

い。廃さい堆積場からの塩水が混合していると推定される。

HCO₃は10～58mg/Lの濃度範囲にあり、各鉱水ともほぼ一定し、アージャ鉱山の方が高い。

全体として、アージャ鉱山の鉱水の方が溶存成分を多く含み、特にHg、Na、Ca、Clが高い。一方、ラサイル・ウエスト鉱山の鉱水はpHが低く、Cuを多く含有している。また、両鉱水とも季節変化が少ない傾向を示す。

両鉱山の鉱水とその他の地下水との検討は、第7章で述べる。

6.5 銅製錬所

6.5.1 排煙の状況

(1) 歴史

製錬所および電解工場は、1982年操業を開始したソハール地区鉱山の鉱石処理を目的として、選鉱場に隣接して建設され、1983年に生産を開始した。公称能力は、銅精鉱処理量80,000t/年、電気銅生産量20,000t/年である。

その後、ソハール地区鉱山の鉱量減少に伴い、1992年から輸入銅精鉱の部分的な供用が始まり、1994年の鉱山閉鎖により全ての精鉱が輸入に置き換えられ100%の委託製錬所となった。1999年末までに自山精鉱約723千トン19.34%Cu、輸入精鉱487千トン30.47%Cuを処理し、289千トンの電気銅を産出している。図6.9に年度別精鉱処理量と電気銅の生産量を示す。

製錬所は1983年の操業開始以来、長期間の休止を行わないで精鉱操業が継続されて来たが、電気炉関係の全面的な炉修のため、1999年2月初旬から2ヶ月間の予定で16年ぶりの長期操業休止が実施された。この期間中、電解工場は集積されていたアノードを使用して操業が続けられたが、結局前年比約30%の減産となった。

(2) 近年の操業成績

1998年と1999年の操業成績概要を表6.7に示す。

表 6.7 操業成績概要

年次	1998			1999		
	重量	品位		重量	品位	
	t	Cu%	S%	t	Cu%	S%
処理銅精鉱	82,789	30.8	30.5	61,423	26.89	31.9
電気銅生産量	23,962	--	--	17171	--	--
産出電気炉スラグ	62,824	0.57	--	50,310	0.43	--

