



HOKKAIDO UNIVERSITY

Title	実稼働施設の測定データに基づく 縦型ストーカ式焼却炉内の現象解明と運転特性に関する研究
Author(s)	山田, 裕史
Degree Grantor	北海道大学
Degree Name	博士(工学)
Dissertation Number	甲第15379号
Issue Date	2023-03-23
DOI	https://doi.org/10.14943/doctoral.k15379
Doc URL	https://hdl.handle.net/2115/89596
Type	doctoral thesis
File Information	Yuji_Yamada.pdf



実稼働施設の測定データに基づく
豎型ストーカ式焼却炉内の現象解明
と運転特性に関する研究

2023 年 2 月

山田 裕史

目次

第1章 研究の背景と目的	1
1.1 研究の背景	1
1.2 開発の経緯と主な設計要因	3
1.3 竪型ストーカ式焼却炉の納入実績	5
1.4 本論文の目的と構成	7
参考文献	8
第2章 竪型ストーカ式焼却炉内現象の分析	9
2.1 はじめに	9
2.2 モデルの作成	10
2.2.1 焼却設備内の物質と熱の流れ	10
2.2.2 物質収支モデル	11
2.2.3 熱収支モデル	13
2.3 モデルの検証	14
2.3.1 燃焼温度の推定	14
2.3.2 一日あたりの収支	17
2.3.3 ごみ中酸素の利用	19
2.3.4 乾きガス量の変化	20
2.3.5 ごみ中水素由来の水分	20
2.4 ごみ層内における熱発生	20
2.4.1 ごみ層における反応	20
2.4.2 傾斜部までの熱発生量	20
2.4.3 ごみ層出口温度	22
2.5 ガス成分と量の変化	23
2.6 おわりに	24
参考文献	25
第3章 炉内における廃棄物の熱分解・燃焼挙動	26
3.1 はじめに	26
3.2 研究方法	28
3.2.1 廃棄物層内の状態と燃焼完了位置の推定	28
3.2.2 炉内滞留時間の調査	29
3.3 廃棄物層内状態と燃焼完了位置の推定	31
3.3.1 燃焼ガス	31
3.3.2 固形物中の炭素分, 水素分	32

3.4 滞留時間の推定.....	33
3.4.1 トレーサ試験による推定.....	33
3.4.2 廃棄物層内の状態別滞留時間の推定.....	34
3.5 廃棄物層中の圧力損失.....	36
3.5.1 炉下圧の変動.....	36
3.5.2 灰層の透気係数.....	37
3.6 おわりに.....	39
参考文献.....	39
 第4章 NO _x の生成機構およびバグフィルタの除去性能.....	40
4.1 はじめに.....	40
4.2 窒素酸化物生成に関する実験.....	42
4.2.1 想定する生成経路.....	42
4.2.2 実験方法.....	43
4.2.3 分析方法.....	44
4.2.4 実験条件.....	45
4.3 HCN 酸化による NO _x 生成.....	45
4.3.1 酸素濃度と温度の影響(実験Ⅰ).....	45
4.3.2 共存ガスの影響(実験Ⅱ).....	47
4.4 NH ₃ 酸化における共存ガスの影響(実験Ⅲ).....	48
4.4.1 NH ₃ の酸化による生成.....	48
4.4.2 共存ガスの影響.....	49
4.4.3 NH ₃ 酸化の連続実験.....	50
4.5 プレコートバグフィルタによる排ガス処理性能.....	51
4.5.1 排ガス処理の課題.....	51
4.5.2 プレコートバグフィルタの原理.....	51
4.5.3 バグフィルタ差圧と HCl 濃度.....	53
4.5.4 バグフィルタ出口塩化水素、硫黄酸化物濃度のスパイク原因.....	56
4.5.5 ダイオキシン類、水銀除去性能.....	58
4.5.6 プレコートバグフィルタの効果.....	59
4.6 おわりに.....	60
参考文献.....	61
 第5章 運転の安定性.....	62
5.1 はじめに.....	62
5.2 ごみ質変化に伴う物質収支と熱収支.....	62
5.3 多様なごみに対する運転.....	66

5.3.1 対象施設と廃棄物の特徴	66
5.3.2 燃焼温度と排ガス量	71
5.3.3 圧力変動	73
5.4 災害廃棄物	75
5.4.1 災害廃棄物の特性	75
5.4.2 熱しゃく減量	77
5.4.3 燃料消費量	78
5.5 おわりに	79
参考文献	79
 第6章 炉の起動停止と維持管理	 80
6.1 はじめに	80
6.2 立下げ，立上げ作業	80
6.2.1 立下げ作業	80
6.2.2 立上げ作業	82
6.2.3 間欠運転施設の立下げ	83
6.2.4 間欠運転施設の立上げ	85
6.3 稼働率，補修期間	86
6.3.1 炉の稼働率	86
6.3.2 炉の停止日数	87
6.3.3 ストーカ炉との比較	88
6.4 用役使用量（薬剤，電気，燃料）	89
6.5 炉の耐久性	91
6.6 おわりに	92
参考文献	92
 第7章 総括	 93

第1章 研究の背景と目的

1.1 研究の背景

わが国の廃棄物処理は、焼却が中心となっている。そのきっかけは 19 世紀末のコレラの大流行であり、伝染病予防心得書（1982 年）では「ごみを堆積せず、コレラ発生時はなるべく焼却する」とされた。近代最初の廃棄物に関する法律「汚物掃除法」（1900 年制定）では「汚物を一定の場所に運搬し、塵芥はなるべく焼却すべし」とされた。その後埋立地の確保が困難で減容化（＝埋立地の延命化）のために、衛生的処理である焼却が最も望ましい方法とされ、廃棄物処理施設に対する補助金交付制度の後押しによって焼却施設数は増加した。令和 2 年度における一般廃棄物の焼却施設数は 1056、直接焼却率は 79.5%となっている¹⁾。

焼却炉の形式としては、ストーカ式、流動床式、キルン式が代表的とされる。そのうち最も一般的に採用される炉形式はストーカ式焼却炉であり、施設数の約 70%を占めている。ストーカ式焼却炉は図 1-1 に示す通り、火格子を階段状に並べ、可動火格子がごみを攪拌しながら下流へ送る仕組みとなっている。火格子の上のごみは、下流へ移動する間に火格子下から供給される一次燃焼空気によって、乾燥・燃焼・おき燃焼の過程を経て焼却残渣となり炉から排出される。ガス中の未燃ガスは火格子上部に配置された燃焼室において、二次燃焼空気を吹き込むことで完全に燃焼される。

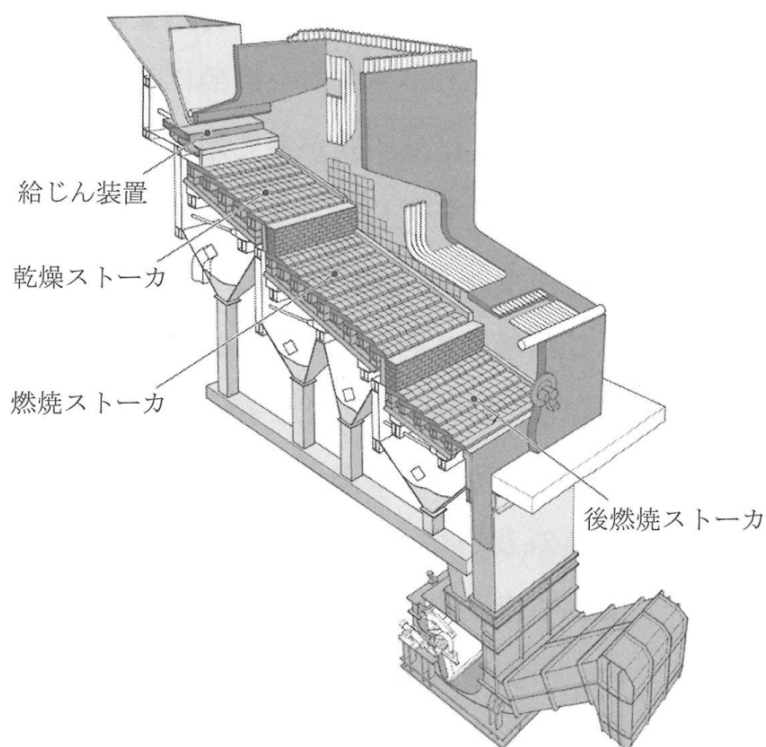


図 1-1 ストーカ式焼却炉概要図²⁾

一方、本研究で研究対象とする竪型ストーカ式焼却炉は、株式会社プランテックが独自に開発した焼却炉である。炉形式としてはストーカ式焼却炉に分類されている³⁾が、図 1-2 に示すような円筒竪型であり、ごみを上方から投入し、底部から焼却残渣を排出することでごみ層を一定の高さ（焼却炉の規模によって高さは異なる）に保つ構造となっている。ごみが下方へ移動するのに対し一次燃焼空気を底部から上向きに供給する構造であること、一次燃焼空気の空気比を 0.3～0.5 程度として供給することが大きな特徴である。底部から供給する一次燃焼空気を、投入した廃棄物の完全燃焼には不十分な量とすることにより、酸素はごみ層下部での燃焼によってすべて消費され、その燃焼によって発生した高温の還元性ガスによってその上部のごみは熱分解・乾燥される。ここで発生した熱分解ガスはごみ層上方の燃焼室で供給される二次燃焼空気により完全燃焼される。すなわち、ごみ層下部で燃焼されるのは熱分解後の固形残渣であり、ごみ層上方で燃焼するのは熱分解ガスである。

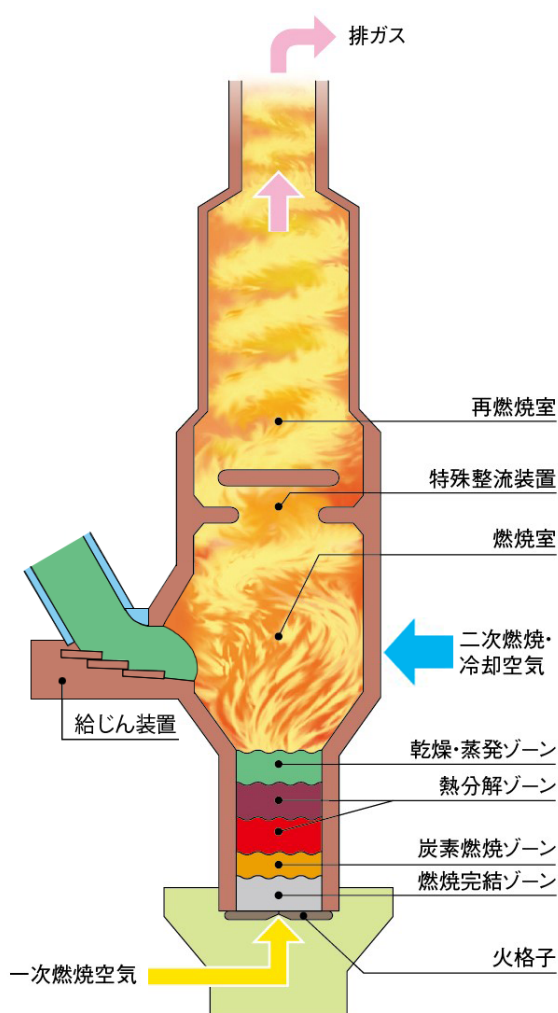


図 1-2 竪型ストーカ式焼却炉概要図

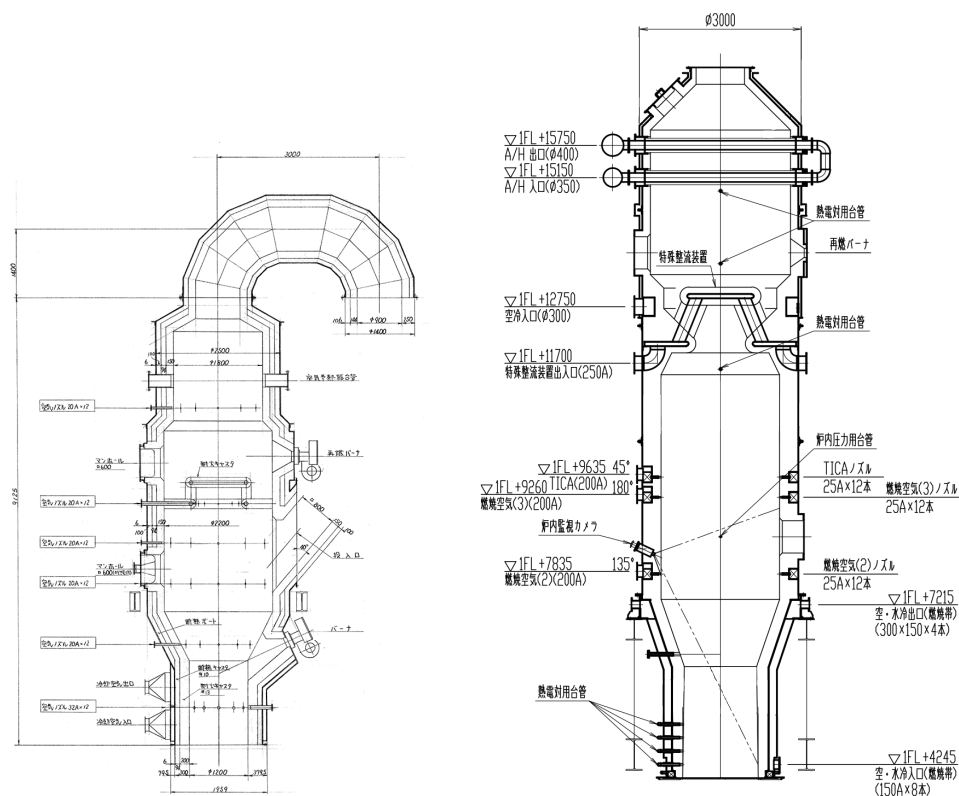
1.2 開発の経緯と主な設計要因

竪型ストーカ式焼却炉が初めて稼働したのは 1994 年である。その当時すでに社会問題となっていた医療廃棄物を処理するために開発され、京都大学附属病院の敷地内に建設されたものである。また京都大学附属病院に納入された焼却炉ならびに、本研究で用いたデータは主にクリーンパーク長与のもので、その施設で採用された竪型ストーカ式焼却炉の外形図を図 1-3 に示す。この施設は 2015 年に竣工した一般廃棄物処理施設である。

両施設は基本的な形状は変わっていないが、1994 年から 2015 年までの 21 年間で実機の運用を通し様々な改良が加えられた。例えば燃烧空気の吹込みについては大きな違いがある。初号機ではごみ層や傾斜部からも供給し、特にごみ層に空気比 $\lambda = 1.0$ 程度の量が供給されていた。しかし、多種多様な廃棄物を対象とする産業廃棄物の処理においては、ガラス等の不燃物を多く含む場合があり、クリンカの発生の要因となる。また燃烧温度の不安定さ、CO 発生の要因となり、2000 年頃の産業廃棄物処理施設での検証を経て一次燃烧空気の低空気比・一定量制御などの技術開発に至った。現在全ての施設においてごみ層への側壁からの燃烧空気供給は廃止されている。また、熱流体および粉体シミュレーションなどで検証を重ね、二次燃烧空気吹込み位置や速度、円周方向の吹込み角度を変更している。特殊整流装置の形状については、装置上への灰の堆積等を考慮し傾斜を設ける等の変更が加えられたほか、二次燃烧空気と可燃ガスの十分な混合スペースを確保し、完全燃烧させるため、炉内温度制御用の温度計とともに整流装置設置位置を上方に移動した。初号機に設置されていた、着火バーナについては、第 5 章で詳述する立上げ時の工夫により、不要となったため 2000 年頃の産業廃棄物処理施設から設置されていない。

さらに燃烧用空気の加熱として空気予熱器を炉頂部に設置しているが、クリーンパーク長与の施設以降は、炉内を貫通するように配置した加熱管が廃止されている。これは、熱交換方式をジャケット式に変更したことによるもので、加熱管の保護として打設している耐火物の補修作業が不要となり、定期整備期間が短縮された。イニシャルコストとランニングコストの低減に大きく寄与した設計変更となった。

このように竪型ストーカ式焼却炉は実機での運用を通して、扱う処理対象物の性状に適するように常に改良が加えられてきた。さらに今後、社会情勢などがさらに大きく変化していく中で、例えばこれまで焼却処理されていたプラスチック類の多くがマテリアルリサイクルされることになる可能性や、医療廃棄物のリサイクル技術が向上する等、処理対象物や考え方が大きく変わる可能性があるが、それらの状況に合わせた形で改良が加えられていくものと考えられる。



施設名	京都大学医学部附属病院	クリーンパーク長与
処理量	4 t / 8 h	27 t / 24 h
処理対象物	医療廃棄物	一般廃棄物
建設地	京都府	長崎県
竣工年	1994 年	2015 年

図 1-3 縦型ストーカ式焼却炉初号機 京都大学医学部附属病院（左図）と
2015 年に納入したクリーンパーク長与（右図）の炉形状比較

1.3 堅型ストーカ式焼却炉の納入実績

堅型ストーカ式焼却炉のこれまでの納入実績を表 1-1 に示す。

初号機である No.1 の京都大学附属病院の施設は 1994 年に竣工し、2016 年に廃炉となるまで 22 年間稼働した。それから 2022 年現在まで、自治体・公共機関向け納入実績としては 12 施設（ほか、現在建設中 1 施設）、国内民間施設としては 22 施設（ほか、現在建設中 6 施設）、海外では 3 施設、合計 37 施設の納入実績となっている。

自治体向けの一般廃棄物処理施設では、No.2, 3 の両施設が OEM(相手先ブランド製造)であり、株式会社プランテックが大手プラントメーカーへ焼却プラント一式を提供している。自社が元請けとなって建設した実績としては No.4 の種子島地区広域事務組合向けの施設が最長で、2022 年で 10 年の実稼働となった。自治体向け施設の発注方式は、自治体が資金調達し、民間事業者が施設の設計・建設・運営を一体的に委託して実施する DBO 方式（Design-Build-Operate 方式）が導入されることが多い。民間事業者が所有するノウハウを生かして施設運営までを見据えた施設設計を行うとともに、長期に亘って適切な維持管理を行うことで事業全体のコスト縮減が可能となる事業方式であり、No.5, 7, 10, 11, 12, 13 がそれにあたる。事業期間は 15 年から 20 年の長期間に設定されている。No.13 の高萩・北茨城広域事務組合向け施設は 2023 年に竣工予定であり、自治体向け施設において初の、堅型ストーカ式焼却炉にボイラ・タービン設備が付随する廃棄物発電施設となる。

また、民間事業者向けの施設では、処理対象物は産業廃棄物、特別管理産業廃棄物（廃油、廃液、医療廃棄物、等）であり、発熱量が概ね一般廃棄物よりも高く、燃焼の課程で発生する酸性ガス濃度も高いことが特徴である。しかしながら稼働年数が約 20 年を経過する施設（No.14, 15, 16, 19）も複数存在しており、腐食や劣化の激しい産業廃棄物処理施設においても、定期的な修繕を適正に行うことで長期間性能が維持され、安定的に処理を継続させることができるということが既に証明されている。

海外向けの納入施設では、近年 2017 年、2022 年と竣工が続いている。東南アジア圏において実績が増えており、各国の経済力が年々増加していく中で、これまでの直接埋立処理から、無害化・安定化処理、減容化処理に取り組む方針転換していることが要因であると考えられる。特に有害廃棄物（日本国内での特別管理廃棄物と同類）を処理する事例が増えている。

表 1-1 堅型ストーカ式焼却炉の納入実績

自治体・公共機関向け施設（一般廃棄物・特別管理廃棄物（医療廃棄物））

No.	客先名	所在地	計画発熱量 [kJ/kg]	施設規模	竣工	稼働年数
1	京都大学医学部附属病院	京都府京都市	18,828	4 t / 8 h × 1 炉	1994年8月	22年 2016年廃炉
2	川西保険衛生施設組合	長野県川西市	8,372	20 t / 8 h × 1 炉	2001年1月	18年 2019年廃炉
3	新島村	東京都新島村	9,000	4 t / 8 h × 1 炉	2003年3月	現在休炉中
4	種子島地区広域事務組合	鹿児島県西之表市	11,000	22 t / 24 h × 1 炉	2012年3月	10
5	西紋別地区環境衛生施設組合	北海道紋別市	13,183	13 t / 16 h × 2 炉	2012年12月	9
6	伊東市	静岡県伊東市	10,500	71 t / 24 h × 2 炉	2015年3月	7
7	長与・時津環境施設組合	長崎県長与市	12,140	27 t / 24 h × 2 炉	2015年3月	7
8	宮城県	宮城県南三陸町	12,558	95 t / 24 h × 3 炉	2012年9月	1 2013年廃炉
9	下呂市	岐阜県下呂市	13,100	30 t / 24 h × 2 炉	2019年3月	3
10	見附市	新潟県見附市	8,200	19 t / 16 h × 2 炉	2019年5月	3
11	五島市	長崎県五島市	11,000	20.5 t / 24 h × 2 炉	2019年11月	2
12	輪島市穴水町環境衛生施設組合	石川県輪島市	15,400	35 t / 16 h × 1 炉	2022年12月	0
13	高萩・北茨城広域事務組合	茨城県北茨城市	12,400	40 t / 24 h × 2 炉	※2023年	—

注) ・※は予定
・稼働年数は2022年現在

民間向け施設（産業廃棄物、特別管理廃棄物）

No.	客先名	所在地	計画発熱量 [kJ/kg]	施設規模	竣工	稼働年数
14 15	株式会社ナリコー	千葉県成田市	20,920	42 t / 24 h × 2 炉	1998年6月 2000年7月	23 21
16 17 18	四国メディカルトリートメントセンター	徳島県徳島市	14,651	30 t / 24 h × 3 炉	2002年10月 2013年6月 2019年9月	20 9 2
19	千種興産株式会社	千葉県市原市	18,837	24 t / 24 h × 1 炉	2002年11月	20
20 21	株式会社DISPO.	北海道帯広市	18,837 20,093	30 t / 24 h × 1 炉 47 t / 24 h × 1 炉	2005年4月 ※2023年	17 —
22	J&T環境株式会社	東京都江東区	16,744	50 t / 24 h × 2 炉	2007年3月	15
23	株式会社産九	和歌山県和歌山市	18,837	24 t / 24 h × 1 炉	2008年4月	14
24	株式会社クリーンテックサーマル	埼玉県深谷市	14,567	25 t / 24 h × 1 炉	2009年11月	12
25	空知興産株式会社	北海道苫小牧市	15,070	30 t / 24 h × 1 炉	2010年6月	12
26	トヨキン株式会社	愛知県豊田市	11,595	34 t / 24 h × 1 炉	2012年7月	9
27	株式会社都城北諸地区清掃公社	宮崎県都城市	15,070	30 t / 24 h × 1 炉	2013年11月	8
28	丸福工業株式会社	香川県坂出市	15,070	30 t / 24 h × 1 炉	2014年4月	8
29	株式会社オガワエコノス	広島県府中市	15,070	30 t / 24 h × 1 炉	2016年1月	6
30	株式会社尾道開発	広島県尾道市	21,349	46.92 t / 24 h × 1 炉	2016年11月	5
31	株式会社リブローワーク	北海道石狩市	20,093	30 t / 24 h × 1 炉	2017年4月	5
32	株式会社釧路厚生社	北海道釧路町	15,070	20 t / 24 h × 1 炉	2019年3月	3
33	株式会社衛生センター	岡山県岡山市	18,837	47 t / 24 h × 2 炉	2021年3月 ※2023年	1 —
34	株式会社ワトワメディカル	愛知県大府市	19,222	40 t / 24 h × 1 炉	2021年3月	1
35	有限会社浜田浄化センター	島根県浜田市	15,070	40 t / 24 h × 1 炉	2022年7月	0
36	株式会社大和	大分県大分市	20,093	47 t / 24 h × 1 炉	2022年10月	0
37	株式会社松山パーク	愛媛県松山市	13,814	120 t / 24 h × 1 炉	※2023年	—
38	有限会社西田組	青森県青森市	20,093	47 t / 24 h × 1 炉	※2023年	—
39	エルテックサービス株式会社	山梨県笛吹市	20,093	75 t / 24 h × 1 炉	※2023年	—
40	群馬環境リサイクルセンター株式会社	群馬県高崎市	20,093	70 t / 24 h × 1 炉	※2024年	—

注) ・※は予定
・稼働年数は2022年現在

海外向け施設（産業廃棄物、有害廃棄物）

No.	客先名	所在地	計画発熱量 [kJ/kg]	施設規模	竣工	稼働年数
41	ドバイ市	アラブ首長国連邦	13,395	19.2 t / 24 h × 1 炉	2009年6月	13
42	Modern Asia Env. Holdings Pte.Ltd	シンガポール共和国	15,070	36 t / 24 h × 1 炉	2017年5月	5
43	PT.PRASADHA PAMUNAH LIMBAH INDUSTRI	インドネシア共和国	14,630	50 t / 24 h × 1 炉	2022年2月	0.5

注) ・稼働年数は2022年現在

1.4 本論文の目的と構成

本論文は、以下のような構成となっている。

第2章は、実際に稼働している堅型ストーカ式焼却炉の運転データを用い、物質収支、熱収支モデルを作成し、これらを用いて炉内の現象を定量的に明らかにすることを目的とした。ごみ中水分の蒸発、冷却水の噴霧等による排ガス量の変化を定量的に示し、燃焼室温度を測定値と比較してモデルの信頼性を確認した。またごみ中の水分、ごみの発生熱量を推定することができた。

第3章は、炉内の現象、特に廃棄物層の状態を明らかにすることを目的とした。堅型ストーカ式焼却炉は焼却残渣の未燃分が少ないことが特徴であり、それは滞留時間が長いととされていたが、定量的な説明がなされていなかった。実稼働している堅型ストーカ式焼却炉における熱分解、燃焼完了位置、および滞留時間を推定するため、まず廃棄物層中の固形物ならびに燃焼ガス成分を測定し、熱分解および熱分解残渣の燃焼完了位置を確認した。またトレーサ試験、および堆積する廃棄物と灰の高さとかさ密度から滞留時間を推定した。さらに廃棄物層の透気係数の推定も行った。

第4章は、NO_xの生成機構およびバグフィルタの除去性能について述べた。廃棄物焼却施設に対しては、排ガスの排出基準が定められており、一般廃棄物処理施設は、他のばい煙発生施設の基準と比べて、より厳しい自主基準を定めることが一般的となっている。特に窒素酸化物は低い自主基準を満足するために付帯設備を設置する必要がある、イニシャルコスト・ランニングコストが増加するといった問題がある。さまざまな脱硝技術があるが、発生を抑制することが根本的な解決方法である。そこでHCNおよびNH₃をNO_x生成の主要物質と考え、室内実験により、酸素濃度、温度およびH₂、COなどの共存ガスがNO_x生成にどのような影響があるか調べることを目的とした。章の後半では、数時間分の消石灰を十数～数十分の間で一気に吹込み短時間で厚みのあるろ過層を形成するプレコートバグフィルタによる塩化水素、硫黄酸化物、水銀、ダイオキシン類の除去性能について検討した。

第5章は、多様なごみ質に対する運転特性について述べた。堅型ストーカ式焼却炉は幅広いごみ質に対応できることが特徴である。本章は、第2章の手法を用いて、異なるごみ質に対する物質収支、熱収支を定量的に比較した。次に汚泥の混焼、一般的な形式の焼却炉では処理が困難とされる医療廃棄物の処理、海外における液状・泥状の廃棄物も含む有害廃棄物の処理について、それぞれ安定な運転が行われていることを示した。最後に、東日本大震災で発生した災害廃棄物の仮設焼却炉に関する公表データをもとに、焼却残渣の特性、燃料消費量などを他施設と比較した。

第6章は、焼却炉の立上げ・立下げ時の操作と状態特性、および定期補修整備の所要日数や用役使用量について述べた。ごみ焼却施設は、施設の安定稼働のために定期点検、修理が必要である。点検や修理の際には必ず、焼却炉の立上げ・立下げを行う必要がある、堅型ストーカ式焼却炉は従来型ストーカ炉と比べて構造が簡単であることから、短時間で効率よくこれらの作業を行うことを示した。さらに損傷箇所が少なく限定的であるため、補修期間が

短く，結果として稼働率が高いことを示した。

第7章は，論文の総括である。

参考文献

- 1) 環境省環境再生・資源循環局：日本の廃棄物処理，令和2年度版
- 2) 全国都市清掃会議，ごみ処理施設整備の計画・設計要領，2017改訂版，p.291
- 3) 全国都市清掃会議，ごみ処理施設整備の計画・設計要領，2017改訂版，p.293

第2章 豎型ストーカ式焼却炉内現象の分析

2.1 はじめに

固体燃料の燃焼は、まず水分が蒸発し（乾燥）、可燃ガスが燃え（ガス化燃焼）、残りの未燃分が燃える（おき燃焼）の順に進む。ストーカ式焼却炉（図 1-1）の火格子は通常この 3 つの段階が対応する乾燥段、燃焼段、後燃焼段で構成されている。可動火格子がごみを攪拌しながら下流へ送り、火格子下から供給される一次燃焼空気によって、乾燥・ガス燃焼・おき燃焼の過程を経て焼却残渣となり炉から排出される。ガス中の未燃ガスは火格子上方に配置された燃焼室において、二次燃焼空気を吹込むことで完全に燃焼される。燃焼のプロセスそのもので、現象はわかりやすい。

一方、豎型ストーカ式焼却炉（図 1-2）は円筒豎型であり、上方から投入される廃棄物は自重で下方へ移動し、底部から焼却残渣を排出する。一次燃焼空気は空気比を 0.3～0.5 程度としてごみ層下部から供給し、層下部の廃棄物のみ燃焼し、その燃焼によって発生した高温の還元性ガスが層上部のごみを熱分解・乾燥させる。熱分解ガスはごみ層上方の燃焼室で完全燃焼される。これは石炭、バイオマスのガス化炉と同じ原理となっている。すなわち、バイオマス発電技術は直接燃焼による発電とガス化による発電に分類され、豎型ストーカ式焼却炉は後者のうち「熱分解ガス化」に相当する。

豎型ストーカ式焼却炉は、ガス化炉の中でアップドラフト式ガス化炉と同じ構造となっている。ガス化炉内の現象は、図 2-1 のように説明されている。まず空気（ガス）側から見ると、炭素を燃焼してガス化反応に必要な熱を発生する酸化層、熱分解によって発生した固定炭素をガス化する還元層、バイオマスを熱分解する乾留層、生成ガスの熱により投入されたバイオマスが乾燥する燃料層となる。逆に燃料側から見ると、予熱・乾燥、熱分解により揮発分を放出、固定炭素の酸化、燃焼を経て灰となる。図右には、豎型ストーカ式焼却炉の説明に使われている用語を対比させた。

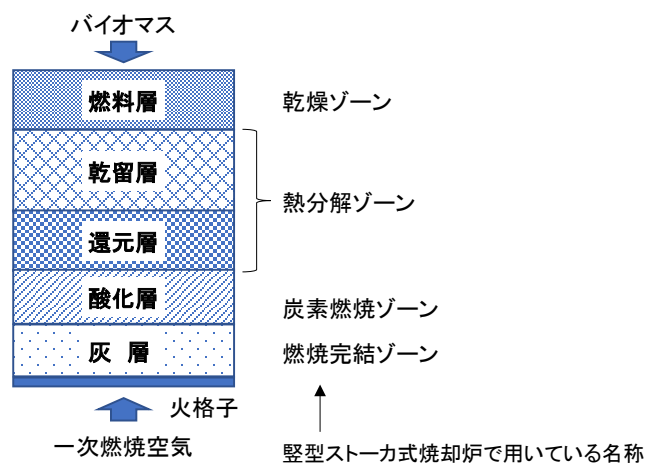


図 2-1 バイオマスガス化炉内の現象

火格子式の研究は石炭について古くから行われており、川下ら³⁾は火格子式の実験炉を用いて発生ガスの流量、発熱量を測定し、熱精算図を作成している。地球温暖化対策の必要性が高まるとバイオマスの小型ガス化炉としても火格子式が利用され、安ら⁴⁾は小型バイオマスガス化発電システム開発のため、試験炉を用いて内部の温度分布を測定し、ガス化率に対する空気比の影響を調べ、谷口ら⁵⁾は試験装置を用いて炉内部のガス化現象（ガス濃度の変化）を調べた。成瀬ら⁶⁾は固体燃焼・ガス化の基礎的知見が必要であるとし、反応速度、ガス化挙動などの研究方法を総括しており、生じている現象の実験による可視化が必要と述べている。廃棄物焼却の分野に関しては、福岡ら⁷⁾のストーカ式焼却炉について排ガス成分測定および熱収支の2つの方法によって熱発生量を推定した研究があるが、火格子上で乾燥、熱分解、固定炭素燃焼の順に進み、しかも時間によって変動するので現象の把握は困難である。一方、本研究で対象とする堅型ストーカ式焼却炉は、石炭やバイオマスと比較して水分が高く不均質で、時間的変動が大きい廃棄物を良好に運転できることが実機では確認されているが、これまでに内部の現象についての定量的検討は行われていなかった。

そこで本章は、実際に稼働している堅型ストーカ式焼却炉の運転データを用い、物質収支、熱収支モデルを作成し、これらを用いて炉内の現象を定量的に明らかにすることを目的とする。対象施設は、2015年に竣工した一般廃棄物を処理しているクリーンパーク長与（27 t /24 h ×2 炉）である。また、本分析には、2019年8月29日のデータを用いた。

2.2 モデルの作成

2.2.1 焼却設備内の物質と熱の流れ

堅型ストーカ式焼却炉におけるごみ・冷却水・空気・ガス・焼却残渣の出入り、および各種冷却方法を図 2-2 に示す。ごみ層下部から導入する一次燃焼空気によってごみ層内で燃焼・熱分解が起こり、発生した熱分解ガスが燃焼室・再燃焼室で二次燃焼空気によって燃焼される。焼却炉体ならびに燃焼ガスの冷却は下部から順に、炉下部の水冷ジャケット、炉内水噴射、遮へい板部の空冷、エアヒータ（gas cooler）と続いている。水量としては少ないが、NOx 低減のため再燃焼室に尿素水が吹き込まれている。炉下部の水冷ジャケット内に冷却水を流し、炉内の熱を吸収して冷却水が蒸気となって系外に放出される。また、エアヒータで加熱された空気を一次燃焼空気として使用する。ボイラが設置されていないので、再燃焼室の後流に配置された温水発生器とガス冷却塔におけるガス冷却水の噴霧によって排ガスは 200℃以下まで冷却される。

炉内の温度は、ごみ層中 4 か所 (250mm 間隔)、ごみ層上部の傾斜部、燃焼室、再燃焼室、および集じん装置入口で測定され、図中では①で示す。排ガス流量は集じん装置出口においてピトー管を用いて測定し、標準状態の流量[m³(N)/h]に換算している。炉内噴霧水量、ガス冷却水流量は超音波式流量計もしくは電磁流量計により測定され、図中では②で示す。ごみ投入量はクレーンに設置したロードセルによってごみ投入ホップへの供給量が記録されている。ごみ投入量以外のデータは 2 分ごとに取得している。図中の温度は、一日の平均温度であり、また※は本研究のために仮設で設置した計器である。

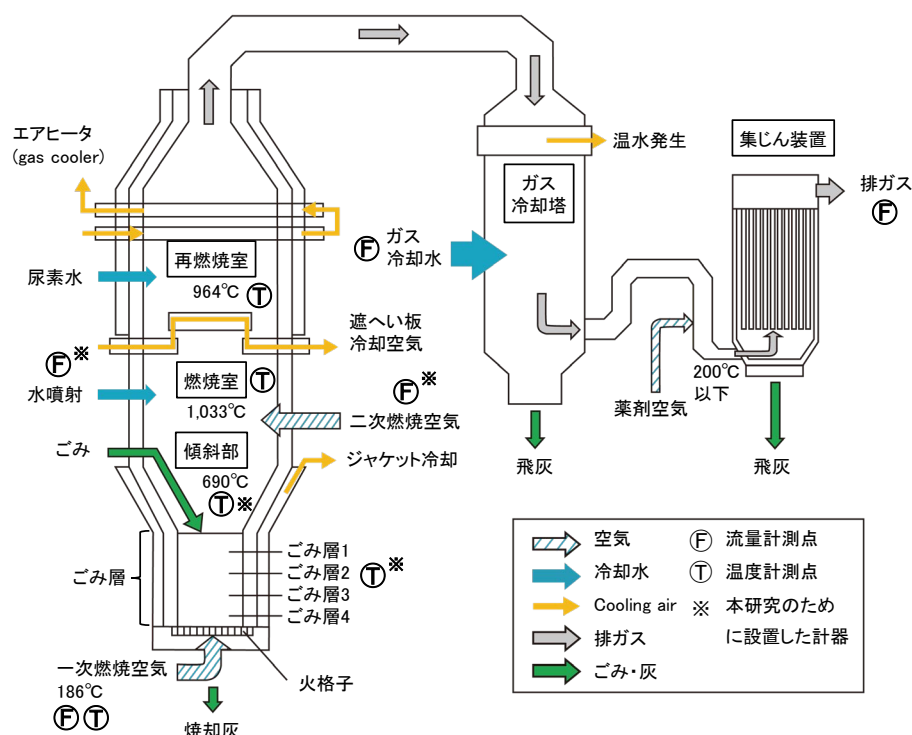


図 2-2 調査対象施設の概要

2.2.2 物質収支モデル

排ガスには水分が含まれている。燃焼ガスの冷却のために噴射された水分、ごみ由来の水分がそれであり、燃焼、冷却の過程で蒸発することによって排ガス量は増加するので、本章ではガス組成を乾燥分と水分とに区別して収支をとる。図 2-3 は両者を区別して最終的に排ガスとなる物質の収支を示した概念図である。単位は標準状態の流量[m³(N)/h]とする。燃焼空気にも水分があるので乾燥分と水分に分けた。ここで、水素の燃焼、ごみ中酸素消費によりガス量は変化するが (詳細は 2.3.4 で考察する)、乾きガス量は燃焼空気の導入から排ガスとして排出される間で変化しない、すなわち排ガス中の乾きガス量=投入した乾燥空気量であると仮定する。本モデルはごみ中の可燃分と水分、冷却等のために噴霧する水分の収支をとるもので、ごみ中の灰分は含めない (熱収支においては灰による持ち出し熱を考慮する)。なお、ごみ供給装置はごみ自体でマテリアルシールしている。多少の漏れこみ量は避けられないが計測は不可能なので、物質収支には含めなかった。

