

2.4 電気事業の現況

2.4.1 電気事業体制

現在、連邦経済省 (Federal Ministry of Economy ; FME) が、エネルギー全般にわたる政策の意思決定を行っているが、具体的な政策の実施は各共和国の経済省の手に委ねられている。

こうした行政機関の監督の下にチェッコ・スロヴァキアの電気事業は、現業の国有企業によって発、送、配電の部門別に運営されている。発電はチェッコ電力公社 (CEZ ; Ceske Energeticke Zavody) およびスロヴァキア電力公社 (SEP ; Slovenske Energeticke Podniky) の2つの国有企業によって運営されている。配電会社は全国に11ある (チェッコに8、スロヴァキアに3)。送電系統はチェッコ・スロヴァキア給電センター (CSED ; Ceskoslovensky Statni Energeticky Dispecinik) が両電力公社のため、運営している。CSEDはCEZ・SEP間の協定に基づいた機関である。

これらの電気事業者はそれぞれの共和国の省、すなわちチェッコ経済省とスロヴァキア経済省に責任を負っている。

本年5月、CEZは民営化され、Public Limited Companyとなった。

これに伴い、従来実施していた熱供給事業、環境測定事業等は別会社となった。

(Fig. 2.4-1参照)

CEZはの株式の内、30%はクーポン制度を通じて本年末までに民間に移転される予定である。(70%は国が所有。)

2.4.2 電力需給

(1) 電力需要

チェッコ共和国の消費電力量は、Table 2.4-1のとおり、89年までは、着実な伸びを示してきたが、90年以降、工業総生産の低下を反映して、大口電力需要が落ち込み、民生用および小口電力需要の伸びにかかわらず、91年には42.9TWh と90年に比し、2.8TWhの落ち込み (約6%の減) となった。スロヴァキア共和国のデータは入手されていないが、同国の経済状況からすると、需要の落ち込みはより著しいと見られる。

今後の電力需要の伸びは、同国においては産業用大口の需要の占める割合が大きいところから (Table 2.4-1 参照)、現在進められている経済改革の成否によるところ

が大きいと考えられる。

(2) 電力供給

1991年におけるチェッコ・スロヴァキア連邦共和国における発電電力量は83.4TWhであり、内51.6TWh(62%)をCEZがまかなっている。電源別では石炭、褐炭で75%を占めており、原子力は23%、水力は2%である。なお、経済の不振を反映して、発電電力量は89年を境に低下している。(Fig. 2.4-2)

旧COMECON諸国およびオーストリアと送電連系設備が整備されており、電力の輸出入が行われている。KWhペースで見ると、80年以降、常に入超であり、91年においては1,900GWhの輸入と、1,259GWhの輸出を行っている。主な輸入先は旧ソ連であり、主な輸出先はイタリアである。(Table 2.4-2)

同国全体では、輸入3.1TWh、輸出1.3TWhとなっており、スロヴァキア共和国において、輸入依存度が高いことが分かる。同国はUCPTEの送電系統との連系を計画している。同国全体の電力需給バランスはTable 2.4-3のとおりである。

2.4.3 電力料金

従来より、電気料金(最終需要家価格)は、連邦大蔵省により政策的に決定されてきた。そして、最終需要家価格から、配電会社料金を差し引いた金額が、CEZおよびSEPの収入となってきた。

電気料金も、90年以降の市場経済への移行に伴う経済変動の大波を受け、ここ2年間で家庭用は70%の値上げ(91年10月)、産業用は175%の値上げ(90年12月および91年4月)を経験した。91年の平均電気料金はCEZの卸売料金が0.975kCS/kWh(4.42円/kWh)チェッコ共和国における小売料金(平均)は産業用が1.310kCS/kWh(5.94円/kWh)、民生用が0.483kCS/kWh(2.19円/kWh)となっている。

為替レートは、1991年平均値を使用。以下同じ。)

$$1 \text{ US\$} = 135.27 \text{ 円}, \quad 1 \text{ US\$} = 29.82 \text{ kCS}$$

CEZ・SEPが配電会社に供給する価格および配電会社が最終需要家に供給する価格については、いずれもコスト積上げによる価格設定が可能であり、会計的には明確なコスト計算がなされている模様であるが、最終需要家価格が政策的に決定されているため、トータルな電気料金制度としてはコストを反映したものとなっていない。

なお、当面、現在の価格のゆがみ（家庭用料金の方が産業用より安い）を是正するため、93年1月より家庭用を40%値上げすることを計画している。

2.4.4 電力設備

(1) 発電設備

全国発電設備の合計出力は、1990年現在21.5GWである。この内、産業用自家発電を除くと、18.8GWとなる。

全設備の内、褐炭・石炭焼き発電所は、15.0GWで約7割を占める。総発電設備の推移はTable2.4-4のとおりである。また、燃料消費量の推移等をTable2.4-5に示す。

C E Zの1991年現在の発電設備はTable2.4-6のとおりで、総設備出力は12,391MW、内、石炭・褐炭火力は75%を占める。原子力は、ドゥコバニにソ連製V V E R型の440MWが4基であり、火力発電所は、メルニーク発電所Part IIIが単機容量として最大の500MWであり、他は200MWおよび110MW級が中心である。水力はダレスィチェ揚水発電所が112.5MW 4基であり、あとは単機容量が最大91MWの中小水力となっている。

火力発電所の燃料は、石炭と褐炭で95.2%を占めており、殊にC E Zの火力発電所においてはポリチィ2号（165MW；歴青炭焼き）を除き、すべて褐炭を燃料としており、「黒い三角地帯」と言われる大気汚染の深刻な北ボヘミア地方およびプラハ近郊に集中している。

(2) 送変電設備

チェッコ・スロヴァキア給電指令センターは連邦レベルの系統運用、すなわち400kVおよび200kV基幹送電線の系統運用を行っている。そのもとにチェッコ（ボヘミア）、モラビア、スロヴァキアの3地域給電指令所があり、200kV未満の系統の運用を行っている。

C E Zの送電線の総延長は4,187km、内400kV、200kVの基幹送電線延長は各々2,504km、1,552kmとなっている。

2.4.5 電源開発計画

チェッコ・スロヴァキア連邦共和国における電源開発計画は、「2005年までのエネルギー政策戦略」に基づき、各共和国で具体的な計画が検討されている。チェッコ共和国においては本戦略に基づきFig. 2.4-3のとおり、2005年までのHigh・Low 2通りのシナリオを作成している。

いずれのシナリオによっても、テメリン原子力発電所1号機および2号機（設備出力各1,014MW）が1994年5月および1995年11月に試運転を開始する以外、当面具体的な大規模電源開発計画はない。

これは、工業生産の落ち込みのため、当面電力需要は低下し、（現状レベルへの回復はHighシナリオで1995年、Lowシナリオで1999年）、また、工業部門を始めとする省エネが進めば、電力需要の伸びはその後も緩やかなものとなるという見通しによる。

原子力発電所が運開しても、旧式の褐炭火力発電所の閉鎖を計画しており、既に91年には3基、合計設備出力323MWを閉鎖、また96年までに9基、983MWを閉鎖する計画である。

スロヴァキア共和国においても、データは入手されていないが、チェッコ共和国同様の計画であると考えられ、FMEのまとめた95年の電力供給計画では石炭・褐炭火力の比重は89年の64%から47%に低下することとなっている。（Table2.4-7参照）

こうした計画と共に、CEZにおいては、チェッコ・スロヴァキア連邦共和国における最大の大気汚染物質発生源の1つとなっているという認識の下、1996年10月までに脱硫装置設置等を含めた7,700MWを対象とする石炭火力発電所のクリーニング化を計画している。その費用は、総額で23億ドルと見込んでおり、資金調達問題は、緊急の取組課題となっている。

2.4.6 電力部門の環境対応

電力部門においても石炭・褐炭火力の大気汚染対策をはじめとした環境対応の必要性が高まっており、緊急の取組が不可欠である。

電力部門の大気汚染対策も、基本的には2.3に述べた国全体の環境対策に準拠するものである。

1991年10月に施行された「新大気浄化法」が火力発電所等煙源に対する大気汚染防止のための唯一の規制となっている。この法律により、1996年10月までにTable 2.4-12の既設値を遵守する対策を施さない場合は、運転停止を余儀無くされる。

なお、硫黄酸化物削減のための技術的対策として電力部門では、

- ① 排煙脱硫技術の導入
- ② 燃焼技術の導入（FBC）

を検討している。

2.4.7 C E Z の経理状況

(1) 概要

S E P の経理データは入手されていないが、C E Z の1991年における総資産は1,047億1,400万kCS (4,754億円) であり、当期経常利益を含めた資本合計は897億9600万kCS (4,077億円)、借入金は124億3100万kcs (約564億円) となっている。(Table 2.4-8参照) 借入金は長期・短期共国立銀行からのもので、長期借入金の金利(残高平均)は15~17%、短期借入金については13%となっている。なお、借入期間は長期で8年、短期で1~2年程度である。

C E Z の会計は完全独立システムとなっており、配電会社への卸電力料金と卸熱料金をもって経費を賄い、利益を留保する形となっている。

現在の卸料金制度は、最終需要家料金が政策的に決定された後、配電会社との交渉により定められる構造であるため、原価主義的料金体系とは、大きく乖離している。また、会計科目についても特殊な項目が多いため、現在、イギリスのコンサルタント会社であるArthur Andersenが欧米型の会計制度・料金体系への見直しについてスタディを実施中であり、早ければ年内に改訂される見込みである。

1991年の収入は、販売電力料金473億3,058万kcs (2,149億円) と販売熱料金66億8,047万kcs (303億円) 等、あわせて557億4,599万kcs (2,531億円) となっている。一方、費用は323億5,314万kcs (1,469億円) で233億9,285万kcs (1,057億円) の利益をあげ、税引後利益として104億7,632万kcs (476億円) を計上した (Table 2.4-9 及び2.4-10参照)。対売上高利益率は42%と、著しく高いものとなっているが、これは今後計画されている脱硫装置の設置等環境対策の資金作りのための電気料金の大幅な値上げによるものと推測される。

ちなみにC E Z では、1996年までに環境対策 (600億kcs)、テメリン原子力建設 (300億kcs) 等のプロジェクトに、計1,290億kcsの投資を必要としており、内700億kcsについて、自己資金で賄うべく計画している。現在検討中とされる新料金システムの内容について、情報は入手されていないが、仮に欧米並みの原価主義が採用されれば、利益は圧縮され、上記プロジェクトの実施のために他の手段—税金の免除措置、外資の導入等—を検討せざるを得ないと考えられる。

(2) 電力料金収入について

電力料金収入を供給電力量で割り戻すと、

$$47,330,578 \text{千kcs} \div 51,622,681 \text{MWh} = 916.9 \text{kcs/MWh}$$

(4.16円/KWh) となる。

(3) 電力生産コストについて

CEZの損益計算書上は、電力生産コストと熱生産コストとの区分はないため、計算書の費用項目について概要を述べる。

1) 燃料費

チェッコ・スロヴァキア連邦共和国における燃料費に関する会計管理は日本と異なり、熱量をベースとしたものとなっている。CEZによれば、総コストに占める燃料費の割合は、燃料消費量の減少にもかかわらず、石炭価格の高騰により1990年の41.5%から48.3%に上昇している。石炭価格の推移をFig. 2.4-4に示す。今後、燃料価格についても、価格の自由化が予想されることから、更に燃料費は上昇するものと思われる。

2) 修繕費及び関連費用

修繕費及び修繕に関する費用はCEZによれば、91年には諸機材等の高騰により4,498百万kcsとなった。

その5割は定検に関連する費用となっている。

3) 人件費

CEZの1991年における総従業員数は31,112名である。人件費を総人員数で割り戻すと、 $4,044,984,000 \text{kcs} \div 31,112 \text{人} = 130,013 \text{kcs/人}$ (590千円/人) となる。

4) 減価償却費

減価償却については、連邦大蔵省によりその基準が法令により定められている。残存価格は0で、機器類毎に償却率が定められている。

本基準の概要をTable 2.4-11に示す。

Table2.4-1 チェッコ共和国電力消費量の推移

(単位：TWh)

	1975	1980	1985	1989	1990	1991
家庭用	4.6	6.2	8.0	9.2	9.6	9.7
小口消費者	4.6	4.5	5.5	6.1	6.0	6.4
大口消費者	21.4	25.3	28.0	30.5	30.1	26.8
計	30.6	36.0	41.4	45.8	45.7	42.9

(出所) CEZ Annual Report 1991

Table2.4-2 CEZにおける電力輸出入 (1991)

(単位：GWh)

国	輸 入	輸 出
旧ソ連	922	53
オーストリア(スワップ)	167	116
スイス	105	247
イタリア	-	638
その他	706	205
計	1,900	1,259

(出所) CEZ VY ROCNI ZPRAVA

Table2.4-3 電力需給バランス (1991)

(単位: TWh)

	チェッコ共和国	チェッコ・スロヴァキア 連邦共和国
発 電		
石炭(含褐炭)火力	38.6	47.0
原子力	12.1	23.8
水 力	0.9	3.1
その他	—	9.5
計	51.6	83.4
自家発電よりの購入	0.6	—
電力輸入	1.9	3.1
電力供給計	54.1	86.5
電力輸出	1.2	1.3
SEPへの販売	3.2	—
配電会社への販売	44.1	—
自家用消費	3.6	5.7
送電ロス	1.0	5.6

(出所) CEZ Annual Report 1991

Table2.4-4 チェッコ・スロヴァキア連邦共和国総発電設備（含自家発電）

（単位：GW）

	火 力	原子力	水 力	計
1980	10.3	0.6	2.1	13.0
1981	13.4	0.9	2.6	16.9
1982	14.4	0.9	2.8	18.1
1983	14.6	0.9	2.8	18.3
1984	14.7	1.1	2.8	18.6
1985	11.3	2.6	2.8	16.7
1986	11.1	2.9	2.8	16.8
1987	10.8	3.2	2.9	16.9
1988	10.8	3.2	2.9	16.9
1989	11.3	3.2	2.9	17.4
1990	15.0	3.5	3.0	21.5

（出所）CEZ Annual Report 他

Table2. 4-5 発電用燃料消費

燃料種別	1980年		1985年		1986年		1987年		1988年		1989年	
	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)	発熱量 (10 ¹² J)	構成比 (%)
石炭	-	18.9	115,040	16.6	100,719	14.9	99,471	15.8	98,554	15.6	106,023	16.7
褐炭	-	71.1	542,398	78.3	538,077	79.7	499,424	79.2	505,024	80.1	498,985	78.5
液体燃料	-	5.8	19,129	2.8	14,639	2.2	15,037	2.4	12,953	2.1	11,813	1.9
天然ガス	-	-	7,474	1.1	13,013	1.9	7,966	1.2	5,366	0.8	7,046	1.1
製造ガス	-	4.2	2,588	0.4	3,162	0.5	2,971	0.5	3,301	0.5	5,374	0.8
高炉ガス	-	-	4,483	0.6	3,741	0.6	4,172	0.7	4,252	0.7	4,177	0.6
その他	-	-	1,404	0.2	1,440	0.2	1,475	0.2	1,376	0.2	2,453	0.4
合計	-	100.0	692,516	100.0	674,791	100.0	630,516	100.0	630,826	100.0	635,871	100.0

(出所) 国連; Annual Bulletin of Electric Energy Statistics for Europe, 各年版

「チェッコ・スロヴァキア統計年鑑」1990

Table2.4-6 CEZ発電設備(1991)

(単位: MW)

	設 備 出 力
石炭(含褐炭)火力	9,362
原子力	1,760
水 力	1,205
その他	64
計	12,391

(注) 休止中の火力を除く。

(出所) CEZ Annual Report 1992

Table2.4-7 チェッコ・スロヴァキア連邦共和国における電力供給計画

(単位: TWh)

	1989	1990	1995
石炭火力(褐炭)	60.6	58.1	39.2
水 力	4.1	3.9	6.0
原 子 力	24.6	24.6	34.7
電力輸入	5.5	6.7	3.9
計	94.8	93.3	83.8

(出所) プレゼンテーション資料

Table 2.4-8 CEZの貸借対照表(1991年12月31日現在)

(単位: 10⁶ kcs)

1. 資産の部

項 目	金 額
固定資産取得価額	89,698
減価償却累計額	▲ 45,990
固定資産期末簿価	43,708
投 資	25,439
① 固定資産計	69,147
現 金	1,581
燃料貯蔵品	4,141
その他貯蔵品	1,769
売 掛 金	4,320
その他流動資産	22
② 流動資産計	11,833
③ 特別資産計	23,734
資産計 (①+②+③)	104,714

2. 負債・資本の部

項 目	金 額
運 転 資 金	58,467
留 保 基 金	5,339
電 力 基 金	74
予 備 金	2,182
補 助 金 等	35
繰 越 利 益	306
当期計上利益	23,393
④ 資 本 計	89,796
投資のための借入金	10,497
運転のための借入金	1,934
⑤ 長期負債計	12,431
未 払 金	245
その他短期負債	2,242
⑥ 短期負債計	2,487
負債計 (④+⑤+⑥)	104,717

(出所: CEZ Annual Report)

Table2.4-9 CEZの損益計算書(1991年)

(単位:10⁹ kcs)

収支	項 目	金 額
収 入	販売電力料金	47,330,578
	販売熱料金	6,680,474
	その他収入	1,674,760
	小 計	55,685,812
	特別収入を含めた収入計	55,745,993
費 用	物 品 費	2,067,075
	燃 料 費	15,642,315
	修 繕 費	2,071,943
	減 価 償 却 費	1,710,593
	人 件 費	4,044,984
	支 払 利 息	389,577
	その他財務費用	1,642,977
	そ の 他 費 用	4,783,677
	費 用 計	32,353,141
当期計上利益		23,392,852

(出所;CEZ Annual Report)

Table2.4-10 CEZの利益処分計算書(1991年)

(単位:10⁹ kcs)

項 目	金 額
当期計上利益	23,392,852
利 益 税	12,916,526
当 期 利 益	10,476,326

(出所;CEZ Annual Report)

Table 2.4-11 減価償却基準

()内は日本での規定値

	償却率	耐用年数
建 物	2%	50年(30年)
タービン	5%	20年(15年)
機械類	5~6%	17~20年(15年)
脱硫装置	8%	12.5年(7年)

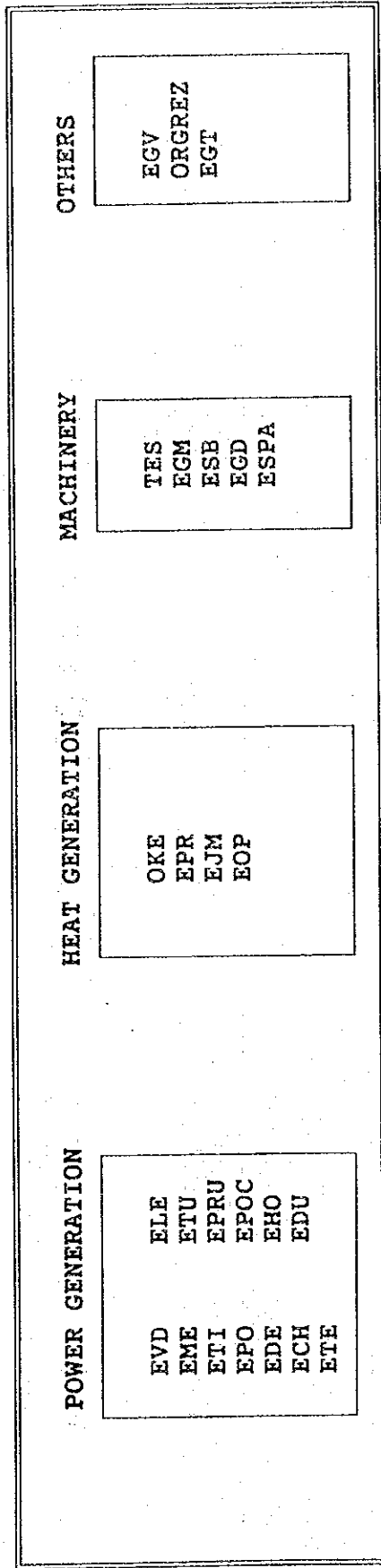
(注) ※脱硫装置については、基準は規定されていないため、化学プラントの償却率を記載。

(出所) ODPISOVANI ZAKLADNICH PROSTREDKU(1991.5)

