

下水汚泥の熱分解プロセス に関する研究

昭和54年11月

笠倉忠夫

目 次

緒 言

第1編 緒 論

1. 下水汚泥熱分解研究の沿革	1
2. 熱分解 (Pyrolysis) の定義	3
3. 下水汚泥熱分解プロセスについて	5
3-1 下水汚泥脱水ケーキの燃料的性状	5
3-2 下水汚泥熱分解プロセスの構成	8
3-2-1 脱水ケーキの乾燥	8
3-2-2 熱分解装置の選定	9
3-2-3 排ガスの処理と廃熱の回収	10
3-3 研究対象とした下水汚泥熱分解プロセス	12
参 考 文 献	14

第2編 基礎研究

第1章 下水汚泥脱水ケーキの熱操作に伴うクロムの挙動に関する研究	19
1. はじめに	19
2. 実験方法	19
2-1 供試々料	19
2-2 焼成方法および装置	19
2-3 溶出試験法	20
2-4 生成鉱物の同定および半定量法	21
3. 実験結果と考察	21
3-1 クロムの溶出に及ぼす消石灰の影響	21
3-2 クロムの溶出に及ぼす焼成温度の影響	22
3-3 クロムの溶出に及ぼす焼成時間の影響	24
3-4 クロムの溶出に及ぼす焼成雰囲気の影響	25
4. まとめ	27
参 考 文 献	28
第2章 下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関する室内実験による研究	29
1. はじめに	29
2. 実験方法	29
2-1 供試々料	29

2-2	実験装置	30
2-3	実験方法	30
3.	実験結果と考察	31
3-1	無酸素熱分解操作による熱分解の状況	31
3-1-1	熱分解時間を変化させた時の熱分解状況	31
3-1-2	熱分解温度を変化させた時の熱分解状況	33
3-1-3	試料供試条件を変化させた時の熱分解状況	35
3-1-4	熱分解に伴う重金属の揮散	36
3-2	部分燃焼熱分解操作による熱分解の状況	37
3-3	熱分解反応速度の考察	40
4.	まとめ	42
	参考文献	43
第3章	下水污泥脱水ケーキの熱分解に関するフィールド実験による研究	44
1.	はじめに	44
2.	乾燥-熱分解プロセスに関するフィールド実験	44
2-1	実験装置と実験方法	44
2-1-1	脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験	44
2-1-2	乾燥ケーキの内熱式熱分解実験	46
2-2	実験結果	48
2-2-1	間接蒸気乾燥実験結果	50
2-2-2	内熱式熱分解実験結果	50
2-3	実験結果の考察	52
2-3-1	脱水ケーキの間接蒸気乾燥	52
2-3-2	乾燥ケーキの内熱式熱分解	54
2-4	実験結果のまとめ	58
3.	直接投入熱分解プロセスに関するフィールド実験	58
3-1	実験目的	58
3-2	実験装置と炉の運転方法	59
3-3	実験結果	61
3-4	実験結果の考察	64
3-4-1	炉内雰囲気制御	64
3-4-2	熱分解残渣	64
3-4-3	排ガスの性状	64
3-4-4	炉床負荷およびユティリティ	65
3-4-5	炉の規模による操作性の差と炉の改造	65

3-5 実験結果のまとめ	66
4. フィールド実験についての総括	66
参 考 文 献	67
第3編 パイロットプラント研究	
はじめに	69
第1章 第一次パイロットプラント研究(一段炉を用いたパイロットプラント研究)	70
1. 研究の目的	70
2. 実験プラント	70
3. 実験方法	70
3-1 供試々料	70
3-2 脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験	76
3-3 乾燥ケーキの熱分解実験	77
3-4 乾燥-熱分解プロセスからの排出物の分析	77
3-5 測定および分析方法	77
4. 実験結果	79
4-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験結果	79
4-2 乾燥ケーキの熱分解実験結果	81
4-3 プロセスからの排出物測定結果	81
5. 実験結果の考察	86
5-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥	86
5-2 乾燥ケーキの内熱式熱分解	86
5-2-1 熱分解による処理効果の検討	86
5-2-2 熱分解操作条件の検討	92
5-2-3 炉排ガスの再燃焼条件の検討	96
5-3 乾燥-熱分解プロセスからの排出物の性状	96
5-3-1 熱分解残渣の性状	96
5-3-2 排ガスの性状	99
5-3-3 プロセス排水の性状	103
6. 第一次パイロットプラント研究のまとめ	103
参 考 文 献	105
パイロットプラント運転データ	106
第2章 第二次パイロットプラント研究(四段炉を用いたパイロットプラント研究)	124
1. 研究の目的	124
2. 実験プラント	124
3. 実験方法	124

3-1	供試々料	124
3-2	実験方法	129
3-3	測定および分析方法	129
4.	実験結果	129
4-1	乾燥-熱分解プロセス実験結果	129
4-2	乾燥-熱分解プロセスからの排出物測定結果	129
4-3	脱水ケーキ直接投入プロセス実験結果	133
5.	実験結果の考察	136
5-1	4連式パドル型蒸気乾燥機による間接蒸気乾燥	136
5-2	四段炉による内熱式熱分解	136
5-3	乾燥-熱分解プロセスにおける熱分解操作と燃料消費量の関係	137
5-4	乾燥-熱分解プロセスからの排出物性状	139
5-4-1	残渣の性状と重金属の揮散	139
5-4-2	排ガスの性状	141
5-4-3	窒素、硫黄および塩素の挙動	141
5-4-4	排水の性状	141
5-5	脱水ケーキの直接投入プロセス実験結果の考察	142
5-5-1	直接熱分解プロセスの処理効果	142
5-5-2	直接プロセスの熱的特性	142
5-5-3	直接プロセスからの排出物性状	142
5-5-4	熱分解プロセスと焼却プロセスとの比較	143
6.	実験結果のまとめ	144
7.	プロセス解析	145
7-1	装置処理能力	145
7-2	プロセスからの排ガス量	148
7-3	プロセスでの燃料消費量	150
7-4	プロセス解析のまとめ	152
8.	結論	153
	参考文献	153
	パイロットプラント運転データ	154
第3章	熱分解排ガス再燃焼時の窒素酸化物生成抑制研究	167
1.	研究の経緯	167
2.	多段炉熱分解排ガス中の窒素化合物の挙動と再燃焼のNO _x 生成抑制方法	167
3.	実験装置および実験方法	170
4.	実験結果および考察	172

5. まとめ	175
参 考 文 献	176
第4編 多段炉を用いた直接熱分解および空気抑制燃焼プロセスの解析	
1. はじめに	177
2. 多段炉における空気比	178
3. データー採取プラントの概要	179
4. プラントの運転方法と運転結果	179
4-1 プラントの運転方法	179
4-2 プラント運転結果	188
4-3 分析結果	188
4-4 炉本体の物質および熱収支計算結果	189
5. 解析結果とその考察	189
5-1 低空気比操作による処理効果	189
5-2 空気比と排ガス発生量および排ガス中の酸素濃度	197
5-3 空気比の処理効率に与える影響	197
5-4 空気比と補助燃料との関係	199
5-5 プロセスからの排出物	201
5-5-1 残渣中のクロム*	201
5-5-2 排ガス中のアンモニアおよびシアン化水素	203
5-5-3 排ガス中の窒素酸化物	204
5-5-4 排ガス中のダストおよび酸性ガス成分	206
6. まとめ	208
参 考 文 献	210
結 言	211
謝 辞	212

緒

言

緒 言

最近の我が国における下水道の急速な伸びは新たに汚泥処理・処分の問題を提起している。過去、我が国では土木学会によって、昭和40年代に下水汚泥の処理処分に関する研究が行われ（土木学会：“下水汚泥の処理処分および利用に関する研究報告書”、昭和43年度～昭和47年度）、これによって、下水汚泥処理研究は飛躍的に前進した。しかし、現今下水汚泥処理研究に要求されているのは、それらをさらに深化発展させることと思われる。我が国のような超過密社会において下水道を整備して行こうとすれば、必然的に汚泥問題が最重要課題とならざるを得ない。

下水処理のような環境制御システムは汚染物質を、より低拡散相へ移行する分離操作より構成されている。下水処理システムでは沈降あるいは生物反応による吸着などによって液相中の汚染物質を汚泥（Sludge）として分離し、水質の浄化をはかっている。つまり汚泥は下水処理システムにおいて低拡散相として汚染物質の分離濃縮されたものであり、環境保全の立場からは、本来、汚泥の処理、処分が最も重要な課題なのである。このような質的な問題が附加されたものが下水汚泥問題なのである。今、下水道統計（日本下水道協会編第31号～第33号）によって過去3年間の我が国の下水処理量および汚泥発生量の伸びを調べてみると、

	50/3	51/3	52/3
年間下水総処理量 (10 ⁷ m ³)	567.5	602.8	624.5
年間汚泥総発生量 (10 ⁷ m ³)	9.0	9.9	14.5

と下水処理量が急速に伸び、それに伴って多量の下水汚泥が発生していることがわかる。しかも、この数字でも尚、我が国の下水道普及率は約24%（処理対象人口普及率）という低率であるから、これを欧米先進国並の普及率（表-1参照）にまで引き上げるためには汚泥処理・処分体系の確立が是非必要である。ただし、下水汚泥については、我が国では発生汚泥のうち99%近くが脱水処理され、この傾向は今後とも変わらないと考えられるので、下水汚泥問題として脱水ケーキの処理処分問題が重要なテーマとなって来る。

現在（昭和52年3月末）、発生した脱水ケーキ

表-1：各国の下水道普及率
（下水道利用人口／総人口）

国 名	調査年度	普及率(%)
アイルランド	1961	50
アメリカ	1968	71
イギリス	1970	94
イスラエル	1962	90
オーストラリア	1963	59
オーストリア	1969	44
オランダ	1969	90
カナダ	1971	40
スイス	1972	42
スウェーデン	1971	80
チェコスロバキア	1963	51
西ドイツ	1970	79
ノルウェー	1964	67
フィンランド	1970	58
フランス	1963	40
ユーゴスラビア	1961	15
ルクセンブルグ	1960	78

（引用） 齊藤健次郎：“下水道整備の現状と将来展望”

日本機械学会誌，81，721，1251，1978

の処理・処分は次のように行われている（下水道統計第33号より推算）。

脱水ケーキ (水分75%換算) (2.92×10^6 t/年)	処理	乾燥	1.5%
		焼却	45.7%
	処分	埋立又は投棄	46.6%
		利用	6.2%

脱水ケーキの処理としては乾燥と焼却が行われているが、焼却 (incineration) のような熱操作は廃棄物処理の減量化および安定化という目的に最も適う有効な方法と考えられる。ただし、本来、乾燥も熱操作の一種ではあるが、こゝでは被処理物を数百度以上の高温で処理する操作を熱操作 (thermal processing) と呼ぶ。我が国の環境条件は廃棄物処理にかかる時間、空間に対して極めて厳しい制限条件を課しており、ある程度のエネルギー消費を伴っても処理速度、減量化程度の点から高能率の処理機能を要求している。従って、我が国の多くの都市では、脱水ケーキの処理プロセスとして今後このような熱操作プロセスに依存して行かざるを得ないのが実情である。我が国に焼却プロセスが導入されて十数年を経過するが、脱水ケーキの処理・処分方式中に占める比率をみても焼却プロセスは今や下水処理システムの中で不可欠の要素技術となったといっても過言ではあるまい。

しかし、熱操作プロセスのこのような評価は果して今後も尚充分な妥当性を保ち得るものであろうか。時代の変遷と共に焼却プロセスに対して、基本的ないくつかの問題が提起されるに至っている。環境分野においては、1970年代始めに、我々にも極めて関心の深い2つの大きな転換点を経験した。1972年6月にストックホルムで開かれた国連人間環境会議と、1973年10月の石油危機に端を発した省資源時代への突入とである。2つの出来事は我々に環境および資源が有限であることを哲らせた。以後環境工学分野においても、より厳しい環境保護思想、よりエネルギー効率を重視したエコロジカルな思考を重視する風潮が生れて来た。基本的にはこういう思考方法自身不可欠なことである。こういう時代的背景もあって、こゝ数年下水汚泥脱水ケーキの焼却プロセスに対しても厳しい批判がなされて来た。焼却プロセスは処理速度に比較してエネルギー効率は低く（多量のエネルギー消費を伴う）、時には処理速度を重視した操作によってプロセスから有害物を排出するという矛盾があり、これらに対する批判が提起されて来た。我々環境装置工学に携わる者にとっては、これらの矛盾を止揚し、熱操作プロセスの有効性、有用性を回復することが急務であると考えられる。しかし、この場合我々が考えなければならないのは、処理はあくまでも与えられた環境条件（時間、空間）のもとで解を出さなければならないという事実である。一部の主張に見られるような、出来るだけ装置工学的手法を加えないで済ませようというのは、極めて限られた条件の所でのみ可能なことであって、多くの都市はそのような環境にはない。汚泥問題はそういった *Laissez - faire* 的思考で問題解決が出来るような問題ではなくなっている。工学的に問題解決をして行こうとするならば、我々は処理において、エネルギー効率と速度効率との調和点を求める努力をして行かねばならないと考える。大変むづかしい課題であり、こゝにはシステム工学のような整合性のある最適解などはとても求めようもないことかも知れない。しかし、著者は常に両者の調和をめざした要素技術を探求して行くことにこそ、環境装置工学の *raison d'être* があるのではないかと考える。

以上の観点に立って、著者らは従来の焼却プロセスを改良し得る代替案(**alternatives**)として、熱分解プロセスを選定し、その開発研究を行った。現時点において、下水汚泥熱分解プロセスの実用化への目途がつき一応の成果を得ることが出来たと考えているが、本論文はこれまでの研究成果をまとめたものである。これによって下水汚泥の熱操作プロセスとしての熱分解プロセスの有効性を示そうとするのが本論文の主題である。

第1編 緒 論

1. 下水汚泥熱分解研究の沿革

下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関する最も初期の研究はW. Noack¹⁾ によって1959年に行われたものであると思われる。この研究は半工業的規模の一種のシャフトキルンを用い、水分20%に乾燥したケーキを部分燃焼によってガス化することを目的とした研究であり、800～1,200 K cal/N m³ (低位発熱量) 程度の燃料ガスを得ることに成功している。

1960年代に入ると、米国内務省鉱山局のPittsburgh Energy Research Centerで、固形廃棄物の熱分解によるエネルギー回収研究が活発に行われた²⁾。固形廃棄物の一つとして下水汚泥脱水ケーキ乾燥物についても研究が行われたが、注目すべき点は、M. D. Schlesinger et al³⁾が固形廃棄物の熱分解操作の際、水蒸気存在下で生起する steam - carbon - reaction ($\text{H}_2\text{O} + \text{C} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$) などの重要性を指摘した点である。下水汚泥においては、I_g-lossの分解率にとってこれらの反応は重要な意味を有しているからである。

下水汚泥熱分解に関する初期の研究はいずれも脱水ケーキの乾燥物から出発して、エネルギー(燃料ガス)の回収を目的としているところに特徴がある。下水汚泥の熱操作処理は脱水ケーキから出発するのであり、脱水ケーキ(水分65～85%、固形物低位発熱量1,500～2,000 K cal/kg)の低位発熱量-300～+400 K cal/kgという値から考えた場合、下水汚泥熱操作プロセスでは補助燃料を必要とするので、下水汚泥からのエネルギー回収は意味をもたない。むしろ、補助燃料を最小にするようなプロセス設計が必要であるが、初期の研究においてはこのようなプロセス工学的な視点が欠落している。尚、この鉱山局における研究成果はその後EPAに引きつがれ、1970年代に入って都市ゴミ熱分解プロセスの開発研究へと発展して行ったが、この分野での詳細については平岡⁴⁾によって紹介が行われている。

J. M. Beeckmans et al⁵⁾ 及びN. Harkness et al⁶⁾はいずれも下水汚泥の熱分解実験を行い、得られる残渣の吸着能を調査している。有機固形物から活性炭を製造するプロセスは基本的に下水汚泥の熱分解プロセスと同じであり、固定炭素を含有する熱分解残渣が活性炭のような吸着能を有することは充分考えられることである。事実、著者らの研究(馬島剛, 伊夫伎光雄: “下水汚泥乾留残渣の吸着特性”, 京都大学工学部衛生工学科創立20周年記念事業, 実行委員会編「衛生工学研究シンポジウム講演論文集」, 33, P 140, 昭和53年)でも熱分解残渣中の炭素分はかなりの吸着能があることが確かめられている。このような熱分解残渣を下水処理プロセス内で循環使用して水質浄化と汚泥処理とを同時に行わせようという検討がH. Bosh et al⁷⁾によってなされているが、下水汚泥の場合には固形物中の灰分含有率、残渣中への炭素分の残留率などを考えると、プロセスとして成立し得るかについて疑問がある。

下水汚泥の熱分解特性、特に熱分解反応に関する研究は平岡⁸⁾の研究をもって嚆矢とする。平岡らは脱水ケーキ乾燥物成型物を電気炉を用いて、N₂ガス雰囲気中で熱分解し、熱分解生成物の質と量について研究し、この結果より熱分解反応速度式を導いている。著者らは従来、焼却プロセスからのC r⁺⁶抑制研究を行ってきたが、1973年末に起きた石油危機により焼却プロセスの燃料消費が厳しく問われ、その対策を検討し、熱分解プロセスが双方の問題に対して有効な解答たり得ることがわかり、下水汚泥

熱分解研究を開始した。同じ頃、米国EPAにおいても、大気汚染防止の観点から下水汚泥の熱分解プロセスが着目されている(“Pyrolysis does have the definite advantage that air pollution control requirements are minimized.”⁹⁾)。又、汚泥処理処分の教科書とも言うべき“Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal”(U.S.EPA Technology Transfer, EPA 625/1-74-006, Oct. 1974, P8-32)も熱分解を次のように認識している。“Like incineration, pyrolysis reduces the sludge volumes and sterilizes the end product. Unlike incineration, it offers the potential advantages of eliminating air pollution and producing useful by-products.” R.A. Olexsey⁹⁾は熱分解の項で、下水汚泥と固形廃棄物との共同処理(co-pyrolysis)を提唱している。この当たりが、米国における下水汚泥熱分解の一つの方向を規定しているように思われる。

1975年に入ると、米国においては下水汚泥熱分解に対する関心が高まり、各所で検討が行われるようになった^{10)~13)}。しかし、これらはいずれも概念的検討内容であり具体的な実験的研究によるものではない。たゞ注目すべきはA.A. Kalinske et al¹²⁾がNew York - New Jersey Metropolitan Areaにおいては1980年代に熱分解プロセスが汚泥処理の一つの有力な代替案になることを主張している点である。概念設計の段階ではあるが、米国においても海洋投棄が不可能となれば大都市圏では汚泥処理処分が深刻な問題となり、熱操作プロセスが有力な代替案となることを示唆している点で注目に値する。

1976年10月、オーストラリアのシドニーで第8回国際水質汚濁研究会議が開かれ、下水汚泥熱分解に関する3つの論文が発表された。著者ら¹⁴⁾の論文は下水汚泥熱分解の基礎研究のうち、多段式の活性炭再生炉(750φ I.D. × 6H)を使用して脱水ケーキ乾燥物を40 kg/hrの供給量で内熱式熱分解を行った実験結果を発表したもので、同一内容の論文を国内でも発表した¹⁷⁾。他の2つの論文はいずれも米国のもので、co-pyrolysisに関するものである。N. Brovko et al¹⁵⁾の論文は下水汚泥スラリーを固形投棄物と共に直接熱分解する小規模実験に関するものであり、I. L. Bogert et al¹⁶⁾は純酸素を用いたslagging-pyrolysisの実験結果を発表した。この後者のプロセスはその後“Purox process”の名で主として都市ゴミの熱分解プロセスとして実用化された。著者と同じような多段炉を用いた下水汚泥熱分解に関する研究としては、N. Takeda et al¹⁸⁾及びB. D. Bracken et al¹⁹⁾の研究がある。N. Takeda et al¹⁸⁾は多段炉(2000φ I.D. × 2H)によって脱水ケーキ乾燥物(水分約40%)100 kg/hrを熱分解し、主として重金属及び有害ガスの挙動を調査した。下水汚泥熱分解に伴う有害物の挙動については、その後さらに武田によって詳細な研究が行われその結果がまとめられている³⁰⁾。一方、B. D. Bracken et al¹⁹⁾はDia. 16 ft × 6Hというフルスケールの多段炉を使用して、固形廃棄物を燃料として焼却と熱分解の比較実験を行った。この実験はCentral Contra Costa Sanitary District, Concord, Californiaで行われたものであるが、R. D. Shelton²⁰⁾、R. B. Sieger et al²¹⁾によっても紹介されている。

1977年4月、東京において、第5回日米下水道技術会議が開催されたが、席上M. Kashiwaya

22) によって大阪府川俣処理場で行われた多段炉を用いたパイロット研究の一部が報告された。この大阪府川俣処理場での下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関するパイロット研究は昭和51年度の建設省建設技術研究補助金を受けて、「乾留研究会」(建設省土木研究所 京都大学平岡研究室 大阪府 京都市及び日本碍子(株)で組織されたグループ)によって行われた研究である^{23) 28)}。この研究によって、多段炉を用いた乾燥—熱分解プロセスはその実用性が実証され、大阪府によって川俣処理場の脱水ケーキ処理プロセスとして採用された²⁹⁾。この他に国内での下水汚泥熱分解に関する研究は、日本下水道事業団試験部によって行われている^{24) 25)}。この研究は下水汚泥から有価資源回収の可能性をさぐろうという主旨である。

米国、S. R. I. の J. L. Jones et al²⁶⁾ は下水汚泥処理における熱分解を含む各種熱操作プロセスの総合的評価を行っている。さらに、J. L. Jones²⁷⁾ は下水汚泥を含む有機性廃棄物からエネルギーを取り出す熱転換技術(thermal — conversion techniques)の設計、経済性、プロセス選定を論じている。特に彼はこの中で“pyrolysis”の技術内容に対する厳格な定義を行い、広義に解釈した熱分解一般を“PTGL (Pyrolysis, Thermal Gasification & Liquefaction) process”と呼ぶべき事を提唱している。

下水汚泥熱分解の研究は、本格的な研究が1970年代に入ってから行われるようになったと見るべきであるが、初期には下水汚泥から有価物を回収しようという試みが多かった。しかし、下水汚泥脱水ケーキについては、回収コストと処理コストの差がマイナスとなるケースが多く、有価物回収が採算に乗るケースは極めてまれと考えられる。従って下水汚泥脱水ケーキの場合には処理プロセスとして、より経済的な(more economical)そしてより低公害型(less pollutant)の代替案を検討するという研究が必要である。このような前提で、脱水ケーキに熱分解技術を適用し、従来の焼却プロセスを改良する熱操作プロセスを確立しようという研究が日米において活発に行われて来た。米国では経済性の追求法として、より燃料の価値の高い都市ゴミなどの固形廃棄物とのco—pyrolysisの研究が極めて盛んである。これは今後我が国においても充分検討に値するテーマであろう。米国におけるこの種の研究のもう一つの特徴は概念的検討(conceptual discussion)の多いことである。かなりの規模でのデモンストレーション又は実証研究が行われていながら、現実には仲々実用化されずこの種検討が続けられている。これに対して、我が国の場合には、実証研究が終了すると、積極的に実用化が行われ、下水汚泥熱分解プロセスについても大阪府の例に見られるように我が国では既に実用化の段階に入ったとみることが出来る。これは我が国の廃棄物処理を取りまく諸条件がそれだけ逼迫している証拠であるが、研究対象プロセスが実用化の段階に入ったとするならば、今後の研究は実プラントの解析に向けて行く必要があると考えられる。

2. 熱分解(pyrolysis)の定義

熱分解技術は古くから工業的に利用されて来た技術で、その代表的なものとして石油のクラッキング、石炭、木材の乾留、活性炭の製造などが挙げられる。最近では固形廃棄物からのエネルギー回収などにも利用されるようになり注目を集めている技術である。例えば国井³¹⁾は都市ゴミあるいは下水汚泥などを

表1-1 熱分解の定義 (Definition of "Pyrolysis")

出典又は研究者	定 義
o Webster's Third New International Dictionary	Chemical decomposition or other chemical change brought about by the action of heat regardless of the temperature involved.
o R.E.Kirk & D.F. Othmer Encyclopedia of Chemical Technology Vol. 11. P.320	Any method for decomposing a compound by thermal mean is a pyrolytic technique.
o MC-Graw-Hill Encyclopedia of Science and Technology (講談社、世界科学大辞典) Vol. 14 P.56	熱だけによる物質の化学変化(熱による分解、熱的転位、熱重合、熱溶解を含む)を言う。触媒を必要とする熱的变化あるいは他の型態のエネルギーによって始まる変化は含まない。
o M.D. Schlesinger, et al. ³⁾	Pyrolysis is the heating of a material at atmospheric pressure in the absence of air. Products from the pyrolysis are a combustible gas, tar and oil, and a solid.
o F.M. Lewis ³²⁾	Pyrolysis is the term used for an irreversible chemical change brought about by the action of heat in an atmosphere devoid of oxygen. The pyrolysis of organic compound yields : Char, Organic liquids, Fuelgas and Water. Pyrolysis-Thermal processing of waste in absence of oxygen, in (a) indirectly heated retorts, and (b) furnaces that are directly heated by flue gases from a burner firing on a stoichiometric air/fuel ratio.

出典又は研究者	定 義
o N. Brovko et al ¹⁵⁾	<p>Pyrolysis is defined as the chemical change brought about of the action of heat on organic compounds in the absence of O₂, usually in a temperature range of 1,000° to 2,000°F. End products this process are non-condensable gases, liquids, and solid residues.</p>
o R.B. Sieger et al ²¹⁾	<p>Pyrolysis defined as : gasification and/or liquification of the combustion elements by heat, either in the total absence or in the presence of a controlled amount of oxygen.</p>
o J.L. Jones ²⁷⁾	<p>Destructive distillation or Pyrolysis. Carbonaceous materials are thermally decomposed into fuels (gases, liquids and char) by indirect heat transfer, with no injection of oxygen, steam or hot CO into the reactor. An autothermic process, that some of the heat for thermal decomposition is directly transferred from that hot gases produced by partial combustion of char or gases, is not rigorously pyrolysis. All process that involve pyrolysis, thermal gasification or liquefaction of solid waste will be refered as P.T.G.L. process.</p>
o 平岡正勝 ³³⁾	<p>熱分解は有機物を無酸素あるいは、低酸素雰囲気中で高温（500～1,000℃）に加熱し、</p> <ol style="list-style-type: none"> ①水素、メタン等の炭化水素、一酸化炭素等からなる可燃性ガス ②常温では液状で酢酸、アセトン、メタノールの様な有機化合物を含むタール又は油 ③純炭素とガラス、金属、土砂を含むチャー <p>の3つの成分の流れに化学的に分解する操作</p>

二次資源として捉え、これらの熱分解、ガス化は技術的には重質油、石炭の熱分解、ガス化の延長上にあると考えてよいとしている。しかし、この分野では熱分解 (pyrolysis) という言葉の適用に対していくつかの見解の相違が見られるので、熱分解 (pyrolysis) の定義を明確にして置く必要があると考える。

表-1.1 に熱分解 (pyrolysis) に対する一般的定義と、主として汚泥処理分野における熱分解 (pyrolysis) に対する定義とをまとめた。一般的定義では熱分解 (pyrolysis) を“熱的作用による化学変化”と広く定義しているのに対して、汚泥処理分野では多くの研究者が酸素の存在しない状態での変化 (部分燃焼方式の否定) というかなり限定した定義を行っている。特に J. L. Jones²⁷⁾ は pyrolysis は間接加熱方式によるものより狭い定義付をし、固形廃棄物の熱分解 (彼の定義によるもの)、ガス化反応、液化反応を総称して PTGL プロセスと呼ぶことを提唱している。しかし、有機固形物が気相、液相および固相 (残渣) へと不可逆的な熱による分解反応を起す場合、伝熱方式や操作条件の違いは、見掛上の違いがあるだけであって、本質上の差を生じさせるものではない。逆に、下水汚泥脱水ケーキの場合には、従来の焼却操作とこの種熱操作との間には顕著な処理効果上の差が認められ、汚泥処理分野ではこの種熱操作を熱分解 (pyrolysis) のカテゴリーに含めて熱分解 (pyrolysis) という言葉を広義に解釈する立場をとった方が都合が良い。そこで著者は汚泥処理分野において、熱分解 (pyrolysis) を平岡の定義³³⁾ に倣って次の如く定義する。

汚泥固形物を無酸素あるいは理論空気量以下の低酸素雰囲気中で高温 (500~1,000°C) に加熱し、固形物を、

- ① 可燃分を含む分解ガス
- ② 常温では液状のタール等を含むガス液
- ③ チャー及び灰分を含む残渣

の3成分に分解する熱操作を熱分解 (pyrolysis) という。又、高温熱操作部に熱分解を利用するプロセスを熱分解プロセス (pyrolytic process) という。

3. 下水汚泥熱分解プロセスについて

3-1 下水汚泥脱水ケーキの燃料的性状

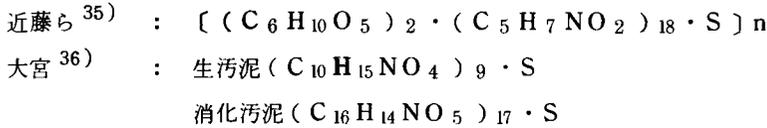
下水道統計によれば、我が国では発生下水汚泥の99%近くが脱水処理されており、下水汚泥処理における熱操作の対象は勿論脱水ケーキである。従って熱操作プロセス (thermal processing) を検討して行く上では対象物である脱水ケーキの燃料的性状を把握しておく必要がある。燃料的性状としては、工業分析値、元素分析値および発熱量を知る必要があるが、これらのうち脱水ケーキについては、水分および固形物中の Ig-loss (下水汚泥では工業分析で定義する固定炭素は極めて低い値であり、一般に揮発分とほぼ一致する値である) が現場で測定されている。一般に下水汚泥の脱水ケーキでは、水分が65~85%、固形物中の Ig-loss は35~70%であり、脱水処理までの前工程によってその性状は著しく影響される。例えば、下水汚泥では一般に、

- 高分子凝集剤薬注遠心分離脱水 : ケーキ水分 80~85%
- 消石灰一塩鉄薬注真空戸過脱水 : // 75~80%

- 高分子凝集剤薬注ロール圧搾脱水 : ケーキ水分70~80%
- 消石灰-塩鉄薬注加圧濾過脱水 : " 65~70%

という具合に脱水ケーキの水分は採用される脱水方式および機種によって大巾に異なってくる。水分は脱水ケーキの燃料価値に最も強く影響する因子であって、その低水分化が望まれる。著者は汚泥処理のトータルシステムの視点から、ケーキの低水分化可能な脱水方式の研究を強く訴えて来た³⁴⁾が、この問題は本論文の主旨ではないので、これ以上の詳述は省く。

下水汚泥脱水ケーキ固形物中の可燃分(揮発分又は Ig-loss で表示される)の組成については近藤ら³⁵⁾および大宮³⁶⁾の詳しい研究がある。可燃分の示性式としてはこれらの研究によれば、次の通りである。



これらの示性式から可燃分元素組成(wt%)を求めてみると、

	C	H	O	N	S
近藤ら	47.5	6.1	41.1	4.7	0.6
大宮 (生)	55.4	6.9	29.6	6.5	1.6
(消化)	63.6	4.7	26.5	4.6	0.6

となるが、その後の実測データ等を加味すると可燃分元素組成(wt%)として次のように考えることが出来る。

C	H	O	N	S
45~50	6~8	35~40	6~7	1~3

一方、可燃分発熱量(高位)については、佐野³⁷⁾、近藤ら³⁵⁾および大宮³⁶⁾の研究が報告されている。一般に可燃分発熱量は可燃分の元素組成より求めることが出来る。例えば、"Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal"(U. S. EPA Technology Transfer, EPA 625/1-74-006, Oct. 1974)は汚泥焼却では古典的な文献であるM. B. Owen³⁸⁾を引用してDulong formulaより発熱量を求めることが出来るが、実測値とズレがあることを指摘している。"Chemical Engineers' Handbook"³⁹⁾によれば、Dulong formulaは、

$$B. t. u / lb = 14,544C + 6,202.8(H - \frac{O}{8}) + 4,050S \dots\dots\dots ①$$

と表われ、高級石炭(high-rank coals)の発熱量に対して2~3%の精度内で推定出来るとされている。しかし近藤ら³⁵⁾も汚泥可燃分に対してはこのDulong式より次の式の方が適しているとしている。

$$\text{Scheueurer's eq : } Q_h = 8,100 \{ C - (3/4)O \} + 5,700 (3/4)O + 34,250H + 2,250S \dots\dots\dots ②$$

$$\text{Steuer's eq : } Q_h = 8,100 \{ C - (3/8)O \} + 5,700 (3/8)O + 34,500 \{ H - (1/16)O \} + 2,500S \dots\dots ③$$

今、可燃分元素組成の平均値（C=0.48, H=0.07 O=0.38, S=0.02）で3つの式の値を求めると、

formula	Dulong	Scheueurer	Steurer
Qh (kcal/kgcomb)	4,720	5,650	4,020

となるが、多くの実測データを総合すると、可燃分高位発熱量は約5,000kcal/kg程度と考えるべきであろう。

発熱量と可燃分指標との関係については著者ら⁴⁰⁾は以前脱水ケーキ固形物の高位発熱量に関して次の式を提案した。

$$Qh = 42.5V + 580 \quad [\text{kcal/kg D. S.}] \cdots \cdots \quad \textcircled{4}$$

ただし、Vはケーキ固形物中のIg-loss(%)である。これらの関係については、その他いろいろな関係式が提出されており、それらについて大宮³⁶⁾が紹介を行っているが、平岡ら⁴¹⁾はこれらを総合的にまとめたものとして次の回帰式を提案している。

$$Qh = 46V + 773 \quad [\text{kcal/kg D. S.}] \cdots \cdots \quad \textcircled{5}$$

3-2 下水汚泥熱分解プロセスの考え方

下水汚泥の熱分解操作とは、定義の項で述べたように、“理論空気量以下の低空気比の高温下で、脱水ケーキ固形物中の可燃物を分解してガス化し、これを気相中で燃焼せしめる操作”と表現することが出来る。下水汚泥の熱操作プロセスとしてこのような操作を含んだプロセスをシステム化して行く上での検討事項と下水汚泥熱分解プロセスの構成について考えてみたい。

3-2-1 脱水ケーキの乾燥

一般に下水汚泥脱水ケーキの水分は、65～85%程度であって、熱分解反応が効果的に進行し得る限界水分(20～40%と考えられる)まで、熱分解に先行して脱水ケーキの乾燥を行う必要がある。ただし、熱処理汚泥脱水ケーキでは、低水分までケーキ水分が低下しており、直接熱分解操作にかけることが可能である。例えば、大阪府川俣処理場における下水汚泥処理パイロット研究では、低温熱処理汚泥脱水ケーキ(水分41～50%)を直接熱分解炉に投入して熱分解実験を行ったが、炉内ですぐ熱分解反応が起こり乾燥の必要は全くなかった⁴²⁾。しかし、熱処理汚泥脱水ケーキを除く多くの場合、脱水ケーキ水分は極めて高く乾燥の必要がある。

脱水ケーキの取扱にはシステムの考えると、従来の焼却炉のように直接高水分脱水ケーキを炉に供給し、乾燥工程と熱分解工程とを分離せずこの炉内で連続的に行わせるシステムと、乾燥工程と熱分解工程とに分離して行わせるシステムとに大別出来る。それぞれのシステムを次のように呼ぶことにする。

直接投入熱分解システム

乾燥-熱分解システム

下水汚泥脱水ケーキの乾燥については、実プラントで熱操作プロセスの前半工程として普遍的に行われて来たわりに、理論的な研究は本多ら⁴³⁾の研究以外あまり行われて来なかった。熱操作炉内での乾燥、脱水ケーキ単独乾燥を問わず、脱水ケーキ乾燥方式には

対流伝熱方式(主として直接熱風加熱型)

伝導伝熱方式(間接加熱又は媒体加熱型)

がある。多段炉内で行われている脱水ケーキの乾燥は熱風加熱による典型的な対流伝熱乾燥であり、著者らの研究⁴⁰⁾によれば多段炉の乾燥段では水分30%前後までの恒率乾燥が行われている。従来から行われて来た下水汚泥焼却炉の運転実績の解析から、この恒率乾燥速度 rdc [$\text{kgH}_2\text{O}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$] を次のように表わすことが出来る。

$$rdc = 3.5 \times 10^{-3} \cdot G^{0.8} \cdot \Delta tm / \lambda m \text{ [kgH}_2\text{O}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}] \dots \dots \dots \text{⑥}$$

ただし、 G は熱風質量速度 [kg/hr]、 Δtm は平均温度差 [$^{\circ}\text{C}$]、 λm は平均蒸発潜熱 [$\text{kcal}/\text{kgH}_2\text{O}$]である。一方、伝導伝熱乾燥としては水蒸気を熱源とした間接加熱乾燥が挙げられる。間接加熱型では伝熱効率および装置材質の点から蒸気乾燥以外はほとんど実用性がなく、著者らは蒸気乾燥機としてパドル型蒸気乾燥機を選定し、脱水ケーキの蒸気乾燥を研究した^{14) 17) 22) 23) 28)}。これらの結果によれば、下水汚泥脱水ケーキのパドル型蒸気乾燥機による乾燥では、脱水ケーキ種類によって伝熱状態が異なり(主として機内での充満率の差による)、次の伝導伝熱式

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta tm \text{ [kcal/hr]} \dots \dots \dots \text{⑦}$$

における、総括伝熱係数 U の値は実用規模で150~350 [$\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}^{\circ}\text{C}$]であった。この性能値は充分実用性のある値であって、パドル型蒸気乾燥機は脱水ケーキの乾燥機として使用することが出来る。たゞ、分離型のシステムの乾燥工程で重要なことは、乾燥排ガスの臭気対策と乾燥熱源の問題である。間接蒸気乾燥機は乾燥排ガスを少く出来る点ですぐれた装置である。又、乾燥熱源に関しては、下水汚泥熱操作プロセスで補助エネルギーを必要とするのは乾燥工程および排ガス再燃焼工程であるので、再燃焼工程での余剰エネルギーを乾燥工程にもどし、システム内での熱回収を効率良く行って、乾燥工程への補助エネルギーをいかに最小限にするかということがシステム設計上のポイントとならう。

3-2-2 熱分解装置の選定

熱分解技術は古くから工業的に利用されて来た技術であるが、最近では重質油のガス化、又は石炭および固形廃棄物などのガス化技術として盛んに研究され、反応装置としてもさまざまな種類、型式のものが発達している。これらの装置について国井³¹⁾が分類を行っている。又、米国における固形廃棄物熱分解技術の開発状況についてJ. L. Jones²⁷⁾が、我が国の都市ゴミ熱分解技術の開発状況については平岡⁴⁴⁾がそれぞれのまとめを行っている。そこで、これらを参考にして、下水汚泥脱水ケーキを含む固形廃棄物の熱分解装置について表-1.2のような分類を行ってみた。下水汚泥脱水ケーキの熱分解装置として利用し得る方式および型式は表-1.2のうちで直接加熱方式の熱風又は部分燃焼による加熱方式であり、型式としては回転型、多段床型および流動層型である。熱風加熱方式とは酸素分圧を零とした燃焼ガスを炉内に供給して熱源とする方式であり、部分燃焼加熱方式とは熱風以外にケーキ可燃分の理論燃焼空気量以下の空気を炉内に供給し、分解ガスの一部を燃焼させて熱源の一部として用いる方式である。理論的には脱水ケーキに対しても、管型又は回転炉型を用いた間接加熱方式は採り得、実験も行われている⁴⁵⁾が、伝熱効率および装置材質上の点から好ましくない。たゞ脱水ケーキからクリーンガスを回収する場合には間接加熱方式がすぐれているが、下水汚泥の場合にはシステムのエネルギーバランスを考えた場合燃料を回収するということはつまり、下水汚泥脱水ケーキの熱分解装置としては従来汚泥焼却装置として用いられて来たロータリー・キルン、多段炉および流動床炉をそのまま使用することが出来るのである。

表 1 - 2 固形廃棄物の熱分解装置分類

加熱方式 装置型式	間 接 加 熱 (外 熱) 方式 (Indirect firing)	直接加熱 (内 熱) 方式 (Direct firing)	
		熱風又は部分燃焼に よる加熱	熱風以外の熱媒体に よる加熱
管 型	下水汚泥による実験 例あり ⁴⁵⁾	—	—
回 転 炉 型	産業廃棄物 (占タイヤの分解)	都市ゴミに対する Landgard 法	—
多 段 炉 床 型	—	下水汚泥で多くの実 験例あり	—
移 動 炉 型	産業廃棄物の分解	○新日鉄法 ○Purox 法 ○Torrax 法 (いずれもシャフト キルンによる都市ゴミ 熱分解)	—
流 動 層 型	—	廃プラスチックに対 する J.F.C 法	都市ゴミに対する パイロックス法
気 流 型	—	—	都市ゴミに対する Occidental 法 Garrett 法

3-2-3 排ガスの処理と廃熱の回収

熱分解装置からの排ガスは、従来の汚泥焼却に用いられて来た排ガス処理装置によって処理することが可能である。現今の我が国における汚泥焼却排ガス処理システムは非常に整備された高性能のシステムであるが、このシステムに関する最初の研究は松井ら⁴⁶⁾、田中ら⁴⁷⁾ および稲葉⁴⁸⁾ によって行われている。又、最近では日本下水道事業団試験部によって毎年実プラントの排ガス処理の実態調査が行われ^{49) 50)} その実態はかなり明らかとなっている。

熱分解排ガスは、上記のような排ガス処理装置で処理可能であるが、熱分解によって生成した可燃性ガス(部分燃焼の場合には残存可燃性ガス)やアンモニア、シアンなどの有害ガス成分を含み、必ず再燃焼によって無害化、安定化する必要がある。この場合、直接投入熱分解システムでは高水分脱水ケーキを炉に直接投入するので、排ガス中の湿分が高く(40~60%)、排ガスを再燃焼する前に減湿してから再燃焼の方が再燃焼のエネルギーは少なくてすむ。このため従来の焼却プロセスは炉からの排ガスをスクラパーなどで洗滌して冷却減湿する方法が採られるケースがあったが、この方法では排ガス中の有害成分を水側に移行させてしまうので、これらの排水の取扱い条件については、もっと配慮されてしかるべきで

ある。いずれにしても熱分解プロセスでは排ガス再燃焼を行うが、多くの排ガスは再燃焼条件を維持するだけのエネルギーを保持しておらず、再燃焼に際して補助エネルギーを必要とする。再燃焼条件としてはシアン物の分解温度である900℃以上の温度が要求されるので、補助エネルギーを要する場合、あるいは自然の場合を問わず、再燃焼後の高温排ガスのもつエンタルピーは省エネルギーの立場から回収を図る必要がある。

回収エネルギーのシステム内での利用方法としては、

- ① 燃焼用空気又は再燃焼ガスの予熱
- ② 脱水ケーキの乾燥

の2通りが考えられる。従来の焼却プロセスではガス-ガス熱交換機を用いて①の方法によってエネルギー回収をはかっていたが、ガス-ガス熱交換では回収量に限度がある。又、ダストを含む排ガスの熱交換は技術上極めてむづかしい問題であり、事実上不可能に近い。これに対して、乾燥と高温熱操作とを分離するシステムでは回収エネルギーを乾燥熱源に用いることが出来、より合理的である。再燃焼後の排ガスエンタルピーを乾燥熱源として用いるシステムには図-1.1および1.2に示すような2通りのシステムを考案することが出来る。ただし、システム内で取扱うガス量から検討するならば蒸気乾燥システムの方がより合理的と考えられる。

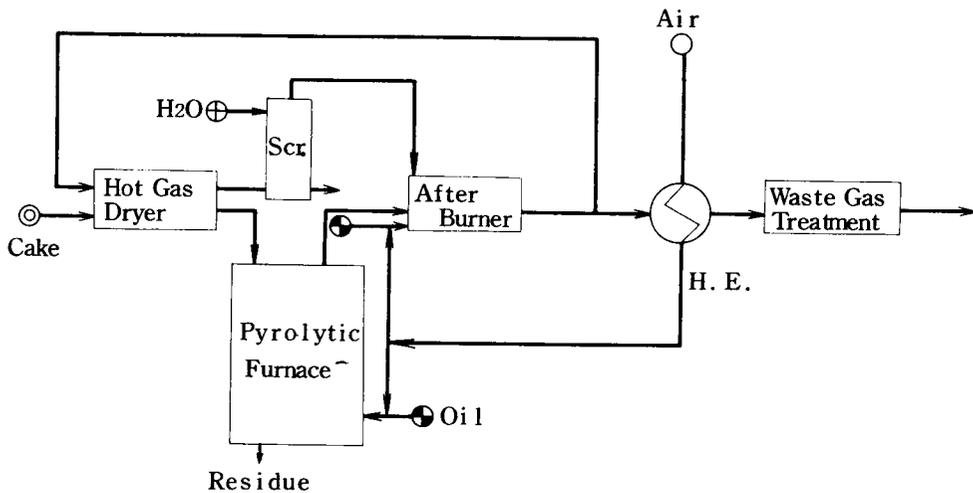


図-1.1：再燃焼廃熱の回収システム-1
(熱風乾燥機による脱水ケーキ乾燥システム)

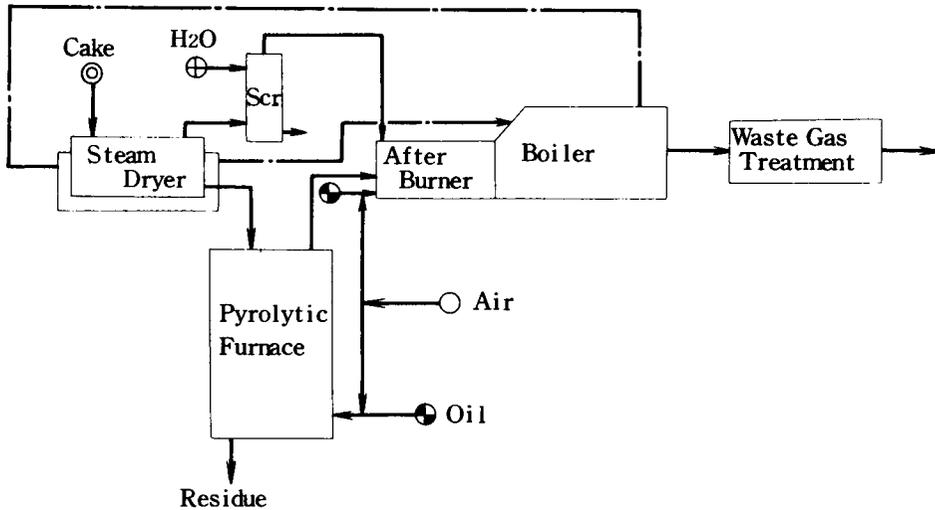


図-1.2：再燃焼廃熱の回収システム-2
 (蒸気乾燥機による脱水ケーキ乾燥システム)

3-3 研究対象とした下水汚泥熱分解プロセス

下水汚泥脱水ケーキの熱分解装置としては、直接加熱方式の回転炉型(ロータリー・キルン)、多段床炉型(多段炉)および流動層型(流動床炉)を用い得ることを検討した。これらの装置型式のうちで、汚泥熱操作炉として最も数多く用いられているのが多段炉で、先の下水道統計によれば、我が国の汚泥焼却炉の実に90%がこの多段炉で占められている。従って、本研究の主旨が従来焼却プロセスの代替プロセスを開発することにあるならば、下水汚泥処理における普遍性から考えて、下水汚泥脱水ケーキの熱分解装置として多段炉を選定するのが最も妥当である。

乾燥システムとしては前項の検討から、蒸気乾燥を用いた乾燥-熱分解システムが最も合理的と考えられ、本研究の主テーマとした。しかし、既設の焼却プロセスを熱分解プロセスに改良して行くためには、直接投入熱分解システムの検討も必要であり、本研究ではこのシステムについても研究を行った。

本研究の対象とした下水汚泥分解プロセスのフローシートを図-1.3および1.4に示した。

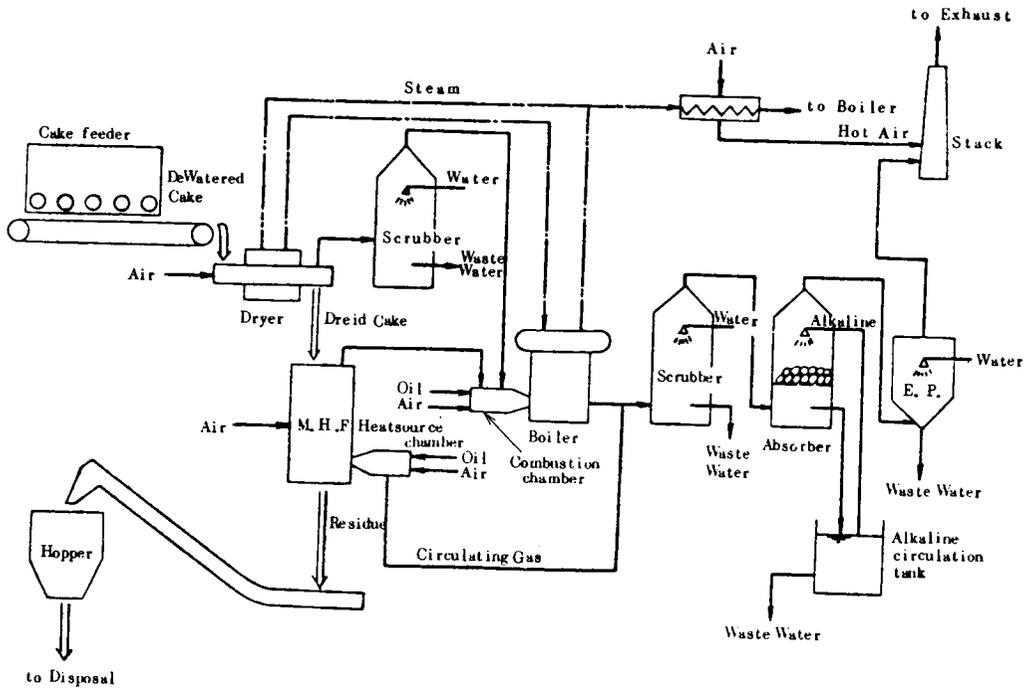


図-1.3 : 下水汚泥脱水ケーキの乾燥 - 熱分解プロセスフローシート

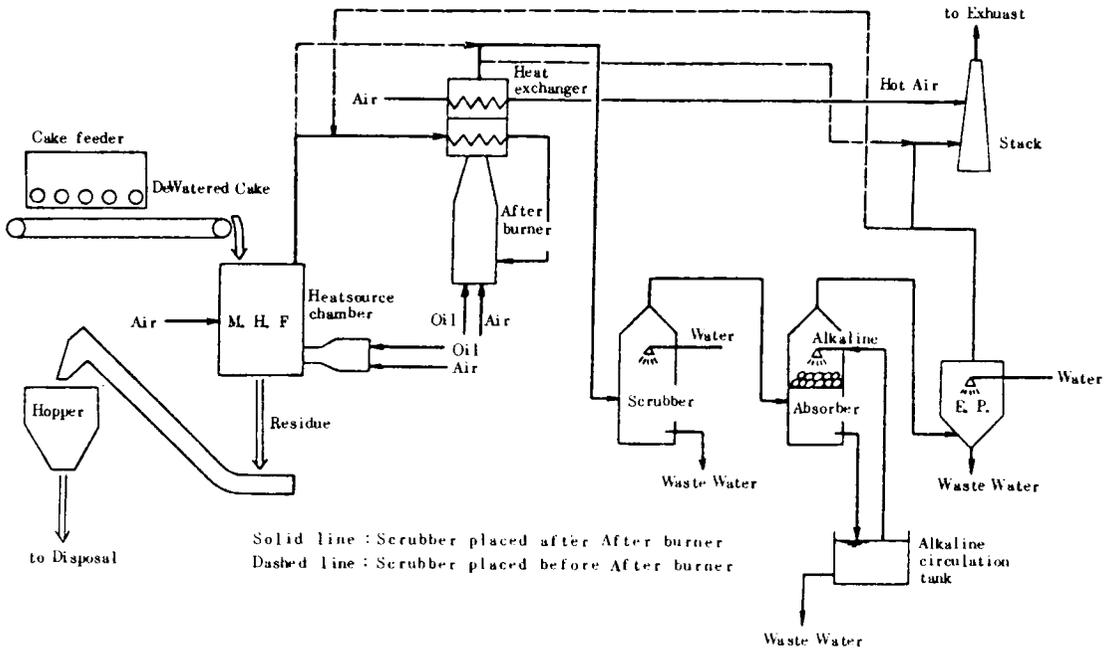


図-1.4 : 下水汚泥脱水ケーキの直接投入熱分解プロセスフローシート

参 考 文 献

- 1) W. Noack : "Die Schlammbehandlung in städtischen Kläranlagen unter besonderer Berücksichtigung der Schlammvergasung.", Forschungsberichte des Landes Nordrhein-Westfalen, Nr. 1251, 1964.
(武藤暢夫、名取 真、共訳："都市下水処理施設における汚泥のガス化による処理研究(上)、(下)"、水処理技術、8、10、31、& 11、37、1967)
- 2) W. S. Sanner, C. Ortuglio, J. G. Walters & D. E. Wolfson :
"Conversion of Municipal and Industrial Refuse into Useful Materials by Pyrolysis.", U.S., D.O.I. Bureau of Mines Report of Investigations 7428, P.14, 1970.
- 3) M. D. Schlesinger, W. S. Sanner & D. E. Wolfson : "Pyrolysis of Waste Materials from Urban and Rural Sources.", A Paper in the Proceedings of the 3rd Mineral Waste Utilization Symposium, Chicago, Illinois, March, 14~16, 1972.
- 4) 平岡正勝："廃棄物の熱分解"、都市と廃棄物、7、1、23、1976
- 5) J. M. Beeckmans & C. Park : "Pyrolyzed Sewage Sludge : Its Production and Possible Utility.", Environmental Science & Technology, 5, 1, 69, 1971.
- 6) N. Harkness, A. R. Oliver, A. J. Gough, R. Tabberer & D. Keight : "Some Observations on the Incineration of Sewage Sludge.", Wat. Pollut. Control, 7, 1, 16, 1971.
- 7) H. Bosch, G. J. Kleerebezem & P. Mars : "Activated Carbon from Activated Sludge.", Journal W.P.C.F. 48, 3, 551, 1976.
- 8) 平岡正勝、高内政彦、武田信正："下水汚泥の熱分解反応に関する研究(第1報)、(第2報)"、下水道協会誌、10、109、31 & 110、25、1973

- 9) R. A. Olexsey : "Thermal Degradation of Sludges.", Presented at Symposium on "Pretreatment and Ultimate Disposal of Waste Water Solids.", New Brunswick, New Jersey, May 21~22, 1974.
- 10) F. M. Lewis : "Sludge Pyrolysis for Energy Recovery and Pollution Control.", Proceedings of the 2nd National Conference on Municipal Sludge Management, Anaheim, California, Aug. 18~20, 1975.
- 11) R. A. Olexsey : "Pyrolysis of Sewage Sludge.", *ibid*
- 12) A. A. Kalinske, A. B. Pincince, M. H. Klegerman & T. F. X. Flynn : "Study on Sludge Disposal Alternatives for the New York-New Jersey Metropolitan Area.", Proceedings of the 48th Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Miami, Florida, Oct. 5~10, 1975.
- 13) G. E. Weismantel : "Sludge pyrolysis schemes now head for tryouts.", *Chemical Engineering*, Dec. 8, 1975.
- 14) T. Majima, T. Kasakura, M. Naruse & M. Hiraoka : "Studies on Pyrolysis Process of Sewage Sludge." Proceedings of I.A.W.P.R - 8th International Conference, Sydney, Australia, Oct. 17~22, 1976.
- 15) N. Brovko, R. A. Lockwood, F. R. Bowerman & K. Y. Chen : "Combined Disposal of Sewage Sludge and Solid Wastes by Pyrolytic Process.", *ibid*.
- 16) I. L. Bogert & D. S. Greene : "Disposal of Sludge Using Solid Wastes as Fuel with Resource Recovery and Creation of Gas End Product for Utility Use." *ibid*.
- 17) 平岡正勝、笠倉忠夫、成瀬 勝、馬島 剛、原 真一 : "下水污泥の乾燥-熱分解操作に関する研究(第1報)"、下水道協会誌、13、143、21、1976
- 18) N. Takeda & M. Hiraoka : "Combined Process of Pyrolysis and Combustion for Sludge Disposal.", *Env. Sci & Tech.*, 10, 12, 1147, 1976.

- 19) B. D. Bracken, J. R. Coe & T. D. Allen : "Full Scale Testing of Energy Production from Solid Waste.", Proceedings of the 3rd National Conference on Sludge Management, Disposal & Utilization, Miami, Florida, Dec. 14~16, 1976.
- 20) R. D. Shelton : "Stagewise Gasification in a Multiple-Hearth Furnace.", from "Solid Waste and Residues Conversion by Advanced Thermal Process", A. C. S. Symposium Series '76, P.165.
- 21) R. B. Sieger & P. M. Maroney : "Incineration-Pyrolysis of Waste water Treatment Plant Sludges.", Prepared for the E. P. A. Technology Transfer Design Seminar for Sludge treatment and Disposal, 1977.
- 22) M. Kashiwaya : "Studies on Sewage Sludge Pyrolysis.", Proceedings of the 5th U.S./Japan Conference on Sewage Treatment Technology, Japan paper No.3, P.73, 1977.
- 23) 日本碍子株式会社「多段式焼却炉を用いた下水汚泥の乾留法に関する研究」昭和51年度建設省建設技術研究補助金交付研究報告書、昭和52年8月
- 24) 横田 寛、東 欽一郎、鎌田寛子：「下水汚泥の資源化に関する調査報告」、日本下水道事業団試験部、下水汚泥の処理処分に関する調査(2)、昭和51年3月
- 25) 大宮一夫、東 欽一郎、下川原拓也：同上、昭和52年3月
- 26) J. L. Jones, D. C. Bomberger, Jr. & F. M. Lewis : "Energy Usage and Recovery in Sludge Disposal, Part 1, 2 & 3.", Water & Sewage Works, July, P.44, August, P.42 & September P.106, 1977.
- 27) J. L. Jones : "Converting solid waste and residues to fuel.", Chemical Engineering, Jan. 2, 87, 1978.
- 28) 平岡正勝、成瀬 勝、馬島 剛：「下水汚泥の乾燥-乾留(熱分解)に関する研究(第2報)」、下水道協会誌、15、171、56、1978

- 29) 川合勝正：「新しい下水汚泥処理プロセスについて」、環境技術、7、5、436、1978
- 30) 武田信生：「スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究」、学位論文1978年7月
- 31) 国井大蔵：「これからのガス化技術を探る」、化学工学、38、10、697、1974
- 32) F. M. Lewis : "Thermodynamic Fundamentals for the Pyrolysis of Refuse.", Presented to the 1976 Solid Waste Processing Conference, A.S.M.E., Boston, Mass., May 23~26, 1976.
- 33) 平岡正勝：「下水汚泥の熱分解処理」、環境技術、7、5、419、1978
- 34) 笠倉忠夫：「下水汚泥の脱水」土木学会関西支部講習会テキスト、P 41 昭和53年11月
- 35) 近藤 潔、伊藤尚夫、石井隆一郎、本多淳裕：「汚泥脱水ケーキの燃料化学的特性」、下水道協会誌、2、15、1、1965
- 36) 大宮一夫：「燃焼工学的にみた下水スラッジ」、下水道協会誌、5、44、16、1968
- 37) 佐野 進：「下水汚泥の発熱量について」、下水道協会誌、2、11、34、1965
- 38) M. B. Owen : "Sludge Incineration.", J. Sanit. Eng. Div., Proceedings of the A.S.C.E. P.1172, Feb. 1957.
- 39) J. H. Perry : "Chemical Engineers' Handbook.", Third Edition, McGraw-Hill book Co., Inc. P.1561, 1950.
- 40) 日本碍子株式会社 N G K 化工機ニュース No. 11、P 21、「下水汚泥の焼却試験とその考察」、1965年11月

- 41) 平岡正勝、高内政彦、武田信生：「汚泥の処理と処分に関する基礎的研究」、環境技術、2、7、25、1973
- 42) 武田信生、木村淳弘、橋本 透：「流域下水道処理場における熱処理脱水汚泥の乾留に関する実験的研究」、第15回下水道研究発表会講演集、11-36、P648、1978
- 43) 本多淳裕、近藤 潔、伊藤尚夫、石井隆一郎：「汚泥脱水ケーキの乾燥条件」、下水道協会誌、2、14、28、1965
- 44) 平岡正勝：「熱分解による資源化処理」、日本機械学会第474回講習会教材「都市ゴミ処理技術の進歩」II-2、P49、1978
- 45) 岩井 雅、大貫靖夫：「下水汚泥の乾留の基礎研究(その2)」、第13回下水道研究発表会講演集、12-4、P667、1976
- 46) 松井三郎、平岡正勝：「下水汚泥焼却処理によって発生する大気汚染の諸問題(I)」、下水道協会誌、11、124、13、1974
- 47) 田中和夫、橋本 透、柴田高男：「川俣処理場汚泥焼却および排ガス処理の運転結果に対する一考察」、下水道協会誌、11、125、49、1974
- 48) 稲葉 稔：「湿式電気集塵機による多段炉の排ガス処理」、環境技術、4、2、34、1975
- 49) 高橋定治、成田愛世：「下水汚泥の焼却に伴う大気汚染に関する調査報告」、日本下水道事業団試験部、下水汚泥の処理処分に関する調査(3)、50-008(昭51、3)、及び51-013(昭52、3)
- 50) 高橋定治、若山正憲：同上、52-011(昭53、3)

第2編 基礎研究

第1章 下水汚泥脱水ケーキの熱操作に伴うクロムの挙動に関する研究

1 はじめに

下水汚泥処理プロセスとしては、消石灰および塩化第2鉄を添加して脱水後、完全焼却されるケースが一般的であるが、3価クロム化合物は、アルカリまたはアルカリ土類金属化合物と共存して空气中で焼成されると水溶性で有害な6価クロムに酸化されることが報告されている^{1)~4)}。従って、クロムを含有し、かつ、消石灰を薬注した脱水ケーキを酸化雰囲気中で焼却する場合、焼却灰からの6価クロムの溶出が危惧される。下水汚泥焼却灰についても他の産業廃棄物と同様、環境庁告示によって定められた溶出試験を行って、有害物質の溶出濃度が総理府令に定められた判定基準を越えた場合、有害産業廃棄物の扱いを受ける。従来から有害物質を含む産業廃棄物の安定化処理法として、コンクリート固化法、焼結法、湿式還元法、熔融固化法、還元焼成法等が研究されているが、いずれの方法も技術的、経済的にみて完全なものとはいえない。

そこで、脱水ケーキの焼却過程で起こる有害な水溶性6価クロムの生成機構を究明するとともに、6価クロムの溶出を抑制するような汚泥の処理方法を開発する目的で次のような実験を行った⁵⁾。すなわち、Cr-Ca系の純物質及びクロムを含有する下水汚泥を試料として、脱水ケーキを焼却する場合の灰からのクロム溶出に及ぼす影響因子と考えられる、①アルカリ土類としての消石灰の共存の影響、②焼成温度の影響、③焼成時間の影響、④焼成雰囲気の影響について調べた。

2 実験方法

2-1 供試々料

〈純物質試料〉

クロム化合物として水酸化クロム試薬一級(クロム32wt%)を、カルシウム化合物として水酸化カルシウム試薬一級、炭酸カルシウム試薬一級を選び、これらの粉末試薬を所定のCr/Caグラム原子比となるように調合した後、乾式混合して試料とした。

〈下水汚泥試料〉

試料汚泥を採取する下水処理場を選定するにあたり、①汚泥中にクロムが比較的多く含有されていること、②汚泥の脱水助剤として消石灰を薬注していること、の必要2条件を具備する代表的な処理場としてU下水処理場を選んだ。本実験の供試汚泥として、昭和49年7月から8月にかけて採取した濃縮汚泥および消石灰薬注脱水ケーキの性状を表-2.1に示した。

2-2 焼成方法および装置

空気中における焼成および焼却の実験には箱型電気炉(7kW SiC発熱体)を用い、あらかじめ所定の

表 - 2.1: 試料下水汚泥の性状

汚泥の種類	採取日	含有量 (wt%) (絶乾ベース)			溶出試験 (mg/l)	
		灰分	T-Cr	CaO	T-Cr	Cr ⁺⁶
濃縮汚泥	Aug. 12. 1974	63.2	0.10	3.92	< 0.1	< 0.1
脱水ケーキ	Jul. 17. 1974	59.3	0.13	19.73	< 0.1	< 0.1
	Aug. 12. 1974	59.4	0.08	20.15	< 0.1	< 0.1
	Aug. 13. 1974	60.3	0.07	25.20	< 0.1	< 0.1
	Aug. 15. 1974	63.4	0.05	25.27	< 0.1	< 0.1

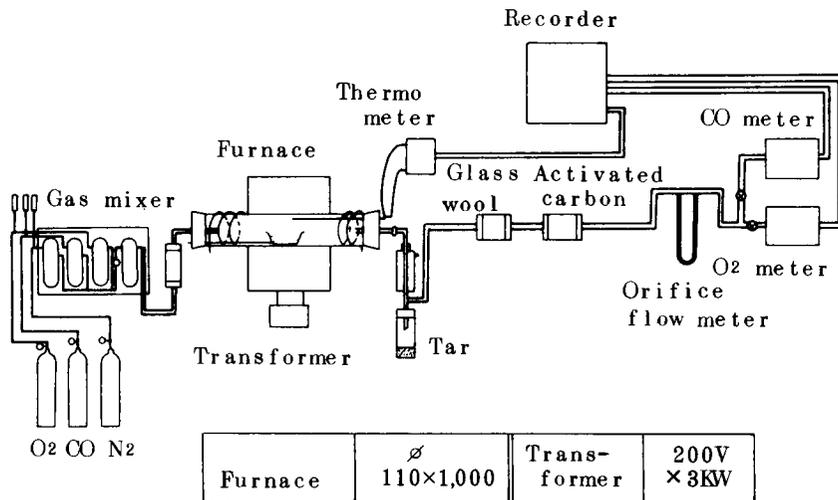


図 - 2.1: 実験装置フローシート

温度に保たれた炉内に所定時間保持後炉外へ取り出し、デシケータ-中で放冷した。

空气中以外の雰囲気中の焼成及び焼却の実験には図-2.1 に示す装置を用いた。所定温度に保たれた炉内にO₂, N₂, CO の比率を変えて調整した混合ガスを1 l/minの流速で炉内に送りページした後、試料を炉の冷却ゾーンに挿入し、炉内雰囲気がもとの所定濃度にもどった時点で試料を炉内の所定温度ゾーンへ移動させる。所定の時間保持後、試料を再び冷却ゾーンへもどし5 min冷却した後、炉外へ取り出す。次に雰囲気炉から排出された雰囲気ガスでみたされたデシケータ-中で室温まで冷却した。

2-3 溶出試験法

環境庁告示第13号の検定方法（液のpH調整なし）に準拠した溶出試験を行った後、溶出液中の全クロム濃度（そのうちの8割から10割が6価クロムと考えられる）を原子吸光分析法により測定した。

2-4 生成鉱物の同定および半定量法

粉末X線回折法により同定し、その回折強度(ピーク高さ)により半定量した。

3 実験結果と考察

3-1 クロムの溶出に及ぼす消石灰の影響

Cr/Ca比率を変えたCr(OH)₃-Ca(OH)₂試薬混合物を400, 600, 800℃の各温度で空气中において1hr焼成した後の溶出試験結果を図-2.2に示した。Cr(OH)₃単独を焼成したものからはクロムの溶出はほとんどなく、これにアルカリ土類化合物のCa(OH)₂を添加して焼成するとクロムの溶出率(溶出したクロム量/試料中のクロム含有量)×100%)が著しく増大するが、これはCrがCaの共存下でO₂と反応して、水溶性6価クロム化合物を生成するためと考えられる。

U下水処理場で49年8月12日に採取した消石灰薬注前の濃縮汚泥に消石灰を添加して調整した汚泥を乾燥後、800℃で空气中において1hr焼却して消石灰の影響を調べたところ、図-2.3に示す如く、下水汚泥の場合も消石灰の添加はクロムの溶出を著しく増大させることがわかった。なお、消石灰を添加していない濃縮汚泥中には、Crが0.1%に対してCaOの形で3.9%のCaが存在してはいるがその焼却灰からクロムがほとんど溶出しないのは、そのCaが濃縮汚泥中でSiO₂, Al₂O₃等と安定な化合物を形成しているため、水溶性6価クロム化合物の生成に関与しないためと考えられる。6価クロム化合物の生成に対して脱水時に添加する消石灰が直接影響するものといえよう。

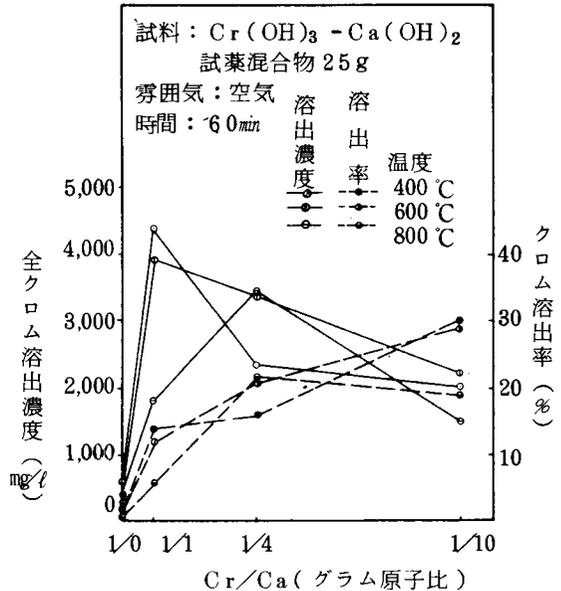


図-2.2: Cr/Ca比と全クロム溶出濃度・率の関係

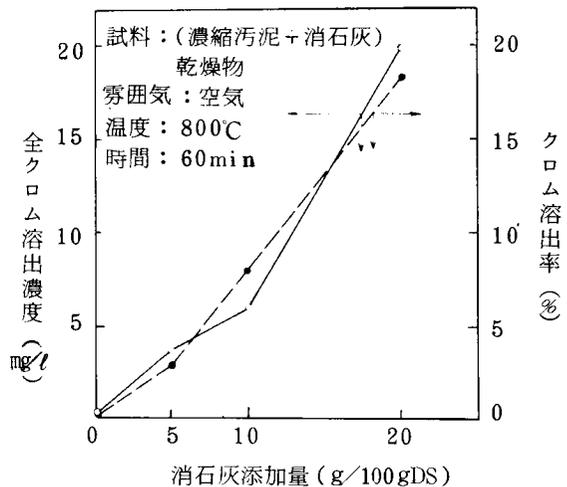
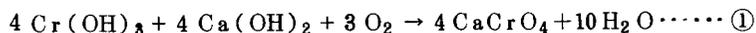


図-2.3: 消石灰薬注量と全クロム溶出量率の関係

3-2 クロムの溶出に及ぼす焼成温度の影響

Cr/Ca=1/4 グラム原子比となるように調整したCr(OH)₃-Ca(OH)₂ 試薬混合物を300~900℃の温度で空气中において1hr焼成したときのX線回折による鉱物組成と焼成物からの全クロム溶出濃度の変化を図-2.4に示した。CaCrO₄の生成はCaOがまだ生成していない400℃, 500℃で起きている点から、これらの温度では柏原ら³⁾が示したように次式の反応で、



CaCrO₄が生成しているものと考えられる。CaCrO₄の生成量は600℃をピークにそれ以上の高温で減少し、800℃でX線的に認められなくなり、これに代って別の6価クロム化合物が生成してくる。この化合物の化学式は西野らの化学分析結果⁶⁾により18CaO·10CrO₃·Cr₂O₃とされている。

600℃から800℃にかけて、次式のような反応が起っているものと考えられる。



図-2.4からわかるように焼成温度が変わったときの焼成物からの全クロム溶出濃度の変化はCaCrO₄, 18CaO·10CrO₃·Cr₂O₃ 両6価クロム化合物のそれぞれの相対含有量を示すX線回折強度の和の変化と良い対応を示している。

つきにCr/Ca=1/4 (グラム原子比)となるように調整したCr(OH)₃-CaCO₃ 試薬混合物を300

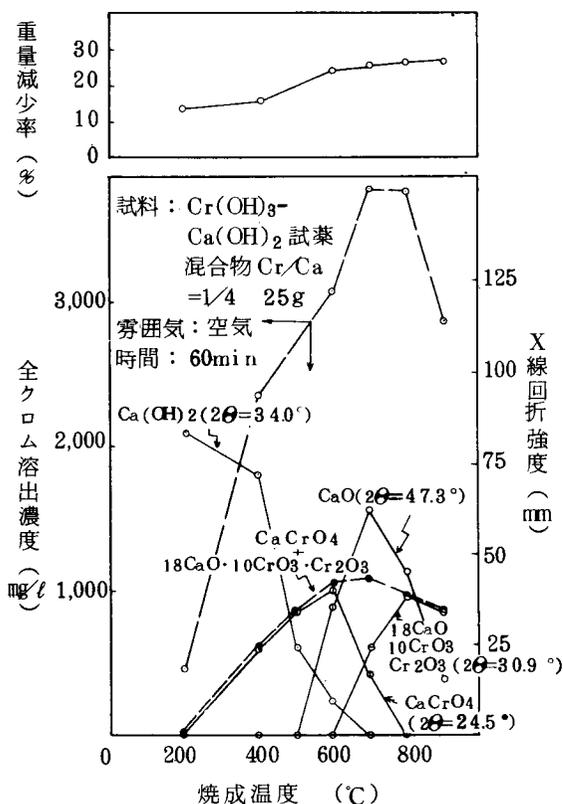


図-2.4: Cr(OH)₃-Ca(OH)₂系の焼成温度と全クロム溶出濃度, 重量減少, X線回折強度の関係

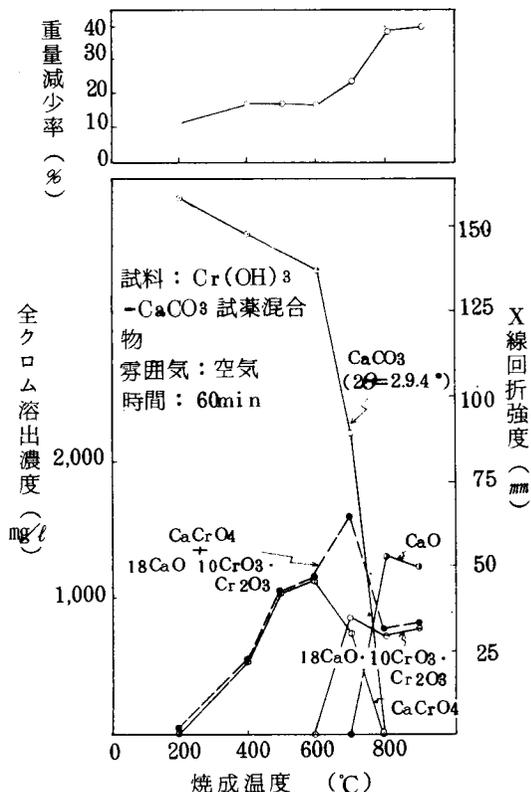


図-2.5: Cr(OH)₃-CaCO₃系の焼成温度と重量減少率, 全クロム溶出濃度, X線回折強度の関係

～900℃の温度で空気中において1hr焼成したときのX線回折による鉱物組成と焼成物からの全クロム溶出濃度の変化を図-2.5に示した。

CaCrO_4 と $18\text{CaO} \cdot 10\text{CrO}_3 \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$ の2種類の6価クロム化合物が生成し、 CaO の生成温度が高い点を除けば図-2.4の $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ 系とはほぼ同様の挙動を示している。

