

流動床ガス化溶融炉での設備改善事例報告

Report on Example Improvements to Fluidized Bed Gasification Melting Furnace

清水剛生* 田中豊和*

Takeo Shimizu, Toyokazu Tanaka

流動床ガス化溶融設備において発生する窒素酸化物の抑制を目指し、当社納入施設での赤外線レーザー式酸素濃度計を用いた低空気比燃焼制御と排ガス再循環(FGR)との組合せによる燃焼改善試験を実施した。また低質ごみ時のごみ処理能力維持と助燃材使用量の低減を目的とし、流動床ガス化炉内へ砂層バーナを設置した。これらの改善により設備の複雑化を伴うことなく、従来システムをベースとした流動床ガス化溶融設備の飛躍的な性能向上を達成した。本稿ではこれらの試験により得られた改善効果について、試験データをもとに報告する。

Combustion improvement tests were done on a customer's fluidized bed gasification melting furnace constructed by Kurimoto, Ltd. to suppress nitrogen oxides by combining low air ratio combustion control using an infrared laser oxygen concentration meter with flue gas recirculation. At the same time, a sand burner was installed in gasification furnace for the purpose of maintaining plant capacity and reducing fuel consumption from additional firing when low calorie refuse was treated. These improvements greatly increased the capacity of base infrastructure without complicating the equipment.

This paper reports the improvement effects of these tests.

1. はじめに

平成18年時点、一般廃棄物を対象としたガス化溶融施設は60施設を越え、ストーカ式焼却施設とならび主要な処理方式となっている。現在ガス化溶融設備の本格稼働に伴い、稼働実績に伴う多方面での性能評価が行われており、多くの課題が示されている。特にガス化溶融設備の開発コンセプトである、自己熱溶融、低空気比燃焼についてはいまなお開発途上であると言える。当社は流動床ガス化溶融設備において本来ガス化溶融設備が持つべき低空気比での安定燃焼を目指すとともに、低空気比燃焼と排ガス再循環の組合せにより、脱硝設備を付加すること無く高温燃焼に伴い発生する窒素酸化物の低減を目指した。またこの試験に併せ、ガス化炉砂層内に砂層バーナを設置した。従来厨芥などの水分を多く含む低質ごみ(含水率が高く、低位発熱量の低いごみを指す)処理時の処理能低下を抑える方法として、流動空気への酸素富化や前処理設備としてごみの脱水装置の設置が一般的である。当社は、ガス化炉砂層内に設置した砂層バーナにより、従来低質ごみ対策として用いられてきた酸素富化装置や脱水設備を付加することなく、ごみ処理能力の維持と助燃材使用量の低減を試みた。

本稿では上記2項目に対する設備改善事例について試験運転結果をもとに報告する。

試験を実施した尾花沢市大石田町環境衛生事業組合環境衛生センターの設備概要を表1に示す。処理能力は、30t/24h×1系列であり、ガス化炉形式は流動床式ガス化炉、溶融炉形式は旋回型高負荷溶融炉である。

平成14年12月から実稼働を開始し、平成15年2月に

竣工、現在実稼働後約4年を経過している。計画的な維持運転管理のもと、適切な稼働を継続している。

表1 施設概要

処理能力	30 t / 24 h × 1 炉
処理方式	流動床式ガス化炉 + 旋回型高負荷溶融炉
排ガス冷却設備	直接水噴射方式
排ガス処理設備	バグフィルタ + 消石灰・活性炭吹込み

2. 窒素酸化物低減

2.1 試験設備

試験設備フローを図1に示す。本設備は流動床式ガス化溶融炉の形式を採用し、試験設備は排ガス中の窒素酸化物の低減を目的とし、溶融炉内を空気比1.0以下の還元雰囲気コントロール、また低空気比燃焼での不完全燃焼を防止するとともに、溶融炉内所定温度と安定した出さいを維持するために赤外線レーザー式酸素濃度計(西華産業株式会社/Norsk社製NEOレーザーガスモニタ)による燃焼用空気吹込制御設備と排ガス再循環設備(FGR)で構成される。

酸素など各分子は特有の振動、回転を持っており、光が当たると特定の波長域で光エネルギーを吸収する。赤外線レーザー式酸素濃度計は、この原理を利用して、吸収された光エネルギーから酸素濃度を算出する装置であり、レーザーを発信する発信器、レーザーの光エネルギーを受光する受信器、吸収された光エネルギーから濃度を演算する制御器から構成される。赤外線レーザー式

* 環境事業部 技術部

酸素濃度計外観写真を図2に、溶融炉出口煙道取付写真を図3に示す。赤外線レーザー式酸素濃度計の特徴は次の通りであり、従来から酸素濃度測定装置として一般に使用されてきたジルコニア式に比べ、優れた性能を有する。①応答速度が早い(2秒程度)、②高温、高ダスト下でも測定可能である、③レーザーが通過しているダクトの平均濃度であるため、点で吸引する吸引式よりも測定値の信頼性が高い、④可動部がなく、試薬も使用しないので、メンテナンス費用がかからない。

2.2 試験方法

a) 溶融炉燃焼用空気制御設備

溶融炉主燃焼室の概要を図4に示す。前段の流動床ガス化炉から流入する500～600℃の熱分解ガスおよびチャー(炭素質)はノズルより供給される燃焼空気により燃焼するとともに、1,200～1,350℃の高温で主燃焼室壁面を旋回する。この時、灰分は溶融スラグとして壁面

を流下、溶融池、出さい樋を経て下部の水槽へ落下し、水砕スラグとして回収するシステムとなっている。なお、主燃焼室頂部には助燃用として主燃焼室用バーナを設置している。このバーナは、ごみ質の急激な低下に起因する溶融炉での温度低下を防止し、安定した出さい温度を維持する目的に使用される。