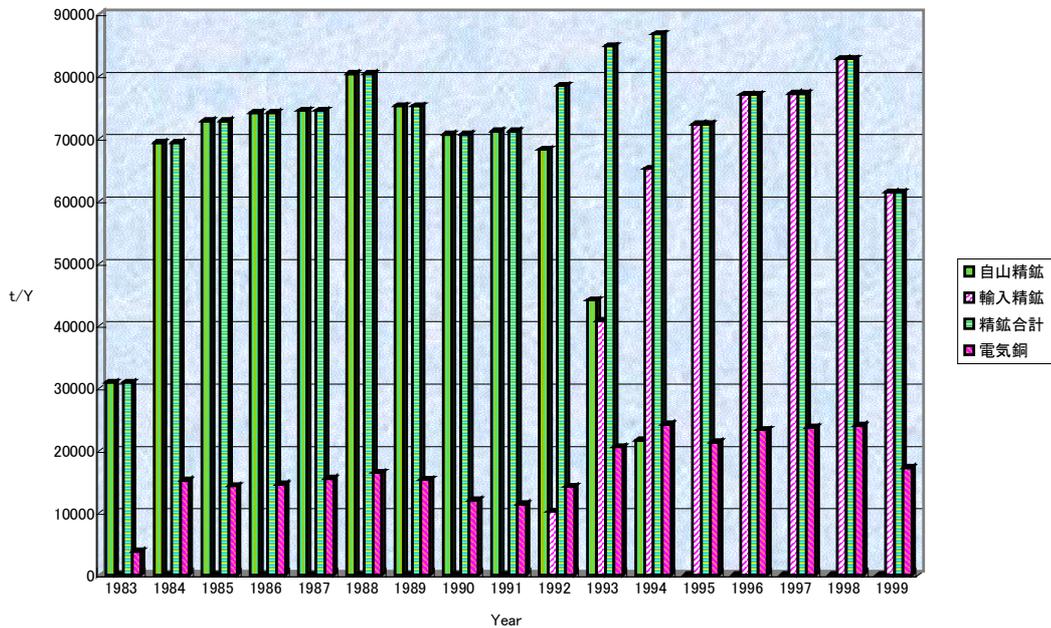


図 6.9 OMCO 製錬所年度別生産成績

(3) 原料、製品の運搬

銅精鉱は、チリ、オーストラリア、ミャンマ、ペルー、イラン等から輸入されているが、これらは隣国アラブ首長国連邦のアル・フジャイラ (Al Fujairah) 港で陸揚げされた後、トラックで陸路 120km の製錬所まで運搬される。

産出電気銅は、全量トラックによりマスカットまで陸路 275km を運搬し、そこからヨーロッパ、インド、日本などに輸出される。

6.5.2 製錬プロセスの概要

製錬所および電解工場プロセスの概要は下記のとおりである。フローシートを図 6.10 に、工場レイアウトを図 6.11 に示す。

基本的な工程は、精鉱ペレットからの電気炉熔錬であり、電気炉で銅マットを生産し、銅マットを転炉で粗銅とし、精製炉で精製した後鑄造機で陽極銅の形に鑄造する。精製粗銅は電解工場での通常の電解により精製される。各炉からの排ガスは (硫酸工場等の) 脱硫処理を行わずに直接煙突から大気に放出している。主要設備の概要仕様を表 6.8 に示す。

