

解説付表2 水の飽和蒸気圧

単位 mmHg

温度 ℃	$\frac{1}{10} \text{ } ^\circ\text{C}$									
	.0	.1	.2	.3	.4	.5	.6	.7	.8	.9
0	4.579	4.613	4.647	4.681	4.715	4.750	4.785	4.820	4.855	4.890
1	4.926	4.962	4.998	5.034	5.070	5.107	5.144	5.181	5.219	5.256
2	5.294	5.332	5.370	5.408	5.447	5.486	5.525	5.565	5.605	5.645
3	5.685	5.725	5.766	5.807	5.848	5.889	5.931	5.973	6.015	6.058
4	6.101	6.144	6.187	6.230	6.274	6.318	6.363	6.408	6.453	6.498
5	6.543	6.589	6.635	6.681	6.728	6.775	6.822	6.869	6.917	6.965
6	7.013	7.062	7.111	7.160	7.209	7.259	7.309	7.360	7.411	7.462
7	7.513	7.565	7.617	7.669	7.722	7.775	7.828	7.882	7.936	7.990
8	8.045	8.100	8.155	8.211	8.267	8.323	8.380	8.437	8.494	8.551
9	8.609	8.668	8.727	8.786	8.845	8.905	8.965	9.025	9.086	9.147
10	9.209	9.271	9.333	9.395	9.458	9.521	9.585	9.649	9.714	9.779
11	9.844	9.910	9.976	10.042	10.109	10.176	10.244	10.312	10.380	10.449
12	10.518	10.588	10.658	10.728	10.799	10.870	10.941	11.013	11.085	11.158
13	11.231	11.305	11.379	11.453	11.528	11.604	11.680	11.756	11.833	11.910
14	11.987	12.065	12.144	12.223	12.302	12.382	12.462	12.543	12.624	12.706
15	12.788	12.870	12.953	13.037	13.121	13.205	13.290	13.375	13.461	13.547
16	13.634	13.721	13.809	13.898	13.987	14.076	14.166	14.256	14.347	14.438
17	14.530	14.622	14.715	14.809	14.903	14.997	15.092	15.188	15.284	15.380
18	15.477	15.575	15.673	15.772	15.871	15.971	16.071	16.171	16.272	16.374
19	16.477	16.581	16.685	16.789	16.894	16.999	17.105	17.212	17.319	17.427
20	17.535	17.644	17.753	17.863	17.974	18.085	18.197	18.309	18.422	18.536
21	18.650	18.765	18.880	18.996	19.113	19.231	19.349	19.468	19.587	19.707
22	19.827	19.948	20.070	20.193	20.316	20.440	20.565	20.690	20.815	20.941
23	21.068	21.196	21.324	21.453	21.583	21.714	21.845	21.977	22.110	22.243
24	22.377	22.512	22.648	22.785	22.922	23.060	23.198	23.337	23.476	23.616
25	23.756	23.897	24.039	24.182	24.326	24.471	24.617	24.764	24.912	25.060
26	25.209	25.359	25.509	25.660	25.812	25.964	26.117	26.271	26.426	26.582
27	26.739	26.897	27.055	27.214	27.374	27.535	27.696	27.858	28.021	28.185
28	28.349	28.514	28.680	28.847	29.015	29.184	29.354	29.525	29.697	29.870
29	30.043	30.217	30.392	30.568	30.745	30.923	31.102	31.281	31.461	31.642
30	31.824	32.007	32.191	32.376	32.561	32.747	32.934	33.122	33.312	33.503
31	33.695	33.888	34.082	34.276	34.471	34.667	34.864	35.062	35.261	35.462
32	35.663	35.865	36.068	36.272	36.477	36.683	36.891	37.099	37.308	37.518
33	37.729	37.942	38.155	38.369	38.584	38.801	39.018	39.237	39.457	39.677
34	39.898	40.121	40.344	40.569	40.796	41.023	41.251	41.480	41.710	41.942
35	42.175	42.409	42.644	42.880	43.117	43.355	43.595	43.836	44.078	44.320
36	44.563	44.808	45.054	45.301	45.549	45.799	46.050	46.302	46.556	46.811
37	47.067	47.324	47.582	47.841	48.102	48.364	48.627	48.891	49.157	49.424
38	49.692	49.961	50.231	50.502	50.774	51.048	51.323	51.600	51.879	52.160
39	52.442	52.725	53.009	53.294	53.580	53.867	54.156	54.446	54.737	55.030
40	55.324	55.61	55.91	56.21	56.51	56.81	57.11	57.41	57.72	58.03
41	58.34	58.65	58.96	59.27	59.58	59.90	60.22	60.54	60.86	61.18
42	61.50	61.82	62.14	62.47	62.80	63.13	63.46	63.79	64.12	64.46
43	64.80	65.14	65.48	65.82	66.16	66.51	66.86	67.21	67.56	67.91
44	68.26	68.61	68.97	69.33	69.69	70.05	70.41	70.77	71.14	71.51
45	71.88	72.25	72.62	72.99	73.36	73.74	74.12	74.50	74.88	75.26
46	75.65	76.04	76.43	76.82	77.21	77.60	78.00	78.40	78.80	79.20
47	79.60	80.00	80.41	80.82	81.23	81.64	82.05	82.46	82.87	83.29
48	83.71	84.13	84.56	84.99	85.42	85.85	86.28	86.71	87.14	87.58
49	88.02	88.46	88.90	89.34	89.79	90.24	90.69	91.14	91.59	92.05

解説附表3 水分量測定記録例

(吸湿管法の場合)

発生源の種類

測定年月日

測定者名

番号	測定時刻	測定位置	条件		測定値(湿式ガスメータ)			測定値(水分)				
			吸湿剤質量 M (g)	吸引ガス流量 q _m (L/min)	吸引ガス量 V _m (L)	ガスメータ温度 θ _m (°C)	ガスメータ圧力 p _m (kPa)	吸湿管吸湿質量 m _{B2} (g)	吸湿管質量 m _{A1} (g)	吸水分質量 m _{A2} - m _{A1} (g)	水分量 x _w (%)	吸湿量 No.
例	10.15 ↓ 10.20	A	25	2.0	10.0	17	0	96.08	95.31	0.77	9.8	3
								98.04	98.00	0.04		4
										0.81		
水分量の計算							吸引ガス流量の計算					
$x_w = \frac{\frac{22.4}{18} \times m_a \times 100}{V_m \times \frac{273}{273 + \theta_m} \times \frac{101.3 + p_m - p_s}{101.3} + \frac{22.4}{18} m_a} \%$							$q_m < 0.1 \times M \text{ (L/min)}$					
(例)							(例)					
$x_w = \frac{\frac{22.4}{18} \times 0.81 \times 100}{10.0 \times \frac{273}{273 + 17} \times \frac{101.3 + 0 - 1.91}{101.3} + \frac{22.4}{18} \times 0.81} = 9.8 \%$							$q_m = 2.0 < 0.1 \times 25 \text{ (L/min)}$					

解説附表4 流速測定記録例

発生源の種類

測定年月日

測定者名

番号	測定時刻	測定位置	傾斜マノメータ(拡大率10倍)					排ガスの密度(ρ ₀ , ρ)				流速 v (m/s)
			零点の読み h ₁ ' (mm)	動圧の読み h ₂ ' (mm)	動圧の読み h' = h ₂ ' - h ₁ ' (mm)	封液の密度 ρ _m (g/cm ³)	実際の動圧 ρ ₀ = 1/10 × h' × ρ _m × 9.8 (Pa)	ρ ₀ (kg/m ³)	排ガス温度 θ _s (°C)	排ガス圧力 p _s (kPa)	ρ (kg/m ³)	
静	測定位置	A					96.0 Pa	0.096 kPa				
	測定位置						Pa	kPa				
例	11.30 ↓ 11.35	A	25	55	30	0.87	25.5	1.3	150	0	0.84	7.8
排ガス比重量の計算							流速の計算					
$\rho = \rho_0 \times \frac{273}{273 + \theta_s} \times \frac{p_a + p_s}{101.3} \text{ (kg/m}^3\text{)}$							$v = c \sqrt{\frac{2P_0}{\rho}} \text{ (m/s)} \quad c = \text{ヒト一管係数}$					
(例)							(例)					
$\rho = 1.3 \times \frac{273}{273 + 150} \times \frac{101.3 + 0}{101.3} = 0.84 \text{ (kg/m}^3\text{)}$							$v = 1 \times \sqrt{\frac{2 \times 25.5}{0.84}} = 7.8 \text{ (m/s)}$					

解説付表5 ダスト濃度測定記録例

(円筒ろ紙法の場合)

発生源の種類

測定年月日

測定者名

番 号		例
条 件	測 定 点	(A)
	測 定 時 刻	13.20~13.40
	円 筒 ろ 紙	No. (88RH, ノズルφ8)
	排 ガ ス 流 速	v (m/s)
	排 ガ ス 温 度	θ_s (°C)
	ガスメータ温度	θ_m (°C)
	排 ガ ス 水 分	x_w (%)
	等 速 吸 引 流 量	q_m (L/min)
ガ記 ス メ ー タ 録	ガスメータ指針読み	(終)
	ガスメータ指針読み	(初)
	吸 引 ガ ス 量	V (L)
測 定 値	ガスメータ温度	θ_m (°C)
	乾 き ガ ス 量	V'_N (l _N)
円 筒 ろ 紙	捕 集 後 の 質 量	m_2 (g)
	捕 集 前 の 質 量	m_1 (g)
	捕集ダストの質量	$m_0 = m_2 - m_1$ (g)
濃 度	ダ ス ト 濃 度	C_N (g/m ³ _N)
摘 要		ボイラ2基稼働
<p>等速吸引量の計算</p> $q_m = \frac{\pi}{4} d^2 v \left(1 - \frac{x_w}{100}\right) \frac{273 + \theta_m}{273 + \theta_s} \times \frac{p_a + p_s}{p_a + p_m - p_v} \times 60 \times 10^{-3} \text{ (L/min)}$ <p>(例)</p> $q_m = \frac{\pi}{4} (8)^2 \times 7.8 \left(1 - \frac{9.8}{100}\right) \frac{273 + 17}{273 + 150} \times \frac{101.3}{101.3 - 1.94} \times 0.06 = 14.8 \text{ (L/min)}$		
<p>ダスト濃度の計算</p> $C_N = \frac{1000 \times m_0}{V'_N} \text{ (g/m}^3\text{)}_N$ <p>(例)</p> $C_N = \frac{1000 \times 0.0311}{277.1} = 0.11 \text{ (g/m}^3\text{)}_N$		

JIS

大気中の浮遊粒子状物質自動計測器

JIS B 7954-1988

昭和63年3月1日 改正

日本工業標準調査会 審議

(日本規格協会 発行)

A3-Ⅲ-1

- (1) 浮遊粒子状物質 大気中の浮遊粒子状物質は、自然及び人為的に発生するもの、大気中で二次的反応によって生成するものがあり、形態は固体又は液体状の粒子である。粒径は小は分子級から大は数十～数百 μm まであり、厳密な定義はない。したがって、ここでは粒径について規定していないが、環境基準に係る浮遊粒子状物質の場合は、粒径 $10\mu\text{m}$ 以下の粒子とする。
- (2) 相対濃度 本規格では質量濃度を直接測定できる計測器もあるが、光散乱方式と吸光方式の計測器は、質量濃度と一定の相関々係にある物理量として散乱光強度や吸光度を測定するものである。したがって、測定値にある係数を乗じたものが質量濃度となる。このような計測器で示す濃度を相対濃度といい、質量濃度とは区別している。
- (3) 質量濃度 大気中の浮遊粒子状物質の濃度を表す単位で、単位体積中に含まれる浮遊粒子状物質の質量で表す。通常 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ の単位で表すが、 mg/m^3 で表すこともある。質量濃度の測定方法は、ろ過捕集法のJIS Z 8814によるのが基準測定方法とされているが、連続測定ができないため、それが必要な場合は本規格の該当する自動計測器によって測定する。
- (4) 校正用粒子 計測器の校正に用いる粒子で、通常人工粒子を使用する。校正用粒子は、再現性をもち、かつ安定であって、一定の粒径分布をもち、計測器の校正に適したものであればどのような粒子を用いてもよい。しかし、校正用粒子は空気中に浮遊した状態(校正用エアロゾルという。)で使用するため、校正用粒子の種類に応じた発生装置を用いて発生させねばならない。
- (5) 校正用エアロゾル 校正用粒子を含む空気で、上記の校正用粒子を発生装置を用いて発生させ、清浄空気により一定の濃度に希釈して調製し、計測器の指示値の校正に用いる。
- (6) 相対感度 直接質量濃度を測定しない光散乱方式及び吸光方式の計測器は、計測器の光検出器の光量に対する浮遊粒子状物質の濃度との関係が必要となる。そこで、本規格では計測器の最小応答単位に対する校正用粒子の濃度を相対感度と呼ぶことにした。
- (7) 粒 径 流体力学的挙動が比重1の球状粒子と等価となるような粒子の直径である。実際の粒子は、比重、形状も異なるため、このような等価の粒径によって表すことが多い。
- (8) 均一系単分散粒子 校正用粒子の粒径分布を規定するもので、均一の物質からなる粒子で、粒径範囲が狭いことが必要とされる。例えば、粒径範囲 $0.1\sim 3\mu\text{m}$ 、平均粒径(中位径ともいう。) $0.3\mu\text{m}$ 、幾何標準偏差 $\sigma_g=1.5$ 以内程度の粒子がそれに該当する。
- (9) 等価入力 校正用エアロゾルを用いて、計測器の指示値を校正するのが基本であるが、日常の校正には簡単に利用できない。そこで、校正用エアロゾルに代わってゼロ及び一定感度(スパン及び中間点)の確認ができるような手段があれば極めて便利であり、計測器の性能を維持、管理するうえにも有効である。

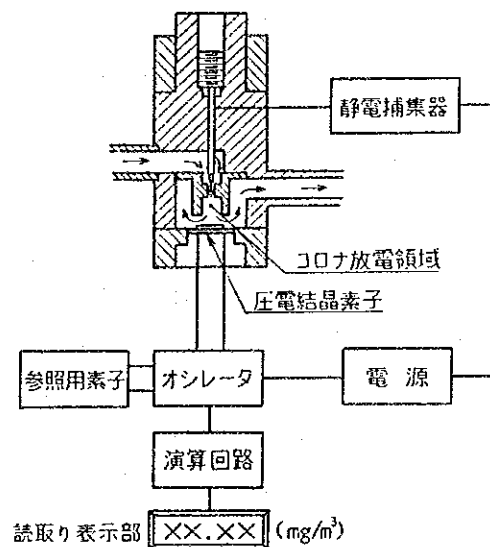
このような手段を等価入力といい、ゼロ等価入力($0\mu\text{g}/\text{m}^3$ の濃度に相当)、中間点等価入力($500\mu\text{g}/\text{m}^3$ 付近の濃度に相当)及びスパン等価入力($1000\mu\text{g}/\text{m}^3$ 付近の濃度に相当)の3種類がある。本文9.2.5参照。

7. 計測器の構造 大気中の浮遊粒子状物質を連続的に測定するための自動計測器は、採取した試料大気中の濃度を1時間の平均濃度として1時間ごとに記録するものである。計測器は、試料大気導入口、検出部、試料大気吸引部、指示記録計などで構成される。それらのうち検出部は、計測器の種類、型式の違いによって、その構造、機能が異なるので、次にそれぞれの計測器について解説する。

なお、環境大気の常時測定を行う計測器は、ほとんど公害対策基本法に基づく大気汚染に係る環境基準に関する浮遊粒子状物質を対象とするので、JIS Z 8814に基づいた分粒装置を試料大気導入口に取り付けて、粒径が10 μ m以下の大気中の浮遊粒子状物質を測定するように構成されている。ただし、光散乱方式の計測器は測定原理上10 μ m以上の粒子は検知しないため、分粒装置を設けていない。

- (1) 圧電天びん方式 粒子が試料大気導入口に沈着するのを防ぐため、試料大気は22 l/minの流量で導入し、等速吸引機構によってそのうちの1 l/minを分岐して検出器に導びく導入方法となっている。解説図1は検出器の一例を示すもので、試料大気の流路にある放電電極によるコロナ放電によって、水晶振動子の表面に粒子をスポット捕集する。水晶振動子はオシレータ回路と組み合わせて水晶発振回路を形成し、水晶振動子の固有振動数(約5 MHz程度)で発振する。水晶振動子への粒子の捕集が10 μ gを超えるとこの部分に洗剤、水などを導入し、粒子を洗浄除去してから再び測定を始める。放電電極は放電電流を一定に保つため20~30日で交換する。ただし浮遊粒子状物質の濃度、粒状によってその間隔は異なる。

解説図1 圧電天びん方式の検出器の例



- (2) ベータ線吸収方式 ベータ線源、検出器の構造、また、ろ紙供給機構とこれらの配置によって多くの種類がある。

- (2.1) ろ紙 浮遊粒子状物質を捕集するろ紙はテープ状のガラス繊維ろ紙、石英繊維ろ紙又は四ふっ化エチレン樹脂ろ紙で、通常1か月又は3か月連続して使用できるようロール状になったものを用いる。捕集ろ紙の選択に当たっては、粒子捕集率、吸湿性、強度、ガス吸着性を考慮する必要がある。粒子捕集率については、0.3 μ mの粒子に対して99%以上であることが必要である。

なお、ろ紙はJIS K 0901(気体中のダスト試料捕集用ろ材)に規定する捕集率A1のものを用いる。

5. 計測器の種類 大気中の浮遊粒子状物質の濃度を連続して測定する自動計測器で、次の4種類について規定されている。圧電天びん方式及びベータ線吸収方式は計測器の指示が大気中の浮遊粒子状物質の質量濃度を直接指示するものであり、光散乱方式及び吸光方式は質量濃度と一定の相対的關係にある物理量を指示するものであり、指示値にある係数を乗じる、いわゆるF値補正によって質量濃度を求める。

- (1) 圧電天びん方式 一定の周波数を発振している発振回路を構成する水晶振動子に大気中の浮遊粒子状物質を静電的に捕集する。粒子の付着によって水晶振動子の振動数が低下するから、発振回路の発振周波数を粒子の付着前後で計測し、周波数の変化量を求めて浮遊粒子状物質の質量濃度を測定する方法である。
- (2) ベータ線吸収方式 テープ状のろ紙上に浮遊粒子状物質をスポットとして捕集し、放射線源より低レベルのベータ線を照射する。粒子を捕集する前のろ紙に対するベータ線の透過量を計測し、次いで粒子を捕集した後のろ紙に対するベータ線の透過量を計測し、ベータ線の吸収量の増加を求めて浮遊粒子状物質の質量濃度を測定する方法である。
- (3) 光散乱方式 遮光し暗黒に保った測定室に試料大気を導入して光を照射し、浮遊粒子状物質による散乱光量の強さを計測して、浮遊粒子状物質の相対濃度を測定する方法である。
- (4) 吸光方式 テープ状のろ紙上に浮遊粒子状物質をスポットとして捕集し、可視光の波長帯における吸光量を計測して、浮遊粒子状物質の相対濃度を測定する方法である。

6. 測定範囲 各種の計測器について、その測定範囲（レンジともいう。）は、規格にある0～1000、0～2000、0～5000、0～10000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ の4種類のレンジより2レンジ又は3レンジを選んでいる場合が多い。

計測器の指示値はいずれも1時間にわたって捕集した浮遊粒子状物質の量に対して求めた濃度で、1時間の平均濃度を示すものであり、各計測器の測定範囲もこれに対応したものである。多くの計測器の測定結果は、プリンタによる濃度の直接印字記録、濃度に対応するアナログ直流電圧の出力、濃度に対応する数のパルス出力などによって取り出されており、複数の出力をもっている計測器が多い。

大気中の浮遊粒子状物質が高濃度の場合、それが測定器の測定範囲のうちであっても、1時間の測定周期を自動的に幾つかに分割し、それぞれの測定結果を合わせて、1時間の平均濃度とする計測器が多い。その要因と機能については計測器の種類によって異なるので、次に圧電天びん方式とベータ線吸収方式の計測器について述べる。

- (1) 圧電天びん方式 原理的に感度の高い方式であるが、水晶振動子に静電捕集した粒子の量が多くなると、水晶振動子の発振周波数変化の直線性が失われてくる。水晶振動子に捕集した粒子が10 μg を超えるごとに自動的に洗浄装置が動作し、洗剤及び水によって水晶振動子を洗浄し、捕集した粒子を除去して再び測定を開始する。1時間の測定周期内のそれぞれの測定値と捕集時間から、浮遊粒子状物質の1時間平均濃度を演算して指示値とする。
- (2) ベータ線吸収方式 ろ紙上に浮遊粒子状物質が捕集されるに従い、ろ紙の通気抵抗が大きくなり差圧が増大する。浮遊粒子状物質が高濃度の場合、又はろ紙の目詰まりを生じやすい粒子の場合には、大気の流量安定化装置の調整範囲を超えて流量が低下する場合がある。ろ紙の差圧が200～300 mmHgに達するごとに自動的に測定をリセットし、ろ紙を巻き取りつつ新しい部分に移動し、再び繰り返して測定を開始する。1時間の測定周期内のそれぞれの測定値と捕集時間から浮遊粒子状物質の1時間平均濃度を演算して指示値とする。この場合は、ろ紙上に捕集した粒子のスポットは1時間の測定周期について2個以上とし、また計測器のプリンタの印字にはろ紙移動として出力される。

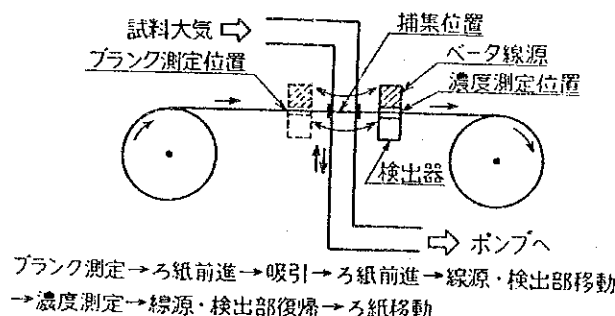
(2.2) ベータ線源 ベータ線源は密封線源で、 ^{14}C 、 ^{147}Pm などの低いエネルギーのものが使用されている。これらの線源の放射能は $3.7 \times 10^6 \text{ Bq}$ ($100 \mu\text{Ci}$) 以下で放射線障害防止法に規定された“放射性同位元素”に該当しない放射能の弱いもので、計測器の取扱いに資格者を必要とすることはないが、取扱いには注意しなければならない。ベータ線源の交換、また計測器の更新などのために不要となったベータ線源は、製造業者に引き渡し、回収されるように注意しなければならない。

(2.3) 検出部の構造 大気中の浮遊粒子状物質の採取前後のろ紙に吸収されるベータ線の強さを測定するための検出部の構造には種々な方式があり、ろ紙に対する線源と検出器の位置関係、動作機械など代表的なものについて以下に例を示す。

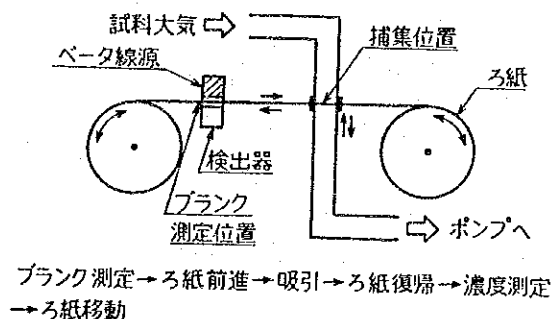
なお、ろ紙が粒子を捕集して生ずる差圧の上昇などによる試料大気流量の変動を防止するための流量安定化機構が入っている。

- (a) ろ紙、検出器とも動かす方式 解説図2に例を示す構造のものでは、ブランク測定位置でまずベータ線の強さを測定し、ろ紙を捕集位置に動かし浮遊粒子状物質を捕集する。次いでろ紙を濃度測定位置に動かし併せて検出器もブランク測定位置から動かしてベータ線の強さを測定し濃度を求める。
- (b) ろ紙だけを動かす方式 解説図3に例を示す構造のものでは、測定位置で固定された検出器によってブランクのベータ線の強さを測定する。ろ紙を捕集位置に動かし浮遊粒子状物質を捕集する。次いでろ紙を再び測定位置に戻しベータ線の強さを測定し濃度を求める。
- (c) ろ紙、検出器とも動かさない方式 解説図4に例を示す構造のものでは、ろ紙に浮遊粒子状物質を捕集する前後において、ろ紙、検出器を共に動かさず、捕集位置とベータ線の強さ測定を同じ位置で行う方式で、粒子を捕集しながら同時に濃度測定を行うことができる。

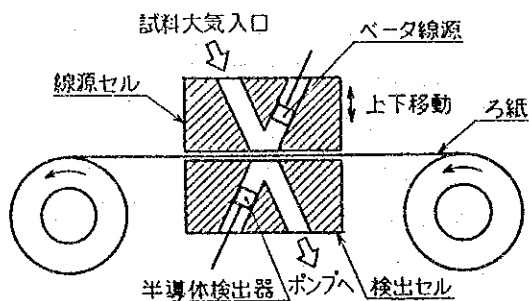
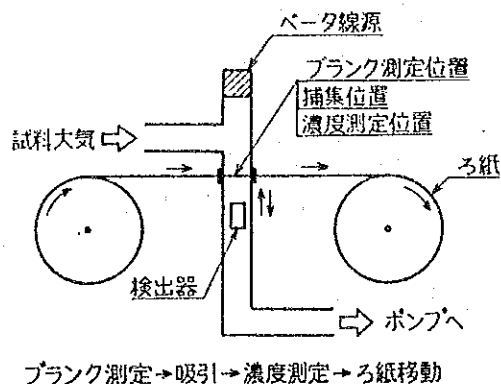
解説図 2 ろ紙、検出器とも動かすベータ線吸収方式の検出器の例



解説図 3 ろ紙だけを動かすベータ線吸収方式の検出器の例



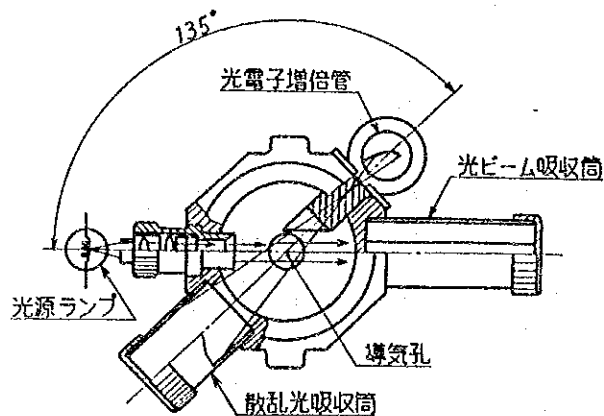
解説図 4 ろ紙、検出器ともに動かさないベータ線
吸収方式の検出器の例



解 6

- (3) 光散乱方式 大気中の浮遊粒子状物質による光散乱量の強さを測定する検出器の構造の一例を解説図5に示した。タングステンランプを用いた光源から光のビームを、導気孔から導入される試料大気に照射する。光源の対向面には光ビーム吸収筒を配置して検出部内を暗黒に保つ。粒子による散乱光は光軸に対して 135° の位置に設けた光電子増倍管によって検出する。

解説図 5 光散乱方式の検出器の例



- (4) 吸光方式 大気中の浮遊粒子状物質を捕集するろ紙はベータ線吸収方法と同様なものが用いられ、捕集した粒子は吸光量による計測以外に、光の反射率を測定する方式のものもある。これらの方式による計測器は現在使われていない。

8. 校正用エアロゾル及び等価入力

校正用エアロゾル及びその発生方法 人工的エアロゾルについては、使用目的によって各種の粒子を用いる発生方法があるが、本規格のような計測器の校正に用いる校正用粒子は2～3種類に限られており、主にステアリン酸粒子及び線香の煙粒子が一般に広く利用されている。