溶融炉での燃焼用空気吹込みは3段に配列されたノズルより主燃焼室内に旋回流が形成されるように吹込まれる。今回の試験では、3段のうち上段(100Aノズル6本)、下段(50Aノズル3本)を燃焼用空気の吹込用とした。

溶融炉燃焼用空気制御方法を図5に示す。燃焼用空気量は溶融炉出口煙道に設置した赤外線レーザー式酸素濃度計による溶融炉出口排ガス中酸素濃度に基づくフィードバック制御を行い、2段燃焼による自己脱硝機能と併せ、溶融炉内を空気比1.0以下の還元雰囲気とすることで窒素酸化物の発生を抑制する。また、溶融炉での還元

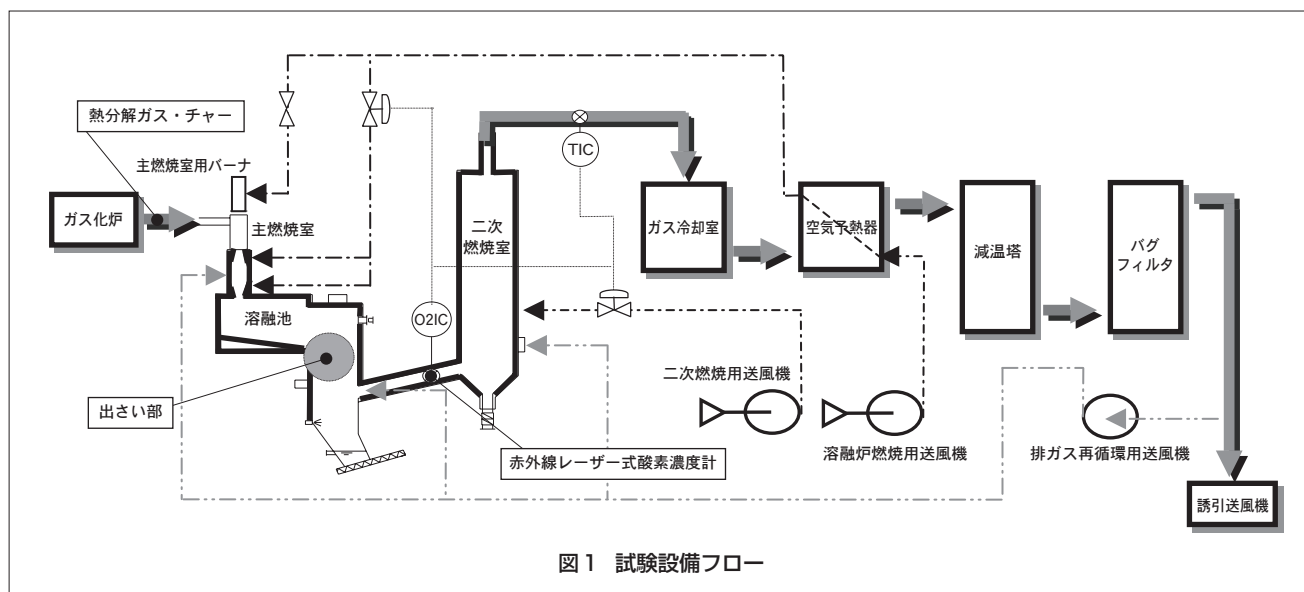


図1 試験設備フロー

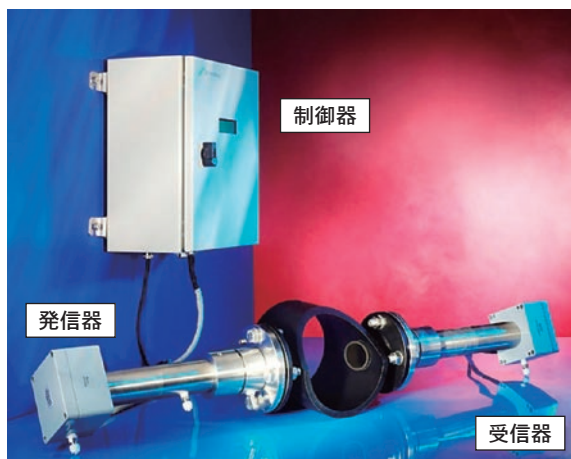


図2 赤外線レーザー式酸素濃度計外観写真



図3 赤外線レーザー式酸素濃度計溶融炉出口煙道部取付写真

燃焼により不足する燃焼用空気については、後段の二次燃焼室に吹込むことにより、全体として空気比1.3程度で完全燃焼を達成する設計であるが、ガス化炉からの急激な熱分解ガス量の増加時には空気不足による不完全燃焼により一酸化炭素が発生しやすい。一酸化炭素の発生を抑制するため、溶融炉出口酸素濃度が設定値以下となった場合、通常は二次燃焼室出口温度で制御している二次燃焼室空気吹込量を酸素濃度制御へ切替えて、強制的に空気を吹込むものとする。これにより、溶融炉燃焼用空気吹込制御と併せ、全体として燃焼用空気制御の最適化を目指した。

b) 排ガス再循環設備(FGR)

本設備で用いられる溶融炉は巡回溶融式であり、燃焼

用空気により炉内の巡回流を形成する。今回の試験では主燃焼室へ吹込む燃焼用空気量を制御するため、空気量を絞った場合に、この巡回流が形成されにくい。そこで排ガス再循環用送風機によってバグフィルタ出口排ガスを再循環し、主燃焼室中段(50Aノズル3本)に常時一定量を吹込むことで、空気量制御時にも適切に巡回流を形成、未燃炭素分の捕捉、溶融を行う。また冷却用として溶融炉出口煙道部へ吹込んでいる空気についても窒素酸化物の発生を抑制するために再循環ガスに切替えるとともに、二次燃焼室にも常時一定量の再循環ガスを吹込むものとする。これにより、排ガスと燃焼用空気との攪拌・混合を促進し、完全燃焼による確実な一酸化炭素濃度の低減を図った。

