

### 3.3.3 降雨量

最近10年間の年平均降雨量は479mmで5月から9月までの5ヶ月間に比較的多く、10月から4月までは比較的少ない。しかし、降雨日は年間を通してばらつきがあり、特別な傾向はない。最近10年間の日最大雨量は34.7mmで、5月に記録されている。Table 3.3-2、Fig. 3.3-2に降水データを示す。

### 3.3.4 風

ラドム気象観測所の風向・風速データを用いて、Fig. 3.3-3 に示す Distribution Diagram of Wind Direction and Speedを作成した。この図によると、卓越風はSW-NW である。また、2.0m/s未満の風速の出現率は5%、5.0m/s未満の風速の出現率は89%である。5.0m/s以上の風速の出現率は11%である。

Table 3.3-3 にラドム気象観測所における風向・風速頻度表を示す。

## 3.4 地形

コジェニッツェ発電所を含む周辺の地形はヴィスワ川に面し、標高105m~110mの広大な平坦地となっている。

発電所の周辺は松の植林が行われており、また、農耕地には野菜が栽培されている。

コジェニッツェ発電所の本館と貯炭場にはさまれた排煙脱硫装置設置計画地点には、運転・保守に必要な資材搬入のための鉄道線路の他、ケーブル、給・排水管等が埋設あるいは架設されている。また、発電所本館屋上から開閉所までの送電線が通過している。

地形図をFig. 3.3-4に、発電所配置図をFig. 3.3-5に示す。

## 3.5 地質

既に実施されているボーリング調査結果によると、コジェニッツェ発電所地点では、砂及び礫で構成されている第四紀の河川堆積物と、その下に分布する砂層、リグナイト層、粘土層及びVarved clay層より構成された第三紀層よりなっている。

第四紀層の厚さは約20mである。

ボーリングの柱状図を見ると、概略上部より細粒砂層、中粒砂層、粗粒砂層及び

砂礫層となっており、発電所本館は、中・粗粒砂層を支持基盤として設置されている。

コジェニッツェ発電所周辺の自然地下水位はヴィスワ川の河川水位に影響を受けているほか、発電所地下の湧水を排水することにその影響を強く受けている。

既に入手しているボーリング調査の位置はFig. 3.5-1に示す通りであるが、今回計画している排煙脱硫装置設置地点のデータが不足しているため、実施設計段階では新たにボーリング調査の必要がある。

Fig. 3.5-1にボーリングの位置及び地質断面図を示す。

また、Table 3.5-1に室内試験の結果を示す。

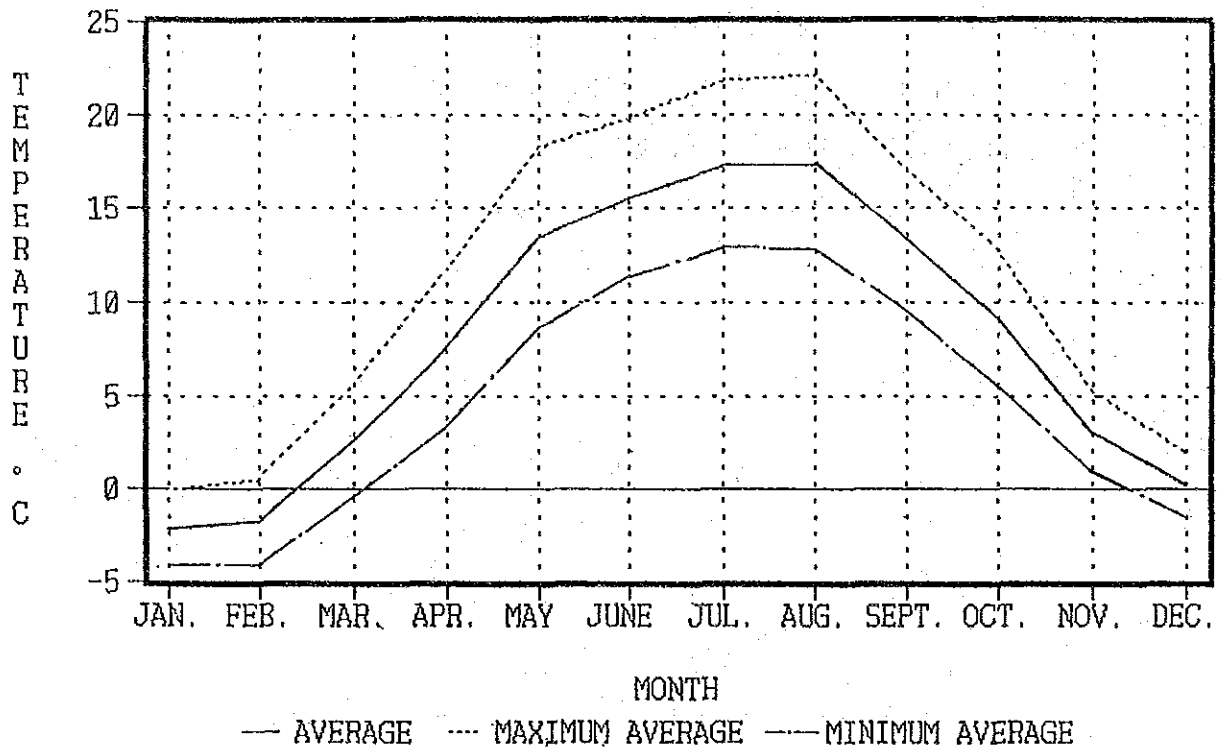


Fig. 3.3-1 MONTHLY TEMPERATURE AT COZIENICE P.S  
FROM 1981 TO 1990

Table 3.3-1 Monthly Temperature

MONTHLY AVERAGE TEMPERATURE AT KOZHENICE P.S.

YEAR	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	AVERAGE
JAN.	-2.2	-2.3	3.0	0.3	-9.6	-1.6	-12.9	0.7	2.1	1.7	-2.1
FEB.	0.3	-2.6	-2.7	-1.8	-9.7	-9.6	-1.9	0.5	4.1	5.1	-1.7
MAR.	5.5	3.1	3.7	0.7	2.0	1.9	-2.7	0.4	5.3	6.7	2.7
APR.	7.3	4.9	9.2	7.9	7.9	8.5	7.0	6.0	8.6	7.9	7.5
MAY	15.3	13.4	15.4	13.2	14.0	13.2	11.4	13.7	12.8	12.5	13.5
JUNE	18.4	15.1	16.5	14.2	14.2	15.9	15.2	15.6	15.0	16.1	15.6
JUL.	19.6	17.7	18.3	15.3	16.5	17.1	17.6	18.5	17.1	16.3	17.4
AUG.	18.4	18.7	17.6	17.6	18.1	17.2	15.2	17.1	17.4	17.2	17.5
SEPT.	15.7	15.1	14.5	13.8	12.2	11.0	12.4	13.2	14.0	10.9	13.3
OCT.	10.4	8.8	9.2	10.6	8.3	8.0	8.2	7.4	10.5	9.2	9.1
NOV.	4.3	4.9	2.2	2.4	0.5	5.4	4.2	0.0	1.6	4.7	3.0
DEC.	-2.1	1.1	-1.0	-1.4	2.3	-0.4	0.5	1.0	1.5	-0.2	0.1

MONTHLY MAXIMUM TEMPERATURE AT KOZHENICE P.S.

YEAR	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	AVERAGE
JAN.	-0.2	-0.3	4.8	2.0	-6.7	0.1	-10.0	2.4	3.7	3.5	-0.1
FEB.	2.3	0.5	-0.7	-0.1	-6.9	-6.7	1.5	2.1	6.5	7.9	0.5
MAR.	8.4	6.2	6.4	3.8	4.1	5.2	0.3	2.7	8.8	10.3	5.6
APR.	11.3	8.6	13.9	12.3	12.0	12.9	10.2	11.1	12.3	12.3	11.7
MAY	19.7	18.3	20.4	17.4	19.0	18.3	15.8	19.0	17.8	18.3	18.4
JUNE	22.3	19.6	21.4	17.3	17.3	20.8	19.7	19.7	19.3	21.4	19.9
JUL.	24.2	22.6	23.0	18.9	22.2	21.7	22.2	23.1	22.2	19.9	21.8
AUG.	22.6	24.0	23.4	23.1	22.5	21.4	19.2	21.6	22.2	22.4	22.2
SEPT.	19.8	20.3	18.4	16.6	15.7	14.0	16.5	16.8	18.5	13.8	17.0
OCT.	13.1	12.8	12.5	13.8	11.0	12.3	12.2	12.3	13.4	13.9	12.7
NOV.	5.9	7.6	4.3	5.2	2.2	7.9	5.9	2.4	3.6	6.4	5.1
DEC.	0.0	2.5	1.3	0.1	4.1	1.3	1.8	2.5	3.3	3.2	1.8

MONTHLY MINIMUM TEMPERATURE AT KOZHENICE P.S.

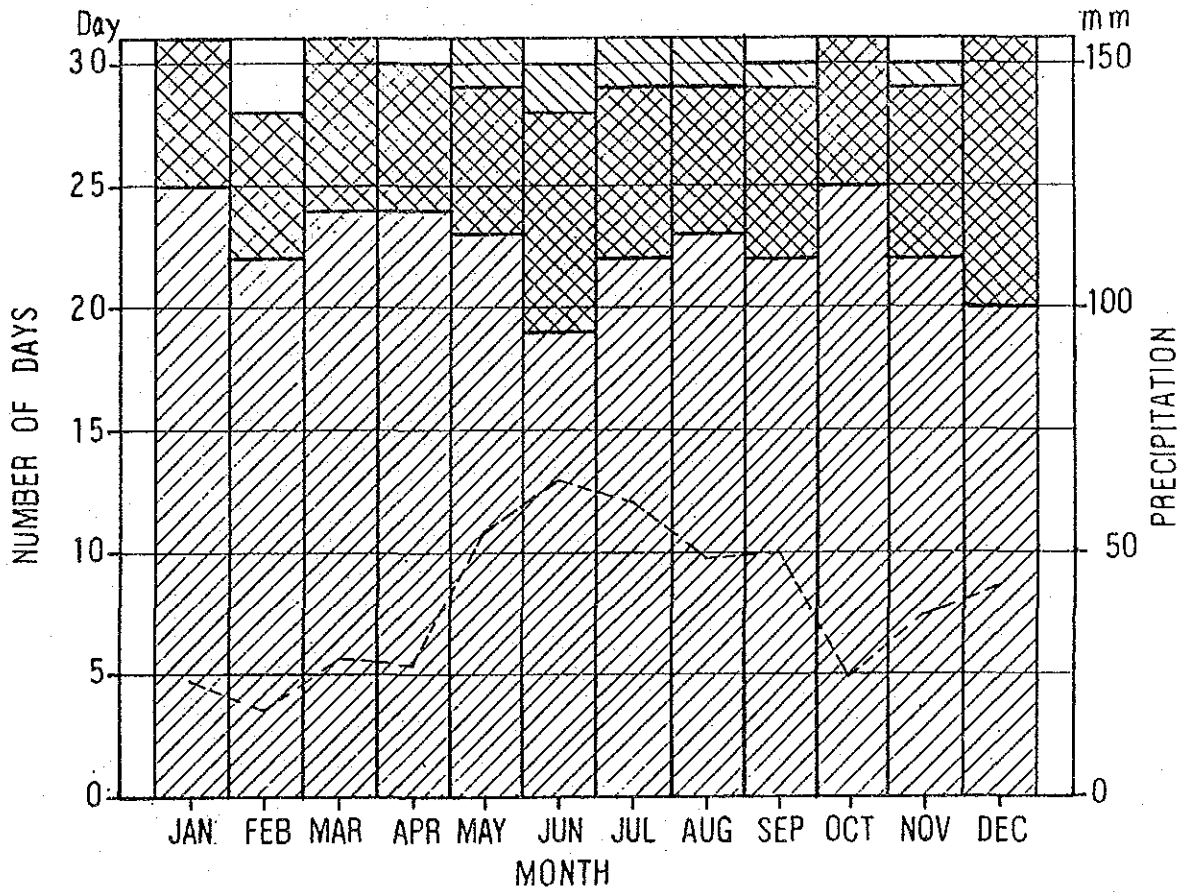
YEAR	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	AVERAGE
JAN.	-4.3	-4.4	1.3	-1.3	-12.6	-3.2	-15.9	-1.0	0.5	-0.2	-4.1
FEB.	-1.8	-4.7	-4.6	-3.6	-12.5	-12.5	-3.3	-1.1	1.7	2.3	-4.0
MAR.	2.5	0.0	1.1	-2.4	-0.2	-1.4	-5.7	-1.9	1.8	3.2	-0.3
APR.	3.3	1.1	4.6	3.5	3.8	4.1	3.8	1.0	4.9	3.5	3.4
MAY	11.0	8.5	10.5	9.0	9.0	8.1	7.0	8.4	7.8	6.8	8.6
JUNE	14.5	10.6	11.7	11.2	11.1	10.9	10.8	11.5	10.8	10.8	11.4
JUL.	14.9	12.8	13.5	11.7	12.4	12.4	13.0	13.8	12.0	12.7	12.9
AUG.	14.2	13.5	11.8	12.2	13.7	13.1	11.2	12.5	12.7	12.1	12.7
SEPT.	11.6	9.8	10.7	11.0	8.6	8.0	8.4	9.7	9.5	8.1	9.5
OCT.	7.6	4.5	6.0	7.4	5.5	3.6	4.2	2.5	7.7	4.6	5.4
NOV.	2.7	2.2	0.1	-0.4	-1.3	3.0	2.5	-2.3	-0.5	3.1	0.9
DEC.	-4.3	-0.3	-3.3	-2.9	0.4	-2.1	-1.1	-0.6	-0.2	-1.5	-1.6

Table 3.3-2 Monthly Rainfall at KOZIENICE P. P.

(unit : mm)

Month Year	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sept.	Oct.	Nov.	Dec.	Total
1981	24.8	12.7	35.4	9.3	54.0	79.8	43.1	62.3	47.7	50.7	50.8	53.6	524.2
1982	26.1	7.8	6.9	28.0	39.1	42.2	38.2	41.6	26.5	56.1	23.2	75.7	411.4
1983	43.3	23.2	47.5	40.7	91.0	32.7	56.1	30.1	42.8	18.5	21.9	34.0	481.8
1984	29.8	9.5	22.4	4.9	92.1	72.5	67.0	18.3	60.8	18.8	24.5	12.4	433.0
1985	18.0	24.1	28.3	30.5	45.4	104.0	64.0	62.7	39.2	18.8	19.4	68.9	523.3
1986	35.6	5.3	11.7	25.2	60.8	40.4	69.5	68.7	62.9	29.9	19.6	26.8	456.4
1987	21.6	11.6	37.5	35.0	55.4	86.0	50.7	64.0	40.6	19.8	37.5	61.7	521.4
1988	21.0	42.1	30.2	8.3	53.0	57.0	77.7	59.7	31.2	5.9	54.6	50.4	491.1
1989	11.2	24.1	26.5	37.2	34.9	99.1	58.6	34.9	41.9	17.7	61.7	24.6	472.4
1990	6.0	16.3	34.6	48.0	13.4	35.8	77.5	46.5	106.3	9.6	55.7	21.7	471.4
Total	237.4	176.7	281.0	267.1	539.1	649.5	602.4	488.8	499.9	245.8	368.9	429.8	4,786.4
Average	23.7	17.7	28.1	26.7	53.9	64.9	60.2	48.9	50.0	24.6	36.9	43.0	478.6

Fig. 3.3-2 Precipitation and days



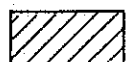
LEGEND



DAYS (10-MAX mm)



DAYS (1-10 mm)

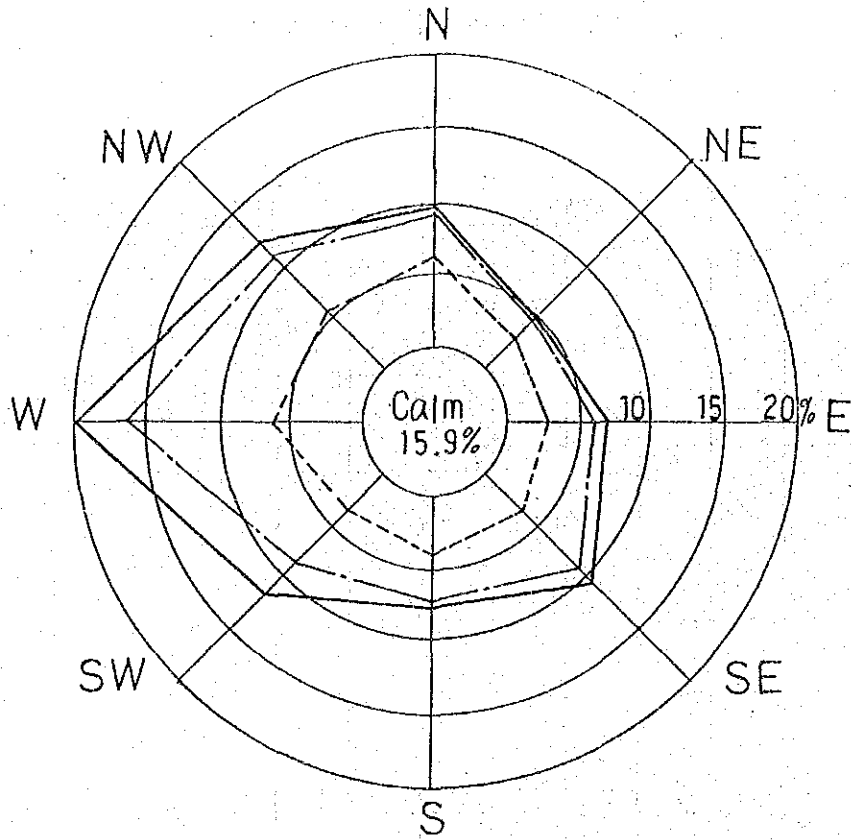


DAYS (0-1 mm)



MONTHLY TOTAL OF PRECIPITATION

RADOM Meteorological Station



LEGEND

Center	0.0-0.09m/s
—————	0.1-4.9 m/s
- · - · - · -	0.1-1.9 m/s
-----	0.1-0.9 m/s

Fig. 3.3-3 Distribution Diagram of Wind Direction and Speed

Table 3.3-3 Annual Percentage Distribution of Wind Direction and Speed  
(RADOM Meteorological Station)

(unit : %)

Speed (m/s) \ Direction	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	C	Total
0.1 ~ 1.9	6.3	2.9	2.8	3.6	4.0	3.5	6.2	5.6		34.9
0.1 ~ 4.9	9.4	4.7	6.1	9.3	7.2	8.8	16.3	11.2		73.0
0.1 ~ Max.	9.9	4.9	7.0	10.5	7.7	11.8	19.8	12.5		84.1
Total	9.9	4.9	7.0	10.5	7.7	11.8	19.8	12.5	15.9	100.0