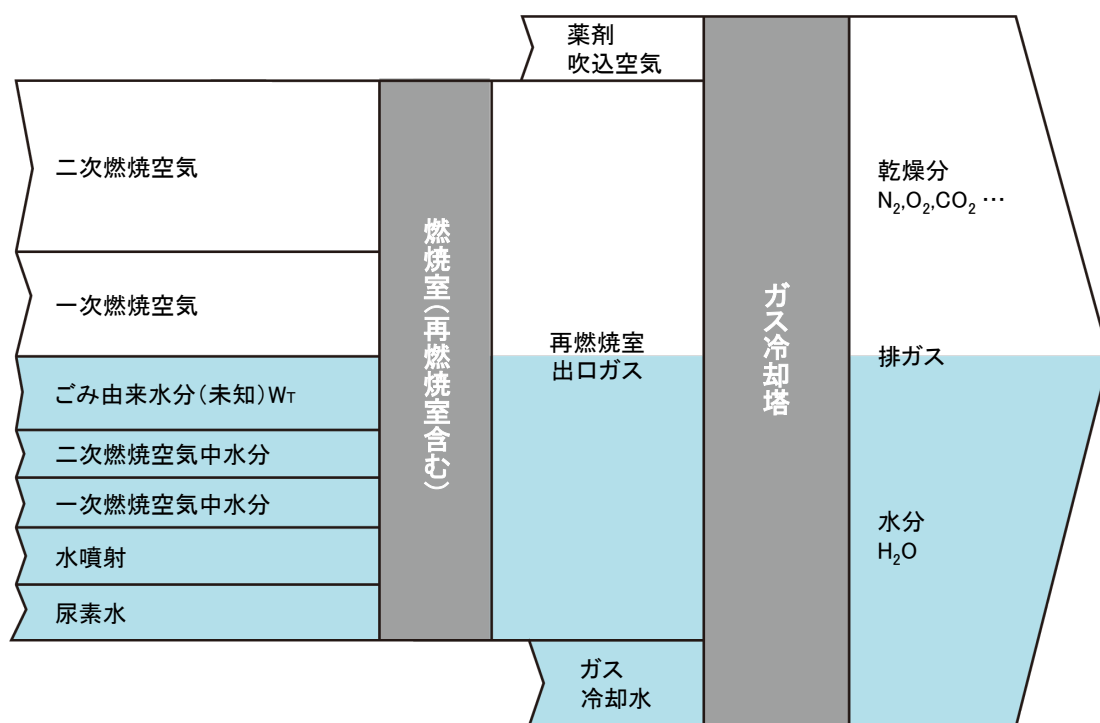
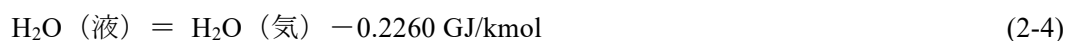
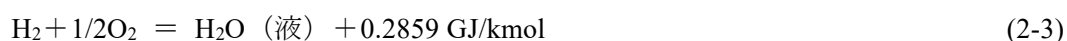


図 2-3 物質フロー概念図[m³(N)/h]

図 2-3 の出口側から順に収支をとることで、ごみ中の水分を推定する。まず上述の乾きガス量一定の仮定より、排ガス流量測定値から排ガス中水蒸気量が求められる。さらに、そこからガス冷却塔において投入された空気、水分を差し引くことで、再燃焼室出口ガス量が求められる。なお水蒸気量は、式(2-1)でモル量から体積へ換算した。

$$1.24 \text{ m}^3(\text{N})/\text{kg} = 22.4 \text{ kl/kmol} \div 18 \text{ kg/kmol} \quad (2-1)$$

最終的に、炉内で投入された空気や水分を差し引くことで、ごみ由来水分 W_T [m³(N)/h] を求めることができる。ここで「ごみ由来水分」とは、ごみ中に含まれる水分とごみ可燃分中水素の燃焼により発生する水分の合計を指すことにする。ごみの燃焼は主に炭素 C、水素 H、酸素 O、水分 W[kg/kg-ごみ (湿ベース)] の 4 成分が影響し、それぞれ式(2-2)、(2-3)、(2-4)であらわされる。



式(2-2)、(2-3)、(2-4)は C、H₂、H₂O の kmol ベースであり、式(2-4)は水分蒸発による潜熱除去である。式(2-3)と(2-4)より、ごみ由来水分 W_T は式(2-5)となる。ここで、R：ごみ投入量[kg/h]である。

$$W_T = R \times (W/18 + H/2) \times 22.4 \quad (2-5)$$

2.2.3 熱収支モデル

図 2-4 に、熱収支の概念図を示す。物質収支モデルによりすべての流量を求めたあと、熱収支モデルを適用する。熱収支は環境温度を基準とすると常に温度差を示す必要があり煩雑なので、基準温度を 0℃として計算した。

まず、排ガス持ち出し熱量を乾きガス流量×空気比熱+水蒸気量×水蒸気比熱として計算する。これは空気と水蒸気の比熱が異なるためで（乾きガス中二酸化炭素濃度増加の影響は小さい）、ともに温度の関数として与えた。焼却炉とガス冷却塔を合わせた系全体で、焼却炉～ガス冷却塔の間の出熱（水分蒸発など）、入熱の熱収支を取ると、ごみ燃焼熱を計算することができる。灰持ち出し熱量と機器放熱量を損失とし、放熱量はごみ燃焼熱の 3%とした。次に、ガス冷却塔まわりの収支より、再燃焼室出口ガスの持ち出し熱量が得られる。モデルで使用した設定値を、表 2-1 にまとめて示す。ごみ投入量、燃焼空気量、温水発生器のガス温度、流量は変化するが、一日の平均を用いた。乾き空気、水蒸気の比熱は、シグモイド関数（表 2-2）で近似した。一次燃焼空気温度は空気予熱器を出た風道での計測温度が約 300℃であるが、焼却灰が落下する部分が水封されており、その水面からの輻射で 100℃程度冷却されるため、ごみ層の最下部であるごみ層 4 レベルで測定した温度を用いる。

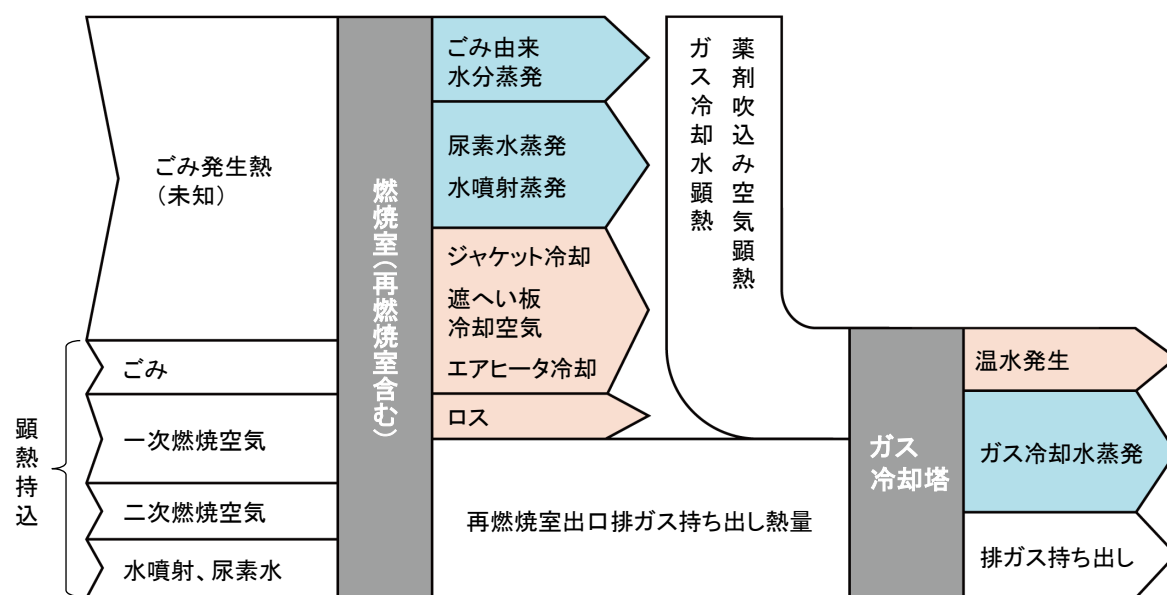


図 2-4 熱収支の概念図[GJ/h]

表 2-1 物質収支・熱収支における設定値

ごみ投入量	1.125 t/h (平均)
一次燃焼空気	温度 186 °C, 流量 1,359 m ³ (N)/h (平均)
二次燃焼空気	温度 20 °C, 流量 3,026 m ³ (N)/h (平均)
ジャケット冷却	入口(水) 15 °C, 出口(水蒸気) 100 °C, 流量 345 L/h
遮へい板冷却空気	入口 40 °C, 出口 100 °C, 流量 1,000 m ³ (N)/h
エアヒータ冷却	入口 20 °C, 出口 321 °C, 流量 1,359 m ³ (N)/h
尿素水吹込み	100 L/h
薬剤吹込み空気	250 m ³ (N)/h
温水発生器	入口 814 °C, 出口 805 °C, 炉出口排ガス流量 6,860 m ³ (N)/h (平均)
比熱	ごみ 1.256, 水 4.2, 灰 0.837 kJ/kg・°C, 空気 1.0 (20 °C), 1.19 (1,000 °C), 水蒸気 1.83 (20 °C), 2.46 (1,000 °C) kJ/kg・°C
廃棄物の特性値	C : 0.263, O : 0.166, H : 0.038, W(水分) : 0.469, Ash : 0.059 kg/kg(wet)

表 2-2 比熱の計算式

	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	空気	H ₂ O
a=	0.2542	0.2252	24.5986	0.3166	1.0326	0.2462	1.0381
b=	0.0047	0.0045	0.0003	0.0030	0.0034	0.0039	0.0029
c=	1.7518	2.7372	0.0001	1.6034	0.0000	2.1616	2.0209
d=	0.8852	1.0289	1.7171	0.9780	0.2960	0.9787	1.7522

$$f(X) = \frac{a}{1 + e^{(-bX+c)}} + d$$

2.3 モデルの検証

2.3.1 燃焼温度の推定

図 2-5 に炉内温度測定の結果を 6 時間分示す。燃焼室、再燃焼室の温度変化は比較的緩やかである。これに比べてごみ層上部に近いごみ層 1 レベルの温度は大きく変動している。これは定期的に行われる灰出しのためである。

灰出し動作は図 2-6 に示すとおりである。火格子は支持板と排出板から構成され、(a)通常運転時は排出板でごみ層を保持している。処理が進むに従い、徐々に灰層厚さが増加し、それとともに一次燃焼空気を吹き込んでいる火格子下圧力が上昇する。圧力が予め設定した値を超えると、灰出し動作が開始する。灰出し動作は、(b)支持板を挿入し、(c)排出板を開いて灰を落下させ、(d)排出板を閉じ、(e)支持板を引き抜く動作を行う。(e)の時にごみ層全体が排出板と支持板の間隔の分だけ下に移動する。一般廃棄物进行处理する場合ごみ質により変動はあるが、炉内監視カメラ画像目視によるごみ層レベルと火格子下ホッパ圧力値の上昇を確認することで、約 5～6 時間間隔で灰出しを行っている。(e)では最底部の厚さ 200mm 程度

の灰が排出されるため、ごみ層全体が下に移動する。ごみ層 1 レベルでの温度上昇は、燃焼エリアがごみ層 1 レベルでの温度検知範囲に入ることによると考えられる。

物質収支・熱収支モデルによって炉内温度を正しく推定できるかどうかを確認するため、図 2-2 の再燃焼室ガス温度を推定し、測定値と比較する。すなわち図 2-4 の入口側から再燃焼室までの熱収支より、入熱として一次燃焼空気などの顕熱、ごみ燃焼熱、出熱として水分蒸発と各種冷却から、再燃焼室ガス顕熱を求める。再燃焼室の温度なので、エアヒータ冷却は収支に含めない。次に、再燃焼室ガス顕熱＝温度×定圧比熱×流量より、再燃焼室温度を求めることができる。ただし、ごみの燃焼と炉内に噴霧された炉内噴霧水、尿素水の蒸発は再燃焼室の時点で完結していると仮定する。比熱が温度の関数であるため、Excel のソルバー機能を用いて温度を求めた。

再燃焼室温度の測定値、推定値の比較を図 2-7 に示す。収支をとるためにはある程度の時間幅が必要なため、10 分平均値を用いて 24 時間で比較した。挙動はほぼ一致しており、測定値と推定値の差の絶対値の平均は 33.9℃であった。再燃焼室温度はおよそ 200℃の変動幅があることから、モデルの信頼性を確認することができた。また、再燃焼室までに燃焼が完結していることが分かった。

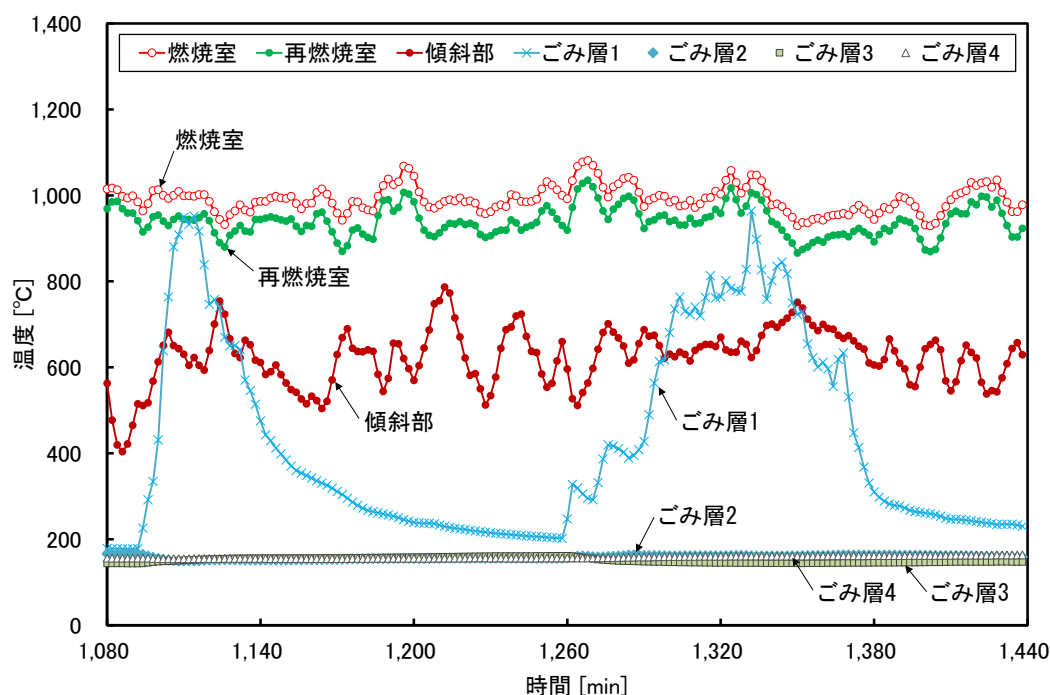


図 2-5 炉内温度測定結果

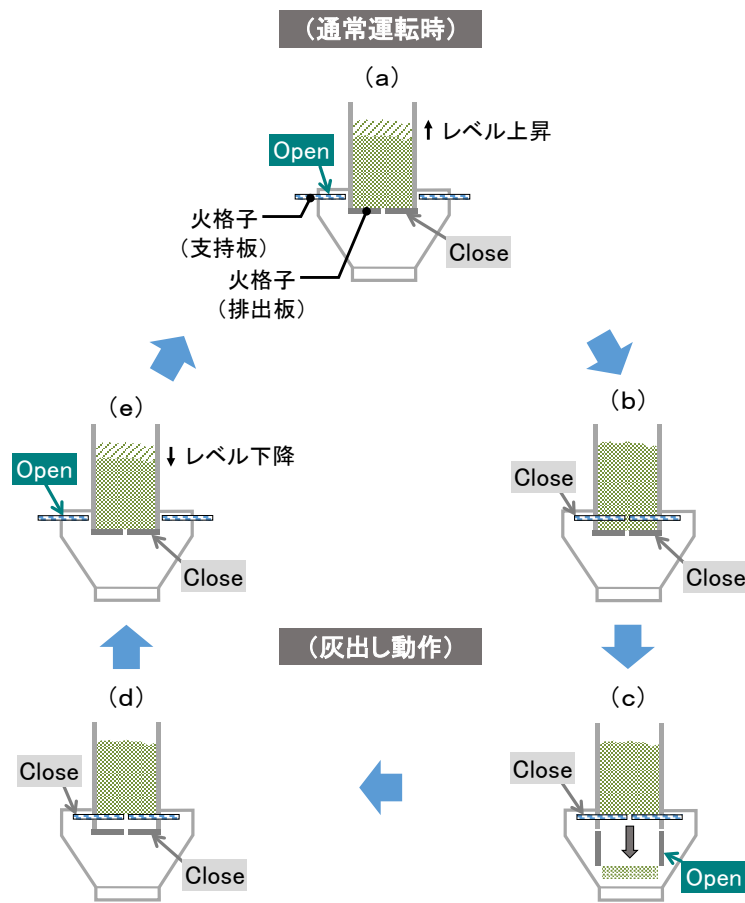


図 2-6 灰出しの手順

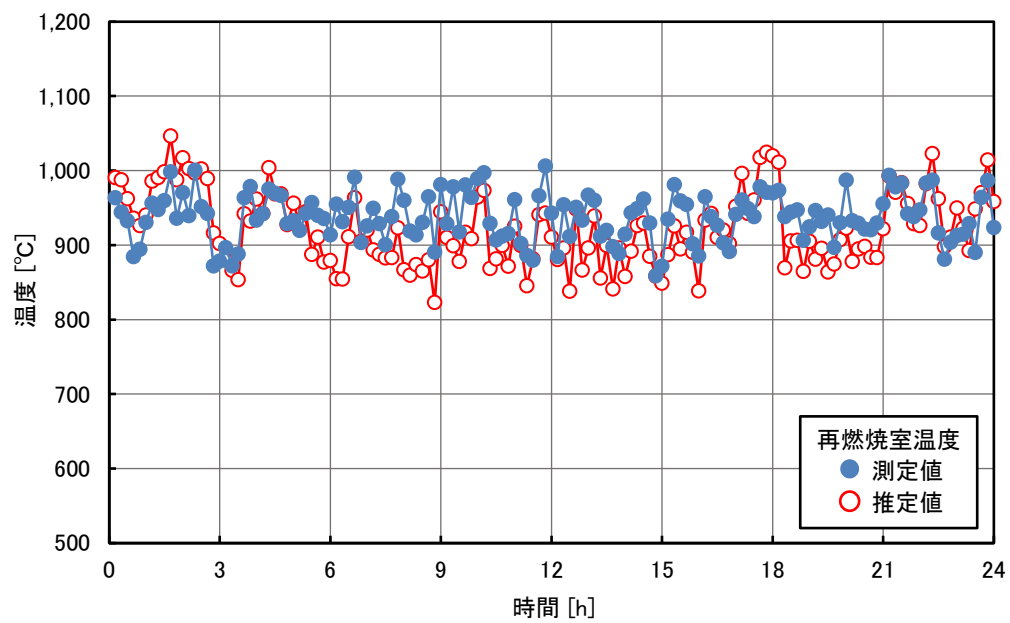


図 2-7 再燃焼室温度の測定値と推定値の比較

2.3.2 一日あたりの収支

一日当たりの物質収支および熱収支を表 2-3 (a), (b)に示す。物質収支は乾きガス、水分の合計を 100 としており、排ガス中の乾きガスと水蒸気はほぼ等しい。この内、ガス冷却水が全体の 30%を占め、炉出口までで見ると乾きガス：水蒸気は 5：2 であり、炉内噴射水量、尿素水の量は全体に占める割合が小さい。燃焼空気中の水分は湿度 100%としたが、ほぼ無視できる量である。

表 2-3 1 日の物質収支と熱収支

(a) 物質収支

		m ³ (N) /day	%
乾き ガス	薬剤吹込み空気	6,000	2.9
	二次燃焼空気	64,843	31.5
	一次燃焼空気	32,272	15.7
水分	ごみ由来水分	26,979	13.1
	一次燃焼空気中水分	708	0.3
	二次燃焼空気中水分	1,422	0.7
	水噴射	8,764	4.3
	尿素水	2,976	1.4
	ガス冷却水	61,840	30.0
合計		205,804	100.0

(b) 熱収支

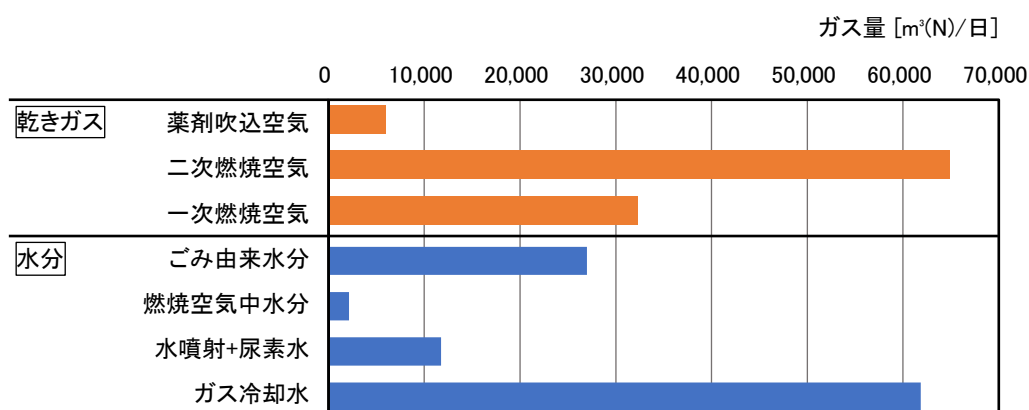
		GJ/day	%
入熱	ごみ発生熱	294.2	95.8
	ごみ顕熱	0.5	0.2
	一次燃焼空気	7.3	2.4
	二次燃焼空気	1.3	0.4
	尿素水	0.6	0.2
	薬剤空気、ガス冷却水顕熱	3.2	1.1
出熱	ごみ由来水分蒸発	49.4	16.1
	水噴射蒸発	15.7	5.1
	尿素水蒸発	5.4	1.8
	ジャケット冷却	21.6	7.0
	遮へい板冷却空気	1.9	0.6
	エアヒータ冷却	14.2	4.6
	ロス	7.4	2.4
	温水発生	23.6	7.7
	ガス冷却水蒸発	112.2	36.5
	集じん装置入口ガス持ち出し	55.8	18.2

熱収支は、入熱、出熱それぞれの合計を 100 とした。入熱はその 96%がごみの発生熱であり、出熱中、ごみ由来水分の蒸発、炉内温度制御のための冷却、および排ガス持ち出しは避けられないが、約 40%を占めるガス冷却は発電等によるエネルギー回収の可能性を示している。

図 2-8 (a)(b)は、表 2-3 をグラフ化したものである。割合の小さい項目は複数を統合した。

なお、一日当たりのごみ燃焼熱、ごみ由来水分蒸発潜熱、ごみ投入量から、ごみの発熱量を推定することができる。一日平均の高位発熱量は 11,693kJ/kg、低位発熱量は 9,738kJ/kg となる。低位発熱量の設計値は低質ごみで 7,120kJ/kg、高質ごみで 12,140kJ/kg、基準ごみで 9,630kJ/kg であり、基準ごみとほぼ一致している。ごみの発熱量は一日の間でも変化していると思われる。

(a) 物質収支



(b) 熱収支

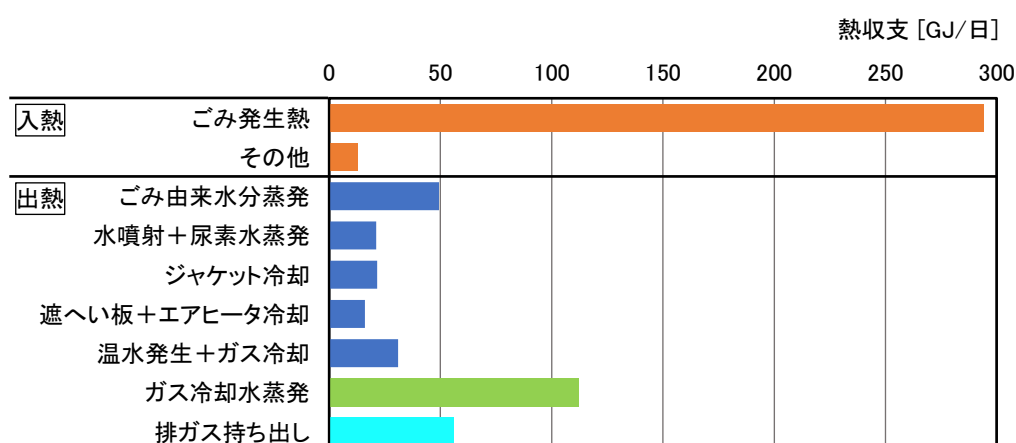


図 2-8 物質収支（乾きガスと水分）および出熱内訳

2.3.3 ごみ中酸素の利用

2.2.2 では、乾きガス量は燃焼空気と排ガスが等しいと仮定した。このとき、排ガス中の酸素濃度[%]（乾ベース）から、式(2-6)によって酸素消費量[kmol-O₂/h]を計算することができる。

$$\text{酸素消費量[kmol-O}_2\text{/h]} = \text{排ガス量[m}^3\text{(N)/h]} \times (\text{燃焼空気中 O}_2\text{濃度} - \text{排ガス中 O}_2\text{濃度}) / (100 \times 22.4) \quad (2-6)$$

ごみの燃焼熱を酸素消費量で割り、酸素消費量当たりの発熱量を求めると図 2-9 となる。平均は 0.542GJ/kmol-O₂（最小 0.485～最大 0.646）である。式(2-2)と(2-3)より炭素、水素に対してはそれぞれ 0.3935, 0.5718GJ/kmol-O₂であるのと比べて、非常に高くなっている。これは式(2-6)以外に、ごみ中に含まれる酸素が燃焼に利用されるためである。

ごみの分析値よりごみ中の質量割合[kg/kg]（湿ベース）を表 2-1 とし、ごみ中酸素利用量を含めて発熱量との比を推定する。ごみ中酸素[kmol-O₂/h]は、

$$\text{ごみ中酸素[kmol-O}_2\text{/h]} = R \times (\text{O}/32) \quad (2-7)$$

であり、式(2-6)との比はおおよそ 1 : 3 となる。式(2-2)と(2-3)より、C、H の酸素消費量がそれぞれ 1kmol-O₂/kmol, 0.5kmol-O₂/kmol であるため発生熱は 0.3935, 0.2859GJ/kmol となる。ごみ中の C : H の kmol 比率 2.19 : 1.90（=0.263/12 : 0.038/2）で重みづけ合計し(2-6)+(2-7)で割ると、ごみ中酸素を加えた酸素消費量あたり発熱量は 0.447GJ/kmol-O₂ となり、図 2-9 と一致する。

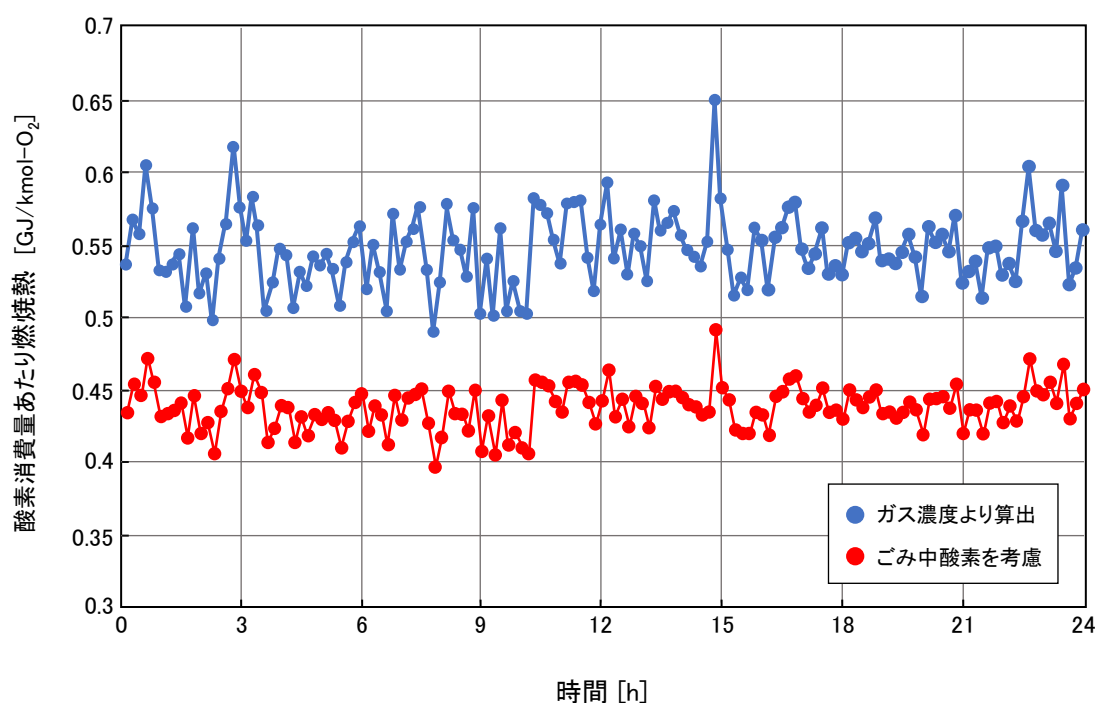


図 2-9 再燃焼室温度の測定値と推定値の比較

2.3.4 乾きガス量の変化

「排ガス中の乾きガス量＝燃焼空気量(水分除く)」との仮定について検討する(数十[ppm]単位で発生する NO_x や HCl といった成分は無視する)。100kg のごみを燃やすと仮定すると、C、H の燃焼に消費される酸素とごみ中酸素利用より、酸素消費量は 2.62 (=26.3/12+3.8/4-16.6/32) [kmol-O₂]、供給空気量を空気比 1.5 とすると、燃焼空気量は 18.71kmol-Air (=2.62×1.5 (O₂) +2.62×0.79/0.21×1.5(N₂)=3.93(O₂)+14.78(N₂)) である。

ごみ中 H は熱分解ガス H₂ として燃焼し、1kmol-H₂ の燃焼に 1/2kmol-O₂ が消費され 1kmol-H₂O が生成するので、ガスは 3.8/2×1/2=0.95kmol-H₂O 減少する。またごみ中 O の利用を考えると、1kmol-O は 1kmol-H₂O となるのでガス量は 0.52kmol-H₂O (=16.6/32) 増加する。すなわち差し引きして湿りガス+乾きガス合計量の変化は-0.43kmol となり、投入空気乾燥分に対して-0.43/18.71=-0.023 すなわち 2.3%の減少である。よって、排ガス中乾燥分体積を投入空気乾燥分体積と等しいと仮定したが、この仮定による物質・熱収支計算の誤差は小さいといえる。

2.3.5 ごみ中水素由来の水分

表 2-1 のごみ組成、元素組成より、100kg のごみ中水分 2.6 (=46.9/18) [kmol-H₂O]に対して H 燃焼による水分は 1.9kmol-H₂O である。両者の比は 1 : 0.73 となり、水素燃焼による水分発生割合は大きい。

一方、表 2-3(a)の物質収支から得たごみ由来水分は 21.76 (=26,979/(1,000×1.24)) であり、上記ごみ組成から計算される水分は 12.66 (=1.125×24×0.469) である。この差を水素燃焼由来とすると 9.1 となり、両者の比は 1 : 0.72 となって、ほぼ一致した結果となった。

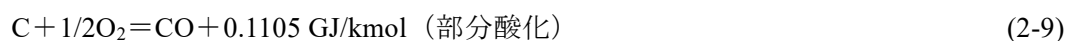
2.4 ごみ層内における熱発生

2.4.1 ごみ層における反応

図 2-2 に示すように、堅型ストーカ式焼却炉の燃焼は焼却炉下部のごみ層で起こる固定炭素燃焼・熱分解と燃焼室・再燃焼室における可燃ガス燃焼に分けることができる。2.3.1 において燃焼反応は再燃焼室時点で完結していることが分かっている。2.4.2 では、まずごみの保有熱が、ごみ層内の固形物燃焼、ごみ層上部の可燃ガス燃焼にどれだけ分配されているかを推定する。次に 2.4.3 で、ごみ層中では固定炭素燃焼による発熱、ガス量増加、蒸発潜熱による冷却の結果として温度が定まるため、各要因の影響を推定する。

2.4.2 傾斜部までの熱発生量

ごみ層では一次燃焼空気中の酸素とごみ可燃分中の酸素が消費され、固定炭素の燃焼および熱分解・乾燥が進行するので、式(2-8)～(2-12)を考える。



$$\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O} (\text{液}) + 0.2859 \text{ GJ/kmol} \quad (\text{式(2-3)と同じ}) \quad (2-10)$$

$$2\text{H} = \text{H}_2 + 0 \text{ GJ/kmol} (\text{熱分解}) \quad (2-11)$$

$$\text{H}_2\text{O}(\text{液}) = \text{H}_2\text{O} (\text{気}) - 0.2260 \text{ GJ/kmol} \quad (\text{式(2-4)と同じ}) \quad (2-12)$$

既往研究において、竪型ストーカ式焼却炉のごみ層から発生するガスを傾斜部でサンプリングし分析したところ、炭化水素、水素、一酸化炭素が熱分解ガスの主成分であった⁸⁾。実際はエチレンやメタンといった炭化水素も発生するがここでは無視している。ごみ中水分 W はすべて蒸発すると仮定する。

C については、式(2-7)と(2-8)、H については式(2-9)と(2-10)がどのような割合となるかで消費される酸素量が増えるため、C の完全燃焼割合、H の燃焼割合をそれぞれ s, t とすると、式(2-8)～(2-12)により発生するガス量[kmol/h]は、いずれも mol 量の変化がないので式(2-13)となる。

$$\text{傾斜部でのガス発生量} = R (C/12 + H/2) \quad (2-13)$$

一方、一次燃焼空気中の酸素とごみ中の酸素は、すべて C, H の燃焼に消費されるので式(2-14)のように表される。左辺が消費量、右辺が供給量である。

$$R (C/12 (s + (1-s)/2) + H/4 \times t) = \text{一次燃焼空気中酸素} + R \times O/32 \quad (2-14)$$

傾斜部ガス中水分は、H の燃焼由来 (式(2-10))、W の蒸発由来、一次燃焼空気中水分の合計なので、式(2-15)となる。

$$\text{傾斜部ガス中の水分} = R (H/2 + W/18) + \text{一次燃焼空気中水分} \quad (2-15)$$

また、この時一次燃焼空気中の窒素は変化しない。

以下の手順で推定を行う。なお、ここでは、ごみ特性 C, H, O, W, ごみ投入量 R や温度等の数値はすべて一日平均値を用いて計算する。

- (1) 炭素完全燃焼割合 s を設定すると、式(2-14)から t が求まる。
- (2) 式(2-8)～(2-12)より、各成分ガス CO, CO₂, H₂, H₂O の発生量[kmol/h]を算出する。
- (3) 傾斜部温度は測定されているので、式(2-16)となる。

$$\text{傾斜部のガス顕熱} = T \times \Sigma (\text{ガス成分 } i \text{ の流量} \times \text{ガス成分 } i \text{ の定圧比熱}) \quad (2-16)$$

式(2-16)を用いて傾斜部におけるガス顕熱を計算する。ガス成分ごとの定圧比熱は温度の関数とし、2.3.1 と同様にソルバー機能を用いて温度を求める。

- (4) ジャケット冷却、水分蒸発を差し引いて、固定炭素燃焼・熱分解による発生熱量を求める。

結果を表 2-4 に示す。0.05<s<0.65 の範囲で $t>0$ となったため、その間の数値を示した。比較対象として一次燃焼空気の流量を記載している。式(2-13)より排ガス量は s, t に依存せず、傾斜部ガス量は 115.1kmol/h であり、一次燃焼空気の約 2 倍となる。最右欄は同形式の炉における傾斜部ガス濃度測定の例であるが、s=0.65 のガス濃度がほぼ一致している。このとき酸素はすべて炭素燃焼（完全燃焼あるいは部分燃焼）に利用され、ごみ中水素は燃焼せずに熱分解ガス H₂ となる。表 2-4 の最下段はごみ層における発生熱量であり、表 2-3 の発生熱量との差を燃焼室・再燃焼室でのガス燃焼とした。s=0.65 のとき、固定炭素燃焼・熱分解による燃焼熱量は 4.8GJ/h、可燃ガス燃焼は 7.6GJ/h であり、両者の比はおおよそ 4 : 6 となった。

表 2-4 傾斜部ガスの推定

			一次 燃焼空気	傾斜部ガス			測定値
				推定値			
炭素完全燃焼率 s [-]				0.05	0.35	0.65	ND
ガス組成 [vol %]	乾きガス	H ₂ O	2.1	39.9	34.5	29.2	ND
		C _n H _m	0.0	0.0	0.0	0.0	4.4
		H ₂	0.0	0.2	8.4	15.3	16.2
		CO	0.0	28.3	17.8	8.8	9.0
		CO ₂	0.0	1.5	9.6	16.4	16.4
		O ₂	21.0	0.0	0.0	0.0	1.0
		N ₂	79.0	70.0	64.3	59.4	ND
ガス流量 [kmol/h]			62.6	115.1	115.1	115.1	
熱発生量 [GJ/h]	ごみ層での燃焼		5.2	5.0	4.8		
	可燃ガスの燃焼		7.2	7.4	7.6		

2.4.3 ごみ層出口温度

図 2-5 において、灰出し前 1 時間 1,200～1,260 分間の傾斜部温度の平均は 641℃である。すなわち燃焼空気温度 168℃から、ごみ層を通過したあとの傾斜部では 641℃に上昇している。ごみ層内では熱発生、熱分解ガス発生、水分蒸発によるガス量増加と冷却が並行して、あるいは同時に進行するが、各々の影響を仮想的に分離し、168℃→641℃が説明できるかどうかを考える。

- (1) まず初めに 168℃の一次燃焼空気をごみ層に導入される。固定炭素燃焼・熱分解反応による熱発生と熱分解ガス発生による増加のみを考えると、温度は 1,531℃となる。ガス量は一次燃焼空気の 1.25 倍である。
- (2) 次にごみ由来水分の蒸発を考える。水分蒸発によるガス量増加と蒸発潜熱によるガス顕熱減少によって、温度は 852℃となる。排ガス量は、一次燃焼空気の 1.55 倍に増加する。
- (3) 最後に、ジャケット冷却によってさらに冷却されガス温度は 672℃となる。

