的に現在の炉基礎と作業床をそのまま使用するので、現在のものを撤去して、新たに炉基礎と作業床を作る費用が節減されることは当然である。

ただし、炉支柱は撤去し、作業床の表面のモルタルは剥して更新する必要がある。

又、第二棟の母線基礎は施工図通りの工事が行なわれていないため、既に倒壊している基礎が多く見られるので、更新しなければならない。この区域については、炉基礎についても施工の程度を確認する必要がある。

(2) 作業床の強度

現在の作業床は、当初の設計図に車輛の運行を予定しているように表示されているので、通常の重量を持つ車輛の運行に耐える強度はあると考えられる。

従って、中央通路を含め、PB陽極や大型真空取鋼などの車輛による輸送は、現在の床強度の範囲内に収まるような重量となるように真空取鋼の容量やパレットの形状を決定することが経済的である。但し、この工場建屋が建設された時点の状況とその後の炉の稼働によって、炉基礎と作業床の劣化が進んでいる恐れがあり、特に母線基礎は倒壊しているものもかなり見られるので、計画に先だって十分調査が必要であろう。

(3) 本案の操業技術上の難易度

炉配列は現在と同様なEND TO ENDであり、電流の大きさが100～105KA程度であれば、PB炉として現在ではやや小型に属し、今まで世界中で標準的に使用されている配列と電流の大きさである。従って、操業技術から見れば、基本的には特に困難な問題があるとは考えられない。

設備上から見ても、操業の要求に適合した設計を行うことは可能である。特に、母線配置については、現状より電流が増大することに対応して、発生する磁場の影響を修正する母線配列の設計方法が確立しているため、増流による操業への磁場の影響を改善することが可能である。

(4) 操業基準の確立

前項に述べたように、基本的にはこの規模で同様な炉を設置して、既に操業実績のある電解工場は例がある。しかし、貴州工場の場合、PB炉の操業経験は第二電解工場の160KAの大型炉に関するものであり、炉配列がSIDE BY SIDEと異なっており、アルミナの投入方法も、現在のVS炉とは異なる中央処理方式である。従って、第二電解工場の炉をベースにして、陽極本数を減らしただけの同形式の縮小型の炉を設計して、同様な基準で操業が直ちに可能であると単純に考えることは危険である。

特に、END TO ENDの炉配列で中央処理方式を採用した例は、試験規模のものを除いて殆ど例がない。従って、この方式を採用する場合は、この炉形式に適合した操業条件を見出して、新たな操業基準を確立しなければならない。

処理方法が現在の炉と同様な長側処理であれば、PB炉として世界各国でも実績が多く、中国にも同種の工場で経験も持っている。

(5) 操業技術から見たアルミナ投入方法の選択

以上の検討の結果、改造第一案について本質的な技術的困難性は認められない。問題はアルミナ投入方法の選択にあり、実績のある長側処理を採用するか、省力

化を狙って中央処理方式を採用するかの判断を下す必要がある。

前者の長側処理であれば、本質的に現在VS炉で行なっている方法と同じであり、貴州工場として独自に炉形式の変更と電流容量の増加に見合っ、適切な操業基準を見出すことは可能と判断する。

日本の某社、T工場で同様な炉配列で120～132KA容量のPB炉を15年間にわたって操業した実績を持っている。

後者については、END TO END配列の炉を中央処理方式で操業している例は少なく、この方式に適合した操業条件が早期に確立できるかどうか不明である。勿論、この組合せが不適當であるということではなく、実施例が少ないので、期待される水準の操業成績に到達するのに、試行錯誤を重ねなければならないリクスを負うことを覚悟しなければならないという意味である。

(6) アルミナ投入方法の選択に伴う設備改造

長側処理の場合は、現在設置されているアルミナ投入・処理用クレーンをそのまま転用することが可能となる。勿論、この設備の老朽化した部分の更新は必要であり、設備としての陳腐化が甚だしければ、全体を新型の機械に置換えるとしても、付帯するアルミナ供給設備などは現有設備のまま使用できる。

炉の上部構造は、ブローカーとアルミナフィーダーが不要となる分簡単になるが、炉カバーは片側を同時に開閉できる機構を付加させなければならない。

中央処理方式の場合は、現有のアルミナ投入・処理用クレーンは不要となる。但し、END TO END配列では、第二電解工場と同様なアルミナ供給方式は採用出来ないで、アルミナホッパーを炉の上部構造に乗せた構造に変更する必要があるが、このような構造の炉は中央処理方式としては一般的な構造であり、設計変更には大きな問題はない。

陽極交換クレーンは、どちらの処理方法を採用するにしても、新設しなければならないが、現在の電解工場建屋と電解炉の関係寸法であれば、第二電解工場に設置されているECL社製のクレーンを使用することは可能である。

3.4 電解工場近代化第二案

第二案は工場建屋はそのままとするが、炉基礎・作業床はすべて撤去更新することによって、第二電解工場とまったく同一な炉と配列を採用する案である。

3.4.1 検討条件

- (1) 炉基礎・作業床はすべて撤去し、第二電解工場と同様な構造に作り換える。
- (2) 現在の建屋の中央通路の位置は現状のままとし、炉間隔は支障がなければ第二電解工場と同一とする。
- (3) 電解炉は第二電解工場の炉と同じ形式・容量で炉数は2棟分104炉以上とする。従って、生産量は第二電解工場の半分の年産4万トンとなる。

3.4.2 検討結果

(1) 設備炉数

104炉以上設置することは可能で、最大116炉まで拡張可能。

(2) 電流容量

160KA

(3) 陽極本数

16本/炉

(4) 陽極電流密度

0.72 A/cm²

(5) 溶湯生産量

設備炉数112炉（最大116炉）に於ける生産量は表 3.4.2-1 の通りとなる。

表 3.4.2-1 溶湯生産量

	系列電流 (KA)	電流効率 (%)	炉稼動率 (%)	容湯生産量 (MT/年)
ケース1	160	86.5	96	43,600 (45,200)
ケース2	160	88.0	96	44,500 (46,100)

