CUSTOMER	エコ・センチュリー21株式会社
KML Document No.	
PJ. TITLE	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事
KML JOB No.	PR21-0003

エコ・センチュリー21　殿

エコ・センチュリー21株式会社
クリーンセンター建設工事焼却施設

計画仕様書

計画処理能力
焼却施設 90ton/日（2,934kcal/kg）×1系列

2022年1月

株式会社 栗本鐵工所
機械システム事業部　エネルギーシステム技術部

記号	経　　歴	日　付	担当	照査	承認

KURIMOTO

第１章　総　　則

第１章　総則

本仕様書は、エコ・センチュリー21株式会社殿「以下（EC21殿）とします。」が計画される「エコ・センチュリー21株式会社　クリーンセンター建設工事」について適用します。

第１節　計画概要

(1) 一般概要

本施設は、別途記載許可品目の産業廃棄物を合理的かつ衛生的に処理・資源化するために建設するものです。建設にあたっては、安定かつ効率的な運転により所定の性能を発揮し、容易に運転ができるように、機器の構成、余裕度、配置等に十分配慮した設計とし、環境保全のための二次公害対策に万全を期した施設とします。

尚、本見積対象設備は下記の４施設より構成されます。

①焼却施設
②破砕施設
③汚泥乾燥施設
④中和処理施設

(2) 工事名

エコ・センチュリー21株式会社　クリーンセンター建設工事

(3) 施設規模

① 焼却施設　　90t/日（3.75t/h･炉×24h）
② 破砕施設
　1) 木くず　　107.6t/日(11h)
　2) がれき類　　289.7t/日(11h)
　3) ガラスくず、コンクリートくず及び陶磁器くず　　195.8t/日(11h)
③ 汚泥乾燥施設　　32.7m^3/日（24h）
④ 中和処理施設　　150m^3/日(11h)

(4) 建設場所

福岡県筑紫野市大字山家2053番42　エコ・センチュリー21株式会社内

第２節　計画要目

(1) 処理能力

1) 施設処理能力

各施設処理能力は、第１節（3）施設規模に記載する各能力を有するものとします。

2) 計画ごみ質

① 焼却施設

焼却施設においては、汚泥（特定有害産業廃棄物を含）、廃油（特別管理産業廃棄物、特定有害産業廃棄物を含）、廃酸（特別管理産業廃棄物、特定有害産業廃棄物を含）、廃アルカリ（特別管理産業廃棄物、特定有害産業廃棄物を含）、廃プラスチック類、紙くず、木くず、繊維くず、動植物性残渣、動物系固形不要物、ゴムくず、感染性産業廃棄物とします。

項目			ごみ質
低位発熱量		kJ/kg	12,286
		kcal.kg	2,934
三成分	水　分	%	38.8
	可燃分	%	50.1
	灰　分	%	11.1

《焼却対象物性状》

廃棄物の種類	処理量		水分	可燃分	灰分	可燃分中の成分（%）						低位発熱量
	t/日	kg/h	%	%	%	C	H	O	N	S	Cl	kJ/kg-Wet
汚泥（乾燥前）	17.52	730	70.0	11.0	19.0	55.1	5.6	37.1	1.1	1.1	0.00	538
汚泥（乾燥後）	0.00	0	40.0	22.0	38.0	55.1	5.6	37.1	1.1	1.1	0.00	3,587
廃　油	2.40	100	0.0	99.9	0.1	89.9	9.1	0.1	0.0	0.0	0.9	39,022
廃酸・廃アルカリ	3.60	150	93.0	2.0	5.0	85.0	10.0	2.0	1.0	1.0	1.0	-1,540
廃プラスチック類	19.20	800	16.8	74.3	8.9	80.1	9.6	6.4	0.1	0.1	3.7	27,851
紙　く　ず	13.20	550	35.5	58.4	6.1	45.3	6.4	48.0	0.1	0.1	0.1	9,053
木　く　ず	19.68	820	29.4	64.3	6.3	49.2	6.2	43.2	1.1	0.1	0.2	11,301
繊　維　く　ず	2.40	100	28.3	66.9	4.8	46.5	6.3	43.7	3.0	0.3	0.2	11,252
動植物性残さ 動物系固形不要物	7.20	300	59.2	23.4	17.4	47.0	6.3	43.1	3.3	0.1	0.2	2,752
ゴ　ム　く　ず	1.20	50	6.4	76.6	17.0	71.0	8.0	14.9	1.9	0.5	3.7	24,327
感染性廃棄物（特管）	3.60	150	15.9	51.8	32.3	67.7	8.4	20.3	1.0	0.2	2.4	15,434
合計／平均	90.00	3,750	38.8	50.1	11.1	61.8	7.6	28.2	0.7	0.2	1.5	12,286

設計発熱量　2,934kcal/kg

※ 処理対象物の物性数値は、実際の処理物の工業分析、可燃分組成分析等によって変わる可能性があります。

② 破砕施設

破砕施設における処理対象物は、紙くず、木くず、繊維くず、金属くず、ガラスくず、コンクリートくず及び陶磁器くず、がれき類とします

③ 汚泥乾燥施設

汚泥乾燥施設における処理対象物の性状並び乾燥前後の処理量ならび発熱量は、以下の性状とします。

	処理量		水分	可燃分	灰分	可燃分中の成分（%）						低位発熱量
	t/日	kg/h	%	%	%	C	H	O	N	S	Cl	kJ/kg-Wet
汚泥（乾燥前）	17.52	730	70.0	11.0	19.0	55.1	5.6	37.1	1.1	1.1	0.00	538
汚泥（乾燥後）	8.76	365	40.0	22.0	38.0	55.1	5.6	37.1	1.1	1.1	0.00	3,587

④ 中和施設

中和における処理対象物は、廃酸（強酸）、廃アルカリ（強アルカリ）とします。

廃棄物の種類	備　　考
廃　　酸	強　　酸（最大 pH= 1.0 想定）
廃アルカリ	強アルカリ（最大 pH=14.0 想定）

⑤ 処理物に対する制限（本施設に受入できないもの）

・大きな材木（生木含む）類（焼却施設）
・圧力容器（スプレー缶、ボンベ類）
・水銀が含まれている産業廃棄物（廃棄物の処理及び清掃に関する法律施行令（昭和46年政令第300号。以下「政令」という）に定める廃水銀等、水銀含有ばいじん等及び水銀使用製品産業廃棄物をいう）及び石綿が含まれている産業廃棄物（政令に定める廃石綿等及び石綿含有産業廃棄物をいう）
【生活環境の保全等に関する協定　第11条】
・ＰＣＢを含む廃棄物
・その他危険物

(2) 炉　数　　焼却施設　90 t /24 h･炉×１基

(3) 炉形式　　ロータリーキルン＆ストーカ式焼却炉＋廃熱ボイラ

(4) 発電出力　　1,980kW（発電端）

(5) 稼働時間　　１日当たり 24 時間運転

(6) 計画年間運転日数　　約 320 日/年

(7) 焼却条件（保証条件）

1) 炉出口温度：　800℃以上
2) 焼却残渣の熱灼減量：　10％以下
3) 二次燃焼（再燃）室でのガス滞留時間：2 秒以上
4) ＣＯ濃度：100ppm 以下（O_2=12％　1 時間移動平均値）
5) 集塵装置入口温度：200℃以下

(8) 公害防止基準等

1) 排ガス基準値（法令基準値）

① ばいじん量　：　0.08 g/m^3_N以下（O_2 12％換算値）
② 硫黄酸化物　：　K 値＝17.5 以下
③ 塩化水素　：　700mg/m^3_N以下（O_2 12％換算値）
④ 窒素酸化物　：　250 ppm 以下（O_2 12％換算値）
⑤ 一酸化炭素　：　100 ppm 以下（O_2 12％換算 1 時間平均値）
⑥ 排ガス中ダイオキシン類濃度　：　1ng-TEQ/m^3_N以下
⑦ 水　　銀　：　30μg/m^3_N以下
⑧ 悪　　臭　：　臭気指数 12 以下（敷地境界にて）

公害規制における保証値については、上記の数値を厳守するものとします。
また、別途管理目標値として定常運転時におけるプラントの管理上の目標値を下記自主基準値（維持管理計画値）とし、適切な運転管理によりこの基準値を満足する設備とします。

自主基準値（維持管理計画値）

① ばいじん量　：　0.08 g/m^3_N以下（O_2 12％換算値）
② 硫黄酸化物　：　K 値＝4.5 以下
③ 塩化水素　：　240mg/m^3_N以下（O_2 12％換算値）
④ 窒素酸化物　：　250 ppm 以下（O_2 12％換算値）
⑤ 排ガス中ダイオキシン類濃度　：　0.9ng-TEQ/m^3_N以下

排ガス中ダイオキシン類濃度については、以下の管理目標値（日常的に排ガスを管理するに当たっての努力目標値）を設定します。　■　排ガス中ダイオキシン類濃度　：　0.5ng-TEQ/m^3_N以下

2) 排出物基準

・ 主灰、飛灰中のダイオキシン類の含有基準　　3 ng-TEQ/g 以下

・ 焼却灰の熱灼減量　　10%以下

3) 施設内排水処理方針

施設稼働により発生するプラント排水の処理及び雨水並びに生活排水については、生活環境の保全等に関する協定第４条に基づき、以下の通りの計画とします。

・施設内部で利用する用水及び洗車排水や床洗浄水等の産業廃棄物の処理工程に付随して発生する汚水については、集水の上、焼却炉にて焼却処理することで、事業場敷地外への放流はしないものとします。
・施設周辺の雨水については区画を行い集水し、焼却施設で排ガス冷却用水として使用します。（排ガス冷却用水としての使用量を超える大雨時の雨水については調整池を経由し場外へ放流。）施設周辺以外の雨水については調整池を経由して場外へ放流とします。
・事業場敷地内で発生する生活排水については浄化槽法等の関係法令に基づき、合併処理浄化槽にて適切に処理したうえで調整池を経由せず放流するものとします。

4) 排水放流基準

雨水調整池の放流水の水質については、以下の管理目標値（日常的に調整池を管理するにあたっての努力目標値）を設定します。（放流水の管理目標値への適合性を確認するため、調整池の貯留水を年２回以上採取し、分析・検査を実施します。）

	項　目	管理目標値
1	生物化学的酸素要求量（BOD）	80mg／L 以下（日間平均 60mg／L 以下）
2	化学的酸素要求量（COD）	80mg／L 以下（日間平均 60mg／L 以下）
3	浮遊物質量（SS）	100mg／L 以下（日間平均 70mg／L 以下） ※
4	ノルマルヘキサン抽出物質含有量 (n-Hex)	鉱油類含有量 2mg／L 以下 動植物油脂類含有量 15mg／L 以下
5	大腸菌群数	日間平均 3,000 個／cm^3 以下
6	窒素含有量	120mg／L 以下（日間平均 60mg／L 以下）
7	リン含有量	16mg／L 以下（日間平均 8mg／L 以下）

※ 浮遊物質量（SS）の管理目標値については、降雨直後の場合を除きます。

5）騒音基準値（敷地境界線）　【生活環境の保全等に関する協定　第10条】

	（時間帯）	（自主基準値）
朝　：	6時 ～8時	50デシベル(A)以下
昼　間　：	8時 ～19時	60デシベル(A)以下
夕　：	19時～23時	50デシベル(A)以下
夜　間　：	23時～6時	50デシベル(A)以下

6）振動基準値（敷地境界線）　【生活環境の保全等に関する協定　第10条】

	（時間帯）	（自主基準値）
昼　間　：	8時 ～19時	60デシベル以下
夜　間　：	19時 ～8時	50デシベル以下

(9) 環境保全

公害関係法令及びその他の法令に適合し、これらを遵守しうる構造・設備とします。焼却施設の燃焼室温度、一酸化炭素濃度及び集じん機入口温度を常時表示する監視モニターを、事業場敷地外から見やすい場所に設置いたします。

(10) 運転管理

本施設の運転管理は、安全性、安定性を考慮しつつ各工程の能率化を図るものとします。また、運転管理にあたって、施設全体のフローの制御及び監視が可能になるよう計画し、各工程を能率化することによって経費の節減を図ります。

(11) 安全衛生管理

運転管理における安全の確保（保守の容易さ、作業の安全性、各種保安装置及び必要な機器の予備の確保、バイパスの設置等）に留意します。

また、関連法令に準拠して、安全・衛生設備を完備する他、作業環境を良好な状態に保つことに留意し、騒音防止、ゆとりあるスペースの確保に心がけます。

第２章　設 備 概 要

設備概要

焼却施設概要説明

1. 受入・供給設備
ごみピットに搬入された廃棄物は、供給クレーンにより均一に混合・撹拌を行った後に供給ホッパより供給コンベヤ等を経由して炉内に投入します。焼却炉に投入する前に処理前破砕が必要なものは、供給クレーンにより破砕機に送られ、処理前破砕します。また、感染性廃棄物は専用の搬送設備により自動的に焼却炉へ自動投入されます。廃油、廃酸等の液状類及び有害汚泥は、専用のタンクに貯留され、ポンプ圧送により直接炉内へ噴霧します。

2. 燃焼設備
キルンストーカ炉(ロータリーキルン、ストーカ式焼却炉)及び二次燃焼室から構成しています。炉へ供給された廃棄物は、まずロータリーキルン内で乾燥・燃焼または乾留・ガス化が行われた後、固形未燃分はストーカ式焼却炉で燃焼を完結します。また、未燃ガスは二次空気の供給を受け混合撹拌され、二次燃焼室で完全燃焼します。なお、二次燃焼室は炉温制御により炉温を適正値に保ち、燃焼に必要な滞留時間を十分確保した構造としています。
燃焼用空気は、ピット内より吸引し使用する為、ピット内で発生する臭気は炉内に吹き込まれ完全に焼却脱臭処理されます。
炉の起動、停止時や廃棄物発熱量低下に起因する炉温低下時のための助燃装置（バーナ）も設置しています。

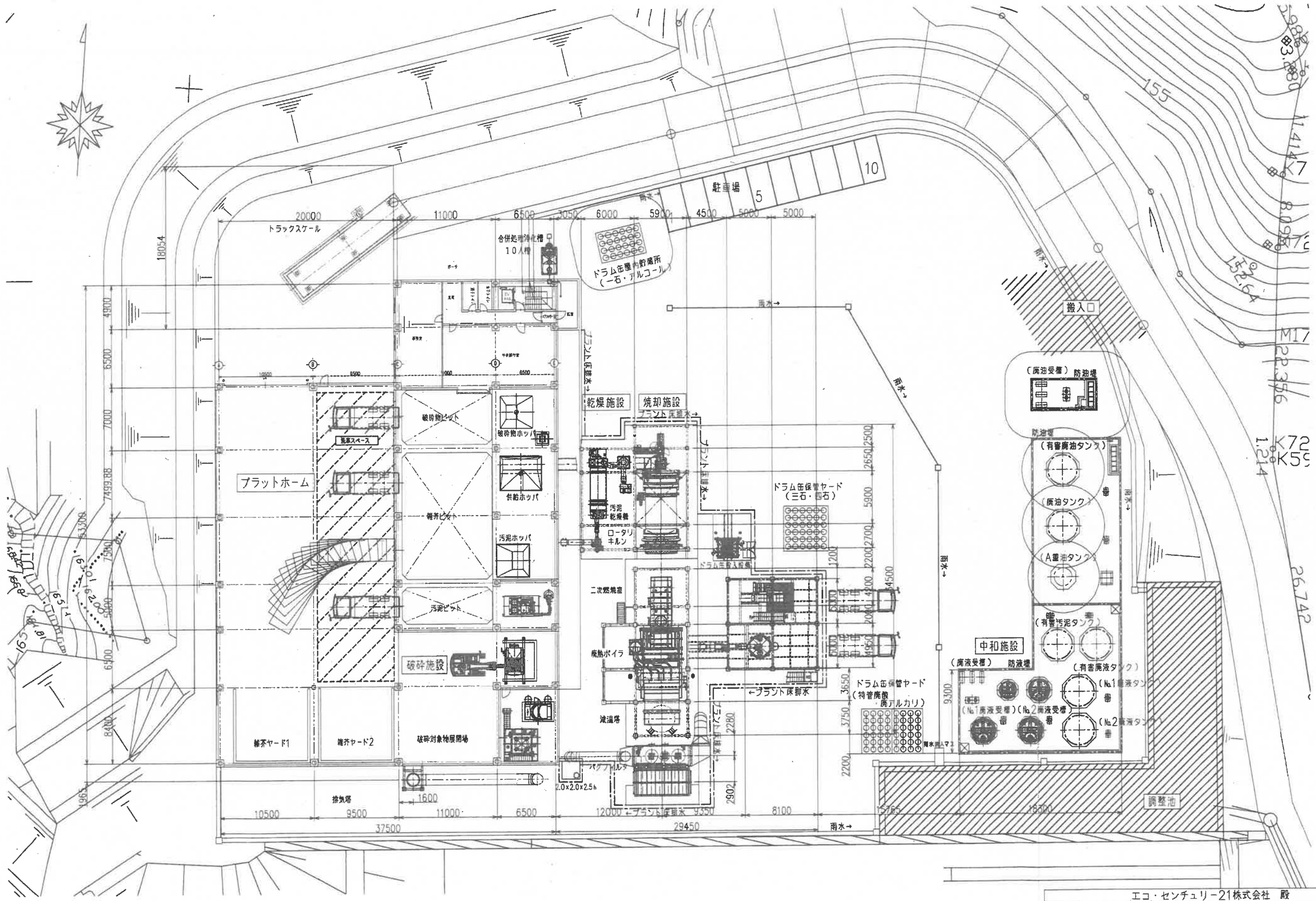
3. 燃焼ガス冷却設備
燃焼ガス冷却設備は廃熱ボイラ、減温塔から構成されています。
焼却炉を出た排ガスは、廃熱ボイラで、排ガス温度を230℃程度まで冷却後、さらに減温塔により180℃程度まで急冷し、ダイオキシン類の生成を抑えます。廃熱ボイラにより回収された蒸気は発電用蒸気タービンの駆動源に使用します。減温塔は完全蒸発型であり、噴射水が完全に蒸発する容積を有します。

4. 排ガス処理設備
冷却後の排ガスは高い捕集効率を有するバグフィルタにて集じんします。また、バグフィルタ前の煙道中に消石灰・活性炭を吹き込み、酸性有害物質の中和処理及びダイオキシン類を吸着・除去します。これにより、O_2 12%換算値でのばいじん濃度 0.08g/m^3_N以下、塩化水素濃度 240mg/m^3_N以下、ダイオキシン類濃度 0.9 ng-TEQ/m^3_N以下を達成します。

5. 通風設備
押込送風機、二次送風機、通風ダクト、誘引送風機、排ガスダクト及び排気筒から構成された平衡通風方式を採用しています。

6. 灰出し設備
キルンストーカ炉からの焼却灰は水封コンベヤにより消火、搬送され、焼却灰コンテナに貯留します。また、廃熱ボイラ、減温塔、バグフィルタでの捕集灰はダスト混練機にて重金属安定剤を添加し重金属溶出防止を図ります。

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



エコ・センチュリー21株式会社　殿

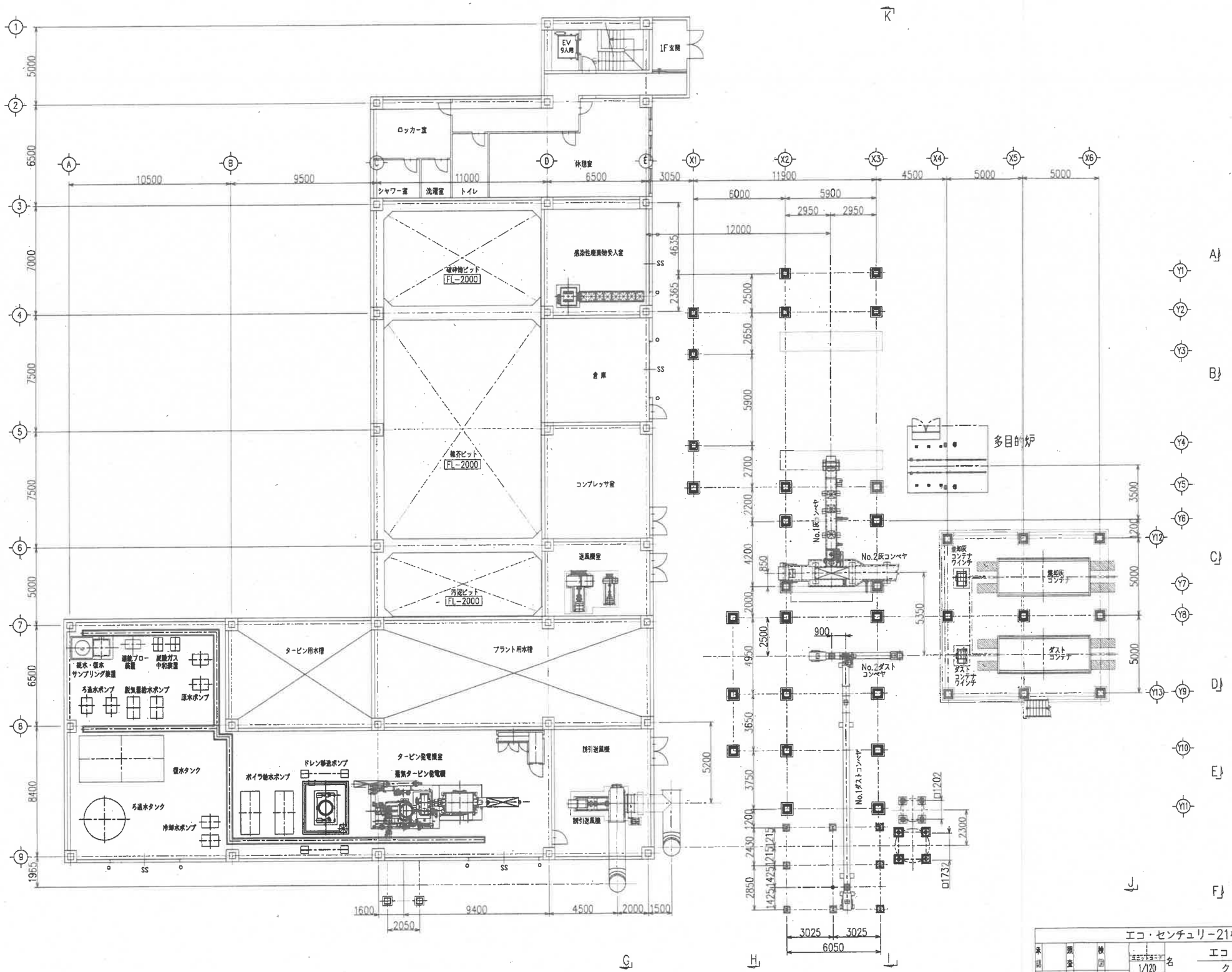
承認	別注	検図		名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 全体配置計画
第三角法	担当	製図	Onesta	1/200 '21.12.18 年月日	

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

東本鐵工所 KOMOTO

図番	許可申請書	配置計画	0001	2	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



エコ・センチュリー21株式会社　殿

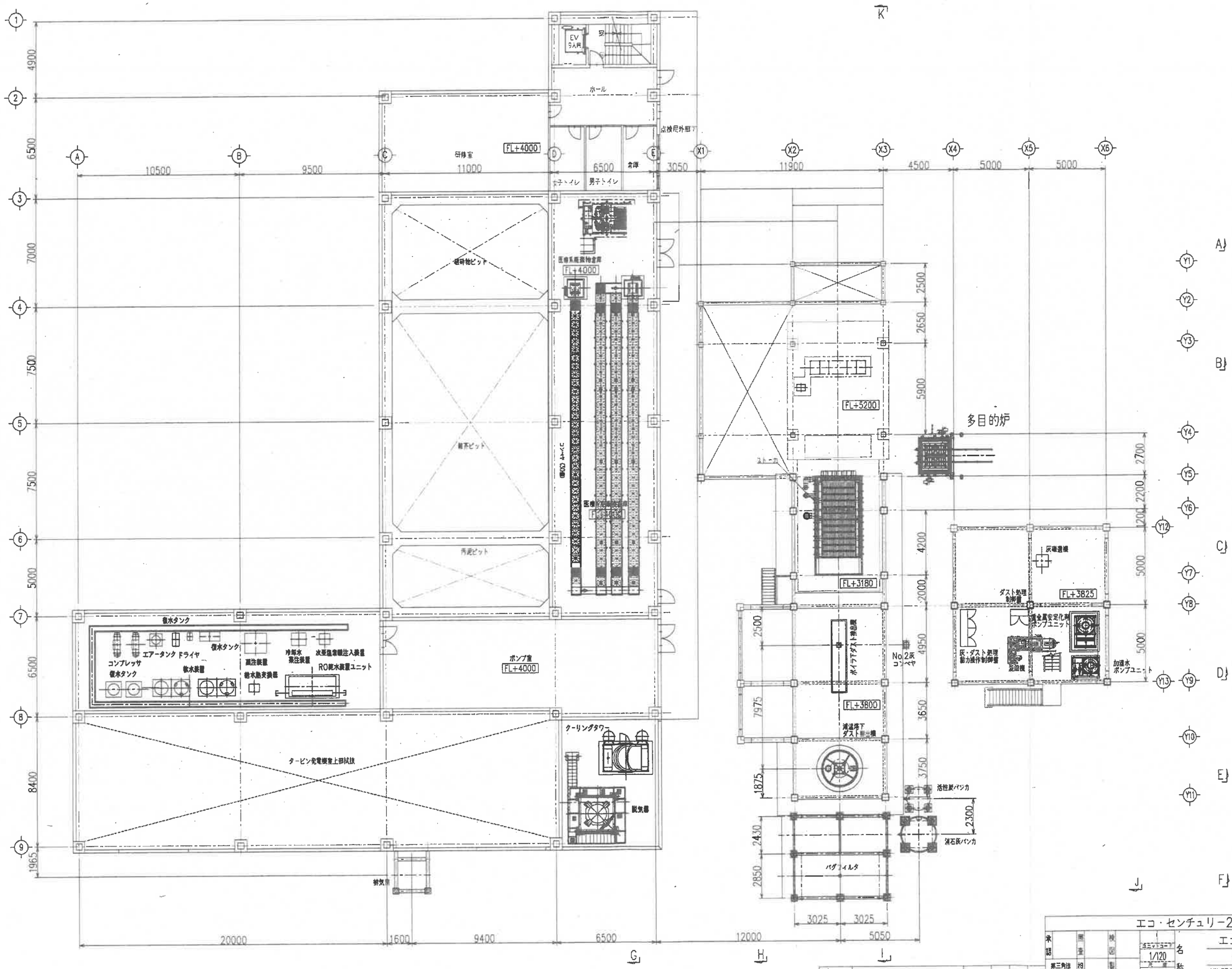
承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置平面図 FL±0 (1階)
第三角法	担当	製図 Onesta	'21.12.19 年月日		

栗本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0002	A1

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当

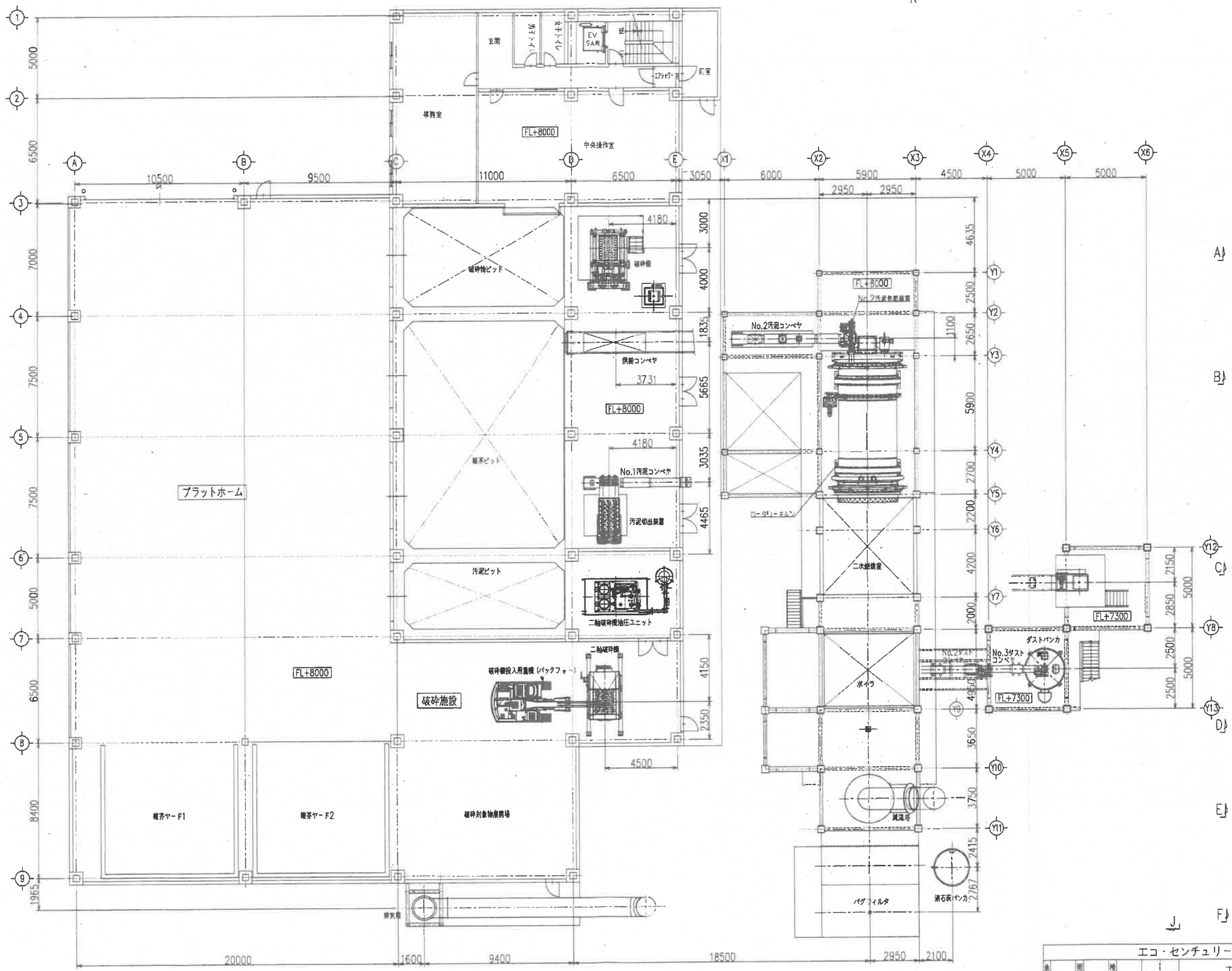


符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置平面図 FL+4845 (2階)
第三角法	担当	製図	Onesto '21.12.19 年月日		
株式会社	栗本鐵工所			図番	許可申請書　配置計画　0003　△1　A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
1	x					
2	x					

エコ・センチュリー21株式会社　殿

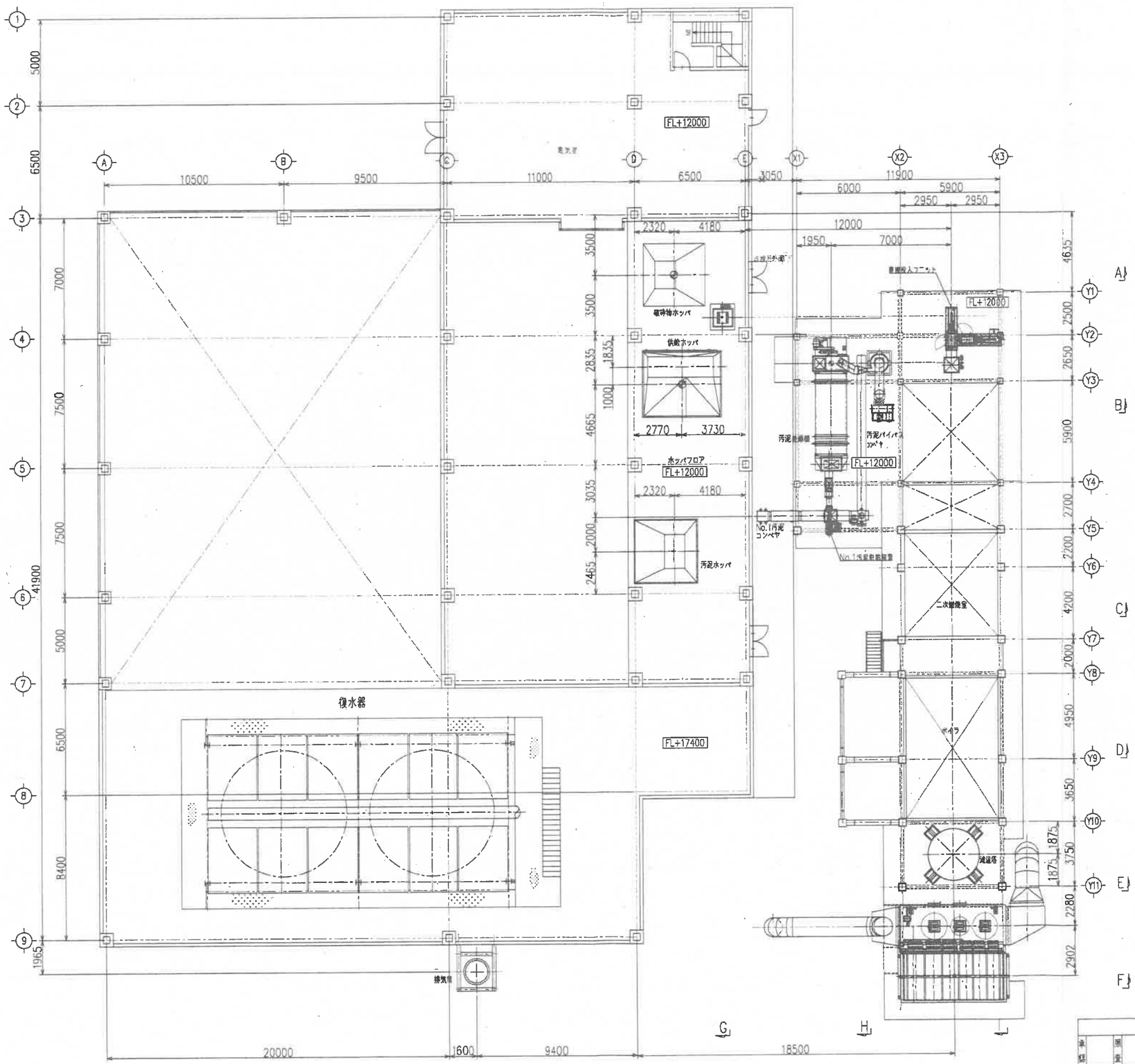
承認	照査	検図	スケール 1/120
第三角法	担当	製図 Onesta	工期 '21.12.19 年.月.日

名称：エコ・センチュリー21株式会社
クリーンセンター建設工事
機器配置平面図 FL+9025（3階）

株式会社 栗本鐵工所 KURIMOTO

図番	許可申請書	配置計画	0004	1	A1

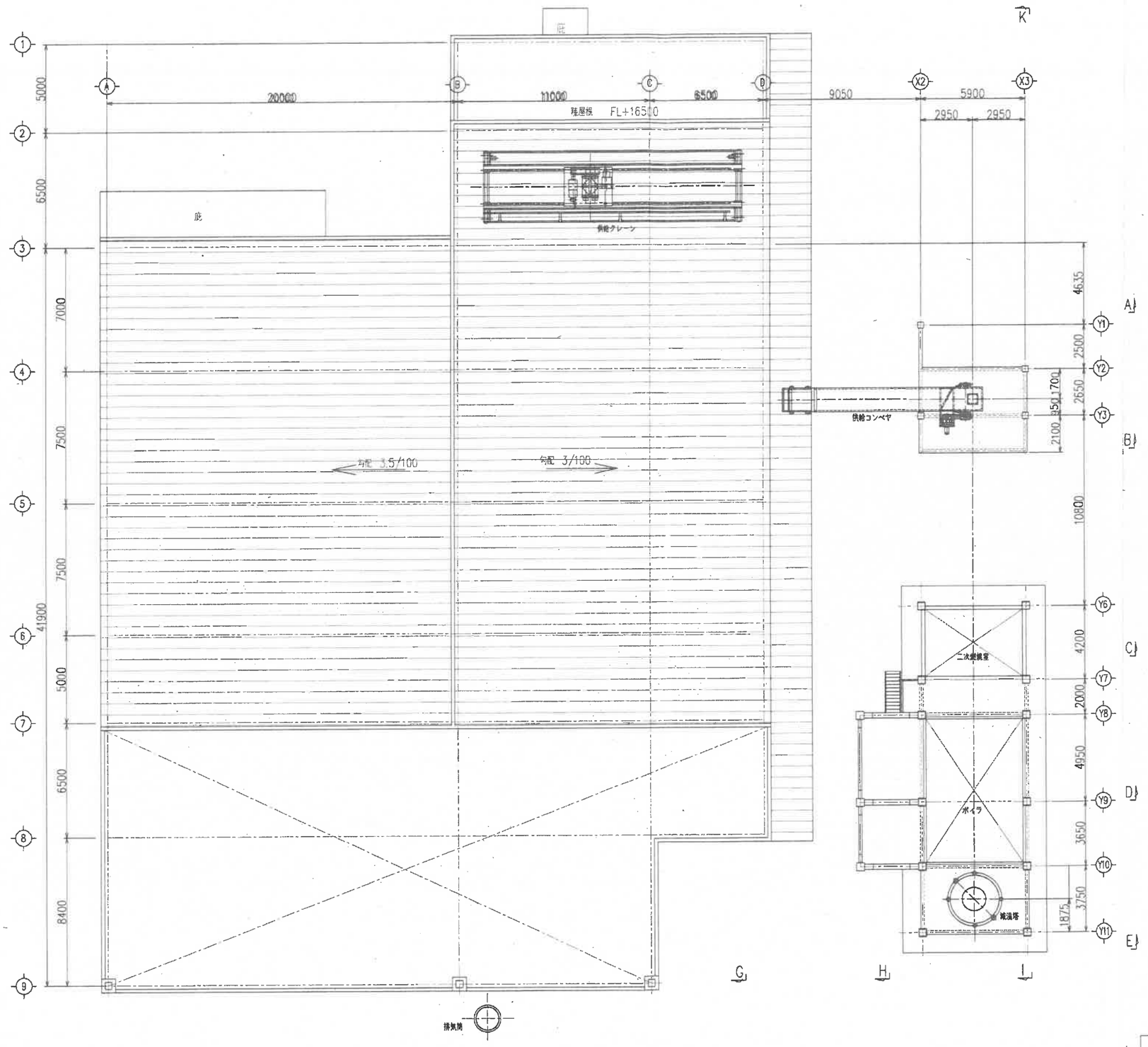
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



承認	照査	検図	縮尺 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 殿 エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置平面図 FL+12500 (4階)
第三角法	担当	製図 Onesta	'21.12.19 年月日		
東本鐵工所				図番	許可申請書 配置計画 0005 A1

記号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当

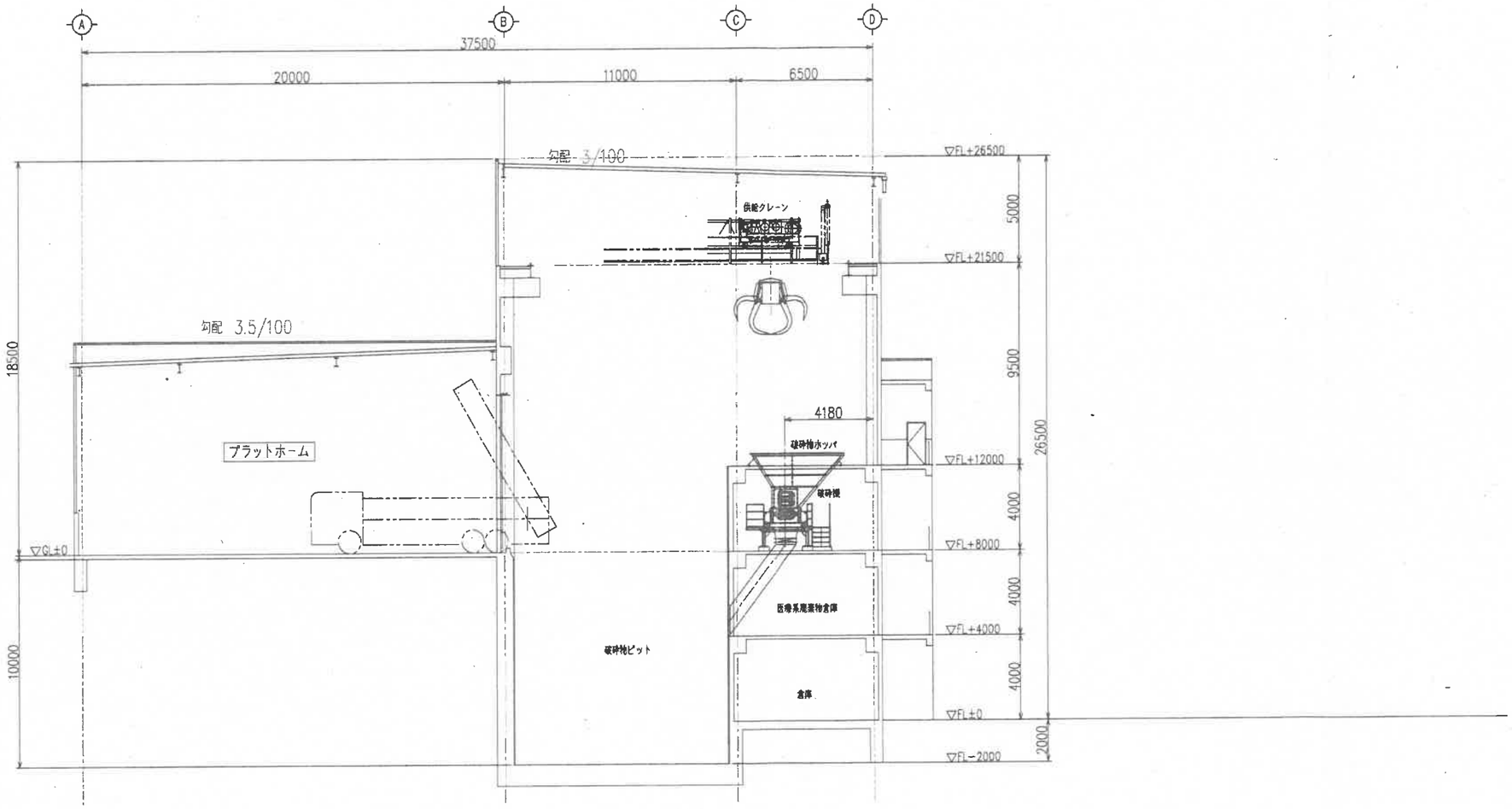


符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置平面図 FL+16000 (5階)
第三角法	担当	製図 Onesta	'21.12.19 年月日		
株式会社 栗本鐵工所				図番	許可申請書 配置計画 0006 1 A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