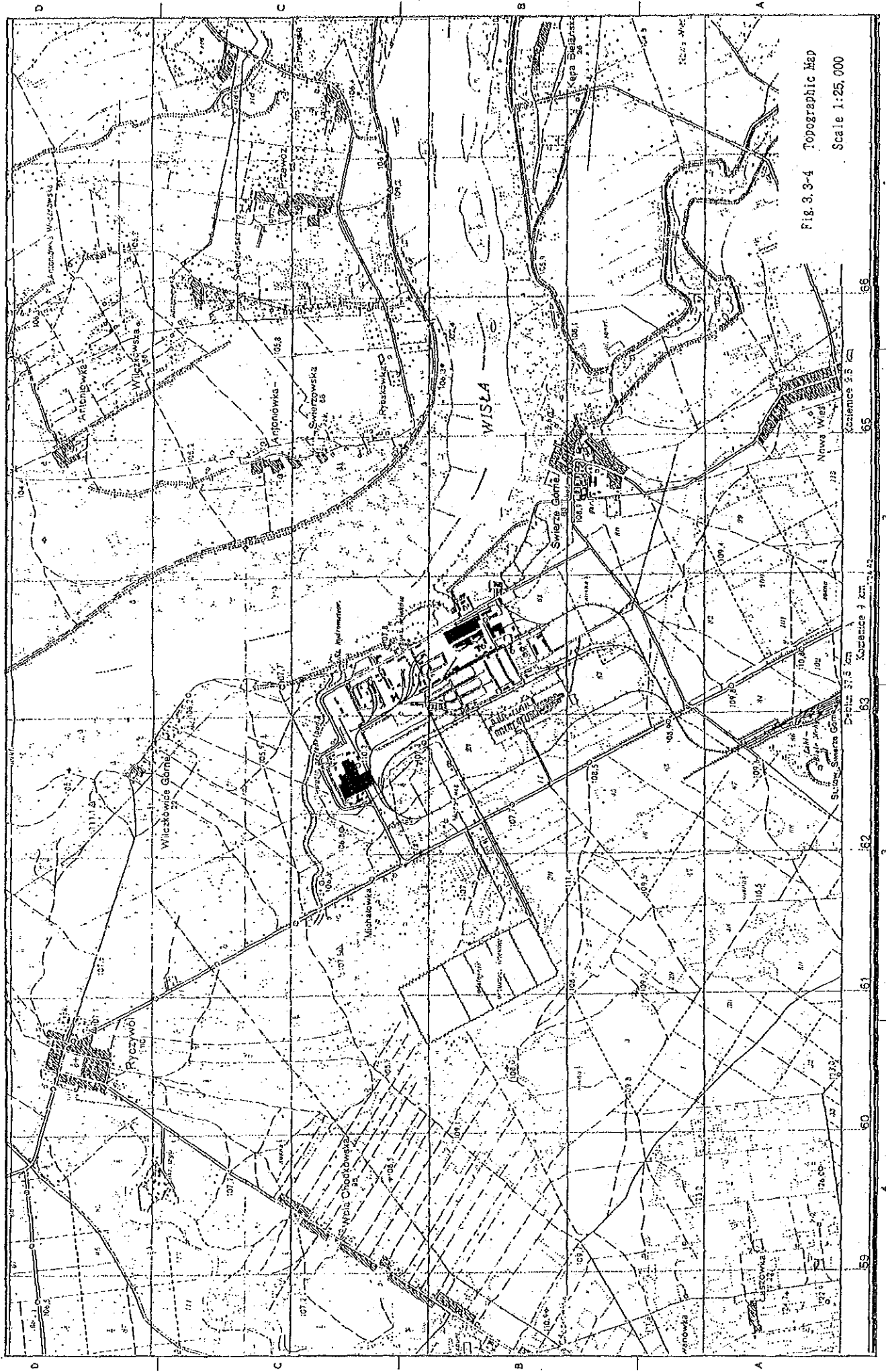


Fig. 3.3-4 Topographic Map  
Scale 1:25,000

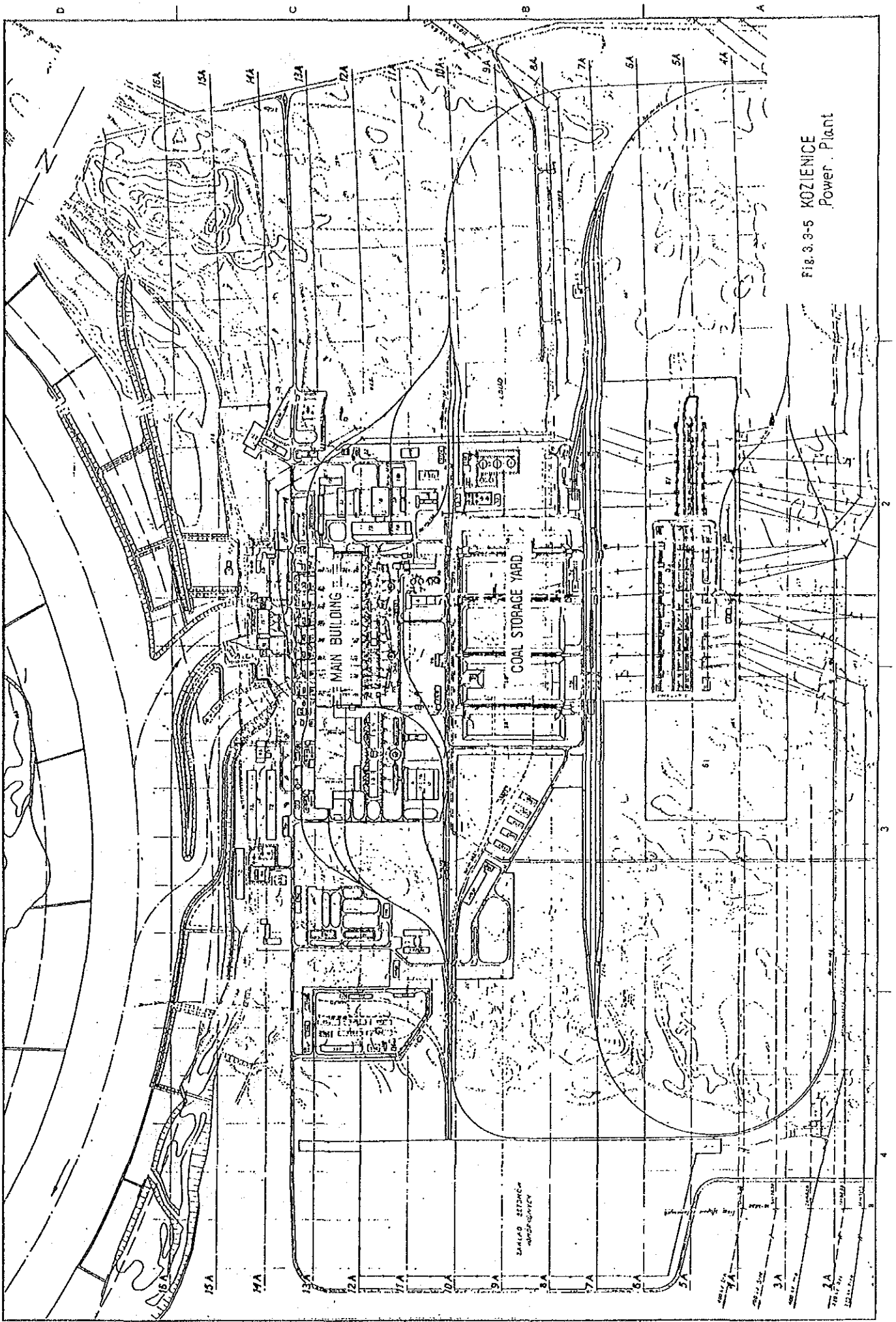
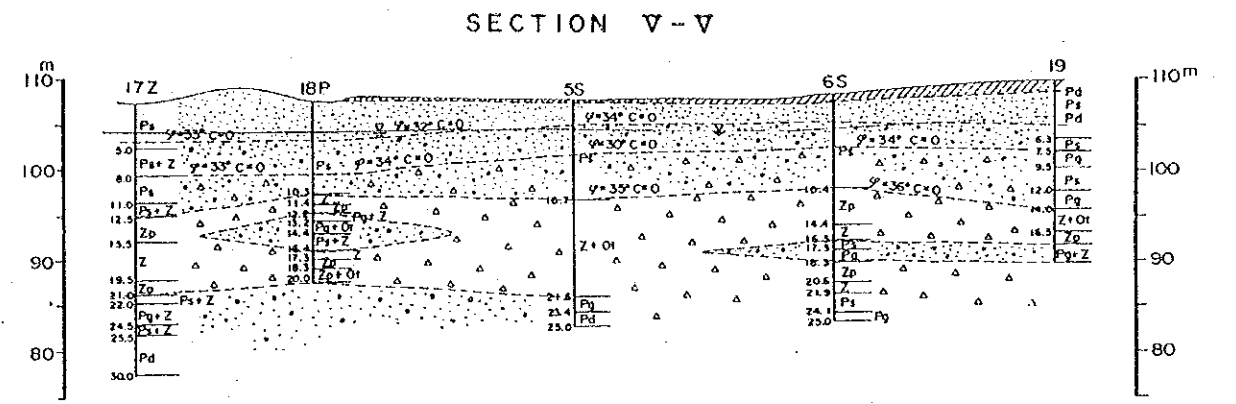
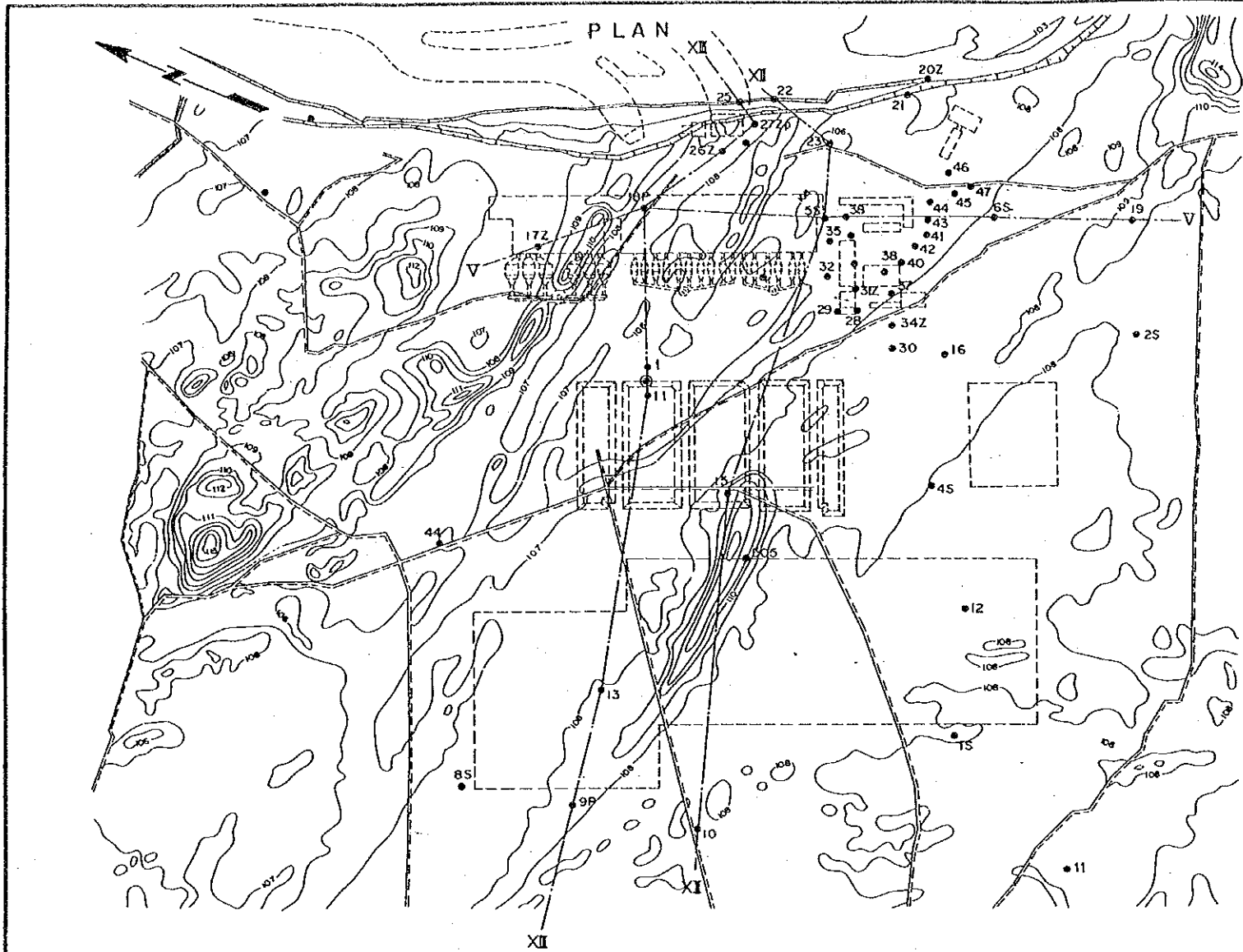


Fig. 3-5 KOZIENICE Power Plant

Table 3.5-1 Data of Laboratory Test

Item	Unit	Range of Measured Values	Average Value
<b>I. Geophysical Behaviours of the Sandy Soil</b>			
1. Angle of internal friction	-	30° ~ 35°	34°
2. Cohesion	MPa		0°
3. Bulk density	t/m <sup>3</sup>	1.46 ~ 1.99	1.73
4. Original bulk modulus	MPa	13.0 ~ 17.0	14.0
5. Secondary bulk modulus	MPa	19.5 ~ 24.0	24.0
6. Filtration coefficient	m/24 hours	17 ~ 30	25
<b>II. Geophysical Behaviours of the Gravel Soil</b>			
1. Angle of internal friction	-	34° ~ 37°	35°
2. Bulk density	t/m <sup>3</sup>	1.67 ~ 2.26	1.92
3. Filtration coefficient	m/24 hours	25 ~ 45	35





LEGEND

- H - humus
- Pd - fine sand
- Ps - medium graind sand
- Pg - coarse graind sand
- Zp - gravel sand
- Z - gravel

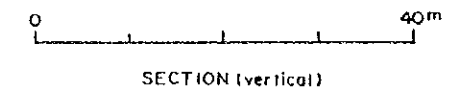
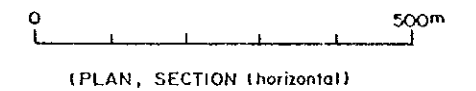
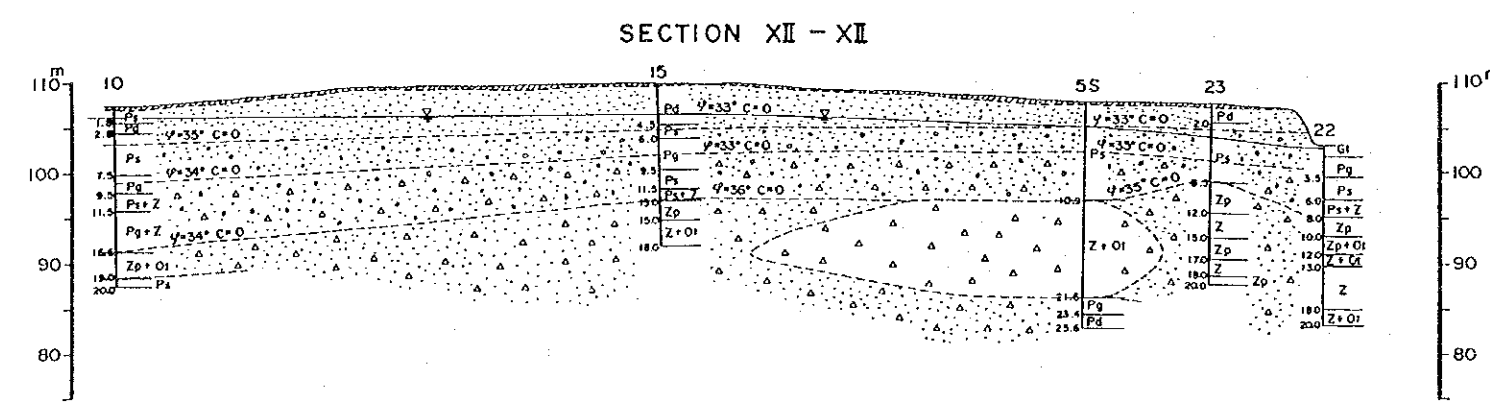
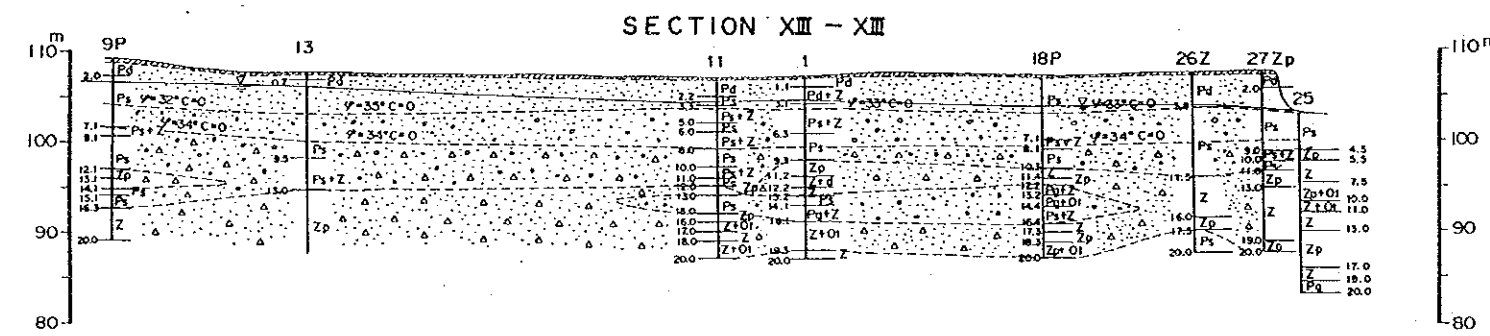


Fig. 3.5-1 Sketch of structure drillings spacing and soil profiles

## 第 4 章 最適排煙脱硫装置の選定



## 第4章 最適排煙脱硫装置の選定

	頁
4.1 コージェネツツェ発電所における排出基準 .....	4-1
4.2 評価対象排煙脱硫方式の選択と各方式の技術比較 .....	4-10
4.3 最適排煙脱硫方式の検討諸元 .....	4-44
4.4 発電プラントと排煙脱硫装置の組合せに関する検討 .....	4-76
4.5 評価対象排煙脱硫方式の技術比較と経済比較 .....	4-87
4.6 最適排煙脱硫装置の選定結果 .....	4-103



## List of Figures

- Fig. 4.1-1 Selection Flow of the Optimum DeSO<sub>x</sub> System
- Fig. 4.2-1 排煙脫硫裝置
- Fig. 4.2-2 Reaction Schem of Wet Limestone-Gypsum Process
- Fig. 4.2-3 Process Flow of Wet Limestone-Gypsum Process (Sorat Tower Method)
- Fig. 4.2-4 Reaction Scheme of Wet Limestone-Gypsum Process
- Fig. 4.2-5 Process Flow of Wet Limestone-Gypsum Process
- Fig. 4.2-6 Reaction Scheme of Spray Dryer
- Fig. 4.2-7 Process Flow of Spray Dryer
- Fig. 4.2-8 Reaction Scheme of Activated Carbon
- Fig. 4.2-9 Process Flow of Activated Carbon
- Fig. 4.2-10 Reaction Scheme of Coal Ash Using dry FGD Method
- Fig. 4.2-11 Process Flow of Coal Ash Using Dry Method
- Fig. 4.2-12 Process Flow of Dry Absorbent Furnace Injection System
- Fig. 4.2-13 Process Flow of Dry Absorbent Duct Injection System
- Fig. 4.3-1 Ash Disposal Area Plane and Section
- Fig. 4.3-2 KOZIENICE Power Plant General Layout
- Fig. 4.3-3 Available Space for FGD Installation
- Fig. 4.3-4 The Elevation of Overhead Lines and The Prospective Areas for FGD Plant
- Fig. 4.4-1 200MW Power Plant Side View
- Fig. 4.4-2 500MW Power Plant Side View
- Fig. 4.5-1 500MW Three (3) FGD General Layout Wet Limestone - Gypsum Method (Spray Tower)
- Fig. 4.5-2 Side View (Spray Tower)
- Fig. 4.5-3 500MW Three (3) FGD General Layout Wet Limestone - Gypsum Method (JET-Bubbling Reactor)
- Fig. 4.5-4 Side View (JET-Bubbling Reactor)
- Fig. 4.5-5 500MW Three (3) FGD General Layout Spray Dryer Method
- Fig. 4.5-6 500MW Three (3) FGD General Layout Activated Carbon Method

- Fig. 4.5-7 500MW Three (3) FGD General Layout Coal Ash Using Method
- Fig. 4.6-1 Wet Limestone/Gypsum Method Process Flow Sheet (Spray Tower Reactor)
- Fig. 4.6-2 Wet Limestone/Gypsum Method Process Flow Sheet (JET Bubbling Rreator)
- Fig. 4.6-3 By-product and ASH Disposal Area

## List of Table

Table 4.1-1	Emission and Ambient Air Quality Standards in Poland
Table 4.2-1	評価対象排煙脱硫方式の技術比較 No.1～No.10
Table 4.3-1	Pollutant Emission from the Boilers of Koziencie Power Plant
Table 4.3-2	FGD Inlet and Outlet Gas Conditions
Table 4.3-3	Calculation of Flue Gas Amount
Table 4.3-4	Calculation of (HCL) and (HF) Concentration in Flue Gas
Table 4.3-5	Coal Property
Table 4.3-6	Weighted Average Calorific Value and Ash
Table 4.3-7	Coal Analysis
Table 4.3-8	Coal Analysis by EPDC (1/3) (2/3) (3/3)
Table 4.3-9	River Water Property
Table 4.3-10	River Water Analysis (sampled at intake) (1/2) (2/2)
Table 4.3-11	Water Analysis
Table 4.3-12	Ash Analysis
Table 4.3-13	Calculation of EP Inlet Dust Load
Table 4.3-14	Ash Production and Effective Use
Table 4.3-15	Analysis of Ash Pond Recirculation Water
Table 4.3-16	(1) Powdered Limestone Analysis by EPDC (2) Powdered Limestone Property from Koziencie P.P.
Table 4.3-17	A Unit Price of Utilities
Table 4.4-1	(1)~(2) Combination of DeSO <sub>x</sub> Plants Installation
Table 4.5-1	(1)~(2) 石炭火力発電所用排煙脱硫方式の技術評価
Table 4.5-2	Cost Comparison of Various Flue Gas Desulphurisation System



## 第4章 最適排煙脱硫装置の選定

### 4.1 コジェニッツェ発電所における排出基準

ポーランド共和国における環境基準及び排出基準は1990年に制定されており、Table 4.1-1 に示す様に使用する燃料及び燃焼方式毎に規制が施行されている。排出基準は既設設備と新設設備に、環境基準は一般地域と特別地域に分かれており、さらに1998年以降は基準がより厳しくなっている。

また、同国の各地方自治体は、地域の環境保護のため規制基準の強化（上乘せ基準）をすることが許されている。

自然保護区などに隣接するコジェニッツェ発電所は特別地域として規制され、地方自治体であるラドム県と“上乘せ基準”の協議を行ってきた。この結果両者は1991年8月に“上乘せ基準”について合意し、同意書を取りかわしている。この“上乘せ基準”は、1997年12月31日までの基準と1998年1月1日以降の基準の2段階になっており、Attachment 4.1-1 にその同意内容を示す。同意書によれば1998年1月1日以降硫黄酸化物については排煙脱硫装置の設置を行い、排出量を現状の発電所からの最大排出量の30%に削減することになっている。したがって、本レポートもこれに従いコジェニッツェ発電所に最適な排煙脱硫装置の選定を行う。

発電所からの硫黄酸化物排出量を目標値にするためのこの選定には、各種排煙脱硫方式の中から最適なものを選択すること、及び排煙脱硫装置の設置基数、容量、脱硫効率及び設置プラントの組合せに関する検討が必要となる。

よって次の順により最適排煙脱硫装置を選定する。

- (1) 検討すべき排煙脱硫方式を選択し、各方式の一般的な技術比較を行う。
- (2) “組合せ”の検討および排煙脱硫装置の設計に必要な諸元を決定する。
- (3) (2)により決定された諸元により、“組合せ”の検討・評価を行う。
- (4) (3)により最適と思われる“組合せ”により、(1)で選択された各方式のケーススタディを行い、(1)の一般的な技術評価とともに、総合的な技術及び経済検討・評価を行う。
- (5) 最後に、これまでの検討・評価をもとに最適排煙脱硫装置を選定する。

これらのフローをFig. 4.1-1に示す。

Table 4.1-1 Emission and Ambient Air Quality Standards in Poland

	Emission Standards (g/GJ) (Ministries of Environment, Natural Resources, and Forest)				Ambient Air Quality Standards ( $\mu\text{g}/\text{m}^3$ ) (Ministries of Environment, Natural Resources, and Forest)						
	Existing Plants		New Plants		General Area			Special Protected Area			
	1990 ~ 1997	1998 ~	1990 ~ 1997	1998 ~	30 Min. Value	24 Hrs. Value	Annual Ave.	30 Min. Value	24 Hrs. Value	Annual Ave.	
SOx	1,240	870	870	200	600	200	32	250	75	11	
(SO <sub>2</sub> )	1,540	1,070	1,070	200	440	150	32	150	75	11	
NOx	330	170	170	170							
(NO <sub>2</sub> )	225	150	150	150	500	150	50	150	50	30	
Dust	260	130	130	130	250	120	50	85	60	40	
(SPM)	195	95	95	95							
Remarks	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Figures are classified into 13 categories according to kinds of fuel used and firing method.</li> <li>• Figures of upper side are those for firing bituminous coal and of bottom side are those for lignite coal.</li> <li>• In column for SOx, figures of upper side show values valid by the end of 1997, and bottom side show from 1998.</li> </ul>										

**Agreement on Pollutants Emission Between Radom Prefecture  
and Kozenice Power Plant**

Decision

By the Radom Prefecture concerning the protection of air against pollution.

I. This decision determines the type and amount of pollutants that can be introduced into the air by the Kozenice Power Plant. This decision is valid until December 31, 1997.

1. Pollutants introduced into the air from individual power generating units and from stack No. 1 shall not exceed the following values:

a) Boiler OP - 650 - Unit No. 1 - 200 MW

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	1,119	5,550
- Nitrogen dioxide	512	3,102
- Dust	514	3,115
- Carbon oxide	228	1,382

b) Boiler OP - 650 - Unit No. 2 - 200 MW

[Values same as above]

c) Boiler OP - 650 - Unit No. 3 - 200 MW

[Values same as above]

- d) The total amount of pollutants introduced into the air by stack No. 1 (height 200 meters, outlet diameter 6.7 m) shall be as follows:

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	3,357	16,650
- Nitrogen dioxide	1,536	9,306
- Dust	1,542	9,345
- Carbon oxide	684	4,146

2. Pollutants introduced into the air from individual power generating units and from stack No. 2 shall not exceed the following values:

- a) Boiler OS-650 - Unit No. 4 - 200 MW

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	1,119	5,550
- Nitrogen dioxide	512	3,102
- Dust	514	3,115
- Carbon oxide	228	1,382

- b) Boiler OS-650 - Unit No. 5 - 200 MW

[Values same as above]

- c) Boiler OS-650 - Unit No. 6 - 200 MW

[Values same as above]



d) Boiler OS-650 - Unit No. 7 - 200 MW

[Values same as above]

e) Boiler OS-650 - Unit No. 8 - 200 MW

[Values same as above]

f) The total amount of pollutants introduced into the air by stack No. 2 (height 200 m, outlet diameter 7.9 m) shall be as follows:

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	5,595	27,750
- Nitrogen dioxide	2,560	15,510
- Dust	2,570	15,575
- Carbon oxide	1,140	6,910

3. Pollutants introduced into the air from individual power generating units connected to stack No. 3 shall not exceed the following values:

a) Boiler AP - 1650 - Unit No. 9 - 500 MW

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	2,851	9,050
- Nitrogen dioxide	1,149	4,457
- Dust	1,310	5,082
- Carbon Oxide	581	2,254

b) Boiler AP - 1650 - Unit No. 10 - 500 MW

[Values same as above]

c) The total amount of pollutants introduced into the air by stack No. 3 (height 300 m, outlet diameter 9.3 m) shall be as follows:

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	5,702	18,100
- Nitrogen dioxide	2,298	8,914
- Dust	2,620	10,164
- Carbon oxide	1,162	4,508

4. The following emission values will be applicable to the Kozenice Power Plant until December 31, 1997.

	<u>Maximum [kg/h]</u>	<u>Annual [t/year]</u>
- Sulphur dioxide	14,654	62,500
- Nitrogen dioxide	6,394	33,730
- Dust	6,732	35,084
- Carbon oxide	2,986	15,564

5. The following amounts of pollutants generated in the process of fuel combustion are permitted:

a) Boiler OP - 650

- Sulphur dioxide	566 g/GJ
- Nitrogen dioxide	259 g/GJ
- Dust	260 g/GJ

b) Boiler AP - 1650

- Sulphur dioxide	566 g/GJ
- Nitrogen dioxide	228 g/GJ
- Dust	260 g/GJ

II. The following emission values shall be applicable to the Kozenice Power Plant after January 1, 1998

- Sulphur dioxide	7,995 kg/h
- Nitrogen dioxide	4,402 kg/h
- Carbon oxide	2,986 kg/h
- Dust	3,366 kg/h

III. The Kozenice Power Plant is obliged to:

1. Install a desulphurisation system by December 31, 1997
2. Complete modernization of power generating equipment by December 31, 1997 (in order to meet dust and nitrogen dioxide emission standards which come in force on January 1, 1998)
3. Submit to the Radom Prefecture a schedule of activities aimed at dust and nitrogen dioxide reduction. This schedule should be submitted by June 30, 1992.

IV. The Radom Prefecture reserves the right to impose on the Kozenice Power Plant other obligations concerned with air protection.

V. The permissible pollution values specified in part II of this decision shall be binding for the Kozenice Power Plant until December 31, 1999.

## Rationale

An analysis of air pollution conducted by Energoprojekt on the basis of coal parameters and ESP efficiency (97.5%) showed that the permissible sulphur dioxide emission values are dramatically exceeded on a large area.

Nitrogen dioxide emission values are exceeded by at least 30% on specially protected areas.

Consequently, further analyses were carried out in order to establish emission values which do not exceed allowable concentration levels.

The total amount of pollution after 1998 must not exceed the following values:

- sulphur dioxide	7,995 kg/h
- Nitrogen dioxide	4,402 kg/h
- Dust	3,366 kg/h

These values imply that the present emission levels should be reduced by:

- 70% in the case of sulphur dioxide
- approximately 45% in the case of nitrogen dioxide
- approximately 55% in the case of dust

The order to achieve these values it will be necessary to modernize boilers (mill-furnace systems) and electrostatic precipitators, as well as to install a DeSOx system.