(注) 生産量の () 内数字は最大116炉の場合を示す。

(6) 炉配列および炉数

i) 建屋幅

第一電解工場（柱中心間隔）：24,000mm

第二電解工場（柱中心間隔）：20,300mm

ii) 炉間隔

第一電解工場（VS炉）：8,760mm

第二電解工場（PB炉）：6,575mm

iii) 全長

第一電解工場第1区 (VS20炉) : 185,160mm… (28炉設置可能)

第2区 (VS22炉) : 202,680mm… (30炉設置可能)

第二電解工場一区域 (PB28炉) : 184,100mm

(注: 30炉 × 6,575mm/炉 = 197,250mm)

第一電解工場に160KA・PB炉を設置する場合の関係寸法は上記の通りである。

建屋幅については柱中心間隔で3,700mm、柱面間隔で2,900mm、第二電解工場より第一電解工場に余裕があり問題はない。

電解工場建屋長さについては、現状の両端と中央の3個所の通路・作業スペースをそのまま残した一区画の中に、第二電解工場と同一炉間隔で炉を配列すると、第二電解工場の一区画炉数26炉に対して、28炉を設置することが可能となる。又、西側区画については、更に各棟2炉の増設は可能である。

後者の場合の設備炉数は116炉となり、生産能力は第二電解工場2棟の能力に対し、11.5%の増加となる。

3.4.3 第二案の問題点とその評価

本案は、採用する炉形式が既に第二電解工場で建設と操業の実績があるので、設計から操業までを通じて過去の経験を生かすことができる。このため、近代化計画の推進とその結果について、確実な成果を期待することができる。

しかし、炉配列の変更による工事範囲の拡大など、第一案に比べて余分な費用支出もあるので、以下本案の利点と問題点を検討する。

(1) 土木工事

炉基礎と作業床構造は全面的に変更されるので、すべて撤去・新設される。

(2) 炉構造および機械設備

PB炉への転換に際し、既設設備は汎用クレーンを除いて殆ど転用できない。炉構造は基本的に第二電解工場の炉と同一でよい。

但し、アルミナ供給方法については、第二電解工場と同様な建屋壁際にホッパーを設置してモノレールで供給する方法の採用は困難である。従って、第一案と同様アルミナホッパーは炉上に置き、クレーンでアルミナを供給することになる。

このアルミナ供給方法の変更に伴い、上部構造の設計変更が必要となる。

(3) 切替工事に伴う減産量休止炉数の増加

第一案であれば、1棟の半分（全炉数の1/4）を単位として、新旧炉の切替工事を実施することが可能であるが、第二案では炉基礎と作業床の更新工事が重なるので、1棟全部を単位として切替工事を行なわなければならない。このため、切替工事に伴う減産は増加する。

但し切替工事が1棟単位で行なわれるため、工事が開始された時点で第一電解工場から排出される弗素ガスの量は半減する。

(4) 操業技術

炉形式は第二電解工場の160KA PB炉と全く同一であり、建屋構造と寸法に余裕があるので、炉配列も同様にできる。従って、同じ技術ベース（操業／作業基準）によって第二電解工場と同様な操業管理体制が確立されれば、第二電解工場と同様な水準の操業成績を実現することは容易である。

3.5 PB炉への転換方式第一、第二案の比較評価

貴州第一電解工場近代化計画案の検討に際して、本来であれば現有のVS炉の改善を含めて評価すべきであるが、本章「3.1 現状の炉形式における改善効果の限界」で述べた通り、VS炉は炉形式による技術的制約から、改善効果は質的にも量的にも限定され、設定された4項目の目標の達成は、不可能なことが明確となっている。従って、第二章で現有VS炉について改善すべき点を具体的に指摘したが、ここでは評価の対象としない。

比較の条件を次のように設定する。

(1) 設備炉数

建屋両端と中央の通路・作業スペースを現状と同一面積として炉を配列する。

(2) 設備と操業条件

電流密度は第二電解工場PB炉と同一とし、両者とも中央処理方式とする。

アルミナ供給と陽極交換は同じ形式・容量のクレーンで行う。

(3) 操業成績

炉配列（END TO ENDとSIDE BY SIDE）による磁場パターンの相違と、電流の大きさの差によって、同形式、同一電流密度であっても操業成績に差がでることは考えられるが、操業水準に差がなければ同じ成績が得られるものとする。

3.5.1 転換後の生産量と電力原単位

生産量と電力原単位の転換初期における数値および目標値（設計指標）を表 3.5.1-1 に示す。

表 3.5.1-1 生産量と原単位

		設備炉数 (炉)	電流効率 (%)	炉電圧 (V)	電力原単位(DC) (kW/MT)	稼働率 (%)	年間生産量 (Ton)
転換初期	第一案	168	86.5	4.20	14,500	96	43,700
	第二案	116	86.5	4.20	14,500	96	45,200
目標設計指標	第一案	168	88.0	4.05	13,700	96	44,500
	第二案	116	88.0	4.05	13,700	96	46,100
		112	88.0	4.05	13,700	96	44,500

電流効率と炉電圧を同一値としたので、電力原単位は等しくなり、当然操業成績に差は出ないが、生産量は炉配列により面積効率の差があるので、第二案が年間1,500トン多く生産できる。

なお、設備費と減産量の比較は生産量が等しくなる168炉と112炉で行う。

3.5.2 転換工事期間中の減産量

今回の本格調査に於いて、作成、署名された覚書（添附資料A-1-1）に添附された近代化工程表に従って、電解炉の転換工事期間を2年として工程表案表3.5.2-2、表3.5.2-3を作成した。

この工程表に基づいて、工事期間中の生産量を推定する（表3.5.2-1）。なお、工事は、新設される整流設備の位置との関係で、北側棟（第二電解工場側）の西端（整流所反対側）から着工することとし、工程表はこの順序で表現されている。

