

平成 24 年度
環境研究総合推進費補助金 次世代事業
総合技術開発報告書

廃棄物からのバイオマスの回収と
エタノール変換技術の開発
(J112004)

平成 25 年 3 月
日立造船株式会社

補助事業名 : 環境研究総合推進費補助金次世代事業 (平成 23 年度～平成 24 年度)

所管 : 環境省

総事業費 : 482,004,807 円

国庫補助金 : 240,360,810 円

研究課題名 : 廃棄物からのバイオマスの回収とエタノール変換技術の開発

研究事業期間 : 平成 23 年 6 月 1 日～平成 25 年 3 月 31 日

研究代表者 : 富山茂男 (日立造船株式会社 環境・エネルギー・プラント本部 開発センター)

目次

I 環境研究総合推進費補助金研究事業 総合技術開発報告書概要	
1. 事業概要	1
2. 事業の目的	1
3. 開発した技術の詳細	1
4. 開発した技術がもたらす効果	5
5. 環境政策への貢献	6
6. 開発した技術の事業化の可能性	6
II 総合技術開発報告書	
1. 事業の目的	7
1-1 本事業の実施が必要となった社会的背景	7
1-2 本事業における達成目標	7
2. 開発した技術の詳細	7
2-1 実証機器類の概要、仕様	7
2-1-1 実証設備の全体配置	7
2-1-2 前処理設備	7
2-1-3 パルピング設備	8
2-1-4 糖化・発酵設備	8
2-1-5 前培養設備	8
2-1-6 蒸留設備	8
2-2 処理工程毎の実証試験方法	17
2-2-1 原料の機械分別工程	17
2-2-2 紙類選別工程	18
2-2-3 酵母の前培養工程	18
2-2-4 糖化・発酵工程	20
2-2-5 蒸留工程	23
2-3 処理工程毎の実証試験結果と考察	24
2-3-1 原料の機械分別工程	24
2-3-2 紙類選別工程	29
2-3-3 酵母の前培養工程	32
2-3-4 糖化・発酵工程	38
2-3-5 蒸留工程	42
3. 実証データに基づいた各種試算結果	45
3-1 物質収支およびエネルギー収支	45
3-2 エネルギー回収率	46
3-3 コスト	46
3-4 CO ₂ 排出量および削減率	47
4. 開発した技術がもたらす効果	48
5. まとめ	48
5-1 成果概要	48
5-2 申請時の目標に対する達成度の自己評価	49
5-2-1 実証機の設置、運転法確立	49
5-2-2 処理工程毎の評価	50
5-3 生じた課題および今後の展開	51
6. 本技術の概要図	52
7. 英文概要	53
8. 論文発表、学会発表	53
III 別添	54

I 環境研究総合推進費補助金研究事業 総合技術開発報告書概要

1. 事業概要

- 1) 補助事業名 : 環境研究総合推進費補助金次世代事業(平成 23 年度～平成 24 年度)
- 2) 研究課題(研究番号) : 廃棄物からのバイオマスの回収とエタノール変換技術の開発(J112004)
- 3) 総事業費 : 482,004,807 円(平成 23 年度および 24 年度の総計)
- 4) 国庫補助金 : 240,360,810 円(平成 23 年度および 24 年度の総計)
- 5) 研究事業期間 : 平成 23 年度～平成 24 年度(平成 23 年 6 月 1 日～平成 25 年 3 月 31 日)
- 6) 研究代表者 : 富山茂男(日立造船株式会社)

2. 事業の目的

本事業では一般廃棄物中のバイオマスからのエタノール製造技術を実証し、以下の達成を目的とする

- 1) 廃棄物を 1.0t/週規模の実証機の詳細設計、製作、据付を行い、1.0t/週の処理を達成する。
- 2) 96～120 時間の同時糖化発酵反応により、生ごみと紙からの発酵醪のエタノール濃度 5v/v%、乾燥原料当たりエタノール収率 150L/t を達成する。
- 3) 廃棄物組成が変化した場合でも対応可能な一連のプロセスであることを実証し、全工程での給排水を含む物質収支とエネルギー収支を評価する。
- 4) 長期的かつ安定的にエタノール発酵できる非遺伝子組換えの酵母を育種する。
- 5) ビニールおよびエタノール残渣のエネルギー回収に重点をおいて検証し、処理方式を決定する。
- 6) 焼却処理に対し本技術と焼却処理の組合せでエネルギー回収率 15%以上、CO₂削減率 50%以上を目標とする。
- 7) 実用規模に適用できるコストの詳細な分析を行い、建設費等も含むエタノール製造コスト 120～150 円/L を検証する。

3. 開発した技術の詳細

1) 技術全体フロー :

本技術の全体フローを図 1 に示す。分別困難な多種の廃棄物が混合・排出される一般廃棄物を二軸破砕機と破砕分別機により、厨芥と湿った紙が中心の重量物、乾いた紙とプラスチックが中心の中間物、軽量物に大別する。さらにパルパーで中間物、軽量物中の紙を繊維状に離解・脱水して、脱水パルプとして回収するとともに、プラスチックを除去する。重量物と脱水パルプに酵素と酵母を加えて、反応槽において同時糖化発酵によりエタノールに変換し、蒸留塔でエタノールを濃縮する。

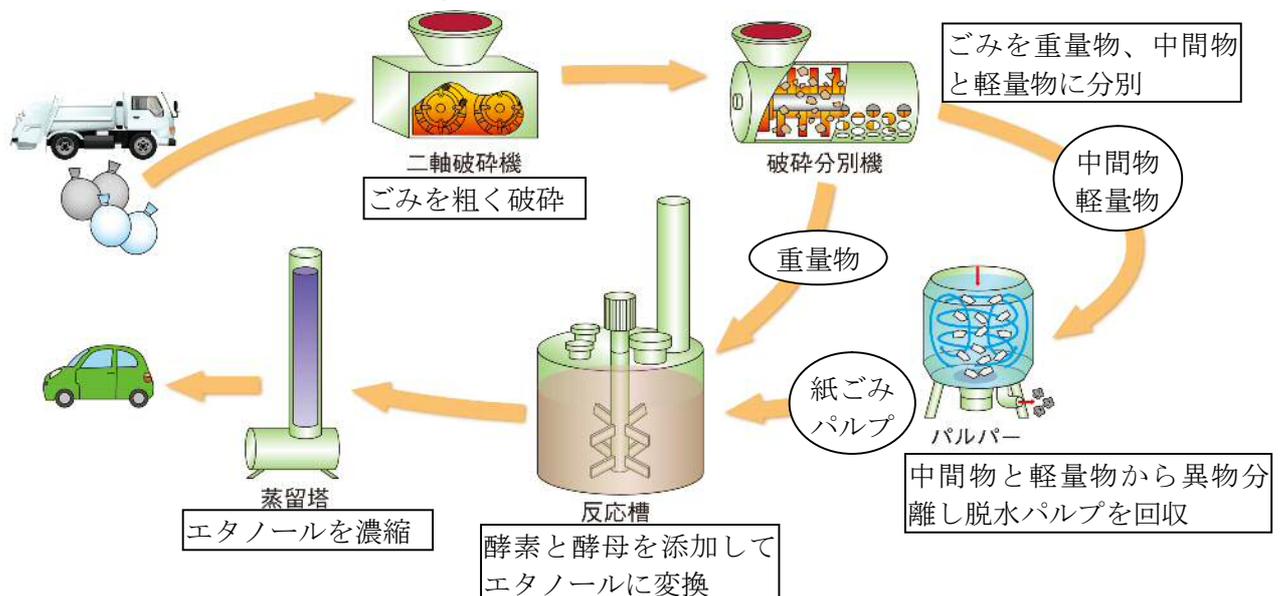


図 1 全体フロー

2) 各工程の成果

(1) 機械分別工程

一般廃棄物を機械分別し、組成の移行割合を把握するとともに、目的とする組成の分別精度の向上を図った。実証により確認した技術について以下に示す。

- ① 二軸破碎機と破碎分別機を用い一般廃棄物を厨芥類と湿った紙からなる重量物、乾いた紙とビニール等からなる軽量物、その中間にあたる中間物に分ける技術を開発した（図 2）。
- ② 排出元が異なる 6 種の一般廃棄物の処理を 1.0t/週規模で達成した。
- ③ 重量物中のビニール等の異物混入率 1.2~4.4%を達成した。

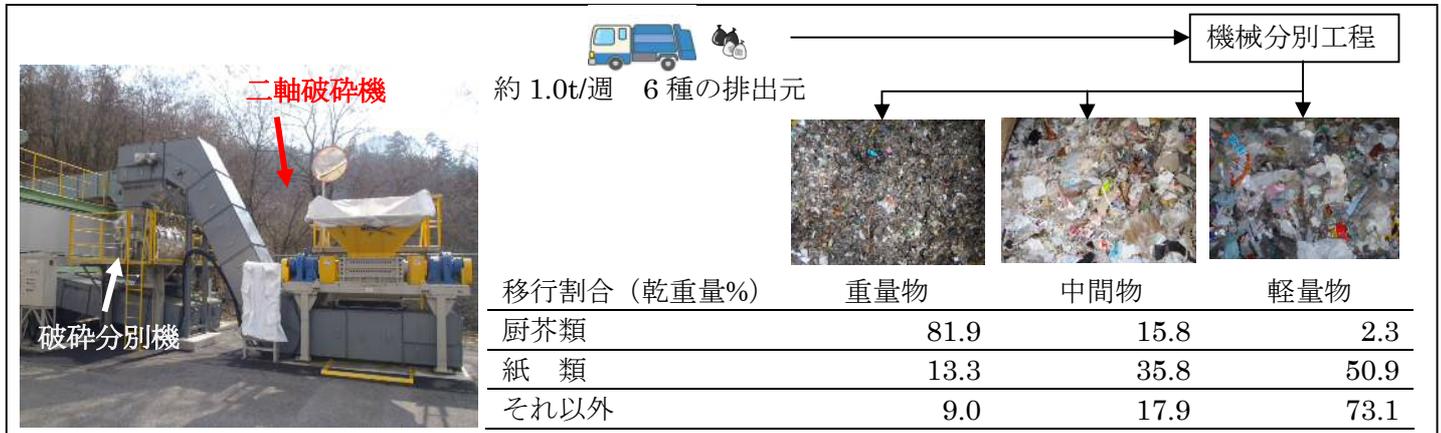


図 2 機械分別工程

(2) 紙類選別工程

機械分別で分別した中間物、軽量物中の紙類回収方法を確立するとともに、回収率を把握した。実証により確認した技術について以下に示す。

- ① 排出元が異なる一般廃棄物より紙類選別技術を確立した（図 3）。
- ② 中間物、軽量物中に含まれる紙類の約 70%を脱水パルプとして回収した（表 1）。
- ③ 機械分別工程および紙類選別工程における受入ごみに含まれる紙類の回収率を把握した（表 2）。