つぎにU下水処理場において昭和49年8月から9月にかけて採取したクロムを含有する消石灰薬注脱水ケキ乾燥物を空気中で200～900℃の各温度1hr焼却した灰からの全クロムの溶出状況を図-2.6に、また、その焼却灰の強熱減量〔%〕の値を図-2.7に示した。下水汚泥の場合の温度-全クロム溶出濃度パターンは $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{CaCO}_3$ 系の純物質の場合と著しく異なる。400℃附近の低温度で焼却した灰からは一様に3mg/l以上の全クロムが溶出する。純物質での実験結果からこの温度で生成している水溶性6価クロム化合物は CaCrO_4 と考えられる。600℃および700℃で焼却したいずれの灰からもクロムの溶出濃度は極めて低い(0.1mg/l以下)。なお、600℃および700℃の焼却灰の強熱減量は15%を下回っている。一方、通常の焼却温度附近の800℃および900℃での焼却灰からはクロムが溶出するケース(Run 812, 925, 927)とクロムの溶出がほとんど認められないケース(Run 813, 815, 924, 926)の2ケースある。800～900℃で生成している水溶性6価クロム化合物は $18\text{CaO} \cdot 10\text{CrO}_3 \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$ と考えられるが、すべての汚泥が同一条件で焼却されており、

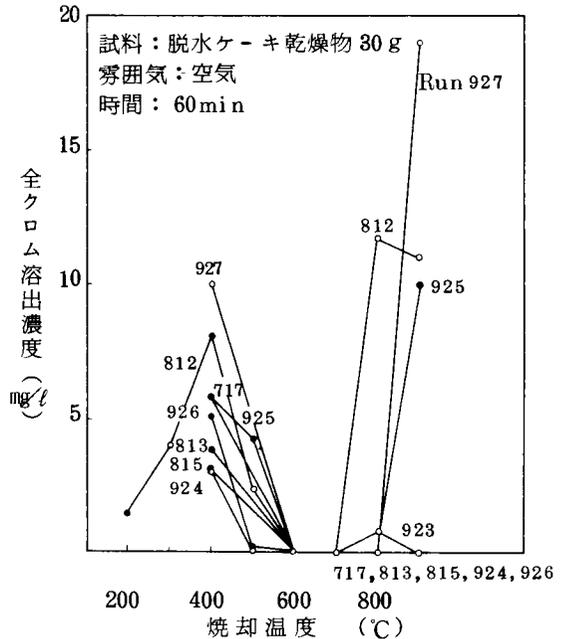


図-2.6：下水汚泥の焼却温度と全クロム溶出濃度の関係

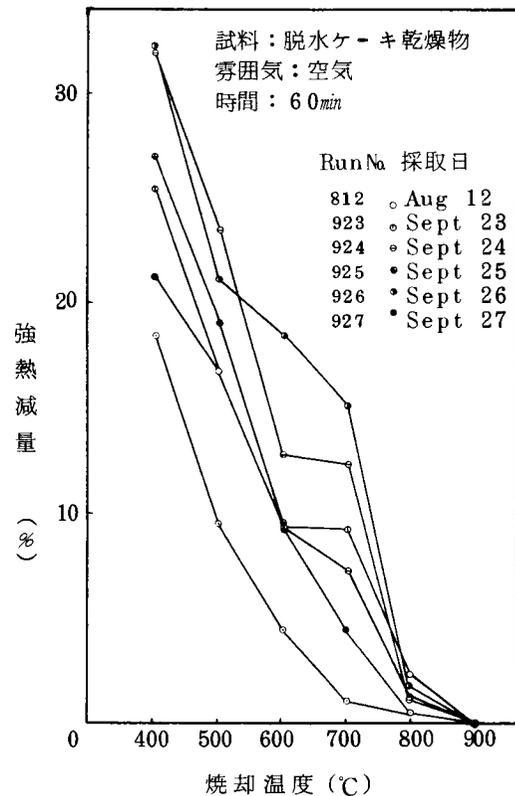


図-2.7：焼却温度と強熱減量の関係

両ケースの違いは薬注条件等の汚泥の性状の違いによるものと考えられる。汚泥の性状、焼却温度によっては灰からクロムの溶出がほとんど認められない理由については現時点では充分解明し切れないが、酸化雰囲気においてはCa共存下で焼成されているため、それらの灰中に6価クロム化合物が生成していることは間違いあるまい。この生成した6価クロムが汚泥の性状および焼却条件で生成したある種の化合物(殊にCa化合物)によって溶出液中で吸着されているために溶出液中にクロムがほとんど検出されなかったと現時点では考えている。一方、600℃および700

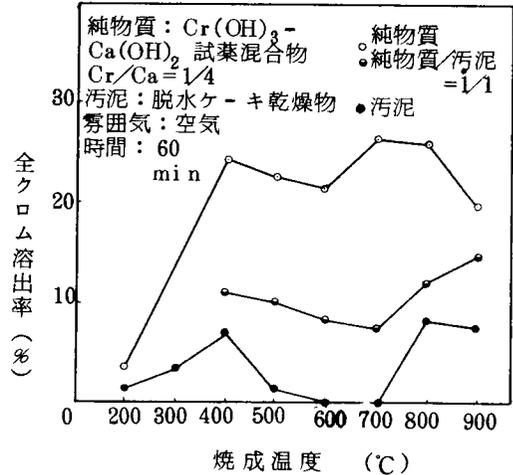


図- 2.8 : 焼成温度と全クロム溶出率の関係

℃付近でクロムの溶出が抑制される傾向は他の処理場の下水汚泥にもみられることから、この現象は下水汚泥特有なものと考えられる。この点を確かめるために以下の実験を行った。

$\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ の $\text{Cr}/\text{Ca}=1/4$ グラム原子比の試薬混合物とU処理場で8月12日に採取した脱水ケーキ乾燥物とを重量比で1:1に混合した試料を300~900℃で空気中において1hr焼却した。そして、その灰の溶出試験結果を純物質および下水汚泥の単独の場合と比較し、結果を図-2.8に示した。前述した如く、汚泥単独の場合は純物質単独の場合に比べ水溶性クロムへの転化率(全クロム溶出率)は低く抑えられており、とくに600℃、700℃において顕著である。 $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ 系純物質と脱水ケーキの混合試料の場合の焼却温度とクロム溶出率の関係は脱水ケーキ単独の場合と類似して600℃、700℃で低い溶出率を示している。

3-3 クロムの溶出に及ぼす焼成時間の影響

$\text{Cr}/\text{Ca}=1/4$ グラム原子比となるように調合した $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ 試薬混合物を800℃で時間を変えて焼成したときの生成物組成および焼成物からの全クロム溶出濃度の変化を図-2.9に示した。 CaCrO_4 は焼成初期に生成するが、800℃では安定でなく長期間の焼成で消滅し、それに代わって $18\text{CaO} \cdot 10\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$ の生成量が増加している。この現象は、CaOおよび $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の時間経過による減少傾向と合わせて考えると、時間経過と共に②式の反応が進

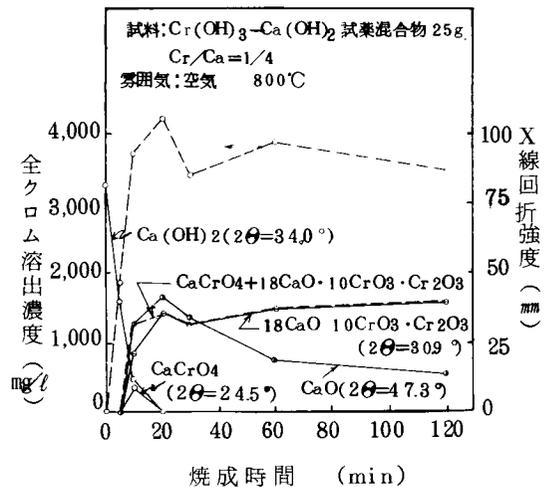


図- 2.9 : $\text{Cr}(\text{OH})_3 - \text{Ca}(\text{OH})_2$ 系の全クロム溶出濃度、X線回折強度に及ぼす焼成時間の影響

行するためと考えられる。18 CaO・10 CrO₃・Cr₂O₃の生成量は20minではほぼ平衡量に達している。焼成時間が変化したときの全クロム溶出濃度の変化は、両6価クロム化合物のX線回折強度の和の変化と良い対応を示している。

つぎに表-2.1のケーキのうち、8月12日採取の脱水ケーキ乾燥物について400~800℃の温度で空气中において焼却したときの全クロム溶出濃度の時間変化を調べた結果を図-2.10に示した。

400℃では焼却時間と共に灰からのクロム溶出濃度が単純増加している。純物質の実験結果から、これは焼却時間と共に水溶性6価クロム化合物のCaCrO₄の生成量が増加するためと考えられる。600℃および700℃においては、焼却時間の短い場合は灰からのクロムの溶出が認められるが、焼却時間が長くなると灰からのクロムの溶出が認められなくなった。これは前に述べたように、この温度、時間条件でケーキが焼却されることにより、6価クロムを吸着する化合物(カルシウム化合物と考えられる)が生成するためと考えられる。又、800℃では、汚泥の減量化が終了する時点(約20min)に至らない短時間焼却した灰からのクロムの溶出は少いが、その時点以降、焼却時間の増加と共に灰からのクロム溶出濃度が単純増加している。この場合、クロム溶出濃度が増加するのは焼却時間と共に水溶性6価クロム化合物の18 CaO・10 CrO₃・Cr₂O₃の生成量が増加しているためと考えられる。

3-4 クロムの溶出に及ぼす焼成雰囲気の影響

Cr/Ca=1/4となるように調整したCr(OH)₃-Ca(OH)₂試薬混合物にO₂, N₂, COよりなる混合ガスを1 l/min流すことによって、酸化性または還元性の所定の雰囲気を保ちながら400, 600, 700℃に保持された炉内に試料を入れて1hr焼成したときに生成する鉱物組成と焼成物の全クロム溶出試験結果を図-2.11(a)~(c)に示した。いずれの温度で焼成した場合も酸化雰囲気下では酸素濃度が20%から5%に低減しても6価

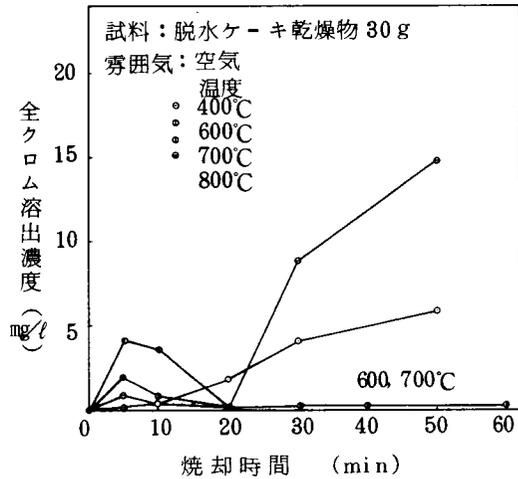


図-2.10: 下水汚泥の全クロム溶出濃度に基づき焼却時間の影響

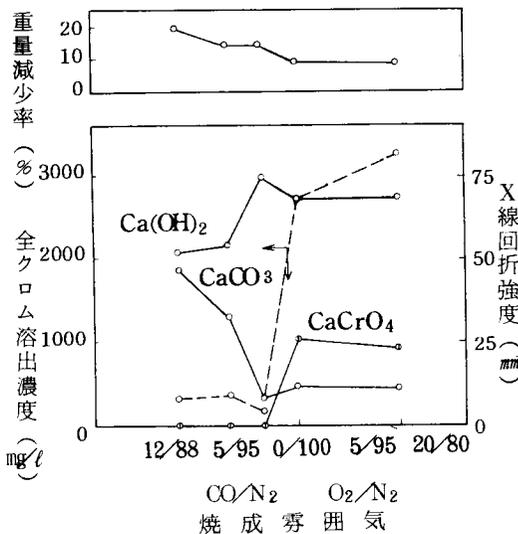


図-2.11(a): Cr(OH)₃-Ca(OH)₂系の全クロム溶出濃度, X線回折強度, 重量減少率に基づき焼成雰囲気の影響 (400℃)

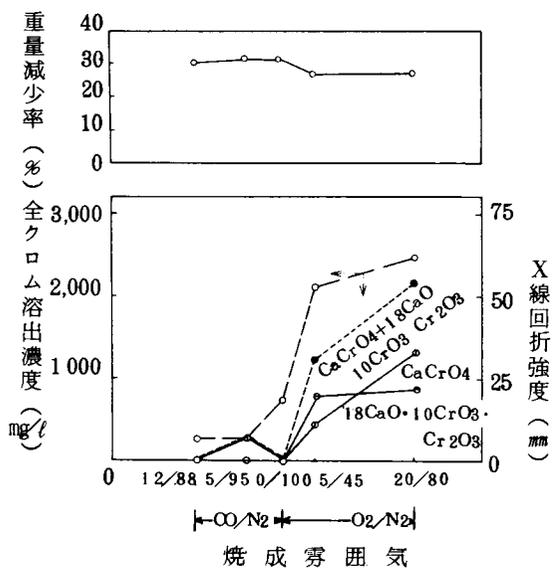


図- 2.11(b): Cr(OH)₃-Ca(OH)₂系の全クロム溶出濃度, X線回折強度, 重量減少率に及ぼす焼成雰囲気の影響 (600°C)

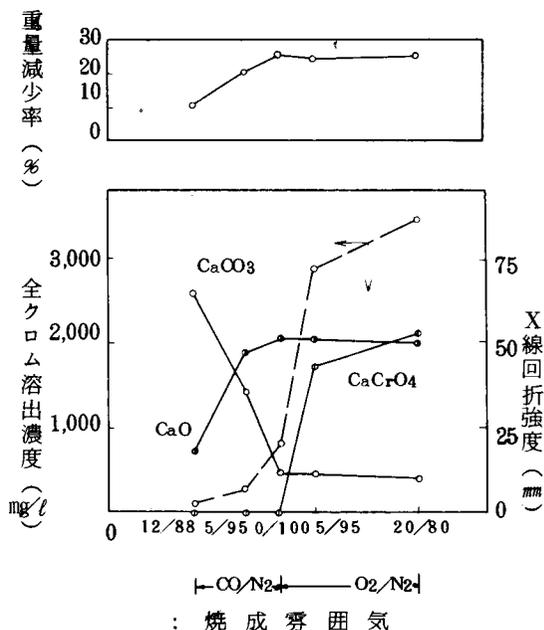


図- 2.11(c): Cr(OH)₃-Ca(OH)₂系の全クロム溶出濃度, X線回折強度, 重量減少率に及ぼす焼成雰囲気の影響 (700°C)

クロム化合物 (CaCrO₄, 18CaO·10CrO₃·Cr₂O₃) の生成相対量を示すX線回折強度は2割程度減少しているに過ぎない。すなわち、3価クロムがCaと共存して焼成される場合、その雰囲気中に酸素が存在しさえすれば、たとえ低濃度(たとえば5%)であっても3価クロムの10%から20%が水溶性の6価クロムに酸化されるわけである。一方、酸素の存在しない雰囲気下(N₂及びCO還元雰囲気中)での焼成物中には6価クロム化合物はX線回折によって検出されなかった。しかし、それらの焼成物からの全クロム溶出濃度が100~800mg/lあり、ゼロとなっていないのは、焼成物の冷却中に混入した空気により一部酸化されたためと考え、以下の実験でその影響を調べた。試料を炉内に投入し、窒素ガスを1l/min流しながら室温より700°Cまで、約100°C/hrの速度で昇温し、700°Cで1hr保持した後、室温まで炉内放冷して試料を取出した。なお、この実験中の炉内雰囲気中の酸素濃度は0.1%以下であった。その結果、焼成物からのクロム溶出濃度は高温で取り出した場合に比べ1/30の25mg/l(全クロムの溶出率として0.2%)に減少した。すなわち、当然のことながら酸素が存在しなければ3価クロムをカルシウムと共存させて加熱しても、水溶性6価クロムは生成しないと考えて良いであろう。

次に、脱水ケ-キについて焼却雰囲気の影響を調べるため、8月12日採取の脱水ケ-キ乾燥物を400, 700, 850°Cの各温度において、酸素濃度を変えた雰囲気中で1hr焼却した灰と、窒素気流中で1hr熱分解した残渣の溶出試験を行った結果を図-2.12に示した。

クロムの溶出量は純物質の場合に比べ、焼却雰囲気中の酸素濃度の影響を強く受け、その依存度は850°Cの場合に比べ、400°Cの場合の方が強い。これはケ-キの場合、水溶性クロムの生成速度が酸素拡散律速であるためと考えられる。すなわち、800~900°Cの温度で焼却減量化したい場合、低酸素雰囲気(O₂

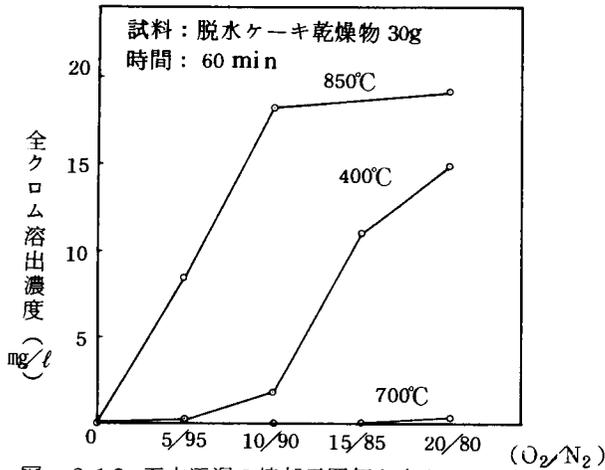


図- 2.12:下水汚泥の焼却雰囲気と全クロム溶出濃度の関係

: 5%程度)で焼却すれば、空气中($O_2=21\%$)で焼却した場合に比べ灰からのクロム溶出量を若干低減させることができるが、完全に抑制することは出来ない。一方、窒素気流中で熱分解すれば、残渣からのクロムの溶出はまったく認められず水溶性6価クロムの生成は完全に抑制されていると考えられる。この場合、雰囲気中に酸素が存在しないだけでなく、熱分解によって発生するCOによって還元雰囲気が保持されるため、積極的に還元焼成が行われている。

4 まとめ

Cr-Ca系の純物質およびクロムを含有するU下水処理場の脱水ケーキを試料として焼却にともなうクロムの挙動を調べた結果以下の知見を得た。

- ① 3価クロムを単独で空气中で焼成しても6価クロムへの酸化は起こり難いが、アルカリ土類のカルシウムが共存すると6価クロムへの酸化が促進される。従って、クロムを含有する濃縮汚泥への消石灰の薬注は焼却灰からのクロムの溶出を促すことになる。
- ② 脱水ケーキを600~700°Cの温度ゾーンで30min以上焼却すると、灰からのクロムの溶出は極めて少なかった。これはCr-Ca系の純物質にはみられない下水汚泥特有の現象である。
- ③ 800°C附近の温度の酸化雰囲気中で焼却した場合、下水汚泥の性状の違いにより灰から比較的高濃度のクロムが溶出するタイプとほとんど溶出しないタイプと2種のタイプがあることがわかった。
- ④ 800°C附近の温度で下水汚泥を焼却する場合、焼却灰からのクロムの溶出量は雰囲気酸素濃度に依存し、焼却雰囲気の酸素濃度を下げる(たとえば $O_2:5\%$)ことにより灰からのクロムの溶出をある程度は低減できるが完全に抑制することはできない。下水汚泥を窒素気流中で熱分解すると残渣からのクロムの溶出はまったく認められず、6価クロムの生成は抑制されていると考えられる。

すなわち、カルシウムと共存している3価クロムを加熱する際、雰囲気中に酸素が存在しなければ6価クロムは生成しないと考えられる。

以上本研究では焼却灰や熱分解残渣などの熱操作処理物の6価クロムに係る有害性を環境庁告示13号に定める溶出試験によって評価した。しかしその後、告示による溶出試験で6価クロムが検出されない処理物からも、溶出試験条件(pH, 溶出時間, 溶出温度, 溶出液中の Cl^- 濃度, キレート化合物濃度等)によっては多量の6価クロムが検出され得ることが判明した。従って、熱操作処理中の6価クロムに係る評価は処理物中の6価クロム含有量によって行われるべきである。

このような観点から言うならば、処理物が6価クロムに関して安全であるためには処理物中に6価クロ

ムを生成せしめないことであり、処理法としてもこの方法が最も抜本的かつ妥当な考えである。本研究の結果は汚泥ケーキを無酸素又は酸素抑制下に熱分解する処理が6価クロム抑制に対しても極めて有効な処理方法であることを示したものと考えられる。

参 考 文 献

- 1) 柏原太郎、加藤敏春、有馬純治：「重金属イオンの中和による沈降特性」、金属表面技術、24、3、151、1973
- 2) 柏原太郎、加藤敏春、有馬純治、毛利信幸：「クロム—カルシウム系の高温酸化反応について」、金属表面技術、24、9、500、1973
- 3) 柏原太郎、「クロム含有スラッジ処理の問題点とその対策」、PPM、5、2、34、1974
- 4) 柏原太郎、吉岡一和、加藤敏春、有馬純治、毛利信幸：「皮革汚泥の処理及びその再利用について」、第11回下水道研究発表会講演集、12-4、P576、1974
- 5) 笠倉忠夫、成瀬勝、馬島剛：「汚泥焼却における6価クロム生成の抑制」、(財)日本環境衛生センター発行 昭和49年度厚生省委託研究「産業廃棄物中の汚泥の焼却処理技術の開発に関する研究報告書」P16、昭和50年3月
- 6) 西野 忠、茂木今朝吉：「石灰—酸化クロム系化合物」、工業化学雑誌、66、4、407、1963

第2章 下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関する室内実験による研究

1 はじめに

多段炉焼却に代表される脱水ケーキの熱操作処理は下水汚泥の減量化および安定化にとって極めて有効な方法であって、急速に普及して来た。しかし、最近汚泥焼却に対していくつかの重大な問題が提起され、その解決が急がれている。現行汚泥焼却プロセスの問題点とは、

① 6価クロムの生成

前節研究¹⁾によって明らかにされたように、下水汚泥固形物中のクロム化合物はカルシウム(脱水時に添加される消石灰に起因する)の共存下で300~400℃以上の高温において空気酸化されて6価クロムを生成し、焼却灰中に残留する。

② 処理エネルギーの増大

大気汚染防止規制の強化に伴い、排ガス処理費用は増大した。又、排ガス再燃焼により燃料消費量が著しく増大した。

これらの問題はいずれも炉内に供給する「多量の空気」に起因している。多段炉では、炉内での乾燥および燃焼の効率を上げるために空気比を2.0以上にとり多量の空気を炉内に送り込んでいる。このような問題認識から、問題点の解決を「より少量の空気」を用いる熱操作に求めることが出来る。より少量の空気を用いる熱操作の典型的なものが「熱分解」であり、熱分解を適用した「熱分解プロセス」が現行の焼却プロセスを改良し得る可能性が十分に考えられる。

そこで、下水汚泥脱水ケーキの現行の熱操作プロセスである焼却プロセスの代替プロセスとして熱分解プロセスを開発するために、下水汚泥脱水ケーキの熱分解の基礎的研究を行った。研究の目標を下記の点に置き、

①熱分解生成物の定量的把握

②熱分解時の有害物の挙動の把握

③熱分解機構の解明

④熱分解プロセス設計に必要な知見の把握

下水汚泥脱水ケーキの乾燥物を用いて熱分解に関する室内実験を行った。

2 実験方法

2-1 供試々料

本実験の供試々料として、クロムの挙動研究(第1章)に用いたと同じU下水処理場の真空脱水ケーキ(昭和49年7月17日採取)を用いた。脱水ケーキを乾燥してから3~8mmに粉碎して試料としたが、その性状は表-2.2および2.3に示す通りである。

表 - 2.2 : 供試々料の工業分析及び揮発分元素分析結果

(dry base)								
揮発分 (%)	灰分 (%)	固定炭素 (%)	発熱量 (Kcal/kg)	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	S (%)
40.7	59.3	0	1,560	17.66	3.22	17.52	1.85	0.45

表 - 2.3 : 供試々料の化学組成 (wt%)

(dry base)														
SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	P ₂ O ₅	K ₂ O	Na ₂ O	Cr	Pb	Zn	Cu	Cd	Ig loss	
17.98	7.73	6.22	19.73	2.09	2.95	0.49	0.52	0.13	0.19	0.54	0.18	0.003	40.52	

2-2 実験装置

実験装置もクロムの挙動研究(第1章)に用いたと同じ装置を使用したが、そのフローシートを図-2.13に示す。

反応器として、110φ×1,000ℓの熔融シリカチューブを使用し、管外から電熱加熱して所定温度を保持する外熱式反応器を用いた。

2-3 実験方法

所定温度に保持された反応管内に所定比率に調整した混合ガスを1ℓ/minの流速で送気して、管内雰囲気調整した後、試料を管内冷却ゾーンに挿入する。しばらく送気を続け管内雰囲気が所定雰囲気にもどってから試料を管内の所定温度ゾーンへ移動させる。

無酸素熱分解においては、管内にN₂ガスのみを送気して管内を無酸素雰囲気とするが、熱分解開始と

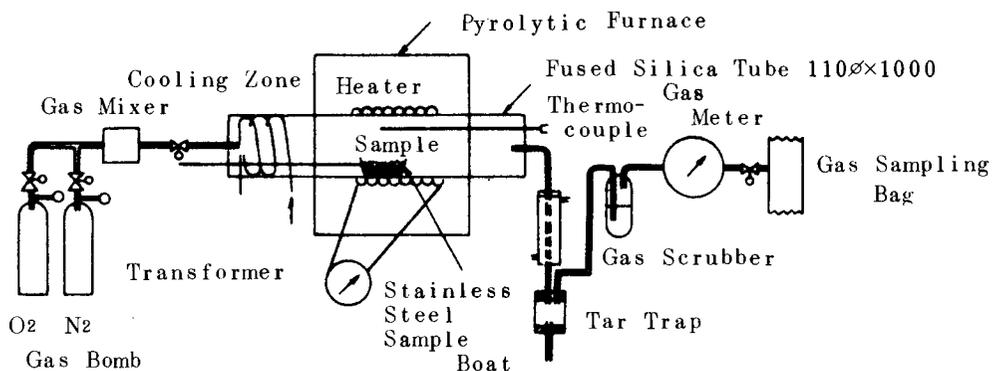


図 - 2.13: 実験装置フローシート

同時に送気を停止する。一方、部分燃焼を伴う熱分解では、あらかじめ比率を調整したN₂およびO₂ガスを熱分解期間中も連続的に送気する。従って、この場合には多段炉と同様直接加熱方式の熱分解操作と考えることが出来る。

所定時間経過後、試料を再び冷却ゾーンへもどし、5 min冷却した後管外へ取出し、管内雰囲気と同一ガスで満したデシケータ-中に入れて室温まで放冷する。熱分解期間中に生成された分解ガス、タールおよびガス液は管外に排出され、タールおよびガス液はコンデンサーで冷却凝縮されてタール溜に捕集される。一方、ガスはスクラバーを通りガスメーターで生成量を計量された後サンプリングバックに捕集される。ただし、部分燃焼熱分解実験ではガスはそのまま大気放出した。

尚、本実験では3~8 mm粒度の試料を25 g採取し、ボート全面に平らにならして供試したが、比較実験として、初期重量を変化させた場合、充填方法を変化させた場合および試料粒度を変化させた場合の各ケースについても実験を行った。

3 実験結果とその考察

3-1 無酸素熱分解操作による熱分解の状況

3-1-1 熱分解時間を変化させた時の熱分解状況

熱分解操作によって、ケーキ固形物はガス、タール分を含むガス液および残渣の3成分に分解される。

表2-4：無酸素熱分解実験結果

熱分解温度 (℃)	熱分解時間 (min)	生成物の物質収支			分解率 (%)
		不凝縮ガス (Nℓ/100gDS)	凝縮液 (mℓ/100gDS)	残渣 (g/100gDS)	
600	5	8.6	0.8	77.0	56.5
	10	10.5	2.8	74.8	61.9
	20	11.0	4.1	74.3	63.9
	40	11.4	2.8	74.1	63.6
	120	11.8	2.8	72.8	66.8
700	5	12.4	7.2	75.3	60.7
	10	13.6	6.1	73.0	66.3
	20	16.6	6.3	71.0	71.3
	40	18.5	7.3	69.2	75.7
	120	20.7	7.6	68.2	78.1
800	5	16.1	8.0	71.4	70.3
	10	19.3	8.9	67.7	79.4
	20	23.8	10.4	65.4	86.0
	40	25.0	8.6	61.8	94.5
	120	26.1	10.8	60.8	96.3

(Nl, ml or g/100g D. S.)

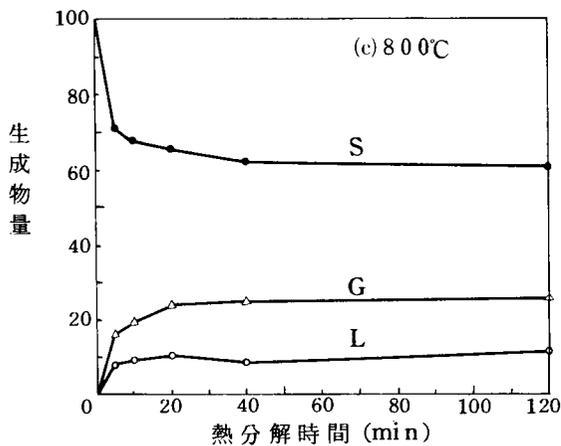
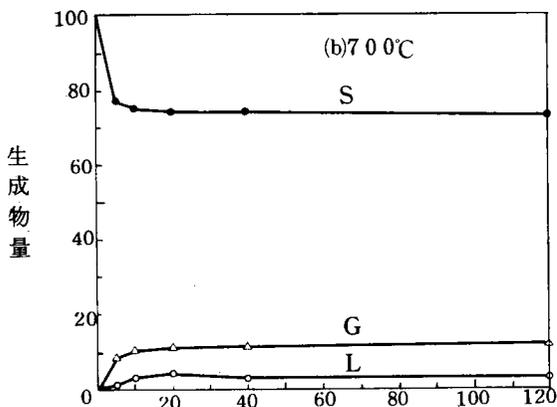
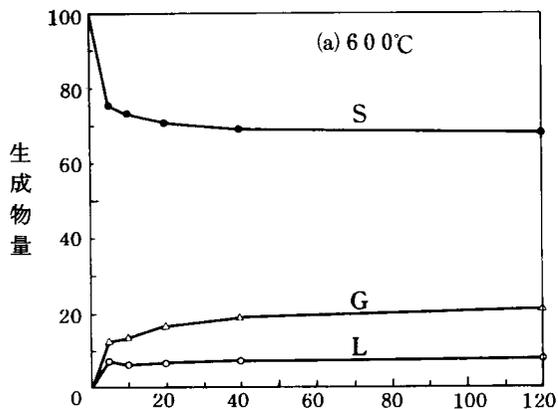


図-2.14 : 無酸素熱分解時の生成物の生成状況

無酸素熱分解操作時の 600~800°C における 3 成分の生成状況を表-2.4 にまとめた。図-2.14(a)~(c)はこれをグラフ化したものであるが、いずれの温度においても各成分の生成量は 20~40min では平衡量に近づき、それ以上の時間をかけても生成量は極くわずかである。又、図-2.15 は温度をパラメータとして、無酸素熱分解操作時の分解率の変化状況を表わしたものである。ただし、分解率は次のように定義した。

$$\text{分解率} = \frac{\text{供試々料重量} - \text{残渣重量}}{\text{供試々料中の Ig-loss 重量}} \times 100 \text{ [\%]}$$

..... ①

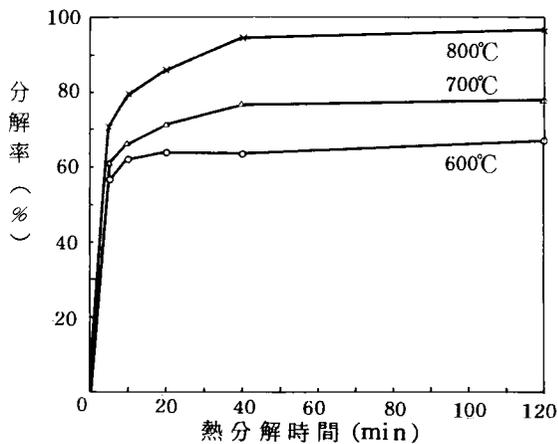


図-2.15 : 無酸素熱分解時の分解率変化状況

この図から分解率も20~40 minで平衡値に近づくこと、およびこの平衡値は温度によって異なり、有効な減量化程度として少なくとも90%以上の分解率を得るためには800°C以上の熱分解温度が必要なことがわかる。

3-1-2 熱分解温度を変化させた時の熱分解状況

熱分解時間を25 minとした時の各温度における生成物の組成(2回の測定の平均値)を表-2.5に示した。この結果をもとに、図-2.16はガス(G)、ガス液(L)および残渣(S)の3成分の生成量(固形物100g当りのg数で表示)を熱分解温度に対してプロットしたものである。又、図-2.17は残渣中に残留した各元素(C, H, N)の残留率を熱分解温度に対してプロットしたものである。これらから、やはり効果的な熱分解を行わせるには800°C以上の熱分解温度が必要であることがわかる。又、残渣中に残留する可燃分元素中残留率の高いものは炭素であり、従って残渣中の可燃分の大部分(600°C以上で82~85%)が炭素分である。

図-2.18は分解ガスに含まれる主な炭化水素系ガスの生成量(固形物1kg当りのg数で表示)を熱分解温度に対してプロットしたものである。図中の破線は平岡らの実験データ²⁾を参考に書き入れたものである。平岡らの用いた脱水ケーキはI_g-loss 47.4%と本実験の値より高く、エチレンの生成割合が若干異なるが、傾向としてはほぼ一致するものと考えられる。分解ガスの炭化水素ガス以外の成分としてはCO、CO₂およびH₂が検出され、これらガスの生成量(g/1kg D.S.)と熱分解温度との関係を図-2.19に示した。これらのガス成分は温度と共に生成量が増加するが、COは800°C附近から著しく増加している。

表-2.5中の発熱量回収率のデータをもとに、ケーキ固形物の発熱量が、熱分解によって各成分へど

表-2.5: 無酸素熱分解実験(25 min)による生成物の性状(2回の測定の平均)

不凝縮性ガス	温度 (°C)	組成 wt% (vol%)						生成重量 g/100g D.S. (N.L./100g D.S.)	発熱量 Kcal/kg (Kcal/Nm ³)	発熱量回収率 (%)	
		CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	CO	CO ₂	H ₂				
	600	15.6 (16.6)	8.3 (5.0)	6.6 (3.8)	21.7 (13.2)	42.6 (16.6)	5.3 (44.8)	8.1 (10.7)	6860(4730)	32.4	
	700	18.2 (21.2)	9.1 (6.1)	5.3 (3.3)	30.6 (20.5)	33.3 (14.2)	3.8 (34.8)	14.4 (17.2)	6780(5150)	56.7	
	800	13.5 (17.8)	6.8 (5.1)	1.1 (0.9)	46.6 (35.1)	29.6 (14.2)	2.6 (27.0)	23.4 (28.1)	4730(4490)	71.5	
凝縮液	温度 (°C)	組成 wt%							生成重量 g/100g D.S.	発熱量 Kcal/kg	発熱量回収率 (%)
		C	H	N	S	CN ⁻	Phenol				
	600	5.06	9.70	2.88	0.5			6.1	trace	-	
	700	4.98	9.32	4.10	0.5			8.9	trace	-	
	800	3.37	9.58	2.67	0.5	0.25	0.024	8.5	trace	-	
タール	600	85.4	12.2	0.85	0.65			1.0	6700	4.3	
	700	80.0	7.9	5.0	0.5			1.0	6300	4.0	
	800	76.2	6.8	5.2	0.5			1.0	6100	3.9	
残渣	600	9.20	0.63	0.44	0.5			76.0	830	40.7	
	700	8.09	0.48	0.48	0.5			72.7	690	32.0	
	800	4.19	0.29	0.14	0.5			64.8	340	14.1	

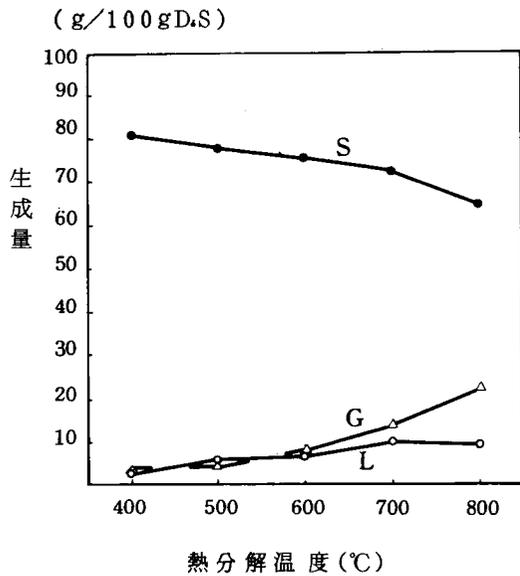


図- 2.16 : 無酸素熱分解時の温度と各成分生成量の関係 (25min)

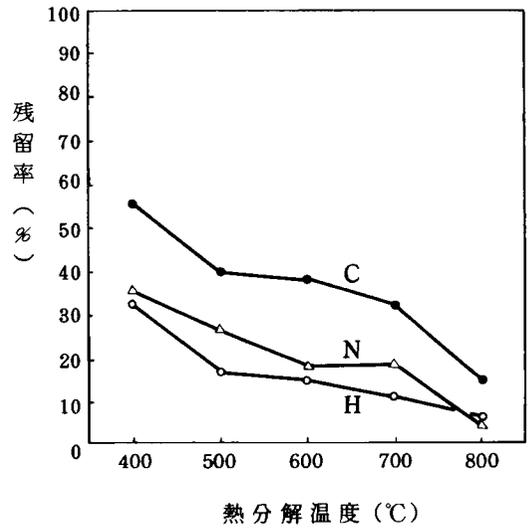


図- 2.17 : 無酸素熱分解時の温度と残渣中各元素の残留率との関係 (25min)

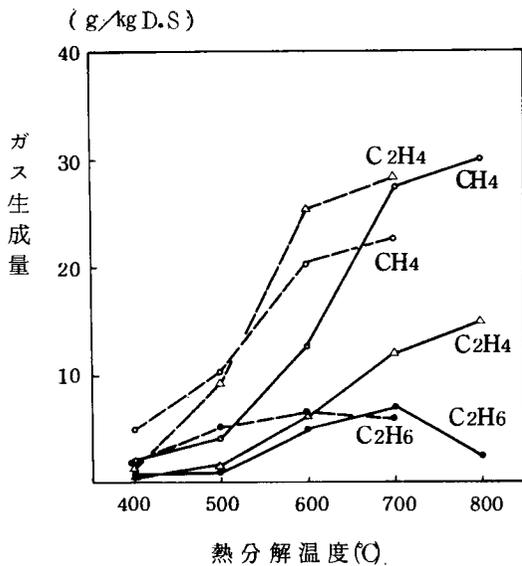


図- 2.18 : 無酸素熱分解時の温度と炭化水素系ガス生成量との関係 (25min)
破線は文献²⁾のデータ

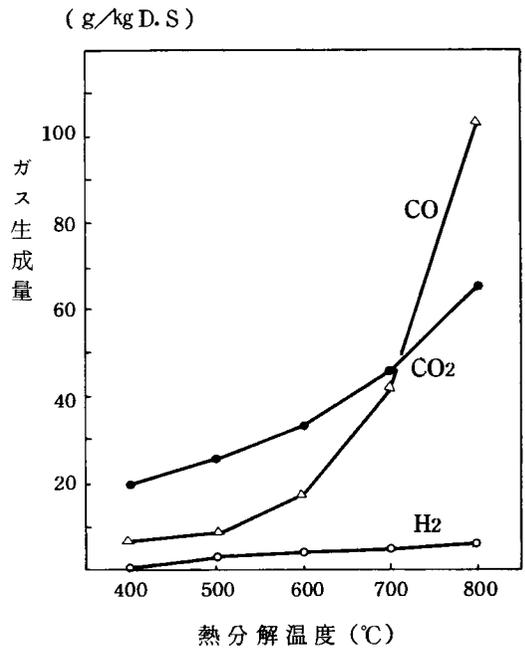


図- 2.19 : 無酸素熱分解時の温度とCO, CO₂及びH₂生成量との関係 (25min)

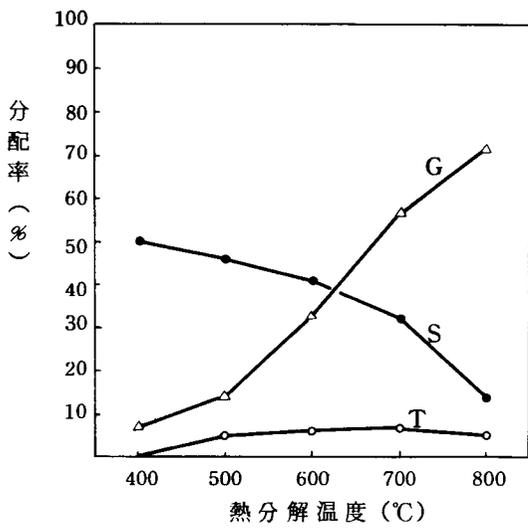


図-2.20：無酸素熱分解時の各成分への発熱量分配状況(25min)

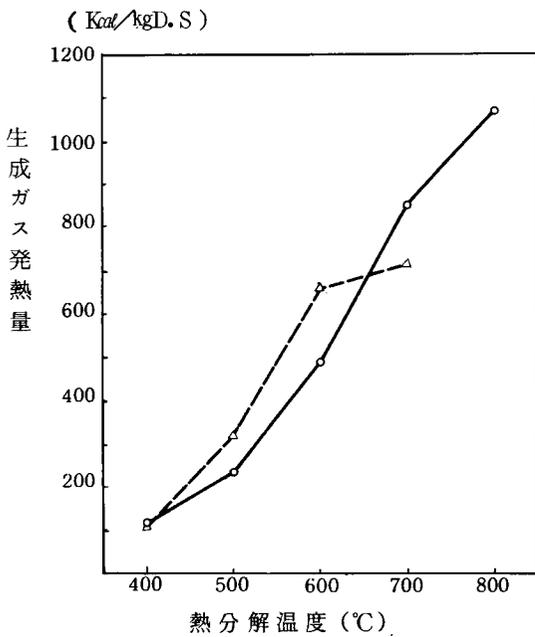


図-2.21：無酸素熱分解時の生成ガス発熱量変化状況(25min)
破線は文献²⁾のデータ

のように分配されるかを図示したのが図-2.20である。ここで分配率とは各成分の発熱量回収率のことであり、発熱量回収率とは次のように定義したものである。

発熱量回収率

$$= \frac{\text{成分重量} \times \text{成分発熱量}}{\text{ケ-キ固形物発熱量}} \times 100 [\%]$$

..... ②

この図によれば、500°C以上ではタール分の発熱量はほとんど変化なく、全熱量中の4%程度(60~70 Kcal/kgD.S)を保有している。このためタール分は分解ガスと分離せずに燃焼させて熱回収をはかるべきである。又、ガス液はほとんど発熱量をもっていないが、表-2.5に示したように、有害なシアンおよびフェノール類を含有しているので、これらは直接燃焼によって分解除害する必要がある。従って、実際のプロセスではタールおよびガス液は分解ガスと分離せずに、直接燃焼する方式としなければならない。一方、残渣の発熱量は温度と共に減少し、残渣発熱量の減少した分だけ分解ガスの発熱量が増加する。図-2.21は生成ガス発熱量について、本実験の結果と平岡らのデータ²⁾とを比較したものであるが、600°Cまでは両者のデータはかなり良く一致するが、700°C以上で両者に差が出てくる。

3-1-3 試料供試条件を変化させた時の熱分解状況

反応管へ挿入する試料の供試条件(初期重量、充填方法および粒度)を変化させた時、熱分解反応がどのような影響を受けるかについて、700°Cにおいて実験した。反応状況を連続的に把握するために、生成ガス量から反

応率を求め、この反応率の変化を比較した。
たゞし生成ガス量基準の反応率を次のように
定義した。

$$\text{反応率} = \frac{V_{G\theta}}{V_{G\infty}} \times 100 [\%] \cdots \cdots \textcircled{3}$$

$V_{G\theta}$: 時間 θ min までの分解ガス生成量
[Nℓ]

$V_{G\infty}$: 平衡ガス生成量 [Nℓ]

図-2.22は初期重量の影響を表わした図である。初期重量が5~30gの間では反応状況には大きな違いはない。初期重量が50gになると反応がやゝ遅くなるが、120minで反応率が100%に達している。これに対して初期重量が70gでは反応がかなり遅いだけでなく120minでは反応率は90%程度である。同一初期重量で充填方法を変えた場合の結果を図-2.23に示した。この図からは2つの充填方法の間では反応率の変化には差がほとんど認められず、この程度の充填方法の違いでは反応状況に差が出ないものと考えられる。供試々料の粒度を変えて、熱分解を行った結果が図-2.24である。熱分解時間20~80minで粉末試料(粒度0.15mm以下)の方が粗粒試料(粒径10mm前後)にくらべてやゝ反応率が高い。しかし、全体としてみた場合決定的な差があるとは考えられない。

これらの実験結果から、脱水ケーキ乾燥物の熱分解反応は試供条件に関して言えば、初期重量に影響され他の条件はあまり関係しないと見えよう。反応の必要熱量と供給熱量とのバランス点が存在するものと考えられ、連続運転する実プラントでは最適供給速度が存在することに対応するものであろう。

3-1-4 熱分解に伴う重金属の揮散

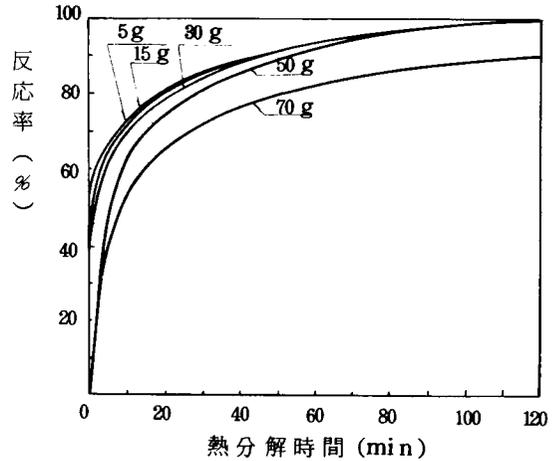


図-2.22: 初期重量による反応率の変化状況 (700°C)

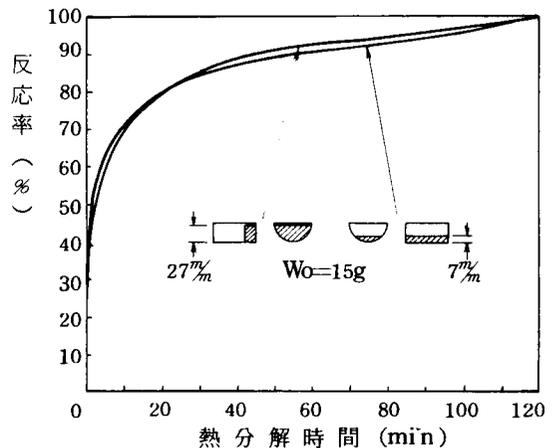


図-2.23: 充填方法の違いによる反応率の変化状況 (700°C)

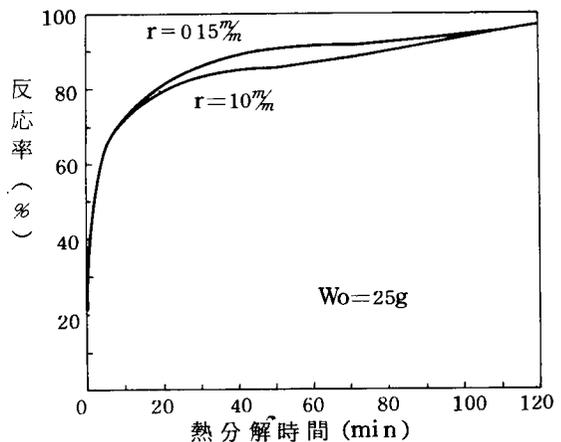


図-2.24: 試料粒度の違いによる反応率の変化状況 (700°C)

近藤ら⁴⁾は、汚泥焼却時にケーキ固形物の重金属の一部がガス相へ揮散し、排ガス処理装置を通り抜けて大気放出されることを指摘した。平岡ら⁵⁾および松井ら⁶⁾も、汚泥焼却に伴う重金属の挙動を調査した。ケーキ固形物中の重金属は、その化合形態、操作雰囲気および操作温度によって揮散状況が異なって来るであろうが、高温で熱操作する熱分解操作によっても重金属の一部は揮散するであろう。そこで、本実験においても揮散の高いと考えられる亜鉛、鉛およびカドミウムについて、その揮散状況を調査した。ただし、ガス中の重金属を分析することは極めて困難であるので、残渣中の重金属を分析し、ケーキ固形物中の重金属量から計算によって残渣中への残留率を求め、その結果を図-2.25に示した。これによれば、亜鉛の揮散は熱分解時間にあまり関係なく、熱分解温度の上昇と共に揮散率が若干上がる。これに対して、鉛は熱分解時間によって揮散率が異なる。熱分解時間が25 minでは800℃で鉛の揮散率は20%弱であるが、熱分解時間が60 minでは800℃で40%近くの揮散率となる。一方、カドミウムは700~800℃にかけて揮散率が著しく高い。ただし、熱分解時間の影響は25 minの方が揮散率が高いという結果となっているが、この原因については不明である。いずれにしてもカドミウムは極めて揮散しやすい重金属であり、熱分解操作においても700~800℃以上の高温ではその揮散率はかなり高い。

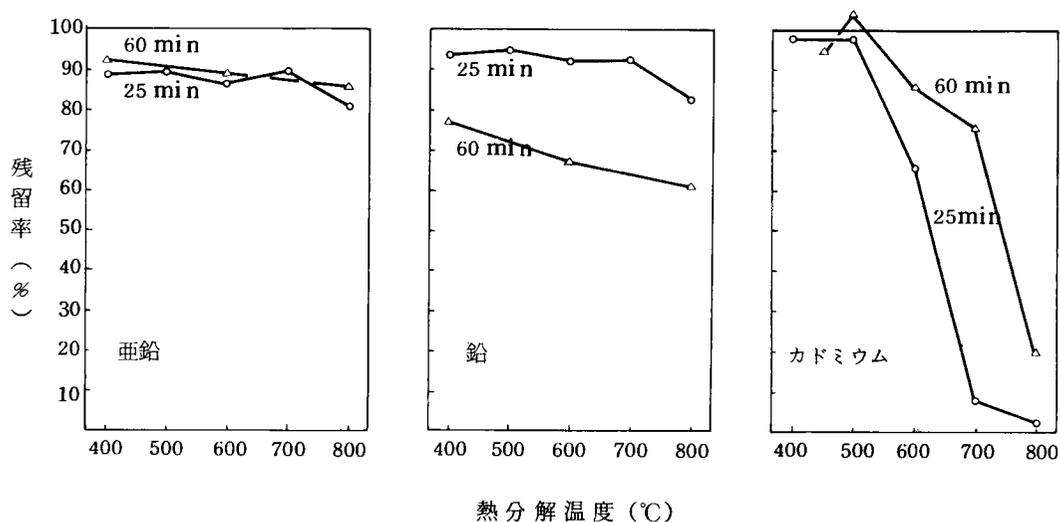


図-2.25：無酸素熱分解時の重金属の残渣への残留状況

3-2 部分燃焼熱分解操作による熱分解の状況

熱分解によって生成した可燃性ガスの一部を反応器内で燃焼させて、熱分解に必要な熱量の一部をまかなう方式を部分燃焼熱分解といい、実プラントでは実用性が高い。部分燃焼熱分解の挙動を調査するために、反応管内へ連続的にあらかじめ比率を調整したO₂-N₂混合ガスを送気して、部分燃焼熱分解実験を行った。O₂-N₂混合比率としては、O₂/N₂=5/95と20/80との2種類の混合比率について実験した。実験期間中の反応管内雰囲気(O₂とCOとによって代表させる)と残渣中のCr⁺⁶溶出状況を測定し

たが、その結果を図-2.26(a)~(c)に示した。

O₂-N₂ 混合ガスを送気すると、いずれの温度条件においても、初期の短時間はO₂が送気濃度程度検出されるが、直ちにO₂は検出されなくなる。それと同時に高濃度のCOが検出されて反応管内は直ちに

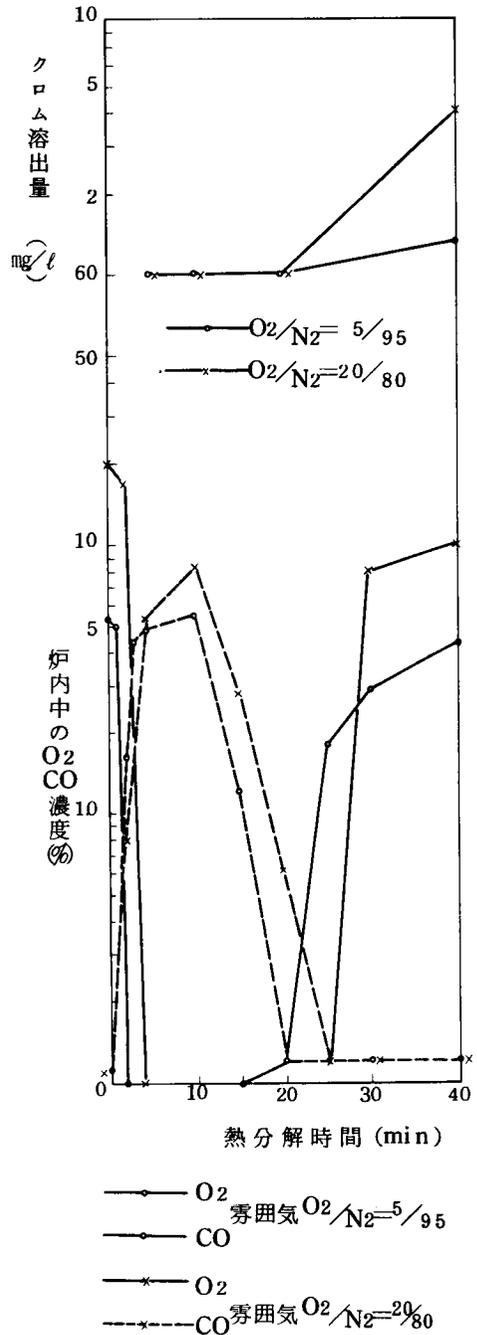
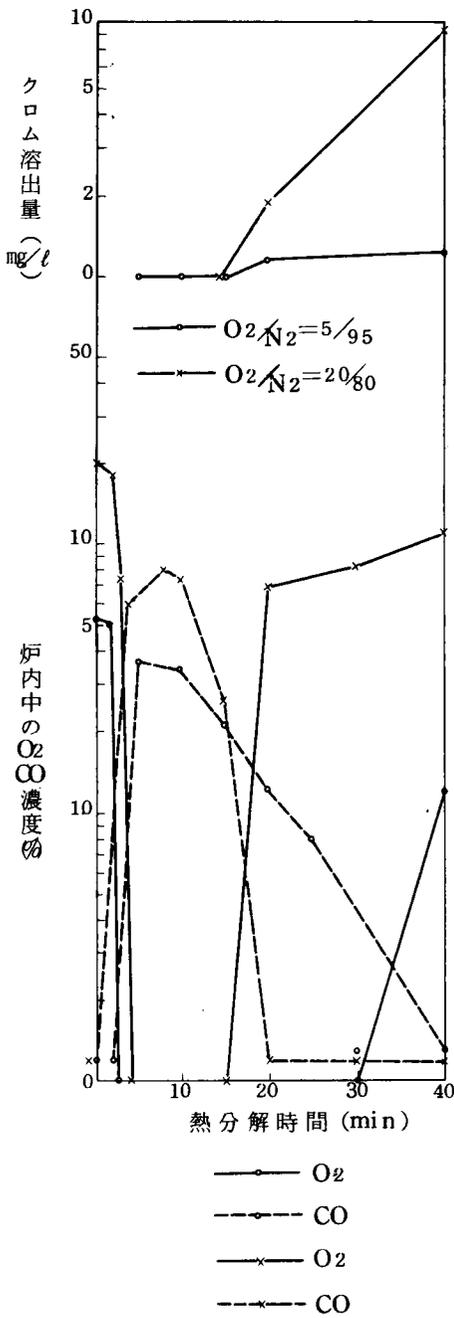


図-2.26(a): 600°Cにおける部分燃焼熱分解状況 図-2.26(b): 700°Cにおける部分燃焼熱分解状況

還元性雰囲気が保たれる。還元性雰囲気は十数min継続するが、CO濃度が低下するに従ってO₂濃度が増加し、次第に送気濃度に近づく。これはケ-キ固形物中の可燃分の理論空気量以下の空気を供給するならば、熱分解によって生成した分解ガスによって空気中のO₂は消費されて還元性雰囲気が維持されるため

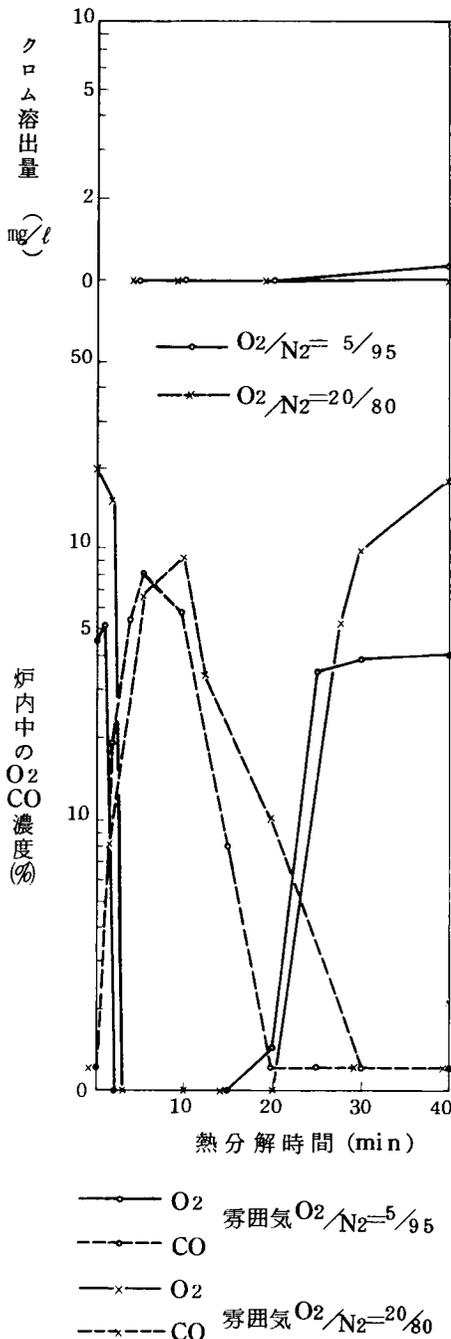


図-2.26(c): 800°Cにおける部分燃焼熱分解状況

である。

クロムの溶出と反応管内雰囲気との関係も明瞭であって、管内にO₂が検出されなければクロムに溶出しない。ただし、800°Cにおいては酸化雰囲気でもクロムの溶出は起きていない。これは、クロムの挙動研究(第1章)で考察したように、Cr⁺⁶が生成されても吸着などによって溶出しないことが考えられる。そこで、800°Cについては図-2.27に示したように無酸素熱分解、部分燃焼熱分解および焼却の3つの操作についてCr⁺⁶含有量の変化を調査した。Cr⁺⁶は酸化雰囲気下で生成され、還元性雰囲気下では全く生成されない。従って、還元性雰囲気のとれる部分燃焼熱分解でもCr⁺⁶は生成されない。

次に、部分燃焼熱分解時の減量化の程度を知るために、800°Cにおける、無酸素熱分

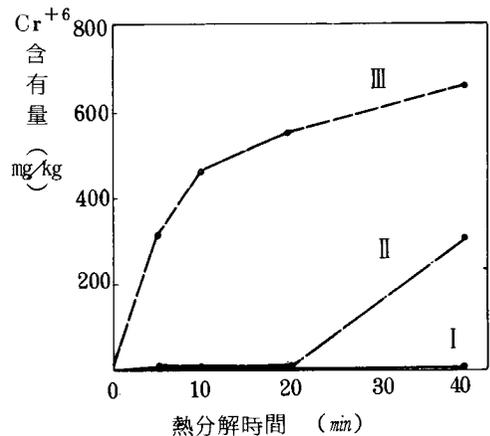


図-2.27: 各操作における残渣中のCr⁺⁶の挙動 (800°C)

- I : 無酸素熱分解
- II : 部分燃焼熱分解
- III : 焼却

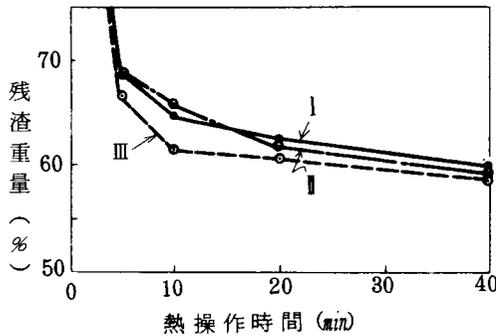


図-2.28 : 各操作における残渣重量の変化状況 (800℃)

- I : 無酸素熱分解
- II : 部分燃焼熱分解
- III : 焼却

解, 部分燃焼熱分解 (20 min以降では徐々に焼却に移行したと考えられる) および焼却、3操作の残渣重量の変化状況を比較した (図-2.28)。減量化の速さは操作開始から20 minにかけては焼却操作が最も大きい、無酸素および部分燃焼熱分解では減量化の速さが、固形物の熱分解の速さに律速され、気相反応には関係ないとすれば両者が一致するのは当然である。そして、熱操作時間20minにおいては3操作の減量化程度は接近して来ており40 minにおいてはその差はほとんどなくなる。つまり、これらの事実は、減量化の点で無酸素および部分燃焼熱分解は差がなく、しかも適正な条件を採れば熱分解操作は焼却操作と同程度の減量化が可能であることを示すものである。

3-3 熱分解反応速度の考察

一般に化学反応を研究する上で、その反応速度を検討することは重要なことである。下水汚泥脱水ケーキの熱分解反応についても、その反応速度を把握する必要があるが、これらについては既に平岡ら^{2), 3)}が研究を行っている。この研究は、脱水ケーキの熱分解によって発生する分解ガスの生成量に着目して熱分解反応速度の解析を行なったものであり、次の速度を定式化した。

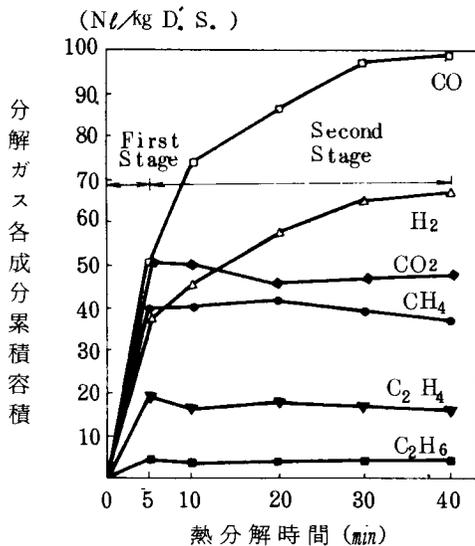


図-2.29 : 無酸素熱分解時の熱分解時間と分解ガスの組成および各成分累積容積との関係 (800℃)

$$\frac{X}{1-X} = \exp\{2.3K\theta - 3.00\} \quad (-) \cdots \cdots (4)$$

$$K = 0.475 \cdot Ca_0^{-0.519} \cdot \exp\{-2.90 \times 10^3 / T\} \quad (\text{sec}^{-1}) \cdots \cdots (5)$$

X : 分解ガス生産量に着目した反応率 [-]

θ : 時間 [sec]

K : 定数 [sec⁻¹]

Ca₀ : 反応開始時の初期重量 [g]

T: 絶対温度

[° K]

この式は実験した範囲内 (CaO=0.5~1.5 g) において反応はかなり短期間に終了することを示している。

本実験においても熱分解反応速度を検討するため、800℃の無酸素熱分解実験において、分解ガスの生成量変化と各時点における分解ガス組成を調べ、その結果を図-2.29に示した。図は極めて特徴的傾向を示している。すなわち、メタン、エチレンおよびエタンという炭化水素系ガスは反応の初期に発生して、およそ5 min以降は生成されなくなり累積容積は平衡に達してしまう。炭酸ガスについても同じような傾向が認められる。これに対して、水素および一酸化炭素は反応のかかりの期間にわたって累積容積が増加しており、平衡量に達するには40 min以上の反応時間を要している。明らかに反応は2つの部分にわかれていると考えられる。反応の第1段階は反応開始から数minの間に生起する反応で、固形物中の可燃物の分解によって炭化水素を含む各種のガスが盛んに生成される。図-2.28を参考にすれば、この反応によって可燃分の80%程度が分解された事になり、残渣中に残留する可燃分の大部分は炭素と考えられる。反応の第2段階では、主として水素および一酸化炭素がかなり長時間にわたって徐々に生成される。しかもこの期間中に残渣の減量化が徐々に進行している。つまり、第2段階の反応は残渣中の炭素分のガス化反応と考えることが出来るであろう。M. D. Schlesinger et al⁷⁾およびJ. M. Beeckmans et al⁸⁾は固形廃棄物の熱分解操作に際して、水蒸気が存在すると水性ガス反応(carbon-steam reaction)が生起することを指摘している。すなわち



一般に、⑥式の反応の速度は水蒸気分圧に比例し、1,000℃附近の高温にならないと進行しないとされている。しかし固形廃棄物、ことに下水汚泥脱水ケーキで比較的低温でこの反応が進行するのは灰分中に触媒作用をする物質が多量に含有されるからと考えられる。B. E. Riede et al⁹⁾は水性ガス反応の速度研究の中でScott (Ind. Eng. Chem. 33, 1284, 1941)の The presence of catalytic materials in the ash is an important factor. という研究結果を引用しているが、上の考えを支持するものであろう。従って、

第2段階の反応は雰囲気中に存在する水蒸気(水酸化カルシウムの分解による水分の発生などが考えられる)と残渣中の炭素分との水性ガス化反応が主体をなすものと考えて良いであろう。

今、ガス生成量に着目した反応率をXとして、分解反応又はガス化反応を一次反応仮定すると反応速度は、

$$dX/d\theta = k(1-X), [\text{sec}^{-1}] \dots\dots \textcircled{7}$$

又は、これを積分して

$$\frac{1}{1-X} = \exp\{k\theta + C\} \quad [-] \dots\dots \textcircled{8}$$

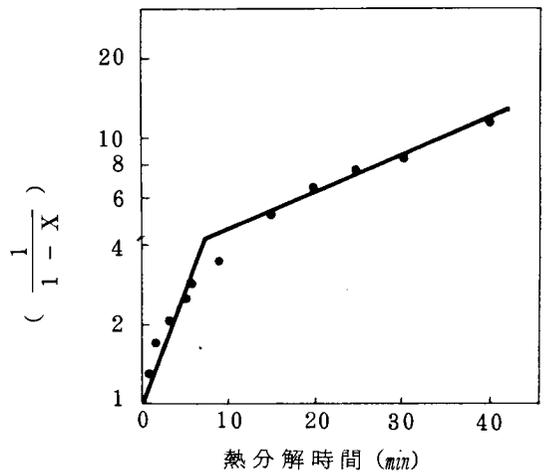


図-2.30 800℃の無酸素熱分解時の反応速度

実験結果から反応時間 θ (min) と $1/1-X$ との関係をプロットしてみると図-2.30を得る。図から、反応は明らかに2つの部分に分けられ、それぞれの反応は、

$$\theta < 7.6 \frac{1}{1-X} = \exp \{ 0.190 \cdot \theta \} \quad [-] \dots\dots\dots \textcircled{9}$$

$$\theta \geq 7.6 \frac{1}{1-X} = \exp \{ 0.0327 \cdot \theta + 1.20 \} \quad [-] \dots\dots\dots \textcircled{10}$$

と表される。⑨式は平岡らが定式化した④式に対応するものである(反応器容積当りの初期重量は両実験で同程度と考えられる)が、同一温度で比較して両式の間にはかなりのズレがある。反応率 X の採り方に違いがあり、④式における反応率 X は水素および一酸化炭素を除いているため、かなり短期間に反応が終了する結果を与える。一方反応率 X に水素および一酸化炭素を含めて考えると、これらのガスは長時間にわたって徐々に生成するので、反応初期における反応率は当然下がり、④式とはズレてくる。⑩式は水性ガス反応などを主体とする後段の反応を表現するものであるが、水性ガス反応が一次反応式で表せることを B. E. Riede et al⁹⁾ が示している。ただし、後段の反応は極めて遅い反応であり、99%の反応率を得るためには⑩式から $\theta = 100 \text{ min}$ が必要である。

残渣中の炭素分をガス化するためには、このようにかなりの時間が必要であるが、炭素分のガス化によって、熱分解操作で脱水ケ-キ固形物中の可燃分ほとんどが分解され、焼却操作と同程度の減量化が得られるのである。

4 ま と め

下水汚泥脱水ケ-キの乾燥調整物(3-8mm)25gづつを用いて、110 ϕ ×1,000l 反応管によって、無酸素熱分解および部分燃焼熱分解の回分実験を行い、次の知見を得た。

- ① 外熱方式の無酸素熱分解によって、ケ-キ固形物はガス、ガス液(タール分を含む)および残渣の3成分に分解される。分解によって焼却と同程度の有効な減量化程度を得るためには熱分解温度800℃以上、熱分解時間40min程度の操作条件が必要と考えられる。
- ② 無酸素熱分解による分解ガスの主成分は炭化水素としてはCH₄、C₂H₄およびC₂H₆であり、その他成分としてはCO、CO₂およびH₂である。そして、熱分解温度の増加に伴って発熱量はガス側に移行し、800℃においてガス側の発熱量は80%以上に達する。
- ③ 外熱方式の無酸素熱分解において、反応管への供試方法(初期重量、充填方法および粒度)を変化させても、初期重量を30g以上供試した場合を除いて、熱分解状況に大きな変化はなかった。
- ④ 無酸素熱分解における重金属のガス側への揮散状況を、残渣中の残留率より調査した。カドミウムは熱分解温度800℃において著しく揮散し、鉛は熱分解温度800℃、熱分解時間60minで40%、亜鉛は熱分解時間にあまり関係なく熱分解温度800℃で15~20%揮散する。
- ⑤ 部分燃焼熱分解実験を行い、図-2.26(a)-(c)の結果を得た。部分燃焼熱分解によってもCr⁺⁶生成は抑制され、焼却と同程度の減量化が可能である。
- ⑥ 分解ガス生成量より熱分解反応を解析すると、反応は2段階に分けられることがわかる。第1段の反

応は炭化水素などが生成する反応でかなり短期間で終了するが、第2段の反応は残留炭素分の水性ガス反応などを主体とするものと考えられ、この反応はかなり長時間継続する。そして、それぞれの反応の反応速度式は⑨および⑩式のように求められた。

以上室内規模の回分実験の知見より、無酸素および部分燃焼のいずれの方式によっても下水汚泥の脱水ケーキ乾燥物を熱分解することが可能であり、熱分解操作によって、処理の目的である汚泥の減量化、安定化および無害化を達成し得る見通しが得られたと結論づけられる。

参 考 文 献

- 1) 笠倉忠夫、成瀬勝、馬島剛： " 汚泥焼却における6価クロム生成の抑制 "、
(財)日本環境衛生センター発行 昭和49年度厚生省委託研究「産業廃棄物
中の汚泥の焼却処理技術の開発に関する研究報告書」P16、昭和50年3月
- 2) 平岡正勝、高内政彦、武田信生： " 下水汚泥の熱分解反応に関する研究（第
1報） "、下水道協会誌、10、109、31、1973
- 3) 平岡正勝、高内政彦、武田信生： " 下水汚泥の熱分解反応に関する研究（第
2報） "、下水道協会誌、10、110、25、1973
- 4) 近藤準子、岡沢和好、浜田隆治： " 汚泥焼却における重金属と窒素の挙動 "、
第9回下水道研究発表会講演集、11-4、P270、1972
- 5) 平岡正勝、武田信生、浜田健水： " 下水汚泥焼却時の有害重金属の挙動につ
いて "、環境技術、3、3、163、1974
- 6) 松井三郎、平岡正勝： " 下水汚泥焼却処理によって発生する大気汚染の諸問
題(I) "、下水道協会誌、11、124、13、1974
- 7) M. D. Schlesinger, W. S. Sanner & D. E. Wolfson : "Pyrolysis of Waste
Materials from Urban and Rural Sources.", A Paper in the Proceed-
ings of the 3rd Mineral Waste Utilization Symposium, Chicago, Ill.,
March, 14~16, 1972.
- 8) J. M. Beeckmans & C. Park : "Pyrolyzed Sewage Sludge : Its Production
and Possible Utility.", Environmental Science & Technology, 5, 1,
69, 1971.
- 9) B. E. Riede & D. Hanesian : "Kinetic Study of Carbon-Steam Reaction.",
Ind. Eng. Chem., Process Des. Develop., 14, 1, 70, 1975

第3章 下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関するフィールド実験による研究

1 はじめに

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスは現行の焼却プロセスを改良し得るプロセスと考えられる。脱水ケーキ乾燥物の熱分解に関する室内規模の回分実験を行い、熱分解が汚泥熱操作法として目的を果し得ることを見出した。しかし、プロセスとして評価するためには熱分解に関する連続実験を行う必要がある。

下水汚泥熱分解に関する連続実験は、既に、平岡ら¹⁾によって行われている。この研究は2段式の多段炉(2,000φI・D・×2H×5.6m²)を使用して、水分40%の脱水ケーキ乾燥物を100kg/hrの供給速度で熱分解実験したもので、主として有害物質(シアン化水素、窒素酸化物などの有害ガスおよび重金属)の挙動を調査したものである。そしてこの研究によって平岡らは、汚泥熱操作法として、汚泥の有機物を熱分解してガス化し、この可燃性ガスを気相反応によって燃焼する「二段燃焼法」を提唱している。いわば汚泥熱分解プロセスの有効性を実証しているわけであるが、装置的な定量的な把握にまでは至っていない。

著者らは熱分解プロセスをプロセス評価して行く上で必要な操作条件や装置特性などの定量的な把握を行うため、既存のプラントを用いて下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関する2つのフィールド実験を試みた。一つは乾燥-熱分解プロセスに関する実験であって、乾燥機として間接蒸気乾燥機を用いて脱水ケーキを適当水分まで乾燥させ、この乾燥物を活性炭再生研究²⁾のために試作した多段炉(2.5t/d)を用いて熱分解実験した。他は直接投入熱分解プロセスに関する実験であって、F下水処理場の汚泥焼却用多段炉(50t/d実プラント)を使用して高水分ケーキを直接炉に投入、熱分解実験を行ったものである。

2 乾燥-熱分解プロセスに関するフィールド実験^{3),4)}

2-1 実験装置と実験方法

2-1-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験

乾燥実験装置として表-2.6に示す3種、5機の乾燥機を用いて実験を行った。一般に間接蒸気乾燥機としてはロータリ・チューブドライヤおよびパドルドライヤが広く用いられているが、もう一種類の立形円盤ドライヤとは多段円盤ドライヤの各段底盤と側壁に蒸気を通して間接加熱するもので、乾燥物は底盤上をセンター・シャフトに取り付けた腕と歯によってかかれながら攪拌移動するものである。

実験はY下水処理場の水分75%の薬注脱水ケーキを用いたが、水分がこの程度あるケーキでは乾燥途中で伝熱面に付着して閉そくを起すので、閉そくを起ささない水分まで乾燥機投入水分を調整する必要がある。投入水分の調整は天日乾燥または脱水ケーキと焼却灰、乾燥ケーキ等とを予備混合することによって行った。