また、工事完了後、最後の新設炉が全炉稼働するまでの期間で比較したいので、対象期間は2年6ヶ月とする。

表 3.5.2-1 工事期間中の稼働状態

	第 一 案	第 二 案
V S 炉延稼働炉数	$1,488 \times 0.96 = 1,428 \text{ 炉} \cdot \text{月}$	$1,008 \times 0.96 = 968 \text{ 炉} \cdot \text{月}$
第一期	$744 = 124 \times 6$	$504 = 84 \times 6$
第二期	$504 = 84 \times 6$	$504 = 84 \times 6$
第三期	$240 = 40 \times 6$	$0 = 0$
第四期	$0 = 0$	$0 = 0$
V S 炉生産量	$1,428 \times 15.8 = 22,560 \text{ TON}$	$968 \times 15.8 = 15,290 \text{ TON}$
P B 炉延稼働炉数	$2,208 \times 1.00 = 2,208 \text{ 炉} \cdot \text{月}$	$1,120 \times 1.00 = 1,120 \text{ 炉} \cdot \text{月}$
第一期	$0 = 0$	$0 = 0$
第二期	$176 = 44 \times 4$	$0 = 0$
第三期	$424 = (40 \times 4) + (44 \times 6)$	$224 = 56 \times 4$
第四期	$680 = (44 \times 4) + (84 \times 6)$	$336 = 56 \times 6$
第五期	$928 = (40 \times 4) + (128 \times 6)$	$560 = (56 \times 6) + (56 \times 4)$
P B 炉生産量	$2,208 \times 22.3 = 49,240 \text{ TON}$	$1,120 \times 33.4 = 37,410 \text{ TON}$
総生産量	71,800 TON	52,700 TON
工事期間中の減産量	$\Delta 4,650 \text{ TON}$	$\Delta 23,750 \text{ TON}$

注1：転換しない場合の工事期間中のVS炉生産量

$$168 \text{ 炉} \times 0.96 \times 15.8 \text{ T/月} \times 30 \text{ 月} = 76,450 \text{ TON (年産30,570 TON)}$$

注2：VS炉の月間生産能力 = 15.8 T/月 (79KA × 83%)

$$\text{PB炉の月間生産能力} = 22.3 \text{ T/月 (107KA} \times 86.5\%)$$

$$\text{PB炉の月間生産能力} = 33.4 \text{ T/月 (160KA} \times 86.5\%)$$

表 3.5.2-2 PB 炉転換工事 電解工場建設工程表第一案

対象区画	第一区					第二区					第三区					第四区											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
撤去工事																											
炉体	///						///					///							///								
母線他	///						///					///							///								
土建工事		///				///					///							///									
据付工事																											
母線据付	///						///					///						///									
母線溶接	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
下部槽	///						///					///						///									
炉梁	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
上部構造	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
配管・配線	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
稼働																											
起動配備						///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
通電起動						///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///
							44炉					84炉							128炉								168炉
							///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///	///

3.5.3 電解炉ガス吸引、洗浄設備

炉ガス洗浄設備は、第二電解工場と同様に乾式洗浄方式を採用する。従って、炉に供給されるアルミナはサンデー（砂状）アルミナが必要であり、現在使用中のものがフラウリー（粉状）アルミナであれば、品質を変更しなければならない。

サンデーアルミナの品質については第二電解工場の品質基準に準ずる。

(1) 第一案

第一案は炉形式が第二電解工場と同様な中央自動処理方式であるので、炉ガス吸引と洗浄方式に基本的な差はない。

第一案の電解炉は電流容量が小さく炉の全長が短いので、1炉当たりのガス吸引量を減らしても、炉ガス吸引効率を第二電解工場と同じ水準に維持することが可能となる。この減少割合を炉カバーの周辺長さに比例すると考えれば、第二電解工場の炉の80%に相当する。

炉ガス吸引効率を決定する要因は他にもあるので、過去の実績では、小型炉の吸引風量が大型炉と比較してこの比率以上に必要となる場合もあったが、原則としてこの関係は成立すると考えられるので、以下この値で比較する。

(2) 第二案

第二案については第二電解工場と同一炉なので第二電解工場の実績をそのまま採用する。

3.5.4 電解炉へのアルミナ供給方式

第一電解工場のPB炉転換計画に当たって、電解工場建屋を利用することとしているので、電解炉へのアルミナ供給方式を第二電解工場と同じ方法が採用できないことは両案の炉構造を検討した項目（3.3.3 (6)）でも触れている。

乾式洗淨方式を採用すると、電解炉に投入されるアルミナは殆ど全量乾式洗淨設備を通過させなければならない。このため、乾式洗淨設備の前後に2種類のアルミナを貯蔵するサイロを設置し、このサイロから乾式洗淨設備とクレーンを経由して炉にアルミナを供給する装置が新たに必要となる。

この設備はどちらの案の場合でも同様な規模となる。

3.5.5 電解炉1炉当り設備費の比較

第一案、第二案の電解炉1炉当りの設備費を比較すると、表 3.5.5-5の通りとなる。

表 3.5.5-5 1 炉当りの設備費の比較

設 備	第 一 案	第 二 案	備 考
No. 1 下 部 槽	18.6 t 4,150千円	24.2 t 5,400千円	223 ¥/Kg
No. 2 築 炉 材 料	1 式 5,560	1 式 7,410	0.75
No. 3 上 部 構 造	4.0 t 1,660	5.0 t 2,070	0.80
No. 4 陽 極 昇 降 装 置	1 式 1,840	1 式 1,840	同一仕様
No. 5 アルミナ投入装置	1 式 1,060	1 式 1,430	0.74
No. 6 炉 カ バ ー	1 式 370	1 式 450	0.82
No. 7 付 属 設 備	1 式 310	1 式 420	0.74
No. 8 炉 周 辺 母 線	17.5 t 7,390	26.2 t 11,080	423 ¥/Kg
No. 9 列 間 母 線	450	800	
No.10 陽 極 ロ ッ ド 材 料	16 本 1,360	24 本 2,040	
No.11 電 算 機 制 御 シ ス テ ム	1 式 1,790	1 式 2,120	
No.12 電 気 配 線 材 料	1 式 920	1 式 1,070	
No.13 クレーン・操業機器	1 式 2,280	1 式 3,280	
No.14 現 地 加 工 用 材 料	1 式 1,430	1 式 1,270	
No.15 乾 式 洗 浄 設 備	1 式 4,080	1 式 5,450	
小 計	34,650	46,130	
No.16 加 工 ・ 据 付 工 事	1 式 3,470	1 式 4,620	注②
合 計	1 炉 38,120	1 炉 50,750	

注①この設備費は、1978年に契約された第二電解工場設備機器リストの設備金額（米ドル表示、日本円と米ドルの換算レートは185 ¥/\$ とした）を基準として1炉当りの金額を算定した。従って、現時点の日本に於ける購入価格はこの金額より割高になっていると思われる。