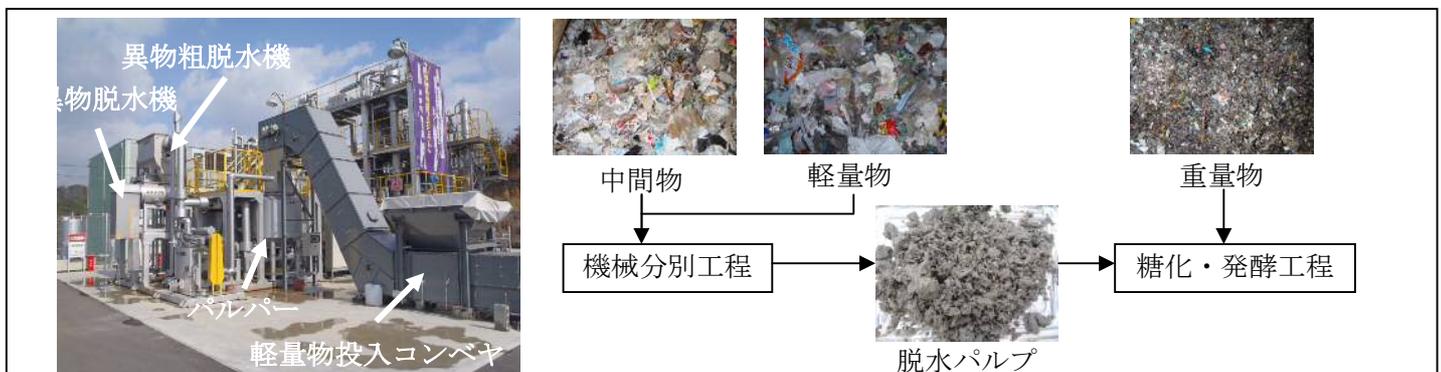


図 3 紙類選別工程

表 1 原料中紙類からの脱水パルプ回収率（乾重量%）

Run No.	脱水パルプ回収率
Run 10	82.14
Run 11	69.54
Run 15	78.22
Run 16	62.31
Run17	66.46
Run18	61.80
Run19	67.05
Run20	63.41
Run 21	56.26
平均	67.47

表 2 機械分別工程、紙類選別工程における紙類回収率（乾重量%）

RunNo.	重量物での回収率	脱水パルプでの回収率	合計	備考
Run 9	26.1	15.2	41.3	排出元 C
Run 12	24.7	53.0	77.7	排出元 A
Run 14	3.6	62.3	66.0	排出元 B
—	16.4	53.3	69.7	排出元 D 平均値(n=2)
—	13.3	55.9	69.2	排出元 E 平均値(n=13)

(3) 酵母の前培養工程（委託事業含む）

① 酵母の培養

熊本大学附属の凝集性酵母 *Saccharomyces cerevisiae* KF-7 を用い、図 4 に示す培養槽で培養を行った。寒天培地上に生育した酵母を図 5 に示す。

培養コスト低減のために、菌体収量（対糖収率）向上を目的に、酵母の比増殖速度を一定にコントロールする流加培養を行ったところ、回分培養では 0.13g/g であった対糖収率は 0.50g/g と大幅に向上した。

② 酵母保存方法の検討

酵母の乾燥方法、保存温度を検討し、生存率の高い保存方法を確認した。

③ 耐塩性酵母の創製

一般廃棄物中には厨芥類等由来の塩類が多く、エタノール発酵に影響を与える可能性がある。耐塩性酵母の創製を目的に、KF-7 を出発株として用い、供給培地中の KCl 濃度を段階的に上げる長期連続培養による育種を行った。7%KCl 条件で 60 株を単離し糖消費速度が最も速かった株 22、9%KCl 条件で 60 株を単離し生菌数が最も高かった株 4 をそれぞれ耐塩性の優秀株として取得した。



図 4 培養槽



図 5 酵母コロニー

(4) 糖化・発酵工程

糖化・発酵工程では、機械分別工程で得られた厨芥と湿った紙を含む重量物と、紙類選別工程で得られた脱水平パルプを原料として、エタノール変換を行った。なお、同一槽内で糖化と発酵を行う同時糖化発酵法を採用することで、必要機器数を減らすと同時に総反応時間の短縮を図った。実証により確認した技術について以下に示す。

- ① 排出元が異なる 6 種の一般廃棄物を原料とし、1m³ 反応槽で同時糖化発酵反応を行い、エタノールへの変換を確認した。また、反応 96~120 時間でエタノール濃度 5v/v%、エタノール収率 150L/t を達成した。
- ② 酵母および酵素使用量が低減できる半回分式同時糖化発酵反応の 2 回目の反応により、72 時間でエタノール濃度 5v/v% を達成した（図 6）。半回分式同時糖化発酵とは、反応液の一部もしくは全量を次反応に用いる原料と混合することで、残存する酵素および酵母を再利用できる技術である（図 7）。
- ③ 保存酵母と培養直後の酵母とが同等程度に利用できる事を実証規模で確認した。同様に、実証規模で耐塩性酵母の適用性を確認した。いずれの試験でもエタノール収率 150L/t を確認した。

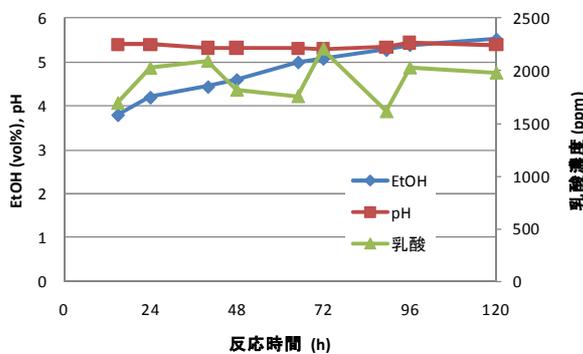


図 6 半回分式同時糖化発酵反応結果
(EtOH:エタノール濃度、pH、乳酸濃度を示す)

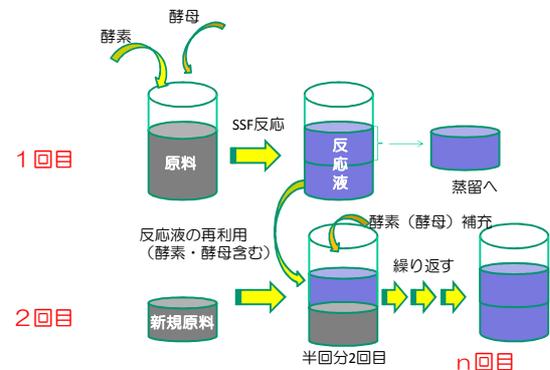


図 7 半回分式同時糖化発酵方法

(5) 蒸留工程

- ① 反応槽の上部に蒸発塔を設置し、槽内を攪拌しながら一次蒸留を行うことで固形分を多く含む粘性の高い廃棄物由来原料の発酵醪からエタノールを回収する技術を確認した。一次蒸留効率は概ね 90%以上であった。一次蒸留液を連続的に二次蒸留し、運転データ（物質・エネルギー収支、各種分析）とノウハウを蓄積した。二次蒸留効率は概ね 90%以上、一次蒸留、二次蒸留を合わせた蒸留効率は 90%前後であった。
- ② 二次蒸留液を無水化して得られたエタノールの成分は燃料用エタノールの JIS 規格に適合した。（表 3）

表3 無水化エタノールの成分分析結果

項目	単位	JIS (K2190) 規格	無水化エタノール
外観	-	無色又は淡黄色透明で懸濁物や浮遊物がないこと	無色 懸濁物、浮遊物無し
アルコール分	vol%	99.5 以上	99.9
メタノール	g/L	4.0 以下	1.2
水分	質量分率%	0.70 以下	0.07
有機不純物 (メタノールを除く)	g/L	10 以下	<10
電気伝導度 (25℃)	μS/m	500 以下	<500
蒸発残分	mg/100ml	5.0 以下	<5
銅	mg/kg	0.10 以下	0.06
酸度	質量分率%	0.0070 以下	0.0024
pH	-	受渡当事者間の合意による	6.3/20℃
硫黄分	mg/kg	10 以下	<10

(6) 実証データに基づいた各種試算

一般廃棄物処理施設に従来の焼却技術のみを適用した Case1、エタノール製造技術と焼却技術を組合せた Case2、エタノール製造技術、メタン発酵技術および RPF 製造技術を組合せた Case3 とし、一般廃棄物焼却施設の現状を踏まえて、処理量を 100t/d として以下の試算を行った。

① 物質収支およびエネルギー収支

Case1~3 の概略フローを図 8-1, 2 に、物質およびエネルギー収支の概略を表 4 に示す。Case1 の発電端効率 (発電量/ごみの入熱) は 15%、Case2 はエタノール製造工程の殺菌および蒸留に必要な熱エネルギーを蒸気と蒸気タービンの排熱から供給等で発電端効率 12%、Case3 は蒸留残渣のメタン発酵で得られるバイオガスをエタノール製造の熱エネルギーに全て使用するため、発電を行えなかった。

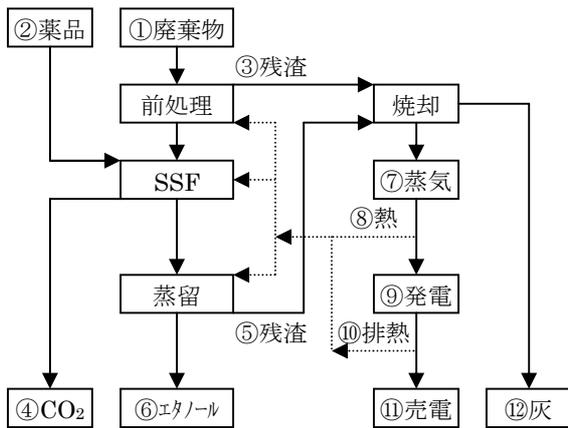


図 8-1 Case1 および Case2 の概略フロー

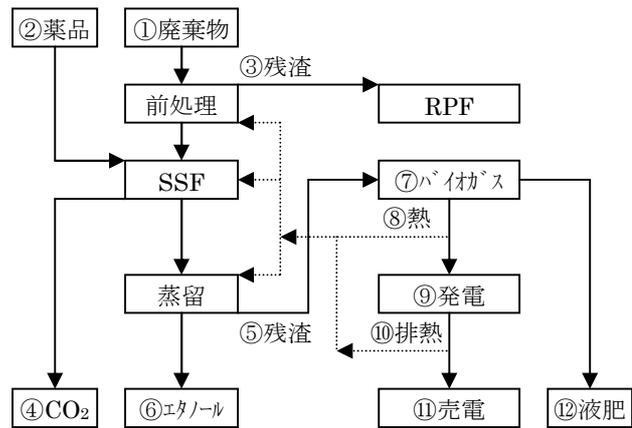


図 8-2 Case3 の概略フロー

表 4 物質およびエネルギー収支の概略

項目	単位	Case1	Case2	Case3	備考
①廃棄物	t/d(MWh)	100 (225)	100 (225)	100 (225)	
②薬品	t/d(MWh)	0 (0)	2 (10)	2 (10)	酵素、酵母
③残渣	t/d(MWh)	0 (0)	23 (136)	23 (136)	
④CO ₂	t/d(MWh)	0 (0)	5 (0)	5 (0)	
⑤残渣	t/d(MWh)	0 (0)	69 (65)	69 (65)	
⑥エタノール	t/d(MWh)	0 (0)	5 (35)	5 (35)	
⑦蒸気/バイオガス	t/d(MWh)	289 (240)	278 (231)	9,453 (59)	Case3 はバイオガス[m ³ N/d]
⑧熱	t/d(MWh)	0 (0)	30 (21)	1 (41)	蒸気、温水
⑨発電	MWh	34	28	0	
⑩排熱	MWh	0	20	0	ヒートポンプ
⑪売電/買電	MWh	17	4	-23	バイオガスは買電
⑫灰/液肥	t/d	19	19	56	

② エネルギー回収率

年間で 32,000t の一般廃棄物を処理した場合のエネルギー回収率（入熱と出熱の比、出熱/入熱）は、Case1 で約 7%、Case2 で約 12%、Case3 で約 66%となった。なお、Case3 では本技術で分離したプラスチック等を RPF として外部にエネルギー供給できたとして試算した。

