

## 第4章 加圧型流動床ガス化炉の選定・システム基本設計

本章では前章までの基礎実験及び各種データをもとに、ユーカリチップを燃料とする加圧型流動床ガス化炉（以下、「ガス化炉」と）と、ガス化炉から得られる生成ガスをガスタービンの燃料ガスにするために必要なガス精製設備のシステム検討と主要機器の基本設計を行った。システムの概要図を図4-1に示した。

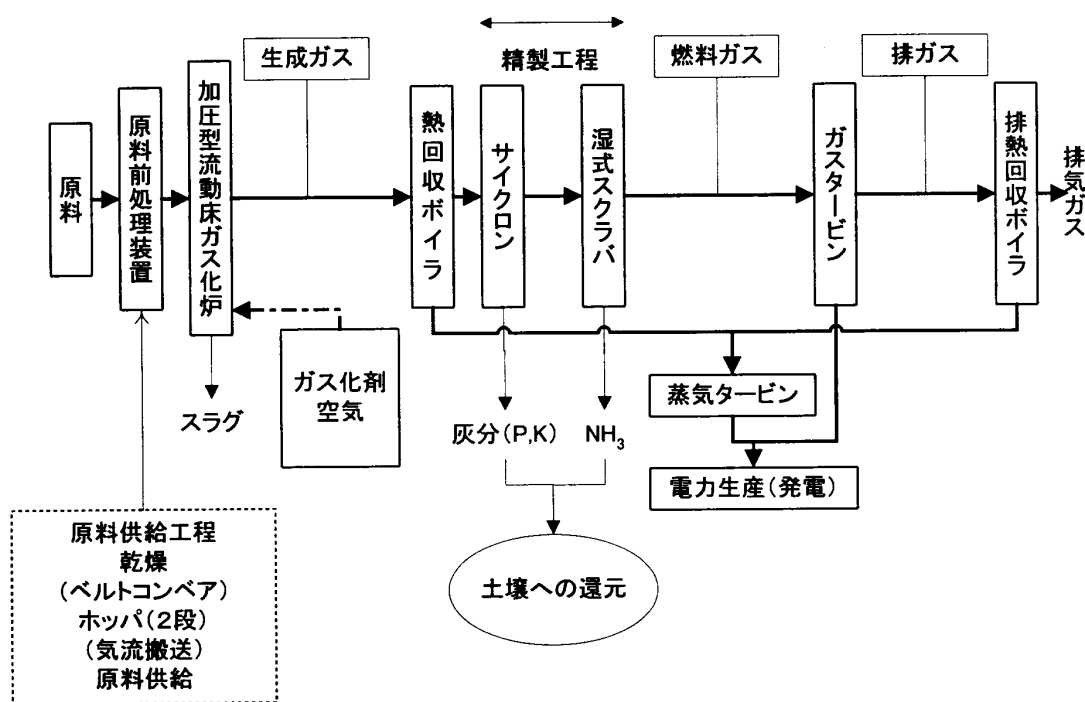


図4-1 ガス化炉とその周辺設備の概要図

ユーカリチップは自然乾燥後、ベルトコンベヤー及びホッパーを通してガス化炉へ供給される。ホッパーは2段となっていて、ホッパー内はガス化炉内と同圧の2.6[MPa]に加圧されている。ガス化炉へのガス化剤は、大気圧から2.8[MPa]まで圧縮機で空気を昇圧し供給する。従って、本システムはホッパー以降ガスタービンへの供給まで全ての設備について加圧状態となる。

ガス化炉からの生成ガスは、精製工程の前に熱回収ボイラーで蒸気として熱回収し、ガスタービンコンバインドシステムの蒸気タービンに投入することによって、発電効率を高める。

冷却された生成ガスは、サイクロンで機械的に集塵し、その後湿式のスクラバーで更に集塵するが、この湿式スクラバーはガス中のNH<sub>3</sub>を回収することに主眼を置いている。回収されたNH<sub>3</sub>水は、土壌に還元する予定である。また、ホッパー及び集塵器（サイク

ロン) については、供給方式及び集塵効率を考慮し、各ライン 2 段で設備を検討した。

## 4.1 加圧ガス化流動床炉の基本設計

### ① 基本設計条件

第 3 章「エネルギー変換プロセスの理論的検討」で得られたシミュレーション結果をもとに、加圧ガス化流動床炉（以下、「ガス化炉」）の基本設計を行うのに必要な基本設計条件を以下に整理した。

#### (1) 燃料条件

ガス化炉に投入される原料の条件を表 4-1 に整理した。

表 4-1 ガス化炉の燃料条件の整理

燃料名	ユーカリチップ	
元素分析値	炭素	48.80[wt.%]
	水素	6.28[wt.%]
	硫黄	0.16[wt.%]
	窒素	0.02[wt.%]
	酸素	44.11[wt.%]
	灰分	0.63[wt.%]
水分	20.00[wt.%]	
総発熱量	25,900.00[J/g]	
供給形状	30[mm]以下破碎チップ	

#### (2) プロセス条件

ガス化炉のプロセス条件を表 4-2 に整理した。

表 4-2 ガス化炉のプロセス条件の整理

ガス化炉型式	バブリング型流動床	
ガス化温度	流動層	750[°C]
	一次フリーボード	900[°C]
	二次フリーボード	1,321[°C]
ガス化圧力	2.60[MPa]	
O/C	1.10	
酸素源	空気	
炭素転換率	97.90%	

