九州大学学術情報リポジトリ
Kyushu University Institutional Repository

廃棄物発電システムの性能評価と高効率化に関する研究

小川, 紀一郎
九州大学工学機械科学

https://doi.org/10.11501/3175046

出版情報：九州大学, 2000, 博士（工学）, 課程博士
バージョン：
権利関係：

第３章　廃棄物ガス化溶融発電システムの評価と高効率化

3.1　緒言

前章にて、在来型発電システムの高効率化について検討し、効率に及ぼす各種要因の影響を明らかにするとともに、約30%の高効率を得るシステムを提案した。その際同時に、現在技術のままでは、30%の発電効率達成は非常に困難なレベルにあり、いくつかの技術開発課題の解決或いは工夫を必要とすることも判った。

現在、実際に建設される廃棄物発電プラントに求められるのは、高効率特性よりも環境面からの要求が大であり、特にダイオキシンの排出レベルの低位化と排出灰の無害化処置は不可欠となっている。排出灰の処理上最も環境面への影響が少ない方法として、灰の溶融化処理が推奨されている。従来方式の場合でこれを行うためには、電気を利用したプラズマ等による高温溶融雰囲気を作ることになるが、その場合せっかく発生した電力の１～２割が費やされる。例えば、発電効率が 30%に達していても溶融まで考慮した場合に効率は27%前後となる。

廃棄物ガス化溶融技術は、ごみの有する燃焼熱のみで灰を溶融スラグ状態に変換できるため、外部からの電気を必要としない、さらに、低空気比で高温燃焼をするため、排ガス損失が少なく高効率化しやすい、またダイオキシンの発生が極めて低いという特徴を持った技術である。

これらの特徴を持っているため、現在国内外メーカがこぞってその技術開発に取り組んでいるが、第１章でも述べたように、それらの各社はまず商用機を開発することが第一の狙いであり、高効率化をはじめから目指しているものではない。

そのため、現在平成９年度より高効率化を目指した技術開発プロジェクトが通産省／NEDO によりスタートしている。そこでは、各社が提案するガス化溶融発電方式において当初の技術のままでは発電効率 30%達成は困難であること、しかし要素研究を主体とした高効率化上必要な技術開発を実施することにより、同効率は達成可能なことが指摘された。そこで、その中で最も有効と思われる要素研究を各社が所有するパイロットプラント等を使って試験を行っているものである。現在、３年計画の最終年に入り各社はそれぞれ有益な成果を得つつあるが、全般的にいえることは、ガス化溶融といえども開発課題を解決して始めて 30%の達成が可能となり、同数値のハードルの高さが改めて認識されている。

一方、ガス化溶融発電に類似したものとしてガス変換発電があるが、これはガス化溶融発電の延長線に位置づけられるものである。

本論文は全ての方式を評価するのが目的ではなく、在来型に対する廃棄物ガス化溶融システムの特性を相対的に評価し、同技術の発電効率に関係する要因の影響度を調査することが目的であるので、先ず計算プログラムの妥当性を評価するための最初の段階までは、ガス変換発電も考慮するが、それ以降の検討の主体は、ガス化溶融発電のみとする。

ここで用いた評価手法（プログラム）の骨子には、① 物質収支、② 熱収支、③ シフト反応（ＣＯ合成反応）、および④ メタン合成反応、の諸式を用いての平衡計算による簡略法を採用した。正確には熱分解炉、溶融炉の各反応装置の構造に応じて、ごみの種類、形状、および反応条件に従って、ごみの加熱からガス化、燃焼に至る過程に応じたガス化反応速度を考慮した計算が必要であると考えられるが、機器設計等の詳細を行うのではなく、全体的な組成と発電効率等定格負荷の性能把握に関する限りでは本手法で妥当であると判断した。

本簡略法は、反応温度の高い場合にはよい精度で一致し、特段問題ないが、反応温度が低い場合は、実際にはタール、チャーの生成量が増えるが本プログラムでは考慮されない。しかし、その後流には完全燃焼を行う溶融燃焼炉（ガス化溶融発電の場合）あるいは高温のガス化反応を行う変換炉（ガス変換発電の場合）が接続されているので、システム全体として（特に発電効率への影響などを）見る場合、それほど大きな誤差にはならないと推定される。ただし、本章ではその点確認のため、性能に及ぼすタール、チャーの生成量とその影響度合いの検討も行い、比較評価の上で本方式の妥当性を確認した。この点については、3.4 節と 3.5 節にて、具体的な試算結果をもって説明する。

3.2 廃棄物ガス化溶融の原理と特徴

3.2.1 廃棄物ガス化の原理 [1][2]

廃棄物ガス化の基本的な反応は、「熱分解」、「ガス化（改質）」、および「燃焼」反応に分けられる。以下、各反応ごとにその原理と特徴を述べる。

(1) 熱分解反応（Pyrolysis）

熱分解は、酸素が不足している状態で加熱されるときに起こる反応で、ごみの主要成分が有機物の場合、一般に熱的に不安定なため、より低分子の化合物に変質する。

その結果 ① 可燃性ガス（CH_4、C_2H_4 等）、② 油質系（タール）、および ③ 炭素分と不活性残留物（チャー）を生成する。その生成割合は、ごみの性状や温度などにより異なる。それらの具体的性状は 3.4 節にて述べる。なお、熱分解反応の一般式は次式で示される。

$$\text{廃棄物} \longrightarrow \text{揮発分（ガス状）} + \text{固形分} \quad \cdots\cdots (3\text{-}1)$$

廃棄物がセルロースの場合の熱分解反応は次式で代表される場合がある [1]。

$$3\,(C_6H_{10}O_5) \longrightarrow 8\,H_2O + C_6H_8O + 2\,CO + 2\,CO_2 + CH_4 + H_2 + 7C \quad \cdots\cdots (3\text{-}2)$$

ここに、C_6H_8O はタールを代表した組成、C がチャーを代表した組成である。

(2) ガス化反応（Gasification, Cracking）

ここでは、狭義のガス化を意味し、熱分解で発生した粗ガスを変質し、タールとチャーを更に完全にガス化する場合として用いるものとするがさらに本論文では、上述のガス変換を想定した高温度雰囲気で完全ガス化を行う場合を考える。

したがってその反応（発生炉ガス反応、水性ガス反応）と主要組成ガスの平衡反応（シフト反応、メタン化反応）が中心になると考えられる。それらの反応式は次の通りである。

・発生炉ガス化反応

$$C + CO_2 \rightarrow 2\,CO \quad \cdots\cdots (3\text{-}3)$$

$$2\,C + O_2 \rightarrow 2\,CO \quad \cdots\cdots 3\text{-}4$$

・水性ガス化反応

$$C + H_2O \rightarrow CO + H_2 \quad \cdots\cdots (3\text{-}5)$$

・平衡反応

（1,000℃以上でのガス化の場合、特に反応が速く平衡に達していると見られる。）

$$CO + 3\,H_2 = CH_4 + 2\,H_2O \quad \cdots\cdots (3\text{-}6)$$

$$CO_2 + H_2 = CO + H_2O \quad \cdots\cdots (3\text{-}7)$$

(3) 燃焼反応（Combustion）

これは全ての可燃物の完全燃焼に関する反応で、その生成物はCO_2とH_2Oである。

炭素と水素の場合を例にとって示すと次の通りである。

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \quad \cdots\cdots (3\text{-}8)$$

$$H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O \quad \cdots\cdots (3\text{-}9)$$

なお実際の反応は、各種反応が組み合わさっており、以上のような単純な反応ではないが、理解を簡単にする意味で上のように整理したものである。

3.2.2 ガス化溶融発電の特徴

ガス化溶融発電は、ごみを 400～600℃というガス化・燃焼の温度としては比較的低温で加熱し、ごみ中の有機分を熱分解させて、発生した可燃性ガスと可燃性固形分であるチャーを灰の融点である例えば約 1,300℃以上の高温で燃焼またはガス化することによって灰の溶融を一括して行う方式と概説することができる。

この技術の特徴として、一般的に挙げられる長所は次の通りである。

① 廃棄物中の灰分を廃棄物が持っているエネルギー（発熱量）のみで溶融することができるため、従来方式による灰溶融に見られるような灰溶融のための外部熱が不要である。

② 溶融燃焼部では空気比を 1.3 以下として従来型に比べ低空気比ガス化燃焼できるので、高温燃焼が図れ灰をスラグ化できるほか、ダイオキシン類の高温熱分解による大幅な低減が期待できる。

③ 低空気比であることから、排ガス量が低減され、ボイラ効率の上昇による発電効率の向上や排ガス処理設備のコンパクト化（建設費の低減化）が図れる。

④ 低温熱分解方式では、熱分解残さから回収される鉄分など金属分は未酸化状態で、リサイクルが容易になる。

従来型の分離型灰溶融方式に比べ、経済性の面でも優れる可能性が大きい。なお、課題としては、大部分が未だ開発途上にあり、その技術の実用性、信頼性などは今後の開発、経験の積み重ねが必要と見られることである。

3.2.3 ガス化溶融発電の基本システム [2]

先にも若干述べたが、ここであらためてガス化溶融発電とガス変換発電の基本的フローについて説明する。

図 3－1 にガス化溶融発電のシステムを、また図 3－2にガス変換発電の場合のシステムを示す。ガス化溶融発電の場合は、先ず熱分解炉でガス、タール、チャーが発生し、溶融燃焼炉でそれらを高温で燃焼し、同時に灰分をスラグとして取り出すようにしたもので、溶融燃焼炉がいわゆるボイラに相当し、したがって発電は蒸気タービンによる発電となる。

一方図 3－2のガス変換発電の場合は、熱分解炉から出た同様物質を更に後流のガス化

炉で、酸素または空気を使った部分燃焼により可燃性ガスに変換し、同時に灰も溶融スラグとして取り出すものである。部分燃焼（部分酸化）で灰を溶かすだけの高温化が必要なため、一般に酸素が使われることが多い。発電用システムとしては、ガス化炉から出た可燃性ガス（一般に、4.2～6.3 MJ／m^3_N (1,000～1,500kcal/m^3_N)の低カロリーガス）は後流のガスタービン、ガスエンジンなどの低カロリーガス燃焼が可能な発電設備に導入され発電を行う。また、可燃性ガスであることから、アンモニア合成等の化学用等多目的での用途も考えられる。

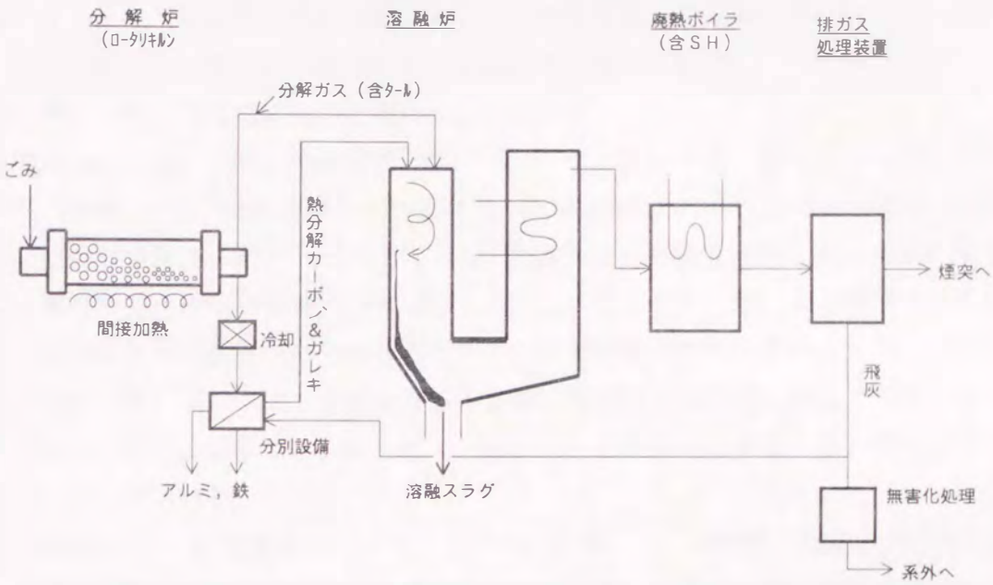


図 3-1　廃棄物ガス化溶融発電のシステム（ロータリキルン型）

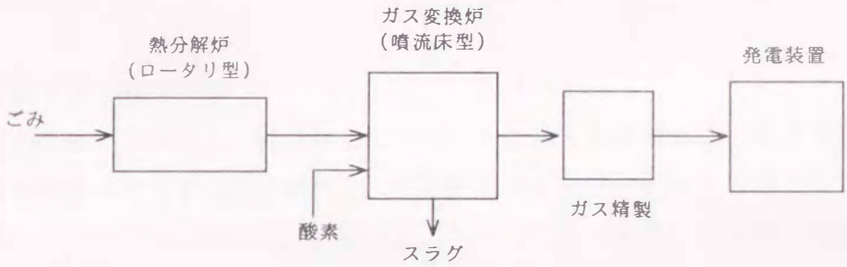


図 3-2　廃棄物ガス変換発電のシステム

3.2.4　熱分解炉の形式と概要 [2]

熱分解炉の代表的種類としては、「ロータリキルン型」、「流動床型」、および製鉄用溶鉱炉の応用である「シャフト炉型」がある。その他としては、開発メーカは限定されるが、移動床の一型式である「プッシャー型」や「噴流床型」が挙げられる。

「ロータリキルン型」と「プッシャー型」は、海外で技術開発されたものを導入する事例が多く、それに対して「流動床型」、「シャフト炉型」、および「噴流床型」は日本独自

の技術開発に基づいている。

廃棄物ガス化溶融発電の各方式の概要を表 3−1 に示す。さらに、各代表的な熱分解炉の概要を次に示す。

(1) 「ロータリキルン型」熱分解炉

シーメンス社他欧州で最も採用例の多い型式である。ごみは、粗破砕され、熱分解ドラム（加熱管等を介しての間接加熱が多い）に投入され、一般に約 450℃で熱分解される。加熱管に導入される加熱媒体は、あらかじめ加熱された空気または装置の後流からの燃焼ガスなどで、その入口温度レベルは約 550℃に設定される。熱分解ドラムは出口に向かってわずかに傾斜（約１度）しており、１～２rpm で回転している。

滞留時間は一般に１時間以上がとられる。

熱分解炉出口においては、一般に熱分解ガスはドラム上部から、固形分は下部から分離排出され、分解ガスは溶融･燃焼などの次工程へ、固形分はチャーと有価金属類が分離されあるいは冷却されて、チャーは同じく溶融･燃焼炉へ、有価金属類は系外へ取り出される。本方式の特に大きな長所は、約 450℃ではあるが外部からの熱による間接加熱であって空気／酸素のない状態下で熱分解されるため、空気／酸素を使う方式に比べて熱分解ガスの発熱量が比較的高いこと、分離される金属類の性状が完全に酸化された場合に比べて再利用に適したものであること、さらにロータリキルン炉自体は実績の多い既存技術であることなどが挙げられる。

一方、課題としては、間接加熱であることが逆に影響して、加熱管の面積が直接加熱（例えば、流動床加熱）より大きくなり、またそのために特に大規模の場合装置全体が大きくなる等の問題がある。同形式を採用した場合のシステムフローは、先に図 3−1 で示したとおりである。

(2) 「流動床型」熱分解炉

砂などの媒体を空気等で流動状態にしたところに廃棄物を投入し、低酸素濃度雰囲気下で部分的に燃焼させ（温度約 600℃）、その熱でごみを熱分解するものである。本炉から排出される可燃性ガスと固形分は、前述の「ロータリキルン型」と同様、直接あるいは分離、冷却工程を経て溶融燃焼炉等の次の工程へ導入される。

本方式の長所は、部分燃焼による直接加熱によることと加熱用の特別の加熱装置を必要としないことにより、炉がコンパクトになることであり、システム的には高温蒸気条件が得やすい伝熱面配置が比較的容易とされ、そのこともあって高効率発電にも適しているとの見方がある。一方課題としては、空気を使って部分燃焼を行うため、熱分解ガスの発熱量が間接加熱の場合より低目となること、本方式を採用した事例が世界的にも少なく実用性確認のためには更に運転経験の積み重ねが必要なことなどが指摘される。

表 3-1　廃棄物ガス化溶融発電の各方式の特徴

方式		技術開発状況	特　　長	技　術　課　題
「直接型熱分解溶融方式」（シャフト炉型）		一部商用実績あり（環境衛生センター溶融炉施設等）	・外部燃料であるコークスを用いることにより安定した溶融が可能 ・コンパクト	・外部燃料（コークス）が必要 ・有価金属の回収が困難
「直結型熱分解溶融方式」	「ロータリキルン型」	20t/d 規模焼却炉で実証試験済	・安定した熱分解ガス化反応が可能 ・有価金属を未酸化で回収可能	・設置スペースが他方式より必要
	「流動床型」	平成９年度より 20t/d 規模焼却炉の実証試験を計画・実施	・高効率発電が期待される ・コンパクト ・有価金属を未酸化で回収可能	・不燃物の排出機構の確立が必要 ・安定な流動機構の確立が必要
「分離型灰溶融方式」		一部商用実績あり（埼玉東部清掃工場等）	・従来型の廃棄物発電技術に付設可能 ・技術的にシンプル	・所内率が高く，売電力が他方式より少なくなる

図3−3に、同形式を採用した場合のシステムの概要を示す。

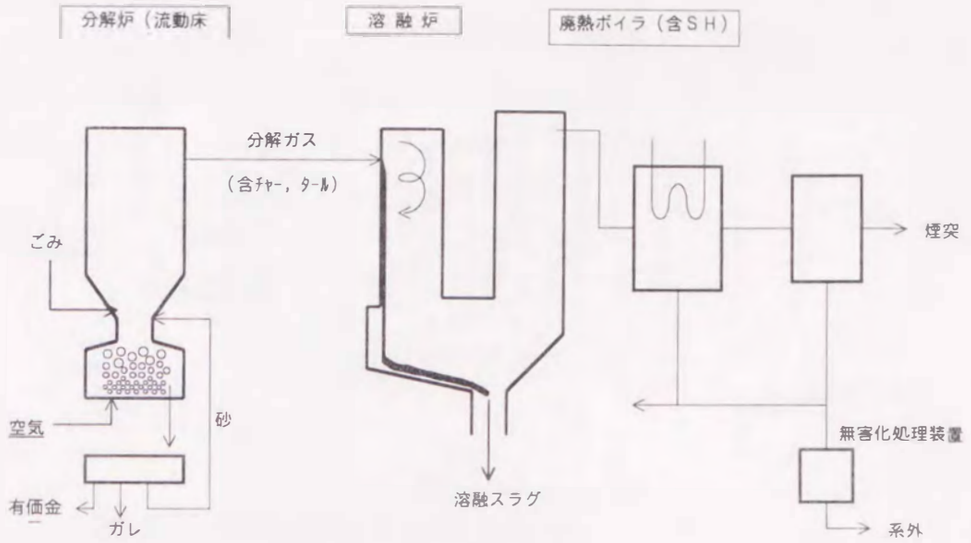


図 3-3　廃棄物ガス化溶融発電（流動床型）

(3)　「シャフト炉型」熱分解炉

製鉄用で実績のあるシャフト炉を使い、廃棄物を熱分解から燃焼・溶融まで行わせる方式である。

廃棄物は一般に炉の頂部よりコークスおよび石灰とともに投入される。なお、コークスは反応上必要な熱源としての役目とごみと空気の均一反応に必要な成型性を保たせるために、また石灰石はスラグの流れをよくするために用いられる。

投入された廃棄物は上部から下部に向かって順に乾燥（約 300℃）、熱分解（300～1,000℃）、燃焼・溶融（1,700～1,800℃）の各反応を経て、炉底より溶融スラグが排出される。一方、廃棄物中の有機物は、上述の反応を経てガス化され、炉上部から排出されるが、一般に同ガス中には可燃性ガスが含まれているので、後段の燃焼室で完全に燃焼される必要がある。なお、空気としては酸素を混入した空気（酸素富化空気）が用いられる。また、メーカによってはコークスを省きその代りに酸素の量を増やした型式もある。

本形式の炉は、1970 年代から日本で実用化され、種々の改良が施されながら現在に継承されている。

本形式の長所は、一つの炉で熱分解から燃焼・溶融まで行うことができること、したがって経済性に優れる可能性があること、実績が豊富なこと等があげられる。

一方課題としては、スラグ中からの有価金属類の回収が困難なこと、量的には少くとも酸素とコークスおよび石灰石が必要なこと、排出ガス燃焼用の燃焼炉が必要なことなどがあげられる。

図3−4に、同形式を採用した場合のシステムの概要を示す。

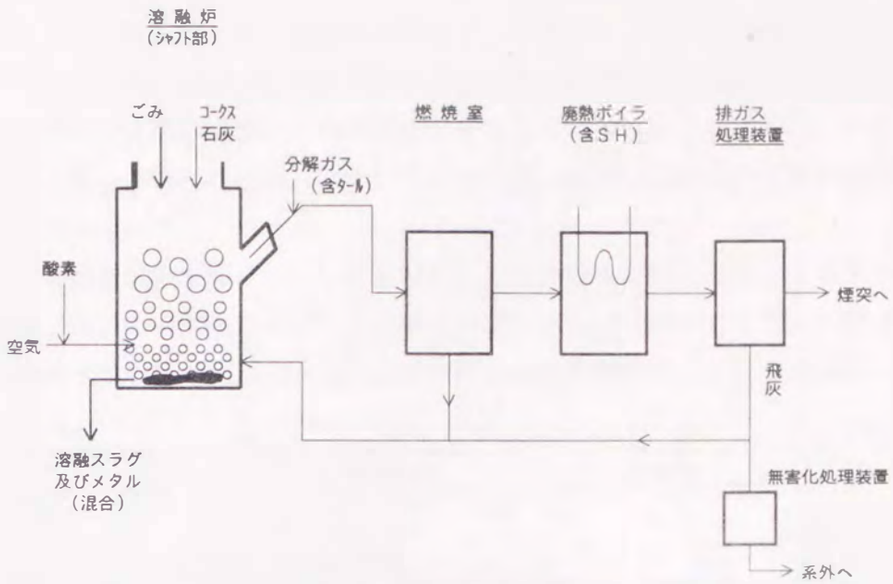


図 3-4　廃棄物ガス化溶融発電（シャフト炉型）

3.2.5　海外の廃棄物ガス化溶融技術 [2]

