



調査報告書

廃プラスチックのガス化処理の価値と課題 —回収モデルとガス化プロセスの設計と評価—

令和5年3月

Values and Challenges of Gasification Treatment of Waste Plastics:
Design and Evaluation of Waste Plastic Recovery Model and Gasification Process

Survey Report

国立研究開発法人科学技術振興機構
低炭素社会戦略センター

LCS-FY2022-SR-01

概要

日本の2020年の廃プラスチックは、70%が焼却処理され、16 MtのCO₂が排出された。原材料へのリサイクルは、24%に留まる。これからの再生可能エネルギーへの移行にあわせて、廃プラスチックの処理も、原材料へのリサイクルに移行すべきである。本報告では、2030年の横浜市を想定した年間52,000 tのプラスチック製容器包装を回収して、10,200 tの水素を製造するプロセスを設計することで、原材料へリサイクルできない廃プラスチックのサーマルリサイクルに替わり得るガス化処理の価値と課題を検討した。

最初に、各家庭から排出されるプラスチック製容器包装を無償で回収し、RPF加工してガス化プラントへ輸送するモデルを作った。そのモデルから、RPFコストは10.4円/kg、回収・加工・輸送にともなうCO₂排出量は31.5 g-CO₂/kg-RPFである。次に、ガス化プロセスを設計した。エネルギー変換率は62%である。CO₂捕集していない水素コストは1.5円/MJ-H₂であり、IEAによる2030年の水素コスト予想（1.6円/MJ-H₂：最善の立地での風力発電および太陽光発電による水の電気分解法）に比べて競争力が低い。CO₂排出量は15 kg-CO₂/kg-H₂であり、低炭素水素基準3.4 kg-CO₂/kg-H₂の4倍以上である。

廃プラスチックのガス化処理は、新たな化石資源を消費せずに水素を生産できるという価値がある。回収熱の再利用率を上げ、プロセス温度を下げることにより、水素コストを改善できる可能性がある。しかし、原料中のCは全量CO₂として排出され、低炭素水素基準を大きく超える。

Summary

In 2020, 70% of Japan's waste plastic was incinerated, emitting 16 Mt of CO₂. Only 24% was recycled into feedstock. With the shift to renewable energy in the future, the treatment of waste plastic should be shifted to recycling into feedstock. In this report, we examined the value and challenges of gasification treatment as a possible alternative to the thermal recycling of waste plastics that cannot be recycled into feedstock. To do this, we designed a process involving the collection of 52,000 t of plastic containers and packaging per year and the production of 10,200 t of hydrogen, based on a vision of the city of Yokohama in 2030.

First, a model was created in which waste plastic containers and packaging from each household are collected free of charge, processed into RPF, and transported to a gasification plant. Based on this model, the RPF cost is 10.4 yen/kg, and the CO₂ emissions from collection, processing, and transportation are 31.5 g CO₂/kg RPF. Next, the gasification process was designed. The energy conversion rate of this process is 62%. The hydrogen cost without CO₂ capture is 1.5 yen/MJ H₂, which is less competitive than the IEA's hydrogen cost forecast for 2030 (1.6 yen/MJ H₂, by wind and solar power-based water electrolysis in the best location). CO₂ emissions are 15 kg CO₂/kg H₂, more than four times the low-carbon hydrogen standard of 3.4 kg CO₂/kg H₂.

Gasification of waste plastics is valuable because it enables the production of hydrogen without consuming new fossil resources. The cost of hydrogen could be improved by increasing the reuse rate of recovered heat and lowering the process temperature. However, all of the C in the feedstock is emitted as CO₂, well above the low-carbon hydrogen standard.

目次

概要

1. 本報告の位置づけ	1
1.1. 本報告等の脱炭素社会実現等における位置づけ、意義	1
1.2. 本報告に関連した技術・研究開発の動向等	1
1.3. 本報告に関連した政策等の動向	2
2. ガス化プロセスの原料としての廃プラスチック	2
2.1. 廃プラスチックの組成と熱力学特性	2
2.2. 廃プラスチック回収・加工・輸送のコストと CO ₂ 排出量	3
3. ガス化プロセスの設計	5
3.1. ガス化プロセスの構成	5
3.2. 物質収支と熱収支	7
3.3. 原料・用役の原単位とプロセスパフォーマンス	10
3.4. ガス化プロセスの主要機器	10
3.5. 水素製造コストと CO ₂ 排出量	11
4. 廃プラスチックのガス化処理の価値と課題	12
5. 結論（科学的、技術的な結果のとりまとめ）	13
参考文献	13

1. 本報告の位置づけ

1.1. 本報告等の脱炭素社会実現等における位置づけ、意義

日本の2020年の廃プラスチック8.22 Mtは、サーマルリサイクル5.09 Mt (62%)と単純焼却0.66 Mt (8%)を合わせて70%が焼却処理され、16.00 Mt¹⁾のCO₂が排出された[1]。資源の循環利用となる原材料へのリサイクルは、マテリアルリサイクル1.73 Mt (21%)とケミカルリサイクル0.27 Mt (3%)に留まる[2]。これからのエネルギー源は、化石資源から再生可能エネルギーへ移行しようとしている。化石資源由来の廃プラスチックの処理も、サーマルリサイクルによるエネルギー回収から、原材料へのリサイクルに移行すべきである。

廃プラスチックの原材料へのリサイクルは、樹脂組成と汚れの程度に応じて、それぞれに適した方法がある。状態が良いもの(単一の樹脂で汚れが少ない)から良くないもの(分離が難しい複数樹脂組成や汚れが多い)への順で、リサイクル方法は、マテリアルリサイクル(ポリマー原料)、熱分解(モノマー原料)、油化(ナフサ同等原料)、ガス化(合成ガス原料)となり、後になるほどエネルギー効率が悪くなる。

産業系廃プラスチックは、樹脂組成が明確で汚れも少なく量もまとまっているので、多くがマテリアルリサイクルされる。一方、容器包装リサイクル法により、家庭から回収されることになったプラスチック製容器包装は、樹脂ごとの選別が難しい多層フィルム容器や、内容物残りの汚れがある。選別してもマテリアルリサイクルできるのは約半分で、残りはサーマルリサイクルへ回される[3]。

これまで、原材料へリサイクルできない廃プラスチックの最終処理は、サーマルリサイクルであったが、ガス化による原材料リサイクルがこれに替わり得る。

本報告では、状態の良くない廃プラスチックとして、2030年の横浜市を想定した年間52,000 tのプラスチック製容器包装を回収し、年間10,200 tの水素を製造するプロセスを設計することで、ガス化処理の価値と課題を検討した。

