

経済産業省 産業技術環境局長賞

「消石灰を利用した酸性ガス高度除去集じん灰再循環システム」

日立造船株式会社

1. 装置の詳細説明

ごみ焼却発電施設は地域のエネルギーセンターとして大きな期待が寄せられている一方で、ごみ焼却排ガスには塩化水素（以下、HCl）や硫黄酸化物（以下、SOx）に代表される酸性ガスが含まれており、多くの施設で大気汚染防止法よりも厳しい自主規制値が設定されている。従来、酸性ガスを除去する方法としては、湿式洗煙塔で苛性ソーダ水溶液と中和反応させる湿式処理法、ろ過式集じん器に吹き込む消石灰などのアルカリ粉末と中和反応させる乾式処理法がある。

乾式処理法はアルカリ粉末と酸性ガスの気固反応であり、酸性ガス量に対して余剰なアルカリ粉末を供給しなければならない。このため、ろ過式集じん器で捕集された集じん灰は酸性ガスと反応していないアルカリ粉末を多く含んだまま、最終処分されている。本装置は、この未反応のアルカリ粉末を含む集じん灰をろ過式集じん器に戻し、徹底的に再利用することで余剰なアルカリ粉末量を減らすことを目的としたものである。

図1に示す本申請システム『消石灰を利用した集じん灰再循環システム』は、供給するアルカリ粉末に消石灰を用い、ろ過式集じん器と、集じん灰をろ過式集じん器上流煙道に再供給するための再循環装置で構成される。この再循環装置を構成する主要機器は、一時的に集じん灰を貯留するタンク、及びこの貯留タンクに集じん灰を搬入するコンベヤとろ過式集じん器上流煙道に集じん灰を供給するコンベヤとシンプルなシステムである。

(1) ろ過式集じん器

複数本のろ布が内部に挿入されており、焼却炉から発生するばいじん、酸性ガスと反応した消石灰、及び余剰に吹き込まれた消石灰の捕集を行う。捕集された集じん灰は、圧縮空気により間欠的に払い落とされる。

(2) 集じん灰再循環装置

搬送コンベヤ： ろ過式集じん器で捕集された集じん灰を、一時貯留タンクへ搬送する。

一時貯留タンク： ろ過式集じん器からの集じん灰は連続して排出されず、間欠的に払い落とされるため、集じん灰の循環を継続して行うために、一旦貯留する目的で設置している。