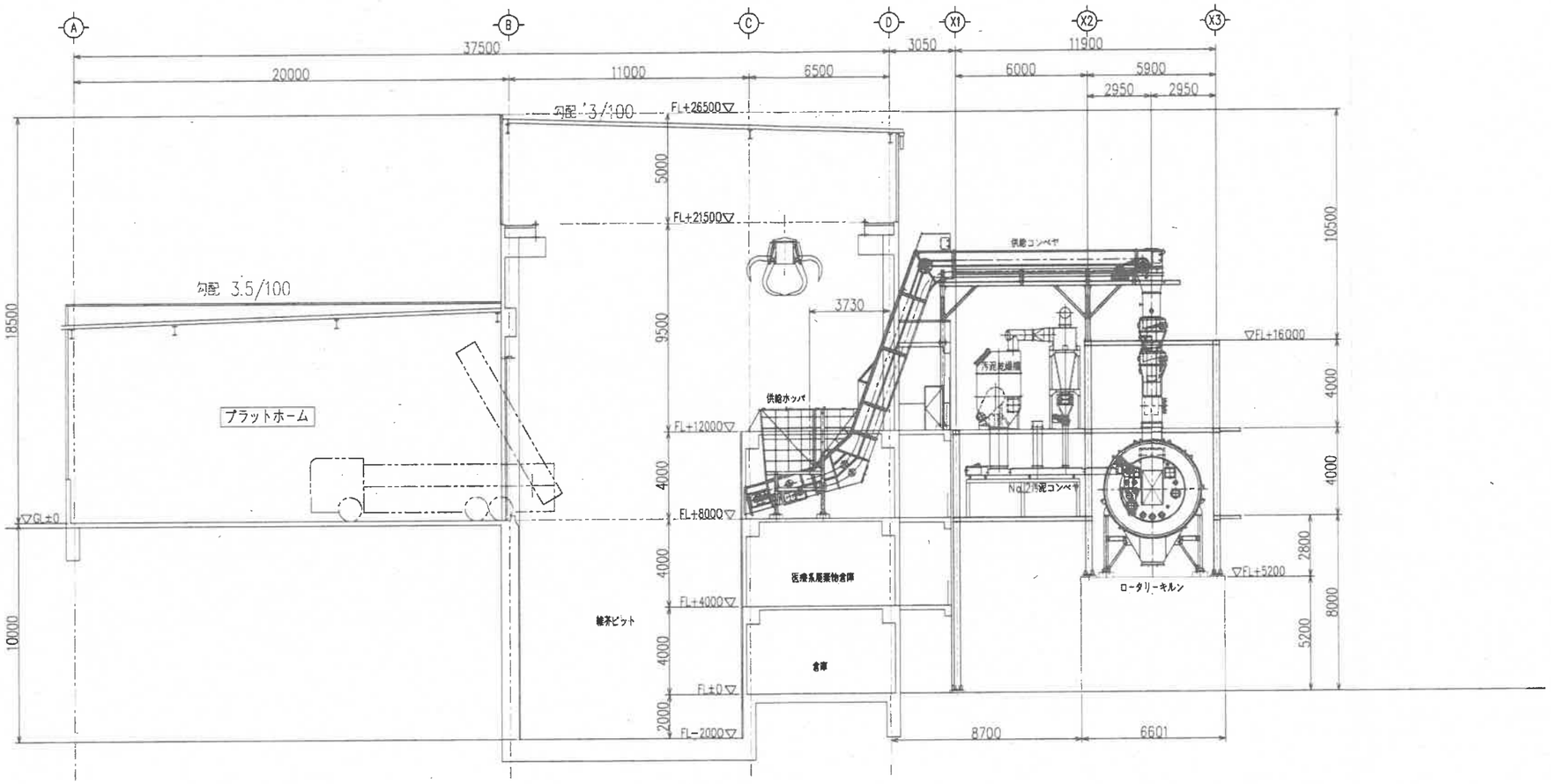
A矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置断面図　A矢視
第三角法	担当	制図 Onesto	年月日 21.12.19		
株式会社	東本鐵工所			図番	許可申請書　配置計画　0007　1　A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



B矢視

エコ・センチュリー21株式会社　殿

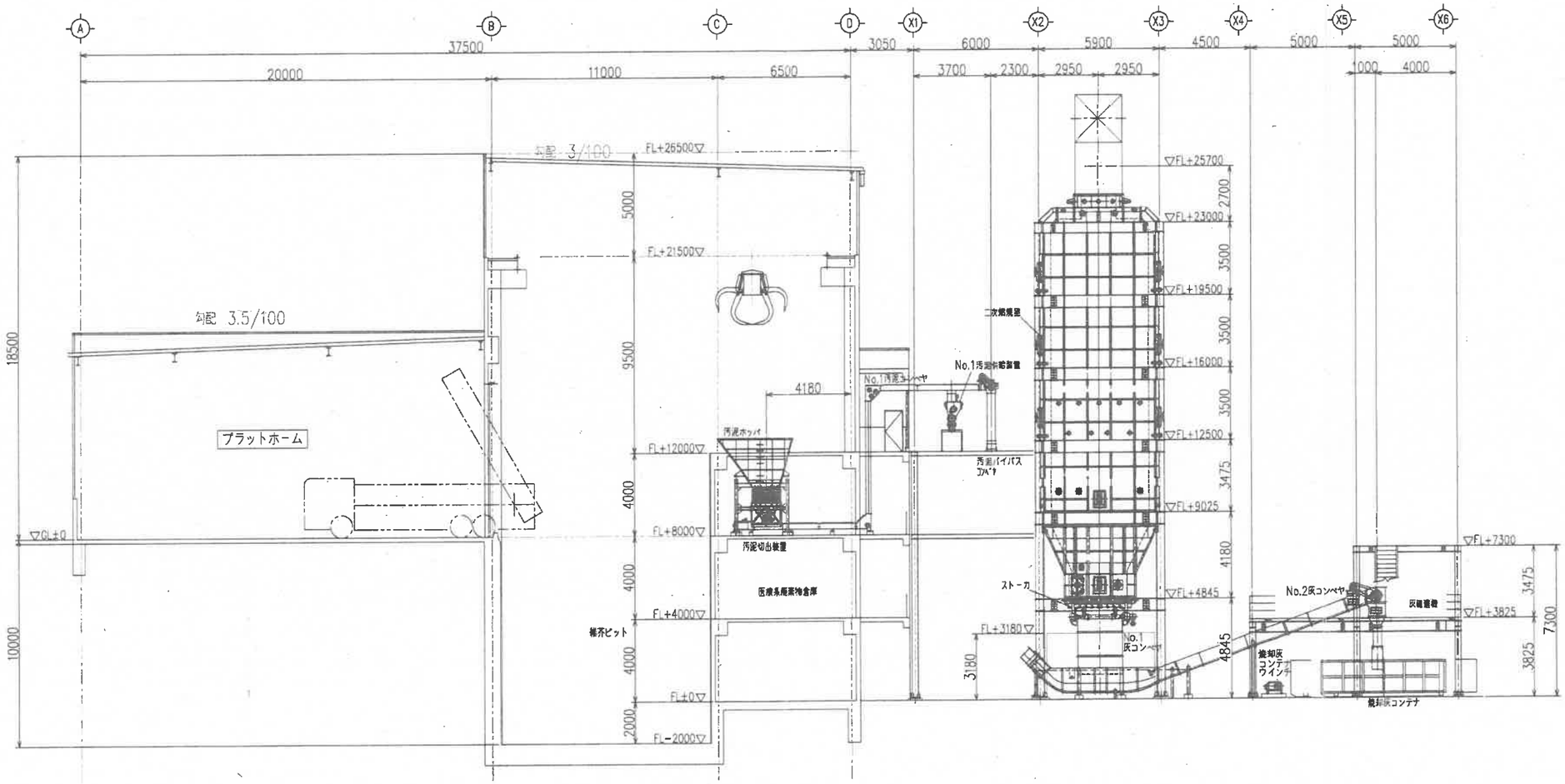
承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置断面図　B矢視
第三角法	担当	製図 Onesto	'21.12.19 年 月 日		

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

株式会社 東本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0008	0	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



C矢視

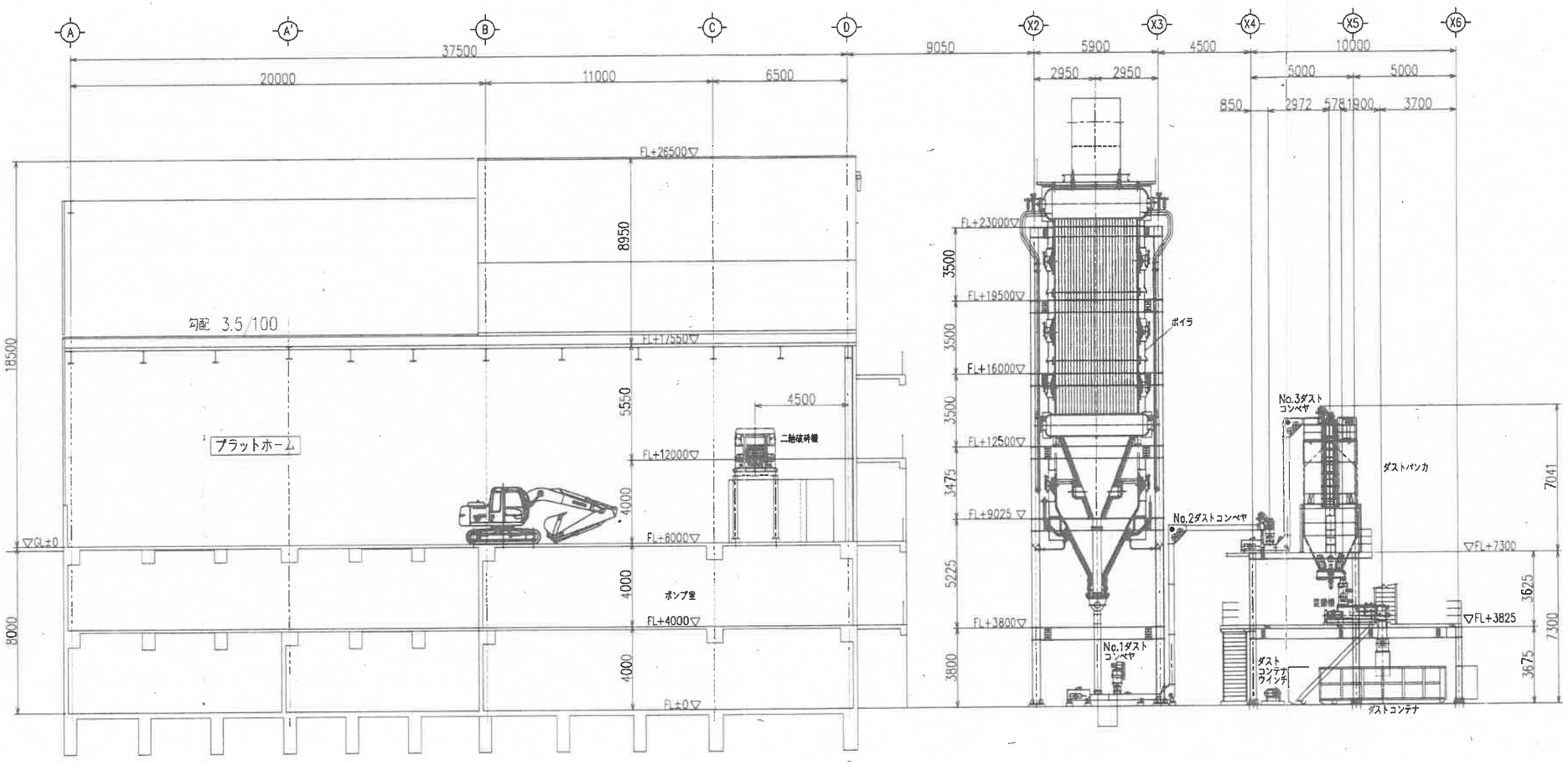
符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	照査	検図	縮尺 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図 Onesto	'21.12.19 年 月 日		クリーンセンター建設工事
					機器配置断面図 C矢視

株式会社 東本鐵工所 | 図番 許可申請書 | 配置計画 | 0009 | 0 | A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



D矢視

エコ・センチュリー21株式会社　殿

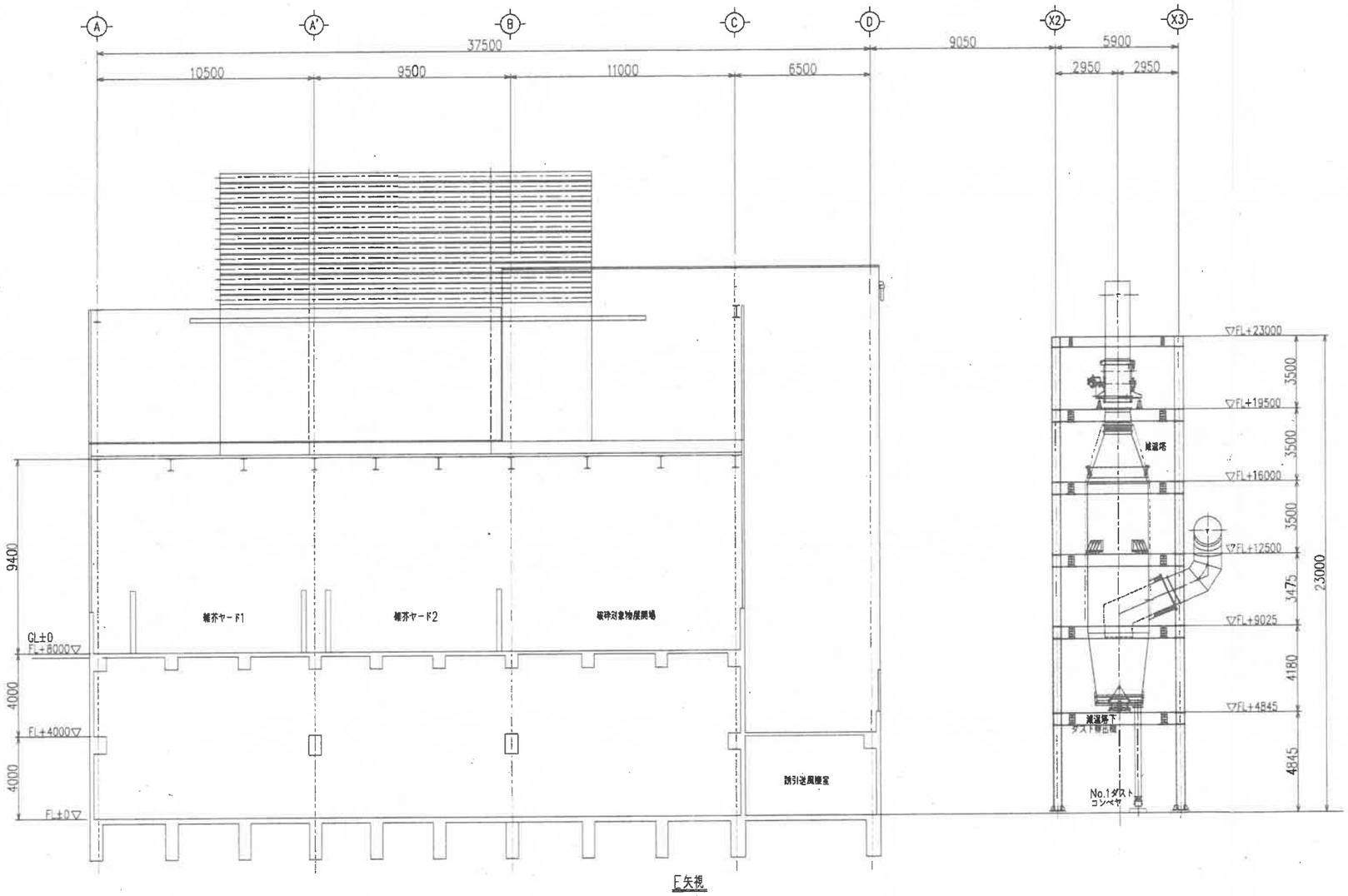
承認	照査	検図		スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社	
第三角法	担当	製図	Onesto	年月日 '21.12.19		クリーンセンター建設工事	
						機器配置断面図　D矢視	

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

栗本鐵工所 Kurimoto

図番	許可申請書	配置計画	0010	2	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



E矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

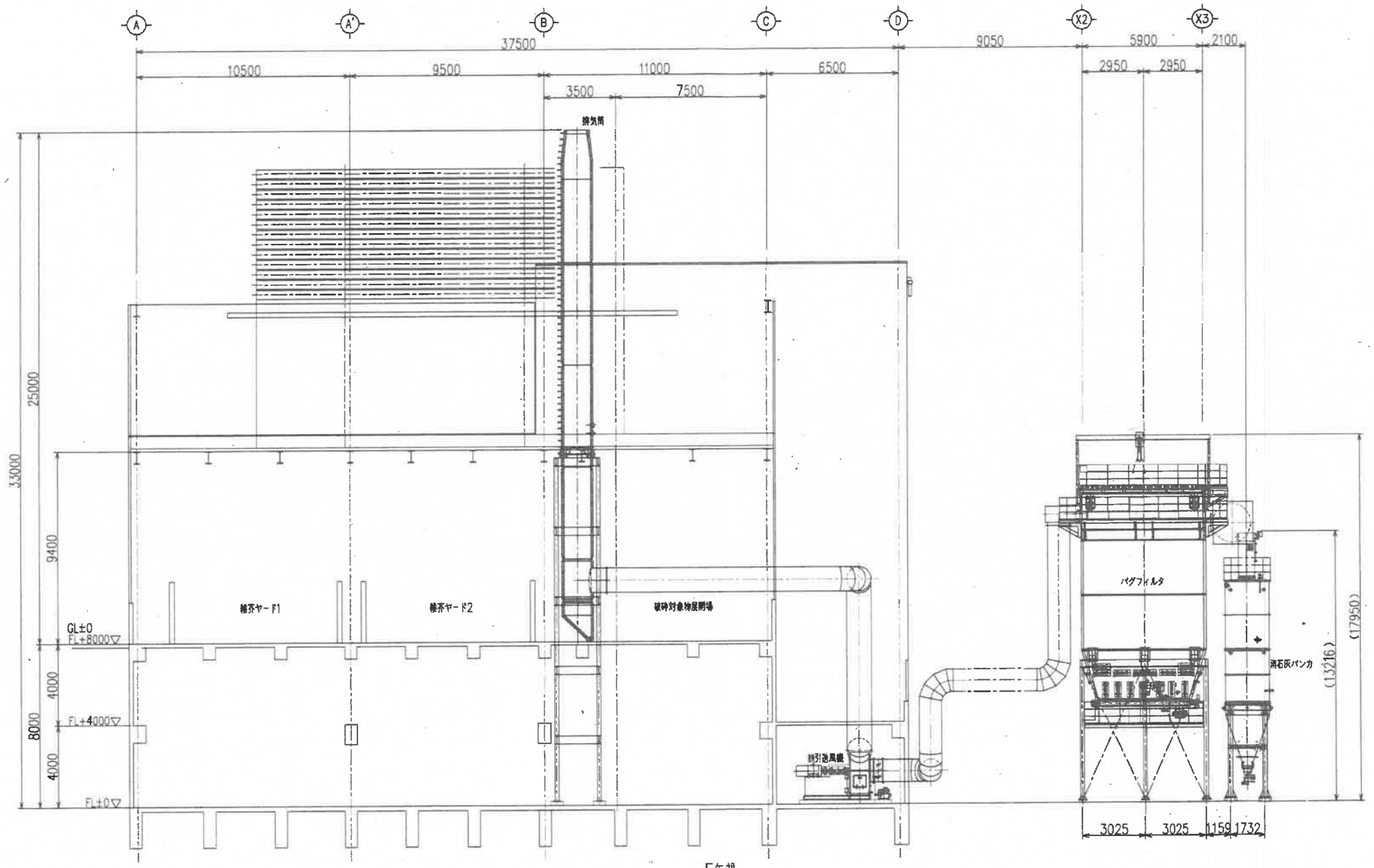
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置断面図　E矢視
第三角法	担当	製図	Onesto '21.12.19 年 月 日		

株式会社 巣本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0011	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



F矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

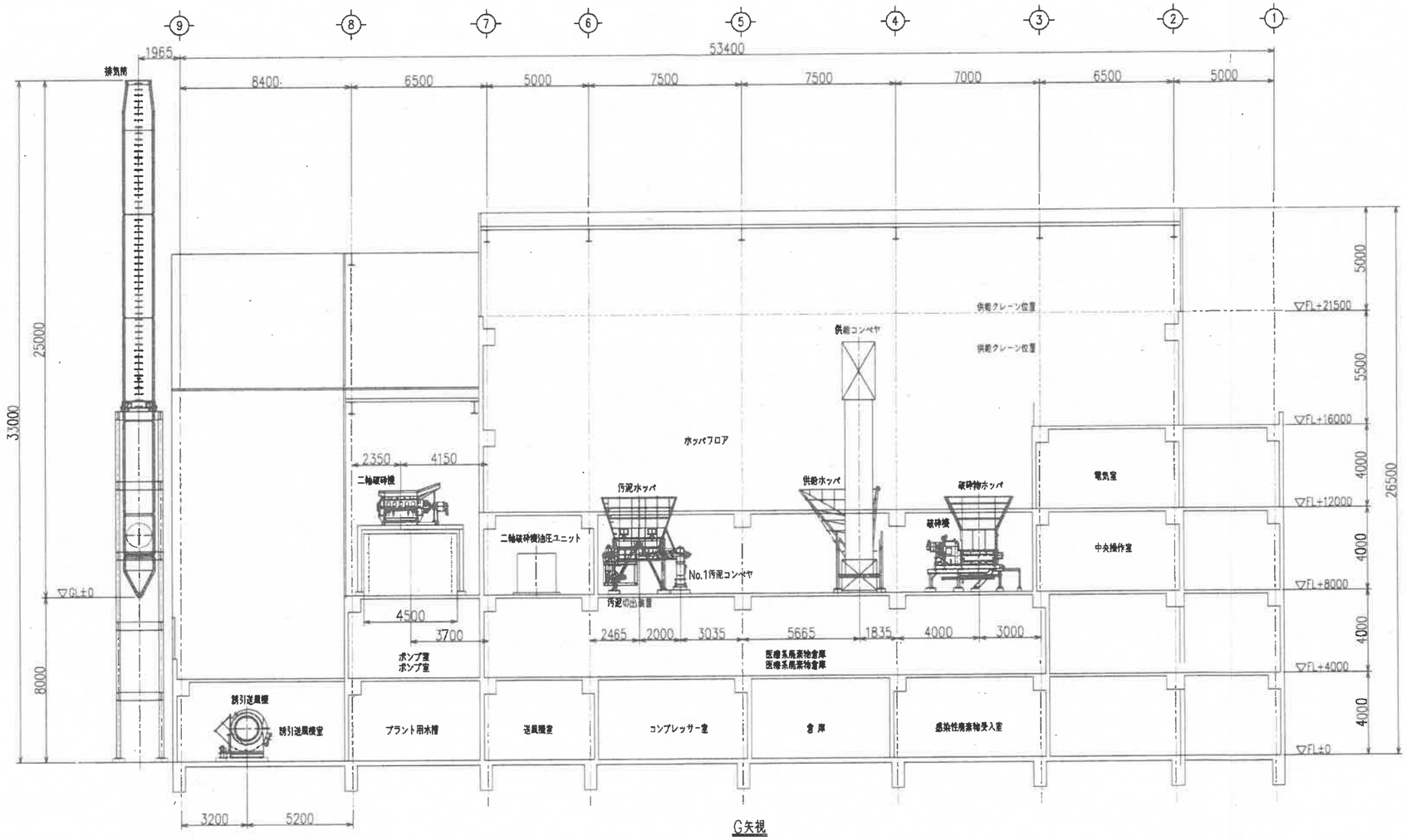
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図 Onesto	'21.12.19 年 月 日		クリーンセンター建設工事
					機器配置断面図　F矢視

株式会社 東本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0012	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



G矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

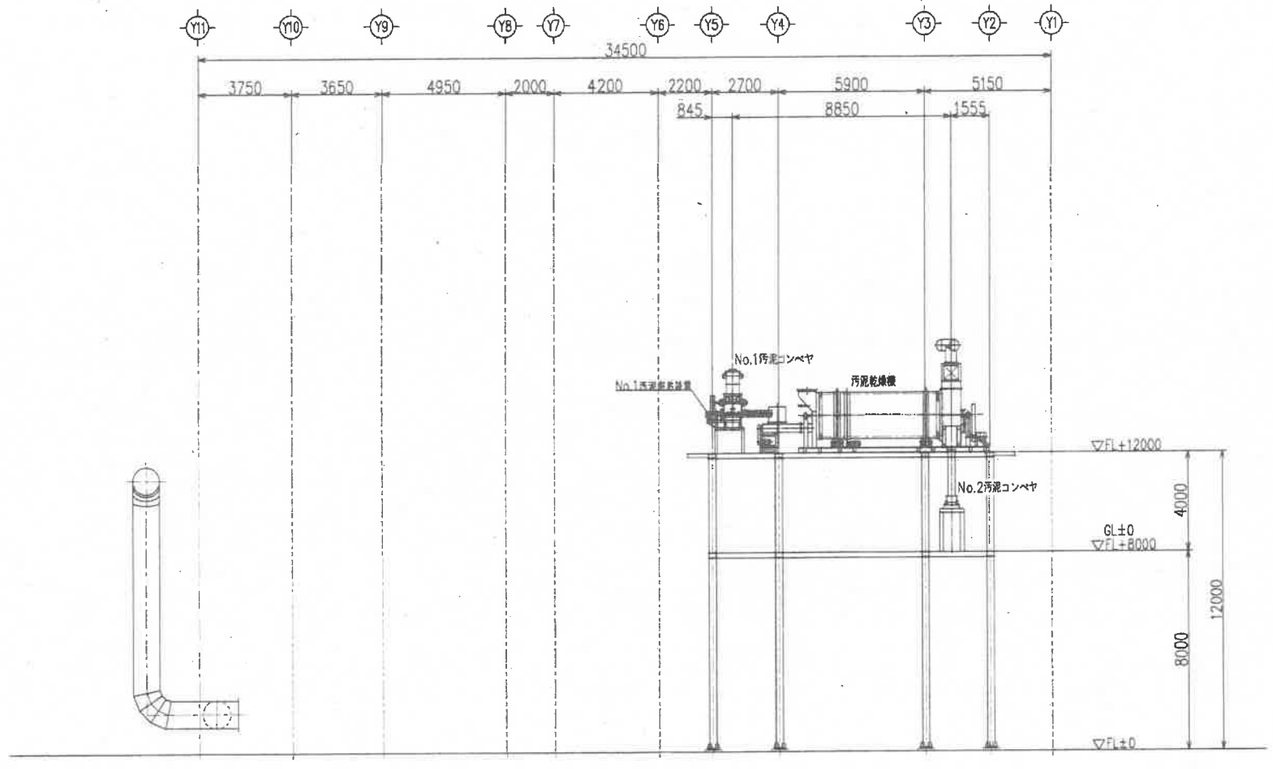
エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	Onesta '21.12.19 年 月 日		クリーンセンター建設工事
					機器配置断面図 G矢視

株式会社 栗本鐵工所 KURIMOTO

図番	許可申請書	配置計画	0013	0	A1

製作番号	注 文 主	製作数	摘 要	年月	担当



H矢視

符号	個数	訂 正 記 事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

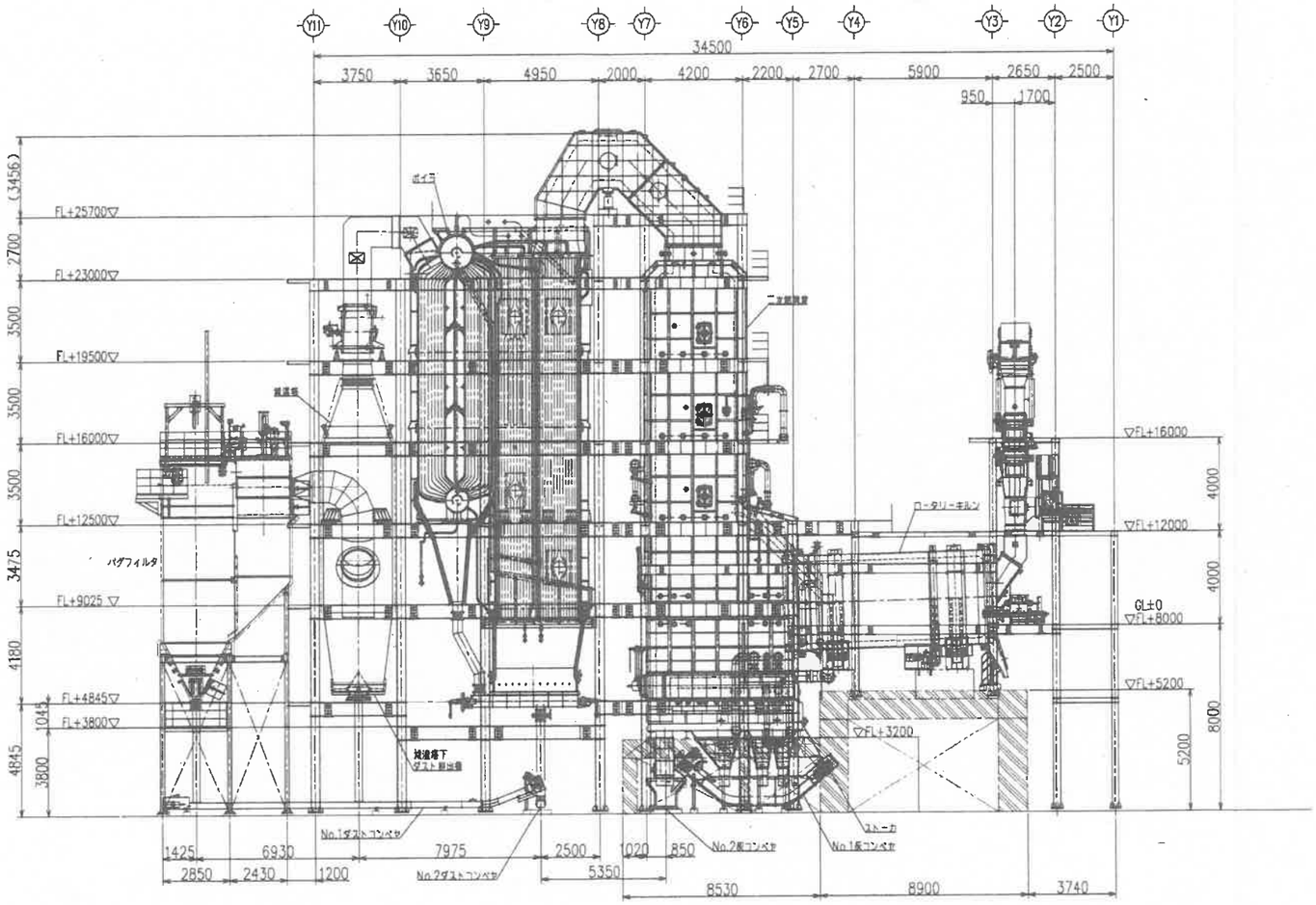
エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 機器配置断面図 H矢視
第三角法	担当	製図 Onesto	'21.12.19 年 月 日		

株式会社 荒本鐵工所 ARAMOTO

図番	許可申請書	配置計画	0014	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



I矢視

エコ・センチュリー21株式会社　殿

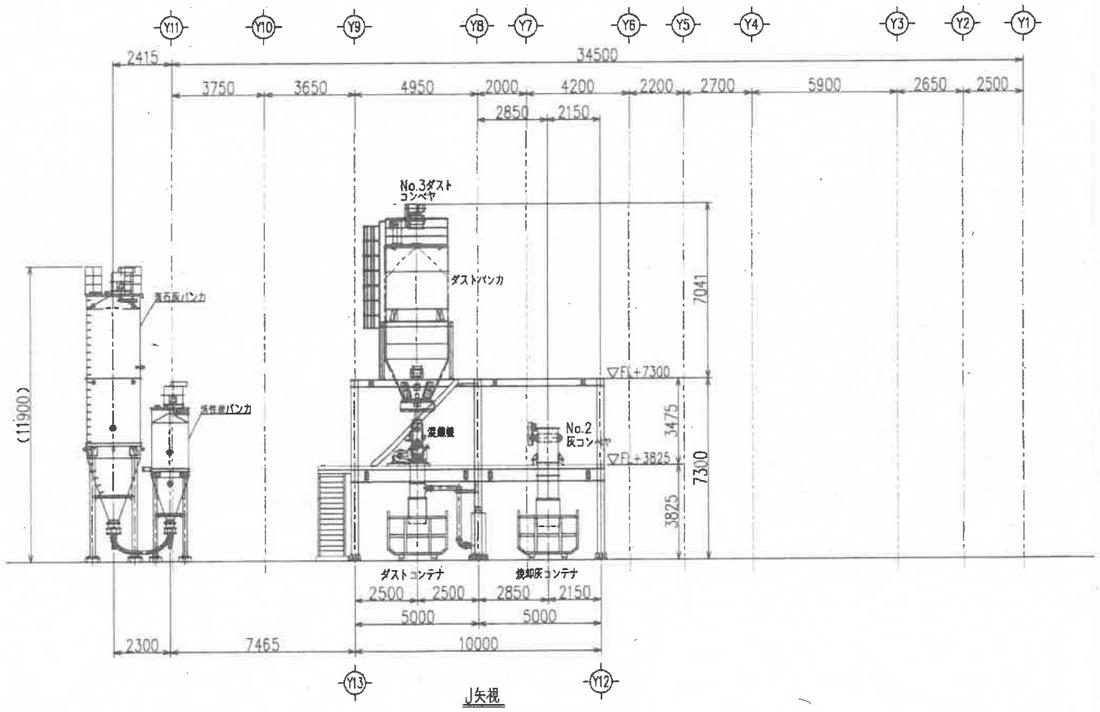
承認	調査	検図	ユニットシート	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	Onesto	1/120 尺度	クリーンセンター建設工事
				'21.12.19 年月日	機器配置断面図　I矢視

株式会社 巣本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0015	0	A1

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



J矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

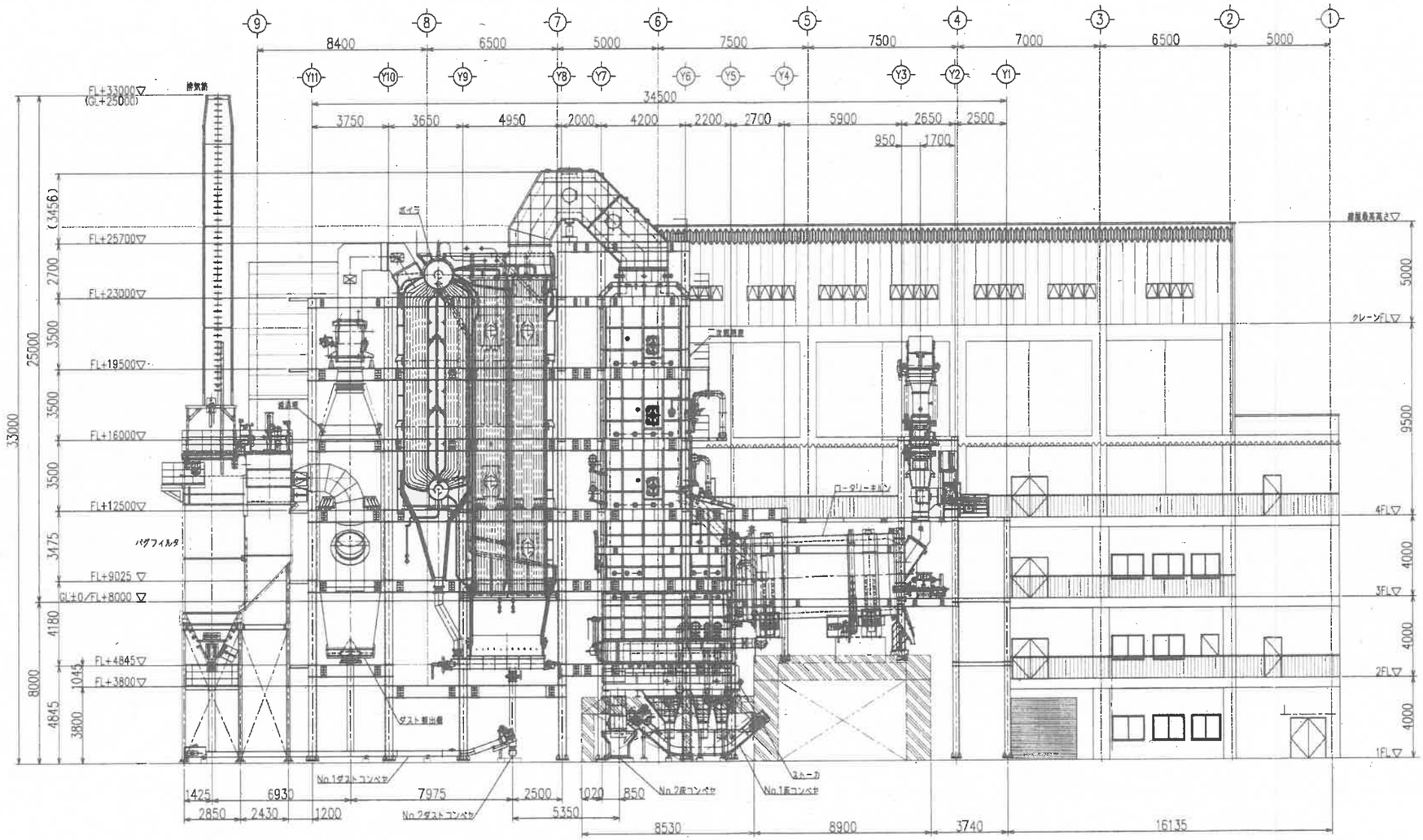
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	原案	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図 Onesta	21.12.19 年 月 日		クリーンセンター建設工事
					機器配置断面図 J矢視

株式会社 栗本鐵工所 KURIMOTO

図書	許可申請書	配置計画	0016	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



K矢視

エコ・センチュリー21株式会社　殿

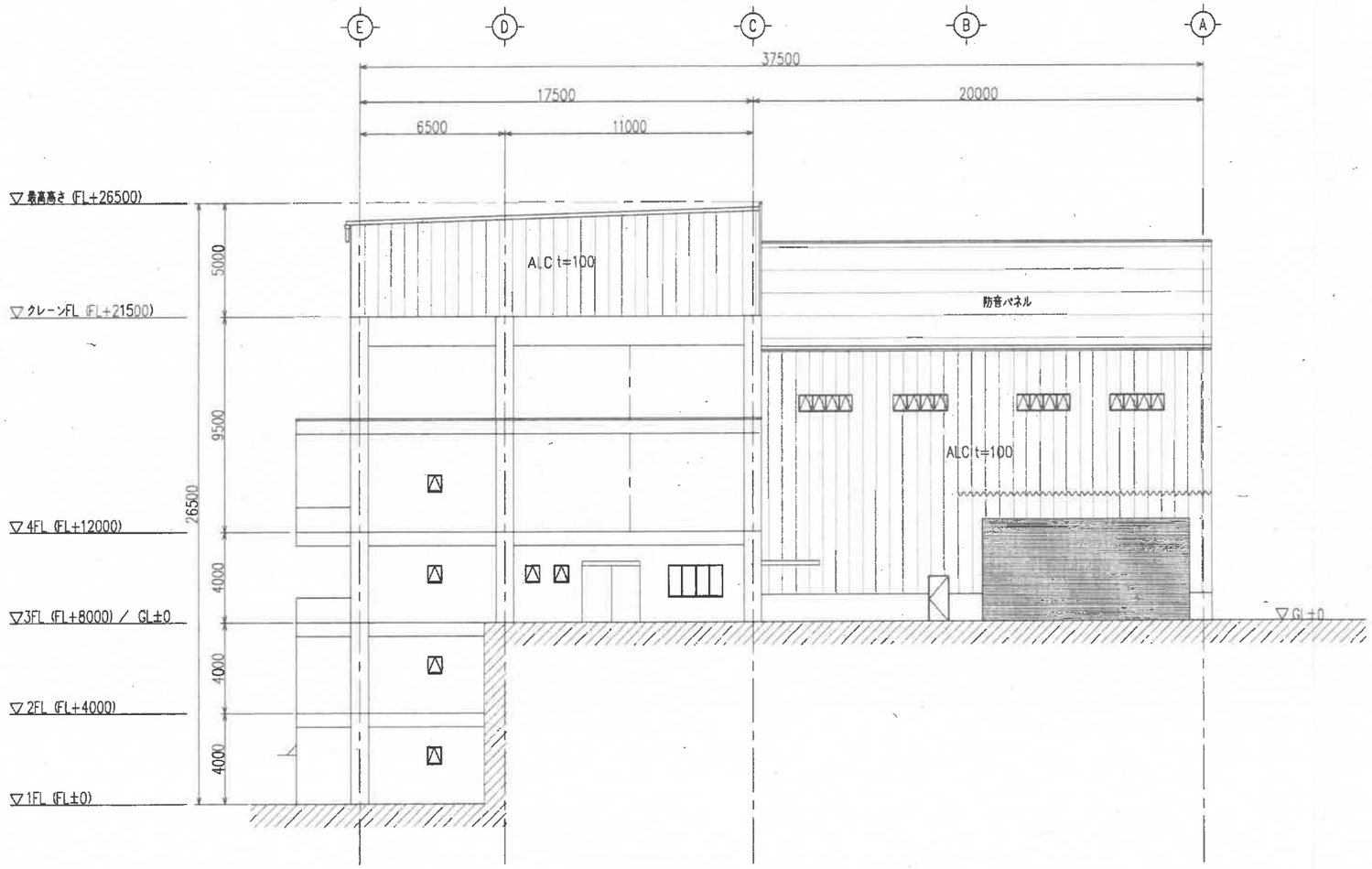
承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	Onesta		クリーンセンター建設工事
			22.01.24 年月日		機器配置断面図 K矢視