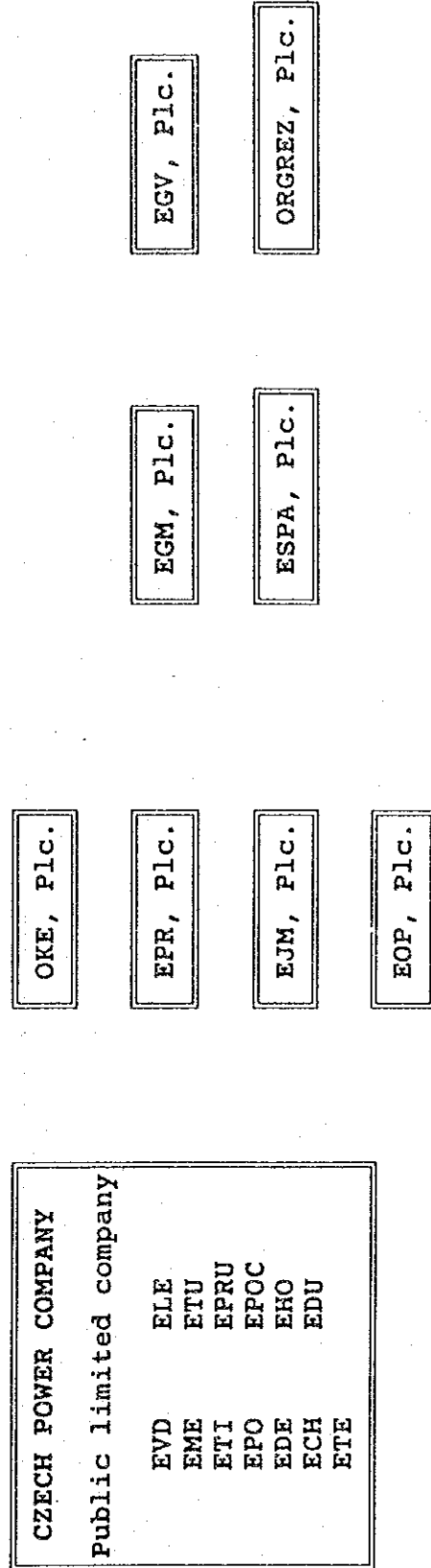
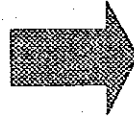
Table 2.4-12 チェッコ・スロヴァキア排出基準

排 出 基 準				
燃料種別	Emission Limits (mg/m ³ N)	設備容量 (Mwt)		
		5 - 50	50 - 300	> 300
固体燃料	SO ₂ ※	2,500	1,700※	500※
	η _{D₂SO_x} (%)		(70)	(85)
	NO _x (as NO ₂)	650	650	650
	Solid (Dust)	150	100	100
液体燃料	SO ₂	1,700	1,700	500
	NO _x (as NO ₂)	450	450	450
	Solid (Dust)	100	50	50
ガス燃料	SO ₂	35	35	35
	NO _x (as NO ₂)	200	200	200
	Solid (Dust)	10	10	10
備 考		<ul style="list-style-type: none"> ・※は脱硫装置なしで達成できる場合の規制値であり、これが不可能な場合は()内に示す脱硫効率を超える規制を受ける。 ・濃度は全て Dry Base, O₂=6%換算値 ・事故によるDe-SO_xなしでの運転は、最大96hr./回、360hr./年 ・1996年10月以降全ての煙源に適用 		

CZECH POWER COMPANY. STATE ENTERPRISE



P R I V A T I S A T I O N



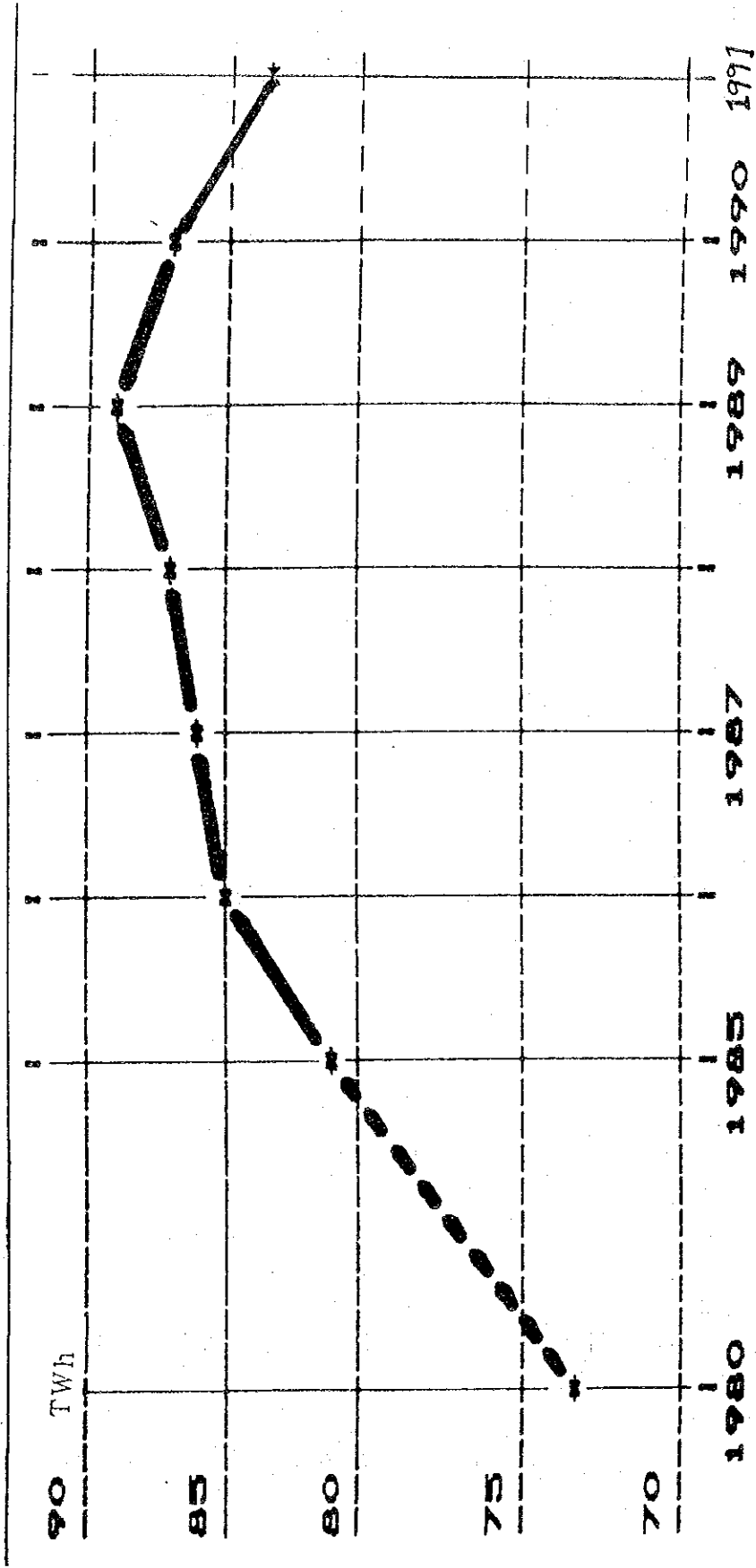
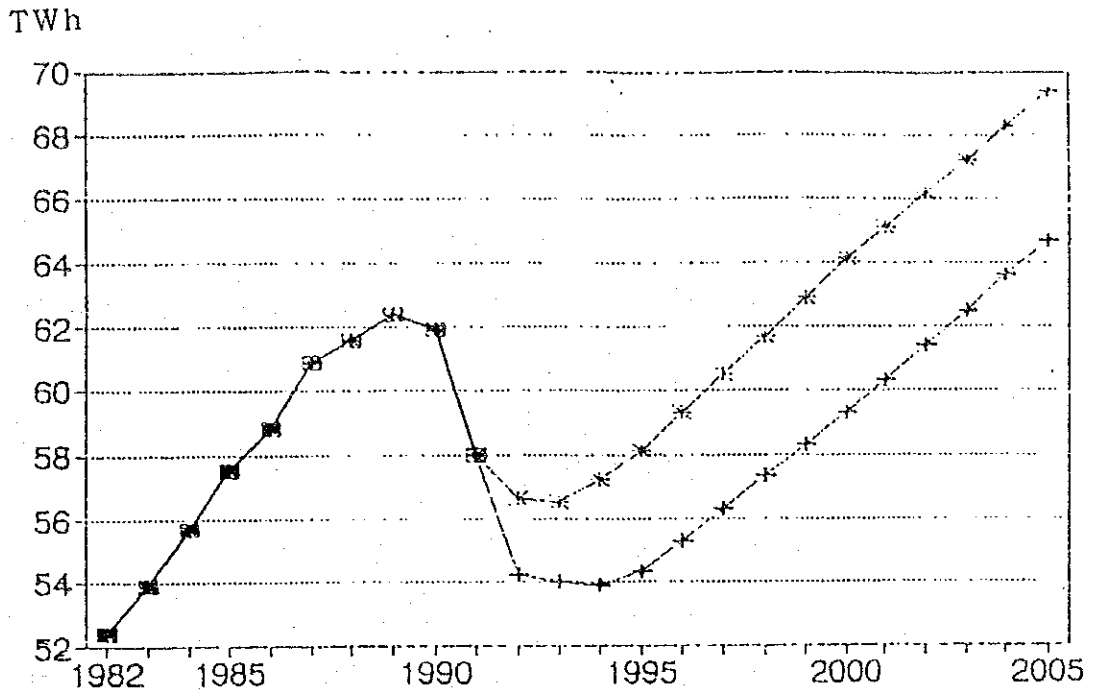


Fig.2.4-2 発電電力量の推移 (CSFR)
 (出所) JICA-CEZプレゼンテーション



+ Lowシナリオ * Highシナリオ □ 実績

Fig. 2.4-3 電力消費量の予測 (チェッコ共和国)

(出所) JICA-CEZプレゼンテーション (May 1992) 資料

kcs/GJ

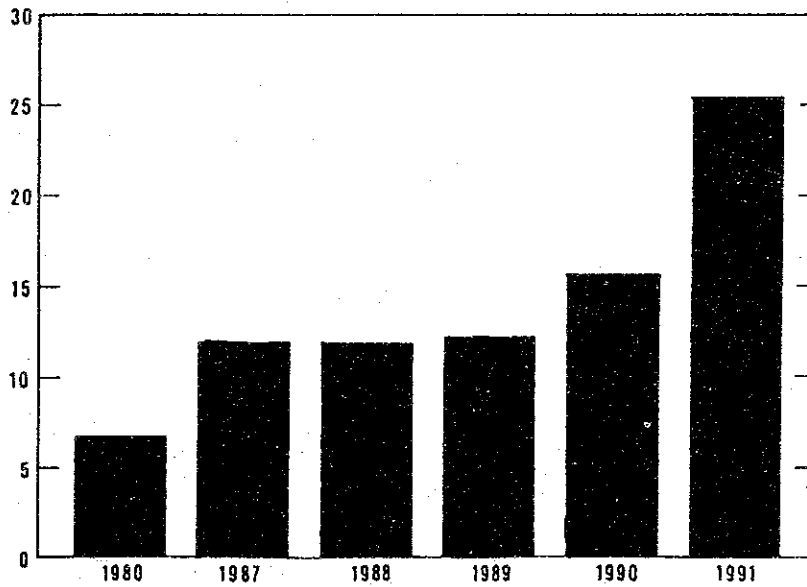


Fig. 2.4-4 燃料価格の推移

(出所) VYROČNÍ ZPRÁVA 1991

2.5 メルニーク発電所発電所概況

2.5.1 概 要

メルニーク発電所は、ラーベ川（エルベ川）の左岸、プラハの北35kmに位置する、出力1,270MWの国内褐炭焚発電所である。

建設は1957年より開始、初号機の運転開始は1960年9月であり、Part I 55MW×6基、Part II 110MW×4基、Part III 500MW×1基の合計11ユニットから構成される発電所群である。

Part IIIは、1981年11月に運転を開始した、同国では最新のユニットであり、単基容量としては国内最大規模のものである。

各発電所ユニットの構成、出力、運開年月日等を Table 2.5-1に示す。

同発電所の総出力1,270MWは同国全体の発電容量21,500MWの約6%（CEZ全体の発電容量14,900MWの約8.5%）を占め、同国内で3番目の規模の発電所群であると同時に、首都プラハへの重要電源となっている。

さらに、Part IIからは、首都プラハ向けの熱併給計画を有しており、7,8号機が1996年末までに、9,10号機が1998年末までにタービン発電機の改修と熱供給システムの新設を行い、電気出力280MWと熱出力600MWtのコンプレックスとなる予定である。

今回の調査の対象となるPart II、Part IIIの設備概要を Table 2.5-2に示す。

2.5.2 組織体制

発電所人員は合計1,630人程度であり、その組織、人員配置をTable 2.5-3、2.5-4に示す。

2.5.3 運 用

1988年以降の発電電力量および設備稼働率をTable 2.5-5に示す。

2.5.4 経理状況

(1) 資産等の状況

メルニーク発電所の賃借対照表（1991年12月31日現在）をTable2.5-6に示す。なお、メルニークPartⅢの建設費は、3,279.6百万kcs（1981年11月運開）となっている。（メルニークPartⅡについてのデータは入手されていない。）

(2) 電力生産コストについて

1) 総論

1991年におけるメルニーク発電所の電力生産コストはPartⅡ477.39kcs/MWh、PartⅢ435.59kcs/MWhとなっている。（Table2.5-7、2.5-8参照）これは、2.4.7(2)で推定したCEZの電力料金単価916.9kcsに対し、約47%～52%となっている。90年と比較すると、大規模な定期点検による修繕を行ったPartⅢは別として、PartⅡにおいては約32%のコスト上昇を記録している。これは燃料費を始めとする物件費の上昇のためと考えられる。

他の石炭火力発電所と比較すると、両Part共安価な発電コストであると考えられる。（Table 2.5-9 参照）

2) 電力生産コストの構成

① 燃料費

電力生産コストの大宗を占める燃料費を総熱量で割り戻すと、石炭の熱量当り平均単価は91年において両Partとも26kcs/GJとなる。また、重量当りの熱量は、2,600kcal/kg(10,920KJ/kg)と極めて低い。

計算によれば、91年に消費した石炭の総トン数はPartⅡ219万t、PartⅢ240万tとなる。

以上のデータに基づき、91年に消費した石炭の重量当り購入価格を算定すると、278.5kcs/t(1,264円/t)となる。

② 人件費

発電所組織の人員配置は前述したとおりであるが、入手されたデータから91年ベースの人件費を見てゆくと以下のとおりである。

総人件費は101,948千kcsであり、従業員1人当りの人件費は年額62,506kcs（約28万円）となる。

部門別では、運転部門の主任運転員の給与が最も高く、PartⅡで年額86,640kcs（約39万円）、PartⅢ98,400kcs（約45万円）となっている。交替勤務制のワーカーの給与は58,128kcs（約26万円）となっている。

人件費のエスカレ率は91年においては約30～40%と考えられる。

③ 減価償却費

減価償却費の基準については前述したが、メルニーク発電所の平均償却率は4.4%となっている。

④ 修繕費

計画・実績に応じて回収している。

91年の実績は、PartⅡで154,121千kcs（約7億円）、PartⅢで93,970千kcs（約4億円）、MW当り各々160万円、86万円。

日本の場合は、設備の老朽化の進行具合にもよるが、建設費の約3%程度で、1,500億円（地点にもよるが、600MW設備スケール）の建設費で45億円であり、MW当り750万円となる。人件費、物価の差等を考慮するとメルニーク発電所の負担は大きいと考えられるが、これは設備の老朽度によるところもあるが、資金不足で設備更新投資が不十分なこと、利用率が低いこと等も関係があると見られる。

Table 2.5-1 メルニーク発電所の構成

発電所群	号機	出力	煙突	着工年	運転開始年月日	
I	1	55MW	120m×1本	1957	1960. 9. 30	
	2	55MW				
	3	55MW				
	4	55MW	120m×1本		1961. 9. 27	
	5	55MW				
	6	55MW				
II	7	110MW	200m×1本	1967		1970. 12. 30
	8	110MW				1971. 5. 20
	9	110MW				1971. 9. 28
	10	110MW			1971. 11. 27	
III	11	500MW	270m×1本	1976	1981. 11. 5	

Table 2.5-2 メルニーク Part II、Part III設備概要

項 目	設 備 概 要	
発 電 所 群	Part II	Part III
<p>1. 主要設備</p> <p>(1) 単機出力</p> <p>(2) ボイラ</p> <p style="padding-left: 20px;">型 式 最大蒸発量 燃焼方式 燃 料 ミル型式</p> <p>(3) タービン</p> <p style="padding-left: 20px;">型 式 回転数 主蒸気圧力 主蒸気温度 再熱蒸気温度</p> <p>(4) 環境対策設備</p> <p>(5) 煙 突</p>	<p>7号機～10号機</p> <p>110 MW</p> <p>炉型・タイプ 自然循環式 350 T/H 平衡通風微粉炭焚 国内産褐炭 ファン・タイプ</p> <p>串型、再熱再生復水式3車室 3,000 rpm 129 kg/cm²g 540℃ 540℃</p> <p>電気集じん器（低温式） （180～200℃）</p> <p>7～10号機併せて1本 高 さ 200 m</p>	<p>11号機</p> <p>500 MW</p> <p>炉型・タイプ 強制循環式 1,670 T/H 平衡通風微粉炭焚 国内産褐炭 ファン・タイプ</p> <p>串型、再熱再生復水式4車室 3,000 rpm 165 kg/cm²g 540℃ 540℃</p> <p>電気集じん器（低温式） （160～180℃）</p> <p>11号機に1本 高 さ 270 m</p>
<p>2. 復水冷却水</p>	<p>発電所北東を流れるラーベ川より取水。</p>	<p>第II発電所温排水をポンプアップして取水。河川・放水温度が25℃以上になる場合はクーリング・タワーを使用。</p>
<p>3. 貯 炭 場</p>	<p>屋外貯炭方式、全3パイルで各発電所1パイル。貯炭場へは鉄道にて輸送。</p>	
<p>4. 灰 捨 場</p>	<p>発電所より南西約1.5Km地点にパイプラインにてスラリー輸送。</p>	

Table 2.5-3 メルニーク発電所組織図 (1992年5月15日現在)

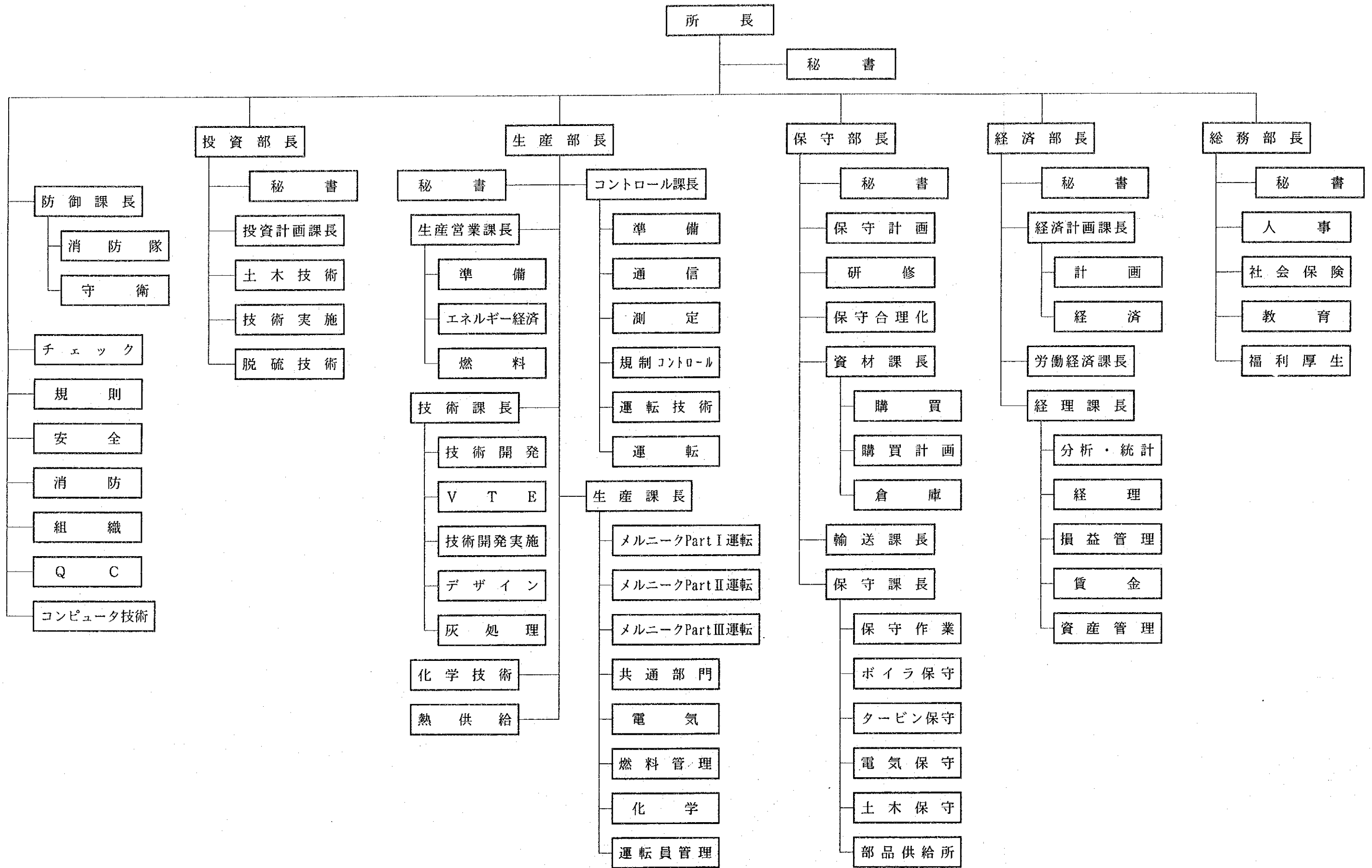


Table 2.5-4 メルニーク発電所人員表

部 門	業 務 の 概 要	人員数 (人)
防 御 課	消防・守衛他	77
投 資 部	脱硫技術、土木技術他	39
生 産 部	化学技術、発電所運転、燃料管理、灰処理他	897
保 守 部	保守計画、保守合理化、資材購買、ボイラ、タービン、電気等保守	487
経 済 部	経済計画、経理他	38
総 務 部	人事、教育、福利厚生他	93
計		1,631