しかし、これら設備、又は材料を中国国内で調達した場合の金額は、資料の提供がなかったので、このままの数値で比較する。

注②中国に於ける工事費の算定は資料が入手できず不可能なので、ここでは日本に於ける実績から設備費の10%とした。

注③No. 9以下の項目は共通設備であるので総額を炉数割りとした。

積算された1炉当たりの設備費用は、第二案を100とすると第一案は75.1となり、略炉体の長さ、又は投影面積の比（100：73.4）に等しい。

この設備費の割合に対し、電流容量の比率は100：67であり、生産量に対する第一案の設備費用は、第二案に対し12.7%割高となり予想された結果となった。

3.6 整流設備の改善

3.6.1 整流設備改善の方針

整流設備については、以下の理由で現有設備を全面的に更新するものとする。

- (1) 現有整流変圧器は、1950年代のソビエト連邦製で、老朽化して予備品の供給もなく安定した運転が期待できないばかりでなく、機能・能力ともに電解炉の正常操業を満足させることが難しい状態である。
- (2) 整流器部分は中国製のシリコン整流器に置換えられているが、整流設備全体として直流電流計測・制御の機能が不十分である。
- (3) PB炉への転換に当たり、現在の電流出力の上限である80KAでは不足するので出力を増強しなければならない。しかし、不足分を補うため、現有設備に新しい設備を付加しても、前述した現有設備の問題点は解決されないばかりか、新製設備の本来の能力も発揮できなくなる恐れがある。

3.6.2 PB炉用整流設備の基本仕様

(1) 設置場所（添付資料 A-5-1）

VS炉を運転しながら現在の整流所建屋を改造して新製設備を設置し、転換工事が完了するまで両系列を並列運転する方法は、建屋スペースに余裕がなく、既設設備も転換工事完了時までは撤去することもできないので不可能となる。従って、PB系列の整流所は既設整流所から独立して建てることになる。

新整流所の位置は電解工場の至近距離になければならなので、選定可能な場所は第一電解工場の北東側で第一電解工場・現整流所・第二電解工場に囲まれた区

域に限定される。但し、この付近に第二電解工場の付属建物があるので、実施計画の段階でこの付属建物の移設の必要があるのかどうか検討の必要がある。

(2) 一次側電圧の選択

第二電解工場の場合は、AC/200KV系統線から直接整流変圧器に受電する直降方式を採用して整流効率を高めている。しかし、この新整流設備の設置予定場所は、受電設備の置かれている鶏場変電所との間に既設整流所建屋があり、この場所まで直接110KV系統線を引込むことは危険である。従って、現在と同じ中間変圧方式とし、現行中間電圧と同じ10KVで新設の整流変圧器にも供電することとする。

この方式は、従来から標準的に採用されており、直降式に比べて総合整流効率は多少低下するが、設備の保守・運転は容易となる。

(3) 変圧整流器仕様

変圧整流器の仕様は下の通りである。

	受電変圧器	変圧整流器
第一案	110KV/10KV×45HVA 2台	10KV-AC/56KA×750V-DC 3台
第二案	110KV/10KV×45HVA 2台	10KV-AC/56KA×520V-DC 4台
		10KV-AC/56KA×540V-DC 4台

(116炉設置の場合)

受電変圧器は電力会社の設備範囲ということであるが、転換工事期間中および転換後の電解工事で使用する電力量は、操業が正常であれば共に現在の電力使用量を超えることはない筈なので、老朽化による更新の必要がなければ、既設の受電変圧器はそのまま転用可能となる。

但し、第二案の116炉設置で全炉稼動に近い場合、操業状況によっては受電変圧器の容量が不足することもあり得るので注意する必要がある。

3.6.3 改善後のメリット

(1) 整流効率の向上

既設整流器の整流効率は、現在の直流計量精度が不明なので正確な値を把握することは困難である。しかし、電力原単位の計算など工場の操業管理資料として使用される直流電力量は、電力会社で計量された交流電力積算値に 0.945 を掛けて算定されており、この係数が現在の整流効率と見なされている。

一方、最近の整流器の効率は日本の場合で 98% 程度であり、もし受電変圧器の効率が 98% であれば総合で 96% となり、前述の係数より 1.5% 改善される。

(2) 電解電流に対する制御精度の向上

新設整流器は各々のユニットが直流電流計量装置を内蔵しており、負荷変動に対応して直流出力電流を一定に保持しようとする自動制御機能を持っている。

又、電解炉に供給される直流電流値は、総括直流計量装置によって連続的に計量され記録される。これらの機能によって、電解炉の陽極効果の発生・消滅に伴う整流器の負荷抵抗の変動による出力電流の増減は、最小限度に押えられる。