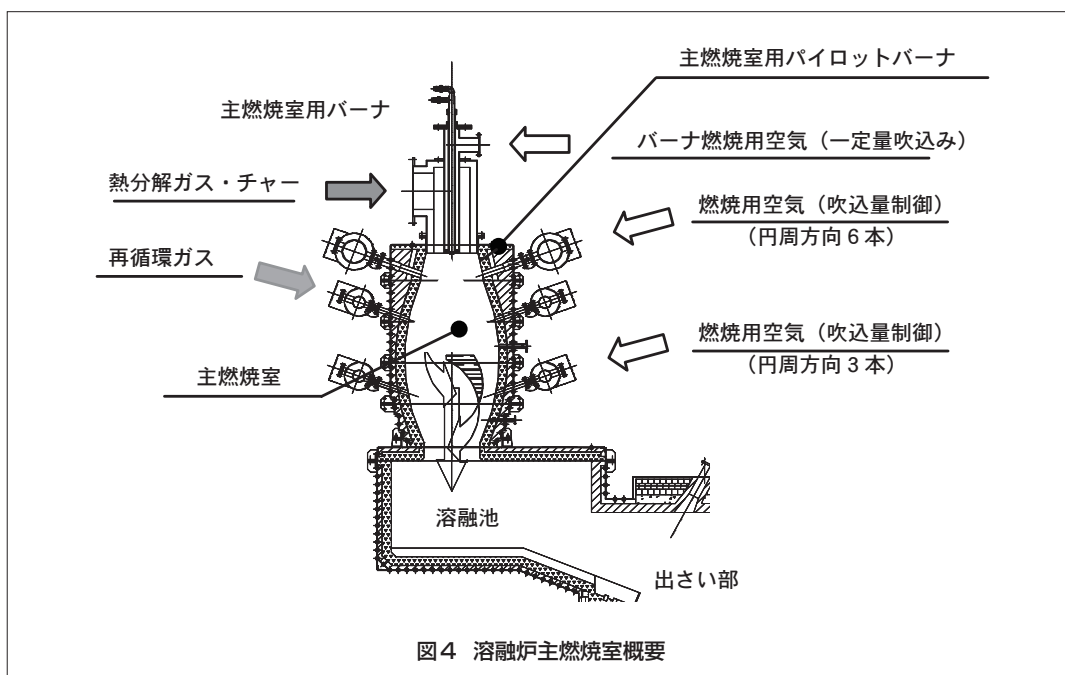


図4 溶融炉主燃焼室概要

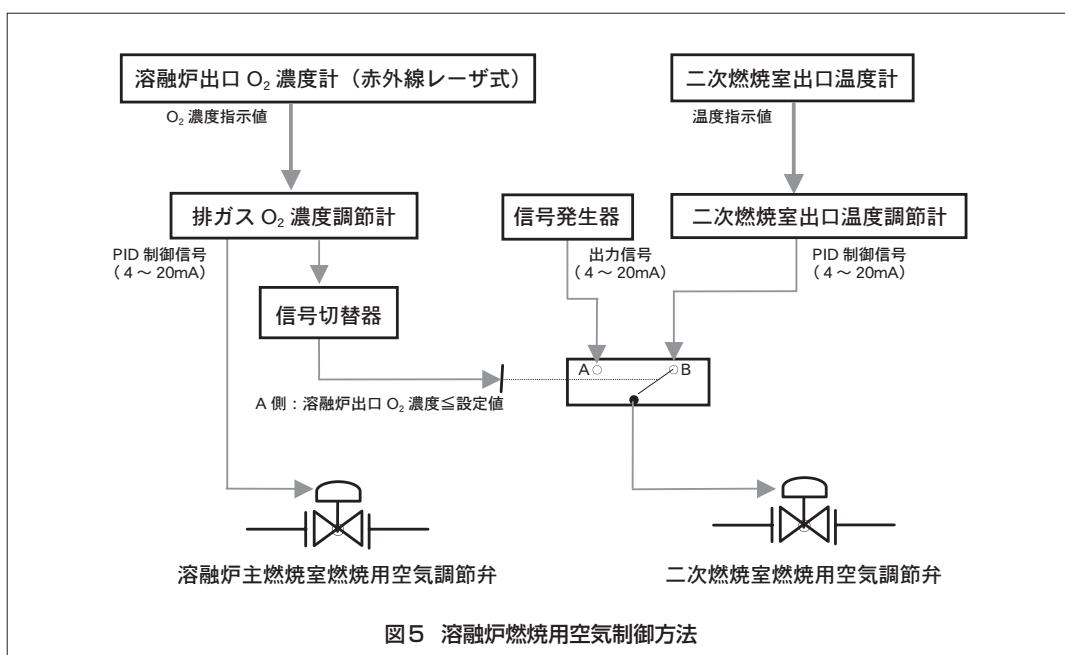


図5 溶融炉燃焼用空気制御方法

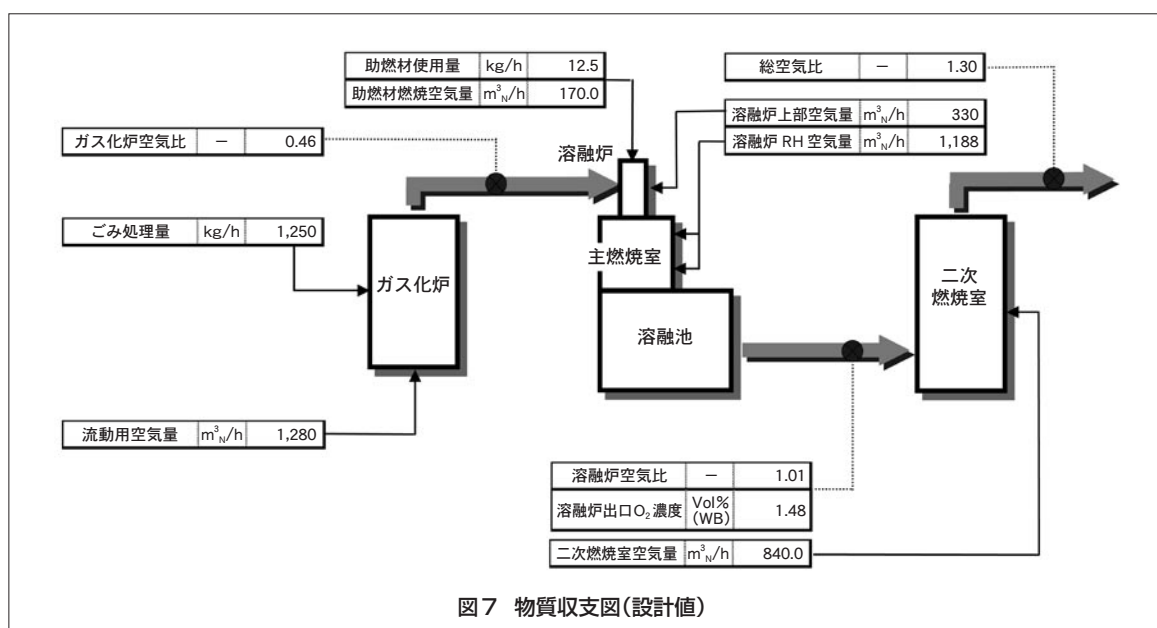
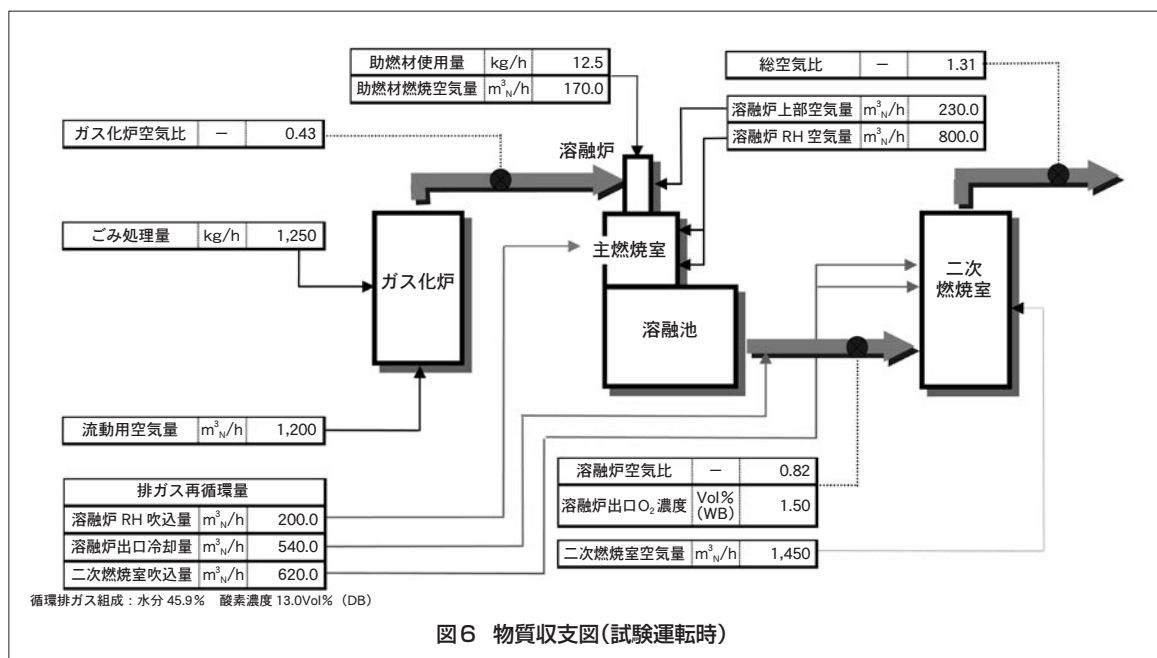
2.3 試験条件

試験運転は表2試験設定条件に基づき実施した。試験条件として、溶融炉での空気比が1.0以下となるよう溶融炉出口酸素濃度の制御目標値を1.5 vol% (WB) とする。この試験条件でのガス化炉、溶融炉および二次燃焼室各機器における物質収支を図6に示す。また比較として設計値を図7に示す。

なお、試験運転時、溶融炉助燃材(灯油)は主燃焼室用バーナから最低油量を常時噴霧するものとし、溶融炉内の温度制御はごみ供給量の増減により行う。再循環ガスについてはバグフィルタ出口排ガスを再加熱し、常時一定量を主燃焼室、溶融炉出口煙道および二次燃焼室へ供給する。その他、運転のための設定は通常運転時の状態を維持した。