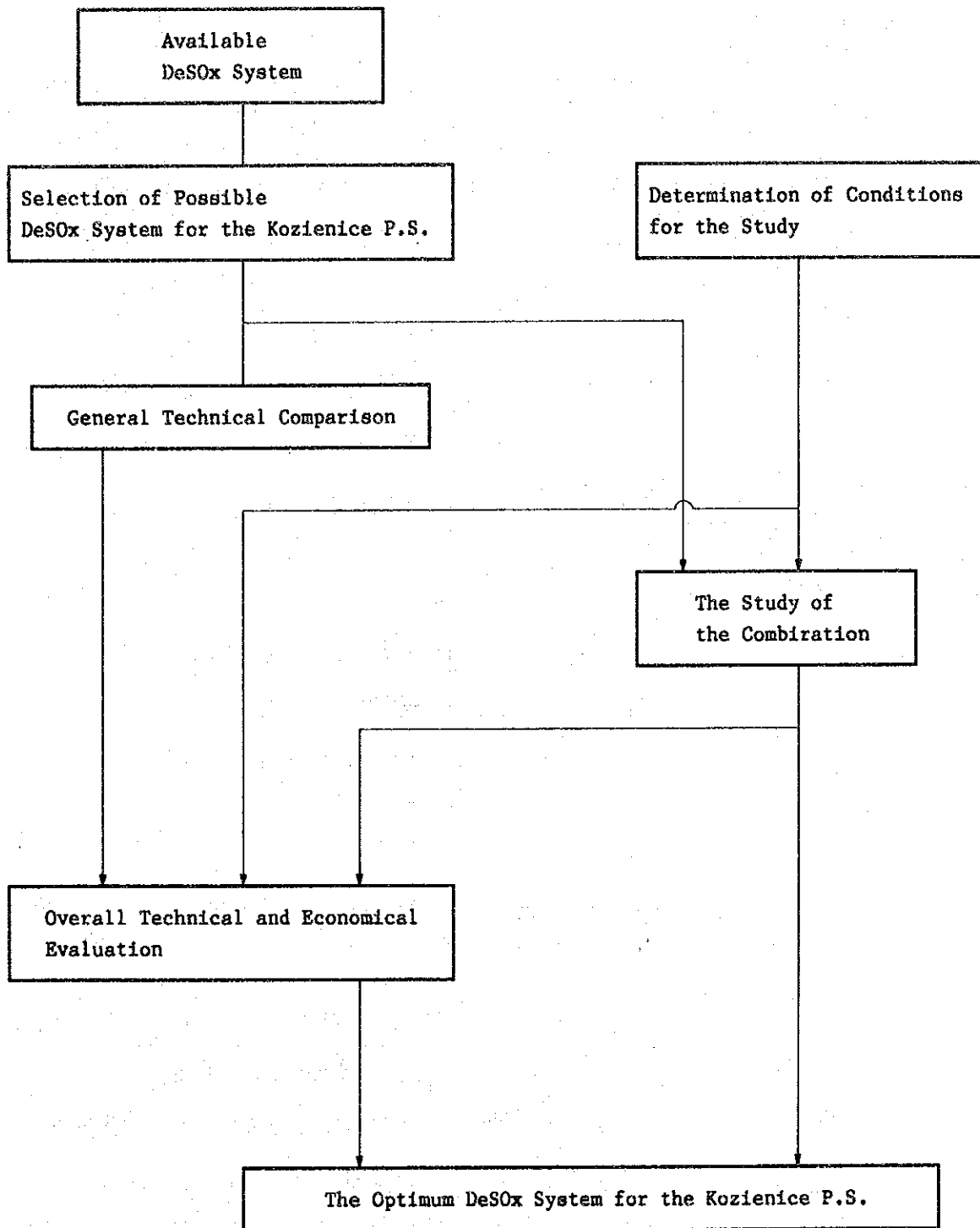


Fig.4.1-1 SELECTION FLOW OF THE OPTIMUM DeSOx SYSTEM

## 4.2 評価対象排煙脱硫方式の選択と各方式の技術比較

### 4.2.1 評価対象排煙脱硫方式の選択

排煙脱硫方式の種類は極めて多いが、原理的に類似のものも多い。また分類方法もいろいろ考えられるが、吸収工程で水を使用するか否かにより、湿式、半乾式、乾式の3方式に分類する方法が一般的である。Fig. 4.2-1 にこれにより分類した排煙脱硫方式を示す。

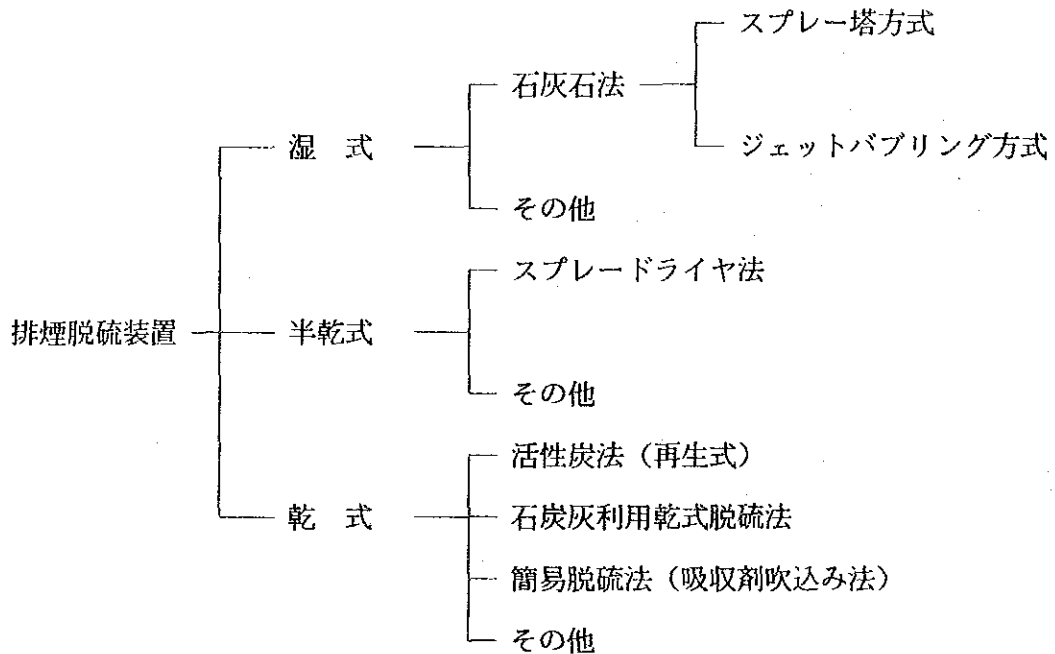


Fig. 4.2-1 排煙脱硫装置

現在、世界の排煙脱硫技術の動向から見た場合、湿式法では吸収剤に石灰石スラリーを用いる石灰石法が主流であり、商用機に多く採用されている。

半乾式法としては、スプレードライヤ法がこれに該当する。石炭火力発電所での実績は日本にはないが、米国、欧州で多く採用されている。

乾式法には、吸収剤に活性炭を利用する活性炭法、石炭灰を吸収剤の一部に利用する石炭灰利用乾式脱硫法、吸収剤を火炉または煙道に吹き込む簡易脱硫法等が商用機に採用され、実績を重ねている。

ここではこれらの湿式、半乾式及び乾式脱硫方式のそれぞれの中より、過去の石炭火力での商用機の実績等から下記の7方式をコージェネリクス発電所に適用できる可能性のあるものとして選択した。

<湿 式>

- ① 石灰石石膏法—スプレー塔方式
- ② 石灰石石膏法—ジェットバブリング方式

<半乾式>

- ③スプレードライヤー方式

<乾 式>

- ④ 活性炭法
- ⑤ 石炭灰利用乾式脱硫法
- ⑥ 簡易脱硫法 — 吸収剤火炉吹込み法
- ⑦ 簡易脱硫法 — 吸収剤ダクト吹込み法

選択されたこれらの7方式の概要と一般的な技術比較を次項で行うが、4.5項ではさらにコージェネツェ発電所特有の条件を考慮した各方式の技術比較と経済比較を行い、最適な排煙脱硫方式をこれらの方式の中から選定する。

#### 4.2.2 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

評価対象とした排煙脱硫方式毎に、下記の重要と思われる項目について一般的な技術比較を行う。

- (1) プロセスの基本原理
- (2) 反応式
- (3) 脱硫性能
- (4) 除塵性能
- (5) 技術水準
- (6) 商用機の実績
- (7) 信頼性
- (8) 副生品
- (9) ユーティリティ
- (10) 排水
- (11) 煙突ライニング及び排ガス再加熱
- (12) 運用特性
- (13) 保守性

Table 4.2-1 に評価対象とした排煙脱硫方式の一般的な技術比較の結果を示す。

また次頁以降に評価対象とした各排煙脱硫方式の基本プロセスの概要を示す。

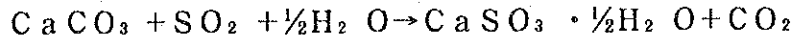


### ① 湿式石灰石膏法—スプレー塔方式

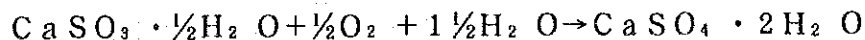
スプレー塔内で、排ガス中に石灰石 (CaCO<sub>3</sub>) スラリをスプレーし、これに排ガス中の硫黄酸化物(SO<sub>2</sub>) を吸収させ脱硫を行う。スプレーされた石灰石スラリは吸収した硫黄酸化物と反応し、亜硫酸石膏 (CaSO<sub>3</sub>) となり、さらに酸化され石膏 (CaSO<sub>4</sub>) として排出される。

本方式の主な反応は、次の通りである。

〔吸収反応〕



〔酸化反応〕



以上の反応をフロー図で示すとFig. 4.2-2となり、またFig. 4.2-3 に本方式のプロセスフローを示す。この方式は、ガス系統、石灰石供給系統、吸収系統、石膏回収系統などで構成されている。

#### a) ガス系統

ボイラ排ガスは脱硫ファン (BUF) により昇圧され、ガス—ガスヒータで排煙脱硫装置出口処理ガスと熱交換を行いスプレー吸収塔に入る。ここで、吸収塔循環液の一部をスプレーすることにより排ガスを飽和温度まで下げる。

冷却後のガスはスプレー塔内に均一に分散・整流されたのち、吸収部でスラリと向流で接触し排ガス中の硫黄酸化物が吸収される。また、吸収剤のスプレーにより脱塵も行われる。

脱硫後のガスに同伴されるミストは、スプレー塔上部にあるミストエリミネータで除去される。

硫黄酸化物及びばいじんを除去された処理排ガスは、再びガス—ガスヒータに導かれ、ボイラ排ガスにより再加熱され煙突より排出される。

#### b) 石灰石供給系統

吸収剤として使用する石灰石 (粉状) は石灰石粉サイロに貯蔵され、石灰石計量フィーダを経由して石灰石スラリ槽に供給される。ここで同時に用水を規定割合で供給し、スラリ状にして石灰石スラリ槽に貯えられる。ここから石灰石スラリポンプにより必要量をスプレー塔下部の循環タンクへ供給する。通常、石灰石スラリ用の用水は、石膏脱水排水を用いる。

#### c) 吸収系統

本系統は石灰石と反応生成物の混合スラリをスプレー塔へスプレーするためのもので脱硫率及び除じん率を左右する最も重要な系統である。スプレーされた混合スラリは排ガス中の硫黄酸化物及びばいじんを吸収、除去しながらスプレー塔下部の循環タンクに貯えられる。貯えられた混合スラリは、脱硫性能を維持する為に石灰石スラリの供給を受けながら再びスプレー塔内へスプレーされ脱硫を行う。スプレー塔循環タンク内では、酸化用空気の吹込みを行い、亜硫酸石膏を酸化し、石膏としている。

#### d) 石膏回収系統

副産品として石膏を回収する場合、吸収系統より抜き出された石膏スラリを脱水機を用い、石膏とその排水に分離する系統である。通常、この排水は再び脱硫用水として使用される。

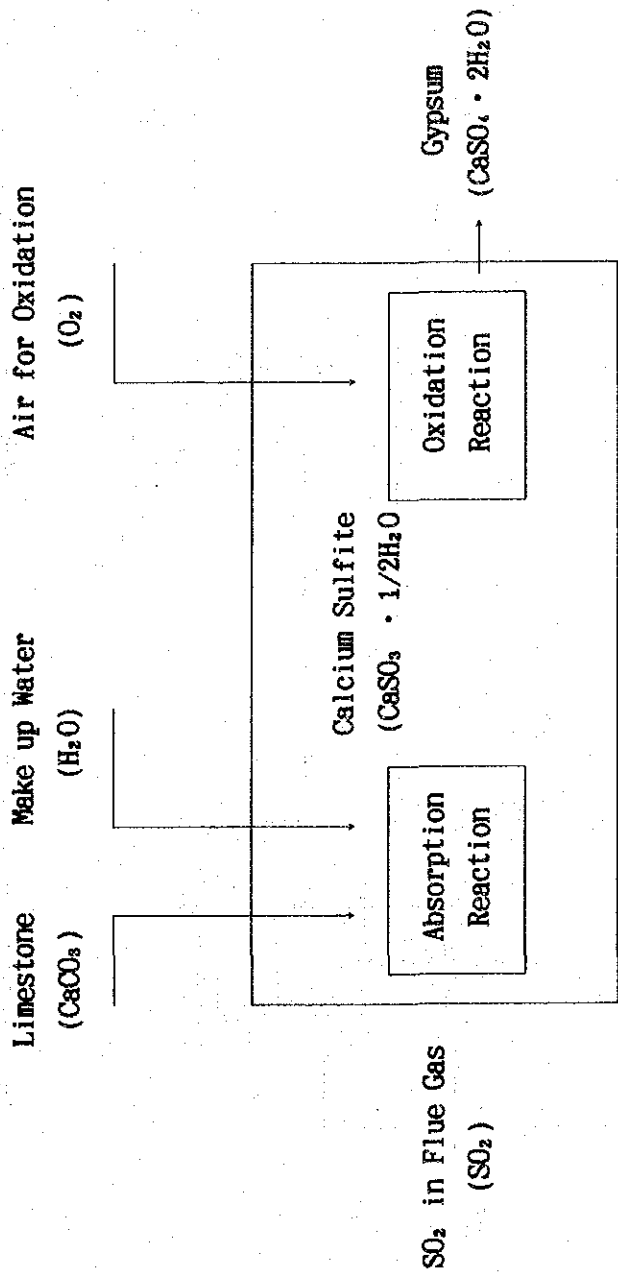
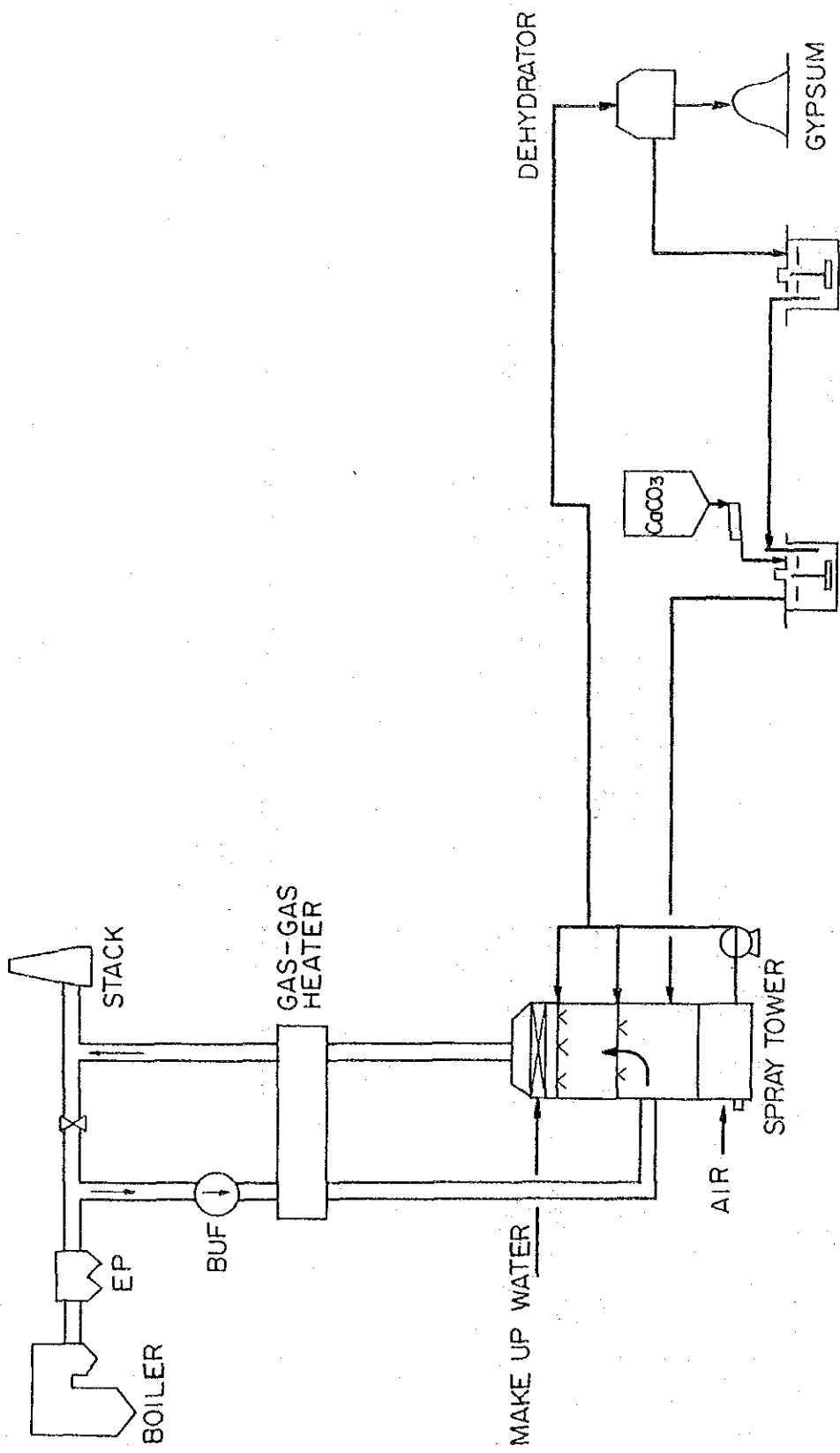


Fig. 4.2-2 Reaction Scheme of Wet Limestone - Gypsum Process (Spray Tower Method)



PROCESS FLOW OF WET LIMESTONE - GYPSUM PROCESS  
(SPRAY TOWER METHOD)

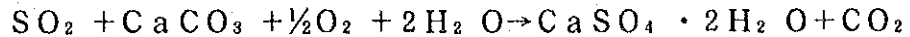
Fig. 4.2 - 3

## ② 湿式石灰石石膏法—ジェットバブリング方式

ジェットバブリングリアクタ（JBR）内で石灰石スラリの吸収液中に排ガスを吹き込み、かつ酸化用空気を吹き込むことにより排ガス中の硫酸化物の吸収と酸化を行い、石膏を排出する。

本方式の主な反応は次の通りである。

〔吸収・酸化反応〕



この反応をフロー図で示すとFig. 4.2-4となり、Fig. 4.2-5に本方式のプロセスフローを示す。この方式は、ガス系統、石灰石供給系統、石膏回収系統などで構成されている。

### a) ガス系統及び吸収系統

ボイラ排ガスは脱硫ファン（BUF）により昇圧され、ガス—ガスヒータで排煙脱硫装置出口処理ガスと熱交換を行い、さらに補給水の一部をスプレーされ、飽和温度まで下げられる。

飽和温度まで下げられた排ガスは、JBRに導かれ、スパーチャパイプを通り、吸収液中に吹き込まれ排ガス中の硫酸化物及びばいじんが吸収、除去される。

脱硫後のガスに同伴されるミストは、後段のミストエリミネータで除去される。硫酸化物及びばいじんを除去された処理ガスは、再びガス—ガスヒータに導かれ、ボイラ排ガスにより再加熱され煙突より排出される。

### b) 石灰石供給系統

吸収剤として使用する石灰石（粉状）は石灰石粉サイロに貯蔵され、石灰石計量フィーダを経由して石灰石スラリ槽に供給される。ここで同時に用水を規定割合で供給し、スラリ状にして石灰石スラリ槽に貯えられる。ここから石灰石スラリポンプにより必要量をJBRへ供給する。通常、石灰石スラリ用の用水は石膏脱水排水を用いる。

### c) 石膏回収系統

副産品として石膏を回収する場合、JBRより抜き出された石膏スラリを脱水機を用い、石膏とその排水に分離する系統である。通常、この排水は再び脱硫用水として使用される。

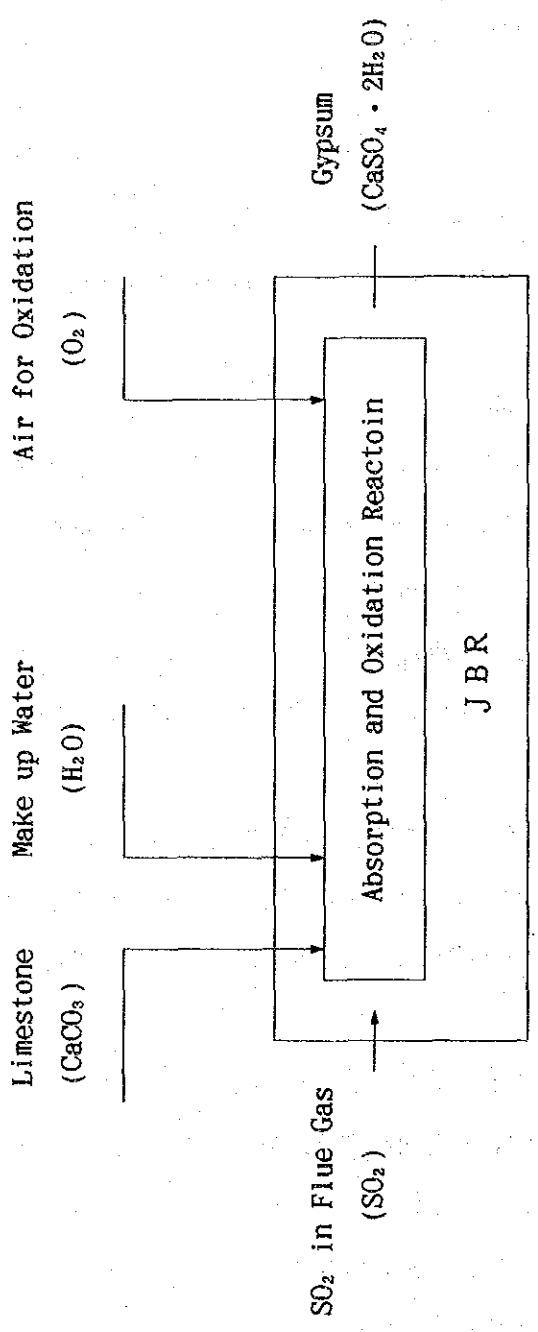
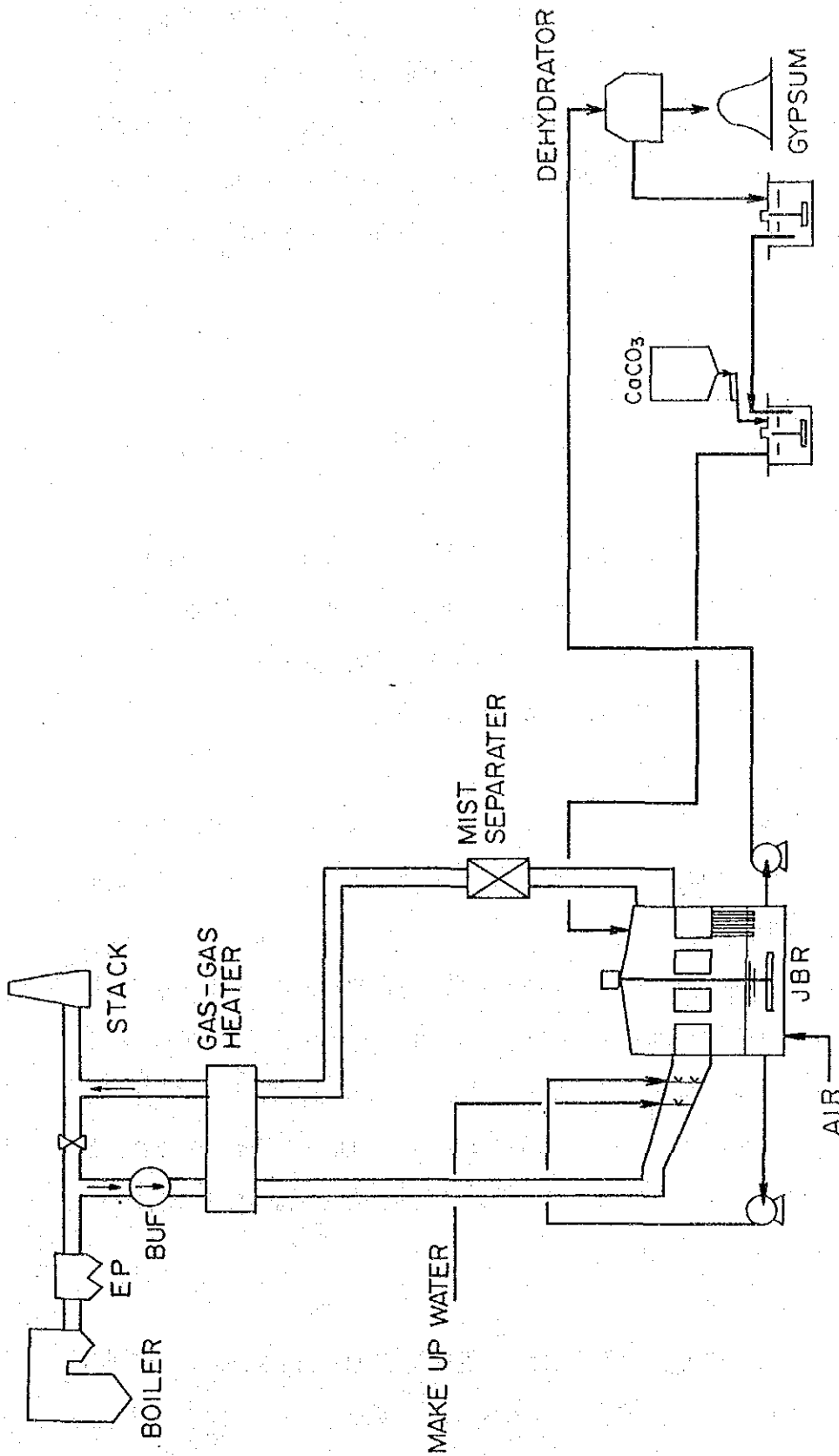


Fig. 4.2-4 Reaction Scheme of Wet Limestone - Gypsum Process  
(Jet - Bubbling Method)



PROCESS FLOW OF WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS  
(JET-BUBBLING METHOD)

Fig. 4.2 - 5

### ③ スプレードライヤ方式

スプレードライアブソーバ (SDA) 内で排ガス中に消石灰スラリをごく細かい霧状にスプレーし、これに排ガス中の硫黄酸化物を吸収させ脱硫を行う。

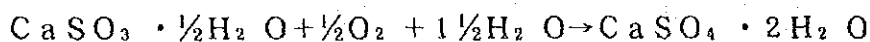
スラリ中の水分は高温の排ガスと接触して蒸発し、同時に排ガス中の硫黄酸化物はスラリ中の消石灰 ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) と反応し、乾燥状態の亜硫酸石膏 ( $\text{CaSO}_3$ ) 及び石膏 ( $\text{CaSO}_4$ ) の混合物の粉末として SDA 底部及び後段に設置される集塵装置で除去・排出される。

本方式の主な反応は次の通りである。

[吸収反応]



[酸化反応]



以上の反応をフロー図で示すと Fig. 4. 2-6 となり、Fig. 4. 2-7 に本方式のプロセスフローを示す。このプロセスはガス系統、消石灰供給系統、スラリスプレー系統、ダスト再循環系統などで構成されている。

#### a) ガス系統

ボイラ排ガスは、通常誘引ファン (IDF) により SDA に導入される。導入されたボイラ排ガスは、SDA 内で吸収剤スラリをスプレーされ、硫黄酸化物を除去される。

SDA に導入された排ガスは、濃度を調整された消石灰スラリ投入量により最適運転温度域になる様に制御される。この温度は飽和温度より  $10^\circ\text{C} \sim 20^\circ\text{C}$  位高く制御され、乾き状態となっている。反応生成物を伴った排ガスは SDA のサイクロンセパレート効果により一部の反応生成物を除去され、さらに後段の集塵装置へ導かれ、規定値まで反応生成物を含んだばいじんが除去され、煙突より排出される。