各乾燥機について、それぞれの投入水分において乾燥状態が定常状態に達したと考えられる時点でデー

表-2.6 : 実験に供した間接蒸気乾燥機仕

実験 No	乾燥機形式	仕 様
1	ロータリ・チューブ型	ドラム 1, 350 mm φ × 2, 000 ml チューブ 100 A × 18 本および 65 A × 18 本 ドラム回転 10 ~ 40 rpm × 3.7 KW 容 積 1.59 m ³ 伝熱面積 18.0 m ² (投入スクリュウ - 0.75 KW 付属)
2	パドル型 - 1	スクリュウ 160 mm φ × 1, 600 ml × 2 連 10 ~ 40 rpm × 0.75 KW 容 積 0.12 m ³ 伝熱面積 1.88 m ²
3	パドル型 - 2	スクリュウ 250 mm φ × 1, 500 ml × 2 連 駆動 2.2 KW 正逆転式 (正転 12 秒, 停止 5 秒, 逆転 12 秒) 容 積 0.25 m ³ 伝熱面積 5.99 m ²
4	パドル型 - 3	スクリュウ 160 mm φ × 1, 600 ml × 2 連 20 rpm × 0.75 KW 容 積 0.12 m ³ 伝熱面積 1.59 m ²
5	立形円盤型	I D 1, 500 mm φ × 500 mm h × 1 段 軸回転 30 rpm × 3.7 KW 容 積 0.82 m ³ 伝熱面積 1.64 m ²

タを採取し、総括伝熱係数 (U) を次のように求めた。

$$U = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \quad [Kcal/m^2 \cdot hr \cdot ^\circ C] \dots\dots\dots ①$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = Mc \cdot C \cdot \Delta t' + W \cdot \lambda_{tc} \quad [Kcal/hr] \dots\dots ②$$

$$W = \frac{W_i - W_e}{1 - W_e} \cdot Mc \quad [kg/hr] \dots\dots\dots ③$$

$$\Delta t = t_s - t_c \quad [^\circ C] \dots\dots\dots ④$$

$$\Delta t' = t_c - t_i \quad [^\circ C] \dots\dots\dots ⑤$$

A : 乾燥機伝熱面積 [m²]

C : ケーキ比熱 [Kcal/kg·°C]

λ (t_c) : ケーキ品温における水分蒸発潜熱 [Kcal/kg]

Mc : ケーキ供給量 [kg/hr]

表-2.7 : 乾燥機運転条件

実験 No.	乾燥機形式	実験日数または回数	投入原料の調整
1	ロータリ・チューブ型	6時/日×10日	脱水ケーキの天日乾燥
2	パドル型 - 1	12時/日×1日	脱水ケーキに焼却灰混合
3	パドル型 - 2	1時/Run×4Run	脱水ケーキに焼却灰混合
4	パドル型 - 3	3時/Run×8Run (3Runは閉そく)	脱水ケーキに乾燥ケーキ混合
5	立形円盤型	0.5時/ Batch×12Batch (4Batchは閉そく)	脱水ケーキに乾燥ケーキ混合

Q : 全受熱量 [Kcal/hr]

Q₁ : ケーキ加温熱量 [Kcal/hr]

Q₂ : 水分蒸発熱量 [Kcal/hr]

t_c : ケーキ品温度 [°C]

t_i : ケーキ入口温度 [°C]

t_s : 蒸気飽和温度 [°C]

W : 水分蒸発量 [kg/hr]

W_e : ケーキ出口水分 [-]

(wet base)

W_i : ケーキ入口水分 [-]

(wet base)

各乾燥機の運転条件は表-2.7に示すとおりであるが、乾燥排ガスの排気については各乾燥機に取り付けたブロワの能力に規制されたため、各実験において必ずしも適正排気量ではなかった。

表-2.8 : 内熱式熱分解実験装置の仕様

機器名	仕様	
熱分解炉本体	形式	立形多段炉
	寸法	ID750 mmφ × 1,500 mm × 6段
	軸駆動	0.28 ~ 2.8 rpm × 0.4 kW
	主材質	SS + 耐火材
	付属機器	低圧ベロシティガスバーナ 8台 (2, 4, 5および6段に各2台)
汚泥供給装置	形式	単式スクリュ-フィーダ
	容量	20 ~ 80 kg/時 × 0.75 kW
熱分解ガス2次燃焼装置	寸法	ID870 mmφ × 5,700 mm
	主材質	SS + 耐火材
	付属機器	立形オイルバーナ 1台
スクラバ	形式	増湿冷却型スプレー塔
	寸法	770 mmφ × 4,500 mm
排ガスファン	形式	プレートファン
	容量	30 m ³ /分 × 250 mm Ag × 8.7 kW

2-1-2 乾燥ケーキの内熱式熱分解実験

実験に使用した装置は炉内への空気の漏洩を極力防止した多段炉を中心とした内熱式の熱分解実験装置であって、その仕様を表-2.8に、またフローシートを図-2.31に示す。

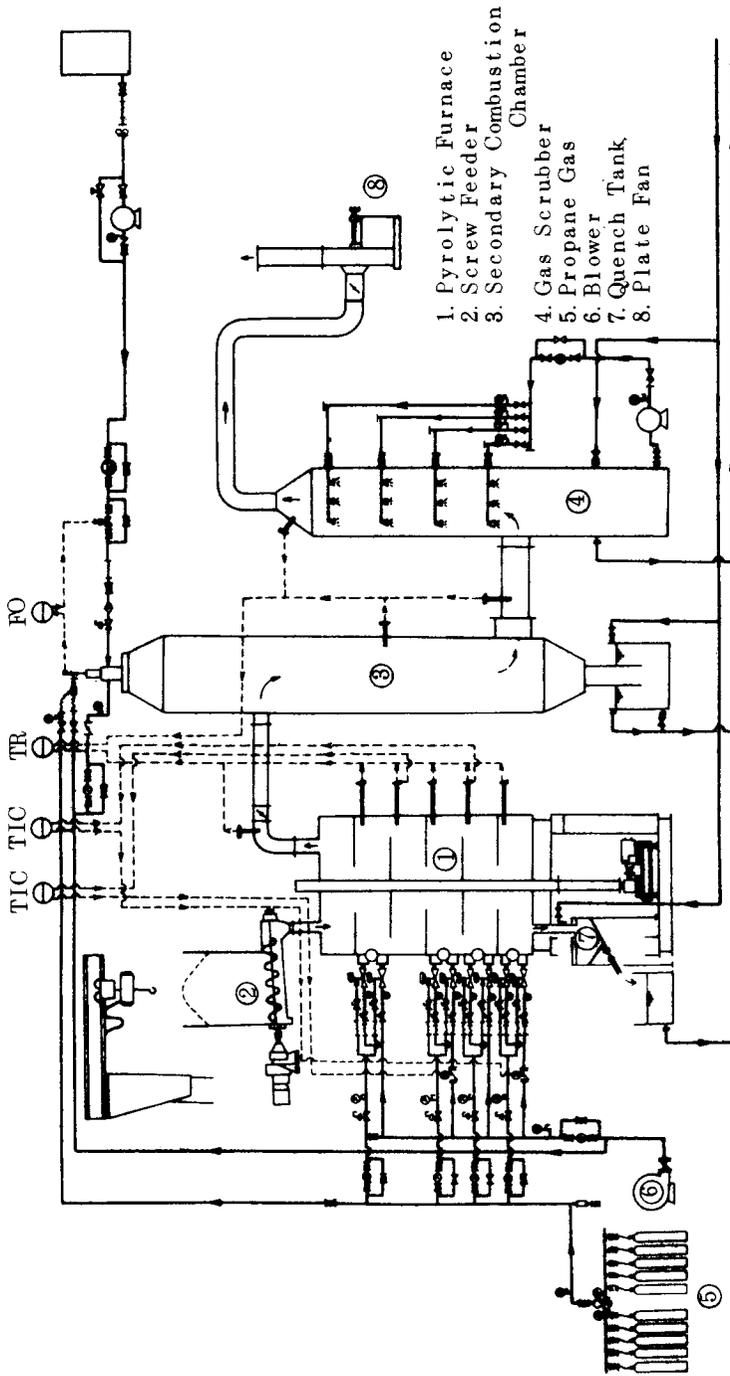


図-2.31: 多段炉内熱式熱分解実験プラントフロート

表-2.9：供試乾燥ケーキの工業分析および元素分析結果

水分 (%)	工業分析値 (dry base)				元素分析値 (dry base wt%)			
	揮発分 (%)	灰 (%)	固定炭素 (%)	発熱量 (Kcal/kg)	C	H	N	S (燃焼性)
35.9	50.9	49.1	0.0	2,340	24.10	4.15	2.28	0.05

表-2.10：供試乾燥ケーキ無機物の組成分析結果

(dry base wt%)

SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	K ₂ O	Na ₂ O	P ₂ O ₅	TiO ₂	Pb	Zn	Cd	Cr	Cu	SO ₃	lg. Loss
13.72	4.06	8.85	18.87	1.38	0.69	0.37	3.45	0.35	0.045	0.295	Tr	0.105	0.065	1.87	51.0

供試試料は前項と同じY下水処理場の脱水ケーキをロータリ・チューブドライヤで平均水分35.9%まで乾燥したものをを用いた。乾燥物は平均5~20mm程度に造粒されており、その性状は表-2.9および表2.10に示すとおりであった。

内熱式熱分解とは熱分解炉内部で被熱分解物に、その有機物の熱分解に必要な熱量を与える方式である。これには酸素をまったく含まない熱風を炉内に吹き込む「無酸素熱分解」と、可燃分の理論燃焼空気量以下の空気を熱風に混合して分解ガスの一部を炉内で燃焼させ必要熱量の一部を炉内でまかなう「部分燃焼熱分解」との二つの方法があり、実験としては無酸素熱分解実験を2回、部分燃焼熱分解実験を1回の計3回の実験を行った。

熱源はプロパン燃焼ガスを用い、燃焼用空気比を $m = 0.95$ として酸素分圧ゼロの熱風を作った。熱風供給は炉内4段目温度が約800℃となるように調節して、無酸素熱分解の場合2, 4, 5および6段目の8台全部のバーナを用いて供給を行った。また、部分燃焼熱分解を行う場合には2, 4および5段各段の2本のバーナのうち1本のバーナのプロパン供給を止めて、ここから空気を送り込んだ。送入空気量は各段の酸素および一酸化炭素濃度をチェックしながら、空気供給段の酸素濃度が酸素メータの検出限界値以下となるように調整した。従って、炉内へ送り込まれた空気は炉内の熱分解可燃性ガスの部分燃焼に消費され炉の酸素分圧は事実上ゼロに保持された。

炉から排出される水蒸気、熱分解ガスおよび燃焼ガスを含む排ガスは2次燃焼室で800℃前後に再燃焼して可燃性ガスの焼却とNH₃, HCNおよび臭気などの分解を行わせた後、スクラバを通して大気へ放出した。

一方、乾燥ケーキはスクリュウフィダによって炉頂より炉内に定量供給され、炉軸回転数を変化させることによって、それぞれ所定炉内滞留時間を経て熱分解処理を受けて炉底より残渣として排出される。排出される赤熱した残渣は大気に触れることなくクエンチタンク内で水冷された。

以上3回の熱分解実験の運転条件は表-2.11に示すとおりである。

2-2 実験結果

2-2-1 間接蒸気乾燥実験結果

表- 2.11 : 熱分解実験の運転条件

熱分解方式 Run %		無酸素熱分解		部分燃焼熱分解
		Run I	Run II	Run III
汚泥投入量 (kg/hr)		40.0	40.0	40.0
汚泥水分 (%)		35.9	35.9	35.9
D S 投入量 (kg/hr)		25.6	25.6	25.6
炉軸回転数 (rpm)		0.6	0.23	0.6
滞留時間 (推定値) (min)		15	50	15
炉内温度	2 段目	700 ~ 740	780 ~ 810	680 ~ 760
炉内温度	3 段目	580 ~ 590	650 ~ 680	600 ~ 650
炉内温度	4 段目	780 ~ 790	800 ~ 840	840 ~ 860
炉内温度	5 段目	830 ~ 840	820 ~ 860	820 ~ 870
炉内温度	6 段目	860	820 ~ 860	800 ~ 890
炉出口温度		420 ~ 430	380 ~ 410	360 ~ 450
2 次燃焼室温度		800	780 ~ 800	730 ~ 780
2 次燃焼出口温度		650	610 ~ 640	600 ~ 630
スクラバ出口温度		60 ~ 70	60	60
大気温度		{ -1.5 ~ 6.0 2.5 ~ 3.0	1.5 ~ 11	1.0 ~ 4.4
炉内圧 (3 段目)		+20 ~ +35	+5 ~ +35	+5 ~ +35
プロパン消費量 2 段 (ℓ/hr)		1,260 ~ 1,700	1,540 ~ 1,700	710 ~ 750
プロパン消費量 4 段 (ℓ/hr)		460 ~ 500	470 ~ 580	340 ~ 370
プロパン消費量 5 段 (ℓ/hr)		480 ~ 550	400 ~ 550	450 ~ 490
プロパン消費量 6 段 (ℓ/hr)		200 ~ 250	50 ~ 90	260 ~ 300
プロパン消費合計 (ℓ/hr)		2,250 ~ 2,960	2,570 ~ 2,900	1,780 ~ 1,940
空気投入量 (Nm ³ /hr)		66.1 ~ 67.6	65.1 ~ 70.1	52.3 ~ 56.0 プロパン燃焼用 44.9 ~ 45.7
乾排ガス量 (Nm ³ /hr) (実)		-	84.45	74.23
(計)		61.39	66.46	55.71
残渣発生量 (kg/hr)		14.1	12.8	13.5
水分発生量 (kg/hr) (実)			29.41	22.49
(計)		25.21	25.46	22.58
炉内雰囲気 (Vol. %)	CO	5.52	6.49	5.06
	H ₂	4.15	4.70	3.96
	O ₂	≒ 0	≒ 0	≒ 0
2 次燃焼用オイル量 (kg/hr)			11.52	11.91
スクラバ水量 (kg/hr)			3,700	2,620

表-2.12：乾燥実験データ

項目 実験No	投入量 (kg/hr)	原料水分 (%)	製品水分 (%)	蒸発水分量 (kg/hr)	製品温度 (℃)	蒸気圧力 (kg/cm ² .G)	充填率 (%)	U (Kcal/m ² .hr.℃)
1	110	65.0	35.9	49.9	70	2.5 (138.2℃)	30	82.7
2	60	33.3	6.0	17.4	104	5.0 (158.1℃)	52	183.0
3	87	41.8	7.5	32.3	100	5.0 (158.1℃)	60	86.0
4	30	46.2	32.9	6.4	86.3	2.6 (138.7℃)	33	169.0
5	22	40.8	15.0	6.7	83	4.2 (152.6℃)	—	88.9

(ただし原料投入温度10℃)

表-2.13：熱分解残渣の調査結果

項目	熱分解方式 Run No	無酸素熱分解		部分燃焼熱分解	(参考欄) 実験室での焼却 (800℃×20') (800℃×40')	
	Run No	Run I	Run II	Run III		
残さ発生量 (kg/kg·DS)		0.551	0.500	0.527	0.501	0.497
残渣 Ig. Loss (%)		10.6	0.9	4.9	0	0
残さ発熱量 (Kcal/kg残渣1%)		34.3	69	52	0	0
残さカロリー/汚泥カロリー×100 (%)		8.1	1.5	1.1	0	0
T-Cr 含有量 (mg/kg残渣)		1,500	1,600	1,500	1,500	1,500
Cr ⁺⁶ 含有量 (mg/kg残渣)		1.2	1.4	1.4	170	510
Cr ⁺⁶ / T-Cr 転化率 (%)		0.08	0.09	0.09	11.3	34.0
Cr ⁺⁶ 溶出濃度 (mg/L)		< 0.1	< 0.1	< 0.1	2.3	18.4
残渣中への残留率 (%)	Zn	83.6	71.7	63.3		
	Cu	102.4	92.8	97.6		
	Cr	85.4	80.0	79.1		

乾燥実験結果を表-2.12に示すが、No.1~No.3についてはそれぞれの実験データの平均値を示す。

2-2-2 内熱式熱分解実験結果

各実験ごとの発生残渣について発生量，組成，クロム含有量，重金属残留率等の調査結果を表-2.13にまとめた。表-2.13の参考欄は実験供試試料について実験室で800℃，20minおよび800℃，40minの条件下で焼却した場合のデータであって、熱分解残渣と焼却残渣(灰)の発生量および性状を比較するために付したものである。

内熱式熱分解によって発生する炉出口ガスの発生量，組成，汚染物質濃度等の測定結果を表-2.14にまとめて示した。表-2.14の参考欄は2次燃焼室出口排ガスの測定結果であるが、この2次燃焼室は実験排ガスの浄化を目的に設置したもので任意の運転ができ、今回の実験では過剰の空気を導入して運転し

表-2.14：熱分解排ガスの測定結果

項目	測定箇所 熱分解方式 Run %	炉 出 口			(参 考 欄) 2 次 燃 焼 室 出 口	
		無酸素熱分解 Run I	無酸素熱分解 Run II	部分燃焼熱分解 Run III	無酸素熱分解 Run I	部分燃焼熱分解 Run II
乾排ガス量 (Nm ³ /kgDS)		2.40	2.60	2.17	16.19	12.26
湿排ガス量 (Nm ³ /kgDS)		3.63	3.84	3.03	17.48	13.17
乾排ガス発熱量 (Kcal/Nm ³)		469	495	406	0	0
乾排ガス発熱量 (Kcal/kgDS)		1,125	1,286	881	0	0
排ガス保有カロリー/汚泥カロリー×100(%)		50.4	57.7	37.7	0	0
ガス組成分析結果 (%)	H ₂	4.15	4.70	3.96	-	ND
	CO	5.52	6.49	5.06	-	ND
	CH ₄	0.92	0.84	0.62	-	ND
	C ₂ H ₄	0.55	0.46	0.48	-	ND
	C ₂ H ₆	0.02	0.03	ND	-	ND
	CO ₂	8.91	5.91	11.59	-	2.95
	N ₂ 他	83.58	80.48	81.33	-	97.05
各成分の発生量 (Nℓ/kgDS)	H ₂	99.6	122.2	85.9	-	0
	CO	132.5	168.7	109.8	-	0
	CH ₄	22.1	21.8	13.4	-	0
	C ₂ H ₄	13.2	12.0	10.4	-	0
	C ₂ H ₆	0.5	0.8	0	-	0
	CO ₂	213.8	153.7	251.5	-	361.7
	N ₂ 他	1,918.3	2,120.8	1,699.0	-	11,899.3
汚染物質の濃度 (Nml/Nm ³)	SO _x	-	< 0.5	< 0.5	< 0.5	< 0.5
	NO _x	-	40	11.5	120	67.5
	NO	-	39.5	10	110	65
	HCl	-	430	950	89	85
	H ₂ CN	-	474	573	18	12
	NH ₃	-	7,290	6,960	10	12
汚染物質の発生量 (Nml/kgDS)	SO _x	-	< 1.3	< 1.1	-	-
	NO _x	-	104	249	1,943	828
	NO	-	103	217	1,781	797
	HCl	-	1,118	2,062	1,441	1,042
	H ₂ CN	-	1,232	1,243	291	147
	NH ₃	-	18,954	15,103	162	147

たため参考データとした。

表-2.15はプロセスから排水される排水性状についてのデータを得る目的で、熱分解ガス液とスクラバ排水について主として汚染物質を中心に分析した結果をまとめたものである。

2-3 実験結果の考察

2-3-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥

a 各機種の運転状況

〈ロータリ・チューブ型〉

実験に用いたものは、 l/D が1.3と小さかったため回転数、ドラム傾斜等の条件を変化させた実験ができず、いずれも最低値で実験を行い、ケーキ吐出し量は排出口ダム高さを調整して制御した。従って、実験日数は多かったにもかかわらず、限られた条件でのデータしか採取できなかった。

表-2.15 : 排出液の性状分析結果

項目	液種 熱分解方式 Run %	※ 熱分解が出口ガス凝縮液			スクラバ排水
		無酸素熱分解		部分燃焼熱分解	無酸素熱分解
		Run - I	Run - II	Run - III	Run - III
発生量 (kg/kg DS)		0.985	0.995	0.882	144.6
有害物質	Cd	0.18	0.12	0.06	< 0.05
	Cr+6	< 0.04	< 0.04	< 0.04	< 0.04
	As	< 0.4	< 0.4	< 0.4	< 0.4
	Pb	4.80	4.13	4.11	0.54
	シアン	2,500	1,000	2,500	0.21
生活環境項目	pH	8.9	9.1	8.8	7.2
	COD	8,640	8,860	9,625	2.9
	T-Cr	-	-	-	-
	Cu	24.2	17.4	44.2	0.15
	Zn	180	50.2	229	2.08
	Fe	54	18	1.6	1.3
	Mn	< 0.2	0.6	0.2	< 0.2
	フェノール類	318	339	361	0.24

※ が出口排ガスを間接冷却によってサンプリングした。

この型の乾燥機では、投入ケーキが具合よく造粒されるので、付着、閉塞に注意さえすれば、運転は比較的容易である。

〈パドル型〉

この型の乾燥機では投入部に移送用のスクリーが付いていて、ケーキはここで混練されてパドル部に送られる。パドル部でうまく造粒されないと、付着を起こすことが観察された。この際、入口水分調整に乾燥ケーキを循環する場合、循環ケーキの造粒物によって付着が剝離させられる現象が見られ、粒径の異なるほどその効果も大なることが見出された。

パドルドライヤは付着の防止を十分考慮すれば、最も運転が容易であり、かつ他の機種に比較して構造上最も精度よくスケールダウンされているので、実機へのスケールアップに対して実験データの信頼性が高いものと考えられる。

〈立形円盤型〉

実験機は1段であり、かつ径が比較的小さいため回分実験しか行えなかった。従って、他のデータと比較する場合には注意を要する。実験では投入量を大にしてバッチ時間を長くすると、かき歯の目づまりと壁への付着が著しくなった。また、この型では伝熱面のほとんどが床面であるため、床面にケーキが固着すると伝熱効率が極端に低下するので、ケーキの全面かき取りが絶対に必要である。

b 付着限界水分

実験に供した乾燥機ではいずれも水分75%前後の脱水ケーキを直接投入した場合には、乾燥の途中でケーキが機内に付着して閉塞を起こし運転が不能となった。高温の直接熱風乾燥方式では、このようなケーキの付着現象は起きにくいですが、間接蒸気乾燥方式では付着を防止することが極めて重要なポイントと考えられる。

乾燥物混合による乾燥機入口水分の調整を行った場合、付着が起きない限界の水分(付着限界水分)は乾燥機種によって異なり、およそ次のとおりであった。

ロータリ・チューブ型、パドル型：60~65%

立形円盤型：40~45%

乾燥物の混合による入口水分の調整を実プラントで考えた場合、乾燥機出口乾燥ケーキを乾燥機入口側に戻す循環方式となる。乾燥機出口の水分は乾燥機の効率とダスト発生の防止上、乾燥限界水分である20~30%とするのが妥当である。従って、付着限界水分が低いと、ハンドリング量が膨大な量となるから、できる限り付着限界水分の高くとれる乾燥機を選択すること、または高い水分でも付着の防止できる工夫をすることが必要である。

c 総括伝熱係数

5つの乾燥実験を比較して、総括伝熱係数にはかなりの幅があり、しかも機種間での差は明確ではない。むしろ総括伝熱係数の差は排気量に影響されたと考えられる。実験No.1および5はブロウ能力が低かったため排気が不十分であったし、No.3は若干の負圧で蒸発水分のみを排気した。このため排気ガスの水蒸気飽和度が高かったことと、実験装置は十分な保温が行われていないため、機内の水分凝縮が起これ、この分を再蒸発させるので見掛上の伝熱量が小さくなり、これが実験No.1, 3, 5と2, 4の間に総括伝熱係

数の差を与えたものと考えられる。

したがって、適正排気量のもとでは総括伝熱係数(U)は、 $100\sim 150\text{Kcal}/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot\text{C}$ がとれると考えられる。

2-3-2 乾燥ケーキの内熱式熱分解

a 熱分解残渣

熱分解残渣についての調査結果をまとめた表-2.13によれば、焼却法(参考欄データ)に比較して内熱式熱分解によっても必要処理時間をとれば、ほぼ等しい減量結果が得られることがわかる。またRun IおよびIIIを比較すると、同一滞留時間では部分燃焼熱分解のほうが無酸素熱分解より減量化速度が速いといえよう。

熱分解処理過程におけるクロムの挙動は最も重要な調査項目の一つであるが、熱分解処理によれば6価クロムの生成、すなわち、クロムの酸化はほとんど起きないといってよいであろう。同一試料による焼却処理ではクロムの6価への転化率が11.3および24.0%であるのに対して、熱分解処理ではいずれも0.1%以下で、勿論、水中への溶出も認められず、室内実験結果がフィールド実験によっても確認された。

残渣中に残留した重金属量から重金属の揮散を推定すると、揮散は熱分解方法による差はないものと考えられる。また、多段炉などによる焼却法と比較しても重金属の揮散は、あまり差がなく、重金属の揮散は処理温度に依存するものと考えられる。

b 炉出口ガス

内熱式熱分解炉から発生する熱分解ガスの組成は表-2.14に示すとおりである。この組成から計算によってガスの発熱量を求めたが、乾ガスで $400\sim 500\text{Kcal}/\text{Nm}^3$ の値である。有機物がほとんど分解されたと考えられるRun IIについて、ケーキ発熱量のガス側へ移った割合を求めると57.7%で、室内実験の値(約67%)から考えて今回の実験では、ガスその他の分解生成物の回収率が低かったことが考えられる。

無酸素熱分解ではRun IとIIとを比較して組成上 H_2 、COおよび CO_2 の間に顕著な差がある。すなわち、炉内滞留時間の長いRun IIでは滞留時間の短いRun Iに比較して CO_2 が減少し、ほぼ減少した分だけ H_2 およびCOが増加している。その他の成分は両者ではほぼ変わらないので滞留時間の差によって、 H_2 、COおよび CO_2 の発生量に関係する分解機構上の差があったものと考えられる。

部分燃焼熱分解の場合には無酸素熱分解と比較して発生した可燃性ガスが各成分ほぼ均等に燃焼したことが表から推定される。

内熱式熱分解炉からの発生ガス量は乾ガス量として $2.2\sim 2.6\text{Nm}^3/\text{kgD. S.}$ ($0.55\sim 0.65\text{Nm}^3/\text{kg cake}$)、湿ガス量として $3.0\sim 3.8\text{Nm}^3/\text{kg D. S.}$ ($0.75\sim 0.95\text{Nm}^3/\text{kg cake}$)である。又、方式としては無酸素熱分解に比較して部分燃焼熱分解のほうが発生ガス量が少なかった。

しかし、焼却にしる、乾燥-熱分解にしる、熱操作処理によって発生する処理排ガス量は炉出口ガスのみでなく、系全体のガス量を考えてみなければならない。いま間接蒸気乾燥-内熱式熱分解の具体的プロセスを想定して、実験結果から得られたデータをもとに系全体の排ガス量を求めて、多段炉による焼却を行っている実例(図-2.32, H処理場の運転データ-)と比較してみると次の通りであった。

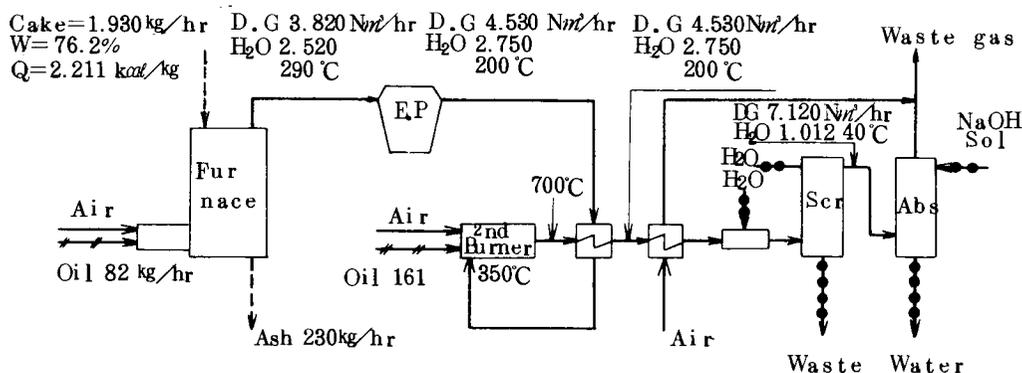


図-2.32 多段炉脱水ケーキ焼却フロートシートと運転データ
(H下水処理場 50 t/日 S. 49.6.21)

		乾排ガス (Nm³/kg D S)	湿排ガス (Nm³/kg D S)
間接蒸気乾燥	- 無酸素熱分解	5.53	7.30
間接蒸気乾燥	- 部分燃焼熱分解	5.26	6.62
多段炉焼却	- 再加熱脱臭	15.5	2.20

排ガス量については両処理法の間には3倍前後の差があって、熱分解処理によって大幅に改善されることがわかる。

c 排ガス中の汚染物質

炉投入固形物中の燃焼性硫黄の含有率が0.05%であるから、酸化燃焼した場合のSO_xは炉出口で約125 ppmと計算されるが、熱分解処理では表-2.14に示されるように、いずれの場合でもSO_xは検出限界以下である。炉出口ではH₂Sは測定しなかったが、2次燃焼室では(H₂S + 3/2O₂ → H₂O + SO₂)のように酸化されるはずである。しかし、今回の実験では2次燃焼出口においてもSO_xは検出されなかった。ただし、これによって、H₂Sが発生しなかったと見るのは危険で、H₂Sについては今後さらに追求して行く必要がある。

ばい塵測定をダストチューブ法で行おうとしたが、チューブにタールが付着して測定を中止した。定性的には、ばい塵は焼却時に比較して、かなり低濃度であることが観察されている。ガス発生量比からいって妥当であると考えられるが、タールを溶媒で抽出するなどの測定手法を考慮して今後の実験で定量的把握を行う必要がある。

熱分解処理における有臭ガスには乾燥排ガスと炉出口ガスの2種類がある。乾燥排ガスは2次燃焼室での燃焼必要空気量の範囲内にあるので、燃焼用空気として用いて同時に脱臭を行うことができる。一方、炉出口ガスは刺激性的な悪臭をもっていて、特に凝縮したタールおよびガス液は極めて強い臭気を放つ。しかし、この炉出口ガスは次のような性質をもっており、

$$H = 0.3 \sim 0.5 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg DG} \cdot Q = 500 \sim 650 \text{ Kcal} / \text{kg DG} \cdot t = 350 \sim 400^\circ\text{C}$$

ほとんど補助燃料を用いずに、臭気の酸化分解に必要な800℃以上の温度を維持することが可能である。実際のプロセスでは、2次燃焼室において燃料とともに燃焼させて、その燃焼熱を乾燥用蒸気として回収するのである。つまり、熱分解処理においては脱臭のために特別のエネルギーを必要とせず、乾燥に必要なエネルギーの範囲内で脱臭が行われるのである。

なお、実験において炉出口ガスの臭気は2次燃焼室温度を約750～800℃にとることによって完全に分解され、燃焼室出口ガスは全く無臭であった。

窒素酸化物は大部分がNOであるが、焼却処理のデータ⁵⁾と比較すると濃度は低い。一般的に考えれば熱分解処理では炉内酸素分圧が低いので、窒素酸化物濃度が低いのは当然と考えられる。ただし、無酸素熱分解と部分燃焼熱分解との間に差がある点については不明である。また、2次燃焼室で窒素酸化物量が増加しているが、それがthermal NO_xか、HCNまたはNH₃の関与するfuel NO_xであるのかは不明である。しかし、熱分解ガス中にはHCNおよびNH₃が高濃度で含有されており、それが2次燃焼室で75～90%分解されている。したがって、熱分解ガスを2次燃焼する場合には、HCNまたはNH₃と炭化水素等の関与するNO_x生成の懸念があり、この方面の研究に注目していきたい。

特定物質として考えなければならない物質としては重金属、HCN、NH₃およびHClであるが、重金属については先の熱分解残渣中についての考察で述べたとおりである。

シアン化水素(HCN)は前述のとおり炉出口で470～570 ppm含有されているが、高温では酸化分解($2\text{HCN} + 5/2\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O} + 2\text{CO}_2 + \text{N}_2$)されるので、2次燃焼によって除害される。しかし、実験ではその分解率は前述のように75～90%と低い値であった。酸化分解の操作条件について検討の必要があろう。

アンモニア(NH₃)はHCNと同様2次燃焼で分解され、入口濃度が高いため出口濃度はHCNと同程度でも分解率ははるかに高い。しかもNH₃は次工程の水洗によって容易に除去されるので系外へ排出される懸念はあまりない。

塩化水素(HCl)は炉出口および2次燃焼後も変化はない。しかしHClも次工程の水洗またはアルカリ洗浄によって除去されるので問題はない。

d 排ガス凝縮液およびスクラバー排水

炉出口ガスをコンデンサに導き冷却採取した凝縮液中には有害物のHCNをはじめCOD、フェノールなどの汚染物質が多量に含有される。一方、2次燃焼室出口ガスを洗浄した後のスクラバー排水中の汚染物質はいずれも排水基準値を下回るものである。したがって、実際のプロセスでは炉出口ガスを冷却することなく直接2次燃焼した後、水洗すれば排水による汚染はないと考えられる。

e 部分燃焼熱分解

部分燃焼熱分解では炉内での可燃性ガスの一部が燃焼するので熱効率が高いことと、炉出口ガス量が少ないことから、ばい塵やタールが少なく好ましい方式といえよう。部分燃焼熱分解については実験に先立ち、はたして部分燃焼がうまく操作できるのか、クロムの酸化の恐れはないかなどの懸念はあったが、実験の結果、それらの懸念は全くないことがわかった。

次に、今回の実験ではどの程度の部分燃焼が行われたかを考えてみる。いま、ケキ理論燃焼空気量に対する炉送入全空気量とプロパン燃焼空気量との差の割合を部分燃焼率と考えると、今回の部分燃焼熱分

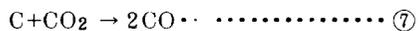
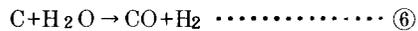
解における部分燃焼率は約16~18%であった。しかし、無酸素熱分解のデータ(図-2.33)によれば、炉内1段目で全発生量の50%近くの可燃性ガスが発生しているので、炉1段目に部分燃焼用空気を送入するならば、部分燃焼率をさらに高くすることができるものと推定される。

f ケーキ有機物の熱分解過程

無酸素熱分解(Run IおよびII)において、表-2.13から明らかなように炉内滞留時間によって減量化の程度に差が生じている。一方表-2.14の発生ガス各成分の発生量を比較すると、排ガスの項で考察したように滞留時間の差はH₂、COおよびCO₂の発生量に顕著な差を与えている。これらの事実からケーキ有機物の熱分解過程が時間によって異なることが推定される。

無酸素分解のRun Iにおいて、熱分解炉各段のガス分析を行っているのでその結果を図-2.33に示す。すなわち、図-2.33は1kgのケーキ乾固形物(DS)から発生するCO、H₂、CH₄およびC₂H₄について各段で発生した量の積算量を炉の段(滞留時間に相当)に対して描いたものであり、熱分解が2つの過程にわかれていることを示している。これは室内回分実験結果と完全に一致する結果である。すなわち、

熱分解の初期の過程では有機物の分解により各種ガスが発生し、この過程は比較的短時間で終了する。その後、さらに熱分解を続けると緩慢であるが残渣の減量化が進行し、ガス相ではCH₄、C₂H₄、C₂H₆などの炭化水素系ガスは発生せずにCO₂の減少が起こりH₂およびCOの増加現象が見られる。このことより、後期の過程では初期の熱分解によって残渣中に生成した炭素分と水蒸気および炭酸ガスとの間に水性ガス反応および炭酸ガスの炭素による還元反応



が起こるものと考えられる。

熱分解処理によって後期の炭素分のガス化反応が起こることが、熱分解処理でも有機物をほとんど全部分解させ、焼却処理と同程度の処理効果を期待できる理由である。ただし、後期のこれらのガス化反応は800℃前後では反応速度が遅いため、長時間の滞留が必要となってくる。図-2.33中に滞留時間の長いRun IIのH₂およびCO発生積算量をプロットするとRun Iの6段目の値をかなり上回っ

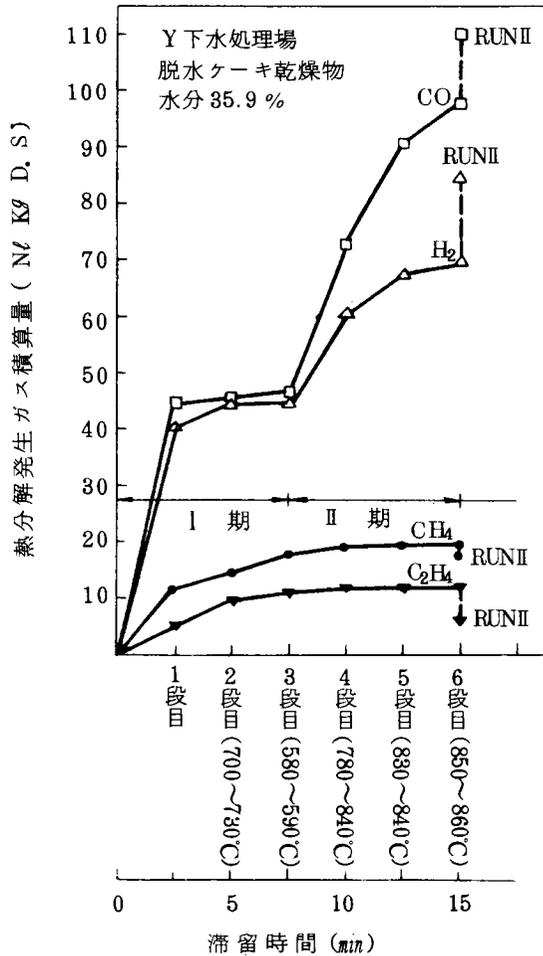


図-2.33 無酸素熱分解時の炉内でのガス発生状況

ており、滞留時間の短いRun I ではまだガス化反応が完了していない(減量化程度が低い)ことがわかる。

2-4 実験結果のまとめ

脱水ケ-キの間接蒸気乾燥と多段炉内熱式熱分解とを組合せるプロセスを考え、それぞれのフィールド実験(乾燥実験規模0.5~2.5 t/d、熱分解実験規模2.5 t/d)を行い、次の知見を得ることができた。

① 乾燥実験にはロータリ・チューブ型、パドル型および立形円盤型の3種の間接蒸気乾燥機を用いた。

脱水ケ-キ間接蒸気乾燥の総括伝熱係数は100~150 Kcal/m²・hr・℃と考えられるが、各機種間の差は今回の実験では得られなかった。

② 脱水ケ-キ間接蒸気乾燥する場合、各機種とも付着限界水分があって、乾燥物の循環などの前操作を必要とするので、乾燥機としては付着限界水分の高くとれる機種を選ぶ必要がある。

③ 乾燥ケ-キの内熱式熱分解処理を行うには無酸素熱分解または部分燃焼熱分解いずれの方式でも処理可能なことがわかった。

④ 熱分解処理では、ケ-キ中の有機物は熱分解反応と炭素分のガス化反応とによって、ほとんどすべてをガス化させることができ、適正反応時間をとれば焼却処理とほとんど同程度の処理効果をあげることが可能である。

⑤ 熱分解処理残渣中には6価クロムはほとんど含有されておらず、熱分解処理によれば残渣からの6価クロム溶出の懸念はない。

⑥ 熱分解炉出口ガス中には可燃性ガスとしてH₂、COおよび低級炭化水素ガスが含まれ、無酸素熱分解で十分ガス化した場合のガスは500 Kcal/Nm³DG前後の発熱量を有する。

⑦ 乾燥排ガスまたは熱分解炉出口ガスに含まれる汚染物質としては臭気、HCN、NH₃、HClなどがあるが脱水ケ-キ処理の系全体で考えた場合、これらは系内で容易に処理することができる。

⑧ 間接蒸気乾燥と内熱式熱分解とを組合せた処理プロセスは、焼却プロセスを改良するものと考えられる。このプロセスは焼却プロセスに比較して排ガス量が少ない。

3 直接投入熱分解プロセスに関するフィールド実験

3-1 実験目的

本実験は次の項目を確認するため、現在稼働中の焼却プラントを使用して実施した実験である。

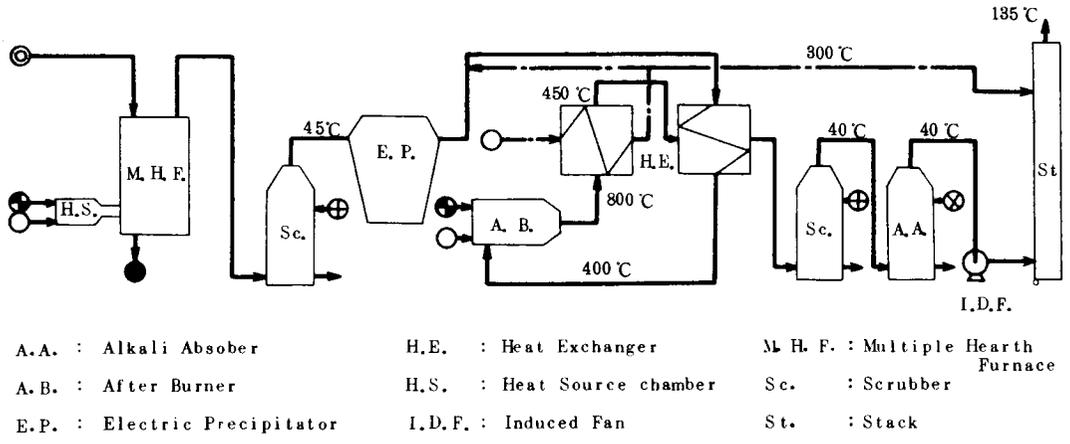
- ① 高水分脱水ケ-キの直接投入熱分解操作の可能性の確認
- ② 炉床負荷(多段炉処理能力)およびユティリティの確認
- ③ 実規模多段炉での熱分解操作と小規模実験結果との対比、殊に実規模装置内での局所的な不均一性(例えば、操作の片寄りや処理のパラッキなど)の観察
- ④ 既設多段炉の熱分解炉への改造可能性の追求

3-2 実験装置と炉の運転方法

本実験に使用したプラントはF下水処理場の50t/d多段式汚泥焼却プラントで、その主な仕様を表-2.16に、又、フロー・シートを図-2.34に示した。実験に先立ち、炉の一部を熱分解実験が可能なよう

表-2.16：実験を行なったプラントの機器仕様

機器名称	仕 様	
焼 却 炉	型 式	豎型多段炉
	能 力	ケ ー キ 50 t/d
	寸 法	4,350φ × 6,205H × 8段
	炉床全面積	76 m ²
熱風発生炉	型 式	高圧空気噴霧式
	能 力	17 ~ 104万 Kcal/hr
スクラパー	型 式	スプレ-式
	寸 法	(No.1) 1,910φ × 6,150H (No.2) 2,540φ × 7,000H
アルカリ 吸収塔	型 式	流動充填層式
	寸 法	1,000φ × 10,000H
再 燃 焼 炉	型 式	直火燃焼式
	寸 法	1,880φ × 5,500L
	能 力	240 L/hr
熱 交 換 機	型 式	多管式
	伝熱面積	(No.1) 90 m ² (No.2) 240 m ²
排ガス 吸引ファン	型 式	ターボファン
	能 力	230 m ³ /min × 1,200mmAq × 110Kw



○ Air ⊙ Cake ● Residue ⊕ Oil ⊗ Alkali ⊕ Water

図- 2.34: 直接投入熱分解実験を行つた汚泥焼却プラントのフローシート

に、次のような改造を行つて過剰空気が炉内へ混入しないようにした。

- ① 炉底に冷却水槽を設置し、灰出口シュートを連結し、灰の冷却および水封を行つた。
- ② 軸冷却空気リターン（8段目への空気入口）に盲蓋を挿入し、軸冷却空気が炉内に入らないようにした。
- ③ 2, 4段目の空気取入部に盲蓋を取り付け、炉内に過剰空気が入らないようにした。

そして熱分解（部分燃焼）運転は次の要領で行つた。

- ① 多段炉への熱源および燃焼用空気の供給は6, 7段目の燃焼室からの熱風ダクトのみから供給する。
- ② 炉内圧は余分な空気の混入を防止するために零又は若干プラス気味に保つ。
- ③ 脱水ケーキの投入量およびバーナー-空気比は炉内温度、炉内酸素および一酸化炭素濃度および灰の性状を監視しながら調節する。

3-3 実験結果

① 運転データ：表-2.17に示す。

表-2.17：運転データ

RUN NO.		RUN I	RUN II	RUN III	通常焼却時		
処 理 量 (Wet kg/hr)		2006	1930	2025	2000		
汚泥ケーキ水分 (Wet %)		62.6	62.1	62.9	62.5		
炉 内 温 度 (℃)	1 段 目	240	180	180	270		
	2 段 目	330	220 ~ 250	220 ~ 230	350		
	3 段 目	360	230 ~ 270	240 ~ 250	400		
	4 段 目	560 ~ 640	320 ~ 370	330 ~ 340	500 ~ 550		
	5 段 目	650 ~ 750	360 ~ 400	350 ~ 380	610 ~ 650		
	6 段 目	680 ~ 720	600	600 ~ 650	720 ~ 830		
	7 段 目	660 ~ 720	750 ~ 800	720 ~ 850	680 ~ 750		
	8 段 目	250 ~ 320	600	600	200 ~ 250		
再 燃 焼 出 口 温 度 (℃)		800	800	800	800		
燃 料 消 費 量 (kg/hr)	TOTAL	129	125	121	169		
	多 段 炉	27	33	33	15		
	再 燃 焼	102	92	88	154		
乾 き 排 ガ ス 量 (kg/hr) () 内 は H ₂ O	多 段 炉 出 口	3675(1626)	2352(1473)	1892(1546)	4180(1608)		
	再 燃 焼 出 口	6502(403)	4876(310)	4350(265)	7855(491)		
	煙 突 出 口	11200(380)	8690(305)	8374(262)	12555(430)		
多 段 炉 総 合 空 気 比		1.59	0.96	0.74	2.0		
ケ ー キ 燃 焼 空 気 比 (部 分 燃 焼 率)		-	0.61	0.45	-		
炉 内 雰 囲 気 (Vol %)	ガ ス 種 類	X	CO	O ₂	CO	O ₂	X
	炉 出 口		-	8.2	-	7.2	
	5 段 目		-	-	0.8~1.1	0.4~1.5	
	6 段 目		0.9~1.0	0	1.5~2.7	0	
	7 段 目		0.05~1.3	0.4~1.3	1.0	0	
	8 段 目		0.02~0.1	6.3~6.4	0.1~0.2	9.0	
運 転 時 間 (hr)		96	48	48			

② 脱水ケーキおよび灰の性状：表-2.18に示す。

表-2.18：脱水ケーキおよび灰の性状

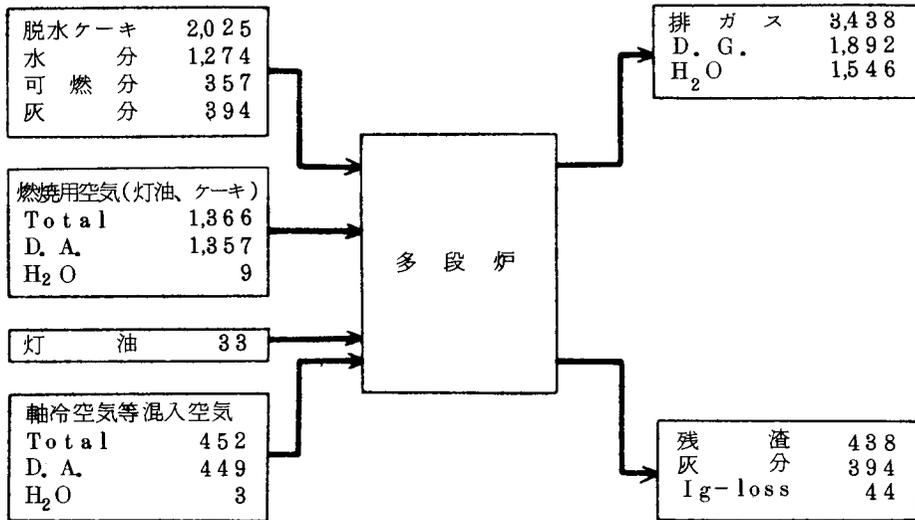
RUN NO	脱水ケーキ			灰				
	RUN I	RUN II	RUN III	RUN I	RUN II	RUN III	通常焼却時	
Ig.Loss(%)	46.3	46.2	47.5	2.7	15.2	19.0	1.2	
灰水冷却による 無機物結晶水	-	-	-	-	10.0	13.1	-	
灰分(%)	53.7	53.8	52.5	97.3	84.8	81.0	98.8	
発熱量 (Kcal/kgD.S)	2000	2000	2020	117	420	490	N.D	
元素分析 (%)	C	25.4	20.6	21.5	-	4.84	5.60	-
	無機物結晶 水 H	-	-	-	-	1.09	1.45	-
	その他のH	4.31	3.84	3.79	-	0.35	0.32	-
	N	1.23	-	-	-	-	-	-
S (%)	0.718	1.07	1.14	2.07	1.52	1.86	-	
NH ⁺ 4 (ppm)	1040	364	511	N.D	N.D	N.D	-	
CN ⁻ (ppm)	N.D	2.08	5.45	N.D	N.D	N.D	-	
T-Cr (ppm)	320~470	420	450	610~780	630	620	690	
Cr ¹⁶ (ppm)	3.2~13	7.1	4.0	60~180	4.4	3.0	210	
Cr ¹⁶ 溶出量(mg/L)	N.D	N.D	N.D	0.05~0.1	N.D	N.D	N.D	

③ 排ガス分析結果：表-2.19に示す。

表-2.19：排ガス分析結果

RUN NO	RUN I			RUN II			RUN III		
	炉出口	再燃焼	煙突	炉出口	再燃焼	煙突	炉出口	再燃焼	煙突
測定位置 ばい塵濃度(9Nm ³)	2.721	0.015	0.004	1.224	0.009	0.002	1.290	0.017	0.005
SOx (ppm)	491	20.4	N.D	88	20	N.D	300	24	13
NOx (ppm)	17.5	64.6	36.0	33	78.3	54.5	30	65.2	49.0
HCl (ppm)	116	22.5	2.53	350	32.5	N.D	390	19.0	1.8
NH ₃ (ppm)	217	入口 45 出口 3	N.D	340	入口 63 出口 5	0.48	880	入口 130 出口 9	0.92
HCN (ppm)	569	入口 455 出口 15	N.D	370	入口 260 出口 0.05	N.D	380	入口 253 出口 N.D	N.D

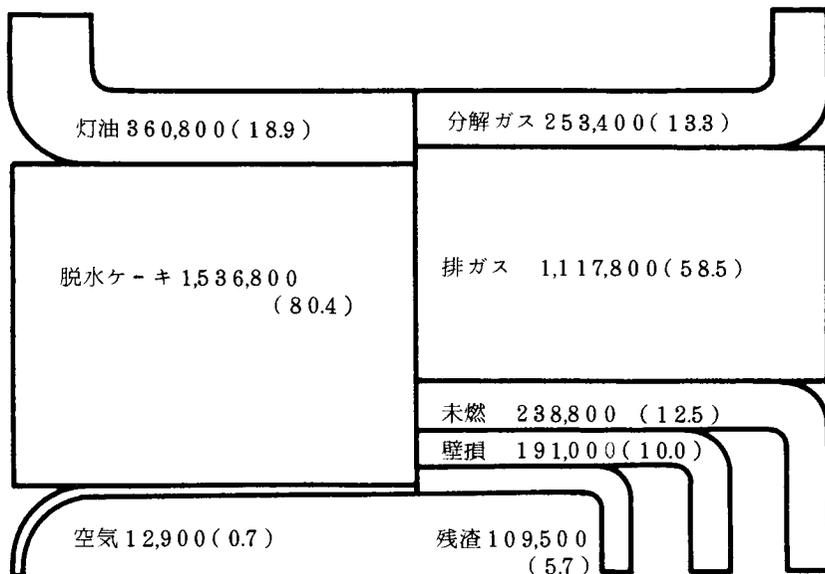
④ 物質収支および熱収支：Run III についての計算結果を図-2.35および2.36に示す。



(単位 kg/hr)

図-2.35：Run III における多段炉の物質収支

(全量 3,876 kg/hr)



(単位 Kcal/hr, カッコ内%)

図-2.36：Run III における多段炉の熱収支

(全熱量 1,910,500 Kcal/hr)

- ⑤ 排水データー：本プラントでは排水を冷却、凝集沈澱処理後、スクラバー冷却水に再利用しているため、定常状態に達するまでに長時間を要するので、今回の実験では排水データーは採取しなかった。

3-4 実験結果の考察

3-4-1 炉内雰囲気制御の状況

熱分解運転（Run II および Run III）において、運転データー（表-2.17）から明らかなように8段目を除いて熱分解ゾーンを還元性雰囲気に保持することが出来た。8段目では両Runとも数%の酸素濃度が検知され、又、炉出口ガス中の酸素濃度も数%ある。これは炉の空気取り入れの盲蓋が完全でなく、炉内に空気が漏れ込んだためと考えられる。しかし、8段目から混入した空気は7段目以上で消費されており、部分燃焼熱分解反応が行われている。しかも残渣の性状（表-2.18 Ig-loss%およびCr⁺⁶生成量）から判断して8段目に少量の空気が混入してもケーキ中の可燃分は分解中であって、残渣表面は還元性雰囲気が維持されていたと考えられる。

3-4-2 熱分解残渣

熱分解残渣のIg-lossは15.2および19.0%といずれもかなり高い値を示した。しかし、明らかに、これは残渣を直接水冷しているため、無機物の結晶水（主として酸化カルシウム消化： $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} = \text{Ca}(\text{OH})_2$ ）に起因するIg-lossを測定しており、これを補正すれば、Run II および Run III の残渣Ig-lossはそれぞれ5.2および5.9%であり、実用上さしつかえない値である。すなわち、高水分の脱水ケーキを直接投入した部分燃焼熱分解によっても、脱水ケーキは充分減量化し得ることがわかった。

残渣からのCr⁺⁶溶出量はいずれのRunとも規制値を下廻っている。ケーキ中に石灰が多量に投入されている場合には、Cr⁺⁶が生成されていてもCr⁺⁶がカルシウムに吸着されていて溶出しない場合のあることが、クロムの挙動に関する研究⁶⁾によって明らかにされている。従って、Cr⁺⁶に関しては残渣中の含有量を測定してクロムの酸化程度を検討する必要がある。表-2.18のデーターより各運転毎のクロムのCr⁺⁶への転化率を求めると

通常焼却時	Run I	Run II	Run III
30.4%	23.1%	0.7%	0.5%

となり、焼却操作と熱分解操作ではクロムはCr⁺⁶への転化率が明瞭に異なることがわかる。すなわち、還元性雰囲気のとれる熱分解操作では、部分燃焼熱分解であっても、Cr⁺⁶生成を充分抑制することが出来る。

3-4-3 排ガスの性状

排ガス分析結果（表-2.19）より、熱分解プロセスの排ガス性状について検討してみる。ばい塵については熱分解プロセス（Run II および Run II）排ガスの値は、一般の焼却排ガスの値⁵⁾と比較して大差はない。いずれも排ガス処理装置によって規制値以下に処理されており問題はない。

次に酸性ガス成分（SO_xおよびHCl）は各Run毎にバラツいており一定の傾向がつかめない。しかし、これらもいずれも排ガス処理装置（アルカリ吸収設備）により処理可能である。NO_xは炉出口ではいずれのRunでも比較的低濃度であるが、再燃焼によって増加している。再燃焼室でのNO_x生成については、thermal NO_xかfuel NO_x（排ガス中のNH₃又はHCNが関与するものと考えられる）か不明の部分が多いが、いずれにしてもこゝでのNO_x生成は問題があり、今後の研究課題とすべき問題である。

アンモニア（NH₃）については明らかに焼却操作に比較して熱分解操作の方が生成量が多い。逆にシアン化水素（HCN）は低空気比での焼却（Run I）の方が熱分解操作より生成量が多い。しかし、これらはいずれも再燃焼によって酸化分解し、大気放出される量は極めて少ない。ただし、プロセス上このプラントでは炉出口排ガスをスクラバーで直接洗浄しているので、アンモニアおよびシアン化水素のかなりの部分がこゝで吸収されている。スクラバー排水中にこれらの成分が移行するので水処理側での取扱いに充分注意する必要がある。

3-4-4 炉床負荷およびユティリティ

Run IIIの運転データより炉床負荷を求めてみる。Run IIIの処理量は751kg^D・S/hrであり、炉内温度分布からみて熱分解は6～8段の2.5～3.0段（23.4～28.1m²）で行われていたと考えられるので

$$\text{炉床負荷： } 26.7\sim 32.1 \text{ kg}^{\text{D}} \cdot \text{S} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$$

と求められる。残渣のI_g-lossから考えて、熱分解炉の設計値としては安全性をみて25kg^D・S/m²・hr程度とすべきではないかと考える。

一方、ユティリティを支配する排ガス量および燃料消費量は空気比の低下に伴って低下することが表2.17の運転データより明らかである。Run IIIと通常焼却時のデータを比較してみると

$$\begin{array}{ll} \text{再燃焼出口排ガス量：} & 55.4\% \\ \text{燃料消費量} & : \quad 71.6\% \end{array}$$

といずれもRun IIIの値の方が小さくなっている。このことから、熱分解操作はユティリティの面からも焼却操作よりメリットがあり、熱分解プロセスが焼却プロセスを改良し得るものであることがわかる。

3-4-5 炉の規模による操作性の差と炉の改造

炉の規模が大きくなっても、熱分解操作において小規模実験炉との差異は認められなかった。又、炉が大型であっても局所的な操作の片寄り、あるいは処理のバラツキなどは観察されず、操作は安定して長時間連続運転が可能であった。

本実験結果から、既設の多段式焼却炉を部分燃焼式の熱分解炉に改造することは比較的容易に行い得ると考えられる。既設のプロセスに改造するには、2つの方法が考えられる。

① 間接蒸気乾燥機を別置して乾燥-熱分解プロセスに改造する。

この場合には、既設多段炉は乾燥ケーキの熱分解炉として使用するため、システムとしての処理能力は著しく増強される。

② 直接投入熱分解プロセスに改造する。

この場合には、熱分解速度（炉床負荷）が焼却操作に比べて低下するので、システムとしての処理能力は若干低下する。

いずれのプロセスにおいても焼却プロセスを改良するものであるが、いずれのプロセスに改造すべきかは、それぞれの立地条件によって選定すべきである。

3-5 実験結果のまとめ

50 t/dの実規模プラントを用い、下水汚泥脱水ケーキについて部分燃焼による直接投入熱分解実験を行い、焼却操作との比較検討をして次の知見を得ることが出来た。

- ① 実規模の多段炉においても、熱分解操作に必要な炉内の還元性雰囲気を保持することが出来た。
- ② 直接投入部分燃焼熱分解操作によっても脱水ケーキの減量化は可能であり、 Cr^{+6} の生成も充分抑制することが出来る。
- ③ 炉床負荷（部分燃焼熱分解速度）は $26.7\sim 32.1 \text{ kgD} \cdot \text{S} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ と求められたが、設計値としては $25 \text{ kgD} \cdot \text{S} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 程度とすべきである。
- ④ 熱分解操作は焼却操作に比べて、排ガス量および燃料消費量共に少い。
- ⑤ 炉の規模によって熱分解操作の差はなく、大型炉でも安定して長時間の連続運転が可能であった。
- ⑥ 既設多段炉を熱分解炉に改造することは比較的容易に行い得ると考えられる。

4 フィールド実験についての総括

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスを開発して行くためには、連続実験によってプロセスの定量的な評価が必要である。そのために既存の2つのプラントを用いて、それぞれ乾燥-熱分解プロセスおよび直接投入熱分解プロセスに関するフィールド実験を行った。

これらの実験によって、室内回分実験の確認が出来、さらには室内回分実験によっては得られなかったプロセス上のいくつかの知見を得ることが出来た。すなわち、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスは、プロセスとしても充分評価し得るものであり、現行焼却プロセスを改良し得るものであることが見出された。

参 考 文 献

- 1) 平岡正勝、武田信生、矢込堅太郎、二見寿之、土橋二郎、杉島和三郎、石動四郎、岡沢 健：「汚泥の熱分解・焼却と有害物質の挙動について（第1報）」、化学工学協会第40年会研究発表講演要旨集、P 60、1975
- 2) 広瀬富士夫、片岡哲夫、加藤太郎：「活性炭、石灰汚泥の再生実験報告」、下水道協会誌、12、139、26、1975
- 3) 平岡正勝、笠倉忠夫、成瀬 勝、馬島 剛、原 真一：「下水汚泥の乾燥－熱分解操作に関する研究（第1報）」、下水道協会誌、13、143、21、1976
- 4) T. Majima, T. Kasakura, M. Naruse & M. Hiraoka : "Studies on Pyrolysis Process of Sewage Sludge.", Proceedings of I.A.W.P.R.-8th International Conference, Sydney Australia, Oct. 17~22, 1976.
- 5) 田中和夫、橋本 透、柴田高男：「川俣処理場汚泥焼却および排ガス処理の運転結果に対する一考察」、下水道協会誌、11、125、49、1974
- 6) 笠倉忠夫、成瀬勝、馬島剛：「汚泥焼却における6価クロム生成の抑制」、(財)日本環境衛生センター発行 昭和49年度厚生省委託研究「産業廃棄物中の汚泥の焼却処理技術の開発に関する研究報告書」P16、昭和50年3月

第3編 パイロットプラント研究

はじめに

我が国の下水汚泥処理において、脱水ケーキ焼却法は重要な処理法の一つであるが、近年環境保全のための規制の強化および省資源への要求の高まりに伴って、この焼却法に解決しなければならないいくつかの重大な問題が提起された。下水汚泥処理の中での位置付け、とりわけ汚泥の処分先に困窮している大都市などの立場から現行の焼却法の問題を解決し、下水汚泥の処理法として有効な熱的減量化操作法を開発し、そのプロセスの確立をはかることは重要な研究課題となった。

焼却法の欠点の多くは炉内へ多量の空気を導入することに起因しているため、炉内への空気導入を抑制して熱操作を行う熱分解法は焼却法を改良する有効な代替案と考えられる。本編研究の前段となる基礎研究では、この「熱分解」に着目して、脱水ケーキの熱分解に関する室内実験および短期間のフィールド実験を行って、下水汚泥脱水ケーキの熱操作法として熱分解操作が有効なことを明らかにした。本編研究は基礎研究を発展させ、我が国の下水汚泥焼却に最も多く採用されている多段炉を用いた下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスを検討し、その実用化の見通しを得るためにパイロットプラントによって熱分解プロセス研究を行ったものである。

本研究においては熱分解プロセスとして、主として「乾燥-熱分解プロセス」を研究対象とした。本編研究は第一次および第二次パイロット研究の2段階にわけられるが、乾燥装置としてはいずれもパドル型の間接加熱蒸気乾燥機を用いた。又、熱分解装置としては直接加熱方式の多段炉を想定し、第一次研究では一段炉、そして第二次研究では四段炉を用いた。第一次研究は基礎的なプロセスデータを得ることを目的とした研究で、日本碍子(株)知多工場に設置したパイロットプラントを用いて研究を行った。一方、第二次研究は第一次研究を発展させて、熱分解プロセスを実用化するに必要な具体的な知見を得ることに主眼を置くと共に、昭和51年度建設省建設技術研究補助金の交付を受けた研究の一環でもある。大阪府川俣処理場に建設した四段炉を中心としたパイロットプラントを用いて、「乾留研究会」(メンバー; 京大工学部衛生工学教室平岡研究室、建設省土木研究所下水道部、日本下水道事業団試験部、大阪府土木部下水道課、京都市下水道局、大阪府下水道技術改善対策研究会-下水汚泥の処理処分対策研究専門部会)の指導を受けて研究を実施した。

これらのパイロット実験によって、ほぼ所期の目的を達することが出来たが、プロセスからの排出物中排ガスの窒素酸化物の制御に関しては検討すべき問題を残した。そこで、パイロットプラントを若干改善してプロセスからの窒素酸化物生成の抑制研究を行い、満足すべき結果が得られ、この研究によってパイロットプラント研究を完結することが出来た。

本研究の成果によって、下水汚泥脱水ケーキ熱分解プロセスの実用性が実証されたものとする。

第1章 第一次パイロットプラント研究（一段炉を用いたパイロットプラント研究）

1 研究の目的

第一次パイロットプラント研究^{1),2)}の主旨は、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスを確立する上で必要なパイロットスケールでの熱分解プロセスに関する基礎的な事項を把握することである。従って、研究の主な内容は、

- ① バドル型間接蒸気乾燥機の性能調査
- ② 熱分解操作による処理効果のパイロットスケールでの確認、（減量化の程度、クロム化合物の挙動など）
- ③ 熱分解操作条件のパイロットスケールでの把握、（可燃分に対する空気比、熱分解温度、滞留時間、炉床負荷量、投入ケーキ水分など）
- ④ 熱分解ガスの最適再燃焼条件の検討
- ⑤ プロセス排出物の性状調査、（排ガス、残渣、排水）

2 実験プラント

本研究に使用した実験プラントは日本碍子（株）知多工場に設置された乾燥-熱分解パイロットプラントであって、その主な仕様を表-3.1に、又そのフローシートを図-3.1に示した。このプラントの処理能力は蒸気乾燥機への負荷量 100 kg/hr から、水分75%脱水ケーキ換算で約 2 t/d と考えられる。

3 実験方法

3-1 供試々料

全国的にみて代表的な下水処理場であり、かつ同一処理場において生汚泥脱水ケーキおよび消化汚泥脱水ケーキが得られるという点から、本研究では主として京都市下水道局鳥羽処理場の生汚泥脱水ケーキ(A)および消化汚泥脱水ケーキ(B)を供試々料として用いた。又、C~Gの脱水ケーキは対照試料として実験に供したもので、供試脱水ケーキを採取した処理場の概要を表-3.2にまとめた。

表-3.3にはこれら供試々料の分析結果を示す。又、表-3.4にはこれら脱水ケーキのクロム化合物の性状を示すために、各ケーキを電気炉中で 800 ℃、1 hr 焼却した時の灰中のクロムについて分析した結果を示した。E脱水ケーキ（熱処理汚泥脱水ケーキで CaO 含有率が低い）を除く石灰薬注脱水ケーキでは、ケーキ固形物中の全クロムのうち平均約30%が 6 価クロムに酸化され、かなりの 6 価クロムが溶出する。ただし、CaO 含有率の高い A（8/30 採取）および F脱水ケーキでは溶出率が低く、基礎研究で述べたようにカルシウム化合物に吸着されている可能性が高い。

表-3.1 : 第1次研究用実験プラントの機器仕様

機器名称	仕	様
間接蒸気乾燥機	型式 シャフトの数 全伝熱面積 (シャフト+羽根) ジャケット シャフト1本あたりの羽根 寸法 材質 回転数 電動機 付属装置 ドレンカウンタ	パドル型 2本 8.1 m ² 5.6 m ² 2.5 m ² 16枚 560 W × 850 H × 2,800 L S S 12 rpm 3.7 kW × 1 容積式
熱分解炉	型式 段数 炉床面積 寸法 材質 電動機 付属装置	内熱式 炉型炉 1段 2.1 m ² 1,800 ID × 2,200 OD × 1,000 H SCH-13 + 耐火物 0.4 kW -
燃焼室	バナー容量 寸法 材質 熱分解炉内へのダクト長さ 付属装置	9万Kcal/hr 400 ID × 800 OD × 1,500 L SS + 耐火物 4 m 循環ガス流量制御装置
再燃焼室	バナー容量 炉内容量 寸法 材質 付属装置	直火式 9万Kcal/hr 0.20 m ³ 400 ID × 800 OD × 1,500 L SS + 耐火物 -
廃熱ボイラー	型式 全蒸気発生量 最高圧力 付属設備 ドレンタンク ドレン還元器 軟水タンク 軟水装置 給水ポンプ	煙管式3パス 7.7 m ² 100 kg/hr 7 kg/cm ² G 0.25 m ³ 0.08 m ³ 0.2 m ³ 200 kg/hr 660 L/hr × 80 mH

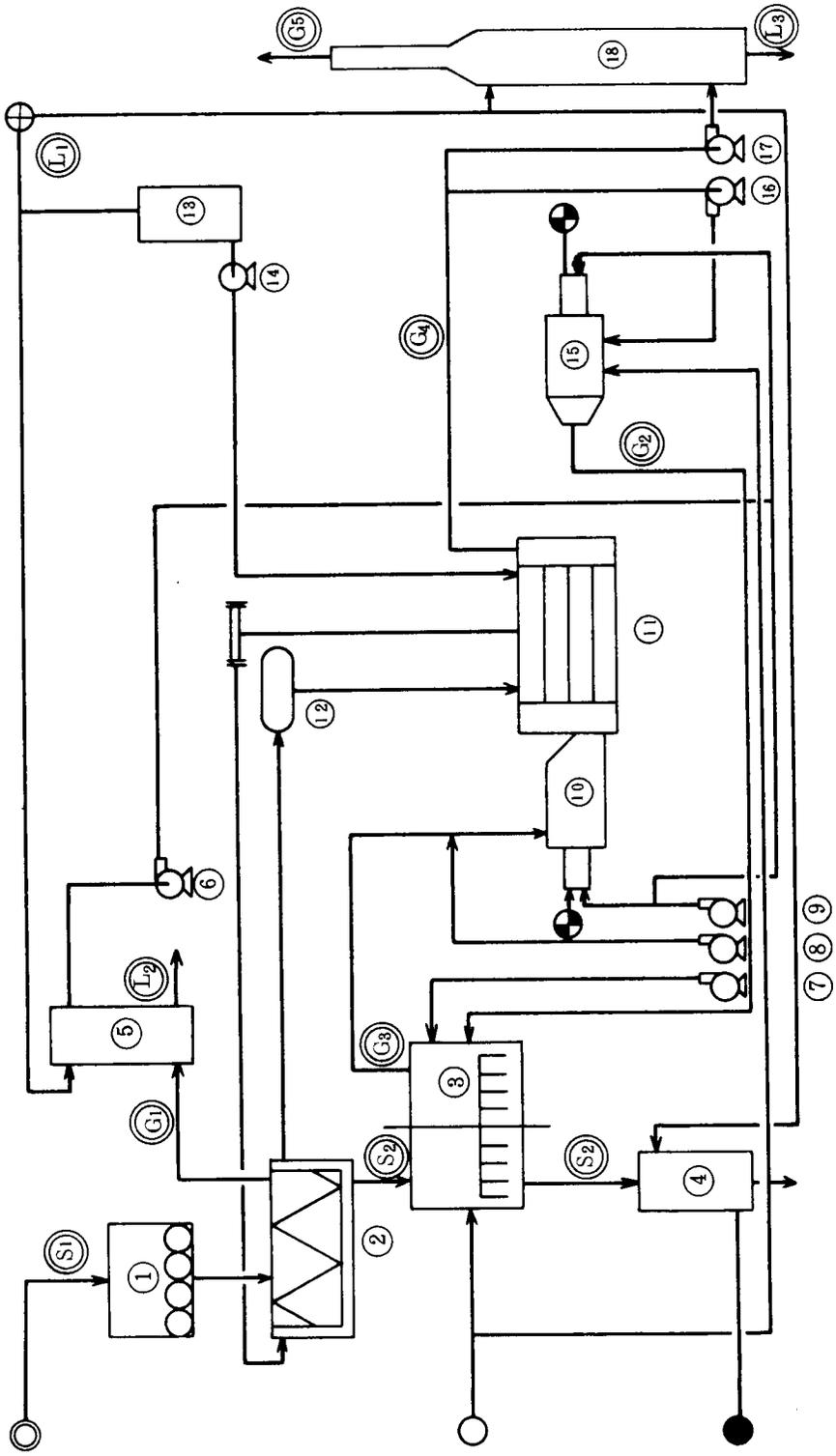


図 - 3.1 第一次研究用実験プラントフローシート

①	Cake feeder	⑦	Blower for partial combustion	⑬	Water supply tank
②	Paddle dryer	⑧	Blower for after burning chamber	⑭	Water supply pump
③	Pyrolytic furnace	⑨	Blower for after burning burner	⑮	Heat source chamber
④	Quenching tank	⑩	After burning chamber	⑯	Blower for circulation
⑤	Scrubber for dryer exhaust gas	⑪	Waste heat boiler	⑰	Blower for exhaust gas
⑥	Blower for dryer	⑫	Condensed drain tank	⑱	Scrubber for furnace exhaust gas

○ Nitrogen ⊙ Cake ● Residue ⊕ Water ⊕ Oil

Solids sampling point		Liquids sampling point		Cases sampling point	
①	Fed Cake	①	Supplied water	①	Dryer exhaust gas
②	Cake of dryer outlet	②	Waste water of scrubber for dryer	②	Heat source gas
③	Residue of furnace	③	Waste water of scrubber for furnace	③	Pyrolytic gas
④		④		④	Afterburned gas
⑤		⑤		⑤	Scrubber outlet gas

表-3.2：供試脱水ケーキ採取処理場の概要

項目 処理場	原水の種類	処理水量 (m^3 /日)	下水の処理方式	汚泥の処理量 (m^3 /日)	汚泥処理方式	発生脱水ケーキ量 (t /日)
A	家庭下水	615,000	原水 ↓ スクリーン	2,000	生汚泥 → 薬注 → (消石灰, 塩化第2鉄) →真空脱水 →焼却	320
B	工場廃水 (染色廃水多い)		沈砂池 ↓ 最初沈澱池	600	生汚泥 → 消化槽 →洗浄槽 薬注(消石灰 塩化第2鉄) →真空脱水 →焼却	
C	家庭下水 + 工場廃水	100,000	エアレーションタンク ↓ 最終沈澱池	2,500	生汚泥 → 薬注 → (消石灰, 塩化第2鉄) →真空脱水 →焼却	300
D	家庭下水 ÷ 100%	65,000	↓ 塩素消毒 ↓	500	汚泥 → 薬注 → (消石灰, 塩化第2鉄) →真空脱水	60
E	家庭下水 + 工場廃水	260,000	↓ 放流	①系列 4,900 ②系列 900	生汚泥 → 熱処理 →真空脱水→脱水ケーキ①(実験供試ケーキ) 生汚泥 → 浄化槽 → ②系列 洗浄槽 → 薬注(消石灰) →真空脱水 脱水ケーキ②	450
F	工場廃水 (石油化学工業 業廃水主体)	100,000		670	汚泥 → 薬注 → (消石灰, 塩化第2鉄) →加圧脱水 →焼却	50
G	皮革廃水	170,000	原水 → スクリーン → 沈砂池 凝集沈澱槽 (硫酸バンド) → 下水へ	580 ①系列 が主体	汚泥 → 薬注 (塩化第2鉄) →真空脱水 → 脱水ケーキ① (実験供試ケーキ) 汚泥 → 薬注 (高分子凝集剤) →ブロックプレス機 →脱水ケーキ②	70

表-3.4：供試脱水ケーキを電気炉中で完全焼却した灰の分析結果

脱水 ケーキ 種類	採取 日	T-Cr 含有量 (ppm)	Cr ⁺ 含有量 (ppm)	Cr ⁺ /T-Cr ×100 比率 (%)	溶出 Cr ⁺ 濃度(mg/L)	Cr ⁺ 溶出率 (%)		CaO 含有量 (%)
						溶出 Cr ⁺ T-Cr ⁺ ×100 (%)	溶出 Cr ⁺ T-Cr ⁺ ×100 (%)	
						A	8/9	
A	8/30	355	190	53.5	0.86	1.9	1.0	51.9
B	9/8	690	240	34.8	4.9	20.4	7.1	29.2
C		1,580	550	34.8	11.0	31.6	7.0	25.7
D		360	180	50	1.0	5.5	2.8	29.2
E		900	0.3以下	0.02	0.03以下	0.02以下	0.02以下	4.4
F		467	140	30.5	0.05以下	0.04以下	0.01以下	58.8
G		51,000	16,000	32.0	1,440	86.7	28.2	37.4