ガス化溶融技術は近年ヨーロッパを中心として積極的な開発が進められてきている。その主な理由は、焼却設備運転あるいは新設に係る規制の焦点が、排ガス中のダイオキシンは今や一段落し、最近では焼却残渣からの有害物流出防止あるいはリサイクル等の有効利用に向かっているためであるといわている。そのような環境関連規制に合致させるためには、従来型技術では経済的負担が大き過ぎることになる可能性があるともいえる。また、従来型の焼却炉のイメージが、地域住民に受入れ難いものになりつつあることも状況変化の一つとして挙げられる。

このような背景下で進められている廃棄物ガス化溶融技術開発の中から、比較的大きな規模で進められている方式について、その概要を紹介する。

(1)シーメンス方式

① 技術の概要および特徴

このシステムの基本型式は、ロータリキルン型熱分解炉と施回燃焼溶融炉の組合せから成る。同方式のフローを図 3-5 に示す。

ごみは、スクリューフィーダで圧縮されながら、熱分解ドラムに導入される。熱分解ドラム内は、内部に配置された加熱管（約 500℃）によって 450℃の温度に加熱され、その結果熱分解ガスと熱分解固形物（チャー）が生成し、熱分解ガスは旋回燃焼溶融炉に送られ、チャーは不燃物分別行程に送られる。

次にチャーは冷却されて有価金属類が分離され、約 1 ㎜以下に粉砕された状態で、空気搬送により施回燃焼溶融炉に送られ、熱分解ガスと併せて、通常の焼却炉の場合よりもかなり低めの空気比（約 1.2（通常は約 2.0））で高温度（1,300℃以上）で燃焼される。

これにより灰は溶融状態となり炉底から水ピットに落下し、水砕スラグ状になるとともに、ダイオキシンは 0.01ng/m^3_N 以下まで低下すると見られている。なお、同炉出口の排ガスは、空気加熱器（これは設置されない場合も有るようである）で 900℃に、さらに廃熱ボイラで 220℃前後まで冷却され、同時にそれぞれ熱分解ドラム加熱用空気の加熱あるいは蒸気発生に用いられる。

前述の一般的な特徴を除く本方式の特徴は、比較的低温の間接加熱による熱分解であるため金属類はほとんど酸化されず、高品位の有価物として回収できること、熱分解加熱源に後流の燃焼ガスの熱を利用できるため高効率の発電が可能なことなどが挙げられる。

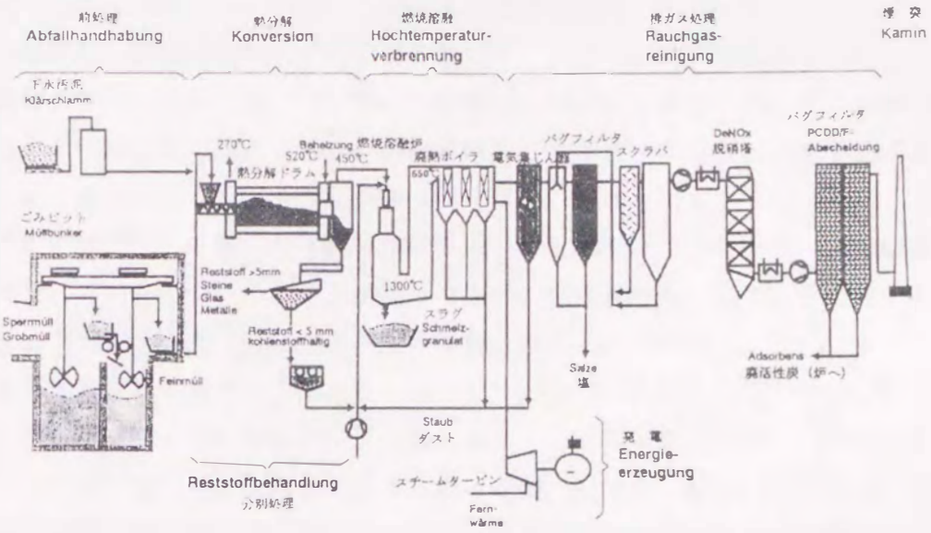


図 3-5　シーメンス方式熱分解溶融プラントフローシート

② 開発状況

本プロセスは、1980 年頃からドイツのバーデンベルテンベルグ州が中心となり、ガスエンジン用燃料製造を目的として開発が着手され、主に経済性の理由から開発中止となっていたものを、1987 年よりシーメンス社が受け継ぎ、熱分解ガスとチャーを高温燃焼溶融炉で燃焼させ、有機有害物を焼却により無害化するとともに、灰分をスラグ化するという新しいコンセプトで開発を始め、実用化を目指しているものである。

開発者のシーメンス社は、自社内に 6 t/d 実証プラントを建設し、1988 年から試験運転を行った。その結果に基づき、1997 年にドイツのフィルト市に 480 t/d プラントを建設したが、トラブル発生により地域住民の関係もあり運転を中止していた。最終的には住民との関係上運転再開ができず撤去されることになった模様である（1999 年 3 月現在）。

なお、日本では、三井造船（株）と（株）タクマが本方式を技術導入しているが、三井造船（株）は、一般廃棄物用として 20 t/d 実証プラントを横浜に建設し、その後千葉に移設して試験を進めている。その成果をもとに、現在 110 t/d× 2 基から成るプラントお

よび 200 t/d× 2 基から成るプラントを建設中である。

一方、(株) タクマは、産業廃棄物用（シュレッダダスト用）として 90 t/d 実用規模プラントを 1998 年 1 月に建設し、以降商用運転を続けている。

その意味では、本システムの実用化は日本が先行した形となっている。

(2) サーモセレクト方式

① 技術の概要および特徴

システムの基本型式は、はこ型の横置移動床炉による熱分解炉とその直後に垂直に直結したガス化炉との組合せから成る。同方式の概要を図 3－6 に示す。

熱分解炉は、横置定置式の箱状型熱分解炉で、ここで廃棄物を乾留ガス化し、発生した熱分解ガスおよび固形分は、途中冷却、分離等の手段を何等講じないで、同炉に垂直に直結したガス化溶融炉に導入する。ガス化溶融炉では酸素との高温ガス化反応によりチャーをガス化するとともに、灰分等を溶融スラグ状として取り出す。

同方式ではガス化・溶融炉下部より取り出される溶融スラグ中には、灰と鉄等の有価金属が混合しているので、スラグを排出する際に、横置式のホモジナイザと称するスラグ中の鉄とスラグを比重差で分離するための機構が設けられている。

ガス化・溶融炉からのガス化ガスは、ガス化炉出口（1,200℃）から一挙に 90℃以下に冷却する方法（ショック・クーリング方法と称している）でダイオキシン再合成を防ぐとともに、その後のクリーン化部分で、ガス中不純物（炭素分、硫黄分等）が極く低レベルまで低減される。例えば、ダイオキシンを例にとると 0.01 ng/m^3_N 以下も達成できるといわれる。

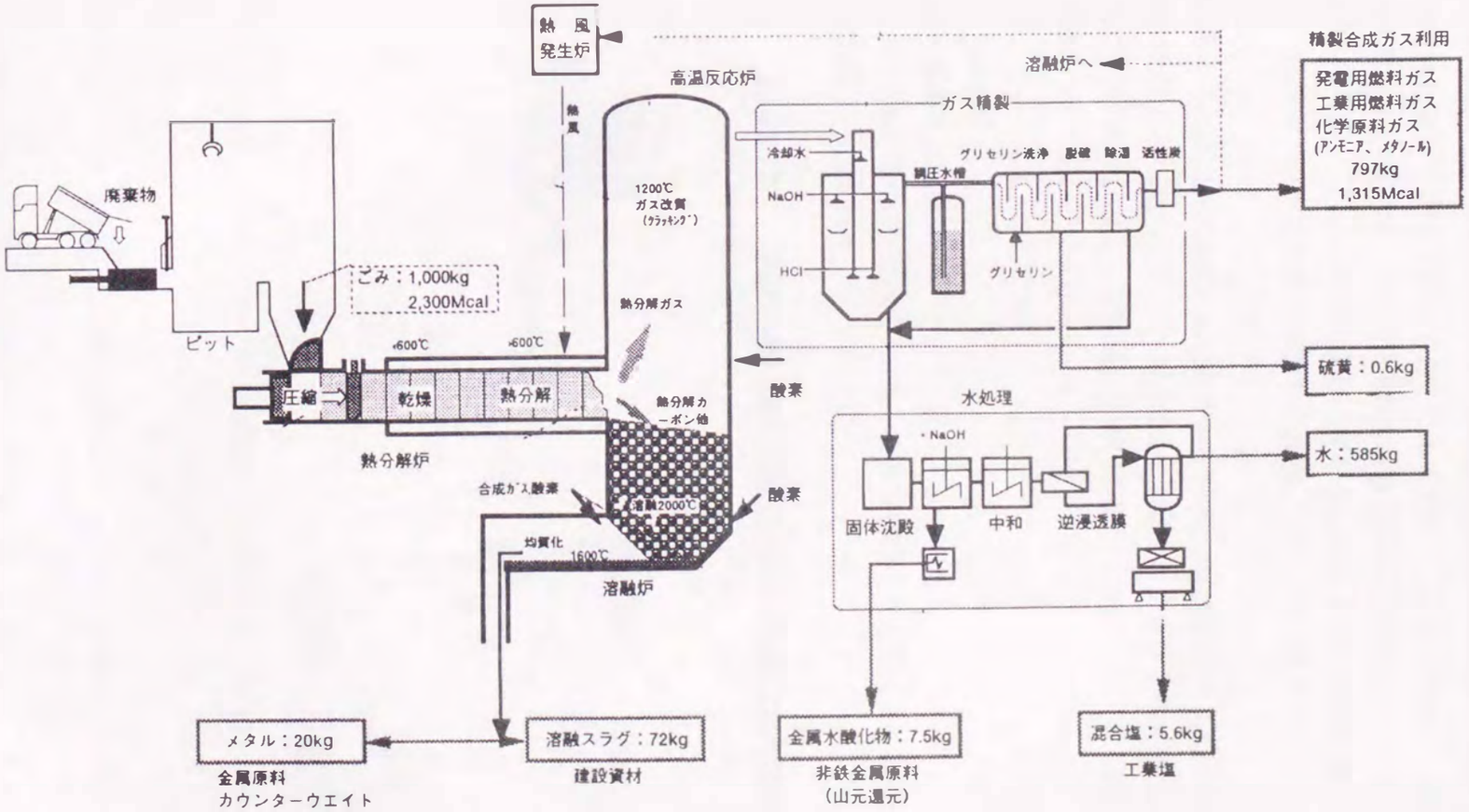


図 3-6　サーモセレクト方式熱分解ガス化プラントフローシート

② 開発状況

本システムは、スイスのエンジニアリング会社であるサーモセレクト社（Thermoselect Engineering）が大部分自己資金により開発を進めてきたものである。1990 年頃基礎研究に引き続き 20 t/d 規模パイロット試験を実施し、その後 1992 年 12 月イタリア、ミラノ郊外のフォンドトチェに 100 t/d 実証プラントを建設し、以来試験を重ねている。1993 年には、1.2MW のガスエンジン試験を含む 12 ヶ月 7,500 時間のテストを行ったといわれている。

1995 年からは実証を兼ねて、付近住民のごみの処理を商用運用にて実施している。次段階の計画としては、1999 年 8 月に完成の 260 t/d プラント他がある。日本では、川崎製鉄が同技術のライセンスを取得し、自社工場内に 150 t / d × 2 プラントを建設し、試験を進めている。

(3) ノエル方式

① 技術の概要および特徴

システムの基本構成は、ロータリキルン型熱分解炉と後流の加圧ガス化炉との組合せである。同方式の概要を図 3−7 に示す。

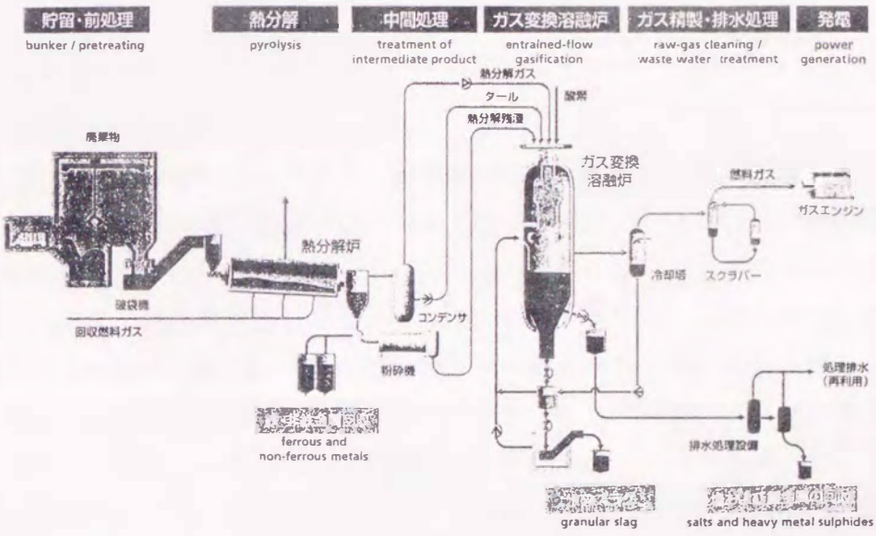


図 3-7　ノエル方式熱分解ガス化プラントフローシート
（日本ガイシ提供）

熱分解炉から取り出された熱分解ガスおよびチャーは、分離されて、熱分解ガスは冷却後コンプレッサで、チャーは粉砕されロックホッパ装置にて加圧後、後流のガス化炉で完全にガス化される。熱分解炉には従来より実用化されているロータリキルン炉、ガス化炉には、上部より下方に噴流する下向き一段噴流床炉がそれぞれ採用されている。ガス化炉

以降が加圧状態であるので、後流での利用形態が発電用や化学用等幅広い用途への適用が比較的容易であると考えられる。すなわち、高効率化を狙って蒸気タービンだけでなくガスタービンでの発電も考える、いわゆる廃棄物からのコンバインドサイクルも比較的容易であるところが最大の長所である。

② 開発状況

開発は、ドイツのエンジニアリング会社であるプロイサグ・ノエル社（PREUSSAG, NOELL 社）（実際は、その 100%子会社のノエル・ＫＲＣ社（NOELL KRC 社）が研究開発を行ってきた。同社は、1980 年頃から将来のごみ処理技術としての熱分解方式の特徴に目をとめ、ザルツギターにおいて熱分解炉試験プラントを製作し、産業用廃棄物、さらに都市ごみへと幅を広げた熱分解試験を行った。

1996 年以来 12 t/d 規模のパイロットプラントを建設し、各種の試験を行っている。

なお、同プロセスにおいてはガス化部は、かつて東独のシュバルツ・プンペ社（Schwalz Pumpe）が石炭ガス化用として開発し、石炭処理量 700 t/d 規模にて試験したガス化方式を、1990 年の東西ドイツ合併の機に吸収の上採用している。

1993 年ノエル社は、その組合せ方式をノエル・コンバージョンプロセス（NOEL CONVERSION PROCESS）として実用化展開を行っている。

日本では、日本ガイシが、同技術のライセンスを取得している。

(4) ＰＫＡ方式

① 技術の概要および特徴

システムの基本構成は、ロータリキルン型熱分解炉（乾燥用、熱分解用と上下２段）と後流のガス化炉および溶融燃焼炉との組合せである。図 3−8 に同方式の系統概要を示す。

乾燥、熱分解部は、標準的に横置上下２段に設置されたロータリキルン炉よりなり、上段が乾燥用、下段が熱分解用として用いられる。ロータリキルン型熱分解炉では、間接加熱により約 550℃、滞留時間約 45 分で加熱、熱分解される。熱分解炉で発生したタール分を含む可燃性ガスと固形分は、分離され、タール分を含む可燃性ガスはガス化炉（この場合クラッキング炉と呼んでいる）で酸素または空気を使って部分燃焼（約 1,100℃）ガス化され、固形分はクラッキング炉と並列に設置されるチャーガス化炉（1,500℃）で酸素を使ってガス化と同時に灰は溶融状態で取り出される。このように、ガスの処理とチャーの処理を別々にしたところに大きな特徴がある。

なお、クラッキング炉とチャーガス化炉を出た可燃性ガスは、共通のガスクリーニング部に導入され、その後発電用、化学用等目的に応じて有効に利用される。

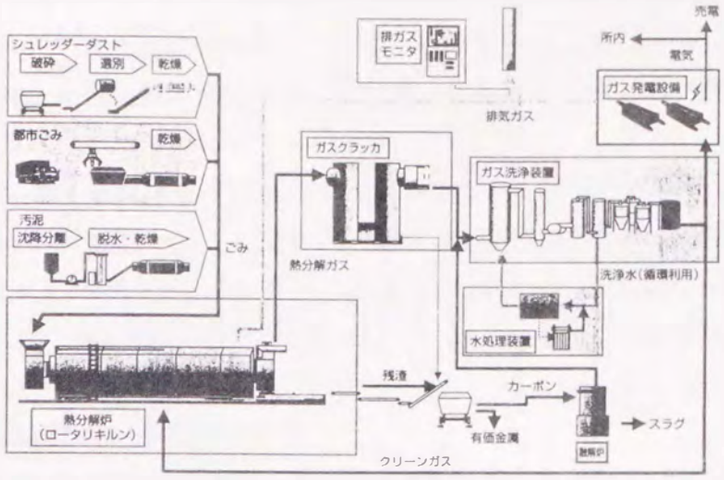


図 3-8　PKA 方式熱分解ガス化プラントフローシート（東芝提供）

② 開発状況

同方式は、1970 年初頃カール・キーナ氏という一発明家の考案によるもので、最初は木炭からの乾留によるガスエンジンの研究に端を発し、その後公害物質を出さないごみからの熱分解技術の研究へ発展した。

その後同技術を専門的に取り扱うＰＫＡ社設立（1983 年）に伴い、その開発が進められ、6 t /d 試験炉（有害廃棄物実用炉としても運用された）での試験を終え、1998 年に一般廃棄物用の 60 t /d 規模の実用プラント（於アーレン）が建設された。一方、産業廃棄物用も 60 t /d 規模プラント（於フライベルグ市）が建設中といわれている。

(5)　その他

以上が主要な方式であるが、それ以外に現在開発が進められているといわれている技術として「フォン･ロール方式」、「マンネスマン方式」および「ルルギ方式」が挙げられる。その概要は次のとおりである。

「フォン･ロール方式」は、ストーカ炉において酸素と窒素で部分燃焼により熱分解を行わせる方式である。本システムの特徴としては、ストーカ炉の特徴でもあるごみの前処理が不要、空気の代わりに酸素を使うため排ガス量が少ない(従来型より 40%減)、循環流動床との組合せで蒸気条件の向上が可能等が挙げられている。フォンロールは、本方式をＲＣＰ（Recycled Clean Product）プロセスと称して先ず既設適用からの実用化を図っているが、詳細は不明である。わが国では、日立造船が同技術の技術導入を行っている。

「マンネスマン方式」は、ロータリキルン型熱分解炉と後流の燃焼炉との組合せから成るが、灰の溶融化までは一貫して行っていない。特徴は、外部加熱で運転の信頼性が高いこととフィルタで固形分を除去する際に塩素分はチャーの方に移動するため、上記の燃焼

炉出口ではダイオキシンレベルは低く、更に廃熱回収ボイラ内蒸気過熱器で比較的高い蒸気温度（例、500℃）まで過熱が可能という点が挙げられている。約 20 年前から研究を始めており、1980 年代初頭に開発完了し、商業用初号機は 1986 年に運転に入っているといわれる。

「ルルギ方式」は、形式としては欧米では例が少ない流動床熱分解炉（CFBC）と施回溶融炉からなるガス化溶融システムである。1987 年以降 6 t/d クラスの実験炉が運転されており、その後ドイツのフランクフルトにおいて約 19 t/d、1,800kW の循環流動床式パイロットプラントで実証試験が行われているといわれているが、詳細は不明である。

3.2.6 国内の廃棄物ガス化溶融技術 [2]

前述のような最近の状況を反映し、また今後新設される焼却炉には灰の溶融固化設備の設置が厚生省の補助金交付の条件とされることもあって、国内メーカの関心は高く、海外からの技術導入を含めその開発への取組みを行っている会社は２０数社にものぼる

表 3.2 は、その概要を示したものである。同表によれば、ロータリキルン型を採用しているメーカは６社（内４社は技術導入）、流動床型は９社、シャフト炉型は６社、プッシャー型は１社（技術導入）、そして噴流床型は１社である。特に新規開発が行われている方式としては、流動床型が多い。

ここでは、既に実用化の域に達した技術、実証規模（約 20t/d）以上の試験プラントを建設し開発を進めているメーカから代表的なものを紹介する。ただし、ガス化溶融の共通的な特徴、あるいは各炉型式（ロータリキルン型、流動床型等）の共通的な特徴は前述したので、ここでは省略する。

3.2.6.1 ロータリキルン型の国内開発状況 [2]

