

大気汚染問題の早期解決方策

日本産業技術KK* 中川 鹿蔵**

1. は し が き

太陽とみどりを失う地域が激増している。空気のよごれ、河の悪臭、振動騒音はますますひどい。公害問題は近代国家の病気で、環境衛生の上から文明国の悩みのタネである。

1963年12月17日 clean air act (空気清浄法) を公布するにあたりジョンソン大統領の声明の大意は「私はこの法律を認可することに非常な喜びを感じずるものである。この法律は、われわれの健康と安全に重大な脅威である大気汚染に対して全国的対策を可能にする。この法律によって、われわれは大気に放出される産業排気の厳重な管理に当ることができ、危険なスモッグの防止方法の探究ができるのである。」と述べている。

法律の概要は

- (A)大気汚染防止に関する研究、開発のための人員養成
 - (B)研究の対象として
 - (a)自動車排気ガス汚染問題の解決。
 - (b)燃料油中に含まれている硫黄を経済的に除去する方法。
 - (c)環境許容濃度と排出許容濃度の設定。
 - (d)大気汚染防止の技術および装置の実用的なものの開発および試作。
 - (C)助成金
 - 公害防止施設の新設、拡張、改良のための助成金。
 - (D)大気汚染防止法の各州統一。
 - (E)特定の大気汚染問題の解決にあたる。
 - (F)予算額 342億円。
 - (G)官庁施設は率先模範を示して公害防止に協力しなければならない。
- となっている。

わが国でも4月1日から厚生省に公害課ができ、総合的対策に乗出すことになった。公害を防ぐには多額の費用がかかるだろうが、こういうものを放っておいて福祉国家がつかれるわけがない。思い切った公共投資で「住

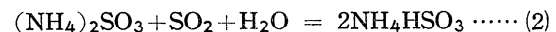
むに適した環境」を守ることを政府に考えてもらいたいものだ。

2. 燃料油中に含まれている硫黄を経済的に除去する方法

龍大な燃焼ガス中のSO₂を除去するよりも13,000分の1の容積の燃料油から硫黄分を脱硫した方が得策であると誰しも声える。発電所で使用しているいわゆる発電所用重油は石油精製のS含量の多い高沸点部分(Residual fuel oil)とS含量の少ない灯油とのカクテルで、S含量を2.5wt%~3wt%に調合したものだ。アメリカのClean air actのB条。研究対象、b項のねらいもこの高沸点油の脱硫を企図していると思われる。この問題に対する従来の考え方は高沸点油の脱硫は経済的でないと言われていた。しかし脱硫工程で有価値なものをつくることをねらえば経済的に成立つ時期もくると思う。ここではこの問題に深くふれないことにし、Clean air actのB条、研究対象、d項について記述する。

2. 1. 1. 空気酸化式アンモニア法

SO₂はアンモニアと反応し易いので発電プラント排ガスのような稀薄SO₂の除去に適している。この方法の反応を式で示すと次のようになる。



吸収工程の前段で(1)式、後段で(2)式の反応を行い、煙突から逃げるアンモニア損失を極小にする。吸収工程の後段で得られる約40wt% NH₄HSO₃を含む循環溶液の一部を抽出し、アンモニアで中和し、(3)式に従って正亜硫酸アンモニウム溶液となし、これに5kg/cm²Gの空気を20μ程度の均一微細気泡として吹込み、(4)式によって液相酸化し、硫安溶液となし、蒸発罐で濃縮、結晶硫安の製品を得る。

本法は昭和4年以来東京工業試験所で研究を行い、昭和9年満州化学工業株式会社に移し、硫安60T/dの工業試験を経、最終的には80,000T/y工場を運転操業した実績がある。国内では口東化学の八戸工場、東北肥料の秋

* 東京都千代田区神田小川町1の4

** 技術士

田工場、昭和電工の川崎工場、国外ではインドのトラバンコール工場、西独フランクフルトアンマインのデкса工場で接硫排ガス中SO₂の除害に利用せられ、それぞれ硫酸の増産(約20~30%)に寄与している。

本法の优点是

- (1)アンモニアのSO₂に対する吸収能が大きいので SO₂ 0.15vol %程度を含む稀薄SO₂ ガスに対して95%以上の除去率を示すこと。
- (2)吸収工程で酸化が起っても、排ガス中の SO₂にSO₃が含まれていても、却って好都合である。
- (3)需要の大きな硫酸が回収でき、発電能力が大きい程、排ガス中SO₂濃度が高い程、換言すれば硫黄含量の高い燃料油を使用する程、硫酸製造の原価が安くなり、近くに硫酸工場を必要としない。

