特集・下水汚泥溶融システムの現状と動向

下水汚泥旋回溶融設備

五十嵐 操*

1. はじめに

下水道施設の普及に伴って、下水処理施設から発生する汚泥量は年々増加の一途を辿っており、その処理に多大の努力が払われている。現在行なわれている最終処分法は脱水ケーキの埋立および脱水ケーキを焼却して減量後、灰を埋立てる方法が主流となっている。

脱水ケーキの埋立は諸般の事情が許せばコストが安く安定した処分法と言えるが、処分地の確保が段々困難になって来ている。また焼却法については、多年に亘る関係者の改善努力によって、かなり信頼度の高い減容化処理方法となっており、今後も継続して行なわれるものと考えられる。しかし焼却装置から出る焼却灰はそのままでは飛散し易く、取扱いが困難であることや、埋立てた場合に重金属溶出の可能性も考慮する必要があるため固化処理が検討されている等、解決すべき問題を含んでいることも事実である。下水汚泥の焼却溶融法は、これらの問題点を解決するための減容化、重金属固定による無害化処理方法として近年注目を集め、いくつかのプロセスが開発されている。

旋回溶融炉は、原理的には石炭燃焼用に使われたサイクロンファーンネスと同じものである。サイクロンファーンネスは高負荷燃焼が可能であり、石炭中の灰分をスラグ状で回収する所謂湿式処理を行なうことのできる炉として、1950年代に米国および西独で発電用ボイラに多数使用され、わが国に於ても昭和30年頃に数基建設され稼動している。近年は微粉炭燃焼炉が多く、この種の炉が建設されていないのは、高負荷燃焼による NO_x の発生量が多いことが原因の一つであろうと考えられる。従ってこの型式の炉を下水汚泥に適用する場合も NO_x の制御は当然考慮しなければならない。また石炭燃焼炉の場合はサイクロンファーンネスの直後

に大型の火炉とボイラが設置されており、飛散したスラグの捕集は比較的容易と考えられるが、下水汚泥の焼却溶融の場合は、できるだけ飛散スラグを少なくして溶融スラグとして捕集する無機分量を多くする、換言すればスラグ化率を高めることが必要となって来る。更に石炭と比較して下水汚泥はアッシュ分が多く、カーボン含有量が少なく、含有熱量も低いため、下水汚泥独自の対応が必要である。従って炉の形状、システム構成等は石炭のサイクロンファーンネスとはかなり異った下水汚泥用の旋回溶融設備の開発が必要であった。

2. 溶融炉の構造

旋回溶融炉には堅型と横型があるが、いずれも炉はシンプルな円筒型であり、可動部分は一切ない。通常燃焼用空気を円筒の接線方向に比較的高速で吹込み、炉内に旋回流状態を作り、この中に粉碎した乾燥汚泥を空気と共に送り込む。炉内の旋回流によって遠心力を与えられた汚泥粒子は炉の内壁方向に飛び円筒内壁に付着する。溶融炉として堅型が良いか横型が良いかは議論の分れる所であり、それぞれに長所と短所を持っている。現実に各社で開発されている旋回溶融炉も堅型、横型および傾斜型がある。¹⁾²⁾

当社で開発した旋回溶融炉は、傾斜角度の小さい横型の主旋回溶融炉と堅型の予備燃焼炉を組合せそれぞれの持つ長所を組合せて、安定した燃焼と溶融を可能にしたものである。炉の構造を図-1に模式的に示す。

水分10%以下に乾燥され、粒径700 μm 以下に粉碎された汚泥は予熱された燃焼用空気と共に堅型の予備燃焼炉の接線方向に吹込まれる。内部では燃焼用空気による旋回流によって汚泥粒子と空気が激しく混合され、更に壁面からの輻射熱を受けて汚泥の乾燥、熱分解ガス化、燃焼反応が起る。一部壁面に付着した汚泥は燃焼し溶融する。このようにして予備的な乾燥、熱分解および一部抑制燃焼した固形分はガスと共に横型

* 月島機械(株)開発研究部次長
Misao IGARASHI

图一-1 旋回熔融炉构造图

炉の接線方向に流入する。模型炉部分には NO_x の発生を抑制するために燃焼用空気を分割して旋回流を助長する方向に供給する。炉内ではガス流れによる旋回流によって分解ガスおよび微小可燃粒子の気流燃焼と、遠心力によって炉内壁に到達した汚泥粒子の表面燃焼が起り、燃焼熱と輻射熱によって無機物の溶融が効果的に行なわれる。生成した溶融スラグは壁面に沿って流下し更に傾斜によって炉の端部に至り燃焼ガスと分離される。燃焼ガスは2次燃焼炉で必要に応じて、更に2次空気を供給し、ガスの2次燃焼を行なう。