(3) の 672℃は図 2-5 で示した傾斜部温度の測定値 641℃に近く、現象をよく再現できており、特にごみ由来水分によるガス量増加と蒸発潜熱による顕熱減少による温度低下が大きいことがわかる。ジャケット冷却は炉底部～傾斜部までにわたっており、ごみ層 1 レベルから

傾斜部にかけて約 200℃の温度低下がある。これは水分蒸発による温度低下 700℃の 3 割にあたり、水分蒸発の大部分はごみ層内で起こるが、ごみ層上部でも水分が蒸発していることを示している。

2.5 ガス成分と量の変化

図 2-2 のごみ層内では、燃焼，熱分解，水分蒸発が起きている。内部の状態を推定するため、ごみ層からガスサンプリングを行った。

図 2-10 に測定例を示す。数値の単位はすべて%である。ガス成分は水分を除去した乾燥ガスとして測定されるので、ガス組成は右図のようになる。酸素濃度はごみ層 4 レベルでは約 20%だが、ごみ層 3 レベルでは 1.4%であり酸素が消費され、燃焼によって CO，CO₂ が、また熱分解によって H₂，C_nH_m が増加していることがわかる。しかしごみ層 3 レベルでのこれらのガスの合計は約 40%である。ごみ層中では窒素ガスの量は変化しないので、窒素以外のガス量が増加していることを示している。すなわち、図 2-10 はガス量の増加が反映されていない。

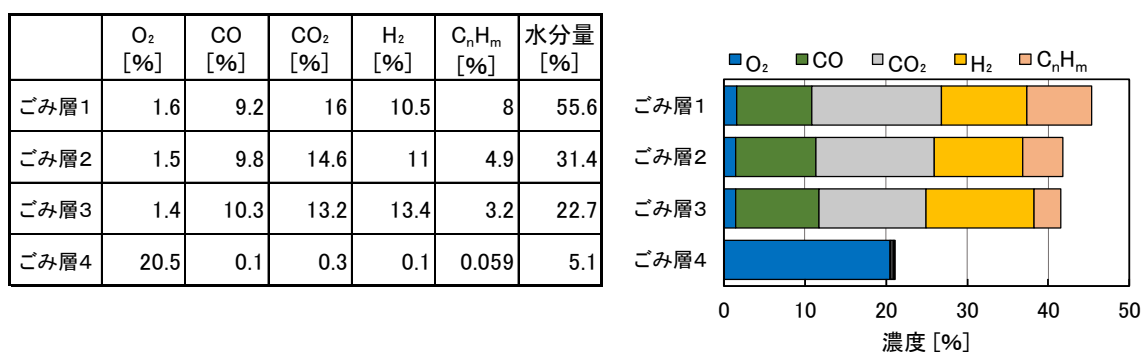


図 2-10 ごみ層内ガス分析結果

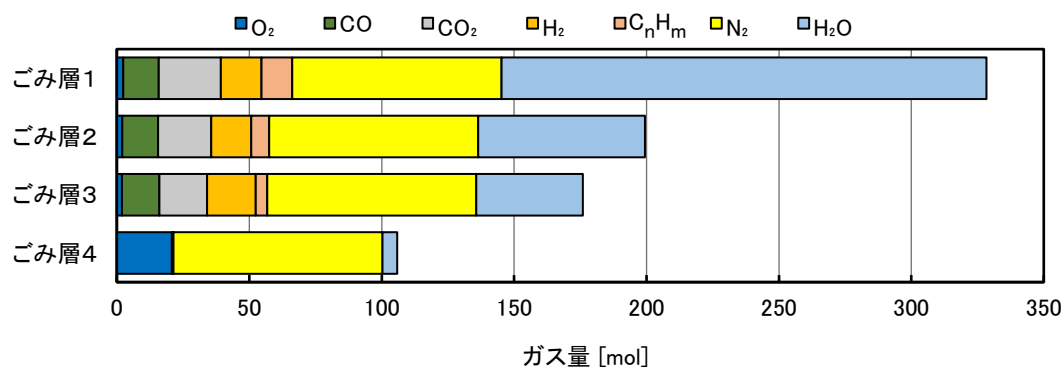


図 2-11 水蒸気発生を含むガス量の変化

そこで以下の手順で、水蒸気発生を含むガス量の変化を推定する。

- (1) $100 - \Sigma$ ガス成分（水分除く）は N_2 の割合である。80%よりも減少していれば、ガス発生があることを示す。
- (2) ごみ層中で、 N_2 のモル量は不変である。そこで一次空気の乾きガスのモル数を 100 とすると、 N_2 のモル数 $[N_2]$ は 80 なので、図 2-10 中の個々のガス成分濃度に $80/[N_2]$ を乗じる。
- (3) 水分のモル数を W とすると、水分量 $w[-] = W \div (\text{乾きガスモル合計} + W)$ なので、水分のモル量 $W = \text{乾きガスモル合計} \times w/(1-w)$

以上の計算を行った結果を図 2-11 に示す。ごみ層 4 レベルと比較すると、ごみ層 1 レベルでは乾燥ガス量が 1.5 倍、水分を含めると 3 倍以上となっている。また図 2-1 の酸化層、熱分解層がごみ層 3～4 レベルの間にあることがわかる。

2.6 おわりに

本章では焼却炉の運転データを用いて物質・熱収支モデルを作成し、ごみ質や炉内の現象を考察した。

モデルの最大の特徴は、乾きガスと水分を区別したことにある。これはガス量変化が水噴霧や水分蒸発によって生じ、乾きガス自体の変化が小さいためである。一次燃焼空気を供給してからごみ中水分の蒸発、冷却水の噴霧等による排ガス量の変化を定量的に示すことができた。物質収支を求めたのちに、温度測定データをもとに熱収支を明らかにした。再燃焼室温度を物質収支、熱収支モデルにより推定し、測定温度とよく一致することから、モデルの信頼性を証明した。

また、モデルによってごみ中の水分、ごみの発生熱量を推定することができた。水素燃焼による水分発生が大きいこと、ごみ中酸素が燃焼に消費されることを示した。堅型ストーカ式焼却炉はごみ層内で熱分解残渣の燃焼と熱分解が起こり、ごみ層上部で熱分解ガスの燃焼が起こる。本モデルによって、両者の発生熱量の比がおおよそ 4 : 6 であることを示した。

本研究は堅型ストーカ式焼却炉内の現象を明らかにする最初の試みであるが、使用できるデータが限られていた。現時点ではごみ自体を知る方法は、ごみピット内からごみを直接サンプリングして分析する組成分析しかなく、ごみを貯留するごみピットからのサンプリング誤差が大きいことが問題である。本研究ではこの組成分析結果を用いたが、排ガス中 CO_2 や H_2O 濃度を測定することによって時間ごとのごみ質変動を推定することができる。

また、このモデルは堅型ストーカ式焼却炉以外の形式の焼却炉でも適用できる一般性の高いものである。ごみの焼却はマスバーンと言われるように大量処理が可能であり、ごみ質が変化しても安定処理ができることが長所とされている。本研究では炉内での物質・熱収支を『見える化』する手法としての発展性に期待ができる。

参考文献

- 1) (独)新エネルギー・産業技術総合開発機構：NEDO 再生可能エネルギー技術白書（第2版） 第4章 バイオマスエネルギー（2014）
- 2) 水谷幸夫：燃焼工学 第3版，森北出版，p.179（1977）
- 3) 川下研介，片山功蔵：石炭のガス化燃焼，日本機械学会，第63巻，第500号，pp.1184-1191（1960）
- 4) 安鐵朱，赤松史光，笹内謙一，谷口美希：熱分解ガス化による小型バイオマスガス化発電システムの開発，日本燃焼学会誌，第49巻，150号，pp.228-235（2007）
- 5) 谷口美希，笹内謙一，安鐵朱，伊東佑輔，林俊成，赤松史光：バイオマスの2段階ガス化装置におけるチャーガス化挙動，高温学会誌，第35巻，第2号，pp.68-75（2009）
- 6) 成瀬一郎：固体燃焼・ガス化過程における反応・環境汚染物質・灰成分の挙動解明に関する研究，日本エネルギー学会機関紙 えねるみくす，96号，pp.236-241（2017）
- 7) 福間義人，藤川博之，松田吉司，渡瀬雅也，松藤敏彦：ごみ焼却施設における排ガス成分測定にもとづく発生熱量および廃棄物低位発熱量推定と燃焼制御の改善，廃棄物資源循環学会論文誌，vol.29，pp.8-19（2018）
- 8) 榎本貴史，北川勝，山田裕史，吉田愼一：堅型火格子式ストーカ炉の連続運転性能，第38回全国都市清掃研究・事例発表会，pp.175-177（2017）

第3章 炉内における廃棄物の熱分解・燃焼挙動

3.1 はじめに

廃棄物の焼却処理は周辺環境へ悪影響を及ぼすことなく、廃棄物を無害化・減容化することを主目的とする。排ガス中の酸性ガス等を除去して排ガス基準を満足し、焼却残渣中の可燃分を十分に低減させることが必要である。後者について、最も実績の多いストーカ式焼却炉においては、廃棄物はごみクレーンによって炉内に投入され、火格子の動きによって廃棄物を強制的に移動させながら乾燥、燃焼、おき燃焼の段階を経て焼却残渣として排出される。火炎の終端（実際には連続した可燃ガスの発生・燃焼の終端）を燃え切り点とよび、その後固定炭素のおき燃焼が続く。おき燃焼終了の確認は難しいので、残渣中の燃え残りが無いよう、給じん、燃焼、後燃焼段の各火格子の速度や火格子下から供給される燃焼空気量をそれぞれ制御し、燃え切り点を所定の位置に保っている。投入から排出までの滞留時間は1.5～2時間程度とされている¹⁾。

一方、本研究で対象とする堅型ストーカ式焼却炉においては図3-1に示すように、燃焼室上部から投入された廃棄物は、炉底の火格子上に堆積して充填層を形成している。炉底から理論燃焼空気量以下の一次燃焼空気を供給することで、図2-1のような燃焼、熱分解などの反応が起こり、これらの層は5～6時間ごとの灰出し（図2-6）によって下に移動する。しかし閉じられた炉内の現象であるため、外部から目視することはできない。

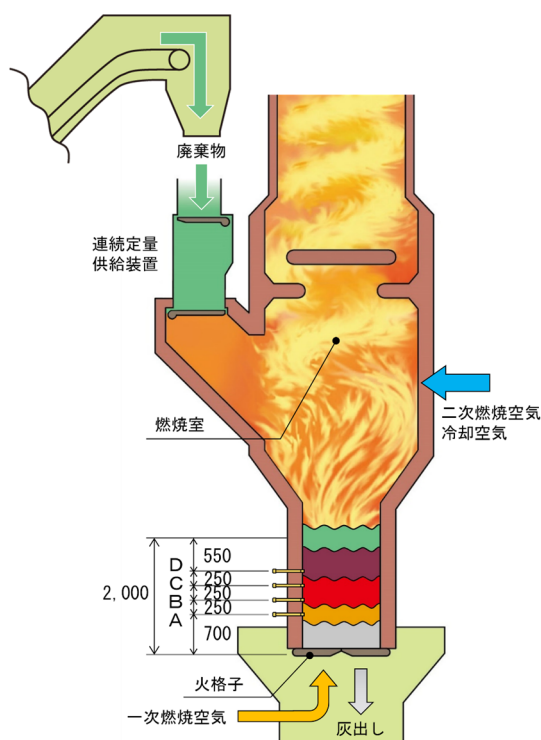


図 3-1 堅型ストーカ式焼却炉の構造とサンプリング位置図

堅型ストーカ式焼却炉の焼却残渣の熱しゃく減量は 0.1%以下となっており²⁾、燃焼が完了していることは確実である。焼却炉内（以下炉内）の滞留時間が 6 時間以上と長い²⁾ ことによると説明されてきたが、これは灰出し間隔から推定した下限値であり、実際に調査された実績は無かった。また、堅型ストーカ式焼却炉では、熱分解および熱分解残渣の燃焼がどの位置で起きているかは明らかにされていなかった。なお堅型ストーカ式焼却炉は従来のストーカ炉のような燃え切り点の議論はできないので、以下では“熱分解残渣の燃焼が終了する点”を“燃焼完了位置”と表現する。

そこで本章は、実稼働している堅型ストーカ式焼却炉における熱分解、燃焼完了位置、および滞留時間の推定を目的とした。まず廃棄物層中の固形物ならびに燃焼ガス成分を測定し、熱分解および熱分解残渣の燃焼完了位置を確認した。過去にも同様の測定を行ったが、燃焼完了位置については考察していなかった³⁾⁴⁾。またトレーサ試験、および堆積する廃棄物と灰の高さとかさ密度から、滞留時間を推定した。さらに廃棄物層の透気係数の推定も行った。

3.2 研究方法

3.2.1 廃棄物層内の状態と燃焼完了位置の推定

廃棄物層内の状態および燃焼完了位置を知るため、クリーンパーク長与において廃棄物層中の固形物と燃焼ガスのサンプリング・分析をおこなった。この施設では図 3-1 に示すように焼却炉側壁に炉底（火格子面）から 700mm 上方に A 点，そこから 250mm 間隔で B, C, D 点と合計 4 ヶ所にサンプリング口が設けられている。これらは，灰が高温のまま排出されることがないように確認するためのもので，2015～2017 年の間に，燃焼ガスは 8 回，固形物は 3 回サンプリングした。サンプリング口が一か所なのでガスと固形物を同時に採取することはできない。廃棄物・灰層は常に上下に時間変動しており，8 回の燃焼ガス測定のうちサンプリング口 A～D 間に酸素濃度の減少がある 4 回の変化パターン（図 3-6 参照）に再現性があったことから，2015 年 3 月のデータを採用した。また，固形物については炭素含有量の測定と同時に水素含有量の測定も行った 2016 年 2 月のデータを用いた。サンプリング中は，ガスや粉じんが吹き出さないよう，作業中のごみの投入を一時停止し，サンプリング口を開けることで急激な炉内圧力制御が働かないように誘引送風機の制御を手動操作に切り替え，制御出力を固定して炉内圧力を調整した。固形物は 4 ヶ所から約 10 分間隔で順次抜き出し，炉底から排出された焼却灰も採取した。燃焼ガスも同じく 4 ヶ所のサンプリング口から同時にガスを吸引した。

燃焼ガスは，図 3-2 に示す方法でサンプリングした。燃焼ガスは図中②のろ紙でダストを除去した後，④～⑧のインピンジャーで水分とタールを分離し，テドラーバッグに回収し，GC-TCD で酸素（ O_2 ），一酸化炭素（CO），二酸化炭素（ CO_2 ），水素（ H_2 ）を，GC-FID で全炭化水素（THC）をそれぞれ分析した。また固形物は CHN 分析により全炭素（C），水素（H）を分析し，炭素は炭酸塩由来の炭素（ CO_3-C ）を JIS R9101 により求めて差し引き，未燃炭素とした。

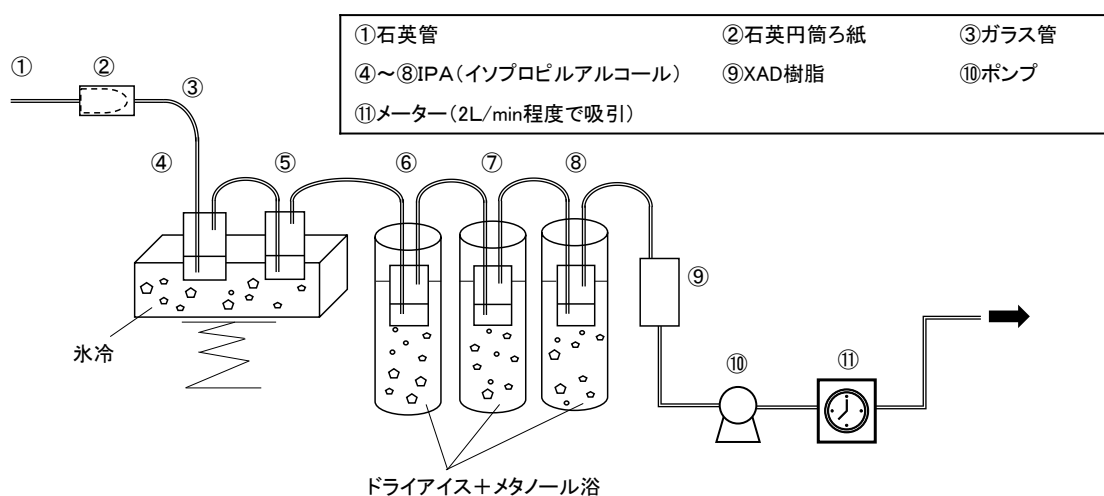


図 3-2 燃焼ガスサンプリング方法

3.2.2 炉内滞留時間の調査

滞留時間を推定するため、廃棄物層上にトレーサを投入し、排出されるまでの時間を測定した。クリーンパーク長与は灰出し設備が半湿式の灰押出装置であり、トレーサの回収が困難であった。そのため、焼却灰をコンテナで受けており灰出しごとのトレーサの回収が容易に可能な下呂市クリーンセンター（30t/24h×2、一般廃棄物処理施設）で実施した。両施設は1炉当りの規模はほぼ同じ、図3-1の廃棄物層部分の形状・大きさは同一である。

調査に用いたトレーサの概略は図3-3のとおりである。トレーサは焼損・変形することがなく、回収時に選別し易い形状と大きさである必要がある。過去にトレーサ試験を試みた際には、耐熱レンガを用いた。しかし一個の重量が大きかったため、最初の灰出しの際に全量排出され、正確な滞留時間を測ることができなかった。このことを踏まえて、素材メーカーに問い合わせ、SiCを焼成したもの、およびSiCに炭素を練りこみ焼成したものの2種類のセラミック材（トレーサⅠ、Ⅱ）を選定した。2種類とも真密度が焼却灰に近く、いずれも円筒状であることから一般的な焼却灰とは明らかに形状が異なり、容易に識別できる。両者の肉厚、重量は異なっており、大きさにばらつきがあるのは、製造過程で廃棄された端材を利用したためである。

調査は2020年10月30～31日に実施した、限られた期間の中で試験回数は多いことが望ましい。そのためトレーサを10月30日の朝6:00から1.5時間間隔で4回に分けて投入した。排出されたトレーサは投入時刻ごとに区別する必要があるため、2種類の材料に対し、さらにそれぞれ耐熱シルバー塗装を施したもの（トレーサⅠ-S、Ⅱ-S）を準備し、計4種類の試料を作成した。

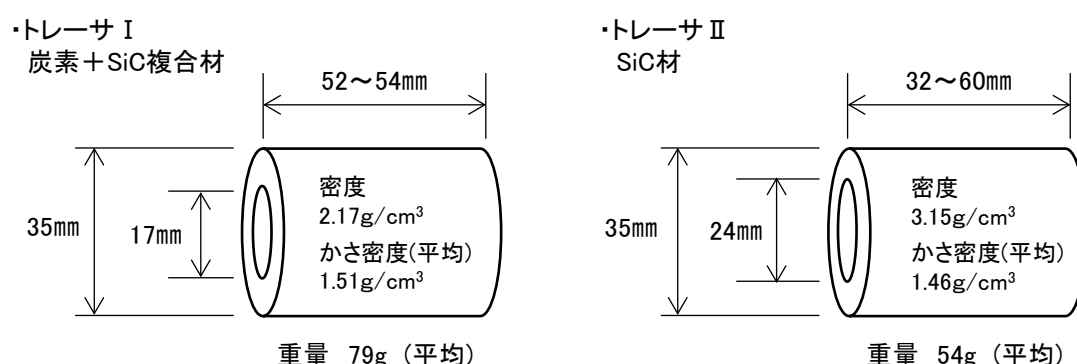


図3-3 トレーサの形状・特性

3.3 廃棄物層内状態と燃焼完了位置の推定

3.3.1 燃焼ガス

廃棄物層内の燃焼ガスを分析した結果を図 3-6(a)に示す。ただし乾燥ガス濃度であり、2.5 節で述べたようなガス量増加は考慮されていない。ここでは燃焼空気および熱分解ガスの流れの向きに合わせて廃棄物層の下から上に変化を見ていく。一次燃焼空気として供給された酸素 (O_2) は A 点から C 点にかけて急激に減少し、同時に二酸化炭素 (CO_2) は増加している。一方、同じく A 点から C 点にかけて燃焼ガス中の水素 (H_2)、炭化水素 (C_mH_n) は増加している。ガス流れは上向きなので、A～B 間で発生した水素 (H_2) に、B～C 間で発生した水素 (H_2) が上乘せされたということである。 H_2 、 CO の生成は $C+H_2O \rightarrow CO+H_2$ 、 $CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2$ などの反応による。すなわち、熱分解は A～C の間で、燃焼は A 点近傍で起こっていると思われる。なお本研究では温度測定を行っていないが、別施設においてガス濃度と層内温度をほぼ同時刻に測定したことがあり、ガス濃度パターンが図 3-6(a)と類似であった時の測定温度は A～D ではおよそ $210^{\circ}C$ 、 $400^{\circ}C$ 、 $630^{\circ}C$ 、 $720^{\circ}C$ であった³⁾。

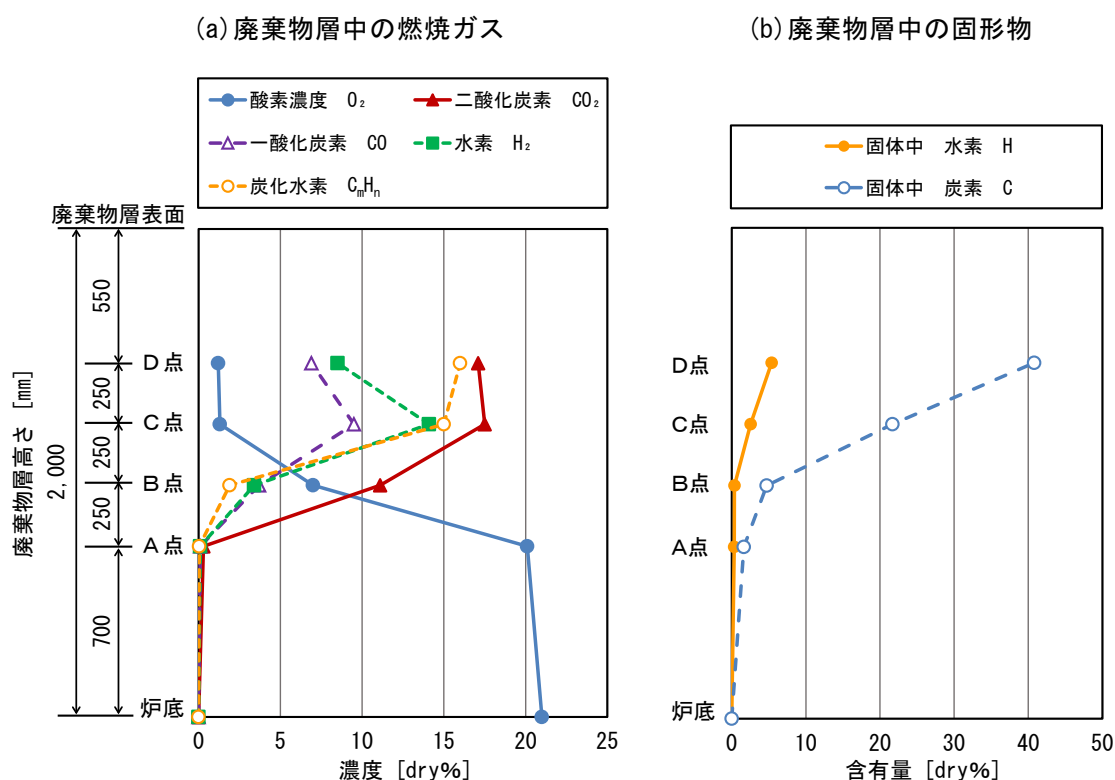


図 3-6 廃棄物層中の各成分分析結果

3.3.2 固形物中の炭素分，水素分

図 3-6(b)に，固形物中の炭素および水素含有量を示す。固形物は廃棄物の移動方向に合わせて上から下に変化を見る。水素含有量は C 点では 2.54% 含有されているが，B 点で 0.37%，さらに 250mm 下方の A 点でも 0.33% とほとんど変化がない。

固形物中の炭素含有量は D 点の 40.8% から急激に減少するが，A 点でもなお 1.64% 存在する。これより A 点より下では未燃炭素の燃焼が続き，炉底では最終的にはほぼゼロ(0.56%)となる。図 3-6(a)において炉底から A 点の間で僅かながら酸素消費があるのは，このためと考えられる。酸素消費が C～B 間にもみられるのは， $C + 1/2O_2 \rightarrow CO$ (部分酸化)， $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$ の反応があるためと考えられる。図 3-6(a)と(b)の調査時期は異なるので高さが対応しない可能性があるが，いずれも熱分解は廃棄物層内の狭い範囲で起きていることを示している。後述するが，炉底～A 間の滞留時間は 15 時間以上と考えられるため，未燃炭素はほぼ完全に酸化すると考えられる。

3.4 滞留時間の推定

3.4.1 トレーサ試験による推定

トレーサ試験の結果を図 3-7 に示す。凡例中に各トレーサの投入時刻（再掲）を記載し、図の横軸は各トレーサの投入からの経過時間である。縦軸は回収したトレーサの累積度数、図中の各プロット上に示した数値は回収されたトレーサの数量を示す。トレーサ I の場合、投入後 1 回目の灰出し時（投入から 5.8 時間後）には排出されず、その後 2 回目（11.4 時間後）で 3 個、3 回目（15.6 時間後）で 20 個、4 回目（20.3 時間後）に 1 個排出されたことがわかる。他のトレーサもほぼ同じような排出傾向であった。投入間隔の 1.5 時間と比べて排出時間幅が広いため、複数種類のトレーサが同時に回収されることとなった。I，I-S，II のトレーサはすべて回収・判別できたが、4 種類目のトレーサ II-S は、投入後 2 回目の灰出しまでで回収できたトレーサの合計が 20 個であり、残りの 4 個は調査終了後の灰出しで排出されたものとした。結果として回収率は 95% であり、その内 99% のトレーサが識別可能であった。

図 3-7 に示すように、各トレーサとも塗装の有無による排出時間の差は若干認められたものの、トレーサ II，II-S はトレーサ I，I-S よりも長い傾向にあった。これはトレーサ I，I-S の重量およびかさ密度が II，II-S よりも大きく、灰層に対する沈降速度が異なっていたためと考えられる。廃棄物層中のごみや灰層の不均質性のために流出時間は異なるが、累積度数 25%～75% 値より、トレーサ I，I-S の滞留時間は 12～16.5 時間、トレーサ II と II-S の滞留時間は 16.3～20.8 時間であった。

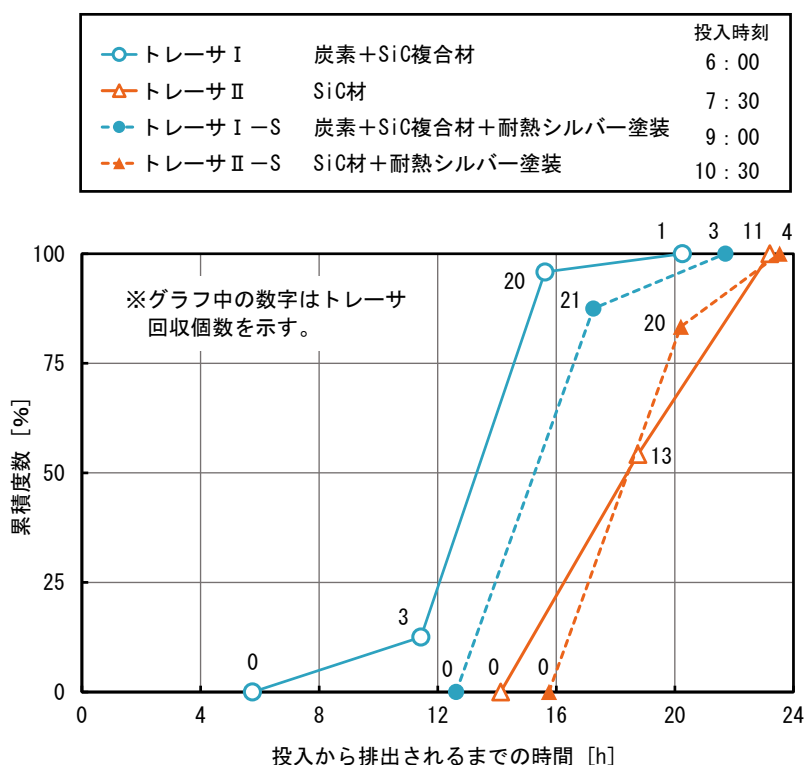


図 3-7 トレーサの滞留時間

3.4.2 廃棄物層内の状態別滞留時間の推定

図 3-6(a)をもとに，層内における廃棄物の状態別に滞留時間を推定する。まず熱分解残渣の燃焼完了位置を A 点とする。A～B 間では熱分解とともに，A に近い側では燃焼領域もあり，熱分解と燃焼位置の特定も難しい。また C 点より上は投入された廃棄物とその乾燥が主であると考えられる。そこで廃棄物層内の状態を，図 3-8 のように大きく乾燥層，熱分解・燃焼層（以下，熱分解層），灰層の 3 つに区分し，各々の滞留時間を推定する。乾燥層，熱分解層，灰層の厚さは，それぞれ 0.8m，0.5m，0.7m とした。

投入された廃棄物は廃棄物層内で乾燥，熱分解を経て燃焼に至る。図 3-8 に示すかさ密度を用いると廃棄物の 1 時間あたりの高さは 4.8m となるが，廃棄物層の高さは炉底から 2m 前後で安定している。これは高温排ガスがすべて廃棄物層を通過するため熱利用効率が高く，乾燥・熱分解速度が大きく，速やかに減容化されることによると考えられる。

乾燥，熱分解による減容化率（減量とかさ密度増加による），および乾燥，熱分解がどの位置で起きているか（熱分解がどこで終了するか，または C 点より上の可能性はないか）など不明な点も多いが，後で述べるように滞留時間が最も長いのは未燃分の完全燃焼に影響する灰層である。ここではおよそその滞留時間を推定するにとどめ，詳細な廃棄物層内の現象解明は以後の課題とする。

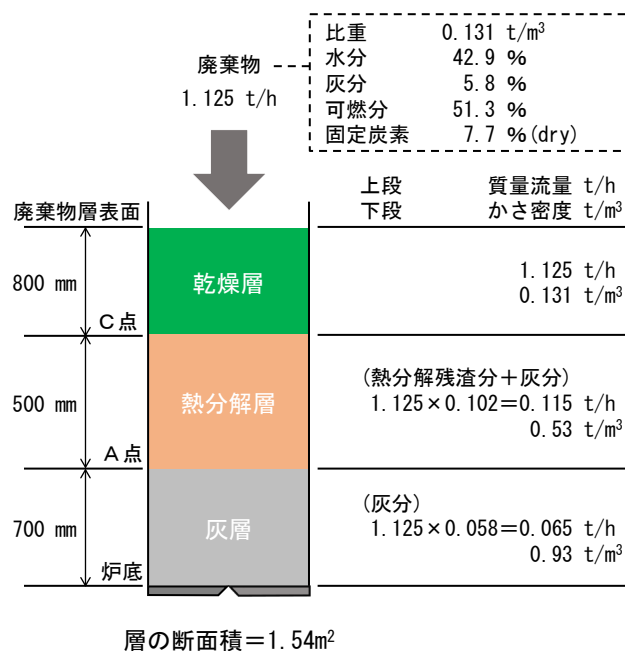


図 3-8 廃棄物層中の状態図

ここで，各層の高さ（厚さ） H [m] は，質量流量 Q [t/h]，滞留時間 τ [h]，かさ比重 ρ [t/m³]，層の断面積 A [m²] とすると，式(3-1)のように表せる。各記号の下付き添え字は廃棄物層 w ，熱分解残渣 s ，灰層 a を表す。層の断面積 A は 1.54m² である。

$$H_i = Q_i \cdot \tau_i / (\rho_i \cdot A) \quad (i = w, s, a) \quad (3-1)$$

図 3-8 中に、各数値の設定条件を示す。ごみのかさ密度、工業分析値は 2016 年に 4 回行った分析値の平均値を用いた。灰のかさ密度は通常のごみ質分析項目ではないので、2020 年 7 月に測定した結果を用いた。質量流量については時間当たりの処理量 1.125t/h に、各層における成分組成の割合とし、熱分解層については熱分解残渣分として固定炭素分 4.4% (wet) と灰分の 5.8% の合計 10.2% を、灰層については灰分の 5.8% をそれぞれ乗じて算出した。かさ密度については、乾燥層は分析値を、熱分解層は廃棄物と灰の分析値の平均値とし、灰層は灰出し時にサンプリングした乾灰の分析値としたが、廃棄物層内にある状態では緩みがあるので、大きめの推定である可能性がある。

式(3-1)に、図 3-8 に示した数値をそれぞれ代入し、滞留時間 τ [h] を求めると乾燥層 0.1 時間、熱分解層で 3.6 時間、灰層で 15.4 時間、合計 19.1 時間となる。この結果は、トレーサ試験の結果と一致している。上記のように乾燥層・熱分解層の滞留時間には大きな推定誤差が含まれるが、炉内の廃棄物の滞留時間はストーカ炉の 10 倍程度と考えられる。また燃焼完了位置以降の滞留時間が 15 時間程度と長いことから未燃炭素の完全燃焼が可能となっている。

3.5 廃棄物層中の圧力損失

3.5.1 炉下圧の変動

廃棄物層は図 3-8 のようになっていると考えられ、廃棄物の燃焼によって灰層が徐々に厚くなり、灰出しによって一定量 (200mm) の灰が落下する。このような挙動に伴って炉下圧は、図 3-9 のように直線的に増加し、灰出し操作に伴って急激に減少することを繰り返している (炉内圧はマイナス 150Pa で一定に保たれている)。

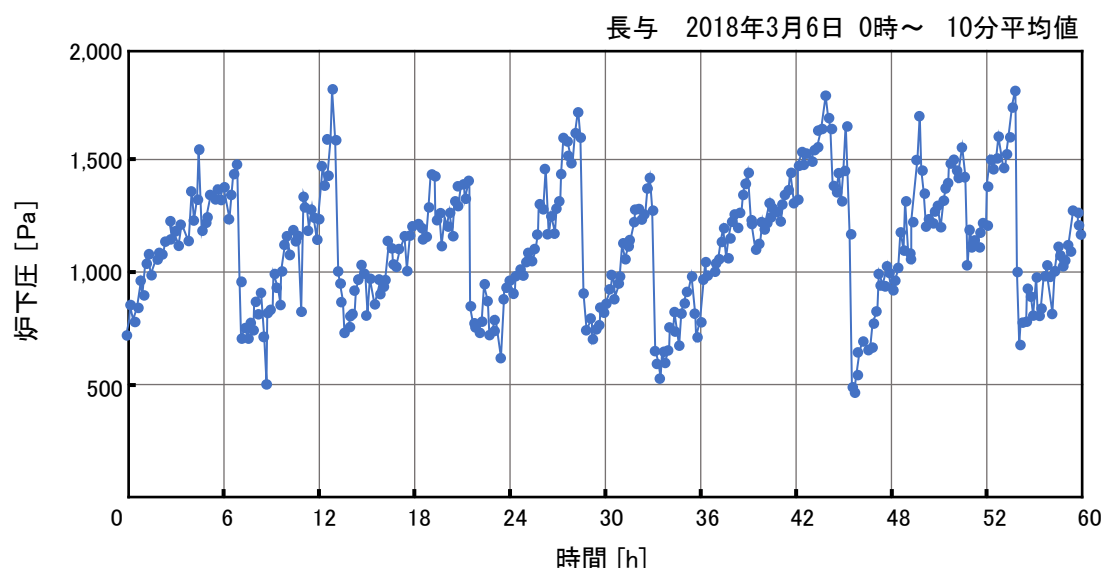


図 3-9 炉下圧の変動

減少幅は 800～1,200Pa と幅があるが、図中 7 回の平均はおおよそ 1,000Pa となる。まず図 3-8 の各層のうち灰層の圧力損失が卓越していると考え、その透気係数を推定する。灰出しに伴って炉下圧が 1,700Pa→700Pa、灰層が 700mm→50mm になるため、差圧 (= 炉下圧 - 炉内圧) と灰層厚さの関係は、以下のようになる。

灰出し直前	灰層 700mm	差圧 1,850Pa
灰出し直後	灰層 50mm	差圧 850Pa

灰層の圧力損失が均一だとすると、灰出しによって差圧は 1,300Pa ($\cong 1850 \times 500 / 700$) になるはずだが、実際には差圧は大幅に減少していることがわかる。

堅型ストーカ式焼却炉の焼却灰の物性を、表 3-1 に示す。ここでの考察では、焼却灰はクリーンパーク長与で 2020 年 7 月にサンプリングした乾灰の物性データを使用する。乾灰のサンプリングについては、通常は図 2-6 の灰出し動作を遠隔自動操作によって行うが、それを手動操作に切り替え、排出板から落下する灰を灰押出装置に落ちる前にトレーで受けてサンプリングした。サンプリングの結果は表 3-1 に示す通り、いずれの施設も 125 μ m 以上の比率が概ね 80%であるので、20%粒径 D20 $\cong 200\mu$ m=0.2mm 程度である。土壌の工学的分類では表 3-2 とされており、焼却灰は細砂の範囲にあると思われる。

また、真比重 2.57、かさ比重 0.93 より、灰 1 m³ の重量は 0.93t、灰が占める体積は 0.93(t) ÷ 2.57(t/m³) = 0.36m³ である。すなわち空隙率は 0.64 である。早川⁵⁾によると球に近い粉体の（多面体、砕いたもの）の空隙率は 0.6 程度である。

表 3-1 焼却灰の物性

施設	五島	長与	見附	西紋別	下呂
	20.5t/24h×2 炉	27t/24h×2 炉	19t/16h×2 炉	13t/16h×2 炉	30t/24h×2 炉
廃棄物層部内径mm	1,200	1,400	1,400	1,400	1,400
一次燃焼空気量 m ³ (N)/h	896	1,495	1,273	1,093	
125μm 以上の比率	76.4	83.6	80.7	74.6	78.3
125μm 未満の平均粒度	29.9	15.2	18.1	74.9	37.1
熱しゃく減量%	0.7	1.7	0.4	1.2	3.8
真比重	2.65	2.57	2.75	2.63	2.53
嵩比重	1.08	0.93	0.92	1.19	1.04

