

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、メルニーク発電所に最適な排煙脱硫装置を選定して、法規制により定められた脱硫効率を満足するためには、メルニーク発電所特有の条件を考慮し、Part IIの各プラントおよびPart IIIの各々についての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、Part IIにおける排煙脱硫装置設置方法（組合せ）の検討と最適脱硫方式選定、並びにPart IIIへの最適脱硫方式の選定の検討をすすめるためのメルニーク発電所特有の条件設定を行う。

尚、各諸元の設定は、メルニーク発電所排煙脱硫対策調査の1stおよび2nd stageにおける「チェッコ・スロヴァキア連邦共和国」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

Part II 58%（定格負荷で年間 5,081時間運転相当）

Part III 51%（定格負荷で年間 4,468時間運転相当）

各発電プラント毎の利用率はTable 4.3-1に示すとおりであるが、'94年以降のPart IIの改造計画に伴う運用変更を考慮し以下のとおりに設定した。

Part IIについては'93年計画、Part IIIについては'93、'94年計画を通常年の利用率とする。定検時の利用率はPart IIが'91年の実績と'92年の計画から、Part IIIが'95年の計画から各々適用する。

Table 4.3-1 メルニーク Part II, Part IIIプラント利用率

Part	Unit	'91年実績	'92	'93	'94	'95	通常年	定検時	平均
II	7号機	30.96 %	69 %	66 %	70 %	71 %	66 %	34 %	58 %
	8号機	64.37 %	37 %	69 %	70 %	71 %			
	9号機	63.83 %	66 %	63 %	19 %	14 %			
	10号機	69.94 %	63 %	61 %	70 %	12 %			
III	11号機	55.86 %	51 %	59 %	61 %	15 %	60 %	15 %	51 %

(110MW機の定検は1回/4年、500MW機は1回/5年)

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

② プラント効率

Part II	35.01 % (全負荷時)
	33.2 % (1991年のメルニーク発電所の効率計算による)
Part III	36.09 % (全負荷時)
	33.6 % (1991年のメルニーク発電所の効率計算による)

③ 定期点検

Part IIに属する 110MW機では4年に1度、Part IIIの 500MW機では5年に1度の半年程度をかける本格定検と、毎年2週間程度をかける簡易点検がある。Part IIでは2ユニット以上の定検時期が重複することはない、1年に1ユニット、4年で1サイクルの定検計画を組んでいる。

但し、Part IIに属するUnit No. 9, 10 は '94～ '96年の間で、Unit No. 7, 8は '95～ '98年の間でタービン・発電機のリプレースと熱併給システムへの改造工事のための長期停止を計画しており、通常の定検サイクルには当てはまらない状態となっている。

Fig. 4.3-1 にメルニーク発電所の Part II、Part IIIのメンテナンス停止計画と改造計画概要を示す。

④ SO₂ 排出濃度と規制値

メルニーク発電所から得られた燃料諸元とプラント効率から計算されたUnit別の排煙諸元は、Table 4.3-2 のとおりとなっている。また、この計算根拠をTable 4.3-3に示す。

尚、SO₂ 排出濃度の計算値は下記の通りである。

Part II:	4,840 mg/m ³ _N (dry, O ₂ =6% ベース)
Part III:	4,840 mg/m ³ _N (dry, O ₂ =6% ベース)

a) Unit別排出量

Part II:	64.4 t/h × 1.5(%) × 64/32 = 1.93 t/h (1 Unit)
Part III:	283.7 t/h × 1.5(%) × 64/32 = 8.51 t/h

b) 1996年10月以降のSO₂ 排出規制値

Part II: DeSO_x Efficiency 70 % を越えるもの
(SO₂ Concentration 1,450 mg/m³_N 以下)

Part III: DeSO_x Efficiency 85 % を越えるもの
(SO₂ Concentration 720 mg/m³_N 以下)

c) 1996年10月規制導入後のUnit別排出量 (100%負荷時)

Part II: $1,450 \times 461,000 \times (21-8) / 15 = 0.58 \text{ t/h}$

Part III: $720 \times 1,954,000 \times (21-7.5) / 15 = 1.27 \text{ t/h}$

d) 1996年10月規制導入後のSO₂ 除去量 (年間最大)

Part II: $1.93 - 0.58 = 1.35 \text{ t/h (1 Unit)}$

: $1.35 \times 4 \text{ Unit} \times 5,081 \text{ hr.} = 27,437 \text{ t/year}$

Part III: $8.51 - 1.27 = 7.24 \text{ t/h}$

$7.24 \times 4,468 \text{ hr.} = 32,348 \text{ t/year}$

(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 4.3-4 に排煙脱硫装置入口条件と出口条件を示す。この中で入口排ガス量については、発電プラントの負荷スィングやフラクチュエーションを考慮し、Table 4.3-2 の諸元に示した計算値の上から3桁目を切り上げ有効数字2桁として設定した。

また、設計総合脱硫効率は、規制値と同じ値とした。(注)

さらに、使用燃料が褐炭であることから、排ガス中の水分、SO₃ 濃度ともに高く、排煙脱硫装置以降での硫酸ミストによる諸々の問題を避けるため、湿式石灰石石膏法の場合は、煙突入口における排ガスの最低温度を設定した。なお、硫酸ガス(SO₃)の排ガス中濃度は分析データが無いので、EPDCの経験により推定した。また、塩化水素(HCl)及びフッ化水素(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。これらの計算根拠はTable 4.3-5に示す。その他の脱硫装置入口条件は、Table 4.3-2 の諸元通り。

(注) 「総合脱硫効率」は、本レポートにおいて、以下の式で定義されるものとする。

$$\left(1 - \frac{\text{煙突出口SO}_2\text{量}}{\text{ボイラ出口SO}_2\text{量}} \right) \times 100 (\%)$$

② 石炭性状

検討に使用する石炭性状をTable 4.3-6に示す。石炭性状の設定根拠は以下の通りである。

メルニーク発電所では、約35銘柄の褐炭を受け入れているが、その全てが北ボヘミア地方で産出される国内炭である。メルニーク発電所で受入れてきた過去のデータから見ると、石炭の発熱量が十分でなく必要負荷が確保出来なかった時期もあるが、最近のデータを見ると安定した石炭性状となっており、この性状は将来とも保証されている。

5月20日及び7月20日にメルニーク発電所でサンプリングし、日本に持ち帰り分析した石炭の分析結果をTable 4.3-7に示す。銘柄が判明している6炭種は今後メルニーク発電所で使用される石炭の約80%を占める主力炭である。よって、この6炭種の分析結果の平均値を排煙脱硫装置の検討に使用する石炭性状とした。

但し、メルニーク発電所からはSO₂排出量の設定のための褐炭の性状として、全水分30.2%、発熱量3,720kcal/kg及び石炭中硫黄分1.5%（無水ベース）が燃料諸元として提示されている。

そこで全水分は、メルニーク発電所提示の30.2%とした。発熱量については、発電所提示値と主力6炭種の分析結果の平均値3,680kcal/kg（Air Dry ベース）が、ほぼ一致しているのでこの値を使用するものとした。また石炭中硫黄分は、Fig. 4.3-2に示すように過去10年間の変遷から1.3%（Air Dry ベース）以下のデータが得られており、発電所提示値が今後とも妥当であると思料されるので、1.5%（無水ベース）とした。

今回の石炭分析結果から排煙脱硫装置を検討するに当たり、脱硫反応性および材料腐食等、留意すべき事項として石炭中の高レベルの塩素(Cl)分、フッ素(F)分が指摘される。

③ 排煙脱硫装置運転範囲

メルニーク発電所の発電プラントは Part II、Part IIIともに通常50%負荷以上でベースロード運転されているので、排煙脱硫装置の計画運転範囲は、発電プラントの運転範囲と同一とし、下記の通りとした。

Part II 63.6 %~100 % 定格負荷 (70MW~110MW 相当)

Part III 60.0 %~100 % 定格負荷 (300MW ~500MW 相当)

④ 脱硫用水取水源

現在メルニーク発電所ではプラント用水、雑用水および復水器冷却水、軸受冷却水及び灰処理水等全てにわたってラーベ川の水を使用している。したがって、脱硫用水は水質的にも問題のないラーベ川の水を使用することとする。

取水方法は Part II 復水器冷却水用の排水側から分岐する方法、復水器冷却水用取り入れ口から分岐する方法等が考えられるが、取水設備の概略については、概念設計でスタディを行う。

Table 4.3-8 に1992年5月及び7月に調査団が発電所にて行った発電所用水および排水の水質分析結果を示す。

⑤ 排水処理方法

排煙脱硫装置のプロセス選定検討において、脱硫排水が排出される場合は、ラーベ川に放流することとなる。河川放流に当たっては、脱硫排水中の重金属成分等を除去し、河川水質および生態系への影響を及ぼさない設備の設置を検討する。

Table 4.3-9 に河川の水質基準を示す。

⑥ 灰性状

Table 4.3-10に1992年5月及び7月の調査時にメルニーク発電所から入手した石炭を灰化して分析した結果を示す。

⑦ 集塵器入口ダスト及び出口ダスト

下記に実績から求めた集塵器入口ダスト量を示す。

110MW機 Max. 54.0 g/m³_N, Dry

500MW機 Max. 85.0 g/m³_N, Dry

なお、Part II では集塵器の取替が行われたばかりであり、また、Part III は1980年代の新設ユニットであることから、現状の集塵器出口ダスト濃度は Part II、Part III とともに所期の性能を満足している。このため、排煙脱硫装置設計のための集塵器出口ダスト量は、100mg/m³_N とした。

⑧ 灰処理方法及び灰捨場

メルニーク発電所からの年間の灰発生量は約2,500 千トンであり、これらはすべてフライアッシュとクリンカーの混合スラリーとされ、灰処理ポンプにより発電所から約1.5km離れた灰捨場に投棄されている。

灰捨場は、南北に2分割されており、総容量約6百万m³である。現在スラリー輸送した灰は北側に捨てており、南側は築堤工事中である。灰捨高さはG L+210.5mまでの計画で、1998年にはこの値に達する計画となっている。これ以降については、発電所から約150km離れた炭鉱の廃坑を灰捨場の候補として挙げており、脱硫副産物を廃棄しなければならない場合もこの場所を使用する予定である。

灰捨場の構造は第1段目のマウンドとして、周辺の上砂（細砂）で築堤し、2段目以上は堆積した灰および土砂で築堤している。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、灰捨場内の散水用水として再利用されている。

また灰捨場内で沈澱処理したオーバフロー水はラーベ川に放流されており、灰処理スラリー水のメイクアップには河川水が使われている。

Table 4.3-8 に灰捨場浸透水の水質分析結果を示す。

⑨ 排煙脱硫装置設置スペース

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。使用可能なスペース内にある、石炭列車解凍トンネルとメンテナンス・ハウスは撤去可能なものである。

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、上記一般平面図に示す様に、排煙脱硫装置設置可能スペース内を石炭コンベアが通っていること、Part IIIについては道路使用の為、上部15mの余裕が必要なこと、からダクトアレンジを考慮する必要がある。

(3) ユーティリティ単価

Table 4.3-11に各排煙脱硫方式の経済比較に使用した1992年7月時点でのユーティリティの単価を示す。

なお、1992年7月時点でのチェコ・スロバキアと各通貨の換算レートは

1 kcs=4.634円
1 kcs=0.036US \$
1 kcs=0.053DM

である。

(4) 石膏引取り先、引取り量及び単価

排煙脱硫装置の副産品としての石膏は、発電所から1.5km離れた所にブリティッシュジプサム製の石膏ボード工場の建設を予定しており、石膏の引取り基本契約も成立している。引取り条件は下記のとおりである。

① 単 価 - 5 DM (ドイツ・マルク) /ton

(ただし、メルニーク発電所は石膏ボード工場の運営に資本参加するため、
引取り価格のマイナス分は全てコンペンセートされると考えられる。)

② 引取り量 92,000 トン/年 (dry base : Part IIIからの石膏全量分と想定)

(5) 硫酸引取り先、および引取り単価

硫酸のチェコ・スロヴァキア連邦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が、メルニーク近郊のスボラナ・ネラトヴィツェに比較的大規模な化学プラント工場があり、引き取り可能と考えられる。

今回の経済比較においては、売却と引き取りでコンペンセートし、引き取り価格を0と設定した。

(6) 償却年数及び金利

チェッコ・スロヴァキアでは産業別・装置別に細分化された法定減価償却率を設定しているが、排煙脱硫装置はまだ設定されていない。今回の経済比較においては比較的似通った化学プラントのケースを適用し、リニアで8%の償却率、残存価格なし（12.5年の完全償却）とした。

また、割引率については、経済比較のために10%と設定した。

Table 4.3-2 Calculated Flue Gas Specification

Item	Unit	Value
(1) Melnik II (1 Unit)		
Coal Consumption (as Dry base)	t/h	64.4
O ₂ Concentration (ESP Outlet, as Dry base)	%	8.0
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.0
Flue Gas Flow at APH Outlet (as Wet base)	m ³ N/h	521,000
Flue Gas Flow at APH Outlet (as Dry base)	m ³ N/h	461,000
SO ₂ Concentration (as O ₂ =6% and Dry base)	mg/m ³ N	4,840
Plant Efficiency	%	35.01
(2) Melnik III		
Coal Consumption (as Dry base)	t/h	283.7
O ₂ Concentration (ESP Outlet, as Dry base)	%	7.5
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.4
Flue Gas Flow at APH Outlet (as Wet base)	m ³ N/h	2,217,000
Flue Gas Flow at APH Outlet (as Dry base)	m ³ N/h	1,954,000
SO ₂ Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	4,840
Plant Efficiency	%	36.09

Table 4.3-3 Calculation of Flue Gas Amount (1/2)

(1) Coal Properties

a. Total Moisture (W)	30.2%
b. Carbon [C]	44.22% (DRY)
c. Hydrogen [H]	3.42% (DRY)
d. Nitrogen [N]	0.81% (DRY)
e. Oxygen [O]	12.01% (DRY)
f. Sulphur [S]	1.5% (DRY)

(2) Coal Consumption (Fcd)

a. Melnik II (as Dry) (1 unit)	64.4 ton/h
b. Melnik III (as Dry)	283.7 ton/h

(3) Calculation with Theoretical Formula

a. Theoretical Air

$$\begin{aligned}
 A_o \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} &= \{8.89 \times [C] + 26.7 \times ([H] - [O]/8) + 3.33 \times [S]\} \\
 &\quad \times (100 - W) / 100 \times 1 / 100 \\
 &= 3.136
 \end{aligned}$$

b. Theoretical Flue Gas

$$\begin{aligned}
 G_o \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} &= 0.79 \times A_o + [(1.867 \times [C] + 11.2 \times [H] + 0.8 \times [N] + 0.7 \times [S]) \\
 &\quad \times \{(100 - W) / 100\} + (1.244 \times W)] \times 1 / 100 \\
 &= 3.709
 \end{aligned}$$

c. Wet Combustion Gas

$$\begin{aligned}
 G_w \text{ (m}^3\text{N/kg-Fuel)} &= G_o + (m - 1) \times A_o & m &= 21 / 21 - O_2 \\
 & & \text{Melnik II } O_2 &= 8.0\% \\
 & & \text{Melnik III } O_2 &= 7.5\%
 \end{aligned}$$

d. Dry Combustion Gas

$$G_d \text{ (m}^3\text{N/kg-fuel)} = G_w - \frac{0.224}{18} [9 \times [H] \times \{(100 - W) / 100\} + W]$$

Table 4.3-3 Calculation of Flue Gas Amount (2/2)

e. Plant Efficiency

$$\eta_{II} = 0.3501$$

$$\eta_{III} = 0.3609$$

f. Coal Consumption (as Dry base)

$$F_{cd}(t/h) = 860 \times (MW) / \eta / (\text{calorific value})$$

g. Coal Consumption (as received)

$$F_{cw}(t/h) = F_{cd} \times 100 / (100 - W)$$

h. Wet Flue Gas

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

i. Dry Flue Gas

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

j. H₂O Concentration

$$\left(\frac{Q_w}{Q_d} - 1 \right) \times 100 (\%)$$

k. SO₂ Amount

$$SO_2 (kg/h) = \left([S] / 100 \right) \times \left(1 - \frac{30.2}{100} \right) \times (F_{cw} \times 10^3) \times \frac{64}{32}$$

l. SO₂ Concentration (as dry, O₂ = 6%)

$$[SO_2] (mg/m^3N) = SO_2 \times 10^6 / \left\{ Q_d \times \frac{(21 - O_2)}{(21 - 6)} \right\}$$

Table 4.3-4 DeSOx Design Value (1/2)

(1) Inlet Condition

Item	Unit	Value
(1) Melnik II (1 Unit)		
Flue Gas Amount (as Wet base)	m ³ N/h	530,000
SO ₂ Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	4,840
O ₂ Concentration (ESP Outlet, as Dry base)	%	8.0
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.0
HCl Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	19.1
HF Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	94.6
(2) Melnik III		
Flue Gas Amount (as Wet base)	m ³ N/h	2,300,000
SO ₂ Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	4,840
O ₂ Concentration (ESP Outlet, as Dry base)	%	7.5
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.4
HCl Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	19.1
HF Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	94.7

Table 4.3-4 DeSOx Design Value (2/2)

(2) Outlet Condition

Item	Unit	Value
(1) Melnik II (1 Unit)		
Stack Outlet Temperature	°C	100 or more
DeSOx Efficiency (at Stack)	%	70<
(Reference Value)		
SO ₂ Concentration (as O ₂ = 6% & dry base)	mg/m ³ N	1,450
(2) Melnik III		
Stack Outlet Temperature	°C	100 or more
DeSOx Efficiency (at Stack)	%	85<
(Reference Value)		
SO ₂ Concentration (as O ₂ = 6% & dry base)	mg/m ³ N	720

(3) For SO₃ Dew Point Consideration

Item	Unit	Value
SO ₃ Conversion Ratio	%	Max 1
(1) Melnik II (1 Unit)		
SO ₃ Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	48.4
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.0
(2) Melnik III		
SO ₃ Concentration (as O ₂ = 6% and Dry base)	mg/m ³ N	48.4
H ₂ O Concentration (ESP Outlet)	%	13.4

Table 4.3-5 Calculation of [HCl] and [HF] Concentration in Flue Gas

		Melnik	
		II (4 unit)	III
[1]	Coal Consumption (as Dry base) (t/h)	257.6	283.7
[2]	Chlorine Concentration in Coal (mg/kg) (analyzed from the fuel sample)		116
[3]	Fluorine Concentration in Coal (mg/kg) (analyzed from the fuel sample)		587
[4]	[Cl] atomic weight		35.5
[5]	[F] atomic weight		19.0
[6]	[HCl] molecular weight		36.5
[7]	[HF] molecular weight		20.0
[8]	Flue Gas Flow at APH Outlet (as Dry base) (m ³ N/h)	1,844,000	1,954,000
[9]	[HCl] Arrival Rate from Boiler to DeSOx		0.995
[10]	[HF] Arrival Rate from Boiler to DeSOx		0.950
[HCl]	Concentration (Boiler outlet)		
	$[11] = \frac{[1] \times 10^3 \times [2] \times [6]/[4]}{[8]}$	19.22	19.24
[HF]	Concentration (Boiler outlet)		
	$[12] = \frac{[1] \times 10^3 \times [3] \times [7]/[5]}{[8]}$	99.60	99.68
[HCl]	Concentration at DeSOx Inlet [9] x [11]	19.1	19.1
[HF]	Concentration at DeSOx Inlet [10] x [12]	94.6	94.7

Table 4.3-6 Coal Properties

Item	Unit	Value
Calorific Value		
Air Dry Base	Kcal/kg	3,680
Dry Base	Kcal/kg	4,200
Dry Base	MJ/kg	17.84
Wet Base (as received)	Kcal/kg	2,930
Wet Base (as received)	MJ/kg	12.27
Total Moisture	%	30.2
Proximate Analysis (Air Dry base)		
Inherent Moisture	%	12.4
Volatile Component	%	30.1
Ash	%	33.4
Fixed Carbon	%	24.1
Ultimate Analysis		
Carbon	%	44.22
Hydrogen	%	3.42
Oxygen	%	12.01
Nitrogen	%	0.81
Sulfur	%	1.5
Ash	%	38.04
Chlorine	mg/kg	116
Fluorine (Tube Furnace Method) (Bomb Method)	mg/kg	587 (185)
Boron	mg/kg	43
Grindability	HGI	75