欠点としては除害塔際ガス中に白煙を伴うことであったが、現在では白煙発生の原因が究明せられ、白煙に伴ない廃ガスを煙突から放空できるようになった。

図1で稀薄なSO₂を含むガスは送風機⑥によって除害塔入口で水柱200%となるように昇圧され、除害塔①の前段に導かれ、(NH₄)₂SO₃ 溶液でSO₂を吸収し、後段では更にSO₂を吸収し、NH₄HSO₃ 溶液となる。ガスの同伴するミストはミストセパレーター④で除去せられ、煙突⑤から放空される。②は循環液槽で、安水の一定量を常に導入し、槽中の気体は、調整槽⑨、原液槽⑩、酸化器⑬からの気体とともに除害塔の前後に導かれる。⑦

は循環ポンプで、除害塔後段の循環液は前後の循環槽に入れ、前段の循環液の一部は調整槽⑨に送られ、正亜硫酸アンモニウム溶液となるよう、ガスアンモニアを入れて調整し、原液槽⑩に貯え、プランジャーポンプ⑭で酸化器⑬に給液し、空気圧縮機⑮からの5kg/cm²Gの空気を20μ程度の微細気泡として吹込む。空気中の酸素利用率は70%に達せしめることができる。酸化は完全に行われ亜硫酸アンモニウムの存在しない硫酸溶液は母液槽⑬に貯え、加熱器⑰で加熱され蒸発罐⑱で蒸発され、シツクナー⑲を経て、遠心分離機⑳で母液と結晶硫酸に分離され、結晶は製品とし、母液は加熱器を経て繰返し蒸発される。

2. 1. 2. 空気酸化式アンモニア法の経済効果

接触硫酸工場の排ガス中の稀薄SO₂ガスをアンモニアで除害し、同時に硫酸工場の設備能力に対して20~30%の増産をしていることは前述したが、これと同様に火力発電所の燃焼排ガス中のSO₂を除害処理して発電事業に利益を齎すことも考えられる。すなわち燃料油中の硫黄含量が増すとそれだけ燃料油の購入値段が低廉となる現実の石油事情に基いて、発電所排ガス中のSO₂除害施設を附設したところは高濃度の硫黄を含む燃料油の使用が可能となり、燃料費の支出は少なくなる。これに加えて製品硫酸の原価は安くなり、更に利益をもたらすので大気汚染問題は早期に解決される。

高濃度の硫酸を含む燃料油を燃焼するために問題となる点は空気予熱器におこる低温部腐蝕と過熱器、再生器などの高温部腐蝕である。燃焼ガスが空気予熱器にはいる温度は350°Cで、これが高温空気予熱器(350°~200°C)と低温空気予熱器(200°~135°C)の2部に分かれ、この内低温部の200°Cの温度に耐え、燃焼ガス中の全亜硫酸ガスの数%に相当するSO₃のためにおこる露点上昇にも耐える材料の選択によって低温部腐蝕は防止できる。この部分の材料に対して効果的な対策が確立すると、単に高濃度の硫黄を含む燃料油が使用可能となるのみでなく、空気予熱器を出る燃料ガスの温度が現在の13

1 除害塔	9 調整槽	17 ガス留	25 遠心分離器
2 循環槽	10 受槽	18 酸化器	26 浄波受槽
3 安水槽	11 原液槽	19 母液中間タンク	27 コンベア
4 ミストセパレーター	12 硬鉛ポンプ	20 硫酸溶液タンク	28 バロメトリックコンデンサー
5 排気筒	13 母液槽	21 加熱器	29 乾燥器
6 送風機	14 プランジャーポンプ	22 晶析器	
7 循環ポンプ	15 ガス圧縮器	23 蒸気インジェクター	
8 液冷却器	16 油分離器	24 シツクナー	

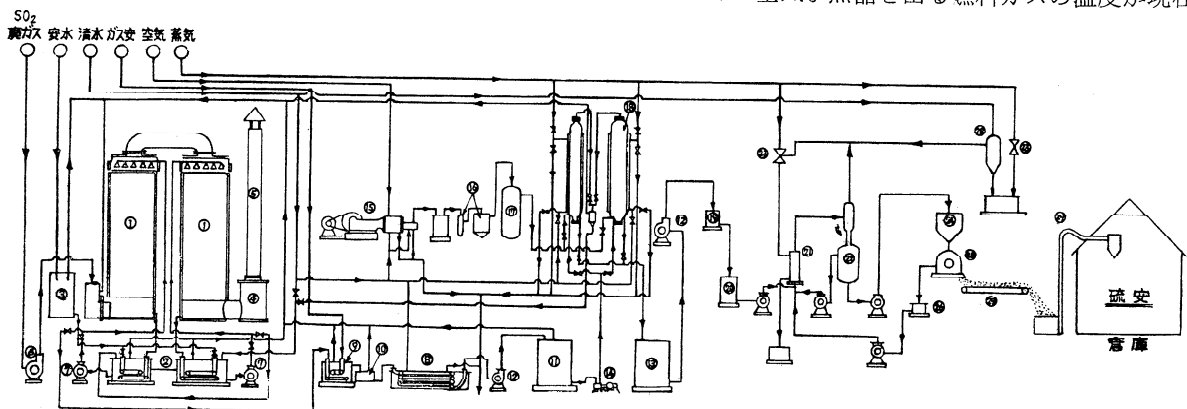


図1 アンモニア法による排ガス除害設備

生産と技術

5°Cよりも更に下げられ、それだけ多く熱が利用され、効率提高に寄与することとなる。次に燃料油中のバナジウム化合物による高温部腐蝕に対しては、燃料油中の灰分量の50%に相当する石灰、マグネシヤ、アルミナを油に添加し、灰の融点上昇をはかり防止している。