3-2 脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験

脱水ケーキは単独又は乾燥ケーキと所定の比率で混合されて乾燥機内へ供給され、乾燥ケーキの吐出量および乾燥ケーキ水分は1hr1回測定された。廃熱ボイラー(図-3.1の⑩)で発生した蒸気は所定の圧力に減圧されたのち、乾燥機へ供給され、凝縮したドレンは計量された後ボイラーへ還流された。乾燥条件(ケーキ供給量、使用蒸気温度)は熱分解炉へ供給するに適した30%前後となるような条件を選んだ。

乾燥排ガスは除湿塔⑤で除湿、除塵された後、燃料室⑬へ送られ脱臭されるとともに燃焼用空気として使われた。

乾燥実験では実験が定常状態に達したと考えられる時点でデータを採取し、次式より総括伝熱係数U〔Kcal/m²・hr・℃〕を求めた。

$$U = Q/A \cdot \Delta t, \quad [\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{℃}] \quad \text{①}$$

$$Q = \lambda_s \cdot Md, \quad [\text{Kcal/hr}] \quad \text{②}$$

$$\Delta t = t_s - t_c, \quad [\text{℃}] \quad \text{③}$$

ただし、Md：ドレン発生量〔kg/hr〕

t_c：乾燥機内ケーキ平均温度〔℃〕

t_s：使用蒸気温度〔℃〕

λ_s：使用蒸気の凝縮熱〔Kcal/kg〕

3-3 乾燥ケーキの熱分解実験

熱分解実験では間接蒸気乾燥によって調整された乾燥物を一旦乾燥品フィーダーにストックした後、投入スクリーにより一段炉③へ定量的に供給した。熱分解炉の熱源は燃焼室⑮からの熱風と、炉内へ供給した空気による分解ガスの部分燃焼熱との合量によってまかなわれた。熱分解炉出口ガスは再燃焼室⑩へ送られ、可燃性成分の燃焼、臭気成分やシアン、アンモニアなどの分解を行なった後、廃熱ボイラー⑪で熱回収された。ボイラー排ガスの一部は酸素濃度はほぼ零の熱風を調整するために循環使用され、残りはスクラバー⑬を通して大気へ放出された。一方、熱分解炉から排出される赤熱した残渣は大気に触れることなく間接冷却される。残渣の吐出量および $I_g - loss$ は 1 hr 1 回測定した。

熱分解実験条件は次の範囲で変化させた。

- | | |
|-------------------------|--|
| ① 投入乾燥ケーキの水分 | 5 ~ 40 % |
| ② 炉内でのケーキ可燃分
に対する空気比 | 0 ~ 1.0 |
| ③ 炉内温度 | 600 ~ 900 °C |
| ④ 炉床負荷量 | 10 ~ 40 kg ^{DS} /m ² ・hr |
| ⑤ 炉内滞留時間 | 15 ~ 60 min |
| ⑥ 排ガス再燃焼条件 | 燃焼室温度 900 ~ 1,100 °C 酸素濃度 0 ~ 3 % |

熱分解による可燃分の分解減量化の程度を評価するため、可燃分分解率を次式のように定義し、ケーキおよび残渣の $I_g - loss$ 測定よりこの値を求めた。

$$\text{可燃分分解率} = \left\{ 1 - \frac{100 - l_c}{l_c} \cdot \frac{l_r}{100 - l_r} \right\} \times 100 \text{ [\%]} \quad \text{④}$$

ただし、 l_c : 供試ケーキの $I_g - loss$ [%]

l_r : 残渣の $I_g - loss$ [%]

3-4 乾燥-熱分解プロセスからの排出物の分析

乾燥 - 熱分解を連結した実験では、間接蒸気乾燥機から排出される乾燥ケーキのうち所定量を熱分解炉内へ定量供給し、残りは系外へ排出した。その他は前述の乾燥および熱分解実験と同じ方法をとった。排ガス、熱分解炉投入乾燥ケーキおよび残渣、排水は図-3.1の記号で示した個所において、排ガスについては 1 Run につき各項目 2 回づつ、サンプリングして測定、ケーキおよび残渣については 1 hr に 1 回サンプリングしたものの混合試料につき分析、排水については 1 Run に 1 回サンプリングした液を分析した。

3-5 測定および分析方法

本論文を通して、測定および分析方法については原則として日本工業規格 (JIS) 又は下水道試験法に準拠して行った。主な項目および方法について表-3.5 にまとめた。

表-3.5 (a) : 分析項目とその測定、分析方法 (その1)

試料	分析項目	分析方法
供試汚泥及び乾留残渣	水分	乾燥減量 (105℃)
	lg-Loss	強熱減量 (800℃×60')
	灰分	100 - (水分 + 強熱減量)
	発熱量	JIS M8814 (ポンプ法)
	C, H, N, O	元素分析計 (柳本製作所)
	T-S	JIS M8818 (エシユカ法)
	CN	公害分析指針「水、土壌編」による
	Cr ⁶⁺ 含有量	弱HNO ₃ 酸性で抽出→硝酸第2水銀法 DDTC を含む酢酸、酢酸アンモニウム液で抽出後 MIBK 抽出→原子吸光分析
	その他の重金属溶出試験	HCl, HNO ₃ 混酸 + 弗酸処理→原子吸光分析 環境庁告示13号及び22号による
排水	フェノール	JIS K0102 (テアミノ、アンチピリン法)
	n-ヘキサン抽出物	// (液-液抽出法)
	シアンイオン	// (ピリジンピラゾン法)
	アンモニウムイオン	// (インドフェノール法)
	重金属類	// (原子吸光光度法)
	COD	JIS K0102
	BOD	//
SS	//	

下水汚泥の熱分解研究ではクロムの挙動研究は重要な研究テーマであり、6価クロムの含有量を定量することは重要な分析であるが、下水汚泥のような阻害物を含む場合の6価クロムの標準的な定量法が確立されていない。そこで、著者らは下水汚泥中の6価クロムの定量法を開発すべく、奥野らと共同研究し下水汚泥中の6価クロムの分析法³⁾を考案した。本論文中の6価クロムの含有量分析はすべてこの方法によって定量したものである。

表-3.5 (b) : 分析項目とその測定・分析方法 (その2)

試料	分析項目	分 析 法
排	流 速	ピト-管法
	ば い じ ん	ダストチューブ法、又は、同筒濾紙法
	NH ₃	JIS K0099 → インドフェノール法
	H ₂ CN	JIS K0109 → ピリジン、ピラゾロン法
	NO _x	JIS K0104 → PDS法
	SO _x	JIS K0103 → アルセナゾ法
	H ₂ C ₁	JIS K0107 → チオシアン第2水銀法
	Cl ₂	JIS K0106 → オルトリジン法
	ホルムアルデヒド	クロモトローブ酸法
	アセトアルデヒド	ガスクロ法 FID
ガ	酢 酸	〃 FID
	トリメチルアミン	〃 FID
	二 硫 化 炭 素	〃 FPD
	硫 化 水 素	〃 FPD
	メチルメルカプタン	〃 FPD
	硫 化 メ チ ル	〃 FPD
	硫 化 カ ル ボ ニ ル	〃 FPD
	臭 気 度	食塩水平衡法
	H ₂ , CO, CO ₂ , N ₂	} ガスクロ法 TCD
	O ₂ , CH ₄ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆	
ス		

4 実験結果

4-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥実験結果

パドル型蒸気乾燥機による脱水ケーキの乾燥実験のうち、脱水ケーキを単独で乾燥機に投入した場合の結果を表-3.6に示した。脱水ケーキと乾燥ケーキとをスクリュ-コンペアーにて予備混合してから投入した、混合ケーキ乾燥実験結果を表-3.7に示した。

表-3.6 : パドル型蒸気乾燥機による脱水ケーキの乾燥実験結果

脱水ケーキ種類	ケーキ採取日	使用蒸気		供給汚泥		乾燥汚泥		パドル内ケーキ温度(℃)	充填率(%)	蒸発水分量(kg/hr)	ドレン発生量(kg/hr)	総括伝熱係数(Kcal/mhr℃)		
		圧力(kg/cmG)	温度(℃)	水分(%)	吐出量(kg/hr)	水分(%)	吐出量(kg/hr)							
A	7/27	4.6~5.4	5.1	160~160	162	78.2	111.8	30.9	35.1	95	44~56	76.2	110.8	99.9
A	8/3	3.4~4.9	3.7	140~160	151	73.3	128.4	38.1	55.4	94	56~75	73.0	95.6	108.1
A	8/9	2.8~3.3	3.1	142~151	146	74.6	111.8	37.6	45.5	91	63~75	66.3	86.5	97.4
A	8/30	5.0~5.1	5.0	160~168	165	75.6	98.5	38.3	34.2	94	70~80	59.3	82.5	70.5
A	9/21	4.8~5.5	5.8	160~162	161	70.1	99.4	35.1	45.8	93	70~80	58.6	82.1	73.1
B	7/24	3.0~4.0	3.8	152~156	155	77.3	109.5	38.6	40.5	92	56~63	69.0	102.3	99.2
B	7/28	4.2~4.9	4.4	158~163	161	75.5	134.8	34.2	49.8	94	63~81	85.0	124.3	112.3
B	8/17	4.0~4.8	4.4	158~165	162	77.5	132.3	39.0	48.8	92	50~69	88.5	112.3	97.0
B	9/8	4.6~4.8	4.7	161~164	162	74.4	108.7	31.6	40.7	94	70	68.0	105.2	98.5
C		4.2~5.0	4.6	158~164	162	77.7	101.7	40.3	38.0	92	50~63	63.7	90.0	77.7
C		4.0~5.3	4.7	150~164	157	74.6	98.7	39.3	41.3	91	50~56	57.4	91.0	84.0
D		4.0~5.8	4.9	155~169	162	80.3	107.0	36.5	33.2	92	50~69	73.8	91.8	79.3
E		2.1~2.7	3.2	124~130	125	49.7	268.0	31.5	196.8	90	90~95	71.2	118.1	215.0
F		1.5~2.6	2.1	128~139	132	57.5	299.5	37.6	204	85	87~90	95.5	124.0	166.6
G		3.0~4.0	3.6	144~155	152	71.3	175.3	45.2	91.8	90	75~81	88.5	135.0	133.7

表-3.7 : パドル型蒸気乾燥機による脱水ケーキと乾燥ケーキの混合ケーキの乾燥実験結果

脱水ケーキ乾燥ケーキ	脱水ケーキの種類	ケーキ採取日	使用蒸気		供給汚泥		乾燥汚泥		パドル内ケーキ温度(℃)	充填率(%)	蒸発水分量(kg/hr)	ドレン発生量(kg/hr)	総括伝熱係数(Kcal/mhr℃)	U値の相対比		
			圧力(kg/cmG)	温度(℃)	水分(%)	吐出量(kg/hr)	水分(%)	吐出量(kg/hr)								
100:0	A	9/21	4.8~5.5	5.3	160~162	161	70.1	99.4	35.1	45.8	93	70~80	58.6	82.1	73.1	1.00
100:100	A	9/21	4.3~4.8	4.6	160~162	161	56.2	202.4	38.0	132.3	98	85~90	70.0	113.3	108.9	1.49
100:250	A	9/21	3.4~4.4	3.8	148~152	150	41.7	358.8	28.0	290.5	98	85~90	68.3	108.5	128.5	1.75
100:0	B	7/17	4.0~5.2	4.6	158~164	160	77.5	103.3	40.1	38.8	93	50~69	64.5	106.7	95.9	1.00
100:100	B	7/17	3.0~4.3	4.2	148~160	157	58.1	222.8	29.7	132.3	95	90~95	90.0	146.3	143.8	1.50
100:0	B	7/24	4.2~5.2	4.8	158~167	162	77.0	107.3	41.5	42.2	92	50~62	65.1	110.8	95.7	1.00
100:100	B	7/24	4.2~4.7	4.4	154~162	159	57.5	223.7	31.8	139.4	95	90~95	84.3	145.4	138.0	1.44

4-2 乾燥ケーキの熱分解実験結果

乾燥実験と独立に行った、一段炉による乾燥ケーキの熱分解実験の結果を「パイロットプラント運転データ」として文末にまとめて示した。各Runの主な検討項目は次の通りである。

- ① Run 101～122 : 可燃分に対する空気比検討実験
- ② Run 201～233 : 熱分解温度の検討実験
- ③ Run 301～308 : 炉床負荷量の検討実験
- ④ Run 401～404 : 滞留時間の検討実験
- ⑤ Run 501～502 : 投入ケーキ水分の検討実験
- ⑥ Run 601～610 : 再燃焼条件の検討実験

(排ガス再燃焼条件検討実験結果：表-3.8)

表-3.8 : 排ガスの再燃焼条件の検討実験結果

供 試 脱 水 キ	RUN 系	再 燃 焼 室 運 転 条 件			入 口 ガ ス (熱 分 解 排 ガ ス)		出 口 ガ ス (ボ イ ラ ー 排 ガ ス)	
		温 度	O ₂	CO	HCN	NH ₃	HCN	NH ₃
		℃	Vol %		ppm		ppm	
A	602	900 (885~920)	1.6~1.7	< 0.1	106	323	< 0.003	28.2
	603	1000 (980~1000)	< 0.1	0.2~0.5			1.03	69.1
	601	1000 (980~ 990)	0.9~2.8	< 0.1			< 0.003	2.9
	604	1000 (980~1030)	2.9~3.9	< 0.1			< 0.003	2.5
	605	1100 (1100~1110)	1.0~2.0	< 0.1			< 0.003	3.5
C	609	900 (900~ 920)	1.1~1.9	< 0.1	120	1000	< 0.003	18.0
	606	1000 (990~1040)	< 0.1	0.2~0.8			3.7	48.0
	607	1000 (995~1050)	0.8~1.2	< 0.1			< 0.003	2.0
	608	1000 (980~1040)	2.5~3.8	< 0.1			< 0.003	6.3
	610	1100 (1070~1120)	1.4~2.0	< 0.1			< 0.003	2.0

4-3 プロセスからの排出物測定結果

乾燥-熱分解プロセスから排出される各種排出物の性状を測定するために、全プラントを連続運転した (Run701～709)。この実験中にプロセスからの各種排出物の性状測定を行い、下記の分析結果を得た。

- ① 残渣の分析結果 : 表-3.9
- ② 排ガスの分析結果 : 表-3.10
- ③ 排ガス中臭気成分分析結果 : 表-3.11
- ④ プロセス排水の分析結果 : 表-3.12

表 3.9 : 残渣の性状分析結果

RUN No.	脱水ケーキの種類	熱分解温度 (°C)	空気比	IGLOS (%)	高位発熱量 (kJ/kg)	炭素 (%)	水素 (%)	窒素 (%)	硫黄 (%)	酸素 (%)	塩素 (%)	水銀 (ppm)	砒素 (ppm)	鉛 (ppm)	亜鉛 (ppm)	銅 (ppm)	鉄 (ppm)	全クロム (ppm)	六価クロム (ppm)	六価クロム 全クロム ×100 (%)	溶出 Cr ⁶⁺ 濃度 (%/L)	
701	A	765~800	0	23.0	370	8.3	0.4	0.40	0.74	1.0	0.05	5.9	3.6	180	2,000	560	90,000	260	3.3	1.3	ND	
702	A	805~825	0.69	10.0	260	6.2	0.3	0.15	1.0	1.2	0.05	5.8	3.5	160	2,800	770	86,900	290	3.3	1.1	ND	
703	A	795~835	2.89	4.5	-10	1.4	0.3	0.01	0.96	7.7	0.05	4.5	4.3	110	2,300	580	114,000	290	3.3	11.4	0.8	
704	A	880~910	0.75~0.77	2.5	30	1.3	0.3	0.08	0.85	7.0	0.05	5.8	3.8	98	2,650	645	115,000	320	3.2	1.0	ND	
705	B	895~920	0.60~0.66	+0.5	130	1.8	0.3	0.03	1.6	4.1	0.05	4.1	3.5	160	5,500	1,700	66,000	690	2.7	0.39	ND	
706	C	820~840	0.52	7.4	450	6.1	0.5	0.3	1.5	8.4	0.5	1.6	-	290	8,900	1,200	100,000	1,600	<1	<0.06	ND	
707	E	810~840	0.53	9.2	580	8.2	0.3	0.2	1.16	8.7	0.15	0.5	3.3	980	14,300	1,700	140,000	910	<1	<0.11	ND	
708	E	935~950	0.62	5.3	220	3.2	<0.5	0.17	0.9	-	-	-	2.9	-	-	-	-	-	-	-	-	ND
709	F	890~910	0.65	1.8	<50	0.5	<0.5	0.05	1.0	-	2.0	-	6.9	32.5	1,250	860	-	580	6.9	1.2	ND	

表 一 3.1.0 : 排 ガ ス 分 析 結 果

RN %	脱 水 ケ キ の 種 類	温 度 ($^{\circ}$ C)	空 気 比	サ ン プ リ ン グ 位 置	ガ ス 温 度 ($^{\circ}$ C)	ガ ス 流 速 (l/min)	水 分 (%) 表 示 値	水 分 (%) 計 算 値	ガ ス 量 (l/min) 表 示 値	ガ ス 量 (l/min) 計 算 値	ば い じ A 濃 度 (g/m^3)	HCN (ppm)	NH ₃ (ppm)	NO _x (ppm)	SO _x (ppm)	HCL (ppm)	CL ₂ (ppm)	臭 気 度 (倍 率)	ガ ス 濃 度 (Vol%)							
																			H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₆	O ₂			
701	A	765~800	0	G ₃ G ₄	808 213	19.0 20.1	19.8 197	18.5 —	808 197	198 197	2.87 —	180	1,380	38	105	103	0.3以下	200	0.99	2.42	0.25	0.21	ND	0.88		
702	A	805~825	0.69	G ₃ G ₄	755 28.0	21.7 20.7	211 206	19.3 —	755 206	211 206	0.84 —	260	1,420	21	84.5	221	0.3以下	40	0.75	1.56	0.15	0.08	ND	0.68		
703	A	796~835	2.89	G ₃ G ₄	787 27.2	17.2 18.1	257 245	19.1 —	787 245	257 245	0.81 —	0.5以下	8.7	78	27.6	74	0.3以下	2	ND	ND	ND	ND	ND	4.62		
704	A	880~900	0.75~0.77	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	814 188	25.2 13.6	20.4 17.2	16.4 18.8	225 315	212 308	1.57 0.54	72 0.25以下	980 0.74	25 120	166 152	172 41.7	0.3以下	25	0.71	0.98	0.09	ND	ND	0.46		
705	B	900~920	0.60~0.66	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	— 835	— 25.4	16.4 20.8	16.4 19.3	— 219	172 209	— 2.01	— 120	— 826	— 20	— 249	— —	— —	— —	— 20	— 0.99	— 1.46	— 0.12	— ND	— ND	— 0.10	
706	C	790~840	0.52	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	— 779	— 23.7	16.4 15.6	13.5 14.7	— 229	173 218	— 0.54, 0.59	— 860, 980	— 1,800, 2,100	— 26, 86	— 224, 234	— 188, 135	— —	— —	— —	— —	— 0.30	— 0.2	— 1.2	— 0.15	— 0.05	— ND
707	E	795~840	0.53	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	— 809	— 25.9	14.8 16.0	11.2 15.3	— 247	176 215	— 0.99, 0.98	— 320, 330	— 800, 880	— 27, 28	— 496, 678	— 420, 485	— —	— —	— 1,000, 1,100	— 0.85	— 1.2	— 0.15	— 0.13	— ND	— 0.8	
708	E	900~950	0.62	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	— 188	— 16.0	10.2 15.3	11.8 —	— 445	297 311	— 0.47, 0.46	— 0, 12.2	— 55, 255	— 80, 120	— 384, 400	— 283, 29.6	— —	— —	— 14, 60	— ND	— 0.8	— ND	— 0.8	— ND	— 0	— ND
709	F	890~910	0.65	G ₂ G ₃ G ₄ G ₅	— 880	— 32.0	18.4 14.4	12.6 14.4	— 272	198 225	— 1.14	— 100	— 780	— 10	— 180	— 81	— —	— —	— 50	— 0.04	— 0.04	— 0.04	— ND	— ND	— 0.10	
					175	15.2	10.1	14.2	390	294	0.59	0.1以下	1.2	75	160	30	0.3以下	—	—	—	—	—	—	—	—	
					18.4	10.1	1.4	—	242	213	0.04	0.08以下	0.8	85	47	1.7以下	0.3以下	—	—	—	—	—	—	—	—	

表 3.1.1 : 排ガス中の臭気成分分析結果

RUN. NO.	汚泥の種類	熱分解温度 (℃)	空 気 比	サンプリング* 位 置	硫 化 水 素 (ppm)	メチルメルカプタン (ppm)	硫化メチル (ppm)	トリメチルアミン (ppm)
704	A	880~910	0.75~0.77	G ₁	0.02	0.006	<0.005	0.008
				G ₃	11	<0.006	<0.002	0.008
				G ₄	<0.02	<0.006	0.002	0.001
705	B	895~920	0.60~0.66	G ₁	0.02	<0.006	0.007	0.005
				G ₃	14	<0.006	<0.005	0.002
				G ₄	0.02	<0.006	<0.002	<0.001

サンプリング* 位 置	ア ン モ ニ ア (ppm)	二硫化メチル (ppm)	ス チ レ ン (ppm)	アセトアルデヒド (ppm)	ホルムアルデヒド (ppm)	酢 酸 (ppm)	二硫化炭素 (ppm)	臭気度(倍率)
G ₁	0.09	0.04	<0.02	1.8	<0.05	<2	0.09	100
G ₃	980	<0.001	<0.002	0.02	1.1	<3	0.15	25
G ₄	0.74	<0.001	<0.002	0.007	<0.04	<3	0.0005	< 1
G ₁	5.9	0.07	<0.002	19	0.39	<4	0.024	100
G ₃	826	0.007	<0.002	0.02	0.06	<3	1.2	20
G ₄	<0.4	<0.001	<0.002	0.006	0.24	<3	0.007	< 1

5 実験結果の考察

5-1 脱水ケーキの間接蒸気乾燥

間接蒸気乾燥機にはいくつかの機種があり、基礎研究においては機種比較のためロータリ・チューブドライヤー、パドル型蒸気乾燥機および多段円盤ドライヤーの3機種について実験を行った。パイロットプラント研究においてはこれらの機種の中からパドル型蒸気乾燥機を選定して実験を行った。

パドル型蒸気乾燥機によって下水汚泥脱水ケーキを乾燥する場合、脱水ケーキ種類によって機内での乾燥状況が異なって来る。消石灰薬注脱水ケーキA、Bを単独乾燥する場合、入口附近（羽根4～6枚目まで）ではケーキ水分は70%前後で、ケーキは練られて液性を示す。中央部（11～13枚目まで）ではケーキ水分は50～60%となり団粒化が始まり、出口附近（15～16枚目）に到ってケーキは10～20mm程度の細かい粒子に造粒されて水分10%前後に乾燥される。この間の乾燥機内でのケーキの充満状態を観察すると、羽根9～10枚目まではほぼ100%近い充満率であるが、11枚目当りから次第にケーキが団粒化されて充満率は低下（60～80%）する。一方、熱処理脱水ケーキEの場合は、A、Bと異なり、団粒化、造粒化は起きず、ケーキは乾燥機内で入口附近から出口附近に向かって充満率はあまり変化せず、全体の充満率は90～95%である。このように、ケーキの種類によって機内の充満が異なる理由はケーキのコンシステンシーなどの土質工学的性質の差によって説明出来ると考えられる。

脱水ケーキのパドル型蒸気乾燥機による乾燥特性はA～Dで大差なく、総括伝熱係数U値は70～110 $\text{Kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}^\circ\text{C}$ の範囲にある。これに対して、熱処理汚泥脱水ケーキのEは通常の薬注脱水ケーキにくらべて非常に高い乾燥能力を与え、U値は通常ケーキの2倍の215 $\text{Kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}^\circ\text{C}$ であった。又、特殊排水処理脱水ケーキであるF、Gも通常ケーキにくらべてU値は高い。これらE～Gの乾燥能力がA～Dに比較して高いのは、乾燥機内でのケーキの充満率が高いためと、脱水ケーキ中の水の存在形態の差によるものと考えられる。

次に、A、B両脱水ケーキをそれぞれの乾燥ケーキと所定の比率で混合した乾燥実験結果（表-3.7）をみると、混合によって乾燥能力を向上させることが出来る。湿潤重量比100%返送することによってU値を1.4～1.5倍に高めることが可能である。このように乾燥物の返送によって入口水分を低下させて能力が増加するのは機内充満率が増すためと考えられる。

5-2 乾燥ケーキの内熱式熱分解

5-2-1 熱分解による処理効果の検討

熱分解による汚泥の処理効果を減量化の度合、安定性および無害性の面から検討してみる。

先ず減量化の度合と残渣の安定性について検討する。表-3.13はRun 202～230の実験結果のうち、代表的なA、B、CおよびEについて残渣中のI_g-loss、可燃分組成および可燃分分解率を実験条件と対比してまとめたものである。各ケーキ共、一定の空気比のもとでは熱分解温度が上がるに従って残渣中のI_g-lossは減少し、可燃分分解率は高くなった。800℃以上の温度では残渣中の可燃分のほとんどは炭素であり、残渣は腐敗性のない安定化した形に変化している。さらに温度を上げて行くとA、B、Cではさらに可燃分が減量化し、900℃では可燃分の分解はほぼ完了する。これは主に基礎研究で明らかにし

た残留炭素のガス化反応によるものと考えられる。このような炭素のガス化反応は一般に1,000℃以上の高温において進行するが、触媒作用があれば、800～900℃でも反応が進行するといわれている。これらの反応において、アルカリ金属化合物、酸化鉄、酸化カルシウムなどが触媒作用をすることが知られてお

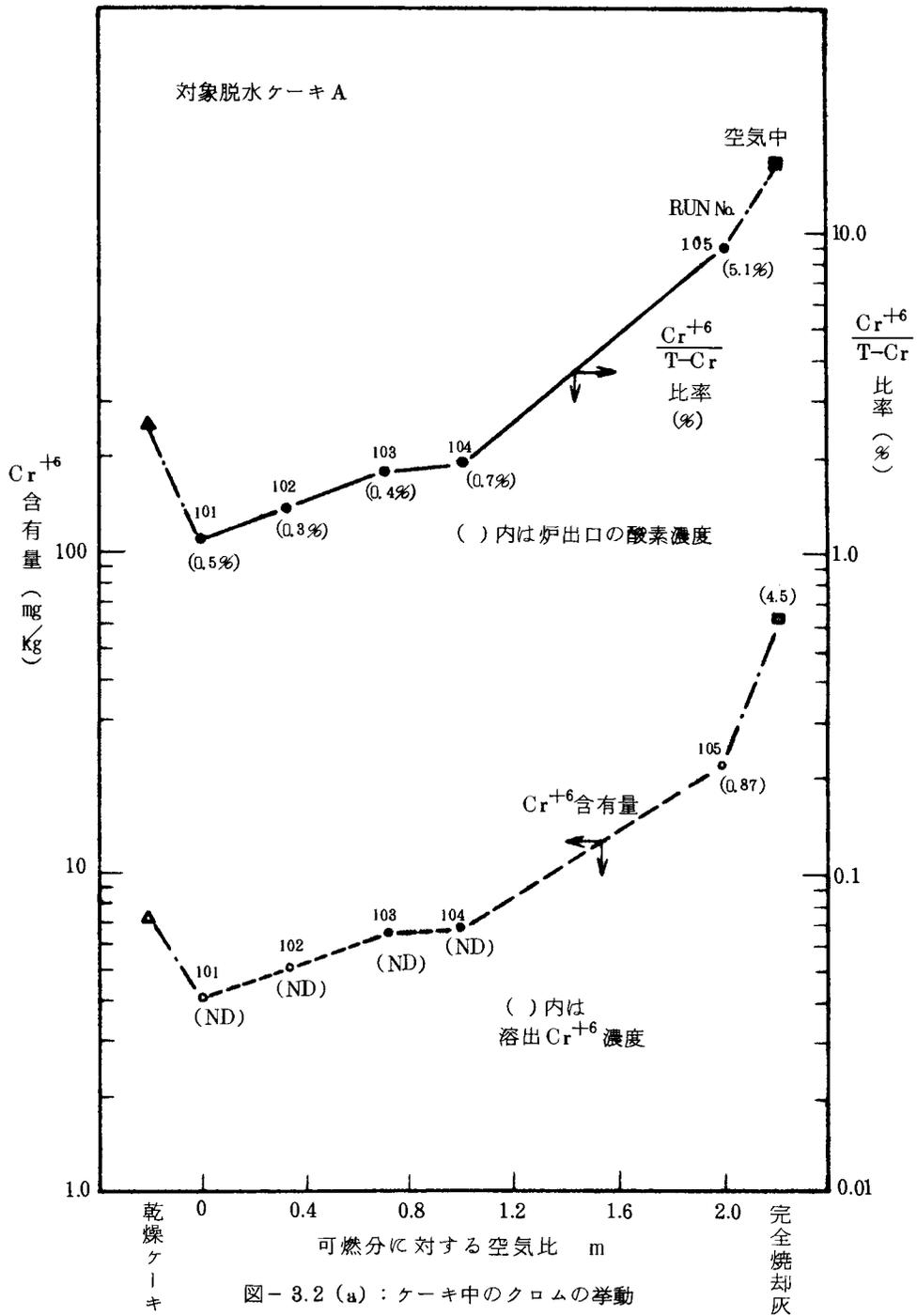
表-3.13: 熱分解残渣中の可燃分組成と可燃分分解率

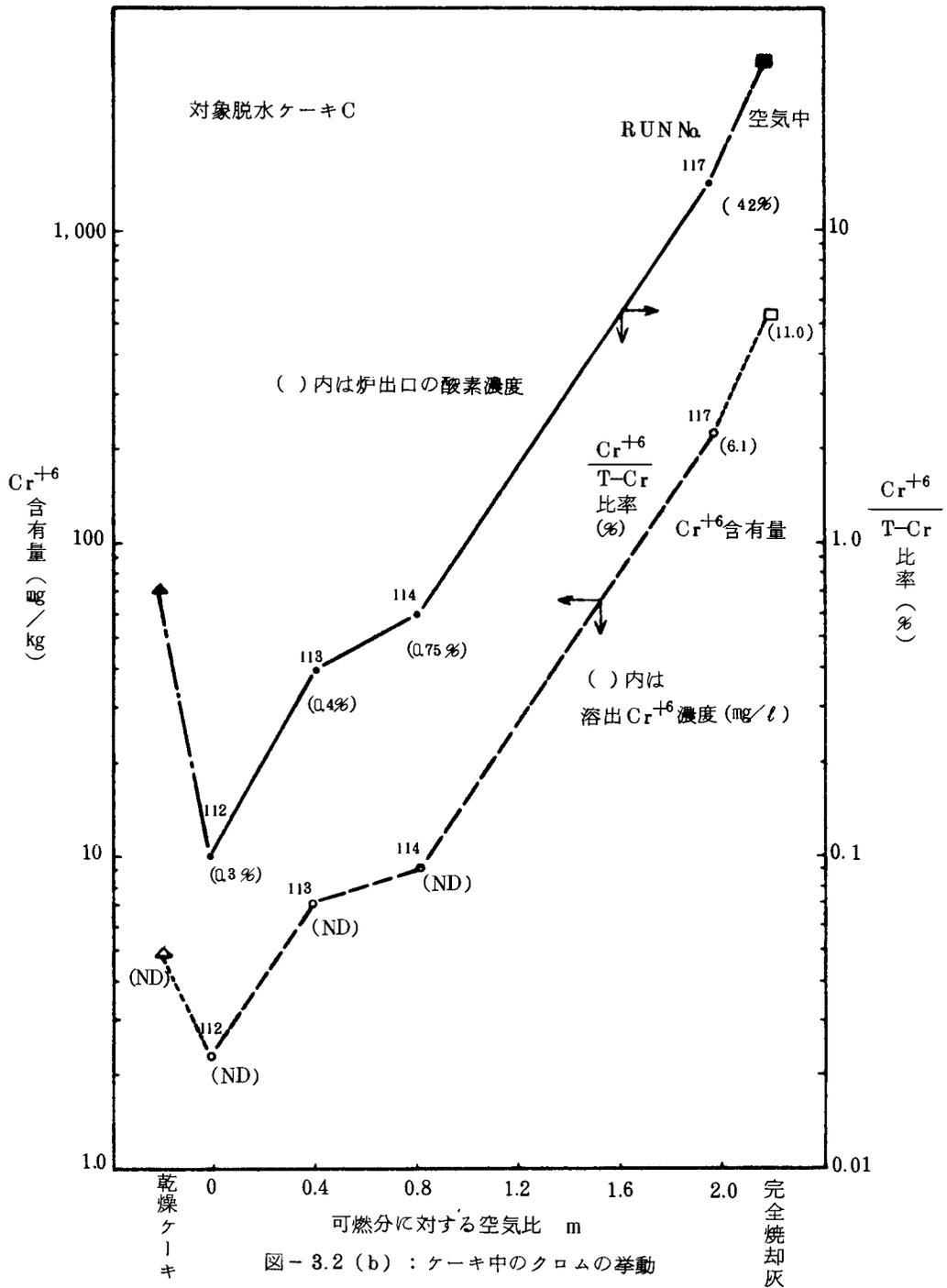
脱水ケキの種類	RUN%	熱分解温度(℃)	空気比	lg-Loss (%)	C (%)	H (%)	N (%)	可燃分分解率 (%)
A	供試脱水ケキ			55.0	24.8	4.1	2.8	-
	202	715~740	0	21.0	13.8	0.44	0.76	77.3
	203	780~805	0	14.2	10.2	0.79	0.44	85.9
	204	580~610	0.57	24.4	12.4	0.45	0.68	72.0
	205	710~725	0.59	12.6	8.84	0.31	0.35	83.6
	206	800~825	0.72	8.8	6.80	0.16	-	92.2
	207	860~900	0.70	0.9	1.96	0.10	-	99.3
B	供試脱水ケキ			52.0	23.7	4.0	2.9	-
	208	710~740	0	20.1	12.0	0.45	0.60	69.4
	209	790~800	0	14.0	9.66	0.35	0.41	80.1
	210	605~625	0.57	25.1	13.6	0.72	0.98	71.8
	211	690~710	0.75	17.2	10.0	0.34	0.51	74.7
	212	770~780	0.64	8.4	6.20	0.30	0.18	90.1
	213	870~905	0.67	1.3	1.56	0.13	0.08	98.8
C	供試脱水ケキ			55.0	26.4	4.3	2.8	-
	214	600~660	0	22.0	14.6	0.8	1.1	77.7
	215	700~710	0	16.9	13.7	0.6	0.7	84.0
	216	780~795	0	10.1	6.8	0.3	0.2以下	93.7
	217	590~600	0.69	20.4	12.5	0.6	0.9	79.8
	218	710~740	0.68	10.3	8.2	0.5	0.2以下	90.9
	219	810~825	0.65	4.0	3.6	0.2以下	0.3	96.6
	220	860~915	0.47	0.6	0.5	0.2以下	0.2以下	99.5
E	供試脱水ケキ			61.1	33.4	5.4	2.5	-
	224	595~630	0	20.7	16.3	0.61	1.25	83.3
	225	705~740	0	17.0	15.2	0.28	0.80	86.1
	226	585~630	0.65	21.9	17.5	0.68	1.35	80.0
	227	700~755	0.65	18.4	16.4	0.33	1.04	85.5
	228	760~820	0.76	7.4	8.31	0.12	0.20	92.8
	229	800~910	0.70	4.8	7.05	0.06	0.17	96.8
	230	890~970	0.67	5.6	7.66	0.09	0.09	96.0

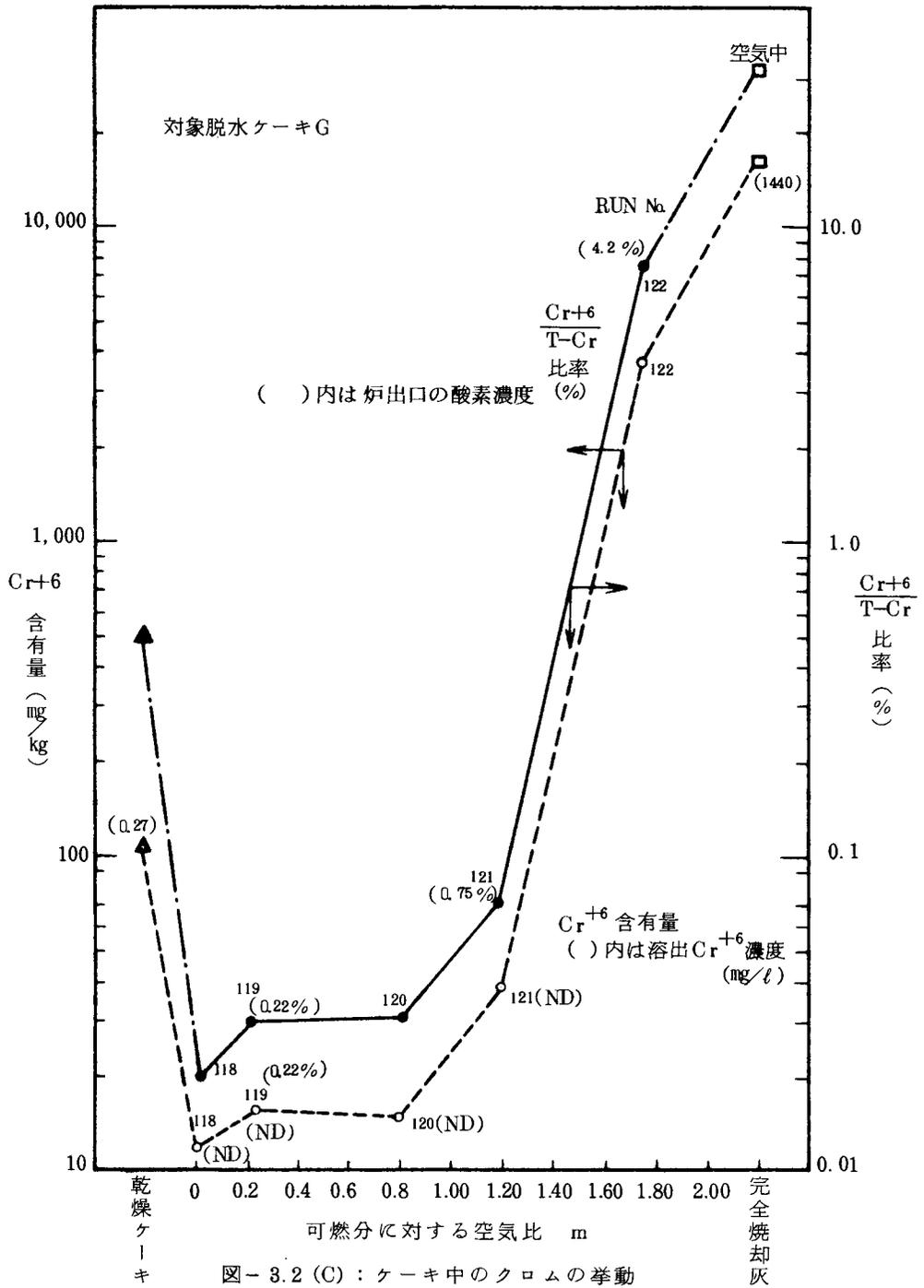
り⁴⁾、ケーキ中のこれらの化合物の含有量の差が反応速度に影響を与えていることは明らかである。カルシウム含有量の少ない熱処理汚泥脱水ケーキEは950℃以上でもかなりの炭素が残留している。

表-3.13においても一つ注目すべき点は、高温における残渣中のI_g-Lossと残留炭素との関係であり、脱水ケーキCを除いて900℃前後でいずれも残留炭素量がI_g-Lossの量を上廻っている。これは熱分解操作では炉内が高還元性雰囲気となり、主として硫黄化合物や鉄化合物などの無機物の還元反応が起きて還元性物質が生成されるためである。例えば、硫黄化合物については残渣からの溶出成分の分析によって還元性の硫黄化合物としてS₂O₃⁻²と若干のSO₃⁻²とが検出されている(日本碍子(株)環境装置事業部内報DFG-7012、昭和52年8月)。又、鉄化合物については、残渣中のFe⁺²/Fe⁺³比率が0~0.9に変化する例を測定している(同上部内報DFGC-8028、昭和53年7月)。一般に廃棄物の熱操作による減量化の度合や安定性については残渣中のI_g-Lossの量によって評価されているが、上記のような無機物が還元されている場合や、固形物中の有機物含有率が高い場合(有機物がかなり分解されしかも炭素分のような安定した形態に変化しているにもかかわらず残渣のI_g-Loss値が極めて高い値を与える)にはこのような指標は不合理を生じる。このような場合の処理効果指標として④式に定義した可燃分分解率がより合理的と考えられる。この指標を用いる場合、従来の焼却プロセスの可燃分の分解程度が一つの目安となろう。過去の汚泥焼却炉の焼却灰分析データよりこの値を求めてみると一般に90~98%程度である。従って、熱分解による減量化、安定化の目安として可燃分分解率がこの程度の数値であれば従来の焼却プロセスと対比して同等の処理効果と言える。熱分解による汚泥の処理効果をこのような観点から評価すると、表-3.13から明らかなように十分な条件さえ与えれば熱分解によって焼却と同程度の減量化、安定化を達成することが可能である。

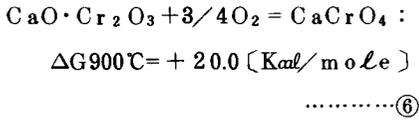
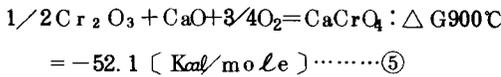
次に、残渣の無害性について固形物中のクロム化合物の挙動を検討してみる。固形物中のクロムの挙動は(Cr⁺⁶/T-Cr)の変化によって明らかにすることが出来る。今、代表的な脱水ケーキAと、クロム含有量の高い脱水ケーキCおよびGについて、Run101~105およびRun112~122の実験結果からクロムの挙動を図-3.2(a)~(c)に示した。これらの図によって、高温(700~900℃)で熱操作を行った時の下水汚泥消石灰薬注脱水ケーキ中のクロムの挙動が明らかにされた。すなわち、これらの脱水ケーキを空気比1.7以上の酸化雰囲気下で焼却した場合には焼却灰の(Cr⁺⁶/T-Cr)はケーキの(Cr⁺⁶/T-Cr)にくらべて著しく増加し、熱操作によって6価クロムが生成されたことを示している。当然溶出試験によって生成された6価クロムの一定割合が溶出する。逆に、これらの脱水ケーキを空気比1.0以下の還元性雰囲気下で熱分解した場合には、残渣の(Cr⁺⁶/T-Cr)はケーキ中の(Cr⁺⁶/T-Cr)にくらべて小さく、クロムの酸化が抑制されるだけでなく、発生した還元性ガス又は残留炭素などによりケーキ中に含まれていた6価クロムの一部が還元されていることを示している。従って、熱分解残渣からは6価クロムは全く溶出しない。さらに注目すべきことは、図-3.2(c)に示したように、空気比が1.20の操作(Run121)においてもクロムの酸化が抑制され、やはり6価クロムの一部が還元されていることである。これらの現象はカルシウムの共存下での3価クロムの酸化反応と残留炭素や還元性物質の関与する6価クロムの還元反応との競合反応として説明することが出来るであろう。今、クロムの酸化反応および炭素による還元反応それぞれの代表的な反応の900℃における自由エネルギーの値を比較してみると、



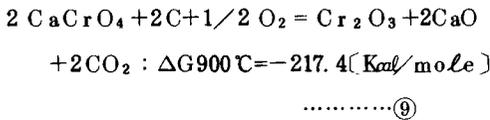
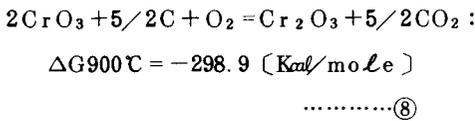
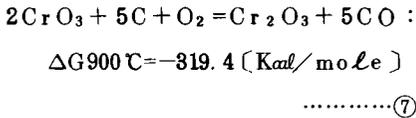




酸化反応



還元反応



であり、還元反応の方向へ反応が進行する確率が高いといえる。つまり、還元性物質が存在するならばケーキ中のクロムは空気比1.2程度の弱酸化雰囲気でも酸化が抑制されるといえよう。

5-2-2 熱分解操作条件の検討

a 可燃分に対する空気比について

熱分解操作における可燃分に対する適正な空気比は固形物中のクロムの挙動、可燃分分解率およびプロセスの燃料消費量によって検討することが出来る。

空気比とクロムの挙動との関係は前項で検討したように、空気比が1以下であればクロムは酸化せず空気比が低い程クロムの還元が著しく、クロムの挙動の面からは空気比は出来るだけ低い方が好ましい。

次に、空気比と残渣の Ig-loss 又は可燃分分解率の関係を図-3.3に示した。いずれも空気比が高くなる程可燃分の分解が促進さ

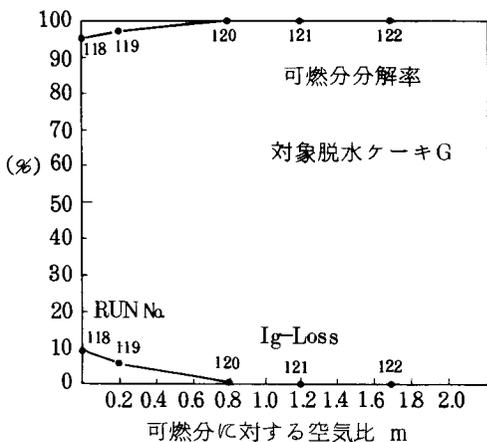
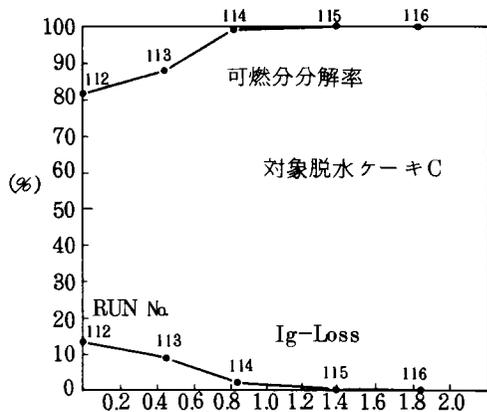
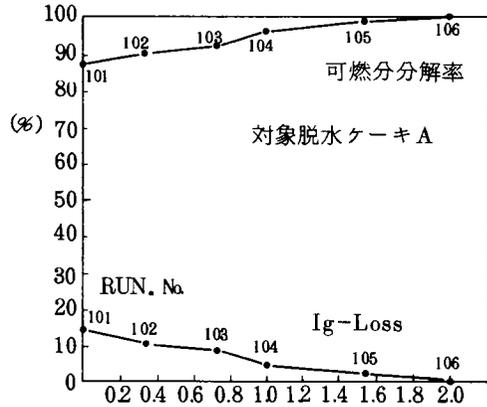


図-3.3 : 可燃分に対する空気比による残渣の Ig-loss および可燃分分解率の変化

れており、可燃分の分解の面からは空気比は1以下の範囲で出来るだけ高い方が望ましい。

空気比と燃焼室、再燃焼室双方の燃料消費量との関係を図-3.4に示す。空気比が1以下であれば空気比が高い程燃料消費量は少ない。熱効率が上がることを示している。焼却操作においては空気比が1に近い熱分解操作にくらべて燃料消費量は多くなっているが、装置上の問題があり正確な比較は困難である。

可燃分に対する空気比についてはクロムの挙動の面からは出来るだけ低い方が望ましく、他の要因からは1以下の範囲で出来るだけ高い方が望ましいといえるので、熱分解操作における適正空気比を0.5~0.7程度が妥当であると判断した。

b 熱分解温度について

熱分解温度と残渣 $Ig-Loss$ および可燃分分解率との関係を図-3.5(a)~(c)に示した。一定の空気比のもとでは温度が上がるに従って可燃分分解率は高くなり、いずれのケーキでも900℃で十分な分解率に達している。熱

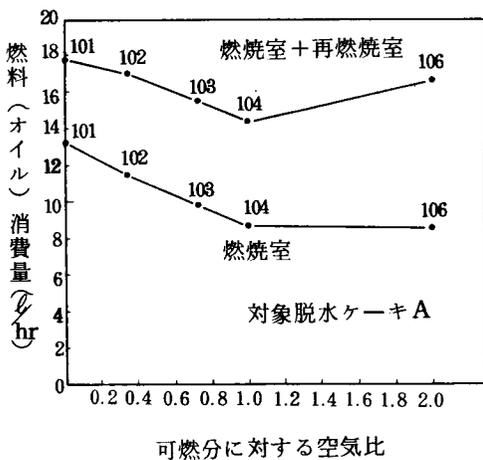


図-3.4 : 可燃分に対する空気比による燃料消費量の変化

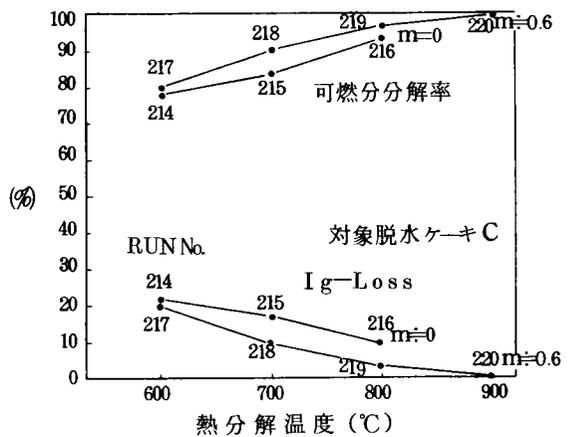
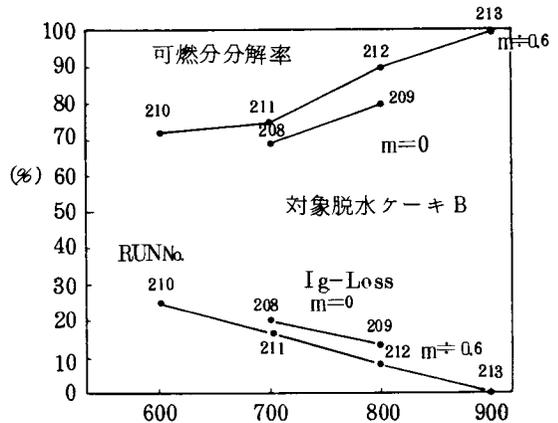
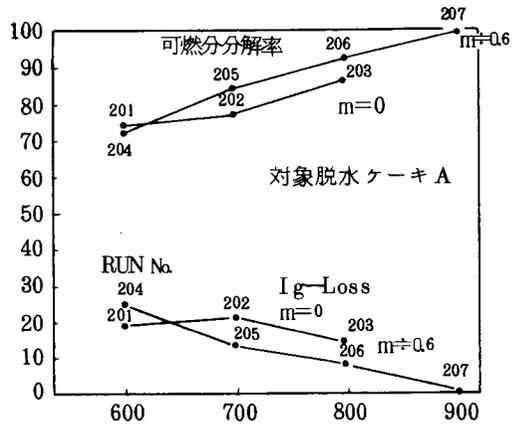


図-3.5 : 熱分解温度による残渣の $Ig-Loss$ および可燃分分解率の変化

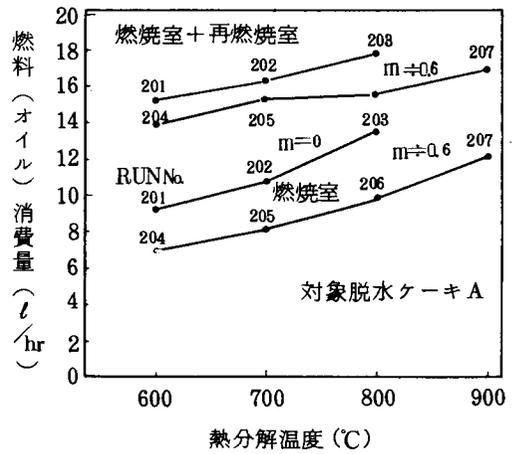
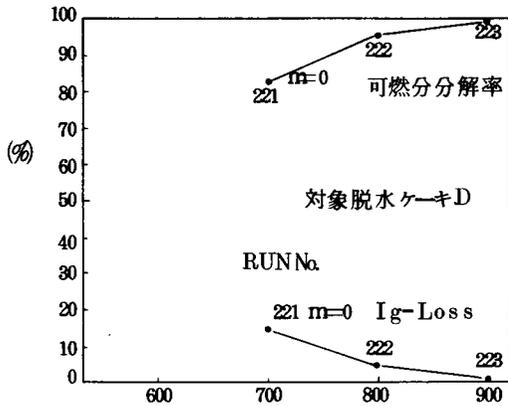
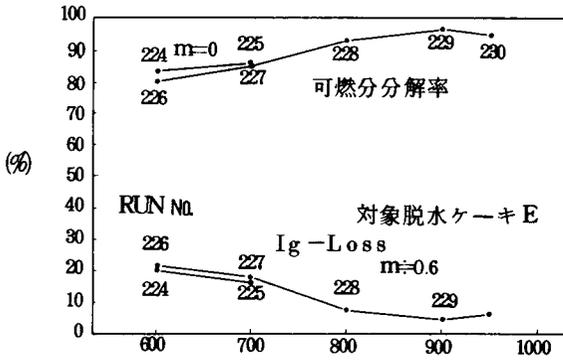


図-3.6：熱分解温度による燃料消費量の変化



分解温度は可燃分分解率の支配的因子であり、熱分解温度は出来るだけ高い方が望ましいが、炉の設計上、炉内雰囲気温度には上限があり、その温度は大凡 900 °C 前後と考えられる。

図-3.6 に熱分解温度と燃料消費量の関係を示した。温度が高くなるとプロセスとしての燃料消費量は若干増加する傾向にある。熱損失が増加するためと考えられるが、装置規模の関係上十分な熱的検討は困難であった。

c 炉床負荷量について

熱分解温度 900 °C、空気比約 0.6 の条件下で A および B 脱水ケーキを対象とした、炉床負荷量と残渣 Ig-loss および可燃分分解率との関係を図-3.7 に示した。負荷量の増加に伴い残渣の Ig-loss は増加するが、埋立条件である Ig-loss 15% 以下を確実に満足させるためには残渣の Ig-loss 値 5~10% を目標としなければならない。この時の最大炉床負荷量は 20~25 kg DS/m²・hr 程度と考えられる。

負荷量を増加させると、熱源としての燃焼

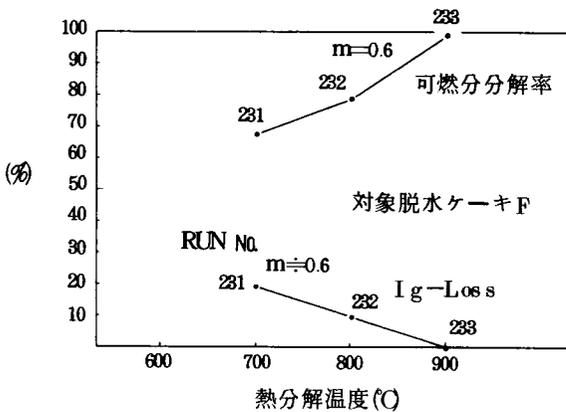


図-3.5：熱分解温度による残渣の Ig-loss および可燃分分解率の変化

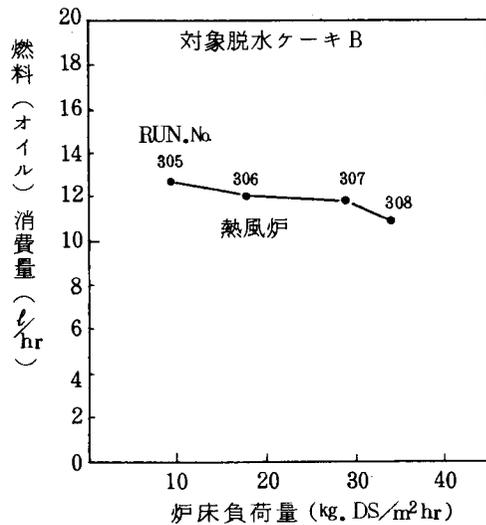
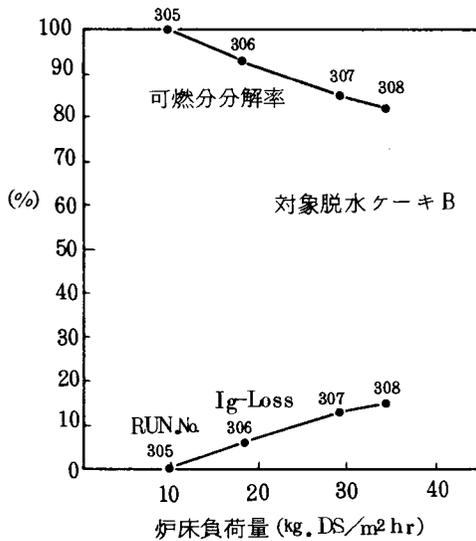
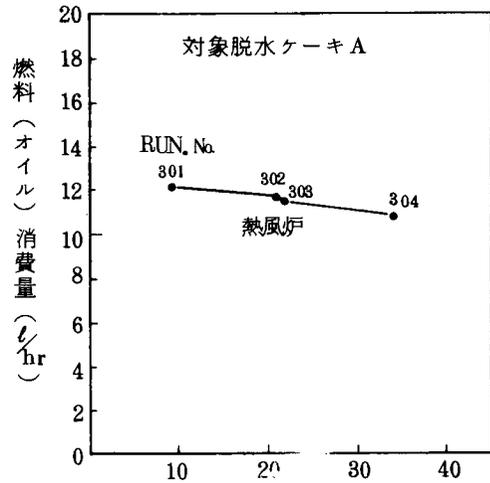
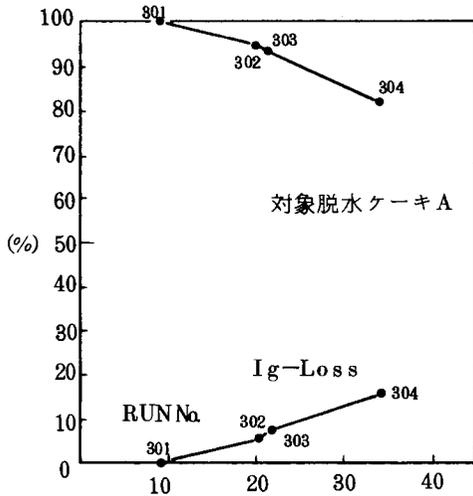


図-3.7：炉床負荷量による残渣の Ig-Loss および可燃分分解率の変化

図-3.8：炉床負荷量によるオイル消費量の変化

室の燃料消費量は図-3.8に示すように横ばいか、わずかに減少の傾向を示している。これは部分燃焼熱の増加分が消費熱量の増加分を上廻るためである。

d 炉内滞留時間について

熱分解温度 900℃、空気比約 0.6、炉床負荷量約 20kg^{DS}/m²・hr の条件下で A および B 脱水ケーキを対象に、炉内滞留時間を 15 および 60min に変化させた実験 (Run 401 ~ 404) を行った。運転データより、滞留時間 15min では可燃分分解率が低く、滞留時間は 60min 以上が必要と考えられる。

e 投入ケーキ水分について

熱分解温度 900 ℃、空気比約 0.6、炉床負荷量約 $10\text{kg}^{\text{DS}}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ の条件下で A 脱水ケーキを対象に、炉への投入ケーキ水分を 5.3 と 32.7% に変化させた実験 (Run 501 および 502) を行った。炉への投入水分が変化しても処理効果は変わらないが、燃料消費量には差があり水分が低い方が燃料消費量は少い。計算結果からも投入水分が低い方が望ましいと考えられるが、低水分ケーキでは排ガス中のばい塵量が著しく多くなり好ましくない。実際の運転状況を観察した結果からは炉への投入ケーキ水分は 20~30% 程度が適当な水分と考えられる。

5-2-3 炉排ガスの再燃焼条件の検討

再燃焼条件の指標として、再燃焼室前後のガス中のシアンおよびアンモニアの濃度変化を調べた。A および C 脱水ケーキを対象に、熱分解温度 900 ℃、空気比約 0.6、炉床負荷量約 $10\text{kg}^{\text{DS}}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 、滞留時間 60min で炉を操作し (Run 601 ~ 610) 燃焼室の運転条件を変化させた実験を行ったが、その結果は表-3.8 の通りである。シアンについては O_2 1~2% 以上の酸化雰囲気で 900 ℃ 以上で、アンモニアについては同じく O_2 1~2% 以上の酸化雰囲気で 1,000 ℃ 以上で燃焼すればほぼ完全に分解される。すなわち、炉排ガスの再燃焼条件としては、 O_2 1~2%、1,000 ℃ が適当である。

5-3 乾燥-熱分解プロセスからの排出物の性状

5-3-1 熱分解残渣の性状

残渣の分析結果をまとめた表-3.9 からクロムの挙動を調べると、空気比 1 以下で熱分解したものは空気比 2.9 の酸化雰囲気中で焼却したもの (Run 703 の残渣) にくらべて $(\text{Cr}^{+6}/\text{T}-\text{Cr})$ の値で 1/10 以下であると共に、脱水ケーキの $(\text{Cr}^{+6}/\text{T}-\text{Cr})$ 値より低く、処理効果の項で述べた結果と完全に一致している。

脱水ケーキの分析結果表-3.3 と残渣の分析結果表-3.9 とから各成分の残渣中への残留率を計算し、この結果から重金属等のガス側への揮散について調べてみる。図-3.9 は各物質別の残留率をヒストグラム化したものであり、温度、滞留時間などの熱操作条件が一定のもとのケーキ種類毎の残留率を表したものと見える。これらの図から、温度および滞留時間が一定であれば空気比 (焼却か熱分解かという操作法の違い) やケーキ種類に関係なく重金属等の残留率又は揮散率 (全量すなわち 100% から残留率を差引いたもの) は各物質毎にはほぼ一定とみなせる。そして、揮散率の高い物質は水銀 (ほとんど全部揮散)、カドミウム、鉛およびヒ素であり、亜鉛、銅、鉄およびクロムなどでは大部分が残渣中に残留することがわかる。これらの結果は熱操作に伴う重金属の揮散を研究した N. Takeda et al⁵⁾ や松井ら⁶⁾ の研究結果と大筋において一致するものである。又、下水汚泥脱水ケーキの熱操作における重金属の温度と揮散率との関係は N. Takeda et al⁵⁾ の研究や著者らの基礎研究によって与えられているが、高温において揮散率の高い物質 (Cd, Pb, As) の揮散率は温度依存性が強い。このように下水汚泥脱水ケーキ中の重金属の揮散はケーキ種類や熱操作の種類にほとんど関係なく、主に操作温度によって規定されると考えられる。

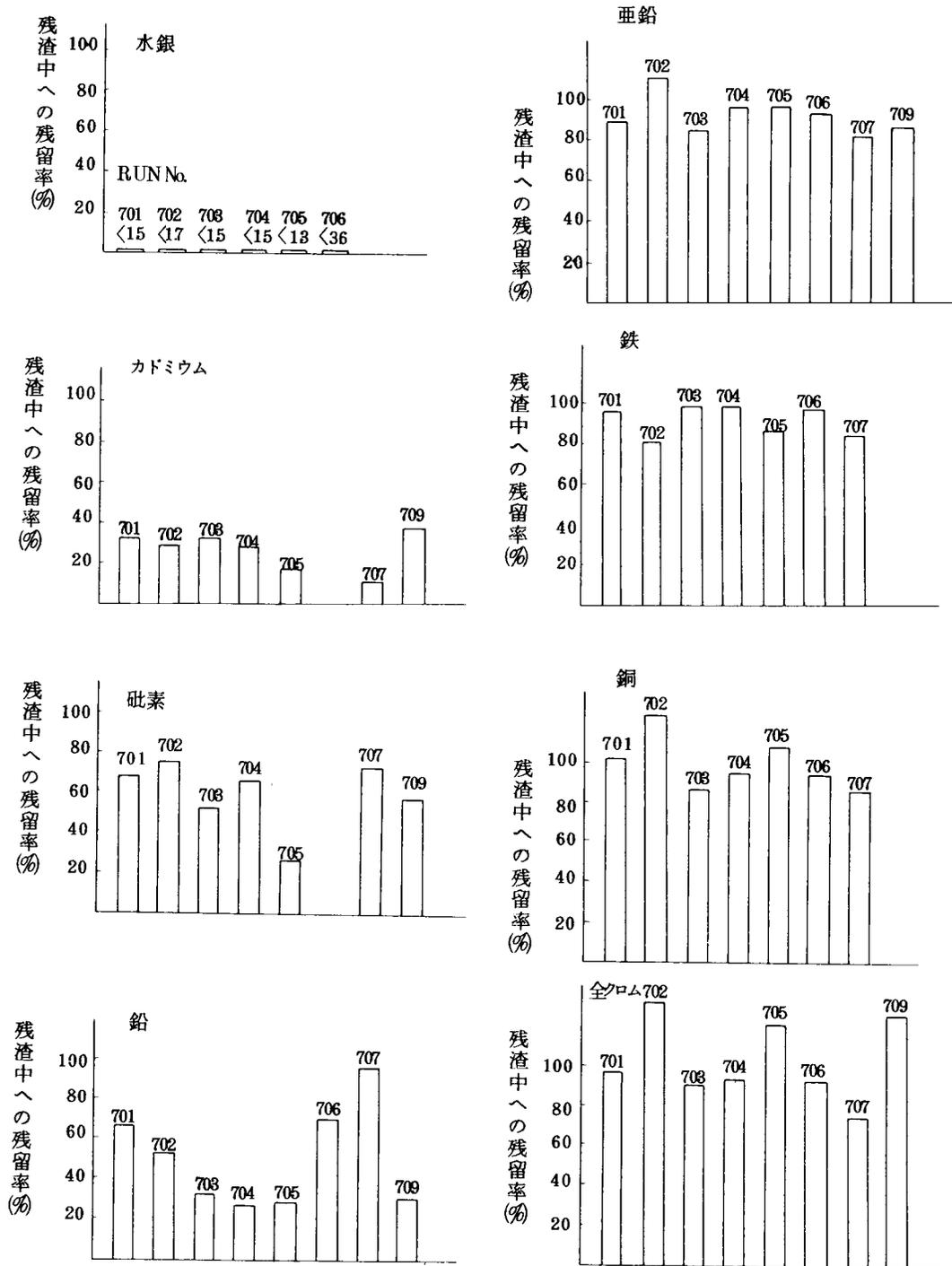
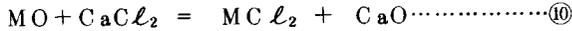


図-3.9 : 各物質別の残渣中への残留率 (焼却RUN703)

重金属の揮散規定因子が温度であるなら、高揮散率の重金属化合物の900℃近傍における蒸気圧を調べてみる必要がある。高温炉内での重金属の化合物型態として安定なものは酸化物、硫酸塩が考えられる。この外下水汚泥脱水ケーキのように塩素分を多量に含む場合には金属の塩化揮発法におけると同様な固相反応



によって塩化物が形成され、これが揮散に関与するであろう。表-3.14 および3.15 にカドミウムおよび鉛の塩化物および酸化物の蒸気圧（文献値）を示した。塩化物は金属化合物としては高い蒸気圧をもっており、カドミウムおよび鉛の高い揮散率を説明するものと考えられる。尚、和田⁷⁾の測定によれば、カドミウムおよび鉛の塩化物および酸化物の蒸気圧は文献値よりかなり高いと報告されている。例えば900℃において、

$CdCl_2$: 1,000mmHg、 $PbCl_2$: 924 mmHg

CdO : 3.0 mmHg PbO : 3.7 mmHg

ヒ素については、塩化物($AsCl_3$)の沸点130℃、酸化物(As_2O_3)の昇華性などから考えて、カドミウム、鉛より揮散率が高いものと予測されるが、実験結果ではこれら金属より揮散率は低く、ヒ素の挙動には不明な点が多い。一方、亜鉛、銅などの塩化物は揮散しやすいが、これら金属の揮散率は低い。亜鉛銅などの塩化物の加水分解定数は1より大きく、炉内雰囲気中の水分によって加水分解を受けて、

表 - 3.14 : 塩化カドミウムおよび塩化鉛の蒸気圧

温 度 (°C)	600	700	800	900
$CdCl_2$	3.68 mmHg	25.65	118.72	406.53
$PbCl_2$	3.87 mmHg	28.29	133.92	461.34

出典 G. V. Raynor : International Series of monographs on metal physics and physical metallurgy Vol. 1, "Metallurgical Thermochemistry" 1958

表 - 3.15 : 酸化カドミウムおよび酸化鉛の蒸気圧

蒸気圧 (mmHg)	1	5	10	20	60	100	200	400	760
CdO	1,000°C	1,100	1,149	1,200	1,295	1,341	1,409	1,484	1,559
PbO	943°C	1,039	1,085	1,134	1,222	1,265	1,330	1,402	1,472

出典 日本化学会編：「化学便覧 - 基礎編Ⅱ」, 丸善, 1977



酸化物にもどるためにその揮散率は低く押えられるのであろう。

重金属の揮散に関しては、その化合物の蒸気圧から説明のつくものも一部あるが、これだけの実験結果から適確な結論を導くことは不可能で、今後さらに基礎的な研究が必要であると考ええる。

残渣からの有害物の溶出は、Run 703の焼却残渣から6価クロムが検出された以外はいずれの残渣からも有害物の溶出は認められなかった。熱分解残渣から有害物の溶出する懸念はないものと考えて良いであらう。

5-3-2 排ガスの性状

a 炉出口排ガスの組成について

下水污泥脱水ケーキを多段炉で部分燃焼熱分解した時の炉出口(G₃)排ガス中の可燃分組成はCO、H₂が主体で若干のCH₄、C₂H₄を含む。表-3.10の結果では熱分解の場合でも炉出口ガス中にO₂がかなり検出されているが、これは炉出口で若干外気を吸引してしまうため、炉内ではO₂は検出されていない。

排ガス中の可燃性成分は適正な再燃焼条件で燃焼すれば、再燃焼室出口(G₄)では検出されない。

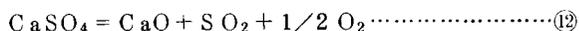
b 排ガス中のばい塵について

熱分解した場合の炉出口におけるばい塵濃度は0.50~2.87 g/Nm³であり、焼却した場合(Run703)の値もこの範囲にあり両者の差はない。多段炉による熱操作を行う場合のばい塵の発生は投入ケーキの性状および炉内でのガスの流れ又はガス流量によるものと考えて良いであらう。顕微鏡写真によればばい塵の粒径を測定すると、凝集粒子と考えられる20μ以上のものが大部分を占めていた。

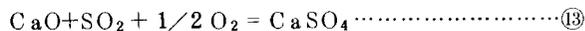
c 排ガス中の汚染物質について

(i) 硫黄化合物

排ガス中に検出される硫黄化合物としては硫酸化合物(SO_x)と硫化水素(H₂S)であるが、大部分はSO_xでH₂Sは量的に少くガスクロマトグラフィで測定した。SO_xについては炉内でケーキから発生する量はG₂とG₃との差の量であるが、炉出口排ガス中のSO_xは熱分解操作を行った場合に比較して焼却操作をした場合の方が測定値が低い。5-2-1で述べたように高温熱操作において、操作雰囲気の違いによって残渣溶出液中の硫黄化合物に差が生じることを考えるならば、熱分解操作のような高温還元性雰囲気の下で硫酸塩の一部が、



のように分解してSO₂を生成することは充分考えられる。一方、Run 703の焼却操作ではSO_x測定値は使用オイル(S=0.23%)から発生する計算SO_x量100~150 ppmよりかなり低い。多段炉内でも流動床炉などで生起するとされているSO_xの固定化反応(12式の逆反応)

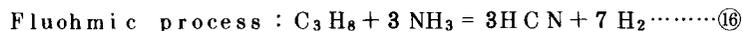
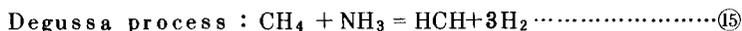
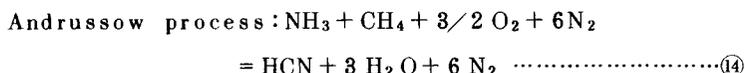


を仮定すると、実験結果をうまく説明出来る。両式の平衡点は酸素濃度(炉内雰囲気)で規定されることになり実験事実とよく一致する。熱処理污泥脱水ケーキEについての実験Run707および708で、炉内で

ケーキから発生するSO_xが他に比較してかなり多かったのは、仮に硫酸塩の一部が分解するとはいえ、硫黄分を固定するカルシウム分が少いことに起因することは明らかである。

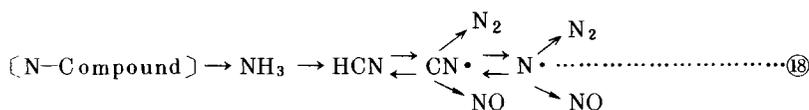
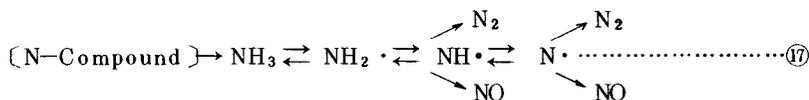
(ii) 窒素化合物

排ガス中の汚染性の窒素化合物としてはアンモニア (NH₃)、シアン化水素 (HCN) および窒素酸化物 (NO_x) が検出される。焼却操作をした Run 703 で炉出口において NH₃ および HCN が極めて少いのは炉内が高濃酸化雰囲気のためこれらガスが分解したものと考えられる。このように排ガス中の窒素系成分は熱操作 (空気比) の差によって異なって来るが、熱分解時の NH₃、HCN の挙動については平岡ら⁸⁾の研究が報告されている。これによれば、NH₃ は熱分解時に 200 ~ 300 °C のかなり低温から生成され始めて、600 °C 前後で一担平衡に達するといわれる。これに対して、HCN は 300 ~ 400 °C で生成が認められるが、生成量が増大するのは 600 °C からで温度の上昇に伴い生成量も増大するといわれる。HCN は従来の焼却法においても排ガス中に含まれているが、HCN は熱分解によって生成された NH₃ および CH₄ などの炭化水素との反応、例えば⁹⁾



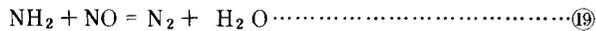
によって合成され得ると考えられる。

これら NH₃、HCN は NO_x の挙動に密接な関係がある。実験結果から炉内での NO_x の挙動をみると、熱分解操作ではいずれも炉内で NO_x が減少 (NO_x の還元) する現象がみられる (ΔNOG₂ ~ G₃)。この現象は fuel NO_x 生成抑制と NO_x の NH₃、HCN などによる還元という 2 つの面から考察することが出来る。Zeldovich 又は拡大 Zeldovich 式から推定されるように、炉内のような温度条件下では thermal NO_x の生成量は極めて低く無視小である。一方補助燃料中の窒素含有量が低いため補助燃料からの fuel NO_x も重要な役割を果たさず、ここでは多量に含有されるケーキ中の窒素化合物に起因する NO (平衡関係および反応速度からみて取扱う NO_x のほとんどは NO と考えられる) の挙動を考えれば良いであろう。被燃物中の窒素化合物は燃焼時の熱分解に際して NH₃ および HCN を生成し、これら中間生成物が NO の挙動に極めて深い関係にあることは現在 NO_x 研究分野で広く認められている。すなわち窒素化合物は燃焼に際して次のような分解過程を経て N₂ 又は NO を生成する。