その結果、電解炉に供給される直流電流は常時設定値が維持され、安定した操業と良好な操業成績が期待できる。

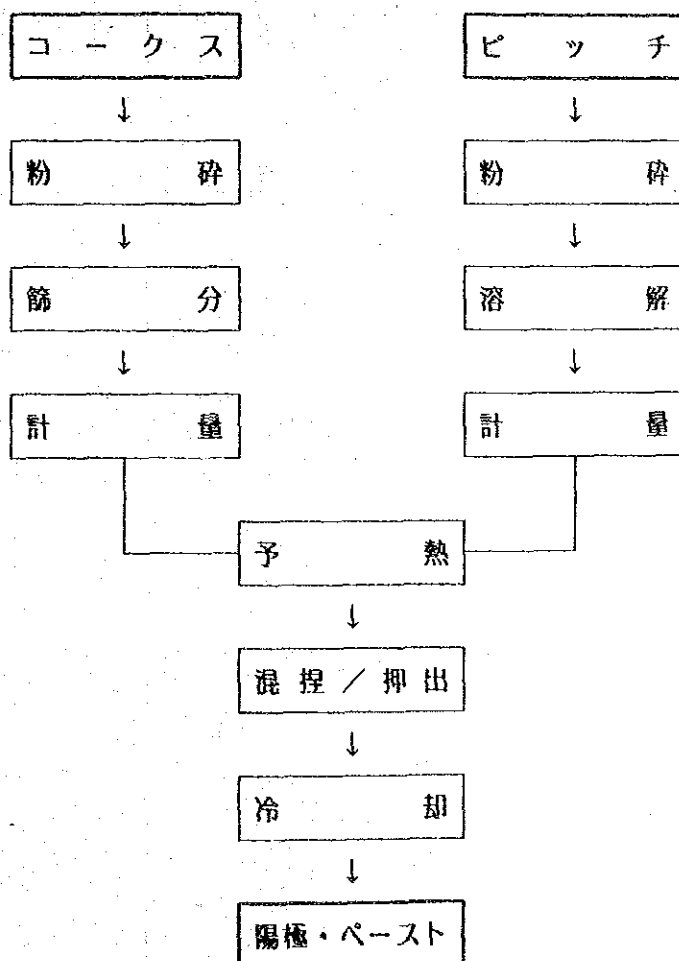
3.7 陽極製造設備の改善

3.7.1 VS炉とPB炉用陽極工程の比較

VS炉では通常拳大の塊状に押し成型された陽極ペーストを使用しているが、PB炉では焼成された陽極を使用しなければならないので、陽極製造工程は当然変わってくる。両者の工程は次に示す通りである。

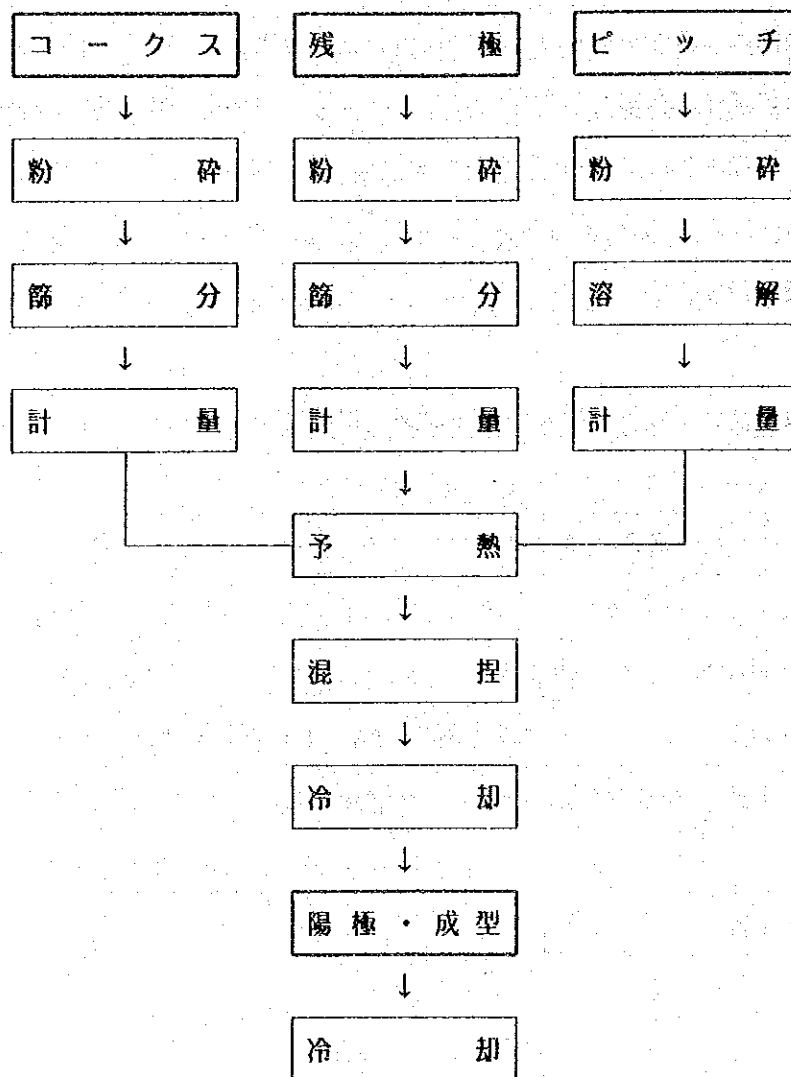
(1) VS炉用陽極

原料調整・混捏工程（粉碎・混捏工場）

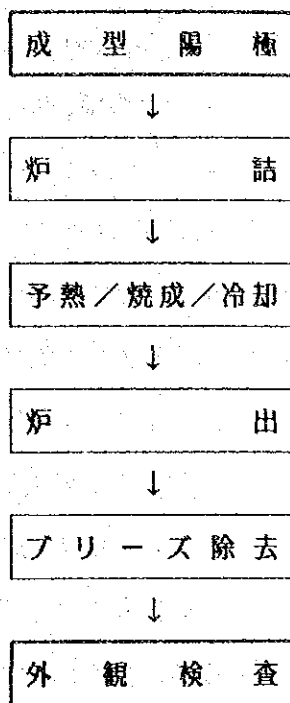


(2) PB炉用陽極

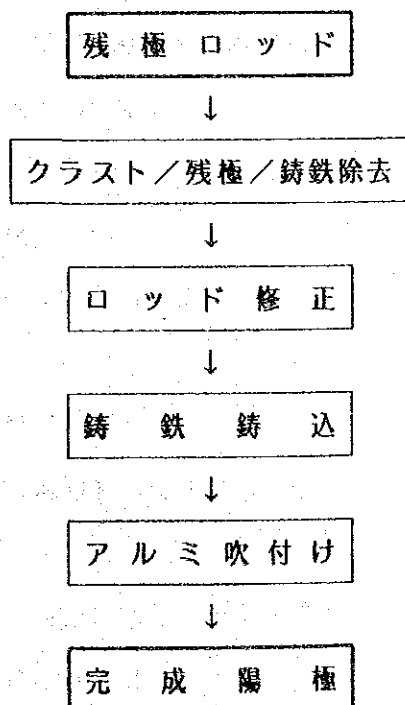
1) 原料調整・成型工程（粉碎・混捏・成型工場）



2) 焼成工程（焼成炉）



3) ロッキング工程（組装工場）



前記のごとく、VS炉用陽極ペースト製造設備とPB炉用陽極製造設備を比較すると、後者は、一定寸法に成型され、焼成された陽極を製造しなければならないので、成型以降の工程が余分に付加されている。PB炉では一定の周期で電解炉から消耗した陽極（残極）が戻され、この残極は陽極に組合わせられた電流導体であるロッド（鉄とアルミの導体）から分離され、原料の一部として再使用される。この残極処理のため、原料調整工程にこの残極の粉碎・計量設備が増える。

