

京都大学 工学部 正員 平田 正勝

武田 信生

学生員 O酒井 伸一

1. 目的

筆者らにはかつてより、都市廃棄物と下水汚泥の混合処理による熱エネルギー有効利用の研究を進め、前稿ではRDFと下水汚泥の熱的特性を把握し、都市ゴミストーカ炉における混合燃焼実験について報告した。今回の報告は都市ゴミをRDF化(破碎燃料化)した上で、下水汚泥熱分解プロセスにおける石油代替燃料として使用することにより、汚泥処理プロセスにおける省エネルギーをはかることが目的であり、既設の下水汚泥熱分解プロセスを用いて混合熱分解実験を行ない、RDF使用による省エネルギー性を確認できた。

2. 実験概要

実験は1980年10月、K処理場の熱分解プラントを用いて行った。本プロセスの乾留炉は図1のフローに示す通り、6段型多段炉で処理能力40Ton/Day、設計炉床負荷20 kg-D.S./m²・Hrであり、排ガス再加熱炉により悪臭成分を分解し、熱回収装置として廢熱ボイラが設置されている。実験方法は下水汚泥脱水ケーキが炉頂より投入フィーダにより供給され、RDFは炉の2段めにプッシャーを用いて投入した。投入比は汚泥熱分解プロセス通常運転時にRDFを追加投入する形をとったため、設計炉床負荷の関係上、汚泥3に対してRDF1となった。重油供給量は炉の最高温度が850~900℃となるよう制御した。測定、分析は正確な熱計算をとること、何嘗物質の挙動を把握することから、炉出口以下7地点で排ガス分析、また下水汚泥、RDF、残渣の固体試料分析、スクラバー・原・排水分析等を行った。

3. 実験結果、考察

実験時の下水汚泥脱水ケーキ、RDFの性状を表1に示す。本処理場では脱水前処理法として熱処理を行っているため、ケーキ水分は50%弱と極めて良好な値が得られているが、可燃分が30%以下と非常に低く燃焼分解性の悪い汚泥である。RDFは熱量的にも组成的にもほぼ平均的な性状であった。なおRDFの製造は回転式の衝撃せん断破砕機を用い、破砕粒径最大値は10~25mmであった。次に下水汚泥専焼モード、RDFとの混焼モード別に実験運転データを表2に示す。表2より(1)両モード

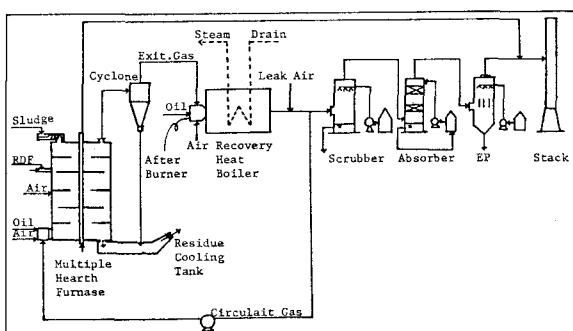


Fig.1 K Plant Pyrolysis Process System Flow

Table.1 Characteristics of Sludge and RDF

	Sludge-Pyrolysis	Co-Pyrolysis	
		Sludge	RDF
Moisture Content [%]	48.6	47.3	56.0
Ig-Loss [%]	27.4	27.7	84.5
H.C.V. [kcal/kg-D.S.]	1580	1580	4340
C [% D.B.]	14.1	13.9	44.7
H [% D.B.]	2.3	2.8	6.3
N [% D.B.]	1.9	1.8	1.8
S [% D.B.]	0.8	0.8	0.7
Cl [% D.B.]	0.3	0.1	1.1
Fixed Carbon [%]	4.5	4.9	13.8
Bulk Density [g/cm ³]	0.6	0.6	0.4

Table.2 Operation and Other Data

	Sludge-Pyrolysis	Co-Pyrolysis
Sludge Feed [kg/Hr]	1010	1062
RDF Feed [kg/Hr]	0	350
M.H.F Oil Consumption [1/Hr]	34.7	13.9
Average Furnace Loading [kg-D.S./m ² ・Hr]	13.2	18.2
Average Furnace Loading[kg-Comb/m ² ・Hr]	3.6	7.3
Residue Ig-Loss [%]	2.7	2.2
Residue Weight [kg/Hr]	387	439
Circulait Gas Volume [Nm ³ /Hr]	605	444
M.H.F Apparent Air Ratio [-]	0.97	1.17
M.H.F Available Air Ratio [-]	0.55	0.64
Over All Air Ratio [-]	2.30	1.70
After Burner Oil Consumption[1/Hr]	96.5	89.7
Boiler Product Steam [kg/Hr]	1700	2000
Boiler Pressure [kg/cm ²]	13.0	12.7
Boiler Exit.Temp [°C]	180	210