Table 4.3-7 Coal Analysis by EPDC

Sampling Date: May & July, 1992

Item	Unit	Mine							
		VZOREK #2	VZOREK #3	MERKVR	LEDVICE	HERKVES	KOMORANY	Total Average	Mix Coal
Lower Heating Value (AD)	kcal/kg	3,870	3,930	3,330	4,650	2,980	3,330	3,680	4,390
Proximate Analysis (AD)									
Inherent Moisture	Z	9.3	8.8	15.5	16.8	11.5	12.7	12.4	9.6
Ash	Z	33.9	33.6	34.0	18.0	43.3	37.7	33.4	28.0
Volatile Matter	Z	31.2	32.2	29.5	33.1	26.1	28.7	30.1	35.0
Fixed Carbon	Z	25.6	25.4	21.0	32.1	19.1	20.9	24.0	27.4
Fuel Ratio (F.C/V.M)	-	0.82	0.79	0.71	0.97	0.73	0.73	0.79	0.72
Ultimate Analysis (Dry)									
Carbon	Z	44.76	44.75	41.85	58.36	35.49	40.12	44.22	50.21
Hydrogen	Z	3.41	3.56	3.10	4.19	2.98	3.25	3.42	3.86
Sulphur	Z	2.38	1.23	2.20	0.82	1.44	2.20	1.71	1.58
Nitrogen	Z	0.95	0.72	0.88	0.91	0.66	0.72	0.81	0.93
Ash	Z	37.38	36.84	40.24	21.68	48.93	43.18	38.04	30.97
Oxygen	Z	11.12	12.90	11.73	14.04	10.50	10.45	11.79	12.45
Fluorine (Tube Furnace Method) (Bomb Method)	mg/kg	500	760	600 (180)	530 (150)	610 (140)	520 (260)	587 (185)	690
Chlorine	mg/kg	154	123	102	100	117	102	116	87
Boron	mg/kg	42	37	44	27	52	57	43	32

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

Table 4.3-8 Water Analysis

Item	Unit	Cooling Water (River Water)		Discharged Water		Ash Pond Overflow Water	
		May, 1992	July, 1992	May, 1992	July, 1992	May, 1992	July, 1992
Sampling Date							
COD-Mn	mg/l	8.0	7.7	10.0	9.2	5.1	1.4
COD-Cr	"	62		62		9.0	
SS	"	1>	7	1>	16	1>	6
Total Hardness	CaCO ₃ mg/l	150	170	150	160	190	430
Na ⁺	mg/l	290	26.0	120	25.0	80.0	33.0
K ⁺	"	20.0	7.8	18.0	7.0	9.8	1.5
Ca ⁺²	"	43.0	9.3	43.0	8.9	57.0	19.0
Mg ⁺²	"	16.0	44.0	14.0	44.0	12.0	150
CO ₃ ⁻²	"	6>		6>		6>	
HCO ₃ ⁻	"	76.0		73.0		49.0	
F ⁻	"	0.2	0.1>	0.2	0.2	0.8	1.0
Cl ⁻	"	27.0	29.0	27.0	29.0	27.0	32
SO ₄ ⁻²	"	91.0	200	110	180	170	270
Cu ⁺²	"	0.01>		0.01		0.01	
Zn ⁺²	"	0.03		0.02		0.02	
Fe ⁺²	"	0.28		0.29		0.20	
Mn ⁺²	"	0.11		0.10		0.04	
CN	"	0.1>		0.1>		0.1>	
Cd	"	0.003>		0.003>		0.003>	
Pb	"	0.02>		0.02>		0.02>	
Cr ⁺⁶	"	0.01>		0.01		0.01>	
T-Hg	"	0.0005>		0.005>		0.0005>	
O-P	"	0.1>		0.1>		0.1>	

Table 4.3-9 River Water Quality Standards

Item	Unit	Limit	Item	Unit	Limit
O ₂	mg/ℓ	min. 4	Pb	mg/ℓ	0.1
BSK	"	8	As	"	0.1
COD-Mn	"	20	Cu	"	0.1
COD-Cr	"	50	Cr	"	0.3
S ²⁻	"	0.02	Cr ^{VI}	"	0.05
pH	"	6.0 ~ 9.0	CO	"	0.1
RL	"	1,000	Ni	"	0.15
Fe	"	2.0	Zn	"	0.2
Mn	"	0.5	V	"	0.1
N-NH ₄ ⁻	"	2.5	Ag	"	0.05
NH ₃	"	0.5	Se	"	0.05
N-NO ₂ ⁻	"	0.05	Ba	"	2.0
N-NO ₃ ⁻	"	11	Be	"	0.001
N-org	"	3.0	Aa	Bq/ℓ	0.5
P	"	0.4	Ab	"	2.0
Cl ⁻	"	350	Ra226	"	0.3
SO ₄ ²⁻	"	300	U	mg	0.1
Ca	"	300	H ₃ (T)	Bq/ℓ	5,000
Mg	"	200	Sr90+Y90	"	0.5
F ⁻	"	1.5	Cs137	"	1.0
FN1	"	0.1	Coli	KTJ	200,000
PAL-A	"	1.0	Fecoli	KTJ/ℓ	40,000
NEL	"	0.2	Enko	KTJ/ℓ	20,000
CN ⁻	"	0.2	BZ	mg/ℓ	0.05
Cl ₂	"	0.05	CB	"	0.01
EOCl	"	0.025	DCB	"	0.001
B	"	0.5	PCB	ng/ℓ	25
Hg	"	0.001	BZP	ng/ℓ	50
Cd	"	0.015			

Note: All values are max. limit except for "O₂".

Table 4.3-10 Ash Analysis by EPDC (1/2)

Sampling Date: May, 1992

Item	Unit	Mine									
		VZOREK #2	VZOREK #3	MERKVR	LEDVICE	HERKVES	KOMORANY	Total Average	Mix Coal	ESP-Ash #3	
Ash Analysis (Dry)											
SiO ₂	Z	49.90	53.83	55.72	51.43	54.84	56.06	53.63	46.13	42.12	
Al ₂ O ₃	Z	27.27	29.24	21.94	26.00	26.62	26.83	26.32	27.17	31.19	
Fe ₂ O ₃	Z	10.54	7.14	10.94	5.49	4.68	4.99	7.30	11.30	6.53	
CaO	Z	2.33	1.58	2.29	2.18	0.78	1.01	1.70	2.76	1.88	
MgO	Z	1.43	1.25	2.29	1.37	0.90	0.98	1.37	1.59	1.08	
Na ₂ O	Z	0.96	0.84	1.46	1.52	1.02	1.14	1.15	0.08	2.42	
K ₂ O	Z	1.52	1.46	1.01	1.44	2.21	1.97	1.60	1.50	2.11	
SO ₃	Z	1.79	1.02	2.87	2.36	0.64	0.87	1.64	2.09	0.33	
TiO ₂	Z	2.37	2.92	3.21	3.10	1.86	2.34	2.63	2.95	4.63	
P ₂ O ₅	Z	0.36	0.45	0.49	0.43	0.31	0.33	0.40	0.55	0.72	
V ₂ O ₅	Z	0.03	0.03	0.03	0.04	0.02	0.02	0.03	0.03	0.02	
MnO	Z	0.04	0.04	0.08	0.06	0.14	0.36	0.12	0.12	0.05	

Table 4.3-10 Ash Analysis by EPDC (Ash Fusion Temperature) (2/2)

Sampling Date: May, 1992

Item	Unit	Mine		
		VZOREK #2	VZOREK #3	Mix Coal
Oxidation Atmosphere				
Initial Deformation	°C	1,430	>1,450	1,440
Softening	°C	>1,450	>1,450	>1,450
Melting	°C	>1,450	>1,450	>1,450
Fluidizing	°C	>1,450	>1,450	>1,450
Reduction Atmosphere				
Initial Deformation	°C	1,350	1,400	1,340
Softening	°C	1,390	>1,450	1,390
Melting	°C	1,400	>1,450	1,400
Fluidizing	°C	1,420	>1,450	1,420

Table 4.3-11 Unit Price of Utilities

Item	Unit	Value	Remarks
(1) Limestone (CaCO_3)	kčs/ton	130 (= 68 + 62) 212 (= 150 + 62)	• Particle size (22.5 ~ 80 mm) 95% purity • Crashed 95% purity
(2) Lime (CaO)	kčs/ton	812 (= 750 + 62) 1012 (= 950 + 62)	• Pieces • Dust
(3) Slaked Lime (Ca(OH)_2)	kčs/ton	912 (= 850 + 62) 1012 (= 950 + 62)	• Pieces • Dust
(4) Activated Carbon	kčs/ton	377,000	2,000 DM, 1 kčs = 0.053 DM
(5) Caustic Soda (NaOH)	kčs/kg	3.89	based on 45% concentration
(6) Sulfuric Acid (H_2SO_4)	kčs/kg	1.90 ~ 2.00	
(7) Auxiliary Steam	kčs/ton	Part II 125 Part III 125	
(8) Auxiliary Power	kčs/kwh	Part II 0.477 Part III 0.436	
(9) Low Water	kčs/m ³	0.54	river water

* As of end of July, 1992.

Part	Unit No.	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	Remarks
Part I	1	_____	_____								
	2	_____	_____								
	3	_____									
	4	_____	_____								
	5	_____									
	6	_____									
Part II	7					REC TG & HT 1 10	REC TG & HT 10	M 1112			
	8	PI 4 10					REC TG & HT 10	M 7 9			
	9			REC TG & HT 4 10		M 8 9			PI 4 10		
	10					REC TG & HT 2 11	M 9 11			PI 4 10	
Part III	11	M 6 8			PIR 2 11					PIR 2 11	
Remarks		REC TG & HT : Re-construction of Turbine-Generator & Heating Supply PIR : Periodical Inspection & Re-constituiton PI : Periodical Inspection M : Shut Down for Maintenance									

Fig 4.3-1 MAINTENANCE SCHEDULE OF THE MELNIK POWER STATION

Sulphur Content
(as received)

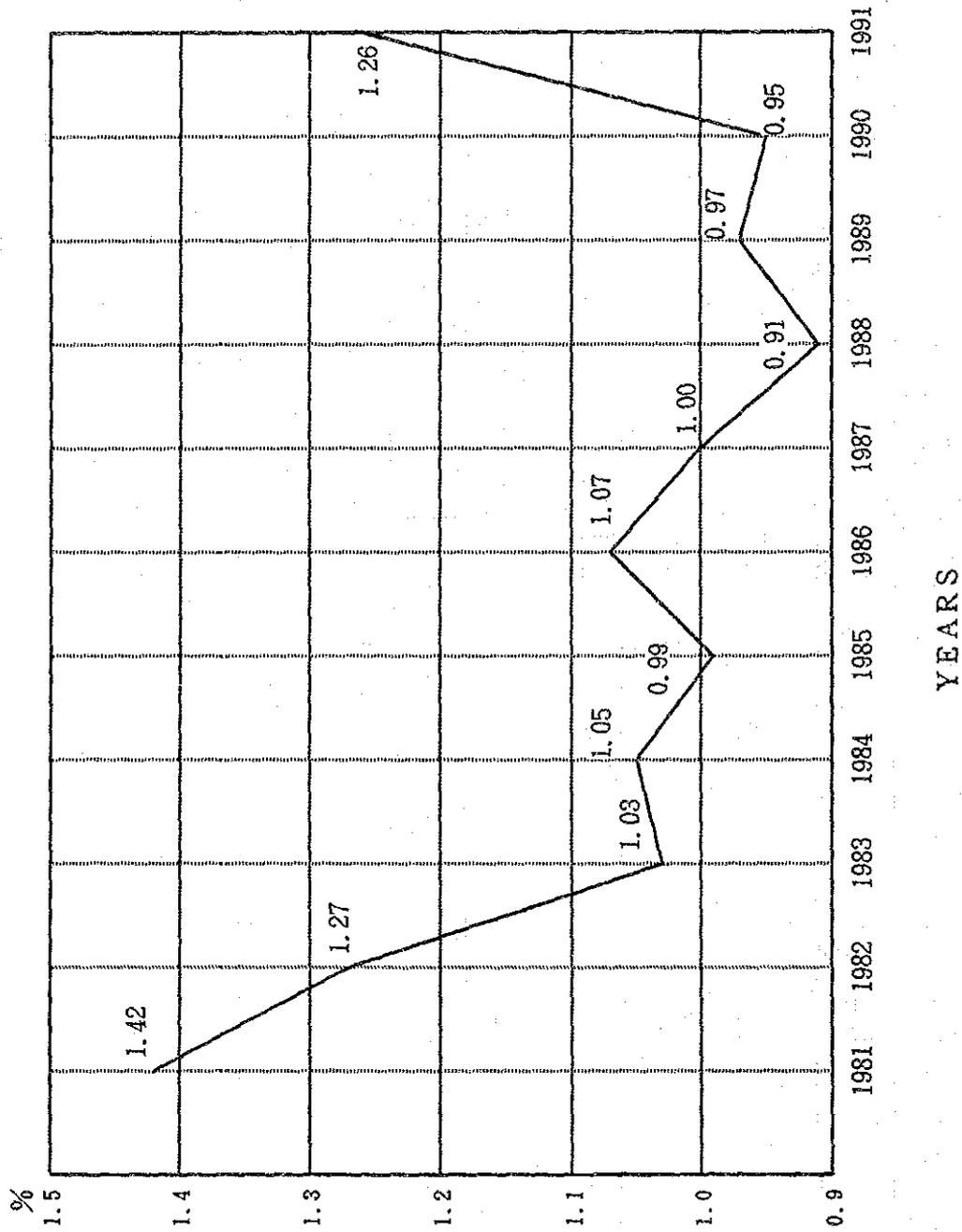
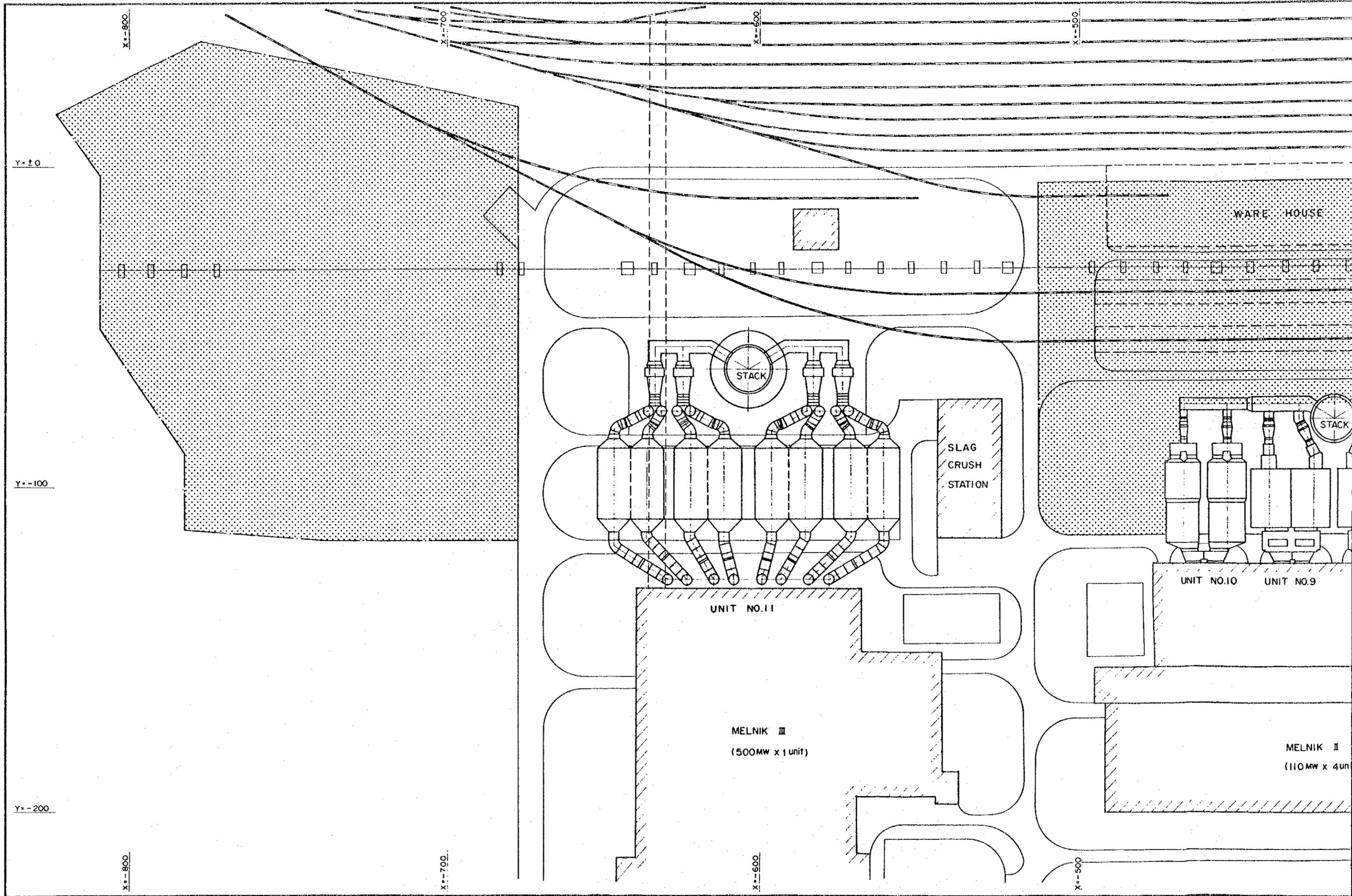


Fig. 4.3-2 THE TREND OF SULPHUR CONTENT IN BURNED COAL SINCE 1981



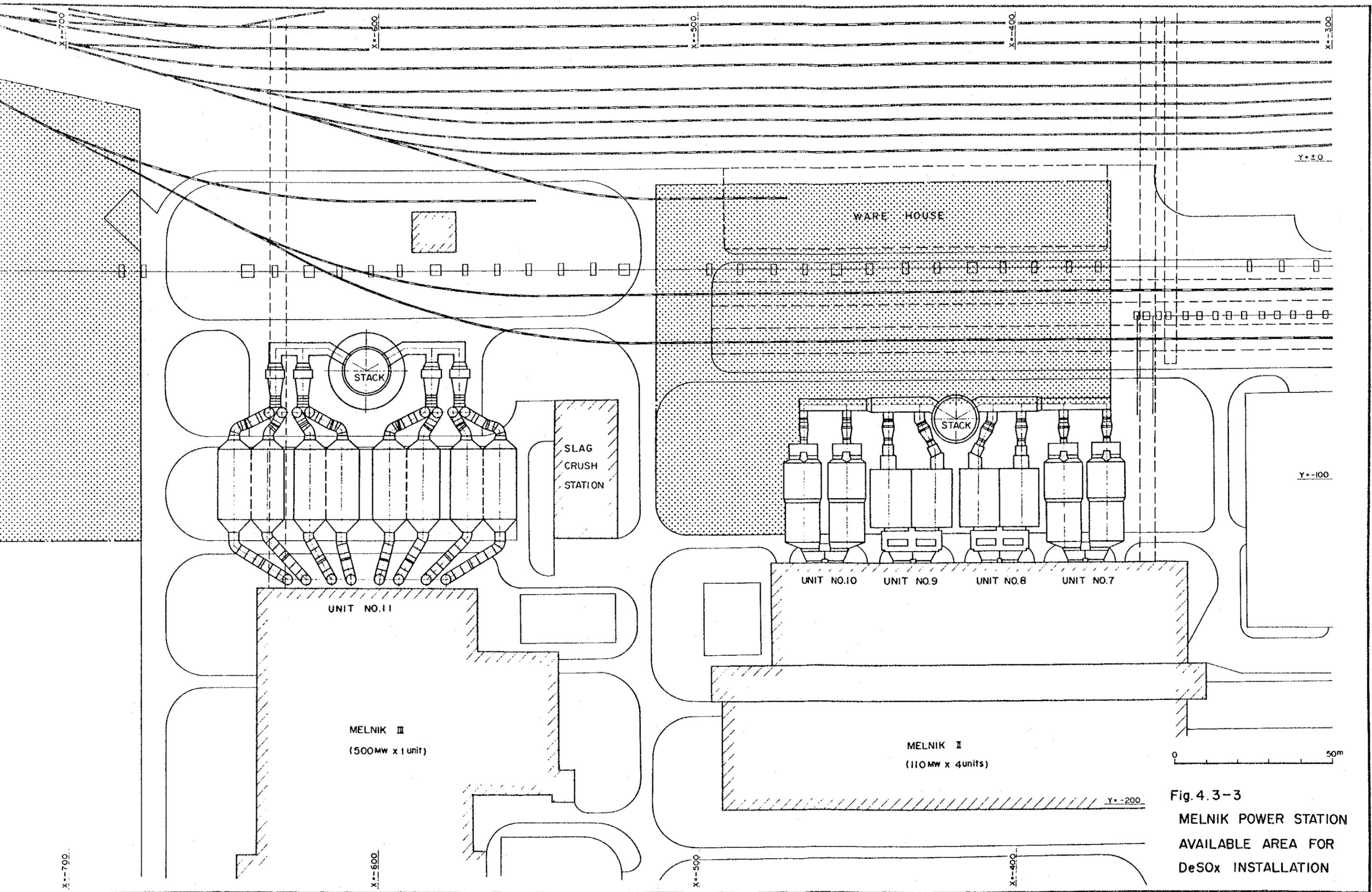


Fig. 4.3-3
 MELNIK POWER STATION
 AVAILABLE AREA FOR
 DeSOx INSTALLATION

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

メルニーク発電所の発電所群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、メルニーク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、1996年10月からのSO₂排出濃度を新大気浄化法で規定された脱硫効率を満足するレベルまで下げるためには、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能力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、どの組合せがメルニーク発電所に適しているか検討する。

