

Table 1-8に1、2高炉の清浄ガスの含塵量測定実績を示すが、含塵量はガス発生量よりも、粉の多いAswan 鉱石使用量の影響を強く受けていることがわかる。

従ってAswan 鉱石の使用量削減や焼結鉱及びコークスの篩分強化することにより、ガス灰発生量が減少し、ガス清浄度が向上することが期待される。一方、ガス発生量は1、2高炉合計で約 $150,000\text{Nm}^3/\text{hr}$ となり、ガス清浄装置の能力 $120,000\text{Nm}^3/\text{hr}$ を約25%超過するためガス清浄度にはマイナスの効果を及ぼす。ガス清浄度は高炉ガスを使用する工場、特に煉瓦の寿命に重大な影響を与えるため $5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下に抑えることが望ましく悪くとも $20\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下に抑える必要がある。

従って含塵量の管理を充分に行い、もし生産量ののびに従って $20\text{mg}/\text{Nm}^3$ を超す傾向が現われる場合には、ガス清浄装置を増設(湿式スクラバー×1、タイゼンウォッシャー×1、或は電気集塵器×1)すればよい。

2-2 原料の改善

2-2-1 焼結鉱

(1) 焼結鉱の所要量

製鋼工場においてトーマス転炉を廃止した後はAswan 鉱石はP含有量が高いため使用できない。従って、Baharia 粉鉱石からつくられた焼結鉱のみで操業をしなければならない。そのため、高炉の出鉄量に見合った焼結鉱の確保が必要となる。

所要焼結鉱量を $2,000\text{kg}/\text{t-pig}$ 、高炉の操業率(P/PM)を90%とすると、焼結鉱の必要月産量は次の通りである。

鉄日産量	焼結鉱月産量
$400\text{ t/d} \times 2\text{ 基}$	$42,800\text{ t/m}$
$500\text{ t/d} \times 2\text{ 基}$	$53,500\text{ t/m}$
$600\text{ t/d} \times 2\text{ 基}$	$64,150\text{ t/m}$
$700\text{ t/d} \times 2\text{ 基}$	$74,850\text{ t/m}$

(2) 焼結鉱塩基度

後述するように、石灰石やドロマイトを直接高炉で使用することは、燃料比の上昇や、通気障害の原因となる。Fig. 1-23に焼結鉱塩基度・コークス比・石灰石使用量の関係を示す。(ドロマイトは使用せず石灰石のみで高炉滓塩基度の調整を行うものとする)。高炉側としては、焼結鉱塩基度を1.25以上に上げ、石灰石装入量を極力抑えることが望ましい。

しかし、焼結鉱のSiO₂が高い場合には、(Baharia 鉱石を焼結原料とする場合には、SiO₂は約11%になる)焼結鉱塩基度を上げると、焼結の歩留や生産性を損う傾向がある。従って、焼結鉱塩基度を1.0程度に抑え、石灰石を130~140kg/t-pig高炉に装入せざるを得ないであろう。

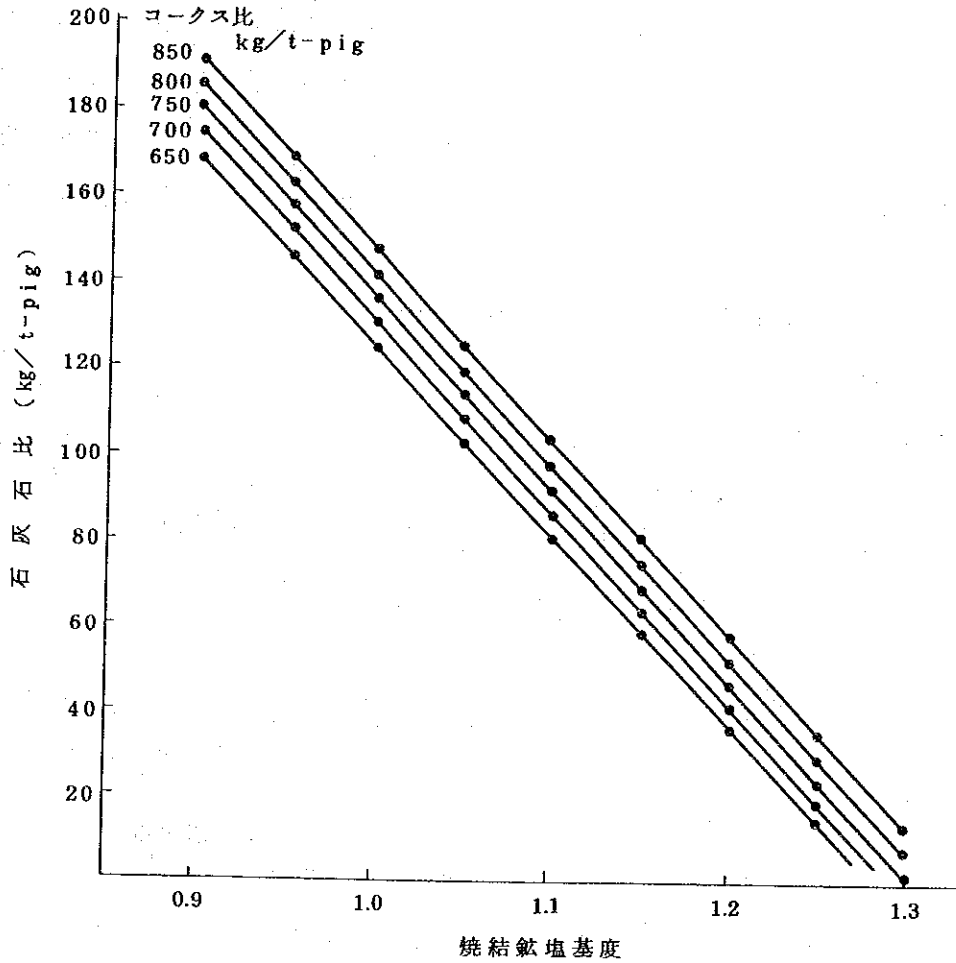


Fig. I-23 焼結鉄塩基度と高炉での石灰石比の関係

(3) 粒 度

第1焼結工場における成品粒度をTable I-9 に示す。

Table I-9 焼結鉄の粒度分布

	+20 目	20~15	15~10	10~5	-5 目
1976年2月	51.0%	13.5	17.0	13.3	5.0
1976年4月	52.2	12.9	16.5	14.4	4.0

焼結工場の篩を通過した後の成品中には、 5mm 以下の粉が $4\sim 5\%$ 含まれており、又、輸送中や鉱石庫においてもかなり粉化するので、高炉に焼結鉱が装入される時点では、有害な粉($\sim 5\text{mm}$)が $7\sim 8\%$ は含まれていると推定される。(1、2高炉には、庫下篩が設置されていない。)粉の減少を図るためには、強度の向上と同時に、庫下で篩分を実施することが最も効果的である。しかし1、2高炉には篩を設置する十分なスペースがない。次善の策としては、焼結工場において冷間篩を増設し、高炉に装入される焼結鉱中 $\sim 5\text{mm}$ を 5% 以下に抑えることが望ましい。

(4) 被還元性

100%焼結鉱配合をした操業においては、焼結鉱の被還元性が燃料比に及ぼす影響が非常に大きい。Fig. I-24に示すように、焼結鉱中のFeO%は、焼結鉱の被還元性を支配している。Helwan製鉄所においても、成品中のFeO%の管理に充分注意した操業を行う必要がある。

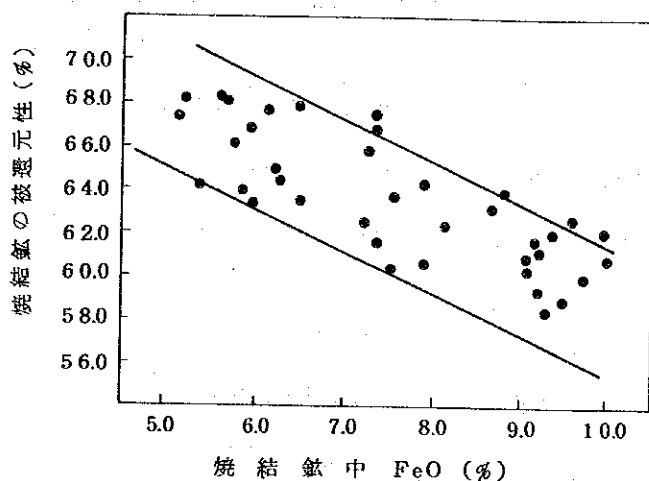


Fig. I-24 焼結鉱の被還元性に及ぼすFeOの影響

(5) 強度

焼結鉱の強度の表示法として、落下強度指数(サンプルの粒度: 10mm 以上、サンプル量: 20kg 、 2m の高さから、厚さ 10mm 以上の鉄板上に4回落下させた後の $+10\text{mm}$ フラクションで表す。)であらわすと 82% 以上が要求される。

2-2-2 スクラップ

第1、2高炉では、過去2年間に最大 200kg/t-pig のスクラップ(型鉄をはじめとする良質なものを含む)を使用してきたが、スクラップは極力製鋼工場で使用し、高炉での使用は製鋼工場、使用困難な屑に限る方が好ましい。

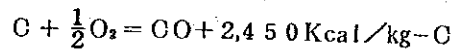
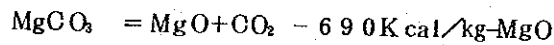
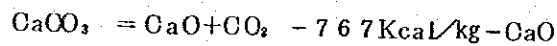
転炉においてスクラップは溶銑の熱及び精錬中の反応熱により、新たなエネルギー

を消費することなく溶解される。一方高炉におけるスクラップ装入では、溶解熱、Siをはじめとする銑中成分の還元熱、銑中炭素等のエネルギーが消費される。

一般に高炉におけるスクラップ装入のメリットはスクラップと溶銑の需給バランスによって決定される。すなわち、製鋼工場において転炉を主体とする生産を行なっている時、溶銑不足かつスクラップが過剰であれば、高炉にスクラップ装入することにより、燃料比低下（新日鉄実績では、 $0.3\text{kg/t-pig/kg-Scrap}$ ）及び出銑増が期待でき製鋼工場の増産メリットが得られる。しかし、溶銑供給が十分な場合、高炉におけるスクラップ装入は、エネルギーが無駄に消費されるだけで、メリットは得られない。

2-2-3 石灰石及びドロマイト

高炉に石灰石及びドロマイトを直接装入すると、 CO_2 を分離する際に多量の熱をうばいコークスを消費する。すなわち、



$$\text{コークス中C\%} = 86.77\%$$

$$\text{石灰石中CaO\%} = 52.57\%$$

$$\text{石灰石中MgO\%} = 0.87\%$$

$$\text{ドロマイト中CaO\%} = 32.00\%$$

$$\text{ドロマイト中MgO\%} = 20.04\%$$

とすると、（1975年11月～1976年10月におけるHelwan製鉄所の実績値）

$$\text{石灰石} : (767 \times 0.5257 + 690 \times 0.0087) \times 100 / 2,450 \times 0.8677$$

$$= 19.2\text{kg} \cdot \text{コークス} / 100\text{kg} \cdot \text{石灰石}$$

$$\text{ドロマイト} : (767 \times 0.32 + 690 \times 0.2004) \times 100 / 2,450 \times 0.8677$$

$$= 18.0\text{kg} \cdot \text{コークス} / 100\text{kg} \cdot \text{ドロマイト}$$

のコークスを消費することになる。従って高炉での使用を極力抑えるべきである。

Helwan製鉄所において、高炉に装入される石灰石は粉は比較的少いが、 $100\mu\text{m}$ 以上もある粗大な塊が多量に混入しており、炉内におけるスムーズな滓化を妨げ、通気阻害の原因となる。破碎を強化し上限粒度を $30\mu\text{m}$ 程度にすべきである。一方ドロマイトには、粉の混入がかなりあり、粉の除去が必要である。

2-2-4 コークス

(1) コークス・バランス

この2年間、1、2高炉では、コークス不足による減産が目立つ。計画出鉄量を確保するには、計画に見合ったコークス量を確保しなければならないことは言うまでもない。1、2高炉でのコークス・バランスをFig. I-25に示す。例えばPM=600 t/d・BF、操業率90%の時、高炉2基に必要なコークス年間量は、コークス比750kg/t-pig ならば、炉前篩分後で295,650 t/y、炉前篩分前で321,400 t/y（粉骸発生率：8%）となる。

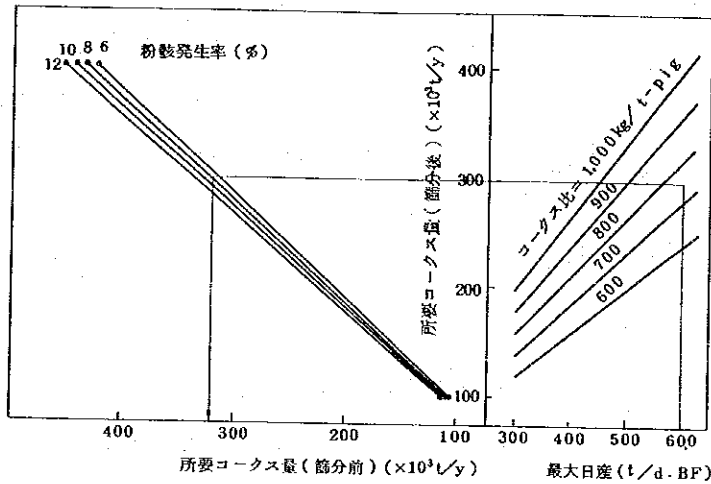


Fig. I-25 コークス・バランス

(2) コークス水分

Heiwan 製鉄所で購入しているコークスの水分は、平均7.70%、 σ 1.49% と非常に高い。一般にコークス水分が高いと

- ・ 付着粉の増加
- ・ 篩分効率の低下
- ・ 水分バラツキの増加

等、操業上好ましくない。コークス水分は3～4%以下に管理すべきである。

(3) コークス粒度

下限粒度15～30 μ m、上限粒度75～90 μ m、平均粒度45～55 μ m及び粉率(-5 μ m)は庫下篩前で5%以下、篩後で2%以下が望ましい。特に粉率の管理が重要であり、従って篩分を充分に行わねばならない。1、2高炉では夫々2.5 m² (1.45 m×1.75 m)、30 t/hrの篩2台で篩分を行っており、能力上問題はないが、水分が高いのでかなりの篩網目詰りが生じていると推定される。篩網の点検を充分に行い、篩網目詰りのない状態に保って、篩分効率を高位に維持しなければならない。

(4) コークス強度

強度の表示法としては、種々あるが、新日鉄では主にカッター後 DI_{15}^{50} (サンプル粒度 50 mm 以上、サンプル量: 10 kg、150 回転した後の +15 mm%) を用いている。目標下限値は高炉炉容によって異なるが、1,000 m³ 以下の高炉でも、 DI_{15}^{50} 79% を下限としており、安定操業を維持するためには DI_{15}^{50} 81% 以上が望ましい。

Helwan 製鉄所ではマイカム強度を使用しており M_{40} 75% 以上、 M_{10} 7.5% 以下で管理している。 DI_{15}^{50} と M_{40} の間には、

$$DI_{15}^{50} = 33.59 (M_{40})^{0.39} - 102.4 \quad (I-4)$$

の関係式があり、 DI_{15}^{50} 79% は M_{40} 75.5%、 DI_{15}^{50} 81% は M_{40} 77.7% に相当する。従って Helwan 製鉄所では管理水準を若干上げて、 M_{40} 75.5% を下限とし、できれば M_{40} 77.7% 以上とすることが望ましい。

2-3 操業の改善

2-3-1 稼働率

高炉の高生産性及び安定操業を維持するためには休止時間を減らし、稼働率を高い水準に維持することが不可欠である。(目標としては95%以上)。1975年11月～1976年10月における1、2高炉の稼働率をTable I-10に示す。稼働率

Table I-10 1、2高炉の稼働率

年 月	1 高炉	2 高炉	備 考
1975年11月	87.2%	79.8	
12月	88.5	85.5	
1976年 1月	82.6	89.6	
2月	87.7	91.2	
3月	41.9	95.1	1 高炉 コークス不足 による休止
4月	0	91.3	"
5月	0	88.7	"
6月	0	92.7	"
7月	28.9	93.1	"
8月	85.2	68.7	2 高炉 コークス不足 による休止
9月	97.8	0	"
10月	90.3	7.5	"
平 均	57.6	73.6	65.6
コークス不足による 休止の月を除いた 平均	88.4	89.7	89.1

を下げている第1の原因はコークス不足であり、所要コークス量の確保が急務である。その他の原因としては月2回の定期休風は別として停電と滓羽口破損が目立つ。停電事故の防止には、動力部門を中心とする根本的な対策が必要である。滓羽口破損の防止には、羽口先温度を上げて湯溜に熱をつけ、且つ湯溜をクリーンな状態に保つと同時に、炉内の貯銑滓量の管理を行い、時宜をえた出銑率を行うことが必要である。

2-3-2 出鉄、出滓

高炉炉内より溶鉄滓をいかに円滑に抽出するかが生産性向上の鍵である。1、2高炉で改善すべき問題について以下に述べる。

(1) 出鉄回数

1、2高炉では、最近8 taps/dの出鉄作業を行っており、炉容から判断して少くはない。しかし定期的に出鉄を行い出鉄回数を確保するばかりでなく、炉の貯鉄滓レベルに応じて出鉄、出滓開始時期を調整し、炉内を極力ドライな状態に維持することが重要である。すなわち、前の出鉄において排出量が少なかった時や、装入回数が予定数より多い場合には、予定よりも早く出鉄、出滓を行うなど、弾力性に富んだ管理が必要である。

(2) 滓口出滓率の向上

1、2高炉では、鉄滓量が700~1,000kg/t-pigあるにもかかわらず、滓口出滓率（滓口からの鉄滓排出量/全鉄滓量）が30%程度で不十分である。このような状態では一本しかない出鉄口から十分な出鉄を行うことは困難である。理想的には滓口出滓率は60~70%欲しい。現在滓口は1ヶしかないので、滓羽口破損が生じると滓口からの出滓を行えず、炉内に鉄滓が残り気味の状態に追い込まれる。

次回の改修時には、滓口を2ヶに増し、出滓時には常時2ヶの滓口を使用し、滓羽口破損が生じたら、極力早く滓羽口の交換を行い、十分な出滓を行うことが必要である。

出滓を充分に行えないもう1つの原因として、滓口からの流鉄現象があげられる。流鉄現象による滓羽口破損を恐れて、出滓を早目に終えざるを得ないのだと想像される。これは湯溜が熱不足のため、汚れた状態になっているためである。まず羽口先温度を上げて湯溜に熱をつけることが大切である。（1、2高炉では溶鉄温度測定を行っていないが、鉄中C含有量及び溶鉄の色、輝きから判断して、溶鉄温度は1,400℃弱しかないと推定される。これは正常より約100℃は低い。溶鉄温度は、湯溜の状況判断に必要であり、測温管理することが望ましい。（光高温計による測温をすすめる。）

又、流鉄を防止し、十分な出滓を行うために、次の方法を試してみることを奨める。それは滓口の閉塞時間中、滓口に圧縮空気を吹込むことにより、滓口周辺のコークスを燃焼し、熱を上げて湯溜をクリーンな状態に保ち、それによって流鉄を防止すると同時に、鉄滓をスムーズに滓口に導く方法である。新日鉄においては、この方法により十分な実績を上げてきた。

(3) 鍋待ちによる出鉄遅れ

1、2高炉では、溶銑鍋及び滓鍋の輸送遅れによる出銑・出滓の遅延が頻発している。鍋の輸送遅れの原因を十分に追求して、必要なら鍋や機関車を購入して、タイムリーな出銑・出滓を行なえる条件を作らねばならない。

2-3-3 通気性管理

良好な通気性の確保は高稼働率及び十分な出銑・出滓と並んで、高炉の生産性向上に欠かせない3つの主要因子の1つである。通気性を表すパラメーターとしては、

$$\frac{\Delta P}{V} = \frac{\text{熱風圧力} - \text{炉頂圧力}}{\text{送風量} + \text{富化酸素量}} \quad (\text{g/cm}^2/\text{Nm}^3/\text{min})$$

$$K = \frac{(\text{熱風圧力} + 1,033)^2 - (\text{炉頂圧力} + 1,033)^2}{(\text{ボッシュ・ガス量})^{1.7}} \quad \left(\frac{\text{g/cm}^2}{(\text{Nm}^3/\text{min})^{1.7}} \right)$$

- ・棚吊回数
- ・スリップ回数
- ・ガス灰発生量 (kg/t-pig)

等があり、いずれも低いほどよい。これらのパラメーターが通気性の悪化の傾向を示す場合には、原料の諸性状の悪化や湯溜貯銑滓レベルの上昇が生じているはずであり、是正のアクションをとらねばならない。中でも焼結鉱とコークスの装入直前の粉率は、これらのパラメーターと強い相関をもっており、定期的にサンプリングを行ってチェックすることが好ましい。

尚、 $\Delta P/V$ やKは高炉内容積や炉床径により異なり、Fig. I-26、Fig. I-27に参考のため日本の実績を示す。

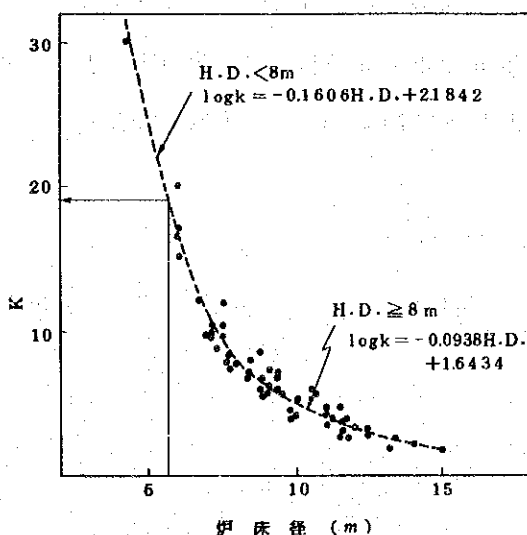


Fig. I-26 炉床径とKの関係

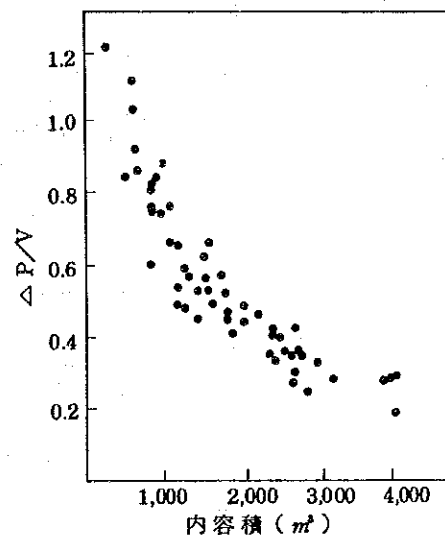


Fig. I-27 内容積と $\Delta P/V$ の関係

2-3-4 羽口先温度管理

(1) 羽口先温度の計算式

Helwan 製鉄所 1、2 高炉の操業条件下での羽口先温度は近似的に次式で表わされる。

$$T_f = 1,556 + 0,868 T_B - 6,428 M + 5,314 V_{O_2} - 5,515 O_{il} - 7,916 N.G. \quad \text{---(I-5)}$$

T_f ; 羽口先温度 (°C)

T_B ; 送風温度 (°C)

M ; 送風中湿分 (g/Nm^3 -blast)

V_{O_2} ; 富化酸素量 (Nm^3/Nm^3 -blast)

O_{il} ; 重油吹込量 (kg/Nm^3 -blast)

$N.G.$; 天然ガス吹込量 (Nm^3/Nm^3 -blast)

(2) 羽口先温度の管理

1、2 高炉の羽口先温度の実績値は Table I-11 に示すように、大部分が 2,000°C 以下となっており、特に大気中湿分の高くなる夏季には著しく低下する傾向がある。このように羽口先温度が低い原因は、送風温度が 700°C 程度しかないためであり、羽口先温度を上げるためにはまず送風温度を上げねばならない。新日鉄では羽口先温度を 2,200°C~2,400°C で管理しており、炉況を安定させるためには、最低 2,100°C、できれば 2,200°C~2,300°C に維持することが望ましい。ただし、羽口先温度の上昇は、通気障害をもたらす傾向があるので、同時に通気改善対策を進めねばならない。

羽口先温度は送風中湿分により変動するため、蒸気を添加して、送風中湿分を制御する方法が従来とられてきた。しかし蒸気を添加すると燃料比(コークス比+重油比)が上がるため、最近ではむしろ脱湿装置により送風中湿分を下げる方法が取られ始めている。

1、2 高炉では、従来通り蒸気添加を行わず、大気中湿分の上る夏季には吹込重油量や酸素富化により、羽口先温度を制御することが望ましい。

Table I-11 1、2高炉の羽口先温度計算結果

	月	高炉	計算風量	送風温度	送風中湿分	酸素富化	重油量	羽口先温度
'75	12月	1	Nm ³ /t-pig 2,725	690℃	g/Nm ³ 8.0	0	kg/t-pig 67	1,968℃
		2	3,129	660	8.0	0	65	1,963
'76	1月	1	2,789	670	7.0	0	55	1,984
		2	2,823	660	7.0	0	63	1,961
	2月	1	2,596	690	6.9	0	61	1,981
		2	2,497	740	6.9	0	45	2,055
	3月	1	2,752	670	7.8	0	39	2,009
		2	2,794	710	7.8	0	60	2,004
	4月	1	-	-	-	-	-	-
		2	3,286	700	8.7	0	78	1,977
	5月	1	-	-	-	-	-	-
		2	3,217	670	10.5	0	81	1,931
	6月	1	-	-	-	-	-	-
		2	2,891	680	12.5	0	87	1,900
	7月	1	3,194	730	15.4	0	29	2,041
		2	2,719	700	15.4	0	70	1,923
	8月	1	2,591	670	16.2	0	56	1,914
		2	3,085	640	16.2	0	53	1,913
	9月	1	2,617	770	15.4	0	61	1,997
		2	-	-	-	-	-	-

(3) 天然ガス吹込時における羽口先温度

VB ; 送風量 (Nm³/t-pig)

Vo₂ ; 酸素量 (Nm³-O₂/Nm³-blast)

N.G. ; 天然ガス量 (Nm³/Nm³-blast)

M ; 送風中湿分 (g/Nm³-blast)

TB ; 送風温度 (°C)

TNG ; 天然ガス温度 (°C) = 20°C

C_{air} ; 空気の平均比熱 (Kcal/Nm³°C) = 0.335

CO_2	；酸素の平均比熱 (Kcal/Nm ³ °C)	= 0.351
CH_2O	；水の平均比熱 (Kcal/Nm ³ °C)	= 0.389
C_{coke}	；コークスの平均比熱 (Kcal/kg °C)	= 0.375
C.B.G.	；ボッシュ・ガスの平均比熱 (Kcal/Nm ³ °C)	= 0.360
C.N.G.	；天然ガスの平均比熱 (Kcal/Nm ³ °C)	= 0.391
Q_c	； $\text{C} + \frac{1}{2}\text{O}_2 = \text{CO} + Q_c$ (Kcal/kg-C)	= 2,450
$Q_{\text{N.G.}}$	；天然ガス分解熱 (Kcal/Nm ³ -N.G.)	= -1.029
$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	；水の分解熱 (Kcal/kg-H ₂ O)	= -3,211
(C%) coke	；コークス中 C (kg/100kg-coke)	= 87.92
(C%) N.G.	；天然ガス中 C (kg/100kg-N.G.)	= 71.57
(H%) N.G.	；天然ガス中 H (kg/100kg-N.G.)	= 21.74
(CH ₄) N.G.	；天然ガス中 CH ₄ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 84.88
(C ₂ H ₆) N.G.	；天然ガス中 C ₂ H ₆ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 9.15
(C ₃ H ₈) N.G.	；天然ガス中 C ₃ H ₈ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 1.88
(C ₄ H ₁₀) N.G.	；天然ガス中 C ₄ H ₁₀ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 0.02
(NC ₄ H ₁₀) N.G.	；天然ガス中 NC ₄ H ₁₀ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 0.05
(CO ₂) N.G.	；天然ガス中 CO ₂ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 3.42
(N ₂) N.G.	；天然ガス中 N ₂ (Nm ³ /100Nm ³ -N.G.)	= 0.60

T_f ; 羽口先温度 (°C)

T_{coke} ; 羽口前コークス温度 (°C) = $T_f \times 0.75$

$B.G.$; ボッシュガス量 (Nm³/Nm³-VB)

$$T_f = \frac{\text{送風顕熱} + \text{天然ガス顕熱} + \text{コークス顕熱} + \text{天然ガス分解熱} + \text{水分分解熱} + \text{カーボン燃焼熱}}{B.G. \times C.B.G.}$$

$$\begin{aligned} \text{送風顕熱 (Kcal/Nm}^3\text{-VB)} &= \{ C_{\text{air}} + V_{\text{O}_2} \cdot \text{CO}_2 + M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot \frac{22.4}{18} \cdot \text{CH}_2\text{O} \} T_B \\ &= \{ 0.335 + 0.351 V_{\text{O}_2} + 0.000484 M \} T_B \end{aligned}$$

$$\text{天然ガス顕熱 (Kcal/Nm}^3\text{-VB)} = N.G. \cdot T_{\text{N.G.}} \cdot C_{\text{N.G.}} = 7.82 N.G.$$

$$\begin{aligned} \text{コークス顕熱 (Kcal/Nm}^3\text{-VB)} &= \left\{ (0.21 + V_{\text{O}_2}) \cdot \frac{12}{11.2} + M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot \frac{12}{18} + N.G. \cdot (\text{CO}_2)_{\text{N.G.}} \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{100} \cdot \frac{12}{22.4} \cdot N.G. \cdot \frac{18,8664}{22.4} \cdot \frac{(C\%)_{\text{N.G.}}}{100} \cdot \frac{100}{(C\%)_{\text{coke}}} \right. \\ &\quad \left. + 0.75 C_{\text{coke}} \cdot T_f \right\} \\ &= \{ 0.07198 + 0.3427 V_{\text{O}_2} + 0.0002133M - 0.1870 N.G. \} \cdot T_f \end{aligned}$$

$$\text{天然ガス分解熱 (Kcal/Nm}^3\text{-V}_B) = N.G. \cdot Q_{N.G.} = -1,029 N.G.$$

$$\text{水分解熱 (Kcal/Nm}^3\text{-V}_B) = M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot Q_{H_2O} = -3.211 M$$

$$\begin{aligned} \text{カーボン燃焼熱 (Kcal/Nm}^3\text{-V}_B) &= \left\{ (0.21+V_{O_2}) \frac{12}{11.2} + M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot \frac{12}{18} + N.G. \cdot (CO_2)_{NG} \cdot \frac{1}{100} \cdot \right. \\ &\quad \left. \frac{12}{22.4} \right\} \cdot Q_C \\ &= 55.125 + 1.633M + 4.4887N.G. + 2.625V_{O_2} \end{aligned}$$

B.G

$$\begin{aligned} CO &: 2(0.21+V_{O_2}) + M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot \frac{22.4}{18} + 2N.G. \cdot (CO_2)_{NG} \cdot \frac{1}{100} \\ &= 0.42 + 2V_{O_2} + 0.001244M + 0.0684N.G. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 &: M \cdot \frac{1}{1,000} \cdot \frac{22.4}{18} + N.G. \cdot \frac{18.8664}{22.4} \cdot (H_2)_{NG} \cdot \frac{1}{100} \cdot \frac{22.4}{2} \\ &= 0.001244M + 2.051N.G. \end{aligned}$$

$$N_2 : 0.79 + N.G. \cdot (N_2)_{NG} \cdot \frac{1}{100} = 0.79 + 0.006N.G.$$

$$B.G. (Nm^3/Nm^3 - V_B) = 1.21 + 2V_{O_2} + 0.002488M + 2.1254N.G.$$

$$T_f = \frac{\{0.335 + 0.351V_{O_2} + 0.000484M\} \cdot T_B - 976.3N.G. - 1.578M + 2,625V_{O_2} + 551.25}{0.3636 + 0.3773V_{O_2} + 0.0006824M + 0.9524N.G.}$$

(I-6)

上式を近似的に一次式で示すと次式がえられる。

$$T_f = 1,556 + 0.868T_B - 6.428M + 5,314V_{O_2} - 7,916N.G. \quad \text{--- (I-7)}$$

2-3-5 羽口先風速管理

(1) 羽口先風速の計算式

$$v = \frac{V_B + V_{O_2}}{60} \cdot \left(1 + \frac{T_B}{273}\right) \cdot \frac{1,033}{P + 1,033} \cdot \frac{1}{S} \quad \text{--- (I-8)}$$

v ; 羽口先風速 (m/sec.)

