第 12 回廃棄物学会研究発表会
小 集 会 発 表 資 料

ごみの中間処理におけるマスバーンの再評価

－マスバーン VS ガス化溶融 －

2001 年 11 月

廃棄物学会研究委員会廃棄物焼却研究部会

部 会 委 員 名 簿		
	網本　博孝	ユニチカ㈱
	上島　賢郎	川崎重工業㈱
	河端　博昭	㈱神戸製鋼所
	木村　哲雄	㈱クボタ
	澁谷　榮一	日本鋼管㈱
	瀬川　道信	京都市
	高木　　泰	応用地質㈱
◎	武田　信生	京都大学
	谷川　　昇	北海道大学
	谷口　　渡	（財）日本環境衛生センター
○	手島　　肇	㈱タクマ
	土井　　亨	三菱重工業㈱
	西谷　隆司	大阪市立環境科学研究所
	藤田　泰行	㈱タクマ
	三野　禎男	日立造船㈱
	守岡　修一	川崎重工業㈱
	安田　憲二	神奈川県
	山内　淳行	中日本建設コンサルタント㈱
◎ 代　表，○ 幹　事		

高市克己さんを偲ぶ

高市克己さんは昭和 53 年 3 月、京都大学工学部衛生工学科を優秀な成績で卒業され、同年 4 月株式会社タクマに入社、環境プラント本部環境計画第一部課長として活躍されておりましたが、平成 13 年 7 月 12 日、四十六歳の若さで逝去されました。

京都大学の卒業研究では「自己回帰モデル(AR モデル)による焼却炉の制御に関する研究」に取り組まれ、開発された技術は各地のごみ焼却炉に応用されるなど、優れた成果を収められました。社会人となられてからも焼却プラントの計画・設計・建設の業務にたずさわられ、多くの優れたプラントを残されたばかりでなく、今後の廃棄物処理の方向性や技術についての研究にも熱心に取り組まれ、真摯な人柄でもあり、斯界を支えていく次代のリーダーとして嘱望されていたところであります。このような方を若くして失いましたことはまことに残念至極としかいいようがありません。

高市さんは廃棄物学会研究委員会廃棄物焼却研究部会の主要メンバーとして、また世話役として部会の運営についても献身的に取り組んでいただいておりました。同部会の活動が円滑に進み幾多の成果をあげることができましたのも高市さんに負うところまことに大でありました。

廃棄物焼却研究部会一同は、あらためて高市さんのご功績を偲ぶとともに、謹んで弔意を表するものであります。

平成 13 年 11 月 1 日

廃棄物学会研究委員会廃棄物焼却研究部会一同

第12回廃棄物学会研究発表会
小集会発表プログラム

ごみの中間処理におけるマスバーンの再評価　－マスバーンｖｓガス化溶融－

廃棄物学会研究委員会＜廃棄物焼却研究部会＞

① 日時：　平成13年11月1日（木）15：30〜17：30

② 場所：　第3会場、ワークピア横浜、くじゃく

③ 趣旨

資源循環型社会の構築を目指して関連法案の整備が進むなか、一般廃棄物の中間処理に対しては適正処理と併せて資源・エネルギーの高度回収の要求が高まっている。特に当部会が扱うごみの熱処理においては、ダイオキシン類の抑制や灰の溶融促進に対応した次世代技術としてガス化溶融炉の導入が急速に進みつつある。また、ストーカを中心とした従来の焼却処理（マスバーン）についても高度化が図られ、次世代マスバーンとして具現化され始めている。

そこで“熱操作によるごみ処理のあるべき姿”を探るべく、ガス化溶融との比較を通しマスバーンの再評価を試みた。マスバーンｖｓガス化溶融のＦＳを行い、両方式の主要な特徴について比較した。

また灰処理について、溶融の代替技術を選択する可能性について検討するとともに、同技術の事例について紹介する。

④ プログラム

司会進行：(財)日本環境衛生センター　谷口渡

はじめに	約5分	１．はじめに ㈱神戸製鋼所　河端博昭
発表１	約40分	２．マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ ㈱タクマ　藤田泰行
発表２	約40分	３．次世代マスバーン技術、４．溶融導入の長短と代替灰処理技術 川崎重工業㈱　上島賢郎、日本鋼管㈱　澁谷榮一
質疑応答 及び 総括	約35分	５．総括：(財)日本環境衛生センター　谷口渡

目　　次

１．はじめに・・1

２．マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ
2.1　条件設定・・3
2.2　ケーススタディ結果・・6
2.3　評価・・・9

３．次世代マスバーン技術
3.1　次世代マスバーンのコンセプト・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・12
3.2　次世代マスバーン技術の事例・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・13

４．溶融導入の長短と代替灰処理技術
4.1　溶融導入の長短
4.1.1　溶融なしのケーススタディ・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・22
4.1.2　溶融導入の長短と代替灰処理技術に対する評価指標の提案・・・・・・・・・・・・・・・・・24
4.2　代替灰処理技術・・28

５．総括・・32

添　付　資　料

添付１　マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディに関わる資料
添付 1.1　ケーススタディ設定条件・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-1
添付 1.2　容器包装リサイクル法施行に伴うごみ性状変化の検討・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-2
添付 1.3　各ケース物質収支図表・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-7
添付 1.4　運転人員内訳・・・付 1-15
添付 1.5　ごみ質による熱効率等の差異・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-16

添付２　各社次世代マスバーン技術資料・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-1

添付３　溶融導入の長短に関わる資料
添付 3.1　溶融なしの物質収支図表・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 3-1
添付 3.2　経済性等に関する補足検討資料・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 3-3

１．はじめに

循環型社会の構築を目指して、容器包装リサイクル法、家電リサイクル法および食品リサイクル法等多くの資源循環関連法案が成立し、施行を迎えている。また、平成１２年１月のダイオキシン類対策特別措置法の施行とともに、広域化計画による施設の集約や灰溶融処理の推進、スラグの有効利用等が通知されるなど、わが国のごみ処理の中心的な役割を担う焼却施設においても、新しい課題と視点が問われている。

これらに応えるべく、ダイオキシン類など環境に与える負荷の削減や最終処分量の最小化とともに、ごみを資源として捉え、ごみの保有エネルギーによる高効率発電の開発などの取り組みが推進されてきた。

そうしたなか、平成１２年度において、市町村等が発注した焼却施設のうち、約６割の件数がガス化溶融炉という新しい機種で占められるという、従来には見られない状況の変化が起きている。これは、ごみ処理が抱えていた課題や懸念のため、処理施設や最終処分場の建設への理解を得ることが困難な状況にあって、新しいガス化溶融炉の持つ特性と可能性に、多くの期待が集まった結果とも考えられる。

一方、ごみ焼却施設は、焼却温度や灰溶融など高温化傾向にあっても、適正な処理を安定、確実に達成するとともに、省資源・省エネルギーなど適正な処理コストの実現と作業環境の維持が、ますます強く望まれている。従来、一般廃棄物という多様な性状のものを焼却する施設にあって、技術は経験的に信頼を確立してきた経緯があり、安定連続稼動や維持管理性は長期の稼動実績による確認が不可欠といえた。今後とも、発電効率向上や自己熱溶融およびスケールアップ等の技術的信頼は、実施設による稼動を積み重ねながら立証していくことが必要といえる。

本報告は、熱操作によるごみ処理のあるべき姿の調査の一環として、ストーカ炉技術をベースとした「最新のマスバーン技術」を取り上げ、ガス化溶融炉技術と比較する中で、焼却技術の再評価と課題の整理を試みたものである。

ここでいう、「最新のマスバーン技術」は、前処理なしで多量に処理できるストーカ炉に、次の特長を新たに持たせた技術と位置付けている。

１）低空気比、酸素富化等による高温燃焼と高い燃焼効率の達成
２）排ガス量の削減
３）熱回収率、発電効率の高効率化
４）焼却灰（主灰）のクリーン化
５）安定した連続稼動の達成（ex. ８０００時間以上）

報告の要点は、次の４点である。

(1) 「マスバーン＋灰溶融炉」と「ガス化溶融炉」の両方式について、FS を実施し、評価項目に基づき比較する。なお、ごみ質は、容器包装リサイクル法の与える影響を検討するとともに、大都市および中小都市を想定した施設規模として、200t/日×3 炉、50t/日×2 炉を設定した。
（ケーススタディは、想定した条件下で各方式の一例を比較したものであり、個別のプロセスを評価したものではないこと。また、各方式においても様々な特徴を有するシステムが、他にもあることを付け加えておく。）
(2) 次世代型マスバーン技術に求められているコンセプトを、その特長や新技術としてまとめるとともに、最近の技術開発事例の紹介を行う。
(3) 灰溶融の導入によるメリットについて、処分量、処分費の比較において検討する。
(4) あわせて、焼却残渣の非溶融による代替リサイクル技術の開発事例などの動向を紹介する。

なお、今回の報告では取り上げていないが、溶融飛灰の資源化としての山元還元や低温排熱を含む熱資源の有効利用技術の開発推進、白煙防止エネルギーや水資源の消費抑制の推進、産業廃棄物の混合処理における課題、有機性廃棄物の別途処理など焼却施設として検討していくべき課題が他にもあることを指摘しておく。

いま、廃棄物の定義、区分の見直しが議論されており、有害物質への対応なども含め、ごみの処理、リサイクルの視点が今後とも変化、多様化することが考えられる。この報告が、少しでも各地域に適合した処理技術の検討や焼却処理技術の開発促進に役立てば幸いである。

２．マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ

ごみの中間処理における焼却技術の再評価を目的とし、最新のマスバーンとガス化溶融を対象としたケーススタディを実施し、環境面、資源・エネルギー保全面、経済性など両方式の特徴について比較・評価を行った。

マスバーン、ガス化溶融とも種々の処理方式が多数提案されており、方式毎にシステムフローが異なるなど様々な特徴を有している。したがって、全ての処理方式を対象とした場合ではマスバーンとガス化の両方式の特徴が明確に現れてこない可能性も予想されたため、本スタディでは一例ずつを取り上げて実施するものとした。マスバーン方式としては低空気比燃焼を図ったストーカ式焼却炉と電気式灰溶融炉を組み合わせたシステムを、ガス化溶融方式としては流動ガス化溶融システムを採用した。

2.1 条件設定

本スタディで設定した主要条件を表 2.1 に、各システムフローを図 2.1 に示す。その他詳細な条件については添付資料に示しており、以下では主要な条件に対して採用した考え方について述べる。

① 施設規模及び炉構成

大都市及び中小都市を想定し、施設規模として 600ｔ/日及び 100ｔ/日の 2 ケースとした。
炉構成については、複数炉設置が一般的であることと、ガス化溶融炉における 1 炉あたりの最大規模を考慮し、200ｔ/日×3 炉及び 50ｔ/日×2 炉とした。

② ごみ質

ごみの低位発熱量や組成については、地域の特性や分別方法によりその値だけでなく変動幅も異なる。加えて、容器リサイクル法の施行に伴う変化も予想される。

本スタディのごみ質設定に際しても、大都市と中小都市の違いや容リ法の影響の試算及び実情調査などを基に議論を重ねた。ここでは次の認識の下、現状データを基に幅を持たせて設定する方法を選んだ。

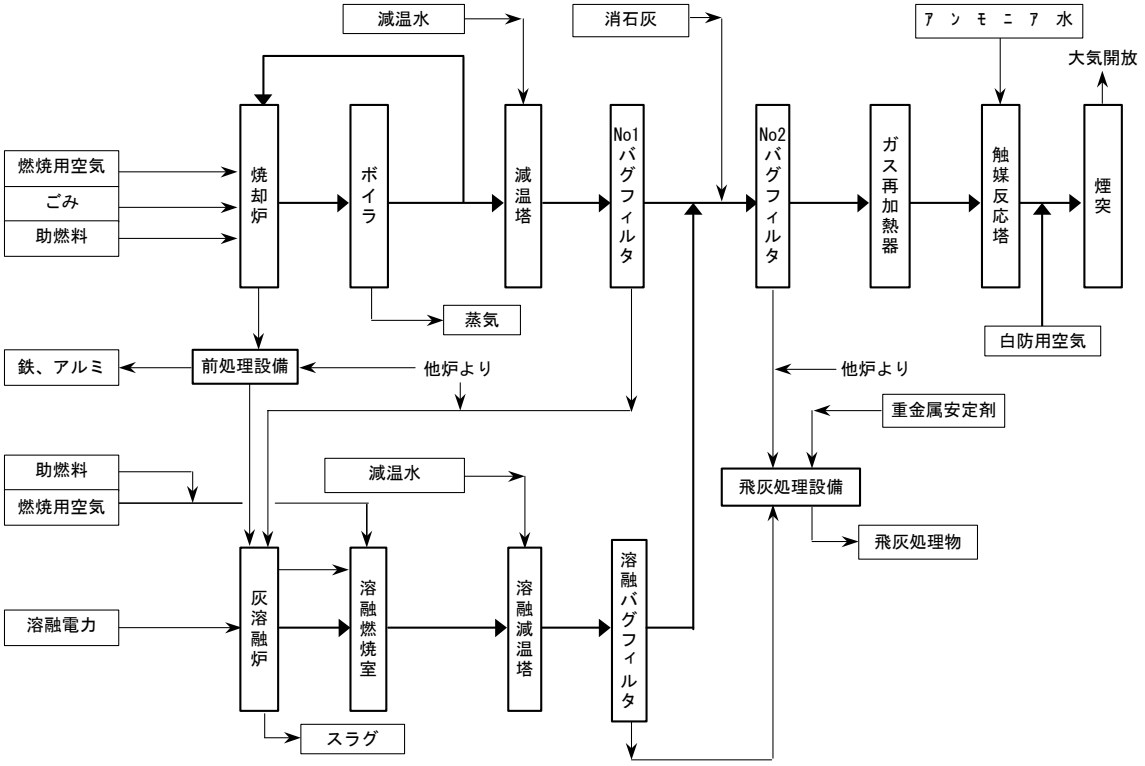
- 容リ法施行に伴うごみ質の変化については一般に発熱量が低下傾向にあるとされるが、その変化の割合は地域によりばらつきがあると言える。すなわち、施行前の分別収集形態、自主回収の比率及び分別の徹底度などが地域毎に異なるためである。例えば、容リ法施行以前からペットボトルやトレイなどの回収率の高い地域では、容リがごみ質に与える影響は比較的小さくなるであろう。
- また、容リ対象ごみには発熱量の高いプラスチック類だけでなく発熱量のほとんどないビン・缶が含まれるため、それらの比率により発熱量が異なることが挙げられる。当部会の試算例では、発熱量の低下が 400kJ/kg(約 100kcal/kg)程度と推測された（詳細は添付資料に示した）。
- ごみ処理の広域化が行われた場合には複数の中小都市のごみが大規模施設で処理されることとなり、施設規模毎にごみ質条件を変える必要性も小さいのではないか。

現状データとしては「平成 9 年度厚生省一般廃棄物処理事業実態調査」及び「廃棄物基本データ集 Fact Book 2000 （(財)日本環境衛生センター発行)」を利用した。

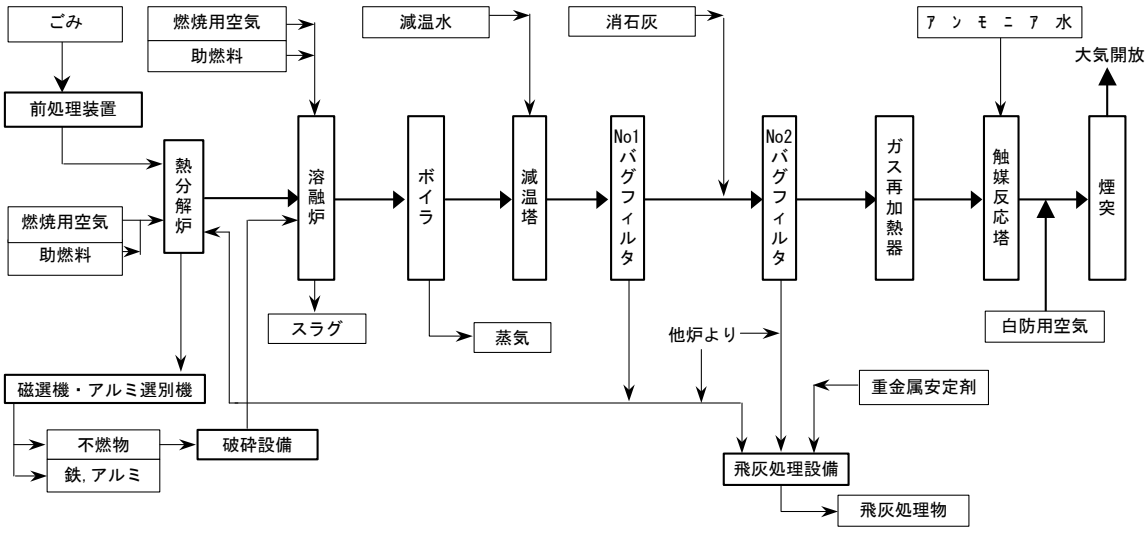
以上により、600ｔ/日及び 100ｔ/日では同じごみ質条件を用いることとし、基準ごみ質として低位発熱量を 8,800kJ/kg と設定した。また、高質ごみ及び低質ごみについては、実施設の計画条件を参考に基準ごみ±2,500kJ/kg の幅を持たせた。3 成分等については、現状データを基に灰分を 7～9%と設定した上で、設定した発熱量との関係から各成分値を決定したものである。

表 2.1 ケーススタディ主要設定条件

試算ケース			ごみ質		高質	基準	低質
ケース名	600t/日	100t/日	低位発熱量	kJ/kg	11,300	8,800	6,300
規模、炉構成	200t/24h×3 炉	50t/24h×2 炉		kcal/kg	2,700	2,100	1,500
排ガス基準	(乾き,O_2=12%)		3 成分	水分	34.7	45.6	56.5
HCl,SOx,NOx	50 ppm		(%)	可燃分	56.3	46.4	36.5
ダイオキシン類	0.1 ngTEQ/m^3_N			灰分	9.0	8.0	7.0



＜ マ ス バ ー ン シ ス テ ム ＞



＜ ガ ス 化 溶 融 シ ス テ ム ＞

図 2.1 各システムフロー

③ 公害防止条件及び排ガス処理フロー

排ガス規制値については法的基準を遵守するだけでなく施設毎に上乗せ基準を設定するのが一般的であり、中小都市よりも大都市の方が低い濃度基準であることが多い。

規制値により排ガス処理フローを選定することとなり、例えばHCl及びSOxに対しては、一般的に30～50ppm程度までは乾式処理が適用され、より低濃度の場合に湿式処理を採用しているようである。しかしながら、本スタディにおいては、視点の分散を防ぎ、規模の違いの比較を容易にするために、乾式処理方式を前提とした。これに基づきHCl及びSOxの規制値を設定したものである。

同様にしてNOxの規制値50ppmを設定し、触媒脱硝により除去するシステムとした。

ダイオキシン類についても上乗せ基準を設定する動きがあるが、対応する処理システムの選択肢が多岐にわたるため、本スタディでは低温バグフィルタを用いて除去できるレベルとして法基準の0.1ngTEQ/m^3_Nを採用した。

その他、白煙防止条件（5℃、50%）も設定している。

また2段バグフローを採用し、除じんと乾式処理（脱塩）を区分した。脱じん灰を溶融することでスラグ化率の向上を図るものであり、脱塩飛灰は場外搬出するものとした。1段バグの場合では、飛灰の溶融に伴い酸性ガス成分が再飛散し、再捕捉のために余分な消石灰の使用があることに配慮したものである。さらに、2段バグとしたことで、マスバーンとガス化溶融の対比が容易となり、また脱塩用バグを湿式ガス洗浄装置に置き換えたシステムに対しても本スタディからの類推が容易となるなどの利点もある。

④ マスバーンの燃焼空気比

燃焼空気比の多少は排ガス量及び熱回収率に大きく影響し、次世代マスバーン技術の開発においても最も重視される点である。新型燃焼装置の開発や酸素富化など種々の方法により低空気比化が図られているが、本スタディでは各技術とも達成可能な最大公約数的レベルとして燃焼排ガス中酸素濃度6.5%（空気比1.43に相当）を選定した。

また、低空気比燃焼に伴う燃焼排ガスの過昇温を抑制する方法としては、ボイラ出口の排ガスを炉内に再循環する方法を用いるものとした。

⑤ その他

中小規模施設において適用されることの多い排水クローズドの条件を100t/日のケースに用いることとした。プラント排水処理水を主にボイラ出口の排ガス減温水として再利用し、施設外への放流を行わないことを条件とするものである。排水クローズドを条件とすると、排ガス量が少ない場合には減温レンジを大きくする、すなわちボイラ出口ガス温度を高くする必要が生じ、熱回収率の低下につながる。なお、100t/日の場合に熱回収率が極端に低下することで施設規模による差異の比較が困難となるのを避けるために、ＲＯ膜を組み込んだ排水処理フローを適用し、排水処理水をガス減温水以外の用途に使用できるようにした。

ボイラ蒸気条件については規模の違いを考慮し、600ｔ/日で4MPa×400℃、100t/日で3MPa×300℃と、現実的な条件とした。

2.2 ケーススタディ結果

本スタディの結果をまとめたものを表 2.2 に示す。結果は基準ごみのデータを中心にまとめている。各ケースの物質・熱収支については添付資料に示した。

項目としては排ガス量、熱効率、ユーティリティ及び最終処分物に分けた。これらは、各熱処理方式の収支計算に基づき算定可能なものであり、試算においていくつかの仮定を用いることにより両熱処理方式の差異として比較的明確に示されるものである。

一方、施設建設費や維持補修費用については次の理由により本スタディでは取り扱わないものとした。すなわち、施設建設費は敷地や機器仕様など個々の施設計画条件により異なるため普遍的に表すことが難しく、またガス化溶融については運転実績及び期間が少ないため維持補修費用を評価しにくいためである。

表中の各ケースのデータはごみ t あたりで示し、両熱処理方式の比較についてはマスバーンを基準とした場合の比率あるいは差として示した。

以下、結果の概要について説明を加える。

① 排ガス量

ガス化溶融の排ガス量はマスバーンの 95%弱である。燃焼空気比の差によるものであり、マスバーンの 1.43 に対しガス化溶融では 1.3（燃焼排ガス中酸素濃度 5%に相当）としたことによる。但し、白煙防止のために混合する空気量がガス化溶融の方が多く、低いごみ質においては煙突出口ガス量が同等となる場合もある。

CO_2 排出量についてはシステムの差と関係なく同量であるが、余剰電力による削減分を差し引くと差が生じる。

② 熱効率

蒸発量は燃焼空気持込み熱により見掛け上増加するため、蒸気発生量より燃焼空気予熱蒸気量を差し引いた値にて比較した。ガス化の蒸発量はマスバーンの 85～99%、発電量は 84～98%であり、熱回収効率としてはマスバーンの方が高い結果となった。排ガス持出し熱はマスバーンの方が多くなるが、ガス化溶融におけるスラグ化熱及びガス化炉等の放熱の影響の方が大きいことによるものである。また 100t/日のケースにおいて排水クローズドによる熱回収率の低下はガス化溶融の方が大きく、マスバーンとの熱回収率の差は 600t/日に比べて広がった。

一方、消費電力はガス化溶融がマスバーンの 70～80%程度と少なく、この差はマスバーンの灰溶融電力によるところが大きい。

以上の結果から算出した余剰電力としては、ガス化溶融の方が多く、その差は 600t/日のケースで 30kWh/ t 程度、100t/日で 60kWh/t 程度となった。マスバーンの灰溶融炉として電気式を条件としており、施設規模が小さい場合に灰溶融炉の熱効率低下が大きいことによるものである。

表2.2 マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ結果まとめ

条件 ： 基準ごみ×全炉運転時 （但し、排ｶﾞｽ量は高質ごみ時）		試算データ				比較※2		考察など
		600t/日		100t/日		600t/日	100t/日	
項目	単位※1	ﾏｽﾊﾞｰﾝ	ｶﾞｽ化	ﾏｽﾊﾞｰﾝ	ｶﾞｽ化			
排ガス量								
QC入口	m^3_N/t	5,450	5,110	5,450	5,130	93.8	94.1	ガス化の排ガス量はﾏｽﾊﾞｰﾝの90～95%
ﾎﾞｲﾗ出口O_2濃度	%-dry	6.5	5.0	6.5	5.0	－	－	白煙防止のために高温空気を混合する場合には、煙突で同等となることがある
ｶﾞｽ再加熱器入口	m^3_N/t	5,990	5,530	6,540	6,040	92.3	92.4	尚ﾏｽﾊﾞｰﾝにおけるｶﾞｽ再加熱器以降のｶﾞｽ量は溶融排ｶﾞｽを各焼却炉に均等配分した量
煙突	m^3_N/t	5,990	5,600	6,540	6,180	93.5	94.5	
低質ごみ時	m^3_N/t	5,630	5,620	5,810	6,090	99.8	104.8	
CO_2ネット排出量	kg-C/t	209	204	258	248	－5kg-C/t	－10kg-C/t	余剰電力による削減効果の差
排ガスからの発生分	kg-C/t	251	251	253	253			都市ガス：0.64kg-C/m^3_N、灯油：0.68kg-C/L
余剰電力による削減分	kg-C/t	-42	-47	5	-5			余剰電力分：0.168kg-C/kWh（火力発電所平均）
熱効率								
蒸発量(実質)	t/t	2.78	2.76	2.91	2.49	99.3	85.4	「蒸発量（実質）」は「蒸気発生量－空気予熱蒸気量」にて算出
ﾎﾞｲﾗ出口ｶﾞｽ温度	℃	190	194	215	244	＋4℃	＋29℃	ガス化におけるｶﾞｽ化炉等の放熱がﾏｽﾊﾞｰﾝの炉に比べて大きいことによる
発電量	kWh/t	472	464	312	262	98.3	83.8	小規模施設で排水クローズドの条件がある場合、ｶﾞｽ化の熱回収効率が低下
発電端効率	%	19.3	18.9	12.8	10.6	－0.4%	－2.2%	
消費電力	kWh/t	224	184	343	233	82.0	67.9	ガス化がマスバーンの70～80%。特に小規模でﾏｽﾊﾞｰﾝの溶融炉の熱効率低下が影響
内灰溶融電力		63		96				建築動力は両方式で同じとした（600ｔ/日：34kWh/t、100t/日：53kWh/t）
余剰電力	kWh/t	248	280	-31	29	＋32kWh/t	＋60kWh/t	
ユーティリティ								
電力	kWh/t	248	280	-31	29			
薬品 重金属安定剤	kg/t	0.29	0.15	0.29	0.14	50.9	49.6	
助燃燃料※3	m^3_N/t	0.20	0.60	2.26	2.4	300	106	
低質ごみ時	m^3_N/t	12.2	13.4	19.3	39.4	110	203	
上水	m^3/t	－	－	0.59	0.64	－	108	
排水処理	m^3/t	－	－	0.34	0.34	－	100	
運転人員	人※4	37	33～35	32	28～30	－2～－4人	－2～－4人	ﾏｽﾊﾞｰﾝでは灰溶融炉運転があるため、ガス化より多い
最終生成物								
スラグ	kg/t	65.2	65.2	65.3	65.3	100	100	両方式で同じとした
鉄,アルミ	kg/t	10.0	10.0	10.0	10.0	100	100	両方式で同じとした
飛灰処理物	kg/t	19.6	19.5	19.6	19.4	99.4	99.3	両方式で同じとした

ユーティリティ	単価	ランニングコスト（円／t） 600t/日	ランニングコスト（円／t） 100t/日	（マスバーンとの差）
電力	-7.5	-240	-450	平均的な売電単価を設定した
薬品 重金属安定剤	400	-57	-58	プロセスにより幅が大きく不確定要素の多い項目
助燃燃料※3	100	40	5	単価は都市ガス100円/m^3_N、灯油35円/L
低質ごみ時	35			
上水				コストに大きく影響しないため無視
排水処理				ほとんど差はない
上記合計		-257	-503	

※1 ”/t”はごみ1tonあたりを示す。

※2 ﾏｽﾊﾞｰﾝのデータを100とした場合の、ｶﾞｽ化のデータの比率を示す。”＋”または”－”の符号付きの値は、「ｶﾞｽ化－ﾏｽﾊﾞｰﾝ」の差を示す。

※3 助燃燃料は600t/日では都市ガス、100t/日では灯油（単位：L/h）。また、炉の立ち上げ下げにおける使用量は含まない。

※4 プラントの運転に必要な人員で延べ人数を示す。工場長、事務員及び清掃員などは含まない。

③ ユーティリティ

ランニングコストの比較を行うため、電力の他、主要な薬品及び燃料について整理した。本スタディにおいては、両熱処理方式の差異について議論し、以下の仮定を用いて試算を行った。

まず、消石灰については、燃焼あるいは溶融に伴い発生する酸性ガスの総量に明確な差異があるとは考えにくいため、使用量を同じとした。脱硝用アンモニアについても NOx 発生量が熱処理方式により明らかに異なるものではないと考え同量としている。

飛灰の重金属安定処理に関しては、薬剤が他と比べて高価なため添加量の算出には特に留意が必要である。薬剤の必要量は飛灰の量及び質により変動が大きく、本スタディでは次の考え方とした。

・ 処理対象飛灰は、マスバーンでは溶融飛灰及び No.2BH 捕集灰を、ガス化溶融では No.1BH 捕集灰（脱じん灰）引抜分及び No.2BH 捕集灰とした。また、スラグ化率及び重金属類の系外への引抜き方法が両熱処理方式で差がないものとするため、ガス化溶融の脱じん灰引抜き量をマスバーンの溶融飛灰量と同じとした。
・ 重金属安定剤の添加率については、データが十分でなく、かつデータの変動幅についても非常に大きく不確定要素が多いと言えるが、本スタディでは各熱処理方式の経験値を基に、ガス化溶融の引抜き灰に対して 3%（重量比）、マスバーンの溶融飛灰に対して 6%とした。また No.2BH 捕集灰（脱塩灰）については添加不要としてランニングコストを求めた結果、50 円/t 程度の差となった。

燃料については、ごみ質低下時における助燃の用途以外に、本スタディの場合マスバーンは灰溶融炉排ガスの完全燃焼の目的で、ガス化溶融は溶融炉の種火として使用する。基準ごみ質ではこれら用途に少量使用し、その差も小さいためランニングコスト差は 40 円以下である。低質ごみの場合、維持すべきガス温度の差によりガス化溶融の方がマスバーンより多く、110～200%程度の比率となった。

以上の計算に基づき求めたランニングコストの合計は、ガス化溶融の方が 250～500 円/ t 程度低くなり、これは主に電力収支の差によるものであった。

④ 最終処分量

最終生成物としては、スラグ、鉄・アルミ及び飛灰処理物が挙げられるが、前述のようにガス化溶融の脱じん灰引抜き量を設定しており、両熱処理方式の差は生じない。

これらの結果をまとめると、マスバーンとガス化溶融の差異は概して大きいとは言えず、ユーテリティに見られた差異のほとんどが熱効率の差異に起因するものであった。

以上は基準ごみを対象とした場合の結果であり、次にごみ質が変化した場合の傾向について検討を加える。排ガス量、薬品量及び最終生成物量については前述の仮定を用いる限り高質ごみ及び低質ごみの場合も基準ごみと同様にほとんど差がでない。ここでは熱効率の差に注目して比較を行う。すなわち、比較項目を電力及び助燃燃料に限定し、ごみ質による変化及びランニングコストへの影響を試算するものである。

600t/日のケースを例に試算した結果を図 2.2 に示す。試算に用いた数値等は添付資料に示す。電力収支について見ると、ごみ質が高いほど発電量及び余剰電力が増加する傾向は両熱処理方式に共通しており、またごみ質によらずガス化溶融の余剰電力がマスバーンを上回る傾向が見られる（左図）。助燃燃料は前述のようにガス化溶融が多く、電力と合わせたランニングコストのマスバーンに対する差について図示した（右図）。ごみ質が変化してもガス化溶融の優位性は変わらないが、ごみ質が低いほど差が縮小する傾向が見られ、低質ごみにおいては約 100 円/t の差となった。電力収支の差もごみ質低下に伴い縮小しているが、主に助燃燃料の差異が影響したものと言える。

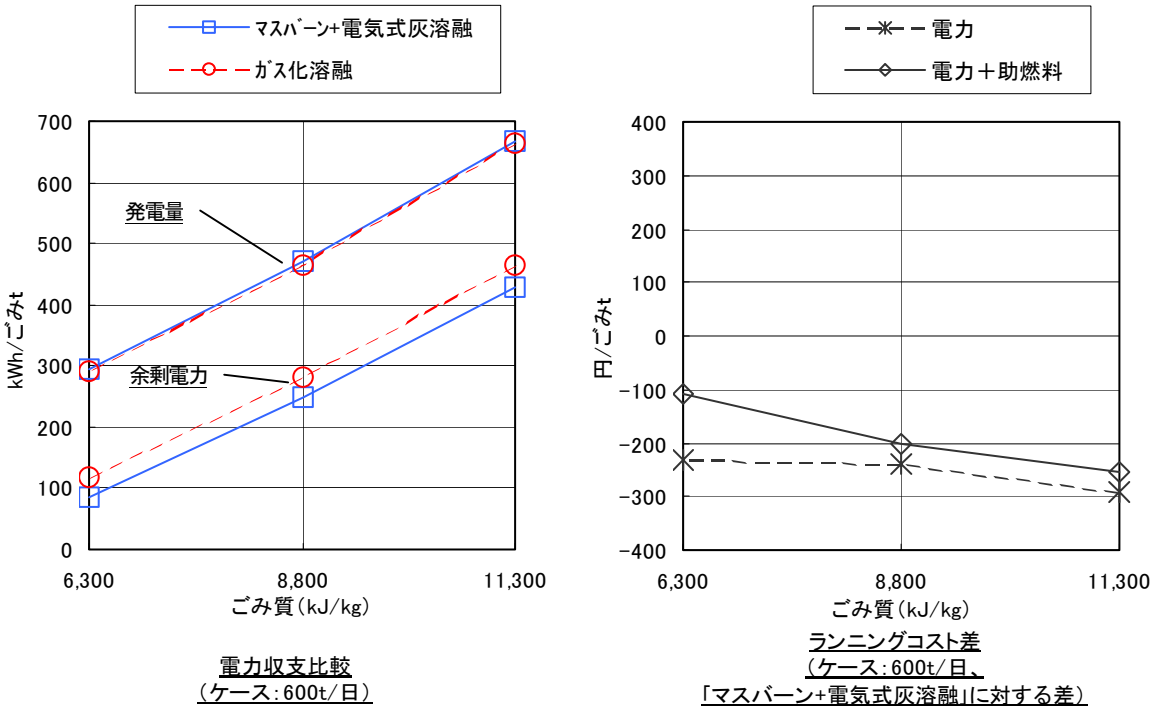


図 2.2 ごみ質の変化に伴う電力収支及びランニングコストの変化

2.3 評価

前節の結果に基づき、両熱処理方式の評価を表 2.3 にまとめた。評価項目として、環境保全性、資源・エネルギー保全性、経済性、実用性及び安定性等の 5 項目に分けて整理した。

環境保全性のダイオキシン類に関しては、排ガス、スラグ及び飛灰処理物中の濃度が両熱処理式で明らかに異なるとは言えず、同等の評価としている。その他の**環境保全性、資源・エネルギー保全性及び経済性に関しては**、前項のスタディ結果を基に評価できるものであり、次のように要約できる。

「ガス化溶融と次世代マスバーンで評価の大きく異なる項目はほとんど無い。」

確かに、電力収支、すなわちシステム全体の熱効率及びそれに起因するランニングコストに関してはガス化溶融の優位性が認められ、特に小規模施設においてその傾向が顕著になった。しかしながら、マスバーンが長年にわたる多くの稼動実績に基づくデータであり、ガス化溶融のそれはある程度限られたものであることを勘案する必要がある。なお本スタディではマスバーンの空気比を 1.43 としており、これ以下の更なる低空気比・高効率燃焼を目指したマスバーン技術の開発・実用化により、熱効率の向上が可能となることは言うまでもない。

小規模施設においてランニングコストの面ではガス化溶融の優位性があり、これは小規模灰溶融炉（電気式）における低い熱効率が原因である。ただし、燃料式の灰溶融炉の適用や広域処理による灰溶融の効率改善などがガス化溶融との差を縮小する可能性についても併せて検討すべきであろう。

一方、大規模施設の場合、特に本スタディで扱わなかった 1,000t/日規模以上の施設では、1 炉あたりのスケールアップの最大値の差により構成炉数がガス化溶融の方が多くなり、両熱処理方式が同等あるいはマスバーン優位となる場合がある。

また、ごみ質により電力収支や助燃使用量の差異が変化し、ランニングコストとしてはごみ質が低いほど両方式の差が縮小し、高いほど拡大する傾向が見られた。

実用性及び安定性等については定性的評価とならざるを得ないため、マスバーンとの主な差異について抽出し、**ガス化溶融において今後の運転実績の中で確認が期待される内容**としてまとめた。

実用性では実績のほかにシステムの柔軟性などを取り上げ、前処理設備等における連続稼動の必要性や維持補修などを安定性及び維持管理の項目として示した。安全性については熱処理方式に関わらず必須となるものであろう。これらを要約すれば、ガス化溶融炉の今後の稼動実績において**「溶融炉、ボイラ及び前処理設備の安定連続稼動及び補修費低減」が特に重要**な確認項目であると言える。

表 2.3 マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ評価

評価項目	評価（スタディ結果、考察および評価）
1. 環境保全	
ダイオキシン類の抑制	≒100%　基本的には同じ。ただし、排ガス規制値 0.1ngTEQ/m^3_N とした場合。
公害防止性能 排ガス量	＜95%　但し、低いごみ質では白煙防止により同量となる場合もある。
最終処分量	100%　飛灰処理物の量であり、両方式で同量を前提とした。
CO_2 排出量	－5～－10kg-C/t　余剰電力による削減効果の差。 総排出量 200～250kg-C/t 程度であり、差はこの 2～4%程度。
2. 資源・エネルギー保全性	
資源・エネルギーの使用量 使用電力	70～80%　ﾏｽﾊﾞｰﾝの灰溶融電力の影響。特に小規模施設では灰溶融炉の効率低下の影響が大きい。
助燃料使用量	110～300%　但し、両方式とも種火程度の少量。差は溶融炉数の違い（ﾏｽﾊﾞｰﾝ：1 炉、ｶﾞｽ化：2 または 3 炉）による。 （なお低質ごみにおける助燃使用量は 110～200%。助燃による必要到達温度が両方式で異なるため。）
資源の回収量 スラグ	100%　両方式で同量を前提とした。
エネルギー回収性 発電電力量	80～＜100%　ガス化のｶﾞｽ化炉等の放熱がﾏｽﾊﾞｰﾝの炉に比べて大きいことによるもの。小規模施設の排水クローズドの条件により、ｶﾞｽ化の熱回収効率が低くなる。
余剰電力	＋30～＋60kWh/ごみｔ　ｶﾞｽ化優位であり、小規模ほどﾏｽﾊﾞｰﾝの灰溶融効率低下の影響により差が大きい。
3. 経済性	
ランニングコスト	－250～-500 円/ごみｔ　マスバーンに比べて安価であり、ほとんどが電力料金の差。
飛灰処理について	飛灰処理に必要な薬剤量については、プロセスによる幅が大きく、実績も少ないため非常に不確定要素が多いと言える。本スタディではコスト差に大きく影響しない結果となった。
運転人員	－2 人～－4 人　ﾏｽﾊﾞｰﾝでの灰溶融炉運転員が、ガス化では不要。一方、溶融炉数としてはガス化の方が多く施設整備要員の増員の可能性がある。
スケールアップの最大値	1 炉あたりの最大規模は、マスバーンが 600t/日以上の実績があるのに対し、ガス化は 200t/日が現状では一般的。 1,000t/日以上など施設規模が大きい場合においてはガス化の構成炉数が多くなり、イニシャルコスト及び運転人員について両方式が同等、あるいはマスバーン優位となる場合がある。また構成炉数が多く 1 炉あたりの規模が小さいほど熱効率は低下するため、余剰電力、CO_2 排出量及びランニングコストなどの項目についても、ガス化とマスバーンの差が上記より縮まる。

上表中の各数値はマスバーンをベースとしたガス化溶融の値。“＋”又は“－”の符号付きの値はマスバーンとの差、%表示はマスバーンを 100 とした比率を示す。

表2.3 マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディ評価（つづき）

評価項目	評価（スタディ結果、考察および評価）
4. 実用性	
実績	ｶﾞｽ化：運転中4件(内2件一廃),建設中24件 （シャフト炉（運転中9件,建設中17件）およびガス化改質（1件）不含。） ﾏｽﾊﾞｰﾝ：2,500件以上(H12年度発注まで、廃炉含む。)
システムの合理性・簡略性 ごみの前処理	ｶﾞｽ化ではほとんどの形式で破砕などの前処理を必要とする。
システムの柔軟性 ごみの処理と灰の溶融	ﾏｽﾊﾞｰﾝではごみ処理と灰溶融を各々単独で運転できる。灰溶融炉停止の場合でも、灰貯留が可能な期間はごみ処理を継続できる。
炉の起動、停止	ﾏｽﾊﾞｰﾝの焼却炉はｶﾞｽ化に比べて運転温度が低い分、炉の起動・停止時間が短い。ごみ量変動に対応するための運転炉数調整が容易と言える。
5. 安定性、維持管理、安全性	
安定性 年間稼働日数	ﾏｽﾊﾞｰﾝでは320～330日程度まで可能。（灰溶融炉の点検補修含めて。）
連続稼働日数	ﾏｽﾊﾞｰﾝでは8,000hrの実績（台湾）がある。
ボイラの安定稼動	ﾏｽﾊﾞｰﾝでは溶融飛灰対策が不要。
ごみの前処理	ｶﾞｽ化で多用される前処理設備（破砕）については、連続安定稼動することが炉の連続運転の前提となる。処理対象ごみの性状（金属類の混入程度等）や炉規模によっては、炉停止を極力回避するために、破砕機の複数系列化やごみピットの分割（受入れ用と破砕物用）などの対策が必要となる場合がある。
維持管理 メンテナンスの容易さ	ﾏｽﾊﾞｰﾝでは多くの施設が稼動中でありメンテナンス体制も確立している。
耐用年数	ﾏｽﾊﾞｰﾝ30年以上の実例もある。
耐火物の補修年数	ﾏｽﾊﾞｰﾝの灰溶融炉と頻度に大差はないと考えられる。ｶﾞｽ化の方が概して溶融炉が大きく補修範囲が広くなり、補修期間が長くなる。
前処理設備	ｶﾞｽ化で多用される前処理設備（破砕）において、切断歯の交換等の補修が必要であり、補修頻度及び破砕機の種類によっては無視できない補修費用となる場合がある。
安全性	安全性については、「非常時の対策」及び「作業環境対策」などについて配慮が必要であり、ガス化では運転実績による確認が待たれる。