4.4.1 検討条件

以下にメルニーク発電所に固有な条件を示す。

- (1) 総合脱硫効率はPart IIの Unit No.7～10で70%を越える値（石炭中S分=1.5%で出口SO₂濃度1,450mg/m³_N以下相当）、Part IIIの Unit No.11で85%を越える値（石炭中S分=1.5%で出口SO₂濃度720mg/m³_N以下相当）としなければならない。

なお、排出規制は個々の煙源（各Unit）に適用され、発電所全体で総合脱硫効率を規制値に見合うようにする方法は、許されない。

- (2) 設置可能スペースは Fig. 4.3-3 に示す通りであり、Part IIへの排煙脱硫装置の設置のためには石炭列車解凍トンネルと資材倉庫を撤去しなければならない。
- (3) 既設ボイラハウスと集塵器の間は Part IIIのUnitNo.11で約20mしかない。また Part IIのUnitNo.7～10では集塵器への堅形ダクト部を含んで約7mしかなく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.3煙突に110MW基が4基、No.4煙突に500MW基が1基、さらにNo.1、No.2煙突には55MW基が各々3基ずつ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、その方式によっても異なるが、実績等を考慮して500～700MW相当とする。
- (2) 脱硫効率は95%程度を上限とする。

4.4.2 基本方針

一般的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。一方、メルニーク発電所の場合、各々の煙源に対して固有の脱硫効率が適用されているため、基本的には各ボイラに一つの排煙脱硫装置を設置しなければならない。すなわち、Part IIのように各煙源の必要総合脱硫効率が70%であるものを、3 Units に総合脱硫効率94%の排煙脱硫装置を設置し、1 Unitに脱硫装置を設置しないでトータルで排出規制値を守るというような方法は許されないわけである。

したがって、組合せの検討においては、排出基準値の異なる Part IIIは無条件に切離し、Part IIのユニット群でいかなる組み合わせを行うか、単一の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”などを検討し、技術的にも経済的にも最適な方法を選択する。

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、組合せの選択と脱硫方式の検討を行う。

- (1) Part IIIの Unit No.11は出力規模も 500MWと大きく、脱硫効率の規制値も他のUnitと異なるため排煙脱硫装置の設置は単独で 500MW相当のユニットとする。
- (2) 吸収剤吹込み法は、検討比較する排煙脱硫方式より除外する。

吸収剤吹込み法（石灰石火炉吹込み方式および消石灰ダクト吹込み方式）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、メルニーク発電所 Part II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、水スプレー反応塔を追加設置する必要があるが、Part II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、既設電気集塵機後段に設置しなければならない。この場合、さらに後段に電気集塵機の追加設置が必要となり、改造の少ない吸収剤吹込み法のメリットが相殺されてしまう。また、Part IIIでは、85%以上の脱硫効率が必要なため吸収剤吹込み法を適用することはできない。したがって、本方式は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。新設の場合は一次集塵器、SDA、二次集塵器、IDF、煙突の順序に配置される。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、加えて一次集塵器を設置すると約20mとなる。既設ボイラハウスと集塵器の間は、Part IIでは6.8m、Part IIIでは16mしかなく、一次集塵器、SDAは設置できない。

したがって、メルニーク発電所の場合スプレードライヤ方式は既設集塵器を一次集塵用として使用し、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) UnitNo.7～10は、誘引通風機以降が共通ダクトとなっていることから、ユニット方式と共通大型方式の2通りを考える。ここで、共通大型方式を検討する場合、発電ユニットと排煙脱硫装置の協調が必要となり、さらに各々の発電ユニットの運用上の制限が生じる場合がある。

4.4.3 組合せ検討内容

以上の基本方針より Part IIの“組合せ”を検討した場合、次のI～IIIのケースに分けることができ、また、そのケース毎にA、B2種のサブ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。

(ケースI) UnitNo.7～10を共通化し、排煙脱硫装置を1基設置する方法

このケースでは440MW相当の排煙脱硫装置1基のみとなり、スケールメリットが大きく、ダクトワークは最もシンプルになる。排煙脱硫装置設置のための経済性は最も大きい。一方、Part II各号機の運用上の制限は最も大きくなり、排煙脱硫装置点検のためのプラント停止スケジュール等は、Unit No.7～10を全て共通化しなければならない。

(ケースII) UnitNo.7, 8を共通化、Unit No.9, 10を共通化して排煙脱硫装置を2基設置する方法

このケースでは220MW相当の排煙脱硫装置2基となり、設置スペースは若干大きくなり、スケールメリットはケースIほど追求できない。一方、発

電プラントが、2 Units づつ2つのブロックに分かれるため運用の自由度は増加する。

(ケースⅢ) Unit No.7～10に各々排煙脱硫装置を1基づつ設置する方法

このケースでは110MW相当の排煙脱硫装置4基となり、スケールメリットは最も期待できない。また、煙突まわりのダクトワークも最も複雑となるが、発電ユニット毎の運用条件に対する制約はなく、発電プラント運転上の自由度は最も大きくなる。

〔サブケースA〕 脱硫効率70%で排ガスを全量処理するケース

Part IIからの排ガスを全量処理するため、ダクトワークは改造の必要性を含めて考えても簡単になる。

〔サブケースB〕 脱硫効率85%で排ガスを全量の82.5%だけ処理するケース

処理すべき排ガス量が部分的になるため既設のダクトの取扱いも含めてダクトワークの計画が複雑となる。一方、排煙脱硫装置1基あたりの処理ガス量が小さいことから経済性は向上する。

以上に示したケースⅠ～Ⅲの3ケースとサブケースA、Bの2ケースを掛け合わせた6ケースが、考えられる組合せとなる。

4.4.4 組合せ検討結果

前項に挙げた各々のケースを排煙脱硫装置のハード面から検討すると、以下のことがいえる。

- (1) 湿式石灰石石膏法の場合500MWクラスの石炭焚用排煙脱硫装置は実績があり、どのケースを当てはめることも技術的に問題ない。この場合、ケースⅠとケースⅡ、ケースⅡとケースⅢの間には設備費全体で相対値として約3～4%の開きがスケールメリットとして生じる。
- (2) スプレッドライヤー方式では、最大規模約800,000 m³_N/h程度のリアクターをベースとしたユニット方式を採用しており、乾式活性炭吸着方式では、吸着塔をモジュール方式としている。ゆえに、これら2方式の場合はケースⅠ～Ⅲのどれを採用しても排煙脱硫装置本体のスケールメリットに変化はない。

(3) 脱硫率70%以上は吸収剤吹込み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サブケースAであれば、吸収剤吹込み方式以外の方法は全て達成可能である。

但し、湿式石灰石石膏法を採用した場合、比較的低い脱硫効率の範囲では排煙脱硫装置の安定運転が困難な場合がある。

(4) 塔内脱硫効率90%以上は湿式石灰石石膏法および乾式活性炭吸着法により達成可能である。一方、スプレードライヤー方式の場合、運用上の最適効率の範囲は、80%前後であるが、技術的には脱硫効率90%以上の達成も可能である。ゆえにこれら3方式において、サブケースBの適用も可能である。

以上のハード面における検討結果以外に、運用面からの検討を加えると以下のとおりとなる。

(1) Part IIは2期に分けて熱併給発電所への改造を計画しており、これによりUnit 9, 10とUnit 7, 8では排煙脱硫装置の設置期限が異なる。したがってケースIは排煙脱硫装置の設置スケジュールを考慮すると現実的でない。

(2) Part IIの定検は1年毎に1発電プラントを計画し、各々のUnit停止時期の重複を避けていることから、排煙脱硫装置の定検のための停止時期の重複も避けることを考え合わせると、ケースIIIが適当である。

さらに、ケースIIとケースIIIの比較において設備費に差が生じるのは、湿式石灰石石膏法の場合であるが、その差も3~4%と小さいことから、以下に上げる副次効果も加味すると運用上の有効性と合わせて考えて、ケースIIIが最も現実的である。

なお、ケースIIIを採用した場合の副次効果は、以下のとおりである。

- ・ 同型の排煙脱硫装置を採用することにより、設計図、製作図、技術検討等共通となるため経済的となる。
- ・ 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。

以上の検討結果から、4.5項における Part II への排煙脱硫装置適用のための経済比較は、湿式石灰石石膏法、スプレードライヤー方式及び乾式活性炭吸着法ともケース III-B を採用し、“110MW 相当の同型の排煙脱硫装置 4 基” の場合について行う。

また、Part III への排煙脱硫装置適用のための経済比較は“500MW 相当の排煙脱硫装置 1 基” の場合について行う。

Table 4.4-1 Combination of DeSOx Plants Installation

	Unit	Part II				Part III Unit No. II	Remarks
		Unit No. 7	Unit No. 8	Unit No. 9	Unit No. 10		
Case I-A	Flue gas through Reactor		400 (382)			100 (95)	100% Flue gas rate in Part II is defined as the 100% load operation of 1 Unit Boiler. Figure in () shows the value calculated with consideration of GH leakage.
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>70 (73.5)			>85 (90)	
	Total DeSOx Eff.	%	>70			>85	
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450			≤720	
Case I-B	Flue gas through Reactor		330 (320)				
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>85 (87.5)				
	Total DeSOx Eff.	%	>70				
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450				
Case II-A	Flue gas through Reactor		200 (191)		200 (191)		
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>70 (73.5)		>70 (73.5)		
	Total DeSOx Eff.	%	>70		>70		
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450		≤1,450		
Case II-B	Flue gas through Reactor		165 (160)		165 (160)		
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>85 (87.5)		>85 (87.5)		
	Total DeSOx Eff.	%	>70		>70		
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450		≤1,450		
Case III-A	Flue gas through Reactor		100 (95.5)		100 (95.5)	100 (95.5)	
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>70 (73.5)		>70 (73.5)	>70 (73.5)	
	Total DeSOx Eff.	%	>70		>70	>70	
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450		≤1,450	≤1,450	
Case III-B	Flue gas through Reactor		82.5(80)		82.5(80)	82.5(80)	
	DeSOx Eff. in the Reactor	%	>85(>87.5)		>85(>87.5)	>85(>87.5)	
	Total DeSOx Eff.	%	>70		>70	>70	
	SO ₂ Emission	mg/m ³ N	≤1,450		≤1,450	≤1,450	

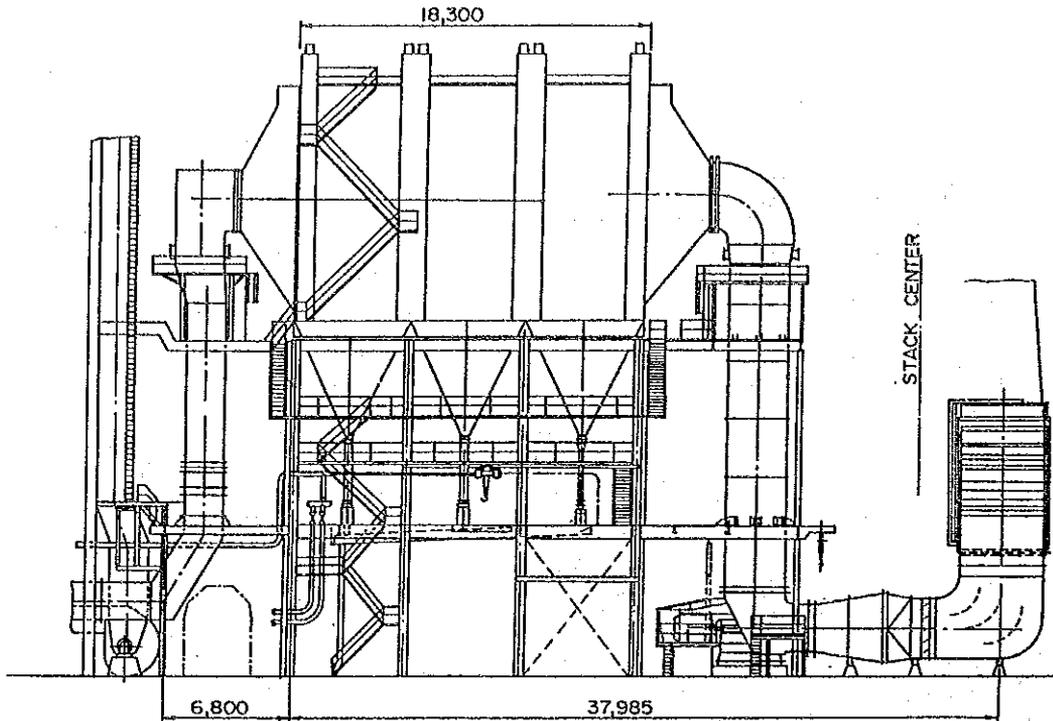


Fig. 4.4.-1
PART I SIDE VIEW

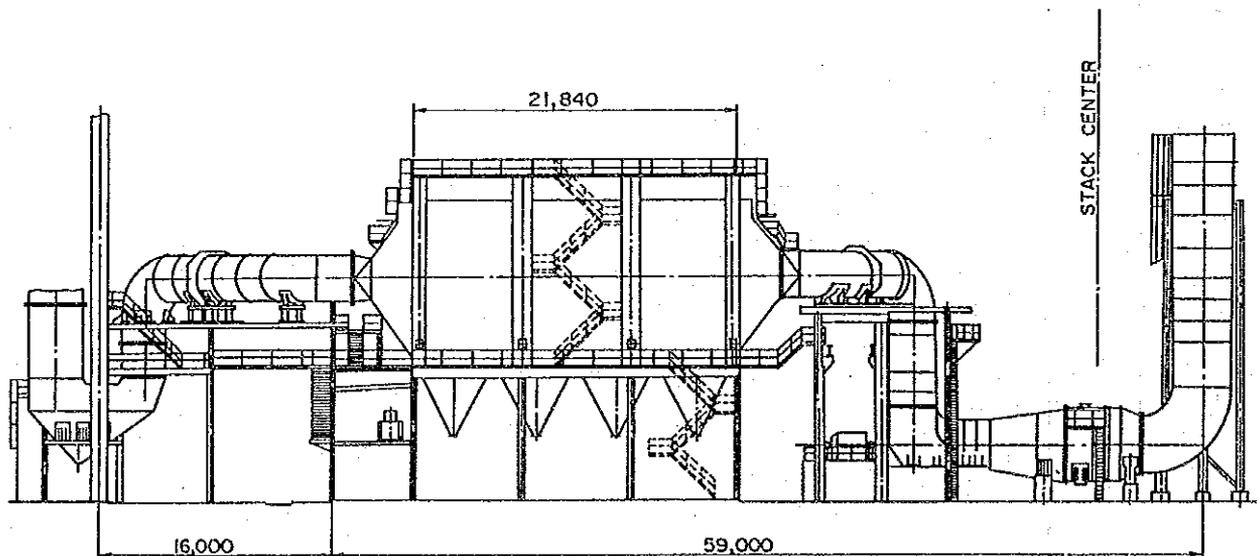


Fig. 4.4.-2
PART II SIDE VIEW

4.5 評価対象排煙脱硫方式の技術比較と経済比較

4.2項の各種排煙脱硫方式の概要と技術比較で評価対象とした7方式の排煙脱硫方式に対し、4.3項で設定したメルニーク発電所の排煙脱硫装置検討諸元と、4.4項で述べた発電プラントと排煙脱硫装置の組合せに関する検討を考慮し、どの排煙脱硫方式がメルニーク発電所に最適かを検討する。

4.5.1 比較項目

技術評価と経済比較は、重要と思われる以下の項目について行った。

(1) 技術比較

- ① 脱硫性能
- ② 脱塵性能
- ③ 技術水準
- ④ 商用機の実績
- ⑤ 信頼性
- ⑥ 運用特性
- ⑦ 保守性
- ⑧ 副生品
- ⑨ ユーティリティ
- ⑩ 排水
- ⑪ 煙突ライニング又は排ガス再加熱
- ⑫ 既設設備改造
- ⑬ 設置スペース

(2) 経済比較

- ① 設備費
- ② 運転経費

4.5.2 技術比較と経済比較の条件

(1) 基本条件

各排煙脱硫方式の経済比較は、4.3項の排煙脱硫方式の検討諸元に示した値を用い、4.4項の組合せの検討で最適な組合せとなった「Part IIIには500MW相当の排煙脱硫装置1基」「Part IIには110MW相当の排煙脱硫装置4基」を設置した場合とする。

(2) 各排煙脱硫方式毎の特有な条件

① 湿式石灰石石膏法（スプレー塔方式及びジェットバブリング方式）

- a) ダクト、煙突ライニング保護および硫酸ミスト飛来防止のため、排煙脱硫装置出口排ガスの再加熱を行う。
- b) 副産品である石膏は、年間約92,000 t分（Part III相当分）は隣接の石膏ボード工場の引き取り、残りの分については廃棄処分とする計画とする。
- c) 廃棄分の石膏及びスラリは塩素分が高いため、遮水構造とした副産品捨場へ投棄する。このため、経済比較においては、副産品捨場を遮水構造とする費用（地下への有害物質の浸透防止に係る費用）を運転経費に含める。
- d) 脱硫効率は、Part IIが各ユニットとも排ガス82.5%処理の脱硫効率85%以上、Part IIIが排ガス全量処理の総脱硫効率85%を越えるものとする。

② スプレードライヤ方式

- a) スプレードライヤ方式の場合、SO₃もほとんど除去できることから排ガスの再加熱は行わない。
- b) 副産品は、石膏の他に亜硫酸石膏、未反応の消石灰を含むため、全量、遮水構造の灰捨場へ投棄する。湿式石灰石石膏法と同様に灰捨場を遮水構造とする費用を設備費に含める。
- c) 生石灰が必要量入手可能とする。
- d) 脱硫効率は、Part IIが各ユニットとも排ガス82.5%処理の脱硫効率85%以上、Part IIIが排ガス全量処理の総合脱硫効率85%を越えるものとする。

③ 活性炭法

- a) 副生品は商品硫酸を回収する方式とする。硫酸は売却できるものとし、その売却による収入は処理費と相殺されるものとする。
- b) 活性炭が必要量入手可能とする。
- c) 脱硫効率は、Part IIが各ユニットとも排ガス82.5%処理の脱硫効率85%以上、Part IIIが排ガス全量処理の総合脱硫効率85%を越えるものとする。

4.5.3 経済比較手法

経済比較は、設備と運転経費より求めた年経費により行い、湿式石灰石石膏法をベース（100%）とした相対比較を行う。各費用の計算は以下に挙げる計算式により行う。

(1) 設備の1年分の平準化費用

$$\text{設備費} \times \frac{0.10 \times (1 + 0.10)^{12.5}}{(1 + 0.10)^{12.5} - 1}$$

(2) 運転経費 (a - b)

- a) 時間当りのエネルギー使用量 × プラント利用率 × 8,760hr. × エネルギー単価
- b) 時間当りの副生品発生量 × プラント利用率 × 8,760hr. × 副生品売却単価

4.5.4 比較検討結果

Table 4.5-1 と 4.5-2 にメルニーク発電所特有の検討諸元を考慮した各種排煙脱硫方式の技術比較と経済比較を示す。

これらの検討結果を評価対象排煙脱硫方式毎にまとめると次の通りである。

(1) 湿式石灰石石膏法（スプレー塔方式もしくはジェットバブリング方式）

技術比較及び経済比較からもメルニーク発電所へ適用可能と考える。

- a) 95%以上の脱硫効率が達成可能で、石炭焚商用機への納入実績もスプレー塔方式の場合約200基、ジェットバブリング方式の場合も、約25基あり、技術水準、実績、信頼性において最も優れている。
- b) 吸収剤は安価な石灰石であり、経済性に優れている。また、石灰石は発電所から約50km離れたフィルピンス鉱から鉄道輸送により入手可能である。

- c) 装置はFig. 4.3-3に示す排煙脱硫装置設置スペースに設置可能である。
- d) スプレー塔方式の平面図および側面図をFig. 4.5-1とFig. 4.5-2に、ジェットバブリング方式の平面図および側面図をFig. 4.5-3とFig. 4.5-4に、各々示す。この配置は500MW相当で85%脱硫効率の排煙脱硫装置1基と、110MW相当で70%脱硫効率の排煙脱硫装置4基の計画で、4.4項で検討した最適な発電プラントと排煙脱硫装置の組合せによるものである。
- e) Table 4.5-2に示す経済比較において運転費用の面で優れている。
- f) 高塩素濃度、高フッ素濃度の石炭を使用するため排水と副生石膏の処理方法を考慮する必要がある。
- g) 入手可能な石灰石の大きさは、22.5~80mmであり石灰石を細粉（粒径43 μ m以下）にするためのミルシステムが必要である。