### (3) ガス化炉計画条件

ガス化炉の燃料供給量等の計画条件を表 4-3 に整理した。

表 4-3 ガス化炉の計画条件の整理

燃料供給量	35.00[t/h]
供給空気量	25,614.00[Nm <sup>3</sup> ]
炉基数	2 基
流動媒体	人口珪砂

### ② ガス化炉サイジング

上記の基本条件をもとに流動層部、フリーボード部の内径、高さを図 4-2 及び図 4-3 の算出手順に沿って求めた。

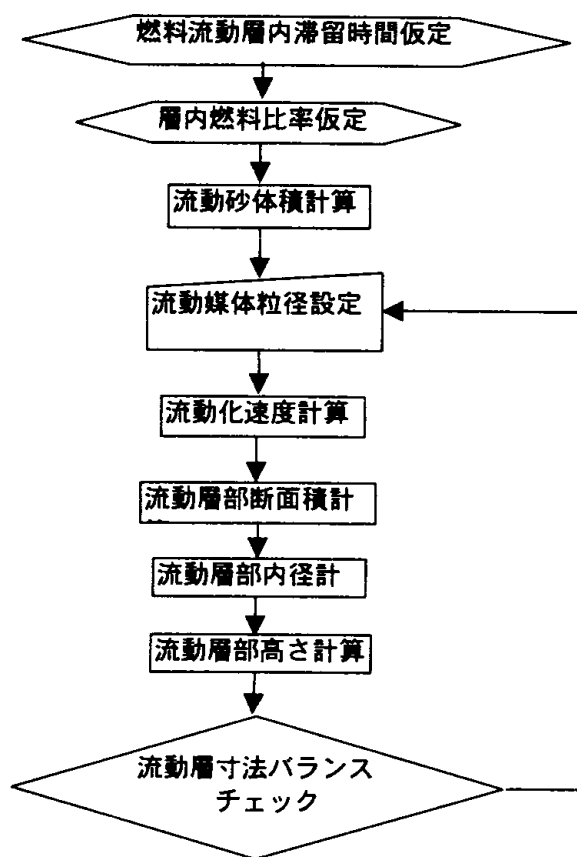


図 4-2 流動層部寸法算出手順

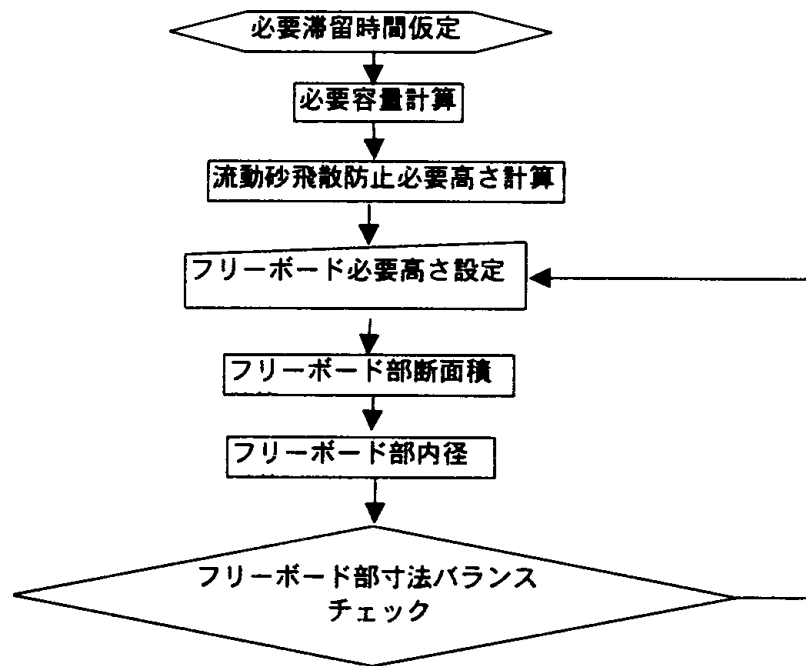


図 4-3 フリーボード部寸法算出手順

### (1) 計算過程

#### －流動層部－

燃料流動層内滞留時間を $t_1$  (600[sec]) と仮定し、層内燃料重量比率を $\eta$  (10%) と仮定して以降の計算を行った。

流動層部の内径・高さを求めるには、まずは原料 $m_1$  [kg/s]・流動砂量 $m_2$  [kg]から必要流動砂体積 $v_1$  [m<sup>3</sup>]を求めると同時に、最小流動化速度 $u_{mf}$  [m/s]と終末速度 $u_t$  [m/s]<sup>[1]</sup>を次式によって求めた。なお、流動砂の速度は最小流動化速度以上、終末速度以下でなければならず、各速度はレイノルズ数 ( $R_{ep}$ ) の適応範囲を考慮しつつ検算を行って求めた。

$$m_1 = \frac{17,500 t_1}{3,600 \eta} \quad (4-1)$$

$$m_2 = \frac{m_1 (1 - \eta)}{\eta} \quad (4-2)$$

$$v_1 = \frac{m_2}{1,450} \quad (4-3)$$

最小化流動化速度 $u_{mf}$ は、以下のレイノルズ数の範囲により以下のように決定される。

$$R_{ep} \leq 20$$

$$u_{mf} = \left( \frac{0.0022g D_p^2 (\rho_p - \rho)}{\mu} \left( \frac{\rho D_p}{\mu} \right)^{-0.555} \right)^{\frac{1}{1.555}} \quad (4-4)$$

$$R_{ep} > 20$$

$$u_{mf} = \left( \frac{0.000605g D_p^2 (\rho_p - \rho)}{\mu} \left( \frac{\rho D_p}{\mu} \right)^{-0.0625} \right)^{\frac{1}{1.0625}} \quad (4-5)$$

$$R_{ep} \leq 500$$

$$u_{ft} = \left( \frac{4g^2 (\rho_p - \rho)^2 D_p^3}{225 \mu \rho} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4-6)$$

$$R_{ep} > 500$$

$$u_{ft} = \left( \frac{3.03g (\rho_p - \rho) D_p}{\rho} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4-7)$$

ここで、最小流動化速度 $u_{mf}$ 及び終末速度 $u_{ft}$ のレイノルズ数は

$$R_{ep} = \frac{\rho u_{mf} D_p}{\mu} \quad (4-8)$$

$$R_{ep} = \frac{\rho u_{ft} D_p}{\mu} \quad (4-9)$$

となる。なお、一基分の燃料供給量は 17,500[kg]、流動砂のかさ比重を 1,450[kg/m<sup>3</sup>]<sup>[2]</sup>とした。また、流動砂密度  $\rho_p$ [kg/m<sup>3</sup>]<sup>[3]</sup>、ガス密度  $\rho$ [kg/m<sup>3</sup>]、ガス粘度  $\mu$ [Pa·s]の値を表 4-4 に示した。

表 4-4 気体粘度・密度及び流動砂密度

ガス粘度 $\mu$ [Pas]	$4.192 \times 10^{-5}$
ガス密度 $\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	8.00
流動砂密度 $\rho_p$ [kg/m <sup>3</sup> ]	2,680

なお、ガス密度及び粘度は前章で求めたガス物性値となっている。

流動砂の径 $D_p$ [mm]を 0.3[mm]と 0.5[mm]について、式 (4-1) ～ (4-2) に従って計算した。計算結果を表 4-5 及び表 4-6 に示した。

表 4-5 流動砂量・体積の計算結果

原料 $m_1$ [kg/s]	2,917
流動砂量 $m_2$ [kg]	26,250
流動砂体積 $v_1$ [m <sup>3</sup> ]	18.10

表 4-6 最小流動化速度・終末速度の計算結果

砂粒径 $D_p$ [mm]	0.3	0.5
最小流動化速度 $u_{mf}$ [m/s]	0.03	0.08
レイノルズ数 $Re_p$ [-]	2	8
終末速度 $u_t$ [m/s]	0.99	1.66
レイノルズ数 $Re_p$ [-]	57	158

前章で求められたガス発生量 $M_1$  [Nm<sup>3</sup>/h]とプロセス条件（表 4-2）から実ガス量 $M_2$  [m<sup>3</sup>/h]を計算し、炉内ガス流速を最小流動化速度 $u_{mf}$ の 3 倍として（最終速度以下）、ガス化炉床面積 $S_1$  [m<sup>2</sup>]、ガス化炉径 $D_1$  [m]及び必要流動部高さ $H_{kb}$  [m]を次式によって算出した。

$$S_1 = \frac{M_2}{3u_{mf}} \quad (4-10)$$

$$H_{kb} = \frac{1.5v_1}{S_1} \quad (4-11)$$

ここで、流動砂に対する流動部の高さを $H_{sb} = \frac{v_1}{S_1}$ とすると、式（4-11）は以下のようになる。

$$H_{kb} = 1.5H_{sb} \quad (4-12)$$

$H_{sb}$ は静止時の流動砂の高さを表し、その 1.5 倍を運転時の高さ $H_{kb}$ とした<sup>[4]</sup>。計算結果を表 4-7 に示した。

表 4-7 流動部の炉床面積、径及び高さの計算結果

砂粒径 $D_p$ [mm]	0.30	0.50
実ガス量 $M_1$ [m <sup>3</sup> /h]	5163.80	5163.80
炉床面積 $S_1$ [m <sup>2</sup> ]	14.62	5.76
必要径 $D_1$ [m]	4.31	2.71
静止時流動部高さ $H_{sb}$ [m]	1.24	3.14
運転時流動部高さ $H_{kb}$ [m]	1.86	4.72