３．次世代マスバーン技術

１９９０年代、それまでのストーカ式焼却炉に代わる次世代型技術として開発されたのが、「ガス化溶融炉」である。ダイオキシン類排出量が少なく、灰がスラグ化されるなどの利点が認められ、多くの自治体で採用され始めている。

一方、ストーカ式焼却炉は、長い実績の中で技術を蓄積してきたが、ガス化溶融炉の出現に刺激された形で新技術の導入が一気に進みそうな気配を見せている。何れも、ストーカ式焼却炉が本来もっている特質、すなわち運転管理が容易でごみを前処理無しで燃やせる（マスバーン）こと、を活かした上で、ガス化溶融炉に劣らない性能を持つものとされている。

ここでは、そのような新しいコンセプトを持つストーカ式焼却システムを、特に「次世代型マスバーン」と呼ぶこととし、技術の概要と代表的な例を紹介する。

3.1 次世代マスバーン技術のコンセプト

次世代マスバーンを特徴づけるコンセプトは次のようである。

① 燃焼効率の向上

少ない空気比(1.3-1.5)で高い燃焼温度（1000℃以上）での運転を達成する。このため酸素富化、排ガス再循環、水冷火格子などの対応技術が導入される。実証試験を終え、実用間近の技術も多い。

② 焼却灰のクリーン化

良好な燃焼により焼却灰に含まれるダイオキシン類を減らし、スラグ化無しに有効利用出来る灰の生成を目指している。このため、灰の分級などの手段も併用される。

③ 熱回収率の向上

低空気比高温燃焼の特性を活かしボイラでの熱回収率の向上を目指している。特に発電利用に関して、ボイラの高温高圧化、低温までの熱回収や、再加熱の省略なども取り入れられる。

④ 経済性の向上

低空気比燃焼での排ガス系設備のコンパクト化、工場建屋の簡素化、工期の短縮などにより一段の経済性向上を目指している。

⑤ 運転の安定性

ごみ質の幅広い変動に対しても安定した運転が継続でき、自動燃焼制御により大幅な省力化を目指している。１年間（8000 時間）以上の連続運転の達成も可能である。

これらのコンセプトを支える要素技術は、多様で各社でそれぞれ特徴があり一括りには出来ないが、敢えて分類して行くと表 3.1 のようになる。また、その多くは単独若しくは複数の組み合わせで実証試験を終え実用も間近となっている。「次世代型マスバーン」は「今日からのマスバーン」になりつつあると言っても過言ではない。

表 3.1　次世代マスバーンのコンセプトと対応技術

コンセプト	対応技術	採用数（全8）
燃焼効率の向上 －低空気比高温燃焼	①低空気比 1.3-1.5、燃焼温度　1000℃以上	8
	②特徴のある炉型、新炉型	2
	③特徴のある火格子、新火格子	1
	④水冷火格子	7
	⑤酸素富化燃焼	5
	⑥排ガス再循環、後燃ガス吹き込み	6
	⑦高温空気利用	3
	⑧ボイラ水冷壁の耐火パネル被覆	7

表3.1　次世代マスバーンのコンセプトと対応技術（つづき）

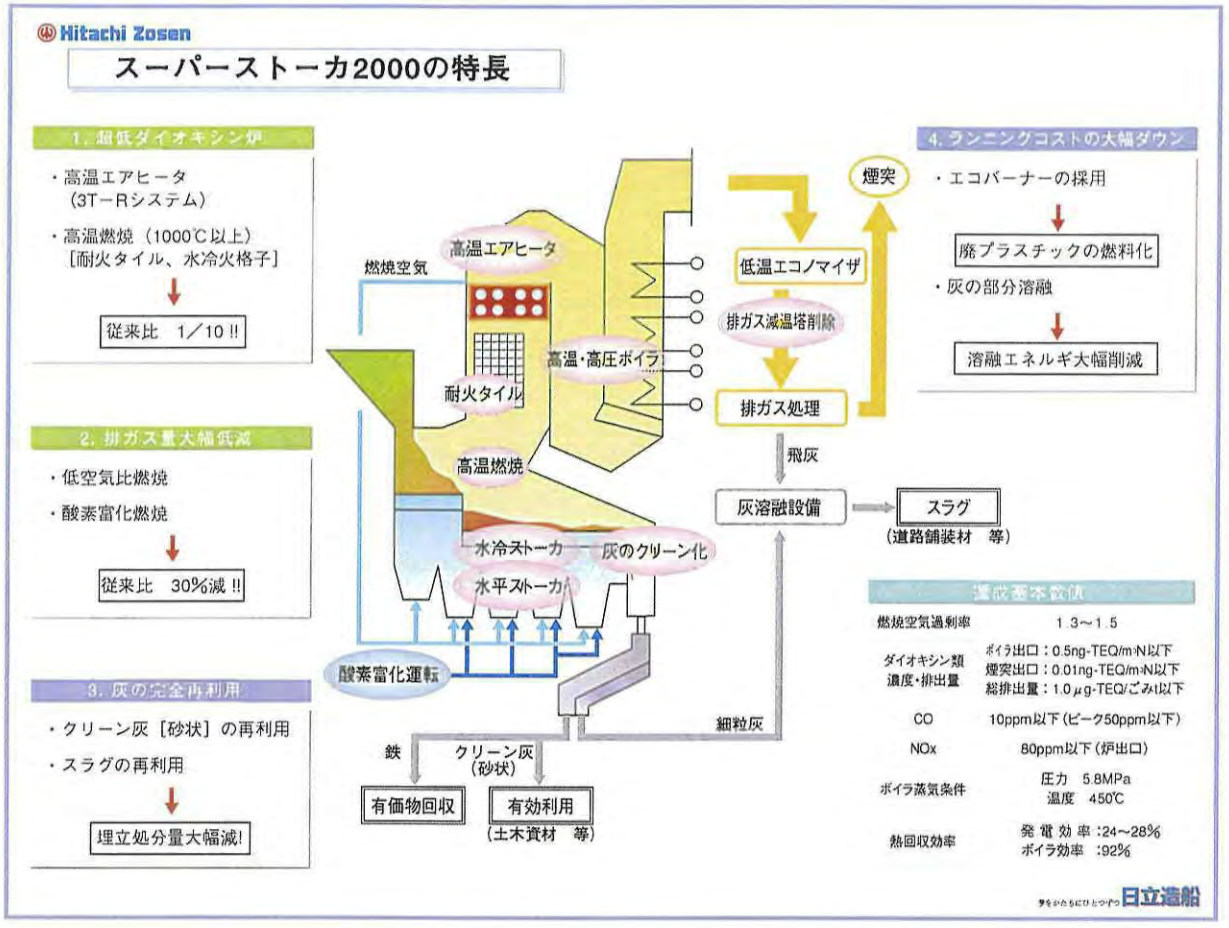
コンセプト	対応技術	採用数 （全8）
焼却灰、ガスのクリーン化 及び有効利用	①高温燃焼	8
	②灰の分級等物理選別、固化安定化	5
	③酸性ガス除去新薬剤	1
熱回収率の向上 及び経済性向上	①ボイラ高温高圧化　　6MPa×450℃～10MPa×500℃	8
	②低温エコノマイザ、	4
	③テールエンド型ボイラ	8
	④減温塔省略、再加熱省略、低温脱硝	6
	⑤灰溶融一体化、廃プラ燃料の利用（スラグ化する場合）	3
運転の安定性	①新ＡＣＣ技術－ファジイ、ごみ３次元計測などセンシング強化での応答性改善など	8
	②ダイオキシン類オンライン計測（前駆体計測による）	4

注：採用数はストーカ式焼却炉メーカ代表８社のアンケートによる。

3.2 次世代マスバーン技術の例

次ページ以降にストーカ式焼却炉メーカ代表８社の技術概要を紹介する。

（日立造船、川崎重工業、神戸製鋼所、クボタ、三菱重工業、日本鋼管、タクマ、ユニチカ）



日立造船スーパーストーカ 2000

① 環境負荷最小化・ダイオキシン類排出総量；1 μ g-TEQ／ごみトン以下。
② 高い安全性と信頼性を有し、かつ、運転管理の容易な施設。
③ 経済性に優れた施設。

・超低ダイオキシン炉・排ガス量大幅低減・長寿命 ：

低空気比・高温燃焼（空気比 1.3 ～ 1.5、1000℃以上の高温燃焼）。
排ガス量 30%削減。
ダイオキシン類排出量極小化 ； 炉(ボイラ)出口 0.5 ng-TEQ/m^{3}N 以下、
煙 突 出 口 0.01ng-TEQ/m^{3}N 以下。
水冷火格子・耐火タイルの採用による長寿命化。

・燃焼制御の高度化・最適化 ：

従来の燃焼制御にストーカ上燃焼状態の画像解析を取り入れ、高度な燃焼制御を実現。
完全燃焼の指標である CO 濃度；10ppm 以下。

・高効率熱回収 ：

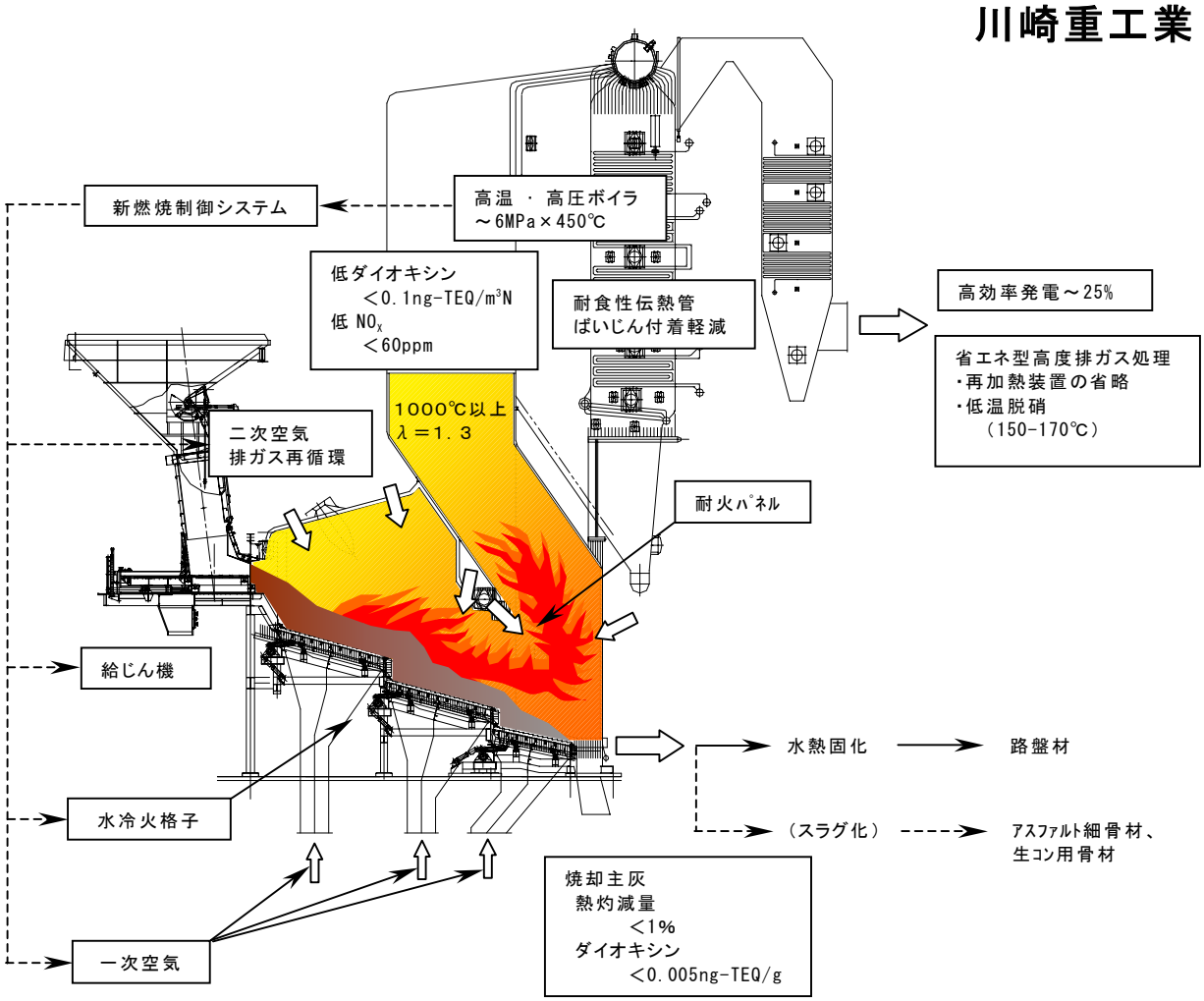
高温高圧ボイラ（450℃、5.8Mpa）、低温エコノマイザ（出口排ガス温度 160℃）の採用により、ボイラ効率 92%（従来 85%）、発電効率 24 ～ 28%（従来 17 ～ 19%）を実現。
ヒートポンプによるタービン排熱利用でプラント熱効率 50%以上を実現。

・焼却残渣の再資源化・運営管理費軽減 ：

高温燃焼による焼却灰の性状改善、または、溶融スラグ化により下層路盤材、アスファルト混合材等へ有効利用。
エコバーナー式灰溶融炉の採用による廃プラスチックの同時処理、ランニングコストの大幅低減。

次期ストーカ式ごみ焼却プラントのコンセプト

川崎重工業



①並行流炉による高度燃焼
- 高温滞留時間確保の炉型と排ガス再循環などでの撹拌混合促進による完全燃焼
- 低空気比λ＝１．３、１０００℃以上、ＣＯ＜１０ppm、ＮＯｘ＜６０ppm
- ダイオキシン類　燃焼室出口＜0.1ng-TEQ/m3N、ボイラ出口＜0.5ng-TEQ/m3N
- 後燃段への熱輻射により焼却灰熱灼減量＜１％

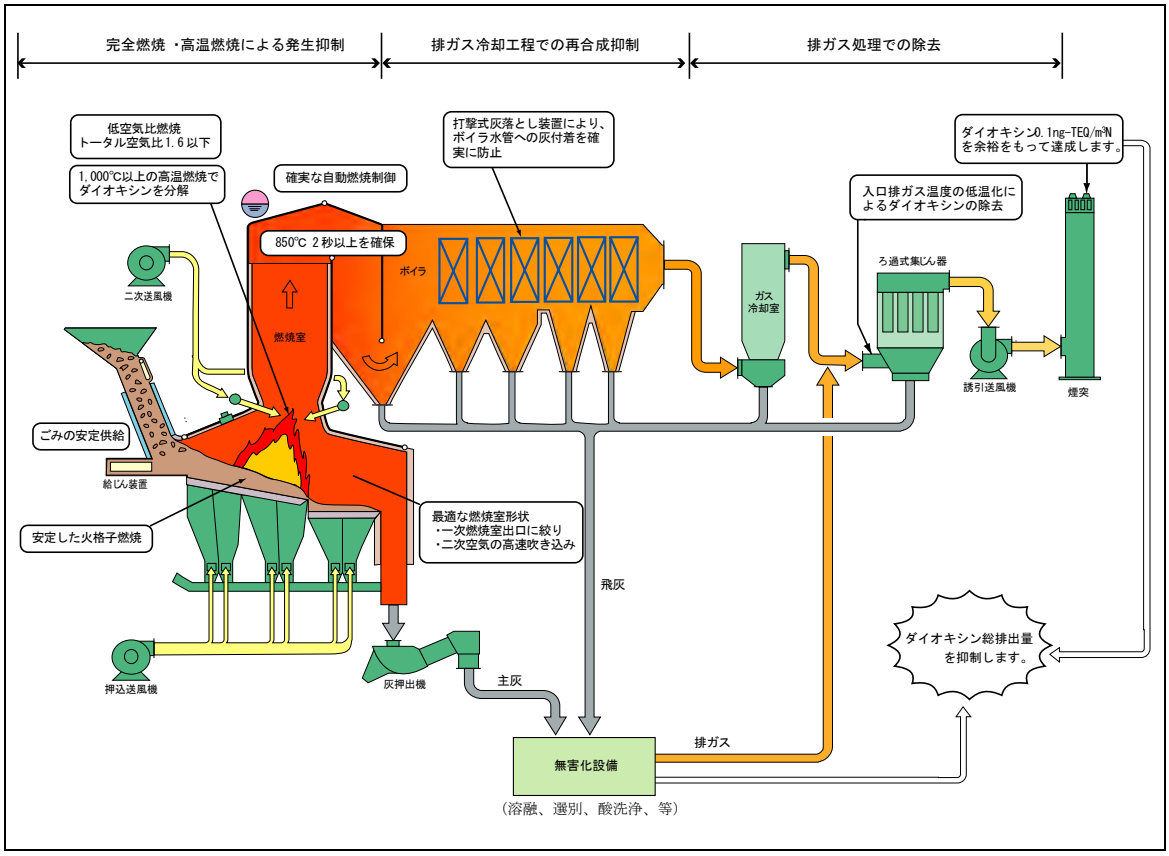
② 高信頼、長期耐久性確保
- 水冷方式による適正火格子温度の確保
- 耐火パネル方式によるクリンカー対策

③ 高度熱利用――発電効率～２５％
- 高温高圧ボイラ～６MPaＸ４５０℃、排ガス量３０％削減
- １５０～１７０℃での低温脱硝による再加熱省略

④ 運転支援
- 燃焼シミュレーションモデルを取り入れた新ファジイ制御システム

⑤ 灰の有効利用
- 蒸気養生固化技術により固化体にし路盤材として利用

神戸製鋼のストーカ式焼却炉・21 世紀モデル



21 世紀モデルのコンセプト（４E＆１S）

① Ecology：ダイオキシン類など、環境負荷の更なる低減

⇒ 低空気比による高温燃焼（1000℃以上）、
ﾃｰﾙｴﾝﾄﾞﾎﾞｲﾗ採用によるダイオキシン類再合成抑制

② Economy：設備のコンパクト化、建設費、維持管理費、設備動力の低減

⇒ 低空気比（1.6 以下）燃焼による排ガス量低減

③ Energy：サーマルリサイクルの更なる高効率化

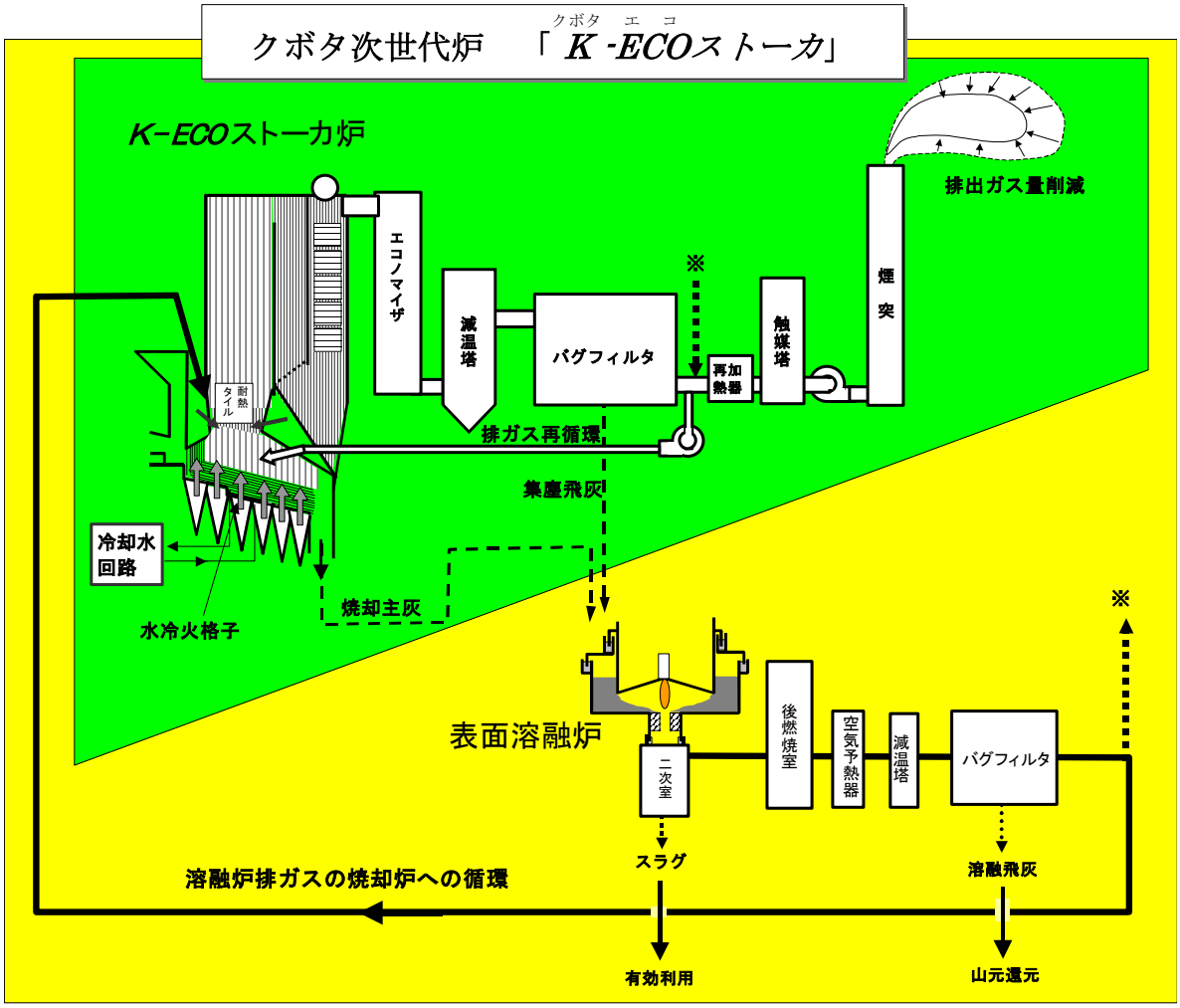
⇒ 低空気比燃焼による排ガス量低減に伴うﾎﾞｲﾗ効率のアップ

④ Earth ：最終処分負荷低減のための新しい残さ処理技術

⇒ 焼却灰の無害化→物理選別処理後、有効利用

そして

⑤ Stability：安定運転、信頼性



*K-ECO*ストーカ炉単独システム

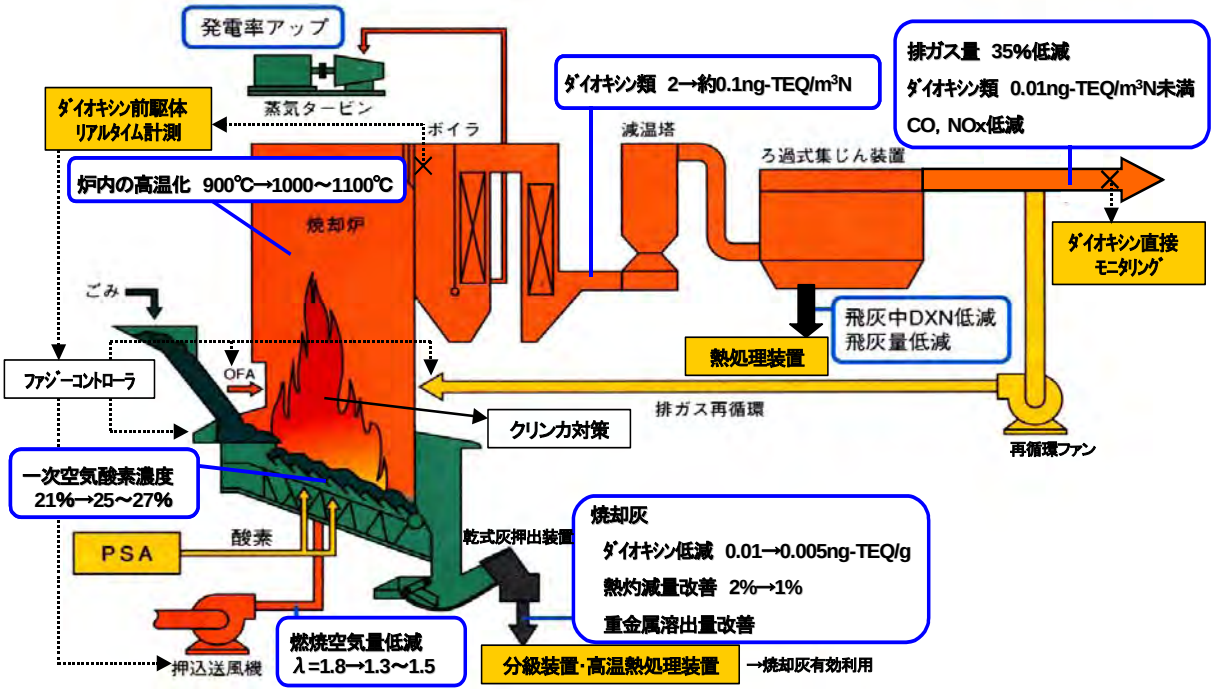
1. 低空気比燃焼（空気比約1.4）による系外排出ガス量の減量→環境負荷の低減
   従来の25～30%削減。酸素富化の場合は30～35%削減。
2. 炉内高温燃焼によるダイオキシン類の発生抑制
   一次燃焼室1100～1200℃、二次燃焼室を1000～1100℃まで高温にし、ダイオキシン類の前駆体まで分解する。
3. 熱回収効率の向上
   ①　エコノマイザでの熱回収量を増加させることにより、発電効率を増大させる。
   ②　排ガスを減量することにより、系外への持ち出し熱量を削減する。

*K-ECO*ストーカ炉・溶融炉の併設システム

1. 飛灰を溶融することによる系外へのダイオキシン類排出総量の極少化
   →　0.5μgTEQ/ごみｔ以下
2. プラント外に排出する残渣の極少化
   ①　溶融飛灰中有価物の山元還元
   ②　主灰溶融後のスラグの有効利用

三菱酸素リッチ燃焼システム

三菱重工業株式會社



酸素リッチ燃焼システムの特長

1．高温燃焼（酸素濃度 25～27%，炉温 1000～1100℃）

・ダイオキシン類低減（炉出口約 0.1ng-TEQ/m^{3}N，煙突出口 0.01ng-TEQ/m^{3}N 未満）

・焼却灰のクリーン化（ダイオキシン類 0.005ng-TEQ/g，熱灼減量 1%）

・ボイラ効率の上昇，発電量増加

・排ガス再循環による二次燃焼域での攪拌と窒素酸化物の抑制

2．排ガス量の低減（空気比 1.3～1.5）

・環境負荷の低減，設備のコンパクト化（煙突排ガス量 35%低減）

3．高い信頼性

・実績のあるストーカ炉に最新技術を適用

4．高度燃焼制御による安定運転

・IR センサーによる蒸発量制御

・ダイオキシン前駆体直接計測，ダイオキシン類直接モニタリング

NKK-次世代ストーカ炉　～コンセプトとシステムフロー～

NKK 日本鋼管株式会社

コンセプト

システム構成主要素

1. NKK-2回流ガス流れ炉
2. 低空気比燃焼
3. 高温空気利用
4. 排ガス再循環
5. 灰処理一体化
6. NKK-ハイブリッドACC
7. NKK-水冷ハイパー火格子
8. 飛灰ﾀﾞｲｵｷｼﾝ揮発脱離分解

特　徴

1. 安定した高温燃焼場の形成
- ■ 二次空気の一部に高温空気と再循環した排ガスを混合、吹き込み
- ■ 大幅な空気比の低減（λ1.3～1.5）が可能　→　排ガス量の大幅な低減
- ■ 炉内温度分布の均一・高温化が可能　→　安定した最適な燃焼を実現

2. 熱ロス低減
- ■ 灰から熱放散させず、焼却から直接移送し灰処理

3. 改質処理と溶融の選択的適用
- ■ ＤＸＮを分解しかつ、再利用用途により処理法を選択

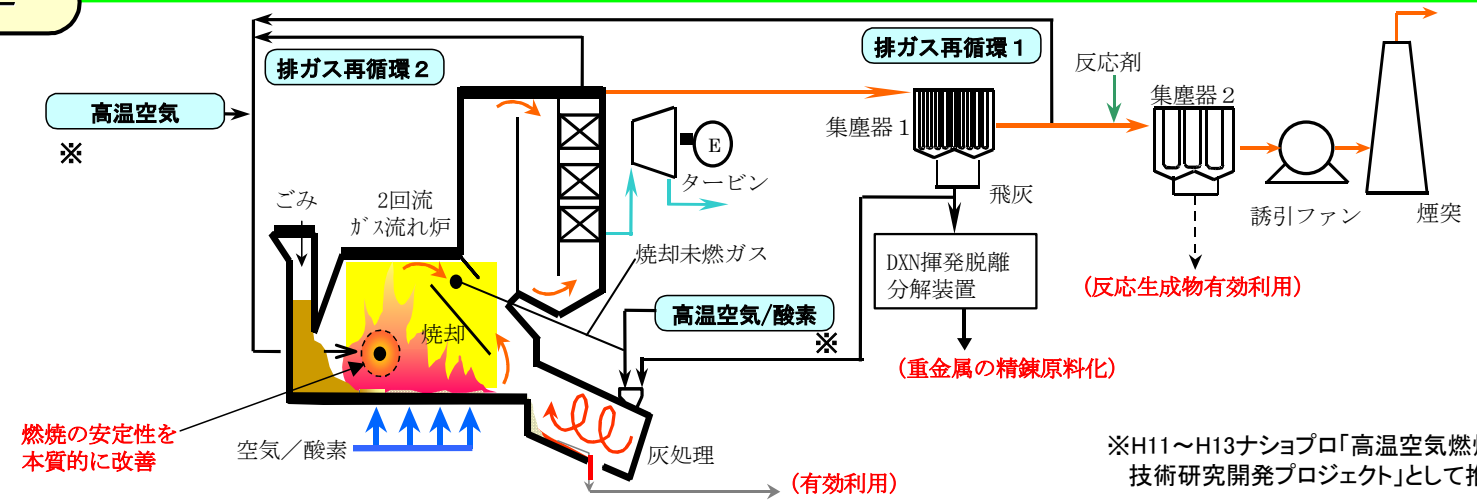
4. 幅広いごみ質への適応
- ■ 将来のごみ質変動（幅の広がり）に適用しうる燃焼特性

5. 既設ストーカ炉への適用が容易
- ■ ハイパー火格子を基本構造とすることで、次世代技術の順次適用が可能

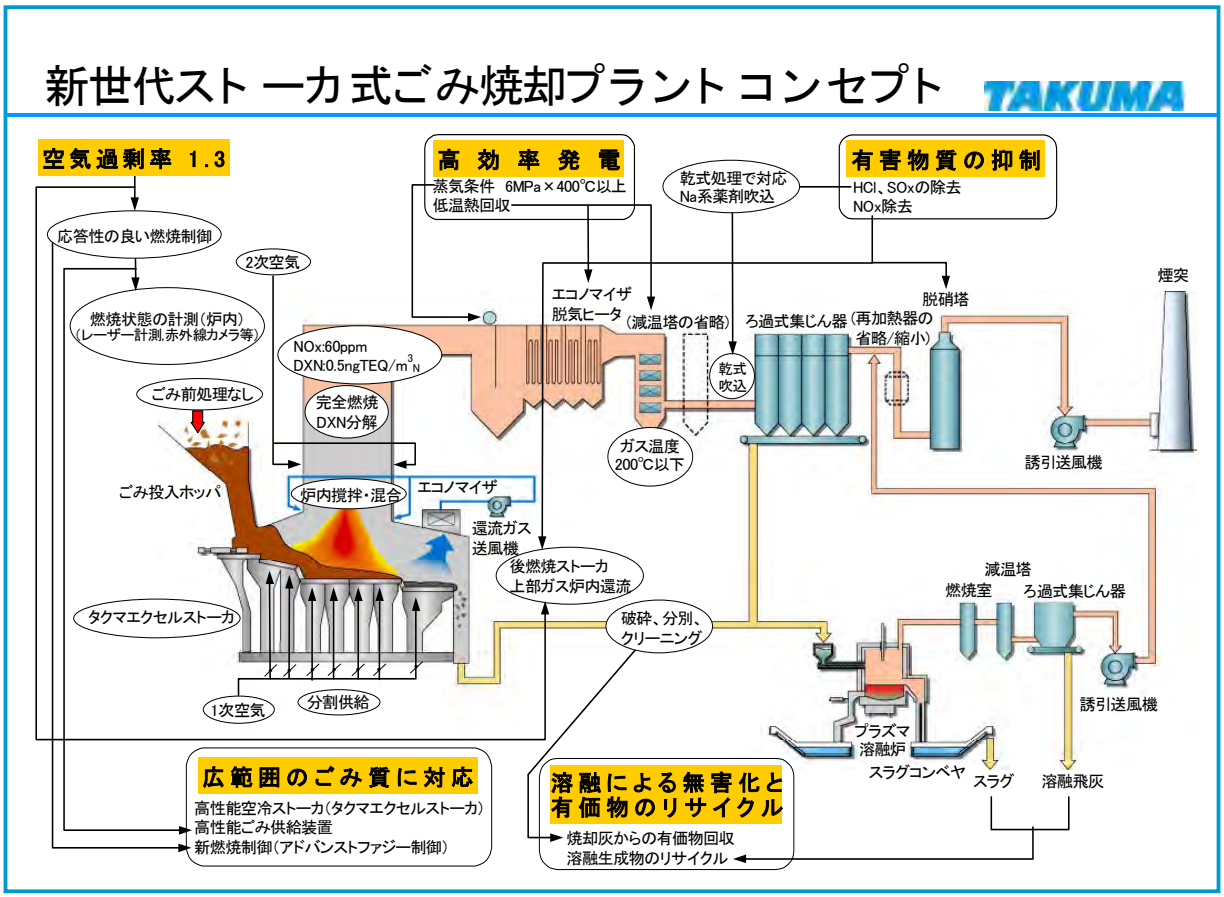
効　果

排ガス量低減(設備のコンパクト化)		30%低減
NOx低減		20%低減
運転費低減		30%低減
余剰電力(売電量)増加		30%増加
ﾀﾞｲｵｷｼﾝ類低減	ボイラ出口濃度	50%低減
	煙突出口濃度	0.01ng-TEQ/Nm³以下
	ﾀﾞｲｵｷｼﾝ類総排出量	0.5μg-TEQ/ごみTon以下
最終処分場の負荷		大幅低減

システムフロー



※H11～H13ナショプロ「高温空気燃焼制御技術研究開発プロジェクト」として推進中。



・タクマエクセルストーカ：

低空気比燃焼１．３（０．９＋０．４）、排ガス量３０％減、
熱灼減量１％以下、冷却効果の高い火格子

・後燃焼排ガス還流システム：

余剰酸素を含む後燃焼ストーカ上部ｶﾞｽを二次燃焼室に再吹込み、
攪拌・混合効果の促進し1000℃以上の還元雰囲気生成、
DXN と NOx の同時抑制

・アドバンストファジー制御：

従来の ACC+AR、ファジイ制御に加え、ホッパ内ごみレベルの３次元計測、ごみ移動速度計及び炉内温度のリアルタイム計測により応答性の良い、安定した燃焼制御を達成

・低温排ガス熱回収：

200℃以下の低温域の排ガスからの熱回収
減温塔の省略

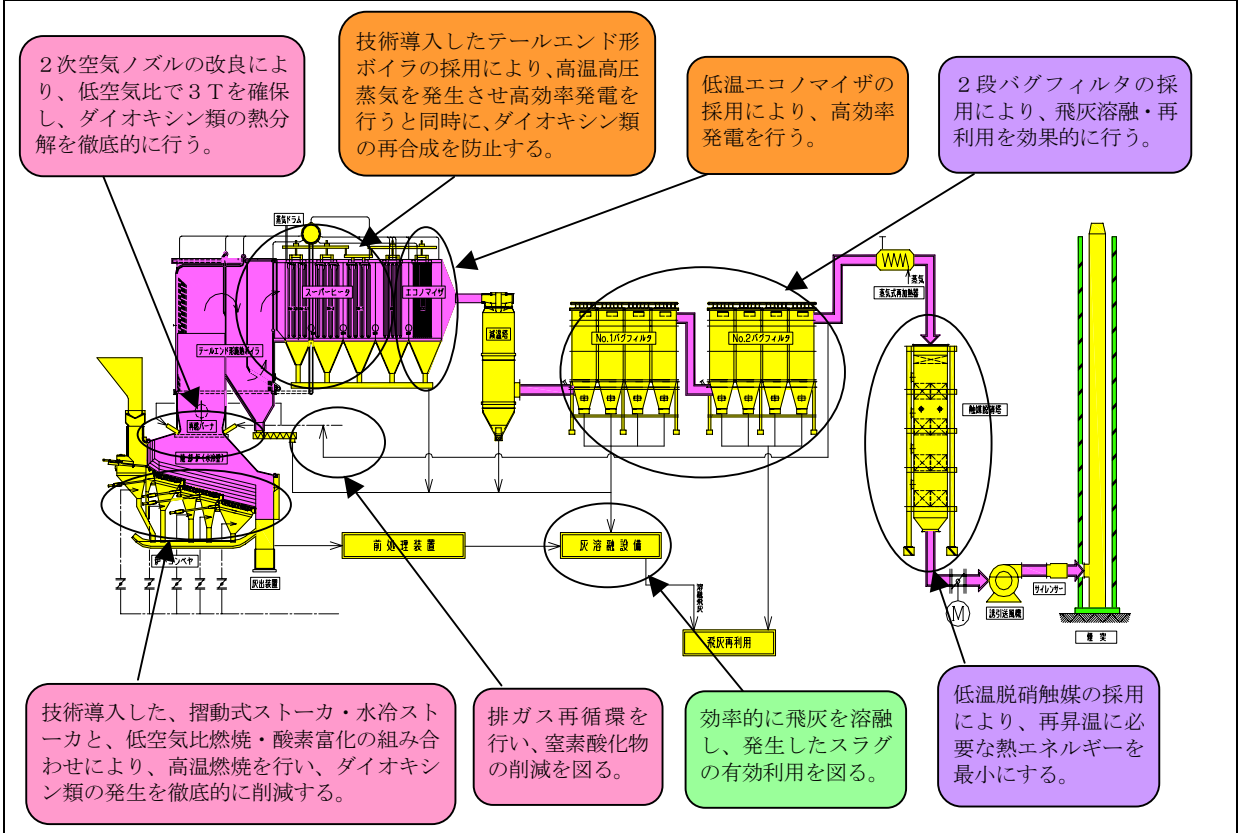
・高温高圧ボイラ：６MPa×400℃以上

・低温触媒脱硝：　200℃以下の温度域における低温脱硝
脱硝装置入口でのガス再加熱が不要

・Ｎａ系薬剤による新乾式排ガス処理システム：

200℃付近でも高い除去率、
湿式と同等のレベル（HCl：10ppm 以下、SOx：10ppm 以下）まで低減可能

ユニチカの新世代ストーカ焼却システム



１．安定燃焼制御

ドイツ BBP 社より技術導入した傾斜摺動式ストーカは、空隙率が小さく、燃焼空気の吹き出し流速が速いため、低空気比運転が可能である。また、燃焼空気の均一供給性が高いため、火格子燃焼率が高く、炉体がコンパクトになる。

リアルタイムに温度分布を計測し、燃焼制御を正確に行う。

２．ダイオキシン類の大幅削減

低空気比燃焼と酸素富化の組み合わせ、水冷ストーカ、水冷壁の採用により高温燃焼を確実に行い、ダイオキシン類の発生を大幅削減する。

また、ダイオキシン類の再合成を最小にする。

３．高効率発電

ドイツ BBP 社より技術導入したテールエンド型ボイラにより 400℃×4.0Mpa 以上の高温高圧蒸気を発生させる。更に低温エコノマイザと組み合わせて高効率発電を行う。

４．窒素酸化物の効率的削減

排ガス再循環により窒素酸化物の発生を抑制すると同時に、低温脱硝触媒を使用し、発生した窒素酸化物を効果的に分解する。

５．飛灰溶融の効率化

２段バグフィルタを使用し、脱塩残さは有効利用することにより溶融負荷を低減する。

４．溶融導入の長短と代替灰処理技術

灰溶融（スラグ化）は、埋立地延命化及びダイオキシン類削減に有効な方法として導入されることが多い。マスバーンの灰溶融及びガス化溶融もスラグ化を前提として採用される方式である。しかしながら、溶融には多くのエネルギーが必要であることなどから、溶融以外の方法で灰を処理、有効利用する技術も提案されている。欧州においては焼却主灰を金属除去、養生等の処理後、道路建設材などに有効利用する実例があり、国内においても溶融を選択せずに施設計画・建設を進行している例も見られる。

このような背景の下、本章では溶融導入の長短を整理するために溶融を行わないケーススタディを追加実施することとした。得られた結果を 2 章における溶融導入のケースと比較し、溶融有無の差異を抽出した。さらに溶融以外の灰処理・有効利用技術（以下、本章では「代替灰処理技術」と呼ぶ）を選択する際の評価指標の一例として整理した。

また代替灰処理技術に関しては、開発・実用化の現況と 1,2 の事例について概要を紹介する。

4.1 溶融導入の長短

4.1.1 溶融なしのケーススタディ

(1) 設定条件

本スタディの設定条件はマスバーンｖｓガス化溶融のスタディ（第 2 章）に準ずるものとしたほか、以下の考え方に基づくものとした。

① 排ガス処理システムとして 2 段バグを適用

溶融を行わない計画での現実性は乏しいが、溶融導入のケースとの比較を容易にするため、2 段バグフローを適用し、脱じんと脱塩を区分した。乾式有害ガス処理を採用する施設において飛灰の有効利用を検討する際、塩の問題を軽減できるシステムの一つと考えることはできる。

② 飛灰加熱脱塩素装置の設置

飛灰のダイオキシン類法規制を遵守するうえで、安定して規制値（3ngTEQ/g）を満足するために加熱脱塩素装置を設置するものとした。溶融導入のケースで No.1BH 捕集灰を溶融（ダイオキシン類対策）していることと合わせるため、本ケースにおける加熱脱塩素の対象も No.1BH 捕集灰のみとする。