(1) ＩＨＩ・クボタ方式

ＩＨＩが有する外熱キルン式熱分解炉と、クボタが有する回転式表面溶融炉を組合せた技術である。図３－９に、同方式の概略フローを示す。

同方式の基本的機器構成は、上流からごみの破砕機、キルン式のごみの乾燥機、同じくキルン式の熱分解炉、表面溶融炉および燃焼炉である。

乾燥機は、全水分の半分を乾燥させる能力がある。その熱源には熱分解炉加熱後の排ガスが用いられる。また、熱分解炉の加熱源としては、熱分解炉で発生した熱分解ガスの一部を燃焼させて使われる。これにより高い水分を含有するごみも処理でき、また安定した熱分解が可能とされている。溶融炉には実績のある表面溶融炉が採用されている。このように主要機器構成が既存技術から成っていることも本方式の特徴である。開発状況としては、1997 年７月に 20 t /d 規模の実証プラントを愛知県知多市内に建設し、以降各種試験を実施中である。

表 3-2　廃棄物ガス化溶融技術の開発状況

(1)　ロータリキルン型

ﾒｰｶｰ	概要	開発状況	受注状況
IHI ・クボタ	IHI の外熱キルン式熱分解炉と、クボタの回転式溶融炉を組み合わせたシステム	1998 年に 20t/d プラントを IHI 愛知工場に設置。IHI ・クボタの間で共同研究実施中	
タクマ	独シーメンス社の技術を導入。	1998 年に 20t/d プラントを福岡市（クリーンパーク東部）に設置し、試験を行った（現在は撤去）。なお、シーメンスでは、480t/d 実用プラント建設実績あり。	産廃（シュレッダーダスト）処理用に、熊本県内の民間業者(カネムラ)から 90t/d プラントを受注し、98 年秋頃から稼働中。
東芝	独 PKA の技術を導入。キルンによる熱分解ガスを更にガス化（クラッキング）して、多目的に使用する。未燃分の燃焼をかねた別置き溶融炉は、旋回流式を採用。	1998 年に 4.8t/d プラント建設し、試験中。なお、PKA 社では、一般廃棄物用 80t/d 実用プラント（アーレン市、1998 年）、産業廃棄物用 60 t/d 実用プラント（フライベルグ市、1999 年？）実績あり。	
日立製作所・バブコック日立	キルン式ガス化炉には、仏ティド社の基本技術を導入。日立製作所が石炭ガス化炉として開発した縦型旋回炉の溶融技と、バブコック日立のボイラー、排ガス処理技術を組み合わせて用いる。	茨城県ひたちなか市の清掃センター内に 20t/d プラントを建設し、９９年４月から実証試験中。	
三井造船	独シーメンス社の技術を導入	1994 年 8 月から横浜市で 20t/d プラントで試験。96 年 4 月に（財）廃棄物研究財団の技術評価を取得。98 年 1 月から千葉事業所内に同プラントを移設しダイオキシン削減等について千葉県と共同研究を実施。	福岡県八女西部広域事務組合向け 220t/d プラント(110t/d x 2)を 2000 年に、愛知県豊橋市に 400t/d プラント（400t/d x 2）を 2002 年竣工予定。
日本碍子	独 NOELL 社の技術導入。熱分解の後、ガス、油、固形分を分離して、それぞれの方法で加圧してガス化溶融炉に導入し、生成ガスは、多目的に利用。	独 NOELL 社では、12t/d プラントで各種の試験を行い、120t/d 級実用プラントを受注している。	

(2) 流動床型〈その1〉

ﾒｰｶｰ	概要	開発状況	受注状況
荏原	旋回流型流動床焼却炉の技術を応用したガス化炉と、旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1997 年、藤沢工場（神奈川県）に 20t/d プラントを設置。同年 7 月から実証試験中。	荏原、シュレッダ業者他が合同企業体を作り、青森 RER 社向けにシュレッダーダスト処理および発電用 450t/d（2系列計）実用プラントを受注（2000 年稼動）。
川崎重工業	流動床式部分燃焼（ガス化）炉と、旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1998 年、千葉県袖ヶ浦市のクリーンセンター内に 24t/d プラントを設置し、実証試験中。	
栗本鉄工所・三機工業・東レｴﾝｼﾞﾆｱﾘﾝｸﾞ・ユニチカ	流動床式ガス化炉と、旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1998 年、静岡県掛川市内に 10t/d プラントを設置して試験中。	
神戸製鋼所	流動床式のガス化炉に、飛灰の溶融技術を対応した旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1998 年度内に、青森県中部上北広域事務組合と共同で、30t/d 処理プラントによる実証試験を開始する。	青森県中部上北広域事務組合から 60t/d（30t/d×2）プラントを受注（2000 年 3 月完成）
住友重機械工業	独クルップ・ウーデ社のガス化炉技術と。ロータリーキルン型直接溶融炉と組み合わせたシステムを構築。	1998 年度内に自社（新居浜）工場内に 24t/d プラントを設置し、試験実施の予定。	
月島機械	流動床式のガス化炉をベースにしたシステム。	20t/d 規模プラントについて、実証試験中。	
日本ガイシ	流動床式ガス化炉と、下水汚泥処理で実績のある旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1999 年 4 月から岐阜県の恵那郡南部衛生施設利用組合と共同で、25t/d プラントによる実証試験中。	

(2) 流動床型〈その2〉

メーカー	概要	開発状況	受注状況
バブコック日立	流動床式ガス化炉をベースにしたシステム。	1998年度11月から10t/dプラントによる実証試験を開始し、1999年6月には累計100日運転を達成した。	
日立造船	70-80年代に行った熱分解ガス化炉の開発で得た知見をもとに開発。流動床ガス化炉と旋回溶融炉を組み合わせたシステム。	1998年9月より、岐阜県・南濃衛生施設利用組合と共同で33t/dプラントによる実証試験実施中。	
三菱重工業	流動床熱分解部が、熱分解部と燃焼部に分かれ、熱分解部では塩素分分離も兼ねる。燃焼部でチャーを完全燃焼させる。飛灰とチャー燃焼時の残渣は、立型旋回溶融炉で溶融する。	1998年末に20t/dプラントを建設し、99年初頭より実証試験実施中。	

(3) シャフト炉型

メーカー	概　要	開発状況	受注状況
川崎技研	ビューロックス法（開発＝ユニオン・カーバイド社）による直接溶融炉を採用。 竪型シャフト炉内に高濃度酸素を吹き込みながら、熱分解・ガス化および燃焼・溶融を行う。	1998 年度から愛知県尾張東部衛生組合と共同で24t/d プラントによる実証試験を実施中。 2000 年から、屎尿汚泥と不燃ごみ残さ混焼試験予定。	
新日本製鐵	酸素およびコークスを利用したコークスベッド方式の溶融炉。 直接溶融炉として、70 年代以降、一般廃棄物を主体に開発、実用化を進めてきた。	既に実機の稼働実績があるが、さらに研究開発を進めるため、1998 年には北九州市の戸畑技術センター 20t/d 試験炉を設置し、関連試験を行う。	70 年代以降、80～450t/d 規模（一系列最大 200t/d）で 12 件の受注実績がある。
住友金属工業	酸素を炉頂部と側部より投入し高濃度酸素雰囲気下でコークスを使用しない廃棄物のガス化溶融を行う。	鹿島製鉄所（茨城県鹿島市）に 20t/d 処理のプラントを設置し、98 年 5 月から実証運転を開始。	
千代田化工建設・昭和電工	ビューロックス法（開発＝ユニオン・カーバイド社）による直接溶融炉を採用。 自社の排ガス処理技術や熱回収技術を組み合わせて、システムを構築する。	秩父市で 75t/d （2 基）プラントを基本に、独自の高度排ガス処理技術を組み合わせる。	
日本鋼管	コークスベット方式の直接溶融炉。	鶴見事業所（神奈川県）に、32t/d 処理のプラントを設置、96 年から実証運転中。	
日立金属	プラズマ式シャフト炉。 同社の製鉄用溶融技術に米国 WH 社のプラズマ技術を加えたもの。	1999 年 6 月に群馬県吉井町クリーンセンター内に24t/d プラントを建設し、その後 1 年間の試験を実施予定。	

(4) 外熱プッシャー型

メーカー	概　要	開発状況	受注状況
川崎製鉄	スイス・サーモセレクト社の技術を導入。横長の固定床炉（外熱式）内に廃棄物をプレスして押し込みながら乾燥・熱分解させる方式で、熱分解ガスは燃焼させず、改質して燃料ガスとして回収する。スイス・サーモセレクト社は、100t/d 実証プラント試験実施し、更に 300t/d 級実用機を建設中。	千葉製鉄所内に 300t/d（150t/d x 2 系列）の実規模プラントを、99 年 5−6 頃の完成を目指して建設中。完成後は一般廃棄物の実証試験を千葉県、千葉市と共同で実施予定(約 1 年間)。その後、産業廃棄物処理用実用機として利用予定。	産業廃棄物処理用の事業形態として、1998 年に三菱マテリアルとの共同出資で「ジャパンリサイクル」会社を設立。同左記載の産業廃棄物処理と製鉄用エネルギーとしてのガスの供給を行う予定。

(5) 噴流床型

メーカー	概　要	開発状況	受注状況
川崎重工業	石炭のガス化で独自開発した旋回型高温噴流床ガス化技術を比較的高発熱量の固形廃棄物に適用。ガス化炉は予燃焼器横形横形旋回溶融炉および縦型リダクタを結合した形態。	平成 7 年度から 3 年間にわたり、都市ごみ分別廃プラスチック対象として 2t/d（100kg/h）規模のベンチスケールガス化試験（同社明石工場内に設置）を実施。平成 10 年度より産業廃棄物で試験中。	

出典：廃棄物新聞（平成 12 年 1 月 10 日）をベースに、(財) エネルギー総合工学研究所の調査結果を盛り込み作成。

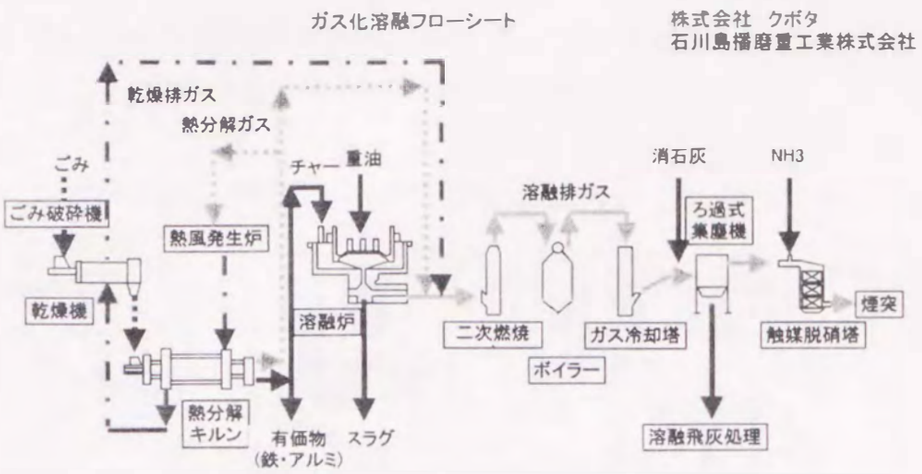


図 3-9　IHI ・クボタ方式ガス化溶融システム

(2)　日立製作所・バブコック日立方式

キルン式熱分解炉と施回溶融炉を組合せた技術である。キルン式熱分解炉は、フランスのテイド（ＴＨＩＤＥ）社からの技術導入による。また、溶融炉は石炭ガス化炉として開発した竪型施回炉が改良されたものである。本方式の基本的な機器構成は、上流から乾燥機、キルン式の熱分解炉、および溶融炉である。

キルン式熱分解炉の上流にごみの乾燥機を設けることで熱分解炉の長さを短かくし、また、水分の多い低発熱量のごみにも対処可能としている。熱分解炉出口ガスの一部を別途燃焼装置で燃焼させて熱分解に必要な（間接加熱の）熱を得るとともに、この燃焼ガス中には塩素がほとんど含まれていないとの理由から、同燃焼ガス中に高温・高圧（例えば、600℃、9.8MPa）条件の蒸気過熱器を設置し、発電プラントの高効率化も可能といわれる。

開発状況としては、平成 11 年３月末に 20ｔ/d の実証炉をひたちなか市清掃センター内に建設し、同年４月より実証試験中である。

(3)　三井造船方式

キルン式熱分解炉と施回溶融炉を組合せた技術であり、シーメンス社よりの技術導入にもとづいている。したがって、基本的技術はシーメンス方式と同じであるが、熱分解炉の熱源として施回溶融炉出口の高温部に設置された空気加熱器の出口空気を利用するなど、エネルギー利用効率（発電効率）向上に関し独自の工夫が施されている。図 3－10 に同方式の概略フローを示す。

本技術の適用状況としては、我が国でも取り組みが早く、1994 年から 20t/d 実証プラントを横浜市に建設し試験を行い、さらにその後 1998 年１月から同設備を同社の千葉事

業所内に移設し試験を重ねてきている。現在、福岡県八女西部広域事務組合向けの 220t/d（110t/d×２）プラントを 2000 年３月に完成した。さらに愛知県豊橋市向 400t/d（200t/d×２）プラントを、2002 年３月竣工予定で建設中である。

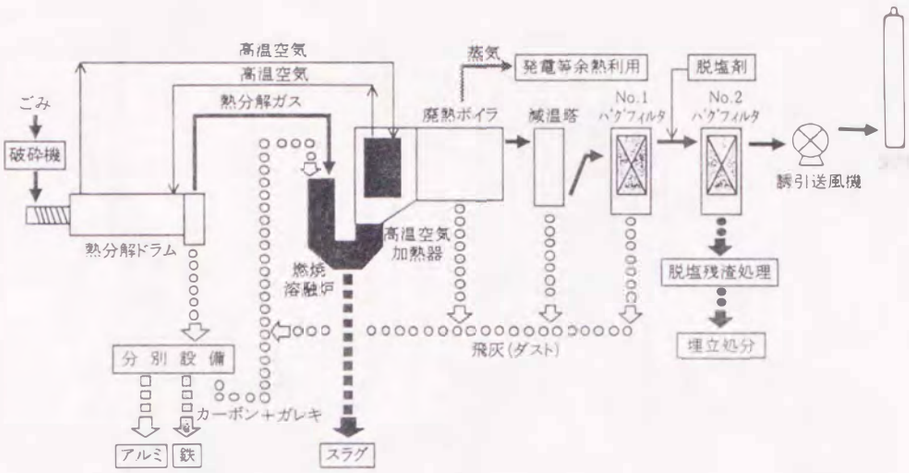


図 3-10　三井造船方式ガス化溶融システム

3.2.6.2　流動床型の国内開発状況 [2]

(1)　荏原製作所方式

内部循環型流動床式熱分解炉と施回溶融炉とを組合せた技術であるが、熱分解炉からの可燃性ガス、チャー等は分離することなく全て溶融炉へ導入される。図 3－11 に同方式の概略フローを示す。

本方式の基本的機器構成は、上流より流動床式熱分解炉、施回溶融炉、熱分解用等へ供給する高温空気の加熱装置などである。

流動床炉は流動床を形成する流動砂を空気で上下に施回流動させ、この施回流動によりごみを炉内で均一に分離させ、反応（流動床内温度は 500～600℃）させる。これにより炉床あたりのごみ処理量（炉床負荷）が大きくなる。また、比較的大きなサイズの不燃物の排出が容易であるなどの特長を狙っている。

施回溶融炉では、熱分解炉からのほとんど全ての可燃性物質（可燃性ガス、チャー、油質分）が分離することなく導入され、空気により高温燃焼（1300℃以上）が行われると同時に灰が溶融化される。

開発状況は、1997 年に 20ｔ/d 実証炉を同社藤沢工場に建設し、試験を行ってきた。実用炉としては、産業廃棄物の処理用として、450ｔ/d（225ｔ/d×２）を青森県の青森ＲＥＲ社（青森リュースフル・エナジー・リサイクルズ社）向けに建設中である（2000 年稼動）。本プラントは、廃プラスチック類処理量 300ｔ/d、資源類処理量 150ｔ/d（２系列分）で、発電出力 17MW は東北電力への売電が予定されている。

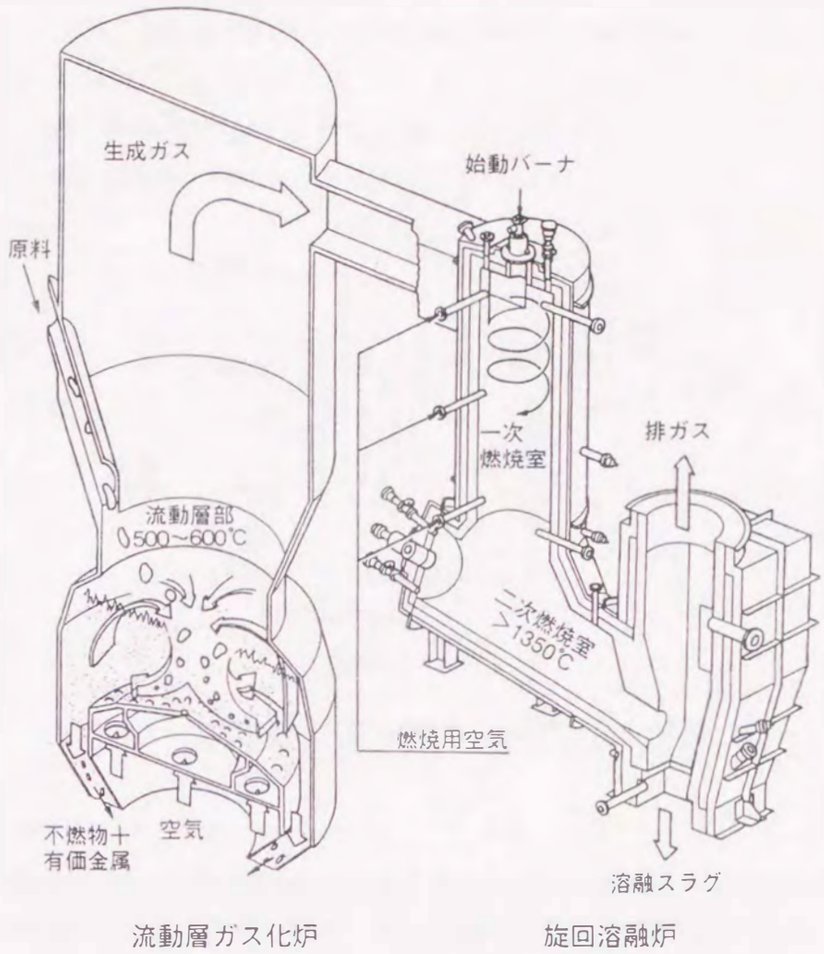


図 3-11　荏原方式ガス化システムの概念図

(2)　川崎重工業方式

流動床型熱分解炉と施回溶融炉との組合せであるが、熱分解炉出口にサイクロンを設置し、可燃性ガスとチャー類を分離する方式である。図 3－12 に、同方式の概システム概要を示す。本方式の基本的な機器構成は、上流より熱分解炉、サイクロン、施回溶融炉、可燃性ガス燃焼炉である。

流動床型熱分解炉では、ごみの部分燃焼により層内温度が 550℃～600℃に設定され、熱分解が行われる。同方式では、ごみ中の塩素分は灰中のアルカリ成分（K、Ｎａ、Ca など）によって塩化物としてチャー中に取り込まれる。このため蒸気温度の高温化を可能としている。すなわち、熱分解炉後流にサイクロンを設置し、チャーと可燃性ガスとを分離するが、上述のように可燃性ガス中には塩素分は非常に少くなるので、この可燃性ガス燃焼部の後流に高温・高圧（例えば、500℃×9.8MPa）蒸気用過熱器を設けることを可能としている。

施回溶融炉は横型施回溶融方式で、サイクロンから出たチャーを高温燃焼（1,350～1,400℃）する。なお、実証炉ではチャーと可燃性ガスを分離しないシステムでの試験もできるようにされている。

開発状況は、1998 年５月に 24 t /d 実証プラントを千葉県袖ヶ浦市のクリーンセンター内に建設し、以降実証試験を実施中である。

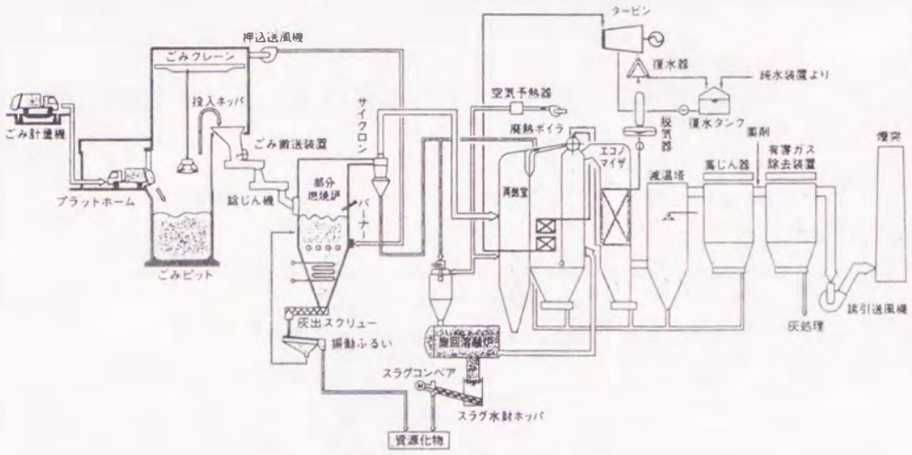


図 3-12　川崎重工業方式ガス化溶融システム

(3)　日立造船方式

流動床型の熱分解炉に高速施回溶融炉を組合せた技術である。本方式の基本的機器構成は、上流より乾燥機、流動床型熱分解炉、施回溶融炉、２次燃焼炉などである。

熱分解炉（550～650℃）は、同社の技術開発による水平内部循環型流動床焼却炉技術がベースとなっており、空気による部分燃焼で熱分解反応を達成している。溶融炉は、熱分解炉から排出される熱分解ガス、チャー、タール等を分離しないで施回溶融炉（約1,400℃）で燃焼・溶融化するが、未燃成分はその後に設置された二次燃焼炉で完全に燃焼する。