Table 2.5-5 メルニーク発電所の発電電力量・設備稼働率

	Part I		Part II		Part III	
	発電電力量 (MWh)	稼働率 (%)	発電電力量 (MWh)	稼働率 (%)	発電電力量 (MWh)	稼働率 (%)
1988	1,565	54.1	1,882	48.8	2,264	51.7
1989	1,514	52.4	1,563	40.6	2,007	45.8
1990	1,434	49.6	2,076	53.9	349	8.0
1991	995	34.4	2,207	57.3	2,416	55.9

Table 2.5-6 メルニーク発電所貸借対照表 (1991年12月31日現在)

(単位: 10⁹kcs)

1. 資産の部

項 目	金 額
固定資産取得価額	5,363.1
減価償却費累計額	▲3,351.0
固定資産期末簿価	2,012.1
投資	68.3
① 固定資産計	2,080.4
現金	18.4
未収入金	76.5
売掛金	167.4
予備金	334.4
前払費用	28.2
② 流動資産計	624.9
資産計 (①+②)	2,705.3

2. 負債・資本の部

項 目	金 額
運転資金	2,531.0
留保基金	1.1
繰越利益	16.6
当期計上利益	47.6
③ 資本計	2,596.3
投資のための借入金	5.0
運転のための借入金	41.0
④ 長期負債計	46.0
未払金	38.7
その他短期負債	24.3
⑤ 短期負債計	63.0
負債計 (③+④+⑤)	2,705.3

Table2.5-7 メルニークPart II 経理データ

	項 目	1989年	1990年	1991年	
諸 元	1. 発生電力量 (MWh)	1,563,100	2,076,470	2,207,540	
	2. 所内消費電力量 (MWh)	137,997	175,382	182,975	
	3. 販売電力量 (MWh)	1,425,103	1,901,088	2,024,565	
	4. 燃料消費量 (GJ)	17,327,916	22,789,652	23,956,497	
費 用	5. 燃 料 費(10 ³ kcs)	271,431	401,959	608,072	
	6. 物 品 費(")	2,158	1,783	11,298	
	7. 人 件 費(")	10,862	10,663	14,080	
	8. 所内用水費(")	55,871	72,811	77,686	
	9. 修 繕 費(")	140,812	115,371	154,121	
	10. 減価償却費(")	56,709	52,768	67,859	
	11. その他費用(")	8,844	9,661	13,849	
	12. 管 理 費(")	10,718	20,631	19,540	
	費用計	557,405	685,647	966,505	
	販売電力量当りの費用(kcs/MWh)		391.13	360.66	477.39

Table2.5-8 メルニークPartⅢ経理データ

	項 目	1989年	1990年	1991年
諸 元	1. 発生電力量 (MWh)	2,007,260	348,900	2,446,602
	2. 所内消費電力量 (MWh)	108,442	17,791	126,953
	3. 販売電力量 (MWh)	1,898,818	331,109	2,319,649
	4. 燃料消費量 (GJ)	21,903,457	3,793,256	26,217,554
費 用	5. 燃 料 費(10 ³ kcs)	342,682	67,248	670,373
	6. 物 品 費(")	2,184	2,795	6,176
	7. 人 件 費(")	11,415	10,314	14,711
	8. 所内用水費(")	4,115	785	13,143
	9. 修 繕 費(")	36,211	187,596	93,970
	10. 減価償却費(")	132,863	128,343	154,423
	11. その他費用(")	11,834	11,410	17,568
	12. 管 理 費(")	24,673	33,955	40,049
	費用計	565,976	442,446	1,010,413
	販売電力量当りの費用(kcs/MWh)	298.07	1,336.25	435.59

Table2.5-9 1991年CEZ主要石炭(褐炭)火力発電所電力生産コスト

項 目	出力(MW)	電力生産コスト (kcs/MWh)
メルニークPart I	330	535.22
メルニークPart II	440	477.39
メルニークPart III	500	435.59
ホドニン発電所	210	605.05
ポリティ発電所	165	592.82
オパトヴィチュ発電所	330	475.10
シャヴァレティチェ発電所	800	467.54
デトマロヴィツェ発電所	800	614.32
ツシミツェ第I発電所	660	391.06
ツシミツェ第II発電所	800	404.64

第 3 章 排煙脱硫装置計画地点の立地条件

第3章 排煙脱硫装置計画地点の立地条件

	頁
3.1 位置	3-1
3.2 アクセス	3-1
3.3 気象	3-1
3.4 地形	3-2
3.5 地質	3-3

List of Tables

Table	Description	Page
Table 3.3-1	Monthly Meteorological Data at Tisice	3 - 4
Table 3.3-2	Monthly Wind Speed & Direction (1/2) (2/2)	3 - 5

List of Figures

Figure	Description	Page
Fig. 3.3-1	Monthly Average Temperature at Tisice	3 - 7
Fig. 3.3-2	Monthly Average Humidity at Tisice	3 - 7
Fig. 3.3-3	Monthly Rainfall at Tisice	3 - 8
Fig. 3.3-4	Monthly Wind Rose at Tisice	3 - 9
Fig. 3.4-1	Melnik Power Station Location Map	3 - 11
Fig. 3.4-2	Melnik Power Station General Plan	3 - 13
Fig. 3.4-3	Soil Profile	3 - 15

第3章 排煙脱硫装置計画地点の立地条件

3.1 位置

メルニーク発電所はチェッコ共和国プラハ市の北方約35km、北緯50° 20'、東経14° 28'に位置している。また、発電所の冷却水の主水源であるラーベ川はメルニーク町付近でヴルタヴァ川と合流し、ドイツを経て北海に流下している国際河川であるが、メルニーク発電所は合流後のラーベ川下流約9kmの左岸に位置している。

3.2 アクセス

プラハからメルニーク発電所までのアクセスは高速道路8号線から国道9号線経由でメルニークまで約40km、さらにメルニークよりラーベ川を横断してメルニーク発電所まで約10kmの距離である。また、メルニーク発電所構内には鉄道引き込み線が敷設されており、石炭・建設資材等の運搬は鉄道によって行われている。今回の排煙脱硫装置の設置にあたって、鉄道は資機材搬入の方法として有効に活用できるものと思われる。

3.3 気象

3.3.1 概要

チェッコ・スロヴァキアの気候は西ヨーロッパの大西洋性気候と東ヨーロッパの内陸性気候の中間の性質を持ち、同緯度の西ヨーロッパに比べると夏は暑く、冬は寒い。添付の気象データはメルニーク発電所の南東約17kmに位置するTisiceにおける観測値である。

3.3.2 気温

各月の日平均気温・日最大平均気温及び日最低平均気温を Fig. 3.3-1 および Table 3.3-1 に示すが、これによると年間では1月が一番低く平均気温が-1.3℃、最低平均気温が-4.5℃である。また最も気温が高いのは7月で平均気温が19.0℃、最高平均気温が24.9℃である。なお、年間平均気温は9.2℃である。

3.3.3 相対湿度

年間の湿度の傾向は冬が高く夏は低い。月平均の相対湿度は4月が最低で67.7%、12月が最高で84.5%である。

各月の平均湿度を Fig. 3.3-2 および Table 3.3-1 に示す。

3.3.4 降雨量

年間降雨量は527.3mmで、夏期に降雨が多く5～8月の4ヶ月間に約53%の281.9mmを記録している。

各月の降雨量を Fig. 3.3-3 および Table 3.3-1 に示す。

3.3.5 風

風向は年間を通じNW・W・SW方向の風が卓越している。また、年間の平均静穏度は37.9%である。

各月の風向および風速の頻度分布を Fig. 3.3-4 および Table 3.3-2 に示す。

3.4 地形

メルニーク発電所付近の地形は灰捨場のある発電所南西側の小丘（標高約260m）からラーベ川に向かって緩やかに傾斜しており、発電所位置での標高は160mである。

また、発電所地点におけるラーベ川の100年確率洪水水位は標高158.4mで洪水流量は4,300m³/sとなっている。

発電所周辺では緩やかな地形を利用して、小麦・ビール麦・砂糖大根等の畑作が行われている。

今回対象のPart IIの脱硫設備設置場所は煙突と石炭受け入れ用鉄道線路に挟まれた場所を予定しており、現在列車解凍庫および鋼材倉庫が設置されている。

Part IIIの脱硫設備設置場所は発電所北東側のPart IIIと発電所から排出される石炭灰を利用した軽量ブロック工場との間の空き地を予定している。この空き地内には現在建物が数棟建っているが、近日中にCEZによって移設・撤去される予定である。

Fig. 3.4-1 に発電所付近の地図を、Fig. 3.4-2 に発電所一般平面図を示す。

3.5 地 質

メルニーク発電所地点の地質は主として、Labe川の河床堆積物で表面が覆われており、表層2mは黄土、以下GL-11m（標高149m）迄は砂および砂利で構成されている。標高149m以下は砂質泥岩・泥質石灰岩の岩盤層である。

また、発電所地点の平均地下水位は標高154.5mである。

地盤の支持力は砂および砂利層で $3.5\text{kg}/\text{cm}^2$ 程度あり、既設発電所本館・煙突等の重量構造物の基礎は直接基礎方式である。

Fig. 3.4-3 に発電所の標準的な地質横断面図を示す。

Table 3.3-1 MONTHLY METEOROLOGICAL DATA AT TISICE

YEAR: 1981 ~ 1990

	UNIT	JAN.	FEB.	MAR.	APR.	MAY	JUNE	JULY	AUG.	SEPT.	OCT.	NOV.	DEC.	AVERAGE
MONTHLY AVERAGE	°C	-1.3	-0.3	4.8	9.1	14.8	17.0	19.0	18.4	14.4	9.8	3.7	1.1	9.2
MONTHLY MAXIMUM AVERAGE	°C	1.7	3.5	9.3	14.7	20.4	22.4	24.9	24.6	19.9	14.6	6.8	3.7	13.9
MONTHLY MINIMUM AVERAGE	°C	-4.5	-3.9	0.5	3.5	8.5	11.1	12.7	12.5	9.3	5.3	0.8	-1.5	4.5
MONTHLY AVERAGE HUMIDITY	%	81.8	79.1	73.8	67.7	68.6	71.5	70.9	75.0	79.9	80.1	83.6	84.5	76.4
MONTHLY AVERAGE RAINFALL	mm	26.7	24.2	27.6	33.6	58.2	58.7	87.2	77.8	38.3	30.5	33.8	30.7	527.3
														ANNUAL

Table 3.3-2 MONTHLY WIND SPEED & DIRECTION (1/2)
(1986~1990)

MONTH: JANUARY

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	1.1	0.9	3.9	1.3	1.1	1.7	1.7	5.2		
0.1--3.9	1.1	1.3	10.1	2.4	2.8	4.5	4.5	8.0		
0.1--5.9	1.1	1.5	11.8	3.7	3.9	8.0	8.8	9.2		
0.1--MAX	1.3	1.5	13.5	4.3	6.0	9.7	13.1	10.1		
TOTAL	1.3	1.5	13.5	4.3	6.0	9.7	13.1	10.1	40.4	100.0

MONTH: FEBRUARY

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	3.3	1.4	4.3	2.1	0.9	2.1	2.8	5.2		
0.1--3.9	3.5	2.4	9.2	3.8	2.4	4.7	6.6	6.4		
0.1--5.9	3.8	2.4	10.9	5.2	3.3	8.3	8.7	7.8		
0.1--MAX	3.8	2.4	15.6	5.7	4.5	12.5	15.4	9.0		
TOTAL	3.8	2.4	15.6	5.7	4.5	12.5	15.4	9.0	31.2	100.0

MONTH: MARCH

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.6	1.7	3.2	1.3	0.9	1.7	2.4	4.5		
0.1--3.9	1.3	3.7	7.3	1.9	2.6	4.1	7.1	6.0		
0.1--5.9	1.9	4.5	12.0	3.2	4.5	9.0	10.8	7.5		
0.1--MAX	2.4	4.7	13.3	3.9	4.7	14.4	17.8	10.3		
TOTAL	2.4	4.7	13.3	3.9	4.7	14.4	17.8	10.3	28.4	100.0

MONTH: APRIL

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	1.6	1.1	2.0	0.7	0.9	1.3	2.0	3.8		
0.1--3.9	4.4	5.1	7.3	2.2	2.7	4.2	6.0	8.0		
0.1--5.9	6.9	7.3	10.9	4.2	3.3	6.7	9.3	9.6		
0.1--MAX	8.0	8.0	12.4	4.9	3.8	9.6	13.1	12.2		
TOTAL	8.0	8.0	12.4	4.9	3.8	9.6	13.1	12.2	28.0	100.0

MONTH: MAY

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	1.1	2.6	3.0	1.3	0.2	1.5	2.4	3.4		
0.1--3.9	1.9	5.2	8.0	3.0	1.7	4.5	4.7	9.5		
0.1--5.9	2.2	7.3	11.8	4.9	2.2	6.0	7.3	12.9		
0.1--MAX	2.8	7.5	13.1	5.4	2.6	7.5	9.5	16.1		
TOTAL	2.8	7.5	13.1	5.4	2.6	7.5	9.5	16.1	35.5	100.0

MONTH: JUNE

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.9	0.7	3.1	2.0	0.4	2.0	4.2	4.2		
0.1--3.9	2.4	3.1	5.3	3.6	0.9	5.6	7.6	9.8		
0.1--5.9	3.6	4.7	6.2	4.9	1.3	9.8	12.2	12.2		
0.1--MAX	5.3	4.9	6.9	5.1	1.3	12.7	14.0	13.6		
TOTAL	5.3	4.9	6.9	5.1	1.3	12.7	14.0	13.6	36.2	100.0

Table 3.3-2 MONTHLY WIND SPEED & DIRECTION (2/2)
(1986~1990)

MONTH: JULY

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.9	1.3	2.4	2.4	1.9	1.7	3.7	3.9		
0.1--3.9	2.4	2.6	4.1	3.9	2.8	8.4	8.8	7.3		
0.1--5.9	2.6	3.2	4.3	5.6	3.2	11.6	12.5	10.8		
0.1--MAX	2.8	3.4	4.5	6.0	3.2	15.1	13.8	12.7		
TOTAL	2.8	3.4	4.5	6.0	3.2	15.1	13.8	12.7	38.5	100.0

MONTH: AUGUST

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.6	1.9	3.0	1.3	0.9	1.9	2.8	2.8		
0.1--3.9	2.2	3.2	5.2	3.9	1.5	3.2	5.6	7.3		
0.1--5.9	3.2	3.9	5.4	5.4	1.9	6.7	7.7	10.8		
0.1--MAX	3.2	3.9	6.2	6.0	2.2	9.0	10.8	13.5		
TOTAL	3.2	3.9	6.2	6.0	2.2	9.0	10.8	13.5	45.2	100.0

MONTH: SEPTEMBER

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.4	0.9	2.9	1.8	0.0	0.9	1.3	2.4		
0.1--3.9	2.0	1.3	4.7	2.9	1.8	8.0	4.9	6.0		
0.1--5.9	2.4	1.6	7.1	3.3	2.2	12.4	9.8	8.7		
0.1--MAX	2.7	1.6	7.1	3.3	2.7	16.7	13.1	10.0		
TOTAL	2.7	1.6	7.1	3.3	2.7	16.7	13.1	10.0	42.9	100.0

MONTH: OCTOBER

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.2	0.4	1.7	1.7	0.4	0.2	1.5	1.1		
0.1--3.9	1.3	2.8	9.5	5.6	0.9	2.8	3.9	3.0		
0.1--5.9	2.2	3.9	12.7	8.0	1.1	6.9	7.1	3.4		
0.1--MAX	2.2	3.9	15.1	9.5	1.3	9.0	8.2	4.5		
TOTAL	2.2	3.9	15.1	9.5	1.3	9.0	8.2	4.5	46.5	100.0

MONTH: NOVEMBER

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.0	0.7	2.0	2.9	0.9	1.8	0.4	1.6		
0.1--3.9	0.4	2.7	6.9	4.4	2.0	5.3	5.3	3.1		
0.1--5.9	1.3	3.6	9.1	5.1	2.4	11.1	10.4	5.1		
0.1--MAX	2.0	3.8	9.1	5.1	2.4	14.0	14.4	6.4		
TOTAL	2.0	3.8	9.1	5.1	2.4	14.0	14.4	6.4	42.7	100.0

MONTH: DECEMBER

UNIT: %

SPEED	N	NE	E	SE	S	SW	W	NW	CALM	TOTAL
0.1--1.9	0.0	0.6	1.1	2.2	1.1	2.6	1.3	1.7		
0.1--3.9	0.6	1.3	5.6	4.3	2.8	4.3	5.4	5.6		
0.1--5.9	1.7	1.5	8.4	4.7	3.7	10.1	12.0	7.1		
0.1--MAX	2.4	1.5	8.8	4.7	3.7	14.6	18.5	8.2		
TOTAL	2.4	1.5	8.8	4.7	3.7	14.6	18.5	8.2	37.6	100.0