### ーフリーボード部ー

1 次フリーボードの高さ $H_{f1}$ [m]は、流動部の運転時の高さ $H_{sb}$ と同じに取る。また、炉の高さ $H$ [m]は流動砂の飛散を防止するため、 $H_{f1}$ の 6 倍以上の高さを必要とする<sup>[5]</sup>。従って、2 次フリーボード部の高さ $H_{f2}$ [m]は、炉の高さ $H$ から 1 次フリーボード部の高さ $H_{f1}$ と流動部の高さ $H_{sb}$ を合計した値から差し引いた高さが以上となる。なお、フリーボード部の炉床面積は流動床部と同じとした<sup>[6]</sup>。

以上を次にまとめた。

$$H_{f1} = K_{kb} \quad (4-13)$$

$$H = 6H_{f1} \quad (4-14)$$

$$H_{f2} = H - (H_{kb} + H_{f1}) \quad (4-15)$$

フリーボード部の寸法の計算結果を表 4-8 に示した。

表 4-8 フリーボード部の炉床面積、径・高さの計算結果

砂粒径 $D_p$ [mm]	0.30	0.50
炉床面積 $S_1$ [m <sup>2</sup> ]	14.62	5.76
必要径 $D_1$ [m]	4.31	2.71
1 次フリーボード部高さ $H_{f1}$ [m]	1.86	28.29
2 次フリーボード部高さ $H_{f2}$ [m]	7.43	18.86
炉の高さ $H$ [m]	11.15	28.29

## (2) 計算のまとめとガス化炉の基本寸法の選定

以上の計算結果を表 4-9 にまとめた。

表 4-9 砂粒径別ガス化炉の基本寸法のまとめ

砂粒径 $D_p$ [mm]	0.30	0.50
実ガス量 $M_1$ [m <sup>3</sup> /h]	5,163.80	5,163.80
炉床面積 $S_1$ [m <sup>2</sup> ]	14.62	5.76
必要径 $D_1$ [m]	4.31	2.71
炉の高さ $H$ [m]	11.15	28.29

付帯設備を含めたガス化炉システムを検討する場合、高さを高く取りすぎると安全性の配慮も含めて、設備が割高になる。砂粒径の両サイズを比較した場合、0.5[mm]の砂粒径を採用すると 0.3[mm]の 2.5 倍の高さを必要とし、明らかに 0.3[mm]の砂粒径を採用した方が経済的といえる。したがって以降は、0.3[mm]の砂粒径に絞って基本設計を行った。

## ② 主要材料とその他寸法の選定

### (1) 主要材料の選定

基本的に燃料であるユーカリチップ中に腐食要因となる硫黄・塩素・バナジウム等が少ないため、対摩耗及び対高温対策を主に材料を選定した。

#### －流動層部－

ケーシングは築炉によって断熱されるため、一般的な圧力容器鋼板が使用できる。築炉は流動砂による摩耗を考慮に入れ選定することが必要となる。

以上を考慮して主要材料を選定した（表 4-10）。

表 4-10 流動層部の主要材料

ケーシング	圧力容器用炭素鋼板
築 炉	第一層（炉内側）：高アルミナ系断熱キャストブル
	第二層（外殻側）：シリカ・アルミナ系断熱キャストブル
ディストリビュータ	耐熱鋳鋼

#### －フリーボード部－

ケーシングは流動層部と同様の考え方で検討を行った。築炉は 1,400℃クラスの耐熱材料を選定することが必要となる。以上を考慮して主要材料を選定した（表 4-11）。



表 4-11 フリーボード部の主要材料

ケーシング	圧力容器用炭素鋼板
築 炉	第一層（炉内側）：ジルコニア・マグネシア系対高温 ・対摩耗煉瓦
	第二層（外殻側）：シリカ・アルミナ系耐火煉瓦
	第二層（外殻側）：シリカ・アルミナ系断熱煉瓦

## (2) その他寸法の計算

築炉の厚さを 300[mm]<sup>[5]</sup>とし、ケーシングの必要な板厚は最高使用圧力を 3[MPa]として計算した。ケーシングの計算条件と結果を表 4-12 に示した。

表 4-12 ケーシングの必要板厚

材質	圧力容器用炭素鋼板	JIS G 3115
最高使用圧力[MPa]	2.8	
溶接継手効率[-]	1	
腐れ代[mm]	1	
材料許容引張圧力[N/mm <sup>2</sup> ]	100	JIS B 8270
必要板厚[mm]	70.27	