③ コスト

Case1 は 50t/d×2 炉の焼却施設、Case2 は 100t/d のエタノール製造施設と 46t/d×2 炉の焼却施設、Case3 は 100t/d のエタノール製造施設、23t/d の RPF 製造施設と 69t/d のメタン発酵施設とし、年間 32,000t の一般廃棄物処理における 20 年間の費用を表 5 に示す。Case1 を基準とし、Case2, 3 のエタノール製造による追加費用をエタノール製造量で乗じたエタノール製造コストを試算した結果、Case2 で約 114 円/L、Case3 では約 42 円/L となった。

表 5 コスト試算結果

項目	単位	Case1	Case2	Case3	備考
施設建設費	千円	6,750,000	8,091,300	6,872,400	総施設建設費用
	千円	4,500,000	5,214,800	4,182,750	自治体負担施設建設費用
補修費/人件費	千円	5,220,000	5,437,300	3,848,000	
処理物	千円	1,644,822	1,635,232	-370,550	埋立=13.7 千円/t, RPF=-2.5 千円/t
電力	千円	-1,055,520	-52,516	1,657,182	売電=13 円/kWh, 買電=8.55 円/kWh
燃料/用水/薬品	千円	721,971	988,090	1,355,829	Case3 の薬品はメタン発酵用
酵素/酵母	千円	0	1,528,998	1,528,998	
エタノール販売	千円	0	-3,821,367	-3,821,367	100 円/L で販売
合計	千円	13,281,273	13,807,037	11,070,492	総費用
	千円	11,031,273	10,930,537	8,380,842	自治体負担費用
エタノール製造コスト	円/L	—	113.76	42.15	総施設建設費の場合
	円/L	—	97.36	30.64	自治体負担施設建設費の場合

④ コスト

一般廃棄物の焼却処理で発電を伴わない場合の CO₂ 排出量に対して、Case1 の電力の CO₂ 削減率は約 82%、Case2 の電力とエタノールは約 68%、Case3 のエタノールと RPF は約 87%となった。

4. 開発した技術がもたらす効果

一般廃棄物からのエネルギー回収は低炭素化社会の実現に有効であるが、焼却処理による発電を実施する施設数は全体の 20%で発電効率は約 11%に過ぎず、また、熱回収も十分に行われていない。焼却量は人口減少や分別収集の推進等により、平成 16 年度からの 7 年間で 15%程度減少したが、本技術で対象とする紙・布類および厨芥類は、平成 22 年度においても約 2,200 万 t が収集され、エネルギー回収率が低い処理に留まっている。

本技術開発における目標エタノール収率を達成できた場合、これら 2,200 万 t から 150 万 kL のエタノールが製造可能で、かつエネルギー回収率 15%以上を達成し、CO₂ 削減率は 50%以上となる。また、本技術とメタン発酵技術および RPF 製造技術を組合せた場合も、エネルギー回収率の大幅な向上、CO₂ 削減率 50%以上を達成できることから、本開発は低炭素化社会の実現に向けて非常に重要である。

また、発生時期が限定される稲わら等の農産系廃棄物や、運搬方法およびコストが課題とされる林地残材に対して、一般廃棄物は各地域で既に収集等のインフラが確立され、年間の収集量も安定して確保できることから、高い実現性が期待できる。

本技術は社会基盤が整備されつつある途上国はもとより、先進国においても、高効率なエネルギー回収を達成できる新規廃棄物利活用技術としての展開が期待できる。

5. 環境政策への貢献

一般廃棄物からのエネルギー回収は低炭素化社会の実現に有効である。焼却処理による発電を実施する施設数は全体の20%で発電効率は約11%に過ぎず、また、熱回収も十分に行われていない。焼却量は人口減少や分別収集の推進等により減少しているが、本技術で対象とする紙・布類および厨芥類は、平成22年度においても約2,200万tが収集され、エネルギー回収率が低い処理に留まっている。

また、全国の一般廃棄物焼却施設は1,100、処理規模100t/日以下の施設は531（約50%）。200t/日以下が832（全体施設数の約80%）で、処理規模100t/日以下で熱回収あるいは発電を実施する施設は極端に少なく、稼働年数15年以上が363、20年以上は210施設で、老朽化から施設の更新や建替えが必要な状況である（出典：環境省による平成22年度の施設調査結果）。

本技術では一般廃棄物中のバイオマス資源である厨芥類、紙類を機械的に分別する技術を確立し、焼却処理技術だけでなく、バイオマス資源をバイオエタノール、バイオガスに変換する技術との組み合わせが可能となり、利便性の高い化石燃料代替の製造が見込まれる。一般廃棄物は季節や場所により組成が異なるが、本技術では組成に大きく影響されることなく安定的にエタノールが製造でき、無水化処理後は燃料用エタノール規格に適合することを確認している。焼却処理技術と本技術を組み合わせた場合、CO₂削減率が約68%、エネルギー回収率が約16%であり、さらに蒸留残渣をメタン発酵原料にすることによりエネルギー回収率の向上が見込まれる。

本技術は施設更新や建替えがせまる一般廃棄物焼却施設に対し、高いエネルギー回収率およびCO₂削減率を達成する一般廃棄物処理技術として提供し、国内の一般廃棄物から年間150万kLのエタノールを製造可能で、国産のエネルギー製造設備としても有望である。

本技術を用いて製造したバイオエタノールを地産地消することは、低炭素化社会の実現、国産の液体燃料を確保することによるエネルギー自給率向上、および身近なバイオマスエネルギーとして周辺地域住民の環境教育に大いに寄与できることが期待できる。そのためには、一般廃棄物処理施設におけるエネルギー回収率を目標設定する等の制度を構築し、新技術導入を促進させる政策や、ガソリン代替となるバイオエタノール普及のための規制緩和やインセンティブも必要となる。

現時点のエタノール製造コストは約114円/Lであるが、技術的な改善とスケールアップによって製造コストが低減すれば、化石燃料や輸入エタノールに代替できる。新技術導入や利活用に伴う助成政策が実施されれば、価格面での改善が進み、さらなる普及が促進される。

6. 開発した技術の事業化の可能性

本事業で明確となったエタノール製造コスト114円/Lの削減、蒸溜残渣の有効利用が達成できれば、国産バイオマスエネルギー回収による低炭素化社会の実現に大きく寄与する技術となり、国内の環境モデル都市を中心に採用が検討されると考える。なお、事業化および普及促進には本技術採用に伴う自治体負担の軽減やエタノール利用促進に対する取組みも必要である。これらの取組みを行うことで、国内外の廃棄物処理施設でトップクラスの実績を有する日立造船株式会社が、本事業実施に協力頂いた京都市および熊本大学と連携して積極的に技術紹介、事業化を加速させていく。

また、アジアは急速な経済成長を迎え、廃棄物処理の問題が今後解決していく課題になると考えられ、廃棄される農産物も含めた処理にも本技術は適用可能であり、アジア地域での採用、普及も大いに期待できる。

II 総合技術開発報告書

1. 事業の目的

1-1 本事業の実施が必要となった社会的背景

一般廃棄物からのエネルギー回収は低炭素化社会の実現に有効であるが、焼却処理による発電を実施する施設数は全体の20%で発電効率は約11%に過ぎず、また、熱回収も十分に行われていない。焼却量は人口減少や分別収集の推進等により平成16年度から7年間で15%程度減少したが、本技術で対象とする紙・布類および厨芥類は、平成22年度においても約2,200万tが収集され、エネルギー回収率が低い処理に留まっている。エネルギー回収率の向上のみならず、液体燃料などの汎用性あるエネルギーに変換し、かつ低炭素化社会も実現できる新たな廃棄物処理技術が望まれている。

1-2 本事業における達成目標

ラボスケール実験で達成した発酵醪中のエタノール濃度5v/v%、乾燥原料当たりのエタノール収率150L/t、焼却処理と本技術の組合せでエネルギー回収率15%以上、CO₂削減率50%以上を実証試験の目標とする。また、ラボスケールデータから試算した建設費等も含むエタノール製造コスト120~150円/Lを実証データでも検証し、コスト低減を検討する。

【全体】

- 1) これまでに取得したデータに基づいて、廃棄物を1.0t/週の規模で処理する実証機の詳細設計、製作および据付を行う。実証試験で1.0t/週の処理を達成する。
- 2) 96~120時間の同時糖化発酵反応により、生ごみと紙からの発酵醪のエタノール濃度5v/v%、エタノール収率150L/tを達成する。
- 3) 安定的な処理を達成し、廃棄物組成が変化した場合でも対応可能な一連のプロセスであることを実証し、全工程での給排水を含む物質収支とエネルギー収支を評価する。
- 4) コスト低減のために様々な成分を含む一般廃棄物を長期的かつ安定的にエタノール発酵できる非遺伝子組換の酵母を育種し、適用性と性能を検証する。
- 5) ビニールおよびエタノール残渣のエネルギー回収に重点をおいて検証し、処理方式を決定する。
- 6) 焼却処理に対し、本技術と焼却処理の組合せでCO₂削減率50%以上を目標とする。
- 7) 実用規模に適用できるコストの詳細な分析を行う。

【派生目標】

エタノール原料にはならないビニール等はRPF原料としての適性を、エタノール蒸留残渣はメタン発酵原料としての適性を成分分析および燃焼熱分析で評価し、これらの最適処理法、利活用法を決定する。そして、これらも含む全体の物質収支およびエネルギー収支を試算し、最大でエネルギー回収率50%、CO₂削減率50%以上を目標とする。

2. 開発した技術の詳細

2-1 実証機器類の概要、仕様

2-1-1 実証設備の全体配置

図1-1, 2に実証機器の全体配置図、図2に設備外観写真、表1に構成機器の仕様を示す。また、前処理設備、パルピング設備、糖化・発酵設備、前培養設備、蒸留設備について、それぞれ以下に設備概略を示す。

2-1-2 前処理設備

図3に前処理設備のフローシートを示す。袋詰め状態で収集された一般廃棄物を受入ごみ貯留エリアに搬入する。搬入した一般廃棄物を重機で二軸破砕機に投入し、破砕したごみは、破砕ごみ供給コンベヤで破砕分別機に移送・供給する。

破砕分別機では、高速回転する羽根の風力と遠心力によって、含水率の高い生ごみと湿った紙が中心の重量物、乾いた紙とビニール等が中心の軽量物、その中間にあたる中間物に分別する。分別後、重量ごみ搬送コンベヤ、中間ごみ搬送コンベヤおよび軽量ごみ搬送コンベヤにより、各々の貯留ヤードに移送・貯留する。

2-1-3 パルピング設備

図4にパルピング設備のフローシートを示す。軽量物・中間物を重機で軽量ごみ投入コンベヤに投入し、パルパーに供給する。パルピング用水循環ポンプで注水したパルパー内で攪拌することで紙を離解し、スラリー状(以下、パルプスラリー)にする。パルパー底部のスクリーンを介してパルパー引抜ポンプでパルプスラリーを引抜くことにより、ビニール等の異物と分離する。パルプスラリーは、粗脱水機で濃度を粗調整しパルプスラリータンクで貯留する。貯留したパルプスラリーは、パルプスラリー引抜ポンプによりパルプ脱水機に移送・脱水し、脱水パルプを得る。所定の含水率に調整した脱水パルプは、脱水パルプ移送コンベヤで糖化・発酵設備に移送する。

異物はパルパー循環ポンプで異物分離機に送り、異物粗脱水機および異物脱水機により所定の含水率に調整し施設外に排出する。

なお、パルプスラリー粗脱水機、パルプ脱水機、異物粗脱水機、異物脱水機から出る脱水排液は、パルピング用水タンクに集水し、パルピング用水循環ポンプにより本設備の各所で循環利用する。