このような構造により、以下の特徴を有する。

(1) 輻射熱を有効に利用することによって汚泥吹込部分の温度を高温に保つことができる。

(2) 主燃焼，溶融部への流入物の条件の変化を少なくし安定した反応条件が保持できる。

(3) 比較的粒径の大きな乾燥汚泥を処理することができるため前処理工程の粉碎が容易である。

(4) 燃焼用空気の分散供給により、 NO_x 制御が容易である。

(5) 熔融スラグの捕集率が高い.

(6) 汚泥の持っている熱量を有効に利用することができる。

3. 旋回溶融炉による下水汚泥処理システム

旋回溶融炉を用いた下水汚泥の処理システムのフローシートを図-2に示す。下水汚泥の溶融処理を効果的に行なうためには溶融炉のみではなく、処理装置全体がバランスのとれたシステム構成となっていなければならない。本システムは基本的には汚泥の乾燥焼却装置と類似のフローとなっており、その上に溶融設備に固有の装置を付加したものである。汚泥の乾燥焼却装置はすでに多くの実績があり、特に高水分汚泥の場合は省エネルギーシステムとして評価できることが明らかにされている。³⁾

乾燥焼却法と異なる点は、乾燥焼却法においては汚泥の予備乾燥が専らエネルギーバランスを改善する観点から採用されている点と比較して、本旋回溶融設備では旋回溶融炉での焼却溶融の必要上一定の水分以下に乾燥することが、汚泥の保有熱量に関係なく必須条

図一 2 下水汚泥旋回溶融システム

件となっていることである。従って炉の後段の廃熱回収設備もエネルギー収支上必要な設備である。以下に各装置ごとに概要を述べる。

3. 1 汚泥前処理装置

ケーキ水分75～82%の脱水汚泥を蒸気による間接加熱型の乾燥機に定量供給し、水分10%以下、通常5～7%迄乾燥する。ケーキ水分40%位迄は恒率乾燥であるが、その後は減率乾燥区間に入るため乾燥速度が遅く、大型の乾燥機が必要になるが、装置が単純である上、高水分から低水分迄1台の機械で処理できるため運転操作が容易である。乾燥機を出た粒径数mm以下の乾燥汚泥は振動篩で篩分けし、網上の粗粒子はピン型の破碎機で破碎する。汚泥を巡回溶融する場合粒子径が大きい方が NO_x の発生が少なくなるため⁴⁾有利であるが、一定の粒径を超えると炉内壁面に付着した粒子の表面しか燃焼せず未燃粒子が堆積し、安定した溶融が困難となる。

前2項で述べたように堅型の予備燃焼炉と横型の巡回炉を組合せることによって、数100 μm の粒子を処理することが可能である。従って破碎機の消費動力が節減され、破碎機のピン、スクリーンの摩耗が少ない。乾燥機の排気はコンデンサーで水蒸気を除去した後予熱して燃焼用空気として使用するため臭気の発生は無い。乾燥機の加熱用蒸気は廃熱回収ボイラーから発生する蒸気を使用する。

3. 2 溶融装置

乾燥粉碎した汚泥は一度ホッパーに貯留し、定量切出しを行なって重量を計量しつつ乾燥処理供給機を経て予熱空気で空送され巡回溶融炉へ供給される。汚泥のカロリーが少なくバランス上補助燃料が必要な場合は、予備燃焼炉のスタートアップバーナーからA重油その他の燃料を補給する。溶融炉は内部の耐火物を保護するために外部を水冷および一部空冷している。水冷部で加熱された温水は廃熱ボイラーに供給し、空冷部で加熱された空気は燃焼用としそれぞれ熱を回収している。溶融したスラグは炉に直結したスラグ冷却機によって間接冷却され、粒径2～15mmの塊状でスラグコンベアに排出される。通常溶融炉は1200℃～1400℃で運転されるが、高温のスラグ溶融部では温度計保護管の損耗が激しいため、運転開始当初以外はやや低温域で温度の計測を行なう。汚泥のカロリーが特に高い場合は2次燃焼炉にも空気を供給して燃焼を行なうが、通常は燃焼溶融部へ空気を分割供給することによって NO_x は充分規制値以下に制御可能である。