V_B ; 送風量 (Nm³/min)

V_{O₂} ; 富化酸素量 (Nm³/min)

T_B ; 送風温度 (°C)

P ; 熱風圧力 (g/cm²)

S ; 羽口全断面積 (m²)

(2) 羽口先風速の管理

1、2 高炉の羽口先風速の実績値は Table I-12 に示すように 110~180 m/sec しかなく非常に低い。羽口前の燃焼帯を適正な状態に保つには、200~250 m/sec が必要であり、操業条件に合わせて羽口径を選択しなければならない。

$$\frac{\text{熱風圧力 (g/cm}^2\text{)} - \text{炉頂圧力 (g/cm}^2\text{)}}{\text{送風量} + \text{酸素量 (Nm}^3\text{/min)}} = 0.9$$

炉頂圧力：50 g/cm²

羽口数：10ヶ

羽口先風速：230 m/sec

とする時の、送風量+酸素量及び送風温度に対する適正な羽口径を Fig. I-28 に示す。

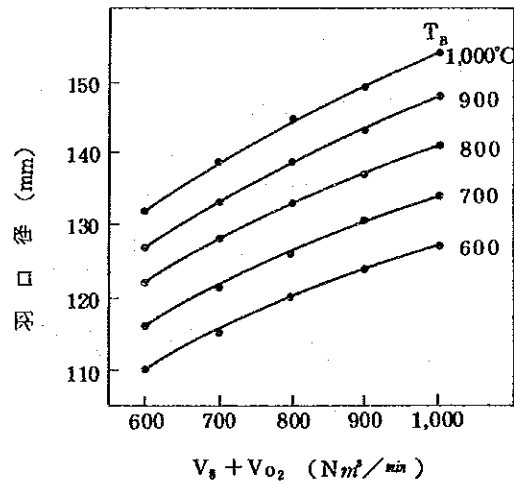


Fig. I-28 送風量、送風温度、羽口径の関係
(羽口先風速 230 m/sec)

Table I-12 1、2高炉の羽口先風速

年	月	高炉	計算風量*	酸素富化	送風温度	熱風圧力**	羽口全断面積***	羽口先風速
'75	12月	1	Nm ³ /min 621	0	690℃	g/cm ² 750	0.165m ²	m/sec 128.2
		2	671	0	660	750	0.165	134.3
'76	1月	1	680	0	670	750	0.165	137.5
		2	641	0	660	750	0.165	128.3
	2月	1	690	0	690	750	0.165	142.5
		2	636	0	740	750	0.165	138.2
	3月	1	635	0	670	750	0.165	128.4
		2	766	0	710	750	0.165	161.5
	4月	1	-	-	-	-	-	-
		2	844	0	700	750	0.165	176.1
	5月	1	-	-	-	-	-	-
		2	840	0	670	750	0.165	169.9
	6月	1	-	-	-	-	-	-
		2	797	0	680	750	0.165	162.9
	7月	1	548	0	730	750	0.165	117.9
		2	735	0	700	750	0.165	153.4
	8月	1	658	0	670	750	0.165	133.1
		2	737	0	640	750	0.165	144.3
	9月	1	725	0	770	750	0.165	162.2
		2	-	-	-	-	-	-

* カーボン・バランスにより計算

** データがないため熱風圧力 = 750g/cm² と仮定

*** 羽口全断面積 = $\pi/4 \cdot (0.145)^2 \cdot 10 = 0.165 m^2$

2-3-6 燃料吹込み

(1) 重油吹込み

重油吹込みは、燃焼管理を充分に行えば、コークス比の低減及び生産性の向上に著しい効果をもたらす。燃焼管理が悪い時、すなわち過度の重油吹込みを行うと、羽口先での重油の火焰が暗く長くなり、媒が発生して、ガス清浄排水に浮遊する。燃焼管理のパラメーターとしては、羽口先温度 T_f と、重油の完全燃焼に必要な酸素量に対する送風中の酸素量の割合 μ (過剰酸素率) の2つがある。

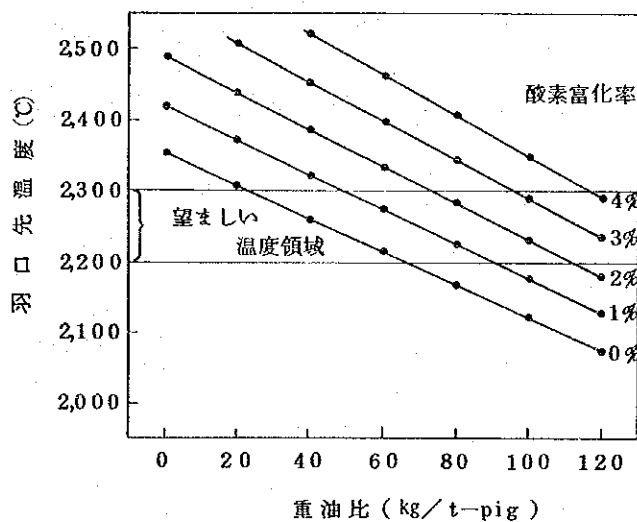


Fig. I-29 重油比、酸素富化率、羽口先温度の関係

現状のように2,000°C以下の羽口先温度では、効果的な重油吸込みは望めない。Fig. I-29に送風温度：1,000°C、送風中湿分：10.9g/Nm³(1年の平均大気湿分)、燃料比：850kg/t-pig、送風原単位(酸素富化O)：2,380 Nm³/t-pigとした時の重油比と羽口先温度の関係を示す。羽口先温度は2,200~2,300°Cが望ましい温度域である。

Helwan 製鉄所で使用されている重油(C%=83.5, H%=12.0)1kgの完全燃焼に必要な酸素量は2.23Nm³/kg-oilである。 μ は高いほど好ましいが、実績上、下限値=1.2、安全域は $\mu \geq 2.0$ とされている。

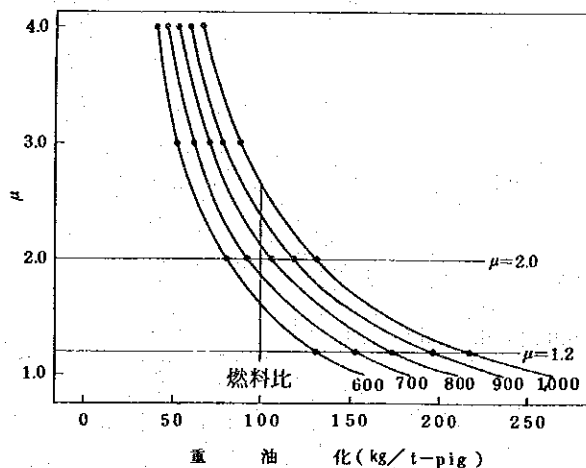


Fig. I-30 重油吹込量と過剰酸素率の関係

Helwan 製鉄所で使用されている重油(C%=83.5, H%=12.0)1kgの完全燃焼に必要な酸素量は2.23Nm³/kg-oilである。 μ は高いほど好ましいが、実績上、下限値=1.2、安全域は $\mu \geq 2.0$ とされている。Fig. I-30に示す如く、燃料比により μ は変化するが、一応100kg/t-pigが $\mu \geq 2.0$ の目安となる。

(2) 天然ガス吹込み

天然ガス吹込みは重油吹込みに比して、コークス比低減の効率が悪く、 $1 \text{ Nm}^3/\text{t-pig}$ 当りコークス比は $0.6\sim 0.8 \text{ kg}/\text{t-pig}$ 下ると云われている。燃焼管理は、重油吹き込みの場合と同じく、羽口先温度と μ により行う。

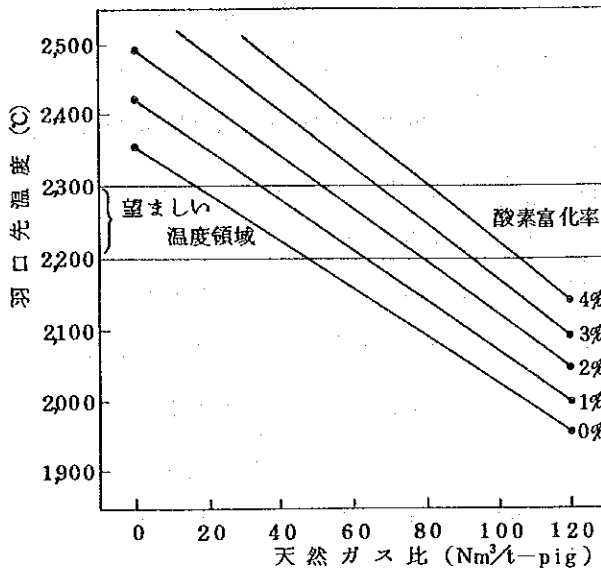


Fig. I-31 天然ガス比、酸素富化率と羽口先温度の関係

Fig. I-31 に同一条件における羽口先温度と天然ガス比の関係を示す。重油吹込みに比して羽口先温度の低下が著しいのが特徴である。

天然ガス ($1 \text{ Kmol}=18.8664 \text{ kg}$, $\text{C}\%=71.57$, $\text{H}\%=21.74$) 1 Nm^3 の完全燃焼に必要な酸素量は $2.15 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3\text{-N.G.}$ である。Fig. I-32 に示す如く、 $100 \text{ Nm}^3/\text{t-pig}$ が一応安全域の目安となる。

尚、燃料吹込みを行う場合、極力全羽口から吹込みを行い、炉周方向の均一化をはかり、 μ や羽口先温度を良好な条件に保つ必要がある。

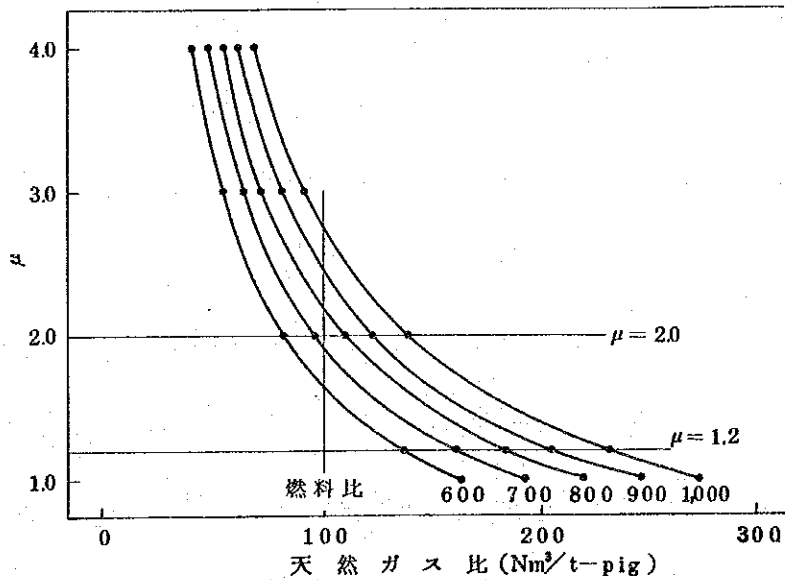


Fig. I-32 天然ガス吹込時の過剰酸素率

2-4 設備の改善

2-4-1 高 炉

(1) 高炉プロフィール

現デザインは内容積に比して炉床径が小さく、炉口径及び有効炉高が大きい。又、標準的なプロフィールに比して朝顔角度が小さく、シャフト角度が大きい。新デザイン(Fig. I-33)は基礎、鉄構造物及び炉頂装入装置の流用を前提に、炉床径の拡大及びプロフィールの適正化を狙って検討したものである。

主要な変更点は次の通りである。

内容積	575 m ³	→	623 m ³
炉床径	5,100 mm	→	5,700 mm
炉腹径	6,500 mm	→	6,800 mm
炉口径	5,200 mm	→	5,100 mm
炉腹高さ	1,500 mm	→	2,200 mm
シャフト高さ	13,250 mm	→	11,950 mm
炉口高さ	600 mm	→	1,200 mm
朝顔角度	76°51'58"	→	81°4'10"
シャフト角度	87°11'29"	→	85°55'53"

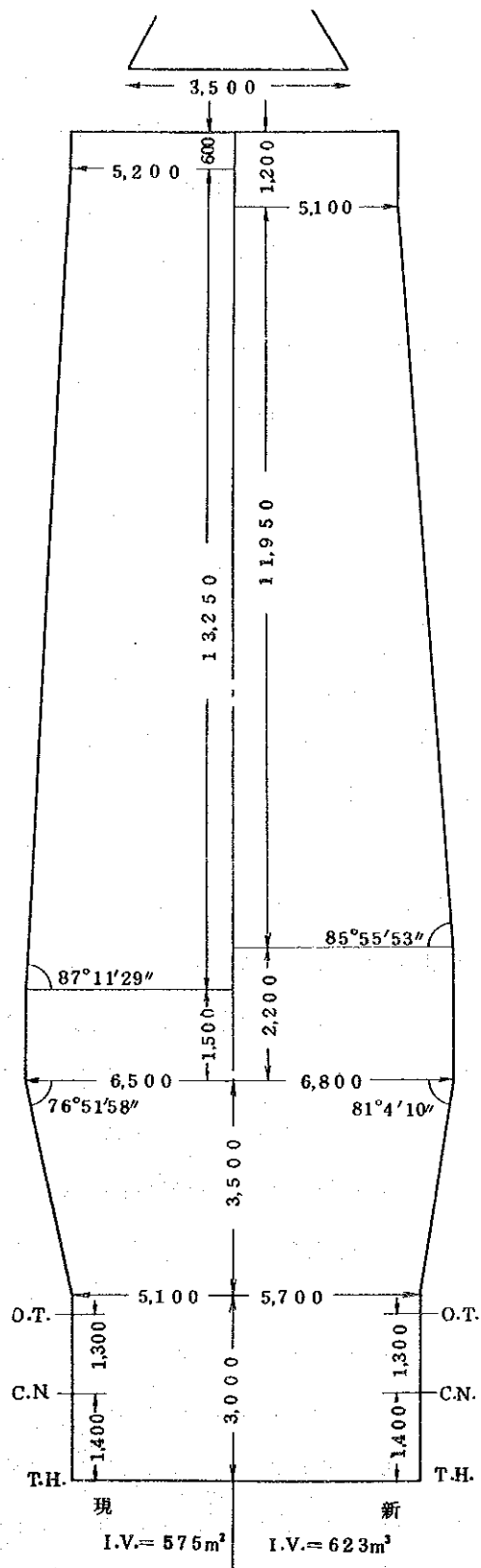


Fig. I-33 現高炉プロフィールと新高炉プロフィールの対比

(2) 冷却方式

1) 冷却方式

主な炉体冷却方式としては、冷却盤による冷却方式とステープによる冷却方式の2つがある。前者はガス・シール機能に、後者は煉瓦の支持及び保守性に、夫々弱点を持っている。低炉頂圧力の高炉においては、ガス・シール性は高压高炉ほど重要でなく、煉瓦の支持及び保守性を重視して冷却盤冷却方式を採用するのがよいであろう。

現在1、2高炉で使用されている鉄板製オープン型の冷却盤は冷却能が低い。従ってこれに代えて銅製のクローズ型冷却盤を採用した方がよい。

朝顔の散水冷却は、ライニングがなくなった時、鉄皮亀裂の発生を誘発する危険性があり、好ましくない。冷却盤による冷却方式の方が良い。

湯溜は現状の散水冷却方式でよい。

2) 冷却範囲

現デザインではシャフト上端まで冷却盤を挿入しているが、上部シャフトの冷却は、炉壁付着物発生の原因となる。標準的な冷却範囲は高炉の有効高さの約2/3であり、新デザインではFig. I-34に示すように羽口レベルから12,300mm上のレベルまでを冷却範囲とした。

現状の1、2高炉の冷却盤挿入密度は、間隔が最低600mm、最大1,000mmと粗すぎる。アルカリ含有量の高い原料を使用する場合、煉瓦へのアルカリ・アタックに対する保護には冷却強化が最も効果的であり、このためには冷却盤挿入密度を上げる必要がある。新デザインでは20ヶ/段×27段=540ヶの冷却盤を千鳥に配置する。上下の間隔は朝顔1段から下部シャフト18段までは400mm、中部シャフト23段までは500mm、そして残り27段までを600mmとする。

冷却盤の連結パイプは、熱負荷の高い上部朝顔から下部シャフトにかけては、4枚つなぎ3段、下部朝顔と中部シャフトは5枚つなぎ3段の計6段とする。







3) 水バランス

冷却盤冷却システム用の所要水量は、連結パイプ1組当り60ℓ/minとすると、60ℓ/min×20×6=7.2m³/min ⇔ 430m³/hrになる。

羽口及び大羽口用としては、各々250ℓ/min、滓口2組にも夫々同じ水量を流すとすると、250ℓ/min×2×12=6m³/min=360m³/hrが必要となる。

湯溜部の散水は冷却盤システムと羽口冷却システムの排水、計790m³/hrを利用することで十分に間に合う。

高炉本体での冷却水所要量は $790\text{m}^3/\text{hr}$ であるが、これ以外に熱風弁冷却用に $150\text{Nm}^3/\text{hr}$ 、及び雑用として $60\text{Nm}^3/\text{hr}$ 、計 $1,000\text{m}^3/\text{hr}$ が高炉一基当りに必要である。これに対して現状の水バランスでは、高炉一基当り $750\text{m}^3/\text{hr}$ となっており、一基当り $250\text{m}^3/\text{hr}$ 、計 $500\text{m}^3/\text{hr}$ が不足する。(1、2高炉のガス清浄装置の排水 $800\text{m}^3/\text{hr}$ は2段洗浄後、一般サービス用水として使用されている。しかし、 O_2 濃度の高いBaharia 鉱石の使用により、 O_2 濃度が上昇して、このサービス用水を使用している工場の設備トラブルの原因となる可能性がある。従ってガス洗浄水は、高炉の近くに処理設備を設けて独立した循環システムを形成せしめ、他設備への悪影響を避けることが望ましい。この場合、従来のガス清浄用給水設備($750\text{m}^3/\text{hr}$)が余剰となるので、1、2高炉へ廻せば、不足分 $500\text{m}^3/\text{hr}$ を満たすことができる。)

-  HRD-BF
-  V-13
-  V-7
-  SC-2
-  N-3
-  G-11

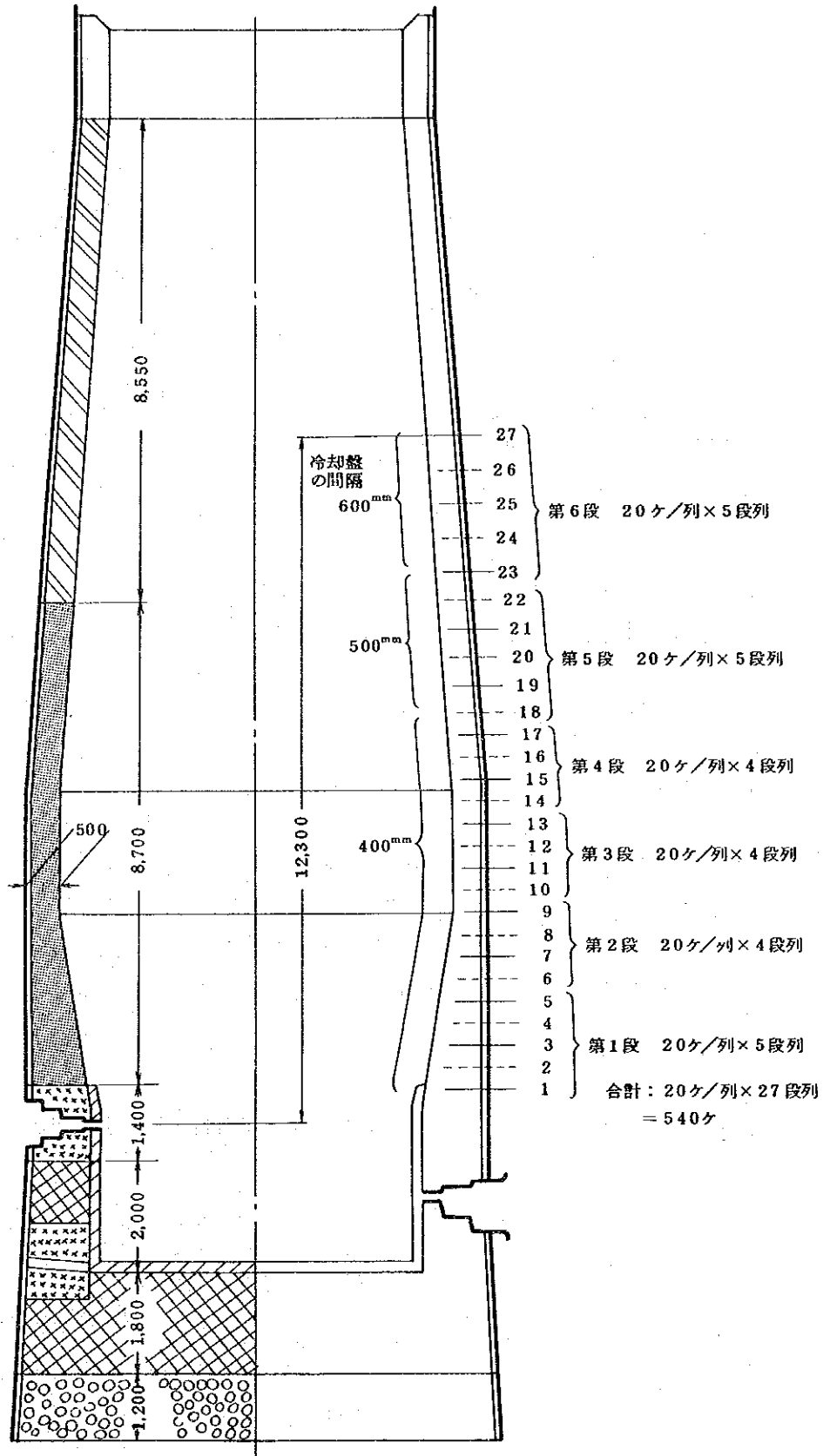


Fig. I-35 煉瓦積

Fig. I-34 冷却盤システム

(3) 煉瓦積

Fig. I-35 に、耐アルカリ性を重視した使用煉瓦の材質区分を示す。各材質の規格は次の通りである。

Table I-13 高炉用耐火物規格

規格値	符号	G11 カーボン煉瓦	HRD-BF	SC-2	V-7	V-13	N-3
耐火度(SK)				≥ 36	≥ 34	≥ 33	≥ 31
見掛気孔率(%)			≤ 17	≤ 17	≤ 16	≤ 16	≤ 26
嵩比重(kg/m ³)		≥ 1.50	≥ 3.10	≥ 2.45	≥ 2.30	≥ 2.25	≥ 1.90
圧縮強度(kg/cm ²)		≥ 350	≥ 1,000	≥ 550	≥ 400	≥ 400	≥ 200
荷重軟化点 * T ₂ (°C)			≥ 1,700	≥ 1,550	≥ 1,500	≥ 1,500	≥ 1,350
化学組成 (%)	Al ₂ O ₃		≥ 92	≥ 50	≥ 40	≥ 38	
	Fe ₂ O ₃		≤ 0.3	≤ 2.0	≤ 2.0	≤ 2.0	
真比重(kg/m ³)		≥ 1.90					
気孔率(%)		≤ 2.0					
曲げ強度(kg/cm ²)		≥ 80					
熱間膨張 0~1,500°C		0~1,500°C dy/dx ≥ 0					
使用個所		湯溜、炉底	朝顔 炉腹 下部シャフト	羽出 銑口 口	炉底	上部シャフト 中部シャフト	

- * DIN51053 B1 1の試験法で荷重 2 kg/cm²
高炉用耐火物総重量は不定形材を含めて 1,200t/高炉

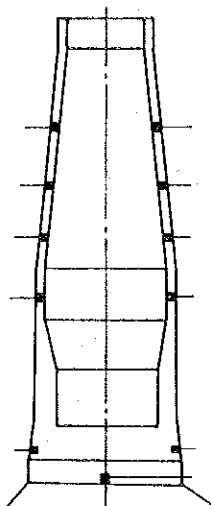
(4) 計装機器

1、2高炉の現状の高炉計装機器は次の通りである。

- ・風量計
- ・熱風圧力計
- ・熱風温度計
- ・炉頂圧力計
- ・炉頂ガス温度計
- ・炉頂ガス分析計

以上の計器は操業に必要不可欠な最小限のものであり、これだけでも操業は可能であるが若干不足気味である。これに付加するとすれば煉瓦温度計、シャフト圧力計、炉内

ガス分布測定装置、溶銑温度測定用光高温計等が考えられる。なかでも煉瓦温度測定は、炉体の保守に不可欠なものである。



煉瓦温度測定位置はFig. I-36 に示す如く、炉底最下部中心に一点、炉底周辺に4点、炉壁は4段×4点/段の計21点を推奨する。

Fig. I-36 炉体测温箇所

2-4-2 熱風炉

(1) 能力の検討

1) 仕様

Helwan 製鉄所 1、2 高炉附属熱風炉の煉瓦積は、次に示す如く多種多様であり、操業管理が難かしいばかりでなく、能力の最も劣る熱風炉により、送風温度が決定され不利であるので、統一することが望ましい。又、送風温度を上げるには2基操業では無理で、3基操業が必要である。