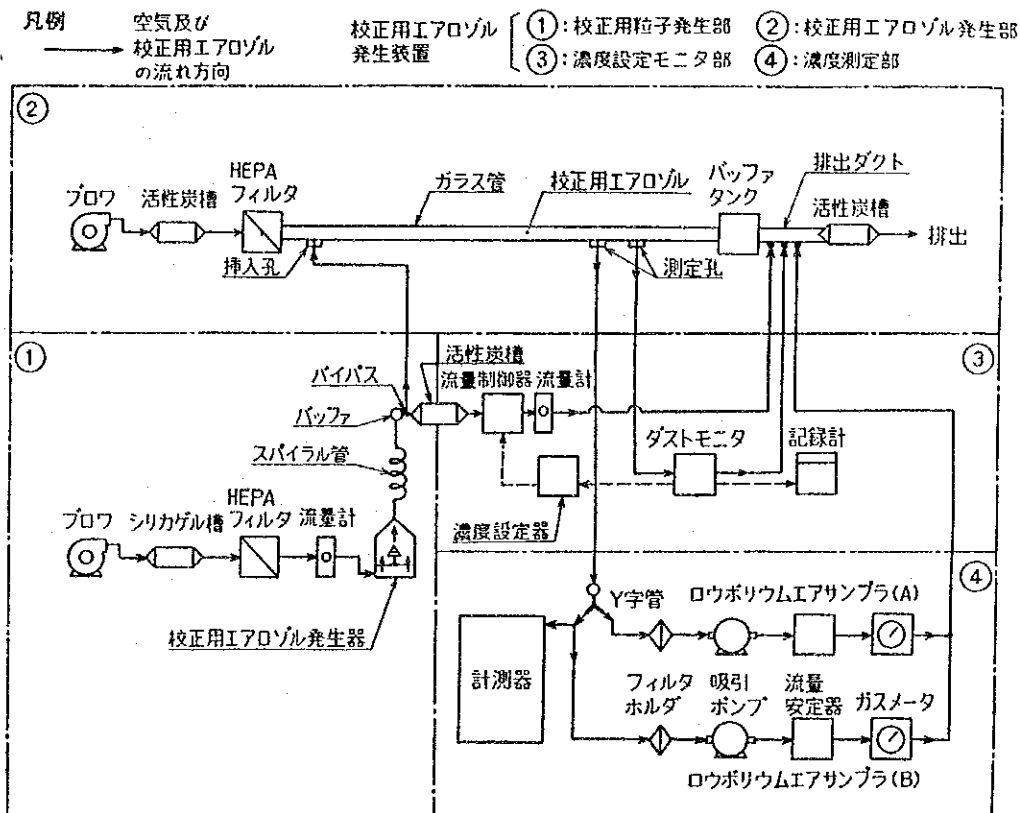
このうち、線香の煙粒子は発生方法が極めて簡単であり、その粒径範囲も狭く中位径 $0.3\mu\text{m}$ 前後、幾何標準偏差 $\sigma_g=1.5$ 以下で、均一単分散粒子として校正用エアロゾルに適している。以下、その発生装置及び発生したエアロゾルの特性等について述べる。

(1) 校正用エアロゾル発生装置 校正用エアロゾル発生装置の例を次に示す。

(a) 校正用エアロゾル発生装置の構成 本装置は次の各部から構成されており、その構成図を解説図6に示す。

- ① 校正用粒子発生部
- ② 校正用エアロゾル発生部
- ③ 濃度設定モニタ部
- ④ 濃度測定部

解説図6 校正用エアロゾル発生装置の構成図



(b) 校正用粒子発生部 校正用粒子として線香の煙粒子を発生する部分で、アクリル製チャンバ（ $\phi 400 \times 850\text{mm}$ ）の中の線香（うず巻形8時間使用可）に燃焼用空気を送って着火燃焼させ、煙粒子を発生させる。燃焼用空気はブロワ（ 20l/min ）によって吸引した空気をシリカゲル槽（ $\phi 100 \times 300\text{mm}$ ）及びHEPAフィルタ（超高性能エアフィルタ）（ $250 \times 250 \times 200\text{mm}$ ）を通して乾燥無じん化し、流量計（浮子式）を経て一定流量（ 20l/min ）に調節した後チャンバ内へ送り込む。

発生した煙粒子は、燃焼用空気と混合し、エアロゾルとなってチャンバ上部のスパイラル管を通して均一化され、パッファ（ $\phi 100\text{mm}$ ）を経て送入ノズルから校正用エアロゾル発生部のガラス管（ $\phi 100 \times 1300\text{mm}$ ）内に導入される。

この場合、パuffァに設けたバイパスによって、エアロゾルの一部は上記ガラス管の後端に接続した排出ダクト内へ活性炭槽と流量制御器を通して排出されるようになっており、その排出量を流量制御器で加減することによって、ガラス管内に導入されるエアロゾルの量を調節し、所要の濃度に設定できるようにしている。

- (c) 校正用エアロゾル発生部 ガラス管内に導入された煙粒子のエアロゾルを、一定流量の清浄空気によって希釈して所要の濃度に調節し、校正用エアロゾルとしてロウポリウムエアサンプラ及び計測器に供給する部分である。

ブロワ(500 l/min)から吸引した空気を活性炭槽(φ100×300mm)及びHEPAフィルタ(250×250×300mm)を通して清浄無じん化し、整流格子によって整流してガラス管内に送入し、パuffァタンク(250×250×200mm)、排出ダクト及び活性炭槽を経て大気中に排出するようにしている。

ガラス管は、上流部に前述のエアロゾルを送入ノズルから導入する挿入孔(φ40mm)を設け、その1300mm下流側に濃度測定用及び濃度設定モニタ用の2個の測定孔(φ40mm)を設けている。

- (d) 濃度設定モニタ部 ガラス管内のエアロゾルの濃度を連続的に測定するとともに、所要の濃度に設定するた

めに、上記バイパスからの排出量を流量制御器によって自動的に調節する機構を備えたものである。

エアロゾルの濃度は、光散乱方式のダストモニタによって、測定孔から吸引して連続的に測定し、測定後は排出ダクト内へ排出する。測定した濃度はダストモニタと濃度設定器に指示するとともに、記録計にも記録できるようにしている。

濃度設定器(0~2mg/m³)は、測定した濃度とあらかじめ設定した濃度を比較し、差があればバイパスに設けた流量制御器内のバルブを開閉してバイパスの流量を加減し、設定した濃度に一致するように調節する。

なお、バイパスの流量は流量計(浮子式)によって測定できるようにしている。したがって、バイパスの流量は手動で調節もできるが、通常は自動調節としている。

記録計には、濃度が自動的に記録されるため、濃度の変動が監視できる。ただし、この濃度は相対濃度であり、別途ロウポリウムエアサンプラによって質量濃度に換算できるので、両者の関係から所要の質量濃度を設定することができる。

- (e) 濃度測定部 校正用エアロゾルの濃度を測定する部分である。ガラス管内のエアロゾルを測定孔に設けた吸引ノズルから吸引し、パuffァ(φ100mm)付のY字形管(φ10×200mm)を通して2系列に分岐し、基準濃度測定用のロウポリウムエアサンプラ(A)と(B)又は校正する計測器に導くようにしている。

Y字形管によって分岐したエアロゾルの濃度は、両方とも等しいことが前提条件として重要である。したがって、あらかじめ両方にロウポリウムエアサンプラ(A)及び(B)をそれぞれ接続して濃度を測定し、両者の濃度を比較できるようにしている。この場合、(A)及び(B)の濃度差は5%以内でなければならない。

ロウポリウムエアサンプラは、フィルタ(φ37mm)を経てエアロゾルを吸引ポンプ(0~30 l/min)によって吸引するが、吸引流量を一定にするため、流量安定器(流量制御器付)を通し、ガスメータ(1回転5 l)を経て排出ダクト内へ排出するようにしている。

実際に計測器を校正する場合は、Y字形管の片方にロウポリウムエアサンプラ(A)、他方に校正する計測器をそれぞれ接続し、ロウポリウムエアサンプラの吸引流量を計測器の吸引流量と同一にして濃度を測定し、この濃度を基準として計測器による指示値を校正するようにした。

(f) 本装置の性能試験結果 線香の煙粒子を用いた校正用エアロゾル発生装置の性能については、所要の試験を行いその性能を確認した。その結果は次のとおりである。

① 希釈空気中の浮遊粒子状物質の濃度 希釈空気は、粒子状物質を含まない空気、粒子状物質の質量濃度が無視し得る程度にしか含まない空気であればならない。

そこで、煙粒子を発生しない状態で空気を活性炭槽及び HEPA フィルタを通して浄化した後ガラス管内に送入し、その空気中の浮遊粒子状物質の濃度を Y 字形管によって分岐してロウボリウムエアサンプラ(A)及び(B)で測定した。測定結果を解説表 1 に示す。

解説表 1 希釈空気中の浮遊粒子状物質濃度

測定点	捕集量	吸引量	質量濃度	光散乱式濃度	備考
(A)	0.01 mg	21 m ³	0.5 µg/m ³	0 c. p. m.	(A)と(B)は同時測定
(B)	0.01 mg	21 m ³	0.5 µg/m ³		

解説表 1 から明らかなように、(A)及び(B)とも 0.5 µg/m³ であり、この程度であれば計測器のゼロドリフト試験用としても使用可能である。

② 煙粒子の粒径分布 煙粒子を発生させ、所要の濃度約 200~1700 µg/m³ に調整した場合の粒径分布を、光散乱式粒径分布測定器によって測定した。測定結果を解説表 2 に示す。

解説表 2 線香の煙粒子の発生条件と粒径分布

測定 No.	測定回数	粒径分布			質量濃度 µg/m ³	光散乱式濃度 c. p. m.	燃焼空気量 l/min
		n	Dp ₅₀ (µm)	σ _g			
2	1	270 108	0.35	1.31	(A) 1 057	650	20
		269 079	0.35	1.34	(B) 1 049		
	2	267 828	0.36	1.31	(A) 1 066	650	20
		268 273	0.35	1.31	(B) 1 054		
	3	267 481	0.35	1.34	(A) 1 067	650	20
		267 735	0.34	1.32	(B) 1 066		
4	1	245 237	0.31	1.32	(A) 467	280	20
		243 350	0.32	1.28	(B) 464		
	2	242 814	0.32	1.28	(A) 472	280	20
		243 802	0.31	1.26	(B) 475		
	3	240 966	0.31	1.29	(A) 455	280	20
		238 345	0.31	1.26	(B) 463		
5	1	213 237	0.28	1.29	(A) 207	140	20
		208 848	0.28	1.29	(B) 208		
	2	210 544	0.28	1.28	(A) 202	140	20
		211 261	0.28	1.29	(B) 204		
	3	209 670	0.29	1.31	(A) 227	140	20
		212 627	0.29	1.31	(B) 229		

校正用エアロゾルの粒径分布については、計測器の特性からみれば粒径は多少の幅をもつことは差し支えない。環境基準に係る粒子状物質では粒径 10 μm 以下であればよい。特に光散乱方式の計測器では中位径 0.3 μm 、幾何標準偏差 $\sigma_g=1.5$ 以内が必要条件とされる。しかし、基準測定法のろ過捕集法（ロウポリウムエアサンプラ）では、その捕集効率（0.3 μm の粒子を 99% 以上捕集可能）が低下するような、微細な粒子（0.01 μm 以下）を含むのは適当でない。

解説表 2 から明らかなように、中位径 D_{p50} は 0.3 μm 前後であり、 $\sigma_g=1.33$ 以下であり、粒径分布としては規定の均一単分散粒子としての性能をもつものと判断される。

- ③ 煙粒子の設定濃度と安定性 煙粒子の濃度設定可能な範囲は 0 ~ 2 mg/m^3 である。しかし、実際に本規格で試験する濃度範囲は 0 ~ 1000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ であり、中間点濃度としてその $\frac{1}{4} \sim \frac{1}{2}$ (250 ~ 500 $\mu\text{g}/\text{m}^3$) の濃度を安定して発生させることが必要である。

本装置の濃度設定器を用い、濃度を 200 ~ 1700 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ の範囲で自動制御によって設定した場合の、測定結果と再現性の試験結果を解説表 3 に示す。

解説表 3 煙粒子の発生濃度安定性と再現性

測定 No.	測定回数	質量濃度 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	光散乱式濃度 c. p. m.	濃度変動幅 %	濃度安定性	発生濃度再現性%
2	1	1053	650	± 3	ほとんど一定	1.3
	2	1060		± 3	ほとんど一定	
	3	1067		± 3	ほとんど一定	
4	1	466	280	± 5	ほとんど一定	3.3
	2	474		± 5	ほとんど一定	
	3	459		± 5	ほとんど一定	
5	1	208	140	± 9	ほとんど一定	12.3
	2	203		± 9	ほとんど一定	
	3	228		± 9	ほとんど一定	

備考 1. 発生濃度の再現性 = $\frac{\text{質量濃度最大値} - \text{最小値}}{\text{質量濃度平均値}} \times 100(\%)$

2. 濃度変動幅は設定濃度に対する変動幅

解説表 3 から明らかなように、200 ~ 2000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ の濃度を設定することができる。

また、設定濃度の安定性については、 $\pm 10\%$ 以内の変動幅で 3 時間以上一定の濃度レベルを保持することが、光散乱方式計測器の記録値から確認された。このデータは、濃度設定器によってバイパスの流量制御器を作動させる自動制御機構を用いた結果であり、自動制御を行わない場合は、 $\pm 50\%$ 前後の濃度変動が認められる。

- ④ Y 字形分岐管による煙粒子の濃度差 発生した煙粒子による校正用エアロゾルの濃度は、ロウポリウムエアサンプラ(A)と校正用計測器による同時測定が可能でなければならない。そのためパッファ付 Y 字形管によって校正用エアロゾルを測定孔から吸引分岐し、両者に供給できるようにしたが、濃度を 200 ~ 1800 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ の範囲に設定した場合のロウポリウムエアサンプラ (A) 及び (B) によって測定した。測定結果を解説表 4 に示す。

分岐した (A) と (B) の濃度差は、いずれも 2% 以内であり、本規格の 5% 以内を十分満足している。

解説表 4 バッファ付Y字形管を用いた分岐濃度

測定 No.	測定回数	測定点	捕集量 mg	吸引流量 l/min	吸引量 m ³	質量濃度 µg/m ³	(A)と(B)の濃度差 %
2	1	(A)	1.26	19.9	1 192	1 057	-0.76
		(B)	1.25	19.9	1 192	1 049	
	2	(A)	1.27	19.9	1 191	1 066	-1.13
		(B)	1.26	19.9	1 195	1 054	
	3	(A)	1.27	19.8	1 190	1 067	-0.09
		(B)	1.28	20.0	1 201	1 066	
4	1	(A)	1.14	20.3	2 439	467	-0.64
		(B)	1.13	20.3	2 433	464	
	2	(A)	1.14	20.1	2 415	472	0.64
		(B)	1.15	20.2	2 423	475	
	3	(A)	1.12	20.5	2 460	455	1.76
		(B)	1.14	20.5	2 464	463	
5	1	(A)	0.78	20.9	3 761	207	0.48
		(B)	0.78	20.9	3 758	208	
	2	(A)	0.75	20.7	3 717	202	0.99
		(B)	0.76	20.7	3 719	204	
	3	(A)	0.83	20.3	3 662	227	0.88
		(B)	0.84	20.4	3 663	229	

備考 (A)と(B)の濃度差は(A)を基準とした値である。

$$\text{濃度差(\%)} = \left(\frac{A-B}{A} \right) \times 100$$

(2) 校正用エアロゾル発生装置の性能 本装置の性能について試験を行ったが、解説表5はその結果をまとめたものである。

解説表 5 校正用エアロゾル発生装置の性能の総括

粒子の種類	希釈空気中の浮遊粒子状物質濃度	校正用エアロゾルの粒径分布	濃度の安定性	Y字形管による分岐濃度の差
煙粒子	0.5 µg/m ³ 以下	中位径 (Dp ₅₀) 0.28~0.39 µm 幾何標準偏差(σ _g) 1.28~1.33	設定濃度の ±10% 以内	2% 以内

上記の校正用エアロゾル発生装置は、通商産業省計量行政室の指導によって財団法人機械電子検査検定協会において開発したものであり、参考として示した。

なお、線香の煙粒子を用いてエアロゾルを発生する装置は、計測器の各メーカーにおいてもそれぞれ開発されており、原理的には同じである。

一方、ステアリン酸粒子を用いる校正用エアロゾルの発生装置もあるが、上記の線香の煙粒子発生器に代えて、ステアリン酸粒子の発生装置を用いればよく、その他の部分は本装置と全く同じである。

9. 附属装置 計測器には必要に応じて下記の附属装置が付加されている。附属装置は、計測器の種類及び目的とする機能によって選択して使用される。

(1) 分粒装置 環境大気の常時測定を行う計測器は、粒径が $10\mu\text{m}$ 以下の大気中の浮遊粒子状物質が測定できるような分粒特性をもつ分粒装置を試料大気導入口に取り付けている。分粒装置は JIS Z 8814 に基づくものであり、圧電天びん方式及びベータ線吸収方式の計測器の多くは遠心分離形分粒装置、いわゆるサイクロン形の分粒装置が用いられている。

また、光散乱方式の計測器は測定原理上 $10\mu\text{m}$ 以上の粒子は検知しないため、及び検出器の構造が慣性衝突形に類似していることから分粒装置は設けていない。

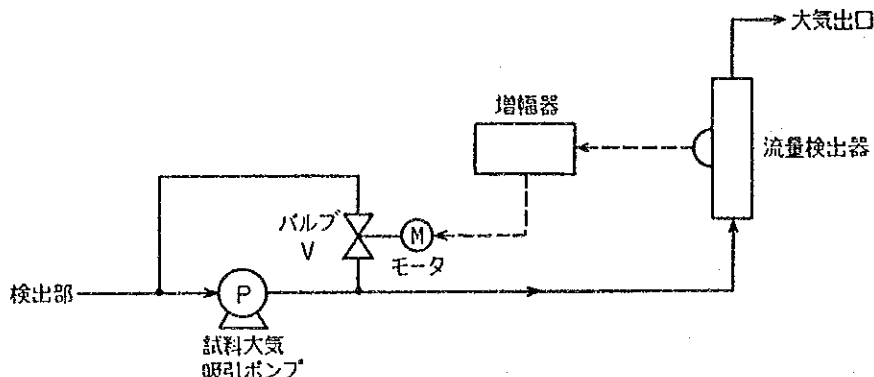
(2) 平均化演算器 大気中の浮遊粒子状物質の濃度の測定結果は、計測器の構造として、その1時間の平均濃度を1時間ごとに記録することとなっている。測定結果が1時間の平均値となっていない信号については、それを1時間の平均濃度となるように信号を演算する平均化演算器を組み合わせて用いる。例えば、測定結果がパルス列となって出力される信号については、これを1時間にわたって計数し、1パルス当たりの感度に基づいて演算し1時間の平均濃度を出力するものがある。

(3) 流量安定化装置 圧電天びん方式、ベータ線吸収方式及び吸光方式の計測器は、試料大気流量の変動は測定結果に直接影響するのでこれの安定化は重要な要因である。ベータ線吸収方式及び吸光方式の計測器は、ろ紙上に浮遊粒子状物質を捕集するに従い、ろ紙の通気抵抗が大きくなりこの差圧が次第に増大して、試料大気流量が低下するおそれがある。ろ紙は1時間の測定周期ごとに新しい部分にろ紙移動をするから、1時間の短時間においても、また長期間にわたっても試料大気流量の変動を防ぐために、流量安定化装置を用いている。

流量安定化装置は、試料大気流量の設定流量からの変動を検出し、この電気信号を増幅して、ニードル弁などの流量調整機構を動かして、流量を自動的に設定流量に引き戻すフィードバック制御機能をもつもので、1時間の周期内におけるろ紙の目詰まりに対しても、長期的には日常の保守に依存することなく、常に試料大気流量を設定流量に正確に維持するものである。

解説図7に流量安定化装置の構成の一例を示す。試料大気流量の設定値からの変動を検出し、これを電気信号とするものは、マスフローコントローラによる方法、また流量計のフロートの位置を光学的に検出する方法などがある。試料大気流量が変動し設定流量から外れると、検出された信号は増幅されて電気信号となり、これでモータ等を回して弁を調整し、流量を設定流量に引き戻す制御を行っている。

解説図 7 流量安定化装置の構成例



10. 計測器の試験方法

- (1) 空試験 ガス分析装置のゼロガスを用いて行うゼロドリフト試験に相当する試験で、ゼロガスに対応するものとして粒子状物質を含まない空気、例えば精製乾燥空気を JIS K 0901 に規定する捕集率 A 1 のろ過材 2 枚を通して得られたものを用いる。
- (2) 試料大気流量の安定性 計測器はその種類によって試料大気流量の変動特性が異なるので、試験方法を計測器の種類によって区別して規定した。
 - (a) 圧電天びん方式の計測器 浮遊粒子状物質の捕集機構に差圧を生じる部分がなく、短期間に試料大気流量に変動を生じる要因がないので、長期的な安定性について試験方法を規定した。
 - (b) ベータ線吸収方式及び吸光方式の計測器 浮遊粒子状物質をろ紙に捕集する際に、ろ紙の抵抗によって差圧を生ずる。粒子を捕集するに伴い、差圧が増加し、試料大気流量が低下するので、流量安定化装置によってその変動を防止している。ろ紙は毎測定周期ごとに移動し新しいものとするので、校正用エアロゾルを導入する試験中の 1 時間の測定周期の始めと終わりにそれぞれの試料大気流量を読み取り、粒子によってろ紙に目詰まりが生じた場合の試験方法を規定した。
 - (c) 光散乱方式の計測器 試料大気の流路に差圧を生ずる部分がなく、また、原理的に試料大気流量が変動しても検出器の感度は変化しないので、試験は行わないこととした。

JIS

排ガス中のダスト粒径分布の測定方法

JIS K 0302-1989

平成元年2月1日 制定

日本工業標準調査会 審議

(日本規格協会 発行)

A3-N-1

1. 適用範囲 この規格は、大気汚染防止法に規定するばいじんや粉じんのほか、化学工業や食品工業など広く粉体を扱うプロセスにおける、気体中の粒子の粒径分布測定にも適用することができる。

ダストの粒径分布測定は、ばいじんを含む排ガスの拡散予測計算又は環境大気中の浮遊粒子状物質 (SPM, suspended particulate matters) の発生源寄与の解明に必要なダストの粒径別化学成分の分析、さらに大気汚染防止のための集じん装置の選定、設計及び性能評価、又は粉体関連工業における粉碎、分級、選別といった単位プロセスの評価のためにも必要であり、この規格は、このような広範な分野に対して適用範囲をもっている。

3. 用語の意味 この規格で用いる主な用語の一部は、JIS B 9909 (集じん装置の仕様の表し方)、JIS Z 8808 (排ガス中のダスト濃度の測定方法)、JIS Z 8901 (試験用ダスト) に定義されているので、不必要な重複は避けた。しかし、これらの定義とは異なる表現を用いる必要を認めた用語については、重複を避けずに取り上げた。

なお、JIS B 7954 (大気中の浮遊粒子状物質自動計測器) 及び JIS Z 8814 (ロウポリウムエアサンプラ及びロウポリウムエアサンプラによる空气中浮遊粉じん測定方法) にも、関連した用語の定義が記されているが、これらは大気中の粒子に関するものであり、発生源のダストを規定したこの規格の用語の意味とは異なるので、特に記載していない。

(1) ダスト JIS B 9909 では、“ガスに含まれる固体粒子で、通常 $1\mu\text{m}$ 以上の大きさをもつ粒子をいうが、この規格では $1\mu\text{m}$ 以下の大きさの固体粒子のフューム (fume) も含む。”と定義している。

また、JIS Z 8808 では、“ばいじん、粉じんなどの固体粒子で、乾燥によって付着水分を除いたもの。結合水分など、この規格に基づく測定によってひょう量されるものは、ダストとみなす。”と定義して、水分との関係を明らかにしている。この規格でも、捕集したダスト試料は $105\sim 110^\circ\text{C}$ で1時間乾燥することにしており、両規格の考え方と基本的に同じである。

環境大気中の粒子については、例えば、JIS B 7954 のように、「浮遊粒子状物質」を“大気中に浮遊する固体及び液体粒子”と定義して用いており、液体粒子の評価及び試料の乾燥温度の点で、この規格におけるダストとは明確に異なっている。

(2) 粒径 粒子の大きさを一次元の数値で表したもので、粒子が球形であれば粒径の表し方は簡単であるが、一般には複雑な形状をしているので、粒径にも種々の定義がある。ここでは、空気 (又はガス) 中を運動している状態で粒子の大きさを知る必要があるので、幾何学的粒径 (D_p) に対して粒子の密度 (ρ_p) を考慮した流体力学的な大きさ

$$D_{pa} = D_p \sqrt{\rho_p}$$

で表すことにしている。これを空気力学的粒子径又は空気力学径 (D_{pa}) (aerodynamic diameter) と呼んでいる。

なお、JIS Z 8814 でも、この規格と同様の定義を与えて用いている。

4. 測定方法の種類及び原理 ダクトの粒径分布測定方法には、大きく分けると、ダクト内を流れている状態で測定する方法 (in-situ measurement) と、集じん装置で捕集されたダストについて測定する方法とがある。後者は、採取した一定量のダスト試料について、ふるい分け法、液相沈降法、顕微鏡法などによって測定するが、集じん装置で捕集できなかったダストは測定対象となり得ないという欠点がある。そこで、最近では一般に前者の測定方法が用いられる。

ダクト内を流れている状態で粒径分布を測定する方法としては、粒子の慣性力を利用して分離して測定する方法 (慣性衝突法—カスケードインパクト法)、粒子の遠心力を利用して分離して測定する方法 (遠心分離法—多段サイクロン法)、粒子に電荷を与えてクーロン力によって分離して測定する方法 (静電分離法—電気移動度法)、粒子に照射した光の散乱光から測定する方法 (光学的方法—光散乱法) など各種のものがある。これらの方法の特徴を比較すれば解説表1のようである。

解説表 1 において、粒径分布を個数基準で求めるものは、ダスト濃度が極めて低い場合であって、粒子 1 個 1 個の粒径を基にして分布を計算する。集じん装置の性能評価や粉体プロセスの評価の目的では、これよりはるかに高い濃度を対象とすることが多いので、一般には質量基準による測定方法を活用する。

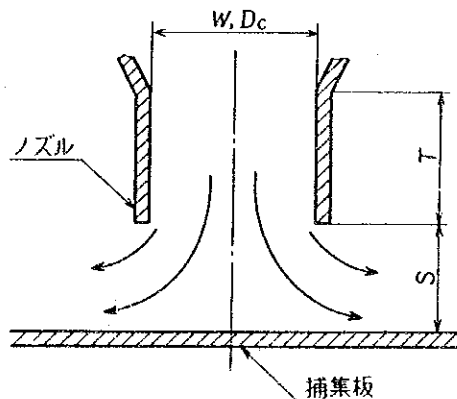
この目的では、比較的最近、多段サイクロンが米国で開発され、測定例も報告されているが、日本では現在市販されていない状況を考慮し、そして、カスケードインパクト法が広く採用されていることから、この規格ではカスケードインパクト法だけを取り上げることとした。

解説表 1 ダクト中のダストの粒径分布測定方法

測定方法	測定範囲 (μm)	粒径分布	対象ダスト濃度
カスケードインパクト法	0.05~30	質量基準	中~大
多段サイクロン法	0.1 ~20	質量基準	中~大
光散乱法	0.1 ~20	個数基準	小
電気移動度法	0.01~ 1	個数基準	小

カスケードインパクト法の測定原理としては、解説図 1 に示すように、小さなノズルから捕集板に向かって試料ガスを高速で吹き付け、ガス中の粒子を慣性力によって捕集板上に衝突、分離捕集させるもので、このノズル口径を次第に小さくした数段のインパクトを用いて構成し、ガス流速を次第に大きくすることによって、下流にいくほど小さい粒子を分離捕集して、粒径分布を測定する。この形式の装置をカスケードインパクトと呼んでいる。

解説図 1 インパクトのノズル



D_c, W : ノズル口径又はスリット幅

T : ノズル長さ

S : ノズル先端と捕集板との距離

インパクトにおいて分離捕集される粒子の大きさは、ノズルから噴出される粒子の慣性力、すなわち、次式に示す無次元の慣性パラメータ (ψ) によって決定される。

$$\psi = \frac{C \times \rho_p \times D_p^2 \times v_0}{18 \times \mu \times D_c} \dots\dots\dots (1)$$

ここで、 C はカニングム補正係数、 ρ_p は粒子密度、 D_p は粒径、 v_0 はノズルからの噴出速度、 μ はガスの粘性係数、 D_c は円形ノズルの直径 (長方形ノズルの場合はスリット幅 W で置き換える。) である。