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	×					
1	×					

株式会社 栗本鐵工所

図番	許可申請書	配置計画	0017	0	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



①通り　立面図

図中表記以外

屋根；折板　5mm硝子ファイバー裏打ち

外壁：屋根；鉄筋コンクリート造　t＝180

騒音発生源となる建具はエアタイト仕様とする

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

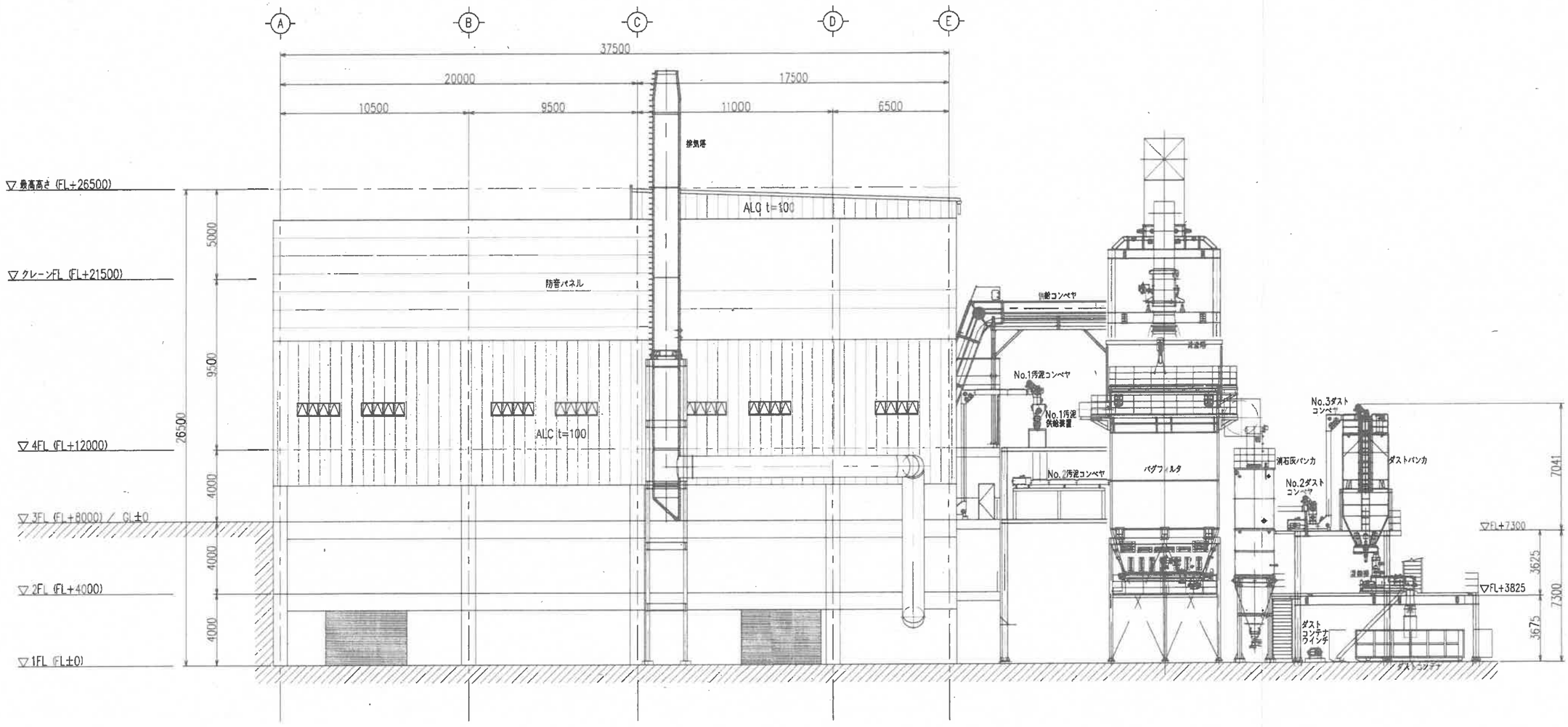
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	原図	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 施設立面図 (1／4)
第三角法	担当	製図	年月日 '21. 1. 13		

県本鐵工所

図番	許可申請書	立面図	0001	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



⑨通り　立面図

図中表記以外

屋根；折板　5mm硝子ファイバー裏打ち

外壁：屋根；鉄筋コンクリート造　t＝180

騒音発生源となる建具はエアタイト仕様とする

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

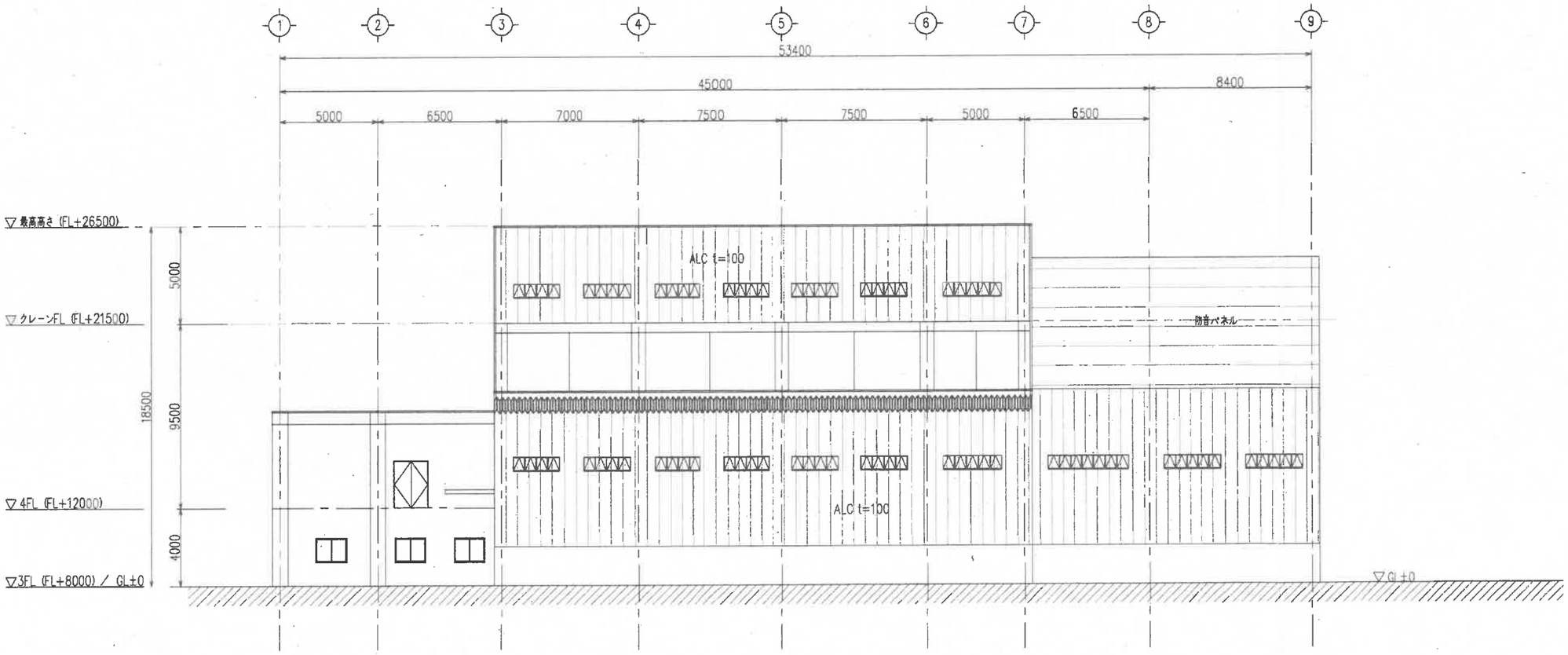
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 施設立面図（2／4）
第三角法	担当	製図	年月日 '21.1.13		

株式会社 栗本鐵工所

図番	許可申請書	立面図	0002	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



Ⓐ通り　立面図

図中表記以外

屋根：折板　5mm硝子ファイバー裏打ち

外壁：屋根；鉄筋コンクリート造　t＝180

騒音発生源となる建具はエアタイト仕様とする

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
1	x					
1	x					

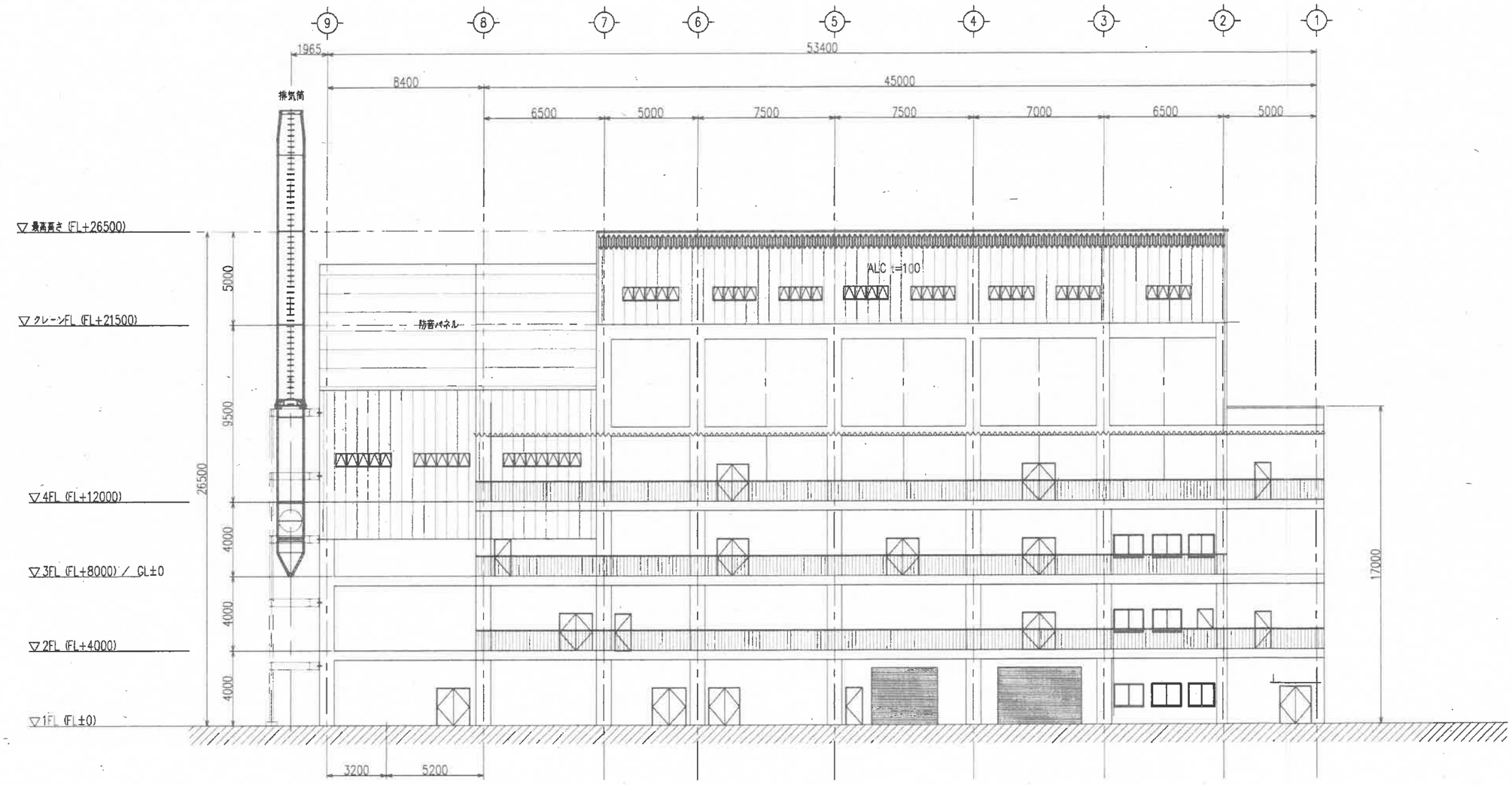
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	ユニットコード	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	1/120		クリーンセンター建設工事
			尺度 '21.1.13 年 月 日		施設立面図 (3/4)

株式会社 黒本鐵工所

図番	許可申請書	立面図	0003	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



Ⓔ通り　立面図

図中表記以外

屋根；折板　5mm硝子ファイバー裏打ち

外壁；屋根；鉄筋コンクリート造　t＝180

騒音発生源となる建具はエアタイト仕様とする

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

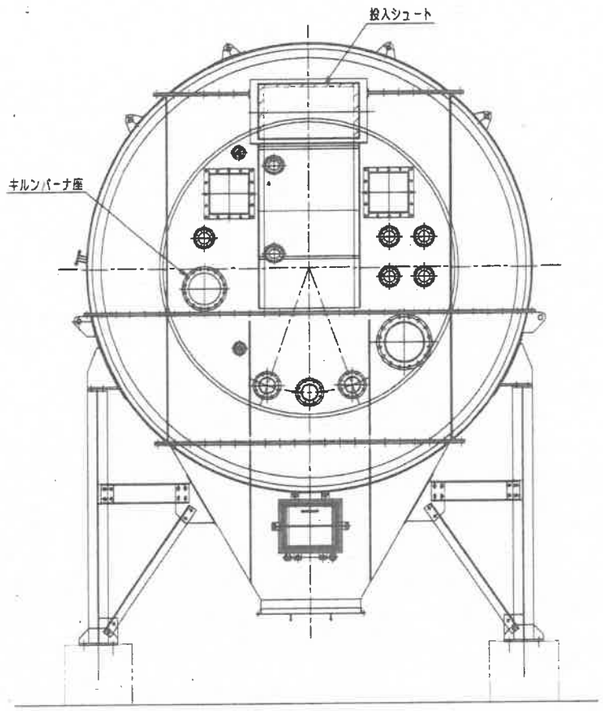
エコ・センチュリー21株式会社　殿

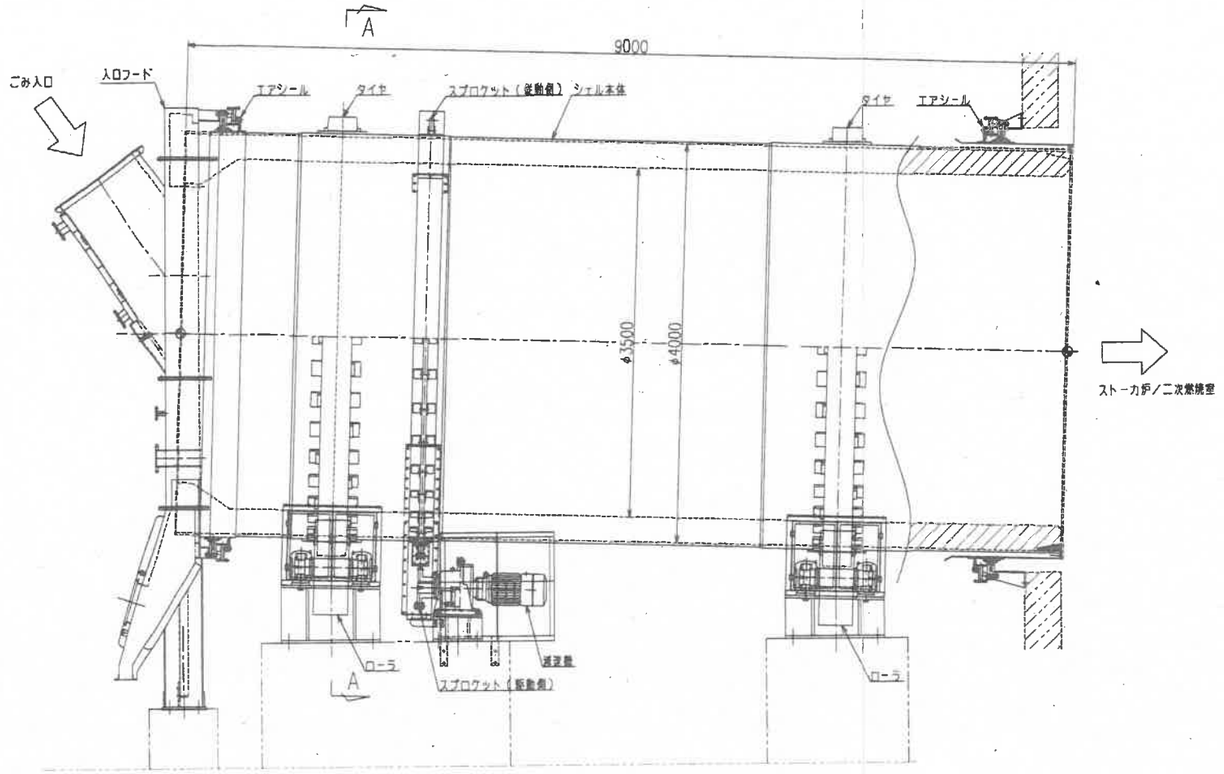
承認	照査	検図	スケール 1/120	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 施設立面図 (4/4)
第三角法	担当	製図	日付 '21. 1. 13		

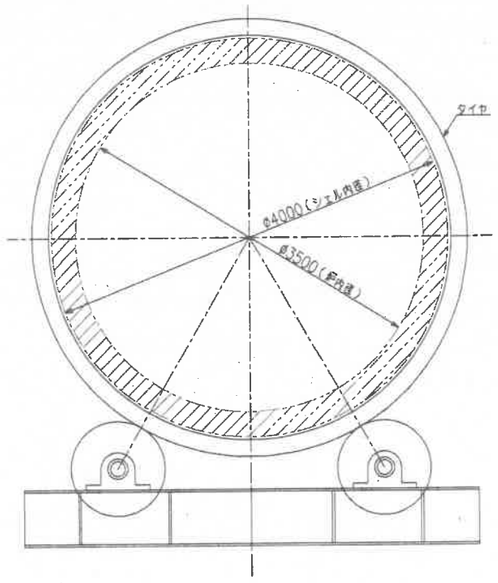
住友建設 乗本鐵工所

図番	許可申請書	立面図	0004	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当







断面A－A

仕様

形式	並流式、二点支持ロータリーキルン
数量	1基
能力	90t／日
シェル内径	φ4000mm
炉内径	φ3500mm
長さ	9000mm
回転数	0.1~0.5min^{-1}
勾配	3/100

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

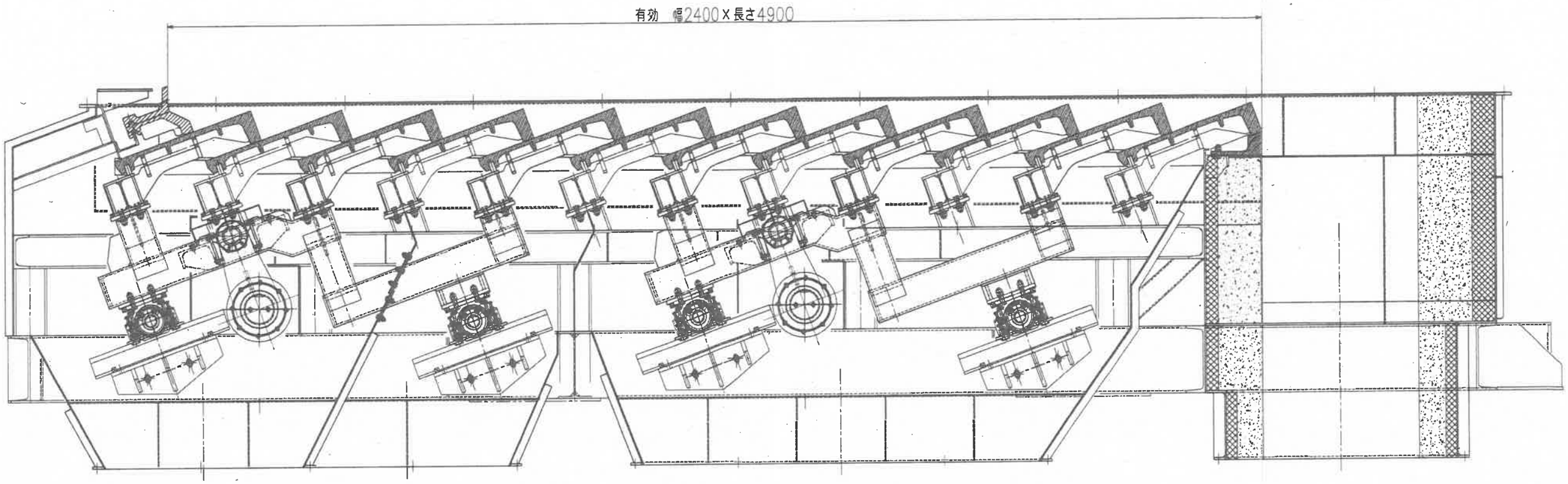
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	設計	検図	尺度 1/30	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 ロータリーキルン　構造図
第三角法	担当	製図	年月日 '21.12.14		

株式会社 栗本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0001	2	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



仕様

形式	横型隔段往復動水平ストーカ
数量	1基
能力	90t/日
主要寸法	有効 幅2400mm x 長さ4900mm
火格子燃焼率	86.4kg/m²·h（有効基準）
駆動方式	油圧駆動
主要部材	フレーム：SS400
	火格子：耐熱耐摩耗鋳鉄

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

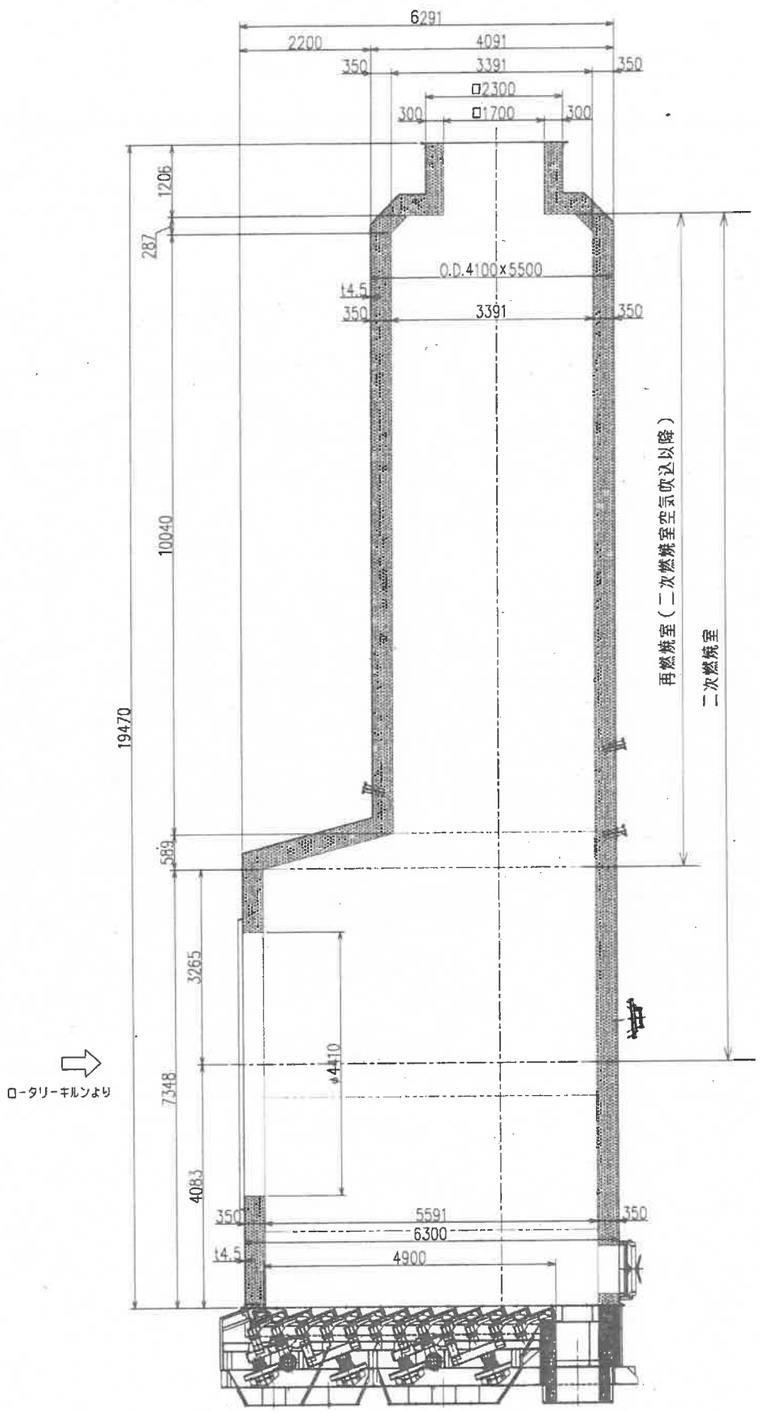
エコ・センチュリー21株式会社 殿

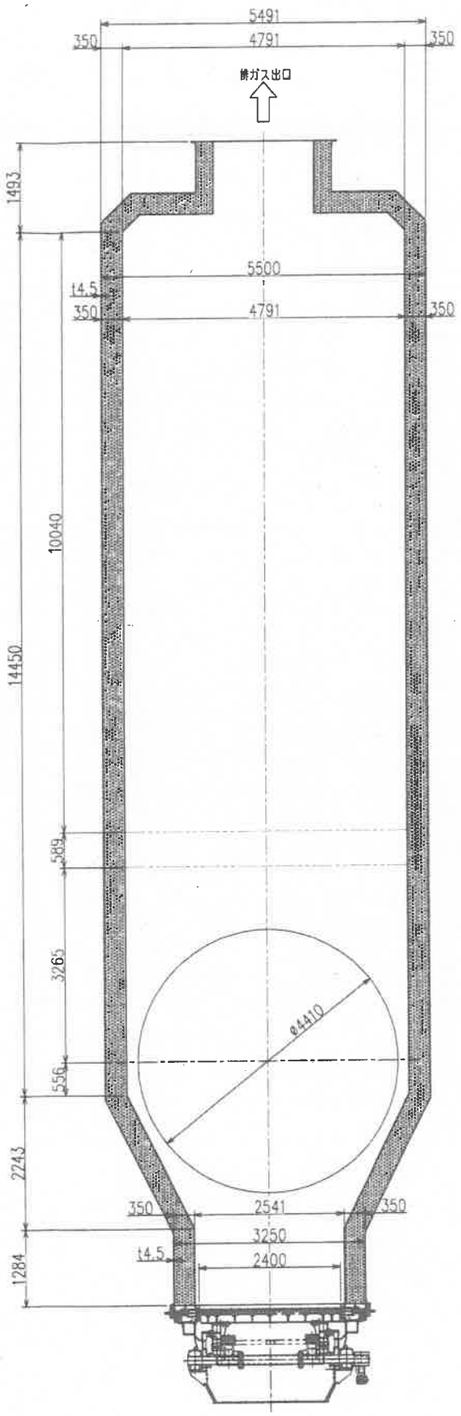
承認	特筆	検図	スケール 1/10	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 ストーカ炉 構造図
第三角法	担当	製図	年月日 '21.12.14		

日産車体 栃本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0002	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当





仕様

形式	自立鋼鈑製角型
数量	1基
処理ガス量	26843.6m³/h（NTP）
出口温度	1050℃
容積	263.24m³（二次燃焼室空気吹込以降175.78m³）
燃焼ガス滞留時間	7.28sec（二次燃焼室空気吹込以降4.86sec）
設計圧力	−2.0~+2.0kPa
主要部材質	本体：SS400
	耐火ライニング　ストーカ部：SiC耐火レンガ
	二次燃焼室：耐火・断熱キャスタブル

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

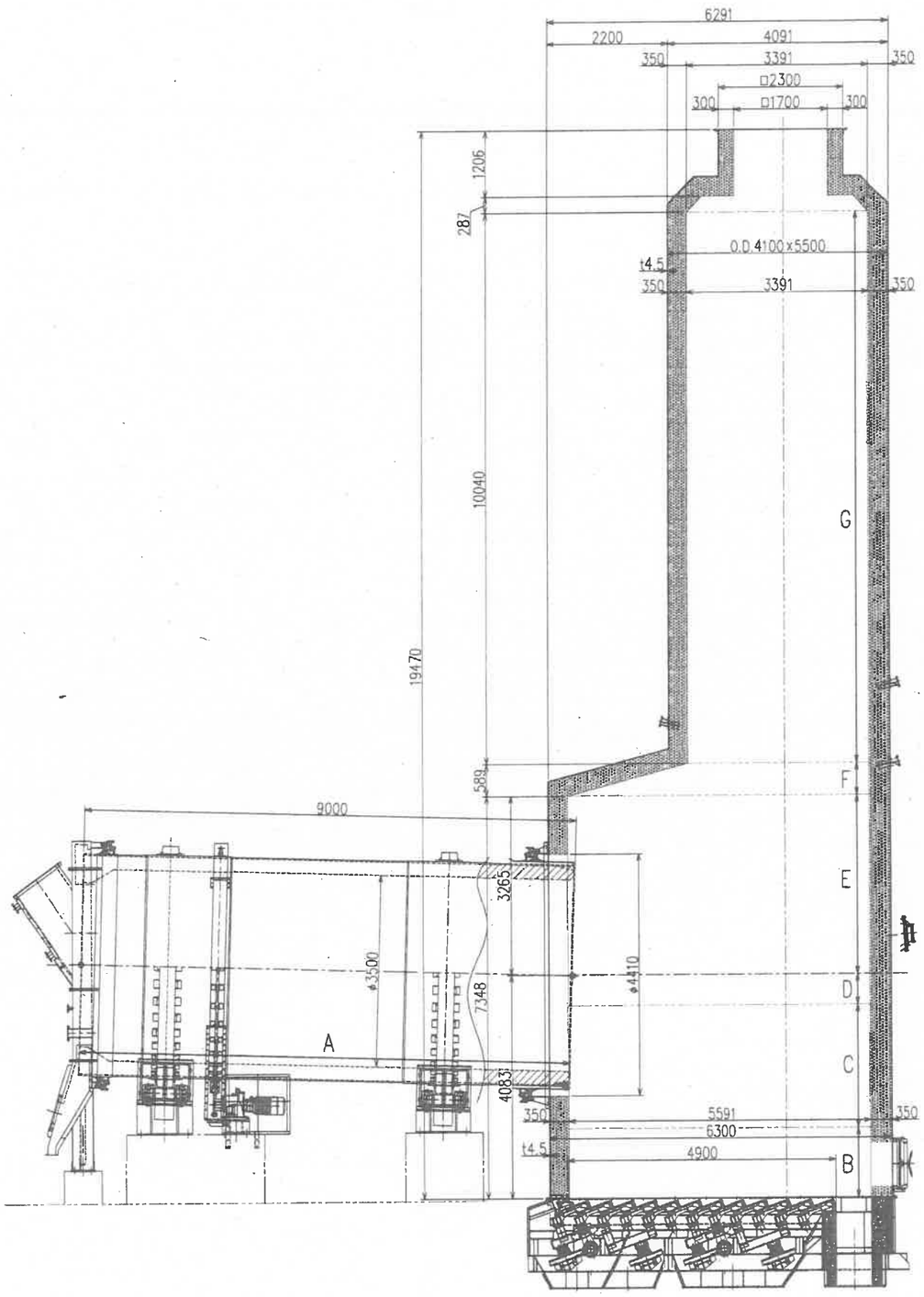
エコ・センチュリー21株式会社　殿

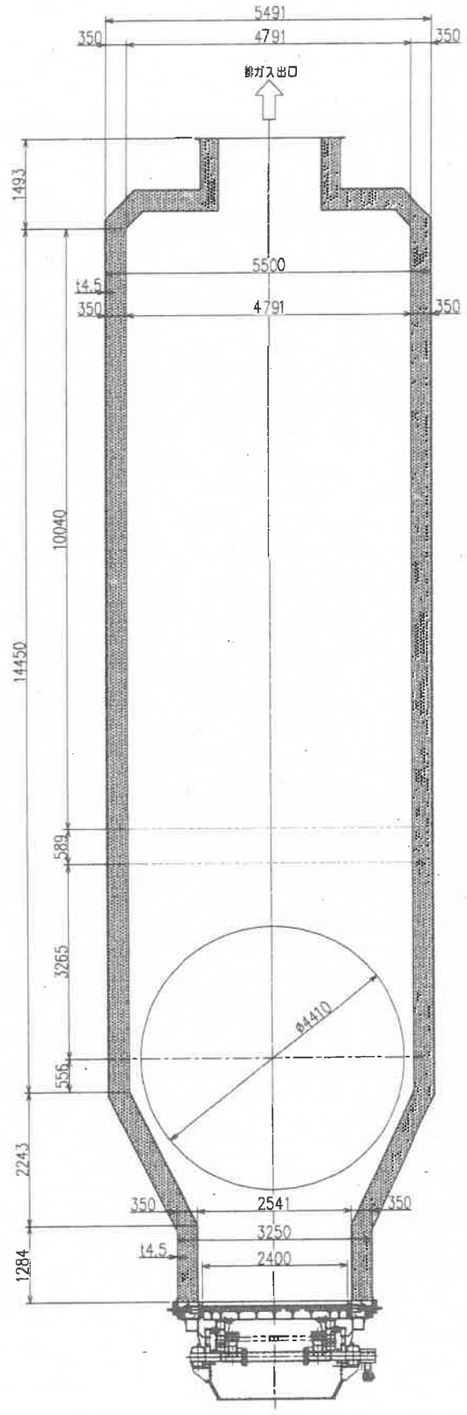
承認	照査	検図	1/50	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 二次燃焼室　構造図
第三角法	担当	製図	'21.12.14 年月日		

株式会社 東本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0003	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当





燃焼室容積（全体）

A: (π×3.5×3.5/4)×9	=86.55	m^3
B: 2.541×1.284×5.591	=18.24	m^3
C: (2.541+4.791)/2×2.243×5.591	=45.97	m^3
D: 4.791×0.556×5.591	=14.89	m^3
E: 4.791×3.265×5.591	=87.46	m^3
F: 4.791×(5.591+3.391)/2×0.589	=12.67	m^3
G: 4.791×3.391×10.04	=163.11	m^3
	=428.89	m^3

ロータリーキルン燃焼室容積

A: (π×3.5×3.5/4)×9	=86.55	m^3
	=86.55	m^3

ストーカ炉燃焼室容積

B: 2.541×1.284×5.591	=18.24	m^3
C: (2.541+4.791)/2×2.243×5.591	=45.97	m^3
D: 4.791×0.556×5.591	=14.89	m^3
	=79.10	m^3

二次燃焼室容積

E: 4.791×3.265×5.591	=87.46	m^3
F: 4.791×(5.591+3.391)/2×0.589	=12.67	m^3
G: 4.791×3.391×10.04	=163.11	m^3
	=263.24	m^3

再燃焼室容積（二次燃焼室空気吹込以降）

F: 4.791×(5.591+3.391)/2×0.589	=12.67	m^3
G: 4.791×3.391×10.04	=163.11	m^3
	=175.78	m^3

ストーカ火格子面積（有効）

2.4×4.9	=11.76	m^2

滞留時間

焼却炉出口総排ガス量（標準状態）	=26843.6	Nm^3/h
焼却炉出口総排ガス量（1050℃）		
26843.6×(273+1050)/273	=130088.2	m^3/h

燃焼室滞留時間（全体）

燃焼室容積（全体）	=428.89	m^3
滞留時間 (428.89/130088.2)×3600	=11.87	sec

二次燃焼室滞留時間

二次燃焼室容積	=263.24	m^3
滞留時間 (263.24/130088.2)×3600	=7.28	sec

再燃焼室滞留時間（二次燃焼室空気吹込以降）

再燃焼室容積	=175.78	m^3
滞留時間 (175.78/130088.2)×3600	=4.86	sec

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

エコ・センチュリー21株式会社 殿

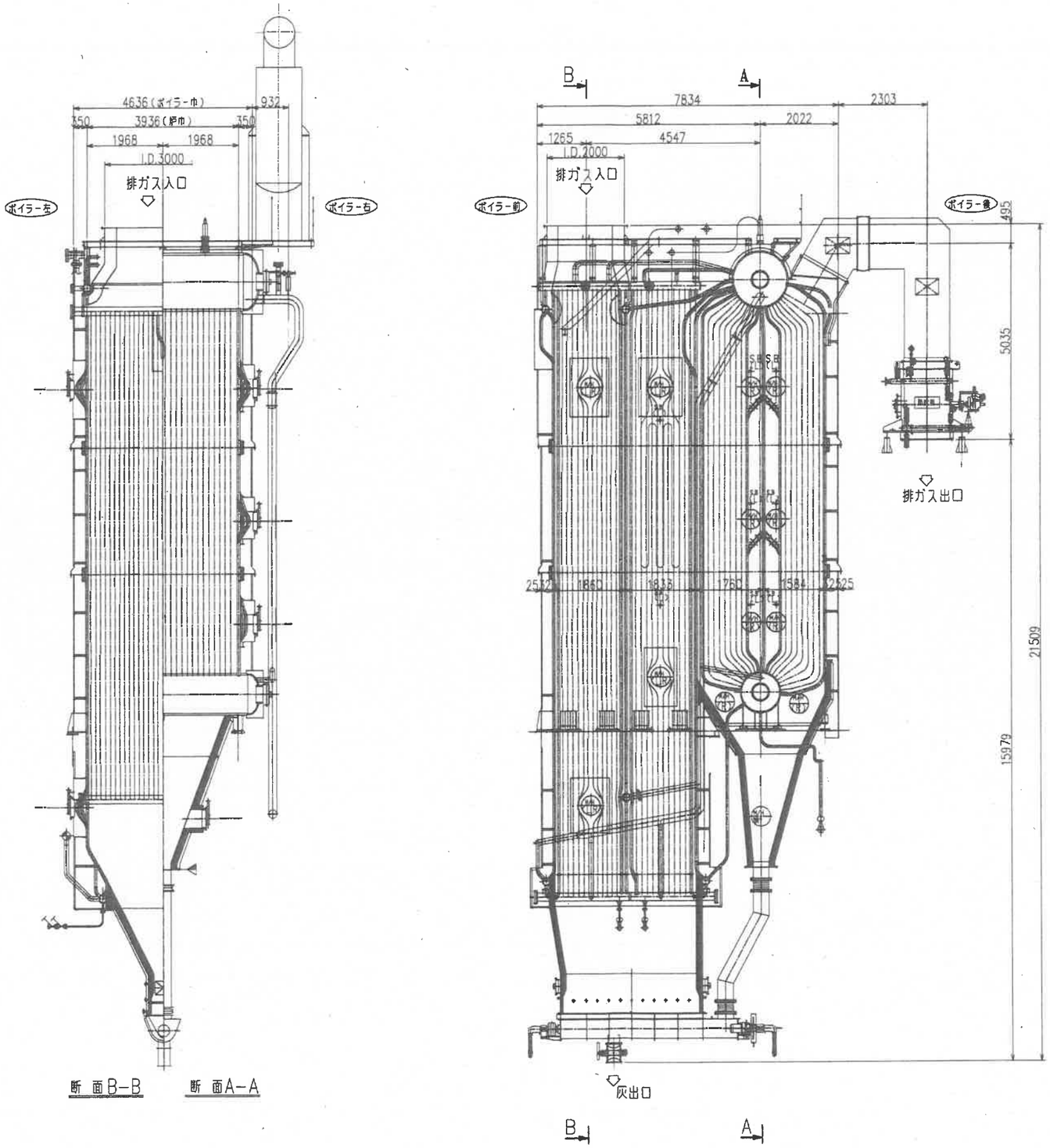
承認	照査	検図	スケール 1/50	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	年月日 '21.12.14		クリーンセンター建設工事
					炉体構造図（容量計算）

符号 個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2 x					
1 x					

株式会社 栗本鐵工所 KURIMOTO

図番	許可申請書	機械設備	0004	2	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



断面B−B　　断面A−A

仕様

形式	2胴自然循環式水管ボイラー
数量	1基
処理ガス量	26843.6m³/h(NTP)
最高使用圧力	3.80MPa
過熱器出口蒸気圧力	3.00MPa
ボイラー伝熱面積	1300m²
最大実際蒸発量	13900kg/h
過熱器出口蒸気温度	305±10℃
ボイラー入口排ガス温度	1050℃
ボイラー出口排ガス温度	290℃
節炭器出口排ガス温度	230℃
通風抵抗	1.0kPa以下
通風方式	平衡通風
過熱器伝熱面積	約90m²
節炭器伝熱面積	約220m²

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

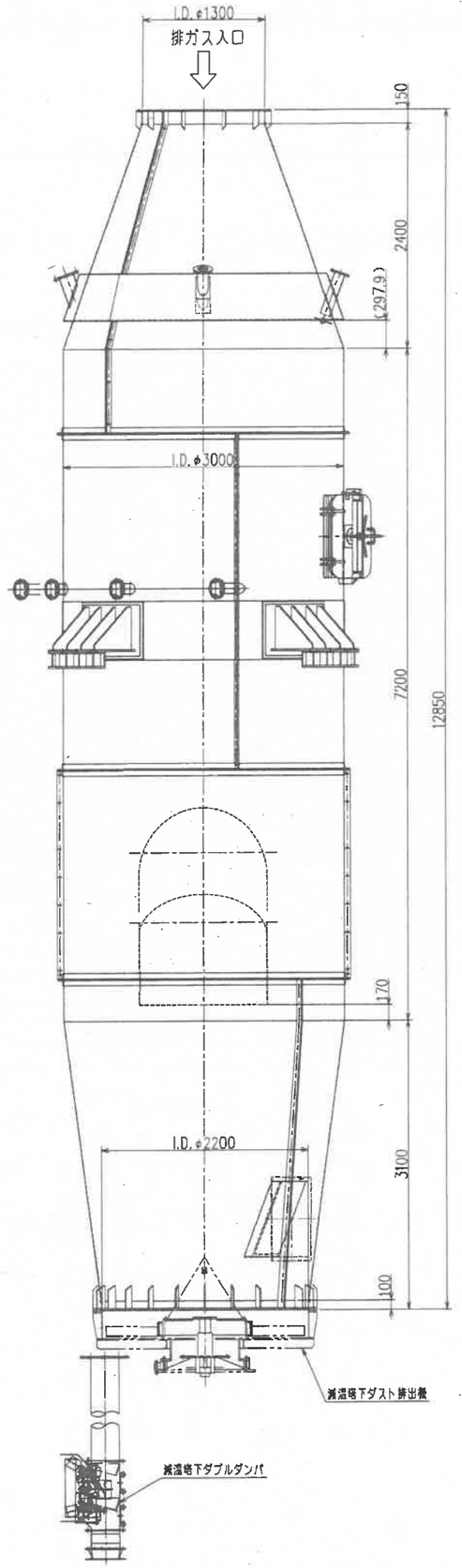
エコ・センチュリー21株式会社 殿

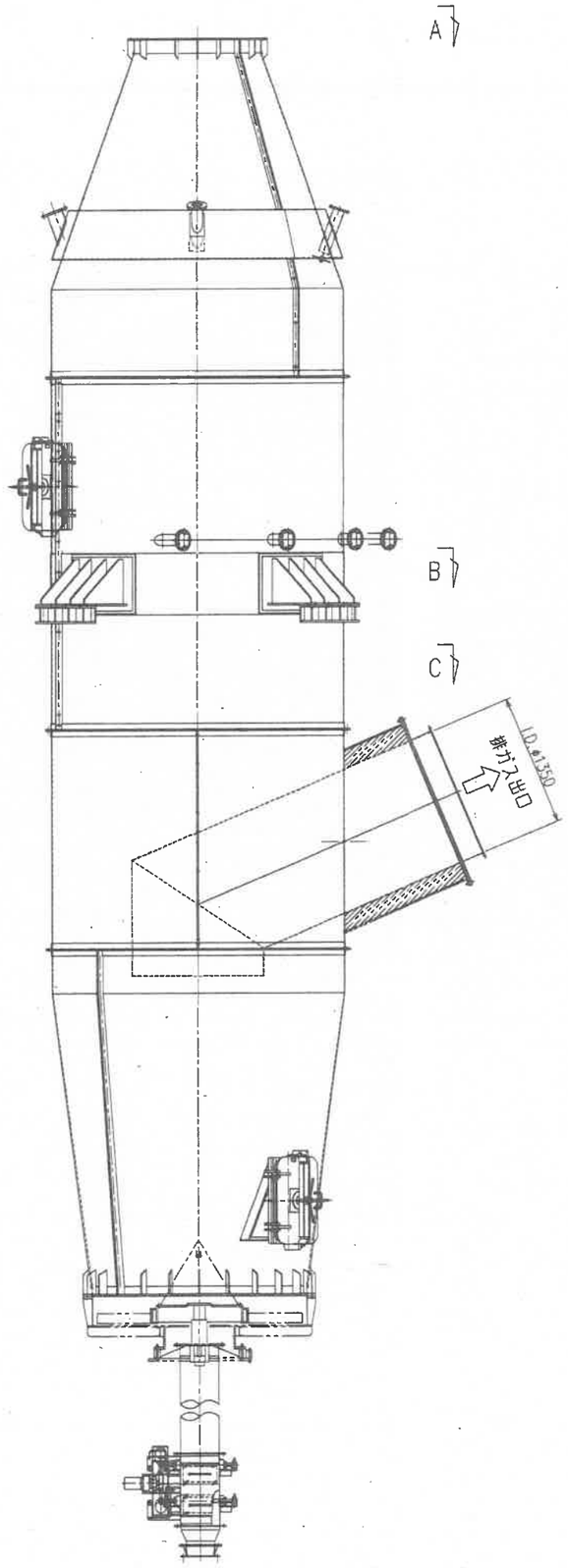
承認	検図	縮尺	1/60	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 廃熱ボイラ　構造図
第三角法	担当	製図	'21.12.14 年 月 日		