で下水汚泥投入量はほぼ同量で、通常運転時にRDFを追加投入できた。

ii) i)より平均炉床負荷は混焼モードでRDFの投入分増加している。

iii) 混焼モードにおいて9段階炉オイル消費量は約6割、2次燃焼室オイル消費量は1割弱の減少がみられた。

iv) 廢熱ボイラからの発生蒸気量は逆に単焼モードの約2割の増加となった。

等の結果が得られ、RDFによる省エネルギー性が明らかにされた。

これを定量化するため、実験時の熱精算を行った。今回の実験プラントが9段階炉-2次燃焼室-廢熱ボイラと数種の反応器が結合した複雑な系であるため、廢熱は熱精算を行うために系全体の総合熱精算モデルを用いて各ポイントの排ガス濃度をシミュレーションし、実測の排ガス濃度(今回は O_2 , CO_2 採用)と一致する熱収支、物質収支を求めた。

この際、9段階炉における向流式の乾燥-熱分解プロセスでは乾燥段にお

ける揮発分ロスや燃焼用空気などの未反応空気が存在するため、9段階炉まわりの熱精算では未反応空気を考慮した熱精算モデルを用いた。

その結果が図2に示す9段階炉-2次燃焼室-廢熱ボイラの熱精算図である。この結果をもとにRDF使用による代替燃料効果を考察する。

実処理場の通常運転時のデータであることを前提とするため、処理汚泥量に若干の差があるが補正は行っていない。

RDF投入によるオイル使用量の低減により、オイル発熱量は9段階炉で18.9万kcal/Hr、2次燃焼室で6.2万kcal/Hr低下し、その省エネルギー効果は約21%である。

一方、RDF混焼により回収蒸気量は19.2万kcal/Hr増加し、汚泥単焼モードと比較して約18%増となっている。

この両者を合わせて、計44.3万kcal/Hrの有効熱利用となる。ここでRDFの入熱量をみると66.9万kcal/Hrであり、RDF自体の蒸発潜熱を考慮すれば54.8万kcal/Hrの有効入熱量である。

この値も有効利用熱量と比較すれば、RDFの熱利用効率は約80%となった。

この値はRDFの製造、運輸等を考慮に入れた効率ではなく、系も熱回収型の熱分解プロセスに限った効率であることはいうまでもない。

さらに排ガス性状の変化や炉床負荷などの問題があるものの、オイル使用量からみればRDFと下水汚泥の投入比が約2:1で完全な代替燃料効果を達成しようといえる。

これは都府県、下水汚泥の低位発熱量を1300kcal/kg、300kcal/kgとして自然発熱を得るための混合比が2.5対1であるという報告²⁾とほぼ一致するものである。

以上、下水汚泥の熱分解プロセスにおけるRDFの代替燃料効果を実証実験に基づいて考察してきた。

炉内分解過程の考察も有機物質の挙動についても解析を進めており、いよいよ報告する所存である。

なお本研究にあたって協力頂いた大阪府下水道技術政策研究会、日本碍子K.K.環境装置事業部の諸兄に深く謝意を表します。

(参考文献)1) 中国水産試験場、田代生、酒井伸一「下水汚泥と畜産廃棄物の混合焼却システムに関する研究」第55年大会、2) 畜産廃棄物と下水汚泥の混合処理に

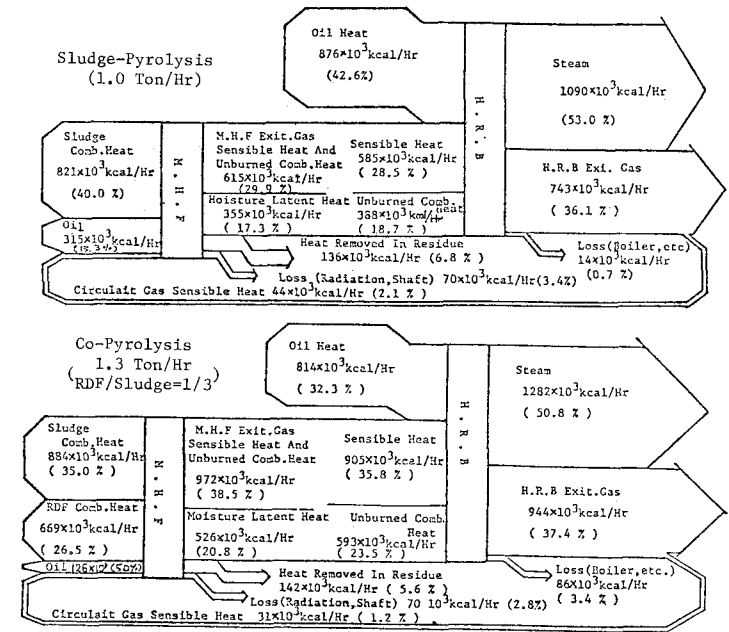
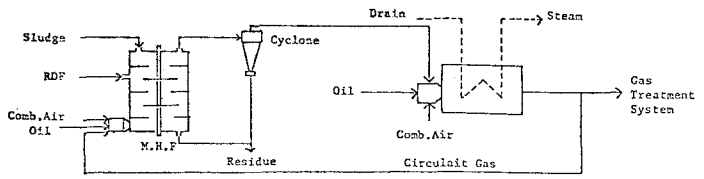


Fig.2 Heat Balance of M.H.F-H.R.B System

に於ける熱エネルギーの有効利用に関する試験報告書、大阪科学技術センター (S55年)