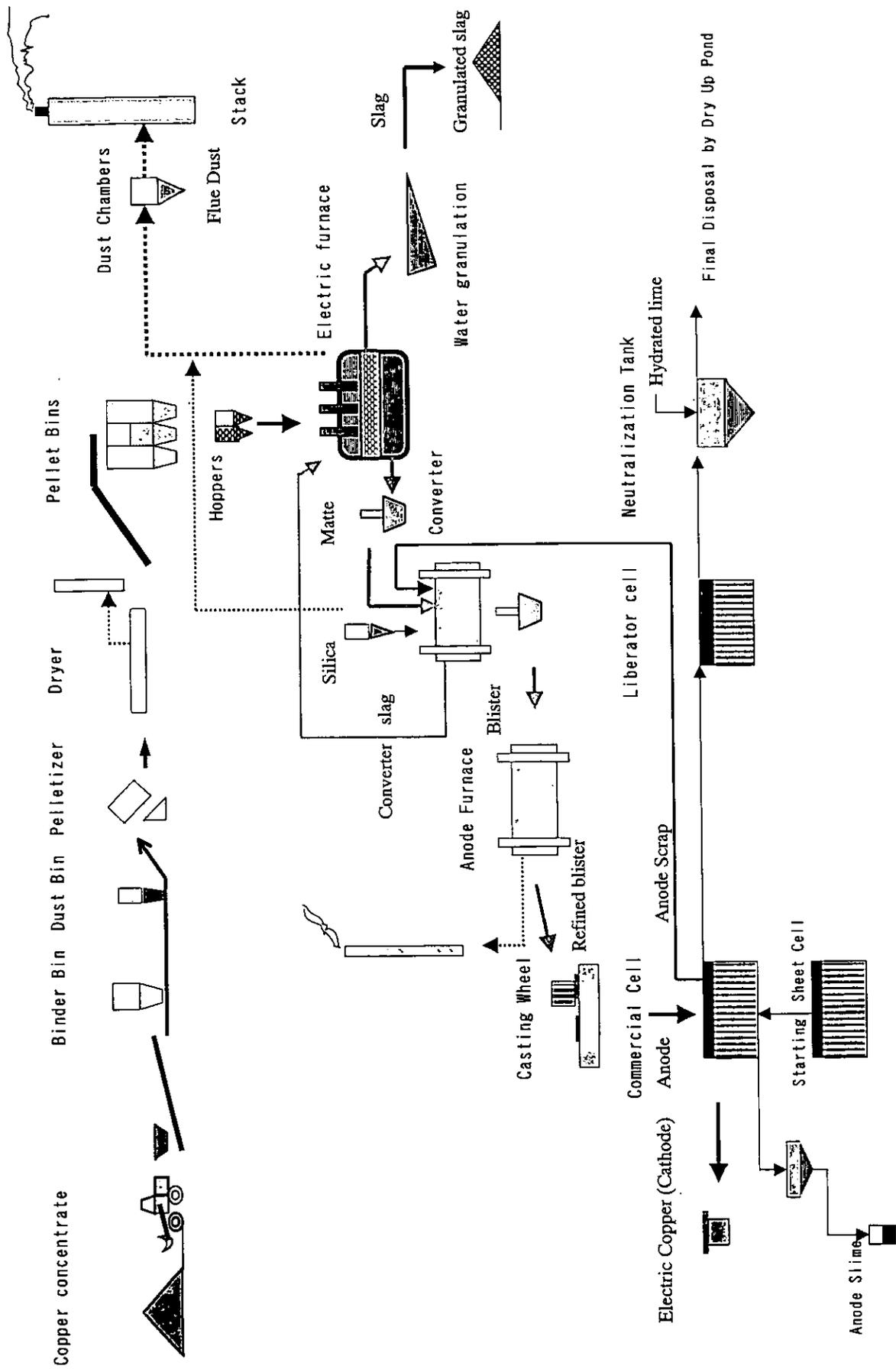


図 6.10 OMCO ソノハール製錬所フローシート

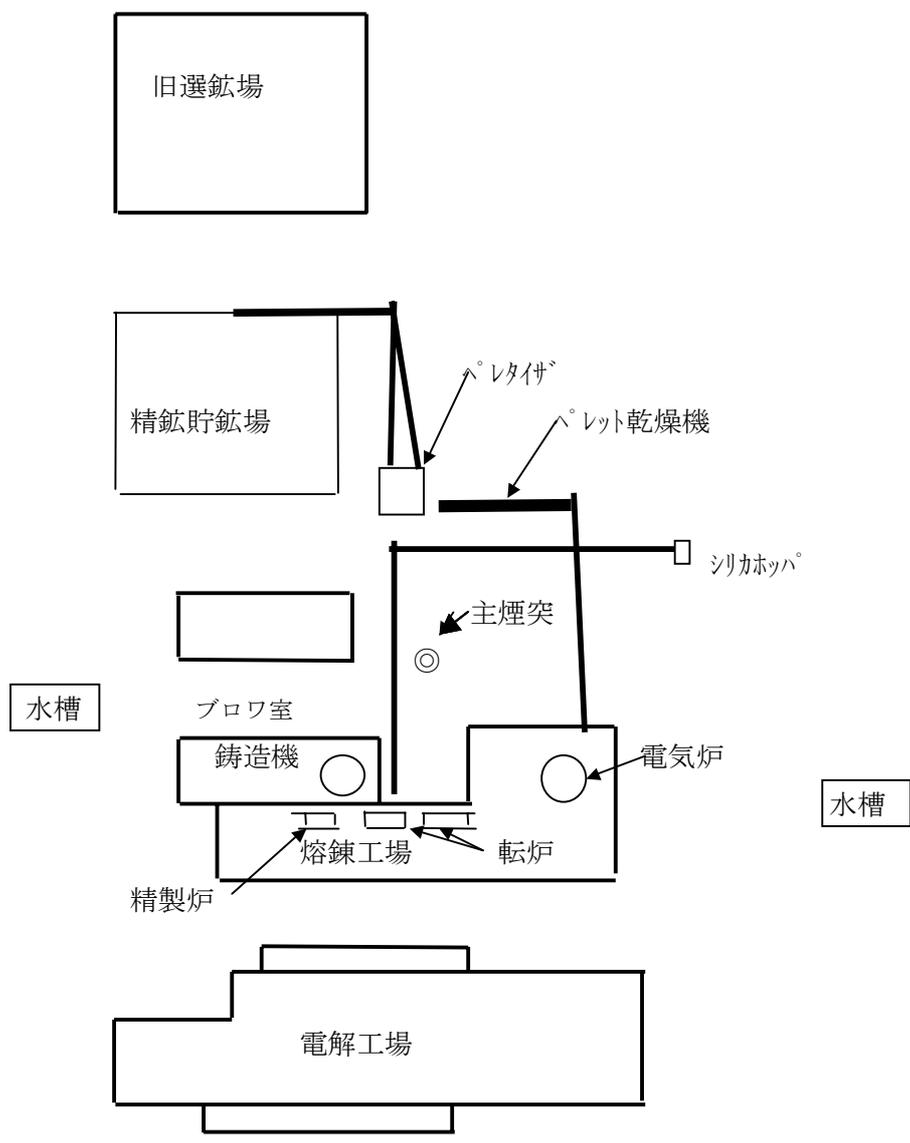


図 6.11 OMC0-Sohar 製錬所内の配置図

表 6.8 OMC0 製錬所主要設備の仕様

設 備	項 目	仕 様	台 数
ペレット・ドライヤ	形 式	グレート走行式	1
	能 力	約 16 t/h	
電気炉	形 式	Heroult 型電弧炉	1
	炉 径	内径 約 8.1m	
	炉 高	約 4.5 m	
	能 力	約 12 t/h	
転炉	形 式	Pierce-Smith 型	2 内予備 1
	寸 法	2.8 m φ x 6.0mL	
精製炉	形 式	円筒横型	1
	寸 法	2.8 m φ x 6.0mL	
鑄造機	形 式	単連モールド Walker 型	1

(1) 銅精鉱の搬入、貯鉱、調合

トラックで製錬所に到着した銅精鉱は、屋外貯鉱場に搬入され貯鉱した後、ローダー、コンベヤにより調合ビンに運搬される。

採算上、精鉱品位 30~35%Cu を受け入れ目標としているが、必ずしもこの条件を満たさない鉱石も受け入れることがあり、その場合、調合は操業条件を安定化する上で非常に重要な工程となる。

(2) 造粒、乾燥

調合ビンから抜き出された銅精鉱に、繰り返し煙灰と造粒バインダーのベントナイトを混合し、傾斜パン型ペレタイザーで米粒ないし小豆大に造粒した後、天然ガス燃焼式グレート走行型ドライヤーで乾燥する。乾燥ペレットは通常のベルトコンベヤとゴムひだ付き急傾斜コンベヤで電気炉直上の給鉱ビンに輸送される。