表2 試験運転条件

項目	単位	設計値	試験運転時
ごみ処理量	kg/h	1,250.0	1,250.0
助燃材使用量	kg/h	12.5	12.5
理論空気量	m ³ _N /h	2,940.0	2,940.0
流動用空気量	m ³ _N /h	1,280.0	1,200.0
溶融炉空気量	m ³ _N /h	1,688.0	1,200.0
溶融炉空気比	—	1.01	0.82
溶融炉循環排ガス吹込み量	m ³ _N /h	—	740.0
溶融炉出口酸素濃度	vol% (WB)	1.48	1.50
二次燃焼室空気量	m ³ _N /h	840.0	1,450.0
二次燃焼室空気比	—	0.29	0.49
二次燃焼室循環排ガス吹込み量	m ³ _N /h	—	620.0
総空気比	—	1.30	1.31



2.4 結果

試験結果を図8に示す。図中12:00～17:00間は、溶融炉出口の酸素濃度計による制御を行わず、溶融炉へ燃焼空気を一定量供給した条件下で運転を行った。図中17:00～20:00は表2試験運転条件に基づき燃焼制御

試験運転を行った。この結果より、試験運転時での溶融炉出口酸素濃度は平均して1.5～2.0 vol% (WB) 程度を推移、ほぼ試験条件を満足している。排ガス中のNOx (O₂ 12%換算値) については試験前後で大幅な低減が図られ、本試験での効果が確認できる。

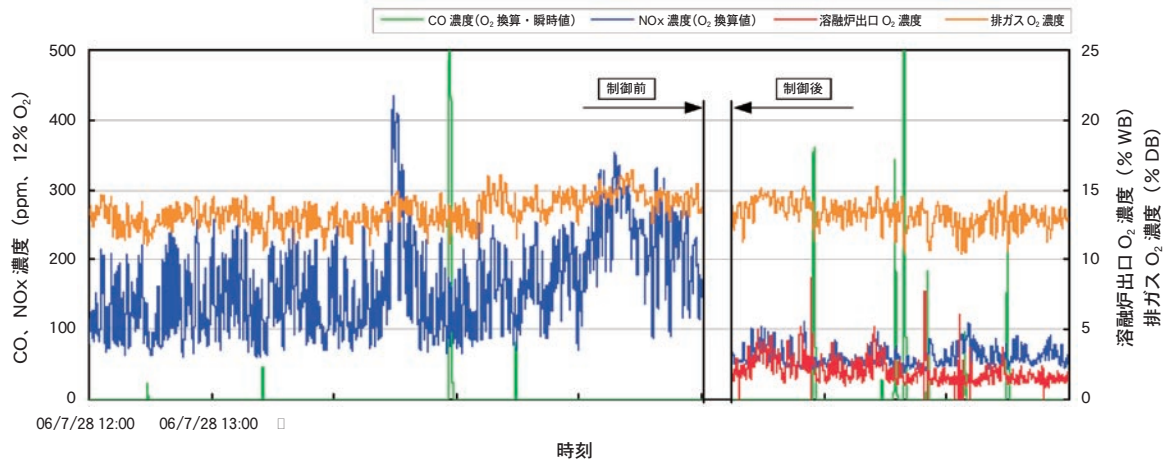
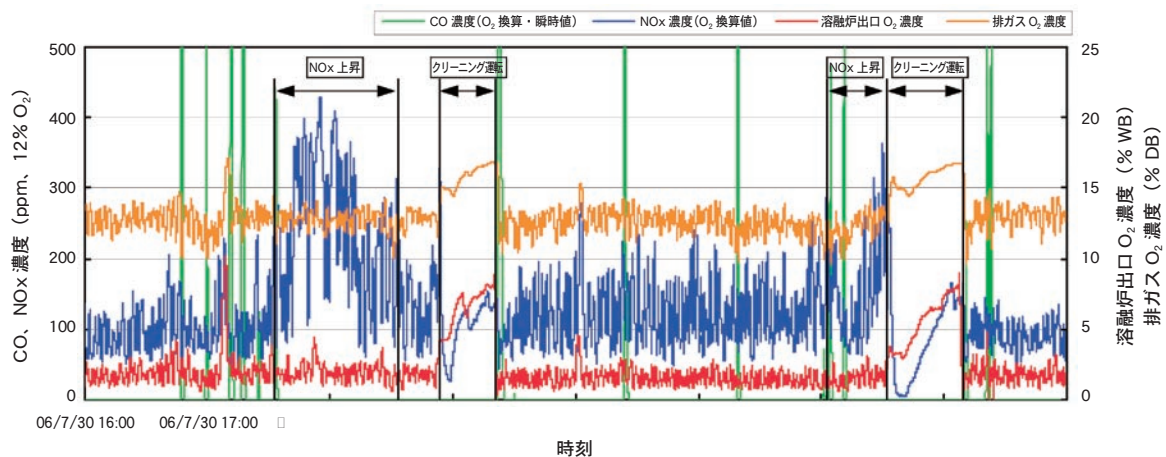
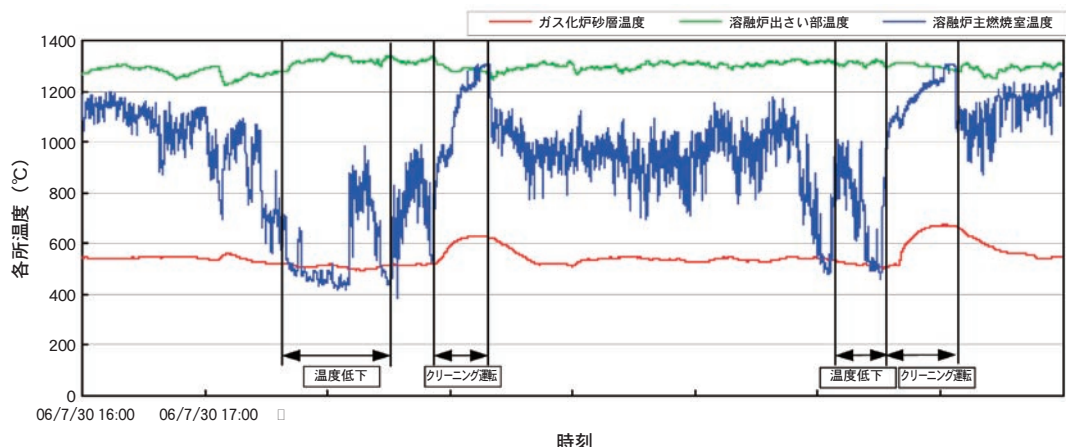