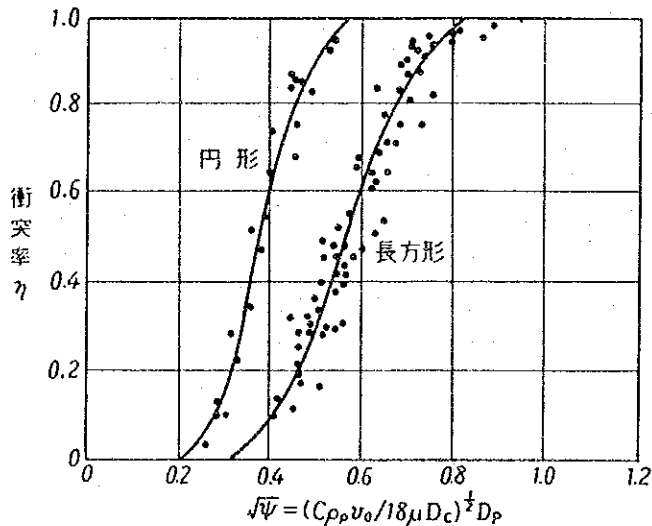
なお、慣性パラメータとして $Stk [= C \rho_p D_p^2 v_0 / 18 \mu (D_c / 2)]$ を用いることもあり、この場合は $Stk = 2\psi$ の関係になる。

カニングム補正係数 (Cunningham's correction factor) は、粒子が $1\mu\text{m}$ 以下の微小粒径領域において、気体分子による粒子の運動に対する抵抗力が低下することを補正する係数で、気体分子の平均自由行程 (λ) を用いて次式で表される。

$$C = 1 + 2.514 \times \frac{\lambda}{D_p} + 0.80 \times \frac{\lambda}{D_p} \exp \left[-0.55 \times \left(\frac{D_p}{\lambda} \right) \right] \dots\dots\dots (2)$$

Ψ と衝突率の関係は、 S/D_c (クリアランス比, すなわちノズル先端と捕集板との距離/ノズル口径) の値や Re 数の値にも依存するが、円形ノズルの場合、 $Re=100\sim 3000$ の範囲ではほとんど一定であり、Ranz and Wong²⁾ は、 $S/D_c=3$ に対して解説図 2 の結果を得ている。ここで、捕集率は衝突率と同義に扱っている。

解説図 2 円形及び長方形ノズルからの衝突率



一方、Marple³⁾ は、 $Re=3000$ のときの $S/W (=S/D_c)$ の影響、 T/W (ノズル長さ/ノズル口径) = 1 のときの Re の影響、及び $Re=3000$ のときの T/W の影響を理論計算によって解説図 3 のように示している。実線は円形ノズル、破線は長方形ノズルの場合である。 $Re=3000$ では $S/W=2\sim 5$ でほとんど曲線が同一となること、円形ノズル $T/W=1$ では $Re=100\sim 3000$ で捕集率 50% 値は、ほとんど変わらないことが分かる。

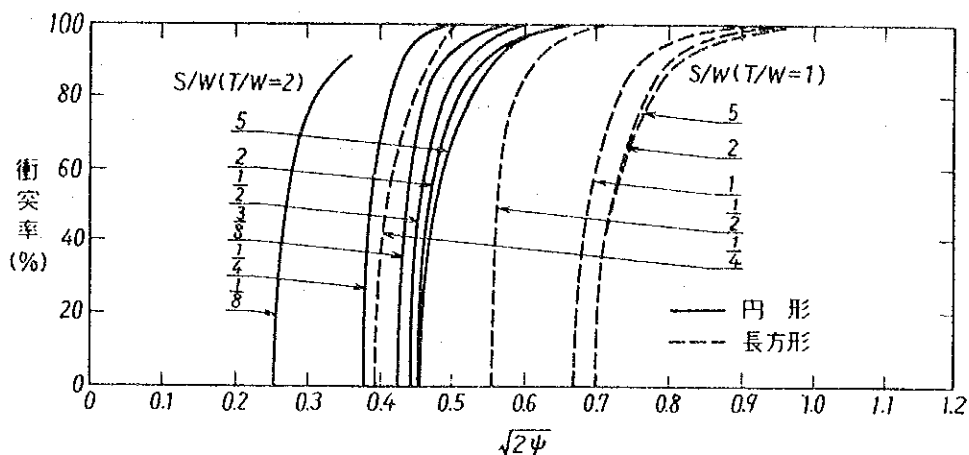
これらの図から、捕集率が 50% となる粒径を、50% 分離径又は ECD (effective cut-off diameter) といい、このときの Ψ を Ψ_{50} と表す。この値を解説表 2⁴⁾ に示す。

解説表 2 $\sqrt{2\Psi_{50}}$ の計算値

$S/D_c, S/W$	0.25	0.50	1.0	2~5
円形ノズル ($Re=3000$)	0.39	0.45	0.48	0.48
長方形ノズル ($Re=1500$)	0.42	0.57	0.70	0.73

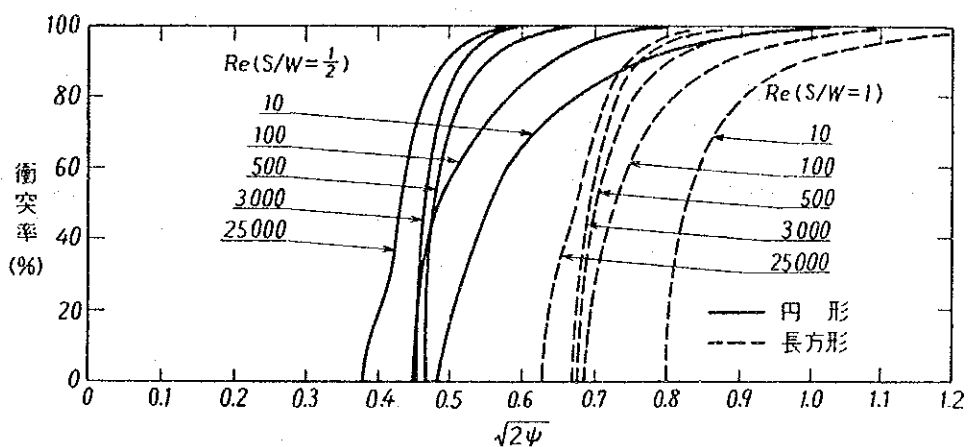
解説図 3 図形及び長方形ノズルインパクトの衝突率

(a) S/W の効果 ($Re=3000$)

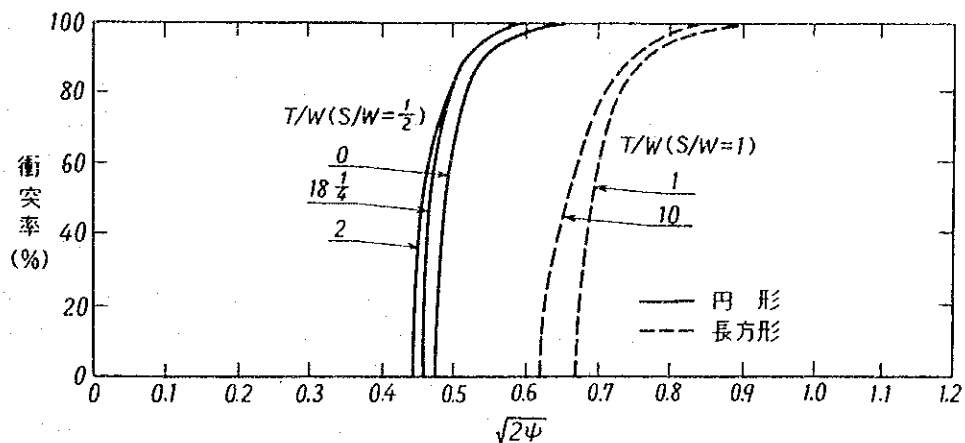


解説図 3 (続 き)

(b) Re 数の効果 ($T/W=1$)



(c) T/W の効果 ($Re=3000$)



カスケードインパクトの開発研究は、1945年、K.R. May⁵⁾によって始まり、その後、多くの研究者によって種々のバリエーションが提出され、実用化されてきた。それらを分類すると、本体表1に示すように、ジェットノズルの形状が円形又はスリット状(長方形又はだ円形など)のいずれかで、各段におけるジェットノズルの数が、単一のものから200以上もの多数のものまである。これらはいずれも同一の原理に基づくものであるから、この規格の対象としてすべて認めることとした。ただし、現実には円形多孔ノズル式のものが高く活用されている現状を考慮し、試料採取装置及び測定方法の記述に当たっては、この形式のものを前提として規定することとした。

なお、“この規格による測定方法において、対象とする粒子の粒径範囲は、おおむね0.05~30 μm とする。”と備考で述べている。これは、通常のカスケードインパクトで測定できる範囲は、約0.3 μm 以上であるが、後述するように低圧インパクトを用いれば、下限を0.05 μm 程度まで拡大できることから、この数値を用いた。

また、上限30 μm という数値は、サンプリングに際して、インパクトにまで導入する以前の吸引ノズルにおいて、粗大粒子が慣性分離又は重力沈降する可能性があるものの、後述するプレセパレータを用いるか、ガス流速又は粒子密度との関係で、上限を30 μm とすることも可能となるからである。

5. 測定方法の概要 この規格は、ダストを含む排ガスが流れているダクト中に、慣性衝突法に基づく分級捕集器又は吸引ノズルを挿入して、排ガスの一部を等速吸引し、分級捕集器内の各段で捕集されたダストを乾燥した後、その質量をひょう量して粒径分布を求めるものである。

粒径分布の測定において極めて重要な条件は、JIS Z 8808の場合と同様に、“等速吸引”によってダスト試料を採取することである。すなわち、測定点における排ガスの流速と同じ速度で、吸引ノズルを通して試料ガスを採取することである。等速吸引を正しく実行しないと、測定して得られる濃度に誤差が生じるだけでなく、粒径分布もゆがめられた結果となることは、ガスの流れと粒子の慣性力による軌跡との関係から明らかである。JIS Z 8808によって、ダスト濃度を測定する場合には、排ガス速度の変化に応じて等速吸引を行うことの可能な平衡形試料採取装置を使用できるが、粒径分布の測定においては、分級捕集器を通過するガス流量を一定とすることが測定原理上の前提となるので、排ガス速度の変化に応じて吸引流量を変えるわけにはいかない。結局、排ガス速度がほぼ一定で変化しないという安定した条件に限定される点に留意する必要がある。

6. 試料採取装置

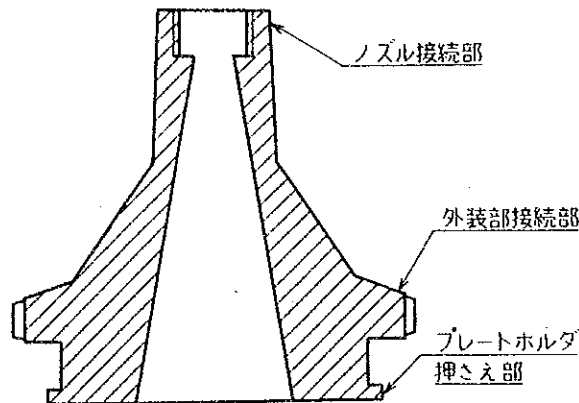
6.1 試料採取装置の構成 本体図2では、分級捕集器をダクト内に挿入する形式を示した。この形式は分級捕集器の加温又は保温が不必要であり、取扱いも容易なため、広く用いられている。このほかに、分級捕集器をダクト外に設置する形式もある。この形式を用いる場合は、吸引管及び分級捕集器において、温度低下による凝縮を防ぐための保温又は加温が必要である。この場合、ノズルから分級捕集器までの吸引管は、粒子の付着の少ない材質及び構造のものを用いなければならない。測定中は、分級捕集器内の温度が均一に保たれていないと、器内のガス流速が変化するおそれがあるので、温度管理には十分な注意を必要とする。ダクト内の排ガス温度と、加温された分級捕集器での温度が異なる場合は、吸引ノズルでの吸引流量 q_0 の代わりに、分級捕集器での吸引流量を用いなければならないことに留意する。測定孔が小さいため、やむを得ず分級捕集器の一部をダクト外に設置せざるを得ない場合にも、上記に準じて保温又は加温する。

6.2 分級捕集部 本体表2に示す円形多孔ノズル式カスケードインパクトの一例は、一般に市販されているアンダーセンスタックサンプラの構造を示したもので、慣性パラメータ $\psi_{50}=0.14$ は、メーカーのデータに基づくモノグラフによって計算されたものである。本体表2の構造をもつインパクトでは、 S/W 値が2~10、 Re 数が100~500程度である。解説図3に $\sqrt{2\psi_{50}}$ と衝突率の関係を示したが、解説図3(a)の円形インパクトのグラフにおいて、 S/W 値が増大すれば分離捕集率曲線は右側へ移行する傾向をもつ。これに $\psi_{50}=0.14$ を当てはめると $\sqrt{2\psi_{50}}=0.53$ となるが、解説図3(b)において、 Re 数が100及び500の円形インパクトの曲線を若干右側へ移行させれば、捕集率50%値で $\sqrt{2\psi_{50}}$ がほぼ0.5前後となる。これによって解説図3から、本体表2に示すインパクトの慣性パラメータは、ある程度推定できる。

6.2.1 吸引ノズル 吸引ノズルの形状としては、本体図5に示すようなL形及びグースネック形がある。測定孔が小さい場合及びノズル径の大きい場合は、グースネック形の方が使いやすい。

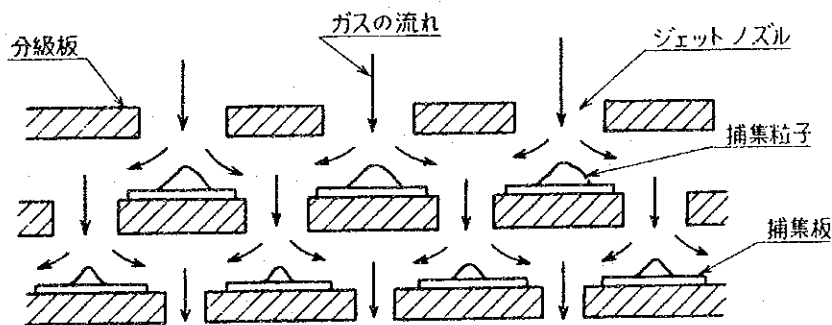
6.2.2 拡散部 拡散部は、吸引ノズルから最上段の分級板に気流を導くため、拡散部内に渦流や偏流の生じない構造のものを用いなければならない。そのため、内側が適当な角度をもった円すい状のものが多く用いられている。拡散部は、外装部とのねじ接続によって捕集板、分級板及び支持リングを締め付ける目的をもっているため、通常、解説図4に示す構造のものが用いられている。

解説図4 拡散部の一例



6.2.3 分級板 分級板と捕集板の設置位置及びその間のガスの流れは、解説図5のようになる。分級板に開口されているジェットノズルは、インパクトの分級特性にとって重要であると同時に、下段へいくほど高速になったガスにさらされ、腐食などが生じやすい。したがって、捕集器の中でも最も耐腐食性の優れた材質を用いる必要があり、SUS(316)と同等又はそれ以上の性能をもつステンレス鋼などを用いることが望ましい。使用後は、分級板を超音波洗浄器などで十分洗浄し、常に目詰まりのないようにしておく。

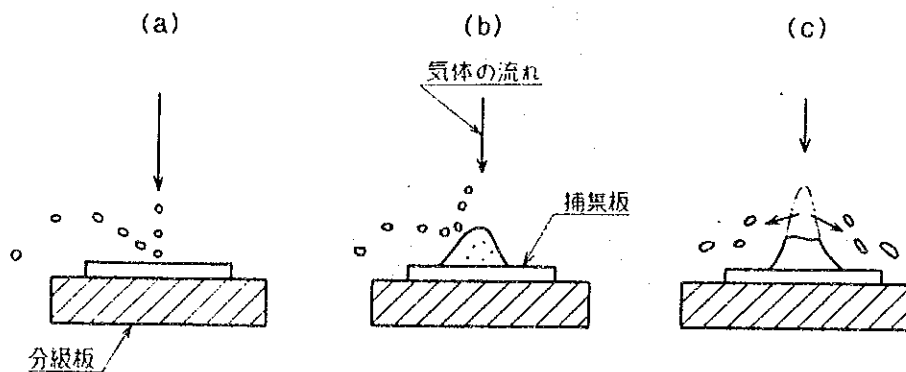
解説図5 分級板と捕集板の位置とガスの流れ



粒子の特性などによっては、分級板の裏面に粒子の付着するウォールロスが生じることがある。ウォールロスを最小にするためには、捕集板における粒子の再飛散を最小にすることが有効である。長時間の使用によるジェットノズルの変形としては、上側及び下側が腐食されてジェットノズル口径が拡大変形するもの、上側で腐食され、下側でジェットノズル内に堆積し、ジェットノズルに目詰まりが生じるものがみられる。そこで、定期的に実体顕微鏡などを用いて、ジェットノズルの形状を観察するようにする。簡易な方法としては、よく清掃した分級板を適当な光源にかざして目視する。分級板上の各ジェットノズルが同じ明るさに見えず、明るさに強弱又は明暗が見られる場合には、ジェットノズルが変形又は目詰まりしている可能性がある。

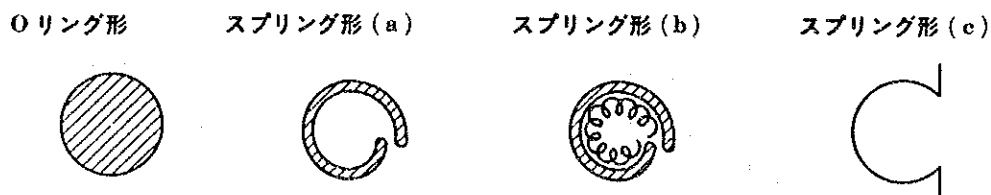
6.2.4 捕集板 粒子が捕集板に慣性衝突する際に、粒子の特性や捕集板の表面構造などによっては、再飛散が生じやすくなる場合がある。捕集板上での粒子の再飛散としては、解説図6に示すように(a)捕集板表面での粒子のバウンド、(b)捕集した粒子上での2次バウンド、(c)気流によるたい(堆)積粒子の飛散などが考えられる。そこで(a)を最小にするためには捕集板の選択を工夫し、(b)、(c)を最小にするためには、試料を取りすぎないようにする必要があり、各段における捕集量をおおむね10 mg以下とするとよい。再飛散の少ない捕集板としては、ガラス繊維にグリースなどをコーティングしたろ紙が用いられるが、高温排ガス中や分級捕集器の水平方向の挿入には適しない。通常、ろ紙、ステンレス板、ざら目加工ステンレス板などが使用されているが、排ガスの温度、水分、粒子の特性などによって、適当な材質と表面構造のものを選択する必要がある。

解説図6 捕集板での粒子の再飛散の概念図



6.2.5 支持リング 支持リングは、分級板と捕集板の間の空げき(隙)を保持し、4.で述べた一定の T/W 値を保つものである。支持リングは、測定前後に必ず着脱するため、ガス漏れが生じやすい。そのため、ガス漏れが少なくなるような各種の構造の支持リングが考えられており、断面の形状の例を解説図7に示す。材質としてはステンレス鋼、インコネル鋼、テフロンなどがあり、必要に応じて適当なものを選ぶようにする。特に、捕集板にろ紙を使用する場合は、ろ紙を破損しないような材質と構造のものを選ぶ必要がある。支持リングの装着が悪いと、プレートホルダ内側に、ガス漏れによる粒子のリング状の付着がみられる。これを防止するには、弾性と密着性のある材質又は構造のものを用い、装着前に必ず清掃するようにする。

解説図7 支持リングの断面の形状の例



6.2.6 バックアップフィルタ バックアップフィルタの材質としては、通常、ガラス繊維製ろ紙又はシリカ繊維製ろ紙が多く用いられているが、特にシリカ繊維製ろ紙は、吸湿性が大きいので注意を要する。酸性ガス中又は高温中で用いる場合や化学分析用としては、一般にシリカ繊維製ろ紙が優れている。水分の多い排ガスでの測定では、ろ紙の圧力損失が大きくなり、ろ紙を破損する可能性がある。このような場合、補強用の金網を用いるほかに、ろ紙を2枚重ねて使用したり、強度の大きいろ紙を用いるようにする。バックアップフィルタの形状としては、一般に円形のものも多く用いられているが、分級捕集器後方に円筒ろ紙などを使用してもよい。

7. 測定方法

7.1 測定位置、測定孔及び測定点

7.1.2 測定孔 測定孔は、分級捕集器及び吸引ノズルを挿入するため、内径は150 mm程度あることが望ましい。しかし、本体図3に示す分級捕集器を用いる場合、その直径はおよそ80 mm程度であり、本体図5の右に示す吸引ノズル(グースネック形)を用いれば、内径100 mm程度の測定孔でも使用できる。

挿入の際には、測定孔内壁の汚れやさびが吸引ノズル内に入りやすいので、十分注意する必要がある。

7.1.3 測定点 この測定方法は、ダスト濃度の測定に比べて分級捕集器が大型となり、必要とする試料の採取量も多くなるため、JIS Z 8808の4.3に定める区分面積ごとの採取では操作がかなり煩雑となり、試料の採取量も多くを期待できない。そこで、JIS Z 8808の4.3の備考1.又は備考3.に定める代表点による採取法を採用することにした。この場合、ダクト中で流速、温度などの変化の最も少ない場所で、ダスト濃度が平均している点を代表点として選ぶようにする。

7.5 試料の採取方法

7.5.2 吸引流量の計算

- (1) 等速吸引と吸引ノズルでの吸引流量 ガスメータにおける等速吸引流量(q_m)は、本体7.5.2の式によって計算しなければならないが、またダクト中の吸引ノズルでの吸引流量(q_s)は、式(3)によって求めることができる。

$$q_s = \frac{\pi}{4} d^2 \times v \times 60 \times 10^{-3} \dots\dots\dots (3)$$

ここで、 q_s ：吸引ノズルでの吸引流量 (l/min)

d ：吸引ノズルの内径 (mm)

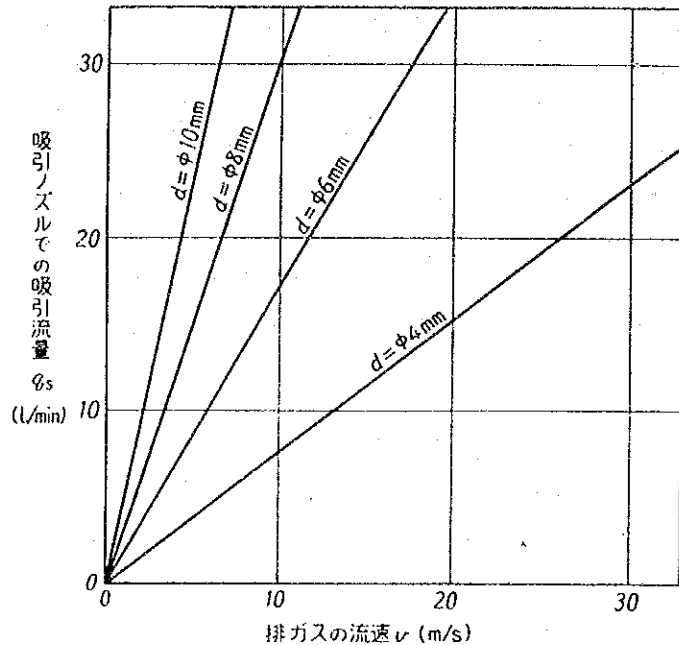
v ：排ガスの流速 (m/s)

分級捕集器として、分級捕集器本体における吸引流量[吸引ノズルでの吸引流量(q_s)と同じと考えてよい。]には一定の許容範囲があり、また本体図8に示すように、測定によって得られる分級幅は q_s によって変わる。そこで、 q_m を計算する場合、予備測定によって得られる測定結果から、あらかじめ式(3)によって、 q_s が許容範囲に入るように d を選び、その後 q_m を計算するようにする。

また、分級捕集器の最適吸引流量で吸引したい場合、及び本体図8から適当な分級幅を得たい場合でも、式(3)から適当な d を選ぶことができる。しかし、 d が変わることによって q_m が変化するので、ガスメータ及びポンプの使用範囲や吸引時間に注意を要する。

- (2) 吸引ノズル径の選択 ガスメータにおける吸引流量(q_m)も、吸引ノズルでの吸引流量(q_s)も、共に吸引ノズルの内径(d)の二乗に比例するので、用意する口径の異なる吸引ノズルは多いほどよいが、通常は2 mm程度の間隔で $\phi 4 \sim 12$ mm程度のものを用意しておくことが望ましい。そこで、排ガスの流速(v)による d と q_s の関係を解説図8に示す。

解説図 8 吸引ノズル径をパラメータとした排ガスの流速と
吸引ノズルでの吸引流量の関係



(3) 吸引流量の範囲 ガスケードインパクトは、原理的には吸引ノズルでの吸引流量 (q_s) がどのように変化しても、それに見合った分級幅で測定できる。しかし、実際のインパクトでは、 q_s を小さくしすぎたり、逆に大きくしすぎると、捕集板上での再飛散などが増大し、得られる粒径分布が異なる結果となる可能性が生じる。このような場合、 q_s と共に捕集板の材質や構造に大きく影響を受けることになる。そこで、本体表 2 に示す構造のインパクトを用いた測定方法では、現在使用されている捕集板の構造などを考慮して、吸引流量の使用範囲を 5~30 l/min 程度とした。ただし、このインパクトでの最適吸引流量は、通常 20 l/min 前後であるので、最適吸引流量からかなり異なった吸引流量で吸引する場合は、6.2.4 で述べたような、再飛散の少ない捕集板を使用することに留意する。

7.5.3 試料の採取

(1) 採取量と採取時間 各段で粒子を多量に採取しすぎると再飛散が増大し、さらには解説図 6 (c) に示すようになり、分級特性そのものを変化させることになる。そのため、このような現象が起きる前に、試料採取を終了する必要がある。重油燃焼ボイラ排ガスのダストでは、どの段でもほぼ 10 mg 以上を採取すると、このような現象が起きやすくなるので、各段での採取量は 10 mg 以下とした。

採取量と採取時間の目安として、その測定対象施設の予想されるダスト濃度を参考にして、各段での平均予測採取量 (m_e) を式 (4) から求めることができる。

$$m_e = \frac{C_n \times q_n \times T}{n+1} \dots\dots\dots (4)$$

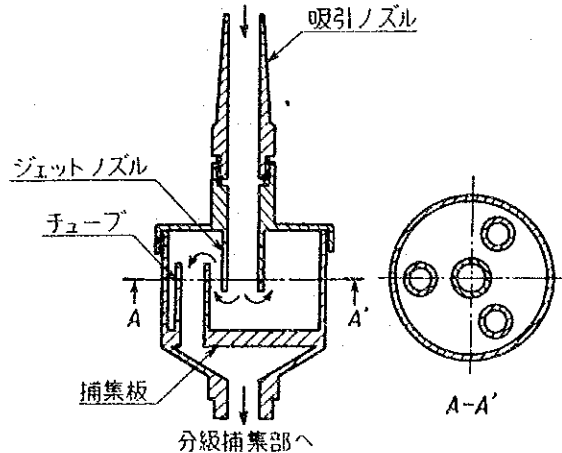
- ここで、 m_e : 各段のダストの予測採取量 (mg)
- C_n : 予想されるダスト濃度 (g/m^3_N)
- q_n : 0℃, 1 気圧に換算した吸引流量 (l/min)
- T : 吸引時間 (min)
- n : インパクトの段数

排ガス温度が余り高くない場合は、式 (4) における q_n をガスメータでの吸引流量 (q_m) で置き換えてもよい。 m_e は 1~5 mg 程度の間で適当に設定し、式 (4) によって採取時間の目安を決めるようにする。

- (2) **プレセパレータ** 排ガス中に粗大粒子が多量に存在すると、分級捕集器の最上段での捕集量が増大し、そのため粗大粒子の再飛散によって下段の分級特性が変化する可能性が生じる。

このような場合、およそ $30\mu\text{m}$ 以上の粗大粒子を捕集するためのプレセパレータを、吸引ノズルの直後に設置しておくといよい。プレセパレータは、分級捕集器の捕集特性に影響を与えるものであってはならない。解説図 9 に、慣性衝突法によるプレセパレータの一例を示す。

解説図 9 プレセパレータの一例



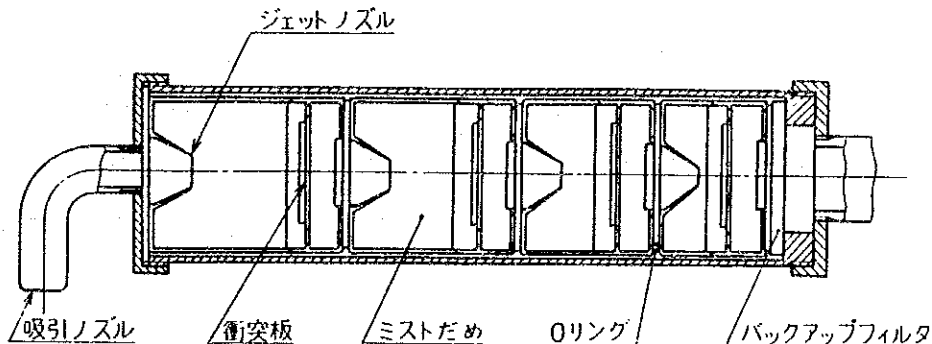
- (3) **試料の取出し方法** 捕集板に採取された試料は、外部の衝撃によって極めて飛散しやすい状態にあるので、測定孔からの分級捕集器の取出し及び搬送には、細心の注意を必要とする。