2-1-4 糖化・発酵設備

図5に糖化・発酵設備のフローシートを示す。重量物を重機で重量ごみ投入コンベヤに投入し、原料振分コンベヤでNo.1およびNo.2反応槽に振分け、各槽内に投入する。別途、脱水パルプを脱水パルプ移送コンベヤで移送し、原料振分コンベヤにてNo.1およびNo.2反応槽に振分け、各槽内に投入する。さらに、アミラーゼ、セルラーゼおよび酵母を添加し、重量物中のセルロースとデンプン、および脱水パルプ中のセルロースをグルコースに加水分解するとともに酵母でエタノール発酵する。

数日間の反応で発酵醪を得た後、槽内を減圧・加熱してエタノールを気化させ、反応槽上部のコンデンサーにて冷却することでエタノール濃度数%程度の一次蒸留液を回収し一次蒸留タンクに貯留する。

2-1-5 前培養設備

図6に前培養設備のフローシートを示す。ビーカースケールで培養した酵母を種菌として、培地およびグルコースを添加したNo.1培養槽で培養する。反応に必要な菌体量を得るためNo.2およびNo.3培養槽で培養する。そして、得られた培養液はNo.1およびNo.2反応槽に空気圧送する。これら培養槽とは別途、酵母に供給するグルコース溶液はグルコース希釈滅菌槽で調製、滅菌処理する。

2-1-6 蒸留設備

図7に蒸留設備のフローシートを示す。一次蒸留タンクに貯留したエタノール水溶液をエタノール送液ポンプで連続的に蒸留設備に供給し、減圧下で加熱して気化させた後、凝縮器で回収する。濃縮したエタノールは製品タンクに貯留する。



図 1-1 実証設備全景 (受入貯留・破碎分別エリア)



図 1-2 実証設備全景 (エタノール変換処理エリア)

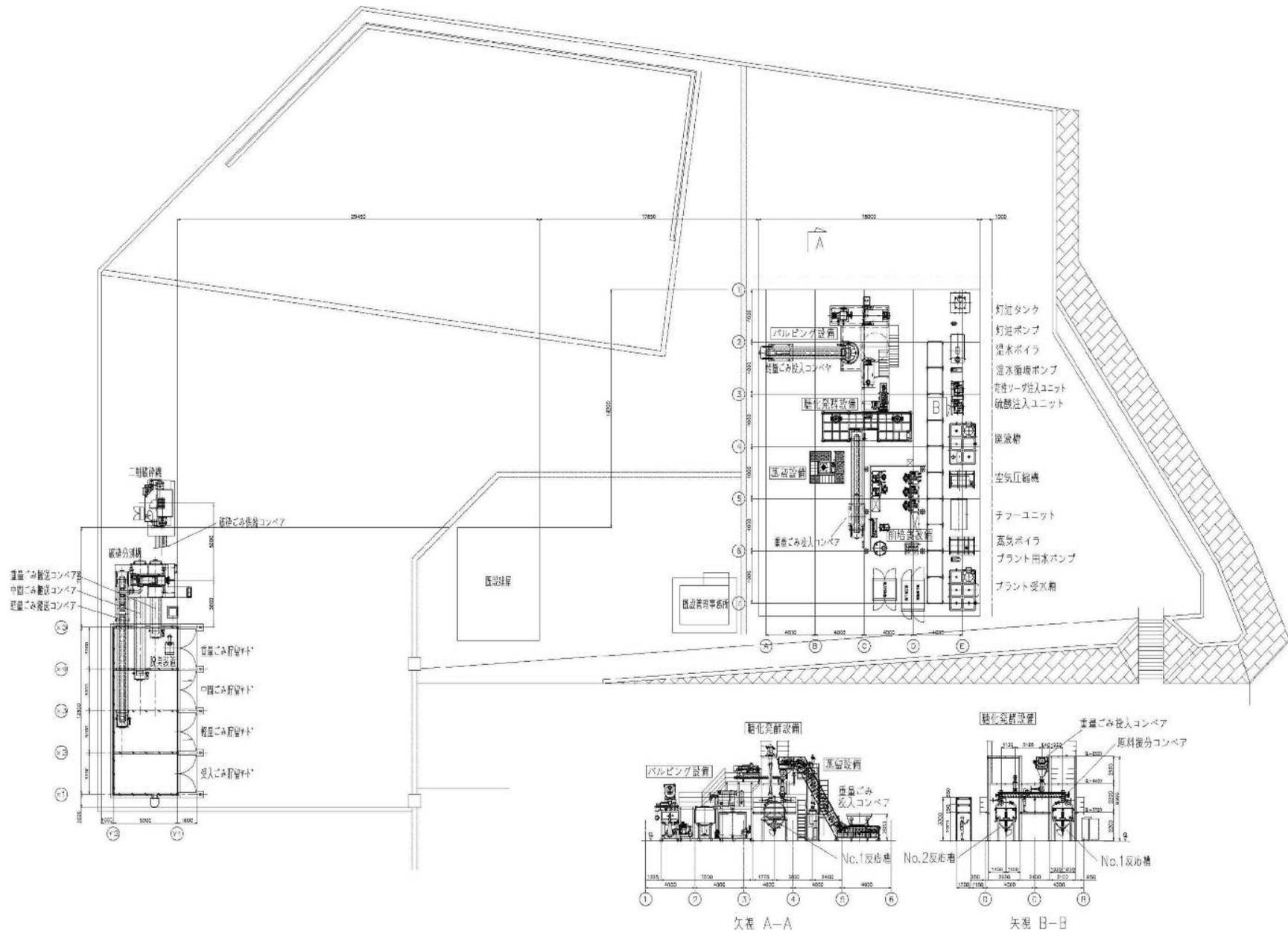


図2 実証機器の全体配置図

表1 各設備の機器リスト

機器名称	数量	仕様
1. 受入設備		
受入ごみ貯留ヤード	1	鉄骨構造、有効 25m ³ 、3.0mW、5.0mL
重量ごみ貯留ヤード	1	鉄骨構造、有効 10m ³ 、3.0mW、2.0mL
中間ごみ貯留ヤード	1	鉄骨構造、有効 10m ³ 、3.0mW、5.0mL
軽量ごみ貯留ヤード	1	鉄骨構造、有効 20m ³ 、3.0mW、5.0mL
脱臭装置	1	活性炭吸着式、活性炭脱臭塔：鋼板製角型、 処理風量：500m ³ N/h、材質：SS400
排水ポンプ	1	水中ポンプ（汚水対応）、吐出量 3.0m ³ /h、揚程 8m
2. 前処理設備		
二軸破碎機	1	電動二軸破碎機、1.0t/h
破碎ごみ供給コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 1.0t/h、SS400・合成ゴム、 ケース幅 0.82m×実長 5.5mL×3.5mH
破碎分別機	1	スイングハンマー式、1.0t/h
重量ごみ搬送コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 0.63t/h、SS400・合成ゴム、
中間ごみ搬送コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 0.56t/h、SS400・合成ゴム、
軽量ごみ搬送コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 0.56t/h、SS400・合成ゴム、
重量ごみ投入コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 0.36t/h、SS400・合成ゴム、 付属品：ロードセル、ホッパ(0.9m ³)
原料振分コンベヤ	1	スクリュウコンベヤ 0.36t/h、SS400、正逆転、 φ0.5mD×6.0mL
軽量ごみ投入コンベヤ	1	密閉式ベルトコンベヤ 0.38t/h、SS400・合成ゴム、 付属品：ロードセルおよびホッパ(0.9m ³)
3. パルピング設備		
パルパー	1	円筒型、2.0m ³
パルパー引抜ポンプ	1	NC ポンプ、0.5m ³ /min
パルパー粗脱水機	1	ドラムフィルター
パルプスラリータンク	1	円筒型、5.0m ³ 、φ2.0m×1.9mH、攪拌機、 温水ジャケット付
パルプスラリー引抜ポンプ	1	NC ポンプ、0.5m ³ /min
パルプ脱水機	1	スクリュウプレス、0.9m ³ /h
パルピング用水タンク	1	円筒型、5.0m ³ 、φ2.0m×1.9mH、攪拌機、 温水ジャケット付
パルピング用水循環ポンプ	1	NC ポンプ、0.5m ³ /min
脱水パルプ移送コンベヤ	1	スクリュウコンベヤ、200kg/h
パルピング用水排出ポンプ	1	モノポンプ、800L/h
パルパー循環用ポンプ	1	NC ポンプ、0.5m ³ /min
異物分離機	1	パックセパレーター、0.6m ³ /min
異物粗脱水機	1	ドラムフィルター、0.6m ³ /min
異物脱水機	1	スクリュウプレス、0.9m ³ /h
パルプスラリー冷却器	1	二重管式熱交換器
4. 前培養設備		
No.1 培養槽	1	ガラス製円筒型、5L
No.2 培養槽	1	鋼板製円筒型、20L
No.3 培養槽(a/b/c)	3	鋼板製円筒型、67L
グルコース溶液滅菌槽	1	鋼板製円筒型、67L
蒸気発生装置	1	ガス焼き小型貫流ボイラ、燃料 LPG

(表1 続き)

機器名称	数量	仕様
5. 糖化・発酵設備		
No.1 反応槽	1	鋼板製円筒型、有効容量 1.0m ³ 、冷温水ジャケット、攪拌機
No.1 蒸発塔	1	ステンレス鋼管製充填物式、 付属品：充填物、デミスター、インターナル
No.1 コンデンサー	1	堅型多管式塔頂コンデンサ
No.2 反応槽	1	鋼板製円筒型、有効容量 1.0m ³ 、冷温水ジャケット、攪拌機
No.2 蒸発塔	1	ステンレス鋼管製充填物式、 付属品：充填物、デミスター、インターナル
No.2 コンデンサー	1	堅型多管式塔頂コンデンサ
エタノール一次蒸留タンク	1	鋼板製円筒型、有効容量 0.5m ³
エタノール送液ポンプ	1	ダイヤフラムポンプ、1m ³ /h、揚程 30m
一次真空ポンプ	1	ドライポンプ
6. 蒸留設備		
蒸発缶	1	ステンレス鋼管製、上フランジ、下平面板、有効容量 100L
電気加熱装置	2	シーズヒーター、ワット密度 1.0 W/cm ²
攪拌機	1	形式：密閉式、液体用
デミスター容器	1	ステンレス鋼管製
デミスター	1	ステンレス製金網
蒸留塔	1	ステンレス鋼管製充填物式
充填物	1	カスケードミニリング
凝縮器	1	堅型多管式塔頂コンデンサ
エタノール製品タンク	3	堅型円筒式、上下平面板
二次真空ポンプ	1	ドライポンプ
蒸留設備チラーユニット	1	水槽内蔵型、空冷式
蒸留塔廃液ポンプ	1	ダイヤフラムポンプ、30L/h、揚程 10m
蒸留廃液冷却器	1	二重管式熱交換器
7. 給水設備		
プラント用水受水槽	1	角型、単板構造、FRP、有効 10m ³ (全容量 12m ³)、 2.0mW×3.0mL×2.0mH
プラント用水ポンプ	1	横軸片吸込渦巻型、6m ³ /h、55m、 FC200/FC200/S45C、ミニフロー
8. 冷温水設備		
冷水熱交換器	2	プレート式熱交換器、材質：SUS304、NBR、交換熱量 17kW
温水ボイラ	1	簡易ボイラ構造規格、出力 233kW、灯油焚き
温水循環ポンプ	1	横軸片吸込渦巻型、10.0m ³ /h、50m、 FC200/FC200/S45C
チラーユニット	1	水槽内臓空冷式、冷却能力 96kW
蒸気ボイラ	1	ガス焚き小型貫流ボイラ、蒸発量 120kg/h、燃料 LPG
温水膨張タンク	1	円筒型、容量 0.5m ³ 、SS400
9. 雑設備		
苛性ソーダ注入ユニット	1	タンク容量有効 100L、ポンプ能力：1L/min
硫酸注入ユニット	1	タンク容量有効 100L、ポンプ能力：1L/min
灯油タンク	1	鋼製円筒型、容量 990L、SS400
灯油ポンプ	1	ギヤポンプ、0.7L/min、0.3MPa、FC250/S45C
空気圧縮機	1	空冷式オイルフリー除湿器内臓型、1.7m ³ /min、0.7MPaG
LPG ボンベユニット	1	鋼製 LPG タンク 2 本用、3.0Nm ³ /h、架台、鎖、 ホース、配管、ネック弁、圧力調整器、安全弁
廃液槽	1	角型、単板構造、FRP、有効 10m ³ (全容量 12m ³)、 2.0mW×3.0mL×2.0mH