最初に、ガス化原料として、各家庭から排出されるプラスチック製容器包装を無償で回収し、ガス化炉への投入量を制御しやすくするために²⁾ペレット状のRPF (Refused Plastic Fuel) 化してガス化プラントへ輸送するモデルを作り、RPFコストと回収・加工・輸送にともなうCO₂排出量を求めた。次に、ガス化プロセスを設計し、物質収支・熱収支、機器仕様などから水素コストと水素製造にともなうCO₂排出量を算出した。

検討にあたり、電力も2030年を想定し、電力コストは12円/kWh、CO₂排出量は2013年567 g-CO₂/kWhから70%削減した170 g-CO₂/kWhとした[4-5]。

1.2. 本報告に関連した技術・研究開発の動向等

現在、国内で実施されている廃プラスチックのケミカルリサイクルは、①ペットボトルから再びペットボトルを作るモノマー化、②製鉄所の高炉の還元剤として使う高炉還元剤化、③コークス炉の原料にして炭化水素油、コークス、発電用燃料ガスを得るコークス炉化学原料化、④ガスにして化学工業原料の水素にするガス化の4つである。廃プラスチックを油に戻す油化は、2010年までは行われていたが、現在は実施されていない[2]。

一方で、研究開発レベルの油化技術は、触媒による接触分解のHiCOP技術(環境エネルギー株式会社)[6]、超臨界水熱反応によるCat-HTR(Licella社、オーストラリア)[7]、熱分解と触媒

¹⁾ 一般廃プラスチックの排出係数2.77 kg-CO₂/kg-廃プラから算出した[1]。

²⁾ 安定してガス化反応を継続するためには、原料とガス化剤(酸素と水蒸気)の投入量を制御する必要がある。原料は、スクルーフィーダーでガス化炉に投入するため、原料のかさ密度にバラツキがあると(特にフィルム状の廃プラ)投入量の制御が難しい。そのため、RPF化で粒度と密度(約1 g/cm³)をそろえる。

による接触分解を合わせた Plas-TCat (Anellotech 社、米国) [8] などがある。

水素コストは、化石資源のガス化の場合は、原料コストや CCS 貯留地へのアクセスなど、再生可能エネルギーによる水の電気分解の場合は、気象状況など、多くの要因が関係し、様々なコスト分析が行われている。そのひとつの IEA による 2030 年の水素コスト予想によれば、石炭 CCS 法は 1.4 ~ 2.3 円/MJ-H₂、天然ガス CCS 法は 1.0 ~ 1.9 円/MJ-H₂、風力発電および太陽光発電による水の電気分解法は、最善の立地では 1.6 円/MJ-H₂ まで下がる (1 ドル 120 円換算) [9]。

1.3. 本報告に関連した政策等の動向

水素製造にともなう CO₂ 排出量を、Well to Gate (原料生産から水素製造装置の出口まで) のサプライチェーン排出量 [10] で評価した低炭素水素基準が各国で設定されている。評価基準は統一されていないが、ほぼ、製造プロセス起源 (Scope1)、使用電力起源 (Scope2)、原料調達と資本財起源 (Scope3 上流) の CO₂ 排出量を総計している。各国の低炭素基準の目的と用途が異なるので、単純には比較できないが、EU・英国 (Renewable Energy Directive) が 3.4 kg-CO₂/kg-H₂、米国 (Clean Hydrogen Production Standard) が 4 kg-CO₂/kg-H₂ である。日本では、資源エネルギー庁の水素政策小委員会・アンモニア等脱炭素燃料政策小委員会の合同会議において議論されており、水素バリューチェーン推進協議会から 3.4 kg-CO₂/kg-H₂ が提案されている [11]。

本報告書の CO₂ 排出量も、これらに倣って Well to Gate (廃プラスチック回収からガス化プラント出口まで) で評価する。

2. ガス化プロセスの原料としての廃プラスチック

2.1. 廃プラスチックの組成と熱力学特性

家庭から排出されるプラスチック製容器包装の組成は、回収された地域により異なり、また、同じ地域でも季節により変動する。そこで排出側ではなく、産業連関表 (2015 年) を使って供給側 (製造・販売) から推定した家庭で消費されるプラスチック製容器包装の組成 [12] が、国内の地域差と季節変動を平均した組成であると考え、これを原料組成に用いた。

その組成を表 1 の組成比 1 に示す。ここから、別途に回収されるペットボトルと、樹脂の組成が不明であり組成比も小さいその他を除いたものが組成比 2 である。各家庭が正しく分別して排出することを前提として、組成比 2 を原料の組成とした。

表 1 産業連関表 (2015 年) から推定されるプラスチック製容器包装の組成

	LDPE	HDPE	PP	PS	PET	PET-Bottle	その他	合計
組成比 1 [wt%]	16	6	15	17	12	29	5	100
組成比 2 [wt%]	24.2	9.1	22.7	25.8	18.2			100

LDPE: 低密度ポリエチレン、HDPE: 高密度ポリエチレン、PP: ポリプロピレン、PS: ポリスチレン、PET: ポリエチレンテレフタレート

各組成の熱力学的特性を組成比 2 で按分して、原料の熱力学特性を表 2 のように推定した。

表2 プラスチック製容器包装の熱力学特性

化学式	$(CH_{1.550}O_{0.055})_n$
総括低位発熱量 $LHV_{overall}$ [kJ/mol]/[MJ/kg]	546.3/37.8
総括定圧熱容量 $Cp_{overall}$ [J/mol·K]/[kJ/kg·K]	23.8/1.6
標準生成エンタルピー $\Delta_f H^\ominus$ [kJ/mol]	-34.68

2.2. 廃プラスチック回収・加工・輸送のコストとCO₂排出量

廃プラスチック回収・加工・輸送のフローを図1に示す。各家庭から排出される廃プラスチック（プラスチック製容器包装）を、塵芥車で処理施設に無償で回収する。回収物を破砕機で細断した後に、成型機でRPFに加工する。RPFは、大型トラックでガス化プラントへ輸送される。

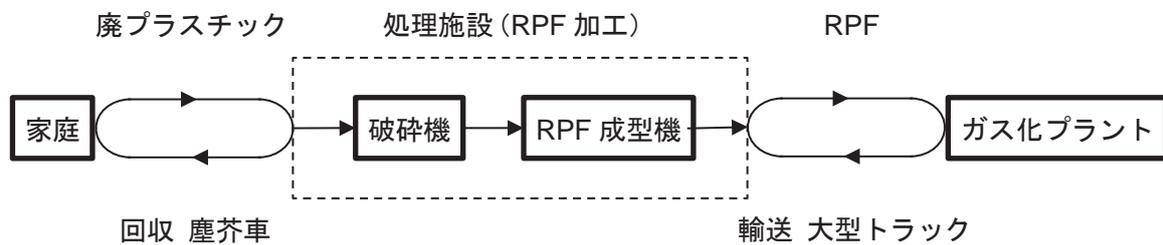


図1 廃プラスチックの回収・加工・輸送のブロック図

塵芥車・大型トラックの仕様を表3に、回収と輸送のモデルを表4に示す。

塵芥車は、各家庭からの回収量が最大積載量に達するたびに処理施設へ廃プラスチックを搬入する。文献[13]を参考にして平均的な往復距離を15km、文献[14]を参考にして評定速度（停止時間も含めた平均的な移動速度）を12km/hとした。一日の稼働時間を8時間とすると、一日当たりの家庭と処理施設間の往復回数は、6回である。塵芥車台数を8台、週6日回収で年間回収日を300日とすると、年間回収可能量は57,600tとなる。これは、年間回収量52,000tに対して約10%の余裕となる。