図8 溶融炉燃焼用空気制御前後における排ガス性状の経時変化



クリーニング運転：付着スラッグの除去を目的とし、一旦ごみ供給停止後、主燃焼室用バーナによる昇温を行い溶融炉内を1,300℃以上に維持

図9 溶融炉燃焼用空気制御時における排ガス性状の経時変化



クリーニング運転：付着スラッグの除去を目的とし、一旦ごみ供給停止後、主燃焼室用バーナによる昇温を行い溶融炉内を1,300℃以上に維持

図10 溶融炉燃焼用空気制御時における各所温度の経時変化

図9に同じ条件下で、時間帯を変え実施した燃焼制御試験時の運転結果を示す。併せて図10にガス化炉、溶融炉各所の温度記録を示す。図10はガス化炉、溶融炉各所の温度が図9での測定結果に及ぼす影響を確認することを目的とし、同時測定を行った結果である。燃焼制御中にも係らず、図9中の17:30~18:30、22:00~22:30間についてNO_x濃度が高い値を推移している。またそれ以外の時間帯についても全体的にNO_x濃度が高く、試験の効果が確認できない。図10よりNO_xの上昇時に主燃焼室温度(放射温度計により測定)が急激に低下していることがわかる。燃焼室内の目視確認からも実際に炉内が暗くなっていることが確認されており、また測定結果より溶融炉出さい部温度は高温を維持していることから、溶融炉内の燃焼ゾーンが主燃焼室から後段の溶融池へ移行しているものと考えられた。この現象は主燃焼室用バーナの助燃材使用量を最下限まで絞った状態で発生した。ごみ質の変動により、熱分解ガスの発生が不安定となった状態で、低空気比制御を実施したことにより、主燃焼室用バーナが失火し、これに伴い火種が途絶え、主燃焼室での燃焼を維持できなくなったことが原因と考えられる。なお、溶融池では1,000℃以上に蓄熱された耐火物からの輻射伝熱により、熱分解ガス、助燃材の着火・燃焼が起り、結果として溶融炉出さい温度

の維持が図られたと考えられる。図9にあるNO_xの上昇は、これらの現象により燃焼ゾーンが溶融池部に集中し、この部分の熱負荷が過大になりすぎたことに起因する。また主燃焼室でのFGRによるNO_x抑制効果が期待できず、燃焼制御中にも係らずNO_xの上昇を引き起こしたと考えられた。

これらの現象に対する対策として、主燃焼室用パイロットバーナを既設LPG式から灯油式とし、熱分解ガス着火時の火種用として常時燃焼させるよう変更した。またこれに伴い、助燃材使用量を最下限まで絞った状態において主燃焼室用バーナは使用しないものとした。

その他の試験条件は表2の通りとし、再度試験を実施した。結果を図11、12に示す。灯油式パイロットバーナ設置後、主燃焼室温度は常時1,000℃以上を推移しており、溶融炉内の燃焼ゾーンは主燃焼室内で安定していることが分かる。この状況下における排ガス中のNO_x(O₂ 12%換算値)については、平均的に80 ppm以下で推移、またCO(O₂ 12%換算値・瞬時値)についてもほとんどピークが発生しておらず、本試験での成果が確認できた。加えて溶融炉での空気比が1.0以下の還元雰囲気にも係らず、溶融炉出さい部温度は1,300℃前後で安定し、溶融温度を維持できており、燃焼効率の低下も見られない。

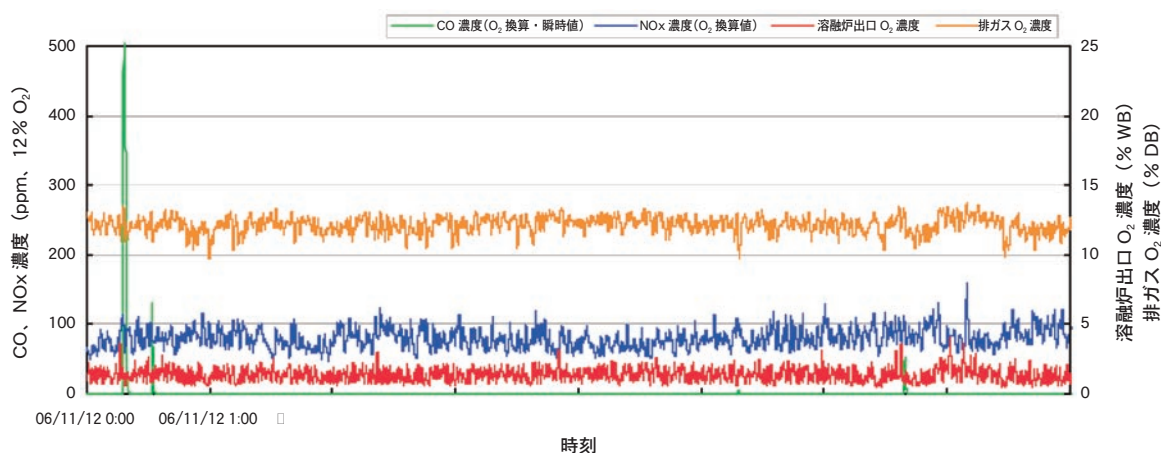


図11 溶融炉燃焼用空気制御時における排ガス性状の経時変化(灯油式パイロットバーナ設置後)