(2) スタディ結果

本スタディの結果をまとめたものを表 4.1 に示す。なお、各ケースの物質・熱収支については添付資料に示した。

結果は 2 章の分類に準じてまとめた。ただし、ダイオキシン類発生量等を追加しており、熱効率における蒸発量など差のない項目は削除している。また、比較する溶融導入のシステムとしては「マスバーン＋灰溶融」を用いた。ガス化溶融との対比としなかった理由には、比較を容易とすることのほか、2 章における結論で示したように、「マスバーン＋灰溶融」と「ガス化溶融」に明確な差が認められないとの認識がある。

表中の各試算データはごみｔベースで記載するとともに、溶融有無の比較については溶融なしをベースとした比率あるいは差を示した。以下、結果の概要について説明を加える。

表4.1 溶融導入の長短のケーススタディ結果まとめ

条件 ： 基準ごみ×全炉運転時 （但し、排ｶﾞｽ量は最大時）		試算データ				比率※2		考察など			
		600t/日		100t/日		600t/日	100t/日				
項目	単位※1	溶融あり	溶融なし	溶融あり	溶融なし						
排ガス量											
煙突	m^3_N/t	5,990	5,890	6,540	6,350	101.7	103.0	溶融排ガス分の差。ほとんど差が無いと言える。			
CO_2ネット排出量	kg-C/t	209	194	258	232	＋15kg-C/t	＋26kg-C/t	ほとんどが余剰電力による削減効果の差			
排ガスからの発生分	kg-C/t	251	251	253	251			都市ガス：0.64kg-C/kg、灯油：0.68kg-C/kg			
余剰電力による削減分	kg-C/t	-42	-57	5	-19			余剰電力分：0.168kg-C/kWh（火力発電所平均）			
ダイオキシン類発生量	μgTEQ/t	1.8	4.4	1.8	4.4	－2.6	－2.6	各媒体中濃度は以下の通り。（排水及び汚泥からの発生量は0.1μg/t以下のため無視）			
排ガス	μgTEQ/t	0.6	0.6	0.6	0.6			排ガス：0.1ngTEQ/m^3_N			
飛灰	μgTEQ/t	1.2	2.4	1.2	2.4	－1.2	－1.2	飛灰：0.1ngTEQ/g（No.1BH捕集灰及びNo.2BH捕集灰とも）、溶融飛灰：0.01ngTEQ/g			
スラグまたは焼却主灰	μgTEQ/t	0.0	1.4	0.0	1.4	－1.4	－1.4	スラグ：0ngTEQ/g、焼却主灰：0.02ngTEQ/g（DXN類新ガイドライン資料中の濃度と同じ）			
熱効率											
発電量	kWh/t	472	472	312	312	100	100				
消費電力	kWh/t	224	134	343	197	＋90kWh/t	＋146kWh/t	溶融なしの建築動力は溶融ありの80%とした（600ｔ/日：27kWh/t、100t/日：42kWh/t）			
内灰溶融電力		63		96							
余剰電力	kWh/t	248	338	-31	115	－90kWh/t	－146kWh/t				
ユーティリティ									ランニングコスト（円／t）	（溶融ありとの差）	
								単価	600t/日	100t/日	
電力	kWh/t	248	338	-31	115			-7.5	675	1,095	平均的な売電単価を設定した
薬品 25%ｱﾝﾓﾆｱ水	kg/t	0.91	0.90	0.92	0.90	100.7	101.9	50	0	1	大差なし
重金属安定剤	kg/t	0.29	0.26	0.29	0.26	113.8	113.0	400	14	13	不確定要素あり（溶融なしのNo.1BH飛灰への添加率：2%）
助燃燃料※3	m^3_N/t	0.20	0.0	2.26	0.0	＋0.2	＋2.3	100	20	79	単価は都市ガス100円、灯油35円の意味
低質ごみ時	m^3_N/t	12.2	12.0	19.3	16.8	101.7	115.1	35			
上水	m^3/t	－	－	0.59	0.20	－	293.1	300	100	117	600t/日のコストは100t/日からの推定
排水処理	m^3/t	－	－	0.33	0.31	－	106.4				コストに大きく影響しないため無視
								上記合計	809	1,305	
運転人員	人※4	37	28	32	23	＋9人	＋9人	溶融炉運転員：1人/直、補機管理要員：1人/直及び整備職員：1人/日勤の差			
最終生成物											
スラグ	kg/t	65.2	－	65.3	－	－	－				
焼却主灰（乾灰）	kg/t	－	61.4	－	61.4	－	－	焼却主灰は鉄、アルミ除去後の量。鉄、アルミは溶融あり、なしとも10kg/t。			
飛灰処理物	kg/t	19.6	28.9	19.6	28.9	68	68				
溶融飛灰	kg/t	4.8	－	4.8	－	－	－				
No.1BH飛灰	kg/t	－	12.8	－	12.8	－	－				
No.2BH飛灰	kg/t	11.2	11.1	11.2	11.1	－	－				

※1　”/t”はごみ1tonあたりを示す。

※2　溶融なしのデータを100とした場合の、溶融ありのデータの比率を示す。”＋”または”－”の符号付きの値は、「溶融あり－溶融なし」の差を示す。

※3　助燃燃料は600t/日では都市ガス、100t/日では灯油（単位：L/h）。また、炉の立ち上げ下げにおける使用量は含まない。

※4　プラントの運転に必要な人員で延べ人数を示す。工場長、事務員及び清掃員などは含まない。

① 排ガス量及びダイオキシン類等

溶融有無で排ガス量の差はほとんどない。電気式灰溶融炉からの排ガス量が少ないためであり、排ガス由来のCO_2排出量の差もない。余剰電力による削減分を差し引いたCO_2ネット発生量では、溶融導入により 15～25kg-C/ｔ程度増加する。

ダイオキシン類については、溶融導入により 2.6μgTEQ/ｔ減少する結果となった。減少分の５割以上が焼却主灰のスラグ化によるものであり、残りが飛灰の差である。

② 熱効率

発電量は同じであり、消費電力の差が余剰電力の差となる。消費電力の差のほとんどは灰溶融電力によるものであるが、溶融補機動力及び建築動力の差も加わり、溶融なしの約 1.7 倍の消費動力となる。余剰電力の差として 90～150kWh/ｔである。

③ ユーテリティ

電力収支の差がランニングコストに最も大きく影響しており、次いで上水の差が挙げられる。溶融炉及びスラグの冷却に使用する水量が多く、ユーティリティ上無視できない量となる。

また重金属安定剤量については、溶融なしの場合で No.1BH 捕集灰に対して 2%（重量比）添加する条件としており、ランニングコストにおいては大きな差とはなっていない。

ランニングコストの合計としては 800～1,300 円/t 程度の差となった。

運転人員は溶融炉の運転及び整備職員等の差として延べ９人程度の差があるものとした。

④ 最終生成物

最終生成物の質・種類が異なるため溶融有無の差を単純に数値化できるものではない。表中に示した各排出物量は、次節以降の代替灰処理検討における基礎データとして使用する。

なお飛灰処理物量の差についてのみ比率を示したが、これは No.1BH 捕集灰（脱じん灰）と溶融飛灰の差によるものである。

4.1.2 溶融導入の長短と代替灰処理技術に対する評価指標の提案

前項のスタディ結果に基づき溶融導入の長短について整理したものを表 4.2 に示す。

評価項目は、第２章のスタディに準ずるものとした。但し、「実用性」及び「安定性、維持管理、安全性」は、溶融と代替灰処理技術を比較、評価する際の項目としては有用であるが、溶融有無の対比としては特に意味を持たないため省略した。

また溶融導入の長短に関わる評価内容を基に、代替灰処理技術に対する評価指標の一例として整理したものを併記している。すなわち、溶融導入のメリットは代替灰処理において克服すべき課題として捉え、デメリットは利用可能な余裕度として扱うものである。またランニングコストなど定量化できる項目については灰ｔあたりの数値に換算し、利用しやすい指標として提示する。

(1) 環境保全性について

ダイオキシン類など 2 章で用いた評価項目に加え、重金属類を挙げた。溶融におけるスラグへの安定化に代わる機能が代替灰処理において必要となる場合があることを示すものである。

ダイオキシン類については、溶融しない場合でも飛灰の加熱脱塩素の採用により 5μgTEQ/ごみｔ以下に抑制できることと、代替灰処理において排出物の用途に応じた濃度基準設定が必要となる場合があることが要点であろう。CO_2排出量および排ガス量については、電気式灰溶融に対する評価の側面が強く、表中内容は一例と考えるのが妥当と言える。最終処分量については、スラグ化が溶融導入の最たるメリットであることは言うまでもなく、後述する経済性などと併せた評価が必要であろう。

表 4.2 溶融導入の長短と代替灰処理技術の評価指標例

評価項目	溶融導入の長短		代替灰処理技術の評価指標※2
	スタディ結果※1	長短の内容	
1. 環境保全			
ダイオキシン類の抑制 ダイオキシン類総量	−2.6μgTEQ/ｔ	溶融なしの場合でも総量は4.4μgTEQ/ごみｔと必ずしも高くない。但し、飛灰中DXN類の加熱分解を前提。溶融有無の差のうち5割以上が主灰によるもの。	DXN類の差を必ず0とする必要があると言うものではない。 代替灰処理に伴う排出物は少なくとも法基準を満足する必要があり、排出物の種類によっては用途に応じた濃度基準を設定する必要がある。
重金属類	−	溶融あり・なしとも法基準は満足する。溶融有無の差の定量化は困難であるが、スラグ中に安定化された重金属類が、主灰または飛灰に含まれることとなる。	DXN類同様、排出物に対し法基準を満足させるほか、用途に応じた濃度基準設定が必要な場合がある。
CO_2排出量	＋15〜＋26kg-C/t	余剰電力による削減効果の差。但し電気溶融を前提。	参考値（200〜350kg-C/灰ｔ）電気を主エネルギー源とする処理技術に対しての指標 化石燃料主体の処理の場合には、燃料式灰溶融炉との対比が妥当。
環境負荷 排ガス量	102〜103%	大差ない。但し、排ガス量の少ない電気溶融の場合。	CO_2排出量と同様、化石燃料主体の処理の場合には燃料式溶融との対比が妥当。
最終処分量	68%（−9.3kg/t）	溶融導入の最たるメリットである。但し、本項目のみでなく経済性など他の評価項目とのバランスを考慮する必要がある。左記値は飛灰処理物の差（溶融なしの場合、別途61.4kg/tの主灰が排出）。	代替灰処理技術における「対象とする灰の範囲」及び「処理不適残さの量」により、最終処分量は異なる。処理対象の範囲が広いほど、また処理不適残さが少ないほど最終処分量が減少するが、経済性などと併せて評価する必要がある。
2. 資源・エネルギー保全性			
資源・エネルギー使用量 使用電力	−100〜−150kWh/t	溶融電力及び溶融補機動力の差。	参考値（2.7〜20m^3_N/灰ｔ）＋（1,200〜2,000kWh/灰ｔ）
助燃料使用量	＋0.2〜＋2.3m^3_N/t	電気溶融での燃料使用量の差のみであり、本ケースでわずか。	上記は電気主体の処理技術に対する値。 電力を燃料に換算し（発電効率30%、燃料：41.6MJ/m^3_Nより3.47kWh/m^3_Nを使用）、燃料（都市ガス）消費量として合算すると350〜750m^3_N/灰ｔ。
資源の回収量	＋65kg/ｔ	灰のスラグ化は溶融導入の主要メリット。 ただし経済性などを併せた評価が必要。	最終処分量の評価と同様。 副資材の添加などにより資源回収物の見掛量が増加する場合には「灰の有効利用率」での評価が妥当。
エネルギー回収性 余剰電力	−100〜−150kWh/t	溶融電力及び溶融補機動力の差	上記、エネルギー使用量と同じ。
3. 経済性			
ランニングコスト	＋800〜＋1,300円/ｔ	差の8割以上が電気料金の差。上水使用量の差が1割程度寄与。 燃料焚溶融の場合の燃料費は本試算の電力費と同等以下。 （溶融電力 850〜1,300kWh/灰ｔ、売電単価 7.5 円/kWh、灯油単価35円/Lの条件より逆算した灯油使用量原単位は180〜280L/灰ｔ）	埋立処分費用を含めて別途検討。
飛灰処理について	−	飛灰処理に必要な薬剤量については、不確定要素がある。但し、本スタディではコスト差に影響しない結果としている。	
運転人員	＋9人	溶融炉運転員及び整備職員の差。	

※1　溶融なしをベースとした値。“＋”又は“−”の符号付きの値は溶融なしとの差、%表示は溶融なしを100とした比率を示す。また、単位に“/t”とある値は、ごみｔベースの数値。
※2　灰ｔベースの数値は、「焼却主灰＋No.1BH捕集灰」の重量をベースとしたもの。

(2) 資源・エネルギー保全性について

資源回収性については、灰のスラグ化が溶融導入の主目的でもあり、主要メリットとなる。代替灰処理において資源回収量を高める必要性については論ずるまでもなく、具体的には「処理対象灰の範囲が広いこと」及び「処理に伴い発生する不適残さの量が少ないこと」が求められる。また資源回収性の評価は、前述の最終処分量に対する評価と同じものとなり、経済性などを含めて評価すべき点についても同様である。

エネルギー保全性については電力及び燃料に分けて整理しており、表中の各々に対する内容は電気式灰溶融に対する評価と等しく、一例と考えるのが妥当と言える。なお、電力量を燃料量に換算すれば灰溶融に要するエネルギーを燃料使用量ベースで評価することが可能である。表中には、発電効率 30%とした場合の燃料量を用いて灰ｔあたりの都市ガス使用量に換算した例について示した。

(3) 経済性について

溶融導入の主要メリットである埋立処分量の削減は埋立処分費用の低減に直接結びつく。経済性について評価を行う際には、前述のスタディで求めたランニングコストだけでなく、埋立処分費用を併せて考える必要がある。

まず溶融を行わずに発生灰を全て埋立処分した場合と灰溶融を導入した場合とを比較する。図 4.1 には 600t/日のケースを対象に全量埋立時と溶融導入時のフロー及び発生灰の量を示した。さらに一例として埋立処分単価 20,000 円/ｔとした場合の経済性の比較を模式的に図 4.2 に示す。なお、これら経済性を比較するにあたり、以下を前提とした。

・ 溶融スラグ及び鉄・アルミは無償引き取りとする
・ 溶融ありの場合では、No.2BH 捕集灰（脱塩灰）及び溶融飛灰を埋立処分の対象とする

ただしこれらの条件は、スラグ及び鉄・アルミの価値自体を否定するものではなく、対比を単純化するために用いたものであることに留意されたい。溶融飛灰の埋立処分という条件についても、山元還元による重金属回収の選択肢を否定したものではない。

溶融を行わない場合には溶融導入時に比べてランニングコストがごみ 1ｔあたり約 810 円低くなる一方、埋立処分に要する費用が焼却主灰（73.7kg/ごみｔ，湿灰）及び飛灰処理物（28.9 kg/ごみｔ）に対して約 2,050 円/ごみｔとなる。これに対し溶融導入の埋立処分費用は、飛灰処理物(19.6 kg/ごみｔ)に対する約 390 円/ごみｔで済むため、トータルで全量埋立に比べて約 850 円/ごみｔのコスト節減が可能となる。節減費用は 20 年間積算で約 30.6 億円となり(600t/日×300 日/年運転)、この費用で溶融施設のイニシャルコスト及び維持補修費が賄えるかどうかを溶融導入の目安とする方法もあろう。

図 4.1 及び図 4.2 には代替灰処理を行う場合についても併記した。主灰及び脱じん灰を処理対象とする例について示しており、この場合、脱塩灰処理物の処分費用として約 270 円/ごみｔが必要となる。溶融と比較した場合、トータルで約 940 円/ごみｔ以内で代替灰処理が可能であれば更なるコスト節減が図れることとなる。灰 1t あたりに換算すると約 12,600 円に相当する。但し、このコスト（以下、「灰処理コスト」と呼ぶ）に関しては次の点に注意が必要である。

・ 代替灰処理に伴って不適物などが発生し埋立処分する必要が生じた場合の費用を含むこと
・ 代替灰処理により回収される有価物が売却益を伴う場合、その売却益を加味すること

すなわち、代替灰処理に求められる要件として、「不適物発生が少ないこと」及び「付加価値の高い有価物を回収できること」が挙げられることを意味するものである。

なお、「埋立処分単価」は処分地確保の難易など地域の事情により大きく異なるが、これをパラメータとして灰処理コスト等を試算した結果については添付資料に示す。

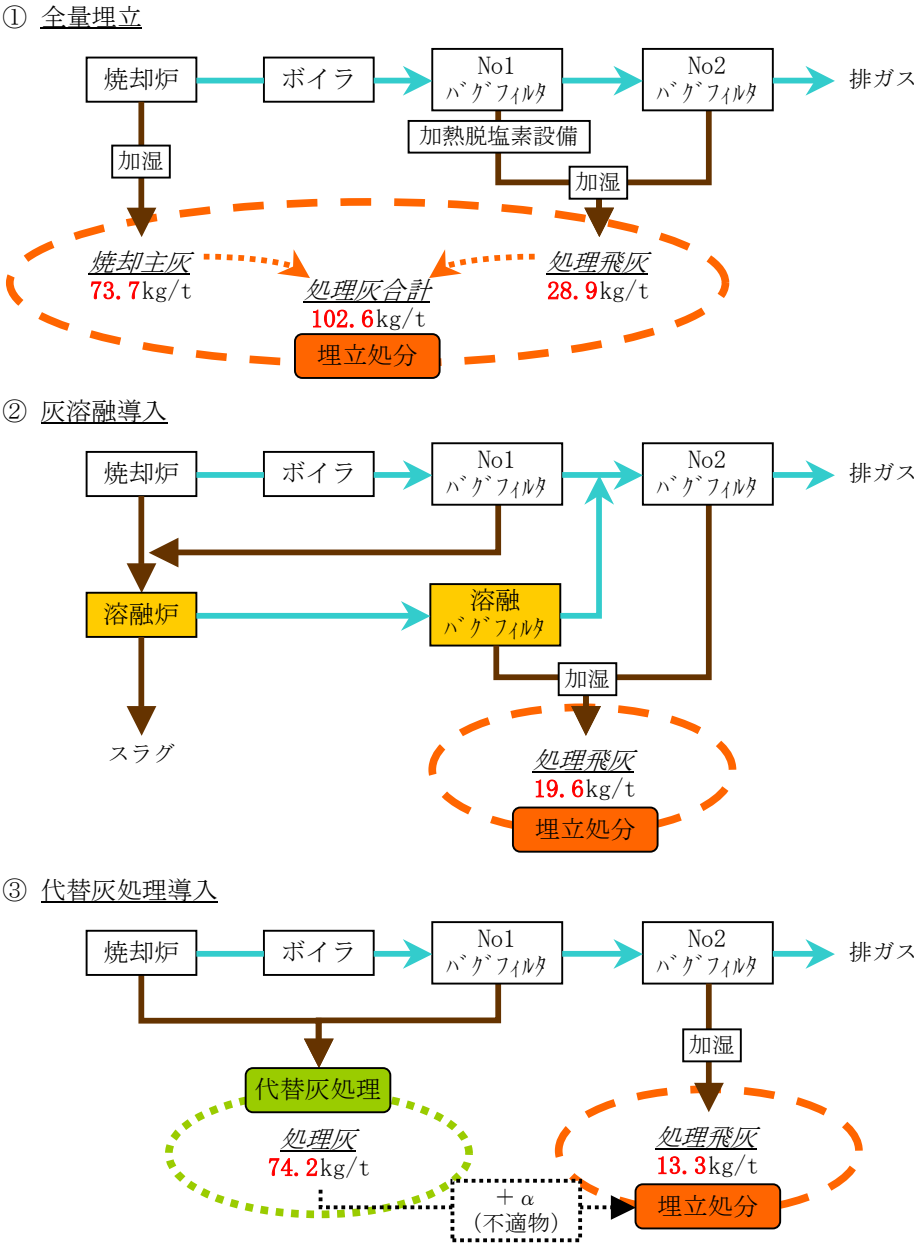


図4.1　600t/日のケースにおける全量埋立、溶融導入、代替灰処理時のフローと発生灰量

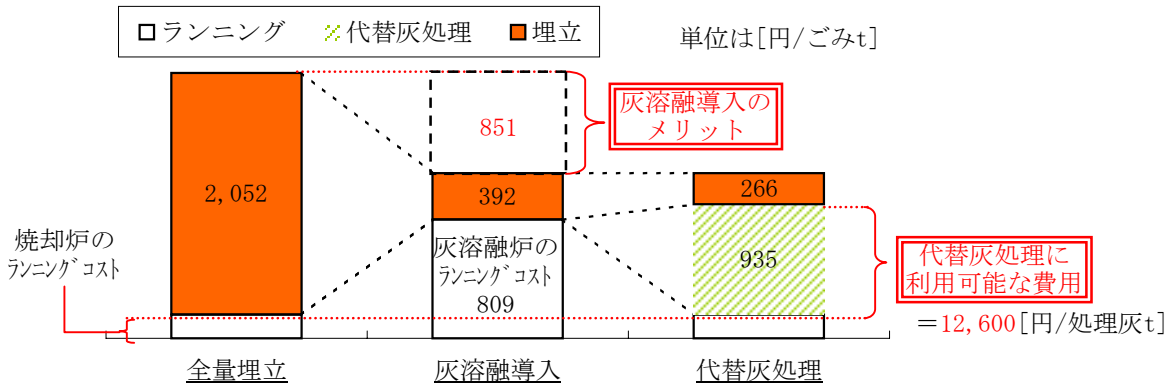


図4.2　600t/日のケースおける全量埋立、溶融導入、代替灰処理時の経済性比較
(埋立処分単価＝20,000円/tの場合)

4.2 代替灰処理技術

都市ごみを熱操作（焼却や熱分解）によって処理した残渣である無機物（主灰、飛灰等）を最終的にどのような形にするかということは残渣に含まれるダイオキシン類や重金属の問題および最終処分をどのようにするかということにかかっている。1990 年代の都市ごみ処理が直面した大きな問題はダイオキシン類と埋め立て処分地の逼迫であるといえる。この 2 つの問題を解決し残渣を資源として再利用することを目指して溶融技術が大きく進展した。1 つは灰溶融であり、いま 1 つはガス化溶融である。いずれも高温下で無機物をスラグ化し、その過程でダイオキシン類を分解するとともに重金属を揮散させたり、あるいはスラグ中に安定化・固定化することができる。溶融スラグ化はわが国特有の優れた技術であるといえるが、どのような場合にも最適なシステムであるわけではなく、施設が立地する場所の経済的・社会的諸条件によって多様な選択肢があって当然であろう。現にヨーロッパ諸国では溶融処理によらなくとも焼却灰の物理的選別等の方法によって高い再利用率が報告されている例も見られる。

廃棄物研究財団の文献調査では残渣物のリサイクル技術として表 4.3 に示すように多くの方途が抽出されている。本節では紙面の都合で 1，2 の開発例を紹介する。

表 4.3 JICST 抽出文献による焼却灰、飛灰の処理と利用

<table>
<tr><th>大分類</th><th>用途など</th><th>処理対象物</th><th colspan="2">和文</th><th colspan="2">英文</th></tr>
<tr><td rowspan="6">非熱処理</td><td rowspan="2">地盤材料，覆土材
土壌改良材</td><td>焼却灰</td><td>2</td><td rowspan="6">19</td><td>1</td><td rowspan="6">22</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>0</td><td>0</td></tr>
<tr><td rowspan="2">道路材料，堤防材料
路盤材，盛土</td><td>焼却灰</td><td>3</td><td>7</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>0</td><td>1</td></tr>
<tr><td rowspan="2">建設資材，コンクリート
ブロック，骨材</td><td>焼却灰</td><td>12</td><td>１２</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>2</td><td>1</td></tr>
<tr><td rowspan="6">熱処理</td><td rowspan="2">セメント原料</td><td>焼却灰</td><td>37</td><td rowspan="6">49</td><td>3</td><td rowspan="6">8</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>22</td><td>1</td></tr>
<tr><td rowspan="2">焼成物
セラミック，タイル</td><td>焼却灰</td><td>10</td><td>3</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>3</td><td>0</td></tr>
<tr><td rowspan="2">ゼオライト</td><td>焼却灰</td><td>0</td><td>0</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td>0</td><td>2</td></tr>
<tr><td colspan="2" rowspan="2">その他（水熱固化体など）</td><td>焼却灰</td><td colspan="2">2</td><td colspan="2">1</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td colspan="2">2</td><td colspan="2">0</td></tr>
<tr><td colspan="2" rowspan="2">金属回収</td><td>焼却灰</td><td colspan="2">0</td><td colspan="2">0</td></tr>
<tr><td>飛灰</td><td colspan="2">9</td><td colspan="2">4</td></tr>
<tr><td colspan="2">技術動向，利用システム，利用指針</td><td>焼却灰
飛灰</td><td colspan="2">7</td><td colspan="2">4</td></tr>
</table>

(1) エコセメント

「エコセメント」は「エコロジー」と「セメント」を合成した言葉である。セメントは石灰石、粘土等の鉱物資源を原料として製造されるが、都市ごみ焼却灰や下水汚泥の無機分はもともとセメント原料に類似した成分組成をもつ。1993～1996 年に通産省の「生活産業廃棄物等高度処理・有効利用技術研究開発」事業補助金を受け「都市型総合廃棄物利用エコセメント生産技術」の実証研究が実施され、その製造技術が確立されたものである。

エコセメントの製造工程を図 4.3 に示した。都市ごみ焼却灰や下水汚泥に石灰石等の天然鉱物を加え成分調整された原料は焼成キルンにおいて約 1,350℃の焼成温度で焼成されクリンカーとなる。このクリンカーは冷却されたのち、セメントのもう一つの重要な成分である石膏と混合され、粉砕されてエコセメントとなる。エコセメントと普通セメントの化学成分の代表例を表 4.4 に示したが、エコセメントは原料に含まれている塩素分の影響を受けて塩素含有量が高いのが特徴である。セメントの塩素含有率が高いとセメントの凝結が速まる一方、鉄筋コンクリート原料として使用すると鉄筋に錆を生じやすいという問題が生

じる。このため、エコセメントの用途は無筋コンクリートや地盤改良材に限定されると考えられてきた。このような用途の需要はわが国のセメントの年間需要約 8 千 8 百万トンの約 1 割、約 8 百万トンであるとみられている。ただし、塩化物を他の有用金属とともに揮散させる技術もすでに開発されており、これによれば、セメント中塩素分を 300 ppm 以下に抑えることができるとされている。

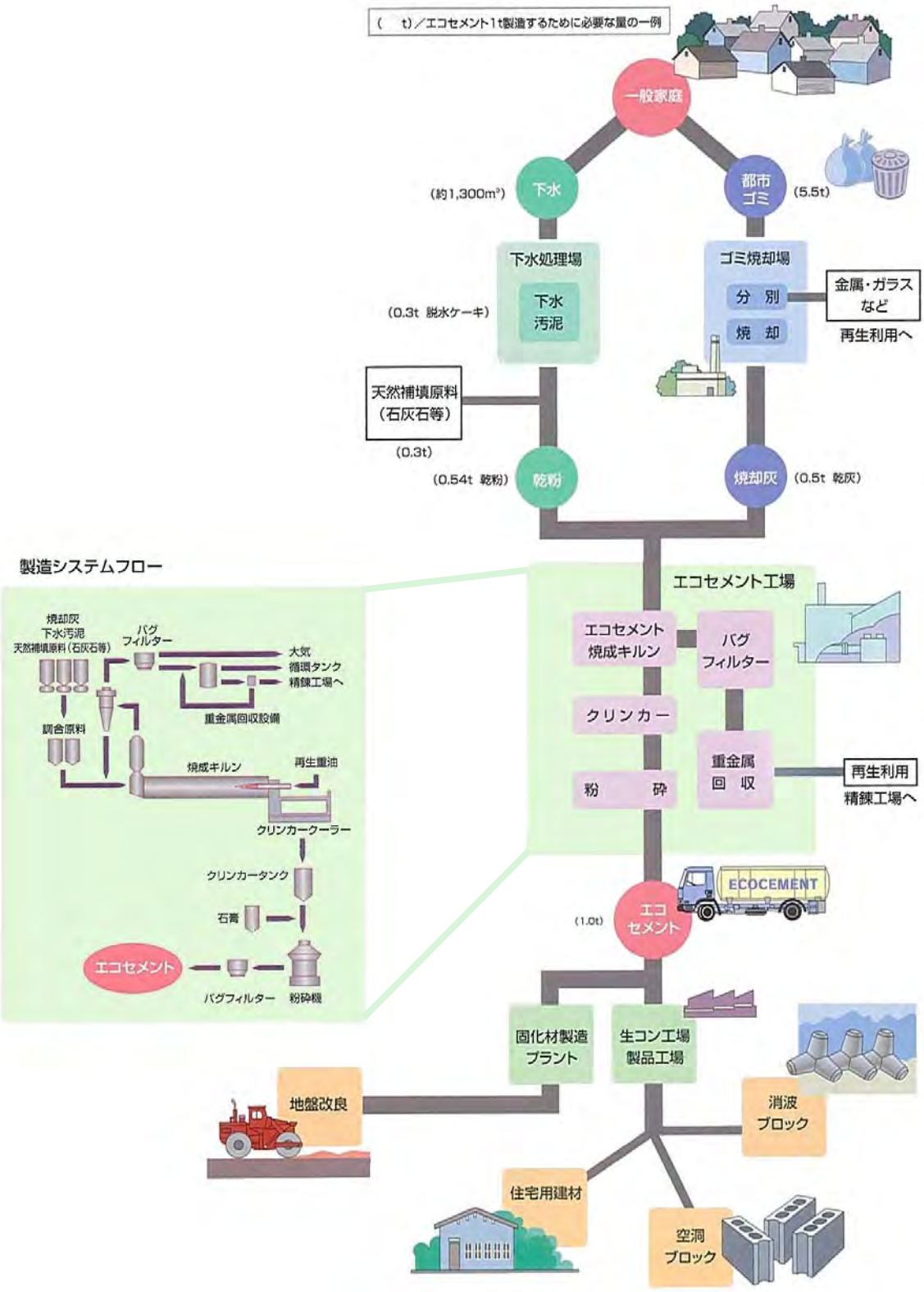


図 4.3 エコセメントの製造工程

表 4.4 エコセメントと普通セメントの成分例

化学成分(%)	強熱減量 ig.loss	不溶解残分 insol	酸化ケイ素 SiO_2	酸化アルミニウム Al_2O_3	酸化鉄 Fe_2O_3	酸化カルシウム CaO	酸化マグネシウム MgO	三酸化硫黄 SO_3	全アルカリ酸化物 R_2O	塩素 Cl	Total
エコセメント	0.8	0.2	15.2	10.2	1.9	60.3	1.4	8.8	0.7	0.5	100.0
普通セメント	0.6	0.1	22.2	5.1	3.2	65.1	1.4	1.6	0.7	0.0	100.0

鉱物組成(%)	C_3S	C_2S	C_3A	$C_{11}A_7 \cdot CaCl_2$	C_4AF
エコセメント	68.1	4.5	—	24.1	3.3
普通セメント	52.7	23.5	8.2	—	9.7

都市ゴミ焼却灰の主成分:アルミナ、シリカ、酸化鉄、酸化カルシウム等。
ゴミ焼却灰には普通セメントに必要な主成分(表中の化学成分)が含まれています。

最初のエコセメント製造施設は千葉県の「市原エコセメント」であり、年間、都市ごみ焼却灰を 6 万 2 千トン、汚泥等の産業廃棄物を 2 万 8 千トン受け入れ、天然原料 3 万トンを使用して 11 万トンのエコセメントを製造する計画であり、2001 年 6 月稼動開始予定である。

一方、東京都三多摩地域廃棄物広域処分組合では多摩地域で発生する焼却残渣の全量をエコセメントの原料とする方針を決定し、2004 年度稼動開始を目指している。その規模はエコセメントとして日量 520～600 トンであるとされている。

(2) 土壌改良材

焼却残渣に含まれるダイオキシン類や重金属は細粒部分に集中していることに着目し、細粒部分を除去した焼却残渣を土壌改良材に利用する試みが実証されている。図 4.4 に分析例を示すように都市ごみ焼却残渣に含まれるダイオキシン類や重金属は主に細粒部分に分布している。したがって、この細粒部分を除けば焼却残渣の有効利用は比較的容易になる。大阪市等の研究グループは 1998～2000 年に「ハイセメント」の実用化開発を行った。これは都市ごみ焼却残渣を利用して下記のような条件を満足する軟弱地盤（主に港湾浚渫埋立地土壌）改良材を開発する研究である。

① 改良材中のダイオキシン含有量；40 pg-TEQ/g 以下
② 重金属類；固化体の環告 46 号溶出試験において土壌環境基準以下
③ 固化強度；材齢 28 日において一軸圧縮強度 0.196 N/mm^{2}以上

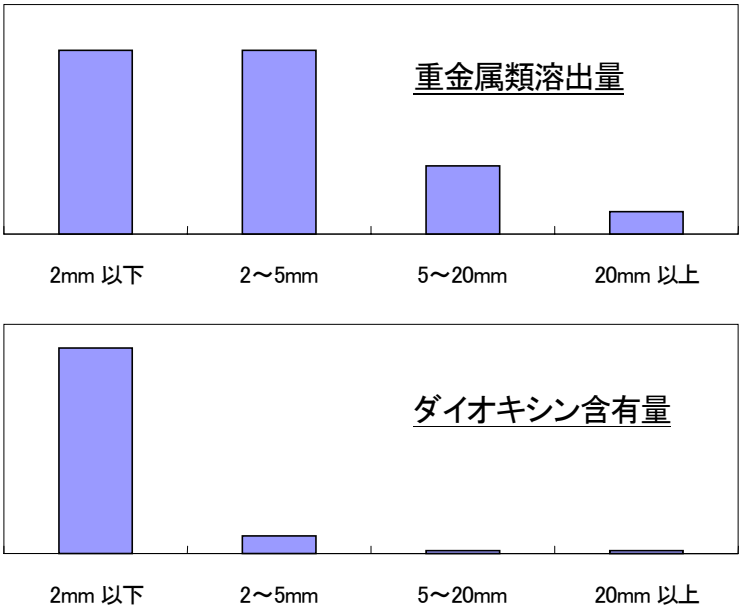


図 4.4 焼却灰の粒径別重金属溶出量とダイオキシン類含有量

図 4.5 に示すような製造工程によって製造された「ハイセメント」は環境事業団の助成を得て港湾浚渫埋立地において実機実証試験を行い上記の目標を上回る結果を得た。この技術は新たな熱エネルギーを必要としない方法であることが特徴であり、軟弱埋立地のトラフィカビリティーの確保（浅層混合処理）、土圧低減や液状化防止のための護岸裏込部改良（事前混合処理）、軟弱土を埋立材や盛土材への改良（定置式プラント処理）などの用途が期待されている。

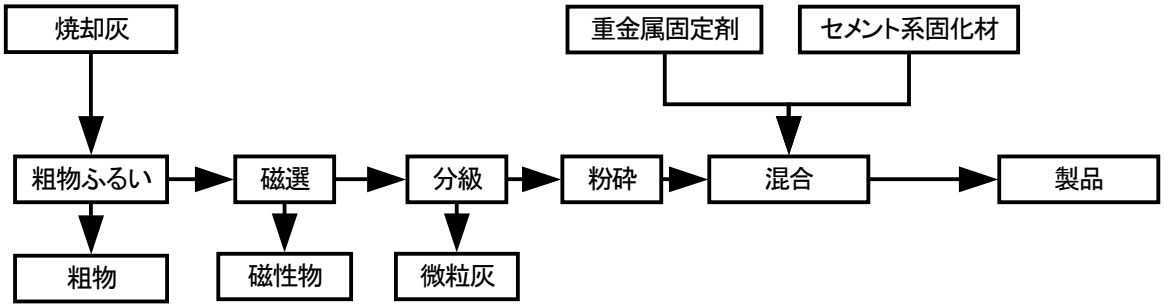


図 4.5 ハイセメントの製造工程

（3）その他

この他にも物理的選別技術、焼成技術、有効成分の抽出・精製技術など多種多様な方法が考案され、いろいろなスケールで研究開発が進められている。

＜参考資料＞

1. 廃棄物研究財団；廃棄部物処理残さに係るダイオキシン類の分解・安定化技術に関する研究　平成 12 年度報告書(2001)
2. 小熊敦郎；世界初のエコセメントプラントが 2001 年に稼動、月刊地球環境、pp. 71-88（1999/9）
3. 太平洋セメント；エコセメント（パンフレット）

５．総括

将来の熱操作によるごみ処理のあるべき姿を検討するために、ガス化溶融システムとマスバーン（次世代ストーカ燃焼システム）について比較し、両者に共通する溶融処理の長短も併せて調査した。検討に際して、現時点ではまだ十分なデータは整っていなかったが、本論の各章では以下のような結果を導くことができた。

第２章では、ガス化溶融の代表として流動床ガス化溶融炉、マスバーンの代表としてストーカ炉＋電気溶融炉を選んで環境保全、資源・エネルギー保全性ならびに経済性について比較検討した。なお、ごみの処理量は大都市と中小都市の両方をカバーできるように600t/日（200t/日･炉×3炉）と100t/日（50t/日･炉×2 炉）の２パターンとし、低位発熱量は容リ法の普及やごみ処理の広域化などを考慮して 8,800±2,500kJ/kg に設定した。

試算の結果、排ガス量はガス化溶融の方が空気比の差（ガス化溶融 1.3、マスバーン 1.43）の分だけ約5%少ないが、低質ごみでは白防空気のために両者は同じになること、CO_2排出量も差がないことが明らかになった。熱回収効率は、ガス化溶融炉はスラグ化のために熱が消費されることとガス化炉からの放熱が大きいことから、マスバーンに比べて数%～10 数%ほど小さい。しかし、マスバーンの電気溶融炉の消費電力が大きいことから、余剰電力はガス化溶融の方が 600t/日で 30kWh/ごみｔ、100t/日で 60 kWh/ごみｔ程度大きい結果となった。薬剤については、HCl 濃度には差がないという前提から消石灰量は同じとした。また、重金属安定剤についても両者は同等の消費量となった。さらに助燃燃料も同等とみなすことにより、ユーティリティーの差は両者の電力収支の差である 250～500 円/ごみｔ程度となった。最終処分量についても前述の理由からほぼ同量という結果が得られた。

以上をまとめると、両方式では環境保全、資源・エネルギー保全性ならびに経済性では顕著な差がないことが明らかになった。ガス化溶融の小規模設備におけるランニングコストの優位性は認められたものの、実用性や安定性といった定性的な評価指針が考慮されていない以上、トータルな優越性は明言しにくい。この点の評価が今後の課題と言える。

第３章では、各社が提案中あるいは実証中のマスバーンシステムの概要をまとめた。基本的には低空気比燃焼による排ガスの減量、ならびに燃焼温度の高温化等によるダイオキシン類の徹底低減、焼却主灰のクリーン化および熱回収効率の向上が特長である。また、高温燃焼に耐えるために水冷火格子や耐火タイルによるボイラ壁被覆などを備えているシステムもある。

日立造船のスーパーストーカ 2000 では 1.3～1.5 の低空気比燃焼を行い、これによる高温を利用したダイオキシン類の削減ならびに高温エアヒータによる熱回収、また高温に対応するための水冷火格子と耐火タイルを備えている。

川崎重工のアドバンスドストーカは炉内燃焼ガスが並行流となる炉形状を特長とし、空気比 1.3 の低空気比燃焼による高温等でダイオキシン類を大幅に低減する。焼却主灰は溶融後スラグ化するか、混練蒸気養生して固化体として路盤材などに利用する方法を提案している。また、炉床の高温化に対応するために火格子を水冷化している。

神戸製鋼の 21 世紀モデルは、90 年台初頭から欧州で次世代を見据えたストーカ炉技術の開発に取組んできたルルギ社（独）から技術導入し、低空気比、高温燃焼、水平煙道型ボイラを特徴としている。同技術によるヘルテン施設（独）では年間 300 日以上の連続運転を続けている。

クボタの K-ECO ストーカは空気比 1.4 の低空気比燃焼を実現する際に、バグフィルタ後の排ガスを炉内に再循環している。これにより、炉内にコールドスポットを作ることなしに混合撹拌を促進し、高温燃焼と併せてダイオキシン類の発生抑制をはかる。高温対策として水冷火格子と耐火タイルも備えている。

三菱重工は燃焼一次エアの酸素濃度を高める酸素リッチ燃焼により、低空気比燃焼・高温化を極限まで高め、溶融炉なしで主灰を半溶融して有効利用できるシステムを提案し、複数の炉で既に実証テストを終えている。

日本鋼管のハイパーストーカは、灰処理炉をストーカ炉の後段に備えることにより、焼却灰を高温処理してそのままリサイクルできる。炉は二回流ガス流れを特長とし、高温空気燃焼と低空気比燃焼による高温で排ガス中と総量のダイオキシン類低減をはかる。火格子は水冷化して高温燃焼に対応する。

タクマはエクセルストーカと呼ばれるマスバーン炉で、後燃焼帯上部から余剰空気を抜き出して二次燃焼領域に吹き込むことにより、ダイオキシン類とＮＯx の同時低減を可能にしている。また、火格子は水冷せず、バグフィルタ前での減温塔を省き、触媒脱硝塔前では再加熱しないという他社とは異なったコンセプトを打ち出して、現在実炉で実証中である。

ユニチカの新世代ストーカ技術は傾斜摺動式ストーカを基本とし、酸素富化、水冷ストーカ、水冷壁を組み合わせて低空気比高温燃焼を行うものである。三次元温度分布計測により高精度燃焼制御を行い、さらにテールエンド形ボイラ、低温エコノマイザ、二段バグフィルタ、排ガス再循環、低温脱硝触媒を組み合わせて、高効率発電と低公害を確保するものである。