現に製油所の設備では硫黄分の極度に多い燃料油を使用していることが表1からわかる。

表1 製油所における排出ガス中のSO₂濃度²⁾

装置名	排気量 1000Nm ³ /hr	排気中SO ₂ 濃度(vol%)	
		平均	最高
常圧蒸溜装置加熱炉	1,477	0.12	—
減圧蒸溜装置加熱炉	166	0.15	—
接触改質装置加熱炉	512	0.09	0.43
水添脱硫装置加熱炉	92	0.13	0.39
アスファルト製造加熱炉	8	0.31	—
ボイラー	1,219	0.18	0.50
その他	96	0.31	0.52

2. 1. 2. 1. 燃焼ガス中のSO₂量と燃料油中の硫黄含量との関係

燃焼ガス量の計算

1kwhr ≒ 860kcal 熱量が電力量にかわる効率を37%と仮定する。(新しい発電所では39.2%を採用している。)

860 ÷ 0.37 = 2,322kcal/kwhr ∴ 100kwhr = 2,322 × 10³kcal

重油熱量 10200kcal/kg oil

表2 発電能力と燃焼排ガス量

発電能力	重油消費量			燃焼ガス量 Nm ³ /hr
	kg/hr	T/d	T/year	
220 MW	50,082	1,201	396,649	656,000
250	56,813	1,363	449,949	744,000
265	60,326	1,447	477,882	790,000
375	85,367	2,048	676,170	1,128,000

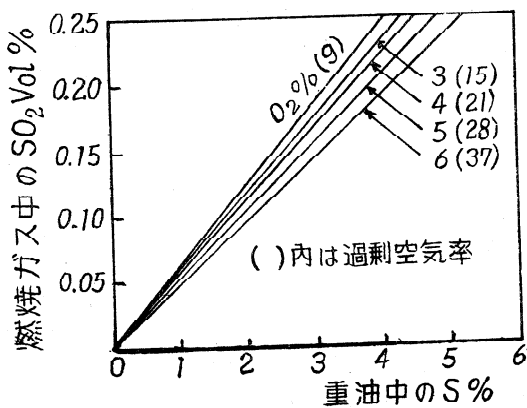


図2 重油中のS%と燃焼ガス中の理論SO₂量³⁾

ここで燃焼ガス量を計算するにあたり理論燃焼ガス量を11.1m³/kg oil 過剰空気量を10%, 空気予熱器での漏洩空気量を8%としたので実際燃焼排ガス量は13,098 Nm³/kg. oil を採用した。

O ₂ 1%以下の場合	SO ₃ 濃度	露点
	13ppm	119°C
	15	130
O ₂ 1.8~1.9%以下の場合		
	20	145
	30	152

燃焼排ガス中のO₂ vol%が増加すると平衡論から明かのようにSO₃濃度が増加し、露点が増加するので低温部腐蝕対策なしには高濃度燃料油の使用は困難である。

2. 1. 2. 2. 燃料油中のS燃焼排ガス中のSO₂濃度との関係

発電能力250 MWを例にとって計算すると

表3 発電能力250 MWの燃料油中のS量と燃焼排ガス中のSO₂量との関係

燃焼排ガス中SO ₂ vol%	燃焼排ガス中SO ₂			重油中S量 wt%
	SO ₂ ガス量 Nm ³ /hr	SO ₂ kg-mol/hr	S換算量 kg/hr	
A 0.15	1116	49.82	1594.24	2.80
B 0.18	1339	59.77	1912.64	3.36
C 0.374	2783	124.22	3975.04	6.99

燃焼排ガス中のSO₂が除害施設で95%除去されるとすれば、煙突から放出される廃ガス中のSO₂濃度はそれぞれA0.0075vol%, B0.009vol%, C0.0187vol%となり、このような稀薄なSO₂を含む廃ガスを煙突から除害施設なしに放出するためには重油中の硫黄含量はそれぞれA0.14wt%, B0.168wt%, C0.35%のものをボイラーで燃焼しなければならない。これは次表の特A重油³⁾と比敵することになります。