大型トラック台数を4台とし、処理施設とガス化プラント間を一日当たり4往復すると、一日当たり最大176tのRPFをガス化プラントへ輸送できる。この量は、ガス化プラントの1日当たりのRPF消費量158t（6.60t/h×24h）に足りる。また、ガス化プラント年間稼働率を90%として年間輸送日数を329日とすると、年間輸送可能量は57,900tとなり、年間回収量52,000tに対して約10%の余裕がある。

RPF加工の機器リストを表5に示す。破砕機とRPF成型機の処理速度は共に、4t/hである。台数をそれぞれ2台とし、年間稼働時間を7,884h（年間稼働率90%）とすると、年間処理可能量は63,072tとなる。これは、年間回収量52,000tに対して約20%の余裕がある。

表3 塵芥車・大型トラックの仕様

	最大積載量 [t]	往復距離 [km]	燃料消費率 [L/t・km]	CO ₂ 排出量 [g-CO ₂ /t・km]	台数	価格 [M 円]
塵芥車（家庭から処理施設）	4	15	0.0385	118	8	80
大型（処理施設からプラント）	11	50	0.0284	73.8	4	80

文献 [13]などを参考にした。

表4 廃プラスチック回収・輸送のモデル

	塵芥車	大型トラック	
最大積載量 [t]	4	11	文献 [13]
往復距離 [km]	15	50	文献 [13]
評定速度 [km/h]	12	25	文献 [14] 停止時間も含む平均移動速度
往復回数 [回/d]	6	4	8h/(往復距離/評定速度)
年間稼働日数 [日/y]	300	329	回収：週6日回収 輸送：稼働率90%
年間回収輸送量 [t/y]	57,600	57,900	最大積載量×往復回数×年間稼働日数×台数

表5 RPF加工の主要機器リスト

	仕様	材質	基数	電力 [kW]	価格[M円]	重量 [t]
破碎機	4 t/h、4.4 mL 4.8 mW 3.2 mH	CS	2	355	64	32
RPF 成型機	4 t/h、6.5 mL 2.6 mW 2.0 mH	CS	2	749	480	40
合計				1,103	544	72

メーカーカタログ [15-16] などから推計した。

廃プラスチックの回収・加工・輸送のコストを表6に示す。2014年度提案書 [17] の考え方に基づいて、処理施設の建設費は、表5に示した機器費用の合計の3倍とし、年経費率を15%とした。運転要員費は、1人の4シフト3交代制、1人当たり5M円/年として、4人で20M円/年とした。車両費は、表3に示した車両の減価償却費（耐用年数5年）とした。運転要員費は、年間所定労働日数を245日とし、1人当たり5M円/年として、26人³⁾で130M円/年とした。変動費の原単位は、表3、表4、表5から、RPF 1kg当たりの燃料費と電力費を算出した。

その結果、ガス化原料（RPF）コスト10.4円/kgを得た。

³⁾ 回収要員数（塵芥車）：2人/台×8台×300日/年÷245日＝20人、RPF輸送要員数（大型トラック）：1人/台×4台×329日/年（稼働率90%）÷245日＝6人、合計26人。

表6 廃プラスチックの回収・加工・輸送のコスト

	年間回収量	52,000 t/y		
処理施設	機器費用	544 M 円		4t/h 処理 2 系列
	建設費	1,632 M 円		機器費用×3
車両	車両費 (4t)	80 M 円		8 台 10M 円/台
	車両費 (11t)	80 M 円		4 台 20M 円/台
固定費		年間所要費用	コスト [円/kg]	
処理施設	建設費	245 M 円/y	4.7	年経費率 15%
	運転要員費 1	20 M 円/y	0.4	1 人 4 シフト 3 交代 5M 円/人年
車両	減価償却費	32 M 円/y	0.6	耐用年数 5 年
	運転要員費 2	130 M 円/y	2.5	年間稼働日 245 日、5M 円/人年
	固定費		8.2	
変動費		原単位	コスト [円/kg]	
	燃料費 1	0.29 L/t	0.04	家庭—処理施設 140 円/L
	燃料費 2	0.71 L/t	0.10	処理施設—プラント 140 円/L
	電力費	167kWh/t	2.0	電力単価 12 円/kWh
	変動費		2.1	
ガス化原料 (RPF) コスト			10.4	固定費+変動費

廃プラスチックの回収・加工・輸送にともなう CO₂ 排出量を表 7 に示す。設備起源の CO₂ 排出量は、設備を構成する主要機器の主たる材料別の重量から、2014 年度提案書 [17] の考え方に基づいて、設備の耐用年数を 30 年として算出した。CO₂ 排出量原単位は、33.7 g-CO₂/kg-RPF となり、これは Well to Gate の CO₂ 排出量算定のうち、Scope3 の原料生産から原料輸送に相当する。

表7 廃プラスチックの回収・加工・輸送にともなう CO₂ 排出量

排出量区分	排出量内訳		年間 CO ₂ 排出量 [t-CO ₂ /y]	CO ₂ 排出原単位 [g-CO ₂ /kg-RPF]
Scope3 上流	原料生産	燃料起源 (回収)	126	2.4
		RPF 加工設備起源	19	0.4
		電力起源	1,479	28.4
	原料輸送	燃料起源 (輸送)	129	2.5
合計			1,753	33.7

3. ガス化プロセスの設計

3.1. ガス化プロセスの構成

年間回収量 52,000 t に対して年間稼働率は 90% とし、毎時 6.60 t をガス化して水素を製造するプロセスを図 2 と図 3、に示す。バイオマスのガス化による水素製造プラントの設計 [18] を参考

にした。

後に示すように、生成される H₂ の約 1/2 が原料 (RPF) 由来の H₂ であり、残りは CH₄ の改質 (CH₄+H₂O→CO+3H₂) と CO のシフト反応 (CO+H₂O→CO₂+H₂) で生成される水蒸気由来の H₂ である。よって、燃焼熱を効率よく利用して改質反応後の CO/H₂ 混合ガスを最大にすることで、水素製造量を最大にすることを設計目標とした。