YEAR 1981~1990

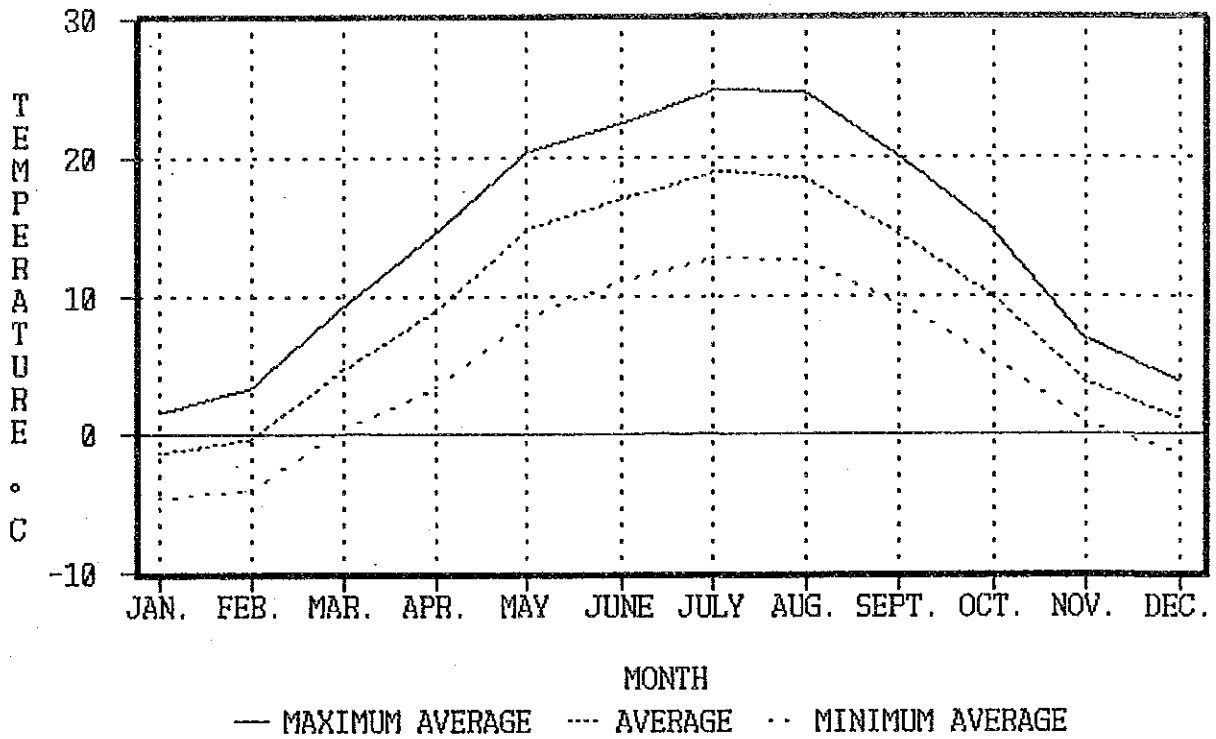


Fig. 3.3-1 MONTHLY AVERAGE TEMPERATURE AT TISICE

YEAR 1981~1990

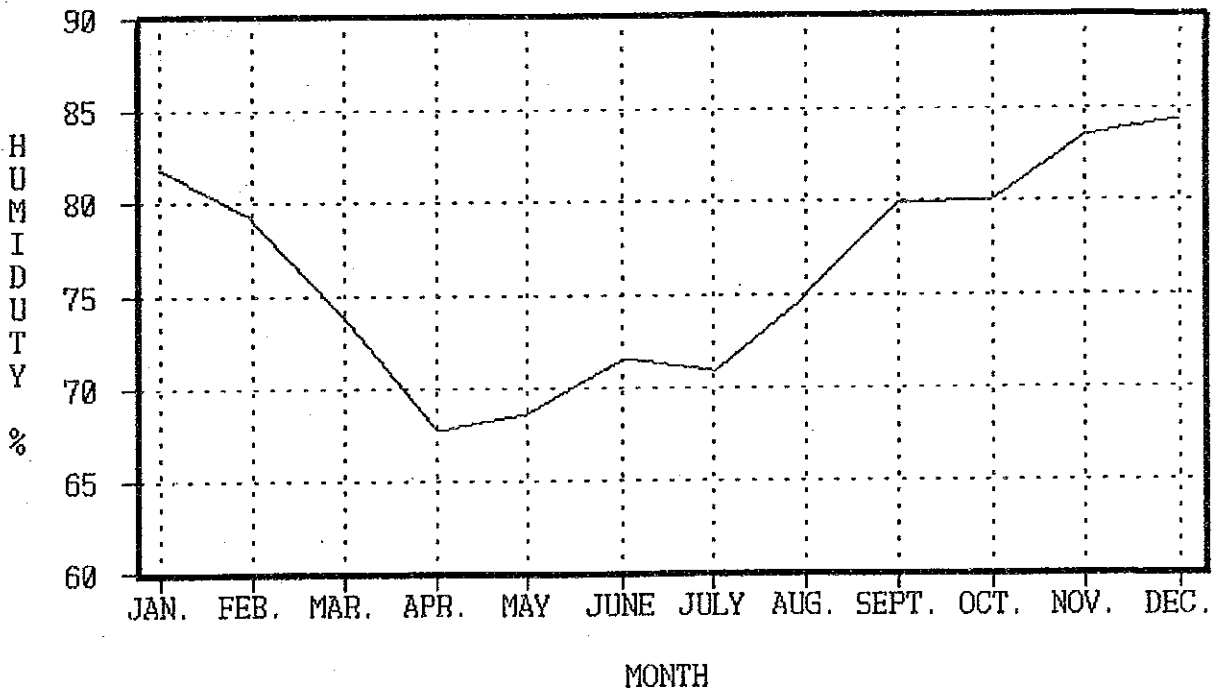


Fig. 3.3-2 MONTHLY AVERAGE HUMIDITY AT TISICE

YEAR 1981~1990

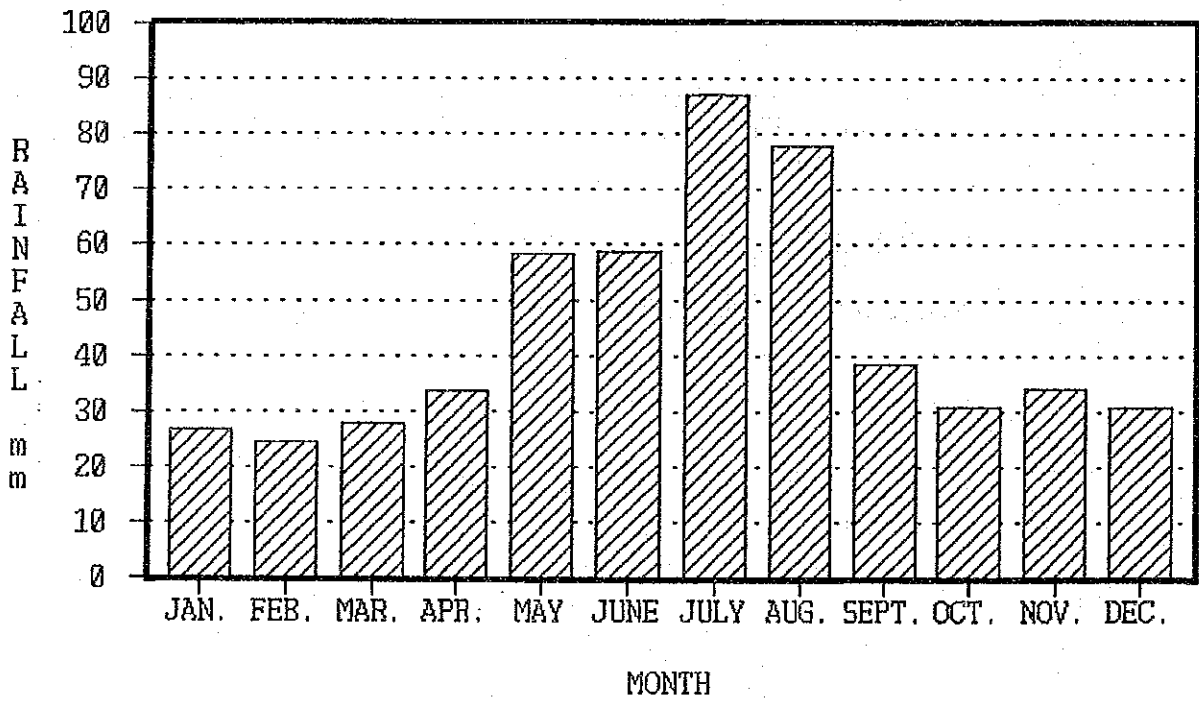
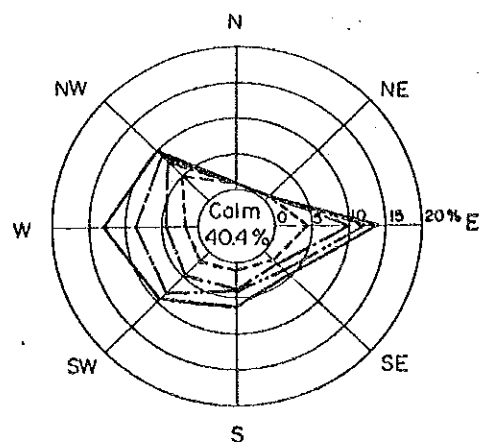
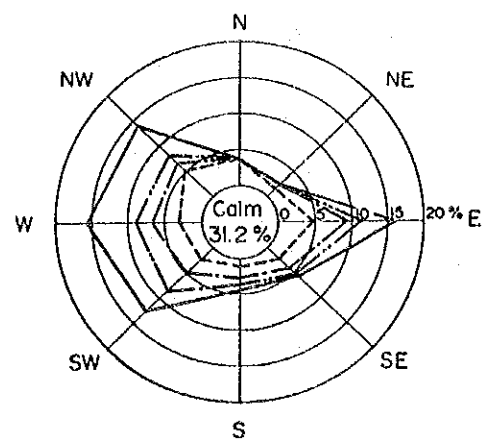


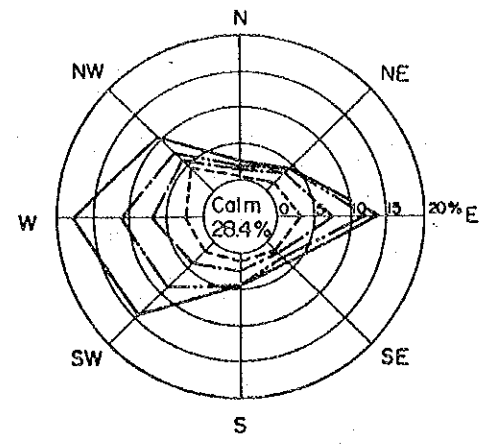
Fig. 3.3-3 MONTHLY RAINFALL AT TISICE



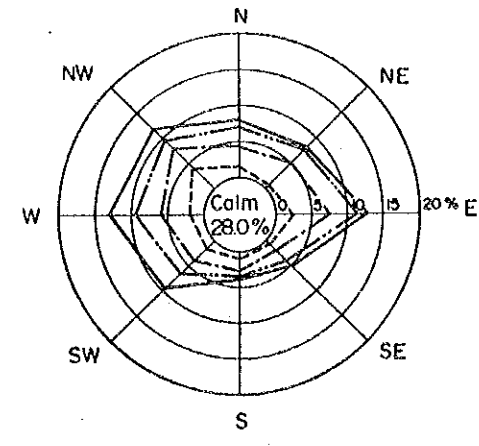
JANUARY



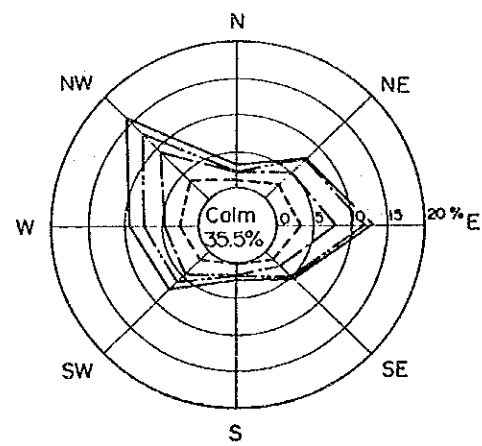
FEBRUARY



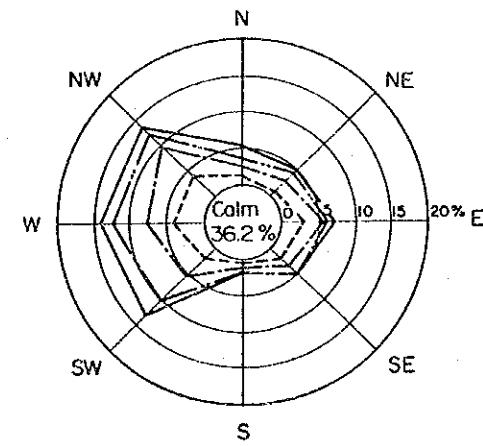
MARCH



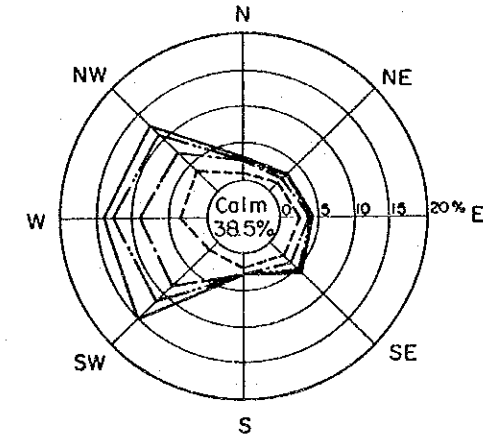
APRIL



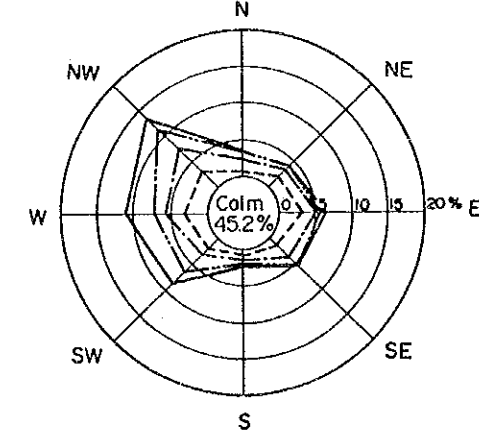
MAY



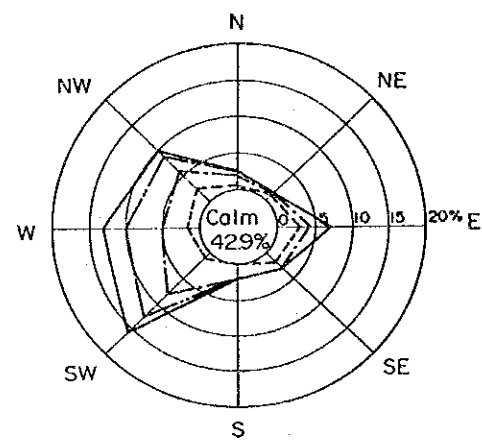
JUNE



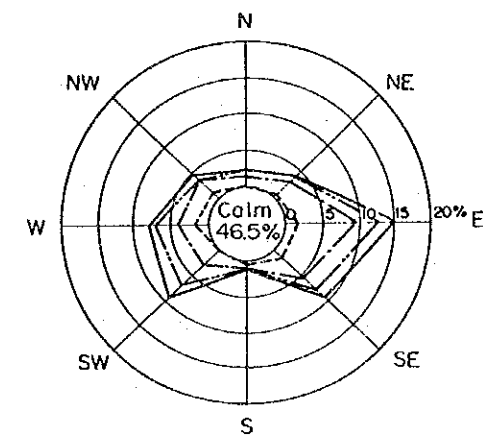
JULY



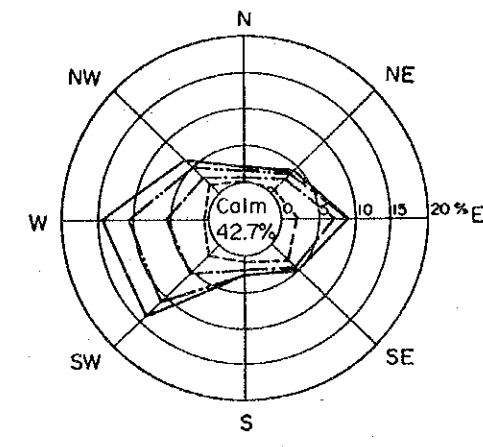
AUGUST



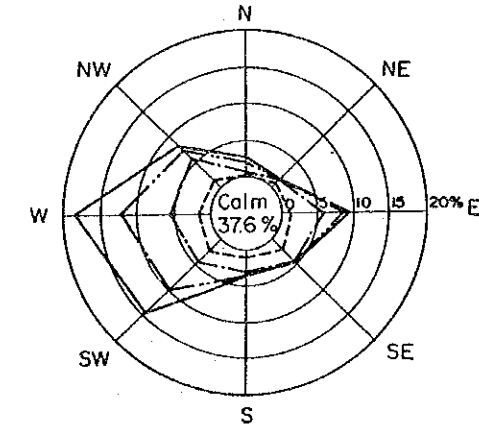
SEPTEMBER



OCTOBER



NOVEMBER



DECEMBER

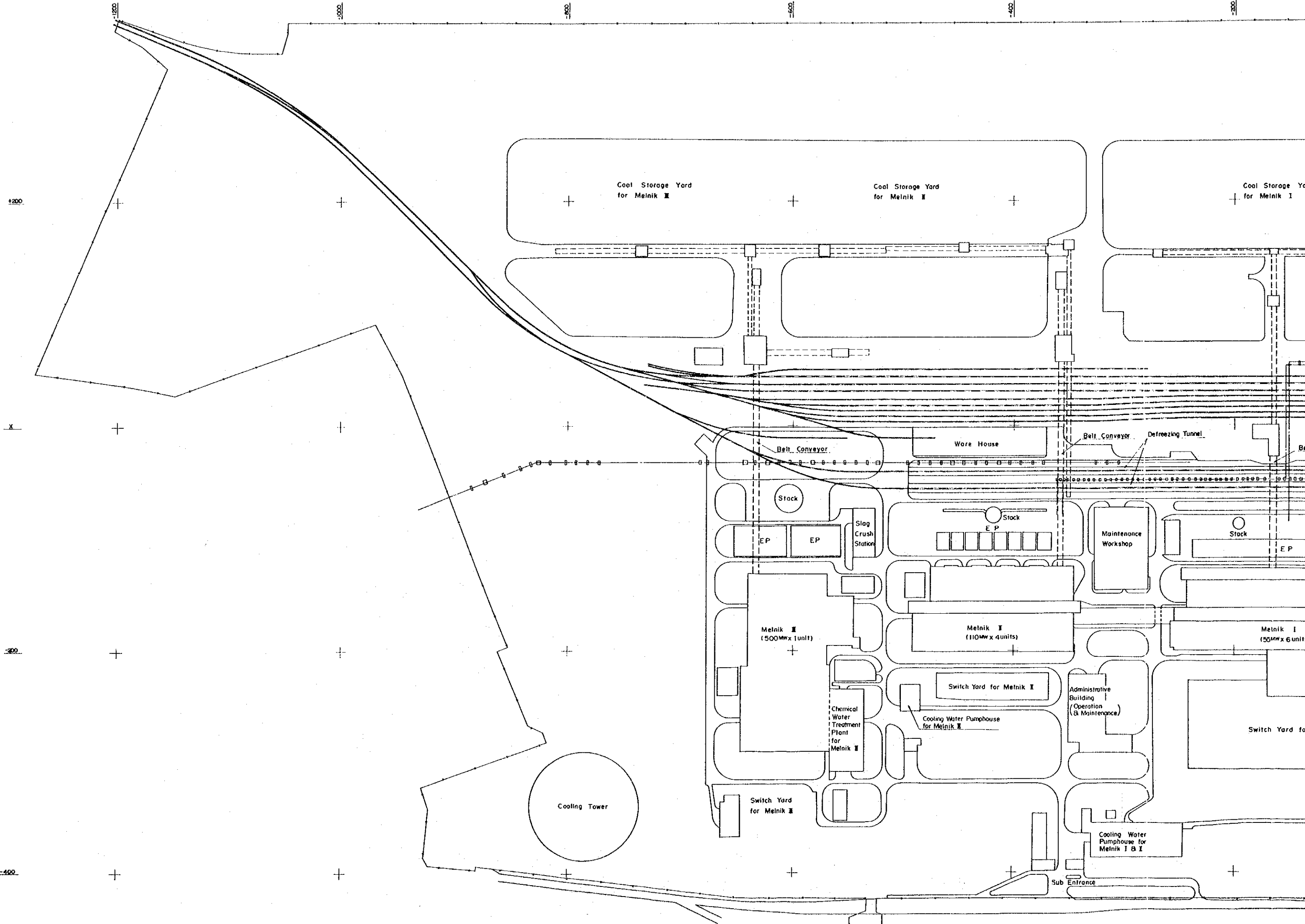
LEGEND

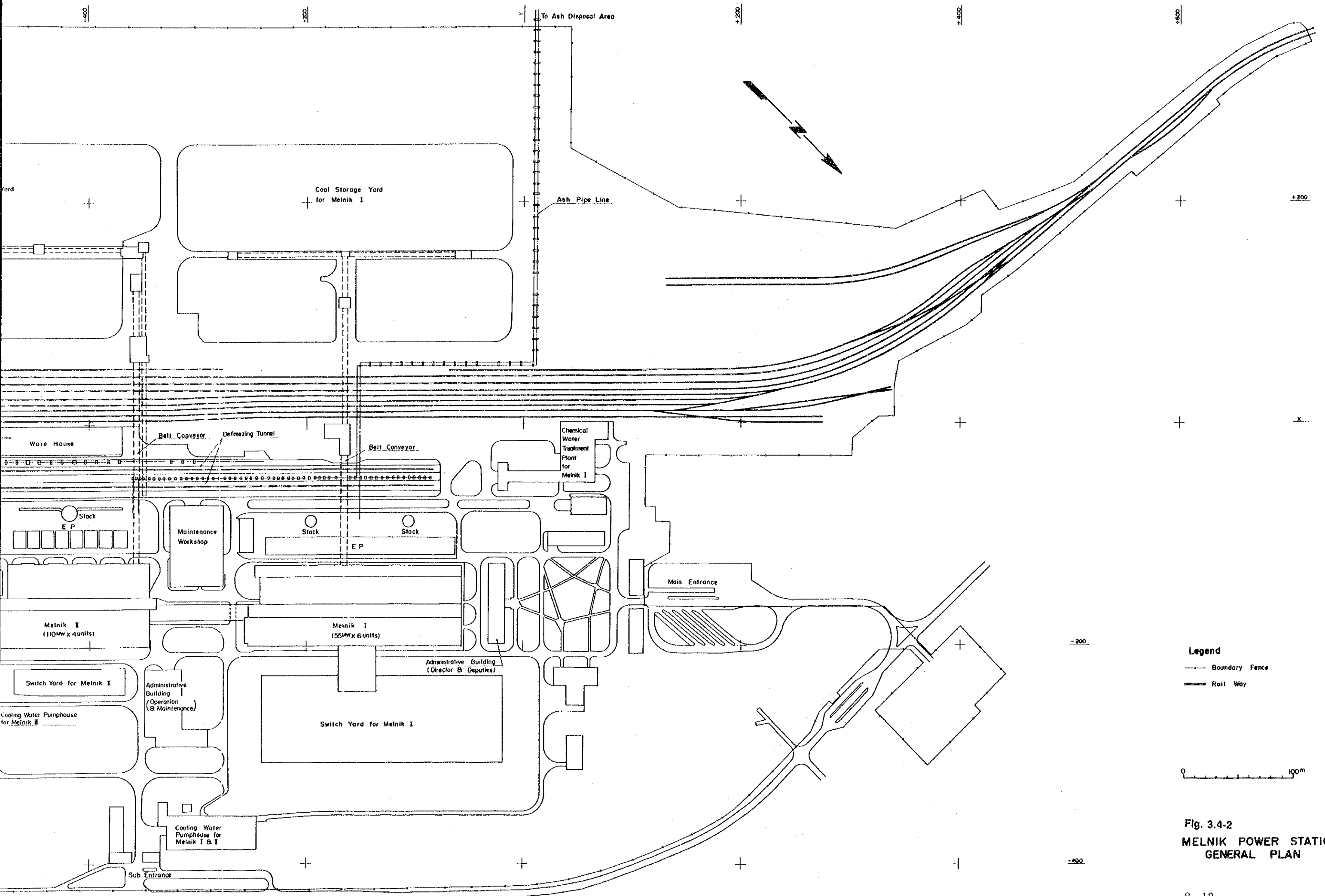
- 0.1 ~ Max
- - - 0.1 ~ 5.9 m/s
- · - · 0.1 ~ 3.9 m/s
- · - · - · 0.1 ~ 1.9 m/s