分級捕集器からの捕集板の脱着に際して、粒子によっては作業者の呼吸でも飛散を起こす場合があるので、室内などの無風状態の下において取出しを行うようにする。

現場での測定を繰り返すため、その場で装脱着が必要な場合は、現場に近い自動車の中などで操作するようにする。

- (4) **ひょう量** 採取した粒子によっては、吸湿性や反応性が大きいものがある。この場合、採取後長時間放置しておくと、空気中の水分やガスを吸着したり酸化反応を起こしたり、又は捕集板上に腐食などが生じることがある。このようなおそれのある粒子については、そのような現象が起こる前に、速やかにひょう量するようにする。
- (5) **ミストを含む排ガス中での測定** 排ガス中に多量のミストを含む場合、ミストが分級捕集器の内壁に付着し、そのミストによって更に粒子を付着させるおそれを生じる。さらに、捕集された粒子がミストによって洗われ、流失しやすくなる。このような場合、解説図 10 に一例を示すような、ミストだ(溜)めを内装したインパクトを用い、採取後、ミストを乾燥させて粒子だけをひょう量する方法もある⁹⁾。

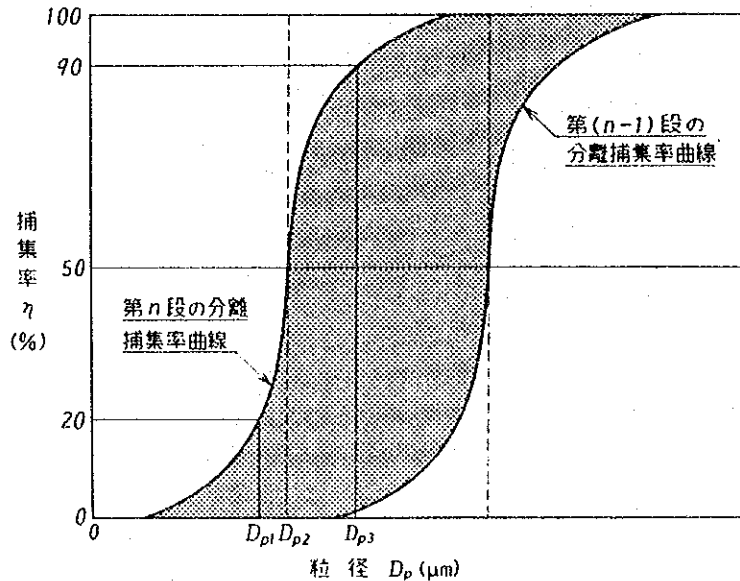
解説図 10 ミストセパレータ付インパクトの一例



7.6 粒径の計算方法 粒径の計算方法について、50%分離径の概念と本体7.6.1(1)及び7.6.2に示した式の算出手順を次に示す。

- (1) 50%分離径の概念 インパクトでの捕集板上への粒子の衝突については、理論的に解説図3の関係が成り立つ。図に示すように、ある衝突板において一定の粒径以上のものがすべて捕集されるわけではなく、その粒径前後で捕集される粒子と捕集されない粒子とが生じる。これを第 n 段での分離捕集特性と呼び、特有な捕集率曲線を描く。第 n 段での分離捕集率曲線は、解説図11に示す形となり、破線は、式(1)において η_{50} を与えて算出された D_{p50} である。

解説図 11 分離捕集率と粒径の関係 (1)

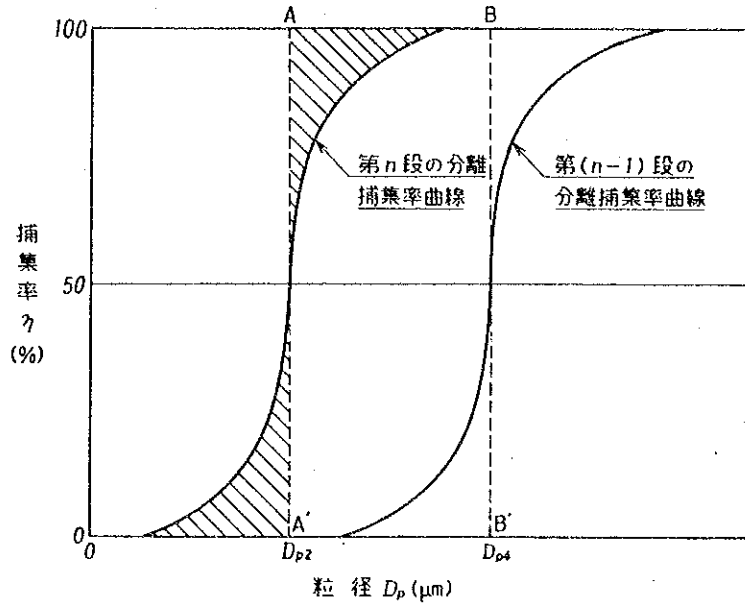


実際には、粒径 D_{p1} では20%の粒子は捕集するが、80%の粒子は捕集されず、同様に、 D_{p3} では90%の粒子は捕集するが10%の粒子は捕集されないことを示している。 D_{p2} では50%の粒子は捕集するが50%の粒子は捕集されないことを示し、インパクトでは一般にこの50%の捕集率を示す粒径と、式(1)によって算出される粒径とが一致するように設計されている。一方、その上段での第 $(n-1)$ 段でも同様の曲線が得られ、第 n 段の捕集板では第 n 段と第 $(n-1)$ 段での分離捕集率曲線に囲まれた部分の粒子が捕集されることになる。

そこで、解説図12に示すように、インパクトでは捕集率50%以上の斜線の部分(捕集されない部分)と、50%以下の斜線の部分(捕集されてしまう部分)とが相殺されるように設計されていれば、捕集率50%での粒径以上の粒子はすべて捕集されるものと考えられることができるので、これを50%分離粒子と呼び、第 n 段で捕集した粒子とする。そして、第 $(n-1)$ 段でも同様に考えて、結局、点A、B、B'、A'で囲まれた部分が第 n 段で捕集されるものとみなすことができる。したがって第 n 段では、50%分離粒子 D_{p2} と D_{p4} の間のすべての粒子を捕集することになり、これを第 n 段での粒子の分級幅と呼ぶ。

以上のことから、実際のインパクトの使用に当たっては、その段で捕集された粒子は一定の粒径分布をもっていることに留意しなければならない。

解説図 12 分離捕集率と粒径の関係 (2)



(2) 粒径計算式の導き方 捕集板上への粒子の衝突には、式(1)'のような関係が成立する。

$$\psi_{50} = \frac{C \times \rho_p \times v_0 \times D_{p50}^2}{18 \times \mu \times D_c} \times 10^{-7} \dots\dots\dots (1)'$$

ここで、 ψ_{50} : 50% 分離径に対する慣性パラメータ

C : カニンガム補正係数

ρ_p : 粒子の真密度 (g/cm³)

v_0 : ジェットノズルにおける流速 (cm/s)

D_{p50} : 50% 分離径 (μm)

μ : ガスの粘性係数 (g/cm·s)

D_c : ジェットノズル口径 (mm)

インパクトについて適当な ψ_{50} の値となるように設計すれば、式(1)'から D_{p50} が得られる。式(1)'を粒径 (D_{p50}) について整理すると、式(5)となる。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18 \times \mu \times D_c \times \psi_{50} \times 10^7}{C \times \rho_p \times v_0}} \dots\dots\dots (5)$$

式(5)は、解説図1に示すような1個の円形ジェットノズルについて成り立つが、 N 個のジェットノズルをもつ多孔形インパクトでは、インパクトの吸引流量 (q_s) を用いて、式(6)のように表される。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18 \times \pi \times N \times \mu \times \psi_{50} \times 60 \times D_c^3}{4 \times C \times q_s}} \times 10^2 \dots\dots\dots (6)$$

ここで、 N : ジェットノズルの数

q_s : 吸引ノズルでの吸引流量 (l/min)

ここで、式(6)によって得られた粒径 (D_{p50}) は、インパクトの原理から 50% 分離径として表示される。式(6)は、本体 7.6 に示した式である。

7.6.1 カニングム補正係数を必要としない場合の粒径の計算方法

(1) 計算による方法 この計算方法は粒径が1 μm 以上の場合に用いられる。ガスの粘性係数(μ)は、一般の燃焼排ガスなどでは、空気の粘性係数と同程度とみることができるので、 μ は次の式(7)で求める。

$$\mu = 10^{-6} \times (172 + 0.4 \times \theta_s) \dots\dots\dots (7)$$

ここで、 θ_s ：排ガス温度(°C)

ここで、カニングム補正係数 $C=1$ とし、式(6)と式(7)から、各段での粒径は式(8)によって求める。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{2.70 \times \pi \times N \times \psi_{50} \times D_{cn}^3 \times (172 + 0.4 \times \theta_s) \times 10^{-2}}{q_s}} \dots\dots\dots (8)$$

ここで、 D_{cn} ：第 n 段でのジェットノズル口径(mm)

式(8)は、本体7.6.1(1)に示す式と同じ式である。

また、 q_s は式(3)によって求める。

(2) グラフによる粒径の求め方 式(8)は複雑な形をしており、計算が多少面倒である。これをグラフなどで求められれば、極めて簡易に粒径が求められる。そこで、本体7.6.1(2)では、本体表2のジェットノズルの数(N)、ジェットノズル口径(D_c)、慣性パラメータ(ψ_{50})で構成されているインパクトについて、計算法とは別に簡易なグラフでの求め方を記した。本体表2から、各段での N 、 D_c 及び ψ_{50} がそれぞれ定まっているので、吸引ノズルでの吸引流量(q_s)と排ガス温度(θ_s)が分かれば、式(8)から粒径(D_{p50})は、 q_s と θ_s の関数としてグラフから容易に求められる。ここで、本体図9中の温度補正は、式(7)から分かるように、主にガスの粘性係数による補正である。

また、通常の粉体関連プロセスは、常温で操作される場合が多い。そこで、本体図8は、常温での使用を考慮して20°Cでのグラフを示し、本体図9は、20°Cを温度補正係数1.0として、排ガス温度が0~450°Cの範囲における温度補正係数を表示した。

7.6.2 カニングム補正係数を必要とする場合の粒径の計算方法 粒子径が1 μm 以下の場合には、カニングム補正係数(C)を用いる必要がある。 C は、式(2)を基に近似して次式で表される。

$$C = 1 + \frac{1.257 \times 2\lambda}{D_p} \dots\dots\dots (9)$$

ここに、 D_p ：粒 径(μm)

λ ：気体分子の平均自由行程(μm)

式(6)中の C に式(9)を代入すると、粒径(D_{p50})についての式(10)が得られる。

$$D_{p50}^2 + 1.257 \times 2\lambda \times D_{p50} - \frac{18 \times 60 \times \pi \times N \times \psi_{50} \times \mu \times D_{cn}^3 \times 10}{4 \times q_s} = 0 \dots\dots\dots (10)$$

λ は式(11)から求める。

$$\lambda = 2.10 \times 10^{-5} \times (172 + 0.4 \times \theta) \times \sqrt{(273 + \theta_s)} \dots\dots\dots (11)$$

そこで、式(10)に式(7)を代入して、式(10)の D_{p50} の2次方程式の正の解だけを粒径 D_{p50} とすれば、式(12)が得られる。

$$D_{p50} = -1.26 \times \lambda + \sqrt{1.58 \times \lambda^2 + \frac{1.08 \times \pi \times N \times \psi_{50} \times D_{cn}^3 \times (172 + 0.4 \times \theta_s) \times 10^{-1}}{4 \times q_s}} \dots\dots\dots (12)$$

式(12)に式(11)を代入して各段での粒径を求める。式(12)及び式(11)は、それぞれ本体7.6.2に示す式である。

1 μm 以上の粒子に対しても、式(12)を使用することができる。しかし、実際には、1 μm 以上では、式(8)によって計算した粒径とほとんど変わらないので、式(8)による計算で十分である。

- (1) 粒径の丸め方 インパクトは、原理的にも、構造的にも、分級された粒子それ自体に一定の粒径分布があるので、分級精度に限界がある。そこで通常のインパクトでは、解説表3に示すように、計算によって求めた粒径の3けた目を丸め、有効数字2けたまでを採るようにする。

解説表 3 粒径の丸め方の一例

計算された粒径	丸めた粒径
15.432 μm	15 μm
0.4378 μm	0.44 μm

- (2) 粒径の計算に必要な物性定数 粒径計算に必要な物性定数としては、気体の粘性係数 (μ)、気体分子の平均自由行程 (λ)、カニングム補正係数 (C) がある。ここでは、これらの物性定数についてまとめて解説する。

- (a) 気体の粘性係数 排ガスは、一般に N_2 , O_2 , CO_2 , SO_x , NO_x などの混合気体であるが、気体の粘度としてはほぼ空気の粘度として扱うことができる。

気体の粘性係数式には、Sutherland 式、Hirshfelder 式など種々の実験式⁷⁾があるが、ここでは、空気について比較的簡単に広く使用される次式を示す。

$$\mu = 170 \times 10^{-6} \times \left(\frac{T}{273} \right)^{0.768} \dots\dots\dots (13)$$

ここに、 μ : 気体の粘性係数 (g/cm·s)

T : 気体の絶対温度 (K)

式 (13) は、温度に対してなだらかな曲線を描くが、これを直線に近似しても粒径の計算にはほとんど影響はない。そこで、式 (13) を温度 0~450℃ の範囲で、直線として近似して式 (7) を得る。

$$\mu = 10^{-6} \times (172 + 0.4 \times \theta_s) \dots\dots\dots (7)$$

ここに、 θ_s : 排ガス温度 (℃)

粒径の計算に当たって、式 (7) を用いれば、計算は比較的容易である。

- (b) 気体分子の平均自由行程 気体分子の平均自由行程 (λ) は、次式で表される。

$$\lambda = \frac{82.057 \times \mu \times T}{0.499 \times P \times M \times \sqrt{\frac{8 \times R \times T}{\pi \times M}}} \times 10^4 \dots\dots\dots (14)$$

ここで、通常のインパクトでは内圧は 1 気圧前後であり、気体の分子量 (M) は空気の分子量としても差し支えない。

ここで、 P : 気体の圧力 (1 atm)

M : 空気の分子量 (28.9) (g/mol)

R : 気体定数 [8.31×10^7 (erg/K·mol)]

T : 気体の絶対温度 [$273 + \theta_s$ (℃)] (K)

とし、これらを気体の粘性係数 (μ) の式 (7) と共に式 (14) に代入すれば、式 (11) を得る。式 (11) は温度だけの関数となっている。したがって、気体の平均自由行程は、インパクトの内圧が常圧の場合は、ほとんど温度だけによって影響される。

また、インパクトの内圧が小さい場合は、式 (14) によって λ が大きくなるので、低圧形インパクトでは微小粒子の測定が可能となる。

- (c) カニングム補正係数 気流中に分散する粒子が小さい場合、運動している気体分子の空げきに粒子がスリップする現象が生じ、粒子の慣性理論に対して補正が必要となる。この場合の補正係数が、カニングム補正係数である。カニングム補正係数 (C) は、通常、式 (2) で表される。

式(2)において、インパクトで得られる粒径の範囲では、指数項は無視しても差し支えないので、式(2)の第3項までを採って式(9)が得られる。式(9)及び式(11)から明らかなように、カニングム補正係数は温度、粒径及び圧力によって変化する。通常のインパクトでは、内圧が1気圧前後であるから、カニングム補正係数は粒径と温度に依存するが、粒径1 μm 以上では $C \approx 1$ となり、逆に粒径が小さくなるほど温度による影響も大きくなる。カニングム補正係数は、排ガス温度と粒径によって解説表4のようなる。

排ガス温度500 $^{\circ}\text{C}$ 以上では、粒径が1 μm 以上でもカニングム補正係数が大きくなることに注意する。

解説表4 排ガス温度と粒径によるカニングム補正係数

排ガス温度 ($^{\circ}\text{C}$)	カニングム補正係数	
	$D_p=1 \mu\text{m}$	$D_p=0.1 \mu\text{m}$
20	1.163	2.63
200	1.289	3.89
500	1.547	6.47
800	1.850	9.50

(3) 粒径の計算例 次に実際の計算例を示す。

(a) カニングム補正係数の必要のない場合 排ガス温度 $\theta_s=143^{\circ}\text{C}$ 、吸引ノズルでの吸引流量 $q_s=17 \text{ l/min}$ で吸引するときの、第4段における50%分離径を計算する。

第4段での N 、 D_{cn} 、 ψ_{50} は、本体表2から $N=264$ 、 $D_{cn}=0.72 \text{ mm}$ 、 $\psi_{50}=0.14$ である。

そこで、本体7.6.1の式から

$$D_{p50.4} = \sqrt{\frac{2.70 \times 3.14 \times 264 \times 0.14 \times (0.72)^3 \times (172 + 0.4 \times 143) \times 10^{-2}}{17}} = 4.0 (\mu\text{m})$$

となる。

(b) グラフから粒径を求める場合 上記(a)と同じ条件の場合の粒径を、本体図8及び図9から求める。吸引ノズルでの吸引流量 $q_s=17 \text{ l/min}$ であるから、本体図8から20 $^{\circ}\text{C}$ での粒径は3.5 μm を得る。さらに、排ガス温度が143 $^{\circ}\text{C}$ であるから、本体図9から温度補正係数は1.15となる。

これから $D_{p50.4}=3.5 \mu\text{m} \times 1.15=4.0 \mu\text{m}$ を得る。

(c) カニングム補正係数を必要とする場合 排ガス温度 $\theta_s=310^{\circ}\text{C}$ 、吸引ノズルでの吸引流量 $q_s=21 \text{ l/min}$ で吸引した場合の、第8段における50%分離径を計算する。

本体表2から第8段では $N=156$ 、 $D_{cn}=0.25 \text{ mm}$ 、 $\psi_{50}=0.14$ である。そこで、本体7.6.2の式から、まず気体分子の平均自由行程(λ)を計算すると、

$$\begin{aligned} \lambda &= 2.10 \times 10^{-5} \times (172 + 0.4 \times 310) \times \sqrt{(273 + 310)} \\ &= 0.15 (\mu\text{m}) \end{aligned}$$

となる。さらに、 λ を用いて、粒径($D_{p50.8}$)を計算すると、

$$\begin{aligned} D_{p50.8} &= -1.257 \times 0.150 \\ &+ \sqrt{1.58 \times (0.150)^2 + \frac{1.08 \times 3.14 \times 156 \times 0.14 \times (0.25)^3 \times (172 + 0.4 \times 310) \times 10^{-1}}{4 \times 21}} \\ &= 0.48 (\mu\text{m}) \end{aligned}$$

となる。

(4) 低圧形インパクト 通常のカスケードインパクトでは、測定できる粒径範囲は、おおむね $0.3\mu\text{m}$ 以上であるが、分級捕集器の内圧を減圧にすることによって、更に微小な粒径まで測定が可能である。原理的には分級捕集器の内圧を減圧とすれば、式(14)から気体分子の平均自由行程(λ)は増大し、それに伴い式(2)又は式(9)によって、カニングム補正係数(C)も増大する。その結果、式(6)から粒径(D_{p50})は小さくなり、減圧下においてはより微小な粒子の分級捕集が可能となる。この場合、本体7.6.2に示す近似式は適用できず、粒径(D_{p50})は、式(2)に適當な D_{p50} を繰り返し代入して求める必要がある。

8. 測定結果のまとめ

8.1 積算分布 カスケードインパクトの各段で採取されたダストの量は、本体表3に示すようにまとめた上で、ふるい下(D) [又はふるい上(R), $R+D=100\%$]を縦軸とし、横軸を粒径(D_p)とするふるい下(又はふるい上)の積算分布曲線によって表すのが通例である(本体図10参照)。

しかし、多くの種類のダストは、対数正規確率紙に描いたときに、分布が直線となることが知られており、この種のダストを対数正規分布をしていると表現する。

対数正規分布 $[f(D_p)]$ は、ある粒径(D_p)より小さい粒子の全粒子に対する質量百分率(積算ふるい下百分率)を Y とおくと、次式のように表される。

$$Y = 100 \int_0^{D_p} f(D_p) \times d(\log D_p) \dots\dots\dots (15)$$

この式を用いると、平均粒径(D_{pn})と標準偏差(σ_p)の二つの値によって積算分布を表すことができ、対数正規確率紙(本体図11)によって、 D_{pn} , σ_p を求めることができる。

$$\sigma_p = \frac{\text{積算ふるい下 } 84.13\% \text{ 径}}{D_{p9}} = \frac{D_{p9}}{\text{積算ふるい下 } 15.87\% \text{ 径}} \dots\dots\dots (16)$$

この84.13%と15.87%の線は、50%の線と同じく対数正規確率紙上に記入されている。

例えば、本体図11の σ_p は、

$$\sigma_p = \frac{4.6}{2.05} = \frac{2.05}{0.91} \approx 2.25$$

となる。

一方、産業活動の過程で発生するダストの多くは、ロジン・ラムラ(Rosin-Rammler)分布に従うことが知られている。ロジン・ラムラ式は、次式で示される。

$$R = 100 \exp(-\beta D_p^n) = 100 \times 10^{-\beta' D_p^n} \dots\dots\dots (17)$$

ここで、粒径(D_p)の係数(β) (又は β')、及び指数(n)は、ダストの種類によって定まる定数であり、 β (又は β')を粒度特性係数、 n を分布指数と呼ぶ。式(17)の両辺の常用対数を二度取ることによって、次式を得る。

$$\log(2 - \log R) = \log \beta' + n \log D_p \dots\dots\dots (18)$$

すなわち、 $\log D_p$ を横軸に、 $\log(2 - \log R)$ を縦軸にとることによって、式(18)が直線関係で表される。このような特殊な目盛をもつ線図を、ロジン・ラムラ線図と呼んでおり、この線図で表示して、粒子の大きさと分布の状態を、係数 β と n とで特徴付けることができる。

備考において、積算分布曲線を補間式によって表現できることを述べた。積算分布曲線を補間式によって求める方法としては、以下の方法があり、それぞれに特徴がある。穂坂の曲線合成理論を用いて、積算分布曲線を表す関数を誘導する溝畑ら⁹⁾の方法は、計算手順が簡潔であること、対数正規分布から外れた場合でも対応できることなど、多くの特徴をもっている。

また、この方法にスプライン関数における自然条件を加え、最小粒径と最大粒径を固定せず、与えられた条件のなかで最も滑らかになるような曲線を描く方法⁹⁾もある。

一般的な補間式であるラグランジェの式を用いている方法¹⁰⁾では、4~9次のラグランジェ補間式によって、次数

による曲線分布のピークの位置や高さにおける変動は、相対標準誤差として3.5%以内と報告している。

このほかにも、粒径分布の一部が対数正規分布に当てはまることから、二つの対数正規分布曲線を重ね合わせて表現する方法、及び補間式として3次のスプライン関数を利用し、パーソナルコンピュータによって簡単にかつ精度よく、滑らかでひずみのない曲線を描く方法もある。

8.2 頻度分布 頻度分布は、粒径分布の微分表示法というべきもので、適当な粒径間隔の中に含まれる粒子の個数、又は質量の割合をもって頻度分布を表す。

ある粒径区分 ΔD_p (片対数目盛の場合は $\Delta \log D_p$) の範囲内にあるダストの割合を ΔR とすれば、頻度 (f) は

$$f = \left| \frac{\Delta R}{\Delta D_p} \right| \text{ 又は } f = \left| \frac{\Delta R}{\Delta \log D_p} \right| \dots\dots\dots (19)$$

である。粒径 (D_p) に対して頻度 (f) の値をプロットすることによって、頻度曲線を得る。

頻度分布は、このような頻度分布曲線か、又はヒストグラム (柱状図) によって表される。

ヒストグラムは、一般に、粒径区分幅を同じにして、柱の高さによって出現度数 (すなわち捕集分率 $\Delta W/W$) を表すか、又は区分幅が同じでなくても、出現度数に比例する面積をもつ柱を並べて表す。この規格では、後者の表示法を本体 8.2 において採用した。その理由は、カスケードインパクトを使用して得られるデータとしては、区分幅を表す50%分離径 (D_{p50}) は、ジェットノズル口径 (D_c) だけでなく、吸引流量 (q_a) など幾つかのパラメータによって決まるもので、等間隔とすることは困難なためである。

なお、積算分布曲線から、等区分幅 (ΔD_p) (又は $\Delta \log D_p$) に対する ΔR を求め、等区分幅のヒストグラムを描くことも可能であるが、この規格では採用しなかった。それは、初心者には区分幅の取り方に、戸惑いを生じることなどのためである。

なお、区分幅をカスケードインパクトの各段の50%分離径とし、柱の高さを捕集分率 ($\Delta W/W$) とする簡便法を、参考として本体の後に記載することとした。これは、頻度分布の本来の定義と異なるが、簡便なために一般に採用されることがあるという現状を考慮したものである。

次に、ヒストグラムから頻度分布曲線を正確に作成する作業は、必ずしも簡単ではない。平滑曲線を描く上で、必ずしも各柱の頂辺の中点を通るのではなく、その曲線によってカバーされた面積と削られた面積とが等しくなるように平滑化すべきである。平滑な分布曲線を得るために、50%分離径に対する累積分布のデータを近似し、その微分によって頻度分布を求めることができる。そのための補間方法については前項で述べた。

以上に述べたように、頻度分布曲線による表示は、曲線作成の操作が必ずしも簡単でないことなどのため、積算分布で表示されることが多い。

カスケードインパクトの校正方法 本規格は、カスケードインパクトによるダストの粒径分布の測定方法であり、校正方法を規定したものではないが、性能を点検するため、校正方法については、別途規格によって規定されることが望ましい。

カスケードインパクトなどの粒径分布測定器の校正については、校正用粒子とその発生方法及び校正用粒子による分級性能試験結果の評価について、技術的になお問題があり、これまで各分野の合意を得て確立された校正方法はないが、実用的には各種の校正方法が利用されている。

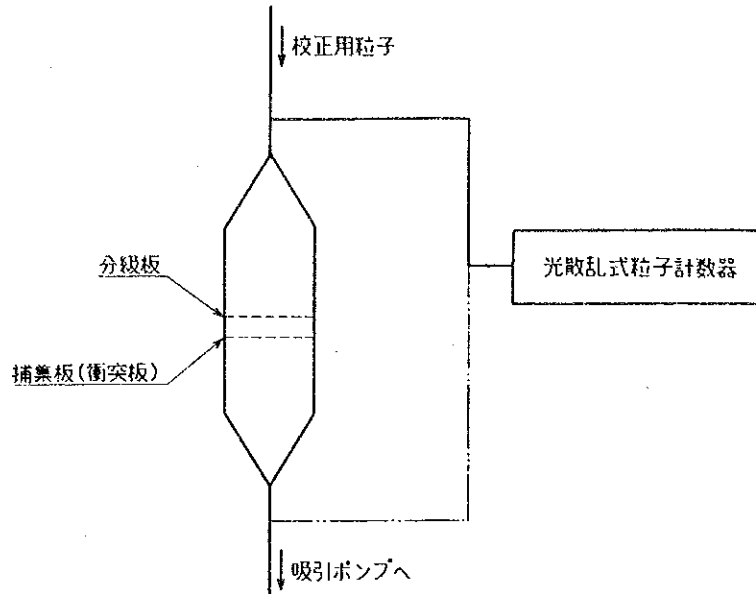
カスケードインパクトは、現在メーカーの自社校正によってその性能が保証されているが、ユーザにおいても独自に校正を行うことも考えられるので、参考のために校正方法の一例を次に紹介する。

- (1) 校正対象 ここていう校正は、各分級板単体について行う校正とする。
- (2) 校正用粒子 校正用粒子には、既知粒径のポリスチレンラテックス粒子又はフタル酸ジオクチル (DOP) 粒子などの密度が1に近い粒子を用いる。
- (3) 校正用粒子の発生方法 噴霧器などによって校正用粒子を分散発生させ、清浄空気によって所要の濃度に希釈する。