表 3-2 地盤材料の工学的分類 (JIS0051)

		0.005	0.075	0.25	0.85	2	4.75	19	75	300	粒径mm
粘土	シルト	細砂	中砂	粗砂	細礫	中礫	粗細礫	粗石 (コブル)	巨石 (ボルダー)		
		砂			礫			石			
		細粒分			粗粒分				石分		

3.5.2 灰層の透気係数

まず、運転データから灰層の透気係数を推定する。灰層の厚さは灰出し直前が最大なので、図 3-9 より圧力損失 1,800Pa であり、灰の厚さは 1m とする。灰中の空気流れは、多孔体中のガス流れを表すダルシー式で表される。

$$v = -k_a \frac{dP}{dx} \quad (3-2)$$

ここで v ダルシー流速[m/s]、 k_a 透気係数[m²/(Pa・s)]であり、ダルシー流速は流量[m³/s] ÷ 断面積[m²]で、いわゆる空筒速度と同じある。図 3-9 の運転時は一次燃焼空気量 = 1,350m³(N)/h であり、灰出し部断面積 = 1.54m² より、 $v = 0.24\text{m/s}$ となる。また圧損 = 1,800Pa、高さ 1.0m より、 $k_a = 0.24 \times 1.0 / 1800 = 1.3 \times 10^{-4} \text{ m}^2 / (\text{Pa} \cdot \text{s})$ となる。(温度による容積変化を考慮していない)

次に、灰の粒径から透気係数を推定する。多孔質体の透水係数 k_w [m/s]を推定する方法として、20%径から透水係数を推定する Creager の方法が広く用いられている。

$$k_w = 0.0036 D_{20}^{2.37} \quad (3-3)$$

また透水係数と透気係数ともに間隙状態によって決まり、流体の粘性係数を考慮すると次式によって互いに換算できる。

$$k_a = (1/\rho g)(\mu_w/\mu_a)k_w \quad (3-4)$$

ここで水の密度 $\rho = 1,000 \text{ kg/m}^3$ (1atm, 20℃), 重力加速度 $g = 9.8 \text{ m/s}^2$ (1atm, 20℃) 水の粘性係数 $\mu_w = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (20℃), 空気の粘性係数 $\mu_a = 0.0000182 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (20℃) である。

20%径に対する透気係数を図 3-10 に示す。これによると $D_{20} = 0.2 \text{ mm}$ の透気係数は $(1 \sim 5) \times 10^{-7} \text{ m}^2/(\text{Pa}\cdot\text{s})$ であるが、式(3-2)より運転データをもとに算出した $1.3 \times 10^{-4} \text{ m}^2/(\text{Pa}\cdot\text{s})$ はこれより $10^2 \sim 10^3$ 倍以上大きい結果となる。この数値は土壌類型では細礫に相当し、抵抗の小さな支持層となっている。これは灰層の上部が拘束されず、一次燃焼空気によって部分的な流動化状態が発生している可能性を示唆するものである。

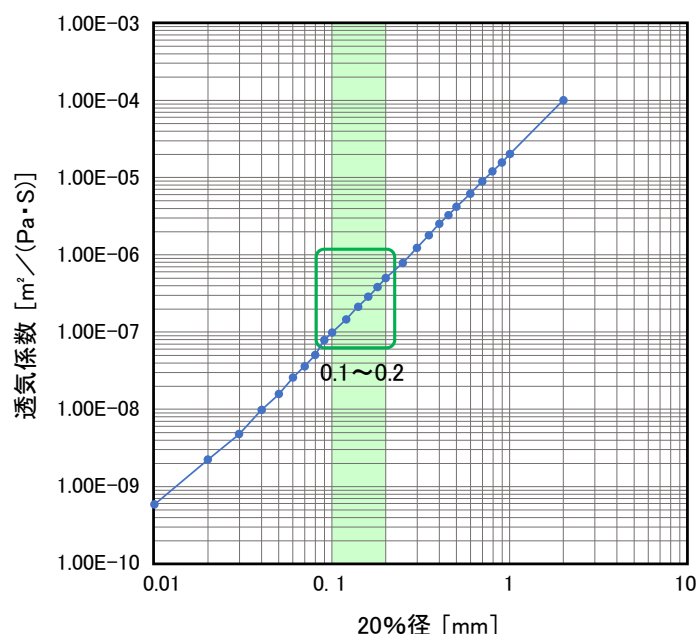


図 3-10 Creager の式より推定した透気係数

流動床式焼却炉は、流動砂を一次燃焼空気によって流動化させ、廃棄物を浮遊状態で燃焼する方式である。流動床式焼却炉については一般的には炉床面積当りの燃焼空気量と風圧は以下であるとされている⁶⁾。

流動用空気量	600～1,200 $\text{m}^3(\text{N})/(\text{m}^2\cdot\text{h})$
風圧	15kPa～25kPa (1,500～2,500 mmH_2O)
流動媒体	粒径 0.4～2mm 程度のけい砂 (山砂・川砂・破砂)

一方、竪型ストーカ式焼却炉ではクリーンパーク長与を参考としてみると、炉床当りの燃焼空気量は $880 \text{ m}^3(\text{N})/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 、粒径 0.2mm と同程度であり、圧力損失 1.85kPa は、流動床式焼却炉の 10 分の 1 となっている。

3.6 おわりに

竪型ストーカ式焼却炉における廃棄物層内の固形物や燃焼ガスの分析によって、廃棄物層内での熱分解残渣の燃焼完了位置を推定した。またトレーサ試験、廃棄物および灰の高さとかさ密度から、炉内の滞留時間は 20 時間程度であることが明らかとなった。特に、焼却灰の未燃炭素が検出下限以下となるのは、燃焼完了後に 15 時間以上滞留するためと考えられる。

特に、滞留時間はストーカ炉の 10 倍程度と推定された。これは円筒形の炉内に廃棄物を厚く積み重ね、燃焼空気・排ガスを廃棄物の移動方向と逆にする(カウンターフローとする)ことで、乾燥・熱分解が効率的に行われるという竪型ストーカ式焼却炉の特長によるものである。投入された廃棄物は速やかに減容化され、その結果コンパクトな装置内で長い滞留時間(処理時間)を得ることができる。

また、廃棄物層の灰出し前後の圧力損失を考察した結果、灰層の状態については土壌類型では細礫層に相当するものと推定され、一次燃焼空気による一部の灰層(灰層上部)の流動状態化の可能性も示唆された。この現象と灰出し動作による灰層の移動によって灰層内の未燃炭素が極めて少なくなる理由ではないかと考えられた。

参考文献

- 1) 石川禎昭：性能保証に基づくごみ焼却炉の選定と導入，株式会社オーム社，p.9 (2004)
- 2) 榊本貴史，山田裕史，曾谷幸広，鮫島良二：竪型ストーカ式焼却炉におけるごみ層の燃焼過程分析(第2報)，第26回廃棄物資源循環学会研究発表会，pp.339-340 (2015)
- 3) 榊本貴史，岩村近，曾谷幸広，鮫島良二：竪型ストーカ式焼却炉におけるごみ層燃焼状況，第36回全国都市清掃研究・事例発表会，pp.201-203 (2015)
- 4) 榊本貴史，岩村近，曾谷幸広，山田裕史：竪型ストーカ式焼却炉におけるごみ層燃焼状況(第2報)，第37回全国都市清掃研究・事例発表会，pp.206-208 (2016)
- 5) 早川宗八郎：粉体集合組織体，色材協会誌，52(9)，pp.515-525 (1979)
- 6) 全国都市清掃会議：ごみ処理施設整備の計画・設計要領，2017改訂版，p.307

第4章 NO_x の生成機構およびバグフィルタの除去性能

4.1 はじめに

廃棄物焼却施設から排ガス、排水、焼却残渣が発生し、それぞれ環境に影響を及ぼさないような処理が必要である。このうち最も影響が懸念されるのは排ガスであり、大気汚染防止法によってばい煙発生施設、水銀排出施設のひとつに指定され、硫黄酸化物、ばいじん、塩化水素、窒素酸化物、および水銀の排出基準が定められている。またダイオキシン特別措置法により、ダイオキシン類の排出基準を満足しなければならない。

排ガスの基準は各法律で定められているが、一般廃棄物焼却施設はばい煙発生としての基準と比べて、より厳しい自主基準を定めることが一般的となっている。特に窒素酸化物は低い自主基準を満足するためにコストが増加するといった問題がある。最近の事例では排出濃度の自主基準値を 50ppm などとする事例も見られる（法規制値は 250ppm）。燃焼によって発生する窒素酸化物には、ごみ中の窒素分が酸化して発生する Fuel NO_x と燃焼用空気中の窒素分が酸化して発生する Thermal NO_x がある。一般的に廃棄物焼却施設における燃焼温度は 1,000℃未満であり、Thermal NO_x が発生しやすいとされる 1,500℃前後の温度域からは外れる。そのため、廃棄物焼却施設から発生する窒素酸化物は Fuel NO_x が多くを占めるとされている。採用される窒素酸化物排出防止技術は大きく燃焼制御法と乾式法に分けられ、前者としては、低酸素法（2 段燃焼法・抑制燃焼法とも呼ばれる）、水噴射法、排ガス循環法があり、低酸素下での燃焼によって局所高温の発生を抑制し、炉内で起こる自己脱硝作用の効率化を追求したものである。また、後者としては以下の 2 つの方法が一般的となっている。

触媒脱硝法（選択接触還元法 SCR : Selective Catalytic Reduction）は、バグフィルタ後流に触媒反応塔を設置し、そこへ触媒還元剤としてアンモニアや尿素水を噴霧して窒素酸化物を窒素ガスと水分に還元するものであり、反応は式(4-1)～(4-3)で示される。還元剤は他の排ガス成分とも反応するが、特定の温度・酸素濃度の条件下では NO_x 還元反応が他の化学反応プロセスよりも有利になる。「選択的(selective)」の名称は、選択的な化学プロセスであることを指している。



触媒は触媒活性体の主成分を酸化タングステン (WO₃)、酸化バナジウム (V₂O₅) 等であり、酸化チタン (TiO₂) を担体として構成される。200～350℃の温度域で脱硝効率は 60～80%と高いが、バグフィルタ後に排ガスを再加熱する必要があるため、加熱に要するエネルギーの増加、発電施設の場合は発電効率の低下などの問題もある。

無触媒脱硝法（無触媒選択還元法 SNCR：Selective Non-Catalytic Reduction）¹⁾は、SCR と同様の還元剤を高温の炉内に噴霧して脱硝するものである。

反応式は式(4-4)～(4-6)で進行する。

- ・アンモニアと NO_x の反応



- ・尿素と NO_x の反応



薬品の吹込み位置は 900～1,000℃の温度域であり、排ガス再加熱は必要ないが脱硝効率は 30～60%と低い。

除去効率の高い SCR を採用すると低い自主基準に対応することは可能になるがコスト、エネルギー的に問題があり、SNCR を採用した場合はコスト、エネルギー的なロスは少ないが脱硝効率が低く、この技術のみでは低い自主基準値を満足することができなくなる。そこで改めて、従来の燃焼制御法により窒素酸化物の排出を低減することが有効な手段の一つとなっている。

本章の前半では、燃焼改善を適用する前の段階として、竪型ストーク式焼却炉における窒素酸化物の発生特性を明らかにする。

また窒素酸化物以外の大気汚染物質（塩化水素、硫黄酸化物、ダイオキシン類、水銀）については、アルカリ剤、活性炭を噴霧し、バグフィルタで除去する技術が一般的であり、薬品の吹込み方式は連続吹込み方式が採用されている。連続吹込み方式はバグフィルタ前段に少量ずつ連続して薬品を吹込み、吹き込まれた薬剤がバグフィルタろ布上に徐々に堆積して形成されたる過層で有害物質やばいじんを除去する方法である。一方プレコートバグフィルタでは、数時間分に必要な薬品量を十数～数十分の間で一気に吹込み短時間で厚みのあるろ過層を形成する。十分な厚みを持ったろ過層を短時間で形成することで刻々と変化する入口の有害物質やばいじん濃度に左右されることなく高効率の除去率を保つことができるシステムである。本章の後半で、プレコートバグフィルタによる塩化水素、硫黄酸化物、水銀、ダイオキシン類の除去性能について述べる。

4.2 窒素酸化物生成に関する実験

4.2.1 想定する生成経路

窒素酸化物には燃料中の窒素分に由来する Fuel NOx と、空気中の窒素が高温で酸化されて生じる Thermal NOx がある。後者は 1,500℃以上で生成が増加と言われており、燃焼温度が 1,000℃前後となる廃棄物焼却においては Fuel NOx が主であると考えられている。各種の素反応式および白石²⁾による報告をまとめると、Fuel NOx の生成反応経路は図 4-1 のように想定される。すなわち Fuel-N が燃焼領域で分解、放出され、NH₃や HCN などの中間生成物を生じ、一部が NOx へ転換し、その他が N₂となる。ただし関与する反応は複雑であり、表 4-1 のような例³⁾⁴⁾が挙げられている。

そこで、HCN および NH₃ を NOx 生成の主要物質と考え、酸素濃度、温度および H₂、CO などの共存ガスが NOx 生成にどのような影響を与えるか調べることを目的とした。

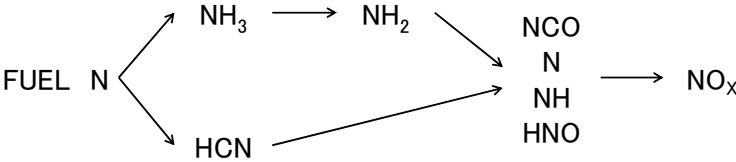


図 4-1 Fuel-NOx の生成反応経路

表 4-1 HCN の酸化分解に関する素反応式

HCN+O=CNO+H	CN+O ₂ =CNO+O
HCN+OH=CN+H ₂ O	CN+OH=NH+CO
HCN+H=CN+H ₂	NH+OH=N+H ₂ O
HCN+O=CO+NH	CH ₂ +N ₂ =HCN+NH
CNO+M=CO+N+M	NO+N=O+N ₂
CN+O=CO+N	N+O ₂ =NO+N
	N+OH=NO+H

4.2.2 実験方法

図 4-2 に実験装置，図 4-3 に反応器の概略を示す。実験系は HCN の酸化による NO 生成を参考³⁾にした。HCN は標準ガスが市販されていないので，硫酸 (H_2SO_4) にシアン化カリウム (KCN) を滴下することで，HCN を発生させた。発生した HCN はアルゴン (Ar) ガスによって反応器に送り，条件に応じて O_2 および共存ガスを添加した。反応器は，管状炉を用いて温度制御を行った。また反応器内部の温度をモニタリングするため，熱電対を反応器の中心に取り付けた。HCN および NH_3 は吸収液で吸収後，残りはガスバッグで捕集後，分析を行った。

1.0L/min に調整された Ar ガスと 4.17g/L の KCN 溶液を 4.5% H_2SO_4 水溶液 (少量の FeSO_4 を含む) に送り，スターラーで攪拌する。ここで，式(4-7)の反応により HCN 溶液が発生する。

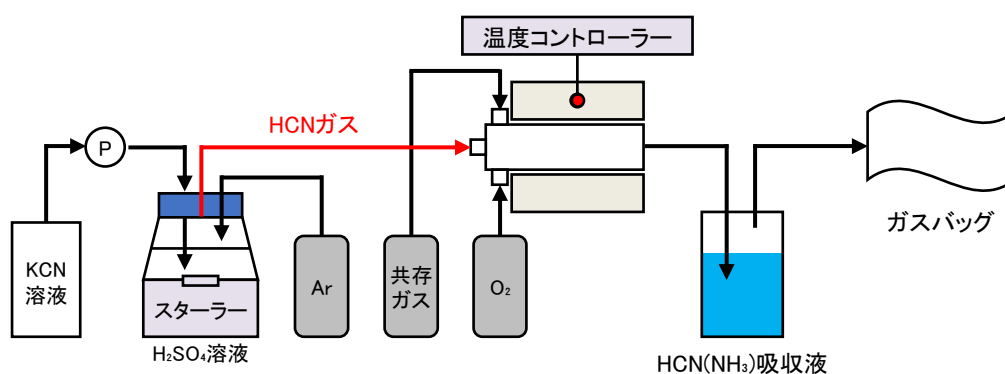


図 4-2 実験装置

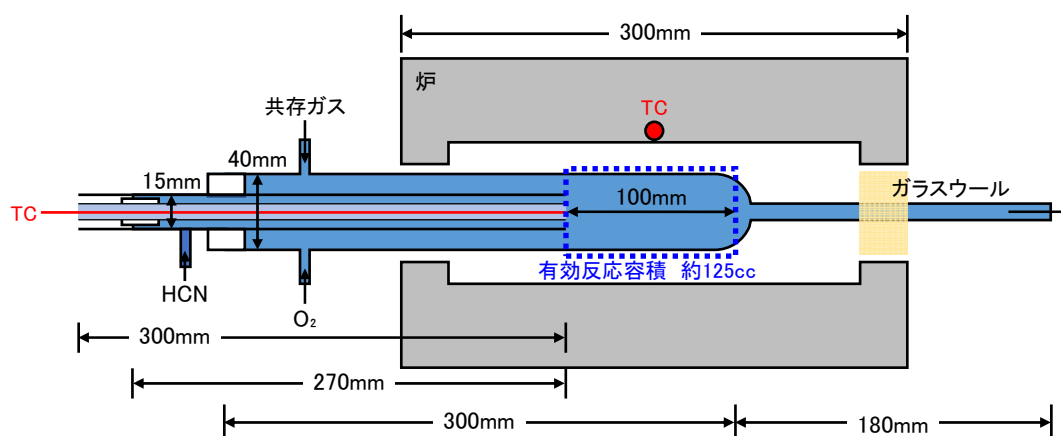


図 4-3 反応器の概略図

約 400ppm の HCN を含む Ar ガスは、反応器に導入される。滴下した KCN 溶液は全て揮発して HCN にならず発生容器内に蓄積することがわかったため、HCN ガス濃度が一定となるまで約 2 時間を準備時間とした。また、KCN 溶液の滴下を停止しても HCN 発生が継続するため当量比 2 の NaOH 溶液を添加したところ、約 1 時間で HCN の発生が完全に停止した。HCN、共存ガス、O₂ の有効反応容積以外での反応を防ぐため、それぞれ別の経路を通して反応器で混合を行った。NH₃ の燃焼実験を行う際は、標準ガス (1,200ppm) を利用した。全体の流量は、2L/min とし、有効反応容積における滞留時間を約 1 秒とした。燃焼実験は 30 分を 1run とした。

4.2.3 分析方法

ガスバッグに捕集した NO、NO₂ は燃焼排ガス分析計 (testo350XL: testo 社製) による分析を行った。本分析計では、通気性膜を通じて電解液中に吸収されたガスが、定電位分解によって酸化された時に得られる電解電流を測定し、ガス濃度を求める電気化学ガスセンサが用いられている。

吸収液に捕集した未反応の NH₃ は、陽イオンクロマトグラフィー (CM-8020, TSKgel IC-Cation1/HR: TOSOH 社製) を用いた。HCN は吸収液に吸収後、酸化処理を行い、陰イオンクロマトグラフィー (DX-100, Dionex IonPacTM AS19: DIONEX 社製) による分析を行った。工場排水中のシアン化合物の測定方法は、工場排水試験方法 (JIS K 0102) で規定されており、HCN を水酸化ナトリウム (0.1mol/L) 溶液で捕集し、試料溶液とする。吸光度法 (ピリジン-ピラゾロン吸光度法、4-ピリジンカルボン酸-ピラゾロン吸光度法) または、イオン電極法でシアン化物イオン (CN⁻) として定量する方法である。

CN⁻ は解離定数 (pK_a=9.2) が小さく、溶離液中ではほぼイオンとして解離しないため、イオン交換分離で保持されにくく、電気伝導度検出器で検出できない。しかし、CN⁻ を CNO⁻ (pK_a=3.66) 変え、イオン交換分離カラムではほかの成分と分離すると、電気伝導度検出器で測定することが可能になる。CN⁻ を酸化するには、クロラミン T で CN⁻ を CNCl とし、CNCl をさらに CNO⁻ に酸化する。CN⁻ の酸化反応は、式(4-8)、式(4-9)で表すことができる。



試薬は下記の方法で調整した。CN 標準液 (1,000mg/L) はシアン化カリウム 0.63g を 250mL のメスフラスコに少量の蒸留水で溶かし、水酸化ナトリウム溶液 (40g/L) 5mL を加え、メスアップした。低濃度の CN⁻ イオン標準液を作る場合は、CN 標準液 1,000mg/L を希釈し、水酸化ナトリウムを 0.2mol/L 含まれるように調整した。クロラミン T 溶液 (10g/L) は、p-トルエンスルホンクロロアミドナトリウム三水和物 0.62g を蒸留水 50ml に溶かして調整した。

4.2.4 実験条件

表 4-2 に実験条件を示す。実験条件は、堅型ストーカ式焼却炉の運転条件、排ガス組成を参考に I ～IV を決定した。

条件 I ・ II は、HCN の酸化実験を目的に行った。条件 I では、HCN からの NO_x 生成における酸素濃度と温度の影響の確認を行った。条件 II は温度を 1,000℃ に固定し、酸素条件下で共存ガス (H₂, CO, CH₄) の影響確認を目的にした。

条件 III は、条件 I , II においては、HCN からの NO_x 生成を目的としたが、NH₃ からの NO_x 生成を目的とした。

条件 I ～III は、酸化による NO_x 生成を目的としたが、条件 IV は共存ガスによる NO の還元反応を目的に行った。

表 4-2 実験条件

	実験の目的	O ₂ [%]	温度 [°C]	HCN [ppm]	NH ₃ [ppm]	NO [ppm]	共存ガス
I	HCN 酸化による NO _x 生成	0～10	800～1,100	400			
II			1,000				H ₂ , CO, CH ₄
III	NH ₃ 酸化による NO _x 生成	0～10	800～1,100		600		H ₂ , CO, CH ₄
IV	NO の還元	0～10	1,000			600	H ₂ , CO, CH ₄

4.3 HCN 酸化による NO_x 生成

4.3.1 酸素濃度と温度の影響 (実験 I)

図 4-4 に HCN 酸化による NO_x 生成 (酸素と温度の影響) の結果を示す。(a) は温度 850℃, 1,000℃ とし, (b) は酸素濃度を 10% の条件とした。(a)(b) より酸素濃度, 温度とともに NO_x が増加している。特に 1,000℃ 以上で急激に増加しており, 酸素濃度より温度の影響が大きいことがわかる。

図 4-5 はこの両者の影響を比較するために作成した。ノーマル座標の (a) より酸素濃度よりも温度の影響が大きいことは明らかである。図中矢印は実際の焼却施設の運転範囲であり, NO_x 生成量の変化は 50ppm 程度である。一方, 酸素濃度の変化による NO_x 生成量の幅は 10ppm 程度となっており, 温度の影響は酸素濃度の影響のおよそ 5 倍である。図 4-5(b) は横軸に絶対温度の逆数, 縦軸に生成量の対数値をとった。プロットが直線になるため, 温度影響による HCN からの NO_x 生成量はアレニウス型の反応である。

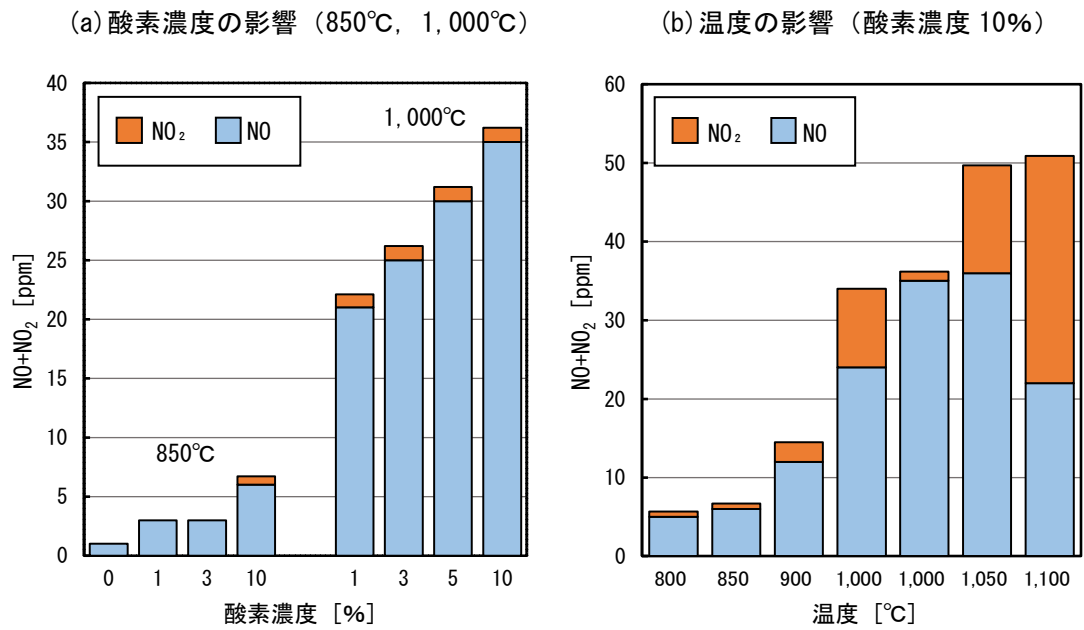


図 4-4 酸素濃度と温度の影響

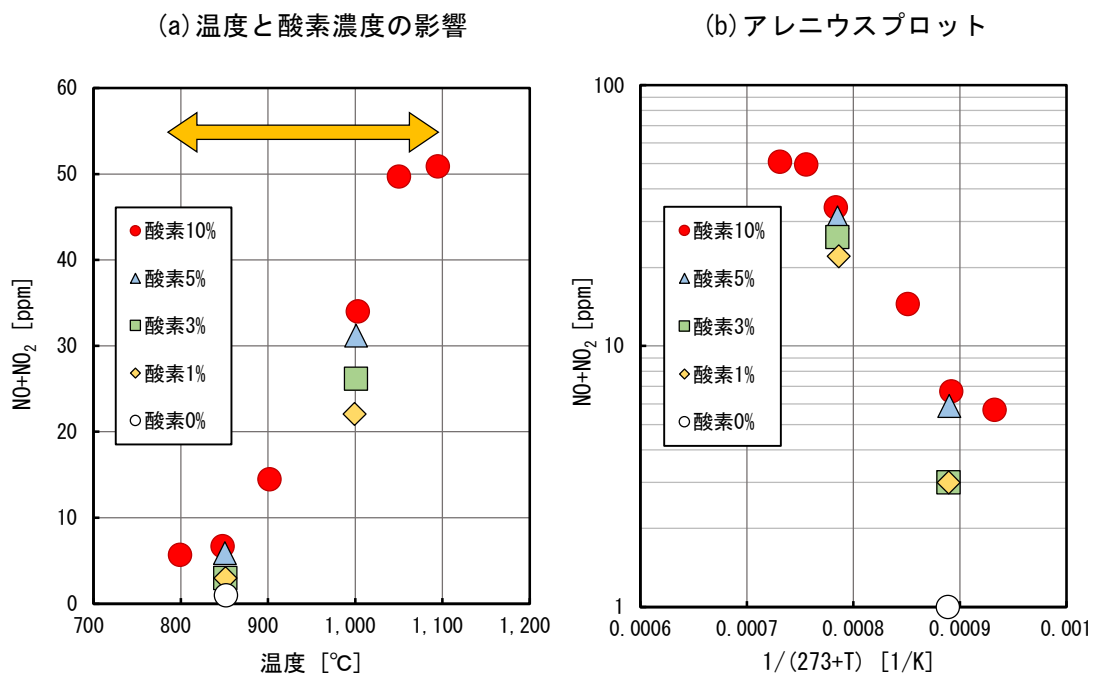


図 4-5 HCN 酸化による NO_x 生成

4.3.2 共存ガスの影響(実験Ⅱ)

図 4-6(a)に共存ガスとして H_2 , CO , CH_4 を単独で添加した結果を示す。濃度は 3, 5, 10% とした。共存ガス添加によって酸素が消費されるため、横軸は消費分を差し引いた酸素濃度とした(酸素濃度は測定して確認した)。共存ガスを添加すると HCN 発生量に変動してしまったため、同じ日に条件Ⅰ, 次に条件Ⅱの順で行うことで共存ガスの影響を確認した。

共存ガスなしと比較すると, H_2 添加時には NO_x 生成量が減少, CO 添加時には NO_x 生成量が増加する傾向があった。 CH_4 添加時は影響が見られなかった。図 4-6(b)~(d)は各共存ガスのみを取り出した。この結果より, H_2 は HCN からの NO_x 生成を抑制または発生した NO_x を還元する効果があると考えられる。 CO 共存について村上³⁾は,「 HCN は $840^\circ C$ で全く酸化されないが, CO が共存すると HCN の酸化反応が促進され, $840^\circ C$ においてもほとんどの HCN が分解される」と報告している。

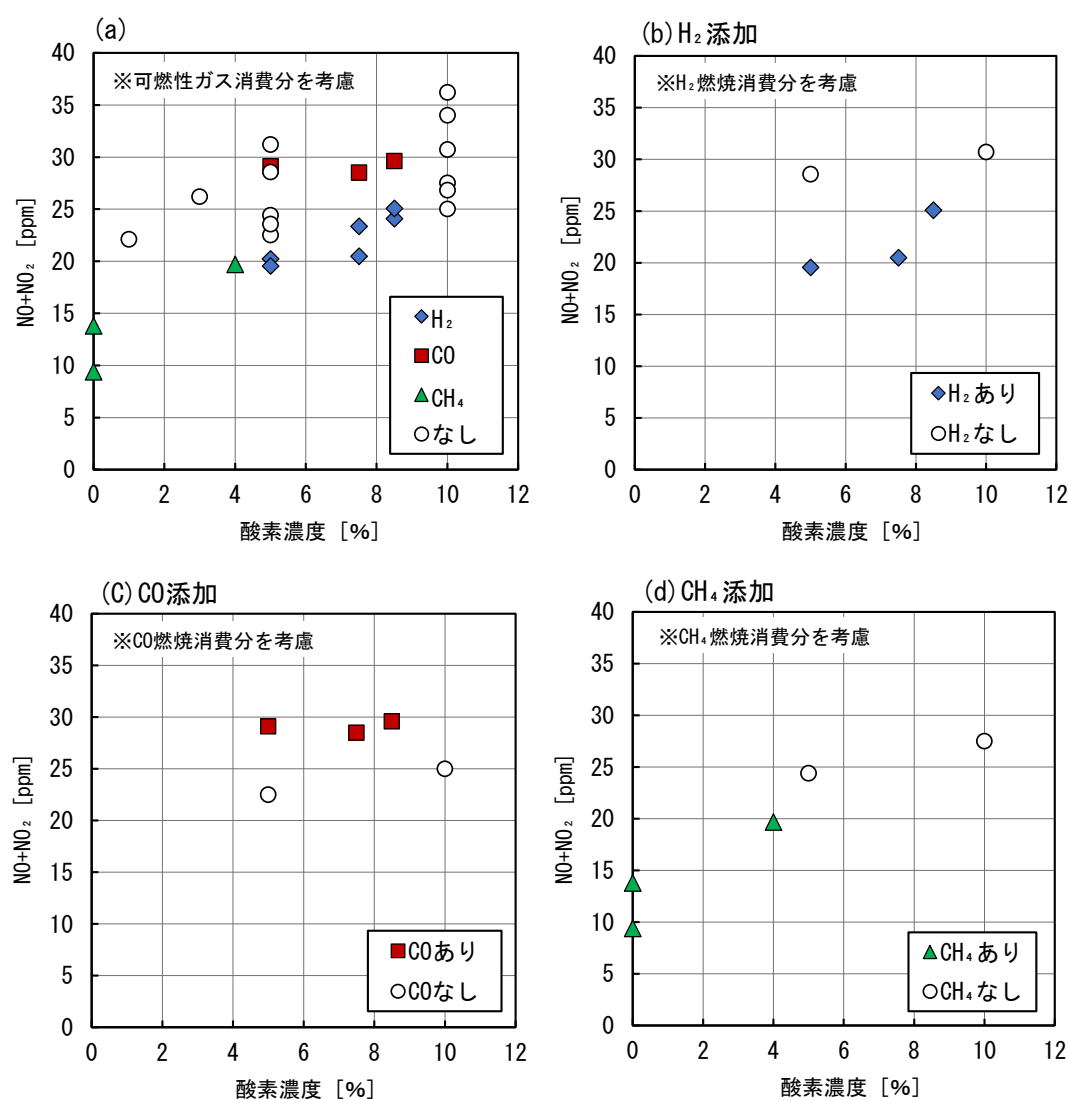


図 4-6 HCN 酸化における共存ガスの影響

4.4 NH₃酸化における共存ガスの影響(実験Ⅲ)

4.4.1 NH₃の酸化による生成

図 4-7 に NH₃ 酸化における酸素濃度，温度の影響を示す。図 4-7(a)は 850℃，1,000℃ともに酸素濃度の増加に伴い NO_x 生成量が増加したが，850℃のときは酸素濃度と共に急激に増加している。この現象については，4.4.3 で検討する。O₂10%下での温度の影響は，ほぼ線形的増加となっている。

NH₃ と HCN による NO_x 生成を比較するため，実験Ⅰと実験Ⅲの温度影響を図 4-8 に示す。プロットの勾配より温度の影響は HCN の方が大きく，高温では HCN，低温では NH₃ の NO_x 生成が大きいことが分かった。

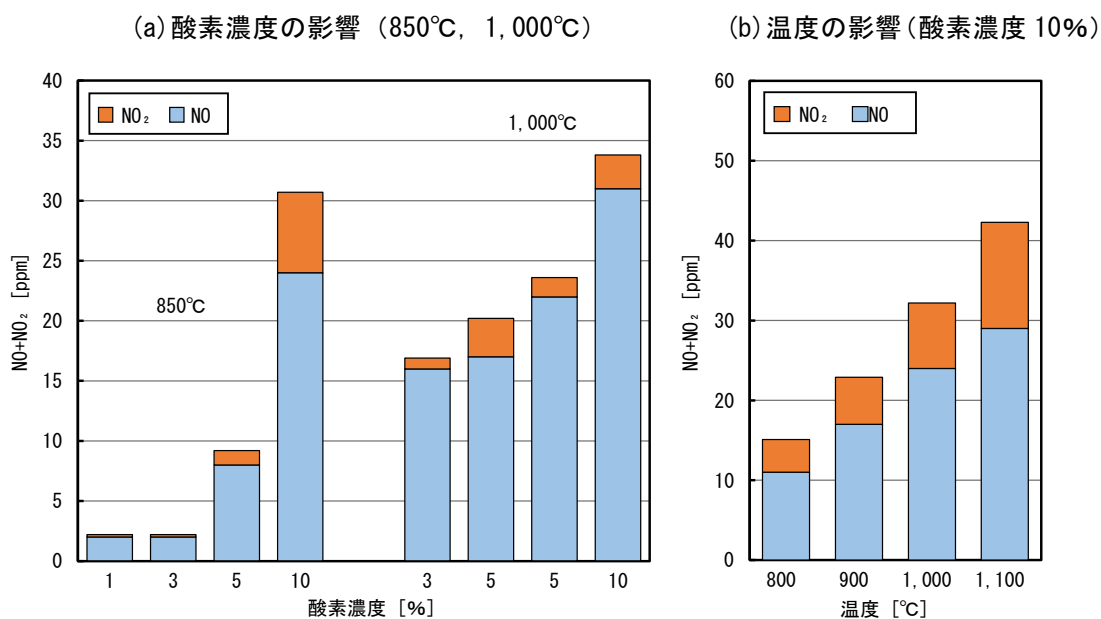


図 4-7 酸素濃度と温度の影響

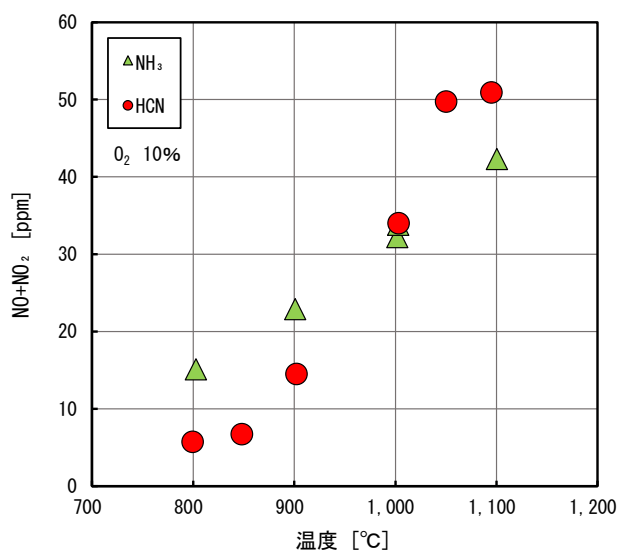


図 4-8 HCN と NH₃ における温度の影響

4.4.2 共存ガスの影響

図 4-9 に NH_3 酸化における H_2 および CO , CH_4 の影響を示す。 HCN の酸化実験と同様に、同一日に共存ガスなし→共存ガス添加の実験を行った。図より H_2 添加により NO_x 生成量が減少し、 CO 添加時には NO_x 生成量が増加した。この傾向は HCN 酸化実験と同じであり、村上³⁾は「 NH_3 は HCN と類似の反応特性を示し、 CO なしでは 900°C 程度から NH_3 が分解を始めるが、 CO が共存すると 750°C ですでに大半が分解する」と述べている。