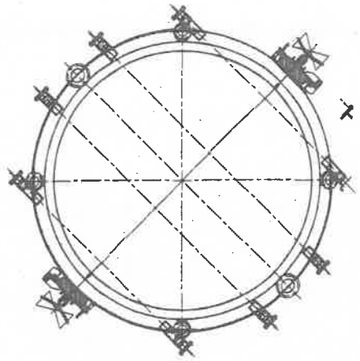
株式会社 荒本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0005	1	A1

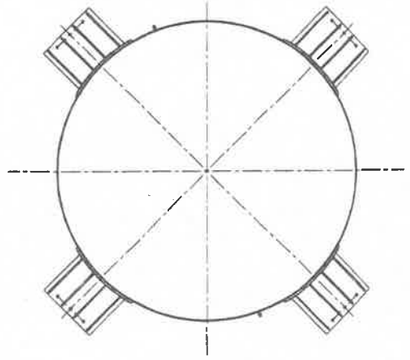
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



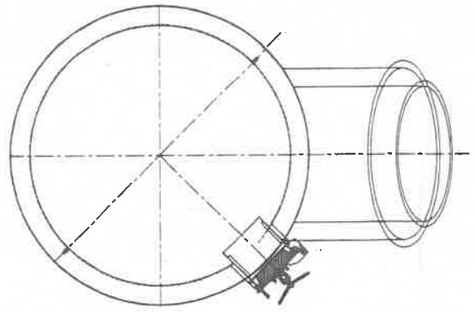




A矢視



B矢視



C矢視

仕様

形式	水噴射式完全蒸発型
数量	1基
処理ガス量	26843.6m³/h (NTP)
蒸発容積負荷	23kg/m³·h以下
有効容積	61m³
設計温度	入口230℃、出口180℃
設計圧力	−2.0~+2.0kPa
主要部材質	本体：耐硫酸露点腐食鋼

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

エコ・センチュリー21株式会社 殿

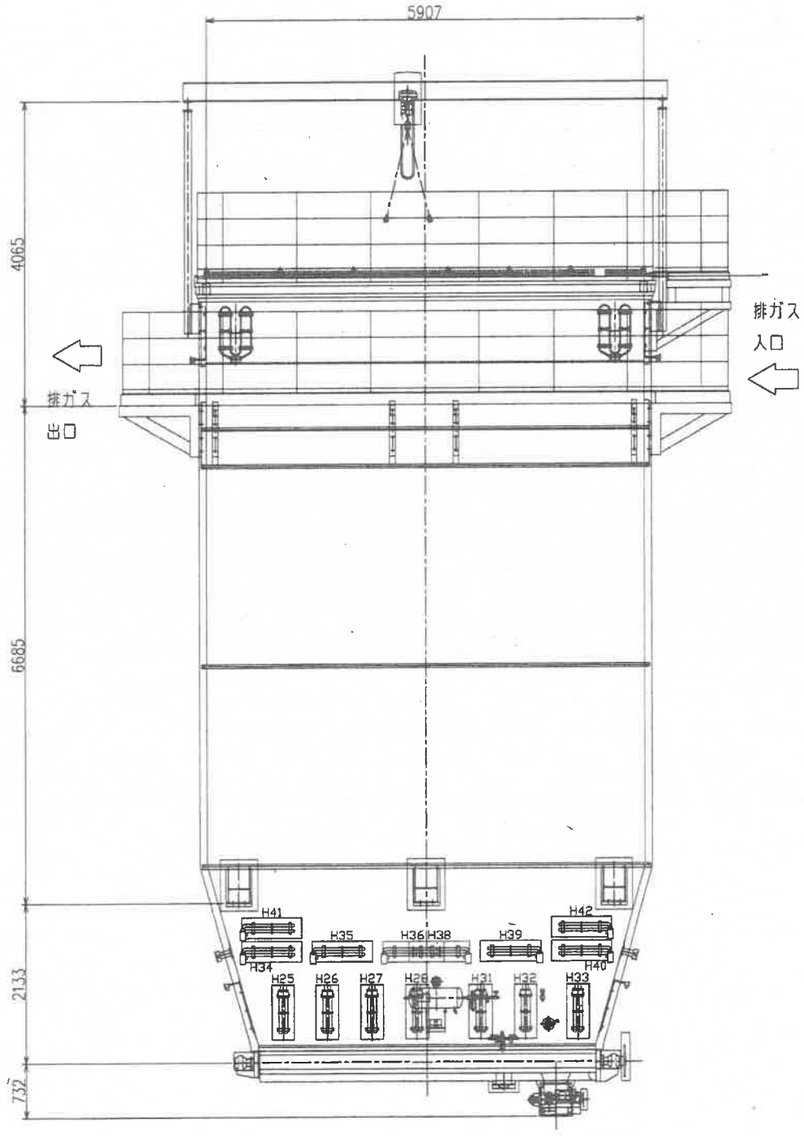
承認	照査	検図	1/30	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	'21.12.14		クリーンセンター建設工事
					減温塔 構造図

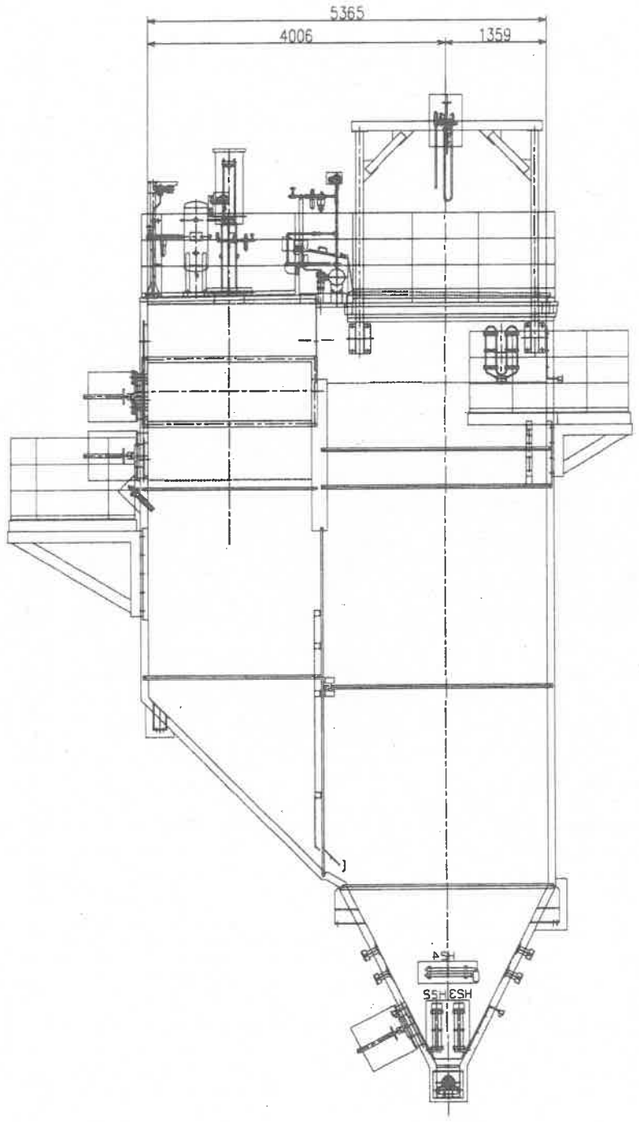
符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

株式会社 栗本鐵工所 KURIMOTO

図番	許可申請書	機械設備	0006	0	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当





仕様

形式	パルスジェット式バグフィルタ
数量	1基
処理ガス量	27728.5m³/h（NTP）
入口排ガス温度	180℃
ろ布本数	30列×14列＝420本
ろ過面積	1197m²
主要部材質	ろ布：PTFE
	ケーシング：SPHC、SS400

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	K					
1	K					

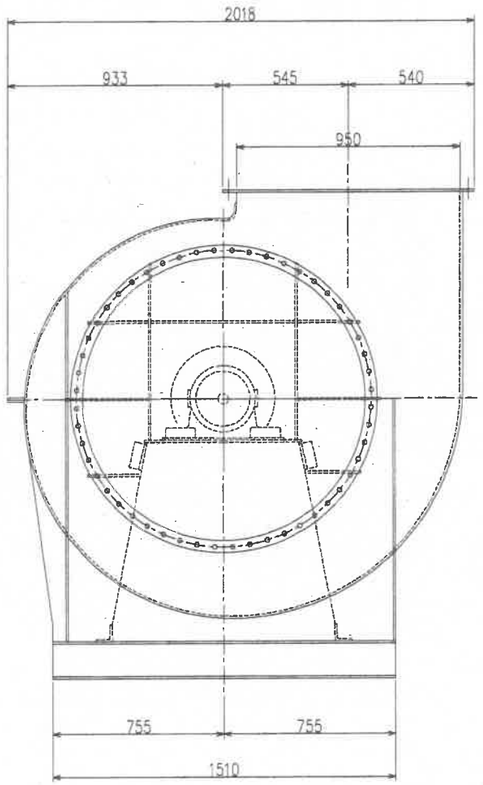
エコ・センチュリー21株式会社　殿

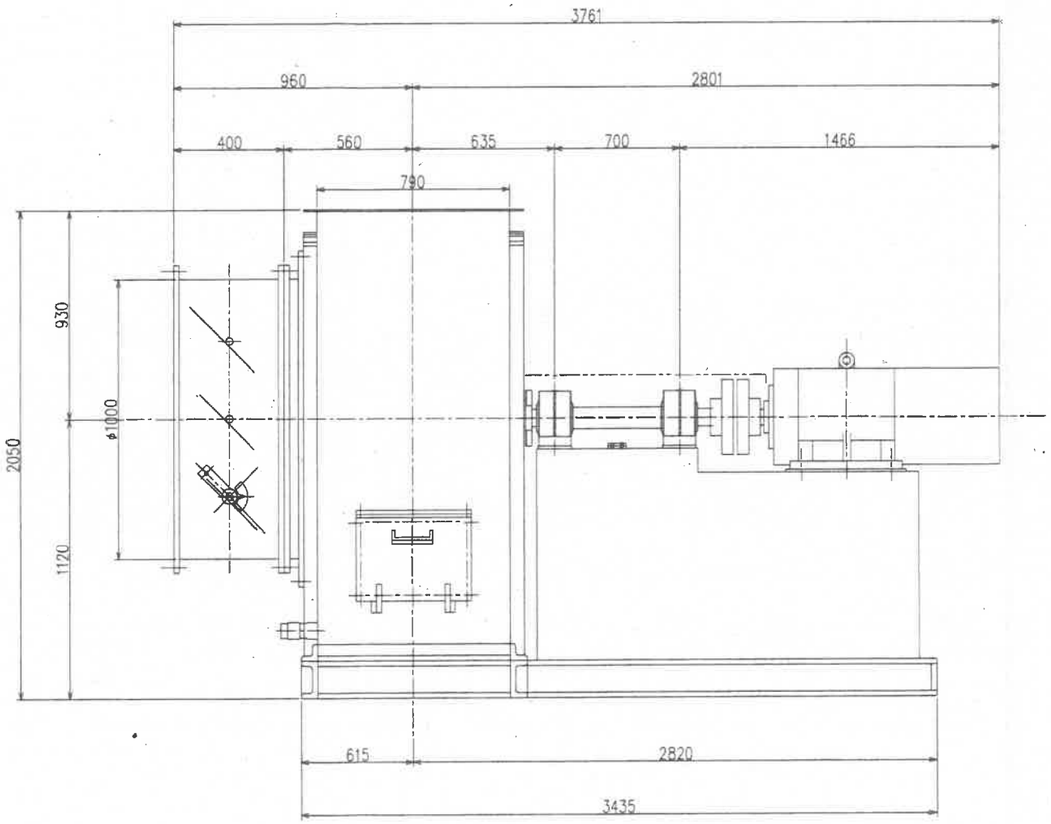
承認	検査	検図	1/40	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	'21.12.14 年月日		クリーンセンター建設工事
					バグフィルタ　構造図

株式会社 黒本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0007	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当





仕様

形式	ターボファン
数量	1基
風量	1145m³/min (at 173℃)
風圧	−4.50~+0.15kPa
回転速度	1785min⁻¹
主要部材質	ケーシング SS400
	インペラ HT590
	シャフト S45C
所要電動機	150kW×4P×440V×60Hz

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

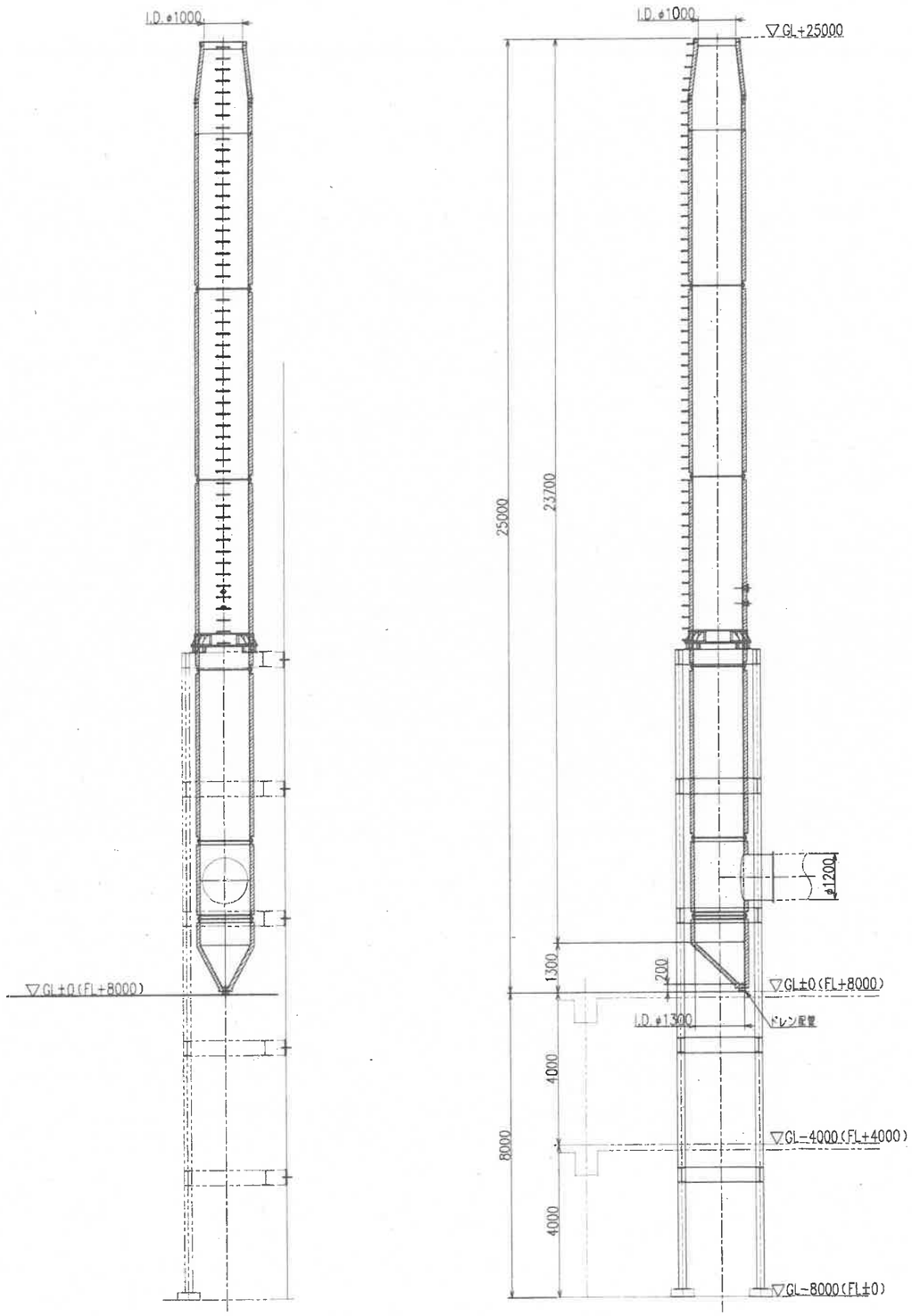
エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	検査	検図	コンサルタント	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	尺度 ~ '21.12.14 年 月 日		クリーンセンター建設工事
					誘引送風機 構造図

株式会社 荒本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0008	0	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



仕様

形式	鋼製自立型
数量	1基
主要寸法	頂部口径：φ1000mm
	高さ　：25000mm（GL基準）
処理ガス量	28285m³/h（NTP）
出口排ガス温度	168℃
主要部材質	筒　身：SS400
	頂　部：SUS316L
	保温材：ロックウール t100mm
	外装板：カラー鋼鈑 t0.4mm

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

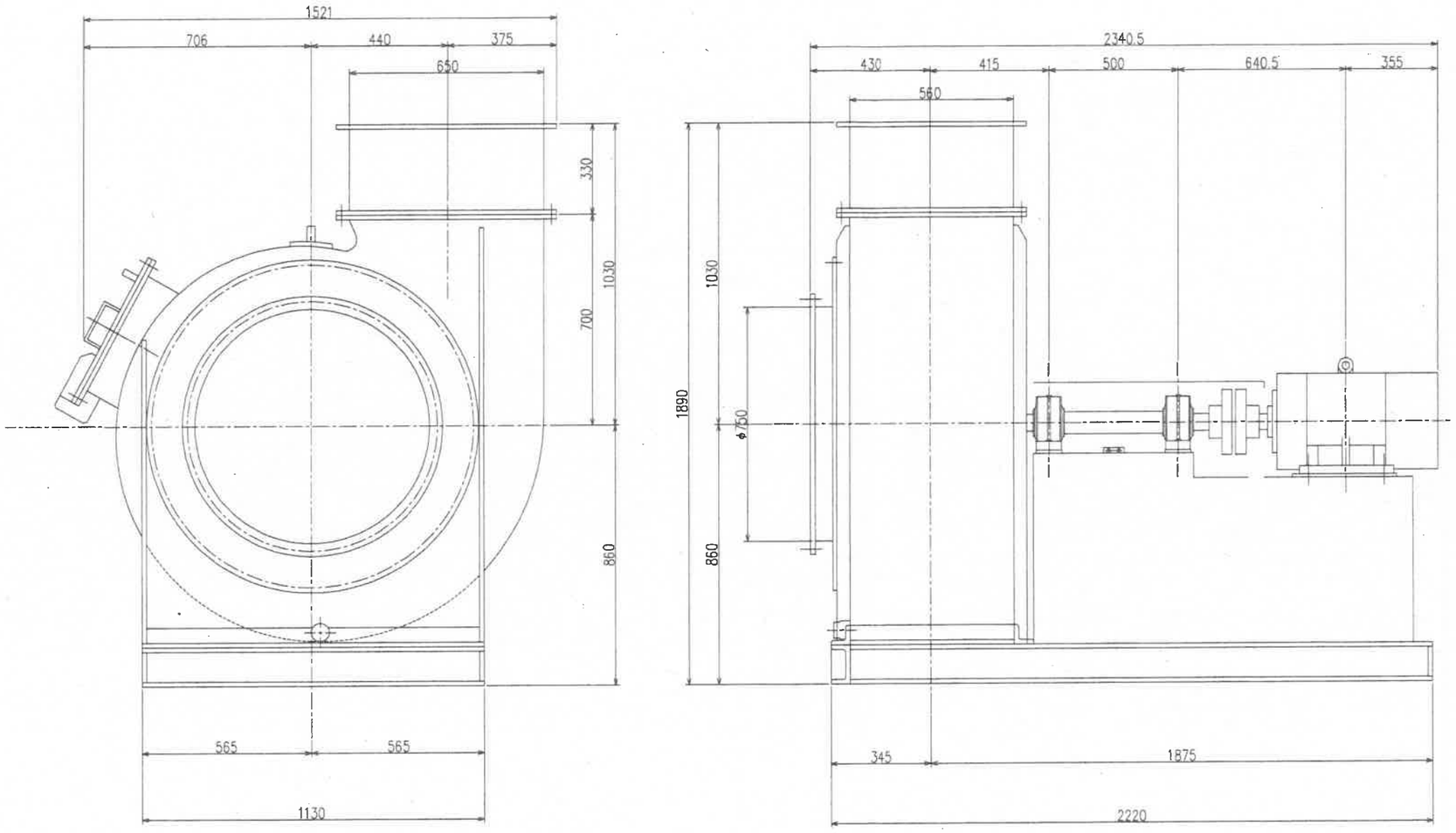
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	プロジェクトコード	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	1/70		クリーンセンター建設工事
			'21.12.14 年 月 日		排気筒　構造図

栗本鐵工所 KURIMOTO

図番				
許可申請書	機械設備	0009	0	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



仕様

形式	ターボファン
数量	1基
風量	500m³/min (at 20℃)
風圧	2.94kPa
回転速度	1785min⁻¹
主要部材質	ケーシング SS400
	インペラ HT590
	シャフト S45C
所要電動機	45kW×4P×440V×60Hz

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

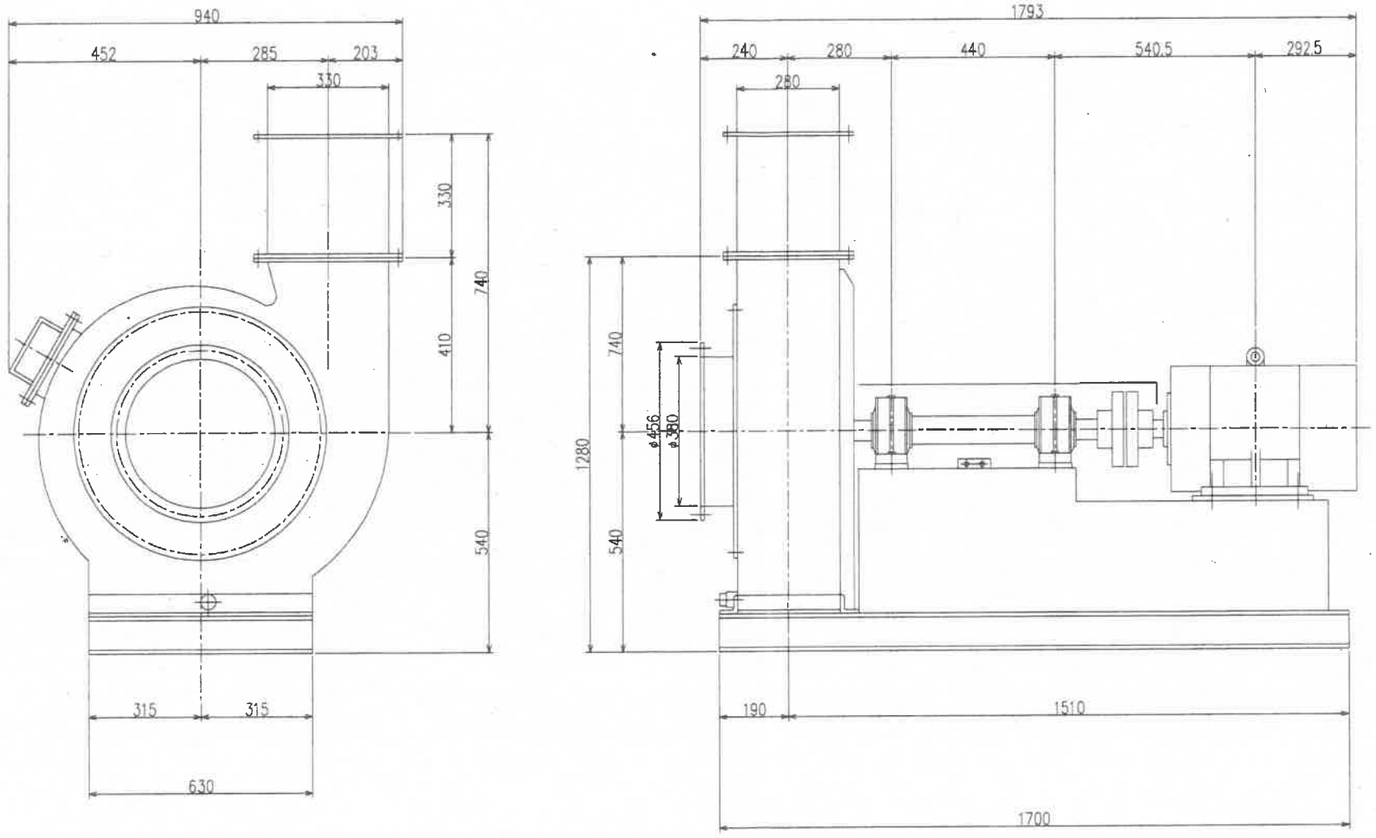
エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	照査	検図	プロジェクトコード ~	名称	エコ・センチュリー21株式会社
第三角法	担当	製図	西暦 21.12.14 年月日		クリーンセンター建設工事
					押込送風機 構造図

株式会社 東本鐵工所

図番	許可申請書	機械設備	0010	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



仕様

形式	ターボファン
数量	1基
風量	145m³/min (at 20℃)
風圧	4.41kPa
回転速度	3560min⁻¹
主要部材質	ケーシング SS400
	インペラ SS400
	シャフト S45C
所要電動機	22kW×2P×440V×60Hz

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
1	x					
1	x					

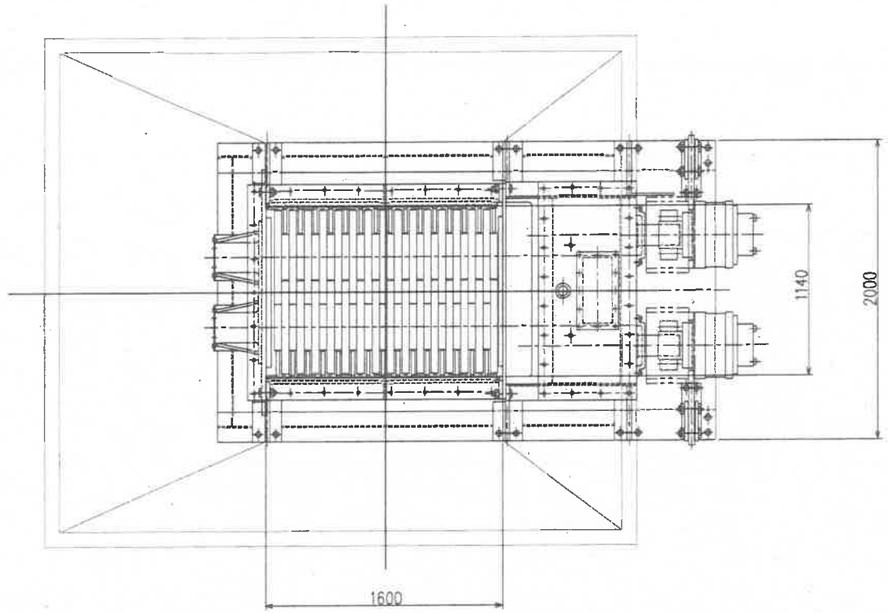
エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	担当	検図	1/8	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 二次送風機 構造図
第三角法	担当	製図	'21.12.14 年月日		

株式会社 栗本鐵工所

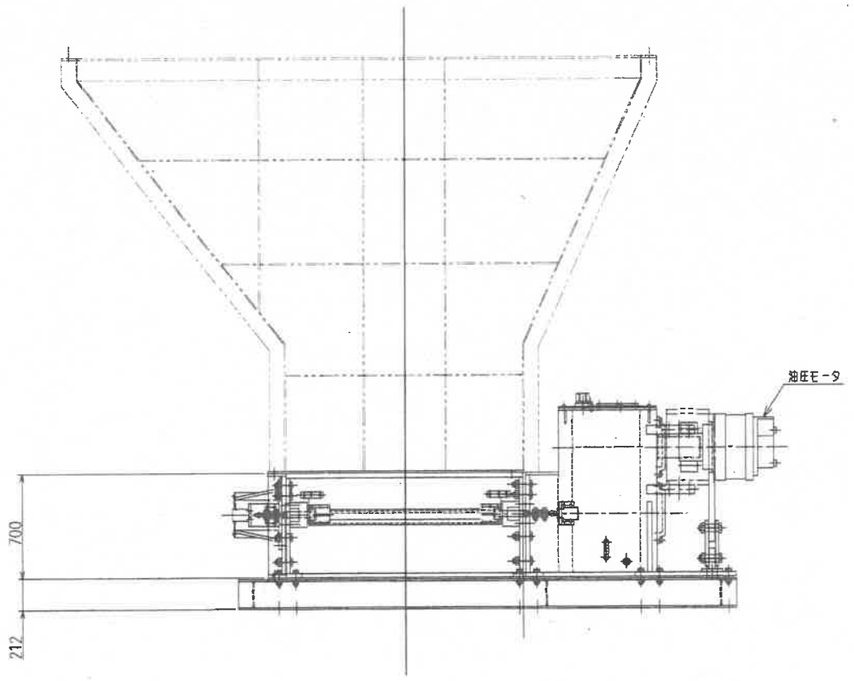
図番	許可申請書	機械設備	0011	1	A1

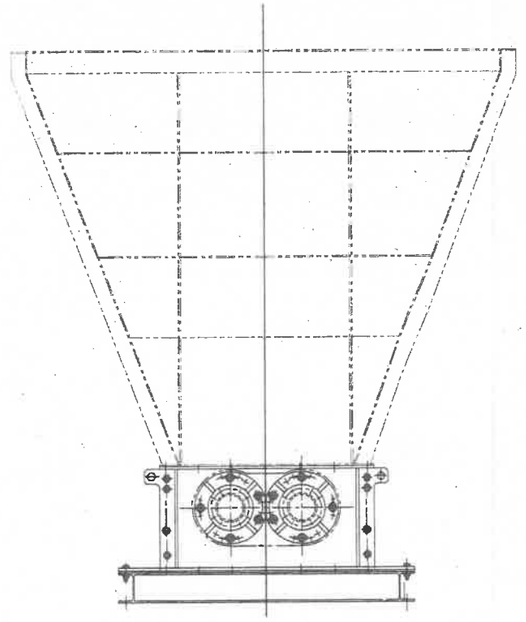
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



仕様

形式	クレーン直投油圧二軸せん断式
数量	1基
処理能力	7.8t/h
運転時間	8h/日
駆動方式	油圧駆動方式
電動機	75kW×4P×2台
破砕物形状	150mm以下
投入方法	供給クレーン直投方式





注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

記号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

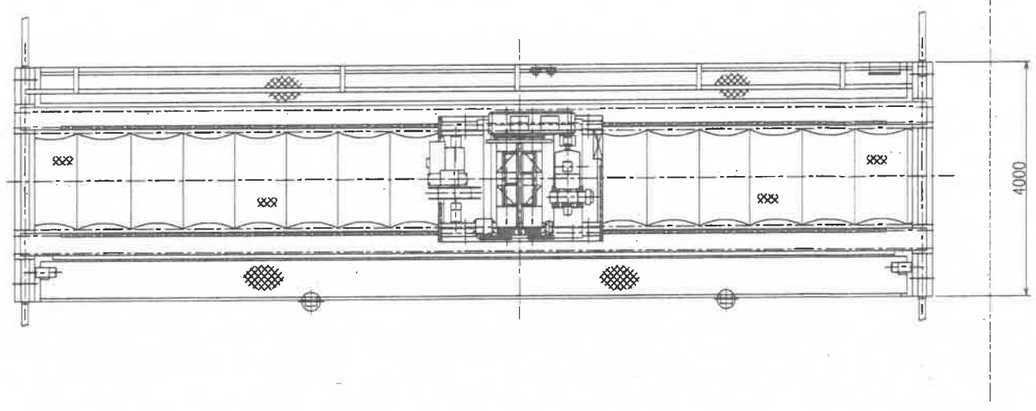
エコ・センチュリー21株式会社　殿

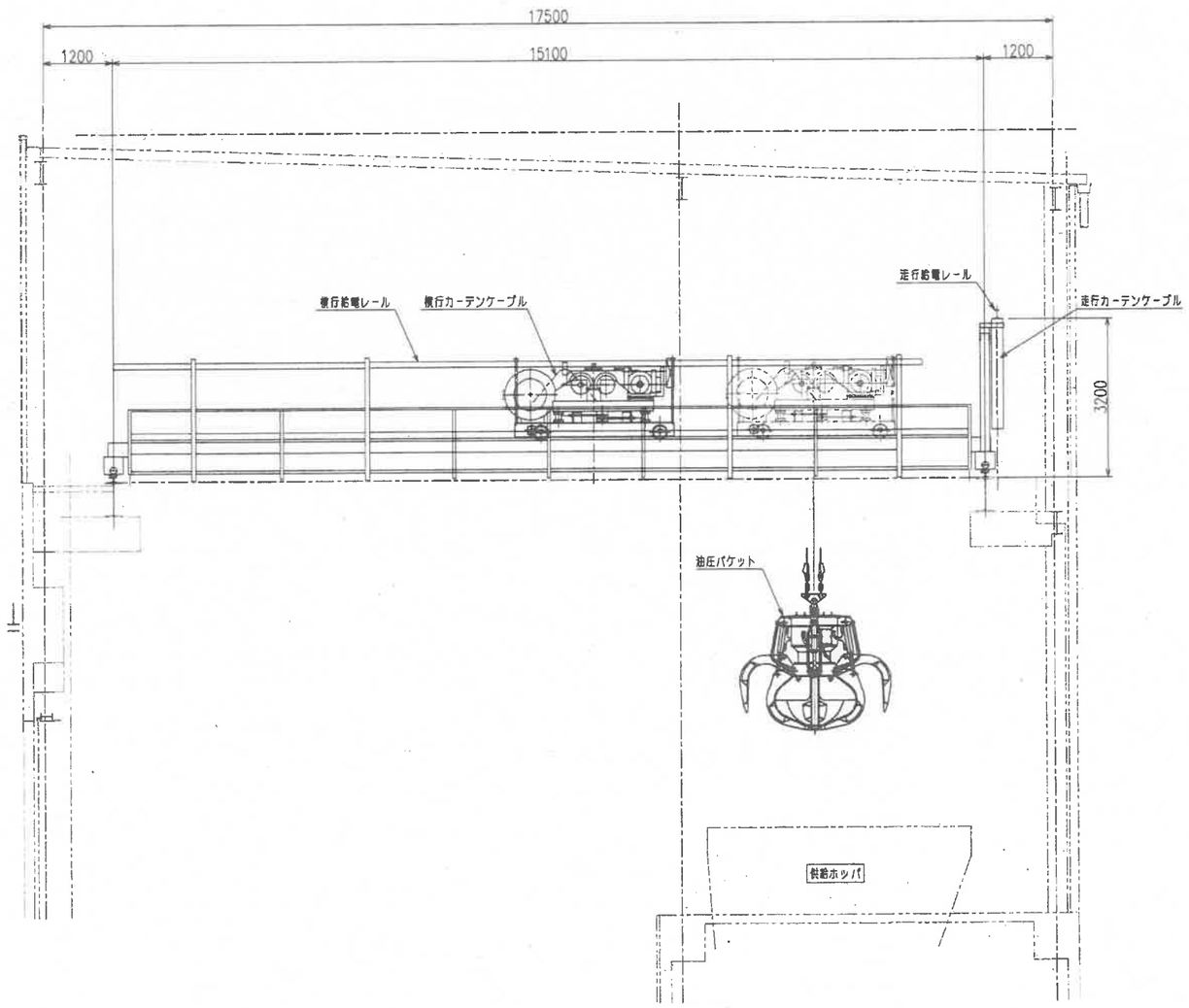
承認	検図	検図	1/20	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 破砕機　構造図
第三角法	担当	製図	'21.12.14		

東本鐵工所

図書	許可申請書	機械設備	0012	1	A1

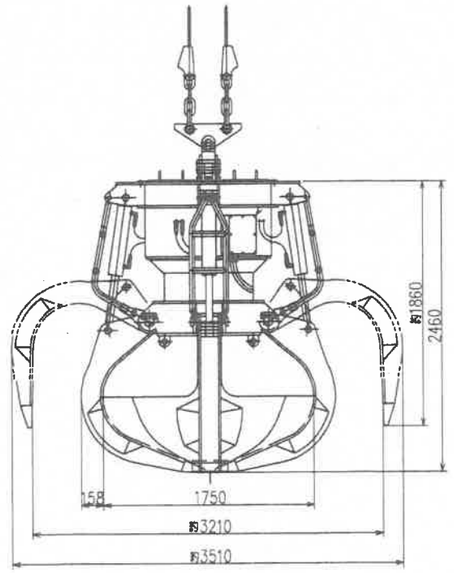
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当





仕様

形式	半自動油圧ポリップ式バケット天井クレーン
数量	1基
バケット能力	実容量0.8m³ 切取り：5.4m³
操作方式	操作室内、手動、半自動
電源	3φx440Vx60Hz
給電方式	キャブタイヤーケーブルカーテン式



油圧バケット詳細図

注記
1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

エコ・センチュリー21株式会社 殿

承認	検図	製図	1/50	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 供給クレーン 構造図
第三角法	担当		'21.12.14 年 月 日		

符号 個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2 x					
1 x					

株式会社 栗本鐵工所 Kurimoto

図番	許可申請書	機械設備	0013	0	A1

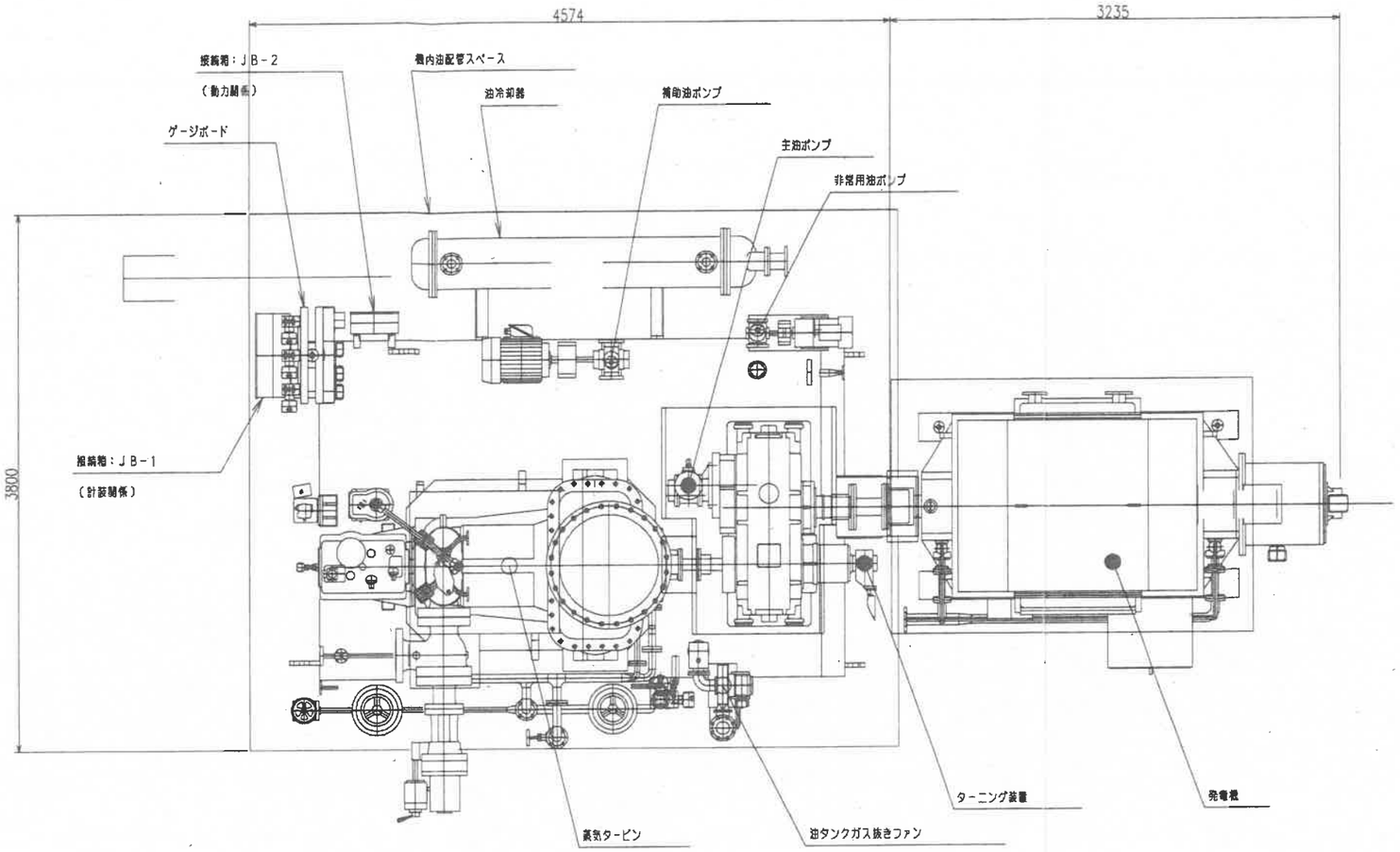
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当