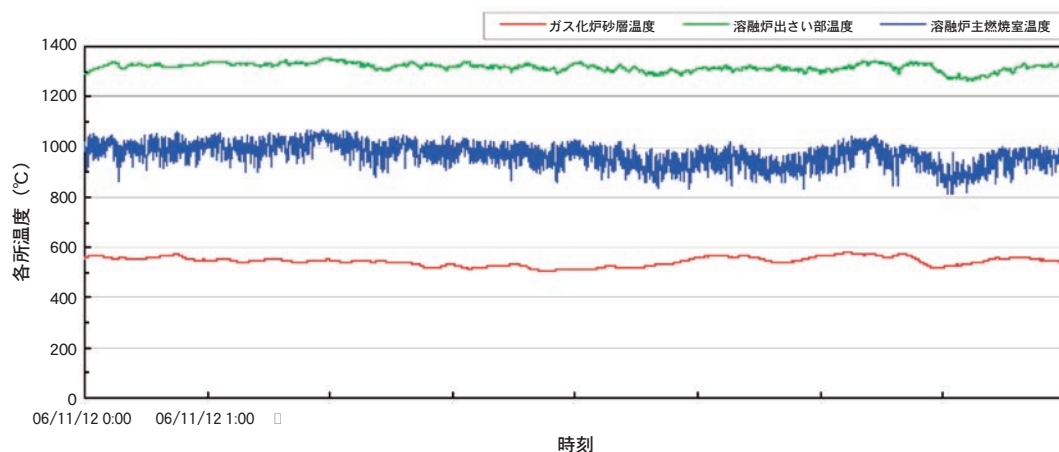


図12 溶融炉燃焼用空気制御時における各所温度の経時変化(灯油式パイロットバーナ設置後)

3. ごみ処理能力改善

3.1 試験設備

流動床式ガス化炉では散気管から理論空気量の2～4割程度の流動用空気を供給して投入し、ごみを部分燃焼させる。この燃焼熱により流動媒体である砂層の温度を約500～600℃に維持するとともに、この砂層の保有熱により熱分解ガス化を行う。しかし厨芥などの水分を多く含む低質ごみ処理時には、ごみの保有する水分による潜熱が大きく、砂層内でのごみ乾燥に用いられる熱損失が大きくなり、部分燃焼によるガス化炉への入熱との収支バランスが崩れ、砂層温度の維持が困難となる。対策として砂層内でのごみの潜熱による熱損失を抑えるためにごみの投入量を低減するなど、運転面での対応を行っている。このため処理能力が低減し、これに伴い溶融炉へのトータル入熱量が減少するため、溶融炉での助燃材使用量がさらに増加する傾向にある。

図13に砂層バーナの概要を示す。砂層バーナはガス化炉砂層内に設置されており、バーナノズルより助燃材と噴霧用圧縮空気を砂層内に供給する。砂層バーナは砂層内部に均等に助燃材を噴霧するためのものであり、助燃材は500～600℃の砂層内で、ガス化炉散気管からの流動空気により着火・燃焼することで、砂層温度を維持もしくは昇温する。なお、ガス化炉内は基本にごみの燃焼に必要な理論空気量の約2～4割程度の空気を供給しているだけであるため、運転中、酸素濃度はほとんど0%に近い状態である。したがって砂層内にそのまま助燃材を噴霧しても酸素不足により着火せず、逆に揮発もしくは熱分解による吸熱反応に起因した砂層温度の低下が懸念される。砂層バーナの設置箇所は、この酸素不足による未着火を避けるために、ガス化炉散気管の上部から500 mmの高さに設定した。これは流動用空気を助燃材と十分に混合させることで、ごみの部分燃焼に寄与する前に、助燃材の燃焼に寄与させ、砂層を加熱することを目的とする。さらに流動用空気だけでは酸化雰囲気形成に不十分との判断から、砂層バーナの周囲

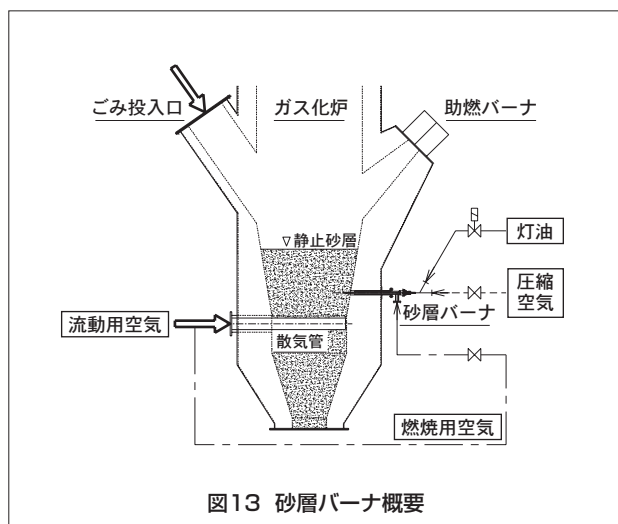


図13 砂層バーナ概要



図14 ガス化炉砂層バーナ取付写真

から燃焼用空気を供給する構造とした。なお、ノズルの閉塞防止を目的とし、燃焼用空気の砂層内への吹込み風速は45 m/sとした。

3.2 試験方法

砂層バーナによる助燃材の噴霧(砂層バーナ着火)は砂層温度が530℃以下に低下した時点で、運転員が中央操作室に設置した手動押釦を押し、灯油の電磁弁を開けることで行う。圧縮空気と燃焼用空気については詰まりおよび焼損防止のため、常時一定量をガス化炉内へ吹込むものとする。ガス化炉砂層温度、溶融炉内の温度制御は、ごみの供給量の増減により行うものとし、その他運転のための設定は通常運転時の状態を維持した。