#### b) 消石灰供給系統

吸収剤として使用する消石灰は、消石灰サイロに貯蔵され、消石灰計量フィーダを経由して消石灰スラリ槽に供給される。ここで同時に水を規定割合で供給し、スラリ状にして消石灰スラリ槽に貯えられる。



c) スラリスプレー系統

消石灰スラリとSDAの底部及び後段の集塵装置で捕集された生成反応物の一部を混合した吸収剤スラリをSDA内にスプレーする系統である。

スラリはごく細かい霧状にスプレーする必要があるため、大型装置ではロータリーアトマイザ方式を採用している。

d) ダスト再循環系統

SDA底部および後段の集塵装置により捕集された反応生成物を系外へ抜き出し、供給された消石灰の利用率向上のためその一部を吸収剤スラリへ再循環させる系統である。

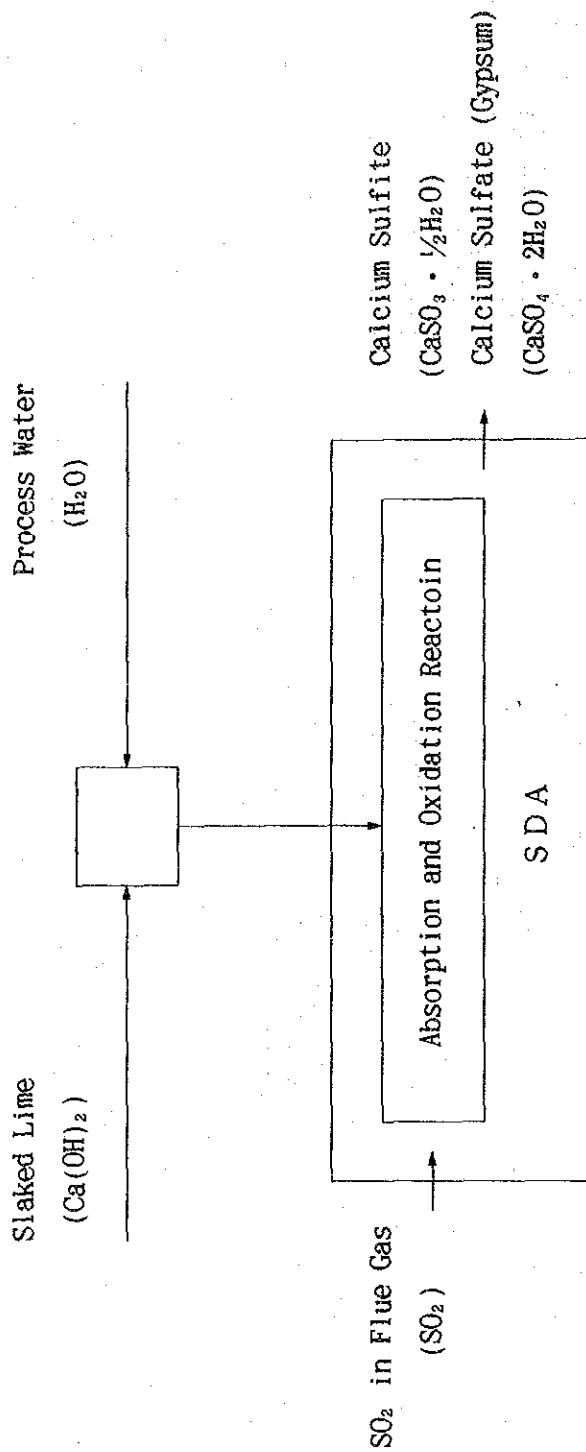


Fig. 4.2-6 Reaction Scheme of Spray Dryer

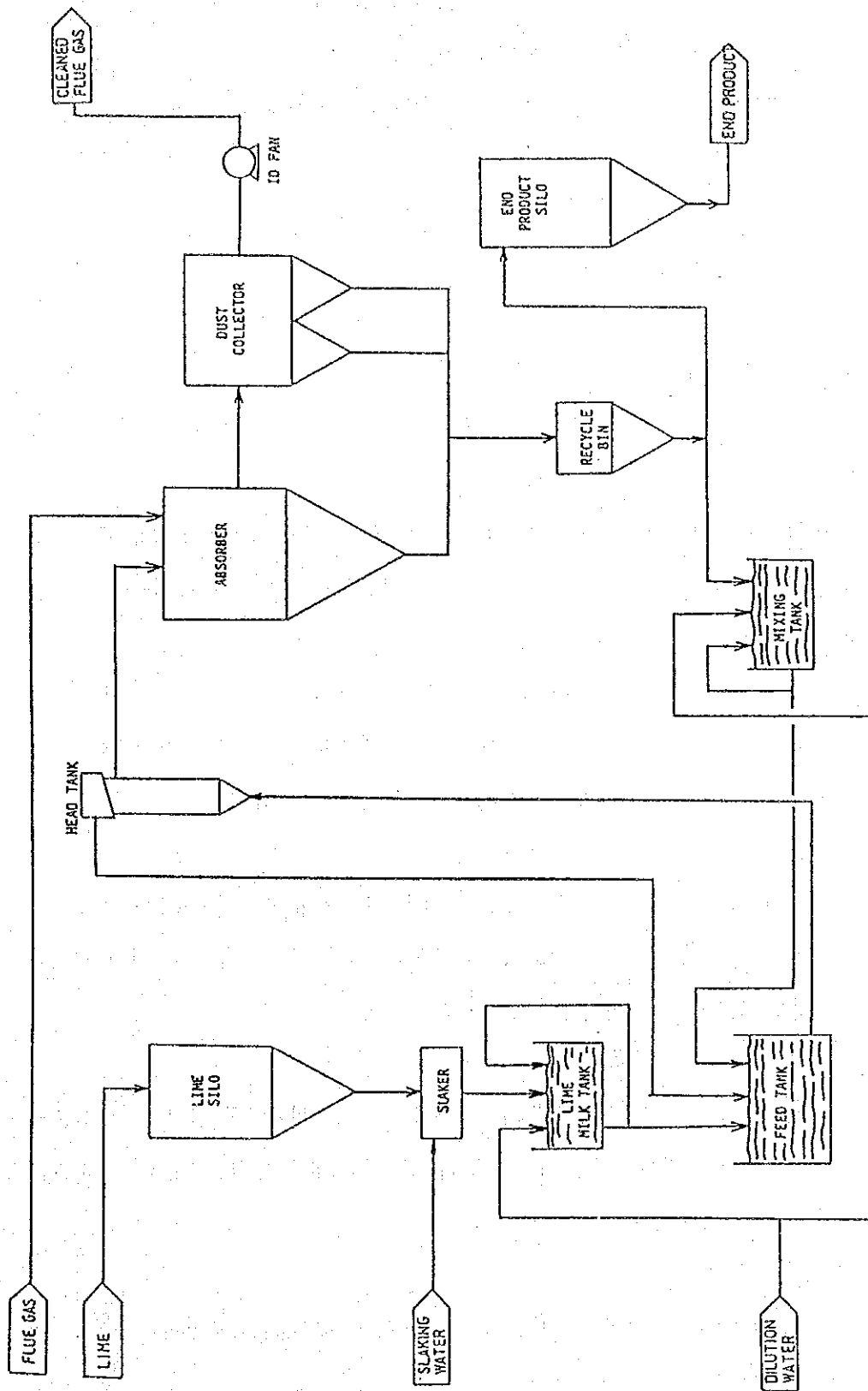


Fig. 4.2-7 PROCESS FLOW OF SPRAY DRYER

#### ④ 活性炭法

吸収剤である活性炭（活性コークス）を重力移動層タイプの吸収塔に充填し、その中に排ガスを通過させ硫黄酸化物を吸収する。

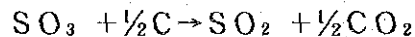
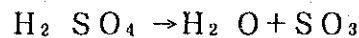
吸収能力が低下した活性炭は、再生塔で連続的に加熱再生される。副生品として硫酸又は硫黄が回収される。

本方式の吸収及び再生反応は次の通りである。

〔吸収反応〕



〔再生反応〕



吸収反応をフロー図で示すとFig. 4.2-8となり、Fig. 4.2-9 に本方式のプロセスフローを示す。この方式はガス系統、吸収系統、再生系統、回収系統などの系統で構成されている。

##### a) ガス系統

活性炭（活性コークス）が充填された、重力移動層タイプの吸収塔の中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫黄酸化物を吸収する。

##### b) 吸収系統

活性炭は吸収塔上部に供給され、吸収塔下部へ重力移動する間にボイラ排ガスと十字流接触して、硫黄酸化物を吸収する。硫黄酸化物を吸収し終えた活性炭は再生され、再び吸収塔へ供給される。

##### c) 再生系統（脱離系統）

吸収塔より拔出された硫黄酸化物を吸収した活性炭を再利用するため、硫黄酸化物を分離させる。再生方法は400°C程度に活性炭を加熱し、SO<sub>2</sub>リッチガスを脱離する。

##### d) 回収系統

再生系統で脱離されたSO<sub>2</sub>リッチガスから副生品を回収する系統で、硫酸又は硫黄として回収する。

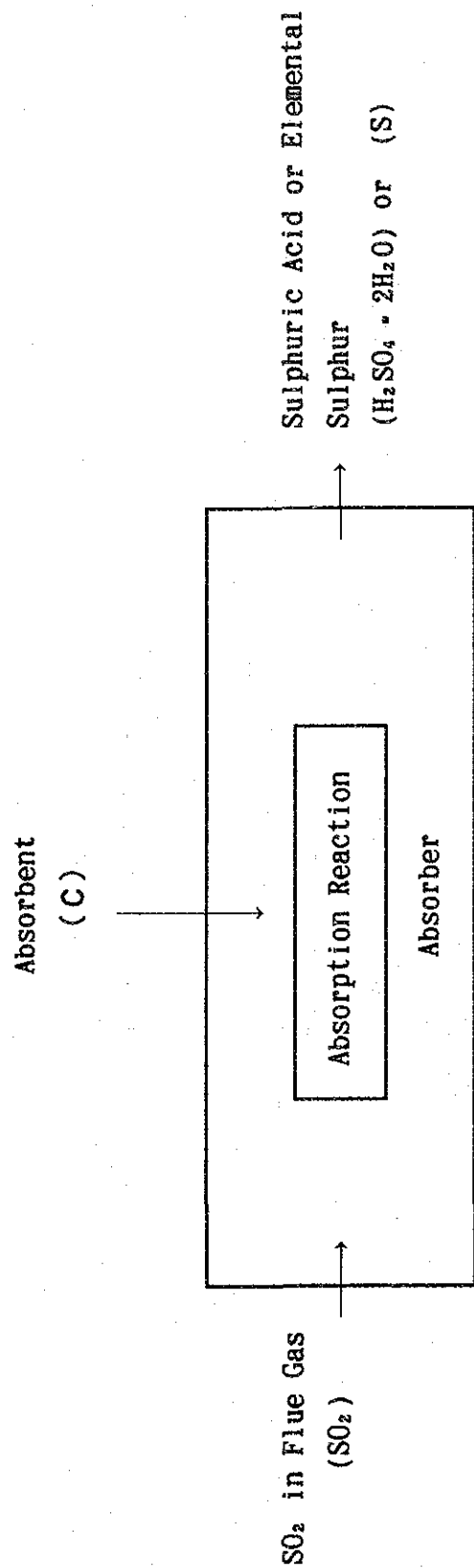


Fig. 4.2-8 Reaction Scheme of Activated Carbon

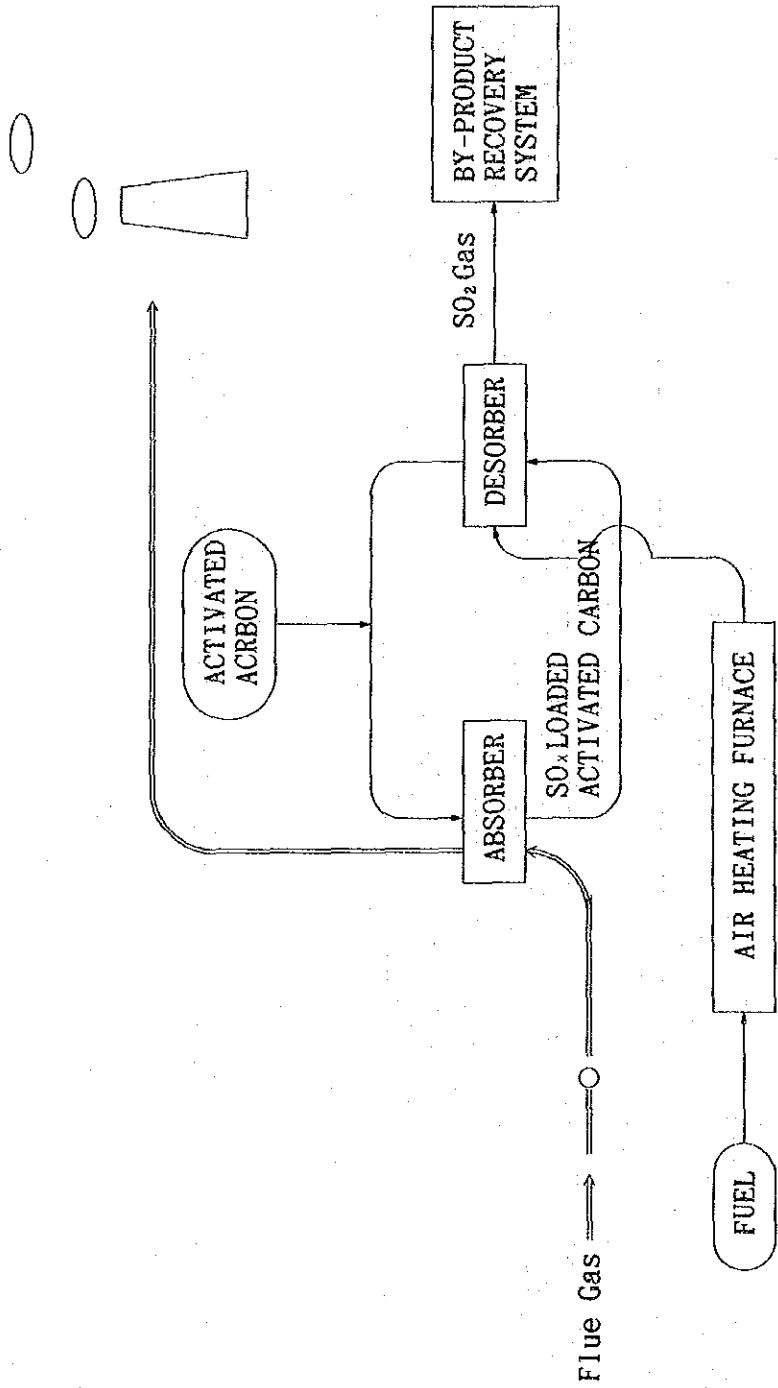


Fig. 4.2-9 PROCESS FLOW OF ACTIVATED CARBON

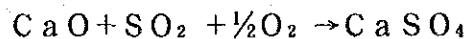
#### ⑤ 石炭灰利用乾式脱硫法

石炭灰・消石灰・石膏を原料として製造した脱硫剤を重力移動層タイプの吸収塔に充填し、その中に排ガスを通過させ硫酸化物を吸収する。

硫酸化物を吸収し終えた脱硫剤（使用済脱硫剤）の一部は原料の一つである石膏源として再利用され、残りは系外に排出される。

本プロセスの主な反応は次の通りである。

〔吸収反応式〕



この反応をフロー図に示すとFig. 4. 2-10となり、Fig. 4. 2-11に本方式のプロセスフローを示す。

この方式は、通風系統、吸収系統、脱硫剤製造系統、使用済脱硫剤回収・貯蔵系統などの系統で構成される。

##### a) ガス系統

吸収塔は、前置吸収塔及び主吸収塔により構成される。ボイラ排ガスは、前置吸収塔において粒状の脱硫剤によりばいじんと一部の硫酸化物の除去が行われ、その後主吸収塔に入り脱硫される。本脱硫法では、ボイラ排ガスを乾式処理するため、排ガス温度の低下がなく、脱硫処理後の排ガスは、再加熱することなく脱硫ファンにより吸引され煙突より排出される。

##### b) 吸収系統

脱硫剤は、主吸収塔上部に供給され、主吸収塔下部へ重力移動する間にボイラ排ガスと十字流接触して、硫酸化物を吸収する。さらに主吸収塔より拔出された脱硫剤は前置吸収塔上部に供給され、再度ボイラ排ガスと接触する。ここではばいじんを除去するとともに硫酸化物の一部を吸収し、脱硫剤中のカルシウムの利用率をさらに向上させる。

##### c) 脱硫剤製造系統

本系統は、石炭灰、消石灰、石膏を原料とし、脱硫剤を製造する系統である。

各原料貯槽からの原料粉を、混合機により均一に混合したのち、一定量の水を加え粘土状に混練する。この混練物を押出成形機により押出して、円柱状に成形したのち、蒸気養生装置内で水和硬化させる。

この水和硬化体内の水分を高温の乾燥空気により蒸発させて、硬化体内に

細孔を成形させ、脱硫に必要な活性を発現させ、脱硫剤とする。脱硫剤は、脱硫剤貯槽に貯蔵され、吸収塔へ供給される。

d) 使用済脱硫剤回収・貯蔵系統

吸収塔から排出される使用済脱硫剤中のカルシウムは石膏となっているため、この使用済脱硫剤は使用済脱硫剤排出貯槽に貯えられ、脱硫剤製造に必要な石膏源として再利用される。残りの使用済脱硫剤は補集したばいじんとともに系外に排出される。



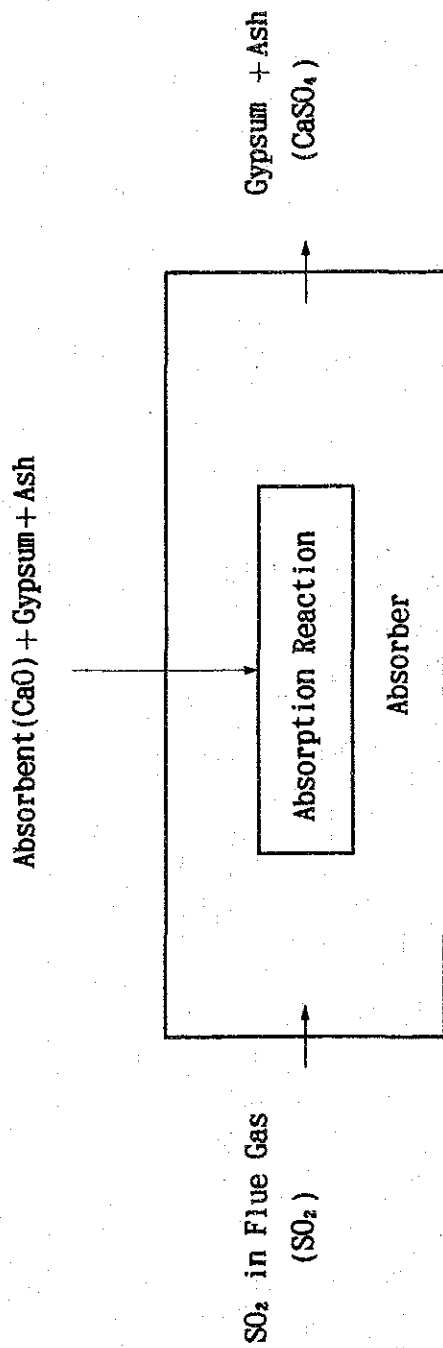


Fig. 4.2-10 Reaction Scheme of Coal Ash Using dry FGD Method

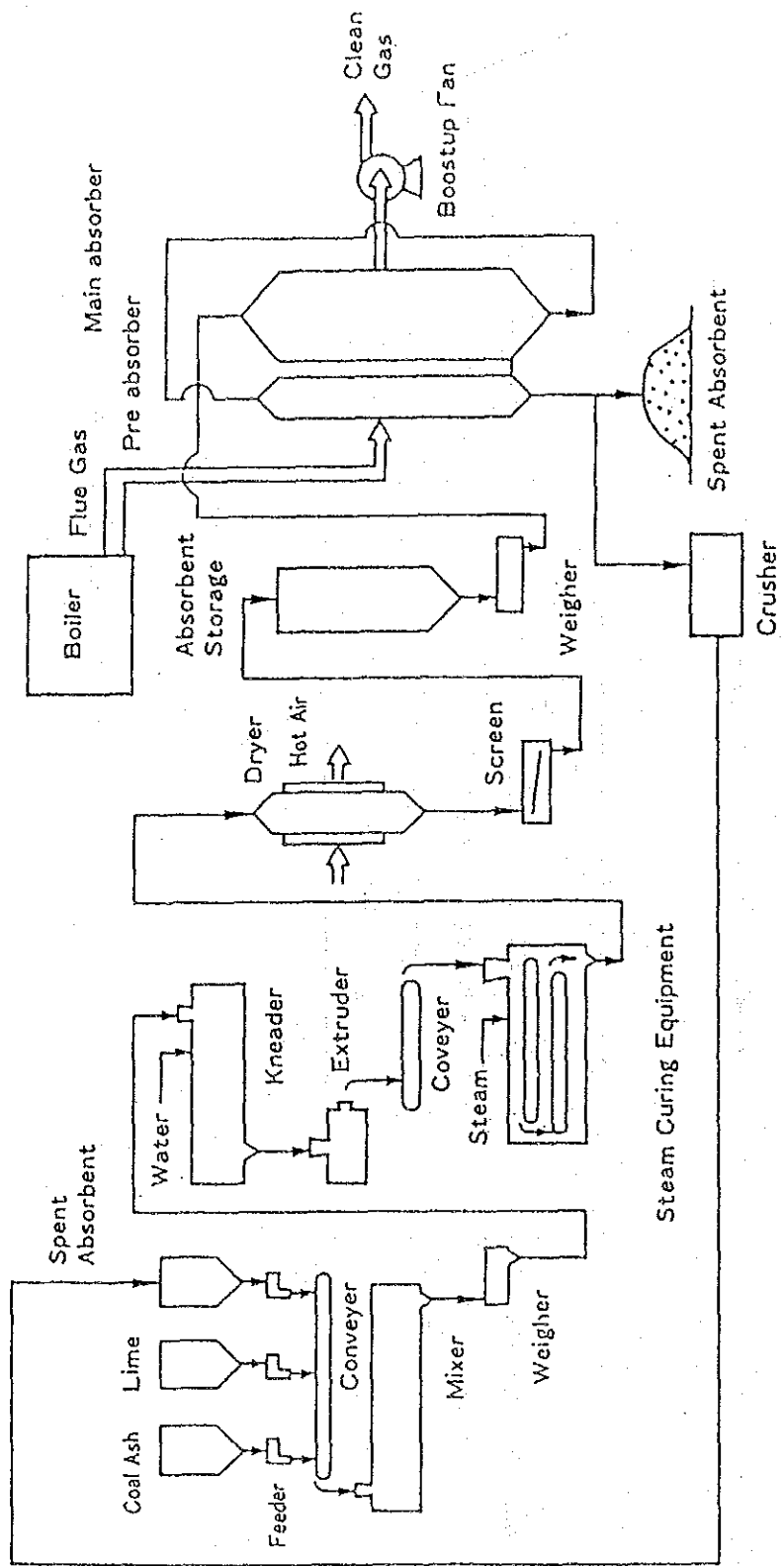


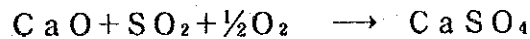
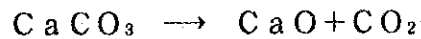
Fig. 4.2-11 PROCESS FLOW OF COAL ASH USING DRY FGD METHOD

⑥ 簡易脱硫法 — 吸収剤火炉吹込法

石灰石 (CaCO<sub>3</sub>) を火炉の高温部 (約 1,100°C) に吹込み、石灰石の脱炭酸と同時に一部硫酸化物の吸収を行う。更に空気予熱器後流の低温域に設けた脱硫塔内で水をスプレーして加湿し脱硫を行う。副生品は後段の集じん装置で灰と共に補集される。

脱硫反応は、火炉内及び脱硫塔の2段で行う。各段での反応は次の様になる。

〔火炉内 (第1段) の反応〕



〔脱硫塔内 (第2段) の反応〕

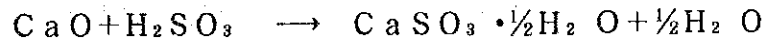
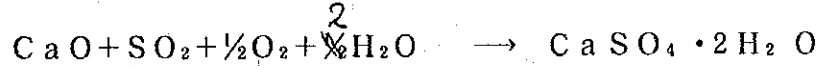
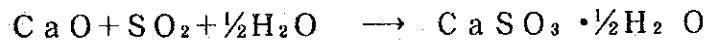


Fig. 4.2-12に本方式のプロセスフローを示す。

⑦ 簡易脱硫法 — 吸収剤ダクト吹込法

吸収剤の吹込箇所を空気予熱器出口の低温域のダクト内に消石灰 (Ca(OH)<sub>2</sub>) を吹込み、後段の脱硫塔内で水をスプレーして加湿し、脱硫を行う。1段で脱硫するため反応性の良い消石灰を吸収剤に用いる。副生品は後段の集じん装置で灰と共に捕集される。

これらの反応は次の様になる。

[ダクトおよび脱硫塔内の反応]

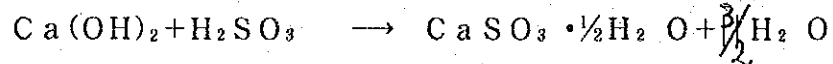
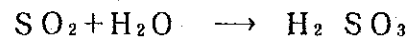
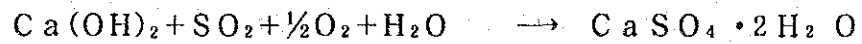
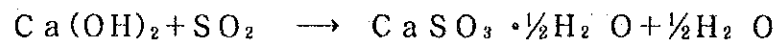


Fig. 4. 2-13に本方式のプロセスフローを示す。

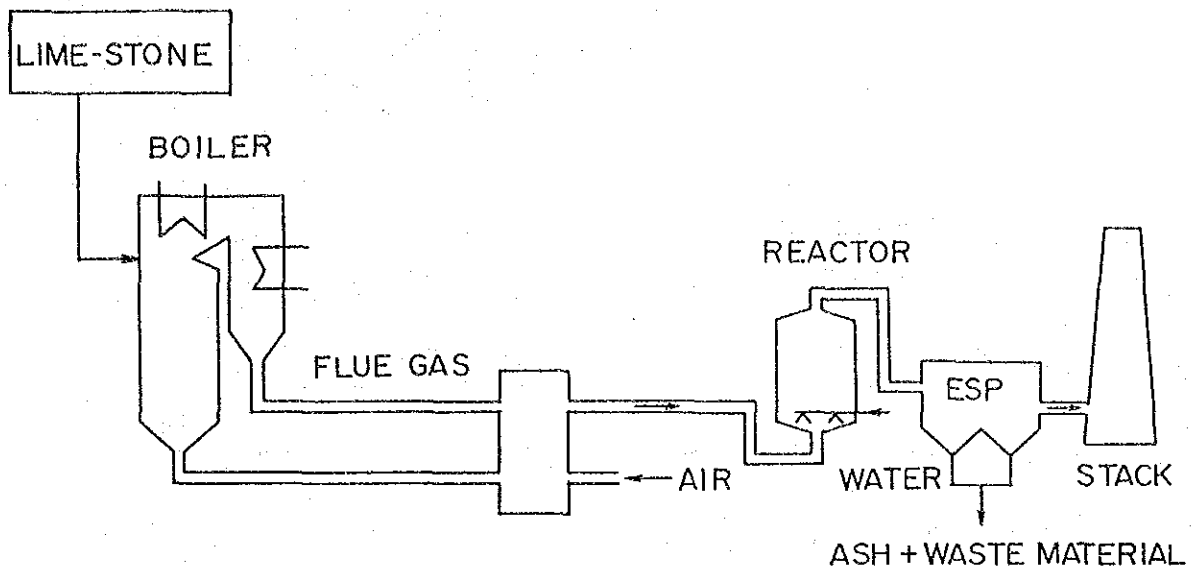


Fig. 4.2 -12 PROCESS FLOW OF Dry Absorbent Furnace Injection System

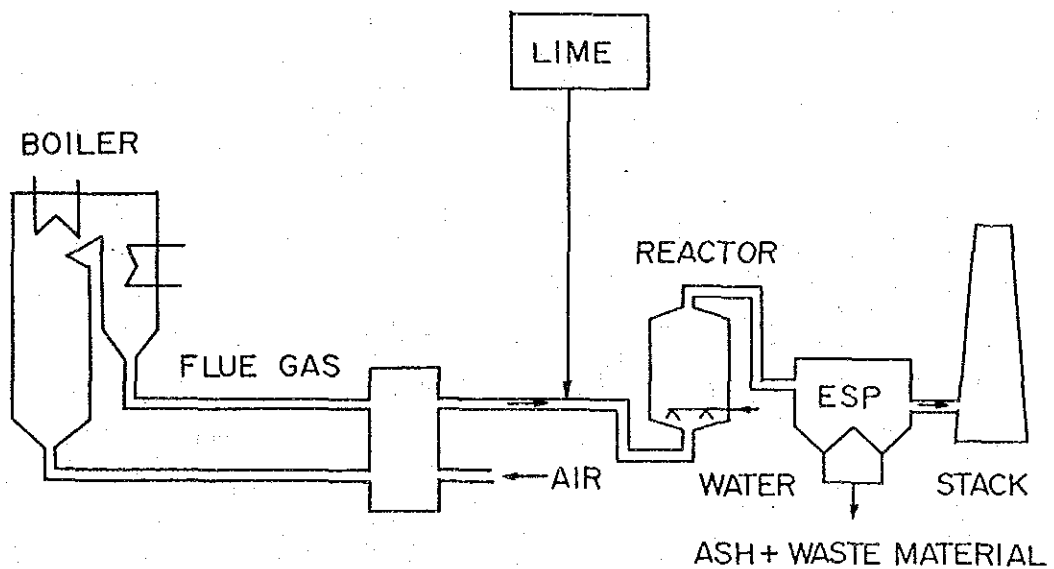


Fig. 4.2 -13 PROCESS FLOW OF Dry Absorbent Duct Injection System

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (1)