Fig. 3.3-4
MONTHLY WIND ROSE AT TISICE
(YEAR: 1986 ~ 1990)



Fig. 3.4-1
MELNIK POWER STATION
LOCATION MAP





Legend
 --- Boundary Fence
 --- Rail Way

0 100m

Fig. 3.4-2
 MELNIK POWER STATION
 GENERAL PLAN

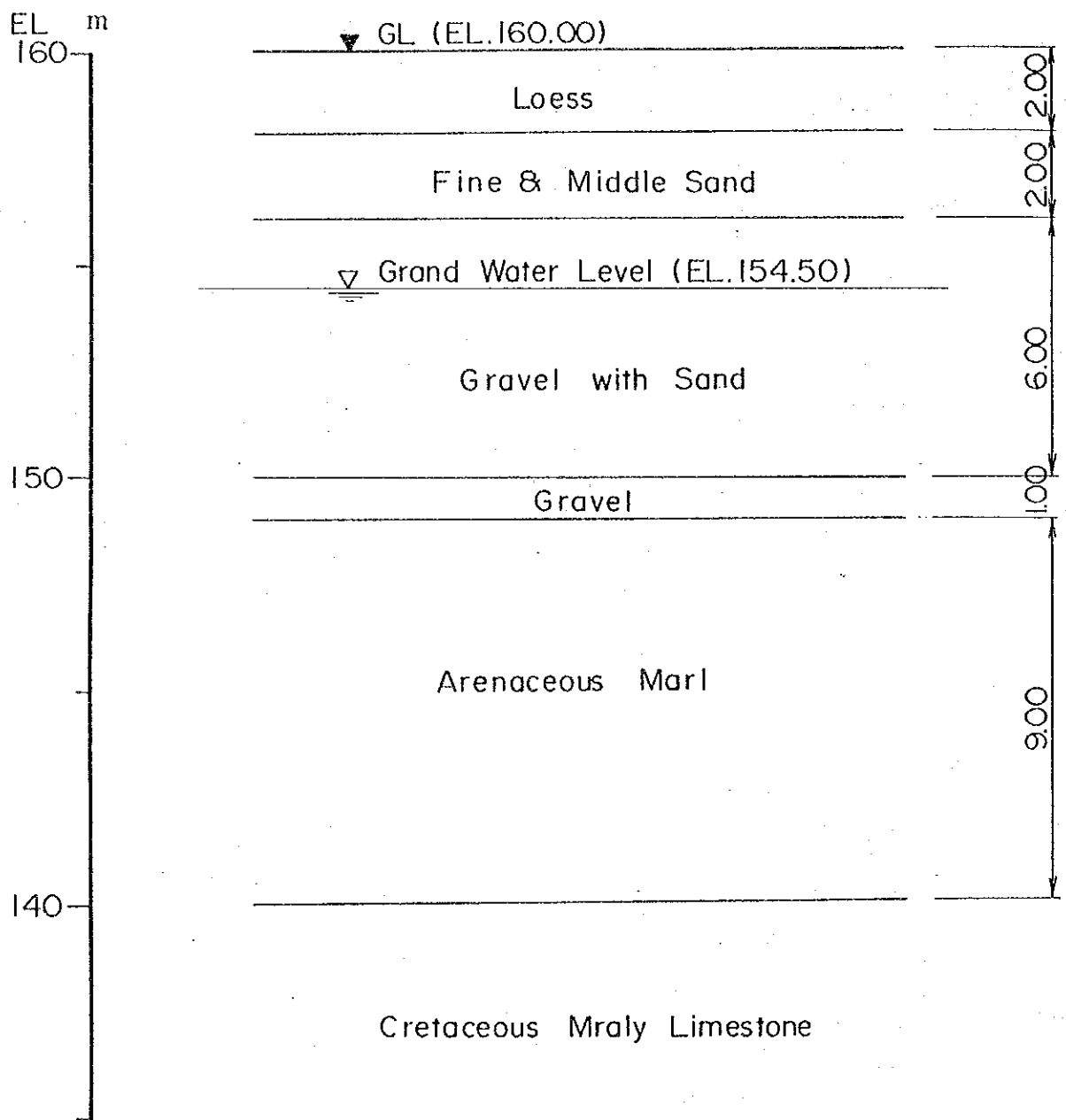


Fig. 3.4-3 SOIL PROFILE

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 メルニーク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	4-6
4.2.1 評価対象排煙脱硫方式選択	4-6
4.2.2 評価対象排煙脱硫方式の技術比較	4-7
4.3 最適排煙脱硫方式の検討諸元	4-32
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	4-57
4.4.1 検討条件	4-57
4.4.2 基本方針	4-58
4.4.3 組合せ検討内容	4-59
4.4.4 組合せ検討結果	4-60
4.5 評価対象排煙脱硫方式の技術比較と経済比較	4-65
4.5.1 比較項目	4-65
4.5.2 技術比較と経済比較の条件	4-66
4.5.3 経済比較手法	4-67
4.5.4 比較検討結果	4-67
4.5.5 メルニーク発電所に最適な排煙脱硫装置	4-71
4.6 最適排煙脱硫装置の選定結果	4-97
4.6.1 排煙脱硫方式と設置基数	4-97
4.6.2 概念設計仕様	4-98
4.6.3 副生品及び排水処理方法	4-98
4.6.4 副生品捨場	4-99

List of Tables

Table	Description	Page
Table 4.1-1	Ambient Air Quality Standards in Czech and Slovak	4 - 3
Table 4.1-2	メルニーク発電所の排出基準	4 - 4
Table 4.2-1	評価対象排煙脱硫方式の技術比較No.1 ~No.10	4 - 15~24
Table 4.3-1	メルニークPart II、Part IIIプラント利用率	4 - 32
Table 4.3-2	Calculated Flue Gas Specification	4 - 40
Table 4.3-3	Calculation of Flue Gas Amount (1/2)(2/2)	4 - 41, 42
Table 4.3-4	DeSOx Design Value (1/2) (2/2)	4 - 43, 44
Table 4.3-5	Calculation of [HCl] and [HF] Concentration in Flue Gas	4 - 45
Table 4.3-6	Coal Properties	4 - 46
Table 4.3-7	Coal Analysis by EPDC	4 - 47
Table 4.3-8	Water Analysis	4 - 48
Table 4.3-9	River Water Quality Standards	4 - 49
Table 4.3-10	Ash Analysis by EPDC (1/2)(2/2)	4 - 50, 51
Table 4.3-11	Unit Price of Utilities	4 - 52
Table 4.4-1	Combination of DeSOx Plants Installation	4 - 63
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	4 - 73, 75
Table 4.5-2	(1/2)(2/2) Cost Comparison of Various Flue Gas Desulphurisation System	4 - 77, 78

List of Figures (1/2)

Figure	Description	Page
Fig. 4. 1-1	Selection Flow of the Optimum DeSO _x System	4 - 5
Fig. 4. 2-1	排煙脱硫装置の種類	4 - 6
Fig. 4. 2-2	Reaction Flow of Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 25
	(Spray Tower Method)	
Fig. 4. 2-3	Process Flow of Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 25
	(Spray Tower Method)	
Fig. 4. 2-4	Reaction Flow of Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 26
	(Jet-Bubbling Method)	
Fig. 4. 2-5	Process Flow of Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 26
	(Jet-Bubbling Method)	
Fig. 4. 2-6	Reaction Flow of Spray Dryer Method	4 - 27
Fig. 4. 2-7	Process Flow of Spray Dryer Method	4 - 27
Fig. 4. 2-8	Reaction Flow of Dry Absorbent Furnace Injection System	4 - 28
Fig. 4. 2-9	Process Flow of Dry Absorbent Furnace Injection System	4 - 28
Fig. 4. 2-10	Reaction Flow of Dry Absorbent Duct Injection System	4 - 29
Fig. 4. 2-11	Process Flow of Dry Absorbent Duct Injection System	4 - 29
Fig. 4. 2-12	Adsorption and Regeneration Flow of Activated coke Method	4 - 30
Fig. 4. 2-13	Process Flow of Activated Coke Method	4 - 30
Fig. 4. 2-14	Reaction Flow of Electron Beam System with Ammonia	4 - 31
Fig. 4. 2-15	Process Flow of Electron Beam System with Ammonia	4 - 31
Fig. 4. 3-1	Maintenance Schedule of the Melnik Power Station	4 - 53
Fig. 4. 3-2	The Trend of Sulphur Content in Burned Coal Since 1981	4 - 54
Fig. 4. 3-3	Melnik Power Station Available Area for DeSO _x Installation ..	4 - 55
Fig. 4. 4-1	Part II Side View	4 - 64
Fig. 4. 4-2	Part III Side View	4 - 64
Fig. 4. 5-1	Plan View Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 79
	(Spray Tower Method)	
Fig. 4. 5-2	Side View (Spray Tower Method)	4 - 81
Fig. 4. 5-3	Plan View Wet Limestone-Gypsum Process	4 - 83
	(Jet Bubbling Method)	

List of Figures (2/2)

Figure	Description	Page
Fig. 4.5-4	Side View (Jet Bubbling Method)	4 - 85
Fig. 4.5-5	Plan View (Spray Dryer Method)	4 - 87
Fig. 4.5-6	Side View (Spray Dryer Method)	4 - 89
Fig. 4.5-7	Plan View (Activated Coke Method)	4 - 91
Fig. 4.5-8	Side View (Activated Coke Method)	4 - 93
Fig. 4.5-9	Summarization of Evaluation Flow	4 - 95

第4章 最適排煙脱硫装置の選定

4.1 メルニーク発電所における排出基準

チェッコ・スロヴァキア連邦共和国においては、Table 4.1-1に示す様な環境基準および排出基準 (Table 2.4-12) が1991年10月に制定されており、そのうち排出基準については使用する燃料及び熱出力規模毎に規制値が異なる。この排出基準は1996年10月以降に適用され、仮にこの排出基準が遵守されない場合には、煙源の強制停止が余儀無くされている。

また、この排出基準は各煙源毎 (各ボイラ毎) に適用されるため、本調査の対象であるメルニーク発電所 Part II および Part III の場合以下のとおりとなる。

•メルニーク発電所 Part II 単基容量 110MWe

ボイラ熱出力= 255MWt ~ 260MWt ('90 ~ '91実績から算定)

これは、「50MWt ~ 300MWt」のカテゴリーに入ることから、SO₂排出規制値は脱硫装置なしで1,700mg/m³_N 以下であるが、これが不可能なため、「効率70%を超える脱硫装置の設置」が規制として適用される。

•メルニーク発電所 Part III 単基容量 500MWe

ボイラ熱出力= 1,150MWt ~ 1,200MWt ('90 ~ '91実績から算定)

従って、「300MWt以上」のカテゴリーに入るため、SO₂排出規制値は脱硫装置なしで500mg/m³_N 以下であるが、これが不可能なため、「効率85%を超える脱硫装置の設置」が規制として適用される。

これをまとめたものを Table 4.1-2 に示す。

この排出基準は、一つの煙源に一度適用された場合10年間程度は変更なく有効であることが想定されている。

本報告書においてもこの排出基準に従い、メルニーク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SO₂排出を排出基準に適合させるためのこの選定には、各種脱硫方式の中から最適なものを選択すること、並びに排煙脱硫装置の設置数・容量、脱硫効率および設置プラントの組合せに関する検討が必要となる。

従って以下の手順により Part II, Part III 各々に最適な排煙脱硫装置を選定する。

- (1) 検討すべき脱硫方式を選択し、各方式の一般的な技術比較を行う。
- (2) Part II, Part III 各々の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、(1)で選択された各方式のケーススタディを行い、総合的な技術及び経済検討・評価を行って Part III に最適な脱硫方式を選定する。
- (4) (2)により決定された諸元により、Part II に適用する排煙脱硫装置の“組合せ”の検討・評価を行う。
- (5) (3)で選定された Part III の脱硫方式と、(4)により検討された Part II において最適と思われる“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、総合的な技術及び経済検討・評価を行って、Part II に対する最適な脱硫方式の選定を行う。
- (6) 最後に、これまでの検討・評価をもとに Part II, Part III トータルでの検討対象全体に対する最適排煙脱硫装置の構成を決定する。

これらのフローを Fig. 4.1-1 に示す。

Table 4.1-1 Ambient Air Quality Standards in Czech and Slovak

Pollutant		24 Hrs. Value	30 Min. Value	Recommended Value
Name	Symbol	Kd $\mu\text{g}/\text{m}^3$	Kmax $\mu\text{g}/\text{m}^3$	$\mu\text{g}/\text{m}^3$
Ammonia	NH ₃	200	200	
Arsenic/inorganic compounds AsH ₃ excluded	As	3	-	
Phenol	C ₆ H ₅ OH	10	10	
Fluorine/inorganic compounds	F	5	20	K _r 1
Formaldehyde	HCHO	35	50	
Chlorine	Cl ₂	30	100	
Strong Mineral Acids ^{1/}	H ⁺	-	6	
Lead/excluding Tetraethyllead	Pb	0.7	-	
Sulphur Dioxide	SO ₂	150	500	K _r 60
Carbon Monoxide	CO	1000	6000	K ₈ 3000
Nitrogen Dioxide	NO ₂	100	100	
Airborne Dust Particles ^{2/}		150	500	K _r 40
Carbon Disulphide	CS ₂	10	30	
Hydrogen Sulphide	H ₂ S	8	8	

Legend: ^{1/} H₂SO₄, HCl, HNO₃

^{2/} does not contain biologically active toxins

K_r : Average Concentration during 1 year

K₈ : Average Concentration during 8 hours

Table 4.1-2 メルニーク発電所の排出基準

	1996年10月以降	
	Part II	Part III
SO ₂	脱硫装置なしで 1,700 mg/m ³ N 以下 これが不可能であるため 効率70%を超える脱硫装置の設置	脱硫装置なしで 500 mg/m ³ N 以下 これが不可能であるため 効率85%を超える脱硫装置の設置
NO _x (as NO ₂)	650 mg/m ³ N 以下	650 mg/m ³ N 以下
ばいじん	100 mg/m ³ N 以下	100 mg/m ³ N 以下

Dry Base, O₂=6% 換算値

(Reference of FGD Performance)

(Dry, O₂ = 6%)

	Part II	Part III
SO ₂ Concentration at Boiler Outlet *	4,840 mg/m ³ N	4,840 mg/m ³ N
SO ₂ Concentration at FGD Outlet (Stack Inlet)	1,450 mg/m ³ N	720 mg/m ³ N

* With the Coal Property of 1.5 % Sulphur Content and of 3,680 kcal/kg (Air Dry)

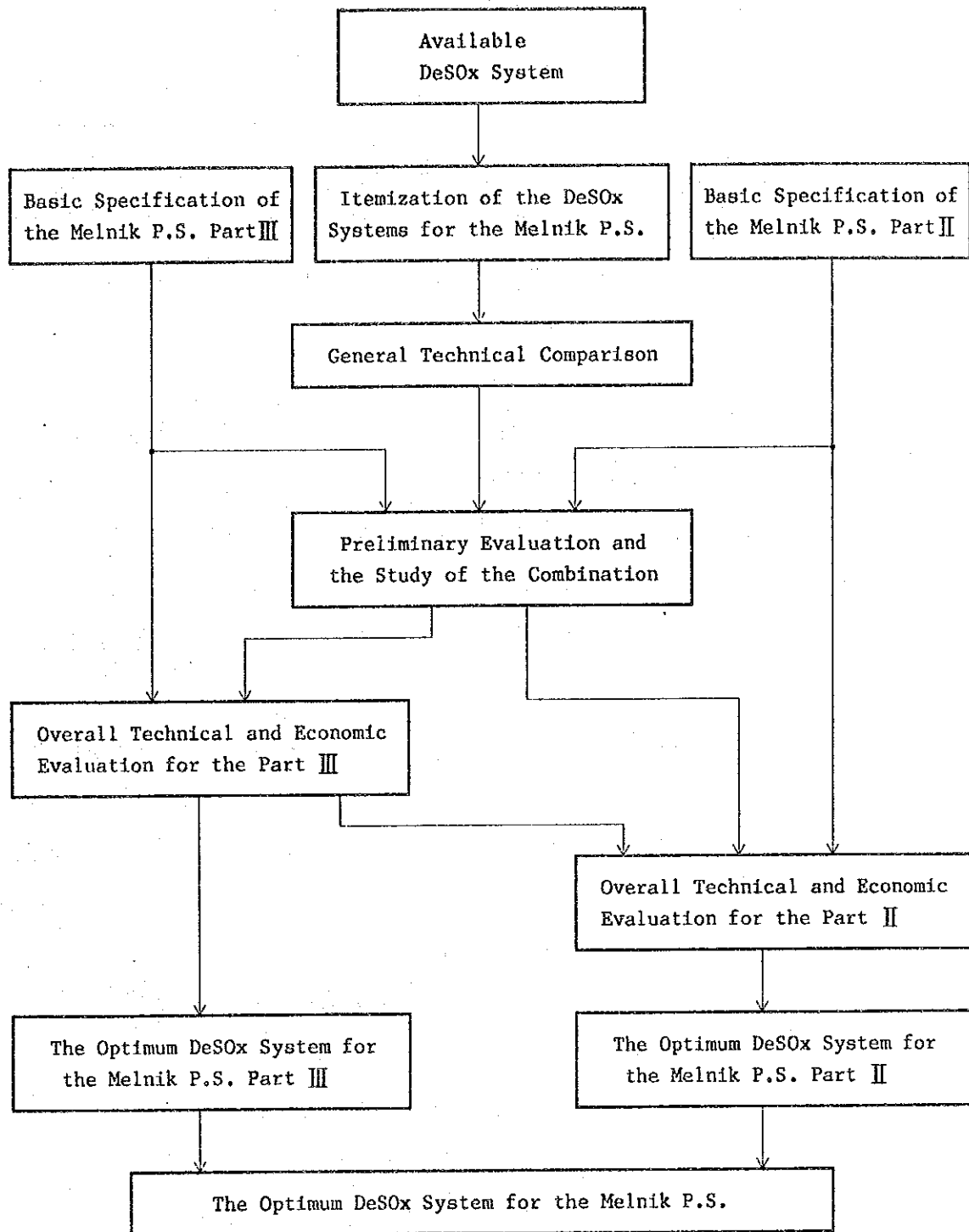


Fig.4.1-1 SELECTION FLOW OF THE OPTIMUM DeSOx SYSTEM

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、脱硫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。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・ドライヤー方式」が主流である。本方式は、日本の石炭火力発電所での実績はないが、米国、欧州で多く採用されている。吸収剤を火炉または煙道に吹込む脱硫方式も商用機に採用され実績を重ねている。