各社のマスバーン（次世代ストーカ炉）は、環境負荷の低減と低コスト化を合い言葉に、様々な技術を開発しながら本格的に市場に出ていくところである。

第４章では、ガス化溶融とマスバーンの両方に共通する無機物の溶融スラグ化について検討を行った。溶融は灰の減容化・無害化の優位性から各所で提案あるいは奨励されているが、補助的なエネルギーを必要とする。そこで、溶融した場合としない場合の長短の比較、さらに溶融しない場合については、溶融代替灰処理技術としてセメントや土壌改良材の原料としての用途も調査した。

排ガス量は、電気溶融を想定する限り溶融の有無で差はほとんど生じない。CO_2 排出量も排ガス量に起因する差はないが、余剰電力による削減効果の差として溶融無しが 15～25kg-C/ごみｔ程度少ない。しかし、ダイオキシン類は溶融無しが有りに比べて 2.6μgTEQ/ごみｔ増加する結果が明らかになった。熱効率は、両者で発電量が同じとしているので消費電力の差で表現できる。溶融有りが無しに比べて 1.7 倍の電力を消費し、余剰電力の差として 90～150kWh/ごみｔとなった。電力以外のユーティリティーではスラグの冷却水の差が大きく、重金属安定剤も考慮すると 800～1,300 円/ごみｔ程度の差となり、人員も溶融炉要員の分だけ 9 人程度多く必要であることがわかった。

総じて、環境保全性は溶融有りの方が優位であり、資源・エネルギー保全性については溶融無しの方が優位にあることは明らかである。しかし、経済性については、埋め立てを想定した場合、最終処分場に埋め立てる量と費用との関係で溶融炉を設置して灰を減容化すべきかどうかが分かれる。また、代替灰処理をする場合も主灰のみあるいは飛灰も含めての処理費用と量に基づいて同様の試算がされた。灰をセメントなどの有価物の原料にする場合、これにさらに売却益を加味する必要があるので溶融導入の損益分岐点が単なる埋め立て処理とは異なる。現時点ではこれらの値を特定できないため、定量的な評価は差し控えた。

以上のように可能な限りの定量評価を行ったが、実用性と安定性、維持管理、安全性については、後述するように客観的な比較は必ずしも十分とはいえない。なお、本評価をするうえでは以下に示すような様々な問題があり、結果導出には困難を極めたことを追記しておく。

まず第 1 に、両システムにも様々な方式があるために、果たして 1 つの代表例を選んで比較検討ができるのかという問題である。とくにガス化溶融炉には種類が多く、このシステムの中でも各方式がしばしば比較検討されていることは周知のとおりである。マスバーンについても、最近各社から種々の次世代ストーカシステムが提案され、代表例を選ぶのはガス化溶融システム同様に容易ではなかった。

第 2 に、マスバーンが十分な実績データに基づいた評価であるのに対して、ガス化溶融炉は期待値的なデータが多い点である。これは両者の歴史の違いに基づくものであり、如何ともしがたい。とくに、長期連続運転の視点からマスバーンを見直すうえで、たとえばガス化溶融システムにおける溶融飛灰の挙動に関するデータが少ないのであるが、これは容認せざるをえない点であった。

第 3 に、定量評価が出来ない項目があり、しかもそれらの多くが両者の違いを決定付けている点である。数値的には、本文からわかるように様々なポイントでガス化溶融システムの方がマスバーンより有利な結

果が得られた。しかし、数値として表れない「信頼性・安定性・使い勝手」といった点では、これまでの慣れもあろうが、マスバーンの方が優れていることは多くの方が感じられることと思われる。これらの評価項目も、もちろん時間やコストによって評価できるが、本部会ではその域にまでは踏み込んでいない。

繰り返すことになるが、両者の評価をする際には必ずしも十分なデータが揃っていたわけではなかったために、代表システムの選定と試算条件の設定に実に半分弱の時間を費やした。このような条件のもとで、本部会では討議を重ねながら両システムの比較検討を行った。今後、それぞれのデータが充実するにつれて評価結果も洗練されたものになっていくことを確信している。

最後に、次期の廃棄物中間処理のあるべき姿を模索する上で、本部会の結果が一助となれば幸いである。

以上

添 付 資 料

添付１ マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディに関わる資料

添付 1.1　ケーススタディ設定条件

添付 1.2　容器包装リサイクル法施行に伴うごみ性状変化の検討

添付 1.3　各ケース物質収支図表

添付 1.4　運転人員内訳

添付 1.5　ごみ質による熱効率等の差異

添付２ 各社次世代マスバーン技術資料

添付３ 溶融導入の長短に関わる資料

添付 3.1　溶融なしの物質収支図表

添付 3.2　経済性等に関する補足検討資料

添付１　マスバーンｖｓガス化溶融のケーススタディに関わる資料

添付 1.1　ケーススタディ設定条件 ･･･付 1-1

添付 1.2　容器包装リサイクル法施行に伴うごみ性状変化の検討･････････････････付 1-2

添付 1.3　各ケース物質収支図表 ･･･付 1-7

添付 1.4　運転人員内訳 ･･付 1-15

添付 1.5　ごみ質による熱効率等の差異 ･･････････････････････････････････････付 1-16

添付1.1 ケーススタディ設定条件

項目	内容	
ケース名	600t／日	100t／日
1 施設概要		
1-1 施設規模	600t／日	100t／日
1-2 炉構成	3炉　(200t/24h/炉)	2炉　(50t/24h/炉)

2 ごみ質

		単位	高質	基準	低質
2.1 低位発熱量		kJ/kg	11,300	8,800	6,300
		kcal/kg	2,700	2,100	1,500
2.2 ３成分					
	水分	%	34.7	45.6	56.5
	可燃分	%	56.3	46.4	36.5
	灰分	%	9.0	8.0	7.0
2.3 可燃分元素組成（可燃分ベース）					
	C	%	54.54	54.09	53.43
	H	%	8.08	8.13	8.16
	N	%	0.75	0.78	0.82
	O	%	36.06	36.42	36.99
	S	%	0.04	0.04	0.05
	Cl	%	0.53	0.54	0.55

3 公害防止基準

3.1 排ガス（乾きガス、O_2=12%換算値）

ばいじん	0.01 g/m^3_N
HCl	50 ppm
SOx	50 ppm
NOx	50 ppm
ﾀﾞｲｵｷｼﾝ類	0.1 ngTEQ/m^3_N
白煙防止	気温5℃,相対湿度50%

3.2 溶出基準（mg/L以下）

	飛灰処理物	スラグ
溶出試験方法	環告13号	環告46号
アルキル水銀	不検出	―
総水銀	0.005	0.0005
カドミウム	0.3	0.01
鉛	0.3	0.01
六価クロム	1.5	0.05
ひ素	0.3	0.01
セレン	0.3	0.01

3.3 焼却条件

燃焼室出口温度	850℃以上
燃焼ガス滞留時間	２秒以上
一酸化炭素濃度	30 ppm以下（O_2=12%換算、4時間平均値）
焼却残渣熱灼減量	5 %以下（600℃、３時間）

4 各設備方式

4.1 受入供給	ピットアンドクレーン方式	←
4.2 燃焼ガス冷却	廃熱ボイラ方式	←
(1) 蒸気条件	4MPa×400℃（過熱器出口）	3MPa×300℃（過熱器出口）
(2) 出口ガス温度	200℃（節炭器出口）	排水クローズドの条件を満たす様決定
4.3 排ガス処理		
(1) 有害ガス除去	乾式（消石灰噴霧）	←
(2) 集じん	ろ過式集じん機（２段バグ）	←
① ガス温度	160℃（集じん機出口）	←
(3) 脱硝	触媒脱硝	←
① ガス温度	210℃（脱硝反応塔入口）	←
4.4 通風	平衡通風方式	←
4.5 余熱利用		
(1) 発電	1段抽気復水タービン	ストレート復水タービン
① 排気圧力	15 kPa abs.	←
(2) 場内熱供給	給湯	←
① 熱量	500,000 kJ/h（放熱含む）	←
(3) 場外熱供給	なし	←
4.6 灰出し		
(1) 灰溶融　（マスバーン方式について）		
① 形式	電気式	←
② 対象灰	焼却主灰及びNo.1集じん機捕集灰	←
③ 炉数	常用1炉	←
(2) 飛灰処理	重金属固定剤処理方式	←
(3) 搬出	ピットアンドクレーン方式	バンカ方式
4.7 給水	上水及び再利用水（排水処理水） 再利用水の用途はガス減温水	←
4.8 排水	下水道放流	クローズド（生活排水含む）
4.9 電気	特高あるいは高圧受電	←
4.10 その他		
(1) 燃料	都市ガス　(41,600kJ/m^3_N, 0.84kg/m^3_N)	灯油　(34,100kJ/L, 0.79kg/L)

添付1.2　容器包装リサイクル法施行に伴うごみ性状変化の検討

(1) 現状

表１　都市規模別のごみ低位発熱量

	全国	大都市	大都市	中小都市	中小都市
人口		>=50万人	>=30万人	<50万人	<30万人
データ数	2,605	20	65	2,585	2,540
算術平均(kca/kg)	1,678	2,090	2,018	1,674	1,669
加重平均(kcal/kg)	1,961	2,134	2,100	1,865	1,814

(平成９年度厚生省一般廃棄物処理事業実態調査より算出)

＊加重平均：各都市ごとの年間ごみ焼却量と低位発熱量をもとに算定

図1　低位発熱量(全国)

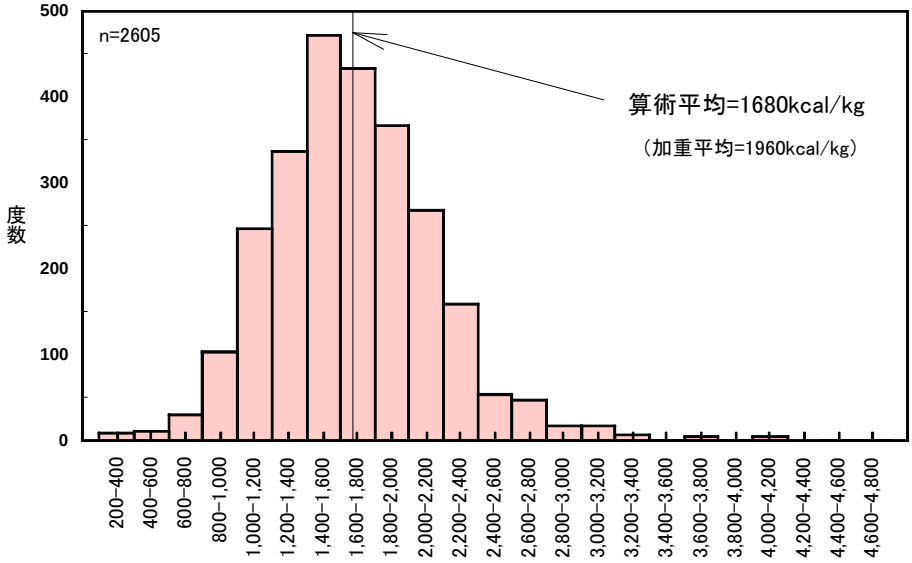


表2　種類組成及び三成分

		全国	大都市		中小都市	
人口		ー	>=50万人	>=30万人	<50万人	<30万人
データ数		2,605	20	65	2,585	2,540
紙類	算術平均　(%)	46	47	49	46	46
	加重平均　(%)	48	48	49	48	47
プラスチック類	算術平均　(%)	19	18	19	19	19
	加重平均　(%)	18	15	16	19	19
その他	算術平均　(%)	34	35	32	35	35
	加重平均　(%)	34	37	35	33	34
水分	算術平均　(%)	52	45	47	52	52
	加重平均　(%)	47	44	44	49	50
可燃分	算術平均　(%)	41	46	44	41	40
	加重平均　(%)	44	47	46	44	42
灰分	算術平均　(%)	7	9	9	7	8
	加重平均　(%)	9	9	10	7	8

低位発熱量推定式

Hl＝｛７４Ｒ＋４８Ｐ＋１２Ｏ｝×（１００－W）／１００－６Ｗ　　（ｋｃａｌ／ｋｇ）

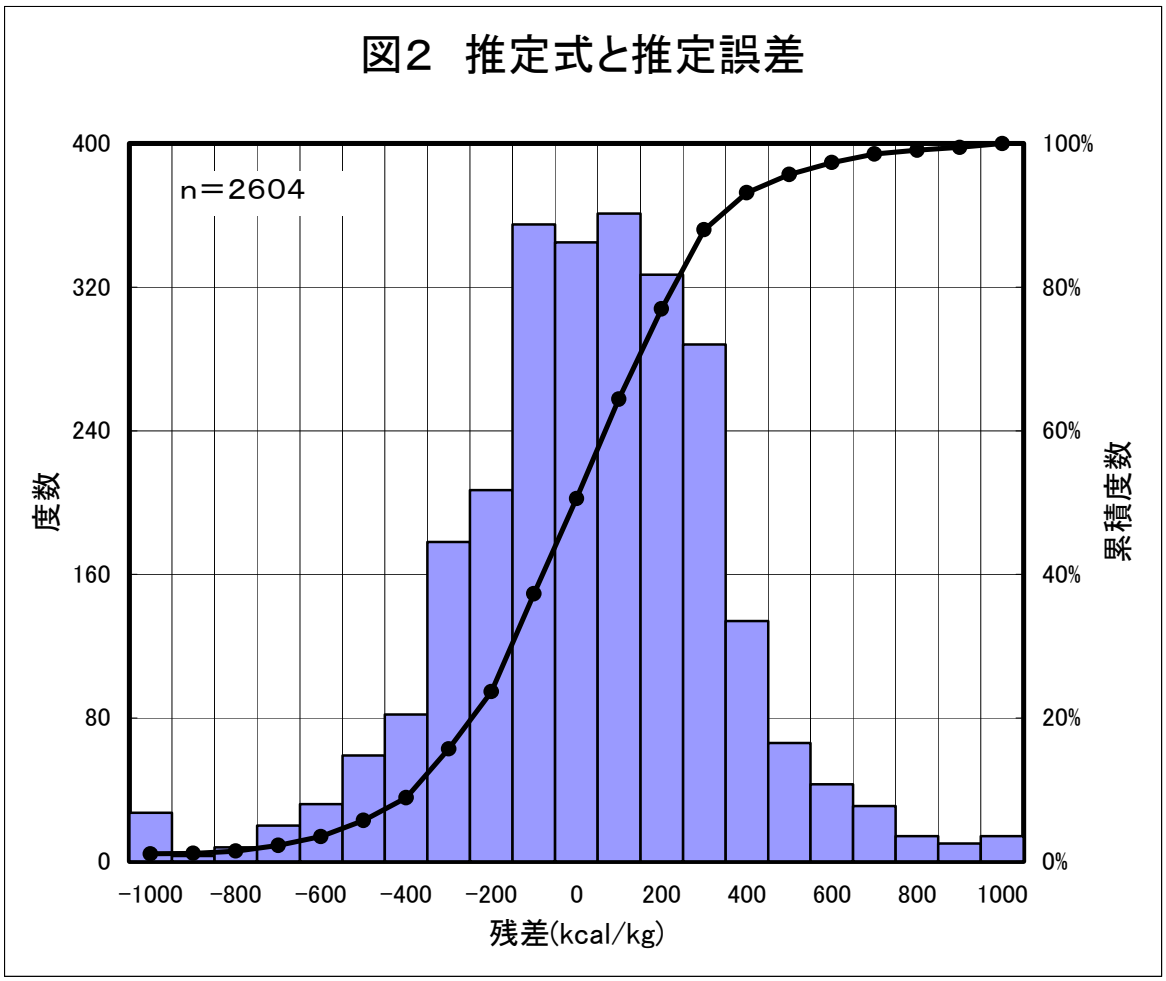
Ｒ：プラスチックの割合（乾物基準%）

Ｐ：紙類の割合（乾物基準%）

Ｏ：その他類（紙・プラスチック以外）の割合（乾物基準%）

Ｗ：水分（%）

＊日本環境衛生センターごみ分析値より作成



(2) 容器包装ごみ分別収集量の予測

表3－1 減量化・リサイクル目標(ダイオキシン対策推進基本指針) (%)

		平成8年度	平成17年度		平成22年度	
排出量		100	98	(100)	95	(100)
再生利用量	容器包装廃棄物	3.0	7.2	(7.8)	7.6	(8.1)
	厨芥類	0.1	1.5	(1.5)	2.4	(2.6)
	紙類	4.6	6.4	(6.5)	8.2	(8.7)
	その他	2.7	3.7	(3.8)	4.1	(4.4)
	小計	10	19	(19)	22	(24)
中間処理による減量		65	65	(66)	60	(63)
最終処分量		25	15	(15)	12	(13)

(注)平成17年度と平成22年度の()内は、各年度の排出量を100とした場合の割合
(平成11年9月28日ダイオキシン対策関係閣僚会議)

表3－2 減量化・リサイクル目標量(ダイオキシン対策推進基本指針) (百万トン／年)

年度	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
排出量	53.0	52.9	52.8	52.7	52.6	52.4	52.3	52.2	52.1	52.0
再生利用量	5.3	6.1	6.9	7.7	8.5	9.3	10.1	10.9	11.7	12.5
容器包装廃棄物	1.6	1.9	2.2	2.5	2.8	3.0	3.3	3.6	3.9	4.2
厨芥類	0.1	0.2	0.3	0.5	0.6	0.8	0.9	1.1	1.2	1.4
紙類	2.4	2.7	2.9	3.1	3.4	3.6	3.8	4.1	4.3	4.5
その他	1.4	1.5	1.6	1.7	1.8	1.9	2.0	2.1	2.2	2.3
中間処理量	34.5	34.3	34.1	33.9	33.7	33.5	33.3	33.1	32.9	32.8
最終処分量	13.3	12.5	11.8	11.1	10.4	9.6	8.9	8.2	7.5	6.8

注)平成9～16年度は推計値

表4－1 容器包装リサイクル法に基づく分別収集量 (千トン／年)

年度	収集率	9	10	11	12	13	14	15	16	17	17'
ガラスビン合計	74%	644	734	766	748	788	823	853	875	908	1,466
無色	66%	293	322	326	304	320	334	348	355	358	577
茶色	77%	244	274	290	284	299	313	323	332	345	557
その他	95%	108	137	149	170	180	187	194	200	222	358
紙製容器包装	30%	―	―	―	26	36	46	59	64	76	122
ペットボトル	112%	21	48	76	115	134	147	157	165	203	328
プラスチック容器包装	34%	―	―	―	82	132	166	216	238	286	461
うち白色トレイ	38%	―	―	―	3	5	6	7	8	9	14
スチール	81%	465	472	471	465	483	500	514	526	527	850
アルミ	72%	113	121	129	124	130	136	141	145	149	240
段ボール	78%	―	―	―	339	358	379	405	418	441	712
紙パック	29%	7	9	10	8	9	10	12	13	13	20
合計		1,250	1,383	1,451	1,907	2,071	2,207	2,356	2,443	2,603	4,200

注(1)平成9～11年度は分別収集実績値(平成12年7月14日 厚生省発表資料)
注(2)平成12～16年度は見込み量と収集率から算出した予測値
注(3)紙・プラスチック・段ボールの収集率は平成12年度上半期実績より算出した。
注(4)平成17年度値は推計値

表4－2 容器包装リサイクル法に基づく分別収集見込み量 (千トン／年)

年度		9	10	11	12	13	14	15	16	17
ガラスビン合計		825	984	1,095	1,008	1,062	1,109	1,150	1,179	
無色		406	486	542	459	484	505	525	537	
茶色		300	358	397	369	388	406	420	431	
その他		119	140	156	180	190	198	205	211	
紙製容器包装					87	120	153	197	213	
ペットボトル		21	45	59	103	120	131	140	147	
プラスチック容器包装					239	389	487	636	701	
うち白色トレイ					8	12	15	18	20	
スチール		527	591	636	576	599	620	637	652	
アルミ		149	171	187	173	181	190	196	202	
段ボール					435	459	486	519	536	
紙パック		23	30	37	28	32	36	40	43	

注)平成12～16年度は分別収集見込み量(平成11年9月24日 厚生省発表)

表5－1　平成17年度までの容器包装ごみ分別収集増加量
（平成9年度基準）　（千トン／年）

年度		湿基準	乾基準	水分（%）*1
ガラスビン合計		822	810	1.44
	無色	285	280	1.44
	茶色	313	309	1.44
	その他	251	247	1.44
紙製容器包装		122	102	16.49
ペットボトル		307	203	33.67
プラスチック容器包装		461	306	33.67
	うち白色トレイ	14	10	33.67
スチール		386	357	7.44
アルミ		127	118	7.44
段ボール		712	595	16.49
紙パック		13	11	17.61
合計		2,950	2,502	

注（1）横浜市平成7年度実績

表5－2　平成17年度までの容器包装ごみ分別収集増加量（乾物）
（平成9年度基準）　（千トン／年）

	全国	大都市		中小都市	
	ー	>=50万人	>=30万人	<50万人	<30万人
寄与率(%)	100	15	30	85	70
紙類	708	105	212	603	496
プラスチック	509	75	153	434	357
その他	1,284	190	385	1,094	900
合計	2,502	371	749	2,131	1,752

注）寄与率：全国の資源化量（平成9年度実績）に対する割合

表5－3　平成17年度までの容器包装ごみ分別収集増加量（水分量）
（平成9年度基準）　（千トン／年）

	全国	大都市		中小都市	
	ー	>=50万人	>=30万人	<50万人	<30万人
寄与率(%)	100	15	30	85	70
紙類	140	21	42	119	98
プラスチック	259	38	77	220	181
その他	50	7	15	43	35
合計	449	66	134	382	314

注）寄与率：全国の資源化量（平成9年度実績）に対する割合

(3) 予測結果

表6 平成17年度のごみ性状予測結果

		全国	大都市		中小都市	
人口		ー	>=50万人	>=30万人	<50万人	<30万人
平成9年度						
乾物焼却量	紙類 (千t/年)	9,975	3,780	5,412	6,195	4,563
	プラスチック類 (千t/年)	3,679	1,194	1,817	2,485	1,862
	その他 (千t/年)	7,049	2,952	3,912	4,097	3,137
	計 (千t/年)	20,703	7,926	11,141	12,776	9,562
ごみ組成	紙類 (%)	48.2	47.7	48.6	48.5	47.7
	プラスチック類 (%)	17.8	15.1	16.3	19.5	19.5
	その他 (%)	34.0	37.2	35.1	32.1	32.8
	水分 (%)	47	44	44	49	50
	低位発熱量 (Kcal/kg) 実測値	1,961	2,134	2,100	1,865	1,814
	〃 推計値	1,857	1,892	1,954	1,823	1,762
平成17年度						
乾物焼却量	紙類 (千t/年)	9,267	3,675	5,200	5,592	4,067
	プラスチック類 (千t/年)	3,170	1,118	1,665	2,051	1,505
	その他 (千t/年)	5,765	2,762	3,527	3,003	2,238
	計 (千t/年)	18,201	7,556	10,392	10,646	7,809
ごみ組成	紙類 (%)	50.9	48.6	50.0	52.5	52.1
	プラスチック類 (%)	17.4	14.8	16.0	19.3	19.3
	その他 (%)	31.7	36.6	33.9	28.2	28.7
	水分 (%)	50	44	46	53	54
	低位発熱量 (Kcal/kg) 推計値	1,772	1,885	1,889	1,704	1,639

添付 1.3　各ケース物質収支図表

(1)　マスバーン燃焼・溶融系統物質収支（600t/日）・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-8

(2)　ガス化溶融炉燃焼・溶融系統物質収支（600t/日）・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-9

(3)　蒸気系統物質収支（600t/日）・・付 1-10

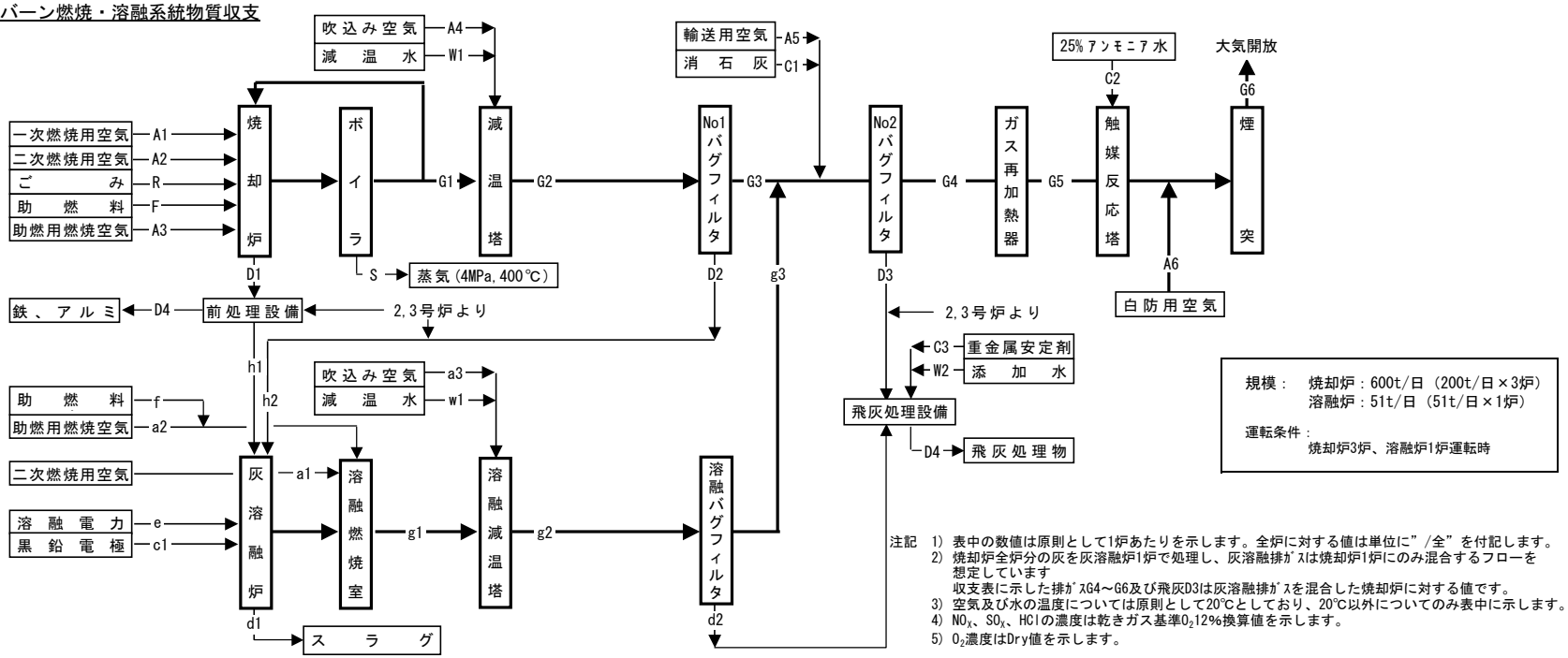
(4)　マスバーン燃焼・溶融系統物質収支（100t/日）・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-11

(5)　ガス化溶融炉燃焼・溶融系統物質収支（100t/日）・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-12

(6)　蒸気系統物質収支（100t/日）・・付 1-13

(7)　給排水系統物質収支（100t/日）・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 1-14

(1) マスバーン燃焼・溶融系統物質収支



規模： 焼却炉：600t/日（200t/日×3炉）
溶融炉：51t/日（51t/日×1炉）

運転条件：
焼却炉3炉、溶融炉1炉運転時

注記
1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 焼却炉全炉分の灰を灰溶融炉1炉で処理し、灰溶融排ガスは焼却炉1炉にのみ混合するフローを想定しています
収支表に示した排ガスG4～G6及び飛灰D3は灰溶融排ガスを混合した焼却炉に対する値です。
3) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
4) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
5) O_2濃度はDry値を示します。

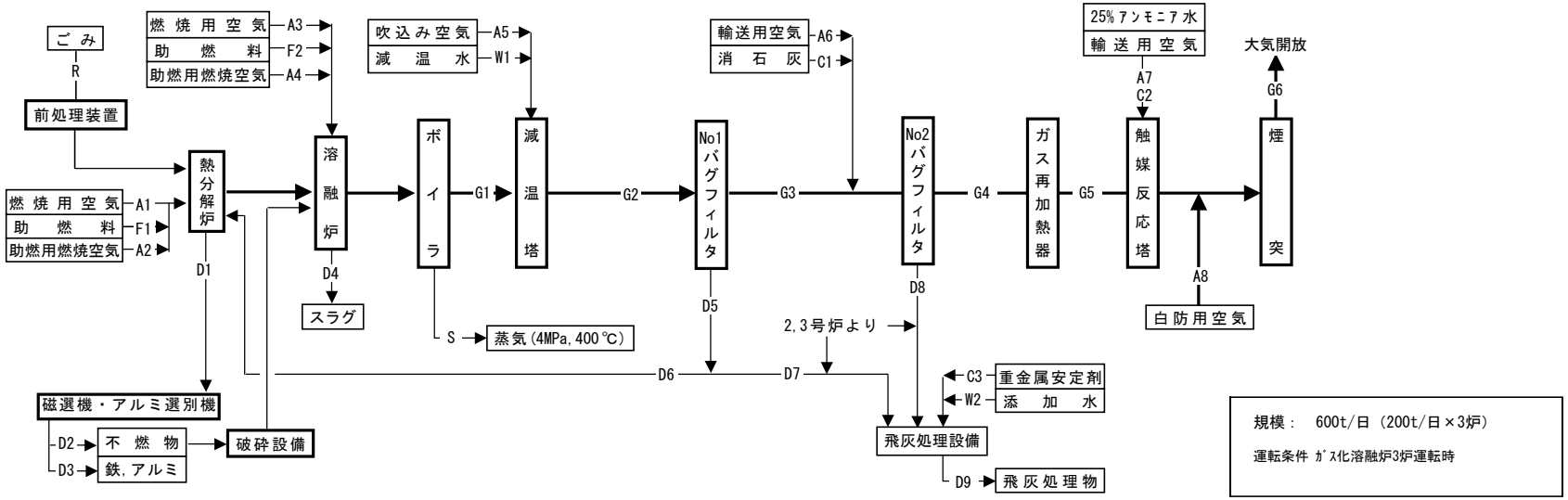
No.	R						D1		A1		A2		λ		F	A3	G1			S		A4	W1	G2		D2	G3					
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	焼却灰	温度	空気量	温度	空気量		空気過剰率		都市ガス	空気量	排ガス量	温度	O_2	蒸気量	温度	空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	$m^3{}_N/h$	℃	$m^3{}_N/h$		1次	2次	$m^3{}_N/h$	$m^3{}_N/h$	$m^3{}_N/h$	℃	%	kg/h	℃	$m^3{}_N/h$	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	%	%	ppm	ppm
高質ごみ	11,300	2,700	8,333	34.7	56.3	9.0	659	450	26,842	20	11,642		1.00	0.43	0	0	45,397	200	6.5	30,421	400	780	547	46,858	173	130	46,858	170	18.1	6.8	500	100
基準ごみ	8,800	2,100	8,333	45.6	46.4	8.0	595	450	23,052	80	8,423		1.05	0.38	0	0	38,956	190	6.5	24,025	400	780	209	39,996	175	107	39,996	171	21.2	6.9	500	100
低質ごみ	6,300	1,500	8,333	56.5	36.5	7.0	531	450	20,105	155	4,545		1.18	0.27	100	1,313	34,113	185	6.5	19,739	380	780	53	34,959	177	83	34,959	172	25.4	6.9	500	100

No.	A5	C1	D3	G4		G5			C2	A6		G6						
名称	輸送空気	消石灰	飛灰	排ガス量	温度	排ガス量	温度	NO_X	アンモニア	空気量	温度	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X
単位	$m^3{}_N/h$	kg/h	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	$m^3{}_N/h$	℃	ppm	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	$m^3{}_N/h$	℃	%	%	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	2,200	88.0	118	51,583	160	51,583	210	100	9.4	0	210	51,583	190	18.0	7.9	<50	<50	<50
基準ごみ	2,200	72.4	97	44,427	160	44,427	210	100	7.7	3,106	210	47,533	190	19.3	9.2	<50	<50	<50
低質ごみ	2,200	64.3	86	39,130	160	39,130	210	100	6.3	9,804	210	48,934	192	19.4	11.5	<50	<50	<50

D3+d2	C3	W2	D4
飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
486	8.5	97	592
403	7.3	81	491
351	6.0	70	427

No.	D4	h1	h2	e	e'	c1	d1	a1		f	a2		g1		a3	w1	g2		d2	g3				
名称	鉄、アルミ	細粒灰	飛灰	溶融電力	溶融原単位	電極	スラグ	空気量	温度	都市ガス	空気量	排ガス量	温度		空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	HCl	SO_X	NO_X
単位	kg/h/全	kg/h	kg/h	kW	kWh/t	kg/h	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	$m^3{}_N/h$	$m^3{}_N/h$	$m^3{}_N/h$	℃		$m^3{}_N/h$	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	kg/h	$m^3{}_N/h$	℃	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	250	1,726	391	1,710	810	6.6	1,857	1,135	60	5.0	139	1,497	900		327	564	2,525	171	142	2,525	160	1,670	<50	100
基準ごみ	250	1,534	320	1,580	850	5.8	1,629	961	60	5.0	139	1,302	900		327	484	2,231	173	121	2,231	160	1,550	<50	100
低質ごみ	250	1,343	248	1,450	910	4.9	1,401	808	60	5.0	139	1,130	900		327	413	1,971	174	100	1,971	160	1,370	<50	100

(2) ｶﾞｽ化溶融炉燃焼・溶融系統物質収支



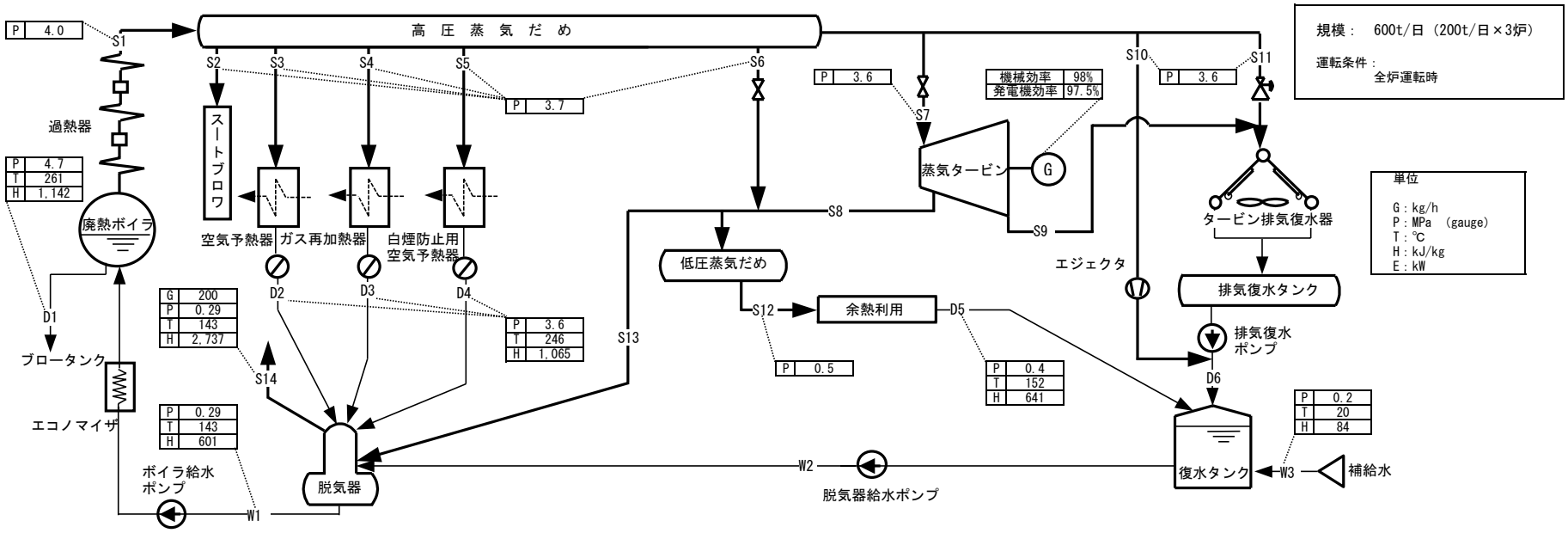
注記 1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
3) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
4) O_2濃度はDry値を示します。

No.	R						D1		D2	D3	A1		λ	F1	A2	D4	A3		F2	A4	
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	残さ	温度	不燃物	鉄,ｱﾙﾐ	空気量	温度	空気過剰率	都市ガス	空気量	スラグ	空気量	温度	都市ガス	空気量	温度
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	A1+A3	m^3_N/h	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	m^3_N/h	℃
高質ごみ	11,300	2,700	8,333	34.7	56.3	9.0	300	600	217	83	11,010	40	1.30	0	0	619	25,080	20	5	70	20
基準ごみ	8,800	2,100	8,333	45.6	46.4	8.0	267	580	183	83	12,830	40	1.30	0	0	543	16,850	20	5	70	20
低質ごみ	6,300	1,500	8,333	56.5	36.5	7.0	233	550	150	83	12,740	230	1.30	0	0	467	10,590	230	112	1,490	230

No.	G1			S		A5	W1	G2		D5	D6	D7	G3				A6	C1	D8
名称	排ｶﾞｽ量	温度	O_2	蒸気量	温度	空気量	減温水	排ｶﾞｽ量	温度	飛灰	循環分	引抜分	排ｶﾞｽ量	温度	HCl	SO_X	輸送空気	消石灰	飛灰
単位	m^3_N/h	℃	%	kg/h	℃	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	ppm	ppm	m^3_N/h	kg/h	kg/h
高質ごみ	42,540	200	5.0	30,200	400	700	519	43,880	171	176	128	47	43,880	169	420	50	2,200	85	115
基準ごみ	36,680	194	5.0	23,000	400	700	277	37,730	173	156	115	41	37,730	170	420	50	2,200	70	94
低質ごみ	32,430	192	5.0	19,900	380	700	162	33,330	175	133	100	33	33,330	172	420	50	2,200	58	84

No.	G4		G5			C2	A7	A8		G6							D7+D8	C3	W2	D9
名称	排ｶﾞｽ量	温度	排ｶﾞｽ量	温度	NO_X	ｱﾝﾓﾆｱ	空気量	空気量	温度	排ｶﾞｽ量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X	飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
単位	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	ppm	kg/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm	ppm	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
高質ごみ	46,070	160	46,070	210	100	9.3	600	0	210	46,680	190	18.5	5.3	<50	<50	<50	486	4.3	97	587
基準ごみ	39,920	160	39,920	210	100	7.6	600	3,900	210	44,430	190	19.7	6.7	<50	<50	<50	403	3.7	81	488
低質ごみ	35,520	160	35,520	210	100	6.3	600	10,700	210	46,830	190	19.7	11.0	<50	<50	<50	351	3.0	70	424

(3) 蒸気系統物質収支

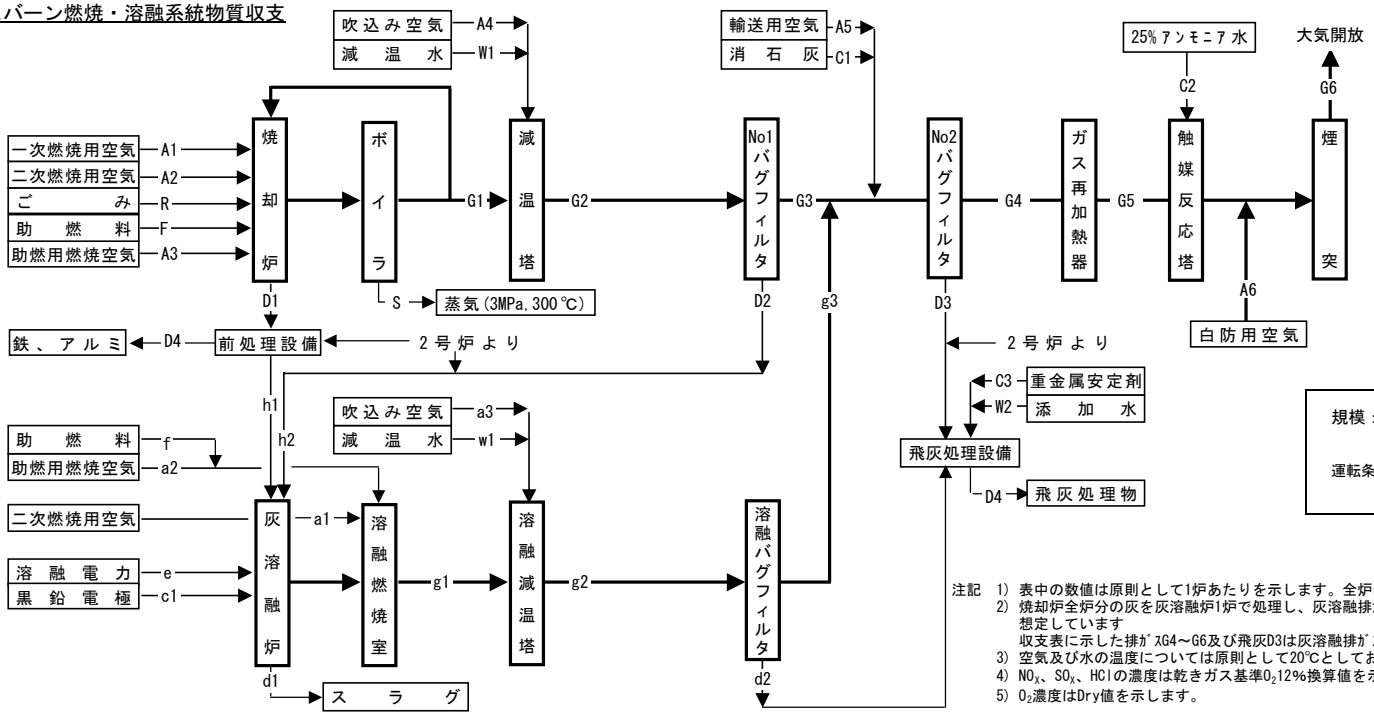


	No.	ごみ		ごみ量	S1			S2	S3※3	S4	S5	S6	S2～S6		S7			S8				S9				内部効率※1	発電量
	名称	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	G	T	H	G	G	G	G	G	T	H	G	T	H	G	P	T	H	G	P	T	H	yt	E
マスバーン	高質ごみ	11,300	2,700	25,000	91,263	400	3,214	0	0	5,086	0	0	398	3,214	85,877	395	3,211	11,463	1.6	309	3,054	74,414	15kPa abs.	54	2,392	81.5%	16,700
	基準ごみ	8,800	2,100	25,000	72,075	400	3,214	0	2,594	4,384	814	0	398	3,214	63,984	395	3,211	7,995	1.2	305	3,055	55,989	15kPa abs.	54	2,425	78.2%	11,800
	低質ごみ	6,300	1,500	25,000	59,216	380	3,166	0	7,071	3,988	3,349	0	378	3,166	44,507	375	3,164	4,292	1.0	284	3,017	40,216	15kPa abs.	54	2,437	74.2%	7,400
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	11,300	2,700	25,000	90,600	400	3,214	0	0	4,770	0	0	398	3,214	85,530	395	3,211	11,453	1.6	309	3,054	74,077	15kPa abs.	54	2,392	81.4%	16,600
	基準ごみ	8,800	2,100	25,000	69,000	400	3,214	0	0	4,140	1,440	0	398	3,214	63,120	395	3,211	8,223	1.2	305	3,055	54,897	15kPa abs.	54	2,426	78.0%	11,600
	低質ごみ	6,300	1,500	25,000	59,700	380	3,166	0	9,390	3,780	3,900	0	378	3,166	42,330	375	3,164	3,537	0.9	283	3,018	38,793	15kPa abs.	54	2,433	74.6%	7,300