なお、特に本型式プラントでの高発電効率達成を狙う場合、上述の二次燃焼炉の代わりに外部循環型流動床ボイラを設置し、高温・高圧蒸気条件の過熱器を塩化水素分の濃度が低い外部循環層の中に設置する案も提案されている。

開発状況は、1998 年９月に 33t/d 実証プラントを岐阜県・南濃衛生施設利用組合との共同で建設し、以降実証試験を実施中である。

なお、同社はフォン･ロールからの技術導入によりストーカ炉方式によるガス化溶融システムも設計可能である。

(4)　三菱重工業方式

流動床型の熱分解炉、チャー燃焼炉、および施回溶融炉（たて型上向き流）との組合せ

から成る。図 3－13 に、同方式の概略フローを示す。

流動床反応部がごみの熱分解部とチャーの燃焼部に分かれ、熱分解部ではごみの熱分解のみでなく塩化水素ガスがガス中に移行する性質を利用して塩素分の分離も兼ねている。したがって、熱分解炉出口のチャー中には塩素分が少くなるので、この部分に高温・高圧蒸気条件（例えば、500℃×9.8MPa）を得る蒸気過熱器を配置することができるとしている。チャー燃焼炉出口残渣と上述の可燃性ガスは、溶融炉に導入され、高温燃焼により溶融化される。

開発状況は、1998 年末に 20t/d 実証プラントを同社工場内に建設し、以降実証試験を実施中である。

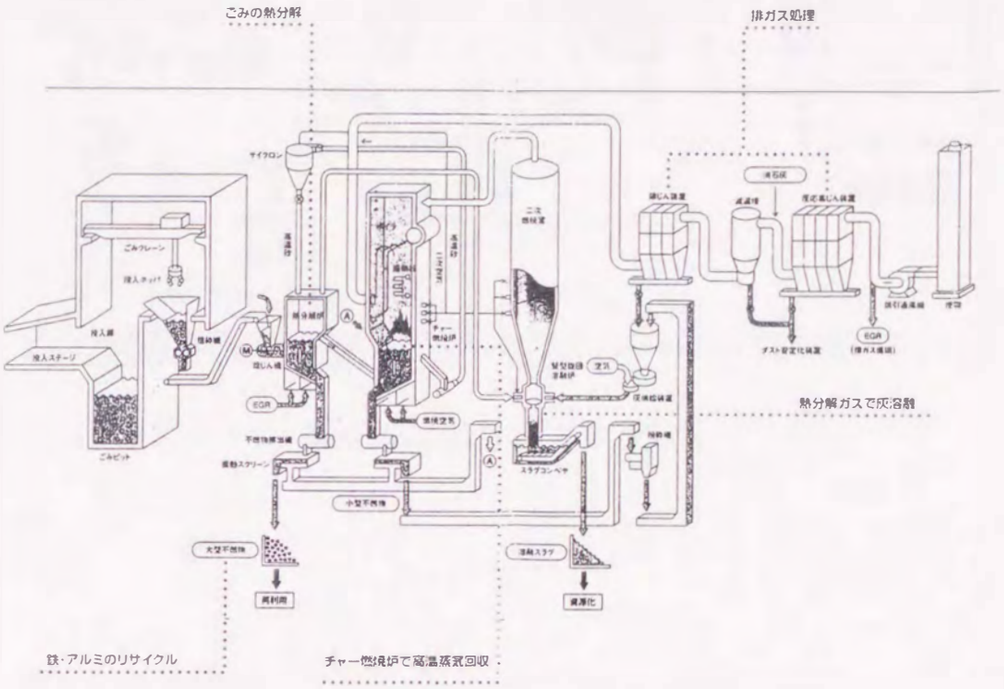


図 3-13　三菱重工業方式ガス化溶融システム

3.2.6.3　シャフト炉型の国内開発状況 (2)

シャフト炉型を代表して新日本製鐵方式を紹介する。

図 3－14 に示すように、同方式の概略フローを示す。シャフト炉により熱分解、ガス化、および溶融を行わせる方式で、原理的には前述のシャフト炉型の記述と同じであるので、技術概要はここでは省略する。

廃棄物の直接溶融炉の先駆的技術で、一般廃棄物用の焼却炉としての実績は従来方式であるストーカ炉に比べて少ないが、1970 年代以降一般廃棄物を主体に実績を重ねてきている。

なお、燃焼溶融を行わせた場合でも、同炉の出口からのガスには可燃性あるいは未燃ガ

スが多少とも残留するので、後段には二次燃焼炉が設置される。

開発状況は、燃焼溶融炉としての実績は、1970 年代以降 80～450t/d 規模で（一系列最大 200t/d）で 11 プラントの実績がある。ガス化溶融発電の高効率化などの試験目的のため北九州市の同社事業部内に 20 t/d 実証プラントを 1998 年に建設し、以降実証試験を実施中である。

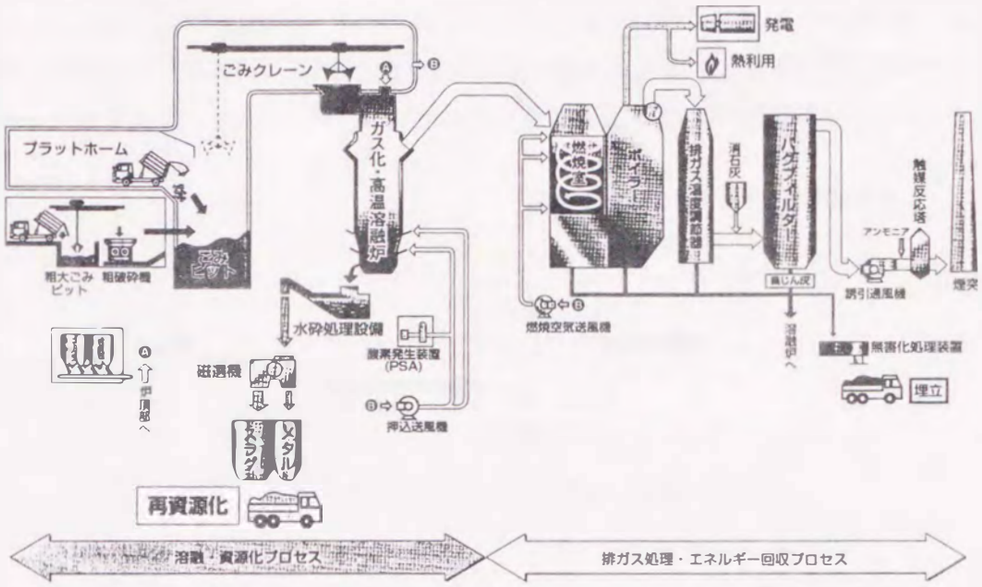


図 3-14　新日本製鐵方式ガス化溶融システム

3.3 ガス化溶融発電システムの性能計算手法（簡易型）

3.3.1 システム構成

ここではガス化溶融発電とガス化変換発電を対象としてとりあげる。

以下簡単に、それぞれのシステムの特徴を述べる。

(1) ガス化溶融発電

本システムは一般に上流の「ごみ投入部」から始まり、「乾燥機」、「熱分解ガス化炉」、「溶融燃焼炉」、「ガス冷却・精成装置」、および「蒸気タービン・発電装置」等からなる。基本的なシステムは、前に述べたが本項の説明上簡略化したものを図3－15に示す。

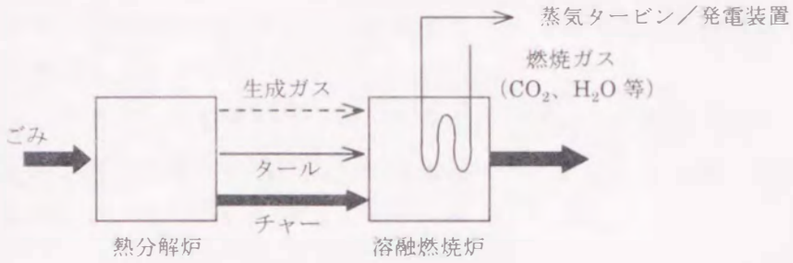


図 3-15　ガス化溶融発電の概略フロー

先ずごみ（一般廃棄物）は、通常原成分のままでは４０～５０％の水分を含んでいる。従来型焼却炉であるストーカ炉の場合は、現成分のままでも燃焼可能であるが、熱分解ガス化を行う場合は、シャフト炉の場合を除き、事前に水分を「乾燥機」により乾燥させることが必要である。その理由は、水分の蒸発潜熱により生成するガスの発熱量が低下し、後流の溶融・燃焼炉に必要とする「熱量」を得ることができないなどの問題が生ずるからである。なお、この点についての定量的な検討も本論文の検討課題の一つであり、該当個所で後述する。

なお、シャフト炉の場合、乾燥が必要でない理由は、熱分解炉に若干ではあるがコークスを投入し、更に空気の代わりに酸素を用いており、炉の下部では高温燃焼域、炉の頂部では熱分解域となっていて、灰や不燃物は同炉の下部から溶融スラグとして排出されるため、後段に特別の溶融炉を必要としないので、炉頂部から出るガスの発熱量は余り問題にされないからである。なお、乾燥器は一般にロータリキルン型、あるいはスクリューフィーダ型が利用されるが、その際加熱源が必要であり、別途燃料、あるいは後流の燃焼ガスが導入される場合が多い。

「乾燥器」を出た廃棄物は、「熱分解炉」に入るが、その方式は前述したのでここでは省略する。「熱分解炉」により発生した可燃性ガス、チャー、およびタールなどは、システムにより異なるが、基本的には金属類の有価物をこの段階で取り除いて、全体混合したまま、あるいはそれぞれの物質ごとに分類されて、「溶融燃焼炉」に入る。「溶融燃焼炉」

は、一般に旋回溶融炉方式が採用される。同方式は、燃焼用空気を炉に旋回する形で噴霧し、投入された可燃性ガス、あるいはチャーなどを灰の融点以上に高温燃焼すると同時に、融けた灰を炉壁を伝って底部（スラグタップ）より排出しやすくする燃焼方法である。

ここで溶融燃焼炉の温度を 1,300℃以上にも上げるためには、空気比を下げて（理論空気量に近づけて）高温燃焼する必要があるが、溶融燃焼炉ではストーカ炉と異なり、バーナ噴霧燃焼であり、空気比を下げても良好な燃焼が可能である点が本システムを成立させる一つの要因となっている。

また、空気比を下げることは、排ガス損失が減り、従来方式より発電効率が高くなる可能性を有している（その影響度合いについては、後述する）。

なお、溶融燃焼炉は耐火材内張りの水冷壁構造でボイラの一部となっており、その後方にボイラが接続される。

ボイラで発生した蒸気は蒸気タービンへ、またボイラ排ガス（通常 220℃）は、ガス冷却精製装置等を経て煙突へ導かれるが、それらは従来方式とほとんど同じであり、ここではその説明は省略する。

(2) ガス変換発電の場合

基本的なシステムフローを図 3−16 に示す。熱分解炉まではガス化溶融の場合と全く同じであるが、次の装置として、溶融燃焼炉の代わりにガス変換炉が配置される点が大きく異なる。

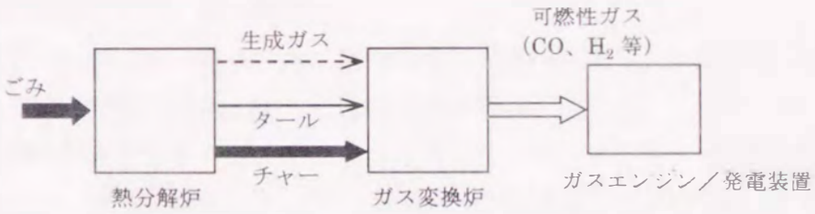


図 3-16　ガス変換発電の概略フロー

ガス変換炉では、熱分解炉から出たチャー、タールなどの未燃分および可燃性ガスを高温（400℃以上）で更にガス化し、同時に灰は溶融スラグ状として下部より排出する。高温化を達成するため酸素が用いられるが、その量は理論空気量よりはるかに少ないレベルであり、その結果反応後も可燃性ガスが得られる。高温ガス反応のため、熱分解炉出口で含まれていた分子量の大きいガス（例えば、C_2H_8など）は、より小さな分子量のガス（H_2，CH_4）に変換される。

ガス変換炉から出たガスは、冷却精製装置を経てガスエンジンなどの発電装置へ導入される。なお、システムによっては、ガス変換炉は、粗ガスとタールの完全ガス化のみを行わせ、チャーは別置きの溶融燃焼炉で高温燃焼させるという組み合わせを採用している場

合もある。この方が、それぞれの目的に添った最適ガス化、あるいは燃焼条件の設定が容易という考えであるが、一方では設備構成が複雑になるというマイナス面も指摘される。

3.3.2 性能計算の方法

(1) 性能計算の基本的考え方

ごみは熱分解炉に投入されて、外部からの加熱用ガス、あるいは空気による部分的な燃焼により加熱されて、熱分解反応を起こす。

図 3－17 に示されるように、ごみ（図中①）が、熱分解炉で加熱され、熱分解ガス（同②）、タール（同③）、および未燃カーボン等のチャー（同④）に分離する。次段階のガス化溶融炉（またはガス変換炉）でそれらが合流し、最終的には酸素または空気との燃焼反応により高温反応条件下で完全燃焼して燃焼ガス、または可燃性ガス（同⑤）となる。

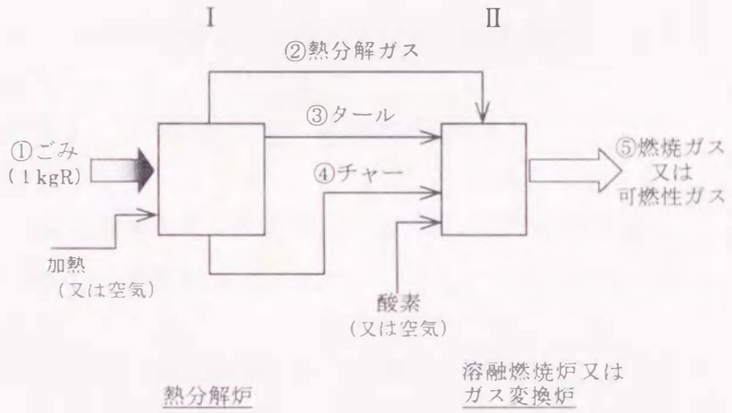


図 3－17 物質収支の基本

ここで、熱分解ガス、タールおよびチャーの生成割合およびその性状は、ごみの性状、形状および熱分解炉の型式により異なる。

熱分解温度は、一般にロータリキルン型の場合は 400～550℃、流動床型の場合は 400～600℃、シャフト炉型の場合は 900～1,200℃である。

次に、溶融燃焼炉またはガス変換炉に入った熱分解ガス、タール、チャーは、そこで基本的に灰を溶融化させる必要もあり、灰の融点以上（例えば、1,200℃以上）の高温雰囲気下で燃焼（溶融燃焼炉の場合）または更に完全にガス化、改質（変換炉の場合）される。

(2) 一般的基本反応式

一般的な反応式は、前述の 3.2.1 節で示した。実際の反応は、各種反応式の強さの順序、また数種の式が組み合わさった合成反応等が想定される。さらに、実際の機器設計の場合は、それ以外にも関係する物理的条件（ごみの形状、組成、反応炉形式、サイズ等）も重要であり、特に機器のサイジングあるいは部分負荷特性を含めた詳細反応の把握には、反応速度が問題にされるべきであろう。しかし、ここでは発電プラントの性能を把握する本論分の目的から、定格負荷におけるガス化燃焼炉あるいはガス変換炉の出口組成、熱量等を計算できる精度であれば良いので、途中経過は無視して、入口組成と仕上がり組成に注目した熱物質収支と平衡反応（前述の式（3 - 8）、式（3 - 9））を採用する。

(3) 本計算における仮定

以上の考えに基づいて、次の仮定の下に簡略化計算を行う。ただし、その妥当性を評価するために、文献値等から得られた条件で別途計算を行い検討する。

1) 熱分解炉でのチャー、タール発生量を無視した計算（ベース計算と称す）の場合

① 揮発分（可燃性分）は全てガス状に変る。

② 炭素転換率（またはチャーの生成率）は、炉条件および文献値を考慮し、入力値とする（残りは後流で反応）。

③ 反応は平衡と仮定する（ただし、メタンより重いガスは無視する）。

2) 熱分解炉でのチャー、タール発生量を考慮した計算（評価計算と称す）の場合

① ごみ中から熱分解により発生する熱分解ガス、タール、チャーの３物質を考慮する。

② その手法として、過去の類似条件からの実験データを整理したところ、タールとチャーの発生割合（ごみ１kg に対し）と組成は、熱分解温度とある一定の傾向を示すことが判明したため、同分析値を採用する。

③ 生成ガスは、上記タールとチャーを差し引いた残りの成分がガス化するものとする。

④ 上記ガス化の反応は平衡と仮定する。

(4) 本計算で用いた計算式

1) 記号

廃棄物および生成ガス等で用いる記号を以下に示す。なお、各物質のベースとなる質量は、廃棄物入力１kg あたりの値（R を付記）で示す。

廃棄物組成（質量比表示）

	記号	
炭素量（c）……	X_c	(kg／kg·R)
水素量（h）……	X_h	(〃)
酸素量（O）……	X_o	(〃)
いおう量（s）……	X_s	(〃)
窒素量（n）……	X_n	(〃)
塩素量（cl）……	X_{cl}	(〃)
ホッパよりの投入ごみ中水分量（W_1）	X_{W1}	(〃)
ごみピット排水量（W_2）	X_{W2}	(〃)
灰分量（a）……	X_a	(〃)
	$\Sigma X=1.0$	
灰中未燃分（ac）……	X_{ac}	
低位発熱量……	Hl	(KJ／kg·R)
高位発熱量……	Hh	(〃)
空気比（空気過剰率）……	m	
理論空気量……	Ao	($m^3{}_N$／kg·R)

生成ガス中の組成（モル数表示）

炭酸ガス（CO_2）……	Y_{CO2}	(kmol／kg·R)
一酸化炭素（CO）……	Y_{CO}	(kmol／kg·R)
水素（H_2）……	Y_{H2}	(kmol／kg·R)
水蒸気（H_2O）……	Y_{H2O}	(kmol／kg·R)
メタン（CH_4）……	Y_{CH4}	(kmol／kg·R)
窒素（N_2）……	Y_{N2}	(kmol／kg·R)
ΣY＝モル数		(kmol／kg·R)

2) 物質収支

① Cーバランス

$$X_c \times \eta_c = 12 \times (Y_{CO2} + Y_{CO} + Y_{CH4}) \quad \cdots\cdots (3\text{-}10)$$

ただし、ηc、cのガス中への転換率（＝1－チャー生成率とする）

② Hーバランス

$$X_h + 2/18 \times (X_{W1} + X_{Wa})$$
$$= 2 \times (Y_{H2O} + Y_{H2} + 2\,Y_{CH4}) \quad \cdots\cdots (3\text{-}11)$$

ここに、X_{Wa}は空気中の水分であり、廃棄物の理論空気量（Ao）、空気比（m）、

および空気中の湿分（1.3%と仮定）より次式で表わされる。

$$X_{Wa}=0.013\times m\times Ao\times 29/22.4=0.01683\times m\times Ao \quad \cdots\cdots (3\text{-}12)$$

ただし、理論空気量（Ao）は次式で求められる。

$$Ao=22.4/32\times 1/0.21\times (C'\times 32/12+X_h\times 16/2-X_o+X_s)$$

ここに、C'＝廃棄物中の炭素量－未燃分中の炭素量≒$X_c\times\eta_c$

上式は次のように表される。

$$Ao=8.89X_c\times\eta_c+26.7X_h-3.33X_o+3.33X_s \quad \cdots\cdots (3\text{-}13)$$

③ Oーバランス

$$Xo+Xoa+Xow=16\times(2Y_{CO2}+Y_{C\bullet}+Y_{H2O}) \quad \cdots\cdots (3\text{-}14)$$

ここに、

Ｘｏａ（空気中の酸素分）＝0.3mAo

Ｘｏｗ（水分中の酸素分）＝８／９×X_{W1}

④ Nーバランス

$$Xn+0.9875m\times Ao=28Y_{N2} \quad \cdots\cdots (3\text{-}15)$$

⑤ 全モル数（ΣＹ）

$$\Sigma Y=Y_{CO2}+Y_{CO}+Y_{CH4}+Y_{H2}+Y_{H2O}+Y_{N2} \quad \cdots\cdots (3\text{-}16)$$

⑥ シフト反応

$$CO+H_2O \rightleftharpoons CO_2+H_2 \quad \cdots\cdots (3\text{-}17)$$

$$CO+3H_2 \rightleftharpoons CH_4+H_2O \quad \cdots\cdots (3\text{-}18)$$

のそれぞれの平衡定数をK_1、K_2とする。K_1は次式で表わされる。

$$K_1=\frac{[CO_2]\times[H_2]}{[CO]\times[H_2O]} \quad \cdots\cdots (3\text{-}19)$$

$[CO_2]$, $[H_2]$…は、それぞれ CO_2、H_2、……のモル濃度であるので、式（3-17）は次式のよう表される。

$$K_1=\frac{(Y_{CO2}/\Sigma Y)\times(Y_{H2}/\Sigma Y)}{(Y_{CO}/\Sigma Y)\times(Y_{H2O}/\Sigma Y)}=\frac{Y_{CO2}\times Y_{H2}}{Y_{CO}\times Y_{H2O}} \quad \cdots\cdots (3\text{-}20)$$

次にK_2は次式で表される。

$$K_2=\frac{[CH_4]\times[H_2O]}{[CO]\times[H_2]^3}=\frac{Y_{CH4}\times Y_{H2O}\times(\Sigma Y)^2}{Y_{CO}\times(Y_{H2})^3} \quad \cdots\cdots (3\text{-}21)$$