No. 1

項目	湿式			半乾式			乾式			
	湿式石灰石方式	湿式石灰石石膏法	湿式石膏法	スプレードライヤ法	活性炭法	石灰灰利用乾式脱硫法	湿式石灰灰吹込み法	湿式石灰灰吹込み法	湿式石灰灰吹込み法	
1. プロセスの基本原理	<p>① スプレードライヤ方式</p> <p>スプレードライヤ塔内で、排ガス中に石灰石 (CaCO<sub>3</sub>) をスプレーし、これに排ガス中の硫酸酸化物 (SO<sub>2</sub>) を吸収させ脱硫を行う。</p> <p>② ジェットバブリング方式</p> <p>ジェットバブリングリアクター (JBR) 内で石灰石スラリーの吸収液中に排ガスを吹き込み、かつ酸化用空気を吹き込むことにより、排ガス中の硫酸酸化物の吸収と酸化を同時に進行し、石膏として排出する。</p> <p>③ スプレードライヤ法</p> <p>スプレードライヤ内で排ガス中に消石灰スラリーをこく細かい霧状にしてスプレーし、これに排ガス中の硫酸酸化物を吸収させ脱硫を行う。スラリー中の水分は、高温の排ガスと接触して蒸発し、同時に排ガス中の硫酸酸化物はスラリー中の消石灰 (Ca(OH)<sub>2</sub>) と反応し、乾燥状態の亜硫酸石膏及び石膏の混合物の粉末となる。これらはスプレードライヤの底部及び後段に設置される集塵装置で除去・排出される。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑥ スプレードライヤ法</p> <p>スプレードライヤ内で排ガス中に消石灰スラリーをこく細かい霧状にしてスプレーし、これに排ガス中の硫酸酸化物を吸収させ脱硫を行う。スラリー中の水分は、高温の排ガスと接触して蒸発し、同時に排ガス中の硫酸酸化物はスラリー中の消石灰 (Ca(OH)<sub>2</sub>) と反応し、乾燥状態の亜硫酸石膏及び石膏の混合物の粉末となる。これらはスプレードライヤの底部及び後段に設置される集塵装置で除去・排出される。</p>	<p>⑦ ジェットバブリング方式</p> <p>ジェットバブリングリアクター (JBR) 内で石灰石スラリーの吸収液中に排ガスを吹き込み、かつ酸化用空気を吹き込むことにより、排ガス中の硫酸酸化物の吸収と酸化を同時に進行し、石膏として排出する。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>	<p>④ 活性炭法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された活性炭中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p> <p>⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法</p> <p>重量移動器タイプの吸収塔に充填された脱硫中に排ガスを通過させ、排ガス中の硫酸酸化物を脱硫中に吸収し、脱硫を行う。</p>
2. 反応式	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$ <p>(2) 酸化反応</p> $\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	<p>(1) 吸収・酸化反応</p> $\text{SO}_2 + \text{CaCO}_3 + 1/2\text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ <p>(2) 再生反応</p> $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3 + 1/2\text{CO}_2$ <p>(3) 副生品回収反応 (副生品の項に示す)</p>	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{CaO} + \text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ <p>(2) 再生反応</p> $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3 + 1/2\text{CO}_2$ <p>(3) 副生品回収反応 (副生品の項に示す)</p>	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{Ca(OH)}_2 + \text{SO}_2 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$ <p>(2) 酸化反応</p> $\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{CaO} + \text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ <p>(2) 再生反応</p> $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3 + 1/2\text{CO}_2$ <p>(3) 副生品回収反応 (副生品の項に示す)</p>	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$ <p>(2) 酸化反応</p> $\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	<p>(1) 吸収反応</p> $\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$ <p>(2) 酸化反応</p> $\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (2)

項目	湿式		半乾式		乾式		簡易脱硫法		
	湿式石灰石石膏法	① スプレッド方式	② ジェットパブリング方式	③ スプレッドライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤火砕吹込み法	⑦ 吸収剤ダクト吹込み法	
3. 脱硫性能 (実用運転範囲での効率)	90%程度 液ガス比(L/G)を増加することによって、脱硫効率を上させることができる。吸収剤は、安価な石灰石を使用し、吸収剤過剰率は1.02以下である。	90%程度 浸液深(排ガス噴出部より、液面までの高さ)を増加することによって、脱硫効率を上させることができる。吸収剤は、安価な石灰石を使用し、吸収剤過剰率は1.02以下である。	90%程度 入口SO <sub>2</sub> 濃度が1,000ppm程度であれば、湿式石灰石石膏法と同等の性能が得られる。但し、吸収剤は石灰石よりも反応性の高い消石灰(Ca(OH) <sub>2</sub> )を使用し、吸収剤過剰率は1.3~1.5程度となる。	90%程度 活性炭の吸着作用により、アルドリン法と同等の脱硫効率を得ることができる。脱硫効率は、空塔比が小さいほど高い脱硫性能が得られる。また活性炭の積層量により変化すること、空塔比が小さいほど高い脱硫性能が得られる。また活性炭の積層量を増加することにより脱硫効率は上昇するが、活性炭の補給量が増加する。	90%程度 脱硫効率は、空塔比及びG/L比により変化する。空気比値が小さいほど高い脱硫性能が得られる。またG/Lを増加することにより脱硫効率は上昇するが、脱硫剤のカルシウム利用率は低下する。通常G/Lは1.25で設計される。	40~70%程度 (後段での加湿無しの場合) 30~40% 簡易脱硫法としては、高い脱硫率が期待でき、また火砕への吸収剤吹込みのため、吸収剤は石灰石が使用できる。但し、吸収剤は湿式石灰石石膏法の約2倍が必要である。高い効率を得る場合は、後段での加湿が必要である。ポイラ負荷と排ガス温度により脱硫効率が変化する。後段での加湿を行わない場合の脱硫率は30~40%程度となる。	40~70%程度 (後段での加湿無しの場合) 30~40% 火砕吹込み法と同様の脱硫率が期待できる。火砕吹込み法に比べ高温部に脱硫剤を吹込むため、吸収剤は反応性の高い消石灰を使用し、高い効率を得る場合は、後段での加湿が必要である。ポイラ負荷と排ガス温度により脱硫効率が変化する。後段での加湿を行わない場合の脱硫率は30~40%程度となる。	40~70%程度 (後段での加湿無しの場合) 30~40% 火砕吹込み法と同様の脱硫率が期待できる。	⑦ 吸収剤ダクト吹込み法
4. 除塵性能	90%程度 除塵はスプレッド液滴との慣性衝突により行われる。除塵性能は、液ガス比(L/G)、ばいじん粒径、スプレッド液滴径によって定まるが、高い除塵効率が得られる。	90%程度 ジェットパブリングリアクター(JBR)内で除塵が行われる。ガス分散型のため、高い除塵効率が得られる。	90%程度 スプレッドライヤの後段に設置された集塵装置により、除塵される。集塵装置を含めたシステム全体としては、湿式石灰石石膏法と同等の除塵効率が得られる。	90%程度 吸収剤は、脱硫と同時に粒間除塵装置としての機能も兼ね備えている。活性炭の積層速度が大いまいほど、除塵性能は悪くなるが、湿式石灰石石膏法と同等の除塵効率が得られる。	90%程度 吸収剤は脱硫と同時に粒間除塵装置としての機能も兼ね備えている。脱硫剤の移動速度が大いまいほど、除塵性能は悪くなるが、湿式石灰石石膏法と同等の除塵効率が得られる。	90%程度 脱硫後の後段に設置された集塵装置により、除塵される。集塵装置を含めたシステム全体としては、湿式石灰石石膏法と同等の除塵効率が得られる。	90%程度 脱硫後の後段に設置された集塵装置により、除塵される。集塵装置を含めたシステム全体としては、湿式石灰石石膏法と同等の除塵効率が得られる。	同左	
5. 技術水準	商用として確立された技術水準にある。	商用として確立された技術水準にある。	湿式石灰石石膏法と同様、商用として確立された技術水準にある。	実証プラントでの試験を終了し、商用機が受領を積んでいる段階にある。	実証プラントでの試験を終了し、商用機が受領を積んでいる段階にある。	実証プラントでの試験を終了し、商用機が受領を積んでいる段階にある。	実証プラントでの試験を終了し、商用機が受領を積んでいる段階にある。	パイロットプラントによる試験段階にある。	

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (3)

No. 3

項目	湿式		半乾式		乾式		簡易脱硫法	
	① スプレードライヤ法	② ジェットパブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤火炉吹込み法	⑦ 吸収剤ダクト吹込み法	
6. 商用機の実績	<p>世界の脱硫容量の約38%が湿式石灰石石膏法であり、他の湿式石灰石スクラバー方式（基本的には湿式石灰石スラッシュ投薬法）を加えると、約85%を占めている。</p> <p>現状では、スプレードライヤ法が方式として商用機に採用されているものとしてはGT-121プロセスがあり15種の納入・成約実績がある。石灰火力の商用機としては200MW×2系列容量のスト分離方式（2塔式）が1984年から運転されている。一方、スト混合1塔方式の改良型GT-121は、1988年に1,500 m<sup>3</sup>/hのパイロット試験が行われ、現在700MW容量のものも建設中である。</p>	<p>スプレードライヤ法は、世界的に見た場合、全体の約8%を占めるにすぎないが、主にヨーロッパ、米国で採用され、湿式石灰石石膏法と並び現段階において、確立された脱硫方式として評価できる。スプレードライヤ法は、廃棄物の処理の制限、吸収剤に高価な消石灰を用いることによるランニングコスト増があげられる。</p>	<p>活性炭を用いた本方式は、1960年代後半から同時脱硫脱硝プロセスとして研究開発が進められ、石灰火力発電所における実証試験を経て、商用機が実績を積みこんでいる。商用機の実績は、非常に少なく、また石灰火力では大容量の実績が無い。</p>	<p>石灰灰の有効利用の基礎研究の過程で見出された石灰灰・石灰・石膏の硬化物の有する脱硫性能を脱硫装置に適用したものであり、日本の北海道電力が主体となり、試験・研究・開発が行われた。1,000 m<sup>3</sup>/hのパイロット試験、50,000 m<sup>3</sup>/hの実証試験を経て、北海道電力麻栗原厚真1号機において、350MWの1/2容量（処理容量 644,000 m<sup>3</sup>/h）のものが、1991年3月に竣工し、商用機として実績を積みこんでいる。</p>	<p>吸収剤を火炉またはダクト等へ吹込む簡易脱硫方式は、世界的に見た場合、全体の約2%程度に採用されている。本方式は、商用機の実績は少なく、E P R I、E P A、D O Eを始め、米国、カナダ、ヨーロッパの産業界、製造業がスポンサーとなり、研究開発が行われている状況にある。商用機としては現様の明らかでないものは、フィンランドI V Oのインコン（Inkon）発電所4号機（250MW）に採用されたLIFAC（Limestone Injection with an Activation Reactor）である。インコン発電所4号機の開発経緯は以下の通りである。</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・フルスケールの Limestone Injection と半量の Activation Reactor を研究用として設置し、1988年1月運転開始。</li> <li>・残りの半量用Activation Reactorは、商用として設置し、また Limestone Injection機器の改良を行い、1988年1月運転開始。</li> <li>・研究用として設置したActivation Reactorをリリースし、商用として設置したものと同一ものとし、1990年1月運転開始。</li> </ul> <p>本方式は、簡易脱硫という位置付けから、高効率の脱硫率を要求されないプラントに適するものと考えられる。</p>			
	<p>※305 基 石灰火力発電所への納入実績は305基以上あり、350MW、500MW、700MWクラスの大容量の実績も多数ある。</p>	<p>※53 基 石灰火力発電所への納入実績は53基あり、350MW、500MWクラスの大容量の石灰火力への納入実績も多い。スプレードライヤ法は欧州と米国において採用実績が多い。</p>	<p>※3 基 石灰火力発電所への納入実績は3基あり最大容量のものは190MW相当のものが運転中である。</p>	<p>※1 基 石灰火力発電所の商用機はパイロットプラント及びデモンストラーションプラントで265MW相当のものが1基ある。</p>	<p>※1 基 石灰火力発電所の実績は少ない。 最大容量のものは197MW相当のものがある。</p>			

※1987年5月発行のIEA、FGDハンドブックによる（1987年5月時点での計画中のものも含む）



# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (4)

No. 4

項目	湿式石灰石石膏法		半乾式		乾式	
	① スプレード方式	② ジェットパブリック方式	③ スプレードドライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤吹込み法
7. 信頼性	<p>湿式石灰石石膏法では、排ガスの脱硫・除塵処理に伴う腐食・磨耗並びに吸収剤・副産石膏の取扱いによる腐食・磨耗対策及び吸収塔のスケール防止対策を講じる必要がある。</p> <p>スプレード方式は、開発時点から現在に至るまで、各表の設計、構造、材質にかかわる改良が行われており、腐食・磨耗及びスケール等に対して、十分信頼性の高いシステムとなっている。</p> <p>運転中に発電支障を来すようなトラブルは極めて少なく、1回/年の定期点検・補修の実施により、安定した運転が行われている。</p>	<p>200MWのスト分離式CT-121での運転実績及び1,500 mN/h スト混合1搭式CT-121でのパイロット試験の良好な試験結果から本方式は従来のスプレード方式と同等の信頼性を期待できる。</p> <p>大容量のものにスケールアップした場合の長期運転に対する信頼性は現在建設中の700MW容量のものが運転に入ってから確立されるものと思われる。</p>	<p>スプレードドライヤ法で運用上問題となるのは、スケーリング・アール内に残された吸収剤の噴霧装置の詰まり、磨耗である。</p> <p>吸収剤噴霧装置の方式は、ロータリーアーマイザーと、2液体ノズルがあるが、250MWクラス以上では、噴霧効率が高く、アソノバー内での滞留時間を短くできることや、回収噴霧のためノズルが詰まりにくいこと等の理由により、ロータリーアーマイザーが採用されている。</p> <p>ロータリーアーマイザーは約1,000r.p.m で回転するため、ノズルの磨耗及びスケリング除去作業のため、定期的なノズルの点検・調整・交換が必要である。</p> <p>(※1回/3ヶ月の点検・調整1回/年の交換が必要)</p> <p>湿式石灰石石膏法に比べ、スプレードドライヤ法は、内装品が少なく、また、スラリー循環ポンプの様な大型ポンプも無く、シンプルである。したがって、吸収剤噴霧装置に予備機を設けることなどで、湿式石灰石石膏法と同等の信頼性を期待できる。</p>	<p>活性炭法による脱硫装置は、商用プラントが運転されているが、石灰火力での商用プラントとして大規模のもの無く、また、商用プラントの運転時間も比較的短い。また、副産品として硫酸または硫酸を回収する工程は複雑で、構成機器が多くなるため信頼性は低下する。</p> <p>したがって、現時点では、湿式石灰石石膏法、スプレードドライヤ法に比較し、大容量の新運転に対する信頼性は劣るものと思われる。</p>	<p>実証方式(50,000 mN/h)から商用方式(644,000 mN/h)にスケールアップ(約13倍)してからの運転時間が短いので、長期運転に対する信頼性は、今後の運転により確率されると思われる。</p> <p>石灰灰利用乾式脱硫法では、石灰灰・消石灰・石膏を原料として製造した脱硫剤を使用する。この脱硫剤製造設備は、押出成形機の最大容量が制限される(現状では最大3 t/h)ため、増容量の場合には、系統を増やすことが必要となり、製造設備の構成機器台数が増加する。</p> <p>製造設備の点検は、1回/年の定期点検の他に、3ヶ月に1回程度、搬送機器を中心とした簡易点検が必要と思われる。</p> <p>現時点での信頼性は、技術的に確立された湿式石灰石石膏法、スプレードドライヤ法より劣るものと思われる。</p>	<p>⑥ 吸収剤吹込み法</p> <p>吸収剤吹込み法による簡易脱硫法は、商用プラントの実績が少なく、また、商用プラントの運転時間が短いので、長期運転に対する信頼性は、今後の運転で出て来るであろう種々の問題を解決して、確立していくことになると思われる。</p> <p>吸収剤吹込み法は、</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・脱硫効率が低いこと</li> <li>・火炬のスラッシング、ファウリングへの影響</li> <li>・大容量のプラントへのスケールアップ時の不確定要素</li> <li>・集塵装置のダスト負荷の増加(既設集塵装置を流用する場合)</li> </ul> <p>等が研究課題として残されており、現時点での信頼性は、湿式石灰石石膏法、スプレードドライヤ法に比べ、かなり劣るものと思われる。</p>

Table 4.2-1 (5)

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

No. 5

項目	湿式		半乾式		乾式	
	① スプレード方式	② ジェットパブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活生炭法	⑤ 石炭灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤火煙吹込み法
8. 副産品						
(1) 副産品の種類	石膏 (CaSO <sub>4</sub> · 2H <sub>2</sub> O)		石膏または硫黄 (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> or S)	使用済硫黄剤 (75%CaSO <sub>4</sub> +CaSO <sub>3</sub> )	フライアッシュと反応生成物の混合物 (77%CaSO <sub>4</sub> +CaSO <sub>3</sub> +Ca(OH) <sub>2</sub> )	
(2) 副産品の処理	副産品は、比較的高純度の高い石膏が回収でき、セメント用、石膏ボード用に有効利用されている。 米国では、副産品の廃棄、埋立が可能ない場所があり、副産品の廃棄により脱硫装置のコストの削減が可能ないこと、及び高S分燃焼のため副産品が多量に発生することから、副産品を回収しない方式が採用されている。 他の国では、副産品の廃棄、埋立が可能ない場所がないため、また石膏が商品としての価値を持つため、副産品を「商品石膏」として回収する方式が採用されている。		副産品回収工程に送られた脱硫ガス (SO <sub>2</sub> 濃度20~25 vol.%) 中の硫酸酸化物は、回収装置で副産品として回収され、残ガスは吸収塔へ返される。 副産品としては、硫酸または硫酸が選り取り、それぞれ次の様な処理が行われる。 ・硫酸回収の場合 脱硫ガス中の硫酸酸化物は、軽比重で酸化され SO <sub>2</sub> となり、吸収塔で吸収され、硫酸となる。 SO <sub>2</sub> +1/2O <sub>2</sub> → SO <sub>3</sub> SO <sub>3</sub> +H <sub>2</sub> O → H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	副産品である使用済硫黄剤は、石膏を多く含む (約50%)、比較的安定した硬化物である。 副産品の使用済硫黄剤の一部は、粉砕後、脱硫剤の原料である石膏源として再利用され、残りは系外に排出される。系外に排出された使用済硫黄剤は石炭灰と同様に処理される。 副産品の有効利用に関しては、現在、有効利用が検討されている。	吸収剤の吹込み法により生じる副産品は、その反応機構がスプレードライヤに近いものであることから、スプレードライヤの副産品と同様の性質を有するものと考えられ、副産品の取扱いもスプレードライヤに準じたものとなる。 尚、フィンランドNOのインコンー発電所4号機での試験結果報告によると、LIFACの副産品は、安定しており、自己硬化性 (Self hardening) を有し、路床剤、建築材料として有効利用の可能性があるとされている。	

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (6)

No. 6

項目	湿式		半乾式		乾式	
	① スプレー塔方式	② ジェットパッピング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤吹込み法
9. ニューティリティ (1) 吸収剤	石灰石 (CaCO <sub>3</sub> )	石灰石 (CaCO <sub>3</sub> )	消石灰 (Ca(OH) <sub>2</sub> )	活性炭	石灰灰、消石灰、石膏を原料とする脱硫剤	石灰石 (CaCO <sub>3</sub> )
	<p>吸収剤は、安価な石灰石を使用する。通常は、石灰石粉で受入れ、石灰石スラリーとして使用する。</p> <p>石灰石粉の性状は、一般に325メッシュ（95%以上）のものを用いられる。</p> <p>吸収塔でスプレーされる吸収剤スラリー濃度は、約15%である。</p> <p>吸収剤の通利率は、塔内強制酸化方式（IF0）の場合、1.02で設計ができる。（塔外強制酸化方式では1.05）</p>	<p>吸収剤は、安価な石灰石を使用する。通常は、石灰石粉で受入れ、石灰石スラリーとして使用する。</p> <p>石灰石粉の性状は、一般に325メッシュ（95%以上）のものを用いられる。</p> <p>吸収塔に供給される石灰石スラリー濃度は、約25%である。</p> <p>また、吸収液中の石灰石濃度は、0.2%以下である。</p> <p>吸収剤の通利率は、スプレー方式（IF0）の場合より低く、1.01で設計ができる。</p>	<p>吸収剤は、石灰石よりも反応性の高い消石灰を使用する。通常は、粉末の生石灰（CaO）又は、消石灰[Ca(OH)<sub>2</sub>]を受け入れ、スレーキング装置で消和し、消石灰スラリーとして使用する。消和は、生石灰又は消石灰を水で溶解し、消和反応を促進するため、約80℃に加熱して行われる。</p> <p>湿式石灰石石膏法と同程度の脱硫効率（90%）を得るためには、吸収剤の通利率を1.3~1.5程度とすることが必要であり、石灰石よりも高価な吸収剤が多量に必要である。</p>	<p>活性炭は、高価な活性炭が必要であり通常は活性炭が使用される。</p> <p>活性炭の再生は、再生塔で連続的に再生される。</p> <p>活性炭は、反応過程でケミカルロス、再生過程での乾燥時の粉化ロスを生じるとともに、移動層での荷重量に対して、通常1.5%程度のメイクアップが必要とされている。</p>	<p>原料である石灰灰、消石灰、石膏（石膏源としては使用済脱硫剤を使用）は、乾粉状態で混合され、その後、水を加えて捏練される。ペースト状となった捏練物は、押出し成形機により直径6mm、長さ3~10mm程度のペレット状に成型された後、蒸気養生装置へ送られ、約100℃の水蒸気雰囲気下で養生される。この操作により石灰灰、消石灰、石膏の間で水和反応が進行し、必要な硬度が付加され、その後、熱風乾燥して脱硫剤が製造される。</p> <p>原料の構成割合は、石灰灰1/3、消石灰1/3、使用済脱硫剤1/3である。</p> <p>吸収剤の通利率は通常1.25程度で設計される。</p>	<p>石灰石 (CaCO<sub>3</sub>)</p> <p>吸収剤は、石灰石粉を使用する。但し、70%の脱硫率を得るためには、湿式石灰石石膏法の約2倍の石灰石が必要となる。</p>

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (7)

項目	湿式		半乾式	乾式		
	湿式石灰石石膏法	湿式石膏法		湿式石灰石石膏法	湿式石膏法	
(2) 用水 (軸冷水は除く)	① スプレードライヤ法 次の項目の補給水が必要である。 ・吸収塔での蒸発水 ・石膏付着水 ・石膏結晶水 ・水質維持のための排水  石膏回収工程で生じる排水を吸収剤の洗浄等に再利用することができ。	② ジェットパッピング方式	③ スプレードライヤ法 スプレードライヤに注入された吸収剤スラリーの液滴は、全て蒸発・乾燥するため、湿式石灰石石膏法と同じ程度の用水が必要である。	④ 高性炭法 副生品回収工程において、脱離ガス冷却用の冷却水が必要である。	⑤ 石灰利用乾式脱硫法 脱硫剤に吹込まれた加温水は、全て蒸発するため、湿式石灰石石膏法と同じ程度の用水が必要となる。	
(3) 蒸気	処理ガスを再加熱する場合ガスヒート(GGH)のストロー用蒸気が必要である。  GGH 以外の再加熱装置を使用する場合 ・アフターバーナーの場合、アトマイズ用蒸気が必要である。 ・スチームヒータの場合、加熱用蒸気が必要である。	⑥ スプレードライヤ法 吸収剤のスレーキング装置 加温用に必要である。  排ガスの再加熱は、プロセス上排ガスが乾き状態に保たれるため、再加熱装置用の蒸気は不要である。(但し、白煙防止等の理由から所定の温度まで排ガスを昇温する場合は、この限りでない。)	⑦ 高性炭法 排ガスの再加熱は、プロセス上排ガス温度が下がらないので必要が無い。	⑧ 石灰利用乾式脱硫法 脱硫剤製造時に、脱硫剤の蒸気発生・乾燥のため、蒸気が必要である。  排ガスの再加熱は、プロセス上排ガス温度が下がらないので必要が無い。	⑨ 吸収剤吹込み法 排ガスの再加熱は、スプレードライヤ法と同様に必要が無い。ため、再加熱装置用の蒸気は不要。(但し、白煙防止等の理由から所定の温度まで排ガスを昇温する場合は、この限りでない。)	
(4) 電力	スプレードライヤ方式では、昇圧機、送風機の電力消費及び吸収剤スラリー循環ポンプの電力消費が大きく、他の方式に比べ、電力を多く消費する。	ジェットパッピング方式では、JBRの圧力損失が大きいため、昇圧機、送風機の電力消費がスプレードライヤ方式の場合よりも増加するが、スラリー循環ポンプが不要となるため、トータルではスプレードライヤ方式よりも少ない。	⑩ スプレードライヤ法 スプレードライヤは、内装品が少ないこと、また、湿式石灰石石膏法スプレードライヤのような大型のスラリー循環ポンプがないため、消費電力は、湿式石灰石石膏法スプレードライヤ方式の70%程度となる。	⑪ 高性炭法 乾式移動層タイプで、大型補綴が少ないため、消費電力は、湿式石灰石石膏法スプレードライヤ方式の30%程度となる。	⑫ 石灰利用乾式脱硫法 吸収工程では、乾式のためスラリー循環ポンプがなく、また、適当なSV値を採用することにより、吸収塔圧損を低減でき、送風機動力も低減が可能である。また、脱硫剤製造工程は、機器台数は多いが、比較的小型の機器の組合せのため、システム全体として、湿式石灰石石膏法スプレードライヤ方式の80%程度の電力消費量となる。	⑬ 吸収剤吹込み法 システムが簡単で、補綴が非常に少ないため、消費電力は、湿式石灰石石膏法スプレードライヤ方式の18~20%程度となる。
(5) その他	排水処理装置設置の場合は、薬品類が必要。  処理ガスをGGHを使用しないでアフターバーナーで再加熱する場合、加熱用燃料が必要となる。	⑭ ジェットパッピング方式	⑮ 高性炭法 吸着性能が低下した活性炭は、再生塔で連続的に再生されるが、再生加熱用の燃料が必要である。	⑯ 石灰利用乾式脱硫法	⑰ 吸収剤吹込み法	