	No.	S10	S11	S10～S11		S12			S13				D1	D2	D3	D4	D5	D6				W1	W2			W3	発電効率※2
	名称	G	G	T	H	G	T	H	G	P	T	H	G	G	G	G	G	G	P	T	H	G	G	T	H	G	yp
マスバーン	高質ごみ	300	0	398	3,214	213	296	3,054	11,250	1.6	309	3,054	913	0	5,086	0	213	74,714	13kPa abs.	51	214	92,176	76,040	51	213	1,113	21.3%
	基準ごみ	300	0	398	3,214	213	296	3,055	7,782	1.2	305	3,055	721	2,594	4,384	814	213	56,289	13kPa abs.	51	214	72,796	57,423	51	213	921	19.3%
	低質ごみ	300	0	378	3,166	217	278	3,017	4,075	1.0	284	3,017	592	7,071	3,988	3,349	217	40,516	13kPa abs.	51	214	59,808	41,525	51	213	792	15.7%
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	300	0	398	3,214	213	296	3,054	11,240	1.6	309	3,054	906	0	4,770	0	213	74,377	13kPa abs.	51	214	91,506	75,696	51	213	1,106	21.1%
	基準ごみ	300	0	398	3,214	213	296	3,055	8,010	1.2	305	3,055	690	0	4,140	1,440	213	55,197	13kPa abs.	51	214	69,690	56,300	51	213	890	18.9%
	低質ごみ	300	0	378	3,166	217	277	3,018	3,320	0.9	283	3,018	597	9,390	3,780	3,900	217	39,093	13kPa abs.	51	214	60,297	40,107	51	213	797	15.3%

※1　蒸気タービンの入口（S7）及び排気（S9）のエンタルピ差より算定した値を示します。
※2　プラント発電端効率を示し、ごみ入熱および助燃による入熱に対する発電量の比率にて算定しています。
※3　マスバーンの空気予熱器での値は一次および二次空気の合計とします。

(4) マスバーン燃焼・溶融系統物質収支



規模： 焼却炉：100t/日（50t/日×2炉）
溶融炉：8.5t/日（8.5t/日×1炉）

運転条件：
焼却炉2炉、溶融炉1炉運転時

注記
1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 焼却炉全炉分の灰を灰溶融炉1炉で処理し、灰溶融排ガスは焼却炉1炉にのみ混合するフローを想定しています
収支表に示した排ガスG4～G6及び飛灰D3は灰溶融排ガスを混合した焼却炉に対する値です。
3) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
4) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
5) O_2濃度はDry値を示します。

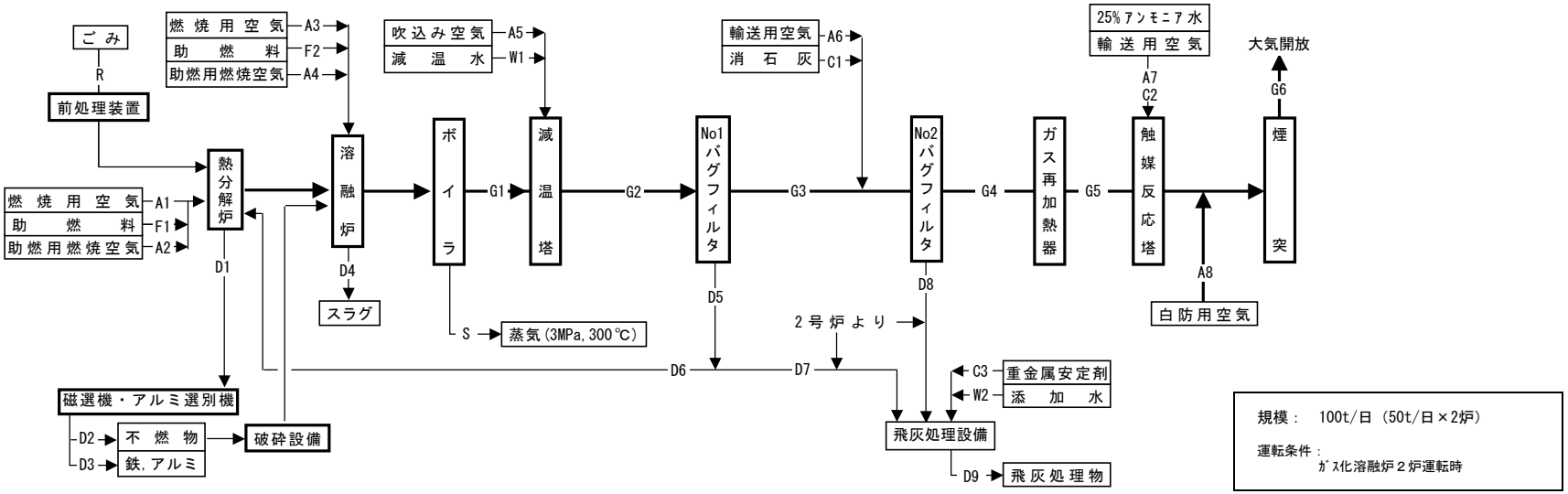
No.	R						D1		A1		A2		λ		F	A3	G1			S	A4	W1	G2		D2	G3					
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	焼却灰	温度	空気量	温度	空気量		空気過剰率		灯油	空気量	排ガス量	温度	O_2	蒸気量	空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	m^3_N/h	℃	m^3_N/h		1次	2次	L/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	%	kg/h	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm
高質ごみ	11,300	2,700	2,083	34.7	56.3	9.0	165	450	6,710	20	2,911		1.00	0.43	0	0	11,349	225	6.5	8,019	780	201	12,380	178	33	12,380	173	17.7	7.6	500	100
基準ごみ	8,800	2,100	2,083	45.6	46.4	8.0	149	450	5,763	80	2,106		1.05	0.38	0	0	9,739	215	6.5	6,295	780	96	10,638	181	27	10,638	175	20.4	7.8	500	100
低質ごみ	6,300	1,500	2,083	56.5	36.5	7.0	133	450	5,026	155	1,149		1.18	0.27	35	377	8,583	210	6.5	5,090	780	43	9,417	183	21	9,417	177	23.8	8.1	500	100

No.	A5	C1	D3	G4		G5			C2	A6		G6						
名称	輸送空気	消石灰	飛灰	排ガス量	温度	排ガス量	温度	NO_X	アンモニア	空気量	温度	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X
単位	m^3_N/h	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	ppm	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	850	21.7	29	14,035	160	14,035	210	100	2.4	0	210	14,035	190	17.0	9.0	<50	<50	<50
基準ごみ	850	17.7	24	12,295	160	12,295	210	100	1.9	0	210	12,295	190	19.1	9.4	<50	<50	<50
低質ごみ	850	15.8	21	11,082	160	11,082	210	100	1.6	1,487	210	12,569	191	19.3	11.5	<50	<50	<50

D3+d2	C3	W2	D4
飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
81	1.4	16	99
67	1.2	13	82
58	0.99	12	71

No.	D4	h1	h2	e	e'	c1	d1	a1		f	a2	g1		a3	w1	g2		d2	g3				
名称	鉄、アルミ	細粒灰	飛灰	溶融電力	溶融原単位	電極	スラグ	空気量	温度	灯油	空気量	排ガス量	温度	空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	HCl	SO_X	NO_X
単位	kg/h/全	kg/h	kg/h	kW	kWh/t	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	L/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	m^3_N/h	℃	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	42	288	65	420	1,200	1.1	310	112	60	8.2	189	393	900	260	122	805	185	24	805	160	709	<50	100
基準ごみ	42	256	53	400	1,300	1.0	272	89	60	9.4	216	395	900	260	122	807	185	20	807	160	585	<50	100
低質ごみ	42	224	41	370	1,400	0.82	234	69	60	10.6	244	401	900	260	124	815	185	17	815	160	460	<50	100

(5) ｶﾞｽ化溶融炉燃焼・溶融系統物質収支



規模： 100t/日（50t/日×2炉）

運転条件：
ｶﾞｽ化溶融炉２炉運転時

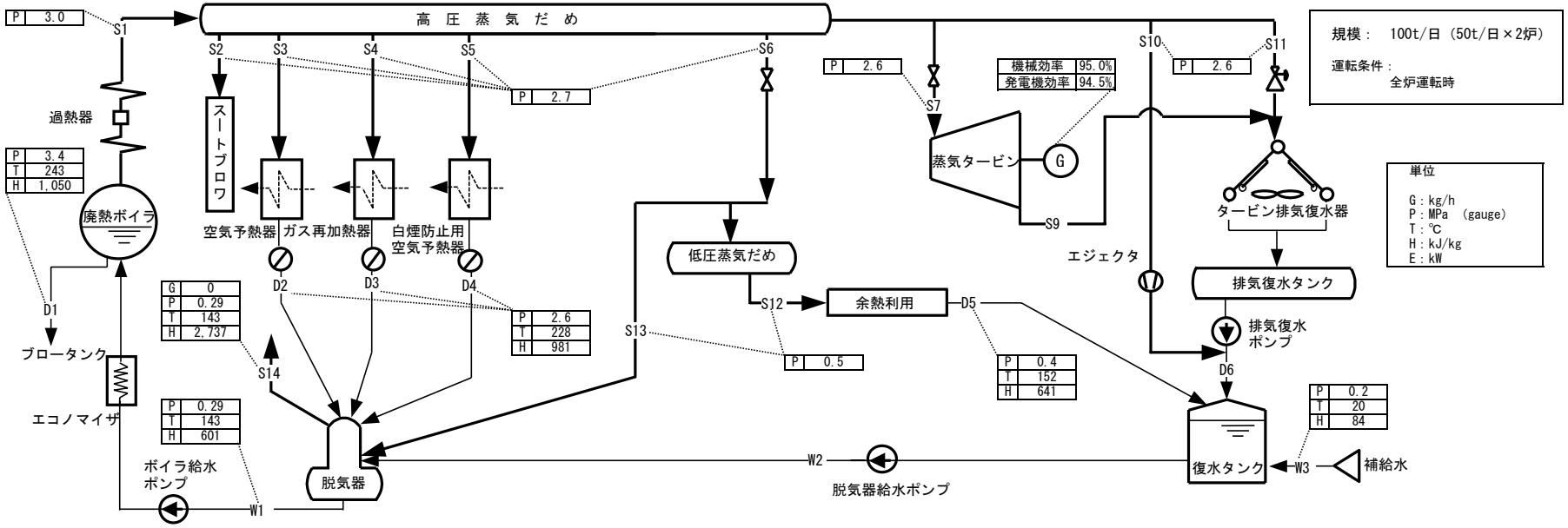
注記 1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
3) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
4) O_2濃度はDry値を示します。

No.	R						D1		D2	D3		A1		λ	F1	A2	D4	A3		F2	A4	
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	残さ	温度	不燃物	鉄,ｱﾙﾐ	空気量	温度	空気過剰率	灯油	空気量	スラグ	空気量	温度	灯油	空気量	温度
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	A1+A3	L/h	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	L/h	m^3_N/h	℃
高質ごみ	11,300	2,700	2,083	34.7	56.3	9.0	75	600	54	21	2,820	40	1.30	0	0	155	6,730	20	5	50	20
基準ごみ	8,800	2,100	2,083	45.6	46.4	8.0	67	580	46	21	2,960	210	1.30	0	0	136	4,990	210	5	50	210
低質ごみ	6,300	1,500	2,083	56.5	36.5	7.0	58	550	38	21	3,350	210	1.30	0	0	117	3,040	210	82	880	210

No.	G1			S		A5	W1	G2		D5	D6	D7	G3				A6	C1	D8
名称	排ｶﾞｽ量	温度	O_2	蒸気量	温度	空気量	減温水	排ｶﾞｽ量	温度	飛灰	循環分	引抜分	排ｶﾞｽ量	温度	HCl	SO_X	輸送空気	消石灰	飛灰
単位	m^3_N/h	℃	%	kg/h	℃	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	ppm	ppm	m^3_N/h	kg/h	kg/h
高質ごみ	10,680	255	5.0	7,300	300	650	325	11,730	180	44	32	11.9	11,730	175	420	50	850	21.2	29
基準ごみ	9,220	244	5.0	6,100	300	650	200	10,110	183	39	29	10.1	10,110	177	420	50	850	17.4	24
低質ごみ	8,680	239	5.0	5,000	300	650	155	9,530	184	33	25	8.3	9,530	178	420	50	850	15.6	21

No.	G4		G5			C2	A7	A8		G6							D7+D8	C3	W2	D9
名称	排ｶﾞｽ量	温度	排ｶﾞｽ量	温度	NO_X	ｱﾝﾓﾆｱ	空気量	空気量	温度	排ｶﾞｽ量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X	飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
単位	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	ppm	kg/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm	ppm	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
高質ごみ	12,580	160	12,580	210	100	2.3	300	0	210	12,880	190	18.7	7.7	<50	<50	<50	81	0.7	16	98
基準ごみ	10,960	160	10,960	210	100	1.9	300	700	210	11,960	190	19.7	9.1	<50	<50	<50	67	0.6	13	81
低質ごみ	10,370	160	10,370	210	100	1.7	300	2,000	210	12,680	190	19.6	11.0	<50	<50	<50	58	0.5	12	71

(6) 蒸気系統物質収支

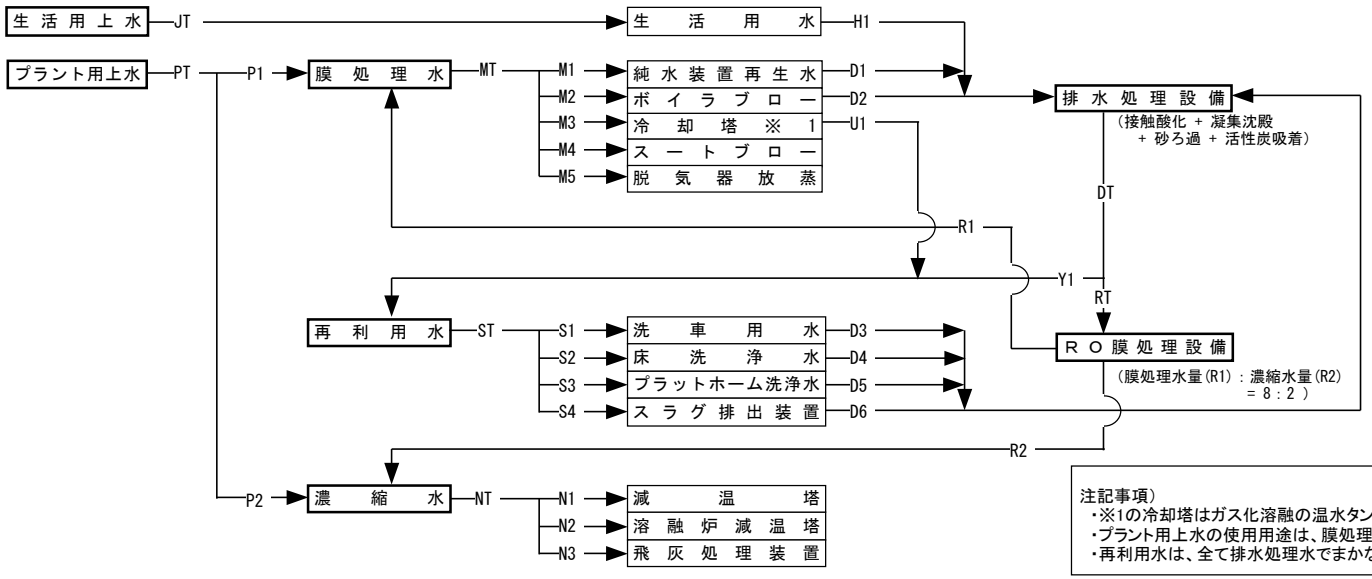


	No.	ごみ		ごみ量	S1			S2	S3※3	S4	S5	S6	S2～S6		S7			S9				内部効率※1	発電量
	名称	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	G	T	H	G	G	G	G	G	T	H	G	T	H	G	P	T	H	yt	E
マスバーン	高質ごみ	11,300	2,700	4,167	16,038	300	2,992	0	0	986	0	2,180	296	2,992	12,572	295	2,992	12,572	15kPa abs.	54	2,378	71.4%	1,900
	基準ごみ	8,800	2,100	4,167	12,590	300	2,992	0	462	860	0	1,600	296	2,992	9,368	295	2,992	9,368	15kPa abs.	54	2,407	68.0%	1,300
	低質ごみ	6,300	1,500	4,167	10,179	300	2,992	0	1,235	781	367	1,172	296	2,992	6,325	295	2,992	6,325	15kPa abs.	54	2,430	65.4%	800
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	11,300	2,700	4,167	14,600	300	2,992	0	0	940	0	1,980	296	2,992	11,380	295	2,992	11,380	15kPa abs.	54	2,381	71.0%	1,710
	基準ごみ	8,800	2,100	4,167	12,200	300	2,992	0	1,840	820	200	1,100	296	2,992	7,940	295	2,992	7,940	15kPa abs.	54	2,416	67.0%	1,090
	低質ごみ	6,300	1,500	4,167	10,000	300	2,992	0	1,660	800	540	750	296	2,992	5,950	295	2,992	5,950	15kPa abs.	54	2,436	64.7%	750

	No.	S10	S11	S10～S11		S12			S13			D1	D2	D3	D4	D5	D6				W1	W2			W3	発電効率※2
	名称	G	G	T	H	G	T	H	G	T	H	G	G	G	G	G	G	P	T	H	G	G	T	H	G	yp
マスバーン	高質ごみ	300	0	296	2,992	219	266	2,992	1,961	266	2,992	160	0	986	0	219	12,872	13kPa abs.	51	214	16,198	13,251	52	219	160	14.5%
	基準ごみ	300	0	296	2,992	219	266	2,992	1,381	266	2,992	126	462	860	0	219	9,668	13kPa abs.	51	214	12,716	10,013	53	221	126	12.8%
	低質ごみ	300	0	296	2,992	219	266	2,992	953	266	2,992	102	1,235	781	367	219	6,625	13kPa abs.	51	214	10,281	6,945	53	224	102	10.1%
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	300	0	296	2,992	220	158	2,992	1,760	158	2,992	146	0	940	0	220	11,680	13kPa abs.	51	214	14,746	12,046	53	222	146	13.0%
	基準ごみ	300	0	296	2,992	220	158	2,992	880	158	2,992	122	1,840	820	200	220	8,240	13kPa abs.	51	214	12,322	8,582	54	226	122	10.6%
	低質ごみ	300	0	296	2,992	220	158	2,992	530	158	2,992	100	1,660	800	540	220	6,250	13kPa abs.	51	214	10,100	6,570	55	230	100	8.5%

※1　蒸気タービンの入口（S7）及び排気（S9）のエンタルピ差を定格条件（入口3.6MPa×395℃、排気15kPa abs.）での断熱熱落差で除した値を示します。
※2　プラント発電端効率を示し、ごみ入熱および助燃による入熱に対する発電量の比率にて算定しています。
※3　マスバーンの空気予熱器での値は一次および二次空気の合計とします。

(7) 給排水系統物質収支



規模： 100t/日 (50t/日×2炉)

運転条件：
全炉または1炉運転時

注記事項)
・※1の冷却塔はガス化溶融の温水タンク冷却塔及びスラグ冷却水冷却塔を含むものとします。
・プラント用上水の使用用途は、膜処理水と濃縮水の補給水とします。
・再利用水は、全て排水処理水でまかなうものとします。

	No.	ごみ		ごみ量	生活用水	プラント用上水			膜処理水						再利用水					濃縮水			
	名称	kJ/kg	kcal/kg	t／日	JT	PT	P1	P2	MT	M1	M2	M3	M4	M5	ST	S1	S2	S3	S4	NT	N1	N2	N3
マスバーン	高質ごみ	11,300	2,700	100	9.1	55.3	47.7	7.6	69.3	4.0	5.8	53.5	6.0	0.0	15.8	5.0	3.0	7.0	0.8	13.0	9.7	2.9	0.4
	基準ごみ	8,800	2,100	100	9.1	50.1	47.5	2.6	68.5	4.0	5.0	53.5	6.0	0.0	15.7	5.0	3.0	7.0	0.7	7.8	4.6	2.9	0.3
	低質ごみ	6,300	1,500	100	9.1	47.6	47.3	0.3	67.9	4.0	4.4	53.5	6.0	0.0	15.6	5.0	3.0	7.0	0.6	5.4	2.1	3.0	0.3
	低質ごみ	6,300	1,500	50	9.1	44.6	43.4	1.2	60.7	2.0	2.2	53.5	3.0	0.0	15.3	5.0	3.0	7.0	0.3	5.5	1.0	4.4	0.1
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	11,300	2,700	100	9.0	61.2	50.8	10.3	73.3	4.0	5.5	57.8	6.0	0.0	17.2	5.0	3.0	7.0	2.2	16.0	15.6	0	0.4
	基準ごみ	8,800	2,100	100	9.0	55.1	50.7	4.4	72.7	4.0	4.9	57.8	6.0	0.0	17.2	5.0	3.0	7.0	2.2	9.9	9.6	0	0.3
	低質ごみ	6,300	1,500	100	9.0	52.9	50.6	2.3	72.2	4.0	4.4	57.8	6.0	0.0	17.2	5.0	3.0	7.0	2.2	7.7	7.4	0	0.3
	低質ごみ	6,300	1,500	50	9.0	28.0	28.0	0.0	43.3	2.0	2.2	36.1	3.0	0.0	16.1	5.0	3.0	7.0	1.1	3.9	3.7	0	0.1

	No.	排水処理								RO膜処理			膜処理水原水			再利用水原水			濃縮水原水		
	名称	DT	H1	D1	D2	D3	D4	D5	D6	RT	R1	R2	MT	R1	P1	ST	U1	Y1	NT	R2	P2
マスバーン	高質ごみ	34.3	9.1	4.0	5.8	5.0	3.0	7.0	0.4	27.0	21.6	5.4	69.3	21.6	47.7	15.8	8.5	7.3	13.0	5.4	7.6
	基準ごみ	33.5	9.1	4.0	5.0	5.0	3.0	7.0	0.4	26.3	21.0	5.3	68.5	21.0	47.5	15.7	8.5	7.2	7.8	5.3	2.6
	低質ごみ	32.8	9.1	4.0	4.4	5.0	3.0	7.0	0.3	25.7	20.6	5.1	67.9	20.6	47.3	15.6	8.5	7.1	5.4	5.1	0.3
	低質ごみ	28.5	9.1	2.0	2.2	5.0	3.0	7.0	0.2	21.7	17.3	4.4	60.7	17.3	43.4	15.3	8.5	6.8	5.5	4.4	1.2
ｶﾞｽ化溶融	高質ごみ	34.1	9.0	4.0	5.5	5.0	3.0	7.0	0.6	28.1	22.5	5.6	73.3	22.5	50.8	17.2	11.3	6.0	16.0	5.6	10.3
	基準ごみ	33.5	9.0	4.0	4.9	5.0	3.0	7.0	0.6	27.5	22.0	5.5	72.7	22.0	50.7	17.2	11.3	6.0	9.9	5.5	4.4
	低質ごみ	33.0	9.0	4.0	4.4	5.0	3.0	7.0	0.6	27.0	21.6	5.4	72.2	21.6	50.6	17.2	11.3	6.0	7.7	5.4	2.3
	低質ごみ	28.5	9.0	2.0	2.2	5.0	3.0	7.0	0.3	19.1	15.3	3.8	43.3	15.3	28.0	16.1	6.8	9.3	3.9	3.8	0.0

添付1.4　運転人員内訳

	炉規模	200t/日×3炉			50t/日×2炉		
	形式	マスバーン	ガス化溶融	溶融なし	マスバーン	ガス化溶融	溶融なし
日勤	ごみ計量機要員	1	1	1	1	1	1
	プラットホーム監視員	1	1	1	1	1	1
	スラグクレーン運転員※1	1	1	1	0	0	0
	整備職員※2	2	2～4	1	2	2～4	1
計		5	5～7	4	4	4～6	3
直	中央制御室要員※3	1	1	1	1	1	1
	炉運転員※4	4	3	3	3	2	2
	補機管理要員※5	2	2	1	2	2	1
	ごみクレーン運転員	1	1	1	1	1	1
計	（人/直）	8	7	6	7	6	5
	（延べ人数（3直4班））	32	28	24	28	24	20
延べ人数	（日勤計＋直延べ人数）	37	33～35	28	32	28～30	23

※1　100t/日規模ではバンカ形式と想定し、運転員不要。溶融なしでは「灰クレーン運転員」
※2　施設全般の整備職員
※3　班長。電力監視を含む
※4　1炉につき1人。マスバーンでは溶融炉1炉運転要員として1人追加。
※5　プラント全般の補機の運転管理

添付1.5　ごみ質による熱効率等の差異

		600t/日						100t/日					
		ﾏｽﾊﾞｰﾝ			ｶﾞｽ化			ﾏｽﾊﾞｰﾝ			ｶﾞｽ化		
項目	単位※1	高質ごみ	基準ごみ	低質ごみ	高質ごみ	基準ごみ	低質ごみ	高質ごみ	基準ごみ	低質ごみ	高質ごみ	基準ごみ	低質ごみ
熱効率													
発電量	kWh/t	668	472	296	664	464	292	456	312	192	410	262	180
発電端効率	%	21.3	19.3	15.7	21.1	18.9	15.3	14.5	12.8	10.1	13.0	10.6	8.5
消費電力	kWh/t	241	224	210	198	184	175	365	343	324	247	233	225
内灰溶融電力		68	63	58				101	96	89			
溶融電力以外		173	161	152				264	247	235			
余剰電力	kWh/t	427	248	86	466	280	117	91	-31	-132	163	29	-45
差		ベース			39	32	31	ベース			72	60	87
ユーティリティ													
電力	kWh/t	427	248	86	466	280	117	91	-31	-132	163	29	-45
助燃燃料	m^3_N/t	0.20	0.20	12.2	0.60	0.60	13.4	1.97	2.26	19.3	2.4	2.4	39.4
ランニングコスト差													
電力	円/t				-293	-240	-233				-540	-450	-653
助燃燃料	円/t	ベース			40	40	124	ベース			15	5	700
合計	円/t				-253	-200	-109				-525	-445	47
CO_2排出量													
発生分	kg-C/t	307	251	203	307	251	204	308	253	208	309	253	222
余剰電力による削減	kg-C/t	-72	-42	-14	-78	-47	-20	-15	5	22	-27	-5	8
合計	kg-C/t	235	209	188	229	204	184	293	258	230	281	248	229
CO_2排出量の差	kg-C/t	ベース			-6	-5	-4	ベース			-12	-10	-1

単価

電力	円/kWh	-7.5	平均的な売電単価を設定した
助燃燃料			
都市ガス	円/m^3_N	100	
灯油	円/L	35	

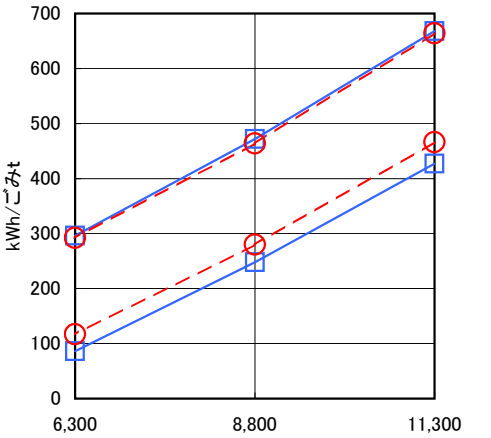
CO_2排出量計算用原単位

電力			
助燃燃料	kg-C/kWh	0.168	火力発電所平均
都市ガス	kg-C/m^3_N	0.64	比重：0.84kg／m^3_N，元素組成（重量比）：C76.5%より
灯油	kg-C/L	0.68	比重：0.79kg／L，元素組成（重量比）：C85.99%より

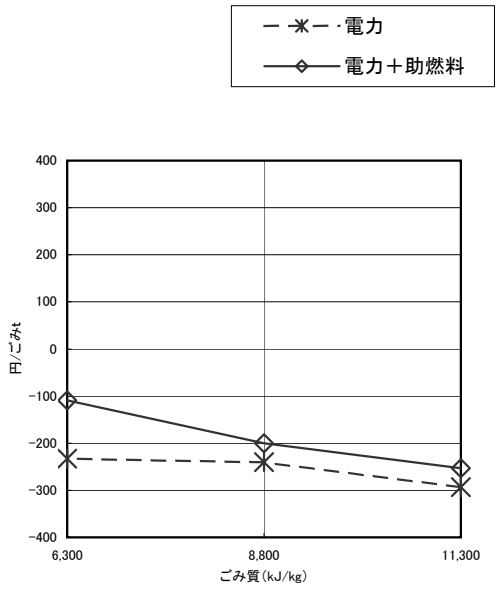
ごみ質による熱効率等の差異

600t/日							
		ﾏｽﾊﾞｰﾝ			ｶﾞｽ化		
電力収支							
ごみ質	kJ/kg	11,300	8,800	6,300	11,300	8,800	6,300
発電量	kWh/ごみt	668	472	296	664	464	292
余剰電力	kWh/ごみt	427	248	86	466	280	117
同上差	kWh/ごみt	ベース			39	32	31
ランニングコスト差							
電力	円/ごみt	ベース			-293	-240	-233
電力＋助燃料	円/ごみt				-253	-200	-109

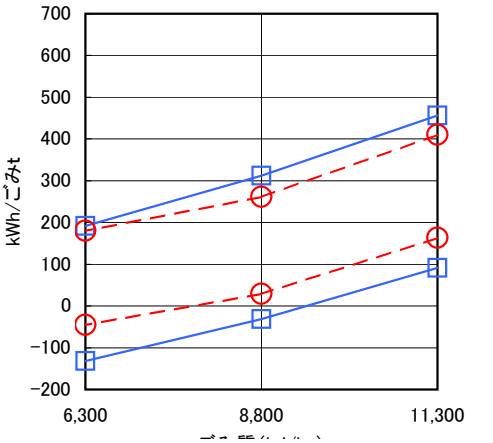
100t/日							
		ﾏｽﾊﾞｰﾝ			ｶﾞｽ化		
電力収支							
ごみ質	kJ/kg	11,300	8,800	6,300	11,300	8,800	6,300
発電量	kWh/ごみt	456	312	192	410	262	180
余剰電力	kWh/ごみt	91	-31	-132	163	29	-45
同上差	kWh/ごみt	ベース			72	60	87
ランニングコスト差							
電力	円/ごみt	ベース			-540	-450	-653
電力＋助燃料	円/ごみt				-525	-445	47

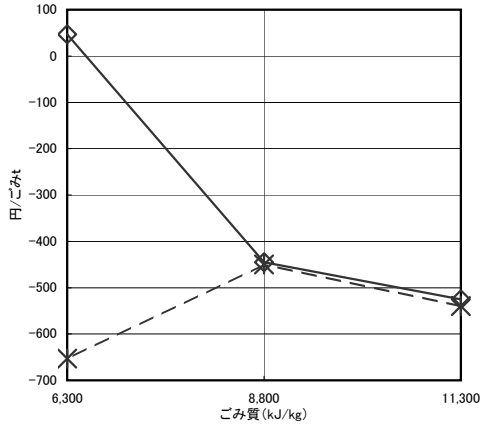


電力収支比較
(ケース:600t/日)



ランニングコスト差
(ケース:600t/日、
「マスバーン+電気式灰溶融」に対する差)





添付２　各社次世代マスバーン技術資料

・日立造船㈱・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-1

・川崎重工業㈱・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-4

・㈱神戸製鋼所・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-8

・㈱クボタ・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-11

・三菱重工業㈱・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-15

・日本鋼管㈱・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-20

・㈱タクマ・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-24

・ユニチカ㈱・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・付 2-28

新世代ストーカ式ごみ焼却プラント

（日立造船スーパーストーカ２０００）

日立造船株式会社

１．はじめに

近年、都市ごみ処理施設においては環境負荷低減の極小化、リサイクル・再資源化に関する技術の高度化開発が推進され、新しいごみ処理としてガス化溶融方式が実用化されつつある。一方、スーパーストーカ２０００は、ガス化溶融方式のコンセプトを凌ぐ新世代型ストーカ炉として市場への提供をはかるものである。本システムは、多くの実績を有し、かつ技術蓄積のあるストーカ炉に独立した灰溶融炉を組み合わせて信頼性を高め、より高性能化をはかったものである。

２．スーパーストーカ２０００のコンセプト

図１にスーパーストーカ２０００のコンセプトを示す。

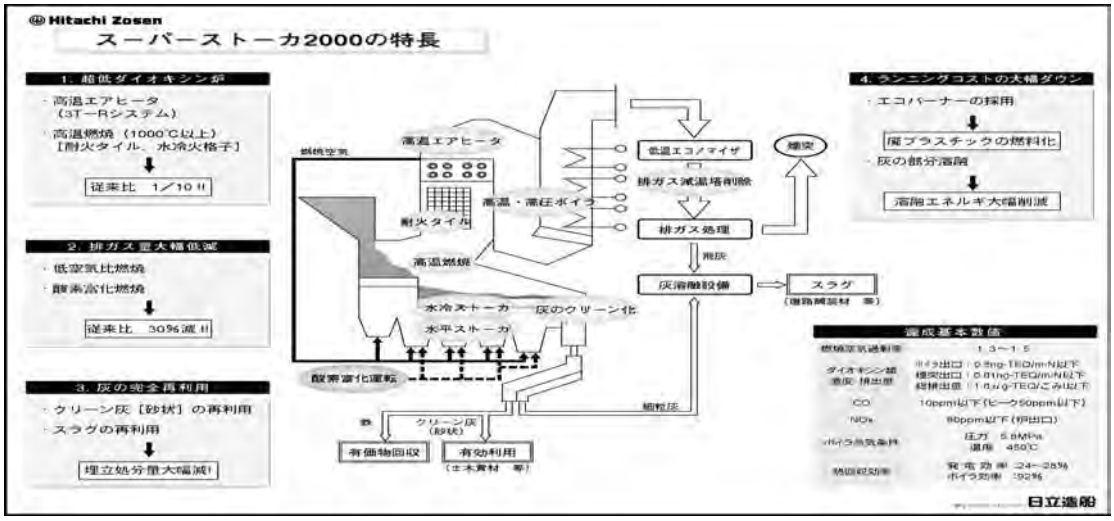


図１　　スーパーストーカ 2000 のコンセプト

スーパーストーカ２０００は、２１世紀のごみ処理施設に求められる①環境保全、②安全性、③安定・信頼性、④処理特性、⑤経済性、の全ての評価項目において最も優位となり、社会に受け入れられる焼却施設を提供するものである。

具体的な特長は表１に示す通りである。

表1　　スーパーストーカーの評価項目及び具体的コンセプトと特長

No	評価項目	No	コンセプト・特長
1	環境性	1	ダイオキシン類を始めとする有害物質の排出量極小化
		2	排ガス量（低空気比燃焼）の削減
		3	二酸化炭素排出量の削減
		4	高効率熱回収・高効率発電
		5	灰のリサイクル・埋立処分量の極小化
2	安全性	1	安全な作業環境
		2	有毒・可燃性ガスの発生しない処理
3	安定・信頼性	1	運転が容易
		2	１年間の連続運転
		3	広範囲の処理負荷に対応（低負荷運転に対応）
4	処理の特性	1	広範囲のごみ質に対応（前処理不要）
		2	広範囲の処理規模に対応（大規模から小規模に対応）
5	経済性	1	建設費・運転経費の低減
		2	設備の長寿命化（耐用年数の延長）

３．スーパーストーカ２０００の概要

表１に示すコンセプトから、環境性と経済性に焦点を当て、その概要を以下に述べる。

（１）超低ダイオキシン炉・排ガス量大幅低減

ストーカ炉での燃焼温度は 1000℃以上とし、高レベルな完全燃焼を実現する。高温燃焼は、低空気比燃焼(空気比 1.3～1.5)あるいは酸素富化燃焼により達成する。また、２次燃焼室出口部に高温エアヒータ(3T-R システム)を装備し、攪拌輻射効果による燃焼促進でダイオキシン類排出濃度は、炉出口で従来比 1/10 以下、煙突出口では 0.01ng-TEQ/m^3N 以下を達成することができる。高温燃焼に対しては、主燃焼部分に水冷火格子、燃焼室とボイラ第１煙道部に耐火タイルを装備し、従来炉の倍程度の耐用年数を実現する。更に、画像処理を取り入れて燃焼制御の高度化・最適化をはかり、完全燃焼の指標である CO 濃度は 10ppm 以下が達成される。なお、炉廻り設置スペースのコンパクト化を視野に入れた水平ストーカについてもごみ質等の条件により適用していく。

（２）高効率熱回収

高温高圧ボイラ（450℃、5.8MPa)、低温エコノマイザ（出口ガス温度 160℃）の採用により、ボイラ効率 92%(従来 85%)、発電効率 24～28%(従来 17～19%)を実現する。更に、ヒートポンプによるタービン排熱利用で 50%以上のプラント熱効率を得ることも可能である。

（３）焼却残渣の再資源化・運営管理費軽減

併設される灰溶融設備により、スラグとして溶融固化された焼却残渣は下層路盤材、アスファルト混合材等に有効利用される。高温燃焼により焼却灰の性状が改善されて焼却灰の一部あるいは全量がそのまま有効利用できる可能性が広がり、灰溶融設備の規模縮小並びに維持管理費低減が実現される。また、細片化した廃プラスチックを燃料としたエコバーナー式灰溶融炉を採用すると廃プラスチックの同時処理かつランニングコストの大幅低減が可能になる。ごみ焼却炉と灰溶融炉が独立することで、システム全体の信頼性が確保できるというごみ焼却施設として必須の条件を満足することができる。更に、インターネットを利用した遠隔監視システムを導入し、各施設の運転状況を集中監視することにより維持管理を容易にするとともに自治体側の負担軽減をはかることができる。

４．構成要素新技術事例の説明

スーパーストーカ 2000 のコンセプトを実現するために開発・実用化した要素技術から水冷火格子と耐火タイルを取り上げその概要を説明する。

（１）水冷火格子

図 2,3 に、水冷火格子の形状と冷却水系統例を示す。

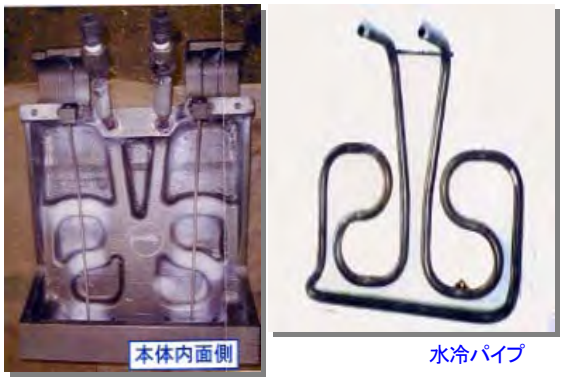


図２　水冷火格子の形状

図３　冷却水系統

従来の火格子は裏面から炉内に供給される燃焼空気によって火格子を冷却するいわゆる空冷式であるが、冷却のために燃焼用としては過剰の空気を供給する必要があった。これに対して水冷火格子は、燃焼空気の供給と火格子冷却の２つの機能を分離したもので、空気供給量を燃焼に必要な最適量に抑えることができ、高温燃焼がより容易になる。

一方､図４に示す通り火格子温度は100～120℃と低温に維持されることから、火格子の耐用年数は約15年まで延長できる。

この水冷火格子は、鋳造メーカと共同で火格子と冷却パイプを一体化して鋳造し実用化したもので、既に実炉での１年間の耐用テストによりその性能・耐用性は確認済みである。

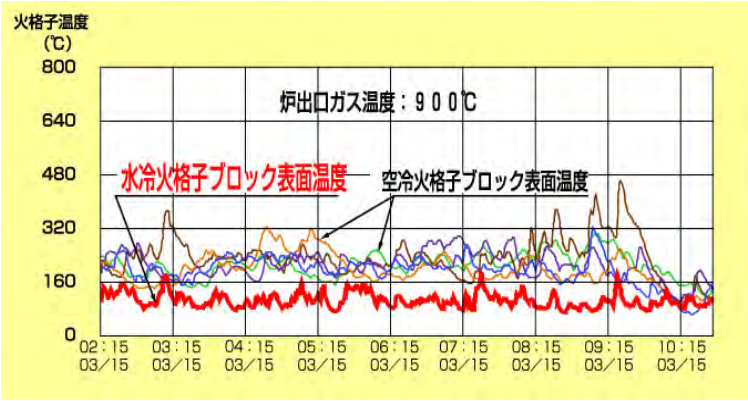


図４　水冷火格子運転データ

（２）耐火タイル

燃焼の高温化に伴い、従来の不定形耐火物ではクリンカ付着トラブル、ならびに劣化・脱落による炉の損傷が懸念されるようになった。この対策として開発したのが耐火タイルで、①高熱伝導率を有しているためタイルの表面温度を低く抑えることができクリンカが付き難い②高 H_2O 環境･高温火炎の接触に対し抵抗性が強く劣化・脱落し難い③耐火材劣化時にも取替えが容易である等の特長を有する。

この耐火タイルは、SiC 質を主原料として重さ３kg・大きさ２００mm 角に焼結成型したもので、図５に示すようにボイラ水管壁のフィン部に溶接取付けされたフックまたはボルトを利用して簡単に取付けることができる。