なお、一般に平衡定数は温度のみの関数であり、次式で表される。

$$K=\exp^{-\Delta F/RT} \quad \cdots\cdots (3\text{-}22)$$

ここに、ΔＦ（kcal/mol）は、K_1、K_2に応じて次式で示される。

又、Rは気体定数（kcal/mol/k）で1.987、Tは絶対温度（K）とすると、

K_1の場合

$$\Delta F = -10{,}100 + 1.81 \times T \times \ell nT - 0.00445 \times T^2 + 0.00000068 \times T^3 + 0.54 \times T \quad \cdots\cdots (3\text{-}23)$$

K_2の場合

$$\Delta F = -47{,}110 + 9.19 \times T \times \ell nT - 0.0003 \times T^2 + 0.00000037 \times T^3 - 14.14 \times T \quad \cdots\cdots (3\text{-}24)$$

⑦ 具体的計算

以上の計算は、未知数が6個（Y_{CO2}、Y_{CO}、Y_{H2}、Y_{H2O}、Y_{CH4}、Y_{N2}）であるが、対処式は6式（式(3-10)、(3-11)、(3-14)、(3-15)、(3-20)、(3-21）であるので解を得ることができるが、式(3-21)のように3次方程式を含むため、所定の誤差範囲に収まるまで繰り返し計算を行った。ここではその過程は省略する。（詳細は、末尾の付録に記述している。）

3）熱収支計算

入熱と出熱のバランスを計算する。

入熱（Qin）は次式で表される。

$$Qin = Hl + 29/22.4 \times m \times Ao \times Hga \quad \cdots\cdots (3\text{-}25)$$

ここに、Hl；廃棄物の化学熱（kcal／kg·R）

Hga；空気のエンタルピ（kcal／kg）

であるので、

29／22.4×m×Ao×Hgaは空気による持込顕熱（kcal／kg·R）を意味する。

次に、出熱（Qout）は次式で示される。

$$Qout = (44 \times Y_{CO2} \times Hg_{CO2} + 18 \times Y_{H2O} \times Hg_{H2O} + 28 \times Y_{N2} \times Hg_{N2} + 28 \times Y_{CO} \times Hg_{CO} + 2 \times Y_{H2} \times Hg_{H2} + 16 \times Y_{CH4} \times Hg_{CH4}) \times 10^3 + Xa \times Cp_{ash} \times KT + Xc \times (1 - \eta c) \times Cp_c \times T + Xc \times (1 - \eta c) \times Hl_{char} + Hl_{gas} \times 22.4 \times \Sigma Yi + Ql \quad \cdots\cdots (3\text{-}26)$$

ここに、Hg_{CO2}、Hg_{H2O}、Hg_{N2}、……は、それぞれ CO_2、H_2O、N_2……ガスの分解炉の温度におけるエンタルピ（kcal／kg）、Cp_{ash}は灰の比熱（kcal／kg）、Cp_cはチャーの比熱（kcal／kg℃）、Hl_{char}はチャーの発熱量（kcal／kg）、Hl_{gas}は生成ガスの発熱量（kcal／m^3）、Qlは、分解炉の熱損失（kcal／kg·R）を示す。

なお、熱収支は分解炉の熱損失の設定にもよるが必ずしも一致しない。

一般に、Qout>Qinであり、その差、$Qadd = Qout - Qin$ …… (3-27)

が熱分解反応に必要な外部加熱量を示す。

4) 計算の手順

以上の計算式は、熱分解炉の場合を例にして示したが、後流の溶融燃焼炉あるいはガス変換の場合も同様にして行うことができる。ただし、その場合の入力は熱分解炉で得られた生成ガスとなる。

さらに、溶融燃焼炉の場合は、高温下（1,200℃以上）での完全燃焼のため、生成ガスは、CO_2、H_2O、N_2、O_2の4種類であり、ガス変換炉の場合は、高温反応（1,300℃以上）であるため、前記のシフト反応中、メタン化反応（式(3-18)）は無視することができるので、生成ガスは、CO、CO_2、H_2、H_2O、N_2の5種類と想定して計算する。

以上の式に基づいて行う性能計算の手順を、図3－18～図3－20に示す。

図3－18は、ガス化溶融発電のチャー、タールを考慮しない場合、図3－19は、同発電でチャーとタールの発生を考慮した場合の、図3－20は、ガス変換発電の場合である。

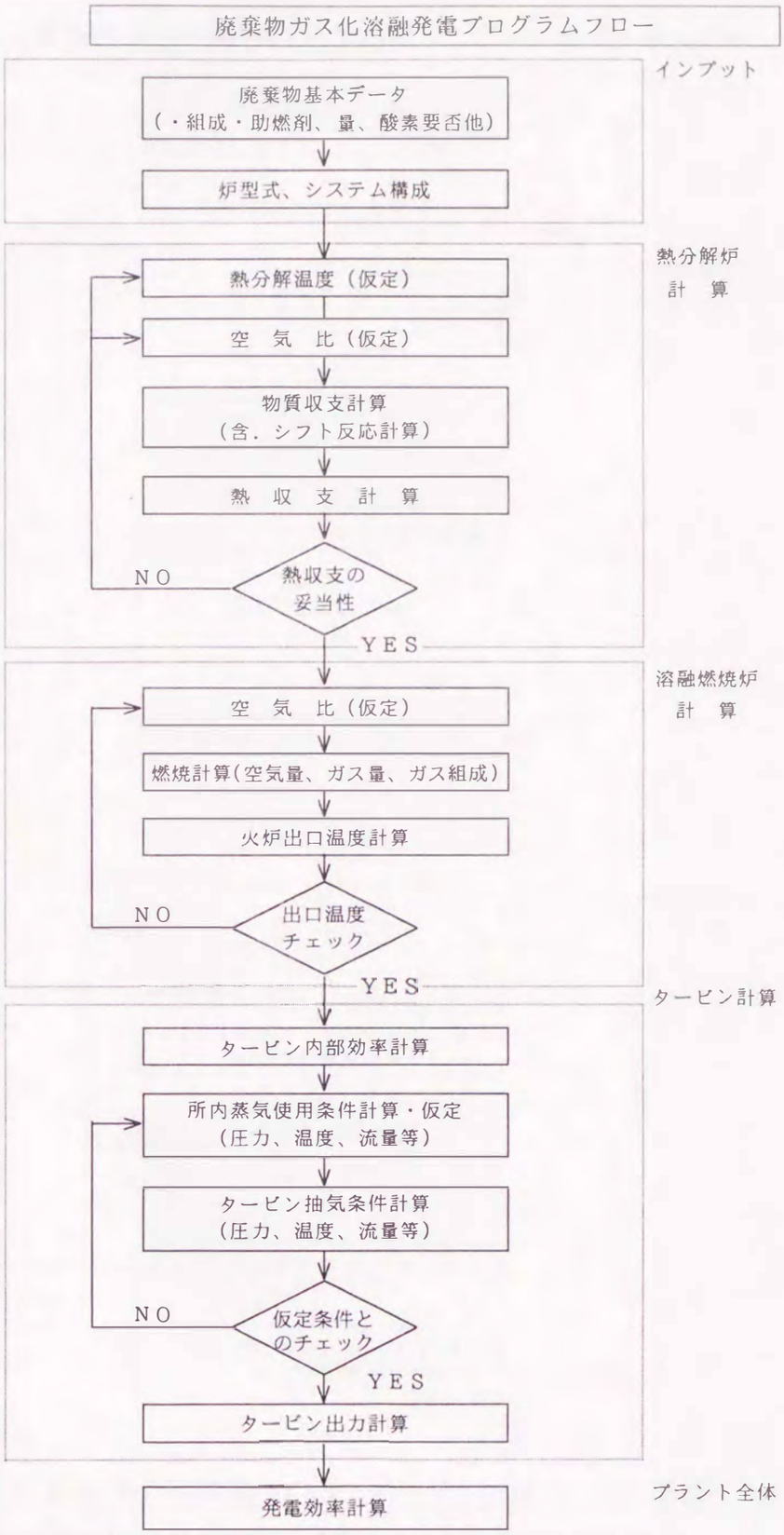


図 3−18　廃棄物ガス化溶融発電の性能計算手順
（チャー、タールを考慮しない場合）

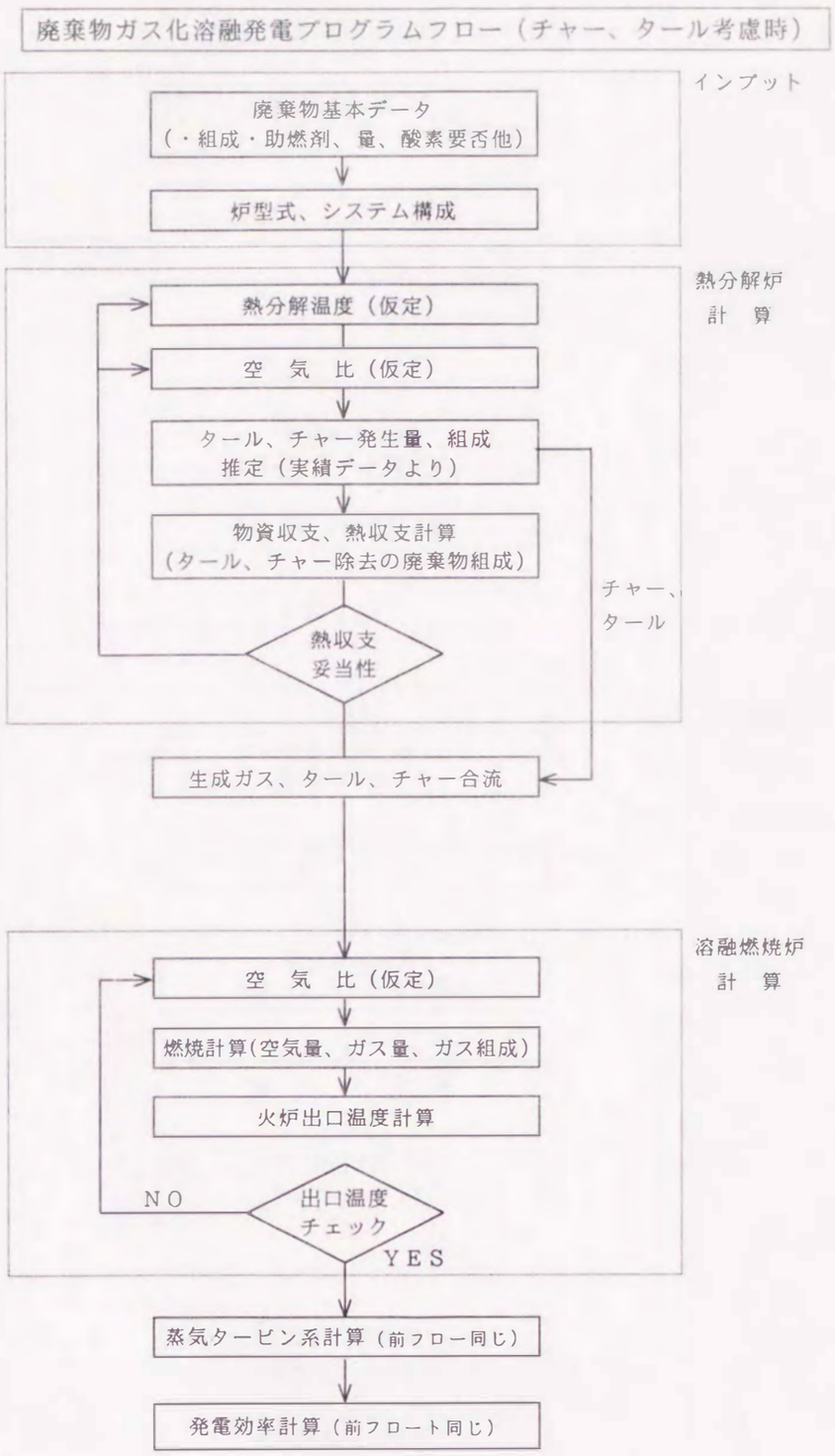


図 3−19　廃棄物ガス化溶融発電の性能計算手順
（チャー、タール等考慮）

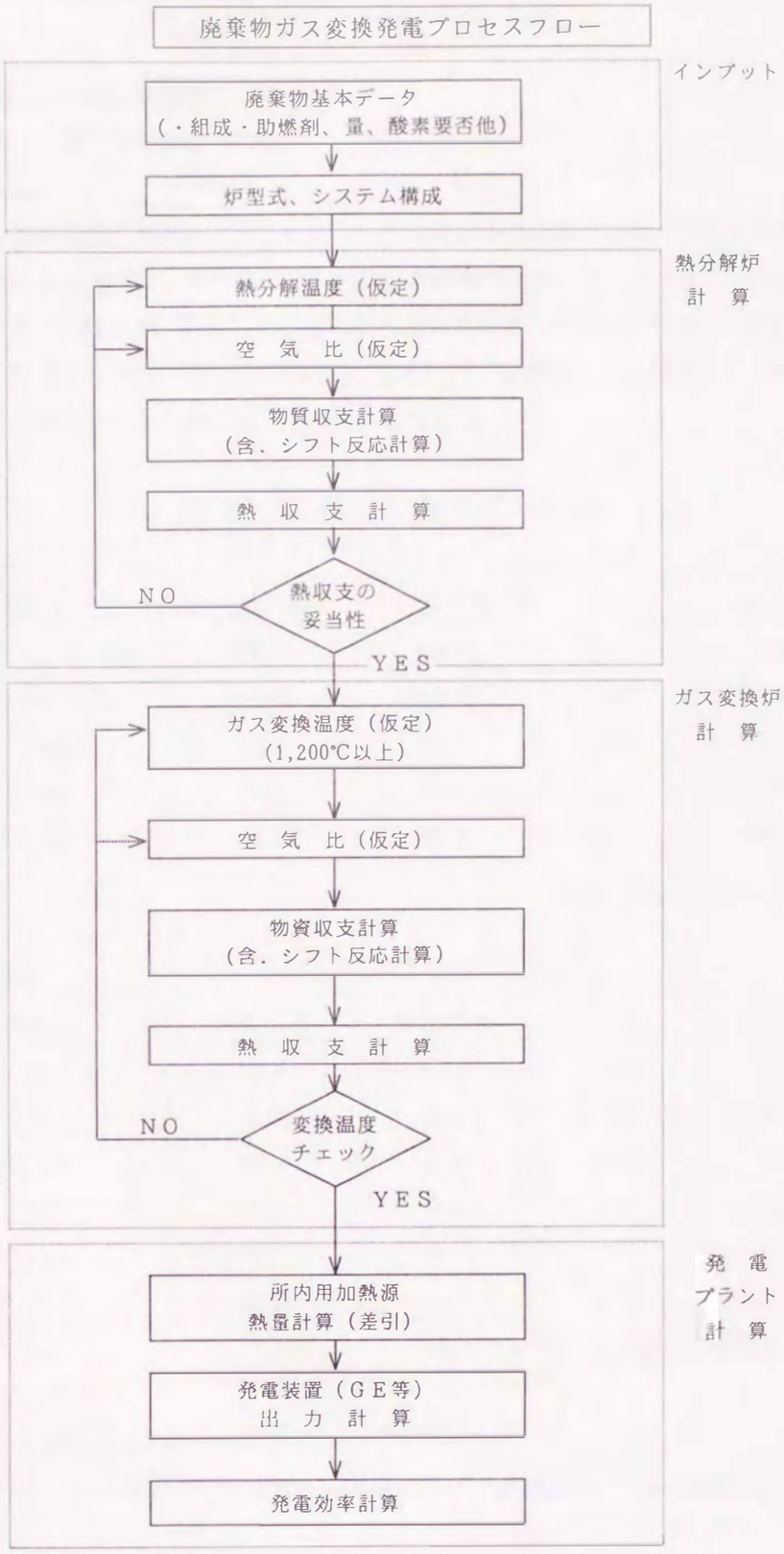


図 3－20　廃棄物ガス変換発電の性能計算手順

3.4 本計算手法の妥当性検討

3.4.1 検討ベースの計算条件

(1) ごみ組成

本計算手法の妥当性を評価するために行った計算条件の基準となるごみ組成を表 3−3 に示す。ここに示す組成は、東京都の平均的なごみ組成である（平成９年度）。特段の理由が無い限り、ごみの性状は、同表中の一般ごみを採用するものとする。なお比較検討の都合によっては、第２章の検討で用いたごみ組成、あるいは文献値等による発表データとの比較を行う際には、それらの文献値と同じごみ組成を用いる。

表３−３　検討対象のごみ組成

三成分組成

三成分	一般ごみ	分別ごみ	RDF	廃プラ
ＬＨＶ　(kcal／kg)	2100	1900	3400	7400
(kJ／kg)	(8,800)	(7,900)	(14,000)	(31,000)
水分　(%)	42.0	46.2	6.0	3.9
灰分　(%)	5.5	5.5	6.4	9.8
可燃分　(%)	52.5	48.3	76.1	86.3
$CaCO_3$	-	-	11.5	-

可燃分組成

可燃分	一般ごみ	分別ごみ	RDF	廃プラ
C　(%)	24.8	23.3	36.0	65.8
H　(%)	3.6	3.1	5.3	8.3
O　(%)	23.2	21.0	33.4	7.8
N　(%)	0.4	0.6	0.7	1.1
S　(%)	0.1	0.1	0.1	0.06
Cl　(%)	0.4	0.2	0.6	3.3

出典：東京都企業局提供（1997 年度）

(2) システム構成および熱分解炉型式

本検討では、廃棄物ガス化溶融方式をベースとし、必要に応じて廃棄物ガス変換も考慮した。

熱分解炉の型式は、シャフト炉型、ロータリキルン型、流動床型および噴流床型を想定

した。ただし、各型式とも必ずしも特定のメーカに対応したものではなく、一般的な型式を想定したものである。

(3) 燃焼炉の規模

焼却炉の規模としては、小型炉は 100 t/d（ガス変換）～200 t/d（ガス化溶融）、中型炉は 300 t/d～600 t/d、大型炉は 900 t/d 以上を一応の目安とした。

(4) その他の条件

ボイラ蒸気条件、真空度、大気温度などのその他の条件は、第2章と同一とした。

3.4.2 熱分解炉文献データの解析（タール、チャー考慮の場合）

前節で開発した性能計算手法の妥当性評価のためには、実測値（文献値）との整合性あるいはずれの程度を把握することが必要である。そこで、入手できた文献値を比較上重要と考えられる指標に対し整理することを試みた。

先ず、熱分解炉における熱分解ガス、タール、チャーの発生の一般的な特性は、熱分解温度に対し一定の傾向を示すことが知られている。その、一般的な傾向は、図 3－21[3]に示されるとおりであり、熱分解炉の温度が上昇するにつれて熱分解ガスの割合は増え、タールとチャーの割合は減少する傾向がある。しかし、その具体的な値は、熱分解炉の形式、ごみの組成等で異なる。

そこで、その異なる程度もある範囲、あるいはある傾向をもって整理できないかという期待を持って文献値の整理を試みた。さらに、タール、チャーの発生割合と同時にその組成もある程度の範囲に収まることが把握できれば、その値をもって実測データに代行できないかという期待も持った。その実測データを利用して溶融炉以降（あるいは変換炉以降）の計算を行い、本計算手法による溶融炉以降の特性、特に最終的には発電効率がどの程度異なるかを把握することを狙った。

先ず、チャーに関しては、図 3－22 に国内メーカー等の実験による各種の文献値[1],[4],[5],[6],[7],[8],[9]をプロットしたものを示す。炉型式、ごみの種類、あるいは反応条件も一致してない条件下で得られたものであるにもかかわらず、熱分解温度に対しある範囲の幅を有しながらも一定の傾向を示すことが伺える。

次にタールについても同様に文献値[1],[4],[5],[6],[7],[10],[11]を整理し、その結果を図 3－23 に示す。これもほぼ同様の傾向を示していることが判る。

なお、熱分解ガス量をプロットした限りでは、かなりバラツキが大きく、共通的傾向は見えなかった。従って、推定実績値としては、タール、チャー（以下、「タール等」と称す）は、上述の実績値の平均値（図中の実線）を用い、その組成は、発表された実験データを用いた。熱分解ガスに関しては入口ごみの性状からタール等に相当する分を各元素毎に差

し引いた残りの組成が、全てガスになるとした。なお、そのガスの性状については前述の平衡計算を用いた。(注、平衡計算を行わない場合は、ガス化反応速度を考慮した複雑な計算となり、またその組成もメタンより重い分子のガスが発生するものと考えられるが、その性状の影響はタールの性状を考慮することと基本的に同等であるという理解と本論分の目的に見合った精度で充分であるとの理解で上述簡略化法を採用した。)

次に、タール等の組成に関するデータで公表されたものは少なく、筆者が入手し調査した限りにおいては、東京都清掃局が行った実験データの公表値があったのでこれを用いた[11]。その値をそれぞれ、図3−24および図3−25に示す。

以上のように本検討では、タール等を考慮しない概略計算とタール等を考慮した計算を比較する目的で、両方式の計算を行った。その際、タール等を考慮した計算においては、タール等は実測値の平均を用い、残りの生成ガスについては、タール等に含まれる元素をごみの成分から差し引き、それを基にガス化平衡反応計算を行った。

3.4.3 本手法の妥当性検討(その1、タール等考慮の有無による妥当性評価)

上記条件に基づき計算した結果の例を表3−4及び表3−5に示す。

表3−4は、200 t／d規模のロータリキルン型による廃棄物ガス化溶融発電プラントの主要性能値を、タール等を考慮した場合としない場合について計算したものである。この表に示される通り、タール等の有無は発電プラントの主要性能値にほとんど影響は及ぼさないことが判る。ただし、熱分解炉の外部加熱用の熱量には若干の相違が見られる。