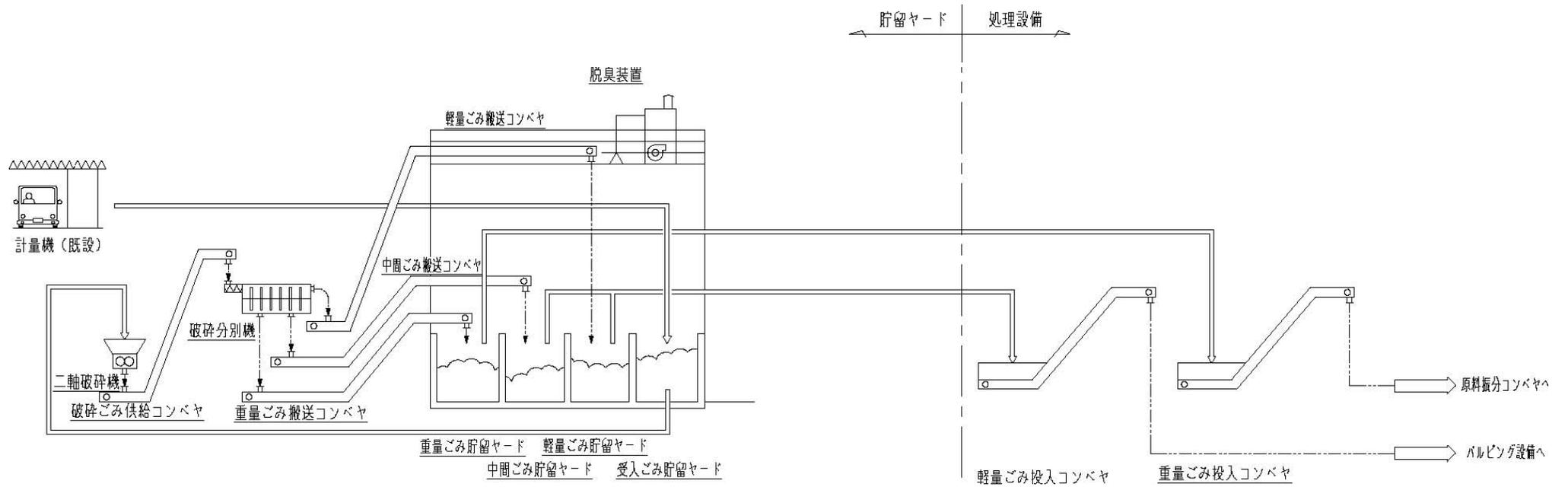


図3 前処理設備フローシート

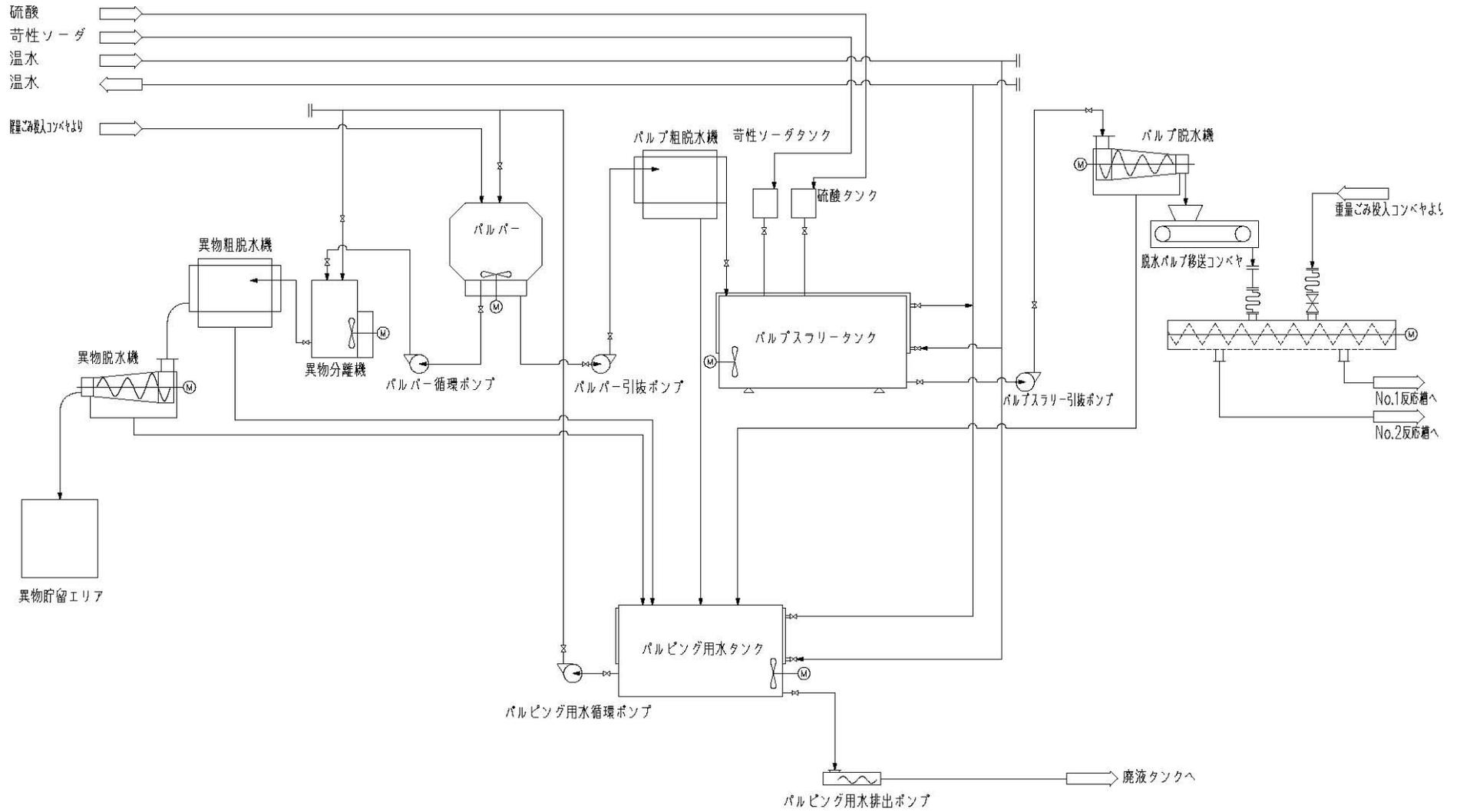


図4 パルピング設備フローシート

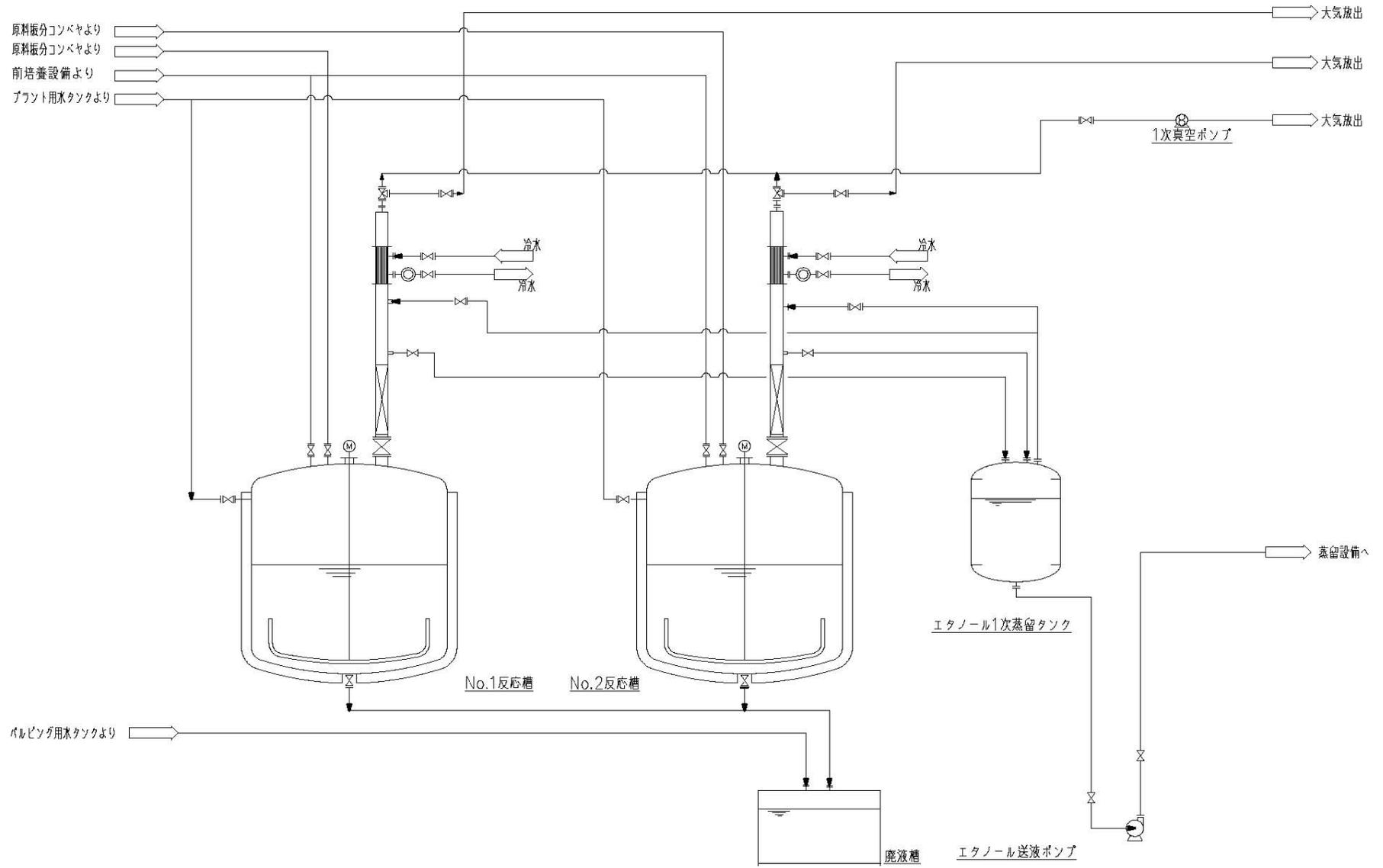


図5 糖化・発酵設備フローシート

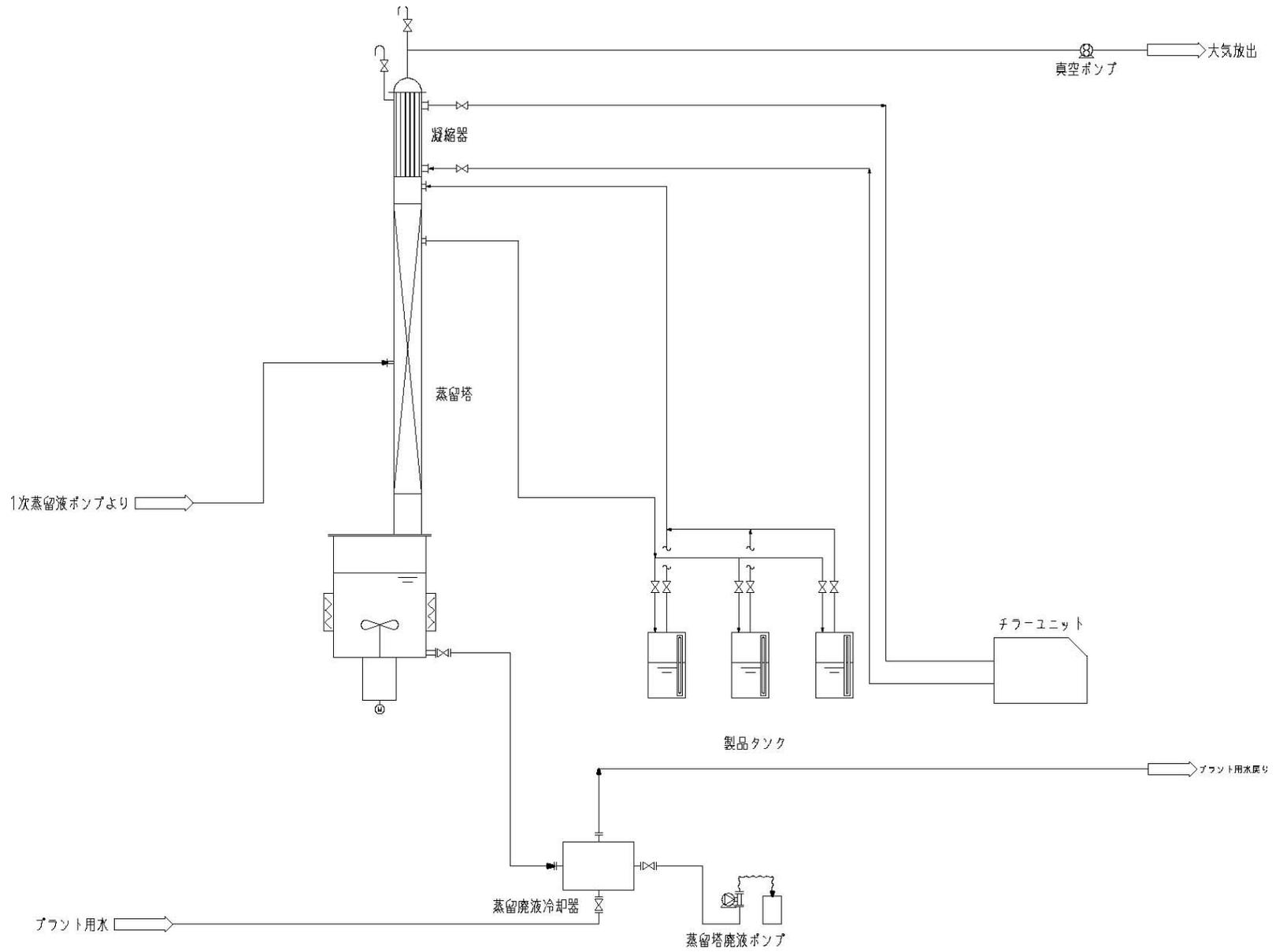


図7 蒸留設備フローシート

2-2 処理工程毎の実証試験方法

2-2-1 原料の機械分別工程

1) 一般廃棄物の排出元

平成24年3月から翌年2月まで、京都市で発生する一般廃棄物を約1t/回受入れ、試験に供した。本実証では、組成の異なる様々な一般廃棄物に対応可能な一連のエタノール製造プロセス構築が目的であるため、表2に示す様々な排出元の一般廃棄物を受入れた。

表2 実証で用いた一般廃棄物

排出元	備考	
A	厨芥類を多く含む一般廃棄物を代表	学校①
B	限定的な収集ごみの一例	多種の小売店
C	限定的な収集ごみの一例	同種の小売店
D	紙類を多く含む一般廃棄物を代表	学校②
E	標準的な一般廃棄物を代表	家庭
F	限定的な収集ごみの一例	学校③

2) 本工程の運転条件・方法

本工程では図3に示す前処理設備を用いた。受入れた一般廃棄物（受入ごみ）を二軸破砕機で破砕し、破砕分別機で軽量物、重量物、およびその中間にあたる中間物に分別し、それぞれをヤードに貯留した。

受入ごみ重量は、搬入車計量器で計測した。本工程で分別された重量物、中間物は1m³フレキシブルコンテナバッグに収容し、重量計測した。軽量物は嵩張り、容器への収容および直接計量が困難なことから、受け入れ重量から重量物、中間物重量を差し引くことで算出した。

また、一般廃棄物を二軸破砕機に投入する際、明らかに破砕困難な金属塊、家電・機械、布塊などは重量を計測したうえで予め除去し、別途廃棄処理した。

3) 原料の組成分類と調査方法

受入ごみ、中間物、軽量物について、表3に示す項目で手選別を行い、組成を調査した。

表3 組成分類項目

分類項目	内容例
厨芥類	生ごみ、たばこ吸殻、液体
紙類	新聞、雑誌、段ボール、紙屑、紙パック、その他紙製容器・包装
草木類	剪定枝、割箸、草花、落葉
布革類	布革製品、サンダル、靴
プラスチック類(プラ類)	ごみ袋、プラスチック製容器・包装、ゴム類、PET、ビニール類
その他	金属、土砂、缶、ビン、石、ガラス、カイロ、髪の毛、吸水シート、除湿剤
汚物	紙おむつ、衛生用品、ペット糞尿
対象外	内容不明 分類不能

受入ごみの中から数十kgを無作為に取り出し、手選別で分類した後、それぞれの重量を計測することで湿重量比率を把握した。また、分類した試料の一部を乾燥機で105℃下24時間以上乾燥させ、受入ごみの水分、および乾重量比率を把握した。残りの受け入れごみを機械分別して得られた中間物、軽量物についても数kgを採取し、同様に手選別で分類して湿重量比率、水分、および乾重量比率を求めた。

なお、手選別の対象となるサンプルは無作為に抽出し、できる限り平準化を図ったが、試験中期以降では、さらに平準化を図るため、二軸破砕処理後の破砕ごみを約50回に分けて間欠的に採取し、それらを十分に混合したものを手選別の対象として使用した。

重量物は微細化され、8種の手選別が困難であったため、重量物の組成は、受入ごみの各組成と中間物、軽量物の各組成の差分で算出した。また、水分は重量物全体として実測するとともに、差分での算出も行った。

厨芥類と湿った紙類が中心の重量物は、そのまま原料として糖化・発酵工程に供するため、プラスチックやビニールなど異物の混入を低減することが望ましく、本実証では混入率5%以下を目標として掲げた。手作業により「布革類」、「プラスチック類」、および「その他」の3種を異物として計量し、混入率を評価した。なお、重量物サンプルは平準化を図るため、破砕分別処理の間、約50回に分けて間欠的に採取し、それらを十分に混合したものを手選別した。

4) 各種分析

重量物、中間物、軽量物は、エタノール原料としてのポテンシャルおよびエタノールへの変換率を把握することを目的に別添表 1 に示す 21 種の成分を分析した。

2-2-2 紙類選別工程

本工程では、図 4 に示すパルピング設備を用いた。前工程で大半の紙類が、中間物、軽量物として分別されるが、プラスチックなど紙類以外のものも多く含まれるため、本工程で紙類を脱水パルプとして分離回収する。

1) 基本的な運転条件・方法