№1 1 熱風炉	旧ドイツ型	} どちらかを78年中にフランス型に改修予定
№1 2 "	旧ドイツ型	
№1 3 "	エジプト型	
№2 1 "	エジプト型 (建設中 '77年稼働予定)	
№2 2 "	旧ドイツ型	} どちらかを新ドイツ型に改修予定
№2 3 "	"	

今回の調査で図面を入手できなかったが新日鉄のデザインに近いフランス型により能力の検討を行う。以下にその主要な仕様を記す。

型式	;	カウパー (煉瓦積はフランス型)
鉄皮径	;	6,000mm
鉄皮高さ	;	29,795mm

最高ドーム温度	;	1,250°C
蓄熱室断面積	;	平均 15.96 m ²
蓄熱室高さ	;	23.6 m
加熱面積	;	15,445 m ² /基
チェッカー煉瓦総重量	;	465 t
燃焼室断面積	;	2.70 m ²
チェッカー煉瓦の孔径	;	平均 0.0411 m
開孔比	;	平均 42.6%
チェッカー煉瓦の比熱	;	平均 0.29 Kcal/kg°C
チェッカー煉瓦の比重	;	平均 2.15 kg/m ³

2) 能力計算の前提条件

燃焼ガスカロリー	;	900 Kcal/Nm ³
ドーム温度	;	1,250°C
過剰空気率	;	1.17
燃焼用空気量/燃焼用ガス量	;	0.838
排ガス量	;	1,748 Nm ³ /Nm ³ -燃焼ガス
排ガス比熱	;	0.392 Kcal/Nm ³ ・°C
燃焼用空気温度	;	20°C
冷風温度	;	90°C
最高排ガス温度	;	350°C
通風時間 - 切替時間 - 燃焼時間	;	40min - 10min - 70min
チェッカー煉瓦表面汚れ係数	;	0.70 ~ 0.80

3) 計算結果

計算結果を Fig. I-37 に示す。銑鉄日産を 600 t/d、コークス比：74.3kg/t-pig、重油比：80kg/t-pig、酸素富化率：2%、漏風率を10%とすると、送風量 950 Nm³/min + 酸素量 25 Nm³/min が熱風炉を通過する。ある送風温度を得るために必要な加熱面積は、煉瓦の汚れ係数の取り方によりかなり変わるが、ここでは安全サイドをとって、汚れ係数 0.7 の場合について考える。Fig. I-37 より送風温度 1,000°C を確保するには、10,600 m²/基、1,050°C を確保するには 15,200 m²/基の加熱面積が必要となる。フランス型煉瓦積の場合は、加熱面積が 15,445 m²/基あり充分である。従ってフランス型の煉瓦積をした場合、加熱面積からは、最高 1,050°C、平均 1,000°C

℃の安定した送風が可能な熱風炉であるといえる。

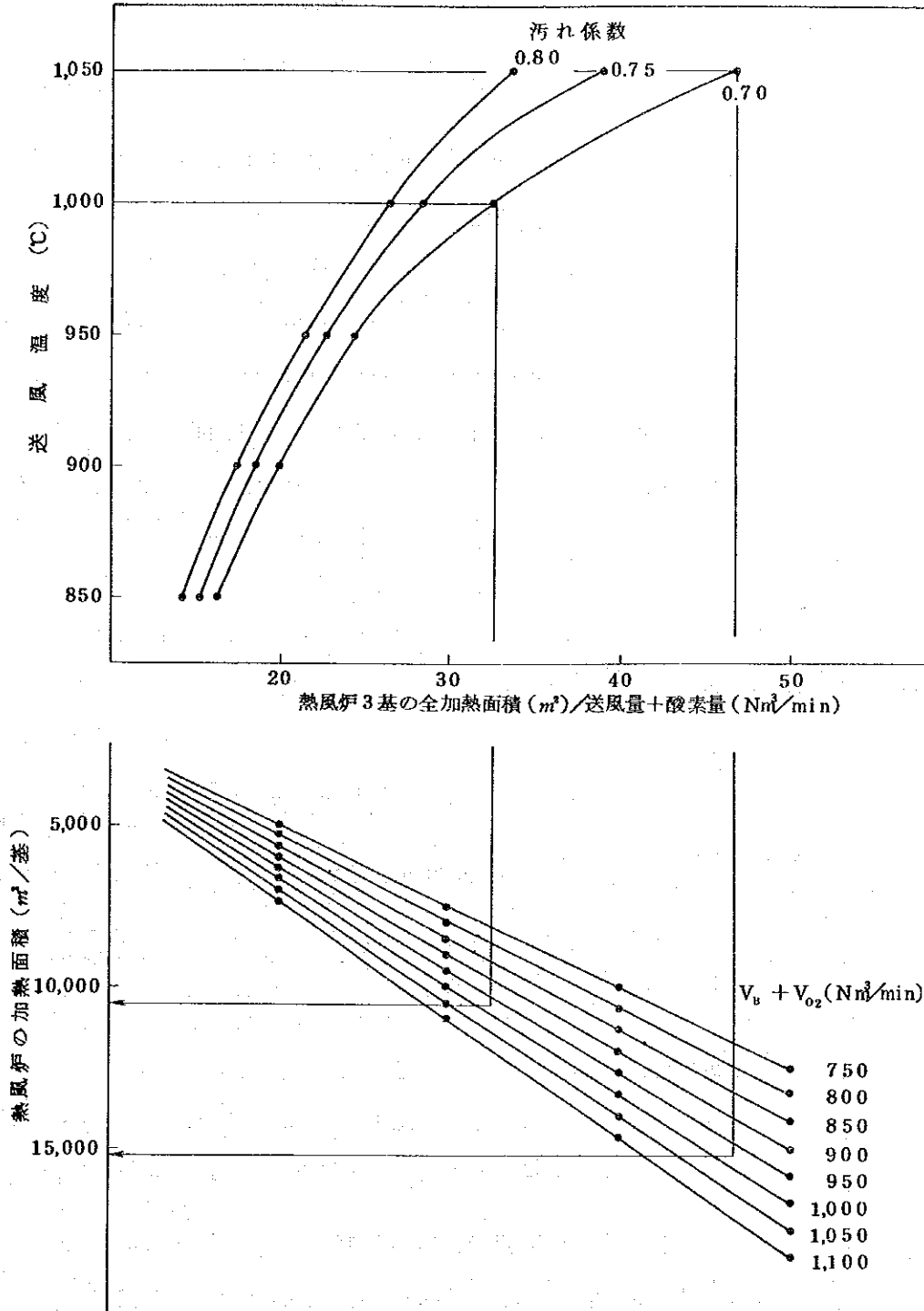


Fig.I-37 ドーム温度1,250℃でのフランス型熱風炉の送風温度

4) バーナー燃焼能力

$$\eta = \frac{(T_B - T_C) \cdot C_{blast} \cdot (V_B + V_{O_2}) \cdot t_B}{Q_G \cdot V_G \cdot t_G} \quad (1-9)$$

- T_B ; 送風温度 (°C)
- T_C ; 冷風温度 (°C) (= 90°)
- C_{blast} ; $T_B \sim T_C$ 間の送風平均比熱 (Kcal/Nm³)
- $V_B + V_{O_2}$; 送風量 + 酸素量 (Nm³/min)
- V_G ; 燃焼用ガス量 (Nm³/min)
- Q_G ; 燃焼用ガスカロリー (Kcal/Nm³)
- t_B ; 通風時間 (min) (= 40min)
- t_G ; 燃焼時間 (min) (= 70min)

(1-9)式により熱効率 η を定義すると、1、2高炉附属熱風炉では、 $\eta \div 70\%$ 程度となる。 $V_B + V_{O_2} = 975 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 、 $t_B = 40 \text{ min}$ 、 $t_G = 70 \text{ min}$ の時 $T_B = 1,050^\circ\text{C}$ を得るには、

$$V_G = \frac{(V_B + V_{O_2}) \times (T_B - T_C) \cdot C_{blast} \times t_B}{\eta \cdot Q_G \cdot t_G} \quad \text{によってガス量が求められる。}$$

燃焼用空気量はFig. I-38より求められる。燃焼用ガス量及び空気量をTable I-14に示す。夫々バーナー及びバーナー・ファンの能力内に収まる。(10%以上の余裕有り。)

Table I-14 燃焼ガス量と空気量

Q (Kcal/Nm ³)	理論空気量 (Nm ³ /Nm ³ -gas)	過剰空気率	燃焼用ガス量 (Nm ³ /hr)	燃焼用空気量 (Nm ³ /hr)
900	0.72	1.17	17,400	14,700
1,000	0.80	1.35	15,700	17,000

熱風炉での安定した燃焼を得るためのパラメーターとして燃焼室の熱負荷 ≤ 300 千Kcal/m³と排ガス速度 $\leq 5.0 \text{ Nm}^3/\text{sec}$ の2つが用いられている。

Table I-14の条件では次表の通り安定域にある。

Table I-15 燃焼室の熱負荷及び排ガス速度

Q (Kcal/Nm ³)	全燃焼熱量 (Kcal/hr)	排ガス量 (Nm ³ /hr)	熱負荷 Kcal/m ³	排ガス速度 (Nm ³ /sec)
900	1.57×10^7	30,500	245,400	3.2
1,000	"	31,000	245,400	3.2

ただし 燃焼室容量 = 64 m^3

燃焼室断面積 = 2.7 m^2

以上の検討より、1、2高炉附属熱風炉は、フランス型と同等の煉瓦積デザインを採用した時、 $PM=600 \text{ t/d}$ に対して、最高 $1,050^\circ\text{C}$ の送風温度を確保する能力を有し、 $1,000^\circ\text{C}$ の安定した送風が可能と考えられる。

(2) 燃焼管理

1、2高炉用熱風炉では、 $1,000 \text{ Kcal/Nm}^3$ もある高カロリーの高炉ガスを過剰空気で燃焼しており、温度のバラツキが通常よりも大きいと推定され、煉瓦の許容温度を越す危険性が大きいので厳密な燃焼管理を行わねばならない。このために、高炉ガスカロリー、過剰空気率、ドーム温度の間の関係を把握する必要がある。

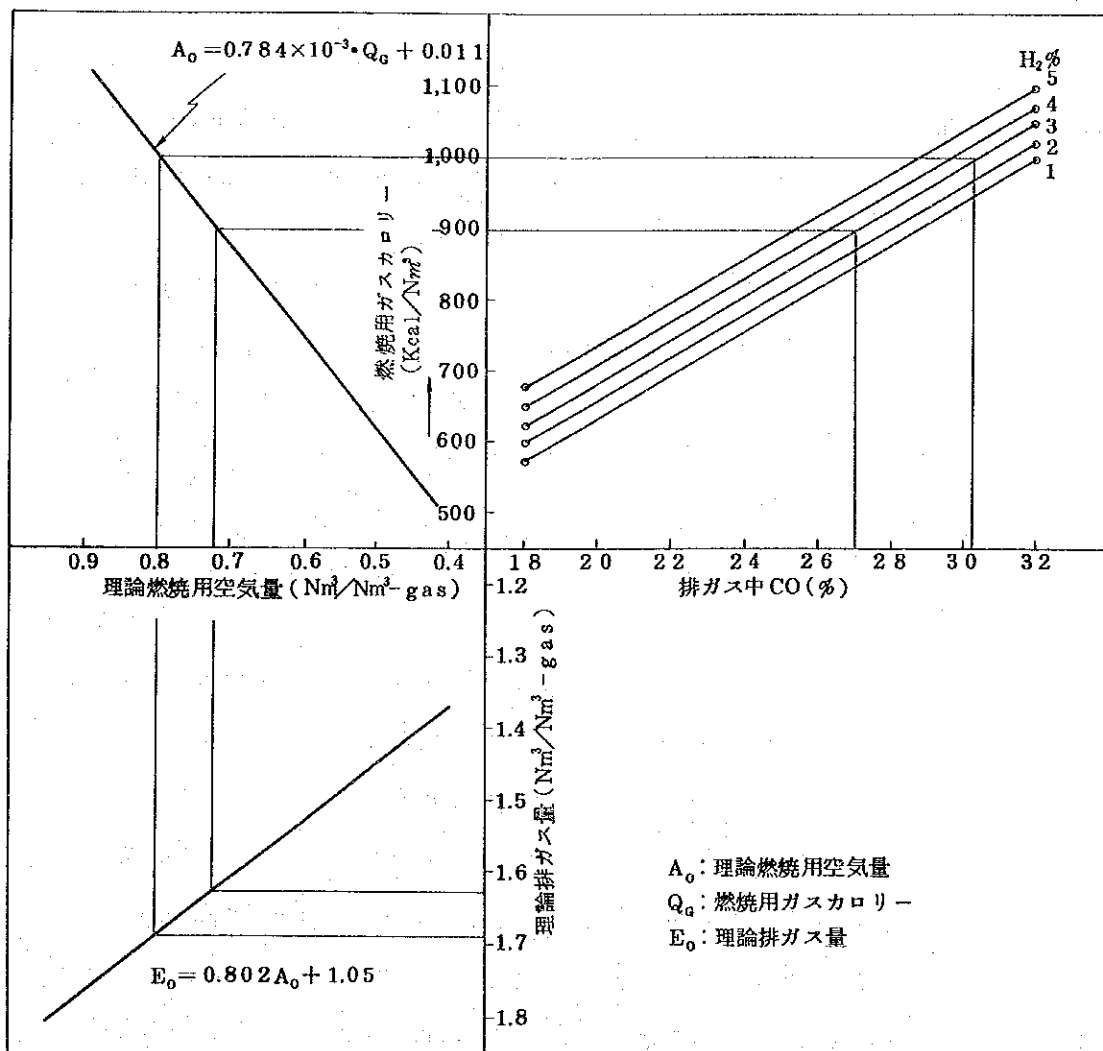


Fig. I - 38 高炉ガスカロリー、理論燃焼用空気量、排ガス量の関係

高炉ガスの完全燃焼に必要な理論燃焼空気量は、高炉ガスの H_2 濃レベルにより若干異なるが、近似的にはガスカロリーの一次函数——式(1-10)——で表わすことができる。

$$A_0 = 0.784 \times 10^3 \times Q_G + 0.011 \quad (1-10)$$

A_0 ; 理論燃焼空気量 (Nm³/Nm³-gas)

Q_G ; ガスカロリー (Kcal/Nm³)

又、この時発生する排ガス量は式(1-11)で表わされる。

$$E_0 = 0.79A_0 + 1 + 0.001244(M_1 + A_0M_2) \quad (1-11)$$

E_0 ; 理論排ガス量 (Nm³/Nm³-gas)

M_1 ; 高炉ガス中湿分 (g/Nm³)

M_2 ; 空気中湿分 (g/Nm³)

$M_1 = 4.0 \text{ g/Nm}^3$ (ガス中には飽和湿分とミストが含まれている)、 $M_2 = 10 \text{ g/Nm}^3$ とすると、

$$E_0 = 0.802A_0 + 1.05 \quad (1-12)$$

式(1-10)及び(1-12)により計算した結果をFig. I-38に示す。過剰空気率を α とすると、実際の燃焼用空気量 A (Nm³/Nm³-gas) は、

$$A = \alpha A_0 \quad (1-13)$$

排ガス量 E (Nm³/Nm³-gas) は、(1-14)で表わされる。

$$E = E_0 + 1.0124(\alpha - 1)A_0 = (1.0124\alpha - 0.2104)A_0 + 1.05 \quad (1-14)$$

過剰空気率 α の時の理論燃焼温度は、

$$T_f = \frac{T_G \cdot C_G + A \cdot T_{air} \cdot C_{air} + Q_G - Q_W}{E \cdot C_E} \\ = \frac{3.46 + 6.2\alpha(0.784 \times 10^3 \times Q_G + 0.011) + Q_G}{\{(1.0124\alpha - 0.2104)(0.784 \times 10^3 \times Q_G + 0.011) + 1.05\} \cdot C_E} \quad (1-15)$$

となる。

T_f (°C) ; 理論火焰温度

T_G (°C) ; 高炉ガス温度 (= 30°C)

T_{air} (°C) ; 燃焼用空気温度 (= 20°C)

C_E (Kcal/Nm³°C) ; 排ガス比熱

C_G (Kcal/Nm³°C) ; 高炉ガス比熱 (= 0.322 ; 於 30°C)

C_{air} (Kcal/Nm³°C) ; 燃焼用空気比熱 (= 0.310 ; 於 20°C)

Q_W (Kcal/Nm³°C) ; 高炉ガス中ミストの蒸発潜熱 (= 6.2 Kcal/Nm³ ; 於 10% H_2O (g)/Nm³)

熱電対により実測されるドーム温度は、経験的に燃焼温度の 95% であることが知られており、結局ドーム温度は、

$$T_D = \frac{3.46 + 6.2\alpha(0.784 \times 10^3 \times Q_G + 0.011) + Q_G}{(1.0124\alpha - 0.2104)(0.784 \times 10^3 \times Q_G + 0.011) + 1.05} \times 0.95 \quad (I-16)$$

により求められる。計算結果を Fig. I-39 に示す。

1、2高炉の Q_G は約 $1,000 \text{ Kcal/Nm}^3$ であり、ドーム温度を $1,250^\circ\text{C}$ で管理するには、過剰空気率約 1.35 で燃焼しなければならない。

ドーム温度は保護管付シース熱電対により測温されているが、次のような誤差の存在がわかっている。

- ・保護管による測定誤差； 30°C
- ・測温場所によるバラツキ（ドーム頂部での測温が、最高温度を測定しているとは限らない。）； 20°C

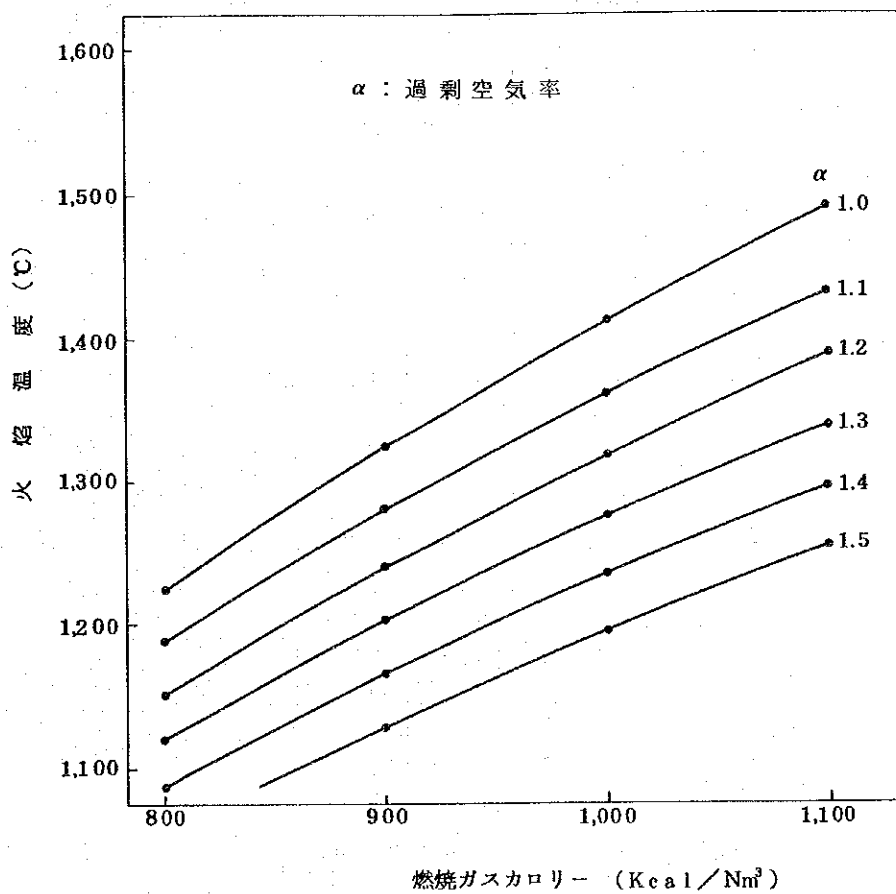


Fig. I-39 各過剰空気率におけるガスカロリーと火焰温度の関係

従って、実際の温度は測温値より 50°C 高いことになる。このためドーム温度は煉瓦の最高許容温度より、 50°C 低い値で管理しなければならない。

チェッカー・サポート材質としては通常Or添加鋳鉄が使用されており（1、2高炉も同様）、その許容温度は410℃とされている。新日鉄においてチェッカー・サポート温度を実測した結果、排ガス温度より、最大100℃高いことが判明した。従って排ガス温度は安全域としては300℃以下、高くとも350℃以下で管理しなければならない。

(3) 熱風炉煉瓦積

Fig. I-40 に最高ドーム温度1,250℃に対応する煉瓦の材質区分を示す。煉瓦の最高許容温度は最高ドーム温度+50℃=1,300℃とし、高温クリープ特性を重視して選定した。各材質の規格値はTable. I-16に示す。

Table. I-16 熱風炉煉瓦品質規格

規格値		符 号	H-2	H-3	N-1	N-2	N-3	A-12	B-1	NC-3B
耐火度(SK)			≥ 37	≥ 35	≥ 34	≥ 33	≥ 31			≥ 20
見掛気孔率(%)			≤ 27	≤ 27	≤ 24	≤ 24	≤ 26			
嵩比重(kg/m ³)			≥2.20	≥2.10	≥2.00	≥1.95	≥1.90	≤0.55	≤0.07	焼成後
圧縮圧度(kg/cm ²)			≥300	≥300	≥200	≥200	≥200	≥ 8	≥ 25	
曲げ強度(kg/cm ²)										≥ 3.0 at 1,300℃
線膨脹(%)			1,500℃ +0.2~0.6	1,500℃ +0.2~0.6	1,400℃ 0~-0.5	1,400℃ 0~-0.6				1,300℃ +1.0~1.0
化学組成	Al ₂ O ₃ (%)		≥ 60	≥ 50						≥ 35
	Fe ₂ O ₃ (%)							≤ 1.0		
再加熱収縮率2% を越えない温度								1,300℃ ≤ 0.5	900℃	
荷重軟化点(℃)*					≥1,350	≥1,350	≥1,350			≥1,120
クリープ変形率 **(%)			1,300℃ ≤ 1.0	1,250℃ ≤ 1.0	1,200℃ ≤ 1.0	1,150℃ ≤ 1.0				
熱伝導率 (Kcal/m·hr·℃)								≤0.16	≤0.17	

* DIN 51053 B1 1により最大膨脹時の温度とする。

** クリープ試験法はDIN 51053 B1 2の方法で、荷重2Kg/cm²、50hrの変形量を示す。

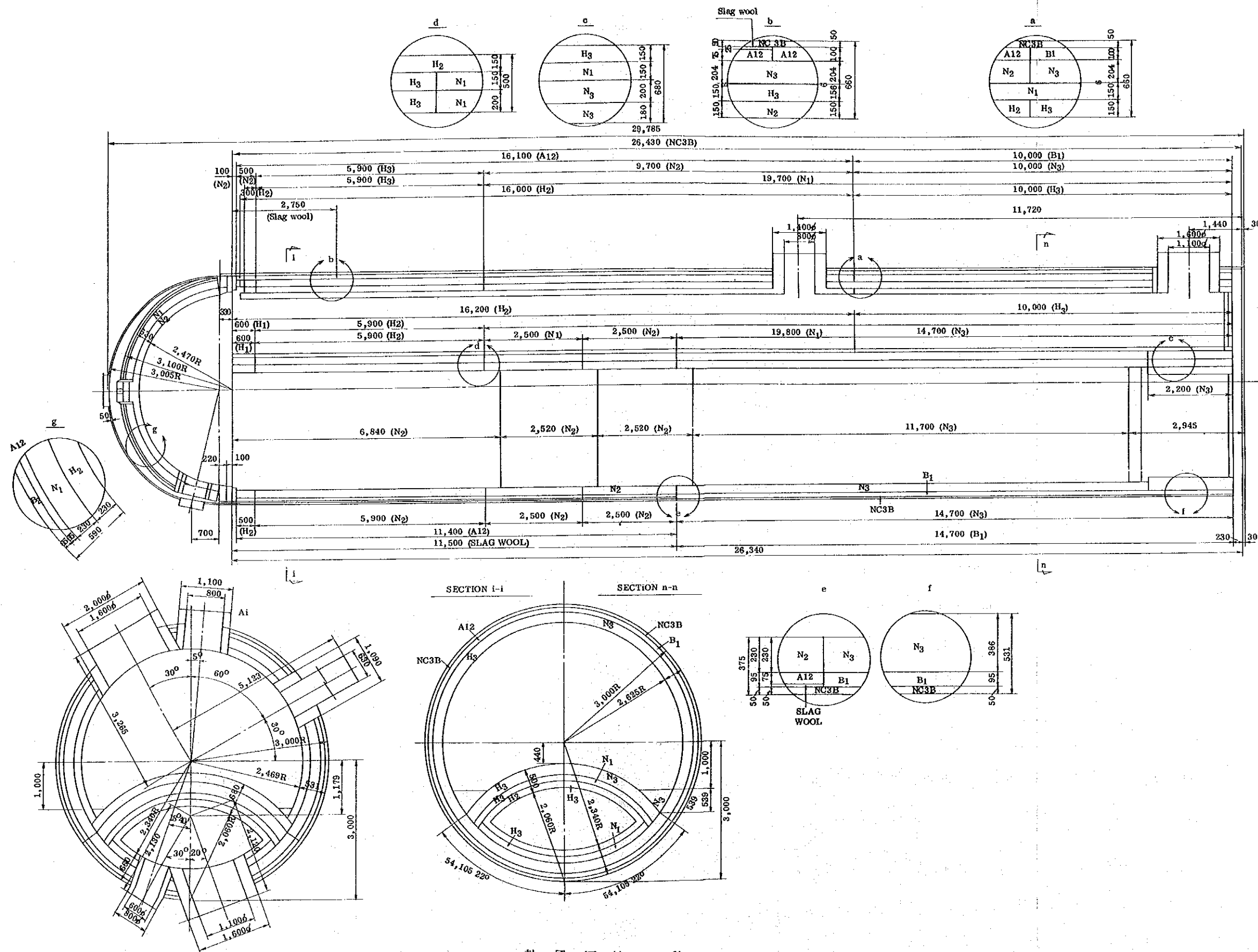


Fig. I-40 熱風炉煉互積

(4) 熱風管ライン

1) 漏風防止

1、2高炉では、Table.I-17に示すように漏風が著しい。このような漏風はエ

Table.I-17 1、2高炉熱風管ラインの漏風

年	月	高炉	送風量 (Nm ³ /min) (計器)	計算送風量 (Nm ³ /min)	漏風率(%)
'75	12月	1	1,019	621	39.1
		2	1,120	671	40.0
'76	1月	1	867	680	21.6
		2	1,034	641	38.0
	2月	1	864	690	20.1
		2	853	636	25.4
	3月	1	743	635	14.6
		2	1,015	766	24.5
	4月	1	-	-	-
		2	1,069	844	21.0
	5月	1	-	-	-
		2	1,030	840	18.5
	6月	1	-	-	-
		2	1,016	797	21.6
	7月	1	862	548	36.4
		2	1,125	735	34.7
	8月	1	1,135	658	42.0
		2	1,103	737	33.2
	9月	1	1,146	725	36.7
		2	-	-	-
平	均		1,000	714	28.6

ネルギーの損失であるばかりでなく、送風温度の低下や、低生産性の一因となっている。漏風個所は、熱風弁のフランジ部と、送風支管のフランジ及び球面摺り合せ部に集中している。原因としては、摺り合せ面の仕上げ精度の悪さ及び傷と、据付精度の悪さが考えられる。漏風を防止するには、摺り合せ部が悪ければ交換する必要がある。