NH₃ を経由する NO の生成に関しては新井ら¹⁰⁾が Bartok et al (Monthly Reports, EPA Contract NO. CPA 70, 1969) の研究結果を紹介している。彼らは NH₃ を fuel-N として添加した燃焼実

験によってNOの生成に対する空気比の影響を調査して、NH₃のNOへの転換は空気比0.6前後ではほぼ零であるが、空気比を増加すると転換率も高くなることを見出した。従って、NH₃経由のNOを抑制し、直接N₂に分解させるには熱操作時の空気比が重要な操作条件となり、空気比を0.6前後で熱分解操作することはNH₃経由のNO生成抑止上から極めて合理的といえる。新井ら¹¹⁾は低酸素(O₂/He=0~5%)下でのfuel-Nの挙動研究において、NH₃およびNOの経時変化から

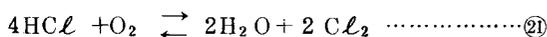


の還元反応の生起を指摘している。高NH₃濃度下の炉内でNOのNH₃による還元が進行したことはこれらの研究結果から説明し得るであろう。一方、NO生成に対するHCNの役割について新井ら¹⁰⁾は Fenimore (13th Symposium on Combustion, P373, 1971)、Sternling et al (AIChE Jour., 20, 81, 1974)、De Soete (15th Symposium on Combustion, P1093, 1975)、Leonard et al (Comb. Sci. & Tech., 14, 183, 1976)、および Haynes (Comb. & Flame, 28, 81, 1977) の研究を紹介しているが、彼等はいずれも fuel-NO_x の生成におけるHCNの重要性を強調している。新井ら¹²⁾はN₂を予混合した低酸素濃度下でのプロパン燃焼実験において、反応経過に伴うNOの生成はHCNの減少と密接に関連していることを見出した。このようにHCNもfuel-NO_xの生成に関して重要な中間体となることは間違いない。

以上のようなfuel-NO_xに関する既往の研究や本研究の実験結果から熱分解プロセスにおけるNO_xの挙動を次のように考えた。炉内において、ケーキ中の窒素化合物は熱分解を受けてNH₃を生成し、一部はHCNを生成するであろう。これらの窒素系ガス成分の一部は式⑰および⑱の経路を経て、N₂およびNOに転換されるであろう。ただし、熱分解条件として空気比が0.6前後であればNH₃はNOに転換することなくN₂に分解される。そして併発するNH₃によるNOの還元反応⑲式によって炉内に供給された又は新たに生成されたNOの一部が還元される。このような酸化反応と還元反応との競合のバランスによって炉出口NO濃度は定まるが、下水汚泥脱水ケーキの熱分解のように多量にNH₃を生成する場合には還元される量の方が多く、炉出口NO量は低下するものと考えられる。排ガス中に残留したNH₃、HCNは再燃焼室で低酸素雰囲気下で燃焼分解されるが、こゝではfuel-Nを予混合燃焼した場合と同じ状態で、通常燃焼を行うとNH₃、HCNの一部は容易にNOに転換され多量のNOの生成をみる。今回の実験では通常の再燃焼を行っているため多量のNOが生成されている。再燃焼時のNO生成抑制については別途研究すべきテーマである。

iii) 塩素化合物

排ガス中の汚染性の塩素化合物としては塩化水素(HCl)のみが検出され、塩素ガス(Cl₂)はいずれの場合も検出されていない。今、Cl₂およびHClの関与する反応



を考えた場合、⑳式は塩化水素合成反応であるが、この反応は平衡関係から高温程右側(分解方向)に進行するが、800~1,000℃の範囲ではCl₂はHClに比較して無視小である。又、㉑式はDeacon processとして知られる反応であるが、平衡関係は反対に低温程右側の分解方向へ移るが、低温では反

応速度が小さく有効な分解反応は起きない。熱操作に伴って発生するガス相の塩素化合物が HCl のみであることは上の反応式から説明することが出来る。尚、今回の HCl の分析は HCN ガスが共存する場合 JIS のチオシアン酸第 2 水銀法は適用しにくく、スクラパー排水中の塩素イオン濃度より吸収効率を 0.9 と仮定して HCl 発生量を求めた。

(IV) 硫黄、窒素および塩素の分配状況

硫黄、窒素および塩素が熱操作によって固相と気相とにどのように分配されるかを計算して、図-3.10 ~ 3.12 にグラフ化してみた。硫黄分はカルシウム分があると熱分解、焼却を問わず約 70% 以上が固相に残留し、塩素もほぼ同様な挙動を示す。一方、窒素はほとんどが熱分解して気相に移行する。

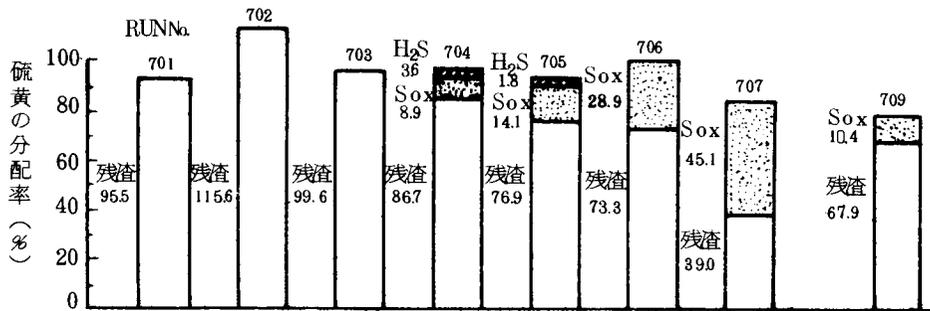


図-3.10：炉出口におけるケーキ中の硫黄の形態
706~709はH₂S測定せず

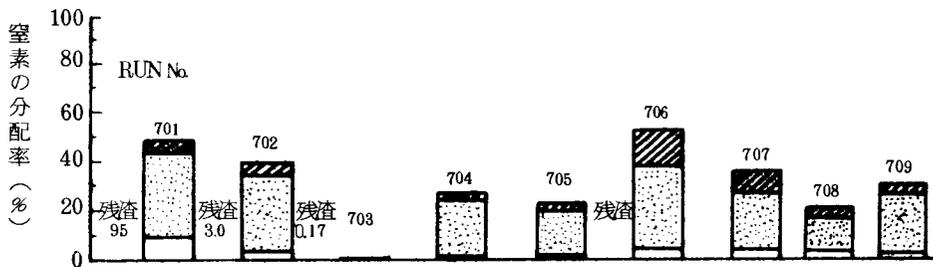


図-3.11：炉出口におけるケーキ中の窒素の形態

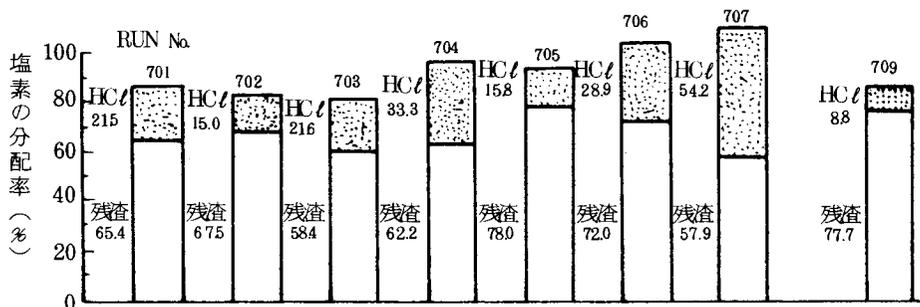


図-3.12：炉出口におけるケーキ中の塩素の形態

(V) 排ガス中の臭気成分

乾燥排ガス中の主な臭気成分は生汚泥脱水ケーキA、消化汚泥脱水ケーキBともアセトアルデヒドおよびアンモニアであり、その濃度は消化汚泥脱水ケーキの方がいずれも高かった。一方、炉排ガス中の主な臭気成分はアンモニアと硫化水素で、他に低濃度ではあるが二硫化炭素、アセトアルデヒド、ホルムアルデヒドおよびトリメチルアミンが検出された。従来の焼却排ガスと比較するとアセトアルデヒドを除くといずれもかなり高い値である。しかし、乾燥排ガス、熱分解ガスともに再燃焼によって臭気成分は分解されており、臭気としては全く問題ない。

5-3-3 プロセス排水の性状

乾燥排ガスの洗浄排水中には脱水ケーキ種類によってはアンモニウムイオンが検出され、殊に石油化学工場排水汚泥処理余剰汚泥である脱水ケーキFについてのアンモニウムイオンは非常に高いがこれは例外的と考えて良いであろう。その他COD、BOD、SSおよびノルマルヘキサン抽出物が若干増加するが、これらは下水処理に戻して問題となる量ではない。

ボイラー排ガスの洗浄排水はRun704を除いていずれもpHが低い、これは塩素イオンおよび硫酸イオンの増加より考えてHClやSO_xなど酸性ガスの吸収によるものと考えられる。又、アンモニウムイオンおよびシアンイオンは排ガスの再燃焼が適正に行われれば極めて低濃度となるので、排ガスの洗浄冷却をプロセス上での位置に設置するかは水処理も含めたトータルシステムの中で考察すべき問題である。

6 第一次パイロットプラント研究のまとめ

パイロットスケールでの基礎的検討を行うという本研究の所期の目的に対して、パイロット実験を通して充分成果を得ることが出来た。主な点をまとめると下記の通りである。

- ① パドル型間接蒸気乾燥機を用いた下水汚泥脱水ケーキの乾燥実験を行ったところ、乾燥機の性能指標である総括伝熱係数U値は通常の消石灰薬注脱水ケーキで70～110 Kcal/m²・hr・℃、熱処理脱水ケーキで215 Kcal/m²・hr・℃であった。又、脱水ケーキを乾燥品と混合して入口水分を下げることによってU値は向上した。
- ② 水分30%前後の乾燥ケーキを対象に縦型一段炉を用いて熱分解実験を行ったところ、適切な条件をとれば6価クロムを生成することなく、減量化、安定化に関して焼却法と同程度の処理効果を得ることがわかった。

適切な熱分解条件としては次の通りである。

- a 可燃分に対する空気比 : 0.5～0.7
- b 熱分解温度 : 900℃
- c 炉床負荷量 : 20～25 kg^DS/m²・hr
- d 滞留時間 : 60 min
- e 乾燥ケーキ水分 : 20～30%

- ③ 乾燥-熱分解プロセスからの排出物(残渣、排ガスおよび排水)の分析を行って以下の知見を得た。

a 残渣の性状として従来の焼却法と異なる点は熱分解の場合新たに6価クロムが生成することなくケーキ中の6価クロムの一部が還元される。焼却の場合にはケーキ中の3価クロムの6～30%が6価に酸化され、その約30%が水中に溶出する。

b 熱分解処理した場合の重金属等の揮散率、ケーキ中の硫黄、窒素、塩素の分配率を調べ、図-3.9～3.13を得たが、これらは本質的に焼却した場合と変ることはないと考えられる。

c 排ガスの性状として従来の焼却法と異なる主な点は排ガス中に可燃性ガス(主にCOおよびH₂)が含まれ、かつNH₃、HCN、有臭成分の濃度が高いことであるが、これらの成分は温度1,000～1,100℃、O₂1～2%の条件で再燃焼することによってほぼ完全に分解される。熱分解の場合、炉内でNOの生成抑制と還元が行われ、NOの濃度は炉出口で低いが、現状の再燃焼方法では再びNO濃度が増加する。

d 排水の性状としては乾燥排ガス洗浄排水中に若干のアンモニウムイオンが認められる他は特に問題となる汚染物質はない。

参 考 文 献

- 1) 日本碍子(株)：「多段焼却炉を用いた下水汚泥の乾留法に関する研究」、昭和51年度建設省建設技術研究補助金交付研究報告書、昭和52年8月
- 2) 平岡正勝、成瀬 勝、馬島 剛：「下水汚泥の乾燥-乾留(熱分解)に関する研究(第2報)」、下水道協会誌、15、171、56、1978
- 3) 奥野雅雄、中川 宏、宗吉史昭、小裕真智子、小篠 薫：「クロム(Ⅲ)を含む汚泥中クロム(Ⅵ)の原子吸光定量法」、分析化学、26、8、531、1977
- 4) 森田義郎、木村孝良：「炭素のガス化反応における塩基性物質の触媒作用」燃料協会誌、56、598、77、1977
- 5) N. Takeda & M. Hiraoka : "Combined Process of Pyrolysis and Combustion for Sludge Disposal.", Env. Sci. & Tech., 10, 12, 1147, 1976
- 6) 松井三郎、平岡正勝：「下水汚泥焼却処理によって発生する大気汚染の諸問題(I)」、下水道協会誌、11、124、13、1974
- 7) 和田正昭：「金属塩化物および金属酸化物の蒸気圧」、(社)日本廃棄物対策協会「産業廃棄物総合処理システムの実用化に関する調査研究」第5編、3-3、P698、昭和52年3月
- 8) 平岡正勝、武田信生、片柳健一、中村 一、河井 正、後藤稚史：「汚泥の熱分解段階における窒素成分の挙動について」、第26回廃棄物処理対策全国協議会全国大会講演概要集、P27、1975
- 9) D. M. Considine : "Chemical and Process Technology Encyclopedia", P596, McGraw-Hill.
- 10) 新井紀男、杉山幸男：「重質油の脱硝」、化学工学、42、7、379、1978
- 11) 新井紀男、川村真司、架谷昌信、杉山幸男、松広尚佳、工藤市兵衛：「Fuel No_xの発生抑止に関する研究」、第13回日本伝熱シンポジウム講演論文集、D 113、P442、1976
- 12) 新井紀男、志村 勇、渡辺泰敏、架谷昌信、杉山幸男：「炭化水素燃焼におけるThermal NO_xの発生および生成」、化学工学論文集、3、1、56、1977

パイロットプラント運転データ（一次研究）

Run No.		101	102	103	104	105	
投入乾燥ケーキ	種類	A	A	A	A	A	A
	Ig-loss (%)	54.0	54.0	54.0	54.0	53.6	
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2800	2800	2800	2800	2800	
	水分 (%)	28.6	32.2	35.2	36.1	37.7	
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	22.4	18.8	18.7	20.2	17.2	
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	10.7	9.0	8.9	9.6	8.2	
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	179~190	186~190	185~190	162~170	160~170	電気炉
	循環ガス量(m ³ /hr)	66.3	73.3	64.0	75.6	79.5	
	オイル消費量(ℓ/hr)	13.4	11.5	9.8	8.7	8.6	
	空気量(m ³ /hr)	92.8	75.7	60.6	53.1	42.8	
	炉内温度(°C)	1390~1420	1255~1300	1155~1230	1076~1160	1160~1220	
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.1/0.5	0.2/0.1	0.3/0.4	0.2/0.4	3.0/0	
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1290~1320	1150~1170	1070~1110	980~1050	1050~1110	完全焼却灰
	空気供給量(Nm ³ /hr)	0	18	38	56	96	
	可燃分に対する空気比	0	0.34	0.72	0.99	1.99	
	炉内温度(°C)	780~805	780~805	800~825	815~820	770~825	
	炉床温度(°C)	510~525	565~580	580~590	600~625	580~610	
	炉出口温度(°C)	660~680	705~710	780~810	770~800	710~770	
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	
	炉内静圧(mmAq)	+3~+4	+4~+6	+4~+8	+4~+8	+3~+5	
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (VOL.%)	1.35, 3.29, 0.48	1.02, 1.17, 0.15	0.89, 0.72, 0.04	0.12, 0.05, ND	ND, ND, ND	
	(VOL.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.23, ND, 0.61	0.05, ND, 0.30	ND, ND, 0.41	ND, ND, 0.67	ND, ND, 5.07	
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	221.3	89.9	52.8	5.2	0		
再燃焼結果	炉内温度(°C)	1020~1070	970~1020	965~990	940~990	1005~1040	
	オイル消費量(ℓ/hr)	4.4	5.5	5.7	5.7	8.1	
	空気量(Nm ³ /hr)	47.5	36.4	40.7	37.9	39.8	
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.1/0.5	0.2/0.5	0.6/0	1.1/0	0.2/1.5	
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	12.0	9.6	9.4	9.7	8.0	
	Ig-loss (%)	14.2	9.9	8.3	4.1	0.4	
	可燃分分解率(%)	87.7	90.2	92.2	96.4	99.7	
	Cr+6含有量(mg/kg)	4.0	5.2	6.5	6.8	22	62
	Cr+6/T-Cr x 100 (%)	1.1	1.4	1.8	1.9	9.2	17.2
	Cr+6溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	0.87	4.5

パイロットプラント運転データ(一次研究)

	Run No.	112	113	114	117	焼却	
投入乾燥ケーキ	種類	C	C	C	C	C	
	Ig-loss (%)	45.0	45.0	58.4	54.1		
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2370	2370	3000	2400		
	水分 (%)	35.7	40.3	30.6	38.8		
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	18.8	15.9	16.1	19.0		
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.0	7.6	7.7	9.0		
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	179~190	170~180	181~190	180~188	電気炉完全焼却灰	
	循環ガス量(m ³ /hr)	44.5	47.3	94.4	80		
	オイル消費量(ℓ/hr)	17.5	12.0	9.1	7.4		
	空気量(m ³ /hr)	85.7	69.7	65	40		
	炉内温度(°C)	1175~1200	1200~1280	1130~1150	1070~1240		
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.8/0.2	0.8/0.4	0/0.1	1.1/0		
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1175~1290	1135~1190	980~1060	985~1100	電気炉完全焼却灰	
	空気供給量(Nm ³ /hr)	0	16	40	90		
	可燃分に対する空気比	0	0.42	0.83	1.97		
	炉内温度(°C)	770~790	770~810	780~820	760~840		
	炉床温度(°C)	585~620	585~600	640~660	680~720		
	炉出口温度(°C)	675~705	675~720	790~800	750~800		
	滞留時間(min)	60	60	60	60		
	炉内静圧(mmAq)	+1~+4	+1~+2	+5~+8	+7~+10		
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	3.2, 4.3, 0.8	0.15, 1.3, 0.16		ND, 0.01, ND		
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.2, ND, 0.3	0.03, ND, 0.35	0.2, 0.75	ND, ND, 4.5		
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	315.3	74.6		3.0			
再運転燃焼結果	炉内温度(°C)	1000~1060	950~965	970~1010	890~1000		
	オイル消費量(ℓ/hr)	5.0	5.1	4.9	8.1		
	空気量(Nm ³ /hr)	86	21.6	25	18		
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.2/0	1.2/0	0.4/0.1	3.4/0		
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	11.9	9.6	6.8	8.7		
	Ig-loss (%)	13.2	9.0	1.8	+0.1		
	可燃分分解率(%)	81.4	87.9	98.7	100		
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)	2.3	7.0	9.3	22.4	55.0	
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)	0.1	0.4	0.6	14.1	34.8	
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	6.1	11.0	

パイロットプラント運転データ(一次研究)

Run No.		118	119	120	121	122	焼却
投入乾燥ケーキ	種類	G	G	G	G	G	G
	Ig-loss (%)	65.5	65.5	65.5	65.5	65.5	
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	4300	4300	4300	4300	4300	
	水分 (%)	42.2	39.7	41.2	42.5	42.2	
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	15.8	16.4	15.7	15.5	18.4	
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	7.5	7.8	7.5	7.4	8.8	
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	180~185	175~190	180~183	170~180	170~180	
	循環ガス量(m ³ /hr)	64.5	62	64.3	65	65	
	オイル消費量(ℓ/hr)	14.7	14.4	8.5	7.1	4.9	
	空気量(m ³ /hr)	93	83	48.7	42	40	
	炉内温度(°C)	1140~1170	1440	1180~1190	1140~1180	1140~1170	
	O ₂ /CO (Vol.%)	0/2.0	0/0.4	0/1.5	0/1.3	0/1.2	
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1000~1050	1270~1300	1040~1120	1020~1060	1020~1060	
	空気供給量(Nm ³ /hr)	0	27	54	80	135	
	可燃分に対する空気比	0	0.21	0.80	1.20	1.71	
	炉内温度(°C)	770~800	850	800~820	800	790	
	炉床温度(°C)	510~520	540	620~640	600~610	635~640	
	炉出口温度(°C)	630~650	690	740~760	700~720	740~760	
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	
	炉内静圧(mmAq)	+4~+7	+1~+6	+3~+7	+3~+7	+3~+7	
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.85, 2.87, 0.66	1.69, 3.08, 0.47	1.15, 1.44, 0.24	1.61, 0.17, ND	ND, ND, ND	
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.73, ND, 0.22	0.44, ND, 0.21	ND, ND, 0.75	ND, ND, 0.75	ND, ND, 4.2	
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	284.9	254.4	131.8	23.7	0		
再燃燃焼結果	炉内温度(°C)	1062~1100	1000	980~1010	1030~1060	1020~1040	
	オイル消費量(ℓ/hr)	2.8	3.1	7.0	7.9	7.1	
	空気量(Nm ³ /hr)	80	83	74.6	58	29	
	O ₂ /CO (Vol.%)	12/0	16/0	22/0	17/0	17/0	
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	6.0	6.0	4.9	4.9	6.0	
	Ig-loss (%)	9.1	5.5	+10.3	+9.4	+5.5	
	可燃分分解率(%)	94.7	96.8	100	100	100	
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)	12	16	15	38	3870	16600
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)	0.02	0.03	0.03	0.07	7.6	32.5
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	124	1440

パイロットプラント運転データ（一次研究）

	Run No.	201	202	203	204	205	206
投入乾燥ケーキ	種類	A	A	A	A	A	A
	Ig-loss (%)	46.7	54.0	54.0	53.6	46.7	54.0
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2400	2800	2800	2800	2400	2800
	水分 (%)	31.1	46.8	28.6	30.3	33.6	35.2
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	20.6	19.6	22.4	23.5	21.2	18.7
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.8	9.4	10.7	11.2	10.1	8.9
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	174	178~180	179~190	180~190	185~175	185~190
	循環ガス量(m ³ /hr)	70	6.9	66.3	70	77	64
	オイル消費量(ℓ/hr)	9.1	10.7	13.4	6.9	8.1	9.8
	空気量(m ³ /hr)	55	74.8	92.8	40	48	60.6
	炉内温度(°C)	1120	1180~1260	1390~1420	1000~1030	1100~1170	1155~1230
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.3/0.2	0.2/0.4	0.1/0.5	0.3/0.2	0.3/0	0.3/0.4
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1040~1120	1080~1135	1250~1220	900~930	1100~1180	1070~1110
	空気供給量(Nm ³ /hr)	0	0	0	38	30	38
	可燃分に対する空気比	0	0	0	0.58	0.59	0.73
	炉内温度(°C)	600~630	715~740	760~805	580~610	710~725	800~825
	炉床温度(°C)	420~450	465~470	510~525	410~420	465~470	580~590
	炉出口温度(°C)	510~520	600~620	660~680	440~450	600~620	780~810
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+1~+3	+1~+2	+3~+4	+2~+5	+4~+5	+3~+5
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.29, 1.34, 0.16	0.02, 0.04, 0.00	0.35, 0.29, 0.40	0.50, 0.84, 0.11	0.07, 0.51, 0.05	0.09, 0.72, 0.04
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.10, ND, 0.27	0.17, ND, 0.30	0.03, ND, 0.51	0.12, ND, 0.35	0.02, ND, 0.27	ND, ND, 0.44
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	80.4	143.7	221.4	99.5	55.8	52.8	
再運転燃焼結果	炉内温度(°C)	1000	930~1000	1020~1070	1010~1050	1005~1070	965~990
	オイル消費量(ℓ/hr)	6.1	5.5	4.4	6.9	7.1	5.7
	空気量(Nm ³ /hr)	36.4	47	47.5	40	35	40.7
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.3/0.2	2.2/0	0.1/0.5	0.4/0.2	1.6/0.2	0.6/0
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	13.6	11.5	12.0	14.4	12.9	9.4
	Ig-loss (%)	18.8	21.0	14.2	24.4	12.6	8.3
	可燃分分解率 (%)	73.5	77.3	85.9	72.0	83.6	92.2
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ(一次研究)

Run No.		207	208	209	210	211	212
投入乾燥ケイキ	種類	A	B	B	B	B	B
	Ig-loss (%)	54.0	45.1	45.1	54.3	45.1	48.0
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2800	2200	2200	2400	2200	2200
	水分 (%)	32.7	35.6	30.9	34.5	35.6	36.7
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	19.3	15.9	20.6	24.1	19.3	22.1
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.2	7.6	9.8	11.5	9.2	10.5
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	176~179	187~200	169~170	165~177	180~200	158~165
	循環ガス量(m ³ /hr)	60	67	57.5	98.7	67	70
	オイル消費量(ℓ/hr)	12.1	7.2	14.8	6.7	7.2	10.2
	空気量(m ³ /hr)	80	40.2	92.5	42.5	40.2	67.3
	炉内温度(°C)	125~1340	1110~1160	1380~1410	935~1040	1110~1160	1150~1180
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.1/0.5	0.2/0.1	0.9/0.2	0.5/0.1	0.2/0.1	0.1/0.5
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1200~1240	1070~1140	1200~1220	890~940	1030	1040~1090
	空気供給量(Nm ³ /hr)	38	0	0	33	32	30
	可燃分に対する空気比	0.70	0	0	0.57	0.75	0.64
	炉内温度(°C)	860~900	710~740	790~800	605~625	690~710	770~780
	炉床温度(°C)	650~670	480~550	545~565	380~415	470~480	560~570
	炉出口温度(°C)	840~890	570~620	680~690	490~520	610	715~740
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+1~+5	+2~+4	+1~+7	+8~+10	+1~+5	+1~+4
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.83, 110, 0.10	0.78, 1.84, 0.26	0.89, 3.05, 0.34	1.17, 0.64, 0.05	0.51, 0.05, ND	0.77, 1.23, 0.11
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.26	0.15, ND, 0.26	0.09, ND, 0.25	0.07, ND, 1.85	ND, ND, 1.22	0.06, ND, 0.50
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	68.3	126.9	179.5	70.2	17.0	80.3	
再燃焼結果	炉内温度(°C)	915~960	690~715	980~1000	980~1020	690~715	860~890
	オイル消費量(ℓ/hr)	4.8	6.9	6.7	7.9	7.2	4.2
	空気量(Nm ³ /hr)	40.4	59.3	40.3	61.8	59.8	40.2
	O ₂ /CO (Vol.%)	2.2/0	20/0	3.2/0	2.0/0	0.2/0.1	1.5/0
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	8.9	10.9	13.0	14.7	12.8	11.5
	Ig-loss (%)	70.4	20.1	14.0	25.1	17.2	8.4
	可燃分分解率(%)	100	69.4	80.1	71.8	74.7	90.1
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ（一次研究）

Run No.		2/3	2/4	2/5	2/6	2/7	2/8
投入乾燥ケーキ	種類	B	C	C	C	C	C
	Ig-loss (%)	48.0	55.9	55.9	55.9	55.9	55.9
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2200	3200	3200	3200	3200	3200
	水分 (%)	33.2	30.4	24.3	26.6	29.7	22.6
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	20.2	16.8	20.4	15.3	18.9	19.1
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.6	8.0	9.7	7.3	9.0	9.1
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	158~175	170~180	182~190	188~190	170~180	172~190
	循環ガス量(m ³ /hr)	60.9	100	100	98	100	96
	オイル消費量(ℓ/hr)	12.7	7.7	12.1	14.4	5.3	7.3
	空気量(m ³ /hr)	87.7	40	78.6	83.6	76.4	74.2
	炉内温度(°C)	1300~1360	980~1030	1120~1130	1255~1290	880~890	880~1130
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.8/0.2	0.3/0.6	0.2/0.6	0.8/0.2	0.3/0.5	0.5/0.8
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1200~1250	880~950	1005~1030	1130~1170	780~800	805~1035
	空気供給量(Nm ³ /hr)	30	0	0	0	42	42
	可燃分に対する空気比	0.68	0	0	0	0.69	0.69
	炉内温度(°C)	870~905	600~660	700~710	780~795	590~600	710~740
	炉床温度(°C)	660~670	465~535	560~580	600~630	470~495	555~595
	炉出口温度(°C)	810~865	520~550	660~680	780~890	560~570	670~695
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+2~+6	+3~+8	+2~+5	+2~+6	+3~+8	+2~+5
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	1.02, 1.59, 0.14	1.08, 1.66, 0.07	1.31, 2.29, 0.29	1.62, 2.76, 0.35	1.40, 0.67, ND	1.78, 1.31, 0.09
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.02, ND, 0.38	0.02, ND, 0.02	0.18, 0.02, 0.42	0.23, ND, 0.08	0.08, ND, 3.04	0.08, ND, 3.04
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	95.5	103.5	164.7	200.9	125.6	114.5	
再燃転室結果	炉内温度(°C)	865~960	1005~1020	1070~1080	1000~1075	980~1010	1000~1075
	オイル消費量(ℓ/hr)	4.4	5.9	6.9	5.9	5.9	6.1
	空気量(Nm ³ /hr)	30.9	25.5	32.0	2.2	25.5	35.2
	O ₂ /CO (Vol.%)	1.8/0	0.8/0.2	0.7/0.1	11/0.2	0.8/0.2	0.8/0.2
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	10.5	9.6	10.8	7.5	10.5	9.4
	Ig-loss (%)	+0.7	22.0	16.9	10.1	20.4	10.3
	可燃分分解率(%)	100	77.7	84.0	93.7	99.8	90.9
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/l)	ND	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ(一次研究)

Run No.		219	220	221	222	223	224
投入乾燥ケーキ	種類	C	C	D	D	D	E
	Ig-loss (%)	55.9	55.9	51.0	51.0	51.0	61.0
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	3200	3200	3260	3250	3250	3200
	水分 (%)	25.9	27.2	24.8	30.0	42.3	30.4
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	20.1	27.4	18.9	18.3	19.2	20.2
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.6	13.1	9.0	8.7	9.1	9.6
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	170~176	171~181	180~187	175~180	185~188	169~195
	循環ガス量(m ³ /hr)	100	93.3	-	-	-	97
	オイル消費量(ℓ/hr)	10.0	13.6	9.1	11.1	13.2	7.4
	空気量(m ³ /hr)	50.2	78	43.7	73.4	84.4	43.8
	炉内温度(°C)	1100~1170	1240~1270	1020~1100	1250~1320	1370~1430	960~1000
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.2/0.5	0.4/0.5	0.3/0.6	0/0.5	0/0.8	0.2/0.2
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	990~1060	1130~1150	900~1020	1130~1180	1270~1310	860~900
	空気供給量(Nm ³ /hr)	42	42	42	42	42	0
	可燃分に対する空気比	0.65	0.48	0.69	0.71	0.67	0
	炉内温度(°C)	810~825	860~915	680~720	790~810	915~935	595~630
	炉床温度(°C)	615~630	695~730	520~570	550~600	669~700	445~520
	炉出口温度(°C)	795~800	700~790	920~1000	800~890	870~900	650~700
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+4~+8	+4~+9	+3	+3~+7	+3~+7	+4~+7
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (VOL.%)	0.59, 0.41, 0.04	0.34, 0.03, 0.03	0.57, 0.22, 0.04	0.73, 0.7, 0.05	0.70, 0.96, 0.26	0.24, 0.74, 0.08
	(VOL.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.26	ND, ND, 0.38	0.12, ND, 1.22	ND, ND, 0.52	0.02, ND, 0.29	0.10, ND, 0.05
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	34.2	14.1	45.7	48.3	78.3	52.4	
再燃焼室	炉内温度(°C)	955~1000	950~1035	1025~1070	960~990	1045~1100	1010~1065
	オイル消費量(ℓ/hr)	5.3	6.0	9.0	6.6	7.8	8.4
	空気量(Nm ³ /hr)	30.4	35.1	54.1	39.4	48.1	35.0
	O ₂ /CO (Vol.%)	1.4/0.1	2.1/0.3	1.1/0	1.5/0.1	2.0/0	0.4/0.6
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	9.0	12	10.9	9.4	9.4	9.5
	Ig-loss (%)	4.0	+2.0	15.2	4.4	+1.0	20.7
	可燃分分解率(%)	96.6	10	82.8	95.6	100	83.3
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ（一次研究）

Run No.		225	226	227	228	229	230
投入乾燥ケーキ	種類	E	E	E	E	E	E
	Ig-loss (%)	61.0	61.0	61.0	52.8	61.0	61.0
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	3200	3200	3200	2700	3200	3200
	水分 (%)	26.6	29.6	19.5	40.8	30.2	15.7
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	19.4	19.7	19.9	16.5	18.6	19.4
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.2	9.4	9.5	7.9	8.9	9.2
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	172~190	170~183	184~196	182~193	181~193	190~193
	循環ガス量(m ³ /hr)	97	89.8	89.8	92.4	88.7	75
	オイル消費量(ℓ/hr)	11.0	3.9	5.5	9.6	12.8	15.9
	空気量(m ³ /hr)	66.0	66.6		63.2	83.5	90.3
	炉内温度(°C)	960~1000	780~850	780~850	1055~1100	1230~1280	1330~1400
	O ₂ /CO (Vol.%)	0/0.6	0.5/0.1	ND/14	0.1/0.7	0.2/0.6	
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1020~1030	700~760	775~920	950~1050	1100~1160	1200~1240
	空気供給量(Nm ³ /hr)	0	42	42	34	42	42
	可燃分に対する空気比	0	0.65	0.66	0.75	0.71	0.68
	炉内温度(°C)	705~740	585~630	700~755	760~820	800~910	890~990
	炉床温度(°C)	565~575	440~470	565~575	650~660	680~700	665~700
	炉出口温度(°C)	700~720	590~630	700~720	750~800	700~740	820~910
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+3~+6	+3~+7	+2~+9	+2~+7	+4~+7	+2~+4
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.98, 1.29, 0.27	2.39, 0.36, 0.08	2.29, 1.06, 0.23	110, 0.97, 0.27	0.59, 0.56, 0.04	
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.1	0.14, ND, 2.70	0.19, ND, 0.62	0.22, ND, 0.53	ND, ND, 0.41	
	炉出口熱量(kcal/Nm ³)	95.0	113.5	152.0	121.5	38.8	
再燃転室果	炉内温度(°C)	1025~1085	1010~1065	1010~1060	950~1050	1020~1085	950~1000
	オイル消費量(ℓ/hr)	7.5	7.9	7.8	7.0	12.8	6.6
	空気量(Nm ³ /hr)	36.5	33.5	22.5	32.4	83.5	28.5
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.7/0.2	0.9/0.5	1.2/0	1.2/0.3	1.3/0.2	1.4/0.3
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	8.4	9.2	9.0	8.4	7.6	8.0
	Ig-loss (%)	17.4	21.9	18.4	7.4	4.8	5.6
	可燃分分解率 (%)	86.1	80.0	86.5	92.8	96.8	96
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr × 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ(一次研究)

	Run No.	231	232	233			
投入乾燥ケイキ	種類	F	F	F			
	Ig-loss (%)	44.0	44.0	44.0			
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2000	2000	2200			
	水分 (%)	32.4	35.4	31.5			
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	22.2	17.1	17.1			
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	10.6	8.1	8.1			
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	169~185	174~180	170~175			
	循環ガス量(m ³ /hr)	87.2	80.0	55.7			
	オイル消費量(ℓ/hr)	9.1	10.8	13.4			
	空気量(m ³ /hr)	55.5	65.5	93.3			
	炉内温度(°C)	1070~1090	1170~1260	1320~1355			
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.6/0.8	0.2/0.7	0.3/0.3			
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	975~1000	1075~1110	1240~1270			
	空気供給量(Nm ³ /hr)	24	24	24			
	可燃分に対する空気比	0.54	0.70	0.64			
	炉内温度(°C)	690~700	785~835	900~920			
	炉床温度(°C)	520~550	610~700	675~805			
	炉出口温度(°C)	630~670	700~720	810~845			
	滞留時間(min)	60	60	60			
	炉内静圧(mmAq)	+5~+10	+3~+8	+3~+7			
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (VOL.%)	0.40, 0.60, 0.06	0.50, 0.45, 0.05	0.93, 1.10, 0.15			
	(VOL.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.04, ND, 114	ND, ND, 0.52	1.01, 0.01, 0.25			
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	42.1	33.7	79.2				
再運転燃焼結果	炉内温度(°C)	1040~1050	1020~1045	1000~1050			
	オイル消費量(ℓ/hr)	9.4	7.7	6.6			
	空気量(Nm ³ /hr)	41.5	42.5	44.2			
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.2/0	1.3/0	1.6/0			
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	15.5	10.6	9.6			
	Ig-loss (%)	9.9	9.6	0.3			
	可燃分分解率(%)	68.3	78.6	99.6			
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND			

パイロットプラント運転データ(一次研究)

	Run No.	301	302	304			
投入乾燥ケーキ	種類	A	A	A			
	Ig-loss (%)	54.0	46.7	46.7			
	高位発熱量(kcal/kg・D.S.)	2800	2400	2400			
	水分 (%)	32.7	28.6	25.6			
	D.S.投入量(kg・D.S./hr)	19.3	42.5	70.7			
	負荷量(kg・D.S./m ² ・hr)	9.2	20.2	33.7			
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	176~179	185~190	180~183			
	循環ガス量(m ³ /hr)	60	51	26			
	オイル消費量(ℓ/hr)	12.1	11.7	10.8			
	空気量(m ³ /hr)	80	80.2	80			
	炉内温度(°C)	1250~1340	1400~1460	1350~1420			
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.1/0.5	0.3/0.7	0.3/0.3			
熱分解運転結果	入口熱風温度(°C)	1170~1200	1300~1320	1240~1300			
	空気供給量(Nm ³ /hr)	38	60	124			
	可燃分に対する空気比	0.70	0.59	0.73			
	炉内温度(°C)	875~920	880~910	875~920			
	炉床温度(°C)	650~670	580~630	430~480			
	炉出口温度(°C)	840~890	860~910	930~990			
	滞留時間(min)	60	60	60			
	炉内静圧(mmAq)	+2~+5	+3~+9	+3~+12			
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.83, 1.10, 0.10	0.83, 1.01, 0.10	0.88, 0.95, 0.11			
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.38	0.03, ND, 0.46	0.02, 0.02, 0.39			
	炉出口熱量(kcal/Nm ³)	68.3	70.0	72.5			
再運転燃焼結果	炉内温度(°C)	915~960	1000~1020	935~1000			
	オイル消費量(ℓ/hr)	4.8	5.8	4.1			
	空気量(Nm ³ /hr)	40.4	43	52.7			
	O ₂ /CO (Vol.%)	2.2/0	2.5/0	4.5/0			
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	8.9	23.9	44.0			
	Ig-loss (%)	+0.4	5.3	14.6			
	可燃分分解率(%)	100	93.6	80.9			
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND			

パイロットプラント運転データ(一次研究)

Run No.		305	306	307	308
投入乾燥ケーキ	種類	B	B	B	B
	Ig-loss (%)	48.7	48.7	49.3	49.0
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2200	2380	2500	2420
	水分 (%)	33.2	30.9	34.8	29.0
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	20.2	38.0	61.4	71.8
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	9.6	18.1	29.2	34.2
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	158~175	188~193	179~185	192~195
	循環ガス量(m ³ /hr)	60.4	53.6		
	オイル消費量(ℓ/hr)	12.7	12.0	11.7	10.9
	空気量(m ³ /hr)	87.7	63.3	43.8(47.6)	37(44.3)
	炉内温度(°C)	1300~1360	1400~1450	1410~1450	1380~1420
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.8/0.2	0.7/0.6	5.1/0	5.1/0
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1200~1240	1300~1350	1300~1340	1270~1300
	空気供給量(Nm ³ /hr)	30	66	106	124
	可燃分に対する空気比	0.76	0.73	0.69	0.71
	炉内温度(°C)	870~905	860~880	870~890	850~890
	炉床温度(°C)	660~670	550~650	450~540	420~500
	炉出口温度(°C)	810~815	865~890	900~925	920~925
	滞留時間(min)	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+1~+4	+3~+5	+1~+3	+4~+10
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	1.02, 1.58, 0.19	1.4	0.96, 0.85, 0.2	1.50, 2.12, 0.36
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.02, ND, 0.38		ND, ND, 0.49	0.10, 0.04, 0.24
	炉出口熱量(kcal/Nm ³)	95.5	42.8	64.1	166.1
再燃焼結果	炉内温度(°C)	865~950	985~1040	980~1020	970~1050
	オイル消費量(ℓ/hr)	4.4	6.0	3.9	4.2
	空気量(Nm ³ /hr)	30.9	42.4	52	65
	O ₂ /CO (Vol.%)	2.3/0	2.0/0	2.3/0	3.2/0
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	10.5	20.8	35.6	43.0
	Ig-loss (%)	+0.7	6.2	12.6	14.9
	可燃分分解率(%)	100	93.0	65.2	8.6
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)				
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)				
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ（一次研究）

	Run No.	401	402	403	404		
投入乾燥ケーキ	種類	A	A	B	B		
	Ig-loss (%)	53.6	53.6	49.3	48.3		
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2800	2800	2500	2380		
	水分 (%)	32.8	37.5	33.6	30.9		
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	48.1	45.9	39.4	37.7		
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	22.9	21.9	18.8	18.0		
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	180~193	180~205	163~174	188~193		
	循環ガス量(m ³ /hr)	50.8	40	50	53.6		
	オイル消費量(ℓ/hr)	10.6	10.7	12.3	12.0		
	空気量(m ³ /hr)	59.8	58	70	67.3		
	炉内温度(°C)	1400~1450	1400~1440	1420~1440	1400~1450		
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.1/0.6	0/2.0	0.1/0.1	0.7/0.6		
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1270~1300	1240~1270	1300~1320	1300~1340		
	空気供給量(Nm ³ /hr)	116	116	69	66		
	可燃分に対する空気比	0.86	0.90	0.70	0.74		
	炉内温度(°C)	830~850	855~870	855~880	890~905		
	炉床温度(°C)	575~630	505~540	600~620	550~650		
	炉出口温度(°C)	920~1010	950	850~870	865~890		
	滞留時間(min)	15	60	15	60		
	炉内静圧(mmAq)	+1~+5	+2~+5	+2~+5	+3~+5		
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, ND ND, ND, 2.75	ND, 0.09, ND ND, ND, 0.69	103, 102, 0.12 ND, ND, 0.30			
	炉出口熱量(kcal/Nm ³)	0	2.7	73.8			
再運転燃焼結果	炉内温度(°C)	985~1000	1000~1030	980~1030	985~1040		
	オイル消費量(ℓ/hr)	5.9	6.2	6.7	6.0		
	空気量(Nm ³ /hr)	32	28.9	57.5	42.4		
	O ₂ /CO (Vol.%)	3.0/0	0.2/0.3	1.4/0	2.0/0		
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	26.4	22.9	22.3	20.8		
	Ig-loss (%)	15.4	7.0	10.4	6.2		
	可燃分分解率(%)	84.2	93.5	88.1	93.0		
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	0.06	ND	ND	ND		

パイロットプラント運転データ(一次研究)

	Run No.	501	502				
投入乾燥ケーキ	種類	A	A				
	Ig-loss (%)	54.3	54.0				
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2900	2800				
	水分 (%)	5.3	32.7				
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	15.3	19.3				
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	7.3	9.2				
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	176~192	176~170				
	循環ガス量(m ³ /hr)	85.9	60				
	オイル消費量(ℓ/hr)	8.9	12.1				
	空気量(m ³ /hr)	52	80				
	炉内温度(°C)	1170~1260	1250~1340				
	O ₂ /CO (Vol.%)	0.2/0.6	0.1/0.5				
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1070~1155	1200~1240				
	空気供給量(Nm ³ /hr)	40	38				
	可燃分に対する空気比	0.90	0.70				
	炉内温度(°C)	890~910	860~900				
	炉床温度(°C)	650~660	650~670				
	炉出口温度(°C)	800~805	840~890				
	滞留時間(min)	60	60				
	炉内静圧(mmAq)	+4~+10	+1~+5				
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.10, 0.12, ND	0.83, 1.10, 0.10				
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.60	ND, ND, 0.26				
炉出口熱量(kcal/Nm ³)		68.3					
再燃焼結果	炉内温度(°C)	1005~1100	915~960				
	オイル消費量(ℓ/hr)	5.8	4.8				
	空気量(Nm ³ /hr)	55	40.4				
	O ₂ /CO (Vol.%)	1.5/0	2.2/0				
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	7.0	8.9				
	Ig-loss (%)	+1.7(0.2)	+0.4(1.2)				
	可燃分分解率(%)	100	100				
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)						
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND				

パイロットプラント運転データ（一次研究）

Run No.		601	602	603	604	605
投入乾燥ケーク	種類	A	A	A	A	A
	Ig-loss (%)	54.3	54.3	54.3	54.3	54.8
	高位発熱量(kcal/kg·D.S.)	2900	2900	2900	2900	2900
	水分 (%)	36.1	37.8	37.8	30.9	30.9
	D.S.投入量(kg·D.S./hr)	18.4	18.9	18.9	21.1	21.1
	負荷量(kg·D.S./m ² ·hr)	8.8	9.0	9.0	10.0	10.0
燃焼室運転結果	循環ガス温度(°C)	170	151~152	152~165	150~165	150~165
	循環ガス量(m ³ /hr)	0	0	0	0	0
	オイル消費量(ℓ/hr)	9.0	9.8	9.6	9.0	8.9
	空気量(m ³ /hr)	45(60)	47(60)	47(60)	40(60)	40(60)
	炉内温度(°C)	1400~1460	1390~1460	1380~1420	1360~1385	1370~1388
	O ₂ /CO (Vol.%)	5.0/0	4.8/0	5.7/0	5.0/0	5.0/0
熱分解炉運転結果	入口熱風温度(°C)	1400~1340	1270~1310	1270~1320	1260~1270	1270~1280
	空気供給量(Nm ³ /hr)	20(20)	12(28)	12(28)	15(25)	15(25)
	可燃分に対する空気比	0.75	0.72	0.73	0.65	0.65
	炉内温度(°C)	900	905~920	920~920	895~925	905~920
	炉床温度(°C)	640~645	640~670	650~660	640~660	650~670
	炉出口温度(°C)	740~750	750~770	760~780	750~770	760~770
	滞留時間(min)	60	60	60	60	60
	炉内静圧(mmAq)	+2	+2~+6	+1~+5	+3~+7	+2~+5
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)	0.56, 0.53, 0.04	0.89, 1.47, 0.13	0.67, 0.79, 0.05	0.84, 2.79, 0.27	1.41, 0.96, 0.08
	(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.20	0.02, ND, 0.42	ND, ND, 1.42	0.06, 0.02, 0.28	ND, ND, 0.38
炉出口熱量(kcal/Nm ³)	36.9	87.2	49.2	148.6	79.7	
再燃焼結果	炉内温度(°C)	980~1000	885~920	980~1020	980~1020	1100~1110
	オイル消費量(ℓ/hr)	5.9	3.5	5.8	4.7	9.4
	空気量(Nm ³ /hr)	35	22	31	43	54
	O ₂ /CO (Vol.%)	1.9~2.0/0	1.6~1.7/0	0/0.2~0.5	2.9~3.0/0	10~2.0/0
残渣の性状	残渣発生量(kg/hr)	8.3	8.5	8.5	9.5	9.5
	Ig-loss (%)	+1.4	+1.5	+1.5	+1.5	+1.5
	可燃分分解率(%)	100	100	100	100	100
	Cr ⁺⁶ 含有量(mg/kg)					
	Cr ⁺⁶ /T-Cr x 100 (%)					
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度(mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND

パイロットプラント運転データ(一次研究) - 1

Run No.		701	702	703	704	705	706
供試脱水ケーキ	種類	A	A	A	A	B	C
	水分 (%)	75.6	75.6	75.6	75.6	74.4	75.1
	高位発熱量 (kcal/kg·D.S.)	1800	1800	1800	1800	2200	2200
	Ig-loss (%)	49.3	49.3	49.3	49.3	46.8	60.4
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² ·G)	—	—	—	5.0	4.7	4.0
	蒸気温度 (°C)	—	—	—	165	162	150
	ケーキ投入量 (kg/hr)	—	—	—	93.5	108.7	100
	乾燥ケーキ水分 (%)	—	—	—	33.3	31.6	31.4
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	—	—	—	34.2	40.7	36.2
	蒸発水分量 (kg/hr)	—	—	—	59.3	68.0	62
	ドレン発生量 (kg/hr)	—	—	—	82.5	105.2	105
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	—	—	—	—	—	—
	ジャケット側 (kg/hr)	—	—	—	—	—	—
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	—	—	—	70.5	93.5	109
U 値 (kcal/m ² ·hr·°C)	—	—	—	—	—	—	
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	1050~1090	990~1050	1060~1100	1020~1060	1045~1090	970~1150
	オイル消費量 (ℓ/hr)	9.3	7.4	11.5	9.1	8.5	8.6
	CO/O ₂ (Vol.%)	1.4/0	1.3/0	1.8/0	2.0/0	1.8/0	0.3~1.0/0~0.3
ボイラ結果	ボイラー出口温度 (°C)	—	—	—	185~191	180~200	172
	ボイラー圧力 (kg/cm ² ·G)	—	—	—	5.6	5.5	4.4
	蒸気発生量 (kg/hr)	—	—	—	—	—	—
	蒸気逃し量 (kg/hr)	—	—	—	—	—	—
No.1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	—	—	—	1.9	2.4	2.9
	出口ガス温度 (°C)	—	—	—	28	30	29
	排気量 (m ³ /hr)	—	—	—	—	—	—
No.2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	3.6	3.6	3.6	3.3	4.1	1.85
	出口ガス温度 (°C)	44	46	45	45	48	43

パイロットプラント運転データ（一次研究）-2

Run No.		701	702	703	704	705	706
熱 分 解 炉 運 転 結 果	ケーキ種類	A	A	A	A	B	C
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	26.2	28.5	25.3	27.3	30.3	29.3
	乾燥ケーキ水分 (%)	30.6	29.8	37.5	33.3	31.6	31.4
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	7.5	9.5	7.6	8.7	9.9	9.5
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	0	25	82	25	30	34
	分配 1 : 2 : 3 : 4						
	可燃分に対する空気比	0	0.65	2.89	0.76	0.66	0.51
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)						
	温度 (°C) 1 段目	765~800	805~825	795~835	880~900	900~920	790~840
	2 段目						
	3 段目						
	4 段目						
	出口	600~720	640~750	700~740	700~750	750~830	780~810
	滞留時間 (min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧 (mmAq)	+2~+4	+2~+6	+6~+15	+5~+6	+3~+5	+4~+8
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂ 発熱量 (kcal/Nm ³)							
燃 焼 室 運 転 結 果	循環ガス温度 (°C)	185~195	182~185	160~205	185~191	180~200	172
	循環ガス量 (m ³ /hr)	78.3	88.1	74.4	77.9	71.4	95
	消費オイル量 (ℓ/hr)	14.3	11.9	12.2	13.7	12.9	10.2
	空気量 (Nm ³ /hr)						
	炉内温度 (°C)	1420~1460	1260~1290	1280~1310	1340~1370	1360~1410	1120
残 渣 の 性 状	発生量 (kg/hr)						
	Ig-loss (%)						
	可燃分分解率 (%)						
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度 (mg/ℓ)						
	Cr ⁺⁶ 含有量 (mg/kg)						
オイル (ℓ/hr)							
消費量 (ℓ/cake ton)							

パイロットプラント運転データ(一次研究) - 1

	Run No.	707	708	709			
供試脱水ケーキ	種類	E	E	F			
	水分 (%)	55.2	55.2	57.5			
	高位発熱量 (kcal/kg-D.S.)	3200	3200	1720			
	Ig-loss (%)	61.1	61.1	46.5			
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² ·G)	2.5	—	2.5			
	蒸気温度 (°C)	135	—	140			
	ケーキ投入量 (kg/hr)	300	—	290			
	乾燥ケーキ水分 (%)	21.2	—	29.3			
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	195.9	—	177			
	蒸発水分量 (kg/hr)	105	—	114			
	ドレン発生量 (kg/hr)	160	—	128			
	内訳 シャフト側 (kg/hr)						
	ジャケット側 (kg/hr)						
	入熱伝熱量 (kcal/hr)						
U 値 (kcal/m ² ·hr·°C)	231	—	176				
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	945~1050	1040~1085	1020			
	オイル消費量 (ℓ/hr)	7.5	7.5	6.3			
	CO/O ₂ (Vol.%)	0.3~1.0/0~0.3	0.8/0	1.45/0			
ボイラ運転結果	ボイラー出口温度 (°C)	180	—	175			
	ボイラー圧力 (kg/cm ² ·G)	4.3	—	4.5			
	蒸気発生量 (kg/hr)						
	蒸気逃し量 (kg/hr)						
#1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	2.9	2.9	3.3			
	出口ガス温度 (°C)	30	29	30			
	排気量 (m ³ /hr)						
#2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	18.5	18.5	1.0			
	出口ガス温度 (°C)	46	40	46			

パイロットプラント運転データ(一次研究) - 2

Run No.		707	708	709			
熱 分 解 炉 運 転 結 果	ケーキ種類	E	E	F			
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	28.6	30.4	28.6			
	乾燥ケーキ水分 (%)	31.2	33.6	29.3			
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	9.3	9.6	9.6			
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	34	41	24			
	分配 1 : 2 : 3 : 4						
	可燃分に対する空気比	0.53	0.61	0.65			
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)						
	温度 (°C) 1 段目	795~840	900~950	890~910			
	2 段目						
	3 段目						
	4 段目						
	出口	785~825	890~940	910			
	滞留時間 (min)	60	60	60			
炉内静圧 (mmAq)	+4~+8	+5~+6	+1~+3				
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄ (Vol.%)C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂ 発熱量 (kcal/Nm ³)							
燃 焼 室 運 転 結 果	循環ガス温度 (°C)	180	185	180			
	循環ガス量 (m ³ /hr)	95	98	90			
	消費オイル量 (ℓ/hr)	10.5	12.5	13.1			
	空気量 (Nm ³ /hr)						
	炉内温度 (°C)	1120	1260	1320			
残 渣 の 性 状	発 生 量 (kg/hr)						
	Ig-loss (%)						
	可燃分分解率 (%)						
	Cr+6 溶出濃度 (mg/ℓ)						
	Cr+6 含有量 (mg/kg)						
オ イ ル (ℓ/hr) 消費量 (ℓ/cake ton)							

第2章 第二次パイロットプラント研究（四段炉を用いたパイロットプラント研究）

1 研究の目的

第一次パイロットプラント研究によって、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスについてのパイロットスケールにおける基礎的な事項を把握することが出来た。そこで、第二次パイロットプラント研究^{1),2)}においては、これらの結果にもとずいて熱分解プロセスを実用化する場合に必要な知見を得ることおよびプロセス評価データの収集に主眼をおいた。そのために、乾燥-熱分解プロセス以外に脱水ケーキを直接炉に投入する熱分解プロセスおよび焼却プロセスに関する実験を行い、3つのプロセスの比較を行った。そして、これらの結果にもとずいてプロセスを実用化するために必要な定量的評価を明らかにしようと試みた。

2 実験プラント

本研究に使用した実験プラントは大阪府川俣処理場に新設された乾燥-熱分解パイロットプラントであって、その主な仕様を表-3.1.6に、又、そのフローシートを図-3.1.3に示した。尚、このパイロットプラントは第一次研究に用いたプラントを次のように改良し、研究目的に合うようにしたプラントである。

- ① パドル型間接蒸気乾燥機を2連から4連に変えた。
- ② 脱水ケーキの熱分解炉内への直接投入を可能にした。
- ③ 熱分解炉を竪型一段炉から四段炉に変えた。
- ④ 熱分解炉用燃焼室を炉へ直接取付け、熱損失が出来るだけ少くなるように工夫した。
- ⑤ 熱分解炉の補助熱源として各段にプロパンバーナーを設けた。
- ⑥ 乾燥-熱分解の一貫した負荷変動を可能にした。
- ⑦ 残渣の取出しは連続的に残渣を水中に投下し、急冷後かき上げる方式に変えた。
- ⑧ 再燃焼室内の酸素濃度の自動制御運転を可能にした。

このプラントの処理能力（水分75%脱水ケーキ換算）は4～5 t/dである。

3 実験方法

3-1 供試々科

本研究には第一次研究に用いた京都市鳥羽処理場の生汚泥薬注脱水ケーキAを主に使用した。参考ケーキとして第一次研究に用いた脱水ケーキBおよびG、それに新たに高分子凝集剤薬注加圧脱水ケーキHおよび熱処理汚泥脱水ケーキIを供試した。供試脱水ケーキの分析結果を表-3.1.7に示す。尚、脱水ケーキBは処理効果を検討するためのみに用い、Bについてはその他の詳細データは採取しなかった。

表-3. 16 : 第二次研究用実験プラントの機器仕様

機器名称	仕	様
間接蒸気乾燥機	型式 シャフトの数 全伝熱面積 (シャフト+羽根 ジャケット) シャフト1本あたりの羽根 寸法 材質 回転数 電動機 附属装置 ドレンカウンター	ハドル型 4本 10.1 m ² 7.4 m ² (2.7 m ²) 12枚 1.097W+1.125H×2.300L SB 15rpm 3.75KW×2 容積式
熱分解炉	型式 炉型 段数 全炉床面積 寸法 材質 電動機 附属装置	内熱式 堅型炉 4段 1.63 m ² 900ID×1,360OD×2,096H SCH-13+耐火物 0.4KW ガスバーナー5万kcal/hr×3基
燃焼室	バーナー容量 寸法 材質 炉内へのダクト長さ 附属装置	8万kcal/hr 1基 260ID×760OD×720L SS+耐火物 0.5m 循環ガス流量制御装置
再燃焼室	型式 バーナー容量 炉内容量 寸法 材質 附属装置	直火式 15万kcal/hr 0.25m ³ 400ID×800OD×2,412L SS+耐火物 炉内酸素制御装置1基
廃熱ボイラー	型式 全伝熱面積 蒸気発生量 最高圧力 附属設備 ドレンタンク ドレン還元器 軟水タンク 軟水装置 給水ポンプ	炉筒煙管式3パス 5.8 m ² 100kg/hr 9.5 kg/cm ² G 0.33 m ³ 0.038 m ³ 0.2 m ³ 200kg/hr 0.2 m ³ /hr×10 kg/cm ²

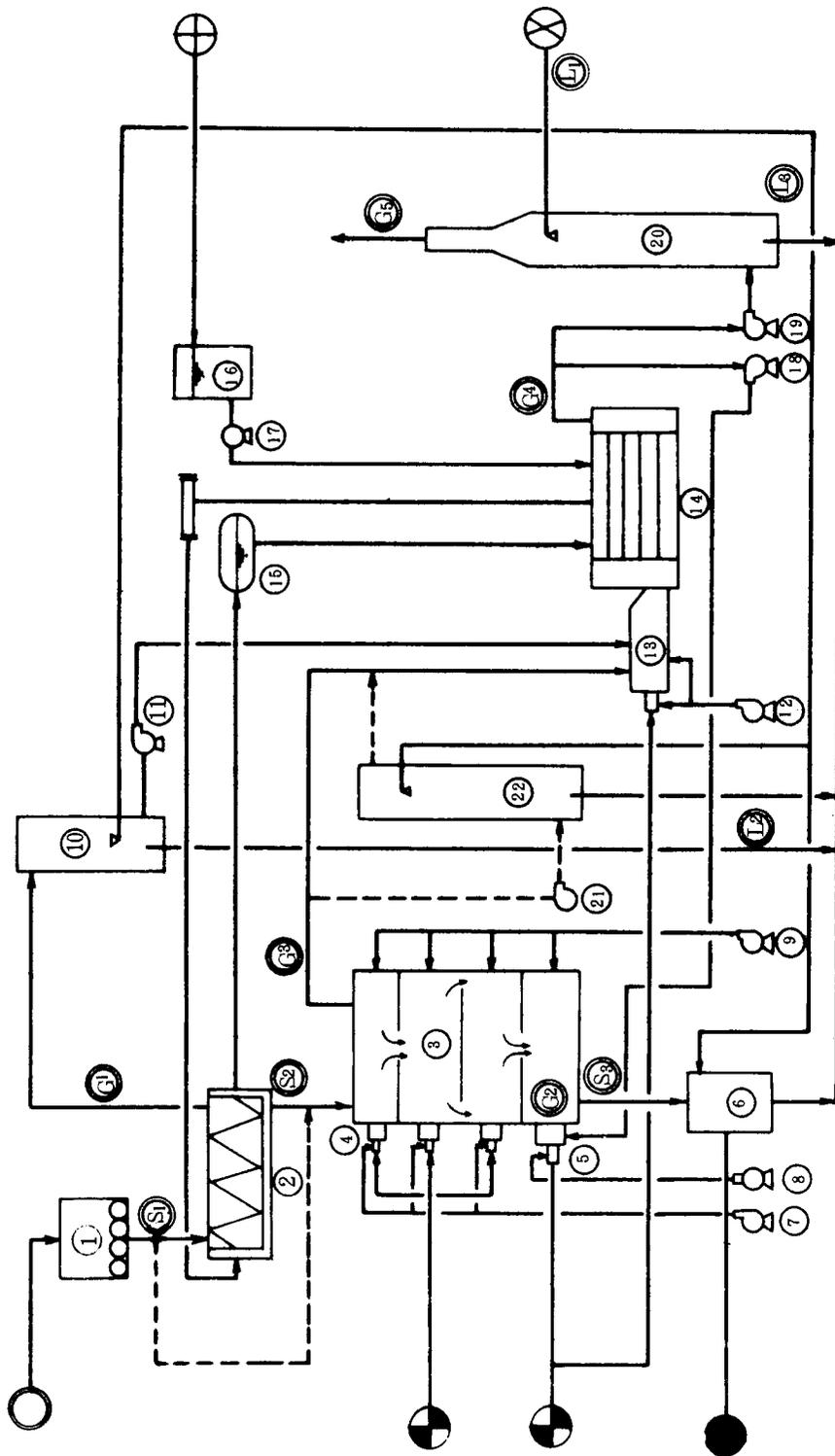


図-3.18 第二次研究用実験ブランクフロートシート

①	Cake feeder	⑦	Blower for burner	⑬	Combustion chamber	⑰	Blower for furnace
②	Paddle dryer	⑧	Compressor	⑭	Waste heat boiler	⑳	Scrubber for furnace exhaust gas
③	Pyrolytic furnace	⑨	Blower for partial combustion	⑮	Condensed drain tank	㉑	Blower for direct process exhaust gas
④	Propane burner	⑩	Scrubber for dryer exhaust gas	⑯	Tap water supply tank	㉒	Scrubber for direct process exhaust gas
⑤	Heat source chamber	⑪	Blower for dryer	⑰	Tap water supply pump		
⑥	Quenching tank	⑫	Blower for combustion chamber	⑱	Blower for circulation		

● Cake ● Residue ⊕ Tap water ⊗ Treated Sewage water ⊕ Fuel

Solids sampling point

- S₁ Fed cake
- S₂ Cake of dryer outlet
- S₃ Residue of furnace

Liquids sampling point

- L₁ Supplied water (Treated sewage water)
- L₂ Waste water of scrubber for dryer
- L₃ Waste water of scrubber for furnace

Gases sampling point

- G₁ Dryer exhaust gas
- G₂ Heat source gas
- G₃ Pyrolytic gas
- G₄ Afterburned gas
- G₅ Scrubber outlet gas

表-3.17：供試脱水ケーキの分析結果

ケーキの種類	RUN NO.	ケーキ水分 (%)	IGLOSS (%)	高位発熱量 (kcal/kg)	炭素 (%)	水素 (%)	窒素 (%)	硫黄 (%)	塩素 (%)	CaO (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	水銀 (ppm)	砒素 (ppm)	カドミウム (ppm)	鉛 (ppm)	亜鉛 (ppm)	銅 (ppm)	鉄 (ppm)	全クロム (ppm)	六価クロム (ppm)	六価クロム/全クロム×100 (%)
A	803	75.8	59.5	2960	28.4	4.1	3.1	1.1	0.65	1.50	1.40	4.8	0.56	5.4	1.1	27.0	1,200	640	32600	330	86	2.6
H	816	74.0	56.7	3290	27.5	4.6	3.5	0.92	0.08	1.19	1.52	4.49	-	5.8	7.0	2.00	-	-	-	1,600	17	1.1
I	819	55.3	83.6	4310	42.2	6.3	0.9	0.49	0.03	0.74	9.03	1.76	-	0.1 以下	1.2	77	-	-	-	43	1.9	4.4
G	823	76.4	64.3	4000	33.7	5.3	5.4	2.02	0.34	1.32	8.1	2.7	-	4.6	0.29	6.1	-	300	-	147 ×104	150	1.0

3-2 実験方法

通常の脱水ケーキの乾燥-熱分解プロセスの実験方法は第一次研究とほぼ同一であるが、本研究では原則として乾燥機より生じた乾燥ケーキはすべて熱分解炉へ投入し、乾燥機-熱分解炉を直結して連続運転を行った。

熱分解炉の運転条件は次の通りとした。

- | | |
|--------------|--------------------------------|
| ① 投入乾燥ケーキの水分 | 25 ~ 40 % |
| ② 可燃分に対する空気比 | 0.6 を目標 |
| ③ 熱分解温度 | 700 ~ 900 ℃ |
| (4 段目をTIC制御) | |
| ④ 炉床負荷量 | 15 ~ 45KgDS/m ² ・hr |
| ⑤ 滞留時間 | 60min |

又、脱水ケーキを炉内へ直接投入する直接熱分解プロセスおよび焼却プロセス実験では、炉床負荷量として通常焼却炉の値に近い30Kg wet cake/m²hrを採用し、炉排ガスは一旦スクラバー②を通して冷却減湿した後、再燃焼室で燃焼した。

3-3 測定および分析方法

測定および分析方法は第一次研究と同一であるが、排ガス中の塩化水素の分析法のみ第一次研究と異なり、排ガス中の塩化水素を吸収ビンで吸収後、吸収液中の塩素イオンを蛍光X線法によって定量した。又、排ガス中のばい塵の粒度分布測定はスタックサンプラー法によった。

4 実験結果

4-1 乾燥-熱分解プロセス実験結果

実験結果を「パイロットプラント運転データ」として文末にまとめて示した。脱水ケーキAで他の条件を一定として、負荷量を変化させたRun 803 ~ 808 について装置各部の熱収支を採ったが、その結果を表-3.18 に示した。

4-2 乾燥-熱分解プロセスからの排出物測定結果

各脱水ケーキの代表的Runについて、排出物性状について測定を行い、下記の分析結果を得た。

- | | |
|-----------------|----------|
| ① 残渣の分析結果 | : 表-3.19 |
| ② 排ガスの分析結果 | : 表-3.20 |
| ③ ばい塵の粒度分布測定結果 | : 表-3.21 |
| ④ 排ガス中の臭気成分分析結果 | : 表-3.22 |
| ⑤ プロセス排水の分析結果 | : 表-3.23 |

表-3.18: 乾燥-熱分解プロセスにおける装置各部の熱収支

Run No	8 0 5		8 0 4		8 0 3		8 0 7		8 0 8			
	Kcal/hr	比率(%)	Kcal/hr	比率(%)	Kcal/hr	比率(%)	Kcal/hr	比率(%)	Kcal/hr	比率(%)		
乾燥機	IN	入口ケーシング	1754	2.02	3158	265	3870	3.24	4106	3.23	4402	3.31
		出口ケーシング	25928	3.00	3612	3.03	1630	1.36	2881	2.26	2103	1.58
乾燥機	OUT	出口ケーシング	82152	9.497	111537	9.432	114000	95.40	120231	94.51	126336	95.11
		熱損失・その他	86499	1.00	118307	1.00	120000	1.00	127218	1.00	132841	1.00
熱分解	IN	熱分解風	1062	1.23	886	0.84	4560	3.80	1318	1.04	6488	4.72
		可燃分燃焼用空気	50847	58.78	78085	7.435	82700	68.92	93374	73.40	100266	72.93
熱分解	OUT	熱損失・その他	17388	2.010	25847	2.461	27700	23.08	28372	2.23	30720	2.235
		合計	17202	19.89	13489	0.2	5040	4.20	4154	3.26		
熱分解	IN	熱分解風	86499	1.00	118307	1.00	120000	1.00	127218	1.00	137474	1.00
		可燃分燃焼用空気	66761	3.747	72280	3.271	72900	31.38	68120	25.56	62000	24.31
熱分解	OUT	熱損失・その他	71592	4.018	129630	5.868	140400	60.44	173658	65.17	178000	69.80
		合計	671	0.38	1189	0.54	1180	0.51	1489	0.56	1770	0.69
熱分解	IN	熱分解風	332	0.19	886	0.40	911	0.39	1318	0.49	1300	0.51
		可燃分燃焼用空気	38308	21.50	16714	7.57	16700	7.18	21594	8.10	12000	4.71
熱分解	OUT	熱損失・その他	510	0.28	222	0.10	222	0.10	287	0.12	159	0.08
		合計	178174	1.00	220921	1.00	232300	1.00	266466	1.00	255000	1.00
熱分解	IN	排ガス	96235	5.401	124764	7.008	122000	52.52	139680	52.42	138000	54.01
		熱損失・その他	1368	0.77	2568	1.44	3620	1.56	2826	1.06	2880	1.14
熱分解	OUT	排ガス	912	0.51	1788	1.00	1940	0.84	2248	0.84	2410	0.95
		熱損失・その他	3133	1.76	7168	4.03	7670	3.30	8694	3.26	9650	3.78
熱分解	IN	可燃分燃焼用空気	23281	13.07	41741	23.45	55860	24.05	68595	25.74	51300	20.12
		熱損失・その他	53245	29.88	42892	19.4	41210	17.73	44423	16.68	50760	20.00
熱分解	OUT	熱損失・その他	178174	1.00	220921	1.00	232300	1.00	266466	1.00	255000	1.00
		合計	858	1.16	910	1.22	1020	1.26	750	0.99	761	1.11
熱分解	IN	排ガス	49	0.07	49	0.07	54	0.07	52	0.07	47	0.07
		熱損失・その他	6939	9.37	7696	10.28	6520	8.05	5080	6.71	4340	6.31
熱分解	OUT	排ガス	66204	89.40	66204	88.43	73400	90.62	69876	92.13	63700	92.61
		熱損失・その他	74050	1.00	74859	1.00	81000	1.00	75757	1.00	68800	1.00
熱分解	IN	可燃分燃焼用空気	66645	9.00	67373	9.00	72900	9.00	68182	9.00	62000	9.00
		熱損失・その他	74050	1.00	7486	1.00	8110	1.00	7576	1.00	6840	1.00
熱分解	OUT	熱損失・その他	74050	1.00	74859	1.00	81000	1.00	75757	1.00	68800	1.00
		合計	96235	5.652	113918	5.295	110100	50.83	129040	43.36	138000	48.18
熱分解	IN	排ガス	2184	1.28	4356	2.02	5600	2.59	5074	1.71	5220	1.82
		可燃分燃焼用空気	23281	13.67	41741	19.4	55900	25.81	68595	23.05	51300	17.91
熱分解	OUT	熱損失・その他	1347	0.79	1514	0.7	1470	0.68	2241	0.75	2200	0.77
		合計	35	0.02	40	0.02	32	0.01	69	0.02	66	0.22
熱分解	IN	可燃分燃焼用空気	47196	27.71	53568	24.9	43500	20.08	92556	31.11	89600	31.30
		熱損失・その他	170278	1.00	215137	1.00	216600	1.00	297575	1.00	286400	1.00
熱分解	OUT	排ガス	148697	87.3	203130	94.4	197000	91.0	254688	85.59	256000	90.20
		熱損失・その他	21581	1.27	12007	5.6	42887	9.0	42887	14.41	28000	9.80
熱分解	IN	可燃分燃焼用空気	170278	1.00	215137	1.00	216600	1.00	297575	1.00	286400	1.00
		合計	148697	86.76	184038	85.04	197000	86.25	254688	89.17	256000	88.73
熱分解	OUT	熱損失・その他	22695	13.24	32346	14.95	31400	13.75	30885	10.81	32500	11.26
		合計	171392	1.00	216384	1.00	228400	1.00	285573	1.00	288500	1.00
ホイップ	IN	熱分解風	46598	27.19	63532	29.36	72100	31.57	90825	31.80	91000	31.5
		熱損失・その他	116732	68.11	139831	64.62	141000	61.73	140580	49.2	144000	49.9
ホイップ	OUT	熱損失・その他	8062	4.7	13021	6.02	15300	6.70	54168	18.96	53500	18.6
		合計	171392	1.00	216384	1.00	228400	1.00	285573	1.00	288500	1.00

表-3.19: 乾燥-熱分解プロセスの残渣性状分析結果

サンプルの種別	RUN NO.	高位発熱量 (kcal/100g)	炭素 (%)	水素 (%)	窒素 (%)	硫黄 (%)	塩素 (%)	CaO (%)	SiO ₂ (%)	Al ₂ O ₃ (%)	水 (%)	珪素 (%)	カルシウム (%)	鉄 (%)	亜鉛 (%)	銅 (%)	全クロム (%)	六価クロム (%)	六価クロム/全クロム (%)	
A	803	8.1	32.0	3.0	0.18	0.5	1.5	1.26 (25.2)	(28.5)	(8.1)	0.05	6.9	3.4	9.8	2.500	1.500	75.200	5.90	5.9	1.0
B	816	5.6	64.0	8.0	0.2	0.4	1.01	0.15 (2.75)	(35.1)	(10.4)	-	6.0	1.95	2.50	-	-	-	4.100	3.1	0.08
C	819	6.1	35.0	3.3	0.2	0.2	1.18	0.10 (4.5)	(55.1)	(10.7)	-	0.20	0.12	1.00	-	-	-	2.30	1.1	0.4
D	823	1.9	84.0	5.1	0.7	0.5	2.8	0.76 (37.0)	(22.7)	(7.6)	-	4.1	0.13	6.4	-	-	-	5.6 × 10 ¹	1.6	0.03

()内はashベース換算値

表-3.2.0 : 乾燥-熱分解プロセスの排ガス性状分析結果

サンプリング位置	ケミキの種類	RUN NO.	ガス温度 (°C)	ガス流速 (m/min)	水分 (Vol%)	乾カス量 (Nm ³ /h)	ばいじん (%Nm ³)	HCN (ppm)	NH ₃ (ppm)	NOX (ppm)	SOX (ppm)	HCl (ppm)	C ₂ H ₂ (ppm)	臭気度 (希釈倍率)	ガス濃度 (Vol%)					
															H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	O ₂
熱分解炉 4段目 G ₂	A	803	-	-	-	-	-	-	-	170	130	-	<0.2	-	-	-	-	-	-	
	H	816	-	-	-	-	-	-	-	-	27	0.43	<0.2	-	-	-	-	-	-	
	I	819	-	-	-	-	-	-	-	-	130	8	3.0	<0.2	-	-	-	-	-	
	G	823	-	-	-	-	-	-	-	-	110	100	22	<0.2	-	-	-	-	-	
熱分解炉 出口 G ₃	A	803	760	138	246	200	8.4	240	2080	54	130	60	<0.2	400	134	164	0.34	0.11	ND	0.17
	H	816	770	215	248	304	1.90	300	1100	130	540	20	<0.2	5,000	144	149	0.41	0.14	ND	0.30
	I	819	890	205	295	246	1.04	140	1450	130	220	10	<0.2	200	550	365	148	0.58	ND	0.15
	G	823	750	169	266	237	5.6	230	2800	46	950	94	<0.2	6,000	116	195	0.32	0.08	ND	0.27
ボイラー出口 (燃焼室出口) G ₄	A	803	215	16.1	20.8	330	3.1	<0.1	10	210	230	150	<0.2	2	ND	ND	ND	ND	ND	12
	H	816	214	19.1	20.3	384	0.41	0.05	0.73	310	560	70	<0.2	1	ND	ND	ND	ND	ND	2.2
	I	819	150	14.3	31.4	295	2.6	<0.1	0.91	250	230	11	<0.2	10	ND	ND	ND	ND	ND	1.5
	G	823	240	20.6	22.1	480	2.6	<0.1	1.2	91	1300	120	<0.2	10,000	ND	ND	ND	ND	ND	1.5
G ₅	A	803	49	1.4	10.3	280	0.34	<0.1	0.5	190	130	1.4	<0.2	2	-	-	-	-	-	-