ケーシングの板厚は、70.27[mm]以上を必要とするため、75.00[mm]に板厚を採用した。以上の検討結果をもとに、ガス化炉の概要図を図 4-4 に示した。

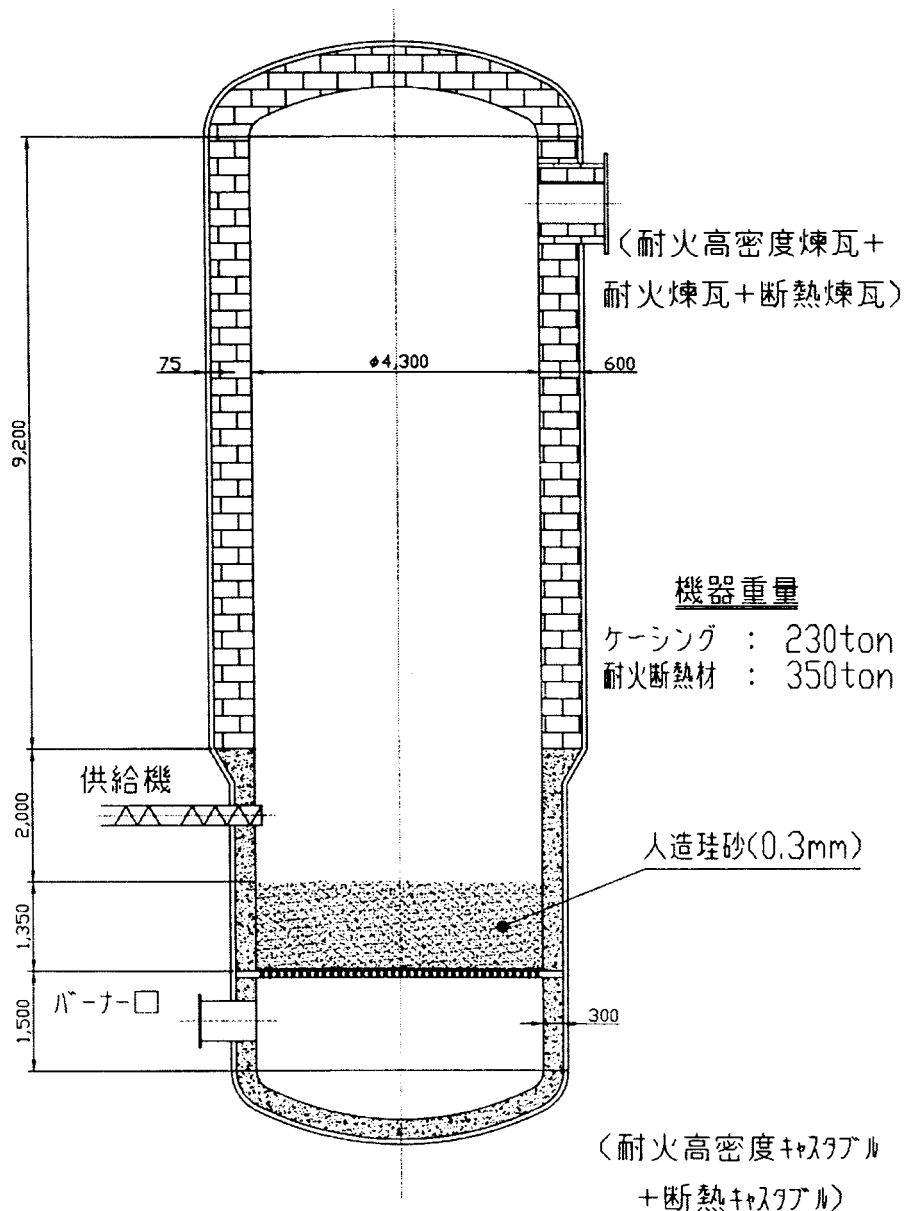


図 4-4 加圧流動床炉 概要図

## 4.2 ガス化炉への燃料供給主要装置の基本設計

### ① 乾燥施設

3 章で述べた原料乾燥に関する基礎実験の結果をもとに、乾燥施設の設計を行う。乾燥実験の検討結果から、PNGの気象条件において表面の木材チップについては約3日で所定の含水率までの乾燥が可能となる。本調査研究では、乾燥日数については予備日を含め4日間として評価する。また乾燥施設については、発電プラントの近隣に図 4-5 に示すような平積みによる設置することとして検討する。なお、天然乾燥施設は貯蔵及び乾燥エリアから構成され、これらのエリアを図 4-6 に示すように6つに区切り、そのうちの2区画を

受け入れ・供給に振り分ければ、平均的に 4.5 日間の乾燥時間を確保することができる。

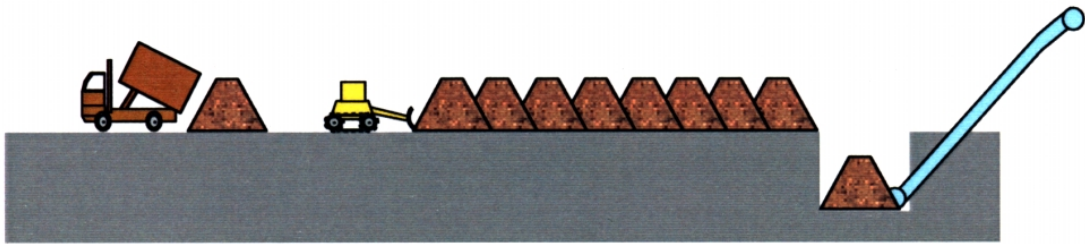


図 4-5 木材チップの貯蔵・乾燥（イメージ）

4日目乾燥・供給エリア	
受入・1日目乾燥エリア	
1～2日目乾燥エリア	
2～3日目乾燥エリア	
3～4日目乾燥エリア	
4～5日目乾燥エリア	

図 4-6 貯蔵・乾燥エリアの分割

今回の実験においては供試木材の量が少なく、斧等でのチップ化を行った結果、チップ表面はほぼ平滑な状態となっているが、チップパーで破碎されたチップはいびつな形状となり、単位堆積当たりの表面積は本試験結果の 2 倍程度に増えるものと予想される。また、乾燥エリアへの積み上げは、平積みではなく山（波）型とすることで表面積を 1.4 倍（45°傾斜の場合）とすることができる。

以上の検討結果から、必要乾燥日数と乾燥期間の考慮すると、実験により得られた厚さの 3 倍程度の厚さまでの乾燥が期待される。更に、屋根を透明な材質とすることによって、さらなる太陽エネルギーの利用も期待される。従って、4.5 日間で天然乾燥が可能なチップの積み上げ厚さは、15[cm]（=5[cm]×3）となる。なお、チップ積み上げ厚さ 15[cm]の場合、乾燥に必要なエリアは、92,647[m<sup>2</sup>]、供給エリアまで含めた総敷地面積は 126,000[m<sup>2</sup>]となる。

## ② ベルトコンベアー<sup>[7]</sup>

### (1) 基本設計条件の整理

ベルトコンベアーの設計に必要な輸送高さ等の位置関係は、前項で検討した加圧ガス化流動床炉の計算結果をもとにし、図 4-7 にイメージ図を示した。また、輸送する原料の特性は、第 3 章で得られた乾燥実験結果及びシミュレーション結果をもとにした。そ

れら基本設計に必要な条件を表 4-13 に整理した。なお、計算は 1 基分であり、装置は 2 基必要となる。

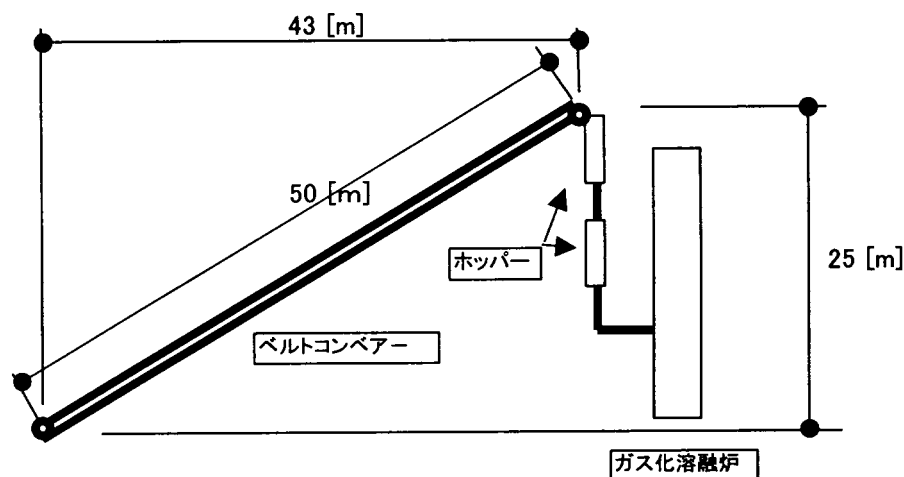


図 4-7 ベルトコンベアーとガス化炉の位置関係のイメージ図

表 4-13 ベルトコンベアー基本設計条件の整理

輸送物質	ユーカリチップ
見掛比重[m <sup>3</sup> /t]	0.527
真密度 (20wt%) [m <sup>3</sup> /t]	0.475
輸送量Q <sub>1</sub> [t/h]	17.5
輸送量Q <sub>2</sub> [m <sup>3</sup> /h]	70
角度θ[°]	30
輸送高さH[m]	25
水平運搬長さL[m]	43
コンベアーの長さL <sub>1</sub> [m]	50

## (2) 計算仮定

ベルトコンベアーによる運搬量はベルトの傾き  $\theta$ 、速度  $v_1$  [m/sec] 及びベルト幅  $B$  [m] によって決まる。一般的に運搬量  $Q$  [m<sup>3</sup>/h] は、理論運搬量  $Q_m$  [m<sup>3</sup>/h] を (4-16) 式によって求め、ベルトの傾き  $\theta$  から補正値を掛け合わせて実質の運搬量  $Q$  [m<sup>3</sup>/h] を求める。

$$Q_m = 440v_1 (0.9B - 0.05)^2 \quad (4-16)$$

$$Q = Q_m K \quad (4-17)$$

Kはベルトの傾き  $\theta$  によって与えられる補正係数で、その値を表 4-14 に示した。

表 4-14 ベルトの傾きと補正值

傾斜角度 $\theta$	K	傾斜角度 $\theta$	K	傾斜角度 $\theta$	K	傾斜角度 $\theta$	K
2	1	12	0.93	21	0.78	26	0.66
4	0.99	14	0.91	22	0.76	27	0.64
6	0.98	16	0.89	23	0.73	28	0.61
8	0.97	18	0.85	24	0.71	29	0.59
10	0.95	20	0.81	25	0.68	30	0.58