又、熱風弁交換時には必ずパッキンを更新しなければならない。送風支管の漏風防止には球面摺り合せ部にパッキンを使用することも有効であろう。尚、現在の球面摺り合せ面積は狭すぎるので広げた方がよい。

今後、送風温度の上昇や酸素富化を行う場合、漏風が生

じるとその部分が溶損し、事故につながる危険性が高い。漏風はもっと積極的に防止しなければならない。

2) 熱風管ラインの更新について

熱風管を通る送風の流速は60m/sec以下が標準的な値である。送風温度を1,050℃に上げて1,100Nm³/minの送風をする場合、内径を現状の0.9mから1mに拡げる必要がある。又、送風温度が上昇するのでライニングの厚みを現状の250mmから400mm

に上げねばならない。このため煉瓦積の更新と同時に鉄皮も現状の内径1.4 mから1.8 mに拡げる必要が生じる。

新熱風管ラインのライニング構造はFig. I-41 をリコメンドする。

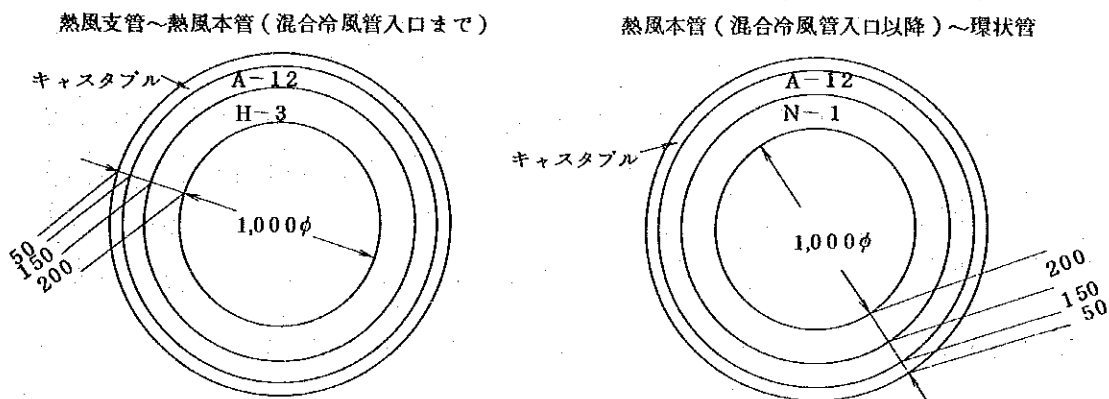


Fig. I-41 熱風管ライニング

II 製 鋼

既存トーマス工場について、鉄鉱石の銘柄変更（アスワン鉱石からバハリヤ鉱石）に伴う製鋼プロセスおよび設備の改造の可能性に主体を置いて、レイアウト、主要設備の老朽度作業技術レベル等について調査した。

1. 既存トーマス工場の問題点

トーマス工場の調査の結果、主要問題点としては下記の事項が挙げられる。

- a) 主要設備が老朽化し更新の時期に来ている。

たとえば DEMAG 製 50 t、25 t クレーン、キャスティング・カーにおいて顕著である。但し建家は経過年数の割には健全であった。

- b) 工場全体レイアウトが狭隘であり、特に造塊場はレイアウトのアレンジメントが適正でない。このため、物の流れが交錯し、作業障害の原因となっている。

- c) 保全を要する装置部品が多く、保全作業が対応出来ない状態となっている。

たとえば溶銑秤量機は現状では使用出来ない状態で、溶銑秤量も実施されていない。

- d) 操業管理上の計装々置は皆無に近い。

操業管理上必須とされている副原料秤量、トーマス炉への空気吹込量、電気炉の電力量及び溶銑、溶鋼の測温さえも実施されていない。

- e) 歩留が非常に低い。

トーマス炉における製出鋼歩留が 73% で極めて低い。

- f) 耐火物の成績が非常に悪い。

たとえば取鍋の寿命が 5～8 回しかない。

- g) 注入後の鋼塊管理が十分に行なわれていない。

たとえば均熱炉の能力に大きく左右する鋼塊の輸送ロットが適切でない。

2. 改造計画案

製鋼プロセスの変更に伴う改造計画には大別して次の 3 つの考え方がある。

第 1 は既存の 80 t 上吹転炉工場を增強して、電気炉以外の製鋼部門の生産を集約する。

第 2 は既存トーマス転炉を新プロセスに改造する。

第 3 は既存トーマス工場の周辺に新製鋼工場を新設する。

尚、新プロセスとしては、上吹転炉法と底吹酸素転炉法を対象にして考えた。

したがって新プロセスへの変更を行う改造計画の検討案として、次の5案が考えられる。

この場合電気炉は何れの案も現状のまま稼働することで考えた。

第1案……既存トーマス工場を休止して、80t上吹転炉工場を強化する。

第2案(A)(B)……既存トーマス工場を底吹酸素転炉工場に改造する。

第3案……既存トーマス工場を上吹転炉工場に改造する。

第4案……既存トーマス工場周辺に上吹転炉工場を新設する。

第5案……既存トーマス工場周辺に底吹酸素転炉工場を新設する。

3. 改造計画各案の設備増強及び改造新設に対する考え方

改造計画各5案に対する主要設備の増強及び改造新設内容に対して、その考え方を各案別に要約して示すと次の如くである。

第1案……

a) 転炉能力の増強に応じ、ブルーム連続鑄造設備1基を現在の非常注入場に新設する。

尚、鑄片サイズは軌条材の製造が可能な様に300mm×400mm中とする。

b) これに必要なタンディッシュ修繕場、鑄片置場、鑄鍋処理場、非常注入場を増設する。

c) 溶銑の処理屯数が増加するため、1,200t混銑炉1基を増設する。

これに伴い受銑クレーンを1台増設する。

第2案(A)……

a) 炉容(t/heat)は現状通り17t/heatとした。

歩留の向上、時間当りの送風(送酸)量の低減及び生石灰原単位の低減によるスラグ量の減少により、現状の炉体でt/heatの拡大は可能であるが傾動装置の許容限界が不明のため現状通りとした。

傾動装置の能力が許されるならt/heatの拡大は可能である。

b) 既存煙道を全面的に撤去して、新たに燃焼放散式の排ガス処理設備を各炉に新設する。

c) 吹錬中鉄鉱石による溶鋼の温度調整が可能な様に、各炉に炉上バンカー及び炉内投入装置を新設する。

尚、鉄鉱石の炉上バンカーへの輸送はベルトコンベアーによる輸送方式とする。

d) 生石灰はパウダーインセクション方式として、酸素と一緒に炉体底部より吹込む。

したがってこれに必要な生石灰の破碎、輸送装置、貯蔵ホッパー等必要な設備を新設する。

e) 既存転炉棟⑧～⑩間③～⑨柱間の建家の改造を行う。

- f) 既存転炉棟③～⑩柱間にメンテナンス用サービスクレーンを新設する。
- g) 造塊注入場は既存の建家に併設して、第2造塊場を新設する。
- h) 転炉から取鍋への受鋼及び、第2造塊場迄の運搬は、受鋼台車により行う。
- i) 第2造塊場のクレーンは全て新設する。

参考として改造費が最も安いと考えられる案として

第2案(B)……

- a) 炉容 (t/heat) は現状通り 17 t/heat とした。

歩留の向上、時間当りの送風 (送酸) 量の低減及び生石灰原単位の低減によるスラグ量の減少により、現状の炉体で t/heat の拡大は可能であるが傾動装置の許容限界が不明のため現状通りとした。

傾動装置の能力が許されるなら t/heat の拡大は可能である。

- b) 排ガス処理設備として、既存煙道をそのまま流用する。
- c) 吹錬中の鉄鉱石による溶鋼の温度調整が可能な様に、現在の炉上ホッパーを秤量機及び電磁ファイダー付ホッパーに更新する。
尚、鉄鉱石の輸送は、現在のテレハをそのまま流用使用する。
- d) 生石灰はパウダーインセクション方式として、酸素と一緒に炉体底部より吹込む。
したがってこれに必要な生石灰の破碎、輸送装置、貯蔵ホッパー等必要な設備を新設する。
- e) 造塊注入場は現在の建家に併設して、第2造塊場を新設する。
- f) 転炉から取鍋への受鋼及び第2造塊場迄の運搬は、受鋼台車により行う。
- g) 第2造塊場のクレーンは全て新設する。

第3案……

- a) 炉容 (t/heat) は現状通り 17 t/heat とした。

歩留の向上、時間当りの送風 (送酸) 量の低減及び生石灰原単位の低減によるスラグ量の減少により、現状の炉体で t/heat の拡大は可能であるが傾動装置の許容限界が不明のため現状通りとした。

傾動装置の能力が許されるなら t/heat の拡大は可能である。

- b) 既存煙道を全面的に撤去して、新たに燃焼放散式の排ガス処理を各炉に新設する。
- c) 副原料貯蔵バンカー (生石灰、鉄鉱石、螢石等) 及び炉内投入装置を各炉に新設する。
尚、副原料の炉上バンカーへの輸送は、ベルトコンベアーによる輸送方式とする。
- d) 吹錬用ランス関連設備を転炉棟内に新設する。
- e) 既存転炉棟③～⑩間③～⑨柱間の建家の改造を行う。

- f) 既存転炉棟③～④柱間にメンテナンス用サービスクレーンを新設する。
- g) 転炉に出鋼孔の取付けを行い、歩留の向上が達成出来る様にする。
- h) 造塊注入場は既存の建家に併設して、第2造塊場を新設する。
- i) 転炉から取鍋への受鋼及び、第2造塊場迄の運搬は受鋼台車により行う。
- j) 第2造塊場のクレーンは全て新設する。

第4案……

- a) 土建設備は全て新設する。
- b) 36 t/heat × 2基の上吹転炉を新設する。
- c) 燃焼放散方式の排ガス処理設備を各炉に新設する。
- d) 副原料貯蔵バンカー（生石灰、鉄鉱石、螢石等）及び炉内投入装置を新設する。
尚、副原料の炉上バンカーへの輸送はベルトコンベアーによる方式とする。
- e) 吹錬用ランス関連設備を転炉棟内に新設する。
- f) 転炉棟内にメンテナンス用サービスクレーンを新設する。
- g) 溶銑の貯蔵設備として、600 t 混銑炉を新設する。
- h) 屑鉄のハンドリングは工場内に貯蔵ピットを設け、工場内で秤量調達する方式とする。
- i) 造塊は鋼塊法で注入デッキ、鋳型冷却床、鋳鍋修繕場等を新設する。
- j) 転炉から取鍋への受鋼及び造塊場迄の運搬は受鋼台車により行う。
- k) クレーンは全て新設する。

第5案……

- a) 土建設備は全て新設する。
- b) 36 t/heat × 2基の底吹転炉を新設する。
- c) 燃焼放散方式の排ガス処理設備を各炉に新設する。
- d) 吹錬中の鉄鉱石による溶鋼の温度調整が可能な様に、各炉に鉄鉱石用の炉上バンカー及び炉内投入装置を新設する。
尚、鉄鉱石の炉上バンカーへの輸送は、テレハによる輸送方式とする。
- e) 生石灰はパウダーインジェクション方式として、酸素と一緒に底部より吹込む。
したがってこれに必要な生石灰の破碎、輸送装置、貯蔵ホッパー等必要な設備を新設する。
- f) 溶銑の貯蔵設備として600 t 混銑炉を新設する。
- g) 屑鉄のハンドリングは工場内に貯蔵ピットを設け、工場内で秤量調達する方式とする。
- h) 造塊は鋼塊法で注入デッキ、鋳型冷却床、鋳鍋修繕場等を新設する。

- i) 転炉から取鍋への受鋼及び造塊場迄の運搬は受鋼台車により行う。
- j) クレーンは全て新設する。

4. 改造計画各案のレイアウトに対する考え方

改造計画各5案に対する平面図、断面図、正面図をDWG 1～15に示したが、各案別に要約して示すと次の如くである。

第1案……

- a) DWG 1 に示した如く、㊸～㊰柱間に湾曲型ブルーム連続铸造設備を1基新設する。
- b) ブルーム連続铸造設備の反対側に溶鋼の非常注入場を新設する。
- c) タンディッシュの修繕場所として㊸～㊰柱間に建家を増設する。尚、タンディッシュの運搬は台車で行う。
- d) 1,200t混鉄炉を1基㊸～㊰柱間の建家を増設して新設すると共に、受鉄クレーンも増設する。
- e) 取鍋修繕場として、㊰～㊲柱間の建家を増設する。
- f) 铸片置場として㊰～㊲間(129)～(138)柱間の建家を増設する。

第2案(A)

- a) DWG 3 に示した如く、既存転炉棟建家内㊸～㊰柱間にある煙道を全面的に撤去して、こゝに排ガス処理設備及び鉄鉱石の連続投入装置関係の設備を新設する。
- b) 屑鉄のハンドリングは、現在の電気炉用屑鉄貯蔵場で、屑鉄シュート内に積込を行い台車により運搬を行う。
尚、台車の方向変更はターンテーブルで行う方式とする。
- c) 铸鍋修繕場は、既存のトーマス炉用注入ピットを廃止して、こゝを铸鍋修繕場として使用する。
- d) DWG 2 に生石灰の破碎選別、輸送貯蔵設備及び酸素、LPG、H₂ ガスホルダー等の配置を示している。
- e) 造塊は既存建家㊸柱に併行して建家を新設する。注入デッキ、铸型冷却床は、造塊作業の各要素作業に差し合いが生じない様に、2ヶ所に分けて設置する。

第2案(B)……

- a) DWG 5 に示した如く、既存転炉棟㊸～㊰柱間の建家の改造及び煙道の撤去は全く行わない。
- b) 既存の各炉上ホッパーを、鉄鉱石の連続投入が可能な様に更新する。

- c) 屑鉄のハンドリング、及び鑄鍋修繕場は、第2案(A)と同様である。
- d) 造塊は第2案(A)と同様である。

第3案……

- a) DWG 7に示した如く、既存転炉棟建家内⑧～⑩柱間にある煙道を全面的に撤去改造する。
- b) 屑鉄のハンドリング及び鑄鍋修繕場は、第2案(A)と同様である。
- c) 造塊は第2案(A)と同様である。

第4案……

- a) 36 t/heat × 2基の上吹転炉工場を、既存トーマス工場の南側に新設する。
- b) 炉体形状は同心型で、装入作業と出鋼作業が、相反する位置で行える様にする。
- c) 副原料の炉上バンカーは、№1、2号転炉の中央部に2炉共用のバンカーを設置する。
したがって副原料の各銘柄は、炉上バンカーより切出し秤量後シャトルコンベアーにより各炉の中継ホッパーに貯蔵し、必要な時期に炉内投入する方式とする。
- d) 排ガス処理設備の冷却器、ガスダクト、IDF等は屋内に設置し、更に放散塔は転炉棟上に設置する。

尚、水処理設備として、冷却塔、軟化器、給水用ポンプ等を屋外GL上に設置する。

更に集塵水処理設備として、シクナー、脱水機等も屋外GL上に設置する。

- e) 吹錬用ランスの昇降は、ランスガイドに沿ってウィンチによって行う方式とする。
- f) 混鉄炉については、既存混鉄炉の流用について種々検討を行ったが、レイアウト上問題点が多いため600 t混鉄炉を新設することにした。
- g) 屑鉄は工場内の貯蔵ピットに貯蔵されたものを、マグネットクレーンで屑鉄シュートに積込み、秤量後クレーンにより転炉に装入する方式とした。

尚、屑鉄は1シュート装入とする。

更に工場迄の運搬は、貨車輸送とする。

- h) 造塊は鋼塊法で、注入、型抜、鋼塊処理、型据等の各要素作業に差し合いが生じない様に、注入場所と鑄型冷却床を2ヶ所に分けて設置する。
- i) 鑄鍋修繕場は、造塊場鑄型冷却床横の2ヶ所で行う。
更にストッパー等の取付け作業は造塊場の中央部で行う事にする。
- j) DWG 8～11に平面図、断面図、正面図を示した。

第5案……

- a) 36 t/heat × 2基の底吹転炉工場を、既存トーマス工場の南側に新設する。

- b) 炉体形状は同心型で、装入作業と出鋼作業が相反する位置で行える様にする。
- c) 各炉上に秤量機及び電磁ファイダー付鉄鉱石用バンカーを新設する。
尚、炉上バンカー迄の運搬は、テレハにより行う方式とする。
- d) 排ガス処理設備の冷却器、ガスダクト、IDF等は屋内に設置し、更に放散塔は転炉棟上に設置する。
尚、水処理設備として、冷却塔、軟化器、給水用ポンプ等を屋外GL上に設置する。
更に集塵水処理設備として、シックナー、脱水機等も屋外GL上に設置する。
- e) 生石灰はパウダーインセクション方式として、酸素と一緒に炉体底部より吹込む。
したがってこれに必要な生石灰の破碎、輸送装置、貯蔵ホッパー等必要な設備を屋外GL上に設置する。
尚、バルブスタンドは、計器室周辺のFL 7 m程度の屋外とする。
- f) 炉底修繕場は、造塊場に設置することとした。
場所としては№1、2号炉の受鋼台車引込線路間とする。
- g) 受鋼台車及び炉底交換台車のレールゲージは同一寸法とする。したがって炉底交換台車は、造塊場の待機炉の受鋼台車線路上で待機する。
- h) したがって炉底交換台車を必要とする場合は、注入クレーンで交換台車の乗換を行う方式とする。
- i) 混鉄炉、屑鉄のハンドリング、造塊設備等は、第4案と全く同じである。
したがって第4案f)～i)を参照のこと。
- j) DWG 12～15に平面図、断面図、正面図を示した。

5. 改造計画各案の総合工程

改造計画各5案に対して、概略の工事方法について検討した結果を要約して示すと次の通りである。尚、別紙総合工程表には、各機器の納入メーカー決定迄に必要な期間は省略している。

第1案……

- a) 基本的に工事工程を左右するものは、連続鑄造機本体の工期である。
- b) したがって各建家の増設部は別紙工程表の如く、連続鑄造機本体の据付完了迄には、十分に工事を終了する事が出来るものと考えられる。
- c) 工事期間中に注意を要する点は、混鉄炉棟の建方時点、及び混鉄炉々体取込時点において、溶鉄の工場内の輸送に注意を要する程度であり、特に工事減産はないものと考えられる。

d) 工程は別紙工程表に示した如く、29ヶ月程度を必要とする。

第2案……

a) 改造工事の行い方として工事減産を極力少なくするために、既存トーマス炉を2基ずつ休止して行う事で検討した。

したがって工事期間中の生産は、 $\frac{1}{2}$ 以下となる。

b) 最初の改造工事は、排ガス処理設備及び鉄鉱石の炉上バンカー等を新設するため、混鉄炉に近いトーマス炉から行う必要がある。

c) したがって残りのトーマス炉を稼働させるためには、生石灰の受入れホッパーを電気炉側に移設して生石灰の受入れを行ってトーマス炉の操業を行わなければならない。

d) 既設トーマス炉の転炉間スパンが10mと狭く、上部における建築工事、更に機器の据付工事に対する環境が極めて悪い。

e) したがって工事の施工状況によっては、トーマス炉の完全休止を必要とする可能性がある。

f) 工程は別紙工程表に示した如く、39ヶ月程度を必要とする。

第2案(B)……

a) 第2案(A)のa)、b)、c)迄は全く同じである。

b) 工程は別紙工程表に示した如く、30ヶ月程度を必要とする。

第3案……

a) 第2案(A)のa)、b)、c)、d)、e)迄全て同じである。

b) 工程は別紙工程表に示した如く、39ヶ月程度を必要とする。

第4案……

a) 既存トーマス工場の南側に、上吹転炉工場を新設するため、工事上の制約は全くない。

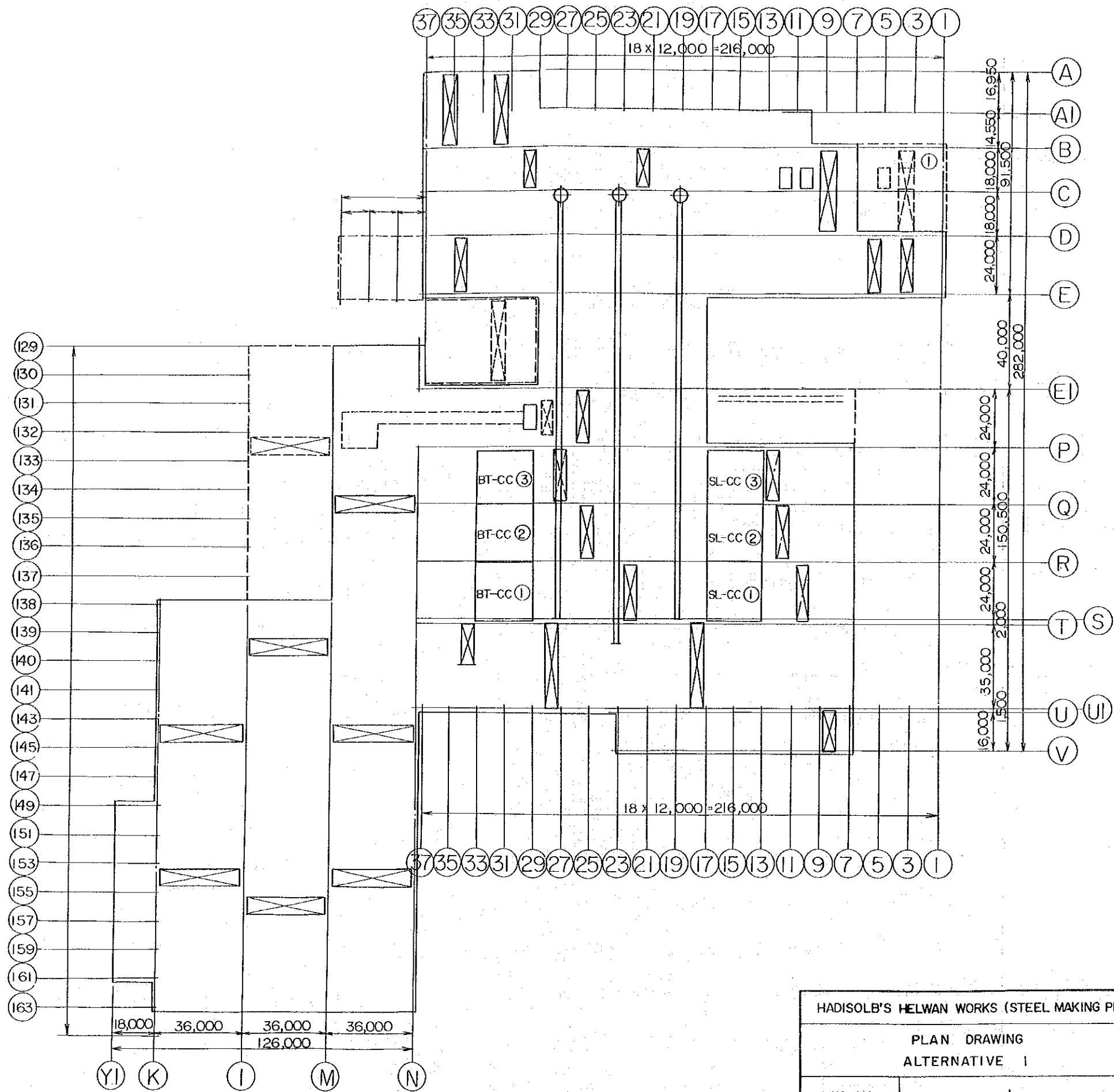
b) 新製鋼工場が完成された時点において、溶鉄線、排滓線、鋼塊輸送線の切換工事が必要であるが、これは定休日等を利用した短時間での変更が可能である。