作業性に優れ、特に補修時には１枚ずつ取替えが可能なので維持管理費の低減に有効である。

この耐火タイルと前述の水冷火格子の開発により 1000℃以上の高温燃焼が可能となり、低空気比による排ガス量の低減とダイオキシン類の発生抑制が可能になったといえる。

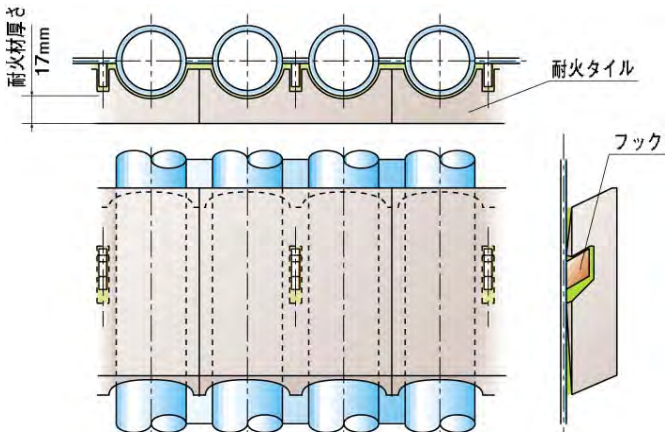


図５　耐火タイル取付構造

５．おわりに

以上、スーパーストーカ２０００の概要について述べてきたが、総括すると次のとおりである。

① 環境負荷最小化・ダイオキシン類排出総量：0.5～1μg-TEQ/ごみトンを達成
② 高い安全性と信頼性を有し、かつ、運転管理の容易な施設を実現
③ 経済性に優れた施設を実現

今後、各々の要素技術の開発状況に応じ順次スーパーストーカ２０００のバージョンアップをはかり、理想のごみ焼却システムを目指して発展・成長させていきたい。

（終わり）

カワサキ―アドバンストストーカシステム

川崎重工業株式会社

１．はじめに

ダイオキシン類の低減を始めとする環境負荷の極小化は、ごみ焼却プラントに対するもっとも大きな社会的要請となっている。また、循環型社会の形成を推進する中では、サーマルリサイクルについても熱回収率の向上が課題とされている。３０年以上にわたり蓄積した当社ストーカ炉技術を背景にこれらの要請に応える新世代のストーカシステムを提案したい。

カワサキ―アドバンストストーカシステムコンセプトは次のようである；

①並行流炉による高度燃焼

・高温滞留時間を確保した炉型と排ガス再循環などでの撹拌混合強化による完全燃焼

・排ガスのクリーン化　炉出口ダイオキシン<0.1ng-TEQ/m3N, CO<10ppm、Nox<60ppm

・焼却灰のクリーン化　ダイオキシン<0.005ng-TEQ/g、熱灼減量<1%

②高信頼、長期耐久性確保

・水冷方式による適正火格子温度の確保

・水冷耐火パネル方式によるクリンカー対策

③高度熱利用

・ボイラの高温高圧化と低温脱硝等により発電効率向上

④運転支援の充実

・燃焼シミュレーションモデルを取り入れたファジイＡＣＣ

⑤灰の有効利用

・クリーンな焼却灰に蒸気養生を施し固化体として路盤材に利用

コンセプトを構成するいくつかの技術を紹介する。

２．並行流焼却炉

⑴構造と特徴

並行流炉は元来 CO の低減を企図して開発されたもので、高温滞留時間の確保と撹拌混合の強化がその手段である。乾燥域で発生した未燃ガスは、炉天井で囲まれた広い空間で２次空気により強く撹拌され２次燃焼すると共に、燃焼段の高温域を必然的に通過することで更に燃焼は進む。この後、反転したガスは、ボイラ第一放射室に向かって斜めに上昇するが、反転で混合が進む上、斜行部での収熱をコントロールする事で高温を維持し、燃焼を完結に導いている。図１参照。従来の中間流では、乾燥段で発生した未燃ガスと高温の燃焼ガスが、ノーズ部ではじめて出会い、２次空気で撹拌混合されながら一気に燃焼する。並行流に比べると時間が短く、混合を２次空気吹き込み運動量に頼る割合が大きい。

並行流は、未燃ガスがストーカ面に沿って流れ、高温領域を通過する時間が長く、反転を伴う炉型から混合も良好で、少ない空気でも完全燃焼を達成できる特性を持っている。

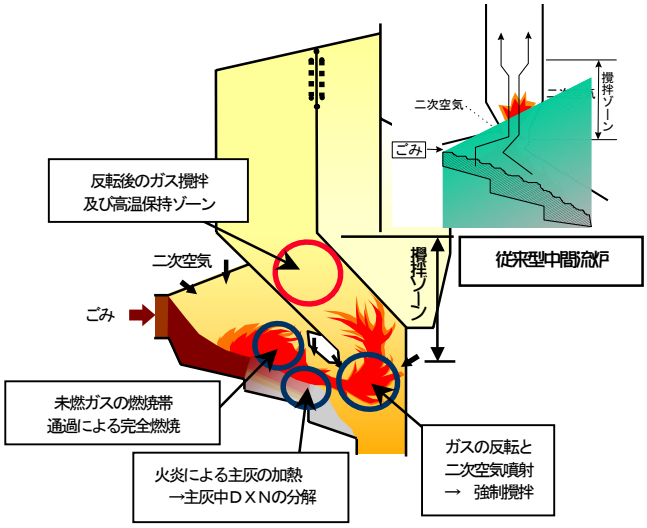


図１並行流焼却炉の特徴

⑵運転実績例

運転中の並行流焼却炉はアドバンストストーカシステムの要素技術を網羅したものではないが、CO濃度を抑えるという本来の目標は十分達成されており、更に、低い空気比でも効率の良い燃焼が出来ることが実証されている。

図２は定格処理量時の運転例である。このとき、ごみの発熱量は約１０MJ/kg、 空気比約１．５、であった。CO 濃度は十分低い。また、低空気比の高温燃焼にも拘わらず NOx が低いこと注意したい。混合が十分行われホットスポットが無いことが一因と考えられる。そのほか、炉出口ガスのダイオキシン類濃度、並びに焼却灰中のダイオキシン類濃度および熱灼減量も所定の結果であった。

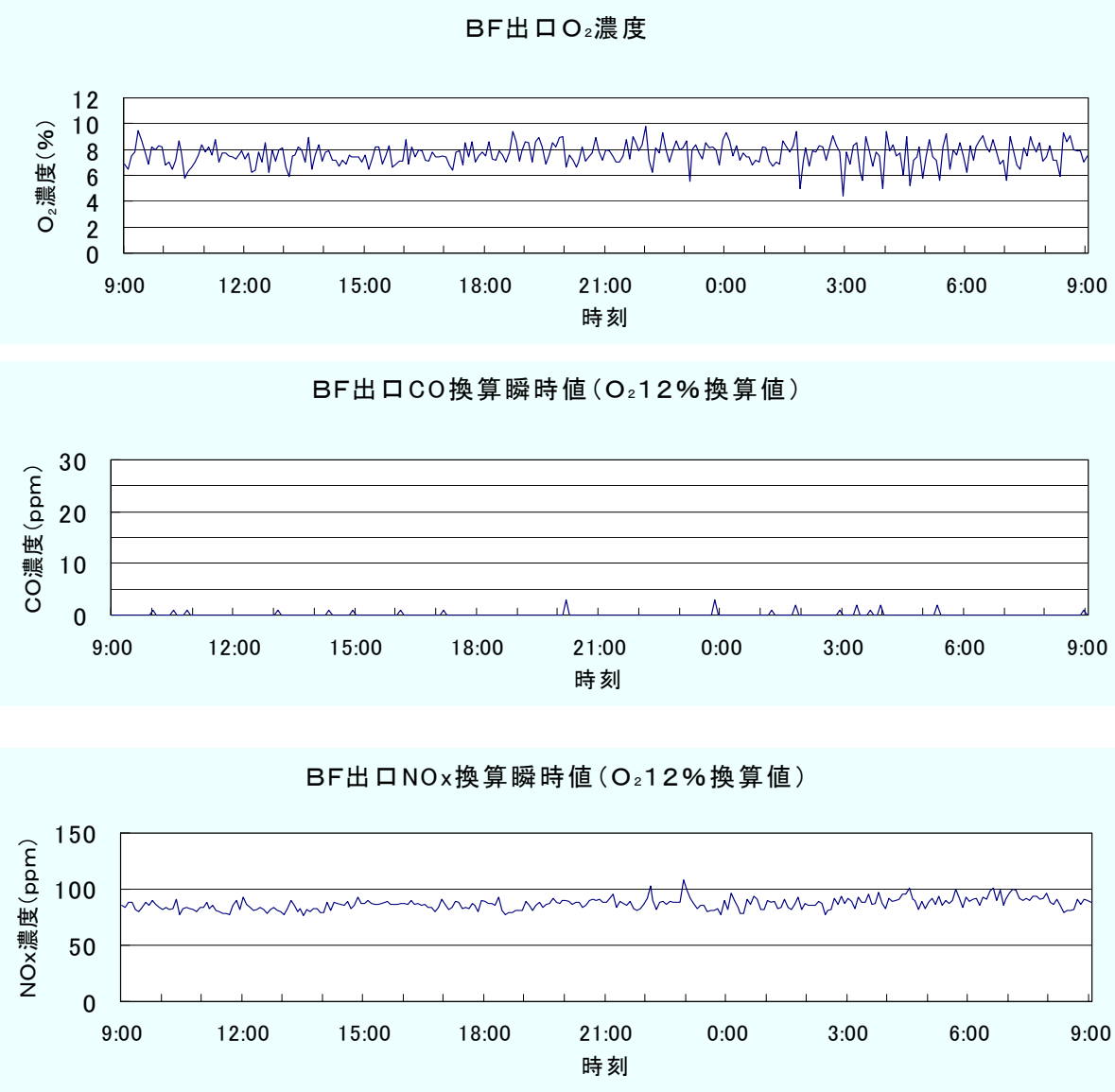
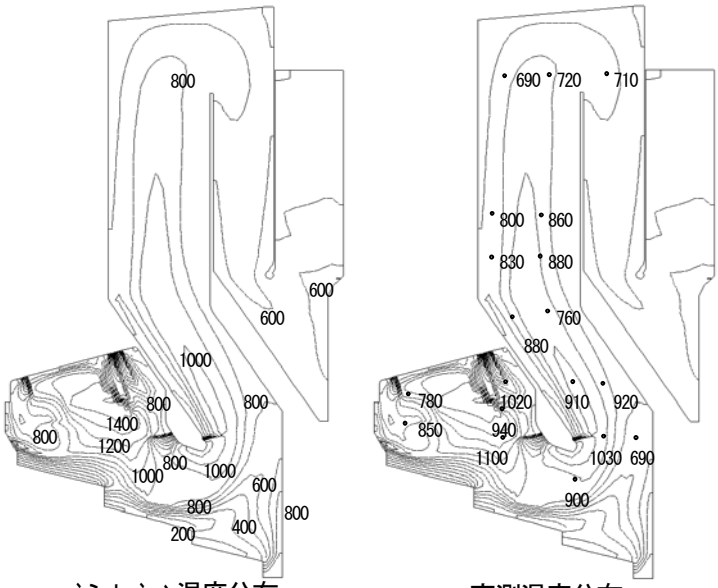


図２　並行流炉排ガス運転データ

⑶シミュレーションの検証

炉内温度やガス流動のシミュレーションは炉の特性を机上で把握できるツールであるが、実機との相関を確認することでその妥当性を常に検証しておかねばならない。図３は、70%処理量における、シミュレーションの温度コンター図(左)とそのコンター図に実測温度を書き込んだもの(右)を示す。シミュレーションでは、低負荷ではあるが 900℃以上の高温帯が広くとれ、狙い通りに低 CO が期待できるものとなっているが、実測もこれによく一致し、結果として低 CO が達成されていた。このときも空気比は約１．５である。



ｼﾐｭﾚｰｼｮﾝ温度分布　　実測温度分布

図３　温度分布予測と実測

３．水冷式火格子

空気比を絞った高温燃焼を達成するためには、特殊な手段を講じない限り、一次空気量を削減しなければならない。一次空気は火格子の冷却を兼ねているので、空気量を減らすことで、火格子温度が高くなり、損傷する恐れもある。これを確実に防止出来るのが水冷式火格子で、水冷式には、火格子セグメントに直接通水する直冷式と、冷却水管を火格子に這わせる水管式がある。

当社のサン型水冷ストーカは、水管式冷却構造としており、火格子セグメントの支持フレーム上に冷却水管を巡らし､冷却水管の上に火格子セグメントをはめ込む構造としている｡図４手前は冷却水管で、奥は冷却水管の上に火格子をセットした状態を示す。図５は水冷火格子を取り付けた状態を示す。水管式冷却構造とすることで、空冷式サン型ストーカとの互換性を確保し、空冷から水冷式への転換も容易であり、火格子セグメントは、冷却水管の遮断再接続などが不要で容易に着脱出来る特徴がある。

図４　水冷式火格子(水冷管)

図５　水冷式火格子(組立外観)

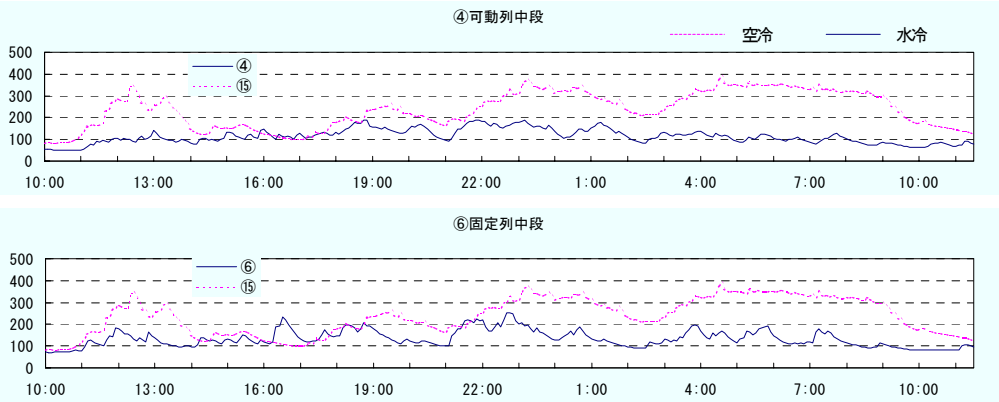


図６ 火格子温度（水冷、空冷）

図６は、空冷火格子との温度の対比で水冷式火格子の冷却効果を示すものである。空冷式で 300℃以上となる条件で、水冷式は 200℃以下を保っている。１年以上の運転で、適正な温度を維持し、火格子に損傷がないことを確認している。

４．進化するＡＣＣ

ストーカ炉は、ごみを投入してから灰が排出されるまでの工程に約２時間を要する。この中で、乾燥、熱分解、燃焼、後燃焼の過程が進むので、炉内の状態は均質ではなく、乾燥段から後燃段まで、炉内滞留時間に応じて、生から灰まで様々な状態のごみが併存する。一方炉内状況を把握するための観測可能な量は、温度や O_2 濃度等で必ずしも十分なものではない。限られた観測量で適正な運転を確保するため、ACC には炉の運転履歴情報や画像情報を利用したりファジーなどの適用が試みられている。この目標を更に進めるには、炉内状況を再現できるシミュレーションモデルの利用が有効である。図７は開発中のシミュレーションモデルの模式図で、炉内を区分し各部の状態を細かく再現し、時間経過後の状態も予測することで、制御の応答性を改善するものである。

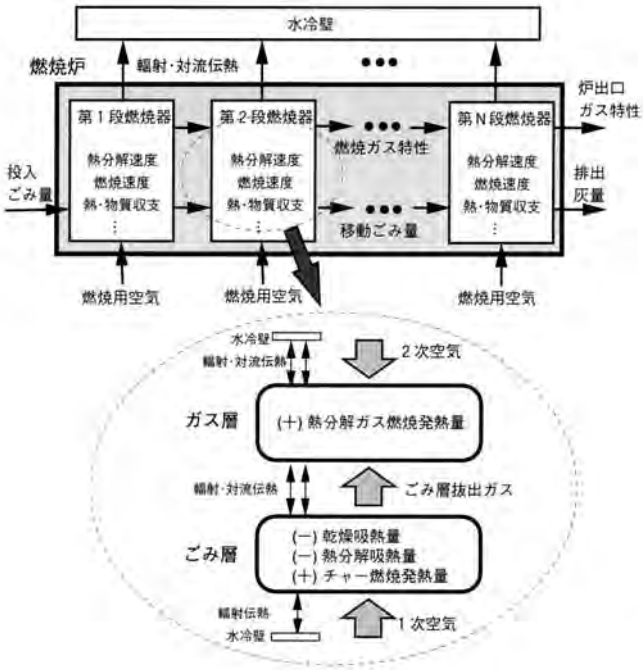


図７ 燃焼モデルの構造

５．結び

カワサキ―アドバンストストーカは多くの要素技術の集成システムであり、今後も進化していくものと考えている。その時点での最新技術を投入し環境負荷低減などの要請に応えて行きたい。

神戸製鋼のストーカ式焼却炉・21 世紀モデル

１．はじめに

ストーカ式焼却炉は今日までごみ焼却処理の主要技術として多くの実績を有しているが、ダイオキシン類の規制強化や最終処分場残余量が少なくなる中、高度燃焼技術、高効率発電及び焼却残さの有効利用等の技術改善が求められ「次世代型ストーカ」の開発が本格化してきている。

当社は、90年代初頭から次世代を見据えストーカ炉技術の開発に取り組んできたルルギ社（独）の先見性を高く評価し、技術提携を締結した。ルルギ社では、ヘルテンリサイクル施設（480トン／日）において、既に低空気比/高温燃焼での長期連続運転を行っており、当技術による当社1号機が来秋に下関市殿で竣工する。

当社が指向する21世紀モデルのコンセプトを以下に報告する。

図１.下関市環境センター奥山工場完成予想図

２．21 世紀モデルのコンセプト（４E＆１S）

① Ecology：ダイオキシン類など、環境負荷の更なる低減

② Economy：設備のコンパクト化、設備動力の低減（建設費、維持管理費の低減）

③ Energy：サーマルリサイクルの更なる高効率化

④ Earth　：最終処分負荷低減のための新しい残さ処理技術

そして

⑤ Stability：安定運転、信頼性

３．21 世紀モデルの概要

この 21 世紀モデルは、低空気比による１０００℃以上の高温燃焼と、ダイオキシン類の再合成抑制効果の高い水平煙道型ボイラを特長としており、既に９０年代から欧州で３３０日以上の連続運転を実現している。また、水平煙道型ボイラは高温高圧条件に適しているというメリットもあることから、低空気比の効果と合わせて高効率なサーマルリサイクルを同時に可能としている。図２にヘルテンリサイクル施設（４８０ｔ／日・炉）での燃焼室出口温度（滞留時間２秒経過後の排ガス温度）とボイラ出口酸素濃度を示す。空気比約１．５、燃焼室出口温度１０００℃以上で安定運転されている。この低空気比・高温燃焼は、火格子構成・燃焼空気の供給方法をはじめ、燃焼室形状・ボイラ水管構成・耐火物構成等の要素技術と、長期にわたる運転データから得られたノウハウの蓄積により可能となったものである。

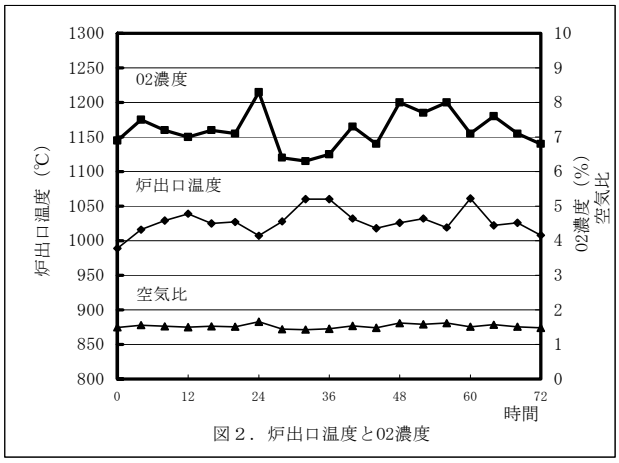


図２．炉出口温度と02濃度

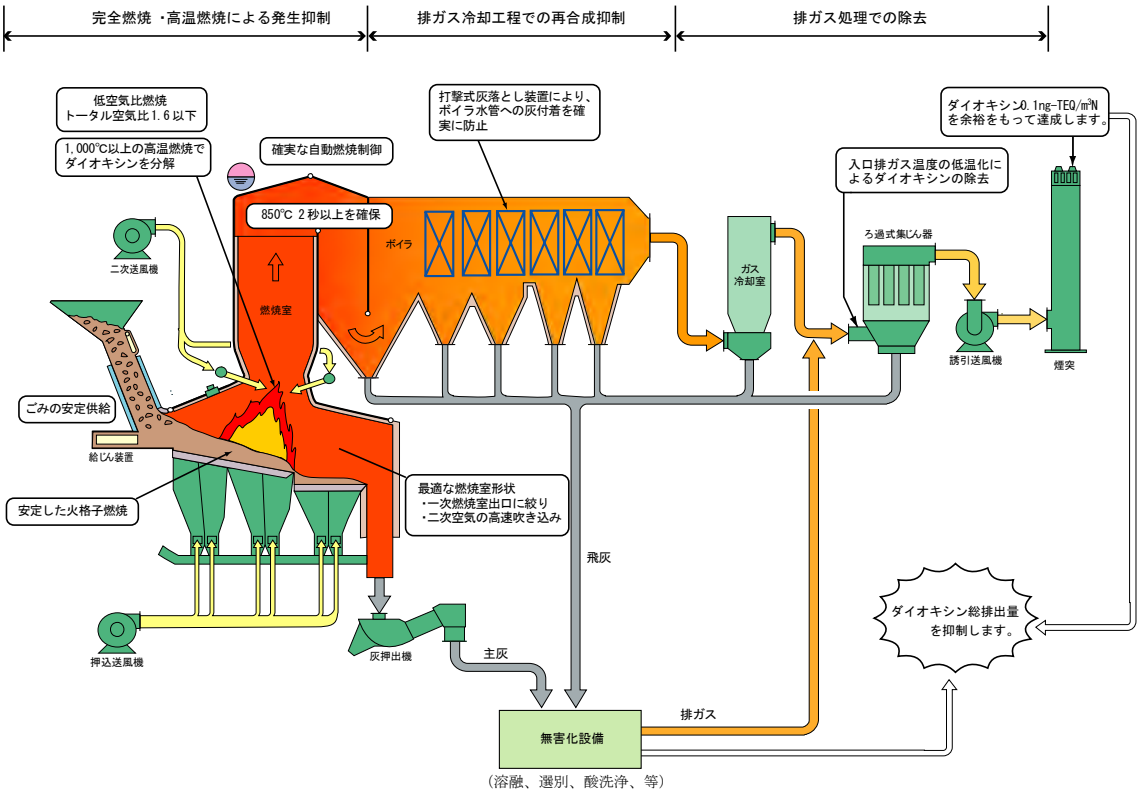


図３.神鋼・ルルギ式ストーカ焼却炉フローシート

４．今後の方向性

21 世紀モデルは今後もブラッシュアップを重ねることで、先に掲げたコンセプトを徹底的に追求して行く。

その方向性は以下のとおりである。

①空気比の更なる低減

空気比をさらに低減する場合には、燃焼空気による火格子冷却不足を補う水冷火格子等の技術が必要となる可能性があるが、ルルギ社はオランダでの実機採用を経て、イタリアサンビットレ都市ごみ発電所（４５０ｔ／日・炉、稼動中）に最新型の水冷火格子を既に納入している。当社はこれらの実績や、酸素富化などの要素技術も視野に入れながら、更なる空気比低減と高温燃焼技術の開発に取り組んでいく。

②焼却残さの無害化・有効利用

最終処分場が逼迫する中、近年、焼却残さを高温で溶融・スラグ化し土木資材等に有効利用する灰溶融技術が広く実用化されている。当社においても平成９年にプラズマ式飛灰単独溶融炉を実用化し、昨年には下関市殿よりストーカ主灰と飛灰の混合灰溶融炉を受注している。当社はこれらの実績を踏まえた上で、さらに以下の検討を行っている。

１）焼却過程での高温無害化

２）焼却灰の物理選別処理（物理選別した微紛は飛灰と合わせて単独溶融処理または加熱脱塩素化処理）

３）酸洗浄などの化学処理

いずれの方法もダイオキシン類や重金属類を無害化した後に有効利用するもので上記１）～３）の複合処理も含め、当社は、より経済的で確実な焼却残さの処理技術を提案していく。

５．まとめ

廃棄物処理に伴う環境汚染物質の低減は処理に携わる者の当然の責務であり、また当社は「21世紀コベルコ環境創造プロジェクト（ECOWAY）」を掲げ、全社を挙げて環境対策に取り組んでいるところである。

この方針に沿い、ストーカ炉、流動床式焼却炉、流動床式ガス化溶融炉、灰溶融炉等一連の処理技術開発に積極的に取り組み、一層の環境負荷低減を目指すことによって社会貢献を果たしていきたいと考えている。

クボタ次世代型ストーカ炉「*K*（クボタ）-*ECO*（エコ）ストーカ」

株式会社クボタ

１．はじめに

ダイオキシン類の排出規制の強化、最終処分場の逼迫が引き金となり、平成 10 年頃より新しい廃棄物処理法として「ガス化溶融システム」が急速に市場に導入され始めた。これに呼応するように、長い歴史の中で安定した焼却処理技術として認められてきたストーカ炉方式についても、環境負荷低減の視点から新しい技術コンセプトが求められている。

クボタはこのニーズに対応して、以下に示す基本コンセプトと特長を持った「*K-ECO ストーカ*」を開発し、市場への導入を図っている。

２．基本コンセプト

（1）環境負荷の低減

ダイオキシン類など、微量有害物質の排出濃度を低く抑えることはいうまでもなく、環境への負荷を最小化するためにはこれらの総量を低く抑えなければならない。そこで、炉内の高温燃焼によるダイオキシン類の発生抑制と飛灰溶融による総量削減、ならびに低空気比燃焼による排ガス減量により、環境への負荷を最小限にとどめる。

（2）ごみエネルギの有効利用と資源回収

ごみ発電効率を上げて廃棄物の持つエネルギを最大限回収する。また、廃棄物に含まれる鉱物資源を回収することにより、資源の有効活用をはかる。

（3）安全性・信頼性、運転の容易性の確保

多くの実績を持つ当社のストーカ炉技術を基にして新機能を加えることにより、容易な操炉や保守、ならびに安定した施設運営を可能とする。

３．システムの特長

「*K-ECO ストーカ*」は前述の３つの基本コンセプトを実現するために、図１に示すようにストーカ炉単独の場合と灰溶融まで含めたシステムを持ち、それぞれに対して以下の特長をもっている。

３．１　ストーカ炉単独システム

（1）排出ガス量の削減

低空気比燃焼（λ＝1.4）によって排ガス量をこれまでに比べて 25～30%減らして環境負荷を小さくするシステムを提供している。通常、空気比を 1.4 まで下げると二次燃焼室は 1100～1200℃という高温になってしまうので、バグフィルタの後の排ガスを一部炉内に循環させることによって炉内温度を調整する。二次空気の代わりに再循環ガスを用いることによって低空気比運転が可能になるうえに、炉内高温燃焼による NOx 上昇を抑える効果も併せ持つ。

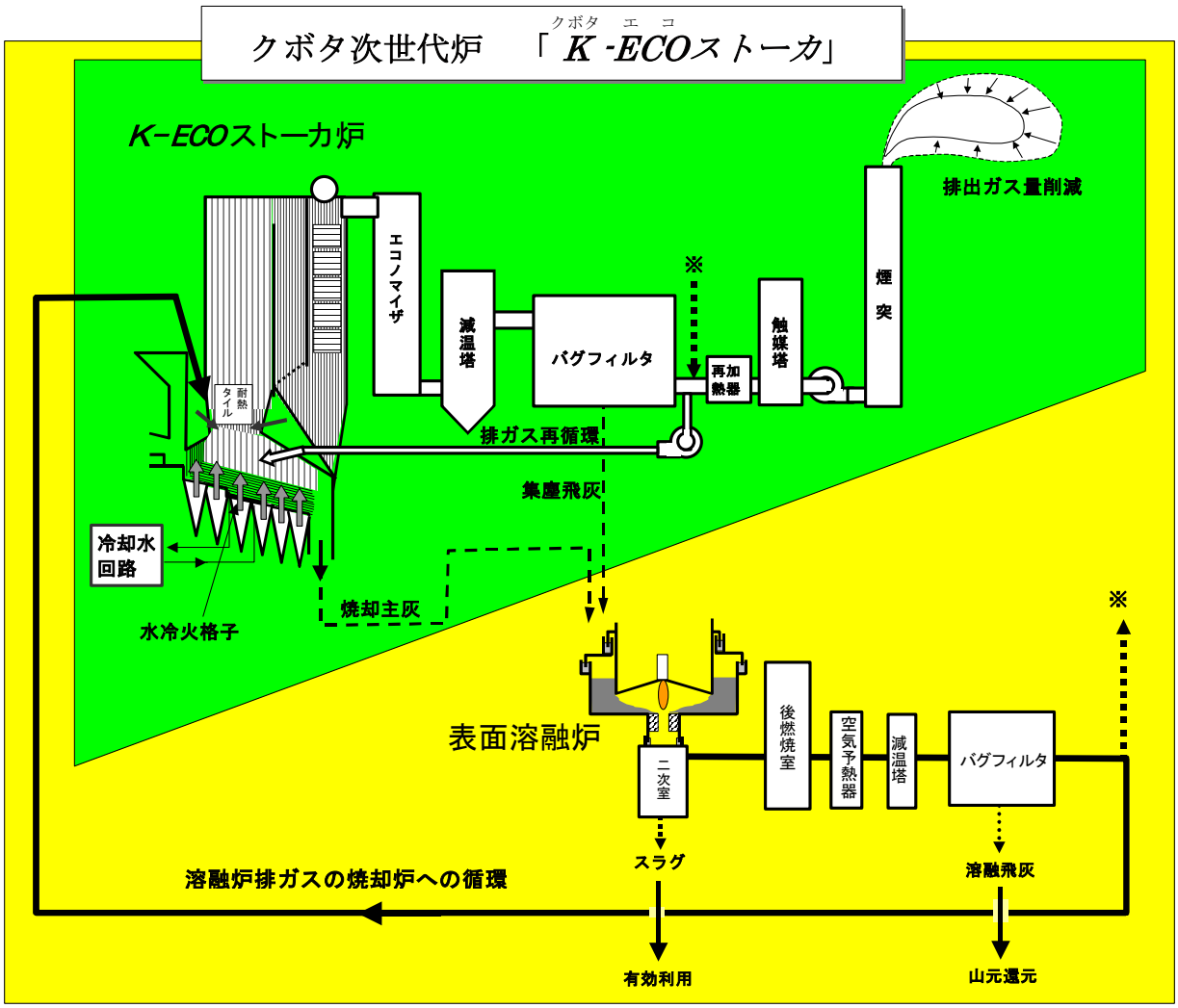


図１　*K－ECOストーカ*の構成

（２）高温燃焼によるダイオキシン類発生抑制

低空気比化によって一次燃焼室温度を1100～1200℃、二次燃焼室の燃焼温度を1000～1100℃に高めつつ、二次燃焼室内の酸素濃度は完全燃焼に必要な6%を確保することにより、ダイオキシン類を徹底的に分解する。高温燃焼を実現することにより、ダイオキシン類がボイラやエコノマイザで再合成される核となる前駆体も分解され、ダイオキシン類が再合成される可能性も極めて小さくなる。なお、ストーカの一部には水冷火格子を採用して炉内の高温化に対応している。

また、150～170℃の再循環排ガスを二次燃焼領域入口に吹き込むことによって、常温エアを吹き込む場合と比べて局部的な低温スポットは生成されにくくなる。このため、温度低下を抑制した混合撹拌が実現できる。

「*K-ECO ストーカ*」は、ダイオキシン類や前駆体の分解を促進する高温燃焼の実現と、二次燃焼領域のガス混合撹拌の改善によって、ダイオキシン類を発生源から断つシステムを提供している。

（３）高カロリーごみ、一廃・産廃混焼への対応

今後、不燃物や生ごみの分別が促進される、あるいは一廃と産廃が混合で焼却されるようになる可能性があり、その結果、ごみが高カロリーになることが予想される。「*K-ECO ストーカ*」では、水冷火格子を用いることにより、高カロリーごみの燃焼にも対応することができる。

３．２　灰溶融まで含めたシステム

（１）飛灰溶融によるダイオキシン類の総量削減

飛灰中のダイオキシン類の量はプラントから系外への総排出量の80%以上を占めることから、飛灰を溶融してダイオキシン類を分解することにより、プラント全体としての総ダイオキシン排出量を大幅に削減することができる。「*K-ECOストーカ*」は、主灰だけでなく集塵飛灰も全量混合溶融できる表面溶融炉を備えていることから、ダイオキシン類の排出量をごみｔ当り0.5μgTEQ以下にまで削減することが可能である。

（２）発電効率の向上

「*K-ECOストーカ*」は排ガスを減量することによって系外へ持ち出すエネルギを低減し、エコノマイザでの熱回収量を増やすことによって発電効率を高める。さらに溶融排ガスを焼却炉の熱回収部分に循環することにより、溶融に要した外部エネルギを回収している。すなわち、未利用エネルギを有効活用するだけでなく、熱回収効率を高めることによって高効率発電を可能にし、CO_2の削減に寄与している。

（３）残渣の有効利用・有価資源の回収

焼却主灰と焼却飛灰を溶融した後のスラグは路盤材や建築資材に利用し、溶融飛灰からはPbやZnなどの金属を回収する。これらのプロセスにより、「*K-ECOストーカ*」から最終処分場に廃棄する物は限りなくゼロになり、最終処分場の延命化につながるだけでなく、資源の有効活用が可能となる。

３．３　ＩＴを利用した遠隔診断システム

一般にこれからのプラントは機能が増えて複雑化する方向にあり、限られた人数でプラント内の機器の状況をリアルタイムに把握することは非常に困難になってくる。「*K-ECOストーカ*」は容易に操炉や保守ができるようにシステム化されているうえに、図２に示すような遠隔監視システムによって、さらにユーザの負荷を軽減している。

このシステムでは、稼働中のプラントの主要データが電話回線などを経由して当社に転送され、知識ベースシステムによって機器の状態が診断される。診断結果に応じて、現地へ急行するなどの適切な処置を迅速に行うことができることが特長である。場合によっては客先が気づかない兆候を察知して対策することによって、重大トラブルを未然に防ぐことができる。

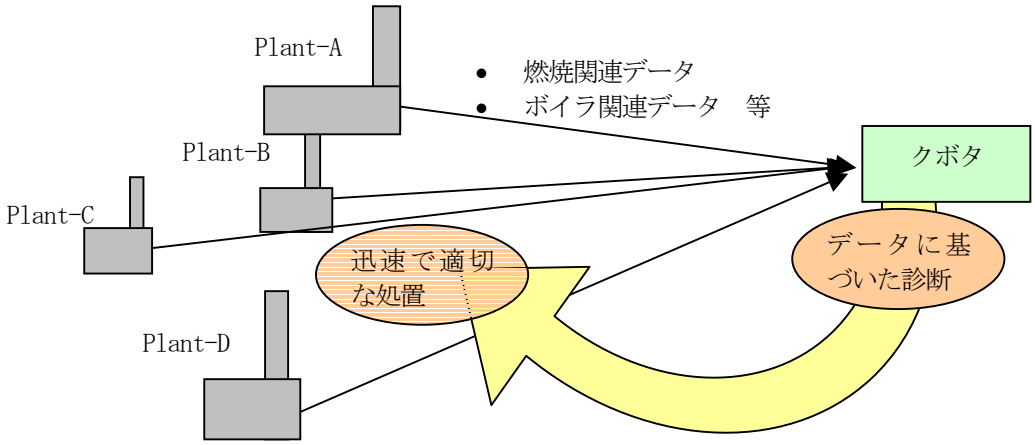


図２　プラントの遠隔診断システム

４．これまでの低空気比燃焼の実績

排出ガス減量の手段である低空気比燃焼については既に開発を始めており、130t/24h×3 基（40t/24h の灰溶融炉と蒸気条件 4MPa×400℃の自然循環ボイラ併設）のプラントにおいて、空気比が 1.6～1.65 と低く、しかも極めて低いダイオキシン類濃度が得られた。

この性能をベースに、さらなる低空気比化とダイオキシン類濃度の低減を実現する技術を開発中である。

表１　低空気比燃焼の実績データ

炉 No.		No. １	No. ２	No. ３
酸素濃度※（BF 入口）	%	8.4 6.9（減温塔入口）	7.8	8.2
空気比	―――	1.67 (1.49)	1.59	1.64
CO 濃度	ppm	8	3	5
NOx 濃度	ppm	47	35	21
排ガス中 ダイオキシン類濃度	$ngTEQ/m^3_N$	0.0000012	0.000061	0.00012

※　酸素濃度は排ガスサンプリング４時間の平均値

５．おわりに

当社の次世代型ストーカ炉「*K-ECO ストーカ*」の特長は、名前の由来に基づいて以下のようにまとめることができる。

１）ECOLOGICAL（環境を意識した）

- 排ガス減量による大気汚染の削減、環境負荷の低減
- ダイオキシン類発生量の低減による環境負荷の低減
- 灰溶融による最終処分場の負荷低減

２）ECONOMICAL（経済的な）

- 排ガス減量による排ガスおよび飛灰処理薬剤の低減
- 発電効率の増大による売電収入の増大
- 溶融スラグの有効利用や溶融飛灰からの有価物の抽出

これからも「*K-ECO ストーカ*」をさらにバージョンアップしていくことにより、ごみ焼却炉を廃棄物の中間処理というイメージから、最終のリサイクルターミナルへと変革していきたい。

以上

次世代ストーカ式焼却炉　酸素リッチ燃焼システム

三菱重工業株式会社

１．はじめに

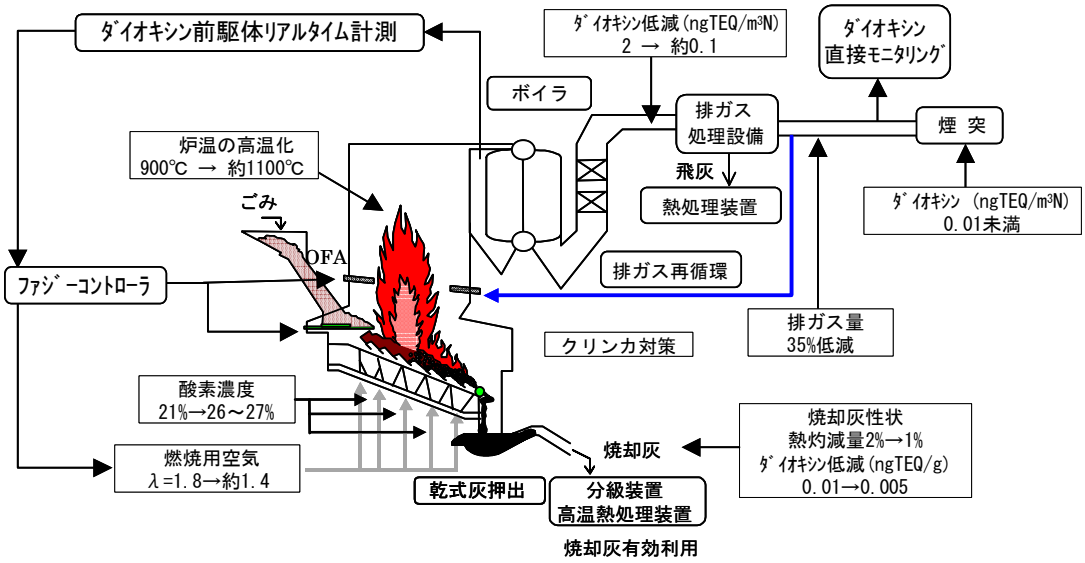
環境問題は全世界においてますます厳しくなっており、環境にやさしいごみ焼却施設が強く求められている。特に日本においては、一般廃棄物の排出量が年間 5,000 万トンに及び、その内の 75%程度が焼却処理されている。そのため、ごみ焼却施設から排出されるダイオキシン類が大きな問題となっている。

日本においてはごみ焼却施設から排出されるダイオキシン類への規制は厳しくなってきている。そのため、ダイオキシン類の排出量を低減する技術の開発が急務であり、多くの燃焼技術が現在開発されている。

本報では、酸素富化燃焼により燃焼を活性化して完全燃焼を図るとともに、排ガス再循環により攪拌力を維持しながら窒素酸化物を抑制する新しいごみ焼却技術「酸素リッチ燃焼システム」を紹介する。この技術により、環境負荷を大幅に低減することができる。

２．設備概要

図１　システムフロー



次世代ストーカ炉　酸素リッチ燃焼システム

図１に酸素リッチ燃焼システムのフローを示す。

このシステムは逆送式のストーカ炉、ごみ供給設備、酸素供給設備、排ガス再循環、排ガス処理設備から構成される。

酸素富化により、一次燃焼空気の酸素濃度を約２７％程度とすることにより高温燃焼を実現する。酸素供給設備には酸素ＰＳＡ装置(Pressure Swing Adsorption)を使用する。ＰＳＡはゼオライト系の吸着剤により窒素を吸着し分離する装置である。

また、高温燃焼による窒素酸化物対策のために排ガス再循環を使用する。

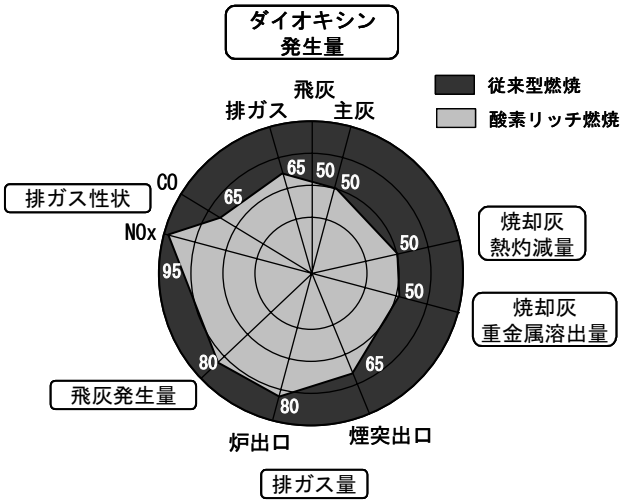
排ガスの一部をバグフィルターの後流より分岐し、オーバーファイアーノズルより炉内に供給する。これにより、二次燃焼領域での十分な攪拌効果を保持したまま窒素酸化物の発生を抑制することができる。