ここでは、運搬量を決められていることから、(4-16) 式及び (4-17) 式を使って運搬量からベルト幅を仮定し、運搬スピードが最適値であることを確認する方法を採用した。ここで、ベルト幅と標準運搬スピードの関係を表 4-15 に示した。

表 4-15 ベルト幅と標準ベルトスピードの関係

ベルト幅B [mm]	最大ベルト速度V[m/min]							標準ベルト 速度[m/min]
	砂利 鉱石 (塊)	土砂	塊炭	碎石 鉱石	原炭	砂	チップ 穀物	
300	75	90	75	105	105	105	120	60
350	75	90	75	105	105	105	120	60
400	75	90	75	105	105	105	120	60
450	90	105	90	120	120	120	150	75
500	90	105	90	120	120	120	150	90
600	105	120	105	135	135	135	180	90
700	105	120	105	135	135	135	180	105
750	120	135	120	150	150	150	210	105
800	120	135	120	150	150	150	210	105
900	135	150	135	160	165	165	240	120
1000	135	150	135	165	165	165	240	120
1050	150	165	150	165	180	180	240	120
1200	165	180	165	165	195	180	240	120
1350	165	180	180	165	210	180	240	135
1500	165	180	195	165	210	180	240	135

以上から、ベルト幅B[m]とベルト速度 $v_1$  [m/sec]が求まる。その値をもとに、駆動動

力 $N$ [kW]を(4-18)式を使って求めた。

次に、ベルトコンベアーの駆動軸動力 $N$ [kW]は次式で求められる。

$$N = \left[ \frac{\left( \frac{0.06f \cdot w \cdot v_2 (1 + l_0) + f \cdot Q (1 + l_0) + 0.051Q + 0.015v_2}{270} \right) \times 0.75}{\eta} \right] \quad (4-18)$$

$f$  : 摩擦係数 (0.03～0.012)

$W$  : 運搬物以外の運動部分の重量[kg/m]

$v_2$  : ベルト速度[m/min]

$l$  : コンベアーの水平運搬距離[m]

$l_0$  : 中心距離修正値[m] (156～49)

$Q$  : 運搬量[t/h]

$H$  : 垂直運搬高さ[±m]

ここで、運搬物以外の運動部分の重量 $w$ [kg/m]は表 4-16 より求めた。

表 4-16 運搬物以外の運動部分の重量<sup>[10]</sup>

ベルト幅[mm]	300	350	400	450	500
運動部分の重量[kg/m]	18.0	21.0	24.0	28.3	31.3
ベルト幅[mm]	600	700	750	800	900
運動部分の重量[kg/m]	37.3	46.0	50.7	55.0	65.7
ベルト幅[mm]	1,000	1,050	1,200	1,350	1,500
運動部分の重量[kg/m]	71.3	74.3	88.0	101.0	113.3

### (3) 計算結果

以上をもとに計算を行った結果を表 4-17 にまとめた。

表 4-17 計算結果のまとめ

輸送量 $Q$ [t/h]	17.5
角度 $\theta$ [°]	30
輸送高さ $H$ [m]	25
水平運搬長さ $l$ [m]	43
摩擦係数 $f$ [-]	0.03
運搬物以外の重量 $W$ [kg/m]	31.3
中心距離修正値 $l_0$ [m]	156
機械効率 $\eta$ [-]	0.85
ベルト幅 $B$ [m]	0.5
傾斜補正值 $K$ [-]	0.58
ベルト速度 $v_1$ [m/s]	1.71
$v_2$ [m/min]	100
必要動力 $N$ [kW]	8

### ③ ホッパー<sup>{8)}</sup>

今回のようにガス化炉に原料を供給するプロセスにおいては、粉粒体を保持する容器又は貯蔵する容器すなわち貯槽と、粉粒体を供給又は排出を目的とする容器で、逆円すい又は逆角すいのもの、すなわちホッパーがほとんど必ず用いられている。今回のホッパーの仕様としては、2 段方式とし空気により容器内を加圧してガス化炉に原料を供給するため、圧力容器の設計が必要となる。圧力容器の設計基準としては、基本的に「火ナシ圧力容器の構造」[JIS-8243]をもとに設計を行う。

#### (1) 計算条件

ホッパーの形状を決定するのに問題となるのは、まず前後の機器との接続条件を含めた投入・排出の方式と寸法に関する制限事項であり、これによって底部の傾斜角、投入・排出の形状などが決まる。そして、それらの条件に液体貯槽の場合と異なり、自然落下する粉体の安息角のロスを考慮し容量を決定する。一般的な輸送物に関する安息角については、化学工学便覧（改定 3 版）に記載されており、今回の原料（ウッドチップ）を含めた代表的な例を表 4-18 に抜粋した。

表 4-18 輸送物の安息角

輸送物の種類	安息角	輸送物の種類	安息角
乾いた灰	40°	麦粉	35°
湿った灰	55°	麦粉（空気含）	10°
ハウ砂	35°	ガラス	45°
セメント	40°	砂利	30°
無煙炭（粒状）	27°	消石灰	45～50°
有煙炭（乾燥した粉炭）	35°	石灰石（粒状）	35°
有煙炭（湿気ある粉炭）	40°	石灰石（微粉状）	35°
有煙炭（粒状）	30°	りん鉱石（破碎後）	35°
有煙炭（乾燥した微粉）	45°	リン鉱石（フロリダ原鉱）	35°
コークス（粉状）	40°	軽石（粉状）	45°
コークス（塊状）	40°	塩（粒状）	35°
ウッドチップ	40°	岩塩（粉碎後）	30°
鋸屑（水分 8.6%）	42～27°	砂（乾燥したもの）	35°
碎石（0.5～0.64[cm]）	40°	砂糖（粒状のもの）	35°
湿り砂メッシュ 1%[wet]	38°	砂糖（微粉炭のもの）	30°
湿り砂メッシュ 2%[wet]	41°	イオウ	35°
ボーキサイト（細粒）	30°	小麦	32～35°
ボーキサイト（乾燥）	35°	大豆 0.8[cm]	28°

スウェーデンのVarunamo発電所では、安息角が 35°となっていることもあり、基本設計では安息角を 35°とした。安息角を含め基本設計条件を表 4-19 に整理した。

表 4-19 ホッパーの設計基本条件

運搬量 $Q_2$ [m <sup>3</sup> /h]	70.00
安息角 $\theta_r$ [°]	35.00
排出部ノズル口径 $Dn_2$ [m]	0.8
円錐部頂角 $\theta$ [°]	40



## (2) 計算過程

安息角  $\theta_r$  と円錐部頂角  $\theta$  のために、ある値以上に直径を大きくしても、貯槽の粉体容量は増えない。その限界の直径  $D_{\max}[\text{m}]$  は (4-19) 式で表される。

$$D_{\max} = \left[ \frac{\frac{24V_t}{\pi} + D_{n2}^3 \cot \theta - 6D_{n2}^2 H_{n2}}{\tan \theta_r + \cot \theta} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (4-19)$$