(2) 半乾式法（スプレードライヤ方式）

技術比較からは充分メルニーク発電所への適用が可能と考えられる。

- a) 脱硫効率は90%程度まで達成可能であり、納入実績も多数ある。商用として確立された技術水準にあり、信頼性も湿式石灰石石膏法と同等に高いものである。
- b) Fig. 4.5-5に排煙脱硫装置の平面配置、Fig. 4.5-6に側面配置を示す。この配置は500MW相当で85%脱硫効率の排煙脱硫装置1基と、110MW相当で70%脱硫効率の排煙脱硫装置4基の計画で、4.4項で検討した最適な発電プラントと排煙脱硫装置の組合せによるものである。
- c) 脱硫装置設置コストは比較的安価であり設備償却費の面で経済性に優れている。
- d) スプレードライヤ方式の場合、石灰石と比較して相対的に高価な生石灰を吸収剤として使用する。現地調査結果によると生石灰は輸送費込みで1,012kcs/tonであり、一方石灰石は130kcs/tonである。これは同量のSO₂を除去するのに必要なCa/Sモル比も考慮すると約7倍の価格差となる。

また、スプレードライヤからの副生品は石膏、生石灰、石炭灰の混合物であり、湿式と比較すると処理すべき副生品量は115%程度となる上、この副生品性状から考えて、産廃法に照らし合わせると、副生品廃棄処分場はシート養生の管理型としなければならない。

したがって、運転費用の面から見ると経済性に難がある。

(3) 乾式法 (活性炭吸着方式)

採用実績は少ないが、商用として稼働しているプラントが3基あり、商用として確立された技術水準にある。Fig. 4.5-7 に排煙脱硫装置の平面配置、Fig. 4.5-8 に側面配置を示す。

しかし、今回のメルニーク発電所用の排煙脱硫装置としては次の理由により不適と考える。

a) 吸着剤である活性炭の入手が困難である。

現在チェッコ・スロヴァキア連邦共和国では、排煙脱硫装置に適した活性炭の生産はしていない。メルニーク発電所に設置する排煙脱硫装置を全て乾式活性炭吸着方式とした場合の必要活性炭量は年間約12,900トンである。排煙脱硫装置に適した活性炭の生産は隣国ポーランド共和国で水道用やその他工業用に年間1,500トン程度、また、隣国ドイツ連邦共和国では年間数万トン生産している。

ポーランド共和国産の活性炭は比較的安価であり経済性はあるものの量的には入手困難である。また、ドイツ産の活性炭は必要量が確保出来るものの単価が最大2,000DM/ton程度であり経済性に難がある。

なお、メルニーク発電所の排煙脱硫装置すべてを乾式活性炭吸着方式とした場合の初期充填量は約9,900トンとなる。

b) 副製品の処理に問題がある。

副製品として硫酸を回収する場合、Part II、Part III併せた硫酸回収量は1日約470トンと多量であり、貯蔵、輸送、販売に問題がある。また、メルニーク発電所で使用している石炭は塩素分、フッ素分が多く、排ガス中の塩化水素およびフッ化水素濃度が高い。従って、硫酸を回収する場合、フッ化水素・塩化水素の形で硫酸中に含まれるので、硫酸の精製が必要となる。さらに、系外に排出される排水中の塩素・フッ素濃度も高くなり処理方法を考慮する必要がある。

以上に示す各方式の検討結果より、技術比較および経済比較の両面から、Part II、Part III共に、湿式石灰石石膏法もしくはスプレードライヤ方式が、メルニーク発電所に適用可能であると言える。

この2方式から最適な脱硫方式を決定するためには、現在断面での比較のみならず、将来予想も含めた総合的な判断を行う必要があり、以下に挙げる点について検討を加え

ることとする。

① 経済比較の面における追加検討

a) 現在チェッコ・スロヴァキアでは実勢価格が旧西欧諸国での標準価格（市場価格）から乖離している。しかしながら今後、「経済改革のシナリオ」に沿って市場経済へ移行していく過程で実勢価格は市場価格に接近しユーティリティー費も1992年7月現在時点の価格に比べ増加することは確実である。よって、運転経費の実質格差は大きくなる方向にある。仮に実勢価格を旧西欧諸国の標準価格に置き換えた場合、Table 4.5-2 の（ ）内に示すように、スプレードライヤ方式に比べ、湿式石灰石石膏法が経済的に有利となる。

b) 年間経費が償却費用＋運転経費であるのは、設備の償却期間（12.5年）であるが、通常の考え得る設備耐用年数は30年程度であることから、残りの17.5年の年間費用は運転経費のみとなり、湿式石灰石石膏法が経済的に有利な方向となる。

なお、Part IIIは、1981年に運転を開始し、チェッコスロヴァキアにおいて最大且つ最新の発電所であり、Part IIは、1970年代の運転開始であるものの、1994年からタービン・発電機を更新し熱供給を行う計画を有していることから、両者ともに今後20～30年程度の運転は十分に考えられる。

② 技術比較の面における追加検討

a) 本Studyにおけるメルニーク発電所の石炭中S分は、実績から1.5%に設定したが、将来の規制強化、又は石炭の性状に変化が生じた場合、湿式石灰石石膏法であれば若干の設備改造で性能確保が可能であり、将来対応が容易である。

b) 湿式脱硫方式からの副生品（石膏）はボード材料又はセメント材料として有効利用のさらなる拡大が図れる。本Studyでの前提条件では Part IIから発生する石膏は全てスプレードライヤの副生品同様、廃棄処分することで検討している。しかし、将来、石膏の市場が拡大されるチャンスがあるため、Part IIから発生する石膏の有効利用は十分に考えられる。

一方、スプレードライヤの副生品については研究・開発は進められているものの、現在のところ、有効利用の見通しが無い。

4.5.5 メルニーク発電所に最適な排煙脱硫装置

前項に示す検討結果を総合的に判断すると、メルニーク発電所に最適な排煙脱硫方式は、Part II、Part III共に

湿式石灰石石膏法

である。

Fig. 4.5-9 にこの結論に達するまでの全体検討の概要フローを示す。

Table 4.5-1 (I)

石炭火力発電所用排煙脱硫方式の技術評価（メルニーク発電所に適用するとした場合での比較）

No. 1

項目	湿式石灰石石膏法		半乾式	乾式
	① スプレー塔方式	② ジェットバブリング方式	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭吸着法
1. 脱硫性能 (実用運転範囲での効率)	90%以上	90%以上	60~90%程度	90%以上
2. 脱塵性能	90%程度	90%程度	90%程度 (後段の集塵器との組合せによる)	90%程度
3. 技術水準	商用として確立された技術水準にある。	同 左	同 左	実証プラントでの試験を終了し、商用機が実績を積んでいる段階にある。
4. 商用機の実績 (石炭焚)	※193 基 石炭焚火力発電所への納入実績は300基以上あり、350MW、500MW、700MWクラスの大容量火力への納入実績も多数ある。	25 基 1992年現在石炭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2基ある。又、現在1993年運転開始予定の700MW容量のものを建設中であり建設中のもの全て合わせると、26基となる。	※87 基 石炭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炭火力への納入実績も多い。スプレードライヤは欧州と米国において採用実績が多い。	3 基 石炭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。又、350MW相当の流動床ボイラー用に乾式脱硫と同様の技術概念である低温脱硝装置が建設中であり1995年7月運転開始予定である。
5. 信頼性	技術的に確立され、信頼性は非常に高い。	技術的に確立され、信頼性はスプレー塔式と同等。	湿式石灰石石膏法と同等の高い信頼性を有する。	商用機に採用されるレベルの信頼性があるが、湿式石灰石石膏法、スプレードライヤ法に比べると運転経験が短い。
6. 運用特性	◎	◎	○ (低負荷での運転に制限がある)	△ (起動時ウォーミングアップに時間がかかる また、排ガス温度が高い場合は活性炭コークスの滞留に注意が必要)
7. 保守性	○	○	○	○
8. 副産品	商品として使用可能な石膏が Part II で15.3ト/年(3.8ト/年×4基)程度、Part III で26.0ト/年程度回収可能となり、年間で約170,000トとなる。 メルニーク発電所に隣接して石膏ボード工場が計画されており、1996年以降この工場での石膏需要は Part III 分の年間約92,000トと想定し、残余分である Part II からの年間約78,000トは当面の需要がないことから、灰処分場にて廃棄処分するものとして比較した。		亜硫酸石膏+石灰灰+消石灰 有効利用を研究中であるが、メルニーク発電所の場合は灰処分場に廃棄処分することで比較した。	硫黄または硫酸として回収 メルニーク発電所の場合は、硫酸を回収することで比較した。

※ 1990年4月発行の IBA Coal Research「FGD installations of coal-fired plants」(1990年4月時点での建設中のものも含む)
 ※※ Part II の副産品、ユーティリティ、排水量は110MW機4基分の合計である。

記号説明 ◎ Excellent ○ Good △ Fair × Bad

Table 4.5-1 (2)

石炭火力発電所用排煙脱硫方式の技術評価 (メルニーク発電所に適用するとした場合での比較)

No. 2

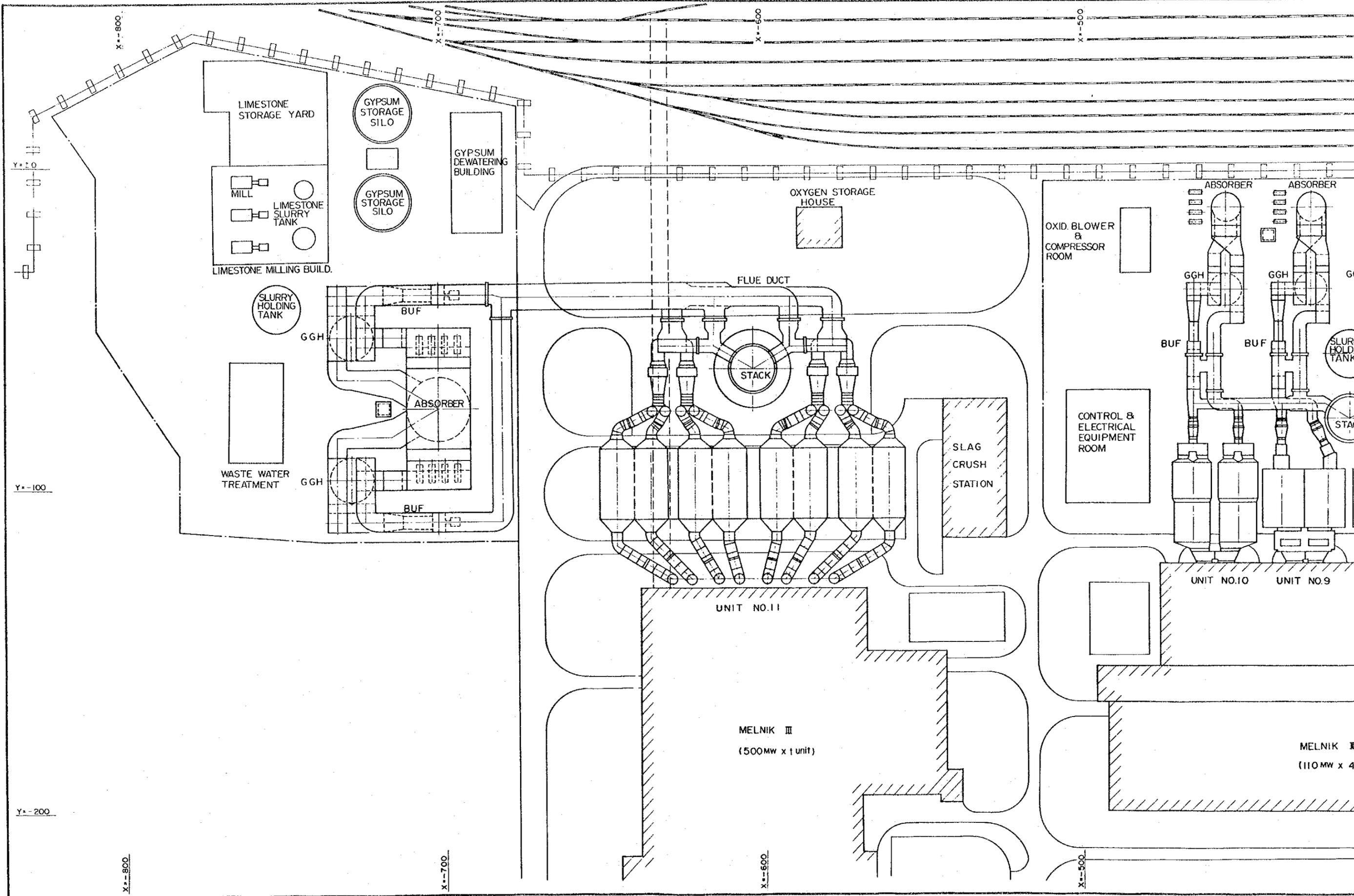
項 目	湿 式		半 乾 式	乾 式
	湿 式 石 灰	石 石 膏 法	③ スプレードライヤ法	④ 活性炭吸着法
	① スプレー塔方式	② ジェットバブリング方式		
9 ユーティリティ-				
(1) 吸収剤 又は 吸着剤	石灰石 Part II 9.2t/h 程度 Part III 12.2t/h 程度 上記の石灰石が必要であり、国内での 購入が可能である。	同 左	生石灰(CaO) Part II 7.8t/h 程度 Part III 10.4t/h 程度 上記生石灰が必要であり、国内で の購入が可能である。本スタディー では、生石灰を購入し、スレーキン グ装置で消和する。	活性炭コース Part II 1.2t/h 程度 Part III 1.6t/h 程度 (年間トータルで約12,900t) 上記の活性炭コースが必要である が、現在フェック・スロヴァキア国内では供給 不可能であり、全量ドイツから輸入 しなければならない。
(2) 用 水 (ラーベ川より取水)	Part II 113 t/h Part III 102 t/h	同 左	Part II 106 t/h Part III 107 t/h	Part II 2.6 t/h Part III 3.4 t/h
(3) 蒸 気	Part II 6 t/h Part III 3 t/h	同 左	Part II 不 要 Part III 不 要	Part II 0.5 t/h Part III 0.5 t/h
(4) 電 力	Part II 6,000 kW 程度 Part III 6,800 kW 程度	Part II 6,500 kW 程度 Part III 7,600 kW 程度	Part II 6,000 kW 程度 Part III 7,300 kW 程度	Part II 5,100 kW 程度 Part III 6,600 kW 程度
10. 排 水	Part II 4 t/h 程度 Part III 5 t/h 程度	同 左	無	8 t/h 程度
11. 煙突ライニング又は 排ガス再加熱	必 要	必 要	不 要	不 要
12. 既設設備改造	IDFと煙突間の排ガスダクトの 改造	IDFと煙突間の排ガスダクトの 改造	IDFと煙突間の排ガスダクトの 改造	IDFと煙突間の排ガスダクトの 改造
13. 設置スペース	Part II: 石炭列車解凍トンネルと資 材倉庫を撤去することによ り設置が可能。 Part III: 脱硫装置設置用として使え るスペースに設置可能	同 左	同 左	同 左
総合技術評価	適用可能	適用可能	適用可能	活性炭コースの入手に難がある。

Table 4.5-2 (1/2) Cost Comparison of Various Flue Gas Desulphurisation System (Based on Application to Melnik P.S. Part II)

Item	Wet Type			Semi-Dry Type	Dry Type	Remarks	
	Limestone-Gypsum Process		Spray Dryer Method				Activated Carbon Method
	Spray Tower Method	Jet-Bubbling Method					
1. Estimated Conditions							
Reheat & Stack Lining	Yes	Yes	None	None			
By-products Recovery	[None]	[None]	None	Yes		[None] shows the remaining some possibility of By-products Recovery.	
Groundwater Protection Measures at Ash Pond	Yes	Yes	Yes	None			
Ratio of Treated Gas Flow	82.5% (78%)	82.5% (78%)	82.5%	82.5%		Figure in () shows the value with the consideration of GGH leakage.	
SOx Removal Efficiency in Reactor	85% (90%)	85% (90%)	85%	85%			
Total SOx Removal Efficiency	70%	70%	70%	70%			
DeSOx Plant Size	110MW x 4	110MW x 4	110MW x 4	110MW x 4			
2. Capital Cost							
Annual Payment for Investment	100% (Base)	102%	87%	118%		Annual Payment for Investment (A) = Investment x Levelizing Factor	
3. Running Cost							
Annual Running Cost	100% (Base) (176)	104% (180)	193% (399)	734% (727)		Figure in () is based on the assumption of absorbent price corrected by the international market price.	
Total Annual Cost	100% (Base) (100)	102% (102)	96% (107)	171% (160)		Annual Running Cost (B) - Running Cost - By-products Sale Total Annual Cost = A + B	

Table 4.5-2 (2/2) Cost Comparison of Various Flue Gas Desulphurisation System (Based on Application to Melnik P.S. Part III)

Item	Wet Type			Semi-Dry Type		Dry Type		Remarks
	Limestone-Gypsum Process		Jet-Bubbling Method	Spray Dryer Method	Activated Carbon Method			
	Spray Tower Method							
1.	Estimated Conditions							
	Reheat & Stack Lining	Yes	Yes	None	None			
	By-products Recovery	Yes	Yes	None	Yes			
	Groundwater Protection Measures at Ash Pond	Yes	Yes	Yes	None			
	SO _x Removal Efficiency	85%	85%	85%	85%			100% Treated Gas Flow
	DeSO _x Plant Size	500MW x 1	500MW x 1	500MW x 1	500MW x 1			
2.	Capital Cost							
	Annual Payment for Investment	100% (Base)	101%	89%	119%			Annual Payment for Investment (A) = Investment x Levelizing Factor
3.	Running Cost							
	Annual Running Cost	100% (Base) (241)	108% (248)	332% (711)	1,325% (1,327)			Figure in () is based on the assumption of absorbent price corrected by the international market price.
	Total Annual Cost	100% (Base) (100)	101% (101)	102% (114)	186% (172)			Annual Running Cost (B) = Running Cost - By-products Sale Total Annual Cost = A + B