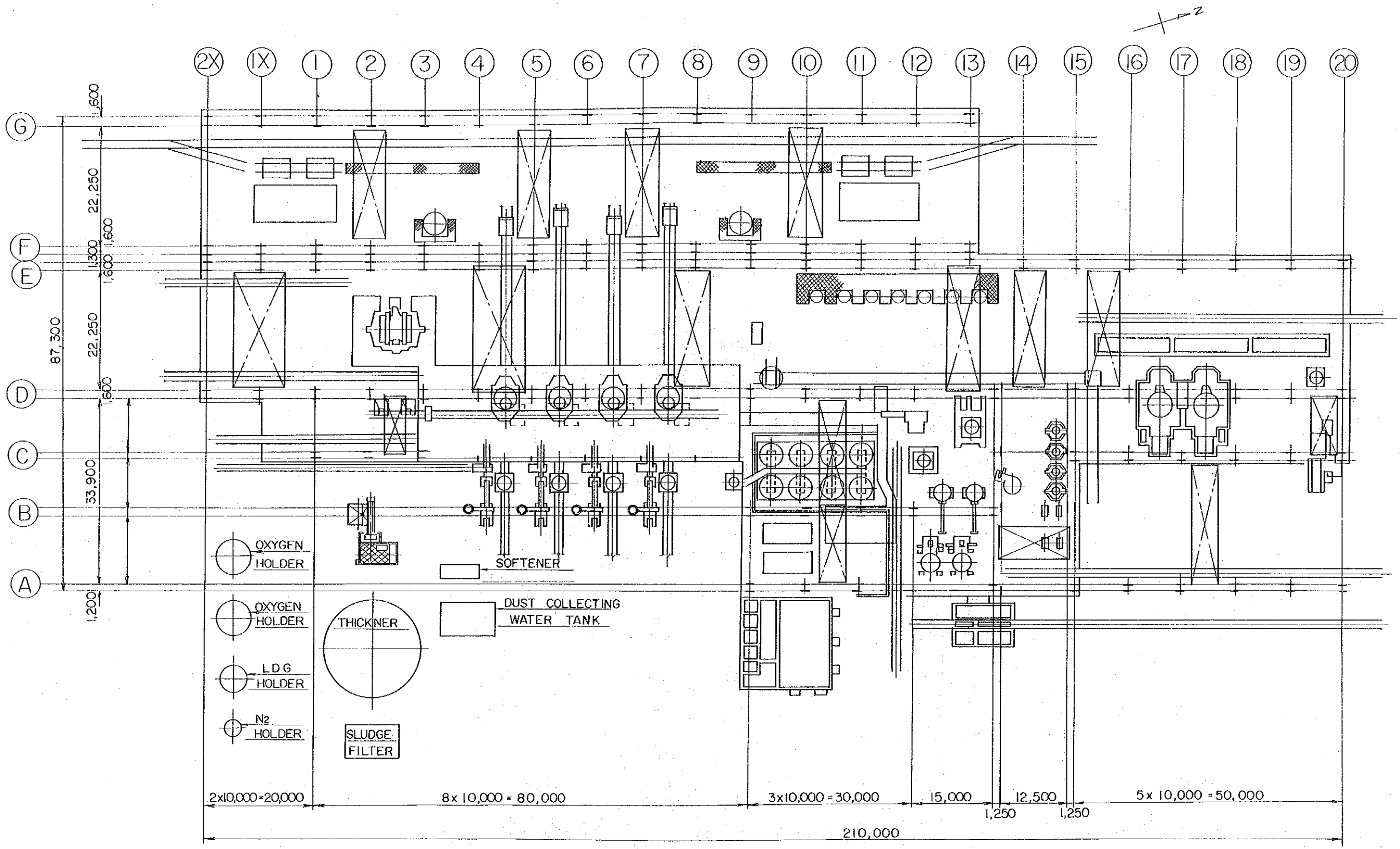
c) 工程は別紙工程表に示した如く、34ヶ月程度を必要とする。

第5案……

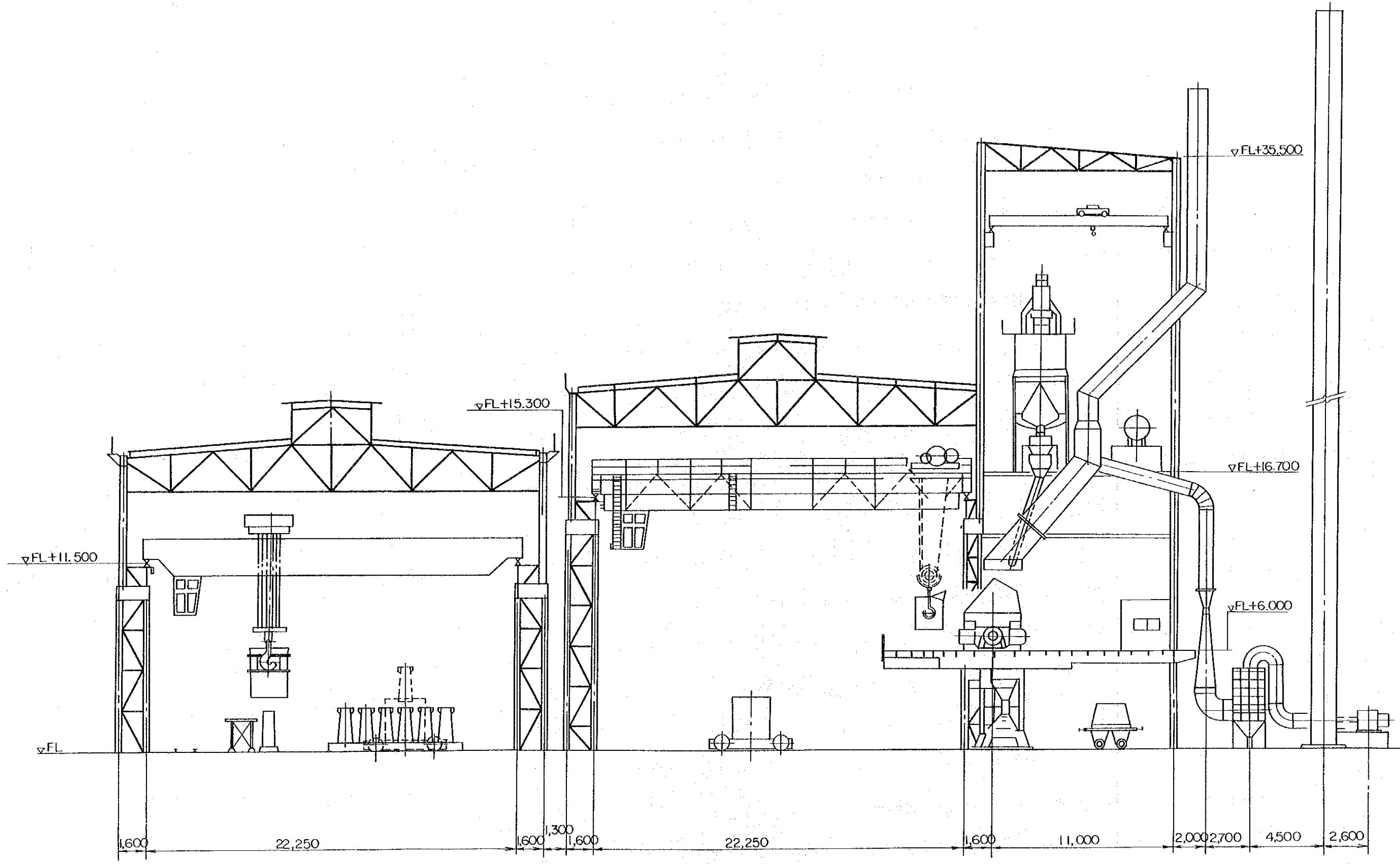
a) 第4案a)、b)迄全て同じである。

b) 工程は別紙工程表に示した如く、34ヶ月程度を必要とする。

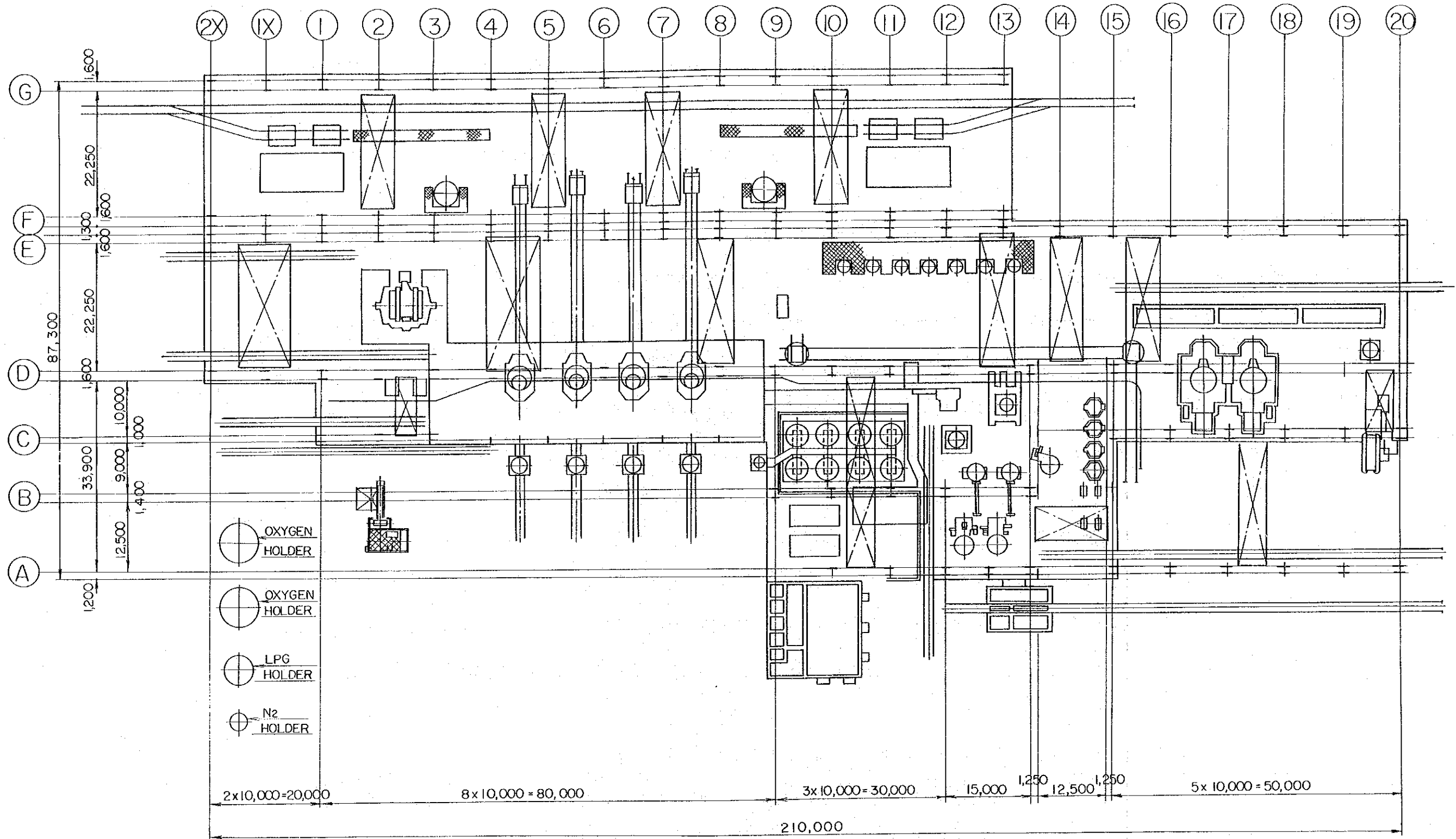




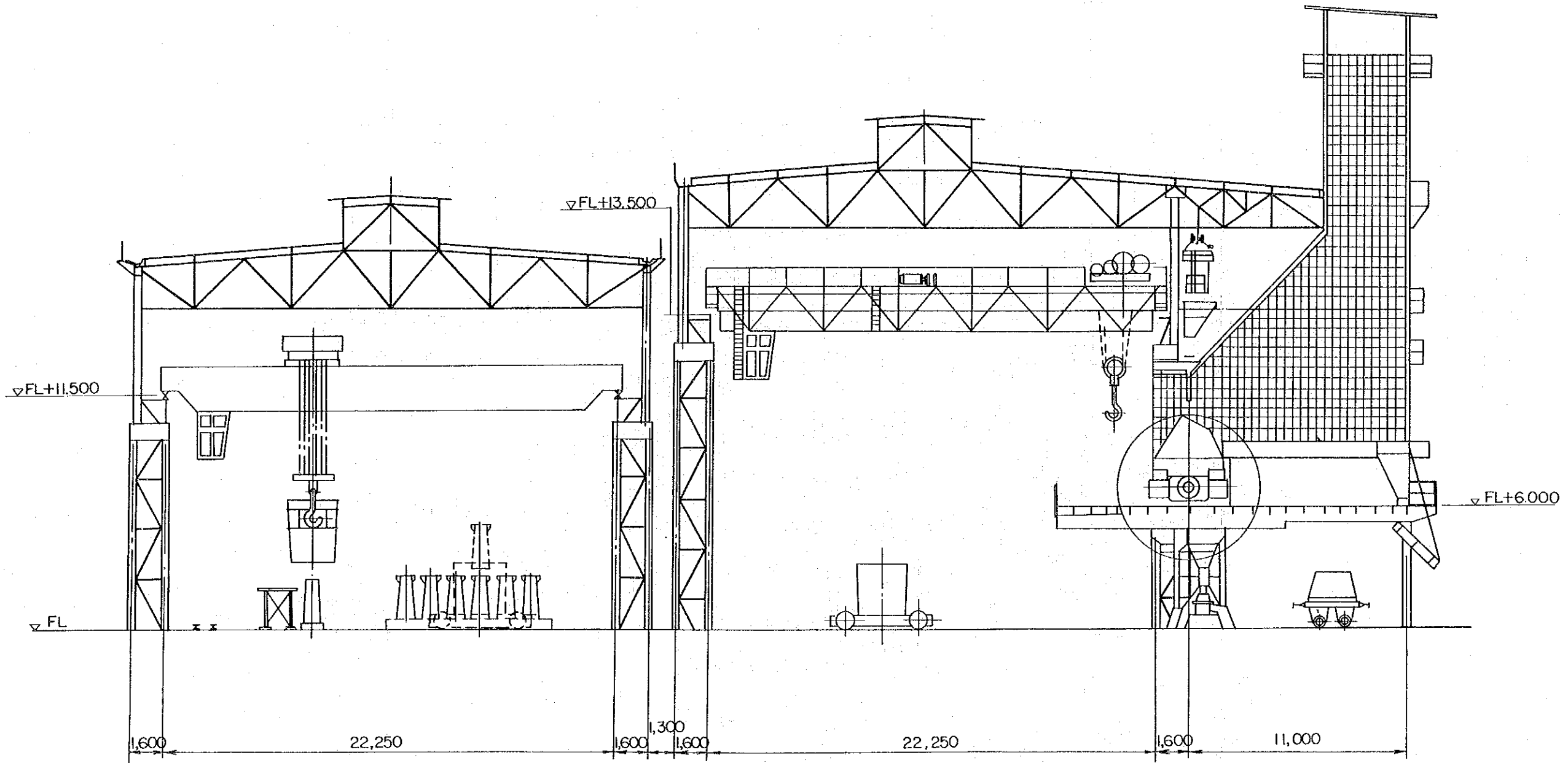
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
PLAN DRAWING ALTERNATIVE 2(A)	
DWG. NO.	2



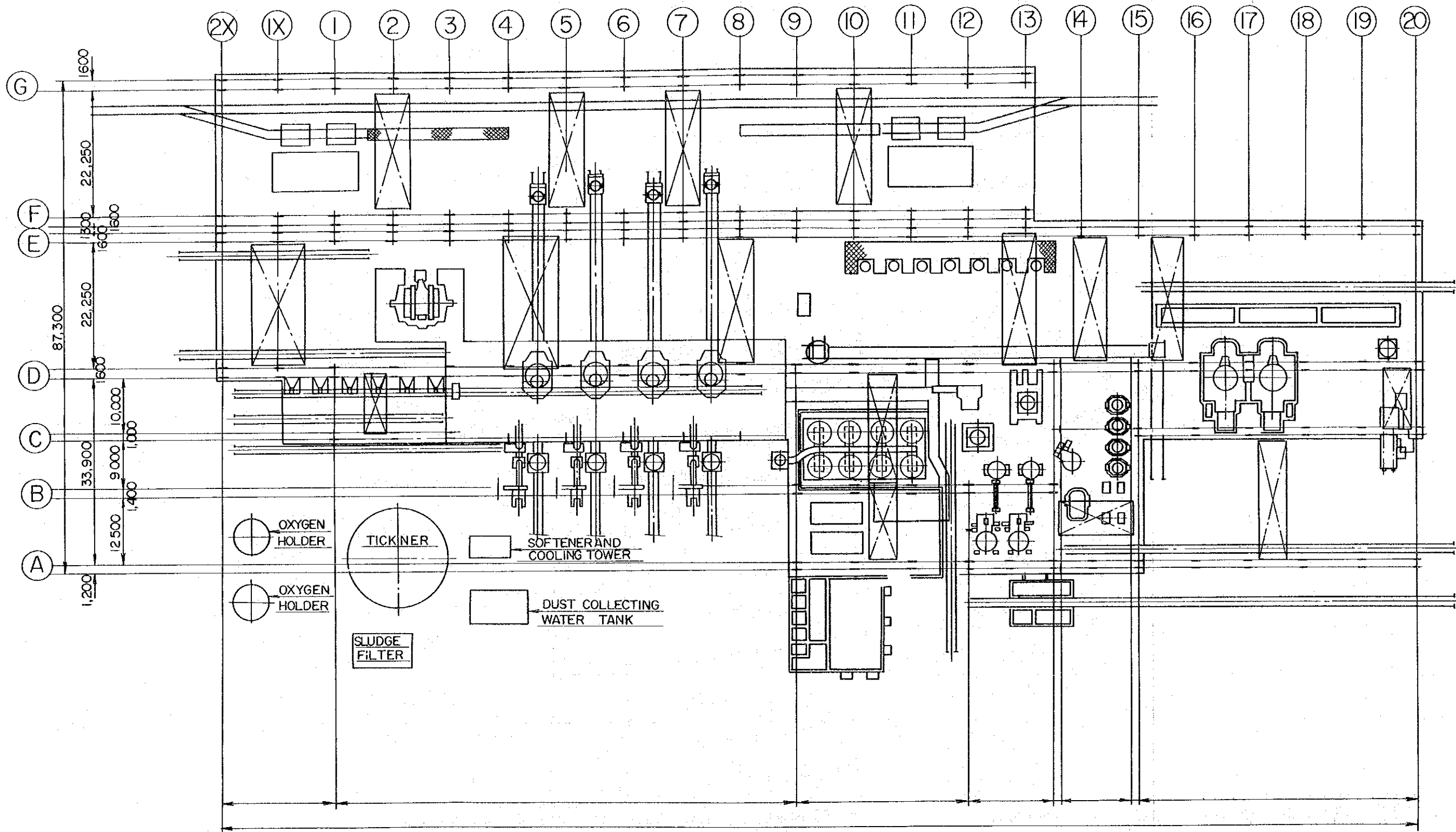
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
SECTION OF TOP BLOWING PLANT	
ALTERNATIVE 2 (A)	
DWG. NO.	3



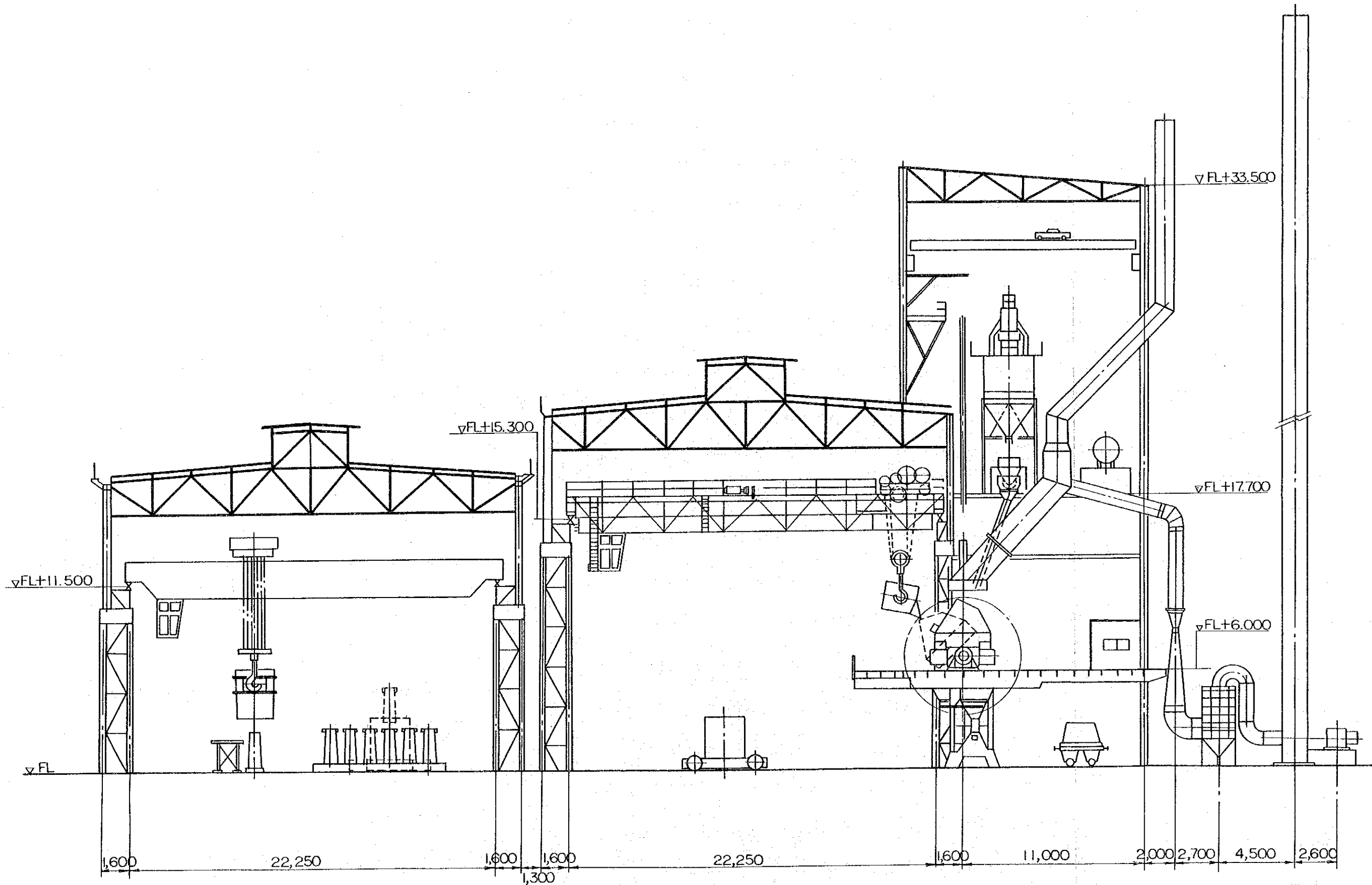
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
PLAN DRAWING ALTERNATIVE 2 (B)	
DWG. NO.	4



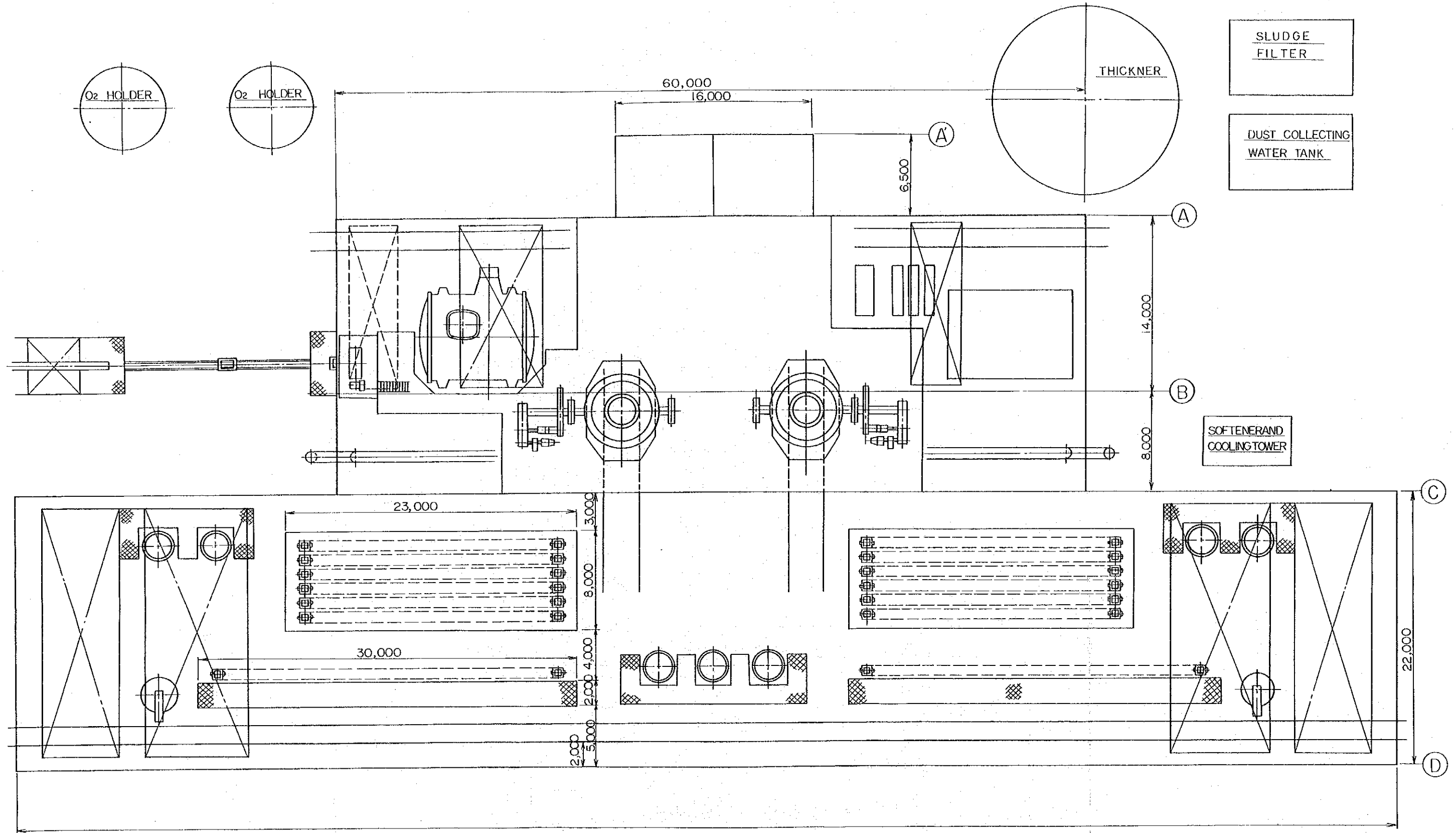
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
SECTION OF BOTTOM BLOWING PLANT	
ALTERNATIVE 2(B)	
DWG. NO.	5



HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
PLAN DRAWING ALTERNATIVE 3	
DWG. NO.	6