図 4-10 は、水素添加による NO の還元実験（実験Ⅳ）の結果であり、水素による NO_x の還元を確認した。

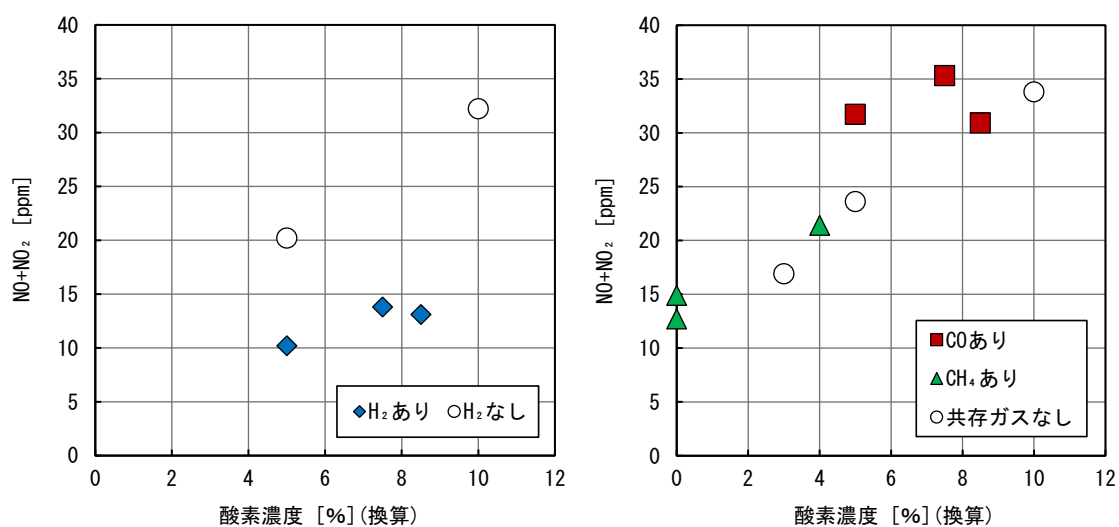


図 4-9 NH_3 酸化における共存ガスの影響

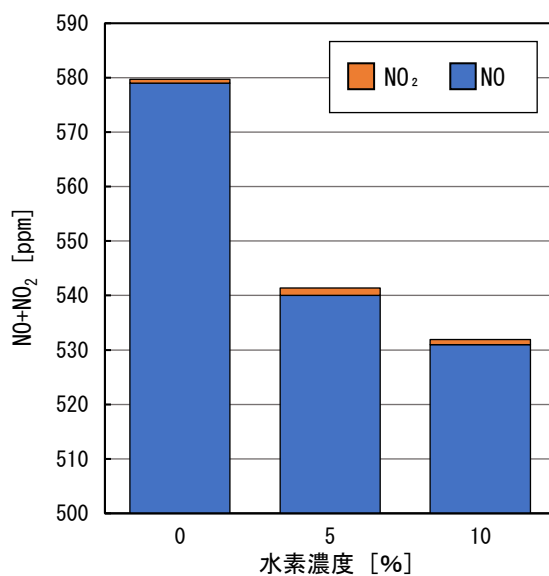


図 4-10 水素添加による NO の還元

4.4.3 NH₃ 酸化の連続実験

HCN 酸化による NO_x 生成実験は、HCN 生成が不安定になるため、実験ごとに HCN 生成量を確認してガスバッグに捕集したのち NO_x 濃度を測定した。

一方、NH₃ 酸化実験では NH₃ ボンベを用いるため流入量を一定とし、NO_x 生成量を連続測定することができる。そこで、流量 2L/分、NH₃ 濃度 600ppm とし、管状炉の温度を昇温しながら NO_x 生成量を測定した。

図 4-11 は横軸に温度をとったが、酸素濃度によって傾向が異なる。4%以下では 950℃以下では生成がない。5%を超えるとより低温で NO_x 生成があり、10%のときは 800～900℃のときに生成ピークがある。図 4-7 で見られた 850℃における酸素濃度 10%の高い NO_x 生成は、この図と一致している。図 4-12 は左から低温～高温のグループ別とし、横軸は酸素濃度である。低温時の方が酸素濃度依存性は高い。

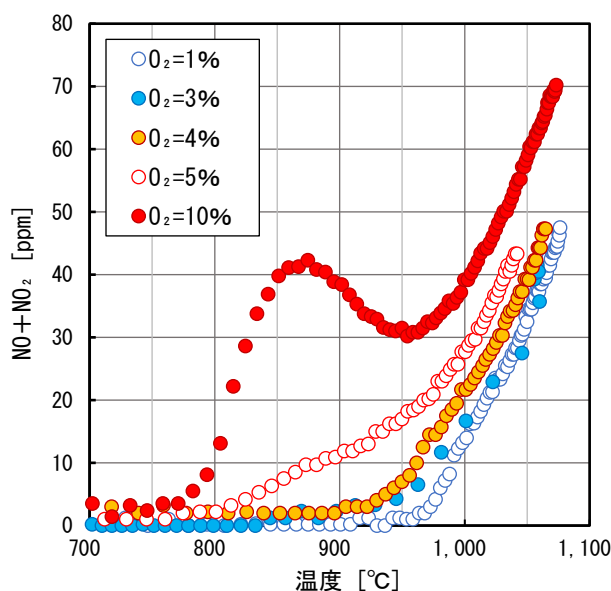


図 4-11 NH₃ 酸化連続実験

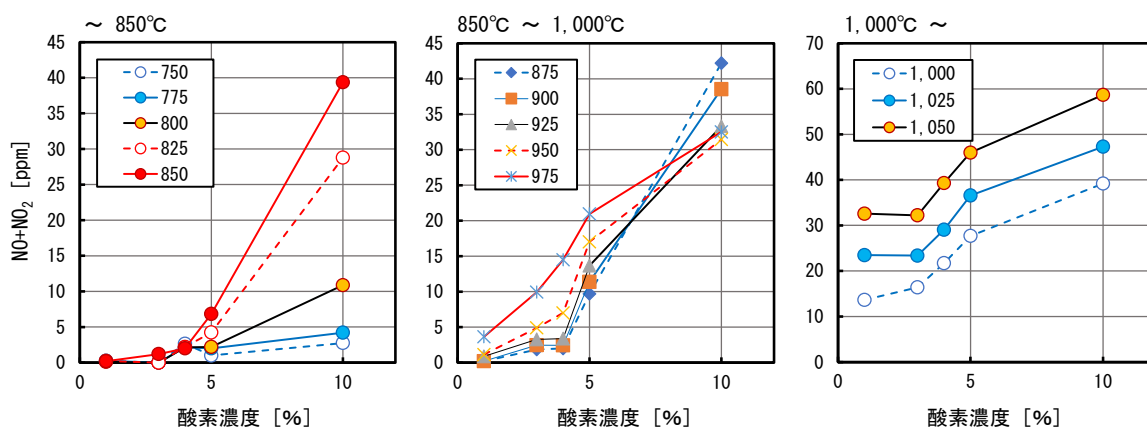


図 4-12 NH₃ 酸化連続実験(2)

4.5 プレコートバグフィルタによる排ガス処理性能

4.5.1 排ガス処理の課題

酸性ガス、ダイオキシン類、水銀は消石灰および活性炭をバグフィルタの入口煙道に連続して吹込み、煙道中およびバグフィルタのろ布表面で、反応または吸着により除去する方法が一般的に採用されている。ろ布上には薬剤と飛灰が混合した反応層を形成するが、薬剤の一部は煙道中で反応するので、ろ布上の未反応薬剤が相対的に少なくなる。高い除去効率を得るためには過剰な薬剤を吹き込まねばならず、薬剤費が増加する。残存する未反応薬剤は、最終処分量の増加や pH 上昇により最終処分場の安定化を阻害する原因となっている。排ガス温度を下げると反応効率は向上し、消石灰量を削減できるが、煙道、バグフィルタ、煙突の低温腐食やろ布の早期劣化などの問題がある。また反応性の高い高反応消石灰が使用される例も多いが、単価が JIS 特号消石灰よりも高額であり、粒子径などの影響により消石灰サイロ内や煙道での詰まりについては特に注意が必要になる。

一方で排ガス温度にかかわらず湿式処理並みの効率が得られる炭酸水素ナトリウム(重曹)を用いる例もある⁵⁾⁶⁾が、重曹は消石灰と比べ高価であり普及が進んでいない。また未反応の消石灰を含んだ捕集灰をバグフィルタ入口に再吹込みする飛灰循環方式⁷⁾⁸⁾は欧州で多くの実績があり、国内でも実施例が増えているが、バグフィルタの負荷が高くなることや、装置が複雑になるという問題がある。

4.5.2 プレコートバグフィルタの原理

以上の問題を解決するために、バグフィルタのろ布表面に厚い薬剤の反応・吸着層を形成するプレコートバグフィルタが開発され、実機に導入されている。プレコートバグフィルタと連続吹込式のバグフィルタろ布表面のイメージを図 4-13 に示す⁹⁾。連続吹込式バグフィルタはろ布上に飛灰と薬剤の混合層を形成し、徐々に厚さを増していく。フレッシュな薬剤の割合は表面からろ布に向かうほど減少する。一方、プレコートバグフィルタは飛灰払落と

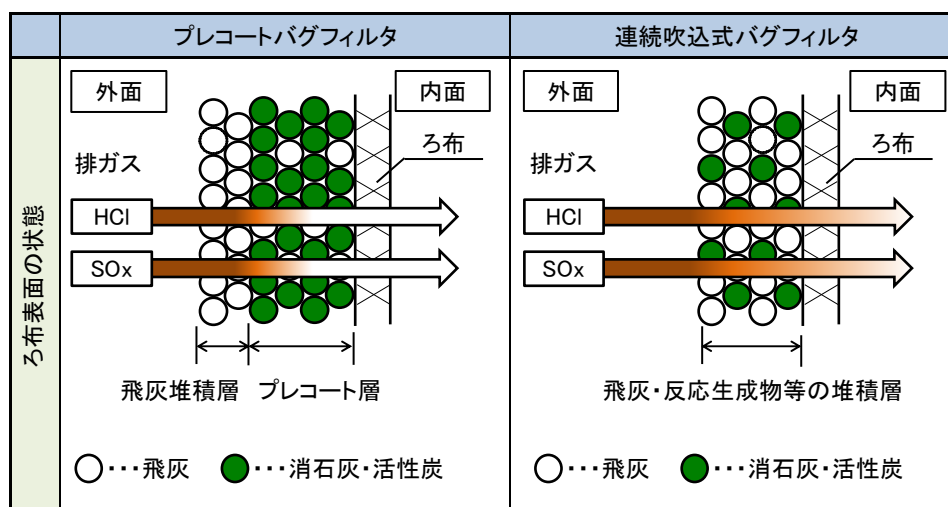


図 4-13 プレコートバグフィルタ（左図）と連続吹込式バグフィルタ（右図）の概念

し後すぐに薬剤を投入し、ろ布表面には均一な厚さのほぼ薬剤のみの層が形成され、ばいじんはその表面で分離除去される。薬剤主体の厚い層となるため、排ガスと消石灰の接触効率が高く高効率の除去性能が得られる。

バグフィルタは多数のフィルタから構成されており、通常連続吹込式の場合は飛灰払落しを、列ごとに順に数分間隔で行う。ろ布上の付着層厚は払落しからの経過時間により異なるので、ガス流量も付着する消石灰量も列ごとに差がある。一方、プレコートバグフィルタではバグフィルタを通常2室に分けており、出口酸性ガスの上昇、またはバグフィルタの通風抵抗が設定値を越えると、1室ずつろ布表面の付着物を払落し、直後に4時間程度の排ガス処理に必要な薬剤を短時間（処理規模によるが、通常十数分～数十分）で吹込み、ろ布に新たな反応・吸着層を形成する。したがって、バグフィルタ内の反応層厚はほぼ均一である。消石灰および活性炭のすべてがろ布に付着したと仮定すると、付着量は消石灰 80g/m^2 、活性炭 3.3g/m^2 、かさ密度を 0.1 とすると厚さは 1.0 mm 弱と推定される。

薬剤吹込み時は図 4-14 に示すようにバグフィルタ入口煙道に設けた切り替えダンパによって薬品を吹き込む側の煙道流速を上昇させ、消石灰、活性炭がバグフィルタ内でろ布に付着せず落下することのないようにする。吹き込んだ薬剤は直ちにろ布に付着して反応・吸着層を形成するためプレコート処理中でも高い除去率を維持する。

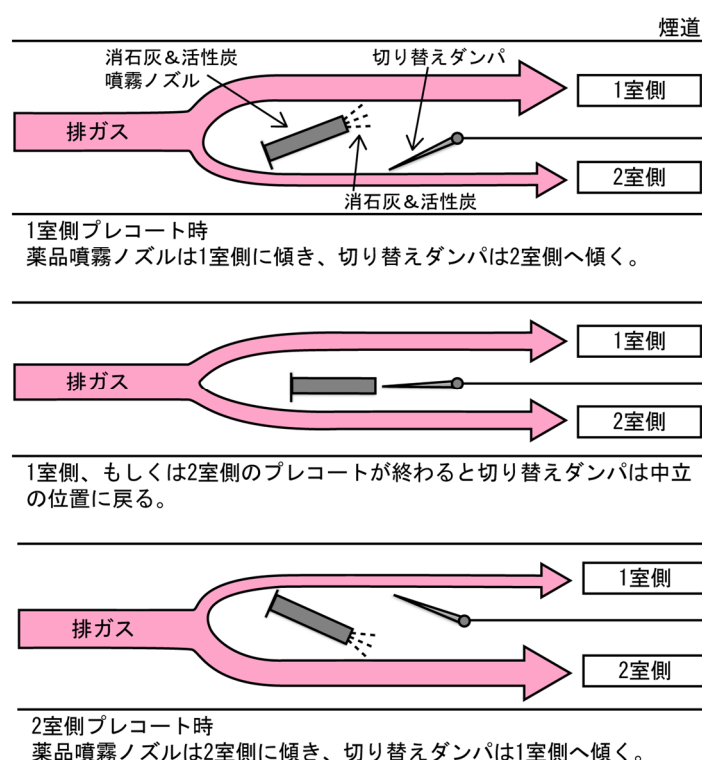


図 4-14 プレコート時の風量調整方法

4.5.3 バグフィルタ差圧と HCl 濃度

バグフィルタ差圧と HCl 濃度の変化を図 4-15 に示す。測定は 2 分間隔である。バグフィルタ差圧は直線的に増加し、所定の値となると付着物の払落しを行い、直後に消石灰・活性炭を吹き込む。2 室を順に行うので、差圧減少は 2 段階となっている。その後飛灰がろ布上に堆積するため、差圧は上昇する。

HCl 濃度は、差圧変化と同じ形状で変化している。すなわちプレコート直後は新規薬剤層ができるため、HCl 除去率は最大である。時間と共に消石灰が消費されるので、HCl 濃度は増加し、飛灰払落し・プレコートによってリセットされる。

図 4-16 に 2021 年のバグフィルタ差圧と HCl 濃度の変化を示す。図 4-15 と比べると、バグフィルタ差圧、HCl 濃度ともに上昇している。

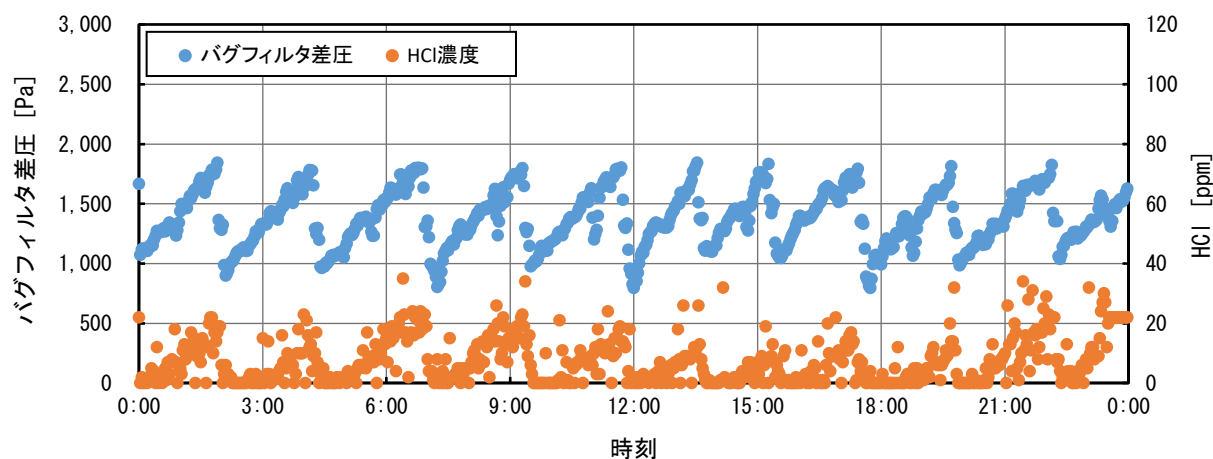


図 4-15 バグフィルタ差圧と HCl 濃度の変化（2018 年 3 月 6 日）

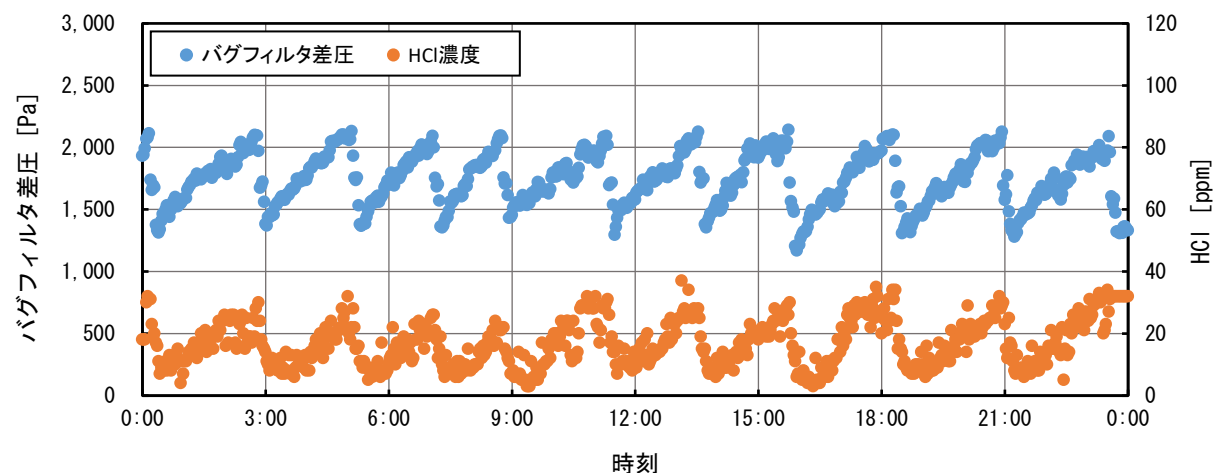


図 4-16 バグフィルタ差圧と HCl 濃度の変化（2021 年 6 月 4 日）

そこでまず、図 4-17 に 48 時間内のバグフィルタ差圧の度数分布を示す。バグフィルタは 2017 年 12 月に交換したので、2018 年 3 月は 3 か月、2021 年 6 月は 3 年 6 か月が経過している。また 2022 年 6 月は交換直後の分布である。この図より、最初の数か月の変化はないが、その後、払落とし後の差圧は 900Pa から 1,200Pa に増加している。これはろ布内に飛灰粒子が残留することによると考えられる。廣田ら¹⁰⁾は、「流動性のよい粉じんは粒子の一部がろ布内に入り、払落してもろ布内に粒子が残留する」と述べている。

一方、差圧上昇による払落し回数は、図 4-15 と図 4-16 で 10～11 回と変わらない。差圧が直線的に増加する区間を取り出し、最小二乗法により傾きを求めると、図 4-18 となる。2018 年と 2021 年は単位時間あたりの差圧上昇速度に差がみられない。これは払落とし後の差圧増加はろ布上の飛灰堆積層によるので、当然の結果である。

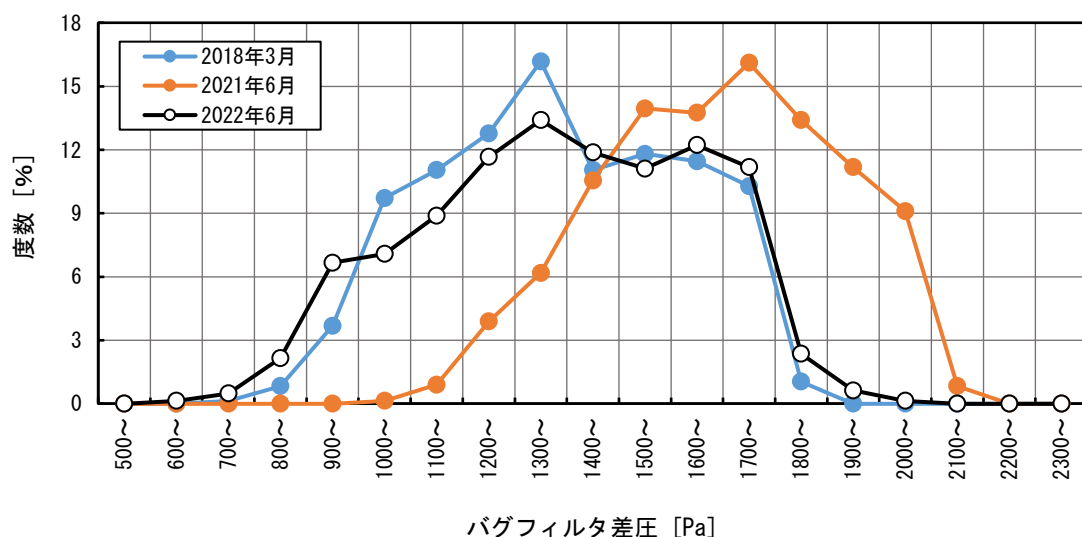


図 4-17 バグフィルタ差圧の経年変化

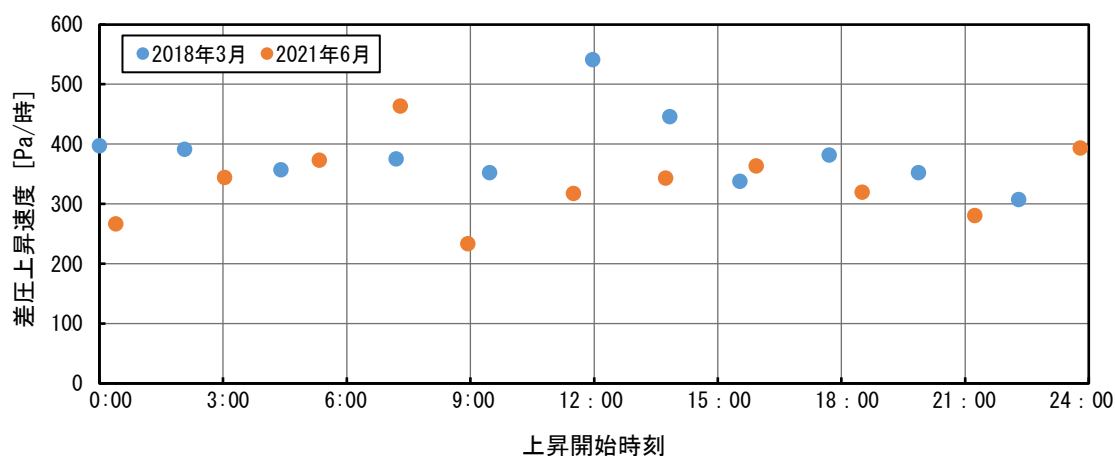


図 4-18 バグフィルタ差圧の上昇速度

一方、HCl 濃度の度数分布、累積度数分布の変化を図 4-19(a), (b)にそれぞれ示す。3 年 3 か月後でも 30ppm 以下が 95%と高い除去率を示している。ただし右図より 10ppm 以下の割合は、時間とともに 89→69→32%となっており、除去率の低下がみられる。プレコート厚さは消石灰吹込み量によって決まり、反応層厚さは経年的に変わらないはずである。これは、ろ布の使用期間が長くなるにつれて、目詰まり具合の場所的なばらつきが生じ、結果としてガス通過量の大小が生じる。大は消石灰の消費速度が大きくなって除去率が低下、小はプレコート厚さが薄くなり、そのため全体としての除去率が低下するものと思われる。

プレコートバグフィルタにおいて払落とし後、プレコート層が形成されるまでの期間、バグフィルタ出口の塩化水素および硫黄酸化物濃度が上昇する傾向は認められなかった。吹込まれた消石灰は直ちにろ布表面に反応層を形成し、プレコート期間中も高効率に除去するため、ピークは見られない。

ちなみに、この測定期間中ろ布の払落としはバグフィルタの差圧上昇によるもので薬剤の破過によるものではない。

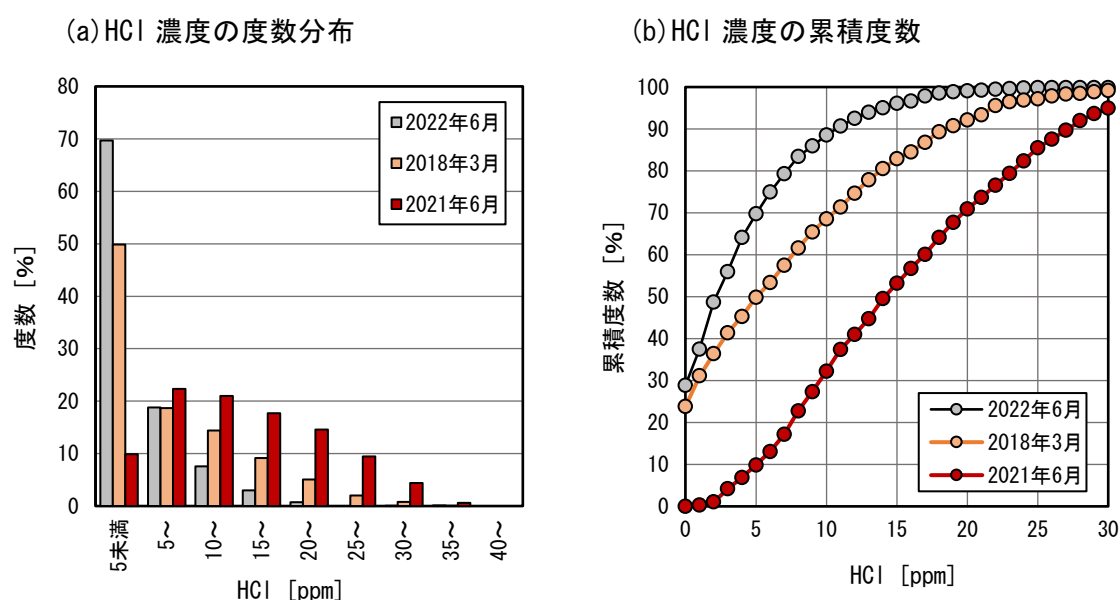


図 4-19 HCl 濃度の変化

4.5.4 バグフィルタ出口塩化水素、硫黄酸化物濃度のスパイク原因

図 4-20 および図 4-21 に示されるように規制値を超えるものでないが、バグフィルタ出口塩化水素および硫黄酸化物濃度にスパイクが見られる。バグフィルタ入口濃度と出口濃度のスパイクに相関は認められず、特にバグフィルタ入口で 900 ppm を超えるピークがあっても、バグフィルタ出口濃度の上昇は他のスパイク値と同程度であり、バグフィルタ入口濃度の変化とバグフィルタ出口濃度に相関はないと考えられる。

また、図 4-22 に示すようにプレコートから次のプレコートまでの間でスパイクが発生するタイミングに一定の傾向は見られなかった。

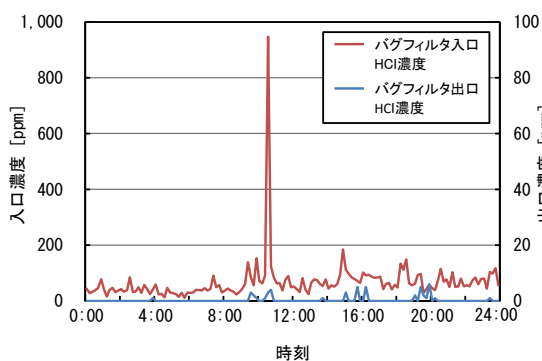


図 4-20 バグフィルタ入口と出口の HCl 濃度

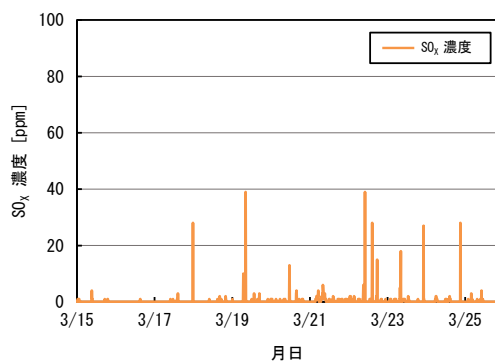


図 4-21 バグフィルタ出口の SO_x 濃度

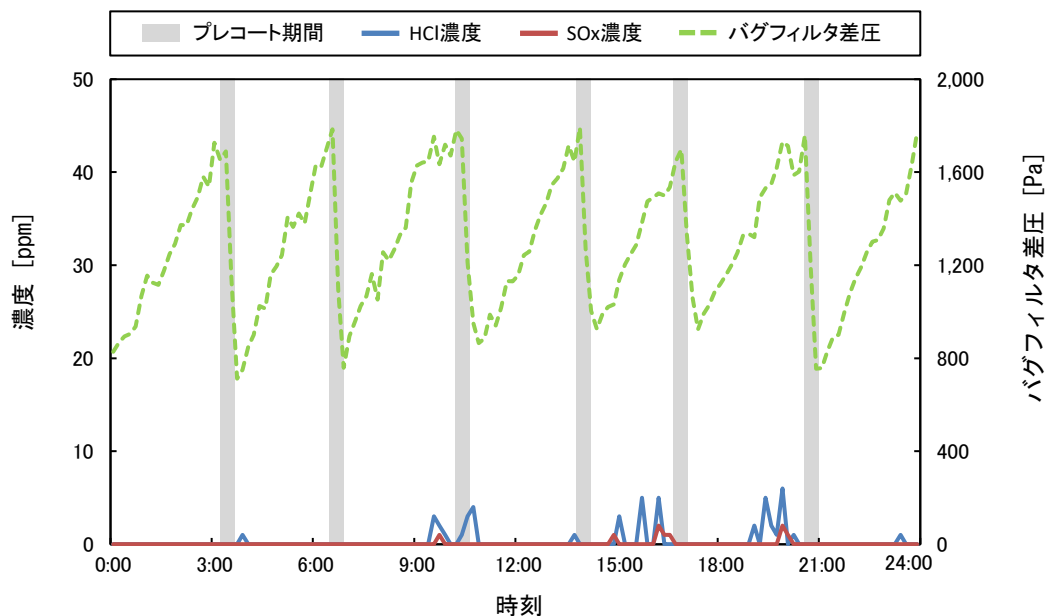


図 4-22 バグフィルタ出口の HCl, SO_x 濃度とバグフィルタ差圧トレンド

プレコートバグフィルタはろ布表面に薬剤の反応・吸着層を形成するもので、薬剤が破過する直前までは十分な薬剤が残存するため、基本的に入口濃度の変化に影響を受けないと考えられるが、図 4-20 に示す 1 日の間でバグフィルタ出口濃度に 12 回のスパイクが見られる。スパイクは塩化水素と硫黄酸化物ほぼ同時刻であることが多いことから見て、ろ布表面に形成された付着層（薬剤、反応生成物、飛灰）が部分的に脱落し、その部分から排ガスが吹き抜けてバグフィルタ出口塩化水素および硫黄酸化物濃度が上昇し、また脱落部に飛灰が付着して吹き抜けがなくなり、定常状態に復帰していると考えられる。

一般にバグフィルタろ布の通過抵抗は式(4-10)で与えられる¹¹⁾。

$$\Delta P = (\zeta_f + \alpha m_d) \mu \cdot u \quad (4-10)$$

ζ_f : ろ布抵抗 [1/m]

α : ダスト α 比抵抗 [m/kg]

m_d : 付属ダスト量 [kg/m²]

μ : ガスの粘性係数 [Pa·s]

u : ろ過速度 [m/s]

ここでろ布自体の抵抗は付着ダストの抵抗と比べると小さいため式(4-10)は式(4-11)に近似できる¹¹⁾。

$$\Delta P \doteq \alpha m_d \cdot \mu \cdot u \quad (4-11)$$

バグフィルタろ布を通過する際の通風抵抗はろ布全面で一定と考えられるため、堆積ダストの一部が落下して付着ダスト量が 1/3 になったとした時、ダスト落下部に流れるガス量（ガス流速）は 3 倍となる。バグフィルタ入口塩化水素濃度が 150 ppm、出口が 10 ppm、スパイク値が 20 ppm とすると約 7%のガスが堆積ダスト落下部を通過するが、すぐに新たなダストが付着して除去性能も復帰しているものと想定した。一方、硫黄酸化物のスパイク値が塩化水素のスパイク値より高い理由は一時的にバグフィルタの入口の硫黄酸化物濃度が高くなったためか、薬剤と塩化水素の反応速度に比べ、硫黄酸化物の反応速度が遅いためか、いずれかと考えられるが、今後の研究課題としたい。

4.5.5 ダイオキシン類，水銀除去性能

排ガス中ダイオキシン類濃度を表 4-3 に示す¹²⁾。

本施設で分析したダイオキシン類濃度はバグフィルタ入口でも規制値の 0.1 ng-TEQ/m³(N)を下回る十分低いものであった。

表 4-3 ダイオキシン類分析結果

		バグフィルタ入口 [ng-TEQ/m ³ (N)]	煙突 [ng-TEQ/m ³ (N)]	除去率 [%]
ダイオキシン類濃度	1 回目	0.047	0.00014	99.7
	2 回目	0.071	0.000039	99.7

日本インスツルメント社製 EPM-22 台を用い，水銀連続分析を行った。この間公定法によるガスサンプリング・分析も行った。バグフィルタ入口および煙突部でガス状水銀は JIS K0222「排ガス中の水銀分析方法」に従い，粒子状水銀は JIS Z8808「排ガス中のダスト濃度の測定方法」に準拠して排ガスを採取し分析した。水銀連続分析計の外観を図 4-23 に，連続分析したトレンドグラフを図 4-24 に示す¹³⁾。

水銀連続分析計でほとんどの時間帯で測定下限値以下であったが一度 50 µg/m³(N)程度のスパイクが見られた。瞬時値は規制されていないものの，急激に高濃度の水銀が排出されると反応・吸着層を形成していても反応・吸着層内の活性炭は消石灰と比べ少なく，吸着・除去しきれない状態になると考えられる。



図 4-23 水銀連続測定装置

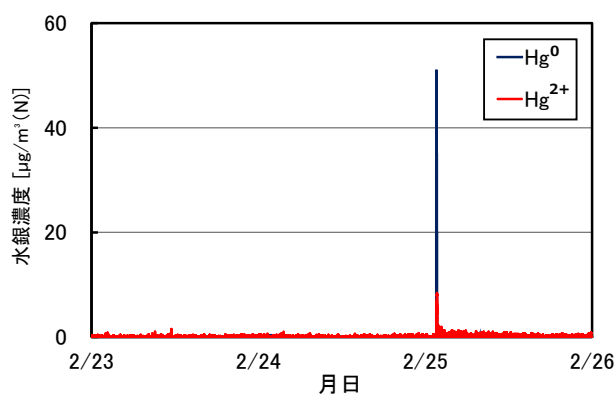


図 4-24 水銀濃度トレンド

また、連続分析期間中の3日間それぞれ1回公定法（60分間のサンプリング）により分析した結果を表4-3に示す¹³⁾。バグフィルタ入口でも排出基準の $30\mu\text{g}/\text{m}^3(\text{N})$ を遥かに下回るものであったが、さらにバグフィルタを通過することで検出下限値以下に低減されていた。

表 4-4 水銀分析結果

項目		単位	2/23	2/24	2/25
バグフィルタ入口	粒子状	$[\mu\text{g}/\text{m}^3(\text{N})]$	<0.0008	0.0016	<0.0008
	ガス状	$[\mu\text{g}/\text{m}^3(\text{N})]$	<0.0028	0.011	0.001
煙突		$[\mu\text{g}/\text{m}^3(\text{N})]$	<0.001	<0.001	<0.001

4.5.6 プレコートバグフィルタの効果

4.5.4 で塩化水素および硫黄酸化物の連続分析結果について述べたが、バグフィルタ入口および出口で同時に公定法によって分析した結果を表4-5に示す。連続吹込み式の場合、この施設で運転している排ガス温度 180°C において塩化水素では、当量比 $(\text{Ca}/\text{Cl})=2$ で除去率94～95%、当量比=3で除去率95～96%程度、硫黄酸化物では、当量比 $(\text{Ca}/\text{S})=2$ で92-93%、当量比=3で95%程度とされており、その除去性能に比べ同等以上の効果が確認されている。また、塩化水素濃度の高い医療廃棄物焼却施設において、連続吹込式バグフィルタを直列で2基接続する方式（2段バグフィルタ）として処理しなければならない場合においても、1基のプレコートバグフィルタで対応し、表4-6のように高い除去効率が得られている。

表 4-5 HCl および SO_x の除去率

項目	バグフィルタ入口濃度 (12% O_2 Dry) [ppm]	バグフィルタ出口濃度 (12% O_2 Dry) [ppm]	除去率 [%]
HCl	85.3	3.8	95.5
SO_x	17.3	0.6	96.6

表 4-6 医療廃棄物処理施設における高濃度 HCl の除去率

バグフィルタ入口濃度 (12% O_2 Dry) [ppm]	バグフィルタ出口濃度 (12% O_2 Dry) [ppm]	除去率 [%]
2,250	14	99.4

プレコートバグフィルタの機器構成は図 4-25 に示すとおりである。連続吹込式バグフィルタとはほぼ同じだが、各機器の運用方法が異なる。プレコートバグフィルタの場合、薬剤の吹込みは 3～5 時間に 1 回、約 10～30 分行われる（正確には、処理ガス量やバグフィルタ入口 HCl 濃度などによって決定される）。吹込みブロワ、供給装置は定格運転を行い、その他の時間帯は排ガスの煙道からの逆流を防止するためのミニマムフローとすることができ、吹込み空気量やブロワ消費動力が 50% 程度削減できる。また、ブロワ吹込み空気量が削減されるため、全体の処理ガス量が減ることになり、バグフィルタの通風抵抗も下がり誘引送風機の動力の削減にも寄与することになる。