燃焼制御の特徴としては、従来の制御に加えＩＲセンサー（赤外線による温度センサー）によって燃焼ガスの温度を計測し蒸発量制御を行うことで燃焼の安定化を図っている。またさらに高度な制御として、炉出口排ガス中のダイオキシン前駆体を直接計測し、従来の制御と融合させたファジー制御によりダイオキシン類の発生を抑制する機能や煙突部のダイオキシン類を１時間程度で直接モニタリングする装置を付加することも可能である。

３．酸素リッチ燃焼の特長

（1）高温燃焼

酸素を一次燃焼空気に供給し、酸素濃度を約２７％とすることにより、従来と比べ、燃焼温度が約100～200℃上昇する。ごみ層での燃焼を活性化することにより、灰質の改善（熱灼減量、ダイオキシン類、重金属溶出量の改善）及び排ガス中の未燃分（ダイオキシン類、一酸化炭素等）の低減が可能となる。さらに高温燃焼により、熱回収率が改善する。



酸素リッチ燃焼と従来燃焼との比較

図２

（2）排ガス量の低減

燃焼空気に酸素富化することにより燃焼空気量を減らすことができ、その結果、排ガス量を大幅に低減することができる。ボイラおよび排ガス処理装置を通過する排ガス量は従来に比べ約20％の低減となる。また、排ガス再循環を使用することにより、煙突から排出される排ガス量は35％低減される。これにより、ボイラや排ガス処理設備の小型化が可能となる。

（3）高い信頼性

酸素リッチ燃焼システムは当社が長年にわたって培ってきたストーカ式焼却炉の基本技術に最新技術を適用した次世代型のごみ焼却炉である。この酸素リッチ燃焼技術は長年の技術協業先のドイツ・マルチン社と共同開発した技術であり、日本およびドイツにおける実炉確認を終了し、実炉建設が可能となっている。

4. 主なテストデータ

(a)炉温

従来型の燃焼では燃焼温度は850～900℃であるのに対し、酸素リッチ燃焼では1000～1050℃となっている。（図3参照）高温燃焼によりダイオキシン類の発生を抑えることができる。

焼却炉は主燃焼部全域をボイラ水冷壁、耐熱タイル被覆としているため、クリンカの発生が防止されている。また、三菱マルチンストーカは一次燃焼空気の吹き込み圧力が高く火格子の冷却効果が大きいため、火格子温度の上昇もなく安定した燃焼が確認された。（図４）

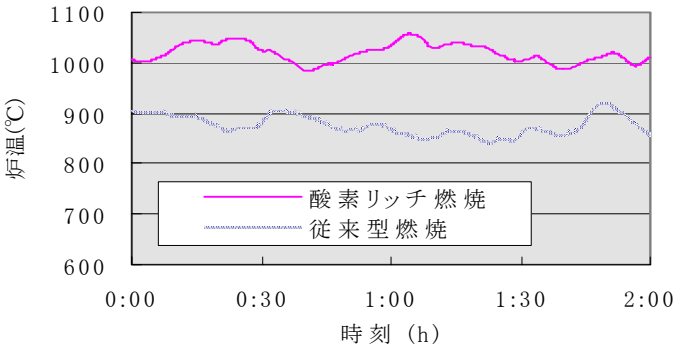


図３　炉温比較

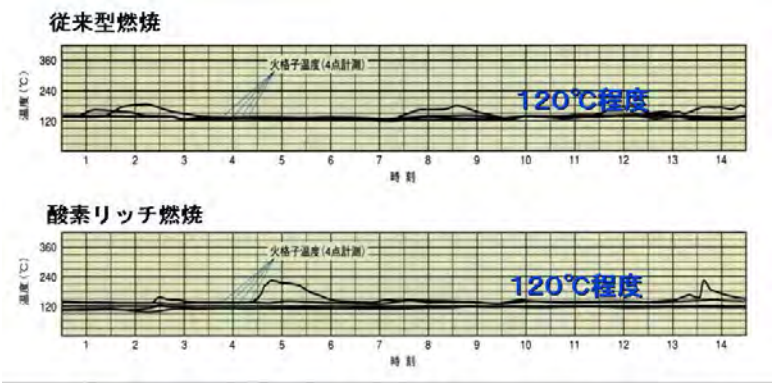


図４　火格子温度比較

(b) 主灰、飛灰、排ガス中のダイオキシン類濃度

従来型燃焼での主灰及び飛灰中のダイオキシン類濃度はそれぞれ0.012ng-TEQ/g及び1.03ng-TEQ/gであった一方、酸素リッチ燃焼ではそれぞれ0.0059ng-TEQ/g及び0.49ng-TEQ/gとなり、ダイオキシン類の濃度が半減した。（図５）

煙突での排ガス中のダイオキシン類濃度は従来型燃焼では0.032 ng-TEQ/Nm^3であったが、酸素リッチ燃焼では0.0083 ng-TEQ/Nm^3とさらに低い値となった。（図６）

（c）主灰の熱灼減量と重金属溶出量

酸素リッチ燃焼ではごみ層での燃焼温度が高まることによりごみの完全燃焼を図ることができる。酸素リッチ燃焼における熱灼減量は１％程度となった。乾式灰押出装置を採用することで安定的に熱灼減量を１％以下とすることができる。また、重金属溶出量も従来に比べて半分以下となった。（表１）重金属溶出量は土壌環境基準を満たすデータを得ている。表２は主灰の写真である。酸素リッチ燃焼では高温燃焼により粒径が30ｍｍ以上の半溶融状態の灰が増えており、分級処理を行うことにより焼却灰の有効利用を図ることができる。また、状況により高温熱処理などを行い有効利用先の拡大も考慮する。

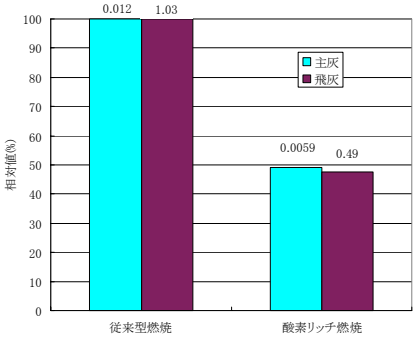


図５ 灰中のダイオキシン類濃度相対比較
（表中の数値は ng-TEQ/g にてＤＸＮ類濃度を示す。）

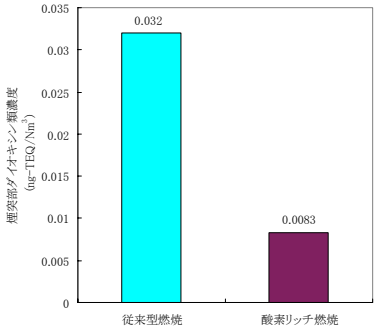


図６ 煙突でのダイオキシン類濃度

表２　主灰の写真

写真		
サイズ	＜３０ｍｍ	＞３０ｍｍ
従来型燃焼	９０％	１０％
酸素リッチ燃焼	８０％	２０％

表１　主灰の熱灼減量および重金属溶出量

	単位	従来型運転	酸素リッチ燃焼
熱灼減量	(%)	3	1
カドミウム，Cd	(mg/l)	＜ 0.001	＜ 0.001
トータルクロム	(mg/l)	0.02	＜ 0.01
六価クロム，Cr^{6+}	(mg/l)	0.02	<0.01
銅，Cu	(mg/l)	0.17	0.05
水銀，Hg	(μg/l)	0.5	0.2
鉛，Pb	(mg/l)	0.05	0.01
亜鉛，Zn	(mg/l)	0.07	0.03

(d) 排ガス量の削減

酸素リッチ燃焼における排ガス量は従来と比べ、煙突部で６５％削減、バグフィルター部で７８％削減となった。排ガス量が低減することにより排ガス処理設備を小型化することが可能である。また、排ガス処理に使用する薬品量を低減することが可能となる。

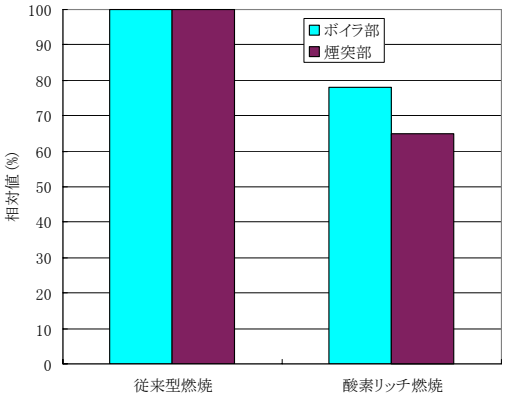


図７　排ガス量比較

５．まとめ

本報では、酸素富化燃焼技術と排ガス再循環を使用した最新のごみ焼却技術「酸素リッチ燃焼システム」について紹介した。この技術は環境負荷を低減するごみ焼却法であり、その特長を以下にまとめる。

（１）酸素富化による燃焼改善により、主灰、飛灰および排ガス中のダイオキシン類濃度を大幅に低減できる。また、主灰の熱灼減量、重金属溶出量も改善される。

（２）排ガス量が従来と比べて煙突部で約３５％低減、ボイラ、排ガス処理設備においては２０％の低減となる。

（３）酸素リッチ燃焼は実績のあるストーカ炉に最新技術を適用した信頼性のあるシステムである。

ＮＫＫ-次世代ストーカ式廃棄物焼却プロセス

NKK
日本鋼管株式会社

1.　はじめに

ＮＫＫでは次世代のストーカ式廃棄物焼却プロセスとして、余剰電力増加、環境負荷低減、コストダウン等の課題を解決する手段の一つとして、低空気比燃焼技術、焼却炉と灰処理炉の高度化・一体化等のほか高温空気燃焼技術の適用を考えている。

2.　次世代ストーカ炉のコンセプト

システム構成主要素

1．NKK-2 回流ガス流れ炉
2．低空気比燃焼
3．高温空気利用
4．排ガス再循環
5．灰処理一体化
6．NKK-ハイブリッド ACC
7．NKK-水冷ハイパー火格子
8．飛灰ﾀﾞｲｵｷｼﾝ揮発脱離分解

特　徴

1．安定した高温燃焼場の形成
■　二次空気の一部に高温空気と再循環した排ガスを混合、吹込み
■　大幅な空気比の低減（λ1.3～1.5）が可能　→　排ガス量の大幅な低減
■　炉内温度分布の均一・高温化が可能　→　安定した最適な燃焼を実現

2．熱ロス低減
■　灰から熱拡散させず、焼却から直接移送し灰処理

3．改質処理と溶融の選択的適用
■　DXN を分解しかつ、再利用用途により処理法を選択

4．幅広いごみ質への適応
■　将来のごみ質変動（幅の広がり）に適用しうる燃焼特性

5．既設ストーカ炉への適用が容易
■　ハイパー火格子を基本構造とすることで、次世代技術の順次適用が可能

効　果

排ガス量低減（設備のコンパクト化）	30%低減
ＮＯｘ低減	20%低減
運転費低減	30%低減
余剰電力（売電量）増加	30%増加
ダイオキシン類低減　ボイラ出口濃度	50%低減
煙突出口濃度	0.01ng-TEQ/Nm^{3}以下
ﾀﾞｲｵｷｼﾝ類総排出量	0.5μg-TEQ/ごみ Ton 以下
最終処分場負荷	大幅低減

3.　主要システムの説明

3-1. 次世代燃焼システム

本システムの概念図を図１に示す。同図に示すように、高温空気の適用場所としては、２回流ガス流れ炉の燃焼開始領域と灰処理炉のバーナ部の 2 ヶ所であり、その主な期待効果としては、焼却炉については燃焼の高度安定化による低空気比燃焼と環境負荷低減の実現であり、灰処理炉については均一な高温を維持し、攪拌効果増大による長期安定溶融もしくは非溶融処理の実現である。

従来型焼却炉を低空気比条件下で運転した場合には、燃焼開始点が大きくばらつき、炉内での燃焼が不安定になるため、炉内広域での高温が維持できなくなり、排ガスや灰中の未燃成分や有害成分が急増し、連続運転が困難な場合も生じる。この問題を解決するために、高温空気の燃焼技術を適用している。

高温空気吹込みによる焼却炉の燃焼開始領域での火炎安定化のイメージ図を図２に示す。炉の両側壁から高温空気・排ガス混合気を高速で吹き込むことにより、ごみ層直上の空間に安定燃焼領域（流れがせき止められるため、火炎が吹き飛びにくい）を形成させ、ここに安定な拡散火炎を定在させる。その結果、従来技術とは異なり、低空気比燃焼条件下でも燃焼開始領域での燃焼の不安定性が増幅されず、スス等の発生が抑制され、均一で安定した燃焼が期待できる。また、焼却炉内の未燃ガスの一部を灰処理炉の熱源の一部として有効利用することも考えられる。

焼却炉と灰処理炉との一体化は、設備費の低減に有効であるだけではなく、ランニングコスト削減や運転要員の削減、さらにはシステム全体としての熱の有効利用の面でも大きな効果が期待できる。

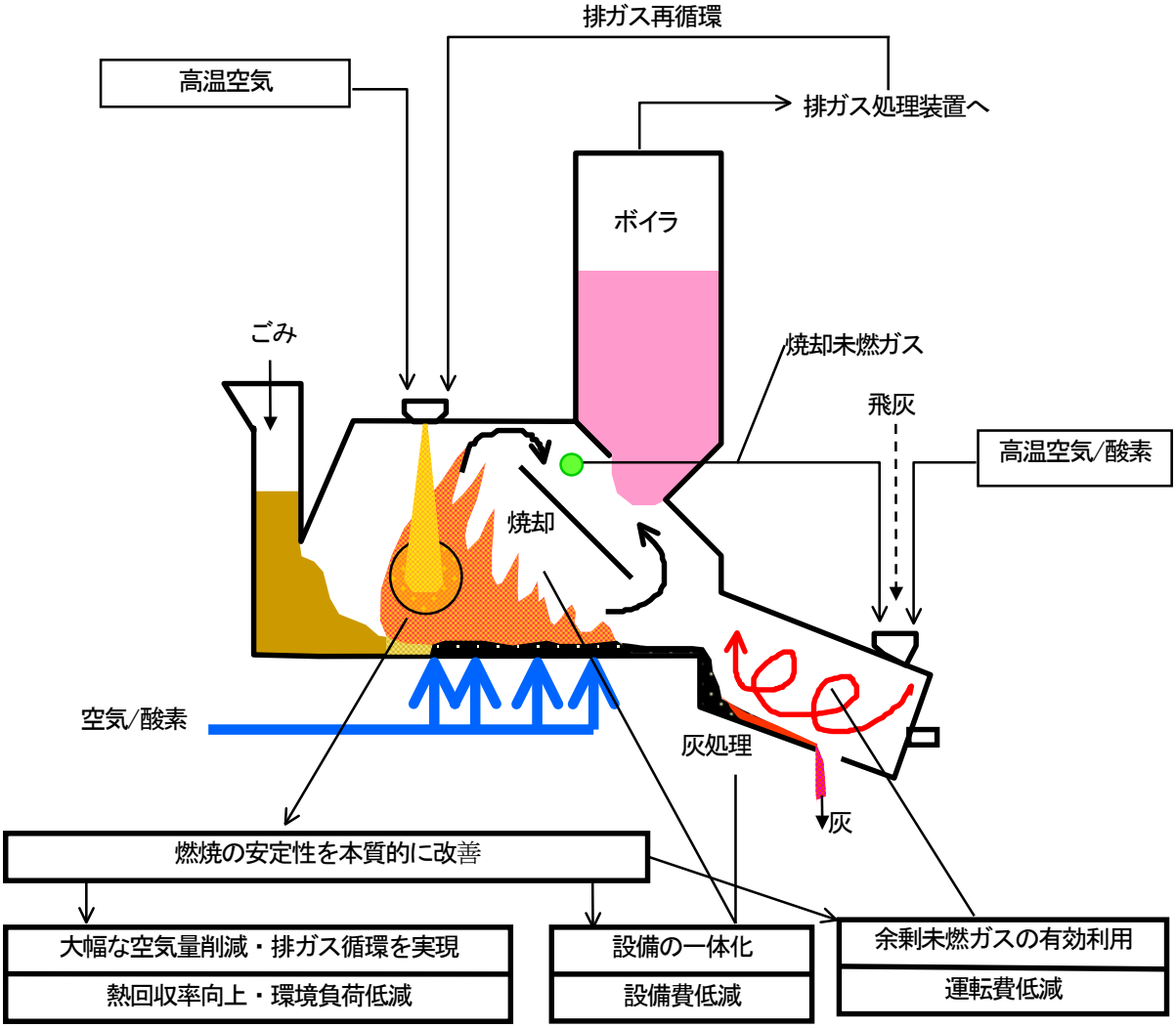


図1.　提案する燃焼システム

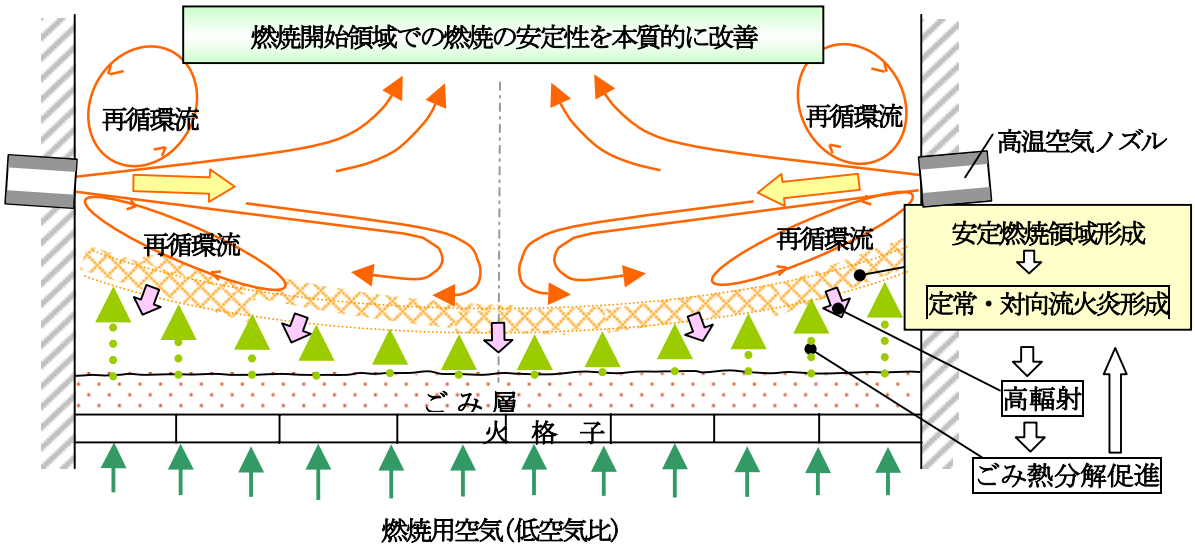


図2.　次世代ストーカ炉の高温空気近傍での火炎の形態(概念図)

3-2. ハイブリッド制御

従来の ACC では基本的に、焼却炉の燃焼モデルに基づく制御動作により各操作量を決め、燃焼の長期的な安定化を実現している。ところが短期的に見ると、炉内ではさまざまな要因による不規則な非線形性の強い燃焼変動が頻繁に起こっている。これらの現象はモデル化が難しく、効果的に抑えることが困難であった。このため、NKK ではこのような細かい変動を抑える方式について検討を重ね、ファジィ制御による有効な制御方式を確立した。新 ACC では、燃焼モデルに基づく制御系をベースに、必要部分にファジィ制御系を組み込んだハイブリッド構成の制御システムとし、燃焼状態の長期的・短期的な安定を実現している。

新 ACC を実機導入した焼却能力 150t/d の焼却炉での運転結果を図３に示す。この図に示すように新 ACC により、CO・NOx 濃度がともに低く抑えられ、同時に発生蒸気量の変動が小さく抑えられている。発生蒸気量が安定することで発電量の安定度が高まり、安定供給可能な電力量が増すことにより焼却エネルギーの回収効率を高めることが可能となる。

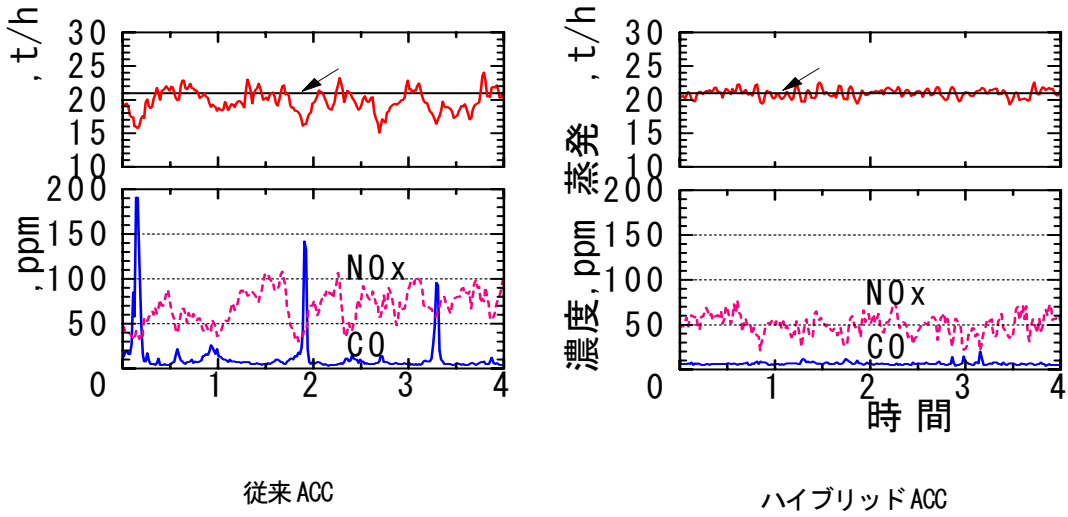
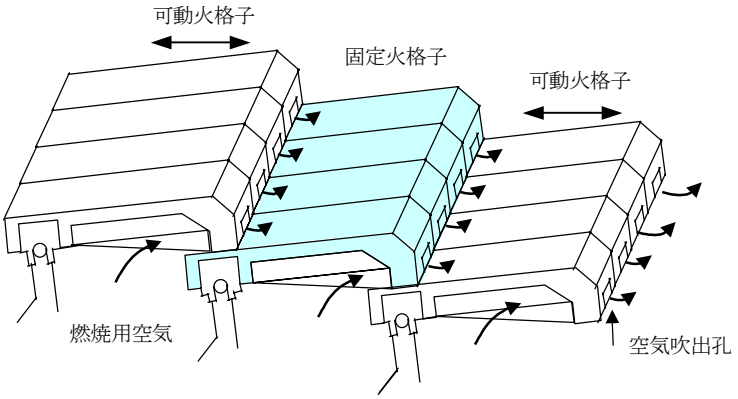


図 3.　新旧 ACC の性能比較

3.3 NKK-ハイパー火格子

NKK が独自に開発した階段摺動式のハイパー火格子は幅広いごみ質に対し均一で安定した燃焼が可能で、かつ落塵量が少ないといった特徴を持った燃焼装置である。さらに図４に示す水冷機能を付加することにより高い冷却効率を有し、火格子の熱損傷がほとんどなく、低空気比や高温燃焼による高効率化、低公害化、また高カロリーごみでの寿命を大幅に向上し、メンテナンスコストを低減することができている。



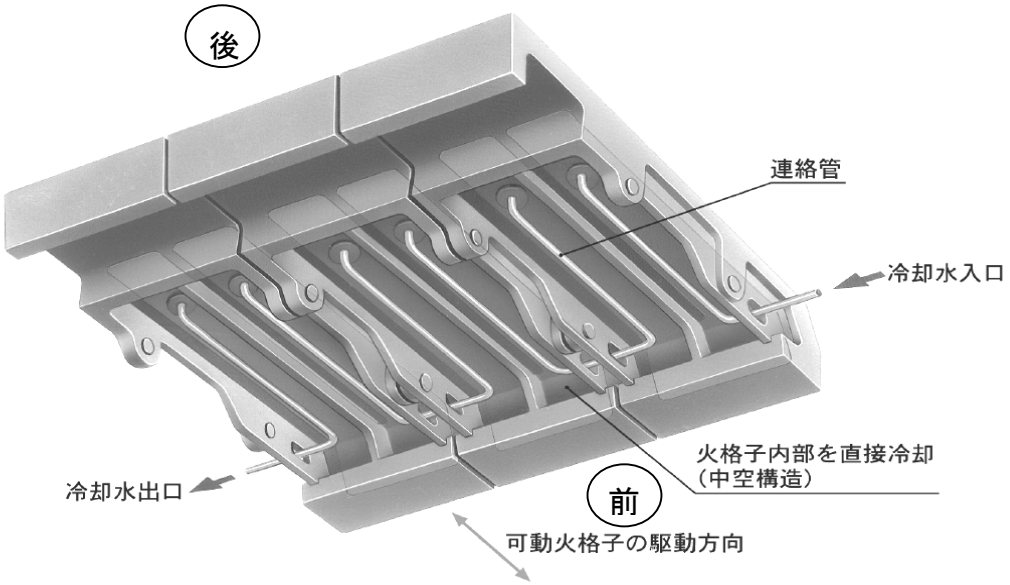


図４. NKK-水冷ハイパー火格子外概形（可動・固定同形）
（下部は火格子を下から見た図）

4. 終わりに

NKK は上記次世代ストーカ式廃棄物焼却炉の開発、検証を当社鶴見事業所にあるＲ＆Ｄセンター内の 12t/d モデル試験装置にて実施しているところである。

一方、熱回収率の向上対策として

① 出口蒸気温度 450℃以上の高温高圧ボイラ（テールエンドボイラの採用も可）
② 排ガス温度 200℃以下までの低温エコノマイザー
③ 低温触媒

また、ダイオキシン前駆動質モニタリング等の開発済技術の採用が考えられる。

なお、NKK-次世代ストーカ式焼却技術開発の一部は、国家プロジェクト「高温空気燃焼制御技術研究開発」で推進されている。

（終わり）

新世代ストーカ式ごみ焼却プラント

株式会社タクマ

１．はじめに

（株）タクマは全国で 300 ヵ所以上の納入実績と豊富な経験をもとに、高度燃焼技術、高度排ガス処理技術、高効率発電および灰の高度処理技術とリサイクルにより環境負荷を低減する「新世代ストーカ式ごみ焼却プラントの開発（ミニマム　エミッション・マキシマム　リサイクリング)」を進めている。

循環型社会の構築を目指した廃棄物の発生抑制と資源の有効利用が推進されるなかで、ごみ焼却プラントではごみ質の変動に対応した高度な燃焼技術によるダイオキシン類の発生抑制とサーマルリサイクルの高効率化による環境負荷の低減が求められていることに対応するものである。

２．新世代ストーカ式ごみ焼却プラントのコンセプト

新世代ストーカ式ごみ焼却プラントのコンセプトおよび採用技術について表１に示す。

表１．新世代ストーカ式ごみ焼却プラントのコンセプトおよび採用技術

採用技術・システム	コンセプト、効果
1. 新燃焼システム ①タクマエクセルストーカ ②後燃焼ストーカ排ガス還流システム ③アドバンストファジー制御	広範囲のごみ質に対応 排ガス量：　30%削減 ＤＸＮ類とＮＯｘの同時抑制
2. 高効率熱回収・発電システム ①低温排ガス熱回収 ②高温高圧ボイラ ③低温触媒脱硝	熱効率：　10%ＵＰ 発電効率：　30%ＵＰ CO_2削減効果：　30%ＵＰ
3. Na 系薬剤による 新乾式排ガス処理システム	乾式処理で湿式処理並みの除去性能 ＨＣｌ：　10ppm 以下 ＳＯｘ：　10ppm 以下

３．各システムの概要

3.1 新燃焼システム

タクマの新世代ストーカ式ごみ焼却プラントの第一の特徴は、最新型燃焼装置「タクマエクセルストーカ」の導入により、従来のストーカ炉と同様、広範囲のごみ質に対応できることはもとより、低空気比燃焼を可能にし燃焼排ガス量を３０%低減できることである。

また後燃焼ストーカ排ガス還流システムを組み合わせることで低空気比燃焼を達成するとともに、還元雰囲気形成によるＤＸＮ類とＮＯｘの同時抑制を図る。

さらに、アドバンストファジー制御を採用し、高効率かつ、応答性の良い安定した燃焼システムを構築するものである。

図１に高度燃焼技術概念図を示す。

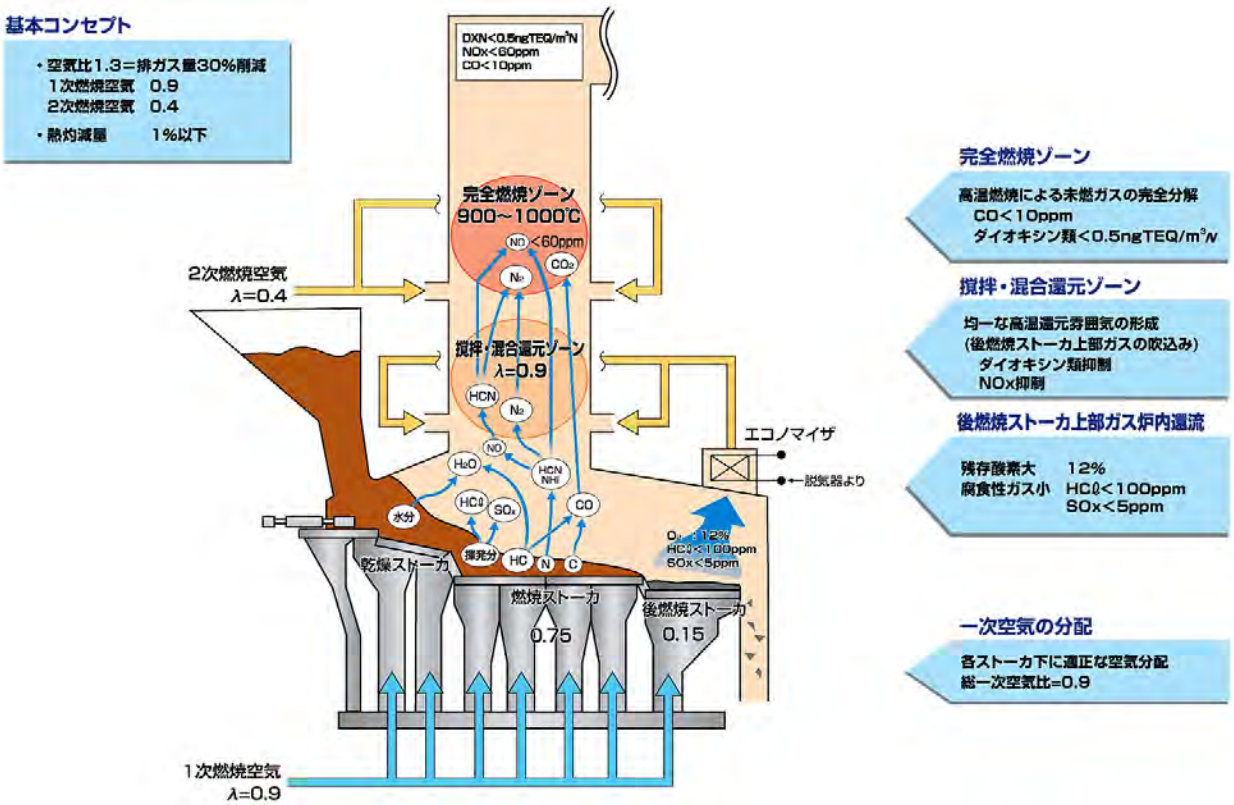


図 1. 新世代ストーカ式ごみ焼却プラントにおける高度燃焼技術概念図

1) タクマエクセルストーカ

タクマエクセルストーカは階段摺動式ストーカの技術をもとに開発されたの水平構造のストーカで、ごみ焼却炉に求められる幅広いごみ質への対応や、完全燃焼によるダイオキシン類の発生抑制等を実現した燃焼装置である。

コンパートメント化された空気供給システムと高い火格子通風抵抗により繊細な燃焼制御が可能であり、ごみの攪拌性能が高くストーカ上からの落下灰が少ない。火格子裏側に冷却フィンを設置し冷却効果をあげて耐久性を増している。図 2 にタクマエクセルストーカの全体構成図及び火格子部構造図を示す。

また、水平構造であるため焼却炉全体の高さを低くできる等の特長を備えている。

2) 後燃焼ストーカ排ガス還流システム

低空気比（1.3、従来 1.8）、１次空気比３０％減、２次空気比３０％減で燃焼させる為、余剰酸素を含んでいる後燃焼ストーカ上部燃焼ガスを引抜き、ストーカ下から供給されている燃焼空気を有効に利用する。この引抜いたガスを 2 次燃焼室に吹込み、攪拌・混合を促進することで炉内を 1000℃以上の均一な温度、組成の還元雰囲気とし、NOx・ダイオキシンの発生を抑制する。その後２次空気を吹き込み、少ない２次空気量で未燃ガスを完全燃焼するとともにダイオキシン類を完全分解する。

天然ガスを吹き込みＮＯｘとダイオキシン類を同時に抑制するリバーニング技術を応用し、天然ガスを使わずに達成するものである。

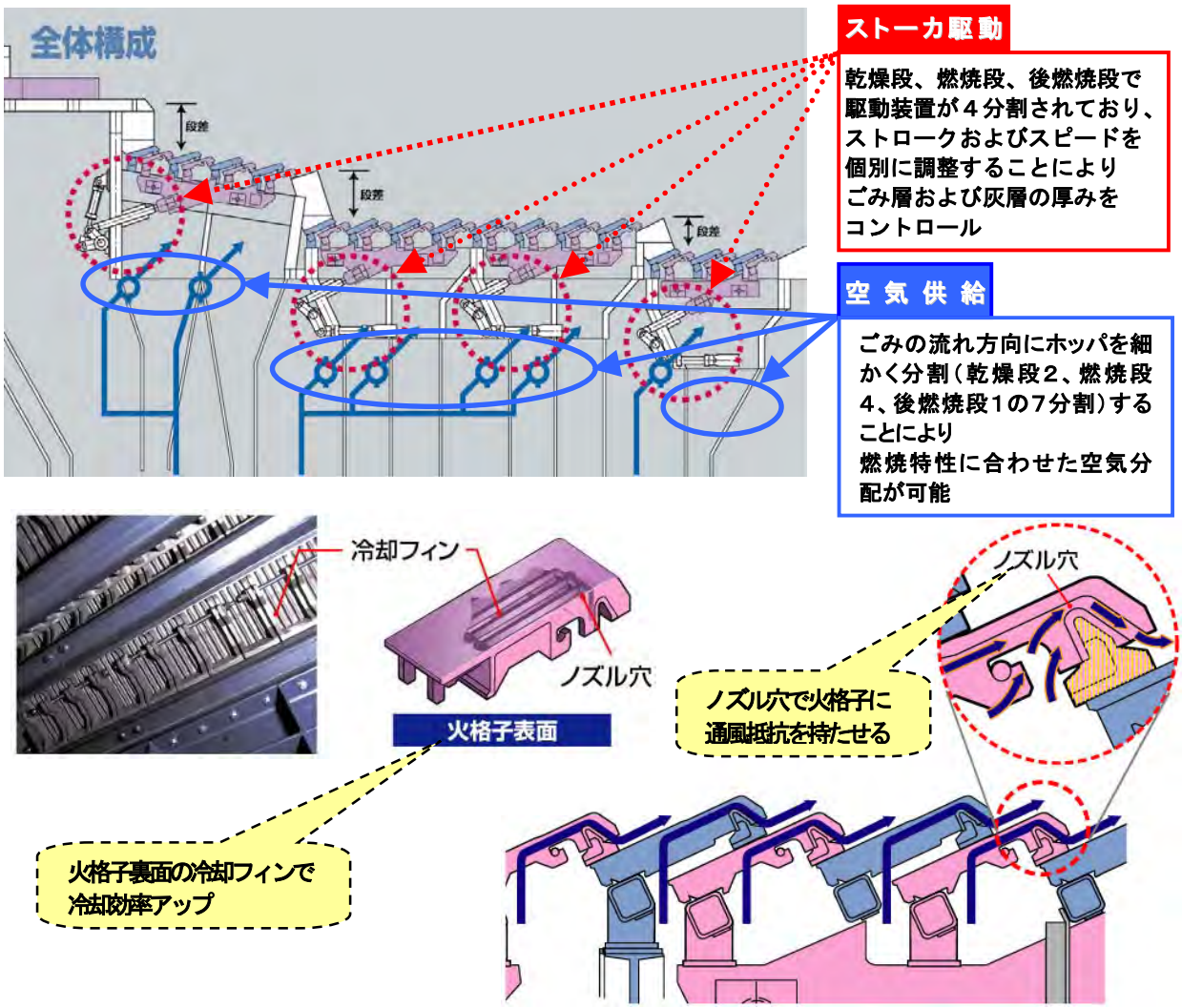


図 2. タクマエクセルストーカの全体構成図及び火格子部構造図

3) アドバンストファジー制御

タクマは従来から、燃焼制御に対し、PID 制御が主体である自動燃焼制御（ACC）に加え、従来予測できなかった複数の変数の相互関連を数学的に解明し制御することが可能な「自己回帰モデル（AR モデル）」を採用し、ACC+AR モデルによる協調制御を確立している。また、ファジィ推論を取り入れてオペレータの操作要領をルール化し、“ごみ枯れ”や“未燃排出”といった非定常燃焼状態に対処することにより、定常制御域から非定常制御域までをカバーする自動燃焼制御装置を実現している。

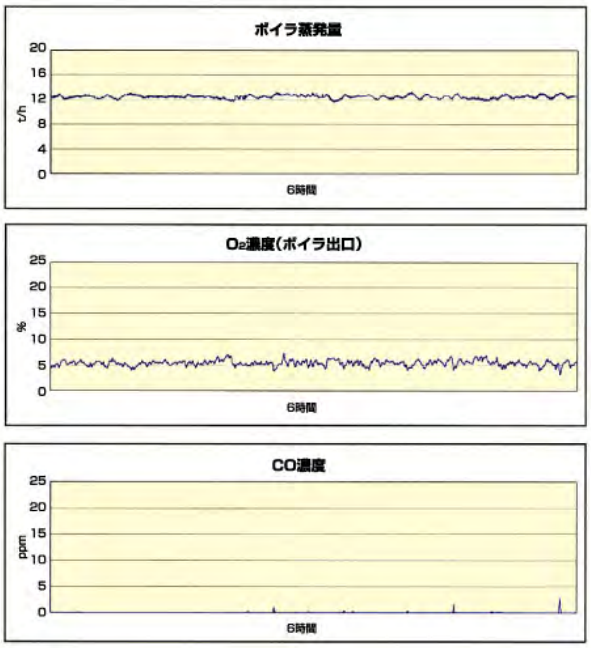


図 3. 運転データの一例

新世代ストーカ式ごみ焼却プラントにおいては、従来の制御に加え、ごみホッパ内ごみレベルの３次元計測、ごみ移動速度計測、炉内温度などのリアルタイム計測により、応答性の良い、より安定した燃焼制御を実現する。

図３には以上の新燃焼システムを用いた運転データの一例を示す。

3.2 高効率熱回収・発電システム

新世代ストーカ式ごみ焼却プラントの熱回収については、前述の新燃焼システムによる熱回収の向上（排ガス量低減に伴う排ガス損失の減少）のほか、以下のシステムにより発電効率の性能向上を実現すると共に、環境負荷の増加を抑制する。

1) 低温排ガス熱回収

低温排ガスの熱回収を積極的に行うためにエコノマイザ・脱気ヒータを設置し、ボイラ出口排ガス温度を200℃以下まで下げることによりボイラ効率を向上させる。

また低温排ガスの熱回収により、水噴射式の減温塔を省略し設置スペースの縮小化を図る。

2) 高温高圧ボイラ

蒸気条件を６ＭＰａ×400℃以上とし、ボイラにおいても高温高圧化を図り発電効率の向上をめざす。

3) 低温触媒脱硝

200℃以下の低温においても高性能を発揮する触媒脱硝装置の採用により、排ガス再加熱を不要とする。

3.3 Na系薬剤による新乾式排ガス処理システム

炭酸水素ナトリウムを用いた新乾式排ガス処理システムの採用により、従来湿式排ガス処理でなければ達成困難であるとされていたHCl10ppm以下、SOx10ppm以下が達成可能となる。

４．おわりに

（株）タクマは上記の新世代ストーカ式ごみ焼却プラントに対し、平成11年12月に「マスバーンルネッサンスプロジクト」を発足させ、開発・検証を進めてきた。各構成要素技術の開発は既に完了し、平成13年5月より実プラントでの実証試験を以下の通り開始した。

・時期：　平成13年5月から約6ヶ月の予定

・場所：　山形県置賜広域行政事務組合殿　千代田クリーンセンター

低空気比運転、後燃焼ストーカ排ガス還流システム及びアドバンストファジー制御を組み込んだ高度燃焼等について実証し、実機での性能とコストパフォーマンスが確認でき次第、市場に投入してゆく予定である。

新世代ストーカ焼却システムについて

ユニチカ株式会社

１．はじめに

ユニチカは昭和４０年代後半より都市ごみ焼却事業に参入し、約９０件の都市ごみ焼却施設を建設してきたが、平成９年には欧州最大のボイラメーカであり、都市ごみや産業廃棄物焼却炉で多数の実績を持つＬ.＆Ｃ.シュタインミューラ社（現 Babcock Borsig Power 社：以下 BBP 社と記載する）と技術提携し、摺動式ストーカ、インテグレイト形ボイラおよびテールエンド形ボイラを導入した。ユニチカは従来から培ってきたノウハウと新たに導入した技術を組み合わせ、21 世紀に対応する高い環境保全性を備えた新世代ストーカ焼却技術を構築する。