(3) 電気炉

乾燥ペレットは、熔剤の石灰石と珪酸鉱と共に 6 箇所の投入口から装入ホッパーを使ってエルー(Heroult)型電気炉に装入される。電気炉は、その天井に垂直に設置され、三相交流変圧器に接続された 3 本の電極により加熱される。熱は電極と原料間の電弧により発生する。熔融された鉱石は、酸素や溶剤と複雑な化学反応を起こすが究極的には、炉内の生成物は熔融状態の銅マット(matte)とスラグ(slag)およびヒューム(fume)と亜硫酸ガスを含む排ガスとなる。銅マットとスラグは比重差により 2 層に分離する。約 2 時間毎に硫化第一銅(Cu_2S)と硫化鉄(FeS)の共融混合物である銅マットをレードル(ladle=取鍋)に注ぎ出し、40t 天井クレーンで 2 基の転炉の 1 基に搬送される。他の 1 基は予備である。

一方、鉄珪酸塩を主体とするスラグは樋から流し出され、水流で急冷されて粒状の水砕スラグとなる。水砕スラグはレーキ(rake)分級機で掻き揚げ脱水されて、サンドブラスト用研磨剤、道路充填材用等として市販される。レーキ(rake)分級機のオーバーフロー(overflow)は水槽で微粒を沈殿し、ばっ(曝)気冷却して水砕に再利用する。

排ガスは、吸引されダストチャンバー(dust chamber)で脱塵された後、主煙突から大気中に放出される。

(4) 転炉

電気炉からの熔融マットと溶剤の珪酸鉱が傾転された PS 型転炉に装入され、次に転炉が鉛直位置に引き起こされ、羽口と呼ばれる数多くのノズルから圧縮空気が吹き込まれる。鉄と珪酸の化