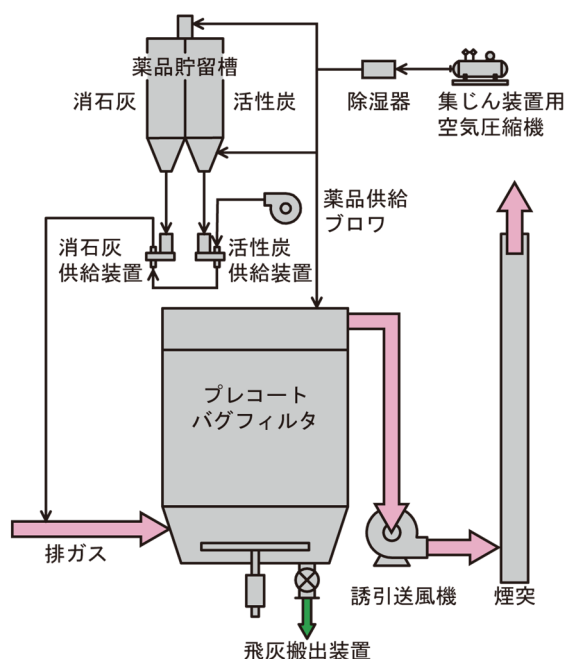


図 4-25 バグフィルタ関連の設備フロー図

4.6 おわりに

廃棄物焼却施設に対しては、排ガスの排出基準が定められている。その中で窒素酸化物については様々な脱硝技術があるが、発生を抑制することが根本的な解決方法である。そこで HCN および NH_3 を NO_x 生成の主要物質と考え、室内実験により、酸素濃度、温度および H_2 、 CO などの共存ガスが NO_x 生成にどのような影響があるか調査した結果、酸素濃度・温度とも高くなると NO_x 生成は増加し、温度の影響は酸素濃度の影響の 5 倍であることが分かった。さらに高温下では HCN の、低温下では NH_3 の酸化による NO_x 生成が大きいことが分かった。また H_2 、 CO 、 CH_4 の各ガス種の存在が NO_x 生成に影響していることが分かった。これらの特性を基に、今後、竪型ストーカ式焼却炉内における NO_x 発生の抑制についてさらに調査する必要がある。

乾式排ガス処理方式として一般に用いられている、バグフィルタの入口煙道に連続して薬剤を吹き込む、連続吹込式バグフィルタに対して、バグフィルタのろ布表面に薬剤の反応・

吸着層を形成するプレコートバグフィルタの酸性ガス、ダイオキシン類、水銀の除去性能を調査し、高い除去効率が得られることを確認したが、塩化水素や硫黄酸化物は、バグフィルタ入口濃度の変動と相関が認められない小さなスパイクが確認された。通常運転中にバグフィルタろ布に付着した薬剤の一部が剥離するためと考えられるが、今後さらに調査する必要がある。また、プレコートバグフィルタは薬剤連続吹込式バグフィルタに比べ、エネルギー消費が少ないという利点がある。一方で、連続吹込法では達成できないレベルまで酸性ガス等を除去できるものの、厳しい規制値を要求されない場合でも、低いレベルまで低減できてしまうため、言い換えると必要以上に薬剤を使用することにもなる。塩化水素や硫黄酸化物の発生濃度や、求められる除去性能に応じた新たな手法の検討が今後の課題と考える。

参考文献

- 1) John L. Sorrels : Selective Noncatalytic Reduction (2019)
- 2) 白石裕司, 中塚記章, 宮内隆志, 林潤, 赤松史光 : 都市ごみ焼却炉における Fuel-NO_x の生成に及ぼす揮発成分の影響に関する詳細素反応解析, 日本機械学会論文集, Vol.82, No.838 (2016)
- 3) 村上信明, 徳永喜久男, 坂井正康 : HCN の酸化による NO の生成反応, 燃料協会誌, 第 61 巻, 第 665 号, pp.759-769 (1982)
- 4) A.A. Konnov: Implementation of the NCN pathway of prompt-NO formation in the detailed reaction mechanism Combustion and Flame, vol.156, pp.2093-2105(2009)
- 5) 倉田昌明, 前田典生 : ナトリウム系薬剤を用いた新乾式排ガス処理システムの実機運転性能, 第 15 回 廃棄物学会研究発表会講演論文集, pp.884-886 (2004)
- 6) 杉本富男, 宮川満 : ナトリウム系薬剤を用いた新しい乾式排ガス処理システム (ソルテイクシステム) の開発, 三井造船技報, No.185, pp.15-22 (2005)
- 7) 前田典生, 倉田昌明, 大山譲 : エコパーク阿南における飛灰循環装置運転実績報告, 第 36 回大会予稿集, pp.194-196 (2015)
- 8) 張江天, スベン イェンセン, 山崎勝康 : 焼却炉排ガス処理技術, 化学装置, 7 月号, pp.70-75 (2005)
- 9) 戎井大介, 山田裕史, 三宅伴憲 : 乾式反応集じん装置による廃棄物焼却排ガスの高度浄化, 第 27 回日本エネルギー学会大会, pp.294-295 (2018)
- 10) 廣田満昭, 府藤篤, 水野義照, 大島敏男 : 汙布集塵特性に及ぼす粉体の流動性の影響, 化学工学論文集, 第 11 巻, 第 1 号, pp.7-12 (1985)
- 11) 池野栄宣, 多田豊, 石野智元, 渡辺雄彦 : バグフィルターの捕集効率に及ぼす圧力損失とろ材の影響, 粉体工学会誌, Vol.46, No.8, pp.598-604 (2009)
- 12) 三宅伴憲, 山田裕史, 平良誠, 北川勝, 榎本貴史 : 乾式反応集じん装置によるごみ焼却排ガスの浄化, 粉体工学秋期研究発表会, pp.166-167 (2016)
- 13) 大山曜, 三宅伴憲, 山田裕史, 高岡昌輝 : 一般廃棄物処理施設の水銀挙動調査, 第 38 回全国都市清掃研究・事例発表会, pp.385-387 (2017)

第5章 運転の安定性

5.1 はじめに

ストーカ式焼却炉は火格子上で乾燥、燃焼、おき燃焼とごみの状態が変化し、そのため燃焼室内では場所によってガス濃度や温度が異なる（二次元的分布がある）。そのため、ガス混合を促進し、燃焼の均質化をはかるため炉形状の工夫や、排ガス再循環が行われている。しかもプラスチックは早く燃え、生ごみはなかなか燃えないなど、投入ごみ質変化に伴って変動することへの対応が必要となる。

堅型ストーカ式焼却炉は第3章で述べたように、熱分解層をはさんで廃棄物を可燃ガスと炭化物という2種類の燃料に変換し、上部で可燃ガス、炉底部では炭化物を燃焼する。廃棄物、ガスは一次元的に変化するのみであり、横方向の混合を考える必要がない。灰出しによる層全体の小刻みな上下移動はあるが、厚い灰層がその上の酸化層、熱分解層（還元を含む）および乾燥ゾーンを安定的に保ち、各ゾーンの相対的位置は一定している。投入ごみはまず乾燥プロセスを経るので、低質ごみにも対応が容易である。

本章は、さまざまなごみ質に対する堅型ストーカ式焼却炉の特徴について、一般廃棄物処理施設、産業廃棄物処理施設でのそれぞれの運転状況を調査するとともに、海外における産業廃棄物処理の状況や東日本大震災時に建設した災害廃棄物処理のための仮設焼却炉の状況について述べる。

5.2 ごみ質変化に伴う物質収支と熱収支

焼却炉内の現象を説明するには、第2章、第3章のように物質収支・熱収支の分析、炉内の温度分布・ガス濃度による反応位置の確認などを行えばよい。しかし第2章、第3章は通常の計測に加えて特別にデータ取得を行っており、同様の解析を行おうとすると、他の施設では必要なデータが測定されていない、あるいは測定値はあるが精度が不十分であることがわかった。ごみ処理施設はごみ質が低質～基準～高質と変動することを想定し、その間で安定運転できるように設計されている。本節では、設計値をもとに収支図を描くことにした。

ここでは一般廃棄物に汚泥混焼を行っている下呂市クリーンセンターを対象とした。設計条件を表5-1に示す。高質になるほど燃焼空気量（一次、二次）、水噴射量を増やし、その結果排ガス量が増加する。汚泥混焼は一般廃棄物に対して最大24%まで計画しているが、本計算では20%とした。汚泥は9施設からの搬入される下水汚泥、し尿汚泥であり、含水率は78～86%¹⁾、低位発熱量が100～1,780kJ/kg、平均854kJ/kg（204kcal/kg）と低いことから、混焼なしと比べて燃焼ごみの発熱量は低下し、燃焼空気量、水噴射量ともに小さくなる。表5-2は温度条件であり、表2-1と大きく変わるところはない。物質収支、熱収支の項目は多いため、表2-3を表5-3のように統合した。入熱はごみ発生熱と水、空気などの顕熱に分類した。

表 5-1 基本設計条件

(a) 汚泥なし

ごみ質	計画発熱量		再燃焼室 出口温度	集じん装置 入口温度	燃焼空気 温度	排ガス 流量	一次燃焼空気流量		二次燃焼空気流量		噴射水 流量
	kJ/kg	kcal/kg					m ³ (N)/h	m ³ (N)/h	空気比	m ³ (N)/h	空気比
低質ごみ	5,900	1,410	950	190	250	6,315	1,002	0.46	1,892	1.31	1.459
基準ごみ	9,500	2,269				12,658	1,587	0.5	5,617	1.77	3.099
高質ごみ	13,100	3,129				16,459	2,095	0.5	7,223	1.72	4.484

(b) 汚泥混焼 (20%混焼)

ごみ質	計画発熱量		再燃焼室 出口温度	集じん装置 入口温度	燃焼空気 温度	排ガス 流量	一次燃焼空気流量		二次燃焼空気流量		噴射水 流量
	kJ/kg	kcal/kg					m ³ (N)/h	m ³ (N)/h	空気比	m ³ (N)/h	空気比
低質ごみ	4,900	1,171	950	190	250	6,315	1,002	0.5	1,892	0.94	1.459
基準ごみ	7,800	1,863				10,314	1,309	0.5	4,320	1.65	2.492
高質ごみ	10,700	2,556				13,149	1,789	0.5	5,263	1.47	3.627

表 5-2 温度条件

一次燃焼空気	温度 279 °C
二次燃焼空気	温度 20 °C
ジャケット冷却	入口(水)15 °C, 出口(水蒸気)100 °C, 流量 165 L/h
遮へい板冷却空気	入口 20 °C, 出口 71.3 °C, 流量 2,739 m ³ (N)/h
エアヒータ冷却	入口 70 °C, 出口 302 °C, 流量 2,609m ³ (N)/h
尿素水吹込み	100 L/h
薬剤吹込み空気	250 m ³ (N)/h
温水発生器	入口 841 °C, 出口 774 °C
一次燃焼空気	温度 279 °C

表 5-3 物質収支, 熱収支の項目

(a) 物質収支

	表2-3(a)の項目	項目統合
乾きガス	一次燃焼空気	一次燃焼空気
	二次燃焼空気	二次燃焼空気
	薬剤吹込み空気	薬剤吹込み
水分	ごみ由来水分	ごみ由来水分
	一次燃焼空気中水分	燃焼空気水分
	二次燃焼空気中水分	
	水噴射	水噴射・尿素
	尿素水	
	ガス冷却水	

(b) 熱収支

	表2-3(b)の項目	項目統合
入熱	ごみ発生熱	ごみの発生熱
	ごみ顕熱	顕熱(ごみ・水・空気)
	空気、水顕熱	
出熱	集じん装置入口ガス持ち出し	ガス持ち出し
	ガス冷却水蒸発	蒸発潜熱
	尿素水蒸発	
	水噴射蒸発	
	ごみ由来水分蒸発	ごみ由来水分蒸発
	温水発生	冷却
	エアヒータ冷却	
	遮へい板冷却空気	
	ジャケット冷却	
	ロス(灰出し含まず)	ロス

収支計算の手順は 2.3.2, 2.3.3 のとおりであり、まずガス量の収支よりごみ由来の水分を求め、熱収支計算よりごみの発生熱を計算した。図 5-1 に物質収支を示す。比較のため、第 2 章で対象としたクリーンパーク長与の収支も示す。まず汚泥なしのケースを比べると、燃烧空氣量、水噴射量が大きく変化している。ごみの低位発熱量の設定は、低質 0.62→基準 1→高質 1.38 の変化だが、燃烧空氣量は 0.40→1→1.29, 水噴射量は 0.47→1→1.45 となっている。一次燃烧空氣量は空氣比一定として設定している。したがって高質ごみに対して一次空氣量は増加し、ごみ層中最下部の発生熱量が増加するが空氣量が大きくなることで昇温が抑制され、熱分解層の温度は一定に保たれる。汚泥混焼の場合は、燃烧空氣量、水噴射量ともに低くなる。

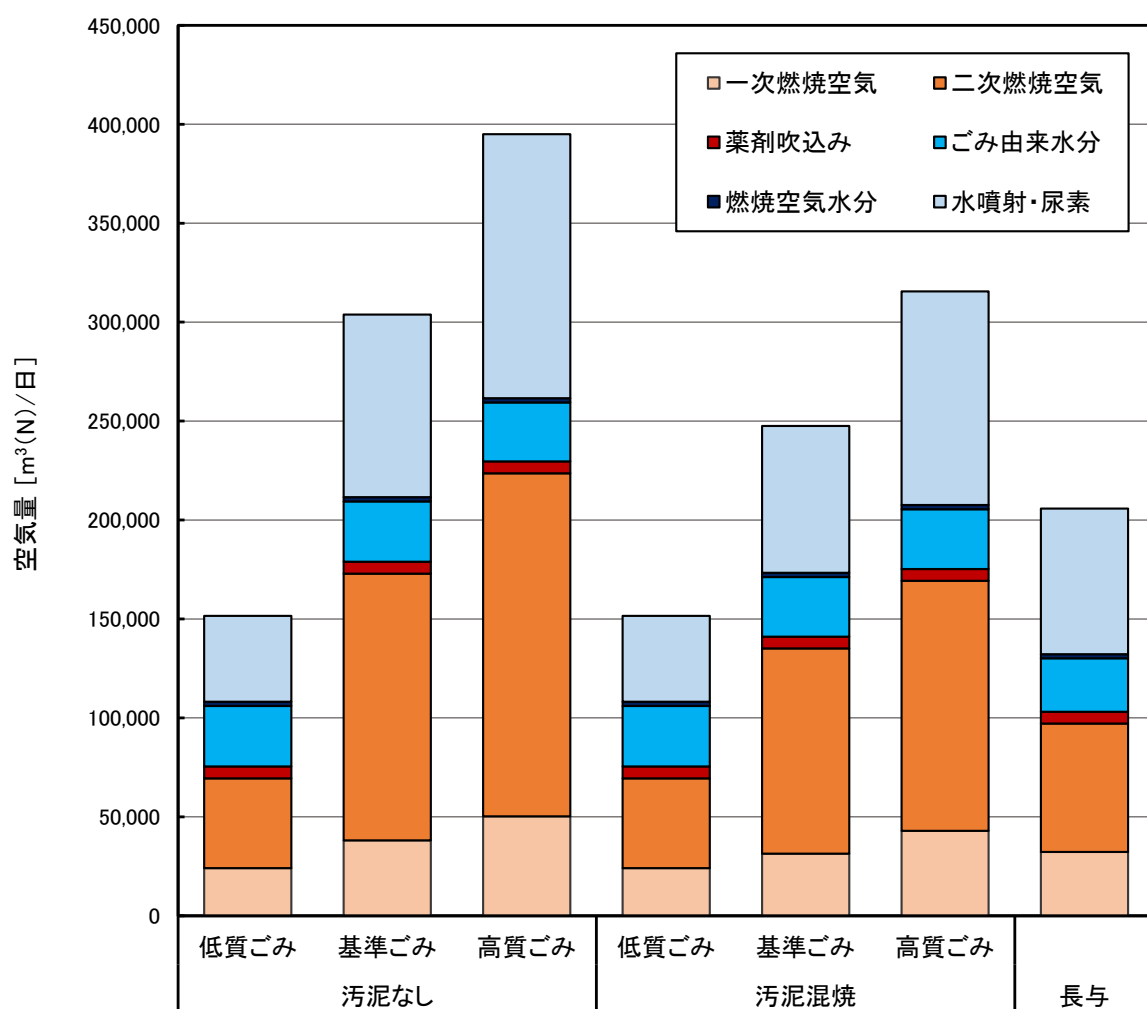


図 5-1 物質収支

図 5-2 に熱収支を示す。発生熱量の増加に対して、出熱の中では水噴射の蒸発潜熱の冷却効果が最大であり、ガス量の増加による排ガス持ち出しがそれに次いでいる。図 5-3 は、ごみ発生熱を燃焼ごみ量（30t/日）で除した高位発熱量，ごみ由来水分を差し引いた低位発熱量である。低位発熱量は計画値とほぼ一致している。

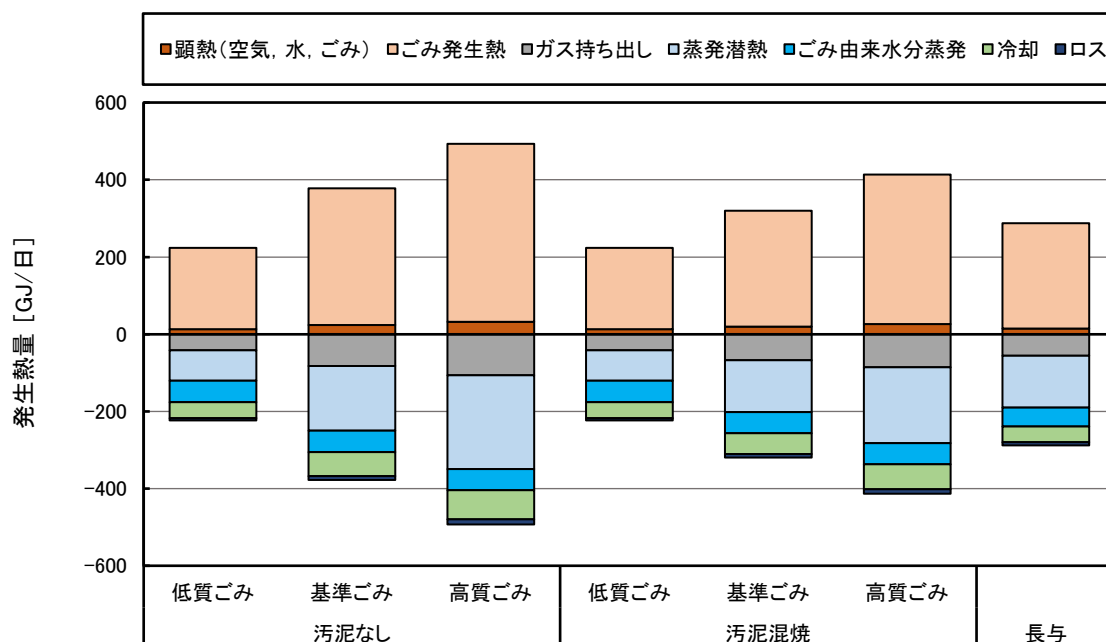


図 5-2 熱収支

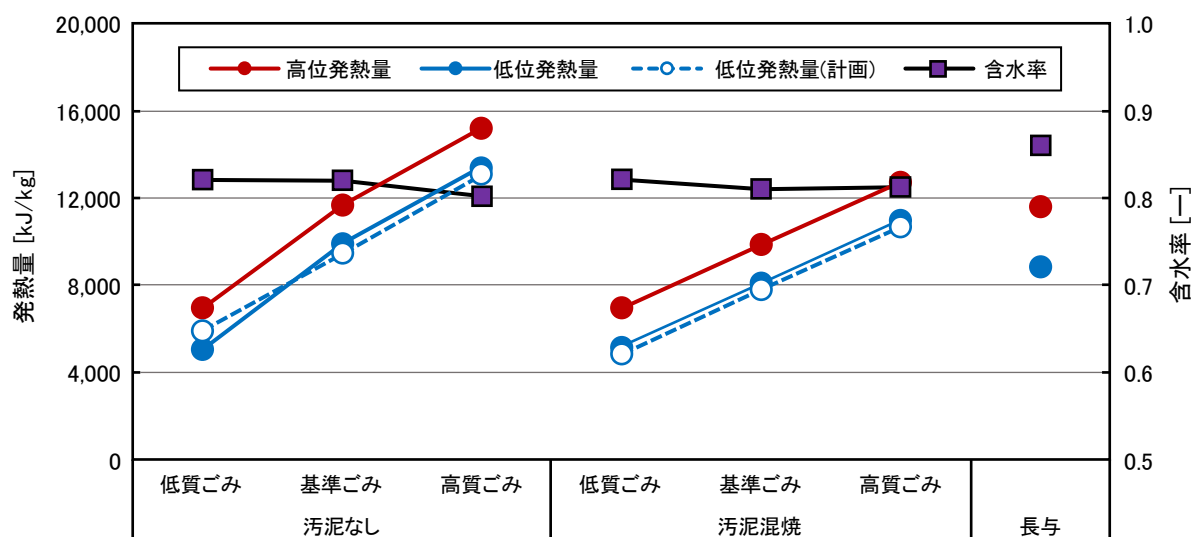


図 5-3 発熱量と含水率

ごみ焼却施設の中央制御室には、モニター画面に温度、機器の電流値、薬品タンクのレベル、排ガス濃度など数多くの情報が示され、運転状態、異常・故障の確認などを監視している。しかしそれら個々の数値や表示は施設の操業状態を断片的に可視化できる情報であり、焼却プロセスの連続性のある可視化、つまりプロセス全体の物質収支や熱収支を設計値と比較し、施設全体の状況を一貫して把握できるものではない。表 5-1 の数値は単独では焼却炉の運転を理解することができない。図 5-1、図 5-2 の物質収支、熱収支によって施設全体の運転特性を可視化することが可能となる。前述のとおり収支を分析するためには燃焼空気量、水噴射量などの計測に課題があることがわかった。水噴射量はバルブ開度の制御のみで供給水量が測定されていない、燃焼空気量のうち二次燃焼空気量の連続測定や水冷/空冷ジャケットへの冷却水供給量や交換熱量の測定を行っていないなどの例がみられた。必要な測定を連続的に行うことで、時間単位、日単位での運転状況、さらには処理量で割ることで、ごみ質の変化をモニタリングすることが可能になる。

5.3 多様なごみに対する運転

5.3.1 対象施設と廃棄物の特徴

5.1 で述べたように、堅型ストーカ式焼却炉は幅広いごみ質に対応できることが特徴である。本節では表 5-4 の施設において、安定運転が実現されていることを示す。比較のため、一般廃棄物を焼却しているクリーンパーク長与も示す。

表 5-4 ごみ質の異なる施設

施設名	処理対象廃棄物	施設規模	排ガス自主基準値 [ppm]				測定日	設定 空気比
		計画発熱量 [kJ/kg]	NO _x	SO _x	HCl	CO		
クリーンパーク長与	一般廃棄物	27 t / 24 h × 2 炉	120	100	200	30	2018 年 3 月 6～7 日	0.7
		12,140						
下呂市クリーンセンター	一般廃棄物 (汚泥混焼)	30 t / 24 h × 2 炉	150	100	100	30	2022 年 5 月 31 日～6 月 1 日	0.5
		13,100						
衛生センター	産業廃棄物 (医療廃棄物主体)	47 t / 24 h × 2 炉	250	250	123	100	2021 年 5 月 8～9 日	0.4
		18,837						
ワトワメディカル	産業廃棄物 (医療廃棄物主体)	40 t / 24 h × 1 炉	150	54	123	100	2022 年 6 月 22～23 日	0.4
		19,222						
PPLi (インドネシア)	有害産業廃棄物	50 t / 24 h × 1 炉	109	65	32	60	2022 年 1 月 13～14 日	0.5
		14,630						

下呂市クリーンセンターは、5.2 に示したように一般廃棄物に下水、し尿汚泥を混合して処理している。汚泥の投入はその搬入量やその時の燃焼状態等により、運転操作員の判断で行われているため変動する。試運転時の最大混焼率は 24% を達成した¹⁾。汚泥の大部分は下水汚泥であり、外観を図 5-4 に示す。ごみ焼却施設との連携により、「汚泥処理費用の削減、高質ごみのカロリー調整」などの効率化が図れるが、一方で「燃料費の増加、温度コントロールの難しさ、メンテナンス作業量の増加、悪臭の発生」などのデメリットがある。下水汚泥は汚泥単独処理が一般的である。混焼の可能性がある 77 の一般廃棄物処理施設を抽出しアンケート調査したところ、混焼実績のある施設は 30 施設であり、混焼率の平均は 8.4% であった²⁾。



図 5-4 実際に処理される汚泥の外観

衛生センター、ワトワメディカルは産業廃棄物の処理施設である。主な処理対象物は医療廃棄物であり、処理物に占める割合は9割以上となっている。医療廃棄物は一般的に病院等から排出される廃棄物であり、このうち感染性廃棄物は密閉容器に入れて収集運搬され、その容器ごと焼却することとなっている。さらに破砕等の前処理は行っていない³⁾。非感染性廃棄物は袋でもよいとされるが、感染性廃棄物と同様に密閉容器で排出される場合もある。医療廃棄物は種類ごとに別々の専用容器に密閉して搬入され、容器のまま焼却処理される。また水分が多い紙おむつ、薬品等の液体入りのびんなど自燃困難な廃棄物、点滴用チューブ等のプラスチック類、びん、注射針、メスなどの不燃物などが混在し、容器ごとに内容物の発熱量や種類、大きさにばらつきがある。表 5-5 に過去に京都大学附属病院の医療廃棄物を対象にしてサンプリング・分析した結果を示す。分析年が 1994 年と古いため、医療が高度化し、さらに高齢化社会が進んでいる現在では、さらに組成の幅は広がっているものと予想される。容器ごと炉に投入されるため、燃えやすい内容物が先に燃焼して自燃出来ない廃棄物だけが残る、ガラス類などは溶融するとクリンカの原因となり燃焼状態が不安定になるため、一般的な形式の焼却炉では医療廃棄物を主体とした処理は困難である。図 5-5(a)は施設搬入（保管）時の例であり、図 5-5(b)は容器の外観である。

表 5-5 感染性廃棄物の組成（例）

組成	単位	感染性 一般廃棄物 A	感染性 一般廃棄物 B	感染性 産業廃棄物 A	感染性 産業廃棄物 B
紙類	%	41.0	40.8	18.3	1.2
合成樹脂類	%	18.3	29.2	41.2	76.4
繊維類	%	10.1	23.0	3.7	1.4
ゴム類	%	7.5	6.5	5.0	2.0
ガラス類	%	12.0	0.0	11.9	0.4
血液	%	4.4	0.0	0.0	17.8
注射針	%	5.3	0.0	17.8	0.0
発熱量	kcal/kg	2,410	4,300	3,520	6,110

(a) 医療廃棄物の保管状況



(b) 医療廃棄物の容器の例



図 5-5 医療廃棄物の保管状況と外観と容器

PPLi はインドネシアに建設された堅型ストーカ式焼却施設で、B3 廃棄物と呼ばれる特定廃棄物（B3 廃棄物とはインドネシア語で危険（Bahaya）、有害（Berbahaya）、有毒（Beracun）の B で始まる 3 つの廃棄物の総称）を処理対象物とした施設であり処理廃棄物の内容は、廃棄物 36t/日、廃油 5t/日、廃アルカリ 4.5t/日、廃酸 4.5t/日である。廃棄物の性状は日本での特別管理廃棄物にあたる。PPLi では、液状のものは直接炉内に噴霧するが、沈殿物、スラッジ状のものは固形状の廃棄物とミキシングされて処理されるため外観は図 5-6 に示すとおりである。設備構成については焼却炉→ガス冷却室→バグフィルタ→排気筒というものであり、国内での一般的な中小規模の産業廃棄物処理施設の設備構成と同様となっている。



図 5-6 PPLi で処理している実際の廃棄物

5.3.2 燃焼温度と排ガス量

図 5-7 に、5 施設の二次燃焼室温度（または再燃焼室出口温度）および排ガス流量の 48 時間の変動を示す。測定は 2 分間隔だが、10 分平均値をプロットした。これより、幅広いごみ質に対して安定的に処理されていることがわかる。

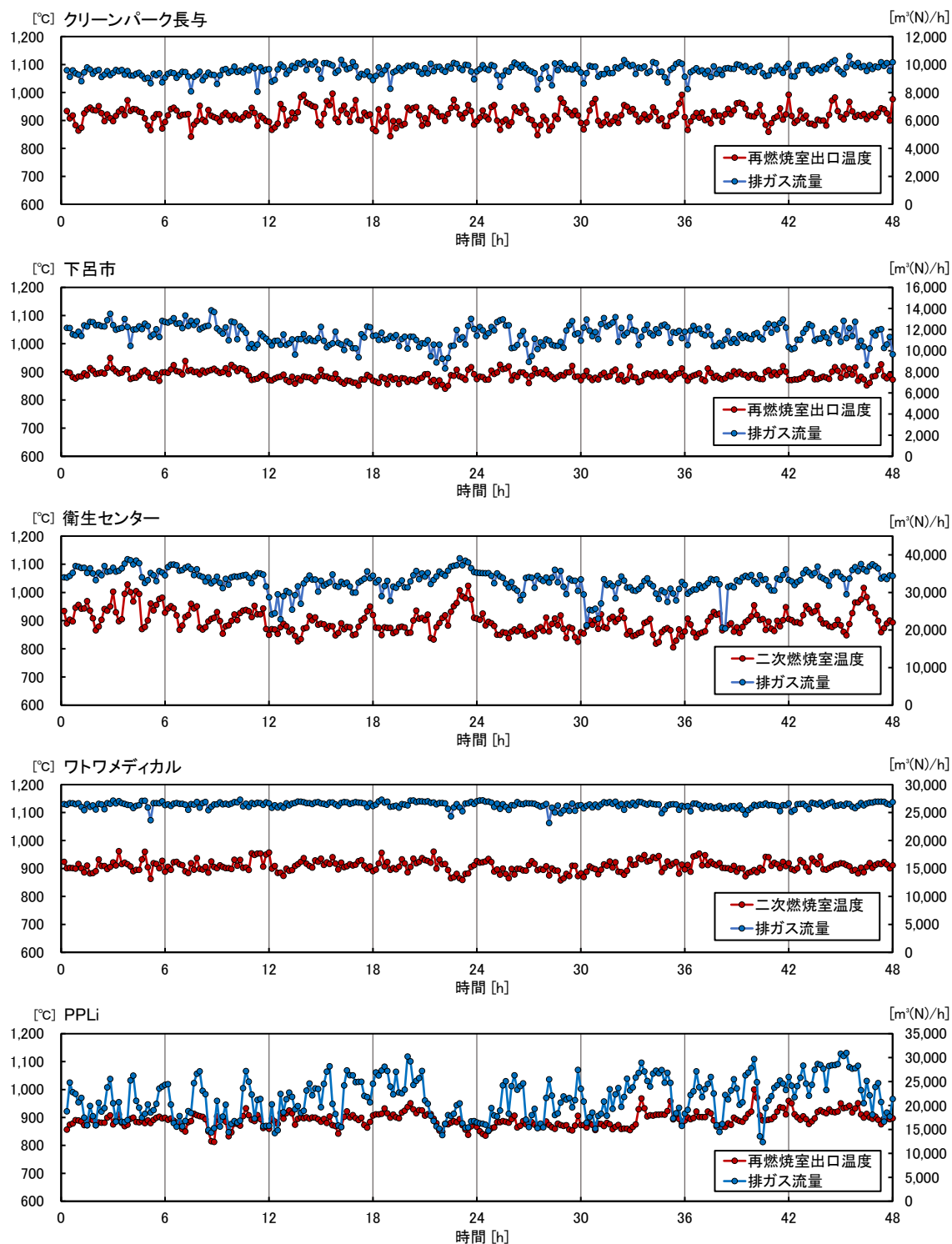


図 5-7 二次燃焼室温度（再燃焼室出口温度）と排ガス量

図 5-7 の変動の大きさを定量的に示すため、図 5-8(a)では 10%値，中央値，90%値，および $1/2 \times (90\% \text{値} - 10\% \text{値}) \div \text{中央値}$ を示した。クリーンパーク長与を基準としてみると，衛生センターを除いて，変動幅はむしろ小さくなっている。中央値は 890～920℃である。排ガス量は処理量が多いほど増加するので，図 5-8(b)は排ガス量を処理能力で除して，処理ごみ量あたりの排ガス量とした。衛生センター，ワトワメディカルのガス量が多いのは，図 5-1 で示したように，プラスチックを中心とした高質ごみの特徴である。PPLi はガス量の変動が大きい，処理ごみの質が不安定であるためと思われる。

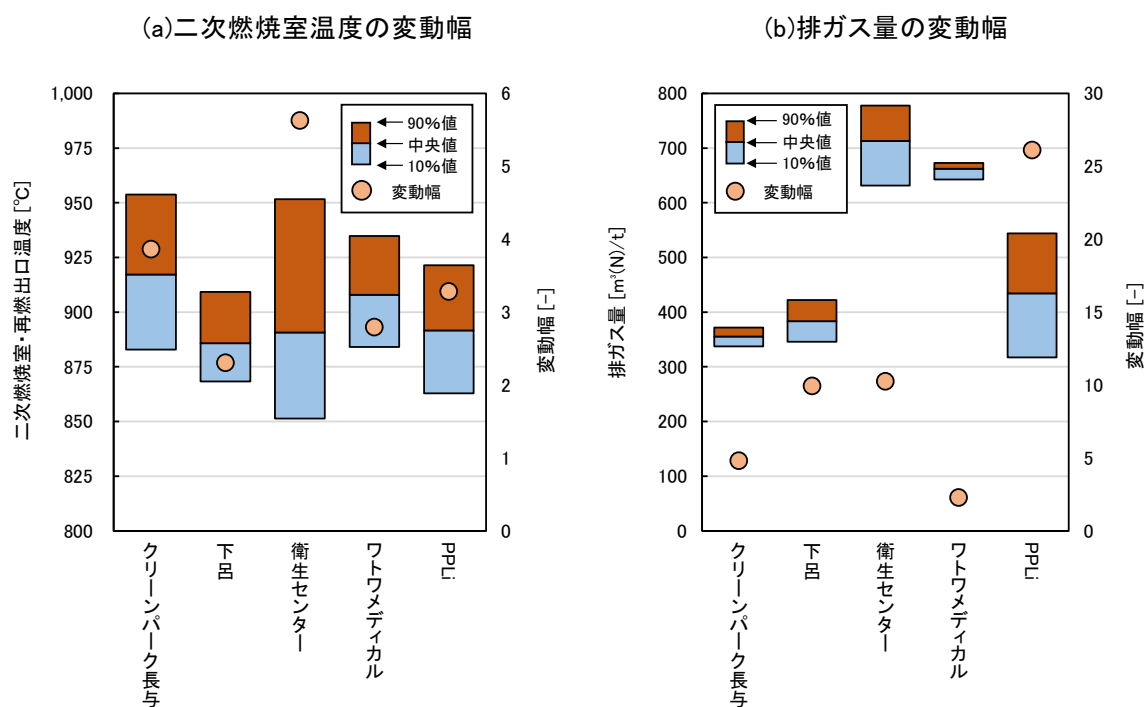


図 5-8 二次燃焼室温度（再燃焼室出口温度）と排ガス量

5.3.3 圧力変動

図 5-9 にストーカ下圧力（または燃焼装置下圧力）とバグフィルタ差圧の変動を示す。すべてプレコートバグフィルタが採用されている。ストーカ下圧力はごみ質の違い等による灰出しの間隔と灰層の厚さに影響され、衛生センター＞長与＞ワトワメディカル＞下呂＞PPLi の順となっている。最大、最小の差は2倍以上あり、PPLi は薄い灰層で運転しており、変動も不規則である。一方、バグフィルタ差圧はろ布への付着物（飛灰・薬品）の払落しにより変動する。PPLi 以外は規則性がみられ、下呂、衛生センターは周期が長い。PPLi には周期性が見られるが形状は不規則である。

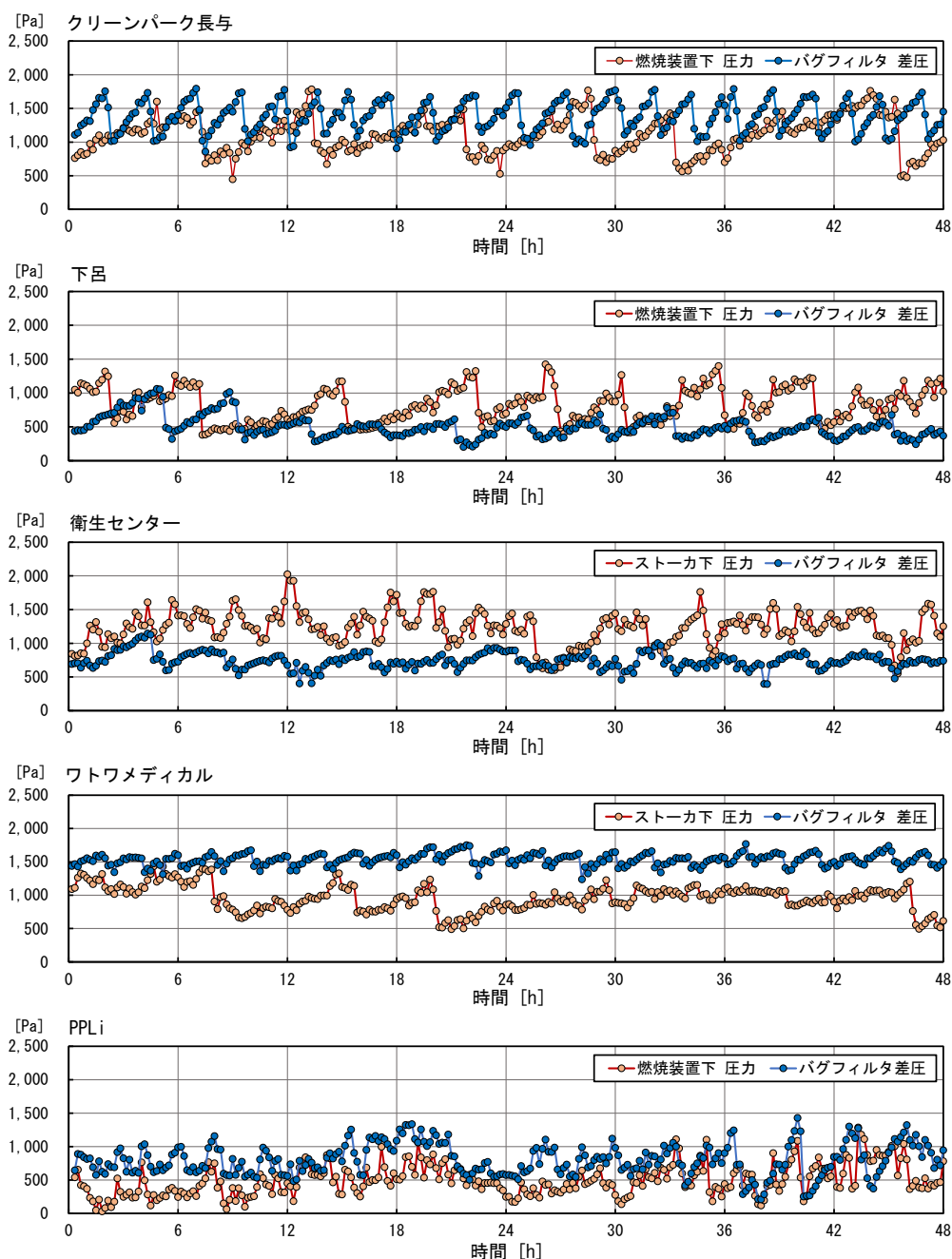


図 5-9 各施設のストーカ下圧力（燃焼装置下圧力）とバグフィルタ差圧の変動

図 5-10 は施設における連続分析による排ガス濃度変動を示す。連続測定が義務付けられているのは CO のみであり、プレコートバグフィルタは HCl 濃度による管理を行っているので連続値がある。測定値の単位は設置許可申請で定めた数値が $\text{mg}/\text{m}^3(\text{N})$ であったものは ppm に換算した。