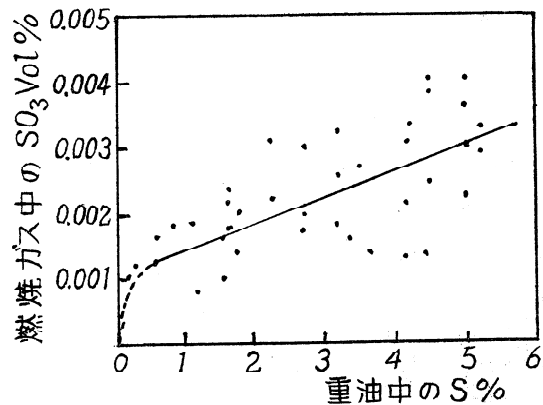


図3 重油中のS%と燃焼ガス中のSO₃量³⁾

表4 重油の種別と硫黄含有量及び標準価格

重油の種別	硫黄含有量 wt%	標準価格	
		13,500 m/kl	14,210 円/t
特 A	0.1~0.2		
A	1.1~1.5	11,400 ~11,600	12,000 ~12,210
B	3.0以下	8,300~8,700	8,736~9,158
C	3.5以下	6,400~7,000	6,737~7,368

2. 1. 2. 3. 空気酸化式アンモニア法を発電所に適用した場合の原単位

本法を 265MW 発電所の排ガス中SO₂の除害に適用した場合、ガス量 790,000Nm₃/hr, SO₂ 回収率95%, 敷地, 吸収工程 600m² (煙突含む), 酸化工程400m², 晶析工程 350m², 作業人員12人/D, 浄水1,280T/D, 冷却水3,800T/D, 電力72,000kwhr/D.

アンモニアの利用率を97%保証しております。アンモニアの売値は17,000円/t, アンモニアの買入値段はアンモニア製造工場からの輸送距離によって異なる, 100km以内ならば適当り3000円, 100km以上になると貨車輸送か, タンク船が有利で適当り5000円位である。なお硫安の包装費を適当り1,000円とすれば, アンモニア買入値

段を 27,000 円とした場合, 265Mw の発電所の利益は 燃焼排ガス中のSO₂濃度

0.15%(16,000-13,114)×159.2×330=150,628,895円/年
0.18%(16,000-12,249)×191.1×330=236,549,313円/年
0.374%(16,000-10,447)×396.9×330=727,316,381円/年

最近硫安の市況は好転し, 当分の好況は続くと考えられるので, 空気酸化式アンモニア法で排ガス中のSO₂を回収し, 大気汚染の根源を絶つ傍ら硫酸を必要としない。

すなわち硫酸費を見込まない硫安を製造することによって, 国際競争力のある原価の製品を製造できることは自由貿易時代に最も適するものである。これに加えて硫黄を多く含む燃料油を多量に消化することができるので有利である。

わが国には豊富にあると考えられていた硫黄資源は必ずしも豊富とは考えられないことと, その採掘費並びに国内運賃が高く, アメリカ, カナダ, フランスなどにくらべていちじるしく高価であるため, 国内の硫黄資源は必要欠くべからざる方面にのみ消費し, 硫安用硫酸のように土壤に還元するものは原油についてくる, むしろ負価値の硫黄を利用し, 国内の資源は大切に温存し, 不可欠の用途に向けるべきである。

表5 原単位 (硫安適当り) 265 MWの発電所排ガスより硫安を製造した場合

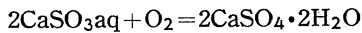
項目	単位	燃焼排ガス中SO ₂ の濃度					
		0.15		0.18		0.374	
建設費		620×10 ⁶		630×10 ⁶		670×10 ⁶	
硫安生産量		159.2t/d		191.1t/d		396.9t/d	
アンモニア	21,000円/t	268kg	5,628	268kg	5,628	268kg	5,628
力	4円/kwhr	455kwhr	1,820	377kwhr	1,508	292kwhr	1,128
冷却水	1.5円/t	150t	225	125t	187	60t	90
浄水	10円/t	81t	810	67t	670	32t	320
蒸気	800円/t	0.8t	640	0.8t	640	0.8t	640
消耗品			18		18		18
補修費	建設費の2.5%/年		295		250		128
金利	6%/年		720		600		307
償却	10%/年		1,180		1,000		515
保険料	建設費の0.5%/年		59		50		26
運転管理	45,000円/月人	12人	111	12人	92	12人	45
硫安原価		11,506		10,641		8,839	

2. 2. 1. 石灰—石膏法

燃焼排ガス中のSO₂処理方法としてLondon Bankside power station ではCaCO₃1t/1.75tH₂Oのような濃厚スラリーを灌注して、SO₂除去率90~92%、放出廃ガス中0.005%のSO₂を含む。またFulham of Tir John power station Howden では使用石灰適当り250tのスラリーを循環し、76mm角のグリットを充填した除害塔に灌注し、SO₂の除去率92%、放出廃ガス中SO₂濃度0.001%となっている。この時使用石灰中の硫黄含量は0.89%、回収泥漿はCaSO₃、CaSO₄・2H₂O、CaCO₃、石炭灰などを含むので粘土、粉炭、アルミナ、珪砂を加え1,050~1,200°Cに焼成し、良質クリンカーと4.8%の接触硫酸原料SO₂を加えている。