破碎分別で得た中間物、軽量物の重量比で、パルパー内の濃度が 1~3%となるように投入量を調整し、水張りしたパルパー内に投入した。投入後、パルパー底部の攪拌羽根により中間物、および軽量物中の紙を離解させるのと並行してパルプスラリーを引抜き、粗脱水機で含水率を 5%前後に調整した。濃度調整後のパルプスラリーは硫酸により pH を 5~6 程度に調整した後脱水し、糖化・発酵工程の反応槽に供給した。

紙類選別処理後、パルプスラリー、パルプ脱水液、循環水、脱水パルプを採取し、乾燥機で 105℃下 24 時間以上乾燥させ、紙類選別処理における物質収支を求めるとともに、循環水、脱水パルプについては成分分析を行った。

一方、異物は異物脱水機にて脱水後、コンテナに受けて重量計測し、一部を分析用、水分計測用に採取した後、施設外に排出した。紙類選別工程における試験条件を表 4 に示す。

表 4 紙類選別工程の条件

項目	条件/内容
原料	破碎分別後中間物、軽量物
試料濃度	1~3%
パルピング時間	30~40min
異物引抜時間	20~40sec/回
異物引抜回数	5~10 回
パルプスラリー pH	硫酸により調整 pH5~6

2) 物質収支等の算出方法

実証試験期間中、前半は主に紙類選別工程の操作法を検討し、後半はその操作における物質収支把握を目的として試験を行った。

中間物および軽量物中からの脱水パルプ回収率、中間物および軽量物中の紙類からの脱水パルプ回収率、脱水パルプの水分、異物の水分を計測し、各 Run で紙類選別工程における物質収支を求めた。

なお、手選別した紙類は厳密にはラミネート、バインダー、その他付着のプラスチックも含むが、手選別から求めた紙類の組成割合をもとに、本工程で得る脱水パルプの回収率を以下式により算出した。

$$\begin{aligned} & \cdot \text{中間物・軽量物中の紙類からの脱水パルプ回収率[\%]} \\ & = (\text{回収された脱水パルプ乾重量}) / (\text{中間物・軽量物中の紙類の乾重量}) \times 100 \end{aligned}$$

3) 各種分析

脱水パルプは糖化・発酵工程で原料として利用するため、エタノール原料としてのポテンシャルの把握を目的に、循環水は再利用および糖化・発酵工程での調整水としての利用を想定、もしくは排水処理にかかる負荷を把握することを目的に別添表 1 に示す 21 種の成分を分析した。一方、異物は、プラスチック類、草木類、布革類からなり RPF などの原料としての用途展望から燃焼を想定した分析を行った。

2-2-3 酵母の前培養工程

前工程で得られた原料に酵素と酵母を加えてエタノール発酵を行うが、本項では発酵に用いる酵母の前培養法について記述する。また、酵母の保存法の検討のほか、様々な成分を含む一般廃棄物を長期的かつ安定的にエタノール発酵できる非遺伝子組換えの酵母（耐塩性酵母）の育種についても併せて記述する。

1) 基本培養条件

酵母は熊本大学附属の凝集性酵母 *Saccharomyces cerevisiae* KF-7 を用いた。KF-7 はフィリピンのアアルコール工場で使用されていた耐熱性の非凝集性酵母 *S. cerevisiae* EP1 と凝集性酵母 *S. cerevisiae* IR2 からプロトプラスト融合してつくられた酵母であり、通常の酵母よりも耐熱性が高い株である。KF-7 は表 5-1 に示す YPD 寒天培地で継代培養を行った。YPD 寒天培地上に生育した KF-7 の写真を図 8 に示す。

表 5-2 に示す YPD 液体培地で寒天培地上のコロニー 1 白金耳分を三角フラスコで振とう培養した後、ジャー

ファーメンターでさらに培養を行った。

ジャーファーメンターで培養した酵母を図 9 に示す培養槽で培養し、発酵に用いた。

表5-1 YPD寒天培地組成

ポリペプトン	20g
酵母エキス	10g
グルコース	20g
寒天	20g
純水	1L

表5-2 YPD培地組成

ポリペプトン	20g
酵母エキス	10g
グルコース	20g
純水	1L



図 8

YPD 寒天培地上に生育した酵母コロニー

2) 流加培養による対糖収率の評価

流加培養とは、ある特定の栄養源を培養槽へ供給し、培養中は培養液を引き抜かない培養法である。回分培養では培養環境を全く制御しないが、流加培養では微生物の栄養源の消費速度などを考慮した培養制御が可能である。パン酵母の製造において、エタノールの生成を抑制するために流加培養は 1950 年代から使われている。