乾式法には活性炭を用いてSO₂を吸着する「活性炭吸着方式」、排ガスにアンモニアを注入し電子ビームを照射する「電子ビーム方式」がある。「乾式活性炭方式」は商用機での実績を積んでいる段階にあり、電子ビーム法は実証プラントでの試験の段階にある。

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、Fig. 4.2-1 に示す7方式をメルニーク発電所に適用できる可能性のあるものとして選択した。但し、表中の電子ビーム方式については商用機の実績はないが、世界的に注目されパイロット規模での研究開発が進められている技術であるため、参考として技術比較の対象として記載した。

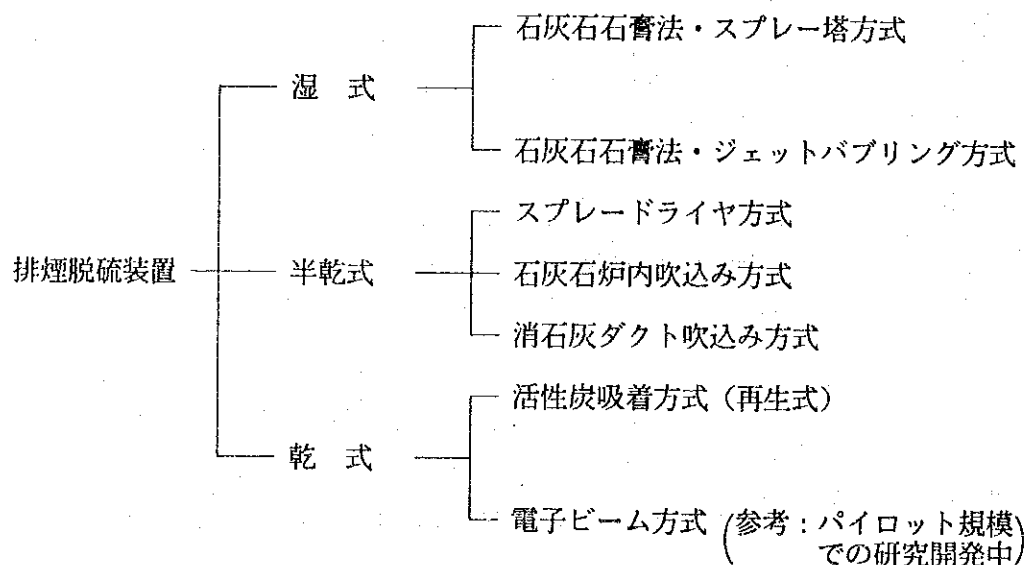


Fig. 4.2-1 排煙脱硫装置の種類

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項ではさらにメルニーク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。

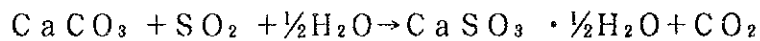
次頁以降に評価対象とした各排煙脱硫方式の基本プロセスの概要を示す。

① 湿式石灰石石膏法—スプレー塔方式

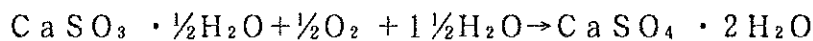
スプレー塔内で、排ガス中に石灰石 (CaCO₃)スラリをスプレーし、これに排ガス中の硫黄酸化物(SO₂) を吸収させ脱硫を行う。スプレーされた石灰石スラリは吸収した硫黄酸化物と反応し、亜硫酸石膏 (CaSO₃)となり、さらに酸化され石膏 (CaSO₄)として排出される。

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。

脱硫後のガスに伴われるミストは、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は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

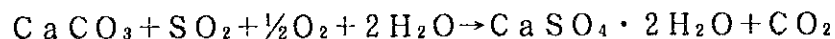
副生品として石膏を回収する場合、吸収系統より抜き出された石膏スラリを脱水機を用い、石膏とその排水に分離する系統である。通常、この排水は再び脱硫用水として使用される。

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黄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黄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經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

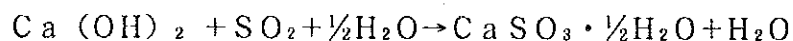
副産品として石膏を回収する場合、JBRより抜き出された石膏スラリを脱水機を用い、石膏とその排水に分離する系統である。通常、この排水は再び脱硫用水として使用される。

③ スプレードライヤ方式

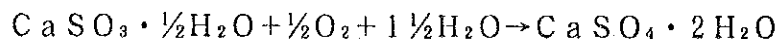
スプレードライアブソーバ（SDA）内で排ガス中に消石灰スラリをごく細かい霧状にスプレーし、これに排ガス中の硫酸化物を吸収させ脱硫を行う。スラリ中の水分は高温の排ガスと接触して蒸発し、同時に排ガス中の硫酸化物はスラリ中の消石灰（ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ）と反応し、乾燥状態の亜硫酸石膏（ CaSO_3 ）及び石膏（ CaSO_4 ）の混合物の粉末としてSDA底部及び後段に設置される集塵装置で除去・排出される。

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、硫黄酸化物が除去される。

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°C~20°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

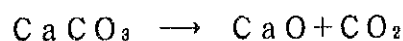
SDA底部および後段の集塵装置により捕集された反応生成物を系外へ抜き出し、供給された消石灰の利用率向上のためその一部を吸収剤スラリへ再循環させる系統である。

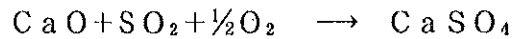
④ 石灰石火炉吹込み方式

石灰石(CaCO₃)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黄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。副産品は後段の集じん装置で灰と共に捕集される。

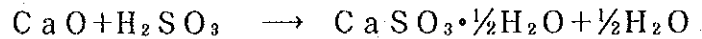
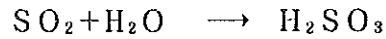
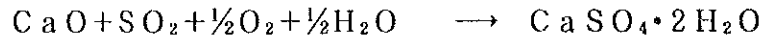
脱硫反応は、火炉内及び脱硫塔の2段で行う。各段での反応は次の様になる。

〔火炉内(第1段)の反応〕





〔脱硫塔内（第2段）の反応〕



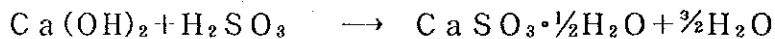
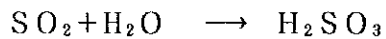
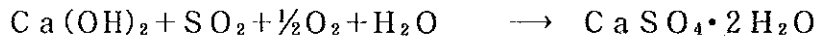
以上の反応をフロー図で示すとFig. 4. 2-8となり、Fig. 4. 2-9に本方式のプロセスフローを示す。

⑤ 消石灰ダクト吹込み方式

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（ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ）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。副産品は後段の集じん装置で灰と共に補集される。

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〕



以上の反応をフロー図で示すと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。

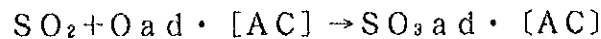
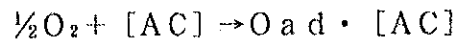
⑥ 活性炭吸着方式

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。

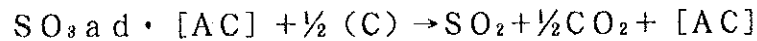
吸収能力が低下した活性炭は、再生塔で連続的に加熱再生される。副産品として硫酸又は硫黄が回収される。

本方式の吸着及び再生反応は次の通りである。

(吸着反応)



(再生反応)



吸収反応をフロー図で示すとFig. 4.2-12となり、Fig. 4.2-13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)

吸収塔より抜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、SO₂リッチガスを脱離する。

d) 回収系統

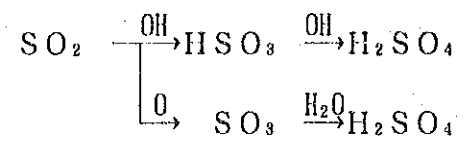
再生系統で脱離されたSO₂リッチガスから副産物を回収する系統で、硫酸又は硫黄として回収する。

⑦ 電子ビーム方式

排ガス中に電子ビームを照射することで、OHラジカル・O原子・HO₂ラジカルが発生し、これに硫黄酸化物が酸化吸収される。窒素酸化物も同時に吸収され、これ等はあらかじめ添加されたアンモニア(NH₃)との中和反応によって副産品として硫酸((NH₄)₂SO₄)および硝酸((NH₄NO₃)が回収される。

本方程式の酸化および中和反応は次のとおりである。

〔酸化反応〕



〔中和反応〕



以上の反応をフロー図で示すとFig. 4.2-14となり、Fig. 4.2-15に本方式のプロセスフローを示す。

Table 4.2-1 (2)

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

No. 2

項目	湿式			半乾式		乾式	
	石灰石石膏法		スプレードライヤ方式	吸収剤吹込み方式	吹込み法	乾式装置方式	
	① スプレー塔方式	② ジェットバブリング方式	③	④ 石灰石火砕吹込み方式	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式	⑥ 活性炭装置方式	⑦ 電子ビーム方式
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、脱硫効率を向上させることができる。吸収剤は、安価な石灰石を使用し、吸収剤通利用率は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、脱硫効率を向上させることができる。吸収剤は安価な石灰石を使用する。本方式は、石灰石利用率が低く、吸収剤通利用率は1.0以下である。	80~90%程度 入口SO ₂ 濃度が1,000ppm程度であれば、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) ₂)を使用し、吸収剤通利用率は1.3~1.5程度となる。	40~70%程度 (後段での加熱無しの場合) 30~40% 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、吸収剤は石灰石を使用する。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、後段での加熱が必要である。ポイラ負荷と排ガス温度により脱硫効率が増加する。後段での加熱を行わない場合の脱硫率は30~40%程度となる。	40~70%程度 (後段での加熱無しの場合) 30~40% 火砕吹込み法と同等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。また活性价の脱硫剤を増加することにより、脱硫効率が向上する。	90%程度 活性炭の吸着作用により、スプレー塔法と同等の脱硫効率を得ることができる。活性炭の脱硫率は、空塔比及び活性の脱硫率により変化する。空塔比が小さいほど高い脱硫性能が得られる。また活性价の脱硫率を増加することにより、脱硫効率が向上する。活性炭の供給量が増加する。	95%以上 (脱硫性能90%程度) 脱硫率は排ガス温度(約70°C程度)、アンモニアの添加量および吸収剤量に影響される。排ガス温度は低くすれば、脱硫率は上昇する。アンモニア添加量と脱硫効率の関係はアンモニアのSO ₂ 当量比で効率は飽和する。
4. 脱硫性能	90%程度 除塵はスプレー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)、ばいじん粒度、スプレー液滴径によって定まるが、高い除塵効率を得られる。	90%程度 ジェットバ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、高い除塵効率を得られる。	90%程度 スプレー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を得られる。	90%程度 脱硫塔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を得られる。	90%程度 同左	90%程度 吸収塔は、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。活性炭の脱硫速度が大さ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を得られる。	90%程度 反応器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を得られる。
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完了し、商用機が実稼を続けている段階にある。	パイロットプラントによる試験段階にある。	実証プラントでの試験を完了し、商用機が実稼を続けている段階にある。	実証プラントでの試験段階にある。

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (3)

項目	湿式		半乾式		乾式		乾式	
	石灰石石膏法	石灰石石膏法	スプレードライヤ方式	石灰石炉吹込み方式	石灰石炉吹込み方式	消石灰ダクト吹込み方式	活性酸素方式	電子ビーム方式
6. 商用機の実績	<p>① スプレードライヤ方式</p> <p>世界の脱硫装置の約40%が湿式石灰石石膏法であり、他の湿式石灰石石膏法（基本的には湿式石灰石石膏法）を比べると、約50%以上を占めている。</p> <p>現状では、スプレードライヤ方式で吸収剤に石灰石を用いる脱硫方式が最も実績が豊富で、世界的にも確立されている。最新のスタート混合1塔式塔内脱硫方式は、500MW容量のものが多いが運転されている。</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基の納入・成稼実績がある。石灰石のみの商用機としては200MW×2系列容量のスタート分能方式（2塔式）が1984年から運転されている。一方、スタート混合1塔方式の改良型GT-121は、1988年に1,500m³/hのパイロット試験が行われ、現在700MW容量のものが増設中である。</p>	<p>③ スプレードライヤ方式</p> <p>スプレードライヤ法は、世界的に見た場合、主にヨーロッパ、米国で採用され、湿式石灰石石膏法と並ぶ主流脱硫方式として評価されている。スプレードライヤ法が広く使われていない理由は、廃棄物処理の制限、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>④ 石灰石炉吹込み方式</p> <p>吸収剤を火炉またはダクト等へ吹込む本方式は、世界的に見た場合、全体の数が程度に採用されている。本方式は、商用機の実績は少なく、EPR1、EPA、DOE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。商用機として実績の明らかなものは、フィンランドIIVOのインコー（Inco）発電所4号機（250MW）に採用されたLIFAC（Limestone Injection with an Activation Reactor）である。</p>	<p>⑤ 消石灰ダクト吹込み方式</p> <p>インコー発電所4号機の試験経緯は以下の通りである。</p> <ul style="list-style-type: none"> ・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、1986年1月運転開始。 ・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。 ・研究用として設置した Activation Reactor をリブレースし、商用として設置したものと同じものとし、1989年1月運転開始。 <p>本方式は、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>⑥ 活性酸素方式</p> <p>活性炭を用いた本方式は、1980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、石灰石発電所に於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、また石灰石火力では大容量の実績が無い。</p>	<p>⑦ 電子ビーム方式</p> <p>本方式は脱硫と同時に脱硝が出来ること、設備構成が単純で運転が容易なことから注目を集めているが、現在実証試験後の段階で商用機での実績がなく、副産品である研究、硝安が大連に生成されることの評価が盛んに行われている。</p>	
	<p>・石灰石発電所の実績</p> <p>※193 基</p> <p>石灰石火力発電所への納入実績は193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>25 基</p> <p>1982年現在石灰石火力発電所への納入実績は25基である。現在運転中の最大容量機は350MW相当のものがあり2基ある。又、現在700MW容量のものも建設中であり運転開始予定は1993年である。</p>	<p>※97 基</p> <p>石灰石火力発電所への納入実績は87基あり、350MW、500MWクラスの大容量の石灰石火力発電所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>1 基</p> <p>石灰石火力発電所の商用機は265MW相当のものが1基ある。</p>	<p>※25 基</p> <p>石灰石火力発電所の実績は25基あり、最大容量のものは350MW相当のものがある。</p>	<p>3 基</p> <p>石灰石火力発電所への納入実績は3基あり最大容量のものは130MW相当のものが運転中である。</p>	<p>※0 基</p> <p>パイロット試験および実証試験の実績であり、石灰石火力発電所の実績はない。最大容量ガス機24,000t/aが建設中。</p>	

※1990年4月発行の IEA Coal Research 「 FGD installations on coal - fired plants 」 (1990年4月時点での建設中のものも含む)

Table 4.2-1 (4)

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

表 4

項目	湿式		半乾式		乾式		乾式		
	石灰石膏法		スプレードライヤ方式		吸収剤吹込み方式		消石灰ダクト吹込み方式		
	① スプレー塔方式	② ジェットバブリング方式	③ スプレードライヤ方式		④ 石灰石火焼吹込み方式		⑤ 消石灰ダクト吹込み方式		
7. 信頼性	<p>湿式石灰石膏法では、排ガスの脱硫・除塵処理に伴う腐食・磨耗並びに吸収剤・副生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リング防止対策を講じる必要がある。</p> <p>スプレー塔方式は、開発時点から現在に至るまで、各装置の設計、構造、材質にかかわる改良が行われており、腐食・磨耗及びスケールリング等に対して、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のスタート分離式CT-121での運転実績及び1,500m³/hスタート混合1塔式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塔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>スプレードライヤ法で運用上問題となるのは、SPF材料が炉内に取付けら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、ロータリーアトマイザーと、2流体ノズルがあるが、250MWクラス以上では、噴霧効率が高く、アブソーバー内での滞留時間を短くできることや、回収効率のためノズルが詰まりにくいこと等の理由により、ロータリーアトマイザーが採用されている。</p> <p>ロータリーアトマイザーは約1,000r.p.m.で回転するため、ノズルの磨耗及びピストン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/9ヶ月の点検・調整1回/年の交換が必要)</p> <p>湿式石灰石膏法に比べ、スプレードライヤ法は、内装品が少なく、また、スラリー循環ポンプの樹大形ポンプも無く、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、湿式石灰石膏法と同等の信頼性を期待できる。</p>	<p>吸収剤吹込み法による本方式は、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よ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、 ・脱硫効率が高いこと ・火焔のストラッキング、ファウリングへの影響 ・大容量のプラントへのスケールアップ時の不確定要素 ・集塵装置のダスト負荷の増加 (異物集塵装置を流用する場合) 等が研究課題として残されており、現時点での信頼性は、湿式石灰石膏法、スプレードライヤ法に比べ、かなり劣るものと思われる。</p>	<p>③ スプレードライヤ方式</p> <p>スプレードライヤ法で運用上問題となるのは、SPF材料が炉内に取付けら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、ロータリーアトマイザーと、2流体ノズルがあるが、250MWクラス以上では、噴霧効率が高く、アブソーバー内での滞留時間を短くできることや、回収効率のためノズルが詰まりにくいこと等の理由により、ロータリーアトマイザーが採用されている。</p> <p>ロータリーアトマイザーは約1,000r.p.m.で回転するため、ノズルの磨耗及びピストン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/9ヶ月の点検・調整1回/年の交換が必要)</p> <p>湿式石灰石膏法に比べ、スプレードライヤ法は、内装品が少なく、また、スラリー循環ポンプの樹大形ポンプも無く、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、湿式石灰石膏法と同等の信頼性を期待できる。</p>	<p>④ 石灰石火焼吹込み方式</p> <p>吸収剤吹込み法による本方式は、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よ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、 ・脱硫効率が高いこと ・火焔のストラッキング、ファウリングへの影響 ・大容量のプラントへのスケールアップ時の不確定要素 ・集塵装置のダスト負荷の増加 (異物集塵装置を流用する場合) 等が研究課題として残されており、現時点での信頼性は、湿式石灰石膏法、スプレードライヤ法に比べ、かなり劣るものと思われる。</p>	<p>⑤ 消石灰ダクト吹込み方式</p> <p>吸収剤吹込み法による本方式は、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よ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、 ・脱硫効率が高いこと ・火焔のストラッキング、ファウリングへの影響 ・大容量のプラントへのスケールアップ時の不確定要素 ・集塵装置のダスト負荷の増加 (異物集塵装置を流用する場合) 等が研究課題として残されており、現時点での信頼性は、湿式石灰石膏法、スプレードライヤ法に比べ、かなり劣るものと思われる。</p>	<p>⑥ 活性炭吸着方式</p> <p>活性炭法による吸着装置は、商用プラントが運転されているが、石炭火での商用プラントとして大規模のものが無く、また、商用プラントの運転時間も比較短い。また、副生品として研砕または硫黄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、湿式石灰石膏法、スプレードライヤ法に比較し、大容量機(500MWクラス)での長期運転に対する信頼性は劣るものと思われる。</p>	<p>⑦ 電子ビーム方式</p> <p>本方式の商用化については今後更に装置の連続運転による信頼性とプラントの経済効果を検証する必要がある。</p> <p>従って、現時点では湿式石灰石膏法、スプレードライヤ法に比較し、信頼性は劣るものと思われる。</p>

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (5)