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (8)

項目	湿式		半乾式		乾式	
	① スプレード方式	② ジェットバブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石炭灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤火焔吹込み法
10. 排水	湿式石灰石石膏法では、一般的には副産品回収工程において、排水が生じる。排水量は、吸収剤からの反応液の放出量による。この放出量は、脱硫装置の耐食性、脱硫性能に影響を与える系内の塩素濃度が一定値以下となるよう設計される。 脱硫排水は、排ガス中のダスト及びフッ素・塩素等の揮発性物質が吸硫装置内で水中に溶け込んだものや、石膏生成時に発生する COD を含んでいる。		スプレードドライヤに噴霧された吸収剤スラリーの液滴の水分は全て蒸発し、反応生成物は、乾燥状態の粉末として排出されるため、排水はない。	吸収工程では、まったく水を使用しないため、排水は生じないが、副産品回収工程からの排水が生じる。	吸収工程では、まったく水を使用しないため排水は生じない。また脱硫剤が過剰に多量の水を使用するが途中の工程で全て蒸発させられるため排水はない。	⑥ 吸収剤火焔吹込み法 スプレードドライヤ法と同様、反応生成物は、乾燥状態の粉末として排出されるため、排水はない。
11. 煙突ライニング又は排ガス再加熱	吸収塔出口ガスは、50℃程度の水分飽和ガスであり、更にわずかの同量ミストを含んでいる。このため、そのまま煙突へ排出すると、煙突内での結露による腐食、更には、このミストを含んだ水分飽和ガスが高速で煙突頂部より排出されるので、大気中でミストが分離され煙突周辺に降下する。このミストは、強酸性 (PH ≈ 2 程度) であり、煙突外壁及び周辺機器の腐食を生じさせることとなる。 したがって、吸収塔出口ダクト及び煙突のライニング施工が必要となる。また、ダクト及び煙突ライニングの保護と、周辺へのミスト降下の防止のため、排ガスを80℃程度まで再加熱することが必要である。		スプレードドライヤ出口ガス温度をガス中の水分の露点温度より10~20℃高い点で運転するので、ガス及び反応生成物は完全に乾燥状態となる。また、スプレードドライヤ内での反応により SO <sub>2</sub> が除去されるため、ダクト及び煙突の硫酸ミストによる腐食対策としてのライニング施工が不要であり、また、ガスは再加熱も必要でない。	乾式のため、排ガス温度の低下がなく、煙突、ダクトのライニング施工は不要であり、また、ガスは再加熱も必要でない。	乾式のため、排ガス温度の低下がなく、煙突、ダクトのライニング施工は不要であり、また、ガスは再加熱も必要でない。	スプレードドライヤ法と同様の反応機構により、ダクト、煙突のライニング施工は不要であり、またガスは再加熱も不要である。但し、フィンランドIVO のインコー発酵所4号機の場合、電気集塵器と煙突で考えられる腐食の問題を避けるため、反応塔の下流側にスチームガスヒーターを設け、75℃までガスの昇温を行っている。

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (9)

No. 9

項目	湿式石灰石石膏法		半乾式		乾式		式
	① スプレード方式	② ジェットバブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性灰法	⑤ 石灰灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤火砕吹込み法	
12. 運用特性							
(1) 負荷追従性	<p>脱硫効率を維持しながら容易にボイラ負荷に追従する。</p> <p>入口硫黄酸化物物量に対する吸収剤スラリの性能変化の時定数が大きいので、ステップ的な負荷変化にも追従する。</p>	<p>脱硫効率を維持しながら容易にボイラ負荷に追従する。</p> <p>入口硫黄酸化物物量に対する吸収剤スラリの性能変化の時定数が大きいので、ステップ的な負荷変化にも追従する。</p>	<p>通常の負荷変化に対しては、湿式石灰石石膏法と同等の負荷追従性が期待できるが、スプレードライヤ出口ガス温度を維持するため、装置を運転に入れる（吸収剤を注入する）ためのスプレードライヤ入口ガス最低温度が制限される。</p> <p>プラント起動時には吸収剤注入の開始を遅く、また停止時には吸収剤注入を早めに停止する必要があり、脱硫性能を一時的に損なうことになる。したがって、50% 排出規制の濃度で規定される場合には、規制値を一時的にオーバーすることがある。</p>	<p>脱硫効率を維持しながら容易にボイラ負荷に追従する。</p> <p>入口硫黄酸化物物量に対する吸収剤の性能変化の時定数が大きいので、ステップ的な負荷変化にも追従する。</p>	<p>脱硫効率を維持しながら容易にボイラ負荷に追従する。</p> <p>入口硫黄酸化物物量に対する吸収剤の性能変化の時定数が大きいので、ステップ的な負荷変化にも追従する。</p>	<p>吸収剤吹込み、及び脱硫塔が設置された場合は、脱硫塔への水スプレー水量の制御により、負荷変化に対応するが、脱硫効率は、吸収剤吹込み点の温度、後段の脱硫塔温度に大きく依存し、これらの温度制御は非常にセンシティブである。</p> <p>したがって、本方式は、一定負荷の連続運転プラントに適し、負荷変化、起動停止の多いプラントには不向きである。</p>	<p>⑥ 吸収剤火砕吹込み法</p>
(2) 運転操作性	<p>各系統とも構成機器が少なくシンプルなため運転操作は容易である。</p> <p>吸収剤への通ガスは、運転とはほぼ同時に可能である。</p>	<p>各系統とも構成機器が少なくシンプルなため運転操作は容易である。</p> <p>吸収剤への通ガスは、運転とはほぼ同時に可能である。</p>	<p>通常運転では、湿式石灰石石膏法と同等の操作性を有するが、起動、停止時はスプレードライヤ出口ガス温度制限のため、運転操作はセンシティブである。</p>	<p>ガス系統、吸収剤の運転操作は容易であり、運転と同時に通ガスが可能である。</p> <p>再生、回収系統は、工程が複雑で、構成機器が多いため、装置のウォーミングに20時間程度かかり運転操作性は、湿式石灰石石膏法に比べ劣る。</p>	<p>ガス系統、吸収剤の運転操作は容易であり、運転と同時に通ガスが可能である。</p> <p>脱硫剤製造系統は、構成機器が多いため、運転操作性は、湿式石灰石石膏法に比べ劣る。</p>	<p>ボイラ負荷と、排ガス温度により、脱硫効率が変化するので、各運転条件での吸収剤の吹込み量、脱硫塔の水スプレー及び温度制御の最適条件を見出す必要がある。このため負荷変化、運転条件（使用バーナ、炭種）の変化に対しての運転操作性は非常にセンシティブである。</p>	<p>⑦ 吸収剤ダクト吹込み法</p>

# 評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (00)

No.10

項目	湿式		半乾式		乾式	
	① スプレー塔方式	② ジェットパブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭法	⑤ 石灰利用乾式脱硫法	⑥ 吸収剤バク灰込み法
13. 保守性	<p>湿式石灰石石膏法では、排ガス、吸収液及び副産品の取り扱いによる腐食・磨耗対策を行う必要がある。耐食・耐磨耗材料は、暴露されるプロセスの性状に応じたものが選定され、塔槽・配管類には樹脂ライニング、ゴムライニング等が施工され、また、スラリを取扱うポンプ類は、耐食性ステンレス材等が使用される。しかしながら、完全な耐食・耐磨耗性を求めることは困難なため、これらの補修が必要となる。さらに吸収剤スラリ及び石膏スラリを扱うことにより、塔・槽類及び配管にスケーリングが生じ、これらの清掃が必要となる。</p>		<p>スプレードライヤの主要構成部は、通常のマイルドスチールが使用でき、腐食対策としてのライニングは必要ない。</p> <p>スプレードライヤ法の保守において問題となるのは、1分間に約1,000回転するロータリーアトマイザーのスプレーノズルの磨耗・詰まりである。このため、3ヶ月に1回程度の清掃・点検調整及び1年に1度程度のノズル交換が必要となる。</p> <p>湿式石灰石石膏法に比べスプレードライヤは、内装品が少なく、また、スラリ循環ポンプの積な大型ポンプもなく、機器構成がシンプルのため、保守性は湿式石灰石石膏法より優れる。</p>	<p>吸収剤は乾式のため通常のマイルドスチールが使用でき、腐食対策としてのライニングは必要ない。</p> <p>活性炭の再生および研炭、研炭などを回収するプロセスでは、機器構成が複雑となり、作業量を考慮した特殊材料が使用されるため、保守性は、湿式石灰石石膏法より劣る。</p> <p>また脱硫剤が固形のため機送機が少なく保守に労力を要す。このため、1回/年の定期点検の他に、数ヶ月に1回程度、機送機を中心にした簡易点検が必要である。</p> <p>よって、保守性は、湿式石灰石石膏法より劣る。</p>	<p>⑥ 吸収剤バク灰込み法</p> <p>システムが簡易であるため、保守は、湿式石灰石石膏法、スプレードライヤ法に比べて容易である。</p> <p>吸収剤灰込み法の保守上の問題点としては、灰込みノズルの詰まり、磨耗が考えられる。</p>	<p>⑦ 吸収剤ダクト吹込み法</p>
14. その他		<p>現在、商用機に用いられているSDAは、200～500MW機用として標準モジュール径約14mのものが用いられている。</p> <p>脱硫装置の処理ガス量への対応は、モジュール数（系列数）を増減させ対応する。</p>				<p>後段で加温を行なう場合、脱硫塔は、200MW相当機で直径10mとなり、付属品、メンテナンス等を考慮すると直径12m以上のスペースが必要となる。</p>

#### 4.3 最適排煙脱硫方式の検討諸元

前4.2項で選択した7つの“評価対象排煙脱硫方式”の中から、コジェニッツェ発電所に最適な排煙脱硫装置を選定して、発電所からの硫黄酸化物排出量を目標値にするためには、コジェニッツェ発電所特有の条件を考慮し、1号機から10号機まであるどの発電プラントに最適排煙脱硫方式を選択するかの検討が必要である。

ここでは、排煙脱硫装置設置発電プラント（組合せ）の検討と最適排煙脱硫装置選定の検討をすすめるためのコジェニッツェ発電所特有の条件設定を行う。

尚、各諸元の設定は、コジェニッツェ発電所排煙脱硫対策調査における「ポーランド共和国」での打合せと情報収集を基に行った。

##### (1) 発電所運用諸元

###### ① プラント利用率

200MW機 57% (定格負荷で年間 5,000時間運転相当)

500MW機 57% ( " )

現状のプラント利用率は下記の通りであるが、1998年からのSO<sub>2</sub>排出規制強化時までには、定格負荷で年間 5,000時間運転相当の利用率57%程度に上げる予定であるので、200MW機、500MW機共、定格負荷で年間 5,000時間運転相当の57%として検討した。

200MW機 56% (8基の6年間平均 '85~'90)

500MW機 31% (2基の6年間平均 '85~'90)

$$\left[ \text{プラント利用率} = \frac{\text{年間発生電力量}}{\text{定格負荷} \times 8,760 \text{時間}} \times 100\% \right]$$

###### ② プラント効率

200MW機 36.7% (1990年のコジェニッツェ発電所の効率計算による)

500MW機 36.1% ( " )

###### ③ 最低連続運転負荷

200MW機 140MW

500MW機 250MW



④ 定期点検

4年に1度60日程度の本格点検と、本格点検が無い年は毎年28日間の簡易点検がある。

⑤ プラント事故停止率

1～8号機(200MW機)の最近5年間の事故率は、2%程度である。

500MW機の事故率は、200MW機より多少高いとの報告がある。

$$\left[ \text{事故率} = \frac{\text{事故による停止時間}}{\text{運転時間} + \text{事故による停止時間}} \times 100\% \right]$$

⑥ SO<sub>2</sub> 排出量と規制値

コジェニツェ発電所の計算によると、SO<sub>2</sub>、NO<sub>2</sub>及びダストの機別の発電所からの時間当り最大排出量と年間約5,000時間運転時の平均排出量はTable 4.3-1のとおりとなっている。

尚、SO<sub>2</sub>の各ボイラからの最大排出量は下記の通りである。

200MW機 2,035kg/h

500MW機 5,184kg/h

1988年1月1日以降は排煙脱硫装置の設置が義務付けられ、またSO<sub>2</sub>の排出量規制は発電所全体で毎時7,995kg/h以下であり、1997年末までの規制の各ボイラからの排出量規制の合成の14,654kg/hよりも強化された規制となっている。

なお、本スタディを行う場合、各ボイラからのSO<sub>2</sub>の排出量は次の値とする。

a) 排煙脱硫装置を設置しない場合(1997年12月31日までの規制値と同じ)

200MW 1,119kg/h

500MW 2,851kg/h

b) 排煙脱硫装置を設置する場合(現状の最大排出量と同じ)

200MW 2,035kg/h

500MW 5,184 kg/h

## (2) 排煙脱硫装置設計諸元

### ① 排煙脱硫装置入口条件及び出口条件

Table 4.3-2 に排煙脱硫装置入口条件と出口条件を示す。

入口排ガス量は計算により求めた。計算根拠は Table 4.3-3 に示す。

亜硫酸ガス ( $\text{SO}_2$ ) の排ガス中濃度は分析データが無いため、EPDC の経験により推定した。

また塩化水素 ( $\text{HCl}$ ) 及びフッ化水素 ( $\text{HF}$ ) の排ガス中の濃度は、石炭分析値からの計算により求めた。計算根拠は Table 4.3-4 に示す。

### ② 石炭性状

検討に使用する石炭性状を Table 4.3-5 に示す。石炭性状の設定根拠は以下の通りである。

コジェニツツェ発電所は、毎年10～15銘柄の石炭が受入れられている。

過去3年間では、PIAST炭は42%から25%に減少しているが、その分を補充するため、ZABRZE炭、MURCKI炭が10%程度から12～17%まで増加しており、この3炭種が主要銘柄と見なされる。

この3炭種のカロリー及び灰分を加重平均すると Table 4.3-6 の通りとなる。カロリーの平均値としては、4,428kcal/kgであり、灰分は、25.5%となる。

また、コジェニツツェ発電所が1991年1月26日に測定した受入炭銘柄の分析値を Table 4.3-7 に示す。

また、3月12日コジェニツツェ発電所でサンプリングし、日本に持ち帰り分析した受入石炭、貯炭場石炭の分析結果は Table 4.3-8 のとおりである。

今回の石炭分析結果から排煙脱硫装置を検討するに留意すべき事項として石炭中の塩素 ( $\text{Cl}$ ) 分が指摘される。MURCK炭を除いて高く、0.14～0.46%も含有されている。

コジェニツツェ発電所と県との  $\text{SO}_2$  排出量の設定の協議に石炭の性状として発熱量4,460kcal/kg (到着ベース) 及び灰分27.85% (到着ベース) が燃料諸元として使用されており、上記の分析結果と大きな差がないので、そのまま設計諸元とする。他の性状については、Table 4.3-7 の分析結果から受入炭の荷重平均値を求め、燃料諸元として設定する。以下の排煙脱硫装置の検討に当

たっては、今後安定的に維持されるものと想定する。

③ 排煙脱硫装置運転範囲

コジェニッツェ発電所の発電プラントは通常50%負荷以上の出力で運転されているので、排煙脱硫装置の計画運転範囲は下記の通りとした。

50%～100%定格負荷

④ 負荷追従性（負荷変化率）

発電プラントの負荷変化率は毎分2%以下であるので、脱硫装置の計画負荷変化率は下記の通りとした。

50%～100%定格負荷において毎分2%

⑤ 脱硫用水取水源

現在コジェニッツェ発電所ではプラント用水と水道水に地下水を使用し、復水器冷却水、軸受冷却水及び灰処理水等にはヴィスワ川の水を使用している。

地下水の使用に関しては地下水枯渇の問題から、使用量を現在の使用量に制限されている。したがって、脱硫用水は水質的にも問題のないヴィスク川の水を使用することとする。取水方法および取水設備の概略については後述の概念設計でスタディを行う。

Table 4.3-9, 10 にコジェニッツェ発電所から入手した河川水水質を示す。また、Table 4.3-11 には1991年3月に調査団が発電所にて行った発電所用水の水質分析結果を示す。

⑥ 灰性状

Table 4.3-12 に1991年3月の調査時にコジェニッツェ発電所から入手した石炭からサンプルした灰の分析値を示す。

⑦ 集塵器入口ダスト及び出口ダスト

下記に計算により求めた集塵器入口ダスト量を示す。

200MW機	30.7	g/m <sup>3</sup> N, Dry
500MW機	30.7	g/m <sup>3</sup> N, Dry

計算根拠は Table 4.3-13 に示す。

なお、現状の集塵器出口ダスト濃度は各発電プラントの集塵器性能にバラツキがあり一定していないが、排煙脱硫装置設計のための集塵器出口ダスト量は、上記集塵器入口ダスト量においてはほぼ99%の集塵効率が出るものとし、300mg/m<sup>3</sup>N とした。

コジェニツェ発電所では集塵器の取替が順次行われており、1, 5, 及び7号機が終了しており1991年は9号機が行われる予定である。残りの集塵器も順次行われるが、排煙脱硫装置入口ダスト量を計画レベルにするため、排煙脱硫装置を設置する発電プラントの集塵器の保修を計画的に行う必要がある。

⑧ 灰処理方法及び灰捨場

1987年から1990年までの灰発生量と有効利用率を Table 4.3-14 に示す。

これによると年間の灰発生量は110万トから170万トあり、そのうちの13～15%のフライアッシュがセメント工場等で有効利用されている。

残りのフライアッシュとクリンカーは灰処理ポンプにより発電所から約3 km離れた灰捨場にスラリ輸送されている。

灰捨場は、No. 1 からNo. 6 まで6分割されており、総面積約300ha, 総容量約56百万m<sup>3</sup>である。現在、No. 3, No. 4, No. 5 に捨てており、No. 6 は工事中である。灰捨高さはGL +24mまでの計画で、1999年にはこの値に達する計画となっている。

灰捨場の構造は第1段目のマウンドとして、周辺の土砂（細砂）で築堤し、2段目以上は堆積した灰で築堤している。灰捨場周囲は排水路が設けられ、灰捨場内の浸透水を集水し、沈澱池に導いている。集水した水は沈澱池よりポンプで発電所へ送られ、スラリ用の水として循環再利用されている。

灰処理水のメイクアップには河川水が使われている。

Fig. 4.3-1 に灰捨場の平面及び断面を示す。又、Table 4.3-15 に灰処理循環水の水質分析結果を示す。

#### ⑨ 石灰石粉性状

検討に使用する石灰石粉性状は、一般的に排煙脱硫装置で使用されており、コジェニツェ発電所で入手可能な次の値とする。

- ・純度  $\text{CaCO}_3$  94%以上
- ・粒度 325メッシュ通過率 95%以上

尚、Table 4.3-16 にコジェニツェ発電所で入手し日本で分析した石灰石粉の性状およびコジェニツェ発電所で得た石灰石粉の性状の情報を示す。

#### ⑩ 排煙脱硫装置設置スペース

Fig. 4.3-2 に発電所平面、Fig. 4.3-3 に排煙脱硫装置設置に使用可能なスペースの一般平面を示す。No.1煙突と貯炭場の間には純水装置等移設がむずかしい機器があるので大型排煙脱硫装置設置スペースとしては使えない。

尚、この設置スペースは主要機器の設置に使用できる空地を示したものであり、補機、ダクト、配管、ケーブル等の設置及び敷設はさらに詳細な検討が必要である。

また、Fig. 4.3-3 及び Fig. 4.3-4 に示す様に排煙脱硫装置設置可能スペースの上空を送電線が通っているため機器配置の際考慮する必要がある。

#### (3) ユーティリティ単価

Table 4.3-17 に各排煙脱硫方式の経済比較に使用した1991年3月時点でのユーティリティの単価を示す。

なお、1991年3月時点でのポーランドズロチと日本円の換算レートは  $1 \text{ ZL} = 0.014 \text{ 円}$  である。

(4) 石膏売却先、売却量及び単価

排煙脱硫装置の副産品としての石膏は、発電所から70～90km離れた所に2～3社のセメント工場があり売却も可能である。

経済検討に使用した代表セメント工場での天然石膏単価と消費量を示す。

① 単 価 35,000～45,000 ZL/トッ

② 消費量 65,000 トッ/年

(5) 硫酸売却先及び売却単価

硫酸のポーランド共和国における市場性については未調査であり詳細は不明である。今回の経済比較においては、売却可能とし、単価は次の通りとした。

① 単 価 1,100 ZL/トッ

(6) 償却年数及び金利

コジェニツェ発電所での環境装置の償却率は8.5～10%で耐用年数は10～12年であるので経済比較のための償却年数は残存価格なしの12年とした。

また、金利の設定は経済比較のために仮に5%と設定した。

Table 4.3-1 Pollutant Emission from the Boilers of Kozenice Power Plant

Items	Unit	Emission from Boilers			Emission from Power Plant	
		OP-650 (200 MW)	AP-1650 (500 MW) 3000 hrs/year	5000 hrs/year	OP-650 x (8) AP-1650 x (2) 5000 hrs/year	OP-650 x (8) AP-1650 x (2) 5000 hrs/year
SO <sub>2</sub>	Max.	2,035	5,184	5,184	26,648	26,648
	Ave.	1,114	1,766	2,957	12,444	14,826
NO <sub>2</sub>	Max.	640	1,435	1,435	7,990	7,990
	Ave.	350	489	818	3,778	4,436
Dust	Max.	590	1,504	1,504	7,728	7,728
	Ave.	323	512	858	3,608	4,300

Table 4.3-2 FGD Inlet and Outlet Gas Conditions

Item	Unit	FGD Inlet		FGD Outlet		Remarks
		200 MW	500 MW	200 MW	500 MW	
Treated Capacity	Z	*1	*1			*1" Will be determined based on the study of FGD capacity and efficiency along with the units to be equipped with the FGD's.
Flue Gas from Boiler	m <sup>3</sup> N/h	817,000	2,078,000			
Flue Gas Temp.	°C	114	130	80*2	90*2	*2" Shows value with reheating system.
SO <sub>2</sub> from Boiler	kg/h	2,035	5,184			
SO <sub>2</sub> Concentration	ppm	940	940			
Dust Load				It will be settled by a dust removal efficiency of applied system.		
: Design Value	mg/m <sup>3</sup> N	300	300			
: Current Value	mg/m <sup>3</sup> N	275 ~ 335	511 ~ 572			
Excess O <sub>2</sub>	%	6.0	6.0			*3" Value are presumed based on EPDC's experiences.
HCl	mg/m <sup>3</sup> N	579	579			
HF	mg/m <sup>3</sup> N	24	24			
SO <sub>3</sub> *3	ppm	5	5			



**Table 4.3-3 Calculation of Flue Gas Amount**

(1) Coal Properties

a. Total Moisture (W)	10.7%
b. Calorific Value (LHV)	4,460 kcal/kg
c. Carbon [C]	54.9% (DRY)
d. Hydrogen [H]	3.7% (DRY)
e. Nitrogen [N]	0.9% (DRY)
f. Oxygen [O]	8.2% (DRY)
g. Sulphur [S]	1.1% (DRY)

(2) Coal Amount (F<sub>co</sub>)

a. 200 MW Plant	105 ton/h (Plant Thermal Eff. = 36.7%)
b. 500 MW Plant	267 ton/h (Plant Thermal Eff. = 36.1%)

(3) Calculation with Theoretical Formula

a. Theoretical Air

$$A_o \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} = \{8.89 \times [C] + 26.7 \times ([H] - [O]/8) + 3.33 \times [S]\} \\ \times (100 - W) / 100 \times 1 / 100 \\ = 5.03$$

b. Theoretical Flue Gas

$$G_o \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} = 0.79 \times A_o + \{(1.867 \times [C] + 11.2 \times [H] + 0.8 [N] + 0.7 \times [S])\} \\ \times (100 - W) / 100 + (1.244 \times W) \times 1 / 100 \\ = 5.40$$

c. Wet Combustion Gas

$$G_w \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} = G_o + (m - 1) \times A_o \qquad m = 21 / 21 - 0_2 \quad 0_2 = 6.0\% \\ = 7.41$$

d. Dry Combustion Gas

$$\begin{aligned} G_d \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} &= G_w - 0.224/18 \times \{9 \times [H] \times (100-w)/100+w\} \\ &= 6.91 \end{aligned}$$

(4) Design Flue Gas Flow

Design flue gas flow is determined with a consideration of 5% air leakage of related equipment.

a. Wet Flue Gas

$$Q_w \text{ (m}^3\text{N/h)} = (F_{cw} \times G_w) \times 10^3 \times 1.05^*$$

b. Dry Flue Gas

$$Q_d \text{ (m}^3\text{N/h)} = (F_{cw} \times G_d) \times 10^3 \times 1.05^*$$

	200 MW	500 MW
$Q_w \text{ (m}^3\text{N/h)}$	817,000	2,078,000
$Q_d \text{ (m}^3\text{N/h)}$	762,000	1,937,000

**Table 4.3-4 CALCULATION OF [HCl] AND [HF] CONCENTRATION IN FLUE GAS**

[1]	Chlorine Concentration in Coal (PIAST)	0.0046	(Dry)
[2]	Fluorine Concentration in Coal (WESOLA)	0.00019	(Dry)
[3]	Flue Gas Rate (Dry) on 500 MW	1,937,000	m <sup>3</sup> N/h
[4]	Flue Consumption (Wet) on 500 MW	267,000	kg/h
[5]	[HCl] Arrival Rate from Boiler to FGD	0.995	
[6]	[HF] Arrival Rate from Boiler to FGD	0.963	
[7]	Moisture in Coal	0.107	

$$\begin{aligned}
 \text{[HCl] Concentration} &= \frac{[1] \times [4] \times (1-[7])}{[3]} \times [5] \times \frac{36.5}{35.5} \times 10^6 \\
 &= 579 \text{ mg/m}^3\text{N (Dry)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{[HF] Concentration} &= \frac{[2] \times [4] \times (1-[7])}{[3]} \times [6] \times \frac{20}{19} \times 10^6 \\
 &= 24 \text{ mg/m}^3\text{N (Dry)}
 \end{aligned}$$