表 5-6 に各施設での連続測定で得られた数値の平均値を示す。表中 N/A は、施設に連続分析計を設置していないためである。

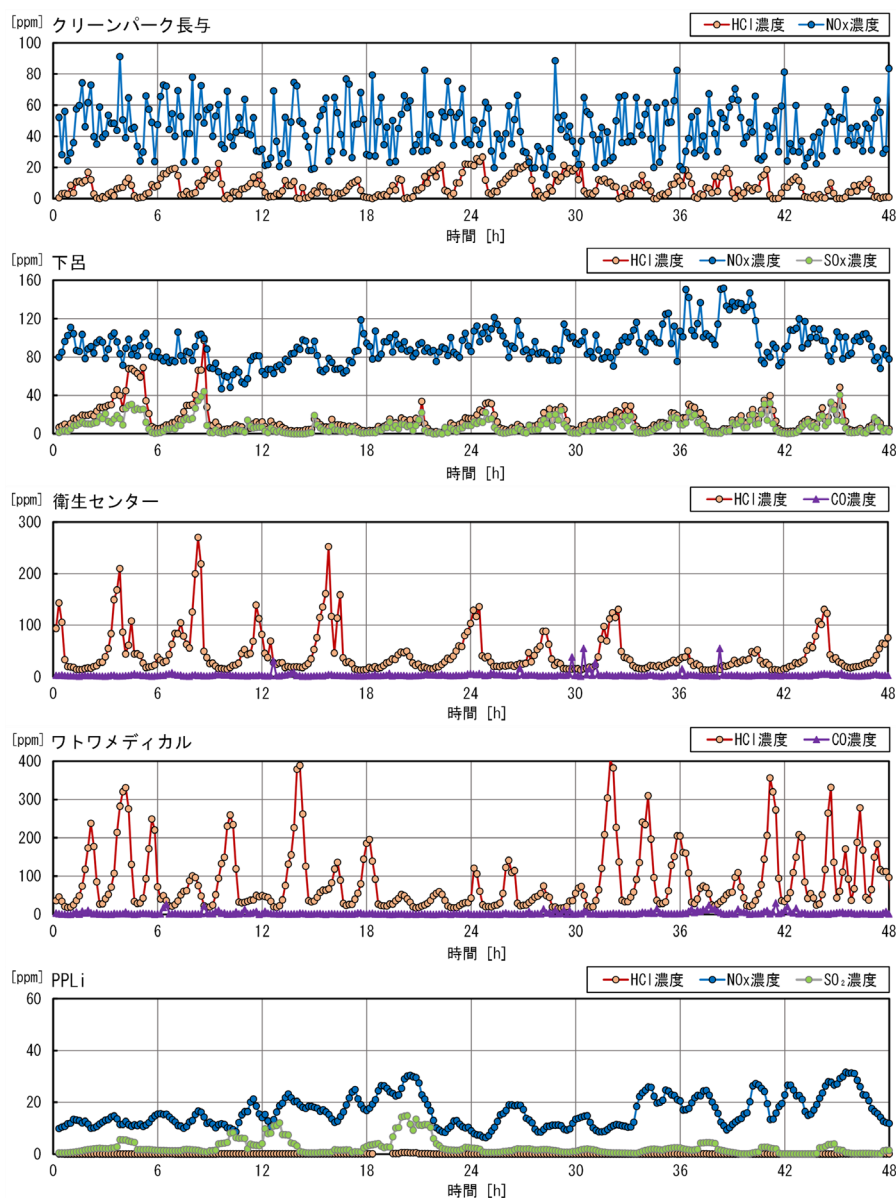


図 5-10 各施設の排ガス濃度の変動

表 5-6 各施設の排ガス濃度平均値

	HCl [ppm]	NO _x [ppm]	SO _x [ppm]	CO [ppm]
クリーンパーク長与	7.7	44.9	0.0	2.4
下呂	14.8	91.6	8.3	5.1
衛生センター	44.5	N/A	N/A	3.6
ワトワメディカル	86.3	N/A	N/A	3.7
PPLi	0.0	16.4	2.4	15.6

5.4 災害廃棄物

5.4.1 災害廃棄物の特性

2011年3月11日に発生した東日本大震災では、膨大な量の災害廃棄物が発生した。岩手県、宮城県では一次仮置き場、二次仮置き場において可能な限りの選別・資源化が行われたが、埋め立て量低減のため仮設焼却炉が建設された。多くの焼却炉プラントメーカーとともに、堅型ストーカ式焼却炉も処理をおこなった。災害廃棄物処理という非常措置のために建設され、短期間の運用が想定されたため、これまで述べてきたような考察が可能なデータは得られていないが、仮設焼却炉の実績報告⁵⁾のデータを用いて分析した。調査はアンケート、ヒアリングによって行われ、表5-7のような内容が報告されている。施設の記号はストーカ炉をS、キルン炉をKとし、堅型ストーカ式焼却炉はVである。

表 5-7 東日本大震災における災害廃棄物仮設焼却炉（宮城県・岩手県）

記号	処理ブロック・区	1基能力 [t/日]	基	施設面積		熱しゃく減量[%]			燃料 使用量 [L/ごみ t]	焼却残渣 [t/ごみ t]	
				[m ²]	[m ² /(t/日)]	最小	平均	最大		主灰	飛灰
S1	岩手県宮古地区	47.5	2	2,400	25.3	0.8	1.7	2.5	31.0	0.324	0.019
S2	気仙沼処理区（階上）	219	1	4,709	21.5				17.2	0.402	0.038
S3	石巻ブロック	329.4	3	11,604	11.7	0.1	1.1	3.2	13.4	0.329	0.057
S4	宮城東部	110	1	7,225 (S4 +K3)		6.4	6.5	6.6	45.7	0.362	0.037
S5	名取	95	2	6,720	35.4	2.5	4.5	8	104.3	0.289	0.042
S6	岩沼	50	2	4,200 (S6+K4)		1	1.1	1.2	80.2	0.353	0.060
S7	亶理	105	5	9,625		2.6	5.3	9.6	84.0	0.353	0.065
S8	山元処理区	109.5	1	2,425	22.1	0.1	0.5	0.7	20.5	0.214	0.058
S9	仙台 井土	90	1	2,014	22.4	1.5	3.3	5	56.8	0.374	0.024
K1	気仙沼処理区（階上）	219	1	4,750	21.7				89.4	0.448	0.120
K2	石巻ブロック	300	2	13,195	22.0	3	4.4	7.5	64.1	0.380	0.063
K3	宮城東部	210	1	7,225 (S4 +K3)		2.7	4.8	6.8	98.0	0.492	0.074
K4	岩沼	95	1	4,200 (S6+K4)			3.9		171.9	0.356	0.112
K5	山元処理区	200	1	5,000	25.0				49.6	0.385	0.025
K6	仙台 蒲生	90	1	2,400	26.7	4.5	4.6	4.7	61.8	0.531	0.079
K7	仙台 荒浜	300	1	6,069	20.2		8		33.8	0.489	0.036
V	南三陸処理区	95	3	2,898	10.2	0.1	0.3	0.8	2.6	0.157	0.042

S1, S5:固定床ストーカ, S7:チェーンストーカ

東日本大震災は津波によって大きな被害がもたらされたため、さまざまなものが混合し、土砂・がれき・水分を多く含む廃棄物であるとの特徴がある。図 5-11 は各施設で行われたごみ質分析の結果（平均値），図 5-12 は実際に焼却された廃棄物の外観である。水分は 30% 程度だが，灰分が高く（30%），可燃分が低い（40%）ことがわかる。多くの処理区において，がれき類の資源化・リサイクルを行うため，二次仮置き場でがれき類や不燃物の除去が行われていた。また土地柄，漁網等の廃棄物が多く，それに含まれる鉛（鉛は漁網やロープに編み込まれたり，漁網のおもりとして利用されたりしている）の混入が受入供給設備や灰出し設備でのトラブルの原因となり，または埋め立て時の溶出基準値に対して高い数値を示したことから，処理前に手作業で撤去される事例も多くみられた。

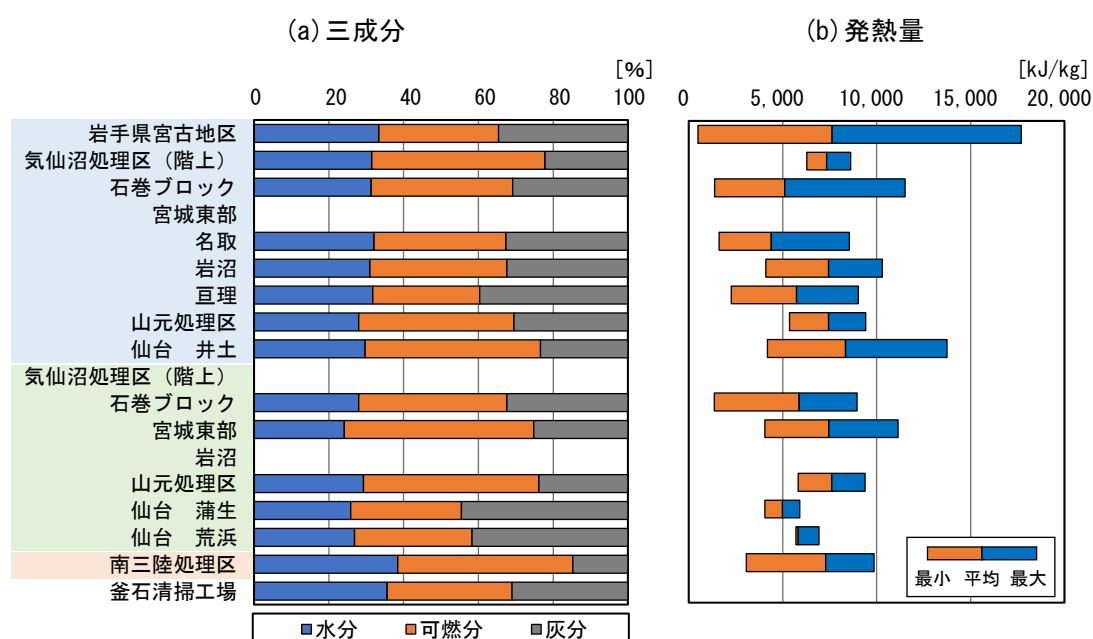


図 5-11 各処理区での災害廃棄物の三成分と発熱量



図 5-12 災害廃棄物の外観

5.4.2 熱しゃく減量

図 5-13 は熱しゃく減量の、最小、平均、最大を示す。施設ごとに分析数が異なっており、バーの幅が狭いのは 1 回のみの測定である。計画値は 10% であり、全体としては 2~9% が多い。10% 以上の灰が発生したため、保管後再処理したとの報告もある。堅型ストーカ式焼却炉は 0.1~0.8（平均 0.33）とほぼ完全燃焼を果たしている。図 5-14 は処理量に対する主灰・飛灰の発生量であり、主灰発生量も最も小さい。

主灰発生量については図 5-9 の灰分との相関があるように見えるが、測定値のばらつきは大きく、南三陸処理区の低位発熱量は他の処理区と同程度である。各施設のサンプリング状況は不明であり、運転管理・運営事業者によるヤードからの採取方法のばらつき、すなわちサンプリング場所（堆積物の表面／中心、混合程度）、タイミング（選別直後、保管後、処理前）が大きく、組成分析の信頼性が低いと考えられる。たとえば、灰分の最小値が 2.5% の処理区もあり、他にも最小値 10% 程度以下があり、通常の一般廃棄物と比べても低いことは、サンプリングに問題があったことを示唆する。

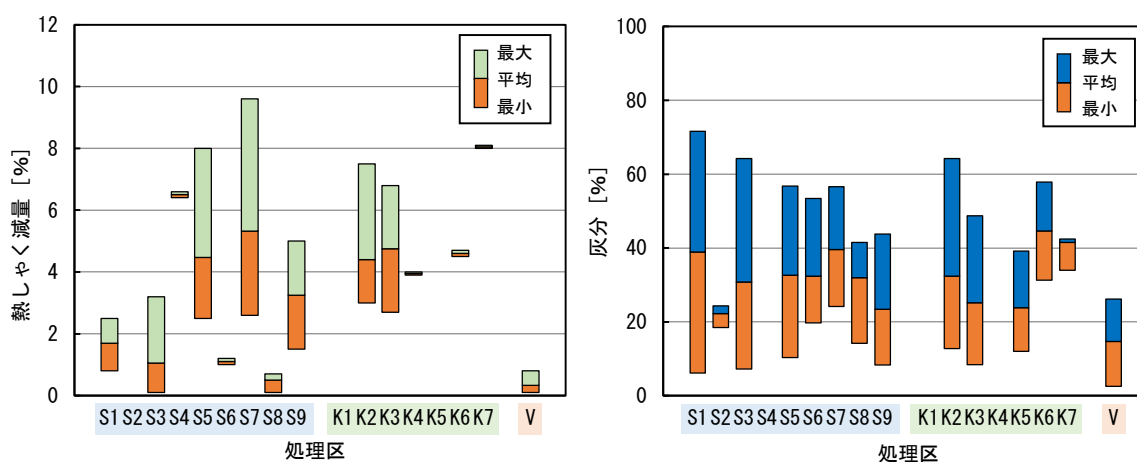


図 5-13 各処理区の熱しゃく減量と廃棄物中灰分の分布

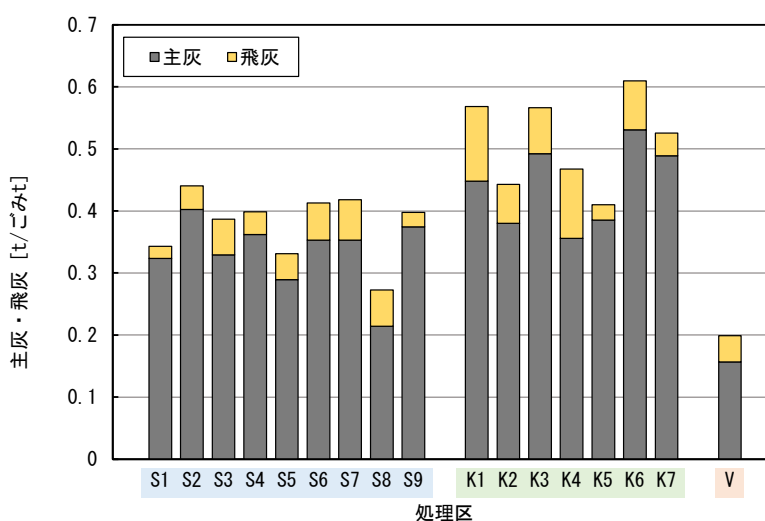


図 5-14 各処理区の主灰・飛灰発生量

5.4.3 燃料消費量

図 5-15 は燃料消費量であり，ストーカ炉，キルン炉は平均 63.8L/ごみ t と補助燃料消費量が多い。これは水分や不燃物の多い低質ごみに対応するために燃料を常時必要としたことを表している。一方，堅型ストーカ式焼却炉は 2.64L/ごみ t と非常に少ない使用量であり，立上げ時の昇温のために使用されたものである。図 5-16 には全連続式焼却施設の調査結果⁶⁾より，処理量あたりの燃料消費量（重油，軽油，灯油の合計）を示しており，25～75%の範囲は 0.62～3.25L/ごみ t，中央値は 1.36L/ごみ t である。災害廃棄物処理の助燃量はこの 10～100 倍である。これに対して，堅型ストーカ式焼却炉は立上げ時のみ補助燃料を使用し，定常運転時にはごみの保有熱量で処理を行ったことから，通常の一般廃棄物処理施設での使用量の範囲と同等（図 5-16 中 ↓ で示す）の運用を行ったことが分かる。

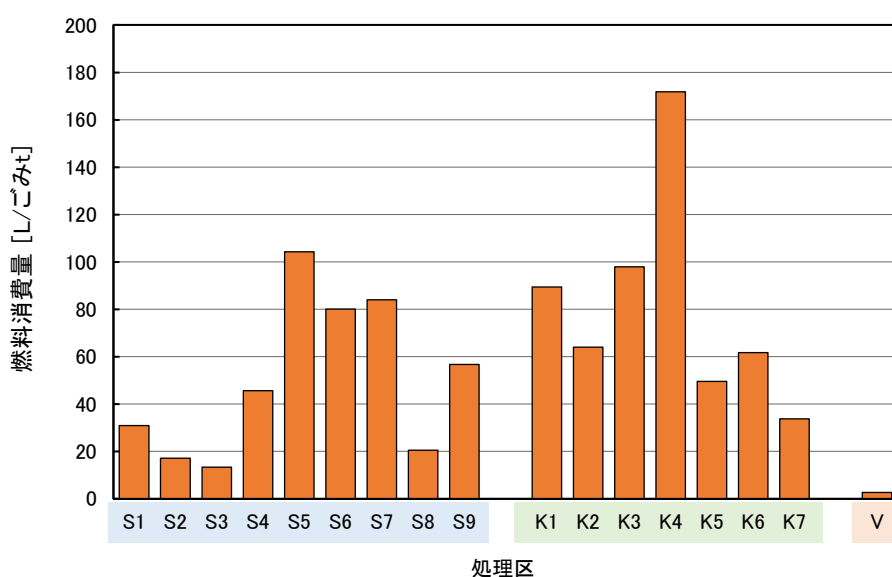


図 5-15 各処理区の燃料消費量

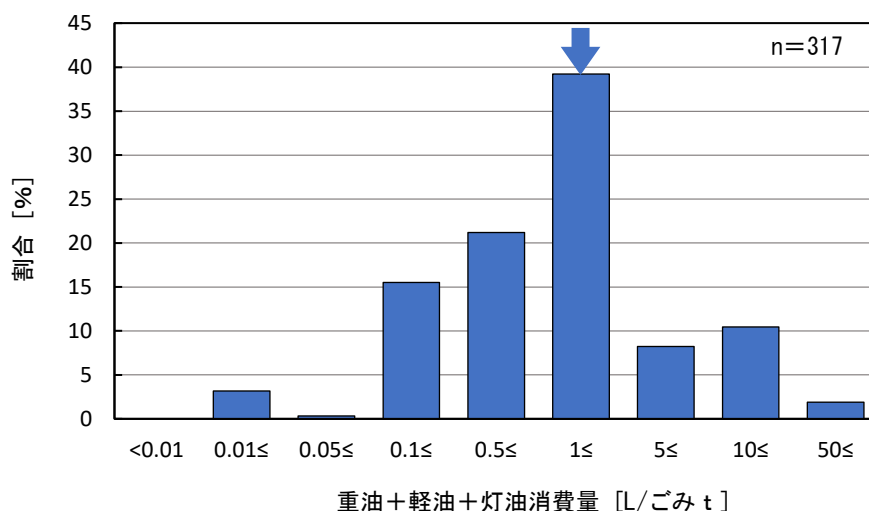


図 5-16 全連続式焼却施設の燃料消費量

5.5 おわりに

我が国の廃棄物は 20 品目に分類された産業廃棄物，そしてそれに含まれないものとしての一般廃棄物など様々な種類がある。これらは衛生面での配慮から，焼却という形で無害化，安定化处理を行っている。さらに時代とともにその質や量が変化し，社会情勢などにも大きな影響を受けることになる。また，近年頻発するゲリラ豪雨や線状降水帯での大雨による水害，台風や地震による被害により発生する災害ごみの処理においても焼却という手段が有効である。

ただし，ごみ質や発熱量などが大きく変化する可能性があり，前処理，投入方法，燃焼空気比の配分，排ガスを無害化するための薬品の種類や量等，様々なパラメータを調整していく必要がある。

堅型ストーカ式焼却炉では，産業廃棄物，医療廃棄物，一般廃棄物，災害廃棄物等これまで様々な種類の廃棄物を焼却対象とし国内外で稼働し，実際に安定稼働されている。条件の異なる廃棄物に対する対応力は高いと考えられる。これまでの施設においては運転管理上必要なデータのみが収集されていたが，第 2 章，第 3 章での利用したデータを計測することで，多様な廃棄物に対する定量的データを蓄積し，更なる運転の効率化と，今後より一層多様化，複雑化する廃棄物処理に対応が可能となる。

参考文献

- 1) 石部健輔，北川勝，鮫島良二，中原則之：下呂市クリーンセンターにおける汚泥混焼実績，第 30 回廃棄物資源循環学会研究発表会講演論文集，pp.93-294（2019）
- 2) 焼却部会企画セッション：都市ごみ処理と下水処理施設の連携，第 27 回廃棄物資源循環学会研究発表会，（2016）
- 3) 環境省：廃棄物処理法に基づく感染性廃棄物処理マニュアル（2022）
- 4) 平良誠，戎井大介，山田裕史，岸田一幸：医療廃棄物のエネルギー利用，第 27 回廃棄物資源循環学会研究発表会講演論文集，pp.331-332（2016）
- 5) 仮設焼却炉検討会：災害廃棄物処理における仮設焼却炉の実績と課題（2017）
- 6) 北海道大学廃棄物処分工学研究室：一般廃棄物連続式焼却施設の物質収支・エネルギー収支・コスト分析（2012）

第6章 炉の起動停止と維持管理

6.1 はじめに

これまで第2～5章では、廃棄物焼却施設としての定常時の安定運転特性について述べてきた。また焼却施設には定期的な整備が義務付けられており、施設建設に対する交付金の「廃棄物処理施設整備費国庫補助金交付要領の取扱い」¹⁾や、「発注仕様書の手引き」²⁾などには、定期修理、定期点検の計画を立てることが明記されている。これは施設の安定稼働のためには確実な定期点検、修理が極めて重要であるということに他ならない。ただ、点検や修理の際には必ず、焼却炉の立下げ、立上げを行う必要があり、これらは通常バーナを長時間焚き、不安定な温度下で焼却が始まるため、環境負荷の低減の観点から速やかに行う必要があるとされる。竪型ストーカ式焼却炉は従来型ストーカ炉とくらべて構造が簡単であることから、これらの操作がシンプルで短時間に効率よく作業を行うことができ、炉の安定稼働の時間を長く確保できる。さらに機械駆動部が少ないため、損傷箇所が限定的となり、補修期間が短い、維持管理が容易、稼働率が高いなどの特徴が挙げられる。本章では、これらの特徴について述べる。

6.2 立下げ、立上げ作業

6.2.1 立下げ作業

炉の立下げには、定期整備・点検のため長期間停止する場合と、一日16時間程度運転する准連続式焼却炉の毎日の立上げ下げによる短時間の停止がある。ストーカ炉の場合は廃棄物や灰を残したままにすると部分的な熱膨張などのトラブルの原因となるため、長期間、短期間のいずれも灰をすべて排出する。竪型ストーカ式焼却炉の場合、長期間停止の場合はすべて排出するが、短期間の停止の際には灰を残す。全連続式の場合でも簡易な点検の際には、やはり灰を残したままとする。ホッパ内のごみはすべて炉内に投入し、ホッパ上部のゲートを閉じる。これはホッパ内にごみをためておくと臭気が漏洩し、また炉内からの輻射による発火（逆火）の可能性があるためである。

炉の立下げの運転状況を、図6-1に示す。横軸はクリーンパーク長与で点検整備のため長期間停止する2021年9月4日0時からの経過時間である。図中①②を区切りとして、以下のように変化している。

- ① : 給じん装置からの供給が減少し始める。燃焼室ガス温度が低下する。
- ①～②ごみ層 : 水分蒸発がなくなるため、蒸発潜熱が減少し、傾斜部温度が上昇する。
- ①～②燃焼室 : 熱分解が終了し、可燃ガス発生がなくなる。
同時に炭化物の燃焼量も増加し、燃え尽きる。
燃焼室温度が減少する。
- ②～ : 可燃ガスの発生が終了すると燃焼室温度が低下する。

この時も一次燃焼空気は一定を保ち、可燃ガス発生がないので二次燃焼空気を減らす。

一方、「ごみ処理施設整備の計画・設計要領（2017）」³⁾では次のように准連続燃焼式のストーカ炉の立下げ手順を説明している。

- 1) ごみのごみホッパへの供給終了
- 2) ごみホッパ内のごみの減量を見ながら、ホッパ蓋閉止
- 3) 炉内監視 TV 画像、燃焼温度等により燃し切り完了を確認
- 4) 押込送風機停止
- 5) 誘引送風機停止

6.2.3 で詳しく述べるが、堅型ストーカ式焼却炉もこれらの手順はほぼ同じである。しかしストーカ式焼却炉は乾燥段～燃焼段～後燃焼段とごみが移動し、「炉内監視により燃え切りを確認し、火格子速度を調整して未燃分がそのまま排出されないように調整する必要がある」が、堅型ストーカ式焼却炉は、投入したごみはその場に滞留して燃えつきるので、ストーカ式焼却炉のような操作が特に必要ない。炉内監視カメラによって炉内での燃え切り状況は確認するものの、温度監視による二次空気量の自動制御のみでよい。

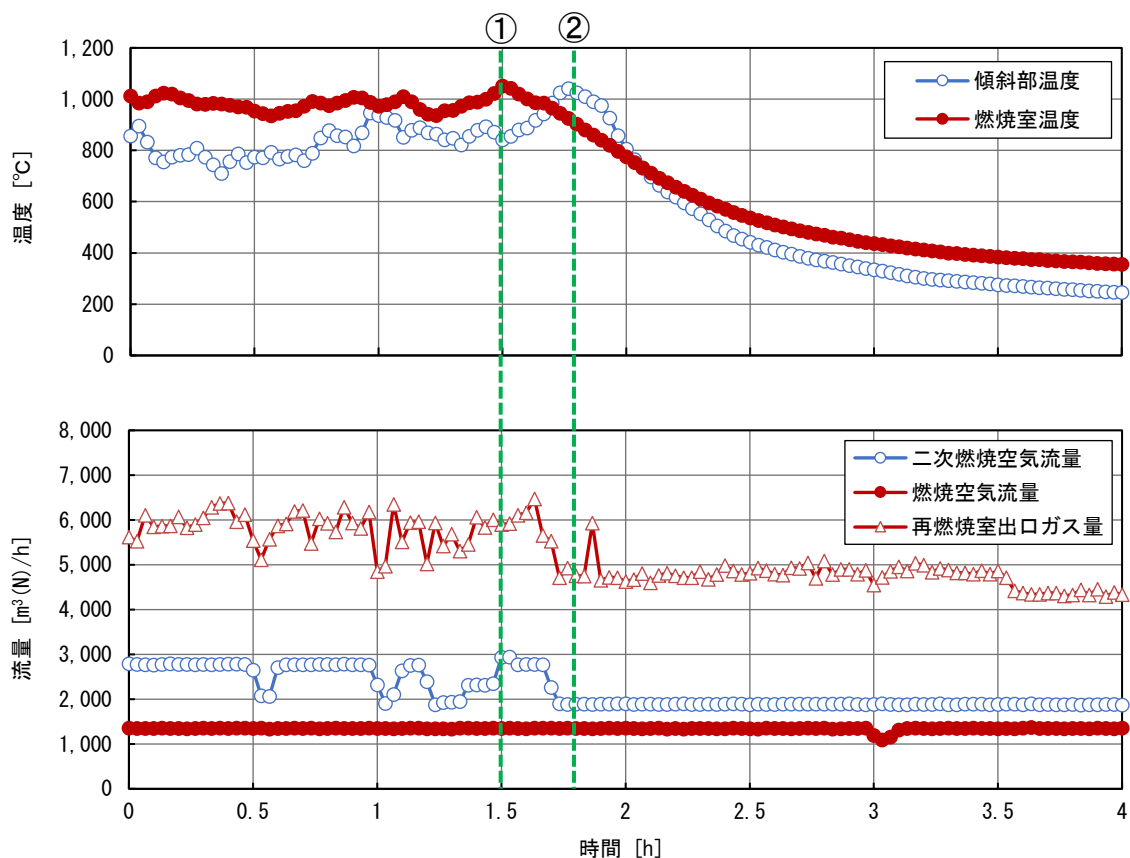


図 6-1 炉の立下げ（クリーンパーク長与）

6.2.2 立上げ作業

クリーンパーク長与の立上げ時のデータを図 6-2 に示す。横軸は 2021 年 3 月 12 日 10 時からの経過時間であり、この時は 4 日間炉を停止していたため、図中の灰層温度に示されるように炉内は常温であった。経過時間ごとの操作ならびに変化は、以下の通りである。

- 0～0.5 時間 ホッパへのごみ供給を開始し、ホッパレベル上限までごみを供給してマテリアルシールを完了させ、給じん装置（プッシャ）を数回動かして、装置先端までごみを送る。
- 誘引送風機を起動して炉内を負圧に保ち、助燃バーナを起動し昇温を開始する。約 30 分で燃焼室内は 600℃に達する。
- 0.5～1.5 時間 約 800℃に達するまでバーナによる昇温を続ける。給じん装置により落下したごみが燃焼し、灰層部分の温度が上昇する。燃焼温度は緩やかに増加する。
- 1.5 時間～ 炉内温度が 800℃に達した後、給じん装置を自動起動し、押込送風機を起動して燃焼空気を供給する。助燃バーナは燃焼ガス温度が安定するまで使用している。

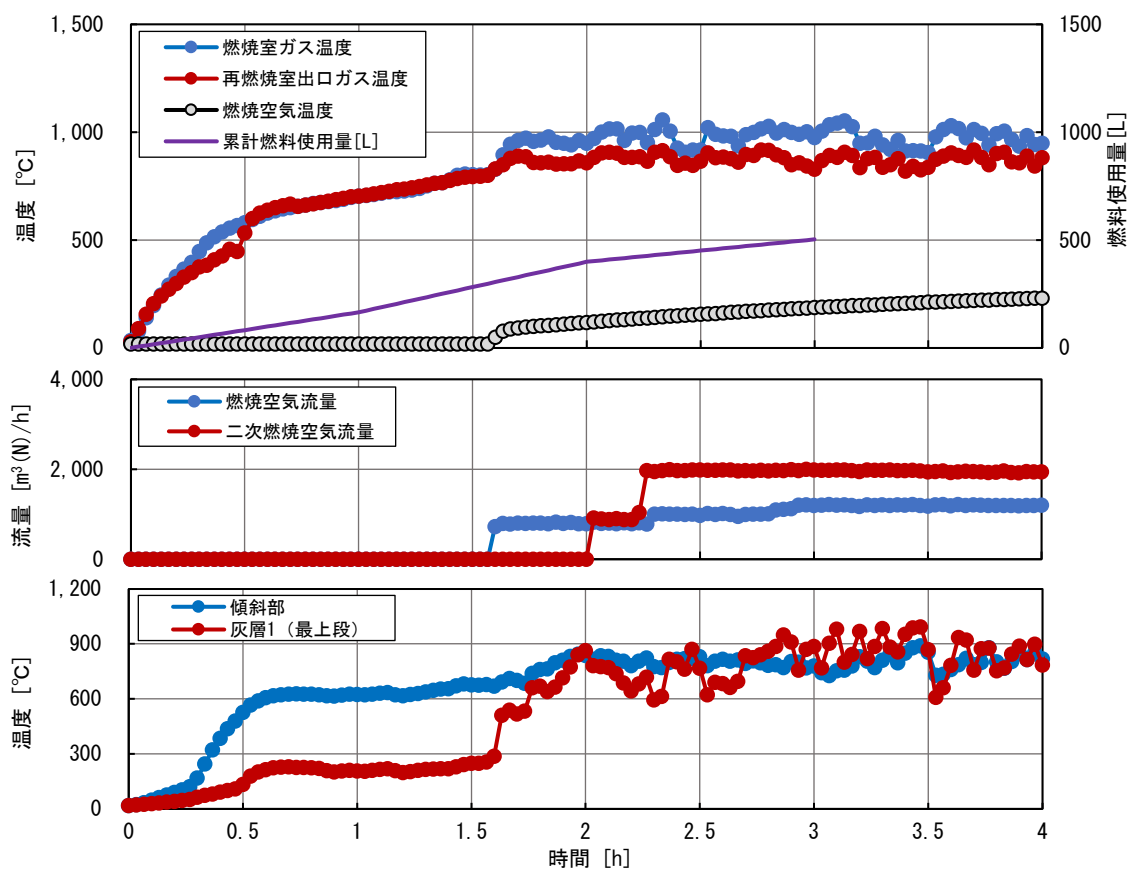


図 6-2 炉の立上げ（クリーンパーク長与）

准連続燃焼方式のストーカ炉の標準的な立上げ手順は、「ごみ処理施設整備の計画・設計要領（2006）」⁴⁾には以下のように記載されている。

- 1) 誘引送風機起動
- 2) 助燃バーナ点火
- 3) ごみクレーンによりごみホッパにごみ供給，ごみシール開始
- 4) 押込送風機起動
- 5) 燃焼空気量等を調整しながら，燃焼温度の上昇を待つ（作業開始後 30～40 分程度で 800℃に到達）
- 6) ごみ投入開始
- 7) 助燃バーナ消火

ストーカ式焼却炉は，ごみを投入開始した直後は炉内温度がまだ十分に昇温されておらず、定常状態に至っていないため，ごみの燃焼速度が遅い。そのため，ごみが未燃のまま排出されないようストーカの送り速度には十分注意する必要がある。

一方，堅型ストーカ式焼却炉はごみを一か所に積み上げ，ごみ層（灰層）も火格子上に貯められるので未燃状態のまま排出されることがなく，上述のような操作が不要となっている。図 6-2 での立上げ手順は上記の立上げ手順 3)～6) に従い，ごみ投入を炉内が 800℃に達してから，としているが「ごみ処理施設整備の計画・設計要領（2017）」³⁾では手順の一部が下記のように改訂されている。

- 1) 誘引送風機起動
- 2) 助燃バーナ点火
- 3) ごみクレーンによりホッパにごみ供給，ごみ投入開始
- 4) 押込送風機起動
- 5) 燃焼空気量を調整し速やかに 800℃に昇温
- 6) 助燃バーナ消火

この手順に従って 3) の時点でごみ投入を開始すれば，立上げ時間は今よりもさらに短縮される。また助燃バーナで使用する燃料を節約することができ，加えて早期立上げによる安定稼働時間の長く確保することが可能となる。

6.2.3 間欠運転施設の立下げ

見附市清掃センターは，一日 16 時間の間欠運転（准連続式）であり，かつ日曜日および月 1 回土曜日は運転を休止している。平日は立下げと立上げを頻繁に繰り返し，立下げ時には炉内に灰層を残す点が，定期整備時の立下げとは異なっている。定期整備時にはストーカの点検整備を行い，また各所の清掃を行うことから，焼却炉・ガス冷却室の点検清掃を行うために冷却する必要があるため，ストーカ（排出板）上の灰は全て排出する。またごみホッパ内のごみは空にする。

図 6-3 に 11 日間連続の運転状況（温度）のトレンドグラフを、図 6-4 に立下げ時の温度変化を示す。また図 6-4 の①～④はそれぞれ①ホップ投入終了、②給じん終了、③燃焼終了、④すべて停止（立下げ終了）、の時点を示しており、操作および変化は以下の通りである。

- ①～② ごみホップへの投入を終え（①）、シュート内のごみが炉内へ落下する量も徐々に減少していき、併せて炉内温度も低下していく。
- ②～③ シュート内のごみがすべて炉内に供給されると給じん装置を停止（②）し、炉内温度を基に制御されている二次燃焼空気・冷却空気は自動的に減少していく。
- ③～④ 監視カメラによりごみ層表面に炎が見えなくなると可燃ガスの燃焼が終了したと考えられる（③）。温度は急激に低下し、おおよそ 20～30 分程度経過した後に誘引送風機、押込送風機、噴射水ポンプ等を停止する（④）。
- ④以降 誘引送風機の停止後においても、煙突のドラフト効果により炉内が負圧に保たれ、また一定のガス量（空気量）がある。