２．新世代ストーカ焼却システムのコンセプト

ユニチカは、日本のごみ質に見合った、そして現在より厳しくなるであろう環境保全目標を達成するため、以下のようなコンセプトで新世代ストーカ焼却システムを構築する。

（１） 安定燃焼制御

BBP 社より技術導入した傾斜摺動式ストーカにより、低空気比、高負荷高温燃焼を実現し、さらに炉内温度分布をイメージセンサーでリアルタイムに計測制御する高精度燃焼制御を行う。

（２） ダイオキシン類の大幅削減

低空気比燃焼と酸素富化の組み合わせ、水冷ストーカおよび水冷壁の採用で高温燃焼を確実に行い、ダイオキシン類の発生を大幅削減する。

また、BBP 社より技術導入したテールエンドボイラにより、ダイオキシン類の再合成を最小限に抑制する。

（３） 高効率発電

BBP 社が納入したごみ焼却プラントで多数実績を有する 400℃×4.0Mpa 以上の高温高圧ボイラと低温エコノマイザを組み合わせて高効率発電を行う。

（４） 窒素酸化物の効率的削減

バグフィルタ下流より排ガス再循環を行い、窒素酸化物の発生を抑制すると同時に、実績のある低温脱硝触媒を使用し、再昇温に要する熱エネルギの低減を図り、発生した窒素酸化物を効率的に分解する。

（５） 飛灰溶融の効率化

２段バグフィルタを使用し、脱塩生成物を分離排出して工業原料として有効利用することにより、溶融炉の負荷を低減する。溶融炉設置スペースがコンパクトになり、使用する熱エネルギも少なくなる。

図１にこれらのコンセプトをフローで示す。

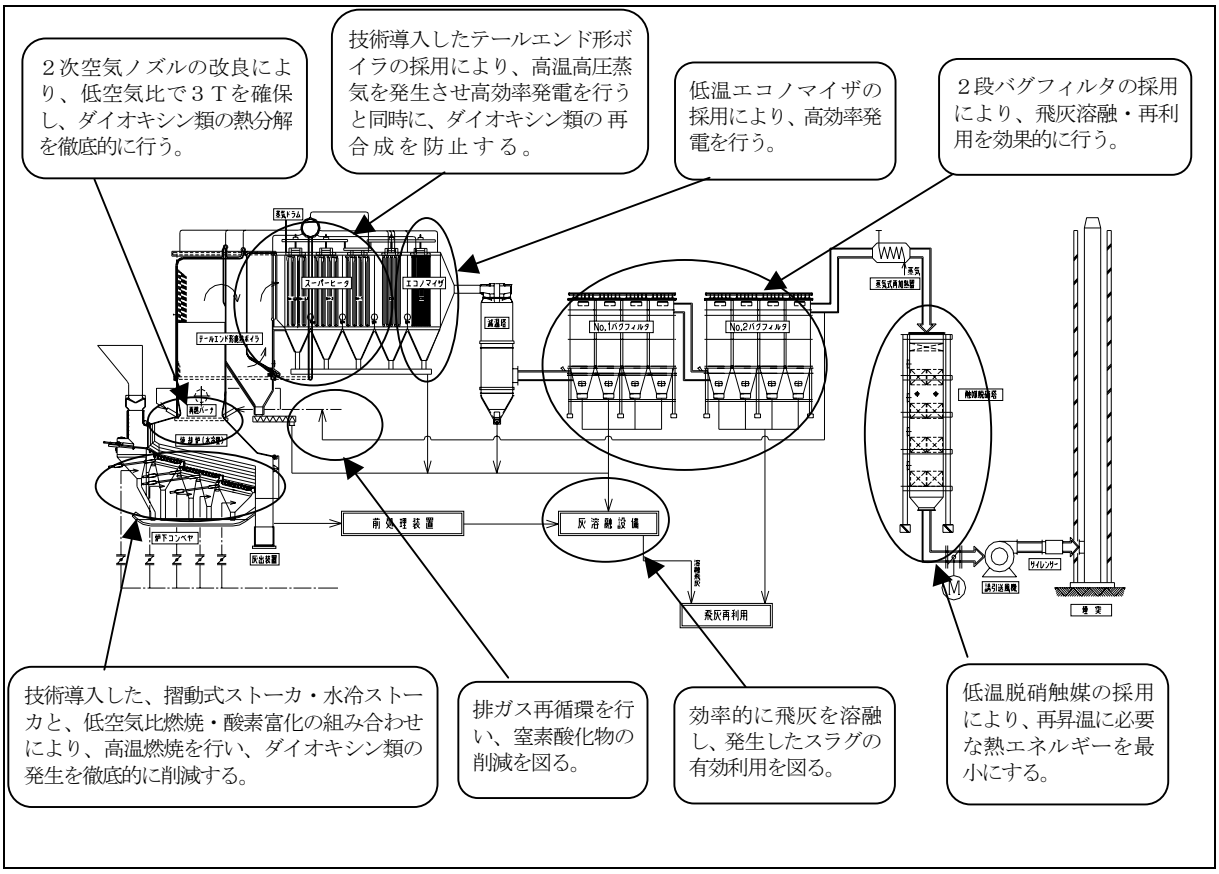


図１．新世代ストーカ焼却システムフロー

３．傾斜摺動式ストーカ

摺動式ストーカは適度な傾斜と段落を備えることにより、乾燥段で団子状になりやすい厨芥類を解きほぐしながら、ごみを安定した送り速度で下流に搬送していく特長を持ち、厨芥類の多い日本のごみ質には最も適している。

また、ストーカの空隙率を小さくし、燃焼空気の吹き出し速度を高速に保持することにより、燃焼空気を均一に供給できるため、低空気比燃焼が可能で、火格子燃焼率を高くすることができる。必要に応じて酸素富化を行い、燃焼空気中の酸素濃度を 25～30％程度にする。燃焼空気は各段毎に分けて供給するため、燃焼制御が容易に確実にできる。

このため、1,000℃以上の高温燃焼が可能になり、熱灼減量を１％以下と低く保持するとともに、ダイオキシン類の発生を大幅に削減する。

なお、高温燃焼に対する焼損対策として、ストーカを燃焼空気により効率よく冷却して焼損を防止するが、発熱量が高くさらに高温になる場合は図２のように水冷ストーカを組み合わせることにより、焼損を防止する。また、炉壁については水冷壁を使用して焼損防止を図る。

４．高度自動燃焼システム

焼却炉の燃焼管理はファジー推論に基づく自動燃焼制御システム（ＡＣＣ）により行う。ごみ供給量、燃焼空気量、酸素濃度、一次および二次空気比率を制御するとともに、ボイラ第１パス部に温度分布検出装置（イメージセンサー）を設置し、リアルタイムに３次元温度分布を検出し、その信号により燃焼位置、総発生熱量等を的確に制御する。蒸気量制

御を精度良く行うので、発電の高効率化が図れる。温度分布検出装置には赤外線カメラや超音波温度センサーを使用する。図３に自動燃焼制御システムの例を示す。この自動燃焼制御システムは以下の機能を有している。

①赤外線カメラをボイラ第１パス天井部に設置し、ごみの燃焼位置・範囲を検知して、給じん量およびストーカ速度を調整することで燃焼の最適化を図る。

②燃焼空気はボイラ発生蒸気量を演算処理し、一次空気量および二次空気量を相対的に一定に調整することで燃焼ガス量を一定に保つ。

③燃焼ガス中の酸素濃度を一定に保つ。

５．テールエンドボイラ

ユニチカはインテグレイト形ボイラおよびテールエンド形ボイラ技術を保有し、１炉当たり 60t/日から 600t/日まで幅広いごみ処理能力に対応できるが、新世代ストーカ焼却システムでは、高温燃焼により付着性の強くなる飛灰の払い落としを確実に行うため、テールエンド形ボイラを採用する。

図４にテールエンド形ボイラの構造を示す。対流伝熱部の水管が垂直方向に配置されており水管へのダスト付着や堆積が少ないため、ダイオキシン類の再合成抑制に有利な廃熱ボイラとして注目されている。ダスト除去装置には機械式槌打装置を採用して、蒸気式スートブロアに比較してエネルギ消費を少なくしている。

BBP 社ではごみ焼却プラントで 400℃×4.0MPa 以上の高温高圧ボイラの実績を多数有しており、高効率発電を行っているが、低温エコノマイザを使用し、ボイラ出口排ガス温度を 200℃前後まで低温化することにより回収熱量を増加させ、さらに発電効率を高くすることができる。

６．排ガス再循環システム

バグフィルタ下流より燃焼排ガスを再循環し、２次空気として利用することにより、低空気比燃焼が可能で、窒素酸化物の発生を 80ppm 以下に抑制する。

７．低温脱硝触媒

バグフィルタで集じんした後、触媒で脱硝するが、脱塩効率を高くするため、集じん温度を低くしており、触媒活性が所定のレベルになる温度まで排ガスを再昇温する必要がある。低温で触媒活性を維持する触媒を使用して処理温度を極力低くすることにより、再昇温に使用する熱エネルギを最小に抑える。

８．２段バグフィルタ

１段目のバグフィルタで焼却飛灰を捕集し、その後脱塩助剤や活性炭を吹き込んで２段目のバグフィルタで脱塩生成物を捕集する。脱塩生成物はエコセメント原料としてタンクローリーでセメント工場へ搬送する等、再利用を行う。

脱塩生成物は焼却飛灰と同程度の量が排出されるため、工業原料への転用で溶融炉の施設規模が縮小できる。従って、溶融炉設置スペースがコンパクトになり、使用するエネルギが大幅削減できる。

９．おわりに

ストーカ式焼却炉のダイオキシン類の排出レベルはガス化溶融炉と遜色のないレベルまで改善されてきており、さらに新しい技術を付加し、２１世紀にふさわしい環境保全性を持った新世代ストーカ焼却システムを完成させる。

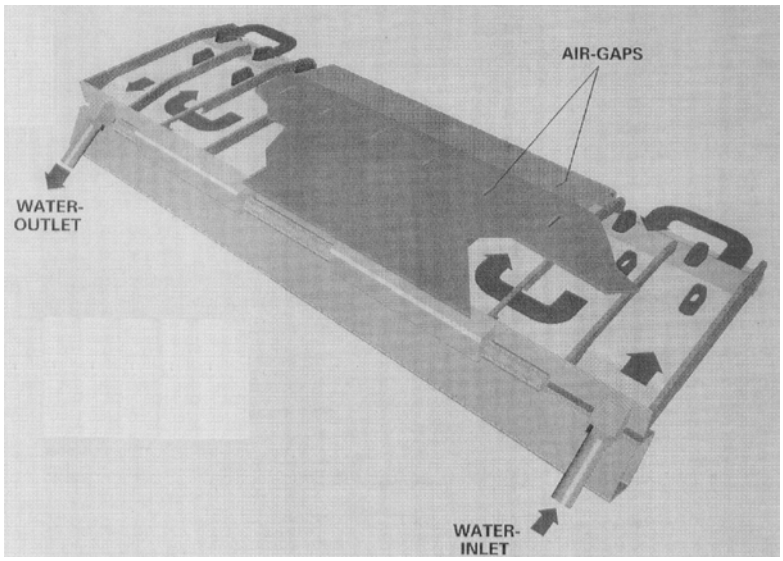


図２．水冷ストーカ模式図

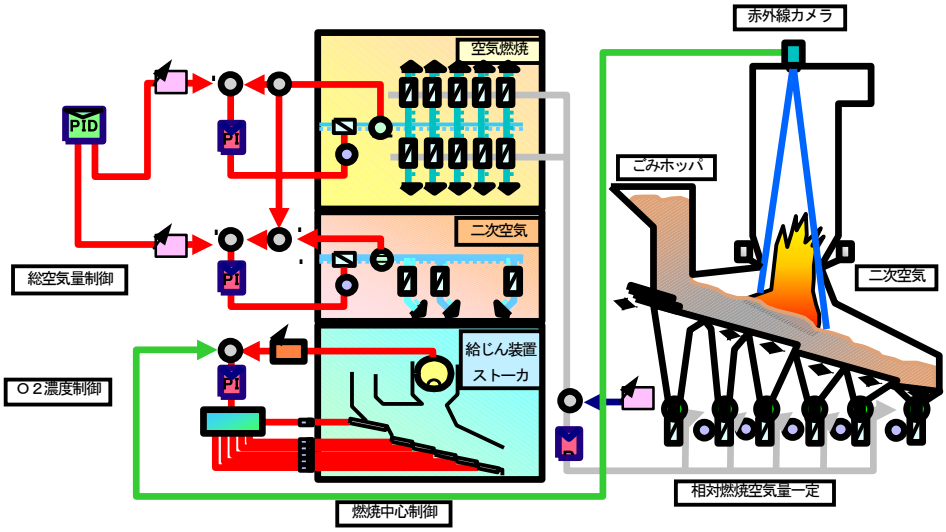


図３．自動燃焼システム例

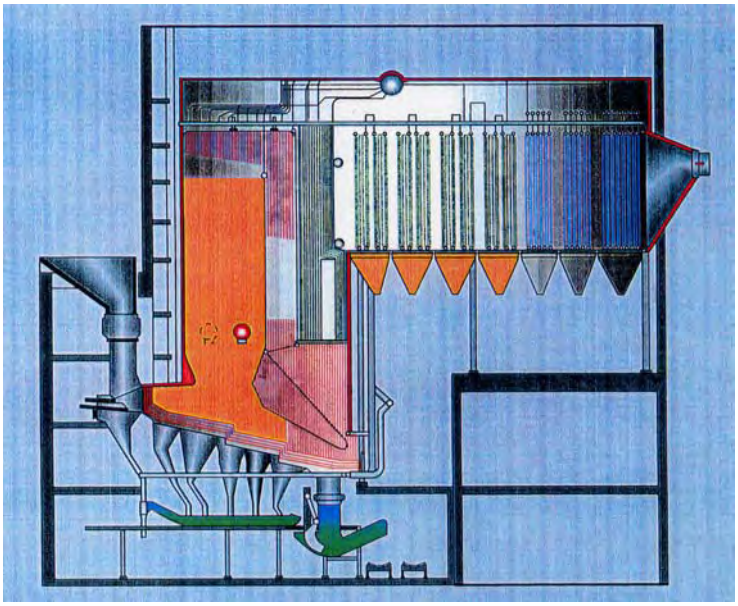


図４．テールエンド型ボイラ

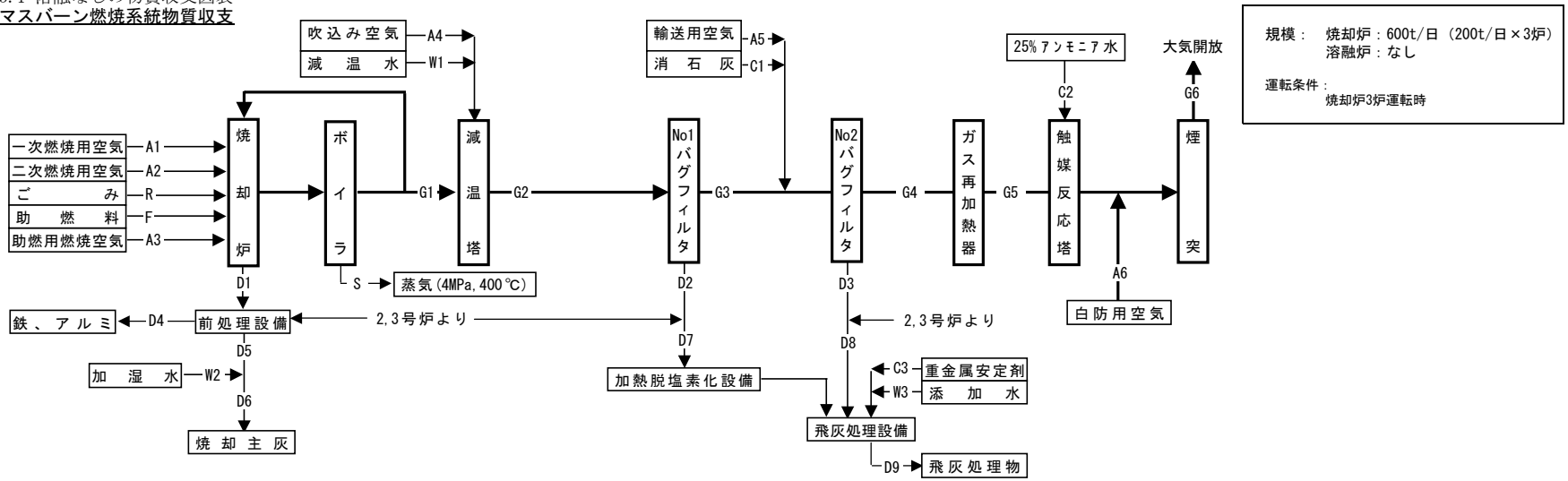
添付３　溶融導入の長短に関わる資料

添付 3.1　溶融なしの物質収支図表 ･････････････････････････････････付 3-1

添付 3.2　経済性等に関する補足検討資料 ･････････････････････････････付 3-3

添付3.1 溶融なしの物質収支図表

(1) マスバーン燃焼系統物質収支



注記 1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
3) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
4) O_2濃度はDry値を示します。

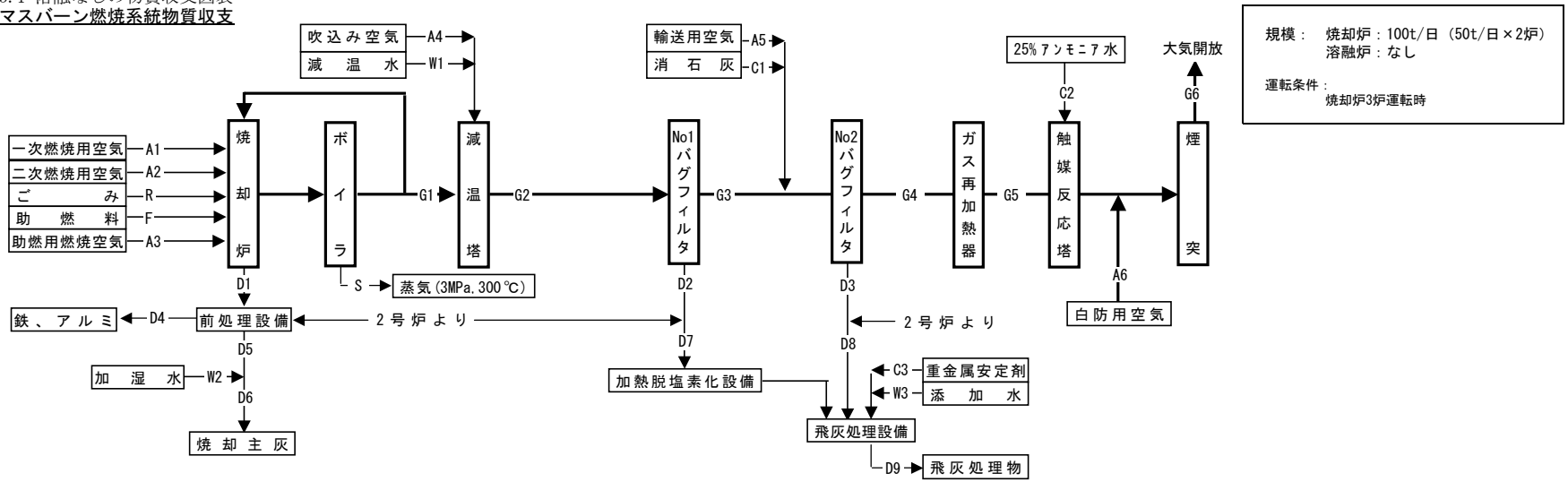
No.	R						D1		A1		A2		λ		F	A3	G1			S		A4	W1	G2		D2	G3					
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	焼却灰	温度	空気量	温度	空気量		空気過剰率		都市ガス	空気量	排ガス量	温度	O_2	蒸気量	温度	空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	m^3_N/h	℃	m^3_N/h		1次	2次	m^3_N/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	%	kg/h	℃	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm
高質ごみ	11,300	2,700	8,333	34.7	56.3	9.0	659	450	26,842	20	11,642		1.00	0.43	0	0	45,397	200	6.5	30,421	400	780	547	46,858	173	130	46,858	170	18.1	6.8	500	100
基準ごみ	8,800	2,100	8,333	45.6	46.4	8.0	595	450	23,052	80	8,423		1.05	0.38	0	0	38,956	190	6.5	24,025	400	780	209	39,996	175	107	39,996	171	21.2	6.9	500	100
低質ごみ	6,300	1,500	8,333	56.5	36.5	7.0	531	450	20,105	155	4,545		1.18	0.27	100	1,313	34,113	185	6.5	19,739	380	780	53	34,959	177	83	34,959	172	25.4	6.9	500	100

No.	A5	C1	D3	G4		G5			C2	A6		G6						
名称	輸送空気	消石灰	飛灰	排ガス量	温度	排ガス量	温度	NO_X	アンモニア	空気量	温度	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X
単位	m^3_N/h	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	ppm	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	2,200	84.1	113	49,058	160	49,058	210	100	9.2	0	210	49,058	190	17.3	7.6	<50	<50	<50
基準ごみ	2,200	68.8	92	42,196	160	42,196	210	100	7.5	1,850	210	44,046	190	19.3	8.5	<50	<50	<50
低質ごみ	2,200	61.4	82	37,159	160	37,159	210	100	6.2	8,785	210	45,945	192	19.4	11.1	<50	<50	<50

No.	D4	D5	W2	D6	D7	D8	D7+D8	C3	W3	D9
名称	鉄、アルミ	乾主灰	加湿水	湿主灰	No.1飛灰	No.2飛灰	飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
単位	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
高質ごみ	250	1,726	345	2,071	391	338	729	7.8	146	883
基準ごみ	250	1,534	307	1,841	320	277	596	6.4	119	722
低質ごみ	250	1,343	269	1,611	248	247	495	5.0	99	599

添付3.1 溶融なしの物質収支図表

(2) マスバーン燃焼系統物質収支



注記 1) 表中の数値は原則として1炉あたりを示します。全炉に対する値は単位に”/全”を付記します。
2) 空気及び水の温度については原則として20℃としており、20℃以外についてのみ表中に示します。
3) NO_X、SO_X、HClの濃度は乾きガス基準$O_2$12%換算値を示します。
4) O_2濃度はDry値を示します。

No.	R						D1		A1		A2		λ		F	A3		G1			S	A4	W1	G2		D2	G3					
名称	低位発熱量		ごみ量	水分	可燃分	灰分	焼却灰	温度	空気量	温度	空気量		空気過剰率		灯油	空気量	排ガス量	温度	O_2	蒸気量	空気量	減温水	排ガス量	温度	飛灰	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X
単位	kJ/kg	kcal/kg	kg/h	%	%	%	kg/h	℃	m^3_N/h	℃	m^3_N/h		1次	2次	L/h	m^3_N/h	m^3_N/h	℃	%	kg/h	m^3_N/h	kg/h	m^3_N/h	℃	kg/h	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm
高質ごみ	11,300	2,700	2,083	34.7	56.3	9.0	165	450	6,710	20	2,911		1.00	0.43	0	0	11,349	225	6.5	8,019	780	201	12,380	178	33	12,380	173	17.7	7.6	500	100
基準ごみ	8,800	2,100	2,083	45.6	46.4	8.0	149	450	5,763	80	2,106		1.05	0.38	0	0	9,739	215	6.5	6,295	780	96	10,638	181	27	10,638	175	20.4	7.8	500	100
低質ごみ	6,300	1,500	2,083	56.5	36.5	7.0	133	450	5,026	155	1,149		1.18	0.27	35	377	8,583	210	6.5	5,090	780	43	9,417	183	21	9,417	177	23.8	8.1	500	100

No.	A5	C1	D3	G4		G5			C2	A6		G6						
名称	輸送空気	消石灰	飛灰	排ガス量	温度	排ガス量	温度	NO_X	アンモニア	空気量	温度	排ガス量	温度	水分量	O_2	HCl	SO_X	NO_X
単位	m^3_N/h	kg/h	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	ppm	kg/h	m^3_N/h	℃	m^3_N/h	℃	%	%	ppm	ppm	ppm
高質ごみ	850	21.0	28	13,230	160	13,230	210	100	2.3	0	210	13,230	190	16.7	8.7	<50	<50	<50
基準ごみ	850	17.2	23	11,488	160	11,488	210	100	1.9	0	210	11,488	190	18.9	9.0	<50	<50	<50
低質ごみ	850	15.4	21	10,267	160	10,267	210	100	1.6	1,384	210	11,651	191	19.3	11.2	<50	<50	<50

No.	D4	D5	W2	D6	D7	D8	D7+D8	C3	W3	D9
名称	鉄、アルミ	乾主灰	加湿水	湿主灰	No.1飛灰	No.2飛灰	飛灰	重金属安定剤	添加水	固化物
単位	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全	kg/h/全
高質ごみ	42	288	58	345	65	56	122	1.3	24	147
基準ごみ	42	256	51	307	53	46	99	1.1	20	120
低質ごみ	42	224	45	269	41	41	83	0.83	17	100

添付 3.2　経済性等に関する補足検討資料

本資料は本文「4.1 溶融導入の長短」に関わる補足説明を行うものであり、溶融有無の比較等に用いたデータの根拠等を示し、また経済性の追加検討として埋立処分単価をパラメータとした試算結果について示すものである。

(1) 溶融有無の比較等に用いたデータ

溶融有無の比較やごみｔベースから灰ｔベースへの換算の根拠としたデータを補足資料として文末に添付した。補足資料には、以下に示す経済性に関わる補足検討に用いたデータも併せて示す。

(2) 経済性に関わる補足検討

本文「4.1.2 溶融導入の長短と代替灰処理技術に対する評価指標の提案（3）経済性について」の項においては、試算の一例として埋立処分単価を 20,000 円/t とした結果について示したが、以下では埋立処分単価をパラメータとした場合について補足検討を加えるものとする。なお本試算においても、溶融スラグ等の引き取り及び溶融導入時の埋立処分対象物については、本文と同様の前提を用いた。

① 発生灰全量埋立と溶融の対比

まず、溶融なしのケースにおいて主灰及び飛灰を全量埋立した場合を想定し、埋立処分費用を加味したランニングコストについて、溶融ありと対比した。結果を図１に示す。

600t/日と 100t/日の２ケースについて示しており、いずれも埋立処分単価高いほど溶融導入のメリットが直線的に増加する。全量埋立時の処分物量が溶融導入時に比べて多く、単価が高いほど処分費用の差が大きくなるためである。

溶融導入のメリット＝０に相当する埋立処分単価が溶融有無のランニングコストに関わるメリット・デメリットを分ける境界となる。処分物 1t あたりの単価として 600t/日では約 10,000 円以上、100t/日では約 16,000 円以上の場合、溶融導入のメリットが生じると言える。

なお、埋立処分単価が 20,000 円の場合、溶融導入により 600t/日では約 850 円/ごみｔ、100t/日では約 360 円/ごみｔのコスト節減が可能と言える。施設寿命 20 年、定格処理年間運転日数 300 日とすると、節減費用の総計は 600t/日で約 30.6 億円、100t/日で約 2.1 億円であり、これらの費用にて溶融施設のイニシャルコスト及び維持補修費が賄えるかどうかを溶融導入の目安とする方法もあろう。

② 代替灰処理技術と溶融の比較

次に、代替灰処理技術により灰を処理・有効利用する場合について、溶融との比較検討を行う。代替灰処理技術としては幾種類もの方法が提案されており、それぞれ独特の特徴を有しているため、代表的なシステムを選定して検討することは適当とは言えない。そこで、以下の点について整理することにより、各方法に共通して経済性の評価が行えるようにしている。

- 処理対象とする灰の範囲及び不適残さの発生
- 売却益を伴う有価物を製造する処理技術もあること。
  （例えば灰からセメントを製造する技術においては、埋立処分費の節減だけでなく、有価物の売却益や天然資源の節減費用を考慮する必要がある。）

一点目の「処理対象灰の範囲」に関しては、溶融しない場合に発生する灰のうち、主灰のみを対象とするのか、あるいは飛灰も併せて対象とするのかを区別する必要がある。スタディでは、溶融導入のケースで主灰及び脱じん灰（No.1BH 捕集灰）を混合溶融する前提としたため、埋立処分物は脱塩灰（No.2BH 捕集灰）及び溶融飛灰が対象となっている。したがって、代替灰処理技術において主灰のみを対象とした場合には、脱じん灰の埋立費用が加算されることとなる。また、溶融と同じく主灰及び脱じん灰を対象とする場合においても、有効利用されない不適残さが発生する場合には、それらの埋立費用を同様に扱う必要がある。

以上より本検討では「主灰及び脱じん灰」を処理対象とする場合及び「主灰のみ」の場合の２ケースに分けて試算を行うものとする。（なお、以下では“脱じん灰”を“飛灰”と呼ぶこととする）

二点目の「灰からの製造物の売却益」に関しては、製造物の価値により単価に幅があるため、単価を一概には設定できない。そこで、灰処理に要するランニングコストから製造物の価値を差し引き、売却益を加味したコストとして「灰処理コスト」を定義して、指標に用いるものとする。以上の前提に基づき、試算を行った。

まず、溶融有無のケーススタディにより得られたランニングコストの差（600t/日：約 800 円/ごみｔ、100t/日：約 1,300 円/ごみｔ）及び埋立処分物量の差を処理灰ｔあたりに換算した。そのランニングコスト差から埋立処分費用の差を差し引いたものが代替灰処理で利用可能な費用であり、これを「灰処理コスト上限」と呼び、埋立処分単価との関係を算出した。処理対象が「主灰及び飛灰」である場合を図 2 に、「主灰のみ」の場合を図 3 に示す。

「主灰及び飛灰」を処理対象とした場合では、埋立処分単価が 30,000 円/t 以下の範囲において、焼却施設規模600t/日のケースでは灰処理コストが11,000～13,500円程度以下であれば溶融に比べてランニングコスト上有利になると言える。同様に 100t/日の規模では 17,500～20,000 円が境界となる。また、いずれの施設規模においても埋立処分単価が高いほど灰処理コスト上限が上昇しているが、これは溶融導入の場合における溶融飛灰処理物の埋立処分費用の増加が灰処理コストに反映されるためである。こういった増加傾向は、代替灰処理から発生する不適残さの量が溶融飛灰処理物量を超えない場合に見られるものであり、本スタディでは処理対象灰（主灰＋飛灰）の 8.5%以下の範囲に相当する。

「主灰のみ」の場合では、灰処理コスト上限は 600t/日で 8,500～13,000 円/t、100t/日で 16,500～21,000 円/t の範囲にある。ここで注意を要するのは、灰処理コストを主灰ｔあたりとして示したことであり、埋立処分単価の低い範囲において灰処理コスト上限が「主灰＋飛灰」の場合に比べて高くなっているのはそのためである。本ケースでは、埋立処分単価の上昇に伴い、灰処理コスト上限は低下している。飛灰量が溶融飛灰量に比べて多く（主灰+飛灰の約 17%が飛灰）、飛灰処理物の埋立処分費用が単価上昇とともに増加することによるものである。

なお、「不適残さの発生」に関わる試算はここでは省略するが、不適残さの比率が高いほど灰処理コスト上限は低下し、かつ、埋立処分単価が高いほど低下の度合いが大きくなる傾向となる。

① 発生灰全量埋立と溶融の比較

溶融導入のメリット(円/ごみｔ)

埋立処分単価 (円/ｔ処分物)	焼却炉規模 600t/日	100t/日
0	-809	-1,305
5,000	-394	-890
10,000	21	-475
20,000	851	355
30,000	1,681	1,185

メリット＝0となる埋立処分単価(円/処分物ｔ)

	焼却炉規模 600t/日	100t/日
埋立処分単価	9,747	15,723

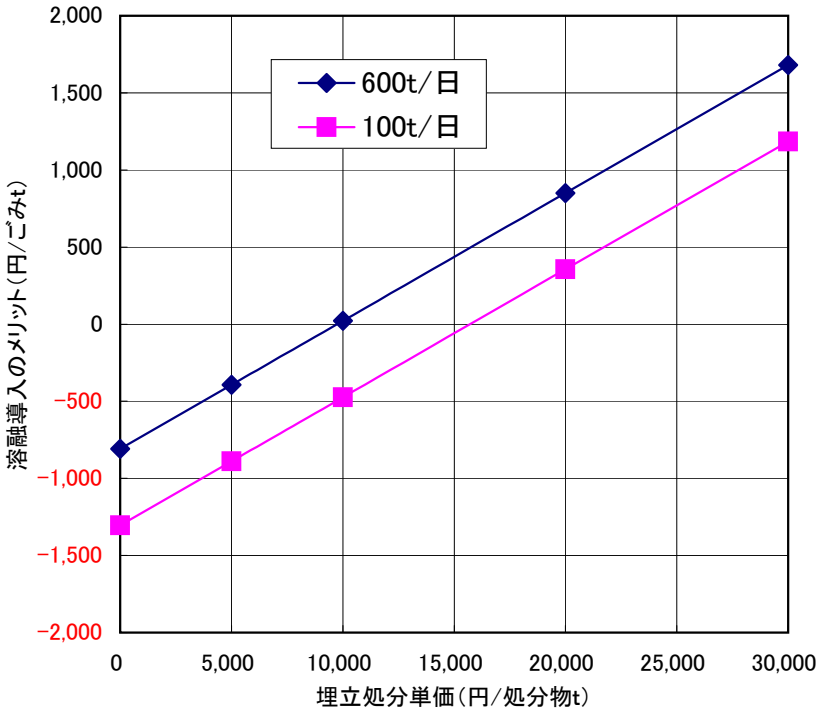


図1. 埋立処分単価と溶融導入のメリット

プラント寿命におけるメリット・デメリット総計の試算

稼動年数　20 年
定格処理日数　300 日／年

メリット・デメリット総計（百万円）

埋立処分単価 (円/ｔ処分物)	焼却炉規模 600t/日	100t/日
0	-2,912	-783
5,000	-1,418	-534
10,000	76	-285
20,000	3,064	213
30,000	6,052	711

② 代替灰処理技術と溶融の比較

Ⅰ 処理対象：主灰＋飛灰

埋立処分単価（円/ｔ処分物）	焼却炉規模 600t/日	焼却炉規模 100t/日
0	10,903	17,588
5,000	11,326	18,011
10,000	11,749	18,434
20,000	12,596	19,280
30,000	13,442	20,127
灰処理量（t/日）	44.5	7.4

Ⅱ 処理対象：主灰のみ

埋立処分単価（円/ｔ処分物）	焼却炉規模 600t/日	焼却炉規模 100t/日
0	13,176	21,254
5,000	12,419	20,497
10,000	11,661	19,739
20,000	10,147	18,225
30,000	8,632	16,710
灰処理量（t/日）	36.8	6.1

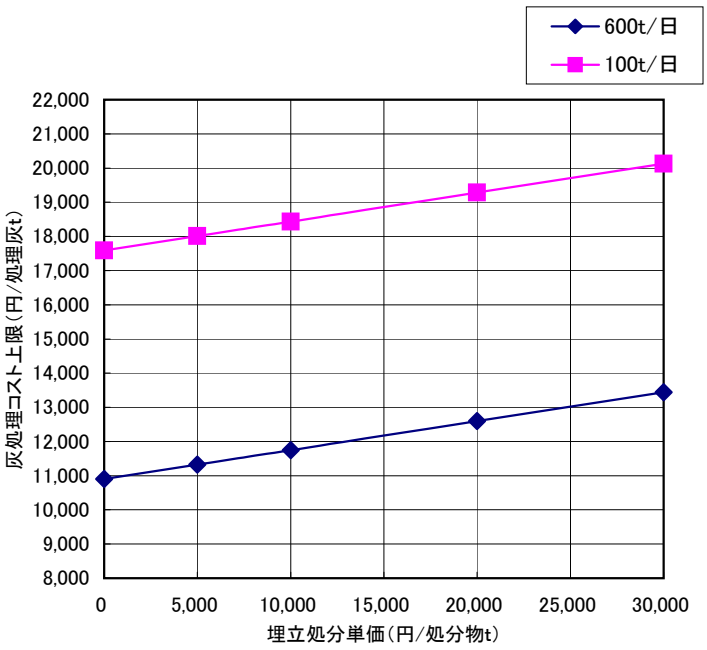


図2. 埋立処分単価と灰処理コスト上限
（処理対象：主灰＋飛灰）

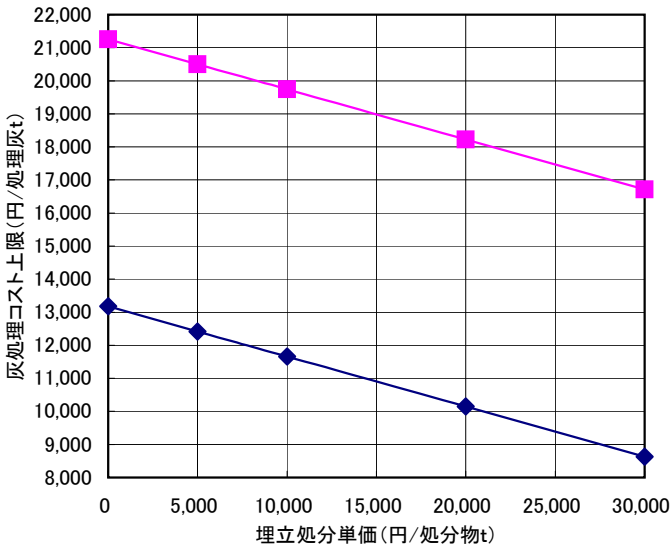


図3. 埋立処分単価と灰処理コスト上限
（処理対象：主灰のみ）

補足資料：溶融導入の長短及び経済性検討に用いたデータ

(1) 灰ｔあたりの換算

		ごみｔベース		主灰ｔベース		主灰＋飛灰ｔベース	
溶融有無共通データ		600t/日	100t/日	36.8t/日	6.1t/日	44.5t/日	7.4t/日
焼却主灰（乾灰）	kg/t	61.4	61.4	―	―	―	―
No.1BH飛灰	kg/t	12.8	12.8	―	―	―	―
溶融有無の差（溶融導入による削減量）							
CO_2排出量	kg-C/t	-15	-26	-240	-420	-200	-350
助燃燃料※1	m^3_N/t	-0.20	-1.8	-3.3	-30	-2.7	-20
余剰電力	kWh/t	-90	-146	-1,470	-2,400	-1,200	-2,000
電力を燃料に換算※2	m^3_N/t	-25.9	-42.1	-424	-692	-346	-576
助燃分との合計	m^3_N/t	-26.1	-43.9	-427	-722	-349	-596
ﾗﾝﾆﾝｸﾞｺｽﾄ	円/ｔ	809	1,305	13,176	21,254	10,903	17,588

※1　100t/日のケースにおける燃料は灯油としたため、上表では熱量換算により都市ガス相当量とした

※2　発電効率：30%、燃料：41.6MJ/m^3_Nとした場合の計算値（3.47kWh/m^3_N）を用いて換算

(2) 経済性試算

共通条件　・スラグ、鉄・アルミは無償引き取り

① 発生灰全量埋立と溶融の比較

条件　・溶融なしのケースでは主灰（湿灰）及び飛灰処理物を全量埋立て処分

		ごみｔベース		
	焼却炉規模	600t/日	100t/日	
飛灰処理物量				
溶融あり時	kg/t	19.6	19.6	
溶融なし時	kg/t	28.9	28.9	
埋立て処分量の差	kg/t	-83.0	-83.0	＝溶融なし時埋立処分量－溶融あり時埋立処分量
焼却灰	kg/t	-73.7	-73.7	＝焼却主灰＋加湿水（焼却主灰重量の20%）
飛灰処理物	kg/t	-9.3	-9.3	＝溶融あり時飛灰処理物量－溶融なし時飛灰処理物量
ランニングコストの差	円/t	809	1,305	埋立処分費不含

埋立て処分費を加味したランニングコストの差　（円/ｔ）

埋立処分単価（円/t）	溶融導入のメリット（円/ｔ）	
0	-809	-1,305
5,000	-394	-890
10,000	21	-475
20,000	851	355
30,000	1,681	1,185
境界埋立て処分単価　円/t	9,747	15,723

② 代替灰処理技術と溶融の比較

条件　・代替灰処理技術における灰有効利用不適残さの発生はない

Ⅰ 処理対象：主灰＋飛灰

		ごみｔベース		
	焼却炉規模	600t/日	100t/日	
埋立処分量				
溶融あり時	kg/t	19.6	19.6	＝（溶融飛灰＋No.2BH捕集灰）の処理物
溶融なし時	kg/t	13.3	13.3	＝No.2BH捕集灰処理物（＋捕集灰重量の20%加湿水）
埋立て処分量の差	kg/t	6.3	6.3	＝溶融あり時埋立処分量－溶融なし時埋立処分量
処理対象灰に対する比率（%）		8.5	8.5	
ランニングコストの差	円/t	809	1,305	埋立処分費不含
処理対象灰量	kg/t	74.2	74.2	＝主灰＋飛灰（No.1BH捕集灰量）

		処理対象灰ｔベース	
	焼却炉規模	600t/日	100t/日
ランニングコストの差	円/t	10,903	17,588
埋立て処分量の差	kg/t	84.6	84.6
灰処理量	t/日	44.5	7.4

埋立処分単価（円/t）	灰処理コスト上限（円/処理灰ｔ）	
0	10,903	17,588
5,000	11,326	18,011
10,000	11,749	18,434
20,000	12,596	19,280
30,000	13,442	20,127

Ⅱ 処理対象：主灰のみ

条件　・処理対象としない飛灰は埋立処分

		ごみｔベース		
	焼却炉規模	600t/日	100t/日	
埋立処分量				
溶融あり時	kg/t	19.6	19.6	＝（溶融飛灰＋No.2BH捕集灰）の処理物
溶融なし時	kg/t	28.9	28.9	＝（No.1BH捕集灰＋No.2BH捕集灰）の処理物
埋立て処分量の差	kg/t	-9.3	-9.3	＝溶融あり時埋立処分量－溶融なし時埋立処分量
ランニングコストの差	円/t	809	1,305	埋立処分費不含
処理対象灰量	kg/t	61.4	61.4	＝主灰

		処理対象灰ｔベース	
	焼却炉規模	600t/日	100t/日
ランニングコストの差	円/t	13,176	21,254
埋立て処分量の差	kg/t	-151.5	-151.5
灰処理量	t/日	36.8	6.1

埋立処分単価（円/t）	灰処理コスト上限（円/処理灰ｔ）	
0	13,176	21,254
5,000	12,419	20,497
10,000	11,661	19,739
20,000	10,147	18,225
30,000	8,632	16,710