わが国の豊富な資源である石灰で効果的な除害が可能ならわが国には普遍性の大きな方法であるが、関与物質の難溶性、生成物質の有効利用法がなかったため石灰を利用して放流廃棄していた。生成CaSO₃は硫酸分解、熱分解などでSO₂が得られるが、貯蔵、運搬に不便で直ちに液体亜硫酸、硫酸などに变化する必要があり、附帯設備費が大となる。

東北大学においてCaSO₃を空気酸化して石膏にならぬかと検討研究を行い、ロータリー・アトマイザーをつかって極微細気泡をCaSO₃泥漿中へ吹返むと、



なる反応式にしたがって良質石膏が生ずることが明らかとなり、昭和37年重油燃焼トンネル炉排ガス(34,000 Nm³/hr, SO₂約0.3%)の除害工場(石膏18t/a)を建設運転にはいることができた。

酸化器に供給するCaSO₃泥漿の固体含有率10~15%、酸化温度60~90°C、PH≒4、石膏の大きさ100~200μで、焼石膏にして引張強度を測定すると13kg/cm²を示している。吸収塔は無充塔のスプレー式を採用した。わが国の建築様式の変化から今後石膏の需要はセメン用、

例1. 排ガス量1470m³/min(427°C)573Nm³/min

成分	湿ガス		乾ガス	
	ガス量 Nm ³ /hr	vol%	ガス量 Nm ³ /hr	vol%
N ₂	23,302	67.791	23,302	79.93
H ₂ O	5,320	5.22	—	—
CO ₂	1,649	4.79	1,649	5.66
SO ₂	111.5	0.32	111.5	0.38
O ₂	4,088	11.88	4,038	14.03
計	34,381.5	100.00	29,151.5	100.00

石膏ボード用、石膏プラスター用に相当のびることが予想されているので本法が烟害禍を転じてわが国の不足資源である石膏の供給に一役を果さんことを望んでいる。

2. 2. 2. 石灰—石膏法による排ガス中SO₂処理設備

ガス冷却器—発電所ボイラーの燃焼排ガスの空気予熱器と同型で427°Cの排ガスを220°Cに冷却するために15°C、28,200Nm³/hrの空気をつかっている。空気は200°Cまで温められて他の目的に利用されている。このガス冷却器では多数のフィンが廻転しているため、フィンに附着して燃焼ガス側に移る漏洩空気がある。この漏洩空気量は2,880Nm³/hrである。したがってガス組成は次のように变化する。

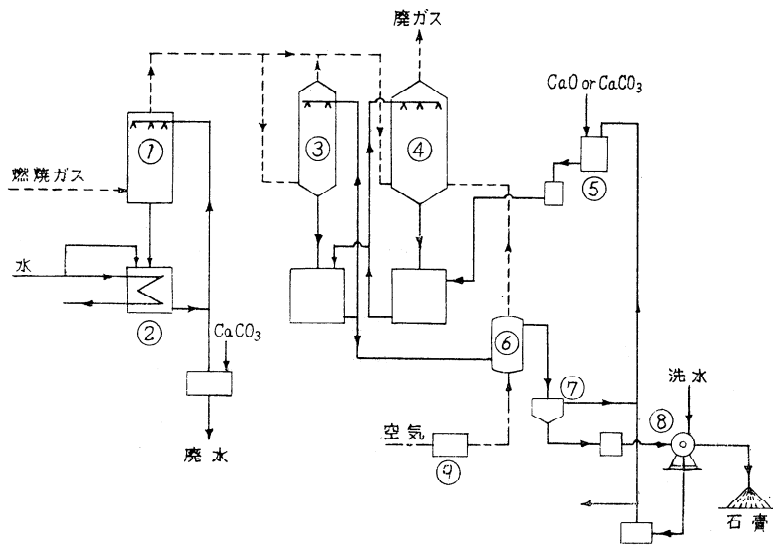
成分	湿りガス		乾きガス	
	ガス量 Nm ³ /hr	vol%	ガス量 Nm ³ /hr	vol%
N ₂	25,577	68.50	25,577	79.8
H ₂ O	5,320	14.24		
CO ₂	1,649	4.41	1,649	5.15
SO ₂	111.5	0.30	115.6	0.35
O ₂	4,693	12.55	4,693	14.65
計	37,350.5	100.00	32,030.5	100.00

洗滌冷却塔：一下部は増湿冷却、上部は減湿冷却、塔径5,800mm、平均ガス流速0.587m/sec、洗滌水循環量150m³/hr、塔高11m、凝縮水分量705kg/hr、ノズル数114個、アッシュ及びタール除去槽を附設す。洗滌冷却塔を出るガス温度54°C洗滌循環水温50°C内外