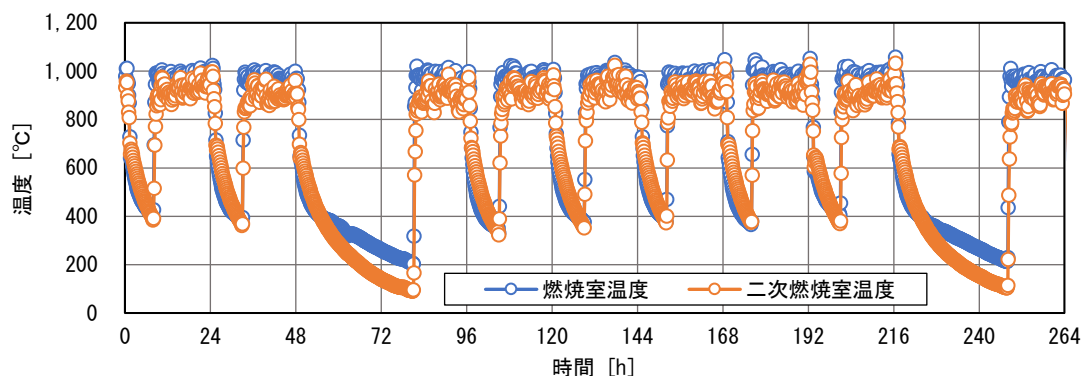


図 6-3 准連続式焼却炉の運転状況（見附市清掃センター）

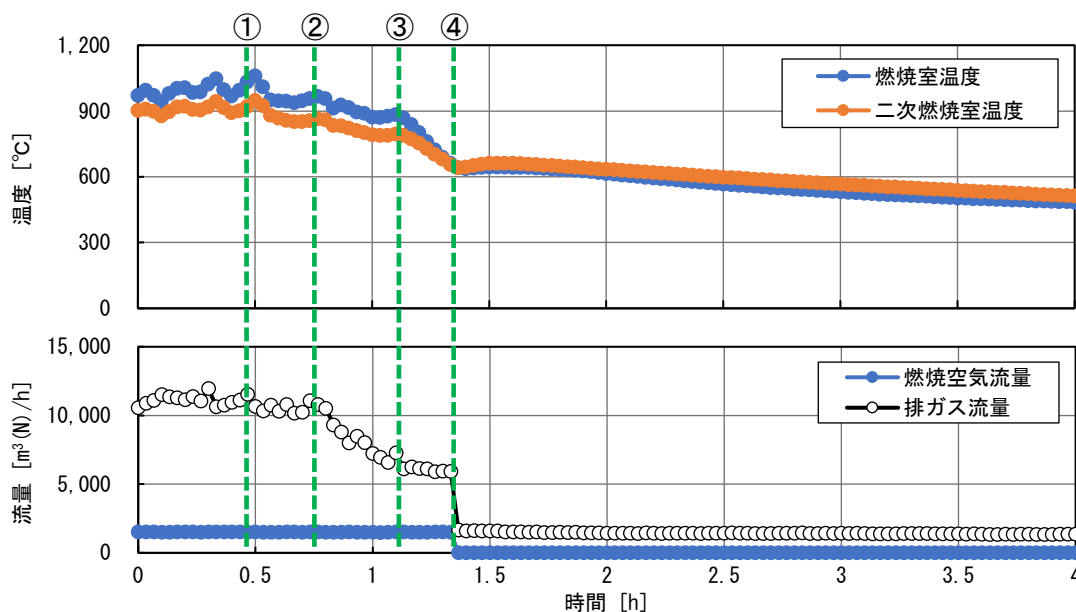


図 6-4 准連続式焼却炉の立下げ（見附市清掃センター）

ストーカ式焼却炉はごみが乾燥段～燃焼段～後燃焼段へと移動しながら進むが、竪型ストーカ式焼却炉は限られた空間内で酸化～熱分解～ガス燃焼が連続的に起こる。この反応効率の高さのため、廃棄物投入後、乾燥～燃焼は短時間で終了する。発生熱がなくなると、灰層は一次燃焼空気によって冷却され、そこを通過する燃焼空気温度が低下し、耐火壁温度も低下する。図 6-1 での立下げでは冷却を早めるため一次燃焼空気の供給を続けているが、間欠運転での日常的な立下げ時にはごみ層の温度を保つ方が、翌日の立上げの際、有利なので④以降はドラフト効果による自然対流のみの通気量となる。一次空気量による冷却が小さくなることで、温度低下が緩やかとなる。

6.2.4 間欠運転施設の立上げ

図 6-5(a)(b)は図 6-3 の一部を抜き出し、(a)平日の立上げ時、(b)休日を挟んだ後の立上げ時として、それぞれ示したものである。図 6-5(a)は、立上げ前の燃焼室温度は 400℃に保たれており、バーナを着火し、給じんを開始し廃棄物を投入することによって速やかに温度が上昇し、15 分ほどで 800℃に到達する。灰層への蓄熱があり、耐火壁も流通空気により同程度の温度となっているため、常温からの立上げに比べ、必要な温度上昇幅が少なく済んでいる。一方、図 6-5(b)は休日をはさむため燃焼室温度が 200℃まで低下しているが、助燃量を増やすことでやはりすぐに 800℃に達する。

ストーカ式焼却炉での間欠運転時の立下げでは、火格子の動作で蓄熱体となる灰がすべて炉外に排出される。そのため停止時には流通空気により燃焼室内が冷却され、また立上げ時は、ストーカ上にほとんど何もない状態から昇温を開始する。これに対して竪型ストーカ式焼却炉は、前述の通り、前日の立下げ時に炉底に灰を残し、その保有熱により炉内温度の速やかな上昇が可能となっている。

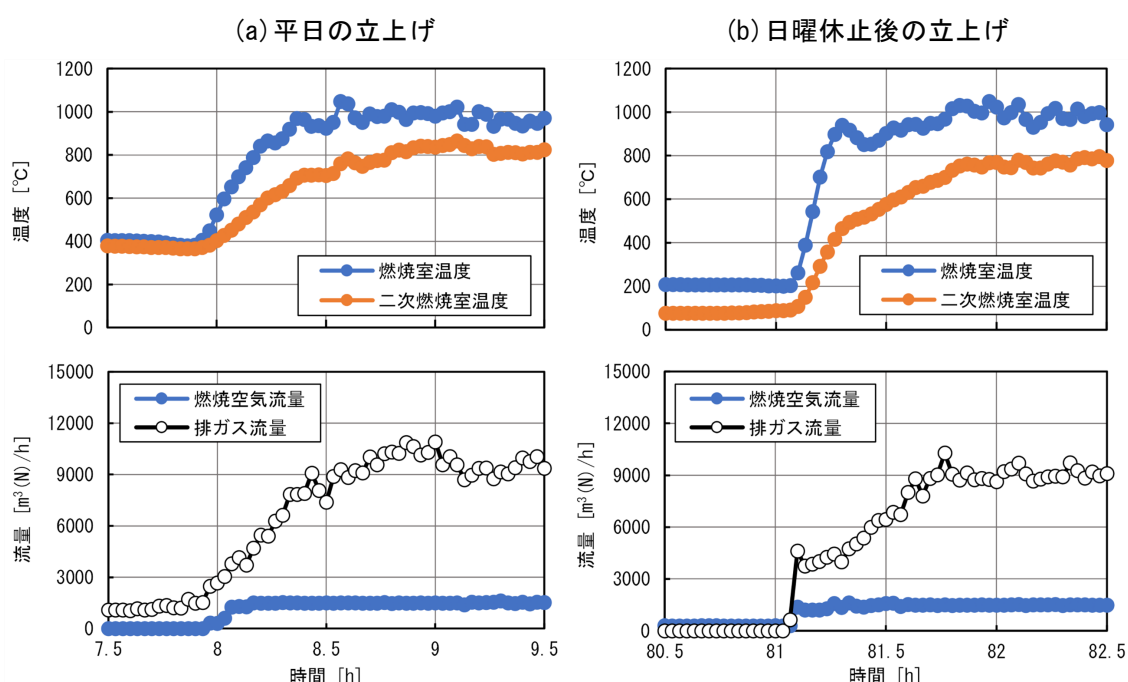


図 6-5 準連続式焼却炉の立上げ（見附市清掃センター）

6.3 稼働率，補修期間

6.3.1 炉の稼働率

種子島清掃センター，西紋別地区広域ごみ処理センター，伊東市環境美化センター，クリーンパーク長与，見附市清掃センター，五島市クリーンセンターの6つの一般廃棄物処理施設の2020年度1年間の運転状況を表6-1に示す。西紋別地区広域ごみ処理センター，見附市清掃センターは准連続式運転であり，見附市清掃センターは日曜日と月1回の土曜日は運転休止である。残り4施設は全連続運転だが，種子島清掃センターは1炉構成で日曜日は休止している。①は日処理能力，②は日曜（あるいは土曜）休炉を除いた最大運転日数であり，すべて運転するときの最大処理能力③は①×②となる。したがって，どれだけ処理能力が発揮されているかは年間処理量④を③で割って⑤＝④/③（処理稼働率）となる。定期整備等の休止が少ないほど処理稼働率は高くなる。伊東市環境美化センター，五島市クリーンセンターは処理稼働率が低い，これは搬入量に対して施設処理能力に余裕があり，炉停止日数が多くなっているためである。

一方，施設がどれだけ運転されているかを，時間稼働率として⑨に示す。これは炉数×一日の運転時間を日総稼働時間⑥とし，最大運転日数②を乗じて最大年稼働時間⑦とする。実際の総稼働時間⑧÷⑦で計算した。日曜日と月一回土曜日は休炉しているものの，時間稼働率が最も大きいのは見附市清掃センターであり，1を超えている。種子島清掃センターは月曜，月1回の点検・清掃のため0.88である。全連続炉の中ではクリーンパーク長与が0.9以上となっている。

表 6-1 施設の稼働率（2020 年）

	種子島 22t/24h×1 炉	西紋別地区 13t/16h×2 炉	伊東市 71t/24h×2 炉	長与 27t/24h×2 炉	見附市 19t/16h×2 炉	五島市 20.5t/24h×2 炉
①日処理能力[t/日]	22	26	142	54	38	41
	日曜休				日曜休 (月1土曜休)	
②最大運転日数[日]	313	365	365	365	301	365
③最大処理能力 [t/年]=①×②	6,886	9,490	51,830	19,710	11,438	14,965
④年間処理量 (実績) [t/年]	5,813	7,479	30,971	16,102	10,394	11,196
⑤処理稼働率 =④÷③	0.84	0.79	0.60	0.82	0.91	0.75
⑥日総稼働時間 [時/日]	24	32	48	48	32	48
⑦最大年稼働時間 [時/年]=②×⑥	7,512	11,680	17,520	17,520	9,632	17,520
⑧総稼働時間 (実績) [時/年]	6,573	9,314	12,698	16,008	9,704	13,064
⑨時間稼働率 =⑧÷⑦	0.88	0.80	0.72	0.91	1.01	0.75
1 炉停止日数[日]	65	45	169	13	27	123
2 炉停止日数[日]	—	58	6	18	60	20

6.3.2 炉の停止日数

施設処理能力に余裕のある伊東市環境美化センター、五島市クリーンセンター以外の2020年度の休炉日数を集計したものを図6-6に示す。見附市清掃センターは9月に5日の2炉停止を挟んで、各炉10日間の定期整備を行っている。西紋別地区広域ごみ処理センターは全停止前後の各炉ずつ行う定期整備日数がやや長い。種子島清掃センターは、月曜日運転開始前に機器類を含め簡易点検（2～4時間）、月1回炉内各所の簡易清掃、機器の月例点検（8時間）を行っているため、定期整備に要する炉停止日数が短いものと考えられる。クリーンパーク長与は共通機器の整備のため2炉全停止が年4回あるが、その前後の各炉定期整備に要する停止日数は短い。表6-1ではこれら4施設の処理稼働率は0.8以上と高い。

なお、表6-2、図6-6に定期整備に係る炉停止日数を示す。表6-2は表形式で示し、それを図6-6ではバーチャート形式で示した。この停止期間以外に施設内機器の部分的点検・調整のために短期間の停止を行うことがある。また年末年始に停止しているのは、ごみの受け入れがないことによるものである。

表6-2 炉の停止日数（2020年度）

長与			西紋別地区			見附市			種子島	
	1号	2号		1号	2号		1号	2号		1号
4月			4月			4月			4月	
5月	5	5	5月			5月			5月	
6月			6月			6月			6月	
7月			7月			7月			7月	
8月	5		8月	2	2	8月			8月	
	5	5			2					
		4								
9月			9月			9月	12		9月	
							5	5		
								13		
10月			10月			10月			10月	
11月			11月			11月		1	11月	
							1	1		
								1		
12月	1		12月			12月			12月	17
	4	4								
		1								
年末年始			年末年始	9	9	年末年始	5	5	年末年始	4
1月末			1月末	24		1月			1月	
2月			2月	8	8	2月			2月	
3月	1		3月		23	3月			3月	
	4	4								
合計	25	23	合計	43	44	合計	23	26	合計	22

※ は共通停止日を示す。

	4月	5月	6月	7月	8月	9月	10月	11月	12月	1月	2月	3月
長与	1号炉	5日			5日+5(共通)日			1日+4(共通)日			1日+4(共通)日	
	2号炉	5日			5(共通)日+4日			4(共通)日+1日			4(共通)日	
西紋別	1号炉				2(共通)日			年末年始 9(共通)日			24日+8(共通)日	
	2号炉				2(共通)日+2日			年末年始 9(共通)日			8(共通)日+23日	
見附市	1号炉				12日+5(共通)日			1(共通)日		年末年始 5(共通)日		
	2号炉				5(共通)日+13日			1日+1(共通)日+1日		年末年始 5(共通)日		
種子島	1号炉								17日	年末年始 4日		

図6-6 炉の停止日数（2020年度）

6.3.3 ストーカ炉との比較

炉停止日数、処理稼働率を、全国の一般廃棄物処理施設と比較すると、図 6-7、図 6-8 となる。図 6-7 は全連続式焼却施設に対するアンケート調査⁵⁾ (2010 年実施)、図 6-8 は一般廃棄物処理実態調査 (平成 29 年度) であり、そこに表 6-1 で示した施設がそれぞれの位置に属するかを示した。図 6-7 に 2 炉構成の全連続式焼却炉の 2 炉 (全炉) 停止日数および、1 炉停止日数であり、2 炉構成のクリーンパーク長与の 1 炉停止日数は大変に少ない部類に属することが分かる。また図 6-8 は表 6-1⑤の処理稼働率を処理能力別に示しており、凡例中かっこ内の数値は平均値であり、0.5 程度にすぎない。30t/日未満ではわずか 0.4 である。これに対して堅型ストーカ式焼却炉の稼働率が非常に高いことがわかる。

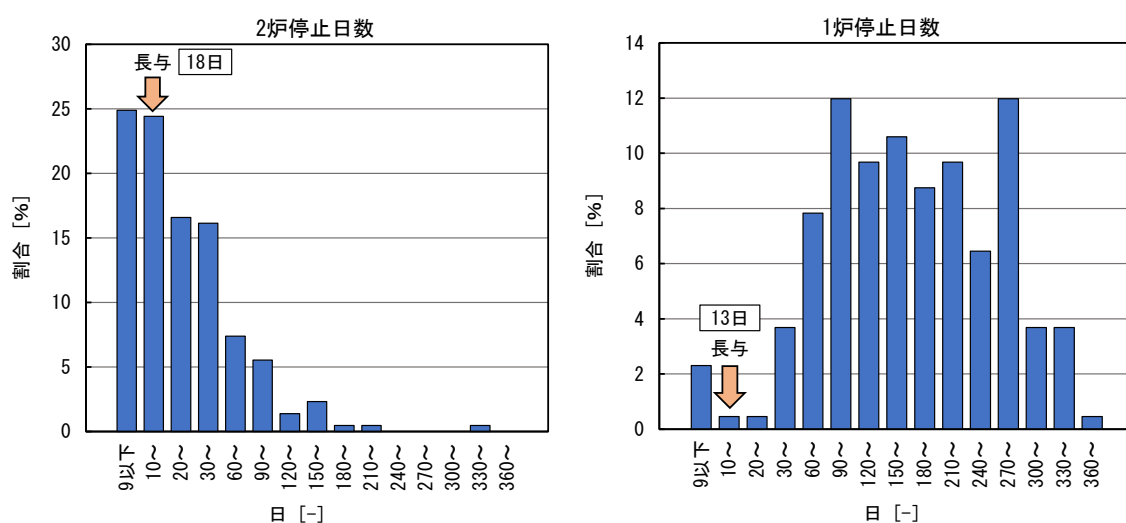


図 6-7 2 炉構成の全連続焼却施設の炉停止日数 (2010 年度)

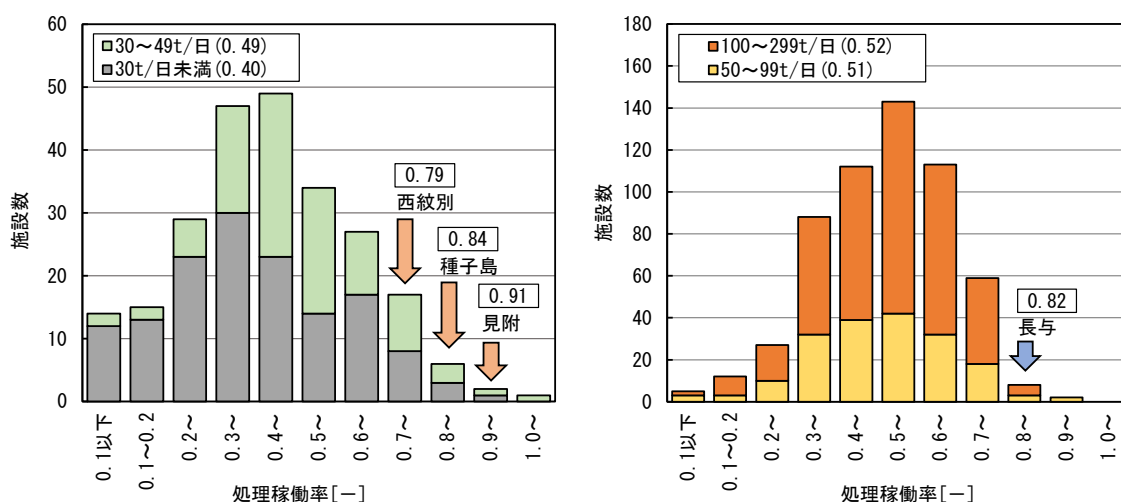


図 6-8 一般廃棄物焼却施設の処理稼働率 (2017 年度)

6.4 用役使用量（薬剤，電気，燃料）

2021(令和3)年度の焼却量、用役使用量などをまとめると、年間の合計使用量は表 6-3(a)、ごみ処理量あたりの原単位量は表 6-3(b)となる。表 6-1 に示す 6 施設の施設番号 A～F として、全連続式焼却施設に対するアンケート調査⁵⁾（2010 年実施）の分布上に示すと図 6-9 となる。主灰、飛灰発生量はごみの特性に依存するため、一般廃棄物を処理している他の施設と比較しても、平均的な数値である。アルカリ剤使用量は各施設の酸性ガスの公害防止基準値に大きく依存するため、ここでは使用量について議論することはできないが、比較的大きい数値となっている。これは図 4-20 に示すように、バグフィルタ入口酸性ガス濃度は非常に低い数値となっており、他の一般廃棄物処理施設も同程度と想定され、プレコート方式の利点が発揮されていないためと考えられる。

電気使用量には併設施設（粗大ごみ破砕機など）が含まれることがあるため、データの信頼性は不明である。種子島は活性炭を使用していない。伊東市は焼却主灰と固化飛灰を同じピットに貯留し、リサイクル施設へ搬入しているためキレートは使用しておらず、また焼却主灰の数値に固化飛灰が含まれたものである。長与も飛灰はセメント施設へ運ばれるためキレート処理（キレート剤添加と加湿）は行っていない。重油・灯油・軽油は施設間の違いが大きいので横軸を対数目盛としたが、堅型ストーカ式焼却炉は低めである。

表 6-3 一年間の用役使用量一覧（2021 年度）

(a) 年間数量データ

施設名		種子島	西紋別	伊東	長与	見附	五島
施設番号		A	B	C	D	E	F
焼却量	t	5,813	7,479	31,061	16,102	10,394	11,196
焼却主灰	t	539	872	3,038	1,400	820	991
固化飛灰	t	176	272	上記に含む	389	363	433
水使用量	m ³	10,626	17,888	90,756	31,794	18,305	53,915
受電電力量	MWh	1,098	1,448	3,607	2,681	1,799	2,046
消石灰	kg	48,420	67,218	209,494	177,318	99,108	130,428
活性炭	kg	—	7,135	10,728	14,810	7,121	10,677
キレート剤	L	3,006	5,333	0	0	13,480	8,223
燃料（灯油）	L	11,118	14,751	12,292	12,084	12,449	11,920
尿素水	kg	—	—	—	ND	14,320	9,380

(b) 処理量あたり原単位

焼却主灰	t/t	0.093	0.117	0.098	0.087	0.079	0.089
固化飛灰	t/t	0.030	0.036	上記に含む	0.024	0.035	0.039
水使用量	m ³ /t	1.83	2.39	2.92	1.97	1.76	4.82
受電電力量	kWh/t	188.8	193.6	116.1	166.5	173.1	182.7
消石灰	kg/t	8.33	8.99	6.74	11.01	9.53	11.65
活性炭	kg/t	—	0.95	0.35	0.92	0.69	0.95
キレート剤	L/t	0.52	0.71	0	0	1.30	0.73
燃料	L/t	1.91	1.97	0.40	0.75	1.20	1.06
尿素水	kg/t	—	—	—	ND	1.38	0.84

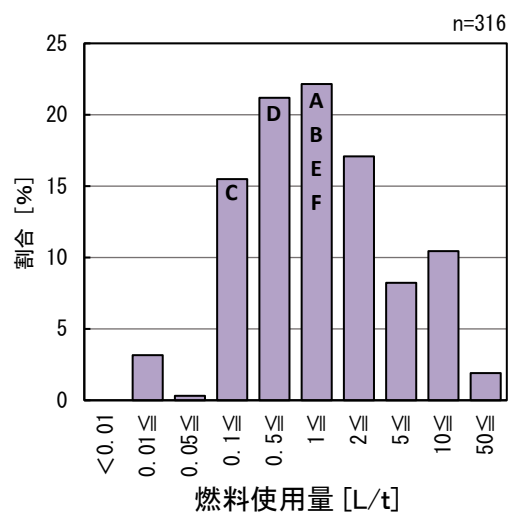
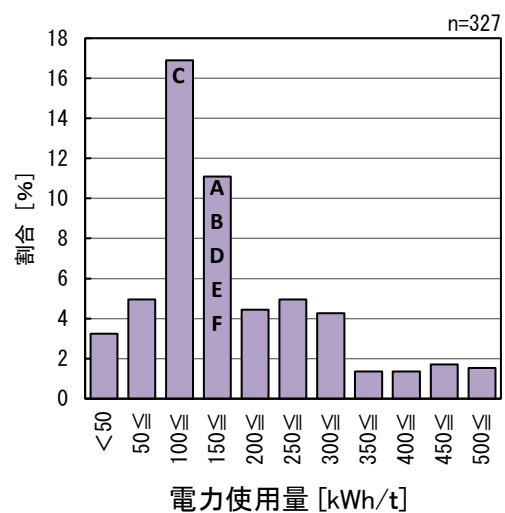
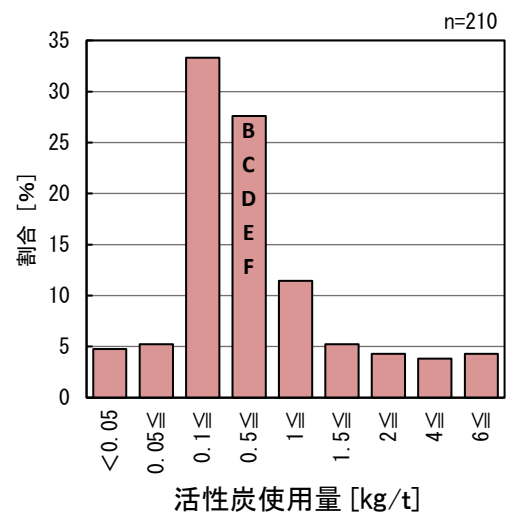
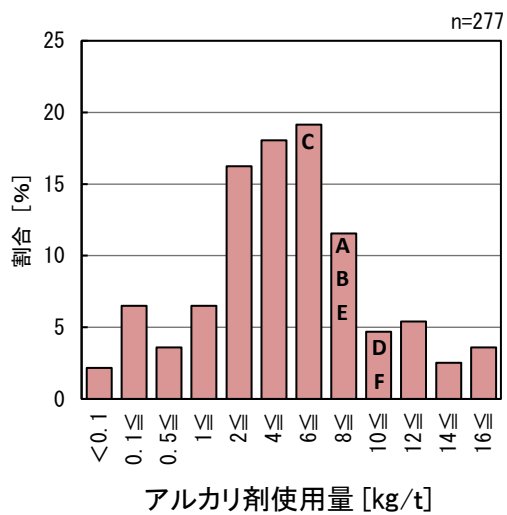
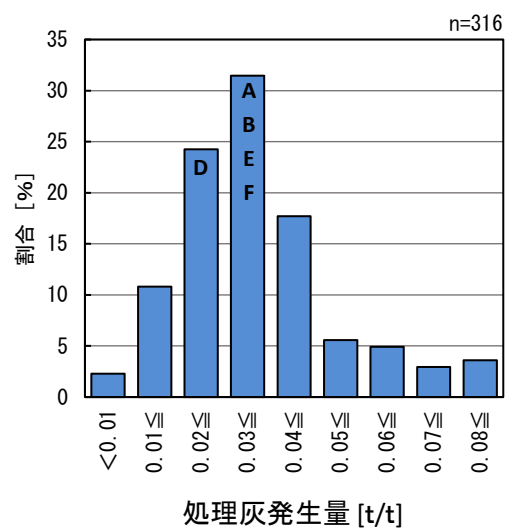
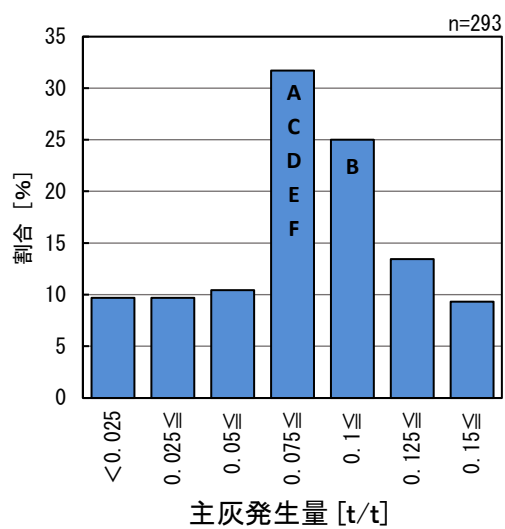


図 6-9 全連続式焼却施設アンケート調査との比較

6.5 炉の耐久性

図 6-10 に各施設の定期整備補修期間の経年変化を示す。種子島、長与、見附の定期整備日数は概ね 1～2 週間である。中でも種子島は施設稼働から既に 9 年を経過しているものの、この数年でも整備日数に大きな変動はない。西紋別、伊東はこの 2 倍程度となっているが、耐火物の補修範囲が広がったという点と、処理能力に余裕があり、比較的ゆったりとした工事工程であったためである。施設整備に関しては「廃棄物処理施設整備費国庫補助金交付要領の取扱い(2003 年)」¹⁾に「年間停止を 85 日とし、原則 2 炉あるいは 3 炉とする」と示され、「発注仕様書作成の手引き」²⁾では「定期修理時、定期点検時においては 1 炉のみ停止し、他炉は原則として常時運転するものとする」としている。85 日の内訳は、整備補修 30 日＋補修点検 15 日×2 回、起動 3 日・停止 3 日の計 6 日×3 回、全停止 7 日としているので、豎型ストーカ式焼却炉の定期整備補修期間は、きわめて短期間で済んでいる。

また豎型ストーカ式焼却炉の火格子（排出板）は、ごみ層と灰層を支持することが主な機能であり、炉内に駆動部をもたず、火格子面は厚い灰層に覆われるため高温にさらされることがない。そのため定期整備においても目視での確認を行うのみで、特別な点検や整備は行う必要がない。実際、すべての施設において補修や交換は一度も行っていない。10 年間稼働している 2 施設（種子島、西紋別）で火格子の板厚測定を実施したところ、減肉は見られなかった。

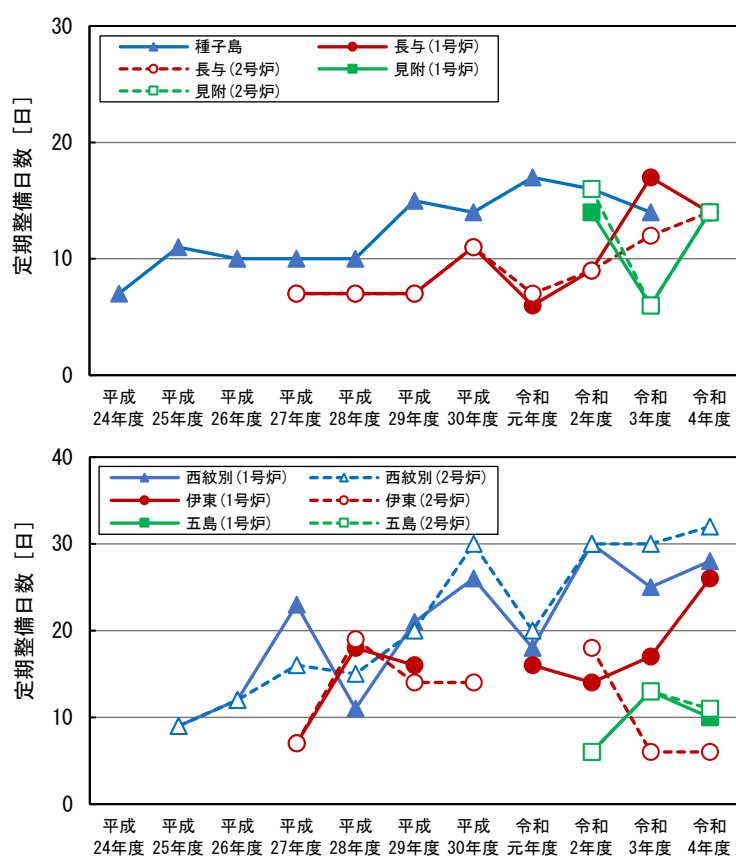


図 6-10 各施設の炉毎の定期整備期間の推移

6.6 おわりに

ストーカ式焼却炉は火格子を階段状に並べ、可動火格子がごみを攪拌しながら下流へ送る仕組みとなっている。これは水分、灰分の多いごみを確実に燃焼するためには機械的な移動・攪拌が必要であり、まずごみを乾燥したのち燃焼、おき燃焼を独立したストーカ上で進める方法が標準的とされている。これに対して堅型ストーカ式焼却炉は、ごみを上方から投入し底部から焼却残渣を排出するシンプルな構造となっている。ごみの移動は深さ方向の自重による移動と灰出し時の層全体の移動のみであるため、投入されたごみはその場で燃焼が進み、投入を停止すると燃え尽き、炉の立上げ、立下げが容易である。また機械駆動部分が少ないため、定期整備に要する日数も短く、結果として炉の稼働率を高めることができる。

ダイオキシン類対策のためにごみ焼却施設は、一定量を 24 時間連続で供給することができ、安定的な燃焼を行える全連続式の割合が増加した。人口の少ない市町村は発生するごみの量が少なく全連続化が困難なので、隣接市町村と連携して、一定規模以上の全連続炉への集約化(広域化)を推進することが必要とされている⁶⁾。しかし広域化は、施設の立地、合意形成などのために実現が困難であり、結果として自治体単独で処理能力の小さな施設を建設する場合が多い。地方都市では運転人員の確保、降雪地帯では積雪により夜間の帰宅が困難となるなどのため、夜間運転を避けた 2 交代制を望む場合がある。立上げ、立下げが容易ならば間欠運転にも無理がない。また定期整備に日数が必要ならば全量焼却を続けるために 2 炉以上とし、施設の稼働率は低下するが、定期整備を短期間で行えるならばピット容量を大きくとることで、1 炉での処理も可能となり、民間施設はほぼ 1 炉構成となっている。堅型ストーカ式焼却炉は、これらの課題を解決できる技術である。

参考文献

- 1) 環境省：廃棄物処理施設整備費国庫補助金交付要領の取扱い，平成 15 年 12 月 15 日 環廃対発第 031215002 号
- 2) 環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部廃棄物対策課：廃棄物処理施設の発注仕様書作成の手引き(標準発注仕様書及びその解説) エネルギー回収推進施設編 ごみ焼却施設 (第 2 版)，p.1.6
- 3) 全国都市清掃会議：ごみ処理施設整備の計画・設計要領 2017 年改訂版，pp.494-495 (2017 年)
- 4) 全国都市清掃会議：ごみ処理施設整備の計画・設計要領 2006 年改訂版，pp.416-417 (2006 年)
- 5) 北海道大学廃棄物処分工学研究室：一般廃棄物全連続式焼却施設の物質収支・エネルギー収支・コスト分析，2012 年 3 月
- 6) 環境省：ごみ処理に係るダイオキシン類の削減対策について，平成 9 年 1 月 28 日 衛環 21 号

第7章 総括

わが国の廃棄物処理は焼却が中心となっている。焼却炉の形式としては火格子を階段状に並べ、可動火格子がごみを攪拌しながら下流へ送るストーカ式焼却炉が施設数の約 70%を占めている。火格子の上のごみは下流へ移動する間に、乾燥・燃焼・おき燃焼の過程を経て焼却残渣となり炉から排出される。一方、本論文で研究対象とした堅型ストーカ式焼却炉は円筒堅型の形状であり、上方から投入される廃棄物は自重で下方へ移動し、底部から焼却残渣を排出する。一次燃焼空気の空気比は 0.3~0.5 程度としてごみ層下部のみを燃焼し、その燃焼によって発生した高温の還元性ガスがその上部のごみを熱分解・乾燥させる。熱分解ガスはごみ層上方の燃焼室で完全燃焼される。バイオマス発電技術は直接燃焼による発電とガス化による発電に分類されるが、堅型ストーカ式焼却炉は後者のガス化による発電の「熱分解ガス化」に該当するものである。

堅型ストーカ式焼却炉は現在までに国内外で 20 施設以上の実績があり、石炭やバイオマスと比較して水分が高く、不均質で、時間的変動が大きい一般廃棄物、産業廃棄物、医療廃棄物を良好に運転できることがすでに実機では確認されている。これまで幅広いごみ質に対応でき、焼却残渣中の未燃分がほぼゼロであるなどの特徴を確認してきたが、いずれも定量的検討は行われていなかった。

本研究では、実際に稼働している堅型ストーカ式焼却炉の運転データを用い、物質収支、熱収支モデルを作成し、これらを用いて炉内の現象を定量的に明らかにすることを目的とするとともに、処理施設の性能として排ガス処理特性、多様なごみに対する運転の安定性、炉の立上げ・立下げの運転特性、定期整備日数や施設稼働率などについても調査・検討した。

本研究成果について要約を章毎に記す。

第 1 章は堅型ストーカ式焼却炉の特徴、開発経緯と主な設計要因、国内外の施設納入状況、および本論文の目的を述べた。

第 2 章は、焼却炉の運転データを用いて物質・熱収支モデルを作成し、ごみ質や炉内の現象を考察した。モデルの最大の特徴は乾きガスと水分を区別したことにあり、これはガス量変化が水噴霧や水分蒸発によって生じ、乾きガス自体の変化が小さいためである。一次燃焼空気を供給してからごみ中水分の蒸発、冷却水の噴霧等による排ガス量の変化を定量的に示すことができた。物質収支を求めたのちに、温度測定データをもとに熱収支を明らかにし、燃焼室温度を測定値と比較してモデルの信頼性を確認した。またモデルによって、ごみ中の水分、ごみの発生熱量を推定することができた。

堅型ストーカ式焼却炉は焼却残渣の未燃分が少ないことが特徴であり、これは滞留時間が長いとされていたが、定量的な説明がなされていなかった。第3章は、実験している堅型ストーカ式焼却炉における熱分解、燃焼完了位置、および滞留時間の推定を目的とした。まず廃棄物層中の固形物ならびに燃焼ガス成分を測定し、 CO 、 H_2 、 CO_2 などの分布および固形物中のC、H含有量から、熱分解および熱分解残渣の燃焼完了位置を確認し、熱分解は廃棄物層内の狭い範囲で起きていることを明らかにした。トレーサ試験には廃棄物層上に4種類のセラミック材を使用した。セラミック材を炉に投入し、約5～6時間ごとに排出される焼却残渣中の個数を測定した。炉内の滞留時間は20時間程度であり、ストーカ炉の10倍程度と推定された。特に燃焼完了後に15時間以上炉内にとどまることによって、未燃炭素が検出下限以下となることが明らかとなった。

第4章は、 NO_x の生成機構およびバグフィルタの除去性能について述べた。廃棄物焼却施設に対して排ガスの排出基準が定められており、一般廃棄物焼却施設はばい煙発生としての基準と比べて、より厳しい自主基準を定めることが一般的となっている。特に窒素酸化物は低い自主基準を満足するため設備の追加が必要となり、イニシャルコスト、ランニングコストが増加するといった問題がある。さまざまな脱硝技術があるが、発生を抑制することが根本的な解決方法である。そこで第4章はHCNおよび NH_3 を NO_x 生成の主要物質と考え、室内実験により、酸素濃度、温度および H_2 、 CO などの共存ガスが NO_x 生成にどのような影響があるか調べることを目的とした。最後に、数時間分の消石灰を十数～数十分間で一気に吹込み短時間で厚みのあるろ過層を形成するプレコートバグフィルタによる塩化水素、硫黄酸化物、水銀、ダイオキシン類の除去性能について整理した。

これまでに述べたように、堅型ストーカ式焼却炉は幅広いごみ質に対応できることが特徴であることから、第5章は、多様なごみ質に対する運転特性について述べた。廃棄物焼却施設においてはごみ質が低質～基準～高質と変動することを想定し、その間で安定運転できるように設計されている。そこで2章の手法を用い、下水・し尿汚泥混焼施設における物質収支、熱収支を定量化した。汚泥の混焼については、効率化が図れるが、技術的な難しさのため、汚泥単独処理が一般的である。また、その他の燃焼困難物の処理が安定的に行われていることを医療廃棄物処理施設、海外での有害ごみ処理施設、災害廃棄物処理施設のそれぞれの施設運転データをもとに示した。医療廃棄物はプラスチック類、紙おむつのほか、ガラス・不燃物などが混在し、容器ごとに内容物の発熱量や種類、大きさにばらつきがあり、しかも施設に運搬された容器ごと、破碎処理せずに焼却しなければならないため、一般的な形式の焼却炉では医療廃棄物を主体とした処理は困難であるが、ここではその医療廃棄物を専焼している施設について処理の状況を示した。また海外の廃棄物処理施設では、液状も含む有害廃棄物に指定されている廃棄物の処理事例を示した。最後に東日本大震災で発生した災害廃棄物の処理について示した。災害廃棄物は津波によって大きな被害が出たため、さまざまな

ものが混合し、土砂・がれき・水分を多く含む廃棄物であるとの特徴があるが、その処理状況を仮設焼却炉の公表データをもとに、焼却残渣の特性、燃料消費量などを他施設と比較した。特に他施設が多くの燃料を使用しているのに対し、堅型ストーカ式焼却炉は通常の一般廃棄物処理施設と同等の助燃量であり、低質ごみに対する適応性を示した。

第6章は、炉の立上げ・立下げの運転特性、および定期補修整備の所要日数について述べた。ごみ焼却施設は、施設の安定稼働のために定期点検、定期整備が必要である。点検や整備の際には必ず、焼却炉の立下げ、立上げを行う必要があり、堅型ストーカ式焼却炉は従来型ストーカ炉と比べて構造が簡単であることから、短時間で効率よく作業を行うことを示した。さらに損傷個所が少なく限定的であることから補修期間が短く、結果として稼働率が高いことを示した。

第7章は、論文の総括であり、本論文で得られた結果をまとめた。