表-3.2.1 : 炉出口排ガス中のばい塵粒度分布測定結果

A	803	65 μ以上	4.3~6.5	2.8~4.3	1.9~2.8	1.2~1.9	0.6~1.2	0.4~0.6	0.2~0.4	0.2以下
				7.38%	1.21	6.1	3.2	1.5	0.6	0.9
H	816	7.0 μ以上	4.5~7.0	2.9~4.5	2.1~2.9	1.3~2.1	0.7~1.3	0.4~0.7	0.3~0.4	0.3以下
				5.84%	5.4	4.2	4.1	2.4	2.9	6.3
I	819	9.5 μ以上	5.9~9.5	3.9~5.9	2.8~3.9	1.8~2.8	0.9~1.8	0.5~0.9	0.4~0.5	0.4以下
				2.62%	7.7	7.1	6.7	4.6	6.0	8.2
G	823	7.7 μ以上	5.0~7.7	3.6~5.0	2.2~3.6	1.5~2.2	0.7~1.5	0.4~0.7	0.3~0.4	0.3以下
				5.36%	7.3	5.3	5.1	5.8	2.6	8.4

表-3.2.2 : 乾燥-熱分解プロセス排ガス中の臭気成分分析表

サンプリング位置	ケミキの種類	RUN NO.	硫化水素 (ppm)	メチルメルカプタン (ppm)	硫化メチル (ppm)	トリメチルアミン (ppm)	アンモニア (ppm)	硫化メチル (ppm)	スレチン (ppm)	アセトアルデヒド (ppm)	ホルムアルデヒド (ppm)	酢酸 (ppm)	二硫化炭素 (ppm)	臭気度 (希釈倍率)
熱分解炉 4段目 G ₂	A	803	0.07	<0.005	0.08	0.005	8.7	0.5	<0.3	1.0	<0.15	<3.0	0.07	100
	H	816	0.057	0.002	<0.004	0.0095	0.30	<0.002	<0.005	0.24	<0.15	<3	<0.20	10,000
	I	819	0.24	0.027	0.0049	0.00052	0.05	0.014	<0.01	0.59	<0.15	<2	0.032	200
	G	823	<0.0002	<0.002	<0.002	<0.0005	1.0	<0.002	<0.01	<0.005	<0.15	<4	0.015	10,000
熱分解炉 出口 G ₃	A	803	5.0	<0.005	<0.003	0.002	2080	0.03	<3	0.1	3.9	<3.0	0.6	400
	H	816	61	4.8	0.08	0.0095	110	0.05	0.1	0.23	2.0	<3	8.4	10,000
	I	819	23	0.48	0.084	0.0012	290	0.03	0.02	0.32	0.79	<2	4.4	400
	G	823	60	2.1	<0.1	<0.005	2800	<0.002	5.4	<0.005	1.9	<4	6.7	10,000
ボイラー出口 (燃焼室出口) G ₄	A	803	<0.008	<0.005	<0.003	0.002	1.0	<0.002	<0.02	0.07	0.44	<3.0	0.006	2
	H	816	0.031	<0.3	<0.5	0.0089	0.73	<0.002	<0.005	<0.006	<0.15	<3	0.14	10
	I	819	<0.001	<0.001	<0.001	0.0011	0.94	<0.001	<0.01	0.011	<0.15	<2	<0.0005	10
	G	823	<0.002	<0.002	<0.2	<0.0005	1.0	<0.002	<0.01	<0.005	0.095	<4	0.0023	10

表-3.2.3：乾燥-熱分解プロセスの排水性状分析結果

排水の種類	ケイの種類	RUN NO.	pH	COD (mg/L)	BOD (mg/L)	SS (mg/L)	シオン	イオン	フェノール類 (mg/L)	ホルマリン類 (mg/L)	抽出物 (mg/L)	塩素イオン (mg/L)	硫酸イオン (mg/L)	水銀 (mg/L)	砒素 (mg/L)	鉛 (mg/L)	亜鉛 (mg/L)	銅 (mg/L)	鉄 (mg/L)	全クロム (mg/L)	六価クロム (mg/L)
供給原水 (2次処理水)	-	-	7.0	9.2	2.2	3.0	0.02	0.15	<0.01	1以下	6.1	35	<0.0005	<0.01	<0.01	<0.4	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.01
乾燥 排ガス 洗滌排水	A	803	9.7	2.5	1.6	2.9	0.06	1.5	0.03	2.2	5.8	5.4	<0.0005	<0.01	<0.01	<0.1	<0.5	<0.1	<0.1	<0.1	<0.01
	H	816	7.7	0.15	2.5	7.7	0.04	5.5	0.05	1.5	7.0	7.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	I	819	7.7	1.1	1.1	1.1	ND	0.59	ND	1以下	5.4	7.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	G	823	6.2	2.2	1.2	5.4	<0.01	5.1	0.02	3.3	2.5	3.6	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ボイラー 排ガス 洗滌排水	A	803	8.7	2.2	2.0	9.20	0.01	1.5	<0.01	1以下	100	200	0.044	0.01	0.10	2.8	1.4	1.1	<0.1	0.4	<0.01
	H	816	3.1	2.2	4.4	5.0	<0.01	(3.7)	ND	1.0	1.0	1.10	0.042	0.02	0.11	1.8	7.7	0.7	1.5	0.1	<0.01
	I	819	3.1	3.2	1.9	3.30		(9.6)	ND	1以下	4.7	2.2	0.021	0.02	0.04	1.5	1.4	0.8	1.5	0.1	<0.01
	G	823	3.5	3.2	1.2	4.60	0.02	1.1	<0.01	1以下	1.20	4.50	<0.0005	0.01	0.4	<0.01	0.2	10.0	0.5	0.5	<0.01

4-3 脱水ケーキ直接投入プロセス実験結果

直接熱分解プロセス実験としてRun 903、焼却プロセス実験としてRun 904を行ったが、運転データ一を文末に示した。

両Runの熱収支計算結果を表-3.24に、各プロセスからの排出物(残渣、排ガスおよびプロセス排水)の性状分析結果を乾燥-熱分解プロセスのそれと比較して表-3.25~3.27に示した。

表-3.24 : 直接熱分解および焼却プロセスの熱収支

プロセス RUN_NO.		直接熱分解		焼 却		
		903		904		
		kcal/h r	比率(%)	kcal/h r	比率(%)	
熱 分 解	IN	燃 焼 室	31790	31.80	53712	58.67
		可燃分発熱	36325	36.33	36630	40.00
		可燃分焼用空気顕熱	290	0.29	346	0.38
		ケーキ顕熱	867	0.87	866	0.95
		プロパン発熱	30300	30.31	0	0
		プロパン用空気顕熱	403	0.40	0	0
		合 計	99975	100	91554	100
	OUT	炉排ガス顕熱	49240	49.25	64290	70.22
		可燃分分解熱	872	0.87	0	0
		D S 吸熱	444	0.44	448	0.49
灰 顕熱		1720	1.72	1480	1.62	
可燃分発熱量持出分		14525	14.53	0	0	
熱損失その他		33174	33.18	25336	27.67	
	合 計	99975	100	91554	100	
燃 焼 室	IN	Air 顕熱	366	1.04	1576	2.64
		Oil 顕熱	26	0.07	43	0.07
	Oil 発熱	34930	98.89	58061	97.29	
	合 計	35322	100	59680	100	
OUT	出口排ガス顕熱	31790	9.00	53712	9.00	
	熱損失その他	3532	1.00	5968	1.00	
	合 計	35322	10.00	59680	10.00	
再 燃 焼 室	IN	炉排ガス顕熱	1370	2.61	2450	2.22
		可燃分発熱量	10168	19.39	0	0
		熱焼用空気顕熱	687	1.31	1683	1.52
		Oil 顕熱	30	0.06	79	0.07
		Oil 発熱	40176	76.63	106315	96.19
		合 計	52431	100	110527	100
	OUT	排ガス顕熱	37120	70.80	84334	76.30
		熱損失その他	15311	29.20	26193	23.70
		合 計	52431	100	110527	100

表-3.25：各プロセスからの残渣性状分析結果

項 目	供試ケーキ		乾燥-熱分解灰		直接熱分解灰	焼却灰
	RUN 803,806	RUN 903,904	RUN 803	RUN 806	RUN 903	RUN 904
強熱減量(Ig-Loss)(%)	59.5	66.0	8.1	3.3	1.3	2.4
可燃分分解率 (%)	0	0	94.0	97.9	99.3	98.1
高位発熱量 (kcal/kg)	2,960	3,300	320	-	140	5.0
元素分析値 炭素 (%)	28.4	30.4	3.0	-	1.1	0.6
〃 水素 (%)	4.1	4.3	0.18	-	0.2	<0.2
〃 窒素 (%)	3.1	3.5	<0.5	-	<0.2	<0.2
〃 いろいろ (%)	1.1	0.80	1.5	-	1.26	1.21
全クロム含有量 (mg/kg)	330	320	590	-	1,000	940
六価クロム含有量 (mg/kg)	8.6	4.0	5.9	-	27	44
六価クロムの比率 $\text{Cr}^{+6}/\text{T-Cr} \times 100$ (%)	2.6	1.3	1.0	-	0.27	4.7
六価クロム溶出濃度 (mg/l)	ND	ND	ND	ND	ND	0.4
重金属の灰中への残留率 (%)						
水 銀	100	100	<1.5	-	<1.5	<1.5
砒 素	〃	〃	56.3	-	65.4	55.0
カドミウム	〃	〃	13.6	-	14.1	12.6
鉛	〃	〃	16.0	-	15.6	15.4
クロム	〃	〃	114	-	108	102
(備考)が床面積負荷量 (kgDS/m ² hr)	-	-	29.9	24.7	6.8	6.8

表-3.26：各プロセスからの排ガス性状分析結果

項目	乾燥-熱分解法			直接熱分解法		焼却法		備考
	炉出口ガス	再燃焼室 排ガス	スクラパ- 排ガス	炉出口ガス	燃焼室 排ガス	炉出口ガス	燃焼室 排ガス	
	(再燃焼 室へ)	(スクラ パーへ)	(煙突へ)	(スクラ パーへ)	(煙突へ)	(スクラ パーへ)	(煙突へ)	
ばいじん濃度 (g/Nm ³)	8.4	3.1	0.34	0.76	0.042	0.60	0.019	
シアン化水素 (ppm)	240	<0.1	<0.1	430	<0.05	320	<0.05	
アンモニアガス (%)	2080	1.0	0.5	1,970	48	170	4.5	
窒素酸化物 (%)	54	210	190→ 163	70	58→ 52	140	160→ 210	→は4% O ₂ 補正後
酸素濃度 (Vol%)	-	1.2	-	0.43	2.1	-	8.1	
いおう酸化物 (ppm)	130	230	130	83	84	12	19	
塩化水素ガス (%)	6.0	15.0	1.4	1.1	1.4	3.3	1.1	
塩素ガス (%)	<2.0	<0.2	<0.2	<0.2	<0.2	<0.2	<0.2	
臭気度 (希釈倍数)	400	2	2	1,000	1	100	1	

表-3.27：各プロセスからの排水性状分析結果

項目	供給 原水	乾燥-熱分解法		直接熱分解法	焼却法
		乾燥排ガス 洗滌排水	ボイラー-排ガス 洗滌排水	炉排ガス 洗滌排水	炉排ガス 洗滌排水
pH	7.0	9.7	8.7	7.1	7.5
COD (mg/l)	9.2	25	22	41	18
BOD (mg/l)	2.2	16	2.0	14	6.6
SS (mg/l)	3.0	29	920	13	9.0
シアン・イオン (mg/l)	0.02	0.06	0.01	4.9	4.8
アンモニウム イオン (mg/l)	0.15	15	1.5	25	6.5
フェノール類 (mg/l)	<0.01	0.03	<0.01	0.38	0.08
ノルマルヘキサン 抽出物 (mg/l)	1以下	2.2	1以下	1.6	1以下
塩素イオン (mg/l)	61	58	100	76	37
硫酸イオン (mg/l)	35	54	200	55	47

5 実験結果の考察

5-1 4連式パドル型蒸気乾燥機による間接蒸気乾燥

4連式パドル型乾燥機による間接蒸気乾燥では、消石灰薬注を施した生污泥脱水ケーキA、消化污泥脱水ケーキBおよび高分子凝集剤薬注污泥脱水ケーキHはいずれも同程度の乾燥特性を示し、総括伝熱係数U値は140～190 Kcal/m²・hr℃であった(運転データ参照)。第一次研究結果と同様、熱処理污泥脱水ケーキIおよび皮革排水污泥脱水ケーキGの乾燥特性は消石灰薬注污泥脱水ケーキのそれにくらべて優れていた。消石灰薬注污泥脱水ケーキのU値は2連式パドル型乾燥機に比較して約2倍程度の増加であるが、これは4連式乾燥機内での混合攪拌頻度が著しく増加して伝熱効率が良くなったためと考えられる。従って、第一次研究で考えたような乾燥品の返送は不要であると考えられる。つまり、下水污泥脱水ケーキのような粘着性の強い材料をパドル型乾燥機で蒸気乾燥しようとする場合には、被乾燥物の混合攪拌が充分行われるような装置設計をすることが極めて大切なことがわかる。

又、乾燥機廻りの熱収支から乾燥機での熱効率を求めると73～100%の値を与えた(5-3参照)。

5-2 四段炉による内熱式熱分解

熱分解温度および炉床負荷量の処理効果に与える影響(残渣Ig-lossおよび可燃分分解率との関係)を図-3.14および3.15に示した。明らかに一定の負荷量で熱分解温度を上げれば、残渣中のIg-lossは減少し、可燃分分解率は高くなる。一方、熱分解温度を一定として負荷量を増加すれば、残渣Ig-lossは増加し、可燃分分解率は低下する。熱分解温度を900℃とした場合、四段炉での可燃分分解率を95%以上とするためには負荷量は25KgDS/m²・hr以下であり、一段炉の結果と同等である。もし可燃分分解率を90%まで許容するならば最大負荷量は40KgDS/m²・hr程度まで採ることが出来る。

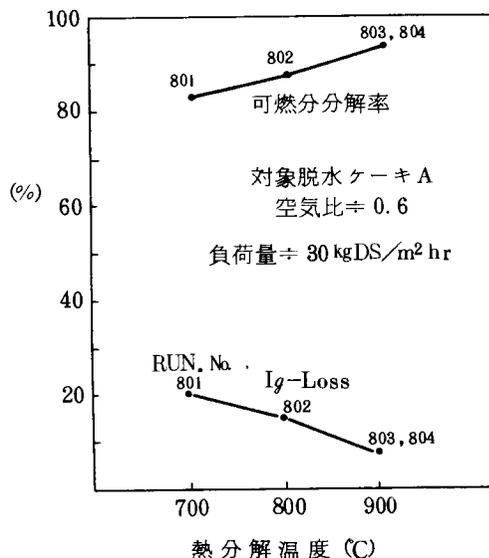


図-3.14：熱分解温度と処理効果との関係

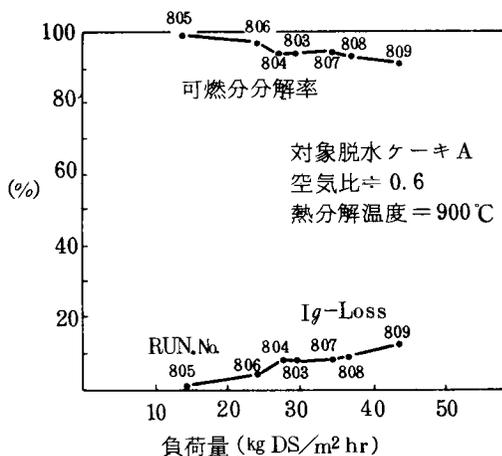


図-3.15：炉床負荷量と処理効果との関係

次にケーキ種類が異なった場合の熱分解特性を比較するため900℃における炉床負荷量と残渣 Ig-loss および可燃分分解率との関係を図-3.16に示した。図から炉床負荷量と残渣 Ig-loss との関係はケーキ種類によってかなりの差があることがわかる。殊に、Ig-loss が高くかつカルシウム分含有率の低い熱処理汚泥脱水ケーキ I は残渣 Ig-loss が高く、他のケーキとの差が大きい。これは明らかに、既に基礎研究、第一次パイロットプラント研究で触れて来たように、残渣炭素のガス化反応の差によるものである。すなわち、消石灰薬注脱水ケーキでは残渣炭素のガス化反応が進行するのに対して、カルシウム分の少ない脱水ケーキ I では残渣炭素のガス化反応が進みにくく残渣 Ig-loss 量が高くなるのである。しかし、減量化の度合や安定性からみた場合、残渣 Ig-loss の差が示す程大きな差はなく、むしろ脱水ケーキ I は高い減量化度合を与える。つまり、第一次研究の考察で指摘したように処理効果を残渣 Ig-loss のみで評価するのではなく可燃分分解率などの指標も加味すべきなのである。今、可燃分分解率によって各ケーキの処理効果を評価してみると、いずれのケーキについても大差なく、可燃分分解率を95%以上にしようとした場合の最大炉床負荷量は25KgDS/m²・hrということになる。

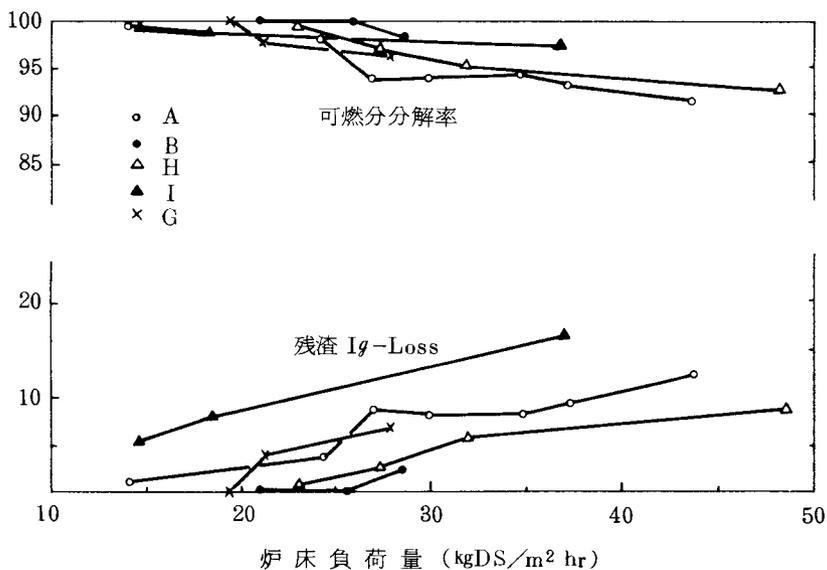


図-3.16 ケーキ種類による負荷量と処理効果との関係

5-3 乾燥-熱分解プロセスにおける熱分解操作と燃料消費量の関係

乾燥-熱分解プロセスにおける熱分解操作と燃料消費量との関係を図示すると、図-3.17および図-18の通りである。

熱分解温度と単位ケーキ量当りの燃料消費量との関係は図-3.17に示すように低温で操作する程当然炉への熱源としての燃焼炉燃料消費量は減少するが、再燃焼室燃料消費量を加えると、高温で熱分解操作の方が燃料は減少する。これは第一次研究の結果とは逆である。第一次研究では両者の合量は高温操作程増加する傾向がみられたが、これは再燃焼室での消費量が高温になってもあまり低減していないことを

意味している。つまり、再燃焼室-ボイラー系統において効率良く熱回収が行われるならば、高温で熱分解操作をした方がプロセス全体としての燃料消費量は少なくなるのである。

一方、図-3.18に示したように、負荷量と単位ケーキ量当りの燃料消費量との関係は第一次研究の結果と同じく、負荷量が増加すると単位ケーキ量当りの燃料消費量が減少するという結果が得られた。ケーキ性状が一定で、一定の空気比および温度の下で炉への負荷量を増加すれば、炉での燃料消費が逓減して行くのは、表-3.18の熱分解炉における熱収支からもわかる通り、負荷量を増加すれば可燃分発熱の割合が増加して行き（熱収支表で、全熱量に対する割合は40%から70%に増加）、燃焼室からの熱量およびプロパン発熱の割合を減少させるからである。炉への補助燃料供給の割合は負荷量の増加に伴い、熱収支表では70%から45%に減少している。理論的にはある負荷量以上で補助燃料を必要としなくなるであろう。再燃焼室での燃料消費量は全供給量に対して30%から55%へと増加するが、再燃焼室での効率を各Runで同程度であると考えると、負荷量にほぼ比例し単位ケーキ量当り同一消費量となるものと考えられる。従って、乾燥-熱分解プロセスにおける負荷量と単位ケーキ当りの全燃料消費量との関係は熱分解炉におけるそれと同じ曲線となるはずである。

要約すれば、乾燥-熱分解プロセスにおいては空気および滞留時間を一定にした場合、炉における熱分解操作と燃料消費量との関係は熱分解温度が高い程、又、負荷量が増加する程単位ケーキ量当りの燃料消費量は減少するといえる。ただし、熱分解温度および負荷量にはそれぞれ他の要因から定まる上限値が存在する。

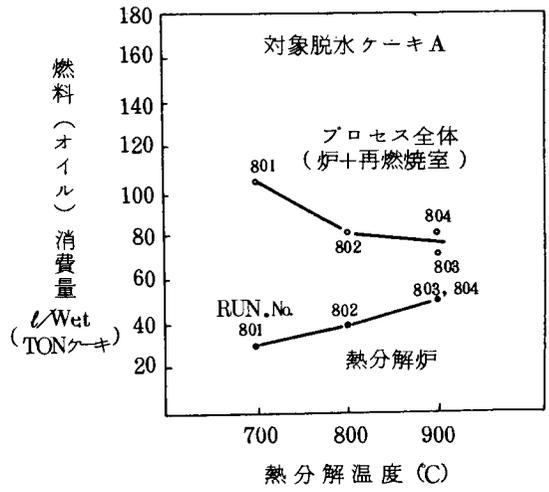


図-3.17：熱分解温度と燃料消費量の関係

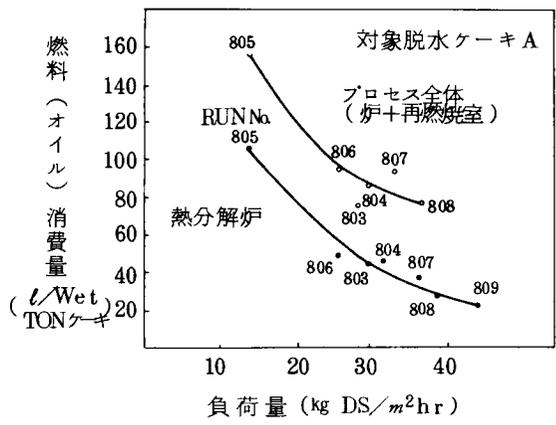


図-3.18：炉床負荷量と燃料消費量の関係

熱収支計算結果から各装置の効率は、

乾燥機	$\eta_D = 73 \sim 100 \%$
熱分解炉	$\eta_F = 70 \sim 80 \%$
再燃焼室	$\eta_{A.B.} = 86 \sim 94 \%$
ボイラー	$\eta_B = 73 \sim 100 \%$

のように求められた。ただし、各装置の熱効率は次のように定義した。

$$\eta_D = \frac{\Delta q_c + \Delta q_g}{D \cdot \Delta r} \times 100 \quad [\%] \quad \dots\dots\dots ①$$

$$\eta_F = (1 - q_l) \times 100 \quad [\%] \quad \dots\dots\dots ②$$

$$\eta_{A.B.} = (1 - q_l) \times 100 \quad [\%] \quad \dots\dots\dots ③$$

$$\eta_B = \frac{S \cdot \Delta r}{\Delta q_g} \times 100 \quad [\%] \quad \dots\dots\dots ④$$

D : ドレン発生量 [Kg/hr]

S : スチーム発生量 [Kg/hr]

Δq_c : ケーキ出入口エンタルピー差 [Kcal/hr]

Δq_g : ガス出入口エンタルピー差 [Kcal/hr]

q_l : 熱収支表中の熱損失 [Kcal/hr]

Δr : 発生スチームとドレンのエンタルピー差 [Kcal/Kg]

5-4 乾燥-熱分解プロセスからの排出物性状

5-4-1 残渣の性状と重金属等の揮散

クロムの挙動に関して表-3.17と表-3.19とを比較すると、($C_r^{+6}/T-C_r$)値はいずれも脱水ケーキ中の値にくらべて減少しており、第一次研究の結果と同じく6価クロムの大部分(62~97%)が還元されたことを示している。特にクロム含有量の高いGケーキについてその効果は顕著にみられ、焼却操作(Run 826)では全クロムの10%が C_r^{+6} に酸化されたのに対して熱分解操作ではケーキ中の6価クロムの95%が還元された。

表-3.19からカドミウム、鉛およびヒ素の残留率を計算して図-3.19に示した。カドミウムは供給量の83~88%、ヒ素が44~68%揮散するのに対して、鉛の揮散率は43~84%とバラツキが大きかった。鉛の揮散率の高いRun 803および823ではケーキ中の塩素イオン濃度が0.65%および0.34%と他のRunの0.03%および0.08%にくらべて高く、鉛の揮散に関係するものと考えられる。しかし、熱操作過程における鉛化合物の挙動は極めて複雑であることが予想される。例えば、焼却灰に $PbCl_2$ 又は PbO を添加して加熱して行くと、300℃前後から $Pb(OH)Cl$ や Ca_2PbO_4 などがX線回折によって検出されるようになり、さらに高温となると、長屋ら³⁾が指摘しているように鉛は SiO_2 、 Al_2O_3 、 CaO 、 Fe_2O_3 などと化合物を形成するようになり、X線回折によっても複雑な化合物(e.g. $Ca_2Pb_3SiO_3O_{11}$ 、 $Pb_2Fe_2O_5$)が検出されるようになる。従って、鉛は共存物質の種類や条件によって化合物形態が変化して揮散率もバ

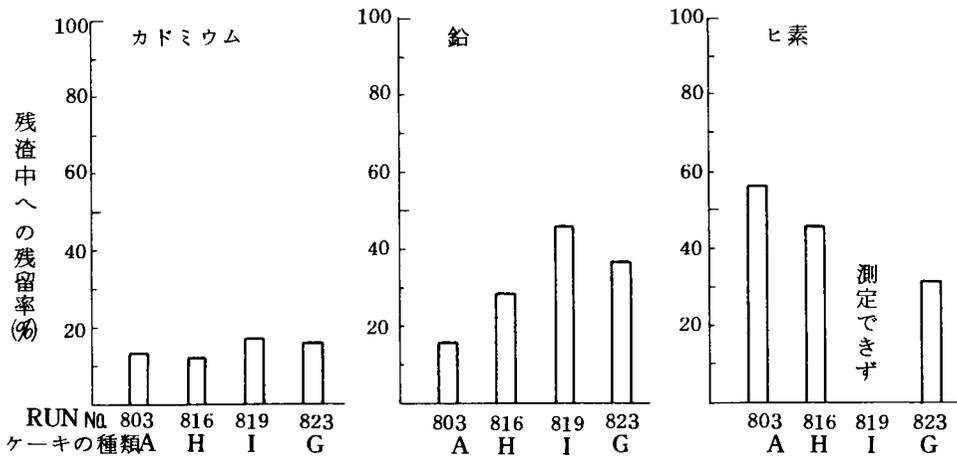


図-3.19：カドミウム，鉛およびヒ素の残 中への残留率

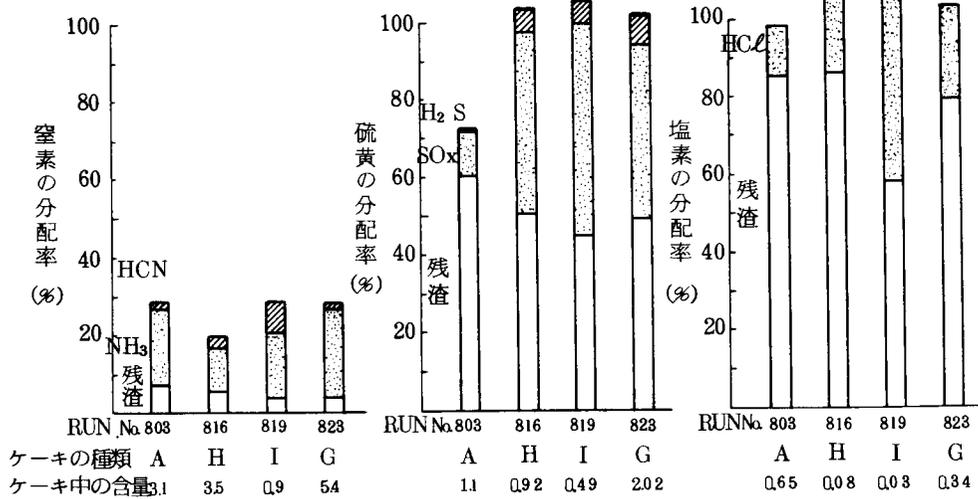


図-3.20：炉出口におけるケーキ中の窒素，硫黄および塩素の形態

ラツキが出るものと考えられるが、これらの問題については別途詳細な研究が必要である。

5-4-2 排ガスの性状

排ガスの組成、挙動などは第一次研究と比較してほとんど同じといえるが、ばい塵のみかなり高いものがあった。

一方、排ガス中の臭気成分についてみると、AケーキのRun 803は第一次研究のRun704および705とはほぼ同様な結果であった。すなわち、乾燥排ガス中の主な臭気成分はアセトアルデヒドとアンモニアであり、熱分解炉排ガス中の主な臭気成分はアンモニア、硫化水素およびホルムアルデヒドであった。H、I、Gケーキの場合、炉排ガス中には他に二硫化炭素、メチルメルカプタンの濃度が高かった。これらは再燃焼によって充分分解可能であった。

5-4-3 窒素、硫黄および塩素の挙動

残渣および排ガスの分析結果より、ケーキ中の窒素、硫黄および塩素の挙動を図-3.20のようにまとめた。

窒素については第一次研究のRun 704および705にくらべてRun 803では残渣中への残留が多いように図示されているが、残渣中の窒素の分析値が不確実で、残留率が高いかどうかは不明である。アンモニアおよびシアン化水素については本研究の方が濃度は高いが、それぞれへの分配率は第一次研究の結果とほぼ同じである。

硫黄はカルシウム分の多いAケーキで残留率が高いが、カルシウム分の少ないHおよびIでは50%以上が気相側へ移行している。Gケーキではカルシウム分が多いにもかかわらず、硫黄含有率も高く50%以上が揮散している。硫黄分揮散率の高い場合には気相側での硫黄化合物としてはSO_x以外H₂SおよびCS₂の形態も存在している。

塩素はカルシウム分の少ないIケーキを除いて残渣への残留率が高く、かつ気相側での形態は全てHClであった。

以上、本研究における窒素、硫黄および塩素の熱分解操作に伴う挙動をまとめると、窒素は大部分が気相に揮散し、硫黄および塩素はケーキ中のカルシウムの含有率によってその挙動がある程度規定されるといえ、このような結論は第一次研究結果と一致するものである。

5-4-4 排水の性状

排ガス洗浄排水の性状はスクラバー形式や散水量によって変化するので、以下のデータは一つの参考例である。乾燥排ガスの洗浄排水（散水量30～50ℓ/Am³）は第一次研究結果と同じくアンモニウムイオンが若干高くなる外は問題となるものはない。これに対して、ボイラー排ガスの洗浄排水（散水量1.0～1.5ℓ/Am³）についてはAケーキの場合第一次研究結果と異なり、排水のPHが高く、SS、塩素イオン、硫酸イオン、重金属類などの濃度がかかなり高い。これらは排ガス中のばい塵に由来するものと考えられる。一方、H、I、Gケーキの場合、排水のPHが低いのは、排ガス中の酸性ガス（硫化物）の濃度が高く、し

かもケーキ中のカルシウム含有率が低いためと考えられる。

5-5 脱水ケーキの直接投入プロセス実験結果の考察

5-5-1 直接熱分解プロセスの処理効果

処理効果の指標となる残渣の可燃分分解率は直接熱分解 (Run 903) の値が99%以上と焼却 (Run 904) よりも高く、焼却と同一負荷量 (6.8KgDS/m²・hr) で直接熱分解によって充分減量化目的を達成し得ることがわかった。同一多段炉での脱水ケーキの処理量 (負荷量) について乾燥-熱分解法と直接熱分解法又は焼却法と比較すると、両者の能力比はほぼ (100/100-w) である。ただし、wは直接投入ケーキ水分 (%) である。

5-5-2 直接プロセスの熱的特性

Run 903 および 904 の運転データによれば、両Runの炉最上段温度は約 400 ~ 490 °C であって、これは従来の焼却法の実際の運転データ (最上段温度 200 °C 前後) とくらべてかなり高い。炉が小型であるためケーキ乾燥効率が低いためである。著者はかつて、炉内でのケーキ乾燥効率を次式のように定義したが⁴⁾、

$$\eta = \frac{w \cdot \lambda}{Q_f + Q_w} \quad [\%] \quad \dots\dots\dots ⑤$$

w : 投入ケーキ水分 [%]

λ : 水分の蒸発潜熱 [Kcal/Kg]

Q_f : 単位ケーキ量当りの補助燃料の熱量 [Kcal/Kg-wet cake]

Q_w : 湿潤基準ケーキ高位発熱量 [Kcal/Kg-wet cake]

Run 904 の実験結果から、λ = 600 Kcal/Kg として、上式の乾燥効率を求めてみると 24.4% であった。実際の多段炉での上式の値は一般に 40 ~ 60% であって、本実験では乾燥状態が悪かったことがわかる。

5-5-3 直接プロセスからの排出物性状

a 残渣の性状

(C_r⁺⁶/T-C_r) 値については、焼却の場合、脱水ケーキの値より焼却灰中の値の方が大きく明らかに 6 価クロムが新たに生成されているのに対して、直接熱分解残渣の (C_r⁺⁶/T-C_r) 値は脱水ケーキのそれより低く、脱水ケーキ中の 6 価クロムの一部が還元されていることを示している。すなわち、熱分解法ではいずれのプロセスでも 6 価クロムの一部を還元することが出来、6 価クロムに関しては全く問題ないということが出来る。

重金属等の揮散状況についてはカドミウム、鉛およびヒ素について、3つのプロセスのデータをまとめると

		Cd	Pb	As
乾燥-熱分解	Run 803	86.4 %	84.1 %	43.6 %
直接熱分解	Run 903	85.9	84.4	34.6
焼却	Run 904	87.4	84.6	45.0

となり、元素毎の揮散率は極めて良く一致しており、明らかにプロセスによる差はなく、重金属等の揮散が温度によって規定されるものであることをよく示している。

b 排ガスの性状

3つのプロセスの排ガスの性状を比較すると、ばい塵濃度が乾燥-熱分解プロセスで他のプロセスに比較して高い値を示しているが、これは乾燥ケーキを炉に多量に投入することに起因しており、再燃焼室へ排ガスを導入するに際して充分設計上の考慮をする必要がある。

炉出口排ガス中のシアン化水素濃度については乾燥-熱分解プロセスの値が最も低かった。基礎研究の50 t/d 炉によるフィールド研究（第2編、第3章、3）の結果でも焼却操作において多量のシアン化水素が発生している。このことは下水汚泥脱水ケーキの熱乾燥ではいずれのプロセスにおいても排ガス中のシアン化水素対策が必要であることを示している。一方、アンモニアは焼却法では酸化雰囲気のため炉内で分解され、炉出口濃度は熱分解操作に比較してかなり低い値であった。反対に窒素酸化物は熱分解操作の方が炉出口濃度は低いが、再燃焼によって濃度が増加している。

硫酸化物については、第一次研究結果と同様、焼却法の方が低くその値は極端に低い。今後さらに詳しく研究する必要がある。

c 排水の性状

乾燥-熱分解プロセスのボイラー排ガス洗浄排水中のSS、塩素イオンおよび硫酸イオン濃度が高いのは前述の通り排ガス中のばい塵濃度が高いためと考えられる。一方、直接熱分解および焼却プロセスのような炉排ガスを直接洗浄する場合にはその排水中にシアンおよびアンモニウムイオンが移行するのでシアンおよびアンモニウムイオン濃度が高くなっている。従って、こういうイオンを含む排水を水処理系統へ返送するのに問題がある場合にはプロセスを変更して再燃焼後洗浄しなければならない。

5-5-4 熱分解プロセスと焼却プロセスとの比較

下水汚泥脱水ケーキの処理プロセスとして、熱分解プロセスは乾燥-熱分解であれ、直接熱分解であれ、6価クロムの生成抑制効果があり、しかも焼却プロセスと同程度に減量化し得ることがわかった。又、各プロセスからの排出物の6価クロム以外の性状についてはそれぞれ異なった点はあるが、これらをいずれも安全な範囲内に制御し得ることもわかった。そこで、各プロセスを評価する上で排ガスの発生量および燃料消費量が重要な指標となってくる。

運転データをもとに、3つのプロセスの排ガス発生量および燃料消費量を表-3.28にまとめてみた。表から明らかのように、熱分解プロセスが焼却プロセスにくらべてすぐれているという結果であるが、殊に乾燥-熱分解プロセスは燃料消費量がかなり低いという結果を与えている。ただし、直接熱分解および焼却プロセスの実験では前述したように炉出口排ガス温度が実際の場合にくらべてかなり高いこと、および実際のプロセスでは再燃焼室出口廃熱を回収していることから直接熱分解および焼却の実際のプロセスでは燃料消費はもっと低くなるであろう。

実規模装置におけるこれらの問題についての定量的な検討は次の編で行うが、いずれにしても焼却プロセスに比較して熱分解プロセスの排ガス発生量および燃料消費量は少く、提起された問題に対して十分な

表-3.28：パイロットプラントにおけるプロセス比較

プロセス		乾燥-熱分解	直接熱分解	焼 却
RUN. No.		804	903	904
脱水ケーキ投入量	(kg/hr)	182.5	50.0	50.0
脱水ケーキ水分	(%)	75.8	77.8	77.5
可燃分	(%)	59.5	66.0	66.0
灰分	(%)	40.5	34.0	34.0
高位発熱量	(kcal/kg)	2,900	3,300	3,300
炉負荷量	(kgDS/m ² hr)	27.6	6.8	6.8
炉入口ケーキ水分	(%)	37.1	77.8	77.5
ケーキに対する空気比		0.71	0.60	2.0
炉出口ガス温度	(°C)	850	393	485
再燃焼室出口ガス温度	(°C)	1,100	800	800
オイル消費量 (ℓ/脱水ケーキトン)	炉	50	144	128
	再燃焼室	32	89	234
	合計	82	233	362
乾排ガス量 (Nm ³ /脱水ケーキトン)	炉出口	1,114	1,495	2,673
	再燃焼室出口	1,498	2,227	4,968
湿排ガス量 (Nm ³ /脱水ケーキトン)	炉出口	1,500	2,748	3,949
	再燃焼室出口	1,907	2,381	5,350

回答になると考える。

6 実験結果のまとめ

第一次研究で把握された知見をもとに、各種下水汚泥脱水ケーキ（消石灰薬注生汚泥、消石灰薬注消化汚泥、高分子凝集剤薬注生汚泥、熱処理汚泥および皮革汚泥）について熱分解プロセスのパイロットプラント実験を行い、実用化する上での多くの知見を得ることが出来た。又、プロセス比較のため同プラントによって焼却プロセス実験を行い、熱分解プロセスの優位性を見出した。

本研究によって得られた主な点をまとめると下記の通りである。

- ① 4連式パドル型間接蒸気乾燥機を用いた下水生および消化消石灰薬注汚泥脱水ケーキの乾燥効率は第一次研究で用いた2連式にくらべて約2倍に向上し、総括伝熱係数U値は140～190Kcal/m²・hr°Cであった。高分子凝集剤薬注汚泥脱水ケーキの乾燥特性は消石灰薬注汚泥脱水ケーキのそれとほぼ同程度であった。これに対して、第一次研究結果と同様、熱処理汚泥および皮革汚泥脱水ケーキの乾燥効率は上の脱水ケーキのそれにくらべて高く、1.5～2倍のU値を与えた。
- ② 四段式熱分解炉を用いて各種汚泥乾燥ケーキの熱分解実験を行ったところ、6価クロムを生成することなく熱操作処理し得ることがわかった。この場合、汚泥種類による熱分解状況についての本質的な差はなく、適正熱分解条件は次の通りであった。

- a ケーキに対する空気比 : 0.6前後
- b 熱分解温度 : 900℃
- c 炉床負荷量 : ~25KgDS/m²・hr
- d 滞留時間 : 60min

- ③ 直接熱分解プロセスの実験を行い、乾燥-熱分解プロセスと同じ処理効果が得られることがわかった。
- ④ 乾燥-熱分解、直接熱分解および焼却の3つのプロセスについて排ガス発生量および燃料消費量を比較したところ、いずれも乾燥-熱分解プロセスが最も少く、焼却プロセスが最も多かった。
- ⑤ 3つのプロセスからの排出物(残渣、排ガスおよび排水)の分析結果を比較して以下の知見を得た。
- a 熱分解残渣はいずれも6価クロムの一部が還元されており、水中に6価クロムを溶出することはない。これに対して焼却灰中には新たに6価クロムが生成されており、6価クロムの一部が水中に溶出する。重金属等の揮散状況はプロセスに関係なく温度にのみ依存すると考えられる。
 - b 乾燥-熱分解プロセスにおける排ガス組成は第一次研究結果と類似していて、再燃焼によって除害することが可能である。ただし、再燃焼によって窒素酸化物が生成されるのでその抑制対策が必要である。又、ばい塵濃度がかかなり高いので排ガス処理プロセスについて設計上の考慮が必要である。
 - c 乾燥-熱分解プロセスからの排水はばい塵に起因するSS、無機イオンなどが高かった。一方、直接熱分解および焼却プロセスからの排水は再燃焼前に洗浄すると、シアンおよびアンモニウムイオン濃度が高くなるので、場合によっては洗浄前に再燃焼の必要がある。

7 プロセス解析

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスの機能についてパイロットプラントを用いた実験によって解明して来た。又、3つのプロセスの比較実験によって各プロセスの特性が明らかにされた。しかし、この比較においては各プロセス間で比較条件に若干のズレがある。

プロセスの実用化を考察する場合、実規模のより一般的な条件の下で定量的なプロセス評価をして行く必要がある。そこで、実験によって得られたデータをもとにして、実際的な操作条件を設定して、3つのプロセス(プロセスフローシートは緒論で設定した図-3.21および3.22)について脱水ケーキの燃料的性状(水分および発熱量)をパラメーターにプロセス特性(装置の処理能力、再燃焼後の乾ガス基準の排ガス量および燃焼室と再燃焼室での燃料消費量の合計値)を評価関数としたプロセス解析を試みた。パラメーターとしての脱水ケーキの燃料的性状については緒論、3-1で詳述したが、脱水ケーキ水分としては50~80%、固形物発熱量としては1,500~3,500Kcal/Kg(可燃分発熱量を5,000Kcal/kgとして固形物中の可燃分含有率30~70%)を解析範囲とする。又、このプロセス解析を行うための計算条件を表-3.29にまとめた。

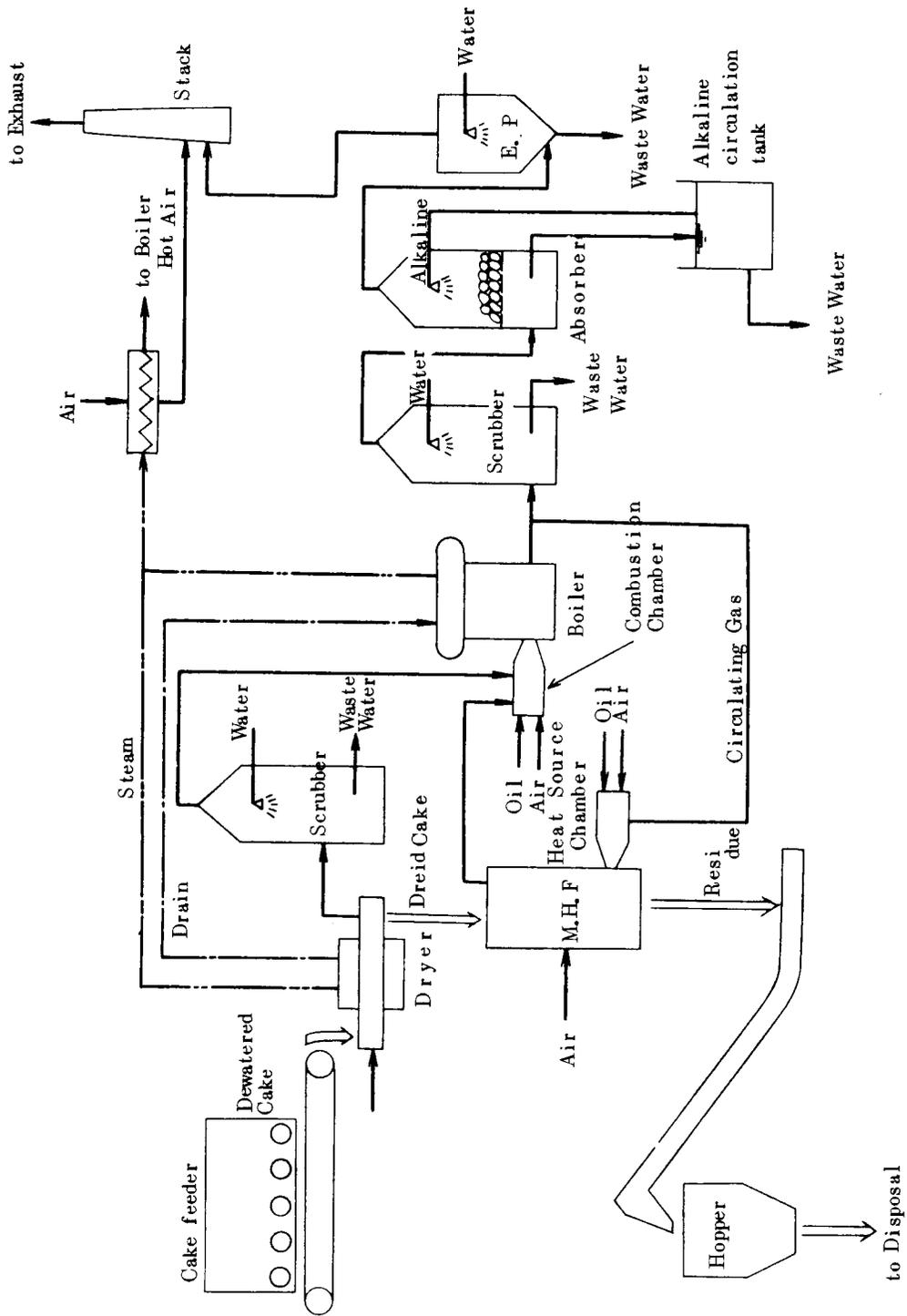


図-3.21 下水汚泥脱水ケーキの乾燥-熱分解プロセスフローシート

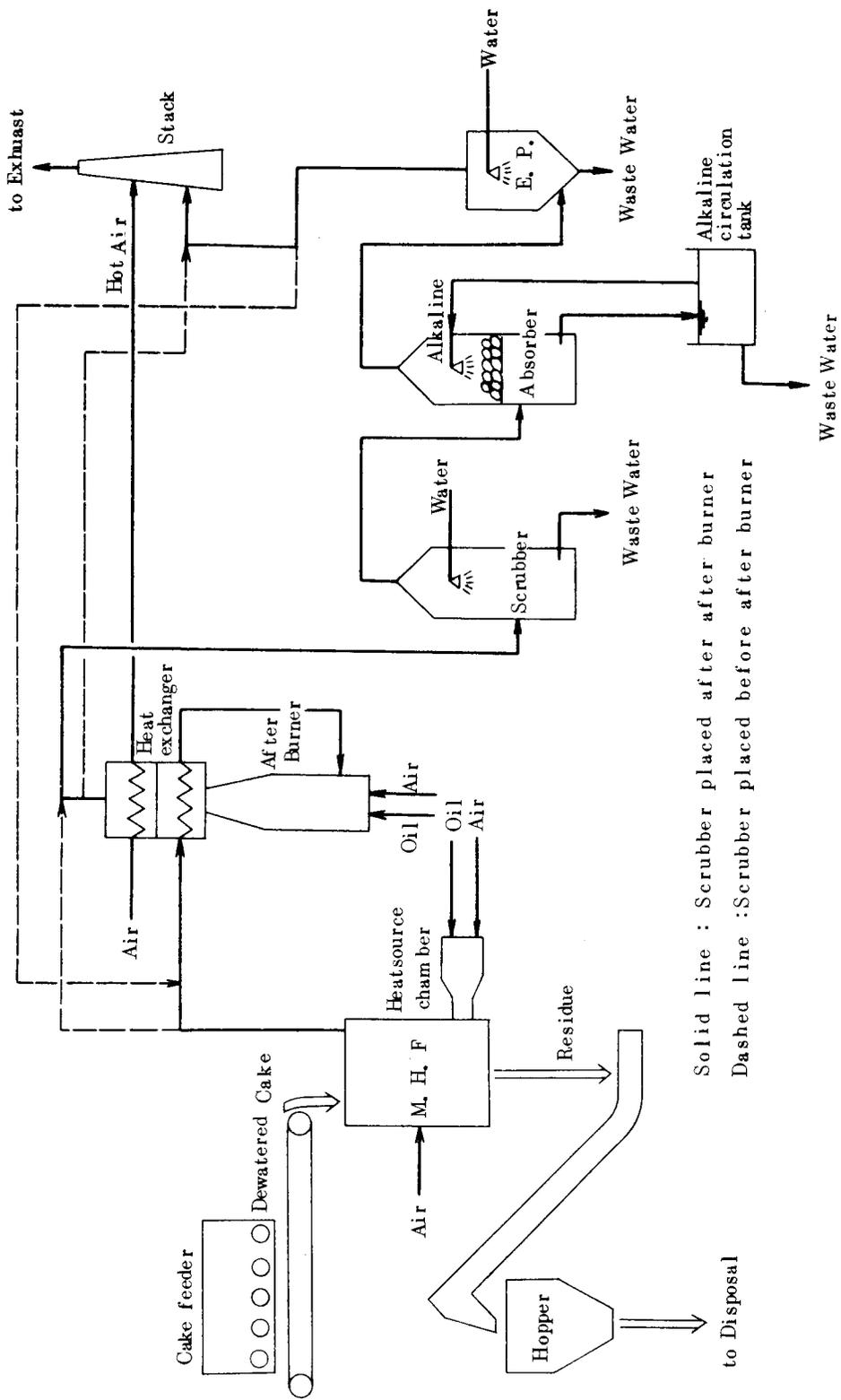


図-3.22 下水汚泥脱水ケーキの直接投入プロセスフローシート

表-3.29：プロセス解析のための計算条件

プロセス		乾燥-熱分解	直接熱分解	焼却
〈多段炉〉				
乾燥ケーキ水分	%	25.0	-	-
燃料(オイル)空気比	-	1.0	1.0	2.0
ケーキ可燃分空気比	-	≤0.6	0.6	2.4
燃焼効率	%	80	80	80
ガス出口温度	℃	700	200	Balance
残渣出口温度	℃	800	800	800
〈スクラバー〉				
排ガス温度	℃	40	40	40
ガス湿度	kgH ₂ O/kgDG	0.049	0.049	0.049
入口水温	℃	20	20	20
出口水温	℃	40	40	40
〈再燃焼室〉				
燃料(オイル)空気比	-	1.1	1.1	1.1
燃料燃焼効率	%	90	90	90
分解ガス空気比	-	1.05	1.05	-
分解ガス燃焼効率	%	80	80	-
〈ボイラー又は熱交換機〉				
		〈Boiler〉	〈H.E.〉	〈H.E.〉
入口ガス温度	℃	1,000	800	800
受熱ガス温度	℃	-	400	400
出口ガス温度	℃	300	Balance	Balance

7-1 装置処理能力

乾燥機や炉がパラメーター(ケーキ性状)の一点で設計されている時、パラメーターの変動によって装置処理能力がどのように対応するかを知って置くことは大切なことである。この関係を求めるには、パラメーターのうち処理能力を直接規定するのはケーキ水分であるから、装置処理能力をケーキ水分の関数として捉えることになる。今、表-3.30に示すような設計条件の下でのケーキ水分と各プロセスの固形物処理能力との関係を検討してみる。ただし、乾燥、熱分解および燃焼の各処理速度はケーキ性状には無関係に一定であると仮定している。乾燥速度は恒率乾燥を仮定しているので勿論ケーキ性状には関係なく、他の処理速度もこれまでの実験では主として操作温度、空気比などに関係し、ケーキ性状には関係のない結果を与えている。

表-3.30 : 実プラントの設計条件

プロセス		乾燥-熱分解	直接投入
脱水ケーキ水分	%	W	W
乾燥ケーキ水分	%	25.0	25.0
固形物供給量	kgDS/hr	P	P
脱水ケーキ量	kg/hr	$\frac{100 \cdot P}{100 - W}$	$\frac{100 \cdot P}{100 - W}$
乾燥ケーキ量	kg/hr	$\frac{4}{3} \cdot P$	$\frac{4}{3} \cdot P$
乾燥速度	kgH ₂ O/m ² hr	12.5	25.0
		(バドル・ドライヤー)	(多段乾燥段)
乾燥面積	m ²	$\frac{1}{3} \cdot \frac{P}{12.5} \cdot \frac{(4W - 100)}{(100 - W)}$	$\frac{1}{3} \cdot \frac{P}{25} \cdot \frac{(4W - 100)}{(100 - W)}$
熱分解速度	kgDS/m ² hr	25.0	25.0
燃焼速度	kgDS/m ² hr	-	50.0
熱分解面積	m ²	$\frac{P}{25}$	$\frac{P}{25}$
燃焼面積	m ²	-	$\frac{P}{50}$

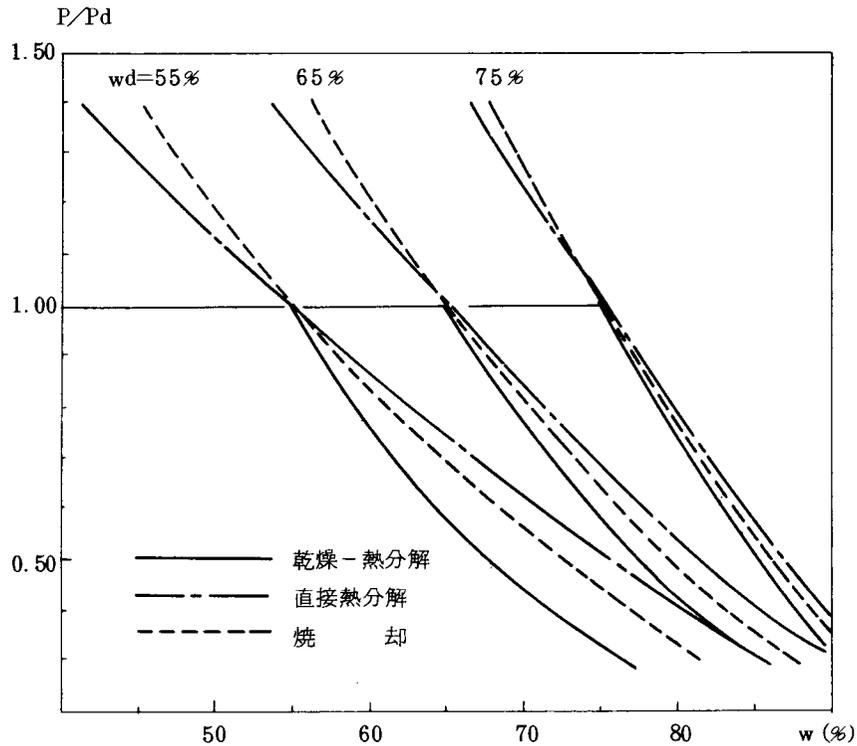


図-3.28 : 脱水ケーキ水分と処理能力との関係

表-3.30より、ケーキ水分と固形物処理能力との関係はそれぞれ次の性能曲線によって表すことが出来、これらの関係を図示したものが図-3.23である。

<乾燥-熱分解プロセス>

$$w \leq w_d, \quad P = P_d \quad [\text{kg D S} / \text{hr}] \quad \dots\dots\dots ⑥$$

$$w \geq w_d, \quad P = P_d \cdot \frac{(4 w_d - 100)}{(4 w - 100)} \cdot \frac{(100 - w)}{(100 - w_d)} \quad [\text{kg D S} / \text{hr}] \quad \dots\dots\dots ⑦$$

<直接熱分解プロセス>

$$P = P_d \cdot \frac{(w_d + 200)}{(w + 200)} \cdot \frac{(100 - w)}{(100 - w_d)} \quad [\text{kg D S} / \text{hr}] \quad \dots\dots\dots ⑧$$

<焼却プロセス>

$$P = P_d \cdot \frac{(5 w_d + 100)}{(5 w + 100)} \cdot \frac{(100 - w)}{(100 - w_d)} \quad [\text{kg D S} / \text{hr}] \quad \dots\dots\dots ⑨$$

(suffix dは設計値を表す)

乾燥工程と熱操作工程とが分離されている乾燥-熱分解プロセスの処理能力は、それぞれの装置のうち能力の低い装置によって規定される。水分が設計点以下の場合には処理能力は炉の固形物処理速度に律速され一定となる。水分が設計点以上の高水分となった場合には乾燥機の処理能力に律速され、水分の増加に伴って処理能力は低下する。従って、このプロセスでは水分が上方に変動することが問題であって、この変動を吸収するためには設計点をかなり高水分値に置く必要がある。ただし、ケーキ水分が設計点よりかなり低下した場合には乾燥機内のケーキの乾き過ぎやコゲツキ等の現象が生じる。この対策としては乾燥機内の品温による供給熱源制御が必要である。

多段炉内で乾燥および熱操作が連続的に行われる脱水ケーキの直接投入プロセス(直接熱分解プロセスおよび焼却プロセス)では処理性能が一つの曲線で表され、能力はケーキ水分に対して連続的に変化する。このことは炉内で各工程のゾーンコントロールが自動的に行われることを意味している。そしてケーキ水分が設計点をオーバーすれば処理能力は低下するが、逆にケーキ水分が設計点を下廻れば処理能力は設計値より増加する。これはこのプロセスのもっているメリットであるが、これを活かすためには他の装置(排ガス処理装置など)の設計値に余裕をもたせて置く必要がある。

7-2 プロセスからの排ガス量

各プロセスから発生する排ガス量(再燃焼室出口乾ガス量)とケーキ性状との関係を図-3.24(a)および(b)に示した。各プロセスからの排ガス量を比較すると焼却プロセスに比較して熱分解プロセスの方が、又再燃焼室を前置するプロセスに比較して後置するプロセスの方が排ガス量が少くなり、乾燥-熱分解プロセスがプロセスからの排ガス量が最も少くなり、反対に再燃焼室を前置する焼却プロセスがプロセス排

ガス量が最も多くなる。

再燃焼室を後置する直接熱分解プロセスのプロセス特性は乾燥-熱分解プロセスのそれに極めて類似している。高湿度の炉出口排ガスを直接洗浄塔で冷却減湿するので、以後の排ガスの取扱いが、乾燥が間接で除湿操作の可能な乾燥-熱分解プロセスと類似するからである。しかし、直接熱分解プロセスで炉出口排ガスの直接減湿が可能かどうかは、排ガス中の有害物（アンモニア、シアン化水素など）に着目すれば、下水処理場のトータルシステムとしての検討によって定まることであって、熱操作プロセス単独の評価で決定することは出来ない。

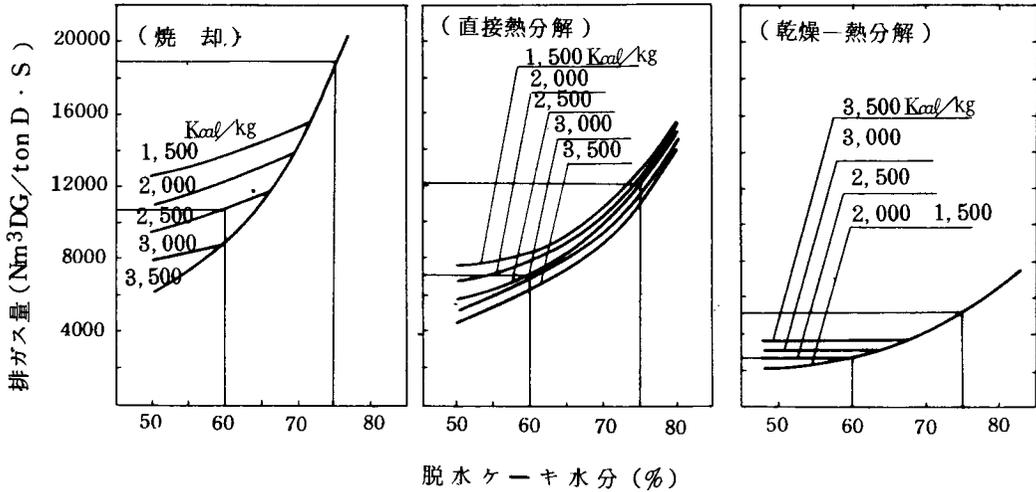


図-3.24 (a) : 各プロセスの排ガス量 (直接投入プロセスでA.B.およびH.E.を前置するケース)

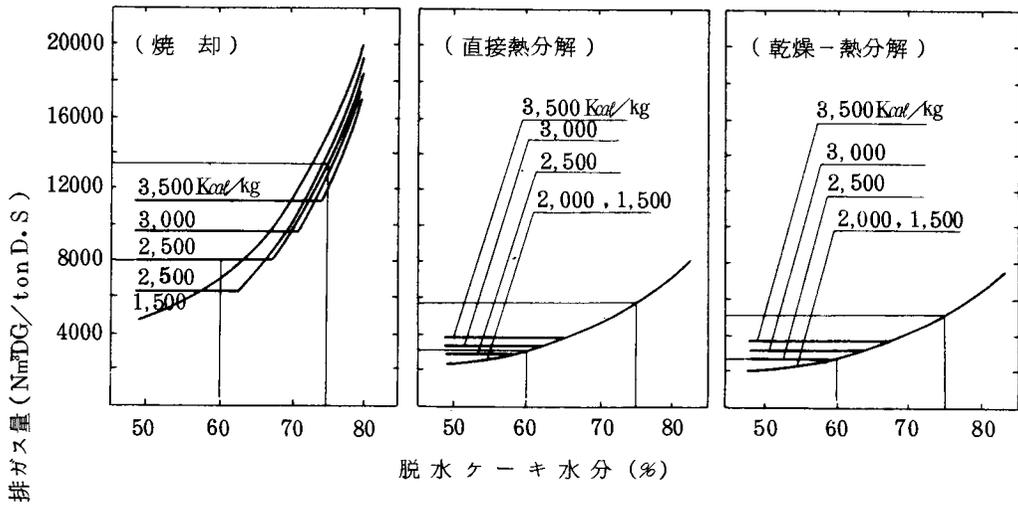


図-3.24 (b) : 各プロセスの排ガス量 (直接投入プロセスでA. B. およびH. E を後置するケース)

図-3.24の各図で、曲線の変曲点は、熱分解プロセスではプロセスの、焼却プロセスでは炉内での自然点（補助燃料が不要となる限界点）に対応している。

7-3 プロセスでの燃料消費量

各プロセスでの補助燃料消費量（炉の燃焼室と再燃焼室の両方で消費する合計量）とケーキ性状との関係を図-3.25(a)および(b)に示した。排ガス量の関係と同様、乾燥-熱分解プロセスの燃料消費量が最も少く、焼却プロセスのそれが最も多い。この解析結果から注目される点は熱分解プロセスにおいて、ケーキの燃料的性状の一定値以上でプロセスへの燃料補給が不要となり、いわゆる自然操作が可能となること

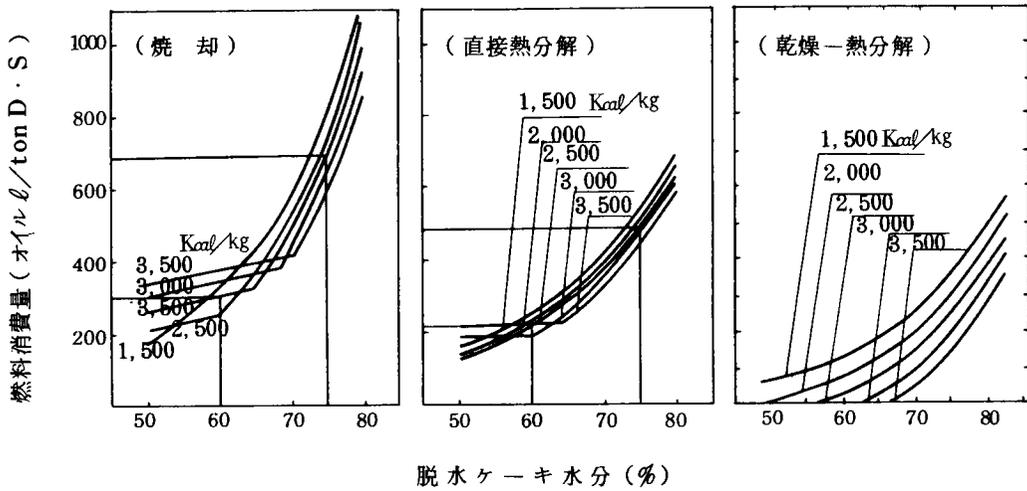


図-3.25(a)：各プロセスの燃料消費量（直接投入プロセスでA. B.およびH. E.を前置するケース）

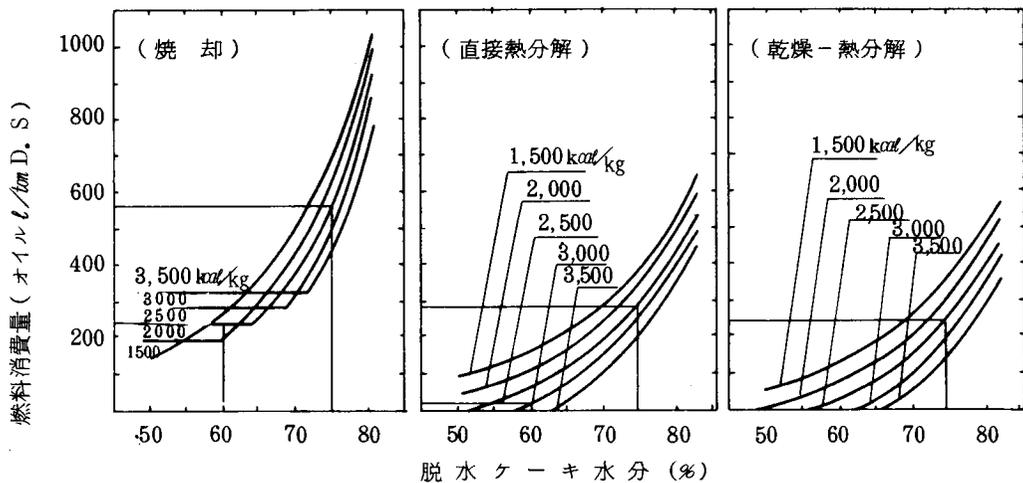


図-3.25(b)：各プロセスの燃料消費量（直接投入プロセスでA. B.およびH. E.を後置するケース）

である。乾燥-熱分解プロセスでは、この自然点が湿潤ベースの高位熱量で1,100~1,150 Kcal/kg wet cakeであり、再燃焼室後置の直接熱分解プロセスでは1,250~1,300 Kcal/kg wet cakeである。このように熱操作プロセスにおいて補助燃料を使用せずに操作が可能であるということは省エネルギーの面から極めて大きな意義があり、熱分解プロセスが熱操作プロセスとしてすぐれたプロセスであることを実証するものである。ただし、再燃焼室後置の直接熱分解プロセスについてはトータルシステム的评价があることは前述の通りである。

7-4 プロセス解析のまとめ

乾燥-熱分解、直接熱分解および焼却プロセスの3つのプロセスについてプロセス解析を行った。

熱操作プロセスの処理能力はケーキ水分によって規定され、その関係は図-3.2.3に示す通りであるが、いずれのプロセスにおいても設計点以上の高水分に対処するためには設計上の余裕が必要となる。

各プロセスからの排ガス量は図-3.2.4に示す通りであり、乾燥-熱分解プロセスからの排ガス量が最も少く、焼却プロセスからの排ガス量が最も多い。又、各プロセスで必要とする補助燃料は図-3.2.5に示す通りであり、やはり乾燥-熱分解プロセスの消費量が最も少く、焼却プロセスでの消費量が最も多い。熱分解プロセスでは一定の湿潤発熱量以上では補助燃料を使用せずに操作可能である。

このように、熱分解プロセスは焼却プロセスに比較してすぐれたプロセスであり、特に、比較した3つのプロセスの中では乾燥-熱分解プロセスが、プロセス解析からは最もすぐれたプロセスであることがわかった。

8 結 論

下水污泥脱水ケーキ熱分解プロセスの実用化の見通しを得るため、水分75%脱水ケーキ換算4~5t/d規模のパイロットプラントを用いてパイロット実験を行い、熱分解プロセスが現行焼却プロセスのもっている問題点(6価クロムの生成、多量の排ガスの発生および燃料の多消費)を解消又は改良し得ることが確認され、熱分解プロセスが焼却プロセスの代替プロセスとして下水污泥脱水ケーキの有効な熱操作プロセスであることがわかった。

下水污泥脱水ケーキについて、多段炉を用いた熱分解プロセスを実用化する場合、乾燥-熱分解プロセスと直接熱分解プロセスの2つのプロセスが考えられ、両プロセス共脱水ケーキの減量化、安定化および無害化という処理効果の面では同等であるが、排ガス発生量および燃料消費量というプロセス特性面では乾燥-熱分解プロセスの方がすぐれている。設備を新設する場合には乾燥-熱分解プロセスが、既設の焼却設備を熱分解プロセスに改造する場合には直接熱分解プロセスが、それぞれ適している。当然、それぞれの代替プロセスの選定は立地条件によってなされるべきである。

以上、本研究によって所期の目的通り、下水污泥脱水ケーキの熱分解プロセスを実用化することの十分な見通しを得ることが出来た。

参 考 文 献

- 1) 日本碍子(株)：「多段焼却炉を用いた下水汚泥の乾留法に関する研究」、昭和51年度建設省建設技術研究補助金交付研究報告書、昭和52年8月
- 2) 平岡正勝、成瀬 勝、馬島 剛：「下水汚泥の乾燥-乾留(熱分解)に関する研究(第2報)」、下水道協会誌 15、171、56、1978
- 3) 長屋喜一、平岩良郎：「熱処理による重金属の揮散」、日立造船技報、37、3、48、1976
- 4) 笠倉忠夫、市川郁夫、小沢隆：「下水汚泥焼却炉の熱効率的諸考察」、公害と対策、3、11、671、1967

追記：本章「第二次パイロットプラント研究」については、その概要を1979年ACS Annual Meetingにおいて下記の通り発表した。

T. Kasakura & M. Hiraoka: "Pilot Plant Study on Sewage Sludge Pyrolysis", ACS Annual Meeting, Division of Environmental Chemistry, Symposium on Thermal Conversion of Solid Waste and Biomass, 166. Sep. 9~14, 1979
Washington, D. C. U. S. A.