(4) 校正方法 分級板及び衝突板を、解説図 13 に示すようにセットし、発生した校正用粒子を吸引して、JIS B 9921 (光散乱式粒子計数器) に規定する光散乱式粒子計数器などを用いて、吸引前後の粒径別の粒子個数濃度を測定し、分級板の特性及び 50% 分離粒径を求める。

なお、この校正時に設定する校正用粒子を含む空気の流れは、一定の流量範囲内の一点とする。

解説図 13 校正方法のブロック図



APPENDIX 4 指定地域での汚染物質の短期、
長期分散（散布）の計算結果

Appendix 4 指定地域での汚染物質の短期、長期分散（散布）の計算結果

ファイル b:PUCOS 煙突数 9 煙源データ

	X(m)	Y(m)	Ho(m)	D(m)	Q(Nm ³ /h)	T(°C)	C(ppm)
1	10000.0	10000.0	70.0	7.6	1220400.0	136.0	202.0
2	9040.0	9020.0	64.0	4.2	896400.0	136.0	201.0
3	9520.0	10380.0	47.0	5.0	270000.0	136.0	200.0
4	9560.0	10360.0	45.0	5.8	439200.0	136.0	201.0
5	9600.0	10320.0	47.0	3.0	896400.0	136.0	201.0
6	13060.0	5780.0	86.7	6.5	471600.0	136.0	604.0
7	12980.0	5840.0	86.7	6.5	471600.0	136.0	407.0
8	13100.0	5740.0	97.5	4.8	1238400.0	136.0	201.0
9	12800.0	5700.0	155.0	5.6	1105200.0	136.0	200.0

風向 N

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	2	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	10
2.5	A-B	2	B	0	C	0	D	0	E	0	F	13
3.5	B	1	B-C	0	C	0	D	0	D	0	E	5
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	0	D	0	D	0
7.0	C	0	D	0	D	0	D	1	D	0	D	0

風向 NNE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	1	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	13
2.5	A-B	1	B	0	C	0	D	1	E	0	F	17
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	1	D	0	E	12
5.0	C	4	C-D	0	D	0	D	3	D	0	D	4
7.0	C	1	D	0	D	0	D	0	D	0	D	1

風向 NE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	3	F	0	G	15
2.5	A-B	1	B	1	C	0	D	0	E	0	F	15
3.5	B	0	B-C	2	C	0	D	1	D	0	E	5
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	6	D	0	D	7
7.0	C	0	D	0	D	0	D	1	D	0	D	0

風向 ENE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	1	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	5
2.5	A-B	0	B	0	C	0	D	1	E	0	F	8
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	2	D	1	E	2
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	7	D	1	D	5
7.0	C	0	D	0	D	0	D	2	D	0	D	6

風向 E

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)					晝夜			夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	5
2.5	A-B	0	B	0	C	0	D	0	E	0	F	7
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	2	D	0	E	11
5.0	C	2	C-D	1	D	0	D	1	D	3	D	11
7.0	C	0	D	0	D	0	D	2	D	1	D	3

風向 ESE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)					晝夜			夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	4
2.5	A-B	0	B	0	C	0	D	2	E	1	F	6
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	9	D	1	E	10
5.0	C	2	C-D	2	D	0	D	19	D	2	D	19
7.0	C	0	D	2	D	1	D	11	D	6	D	5

風向 SE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)					晝夜			夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	2	F	1	G	0
2.5	A-B	0	B	0	C	0	D	1	E	1	F	1
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	4	D	0	E	2
5.0	C	0	C-D	0	D	1	D	11	D	2	D	6
7.0	C	0	D	0	D	0	D	6	D	0	D	0

風向 SSE

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)					晝夜			夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	2	A-B	0	B	0	D	3	F	0	G	1
2.5	A-B	2	B	0	C	0	D	0	E	1	F	3
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	0	D	0	E	5
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	8	D	1	D	8
7.0	C	0	D	0	D	0	D	3	D	0	D	1

風向 S

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)				晝夜				夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	1	D	3	F	0	G	4
2.5	A-B	0	B	0	C	1	D	5	E	1	F	6
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	6	D	2	E	11
5.0	C	2	C-D	1	D	2	D	27	D	5	D	9
7.0	C	0	D	0	D	0	D	4	D	2	D	2

風向 SSW

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)				晝夜				夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	7	A-B	1	B	0	D	6	F	3	G	18
2.5	A-B	2	B	3	C	0	D	8	E	3	F	10
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	11	D	2	E	20
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	17	D	10	D	18
7.0	C	0	D	0	D	0	D	5	D	0	D	8

風向 SW

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)				晝夜				夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	4	A-B	0	B	1	D	4	F	1	G	11
2.5	A-B	5	B	2	C	0	D	5	E	2	F	14
3.5	B	0	B-C	0	C	1	D	5	D	0	E	17
5.0	C	1	C-D	0	D	0	D	1	D	1	D	12
7.0	C	0	D	0	D	0	D	0	D	0	D	0

風向 WSW

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)				晝夜				夜 雲量		
		hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	1	F	0	G	5
2.5	A-B	1	B	1	C	0	D	3	E	2	F	18
3.5	B	2	B-C	0	C	0	D	0	D	0	E	9
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	0	D	0	D	4
7.0	C	0	D	0	D	0	D	0	D	0	D	0

風向 W

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	6	A-B	1	B	0	D	5	F	0	G	14
2.5	A-B	1	B	1	C	0	D	7	E	0	F	13
3.5	B	1	B-C	0	C	0	D	2	D	1	E	7
5.0	C	2	C-D	1	D	0	D	0	D	0	D	8
7.0	C	0	D	0	D	0	D	0	D	0	D	4

風向 WNW

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	5	A-B	0	B	0	D	2	F	1	G	22
2.5	A-B	3	B	0	C	0	D	2	E	0	F	14
3.5	B	2	B-C	0	C	0	D	1	D	0	E	14
5.0	C	3	C-D	1	D	0	D	2	D	2	D	15
7.0	C	0	D	0	D	0	D	2	D	1	D	8

風向 NW

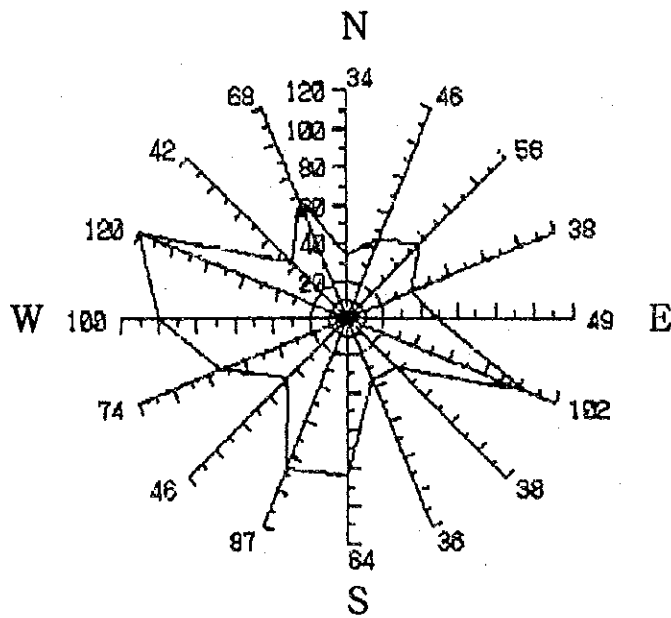
風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	1	A-B	0	B	0	D	0	F	1	G	13
2.5	A-B	4	B	1	C	0	D	1	E	2	F	23
3.5	B	4	B-C	0	C	0	D	1	D	0	E	11
5.0	C	2	C-D	0	D	0	D	6	D	0	D	23
7.0	C	2	D	1	D	2	D	8	D	0	D	14

風向 NNW

風速(m/s)	>50	晝 日射量 (cal/cm ² /h)			晝夜			夜 雲量				
		hr	49-25	hr <24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr		
0.0	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
1.5	A	1	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	8
2.5	A-B	1	B	0	C	0	D	2	E	0	F	9
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	1	D	0	E	5
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	0	D	0	D	7
7.0	C	0	D	0	D	1	D	2	D	0	D	5

風向 CALM

風速(m/s)	昼 日射量 (cal/cm ² /h)			昼夜			夜 雲量					
	>50	hr	49-25	hr	<24	hr	8-10	hr	5-7(10)hr	0-4	hr	
0.0	A	5	A-B	0	B	0	D	7	F	1	G	55
1.5	A	0	A-B	0	B	0	D	0	F	0	G	0
2.5	A-B	0	B	0	C	0	D	0	E	0	F	0
3.5	B	0	B-C	0	C	0	D	0	D	0	E	0
5.0	C	0	C-D	0	D	0	D	0	D	0	D	0
7.0	C	0	D	0	D	0	D	0	D	0	D	0



— 静穏 68時間

基礎データ

ファイル b:PUCOS

距離範囲 X=20000.0、Y=20000.0

煙突数 = 9 道路数 = 1 測定点数 = 1

総時間数 = 1199

無風継続時間 = 180.00 min

上昇式 = CONCAWE

ファイル b:PUCOS Cmax=4.7761E-003 メッシュ点濃度 (ppm)

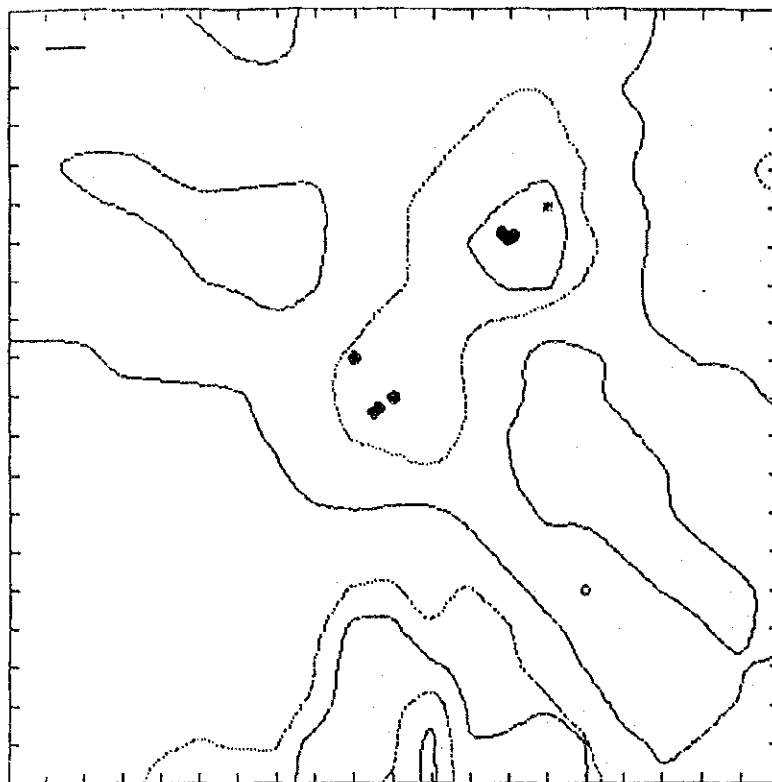
Y(m)	0	1000	2000	3000	4000	5000	6000	X(m)
0	1.54E-003	1.59E-003	1.62E-003	1.57E-003	1.52E-003	8.27E-004	8.23E-004	
1000	1.57E-003	1.61E-003	1.65E-003	1.68E-003	1.55E-003	1.62E-003	9.52E-004	
2000	1.59E-003	1.63E-003	1.67E-003	1.70E-003	1.73E-003	1.64E-003	1.62E-003	
3000	1.78E-003	1.65E-003	1.69E-003	1.73E-003	1.82E-003	1.70E-003	1.60E-003	
4000	1.56E-003	1.26E-003	9.33E-004	9.56E-004	1.25E-003	1.80E-003	1.59E-003	
5000	1.71E-003	1.75E-003	1.31E-003	1.14E-003	9.85E-004	9.73E-004	8.78E-004	
6000	1.73E-003	1.83E-003	1.86E-003	1.74E-003	1.30E-003	9.66E-004	9.58E-004	
7000	1.74E-003	1.84E-003	1.88E-003	1.89E-003	1.90E-003	1.22E-003	1.07E-003	
8000	1.59E-003	1.66E-003	1.67E-003	1.68E-003	1.83E-003	1.77E-003	1.51E-003	
9000	8.31E-004	8.59E-004	8.75E-004	1.54E-003	1.58E-003	1.68E-003	1.68E-003	
10000	8.30E-004	8.59E-004	8.75E-004	8.87E-004	9.21E-004	9.46E-004	1.07E-003	
11000	8.17E-004	8.45E-004	8.60E-004	8.70E-004	8.81E-004	9.15E-004	9.42E-004	
12000	8.01E-004	8.28E-004	8.05E-004	8.11E-004	7.32E-004	7.52E-004	8.45E-004	
13000	7.57E-004	7.84E-004	7.94E-004	7.27E-004	7.20E-004	7.34E-004	7.65E-004	
14000	7.34E-004	7.00E-004	6.92E-004	7.05E-004	7.14E-004	6.60E-004	6.93E-004	
15000	6.53E-004	6.55E-004	6.83E-004	6.15E-004	6.28E-004	6.41E-004	6.52E-004	
16000	6.19E-004	6.36E-004	5.88E-004	6.05E-004	6.16E-004	6.16E-004	5.89E-004	
17000	5.34E-004	5.48E-004	5.61E-004	5.89E-004	5.92E-004	6.02E-004	5.17E-004	
18000	5.24E-004	5.36E-004	5.48E-004	5.60E-004	5.69E-004	4.93E-004	5.01E-004	
19000	5.12E-004	5.24E-004	5.35E-004	5.33E-004	4.94E-004	4.73E-004	4.83E-004	
20000	5.00E-004	5.11E-004	5.09E-004	5.19E-004	4.35E-004	4.42E-004	4.48E-004	

ファイル b:PUCOS Cmax=4.7761E-003 メッシュ点濃度 (ppm)

Y(m)	7000	8000	9000	10000	11000	12000	13000	X(m)
0	8.14E-004	1.45E-003	1.59E-003	1.45E-003	1.48E-003	2.32E-003	2.31E-003	
1000	8.23E-004	1.50E-003	1.63E-003	1.53E-003	1.57E-003	1.82E-003	2.34E-003	
2000	1.58E-003	1.50E-003	1.62E-003	1.62E-003	1.66E-003	1.91E-003	2.37E-003	
3000	1.54E-003	1.60E-003	1.61E-003	1.65E-003	1.87E-003	2.32E-003	2.80E-003	
4000	1.51E-003	1.42E-003	2.15E-003	2.13E-003	2.28E-003	3.04E-003	2.93E-003	
5000	8.20E-004	8.54E-004	1.77E-003	2.17E-003	2.74E-003	3.18E-003	3.72E-003	
6000	8.66E-004	9.52E-004	1.69E-003	2.11E-003	2.73E-003	3.67E-003	3.91E-003	
7000	1.00E-003	1.09E-003	1.71E-003	2.13E-003	2.72E-003	3.01E-003	3.88E-003	
8000	1.22E-003	1.46E-003	1.84E-003	2.98E-003	3.29E-003	2.55E-003	2.25E-003	
9000	2.19E-003	1.82E-003	2.71E-003	3.57E-003	3.46E-003	2.00E-003	1.33E-003	
10000	1.46E-003	2.14E-003	2.68E-003	3.49E-003	3.25E-003	2.31E-003	1.34E-003	
11000	1.32E-003	1.76E-003	2.48E-003	3.00E-003	3.30E-003	2.23E-003	1.18E-003	
12000	1.04E-003	1.56E-003	1.88E-003	1.77E-003	2.31E-003	2.13E-003	1.23E-003	
13000	9.11E-004	1.12E-003	1.18E-003	1.05E-003	9.31E-004	1.43E-003	1.50E-003	
14000	7.51E-004	8.05E-004	6.51E-004	6.13E-004	7.23E-004	8.85E-004	1.42E-003	
15000	6.04E-004	5.91E-004	4.56E-004	4.28E-004	6.14E-004	4.07E-004	1.01E-003	
16000	5.55E-004	5.23E-004	3.20E-004	3.23E-004	4.76E-004	3.82E-004	3.78E-004	
17000	5.27E-004	4.88E-004	2.85E-004	2.88E-004	3.38E-004	3.75E-004	3.72E-004	
18000	5.08E-004	4.67E-004	2.69E-004	2.71E-004	1.44E-004	3.69E-004	3.66E-004	
19000	4.88E-004	3.02E-004	2.60E-004	2.60E-004	8.23E-005	3.57E-004	3.54E-004	
20000	4.24E-004	2.91E-004	2.51E-004	2.33E-004	7.95E-005	3.43E-004	3.31E-004	

ファイル b:PUCOS Cmax=4.7761E-003 メッシュ点濃度 (ppm)

Y(m)	14000	15000	16000	17000	18000	19000	20000	X(m)
0	2.29E-003	2.38E-003	2.23E-003	9.73E-004	9.62E-004	9.55E-004	9.51E-004	
1000	2.33E-003	2.17E-003	1.69E-003	1.00E-003	9.76E-004	9.62E-004	9.28E-004	
2000	2.33E-003	2.26E-003	1.16E-003	1.05E-003	1.00E-003	6.40E-004	5.61E-004	
3000	2.96E-003	1.69E-003	1.39E-003	1.12E-003	7.02E-004	5.91E-004	5.69E-004	
4000	3.37E-003	2.39E-003	1.24E-003	8.70E-004	6.76E-004	5.46E-004	3.12E-004	
5000	4.78E-003	2.20E-003	1.37E-003	1.13E-003	6.91E-004	5.99E-004	5.76E-004	
6000	4.42E-003	2.98E-003	1.75E-003	9.15E-004	7.03E-004	6.04E-004	5.77E-004	
7000	3.98E-003	2.27E-003	1.38E-003	1.03E-003	8.92E-004	7.56E-004	6.29E-004	
8000	1.40E-003	2.28E-003	1.57E-003	1.01E-003	9.28E-004	8.93E-004	8.65E-004	
9000	9.56E-004	7.31E-004	1.47E-003	1.57E-003	1.15E-003	1.12E-003	1.08E-003	
10000	1.02E-003	8.58E-004	1.59E-003	1.55E-003	1.53E-003	1.51E-003	1.08E-003	
11000	8.75E-004	9.07E-004	8.22E-004	1.60E-003	1.59E-003	1.51E-003	1.46E-003	
12000	9.84E-004	1.09E-003	1.06E-003	1.04E-003	1.71E-003	1.61E-003	1.55E-003	
13000	1.09E-003	1.08E-003	1.06E-003	1.04E-003	1.77E-003	1.73E-003	1.59E-003	
14000	1.37E-003	1.48E-003	1.15E-003	1.03E-003	1.00E-003	1.61E-003	1.56E-003	
15000	1.33E-003	1.53E-003	1.49E-003	1.19E-003	9.68E-004	9.09E-004	1.53E-003	
16000	1.11E-003	1.27E-003	1.44E-003	1.39E-003	1.26E-003	9.72E-004	1.49E-003	
17000	6.70E-004	1.21E-003	1.39E-003	1.35E-003	1.27E-003	1.22E-003	1.01E-003	
18000	3.59E-004	8.21E-004	1.32E-003	1.27E-003	1.23E-003	1.19E-003	1.15E-003	
19000	3.50E-004	3.31E-004	1.09E-003	1.22E-003	1.19E-003	1.15E-003	1.11E-003	
20000	3.27E-004	3.22E-004	6.16E-004	1.18E-003	1.14E-003	1.11E-003	1.07E-003	



Xm 20000
b:PUCOS 地区
Cmax ppm 4.77608e-003
Imax: 14 Jmax: 5
煙突数 9
道路数 1
測定局数 1
時間数 時 1199
無風継続時間 3
* : 最高濃度出現地点
— 0.75 - - - 0.5
— 0.25 - - - 0.1
— 7.5e-002 - - - 5. e-002
— 2.5e-002 - - - 1. e-002

Y m 20000

APPENDIX 5 大気汚染防止技術概説

Appendix 5 大気汚染防止技術概説

(1) 硫黄酸化物除去技術

1) 対策の動向

世界的な経済活動の拡大に伴い、地球環境への硫黄酸化物の排出量は増大しており、その結果、酸性雨等による環境破壊が国際的な問題になっている。化石燃料の燃焼排ガス中に含まれる硫黄酸化物 (SO_2 、 SO_3) の低減対策は工業先進国で積極的に推進されつつあるがその他の国においては殆ど対策がとられていないのが実状である。

硫黄酸化物は燃料中の硫黄分が燃焼により空気中の酸素と反応して発生するもので、その対策としては、各国とも次の 3つの段階をとっている。すなわち、

- ① 着地濃度の低減
- ② 低硫黄燃料の使用
- ③ 排煙脱硫装置の設置

①は、火力発電所の煙突を高く、かつ集合化することにより排ガスの拡散効果を高め、着地濃度を低減させる対策である。

②は、重油の低硫黄化、原油の生焚き、さらには硫黄分を含まない LNG等のガス燃料を使用することにより排出硫黄酸化物を減らす対策である。

③は、排ガスから直接、硫黄酸化物を除去する積極的な対策である。

2) 排煙脱硫の方式

現在世界全体の排煙脱硫の設備能力は約 2億kW (ガス量約 7億Nm³/h) で、その90%は日本、米国、西独の 3国にある。

排煙脱硫装置は大別して、湿式法と乾式法とがあるが、現在、実際に設置・運転されているのは殆どが湿式法である。湿式排煙脱硫プロセスも種類が数多くあり、その分類の方法も様々であるが通常は、吸収剤またはアルカリ原料と副生品を並べてプロセスの名称としている。

いま、吸収剤・アルカリ原料・副生品の項目によってプロセスを分類すると、表 A5-1のようになる。これらの排煙脱硫プロセスのうち、事業用ボイラー及び大型自家

用発電ボイラーに対しては、石こうを副生するプロセスが最も多く用いられ、そのなかでも主として石灰-石こう法が数多く設置されていて、副生物を回収し、利用している。これに反し、中小規模のものでは非回収式が多く用いられている。その理由は、回収施設は一般に高価である為であり、回収物を自家消費するか、長期間安定して販売できる場合以外は採用されない。一般産業用の小型ボイラーでは、 $Mg(OH)_2$ 、 $NaOH$ を原料とする放流プロセス（硫酸マグネシウムまたは芒硝溶液の放流）が多く採用されている。

現在用いられている脱硫装置では簡易な方式を除いて、ほぼ 90%以上の脱硫率を得ることができる。

表A5-1 排煙脱硫プロセスの種類

	プロセスの種類	吸収剤	吸収液の性状	原料		副生品
湿式	石灰-石こう法	亜硫酸カルシウム CaSO ₃	スラリ	炭酸カルシウム 消石灰 生石灰	CaCO ₃ Ca(OH) ₂ CaO	石こう
	Mg-石こう法	亜硫酸マグネシウム MgSO ₃ 亜硫酸カルシウム CaSO ₃	スラリ	消石灰 炭酸カルシウム	Ca(OH) ₂ CaCO ₃	石こう
	亜硫酸曹-芒硝法	亜硫酸ナトリウム Na ₂ SO ₃	溶液	苛性ソーダ	NaOH	芒硝 放流
	亜硫酸曹回収法			苛性ソーダ	NaOH	亜硫酸ソーダ
	亜硫酸曹-石こう法			炭酸カルシウム 消石灰 生石灰	CaCO ₃ Ca(OH) ₂ CaO	石こう
	亜硫酸曹-硫酸法			—		硫酸
	希硫酸-石こう法	希硫酸	溶液	炭酸カルシウム	CaCO ₃	石こう
	NH ₃ -硫安法	亜硫酸アンモニウム	溶液	アンモニア	NH ₄ OH	硫安
	NH ₃ -石こう法	(NH ₄) ₂ SO ₃		消石灰	Ca(OH) ₂	石こう
	Al-石こう法	塩基性硫酸アルミニウム Al ₂ (SO ₄) ₃ Al ₂ O ₃	スラリ	炭酸カルシウム	CaCO ₃	石こう
Mg法	亜硫酸マグネシウム MgSO ₃	溶液	水酸化 マグネシウム	Mg(OH) ₂	硫酸マグネシウム 放流	
乾式法	活性炭吸着法	活性炭		活性炭		硫黄
	スプレイトライヤ法	Ca(OH) ₂ Na ₂ CO ₃	スラリ	消石灰 炭酸ソーダ	Ca(OH) ₂ Na ₂ CO ₃	石こう 他

3) 湿式脱硫法

表A5-1に示す如く、脱硫プロセスは、10種以上に分類されるが実用化されているものは殆どが湿式法である。中でも、湿式石灰-石こう法は日本で数多く使われており、既に20年の運転実績があり、その信頼性は高く、技術的完成度も高い。殊に火力発電所の排煙脱硫にはこの方式が最も多く採用されており、主流を占めていると言える。

その理由としては次のことがあげられる。

- ① 吸収剤としての石灰石が日本国内で豊富に産出され、取扱いが容易で最も経済性に優れている。
- ② 副産品として、セメント用や、石こうボード用に適した商品価値の高い石こうが回収でき、また大量安定貯蔵が容易である。

石灰石は最も安価で多量に存在する SO_2 吸収剤であり、石灰石（石灰）法は今後とも世界の主要な方法になると思われる。

しかし、装置の大型化に伴い、建設費、運転費が増加しているため、システムの合理化、簡素化、省エネルギー化によるコスト低減を目指して、技術開発が続けられている。

(a) 湿式石灰-石こう法の基本プロセス

下記のプロセスは湿式石灰-石こう法排煙脱硫プロセスとして最初に実用化されたプロセスの一つであり、その後、各工程にて改良が加えられ、数多くの新プロセスが開発されている。ここではこのプロセスを湿式石灰-石こう法の基本プロセスと仮称し、以下にそのプロセスを略説する。

湿式石灰-石こう法排煙脱硫基本プロセスは、排ガス中の亜硫酸ガス (SO_2) を吸収塔内で石灰石を含む吸収液スラリーと気液接触させ亜硫酸カルシウムとし、この吸収液中の亜硫酸カルシウムを空気で酸化し全て石こうとし、水分を分離した後、副生石こうとして取出す方式である。石灰-石こう法脱硫装置の系統図を図A5-1に示す。

本プロセスは、冷却・吸収・再加熱工程、酸化・石こう回収工程、原料調整工程より成る。

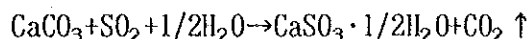
① 冷却・吸収・再加熱工程

ボイラー燃焼排ガスは、脱硫通風機により昇圧されて、ガスガスヒータで脱硫装置出口ガスと熱交換を行い冷却塔に入る。冷却塔では、冷却塔循環液をスプレーして排ガスを冷却するとともに、ガス中に含まれるばいじん、 HCl 、 HF などを除去する。冷却塔で吸収されたこれらの不純物は、 Cl^- 、 F^- イオンとなり、冷却

塔循環液中に蓄積するので、濃度が規定値以下になるよう一部を排出し、排水処理装置に送られ処理される。

冷却塔で洗浄された排ガスは、冷却塔出口のミストエリミネータで同伴ミストが除去され吸収塔に入る。

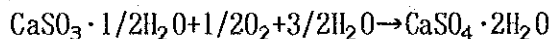
吸収塔内で排ガス中の SO₂ ガスは、石灰石を含んだ吸収塔循環スラリーと気液接触し、吸収除去される。吸収工程における主な化学反応は次のとおりである。



吸収塔内で生成した亜硫酸カルシウムの一部は、排ガス中の酸素により酸化され、石こう (CaSO₄ · 2H₂O) となる。脱硫後の排ガスは、吸収塔ミストエリミネータで同伴ミストが除去され、ガスガスヒータで脱硫装置入口ガスと熱交換し、昇温後に煙突より大気に放出される。

② 酸化・石こう回収工程

吸収塔で生成した亜硫酸カルシウムスラリーは拔出されて酸化塔に送られ、空気により酸化されて石こうとなる。



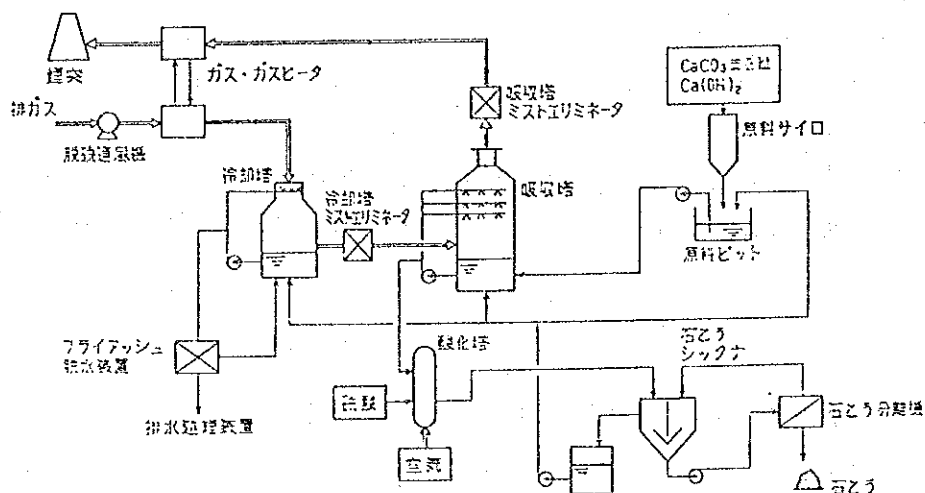
また、吸収液中に含まれる未反応炭酸カルシウムが、そのまま石こうに混入されると石こうの品質が低下するため、酸化塔に硫酸を注入し、未反応炭酸カルシウムを中和して石こうにする。