蒸気タービン仕様

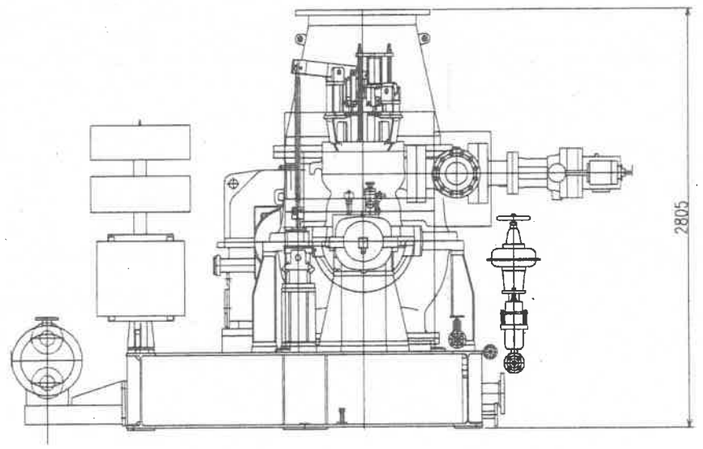
形式	衝動減速機付抽気復水式
数量	1基
定格出力	1980kW
蒸気入口圧力	2.90MPa
蒸気入口温度	ボイラ出口305℃/タービン入口300℃ 温度降下：5℃（計画値）
蒸気量	13.9t/h（常用時）
排気圧力	−81.7kPa

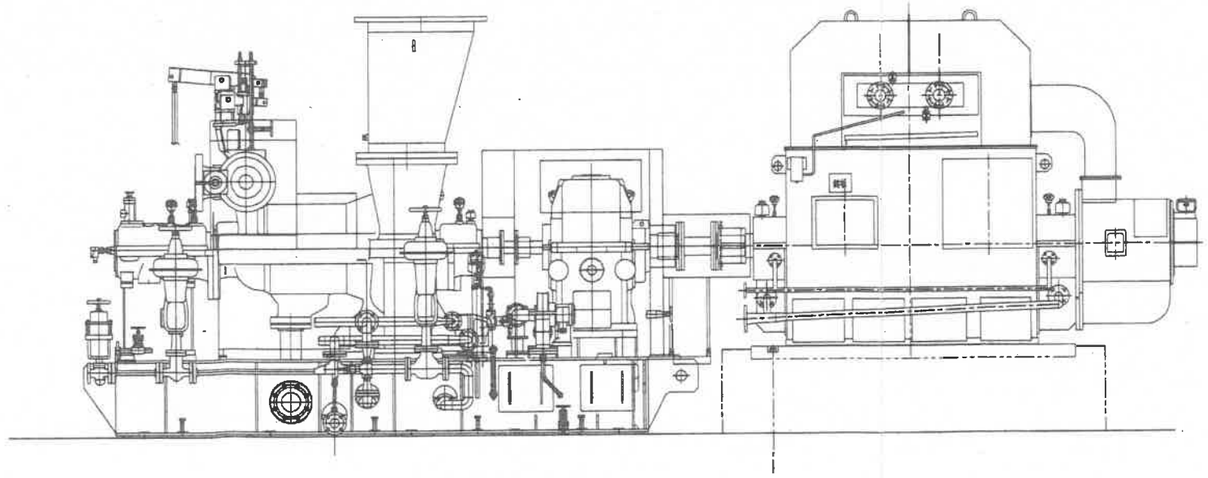
発電機仕様

形式	三相同期発電機
数量	1基
定格出力	1980kW
電源	6600V×60Hz
冷却水量	約25t/h
付属品	発電機制御盤　発電機遮断器盤 直流電源装置盤



出力軸　タービン
回転方向　回転方向





注記
1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2	x					
1	x					

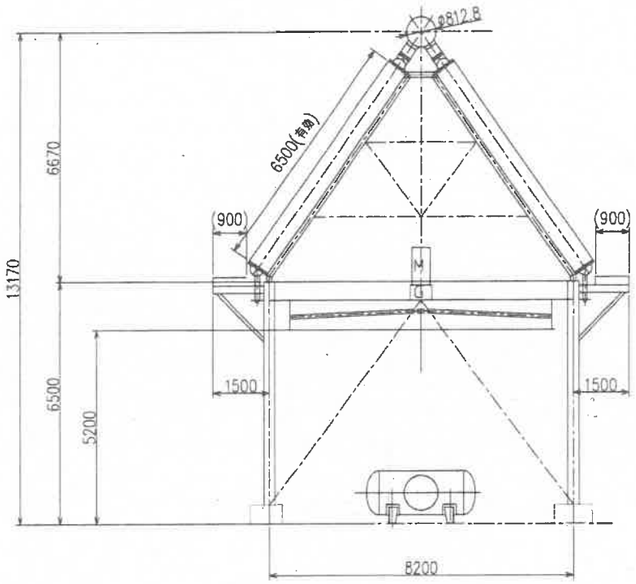
エコ・センチュリー21株式会社　殿

承図	担当	検図	製図	スケール 1/20	名称
第三角法				作成 '21.12.14 年月日	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 蒸気タービン発電機　構造図

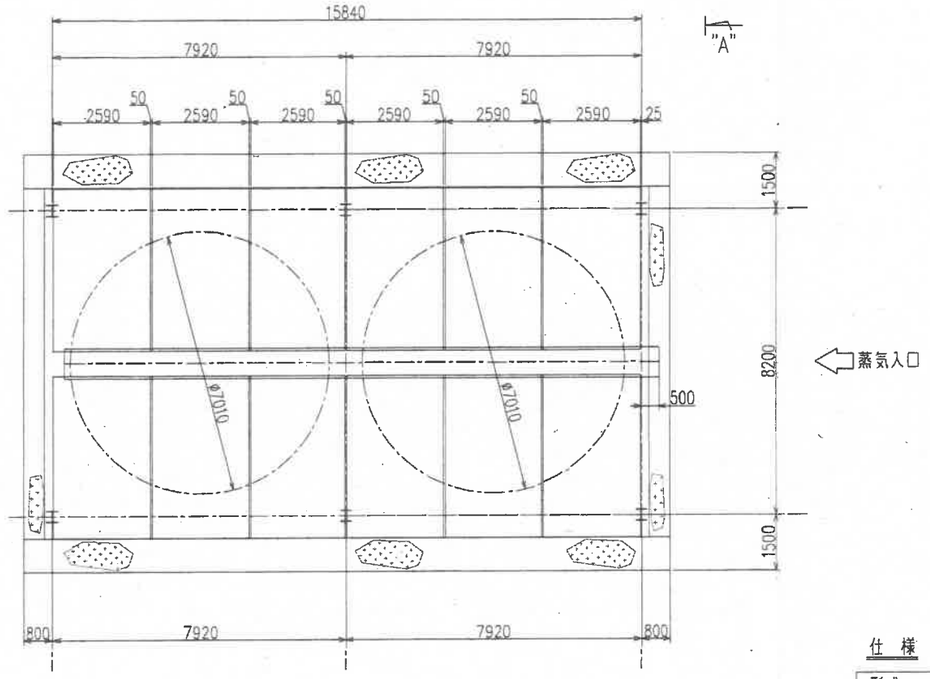
株式会社 熊本鐵工所 KUMAMOTO

図番				
許可申請書	機械設備	0014	1	A1

製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



矢視"A"－"A"



仕様

形式	空気空冷式
数量	1基
蒸気量	11.45t/h
大気設計温度	38℃
電動機	110kW×4P×440V×60Hz−INV×2

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	照査	検図	コンピュータコード	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 復水器　構造図
第三角法	担当	製図	1/80 '21.12.14 年月日		

栗本鐵工所

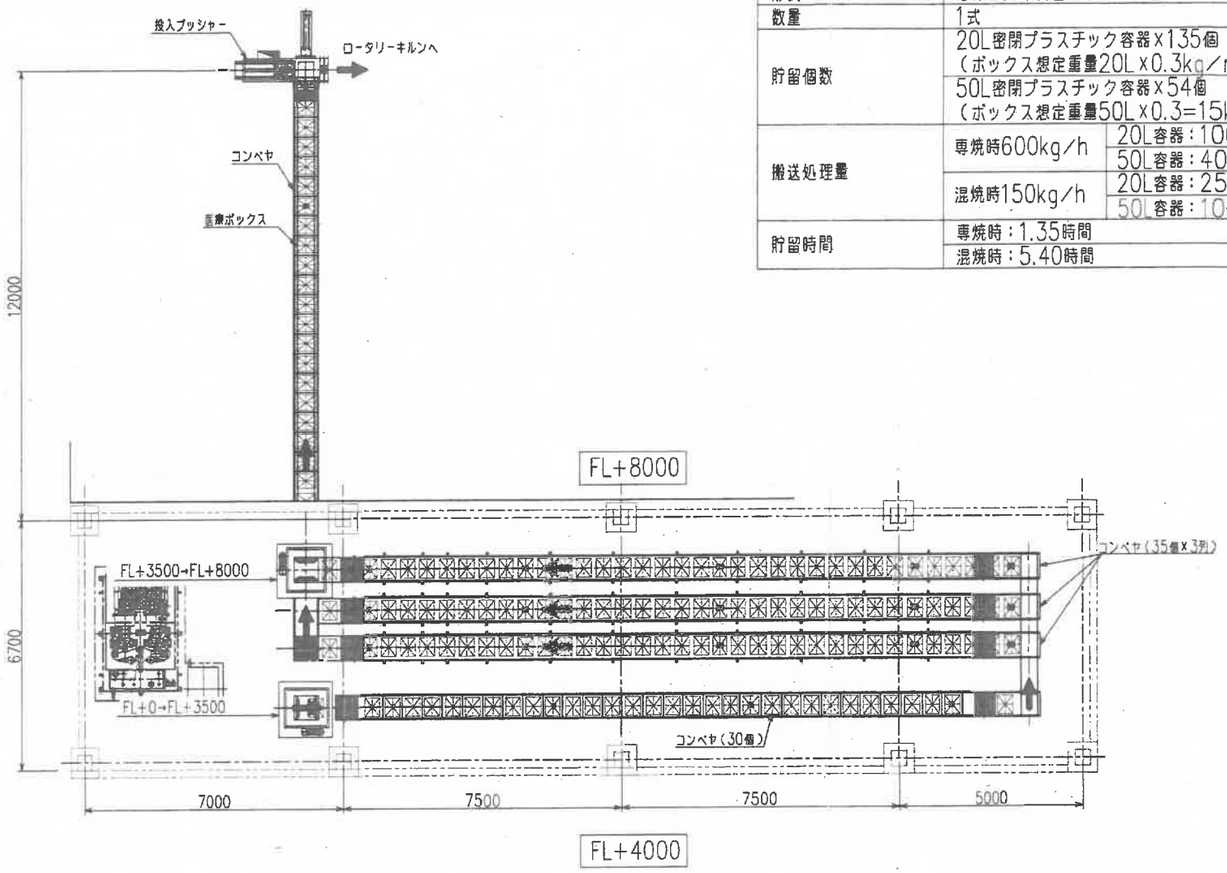
図番	許可申請書	機械設備	0015	△1	A1

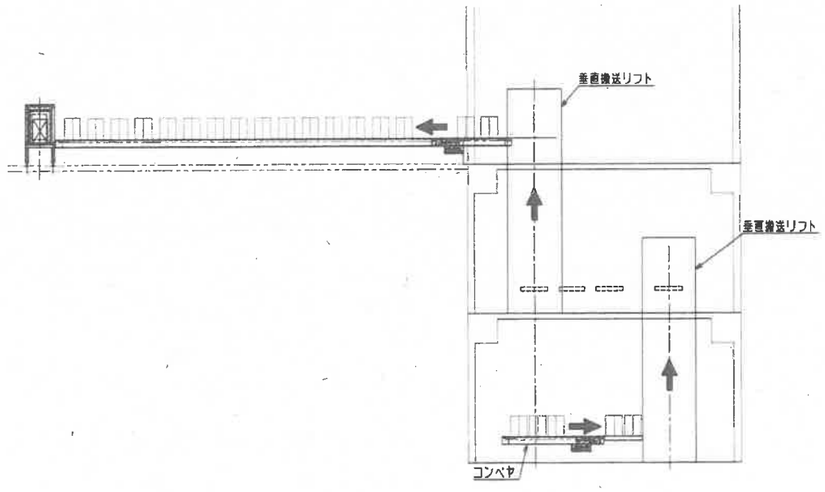
符号	個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
△2	x					
△1	x					

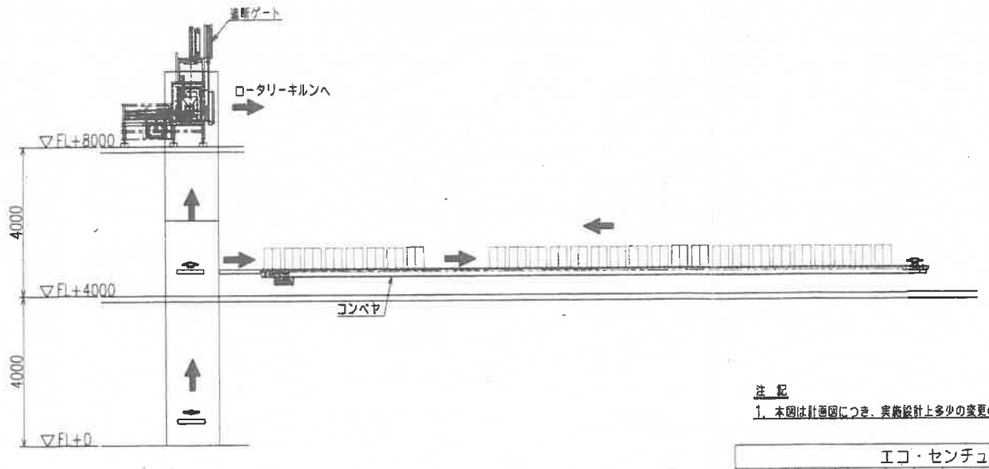
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当

仕様

形式	感染性廃棄物密閉ボックス自動貯留供給設備	
数量	1式	
貯留個数	20L密閉プラスチック容器x135個 （ボックス想定重量20L x0.3kg／m³ =6kg）	
	50L密閉プラスチック容器x54個 （ボックス想定重量50L x0.3=15kg）	
搬送処理量	専焼時600kg／h	20L容器：100個／h
		50L容器：40個／h
	混焼時150kg／h	20L容器：25個／h
		50L容器：10個／h
貯留時間	専焼時：1.35時間	
	混焼時：5.40時間	







注記

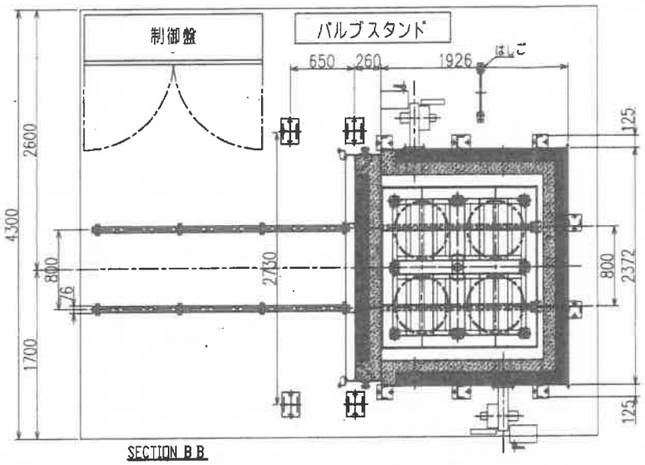
1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号 個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
2 x					
1 x					

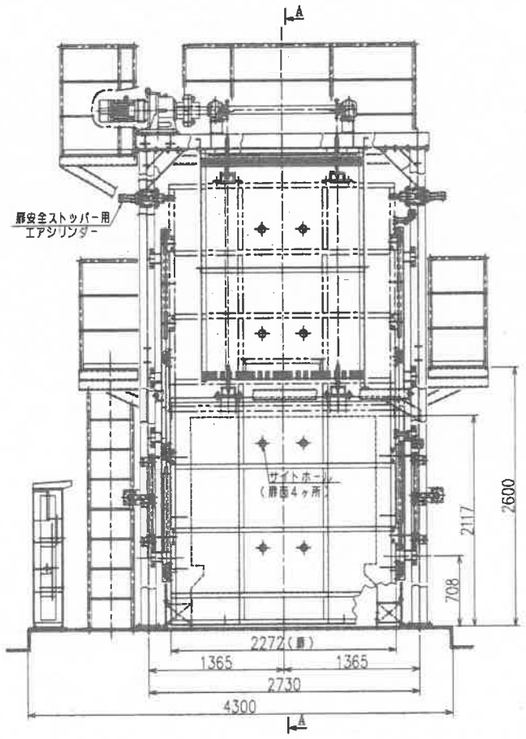
エコ・センチュリー21株式会社　殿

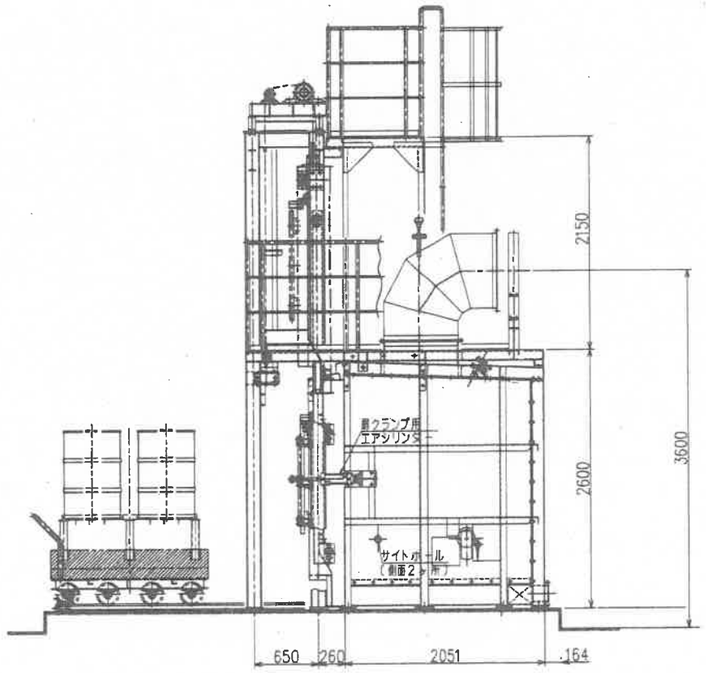
承認	照査	検図	スケール 1/80	名称 エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 感染性廃棄物保管投入装置　構造図
第三角法	担当	製図	年月日 '21.12.14	
栗本鐵工所				図番 許可申請書　機械設備　0016　2　A1

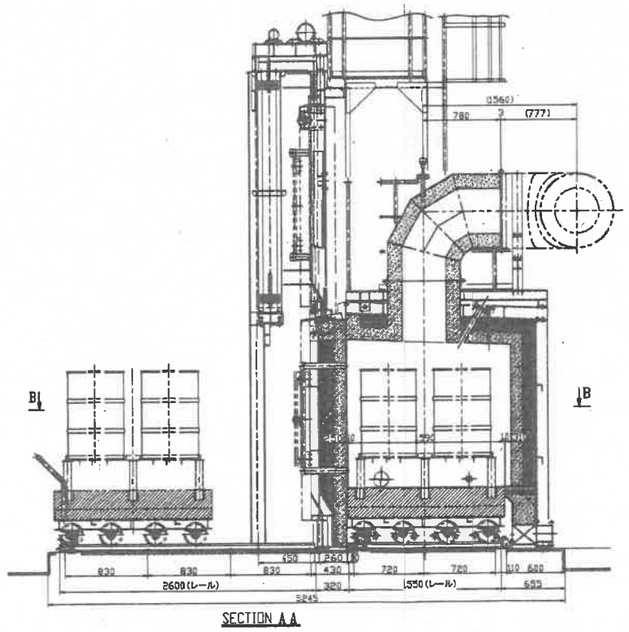
製作番号	注文主	製作数	摘要	年月	担当



SECTION B B







SECTION A A

仕様

形式	手動台車投入式
数量	1基
台車上面寸法	幅1.6m x 長さ1.6m x 高さ1.5m
処理温度	常用700℃、Max.1000℃
燃料	A重油
設備動力	3.7kW x 4P x 440V

注記

1. 本図は計画図につき、実施設計上多少の変更の可能性があります。

符号 個数	訂正記事	年月日	担当	検図	承認
1 x					
1 x					

エコ・センチュリー21株式会社　殿

承認	設計	検図	コントロール 1/30	名称	エコ・センチュリー21株式会社 クリーンセンター建設工事 ドラム缶投入設備　構造図
第三角法	担当	製図	年月日 '21.12.14		
株式会社 栗本鐵工所				図番	許可申請書　機械設備　0017　△0　A1

目　次

燃焼計算書
1．焼却物の組成及び発熱量
2．燃焼用空気量
3．燃焼ガス量
4．焼却炉
5．ボイラ
6．減温塔
7．バグフィルタ
8．誘引送風機
9．煙突

① 燃焼計算書

1．焼却物の組成及び発熱量

1－1：組成（乾燥後）

対象廃棄物	焼却量 (kg/h)	焼却割合 (%)	三成分（%）			可燃分元素組成（%）						低位発熱量 (kJ/kg)
			水分 w	可燃分	灰分 Ash	C	H	O	N	S	Cl	
汚泥(乾燥後)	365	10.8	40.0	22.0	38.0	55.10	5.60	37.10	1.10	1.10	0.00	3,587
廃油	100	3.0	0.0	99.9	0.1	89.90	9.10	0.10	0.00	0.00	0.90	39,022
廃酸・廃アルカリ	150	4.4	93.0	2.0	5.0	85.00	10.00	2.00	1.00	1.00	1.00	−1,540
廃プラスチック類	800	23.6	16.8	74.3	8.9	80.10	9.60	6.40	0.10	0.10	3.70	27,851
紙くず	550	16.2	35.5	58.4	6.1	45.30	6.40	48.00	0.10	0.10	0.10	9,053
木くず	820	24.2	29.4	64.3	6.3	49.20	6.20	43.20	1.10	0.10	0.20	11,301
繊維くず	100	3.0	28.3	66.9	4.8	46.50	6.30	43.70	3.00	0.30	0.20	11,252
動植物性残さ 動物系固形不要物	300	8.9	59.2	23.4	17.4	47.00	6.30	43.10	3.30	0.10	0.20	2,752
ゴムくず	50	1.5	6.4	76.6	17.0	71.00	8.00	14.90	1.90	0.50	3.70	24,327
感染性産業廃棄物(特管)	150	4.4	15.9	51.8	32.3	67.70	8.40	20.30	1.00	0.20	2.40	15,434
合均	3,385	100	32.18	55.51	12.31	61.81	7.58	28.25	0.72	0.16	1.48	13,881

上記の表より、組成の平均値を算出する。

	C	H	O	N	S	Cl	水分	灰分	合計
(%)	34.31	4.21	15.68	0.40	0.09	0.82	32.18	12.31	100.00

2．燃焼用空気量

2－1：理論燃焼空気量（Ao）

$$Ao = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$Ao = \frac{(0.3431/12 + 0.0421/4 + 0.0009/32 - 0.1568/32) \times 22.4}{0.21}$$

$= 3.6528$ 〔m^3/kg(NTP)〕

$= 3.6528 \times W$

$= 3.6528 \times 3385$

$= 12,364.7$ 〔m^3/h(NTP)〕

※W：廃棄物焼却量（kg/h）

2－2：実際燃焼空気量（A_1）

空気比　m=1.85とする。

$A_1 = Ao \times m$

$= 3.6528 \times 1.85$

$= 6.7577$ 〔m^3/kg(NTP)〕

$= 6.7577 \times W$

$= 6.7577 \times 3385$

$= 22,874.8$ 〔m^3/h(NTP)〕

3．燃焼ガス量

3－1：理論燃焼ガス量D.B.（Go）

Go_{CO2}＝Ｃ×２２．４／１２

＝ 0.3431×22.4/12

＝ 0.6405 〔m^3/kg(NTP)〕

Go_{SO2}＝Ｓ×２２．４／３２

＝ 0.0009×22.4/32

＝ 0.0006 〔m^3/kg(NTP)〕

Go_{HCl}＝Ｃｌ×２２．４／３５．５

＝ 0.0082×22.4/35.5

＝ 0.0052 〔m^3/kg(NTP)〕

Go_{N2}＝（１－０．２１）×Ａｏ＋Ｎ×２２．４／２８

＝ 0.79×3.6528 + 0.004×22.4/28

＝ 2.8889 〔m^3/kg(NTP)〕

Go_{H2O}＝（ｗ（水分）＋Ｈ×１８／２）×２２．４／１８

＝ (0.3218 + 0.0421×18/2) ×22.4/18

＝ 0.8720 〔m^3/kg(NTP)〕

$Go = Go_{CO2} + Go_{SO2} + Go_{HCl} + Go_{N2} + G_{o\,H2O}$

＝ 0.6405＋0.0006＋0.0052＋2.8889＋0.8720

＝ 4.4072 〔m^3/kg(NTP)〕

3－2：実燃焼ガス量　W．B．（G_1）

G_1＝ Go＋（m－1）×Ao

＝ 4.4072＋（1.85－1）×3.6528

＝　7.51208　〔m^3/kg(NTP)〕

＝ 7.51208×W

＝ 7.51208×3385

＝　25,428.4　〔m^3/h(NTP)〕

3－3：乾燥機排ガスを含む実燃焼ガス量　W．B．（G）

G＝ G_1＋$A_{(乾希釈)}$＋$A_{(乾リーク)}$＋$W_{(乾水蒸気)}$×22.4/18

＝ 25,428.4+467.4+72.7+365.0×22.4／18

＝　26,422.7　〔m^3/h(NTP)〕

※$A_{(乾希釈)}$　：乾燥機希釈空気量　467.4　〔m^3/h(NTP)〕

※$A_{(乾リーク)}$：乾燥機本体リークエア量　72.7　〔m^3/h(NTP)〕

※$W_{(乾水蒸気)}$：乾燥水分蒸発量　365.0　〔kg/h〕

3－4：燃焼ガス成分

G_{CO2}＝　Go_{CO2}×W

＝ 0.6405×3385

＝　2,168.1　〔m^3/h(NTP)〕

G_{SO2}＝　Go_{SO2}×W

＝ 0.0006×3385

＝　2.0　〔m^3/h(NTP)〕

G_{HCl}＝　Go_{HCl}×W

＝ 0.0052×3385

＝　17.6　〔m^3/h(NTP)〕

G_{O2}＝　0．21×Ao×（m－1）×W　＋0.21×（$A_{(乾希)}$＋$A_{(乾リーク)}$）

＝ 0.21×3.6528×（1.85－1）×3385　＋0.21×（　467.4　＋　72.7　）

＝　2,320.5　〔m^3/h(NTP)〕

$$G_{N2} = (0.79 \times Ao \times m + N \times 22.4/28) \times W + 0.79 \times (A_{(乾希)} + A_{(乾リーク)})$$

$$= (0.79 \times 3.6528 \times 1.85 + 0.004 \times 22.4 / 28) \times 3385 + 0.79 \times (467.4 + 72.7)$$

$$= 18,508.6 \ [m^3/h(NTP)]$$

以上より、燃焼乾きガス量（Ｇｄ）は、

$$G_d = G_{CO2} + G_{SO2} + G_{HCl} + G_{O2} + G_{N2}$$

$$= 2,168.1 + 2.0 + 17.6 + 2,320.5 + 18,508.6$$

$$= 23,016.8 \ [m^3/h(NTP)]$$

$$Go_{H2O} = (w\ (水分) + H \times 18/2) \times 22.4/18 \times W + W_{(乾水蒸気)} \times 22.4/18$$

$$= (0.3218 + 0.0421 \times 18/2) \times 22.4/18 \times 3,385 + 365.0 \times 22.4/18$$

$$= 3,405.9 \ [m^3/h(NTP)]$$

4．焼却炉

4－1：焼却炉物質収支

1）燃焼排ガス成分（乾燥排ガス含む）

	N_2 G_{N2}	O_2 G_{O2}	CO_2 G_{CO2}	SO_2 G_{SO2}	HCl G_{HCl}	乾きガス計 G_d	H_2O G_{H2O}	合　計 G
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8	3,405.9	26,422.7

2）焼却炉冷却水

焼却炉出口排ガス温度を設定温度に維持するための炉内噴霧冷却水量　：W_1：　338.2　kg/h
冷却水の蒸発量を加味した燃焼排ガス量：G_1

炉出口排ガス成分

	N_2 G_{1N2}	O_2 G_{1O2}	CO_2 G_{1CO2}	SO_2 G_{1SO2}	HCl G_{1HCl}	乾きガス計 G_{1d}
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8

H_2O G_{1H2O}	合　計 G_1
$3405.9+W_1\times22.4/18$	$26422.7+W_1\times22.4/18$
3,826.8	26,843.6

3）焼却灰

焼却物中灰分量算出（W_2）

$$W_2 = Ash \times W$$
$$= 0.1231 \times 3385$$
$$= 416.7 \quad [kg/h]$$

ここで、実績値より灰分中の飛灰の割合を２０．４％とすると

焼却灰（W_3）＝W_2×（１－０．２０４）＝　331.7　〔kg/h〕

飛灰（W_4）　＝W_2×０．２０４　　＝　85.0　〔kg/h〕

飛灰は排ガス中に移行し、焼却灰は含水率を３０％に加湿して、
湿灰（W_5）として排出される。

$$W_5 = W_3 \times 1 / (1 - 0.3) = 473.9 \quad [kg/h]$$

4－2：焼却炉熱収支

1）入 熱

（1）廃棄物焼却熱量（Q_1）

$Q_1 = H_1 \times W$

$= 13881 \times 3385$

$= 46,987,185.0$ 〔kJ/h〕

※H_1：廃棄物の低位発熱量（kJ/kg）
W：廃棄物の焼却量（kg/h）

（2）廃棄物持込熱量（Q_2）

$Q_2 = \{C_W \times w + C_r \times (1 - w)\} \times t_1 \times W$

$= \{4.186 \times 0.3218 + 1.354 \times (1 - 0.3218)\} \times 20 \times 3385$

$= 153,363.4$ 〔kJ/h〕

※w：廃棄物中の水分量

t_1：投入廃棄物の温度＝ 20.0 （℃）

C_W：水の比熱 ＝ 4.186 （kJ/kg･K）

C_r：廃棄物の比熱 ＝ 1.354 （kJ/kg･K）

W：廃棄物の焼却量（kg/h）

（3）燃焼空気持込熱量（Q_3）

$Q_3 = A_1 \times t_2 \times C_{PAir}$

$= 22874.8 \times 20 \times 1.299$

$= 594,287.3$ 〔kJ/h〕

※A_1：実際燃焼空気量（m^3/h(NTP)）

t_2：空気温度 20.0 （℃）

C_{PAir}：0℃からt_2までの空気の平均定圧比熱
＝ 1.299 （kJ/m^3･℃（NTP））

（4）炉冷却水持込熱量（Q_4）

$Q_4 = W_1 \times t_3 \times C_W$

$= 338.2 \times 20 \times 4.186$

$= 28,314.1$ 〔kJ/h〕

W_1	：炉冷却水 噴霧水量	338.2	(kg/h)
t_3	：炉冷却水温度	20	(℃)
C_W	：水の比熱	4.186	(kJ/kg･K)

（5）乾燥機排ガス熱量（Q_5）

$Q_5 = G_{(乾燥出)} \times t_{(乾燥出)} \times C_{(乾燥出)}$

$= 2225.0 \times 224.2 \times 1.516$

$= 756,249.0$ 〔kJ/h〕

$G_{(乾燥出)}$	：乾燥機排ガス量 ＝	2,225.0	(m^3/h(NTP))
$t_{(乾燥出)}$	：乾燥機排ガス温度 ＝	224.2	(℃)
$C_{(乾燥出)}$	：乾燥機排ガス比熱 ＝	1.516	(kJ/m^3･℃ (NTP))

（6）入熱合計（Q_6）

$Q_6 = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

$= 48,519,398.8$ 〔kJ/h〕

2）出 熱

（1）排ガス持出熱量（Q_7）

$Q_7 = G_{1d} \times t_4 \times C_{gd1}$

$= 23016.8 \times 1,050 \times 1.492$

$= 36,058,118.9$ 〔kJ/h〕

t_4：炉出口排ガス温度 ：1050（℃） とする。

C_{gd1}：乾き排ガス比熱 （kJ/m³·℃(NTP) at 1050℃）

$= C_{N2} \times G_{N2} / G_{1d} + C_{O2} \times G_{O2} / G_{1d} + C_{CO2} \times G_{CO2} / G_{1d}$

$= 1.406 \times 18508.6 / 23016.8 + 1.487 \times 2320.5 / 23016.8$
$+ 2.244 \times 2168.1 / 23016.8$

$= 1.492$ （kJ/m³·℃(NTP)）

C_{N2} ：窒素の比熱 ＝ 1.406 （kJ/m³·℃(NTP) at. 1050℃）
C_{O2} ：酸素の比熱 ＝ 1.487 （kJ/m³·℃(NTP) at. 1050℃）
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱 ＝ 2.244 （kJ/m³·℃(NTP) at. 1050℃）

C_{H2O}：水蒸気の比熱 ＝ 1.659 （kJ/m³·℃(NTP) at. 1050℃）

C_{g1}：湿り排ガス比熱 （kJ/m³·℃(NTP) at 1050℃）

$= G_d \times C_{gd1} / G_1 + G_{1H2O} \times C_{H2O} / G_1$

$= 23,016.8 \times 1.492 / 26,843.6 + 3,826.8 \times 1.659 / 26,843.6$

$= 1.516$

（2）持出蒸気顕熱（Q_8）

$Q_8 = G_{1H2O} \times t_4 \times C_{H2O}$

$= 3,826.8 \times 1050 \times 1.659$

$= 6,666,094.3$ 〔kJ/h〕

（3）焼却灰持出熱量（Q_9）

$Q_9 = W_3 \times t_5 \times C_{A1}$

$= 331.7 \times 200 \times 0.837$

$= 55,526.6$ 〔kJ/h〕

※W_3：焼却灰量（kg/h）

t_5：焼却灰温度 ＝ 200 （℃）

C_{A1}：焼却灰の比熱 ＝ 0.837 （kJ/kg･℃）

（4）飛灰持出熱量（Q_{10}）

$Q_{10} = W_4 \times t_6 \times C_{A2}$

$= 85.0 \times 1,050 \times 0.837$

$= 74,702.3$ 〔kJ/h〕

※W_4：飛灰量（kg/h）

t_6：飛灰温度 ＝ 1,050 （℃）

C_{A2}：飛灰の比熱 ＝ 0.837 （kJ/kg･℃）

（5）炉冷却水蒸発潜熱量（Q_{11}）

$Q_{11} = W_1 \times \alpha$

$= 338.2 \times 2,499.0$

$= 845,161.8$ 〔kJ/h〕

※α：水の蒸発潜熱 2,499.0 （kJ/kg）

（6）焼却灰未燃分発熱量（Q_{12}）

焼却灰の未燃分発熱量を1,674.4kJ/kgとする。

$Q_{12} = W_3 \times 1,674.4$

$= 331.7 \times 1,674.4$

$= 555,398.5$ 〔kJ/h〕

（7）乾燥機排ガス熱量（Q_{13}）

$Q_{13} = G_{(二次燃⇒乾燥機)} \times t_{(二次燃⇒乾燥機)} \times C_{(二次燃⇒乾燥機)}$

$= 1,230.7 \times 1,050 \times 1.516$

$= 1,959,028.3$ 〔kJ/h〕

$G_{(二次燃⇒乾燥機)}$：乾燥機排ガス量	＝	1,230.7	(m^3/h(NTP))
$t_{(二次燃⇒乾燥機)}$：乾燥機排ガス温度	＝	1,050	(℃)
$C_{(二次燃⇒乾燥機)}$：乾燥機排ガス比熱	＝	C_{g1}	(kJ/m^3・℃ (NTP))
	＝	1.516	(kJ/m^3・℃ (NTP))

（8）出熱合計（Q_{14}）

$Q_{14} = Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13}$

$= 46,214,030.7$ 〔kJ/h〕

（9）炉壁放熱量（Q_{15}）

Q_{15} ＝ 入熱量（Q_6）－ 出熱量（Q_{14}）

$= 48,519,398.8 - 46,214,030.7$

$= 2,305,368.1$ 〔kJ/h〕

$Q_{15} / Q_6 \times 100$ ＝ 4.75%　焼却炉入熱量に対する割合

4－3：炉出口排ガス濃度

1）炉出口排ガス成分

	N_2 G_{1N2}	O_2 G_{1O2}	CO_2 G_{1CO2}	SO_2 G_{1SO2}	HCl G_{1HCl}	乾きガス計 G_{1d}	H_2O G_{1H2O}	合　計 G_1
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8	3,826.8	26,843.6

2）酸素濃度（O_{2a}）の算出

O_{2a}＝　G_{1O2}×１００／G_{1d}

＝ 2320.5× 100 / 23016.8

＝　10.1　〔%〕

3）炉出口ばいじん濃度（D_1）の算出

D_1＝ W_4×10^3／G_{1d}

＝ 85.0 ×10^3 / 23016.8×（21 -12）/（21-10.1）

＝　3.05　〔g/m^3(NTP)〕　（O_2=12%換算値）

4）各排ガス濃度の算出

（1）ＳＯｘ濃度（C_1）

C_1＝ G_{1SO2}×10^6／G_{1d}

＝ 2.0 ×10^6 / 23016.8×（21 -12）/（21-10.1）

＝　71.7　〔ppm〕　（O_2=12%換算値）

（2）ＨＣｌ濃度（C_2）

C_2＝ G_{1HCl}×10^6／G_{1d}

＝ 17.6×10^6 / 23016.8×（21 -12）/（21-10.1）

＝　631.4　〔ppm〕　（O_2=12%換算値）

（3）ＮＯｘ濃度（C_3）

実績値よりＮＯｘ発生量C_3＝　250 〔ppm〕とする。　→排出基準値　＝　250〔ppm〕

（4）DXN類濃度（C_4）

実績値より炉出口ＤＸＮ類発生量

C_4＝　2.0　〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕以下

（O_2=12%換算値）

5．ボイラ

5－1：ボイラ熱収支・物質収支

1）ボイラ入口 排ガス成分

	N_2 G_{2N2}	O_2 G_{2O2}	CO_2 G_{2CO2}	SO_2 G_{2SO2}	HCl G_{2HCl}	乾きガス計 G_{2d}	H_2O G_{2H2O}	合 計 G_2
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8	3,826.8	26,843.6

5－2：ボイラ熱収支

1）入熱

（1）排ガス持込熱量（Q_{16}）

t_7：排ガス温度 ＝ t_4 ＝ 1050 （℃）

Q_{16} ＝ Q_7 ＝ 36,058,118.9 〔kJ/h〕

（2）持込蒸気顕熱（Q_{17}）

Q_{17}＝ Q_8 ＝ 6,666,094.3 〔kJ/h〕

（3）飛灰持込熱量（Q_{18}）

Q_{18}＝ Q_{10} ＝ 74,702.3 〔kJ/h〕

（4）ボイラ給水持込熱量（Q_{19}）

$Q_{19} = W_5 \times t_8 \times C_W$

$= W_5 \times 143 \times 4.186$

$= W_5 \times 598.6$

$= 8,404,344.0$ 〔kJ/h〕

※W_5：ボイラ給水量＝ 14,040.0 (kg/h)

t_8：ボイラ水温度 ＝ 143 (℃)

（5）入熱合計（Q_{20}）

$Q_{20} = Q_{16} + Q_{17} + Q_{18} + Q_{19}$

$= 51,203,259.5$ 〔kJ/h〕

2）出 熱

（1）ボイラ出口 排ガス持出熱量（Q_{21}）

$Q_{21}=$ $G_{2d}\times t_9\times C_{gd2}$

$=$ 23016.8 × 230 × 1.360

$=$ 7,199,655.0 〔kJ/h〕

t_9：ボイラ出口排ガス温度 ＝ 230 (℃) とする。

C_{gd2}：乾き排ガス比熱 (kJ/m³·℃(NTP) at 230℃)

$= C_{N2}\times G_{N2}/G_{1d}+C_{O2}\times G_{O2}/G_{1d}+C_{CO2}\times G_{CO2}/G_{1d}$

$= 1.308\times 18508.6/23016.8 + 1.345\times 2320.5/23016.8$
$+ 1.832\times 2168.1/23016.8$

$=$ 1.360 (kJ/m³·℃(NTP))

C_{N2} ：窒素の比熱 ＝ 1.308 (kJ/m³·℃(NTP) at.230℃)
C_{O2} ：酸素の比熱 ＝ 1.345 (kJ/m³·℃(NTP) at.230℃)
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱 ＝ 1.832 (kJ/m³·℃(NTP) at.230℃)

（2）飛灰持出熱量（Q_{22}）

$Q_{22}=$ $W_6\times t_{10}\times C_{A3}$

$=$ 76.5 × 230 × 0.837

$=$ 14,727.0 〔kJ/h〕

ここで、ボイラ入口の飛灰の内、１０％が除去されるものとする。

※W_6：飛灰量 (kg/h) ＝ $W_4\times$（1－0．1）
＝ 85.0 ×0.9＝ 76.5 (kg/h)

※W_7：除去飛灰量 (kg/h) ＝ $W_4\times$0．1
＝ 85.0 ×0.1＝ 8.5 (kg/h)

t_{10}, t_{11}：飛灰及び除去飛灰温度 ＝ 230 (℃)

C_{A3}：飛灰及び除去飛灰の比熱＝ 0.837 (kJ/kg·K)

（3）除去飛灰熱量（Q_{23}）

$Q_{23}=$ $W_7\times t_{11}\times C_{A3}$

$=$ 8.5 × 230 × 0.837

$=$ 1,636.3 〔kJ/h〕

（4）持出蒸気顕熱（Q_{24}）

Q_{24}＝　$G_{2H2O} \times t_{12} \times C_{H2O}$

＝ 3,826.8 × 230 × 1.460

＝ 1,285,039.4 〔kJ/h〕

t_{12}：ボイラ出口排ガス蒸気温度 ＝ 230 (℃)