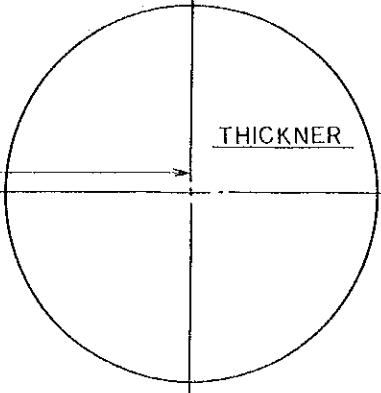


HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
SECTION OF TOP BLOWING PLANT	
ALTERNATIVE 3	
DWG. NO.	7



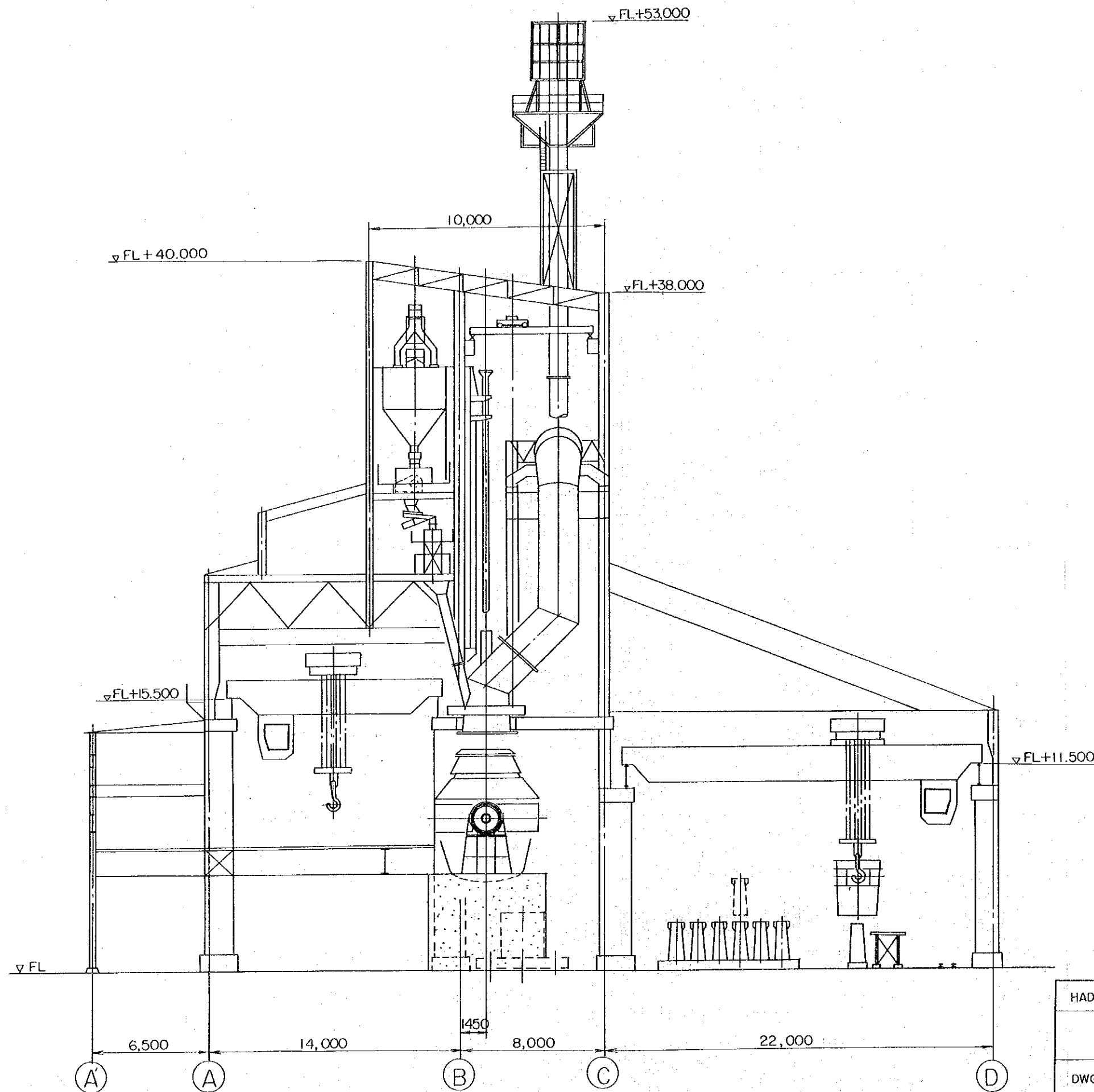
SLUDGE
FILTER

DUST COLLECTING
WATER TANK

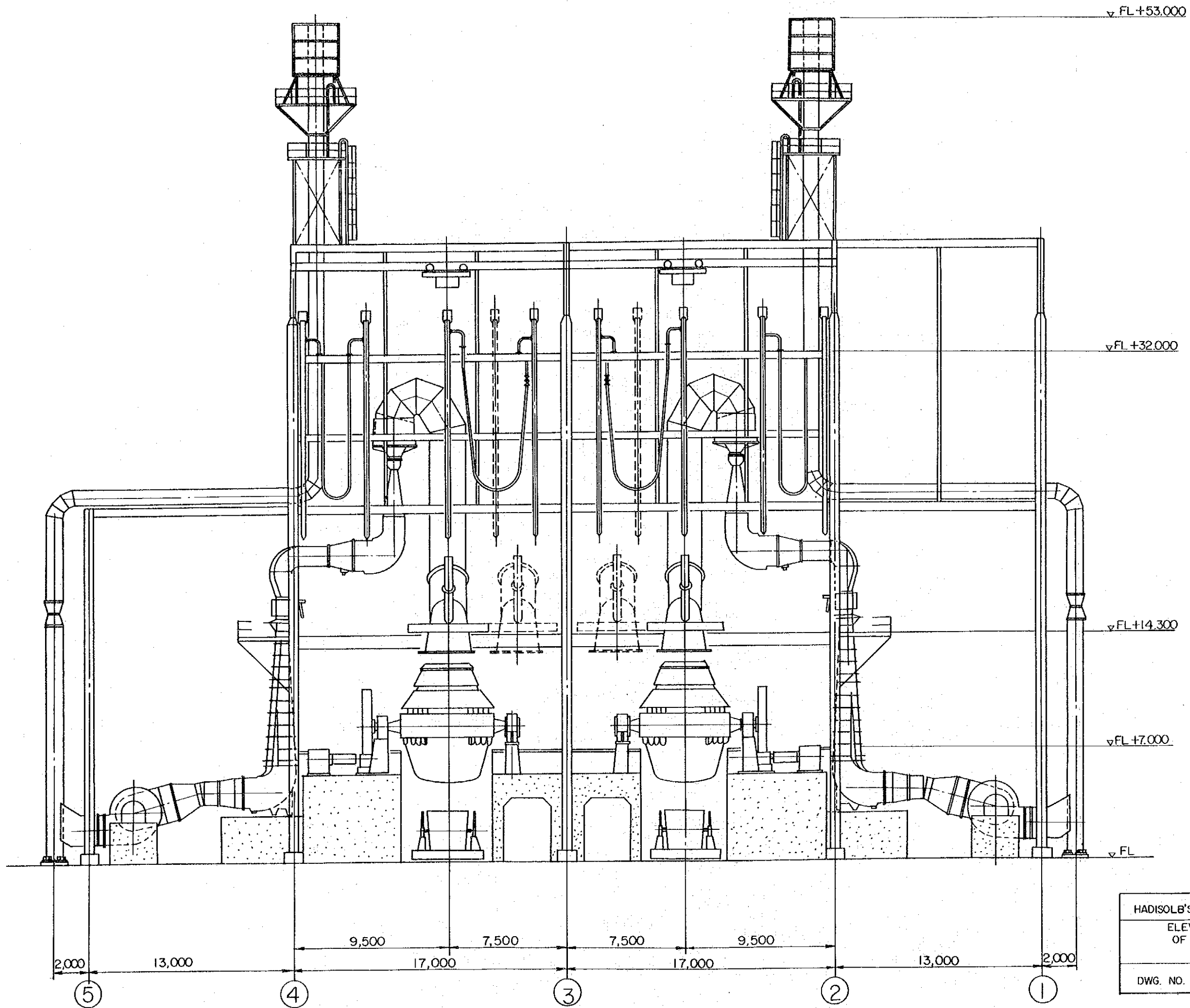


SOFTENER AND
COOLING TOWER

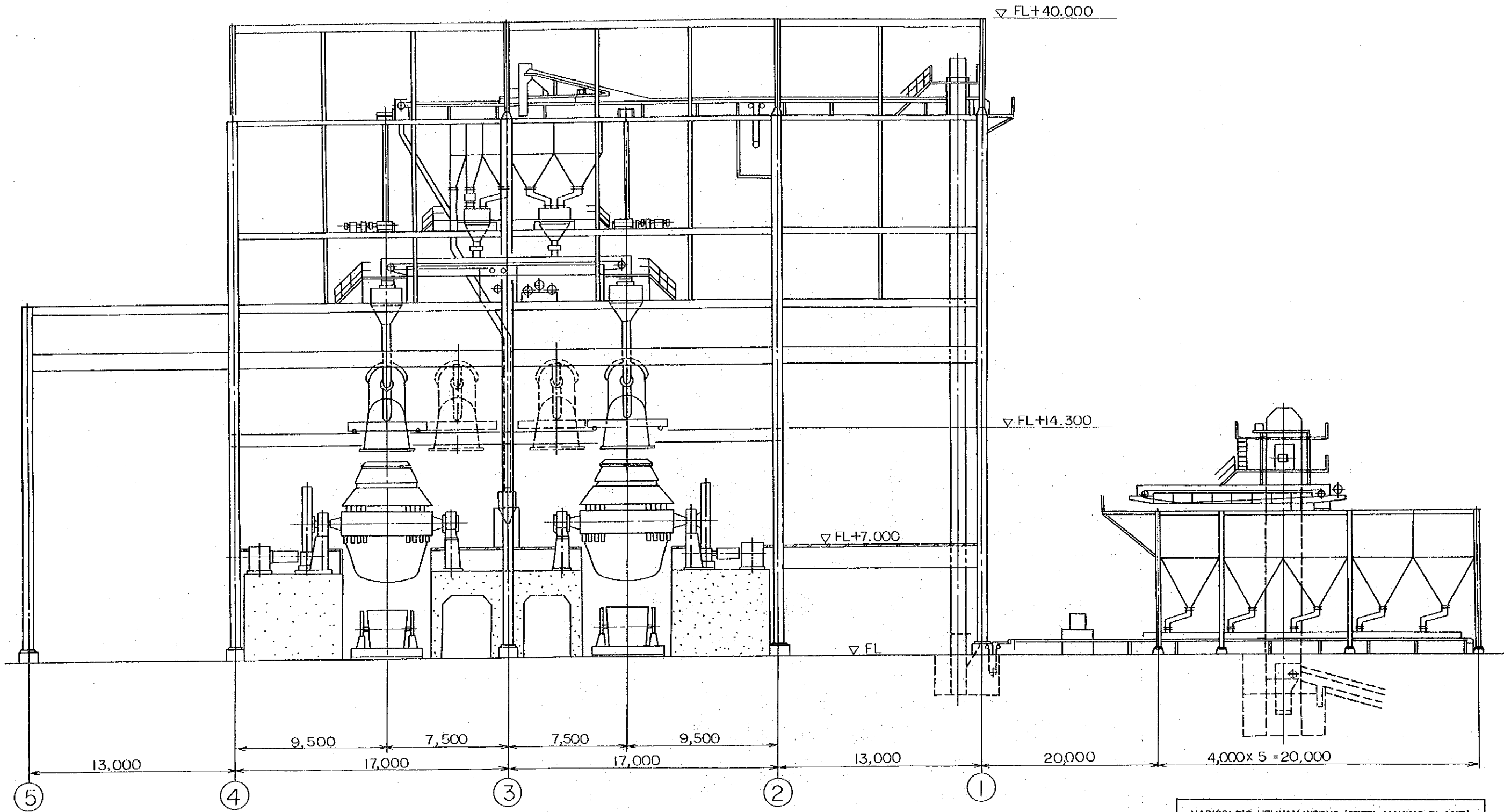
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
PLAN DRAWING ALTERNATIVE 4	
DWG. NO.	8



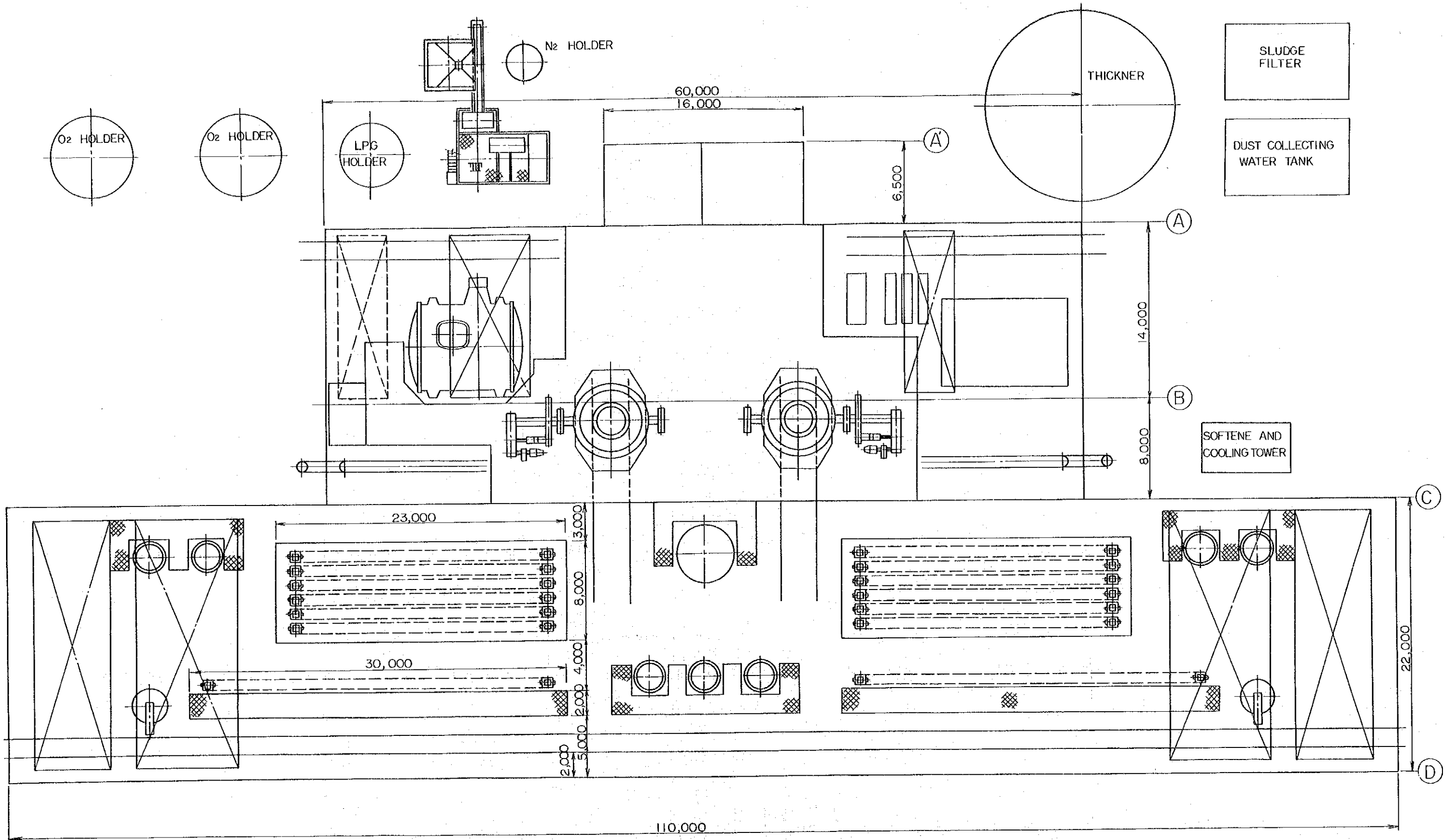
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
SECTION OF TOP BLOWING PLANT	
ALTERNATIVE 4	
DWG. NO.	9



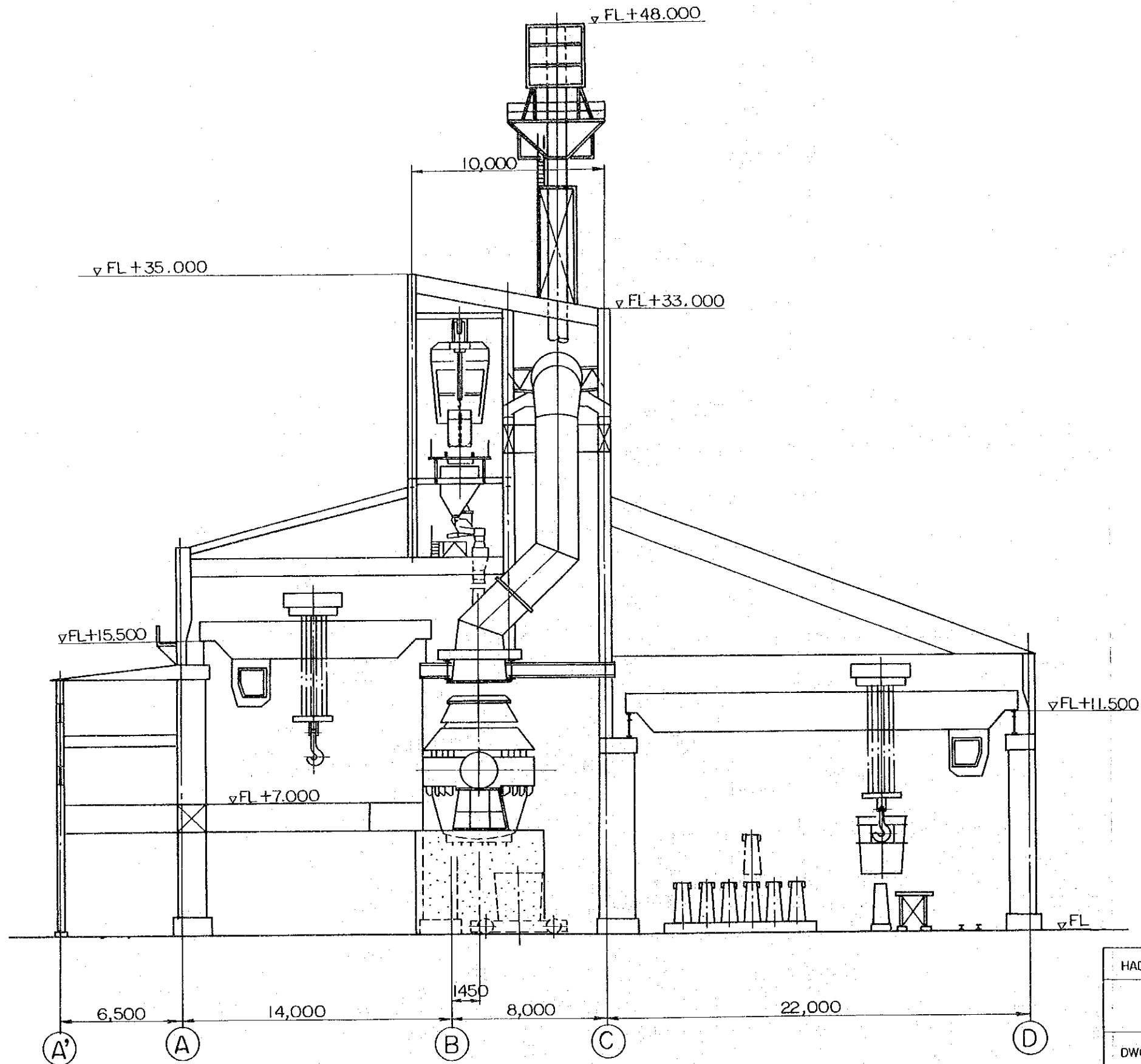
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
ELEVATION (GAS TREATING SIDE) OF BOTTOM BLOWING PLANT ALTERNATIVE 4	
DWG. NO.	10



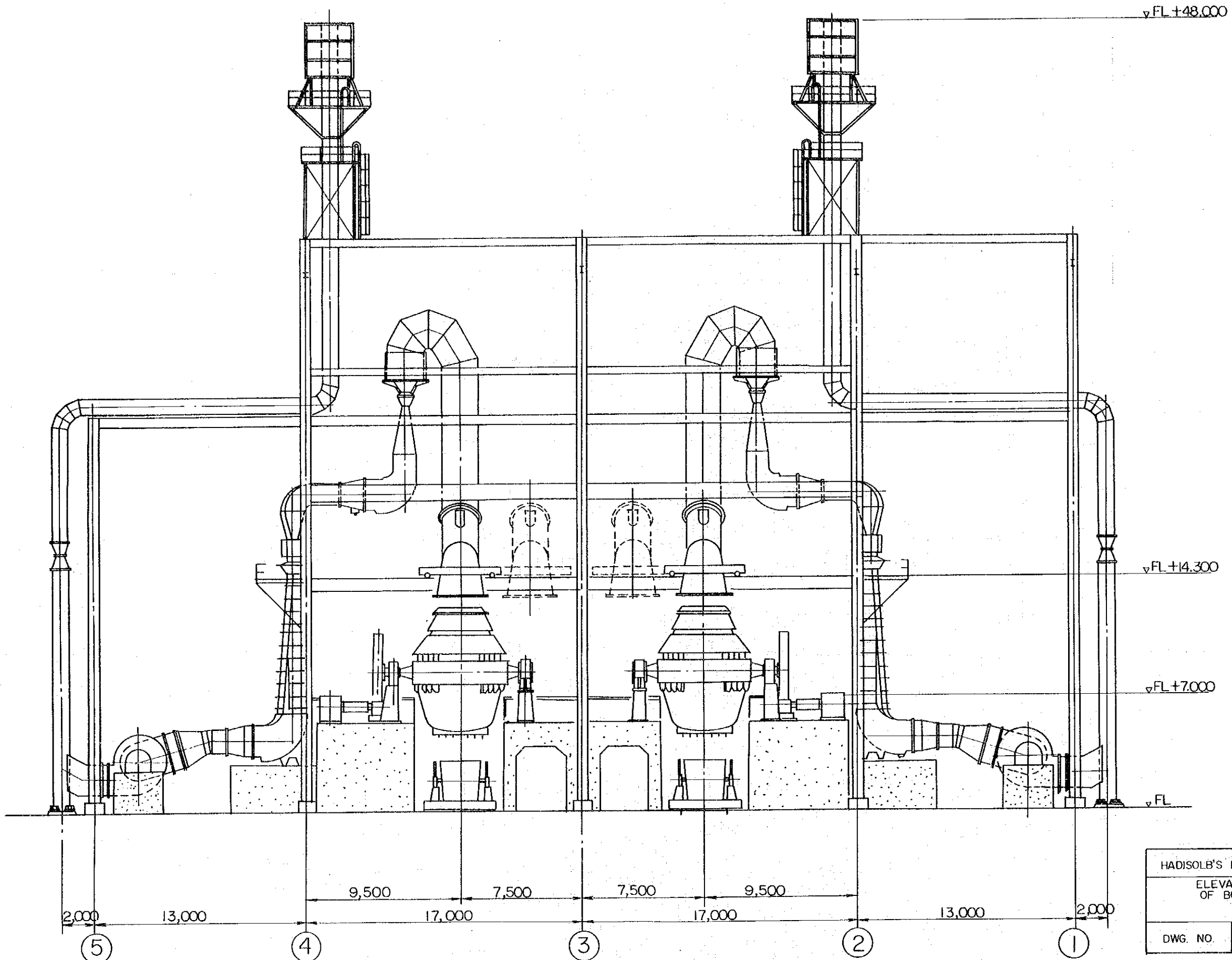
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
ELEVATION (FLUX SIDE) OF BOTTOM BLOWING PLANT ALTERNATIVE 4	
DWG. NO.	11



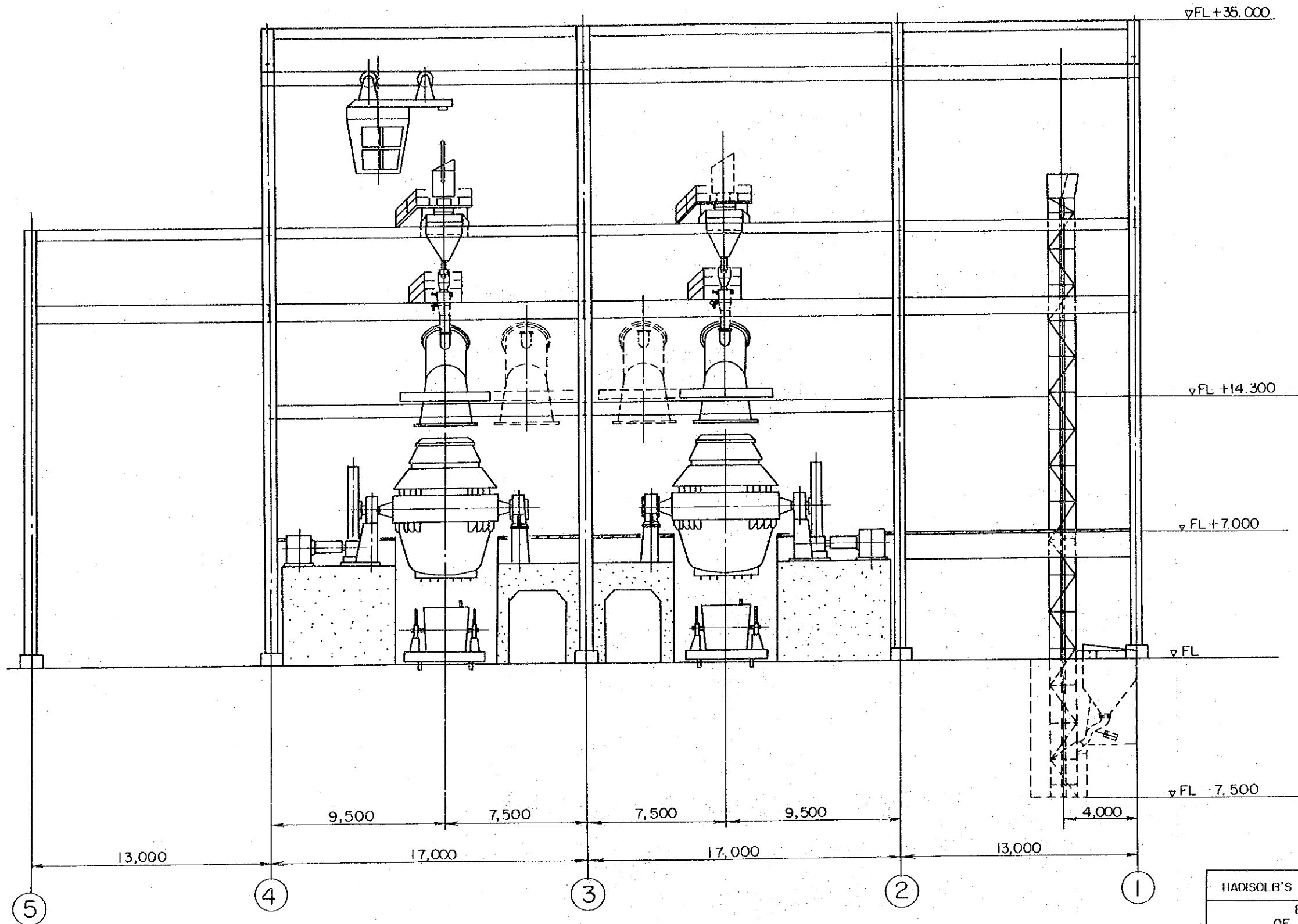
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
PLAN DRAWING	
ALTERNATIVE 5	
DWG. NO.	12



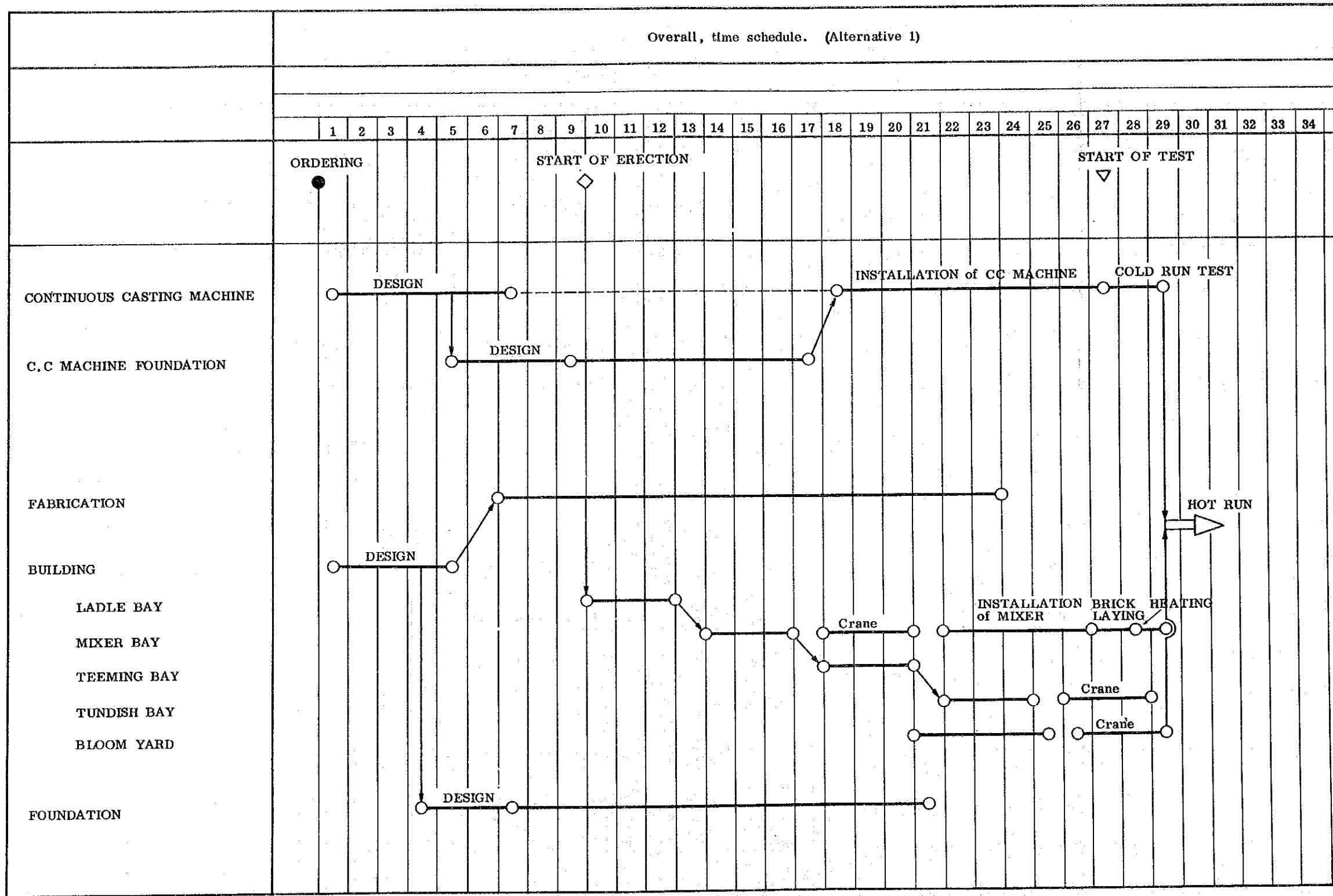
HADISOLB'S HELWAN WORKS. (STEEL MAKING PLANT)	
SECTION OF TOP BLOWING PLANT	
ALTERNATIVE 5	
DWG. NO.	13