学反応により転炉スラグが生成して鉄分が除去され、次に硫黄が酸化されてプリスターと呼ばれる粗銅と亜硫酸ガスを生成する。この反応は発熱反応であるため、正常な条件下では燃料を必要としない。スラグが生成した後、吹錬を中止し、転炉を傾転させてスラグをレードルに注ぎ出す。転炉スラグは、銅が2~4%含まれているので、天井クレーンで電気炉に搬送し、熔融状態のまま樋から電気炉に繰り返される。スラグを搬出した後、粗銅が十分に生成していれば、転炉を更に傾転させて粗銅をレードルに取り出し精製炉に搬送する。粗銅の生成が不十分であれば、銅マットや冷材、溶剤を投入し、吹錬を再度行う。通常転炉へのマット装入は1日10~12回、粗銅の取り出しは2~3回行われる。粗銅とスラグの判別は鉄棒に付着した試料と焰の色を見て行われる。温度は銅マットの量、空気吹き込み量、冷材のアノード残基や銅スクラップの添加等で調節される。マットに含まれていた硫黄は、転炉工程で殆ど亜硫酸ガスに変わる。転炉排ガスはフードと煙道を通じて主煙突に排出される。

(5) 精製炉および鑄造機

熔融粗銅は円筒横型精製炉で残留不純物の硫黄や鉛等を除去するため天然ガスと圧縮空気を使って精製され、次に還元性雰囲気中で酸素を除去する。99.7~99.8%Cuの精製粗銅は鑄造機でアノード(anode)に鑄造される。鑄造機はウォーカー(Walker)式の開放水平型シングルモールド(single mold)式である。耳型アノード板は電解工場に搬送される。アノードの形状は940mmの正方形で、厚みは35mmである。1枚の重量は当初287kg程度であったが、1994年頃から315kgに増量されている。精製炉の排ガスはフードと煙道を通じて専用煙突から大気に排出される。

(6) 電解

電解工場には、一般製銅電解、種板電解、浄液電解の三系統がある。

種板は母板の上に析出電解で製造される。種板は母板から人手で剥され歪みや反りが矯正機で矯正され、正方形に整形される。2個のリボン(ribbon)をリベット留めし、クロスバー(cross bar)に吊り下げられる。

アノードと種板は一定間隔に交互に配列し、硫酸銅と硫酸を主成分とする電解液に浸され、直流で電解される。電解反応でアノードの銅は電解液中に溶出し、カソード(cathode)の種板の上に析出する。そのためアノードは痩せて厚さを減じ、反対に種板は次第に厚くなる。約10日後120kg程度に厚くなった種板は引き上げられ、表面のスライム(slime)を洗浄した後、約16枚ずつ束ねて最終製品として出荷される。アノード残基は転炉に繰り返される。一般的にアノードの寿命は3週間前後である。金、銀、鉛のような不純物は溶解しないで、アノードスライムとして沈殿する。アノードスライムはアノード、カソードの両方を引き上げて定期的に洗浄除去する。洗浄廃液は濃縮脱水し、日本へ送られて、金銀等が回収される。

電解液はニッケル、砒素、鉄等で汚れるので、その一定量を常に分離して浄液を行い、浄化された液は電解槽に戻される。その際発生した廃液は電解で銅を回収する。浄液電解で回収された

銅は転炉に繰り返される。この電解後の廃液は石灰乳で中和し、処理液はタンクローリーで蒸発池に運搬し乾固処分している。用水の系外への排出は、この処理液と自然蒸発分しかなく、1日当り合計120～140 t程度である。

(7) 維持管理

製錬建屋の横に修理工場があり、機械加工、板金、溶接、分解修理、耐火材の張替えなど殆どの修繕作業を自社で行っている。

6.5.3 大気質汚染源、排煙の状況

(1) 総説

製錬所には、硫酸工場も脱硫設備も設置されていない。電気炉と転炉の排ガスはバルーン型煙道のダストチャンバーによる簡単な集じん（塵）後、主煙突から直接放煙されている。ダストチャンバーは、単なる重力沈降装置であるので、集じん効率は低く常にばい（煤）煙を排出している。マットやスラグの排出時、転炉の装入時には多量のばい煙が周辺に立ち込め、建屋上部が見えなくなる。雨が殆ど降らないので熔錬工場の側壁は部分的に設置されているだけである。そのため、ばい煙は比較的短時間の数分程度で消失することが多いが、製錬所内外各所で時々かなり強い亜硫酸ガス臭がする。