C_{H2O}：水蒸気の比熱 ＝ 1.460 (kJ/m³·℃(NTP) at.230℃)

（5）ボイラ蒸気持出顕熱（Q_{25}）

ボイラ条件は以下の通りとする。

t_{13}：蒸気温度 ＝ 305.0 (℃)

P：過熱蒸気圧力 ＝ 3.0 (MPa)

H_{B1}：過熱蒸気比エンタルピー ＝ 3,005.0 (KJ/kg)

W_8：ボイラ発生蒸気量 ＝ 14,040.0 (kg/h) ※

※ボイラ発生蒸気量のうち、1%は蒸気ラインよりブローダウン（排気）され、残り99%分がタービンに送気され、発電に使用される。

Q_{25}＝　$H_{B1} \times W_8$

＝ 3,005.0 × 14,040.0

＝ 42,190,200.0 〔kJ/h〕

（6）出熱合計（Q_{26}）

$Q_{26} = Q_{21} + Q_{22} + Q_{23} + Q_{24} + Q_{25}$

＝ 50,691,257.7 〔kJ/h〕

（8）ボイラ放熱量（Q_{27}）

Q_{27} ＝ 入熱量（Q_{20}）－ 出熱量（Q_{26}）

＝ 51203259.5 － 50691257.7

＝ 512,001.8 〔kJ/h〕

Q_{27}／Q_{20}×100 ＝ 1.00% ボイラ入熱量に対する割合

5－3：ボイラ出口 排ガス成分

	N_2 G_{3N2}	O_2 G_{3O2}	CO_2 G_{3CO2}	SO_2 G_{3SO2}	HCl G_{3HCl}	乾きガス計 G_{3d}	H_2O G_{3H2O}	合 計 G_3
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8	3,826.8	26,843.6

6．減温塔

6－1：減温塔物質収支

1）減温塔 排ガス成分

	N_2 G_{3N2}	O_2 G_{3O2}	CO_2 G_{3CO2}	SO_2 G_{3SO2}	HCl G_{3HCl}	乾きガス計 G_{3d}	H_2O G_{3H2O}	合 計 G_3
〔m^3/h(NTP)〕	18,508.6	2,320.5	2,168.1	2.0	17.6	23,016.8	3,826.8	26,843.6

6－2：減温塔熱収支

1）入熱

（1）排ガス持込熱量（Q_{28}）

Q_{28} ＝ $Q_{21}+Q_{22}+Q_{24}$

＝ 7,199,655.0 ＋ 14,727.0 ＋ 1,285,039.4 〔kJ/h〕

＝ 8,499,421.4 〔kJ/h〕

（2）減温塔噴霧水持込熱量（Q_{29}）

Q_{29}＝ $W_9 \times t_{15} \times C_W$

＝ 651.4 × 20 × 4.186

＝ 54,535.2 〔kJ/h〕

W_9：減温塔噴霧水量（kg/h） ＝ 651.4 (kg/h)

t_{15}：減温塔噴霧水温度 20 (℃)

C_W：水の比熱 ＝ 4.186 (kJ/kg･℃)

（3）水噴霧用空気持込熱量（Q_{30}）

Q_{30}＝ $A_2 \times t_{16} \times C_{PAir}$

＝ 74.3 × 20 × 1.298

＝ 1,928.8 〔kJ/h〕

減温塔噴霧ノズルの気水体積比 ＝ 114 (m^3(NTP)／kg)

A_2：噴霧空気量＝ 651.4 × 114 / 1000 ＝ 74.3 (m^3/h(NTP))

t_{16}：空気温度 ＝ 20 (℃)

C_{PAir}：0℃からt_{16}までの空気の平均定圧比熱
＝ 1.298 (kJ/m^3･℃ (NTP))

（4）入熱合計（Q_{31}）

Q_{31}＝ $Q_{28}+Q_{29}+Q_{30}$
＝ 8,555,885.4 〔kJ/h〕

2）出 熱

（1）減温塔出口 排ガス持出熱量（Q_{32}）

$Q_{32}=(G_{3d}+A_2)\times t_{17}\times C_{gd3}$

$=(23,016.8+74.3)\times 180\times 1.353$

$=5,623,606.5$ 〔kJ/h〕

t_{17}：減温塔出口排ガス温度 ＝ 180 （℃） とする。

C_{gd3}：乾き排ガス比熱 （kJ/m³・℃(NTP) at 180℃）

$=C_{N2}\times(G_{3N2}+A_{2N2})/(G_{3d}+A_2)+C_{O2}\times(G_{3O2}+A_{2O2})/(G_{3d}+A_2)$
$+C_{CO2}\times G_{3CO2}/(G_{3d}+A_2)$

$=(1.305\times(18508.6+0.79\times74.3)+1.335\times(2320.5+0.21\times74.3)$
$+1.792\times2168.1)/(23016.8+74.3)$
$=1.353$ （kJ/m³・℃(NTP)）

C_{N2} ：窒素の比熱 ＝ 1.305 （kJ/m³・℃(NTP) at. 180℃）
C_{O2} ：酸素の比熱 ＝ 1.335 （kJ/m³・℃(NTP) at. 180℃）
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱 ＝ 1.792 （kJ/m³・℃(NTP) at. 180℃）

（2）飛灰持出熱量（Q_{33}）

ここで、減温塔入口の飛灰の内、１０％が除去されるものとする。

※W_{10}：飛灰量（kg/h） $=W_6\times(1-0.1)$
$=76.5\times0.9$
$=68.9$ (kg/h)

※W_{11}：除去飛灰量（kg/h） $=W_6-W_{10}$
$=76.5-68.9$
$=7.6$ (kg/h)

t_{18} ：飛灰及び除去飛灰温度 ＝ 180 （℃）

C_{A4}：飛灰及び除去飛灰の比熱＝ 0.837 （kJ/kg・K）

$Q_{33}=W_{10}\times t_{18}\times C_{A4}$

$=68.9\times180\times0.837$

$=10,380.5$ 〔kJ/h〕

（3）除去飛灰熱量（Q_{34}）

$Q_{34}=W_{11}\times t_{18}\times C_{A4}$

$=7.6\times180\times0.837$

$=1,145.0$ 〔kJ/h〕

（4）持出蒸気顕熱（Q_{35}）

Q_{35}＝　（G_{3H2O}+W_9×２２．４／１８）×t_{19}×C_{H2O}

＝ 4,637.4　×　180　×　1.451

＝ 1,211,196.1　〔kJ/h〕

t_{19}：減温塔出口排ガス蒸気温度　＝　180　（℃）

C_{H2O}：水蒸気の比熱　＝　1.451　（kJ/m^3・℃(NTP) at.180℃）

（5）減温塔噴射水蒸発潜熱量（Q_{36}）

Q_{36}＝　W_9×α

＝ 1,627,848.6　〔kJ/h〕

※α：水の蒸発潜熱（kJ/kg）

（7）出熱合計（Q_{37}）

Q_{37}＝　Q_{32}+Q_{33}+Q_{34}+Q_{35}+Q_{36}

＝ 8,474,176.7　〔kJ/h〕

（8）減温塔放熱量（Q_{38}）

Q_{38}＝　入熱量（Q_{31}）－　出熱量（Q_{37}）

＝ 8,555,885.4 －　8,474,176.7

＝ 81,708.7　〔kJ/h〕

Q_{38}／Q_{31}×100　＝　0.95%　減温塔入熱量に対する割合

６－３：減温塔出口 排ガス成分

	N_2 G_{4N2}	O_2 G_{4O2}	CO_2 G_{4CO2}	SO_2 G_{4SO2}	HCl G_{4HCl}	乾きガス計 G_{4d}	H_2O G_{4H2O}	合　計 G_4
〔m^3/h(NTP)〕	18,567.3	2,336.1	2,168.1	2.0	17.6	23,091.1	4,637.4	27,728.5

7．バグフィルタ

7－1：バグフィルタ物質収支

1）バグフィルタ入口排ガス成分

	N_2 G_{4N2}	O_2 G_{4O2}	CO_2 G_{4CO2}	SO_2 G_{4SO2}	HCl G_{4HCl}	乾きガス計 G_{4d}	H_2O G_{4H2O}	合　計 G_4
〔m^3/h(NTP)〕	18,567.3	2,336.1	2,168.1	2.0	17.6	23,091.1	4,637.4	27,728.5

2）薬剤供給空気量（A_5）：490.0 〔m^3／h(NTP)〕

A_{5N2} ： 387.1 〔m^3／h(NTP)〕
A_{5O2} ： 102.9 〔m^3／h(NTP)〕

3）パルスエア量（A_6）：80.0 〔m^3／h(NTP)〕

A_{6N2} ： 63.2 〔m^3／h(NTP)〕
A_{6O2} ： 16.8 〔m^3／h(NTP)〕

4）有害ガス除去量

（1）酸素濃度（O_{4a}）の算出

O_{4a}＝ G_{4O2}×１００／G_{4d}

＝ 2336.1× 100 / 23091.1

＝ 10.1 〔%〕

（2）ＳＯｘ除去量

ＳＯｘ量＝ G_{4SO2}＝ 2.0 〔m^3／h(NTP)〕

入口ＳＯｘ濃度＝ C_{1-1}＝ G_{4SO2}×10^6／G_{4d}

＝ 2.0×10^6 / 23091.1× (21 -12) / (21-10.1)

＝ 71.5 〔ppm〕 （O_2=12%換算値）

排出基準値（法規制値）Ｋ値＝ 17.5
維持管理計画値 Ｋ値＝ 4.5 以下 ⇒ 6.0 〔m^3／h(NTP)〕※
※煙突有効高さからの算出値

ＳＯｘ排出基準値： 6.0 〔m^3／h(NTP)〕 ＞ 2.0 〔m^3／h(NTP)〕

したがって ＳＯｘ除去については特に考慮しない

（3）ＨＣｌ除去量

ＨＣｌ量＝ G_{4HCl}＝ 17.6 〔m^3／h(NTP)〕

入口ＨＣｌ濃度＝ C_{2-1}＝ G_{4HCl}×10^6／G_{4d}

＝ 17.6×10^6 ／ 23091.1× (21 -12) / (21-10.1)

＝ 629.3 〔ppm〕 （O_2=12%換算値）

排出基準値（法規制値）　700 〔mg/m^3(NTP)〕以下
維持管理計画値　240 〔mg/m^3(NTP)〕以下⇒ 147.3〔ppm〕 （O_2=12%換算値）

ＨＣｌ除去率：（629.3-147.3）/ 629.3 ×100 ＝ 76.6% →乾式脱塩処理（煙道消石灰吹込）

1）消石灰吹込量（ａ）

ＨＣｌ除去率８５％以下であることからＨＣｌ発生量に対して吹込反応当量比を2.0とする。

a＝ {17.6×（ 36.5 / 22.4 ）× 74 / 73) } × 2.0

＝ 58.1 〔kg/h〕

＜反応式＞ $2HCl + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCl_2 + 2H_2O$
73　74　111　36

※a_0：消石灰（未反応） ＝ a ×(2.0 - 1) / 2.0 ＝ 29.1 (kg/h)

a_1：反応物（$CaCl_2$）＝ (58.1-29.1) × 111 / 74 ＝ 43.5 (kg/h)

（３）ＤＸＮ類除去量　別紙「排ガス中のダイオキシン類低減について」参照

炉出口ＤＸＮ類濃度＝ C_4＝ 2.0 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕 （O_2=12%換算値）実績値より

ＤＸＮ再合成率 ＝ 5 倍

ＢＦ入口ＤＸＮ類濃度＝C_{4-1}＝ 10.0 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕 （O_2=12%換算値）

活性炭によるＤＸＮ吸着除去率 ＝ 95 %

ＢＦ出口ＤＸＮ類濃度＝ C_{4-2}＝C_{4-1}×（1-95/100）

＝ 0.5 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕 （O_2=12%換算値）

排出基準値（法規制） 1.0 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕以下 （O_2=12%換算値）
維持管理計画値 0.9 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕以下 （O_2=12%換算値）
管理目標値 0.5 〔ng-TEQ/m^3(NTP)〕以下 （O_2=12%換算値）

1）活性炭吹込量（ｂ）

ＤＸＮ吸着除去率95%より活性炭の吹込基準量を100mg/m^3 (NTP) -Wet とする。

b＝ 100 × G_4 ／ 10^6
＝ 100× 27,728.5 ／ 10^6

＝ 2.8 〔kg/h〕

5）バグフィルタ出口排ガス濃度

（1）酸素濃度＝ $(G_{4O2}+A_{5O2}+A_{6O2}) \times 100 / (G_{4d}+A_5+A_6)$
＝ (2336.1 + 102.9 + 16.8) × 100 / (23091.1 + 490 + 80)

＝ 10.4 〔%〕

（2）ばいじん濃度（D_2）

①バグフィルタ入口ばいじん濃度：

$$D_2 = (W_{10} + a + b) \times 10^3 \ / \ (G_{4d} + A_5 + A_6)$$

$$= (68.9+58.1+2.8) \times 10^3 \times \{ (21-12) / (21-10.4) \} / (23,091.1 + 490 + 80)$$

$$= 4.66 \quad [g/m^3 (NTP)] \quad (O_2=12\%換算値)$$

②バグフィルタ出口ばいじん濃度：

排出基準値　0.08　[g/m^3 (NTP)] 以下
維持管理計画値　0.08　[g/m^3 (NTP)] 以下

バグフィルタ最大集じん効率（実績値）

入口ばいじん濃度　10.0　[g/m^3 (NTP)]　(O_2=12%換算値)
出口ばいじん濃度　0.01　[g/m^3 (NTP)]　(O_2=12%換算値)
最大集じん効率　(10−0.01) × 100 / 10 ＝ 99.9%

バグフィルタの集じん効率
(4.66 −0.08) × 100 / 4.66 ＝ 98.3% ＜ 99.9%

③捕集ばいじん量：

$$W_{12} = (W_{10} + a_0 + a_1 + b) - 0.08 \times 1 / 1000 \times (23,091.1 + 490 + 80) \div \{ (21-12) / (21-10.4) \}$$

$$= (68.9 + 29.1 + 43.5 + 2.8) - 2.2$$

$$= 142.1 \quad [kg/h]$$

（3）出口ＳＯｘ濃度（C_{1-2}）

$$C_{1-2} = 2.0 \times (21-12) / (21-10.4) \ / \ (G_{4d} + A_5 + A_6) \times 10^6$$

$$= 71.8 \quad [ppm] \quad (O_2=12\%換算値)$$

（4）出口ＨＣｌ濃度（C_{2-2}）

$$C_{2-2} = 240 \quad [mg/m^3(NTP)] 以下$$

$$= 147.3 \quad [ppm] \quad (O_2=12\%換算値)$$

$$HCl量 = (G_{4d} + A_5 + A_6) \times 147.3 / 10^6 \times (21-10.4) / (21-12)$$

$$= 4.1 \quad [m^3/h(NTP)]$$

6）バグフィルタ出口排ガス成分

	N_2 G_{5N2}	O_2 G_{5O2}	CO_2 G_{5CO2}	SO_2 G_{5SO2}	HCl G_{5HCl}	乾きガス計 G_{5d}	H_2O G_{5H2O}	合　計 G_5
[m^3/h(NTP)]	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

7－2：バグフィルタ熱収支

1）入 熱

（1）排ガス持込熱量（Q_{39}）

Q_{39} ＝ $Q_{32}+Q_{33}+Q_{35}$

＝ 5,623,606.5 ＋ 10,380.5 ＋ 1,211,196.1

＝ 6,845,183.1 〔kJ/h〕

（2）薬剤供給空気持込熱量（Q_{40}）

Q_{40}＝ $A_5 \times t_{20} \times C_{PAir}$

＝ 490.0 × 50 × 1.298

＝ 31,801.0 〔kJ/h〕

t_{20}：吹込空気温度 50 （℃）

C_{PAir}：0℃からt_{20}までの空気の平均定圧比熱
＝ 1.298 （kJ/m^3·K (NTP)）

（3）パルスエア持込熱量（Q_{41}）

Q_{41}＝ $A_6 \times t_{21} \times C_{PAir}$

＝ 80.0 × 20 × 1.298

＝ 2,076.8 〔kJ/h〕

t_{21}：空気温度 20 （℃）

C_{PAir}：0℃からt_{21}までの空気の平均定圧比熱
＝ 1.298 （kJ/m^3·K (NTP)）

（4）薬剤吹込み顕熱量（Q_{42}）

Q_{42}＝ $(a+b) \times t_{22} \times C_{A5}$

＝ (58.1＋ 2.8)× 50 × 0.837

＝ 2,548.7 〔kJ/h〕

t_{22}：空気温度 ＝ 50 （℃）

C_{A5}：薬剤の比熱 ＝ 0.837 （kJ/kg·K）

（5）入熱合計（Q_{43}）

Q_{43}＝ $Q_{39}+Q_{40}+Q_{41}+Q_{42}$

＝ 6,881,609.6 〔kJ/h〕

2）出 熱

（1）バグフィルタ出口 排ガス持出熱量（Q_{44}）

$Q_{44}=$ $G_{5d}\times t_{23}\times C_{gd5}$

$=$ 23,647.6 × 173 × 1.352

$=$ 5,531,079.0 〔kJ/h〕

t_{23}：バグフィルタ出口排ガス温度 ＝ 173 （℃）とする。

C_{gd5}：乾き排ガス比熱 （kJ/m³·℃(NTP) at 173℃）

$= C_{N2}\times G_{5N2}/G_{5d}+C_{O2}\times G_{5O2}/G_{5d}+C_{CO2}\times G_{5CO2}/G_{5d}$

$=$ (1.305×19017.6+1.333×2455.8+1.786×2168.1)／23647.6

$=$ 1.352 （kJ/m³·℃(NTP)）

C_{N2} ：窒素の比熱 ＝ 1.305 （kJ/m³·℃(NTP) at.173℃）
C_{O2} ：酸素の比熱 ＝ 1.333 （kJ/m³·℃(NTP) at.173℃）
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱 ＝ 1.786 （kJ/m³·℃(NTP) at.173℃）

（2）除去飛灰持出熱量（Q_{45}）

$Q_{45}=$ $W_{12}\times t_{24}\times C_{A6}$

$=$ 142.1 × 173 × 0.837

$=$ 20,576.2 〔kJ/h〕

※W_{12}：バグフィルタ集じん灰量（kg/h）

$=$ 142.1 （kg/h）

t_{24}：飛灰温度 ＝ 173 （℃）

C_{A6}：集じん灰の比熱 ＝ 0.837 （kJ/kg·K）

（3）持出蒸気顕熱（Q_{46}）

$Q_{46}=$ $G_{5H2O}\times t_{25}\times C_{H2O}$

$=$ 4,637.4 × 173 × 1.450

$=$ 1,163,291.8 〔kJ/h〕

t_{25}：バグフィルタ出口排ガス蒸気温度 ＝ 173 （℃）

C_{H2O}：水蒸気の比熱 1.450 （kJ/m³·℃(NTP) at.173℃）

（4）出熱合計（Q_{47}）

Q_{47}＝　$Q_{44}+Q_{45}+Q_{46}$

＝ 6,714,947.0　〔kJ/h〕

（5）バグフィルタ放熱量（Q_{48}）

Q_{48}＝　入熱量（Q_{43}）－　出熱量（Q_{47}）

＝　6,881,609.6 － 6,714,947.0

＝　166,662.6　〔kJ/h〕

$Q_{48}/Q_{43}\times100$　2.42%　　バグフィルタ入熱量に対する割合

8．誘引送風機

8－1：誘引送風機 物質収支

1）誘引送風機 排ガス成分　（入口出口成分の変化なし）

	N_2 G_{6N2}	O_2 G_{6O2}	CO_2 G_{6CO2}	SO_2 G_{6SO2}	HCl G_{6HCl}	乾きガス計 G_{6d}	H_2O G_{6H2O}	合　計 G_6
〔m^3/h(NTP)〕	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

8－2：誘引送風機熱収支

1）入 熱

（1）排ガス持込熱量（Q_{49}）

$$Q_{49} = Q_{44} + Q_{46}$$

$$= 5,531,079.0 + 1,163,291.8$$

$$= 6,694,370.8 \quad [kJ/h]$$

（2）入熱合計（Q_{50}）

$$Q_{50} = Q_{49}$$

$$= 6,694,370.8 \quad [kJ/h]$$

2）出 熱

（1）誘引送風機出口 排ガス持出熱量（Q_{51}）

$$Q_{51} = G_{6d} \times t_{26} \times C_{gd6}$$

$$= 23,647.6 \times 170 \times 1.351$$

$$= 5,431,144.3 \quad [kJ/h]$$

t_{26}：誘引送風機出口排ガス温度　＝　170　（℃）とする。

C_{gd6}：乾き排ガス比熱　（kJ/m^3・℃(NTP) at 170℃）

$$= C_{N2} \times G_{6N2} / G_{6d} + C_{O2} \times G_{6O2} / G_{6d} + C_{CO2} \times G_{6CO2} / G_{6d}$$

$$= (1.304 \times 19017.6 + 1.333 \times 2455.8 + 1.783 \times 2168.1) / 23647.6$$

$$= 1.351 \quad (kJ/m^3 \cdot ℃(NTP))$$

C_{N2}：窒素の比熱　＝　1.304　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 170℃)
C_{O2}：酸素の比熱　＝　1.333　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 170℃)
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱　＝　1.783　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 170℃)

（2）蒸気顕熱（Q_{52}）

Q_{52}＝　$G_{6H2O} \times t_{27} \times C_{H2O}$

＝ 4,637.4 × 170 × 1.449

＝ 1,142,330.7 〔kJ/h〕

t_{27}：誘引送風機出口排ガス蒸気温度　＝　170　(℃)

C_{H2O}：水蒸気の比熱　＝　1.449　(kJ/m³·℃(NTP) at. 170℃)

（3）出熱合計（Q_{53}）

Q_{53} ＝　$Q_{51} + Q_{52}$

＝　6,573,475.0　〔kJ/h〕

（4）誘引送風機放熱量（Q_{54}）

Q_{54}＝　入熱量（Q_{50}）－　出熱量（Q_{53}）

＝ 6,694,370.8　－　6,573,475.0

＝ 120,895.8　〔kJ/h〕

$Q_{54} / Q_{50} \times 100$ ＝　1.81%　誘引送風機入熱量に対する割合

3）誘引送風機排ガス成分

	N_2 G_{7N2}	O_2 G_{7O2}	CO_2 G_{7CO2}	SO_2 G_{7SO2}	HCl G_{7HCl}	乾きガス計 G_{7d}	H_2O G_{7H2O}	合　計 G_7
〔m³/h(NTP)〕	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

9．排気筒

9－1：排気筒 物質収支

1）排気筒入口 排ガス成分　（入口出口成分の変化なし）

	N_2 G_{7N2}	O_2 G_{7O2}	CO_2 G_{7CO2}	SO_2 G_{7SO2}	HCl G_{7HCl}	乾きガス計 G_{7d}	H_2O G_{7H2O}	合　計 G_7
〔m^3/h(NTP)〕	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

9－2：排気筒熱収支

1）入 熱

（1）排ガス持込熱量（Q_{55}）

$$Q_{55} = Q_{51} + Q_{52}$$

$$= 5,431,144.3 + 1,142,330.7$$

$$= 6,573,475.0 \quad 〔kJ/h〕$$

（2）入熱合計（Q_{56}）

$$Q_{56} = Q_{55}$$

$$= 6,573,475.0 \quad 〔kJ/h〕$$

2）出 熱

（1）排気筒出口 排ガス持出熱量（Q_{57}）

$$Q_{57} = G_{7d} \times t_{28} \times C_{gd7}$$

$$= 23,647.6 \times 168 \times 1.351$$

$$= 5,367,248.5 \quad 〔kJ/h〕$$

t_{28}：排気筒出口排ガス温度　＝　168　（℃）とする。

C_{gd7}：乾き排ガス比熱　（kJ/m^3・℃(NTP) at 168℃）

$$= C_{N2} \times G_{7N2} / G_{7d} + C_{O2} \times G_{7O2} / G_{7d} + C_{CO2} \times G_{7CO2} / G_{7d}$$

$$= (1.304 \times 19017.6 + 1.333 \times 2455.8 + 1.782 \times 2168.1) / 23647.6$$

$$= 1.351 \quad (kJ/m^3 \cdot ℃(NTP))$$

C_{N2}：窒素の比熱　＝　1.304　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 168℃)
C_{O2}：酸素の比熱　＝　1.333　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 168℃)
C_{CO2}：二酸化炭素の比熱　＝　1.782　(kJ/m^3・℃(NTP) at. 168℃)

（2）蒸気顕熱（Q_{58}）

Q_{58}＝　$G_{7H2O} \times t_{29} \times C_{H2O}$

＝ 4,637.4 × 168 × 1.449

＝ 1,128,891.6 〔kJ/h〕

t_{29}：排気塔出口排ガス蒸気温度　＝　168　(℃)

C_{H2O}：水蒸気の比熱　＝ 1.449　(kJ/m³·℃(NTP) at. 168℃)

（3）出熱合計（Q_{59}）

Q_{59} ＝　$Q_{57}+Q_{58}$

＝ 6,496,140.1 〔kJ/h〕

（4）排気塔放熱量（Q_{60}）

Q_{60}＝　入熱量（Q_{56}）－ 出熱量（Q_{59}）

＝ 6,573,475.0 － 6,496,140.1

＝ 77,334.9 〔kJ/h〕

$Q_{60}/Q_{56} \times 100$ ＝ 1.18%　誘引送風機入熱量に対する割合

3）排気筒 排ガス成分

	N_2 G_{7N2}	O_2 G_{7O2}	CO_2 G_{7CO2}	SO_2 G_{7SO2}	HCl G_{7HCl}	乾きガス計 G_{7d}	H_2O G_{7H2O}	合 計 G_7
〔m³/h(NTP)〕	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

9－3：排気筒拡散計算

1）排気筒 排ガス成分

	N_2 G_{7N2}	O_2 G_{7O2}	CO_2 G_{7CO2}	SO_2 G_{7SO2}	HCl G_{7HCl}	乾きガス計 G_{7d}	H_2O G_{7H2O}	合 計 G_7
〔m^3/h(NTP)〕	19,017.6	2,455.8	2,168.1	2.0	4.1	23,647.6	4,637.4	28,285.0

2）排ガス温度　　：T_0＝　　168 （℃）

3）排気筒出口 排ガス濃度

（1）O_2濃度　　：　　10.4 〔%〕
（2）ばいじん濃度　：　　0.08 〔g/m^3（NTP）〕以下 （O_2=12%換算値）
（3）SOx濃度　　：　　71.8 〔ppm〕 （O_2=12%換算値）
（4）HCl濃度　　：　　240 〔mg/m^3(NTP)〕 （O_2=12%換算値）

4）吐出速度（V）

$$V = G_n / S$$

$$= 12.7 / 0.785$$

$$= 16.2 \quad [m/s]$$

※ G_n：排ガス量 ＝ 28,285.0 〔m^3／h(NTP)〕

＝ 12.7 〔m^3/s at 168℃〕

D：煙突頂部口径 ＝ φ 1.00 〔m〕

S：煙突頂部面積 ＝ 0.785 〔m^2〕

5）排気筒の有効高さ（He）

$H_e = H_o + 0.65 \times (H_m + H_t)$

$= 25.0 + 0.65 \times (7.9 + 9.8)$

$= 36.5$ 〔m〕

※ H_o：排気筒実高さ　＝　25.0 〔m〕（GL基準）

Q：15℃換算 排ガス量　＝　8.29 〔m^3/s at. 15℃〕

T：排ガス温度　＝　441 〔K〕

H_m：排出ガスの運動量による、排気筒上昇高さ

$$= \frac{0.795 \times \sqrt{Q \times V}}{1 + 2.58 / V}$$

$= 7.9$ 〔m〕

H_t：排出ガス温度による、排気筒の上昇高さ

$$= 2.01 \times 10^{-3} \cdot Q \cdot (T - 288) \left(2.3 \log J + \frac{1}{J} - 1\right)$$

$= 9.8$ 〔m〕

$$J = \frac{1}{\sqrt{Q \times V}} \times \left(1,460 - 296 \times \frac{V}{T - 288}\right) + 1$$

$= 124.3$

逆算K値＝ SO_X 排出量×1000/$H_e{}^2$

$= 2.0 \times 1000 / 36.5^2$　＝　1.5　＜　4.5　（維持管理計画値）

計画ごみ処理量

焼却量	90	t/d
	3,750	kg/h
水分	38.8	wt%
可燃分	50.1	wt%
灰分	11.1	wt%
低位発熱量	2,934	kcal/kg
	12,285	kJ/kg

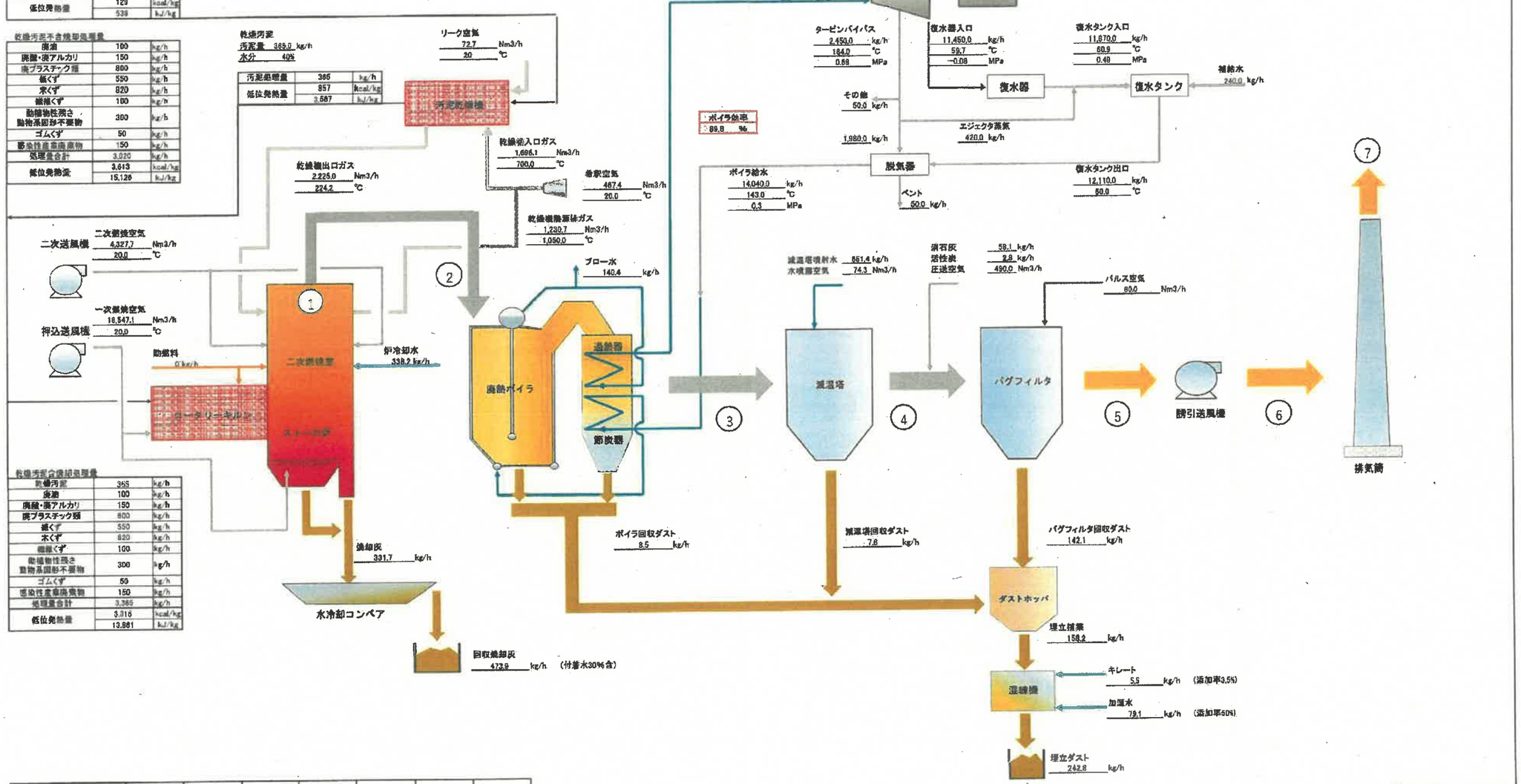
可燃分中の元素組成

C	30.97	61.81	wt%
H	3.80	7.58	wt%
O	14.16	28.25	wt%
N	0.36	0.72	wt%
S	0.08	0.16	wt%
Cl	0.74	1.48	wt%
合計	50.10	100.00	wt%

汚泥処理量	730	kg/h
低位発熱量	123	kcal/kg
	538	kJ/kg

乾燥汚泥不含焼却処理量

廃油	100	kg/h
廃酸・廃アルカリ	150	kg/h
廃プラスチック類	800	kg/h
紙くず	550	kg/h
木くず	820	kg/h
繊維くず	100	kg/h
動植物性残さ 動物系固形不要物	300	kg/h
ゴムくず	50	kg/h
感染性産業廃棄物	150	kg/h
処理量合計	3,020	kg/h
低位発熱量	3,613	kcal/kg
	15,126	kJ/kg



乾燥汚泥含焼却処理量

乾燥汚泥	365	kg/h
廃油	100	kg/h
廃酸・廃アルカリ	150	kg/h
廃プラスチック類	800	kg/h
紙くず	550	kg/h
木くず	820	kg/h
繊維くず	100	kg/h
動植物性残さ 動物系固形不要物	300	kg/h
ゴムくず	50	kg/h
感染性産業廃棄物	150	kg/h
処理量合計	3,385	kg/h
低位発熱量	3,316	kcal/kg
	13,881	kJ/kg

① 回収熱量 ＝ 蒸気タービン発電端出力
1980 kW ＝ 7,128,000.0 kJ/h
② 焼却物熱量(投入熱量)
3,385 kg/h × 13,881 kJ/kg ＝ 46,987,185.0 kJ/h
③ 熱回収率 ＝ 発電端効率 ①／②×100
7,128,000.0 ÷ 46,987,185.0 ＝ 15.2 %

排ガス性状		①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
湿りガス	Nm3/h	26,843.6	26,843.6	26,843.6	27,726.5	28,285.0	28,285.0	28,285.0
乾きガス	Nm3/h	23,016.8	23,016.8	23,016.8	23,091.1	23,647.6	23,647.6	23,647.6
水分	Nm3/h	3,826.8	3,826.8	3,826.8	4,637.4	4,637.4	4,637.4	4,637.4
温度	℃	1,050.0	1,050.0	230.0	180.0	173.0	170.0	168.0

KURIMOTO

エコ・センチュリー21株式会社殿
エコ・センチュリー21／クリーンセンター建設工事
焼却乾燥設備物質収支

株式会社 栗本鐵工所

計画ごみ処理量

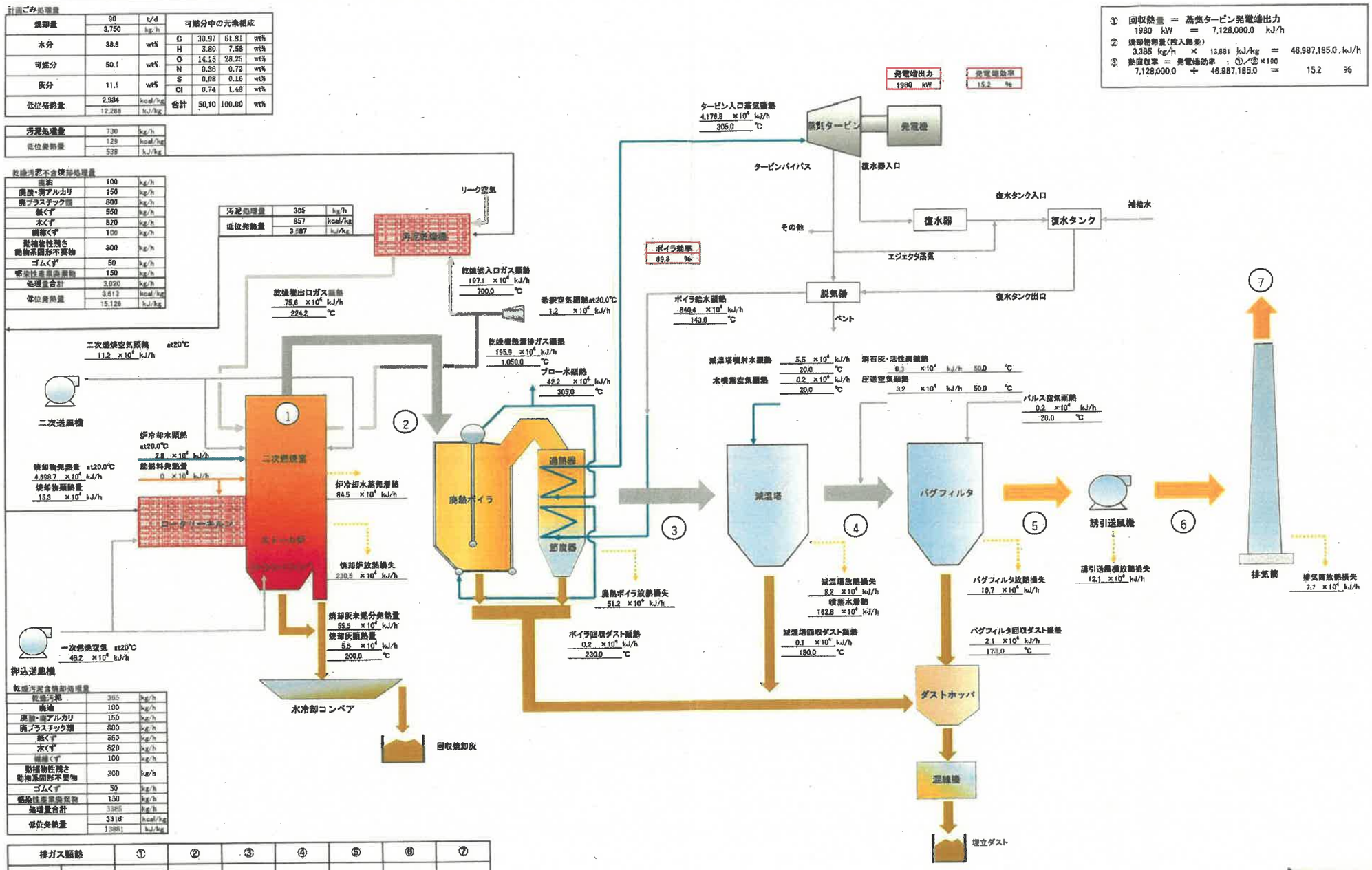
			可燃分中の元素組成			
焼却量	90	t/d				
	3,750	kg/h				
水分	38.8	wt%	C	30.97	61.81	wt%
			H	3.80	7.58	wt%
可燃分	50.1	wt%	O	14.15	28.25	wt%
			N	0.36	0.72	wt%
灰分	11.1	wt%	S	0.08	0.16	wt%
			Cl	0.74	1.48	wt%
低位発熱量	2,934	kcal/kg	合計	50.10	100.00	wt%
	12,288	kJ/kg				

汚泥処理量	730	kg/h
低位発熱量	129	kcal/kg
	539	kJ/kg

乾燥汚泥不含焼却処理量

廃油	100	kg/h
廃酸・廃アルカリ	150	kg/h
廃プラスチック類	800	kg/h
紙くず	550	kg/h
木くず	820	kg/h
繊維くず	100	kg/h
動植物性残さ 動物系固形不要物	300	kg/h
ゴムくず	50	kg/h
感染性産業廃棄物	150	kg/h
処理量合計	3,020	kg/h
低位発熱量	3,613	kcal/kg
	15,128	kJ/kg

① 回収熱量 ＝ 蒸気タービン発電端出力
1980 kW ＝ 7,128,000.0 kJ/h
② 焼却物熱量(投入熱量)
3,385 kg/h × 13,691 kJ/kg ＝ 46,987,185.0 kJ/h
③ 熱回収率 ＝ 発電端効率 ： ①／② × 100
7,128,000.0 ÷ 46,987,185.0 ＝ 15.2 %



乾燥汚泥含焼却処理量

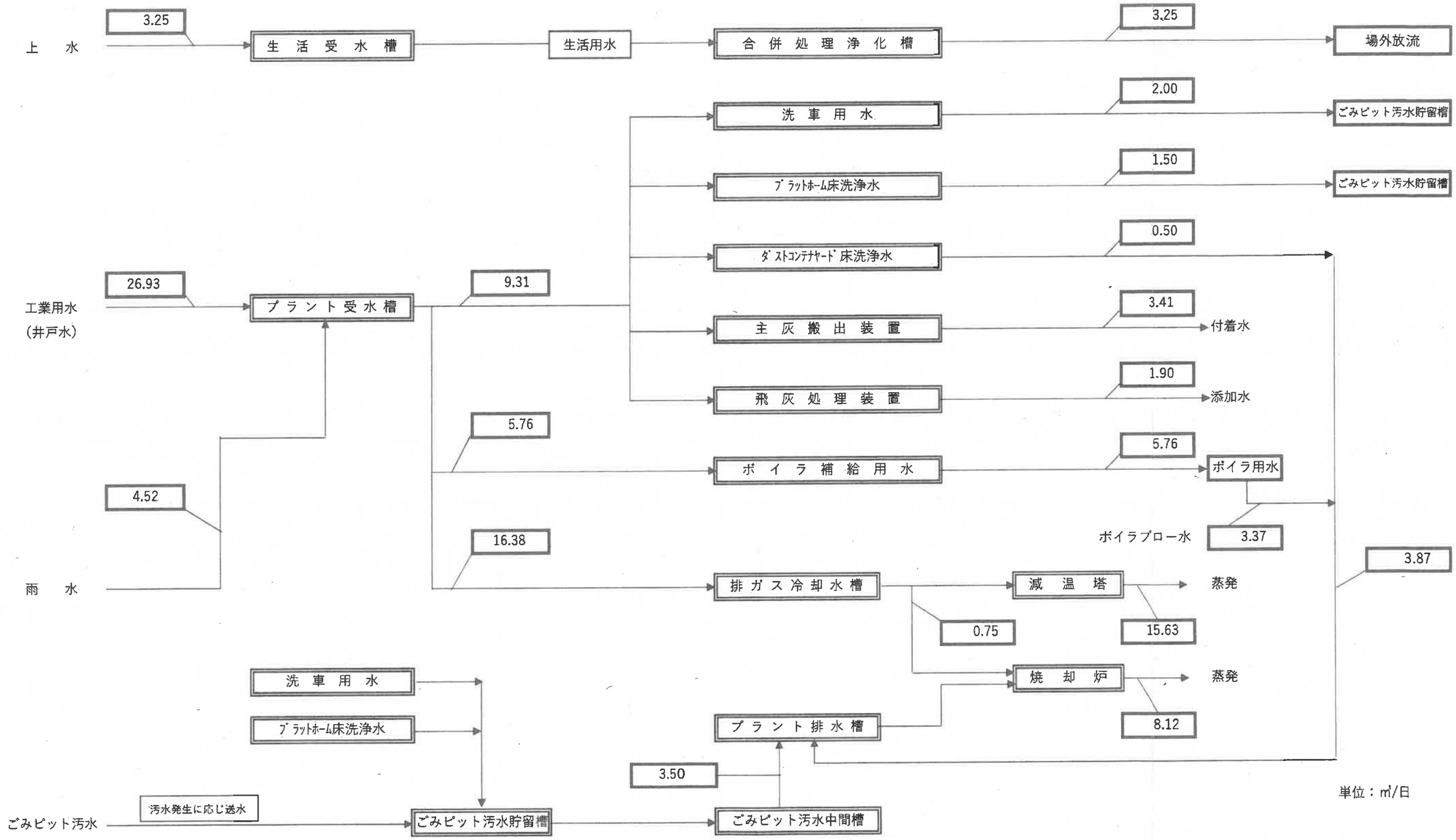
乾燥汚泥	385	kg/h
廃油	100	kg/h
廃酸・廃アルカリ	150	kg/h
廃プラスチック類	800	kg/h
紙くず	550	kg/h
木くず	820	kg/h
繊維くず	100	kg/h
動植物性残さ 動物系固形不要物	300	kg/h
ゴムくず	50	kg/h
感染性産業廃棄物	150	kg/h
処理量合計	3385	kg/h
低位発熱量	3318	kcal/kg
	13881	kJ/kg