項目	湿式		半乾式		乾式	
	① スプレードライ方式	② ジェットスプリング方式	③ スプレードライ方式	④ 石灰石吹込み方式	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式	⑥ 電子ビーム方式
	石灰・石膏 (CaSO ₄ ・2H ₂ O)	石膏 (CaSO ₄ ・2H ₂ O)	フライアッシュと反応生成物の混合物 (77/77% + CaSO ₄ + Ca(OH) ₂)	フライアッシュと反応生成物の混合物 (77/77% + CaSO ₄ + Ca(OH) ₂)	副産物または硫黄 (H ₂ SO ₄ or S)	硫酸((NH ₄) ₂ SO ₄) 硝酸(NH ₄ NO ₃)
8. 副産品						
(1) 副産品の種類						
(2) 副産品の処理	副産品は、比較的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。 米國では、副産品の廃棄、埋立が可能となっており、副産品の廃棄による脱硫装置のコストの削減が可能なこと、及び高S分脱硫のため副産品が少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。 他の國では、副産品の廃棄、埋立が可能となっていないため、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。		スプレードライ方式からの副産品は、フライアッシュと反応生成物の混合物であり、流動性のある軽い細かな粒子である。この副産品は、フライアッシュの性状に非常に似ており、通常のフライアッシュ処理システムで取り扱うことができる。 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方式に近いものであることから、スプレードライ方式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方式に準じたものとなる。 尚、フィンランドVVO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。	副産品回収工程に送られた脱離ガス (SO ₂ 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、蒸気は吸収塔へ送られる。 副産品としては、硫酸または硫酸が選好でき、それぞれ次の様な処理が行われる。 ・硫酸回収の場合 脱離ガス中の硫酸酸化物は、転化塔で酸化され SO ₃ となり、吸収塔で吸収され、硫酸となる。 SO ₂ +1/2O ₂ →SO ₃ SO ₃ +H ₂ O→H ₂ SO ₄ ・硫酸回収の場合 従来の蒸気を用いたリアクターで硫酸酸化物を還元し、クワース反応器により単体硫酸となる。 C+SO ₂ →S+CO; C+CO ₂ →2CO CH ₄ +O→CO+H ₂ H ₂ +S→H ₂ S CO+S→COS COS+H ₂ O→H ₂ S+CO; H ₂ +1/2SO ₂ →1/2S+H ₂ O	硫酸、硝酸とも有効な肥料であり、商品としての価値は大きい。しかし、生成量が非常に大きく、國によっては肥料市場に大きな影響を与えることになる。

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	
	石灰石塔方式	石灰石膏法	スプレードライヤ方式	吸収剤吹込み方式	吹込み法	電子ビーム方式	
	①	②	③	④	⑤	⑥	
9. ニューティリティ							
(1) 吸収剤	<p>石灰石 (CaCO₃)</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・バスキュラス85%以上のものが用いられる。</p>	<p>石灰石 (CaCO₃)</p> <p>吸収塔に供給される石灰石スラリ濃度は、約25%である。また、吸収液中の石灰石濃度は、0.2%以下である。吸収剤の過剰率は、70%程度である。吸収剤の過剰率は、70%程度である。吸収剤の過剰率は、70%程度である。</p>	<p>消石灰 (Ca(OH)₂)</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)₂] を受け入れ、スレーキング槽で消和し、消石灰スラリとして使用する。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℃に加温して行われる。過式石灰石石膏法と同程度の脱硫効率 (80%) を得るためには、吸収剤の過剰率を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>石灰石 (CaCO₃)</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、過式石灰石石膏法の約2倍の石灰石が必要となる。</p>	<p>消石灰 (Ca(OH)₂)</p> <p>吸収剤は、反応性を高めるため、消石灰粉を使用する。70%の脱硫率を得るためには、80%の脱硫効率を有するスプレードライヤと同程度の消石灰が必要である。</p>	<p>活性炭</p> <p>吸収剤は、高価な活性炭が必要であり通常は活性炭コークスを使用される。吸収能力が低下した活性炭は、再生塔で連続的に再生される。</p> <p>活性炭は、反応過程でのケミカルロス、再生過程での乾燥時の粉化ロスを生じるとため、移動層での腐蝕量に對し、通常1.5%程度のメイクアップが必要とされている。</p>	<p>アンモニア (NH₃) (中和剤)</p> <p>電子ビームによる反応なので、吸収剤は必要ないが、副産品生成のために中和剤としてアンモニアを使用する。</p>

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

Table 4.2-1 (7)

No. 7

項目	湿式		半乾式		乾式		
	① スプレー塔方式	② ジェットブリング方式	③ スプレードライヤ方式	④ 石灰石火吹込み方式	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式	⑥ 電子ビーム方式	
(2) 用水 (結露水は除く)	次の項目の補給が必要である。 ・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溶解等に再利用することができる。	スプレードライヤに注入された吸収剤スラリーの液溜は、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。	脱硝後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。	副産品回収工程において、脱硝ガス冷却用の冷却水が必要である。	反応器の前段で排ガスを冷却する必要があるため、冷却水が必要である。	
(3) 蒸気	処理ガスを再加熱する場合ガスヒータ(GRH)のスタートプロ用蒸気が必要である。 GRH 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。		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、この限りではない。)	排ガスの再加熱は、スプレードライヤ法と同様に必要がないため、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、この限りではない。)	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排ガスの再加熱は必要ないが、酸化アンモニウムの気化用として必要である。		
(4) 電力	スプレー塔方式では、昇圧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。	ジェットブリング方式では、JBRの圧力損失が大きいため、昇圧送風機の電力消費がスプレー塔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塔方式よりも少ない。	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塔方式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塔方式の70%程度となる。	システムが簡単で、補機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塔方式の18~20%程度となる。	乾式移動層タイプで、大型補機が少ないため、消費電力は、湿式石灰石石膏法スプレー塔方式の30%程度となる。	他の方式に比べ、電子ビーム発生用として電力を多く消費する。	
(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は、加熱用燃料が必要となる。				吸着剤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。		

Table 4.2-1 (8)

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

頁 8

項目	湿式		半乾式		乾式		電子ビーム方式
	石灰石石膏法	① スプレードライヤ方式	③ スプレードライヤ方式	④ 石灰石吹込み方式	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式	⑥ 活性炭吸着方式	
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、吸収塔からの反応液の放出量による。この放出量は、脱硫酸率の耐食性、脱硫酸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。 脱硫酸排水は、排ガス中のダスト及びフッ素・塩素等の揮発性物質が脱硫酸槽内で水中に溶け込んだり、石膏生成時に発生する CaSO ₄ を含んでいる。	① スプレードライヤ方式 スプレー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。	③ スプレードライヤ方式 スプレードライヤ法と同様、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。	④ 石灰石吹込み方式 スプレードライヤ法と同様、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。	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式 スプレードライヤ法と同様、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。	⑥ 活性炭吸着方式 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。	排水は全量蒸発し、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。
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になる。 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。	① スプレードライヤ方式 スプレー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。	③ スプレードライヤ方式 スプレードライヤ法と同様、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。	④ 石灰石吹込み方式 スプレードライヤ法と同様、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。	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式 スプレードライヤ法と同様、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。	⑥ 活性炭吸着方式 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。	排水は全量蒸発し、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。

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		半乾式		乾式	
	石灰石塔方式 ① スプレード方式	石灰石バブリング方式 ② ジェットバブリング方式	スプレードライヤ方式 ③	石灰石火砕吹込み方式 ④	消石灰ダクト吹込み方式 ⑤	電子ビーム方式 ⑥
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>入口硫酸酸化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>入口硫酸酸化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、スプレードライヤや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、SO₂ 排出規制が厳格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>吸収剤吸込ろ、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>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>入口硫酸酸化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>活性炭方式と同様、脱硫効率は維持しながら容易にボイラ負荷に追従する。</p> <p>入口硫酸酸化物量に対する吸収剤の性能変化の時定数が大きいので、アンモニア添加量、吸収剤量の変化とも容易に追従する。</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のため運転操作は容易である。</p> <p>吸収塔への通ガスは、運転と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のため運転操作は容易である。</p> <p>吸収塔への通ガスは、運転とほぼ同時に可能である。</p>	<p>ボイラ負荷と、排ガス温度により、脱硫効率が低下するのことで、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、灰渣）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>ガス系統、吸収系統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、吸収系統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が、排ガス温度制御は難しい、(70°C ± 3°C)</p>	<p>ガス系統、吸収系統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が、排ガス温度制御は難しい、(70°C ± 3°C)</p>

Table 4.2-1 (a)

評価対象排煙脱硫方式の技術比較

No.10

項目	湿式		乾式		乾式	
	石灰石石膏法 ① スプレードライヤ方式	② ジェットパブリング方式	④ 石灰石灰吹込み方式	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式	③ 活性炭吸着方式	① 電子ビーム方式
13. 保守性	湿式石灰石石膏法では、排ガス、吸収剤及び副産品の取扱いによる腐食・磨耗対策を行う必要がある。耐食・耐磨耗材料は、凝縮されるプロセスの性状に応じて選定され、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、これらの補修が必要とされる。求めら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ルリングが生じ、これらの清掃が必要となる。		④ スプレードライヤ方式 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。 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ドライヤの磨耗・詰まりである。このため、3ヶ月に1回程の清掃・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。 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様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。	⑤ 消石灰ダクト吹込み方式 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。 吸収剤吹込み法の保守上の問題点としては、吹込みノズルの詰まり、磨耗が考えられる。	③ 活性炭吸着方式 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。 活性炭の再生および研削、研砕などを回収するプロセスでは、機器構成が複雑となり、対策品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。	① 電子ビーム方式 システムが簡易であるため他の方式に比べ容易である。 電子ビーム発生器の長寿命性に欠ける。
14. その他			後段で加温を行なう場合、脱硫塔は、200MP 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。			

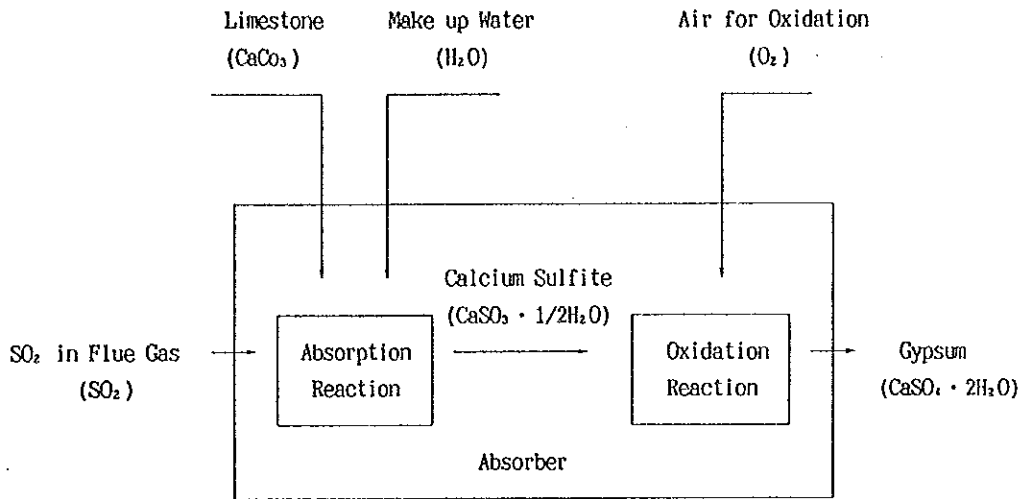


Fig. 4.2-2 REACTION FLOW OF WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS (SPRAY TOWER METHOD)

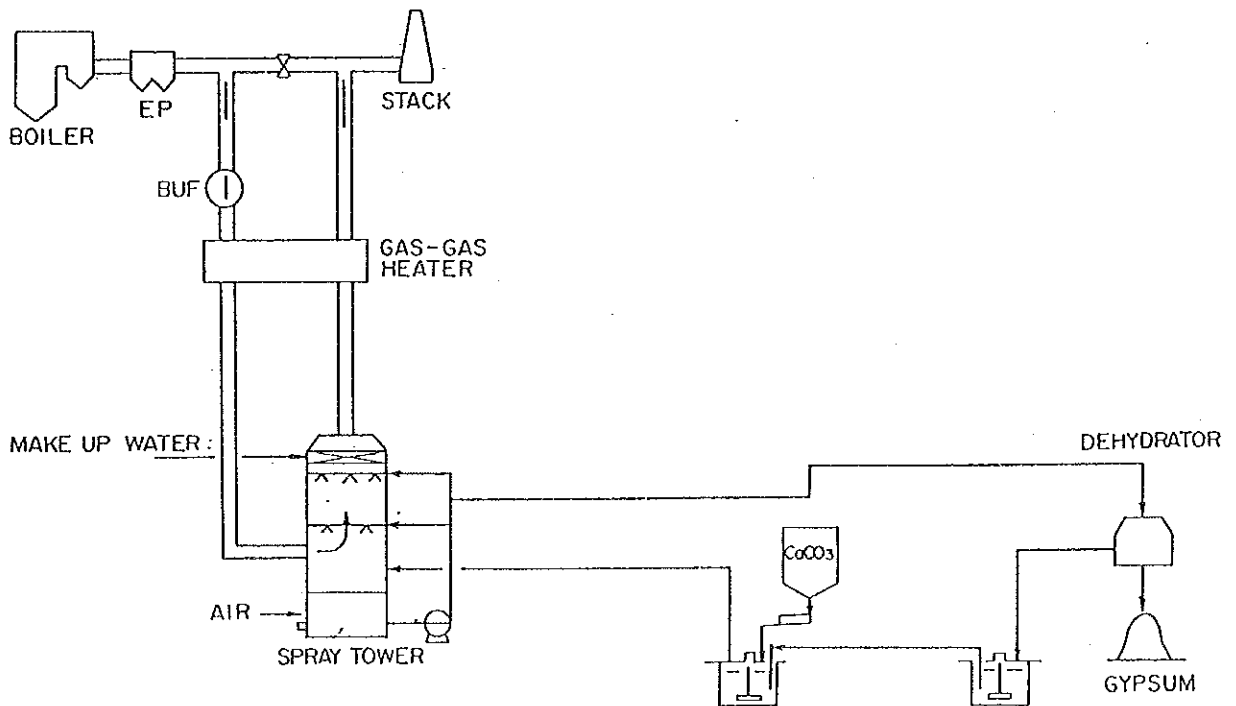


Fig. 4.2-3 PROCESS FLOW OF WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS (SPRAY TOWER METHOD)

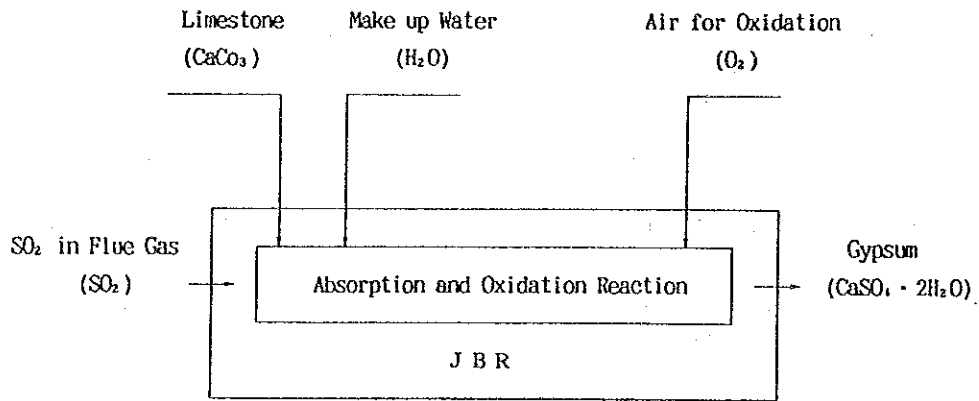


Fig. 4.2-4 REACTION FLOW OF WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS
(JET-BUBBLING METHOD)

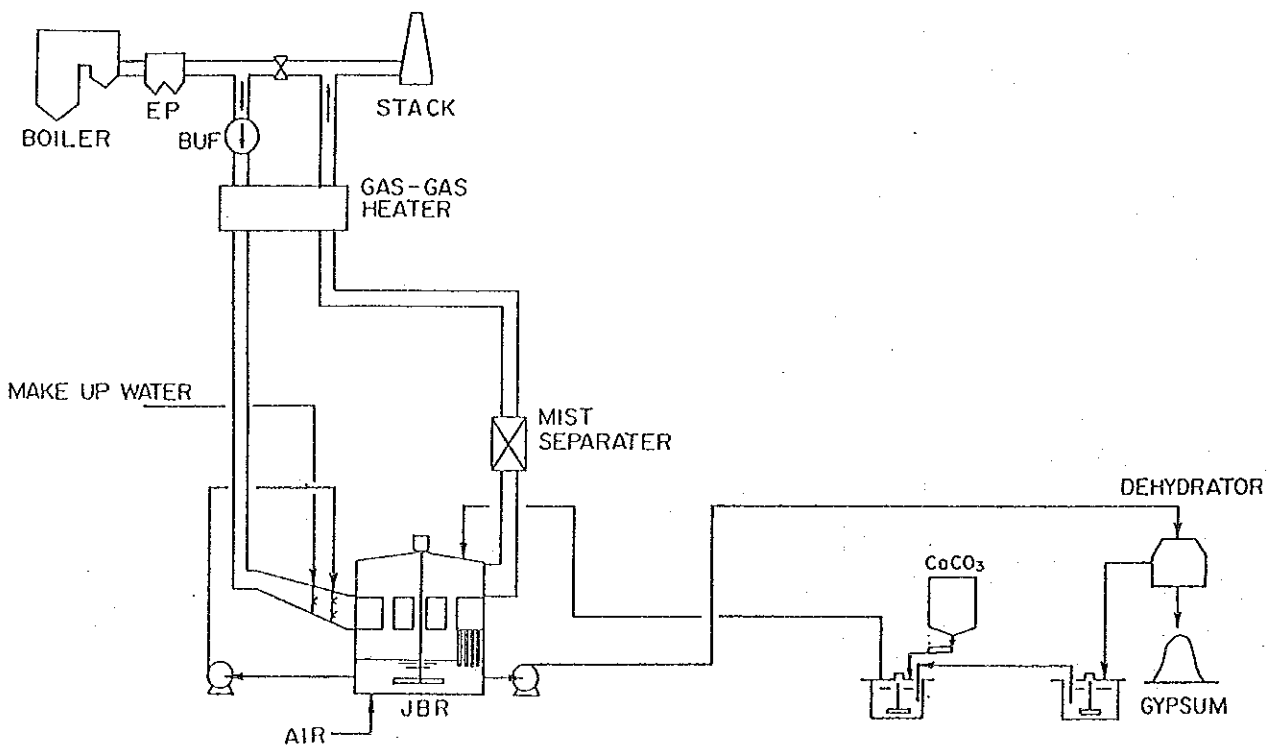


Fig. 4.2-5 PROCESS FLOW OF WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS
(JET-BUBBLING METHOD)