ホッパーの直径  $D_1[\text{m}] = D_{\max}[\text{m}]$  とし、ホッパーの直径  $D_1[\text{m}]$  をベースに各寸法を次式<sup>[13]</sup>によって求めた (図 4-8 参照)。

$$H_1 = \frac{1}{2} D_1 \tan \theta_r \quad (4-21)$$

$$V_1 = \frac{\theta}{12} D_1^2 H_1 \quad (4-22)$$

$$H_3 = \frac{D - D_{n2}}{2 \tan \theta} \quad (4-23)$$

$$V_3 = \frac{\pi}{12} H_3 (D_1^2 + D_1 D_{n2} + D_{n2}^2) \quad (4-24)$$

$$V_4 = \frac{\pi}{4} D_{n2}^2 H_{n2} \quad (4-25)$$

$$V_2 = Q - (V_1 + V_2 + V_3) \quad (4-26)$$

$$H_2 = \frac{V_2}{\frac{\pi}{4} D_1^2} \quad (4-27)$$

$H_1$  : 安息角をなす部分の高さ[m]

$V_1$  : 安息角をなす部分の容量[m<sup>3</sup>]

$H_3$  : 円錐部分 (排出ノズルのための円錐台による) の高さ[m]

$V_3$  : 円錐部分 (排出ノズルのための円錐台による) の容量[m<sup>3</sup>]

$V_4$  : 排出ノズル部分の容量[m<sup>3</sup>]

$V_2$  : 円柱状に充填されている部分の容量[m<sup>3</sup>]

$H_2$  : 円柱状に充填されている部分の高さ[m]

$H_{n2}$  : 排出ノズル部分の高さ[m]

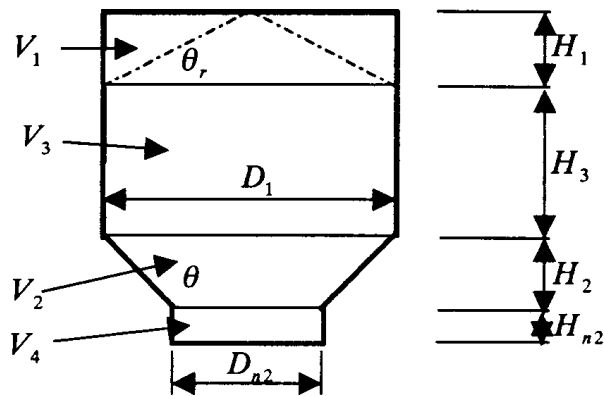


図 4-8 ホッパーの概要図

### (3) 計算結果

計算結果を表 4-20 に示した。

表 4-20 ホッパーの寸法

安息角をなす部分の高さ $H_1$ [m]	2.59
安息角をなす部分の容量 $V_1$ [m <sup>3</sup> ]	25.89
円錐部分の高さ $H_3$ [m]	3.84
円錐部分の容量 $V_3$ [m <sup>3</sup> ]	43.96
排出ノズル部分の容量 $V_4$ [m <sup>3</sup> ]	0.15
円柱状に充填されている部分の容量 $V_2$ [m <sup>3</sup> ]	0.00
円柱状に充填されている部分の高さ $H_2$ [m]	0.00
排出ノズル部分の高さ $H_{n2}$ [m]	0.30

## 4.3 熱回収ボイラーの基本設計<sup>[9]</sup>

### ① 熱回収ボイラー

#### (1) 基本設計条件

第 3 章で、熱回収ボイラーの設計条件を決めた。以降の基本設計を行うために、その条件を表 4-21 及び表 4-22 に整理した。

表 4-21 ガス側基本条件

ガス流量[Nm <sup>3</sup> ]	73,506
ガス入口圧力[MPa]	3
ガス入口温度[°C]	1,321
ガス出口温度[°C]	282
圧力損失[mmAq]	100

表 4-22 水蒸気側基本条件

給水温度[°C]	60
給水量[t/h]	29.04
生成蒸気圧力[MPa]	6.65
生成蒸気温度[°C]	543
生成蒸気量[t/h]	27.47

## (2) 概略寸法及び材質

ボイラーのシェル側に給水し、チューブ側に生成ガスを流すとして機器の大きさは以下ようになる。一基の寸法として、W (9,500[mm]) × L (8,000[mm]) × H (12,000[mm])、伝熱面積 (1,250[m<sup>2</sup>])となり本システムには、この大きさのボイラーが二基設置されることになる。

材質は、シェル側はボイラー及び圧力容器用炭素鋼 (SB材：JIS G 3103)、チューブはボイラー・熱交換器用炭素鋼鋼管 (STB材、STBA材：JIS G 3461,3462)を選定した。

## 4.4 ガス精製設備の主要機器の基本設計

### ① 生成ガスの不純物除去／回収方法の検討と機器選定

ガス化炉から出た燃料ガス中には、ばい塵・硫黄化合物・重金属などの不純物が含まれている。この燃料ガスがそのままガスタービンに入ると翼の腐食・摩耗などの問題を起こす。そこでこの問題を防止するために、ガスタービンメーカーよりガスタービン入口燃料ガス中の不純物濃度の許容値が提示されている。この許容値を目標にした不純物除去及び石炭ガス化複合発電などの実績を参考にした不純物除去について検討を行った。また、燃料ガスのエネルギーポテンシャルを出来るだけ有効に利用し、システム効率向上に寄与する除去方法についても考慮する事になっている。不純物除去設備は、ばい塵を除去する集塵装置と、硫黄化合物を除去する脱硫装置について重点的に実績の調査と検討を行った。

### (1) ガスタービン保護

ガスタービン翼の寿命を規定する現象として、エロージョン・コロージョン・ディポ

ジット等が上げられる。それぞれの現象について以下に記す。

#### ・ エロージョン

エロージョンは、粒子の運動エネルギーによって翼が摩耗する事である。これを防ぐ方法には、ガス中の粒子濃度を減少させるか粒径を小さくすることが考えられる。一般的に  $10[\mu\text{m}]$ 以上の粒子径は許容されず、 $10[\mu\text{m}]$ 以下の粒子の濃度は  $10[\text{ppm}]$ 以下であることが望まれている。

#### ・ コロージョン

コロージョンは、主に翼表面への硫酸ナトリウムのたい積で引き起こされる。硫酸ナトリウムは、気化したナトリウムと硫黄酸化物との反応で形成される。したがって、脱硫技術とアルカリ金属を除去する技術が必要とされる。

アルカリ金属の除去方法については、燃料にアルミニウムを添加することで燃焼中にアルカリ金属とアルミニウムが反応して固体化し、サイクロンで容易に捕集されるとの報告もある。

#### ・ ディポジット

タービン翼上の灰のたい積は、“ねばい” 粒子の翼への衝突か翼近くの境界層での金属の凝縮によると考えられる。その生成には、硫酸ナトリウムが接着剤として働く効果がもっとも密接に関係していると言われている。

以下にタービンメーカーから出されている、燃料ガス中の不純物の許容値を表 4-23 に示した。

表 4-23 不純物濃度許容値

成分	推奨値[ppm]
タール分	完全に除去
固形分 $10[\mu\text{m}]$ 以下	6
$10\sim13[\mu\text{m}]$	0.06
$13[\mu\text{m}]$	0.006
Pb	0.2
Ba	0.1
アルカリ金属 (Na,K,Li)	0.12
Ca	0.4
硫黄酸化物	—