排ガス顕熱		①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
湿りガス顕熱	×10⁴kJ/h	4272.4	4272.4	848.5	683.5	669.4	657.3	649.6
乾きガス顕熱	×10⁴kJ/h	3605.8	3605.8	720.0	562.4	553.1	543.1	536.7
水蒸気顕熱	×10⁴kJ/h	666.6	666.6	128.5	121.1	116.3	114.2	112.9
飛灰顕熱	×10⁴kJ/h	7.5	7.5	1.5	1.0	-	-	-
温度	℃	1,050.0	1,050.0	230.0	180.0	173.0	170.0	168.0

KURIMOTO

エコ・センチュリー21株式会社殿
エコ・センチュリー21／クリーンセンター建設工事
焼却乾燥設備熱収支

株式会社 栗本鐵工所



雨水量　：　年降雨量平均値（※）　1,851.9mm／年　÷　365日×　集水面積　890m^2　＝　4.52m^3／日

※　気象庁「過去の気象データ1991年－2020年（太宰府）」より引用

クリーンセンター建設工事
用水収支図
エコ・センチュリー２１株式会社

主要機器容量計算書

1．焼却設備

1－1．燃焼室熱負荷

1）ロータリーキルン炉

(1) 発生熱量

廃棄物の全熱量の70%とする。

3,385 kg/h × 13,881 kJ/kg × 70% = 3,289 $\times 10^4$ kJ/h

(2) 燃焼室容積 86.55 m^3(炉体構造図（容量計算）：A)

(3) 燃焼室熱負荷 3,289 $\times 10^4$ ／ 86.55

≒ 38.00 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

< 62.8 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

(= 15 $\times 10^4$ kcal／m^3・h)

2）ストーカ炉

(1) 発生熱量

廃棄物の全熱量の30%とする。

3,385 kg/h × 13,881 kJ/kg × 30% = 1,410 $\times 10^4$ kJ/h

(2) 燃焼室容積 79.10 m^3<炉体構造図（容量計算）：B+C+D>

(3) 燃焼室熱負荷 1,410 $\times 10^4$ ／ 79.10

≒ 17.83 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

< 62.8 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

(= 15 $\times 10^4$ kcal／m^3・h)

3）二次燃焼室

(1) 発生熱量

廃棄物の全熱量とする。

3,385 kg/h × 13,881 kJ/kg = 4,699 $\times 10^4$ kJ/h

(2) 燃焼室容積 263.24 m^3<炉体構造図（容量計算）：E+F+G>

(3) 燃焼室熱負荷 4,699 $\times 10^4$ ／ 263.24

≒ 17.85 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

< 62.8 $\times 10^4$ kJ／m^3・h

(= 15 $\times 10^4$ kcal／m^3・h)

１－２．火格子燃焼率

１）ロータリーキルン炉

(1) キルン側面積	φ3.5	m ×π ×	長9.0	m ＝	98.9	㎡
(2) 火格子面積（ｷﾙﾝ有効面積）	98.9	㎡ ×1／3 ＝	33.0	㎡		
(3) 焼却量	3,385	kg ／h ×	70%	＝	2369.5	kg/h
(4) 火格子燃焼率	2,369.5	÷ 33.0	＝	71.8	kg／㎡・h	

２）ストーカ炉

(1) 火格子面積	幅2.40	m × 長4.90	＝	11.76	㎡	
(2) 焼却量	3,385	kg／h ×	30%	＝	1,015.5	kg/h
(3) 火格子燃焼率	1,015.5	÷ 11.76	＝	86.4	kg／㎡・h	

１－３．燃焼ガス滞留時間

１）再燃焼室

(1) 燃焼ガス量	26,843.6	㎥/h (NTP)	＜物質収支図より＞	
(2) 燃焼ガス温度	1050	℃		
(3) 実ガス量	130,088.2	㎥/h ＝	36.14	㎥/sec
(4) 再燃焼室容積	175.78	㎥ ＜炉体構造図（容量計算）：F+G※＞		

※再燃焼室＝二次燃焼用空気吹込み以降の有効容積

(5) ガスの滞留時間	175.78	／36.14＝	4.86 sec	＞ 2sec

※ ロータリーキルン炉、ストーカ炉部についての滞留時間は考慮しないものとし、
二次燃焼室二次燃焼用空気吹込み以降の有効容積にて検討する。

2．排ガス冷却設備

2－1．廃熱ボイラ

1）輻射部	総括伝熱係数		98	kJ/(m^2・h・℃)			
	吸収熱量		22,057,021	kJ/h			
	平均対数温度差		645	℃			
	伝熱面積	＝	22,057,021	／	98	／	645
		≒	350	m^2			
2）対流部	総括伝熱係数		34	kJ/(m^2・h・℃)			
	吸収熱量		9,436,301	kJ/h			
	平均対数温度差		290	℃			
	伝熱面積	＝	9,436,301	／	34	／	290
		≒	950	m^2			
3）過熱器	総括伝熱係数		100	kJ/(m^2・h・℃)			
	吸収熱量		4,750,592	kJ/h			
	平均対数温度差		528	℃			
	伝熱面積	＝	4,750,592	／	100	／	528
		≒	90	m^2			
4）節炭器	総括伝熱係数		49	kJ/(m^2・h・℃)			
	吸収熱量		2,500,400	kJ/h			
	平均対数温度差		230	℃			
	伝熱面積	＝	2,500,400	／	49	／	230
		≒	220	m^2			

廃熱ボイラ伝熱面積　1）＋2）＝　350 m^2＋ 950 m^2＝ 1,300 m^2

２－２．減温塔

１）ガス処理量　　26,843.6 m^3／h（NTP）　＜物質収支図より＞

２）減温塔容積負荷基準　　23　kg／m^3・h

３）冷却水量　　651.4　kg／h　（物質収支図より）

４）所要容積　　651.4　÷ 23 ＝　28.3　m^3 → 61.0　m^3とする

５）実容積負荷　　651.4　÷ 61.0＝　10.7　kg／m^3・h

２－３．ガス冷却水ポンプ

１）必要水量　　＜物質収支図より＞

設計基準水量　　焼却炉用　338.2　kg／h ＋ 減温塔用　651.4

＝　989.6 kg／h

余　裕　率　　排ガス温度、排ガス量の変動考慮し焼却炉用　40%

減温塔用　30%　とする。

338.2 kg／h ×1.4＋651.4 kg／h×1.3

＝　1,320.3 kg／h　＝22.0　L／min

２）噴霧圧力

必要圧力　　0.6 Mpa

３）ガス冷却水ポンプ仕様　　30　L／min ×　0.6　Mpa　以上

3．有害ガス除去装置

1）処理ガス入口条件　＜燃焼計算書より＞

		設計値
排ガス量 [m^3／h (NTP)]	乾ガス	23,091.1
	水　分	4,637.4
	合　計	27,728.5
排ガス温度	[℃]	180.0
排ガス水分量	[%]	16.7%
HCl濃度	[ppm　O_2 12%]	629.3
SO_X濃度	[ppm　O_2 12%]	71.5
O2濃度	[%]	10.1%
HCl量	[m^3/h(NTP)]	17.6
SO_X量	[m^3/h(NTP)]	2.0

2）排ガス出口基準（維持管理計画値）

HCl濃度　240 mg/ m^3(NTP)以下

SOx 濃度　6.0m^3/h(NTP) 以下

（K値＝4.5より算出）

ダイオキシン類　0.9 ng-TEQ／m^3(NTP) 以下

3）設計条件

方　式　乾式消石灰噴霧方式

消石灰噴霧基準当量比　2.0

4）消石灰使用量

58.1 kg／h×24h／日＝　1,394 kg／日

5）粉末活性炭使用量

2.8 kg／h×24h／日＝　67.2 kg／日

6）消石灰バンカ貯留量

貯留日数	7日	
消石灰見掛比重	0.5 t／m^3	
必要貯留量	1,394 kg／日 × 7日分 ÷ 0.5 ＝	19.5 m^3
	→	26.5 m^3とする

7）活性炭バンカ貯留量

貯留日数	7日	
活性炭見掛比重	0.4 t／m^3	
必要貯留量	67.2 kg／日 × 7日分 ÷ 0.4 ＝	1.2 m^3
	→	5.0 m^3とする

4．ろ過式集じん機（バグフィルタ）

1）処理ガス量及びダスト量　＜燃焼計算書より＞

	処理ガス量	乾きガス量	水分量	入口ダスト量	捕集ダスト量	入口ガス温度
	[m^3／h(NTP)]	[m^3／h(NTP)]	[m^3／h(NTP)]	[g/m3(NTP)]	[kg／h]	[℃]
設計値	27,728.5	23,091.1	4,637.4	4.66※	142.1※	180.0

※　薬剤(消石灰・活性炭)、反応物含む

2）バグフィルタろ過面積

排ガス量　{27728.5×(273＋180)／273 }／60＝　766.9 m^3／min

余裕率　30%

薬剤供給空気量　490　m^3／h(NTP)＝　13.6 m^3／min (at.180℃)

パルスエア量　80　m^3／h(NTP)＝　2.2 m^3／min (at.180℃)

ろ過速度　1.0　m／min以下

ろ過面積　(766.9×1.3＋13.6+2.2) /1.0＝　1,012.8　m^2

→　1,197 m^2とする。

3）集じん効率

入口ダスト量〈消石灰・活性炭含〉　4.66　g／m^3(NTP)

出口ダスト量　0.08　g／m^3(NTP)以下

〈維持管理計画値〉

集じん効率　(4.66－0.08) ×100／4.66 ＝　98.3%

4）ダイオキシン類除去率＜別紙「排ガス中のダイオキシン類低減について」参照＞

入口ダイオキシン類濃度　10.0 ng－TEQ／m^3(NTP)

ダイオキシン類除去率　95% 以上（設計値）

出口ダイオキシン類濃度　10.0×（1-95/100）＝

0.5 ng－TEQ／m^3(NTP)

出口ダイオキシン類規制値　1.0　ng－TEQ／m^3(NTP)以下〈法規制〉

0.9 ng－TEQ／m^3(NTP)以下〈維持管理計画値〉

0.5 ng－TEQ／m^3(NTP)以下〈管理目標値〉

5．送風機の能力

1）押込送風機　　＜物質収支図より＞

風　　量：　18,547.1 ㎥／h (NTP)＝　331.8 ㎥／min (at 20℃)

余 裕 率：　25%

331.8 ㎥／min×1.25 ＝　415 ㎥／min →　500 m^3/min

風　　圧：　2.94 kPa

送風機仕様：　500 ㎥／min×2.94kPa

2）二次送風機　　＜物質収支図より＞

風　　量：　4,327.7 ㎥／h (NTP)＝　77.4 ㎥／min (at 20℃)

余 裕 率：　40%

77.4 ㎥／min×1.4 ＝　108.4 ㎥／min →　145 m^3/min

風　　圧：　4.41 kPa

送風機仕様：　145 ㎥／min×4.41kPa

3）誘引送風機　　＜物質収支図より＞

風　　量：　28,285.0 ㎥／h (NTP)＝　770.2 ㎥／min (at 173℃)

余 裕 率：　30%

770.2 ㎥／min×1.3 ＝　1001.3 ㎥／min →　1145 m^3/min

総　　圧：　3.875 kPa (-3.75 k Pa～＋0.125 k Pa)

余 裕 率：　20%

＝ 3.875 kPa×1.2 ＝　4.65 kPa (-4.5 k Pa～＋0.15 k Pa)

送風機仕様：　1145 ㎥／min×4.65kPa

6．　飛灰処理装置

1）捕集ダスト量

廃熱ボイラ　　8.5 kg／h<物質収支図より>

減温塔　　7.6 kg／h<物質収支図より>

バグフィルタ　　142.1 kg／h<物質収支図より>

合計　158.2　kg／h×24 h／1000　＝　　3.797　t／日

2）混練機能力　　600　kg／h

（稼動率：158.2/600×100=　　26.4%）

3）薬品添加量　　飛 灰 量の　　3.5%

3.797 × 0.035 ＝　　0.133 t／日

4）添加水量　　飛 灰 量の　　50%

3.797× 0.5 ＝　　1.899 t／日

5）含水率※　　（1.899＋0.133）×100／（1.899＋0.133＋3.797）＝　　34.9%

※薬品は水分に加算する

6）処理飛灰量（1日当り）

	ダスト	水	キレート剤	計
設計値［t/日］	3.797	1.899	0.133	5.829

7．灰貯留容量

主灰と処理飛灰は、コンテナ受入とし、処理灰保管ヤードに貯留後、適時灰出車両にて場外最終処分場へ搬出とします。

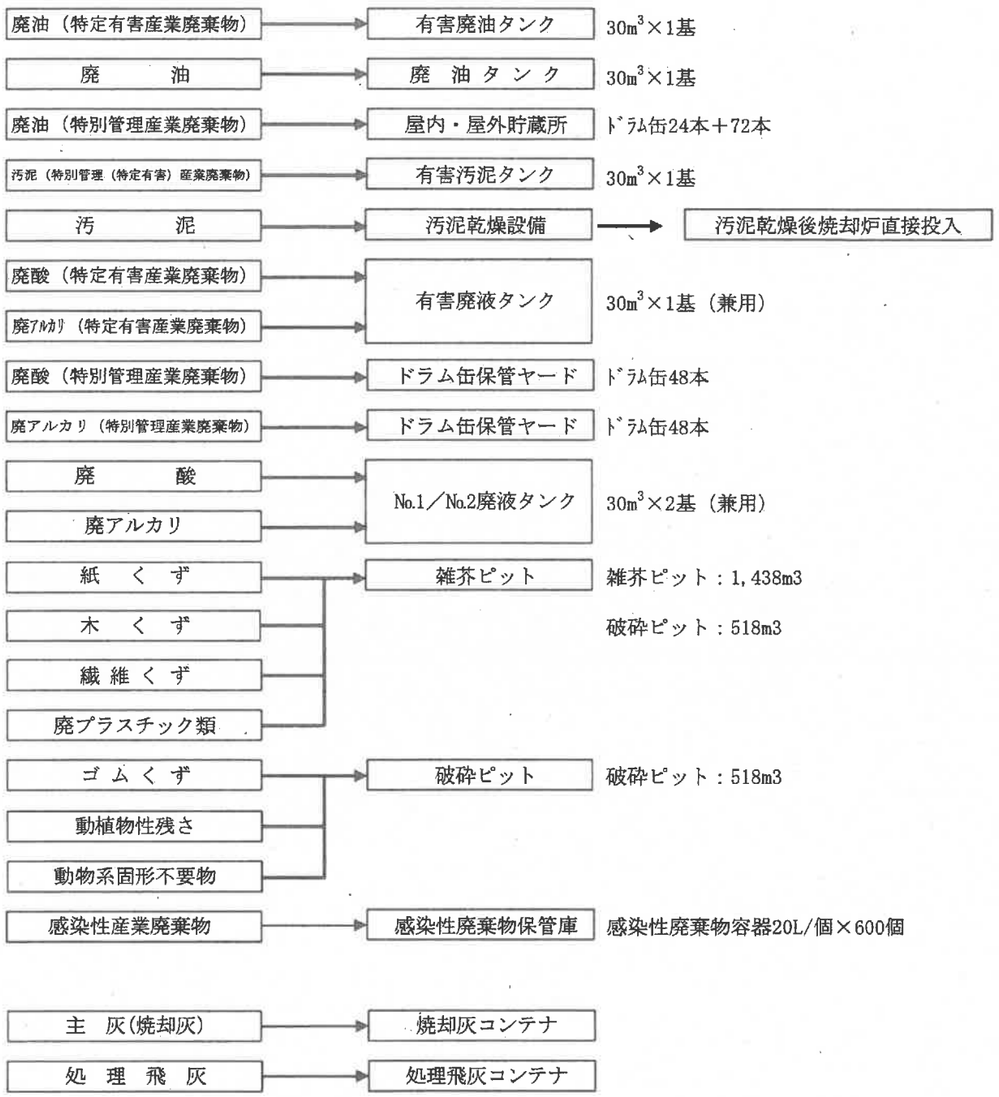
1日当りの灰発生量［t/日］

	灰発生量
焼却灰 （含水率 30%の湿灰）	11.374
処理ダスト （含水率 約34.9%の湿灰）	5.829

貯留容量　　1日分とする。

8．受入設備の貯留容量

8－1．処理対象物ごとの貯留方法



8－2．処理対象物ごとの貯留容量

産業廃棄物の種類	貯留場所、容量（m^3）	比重（t/m^3）	貯留重量(t)
廃　油	廃油タンク 30 m^3×1基＝計30m^3	0.9	27.0
廃油 （特定有害産業廃棄物）	有害廃油タンク 30 m^3×1基＝計30m^3	0.9	27.0
廃油 （特別管理産業廃棄物）	ﾄﾞﾗﾑ缶屋内・屋外貯蔵所 4.8m^3＋14.4m^3＝計19.2m^3	0.9	17.3
廃酸・廃アルカリ	№1／№2廃液タンク 30m^3×2基＝計60m^3	1.19 廃酸、廃ｱﾙｶﾘの平均値	71.4
廃酸・廃アルカリ （特定有害産業廃棄物）	有害廃液タンク 30 m^3×1基＝計30m^3	1.19 廃酸、廃ｱﾙｶﾘの平均値	35.7
廃酸・廃アルカリ （特別管理産業廃棄物）	ドラム缶保管ヤード 9.6m^3＋9.6m^3＝計19.2m^3	1.19 廃酸、廃ｱﾙｶﾘの平均値	22.8
汚　泥 （特定有害産業廃棄物）	有害汚泥タンク 30 m^3×1基＝計30m^3	1.1	33.0
紙　く　ず	雑芥ピット　1,438m^3 破砕ピット　518m^3 計　1,956m^3	0.38 （固形廃棄物の混焼時の荷重平均値）	743.3
木　く　ず			
繊 維 く ず			
廃プラスチック類			
ゴ ム く ず			
動植物性残さ 動物系固形不要物			
感染性産業廃棄物	感染性廃棄物保管投入装置 20L/個×600個＝12m^3	0.3	3.6

合計貯留量（重量）　981.1t（＝１日当たり処理能力（90ｔ）の10.9日分）

廃棄物処理法 施行令第六条二号ロ（3）より最大貯留容量は1日当たり処理能力の14日分以下

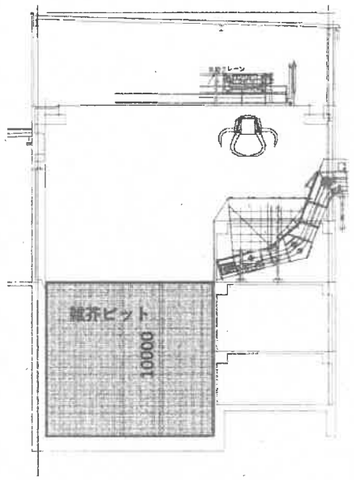
※　産業廃棄物の各種類におけるかさ比重については、添付「福岡県 産業廃棄物種類別重量換算係数」（環境省参考値）に基づくものとする。

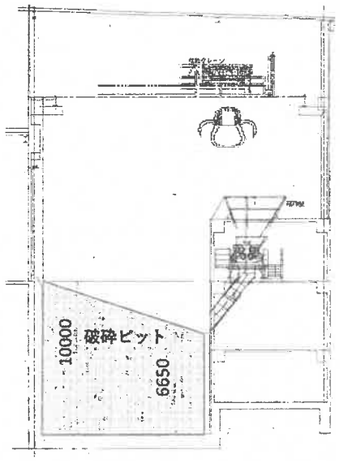
産業廃棄物の種類	換算係数（t/m^3）	産業廃棄物の種類	換算係数（t/m^3）
廃酸	1.25	廃プラスチック類	0.35
廃アルカリ	1.13	ゴムくず	0.52
廃油	0.9	動植物性残渣	1.0
汚泥	1.1	動物系固形不要物	1.0
紙くず	0.3	感染性産業廃棄物	0.3
木くず	0.55	特管廃液※	1.19
繊維くず	0.12	有害廃液※	1.19

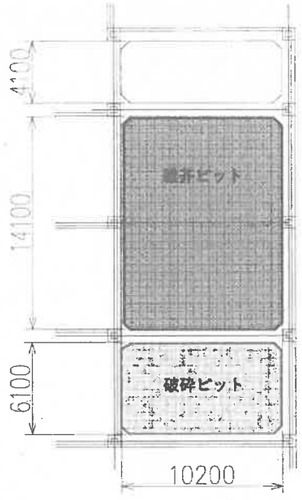
※特管廃酸廃アルカリ・特定有害廃酸廃アルカリについては廃酸・廃アルカリの平均値とする。

ごみピットの容量については次頁の通り算定

ごみピット容量算定


雑芥ピット
10000


破砕ピット
10000
6650


1120
14100
雑芥ピット
6100
破砕ピット
10200

別添 品目別最大保管容量表　（焼却施設）

分類	品目	保管場所					保管場所寸法（幅×奥行×高さ）	保管容量
	単位	名称	上屋	路床	囲い	補足説明	m×m×m	㎥
処理前廃棄物	汚泥（特別管理産業廃棄物（特定有害産業廃棄物））	有害汚泥タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは鋼板製	直径φ3.3×有効高さ3.51	30
	廃油	廃油タンク（三石、四石）	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは鋼板製	直径φ3.3×有効高さ3.51	30
	廃油（特別管理産業廃棄物）	ドラム缶屋内貯蔵所（一石、アルコール）	有(鋼板製)	コンクリート製	コンクリートブロック造	ドラム缶24本×200L/本=4.8㎥	3.4×5.0（1段積）	4.8
		ドラム缶屋外貯蔵所（三石、四石）	無	コンクリート製	チェーン囲い	ドラム缶72本×200L/本=14.4㎥	5.0×5.0（2段積）	14.4
	廃油（特定有害産業廃棄物）	有害廃油タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防油堤）	タンクは鋼板製	直径φ3.3×有効高さ3.51	30
	廃酸	No.1／No.2廃液タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは鋼板製	直径φ3.3×有効高さ3.51×2基	60
	廃酸（特別管理産業廃棄物）	ドラム缶保管ヤード	無	コンクリート製	チェーン囲い	ドラム缶48本×200L/本=9.6㎥	5×5（2段積）	9.6
	廃酸（特定有害産業廃棄物）	有害廃液タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは樹脂製	直径φ3.3×有効高さ3.51	30
	廃アルカリ	No.1／No.2廃液タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは樹脂製	直径φ3.3×有効高さ3.51×2基	60
	廃アルカリ（特別管理産業廃棄物）	ドラム缶保管ヤード	無	コンクリート製	チェーン囲い	ドラム缶48本×200L/本=9.6㎥	5×5（2段積）	9.6
	廃アルカリ（特定有害産業廃棄物）	有害廃液タンク	無(屋外タンク)	コンクリート製	コンクリート製（防液堤）	タンクは樹脂製	直径φ3.3×有効高さ3.51	30
	廃プラスチック類	雑芥ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		14.1×10.2×10.0	1438
	紙くず	雑芥ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		14.1×10.2×10.0	1438
	木くず	雑芥ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		14.1×10.2×10.0	1438
	繊維くず	雑芥ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		14.1×10.2×10.0	1438
	動植物性残さ	破砕ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		6.1×10.2×（10+6.65）/2	518
	動物系固形不要物	破砕ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		6.1×10.2×（10+6.65）/2	518
	ゴムくず	破砕ピット	有(受入建屋棟内)	コンクリート製	コンクリート製		6.1×10.2×（10+6.65）/2	518
	感染性廃棄物	感染性廃棄物保管投入装置（ローラコンベヤ式）　20L／個×60個=1.2m3					—	12

分類	品目	保管場所					保管場所寸法（幅×奥行×高さ）	保管容量
	単位	名称	上屋	路床	囲い	補足説明	m×m×m	㎥
処理後廃棄物	焼却主灰（湿灰）	焼却主灰コンテナ	有（ダストコンテナ棟）	コンクリート製	鋼板製	設置1台、保管2台（21.7㎥/台）	5.9×2.3×1.6×3台	65.1
	焼却飛灰（重金属安定化処理後）	ダストコンテナ	有(ダストコンテナ棟)	コンクリート製	鋼板製	設置1台（21.7㎥/台）	5.9×2.3×1.6×1台	21.7

産業廃棄物の種類及び体積（立方メートル）から重量（トン）への換算例（環境省参考値）

産業廃棄物の種類		換算係数
1	燃え殻	1.14
2	汚泥	1.10
3	廃油	0.90
4	廃酸	1.25
5	廃アルカリ	1.13
6	廃プラスチック	0.35
7	紙くず	0.30
8	木くず	0.55
9	繊維くず	0.12
10	食料品製造業、医薬品製造業又は香料製造業において原料として使用した動物又は植物に係る固形状の不要物（動植物性残さ）	1.00
11	とさつし、又は解体した獣畜及び食鳥処理した食鳥に係る固形状の不要物（動物系固形不要物）	1.00
12	ゴムくず	0.52
13	金属くず	1.13
14	ガラスくず、コンクリートくず（工作物の新築、改築又は除去に伴って生じたものを除く。）及び陶磁器くず（ガラスくず等）	1.00
15	鉱さい	1.93
16	工作物の新築、改築又は除去に伴って生じたコンクリートの破片その他これに類する不要物（がれき類）	1.48
17	動物のふん尿	1.00
18	動物の死体	1.00
19	ばいじん	1.26
20	産業廃棄物を処分するために処理したものであって、前各号に掲げる産業廃棄物に該当しないもの（13号廃棄物）	1.00
21	建設混合廃棄物	0.26
22	廃電気機械器具	1.00
23	感染性産業廃棄物	0.30
24	廃石綿等	0.30

【注1】上記の換算係数は1立方メートル当たりのトン数（t／立米）。

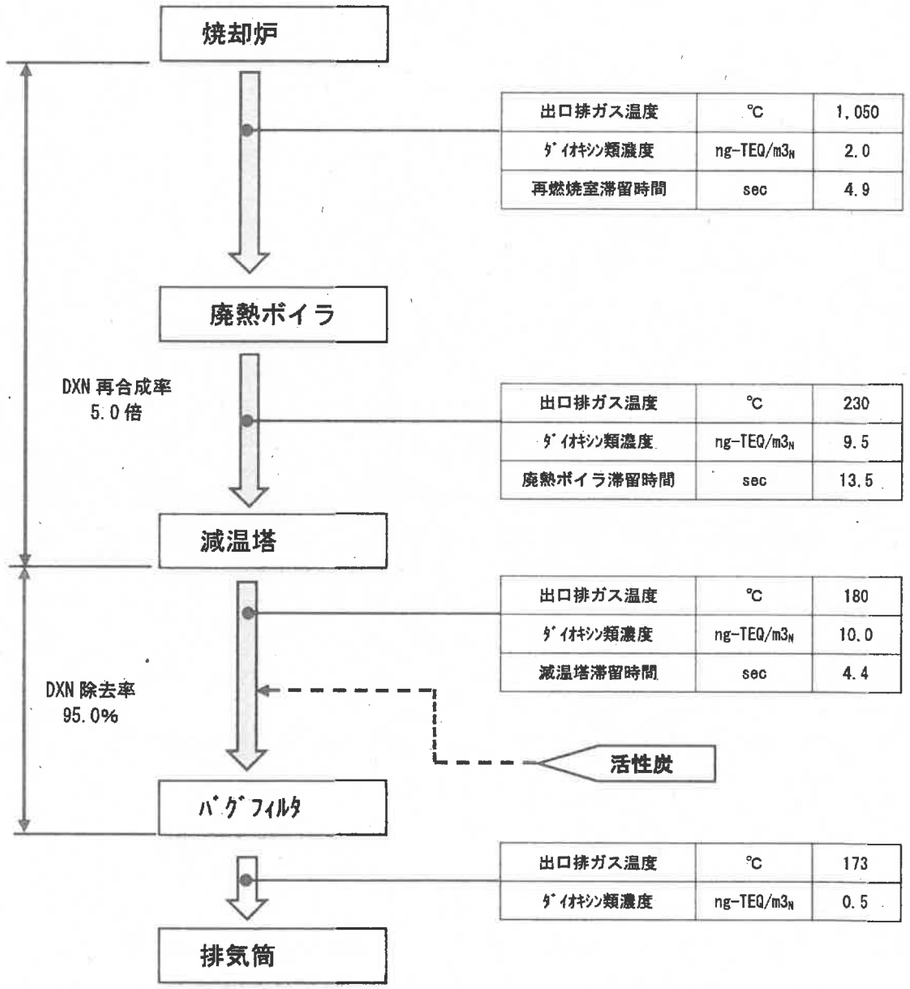
【注2】この換算表はあくまでマクロ的な重量を把握するための参考値という位置付けであることに留意されたい。

【注3】特別管理産業廃棄物のうち、感染性産業廃棄物及び廃石綿等以外については、それぞれ1－19に該当する品目の換算係数に準拠。

【注4】「2t車1台」といったような場合には、積載した廃棄物の体積を推計し、それに上記換算係数を掛けることによりトン数を計算する方法がある。

9．排ガス中のダイオキシン（DXN）類低減について

計画設備系内排ガス中のダイオキシン類の挙動（設計計画値）



■焼却施設系内ダイオキシン類再合成について

① 炉出口ダイオキシン類濃度

炉内温度、滞留時間、燃焼空気吹き込みの適正化等、適切な燃焼により、DXN 濃度については 2.0ng-TEQ/㎥ N 以下に抑える事が可能。

燃焼温度を高温化するほど発生する DXN 濃度は一般的に低減することが知られている。本計画では燃焼温度を 1050℃と高温に設定することで、焼却炉出口 DXN 濃度については、2.0ng-TEQ/㎥ N 以下まで十分低減できるものと考える。

② 排ガス冷却設備及び排ガス処理設備温度設定について

焼却炉出口排ガスについて排ガス冷却過程において、ダイオキシン類の再合成が生じる。この再合成については 500～200℃の温度範囲、特に 300℃近辺で最も顕著に見られることから温度設定については以下の設計思想に基づくものとし、排ガス冷却過程におけるダイオキシン類の再合成率については 5.0 倍に設定。

1) 排ガス冷却装置

廃熱回収として、廃熱ボイラを設置。焼却炉出口排ガスを 1050℃からの 230℃まで低減すると共に、タービン駆動用熱源として過熱蒸気を回収する。

ボイラ通過ガス温度は最もダイオキシン類の再合成が顕著である温度域であり、また装置内に飛灰が付着することで、ばいじん中の Cu 等の重金属が触媒として再合成に寄与することから、排ガス流れについては適切なパス（折り返し）を設け、排ガス中のばいじんについては沈降灰として除去できる構造とする。また連続式ダスト払出機（スートブロー装置）を設置し、ばいじんの付着を抑制する。

2) 減温塔

ガス状ダイオキシン類のばいじん側への移行促進を目的とし、集じん機入口温度は極力低減するものとし、排ガスに直接的に水を噴霧することで、集じん器入口温度を 180℃まで急冷する。減温塔については DXN の再合成にほとんど寄与しない温度であり、減温塔での大幅な再合成は考慮しない。

■バグフィルタでのダイオキシン除去について

・ 集じん器入口温度の低温化と活性炭吹き込みによるダイオキシン類除去

集じん器（バグフィルタ）入口温度の低温化による、ガス状ダイオシキン類のばいじんへの移行促進、ならびに煙道に活性炭を吹き込むことで、排ガス中のダイオキシン類を吸着除去する。バグフィルタ入口温度 180℃における活性炭吹き込みでの除去率のデータについては参考図-1 に示すとおりであり、本計画での除去率の設計値を 95%に設定する。

BF 入口排ガス温度	：180℃
BF 入口 DXN 濃度	：10.0ng-TEQ/㎥ N
活性炭吹き込み量	：100mg/㎥ N
活性炭による DXN 吸着除去率	：95%
活性炭吸着後排ガス DXN 濃度	：10×{(100-95)/100}=0.5ng-TEQ/㎥ N

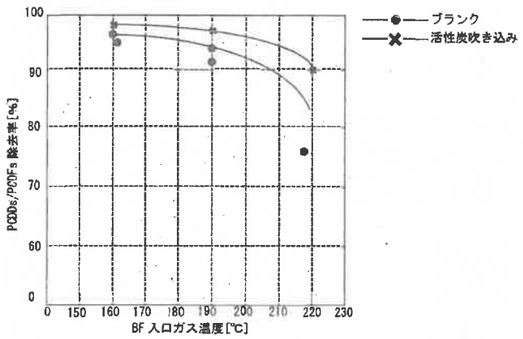


図-1　排ガス処理濃度／活性炭吹き込みとダイオキシン類除去効果の関係

第 5 回廃棄物学会研究発表会講演論文集　P.301-304　1994 より引用

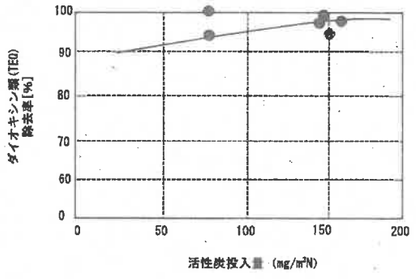


図-2　活性炭投入量と除去率の関係

ごみ処理施設整備の計画・設計要領　P.350　2017 改訂版より引用

最大単独処理量

廃棄物処理施設における専焼能力は、様々な制約により決定されますが、特にロータリーキルンストーカ炉においては、次の3つの要素が律速であり、廃棄物処理量はこれにより決定されます。

① 燃焼室熱負荷（焼却による発生熱量）
② 火格子面積（ストーカの焼却能力）
③ 設備能力（機器能力（バーナ、ノズル、供給装置の輸送能力等）、汚泥乾燥機能力、
排ガス処理設備能力、通風設備能力、等）

処理能力は、焼却炉の燃焼室熱負荷が律速となります。焼却炉の熱負荷については、混合処理時の焼却による熱量（処理物の発熱量×時間当たりの処理量）で設計しているため、単独処理時にも、この熱量を超える処理は基本的に不可となります。
また燃焼排ガス量については、処理物の発熱量と相関性があることから、燃焼室熱負荷が混合処理時の数値より大きいと、排ガス処理設備の能力からも適正な処理が出来ないと判断することになります。

紙くず、木くず、繊維くず等の固形物はストーカ上にて燃焼するため、火格子面積により決定される傾向があります。

廃油は廃油ポンプの能力、廃酸・廃アルカリは廃液ポンプの能力により処理量が制限されます。

廃酸・廃アルカリ、動植物性残さ（動物系固形不要物含）は発熱量が小さく単独では自燃しないため、助燃料のA重油との混焼を前提とします。
但し、A重油の燃焼量は助燃バーナの能力により制限されます。
感染性廃棄物は所定の容器で、専用の供給装置によって焼却炉へ供給するため、供給装置の能力により処理量が制限されます。

汚泥は汚泥乾燥設備の能力およびポンプの能力により処理量が制限されます。また、発熱量が小さく単独では自燃しないため助燃料のA重油との混焼を前提とします。
但し、A重油の助燃量は助燃バーナの能力により制限されます。

次項の表に各廃棄物の専焼能力を示します。

表．各廃棄物の専焼能力計算

制限	燃焼室負荷による制限	火格子面積による制限	設備能力による制限	計画設備での専焼能力	
計算式	W = L ÷ HI	W = G × A ÷ 0.3	W	W	
単位	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	ton/日
特管（特定有害）汚泥	W= 2226.1 ※1	—	W= 1650 ※2	1650 kg/h	39.6 ton/日
汚泥（乾燥後）	W= 6464.5 ※1	—	W= 1500 ※2	1500 kg/h	36.0 ton/日
廃油（特管・特定有害含）	W= 46,987,185 kg/h ÷ 39,022 kJ/kg = 1204	—	W= 540 ※2	540 kg/h	13.0 ton/日
廃酸（特管含）	W= 1476.7 ※1	—	W= 300 ※2	300 kg/h	7.2 ton/日
廃アルカリ（特管含）	W= 1476.7 ※1	—	W= 271 ※2	271 kg/h	6.5 ton/日
特定有害廃液	W= 1476.7 ※1	—	W= 286 ※2	286 kg/h	6.9 ton/日
廃プラスチック類	W= 46,987,185 kg/h ÷ 27,851 kJ/kg = 1687	—	W= 6000 ※2	1687 kg/h	40.5 ton/日
紙くず	W= 46,987,185 kg/h ÷ 9,053 kJ/kg = 5190	W= 86.4 kg/m^2・h× 11.76 ÷ 0.3 = 3387	W= 6000 ※2	3387 kg/h	81.3 ton/日
木くず	W= 46,987,185 kg/h ÷ 11,301 kJ/kg = 4158	W= 86.4 kg/m^2・h× 11.76 ÷ 0.3 = 3387	W= 6000 ※2	3387 kg/h	81.3 ton/日
繊維くず	W= 46,987,185 kg/h ÷ 11,252 kJ/kg = 4176	W= 86.4 kg/m^2・h× 11.76 ÷ 0.3 = 3387	W= 3600 ※2	3387 kg/h	81.3 ton/日
動植物性残さ（動物系固形不要物含）	W= 3144.1 ※1	—	W= 6000 ※2	3144 kg/h	75.5 ton/日
ゴムくず	W= 46,987,185 kg/h ÷ 24,327 kJ/kg = 1931	—	W= 6000 ※2	1931 kg/h	46.3 ton/日
感染性廃棄物	W= 46,987,185 kg/h ÷ 15,434 kJ/kg = 3044	—	W= 600 ※2	600 kg/h	14.4 ton/日
備考	※1 専焼能力詳細計算書<資料１><資料２><資料３><資料４>参照 ※2 専燃能力詳細計算書　4.各廃棄物の能力制限について参照				

注1)　表中「計算式」の記号の意味を下記に示します。

W：専焼能力（kg/h）

L：炉燃焼室負荷（kJ/h）　46,987,185　(kJ/h)

HI：低位発熱量（kJ/kg）

G：ストーカ火格子燃焼率（kg/m^2・h）　86.4　(kg/m^2・h)

A：ストーカ火格子面積　11.76　(m^2)

専燃能力詳細計算書

1.燃焼室負荷による、専焼能力の算出

混焼時能力　　81.2　t/日＝ 3,385　kg/h、平均低位発熱量 ＝　　13,881 (kJ/kg)より、
本計画での炉燃焼室負荷＝　　3,385　kg/h×　13,881 kJ/kg ＝　　46,987,185　(kJ/h)
そこで、各廃棄物の低位発熱量をHI(kJ/kg)とし、廃棄物毎の専焼能力を次式より算出する。

専焼能力 ＝　炉燃焼室負荷(kJ/h) ／ HI (kJ/kg)
＝　46,987,185　(kJ/h) ／ HI (kJ/kg)

下表に算出結果を示す。

No.	廃棄物名	HI:低位発熱量 (kJ/kg)	専焼能力	
1	特管（特定有害）汚泥	538	※-	※-
2	汚泥（乾燥後）	3,587	※-	※-
3	廃油（特管・特定有害含）	39,022	1,204 kg/h	28.9 ton/日
4	廃酸・廃アルカリ（特管含）	-1540	※-	※-
5	特定有害廃液			
6	廃プラスチック類	27,851	1,687 kg/h	40.5 ton/日
7	紙くず	9,053	5,190 kg/h	124.6 ton/日
8	木くず	11,301	4,158 kg/h	99.8 ton/日
9	繊維くず	11,252	4,176 kg/h	100.2 ton/日
10	動植物性残さ（動物系固形不要物含）	2,752	※-	※-
11	ゴムくず	24,327	1,931 kg/h	46.3 ton/日
12	感染性産業廃棄物	15,434	3,044 kg/h	73.1 ton/日
	混焼時平均	13,881	3,385 kg/h	81.2 ton/日

※-　廃棄物の低位発発熱量が自燃焼領域（3,750kJ/kg=896kcal/kg以上を自然領域 とします）以下のもの。項目２計算結果参照。

2．低発熱量の廃棄物に対する専焼能力の算出

廃棄物の低位発熱量が自燃焼領域以下のものについては、助燃バーナ(A重油)により熱量を補い、
炉出口温度が1050℃以上かつ燃焼室負荷が　　46,987,185　(kJ/h)以下となるときの最大処理量
として、熱収支計算より廃棄物の専焼能力を算出した。＜資料１＞＜資料２＞＜資料３＞＜資料４＞
なお、助燃バーナーは3台分の最大能力500L/h(430kg/h)として計算した。

廃棄物名	HI:低位発熱量 (kJ/kg)	専焼能力		算出根拠
特管（特定有害）汚泥	538	2,226.1 kg/h	53.4 ton/日	資料１
汚泥（乾燥後）	3,587	6,464.5 kg/h	155.1 ton/日	資料２
廃酸・廃アルカリ（特管含） 特定有害廃液	-1540	1,476.7 kg/h	35.4 ton/日	資料３
動植物性残さ（動物系固形不要物含）	2,752	3,144.1 kg/h	75.5 ton/日	資料４