吸収塔に入るガスは冷却洗滌塔出口ガス量の2/3量と第2吸収塔を通ってきた1/3量、及び酸化器より排出される空気とで合計36,250Nm³/hr、循環液量240m³/hr、プレーノズル139箇、塔直径6.4m、塔高11m、石灰濃度6%、SO₂吸収率90%、塔内平均ガス流速0.38m/sec

第2吸収塔—処理ガスの1/3量11,513Nm³/hrを通し、第1吸収塔から送られるCaSO_{1/2}H₂Oスラリー溶液のPHを4に近く下げることが目的としている。循環液量55m³/hr、スプレーノズル30箇、塔直径2.9m、塔高11m、塔内平均ガス流速0.55m/sec

酸化器—塔径1.5m、塔高7m、空気吹込量450Nm³/hr、空気圧力5kg/cm²ロータリーアトマイザー2箇横型、約200°Cの燃焼排ガスは洗滌冷却塔①において噴射する微細水滴によって、飛灰が除かれ、温度が54°Cまで下げられる。循環水は附設冷却塔で冷却された水で間接に冷却されている。循環水は凝縮水で増加するので常に一定量廃棄されるが、溶存微量硫酸を石灰中和で中性と



9	空気圧縮機
8	分離装置
7	石膏成長槽
6	酸化塔
5	石灰スラリー製造槽
4	第2 " "
3	第1 吸収塔
2	循環水冷却槽
1	洗滌冷却塔
記号	機器名

図4 石灰—石膏法による排ガス除害設備

なし、

水質汚濁問題を起さないよう注意している。54°C の燃焼ガスは吸収塔④で噴射稀薄石灰乳液によって吸収され、 $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ のスラリーを含む液となる。このスラリー液の PH を下げる目的で、このスラリー液を循環液とし、燃焼ガスの一部分を分岐して第2 吸収塔③で SO_2 を吸収させた後、酸化塔⑥に連続供給し、 $5\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の空気を微細気泡として吹込み、 $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ を酸化して $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ となし、同時に石膏の結晶を成長させ図5のような結晶を得ている。

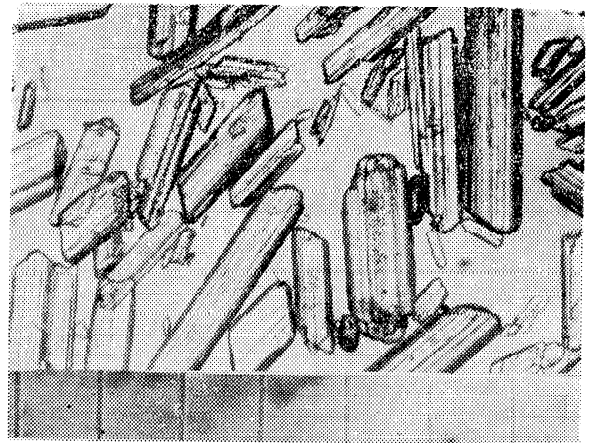
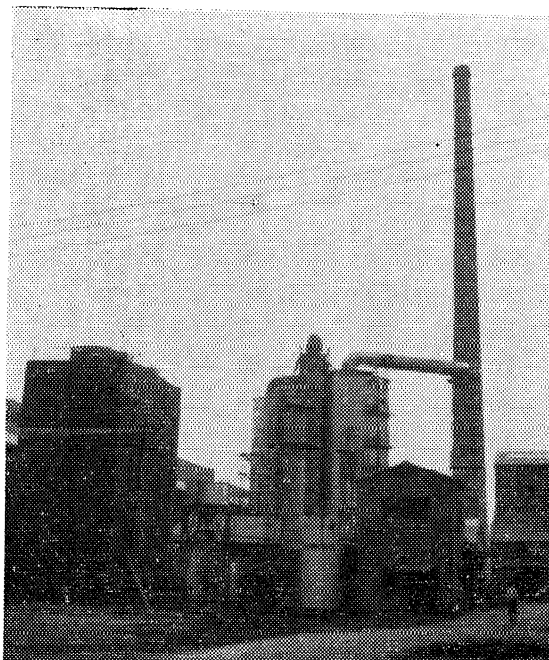
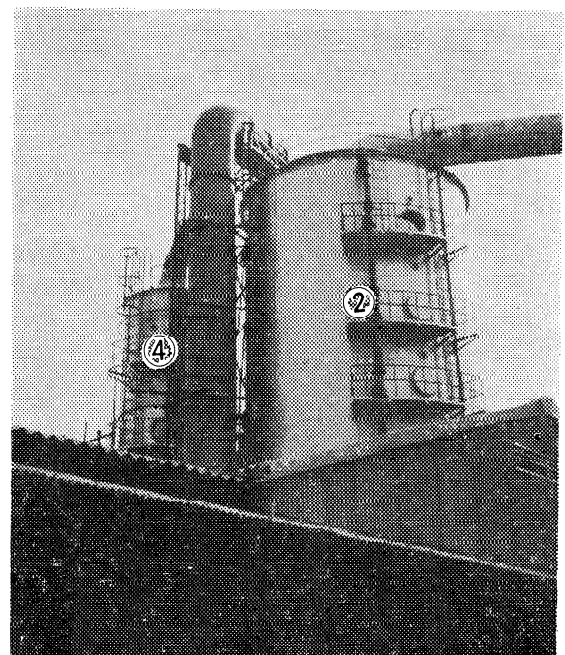