## (2) 石炭ガス化複合発電用ガス精製実例

ガス精製設備は、大別すると水洗及び脱硫液による低温の湿式方式と、フィルター及び金属酸化物脱硫剤による乾式方式がある。湿式方式は脱塵性能・脱硫性能には優れて

いるが熱損失が大きい。一方、乾式ガス精製は、燃料ガスを高温で精製する事により、燃料ガスの持っている顕熱をガスタービンで利用し、その排熱を更に蒸気タービンで使用する事で、システム効率の向上に対する効果が大きいことから、石炭を燃料とするガス化複合発電システムでのガス精製設備の多くは、乾式方式が採用されている。

しかし、本システムは燃料をユーカリとしていることから、ガス中の $\text{NH}_3$ を回収し肥料として土壌に還元させることを計画している。また、ガスタービンが吸収する大気と燃料ガスの割合は、燃料が1割程度であることから、燃料ガスの顕熱利用は全体の効率向上に大きく寄与しないことから、本システムは湿式ガス精製法を採用した。ガス精製システムは集塵と脱硫装置で構成されている。以下、各々の特徴をまとめた。

### (3) 集塵装置

ばい塵の除去として、現在主に採用されている集塵装置を表 4-24 に示す。

表 4-24 集塵装置の特徴

装置	代表的な名称	捕集可能粒径 [ $\mu\text{m}$ ]	圧損 [Pa]	高温系の対応	集塵性能
重力集塵装置	ダストボックス	10[ $\mu\text{m}$ ]粒子 で約 30[%] 15[ $\mu\text{m}$ ]粒子 で約 60[%]	40～98	可	前集塵装置 用で高性能 は望めない
慣性力集塵装置	ルーパ	20～50	294～980	可	
遠心力集塵装置	サイクロン	5～15	980～1,960	可	
洗浄集塵装置	スプレー塔 スクラバー	0.1～10	490～9,800	不可	高性能大容 量精密集塵 装置として 使用
ろ過集塵装置	グラニュラベット バグフィルター	0.1～10 0.1～1	98～980	可	
電気集塵装置	湿式EP 低温EP 高温EP (320～360[ $^{\circ}\text{C}$ ])	0.1～10	196	不可 不可 可	
音波集塵装置		1 前後	—	可	高性能大容 量化は望め ない

集塵装置は前置き集塵と精密集塵に組み合わせて使われることが多く、石炭ガス化複

合発電でも前置き集塵としてサイクロン、精密集塵として電気集塵又は、ろ過集塵の組み合わせが多く採用されている。ろ過集塵には最近表中の物以外として、高温高压用にセラミックフィルターの開発が行われており、実証試験も実施されている。

#### (4) 脱硫装置

本システムは湿式法を採用することにしたが、一般的な脱硫装置の特徴を表 4-25 に種類を表 4-26 にまとめた。

表 4-25 脱硫装置の特徴

方式	脱硫性能	脱硫のしくみ	排水処理	ガスの再加熱	利 点	備 考
湿式法	高 (90[%] 以上)	水溶液と気体の反応	要	要	<ul style="list-style-type: none"> <li>・実績を要する既存の技術。しかし、生成ガスの顕熱損失などにより熱効率の低下がある。</li> <li>・脱硫温度常温以下。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・物理吸着と化学吸着がある。</li> <li>・硫化水素以外に炭酸ガスも除去。</li> </ul>
乾式流動床	高 (90[%] 以上)	固体と気体の反応	不要	不要	<ul style="list-style-type: none"> <li>・顕熱損失など、熱効率の損失が少ない。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・吸収剤は金属酸化物（Fe、Zn、Cu）と熔融金属（Li・NaK）に大別される。</li> <li>・脱硫剤の温度 400～600[℃]：酸化鉄、800[℃]以上：カルシウム系が有効。</li> </ul>
乾式固定床						

表 4-26 脱硫装置の種類

	プロセスの種類	吸収剤	吸収液の性状	副生品
湿式法	石灰－石こう法	亜硫酸カルシウム $\text{CaSO}_3$	スラリ	石こう
	Mg－石こう法	亜硫酸マグネシウム $\text{MgSO}_3$ 亜硫酸カルシウム $\text{CaSO}_2$	スラリ	石こう
	亜硫曹回収法	亜硫酸ナトリウム $\text{Na}_2\text{SO}_3$	溶液	亜硫曹
	亜硫曹－石こう法			石こう
	亜硫曹－硫酸法			硫酸
	希硫酸－石こう法	希硫酸	溶液	石こう
	$\text{NH}_3$ －硫安法	亜硫酸アンモニウム	溶液	硫安
	$\text{NH}_3$ －石こう法	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$		石こう
	AL－石こう法	塩基性硫酸アルミニウム $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$	スラリ	石こう
	Mg法	亜硫酸マグネシウム $\text{MgSO}_4$	溶液	硫マグ
乾式法	活性炭吸着法	活性炭		硫黄
	スプレイドライヤ法	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ $\text{Na}_2\text{CO}_3$	スラリ	石こう 他

\*大型：石こう 小型： $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 、 $\text{NaOH}_3$

本プロジェクトでの脱硫装置としては、実績及びアンモニアやアルカリ金属の除去も同時に可能な、湿式法で考える。 $\text{NH}_3$ の回収率は前章で求めた循環水量、補給水量を確保することより 100%可能としている。必要水量については、対象エリアの近くに Boroko川があり水量的に年間を通じて十分賄えることが確認されている。

## (5) ガス精製設備の選定

第 3 章の基本検討及び、他の実績を踏まえると前集塵装置にサイクロン、精密集塵装置は湿式スクラバーの組み合わせによって、集塵性能としておおむね  $1 \sim 5[\text{mg}/\text{Nm}^3]$ 以下が可能と思われる。この値を固形分で  $10[\mu\text{m}]$ 以下と考えればガスタービンの燃料ガスとして満足できる値と考え採用システムとしてサイクロンと湿式スクラバーの組み合わせを選択することとした。

## ② 主要機器の基本設計

### (1) サイクロン<sup>[10]</sup>

第 3 章で、サイクロンの基本条件をガス流量 $Q=73,506[\text{Nm}^3/\text{h}]$ 、平均ガス流速を $u=15[\text{m}/\text{sec}]$ として捕集効率=99.99%が可能とした。これを達成させるためには、処理ガ

ス量が大容量であるために単一サイクロンではなく、マルチサイクロン方式を選定する。このタイプは一つの外殻及びホッパーの中に、多数の単位サイクロンを取り付けたものである。

今回は標準の 350A 単位サイクロンを 5 本でのマルチサイクロン 2 段で検討し、合計 10 本のサイクロンで処理していくこととした。そのマルチサイクロンのイメージ図は前章の図 3-46 で紹介したが、改めて図 4-7 として示した。計算結果は表 4-27 にまとめた。

表 4-27 サイクロン寸法の計算結果

ガス流量 $Q[m^3/h]$	1,609
平均流速 $u[m/s]$	15
必要断面積 $S[m^2]$	0.11
出口必要直径 $d[m]$	0.38
サイクロン内径 $D[m]$	0.94
入口幅 $b[m]$	0.19
入り口 $h[m]$	0.47
円錐部高さ $H[m]$	1.89
外筒高さ $L[m]$	0.94
円錐部下端径 $D_2[m]$	0.24
内筒高さ $L_2[m]$	0.71