3．火床面積に対する最大火格子燃焼量の算出

紙くず、木くず、繊維くず等の固形物はストーカ上にて燃焼するため、
火格子面積により燃焼量が決定される。ストーカ上での燃焼率を全体の30%とし、
最大火格子燃焼量（ストーカ燃焼量/ストーカ燃焼率）を算出した。
ストーカ燃焼量＝ストーカの火格子燃焼率×ストーカ火格子面積＝86.4kg/m^2・h×11.76m^2=1016.1kg/h
（主要機器容量計算より）

廃棄物名	ストーカ燃焼量 (kg/h)	ストーカ燃焼率	最大火格子燃焼量		根拠資料
紙くず	1016.1 kg/h	30 %	3387 kg/h	81.3 ton/日	主要機器容量計算
木くず	1016.1 kg/h	30 %	3387 kg/h	81.3 ton/日	主要機器容量計算
繊維くず	1016.1 kg/h	30 %	3387 kg/h	81.3 ton/日	主要機器容量計算

4．各廃棄物の能力制限について

下記の廃棄物において、それぞれの供給機器の能力により最大供給能力以上の供給はできない。

No.	廃 棄 物 名	供給機器名	最大供給能力		根拠資料
1	特管（特定有害）汚泥	汚泥ポンプ	1500 L/h	39.6 ton/日	汚泥ポンプ能力
2	汚泥（乾燥前）	汚泥切出装置	1.36m^3/h又は1.5t/h のどちらか小さい方	36.0 ton/日	汚泥切出装置能力
3	廃油（特管・特定有害含）	廃油ポンプ	600 L/h	13.0 ton/日	廃油ポンプ能力
4	廃酸（特管含）	廃液ポンプ	240 L/h	7.2 ton/日	廃液ポンプ能力
5	廃ｱﾙｶﾘ（特管含）	廃液ポンプ	240 L/h	6.5 ton/日	廃液ポンプ能力
6	有害廃液	廃液ポンプ	240 L/h	6.9 ton/日	廃液ポンプ能力
7	廃ﾌﾟﾗｽﾁｯｸ類	供給コンベヤ	30.0m^3/h又は6.0t/h のどちらか小さい方	144.0 ton/日	供給コンベヤ搬送能力
8	紙くず	供給コンベヤ		144.0 ton/日	
9	木くず	供給コンベヤ		144.0 ton/日	
10	繊維くず	供給コンベヤ		86.4 ton/日	
11	動植物性残さ（動物系固形不要物含）	供給コンベヤ		144.0 ton/日	
12	ゴムくず	供給コンベヤ		144.0 ton/日	
13	感染性産業廃棄物	感染性廃棄物供給設備	20L×100個/h= 2.0 m^3/h 50L×40個/h= 2.0 m^3/h	14.4 ton/日	感染性

※ 産業廃棄物の各種類におけるかさ比重については、下記福岡県「産業廃棄物の種類及び体積から重量への換算例（環境省参考値）」に基づくものとする。

産業廃棄物の種類	換算係数 (t/m^3)	産業廃棄物の種類	換算係数 (t/m^3)
汚泥	1.10	木くず	0.55
廃油	0.90	繊維くず	0.12
廃酸	1.25	動植物性残さ（動物系固形不要物含）	1.00
廃アルカリ	1.13	ゴムくず	0.52
廃プラスチック類	0.35	感染性産業廃棄物	0.30
紙くず	0.30	有害廃液※	1.19

※ 有害廃液は廃酸、廃アルカリの平均値とする。

5．各廃棄物の専焼能力

以上より、各廃棄物の専焼能力は以下の通り。

No.	廃棄物名	HI:低位発熱量 (kJ/kg)	燃焼室負荷による専焼能力	火格子面積による専焼能力	供給機器最大供給能力による専焼能力	計画設備での専焼能力
1	特管（特定有害）汚泥	538	53.4 ton/日	-	39.6 ton/日	39.6 ton/日
2	汚泥（乾燥後）	3,587	155.1 ton/日	-	36.0 ton/日	36.0 ton/日
3	廃油（特管・特定有害含）	39,022	28.9 ton/日	-	13.0 ton/日	13.0 ton/日
4	廃酸（特管含）	-1540	35.4 ton/日	-	7.2 ton/日	7.2 ton/日
5	廃アルカリ（特管含）				6.5 ton/日	6.5 ton/日
6	特定有害廃液				6.9 ton/日	6.9 ton/日
7	廃プラスチック類	27,851	40.5 ton/日	-	144.0 ton/日	40.5 ton/日
8	紙くず	9,053	124.6 ton/日	81.3 ton/日	144.0 ton/日	81.3 ton/日
9	木くず	11,301	99.8 ton/日	81.3 ton/日	144.0 ton/日	81.3 ton/日
10	繊維くず	11,252	100.2 ton/日	81.3 ton/日	86.4 ton/日	81.3 ton/日
11	動植物性残さ（動物系固形不要物含）	2,752	75.5 ton/日	-	144.0 ton/日	75.5 ton/日
12	ゴムくず	24,327	46.3 ton/日	-	144.0 ton/日	46.3 ton/日
13	感染性産業廃棄物	15,434	73.1 ton/日	-	14.4 ton/日	14.4 ton/日
	混焼時平均	13,881				

＜資料１＞特定有害汚泥の専焼能力計算

有害汚泥の最大処理量をW_1(kg/h)とする。

１．焼却物の組成及び発熱量

焼却量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_1(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_1(kJ/kg)
	70.00	11.00	19.00	55.10	5.60	37.10	1.10	1.10	0.00	538
	70.00	-	19.00	6.06	0.62	4.08	0.12	0.12	0.00	

２．燃焼用空気量

２－１ 理論燃焼空気量（Ａｏ）

$$A_o = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_o = \frac{(0.0606/12 + 0.0062/4 + 0.0012/32 - 0.0408/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 0.5720 \ (m^3/kg(NTP))$$

２－２ 実際燃焼空気量（A_1）

空気比 $m_1 =$ 1.85 とする。

$$A_1 = A_0 \times m_1$$

$$= 1.1 \ (m^3/kg(NTP))$$

３．燃焼ガス量

３－１ 理論燃焼ガス量（G_0）

$$G_{0CO2} = C \times 22.4/12$$

$$= 0.1131 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0SO2} = S \times 22.4/32$$

$$= 0.0008 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0HCl} = Cl \times 22.4/35.5$$

$$= 0.0000 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0N2} = (1-0.21) \times A_0 + N \times 22.4/28$$

$$= 0.4528 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0H2O} = \omega_1 \times 22.4/18 + H \times 22.4/2$$

※ω_1：焼却物水分量割合

$$= 0.9406 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_0 = G_{0CO2} + G_{0SO2} + G_{0HCl} + G_{0N2} + G_{0H2O}$$

$$= 1.5073 \ (m^3/kg(NTP))$$

３－２ 実際燃焼ガス量（G_1）

$$G_1 = G_0 + (m_1 - 1) \times A_0$$

$$= 1.9935 \ (m^3/kg(NTP))$$

３－３ 燃焼ガス成分

$$G_{1CO2} = G_{0CO2} \times W_1$$

$$= 0.1131 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1SO2} = G_{0SO2} \times W_1$$

$$= 0.0008 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1HCl} = G_{0HCl} \times W_1$$

$$= 0.0000 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1O2} = 0.21 \times A_0 \times (m_1 - 1) \times W_1$$

$$= 0.1021 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1N2} = ((1-0.21) \times A_0 \times m_1 + N \times 22.4/28) \times W1$$

$$= 0.8369 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1H2O} = G_{0H2O} \times W_1$$

$$= 0.9406 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

4．助燃バーナ（A重油）による燃焼ガス量

助燃バーナ(3台分)の最大能力 W_2 ＝500 L-A重油/g(430kg-A重油/h)とする。

助燃油量 W_2(kg/h)	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量 HI_2(kJ/kg)
	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	
430.00	0:00	100.00	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	43,409
	0.00	－	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	－

4－1 理論燃焼空気量（A_2）

$$A_2 = \frac{(C/12+H/4+S/32-O/32)\times 22.4}{0.21}$$

$$A_2 = \frac{(0.86/12+0.14/4+0/32-0/32)\times 22.4}{0.21}$$

$$= 11.38\ (m^3/kg(NTP))$$

4－2 実際燃焼空気量（A_3）

空気比 m_2＝ 1.5 とする。

$$A_3 = A_2 \times m_2$$

$$= 17.1\ (m^3/kg(NTP))$$

4－3 理論燃焼ガス量（G_2）

G_{2CO2}＝ $C\times 22.4/12$

＝ 1.6053 (m^3/kg(NTP))

G_{2SO2}＝ $S\times 22.4/32$

＝ 0.0000 (m^3/kg(NTP))

G_{2HCl}＝ $Cl\times 22.4/35.5$

＝ 0.0000 (m^3/kg(NTP))

G_{2N2} ＝ $(1-0.21)\times A_2+N\times 22.4/28$

＝ 8.9902 (m^3/kg(NTP))

G_{2H2O}＝ $\omega_2\times 22.4/18+H\times 22.4/2$ ※ω_2：助燃油水分量割合

＝ 1.5680 (m^3/kg(NTP))

G_2 ＝ $G_{2CO2}+G_{2SO2}+G_{2HCl}+G_{2N2}+G_{2H2O}$

＝ 12.1635 (m^3/kg(NTP))

4－4 実際燃焼ガス量（G_3）

$G_3 = G_2+(m_2-1)\times A_2$

＝ 17.8535 (m^3/kg(NTP))

4－5 燃焼ガス成分

G_{3CO2}＝ $G_{2CO2}\times W_2$

＝ 690.28 (m^3/h(NTP))

G_{3SO2}＝ $G_{2SO2}\times W_2$

＝ 0.00 (m^3/h(NTP))

G_{3HCl}＝ $G_{2HCl}\times W_2$

＝ 0.00 (m^3/h(NTP))

G_{3O2}＝ $0.21\times A_2\times(m_2-1)\times W_2$

＝ 513.81 (m^3/h(NTP))

G_{3N2} ＝ $((1-0.21)\times A_2\times m_2+N\times 22.4/28)\times W_2$

＝ 5798.68 (m^3/h(NTP))

G_{3H2O}＝ $G_{2H2O}\times W_2$

＝ 674.24 (m^3/h(NTP))

5．焼却灰量(W_{Ash})

5－1　廃棄物中の灰分(W_{Ash1})

W_{Ash1}＝　$Ash_1 \times W_1$　　※Ash_1：廃棄物中灰分割合

＝　0.19 $\times W_1$　(kg/h)

5－2　助燃油中の灰分(W_{Ash2})

W_{Ash2}＝　$Ash_2 \times W_2$　　※Ash_2：助燃油中灰分割合

＝　0.00 (kg/h)

6．熱収支計算(基準温度：0℃)

6－1　入熱

1) 廃棄物焼却熱量：Q_1

$Q_1 = HI_1 \times W_1$

＝　538 $\times W_1$　(kJ/h)

2) 廃棄物持込熱量：Q_2

$Q_2 = (C_\omega \times \omega_1 + C_r \times (1-\omega_1)) \times W_1 \times t_1$

＝　78.1 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_ω＝　4.186 kJ/kg℃

C_r＝　3.255 kJ/kg℃

t_1＝　20 ℃(投入廃棄物の温度)

3) 廃棄物燃焼用空気持込熱量：Q_3

$Q_3 = A_1 \times W_1 \times C_{pAir} \times t_1$

＝　28.6 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_{pAir}＝　1.299 kJ/kg℃

4) 助燃料燃焼熱量：Q_4

$Q_4 = HI_2 \times W_2$

＝　18,665.9　$\times 10^3$　(kJ/h)

5) 助燃料燃焼用空気持込熱量：Q_5

$Q_5 = A_3 \times W_2 \times C_{pAir} \times t_1$

＝　191.0 $\times 10^3$　(kJ/h)

よって、入熱合計（Q_{IN}）は次のように算出される。

$Q_{IN} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

＝　644.7　$\times W_1$＋　18,856.9　$\times 10^3$　(kJ/h)

6－2　出熱

1) 炉壁放散熱量：Q_6

入熱合計の　4.0% とする。

$Q_6 = Q_{IN} \times 0.04$

＝　25.8 $\times W_1$＋　754.3 $\times 10^3$　(kJ/h)

2) 焼却灰持出熱量：Q_7

$Q_7 = (W_{Ash1} + W_{Ash2}) \times C_{pAsh} \times t_2$

＝　31.8 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_{pAsh}＝　0.837 kJ/kg℃

t_2＝　200 ℃(焼却灰温度)

3) 排ガス持出熱量：Q_8

入熱＝出熱より

$Q_8 = Q_{IN} - (Q_6 + Q_7)$

＝　587.1　$\times W_1$＋　18102.6　$\times 10^3$　(kJ/h)

6－3　炉出口排ガス温度計算

炉出口温度：t_3＝　1050 ℃とした時の排ガス平均低圧比熱(C_{pg1})を各H20、N2、02、CO2の比熱より算出する。

$$C_{pg1} = (C_{H2O} \times G_{H2O} + C_{N2} \times G_{N2} + C_{O2} \times G_{O2} + C_{CO2} \times G_{CO2}) / G$$

$$= 1.659 \times \frac{0.9406 \times W_1 + 674.24}{G} + 1.406 \times \frac{0.8369 \times W_1 + 5798.68}{G}$$

$$+ 1.487 \times \frac{0.1021 \times W_1 + 513.81}{G} + 2.244 \times \frac{0.1131 \times W_1 + 690.28}{G}$$

$$= \frac{3.1 \times W_1 + 11584.5}{G}$$

※$G = G_1 \times W_1 + G_3 \times W_2 =$　1.9935　$\times W_1 +$　7677.0　(㎥/h(NTP))

よって、排ガス持ち出し熱量(Q_8)は、

Q_8＝(排ガス比熱C_{pg1})×(廃ガス温度 t_3)×(排ガス量 G)

となるので、専焼能力W_1 (kg/h)を次式より求める。

587.1	$\times W_1 +$	18,102.6	$\times 10^3$	＝	$C_{pg1} \times$ 1050	$\times$ G
				＝	3255.0 $\times W_1 +$	12163.7 $\times 10^3$
2667.9		$\times W_1$		＝	5,938.9	$\times 10^3$
		W_1		＝	2226.1	kg/h
				＝	53.4	ton/日

よって、有害汚泥の専焼能力は、　53.4 ton/日　となる

7．燃焼室負荷の確認

廃棄物の熱量＋助燃バーナの熱量＝　2226.1(kg/h)×538(kJ/kg)＋430(kg/h)×43409(kJ/kg)

＝　1,197,641.8　＋　18,665,870.0

＝　19,863,511.8　＜　46,987,185

となり、満足する。

＜資料２＞汚泥（乾燥後）の専焼能力計算

汚泥（乾燥後）の最大処理量をW_1(kg/h)とする。

１．焼却物の組成及び発熱量

焼却量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_1(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_1(kJ/kg)
	40.00	22.00	38.00	55.10	5.60	37.10	1.10	1.10	0.00	3587
	40.00	－	38.00	12.12	1.23	8.16	0.24	0.24	0.00	

２．燃焼用空気量

２－１ 理論燃焼空気量（Ａｏ）

$$Ao=\frac{(C/12+H/4+S/32-O/32)\times 22.4}{0.21}$$

$$Ao=\frac{(0.1212/12+0.0123/4+0.0024/32-0.0816/32)\times 22.4}{0.21}$$

$$=\quad 1.1413\ (m^3/kg(NTP))$$

２－２ 実際燃焼空気量（A_1）

空気比 $m_1=$ 1.85 とする。

$$A_1=A_0\times m_1$$

$$=\quad 2.1\ (m^3/kg(NTP))$$

３．燃焼ガス量

３－１ 理論燃焼ガス量（G_0）

$$G_{0CO2}=C\times 22.4/12$$

$$=\quad 0.2262\ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0SO2}=S\times 22.4/32$$

$$=\quad 0.0017\ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0HCl}=Cl\times 22.4/35.5$$

$$=\quad 0.0000\ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0N2}=(1-0.21)\times A_0+N\times 22.4/28$$

$$=\quad 0.9035\ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0H2O}=\omega_1\times 22.4/18+H\times 22.4/2$$

※ω_1：焼却物水分量割合

$$=\quad 0.6355\ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_0=G_{0CO2}+G_{0SO2}+G_{0HCl}+G_{0N2}+G_{0H2O}$$

$$=\quad 1.7669\ (m^3/kg(NTP))$$

３－２ 実際燃焼ガス量（G_1）

$$G_1=G_0+(m_1-1)\times A_0$$

$$=\quad 2.7370\ (m^3/kg(NTP))$$

３－３ 燃焼ガス成分

$$G_{1CO2}=G_{0CO2}\times W_1$$

$$=\quad 0.2262\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1SO2}=G_{0SO2}\times W_1$$

$$=\quad 0.0017\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1HCl}=G_{0HCl}\times W_1$$

$$=\quad 0.0000\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1O2}=0.21\times A_0\times(m_1-1)\times W_1$$

$$=\quad 0.2037\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1N2}=((1-0.21)\times A_0\times m_1+N\times 22.4/28)\times W1$$

$$=\quad 1.6699\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1H2O}=G_{0H2O}\times W_1$$

$$=\quad 0.6355\times W_1\ (m^3/h(NTP))$$

4．助燃バーナ（A重油）による燃焼ガス量

助燃バーナ(3台分)の最大能力 W_2 ＝500 L-A重油/g(430kg-A重油/h)とする。

助燃油量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_2(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_2(kJ/kg)
430.00	0.00	100.00	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	43,409
	0.00	—	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	—

4－1 理論燃焼空気量（A_2）

$$A_2 = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_2 = \frac{(0.86/12 + 0.14/4 + 0/32 - 0/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 11.38 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－2 実際燃焼空気量（A_3）

空気比 m_2＝ 1.5 とする。

$$A_3 = A_2 \times m_2$$

$$= 17.1 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－3 理論燃焼ガス量（G_2）

$$G_{2CO2} = C \times 22.4/12$$

$$= 1.6053 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2SO2} = S \times 22.4/32$$

$$= 0.0000 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2HCl} = Cl \times 22.4/35.5$$

$$= 0.0000 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2N2} = (1-0.21) \times A_2 + N \times 22.4/28$$

$$= 8.9902 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2H2O} = \omega_2 \times 22.4/18 + H \times 22.4/2$$

※ω_2：助燃油水分量割合

$$= 1.5680 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_2 = G_{2CO2} + G_{2SO2} + G_{2HCl} + G_{2N2} + G_{2H2O}$$

$$= 12.1635 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－4 実際燃焼ガス量（G_3）

$$G_3 = G_2 + (m_2 - 1) \times A_2$$

$$= 17.8535 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－5 燃焼ガス成分

$$G_{3CO2} = G_{2CO2} \times W_2$$

$$= 690.28 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3SO2} = G_{2SO2} \times W_2$$

$$= 0.00 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3HCl} = G_{2HCl} \times W_2$$

$$= 0.00 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3O2} = 0.21 \times A_2 \times (m_2 - 1) \times W_2$$

$$= 513.81 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3N2} = ((1-0.21) \times A_2 \times m_2 + N \times 22.4/28) \times W_2$$

$$= 5798.68 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3H2O} = G_{2H2O} \times W_2$$

$$= 674.24 \ (m^3/h(NTP))$$

5．焼却灰量(W_{Ash})

5－1　廃棄物中の灰分(W_{Ash1})

W_{Ash1}＝　$Ash_1 \times W_1$　　※Ash_1：廃棄物中灰分割合

＝　0.38 $\times W_1$　(kg/h)

5－2　助燃油中の灰分(W_{Ash2})

W_{Ash2}＝　$Ash_2 \times W_2$　　※Ash_2：助燃油中灰分割合

＝　0.00 (kg/h)

6．熱収支計算(基準温度：0℃)

6－1　入熱

1) 廃棄物焼却熱量：Q_1

$Q_1 = HI_1 \times W_1$

＝　3587 $\times W_1$　(kJ/h)

2) 廃棄物持込熱量：Q_2

$Q_2 = (C_\omega \times \omega_1 + C_r \times (1-\omega_1)) \times W_1 \times t_1$

＝　61.4 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_ω＝　4.186 kJ/kg℃

C_r＝　2.324 kJ/kg℃

t_1＝　20 ℃(投入廃棄物の温度)

3) 廃棄物燃焼用空気持込熱量：Q_3

$Q_3 = A_1 \times W_1 \times C_{pAir} \times t_1$

＝　54.6 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_{pAir}＝　1.299 kJ/kg℃

4) 助燃料燃焼熱量：Q_4

$Q_4 = HI_2 \times W_2$

＝　18,665.9　$\times 10^3$　(kJ/h)

5) 助燃料燃焼用空気持込熱量：Q_5

$Q_5 = A_3 \times W_2 \times C_{pAir} \times t_1$

＝　191.0 $\times 10^3$　(kJ/h)

よって、入熱合計（Q_{IN}）は次のように算出される。

$Q_{IN} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

＝　3703.0　$\times W_1$＋　18,856.9　$\times 10^3$　(kJ/h)

6－2　出熱

1) 炉壁放散熱量：Q_6

入熱合計の　4.0% とする。

$Q_6 = Q_{IN} \times 0.04$

＝　148.1　$\times W_1$＋　754.3　$\times 10^3$　(kJ/h)

2) 焼却灰持出熱量：Q_7

$Q_7 = (W_{Ash1} + W_{Ash2}) \times C_{pAsh} \times t_2$

＝　63.6 $\times W_1$　(kJ/h)

※C_{pAsh}＝　0.837 kJ/kg℃

t_2＝　200 ℃(焼却灰温度)

3) 排ガス持出熱量：Q_8

入熱＝出熱より

$Q_8 = Q_{IN} - (Q_6 + Q_7)$

＝　3491.3　$\times W_1$＋　18102.6　$\times 10^3$　(kJ/h)

6－3　炉出口排ガス温度計算

炉出口温度：t_3＝　1050 ℃とした時の排ガス平均低圧比熱(C_{pgl})を各H20、N2、02、CO2の比熱より算出する。

$$C_{pgl} = (C_{H20} \times G_{H20} + C_{N2} \times G_{N2} + C_{02} \times G_{02} + C_{CO2} \times G_{CO2}) / G$$

$$= 1.659 \times \frac{0.6355 \times W_1 + 674.24}{G} + 1.406 \times \frac{1.6699 \times W_1 + 5798.68}{G}$$

$$+ 1.487 \times \frac{0.2037 \times W_1 + 513.81}{G} + 2.244 \times \frac{0.2262 \times W_1 + 690.28}{G}$$

$$= \frac{4.2 \times W_1 + 11584.5}{G}$$

※$G = G_1 \times W_1 + G_3 \times W_2$＝　2.7370　$\times W_1$＋　7677.0　(㎥/h(NTP))

よって、排ガス持ち出し熱量(Q_8)は、

Q_8＝(排ガス比熱C_{pgl})×(廃ガス温度 t_3)×(排ガス量 G)

となるので、専焼能力W_1(kg/h)を次式より求める。

3491.3	$\times W_1$＋	18,102.6	$\times 10^3$	＝	C_{pgl}× 1050 × G
				＝	4410.0 $\times W_1$＋ 12163.7 $\times 10^3$
	918.7	$\times W_1$		＝	5,938.9 $\times 10^3$
		W_1		＝	6464.5 kg/h
				＝	155.1 ton/日

よって、汚泥（乾燥後）の専焼能力は、　155.1 ton/日　となる

7．燃焼室負荷の確認

廃棄物の熱量＋助燃バーナの熱量＝　6464.5(kg/h)×3587(kJ/kg)＋430(kg/h)×43409(kJ/kg)

＝　23,188,161.5　＋　18,665,870.0

＝　41,854,031.5　＜　46,987,185

となり、満足する。

＜資料３＞廃酸・廃アルカリ（特管含）、特定有害廃液の専焼能力計算

廃酸・廃アルカリ、有害廃液の最大処理量をW_1(kg/h)とする。

１．焼却物の組成及び発熱量

焼却量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_1(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_1(kJ/kg)
	93.00	2.00	5.00	85.00	10.00	2.00	1.00	1.00	1.00	-1540
	93.00	-	5.00	1.70	0.20	0.04	0.02	0.02	0.02	

２．燃焼用空気量

２－１ 理論燃焼空気量（Ａｏ）

$$A_o = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_o = \frac{(0.0170/12 + 0.0020/4 + 0.0002/32 - 0.0004/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 0.2038 \ (m^3/kg(NTP))$$

２－２ 実際燃焼空気量（A_1）

空気比 $m_1 =$ 1.85 とする。

$$A_1 = A_0 \times m_1$$

$$= 0.4 \ (m^3/kg(NTP))$$

３．燃焼ガス量

３－１ 理論燃焼ガス量（G_0）

$$G_{0CO2} = C \times 22.4/12$$

$$= 0.0317 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0SO2} = S \times 22.4/32$$

$$= 0.0001 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0HCl} = Cl \times 22.4/35.5$$

$$= 0.0001 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0N2} = (1-0.21) \times A_0 + N \times 22.4/28$$

$$= 0.1612 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{0H2O} = \omega_1 \times 22.4/18 + H \times 22.4/2$$

※ω_1：焼却物水分量割合

$$= 1.1797 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_0 = G_{0CO2} + G_{0SO2} + G_{0HCl} + G_{0N2} + G_{0H2O}$$

$$= 1.3728 \ (m^3/kg(NTP))$$

３－２ 実際燃焼ガス量（G_1）

$$G_1 = G_0 + (m_1 - 1) \times A_0$$

$$= 1.5460 \ (m^3/kg(NTP))$$

３－３ 燃焼ガス成分

$$G_{1CO2} = G_{0CO2} \times W_1$$

$$= 0.0317 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1SO2} = G_{0SO2} \times W_1$$

$$= 0.0001 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1HCl} = G_{0HCl} \times W_1$$

$$= 0.0001 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1O2} = 0.21 \times A_0 \times (m_1 - 1) \times W_1$$

$$= 0.0364 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1N2} = ((1-0.21) \times A_0 \times m_1 + N \times 22.4/28) \times W1$$

$$= 0.2980 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{1H2O} = G_{0H2O} \times W_1$$

$$= 1.1797 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

4．助燃バーナ（A重油）による燃焼ガス量

助燃バーナ(3台分)の最大能力 W_2 ＝500 L-A重油/g(430kg-A重油/h)とする。

助燃油量 W_2(kg/h)	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量 HI_2(kJ/kg)
	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	
430.00	0.00	100.00	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	43,409
	0.00	—	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	—

4－1 理論燃焼空気量（A_2）

$$A_2 = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_2 = \frac{(0.86/12 + 0.14/4 + 0/32 - 0/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 11.38 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－2 実際燃焼空気量（A_3）

空気比 m_2＝ 1.5 とする。

$$A_3 = A_2 \times m_2$$

$$= 17.1 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－3 理論燃焼ガス量（G_2）

G_{2CO2}＝ C×22.4/12

＝ 1.6053 (m^3/kg(NTP))

G_{2SO2}＝ S×22.4/32

＝ 0.0000 (m^3/kg(NTP))

G_{2HCl}＝ Cl×22.4/35.5

＝ 0.0000 (m^3/kg(NTP))

G_{2N2} ＝ (1-0.21)×A_2＋N×22.4/28

＝ 8.9902 (m^3/kg(NTP))

G_{2H2O}＝ ω_2×22.4/18＋H×22.4/2 ※ω_2：助燃油水分量割合

＝ 1.5680 (m^3/kg(NTP))

G_2 ＝ $G_{2CO2}+G_{2SO2}+G_{2HCl}+G_{2N2}+G_{2H2O}$

＝ 12.1635 (m^3/kg(NTP))

4－4 実際燃焼ガス量（G_3）

$$G_3 = G_2 + (m_2 - 1) \times A_2$$

$$= 17.8535 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－5 燃焼ガス成分

G_{3CO2}＝ G_{2CO2}×W_2

＝ 690.28 (m^3/h(NTP))

G_{3SO2}＝ G_{2SO2}×W_2

＝ 0.00 (m^3/h(NTP))

G_{3HCl}＝ G_{2HCl}×W_2

＝ 0.00 (m^3/h(NTP))

G_{3O2}＝ 0.21×A_2×(m_2－1)×W_2

＝ 513.81 (m^3/h(NTP))

G_{3N2} ＝ ((1-0.21)×A_2×m_2+N×22.4/28)×W_2

＝ 5798.68 (m^3/h(NTP))

G_{3H2O}＝ G_{2H2O}×W_2

＝ 674.24 (m^3/h(NTP))

5．焼却灰量(W_{Ash})

5－1 廃棄物中の灰分(W_{Ash1})

W_{Ash1}＝ $Ash_1 \times W_1$　　※Ash_1：廃棄物中灰分割合

＝ 0.05 $\times W_1$ (kg/h)

5－2 助燃油中の灰分(W_{Ash2})

W_{Ash2}＝ $Ash_2 \times W_2$　　※Ash_2：助燃油中灰分割合

＝ 0.00 (kg/h)

6．熱収支計算(基準温度：0℃)

6－1 入熱

1) 廃棄物焼却熱量：Q_1

$Q_1 = HI_1 \times W_1$

＝ -1540 $\times W_1$ (kJ/h)

2) 廃棄物持込熱量：Q_2

$Q_2 = (C_\omega \times \omega_1 + C_r \times (1-\omega_1)) \times W_1 \times t_1$

＝ 83.4 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_ω＝ 4.186 kJ/kg℃

C_r＝ 3.965 kJ/kg℃

t_1＝ 20 ℃(投入廃棄物の温度)

3) 廃棄物燃焼用空気持込熱量：Q_3

$Q_3 = A_1 \times W_1 \times C_{pAir} \times t_1$

＝ 10.4 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_{pAir}＝ 1.299 kJ/kg℃

4) 助燃料燃焼熱量：Q_4

$Q_4 = HI_2 \times W_2$

＝ 18,665.9 $\times 10^3$ (kJ/h)

5) 助燃料燃焼用空気持込熱量：Q_5

$Q_5 = A_3 \times W_2 \times C_{pAir} \times t_1$

＝ 191.0 $\times 10^3$ (kJ/h)

よって、入熱合計（Q_{IN}）は次のように算出される。

$Q_{IN} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

＝ -1446.2 $\times W_1$＋ 18,856.9 $\times 10^3$ (kJ/h)

6－2 出熱

1) 炉壁放散熱量：Q_6

入熱合計の 4.0% とする。

$Q_6 = Q_{IN} \times 0.04$

＝ -57.8 $\times W_1$＋ 754.3 $\times 10^3$ (kJ/h)

2) 焼却灰持出熱量：Q_7

$Q_7 = (W_{Ash1} + W_{Ash2}) \times C_{pAsh} \times t_2$

＝ 8.4 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_{pAsh}＝ 0.837 kJ/kg℃

t_2＝ 200 ℃(焼却灰温度)

3) 排ガス持出熱量：Q_8

入熱＝出熱より

$Q_8 = Q_{IN} - (Q_6 + Q_7)$

＝ -1396.8 $\times W_1$＋ 18102.6 $\times 10^3$ (kJ/h)

6－3　炉出口排ガス温度計算

炉出口温度：t_3＝　1050 ℃とした時の排ガス平均低圧比熱(C_{pgl})を各H20、N2、02、C02の比熱より算出する。

$$C_{pgl} = (C_{H20} \times G_{H20} + C_{N2} \times G_{N2} + C_{02} \times G_{02} + C_{CO2} \times G_{CO2}) / G$$

$$= 1.659 \times \frac{1.1797 \times W_1 + 674.24}{G} + 1.406 \times \frac{0.2980 \times W_1 + 5798.68}{G}$$

$$+ 1.487 \times \frac{0.0364 \times W_1 + 513.81}{G} + 2.244 \times \frac{0.0317 \times W_1 + 690.28}{G}$$

$$= \frac{2.5 \times W_1 + 11584.5}{G}$$

※$G = G_1 \times W_1 + G_3 \times W_2 =$　1.5460　$\times W_1 +$　7677.0　(m^3/h(NTP))

よって、排ガス持ち出し熱量(Q_8)は、

Q_8＝(排ガス比熱C_{pgl})×(廃ガス温度 t_3)×(排ガス量 G)

となるので、専焼能力W_1(kg/h)を次式より求める。

$$-1396.8 \times W_1 + 18,102.6 \times 10^3 = C_{pgl} \times 1050 \times G$$

$$= 2625.0 \times W_1 + 12163.7 \times 10^3$$

$$4021.8 \times W_1 = 5,938.9 \times 10^3$$

$$W_1 = 1476.7 \text{ kg/h}$$

$$= 35.4 \text{ ton/日}$$

よって、廃酸・廃アルカリ

有害廃液　の専焼能力は、　35.4 ton/日　となる

7．燃焼室負荷の確認

廃棄物の熱量＋助燃バーナの熱量＝　1476.7(kg/h)×-1540(kJ/kg)＋430(kg/h)×43409(kJ/kg)

＝　-2,274,118.0　＋　18,665,870.0

＝　16,391,752.0　＜　46,987,185

となり、満足する。

＜資料４＞動植物性残さ（動物系固形不要物）の専焼能力計算

動物性残さの最大処理量をW_1(kg/h)とする。

１．焼却物の組成及び発熱量

焼却量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_1(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_1(kJ/kg)
	59.20	23.40	17.40	47.00	6.30	43.10	3.30	0.10	0.20	2752
	59.20	-	17.40	11.00	1.47	10.09	0.77	0.02	0.05	

２．燃焼用空気量

２－１　理論燃焼空気量（Ａｏ）

$$A_o = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_o = \frac{(0.1100/12 + 0.0147/4 + 0.0002/32 - 0.1009/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 1.0341 \ (m^3/kg(NTP))$$

２－２　実際燃焼空気量（A_1）

空気比　$m_1 =$　1.85 とする。

$$A_1 = A_0 \times m_1$$

$$= 1.9 \ (m^3/kg(NTP))$$

３．燃焼ガス量

３－１　理論燃焼ガス量（G_0）

$$G_{0CO2} = C \times 22.4/12$$
$$= 0.2053 \ (m^3/kg(NTP))$$
$$G_{0SO2} = S \times 22.4/32$$
$$= 0.0001 \ (m^3/kg(NTP))$$
$$G_{0HCl} = Cl \times 22.4/35.5$$
$$= 0.0003 \ (m^3/kg(NTP))$$
$$G_{0N2} = (1-0.21) \times A_0 + N \times 22.4/28$$
$$= 0.8231 \ (m^3/kg(NTP))$$
$$G_{0H2O} = \omega_1 \times 22.4/18 + H \times 22.4/2$$
$$= 0.9014 \ (m^3/kg(NTP))$$
$$G_0 = G_{0CO2} + G_{0SO2} + G_{0HCl} + G_{0N2} + G_{0H2O}$$
$$= 1.9302 \ (m^3/kg(NTP))$$

※ω_1：焼却物水分量割合

３－２　実際燃焼ガス量（G_1）

$$G_1 = G_0 + (m_1 - 1) \times A_0$$
$$= 2.8092 \ (m^3/kg(NTP))$$

３－３　燃焼ガス成分

$$G_{1CO2} = G_{0CO2} \times W_1$$
$$= 0.2053 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$
$$G_{1SO2} = G_{0SO2} \times W_1$$
$$= 0.0001 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$
$$G_{1HCl} = G_{0HCl} \times W_1$$
$$= 0.0003 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$
$$G_{1O2} = 0.21 \times A_0 \times (m_1 - 1) \times W_1$$
$$= 0.1846 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$
$$G_{1N2} = ((1-0.21) \times A_0 \times m_1 + N \times 22.4/28) \times W1$$
$$= 1.5175 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$
$$G_{1H2O} = G_{0H2O} \times W_1$$
$$= 0.9014 \times W_1 \ (m^3/h(NTP))$$

4．助燃バーナ（A重油）による燃焼ガス量

助燃バーナ(3台分)の最大能力 W_2 ＝500 L-A重油/g(430kg-A重油/h)とする。

助燃油量	三成分(%)			可燃分元素組成(%)						低位発熱量
W_2(kg/h)	水分	可燃分	灰分	C	H	O	N	S	Cl	HI_2(kJ/kg)
430.00	0.00	100.00	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	43,409
	0.00	－	0.00	86.00	14.00	0.00	0.00	0.00	0.00	－

4－1 理論燃焼空気量（A_2）

$$A_2 = \frac{(C/12 + H/4 + S/32 - O/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$A_2 = \frac{(0.86/12 + 0.14/4 + 0/32 - 0/32) \times 22.4}{0.21}$$

$$= 11.38 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－2 実際燃焼空気量（A_3）

空気比 m_2＝ 1.5 とする。

$$A_3 = A_2 \times m_2$$

$$= 17.1 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－3 理論燃焼ガス量（G_2）

$$G_{2CO2} = C \times 22.4/12$$
$$= 1.6053 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2SO2} = S \times 22.4/32$$
$$= 0.0000 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2HCl} = Cl \times 22.4/35.5$$
$$= 0.0000 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2N2} = (1-0.21) \times A_2 + N \times 22.4/28$$
$$= 8.9902 \ (m^3/kg(NTP))$$

$$G_{2H2O} = \omega_2 \times 22.4/18 + H \times 22.4/2$$
$$= 1.5680 \ (m^3/kg(NTP))$$

※ω_2：助燃油水分量割合

$$G_2 = G_{2CO2} + G_{2SO2} + G_{2HCl} + G_{2N2} + G_{2H2O}$$
$$= 12.1635 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－4 実際燃焼ガス量（G_3）

$$G_3 = G_2 + (m_2 - 1) \times A_2$$
$$= 17.8535 \ (m^3/kg(NTP))$$

4－5 燃焼ガス成分

$$G_{3CO2} = G_{2CO2} \times W_2$$
$$= 690.28 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3SO2} = G_{2SO2} \times W_2$$
$$= 0.00 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3HCl} = G_{2HCl} \times W_2$$
$$= 0.00 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3O2} = 0.21 \times A_2 \times (m_2 - 1) \times W_2$$
$$= 513.81 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3N2} = ((1-0.21) \times A_2 \times m_2 + N \times 22.4/28) \times W_2$$
$$= 5798.68 \ (m^3/h(NTP))$$

$$G_{3H2O} = G_{2H2O} \times W_2$$
$$= 674.24 \ (m^3/h(NTP))$$

5．焼却灰量(W_{Ash})

5－1 廃棄物中の灰分(W_{Ash1})

W_{Ash1}＝ $Ash_1 \times W_1$　　※Ash_1：廃棄物中灰分割合

＝ 0.174 $\times W_1$ (kg/h)

5－2 助燃油中の灰分(W_{Ash2})

W_{Ash2}＝ $Ash_2 \times W_2$　　※Ash_2：助燃油中灰分割合

＝ 0.00 (kg/h)

6．熱収支計算(基準温度：0℃)

6－1 入熱

1) 廃棄物焼却熱量：Q_1

$Q_1 = HI_1 \times W_1$

＝ 2752 $\times W_1$ (kJ/h)

2) 廃棄物持込熱量：Q_2

$Q_2 = (C_\omega \times \omega_1 + C_r \times (1-\omega_1)) \times W_1 \times t_1$

＝ 73.8 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_ω＝ 4.186 kJ/kg℃

C_r＝ 2.976 kJ/kg℃

t_1＝ 20 ℃(投入廃棄物の温度)

3) 廃棄物燃焼用空気持込熱量：Q_3

$Q_3 = A_1 \times W_1 \times C_{pAir} \times t_1$

＝ 49.4 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_{pAir}＝ 1.299 kJ/kg℃

4) 助燃料燃焼熱量：Q_4

$Q_4 = HI_2 \times W_2$

＝ 18,665.9 $\times 10^3$ (kJ/h)

5) 助燃料燃焼用空気持込熱量：Q_5

$Q_5 = A_3 \times W_2 \times C_{pAir} \times t_1$

＝ 191.0 $\times 10^3$ (kJ/h)

よって、入熱合計（Q_{IN}）は次のように算出される。

$Q_{IN} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

＝ 2875.2 $\times W_1$＋ 18,856.9 $\times 10^3$ (kJ/h)

6－2 出熱

1) 炉壁放散熱量：Q_6

入熱合計の 4.0% とする。

$Q_6 = Q_{IN} \times 0.04$

＝ 115.0 $\times W_1$＋ 754.3 $\times 10^3$ (kJ/h)

2) 焼却灰持出熱量：Q_7

$Q_7 = (W_{Ash1} + W_{Ash2}) \times C_{pAsh} \times t_2$

＝ 29.1 $\times W_1$ (kJ/h)

※C_{pAsh}＝ 0.837 kJ/kg℃

t_2＝ 200 ℃(焼却灰温度)

3) 排ガス持出熱量：Q_8

入熱＝出熱より

$Q_8 = Q_{IN} - (Q_6 + Q_7)$

＝ 2731.1 $\times W_1$＋ 18102.6 $\times 10^3$ (kJ/h)

6－3　炉出口排ガス温度計算

炉出口温度：t_3＝　1050 ℃とした時の排ガス平均低圧比熱(C_{pgl})を各H20、N2、02、CO2の比熱より算出する。

$$C_{pgl} = (C_{H2O} \times G_{H2O} + C_{N2} \times G_{N2} + C_{O2} \times G_{O2} + C_{CO2} \times G_{CO2}) / G$$

$$= 1.659 \times \frac{0.9014 \times W_1 + 674.24}{G} + 1.406 \times \frac{1.5175 \times W_1 + 5798.68}{G}$$

$$+ 1.487 \times \frac{0.1846 \times W_1 + 513.81}{G} + 2.244 \times \frac{0.2053 \times W_1 + 690.28}{G}$$

$$= \frac{4.4 \times W_1 + 11584.5}{G}$$

※$G = G_1 \times W_1 + G_3 \times W_2$＝　2.8092　$\times W_1$＋　7677.0　(m³/h(NTP))

よって、排ガス持ち出し熱量(Q_8)は、

Q_8＝(排ガス比熱C_{pgl})×(廃ガス温度 t_3)×(排ガス量 G)

となるので、専焼能力W_1(kg/h)を次式より求める。

2731.1	$\times W_1$＋	18,102.6	$\times 10^3$	＝	C_{pgl}× 1050 × G	
				＝	4620.0 $\times W_1$＋ 12163.7	$\times 10^3$
	1888.9	$\times W_1$		＝	5,938.9	$\times 10^3$
		W_1		＝	3144.1	kg/h
				＝	75.5	ton/日

よって、動物性残さの専焼能力は、　75.5 ton/日　となる

7．燃焼室負荷の確認

廃棄物の熱量＋助燃バーナの熱量＝　3144.1(kg/h)×2752(kJ/kg)＋430(kg/h)×43409(kJ/kg)

＝　8,652,563.2　＋　18,665,870.0

＝　27,318,433.2　＜　46,987,185

となり、満足する。