定量供給機： ろ過式集じん器への循環側と集じん灰処理設備への排出側のそれぞれに集じん灰を供給する。

循環コンベヤ： ろ過式集じん器入口の煙道へ集じん灰を搬送する。

排出コンベヤ： 施設外へ搬出するための集じん灰処理設備へ集じん灰を排出する。

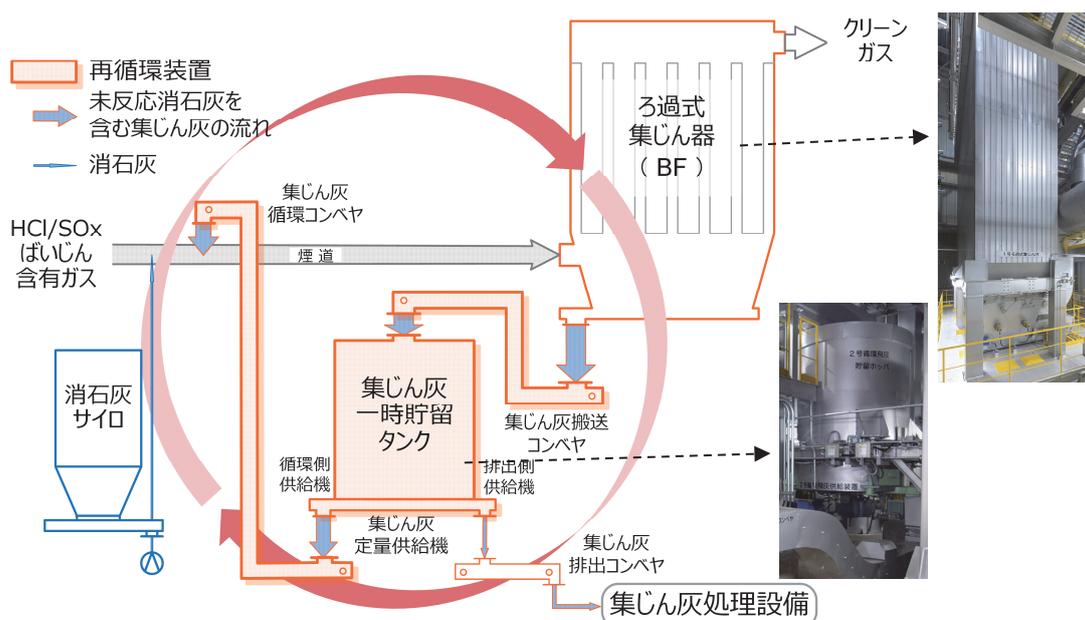


図1 本システムの構成 (左：概略図、右：実装置の写真)

2. 開発経緯

(1) 開発の背景

従来、排ガス中のHCl及びSO_xの保証値が10 ppm以下の施設に対しては、多量の消石灰を必要とする乾式処理設備ではなく、湿式洗煙設備が採用されていた。しかし、湿式洗煙設備は排水処理設備が必要であり、さらに湿式洗煙塔出口の温度の低い排ガス（60℃程度）の再加熱に蒸気を使用するため発電効率が低下すること、機器点数が多くイニシャルコスト及び建屋が大きくなることなど、施設の建設・運営面で課題があった。

このような中、当社は、大型施設向けの消石灰を含む集じん灰に水を加えて反応させる反応塔とろ過式集じん器で構成される集じん灰再循環システムの採用や、施設規模を問わないアルカリ粉末に重曹を採用した重曹を含む集じん灰再循環システム開発、といった湿式処理の代替を進めてきた。さらに、当社は、小規模施設にも適用できること、重曹よりも安価な消石灰を使用すること、湿式処理が対象とする保証値に対応できること、を目標として、本システムを開発することとした。

(2) 開発経緯

本システムの開発にあたり、既設清掃工場に実証機を設置し、実証試験を実施した。試験条件としては、国内の最も厳しい水準であるHCl及びSO_x濃度の規制値10 ppmを想定して本システムを運転するとともに、規制値20ppm及び50 ppmを想定した運転も行った。

2014年度	集じん灰再循環による消石灰削減量の試算、試験装置検討、実証試験施設調査
2015年度	実証試験製作、据付工事
2015年8月～2016年3月	実証システムによる実証試験
2016年8月	ニュースリリースによる社外発表
2016年11月	浅川清流環境組合（第1号機）より本システムを含む新可燃ごみ処理施設整備・運営事業を受注
2020年3月	第1号機納入

3. 独創性

酸性ガスの中和に消石灰を用いた集じん灰には、消石灰とHClとの反応によって生成する塩化カルシウムが含まれる。塩化カルシウムは潮解性を有することから、塩化カルシウムを多量に含む集じん灰は吸湿しやすく、ハンドリングが難しい。そのため、安定的に集じん灰をろ過式集じん器上流煙道に供給することが課題であった。

本システムでは上記課題を解決するため、下記3点を工夫した。これらの工夫により、シンプルな機器構成で安定的に集じん灰を再供給することができた。

- (1) 貯留タンクからの集じん灰の安定供給
- (2) 集じん灰の移送にコンベヤ方式の採用
- (3) 集じん灰の煙道への供給は、鉛直に投入

以上により、集じん灰の循環を、タンク、供給機、コンベヤなどシンプルな機器構成によって

実現している。集じん灰の移送に、空気あるいはろ過式集じん器出口の排ガスによる気体輸送を行う場合、集じん灰中の塩化カルシウムが潮解しないように、空気や排ガスの温度を加熱する必要がある。この場合にはコンベヤ移送動力よりも多いヒータ電力が必要となる。また、集じん灰中の未反応消石灰をより反応性を高めるために粉砕機の使用も考えられるが、元々10 μm前後の微粉消石灰を更に粉砕する必要動力は大きい。

4. 特許の有無

次のとおり、特許1件を出願中。

国際出願：WO 2018/101029 / 名称：排ガス処理装置および焼却設備

5. 性能

ここでは、主に本システム単体の性能を示す。

(1) 湿式処理法と同等の排ガス処理性能を実現

実証試験において、本システムを長期連続運転した結果を図2に示す。ここで、煙突入口（ろ過式集じん器出口）HCl及びSO_xの規制値は10 ppmを想定して運転した。