一方、PB陽極は第二電解工場の場合、外形寸法が 550_{mm}(H) × 660_{mm}(W) × 1,400_{mm}(L)、重量約 700kgとかなり大型であり、専用の成型と焼成炉設備が必要となる。

また、残極を外したロッドは、曲がりの修正や消耗部品の補修などを行なってから、新しい焼成陽極を取付けて電解工場に供給される。

残極を外し新極を取付けるこれら一連の作業をロッディング（組装）工程と称しているが、この設備も新たに必要となる。

3.7.2 転換後のPB陽極製造設備の生産能力と物質収支

電解工場PB陽極使用量について第一案と第二案を比較すると、表 3.7.2-1 に示す通りとなる。

表 3.7.2-1 PB陽極使用量

	第一案	第二案
設備炉数（最大稼動炉数）	168 炉	112 炉
平均稼動炉数	161.3炉	107.5炉
*陽極交換周期	24 日	24 日
一炉当り設備陽極本数	16 本	24 本
一日当り交換陽極總本数	112 / 107.5本	112 / 107.5本
第二案 116炉設置の場合		116 / 111.5本
臨時交換本数（2%）	2.5本	2.5本
一日当り必要供給本数	111.5 / 110本	(118.5 / 114本)

*注：交換周期の目標値は25日であるが、当面の実績値として余裕をみた。

以上の結果から、電解工場への陽極供給本数を最大119本/日とする。

3.7.3 PB陽極製造各工程の設備能力

(1) 設備能力

組装工程：143本/日 良品率97% 週6日稼動
 焼成工程：129本/日 良品率95% 10本×7pit×2fire ×24hr/26hr
 成型工程：190本/日 良品率97% 年間稼動率70%（月間21.3日稼動）
 混捏工程：6トン/時 生陽極重量 730kg/個 8本/時（192本/日）

(2) 設備能力算定の基準

電解工場に供給する陽極の本数は116炉稼動の場合の119本をベースとした。

設備能力の算定に当たって各工程の良品率は低めに設定してあるので、実際の操業時にはこの値より良い水準を管理目標とすべきである。もし、この比率で常

時不良品が発生すると、原料コークスに対する残極とスクラップの配合比率が適正値を過えるので、処理できないスクラップ在庫が増えることになる。

(3) 焼成炉のファイヤーサイクル

第二電解工場の既設炉と操業機器を共用する利点を生かすため、同じ炉構造で半分の規模とし、燃焼装置の移動周期（FIRE CYCLE）は26時間に設定されている。

この移動周期によって焼成炉の生産能力が決められるが、この値について中国では技術者の一部に過小であるとの意見があるように聞いているが、実際に世界各国に24時間、又はそれ以下の実績を持つ焼成炉が操業されており、我々の実績でも問題はない。

移動周期を32時間前後とすると焼成炉の設備条件は以下の通りとなる。

焼成工程： 129本/日 良品率95% 10本×6pit×3fire ×24hr/33.5hr

原案に対してこの案では、炉の幅は1,280mm短縮されるが全長は32,544mm延長されるので、コンクリート壁内部の炉本体の面積は32%増加し、その増加分に見合って設備費用も増えることになる。

3.7.4 既設VS炉用陽極設備の評価と転用可能設備

前述のように、PB陽極を製造するためには、VS陽極ペースト製造設備にかなりの設備を追加しなければならない。しかし、既設設備がPB陽極製造用の一部として能力が満足されれば、建屋を含めてPB陽極製造用に転用できる可能性がある。

この観点から既設陽極工場の設備能力と性能を検討する。

(1) 生コークス焼成設備

設備としては、第二電解工場用生コークス焼成設備と同形式であり問題はない。転換後のコークスの使用量はアルミニウム生産量を年間45,000トンとした場合、年間最大22,000トン程度となる。

この生産量に対比するキルンの能力は年間稼働日を240日(稼働率66%)とすれば毎時3.8トンに相当する。現在の操業はこの値をやや下回っているようであるが、キルンの寸法から見て、回転数など操業条件を適切に選択し、設備を多少改善すれば到達可能な生産量と判断される。

又、キルンのライニング修理期間中は、第二電解工場設備から供給を受けることによって、過大な貯蔵設備を持つことが避けられる。

(2) コークス粉砕設備

混捏工程までを含めて、プロセスとして基本的な欠陥はない。コークス粉砕設備の能力は既設機器の仕様が明らかではないので断定できないが、提供された配置図に記載された主要機器の外形寸法から推定して、混捏工程の生産能力6トン/時に対応する粉砕能力5トン/時は満足できるものと思われる。ただし、現在の配置は、PB陽極用としてそのまま転用できる機器配置にはなっていないので、転用するとしても一旦撤去してから再配置する必要がある。その場合、大部分の機器は老朽化しているので、再使用が困難となろう。

(3) 混捏工程生産能力

現在4~5t/hで操業されているが、既に能力は限界に達していると説明されており、当然能力は不足するので転用は不可能となる。

更に混捏機の構造上の制約から十分な混捏効果が期待できず、品質に不安が残るので、この面から見ても既設機器を転用することは適当でない。

以上の理由から、生コークス焼成設備を除いて、既設設備の転用は断念しなければならない。

3.7.5 陽極設備の建設費

生コークス焼成設備を除く4工程の陽極製造設備を、建物を含めてすべて新設することは多額の設備費用がかかる。ゼーダーベルグ炉をPB炉に転換しようとする計画が、多くの場合成立し難い最大の理由はこの点にある。従って、陽極設備の建設費の算定は、本計画の経済性を判定する重要な要素となる。

陽極設備は、前述したように幾つかのプロセスから成っており、構成する設備・機器の種類が多いので、個別に機器の金額を積上げる必要がある。しかし、全部の機器仕様を決定し、見積を徴収する作業は困難なので、第二電解工場の陽極設備金額を基準にして新設費用を推定することとする。但し、中国国内の建設工事・材料の単価が不明のため建物や工事費は算定ができないので、日本の実績を参考として算定した。