Table 4.3-5 Coal Property

Item	Unit	Value	Remarks
(1) As Received Base			
. Total Moisture	%	10.7	
. Moisture	%	8.4	
. Heating Value	kcal/kg	4,460	(LHV)
. Sulphur Content	%	0.96	
. Ash Content	%	27.85	
(2) Proximate Analysis			
. Inherent Moisture	%	2.5	
. Ash Content	%	30.4	
. Volatile Matter	%	26.1	
. Fixed Carbon	%	41.0	
(3) Ultimate Analysis			
. Carbon	%	54.9	
. Hydrogen	%	3.7	
. Nitrogen	%	0.9	
. Oxygen	%	8.2	
. Sulphur	%	1.1	
. Ash Content	%	31.2	

Table 4.3-6 Weighted Average of Calorific Value and Ash

(1) Calorific Value

	1988	1989	1990
PIAST	$4,452 \times 42.54\% = 189,388$	$4,549 \times 32.10\% = 146,022$	$4,576 \times 25.15\% = 115,086$
ZABRZE	$4,428 \times 6.42\% = 28,428$	$4,505 \times 15.29\% = 68,881$	$4,707 \times 12.33\% = 58,037$
MURCKI	$4,221 \times 10.12\% = 42,717$	$3,950 \times 16.30\% = 64,385$	$4,210 \times 17.46\% = 73,507$
Weighted Ave.	$260,533 \div 59.0\% = 4,410$	$279,288 \div 63.69\% = 4,385$	$246,630 \div 54.94\% = 4,489$

(2) Ash

	1988	1989	1990
PIAST	$22.22 \times 42.54\% = 945$	$21.36 \times 31.10\% = 686$	$20.31 \times 25.15\% = 511$
ZABRZE	$32.24 \times 6.42\% = 207$	$32.06 \times 15.29\% = 490$	$27.07 \times 12.33\% = 334$
MURCKI	$30.24 \times 10.12\% = 306$	$33.69 \times 16.30\% = 548$	$29.62 \times 17.46\% = 517$
Weighted Ave.	$1,458 \div 59.08\% = 24.68$	$1,724 \div 63.69\% = 27.07$	$1,362 \div 54.94\% = 24.79$

Table 4.3-7 Coal Analysis

Mine	PIAST	WESOLA	MURCKI	ZABRZE	STASZIC	SLASK	SZCZYGLOWICE	Weight Ave.
Received in 1990	25.15	9.63	17.46	12.33	16.37	8.18	1.17	(90.29)
Total Moisture	14.5	9.0	10.7	8.8	8.1	9.3	7.7	10.7
Moisture	11.0	7.1	8.1	7.7	6.0	8.2	7.6	8.4
Proximate Analysis								
Inherent Moisture	4.0	2.1	2.8	1.2	2.2	1.2	1.2	2.6
Ash	24.5	34.6	33.5	32.5	30.6	24.4	34.0	29.6
Volatile Matter	27.9	24.7	25.4	24.5	26.6	26.6	24.9	26.1
Fixed Carbon	43.6	38.6	38.3	41.8	41.2	49.8	39.9	41.9
Calorific Value (LHV)	4,500	4,235	4,135	4,704	4,622	5,254	4,478	4,519
Ultimate Analysis								
Carbon	57.4	50.5	50.5	55.7	54.4	62.3	53.1	54.9
Hydrogen	4.0	3.5	3.5	3.6	3.7	4.0	3.5	3.7
Oxygen & Nitrogen	11.8	9.8	10.3	7.0	9.8	8.4	7.6	9.2
Sulphur	1.30	0.90	1.14	0.89	0.81	0.67	1.3	1.0

Table 4.3-8 Coal Analysis by EPDC (1/3)

Sampling Date: March 12th, 1991

Item	Unit	Mine							Sample from Coal yard
		ZABRZE	PIAST	WESOLA	MURCK	PIACIV			
Total Moisture (AR)	%	6.44	14.2	8.42	11.0	12.5			10.5
Lower Heating Value (AD)	kcal/kg	5,250	5,730	4,870	4,900	5,430			5,860
Proximate Analysis (AD)									4.0
Inherent Moisture	%	2.5	6.6	4.4	4.7	6.1			4.0
Ash	%	32.2	16.8	31.0	29.0	22.0			20.9
Volatile Matter	%	24.9	30.4	25.7	28.4	29.5			28.9
Fixed Carbon	%	40.4	46.2	38.9	37.9	42.4			46.2
Fuel Ratio	-	1.6	1.5	1.5	1.3	1.4			1.6
Ultimate Analysis (Dry)									
Carbon	%	54.8	62.4	52.2	53.5	58.1			62.2
Hydrogen	%	3.56	4.02	3.52	3.71	3.88			3.96
Total Sulphur	%	0.88	1.37	0.89	0.90	1.17			0.84
Nitrogen	%	0.89	0.88	0.88	0.94	0.86			0.98
Fluorine	%	0.016	0.015	0.019	0.02	0.016			0.02
Chlorine	%	0.27	0.46	0.14	0.04	0.30			0.16
Boron	%	0.004	0.009	0.005	0.006	0.008			0.004
Total	%	60.42	69.15	57.66	59.12	64.33			68.16

Note: AR: As Received Base, AD: Air Dry Base

Table 4.3-8 Coal Analysis by EPDC (2/3)

Sampling Date: March 12th, 1991

Item	Unit	Mine							Sample from Coal Yard
		ZABRZE	PIAST	WESOLA	MURCK	PIACIV	66	68	
Graindability	-	74	77	66	80	66	66	68	
Ash Analysis (Dry)									
SiO <sub>2</sub>	%	55.7	48.6	55.9	54.0	53.8	53.8	53.8	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	26.9	25.3	29.1	29.1	25.6	25.6	25.6	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	4.14	8.12	3.89	4.21	6.16	6.05	6.05	
CaO	%	2.18	3.80	1.63	2.64	2.60	3.34	3.34	
MgO	%	2.25	3.02	1.82	2.30	2.40	2.70	2.70	
Na <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	%	0.91	1.90	0.54	0.53	1.26	0.63	0.63	
K <sub>2</sub> O	%	2.95	1.96	2.82	2.83	2.40	2.58	2.58	
SO <sub>3</sub>	%	2.27	4.62	1.18	1.19	2.98	2.6	2.6	
TiO <sub>2</sub>	%	1.10	1.07	1.12	1.13	1.08	1.02	1.02	
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	%	0.24	0.14	0.48	0.61	0.16	0.30	0.30	
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	%	0.05	0.04	0.05	0.05	0.04	0.04	0.04	
Cl	%	0.03	0.02	0.04	0.01	0.03	0.02	0.02	
F	%	0.009	0.008	0.011	0.008	0.007	0.08	0.08	
B	%	0.012	0.045	0.015	0.022	0.034	0.018	0.018	



Table 4.3-8 Coal Analysis by EPDC (3/3)

Sampling Date: March 12th, 1991

Item	Unit	Mine						
		ZABRZE	PIAST	WESOLA	MURCK	PIACIV	Sample from Coal Yard	
Ash Fusion Temperature								
Oxidation Atmosphere								
Initial Deformation	°C	1,390	1,260	>1,450	1,400	1,320	1,300	
Softening	°C	1,450	1,290	-	>1,450	1,400	1,390	
Melting	°C	>1,450	1,320	-	-	1,420	1,400	
Fluidizing	°C	-	1,360	-	-	1,440	1,420	
Reduction Atmosphere								
Initial Deformation	°C	1,220	1,180	1,400	1,260	1,180	1,190	
Softening	°C	1,330	1,200	>1,450	1,340	1,220	1,230	
Melting	°C	1,380	1,220	-	1,420	1,240	1,250	
Fluidizing	°C	1,420	1,320	-	1,450	1,350	1,340	

Table 4.3-9 River Water Property

Item	Unit	Value
(1) Temperature	°C	6 ~ 23
(2) pH	-	7.5 ~ 8.6
(3) Alkalinity	mgval/l	2.6 ~ 3.6
(4) Hardness	-	13.5 ~ 18.1
(5) Fe <sup>++</sup>	mg/l	0.20 ~ 1.1
(6) Cl <sup>-</sup>	mg/l	130.0 ~ 367.0
(7) Suspended Matter	mg/l	624 ~ 992
(8) Dissolution Matter	mg/l	521 ~ 886
(9) Suspended Solid (SS)	mg/l	25 ~ 103
(10) Chemical Oxygen Demand (COD)	mg/l O <sub>2</sub>	6.2 ~ 9.8
(11) Dissolved Oxygen (DO)	mg/l O <sub>2</sub>	9.2 ~ 11.8
(12) Biochemical Oxygen Demand (BOD)	mg/l O <sub>2</sub>	3.2 ~ 9.4
(13) NH <sub>4</sub>	mg/l NH <sub>4</sub>	0.20 ~ 1.8

\* This table shows the data gotten from KOZIENICE P.S. in March, 1991.

Table 4.3-10 River Water Analysis (Sampled at Intake) (1/2)

Item	Unit	Sample No. 1	Sample No. 2	Sample No. 3	Sample No. 4	Sample No. 5	Sample No. 6
Temp.	'C	4	5.0	12.5	17	22	20
Smell	-	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> S	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R
pH	-	8.1	8.3	8.6	7.6	7.6	7.6
Alkalinity	mvol/l	4.0	3.2	-	3.0	-	-
Hardness	°dH	18.3	18.2	-	13.7	-	13.1
Fe	mg/l	0.45	0.2	0.20	0.10	-	0.31
Cl	mg/l	257	165	190	160	210	236
Solved Matter	mg/l	794	604	624	592	710	-
SS	mg/l	29	38	31	38	26	-
DO	mg/l O <sub>2</sub>	5.3	7.9	-	-	-	-
COD	mg/l	11.6	9.0	11.8	3.2	11.4	8.6
BOD	mg/l	4.6	5.6	5.8	5.6	7.0	4.6
Ammonia	mg/l	1.8	0.60	-	0.30	0.5	0.35
Oil	mg/l	5.6	-	13.6	31.2	-	-
Analyzed on		Jan. 30, '91	Feb. 28, '91	Apr. 16, '91	May 15, '91	June 24, '91	July 23, '91

Table 4.3-10 River Water Analysis (Sampled at Outlet) (2/2)

Item	Unit	Sample No. 1	Sample No. 2	Sample No. 3	Sample No. 4	Sample No. 5	Sample No. 6
Temp.	'C	15	15	17	22	29	28
Smell	-	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> S	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R	Z <sub>1</sub> R
pH	-	8.0	8.4	8.6	7.6	7.6	7.6
Alkalinity	mvol/l	4.0	3.3	-	3.0	-	-
Hardness	°dH	18.1	18.4	-	13.9	-	12.1
Fe	mg/l	0.45	0.30	0.18	0.10	-	0.21
Cl	mg/l	257	168	190	152	200	237
Solved Matter	mg/l	796	622	356	546	764	-
SS	mg/l	28	37	35	20	39	-
DO	mg/lO <sub>2</sub>	5.1	8.5	-	-	-	-
COD	mg/l	10.6	9.0	8.8	9.4	10.2	7.8
BOD	mg/l	4.5	5.0	4.8	4.6	6.6	4.6
Ammonia	mg/l	1.5	0.60	-	0.10	0.7	0.32
Oil	mg/l	4.4	-	8.6	26.4	-	-
Analyzed on		Jan. 30, '91	Feb. 28, '91	Apr. 16, '91	May 15, '91	June 6, '91	July 23, '91

Table 4.3-11 Water Analysis

Item	Unit	WISRA River	Well			Ash Pond	Drinking
			#2A	#4	#6		
pH	-	7.5	7.0	7.3	6.8	9.0	7.0
COD	mg/ℓO <sub>2</sub>	10.0	15.0	10.0	12.0	7.0	2.0
H <sub>2</sub> S	mg/ℓ	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Fe	mg/ℓ	0.0	1.0	2.0	5.0	0.2	0.0
ClO	mg/ℓ	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Conductivity	μS/cm	828	230	230	230	1,265	239
NH <sub>3</sub>	mg/ℓ	3.0	0.7	0.5	1.0	1.5	0.0
Cr <sup>+6</sup>	mg/ℓ	0.0	0.0	0.0	0.0	0.05	0.0
NO <sub>2</sub>	mg/ℓ	0.05	0.0	0.0	0.0	0.5	0.0
Ni	mg/ℓ	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Cr	mg/ℓ	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Color		None	Light brown	Light brown	Light brown	None	None

Note: Measured on March 7th 1991 by Simplified measuring equipment.

Table 4.3-12 Ash Analysis

Sample No.	PIAST		WESOLA		MURCKI		ZABRZE		STASZYC	SLASK		SZCZYCLO	
	2935	2936	2937	2947	2938	2940	2941	2943	2942	2939	2944	2945	2946
Date of Sampling	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26	91.01.26
SiO <sub>2</sub>	50.20	51.80	52.90	52.90	53.90	53.50	53.50	54.00	54.60	50.40	51.10	45.50	48.10
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	9.50	9.20	6.60	5.40	7.50	6.80	6.20	6.50	6.20	6.80	7.00	12.90	6.90
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	25.10	24.90	27.20	29.80	26.90	27.50	26.30	26.60	27.10	25.80	26.30	25.40	30.90
Mn <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	0.17	0.15	0.07	0.04	0.07	0.05	0.06	0.07	0.05	0.10	0.10	0.11	0.05
TiO <sub>2</sub>	0.95	0.94	0.10	1.04	0.96	0.91	0.83	0.78	0.95	0.98	0.98	0.84	0.95
CaO	2.73	2.54	3.56	2.38	2.23	2.69	2.69	2.69	2.69	4.00	3.28	4.26	3.09
Mgo	2.83	2.80	2.19	1.73	2.52	2.10	2.58	2.19	2.16	3.05	3.40	2.81	2.41
SO <sub>3</sub>	4.00	3.00	2.60	1.90	1.10	1.70	2.90	2.70	1.90	4.10	3.70	3.50	2.50
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0.13	0.16	0.43	0.42	0.29	0.52	0.27	0.22	0.52	0.39	0.25	0.58	0.43
Na <sub>2</sub> O	1.84	1.70	0.80	0.70	0.50	0.52	1.08	1.09	0.72	0.87	0.81	0.92	0.94
K <sub>2</sub> O	2.52	2.63	2.87	3.00	3.12	2.98	3.32	3.14	3.04	2.75	2.85	2.88	3.20
Total	99.97	99.82	99.32	99.31	99.09	99.27	99.73	99.98	99.93	99.24	99.77	99.70	99.47

Note: Ash is sampled from Coal.

Table 4.3-13 Calculation of EP Inlet Dust Load

Item	Unit	200 MW	500 MW
[1] Ash Content of Coal	%	27.85	27.85
[2] Moisture of Coal	%	10.7	10.7
[3] Plant Efficiency	%	36.7	36.1
[4] Higher Heating Value of Coal	Kcal/kg	18,656 kJ/kg × 0.239 kcal/kJ = 4,460	
[5] Plant Output	Kcal	200,000 kWh × 860 kcal/kWh = 172.0 × 10 <sup>6</sup>	500,000 kWh × 860 kcal/kWh = 430.0 × 10 <sup>6</sup>
[6] Coal Consumption	t/h	[5]/([3]/100×[4]) = 105.0	[5]/([3]/100 × [4]) = 267.0
[7] Ash Quantity	t/h	[6] × [1]/100 = 29.2	[6] × [1]/100 = 74.3
[8] Flue Gas Flow Rate	Nm <sup>3</sup> /h (dry)	762,000	1,937,000
[9] Fly Ash Distribution Ratio	%	80	80
[10] Ash Concentration	g/m <sup>3</sup> N (dry)	{[7] × 10 <sup>6</sup> × [9]/100}/[8] = 30.7	{[7] × 10 <sup>6</sup> × [9]/100}/[8] = 30.7

Table 4.3-14 Ash Production and Effective Use

Unit: ton

Item	1987	1988	1989	1990
1. Ash Production				
(1) Fly Ash	1,539,936	1,255,534	1,272,468	934,427
(2) Clinker Ash	187,055	163,153	161,649	122,410
(3) Total	1,726,991	1,418,707	1,434,117	1,056,837
2. Effective Use and Disposal				
(1) Cellular Cement Factory	161,685	163,290	161,801	118,431
(2) Cement Factory	48,549	54,106	40,530	29,062
(3) Private Consumer	11,784	17,303	25,275	7,900
(4) Effective Use	228,155 (13%)	234,699 (17%)	227,606 (16%)	155,393 (15%)
(5) Ash to Pond	1,498,836 (87%)	1,184,008 (83%)	1,206,511 (84%)	901,444 (85%)



Table 4.3-15 Analysis of Ash Pond Recirculation Water

Item	Unit	Value	Remarks
(1) Hardness	mval/l	6.85	
(2) Dissolved Oxygen (DO)	mg/l O <sub>2</sub>	8.16	
(3) Chemical Oxygen Demand (COD)	mg/l O <sub>2</sub>	3.19	
(4) Cl <sup>-</sup>	mg/l	255.0	
(5) Suspended Matter	mg/l	1,078 / 1,129	at 105/550°C
(6) Zaoiesina (Polish)	mg/l	33.4 / 73.2	at 105/600°C
(7) NO <sub>3</sub> -N	mg/l	0.72	
(8) pH	-	9.5	
(9) Fe <sup>++</sup>	mg/l	0.12 ~ 0.20	
(10) Mn	mg/l	0.16 ~ 0.18	
(11) Deje (Polish)	mg/l	0.33	
(12) Conductivity	μs/cm	1,473	
(13) p / m	mval/l	0.84 ~ 1.53	
(14) SO <sub>4</sub>	mg/l	333.6	
(15) NH <sub>3</sub>	mg/l	0.94	
(16) Biochemical Oxygen Demand (BOD)	mg/l O <sub>2</sub>	4.69	

Table 4.3-16 (1) Powdered Limestone Analysis by EPDC

Item	Kovnica Technical	Kovnica Mavcka verienna	Remarks
CaO (wt%)	52.7	52.1	
MgO (wt%)	0.31	0.31	
SiO <sub>2</sub> (wt%)	3.11	4.32	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (wt%)	0.34	0.36	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (wt%)	0.94	0.93	
SO <sub>3</sub> (wt%)	0.29	0.29	
Na <sub>2</sub> O (wt%)	0.023	0.030	
K <sub>2</sub> O (wt%)	0.055	0.051	
Surface Moisture (wt%)	0.37	0.39	
Ignition Loss (wt%)	41.5	41.1	
CaCO <sub>3</sub> Purity (wt%)	94.1	93.0	<u>CaO</u> 56
Particle Size	325 mesh pass through 100%	325 mesh pass through 100%	
Mean Particle Size (µm)	2.9	4.5	

Analysing Date: September 1991

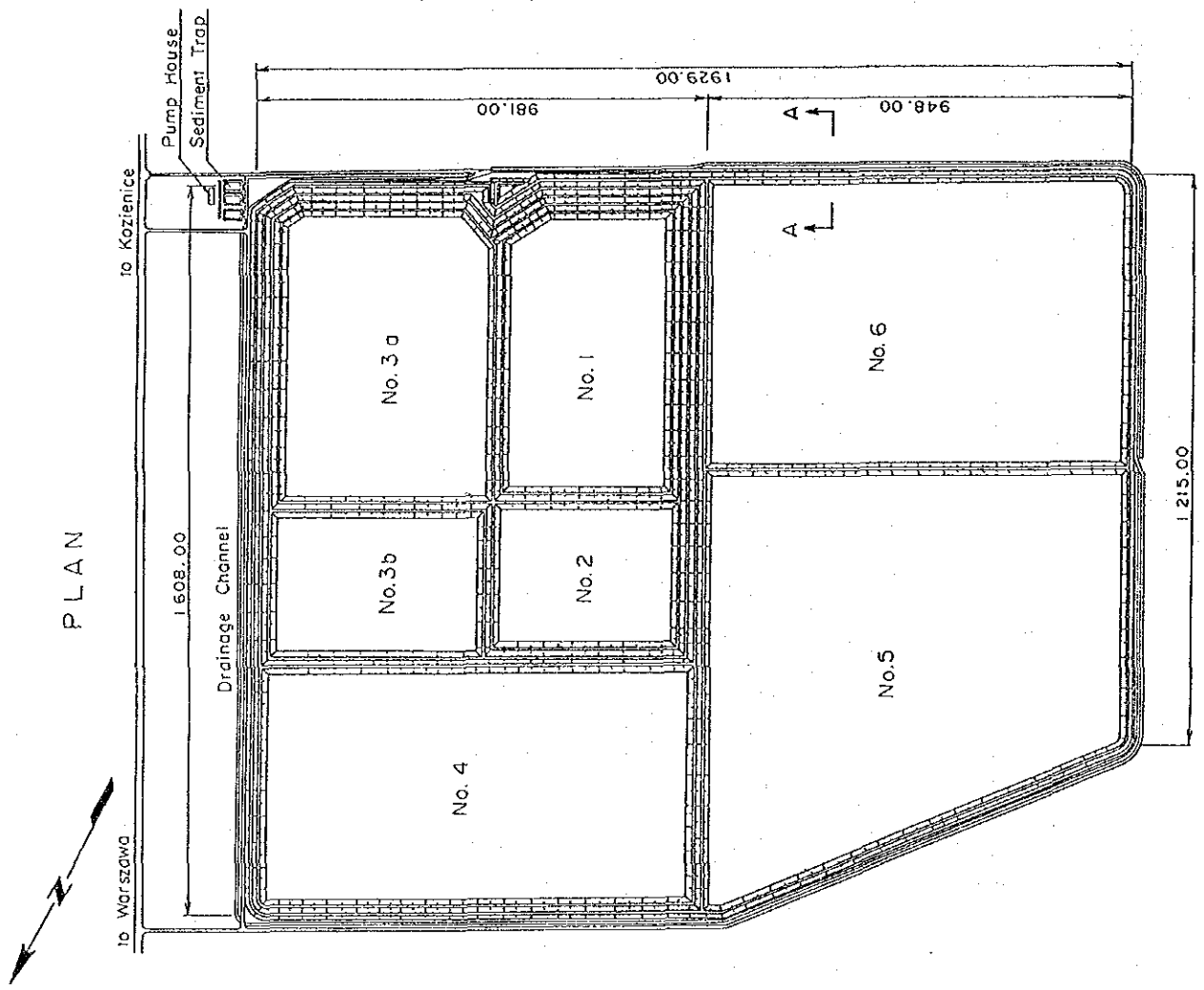
Table 4.3-16 (2) Powdered Limestone Property from KOZIENICE P.S.

Item	Property
Company A	(1) 5% remain on sieve of 0.325 mm (2) 94% or more as CaCO <sub>3</sub> (3) 0.2% or less moisture
Company B	(1) No remain on sieve of 1.0 mm (2) 20% or less remain on sieve of 0.09 mm (3) 94% or more as CaCO <sub>3</sub>

Table 4.3-17 A Unit Price of Utilities

Item	Unit	Value	Remarks
(1) Limestone ( $\text{CaCO}_3$ )	Zl/ton	130,000	• 94% or more as $\text{CaCO}_3$ • 95% or more 325 mesh pass
(2) Lime ( $\text{CaO}$ )	Zl/ton	325,000	90% passed on 0.04 mm's mesh
(3) Slaked Lime ( $\text{Ca(OH)}_2$ )	Zl/ton	420,000	
(4) Activated Carbon	Zl/ton	9,500,000	
(5) Caustic Soda ( $\text{NaOH}$ )	Zl/kg	2,130	based on 100% concentration
(6) Sulphuric Acid ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	Zl/kg	1,300	based on 100% concentration
(7) Auxiliary Steam	Zl/ton	54,000	17 ata and 220°C
(8) Auxiliary Power	Zl/kwh	200	
(9) Law Water	Zl/ton	180	river water

\* These are the prices in March, 1991.