酵母の培養において培地の糖濃度が高い条件では酵母の増殖に伴い酵母の酸素要求量が大きくなり、培養槽内が嫌気状態となる。嫌気状態になると糖はエタノール生成に消費され、酵母の収率は低下する。また、酵母の場合、糖濃度が高いと溶存酸素が十分存在していても糖からエタノールが生成される現象が知られている。したがって菌体の収率を考えた場合、菌体の資化速度と同等あるいは遅い速度で糖を追加添加し、糖を菌体の培養のみに消費させ、エタノールの生成を抑えることが必要である。そこで本検討では培養槽内のグルコース濃度を一定に保ち、比増殖速度を維持することができる流加培養を採用し、高収率の酵母培養条件の検討をした。

反応槽中の酵母の対数増殖期の生育および糖濃度の変化量は Monod の経験式で表わされる。

$$dVX/dt = \mu VX \quad ①$$

$$dVS/dt = FS_f - (\mu/Y_{x/s} + m)VX$$

$$V dS/dt + S dV/dt = FS_f - (\mu/Y_{x/s} + m)VX$$

$$SF = FS_f - (\mu/Y_{x/s} + m)VX - V dS/dt \quad ②$$

比増殖速度 μ は①より

$t=0$ のとき

$$\ln VX - \ln V_0X_0 = \mu t$$

$$VX = V_0X_0 \exp(\mu t) \quad ③$$

②、③より、

$$F = (\mu/Y_{x/s} + m) / (S_0 - S) V_0X_0 \exp(\mu t) - V dS/dt \quad ④$$

④を用い、流加量を決定し、培養を行った。



図 9 培養槽

F : 流加量 (L/h)

X : 細胞濃度 (g/L)

μ : 比増殖速度 (h^{-1})

S : 基質濃度 (g/L)

Sf : 流加基質濃度 (g/L)

V : 培養液体積 (L)

$Y_{x/s}$: 細胞収率 (g-cell/g-グルコース)

3) 酵母保存方法の検討

酵母の使用量を低減するとともに培養に必要な設備費を縮減することは、事業化に向けてエタノール製造コストを低減するために非常に重要である。培養設備費を縮減する方法として、大量生産で安価に培養・保存した酵母を適用することを検討した。

(1) 保存温度の影響

3 L ジャーファーメンターに 5%YPD 培地 2 L を入れてオートクレーブで滅菌(121°C、15 分)後、凝集性酵母 *S. cerevisiae* KF-7 前培養液を 10%植菌し、30°C、160rpm、0.05vvm で 16 時間培養した。培養液を遠心分離 (MX-301, TOMY) して集菌した後、吸引ろ過した。得られた菌体約 2g をバイアル瓶(100mL)に入れて栓をし、4°C および 20°C で保存した。

また、嫌気条件下の効果について調べるため培養酵母をバイアル瓶に入れて窒素置換した後、4℃と 20℃で保存して経日変化を調べた。

保存性の評価として、酵母の生存率、菌体活性およびトレハロース濃度を測定した。トレハロースは細胞質膜を保護するといわれており、ストレス耐性の指標とした。

保存によって酵母の活性は低下すると思われるため、酵母の再活性化のために振盪培養の効果調べた。保存していた酵母を滅菌水に懸濁後、5%YPD 培地 100mL に植菌し、静置培養(30℃)と振盪培養(30℃、140rpm)を行い、総菌数と菌体活性を測定した。

(2) 乾燥方法の影響

湿潤状態での保存以外に、より長期間安定して酵母を保存するにはパン酵母のように乾燥させる方法がある。乾燥させることで体積や重量が大きく減少するため輸送コストも削減できる。そこで酵母の乾燥方法を検討した。

ジャーファーマンターに培地 1.6 L を入れ、オートクレーブで滅菌後、前培養液を 10%植菌して 30℃、160rpm、1.0vvm の好気的な条件で 26 時間培養した。遠心分離した酵母は以下方法で脱水・乾燥し、水分と生存率の変化を測定した。

- ・37℃乾燥：菌体約 10g をシャーレに広げ、37℃のインキュベーター内で乾燥させた。
- ・油圧プレスによる脱水・乾燥：培養した酵母を遠心分離で集菌後、ろ紙に包んで油圧プレスで脱水した。その後、さらに次に示す減圧乾燥を行った。
- ・減圧乾燥：菌体約 10g をシャーレに広げ、シリカゲルを入れたデシケーター内でアスピレーターを用いて減圧しながら乾燥させた。

なお、焼酎用酵母を乾燥する場合、糖蜜培地を用いて培養した後、乾燥処理が行われており、パン酵母や清酒用酵母、またワイン酵母も同様である。そこで、糖蜜培地を用いた培養の効果について評価を行った。糖蜜培地は宮崎県食品開発センターで用いられている培地と熊本県工業技術センターで用いられている培地の 2 種を調製し、前者を宮崎培地 (g/L：糖蜜, 95.2；酵母エキス, 2.0；ポリペプトン, 4.0；リン酸二水素カリウム, 0.4；硫化マグネシウム・7H₂O, 0.1)、後者を熊本培地 (g/L：糖蜜, 190.5) とした。

さらに、乾燥保存後の酵母生存率の向上を目的に、トレハロースとコーングリッツを添加した検討も行った。

水和したトレハロースは、細胞質膜を保護するとされるため、酵母を乾燥させる際にトレハロースを 10%になるよう添加し、乾燥後の生存率を評価した。添加方法は、粉末トレハロースとトレハロース溶液 (100g/L) を添加する 2 種類について検討した。

宮崎県食品開発センターでは水分含量約 75%の酵母スラッジとコーングリッツを 1対1で混合して 40~45℃で真空乾燥することにより、水分含量 10%でも生存率 90%以上の乾燥酵母を製造したと報告している(平成 15 年度本格焼酎技術開発事業研究成果報告書)。そこで、乾燥酵母の副資材として用いられているコーングリッツとの混合について検討した。培養した酵母に重量比 1対1でコーングリッツを添加し混合後、40℃で 16 時間減圧乾燥し、生存率を評価した。

(3) 酵母の連続培養による耐塩性の付与

一般廃棄物中には厨芥類等由来の塩類が多く、エタノール発酵に影響を与える可能性がある。そこで耐塩性酵母の創製を目的に、凝集性酵母 KF-7 を出発株として用い、長期連続培養(35℃、希釈率 0.1h⁻¹、通気量 0.1vvm)による育種を行った。供給培地中の KCl 濃度を段階的に 5%、7%、9%と上げながら各塩濃度で発酵醪をサンプリングして耐塩性酵母を単離した。単離株の増殖試験および回分発酵試験を行い、生菌数、総菌数、グルコース、エタノール、および酵母の浸透圧ストレスの指標であるグリセロールの濃度の測定をすることにより育種株の評価を行った。

2-2-4 糖化・発酵工程

1) 反応方法

(1) 反応基本条件

糖化・発酵反応の基本条件について表 6 に示す。反応は、同一槽内で糖化と発酵を行う同時糖化発酵法を採用することで、必要機器数を減らすと同時に総反応時間の短縮を図っている。糖化酵素であるセルラーゼは、セルロースを基質として働く酵素である。原料中に含まれるセルロース成分は、脱水パルプだけでなく重量物中に含まれる紙類にも存在している。軽量物・中間物から得られた脱水パルプの回収率を重量物中の紙類に乘じ、脱水パルプ量と加算した値から、セルラーゼ使用量を算出した。また、デンプンを糖化するアミラーゼの

使用量は、重量物中に存在する厨芥量から算出した。酵母使用量は、総反応量当たりで添加量を決定した。pHはパルプスラリータンクにて硫酸で pH5~6 に調整しており、反応液もこれに近い値となるため、反応中は制御を行わなかった。

反応原料は、受け入れた廃棄物から得られる重量物と脱水パルプをそれぞれの量比で混合し、原料濃度は糖化・発酵反応後に得られるエタノール濃度が 5v/v%以上となるように調整した。

表 6 糖化・発酵反応基本条件

反応方法	同時糖化発酵 (Simultaneous Saccharification and Fermentation; SSF)
セルラーゼ酵素	Genencor 社製セルラーゼ
セルラーゼ使用量	2.0FPU*1/g-パルプ原料
アミラーゼ酵素	Novozymes 社製アミラーゼ
アミラーゼ使用量	0.7AGU*2/g-厨芥原料
酵母	<i>Saccharomyces Cerevisiae</i>
酵母使用量	0.1~5.0g-FW/kg-反応量
pH	5(4~6)
温度	38.0°C
抗生剤	クロラムフェニコール(APOLLO Scientific Limited 製)
攪拌速度	20rpm

*1 filter paper unit

*2 amyloglucosidase units

(2) 反応開始方法

濃度調整を行った混合原料を 80°C以上で 24 時間加熱することで殺菌処理を行った。加熱処理が終了した原料は、反応に適した温度まで冷却を行う。反応温度で一定となった後、滅菌水で溶解した抗生剤水溶液、酵母とその培養液、各酵素を反応槽の上部ノズルから添加した時点を反応開始とした。

(3) 分析方法

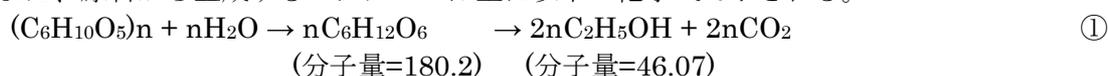
反応液は、80°C以上 5 分間熱処理による酵母および酵素の不活化処理後、グルコースおよびエタノールを多機能バイオセンサ(王子計測製 BF-5)で、有機酸を HPLC (HITACHI 製 高速液体クロマトグラフィー ELITE Lachrom) で分析を行った。HPLC の分析条件を以下に示す。

HPLC system	: HITACHI 製 高速液体クロマトグラフィー ELITE Lachrom
Column	: GL-C610H-S
Oven temperature	: 60°C
Solvent	: 0.5 % H ₃ PO ₄ aqueous solution
Flow rate	: 0.5 mL/min
Detector	: Diode Array Detector L-2490, RI Detector L-2455

分析により得られるエタノール濃度は v/v%であり、反応量は重量で計算している。また、セルロースなどの固体原料から最終的に液体のエタノールが生成することから、エタノール量を算出する方法が必要である。まず設定値を以下のように定義する。

総反応量	M	kg
初期原料濃度	r	kg/kg
エタノール濃度	a	L/L
実エタノール量	y	L
エタノール比重	d	(=0.794) kg/L

また、原料から生成するエタノールは主に以下の化学式で示される。



生成エタノール(L)当たりの加水分解で使用される水(kg)は、

$$18.02/(46.07 \times 2/d) = 0.155$$

となる。①の反応以外が進行せず、水溶液の比重を1とすると、生成エタノール濃度は②で近似できる。

$$a = y / \{y + (1-r)M - 0.155y\} \quad \text{②}$$

②を実際のエタノール生成量である y で解くと③で表わされる。

$$y = (1-r)aM / (1 - 0.845a) \quad \text{③}$$

水に関わる①以外の反応としては、糖などの資化（酸化反応など）により生成する水と、糖の生成もしくは有機酸などへ変換される際に加水分解で消費される水などが考えられる。これら反応に関わる水の量を正確に把握することは困難であるが、①以外の生成水と消費水による増減量は既存在量に比して多くないことが予想できるため、③でエタノール生成量を算出する事とした。