又、より合理的な方法を探るため、現在計画されている第二電解工場二期計画設備と共用の可能性を検討する。陽極設備の建設費内訳を表 3.7.5-1 に示した。

(1) 第二電解工場陽極設備の設備費用

この第二電解工場陽極設備は、アルミニウム年産8万トンの電解工場に対応するものであり、この金額は電解炉設備の場合と同様に、1978年に締結された米ドル建て契約金額を同じレート(185¥/\$)で換算した日本円で表示されている。

但し、表 3.7.5-1 の焼成炉築炉材料(中国調達分)は、この契約で中国が国内で調達することとした断熱煉瓦 1,759トン分で、断熱煉瓦の中国国内の現在価格が他の建設資材と同じく不明なので、当時の日本国内価格で表示してある。

(2) 第一電解工場陽極設備の設備費用

第一電解工場側は、この陽極設備を第二電解工場とは別に独立して設置・運用したい希望を持っているので、転換後の第一電解工場に必要な陽極の最大本数 119本を供給できる規模の設備を想定し、第二電解工場の陽極設備費用をスラ

イドして算出した。

(3) 両者の設備費用の比較

第一電解工場陽極設備の設備費用の合計は、第二電解工場の77%となり、生産量比の58%に対して割高となっている。その原因は集計表でも明らかなように、生陽極を製造する原料調整・成型設備と、焼成陽極にロッドを装着する組装設備の費用が必要とする生産量に比較して高いことにある。

前者は工程能力が半分近く減少しているため、混捏機は現用のK-500Eから一段小型のK-400Eに、成型機は回転テーブル型からスライディングテーブル型に変更して、設備費を削減することを考慮する。

その他の粉砕機・篩・コンベアーなどの機器については、いずれも汎用機器として能力の小さいものであり、生産量の減少分に応じた比率で更に小容量の機器を選択することが出来ない場合が多く、設備費はそれほど減少しない。付帯設備については、殆ど同じ規模となる。

後者については、第二電解工場に設置されているような各国の電解工場で操業実績のある連続自動処理設備を採用しようとする、この規模以下の設備を求めることは困難である。従って、能力が過大であっても、殆ど同一仕様の設備を採用しなければならないことになる。

焼成炉設備は生産量に比例した規模で設計出来るので、設備費用は生産比率をやや上回る程度の63%に留まっている。特に、ファイヤーサイクルを26時間としたことにより、焼成炉の大きさは第二電解工場の焼成炉の半分で済むので、焼成炉設備総額の50%を占める築炉材料と専用クレーンの金額が減少している。

(4) 共用案の根拠と提案

PB陽極製造設備は、この試算によっても明らかなように、一定規模以上にならないと設備費用が割高になり、生産コストを押し上げることになる。

その限界は陽極年産5万トン前後と言われており、第二電解工場の陽極設備が

丁度この規模である。一方、第一電解工場陽極設備の生産能力は年産3万トンなので上述の結果は当然と思われる。

しかし、貴州工場の場合は第二電解工場が陽極製造設備を持っており、更に同規模の設備の増設計画の実施が決定されている。第一電解工場のPB炉転換計画は、この立地条件を考慮して電解炉で使用する陽極寸法を、第二電解工場の陽極と同じとすることを前提としている。

これらの条件を総合的に判断すれば、既設および増設の第二電解工場設備を出来る限り利用することが最善の方法であると確信する。

この観点から、項を改めて検討する。

表 3.7.5-1 陽極設備の建設費

(単位：千円)

陽極製造設備費	第二電解工場	スライド率	第一電解工場	共用案
原料調整・成型工程	1,744,870	0.87	1,510,000	*
コークス貯蔵設備	95,700	0.90	86,000	
残極粗粉碎設備	196,780	0.85	167,000	
ピッチ粉碎設備	140,820	1.00	140,000	
残極粉碎・分級設備	101,760	0.90	92,000	
コークス粉碎・分級設備	160,610	0.85	137,000	
コークス微粉碎設備	118,550	0.85	101,000	
計量・混捏設備	521,000	0.80	417,000	
陽極成型設備	146,650	0.80	117,000	
熱媒加熱・循環設備	50,770	0.90	46,000	
電気計装設備	148,250	1.00	148,000	
付帯設備	63,980		59,000	
陽極焼成炉設備	2,509,550	0.63	1,565,000	1,565,000
陽極ブロック輸送設備	430,930	0.70	300,000	
築炉材料（日本提供分）	748,810	0.58	434,300	
（中国調達分）	193,800	0.58	112,400	
燃焼用機器・ダクト	255,960	0.60	154,000	
ガス吸引・洗浄設備	390,850	0.70	273,000	
作業用専用クレン	327,480	0.50	163,700	
電気・計装機器	121,950	0.80	97,600	
付帯設備	39,770		30,000	
組 装 設 備	914,940	1.00	915,000	*
組装主要機器	642,140			
鑄鉄・アルミ溶解設備	84,980			
電解浴処理設備	65,920			
残極処理設備	65,090			
電気・計装機器	43,590			
付帯設備	13,220			
その他日本側供給材料	38,510		30,000	
機 材 費 用 合 計	5,207,870	0.77	4,020,000	1,565,000
焼成炉工事費				160,000
焼成炉基礎				135,000
焼成炉建屋				240,000
焼成炉設備費合計				2,100,000
成型設備建屋工事費			400,000	
焼成炉建屋工事費			535,000	
組装設備建屋工事費			275,000	
陽極設備費合計			5,230,000	

3.7.6 陽極設備の共用案

(1) 原料調整・成型工程

第二電解工場陽極設備の基準成型能力は毎時15.1トン(20.6個)で、生産開始以来、現在までこのベースで操業が行なわれている。第二電解工場向けに必要な生陽極の生産個数は年間約86,600個であり、上記生産ベースにおいて年間平均設備稼働率は49%となり、かなりの余裕を持っている。

もし、第一電解工場向けに必要な47,100個をこれに上乗せして生産すると、稼働率は74%となる。これは年間270日/月間22.5日稼働に相当し、正常な管理体制の下においては問題のない稼働率である。更に、予定されている第二電解工場の増設計画が着工され、既設第二電解工場陽極設備と同規模の陽極設備が増設されることになれば、これら2系列で第一電解工場向け陽極の生産を分担することが可能となる。この時点において両者が各々第一電解工場向け生陽極の生産を分担すれば、設備の稼働率は61%となり、現在の管理水準でも全く問題はない筈である。