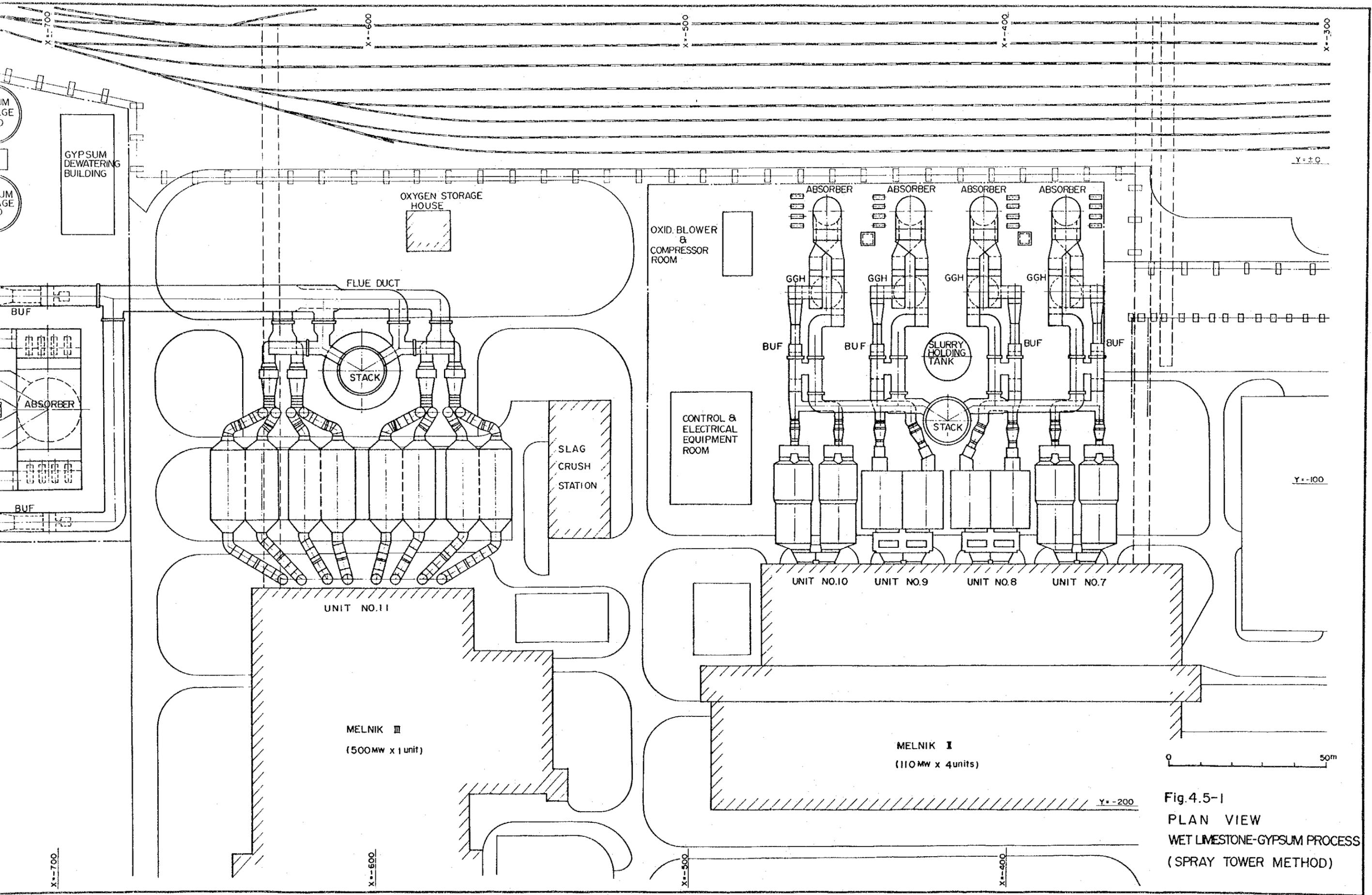
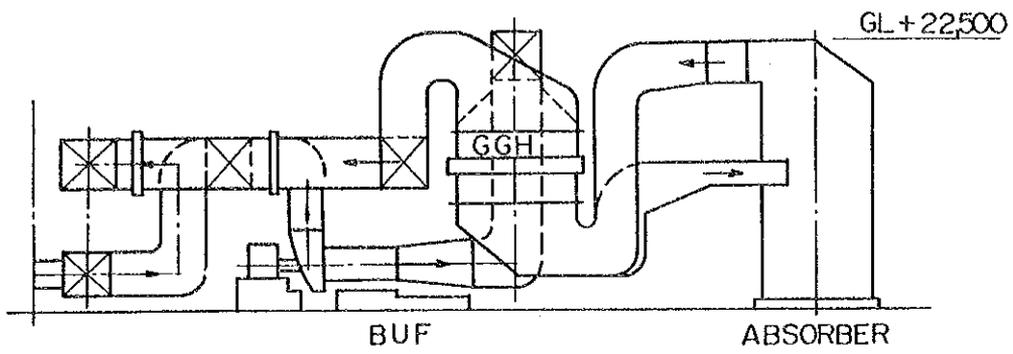
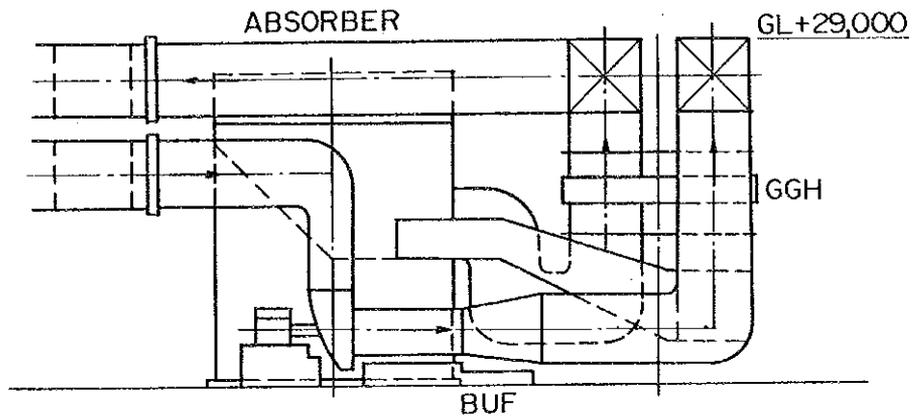


Fig.4.5-1
 PLAN VIEW
 WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS
 (SPRAY TOWER METHOD)



PART II



PART III

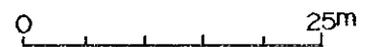
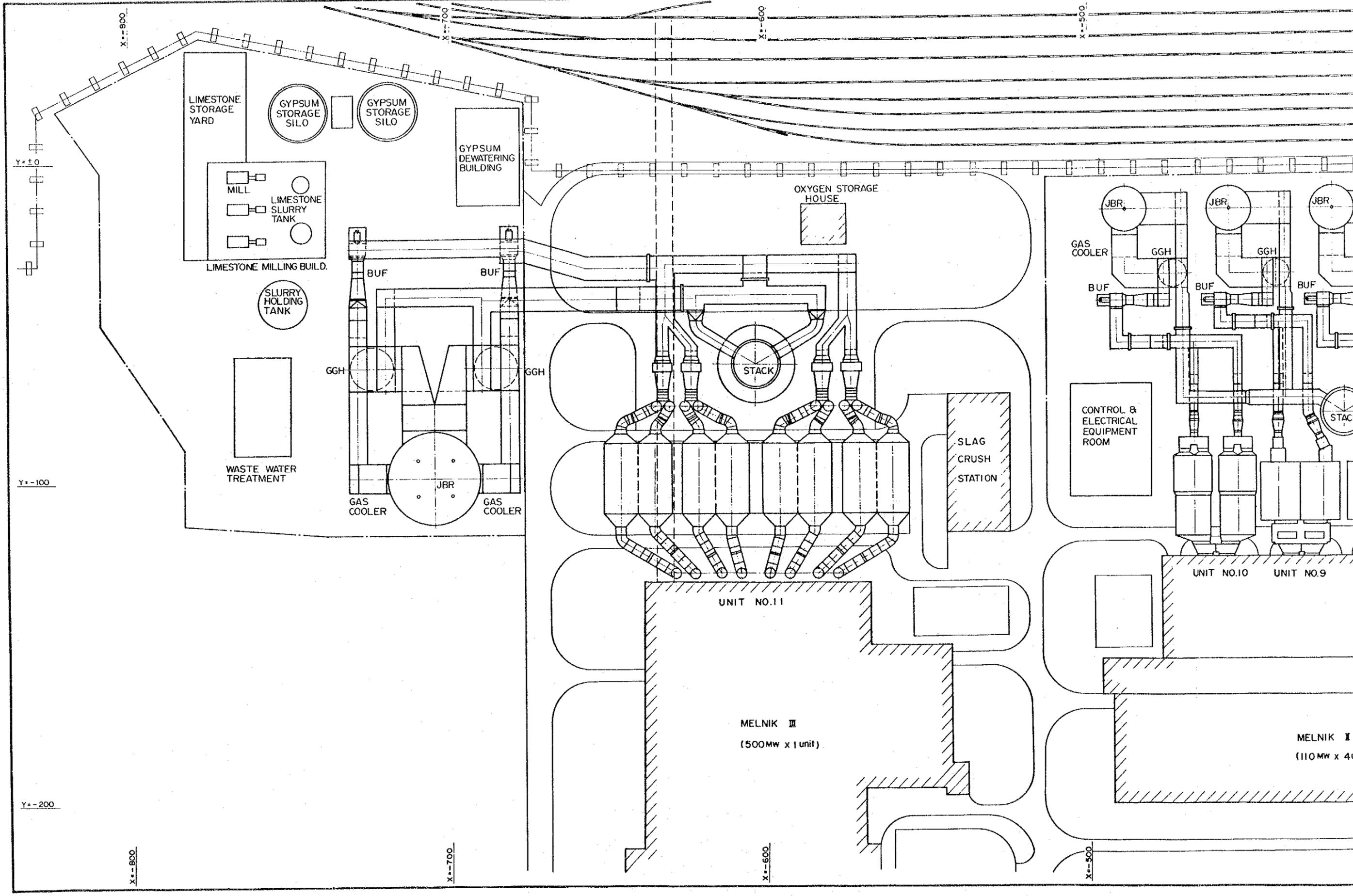


Fig. 4.5-2 SIDE VIEW
(SPRAY TOWER METHOD)



LIMESTONE STORAGE YARD

GYPSUM STORAGE SILO

GYPSUM STORAGE SILO

GYPSUM DEWATERING BUILDING

MILL
LIMESTONE SLURRY TANK
LIMESTONE MILLING BUILD.

SLURRY HOLDING TANK

WASTE WATER TREATMENT

BUF

BUF

GGH

GGH

JBR

GAS COOLER

GAS COOLER

OXYGEN STORAGE HOUSE

STACK

SLAG CRUSH STATION

CONTROL & ELECTRICAL EQUIPMENT ROOM

GAS COOLER

GGH

BUF

JBR

GGH

BUF

JBR

STACK

UNIT NO.10

UNIT NO.9

UNIT NO.11

MELNIK III
(500MW x 1 unit)

MELNIK I
(110MW x 4 units)

Y=10

Y=100

Y=200

X=800

X=700

X=600

X=500

X=800

X=700

X=600

X=500

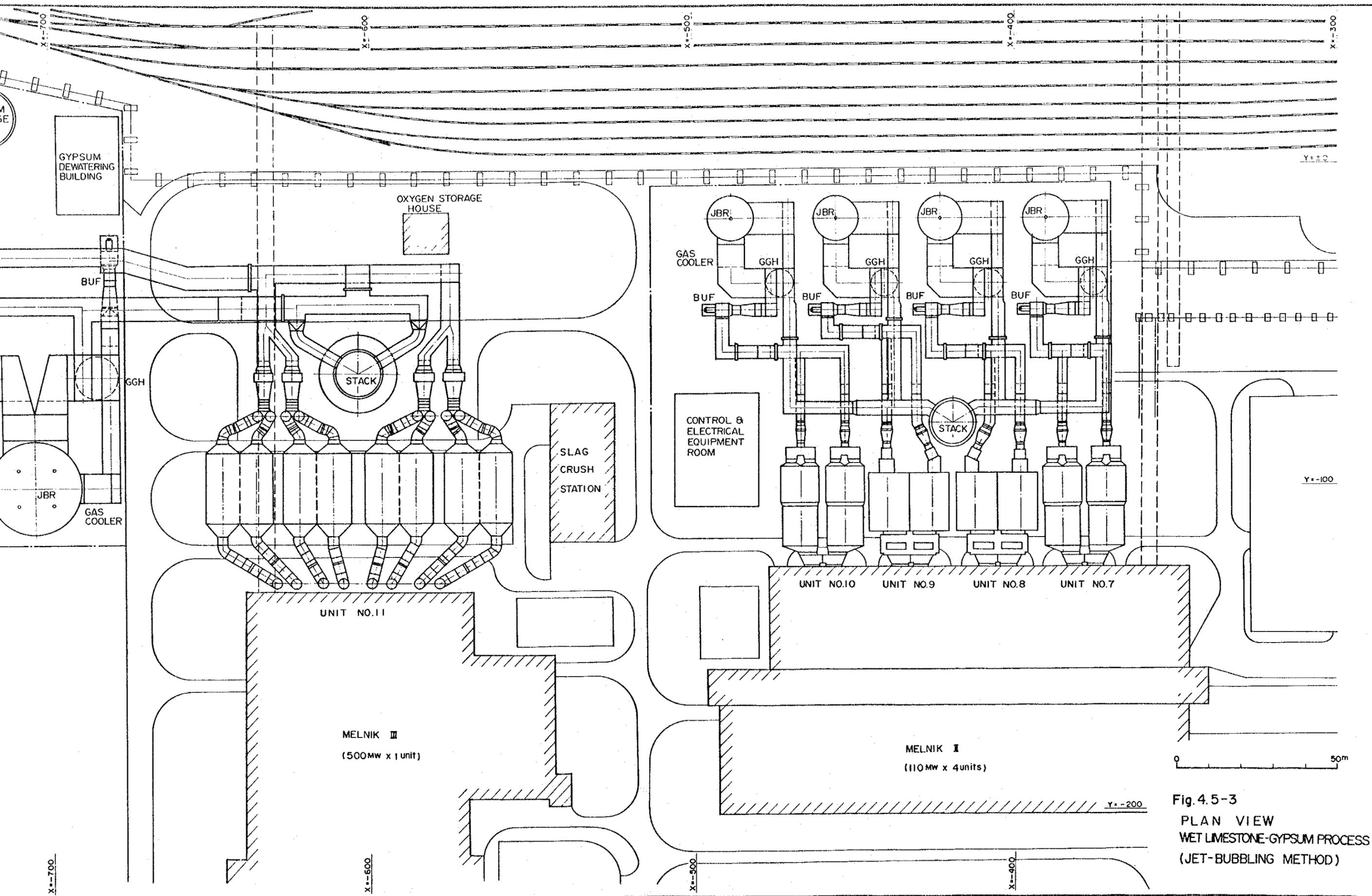
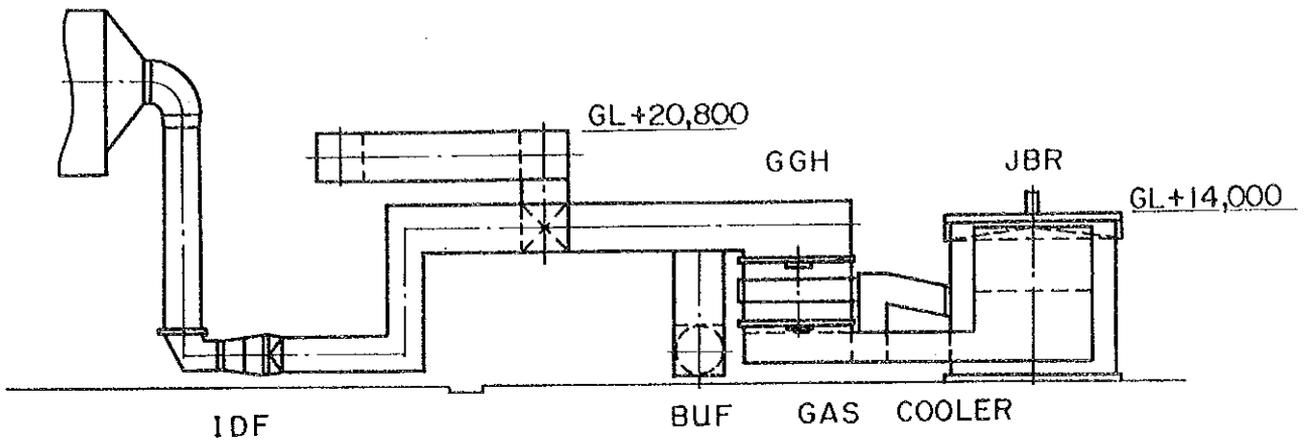
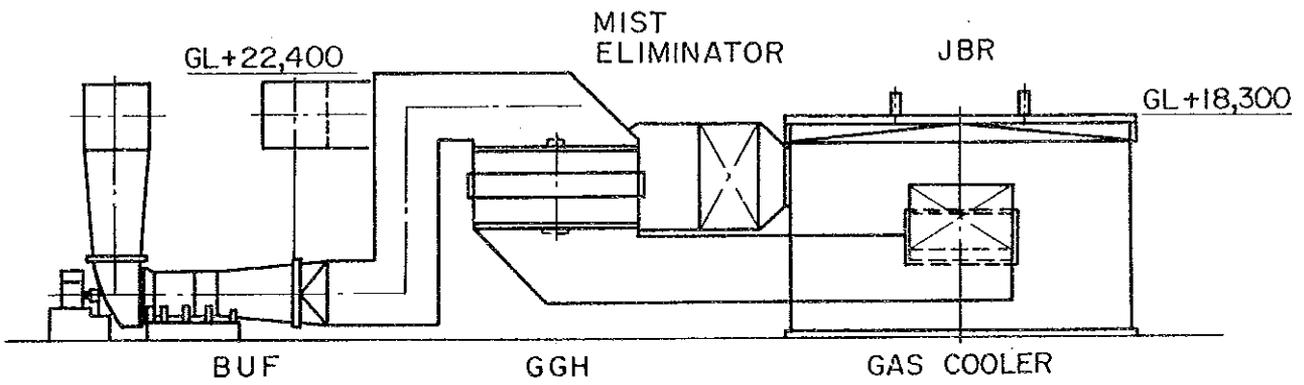


Fig. 4.5-3
 PLAN VIEW
 WET LIMESTONE-GYPSUM PROCESS
 (JET-BUBBLING METHOD)



PART II



PART III

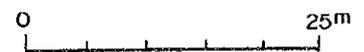
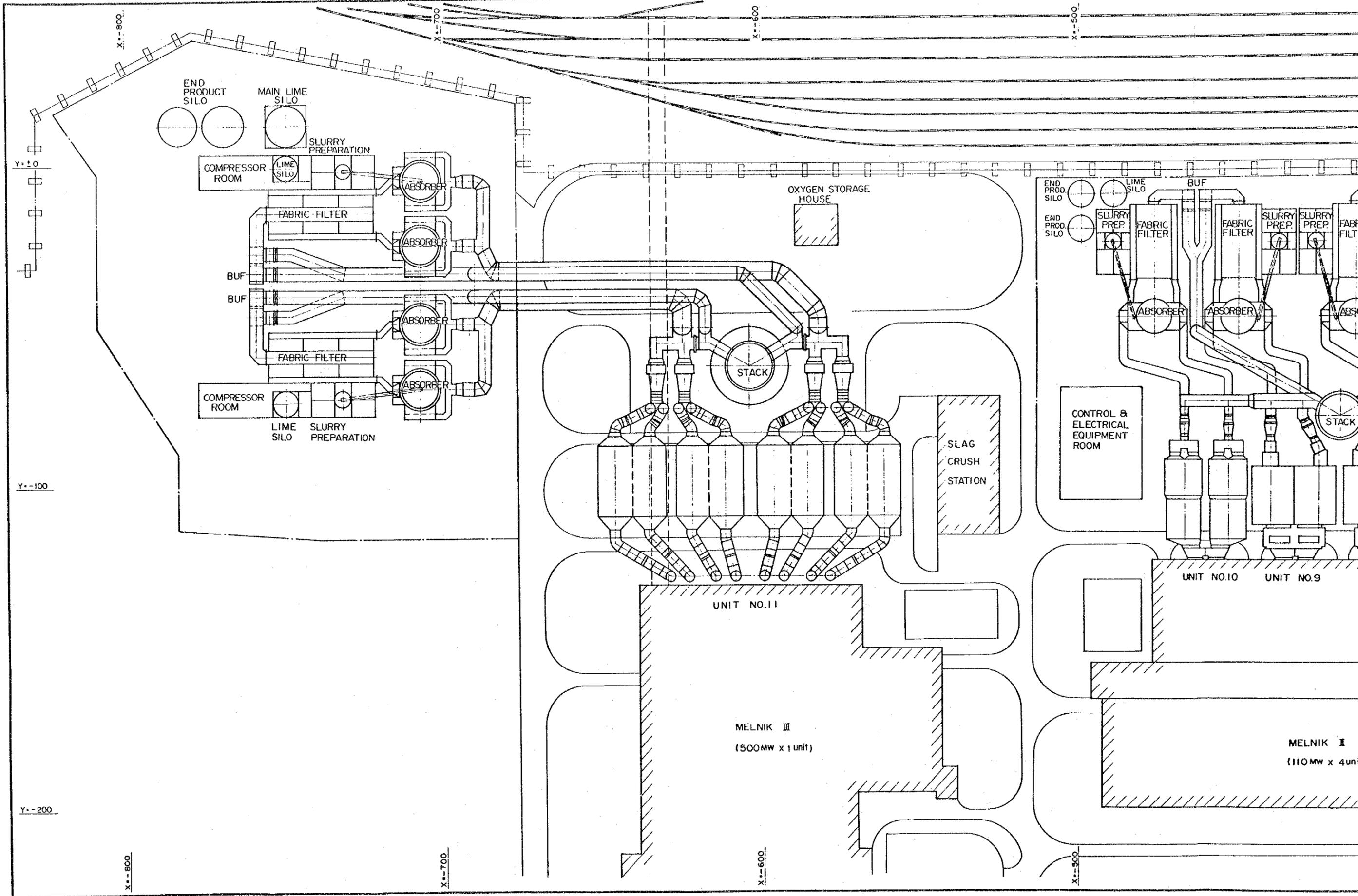


Fig. 4.5-4 SIDE VIEW
(JET BUBBLING METHOD)