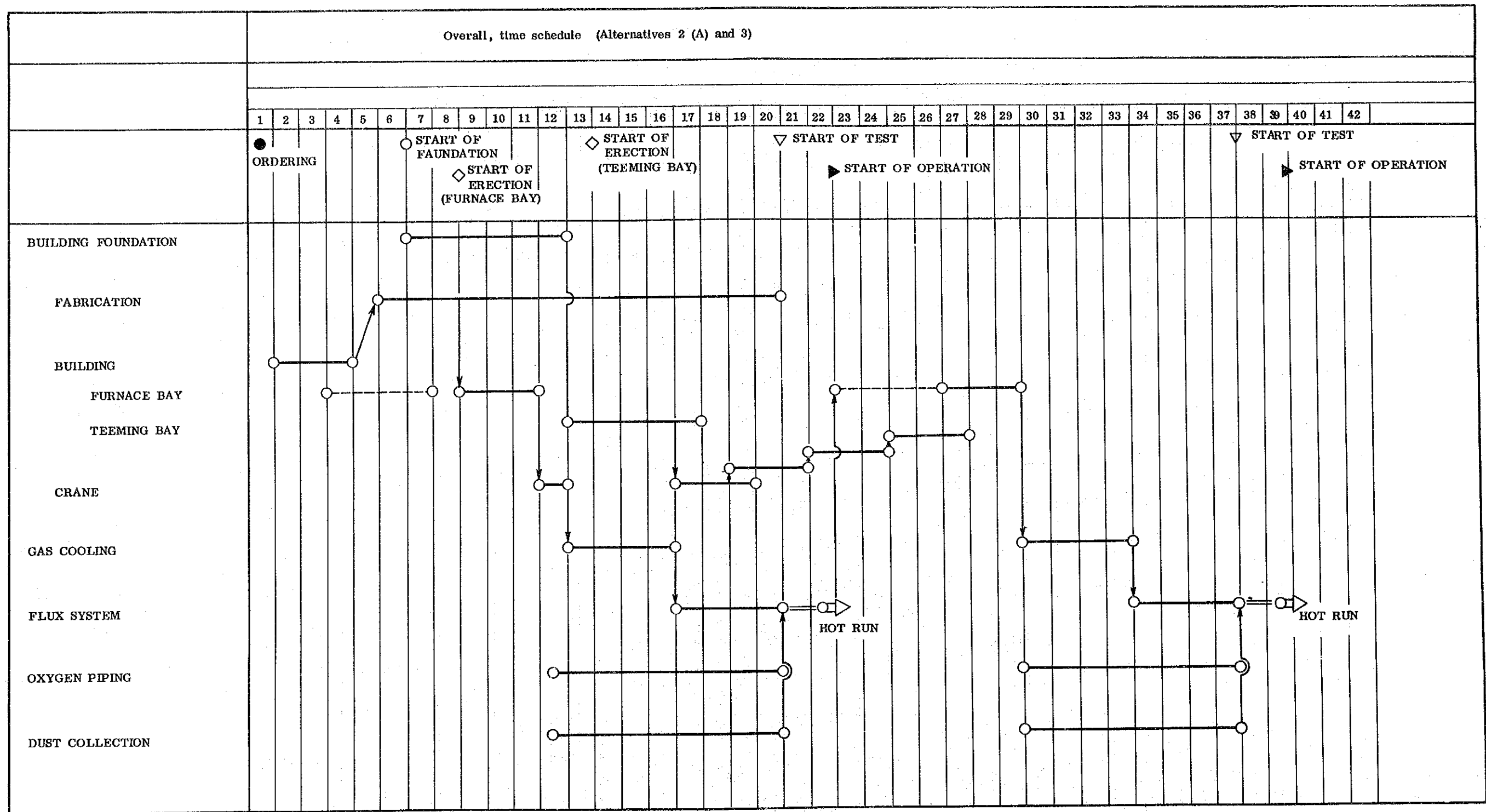


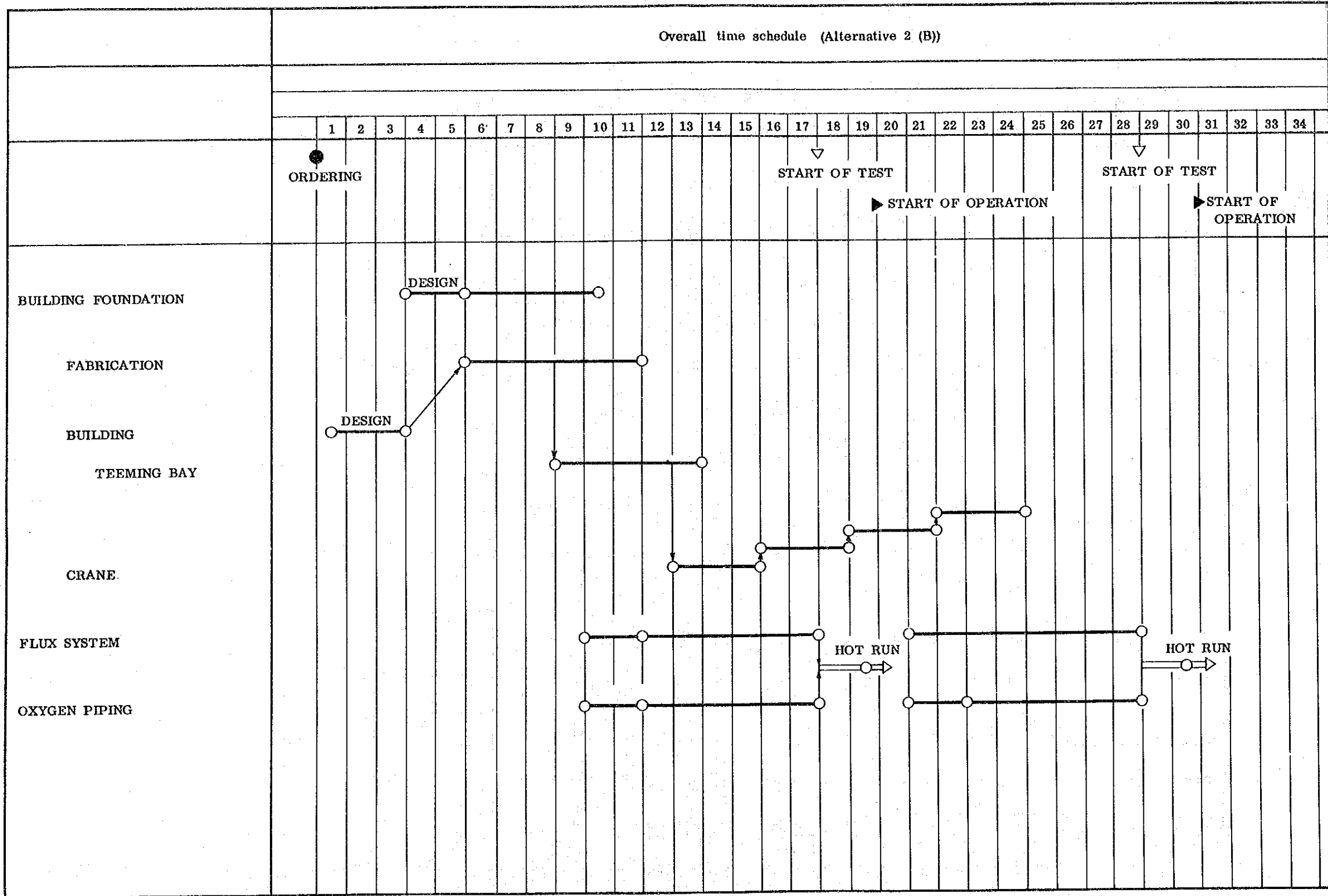
HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
ELEVATION (GAS TREATING SIDE) OF BOTTOM BLOWING PLANT ALTERNATIVE 5	
DWG. NO.	14

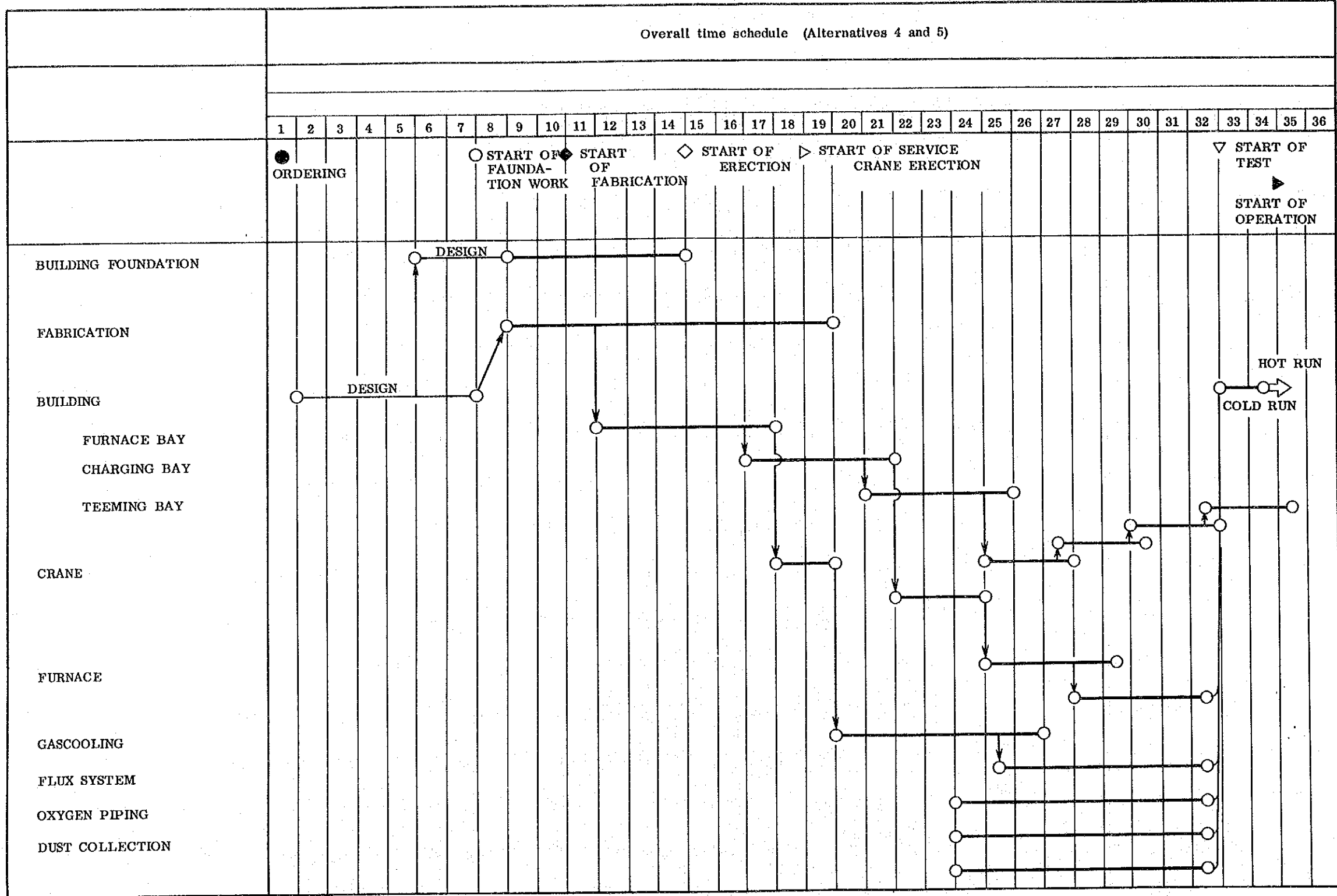


HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
ELEVATION (FLUX SIDE) OF BOTTOM BLOWING PLANT ALTERNATIVE 5	
DWG. NO.	15









6. 改造計画各案の設備費

6-1 改造計画各案の設備費見積り内訳

設備費の見積り検討を行う上において、各案別に必要な設備は、Table II-1に示した設備項目別に行なった。

なお、Table II-1に示した○印が見積り範囲内、— 印は見積り範囲外のものを示している。

Table II-1 各案別設備費見積り項目内訳

	設備名	第1案	第2案		第3案	第4案	第5案
			(A)	(B)			
① 炉体関連設備	1 炉体	—	—	—	○ ※炉頂部 改造費のみ	○	○
	2 同上傾動装置	—	—	—	—	○	○
	3 同上電気計装品	—	—	—	—	○	○
	4 同上煉瓦	—	—	—	—	○	○
	5 同上築造工事	—	—	—	—	○	○
	6 ランスウインチ及びガイド	—	—	—	○	○	—
	7 ランス本体及びフレキシブルホース	—	—	—	○	○	—
	8 羽口及びフレキシブルホース	—	○	○	—	—	○
	9 酸素屋内配管	—	—	—	○	○	—
	10 精錬用各種屋内配管	—	○	○	—	—	○
	11 ランス冷却水配管	—	—	—	○	○	—
	12 煉瓦こわし機	—	—	—	—	○	○
	13 炉底交換台車	—	—	—	—	—	○
	14 酸素ホルダー	—	○	○	○	○	○
	15 天然ガスホルダー	—	○	○	—	—	○
	16 N ₂ ガスホルダー	—	○	○	—	—	○

	設 備 名	第 1 案	第 2 案		第 3 案	第 4 案	第 5 案
			(A)	(B)			
② 原料関連設備	1 副原料合金鉄設備	—	○	○ 炉上パンカ ーの更新	○	○	○
	2 600t 混鉄炉	○ ※1,200t	—	—	—	○	○
	3 同上電気品	○	—	—	—	○	○
	4 同上煉瓦	○	—	—	—	○	○
	5 同上築造工事	○	—	—	—	○	○
	6 溶鉄秤量機	○	—	—	—	○	○
	7 屑鉄装入シュート	—	○	○	○	○	○
	8 屑鉄秤量機	—	○	○	○	○	○
	9 溶鉄鍋	○	—	—	—	○	○
	10 同上煉瓦	○	—	—	—	○	○
	11 同上築造工事	○	—	—	—	○	○
	12 溶鉄鍋乾燥装置	—	—	—	—	○	○
	13 ターンテーブル	—	○	○	○	—	—
	14 屑鉄運搬台車	—	○	○	○	—	—
	15 生石灰破碎、選別、 輸送、貯蔵設備	—	○	○	—	—	○

	設 備 名	第1案	第 2 案		第3案	第4案	第5案
			(A)	(B)			
③ 造 塊 設 備	1 受鋼台車	—	○	○	○	○	○
	2 鑄 鍋	○	—	—	—	○	○
	3 同上煉瓦	○	—	—	—	○	○
	4 同上築造工事	○	—	—	—	○	○
	5 鑄鍋乾燥装置	—	—	—	—	○	○
	6 排滓鍋	—	—	—	—	○	○
	7 排滓台車	—	—	—	—	○	○
	8 ブルーム連鑄設備機械	○	—	—	—	—	—
	9 同上電気計装設備	○	—	—	—	—	—
	10 同上附帯設備	○	—	—	—	—	—
④ 排ガス処理 設備	1 排ガス処理設備本体	—	○	—	○	○	○
	2 同上 I D F	—	○	—	○	○	○
	3 同上 電気品	—	○	—	○	○	○
	4 同上 計装品	—	○	—	○	○	○
	5 軟化器	—	○	—	○	○	○
	6 シックナー	—	○	—	○	○	○
	7 脱水機	—	○	—	○	○	○
	8 換気集塵設備	—	○	—	○	○	○

	設 備 名	第1案	第 2 案		第3案	第4案	第5案
			(A)	(B)			
⑤ クレーン関係 設備	1 受銑クレーン	○	—	—	—	○ ※移設	○ ※移設
	2 浴銑装入クレーン	—	—	—	—	○	○
	3 屑鉄装入クレーン	—	—	—	—	○	○
	4 注入クレーン	—	○	○	○	○	○
	5 ストリッパークレーン	—	○	○	○	○	○
	6 転炉棟クレーン	—	○	—	○	○	—
	7 タンディッシュ修理 クレーン	○	—	—	—	—	—
	8 連鑄機メンテナンス クレーン	○	—	—	—	—	—
	9 鋳片処理クレーン	○	—	—	—	—	—
	10 煉瓦運搬用ホイスト クレーン	—	—	—	—	○	○
	11 鋳鍋修理用ウォール クレーン	—	—	—	—	○	○
⑥ 電 気 設 備	1 電源設備 (1次側は除く)	○	○	○	○	○	○
	2 照明工事	○	○	○	○	○	○
	3 トロリー線工事	○	○	○	○	○	○

	設 備 名	第1案	第 2 案		第3案	第4案	第5案
			(A)	(B)			
⑦ 水 道 設 備	1 排ガス処理設備補給水	—	○	—	○	○	○
	2 CC設備冷却水機器	○	—	—	—	—	—
	3 CC水道配管工事	○	—	—	—	—	—
	4 その他水道配管工事	○	○	○	○	○	○
⑧ 土 木 設 備	1 建家増設部柱基礎	○	○	○	○	○	○
	2 各機器増設部基礎	○	○	○	○	○	○
⑨ 建 築 設 備	1 建家増設新設部1式	○	○	○	○	○	○
⑩ 分塊関連設備	1 加熱炉新設	○	—	—	—	—	—
	2 プルーム装入クレーン新設	○	—	—	—	—	—
	3 クロークレーン新設	○	○	○	○	○	○
	4 ローラーテーブル改造	○	—	—	—	—	—
	5 土木工事	○	○	○	○	○	○
	6 均熱炉増設	—	○	○	○	○	○
	7 装入機更新	—	○	○	○	○	○

6-2 改造計画各案の設備費

改造計画各 5 案に対して、設備費の見積検討を行なった結果を、各設備単位別に Table II-2 に示した。

この結果から

- a) 設備費は当然の事ではあるが、第 2 案(B)が最も安い。
- b) 第 1 案は連続鋳造機及び土建設備費が高く、設備費は最も高くなっている。
- c) 既存のトーマス工場の改造案である第 2 案(A)、第 3 案は、新設案の第 4、5 案に比べて設備費は大幅に安くはなっていない。

Table II-2 改造計画各案設備一覧表

単位：千US\$

	第 1 案			第 2 案 (A)			第 2 案 (B)			第 3 案			第 4 案			第 5 案			備 考
	現状 80 t LD×2/3			改造 17 t OBM×2/4			改造 17 t OBM×2/4			改造 17 t LD×2/4			新設 36 t LD×1/2			新設 36 t OBM×1/2			
	購入費	工事費	計	購入費	工事費	計	購入費	工事費	計	購入費	工事費	計	購入費	工事費	計	購入費	工事費	計	
①炉体関連設備	—	—	—	872	266	1,138	872	266	1,138	610	197	807	2,976	486	3,462	3,255	555	3,810	a) 各案、各設備単位別の工事費は、日本の現状における見積りベース。 b) 各案、各設備単位別の購入費は、日本の現状における見積りベースをC.I.F換算した。
②原料関連設備	1,814	335	2,149	1,735	337	2,072	1,238	259	1,497	1,742	337	2,079	2,593	490	3,083	2,845	542	3,387	
③造塊関連設備	8,021	1,466	9,487	217	31	248	217	31	248	217	31	248	697	76	773	697	76	773	
④排ガス処理設備	—	—	—	7,128	1,190	8,318	—	—	—	7,128	1,190	8,318	5,390	924	6,314	5,390	924	6,314	
⑤クレーン関連設備	1,329	196	1,525	2,214	317	2,531	2,162	307	2,469	2,214	317	2,531	3,063	441	3,504	3,063	441	3,504	
⑥電気関係設備	521	159	680	242	66	308	207	52	259	242	66	308	362	100	462	362	100	462	
⑦水道関係設備	631	538	1,169	—	121	121	—	90	90	—	121	121	—	121	121	—	121	121	
⑧土木関係設備	—	2,435	2,435	—	448	448	—	328	328	—	517	517	—	1,379	1,379	—	1,310	1,310	
⑨建築関係設備	4,676	2,500	7,176	1,514	793	2,307	1,218	673	1,891	1,549	866	2,415	2,007	1,131	3,138	1,955	1,114	3,069	
⑩分塊関係設備	3,333	1,657	4,990	2,286	1,487	3,773	2,286	1,487	3,773	2,286	1,487	3,773	2,286	1,487	3,773	2,286	1,487	3,773	
合 計	20,325	9,286	29,611	16,208	5,056	21,264	8,200	3,493	11,693	15,988	5,129	21,117	19,374	6,635	26,009	19,853	6,670	26,523	
⑩を除く合計	16,992	7,629	24,621	13,922	3,569	17,491	5,914	2,006	7,920	13,702	3,642	17,344	17,088	5,148	22,236	17,567	5,183	22,750	
見積範囲外設備	a) 各案共、酸素工場～製鋼工場間の酸素配管およびホルダーは見積外としている。 b) 第4、5案に対する変電所～製鋼工場間の電源ケーブルおよび工事費は見積外としている。 c) 第2案(A)、(B)、第5案のLPGガス、N ₂ ガス、アルゴン等の1次側配管および工事費は見積外としている。 d) 第2案(A)、(B)、第5案に対する製鋼工場内でのアルゴン吹込装置等については見積外としている。 e) 第1案、第2案(A)、(B)、第3案の既設工場の増強または改造案に対しては、既設製鋼工場での電源設備能力は増強を行わずに対処可能な前提で検討した。 f) 各設備の購入品に対する予備品は含まれていない。																		

7. 改造計画各案の生産能力

3、4で述べた改造計画各案の生産能力およびその前提条件をFig. II-1及びTable II-3に示す。

以下に各案の生産能力の考え方について述べる。

第1案……

Expansion Planでは炉寿命200回(炉修時間=120時間)で炉修延長による休止時間が1,456 hr/yが発生することになっている。

稼働率向上のために、この炉修延長による休止時間をなくする必要がある。この為には炉寿命の延長または炉修時間の短縮を計らねばならない。本検討では炉寿命の延長で対処することにした。したがって炉寿命は

$$\begin{aligned} & (\text{炉修時間} / \text{Tap to Tap}) \times 2 \\ & = (120 \text{ hr} \times 60 \text{ min/hr} \div 48 \text{ min/heat}) \times 2 \div 300 \text{ 回} \end{aligned}$$

300回が必要となる。

第2案……

トーマス転炉を3基のみの改造で粗鋼330千t/yを確保するためには、炉寿命(壁、炉底)は下記に示す様な値を必要とする。しかし、現状成績およびドロマイトレンガ工場の改善結果を考慮しても、これを達成するのは困難である。

炉壁寿命 _回	炉底寿命 _回	能力(千t/y)
200	50	302
	70	313
	100	326
250	50	316
	65	327
	100	338
300	50	327
	75	346

したがって、改造基数は4基となる。しかし4基の改造を行ってもレイアウト(屑鉄装入、溶銑装入、出鋼等の交錯)上から常時稼働炉は2基となる。

第3案……

トーマス転炉の3基のみの改造で常時2基稼働を確保するためには、炉修時間(72時間……現状実績)から炉寿命は

$$(72 \text{ hr} \times 60 \text{ min/hr} \div 50.5 \text{ min/heat}) \times 2 \approx 170 \text{ 回}$$

最低170回が必要となる。しかし、ドロマイトレンガ工場の改善を折り込んでも、これを達成するのは困難である。したがって4基のトーマス転炉を改造しなければならない。

しかし、レイアウト上から常時稼働炉は2基となる。

第4、5案……

鋼塊編成(3t/本×12本、4t/本×9本)からヒートt数を36tとした。

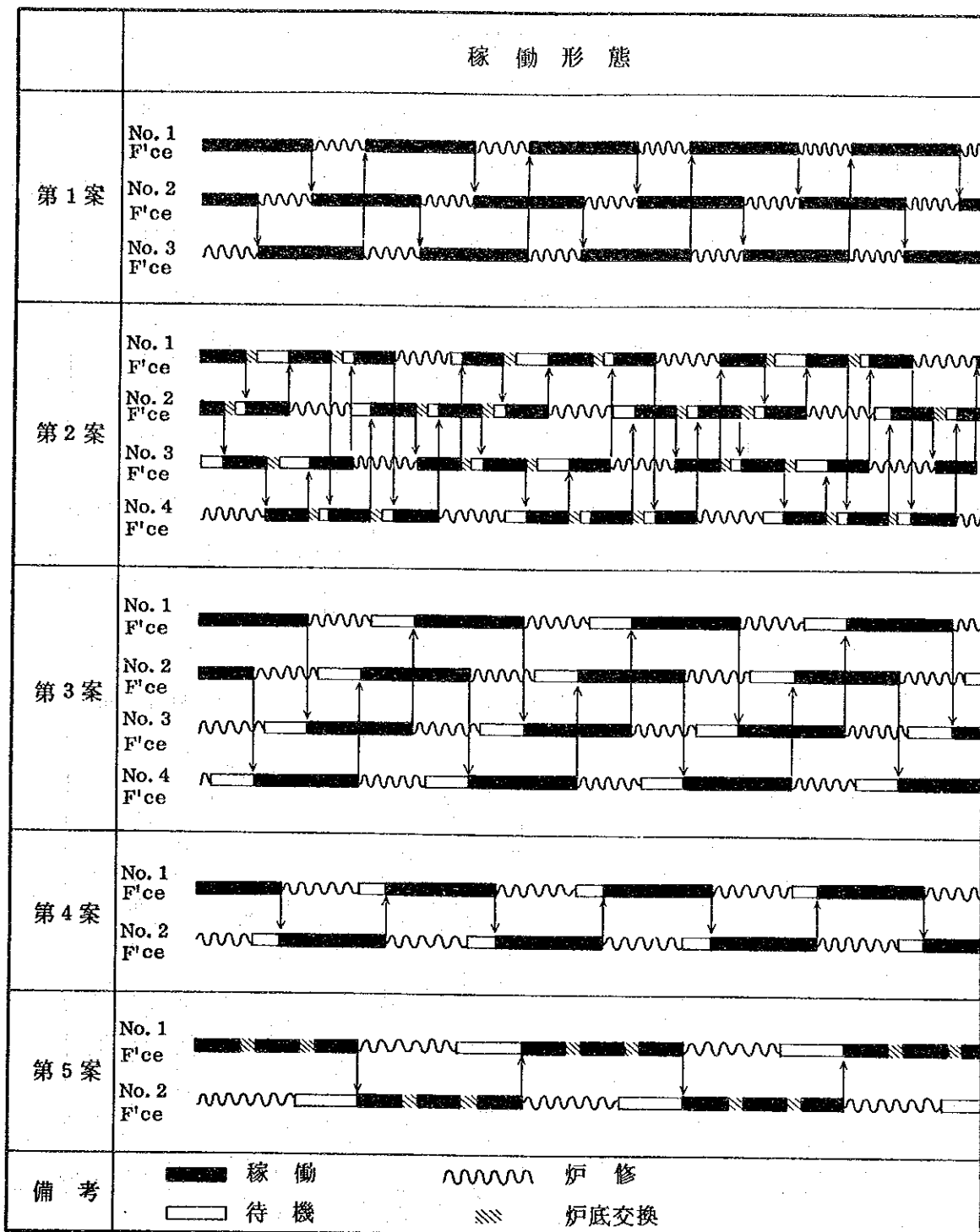


Fig. II - 1 各案炉稼働形態

Table II-3 生産能力総括表

改造案		第 1 案		第 2 案		第 3 案		第 4 案		第 5 案	
項目		千t/年		千t/年		千t/年		千t/年		千t/年	
生産能力		1,200+310		330		310		365		336	
Ton/Heat		76.4		16.0		16.0		36.0		36.0	
製鋼時間	鋼種	軌条	軌条以外	軌条	軌条以外	軌条	軌条以外	軌条	軌条以外	軌条	軌条以外
	装入	5分	5分	3分	3分	3分	3分	3分	3分	3分	3分
	吹錬I	13	10	12	9	13	10	13	10	12	9
	排滓	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	吹錬II	13	13	12	9	13	10	13	10	12	9
	测温・サンプリング	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	出鋼	4	4	3	3	3	3	3	3	3	3
	排滓	1	1	2	2	1	1	1	1	1	1
	再吹錬	2.5	2	2	1.5	2.5	2	2.5	2	2	1.5
	小計	48.5分	42分	44分	37.5分	46.5分	40分	46.5分	40分	44分	37.5分
比率	5%	95%	20%	80%	20%	80%	20%	80%	20%	80%	
平均		42.5分		39.0分		41.5分		41.5分		39.0分	
稼働率		53.3%		38.2%		38.2%		40.0%		34.7%	
休止時間	定修	1,680時間/年		1,056時間/年		1,056時間/年		528時間/年		528時間/年	
	故障等による休止	1,832		3,064		3,064		1,224		1,224	
	炉底交換	—		2,750		—		—		610	
	炉修待機	8,760		14,770		17,520		8,760		8,760	
計		12,272時間/年		21,640時間/年		21,640時間/年		10,512時間/年		11,442時間/年	
炉修所要時間		120時間/炉		72時間/炉		72時間/炉		96時間/炉		96時間/炉	
炉底交換時間		—		10時間/回		—		—		10時間/回	
備考		$\text{稼働率} = \frac{\text{延製鋼時間}}{\text{炉設置基数} \times \text{歴時間}}$									

8 改造計画各案の比較

8-1 技術的比較

改造計画各案の技術的比較の総括表を Table II-4 に示す。

技術的な主要点を要約すると次の通りである。

第1案

- a) 転炉の炉寿命に対する制約が最も大きい。(min 300回必要)

これは現在の80t LD工場の実績、200回程度で考えると、耐火物の製造技術及び品質面の向上、更に転炉操業技術の向上、炉修繕時間の短縮等、総合した諸対策が必要と思われる。

- b) 転炉稼働率が53.3%と高く、高能率な2/3基操業が必要である。

日本における2/3基操業の上吹転炉工場における今迄の実績で、最も高能率な操業を行った時の転炉稼働率は56~57%程度であった。

- c) 現設備の増強であり、立上り期間が短い。

第2案(A)

- a) 製出鋼歩留が低い。

- b) 工事期間中に減産を伴なう。

- c) 設備能力的に常時2/4基操業が必要である。

したがって炉底交換時に待期炉を稼働させる必要があり、操炉が複雑化する。

- d) 稼働後の炉で待期が発生するため、炉寿命に悪影響を与える。

- e) 製鋼の1チャージの鋼塊本数と、均熱炉装入本数がバランスせず、冷塊発生率が高くなる。

- f) 高炭素鋼の溶製に対して鋼中水素値が高いため、アルゴン吹込設備等が必要と考えられる。

第2案(B)

- a) 第2案(A)のa)~f)と同じ。

- b) 排ガス処理設備がないため、赤煙が発生する。

尚、現在世界における新設製鋼工場は排ガス処理設備を必ず設置している。また、既存製鋼工場への排ガス処理設備の追加あるいは増強を行ない赤煙を防止している。かかる観点からみて、当案を長期的対策として推奨することは出来ない。

第3案

- a) 工事期間中に減産を伴なう。
- b) 設備能力的に3/4基操業が必要であるが、これはレイアウト及び操炉面から不可能と考えられる。したがって年間20,000tの製鋼能力不足を生じる。
- c) 製鋼の1チャージの鋼塊本数と、均熱炉装入本数がバランスせず冷塊発生率が高くなる。

第4案

- a) 既に80t上吹転炉工場を有しており、今回上吹転炉工場を新設した場合、作業者の教育及び技術修得等が容易に行える。
これは現在のHelwan製鉄所においては、極めて重要なことと考えられる。
- b) 十分な教育と、技術修得が容易に行われる結果作業者全員の技術力が向上し、新工場の操業開始が円滑に行われ、生産に寄与する効果が多大であると考えられる。
- c) 設備能力が年間365,000tで最も高く、増出鋼及び月間の生産計画等に対する柔軟性が大きい。
- d) 製鋼の1チャージの鋼塊本数が3t鋼塊の場合12本となり、分塊工場均熱炉の能力とほぼバランスする。したがって均熱炉の能力向上が期待できる。