試験運転時のガス化炉および砂層バーナの各設定値、運転状態を表3試験条件に示す。

表3 試験条件

項目	単位	試験運転時
ごみ処理量	kg/h	1,250.0
流動用空気量	m ³ _N /h	1,200.0 (at 220℃)
砂層温度	℃	約 530℃ 以下
砂層バーナ灯油 瞬時使用量	kg/h (L/h)	25.8 (30.0)
砂層バーナ 燃焼用空気量	m ³ _N /h	197.2 (at 220℃)

3.3 結果

表4に試験運転結果を示す。これは砂層バーナ設置前後10日間のごみ処理量、主燃焼室用バーナ助燃材使用量および電力消費量についての平均値を示したものである。なお、砂層バーナの効果を確認するために、含水率が高く、低位発熱量の比較的低い時期に試験を実施した。表2で示した燃焼制御試験時に比べ、主燃焼室用バーナ助燃材使用量が増加しているのは、このためである。また表中に記載の低位発熱量7,786 kJ/kg は、これまでの施設操業データをもとに、ごみ処理量と助燃材使用量の数値から熱清算により求めた計算値である。

結果より、砂層バーナ設置後、平均のごみ処理量が増加していることがわかる。この要因として、砂層バーナの使用により、結果的に発熱量低下時にもごみ投入量を大幅に抑えることなく、砂層温度を適切に維持できたことが挙げられる。また、溶融炉主燃焼室用バーナ助燃材使用量の低減については、ごみ処理量の増加に伴う、溶融炉へのトータル入熱量の増加の結果であると考えられる。試験時の助燃材使用量の合計が、発熱量7,786 kJ/kgのごみを日量 30 ton 処理した場合の計算結果とほぼ一致しており、実操業時におけるガス化炉、溶融炉のトータルでの熱収支が計算上の熱収支に合致する結果となった。すなわちごみ保有水分の乾燥に要する熱量をガス化炉砂層へ投入する助燃材により補うことにより、溶融炉へ移行する熱分解ガスおよびチャーの熱量が増加し、溶融炉での助燃材使用量が低減。ガス化炉、溶融炉での適切な熱量バランスにより、基本計算通りの処理能力を確保するに至った。

なお、1日当たりの電力消費量については、砂層バーナの設置後増加傾向にある。これはごみ処理量増加により、前処理設備、排ガス処理設備などの負荷が増加したためであると考えられる。ただし、ごみ処理量当たりとしての電力消費量については大きな変化は見られず、助燃材使用量と併せ、全体としてごみ処理量当たりとしての維持管理費の低減が期待できる。

表4 試験運転条件

項目	単位	設置前	設置後	計算値
ごみ処理量	t/日	27.1	30.4	30.0
主燃焼室用バーナ 助燃材使用量	L/日	798.8	509.0	775.2
	L/h	33.3	21.2	32.3
砂層バーナ 助燃材使用量	L/日	0.0	244.0	0.0
	L/h	0.0	10.1	0.0
助燃材使用量合計 ※1	L/日	798.8	753.0	775.2
	L/h	33.3	31.4	30.3
ごみ低位発熱量	kJ/kg	7,786.0	7,786.0	7,786.0
電力消費量	kWh/日	7,529	8,560	—
	kWh/t	278	282	—

※1 砂層バーナはガス化炉砂温低下時のみ使用。時間当りの使用量については日平均値を示す。

4. まとめ

流動床ガス化溶融炉において脱硝設備を付加することなく、排ガス中の窒素酸化物濃度平均80 ppm以下を安定的に維持することを目的とし、溶融炉での燃焼用空気量制御方法の改善を実施した。またこの試験に併せ、厨芥などの水分を多く含む低質ごみ処理時の処理能低下を抑えることを目的とし、ガス化炉の砂層温度を維持するための砂層バーナを設置し、試験を実施した。

燃焼空気量制御試験では赤外線レーザー式酸素濃度計を用い燃焼用空気量を適切に制御することにより、溶融炉内を空気比1.0以下の還元雰囲気とした。また排ガス再循環(FGR)との併用により当初の目的である窒素酸化物の低減を達成するとともに一酸化炭素濃度についても十分に抑制することが可能となった。

砂層バーナ設置試験では、低質ごみ処理時にも、酸素富化装置や脱水設備を追加することなく、ごみ処理能力の維持とこれによる助燃材使用量の低減を達成した。

本試験の実施により、大規模な設備の増設、改造を行うことなく、総空気比1.3での完全燃焼、安定した溶融炉での温度維持ならびに出さいの継続、これに伴う排ガス量の低減など、ガス化溶融炉が本来要求されるべき優れた特性を引き出すことが可能となった。併せて、従来低質ごみ対策として用いられてきた酸素富化装置や脱水設備を付加することなくごみ処理能力の維持と助燃材使用量の低減を図るに至った。

5. おわりに

今後は耐火物や特殊耐熱鋼製樋など消耗品に関する耐久性などのデータの蓄積を行うとともに、さらなる運転データの採取、分析を行い、ユーティリティを含む維持管理費の保証や、さらに厳しい有害物質排出規制に対応可能な高性能かつ低コストなシステムの構築に努力する所存である。

謝辞

本試験実施にあたり多大なるご協力いただきました、尾花沢市大石田町環境衛生事業組合環境衛生センター殿に深く感謝の意を表します。

執筆者

清水剛生

Takeo Shimizu

平成9年入社

環境関連設備の設計に従事



田中豊和

Toyokazu Tanaka

平成4年入社

環境関連設備の設計に従事

技術士(衛生工学部門)