酸化塔で生成された石こうスラリーは、シックナで一定濃度に濃縮された後、石こう分離機で脱水され、副生石こうとして系外に搬出される。

一方、石こうシックナ上澄液は、原料調整工程に供給され、原料調整液として使用される。また一部は、除じん・冷却塔へ送られ、補給水として再利用される。

③ 原料調整工程

原料として使用される石灰石は、石灰石サイロに貯蔵され、計量フィーダにより原料ピットに供給され、同時に石こうシックナ上澄液と混合し石灰石スラリーとなる。一定濃度に調整された石灰石スラリーは吸収剤として吸収塔へ供給される。



図A5-1 石灰-石膏法脱硫装置基本プロセスの系統図

湿式石灰石（石灰）法の最大の難点は生成する石膏によって、スケーリングを起こすことである。即ち、吸収によって生成する亜硫酸カルシウム ($\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$) の一部がガス中の酸素によって酸化され、石膏 ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) となって吸収塔、配管、ミスト除去器などに固結することである。

本プロセスはスケーリング防止のため種々の考案がなされているが、中でも吸収塔の構造、運転法に関しては数多くの工夫が施されている。

一方、冷却塔はスケーリング防止以外にも、ガス中の灰分を除去して副生石膏の品質を高め、またガス中の HCl や HF を除去して吸収塔内の腐食や石灰石の反応性低下を防ぐなどの機能を持っている。

しかし、冷却塔、吸収塔、酸化塔、その他附属設備が多く、複雑で設備費が高くなることと、固結防止のため、かなり多量の水を使うという欠点がある。

(b) JBRプロセス

本プロセスはスケーリングの問題解消は勿論、機器の数が少なく、シンプルで所要面積も少なく、建設費も運転費も他に比して安価で画期的なプロセスといえる。

プロセスの説明

本プロセスは石灰-石こう法の一つで、石灰石を中和剤とし、排ガス中のSO_xを吸収・酸化・中和し石こうとして固定するもので、次の三工程から構成されている。

① 吸収・酸化・中和・晶析工程

SO_xの吸収及びそれに続く酸化・中和晶析のすべてが、吸収反応槽〔ジェット・バブリング・リアクター (JET BUBBLING REACTOR: JBR) 〕内で完了する。

このJBRは本装置の中心をなすもので、これによりプロセスの単純化、所要設備面積の大幅減少、建設費の大幅ダウンが可能となった。

本装置へ導入された排ガスは、プレスクラバーで冷却水のスプレーにより冷却される。次にJBR内で、吸収液中に噴出され気泡層を形成し、そこで脱硫される。JBRは大きな反応器で、その中に石灰石、石こうのスラリーを入れ、内蔵している多数のスパージャー（プラスチック製のパイプ）から排ガスを噴出させ、バブリングさせて脱硫と除じんを行う。脱硫率は90%以上である。

脱硫排ガスは、エリミネーターでミストを除去された後、煙突より大気中に放出される。吸収されたSO₂は、反応層に吹き込まれる空気及び排ガス中の酸素により酸化され、さらに、吸収液中に溶解しているカルシウムと反応し石こうとなり晶析される。このようにして得られた石こうスラリーは、吸収液中の石こう濃度を一定幅に維持するよう一部抜き出され、石こう脱水工程に送られる。

② 石灰石供給工程

石灰石粉貯槽に受け入れ貯えられた石灰石粉末は、フィーダーによりスラリー槽に供給され、JBRオーバーフロー液により石灰石粉スラリーが調整され、JBRに供給される。

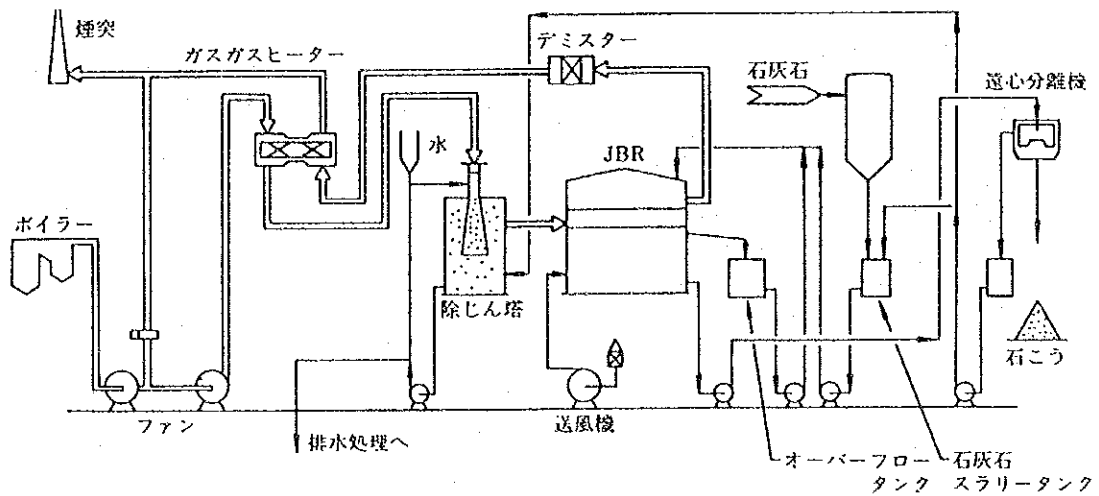
③ 石こう脱水工程

JBRより抜き出された石こうスラリーは、石こう脱水工程に送られ、固液分離機

(遠心分離機または真空フィルター)にて脱水され、石こうと母液に分けられる。こうして得られた石こうは、倉庫に一時貯え、出荷される。一方母液は JBR に返送される。

本プロセスでは石灰石の利用率がほぼ100%で高品質の石こうが得られ、硫酸の添加は不要で、石こうはセメントや石こうボード製造用として販売される。また排水中の COD が極めて小さい特徴を有している。

図A5-2に本プロセスの系統図を示す。



図A5-2 JBRプロセス系統図

(c) マグネシウム-石こうプロセス

石灰-石こう法の吸収液にマグネシウムを添加すると、脱硫性能が大幅に向上する。従って同一脱硫率を得るとすれば、マグネシウム-石こう法は、石灰-石こう法に比べて吸収塔を小形にすることができ、かつ液・ガス比 (L/G) を小さくすることができる。この特性を利用して開発されたのがマグネシウム-石こうプロセスである。当初石灰にマグネシウムを加えて使用する方法が開発されたが石灰は石灰石より高価であるために、石灰石にマグネシウムを加えて使用する技術が開発された。

(d) その他の湿式プロセス

a) 各種の石こう副生法

上述の石灰（石灰石）法以外に石こう副生法として表A5-2に示す各種方法も用いられている。これらのプロセスは、1970年代の、石灰石石こう法の信頼性がまだ十分ではなかった時代に、安定性や脱硫率を向上させる目的で開発され、設備の大部分も1970年代に造られた。

これらのプロセスのうち①の硫酸アルミニウム石灰石法は比較的利点が多く、最近まで新設備が約20基造られているが、その他のプロセスでは1985年以後は設備は造られていない。②は設備費や電力消費が大きい欠点がある。③、④、⑤はソーダやアンモニアで吸収して石灰や石灰石を沈澱剤として用いるもので、ソーダの損失や排水処理などの問題があり、新しい設備は造られていない。⑥は塩化カルシウム溶液に石灰を溶かして使用するものであり、⑦は石灰石にマレイン酸を加えて用いる方法である。⑥は耐食材料を要し、⑦は排水処理の問題があり、ともに普及していない。⑧は排水を減らすことができるが、ギ酸を用いるので、運転コストが高くなる。

表A5-2 各種石こう副生法の比較

番号	プロセス	運転の容易さ	脱硫率	建設費用	電力消費	排水	吸収剤費用
①	硫酸アルミ石灰石法	○	△	○	○	△	△
②	希硫酸石灰石法	○	△	×	×	△	○
③	ソーダ石灰石法	△	○	×	×	△	△
④	ソーダ石灰法	△	○	×	○	△	×
⑤	アンモニア石灰法	△	○	×	○	×	×
⑥	塩化カルシウム石灰法	△	△	△	△	○	×
⑦	有機酸ソーダ石灰石法	○	○	○	○	×	×
⑧	ギ酸石灰石法	○	○	○	○	×	×

○... 有利、△... 普通、×... 不利

b) アンモニア吸収法

SO₂をアンモニア水で吸収し、酸化して肥料用の硫酸を造る方法は、比較的簡単であるが、工業国ではあまり用いられない。これは硫酸がナイロン製造などの副産物として生じて過剰であることと、脱硫後のガスが濃厚な白煙を生じるためである。この白煙は硫酸の微粒子であると思われるが水洗では除去し難いので、湿式電気集じん器を設置した例があるが高度の設備を要するので日本でも殆ど用いられていない。

(e) 灰（ばいじん）の処理方式

湿式脱硫装置は、湿式集じん器としての機能も有している。スプレイ塔を使用した脱硫装置においては、吸収塔出口のばいじん濃度は数10mg/Nm³程度となる。石炭焚ボイラーの排煙脱硫装置において、捕集されるばいじんの処理方式としては、灰分離方式と灰混合方式とがある。

灰分離方式は、吸収塔の前に冷却塔を設置し、あらかじめ洗浄と除じんを行う方式で、排ガス中の HCl、HFが吸収塔へ流入することによる脱硫性能の低下を防ぐとともに、ばいじんを予め除去することによって、石こう中への不純物の混入を少なくして、石こうの品質を高めることができる。

灰混合方式は、吸収塔で SO₂ガスの吸収とばいじんや HCl、HFの除去を同時に行わせる方式である。灰分離方式に比べ回収される石こうの純度は低いがコストが安い利点を有している。

いずれの方式を選定するかは、要求される石こう品質や排煙脱硫装置の経済性などにより決定されるが、石こう品質が厳しい場合は灰分離方式、経済性を優先させる場合には灰混合方式が適していると言える。副生石こうは、セメント用やボード用として利用されており、一般的に、灰混合方式の副生石こうでもボード用として使用可能である。

(f) ガス再加熱システム

湿式脱硫法の弱点は、脱硫後の排ガスを排出するのに再加熱を必要とすることである。すなわち、吸収塔から出た排ガスは水分飽和状態にあり、そのまま煙突から排出されると白煙の発生や煙道の腐食が問題となるため、一般に90～100℃に再加熱される場合が多い。当初、脱硫後のガス再加熱は低硫黄燃料の燃焼による補助加熱（アフターバーナー方式）が行われていたが、その後、省エネルギーの観点から脱硫装置入口の高温ガスで脱硫装置出口の低温ガスを加熱するガスガスヒーターが採用されている。ガスガスヒーターの型式には①回転再生式 ②媒体循環式 ③ヒートパイプ式がある。

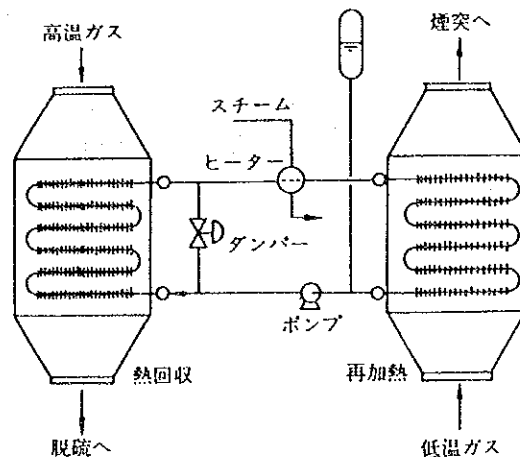
① 回転再生式ガスガスヒーター

放射状に隔壁を有するロータに蓄熱体として積層波形プレートが充填されており、このロータが高温ガスと低温ガス間で回転することにより熱交換し、積層波形プレート蓄熱体を介して高温ガスから低温ガスに熱が移動する。

本方式は、装置がコンパクトになる反面、構造上、高温未処理ガス側から低温処理ガス側へのばいじんおよびガスのリークが避けられないため、総合脱硫性能や除じん性能が低下する。

② 媒体循環式ガスガスヒーター

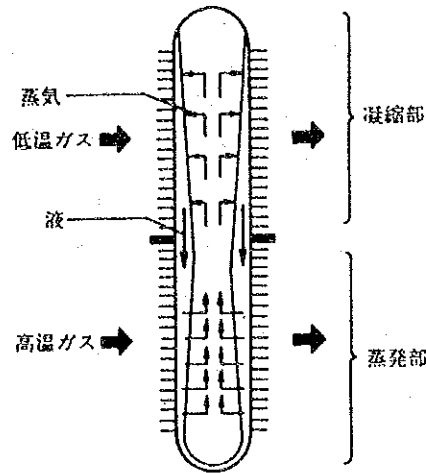
二つの独立した多管式熱交換器の間を強制的に熱媒を循環させることにより、熱の授受を行うものである。ばいじんやガスのリークがないこと、熱媒循環量や熱媒ヒーターにより排ガス温度を調整することができるなどの特徴を有す。また、大容量化が容易で、配置上の自由度は最も大きい。(図A5-3参照)



図A5-3 媒体循環式ガスガスヒーター

③ ヒートパイプ式ガスガスヒーター

密閉系に熱媒体が封入され、高温部で熱媒が受熱蒸発し、低温部で放熱凝縮する。凝縮した熱媒は再び高温部に戻って受熱する。熱交換は、熱媒体の自然循環で行われるため駆動部がなく、運転動力が少なくてすむ。(図A5-4参照)



図A5-4 ヒートパイプ式ガスガスヒーター

従来のガスガスヒーターは、その大部分を回転再生式が占めていたが、ばいじんやガスのリークが避けられないことから、近年、高度な脱硫性能やばいじん除去性能が要求される場合には、ノンリークタイプの媒体循環式、またはヒートパイプ式ガスガスヒーターが採用されている。いずれの型を選ぶにせよ、ガス再加熱システムによる設備費の増加は避けられない。

4) 乾式及び半乾式脱硫法

(a) 乾式脱硫法

乾式法の最も単純な形は、800℃以上の炉内に石灰石の粉を吹き込み、 CaCO_3 の分解で生成する CaO によって SO_2 を吸収し、EPで集める方法である。この方法は SO_2 に対して理論量の2倍程度の CaCO_3 を用いても脱硫率は30%程度、即ち石灰の利用率は15%程度に過ぎない。

一方、消石灰 Ca(OH)_2 は通常数 μm 程度の微粒子で、 SO_2 と反応しやすいので、900℃程度の炉内、または200-400℃程度のダクトや反応器内に吹き込むと、モル比2で40-50%程度の脱硫ができる

これらの方式は脱硫率が低いので、大規模なガス源には普及していないが、日本では都市ごみ焼却炉のガス浄化に数百基が使用されて SO_2 と HCl を除いている。

乾式法で脱硫率を上げるために、石灰石炉内吹き込みの下流、あるいは消石灰のダクト吹き込みの上流に水をスプレーする方法が各国で試みられている。

(b) 半乾式脱硫法

この方法は消石灰のスラリーを 150-250℃の吸収塔内にスプレーし、生成する CaSO_3 をガスの熱と反応熱で乾燥させて、粉末状の生成物を電気集じん器 (EP) か、バグフィルタで集める方式である。

スラリーの水分を多くしてガスの湿度を高めて温度を下げ、水蒸気で飽和する限度に近づけると脱硫率が高まる。

バグフィルタを用いるとバグフィルタの表面に付着する石灰の層をガスが通る時にも脱硫するので、モル比が1.5で90%程度脱硫できる。しかしバグフィルタはEPにくらべて圧力損失が大きく、動力費が増える。

この方法では吸収剤として石灰石は不适当で、消石灰を使わねばならぬ欠点がある。しかも消石灰の吹き込み量が、理論量の 1.5倍程度必要であるので SO_2 濃度の高いガスでは吸収剤のコストが高くなる。

5) 簡易脱硫法

(a) 半乾式簡易脱硫法

燃焼炉内に石灰石粉を吹き込んで脱硫する「1次脱硫」と、排ガス中に水を噴霧して脱硫する「2次脱硫」によって構成される。

エアヒーターと除じん機の上に水のスプレーによる冷却塔を設ける。石灰石粉をボイラーの 1,200℃付近にモル比 2-5の割合に吹き込み、スプレー塔を通して反応率を高める。

脱硫率はガス温度が低下して水蒸気の露点に近づくほど上昇し、モル比 3で60℃では80%に達する。

この SO_2 除去の大半はスプレー塔による。

プロセスが簡単で、設備費も設置場所も少なくすむ。また、スラリーの取扱いがなく、運転保守が容易で排水がない利点があるが、石灰石粉の使用量が多い欠点がある。

(b) 水酸化マグネシウム吸収廃液放流法

水酸化マグネシウム $Mg(OH)_2$ のスラリーを吸収剤として用いる。吸収によって生じる亜硫酸マグネシウムは空気酸化によって硫酸マグネシウムの水溶液として放流する。

この方法は簡単であって設備費が安価であり、吸収剤もかせいソーダに比べると大幅に安価であるから、1980年頃から普及し、日本では100基ほどのプラントが産業排ガス処理用として造られた。

硫酸マグネシウムは海水の成分であるから、海に放流することは問題がない。この方法は中小規模の脱硫設備に適し、海に近接した発電所や工場を多く持つ国ではこの方法は広く採用される可能性がある。

6) 脱硫コスト

表A5-3には石灰石石こう法の比較的高コストの場合（設備費 2万円/KW、電力消費2%）と低コストの場合（同 1万円/KW、1%）を示す。それぞれについて、償却を7年とする場合と、欧米なみに15年とする場合について計算してある。

低コストの場合の計算では1KWhの脱硫費は0.7-0.8円となっている。このコストは数年前までのコストの約半分で、重油ボイラーについては既に実現しており、石炭ボイラーについても近い将来に実現すると思われる。

表A5-3 石灰石石こう法のコスト推定値
(500MW石炭ボイラー、利用率70%、SO₂ 1000ppm、92%脱硫)

設備費 (100万円)		高		低	
		10,000		5,000	
年間 コスト 百万円	固定費	2,300(a)	1,500(b)	1,150(a)	750(b)
	電力費 (12円/kWh)	740(c)	740(c)	370(d)	370(d)
	石灰石と薬品	350	350	350	350
	他	800	800	700	700
	小計	4,190	3,390	2,570	2,170
年間 コスト 百万円	石こう (8.5万t/年)	-250(e)	-250(e)	-170(f)	-170(f)
	計	3,940	3,140	2,400	2,000
年間コスト(円/kWh)		1.29	1.02	0.78	0.65
年間コスト(円/SO ₂ -m ³)		436	349	266	222
年間コスト(円/SO ₂ -kg)		152	122	93	78

a) 設備費の23%

b) 設備費の15%

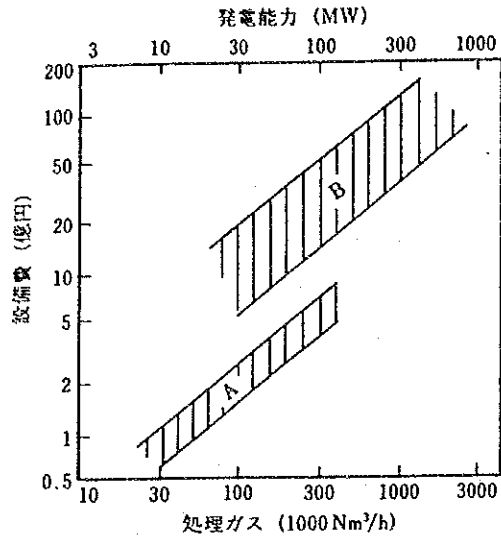
c) 電力消費 2%

d) 電力消費 1%

e) 石こう3,000円/t

f) 石こう2,000円/t

また、脱硫設備の規模と設備費の関係を図A5-5に示す。ソーダやマグネシアで吸収して廃棄する設備（図中のA）のコストは石灰石石こう法の設備のコスト（図中のBの帯の中で下方を占める）の半分程度である。



図A5-5 脱硫設備の規模と設備費

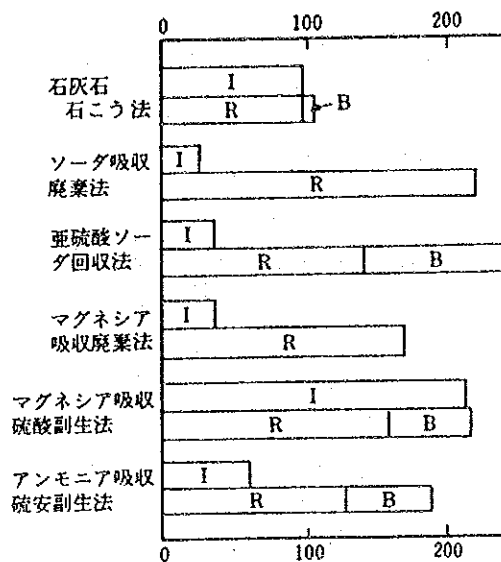
(Aはソーダまたはマグネシア吸収廃棄法、Bは石灰石石こう法その他各種)

図A5-6には、各プロセスの設備費とランニングコストを比較して示してある。コストとしては、石灰石石こう法（設備 1.5万円/KW、電力消費1.5%）を標準（100）として大体のコストを示してある。

ソーダやマグネシアによる吸収廃棄法は、設備費が低いがランニングコスト（主として吸収剤の費用）が高く、大規模の設備には不利であるが、中小規模の設備に広く用いられている。

マグネシア吸収法で硫酸を造る方法は設備費、ランニングコストがともに高い。

亜硫酸ソーダや硫安の回収法は設備費、運転費ともに低い、亜硫酸ソーダや硫安の需要に限界がある。



図A5-6 脱硫プロセスの設備費 (I) とランニングコスト (R) の比較
(Bは副産物売却収入、R+Bは総コスト、Rはネットコスト)

(2) ばいじん除去技術

1) ばいじんの発生と対策

燃料をボイラーで燃焼させると主として燃料中の灰分がばいじんとなる。このため、ばいじんが発生しない LNGのようなガス燃料は別として、重・原油や石炭等の燃料ではばいじん対策が必要となる。また重油と石炭とを比較すると、石炭は燃料中の灰分が重油よりも 2桁も多いため排ガス中のばいじん量も重油に比べて多い。

ばいじん発生の抑制対策には次のものがある。

- ① 良質燃料の使用
- ② 燃焼管理
- ③ 集じん装置の設置

①については LNGのようなガス燃料の使用が直接の対策となる。

②はばいじんの発生を少なくするようきめ細かくボイラーの燃焼管理をすることである。最近、日本では自動燃焼制御システムを採用して、出力変動時のばいじん発生を低減化している発電所が増えている。

③はガス燃料以外の発電用ボイラーで集じん装置を設置して積極的に排ガス中のば

いじんをとることである。石炭ボイラーは勿論、規制の程度によっては重油ボイラーでも集じん装置をつける必要がある。日本では石炭または重油を燃料としている発電所には高性能の集じん器が設置されており、高い効率でばいじんが除去されている。集じん器については、石炭専焼の場合は一般的にサイクロンと電気集じん器（EP）の組み合わせが採用されているが、石油燃焼の場合にも電気集じん器が設置され、ばいじん対策設備として必要不可欠なものとなっている。

2) サイクロン

サイクロンは、電気集じん器に対する前処理として、石炭火力等ばいじん発生量の多い燃料を使用するプラントに採用されることが多い。サイクロンは、排ガスに旋回流を起こさせ、粒子の遠心力を利用してガス中の浮遊粒子を分離補修する装置である。排ガス量が多い場合には、単独のサイクロンでは口径が大きくなって微粒子の補修ができなくなるので、サイクロンの数を増す必要がある。多数のサイクロンを並列配置したものをマルチサイクロンと呼び、発電用ボイラーに使われるのは殆ど、このマルチサイクロンである。

3) バグフィルタ

バグフィルタ（BF）はガス中のばいじんを袋状にした濾布で濾過して分離する装置である。日本では製鉄業界等一般産業では、バグフィルタが多く使われているが、石炭火力用としては用いられていない。これに反し、米国では石炭火力用バグフィルタの実用化が進められ、1973年に米国と豪州で火力発電所に設置され、普及している。

BFの特徴は表A5-4に示すように、EPと比較して、炭種の影響を殆ど受けず、高効率を得られることである。その反面、通風損失が大きく、設置スペースも大きくて、濾布の寿命が短い等の問題点がある。しかし、安定した集じん性能が期待できることから米国や豪州では、石炭火力用集じん装置として見直されており、現在、約 100基のBFが運転または計画されている。

なお、日本においては、火力発電所用高性能排煙処理システムとしての集じん設備の要求性能が他国と異なること、またBFはEPに比べ経済性およびメンテナンス性が劣ることから産業石炭ボイラー用としては既に実用化されているが、火力発電用としてはまだ採用した例はない。

表A5-4 石炭火力用BF（バグフィルタ）とEPの比較

No.	項目	BF（バグフィルタ）	EP
1	集じん性能	炭種の変動の影響が少なく、安定した集じん性能が得られる。	炭種によっては集じん性能が左右されるものがある。
2	メンテナンス	定期的に濾布の取替を要する。（2～3年に1回程度）	1回／年のメンテナンスだけで対応可能。
3	圧力損失	高い（100～150mmH ₂ O）	低い（20mmH ₂ O）
4	ランニングコスト	大	小
5	運転実績	アメリカ、オーストラリアであり、日本ではなし	各国で実績が多い。

バグフィルタは電気集じん装置に比較して、粒径0.1 μ m前後以下のダストの捕集率が低く、圧力損失が数倍に大きい。これらの欠点を補うために開発されたものが静電バグフィルタであり、既に日本では製鉄業界で実用に供されている。

この方式は、バグフィルタに静電チャージャを前置し、ここでコロナ放電をさせてガス中のダストに電荷を与え、後段の濾布でダストを捕集するものである。

4) 電気集じん装置 (EP)

(a) 集じん性能に対する要求

近年、日本では集じん性能に対する要求が高まり、排煙が見えない程度の高集じん性能が要求されるまでになっている。

一般に煙の色は粒子の散乱光が観察者の目に“煙”として認められるものであるが、その濃淡は重量濃度に加えて粒子表面積の和が大きいほど、換言すれば粒子径が小さいほど濃い煙として目に映る。したがって、可視煙防止にはダスト濃度の低減の他に微細なサブミクロン粒子（粒径1ミクロン以下の粒子）の除去が不可欠となり、高性能の集じん設備が必要となっている。

また、その他の要求も加わって、各種の排煙ダストの性状に適する種々の電気集じん装置が開発され、使用されている。

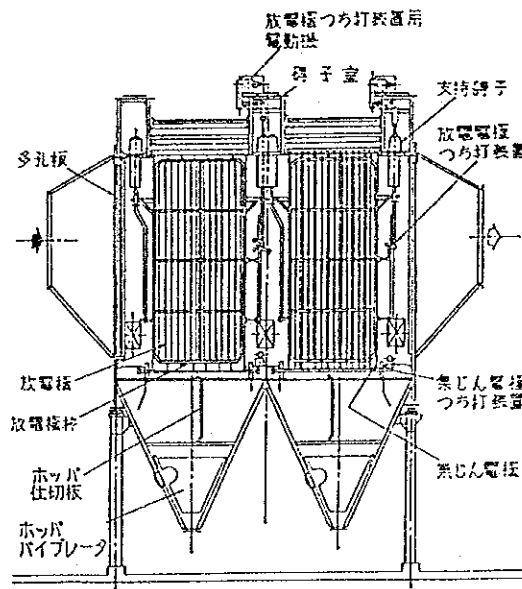
(b) 電気集じん装置概要

電気集じん装置 (EP) は、コロナ放電を利用してガス中のダストに電荷を与え、これを電界の作用 (クーロン力) によりガス中から電気的に分離捕集するものである。すなわち、放電極に高電圧をかけコロナ放電させることにより排ガス中のばいじん粒子を対向する集じん極に吸着・堆積させ、つち打装置により集じん室ホッパに捕集するものである。電気集じん器は、設置温度域により低温と高温の 2タイプに分けられる。