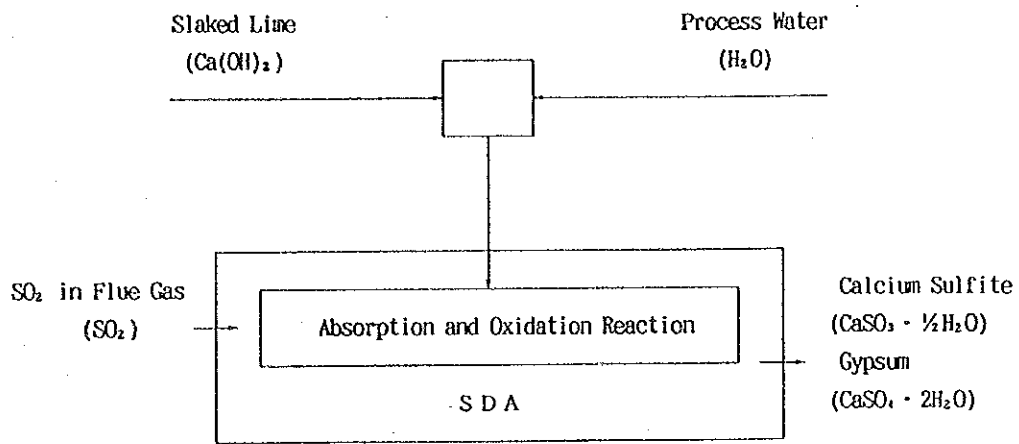


Fig. 4.2-6 REACTION FLOW OF SPRAY DRYER METHOD

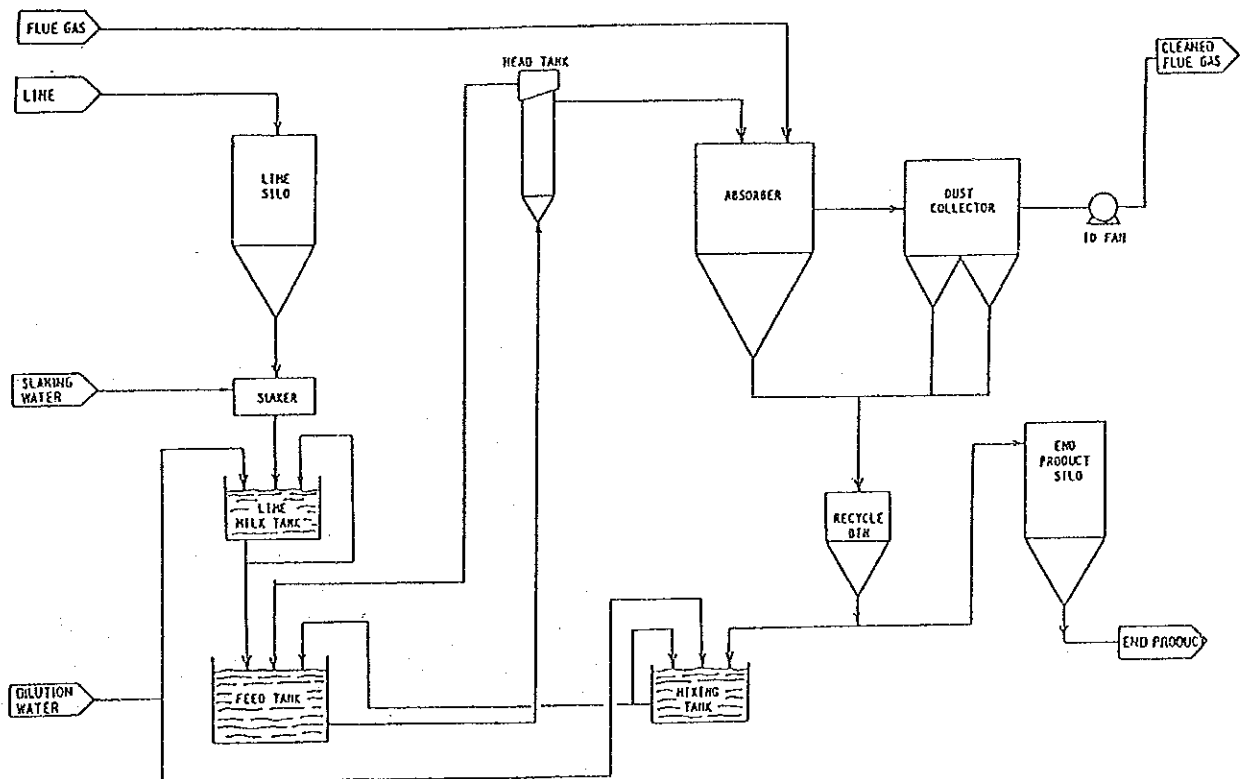


Fig. 4.2-7 PROCESS FLOW OF SPRAY DRYER METHOD

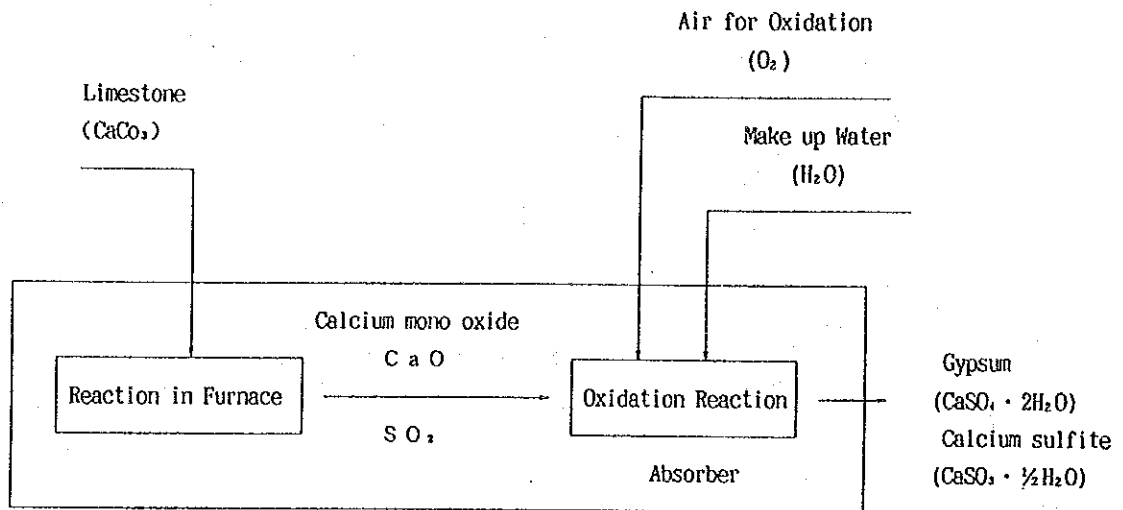


Fig. 4.2-8 REACTION FLOW OF DRY ABSORBENT FURNACE INJECTION SYSTEM

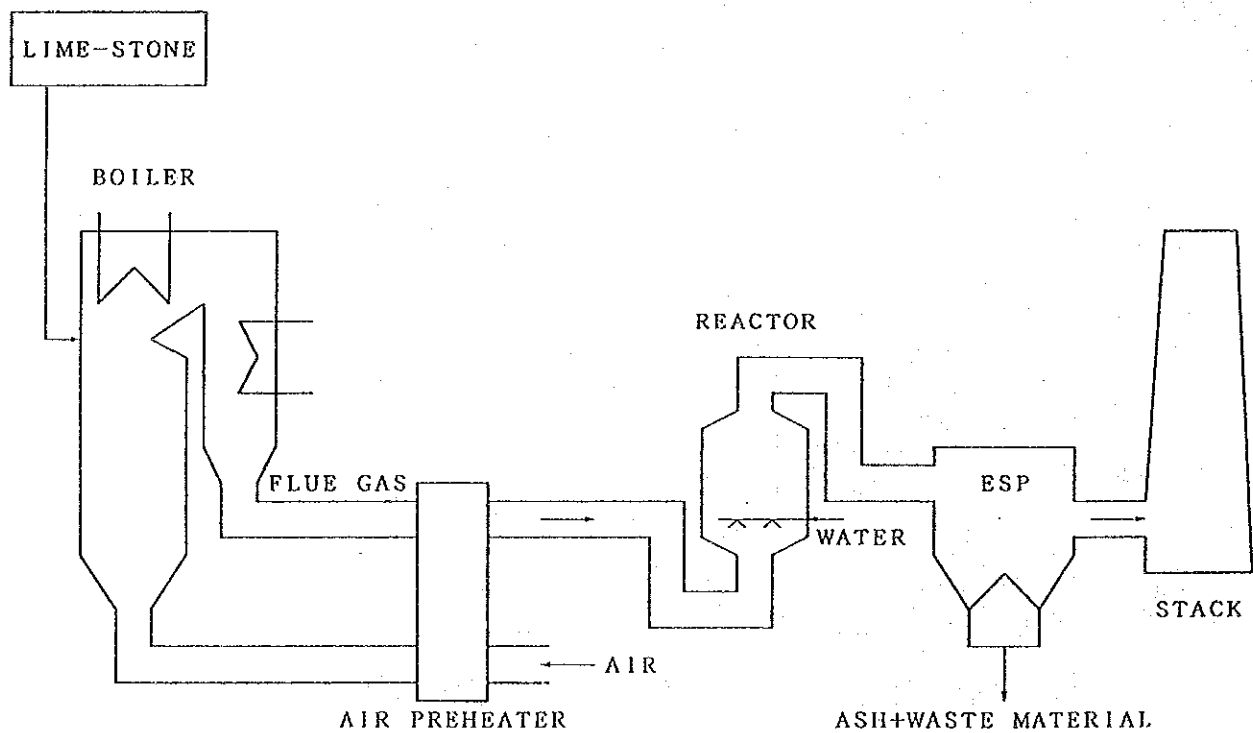


Fig.4.2-9 PROCESS FLOW OF DRY ABSORBENT FURNACE INJECTION SYSTEM

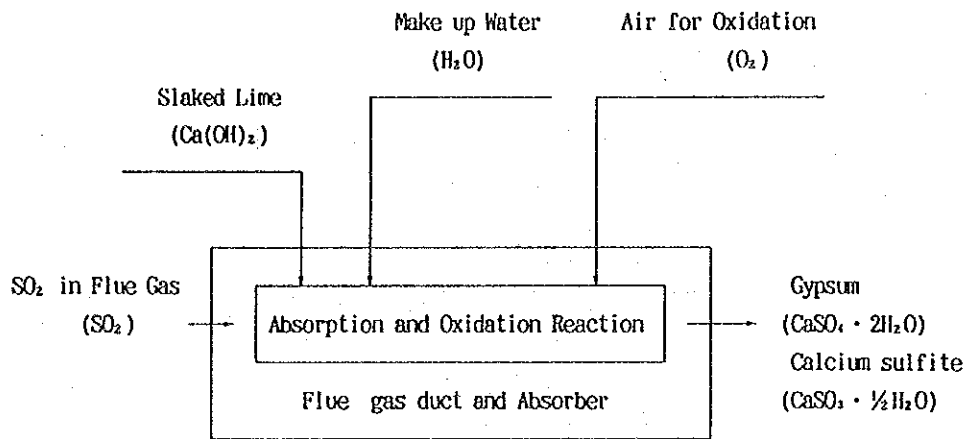


Fig. 4.2-10 REACTION FLOW OF DRY ABSORBENT DUCT INJECTION SYSTEM

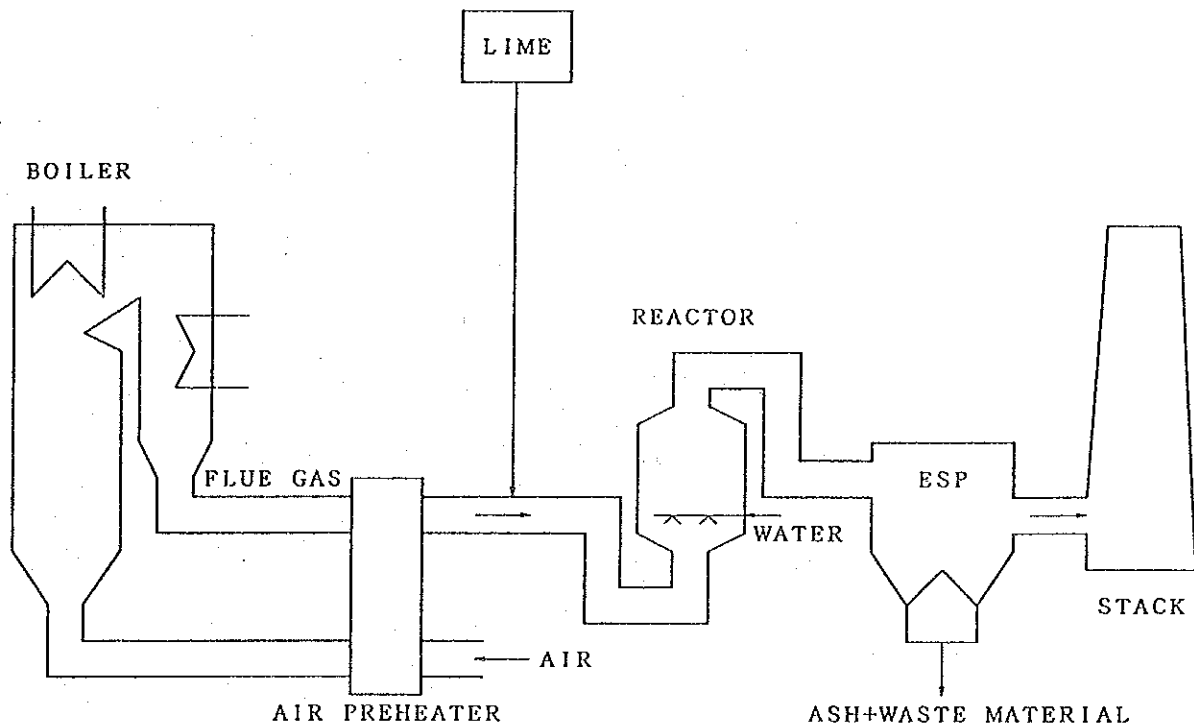


Fig. 4.2-11 PROCESS FLOW OF DRY ABSORBENT DUCT INJECTION SYSTEM

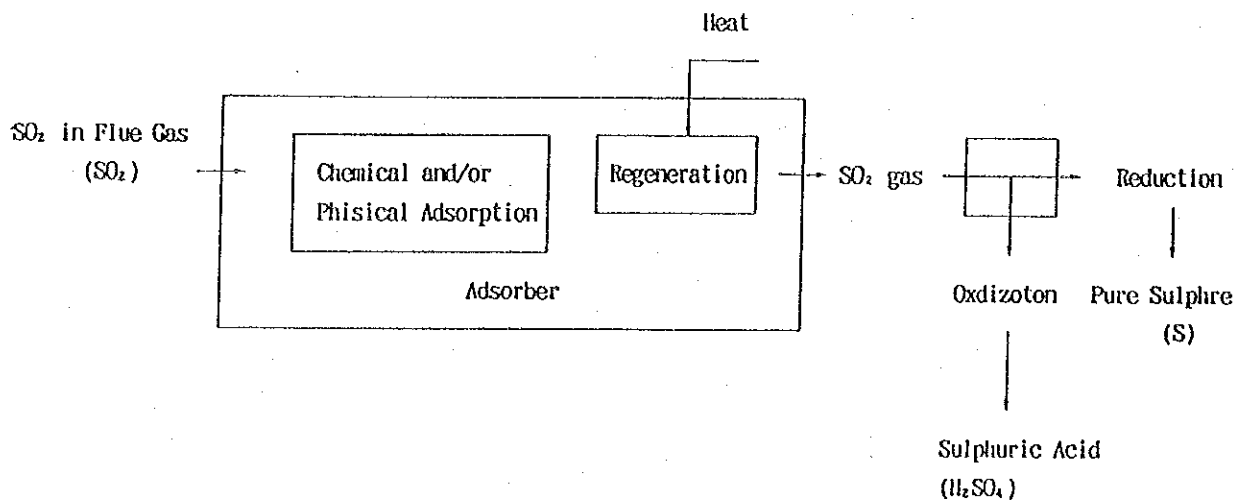


Fig. 4.2-12 ADSORPTION AND REGENERATION FLOW OF ACTIVATED COKE METHOD

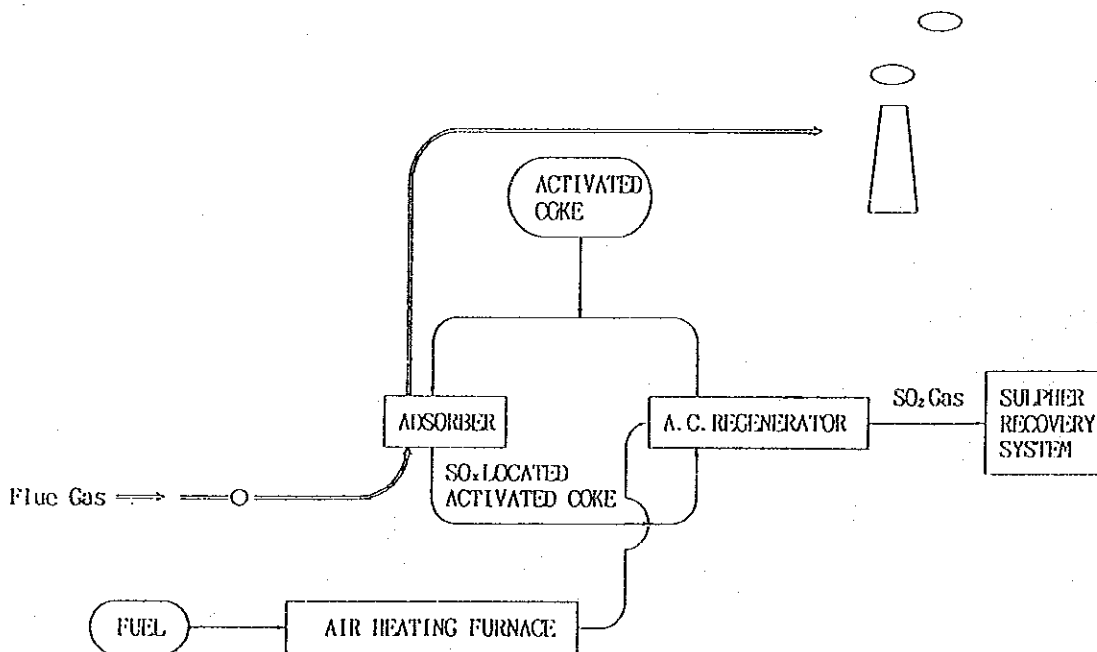


Fig. 4.2-13 PROCESS FLOW OF ACTIVATED COKE METHOD

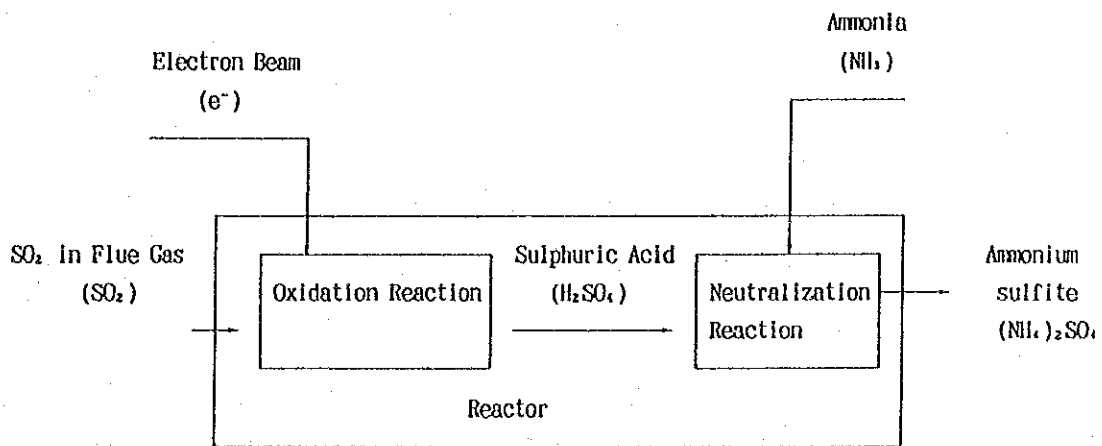


Fig. 4.2-14 REACTION FLOW OF ELECTRON BEAM SYSTEM WITH AMMONIA

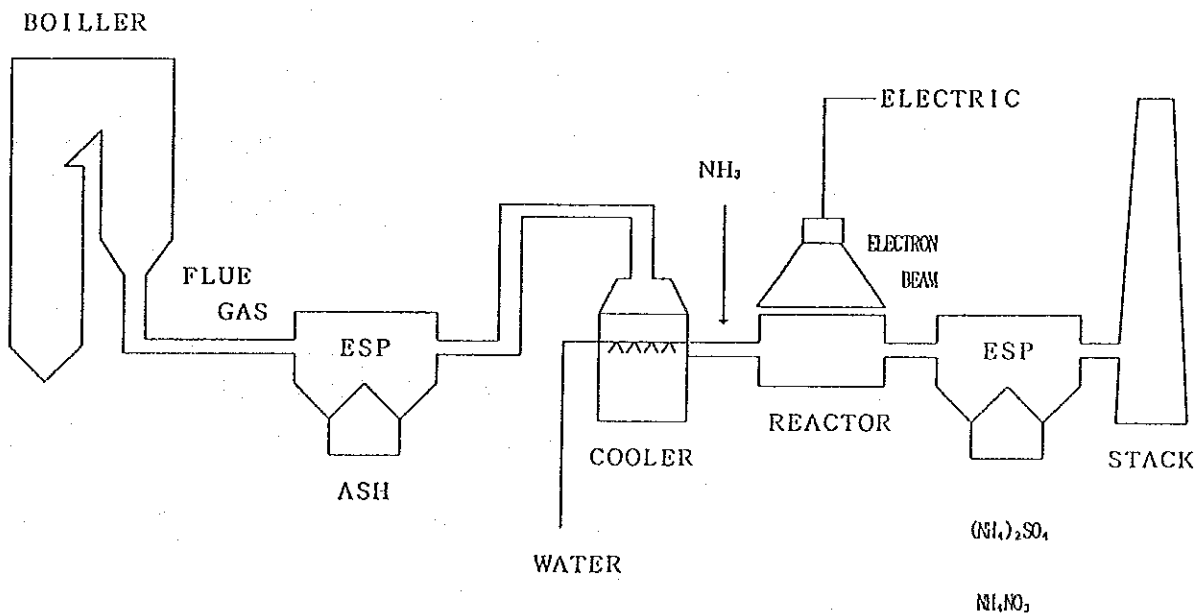


Fig. 4.2-15 PROCESS FLOW OF ELECTRON BEAM SYSTEM WITH AMMONIA