表3−5は廃棄物ガス変換発電の類似の計算例をメーカ試算値(筆者が属する研究所主催のFSでメーカが計算したものであるが、必ずしも公表されていない)とともに示したものである。同表によれば、メーカ試算の精製ガス組成は本計算結果とかなり良い精度で一致していること、また発電効率とも、タール等の有無により差がないことがわかる。ただし、ガスの組成に関しては、H_2Oが試算値とかなり異なるが、これはメーカの場合発電装置(エンジン等)の手前で脱水しているためである。本計算の精製ガス組成は、ガス変換炉出口における数値であり、同様に同ガスを脱水した場合、メーカ試算値とほぼ同じ値が得られる。本計算で、同水分値を修正した後(同表中( )書き)は、よい精度で一致している。

このように本計算は、タール等を特別に考慮しないでも目標とする精度での計算には支障ないこと、更にメーカ試算値ともよい精度で合うことが判った。

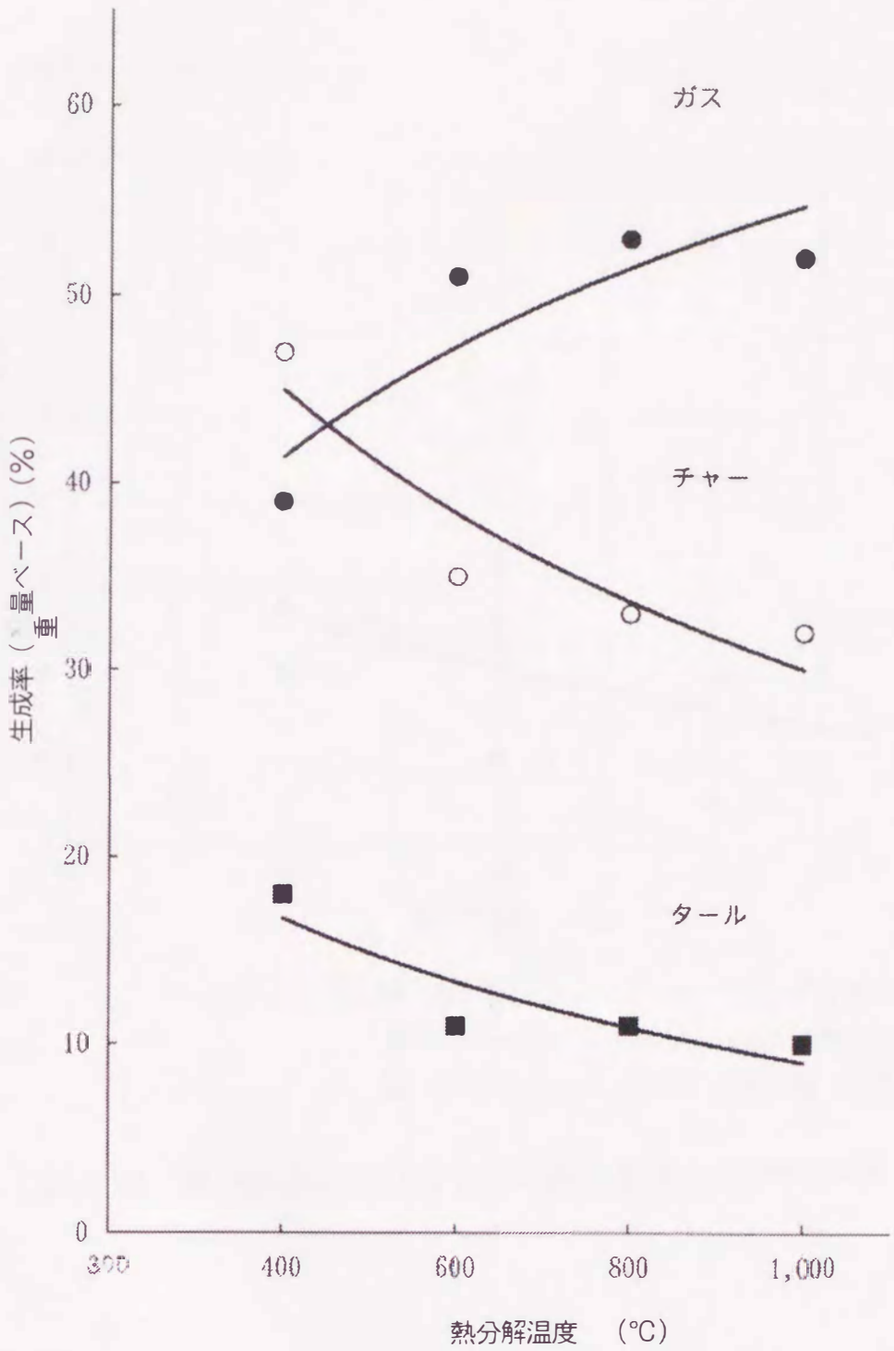
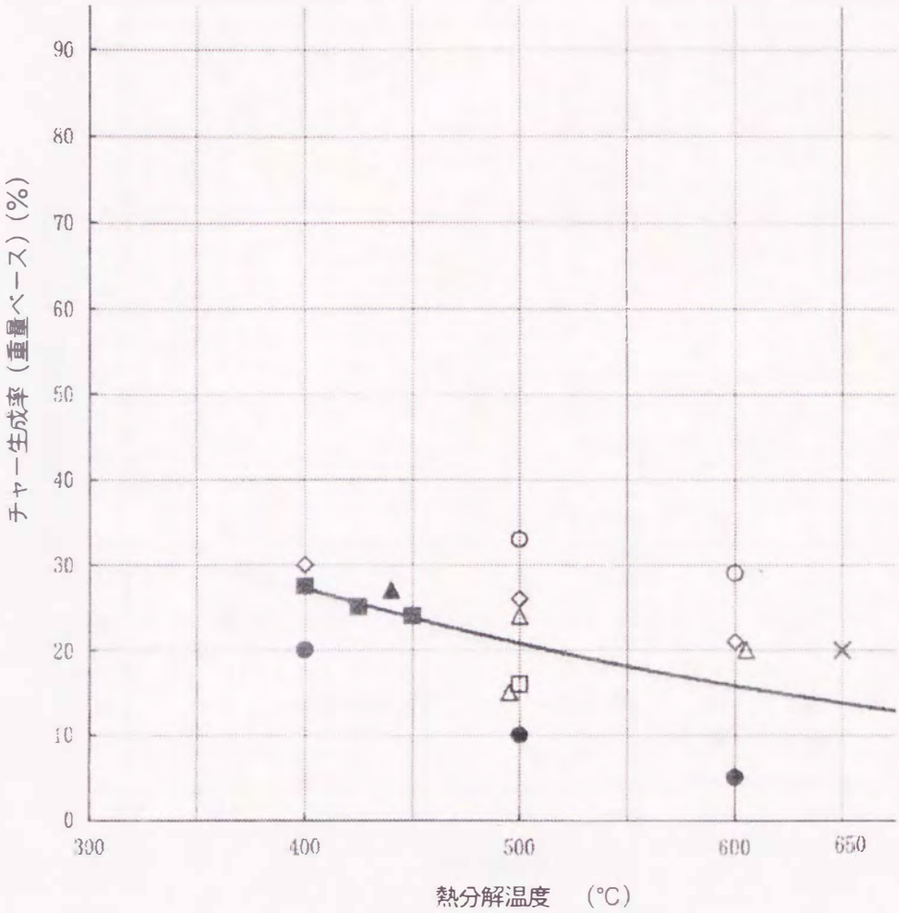


図 3-21　ごみの熱分解温度と生成率 (3)



注．■、△、▲、□……ロータリキルン型
●、○……流動床型
△、×……その他（形式不明）

図 3-22　熱分解炉におけるチャー発生割合 (1),(4),(5),(6),(7),(8),(9)

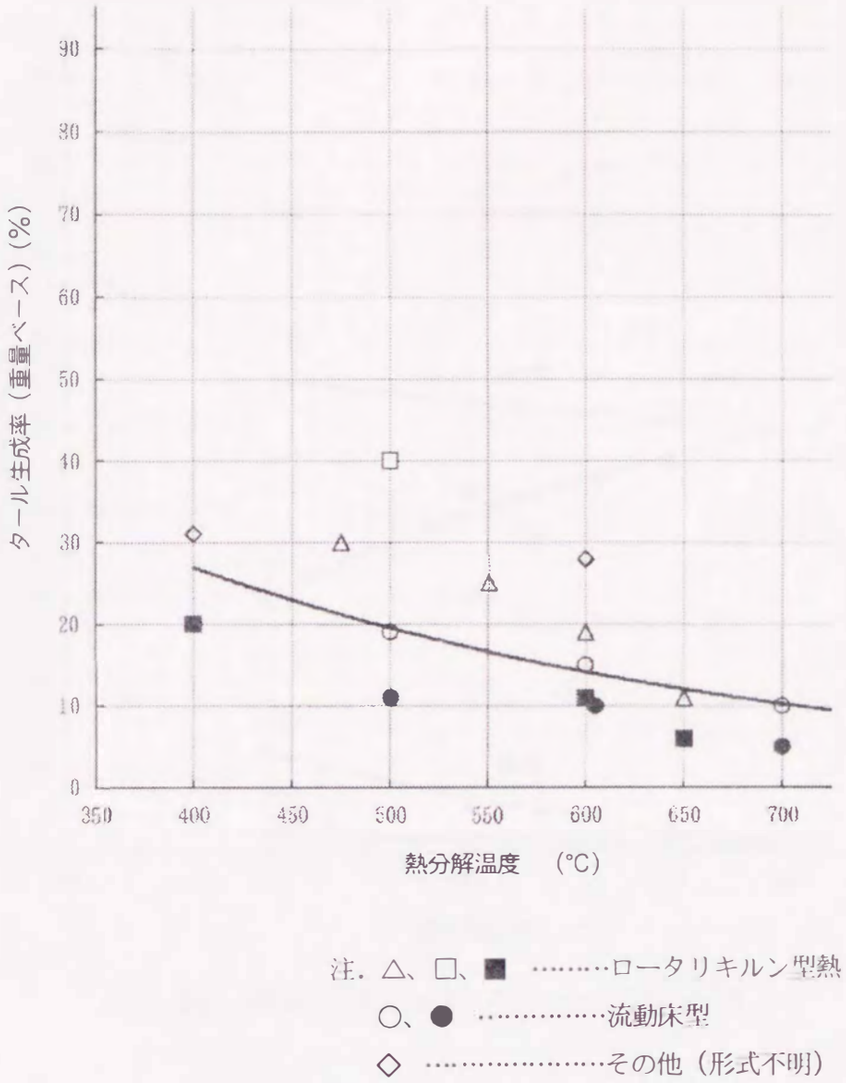


図 3-23　熱分解炉におけるタールの発生割合例 (1),(4),(5),(6),(7),(8),(10),(11)

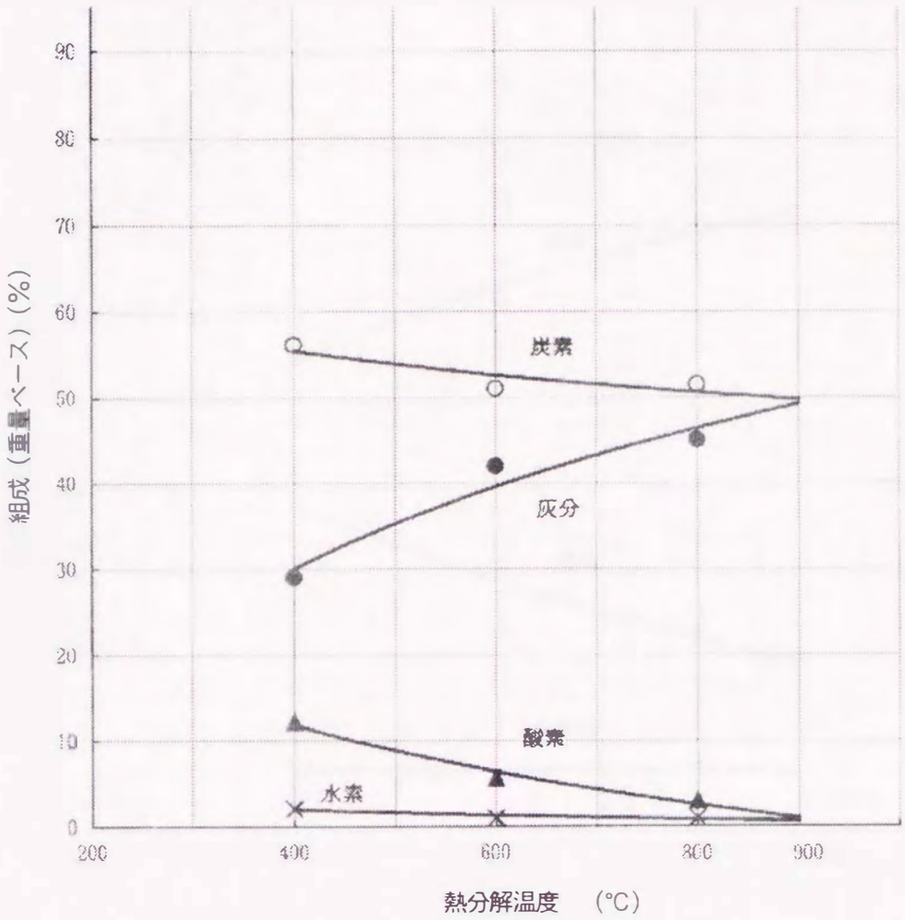


図 3·24　熱分解炉におけるチャーの組成例 [11]

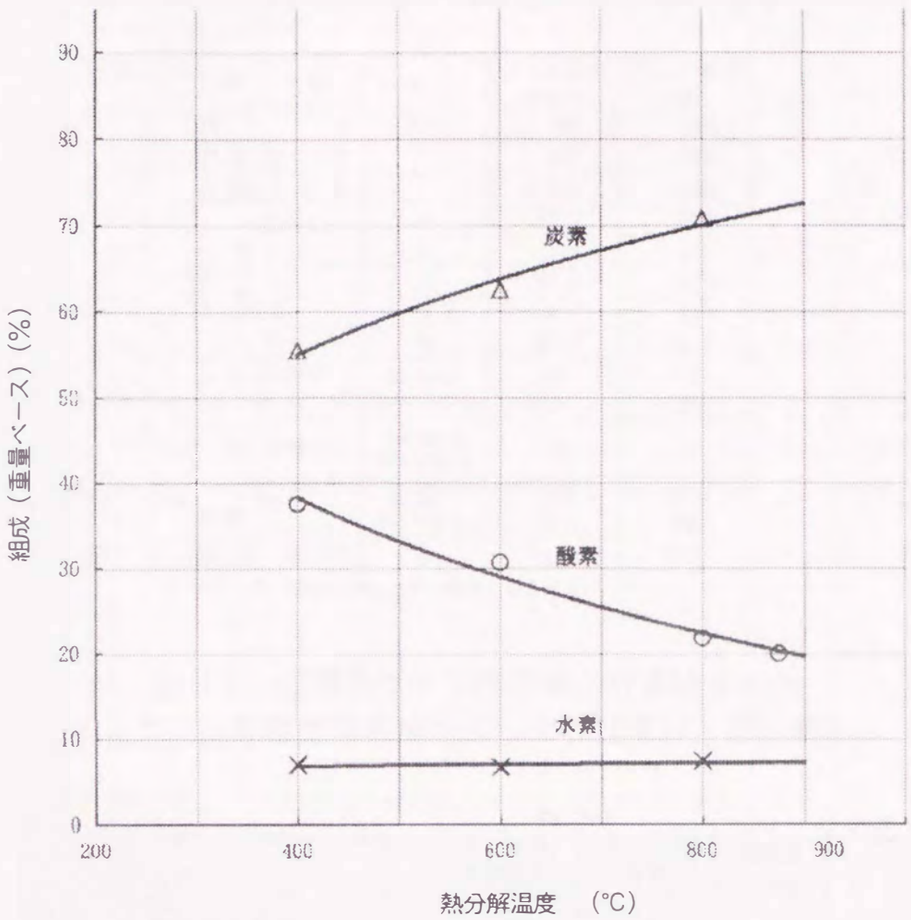


図 3·25　熱分解炉におけるタールの組成例 [11]

表 3·4　廃棄物ガス化溶融発電の計算結果の例
（タール等考慮の有無と性能）

項目		単位	タール等考慮せず	タール等考慮
規模		t/d	200	200
熱分解温度		℃	450	450
溶融炉温度		℃	1,390	1,350
ガス組成（Vol%）	CO_2	%	13.9	13.9
	H_2O	%	16.4	16.5
	N_2	%	67.7	67.5
	O_2	%	2.0	2.1
	計	%	100.0	100.0
外入熱量	分解炉	kJ/kg·R (kcal/kg·R)	250 (59)	370 (90)
	溶融炉	kJ/kg·R (kcal/kg·R)	0	0
	計	kJ/kg·R (kcal/kg·R)	250 (59)	370 (90)
発電効率		%	18.5	18.0

注1．熱分解方式はロータリキルン型を想定

表 3·5　廃棄物ガス変換発電の計算結果の例
（タール等考慮の有無とメーカー試算値との比較）

項目		単位	本計算値 タール等考慮せず	本計算値 タール等考慮	メーカ試算値
規模		t/d	100	100	100
熱分解炉温度		℃	450	450	—
ガス変換炉出口		℃	1,200	1,200	1,200
精製ガス組成（Vol%）	H_2	%	30.7 (38.6)	28.5(36.6)	38.6
	CO	%	37.2 (46.8)	37.4(48.1)	43.0
	H_2O	%	20.6 (0.1)	22.3 (0.1)	0.1
	CO_2	%	9.7 (12.2)	11.4(14.7)	13.1
	N_2	%	1.9 (2.4)	0.4 (0.5)	5.2
	CH_4他	%	0 (0)	0 (0)	0
	計	%	100 (100)	100 (100)	100
ガス発熱量（低位、乾き）		kJ/m^3_N ($kcal/m^3_N$)	10,840 (2,590)	9,498 (2,269)	9,600 (2,293)
ガスエンジン効率		%	36	36	36
発電効率		%	20.3	19.0	19.7＊

注1．熱分解方式はロータリキルン型を想定

注2．＊付き発電効率はガスエンジンのみの出力を考慮（メーカシステムによっては、他の発電方式による出力も加算されている）

3.4.4　本手法の妥当性検討（その２、熱分解炉各形式ごとの妥当性評価）

前述の条件に基づき本計算手法を用いて各炉型式ごとに計算した結果を、メーカ試算値あるいは文献値と比較して次に示す。評価に用いる利用可能なデータの関係上、対象システムとしてはガス変換の場合を取り上げ、ガス化溶融の場合は補足的に説明する。

(1)　シャフト炉型の場合

シャフト炉型の場合のガス化条件としては、ごみは生ごみのまま（すなわち脱水・乾燥の必要なく）投入され，ガス化剤は酸素と空気、それ以外に助燃料（コークス）を用いて、シャフト炉底部の溶融部温度 1300℃以上、上部出口温度 1000℃以上にてガス化される。

シャフト炉型に対して本計算手法を適用する場合は、同形式では熱分解とガス変換（あるいはガス化溶融）が同一炉内で反応が起こり、最上部の出口において上述の温度（1200℃）となるため（熱分解部とガス変換／ガス化溶融の 2 段に分ける必要が無いと判断されるため）、一段炉を想定したフローとし、出口ガスは同温度で平衡に達するとして計算した。ただし、本形式をガス化溶融に適用する場合には、後流に若干発生する未燃ガスと固形分を完全燃焼するアフターバーニングが必要とされる。

ごみ処理規模 100 t/d の場合における計算結果を表 3−6 に示す。同表に示される通り、熱分解炉であるシャフト炉出口ガス組成、発熱量、およびガスエンジンによる発電装置を用いた発電効率ともかなりよい精度でメーカ試算値と一致している。

(2)　ロータリキルン型の場合

ロータリキルン型の場合には、3.3.1 項でも記載のとおり、ごみは事前にあるレベルに乾燥され（例えば、生ごみ中水分 42%から乾燥ごみ中水分 10%）、その後熱分解炉であるロータリキルン炉に導入される。その理由は、後流のガス化溶融炉／ガス変換炉での高温度維持のために、ガスの発熱量が高い方が望ましいからである。

ロータリキルン型の熱分解における温度は約 500℃で、その加熱は外部加熱（後流の生成ガス等を利用）方式とする。同炉から出た生成（粗）ガス、タール等は一般にそれぞれの物質ごとに分離され、それぞれの供給装置を用いて、次段階のガス変換炉（噴流床型）に導入される。ここで酸素および若干の助燃剤（対ごみ入熱比で約５％）を利用して高温部 1300℃以上、出口部 900℃以上で完全にガス化（溶融の場合完全燃焼）され、ガス精製を経て発電装置（例えば、ガスエンジン）へ導入される。

この場合の本計算結果とメーカ試算値との比較については、表 3−5 で前に説明したとおりである。

表 3-6　本計算値とメーカ試算値との比較
（ガス変換発電、シャフト炉型の場合）

項目		単位	本プログラム タール等考慮せず	メーカ試算値
規模		t/d	100	100
熱分解炉温度		℃	1,200	1,200
ガス変換炉出口		℃	1,200	1,200
精製ガス組成 (Vol%)	H_2	%	22.1	22.7
	CO	%	32.1	35.6
	H_2O	%	27.8	9.0
	CO_2	%	15.5	24.5
	N_2	%	2.7	8.2
	CH_4他	%	0.01	0
	計	%	100	100
ガス発熱量（低位）		kJ/m^3_N ($kcal/m^3_N$)	6,440 (1,538)	6,940 (1,659)
ガスエンジン効率		%	36	36
発電効率		%	21.0	21.4＊