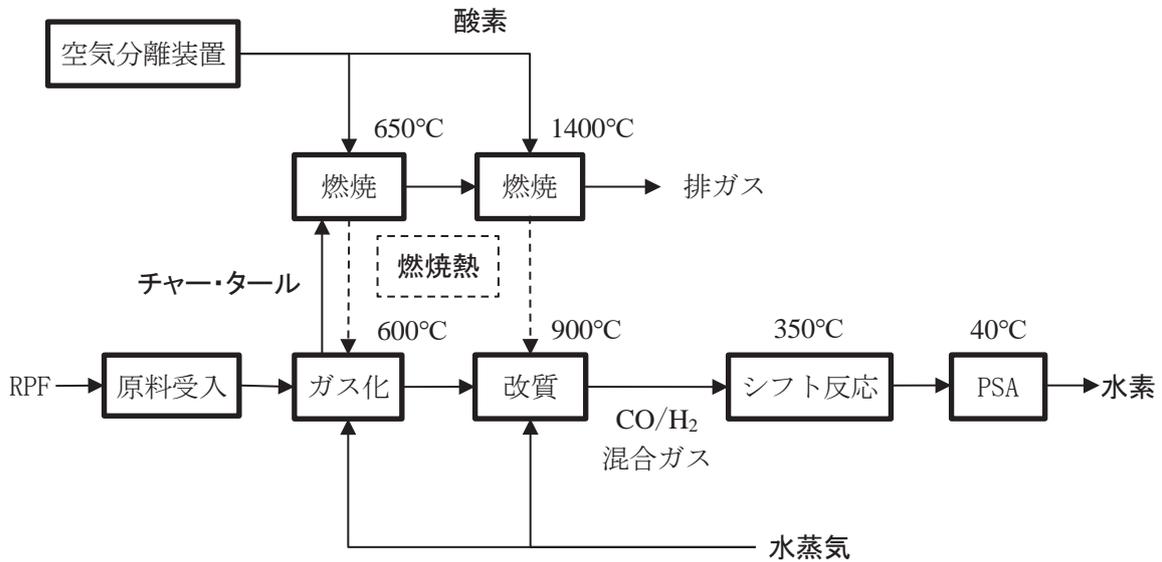


図2 ガス化水素製造プロセスのブロック図

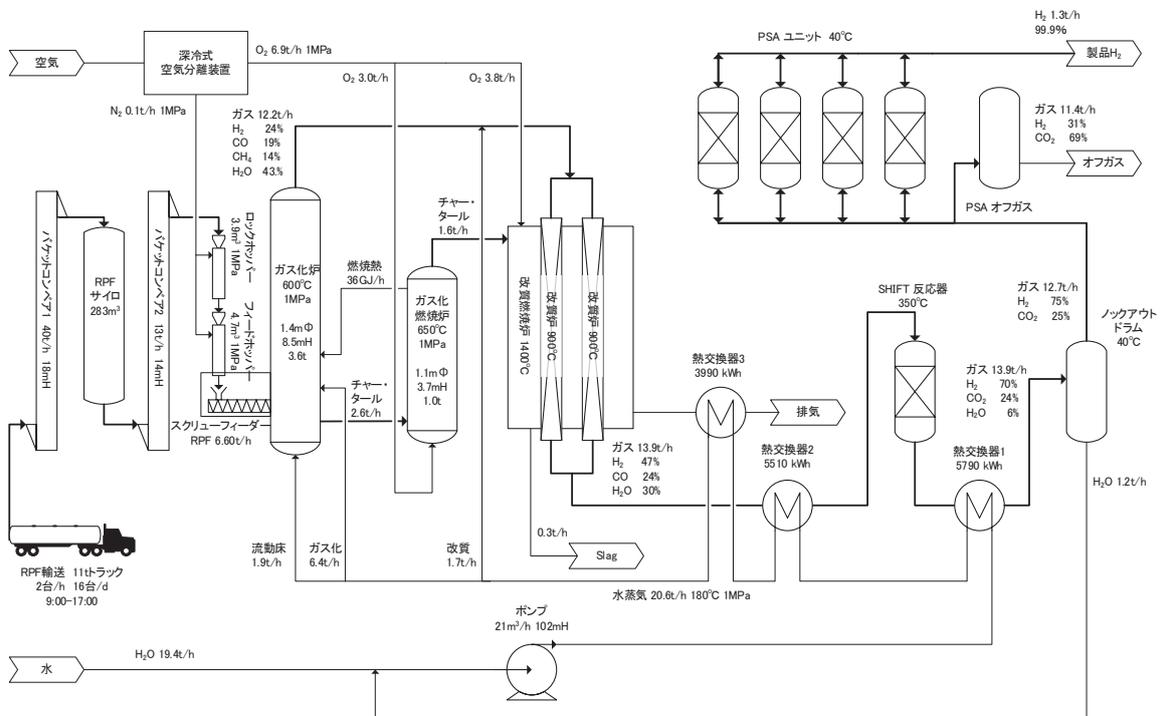


図3 ガス化水素製造プロセスのプロセスフロー図

処理施設から輸送された RPF は、サイロに一時保存され、つぎに、加圧ホッパー（1 MPa）とスクリーフィーダーを経てガス化炉へ供給される。

ガス化炉で発生したチャー・タールを、ガス化燃焼炉と改質燃焼炉で燃焼する。それぞれで発生した熱を、ガス化および改質に必要な反応熱と、反応炉温度を保つための反応物の顕熱に充てることで、ガス化反応は、外部加熱エネルギーを必要としないオートサーマル反応⁴⁾である。

3.2. 物質収支と熱収支

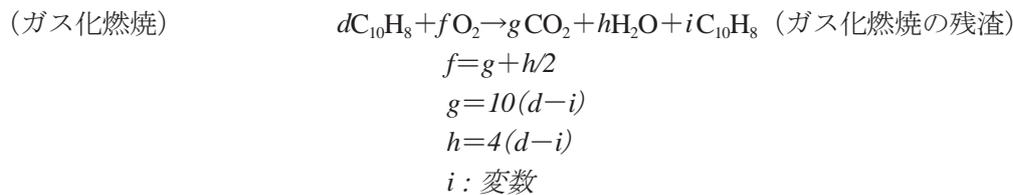
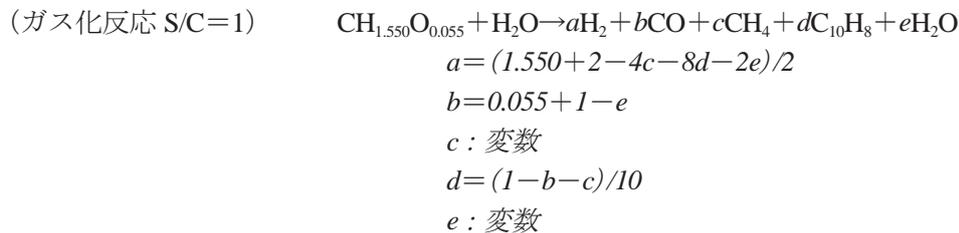
ガス化反応では、次のことを仮定した。