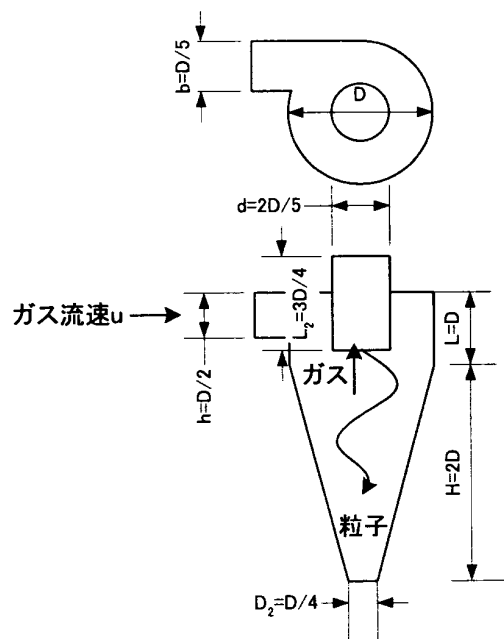


図 4-9 サイクロンのイメージ図



(2) 湿式スクラバー<sup>[11]</sup>－NH<sub>3</sub>濃度－

スクラバー前でのNH<sub>3</sub>濃度を試算する条件を表 4-28 に示す。

表 4-28 検討条件

NH <sub>3</sub> 発生量[mol/kg・原料]	0.005
材料の投入量[t/h]	35
ガス流量[kg/kg・原料]	1.74(60.9[t/h])
ガス密度[kg/Nm <sup>3</sup> ]	1.44

表 4-28 の条件よりNH<sub>3</sub>のガス中の濃度は 92.68[ppm]となる。

$$35[\text{t/h}] \times 0.005[\text{mol/kg}] \times 22.4[\text{l/mol}] \times 10^3 = 3,920[\text{l/h}] \quad (4-27)$$

$$\frac{3,920[\text{l/h}] \times 10^{-3}}{60.9/1.44 \times 10^3} [\text{Nm}^3/\text{h}] = 92.68[\text{ppm}] \quad (4-28)$$

## －スクラバーの形状－

スクラバーは図 4-10 に示す通り、散水ノズル・ガスと水を接触させる充填材・水の飛散を防ぐデミスターで構成される。

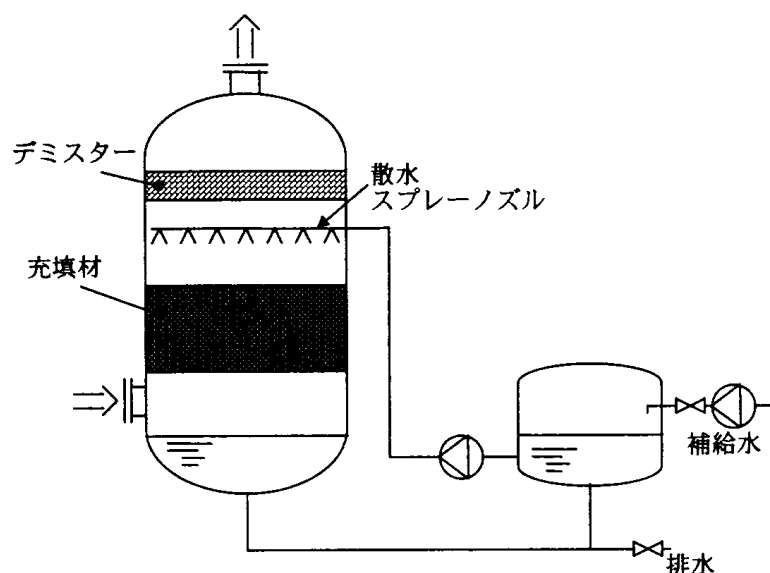


図 4-10 スクラバーの簡略図

スクラバーのシェル径は、充填材とデミスターの通過速度より求められる。充填剤の通過速度は、通常 1～2[m/s]（60～120[m/min]）以下である。

一方デミスターの最高許容速度（V<sub>max</sub>）は、以下の式で求められる。

$$V_{\max} = k \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4-29)$$

$\rho_g$  : ガス密度[kg/m<sup>3</sup>]=27.73[kg/m<sup>3</sup>]（2.58[Mpa], 72.1[°C]）

$\rho_L$  : ミスト（液）密度[kg/m<sup>3</sup>]=1,000[kg/m<sup>3</sup>]

K : 0.09（デミスターの性質による係数）

以上より V<sub>max</sub>=0.53[m/s]となった。

通常、使用状態でのデミスターの通過速度[V]は、V<sub>max</sub>の 0.5～0.7 倍に設定されるため、使用通過速度範囲は

$$V = 0.26 \sim 0.37 [\text{m/s}] = 15.7 \sim 22 [\text{m/min}] \quad (4-30)$$

となる。

シェル径を求めるにあたり、設計通過速度を 20[m/min]と設定した。ガス流量は表 4-27 とガス密度から 2,116[m<sup>3</sup>/h]（35[m<sup>3</sup>/min]）となり、シェル径Dは（4-31）式によって求めた。

$$D = (35 \div 20 \div \pi)^{\frac{1}{2}} \times 2 = 1.5 [\text{m}] \quad (4-31)$$

またデミスターと充填材の厚さは、通例によりデミスターが 200[mm]、充填材が 1,000[mm]とする。

## 4.5 コンバインドサイクルプラント

### ① コンバインドサイクルの概要

精製ユーカリガスを燃料としてコンバインドサイクルプラントを構成するうえで、エネルギーポテンシャル上トッピングに位置するガスタービン、その後流に設置される復水式混圧蒸気タービン・ガスタービン排ガス回収ボイラは中心的な主構成機器となる。

コンバインドサイクルプラントの発電端熱効率を高水準にするためには、ガスタービンのTIT（Turbine Inlet Temperature）が高い機種を翼プロファイルの設計点すなわち全負荷で安定的に連続運用することと、内部効率の高い蒸気タービン（効率特性数が 0～0.1×10<sup>-6</sup> 位でしかも三次元流解析翼を採用したもの）をやはり設計点で安定的に連続運用することが重要な条件になる。特に、ガスタービン燃焼器の入り口におけるガス組成は重要なファ

クターであり、タール分・カーボン・アルカリ金属 (Na,K,Li)・硫黄分の存在比率は、燃焼器ノズルでの最適燃焼パターンの維持並びに強い腐食性を有する硫酸塩の生成に大きな影響を及ぼす。このことから、ガス化炉プロセスにおける不純物除去は、プラント全体の効率・高寿命・メンテナンス性に大きくかかわりを持っており、いかにエネルギーポテンシャルを低下させずに高精製ガスをガスタービン燃焼器に供給できるかが第一のキーポイントになる。また、低カロリーガスを安定燃焼させること、ガス中の $\text{NH}_3$ から $\text{NO}_x$ の転換率制が第二、第三のキーポイントになる。これらの重要課題に対して、フレキシビリティ・スタビリティを兼ね備えた次世代型の高効率ガスタービンコンバインドサイクルを確立し、環境負荷の低減を図ることが、最終目標である。

本調査に先立ち、世界中で稼動又は現在建設中や計画中のバイオマスコンバインドサイクルプラントの動向・概略仕様・規模等を調査したところ、欧州に数プラント存在するものの、規模的にはガスタービンの発電規模で約 5~6[MW]級であり、発電熱効率に関しては、航空機転用型ガスタービンよりも低い産業用ガスタービンを使用したプラントが主流となっており、小型実証プラントの域を脱していない。本調査では、高効率・大規模・高信頼性を有する 26[MW]級の航空機転用型ガスタービンを使用したコンバインドサイクルの実用化に向けて検討を行った。

図 4-8 にコンバインドサイクルのシステムフロー図、図 4-9 及び図 4-10 に熱平衡線図を示す。