図5 石灰—石膏法で製造された石膏



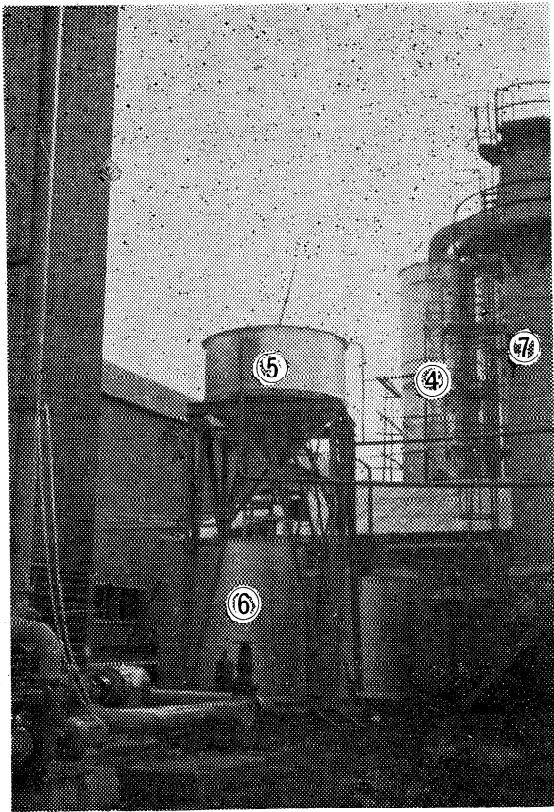
(イソライト工業株式会社豊川工場)

図6 除害施設全景



②第1 吸収塔 ④第2 吸収塔

図7 吸収系統



④第2 吸収塔 ⑤原液濃縮 ⑥原液だめ ⑦酸化塔
 図 8 酸化器系統

- 例 2 排ガス量 1042Nm³/min 85~95°C
 排ガス中のSO₂ 0.3%
 除害塔：-5m×7m×12m（高）循環石灰乳液量
 480m³/hr ガスと液は並流になっている。塔内
 平均ガス流速0.7m/sec
 酸化塔：-塔径1,830mm 塔高7,000mm酸化用空気
 量1000Nm³/hr 5kg/cm²G ロータリーアト
 マイザー 3 箇付型
- 例 3 排ガス量 13,166Nm³/min 135°C
 洗滌冷却塔：- 6m×18m×30m（高）飛灰を除
 き、ガス温度を下げる
 除害塔：- 10m×20m×30m（高）塔内平均ガ
 ス流速1.3m/sec
 酸化塔：- 塔径3,650mm 塔高7,000mm酸化用空気
 量6,500Nm³/hr, 5kg/cm²G, ロータリーアト
 マイザー付

吸収除害塔の塔内平均ガス流速が次第に増加しているの
 は第 1 例では気液逆流していて大きなガス流速をとると
 微細水滴の落下を妨げることになり、第 2 例では気液平
 行流としたのでガス流速を大きくし、第 3 例では塔高を
 大きくとり気液の接触時間を第 2 例と同じになるように
 した。それぞれ四囲の状況に応じて設計している。

表 6 原単位（石膏吨当り）265MWの発電所排ガスより石膏を製造した場合

項目	単価	燃 焼 ガ ス 中 SO ₂ の 濃 度					
		0.15 vol%		0.18 vol%		0.374 vol%	
石灰石生産量 CaSO ₄ ·2H ₂ O		207.5 t/d		249 t/d		511 t/d	
焼石灰生産量 CaSO ₃ ½H ₂ O		174 t/d		210 t/d		430 t/d	
煙突よりの廃ガス中 SO ₂ vol%		0.0025 vol%		0.009 vol%		0.0187 vol%	
除害施設の建設費		65×107		65×107		65×107	
項目	単 価	所要量	金 額 円	所要量	金 額 円	所要量	金 額 円
石灰石 325 メッシュ	1000円/t	600kg	600	600kg	600	600kg	600
電力	4円/kwhr	445kwhr	1,780	371kwhr	1,484	181kwhr	724
冷却水	1.5円/t	37t	56	31t	47	15t	23
浄水	10円/t	7t	70	6t	60	3t	30
薬品代			80		75		60
重油	7円/kg	10kg	70	10kg	70	10kg	70
消耗品費			18		15		12
補修費	建設費の2.5%年		237		198		96
金利	“ の 6 %年		515		429		209
償却	“ の 10 %年		949		791		392
保険料	“ の 0.5 %年		47		40		20
運転及び管理	45,000円/人月	12人	89	12人	76	12人	36
石膏原価			4,511		3,885		2,272