1. ガス化炉および改質炉から外気への熱損失は 0.5% 以下なので考慮しない。
2. ガス化で発生する炭化水素の主成分は CH₄ である [19] ので、C2 以上の炭化水素を省略して CH₄ のみとした。
3. チャー・タールはひとつの多環芳香族炭化水素 C₁₀H₈ とした [19-20]⁵⁾。
4. C 転換率を 95% とし、5% 分の C をスラグとして排出した⁶⁾。
5. チャー・タール発生抑制のために、水蒸気を反応の量論数より過剰に供給する。ガス化では、CH_{1.550}O_{0.055} に対して S/C=1、改質では CH₄ に対して S/C=4 とした。

RPF (CH_{1.550}O_{0.055}) 1 mol のガス化反応式を次に示す。各反応での反応熱を Δ_rH (反応名)、反応物を反応温度まで加熱する顕熱を Δ_sQ (反応名)、燃焼熱を Δ_cH (燃焼名) で示す。

ガス化

水蒸気 (H₂O) をガス化剤として RPF (CH_{1.550}O_{0.055}) をガス化する。発生した炭化水素 (CH₄) は次工程で改質する (CH₄+H₂O→CO+3H₂)。発生した CO は、改質で発生した CO と合わせて次々工程でシフト反応 (CO+H₂O→CO₂+H₂) する。いずれの反応も H₂O から H₂ を得る。



⁴⁾ 表 2 の LHV=37.8 MJ/kg と RPF コスト=10.4 円/kg より求めた RPF のエネルギーコスト 0.28 円/MJ は、天然ガスのエネルギーコスト 1.5 円/MJ の約 1/5 である。天然ガスによる外部加熱方式よりオートサーマル方式のほうが経済的である。

⁵⁾ PE、PP、PS、PET から発生したタールは、短時間のうちに三段階の反応を経てより安定な多環芳香族炭化水素 (C₆H₆、C₁₃H₁₀、C₁₄H₁₀、C₁₀H₁₀ など) になる [15]。これらの元素比が H/C=0.6~1 であるので、C₁₀H₈ で代表させた。実際にタール成分を分析すると C₁₀H₈ が 26~41 wt% を占め最も多い。チャーの元素比は、H : 8%、C : 92% となり、C₁₀H₈ の元素比 (H : 6%、C : 94%) に近い [16]。

⁶⁾ チャー・タールは複数の化合物の混合物であり、実験に基づく平均的な元素比が C₁₀H₈ である。このうち、低温で燃焼しやすいものから順番に、ガス化燃焼炉 (650℃)、改質燃焼炉 (1400℃) で燃焼し、その燃焼残渣がスラグである。よって、燃焼するごとに元素比が変わると予想されるが、便宜的に C₁₀H₈ で不変とした。

$$\text{(オートサーマル条件)} \quad \Delta_r H(\text{ガス化}) + \Delta_s Q(\text{ガス化}) + \Delta_c H(\text{ガス化燃焼}) + \Delta_s Q(\text{ガス化燃焼}) = 0$$

改質反応



$$\begin{aligned} \text{(改質燃焼 } C \text{ 転換率 } 95\%\text{)} \quad i\text{C}_{10}\text{H}_8 + j\text{O}_2 &\rightarrow k\text{CO}_2 + l\text{H}_2\text{O} + 0.005\text{C}_{10}\text{H}_8 \quad \text{(改質燃焼の残渣)} \\ j &= k + 2l \\ k &= 10(i - 0.005) \\ l &= 4(i - 0.005) \end{aligned}$$

$$\text{(オートサーマル条件)} \quad \Delta_r H(\text{改質}) + \Delta_s Q(\text{改質}) + \Delta_c H(\text{改質燃焼}) + \Delta_s Q(\text{改質燃焼}) = 0$$

$\Delta_r H$ 、 $\Delta_s Q$ 、および $\Delta_c H$ は、各物質の標準生成エンタルピーと温度変化を考慮したモル熱容量の近似的経験式 [21-22] から算出した。

これらの連立一次方程式を、以降に示す変数・目標値・制約条件で解くことにより数値計算で、化学反応式の係数 $a \sim l$ (物質収支) を求めた。

変数と目標値

ガス化反応の c (CH_4 生成量)、 e (H_2O 生成量)、ガス化燃焼の i (C_{10}H_8 生成量) を変数とした。改質後の CO/H_2 ガス量 ($(b+c) + (a+3c) = (a+b+4c)$) を最大⁷⁾にすることを目標値とした。

制約条件

オートサーマル条件 (熱収支)。

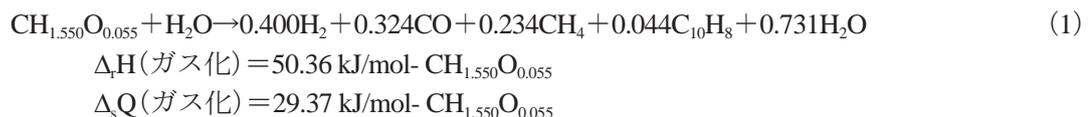
$a < 3c$: ガス化反応の a (H_2 生成量) より改質反応の $3c$ (H_2 生成量) が大きい⁸⁾。

計算結果を次に示す。計算で求めた生成ガス組成比 (図3に示す) は、実績値 [23-24] に近い値となった。

3.2.1. ガス化 (600 °C, 1 MPa)、ガス化燃焼 (650 °C, 1 MPa)

RPF が、ガス化炉の底部の流動層で熱せられ水蒸気と反応して、水素、一酸化炭素、炭化水素、チャー・タールに分解する。RPF は、450 °C 以下ではプロセスが進まなくなり、650 °C 以上では分解速度が上がりすぎて変動制御が困難になるので [25]、反応温度を 600 °C とした。

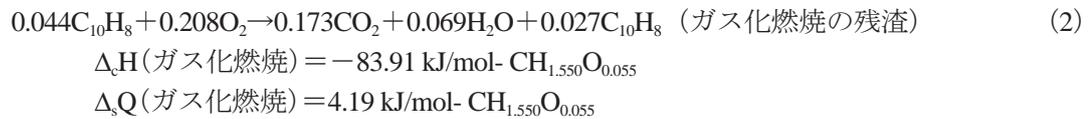
チャー・タールは、流動層の珪砂と共にガス化燃焼炉 (650 °C) へ排出され、供給された酸素で燃焼する。燃焼で加熱された珪砂は再びガス化炉に戻され、反応熱と顕熱を供給する。未燃焼のチャー・タールは、燃焼ガスと共に次の改質燃焼炉 (1400 °C) へ送られる。