注1．熱分解方式はシャフト炉型を想定

2．ごみ組成は「一般ごみ」

3．＊印付き発電効率はガスエンジンの出力のみを考慮

（メーカシステムによっては、他の発電方式による出力も加算されている）

(3)　流動床型の場合

流動床型の場合も、一般にごみは事前にあるレベルに乾燥され、その後流動床熱分解炉に導入される。その理由は、ロータリキルン型と同様、後流のガス化溶融炉／ガス変換炉での高温度維持のためにガスの発熱量が高いほうが望ましいからであるが、特に本方式では、（メーカごとの形式にもよるが）一般に熱分解に際し空気で部分酸化するため、熱分解炉出口生成ガスの発熱量はロータリキルン型より低下するので、ごみの乾燥は殆どの場合不可欠である。なお、熱分解温度は約400～600℃である。同炉から出た生成（粗）ガス、タール、チャーは混合のまま、あるいは物質ごとに分離され、次段階のガス変換炉に導入される。ここで酸素および若干の助燃剤（対ごみ入熱比で約5％）を利用して高温部 1300℃以上、出口部900℃以上で完全にガス化（溶融の場合完全燃焼）され、ガス精製を経て発電装置へ導入されるのは、他方式と同様である。

本形式での、比較対照とする外部データに適当なものが得られなかったため、比較による妥当性の評価は行わなかったが、以上の検討結果と流動床型と他の方式との熱収支面の類似性を勘案すると流動床型でも本計算手法は適用可能と考える。

(4) ガス化溶融の場合について

以上の検討は、評価データの都合上、ガス化変換の場合を直接の対象とした。ガス化溶融の場合は、比較の対象となる文献値またはメーカ試算値で、燃焼した後の組成ガスと発電効率まで示されたものがないため、このような比較はできない。ただし、ガス化溶融の場合は、上述の変換炉の部分が燃焼炉に代わっただけであり、ガス変換炉出口の組成およびその燃焼後の発電出力と効率値が（従って総熱量も）合致するであろうと推定できる。

なお、ガス化溶融方式の場合でも、入口（ごみ成分）と出口（発電効率）が試算された例があり、その場合について比較を行ってみたところ、ほぼよい精度の一致が得られた。

3.4.5 本計算手法の妥当性

以上の検討結果をまとめると次の通りである。

(1) 本計算手法でタール等の生成を考慮する場合と、しない場合とでは、ガス化溶融燃焼炉の出口ガス組成および発電効率など全体の性能に関しては両者でほとんど差がない。ただし、熱分解と溶融燃焼炉の熱量配分など、部分的に見た場合若干の相違が生ずる。

(2) 本計算手法によるガス変換方式の計算結果は、本研究の目的とする精度内でメーカ試算値あるいは文献値とほぼ良い一致を示す。この結果および他の検討結果とあわせてガス化溶融方式でも良く一致すると判断できる。

以上の検討を踏まえ、以下の検討においては次の要領で計算を行うこととした。

① 計算ではタール等の生成を考慮しない。

② 熱分解炉の型式はシャフト炉型、ロータリキルン型、流動床型とするが、いずれも単純化されたフローを想定する（注、メーカによっては、流動床の条件、機器構成が異なる）。

③ 廃棄物ガス変換よりガス化溶融の場合が、当面重要と判断されることもあり、また在来型発電方式との対比も容易である点（ランキンサイクル）を考慮し、ガス化溶融の場合を主体とする。

3.5 廃棄物ガス化溶融発電システムの性能評価

3.5.1 各種要因の影響

前節の検討により本計算手法の妥当性が確認できたので、次にこの計算手法適用して、ガス化溶融発電システムの発電効率に関係する要因の影響度合いを検討する。検討に際しての条件は、第2章および3.4.1項で示した条件を基本とし、それと異なる条件の場合は該当箇所に特記している。ただし、本節では、念のためその中でもさらに基本となる条件を次に示す。

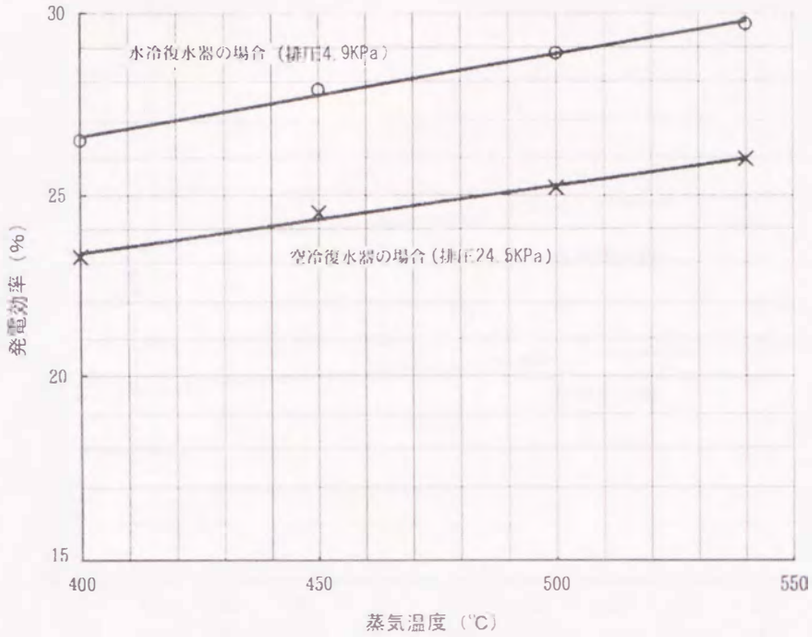
ごみ焼却量（大規模プラントの場合）	900 t/d
ごみ発熱量	8,790 kJ（2,100kcal/kg）
ボイラ出口条件（最高条件の場合）	500℃×9.8MPa(100ata)
（ガス化炉の形式よっては、540℃×11.7MPa(120 ata)）	
復水器真空度（ベース）	24.5 kPa（0.25 ata）
（高効率化指向時）	4.9 kPa（0.05 ata）

(1) 蒸気温度と発電効率の関係

図 3−26 に蒸気温度に対する発電効率の関係を示す。同図で示されるように、蒸気温度上昇とともに効率が上昇する特性は従来型の場合と同様である（図 2−6 参照）。ただし、同図で示している最大温度 540℃の実現は、ガス化溶融発電の場合は在来型発電より蒸気温度が上げやすいので可能性が高い。

在来型発電では、燃焼排ガス中に含まれるＨＣｌ濃度が高いため 500℃級の実用化に耐える材料選定が困難であるが、ガス化溶融発電では、方式によっては燃焼ガス中のＨＣｌ濃度の高い雰囲気と低い雰囲気を設定する提案もなされており、また溶融燃焼排ガス中には未燃炭素と酸素が少ないなど腐食雰囲気が緩和されると言う予想もなされている。ただし、その確認には実証、実用プラントにおける検証が必要である。

図 3−27 に蒸気圧力と発電効率の関係を示す。蒸気温度を 540℃一定として、蒸気圧力を変化させた場合の発電効率を復水器が水冷の場合（4.9 kPa（0.05 ata））と空冷の場合（24.5 kPa（0.25 ata））に対して示したものである。圧力が高いほど効率も高くなっている。しかし、実際の適用には、経済性面からの最適圧力が存在するので、別途検討が必要である。



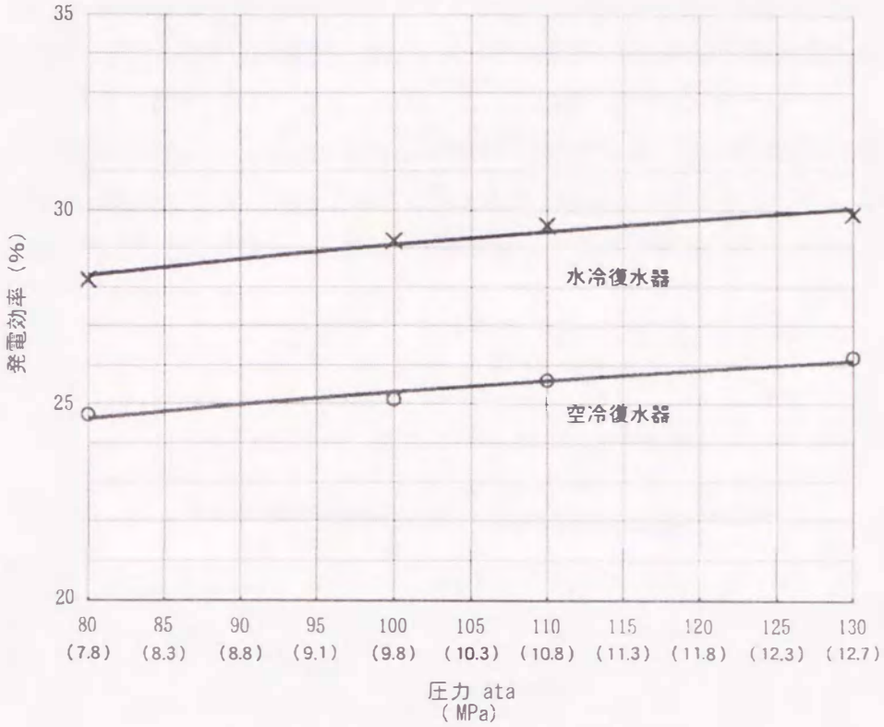
条件　ごみ種別：一般ごみ

システム：ガス化溶融システム（流動床炉の場合）

規　　模：900t/d

蒸気圧力：9.8MPa

図 3-26　蒸気温度と発電効率の関係



条件　システム：ガス化溶融システム（流動床型の場合）
規　　模：900t/d
蒸気温度：540℃

図 3-27　蒸気圧力と発電効率の関係

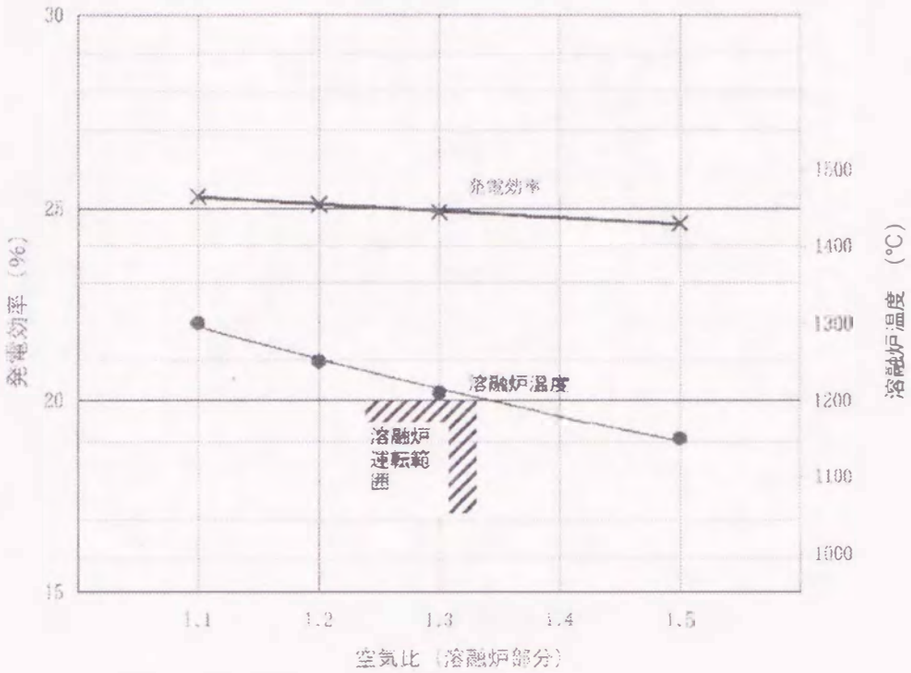
(2)　空気比、溶融炉温度と発電効率の関係

ガス化溶融発電システムが在来型発電と異なる特性を有すると期待されるのが空気比との関係である。従来型（特にストーカ炉）の場合には、火炉の出口温度制限とあらゆる形状と組成を持ったごみをストーカ上で完全燃焼するために、空気は充分量投入する必要があり、従って空気比はある一定のレベル（2前後）以下には下げられないのに対し、ガス化溶融炉の場合、灰を溶融させるだけの高温雰囲気を作る必要性があるとともに、導入される可燃性物質（可燃性ガス、チャーなど）のサイズと性状がある程度調整されて入ってくるため、低空気比での燃焼が可能である。

図 3－28 に空気比に対する発電効率と溶融燃焼炉内温度の関係を示す。同図に示されるように、空気比が 1.2（排ガス中O_2=3.5%）で発電効率 25.1%、空気比 1.5（O_2＝7%）で同効率 24.5%であり、空気比を 1.5 から 1.2 に減少させてもわずか 0.5%の効率向上しか

得られない。この点、在来型発電の場合よりその影響度合いが小さい（図 2－10 参照)。この相違に関しては、システムの相違に加え、今回の計算が、熱分解炉に投入される空気（全体の約 1／4）を一定としたことなども影響していると推定される。

次に、同図に示されている溶融炉温度との関係に注目すると、この場合空気比を 1.32 以上に上げると溶融炉の温度が灰の溶融に必要とされる温度以下に下がるので、この値が空気比の上限と見ることができる。これは、流動床炉による熱分解炉に対する目標となる。

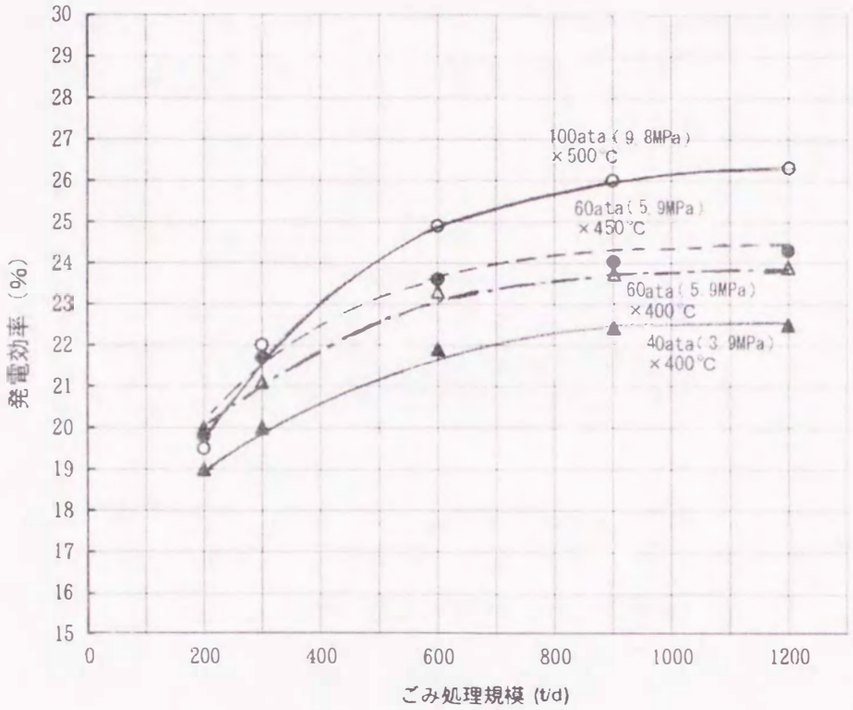


条件　ごみ種別：一般ごみ
システム：ガス化溶融システム（流動床型の場合）
蒸気条件：100ata（9.8MPa）×500℃
ごみ処理規模：900t/d
熱分解温度：650℃
復水器：空冷式

図 3-28　空気比、溶融炉温度と効率の関係

(3) ごみ処理規模と発電効率の関係

図 3－29 にごみ処理規模と発電効率の関係を示す。この結果は、在来型発電の場合の規模と効率の関係（図 2－12）と類似した傾向を示している。ただし絶対値レベルで若干の相違が見られるが、システムの相違、ごみ質の相違および細部の条件の相違が影響していると思われる。



条件　ごみ種別：一般ごみ

システム：ガス化溶融システム（シャフト炉型の場合）

復水器：空冷式

図 3-29　ごみ処理規模と発電効率の関係

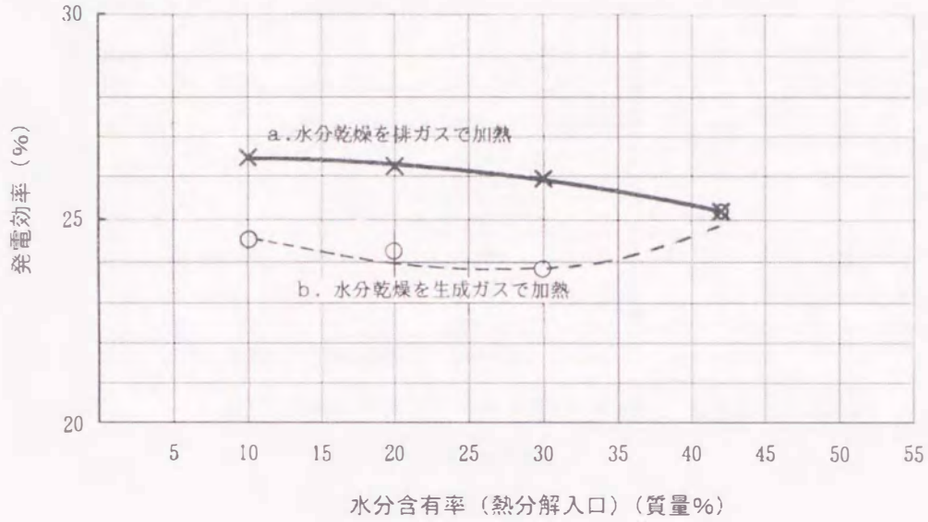
(4) 水分乾燥度と発電効率の関係

図 3－30 に水分乾燥度と発電効率との関係を示す。同図の線 a に示されるように水分乾燥をボイラ出口排ガス等のシステム上不用の熱を利用して行う場合には、当然のことながら乾燥度合が上がる（入口水分が少なくなる）に従って発電効率は上昇する。例えば水分含有率 40%から 10%に乾燥できれば、効率は絶対値で 1.5%上昇し、効果は大きい。

しかしごみの乾燥に、熱分解炉出口の可燃性ガスの一部などエネルギー価値の高いものを使う場合は、乾燥度の上昇に応じて消費する可燃性ガス量も増加し、後流で有効に利

用できる可燃性ガス量が減少するので、発電出力が減少する。図 3－30 の線 b はその場合を示したものである。乾燥しない場合（水分 42%）の方が、乾燥した場合よりも発電効率が高くなるという結果になっている。

なお、熱分解炉の型式に対して要求されるごみの乾燥程度は、シャフト炉型の場合は乾燥不要であるが、流動床型とロータリキルン型では、熱分解炉後方に位置する溶融燃焼炉の温度維持の観点から乾燥が必要であり、従ってその乾燥方法を含めて加熱熱源をどう工夫するかが効率向上面の一つのキーポイントであると考えられる。



条件　ごみ種別：一般ごみ
システム：ガス化溶融システム（流動床型の場合）
復水器：空冷式

図 3-30　水分含有量と発電効率の関係

(5)　空気温度と発電効率の関係

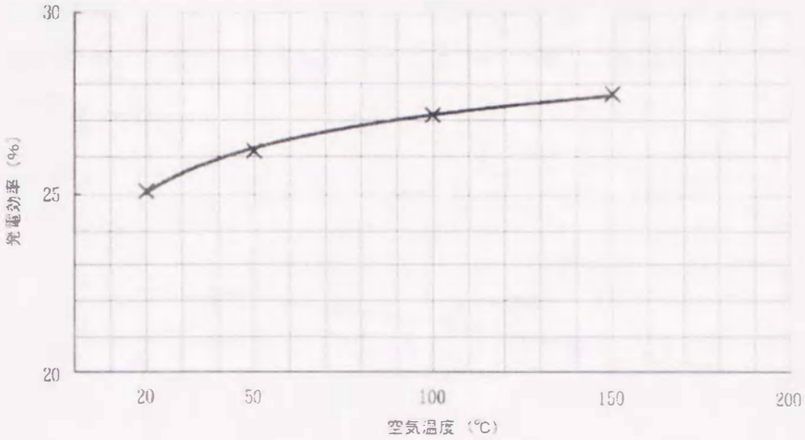
図 3－31 に空気温度に対する発電効率の関係を示す。図示した計算値は、例えばユングストローム式空気予熱器のように本来不要な排ガスからの顕熱回収により空気温度が挙げられる場合を想定したものであるが、同図で見られるようにその効果は大きい。

ガス化溶融発電の場合も、溶融燃焼後のボイラ出口排ガスは在来型発電と同様 220℃になるまで熱回収されるが、この出口排ガスをバグフィルタ入口温度 150℃まで冷却する代わりに、この様な空気予熱器を設置できると仮定した場合の計算結果である。

実際上は、同部分に設置する空気予熱器は、HCl に代表される腐食性ガスに耐える材料問題もあり、現在まで在来型型電ではほとんど採用されてなく、今後の検討、開発が必要であ

る。

なお、蒸気タービンの抽気を利用した蒸気式空気予熱器の場合には、この様に大きい効果は期待できない。その傾向は第2章の在来型の場合と同一であると推定され、本章での計算は省略した。