従って、この工程に関しては、独立した設備を建設する必要性は無いと判断する。

(2) 陽極焼成炉

焼成炉については、通常は使用量に見合った能力の焼成炉容量で設計され、操業は連続して行なわれるので稼働率は常に100%である。従って、生産能力については上限がある。焼成炉の能力は焼成炉の寸法とファイヤーサイクルによって決定される。

第二電解工場に設置されている炉は開放・水平流形式の連続焼成炉である。その構造は10個の陽極ブロックを挿入できるピットが最小単位であり、7ピット1組となって1セクションを構成し、17セクションが1ファイヤーを構成している。第二電解工場焼成炉の場合は、4ファイヤーで全体が構成されており、セ

クシヨンの合計は68である。

各ファイヤーは同じ周期で移動し、この場合は32～33時間で年間5万トンの陽極を焼成している。このファイヤー移動周期をファイヤーサイクルと呼び、この時間を燃焼調整の可能な範囲内で増減して生産量の調整を行なっている。

第二電解工場のファイヤーサイクルは比較的長いので、多少の増産は可能であるが、この分は電解工場の使用量の変動に対応するための余裕として確保しておかなければならないので、第一電解工場向けの供給余力はない。従って、第一電解工場用として焼成炉は新設する必要がある。

(3) 陽極組立設備

PB電解炉では陽極が消耗すると新しい極と交換されるが、この設備は電解工場内で交換された消耗極を処理して新極にする工程である。

現在、第二電解工場に設置されている設備は、フランス国ECL社で設計・製作された設備で、各国の電解工場でも使用されている代表的設備の一つである。

電解工場から戻された置場で自然冷却された陽極は、受渡設備でモノレールを自走する運搬車に一本ずつ吊り下げられ、クラスト除去、残極除去、鋳鉄除去、ロッド修正、新極取付け、鋳鉄鋳込み、アルミニウム吹付け（アルミマントリング）の各工程を順次経過して新極となり、再び電解工場に供給される。

これら各処理工程の機器・設備は、モノレールから順次送り込まれる残極とロッドを連続して一定時間以内で処理するため必要な個所は複数の機械が設置され、系列全体の能力は週6日稼働の一直で一日分233本を処理する仕様となっている。ただし、現在までの実績では設備の故障発生頻度が高く、修理能力が追い付かないこともあって稼働率がかなり低い状態が続き、この目標は到達されていない。このため、現状では三直操業で対応しているようだが、操業・設備管理を強化できれば、将来少なくとも各直200本の処理はできる筈である。

この水準に到達できれば、第一電解工場分の陽極をこの設備で処理する余裕が出てきて、当然新規設備は不要となるので、現設備の稼働率向上に努力を向ける

ことが最も効果的であり経済的である。

いずれにしても、現有設備の能力を十分に発揮するよう使いこなすことが先決で、同種の設備を第一電解工場陽極設備として新設したとしても、この問題を解決しなければならない。

もし、どうしても第一電解工場側に組装設備を作る必要があるとすれば、第二電解組装設備の修理期間中の補助設備とすることを前提として、第二電解工場のようなモノレールを使用した連続自動設備ではなく、各工程をバッチ処理する故障の発生個所の少ないものとすべきである。この方式であれば、大部分の機器は国産品を使用することが可能と思われ、設備の保守も容易となろう。

以上、第一電解工場のPB転換後に必要とする陽極の供給方法として、増設設備を含む第二電解工場設備の生産能力の余力の中で生産する共用案を説明した。

この方式が適用できれば、陽極製造のための設備費用は大幅に減額可能となる。このことは、第二電解工場側から見ても、第二期の増設計画が第一電解工場陽極設備の費用節減に寄与することで、計画の波及効果を強調できるメリットがある。

3.7.7 陽極設備の設置場所

(1) 陽極焼成炉とその付帯設備

陽極設備の設置場所はなるべく電解工場に近いことが望ましく、現在適当な場所として上げることのできるのは、既設陽極ペースト工場を含む $120\text{m} \times 250\text{m}$ の道路に囲まれた区画である。

この区画の中に焼成炉陽極／ブロック倉庫／新陽極・消耗陽極置場を配置すると、添付資料 A-5-1のハッチングで示した建屋配置のようになる。

焼成炉については第二電解工場焼成炉のセクション数を $1/2$ として建屋の寸法を決めてある。この配置図で明らかなように、この区画のなかに付帯建屋を含めて前記の工場建屋を設置することが可能である。

この他の候補地として、第二電解工場増設予定の焼成炉建屋を延長して、この焼成炉を設置する案がある。この案の利点は、クレーンガーダーを連結することによって価格の高い専用の多目的クレーンの予備を共用できる点にある。

又、炉の操業を第二電解工場に委託することによって、既に確立された管理体制の下で熟練した操業による安定した品質の陽極が供給され、操業経費は節減されると思われるが、この点の評価については、この場所の延長が可能であるかどうかを含めて工場の判断にまかせたい。

(2) 原料調整・成型工場

この区画の中に焼成炉の他に生陽極製造工場を設置しようとする、既設陽極ペースト工場を撤去しなければ配置することは困難となる。現在の陽極ペースト工場は第一電解工場のPB炉転換工事が完了した時点で最終的に不要になるが、工事期間中もVS炉稼働しているため、生産は続けなければならない。従って、新たに生陽極製造工場を設置する場合は、電解工場の転換工事に先だって現有陽極ペースト製造設備を休止しなければならず、かなり長期にわたる工事期間の間の陽極ペーストの供給方法を検討しなければならない。この場合、現有設備の生産能力に余裕がなければ、工事期間中に消費すべき陽極ペーストを事前に造り貯めすることはできないので、この案は実施不可能となる。

(3) 陽極組装工場

現有の第二電解工場と同規模の陽極組装工場は、配置図を見ても一目で判るように、この区画に配置することはできない。

ロッキングの終わった新極（完成陽極）と、電解工場から戻って来た消耗した陽極（残極）の置場として必要な面積を考慮すれば、配置図に書かれた組装工場の広さでは、補助的な陽極組装設備を配置する程度のスペースしか確保できない。

以上の配置上の制約から見ても、成型工場と組装工場は第二電解工場と共用することを主体に検討すべきであろう。