3. 3 スラグ処理装置

溶融スラグの有効利用については現在各方面で種々の用途が開発されている途上であり、最善の方法が定まるには時日を要するものと考えられるが、ここでは部分破碎によって粒度調整を行ない、下層路盤材とする方法を呈示した。間接冷却方式によるスラグ冷却機から出る固化スラグはガラス状の塊であり、強度も比較的低いが粒度が揃っているため取扱いは容易である。このままの形では搗き固めが困難であるが、一部破碎して粒度を調整すると修正CBR値が高くなり、下層路盤材として使用可能な物性となる。

3. 4 排熱回収装置

2次燃焼炉から出た排ガスは空気予熱器によって燃焼用空気を加熱した後、廃熱回収ボイラーで余熱を回収する。空気予熱器を前に設置することによって伝熱面の材質の温度条件は厳しくなるが、条件設定と材料選定によって耐久性のある熱交換器の設計は充分可能であり、高温の燃焼空気が得られるため燃焼・溶融を行なう上で有利である。廃熱回収ボイラーでは圧力16 $\text{kg}/\text{cm}^2\text{g}$ 程度の蒸気を回収しスチームヘッダーを経て乾燥機に送る。スチームヘッダーにはパッケージボイラーからの蒸気も接続されており、運転開始時や系全体の熱量不足時はパッケージボイラーの運転によってエネルギーバランスを保持する。

3. 5 排ガス処理装置

排ガス処理は従来行なわれている流動焼却炉の排ガスと殆ど同じ方法で処理される。電気集塵機でダストを除去した後スクラバーで HCl および SO_x を除去する。流動焼却炉よりもダストの飛散が少ないためサイクロンによる除塵は不要である。

3. 6 廃水処理

フローシートには廃水処理設備を示していないが、乾燥機用コンデンサーおよび排ガスクラバーから排出される廃水は処理が必要である。従って終末処理場内に溶融設備が設置される場合には余り問題ないと考えられるが、汚泥処理プラントが独自に設置される場合には状況によって廃水処理装置が必要となろう。

4. 実証プラントについて

上述したシステムとほぼ同様のプロセスの処理量脱水汚泥基準15T/D（ドライベース3T/D）の巡回溶融設備実証プラントが、千葉市中央下水処理場で運転中である。この装置は62年1月から試運転に入り、主として消化高分子凝集脱水汚泥を焼却溶融している。

が、混合生污泥（高分子凝集）、消化塩鉄石灰污泥も試験的に溶融した。運転開始当初に発生した問題点は解決し、これ迄に延4900時間の溶融運転を行ない、本年4月からは連続運転を継続中である。

4. 1 装置の概要

実証プラントのフローシートを図-3に、全体の写真を図-4に示す。また主要機器の概略を表1に示す。処理場内のベルトプレスで脱水された消化污泥は脱水污泥用のバンカーへ輸送されるコンベアの中で分岐され、污泥供給ポンプによって貯槽に送られる。脱水機は休日を除く昼間運転であり、溶融設備は昼夜連続運転であるので、この間の運転時間の差異は污泥貯槽で調整する。貯槽から切出した水分80%（最大85%、通常82.3%）程度の污泥は定量ポンプで直接乾燥機に送って乾燥される。污泥は乾燥途中で一度塊状になるが水分低下に伴って碎けて小粒子になり、水分5～6%（最大10%）となって乾燥機出口から排出される。乾燥機には一定圧力の蒸気を供給するのみで特にその他の制御は行なわれないが、極めて順調に運転される。乾燥污泥は振動篩にかけて微少粒子を分離し、網上排出粒子のみをピンミルで破碎する。篩を通過した污泥と破碎した污泥を混合して乾燥污泥ホッパーに貯留し、計量して連続的に溶融炉に供給する。炉への供給は、500℃程度に予熱された燃焼用空気によって気流輸送する方式で行なわれる。フローシートから明らかな様に、この装置のガス系統は誘引ファン迄はすべて負圧で運転されており、炉内も負圧であるため、污泥の供

給が円滑に行なわれるのみでなく、高温ガス噴出しの危険が無い。予備燃焼炉では消化污泥であり、熱量が

図-4 溶融設備全景

表1 主要機器一覧表

機器名	型式	仕様
乾燥機	傾斜ディスク型	1600W×4800L, 65 m ²
粉碎機	ピン型	500φ, 150kg/hr
溶融炉	旋回溶融型	内径400, 外部冷却耐大材内張
スラグ冷却機	ターンテーブル型	1200φ（内部水冷式）
空気予熱器	輻射型	500φ×2600L, 3.6 m ³
廃熱ボイラー	貫流型	900w×1100L×8500H, 蒸発量300kg/h
誘引ファン	ターボ型	20 m ³ /min×750mm H ₂ O