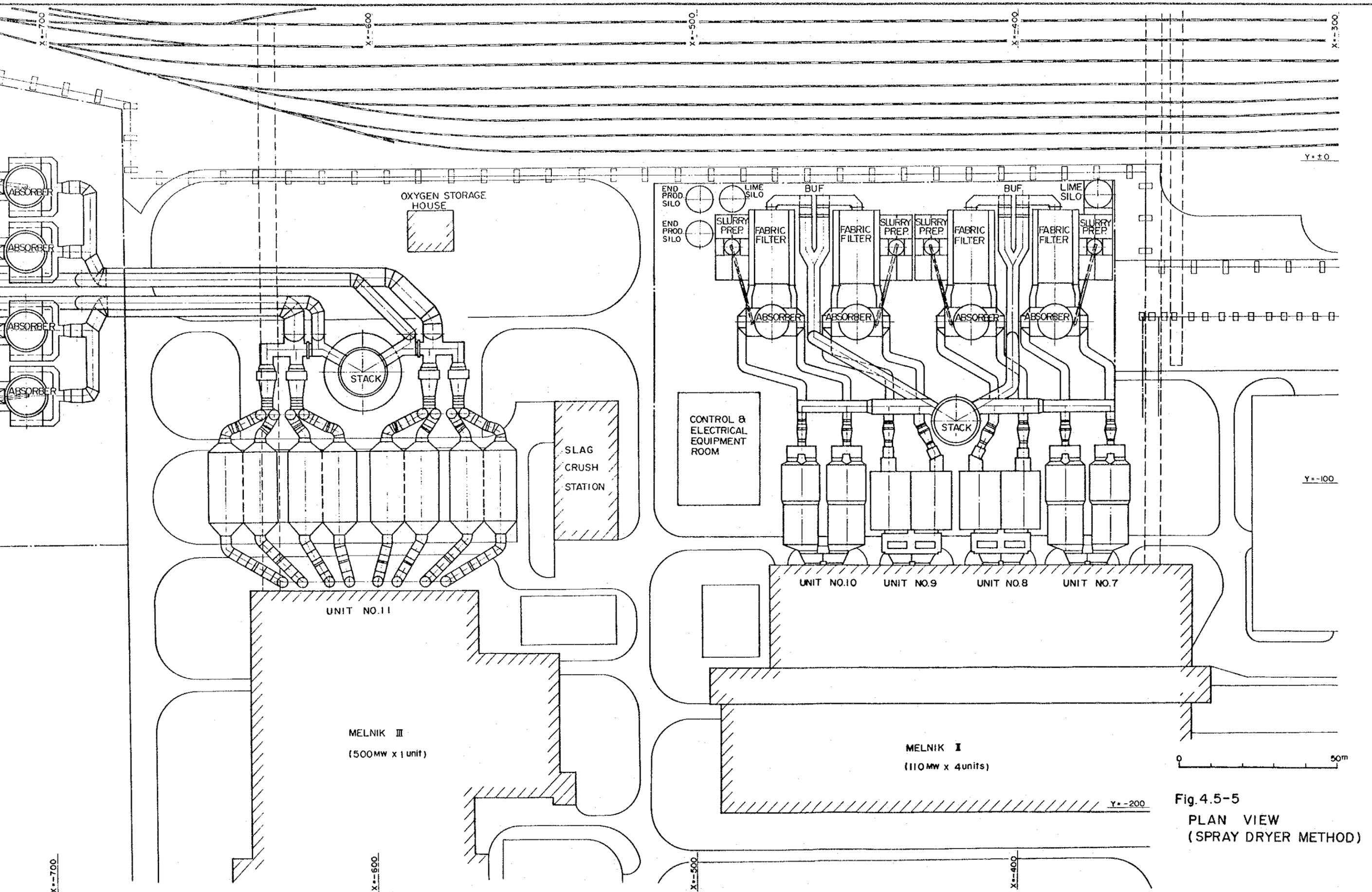
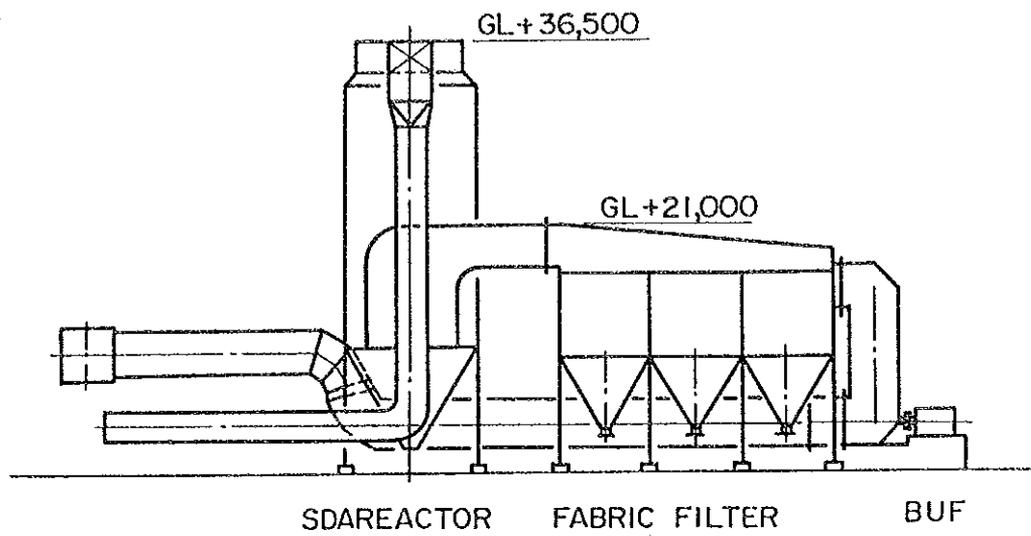
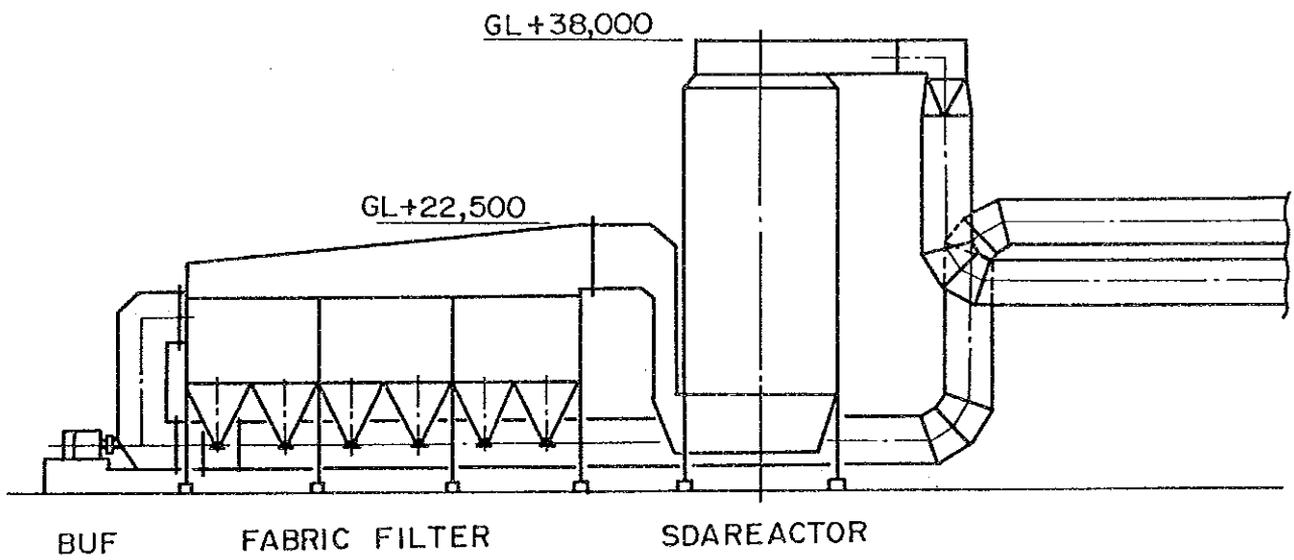


Fig.4.5-5
 PLAN VIEW
 (SPRAY DRYER METHOD)



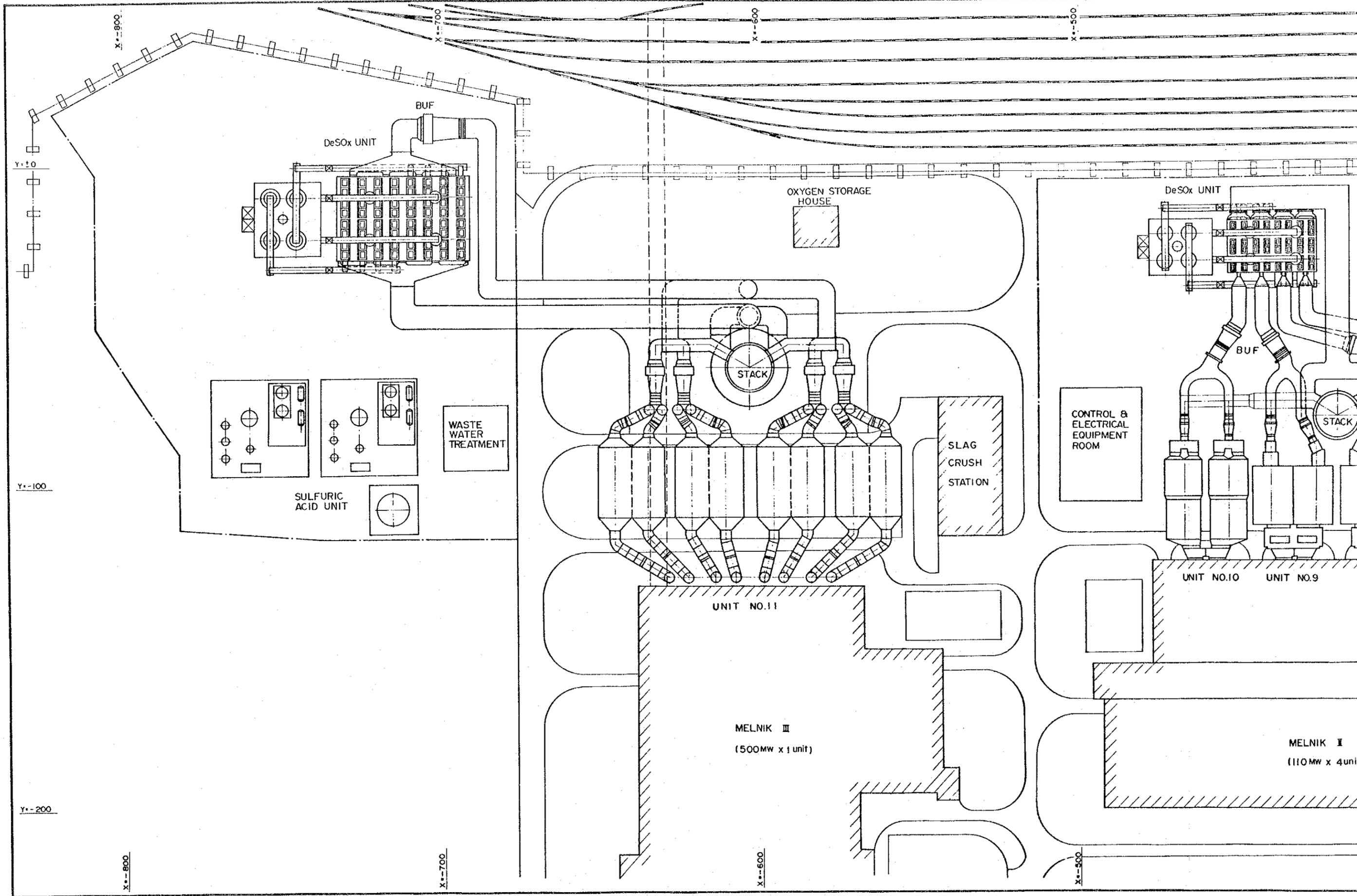
PART II



PART III



Fig 4.5 - 6 SIDE VIEW
(SPRAY DRYER METHOD)



X=800

X=700

X=600

X=500

Y=100

Y=100

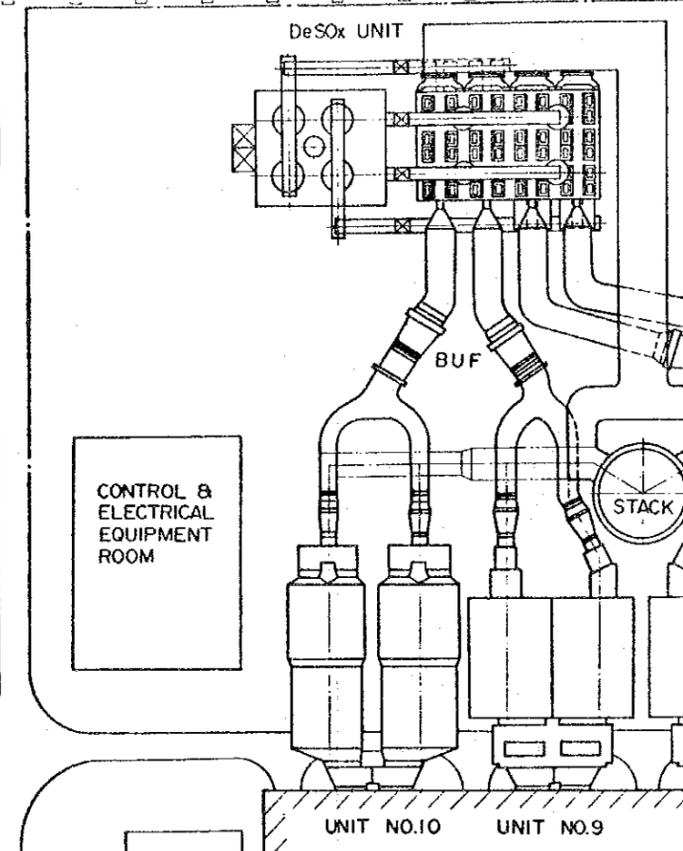
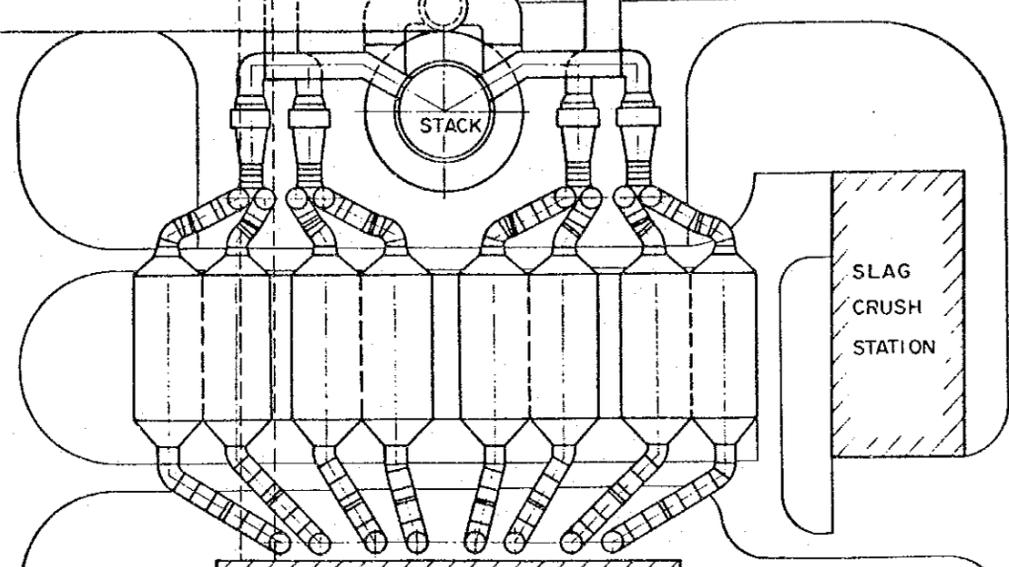
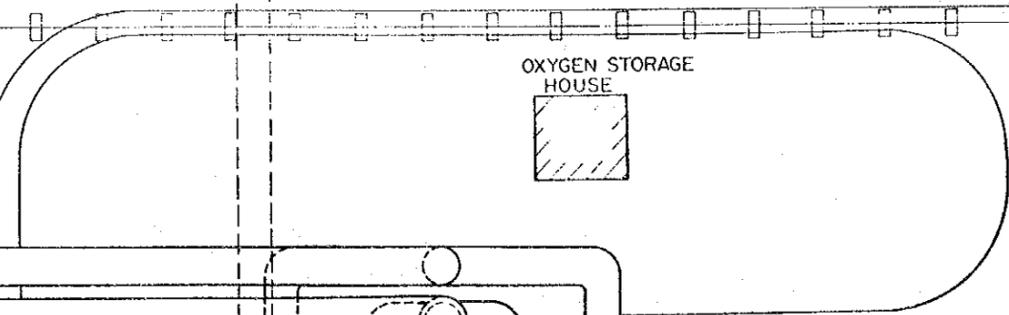
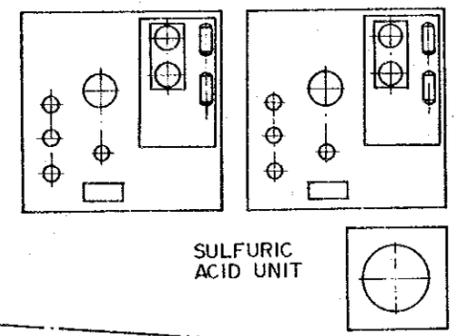
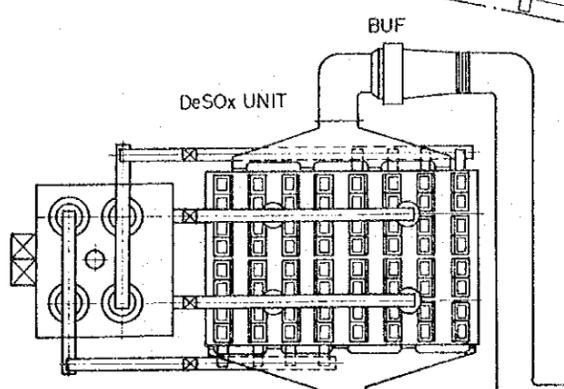
Y=200

X=800

X=700

X=600

X=500



DeSOx UNIT

BUF

OXYGEN STORAGE HOUSE

STACK

SLAG CRUSH STATION

UNIT NO. 11

MELNIK III
(500MW x 1 unit)

DeSOx UNIT

BUF

CONTROL & ELECTRICAL EQUIPMENT ROOM

STACK

UNIT NO. 10

UNIT NO. 9

MELNIK I
(110MW x 4 unit)