亜硫酸ガス濃度	1～4% 転炉の造かん期、造銅期の周期で変動が大きい。
亜硫酸ガス放出量	38,682t/1999年=5.417t/h=1,895 m ³ /h
ダスト濃度	0.30～0.45m ³
ダスト放出量	1～2 t/日
主煙突寸法	2.16mφ (I.D) x 100m
主煙突設計排出速度	14.1m/sec→51.6 m ³ /sec=3,098 m ³ /min=185,908 m ³ /h

上記数値から逆算した平均亜硫酸ガス濃度は、1.02v/v%となる。

電気炉周辺の洩れガスや精製炉洩れガスは、専用小煙突から排出されている。

年間の硫黄バランスの例を表6.9に示す。

ペレット・ドライヤー排ガスはサイクロンで集塵の後、小煙突から放出されている。

乾燥ペレット、溶剤系コンベヤの集塵ガスはスクラバーで洗浄後小煙突から放出し、その洗浄排水はシックナーで濃縮、フィルター脱水、ドライヤー乾燥後造粒工程に繰り返している。

表 6.9 1999 年の硫黄バランス

項目	硫黄量 t/年	分布率%	備考
処理銅精鉱	19,594	100.00	鉱量：61,423 t/年 31.1%S
電気炉装入量	19,990	102.02	ペレット+転炉スラグ
電気炉マット	14,279	72.87	
電気炉スラグ	735	2.9	重量：50,310 t/年 Cu0.57, S1.17%
電気炉排ガス	4,861	24.81	
転炉マット	13,883	70.85	
転炉スラグ	396	2.02	重量 44,487t/年 0.89%S
アノード粗銅	5	0.03	重量 24,592t/年 0.02%S
転炉排ガス	13,480	68.79	
主煙突排ガス	18,341	93.61	電気炉+転炉排ガス
その他排ガス	594	3.03	小煙突、洩れガス等

(2) 亜硫酸ガスの排出

a. K 値

ソハール製錬所の主煙突から排出される亜硫酸ガス量を日本における硫黄酸化物の K 値による排出基準を適用して推定した。

$$q = K \times 10^{-3} H_e^2$$

$$H_e = H_a + 0.65(H_m + H_t)$$

$$H_t = 2.01 \times 10^{-3} \cdot Q \cdot (T - 288) \cdot \left(2.30 \cdot \log J + \frac{1}{J} - 1 \right)$$

ここで q : 亜硫酸ガス排出量 = 1,895 (Nm³/h)

Q : 温度 15°C における排出ガス量 = 51.6 (m³/sec)

V : 排出ガス速度 = 14.1 (m/sec)

$$H_m = \frac{0.795 \sqrt{Q \cdot V}}{1 + \frac{2.58}{v}}$$

$$J = \frac{1}{\sqrt{Q \cdot v}} \left(1460 - 296 \times \frac{v}{T - 288} \right) + 1$$

T : 排出ガスの絶対温度 = 250 + 273 = 523 (°K)

r : 製錬所稼働率 = 0.772 * * 例年は 0.9 前後

H_o : 実際煙突高さ = 100 (m)

H_e : 有効煙突高さ (m)

H_m : 煙突出口における上向き運動量による上昇高さ (m)

H_t : 排煙と大気の温度差による上昇高さ (m)

$$J = \frac{1}{\sqrt{51.6 \times 14.1}} \left(1460 - 296 \times \frac{14.1}{250} \right) + 1 = 54.5$$

$$H_m = \frac{0.795 \times \sqrt{51.6 \times 14.1}}{1 + \frac{2.58}{14.1}} = 18.1$$

$$H_t = 2.01 \times 10^{-3} \times 51.6 \times (523 - 288) \times \left(2.30 \times \log 54.5 + \frac{1}{54.5} - 1 \right) = 73.4$$