図-3 実証プラントフローシート

低いことと、小型炉であるため相対的に大型炉と比べて熱損失が多いことにより、熱量が不足するため補助燃料を使用している。高温の予熱空気と旋回流による高攪拌、更に炉内の輻射熱によって汚泥の部分燃焼と熱分解が効率よく行なわれる。後段の横型の主旋回溶融炉では2次燃焼に必要な空気を加え熱分解ガスと微小粒子の気流燃焼、溶融と粗大粒子の壁面での表面燃焼と溶融が起る。溶融した無機物はスラグとなってスラグ冷却機のターンテーブル上に落下し間接的に水冷される。冷却されて塊状となったスラグはスラグホッパーに貯留し、粒度調整を行なう。目的の粒度はハンマーミル破砕物、ジョークラッシャ破砕物および無破砕スラグを適量混合することによって得られる。炉から出た排ガスは先ず空気予熱器で一部の熱を回収し、更に廃熱回収ボイラーで残りの熱を回収する。廃熱ボイラーにはスートブロアを設置し一定時間毎に伝熱チューブ面に付着したダスト状のスラグを除去する。廃熱ボイラーから発生した蒸気は乾燥機の加熱用を使用し、系全体の蒸気バランスはパッケージボイラーの重油燃焼によって行なっていることは先のシステムと同様である。小型装置であるため、排ガス系に電気集塵機を設置せずスクラバーで直接処理している。除湿塔およびスクラバーの廃水は処理場の流入下水系統に返送し、この装置内での処理は行っていない。

4. 2 運転結果

処理している脱水汚泥の分析値の1例を表2に示す。溶流点は1250℃程度である。塩基度は溶融最適点とされている1.0前後に比較すると0.2から0.3と低いが、溶融処理上特に問題は無いので、石灰添加をせずに溶融を行なっている。溶融炉の運転温度は1250℃～1350℃程度を基準としている。スラグ化率については設計値である90%以上は十分に達成され、一定時間内の実測値では95%に達している場合もある。

スラグの溶出試験結果は表3に示す如くいずれも規制値を下廻る結果となっており、有害物質が良く固定されていることを示している。溶融スラグの有効利用については先に述べた如く、今後の研究開発が必要であるが、当面可能な用途として下層路盤材を想定し、粒度調整を行なって物性を測定した。スラグ冷却機排出直後の物性と粒度調整後の測定値を表4に示す。

排ガスについては廃熱ボイラー入口と排ガススクラバー出口のガス分析結果を表5に示す。この数値は2次燃焼炉は通過するのみですべての燃焼を炉内で行なっ

表2 消化脱水汚泥分析値

含水率 %WB		81.7
固 形 分	可 燃 分%DB	56.6
	不 燃 分%DB	43.4
元 素 分 析	C %DB	30.7
	H %DB	4.4
	N %DB	3.7
	O %DB	16.2
	可 燃 S%DB	1.6
発熱量(低位) kcal/kg固形分		3010
可 燃 分 中 の	固定炭素%DB	8.1
	揮 発 分%DB	48.5
不 燃 分 中 の	CaO %DB	5.9
	SiO ₂ %DB	30.7
※1) 塩 基 度 -		0.19

$$\text{※1) 塩基度} = \frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2}$$

表3 溶融スラグ溶出試験結果

(単位: mg/ℓ)

項 目	溶出試験結果
分析項目	
アルキルHg	< 0.0 0 0 5
Hg	< 0.0 0 0 2
Cd	< 0.0 0 1
Pb	< 0.0 0 1
有機P	< 0.0 1
Cr ⁶⁺	< 0.0 0 4
As	< 0.0 0 3
CN ⁻	< 0.0 0 2
PCB	< 0.0 0 0 5

表4 溶融スラグの物性値

項目	試料	無破砕スラグ	粒度調整スラグ
粒 度		5 mm～15mm	0.074～1.50 mm (平均粒径4.76 mm)
真 比 重		2.5 9 4	—
見 掛 け 比 重		1.5 5 0	1.5 8 4
吸 水 量		0.4 7 %	5.4 5 %
すりへり減量		3 3.3 %	—
修正 C B R		—	6 6.0 %