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 1

Run No.		801	802	803	804	805	806
供試脱水ケーキ	種類	A	A	A	A	A	A
	水分 (%)	75.8	75.8	75.8	75.8	77.5	77.5
	高位発熱量 (kcal/kg.D.S.)	2900	2900	2900	2900	3140	3090
	Ig-loss (%)	59.5	59.5	59.5	59.5	61.4	61.4
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² .G)	1.6~2.6	2.7~3.8	4.5~5.2	3.6~4.5	1.6~3.4	4.3~5.2
	蒸気温度 (°C)	128~139	139~150	155~159	148~155	130~145	157
	ケーキ投入量 (kg/hr)	154.1	203.2	200.1	182.5	101.4	176.1
	乾燥ケーキ水分 (%)	34.9	36.3	35.1	37.1	24.7	37.1
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	57.3	77.2	74.6	71.1	30.3	63.0
	蒸発水分量 (kg/hr)	96.8	126	125.5	113.7	71.1	113.1
	ドレン発生量 (kg/hr)	135	158	174	170	126	185.1
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	82	98	105	103	75	113.4
	ジャケット側 (kg/hr)	53	60	69	67	51	72.2
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	67635	78327	85532	83521	63000	90884
U 値 (kcal/m ² .hr.°C)	176.2	168.6	142.8	156.7	155.9	151.2	
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	1100~1170	1030~1120	1000~1090	1035~1135	960~1055	1070~1100
	オイル消費量 (ℓ/hr)	10.3	8.6	4.8	5.9	5.2	8.3
	CO ₂ (Vol.%)	0.4~1.5	0.9~3.0	0/1.2	0/1.3	0/1.2	0.8~1.3
ボイラ結果	ボイラー出口温度 (°C)	204~210	208~226	230~240	219~235	190~198	215~225
	ボイラー圧力 (kg/cm ² .G)	3.6~4.1	4.3~5.3	6.0~6.5	5.4~6.0	3.2~4.5	5.8~6.8
	蒸気発生量 (kg/hr)	204.3	211.2	212.7	212.8	210.8	212.5
	蒸気逃し量 (kg/hr)	0	0	0	0	0~20	0
#1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	3.6~3.9	2.0~2.1	3.4~3.9	2.8~3.2	0.9~2.3	1.2
	出口ガス温度 (°C)	24~30	28~30	28~32	27~30	21~31	20~30
	排気量 (m ³ /hr)	35~120	50~75			50~113	
#2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
	出口ガス温度 (°C)	24~27	45~48	42~50	46~52	32~55	42~52

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 2

Run No.		801	802	803	804	805	806
熱分解 炉 運 転 結 果	ケーキ種類						
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	57.3	77.2	74.6	71.1	30.3	63.0
	乾燥ケーキ水分 (%)	34.9	36.3	35.1	37.1	24.7	37.1
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	23.0	30.4	29.9	27.6	14.1	24.4
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	83	80	86	86	48.5	92
	分配 1 : 2 : 3 : 4	0:39:44:0	0:36:44:0	0:42:44:0	0.42:44:0	0:20:28.5:0	0:46:46:0
	可燃分に対する空気比	0.77	0.56	0.61	0.66	0.68	0.74
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	0.3	0.5	0.7	0.7	1.4	1.0
	温度 (°C) 1 段目	465~575	770~795	810~885	870~905	890~930	870~920
	2 段目	695~720	775~840	890~920	875~920	900~930	885~930
	3 段目	775~810	815~830	910~935	880~905	875~930	850~920
	4 段目	705~785	790~830	880~920	890~920	860~900	900~930
	出口	535~630		700~790	765~810	770~830	815~880
	滞留時間 (min)	60	60	60	60	60	60
炉内静圧 (mmAq)	+3~+20	+0~+1.2	+7~+15	+15~+25	+7~+20	+2~+10	
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	0.57, 0.12, 0.04	1.72, 0.99, 0.42	1.34, 1.64, 0.34	0.95, 1.35, 0.24	1.40, 1.62, 0.34	0.15, 0.37, ND	
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.31	0.19, ND, 0.27	0.11, ND, 0.17	0.12, ND, 0.26	ND, ND, 0.13	ND, ND, 0.53	
発熱量 (kcal/Nm ³)	24.8	181.2	139.6	110.7	124.3	21.9	
燃焼室 運 転 結 果	循環ガス温度 (°C)	202~210	208~226	230~240	219~235	190~198	215~226
	循環ガス量 (m ³ /hr)	40	72.4	41.2	42.2	50	45.1
	消費オイル量 (ℓ/hr)	3.5	6.6	8.1	7.3	7.3	6.5
	空気量 (Nm ³ /hr)	44	75.2	73.5	65.8	62.0	58.1
	炉内温度 (°C)	760~890	860~940	1030~1100	1050~1130	1025~1075	920~990
残 渣 の 性 状	発生量 (kg/hr)	18.9	23.5	21.3	19.8	8.9	15.8
	Ig-loss (%)	20.0	15.2	8.1	8.5	0.9	3.3
	可燃分分解率 (%)	83.0	87.8	94.0	93.7	99.4	97.9
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND
	Cr ⁺⁶ 含有量 (mg/kg)	3.5	4.8	5.8	6.0	3.6	2.4
オイル (ℓ/hr)	14.5	16.5	14.7	14.8	16.1	17.4	
消費量 (ℓ/cake ton)	94.2	81.2	93.7	81.3	159.4	78.7	

パイロットプラント運転データ(二次研究)-1

	Run No.	807	808	809			
供試脱水ケーキ	種類	A	A	A			
	水分 (%)	76.5	76.5	77.5			
	高位発熱量 (kcal/kg.D.S.)	3140	2960	3140			
	Ig-loss (%)	59.6	59.5	61.4			
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² .G)	5.1~5.2	5.0~5.3				
	蒸気温度 (°C)	150~160	160				
	ケーキ投入量 (kg/hr)	239.0	256.0				
	乾燥ケーキ水分 (%)	43.6	40.4				
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	99.6	101.0				
	蒸発水分量 (kg/hr)	139.4	155.2				
	ドレン発生量 (kg/hr)	183	192				
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	117	119				
	ジャケット側 (kg/hr)	66	73				
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	89,712	93,982				
	U 値(kcal/m ² .hr.°C)	146.6	150.1				
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	1080~1150	1090~1160	960~1000			
	オイル消費量 (ℓ/hr)	10.2	99	≐ 0			
	CO/O ₂ (Vol.%)	0/1.2	0/0.5~1.2	0/2.1			
ボイラー運転結果	ボイラー出口温度 (°C)	216~245	238~245				
	ボイラー圧力 (kg/cm ² .G)	5.2~7.0	7.2~7.6				
	蒸気発生量 (kg/hr)	213.4	216.7				
	蒸気逃し量 (kg/hr)	0	0				
#1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	36~39	3.4~3.5				
	出口ガス温度 (°C)	32~35	33~36				
	排気量 (m ³ /hr)	65~95	40~70				
#2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	0.8	0.8	0.8			
	出口ガス温度 (°C)	41~59	33~36	47~52			

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 2

Run No.	807	808	809			
熱分解炉運転結果	ケーキ種類					
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	99.6	101.0	103.9		
	乾燥ケーキ水分 (%)	43.6	40.4	28.8		
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	34.7	37.2	43.8		
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	108	128	148		
	分配 1 : 2 : 3 : 4	0:54:54:0	0:64:64:0	0:74:74:0		
	可燃分に対する空気比	0.62	0.72	0.66		
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	0.9	0.5	0.3		
	温度 (°C) 1 段目	795~825	805~895	885~920		
	2 段目	880~915	890~920	890~930		
	3 段目	920~940	910~955	880~905		
	4 段目	870~870	880~920	810~925		
	出口	740~810	820~885	845~900		
	滞留時間 (min)	60	60	60		
炉内静圧 (mmAq)	+10~+20	+10~+20	+3~+20			
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	1.72, 1.90, 0.16	0.57, 0.21, ND	1.11, 1.73, 0.24			
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	1.04, ND, 0.20	ND, ND, 0.2	ND, ND, 0.1			
発熱量 (kcal/Nm ³)	131.4	23.7	97.1			
燃焼室運転結果	循環ガス温度 (°C)	216~245	238~245	186~204		
	循環ガス量 (m ³ /hr)	32.3	26.8	53.6		
	消費オイル量 (ℓ/hr)	7.7	7.0	6.7		
	空気量 (Nm ³ /hr)	54.3	55.0	59.2		
	炉内温度 (°C)	1000~1100	1085~1190	940~1040		
残渣の性状	発熱量 (kg/hr)	24.7	26.8	31.2		
	Ig-loss (%)	7.9	9.3	12.3		
	可燃分分解率 (%)	94.2	93.0	91.2		
	Cr+6 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	ND	ND		
	Cr+6 含有量 (mg/kg)	0.9	0.9	1.7		
オイル (ℓ/hr)	20.3	18.2	—			
消費量 (ℓ/cake ton)	84.9	71.2	—			

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 1

Run No.		811	812	813	814	815	816
供試脱水ケーキ	種類	B	B	B	H	H	H
	水分 (%)	80.0	80.0	80.0	74.0	72.9	74.0
	高位発熱量 (kcal/kg・D.S.)	2630	2630	2630	3290	2770	3290
	Ig-loss (%)	50.4	50.4	50.4	56.7	46.9	56.7
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² ・G)	2.9~3.3	3.6~4.5	2.4~3.8	3.0~4.5	3.2~4.4	3.2~5.2
	蒸気温度 (°C)	142.3	148.3	144	150	147.4	153.2
	ケーキ投入量 (kg/hr)	178.5	208.6	233.1	145.0	165.4	201.4
	乾燥ケーキ水分 (%)	42.5	45.9	42.8	44.8	28.3	36.0
	乾燥ケーキ吐出货量 (kg/hr)	62.1	77.1	81.5	68.3	62.5	81.8
	蒸発水分量 (kg/hr)	116.4	131.5	151.6	76.7	102.9	119.6
	ドレン発生量 (kg/hr)	143.7	159.8	163.6	177.3	165.4	186.8
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	96	110.3	112.6	114	118	125.2
	ジャケット側 (kg/hr)	47.7	49.5	51	63.3	47.4	61.6
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	71562	79101	81309	87586	81708	92092
U 値 (kcal/m ² ・hr・°C)	140.9	139.1	154.8	166.8	136.2	165.2	
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	850~960	910~965	910~1020	1090~1100	1080~1145	1040~1190
	オイル消費量 (ℓ/hr)	5.6	6.7	8.0	14.8	12.6	10.5
	CO ₂ (Vol.%)	0/1.5~3.0	0/1.5~3.0	0/1.2~1.8	0/0.7~1.8	0/0.8~1.2	0/1.4~2.4
ボイラ運転結果	ボイラー出口温度 (°C)	210~215	212~230	205~215	215~216	220~236	210~228
	ボイラー圧力 (kg/cm ² ・G)	4.1~4.8	4.3~5.3	4.2~5.5	5.0~6.1	5.1~6.4	5.0~6.8
	蒸気発生量 (kg/hr)	212	220.5	206	214	214.4	214.4
	蒸気逃し量 (kg/hr)						
#1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	—	0.8>	0.8>	1.5~1.6	—	2.3
	出口ガス温度 (°C)	12~14	15~25	18~28	11~13	22~96	11
	排気量 (m ³ /hr)						
#2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	0.8>	0.8>	0.8>	0.8~0.9	—	0.8>
	出口ガス温度 (°C)	60~62	50~100	40~52	45~48	105~110	49~55

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 2

Run No.		811	812	813	814	815	816
熱分解炉運転結果	ケーキ種類	B	B	B	H	H	H
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	62.1	77.1	81.5	68.3	62.5	81.8
	乾燥ケーキ水分 (%)	42.5	45.9	42.8	44.8	28.3	36.0
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	21.9	25.6	28.6	23.1	27.5	32.1
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	70.5	70.5	102	108	84	90
	分配 1 : 2 : 3 : 4	0:42:28.5:0	0:42:28.5:0	0:60:42:0	0:60:48:0	0:50:34:0	0:54:36:0
	可燃分に対する空気比	0.75	0.64	0.83	0.87	0.68	0.69
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	2.4	2.4	2.7	1.3	0.64	0.8
	温度 (°C) 1 段目	890~920	765~860	890~925	830~850	820~910	715~830
	2 段目	905~925	850~900	910~950	885~930	865~935	880~945
	3 段目	900	860~910	885~900	885~900	865~935	850~940
	4 段目	895	895~900	890~895	910~915	875~920	905~940
	出口	835~870	725~775	815~875	825~870	740~850	695~760
	滞留時間 (min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧 (mmAq)	+5~+15	+5~+20	+8~+18	+10~+18	+8~+15	+15~+25
	出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	0.74, 0.35, 0.10	0.72, 0.31, 0.08	2.42, 2.16, 0.32	1.03, 0.34, 0.08	1.34, 1.78, 0.52	1.64, 1.63, 0.63
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	ND, ND, 0.31	ND, ND, 1.08	ND, ND, 0.09	ND, ND, 0.25	0.18, ND, 0.28	0.22, ND, 0.20	
発熱量 (kcal/Nm ³)	44.3	38.9	169.8	49.3	171.4	192.3	
燃焼室運転結果	循環ガス温度 (°C)	210~215	212~230	205~215	—	—	—
	循環ガス量 (m ³ /hr)	25.3	26	42.6	0	0	0
	消費オイル量 (ℓ/hr)	8.4	7.5	7.6	5.8	6.4	4.9
	空気量 (Nm ³ /hr)	84	59	60	35.3	48.0	31.6
	炉内温度 (°C)	880~895	940~960	940~960	1060~1125	900~945	1025~1080
残渣の性状	発熱量 (kg/hr)	17.7	20.7	23.6	16.7	24.4	23.4
	Ig-loss (%)	+0.6	0.1	2.2	0.3	2.4	5.6
	可燃分分解率 (%)	100	100	97.8	99.8	97.2	95.5
	Cr+6 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND
	Cr+6 含有量 (mg/kg)	—	—	—	—	—	3.1
オイル (ℓ/hr)	20.3	20.5	22.6	24.0	20.7	17.5	
消費量 (ℓ/cake ton)	113.7	98.3	97.0	165.0	125.4	86.9	

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 1

	Run No.	817	818	819	820	823	824
供試脱水ケーキ	種類	H	I	I	I	G	G.
	水分 (%)	179.0	55.3	55.3	55.3	76.4	76.6
	高位発熱量 (kcal/kg-D.S.)	3290	4310	4310	4670	4000	3900
	Ig-loss (%)	56.7	83.6	83.6	88.4	64.3	63.7
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² .G)	4.3~4.8	0~0.5	0~0.5	0~0.5	1.2~2.8	1.7~2.0
	蒸気温度 (°C)	147.7	105	105	105	125	124
	ケーキ投入量 (kg/hr)	303.9	195	193	195	140.3	148.2
	乾燥ケーキ水分 (%)	35.7	41.2	43.2	45.9	44.8	45.7
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	122.9	148	152	161	60.0	63.9
	蒸発水分量 (kg/hr)	181.1	46.0	41.3	33.1	80.3	84.4
	ドレン発生量 (kg/hr)	202.7	69.2	61.8	56.4	135.3	140.1
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	135	43.9	39.8	35.0	86.8	89.7
	ジャケット側 (kg/hr)	67.7	25.3	22.0	21.4	48.5	50.4
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	99526	36925	32976	30075	68597	72484
	U 値(kcal/m ² .hr.°C)	198.3	365	326	298	226.0	247
再燃焼結果	炉内温度 (°C)	1070~1120	990~1100	910~1000	960~1000	930~1010	1045~1080
	オイル消費量 (ℓ/hr)	11.5	7.2	0.43	0	3.0	0.8
	CO ₂ (Vol.%)	0.3~0.8/ 0.8~1.8	0/1.0~1.7	0/1.0~2.0	0/0.7~2.0	—	0~0.4/0.5~1.2
ボイラ結果	ボイラー出口温度 (°C)	210~222	145~180	180~195	176~195	195~215	197~208
	ボイラー圧力 (kg/cm ² .G)	5.5~6.1	1.3~3.5	2.5~4.5	1.9~2.6	3.0~4.9	3.3~4.1
	蒸気発生量 (kg/hr)	210	214.8	209.6	213.6	211.2	211.5
	蒸気逃し量 (kg/hr)						
#1 スクラバ	スクラバー流量 (m ³ /hr)	1.2~1.3	2.0~2.2	1.5	1.5	1.5	1.2~1.3
	出口ガス温度 (°C)	16~22	9~25	13~16	13~22	13~31	21~29
	排気量 (m ³ /hr)						
#2 スクラバ	スクラバー流量 (m ³ /hr)	0.8>	—	0.8>	0.8>	—	—
	出口ガス温度 (°C)	45~47	45~52	48~52	57~61	24~39	44~48

パイロットプラント運転データ(二次研究)-2

Run No.		817	818	819	820	823	824
熱 分 解 炉 運 転 結 果	ケーキ種類	H	I	I	I	G	G
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	122.9	40.5	52.6	111.5	60.0	63.9
	乾燥ケーキ水分 (%)	35.7	41.2	43.2	45.9	44.8	45.7
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	48.5	14.6	18.3	37.0	19.2	21.3
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	128	100	128	128	110	53
	分配 1:2:3:4	0:68:60:0	0:60:40:0	0:80:48:0	0:80:48:0	0:64:44:0	0:32:24:0
	可燃分に対する空気比	0.73	0.87	0.98	0.46	0.83	0.39
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	0.7	0.8	1.5	0.7	1.9	3.3
	温度 (°C) 1段目	780~860	785~805	870~880	785~850	775~840	565~600
	2段目	880~915	920~940	965~1000	920~990	910~985	885~910
	3段目	900~990	880~955	845~900	860~930	855~945	880~905
	4段目	905~915	890~900	900	895~900	840~895	900~910
	出口	700~805	840~905	900~960	755~900	740~805	610~625
	滞留時間 (min)	60	60	60	60	60	60
	炉内静圧 (mmAq)	+20~+25	+9~+12	+3~+15	+5~+25	+10~+15	+12~+16
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	1.85, 1.8, 0.65	2.41, 0.78, 0.47	5.55, 3.65, 1.48	-	-	6.77, 3.85, 1.11	
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.22, ND, 4.30	0.16, ND, 0.72	0.58, ND, 0.15	-	-	0.57, ND, 0.22	
発熱量 (kcal/Nm ³)	177.3	161.6	505.6	-	-	514.7	
燃 焼 室 運 転 結 果	循環ガス温度 (°C)	-	-	-	-	-	-
	循環ガス量 (m ³ /hr)	0	0	0	0	0	0
	消費オイル量 (ℓ/hr)	4.3	4.6	4.8	4.0	6.2	4.4
	空気量 (Nm ³ /hr)	33.3	40.8	24.8	31.6	54	38
	炉内温度 (°C)	1035~1105	990~1030	1010~1120	980~1030	915~1000	1125~1165
残 渣 の 性 状	発生量 (kg/hr)	38.4	4.1	5.2	8.4	11.6	13.1
	Ig-loss (%)	8.9	5.2	8.1	16.6	+ 1.9	4.1
	可燃分分解率 (%)	92.5	98.9	98.7	97.4	100	97.6
	Cr+6 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	ND	ND	ND	ND	ND
	Cr+6 含有量 (mg/kg)	-	-	1以下	-	16	12
オイル (ℓ/hr)	17.6	13.9	9.1	5.8	14.2	13.8	
消費量 (ℓ/cake ton)	75.5	260.8	136.7	93.0	101.2	93.1	

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 1

	Run No.	825	826 (煙室)				
供試脱水ケーキ	種類	G	G				
	水分 (%)	79.7	76.4				
	高位発熱量 (kcal/kg-D.S.)	4400	4000				
	Ig-loss (%)	65.0	64.3				
蒸気乾燥機運転結果	使用蒸気圧力 (kg/cm ² -G)	1.6~1.9	—				
	蒸気温度 (°C)	129.4	—				
	ケーキ投入量 (kg/hr)	216	—				
	乾燥ケーキ水分 (%)	38.9	—				
	乾燥ケーキ吐出量 (kg/hr)	74.6	—				
	蒸発水分量 (kg/hr)	143	—				
	ドレン発生量 (kg/hr)	186.2	—				
	内訳 シャフト側 (kg/hr)	118.4	—				
	ジャケット側 (kg/hr)	67.8	—				
	入熱伝熱量 (kcal/hr)	96638	—				
U 値 (kcal/m ² ·hr·°C)	278	—					
再運転燃焼結果	炉内温度 (°C)	1040~1150	—				
	オイル消費量 (ℓ/hr)	1.6	—				
	CO/02 (Vol.%)	0/0.8~1.0	—				
ボイラ運転結果	ボイラー出口温度 (°C)	213~232	—				
	ボイラー圧力 (kg/cm ² -G)	4.3~5.1	—				
	蒸気発生量 (kg/hr)	210	—				
	蒸気逃し量 (kg/hr)	—	—				
No 1 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	1.9	—				
	出口ガス温度 (°C)	18~37	—				
	排気量 (m ³ /hr)	—	—				
No 2 スクラバー	スクラバー流量 (m ³ /hr)	—	—				
	出口ガス温度 (°C)	46~53	—				

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 2

	Run No.	825	826				
熱分解炉運転結果	ケーキ種類	G	G (焙煎)				
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	74.6	26.7				
	乾燥ケーキ水分 (%)	38.9	45.3				
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	28.0	9.0				
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	120	138				
	分配 1 : 2 : 3 : 4	0.72:48:0	0.85:42:11				
	可燃分に対する空気比	0.60	2.4				
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	1.7	2.1				
	温度 (°C) 1 段目	700~730	885~915				
	2 段目	895~910	845~870				
	3 段目	880~960	875~905				
	4 段目	915~940	880~900				
	出口	715~750	775~855				
	滞留時間 (min)	60	60				
	炉内静圧 (mmAq)	+2~+10	+5~+10				
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	2.90, 2.47, 0.87	ND, ND, ND					
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.88, ND, 0.10	ND, ND, 9.2					
発熱量 (kcal/Nm ³)	248	0					
燃焼室運転結果	循環ガス温度 (°C)	-	-				
	循環ガス量 (m ³ /hr)	0	0				
	消費オイル量 (ℓ/hr)	3.3	6.2				
	空気量 (Nm ³ /hr)	23.6	53.8				
	炉内温度 (°C)	880~960	1220~1290				
残渣の性状	発生量 (kg/hr)	14.4	5.2				
	Ig-loss (%)	6.7	0.7				
	可燃分分解率 (%)	96.1	99.7				
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	140				
	Cr ⁺⁶ 含有量 (mg/kg)	9.3	4150				
	オイル (ℓ/hr)	9.3	-				
	消費量 (ℓ/cake ton)	41.4	-				

パイロットプラント運転データ(二次研究) - 2

	Run No.	903	904				
熱 分 解 炉 運 転 結 果	ケーキ種類	A	A				
	乾燥ケーキ投入量 (kg/hr)	50.0	50.0				
	乾燥ケーキ水分 (%)	77.8	77.5				
	負荷量 (kg·D.S./m ² ·hr)	6.8	6.8				
	空気供給量 (Nm ³ /hr)	22	18				
	分配 1 : 2 : 3 : 4	0:10:10:0	0:20:40:0				
	可燃分に対する空気比	0.60	2.0				
	プロパン消費量 (Nm ³ /hr)	1.3	0				
	温度 (°C) 1 段目	390~475	480~490				
	2 段目	600~605	720~750				
	3 段目	885~895	850~880				
	4 段目	895~950	870~880				
	出口	290~345	390~410				
	滞留時間 (min)	60	60				
炉内静圧 (mmAq)	+4~+5~	+7~+8					
出口ガス CO, H ₂ , CH ₄	1.23, 1.63, 0.27	ND, ND, ND					
(Vol.%) C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , O ₂	0.08, ND, 0.43	ND, ND, 9.7					
発熱量 (kcal/Nm ³)							
燃 焼 室 運 転 結 果	循環ガス温度 (°C)	—	—				
	循環ガス量 (m ³ /hr)	—	—				
	消費オイル量 (ℓ/hr)	3.9	3.9				
	空気量 (Nm ³ /hr)	3.6	11.4				
	炉内温度 (°C)	1176~1200	880~900				
残 渣 の 性 状	発生量 (kg/hr)	3.9	3.9				
	Ig-loss (%)	1.3	2.4				
	可燃分分解率 (%)	99.3	98.1				
	Cr ⁺⁶ 溶出濃度 (mg/ℓ)	ND	0.4				
	Cr ⁺⁶ 含有量 (mg/kg)	2.7	44				
オ イ ル	消費量 (ℓ/cake ton)	11.7	18.1				
	消費量 (ℓ/cake ton)	233	362				

第3章 熱分解排ガス再燃焼時の窒素酸化物生成抑制研究¹⁾

1 研究の経緯

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスに関する第一次および第二次のパイロットプラント研究によって、熱分解プロセスのメリットが確認され、熱分解プロセスが熱操作プロセスとして従来の焼却プロセスに代替し得ることが実証された。この研究の中で、熱分解排ガス中の窒素酸化物(NO_x)についてもその挙動が調査され、炉内での生成量は焼却プロセスに比較して熱分解プロセスの方が少なく、排ガス中のNO_x対策上からも熱分解プロセスは有効な熱操作プロセスであることがわかった。

しかし、熱分解プロセスからのNO_x生成量は焼却プロセスに比較して少いとはいえ、パイロットプラント研究において指摘したように、再燃焼に起因してプロセス出口排ガス中のNO_x濃度がかなり高い値を示す。上述の第一次および第二次パイロットプラント研究においては熱分解排ガスの再燃焼について充分な研究を行うことが出来なかつたが、熱分解プロセスの有効性をさらに高めるためにはNO_x対策からみた熱分解排ガスの再燃焼の適正操作条件の検討が必要である。

熱分解排ガスについて、操作条件を適正に選ぶことによって再燃焼時においても充分NO_x生成抑制が可能なが平岡ら²⁾によって示されている。平岡らの提案している方法は排ガスの再燃焼を二段以上の多段で行う方法であり、この提案にもとづく下水汚泥流動焼却におけるNO_x低減研究が行われ、成果を挙げている³⁾⁴⁾。さらに、流動層燃焼におけるこの種研究は加藤ら⁵⁾によっても基礎的な研究が行われ、二段燃焼によるNO_x低減の可能性が報告されており、このような考え方は基本的に熱分解排ガスの再燃焼に対しても妥当するものと考えられる。

そこで、第二次パイロットプラント研究に用いたパイロットプラント(第2章、2)の排ガス再燃焼室を、平岡らの考えにもとづいた再燃焼方法の検討が可能ないように追加改造して、熱分解排ガス再燃焼時のNO_x生成抑制研究を行った。

2 多段炉熱分解排ガス中の窒素化合物の挙動と再燃焼のNO_x生成抑制方法

多段炉を用いた下水汚泥脱水ケーキの熱分解操作において排ガス中のNO_x(ほとんどNOと考えられる)は表-3.3.1のような挙動を示す。表-3.3.1のデータは、第二次パイロットプラント研究における各種脱水ケーキを用いた乾燥-熱分解実験結果と低温熱処理汚泥加圧脱水ケーキJに関する乾燥-熱分解実験結果⁶⁾とからNO_xの挙動をまとめたものである。このデータによれば、多段炉内での空気比を0.6前後にとった熱分解操作を行えば、炉内でNO量を低減させ得ることがわかる。これはケーキ中の窒素化合物の熱分解生成物であるアンモニア(NH₃)、シアン化水素(HCN)などが、このような条件下ではfuel NO_xへの中間体とならないばかりか、N₂への分解過程でNOの一部を、例えば、

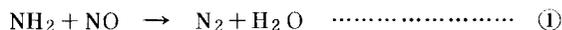


表-3.31: 乾燥-熱分解パイロットプラント研究におけるNO_xの挙動

実験 Run NO.	803	816	819	823	922	904*
ケーキ種類	A	H	I	G	J	A
窒素含有率(%df)	3.1	3.5	0.90	5.4	1.8	3.1
炉内空気比	0.66	0.69	0.98	0.83	0.71	2.0
〈燃焼室出口G ₂ 〉						
NO _x 濃度 (ppm)	170	-	130	110	180	-
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	110	45	45	60	135	-
NO量 (g/hr)	25.1	-	7.7	8.8	32.6	-
〈熱分解炉出口G ₃ 〉						
NO _x 濃度 (ppm)	54	130	130	46	120	140
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	200	300	245	235	185	590
NO量 (g/hr)	14.5	52.3	42.3	14.5	29.8	110
NH ₃ (ppm)	2,080	1,100	1,450	2,800	390	170
HCN (ppm)	240	300	140	230	200	320
〈ボイラー出口G ₄ 〉						
NO _x 濃度 (ppm)	210	310	250	91	200	160
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	330	380	295	480	410	1,090
NO量 (g/hr)	93.0	158	98.8	58.5	109	234

* 焼却運転した時の参考データ

のように環元するためと考えられる。最近、排ガスの無触媒脱硝法として注目されている方法⁷⁾⁸⁾⁹⁾では高温の排ガス中にNH₃を注入してNOを環元するのであるが、下水汚泥脱水ケーキの熱分解でもNH₃、HCNなどの還元性ガスが多量に生成されるので同様の反応が生起し、NO_x抑制にとって極めて都合の良い条件となっている。第二次パイロットプラント研究の結果では脱水ケーキ中の窒素分は熱分解操作(温度900℃前後、空気比0.6前後)によって大凡、次のように分配されている。

残渣中へ ; 3~7%

NH₃として ; 11~23%

HCNとして ; 2~9%

N₂、NO_xとして ; balance

これらの比率はケーキ種類や操作条件によって変化するが、熱分解操作によってかなりの量のNH₃、HCNが生成することがわかる。

さて、表-3.31のデータにおいて多段炉内での空気比が1.0に近づいたケース(Run819および823)では明らかに炉内でNOが生成された挙動を示している。新井ら¹⁰⁾の紹介しているBartok et alの研究結果(Monthly Reports, EPA Contract No CPA 70, 1969)によれば、NH₃をfuel

Nとしたガス燃料の燃焼実験では空気比0.6～0.7でNH₃→NOへの転換率はほぼ0%であるのに対して空気比が上昇すると転換率も急激に増加することが確められている。このようにNH₃を中間体とするfuel NO_xの生成又は抑止には空気比が重要な役割を果しており、炉内でNO生成を抑止しようとする場合には炉内空気比を0.6～0.7のの範囲に制御することが極めて重要である。逆に、このような熱分解操作を行えば、前述のように炉内でNOが還元されて、NO量の低減が可能となるということである。このことは熱操作法として熱分解法を採用することのもう一つの大きなメリットとなろう。ちなみに表-3.31によって排ガス中のNO_xについて焼却プロセス(Run 904)、熱分解プロセス(Run 803、816、922、819および823)との比較を行ってみる。焼却排ガス中のNO_x濃度については、140～160 ppmという値を示しており熱分解ガス中の濃度と比較して、さほど高い値ではない。問題なのは濃度ではなく、NO_xの排出量そのものであり、熱分解の値はいずれも焼却の値と比較して低い値である。これは熱分解操作の排ガス量が少ないということに由来するものである。しかも窒素酸化物規制の場合にはO₂濃度による換算濃度が規制値として用いられるので排ガス中のO₂濃度の低い熱分解排ガスと比較して標準O₂濃度に換算することは極めて有利である。

すなわち、換算式

$$C = \frac{21 - O_n}{21 - O_s} \times C_s \quad [\text{ppm}] \quad \dots\dots\dots \textcircled{2}$$

- C：換算後のNO_x濃度 [ppm]
- C_s：排ガス中の実測NO_x濃度 [ppm]
- O_n：標準O₂濃度 [%]
- O_s：排ガス中の実測O₂濃度 [%]

において、廃棄物焼却炉ではO_n = 12%であるから、O₂値が1～2%の熱分解排ガスではNO_x換算値が実測値の約50%となる。これに対して焼却排ガス中O₂の値は一般に10～15%であるから、換算値と実測値はほぼ同程度の値となる。このように下水汚泥脱水ケーキの熱操作として熱分解は排ガス中の窒素酸化物の面からも、今後の窒素酸化物規制を考えたとき焼却に比較して有利なプロセスということが出来よう。

下水汚泥脱水ケーキの熱操作においては、炉出口排ガスではNH₃、HCNの濃度は高い。このような排ガスを再燃焼することは、fuel Nを予混合した燃料ガスを燃焼させることと同じで、fuel NO_x生成について充分考慮する必要がある。事実、表-3.31に示されるように熱分解炉出口(G₃)とボイラ出口(G₄)との間でNO生成量(g/hr)は2～6倍に増加しており、明らかに排ガスの再燃焼によってNOが多量に生成されたことを示している。したがって、下水汚泥脱水ケーキの熱操作プロセス排ガスからのNO_x排出量を出来る限り抑制しようとするならば、排ガスの再燃焼時のNO生成抑止を図らねばならない。排ガス再燃焼の目的は排ガス中の可燃性ガス成分の燃焼による熱回収およびNH₃、HCN、臭気成分などの汚染物の高温分解にあり、これらを効果的に行うには一定の温度(900℃以上)、空気比(可燃分に対して1.0以上、実際には排出ガス中のO₂濃度で制御される)が操作条件として要求されるから、これら

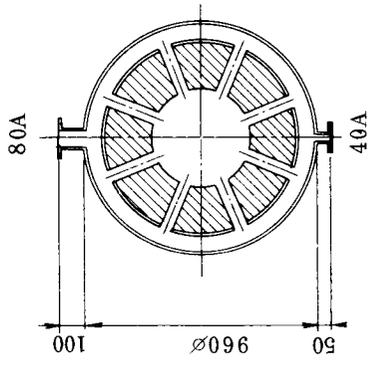
を制限することによってNO生成抑止を図ることは難しい。つまり、再燃焼時のNO生成抑止法としては燃焼のさせ方によってNO生成の抑止を図る必要がある。従来のパイロットプラントの再燃焼方法は補助燃料バーナの近傍に排ガスおよび燃焼用空気を吹込み単段で短時間内に燃焼を行わせていた。このような条件下では予混合されたfuel N(NH₃やHCN)の一部がfuel NO_xに転換されて多量のNOの発生につながったものと考えられる。従って、熱分解排ガスの再燃焼時のNO_x生成抑止とは、予混合されたfuel N(分解生成したNH₃、HCNなど)のfuel NO_xへの転換抑止を考えればよいということになる。燃焼反応に伴うfuel NO_xの生成については既に幾つかの研究があり、例えば、日本機械学会によって従来からの研究結果の要約が行われている¹¹⁾。しかし、fuel Nのfuel NO_xへの転換過程については未だ充分解明されておらず、しかも単純化されたモデル実験と異なり実際の装置では各種の因子が絡んでその転換過程はさらに複雑であろう。たゞ明確なことは空気比が1.0以下の低い所(還元性雰囲気)ではfuel Nのfuel NO_xへの転換は極めて低くNH₃やHCN中のN分はNOに転換することなくN₂に分解するということである(先に指摘したように熱分解炉内ではNH₃、HCNがN₂に分解するだけでなく、その分解過程にthermal NO_xの還元をも行うような挙動が観察されている)。このような事実から、平岡らはNH₃やHCNなどのfuel NのN₂への熱分解が可能な還元雰囲気を大きくとり、2次空気の導入位置を後半において酸化雰囲気入口でfuel Nの濃度を低くすることによってfuel NO_x生成抑止を行うことを提唱している。この方法を排ガスの再燃焼にそくしていえば、燃焼を2段以上の多段で行い、1段目では低空気比で燃焼させてNH₃やHCNをN₂に分解させてから後段で燃焼を完結させるということになる。事実fuel NO_xに関する高城ら¹²⁾の基礎的研究によっても、二段燃焼によってNOの排出濃度は下げられ、とくに一次燃焼域の当量比φ₁が1.3~1.4(空気比で0.71~0.77)の近くでNO排出濃度が極小値となると報告している。本研究はこのようなアイデアに基き、熱分解排ガスを多段燃焼方式で再燃焼するとき、排ガス中のNO_xがどのような挙動を示すかを実験的に調査し、NO_xの生成抑制を検討したものである。

3 実験装置および実験方法

実験装置は第二次パイロットプラント研究に用いたパイロットプラントを使用した。主な装置仕様は、乾燥機が2連式で伝熱面積8.1 m²のパドル型間接蒸気乾燥機(乾燥機のみは第一次パイロットプラント研究用のものを使用)、熱分解炉が全床面積1.63 m²の4段式多段炉およびボイラーが蒸気発生量100 kg/hr(最高圧力7 kg/cm²G)の3パス煙管式廃熱ボイラーである。たゞし再燃焼室は多段燃焼が可能のように図-3.26のごとく改造した。

装置の運転方法は従来のパイロット研究と全く同様であって連続運転によって行われた。たゞし運転条件としては、乾燥ケーキ水分約30%、熱分解温度約900℃、炉内空気比0.6、炉床負荷量25 kg DS/cm²・hrの一定とした。再燃焼室の操作条件としては出口温度950℃前後、O₂濃度1~2%を目標とした。特に温度については、予備実験で確認したところ、出口温度が950℃を越して1,000℃に近づくと出口におけるNO_x濃度が急激に上昇することがわかったので、出口温度が950℃を越えないように注意した。

B-B 断面 (エヤーポート)



A-A 断面 (排ガス導入口)

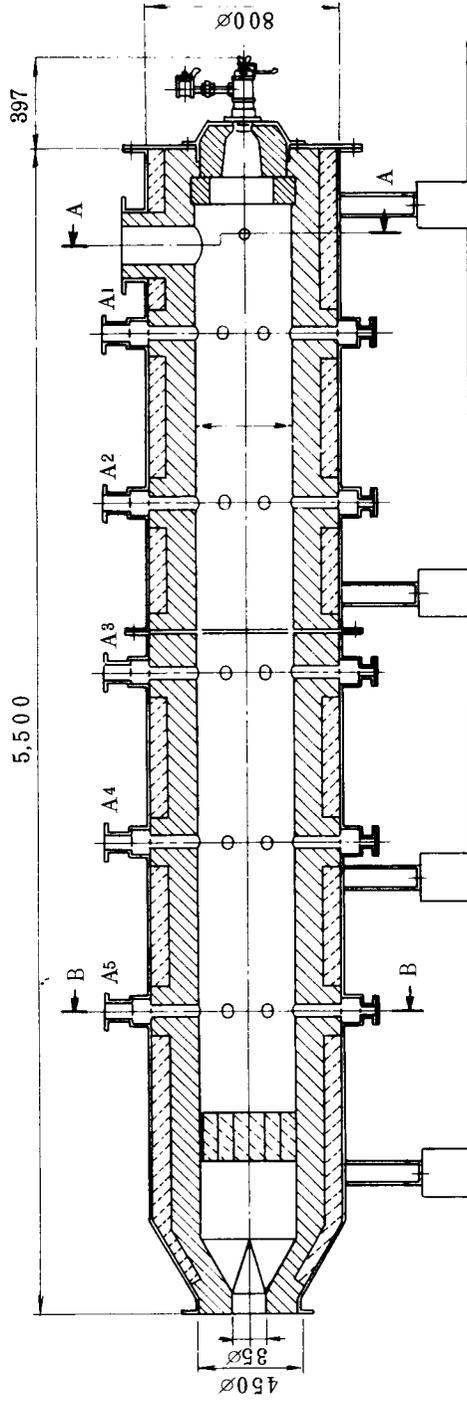
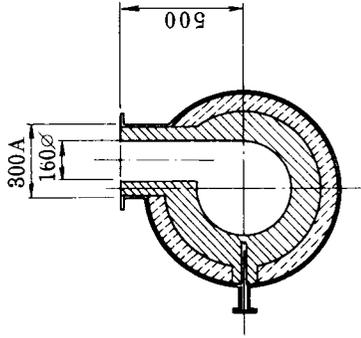


図 - 3.26 : 再燃焼室詳細図 (単位 mm)

実験に供試した脱水ケーキはN市H処理場のもので、水分65%、ケーキ固形物中の窒素含有率は3.9%であった。このケーキは消石灰一塩化第二鉄薬注により加圧脱水されたものであり、性状的には表-3.31のケーキAと対応するものと考えられる。

実験は、図-3.26のA₁からA₅までの各エアポートへの空気の供給分配率および出口排ガス中のO₂濃度を変化させて11run行った。各RunにおいてNO/NO_x分析計(T社製951型)を用いた化学発光式連続分析によって、出口排ガス中のNO_x濃度を測定した。一定の条件に対して、NO_x計の指示値は比較的安定しており容易に定常値が把握できたが、従来の研究で行って来た化学分析法に比較してかなり低目の値を示しているためRun7について各部のNO_x濃度の化学分析(JISK0104-1974PDS法)を実施し、モニター値をこの値によって較正した。

4 実験結果および考察

表-3.32に熱分解排ガスの再燃焼のさせ方(表-3.32空気の分配方法および出口O₂濃度を変化させる)によって再燃焼室出口のNO_x濃度がどのように変化するか、その挙動をまとめて示した。

まずNO_x濃度の測定値については、Run7において、同時刻に測定した結果ではモニター値(化学発光法によるNO_x計の値)と化学分析値(PDS法の値)との比が55/91であった。そこで表-3.32のNO_x濃度はすべてモニター値に1.65を乗じて較正した。化学発光法とPDS法との間で一般にはこれだけの差はなくこの実験でこれだけの差が生じる原因については現在の段階では充分解明がつかないが、こゝ

表-3.32：熱分解排ガスの再燃焼方法によるNO_xの挙動

Run No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
ボイラ出口のNO _x 濃度 (ppm)											
モニター値	250	230	90	140	110	100	55	50	110	55	75
化学分析による較正值	410	380	150	230	180	160	90	85	180	90	130
各エアポートへの 燃焼用空気分配率 (%)											
A ₁	100			50	50	50	50	73	27	33	20
A ₂				50							20
A ₃		100			50					33	20
A ₄											20
A ₅			100			50	50	27	73	33	20
排ガス中のCO濃度 (%)											
再燃焼室入口	17~21										
ボイラ出口	0										
排ガス中のO ₂ 濃度 (%)											
ボイラ出口	1.0~2.0	1.0~2.0	1.0~2.0	1.0~2.0	1.0~2.0	1.0~2.0	0.7~1.0	0.7~1.0	1.0~2.0	0.7~1.0	0.7~1.0

ではNO_x濃度としては、PDS法によって修正した較正值を用いて考察したい。

排ガスの再燃焼を1段で行う場合、表-3.32のRun1~3の比較から明らかなように燃焼用空気の注入位置がNO_xの生成に影響している。これは燃焼用空気の注入位置が後になるほどNH₃、HCNなどのfuel N (Run 7でNH₃=3,700 ppm、HCN=430 ppm)がN₂に分解されてから排ガスの燃焼が起こるためと考えられる。したがって、Run 3 (この実験は温度が若干低く実際はNO_x濃度はもう少し高いと考えられる)のように1段燃焼でもある程度構造を考えればNO_x抑制は可能であろう。なお、この1段燃焼(Run3)で最後段の燃焼でもNH₃およびHCNの分解は十分に行われている。

多段燃焼においても、Run 4のようにfuel Nの分解が不十分なまま、で空気を注入するような燃焼方法では十分なNO_x抑制を果たせないが、fuel Nが充分々解されていればNO_x抑制の効果はある。しかし、段数については、Run 7, 8, 10, および11を比較すると2~3段の結果がよく、Run 11のように再燃焼室全面に細かく空気を供給する方法は却って好ましくないという結果が得られている。再燃焼室全面に空気を供給して再燃焼することがNO_x生成または抑制にどのように影響するかはこの実験では充分解明することは出来なかった。熱分解排ガスの再燃焼では2段燃焼で充分と考えてよいであろう。ただし、熱分解排ガスの再燃焼においてはNO_x抑制に対して吹き込み空気量が極めて影響することが実験の結果から明らかである。すなわち、表-3.32のRun 6と7およびRun 8, 9とを比較すると、ボイラ出口排ガス中のO₂濃度によってボイラ出口排ガス中のNO_x濃度に著しい差が生じている。従って、再燃焼時の吹き込みの空気量は出口O₂濃度によって制御すべきであり、O₂濃度はNH₃、HCNなどの有害成分の分解

表-3.33：装置各部に於けるNO_xの挙動

測定箇所		第4段目	第3段目	第2段目	再燃焼室入口	再燃焼室中央	ボイラー出口
第一回測定	1	95	129	54	74	64	92
	NO _x 濃度 (ppm) 2	92	139	74	61	59	90
	3	104	122	48	51	56	91
	平均	97	130	59	62	60	91
	乾ガス量 (Nm ³ /hr)	110	145	180	180	380	460
	NO量 (g/hr)	14.3	25.3	14.2	15.0	30.6	56.1
第二回測定	1	110	111	32	95	63	128
	NO _x 濃度 (ppm) 2	126	128	50	82	46	133
	3	131	111	43	85	44	106
	平均	122	117	42	87	51	122
	乾ガス量 (Nm ³ /hr)	110	145	180	180	310	390
	NO量 (g/hr)	18.0	22.8	10.2	21.0	21.2	63.8

NO (g/hr)

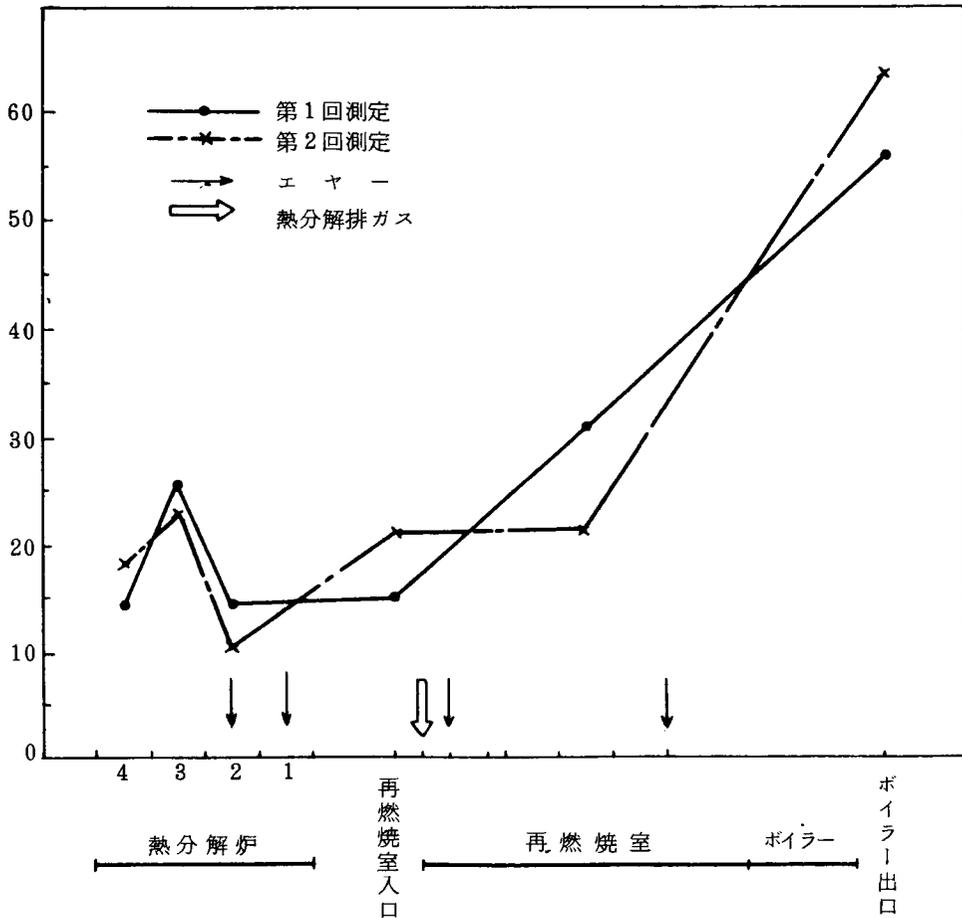


図-3.27 装置各部でのNOの生成曲線

に影響を与えない限り出来るだけ低く抑える必要がある。

表-3.33はRun7において、装置各部のサンプリング点での化学分析法(PDS法)によるNO_x濃度を測定した結果と、それに基づいて各部でのNO量(排ガス中のNO_xをすべてNOとして)を計算して示したものである。また、図-3.27は表-3.33の計算結果から装置各部でのNOの分布を図示したものでこの図から熱分解排ガスの挙動をある程度まで類推することが可能である。すなわち、熱分解炉内では燃焼室から吹き込まれたNO量がいったん増加してからまた減少する傾向を示し、この実験では炉出口(再燃焼室入口)では吹き込まれたNO量とはほぼ同程度となっている。このことは、この実験(炉内空気比0.67)では吹き込まれたNOを減少させるほど還元は行われなかったが、少なくともNOの生成は抑制することが出来たという事を示していると考えてよいであろう。再燃焼室では補助バーナからの燃焼ガスが吹き込まれるので、補助燃料燃焼に伴うthermal NO_xが付加されるのでNO量は増加するはずであるが、実験ではこのthermal NO_xは分離されず一緒に測定されている。エアポートA₁に必要空気の

半量を吹き込んだ場合、NOはやゝ増加する（第1回測定）か全く不変（第2回測定）であって、先の thermal NO_x を考慮すれば、A₁での燃焼ではNO生成は抑制されていると考えてよいであろう。これは低空気比での燃焼によるNO_x生成抑制を図るという考え方の妥当性を示している。エアポートA₅に残量の空気を吹き込むとNOはある程度生成される。こゝでの燃焼は空気比は1.0以上となるのでNO生成は止むを得ないが、こゝに至るまでの滞留時間がある程度長くとれば（本実験の再燃室内滞留時間は約3秒）、NH₃、HCNなどはN₂に大部分が分解されるはずであるから、こゝでのNO生成量は少く抑えることが可能である。事実Run7のボイラ出口排ガス中のNO_x濃度およびNO量はそれぞれ90～120 ppmおよび55～65 g/hr.であり熱分解運転条件の類似した表-3.31のRun803および816のデータ；NO_x濃度200～300 ppm、NO量95～160 g/hr.と比較すると排ガス再燃焼の2段燃焼によるNO_x抑制の効果が明らかである。

なお、Run7において、再燃焼室温度（測定は出口温度によって行った）の排ガスNO_x濃度に与える影響を調査した。結果を図-3.28に示したが、明らかに2段再燃焼においてNOの生成は再燃焼室に影響され温度を高くするとNOは増加するので再燃焼室温度は適切な温度に抑える必要がある。NH₃、HCNの分解程度（Run7で残留NH₃およびHCNはそれぞれ5 ppm以下であった）から判断して再燃焼室出口温度を900～950℃とすべきであろう。

5 ま と め

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスは多段炉出口排ガス中の窒素酸化物量を低く抑えることができ、焼却プロセスなどに比較してメリットがある。このメリットを更に高めるためには排ガス再燃焼時に再燃焼条件および方法を工夫してこゝでのNO_x生成抑制を行う必要がある。再燃焼室条件としては再燃焼室出口温度を900～950℃、またボイラ出口排ガス中のO₂濃度を出来る限り低く（この実験では1%以下）保つ必要がある。再燃焼方法としては2段目をfuelNが分解した後の位置に設置出来るような2段燃焼を行えば、充分NO_x生成抑制が可能である。fuelNを還元雰囲気下で分解してから燃焼を完結させるという考え方が妥当であることを示していると考えられる。

熱分解パイロット研究で用いられた排ガスの1段燃焼においてもNO_xの総量および換算濃度で比較すれば熱分解は焼却より窒素酸化物排出の面でも優れていたが、排ガスの2段燃焼を行えば更に改善されることが明らかとなった。

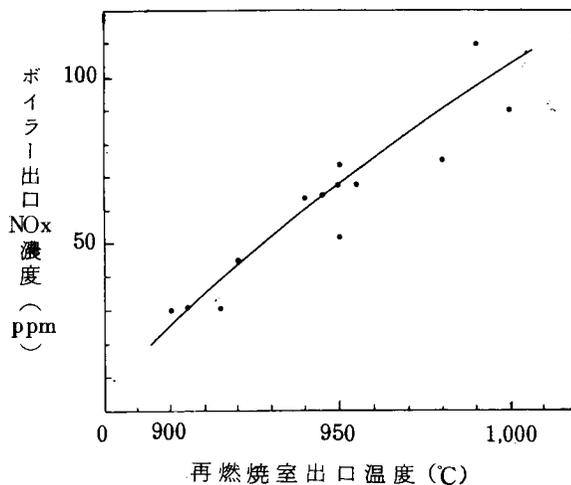


図-3.28：再燃焼室出口温度とボイラ出口NO_x濃度との関係

参 考 文 献

- 1) 平岡正勝、笠倉忠夫、馬島 剛：「下水汚泥の乾燥-乾留（熱分解）に関する研究（第3報）」、下水道協会誌、15、173、40、1978
- 2) 平岡正勝、武田信生：「汚泥焼却に伴う窒素酸化物対策」、公害と対策、15、5、504、1978
- 3) 山畑裕哉、高橋克典、板谷真積、竹林 保：「汚泥の流動焼却におけるNO_xの低減(I)」、燃料協会誌、57、612、269、1978
- 4) 山畑裕哉、大井一彦、竹林 保、真瀬克己：「汚泥の流動焼却におけるNO_xの低減(II)」、燃料協会誌、57、614、412、1978
- 5) 加藤幸三、蔵田親利、藤井健一：「流動層燃焼におけるFuel NO_xの生成とその低減法に関する基礎的研究」、日本機械学会論文集（第2部）、44、385、3199、1978
- 6) 武田信生、木村淳弘、橋本 透：「流域下水処理場における熱処理脱水汚泥の乾留に関する実験的研究」、第15回下水道研究発表会講演集、11-36、P648、1978
- 7) 古沢義夫：「知多火力発電所における高温無触媒式窒素酸化物低減装置の試験状況」、火力原子力発電、29、1、43、1978
- 8) 瀬間 徹、佐藤幹夫、園田 健、鈴木治郎、星沢欣二：「NH₃ガス注入による燃焼排ガス中のNO_x低減」、火力原子力発電、29、3、219、1978
- 9) 仙石忠正、岡田正己、深堀和実：「ボイラ用無触媒脱硝法」、火力原子力発電、29、5、440、1978
- 10) 新井紀男、杉山幸男：「重質油の脱硝」、化学工学、42、7、379、1978
- 11) 日本機械学会：「燃焼反応に伴う環境汚染物質の挙動研究分科会成果報告書」分科会報告No.232、昭和50年11月15日
- 12) 高城敏美、巽 利春、小笠原光信、辰己高司：「燃焼ガス中のNOおよびCOの生成とその低減法に関する基礎的研究（第5報）」、日本機械学会論文集（第2部）、44、388、4282、1978

第4編 多段炉を用いた直接熱分解および空気抑制燃焼プロセスの解析

多段炉を用いた直接熱分解および 空気抑制燃焼プロセスの解析¹⁾

1 はじめに

下水汚泥のような有機性汚泥の減量化、安定化を行う上で、脱水ケーキの焼却などの熱操作は極めて有効な手段であり、汚泥の最終処分地を確保することがますます困難となる状況から、汚泥処理のなかで熱操作処理は今後さらに重要な処理法となると考えられる。下水汚泥脱水ケーキの熱操作プロセスのなかで我が国においては従来から圧倒的に“多段炉”が用いられて来た。いま、下水道統計33号（日本下水道協会編、昭和51年度版）によれば、昭和52年3月末現在我が国の下水処理場に設置されている汚泥焼却設備容量は約6,500t/dに達し、そのうち89%に当る5,800t/dの設備が多段炉によつて占められている。このように、下水汚泥焼却分野に多段炉が普及した要因としては多段炉の特徴に負う所が大きい。

しかし、近年エネルギー節減あるいは環境保全に対する要求が厳しくなるにつれ、多段炉を中心とする汚泥脱水ケーキ焼却プロセスについても、いくつかの問題が提起されるようになって来た。これらの問題の多くは炉の操作時に多量の空気を使用すること（高空気比操作）に起因していることは明らかである。そこで、熱分解プロセスを含めた低空気比の熱操作プロセスによって従来の焼却プロセスを改良すべきことが提案された（緒論、1研究の沿革参照）。著者らは熱分解プロセスに着目し、基礎研究および二次に渉るパイロットプラント研究を行い、これらの成果を通して熱分解プロセスの実用性を実証した。そして熱分解プロセスは既に実用化されるに至っている²⁾。しかし、これまでの下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスは、乾燥と熱分解とを分離したプロセス（乾燥-熱分解プロセス）か、又は炉に投入後乾燥工程を経ずに直接熱分解工程に入れるような低水分ケーキを熱分解するプロセスであって、高水分ケーキを多段炉に直接投入するものではなかった。この高水分ケーキを多段炉に直接投入して熱分解するプロセス（直接熱分解プロセス）、あるいは供給空気量を制限して燃焼を行う空気抑制燃焼プロセスなどは、従来の燃焼プロセスを改良する実用的なプロセスであると考えられる。

このような考えにもとずき、既設の多段炉を用いた焼却プロセスを直接熱分解プロセスに改造する計画が進められた（プラントC）。一方、プラントAおよびBは通常の下水汚泥脱水ケーキ焼却プラントであるが、あらかじめ直接熱分解又は空気抑制燃焼が可能のように多段炉に措置を施して建設された。そしてプラントAおよびBでは抑制燃焼から熱分解に到る一連の低空気比熱操作実験が行われ、プラントCでは直接熱分解法による運転が開始された。これらの運転によって得られたデータは実プラントにおける、空気比と多段炉を用いた熱操作プロセスの性能との関係を与えるものであり、著者らが目指した熱分解プロセスの実用段階での評価にとって極めて貴重なデータである。そこで、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセス研究の一環として、これらのデータを用いて脱水ケーキを直接多段炉に投入して低空気比熱操作を行うプロセスの性能解析を行い、焼却プロセスと対比してその評価を試みた。

2 多段炉における空気比

多段炉の提起された問題の多くは炉の操作法、殊に燃焼用空気量の用い方に起因している。一般に、多段炉による焼却操作では総合空気比を2.0前後として設計される^{3), 4), 5)}が、このような高い空気比が用いられるのは次の理由によっている。

①、汚泥中の固形物を効率的かつ完全に燃焼させるには高い空気比の方が有効である。

例えば、空気比 $m=2.0$ 前後の焼却操作における燃焼段への炉床負荷および $m=0.6$ 程度の部分燃焼による熱分解操作時の炉床負荷は、減量化度を同程度としようとするにはそれぞれ $50\sim 100\text{ kg D.S.}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ および $20\sim 30\text{ kg D.S.}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ と明らかに高空気比操作の方が処理速度が速い。

② 乾燥段における乾燥速度は熱風の質量速度に支配されるので、効率的な乾燥を行うためには多量の熱風を必要とする。

多段炉乾燥段での脱水ケーキの乾燥は熱風からの受熱による乾燥であり、その恒率乾燥速度は、

$$r_{dc} = h (t_g - t_w) / \lambda_w [\text{kg H}_2\text{O}/\text{m}^2\cdot\text{hr}] \cdots \cdots \textcircled{1}$$

と表され⁶⁾、熱風温度 t_g がほぼ一定であるから乾燥速度は対流伝熱係数 h によって支配されている。ここで、対流伝熱係数 h はガス質量速度 G の関数で、

$$h = \alpha \cdot G^\beta [\text{kcal}/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot\text{C}] \cdots \cdots \textcircled{2}$$

と表され、一般の乾燥では β は0.8前後の値である。従って、多段炉内ではガス量が多い程ケーキの効率的な乾燥が行われる。

従来の多段式焼却炉では、上記の理由から炉内に多量の空気を送り込む操作(高空気比操作)を採って来た。その結果は前述のように、多量の排ガスを発生し(従来のデータではほぼ $3\text{ Nm}^3(\text{wet})/\text{kg cake}$)、排ガス処理に負担がかかるばかりでなく、これを再燃焼するために多量の補助燃料を消費する。さらには炉からの排出物中に Cr^{+6} や NO_x などの環境汚染物質を発生せしめるといった由々しい問題を惹起するに至ったのである。従って、従来の焼却プロセス改良の方向として、当然、低空気比の熱操作が指向され、脱水ケーキに対して典型的な低空気比熱操作の一つである熱分解操作を適用することが提案され、その研究が行われるようになった。そして、前述のように低水分ケーキ又は乾燥ケーキの熱分解プロセスが実プラントとして採用されるようになって来た。しかし、多段炉を用いた高水分脱水ケーキの直接熱分解プロセスについてはいまだ充分な報告がなされていない。

一方、抑制燃焼(starved-air combustion)も従来の焼却法を改良し得る一つの方法と考えられる。従来焼却法が総合空気比2.0前後であるのに対して、多段炉への供給空気量を制限して総合空気比1.3程度を目標とした抑制燃焼法は当然排ガス量の低減につながり、環境汚染物質の生成抑制にも効果があることが予測される。例えば、田中ら⁷⁾は4段式の実験炉(処理能力 100 kg/hr)を用い、空気比2.00と1.35での下水汚泥脱水ケーキ焼却に伴うクロム化合物の挙動を調査し、空気比1.35でクロムの酸化が抑制されると報告している。たゞし、いずれの炉床負荷においても I_{g-loss} は空気比1.35の方が大きく、多段炉としては高負荷と考えられる $40\text{ kg}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$ で I_{g-loss} は空気比2.00の場合0.3~1.9%であるのに対して、空気比1.35の場合には8.2~12.0%となっている。従って、クロムの挙動は残存する I_{g-loss} (主として固定炭素)との関連において把握することが必要であり、第一次パイロット

プラント研究の考察（第3編、第1章、5-2）で述べたように I_{g-loss} の高い残存範囲ではクロムの酸化反応は生じにくいと考えられる。このように、抑制燃焼によっても条件によっては、 Cr^{+6} の生成抑制が可能であるが、抑制燃焼法そのものの評価は他の評価関数（排ガス量、燃料消費量、処理効率など）との関連で行わなければならない。

さて、多段炉の低空気比熱操作は従来の焼却プロセスを改良するものであることは理論的に明らかであるが、元来、焼却（完全燃焼）、抑制燃焼そして熱分解（部分燃焼）の各操作は被燃物の空気比を変化させて行って得られる一連の連続した操作なのである。例えば、下水汚泥脱水ケーキのような可燃性固形物の熱操作に際しては、燃焼に先行して必ず熱分解過程が存在し、この過程で生成する揮発性物質（可燃性ガス）の気相酸化反応が炎燃焼反応であるから、こゝへの酸素供給量を制御してこの反応の進行を抑制すれば、いわゆる部分燃焼（partial combustion）が生じ、一部自己熱補給形式の熱分解操作となる。多段炉に脱水ケーキを投入し、乾燥過程を経てから高温熱操作を行わせるに際して、炉への供給空気量の連続的な変化と、それに対応して出現する各操作の処理効果との関係、あるいはそれぞれの操作法の処理性能を明確にして置くことは脱水ケーキ熱操作処理にとって極めて重要なことである。

3 データー採取プラントの概要

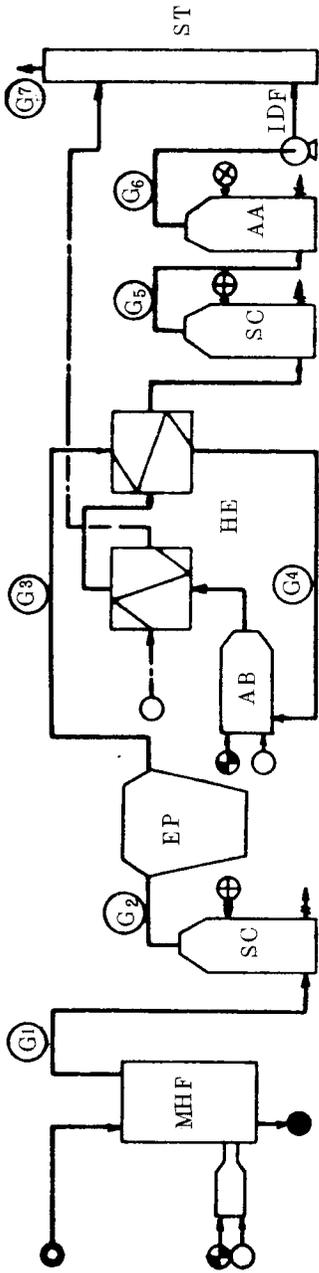
データー採取をしたプラントは図-4.1にフローシートを示したA、BおよびCの3プラントである。各プラントはいずれも炉本体に多段炉を採用し、50 t/d（脱水ケーキ）の処理能力を有するが、プラントの主な仕様は表-4.1の通りである。プラントAおよびBはいずれも通常の焼却プラントとして建設されたものであるが、通常焼却操作以外に低空気比操作が可能ないように、あらかじめ設計施工されているプラントである。又、この2プラントはいずれも排ガス処理システムとして、排ガスを洗滌した後に再燃焼を行う方式を採用している。

一方、プラントCは6価クロムの生成抑止を主目的として、既存の焼却プラントを直接熱分解プラントに改造したプラントで、乾燥段におけるケーキ乾燥速度を考慮して炉からの排ガスの一部を再び炉内に戻す排ガス循環方式を採用している。そして、排ガス処理システムは再燃焼を行った後にガス洗滌を行ういわゆる再燃焼前置方式を用いている。

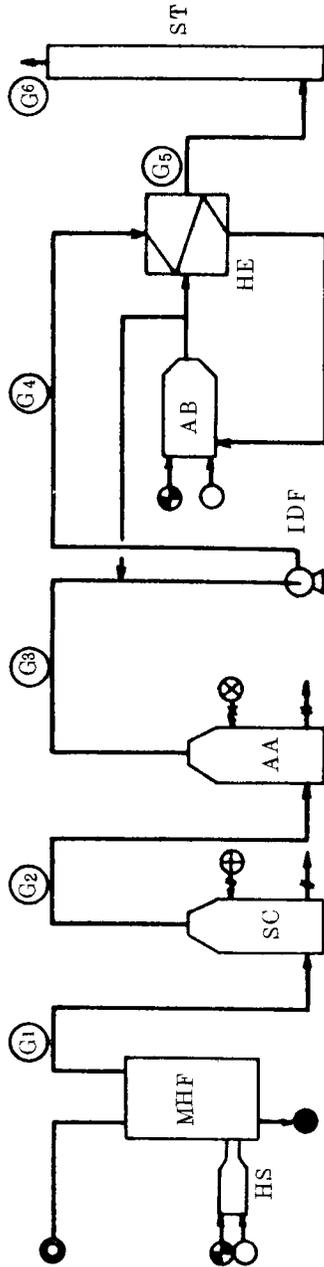
4 プラントの運転方法と運転結果

4-1 プラントの運転方法

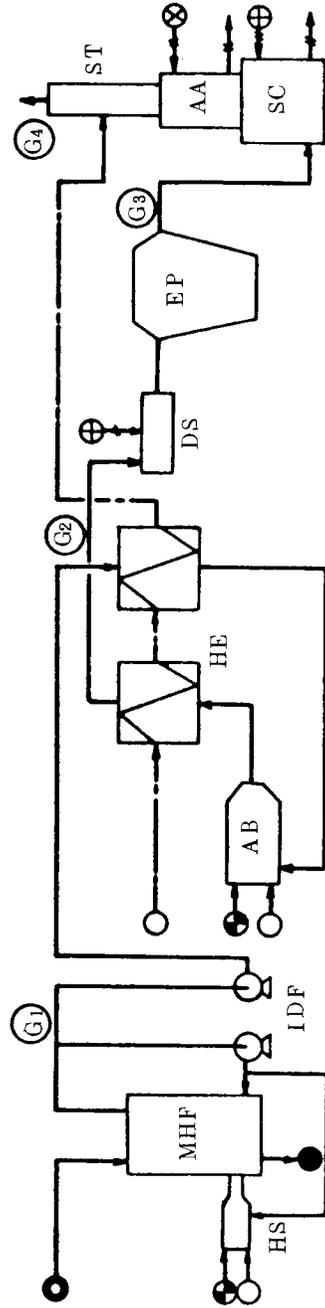
プラントAおよびBにおける低空気比操作実験では、先ず定格負荷量（脱水ケーキ2.08 t/hr）で通常焼却運転を行い、この点から徐々に、補助燃料燃焼用空気を始め炉への供給空気量を絞って行き、炉内および炉出口酸素濃度をチェックしながら所定空気比とする。設定空気比で定常状態を保持し、過渡期の影響がなくなってからデーターの採取を行った。これに対して、プラントCでは熱分解操作による連続運転が通常運転であり、データーはこの実運転時に採取したものである。このデーターでは熱分解操作にもかかわらず、炉出口総合空気比が1.14、炉出口酸素濃度4.80%といずれも高い値を示しているが、これは乾燥ゾーンにもれ込み空気が入ったためである。熱分解ゾーンではケーキ可燃分に対する空気量は抑



プラント A



プラント B



プラント C

図-4.1 データー採取プラントフローシート

Explanation of Figure - 4.1

A.A.	Alkaline Absorber	H.E.	Heat Exchanger	Sc.	Scrubber
A.B.	After Burning Chamber	H.S.	Heat Source Chamber	St.	Stack
D.S.	Duct Spray	I.D.F.	Induced Fan		
E.P.	Electrical Precipitater	M.H.F.	Multiple Hearth Furnace		

○	air	⊙	cake	●	residue	⊕	water	⊗	alkaline	⊕	fuel
---	-----	---	------	---	---------	---	-------	---	----------	---	------

制しており（こゝでの可燃分に対する空気比0.83）、熱分解ゾーンより上部の乾燥ゾーンに過剰空気が入っても、固相に影響を及ぼす熱分解ゾーンでの空気比が1.0以下に制御されているならば熱分解操作には何ら支障はなく、総合空気比が1.0以上でも之を熱分解操作と考える。

こゝで、炉出口の総合空気比 m とは次式によって算出した値である。

表-4.1：データー採取プラントの主な仕様

項目 \ プラント	A	B	C
多段炉	4,350 ϕ ×6,205 ^H	4,350 ϕ ×6,831 ^H	4,350 ϕ ×6,820 ^H
	8段×76 m^2	9段×85 m^2	9段×85 m^2
熱風発生炉	高圧空気噴霧式	高圧空気噴霧式	高圧空気噴霧式
	17~104 ^万 kcal/hr	60~120 ^万 kcal/hr	~160 ^万 kcal/hr
スクラバー	(No1) スプレー式	スプレー式	スプレー式
	1,910 ϕ ×6,150 ^H	1,590 ϕ ×6,000 ^H	3,150 ϕ ×4,000 ^H
	(No2) スプレー式		
	2,540 ϕ ×7,000 ^H		
アルカリ吸収塔	流動式充填層	流動式充填層	流動式充填層
	1,000 ϕ ×10,000 ^H	1,590 ϕ ×6,000 ^H	1,550 ϕ ×11,000 ^H
再燃焼炉	直火燃焼式	直火燃焼式	直火燃焼式
	1,880 ^{O.D.} ϕ ×5,500 ^L	1,500 ^{I.D.} ϕ ×3,000 ^L	1,610 ^{I.D.} ϕ ×2,800 ^L
(バーナー)	240 ℓ /hr×1台	70 ℓ /hr×2台	600 ℓ /hr×1台
熱交換機(1次)	多管式	多管式	多管式
	90 m^2	195 m^2	94 m^2
(2次)	多管式		多管式
	240 m^2		218 m^2
排ガス吸引ファン	ターボファン	ターボファン	ターボファン
	230 m^3 /min×1,200 ^{mm} Aq	105 m^3 /min×850 ^{mm} Aq	500 m^3 /min×475 ^{mm} Aq
	×110 KW	×30 KW	×75KW×2台

$$m = a / (6.5c + 14.1f) \quad [-] \cdots \cdots \textcircled{3}$$

a : 補助燃料燃焼空気を含めた炉への供給空気量 [kg / hr]

c : ケーキ可燃分の投入量 [kg / hr]

f : 補助燃料 (オイル) の供給量 [kg / hr]

4-2 プラント運転結果

各プラントの運転状況を表-4.2に、又多段炉の運転データを表-4.3にまとめた。これらのデータ中、プラントAのデータは日本下水道事業団試験部が行った実験結果⁸⁾から引用したものである。

4-3 分析結果

運転に伴う各測定点での分析結果を次のようにまとめて表に示した。

①、脱水ケーキおよび残渣の分析結果 : 表-4.4

②、排ガス分析結果 Run101 : 表-4.5

(Run102と103については炉出口のみ分析)

Run201~205 : 表-4.6~4.10

Run301 : 表-4.11

③、スクラバー給排水分析結果 : 表-4.12

表-4.2 : 各プラントの運転状況

プラント	Run NO.	総合空気比	運転種別	運転年月日
A	101	1.52	通常運転	1977. 8. 2~8. 6
	102	1.03	実験運転	
	103	0.69	"	
B	201	1.60	通常運転	1978. 2. 6~3.17
	202	1.22	実験運転	
	203	0.90	"	
	204	0.69	"	
	205	0.60	"	
C	301	1.14	通常運転	1978. 9.15~9.19

表-4.3 : 多段炉の運転結果

項目	Run No.	運転月日									
		101 8/2	102 8/6	103 8/5	201 3/15	202 3/16	203 3/14	204 2/8	205 2/9	301 9/16	
投入ケキ量	kg/hr	1,970	1,940	1,950	2,080	2,080	2,000	2,010	2,110		
	Wt% (W.B)	59.4	64.0	64.3	63.2	62.3	54.5	58.4	55.0		
ケキ性状	分	54.8	52.3	52.5	53.7	52.4	59.0	58.9	52.0		
	Wt% (D.B)	1,810	2,080	2,050	2,210	2,120	2,100	2,270	2,550		
補充燃料 (重油)	kcal/kg D.S	22.9	36.3	5.5	39.5	28.3	35.5	21.4	27.3		
	kg/hr	11.6	18.7	2.8	19.4	11.5	17.8	10.6	13.6		
焼却炉	kg/teake	90.8	61.6	47.4	78.7	55.6	14.5	34.2	18.9		
	kg/hr	46.1	31.8	24.3	38.8	27.4	7.2	17.0	6.9		
再燃焼炉	kg/teake	57.7	50.5	27.1	58.2	38.9	25.0	27.6	20.5		
	kg/hr	41.3	41.1	52.8	37.1	40.5	28.5	38.1	30.8		
炉+再燃焼	%	4,060	2,789	1,551	4,253	2,992	2,087	2,521	1,704		
	kg/hr	3,172	2,149	1,212	3,323	2,338	1,630	1,970	1,332		
燃焼空気量 (a)	Nm ³ /hr	1.52	1.03	0.69	1.60	1.22	0.69	0.90	0.60		
	℃	880(5)	800(7)	740(6.7)	840(5)	720(4)	790(8)	820(7)	860(7)		
炉出口総合空気比 (m)	℃	245	196	186	432	385	200	208	220		
	湿度	5,585	4,320	3,087	6,010	4,624	3,581	4,065	3,179		
排ガス性状	Nm ³ /hr	4,897	3,920	2,980	5,320	4,224	3,400	3,700	3,025		
	kg/hr	4,123	2,843	1,647	4,339	3,074	1,996	2,705	1,869		
水	Nm ³ /hr	3,078	2,082	1,186	3,240	2,295	1,490	2,020	1,895		
	V %	37.1	46.9	60.2	39.1	45.7	56.2	45.4	58.9		
C O ₂	V %	9.0	4.4	0.6	11.6	9.8	0.5	3.0	1.5		
	V %	10.3	14.9	18.5	6.7	8.5	16.0	14.0	15.5		
S O _x	g/Nm ³	1.98	1.55	1.67	16.2	10.2	20.1	2.25	26.1		
	P P m	360	580	420	-	246	180	380	250		
H C N	P P m	25	19	26	-	73	49	70	40		
	P P m	150	26,48,118	120	-	22	14	57	24		
臭気濃度	P P m	0.2	0.07	0.2	-	-	-	-	-		
	P P m	260	39	230	210	190	470	600	910		
I g - L o s s	P P m	840	1,070	71	87	840	3,900	1,700	2,900		
	kg/hr	5,500	17,000	77,000	1,200	1,500	20,000	7,800	10,000		
残渣	%	462	392	418	356	395	492	492	524		
	%	6.5	7.0	13.0	1.3	4.0	-	0.5	3.8		

※ Run 301のC 数値は炉内への循環量を差引いた排ガス処理系統へ行く排ガス量

表-4.4：脱水ケーキおよび残渣の分析結果

項目	Run No.		101		102		103		201		202		203		204		205		301	
	種別	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	ケ-キ	残渣	
水分	wt%(W.B)	59.4	0.4	64.0	50.5	63.3	41.5	63.2	-	62.3	-	58.4	-	54.5	-	56.0	-	77.4	-	
灰分	wt%(D.B)	54.8	93.5	52.3	89.9	52.5	80.8	53.7	98.7	52.4	96.0	58.9	99.5	59.0	100	58.7	96.2	52.0	96.1	
揮発分	"	43.9	6.5	46.9	7.0	46.5	13.0	46.3	1.26	47.6	4.01	41.1	0.47	41.0	0	41.3	3.77	48.0	8.9	
発熱量	kcal/kg D.S	1,810	17	2,080	27	2,050	579	2,210	60	2,120	80	2,270	100	2,100	90	2,030	30	2,550	-	
炭素	wt%(D.B)	20.03	2.30	21.33	3.49	21.52	0.66	21.2	0.4	21.6	1.3	19.8	0.8	19.3	0.8	19.4	1.3	(23.2)	(1.2)	
水素	"	3.20	0.22	3.22	0.87	3.14	0.88	3.4	0.2	3.5	0.2	2.8	<0.2	3.1	<0.2	3.2	<0.2	(4.0)	10.4	
窒素	"	2.84	0.02	3.18	0.07	3.17	0.50	3.3	<0.2	3.4	<0.2	2.8	<0.2	2.5	<0.2	2.5	<0.2	(3.1)	<0.2	
酸素	"	19.05	3.96	19.56	5.65	19.22	9.12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
硫黄	"	1.84	2.82	1.86	2.90	1.86	2.55	-	-	0.72	1.20	0.67	1.16	0.94	1.49	0.87	1.33	1.06	1.72	
塩素	"	0.86	1.16	0.75	1.16	0.89	1.12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	(3.58)	(1.20)	
酸化カルシウム	"	28.3	44.8	19.1	47.5	19.9	38.9	-	30.4	-	30.0	-	19.4	-	-	-	-	(21.7)	(42.2)	
全クロム(T-Cr)	mg/kg D.S	510	360	530	1,050	580	950	62	99	60	77	72	94	77	130	66	110	490	1,680	
6価クロム(Cr ⁺⁶)	"	N D	6.6	N D	N D	N D	N D	6.1	9.7	6.0	8.6	5.1	2.0	2.5	1.6	3.9	4.6	N D	N D	
Cr ⁺⁶ /T-Cr	%	0	0.7	0	0	0	0	9.8	9.8	10.0	11.2	7.1	2.1	3.2	1.2	5.9	4.2	0	0	
6価溶出量	mg/l	N D	N D	N D	N D	N D	N D	-	N D	-	N D	-	N D	-	N D	-	N D	-	N D	

※ Run 101 ~ 103のケ-キ中 固定炭素は1.3%(D.B)以下
 非燃性硫黄が1.71%(D.B)以下
 シアン分が7.3 ~ 14.3 mg/kg D.S
 ※※ Run 102 ~ 103の残渣は湿式処理したもの。
 ※※※ Run 301の()内組成は他日の分析値で参考データー

表4.5：排ガス分析結果(Run No. 101, m = 1.52)

項目	測定位置	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
		炉出口	No. 1 スクラバー出口	電気集塵 機出口	再燃焼炉 入口	No. 2 スクラバー出口	吸収塔 出口	煙突出口
ガス温度	℃	245.0	39.0	36.0	375.0	39.0	39.5	68.0
湿ガス量	Nm ³ /hr	5,370	3,310	-	5,550	7,740	7,630	9,140
乾ガス量	Nm ³ /hr	3,590	3,080	-	5,150	7,190	7,080	8,530
水分	V %	33.1	7.0	-	6.2	7.1	7.4	6.7
静圧	mmAq	-15.5	-111.0	-	-190.4	-244.8	-380.8	-0.9
煤塵量	g/Nm ³	1,979	0.202	0.038	-	0.008	0.003	0.002
SO _x	PPm	360	Tr ※	-	-	Tr	Tr	Tr
NO _x	PPm	25	18	-	-	24	N. D	26
HCl	PPm	150	60	-	-	N. D	N. D	N. D
Cl ₂	PPm	0.2	0.2	-	-	1.5	1.0	0.9
HCN	PPm	260	44	-	-	0.64	0.59	-
NH ₃	PPm	840	12	-	-	0.5	-	0.4
臭気濃度	-	5,500	2,300	-	-	55	-	130
CO ₂	V %	10.6	9.5	9.2	-	-	5.3	5.6
CO	V %	0	0	0	-	-	0	0
O ₂	V %	9.4	9.0	10.0	-	-	13.0	13.2