SECTION A - A

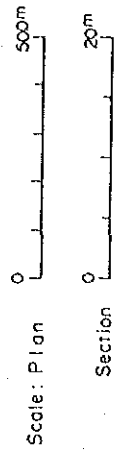
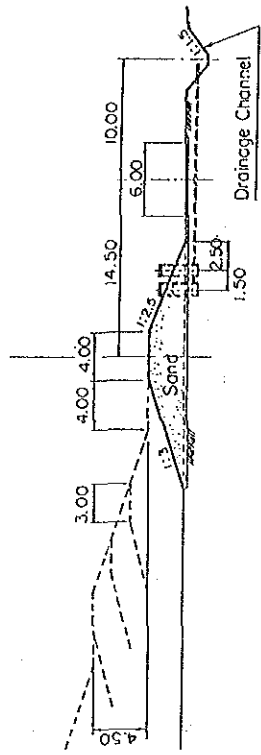


Fig. 4.3-1 ASH DISPOSAL AREA PLAN AND SECTION

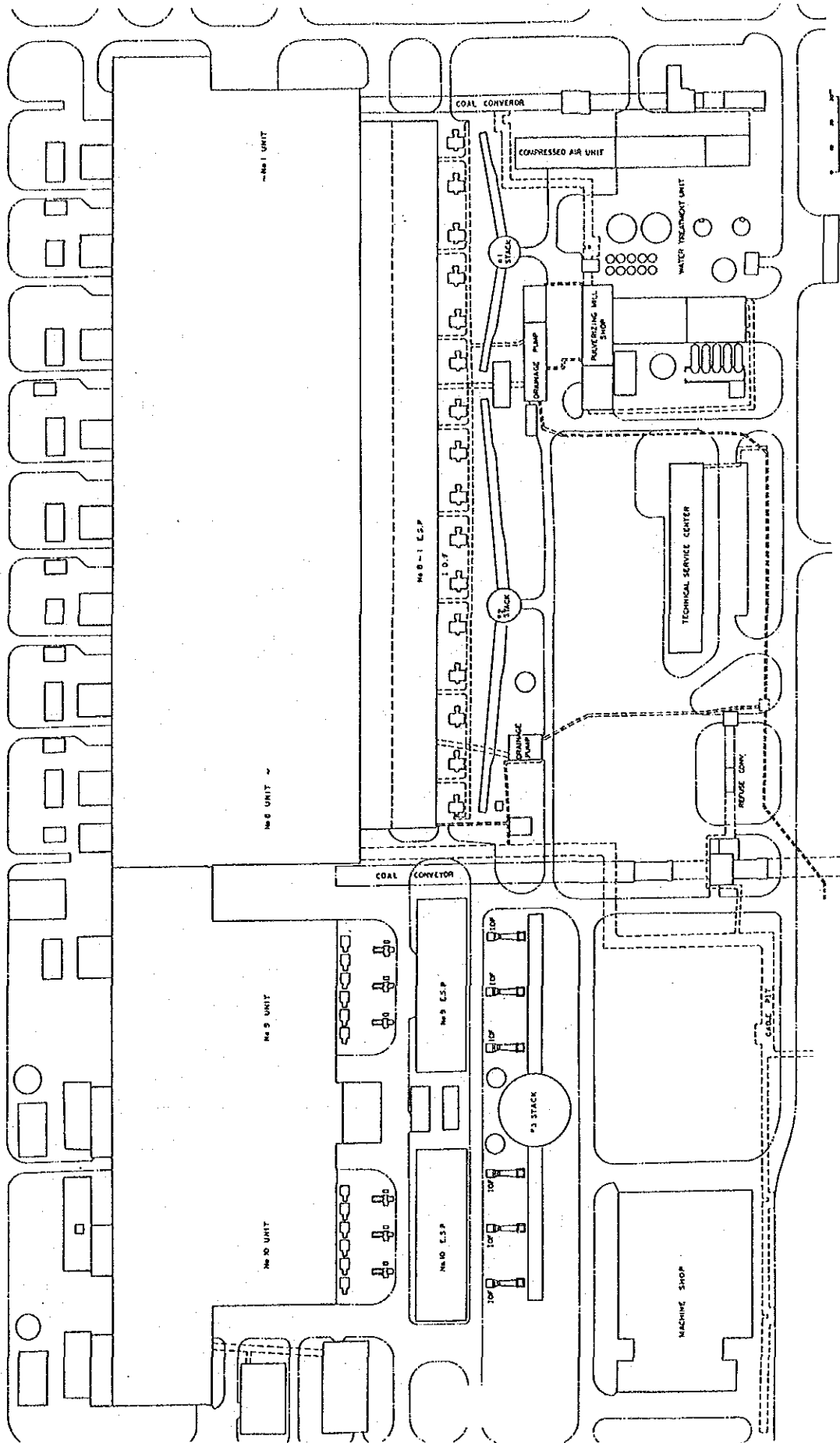


Fig. 4.3-2 KOZIENICE POWER PLANT GENERAL LAYOUT



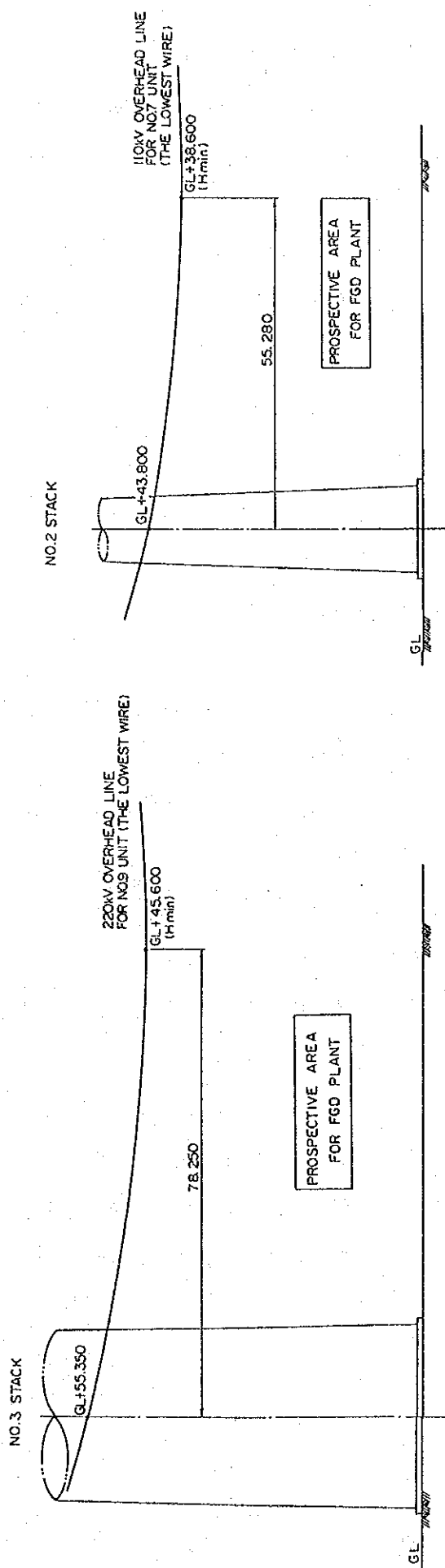


Fig. 4.3-4 THE ELEVATION OF OVERHEAD LINES AND THE PROSPECTIVE AREAS FOR FGD PLANT

#### 4.4 発電プラントと排煙脱硫装置の組合せに関する検討

コージェネツツェ発電所の発電プラントに対する最適排煙脱硫装置の組合せに関する検討については、コージェネツツェ発電所に固有な条件を考慮し排煙脱硫装置の技術的条件と経済性の両面から行う必要がある。

また、1998年からのSO<sub>2</sub>排出量を、ラドム県との協定値である7,995kg/h以下にするためには、発電プラントに設置される排煙脱硫装置の処理ガス量及び脱硫効率の検討が必要である。

ここでは考えられる種々の組合せを設定し、どの組合せがコージェネツツェ発電所に適しているか検討する。

##### 4.4.1 検討条件

以下にコージェネツツェ発電所に固有な条件を示す。

- (1) SO<sub>2</sub> の排出量を7,995kg/h以下とする。

また排出量の計算式は、排煙脱硫装置設置数、その処理ガス量およびその脱硫効率をパラメータとした Formula 4.4-1を用いる。

- (2) 設置可能スペースは Fig. 4.3-2及びFig. 4.3-3 に示す通りであるが、No.1煙突付近には、排煙脱硫装置の設置スペースがない。

- (3) 既設ボイラハウスと集塵器の間は1～8号機の200MW機は約10mしかなく、また9,10号機では集塵器への堅形ダクトがあり、ほとんどスペースがない。Fig. 4.4-1 と4.4-2 にボイラハウスと集塵器の位置関係が分かる発電所の側面を示す。

- (4) 煙突は共通集合方式で、No.1煙突に200MW機が3基、No.2煙突に200MW機が5基、No.3煙突に500MW機が2基集合する構成となっている。

また組合せを考えるための排煙脱硫装置の技術的条件は次の通りとする。

- (1) 排煙脱硫装置の最大容量は、実績等を考慮し600MW程度とする。
- (2) 脱硫効率は90%程度を上限とする。



Formula 4.4-1 Calculation Formula for the Case Study of Combination of DeSO<sub>x</sub> Plants and Power Plants

$$7,995 \geq 1.119 \times 3 + \left[ \alpha \left\{ 2,035 \times \left( 1 - \frac{y}{100} \right) + 2,035 \times \frac{y}{100} \times \left( 1 - \frac{\eta_1}{100} \right) \right\} + (5 - \alpha) \times 1,119 \right] + \left[ \beta \left\{ 5,184 \times \left( 1 - \frac{z}{100} \right) + 5,184 \times \frac{z}{100} \times \left( 1 - \frac{\eta_2}{100} \right) \right\} + (2 - \beta) \times 2,851 \right]$$

↑  
SO<sub>2</sub>  
Allowable  
Emission

↑  
SO<sub>2</sub> Emission from Unit No. 4 to No. 8

↑  
SO<sub>2</sub> Emission from Unit No. 9 and No. 10

Simplified Formula of the above:  $0 \geq 6,659 + \alpha (916 - 0.2035 \cdot y \cdot \eta_1) + \beta (233 - 0.5184 \cdot z \cdot \eta_2)$

$\alpha$  : Number of DeSO<sub>x</sub> installation at 200MW power plants (Unit No. 4 to No. 8)

$y$  : Flue gas rate through DeSO<sub>x</sub> systems of the above installation (%)

$\eta_1$  : DeSO<sub>x</sub> Efficiency of the above installation (%)

$\beta$  : Number of DeSO<sub>x</sub> installation of 500MW power plants (Unit No. 9 and No. 10)

$z$  : Flue gas rate through DeSO<sub>x</sub> systems of the above installation (%)

$\eta_2$  : DeSO<sub>x</sub> Efficiency of the above installation (%)

Przekrój poprzeczny budynku głównego bloków 200 MW.

- 1) Kocioł, 2) Turbospój, 3) Transformator blokowy, 4) Zasobnik węgla,
  - 5) Elektrofiltr, 6) Komin.
- Cross section of 200 MW power units main building
- 1) Boiler, 2) Turbine set, 3) Unit transformer, 4) Coal bunker
  - 5) Electrofilter, 6) Chimney
- Section transversale du bâtiment principal des tranches 200 MW
- 1) Chaudière, 2) Groupe, 3) Transformateur de tranche,
  - 4) Trémie à charbon, 5) Electrofiltre, 6) Cheminée.

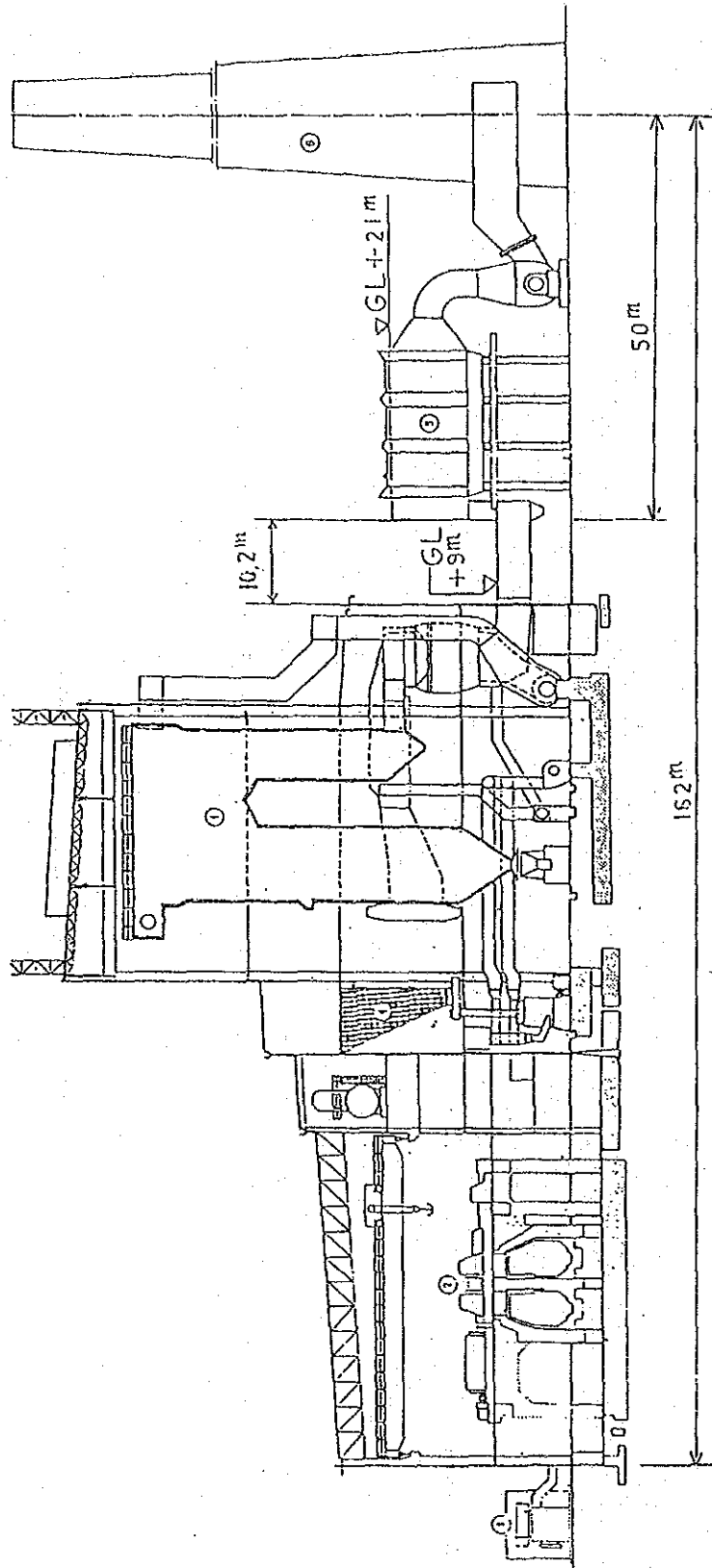


Fig. 4.4-1 . 200MW POWER PLANT SIDE VIEW

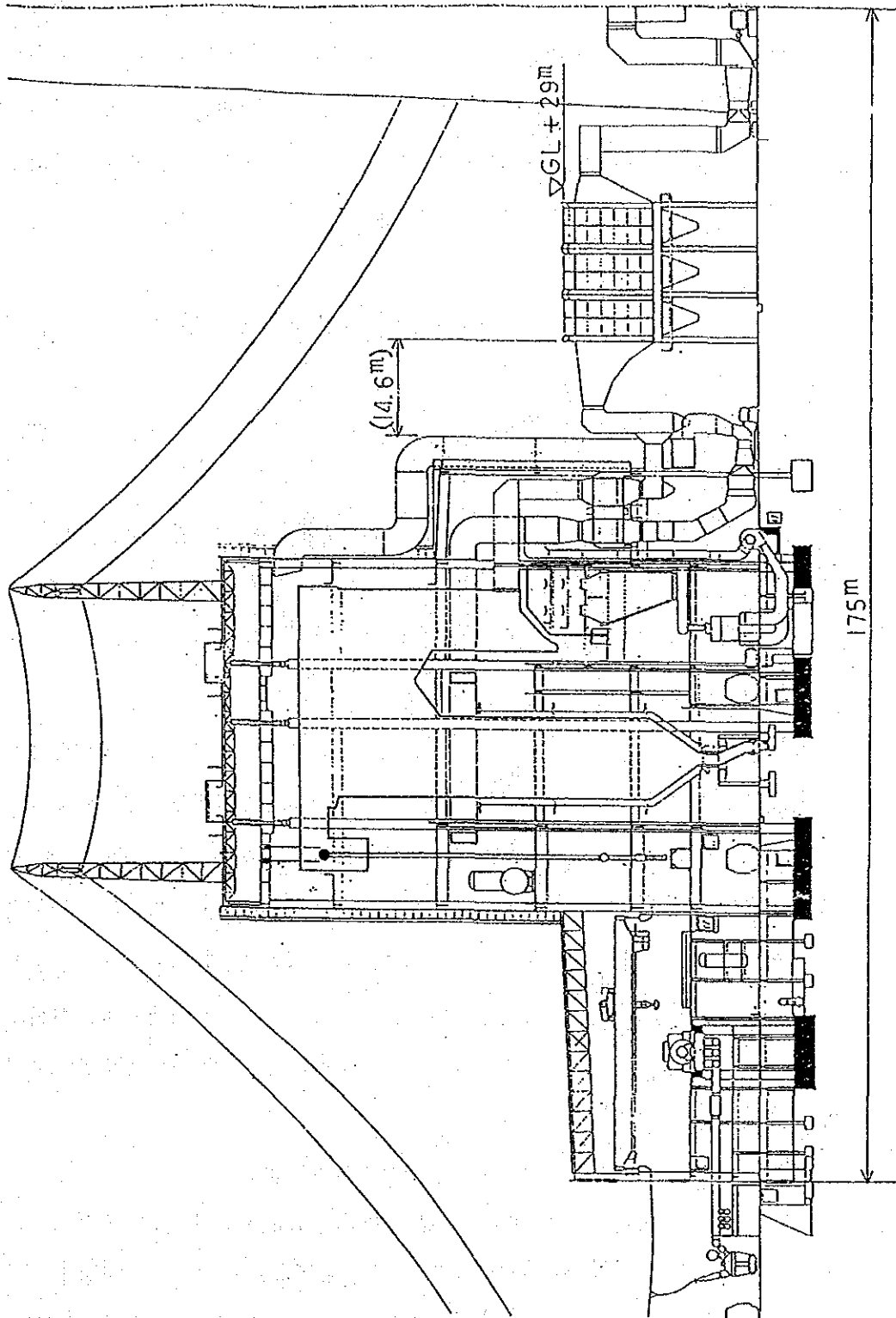


Fig. 4.4-2. 500MW POWER PLANT SIDE VIEW

#### 4.4.2 基本方針

一般に、装置類は大容量化、モジュール化、高効率化するほどに経済的なメリットがあると言われている。コジェニツツェ発電所の場合、全てのユニットに排煙脱硫装置を設置すれば“排出基準”を守ることができるが、大容量で高脱硫効率の排煙脱硫装置による対応も可能である。したがって、組合せの検討においては、単一の発電プラントに単一の排煙脱硫装置を設置する“ユニット方式”、複数の発電プラントに単一の排煙脱硫装置を設置する“共通大型方式”及びこれらの“混合方式”などが考えられる。

よって、以上の考え方と前項の検討条件を基にした次の基本方針により、組合せの選択を行い、検討を行う。

- (1) No.1 煙突付近には排煙脱硫装置を設置するスペースがないので、1～3号機には排煙脱硫装置を設置しない。

よって、 $\text{SO}_2$  の排出規制の $1,119\text{kg/h}$ を現在使用している石炭の性状で守るためには45%程度の負荷制限が必要である。また、負荷制限を避ける場合は0.6%程度の低硫黄炭の導入が必要である。

- (2) 簡易脱硫方式は、検討比較する排煙脱硫方式より除外する。

簡易脱硫方式では、吸収剤の炉内吹込み又はダクト吹込みのみで30～40%程度の脱硫効率が得られるが、コジェニツツェ発電所の排出基準を守るためには全ての発電プラントにユニット方式で排煙脱硫装置を設置する場合、70%の脱硫効率が必要である。したがって、脱硫効率を70%以上にするためには、脱硫塔（水スプレー反応塔）を既設ボイラハウスと集塵器の間に設置する必要がある。しかし、この脱硫塔の直径は約12mあり、コジェニツツェ発電所では、既設ボイラハウスと集塵器の間に設置するスペースが無いので、検討比較する排煙脱硫方式より除外する。

- (3) スプレードライヤ方式は二次集塵器を設置する方式とする。

スプレードライヤ方式の場合、200MW 程度以上の大型機は、標準モジュール化されたSDAの設置数を変えることにより対応する。しかし、この標準モジュール化されたSDAの直径は約14mあり、コジェニツツェ発電所では既設ボイラハウスと集塵器の間には設置できない。

したがって、コジェニツツェ発電所の場合スプレードライヤ方式は既設集塵機を一次集塵として使用し、現在ある設置スペースにSDAと二次集塵器を設

置する方式を検討対象とする。

- (4) 4～8号機は、大型排煙脱硫装置を設置するスペースがあることから、ユニット方式と共通大型方式の2通りを考える。
- (5) 9～10号機は、ユニットが500MWと大容量であることから、500MW相当のユニット方式とする。

これらの考え方は、各ユニットからの排ガスの排出先煙突を変えるものではなく、

- (4)の共通大型方式の場合、ユニットと排煙脱硫装置の協調が必要であるが、運用上また制御上特に問題となることはない。

#### 4.4.3 組合せ検討内容

以上の基本方針より“組合せ”を検討した場合、次の(1)～(3)のグループに分けることができ、また、そのグループ毎に種々のケースが考えられる。これらの考えられる組合せの検討内容を次に示す。また、排煙脱硫装置の組合せ表を Table 4.4-1 に示す。

- (1) 4～10号機にユニット方式で排煙脱硫装置を設置する場合

- ① ケースA

脱硫効率78%で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置を4～10号機にユニット方式で7基設置するケースである。

- a) このケースでは200MW相当の排煙脱硫装置5基と500MW相当が2基となるので、設置スペースを多く必要とする。
- b) 4～10号機に個別に排煙脱硫装置を設置するのは経済的でない。

- ② ケースB

90%脱硫効率で排ガスの一部を処理する排煙脱硫装置を4～10号機にユニット方式で7基設置するケースである。

- a) ケースAと同様、200MW相当の排煙脱硫装置5基と500MW相当2基の設置であり、設置スペースを多く必要とする。
- b) 高脱硫効率で排ガスの一部を処理する排煙脱硫装置を4～10号機に個別に設置するのは経済的でない。

- (2) 排煙脱硫装置の設置基数を減らすため、なるべく高脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置を設置する場合

① ケースC

90%高脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置を7～10号機に4基、6号機に54%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置1基をユニット方式で設置するケースである。

- a) 3種類(200MW相当の排煙脱硫装置で脱硫効率54%と90%のもの、及び500MW相当で90%脱硫効率のもの)の排煙脱硫装置の設置となり経済的でない。

② ケースD

6～10号の全てに90%脱硫効率の排煙脱硫装置をユニット方式で設置するケースである。但し、6号機(6～8号機のうち1機)は排ガスの60%処理容量(120MW相当)の排煙脱硫装置の設置でよい。

- a) 3種類(120MW, 200MW, 及び500MW相当で脱硫効率90%)の排煙脱硫装置の設置であり経済的でない。

③ ケースE

6～8号機に78%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置3基、9号機と10号機に90%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置2基の計5基をユニット方式で設置するケースである。

- a) 2種類(200MW相当78%脱硫効率3基と、500MW相当90%脱硫効率2基)の排煙脱硫装置の設置であり、特に不経済ではない。

④ ケースF

ケースEの6～8号機にユニット方式として設置する200MW相当78%脱硫効率の排煙脱硫装置3基に600MW相当78%脱硫効率の排煙脱硫装置1基を共通大型方式として設置する混合方式のケースである。

- a) 2種類(600MW相当78%脱硫効率1基と500MW相当90%脱硫効率2基)の排煙脱硫装置の設置であり、特に不経済ではない。

- b) 設置基数が3基と少なくなるので、ケースEよりは経済的で設置スペースは小さくできる。

⑤ ケースG

6～9号機まで90%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置4基、10号機に76%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置1基をユニット方式

で設置するケースである。

- a) 3種類(200MW相当90%脱硫効率3基、500MW相当90%脱硫効率1基、及び500MW相当76%脱硫効率1基)の排煙脱硫装置の設置であり経済的でない。

⑥ ケースH

ケースGと同様6～9号機には、90%脱硫効率で排ガスを全量処理する排煙脱硫装置4基、10号機は90%脱硫効率で排ガスの84%処理容量(420MW相当)の排煙脱硫装置1基をユニット方式で設置するケースである。

- a) 3種類(90%脱硫効率で200MW相当、500MW相当及び420MW相当)の排煙脱硫装置の設置となり経済的でない。

⑦ ケースI

ケースHの6～8号機にユニット方式として設置する200MW相当90%脱硫効率の排煙脱硫装置3基を、共通大型方式として600MW相当90%脱硫効率の排煙脱硫装置1基を設置する混合方式のケースである。

- a) 設置基数が3基となり、ケースHよりも経済的で設置スペースも小さくなるが、3種類(脱硫効率90%で600MW相当、500MW相当、及び420MW相当)の排煙脱硫装置の設置となり次に示すケースJ、Kに比較すれば経済性が劣るものとなる。

(3) 排煙脱硫装置の設置基数を減らし、同効率、同容量とした場合

この場合、同一排煙脱硫方式を採用するのが一般的であり経済的である。

① ケースJ

500MW相当92%脱硫効率の排煙脱硫装置をユニット方式で9号機と10号機にそれぞれ1基、及び共通大型方式としてNo.2煙突につながっている200MW発電プラントの4～8号機5基のうちの500MW相当分に1基設置するケースである。

- a) 排煙脱硫装置の設置基数が3基で500MW相当92%脱硫効率の排煙脱硫装置が1種類となり、経済的である。
- b) 排煙脱硫装置3基の設置であり他のケースに比べ設置スペースを小さくできる。

## ② ケースK

500MW相当89%脱硫効率の排煙脱硫装置を共通大型方式として、No.2 煙突につながっている4～8号機の200MW発電プラント5基（1,000MW相当分）に2基設置し、9号機にユニット方式で1基設置するケースである。

- a) ケースJと同様種類の500MW相当89%効率の排煙脱硫装置3基の設置であり、最も経済的である。
- b) 設置スペースもケースJと同様小さくできる。

### 4.4.4 組合せ検討結果

以上の検討結果をまとめると、

- (1) 500MWクラスの石炭焚用排煙脱硫装置は実績があり、スケールメリットを期待できる大きさでもある。
- (2) 実績のある最大容量クラスの排煙脱硫装置を採用することにより、設置基数を最小にできる。
- (3) 脱硫効率89%は簡易脱硫方式を除き過去の実績から十分達成可能である。

したがって、発電プラントと排煙脱硫装置の組合せはケースKの“500MW相当、89%脱硫効率の同型の排煙脱硫装置3基”を設置してSO<sub>2</sub>排出量を削減するのがコジェニッツェ発電所に適している。

また、これにより次のメリットが生じる。

- (1) 同型の排煙脱硫装置を採用することで設計図、製作図、技術検討等共通となり経済的となる。
- (2) 排煙脱硫装置の予備品、貯蔵品が共通となり、互換性ができるのでメンテナンス上有利である。
- (3) 4号機～9号機（200MW 5基、500MW 1基）の1,500MW相当に500MW相当の排煙脱硫装置を3基設置し、10号機（500MW）側に増設用のスペースを確保することにより、将来においてSO<sub>2</sub>排出量等、環境規制の強化が行われた場合は増設工事が可能である。

以上の検討結果から、4.5項における経済比較は、“500MW相当、87%脱硫効率の同型の排煙脱硫装置3基”の場合について行う。





Table 4.4-1 (2) COMBINATION OF DeSOx PLANTS INSTALLATION

Coal Calorific Value: 4,460 kcal/kg  
Sulphur content: 0.96%

	Stack No.1			Stack No.2			Stack No.3			Total SO <sub>2</sub> Emission	Evaluation	
	No. 1	No. 2	No. 3	No. 4	No. 5	No. 6	No. 7	No. 8	No. 9		No. 10	Cost
<b>Case F</b>	-	-	-	-	-	-	(600MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	-	-	100	100	100	100		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	-	-	78	90	90	90		o
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	1,119	1,119	1,344	1,344	519	519	519	7,977	
<b>Case G</b>	-	-	-	-	-	(200MW)	(200MW)	(200MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	-	100	100	100	100	100		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	-	90	90	90	90	76		Δ
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	1,119	1,119	204	204	204	519	1,245	7,971	
<b>Case H</b>	-	-	-	-	-	(200MW)	(200MW)	(200MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	-	100	100	100	100	84		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	-	90	90	90	90	90		Δ
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	1,119	1,119	204	204	204	519	1,266	7,992	
<b>Case I</b>	-	-	-	-	-	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	-	100	100	100	100	84		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	-	90	90	90	90	90		Δ
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	1,119	1,119	611	611	519	1,266	1,266	7,991	
<b>Case J</b>	-	-	-	-	-	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	-	100	100	100	100	100		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	-	92	92	92	92	92		o
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	1,119	1,119	1,018	407	415	415	415	7,850	
<b>Case K</b>	-	-	-	-	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)	(500MW)		
Flue Gas through DeSOx (%)	-	-	-	-	100	100	100	100	100	-		
DeSOx Eff. (%)	-	-	-	-	89	89	89	89	89	-		o
SO <sub>2</sub> Emission (kg/h)	1,119	1,119	1,119	560	560	560	560	571	571	2,851	7,899	

- Note 1. Regulation on SO<sub>2</sub> Emission: 7,995 kg/h  
 2. SO<sub>2</sub> amount from boilers:  
 - Plants without FGD 1,119 kg/h (200 MW plants), 2,851 kg/h (500 MW plants)  
 - Plants with FGD 2,035 kg/h (200 MW plants), 5,184 kg/h (500 MW plants)  
 3. Figures in ( ) are capacity of DeSOx plants in MW equivalent
- o Excellent  
 o Good  
 Δ Fair  
 X Bad