$$H_e = 100 + 0.65 \times (18.1 + 73.4) = 159.5$$

$$K = \frac{1895}{10^{-3} \times 159.5^2} = 74.5$$

この数値は、日本の規制の最も緩い区域の K 値 17.5 の約 4.3 倍に相当する。

b. 最大着地濃度

サットン (Sutton) およびパスキル (Pasquill) の方法に基づいて亜硫酸ガスの最大着地濃度 (C_m ppm) とその出現距離 (x_m km) を推定した。

$$C_m = \frac{2q}{e \pi u H_e^2} \left(\frac{C_x}{C_y} \right)$$

ここで q : 亜硫酸ガス排出量 (m^3/h)

e : 自然対数の底

$$x_m = \left(\frac{H_e}{C_z} \right)^{2/(2-n)}$$

π : 円周率

u : 平均風速 (m/sec)

H_e : 有効煙突高さ (m)

C_x, C_y, n : サットンの拡散パラメーター

それから 2.2.1 の条件等から下記のように想定した。

$$q = 1895 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$e = 2.72$$

$$\pi = 3.14$$

$$u = 6 \text{ m/sec}$$

$$H_g = 159.5 \text{ m}$$

$$C_z = 0.07$$

$$C_y = 0.12$$

$$n = 0.25$$

従って

$$C_m = \frac{2 \times 1895 \times (1/3600) \times 10^6}{2.72 \times 3.14 \times 6 \times 159.5^2} \times \left(\frac{0.07}{0.12} \right) = 0.47 \text{ ppm}$$

$$x_m = \left(\frac{159.5}{0.07} \right)^{2/1.75} = 6883 \text{ m} \rightarrow 6.9 \text{ km}$$

c. 亜硫酸ガス濃度の測定

亜硫酸ガス濃度は主煙突を中心として半径 10 km 以内の 10 箇所の地点で溶液導電率法により測定されている（表 6.10）。

表 6.10 亜硫酸ガス濃度測定地点

測定点	方位	距離	地区名
No. 1	南西	10 km	SUHAYLAH
No. 2	南西	8 km	SUHAYLAH
No. 3	北東	5 km	ASAGA
No. 4	北東	8 km	ASAGA
No. 5	東南東	4 km	OWAINAH
No. 6	東南東	8 km	OWAINAH
No. 7	北西	4 km	RAHAB
No. 8	北西	8 km	RAHAB
No. 9	西	4 km	AL-HAIL
No. 10	西	8 km	AL-HAIL

しかし測定器が一台しか無く、車で測定器を移動させて測定するので 24 時間値は得られていない。また測定器の高さも地表に直に置いているため、砂塵の影響等測定精度にも問題があると考えられる。

そのため第2次現地調査では、測定点を増やすと共に測定項目、計量方法を改善して測定した。詳細は大気質調査の項を参照されたい。

6.5.4 用廃水处理

(1) 用水処理

操業開始当初十分な清水源が得られなかったために、1983年から大量の海水が使用され、選鉱廃さいと共に、廃さいダムに投棄された。そのため、下流域の地下水に塩害が発生している。その後ワジ・アル・ジジ川で地下水の採取が始まり、1993年に海水の取水は停止され、現在の給水はすべて清水である。用水バランスについては資料の供与が得られなかったが、年間使用量は製錬関係が76,000m³～80,000m³保全・ユーティリティ部門が70,000m³となっている。製錬部門の約半分は、電気炉スラグの水砕と、鑄造機の冷却に使用され、残りが電解に使用されている。

原水が地下水であるので、ボイラー用水、電解液用水のイオン交換以外特別な用水処理は行われていない。

(2) 廃水处理

熔錬部門で使用された冷却水は、冷却水槽で噴霧冷却し再使用している。

電解廃液は、脱銅電解の後、消石灰で中和し、タンク車でベイダ(Bayda)地区の乾固池に運搬し蒸発処分している。従って所内自然蒸発分を含め、消費水量の全部が蒸発により失われていることになる。将来は、乾固残渣の不溶化、再利用等も課題となろう。

製錬所構内には、特に排水溝はなく、雨水処理は自然流下と地下浸透に任せている。精鉱ヤードからの散逸精鉱や、降下ばいじんによる地下水の重金属汚染が危惧される。しかし降雨頻度が極めて低いので、汚染が発生するとしてもその進行は非常に遅いものと判断される。