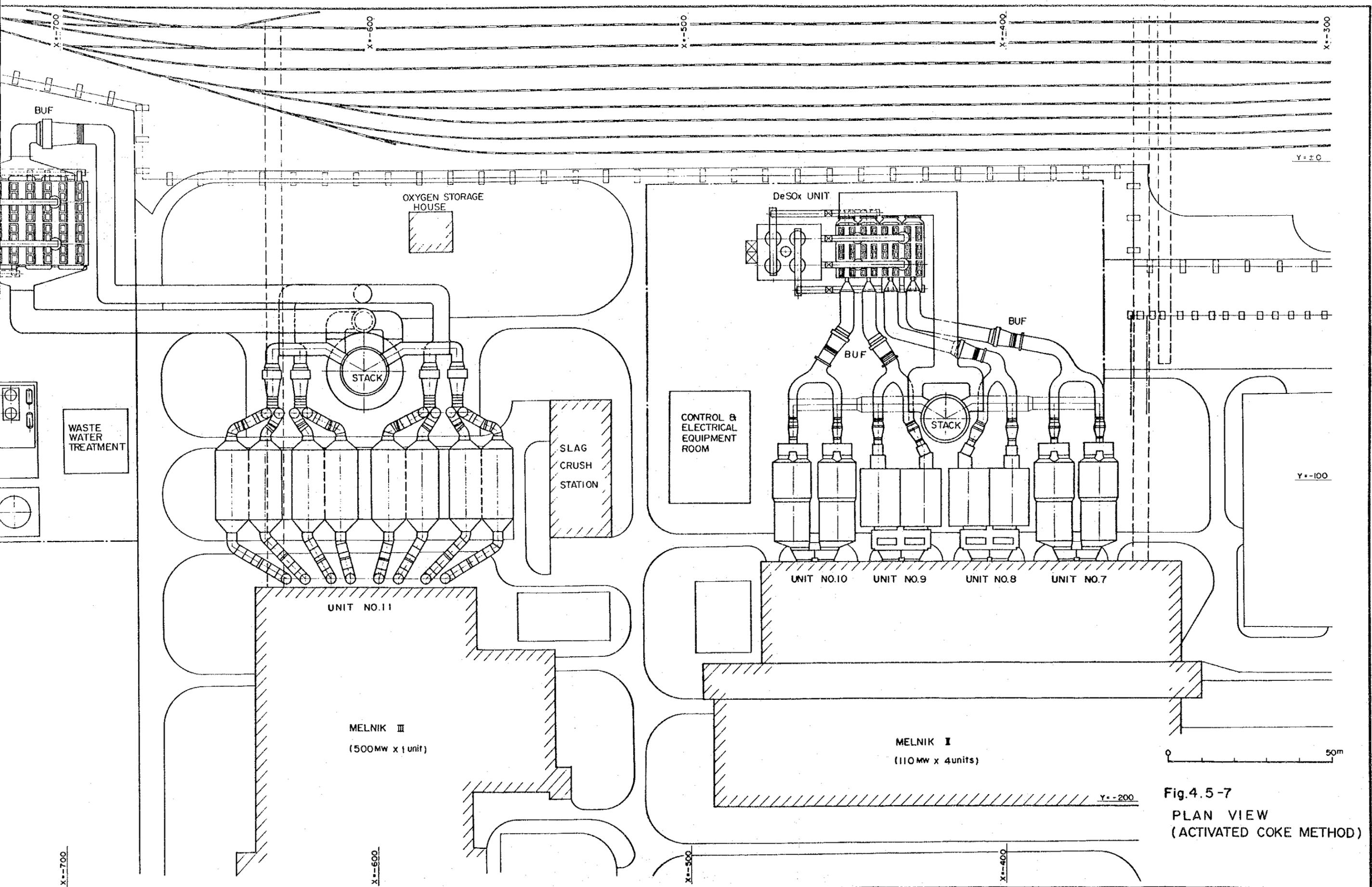
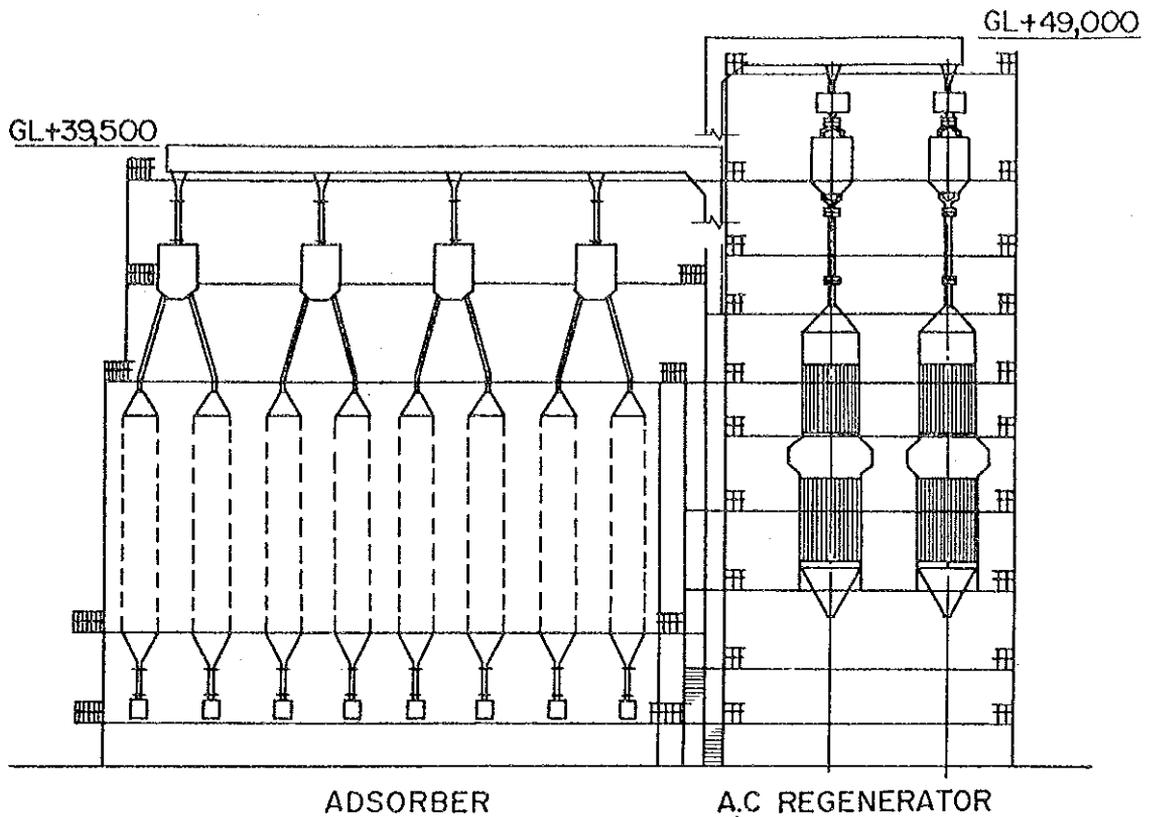
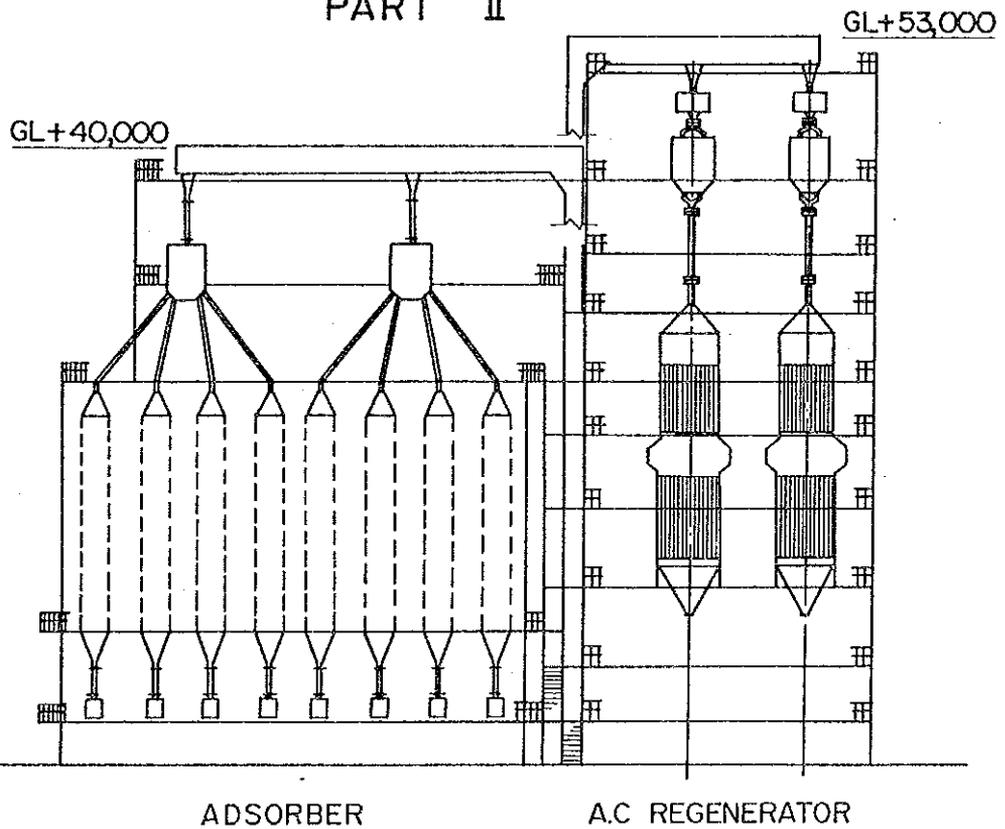


Fig.4.5-7
 PLAN VIEW
 (ACTIVATED COKE METHOD)



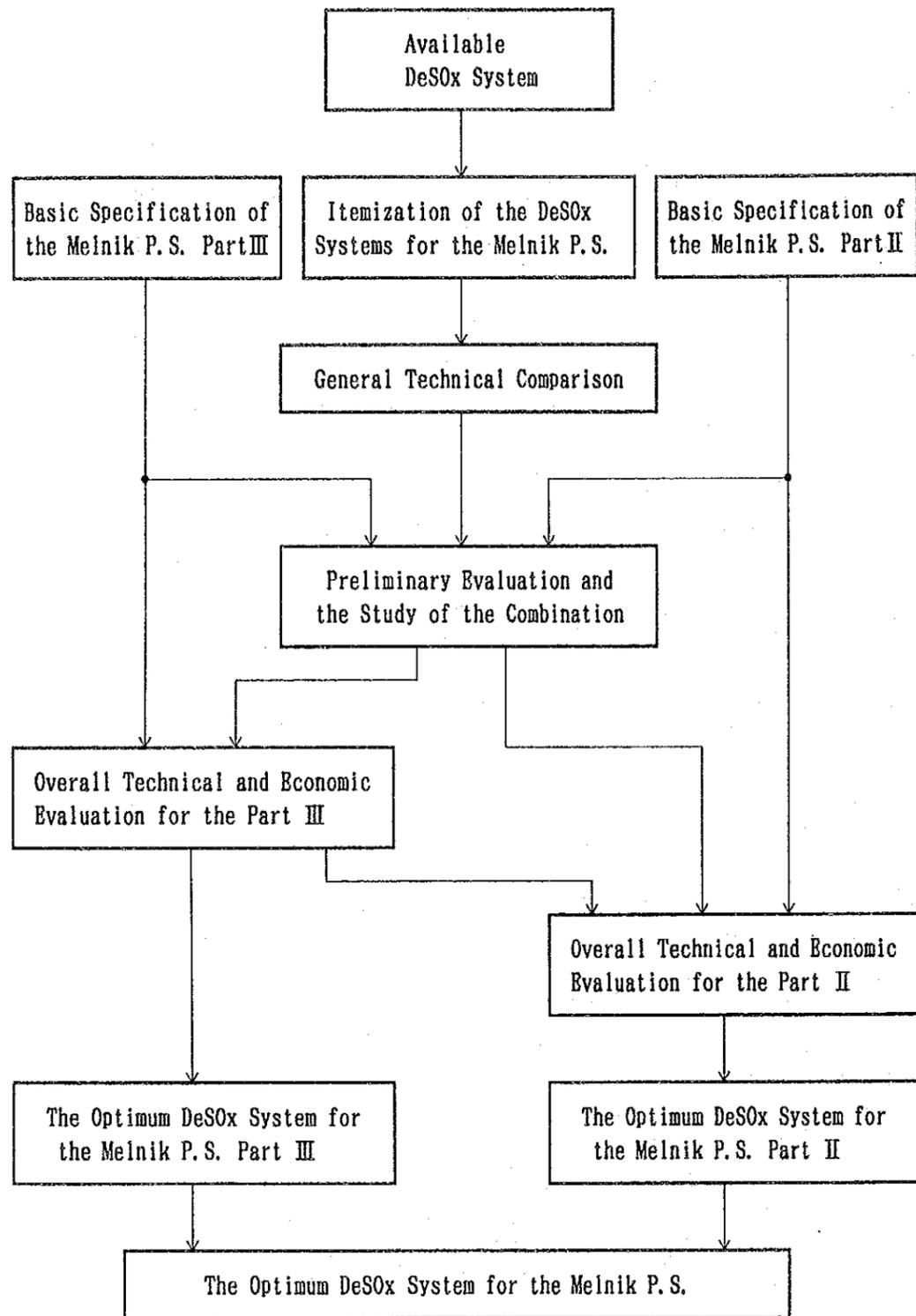
PART II



PART III



Fig. 4.5-8 SIDE VIEW
(ACTIVATED COKE METHOD)



Evaluation (Summarized Table)	FGD Method					
	Limestone-Gypsum Method (Spray Tower & JBR)	Spray-Dryer Method	Activated Coke Method (Regenerable)	Limestone Injection into Furnace Method	Slaked Lime Injection into Fluegas Duct	Electron Beam Method
Article 4.2						
Table 4.2-1	↓	↓	↓	↓	↓	
	○	○	○	○	○	
Article 4.4						
	↓	↓	↓			
	○	○	○			
Table 4.5-1 Table 4.5-2(2)						
Table 4.5-1 Table 4.5-2(1)	↓	↓				
	○	○				
Article 4.5-4						
	↓					
	○					
Article 4.5-5						
	○					

Fig. 4.5-9 Summarization of Evaluation Flow

4.6 最適排煙脱硫装置の選定結果

4.6.1 排煙脱硫方式と設置基数

(1) 最適排煙脱硫方式

4.5 での検討結果からメルニーク発電所に最適な排煙脱硫方式は、
Part II、Part III共に

湿式石灰石石膏法 である。

湿式石灰石石膏法には、スプレー塔方式とジェットバブリング方式があるが、技術比較と経済比較に於いてはほとんど差がないので両方式ともメルニーク発電所に適用可能と考える。

この2つの方式の違いはSO₂を吸収させるための吸収液と排ガスの接触をスラリー循環ポンプでスプレーにより行う方式と脱硫ファンにより排ガスを吸収塔中の吸収液に吹き込んで行う方式の違いである。

(2) 排煙脱硫装置の組合せ

発電プラントと排煙脱硫装置との組合せは以下のとおりとすることが最適であるとの結論に達した。

- Part IIにおいては、

排ガスの82.5%処理容量、脱硫効率85%（バイパスラインへのリークを考慮して排ガスの80%処理容量、脱硫効率87.5%）、総合脱硫効率70%の脱硫装置を110MWの各ユニットに1基ずつ設置する。

- Part IIIにおいては、

500MWの1ユニットに全容量処理、総合脱硫効率85%の湿式石灰石石膏法の脱硫装置を1基設置する。

すなわち、全体で940MWの発電プラントのうち500MW相当で総合脱硫効率85%の排煙脱硫装置1基の設置及び440MWの発電プラントに110MW相当で総合脱硫効率70%の排煙脱硫装置4基を設置することが最適であるとの結論に達した。

4. 6. 2 概念設計仕様

Part II、Part III共にスプレー塔方式及びジェットバブリング方式が適用可能、との結論に達したが、本スタディの場合、採用実績と運転経験が多いスプレー塔方式を選定し、概念設計を行う。

最適排煙脱硫装置の概念設計のための仕様は下記の通りとする。

① Part II

- | | |
|---------------|----------------------------|
| (1) 排煙脱硫方式 | 湿式石灰石石膏法—スプレー塔方式 |
| (2) 処理容量と設置基数 | 88MW(110MW×80%)相当排煙脱硫装置 4基 |
| (3) 組合せ | UnitNo.7～10に1基ずつ設置 |
| (4) 総合脱硫効率 | 70%を超える |
| (5) 副生品処理 | 灰処分場に投棄 |
| (6) 排ガス再加熱 | 有 |
| (7) 平面配置 | Fig.4.5-1による。 |

① Part III

- | | |
|---------------|------------------|
| (1) 排煙脱硫方式 | 湿式石灰石石膏法—スプレー塔方式 |
| (2) 処理容量と設置基数 | 500MW相当排煙脱硫装置 1基 |
| (3) 総合脱硫効率 | 85%を超える |
| (4) 副生品処理 | 隣接石膏ボード工場へ供給。 |
| (5) 排ガス再加熱 | 有 |
| (6) 平面配置 | Fig.4.5-1による。 |

4. 6. 3 副生品及び排水処理方法

メルニーク発電所で使用している石炭はフッ素・塩素濃度が高く、塩素は最大で0.015%（無水）、フッ素は最大で0.076%（無水）となっている。この値から排ガス中の塩化水素（HCl）、フッ化水素（HF）濃度を推定すると、それぞれ最大で24.8mg/m³N、121.3mg/m³N（各々O₂:6%、Dryベース）となり、腐蝕防止のため排煙脱硫装置系内塩素濃度を10,000mg/ℓに維持するには Part IIで約4 t/h、Part IIIで約5 t/hの排水処理を行う必要がある。

4.6.4 副生品捨場

現在使用されている発電所近接の灰処分場は1998年で満杯となる予定であり、1996年からの硫黄酸化物排出量削減対策に合わせて排煙脱硫装置を設置すると、灰処分場の手当てに先行して副生品投棄場の建設が必要になる。

また副生品中の塩素・フッ素分が処分場外に流出することを防ぐために副生品処分場は遮水構造とし、処分場からの浸透水は「管理型」のプールに導入する構造とする。遮水構造は遮水シートを使用するが、副生物が安定する期間に必要な最小限の灰捨場のみ遮水シートを施工する計画とする。

その後の灰捨場の遮水は、安定した副生物が良好な遮水性を示すとの報告があるので、テストを実施し、メルニーク発電所からの副生物が良好な遮水性を示せばそれを使用して灰捨場の遮水工事を行うことを考える。

現在使用している灰捨場は1998年には灰捨が完了する計画となっており、その後は新たな灰捨場が必要となると思われるので、これらと協調をとった計画とする必要がある。

第 5 章 環境影響評価

第5章 環境影響評価

	頁
5.1 環境影響評価手法	5-1
5.2 基礎データ	5-3
5.3 環境影響予測手法と予測モデルの選定	5-5
5.4 環境への予測と評価	5-15

List of Tables

Table	Description	Page
Table 5.2-1	発電所周辺環境 (SO ₂) の現状 (1988~1991年) (日平均値の月間平均濃度)	5-4
Table 5.3-1	Dispersion Parameters at Windy situations (Pasquill-Gifford Coefficients) σ_z	5-10
Table 5.3-2	Dispersion Parameters at Windy Situations (Pasquill-Gifford Coefficients) σ_y	5-11
Table 5.3-3	Dispersion Parameters at Calm Wind	5-12
Table 5.3-4	Relation between Air Stability on the Ground and at Higher layer	5-13
Table 5.4-1	気象データ	5-17
Table 5.4-2	Data of Emission Sources (1/2)(2/2)	5-18, 19
Table 5.4-3	拡散計算結果 (1/3)(2/3)(3/3) (短期)	5-20, 21, 22
Table 5.4-4	拡散計算結果 (長期)	5-23

List of Figures

Figure	Description	Page
Fig. 5.1-1	Methodology for Environmental Impact Assessment	5-2
Fig. 5.3-1	Environmental Assessment Method	5-14
Fig. 5.4-1	拡散計算結果 (30分値)	5-24
Fig. 5.4-2	拡散計算結果 (1時間値)	5-25
Fig. 5.4-3	拡散計算結果 (24時間値)	5-26
Fig. 5.4-4	拡散計算結果 (Part I 改造前、Part II・III 脱硫設置後)	5-27
Fig. 5.4-5	Concentration Distribution Curve (年平均)	5-28, 29

第 5 章 環境影響評価

5.1 環境影響評価手法

メルニーク発電所の硫黄酸化物排出量低減対策としての“最適排煙脱硫装置の選定”を基に、環境影響予測手法を用いて予測計算を行う。また、排煙脱硫装置設置前の環境値と環境基準及び設置後の環境予測値との比較解析を行い、自然環境、生活環境への影響について評価する。

環境影響評価手法を、Fig.5.1-1 に示す。

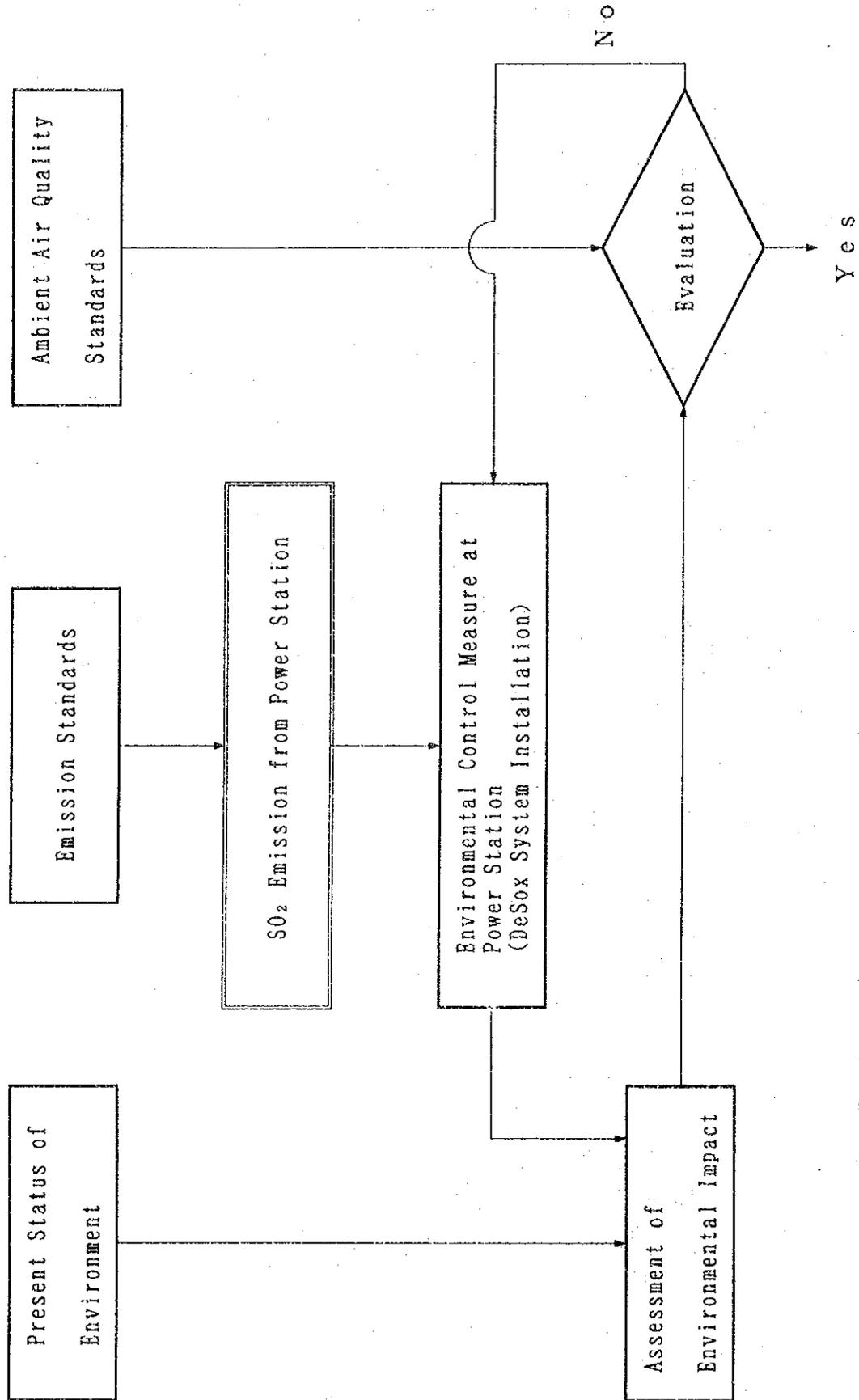


Fig. 5.1-1 METHODOLOGY FOR ENVIRONMENTAL IMPACT ASSESSMENT

5.2 基礎データ

発生源から大気中に排出される汚染物質は、気象状況、周辺の地形条件などに従う拡散現象により混合、希釈および移流が起こり地表に到達する。したがって、大気汚染を予測、評価するためには以下に示す基礎データの収集を行い解析することが必要であり、必要な基礎データは現地調査において収集した。