※ No. 1 Sc. にアルカリを薬注している。

表-4.6：排ガス分析結果 (Run No. 201 , m = 1.60)

測定位置 項目		①	②	③	④	⑤	⑥
		炉出口	スクラバー出口	吸収塔出口	再燃焼入口	再燃焼出口	煙突出口
ガス温度	℃	432	26	24	124	—	220
湿ガス量	Nm ³ /hr	5,320	3,750	3,940	4,660	—	4,810
乾ガス量	Nm ³ /hr	3,240	3,630	3,810	4,400	—	4,650
水分	V%	39.1	3.3	3.1	5.6	—	3.3
静圧	mmAq	-27.3	-100	-400	+16.0	—	—
煤塵量	g/Nm ³	16.2	0.049	0.058	—	—	0.018
SO _x	PPm	—	—	—	—	—	—
NO _x	PPm	—	—	—	—	—	—
HCl	PPm	—	—	—	—	—	—
Cl ₂	PPm	—	—	—	—	—	—
HCN	PPm	210	88	37	—	2.5	—
NH ₃	PPm	87	2.1	2.1	—	0.5	—
臭気濃度	—	—	—	—	1,200	100	—
CO ₂	V%	6.7	8.5	7.2	6.7	11.0	6.5
CO	V%	0	0	0	0	0	0
O ₂	V%	11.6	11.3	9.8	10.5	7.5	12.0

表-4.7：排ガス分析結果 (Run No. 202 , m = 1.22)

測定位置 項目		①	②	③	④	⑤	⑥
		炉出口	スクラバー出口	吸収塔出口	再燃焼入口	再燃焼出口	煙突出口
ガス温度	℃	385	20	22	110	—	175
湿ガス量	Nm ³ /hr	4,460	2,530	2,670	3,390	—	6,110
乾ガス量	Nm ³ /hr	2,300	2,460	2,600	3,240	—	5,910
水分	V%	48.4	2.8	2.6	4.4	—	3.3
静圧	mmAq	-20~22	-340	-590	+8.5	—	—
煤塵量	g/Nm ³	10.2	0.10	0.10	—	—	0.012
SO _x	PPm	246	<10	<10	—	—	41
NO _x	PPm	73	61	51	70	55	32
HCl	PPm	22	5.1	5.9	—	—	—
Cl ₂	PPm	—	—	—	—	—	—
HCN	PPm	190	37	15	—	0.2	—
NH ₃	PPm	340	17	4.4	70	55	32
臭気濃度	—	—	—	—	1,500	<10	—
CO ₂	V%	8.5	10.0	10.5	11.7	12.8	6.5
CO	V%	0	0	0	0	0	0
O ₂	V%	9.8	9.0	9.0	3.5	5.6	12.5

表-4.8 : 排ガス分析結果 (Run No. 203 , m = 0.90)

測定位置 項 目		①	②	③	④	⑤	⑥
		炉 出 口	スクラバー出口	吸収塔出口	再燃焼入口	再燃焼出口	煙突出口
ガス温度	℃	203	16	20	122	-	150.
湿ガス量	Nm ³ /hr	3,510	1,900	2,010	2,540	-	5,520
乾ガス量	Nm ³ /hr	2,020	1,870	1,960	2,400	-	-
水分	V %	42.5	1.6	2.5	5.5	-	-
静 圧	mmAq	-10~-15	-280~-300	-480~-500	0~+5	-	-
煤 塵 量	g/Nm ³	2.25	0.70	0.51	-	-	0.013
SO _x	PPm	330	< 10	< 10	-	-	49
NO _x	PPm	70	51	65	49	73	47
HCl	PPm	57	3.1	11	-	-	-
Cl ₂	PPm	-	-	-	-	-	-
HCN	PPm	600	38	29	-	< 0.2	-
NH ₃	PPm	1,700	24	11	-	0.30	-
臭気濃度	-	-	-	-	7,800	70	-
CO ₂	V %	14.0	7.2	10.8	12.7	12.5	4.8
CO	V %	0	0	0	0	0	0
O ₂	V %	3.0	11.0	6.7	4.6	5.5	14.8

表-4.9 : 排ガス分析結果 (Run No. 204 , m = 0.69)

測定位置 項 目		①	②	③	④	⑤	⑥
		炉 出 口	スクラバー出口	吸収塔出口	再燃焼入口	再燃焼出口	煙突出口
ガス温度	℃	200	14	-	83	-	170
湿ガス量	Nm ³ /hr	3,400	1,740	-	1,050	-	4,730
乾ガス量	Nm ³ /hr	1,490	1,720	-	980	-	4,420
水分	V %	56.2	1.2	-	6.7	-	6.6
静 圧	mmAq	-13	-285	-	-4	-	-7
煤 塵 量	g/Nm ³	20.1	1.07	-	-	-	< 0.01
SO _x	PPm	180	10	-	-	-	34
NO _x	PPm	49	59	-	56	56	-
HCl	PPm	14	1.9	-	-	-	-
Cl ₂	PPm	-	-	-	-	-	-
HCN	PPm	470	23	-	-	< 0.2	-
NH ₃	PPm	3,900	40	-	-	< 0.3	-
臭気濃度	-	-	-	-	22,000	280	-
CO ₂	V %	16.0	15.5	-	14.5	15.5	5.5
CO	V %	1.0	0	-	0	0	0
O ₂	V %	0.5	1.0	-	2.3	2.0	14.5

表-4.10 : 排ガス分析結果 (Run No. 205, m = 0.60)

測定位置 項目		①	②	③	④	⑤	⑥
		炉出口	スクラバー出口	吸収塔出口	再燃焼入口	再燃焼出口	煙突出口
ガス温度	℃	200	14	-	74	-	144
湿ガス量	Nm ³ /hr	3,025	1,690	-	1,550	-	4,290
乾ガス量	Nm ³ /hr	1,395	1,660	-	1,450	-	4,060
水分	V %	53.9	1.8	-	6.5	-	5.4
静圧	mmAq	- 10	260	-	- 5	-	- 6
煤塵量	g/Nm ³	26.1	1.1	-	-	-	< 0.01
SO _x	PPm	250	< 60	-	-	-	36
NO _x	PPm	40	40	-	34	16	-
HCl	PPm	24	0.69	-	-	-	-
Cl ₂	PPm	-	-	-	-	-	-
HCN	PPm	910	11	-	-	5.5	-
NH ₃	PPm	2,900	13	-	-	< 0.3	-
臭気濃度	-	-	-	-	10,000	800	-
CO ₂	V %	15.5	15.3	-	13.8	15.5	5.5
CO	V %	0.5	0	-	0	0	0
O ₂	V %	1.5	1.2	-	1.7	0.8	14.5

表-4.11 : 排ガス分析結果 (Run No. 301, m = 1.14 (0.83)

測定位置 項目		①	②	③	④
		炉出口	電気集塵機入口	スクラバー入口	煙突出口
ガス温度	℃	228	313	231	210
湿ガス量	Nm ³ /hr	5,050	6,550	6,500	9,600
乾ガス量	Nm ³ /hr	2,400	4,050	3,900	8,850
水分	V %	52.5	38.2	36.9	7.8
静圧	mmAq	- 6.85	+ 115	+ 81.2	- 1.98
煤塵量	g/Nm ³	0.493	0.317	0.100	0.020
SO _x	PPm	195	-	89	Tr
NO _x	PPm	103	-	140	91
HCl	PPm	5.2, 46.0	-	2.6	1.0
Cl ₂	PPm	-	-	-	-
HCN	PPm	740	-	20	-
NH ₃	PPm	3,200	-	110	-
臭気濃度	-	-	-	-	-
CO ₂	V %	12.2	11.8	11.2	5.0
CO	V %	0	0	0	0
O ₂	V %	4.8	5.2	6.8	13.8

表-4.12 : スクラバー給排水分析結果

項目	Run No. 水種別	101 ※		201		202		203		301	
		給水	排水	給水	排水	給水	排水	給水	排水	給水	排水
水 温	℃	36	39	15	38	16	36	-	-	(50
PH	-	6.8	11.4	7.3	7.1	7.3	6.9	7.4	7.1	測	6.2
BOD	mg/l	7.0	28	3.3	11	3.7	12	2.3	36	定	10
COD	mg/l	38	160	12	53	11	60	8.9	130		19
SS	mg/l	8.0	46	4.2	410	5.2	240	3.0	74	せ	9
n-ヘキサン抽出物質	mg/l	-	-	<1	<1	<1	1.1	<1	7.4		-
フェノール類	mg/l	-	-	0.01	0.26	0.01	0.85	N·D	1.60	ず	-
CN	mg/l	-	-	0.10	6.6	0.01	6.6	0.02	6.8		1.4
アンモニア性N	mg/l	-	-	17	26	13	34	13	64)	22.8 ※※

※ Run 101 ではNo.2 スラバーに給水し、排水は沈澱池より排出する。
 ※※ アンモニウムイオン濃度

4-4 炉本体の物質および熱収支計算結果

各プラント毎に、代表的なRunについて炉本体の物質および熱収支を計算して、図-4.2 から 4.6 に示した。

5 解析結果とその考察

5-1 低空気比操作による処理効果

汚泥処理の目的は汚泥の減量化および安定化であるから、低空気比操作による処理効果を評価するためにこれらの点について検討してみる。

まず、減量化についてはケーキおよび残渣の Ig-loss が測定されており、第3編、第1章で定義した可燃分解率(φ)によってその程度を検討することが出来る。

$$\phi = \left\{ 1 - \frac{100-lc}{lc} \cdot \frac{lr}{100-lr} \right\} \times 100 [\%] \dots \textcircled{4}$$

lc : ケーキ中の Ig-loss [%]

lr : 残渣中の Ig-loss [%]

lc をパラメーターとして④式の関係は図-4.7 のように表せる。一般に、下水汚泥脱水ケーキでは $lc \geq 40\%$ であるから、図より可燃分解率φを95%以上とするには $lr \leq 3\%$ 、可燃分解率φを90%以上とするためには $lr \leq 6\%$ が必要となる。

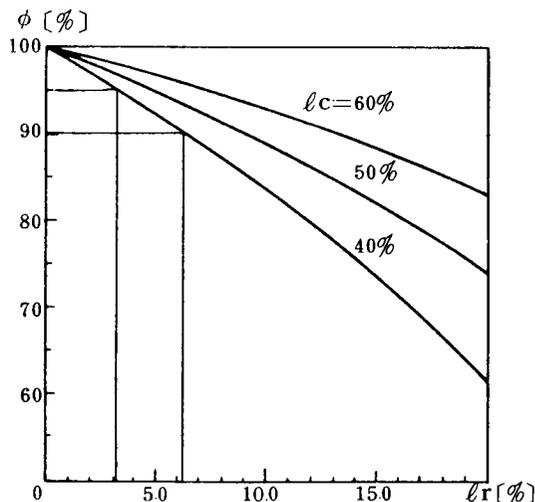


図-4.7 : 残渣 Ig-loss と可燃分解率の関係

単位：kg/hr

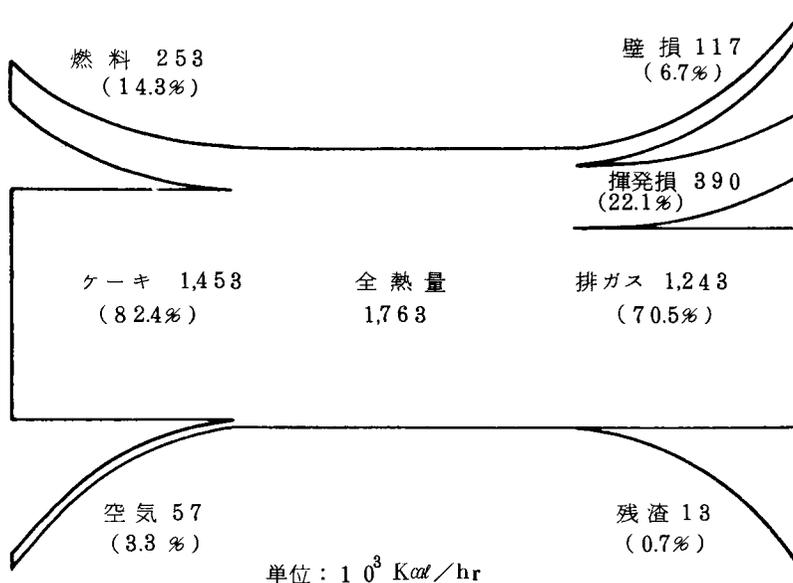
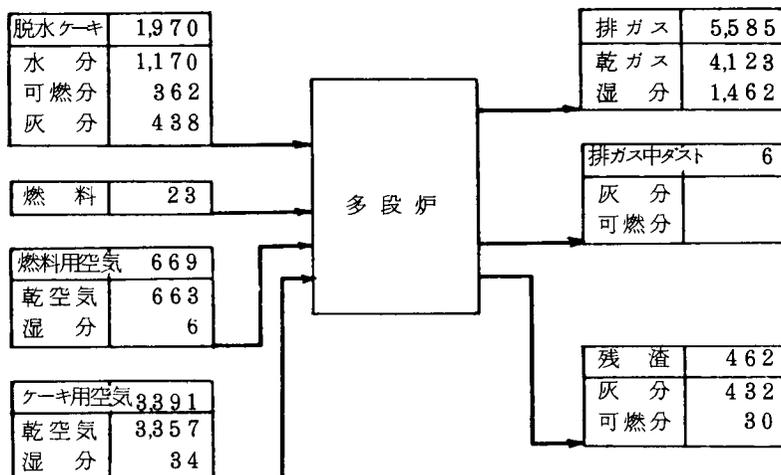
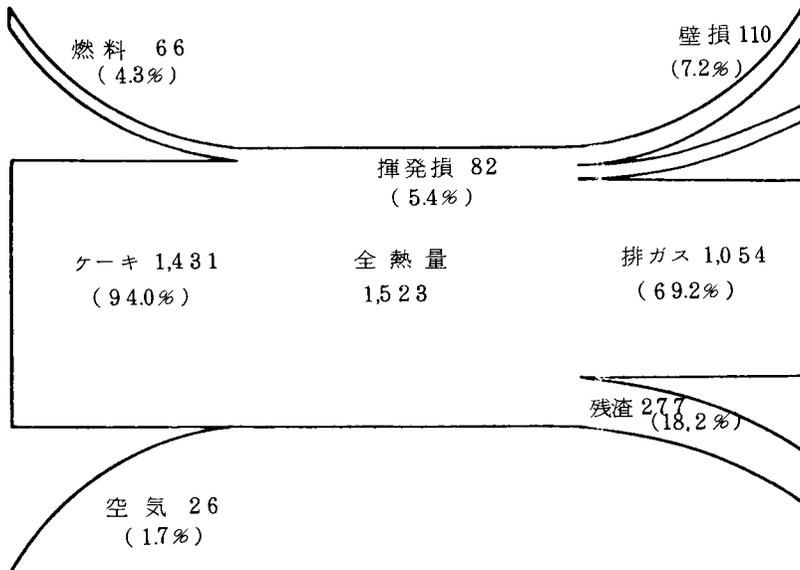
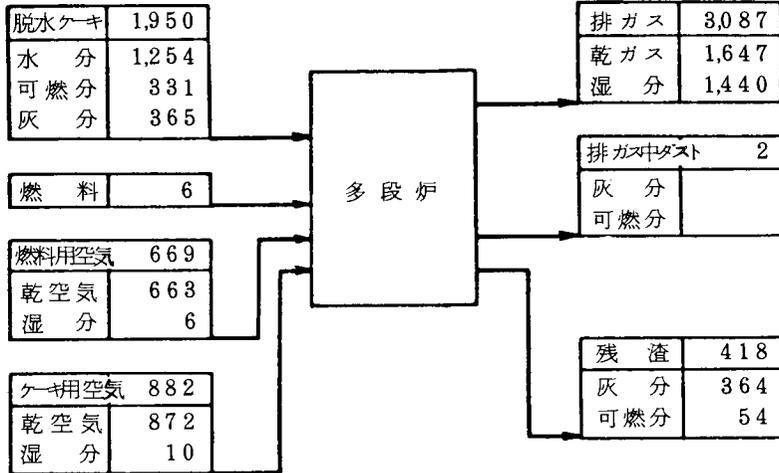


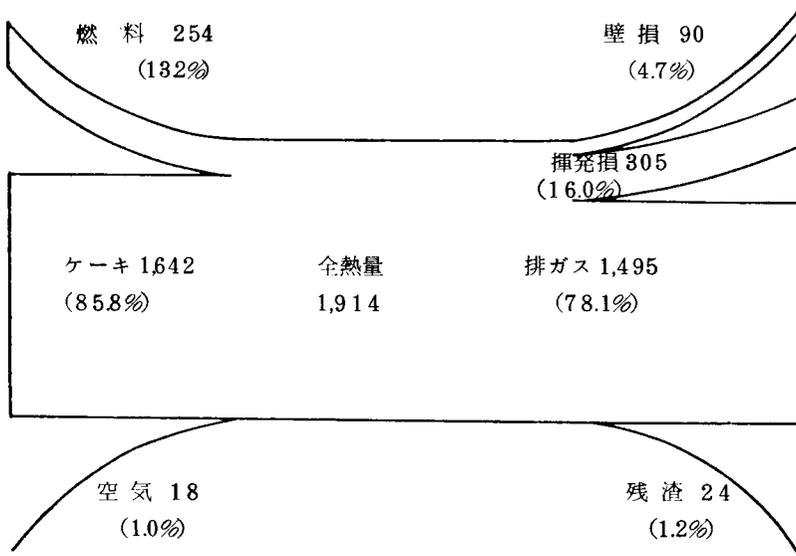
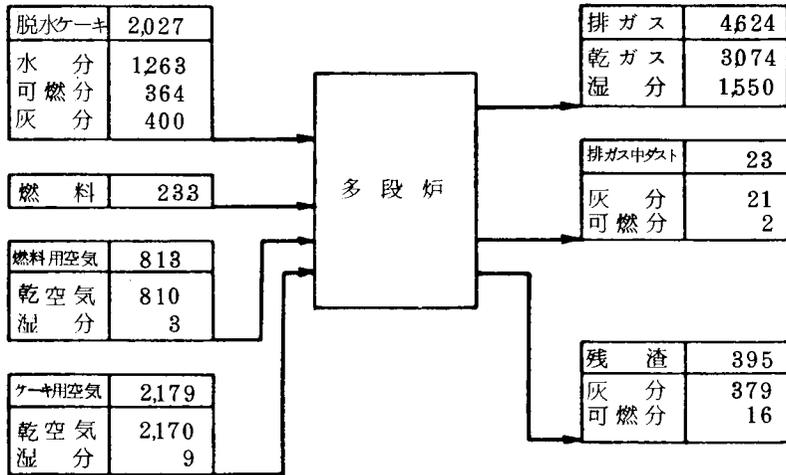
図-4.2：炉本体物質収支・熱収支 (RUN No. 101, m=1.52)

単位：kg/hr



単位：10³ Kcal/hr

図 - 4.3 : 炉本体物質収支・熱収支 (RUN No.103, m=0.69)



単位： 10^3 Kcal/h

図-4.4：炉本体物質収支・熱収支（Run No 202, m=1.22）

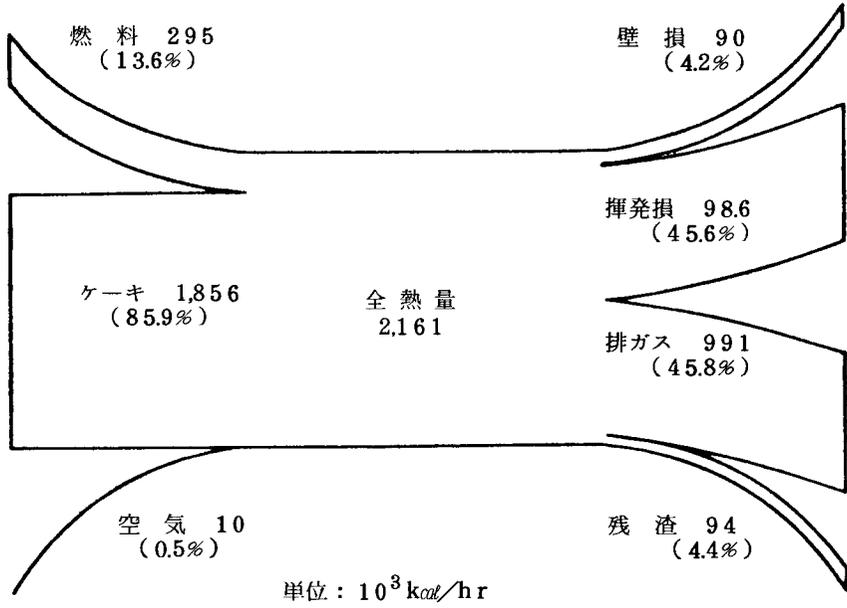
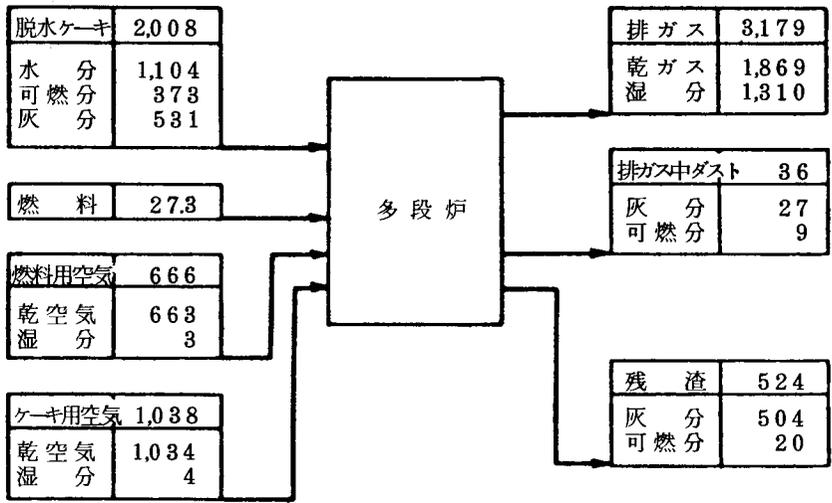


図-4.5：炉本体物質収支・熱収支 (RUN No. 205, m=0.60)

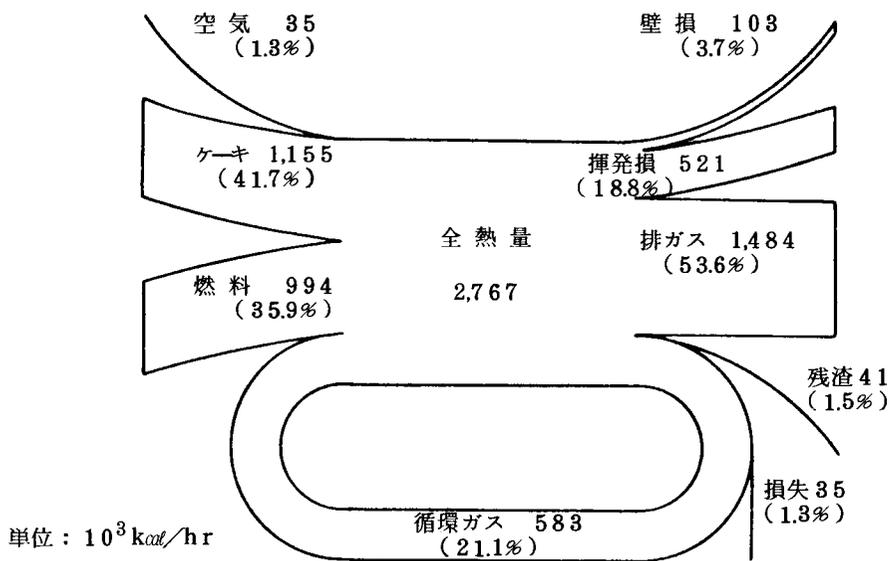
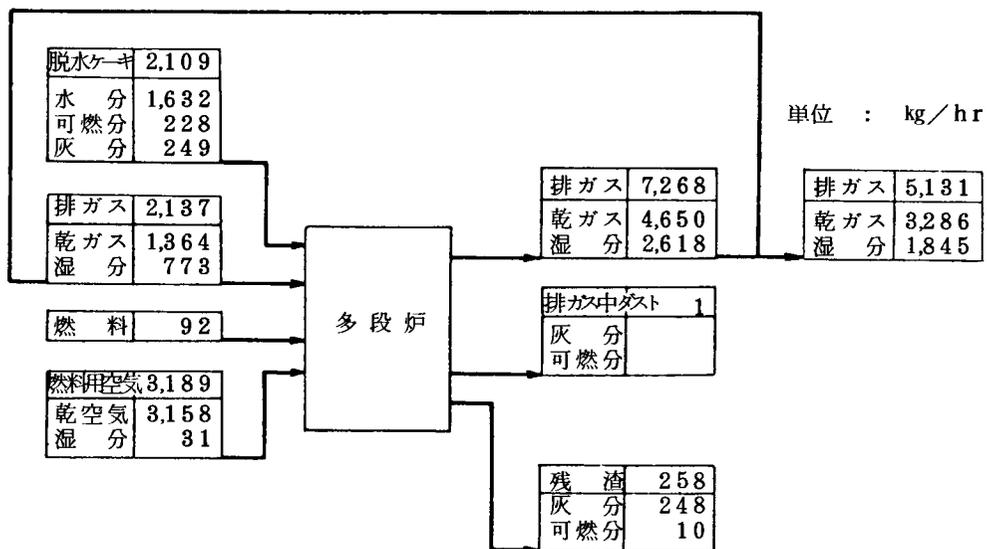


図-4.6 : 炉本体物質収支・熱収支 (RUN No 301. $m=1.14$)
(0.83)

炉出口総合空気比 m と可燃分分解率 ϕ との間には図-4.8に示すようにほとんど相関関係がなく、Run103を除いて可燃分分解率はいずれも90%以上を与えている。プラントAのケーキは比較的分解しにくく、かつRun103では操作温度が低いため低い可燃分分解率となったものと考えられる。ただし、プラントBの運転で比較的操作温度の低いRunもあったが、プラントBのケーキは他の指標(表-4.12のスクラパー排水中の有機物： n -ヘキサン抽出物又はフェノール類など)からも類推出来るように比較的易分解性であり、低温においても高い分解率を与えたものと考えられる。尚、プラントAでは残渣の取出を湿式で行っているため、残渣中の水酸化カルシウムの分解(分解温度580℃)に起因する水分を $Ig-loss$ として測定していると考えられ、Run101~103の $Ig-loss$ の値は測定値、

Run101 : 6.5%、 Run102 : 10.1%、 Run103 : 19.2%

をそれぞれのカルシウム含有率で補正して求めたものである。

現在、汚泥等の $Ig-loss$ の測定には種々の分析法が適用されており、比較検討する上で不便である。例えば、下水試験法、上水試験法、工業用水試験法(JIS K-0101, 1972)、工場排水試験法(JIS K-0102, 1974)など水関係ではいずれも $Ig-loss$ の測定法として、 $600 \pm 25^\circ\text{C}$ 、 $30 \sim 40 \text{ min}$ 加熱を規定している。しかし、都市ゴミなどの固形廃棄物の研究者の間では測定温度をもっと高温(800°C 程度)にすべきであるとの意見がある。これに対して、石炭、コークス類などの固体燃料の工業分析方法(JIS M-8812, 1972)では揮発分の測定には 900°C 、灰分の測定には 815°C を規定している。著者はこれらを勘案して、従来から $Ig-loss$ の測定には 800°C 、1hr加熱する方法を採用して来ている。 $Ig-loss$ の測定については、これが処理効果評価の基本となるので、今後早急に統一した方法が規定されることが望まれる。

さて、低空気比操作によっても高空気比操作と同程度の可燃分分解率を与える理由は、低空気比操作(殊に熱分解操作)では残渣中に残存すべきはずの固定炭素のガス化にあると考えられる。熱分解操作時に水性ガス反応を始めとする固定炭素のガス化反応が生起することは、既に基礎研究、パイロットプラント研究を通して明らかにされて来た。表-4.13は脱水ケーキ乾燥物を電気炉のアルゴン雰囲気中で熱分解の際の水蒸気吹込の影響を調査した室内実験結果である。少なくとも 900°C 以上においては明確に水蒸気吹込によって固定炭素がガス化することがわかる。これらのガス化反応は $800 \sim 850^\circ\text{C}$ から反応が顕著に進行するものと考えられる。実際の炉内では常に水蒸気分圧は存在し、かつ触媒作用を果すと考えられる金属類もかなり含有されているので、これら炭素のガス化反応は当然進行するはずである。表-4.14はプラントCにおいて、通常運転時に発生した残渣の分析結果(サンプル数、約800個)をまと

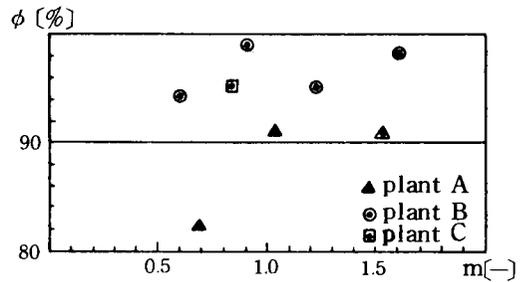


図-4.8 : 空気比と可燃分分解率の関係

表-4.13: 乾燥ケーキの室内熱分解実験結果*

熱分解温度 (°C)	水蒸気吹込	残渣中炭素 (%)	残渣色調
600	アリ	11.6	黒
700	アリ	—	灰~黒
900	アリ	0.8	灰
900	ナシ	13.0	黒

表-4.14: プラントCの残渣の性状分析結果*

残渣色調	Ig-loss (%)	炭素分 (%)	$\text{Fe}^{+3}/\text{Fe}^{+2}+\text{Fe}^{+3}$	発生比率 (%)
—	(%)	(%)	—	(%)
黒	8.7	8.08	0.24	2 [※]
	6.7	6.49	0.23	
黄土	-0.8	1.98	0.66	24
	-0.9	1.52	0.65	
灰	-4.8	0.81	0.10	70
	-4.9	0.44	0.14	

※ 運転が過渡期であって、最高温度が低い時に出現する。

* 日本碍子㈱: "乾留残渣の性状について"

環境装置事業部開発室報告書 DFGC-8028 昭53.7

めたものであるが、表-4.13と照合してみると、実際の熱分解炉においても炭素の各種ガス化反応が起きていると考えられる。例えば、この表において熱分解操作が行われている時のFeの形態変化に着目すると、炭素のガス化反応とFeの変化($\text{Fe}^{+3} \rightarrow \text{Fe}^{+2}$)は密接に関連している。炉内の高温還元性雰囲気下では、炭素による鉄の還元反応、



などが進行すると考えると、これらの現象をうまく説明することが出来る。

表-4.4および表-4.14からわかるように、残渣中の可燃分はほとんどが固定炭素であり、残渣の安定化という面からみてもこれら熱操作の処理効果はあったと考えられる。表-4.4に示すRun101~103の残渣中に水素がかなり含まれているが、これは先に述べたように水酸化カルシウム中の水に起因するものと考えられ、元来700~800°C以上の熱操作であれば低空気操作でも残渣中の可燃分のほとんどは固定炭素となり安定性という評価からは全く問題ないと考えて良いであろう。

以上の解析より、多段炉による直接脱水ケーキ投入の熱操作において、低空気比操作によっても十分な処理効果が得られることが判明した。

5-2 空気比と排ガス発生量および排ガス中の酸素濃度

炉出口排ガス量はケーキ性状、補助燃料供給量および空気比を設定すれば算出可能な量であり、コンピューター・プログラミングの試みも行われている⁹⁾。しかし計算をする上ではどうしても仮定条件が入り、実際の運転データの解析には及ばない。そこで、データから、炉出口総合空気比 m と炉出口排ガス量(単位ケーキ量当りの湿ガス量)との関係を検討した。表-4.3から両者の関係をプロットすると図-4.9の通りで、その回帰線は、

$$V=1,094 \cdot m+877 [\text{Nm}^3/\text{t cake}] \cdots \cdots \textcircled{6}$$

と求められた。従来行われて来た焼却操作 ($m=2$) の排ガス量 ($V=3,000 \text{Nm}^3/\text{t cake}$) もほぼこの直線上で外挿される。つまりこの関係によって炉出口排ガス量に関する低空気比操作の妥当性が実証されているわけである。

一方、炉出口総合空気比と炉出口排ガス中の酸素濃度との関係は、理論的には次のように求められる。

$$O_2=21 \cdot (m-1) \cdot A_o/Gdo [\%] \cdots \cdots \textcircled{7}$$

上式で $Gdo \doteq m \cdot A_o$ と考えると、排ガス中の酸素濃度は近似的に、

$$O_2=21 \cdot (1 - \frac{1}{m}) [\%] \cdots \cdots \textcircled{8}$$

と表わすことが出来る。ただし、 A_o は理論燃焼空気量、 Gdo は理論燃焼乾ガス量である。図-4.10

に⑧式の関係(細線)と、実際の運転結果から得られたデータ(太線)とを示した。空気比 m の定め方(③式)は炉へ供給した空気量 a から算出するのに対して、実際の炉では燃料あるいはケーキ可燃分の燃焼効率、もれ込み空気などがあるため両者の関係は理論値よりかなりズレている。

5-3 空気比の処理効率に与える影響

低空気比の熱操作が十分な処理効果があり、かつ炉出口排ガス量を低減し得ることがわかった。しかし、これらの効果については効率という観点からの検討が必要である。すなわち、低空気比操作が処理法として有効であるかどうかについては、低空気比操作が多段炉の処理機能又は処理効率にどのような影響を及

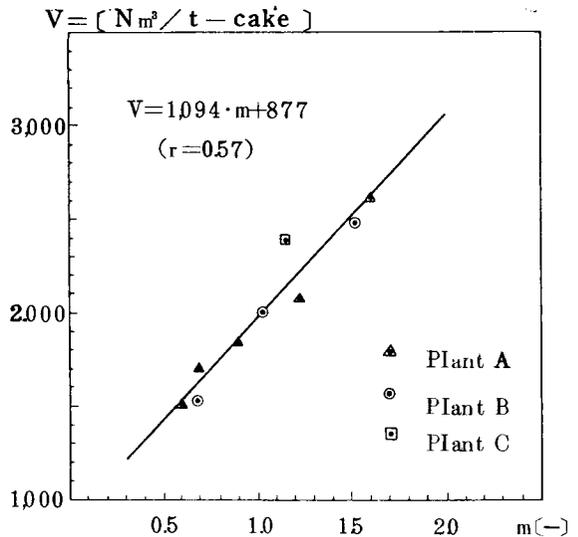


図-4.9：炉出口総合空気比と炉出口湿排ガス量の関係

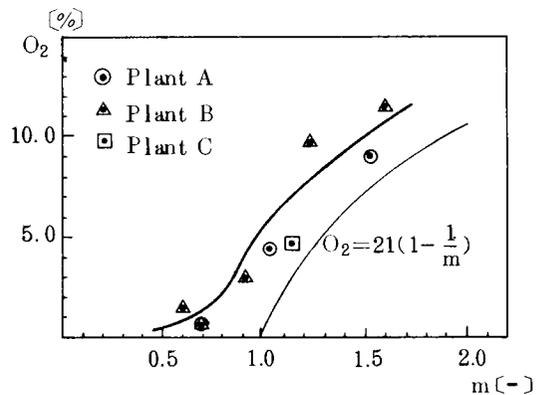


図-4.10：炉出口総合空気比と炉出口排ガス中の酸素濃度の関係

ぼしているかという点からの評価をしてみなければならない。

炉内での熱風乾燥は多段炉に脱水ケーキを直接投入して熱操作するシステムでの最も重要な機能の一つである。熱風乾燥では前述の通り、恒率乾燥速度が熱風質量速度に関係することが知られており、低空気比操作によって排ガス量を低減すると、当然乾燥速度も低減することが予測される。緒論、3で述べたように、多段炉の乾燥段におけるケーキの恒率乾燥速度は、

$$r_{dc} = 6.0 \times 10^{-5} \cdot G^{0.8} \cdot \Delta t_m \quad [\text{kgH}_2\text{O}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}] \dots\dots\dots \textcircled{9}$$

とまとめられ、①式と比較して、伝熱係数 h は、

$$h \doteq 3.5 \times 10^{-3} \cdot G^{0.8} \quad [\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{C}] \dots\dots\dots \textcircled{10}$$

となる。 Δt_m がほぼ一定であるので、熱風質量速度を減じることは乾燥速度の低下につながり、乾燥機能上大きな問題となる。高水分（75%以上）の真空脱水ケーキを投入するプラントCでは、低空気比操作によって排ガス量を減じた時、乾燥速度が低下して、限られた炉床面積では処理し切れないことが予測された。そこで、プラントCでは炉内熱風質量速度の減少を補うために、炉出口排ガスの一部（発生排ガス量に対して約40%）を炉内へ循環して乾燥段での熱風質量速度を大きくする排ガス循環方式を採用した。運転データをもとに⑨式から、排ガス循環を行わない場合および行った場合の乾燥速度を求めると、それぞれ15.7 kgH₂O/m²・hr および20.7 kgH₂O/m²・hr となり、排ガス循環を行わなければこの炉の炉床面積85 m²では能力不足となることがわかった。一方、プラントAおよびBにおいては排ガス循環することなく、排ガス量の低減した状態で処理可能であった。これはいずれも投入脱水ケーキが加圧脱水ケーキであって、水分が低く（65%以下）、乾燥段での蒸発水分量がプラントCに比較して67%以下（水分30%まで乾燥すると仮定）と少く、乾燥速度が低下しても処理には影響しなかったためである。つまり、高水分ケーキを投入する炉においては、低空気比操作を行う場合、乾燥速度の低下を防ぐ方法を講じるか、もしくは乾燥面積の増加をはからねばならない。

次に、焼却又は熱分解ゾーンにおける処理効率について検討してみる。Run301において、熱分解速度は26.8 kgD.S / m²・hr と求められ、パイロットプラント研究によって得られた値25 kgD.S/m²・hr とよく一致した。しかし焼却における処理速度50～100 kgD.S/m²・hr と比較すると1/2～1/4の速度であり、熱分解と完全燃焼との中間の空気比領域の処理速度は25～100 kgD.S/m²・hr の間の値をとるものと考えられる。従って、排ガス循環などによって乾燥速度が同一に保てたとしても空気比によって多段炉の総合処理速度は変化することになる。いま、炉入口ケーキ水分を w [%]、乾燥ゾーン出口水分を wd [%]、又、乾燥速度および熱操作速度をそれぞれ r_d [kgH₂O/m²・hr]、 r_t [kgD.S/m²・hr] とすると、多段炉の総合処理速度 R_t は、

$$R_t = \frac{100 \cdot (100 - wd)}{\frac{100 \cdot (w - wd)}{r_d} + \frac{(100 - w) \cdot (100 - wd)}{r_t}} \quad [\text{kg cake}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}] \dots\dots\dots \textcircled{11}$$

と表すことが出来る。空気比によって、どの程度総合処理速度が変化するかの一例として、熱分解操作（suffix p : $m < 1.0$ ）と焼却操作（suffix i : $m \doteq 2.0$ ）の総合処理速度を比較してみる。

$$\begin{cases} W = 7.5\%, W_d = 2.5\%, r_d = 2.0 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \\ r_{tp} = 2.5 \text{ kg D. S.}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}, r_{ti} = 5.0 \sim 10.0 \text{ kg D. S.}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \\ R_{tp} = 2.31 \text{ kg cake}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \\ R_{ti} = 2.61 \sim 2.79 \text{ kg cake}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \\ (R_{tp}/R_{ti}) = 0.83 \sim 0.88 \end{cases}$$

となる。

以上のように、多段炉における低空気比操作は炉の処理効率を低下させる。

5-4 空気比と補助燃料との関係

熱操作プロセスへの補助燃料の供給量については、物質収支と各装置での熱効率が求められれば熱収支が求められ、これから計算することが可能である。しかし、実際の熱収支は図-4.2~4.6に示したようにRun毎にかなり変動していて、これを正確に予測することは困難である。そこで、空気比と補助燃料との関係について、実際の運転データからその関係を検討してみる。

多段炉への燃料供給量は表-4.3に示したように、炉の効率(η)がRun毎にバラついていて、空気比との一定の関係は見出し難い。ここに、炉の熱効率(η)はこれまでに用いられてきた次式

$$\eta = \frac{W \cdot \lambda}{\frac{Q_f}{F} + \frac{100 - W}{100} \cdot Q_c} \quad [\%] \quad \dots\dots\dots (12)$$

であるが、炉の熱的性能を示す一つの便利な指標である。

- F : 炉へのケーキ投入量 [kg/hr]
- Qc : ケーキの高位発熱量 [kcal/kg D. S]
- Qf : 燃料の供給熱量 [kcal/hr]
- W : ケーキの水分 [%]
- λ : 水分の蒸発潜熱 [kcal/kg]

(こゝでは $\lambda = 600 \text{ kcal/kg}$ とする。)

多段炉においては、一般に $\eta = 5.0 \sim 6.0\%$ 程度と実測されているが¹⁰⁾、Run 103以外の他のRunでは $\eta < 4.5\%$ である。これらのことから判断して、Run 103の効率は若干高目のように考えられる。炉への燃料供給量が少いため炉内温度も低く、残渣 Ig-loss が高く、図-4.8に示すように分解率もこのRunのみに大きく下がっている。従って、Run 103における炉への燃料供給量は本来もっと多くてしかるべきであると考えられる。

一方、再燃焼室への燃料供給量は排ガスに比例するので、空気比との間には相関々係があるものと予測される。さらに空気比によって排ガスへの可燃分の移行が変化し、ガス側へ移行した可燃分は再燃焼によって回収される。例えば、図-4.4および4.5を比較すると、2つのRunにおける炉での全熱量(約 $2 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$)と入熱比率とはほぼ同一であるが、揮発分による損失は2つの操作($m = 1.22$ と 0.6)で大巾に異り、低空気比操作で可燃分のかなりの部分がガス側へ移行する。

図-4.11は炉出口排ガスに含まれる可燃性ガス各成分の含有率と空気比との関係を図示したものであるが、低空気比域で可燃分がガス側へ移行する状況がわかる。従って、空気比と再燃焼室への燃料供給量との関係を図示すると、図-4.12の破線で示したようなほぼ直線関係が認められる。

次に、炉への供給量と再燃焼室への供給量とを合算したプロセス全体への燃料供給量と空気比との関係を求めると、図-4.12の実線で示す関係が得られる。プラントAおよびBにおいて、空気比を低減して行くと、プロセスへの補助燃料の供給量も低減して行くことがわかる。プラントCでは排ガス処理法が再燃焼室前置プロセスであってプラントAおよびBに比較して単位ケーキ量当りの燃料供給量は多いが、熱分解操作に改造することによって、改造前の燃料消費量の85%に低減することが出来た。このように、多段炉を用いた脱水ケーキ直接投入プロセスの低空気比操作によるエネルギー節減という目標は実プラントによって実証することが出来た。

熱操作プロセスの補助燃料の供給量については第二次パイロットプラント研究のプロセス解析(第3編、第2章、7)において多段炉を用いた3つの熱操作プロセス(焼却、直接熱分解および乾燥-熱分解プロセス)のプロセスシミュレーションを行い、燃料供給量の予測を試みた。熱分解操作を行ったRun103、204、205および301の結果を予測値(図-4.13)と比較してみると表-4.15に示す通りである。Run103については、予測値(f_s)が大巾にズレているがこれは前述の通りRun103では炉への燃料供給量が過小であったためと考えられる。他のRunについては、熱損失の差や操作条件の違いを考慮

に入れれば、実測値に対する予測値の誤差が20%以内であることは一応評価し得る予測と考えて良いであろう。今後、さらに多くのデータをフィードバックして、より高精度の予測を追求して行きたい。

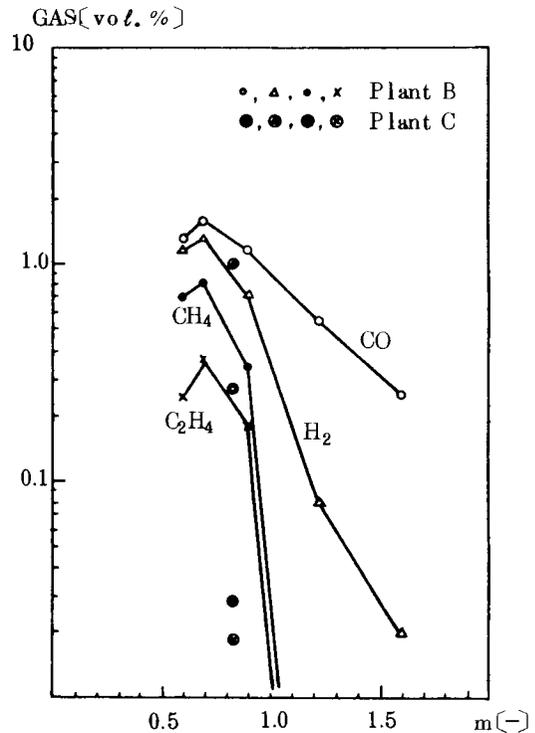


図-4.11 : 空気比と可燃性成分含有率の関係

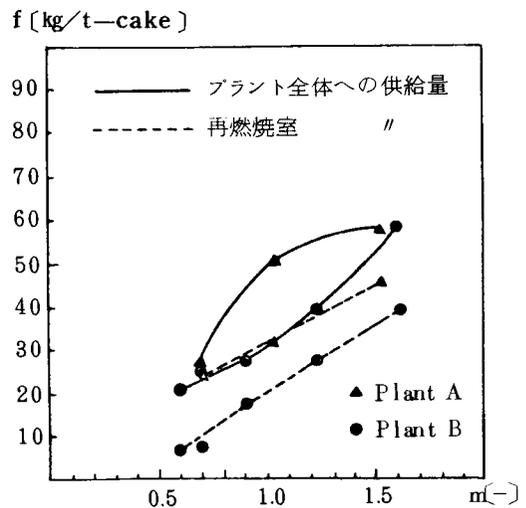


図4.12 : 空気比と補助燃料供給量の関係

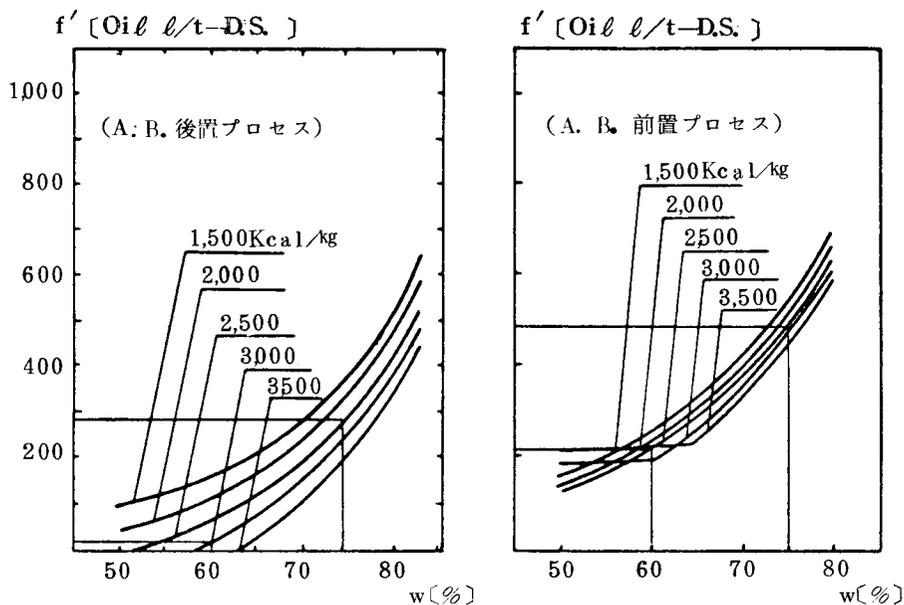


図-4.13：直接熱分解プロセスの燃料供給量シミュレーション結果

表-4.15：プラントへの燃料供給量の比較

Run No.	103	204	205	301
空気比 m [-]	0.69	0.69	0.60	0.83
供給量 f [l/tD.S.]	90	65	55	450
予測値 fs [l/tD.S.]	150	69	69	520
f/fs	0.60	0.94	0.80	0.86

5-5 プロセスからの排出物

5-5-1 残渣中のクロム

熱操作プロセスから排出される残渣が安定なものであることは先に解析した。しかし安全性の面からは有害物である Cr^{+6} を生成する可能のあるクロム化合物の熱操作に伴う挙動を検討してみなければならない。熱操作に伴うクロム化合物の挙動については、操作前後の、全クロム中に占める Cr^{+6} の比 ($\text{Cr}^{+6}/\text{T-Cr}$) の変化を調べれば良い。これまでの研究を通して、実験的にはケーキ可燃分に対する空気比と残渣の ($\text{Cr}^{+6}/\text{T-Cr}$) との間には明瞭な関係が存在し、この空気比が低い程 ($\text{Cr}^{+6}/\text{T-Cr}$) も低く、熱分解操作条件下では Cr^{+6} が還元されることが明らかにされている。これに対して、実際の炉の中では

さまざまな現象が生起するので、パイロットプラント実験でのような明瞭な関係は得にくく、炉出口総合空気比と $(Cr^{+6}/T-Cr)$ との関係はバラついている。しかし、表-4.4に示されているように、空気比の高い操作域：焼却(Run101)ではクロムの酸化が起きているが、熱分解操作(Run203, 204および205)では明らかに Cr^{+6} は還元されている。Run301においてはケーキ中の Cr^{+6} は検出されていないので、 $(Cr^{+6}/T-Cr)_{cake}$ vs $(Cr^{+6}/T-Cr)_{residue}$ の関係は不明であるが、プラントCにおける他の運転データ(表-4.16)からは明らかに熱分解操作によって Cr^{+6} が還元されることがわかる。下水汚泥脱水ケーキ熱分解の目的の一つは Cr^{+6} 生成抑止にあり、実プラントによって、この目的が達成されることが実証された。

一方、空気比1.2~1.3程度の抑制燃焼域のRun202ではクロムの酸化が起きている。空気比1.35で実験を行った田中らの研究⁶⁾との違いは明らかに残渣中の $Ig-loss$ の多寡に起因するものと考えられる。還元性雰囲気のとれる熱分解操作と異り、抑制燃焼操作でのクロムの挙動は先に述べたように残渣 $Ig-loss$ と強い相関々係をもっており、抑制燃焼域においても残渣 $Ig-loss$ が低くなるような操作条件(可燃分解率90%以上で、残渣 $Ig-loss$ 6%以下)においてはクロムの酸化の懸念があると考えられる。

表-4.16： プラントCにおけるクロムの分析結果*

$Ig-loss$ (%)	炭素分 (%)	T - Cr (mg / kg)	Cr^{+6} (mg / kg)	$\frac{Cr^{+6}}{T-Cr}$ (-)	$\frac{(Cr^{+6}/T-Cr)_r}{(Cr^{+6}/T-Cr)_c}$	Cr^{+6} 溶出量 (mg / l)
8.7	8.08	3,000	6.2	0.002	0.10	N. D.
6.7	6.49	1,800	8.1	0.005	0.26	N. D.
-0.8	1.98	2,200	20	0.007	0.37	N. D.
-0.9	1.52	2,200	20	0.009	0.47	N. D.
-4.8	0.81	3,000	21	0.007	0.37	N. D.
-4.9	0.44	3,000	17	0.006	0.32	N. D.
※ 1.5	0.22	2,700	940	0.348	1.83	10.0
0.1	0.11	2,200	150	0.068	3.6	15.0

※※

※ 運転の開始又は停止などの過渡期に極くまれに発生する赤褐色に酸化された灰

※※ $(Cr^{+6}/T-Cr)_c = 0.019$

* 日本碍子(株)：“乾留残渣の性状について”

環境装置事業部開発室報告書 DFGC-8028 昭53 7

5-5-2 排ガス中のアンモニアおよびシアン化水素

脱水ケーキ固形物中の窒素含有率は、今回の調査範囲内では、表-4.4に示したように2.5~3.5%であるが、熱操作によって残渣中にはほとんど残留しない。主としてアンモニア(NH₃)、シアン化水素(HCN)、窒素酸化物(NO_x)および窒素ガス(N₂)としてガス側に移行するが、ここではNH₃およびHCNについて検討してみる。NH₃およびHCNは可燃分が熱分解する際に生成され、それぞれの生成量は雰囲気および温度に支配される。

武田¹¹⁾は下水汚泥脱水ケーキの乾燥物をAr雰囲気中で熱分解し、熱分解に伴うNH₃、HCNの挙動を調査して図-4.14の結果を得た。これによれば、NH₃はその発生量の大部分が600℃までに生成されるのに対して、HCNは600~900℃にかけて生成が著しい。いま、このデータをもとに熱分解操作時に600~800℃で可燃分が熱分解を受けたとすると、NH₃は10,000ppm前後、HCNは100~1,500ppmが発生すると計算される。パイロットプラント研究の結果では、炉出口ガス中のNH₃は10³ppm order、HCNは10²ppm orderであるが、今回の実測値もほぼ同orderである。NH₃が武田の与えた数値より低いのは、実際の熱分解操作が部分燃焼方式で行われており、高温域で、発生したNH₃が酸素の存在下で分解反応を起すためと考えられる。図-4.15はプラントBでの測定結果を図示したものであるが、空気比と生成NH₃濃度とは密接な関係があることがわかる。これにくらべて、HCNの発生量は表-4.17からもわかるように、600℃以上では温度条件に著しく依存している。HCN生成量と空気比の関係は図-4.16に示すように一応の相関はあると考えられるが、操作温度の影響を充分考慮すべきと考えられる。尚、図-4.16のデータ中、m≥1.8のデータは300t/d多段炉での実測値(日

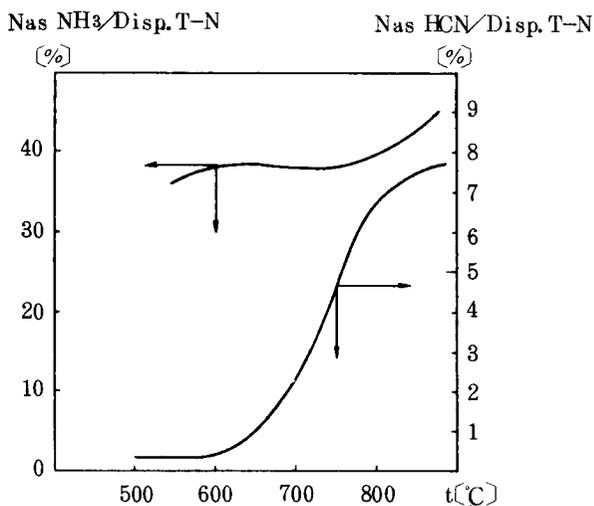


図-4.14：下水汚泥熱分解時のアンモニアシアン¹⁶⁾の挙動

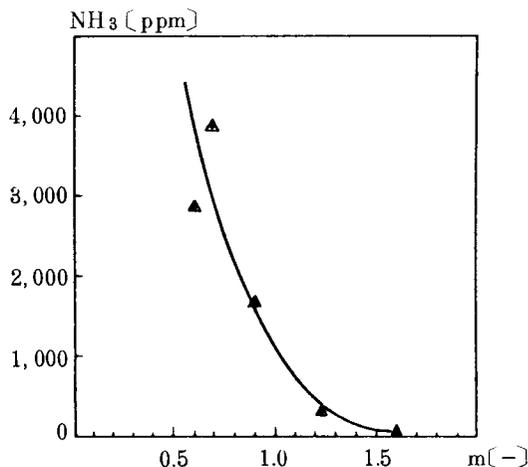


図-4.15：空気比と炉出口排ガス中のアンモニア濃度の関係

表-4.17: 多段炉でのシアン生成量

Run No.	201	202	203	301
空気比 m [-]	1.60	1.22	0.96	0.83
シアン生成量 [g/hr]	680	437	1,212	1,776
炉内最高温度 [°C]	840	720	820	875

本碍子(株)環境装置事業部内報 FRT-9008, 昭和54年2月)

m (-) 1.3 1.8 2.7 2.8
HCN(ppm) 15 37 84 25

を外挿値として用いた。

プラントAでの測定結果はNH₃、HCNに関してかなりバラツキが大きく、一定の傾向を示していない。これには汚泥が特殊なものである(工場排水を主体とする排水処理から発生した汚泥でケーキ中にシアン根が7~14mg/kg含有されている)などの原因が考えられるが、明確なことはわからなかった。

さて、炉で発生したNH₃およびHCNは再燃焼によって酸化分解処理しなければならない。再燃焼処理の状況は表-4.5~4.11

に示されているが、再燃焼室での分解は温度が支配的であり、望ましくは900°C以上での操作を行う必要がある。Run 301では再燃焼室温度が若干低く、やゝ分解不十分である。ただし、再燃焼室での分解に際してはNH₃やHCNのNO_xへの転換に充分注意しなければならない。このテーマについては既に第3編、第3章で検討したが、プラントA、BおよびCの現設備にはこのような配慮はされていない。

又、NH₃、HCNなどの有害物を含む排ガスの湿式処理については、これらの有害成分が液側に移行する(表-4.12参照)ので、水処理側に対する配慮が必要である。水処理側に影響のある場合には排ガスを再燃焼した後に湿式処理を行うべきである。

5-5-3 排ガス中の窒素酸化物

炉出口排ガス中の窒素酸化物(NO_x)濃度は今回の調査結果では概略20~100ppmであったが、汚泥焼却の多段炉におけるNO_x濃度は一般に30~150ppmといわれている¹²⁾から、今回の結果はほぼこれらの範囲に入る値であった。可燃分中に多量の窒素分を含有していながら、下水汚泥脱水ケーキの熱操作でのNO_x排出濃度はかなり低濃度といえよう。このように多段炉での汚泥熱操作時のNO_x

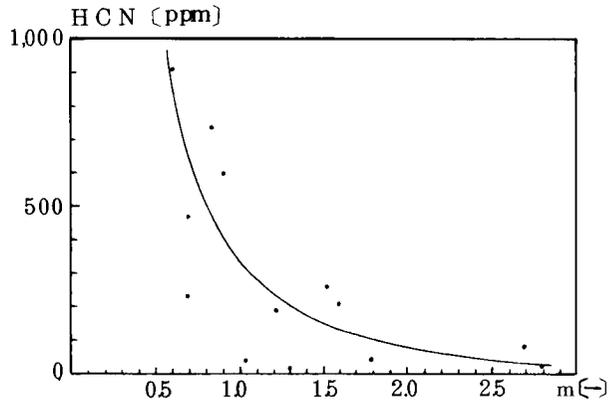


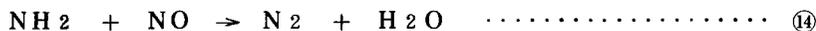
図-416: 空気比と炉出口排ガス中のシアン濃度の関係

排出濃度が低い理由は次のように考えることが出来るであろう。

熱分解過程で多量に生成されるNH₃、HCNはNOへの酸化反応



およびNOの還元反応



を併発し、両反応は競合し、競合の状況によってNOの生成量が定まるものと考えられる。従って、排ガス中にNH₃やHCNを高濃度に含有する汚泥熱操作プロセスではNOの生成は当然抑制されるものと考えられる。例えば、第3編、第3章に示したように、熱分解操作時には多段炉に供給される燃焼ガス中のNO量より炉出口排ガス中のNO量の方が少く、明らかに炉内でNOが還元される現象が観察される。このようにNO_xの挙動がNH₃やHCNなどの酸化分解と、NH₃やHCNなどによる還元反応とによって定まるものであるとすれば、当然NO_x排出濃度はNH₃やHCNの酸化分解を規定する空気比と相関があるであろう。図-4.17は空気比と炉のNO_x排出濃度との関係を図示したものであり、両者には相関々係がある。尚、図中には排ガス中の酸素濃度を標準酸素濃度(12%)に換算した時のNO_x濃度Cも表わした。

$$C = C_s \cdot \frac{9}{21 - O_s} \quad [\text{ppm}] \dots\dots\dots (16)$$

C_s : 排ガス中の実測NO_x濃度 [ppm]

O_s : 実測酸素濃度 [%]

この図より明らかに低空気比操作でNO_x濃度が低下することがわかる。低空気比域でfuel NO_xの生成が抑制されるということはNO_x研究分野でよく知られた事実であり、今回の調査結果もこれらの事実と一致するものである。そして、下水汚泥脱水ケーキの熱操作プロセスから排出されるNO_xは他の装置に比較すると比較的低濃度であるが、有害物を出来る限り抑制することは必要なことであり、NO_x抑制という面からも、低空気比操作は望ましい操作である。この事実が実プラントで実証されたことは今後のNO_x規制に対処する上で有益な指針を与えるものと考えられる。

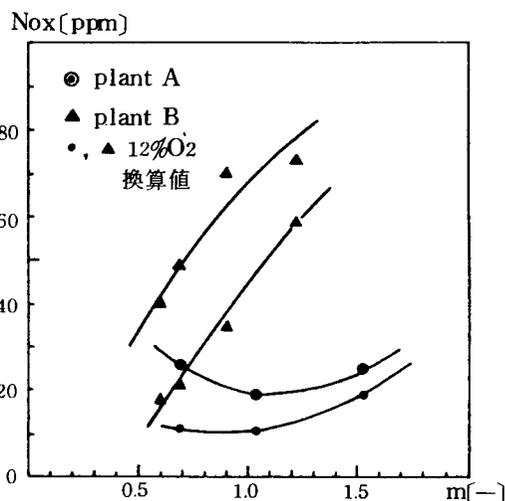


図-4.17 : 空気比と炉出口排ガス中のNox濃度との関係

5-5-4 排ガス中のダストおよび酸性ガス成分

排ガス中の一般成分（ダスト、酸性ガス成分など）については、これまでに焼却炉の多数のデータが報告されている。例えば、日本下水道事業団試験部では毎年既存の下水汚泥焼却炉の実態調査を行い、その結果を発表している。これらによれば¹²⁾、一般的に多段炉では、

ダスト : 1.20~1.94 g/Nm³
 SO_x : 118~264 ppm
 HCl : 55~115 ppm

である。これらの一般的な指標値に比較すると、ダストではプラントBの値がかなり高く、プラントCの値がやや低い。これらは投入ケーキ水分に関係あると考えられる。つまり、2つのプラントの間では投入ケーキ水分が高ければダスト濃度は低く、投入ケーキ水分が低ければダスト濃度は高くなる傾向にある。しかし、パイロットプラント研究においては、もっと低水分ケーキを投入する乾燥-熱分解プロセスでもダスト濃度はプラントB程高くはなく、プラントBでダスト濃度が極めて高くなった原因はケーキ性状にも起因すると考えられる。例えば、ダスト中のIg-lossは7~56%とバラつき、スクラバー排水中に多量の煤が観察された。

これら排ガス中のダストはスクラバーで除塵され、Run203および301を除きスクラバーの除塵効率は95%以上であった。Run203でのスクラバー除塵効率が約70%と低かった原因については不明であるが、Run301では乾式電気集塵機通過後の0.1 g/Nm³のダストを効率約60%でスクラバー除塵しているので、その効率は妥当な値である。そして、いずれも煙突出口においてはダスト濃度0.02 g/Nm³以下で大気放出される。

次に、酸性ガス成分としての硫黄酸化物（SO_x）および塩化水素（HCl）について検討してみる。これらの成分の炉出口排出濃度はいずれも一般的調査結果とほぼ一致する濃度である。SO_xが10² ppm orderと固形物中の硫黄分含有量に比較して低濃度なのは、ケーキ固形物中の硫黄分のうち、熱操作によってガス側に移行するのは揮発性硫黄であって、その割合が低いからである。結果として、表-4.18に示したように固形物中の硫黄の大部分（80%以上）は操作条件に関係なく残渣中に残留するのである。尚、ガス側での硫黄の形態の大部分がSO_xでH₂Sなどがほとんど含有されないのはH₂Sなどがもっと強還元性雰囲気であれば生成されないためであると考えられる。一方、HClはガス側濃度がほぼ10¹ ppm orderであり、硫黄の場合と同様、固形物中の塩素分の大部分は表-4.18に示したように残渣中に残留する。又、ガス側での塩素分の形態は酸素、水蒸気などを含む雰囲気との平衡関係から考えてほとんどがHClと考えられ、実測結果もその通りであり、これまでの実験結果と同一の結果である。

表-4.18: 硫黄分および塩素分の残留率

Run No.	101	102	103	202	203	205	301
硫黄分残留率〔%〕	88.4	87.7	82.9	82.6	100	88.7	87.9
塩素分残留率〔%〕	77.9	86.8	75.6	—	—	—	—

表-4.19：脱水時薬注の違いによる排ガス性状について

焼却炉型式		50t/d 流動層炉		150t/d 多段炉	
脱水ケーキ種類		消石灰-塩化鉄薬注	過酸化水素-硫酸鉄薬注	消石灰-硫酸鉄薬注	過酸化水素-硫酸鉄薬注
ケーキ性状	lg-loss (%)	70.2	79.9	39.5	46.4
	CaO (%)	10.4 (33.3)	0.63 (3.65)	27.2 (40.5)	4.0 (3.0)
	T S (%)	0.71 (2.30)	1.49 (-)	1.40 (-)	2.17 (1.05)
	SO ₃ (%)	1.77 (6.24)	1.71 (0.80)	1.83 (5.81)	3.08 (2.91)
	Cl (%)	0.27 (0.32)	0.08 (-)	0.11 (0.11)	0.1 (0.1)
排ガス性状	炉出口 SOx (ppm)	158	880	19	2,170
	煙突出口 SOx (ppm)	N.D.	35	<5	6.9
	炉出口 HCl (ppm)	112	45	15	73
	煙突出口 HCl (ppm)	N.D.	3	2.6	3.1

注：() 内数値は焼却灰についての分析値

下水汚泥脱水ケーキの熱操作に際して、硫黄分および塩素分の大部分が残渣中に残留する最も大きな原因は、汚泥脱水時に投入された消石灰(Ca(OH)₂)に起因するものと考えられる。すなわち、硫黄分又は塩素分の多くはCa(OH)₂と結合して、熱的に安定なCaSO₄(融点1,450℃)、CaCl₂(融点772℃)として固定され残渣中に残留するからであろう。従って、逆に脱水時にCa(OH)₂を使用しないケーキを熱操作した場合には酸性ガス成分が高濃度で排出される懸念がある。例えば、表-4.19は既存の下水処理場(G市H処理場およびO市H処理場)で汚泥脱水方式を消石灰薬注から消石灰を含まない過酸化水素薬注方式に転換した際に、脱水ケーキ焼却にどのような影響を及ぼすかを調査した結果(日本碍子(株)環境装置事業部内報CF-8049、昭和53年9月およびFFC-9001、昭和54年3月)の一部である。明らかに、焼却灰中に固定される硫黄の割合はカルシウム分の多寡に影響され、消石灰薬注しないケーキの焼却排ガス中のSOx濃度はかなり高くなる。塩素については、流動床炉の場合両ケーキで揮散率はほぼ同じであるのに対して、多段炉では消石灰薬注ケーキのHCl濃度は非常に低かった。

これら酸性ガス成分は排ガス処理系統中のアルカリ吸収部において吸収される。尚、プラントBでは再燃焼をアルカリ吸収後に行っているため、一担アルカリ吸収で下げたSOx濃度を再び増加させる結果となっている。規制値によってはアルカリ吸収の位置を変更する必要がある。

6 ま と め

下水汚泥脱水ケーキを多段炉に直接投入して抑制燃焼および熱分解を含む低空気比操作を行った時のプロセスの性能を実プラントのデーターを用いて解析した。データーを採取したプラントはいずれも50 t/d規模のプラントで、プラントAおよびBでは実験データーを、プラントCにおいては実運転データーを得たが、これらのデーターの解析によって次のことがわかった。

① 低空気比操作によっても、焼却操作とほぼ同程度の減量化効果（可燃分分解率）を得ることが出来る。これは可燃分の熱分解後に残存する炭素がガス化反応によってガス化するためと考えられる。又、熱操作であれば、空気比には関係なく残渣は安定である。

② 炉出口総合空気比と炉出口湿排ガス量との関係は、

$$V = 1,094 \cdot m + 877 \quad [\text{Nm}^3 / \text{t cake}]$$

と与えられ、低空気比化は排ガス量低減につながる。又、空気比と炉出口排ガス中の酸素濃度との関係は図-4.10の通りであった。

③ 多段炉での乾燥速度は炉内ガス量に関係し、ガス量を低減すると乾燥速度も低下する。従って、低空気比操作によってガス量を低減した場合には乾燥速度低下の補償措置が必要である。

④ 実プラントにおいても熱分解速度はパイロットプラント研究で得た25 kg D.S / m² hr 前後の値であり、この値は焼却速度の1/2～1/4である。従って、低空気比操作によって多段炉の処理効率は若干低下する。ただし、多段炉における総合処理速度は①式によって与えられる。

⑤ 炉への補助燃料の供給量は炉の熱効率にバラツキがあり、一定の関係が得られなかった。しかし、再燃焼室への燃料供給量と空気比との間にはほぼ直線的関係があり、炉と再燃焼室への供給量を合算したプロセス全体への燃料供給量は空気比を低下すると低減した。すなわち、低空気比操作によって、熱操作時の補助燃料供給量を低減することが出来るのである。

⑥ 補助燃料の供給量については、パイロットプラント研究のシミュレーション結果によって20%以内の誤差で予測し得ることがわかった。

⑦ 残渣の安全性に関係するクロムの挙動については、熱分解域ではケーキ中のCr⁺⁶も還元されて問題はないが、抑制燃焼域ではクロムの酸化と残渣 Ig- loss との間に相関関係があって、高い可燃分分解率においてはクロム酸化の懸念がある。

⑧ 炉で生成されるNH₃およびHCNの生成量は炉内雰囲気と温度とに支配され、NH₃およびHCNは低空気比域で生成濃度が高く、高空気比域で生成濃度が低くなる。これらはいずれも排ガス処理系統で除害されるが、湿式処理での水側への移行および再燃焼室でのNO_xへの転換などに充分留意せねばならない。

⑨ NH₃、HCNとの関連において、下水汚泥脱水ケーキの熱操作時に発生するNO_xは比較的低濃度である。当然炉内でのNO_x生成濃度（量）は空気比と関係があり、低空気比操作はNO_x生成抑制にも有効である。

⑩ 排ガス中のダストに関しては、プラントBのデーターが極めて高い値を示した。他は一般的な排出範囲であり、いずれも排ガス処理系統において充分処理されている。一方、消石灰薬注脱水ケーキの場合、

ケーキ中の硫黄、塩素の大部分は残渣中に残留するが、残りの一部はガス化してSO_xおよびHC_lとなる。しかし、これらも排ガス処理系統において容易に処理可能である。

以上のまとめより、結論として、下水汚泥脱水ケーキを多段炉に直接投入熱操作するプロセスの低空気比操作は、高空気比操作である従来の焼却プロセスを改良するものであり、このことが実プラントの運転を通して実証されたといえる。

参 考 文 献

- 1) 平岡正勝、笠倉忠夫： "多段炉による低空気比操作の解析(1)及び(2)"、環境技術、8、5、495 & 7、685、1979
- 2) 川合勝正： "新しい下水汚泥処理プロセスについて"、環境技術、7、5、436、1978
- 3) 八田健蔵： "多段炉床式汚泥焼却炉の設計および築炉"、公害と対策、3、11、693、1967
- 4) 日本下水道協会編「下水道施設々計指針と解説」P497、1972
- 5) U.S. E P A : "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal", Technology Transfer 625/1-74-006, P8-6, 1974
- 6) 化学工学協会編「化学工学便覧(改訂四版)」P708、1978
- 7) 田中芳雄、亀山建一、玉 信一、 : "汚泥焼却灰中の6価クロムの抑制"、第15回下水道研究発表会講演集、P654、1978
- 8) 高橋定治、若山正憲： "立型多段炉の排ガス低減実験"、日本下水道事業団試験部報52-011、P55、1978
- 9) W. Unterberg, R. J. Sherwood & G. R. Schneider : "Computerized Design and Cost Estimation for Multiple-Hearth Sludge Incinerators.", i U.S. E P A Water Pollution Control Research Series, 17070-EBP, 1971
- 10) 笠倉忠夫、市川郁夫、小沢隆： "下水汚泥焼却炉の熱効率的諸考案"、公害と対策、3、11、671、1967
- 11) 武田信生： "スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究"、学位論文、P94~100、1978
- 12) 高橋定治、他： "下水汚泥の焼却に伴う大気汚染に関する調査報告-焼却の現状"、日本下水道事業団試験部報52-011、P2、1978

言
辭

結
謝

結 言

下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスに関して、ベンチスケールの基礎研究から、短期間のフィールド研究、パイロットプラント研究を経て、実プラント（直接熱分解プロセス）の性能解析に至る一連の研究を行って来た。そして、本研究の成果として、理論面では熱操作プロセスとしての熱分解プロセスの有効性が判明し、応用面では下水汚泥熱分解プロセスの実用化への目途が立てられたと考える。

熱分解プロセスは、現在、都市ゴミなどの固形廃棄物から二次資源を回収する目的で、世界各地で研究されているが、下水汚泥脱水ケーキを対象とする熱分解プロセスは大気汚染の軽減、燃料消費の低減および6価クロム生成の抑制に目的がある。つまり、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセス研究の主旨は従来から行われて来た焼却プロセスの代替プロセスの確立にある。そのため、固形廃棄物の熱分解研究が多くの研究者をひきつけているのに反し、下水汚泥脱水ケーキの熱分解に関しては、緒論にまとめた研究が行われて来たただけであって、前者の研究に比較してその数は少ない。しかし、我が国の下水汚泥処理の置かれている状況、殊に熱操作処理の占める重要性から考えて、下水汚泥脱水ケーキの熱分解研究、特にそのプロセス研究は環境工学研究者にとっては緊急課題といわなければならない。本研究はこういう背景を踏えて、実際上の立場から下水汚泥脱水ケーキ熱分解プロセスの実用化の検討を行ったものであるが、本研究によってその実用化の見通しが得られ、さらには一部の実用化に到ったことは、下水汚泥処理にとって意義があると考えられる。勿論、本研究だけで、下水汚泥脱水ケーキの熱分解プロセスに関する問題究明が尽くされたわけではなく、むしろその端緒を開いたに過ぎない。しかも、本研究が現実の緊急課題に対応するため、熱分解プロセスの実証とその実用化に主眼が置かれ、重要テーマで詳細研究を今後に残したものが多かった。今後さらに詳細に追求しなければならない主なテーマには次のものがある。

- ① 熱分解反応速度の検討
- ② 重金属揮散挙動の解明
- ③ 酸性ガス生成メカニズムの解明
- ④ プロセス解析のフォローアップ
- ⑤ 乾燥-熱分解プロセスの実プラントでの実証
- ⑥ RDFなどの代替燃料適用可能性の検討

本研究を通じて、環境制御問題は実に多くの *discipline* にまたがる問題であり、従来からの *engineering paradigm* だけに頼った思考では不足することを感じた。そして、これらを総合していくことこそが、緒言で述べた環境工学の *raison d'être* であり、本研究にその理念をいさゝかなりとも反映させることを指向した積りであるが、力不足で手法開発に走った嫌いがある。

今後、さらに一層充実した研究へと努力する所存である。

謝 辞

本研究は、京都大学工学部衛生工学教室教授平岡正勝博士の適切なる御示唆と懇切なる御指導によって成ったものであり、ここに深甚の感謝の意を表します。

又、本研究の推進には日本碍子(株)環境装置事業部の同僚を始めとし、共同研究者の方々の並々ならぬ労があったことを附記して謝意にかえます。