低温電気集じん器は、ボイラー空気予熱器出口の低温度域 (140~160℃) に設置される。一方、高温電気集じん器は、ボイラーエコノマイザ出口の高温度域 (350~400℃) に設置される。高温度域に設置する理由は、電気集じん器の集じん効率 はばいじんの電気抵抗値に大きく左右されるものであるが、高温ではばいじんの電気抵抗値が低くなり、また炭種による差も小さくなるからである。現在、多くの炭種を使用する石炭火力発電所で高温電気集じん器が用いられている。

最近の石炭火力発電所においては、低温電気集じん器、高温電気集じん器に係わらず、湿式脱硫装置との併用で、ボイラーで生じたばいじんの 99.9%以上を除去している。

図A5-7に乾式電気集じん器の構造例を示す。



図A5-7 乾式電気集じん器の構造例

(c) 重油焚および石炭焚排ガスダストの性状比較

ボイラー排ガス性状は、燃料の種類・性状およびその燃焼方式により大幅に異なる。

表 A5-5に、重油および石炭の場合の排ガス・ダスト性状の代表例を示す。

重油と石炭を比較すると、石炭は燃料中の灰分が100～200倍も大きく、排ガス中のダスト量は100倍以上にも達し、さらにダストの電気抵抗率も極めて高いことが特徴である。

乾式の電気集じん装置が安定して性能を発揮できるのはダストの電気抵抗率が $10^4 \Omega \text{cm}$ から $10^{11} \Omega \text{cm}$ の間とされていて、 $10^{12} \Omega \text{cm}$ を越える電気抵抗率をもつダストを特に高抵抗ダストと呼んで通常のものとは区別している。電気抵抗率が高い場合には逆電離という電気集じん装置特有の異状現象が発生し、集じん効率を著しく低下させる。石炭焚ダストの場合、炭種によっては高抵抗のものもあり、その場合は設備的に特別な対策を施している。

ボイラーダストの粒径は石炭ボイラーよりも重油ボイラーのダストが小さく、殊に重油ボイラーのダストは1ミクロン以下の非常に微細なカーボンが多い。両者とも小粒径ダストの量が多く、普通のEPでボイラー出口ダスト濃度を $100 \text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下にすることは困難である。石炭ボイラー、重油ボイラーいずれの場合でも出口ダスト濃度を $40 \sim 50 \text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下にするためには1ミクロン以下のサブミクロン粒子まで捕集できる高性能集じん装置が必要である。

表A5-5 重油焚および石炭焚の排ガスダスト性状比較

項 目		重油焚	石炭焚
ガス量	%	100	約120
ガス温度	°C	130~150	130~150
ガス圧力	mmAq	0~+100 (押込通風)	-200~-500 (平衡通風)
入口ばいじん量	g/m ³ N	0.05~0.15	10~20
ダスト粒子径	μm	3>	30>
ダスト成分			
SiO ₂	wt%	灰分15~20	60~75
Al ₂ O ₃	"	—	15~20
SO ₃	"	25~35	0.3~0.7
C	"	50~60	0.4~0.8
電気抵抗率	Ω-cm	10 ⁴ ~10 ⁸	10 ¹⁰ ~10 ¹³
見掛比重	g/cc	0.1~0.2	0.6~0.8
再飛散性		大	小
附着性		小	大
摩擦耗性		小	大

(d) 重油焚ボイラー用EP

重油ボイラー排ガス中のフライングダストは、オイルアッシュと未燃カーボンおよび微量の SO₃ミストより構成されており、その粒径分布はミクロン(μm)オーダーの微粒子が多く、石炭ボイラーダストに比較して一ケタほど微細である。

また、重油焚ボイラー排ガスダストはカーボン分が主成分で、石炭ダストとは逆に電気抵抗率が低く見掛比重が小さいため、ダストの再飛散現象を起こして有効に集じんされずに逸出してしまうおそれがある。

この対策として、EP前の排ガス中に NH₃ガスを注入し生成する硫酸ダストと混在するように調質することにより、電気抵抗率を上げて集じん効率を高くしている。なお、この場合、NH₃ガスの注入管理を充分に考慮することが必要であり、反応が不十分であると酸性硫酸アンモニウムが生成して、灰詰り、腐食、ひいては荷電にも悪影響を及ぼすので、その注入量および方法の管理が重要である。

(e) 石炭焚ボイラー用EP

a) 高温EP

高温EPは1970年代に入って、米国で石炭火力用として採用され始めたものであり、ボイラーエコノマイザ出口の高温度領域では、ダストの電気抵抗率が低下するので、この特性を活用してEPを適用したものである。したがって高温EPは、従来の低温EPで捕集できなかったフライアッシュも捕集できるという特長を有している。

ただし、高温EPは320～360℃と高い温度領域にあるため、処理ガス量が増大するので低温EPに比較して大きい設備が必要となる。また、構造上高温に耐えるような材質の選定や熱歪み、熱伸縮の処理などを考慮する必要がある。

b) 低温EP

ボイラー空気予熱器出口の低温度域に設置される低温EPは、1950年代に石炭火力に採用されて以来、多くの運転実績を有しており、信頼度も高い。しかし高抵抗ダストにより集じん性能が低下する問題があり、設備的に次のような対策が必要である。

- ① 高抵抗ダストは集じん極への付着力が強く、槌打時の剥離性が悪いため、槌打衝撃力の伝播の良い集じん極構造の採用
- ② ダストが電極に付着すると放電電流が抑制され性能の経時劣化が生じやすいため、放電特性の優れた放電極形状の採用
- ③ 集じん極に蓄積される電荷を少なくし、高抵抗ダスト傷害を防止する間欠電荷制御方式の採用
- ④ 集じん性能向上のためのEP容量の大型化

(3) 窒素酸化物除去技術

1) 窒素酸化物 (NO_x) の発生と対策

大気中に存在する NO_xの起源としては自然発生源と人工発生源の両方がある。自然発生源によるものとしては、雷、火山の噴火、バクテリアの活動等が主であり、人工発生源はその排出形態から固定発生源（火力発電所、工場等）、移動発生源（自動車、船舶、飛行機、ディーゼル機関車等）及び群小発生源（厨房、暖房用施設等）に分類でき、硫黄酸化物の場合と比較して発生源の種類は多種多様である。

NO_x (NO及び NO₂) の世界での発生量は人工的なものが約 1億トン/年で天災で発

生する約 5億トン／年よりも少ないが、人工の密集する大都市や工業地帯で集中的に発生するので問題を生じている。

NO_xの主要な悪影響は、炭化水素と共に紫外線によって光化学オキシダント（光化学スモッグ）をつくることで、開発途上国でも自動車の多い都市では光化学スモッグに悩まされることが多い。森林の被害も光化学オキシダントが関与していることが明らかになり、車の排気ガス規制が日本と米国に続いて西欧で開始され、その他の諸国でも関心が持たれている。

窒素酸化物（NO_x）として知られているものとしては、酸化窒素（NO）、過酸化窒素（NO₂）、亜酸化窒素（N₂O）等があるが、燃焼によって発生するのは90%以上がNOで NO₂を僅かに含んでいる程度である。

ボイラー内での燃料の燃焼に伴い発生する窒素酸化物（NO_x）は一酸化窒素（NO）と二酸化窒素（NO₂）が殆どを占め、しかも通常、NO_xの95%程度をNOが占めている。燃焼によって生じるNO_xには、燃焼用空気の窒素分子が高温条件下で酸素と反応して生成する熱的NO_x（Thermal NO_x）と、燃料中に含まれる窒素化合物が燃焼時に酸化されて生成する燃料NO_x（Fuel NO_x）がある。燃料の種類や燃焼方法によって異なるが、Thermal NO_xの全発生NO_xに占める割合はガス燃焼の場合で100%、重・原油で30～40%、石炭で10～20%程度である。Thermal NO_xを抑制するには、燃焼温度の低下、酸素濃度の低下、高温域における燃焼ガス滞留時間の短縮等があげられる。また、Fuel NO_xの抑制には低窒素燃料の使用があげられる。

発電用ボイラーからの窒素酸化物低減化対策としては次の三つがある。

- ① 燃料による改善
- ② 燃焼改善法
- ③ 排煙脱硝装置の設置

①は、窒素含有量の少ない軽質油やLNG等の燃料の使用である。

②は、ボイラー内の燃焼課程でNO_xの発生を抑制するため、燃焼方法を改善するものである。

③は、排ガスから直接窒素酸化物を除去する対策である。

2) 燃料による改善

Fuel NO_xを減らす方法には、N分の少ない燃料の使用や、燃料中のN分の除去がある。重油の場合は水素添加脱硫でSを減らす際にNの一部も除去される。また、燃焼の際の過剰空気を減らすこともFuel NO_x低減に有効である。

Fuel NO_xは、通常燃料中 N分の 15~50%が変換するので、燃料中の窒素分が多いほど発生量が多い。一般に燃料中の窒素分は、

石炭>重油・原油、ナフサ>ガス

と、燃料が軽質化するほど少なくなり、したがってFuel NO_xの発生量は少なくなる。LNG等のガス燃料では、燃料中の窒素化合物が殆どないため、Fuel NO_xは殆ど発生しない。そのうえ Thermal NO_xも、燃料がガス体であるため空気と良好な混合がはかりやすく燃焼完結時間が石炭や重・原油燃料に比べ短いため、発生が少ない。石炭や重・原油等は燃料中の窒素分がガス燃料に比べて多く、その燃焼時間及び火炎温度とも関係してFuel NO_xの発生量が多い。

3) 燃焼改善法

NO_x低減のための燃焼改善策としては次のものがある。

- (a) 低過剰空気燃焼法
- (b) 二段燃焼法
- (c) 排ガス混合法
- (d) 低 NO_xバーナー

(a) 低過剰空気燃焼法

前述の如く Thermal NO_xは、燃焼温度が高く、O₂が多く、高温滞留時間が長いほど多く生成する。燃焼の際に過剰空気を抑制して燃焼ガス中のO₂を半分程度(2~3%)に減らせば、NO_xを10~30%減らすことが可能である。この場合には空気が不足して不完全燃焼を起こすことのないよう、十分の制御が要る。空気比を下げ過ぎるとすすが発生しやすくなる。表A5-6に低過剰空気燃焼による発生 NO_xの低減状況を示す。

開発途上国では一般に燃焼ガス中のO₂の測定は行わず、不完全燃焼を避けるために大過剰の空気を用い、このため NO_xは表A5-6の②程度になることが多い。O₂を測定して過剰空気を抑制すれば、NO_xを20~30%減らすとともに、燃料消費を5~10%減らすことが可能である。

なお、過剰空気を抑制すれば、SO₃の生成も減らすことができる。SO₃は環境に悪影響を与えるだけでなく、燃焼炉やボイラーの下流にあるエアヒーターや電気集じん機(EP)などの装置を腐食する。また、SO₃は湿式排煙脱硫では十分に除去し難いので、過剰空気を抑制して減らすことは重要である。

表A5-6 低過剰空気燃焼による NOxの低減

(単位：NOx ppm)

燃 料	石 炭	重 油	ガ ス
N(%)	0.7~3	0.1~0.5	0
O ₂ 換算値(%)	6	4	5
① 標準燃焼	550~800	400~500	300~400
② 空気過剰燃焼	600~900	500~600	350~450
③ 低酸素燃焼	450~650	300~400	200~300

(b) 二段燃焼法

NOx 低減に広く用いられる比較的簡単な方法に二段燃焼法がある。これは最初の燃焼（第一段）の空気を減らして還元雰囲気として NOxを減らし、炉の上部から不足部分の空気 (Over-fire air) を入れて完全燃焼させる。これにより、燃焼温度を下げる。この方法は還元性雰囲気でFuel NOxを減らすことができるので、石炭燃焼には特に有効である。ただし灰の中の未燃炭素がふえる傾向がある。不完全燃焼、不安定燃焼を生じやすいので、ばいじんやCO等未燃分の発生に注意する必要がある。また二段燃焼法では高温部 (1,500℃ 付近) が還元性になるので、腐食に対する考慮を必要とする。

既設のボイラーにこの方法を採用する場合、バーナー上部に空気供給口（オーバーエアポート）を設置する改造が必要となる。

(c) 排ガス循環法

排ガス循環法は、350~400℃程度の排ガスの一部をバーナー付近に戻し、燃焼用空気に混合して燃焼の温度や燃焼の際のO₂濃度を下げることによって NOxを減らす。ただしガス循環のためのファンやダクトを要する。

排ガスの再循環量が多すぎると NOxの低減には効果があるが、燃焼不良となるので循環排ガス量は燃焼用空気量に対し 20~30%が限界とされている。

(d) 低 NOxバーナー

低 NOxバーナーは、バーナー部分で燃料の濃い燃焼域と燃料の稀薄な燃焼域を形成させることにより、予混合燃焼と拡散燃焼をバーナーごとに行わせ最適条件の燃焼を促進するような構造にしている。これにより、バーナー部分での燃焼温度と酸

素濃度を低くし、また燃焼ガスの滞留時間を短くするようにして NOxの発生を少なくしている。

低 NOxバーナーとしては多種類のものが開発されている。

(e) 燃焼改善による総合効果

NOx の低減には、今迄述べてきた燃焼改善の各方法を組み合わせて採用することにより、かなりの総合効果が得られる。

日本では10万以上の固定発生源（全排ガスの 95%を占める）が燃焼改善による NOx低減を行っている。

小型の設備は燃料を重油から灯油に変えたり、低 NOxバーナーを用いて NOxを 20~40%減らすことが多い。大型の設備では低 NOxバーナー、二段燃焼、排ガス循環などの組み合わせにより NOxを 60~70%程度まで減らしている（表A5-7参照）。ボイラー出口の NOxは石炭ボイラーの場合 150~300ppm、重油、灯油、ガスの場合夫々 80~200、60~100、40~80ppmまで低減している。

日本の NOx排出基準はこの燃焼改善で守ることができるが、地方条例や協定で厳しく抑制されるので、排煙を処理する各種の脱硝法が必要となる。

表A5-7 燃焼改善による NOxの低減

(単位：NOx ppm)

燃 料	石 炭	重 油	灯 油	ガ ス
N(%)	0.7~3	0.1~0.5	0~0.03	0
O ₂ 換算値(%)	6	4	4	5
① 標準燃焼	550~800	400~500	350~450	300~400
② 空気過剰	600~900	500~600	400~500	350~450
③ 低酸素燃焼	450~650	300~400	250~350	200~300
④ ③+二段燃焼	300~500	200~300	150~250	150~200
⑤ ③+排ガス循環	350~550	200~300	150~250	150~200
⑥ ④+排ガス循環	200~400	100~250	100~150	80~120
⑦ ⑥+低NOxバーナー	150~300	80~200	60~100	40~80

4) 排煙脱硝法

排煙を処理して NOxを除去する方法としては、脱硫の場合とは反対に乾式法が主で、湿式法はあまり用いられない。

湿式法が普及しない理由は次のとおりである。

- ① NOは吸収液との反応性が低い
- ② NOを酸化して NO₂とすれば反応性が増すが、酸化剤の費用が高い
- ③ 吸収後の液中にはNO₃⁻やNO₂⁻が残り、この処理が問題となる。

NOに富む排ガスの場合には液に酸化剤としてNaClO₂を加えて吸収させることもあるが、この場合は排液処理が問題となる。

乾式法では NO_xをN₂に還元する方法が主に用いられる。還元剤としては H₂、CH₄、CO、等各種のガスが使用できるが、これらはガス中のO₂と反応して多量に消費されるので、NO_xと選択的に反応するアンモニアが使用されることが多い。

(a) 選択接触還元法

選択接触還元法は、排煙脱硝装置の主流として、現在多く採用されている方法である。特に、大型ボイラー用排煙脱硝装置としては殆ど本方法が採用されている。なお最近では、本方法のガスタービン、ディーゼル機関及びゴミ焼却炉用脱硝装置への適用が増加してきている。

この方法は NO_xを触媒上で選択的にアンモニアと反応させ、N₂と H₂Oに還元させるものであり、主として次のような特長がある。

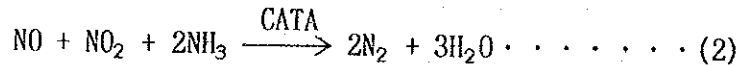
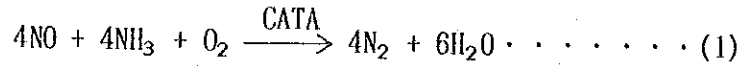
- ① プロセスが簡単なため運転が容易であり、また、トラブルの少ない信頼性の高い装置である。
- ② 乾式法であるため排水処理の必要がなく、また、排ガスの再加熱が不要である。
- ③ 高い脱硝性能を得ることができる。
- ④ 副生成品が出ない。
- ⑤ 運転操作が単純なため、ガス発生源と容易に協調できる。

プロセス概要

主要設備は、脱硝反応を行わせるための脱硝装置本体、還元剤である NH₃を排ガス中に注入するための NH₃注入装置と NH₃供給装置により構成されている。

ボイラーからの排ガスは、NH₃注入ノズルから吹込まれた NH₃と混合され、ガス整流板等を経て脱硝反応器に導入される。ここで、排ガス中の NO_xは下記(1)(2)で表される化学式に基づき触媒表面上で NH₃と選択的に反応し、N₂とH₂Oに還元され、

無害なガスとして後流装置に送られる。

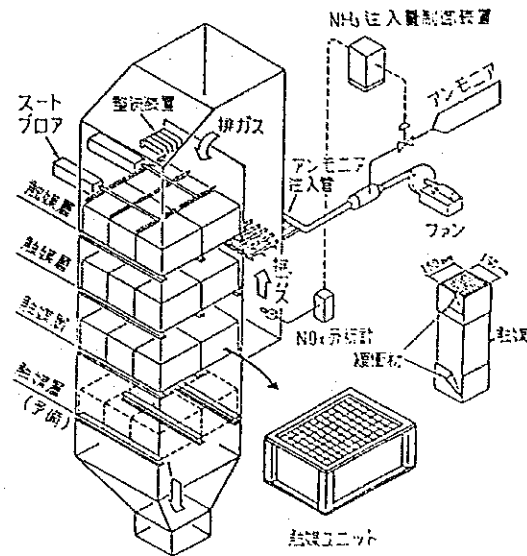


なお、ガス中にダストを多く含む場合など脱硝反応器に閉塞の問題がある時は、脱硝反応器上流側にスートブロワ装置を設置することもある。

一方、還元用 NH_3 は、タンクローリ等により輸送され、液化アンモニウムタンクに貯蔵され、必要量だけ NH_3 気化器で気化され、アキュムレータを経て、ボイラー用押込み送風機（以下、FDFと言う）の空気の一部で希釈された後、 NH_3 注入ノズルより排ガス中に均一に注入される。ここで NH_3 の注入量は、脱硝装置入口の NO_x 濃度とボイラー負荷信号等、排ガス量を代表する信号から反応器に流入する NO_x 量を求め、これに所定の NH_3/NO_x のモル比を乗じて定める。

脱硝装置の性能に最も大きな影響を与える触媒は、微細な孔が無数にあいたポーラスな構造となっており、触媒表面を流れる排ガスは拡散現象によって、この微細な孔の中に進入し NO_x の分解反応が進行する。触媒の形状は、粒状・板状・格子状があるが、重・原油・石炭火力では、ばいじんによる目詰りを防止するため、板状・格子状の触媒が採用されている。ガス燃焼火力では粒状の触媒も使用される。触媒の材質は殆どの場合チタン系酸化物が使用されている。脱硝効率は石炭火力の排ガスに対しても 80%以上を達成している。

図A5-8に選択接触還元法による排煙脱硝装置の構成を示す。

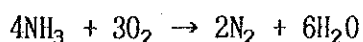
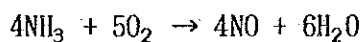
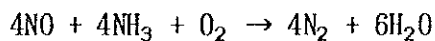


図A5-8 排煙脱硝装置の構成（選択接触還元法）

(b) 無触媒還元法

無触媒還元法は、排ガス中の NOx を NH₃ と O₂ の存在下で高温ガス域において無触媒にて還元分解するものである。脱硝反応は 800～1,050℃ のガス温度域で進行し、950～1000℃ 付近で最も高い脱硝率が得られる。なお、反応が完了するためには 0.1 秒以上、好ましくは 0.4 秒以上の反応滞留時間を要する。

化学反応式は次式で示される。



無触媒脱硝は高い反応温度が必要であるが、多量のダスト等が共存する排ガス処理にも適用が可能な方法であり、設備費も安い。しかし、高い脱硝率を得るために

は900～1,000℃の温度域での滞留時間が0.4秒以上とれることが必要であり、それに加えてモル比も2～3程度が必要である。このモル比が大きいため未反応NH₃のリーク量が多くなり、SO_xを含む排ガス処理では(NH₄)₂SO₄、NH₄HSO₄が生成し、後流の熱交換器等への影響が問題となる。

無触媒アンモニア還元法の実用例は多いが、リークNH₃を考慮してモル比を設定するため、脱硝率は、一般に40～50%程度と言われている。

(c) 炉内脱硝法

炉内脱硝は炉内で燃焼した焰の上部(1,200～1,300℃)に燃料を吹き込んで還元性雰囲気とし、炭化水素によりNO_xを還元してを減らす方法である。その後完全燃焼をさせるためにさらに空気を吹き込むので、この際にNO_xが生成するが全体として50%程度NO_xを低減できる。

すなわち、炉内脱硝は二つの工程から成り立つ。第1の工程は、炭化水素によるNOの還元工程である。この工程を成立せしめるためには次の3つの条件が必要である。

- ① 雰囲気温度は炭化水素の分解温度(約900℃)以上であること。
- ② 酸素が存在すること。
- ③ 混入する還元用炭化水素(燃料)の量は存在する酸素の化学当量より過剰であること。

この条件下で、排ガス中のNOは酸素及び炭化水素と反応して、N₂、H₂O、CO並びに反応初期の炭化水素基に分解し、一部は窒素化合物となって排ガス中に残る。

第2の工程は、第1工程で発生した未燃分を完全燃焼させる工程であり、次に示す2つの条件が必要である。

- ① 雰囲気温度は未燃分の反応温度以上であること。
- ② 未燃分を完全に消去するに十分な酸素量が供給されること。ただし、酸素の供給は低酸素濃度で順次混入するのが望ましい。

この条件下で、未燃分の燃料と第1工程で生成した窒素化合物は燃焼してCO₂、N₂、H₂Oとなり、一部NOを生ずる。

実際のボイラーに於いては、主バーナーから全燃料の約90%の燃料を投入し、バーナーのすぐ上の空気孔から全燃焼空気量の約80%を入れる。そしてこの空気孔の

上に還元用燃料投入ポートを設け、ここから約 10%の還元用燃料を投入し、さらにこのポート上部より未燃分燃焼用の空気（全燃焼空気量の約 20%）投入する。

炉内脱硝はアンモニアを使用する無触媒脱硝と比べて、脱硝率は同程度であるが、燃料自身が還元剤となるので経済的である。

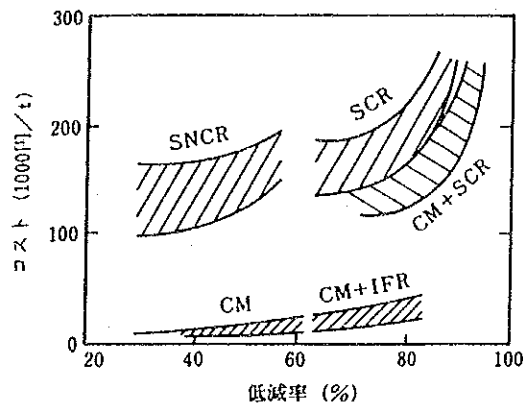
炉の高さがやや大きく必要なので、既存のボイラーや炉には用い難い場合があるが、新設ボイラーでは低コストの NOx低減法として有利である。

5) NOx低減費用の比較

(a) 各種方法の比較

NOx低減の各種方法の低減率と低減費用を日本ベースで比較して図A5-9に示す。燃焼改善は最も経済的に 60%程度の低減ができる。炉内脱硝も低コストで、燃焼改善と組み合わせれば 80%程度の低減ができる。

触媒脱硝は高性能であるが高価であり、燃焼改善と併用する方が経済的である。無触媒アンモニア脱硝は触媒脱硝より安価であるが、脱硝率が低く、アンモニアのロスが多い。



図A5-9 NOx低減コスト (NO₂ 1t)

重油燃焼、未対策時のNOx400ppm
 SCR は触媒脱硝、SNCRは無触媒脱硝、
 CMは燃焼改善、IFRは炉内脱硝

(b) 触媒脱硝のコスト

日本ベースで触媒脱硝の場合のコストの推定値を次に述べる。

電力用の大型新設の脱硝設備は、一般に石炭ボイラーで6,500～8,000円/kW、重油ボイラーで3,500～4,500円/kW程度で、既設ボイラーにつける場合は10～20%程度高くなる。

脱硝費用の推定値を表A5-8に示す。触媒の形状として全て並行流触媒（ハニカムまたは板状）を仮定した。

触媒の寿命は石炭や重油の場合は実例に依っている。すなわち石炭の場合は5年、重油の場合は8年と10年にしている。天然ガスの場合は取り替えの例がほとんど無いので、一応16年とした。電力消費については、脱硝によるガスの圧力損失を補うファンの動力が主である。

脱硝コスト（円/kWh）は石炭で入口NO_x濃度が250～400ppmで0.37～0.45円、重油でNO_xが120～200ppmで0.18～0.21円、天然ガスではNO_xが60ppmで0.12円となっている。

入口NO_x濃度が低い方が脱硝コスト（円/kWh）は低いので、高濃度のガスを脱硝するより、燃焼改善でNO_xを下げてから脱硝する方が良い（図A5-9参照）。ただしNO_x単位量あたりの脱硝費はNO_x濃度が高い方が低くなる。

表A5-8 脱硝コスト推定量 (700MWのボイラーと複合発電)
 (70%利用率、触媒3,000,000円/m³、アンモニア 60,000円/t)
 (電気12円/kWh、80%脱硝)

	石炭ボイラー		重油ボイラー		ガスボイラー	ガス複合
排ガス(1000Nm ³ /h)	2,400	2,250	2,000	1,900	1,900	5,400
脱硝入口						
NOx (ppm)	400	250	200	120	60	100
SO ₂ (ppm)	1,000	1,000	1,500	100	0	0
ダスト (g/m ³)	20	20	0.1	0.05	0.005	0
NH ₃ /NOxモル比	0.81	0.82	0.83	0.85	0.94	0.90
出口 NH ₃ (ppm)	3	3	3	3	5	5
触媒						
ピッチ (mm)	7	7	6	6	4	4
SV (h ⁻¹)	2,000	2,500	3,800	5,500	11,000	9,000
体積 (m ³)	1,200	900	526	345	172	600
寿命 (年)	5	5	10	8	16	10
圧損 (mm水柱)	120	110	100	90	80	110
電力消費 (%)	0.22	0.20	0.17	0.14	0.12	0.48
設備費 (百万円)						
触媒 (A)	3,600	2,700	1,578	1,035	516	1,800
設備費その他(B)	2,000	1,900	1,500	1,400	1,100	2,000
計 (A + B)	5,600	4,600	3,078	2,435	1,616	3,800
円/kW	8,000	6,570	4,400	3,480	1,880	5,430
年間費 (百万円)						
固定費 *	748	690	472	405	294	604
触媒 **	720	540	158	129	32	180
電力	113	103	87	72	62	247
アンモニア	220	134	92	56	31	136
他	120	110	100	100	80	150
計	1,921	1,577	909	762	499	1,317
脱硝費						
円/kW	0.45	0.37	0.21	0.18	0.12	0.31
円/NOx-m ³	404	572	456	705	905	516
円/NOx-t	197	279	222	343	441	251

* 0.08A + 0.23B

** A/寿命

APPENDIX 6 大気汚染防止プロセスの紹介

Appendix 6 大気汚染防止プロセスの紹介

本来、大気汚染防止の為に設置する設備の汚染物質除去グレード（以下「設備のグレード」と略す）は環境保全の為に定められる排出規準のレベルに沿って決められるべきものである。アルゼンティン国に於ける排出基準は、それほど厳しいとは言えず、当面、大気汚染防止装置を設置しなければならないという状況にはなっていないので、ここでは将来を踏まえた上で、各種プロセスの概説を行うこととする。