(1) 発生源に関するデータ

- ① 発生源の位置
- ② 汚染物質の種類と量
- ③ 排出条件（煙突の高さ及び内径、排ガス温度、排出速度）

(2) 気象に関するデータ

- ① 風向・風速
- ② 気温の鉛直分布

大気汚染の拡散予測を行うに当り、重要な要因である気象に関するデータについては特に詳細なデータを集めることが必要であるが、メルニーク発電所周辺の気象データはティシツェ (Tisice; 発電所の南東約17km) の1984年～1990年の一局データしか得られなかった。気象データは、観測頻度が少なく（1日3時間観測）、データ解析上の精度に若干の問題が残る。また、上層気象データが得られなかったため地上気象データから推定し、予測計算データとする。

Table 3.3-1 および Fig. 3.3-1 に気温データ、Table 3.3-2 および Fig. 3.3-3 に降水データ、Table 3.3-4 および Fig. 3.3-4 に風向・風速データを示す。

(3) 発電所周辺の大気汚染現況

メルニーク発電所周辺における大気汚染の現況は、1988年から1991年迄観測されており、そのデータを Table 5.2-1 に示す。

最近4年間の測定結果では、1日平均値の年平均濃度が $0.080\sim 0.165\text{mg}/\text{m}^3$ 観測された1988、1989年に比べ、1991年では $0.03\sim 0.06\text{mg}/\text{m}^3$ となっており、かなり環境改善が図られている状態にある。

また、環境濃度は、夏場に低く、冬期は約5倍程度の濃度となっており、これは石炭燃料による暖房等が影響していると思われる。

Table5.2-1 発電所周辺環境 (SO₂) の現状 (1988~1991年)
 [日平均値の月間平均濃度]

(単位: μg/m³)

MONITERING POINT		月	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Ave.
HOSTKA	NE-10Km	1988	—	—	—	109	129	64	77	63	43	54	296	427	140
		1989	203	173	164	91	88	47	41	93	110	131	42	91	107
		1990	74	63	50	24	32	28	20	20	57	143	58	45	51
		1991	87	125	74	33	28	45	27	18	17				(50)
ROUDNIOE SAD	W-10Km	1988	—	—	—	150	117	60	50	55	41	87	168	142	97
		1989	225	155	160	98	80	56	37	75	37	41	70	64	92
		1990	72	46	47	38	19	31	19	20	18	19	67	46	37
		1991	89	195	48	33	28	18	23	20	18				(52)
STETI	NW-4 Km	1988	—	—	—	201	150	169	139	135	73	112	200	315	166
		1989	274	206	216	145	97	88	80	89	144	188	40	74	137
		1990	49	49	41	15	16	19	17	25	33	69	41	44	35
		1991	76	131	80	27	19	18	27	21	19				(46)
HORNÍ BERKOVIOE	SW-8 Km	1988	—	—	—	165	102	78	54	75	62	121	294	375	147
		1989	231	161	142	80	80	30	24	28	84	88	99	113	97
		1990	74	54	51	42	20	40	23	26	20	44	39	57	41
		1991	36	116	55	28	32	17	11	17	19				(37)
CHLUMEK	SE-7 Km	1988	—	—	—	173	147	123	67	61	58	95	107	146	109
		1989	323	171	109	64	85	130	139	121	95	61	86	99	124
		1990	66	39	33	41	27	29	37	39	39	54	35	81	43
		1991	111	153	35	31	49	15	20	24	20	31			(54)
MLAZIOE	SSE-4 Km	1988	—	—	—	161	86	53	58	138	70	132	279	214	132
		1989	268	220	155	120	106	222	81	117	59	91	124	78	137
		1990	110	84	70	44	68	22	27	21	18	26	57	52	50
		1991	45	59	39	57	49	15	20	24	20	31			(40)
LUZEC	S-10Km	1988	—	—	—	119	87	51	30	40	67	95	132	131	84
		1989	151	303	351	188	98	91	109	48	57	34	28	49	126
		1990	48	49	43	48	40	29	27	25	46	43	71	70	45
		1991	90	139	61	36	21	18	15	17	25	28			(50)
JANDVA VES	E-9 Km	1988	—	—	—	113	73	73	56	49	69	99	135	197	96
		1989	181	145	97	57	56	57	39	79	103	151	131	58	94
		1990	54	55	37	25	15	24	21	28	28	33	35	40	33
		1991	60	83	50	22	20	31	21	24	19	32			(39)

5.3 環境影響予測手法と予測モデルの選定

メルニーク発電所周辺は平坦であり排煙の拡散が地形による影響をほとんど受けることが無いと想定されるため、拡散予測は数値的手法である拡散計算により行うこととする。

予測モデルの選定に当っては、対象地域の気象、現況の汚染状況及び煙源条件等から最も適当な手法を選定することが必要である。

チェッコ・スロヴァキア国内においては、パスキルの拡散パラメータを基にして拡散計算式が使用されており、本レポートにおいても拡散計算式をモデル化し使用する。

本レポートでは、パスキルの拡散計算式による計算とサットン式による拡散計算も行うこととし、Fig. 5.3-1に示す手順で種々データをモデル化し、風速条件に応じた拡散計算式を用いて短期予測（単位時間の排出量を基に計算される地上濃度）と長期予測（風向・風速など気象条件及び1時間値の排出量を基に計算される年間地上平均濃度）を行い評価する。

(1) 短期拡散予測については“ボサンケ・サットン式”により計算する。

① ボサンケ (Bosanquet) I 式による有効煙突高さの計算式

$$H_e = H_o + \alpha (H_m + H_t)$$

$$H_m = \frac{4.77}{1 + 0.43 \cdot \frac{U}{V}} \cdot \frac{\sqrt{Q \cdot V}}{U}$$

$$H_t = 6.37 g \cdot \frac{Q (T - T_1)}{U^3 \cdot T_1} \left(\log J^2 + \frac{2}{J} - 2 \right)$$

$$J = \frac{U^2}{\sqrt{Q \cdot V}} \left(0.43 \sqrt{\frac{T_1}{g \cdot G}} - 0.28 \cdot \frac{V}{g} \cdot \frac{T_1}{T - T_1} \right) + 1$$

H_e : 有効煙突高さ (m) Q : 排出ガス量 (m^3/s , $15^\circ C$ 換算)

H_o : 煙突の実高さ (m) T_1 : 排出ガス密度が大気密度に等しくなる温度 (K)

H_m : モーメントによる上昇高さ (m) T : 排出ガス温度 (K)

H_t : 浮力による上昇高さ (m) G : 温位勾配 ($^\circ C/m$)

α : 煤煙上昇係数 g : 重力の加速度 ($=9.8m/s^2$)

U : 風速 (m/s) V : 排出ガス速度 (m/s)

② サットン(Sutton)の拡散計算式

$$C(X) = \frac{2q \cdot \eta}{\pi \cdot C_y \cdot C_z \cdot U \cdot X^{2-n}} \cdot \exp\left(-\frac{1}{X^{2-n}} \cdot \frac{He^2}{C_z^2}\right)$$

$$C_{max} = 0.234 \cdot \frac{C_z}{C_y} \cdot \frac{q}{U \cdot He^2} \cdot \eta \cdot 10^6$$

$$X_{max} = \left(\frac{He}{C_z}\right)^{\frac{2}{2-n}}$$

$C(X)$: 風下軸上距離Xの地点における地上濃度 (mg/m³)

X : 風向に沿った風下距離 (m)

C_{max} : 最大着地濃度 (mg/m³)

X_{max} : 最大着地濃度地点までの距離 (m)

q : 汚染物質の排出量 (kg/s, 15°C換算)

C_y : 水平方向の拡散パラメータ

C_z : 鉛直方向の拡散パラメータ

U : 風速 (m/s)

n : 大気の乱れ係数

He : 有効煙突高さ (m)

η : 時間修正係数

(2) 長期拡散予測については、有風時に“プリュームモデル”無風時に“パフモデル”を用い双方を組合せて予測することが一般的である。有効煙突高さの計算式としてモーゼス・カーソン式(有風時)及びブリックス式(無風時)で計算を行う。拡散パラメータの推定には“パスキル・ギフォード”の近似関数式および大気安定度を用いて計算を行うこととする。

① 気象データのモデル化

高煙突から排出される排ガスについて、高層風条件を用いて拡散計算を行わなくてはならない。しかし気象データは地上風データしか得られていないので、5.2で得られた基礎データの気象に関するデータを基に高層風の風速を以下の式を用い推定する。

$$U = U_s \cdot \left(\frac{Z}{Z_s} \right)^P$$

U = 高度 Z (m) における推定風速 (m/s)

U_s = 高度 Z_s (m) で測定された風速 (m/s)

P = 地表面の粗度変数

安定度	A	B	C	D	E	F
P	0.10	0.15	0.20	0.25	0.25	0.30

② 有効煙突高さの計算式

a) モーゼス・カーソン式 (Moses & Carson.)

$$H_e = H_o + \Delta H$$

$$\Delta H = (C_1 \cdot V \cdot D + C_2 \cdot Q_H^{1/2}) / U$$

b) ブリッグス式 (Briggs)

$$H_e = H_o + \Delta H$$

$$\Delta H = 1.4 \cdot Q_H^{1/4} (d\theta/dz)^{-3/8}$$

H_e = 有効煙突高さ (m)

H_o = 煙突の実高さ (m)

ΔH = 排煙の上昇高さ (m)

V = 排出ガス速度 (m/s)

C₁、C₂ = 大気安定度係数

dθ/dz	C ₁	C ₂	大気安定度
<0 (不安定)	3.47	0.33	B, C
=0 (中立)	0.35	0.17	C-D, D
>0 (安定)	-1.04	0.145	E, F

$d\theta/dz$ = 大気の温度勾配

(実測値が無い場合、平均的溫度勾配として $0.0033^{\circ}\text{C}/\text{m}$)

Q_H = 排出熱量 (cal/sec)

= $P \cdot Q \cdot C_p \cdot (T - T_1)$

P = 0°C における排出ガス密度 ($=1.293 \cdot 10^3 \text{g}/\text{m}^3$)

Q = 排出ガス量 ($\text{m}^3/\text{N}/\text{sec}$ 15°C 換算)

C_p = 容圧比熱 ($=0.24 \text{cal}/\text{kg}$)

T_1 = 排気ガスの密度が大気密度に等しくなる温度 (K)

T = 排気ガス温度 (K)

③ プリュームモデル

拡散現象を煙流(プリューム)で表現し、有風時(0.5m/s以上)の長期平均濃度の推定予測に適しているが、風系の変化、地形及び建築物による風の乱れに対応し難い。この場合、煙源の大きさや立地条件を考慮し、「点煙源」と「面煙源」に区別した計算式が用いられ、メルニーク発電所の場合は点煙源に対する式により計算を行う。

一般に風向、風速は、1時間毎の最後の10分間の平均として記録されており、特に風向は16方位に分類し測定されている。しかしながら風向が同一方向に向いていることはほとんどないため、少しでも風向変動を考慮したい場合は1風向が 22.5° ($360^{\circ}/16$)の拡がりを持っていると考え、その風向内で風下距離が等しい地点の濃度は一様として簡略式が用いられる。

$$C(x) = \frac{2Q}{\sqrt{2\pi} \cdot \frac{\pi}{8} \cdot X \cdot \sigma_z \cdot U} \cdot \exp\left(-\frac{1}{2} \cdot \frac{He^2}{\sigma_z^2}\right) \cdot 10^6$$

$C(x)$ = 点(x)における着地濃度 (mg/m^3)

X = 風向に沿った風下距離 (m)

U = 風速 (m/s)

Q = 汚染物質の排出量 (kg/s)

He = 有効煙突高さ (m)

σ_z = Z軸方向の濃度の標準偏差 (m)

④ パフ・モデル

拡散現象を煙塊（パフ）で表現し、無風時（0.4m/s以下）の場合に用いられ、煙源から連続して排出される煙を短い時間に区切り、一つ一つの煙塊として取扱いそのパフの拡がり時間を積分し、ある時間幅における着地濃度を求めるものである。本計算式においても煙路を点煙源として見なして、簡易式にて計算を行う。

$$C(R) = \frac{2Q}{(2\pi)^{3/2} \cdot \alpha^2 \cdot \gamma} \cdot \frac{1}{\left(\frac{R^2}{\alpha^2} + \frac{He^2}{\gamma^2}\right)} \cdot 10^6$$

$C(R)$ = 煙源から R (m) の地点における着地濃度 (mg/m³)

α = 水平方向の拡散パラメータ (m/s)

γ = 鉛直方向 " (m/s)

He = 有効煙突高さ (m)

⑤ 拡散パラメータの推定

プルームモデル、パフモデルを用いて拡散計算を行う場合には、モデルに含まれる拡散パラメータを気象条件から推定しなければならない。拡散パラメータの推定法としてミードの安定度分類を用いた“パスキル・ギフォードの方法”による推定法を使用する。

パスキルはミードと共に日射量、雲量及び風速によって大気安定度を6つに区分し、それぞれに対応する風下側鉛直方向の拡散幅をパスキル・ギフォード線図として与えている。

有風時の拡散パラメータは Table 5.3-1、2 に示すパスキル・ギフォード線図の近似関数を、無風時の拡散パラメータは Table 5.3-3 に示すパスキル安定度を用いることとする。

上層の大気安定度は、Table 5.3-4 に示す上層と地上の大気安定度の関係を用いて、地上気象観測結果より求めた地上の大気安定度から推定して使用する。

Table 5.3-1 Dispersion Parameters at Windy Situations
(Pasquill-Gifford Coefficients)

$$\sigma_z(x) = Y \cdot X^\alpha$$

σ_z : Vertical Dispersion Parameters

Air Stability	α	Y	Downwind Distance
B	0.964	0.1272	0 ~ 500
	1.094	0.0570	500 ~
C	0.918	0.1068	0 ~
C - D	0.872	0.1057	0 ~ 1,000
	0.775	0.2067	1,000 ~ 10,000
	0.737	0.2943	10,000 ~
D	0.826	0.1046	0 ~ 1,000
	0.632	0.400	1,000 ~ 10,000
	0.555	0.811	10,000 ~
E	0.788	0.0928	0 ~ 1,000
	0.565	0.433	1,000 ~ 10,000
	0.415	1.732	10,000 ~
F	0.784	0.0621	0 ~ 1,000
	0.526	0.370	1,000 ~ 10,000
	0.323	2.41	10,000 ~

Table 5.3-2 Dispersion Parameters at Windy Situations
(Pasquill-Gifford Coefficients)

$$\sigma_y(x) = Y \cdot X^\alpha$$

σ_y : Y Axial Dispersion Parameters

Air Stability	α	Y	Downwind Distance
B	0.9144	0.2818	0 ~ 1,000
	0.8650	0.3964	1,000 ~
C	0.9243	0.1772	0 ~ 1,000
	0.8852	0.2321	1,000 ~
C - D	0.9268	0.1401	0 ~ 1,000
	0.8869	0.1845	1,000 ~
D	0.9294	0.1107	0 ~ 1,000
	0.8887	0.1467	1,000 ~
E	0.9208	0.0864	0 ~ 1,000
	0.8969	0.1019	1,000 ~
F	0.9294	0.0554	0 ~ 1,000
	0.8867	0.0733	1,000 ~

Table 5.3-3 Dispersion Parameters at Calm Wind

Air Stability	α	γ
B	0.781	0.474
C	0.635	0.208
C - D	0.542	0.153
D	0.470	0.113
E	0.439	0.067
F	0.439	0.048

Table 5.3-4 Relation between Air Stability on the Ground and at Higher Layer

Air Stability on the Ground	A	A - B	B	B - C	C	C - D	Dd	Dn	E	F	G
Air Stability at Higher Layer	B			C		C - D		D		E	F

Note: Dd shows D for day time and Dn shows D for night time.

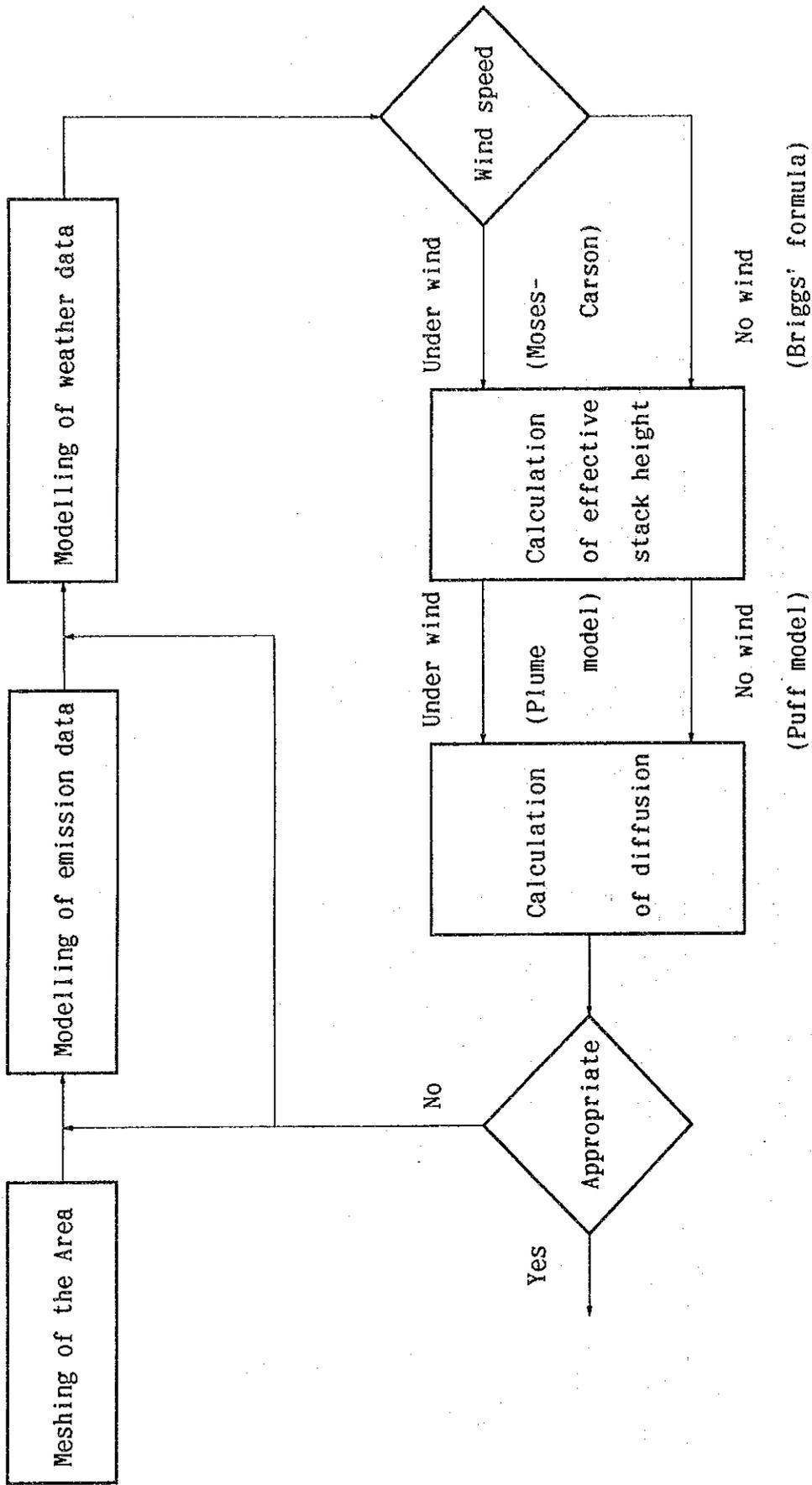


Fig. 5.3-1 ENVIRONMENTAL ASSESMENT METHOD