本運転期間中のろ過式集じん器入口（バグフィルター入口）HCl濃度は平均400 ppm程度に対し、煙突入口のHCl及びSO_x濃度の最大値はいずれも10 ppmを下回った。また、ろ過式集じん器入口HCl濃度が約300 ppmから2倍以上の約630 ppmに上昇した際にも、煙突入口のHCl及びSO_x濃度は安定的に10 ppm以下を満足した。これより、本システムは湿式処理法と同等の排ガス処理性能を有することを確認した。



図2 本システム運転時のHClとSO_xの1時間平均値の挙動
(HCl及びSO_x濃度は酸素12%換算値)

(2) 消石灰使用量の削減

図3に、実証試験において確認した、本システムによる消石灰削減効果を示す。試験条件は、HCl及びSO_x濃度の想定規制値が3条件（10 ppm、20 ppm、50 ppm）、集じん灰循環率が2条件（4倍と6倍）の計6条件であり、集じん灰を循環しないときの消石灰使用量と比較した。ここで、集じん灰循環率とは、集じん灰発生量に対する集じん灰循環量の比であり、集じん灰発生量は消石灰供給量とばいじんの合計量となる。例えば、消石灰供給量が50、ばいじん量が50、集じん灰循環量が400の場合、集じん灰循環率は4倍（=400/(50+50)）となる。

いずれの条件においても集じん灰を循環することで、消石灰使用量を2~4割削減することができた。特に、規制値50 ppmの6倍循環条件で最も高い47%の削減率を得た。また、いずれの規制

値条件でも集じん灰循環率を増加させることで消石灰削減率が向上した。これは循環率が増加するに従って、集じん灰に含まれる未反応消石灰が系内に長く滞留し、反応する時間が増加したためである。例えば、規制値10 ppm条件において、4倍循環では削減率が21%であったが、6倍循環では27%に向上した。

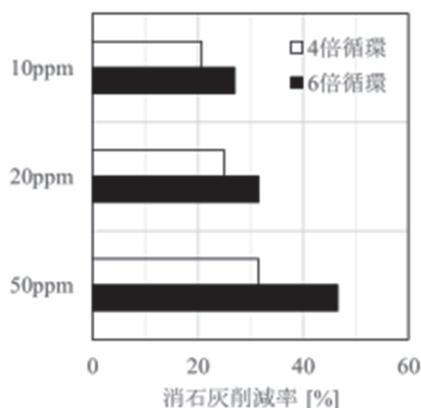


図3 各条件における消石灰使用量の削減率

(3) 消石灰使用量の削減による副次的効果

図3の消石灰使用量の削減に応じた消石灰の購入費用を抑えることができ、最終処分費も削減できる。このようなコストメリットは近年の自治体の財政難解消の一助となり、規制値が50ppm程度の厳しくない施設にとっても本システムは貢献できる。また、残余容量が逼迫している最終処分場の負荷軽減にも貢献できる。

(4) 安全性・維持管理性

従来の乾式処理法と同様に、本システムは完全自動制御されている。このため、定常運転時の手動介入は不要であり、焼却炉が緊急停止したときは自動で停止する。

また、従来の乾式処理法に比べて、増加する機器点数はコンベヤ、タンク、定量供給機に抑えており、維持管理の負担は大きく変わらない。さらに、湿式処理法と比較して、湿式洗煙設備（湿式洗煙塔及び洗煙循環水槽、循環ポンプ、減湿冷却塔の付帯機器）や排水処理設備が不要であるため、大幅に機器点数が少なく、点検整備箇所及び故障発生頻度は減少する。

6. 経済性

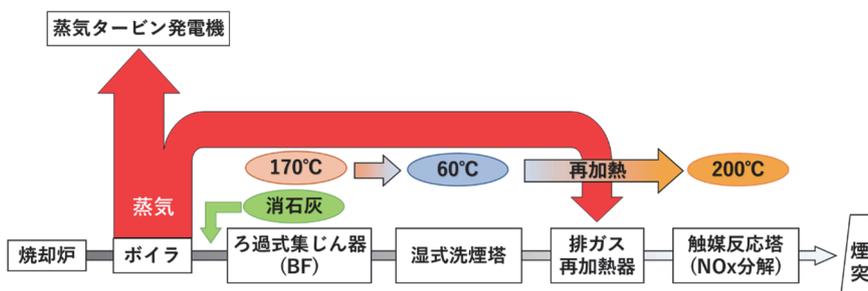
本システムの導入を想定した施設と、湿式処理法の導入を想定した施設について、経済性を比較した。