A6.1 燃焼技術の向上による環境汚染物質低減対策

この改善対策は、本文 4.4 節に提言したものである。

A6.2 環境汚染物質制御の簡便法

この大気汚染防止設備は簡易式であり、既設の中小規模火力発電所に設置する事が妥当である。

この場合、設備費のコストについては、120MWの定格出力を有する火力発電所を対象として積算した。また脱硫剤に関しては、重油または石炭を冬期 3ヶ月使用した場合の費用を算定し、合わせて以下に示した。

1) SO_x 対策

下記二種のプロセスを選択した。

- (a) 水酸化マグネシウム吸収廃液放流法（略称：水マグ法）
（重油焚きボイラー及び石炭焚きボイラー用）
- (b) 半乾式簡易脱硫法
（石炭焚きボイラー用）

(a) 水酸化マグネシウム吸収廃液放流法

水酸化マグネシウム $Mg(OH)_2$ のスラリーを吸収剤として用いる。吸収によって生じる亜硫酸マグネシウムは空気酸化によって硫酸マグネシウムの水溶液として放流する。

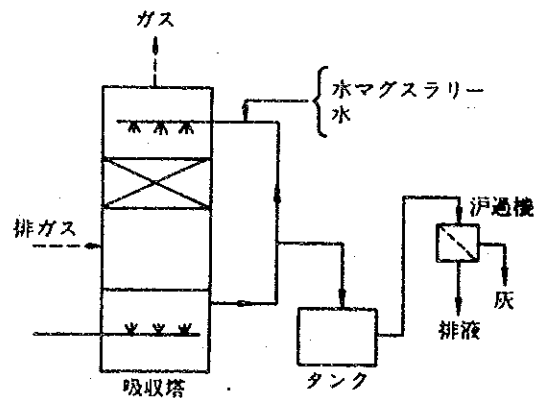
この方法は簡単であって設備費が安価であり、吸収剤も苛性ソーダに比べると大幅に安価であるから、1980年頃から普及し、日本では 100基ほどのプラントが産業

排ガス処理用として造られた。

また、日本で従来ソーダ吸収排液放流法を行っていた10基あまりの設備が、吸収剤を水酸化マグネシウムに代えた。最近では台湾でも日本の技術で多数のプラントが造られている。

硫酸マグネシウムは海水の成分であるから、海に放流することは問題がない。この方法は中小規模の脱硫設備に適し、海に近接して発電所や工場を多く持つ国ではこの方法は広く採用される可能性がある。

図A6-1に本法の系統図を示す。



図A6-1 水酸化マグネシウム吸収廃液放流法系統図

① 選択の理由

- ・設備が簡単で設備費が安い。
(一般の石灰-石こう法プロセスの約 1/3の設備費)
- ・高い脱硫率(約 95%)が得られる。
- ・運転、保守が容易である。
- ・火力発電所は大量の冷却水を必要とするため、海または河川に近接して立地しているので、廃液放流プロセスが採用できる。
- ・他の放流プロセスに比し、原料費が安価である。
(一般に使用されている苛性ソーダに比べ、原料単価の安い $Mg(OH)_2$ を使用するため)
- ・二次公害の発生がない。

排水中のMg塩は酸化によって無害な $MgSO_4$ 溶液とし、PH調整及びSS除去を行った後放流するため二次公害が起らない。 $MgSO_4$ は海水の成分であるから海に放流することは問題ない。

・中小規模の火力発電所に適するプロセスである。

② 設備費

本プロセスのブロックダイアグラムは図A6-1に示す通りである。

定格出力 120MWの火力発電所に本プロセスを適用した場合、設備費は約 600～840百万円と推定される。

③ 水酸化マグネシウムコスト

マグネシウム(Mg)はカルシウム(Ca)に比べて SO_2 の吸収性能に優れているため、使用する $\text{Mg}(\text{OH})_2$ と SO_2 のモル比が 1:1で 95%程度の脱硫率を得ることができる。

重油中の S分を1.1%とした場合、120MWの火力発電所で必要とする水酸化マグネシウムのコストは発電プラントの利用率を70%とした場合次の如く推定される。

水酸化マグネシウム消費量：1,050ton/3ヶ月

コスト：65～70百万円/3ヶ月

本設備による脱硫効果は入口の SO_2 濃度が $1,700\text{mg}/\text{Nm}^3$ の場合、出口排ガス中の SO_2 は $(80\sim 100)\text{mg}/\text{Nm}^3$ となる。

この方式は他の放流プロセスに比し、運転費が安いというものの原料として、水酸化マグネシウムを使用する為、石灰-石こう法に比べてランニングコストが高いという欠点がある。

なお、この方式の場合排ガス温度が 70°C 位に迄下がるので、白煙防止の必要があれば、蒸気で間接加熱した空気を混ぜて吹き込む必要がある。

(b) 半乾式簡易脱硫法

燃焼炉内に石灰石粉を吹き込んで脱硫する「1次脱硫」と、排ガス中に水を噴霧して脱硫する「2次脱硫」によって構成される。

エアヒーターと除じん機の上に水のスプレーによる冷却塔を設ける。石灰石粉をボイラーの $1,200^\circ\text{C}$ 付近にモル比 2-5の割合に吹き込み、スプレー塔を通して反応率を高める。

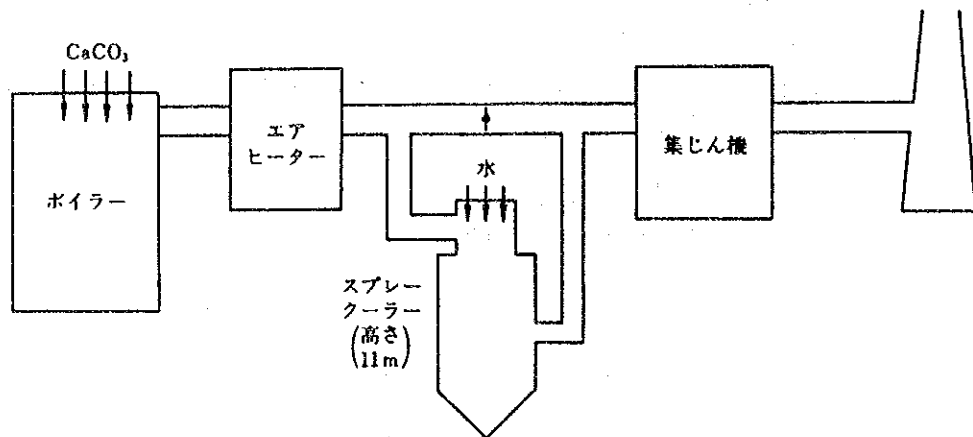
脱硫率はガス温度が低下して水蒸気の露天に近づくほど上昇し、モル比 3で 60°C では 80%に達する。

この SO₂除去の大半はスプレー塔による。

プロセスが簡単で、設備費も設置場所も少なくすむ。また、スラリーの取り扱いがなく、運転保守が容易で排水がない利点があるが、石灰石粉の使用量が多い欠点がある。

内陸にある中小規模の発電所に適するが、集じん器のない発電所では集じん機の設置が必要となる。「ア」国の場合、集じん器はEPでなければならず、バグフィルターは使えない。その理由は、NGを使用する期間は脱硫する必要がないため、ガス温度が高くなり、バグが損傷するからである。

図A6-2に半乾式簡易脱硫法の系統図を示す。



図A6-2 半乾式簡易脱硫法系統図

本方式は後流に電気集じん装置(EP)を必要とするので、EPを有する石炭焼きボイラーに適するが、EPのない重油焼きボイラーでは不利となる。

① 選択の理由

- ・本方式は前出の水マグ法よりも設備費がやや安い。
(ただし、EPのコストは除外)
- ・半乾式であるので、排水が出ない。
- ・スラリーの取り扱いがなく、運転、保守が容易である。
- ・脱硫率 80%以上が達成できる。

② 設備費

本プロセスのブロックダイアグラムは前掲の図A6-2に示すとおりである。

定格出力 120MWの石炭焼き火力発電所に本プロセスを適用した場合、設備費は約540～750百万円と推定される。

③ 石灰石のコスト

石炭中の S分を0.7%、吹き込む石灰石のモル比を 3とした場合、120MWの火力発電所で必要とする石灰石のコストは発電プラントの利用率を70%とした場合つぎの如く推定される。

石灰石消費量：6,500ton/3ヶ月

コスト：130～160百万円/3ヶ月

本設備による脱硫効果は入口の濃度が $1,700\text{mg}/\text{Nm}^3$ の場合、出口排ガス中の SO_2 は $350\text{mg}/\text{Nm}^3$ 程度となる。

この方式は半乾式であるので、排水がない利点があるものの、固気反応である為、多量の石灰石を吹き込まなければならず、従って除去するダストも多量であり、ランニングコストが高くなる欠点がある。

2) ばいじん対策

前述の二方式を採用すれば、特にばいじん対策の為の設備を新設する必要はない。以下、各方式について説明する。

(a) 水酸化マグネシウム吸収廃液放流法

この方式は湿式であるので、ボイラーの排ガスは上部から降ってくる水マグスラリーと水で洗浄され SO_2 が吸収されるが、同時に粒径の大きいダストも除去される。洗浄された排ガスは吸収塔上部にあるミストエリミネータでミストを除去される。この時、同伴しているダストもある程度除去されるので、排ガス中のダスト濃度は相当低くなる。しかし、重油焚きの場合、粒径が 0.5ミクロン以下のダストが重量比で 30%もあるので、除じん効率を低く見積もって 70%とする。従って、ボイラー出口排ガス中のダスト濃度を $200\text{mg}/\text{Nm}^3$ としても、煙突出口濃度は $60\text{mg}/\text{Nm}^3$ 程度となる。

一方石炭焚きの場合、ダスト量が桁違いに多いので、脱じんの為、本法の吸収塔をベンチュリータイプにして、ダストを液体と接触しやすくして除く。脱じん率は 95% 以上に達する。従って、吸収塔入口のダスト濃度を $(10,000\sim 30,000)\text{mg}/\text{Nm}^3$ とすると、出口は $(500\sim 1,500)\text{mg}/\text{Nm}^3$ となる。

なお、吸収液は空気酸化後、フィルターで濾過され、ダストはその他の固形分と共に除去され、系外に排出処分される。

(b) 半乾式簡易脱硫法

この方式は電気集じん装置を有する石炭焚き火力発電所に適用されることを前提とする。ボイラー排ガス中のばいじんの中には石炭灰の他、反応で生成した石こう粉及び未反応の石灰石粉が含まれている。このばいじんはスプレークーラーで70～80% 除去され、残りが電気集じん装置に入る。

石炭焚きの場合、ダスト径が大きく、1ミクロン以下のダストが重量比で1%弱しかないので、集じん効率が高い。電気集じん装置の型式によるが、効率 98%以上のものが一般的である。従ってボイラー出口ダスト濃度を40,000mg/Nm³以下とすると、出口濃度は 600mg/Nm³以下となる。

この方式を採用する場合、既存の集じん装置容量と性能を見直す必要がある。

3) NOx 対策

(a) 改善策

発生 NOx低減策として、グレード I の改善案で述べた低過剰空気運転をグレード II でも実施することを前提とする。

グレード II の改善策としては、これに加えて低 NOxバーナーを使用する。低 NOxバーナーには各種あり、性能も異なるが、この使用により NOx濃度は低過剰空気運転のみのケースより更に100～200mg/Nm³低減される。すなわち、低過剰空気運転の時の NOx濃度はガス燃焼、重油燃焼、石炭燃焼の場合、それぞれ(400～600)、(600～800)、(900～1,300)mg/Nm³と推定されるが、低 NOxバーナーを使用することにより、それぞれ(300～400)、(400～600)、(700～1,100)mg/Nm³に迄低減される。

(b) 低 NOxバーナーコスト

従来のバーナーを低 NOxバーナーに変更する場合、天然ガス用と重油燃焼（または石炭用）の 2種類が必要である。

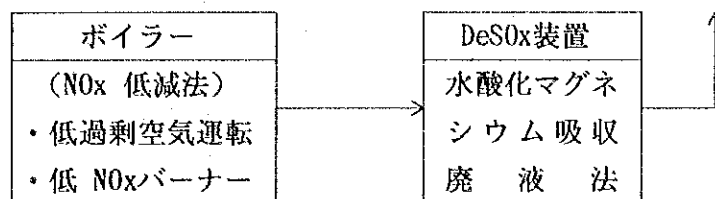
120MWの定格出力を有する火力発電所に適用する場合の低 NOxバーナー設置費用は約500～600百万円と推定される。

4) グレード II の改善案のまとめ

グレード II の改善案をまとめると次の如くなる。

(a) 水酸化マグネシウム吸収廃液法

① ブロックダイアグラム



② 重油の場合

(単位：mg/Nm³)

	ボイラー出口	脱硫装置出口
SOx	1,700	(80~100)
NOx	(400~600)	(400~600)
ダスト	(100~200)	(50~60)

③ 石炭の場合

(単位：mg/Nm³)

	ボイラー出口	脱硫装置出口
SOx	1,700	(80~100)
NOx	(700~1,100)	(700~1,100)
ダスト	(10,000~30,000)	(500~1,500)

④ 設備費

(単位：百万円)

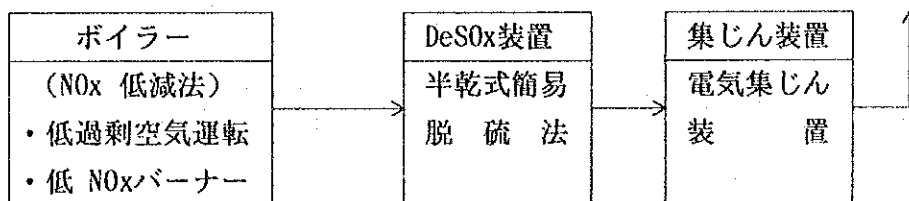
脱硫設備	600~840
低NOxバーナー	500~600
合計	1,100~1,440

⑤ 脱硫剤費

水酸化マグネシウム : 65~70百万円/3ヶ月

b) 半乾式簡易脱硫法

① ブロックダイアグラム (石炭焼き)



(単位 : mg/Nm³)

	ボイラー出口	脱硫装置出口	集じん装置出口
SOx	1,700	(330~380)	(330~380)
NOx	(700~1,100)	(700~1,100)	(700~1,100)
ダスト	(20,000~40,000)	(6,000~12,000)	(300~600)

② 設備費

(単位 : 百万円)

脱硫設備	540~750
低NOxバーナー	500~600
合計	1,040~1,350

③ 脱硫剤費

石灰石 : 130~160百万円/3ヶ月

A6.3 グレードⅢの設備構想

このグレードの大気汚染防止設備は先進工業国と同等の排出基準を遵守する程度のものである。以下に示す設備費等のコストは1ユニットで500MWの定格出力を有し、一年を通じて同一種類の燃料を使用する新設火力発電所を想定して積算したものである。

なお各汚染物質の排出レベルを下記の如く設定した。

(単位：mg/Nm³)

	石炭専焼	重油専焼	天然ガス専焼
SOx	300	300	—
NOx	400	260	120
ばいじん	50	40	30

1) 汚染物質別防止設備の選定

対象汚染物質別防止設備の選定に当たっては、汚染物質の除去率が高く、実績が豊富でプロセスも設備も信頼度が高く、しかも設備費、ランニングコストが共に経済的な下記処理設備を選定した。

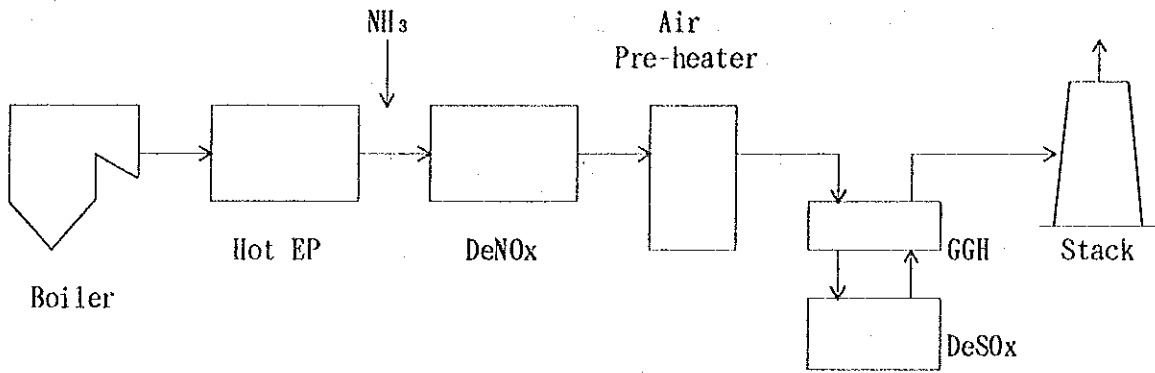
- ① SOx ----- 湿式石灰－石こう法脱硫設備
- ② NOx ----- 選択接触還元法脱硝設備
- ③ ばいじん ----- 電気集じん装置
 - 石炭用 ----- 高温EP
 - 重油用 ----- 低温EP

2) 燃料別大気汚染防止設備

(a) 石炭専焼火力発電所

① 防止設備ブロックダイアグラム

図A6-3に防止設備のブロックダイアグラムを示す。



図A6-3 石炭火力発電所防止設備ブロックダイアグラム

② プロセス概要

ボイラーを出た排ガス（約 370℃）は高温電気集じん器に入り除じんされる。石炭ダストの電気抵抗率は高温になると低下し、逆電離現象を起こさなくなるので、この特性を活用して高温EPを採用した。また石炭焼きの場合は、ばいじん量が多いので上流で除去した方が後流の脱硝設備の触媒層の閉塞を防止できる。次にEPを出た排ガス中にアンモニアを吹き込み、排ガス中の NOxを選択接触還元法の脱硝設備で触媒によりN₂と H₂Oに変換する。続いて排ガスは下流の空気予熱器で約 150℃まで冷却されてガスガスヒーターに入り、脱硫済みの清浄ガスと熱交換し約90℃となって湿式石灰-石こう法の脱硫装置に入り脱硫され、約55℃となる。脱硫後の清浄ガスはガスガスヒーターで空気予熱器出口ガスと熱交換し約90℃となって加熱され約 105℃となってスタックを経て大気に放出される。

③ 汚染物質濃度

各装置出口における対象汚染物質濃度は概ね下記の如くなる。

（単位：mg/Nm³）

汚染物質	ボイラー出口	高温EP出口	脱硝装置出口	脱硫装置出口
SOx	(1,700-2,000)	(1,700-2,000)	(1,700-2,000)	300以下
NOx	(700-1,100)	(700-1,100)	400以下	400以下
ばいじん	(10,000-30,000)	(200-600)	(200-600)	50以下

④ 設備費

500MWの新設石炭専焼火力発電所に設置する大気汚染防止設備の費用は概ね下記の如く推定される。

	(単位：百万円)
a. 脱硫装置	7,500-10,000
b. 脱硝装置	3,200- 4,000
c. 電気集じん装置	2,000- 2,500
d. ガスガスヒーター	800- 1,200
計	13,500-17,700

⑤ 石灰石、アンモニア、電力並びに石こうコスト

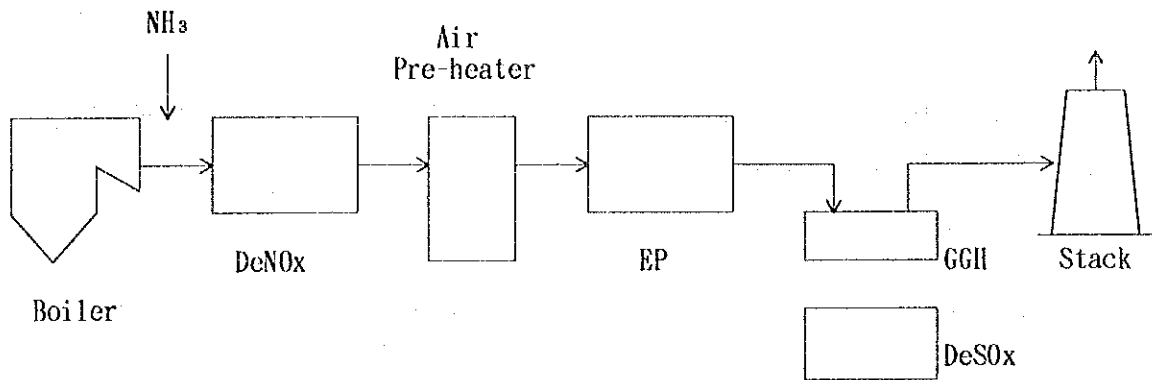
石炭中の S分を0.75%、排ガス中の NOx濃度を900mg/Nm³-排ガス、電力消費率1.6%、発電プラントの利用率を70%とした場合の表記のコストは概ね下記の如くなる。

	消費量	コスト
石灰石	28,700トン/年	580~720百万円/年
アンモニア	5,400トン/年	540~620百万円/年
電力	49,100トン/年	590百万円/年
小計		1,710~1,930百万円/年
石こう	42,000トン/年	-120~-160百万円/年
合計		1,590~1,770百万円/年

(b) 重油専焼火力発電所

① 防止設備ブロックダイアグラム

図A6-4に防止設備のブロックダイアグラムを示す。



図A6-4 重油火力発電所防止設備ブロックダイアグラム

② プロセス概説

ボイラー出口煙道排ガス（約 370℃）中にアンモニアを吹き込み排ガス中の NOx を選択接触還元法の脱硝設備で除去する。続いて排ガスは下流の空気予熱器で約 150℃まで冷却されて低温電気集じん器に入り脱じんされる。その後排ガスはガスガスヒーターで、脱硫済みの清浄ガスと熱交換し、約90℃となって湿式石灰-石こう法の脱硫装置に入り、脱硫され約55℃となる。脱硫後の清浄ガスはガスガスヒーターで電気集じん器出口ガスと熱交換し加熱され約 105℃ となってスタックを経て排出される。

③ 汚染物質濃度

各装置出口における対象汚染物質濃度は概ね下記の如くなる。

(単位：mg/Nm³)

汚染物質	ボイラー出口	脱硝装置出口	低温EP出口	脱硫装置出口
SOx	(1,700-2,000)	(1,700-2,000)	(1,700-2,000)	300以下
NOx	(400-600)	260以下	260以下	260以下
ばいじん	(100-200)	(100-200)	40以下	40以下

④ 設備費

500MWの新設重油専焼火力発電所に設置する大気汚染防止設備の費用は概ね下記の如く推定される。

	(単位：百万円)
a. 脱硫装置	7,500-10,000
b. 脱硝装置	1,700- 2,300
c. 電気集じん装置	1,000- 1,500
d. ガスガスヒーター	800- 1,200
計	11,000-15,000

⑤ 石灰石、アンモニア、電力並びに石こうコスト

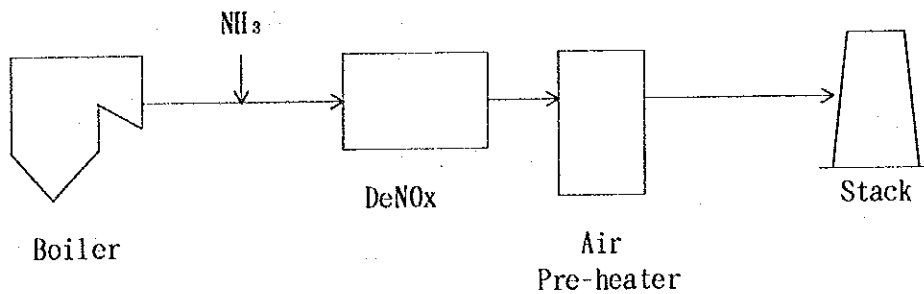
重油中の S分を 1.1%、排ガス中の NOx濃度を500mg/Nm³-排ガス、電力消費率 1.5%、発電プラントの利用率を70%とした場合の表記のコストは概ね下記の如くなる。

	消費量	コスト
石灰石	22,500トン/年	450~570百万円/年
アンモニア	2,200トン/年	220~250百万円/年
電力	46,000トン/年	550百万円/年
小計		1,220~1,370百万円/年
石こう	3,3000トン/年	-100~-130百万円/年
合計		1,120~1,240百万円/年

(c) 天然ガス専焼火力発電所

① 防止設備ブロックダイアグラム

図A6-5に防止設備のブロックダイアグラムを示す。



図A6-5 天然ガス火力発電所脱硝設備ブロックダイアグラム

② プロセス概説

ボイラー出口煙道排ガス（約 370℃）中にアンモニアを吹き込み、排ガス中の NOx を選択接触還元法の脱硝設備で除去する。続いて排ガスは下流の空気予熱器で約 150℃となり、スタックを通過して大気へ放出される。

③ 汚染物質濃度

天然ガス燃焼の場合、SOxもばいじんも微量であり、処理すべき対象汚染物質は NOxのみとなる。ボイラー出口と脱硝後の排ガス中 NOx濃度は概ね次の如くなる。

（単位：mg/Nm³）

	ボイラー出口	脱硝設備出口
NOx	300～400	120以下

④ 設備費

500MWの新設天然ガス専焼火力発電所に設置する脱硝装置の費用は1,200～1,300百万円と推定される。

⑤ アンモニアおよび電力コスト

排ガス中の NOx濃度を350mg/Nm³-排ガス、発電プラントの利用率を70%とした場合のアンモニアおよび電力のコストは概ね下記の如くなる。

	消費量	コスト
アンモニア	2,100トン/年	210~240百万円/年
電力	4,000 MWh/年	50 百万円/年
合計		260~290百万円/年

3) 追記

(a) 脱硫プロセスについて

本報告書では、最も実績が多くかつ信頼度の高い湿式石灰-石こう法の基本プロセスを選択したが、この他により効率的な JBRプロセス (Jet Bubbling Reactor Process) (Appendix 5 (1)3)(b)参照) の採用も考えられる。しかし、現時点で建設されている JBRプロセスの 1ユニットの最大設備は 350MW発電所用のものであり、500MW の発電所用を 1ユニットで処理する設備の実績はまだない。その為、現時点ではこの採用を見合わせた。数年後には 500MW用の設備が実現すると思われるのでその時点で再考の必要がある。設備費、ランニングコスト、脱硫率とも基本プロセスより優ると思われる。

(b) 脱硝プロセスについて

本報告書では脱硫設備と同様に、最も実績の多い脱硝プロセスとして、選択接触還元法を選択した。

この他、ボイラーの炉内で脱硝する方法も有利である。

ボイラー新設時に排ガス混合法、二段燃焼法、低 NOxバーナー等の燃焼改善法に加えて、炉内脱硝法を採用することを奨める。この場合ボイラーの火炉は通常火炉に比較して数 m高くなるが、アンモニアを使用する無触媒脱硝法と比較して脱硝率は同程度であり、燃料自身が還元剤となるのでアンモニアを必要とせず経済的である。

(c) 天然ガス専焼発電所について

本報告書では、天然ガス専焼発電所も他の石炭または重油専焼発電所と同様に、ボイラーとスチームタービンによる発電所を想定して大気汚染防止設備を計画した。しかし、将来、天然ガス専焼発電所を建設する時は、ガスタービンとスチームタービンを組み合わせた複合発電を奨める。これによる発電の熱効率は43~44%に達し、近い将来47%に達するとみられていて、従来ボイラーとスチームタービンによる

熱効率40%を遥かに超えるからである。

複合発電は天然ガスの用途としては最適である。

高温ガスタービンによる高効率複合発電で NOxが増加するが、発生した NOxをアンモニア触媒法により脱硝することは合理的である。従来は NOx低減のために燃焼温度を下げる方向に各国が進み、これによる熱効率の低下と燃料使用量増による CO₂ の増加が問題であった。しかし、高温で熱効率を高めて発生する NOxを脱硝することは使用燃料を減らすことになるので CO₂を減らす有力な方法といえる。

A6.4 環境改善に関する対策の電力コストへの影響分析

A6.4.1 コスト分析の基礎

天然ガス及び重質燃料油による 500MWの火力発電所についての微粒子、SOx、NOxの除去の設備費（アルゼンティンでのターンキィ契約ベース）及び運転費を以下の様に推定した。

Case 1 500MW 天然ガス火力発電所

NOx 除去 : 触媒による選択還元

Case 2 500MW 重質燃料油火力発電所

微粒子除去 : 電気集塵機

NOx 除去 : 触媒による選択還元

SOx 除去 : 石灰-石膏法

排出基準

本検討の基礎として、典型的なケースとして以下の場合を想定した。

SO₂ : 0.32 16/MMbtu 146g

NO : 0.16 16/MMbtu 73g

Particulates : 0.10 16/MMbtu 15g Mbtu 250,000/9,800

(1) 天然ガス脱硝ケース

a. 燃焼ガス浄化設備の説明

以下に 500MW天然ガスベース火力発電所に適用する燃焼ガス浄化設備について簡単に説明する（図A6-6参照）