第5案

- a) 設備能力を確保する上において、炉壁寿命200回、炉底寿命70回が必要である。
- b) 高炭素鋼の溶製に対して、鋼中水素値が高いためアルゴン吹込設備等が必要と考えられる。
- c) 転炉は1/2基操業であり、作業形態は簡単である。(炉底交換作業を除いて)
- d) 製鋼の1チャージの鋼塊本数が3t鋼塊の場合、12本となり分塊工場の能力とほぼバランスする。したがって均熱炉の能力向上が期待できる。

Table II-4 改造計画各案の技術的検討結果一覧表

注) ○……技術的に優る事項
 △……技術的に制約を生じる事項
 ×……技術的に問題となる事項

	第 1 案	第 2 案 (A)	第 2 案 (B)	第 3 案	第 4 案	第 5 案	備 考
	現状 80 t LD × 2/3	改造 17 t OBM × 2/4	改造 17 t OBM × 2/4	改造 17 t LD × 2/4	新設 36 t LD × 1/2	新設 36 t OBM × 1/2	
(1) 設備能力 (千 t/Y)	1,200 + 310	330	330	310 × 年間 20,000 t 能力不足	365	336	
稼 動 率 (%)	53.3	38.2	38.2	38.2	40.0	34.7	
平均製鋼時間 (分)	42.5	39.0	39.0	41.5	41.5	39.0	
(2) 炉寿命の制約	× min 300	炉壁……150 炉底……min 50	炉壁……150 炉底……min 50	150	150	炉壁…min 200 炉底…min 70	
(3) 溶 製 鋼 種	—————	△高炭素鋼の溶製に対して鋼中[C]値が高いため Ar 吹込設備が必要と考えられる。	△第 2 案(A)に同じ	—————	—————	△第 2 案(A)に同じ	
(4) 作 業 形 態	× 高効率な 2/3 基操業が必要。	× 炉底交換時に待機炉を稼動させるため操炉が複雑化する。 × 常時 2 基操業を確保する上において、待機炉が発生し、炉寿命に悪影響を与える。	× 第 2 案(A)に同じ × 第 2 案(A)に同じ	× 設備能力面から 2/4 基操業が必要。	○ 1/2 基操業であり、作業形態は最もシンプルである。	○ 第 4 案と同じ △ 炉底交換時は 0/2 基操業となる。(10 hr/回)	
(5) 工事上の問題点	—————	× 工事減産が生ずる。 × 工事施工上の環境が悪い。	△ 炉上ホッパー改造時制約が生じる。	× 第 2 案(A)に同じ × 第 2 案(A)に同じ	—————	—————	
(6) レイアウト上の問題点	—————	× 炉体傾動装置は、既設炉の流用であり、近い時期に更新が必要となる。 △ 屑鉄のハンドリングが複雑となる。	× 第 2 案(A)に同じ	× 第 2 案(A)に同じ	—————	—————	
(7) 分塊工場均熱炉への影響	—————	△ 製鋼の 1 チャージ鋼塊本数と均熱炉装入本数がバランスせず、冷塊発生率が多くなる。	△ 第 2 案(A)に同じ	△ 第 2 案(A)に同じ	○ 製鋼の 1 チャージの鋼塊本数が 12 本となり均熱炉の能力とほぼバランスする。 したがって均熱炉の能力 up が期待できる。	○ 第 4 案と同じ	
(8) 赤 煙	—————	—————	× 赤煙発生	—————	—————	—————	

8-2 経済的比較

改造計画各案について設備費及び製鋼・分塊工程における操業条件において差異があると考えられる項目について、日本ベースで計算を行い、比較検討した。

8-2-1 前提条件

経済比較を行う上での前提条件を Table II-5 に示す。操業条件の各項目における案毎の差異は次の考え方で算出した。

(1) 製出鋼歩留

第1、4案…新設第4案も出鋼孔の取付を行うと共に、炉内容積指数（レンガ積み後内容積／チャージ当り鋼塊屯数）も既存の80tLD炉と同じ値を採用しているため、現状80tLD工場の成績と同程度は可能と考えた。

第2案(A)(B)…現状トーマス炉の歩留73%は極めて低いが操業レベルの向上を見込みその10%向上で考えた。しかし、出鋼孔の取付が不可能なため、歩留は各案の中で最も低く考えた。

第3案……出鋼孔の取付は行いが、装入・出鋼が同一サイドのため炉壁の局部溶損を生じ、この影響による歩留低下を第1.4案に比べて2%考慮した。

第5案……文献を考参にして、排ガス中のダスト減、鋼滓中T.Fe減、等を考慮して第1案、第4案に比べて歩留向上1.3%を見込んで考えた。

(2) 螢石

第1、3、4案…現状80tLD工場の操業実績並で考えた。

第2(A)(B)、5案…文献では螢石は不要とされているので0で考えた。

(3) 炉材……各案共稼動途中での焼付補修材を含めず、パーマネントライニング除くウェアライニングの重量を技術的検討により求められた数値で割った値を炉材原単位とした。
尚、底吹法は炉底交換時の炉底部煉瓦屯数を含んでいる。

(4) 酸素

第1、3、4案…現状80tLD工場の操業実績並で考えた。

第2(A)(B)、5案…文献を参考にして、上吹転炉法より10%低い値で考えた。

(5) LPG

第2(A)(B)、5案…文献を参考にして酸素原単位の9%で考えた。

(6) N₂

第2(A)(B)、5案…文献を参考にして酸素原単位の10%で考えた。

(7) 生石灰の破碎費

第2(A)(B)、5案…日本国内での現状実績を参考にした。

Table II-5 鋼片製造原価比較前提条件

		第 1 案	第 2 案 (A)	第 2 案 (B)	第 3 案	第 4 案	第 5 案
		現状 80t LD×2/3	改造 17t OBM×2/4	改造 17t OBM×2/4	改造 17t LD×2/4	新設 36t LD×1/2	新設 36t OBM×1/2
生産量 (t-鋼片/y)		290,000	290,000	290,000	290,000	290,000	290,000
設備費 (千US\$)		製鋼 24,621	17,491	7,920	17,344	22,236	22,750
		分塊 4,990	3,773	3,773	3,773	3,773	3,773
		計 29,611	21,264	11,693	21,117	26,009	26,523
製鋼	(1) 歩留						
	製出鋼歩留	90.0%	83.0%	83.0%	88.0%	90.0%	91.3%
	連铸又は造塊歩留	95.0%	98.0%	98.0%	98.0%	98.0%	98.0%
	(2) 副原料原単位						
	生石灰	85.5 kg/t - 主原料	85.5 kg/t - 主原料	85.5 kg/t - 主原料	85.5 kg/t - 主原料	85.5 kg/t - 主原料	85.5 kg/t - 主原料
	螢石	3.4 kg/t - 主原料	0	0	3.4 kg/t - 主原料	3.4 kg/t - 主原料	0
	(3) 炉材原単位	12.7 kg/t - 铸片	25.0 kg/t - 鋼塊	25.0 kg/t - 鋼塊	20.0 kg/t - 鋼塊	12.0 kg/t - 鋼塊	15.0 kg/t - 鋼塊
	(4) 燃料原単位(吹錬用)						
	酸素	46.2 Nm ³ /t - 主原料	41.6 Nm ³ /t - 主原料	41.6 Nm ³ /t - 主原料	46.2 Nm ³ /t - 主原料	46.2 Nm ³ /t - 主原料	41.6 Nm ³ /t - 主原料
	L P G	0	3.8 Nm ³ /t - 主原料	3.8 Nm ³ /t - 主原料	0	0	3.8 Nm ³ /t - 主原料
N ₂	0	4.1 Nm ³ /t - 主原料	4.1 Nm ³ /t - 主原料	0	0	4.1 Nm ³ /t - 主原料	
(5) その他							
	生石灰破碎費	0	6.9 US\$/t - 生石灰	6.9 US\$/t - 生石灰	0	0	6.9 US\$/t - 生石灰
分塊		t/y 60,000	t/y 250,000				
	(1) 燃料原単位	0	Kcal/t 铸片 400,000	300,000 Kcal/t - 鋼塊	300,000 Kcal/t - 鋼塊	300,000 Kcal/t - 鋼塊	300,000 Kcal/t - 鋼塊
	(2) 歩留	100%	92.0%	88.0%	88.0%	88.0%	88.0%
備考		(1) 第1案(A)(B)は46.0 kg/tの製鋼屑発生とした。(第1、4、5案に比べて)					
		(2) 第3案は13.0 kg/tの製鋼屑発生とした。(第1、4、5案に比べて)					

8-2-2 経済比較結果

Table II-6 に検討結果を示している。

(1) 全般

- a) 設備投資に伴なう増分費用が最も低いのが第2案(B)で2,771千US\$/年である。
また最も高いのが第5案で6,488千US\$/年である。この両者の差は3,717千US\$/年である。
- b) 操業条件の差から来る費用の差で一番安い第1案と一番高い第2案(A)、(B)の差は4,463千US\$/年である。
- c) 以上の事により経済性の面では投資に伴なう増分費用よりも操業の差がつくる費用差が大きな影響を及ぼしている。
- d) 従って経済性比較では投資金額の大小のみではなく、操業条件による比較も考えなければならない。

(2) 各案比較

- a) 投資に伴なう増分費用及び操業条件差による費用差の合計では第1案が最も安い。
しかし、第4案との差は19千US\$/年でほぼ同一である。
- b) 第1案と第2案(A)の差は3,365千US\$/年でその差は最も大きい。
- c) 第1案と第2案(B)の差は850千US\$/年である。
- d) 第1案と第3案の差は741千US\$/年である。
- e) 第1案と第5案の差は403千US\$/年である。

(3) 経済比較結果

- a) 第1案及び第4案が最も経済性に有利である。
- b) 設備投資が最も安い第2案は操業条件の差特に製出鋼歩留が低いため、経済性では第1案、第4案に比して不利となっている。
- c) トーマス工場の改造案である第2案及び第3案は操業条件の差、即ち操業成績の点から長期的対策としては成立し難い。

注) 日本ベースの意味について

- (1) コスト試算の主要諸元は、Helwan製鉄所80t上吹転炉工場の実績、及び文献等を参考にして設定し、各諸元の単価は日本の現状単価を使用して算出した。
- (2) 設備費の金利、保全費、減価償却費等の算出方法は、日本で現在行っている方式に従って算出した。

Table II-6 改造計画各案の経済的検討結果一覧表

単位：千US\$/年

	第 1 案	第 2 案 (A)	第 2 案 (B)	第 3 案	第 4 案	第 5 案	備 考
	現状 80t LD×2/3	改造 17t OBM×2/4	改造 17t OBM×2/4	改造 17t LD×2/3	新設 36t LD×1/2	新設 36t OBM×1/2	
① 主 原 料 費	36,824	41,200	41,200	38,859	37,945	37,435	
② 副産物	製 鋼 屑	▽ 1,321	▽ 1,321	▽ 352	-	-	
	鋼 塊 屑	-	▽ 600	▽ 600	▽ 600	▽ 600	
	鋼 片 屑	▽ 3,786	▽ 4,207	▽ 4,207	▽ 4,207	▽ 4,207	
	小 計	▽ 3,786	▽ 6,128	▽ 6,128	▽ 5,159	▽ 4,807	▽ 4,807
③ 副原料	生 石 灰	1,176	1,314	1,314	1,242	1,210	1,197
	螢 石	73	-	-	76	76	-
	小 計	1,249	1,314	1,314	1,318	1,286	1,197
④ 作業費の変動部分	酸 素	721	728	728	762	742	659
	L P G	-	200	200	-	-	186
	窒 素	-	11	11	-	-	11
	炉 材	1,721	3,662	3,662	2,914	1,721	2,207
	そ の 他 (転 炉)	424	476	476	448	438	431
	" (造 塊)	-	1,739	1,739	1,739	1,739	1,739
	" (C C)	1,631	-	-	-	-	-
	均熱炉又は加熱炉燃料	1,497	1,197	1,197	1,197	1,197	1,197
そ の 他 (分 塊)	338	445	445	445	445	445	
小 計	6,332	8,458	8,458	7,505	6,282	6,875	
⑤ 生石灰の破碎費	-	238	238	-	-	217	
⑥ 設 備 費 金 利	2,961	2,126	1,169	2,112	2,601	2,652	
設 備 保 全 費	1,804	1,787	887	1,754	2,081	2,155	
減 価 償 却 費	1,619	1,373	715	1,355	1,634	1,682	
合 計	47,003	50,368	47,853	47,744	47,022	47,406	
差 異 (第1案) - (各案)	± 0	▲ 3,365	▲ 850	▲ 741	▲ 19	▲ 403	

8-3 比較検討結果

改造計画各案について、技術的経済的比較検討を行なったが、下記に示す理由により第4案、即ち既存トーマス工場の周辺に上吹転炉工場を新設することを推奨する。

- a) 経済的に有利である。
- b) 生産能力に対して柔軟性が大きい。
- c) 操業要員の訓練が容易である。
- d) 作業形態が簡単である。
- e) 工事中の減産がない。

9. 推奨案の設備計画の基本条件

9-1 原料及びユーティリティ関係

9-1-1 主原料

(1) 溶銑成分

Si	Mn	P	S
0.4/0.8	0.6/1.2	0.45	0.04

(2) 主原料原単位

溶銑	……	1,054.0kg/t	— 良塊 (溶銑比 93%)
屑鉄	……	79.3kg/t	— 良塊

9-1-2 副原料

(1) 生石灰成分

CaO	…	90%
SiO ₂	…	2%
S	…	0.08%

(2) 生石灰のサイズ

5 ~ 50 mm

注) 現在の生石灰サイズ 50 ~ 70 mm は粒度的に大き過ぎる。したがって、原石のサイズ変更が必要と考えられる。

(3) 鉄鉱石のサイズ

5 ~ 15 mm

(4) 螢石のサイズ

5 ~ 30 mm

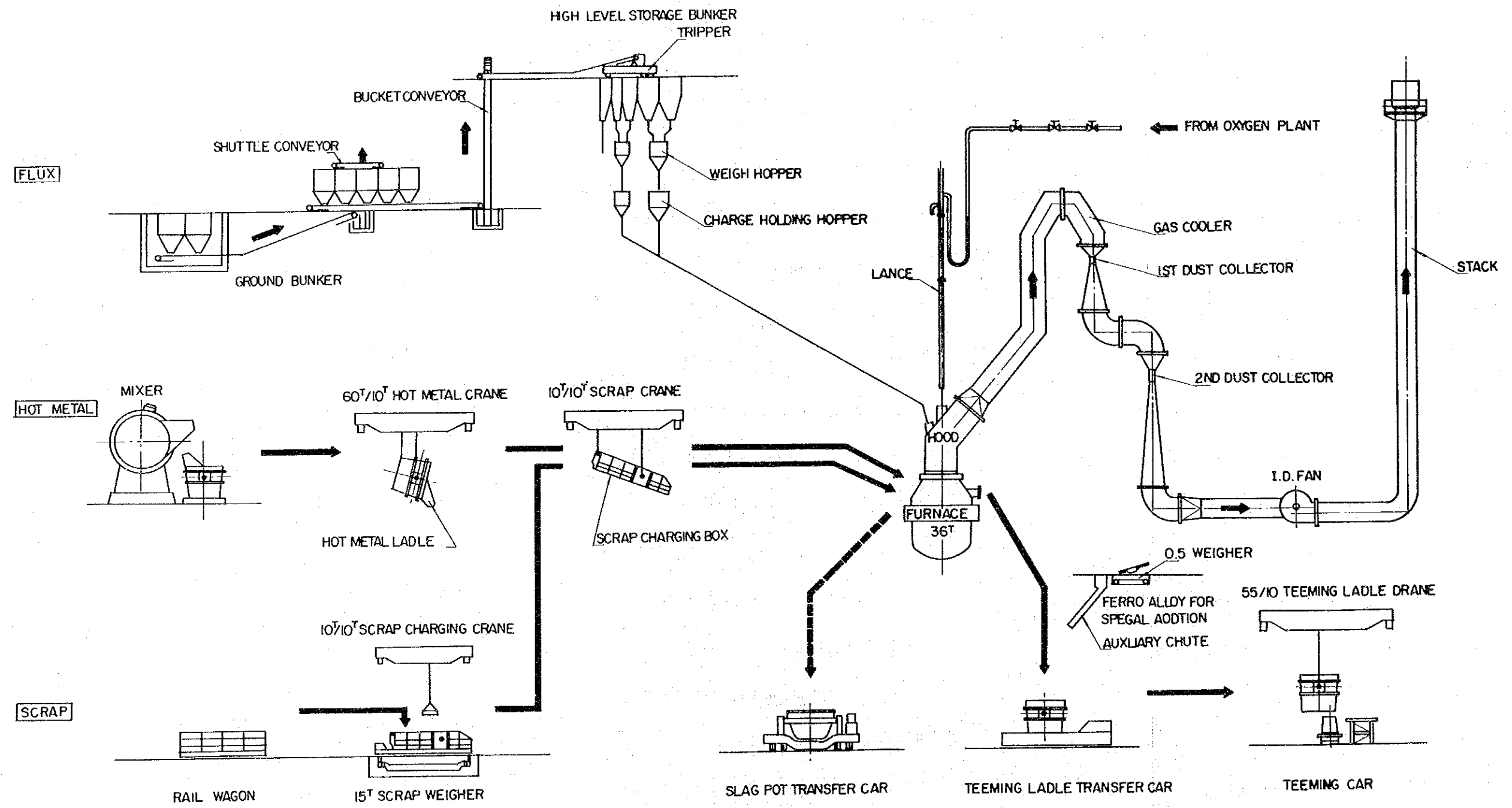


Fig. II-2 マテリアルフロー

(5) 副原料原単位

生石灰	…	100 kg/t-HM	※ HM=溶銑
鉄 鋳 石	…	1.5 kg/t-HM	
螢 石	…	4 kg/t-HM	

注) 現在の生石灰用シャフトキルン能力25~35t/dでは、能力不足が考えられる。したがって、シャフトキルンに対する能力検討が必要と考えられる。

9-1-3 ユーティリティ

(1) 酸素

純 度	…	99.6%
状 態	…	ドライ
圧 力	…	1.7~3.5 kg/cm ² G

(2) 原単位

酸 素	…	55.0 N ^m /t-良塊
空 気	…	2.0 N ^m /t-良塊
ガ ス	…	7.0 N ^m /t-良塊
電 気	…	23.0 KWH/t-良塊
水	…	0.8 m ³ /t-良塊

9-2 転炉設備関係

Summary 編 V 設備の主仕様を参照のこと。

9-3 マテリアルフローシート

推奨案の設備計画を、具体的に検討する為に必要な転炉工場内のマテリアルフローは、Fig II-2に示した考え方で行った。

10. 推奨案の設備概要

10-1 主原料設備関係

10-1-1 混銑炉

600t混銑炉の新設で考えた。

10-1-2 溶銑鍋容量

溶銑鍋の容量は、溶銑配合率100%操業が可能な様に41tとする。

$$Q_{HM} = Q_{BOF} \times \frac{HMR_{max}}{YLS} = 4.0.8 t \rightarrow 4.1 t$$

Q_{HM} : 最大溶銑装入量

Q_{BOF} : 最大出鋼屯数 (36.0 t)

HMR_{max} : 最高溶銑比 (100 %)

YLS : 良塊歩留 (88.2 %)

10-1-3 溶銑秤量機容量

固定式を混銑炉出銑口直下に設置する。

尚、秤量容量は60 tとする。

溶銑鍋	溶銑	余裕	
17 t	+ 41 t	+ 2 t	= 60 t

10-1-4 屑鉄シュート内容量

屑鉄配合率最高15%操業が可能な様に7 tとする。

10-1-5 屑鉄秤量機容量

シュート自重	屑鉄	余裕	
6 t	+ 7 t	+ 2 t	= 15 t

10-2 転炉設備関係

10-2-1 炉体プロフィール

DWG16に炉体プロフィールを示した。

炉体鉄皮の内容積は104 m³、築造後の内容積を37.6 m³とした。

レガの厚さは、現在の80 t LD 転炉とほぼ同じ寸法で考えた。

パーマネントライニング … 114 mm

ウェアライニング … 750 mm

炉体に関しては、炉体一体方式及び炉底交換方式の何れでも可能である。

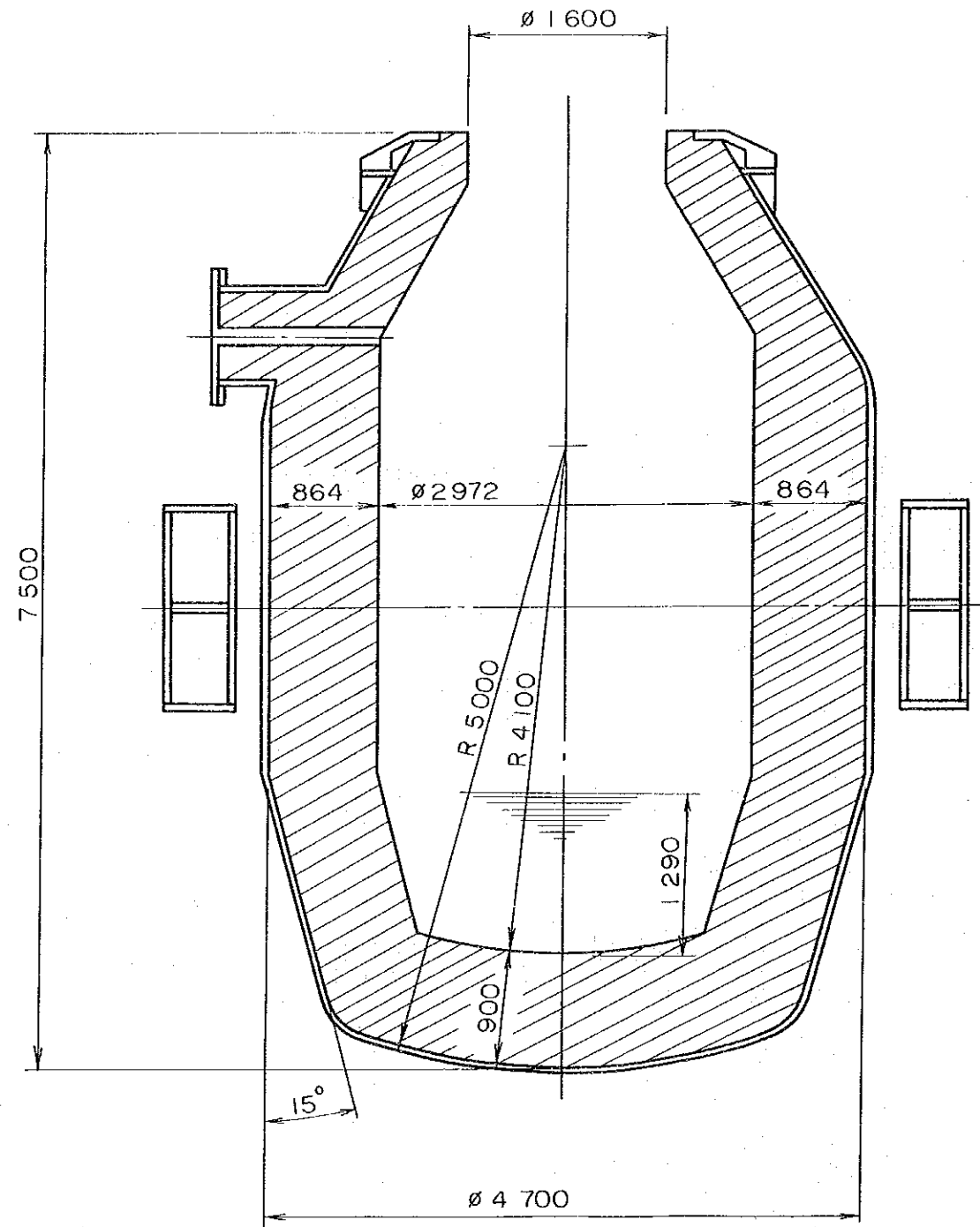
10-2-2 炉体傾動装置

傾動は、直流モーターを使用して電氣的に行い、傾動スピードは0.1～1.0 rpm とする。

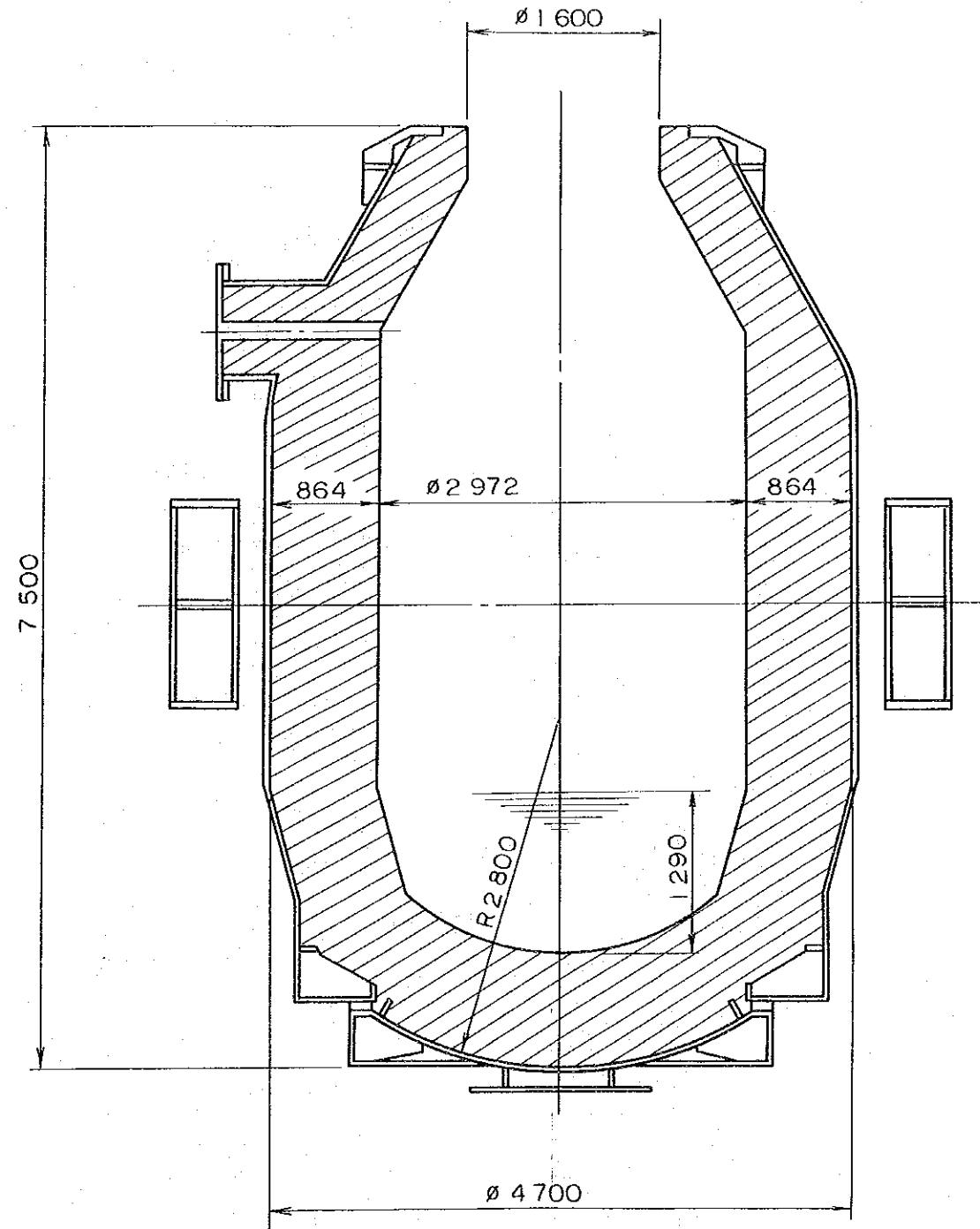
10-2-3 吹酸装置

良塊36.0 t/heat、酸素原単位55.0 Nm³/t-良塊、吹錬時間20分で検討すると、吹酸量は6,000 Nm³/hrとなる。

TYPE (A)



TYPE (B)



HADISOLB'S HELWAN WORKS (STEEL MAKING PLANT)	
36 t/heat CONVERTER PROFILE	
DWG. NO.	16