た時のデータである。NO_xは燃焼空気の分割供給によって発生が抑制されている。

表5 排ガス分析値

	廃熱ボイラ入口	煙 突 入 口
CO ₂ (%)	1 2.9	1 2.0
O ₂ (%)	4.3	6.0
CO (%)	0	0
N ₂ (%)	8 2.8	8 2.0
SO _x (ppm)	1 5 0 0	2 0
NO _x (ppm) (O ₂ 12%換算値)	8 0.8	8 4
HCl (mg/N m ³)	2 0 0	< 1 0

4. 3 装置の操作性と安定性

前処理装置については、汚泥性状（主としてケーキ水分）の大きな変化に応じて乾燥機への汚泥供給量の設定を変えること。汚泥貯槽への脱水工程からの汚泥受入れ作業および破砕機のスクリーンを定期的に交換する作業のみで、その他は巡回点検を定期的に行なっているのみで安定した運転が可能である。溶融炉については炉内温度の傾向を見て補助燃料供給量設定値を1日ないし数日に1回変更する程度で安定した温度で運転されている。スラグ排出部はスラグの生成量が50 kg/H程度と少量であるにもかかわらず連続排出が円滑に行われている。スラグ冷却機に落下する部分の周壁にスラグが付着することがあるので、この場合は運転を停止せずに点検掃除口から除去している。スラグの落下状態および付着状態はテレビカメラと計器室のモニターによって監視し、必要に応じて除去する。廃熱回収系は定期的な巡回点検のみで完全な自動運転を行なっている。このように高温溶融を行なっているにもかかわらず設備全体として運転操作は容易であり、安全運転が行なわれている。

4. 4 装置の耐久性

前処理において損耗が早いのは破砕機であるが、既に述べたように破砕粒度が比較的大きいために破砕機の周速も相対的に遅く、ピンの摩耗、スクリーンの摩耗共許容されると考えられる程度である。

炉内の耐火物については、高温でスラグと反応するため高級材質を選定しても耐火材のみでの長時間の使用は困難である。これ迄の実績から適切な材料を選定し、外部から水冷または空冷によって冷却することによってかなり長期の耐用が見込めるが、流動焼却炉と比較すると寿命は短く、安全を見ると半年に1回程度の補修は見込む必要があろう。

5. システムの経済性

設備の建設費については、前処理の乾燥装置が大型となり、粉砕機が加わるため乾燥・焼却方式よりも割高となる。一方炉部分はかなり小型になるが、冷却が必要であるため、前処理の差額をカバーすることは困難である。従って全体としては巡回溶融設備の方が乾燥焼却よりも若干高くなると予想される。ランニングコスト中電力使用量は15T/Dの実証プラントで150KWH/T脱水ケーキであり、流動焼却より高いが、汚泥輸送系統の合理化等によりほぼ同程度迄引下げることが可能である。補助燃料使用量は同じく実証プラントで100ℓ/T脱水ケーキであり、同一条件の流動焼却方式の85ℓ/Tよりも多いが、今後の検討により改善は可能である。特に大型炉では焼却炉と同程度にできるものと考えている。操作性から判断して人件費は焼却装置と同等である。これらを総合すると全体として従来の流動焼却よりもやや割高であるが、焼却灰の処理処分を考慮すると、巡回溶融方式は充分メリットのあるシステムであると考えられる。

6. おわりに

以上15T/D実証プラントの運転実績をベースに下水汚泥の巡回溶融設備が実用可能なレベルにあり、メリットのあるシステムであることを述べた。溶融炉のスケールアップについては設計計算によるサイクロン効果の確認、コールドモデルテスト等により検討を進めているが1系列150T/D迄は可能であると考えている。しかし乾燥装置は大型化によるスケールメリットが少ないため、今後の検討が必要である。システム全体としても耐久性の向上、運転人員の削減を可能とする自動運転等、溶融スラグの有効利用の用途開発と併せて今後一層の研究開発が必要であろうと考えている。

参 考 資 料

- 1) 下水汚泥の溶融システムに関する講演会テキスト
昭和63年3月 環境技術研究協会
- 2) 京都大学環境衛生工学研究会第9回シンポジウム講演論文集(1987)
- 3) 平岡ら“下水汚泥の乾燥焼却システムの設計に関する研究”
下水道協会誌 Vol. 25 NO.286 1988/3 PP41～52
- 4) 石田ら“巡回流溶融炉による汚泥の燃焼(第1報)”
第22回下水汚泥研究会講演集(1985) PP622～624