⁷⁾ 後に、シフト反応 ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$) で CO を H_2 にするので、 CO 量を最大にすることは、最終の H_2 量を最大にすることになる。

⁸⁾ 計算上は、ガス化反応で改質反応まで進めることが可能である。これを防ぐための計算上の制約条件である。

発生した 0.044 mol の $C_{10}H_8$ のうち、0.017 mol が燃焼し、残りの 0.027 mol は燃焼排ガスと共に改質燃焼炉に送られる。

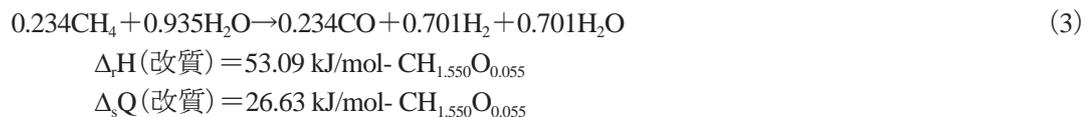


$\Delta_c H(\text{ガス化}) + \Delta_s Q(\text{ガス化}) + \Delta_c H(\text{ガス化燃焼}) + \Delta_s Q(\text{ガス化燃焼}) = 0$ となり、オートサーマル条件が成立している。

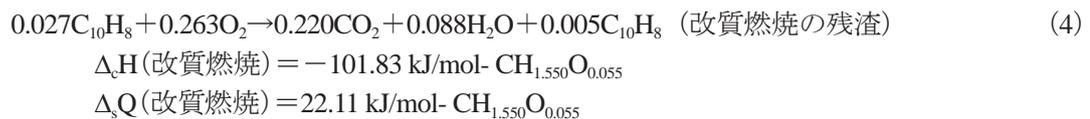
以上の計算では、物質収支と熱収支のバランスが取れている。しかし、実際のプロセスでは、RPF の成分組成が変動するので、水蒸気供給量でガス化（物質収支）を、酸素供給量でチャー・タール燃焼（熱収支）を調整する必要がある。次工程の改質でも同様の調整が必要である。

3.2.2. 改質（900 °C, 1 MPa）、改質燃焼（1400 °C, 1 MPa）

ガス化で発生した炭化水素を水蒸気改質して、水素、一酸化炭素を生成する。発生したタールの一部は、熱分解するためには 1250 °C 以上の温度が必要な多環芳香族炭化水素となるので [19]、燃焼炉の燃焼温度を 1400 °C とし、改質の反応条件を 900 °C とした。燃焼熱で改質反応器を外部加熱することで、生成ガスは 900 °C に保たれる。



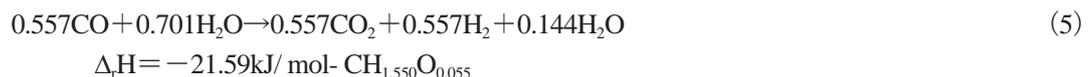
ガス化燃焼炉から送られた 0.027 mol の $C_{10}H_8$ のうち 0.022 mol が燃焼し、残りの 0.005 mol は Slag として排出される。その結果、C 転換率が 95% となる。



$\Delta_r H(\text{改質}) + \Delta_s Q(\text{改質}) + \Delta_c H(\text{改質燃焼}) + \Delta_s Q(\text{改質燃焼}) = 0$ となり、オートサーマル条件が成立している。

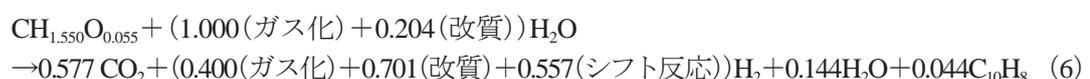
3.2.3. シフト反応（350 °C）

ガス化と改質で発生した一酸化炭素を水蒸気に反応させて、水素と二酸化炭素を生成する。



3.2.4. ノックアウトドラム（40 °C）

ガス化式 (1)、改質式 (3) およびシフト反応式 (5) より、RPF 1 mol のガス化は、次式となる。



このうち、 $0.044\text{C}_{10}\text{H}_8$ はガス化反応から分離して、ガス化燃焼炉および改質燃焼炉で燃焼した。 $0.144\text{H}_2\text{O}$ は、ロックアウトドラムで除かれる。その結果、 1.658H_2 (75%) と 0.557CO_2 (25%) の混合ガスとなる。

3.2.5. PSA (40 °C)

シフト反応後にロックアウトドラムで水分を除いた水素 (75%) を 99.9% に精製する。回収率は 85% とした。RPF 1 mol より生成水素 1.409 mol を得る。

$$(0.400\text{H}_2(\text{ガス化}) + 0.701\text{H}_2(\text{改質}) + 0.557\text{H}_2(\text{シフト反応})) \times 85\% = 1.409$$

3.2.6. 水蒸気発生

ガス化炉と改質炉に供給する水蒸気は、生成ガスと排気ガスを冷却する熱交換で発生し、外部エネルギーを必要としない。

RPF 1 mol のガス化で、2.535 mol の飽和水蒸気 (180 °C、1 MPa) を得るが、ガス化プロセスで使用するものは、1.204 mol である。回収した熱エネルギー再利用率は、48% に留まる。

3.2.7. 酸素発生

チャー・タールの燃焼に必要な酸素は、深冷式の空気分離装置で大気から発生させる。RPF 1 mol のガス化に必要な酸素量は、式 (2) および式 (4) より、0.471 mol である。

$$0.208\text{O}_2(\text{ガス化燃焼}) + 0.263\text{O}_2(\text{改質燃焼}) = 0.471\text{O}_2$$

3.3. 原料・用役の原単位とプロセスパフォーマンス

物質収支・熱収支から求めた原料・用役の原単位とプロセスパフォーマンスを表 8 に示す。原単位から算出したエネルギー変換率は 62%、エネルギー効率は 61% である。

表 8 原料・用役の原単位とプロセスパフォーマンス

ガス化原料	RPF 投入量 [t/y]	52,000	LHV : 37.8 MJ/kg-RPF
製品	水素製造量 [t/y]	10,200	LHV : 120 MJ/kg-H ₂
原単位	原料 [kg-RPF/kg-H ₂]	5.1	
	電力 [kWh/kg-H ₂]	1.4	
	用水 [m ³ /kg-H ₂]	0.015	
変換率	エネルギー変換率 [%]	62%	水素エネルギー / RPF エネルギー
効率	エネルギー効率 [%]	61%	水素エネルギー / (RPF エネルギー + 電力量)