酸性ガスを高度に除去できる湿式処理法を図4（1）に示す。この処理法では、焼却炉から排出される燃焼ガスはボイラで熱回収したのち、ろ過式集じん器でばいじんを除去し、湿式洗煙塔でHClやSO_xが苛性ソーダ水溶液と反応して10 ppm以下まで除去される。しかしながら、洗煙塔通過後の低温排ガス（約60℃）を触媒反応塔のNO_x分解温度（約200℃）まで蒸気を用いて再加熱する必要があるため、発電に使用できる蒸気量を消費し、発電効率を低下させるという欠点がある。これに対して、図4（2）に示す本システムは、湿式処理法と同等の酸性ガス除去性能を有しているため、湿式洗煙塔を省略して発電に使用する蒸気量が増加する。

本システム（図4（2））と湿式処理法（図4（1））の経済性を比較するため、湿式処理法のコストを100%として本システムを相対評価した結果を表1に示す。ここで、モデル施設としてごみ処理能力500 t/日（250 t/日×2炉）、HCl及びSOxの規制値10 ppm、集じん灰循環率4倍を採用した施設を想定した。

本システムは湿式洗煙塔が不要であるため、排ガス処理設備の建設費は湿式処理法の29%と大幅に削減できる。また、施設を20年間運転した際の運転収益は1.15倍に向上し、これは発電量の向上による売電収入の増加が大きく貢献している。さらに、本システムの建設費を含めた20年間の収益は、湿式処理法の1.40倍となる。

(1) 湿式処理法



(2) 本システム（乾式処理）

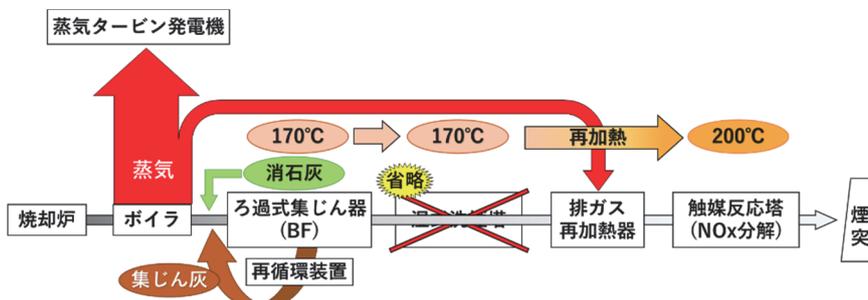


図4 ごみ焼却発電施設におけるHCl及びSOx規制10 ppm対応の排ガス処理フロー

表1 湿式処理法との比較による本システムの経済性評価

	本システム	湿式処理法
比較対象の排ガス処理設備(+洗煙排水処理設備)の建設費(機器・建設・経費・土建費)	29%	100%
20年間の運転収益	115%	100%
薬品購入・最終処分費用	112%	100%
排ガス処理薬品費用 (消石灰、苛性ソーダ、洗煙用液体キレート)		
洗煙・プラント排水処理薬品費用		
飛灰処理薬品・最終処分費用		
電力収益	114%	100%
炉運転時売電費		
炉停止時の買電費		
建設費を含めた20年間の運転収益	140%	100%

<主な試算条件>

ごみ処理能力500 t/日 (250 t/日×2炉)、稼働日数280日/年、

HCl及びSO_xの規制値10 ppm、ろ過式集じん器出口温度170℃

湿式洗煙塔出口温度60℃、触媒反応塔運転温度200℃

7. 将来性

酸性ガスの排出基準値が50 ppm程度とそれほど厳しくない施設においても、消石灰使用量を4割程度削減し最終処分量も低減できるため、酸性ガス排出基準値にかかわらず適用している。また、近年諸国でもごみ焼却に伴う環境問題が重視されており、排出基準値は厳しくなる傾向にある。本システムは厳しい排ガス基準を満足し、蒸気量の節約により発電量を増やせるため、海外市場への展開も大きな期待が寄せられている。