条件　ごみ種別：一般ごみ
システム：ガス化溶融システム（流動床型の場合）
ごみ処理規模：900t/d
空気温度は排熱源利用

図 3-31　空気温度と発電効率の関係

3.5.2　システム構成の相違の影響

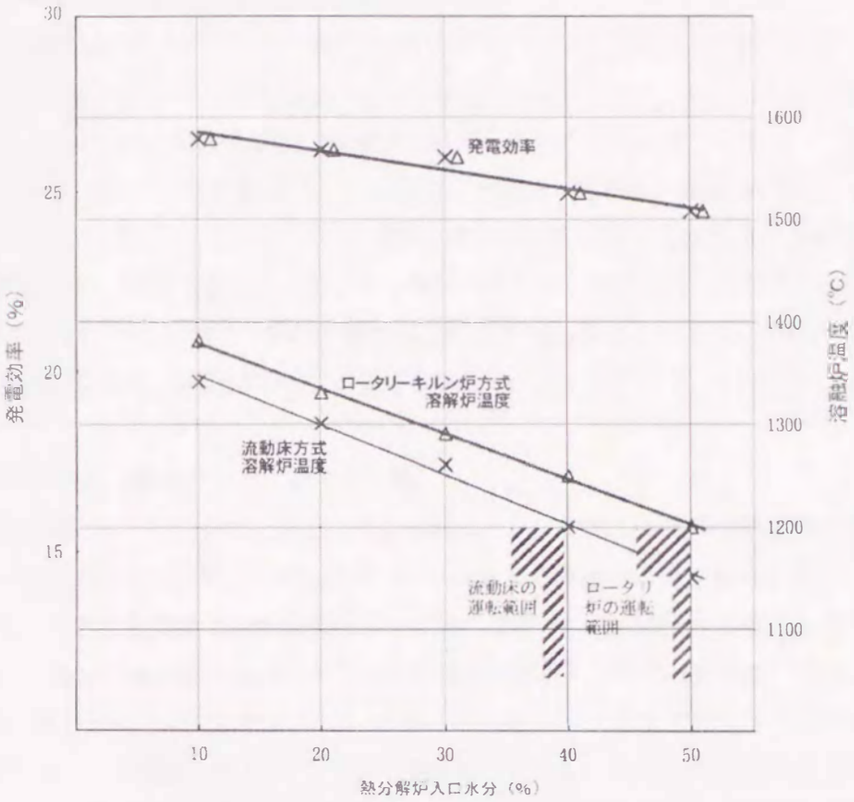
(1)　溶融炉における灰溶融の問題

廃棄物ガス化溶融炉における機能上の大きな問題の一つが、溶融燃焼炉において溶融に必要な高温燃焼（一般に 1,300℃以上）の維持が可能かという点である。この点は、ごみの本来有するエネルギーのみで高温燃焼の可否が判断されるところでもあり、その限界を通称「自己熱溶融限界」と称している。燃焼温度の高温化に関係する因子としては、一般にごみの性状、溶融炉入口ガス、タール等の量と性状、空気比（場合によっては酸素の利用もある）、溶融炉の熱損失などが考えられる。

先ず、ごみの性状と溶融炉入口ガスの性状（タール等を含む）に関係する熱分解炉型式の影響度合について検討する。熱分解炉型式としては、流動床型とロータリキルン型をとりあげる。シャフト炉型では、炉体低部で一部酸素を使って上部の熱分解域を下降してきた可燃性成分を高温で燃焼するので、ここでの検討からはずす。

なお、ごみの性状に関しては、ごみの発熱量が大きい影響を及ぼすが、ここでは一般ごみ中の含有水分量の割合を変化させて考える。

図3−32に熱分解炉入口水分と溶融燃焼炉の温度との関係を熱分解炉の型式（流動床型、ロータリ方式）ごとに計算した結果を示す。計算条件は、図中記載の通りであるが、それ以外では流動床型、ロータリキルン型とも、熱分解炉の出口物質（熱分解ガス、タール等）は全量溶融燃焼炉に入るという単純化されたモデルを考え、各機器からの熱損失は入口熱量の10%を想定した。



条件　システム：ガス化溶融システム（流動床型（×印）、ロータリキルン型（△印））

規模：900t/d

空気比：流動床型；熱分解炉0.5、溶融炉1.2

ロータリキルン型；熱分解炉0.05、溶融炉1.2

炭素転換率：熱分解炉の各ケースの入出熱バランスが同一となるよう設定

熱分解炉温度：流動床型650℃、ロータリキルン型450℃

図3-32　熱分解炉入口水分と発電効率および溶融炉温度の関係

同図に見られるように、溶融炉の最低必要温度を 1,200℃とすると、流動床型ではごみ中の水分は約 40%、ロータリキルン型では約 50%が上限となる。溶融必要温度を 1,300℃とすると、流動床型ではごみ中水分 20%、ロータリキルン型では約 27%となる。すなわち、本計算条件においては、ごみがこれらの上限値以上の水分を含有しているならば、熱分解炉に入る前にそのレベル以下に脱水（乾燥）する必要がある。

なお、脱水する代りに、ごみの発熱量を上げること、あるいは溶融燃焼炉において酸素を使用することによって高温化を達成することも可能であり、実用化に際しては、運用性、経済性等を考慮して判断されるべきである。

また、溶融燃焼炉において空気を使った場合でも、空気比の大小で溶融炉温度をある程度制御できる。その傾向は、前に図 3－28 でも述べた通りであり、非常に低空気比（例えば、空気比 1.1 前後）での完全燃焼が達成できれば、その効果は大きくなる。

なお、ロータリキルン型の方がごみ中の許容水分が高い理由は、流動床型に比べて、キルン炉では反応の際ほとんど空気を使わずむし焼きの状態（その分加熱用外部熱が増大）で熱分解するため、出口生成ガス（含タール等）の発熱量が高くなるためである。

発電効率に及ぼすごみ中の水分の影響を同図中にプロットしているが、流動床型およびロータリキルン型ともこの点については差がないといえる。

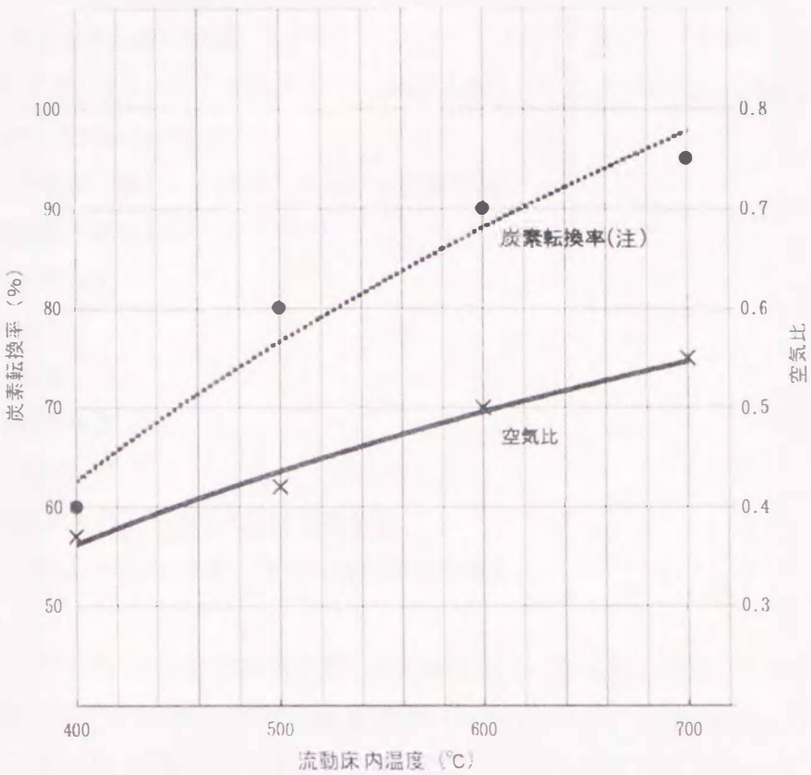
(2) その他システム構成の相違に関する影響

流動床型の場合、（その中でもメーカにより異なるが）空気による部分酸化熱を加熱源とするので、ある量の空気が必要であるが、この空気量の決定には他の制約があることも注意を要する。一般に空気量と炭素転換率および層内温度は一連の関係がある。図 3－33 は、層内温度と空気比および炭素転換率の関係を熱損失一定として計算した結果である。

空気量を増大する（空気比を上げる）と層内温度も上がり、炭素転換率（ごみ中の炭素がガス中成分となる割合）も上昇（チャーは減少）するが、空気比も上げすぎると、チャーおよびチャー中の炭素分が減少しすぎて、次段階の溶融炉で必要とするチャー燃焼熱が減少し、高温燃焼に支障をきたすことになる。

チャーおよびチャー中炭素分を多く残すためには、むしろ空気量は少ない方がよいともいえるが、余り低いと熱分解の程度が悪くなる。

ただし、以上のことは各メーカの炉型式、チャー燃焼溶融炉への物質配分などによっても異なるため、全ての流動床型に適応できるとは限らないが、流動床型では一般的に空気配分に対する制約が多いことを留意する必要がある。



条件　ごみ種：一般廃棄物

システム：ガス化溶融システム（流動床型の場合）

規模：900t/d

注）炭素転換率の値は文献値（(5) のチャー転換率から推定）による。

図 3-33　空気比、炭素転換率と熱分解炉温度の関係

3.6 廃棄物ガス化溶融発電システムの効率向上

3.6.1 効率向上のための要因

3.5.1 項で述べたように、廃棄物ガス化溶融発電システムの効率向上に関係する諸因子としては、次の項目があげられる。

① ごみの種類（特に、発熱量、水分）と乾燥方法

② 蒸気条件（蒸気温度、圧力）

③ 復水器真空度

④ 空気比

⑤ 空気温度

⑥ ごみ処理規模

⑦ 熱分解炉方式

⑧ その他システム上効率に関係する要因
（ボイラ出口排ガス温度、排ガス再加熱温度等）

以上の大部分は、従来型廃棄物発電の高効率化であげた項目と重複しているが、廃棄物ガス化発電システムの場合にはその影響度合いが異なるものと予想される。なお、廃棄物ガス変換方式では、精製ガスを用いる発電形態としてガスタービンとのコンバインド、燃料電池、あるいはガスエンジン等が設置されるので、その発電部分の高効率化が大きなテーマとしてあげられる。

上記の要因の中で、廃棄物ガス化溶融発電の特徴を生かす要因としては、次の３項目があげられる。

① 従来方式より蒸気温度の高温化を図ることが可能である

② 空気比が低い

③ 空気温度を上げやすい

特に①の蒸気温度は、低空気比で高温燃焼後の燃焼ガス雰囲気が従来方式とは異なり、低空気比燃焼のためO_2濃度が低くて未燃炭素が少ないことによる腐蝕雰囲気の低減、あるいは流動床の特徴を利用して HCl の生成を高濃度域と低濃度域に分け、蒸気過熱器を同低濃度域に配置すること等により、高温化が図れる可能性が提案されていることによる。従来型では、実用性と経済性を考慮した場合、最高温度は 500℃とされるが、ガス化溶融方式とすることで540℃も可能であるとの見方もある。ただし、いずれにしても今後の研究、開発による検証が必要である。

②の空気比に関しては、3.5 節でも述べたように、溶融燃焼を行うために必然的に低くなる特性を効率向上面でも期待するものである。

③の空気温度を上げやすいことは、上記②に関連して全体の空気量が少ないため、同じ空気温度に上げるにしてもその加熱量は従来型より少なくてすむ、あるいは、燃焼排ガスを利用して空気加熱を行うにしても、上記①と同じ理由からその腐蝕程度が軽減される可能性があるためである。ただし、この項目③についても、今後更に検討・確認を必要とする。

3.6.2 高効率廃棄物ガス化溶融発電システムの提案

以上の条件の良い部分だけをとりあげて、流動床型とシャフト炉型のシステムを想定して性能計算を行った。

主要条件は次のとおりである。

ごみ焼却量　900 t／d

発熱量　8,800 kJ（2,100 kcal／kg）

ボイラ出口蒸気条件　11.7 MPa (120 ata)×540℃

（ただし、シャフト炉型は、蒸気温度の上昇工夫が困難なため、9.8 MPa (100 ata)×500℃とした。）

ボイラ入口給水温度　151℃

空気予熱温度　150℃（ボイラ排ガスからの熱回収による）

節炭器出口ガス温度　220℃

タービン出口圧力　4.9 kPa (0.05 ata)

結果を表 3－7 に示す。同表に示されるように、900t/d 規模で流動床熱分解炉の場合で30.1%、シャフト炉の場合で30.6%の発電効率が達成される。この値は、第2章で述べた従来型方式の値30.5%と比べて数値的には同等に見えるが、もし、従来方式で灰の溶融化を電気で行う場合には、更に電気出力が10%前後下るので（10%として発電効率27%）、実質は従来型より1割も高いレベルの効率が得られることになる。

表 3-7　高効率型廃棄物ガス化溶融発電システム試算例

項目 ＼ 炉型式		単位	流動床炉（想定）	シャフト炉（想定）
規模		t/d	900	900
ごみ	種類	－	一般ごみ	一般ごみ
	水分	%	42	42
	LHV	kcal/kg (kJ/kg)	2,100 (8,800)	2,100 (8,800)
蒸気条件	蒸気温度	℃	540	500
	蒸気圧力	ata	120	100
真空度		ata	0.05	0.05
空気温度		℃	150	150
熱分解炉温度		℃	650	
熱分解炉空気比		－	0.5	
溶融燃焼炉温度		℃	1,300	1,300
溶融燃焼炉空気比		－	1.1	1.1
酸素使用量		kg/kg·R	－	0.3
コークス使用量		kg/kg·R	－	0.02
発電効率		%	30.1	30.6

3.7 廃棄物ガス化溶融発電システムの位置づけ

(1) 在来型廃棄物発電システムとの比較

前節でも述べたように、ガス化溶融発電システムと在来型発電システムを比較した場合、効率面では、ガス化溶融発電システムの方が約1割前後高くできる可能性がある。一方、本論文ではその詳細は触れてないが、ダイオキシンの低減度および有価物質（鉄、アルミ等）のリサイクル特性面からもガス化溶融システムの方が有利であるとする報告が試験プラントのデータも含めて示されている。

このようにガス化溶融発電システムは在来型に比べ優れた特性を有すことが指摘されるものの、未だ実用プラントの経験が少なく、運用性、信頼性および経済性（特に建設費）には不明な部分が多い。従って、自治体が採用するためには更なる検討と実証プラントのデータの積み重ねが必要であろう。

しかしながら、本来優れた特性を持っていることは明らかであるので、今後各種の検討、実績を積み重ねることによって、在来型に匹敵する実用性、経済性を備える時期が来れば、在来技術と同様に広く利用されるものと考えられる。

(2) ガス化溶融発電とガス変換発電との比較

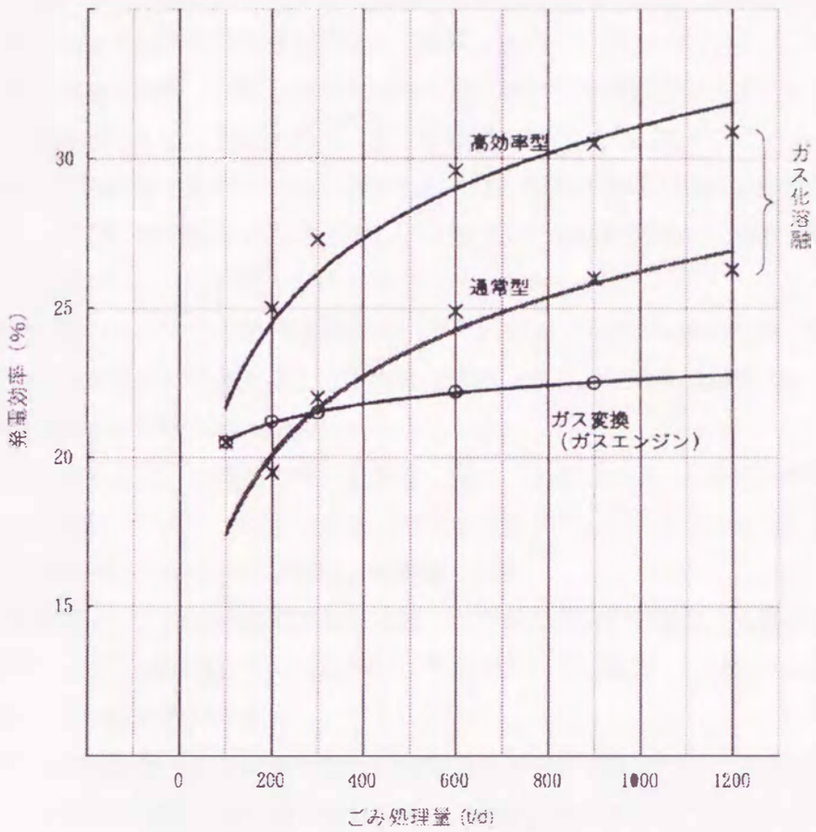
図3−34に両方式による発電効率の比較を示す。図中、ガス変換発電は熱効率36%のガスエンジンを採用した場合の値である。図にも見られるように、ガス化溶融発電は、小規模になると蒸気タービンの効率低下が原因となって、発電効率が著しく低減する傾向を示す。一方、ガスエンジンの方は、本来エンジン規模は小規模向きに開発されており、従って小規模の場合でも比較的高い効率が得られる。逆に、ガスエンジンは全体規模が大きくなっても、蒸気タービンのように1台でその規模を大きくできないので、台数増加（あるいは系列数増加）で対処することになるため、スケールメリットは少ない。このような特性から、その発電効率はごみ処理量に対してフラットな特性を示す。

これらの結果、約300t/d（通常型ガス化溶融の場合）あるいは100t/d（高効率型ガス化溶融の場合）規模のごみ処理量を境にして、これより多量の場合にはガス化溶融発電が、少量の場合にはガス変換が効率上有利であることになる。なお、同図は発電効率としては発電端ベースでの比較図であるが、送電端ベースで比較（同図には示していない）を想定するとガス変換の場合酸素製造にかかる動力等により所内動力が増加し、ガス変換発電の効率（送電端）がガス化溶融発電の効率（送電端）に比し低下するので、上記の約300t/d（通常型ガス化溶融の場合）の交差点は200 t/d前後に低下すると考えられる。

別途行なわれている検討によれば、ガス変換発電は、ガス化溶融発電に比べ機器構成が簡素化され、またエンジンと蒸気タービンとの相違もあり、特に小規模の場合に建設費も低く、

経済性も優れることが指摘されている。このように、小規模（例えば、200t/d 以下）はガス変換発電、中大規模はガス化溶融発電とする棲み分けが妥当と思われる。

ただし、ガス変換の場合には、低カロリーガス（約 1,000～2,000kcal／m3N）を用いる高効率ガスエンジンの実用化が主要課題として残されており、今後の技術開発が期待される。さらに、ガス変換発電の場合、ガスタービンとの組合せあるいは燃料電池との組合せも理論的には可能であるが、実用性と経済性面からみて、次の段階になるものと思われる。



条件　　システム：ガス化溶融はシャフト炉型

ガス変換はロータリキルン型

ガス化溶融蒸気条件：

高効率型：11.8MPa（120ata）×540℃

通常型：9.8MPa（100ata）×500℃

ガス変換エンジン熱効率：36％

図 3-34　廃棄物ガス化溶融発電と廃棄物ガス変換発電との比較

3.8 本章のまとめ

本章における主な結果は次の通りである。

① ガス化溶融発電システムの性能評価を可能とする熱物質収支計算の手法を開発した。本計算手法は、本研究の目的に対応した精度であればよいとの考えから、ガス組成に対しては平衡反応（シフト反応とメタン化反応）を考慮し、途中のガス化反応速度は考慮しないいわゆる簡易法とした。

② 上記簡易法と、タールとチャーを考慮したより実際に近い形の計算方法を比較検討した結果、ガス化溶融炉出口状態、発電プラントの性能（出力、効率）に関する限り、本簡易法で十分な精度を有することを確認した。

③ 在来型発電の場合と同様にガス化溶融発電の場合で効率に関係する要因を指摘し上記の手法を適用して、それの効率に及ぼす影響を明らかにした。

④ ガス化溶融発電で効率３０％を得るためには、在来型発電と同様に蒸気温度を 500℃以上に上げ、復水器も水冷式とするとともに、その他技術的に可能な方策を組み合わせる必要があることを明らかにした。

⑤ 効率向上のためのその他の効果的な手段としては、排ガス顕熱を空気の予熱あるいは原料ごみの乾燥に利用することが有効である。なお、空気を低減することはそれほど有効ではないことが判った。

⑥ 発電効率自体は、発電端で在来型発電と同レベルとなるが、在来型発電の場合には、灰を溶融化するのに１割以上の発生電力を消費するので、その分を加味すると、ガス化溶融発電の方が１割程度発電効率が高くなる。

⑦ 流動床型のガス化溶融発電の場合には、ごみ中の水分含有量により後流の溶融炉の性能が大きい影響を受ける。溶融炉でごみの熱だけで溶融化する自己熱限界値とごみ中水分との関係を明らかにした。

⑧ ガス化溶融発電とガス変換発電との発電効率面での比較を行い、中大規模の場合にはガス化溶融発電が、小規模の場合にはガス変換発電が有利となることを示した。その境のごみ処理量は、ガス化溶融のシステムにより異なるが、蒸気温度 500℃で空冷復水器の場合には、約 300 t/d である。

第３章の参考文献

1. 田中勝他、廃棄物処理総論、エヌ・ティ・エス、平成 10 年 6 月
2. エネルギー総合工学研究所、新エネルギーの展望（その３）、廃棄物ガス化溶融発電、平成 11 年 3 月
3. 本多淳裕、バイオマスエネルギー、（財）省エネルギーセンター、平成 8 年 10 月
4. 原田裕明、第 3 章 熱分解溶融、最新廃棄物処理技術、工学技術会（株）、平成 9 年 11 月
5. 貝原裕二、熱分解溶融ごみ処理システムの開発、三菱重工技報第 34 巻，第 3 号，平成 9 年 5 月
6. 平戸瑞穂他、日立評論、５８－４，昭和 51 年
7. 関口喜利他、流動床ガス化溶融　燃焼技術の基礎的検討、第 19 回全国都市清掃研究発表会講演論文集、平成 10 年 2 月
8. 松沢克明他、第 4 回廃棄物学会研究会講演論文集、平成 11 年
9. 高橋賢次他、熱分解ガス化溶融実証プラントの運転結果、第 10 回廃棄物学会研究発表会講演論文集、平成 11 年
10. 伊藤正、廃棄物の熱分却ガス化溶融システムの開発動向、エヌ・ティ・エス、平成 10 年 4 月
11. 野口孝司他、都市廃棄物の熱分却に関する研究（その 1）一粗大ゴミ一、東京都清掃局、昭和 57 年