3.4. ガス化プロセスの主要機器

プロセス条件と物質収支・熱収支から機器の仕様を決めた。LCS 内のデータベースや過去の報告書の設計例を参考にして、機器のコストと重量を算出して表 9 に示す。

表9 ガス化プロセスによる水素製造の主要機器リスト

	仕様	材質	基数	電力 [kW]	価格 [M円]	重量 [t]
RPF サイロ	283 m ³ 、5 mΦ × 15 mH	CS	1		15	22
バケットコンベア 1	40 t/h、18 mH	CS	1	3	7	7
バケットコンベア 2	13 t/h、14 mH	CS	1	1	6	6
ロックホッパー	4 m ³ 、1 mΦ × 5 mH	CS	1		8	3
フィードホッパー	5 m ³ 、1 mΦ × 6 mH	CS	1		9	4
スクリーフィーダー	6.60 t/h	CS	1	1	2	0
スクリーフィーダー格納器	3 m ³	CS	1		2	2
ガス化炉	5.6 m ³ 、1.4 mΦ × 8.5 mH	CS/レンガ	1		27	4
燃焼炉	1.0 m ³ 、1.1 mΦ × 3.7 mH	CS/レンガ	1		7	1
改質炉	0.15 mΦ × 10 m	CS/HK4	135		693	197
深冷式空気分離装置	6.9 t-O ₂ /h	SUS	1	1,866	1,098	332
シフト反応器	2.8 m ³ 、1.1 mΦ × 3.2 mH	SUS	1		37	19
ノックアウトドラム	47 m ³ 、1.4 mΦ × 30 mH	CS	1		9	15
PSA ユニット	2.0 m ³ 、0.9 mΦ × 2.8 mH	CS	4		334	101
熱交換器 1	5,790 kW、47 m ²	CS	1		2	2
熱交換器 2	5,510 kW、14 m ²	CS	1		2	1
熱交換器 3	3,990 kW、10 m ²	CS	1		2	1
給水ポンプ	20 m ³ /h、102 mH	SUS	1	7	1	0.3
合計				1,878	2,260	717

3.5. 水素製造コストと CO₂ 排出量

ガス化による水素製造のコストを表 10 に示す。2014 年度提案書 [17] の考え方に基づいて、ガス化プラントの建設費は、表 9 に示した機器費用合計の 3 倍とし、年経費率を 15% とした。運転要員費は、3 人の 4 シフト 3 交代制、一人当たり 5 M 円/年として、60 M 円/年とした。変動費の原単位は、表 8 からエネルギー当たりの原料 RPF 量、電力量、用水量を算出した。

RPF 単価 10.4 円/kg、電力単価 12 円/kWh、用水単価 50 円/m³ に対して、水素コストは 1.5 円/MJ-H₂ である。

表 10 水素製造のコスト

	年間生産量	1,227 TJ/y		年間稼働率 90%
プラント	機器費用	2,260 M 円		表 9
	建設費	6,780 M 円		機器費用×3
固定費		年間所要費用	コスト [円/MJ-H ₂]	
	建設費	1,017 M 円/y	0.83	年経費率 15%
	運転要員費	60 M 円/y	0.05	3人×4シフト 5M 円/人年
	固定費		0.88	
変動費		原単位	コスト [円/MJ-H ₂]	
	原料 RPF	0.042 t/GJ	0.44	RPF 単価 10.4 円/kg
	電力	12.1 kWh/GJ	0.14	電力単価 12 円/kWh
	用水	0.123 m ³ /GJ	0.0062	用水単価 50 円/m ³
	変動費		0.59	
水素製造コスト			1.5	固定費+変動費

水素製造にともなう CO₂ 排出量を表 11 に示す。設備起源の CO₂ 排出量は、設備を構成する主要機器の主たる材料別の重量から、2014 年度提案書 [17] の考え方に基づいて、設備の耐用年数を 30 年として算出した。

Well to Gate の CO₂ 排出量は、126 g-CO₂/MJ-H₂ (15 kg-CO₂/kg-H₂) であり、低炭素基準 3.4 kg-CO₂/kg-H₂ の 4 倍以上である。CO₂ 排出量の 98% が原料起源である。

表 11 水素製造にともなう CO₂ 排出量

排出量区分	排出量内訳	年間 CO ₂ 排出量 [t-CO ₂ /y]	CO ₂ 排出原単位 [g-CO ₂ /MJ-H ₂]	
Scope3 上流	原料生産・輸送	1,753	1.43	表 7
	ガス化設備起源	217	0.18	
Scope1	原料起源	150,484	123	
Scope2	電力起源	2,518	2.05	170 g-CO ₂ /kWh
合計		154,972	126	

4. 廃プラスチックのガス化処理の価値と課題

化石資源のガス化で生産されている水素に代わり、ガス化処理は、新たな化石資源を消費せずに水素を生産できるという価値がある。

CO₂ 捕集していない水素コストは 1.5 円/MJ-H₂ であり、IEA による 2030 年の水素コスト予想 (1.6 円/MJ-H₂ : 最善の立地での風力発電および太陽光発電による水の電気分解法) に比べて競争力が低い。

図 3 に示した熱交換機 1、2、3 で回収した熱は、水蒸気を介してガス化プロセスで再利用され

ているが、エネルギーの利用率が約50%にとどまることが課題である。水蒸気は、飽和水蒸気(180℃、1MPa)としたが、流量を減らして温度を上げて過熱水蒸気とすることで、ガス化プロセスへの供給熱量を増やすことができる。そうすることで、エネルギー変換率を上げて水素コストを改善できる可能性があるが、過熱水蒸気により配管に発生する水蒸気酸化スケールへの対策が必要である。または、触媒(ガス化炉の流動床砂、改質炉触媒)の改良でプロセス温度を下げることにより、エネルギー変換率を上げて水素コストを改善できる可能性もある。

5. 結論(科学的、技術的な結果のとりまとめ)

2030年の横浜市を想定した年間52,000tのプラスチック製容器包装を無償で回収して、年間10,200tの水素を製造するプロセスを設計することで、状態が良くない廃プラスチックのサーマルリサイクルに替わり得るガス化処理の価値と課題を検討した。

最初に、各家庭から排出されるプラスチック製容器包装を回収し、RPF加工してガス化プラントへ輸送するモデルを作った。そのモデルから、RPFコストは10.4円/kg、回収・加工・輸送にともなうCO₂排出量は31.5g-CO₂/kg-RPFである。また、プラスチック製容器包装の組成から、ガス化原料としての、化学式、低位発熱量、熱容量、標準生成エンタルピーを求めた(表12)。

次に、外部エネルギーを必要としないオートサーマル方式のガス化プラントを設計し、先に求めたガス化原料の熱力学特性を用いると、水素のエネルギー変換率は62%、エネルギー効率は61%となる。CO₂捕集していない水素コストは1.5円/MJ-H₂であり、IEAによる2030年のコスト予想に比べて競争力が低い。CO₂排出量は15kg-CO₂/kg-H₂であり、低炭素基準3.4kg-CO₂/kg-H₂の4倍以上である。