2. 2. 3. 石灰—石膏法を発電所に適用した場合の原単位

265MW発電所の燃焼排ガス 790,000Nm³/hr 中のSO₂濃度が 0.15vol%, 0.18vol%, 0.374vol%のそれぞれに石灰—石膏法を適用した場合の原単位を表6にまとめた。

石膏は CaSO₄·2H₂O の形で得られるが、品質は JIS 規格の型用特級に合格する優良品であるけれどもプラスチックボード用としては 2,000円/t 程度の値段である。セメントに向けると4000円/t程度には売れるが量に限度がある。これを200°Cの熱風で焙焼すると焼石膏 CaSO₄·1/2H₂Oとなり最低5000円/tには新建材用として売れる由である。

表中重油は焙焼用燃料である。

265MWの発電所について年間収支を計算すると燃焼排ガス中SO₂濃度

$$0.15\text{vol}\% \quad (174 \times 5000 - 207.5 \times 4,511) \times 330 = -21,790,725 \text{円/年}$$

$$0.18\text{vol}\% \quad (210 \times 5000 - 247 \times 3,885) \times 330 = 27,269,550 \text{円/年}$$

$$0.374\text{vol}\% \quad (430 \times 5,000 - 511 \times 2,272) \times 330 = 326,372,640 \text{円/年}$$

となり、高濃度のSO₂を含む燃料油を使用した場合に利益を見込むことができる。それにしても生産量が多いので需要面を確保した上で計画をたてる必要がある。

2. 3. 排ガス中SO₂を除去した場合に地上最大SO₂濃度に及ぼす影響。

燃焼排ガス量222Nm³/sec に除害施設を附設しない場合A、排ガスの50%を処理し、50%の未処理ガスと混合

表7 燃焼排ガス中のSO₂を除害場合の地上最大SO₂濃度に及ぼす効果

排ガス処理したものとの割合		A (未処理100%)	B (未処理, 処理各50%)	C (未処理0%処理100%)
ガ ス 組 成	N ₂	75.82	73.78	71.85
	CO ₂	12.50	12.16	11.85
	H ₂ O	8.50	11.05	13.45
	O ₂	3.00	2.92	2.84
	SO ₂	0.18	0.094	0.009
煙突出口排ガス温度°C		130°	92.5	55
煙突出口 SO ₂ vol% Emission		0.18	0.094	0.009
地上最大 SO ₂ 濃度 ppm Immission		0.234	0.165	0.023
地上最大 SO ₂ 濃度のあられる距離 m		3000	2500	1800

して煙突へ逃す場合B; 排ガスの全量を処理する場合C, について, 気象条件: -風速6m/sec, 大気温度15°C, 大気密度1.2kg/m³ (15°C), 気温勾配-1°C/300m, 煙突高さ100m, 吐出速度20m/secで表7のようになる。

燃料油中の硫黄含有量が多くなると, 例えば排ガス中のSO₂濃度0.374vol%の場合処理施設を経て煙突から出る廃ガス中のSO₂濃度は0.0187%となるので前記条件の場合, 地上最大SO₂濃度 (Immission) は0.046ppmが予想される。

3. ま と め

大気汚染問題の早期解決策は経済性をもたせることである。経済的に利用価値が少ないので廃棄しているガスをつかまえて, 利潤を産みだすような方法を打出そうとするのであるから, もともと難儀な問題である。

ここでは主として発電所の排ガスを対象に取扱ったが, 龐大な量の発電所排ガスに適用される方法ならば, その他産業の排ガスには容易に適用できるからである。しかし実際には発電所からの排ガス量に対して約10分の1程度の接硫工場, トンネルキルンなどの排ガス量を取扱っている現状であるから, 排ガス処理施設の拡大にあたっては更に技術改進を要し, 発電所ボイラー低温部にも解決を要する問題をかかえている。

なお湿式でSO₂を処理している施設附近の地上最高濃度の実測が問題として残っている。処理施設を出て40~60°Cにも温度がさがり, 水蒸気で飽和された廃ガスはどの地点で, どの濃度のSO₂vol%となって地上に降下しているものか, 現存施設を利用して実測する必要がある。

最後に排ガス発生源をもつ企業体と処理施設の原料, 製品面に関係のある企業体とのコンビナート形成が円滑に行われることが望ましい。

行政的措置の強化を叫ぶよりも, 企業体間の話し合いで異種技術の分業化をはかり, 早急に解決の道が開かれることを期待する。

文 献

- 1) A Survey of Methods for Desulfurizing Residual Fuel Oil. H.C. Carpenter and P. L. Cottingham. Bureau of Mines 1963.
- 2) 石油学会誌 1964, 2. Vol7, No2 P.101
- 3) 日本機械学会誌 1964. 2. Vol67. No. 541 P. 312, 313.