廃プラスチックのガス化処理は、新たな化石資源を消費せずに水素を生産できるという価値がある。回収熱の再利用率を上げ、プロセス温度を下げることにより、水素コストを改善できる可能性がある。しかし、原料中のCは全量CO₂として排出され、低炭素水素基準を大きく超える。

表12 廃プラスチックのガス化処理による水素製造の検討結果

ガス化原料(RPF)	化学式	(CH _{1.550} O _{0.055}) _n
	総括低位発熱量 LHV _{overall} [kJ/mol]/[MJ/kg]	
総括定圧熱容量 C _{poverall} [J/mol·K]/[kJ/kg·K]		23.8/1.6
標準生成エンタルピー Δ _f H ⁰ [kJ/mol]		-34.68
回収・加工・輸送	RPFコスト [円/kg]	10.4
	CO ₂ 排出量 [g-CO ₂ /kg-RPF]	31.5
ガス化プロセス	エネルギー変換率 [%]	62
	エネルギー効率 [%]	61
	水素コスト [円/MJ-H ₂]	1.5
	CO ₂ 排出量 [g-CO ₂ /MJ-H ₂]	126

参考文献

- [1] 経済産業省資源エネルギー庁, “カーボンニュートラルで環境にやさしいプラスチックを目指して”, https://www.enecho.meti.go.jp/about/special/johoteikyo/plastics_01.html, (アクセス日2023年1月4日).

- [2] 一般社団法人 プラスチック循環利用協会, “プラスチックリサイクルの基礎知識 2022”.
- [3] 公益財団法人 日本容器包装リサイクル協会, “リサイクルのゆくえ プラスチック製容器包装”, <https://www.jcpra.or.jp/recycle/recycling/tabid/428/index.php>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [4] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書, “ゼロカーボン電源システムの安定化と技術・経済性評価 (Vol.3) —2030年政府案実現の見通しと2050年ゼロカーボン電源化への課題—”, 科学技術振興機構低炭素社会戦略センター, 2022年3月.
- [5] 電気事業低炭素社会協議会, “低炭素社会への取り組みフォローアップ実績”, <https://e-lcs.jp/followup.html>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [6] 環境エネルギー株式会社, “廃プラスチック油化装置 (HiCOP方式)”, <https://kankyo-energy.jp/products/>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [7] Licella Holdings Ltd, “Cat-HTR”, <https://www.licella.com/solutions/plastic/>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [8] Anellotech, Inc., “Plas-TCat”, <https://anellotech.com/plas-tcat/>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [9] IEA, “The Role of Low-Carbon Fuels in the Clean Energy Transitions of the Power Sector”, 2021.
- [10] 環境省・みずほりサーチ&テクノロジーズ, “サプライチェーン排出量 詳細資料”, https://www.env.go.jp/earth/ondanka/supply_chain/gvc/files/SC_syousai_all_20220317.pdf, (アクセス日 2023年1月4日).
- [11] 水素バリューチェーン推進協議会, “低炭素水素基準のご提案”, https://www.meti.go.jp/shingikai/enecho/shoene_shinene/suiso_seisaku/pdf/006_04_00.pdf, (アクセス日 2023年1月4日).
- [12] J. Nakatani, T. Maruyama and Y. Moriguchi, “Revealing the intersectional material flow of plastic containers and packaging in Japan”, PANAS, vol.117, no.33, pp.19844-19853, 2020.
- [13] 福原一朗, 鈴木朗, 本藤祐樹, “横浜市における廃プラスチックのリサイクルに伴う環境影響”, *Journal of Life Cycle Assessment, Japan*, vol.2, no.3, pp.229-237, 2006.
- [14] 藤井実, 村上進亮, 南斎規介, 橋本征二, 森口祐一, 中村卓也, 越川敏忠, “家庭系ごみの分別収集に係わる収集車の走行距離・台数の調査”, *廃棄物学会論文誌*, 第18巻, no.6, pp.443-453, 2007.
- [15] 株式会社タジリ, “一軸破碎機バイトローター”, <https://www.tajiri.co.jp/wp-content/uploads/2018/02/bit.pdf>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [16] 株式会社タジリ, “熱圧縮成型機ウエストポーター”, <https://www.tajiri.co.jp/wp-content/uploads/2018/02/2018-WP.pdf>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [17] 低炭素社会の実現に向けた政策立案のための提案書, “プロセス機器選定と製造コスト, 環境負荷算出のための基礎データベース作成—製造機器・材料・コスト情報の構造化—”, 科学技術振興機構低炭素社会戦略センター, 2015年3月.
- [18] P. Spath, A. Aden, T. Eggeman, M. Ringer, B. Wallace, J. Jechura, “Biomass to Hydrogen Production Detailed Design and Economic Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier”, *National Renewable Energy Laboratory*, 2005.
- [19] G. Lopez, “Recent advances in the gasification of waste plastics. A critical overview”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol.82, no.1, pp.576-596, 2018.
- [20] V. Wilk and H. Hofbauer, “Conversion of mixed plastic wastes in a dual fluidized bed steam gasifier”, *Fuel*, vol.107, pp.787-799, 2013.
- [21] アトキンス, パウラ, アトキンス物理化学, 第8版, 東京化学同人, 2015.
- [22] National Institute of Standards and Technology, “NIST Chemistry Web Book”, <https://webbook.nist.gov/chemistry/>, (アクセス日 2023年1月4日).
- [23] 杉山秀子, 佐藤隆夫, “廃プラスチックのケミカルリサイクル技術”, *環境技術*, vol.30,

- no.10, pp.787-791, 2001.
- [24] 豊増康昭, “使用済みプラスチックのアンモニア原料化”, 水素エネルギーシステム, vol.33, no.2, pp.22-25, 2008.
- [25] 藤村宏幸, 平山詳郎, “有機性廃棄物の二段ガス化方法及び装置”, 特許 3415748 号, 2003.

調査報告書

廃プラスチックのガス化処理の価値と課題 —回収モデルとガス化プロセスの設計と評価—

令和5年3月

Values and Challenges of Gasification Treatment of Waste Plastics:
Design and Evaluation of Waste Plastic Recovery Model and Gasification Process

Survey Report,
Center for Low Carbon Society Strategy,
Japan Science and Technology Agency,
2023.3

国立研究開発法人科学技術振興機構 低炭素社会戦略センター

本提案書に関するお問い合わせ先

- 提案内容について・・・低炭素社会戦略センター 研究員 西原 義雄 (NISHIHARA Yoshio)
- 低炭素社会戦略センターの取り組みについて・・・低炭素社会戦略センター 企画運営室

〒102-8666 東京都千代田区四番町5-3 サイエンスプラザ 8階
TEL : 03-6272-9270 FAX : 03-6272-9273
<https://www.jst.go.jp/lcs/>

© 2023 JST/LCS

許可無く複製・複製することを禁じます。
引用を行う際は、必ず出典を記述願います。