反応原料は、脱水パルプと重量物を混合後、調整水で所定の濃度に調整し、混合後にサンプリングを行った。混合原料の分析項目と分析方法について別添表 1 に示す。分析結果のうち全糖量から、エタノール変換率を算出した。糖から生成するエタノール量比は、①より、

$$46.07 \times 2 / 180.2 = 0.511$$

であるため、エタノール変換率は以下の④を用いた。

$$\text{エタノール変換率} = (\text{エタノール生成量(L)} \times d) / (\text{原料中の全糖量} \times 0.511) \quad \text{④}$$

2) 試験項目

(1) 各種原料を用いた試験

本実証で対象原料としている一般廃棄物は、多様な成分が存在している。最も量が多く、多様な種類で構成すると考えられる家庭ごみ（排出元 E）を標準的な一般廃棄物とした。

また、様々な排出元からの一般廃棄物を原料として検討した。対象原料の構成成分である厨芥類を多く含むごみの代表として学校①（排出元 A）、紙類を多く含むごみの代表として学校②（排出元 D）、その他限定的な収集ごみの例として多種の小売店（排出元 B）、同種の小売店（排出元 C）由来の一般廃棄物を用いた。

(2) 半回分式同時糖化発酵試験

同時糖化発酵反応は、反応槽内に所定の酵素と酵母を添加し、反応終了後に蒸留に供するため、回分式反応である。半回分式同時糖化発酵とは、1回目の回分反応の一部もしくは全量を2回目の原料と混合する方法であり、酵素および酵母の使用量を低減する事ができると考えられる。図 10 に、半回分式同時糖化発酵反応の概念図を示す。本実証試験では、1回目反応液の2回目への移送量は、2回目の総反応量の 1/2 量とした。

1回目の反応は、表 6 に示した糖化・発酵基本条件で行い、2回目の反応では酵母は添加せず、抗生剤と酵素を添加した。

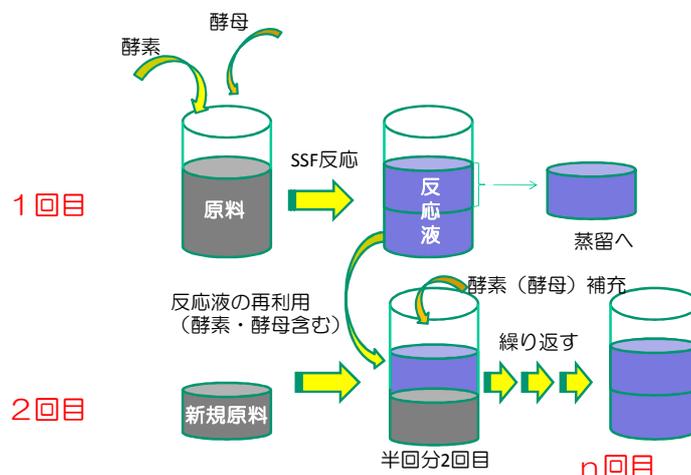


図 10 半回分式同時糖化発酵方法

2 回目の反応で生成するエタノールの量は、③では算出できない。そこで半回分反応 2 回目に生成するエタノール量を以下のように算出する事とした。

半回分反応 n 回目の設定値を以下のように定義する。また、移送量 T_n とは、 $(n+1)$ 回目に移送する量、 y_n は T_n 中に含まれるエタノール量とする。

反応仕込み量	M_n	kg
移送量	T_n	kg
初期原料濃度	r_n	kg/kg
エタノール濃度	a_n	L/L
実 EtOH 量	y_n	L
T_n 中の水量	W_n	L(=kg)

②より 2 回目の反応に持ち込まれる水量 W_1 は⑤で、③より T_1 中のエタノール量 y_1 は⑥で表わされる。

$$W_1 = (1-r_1)T_1 - 0.155y_1 \quad \text{⑤}$$

$$y_1 = (1-r_1)a_1T_1 / (1-0.845a_1) \quad \text{⑥}$$

したがって、エタノール濃度 a_2 は以下で近似できる。

$$a_2 = (y_1 + y_2) / \{(y_1 + y_2) + (1-r_2)M_2 - 0.155y_2 + W_1\} \quad \text{⑦}$$

これを反応 2 回目で生成したエタノール量 y_2 で解くと、⑦となる。

$$y_2 = [a_2\{y_1 + (1+r_2)M_2 + W_1\} - y_1] / (1-0.845a_2) \quad \text{⑧}$$

(3) 保存酵母の適用試験

2-2-3 3)項で酵母の保存性について検討を行なった。そこで保存した酵母を用いた同時糖化発酵を行い、適用性を試験した。反応は表 6 に示した糖化・発酵基本条件を適用した。酵母の保存は、培養後 6,500rpm (8,220g) で 10 分間遠心 (KUBOTA 製 7780 II) 処理を行い、得られた菌体を 4℃の冷蔵庫内にて 8 日間保存した。使用する前には滅菌水に懸濁させ、反応槽に添加した。

(4) 育種酵母の評価試験

2-2-3 3)項で、得られた耐塩性酵母 (株 22) を用いて同時糖化発酵を行い、適用性を検討した。反応は表 6 に示した糖化・発酵基本条件を適用した。

2-2-5 蒸留工程

1) 一次蒸留の運転条件・方法

廃棄物由来原料の発酵醪は固形分を多く含む粘性の高い性状である。そこで、移送によるロスや、加熱による壁面への固着を防ぐため、反応槽の上部に蒸発塔を設置して一次蒸留を行った。

糖化・発酵終了後の反応槽内および蒸発塔内を真空ポンプで約 25kPa(A)まで減圧し、反応槽のジャケットに約 85℃の温水を循環させて発酵醪を加熱した。気化した蒸気は蒸発塔内充填層で濃縮し、塔頂部のコンデンサーで回収した。全還流の状態では反応槽を加熱し、槽内温度および塔頂温度が一定になった時点で一次蒸留タンクへの留出を開始した。時間経過とともに反応槽内および蒸発塔内のエタノール濃度が低下していくため塔頂温度が上昇し、一定になった時点で留出を終了した。一次蒸留終了後、一次蒸留液および一次蒸留残渣をサンプリングした。一次蒸留の条件を表 7 に示す。

2) 二次蒸留の運転条件・方法

蒸留塔缶内に水を入れ、蒸留塔内を約 25kPa(A)まで減圧し、蒸留缶をヒーターで加熱した。全還流の状態では加熱を続け、蒸留缶内温度、蒸留塔内温度、塔頂温度が一定になった時点で、一次蒸留タンクからポンプにより一次蒸留液の供給を開始した。供給速度は一定で連続的に供給し、塔頂温度が約 50℃になった時点で留出を開始した。留出開始後は塔頂温度が 50℃となるように留出量を調節した。一次蒸留液供給停止後、蒸留缶内のエタノール濃度の減少と共に塔頂温度が上昇し、一定になった段階で、留出を終了した。蒸留中に適宜、蒸留塔下部のフーゼル油抜出口からフーゼル油のサンプリングを行った。また、蒸留終了後に二次蒸留液および二次蒸留

残渣をサンプリングした。二次蒸留の条件を表 8 に示す。

表 7 一次蒸留の条件

項目	条件/内容
圧力	25 kPa(A)
留出開始時の塔頂温度	46~50℃
留出終了時の塔頂温度	63~67℃
留出開始時の反応槽内温度	65~68℃
留出終了時の反応槽内温度	65~70℃
蒸留時間	120~240 min

表 8 二次蒸留の条件

項目	条件/内容
圧力	25kPa(A)
塔頂温度	約 50℃
塔内温度	55~60℃
塔入口温度	55~60℃
供給液流量	200~240mL/min
留出液流量	60~90mL/min

3) 各種分析

蒸留工程においてサンプリングされた一次蒸留液、二次蒸留液、フーゼル油については、エタノール以外の成分の確認を目的に行った分析項目と分析方法について別添表 2 に示す。一次蒸留残渣はメタン発酵原料としてのポテンシャル把握を目的に、二次蒸留残渣は再利用、および糖化・発酵工程での調整水としての利用を想定、もしくは排水処理にかかる負荷を把握することを目的に行った。分析項目と分析方法について別添表 1 に示す。また、二次蒸留液の一部は無水化処理を行ない JIS(K2190)に従い成分分析した。

2-3 処理工程毎の実証試験結果と考察

2-3-1 原料の機械分別工程

1) 機器のハンドリング

機械分別工程では、軽量物コンベヤ投入部までのダクト水平部で堆積・閉塞するトラブルが発生したが、ダクト部の形状変更等により改善した。二軸破砕機で破砕することにより、破砕分別機内部で紐等の、巻き付き・固着などのトラブルは発生しなかった。

2) 破砕分別機による分別

5種の排出元からの受入ごみを重量物、中間物、軽量物に破砕分別した結果を図 11-1, 2 に示す。図 11-1 に示す試験は、破砕分別機下部のスクリーンの径を大きく設定していたため、本来、厨芥類、湿った紙類からなる重量物を分別・回収する目的に対し、重量物中への異物の混入率が高い結果であった。これに対し、図 11-2 に示す試験では、スクリーンの径を変更して分別試験を実施した。

排出元による大きな差異はなく、スクリーン変更後の重量物、中間物、軽量物の移行割合は、各々 20~35%、20~35%、30~50%に収まった。図 12 には変更後の重量物、中間物、軽量物の写真を示す。

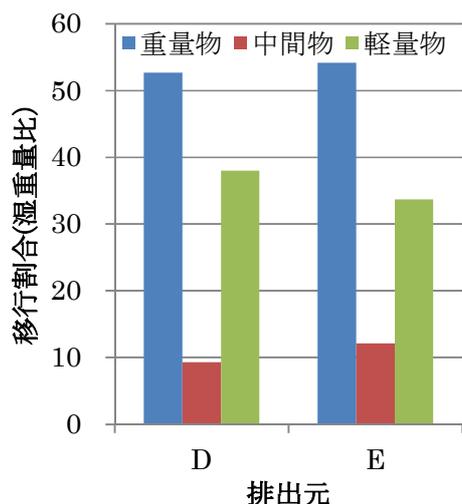


図 11-1 破砕分別による移行割合 (スクリーン径変更前)

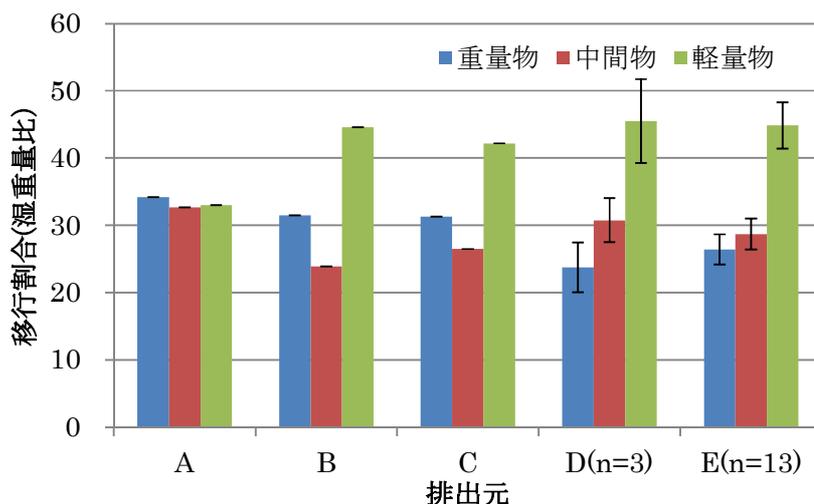


図 11-2 破砕分別による移行割合 (スクリーン径変更後)



図 12 重量物、中間物、軽量物の状態

3) 受入ごみの組成

組成調査の結果を排出元別に図 13-1~6 に示す。それぞれ湿重量割合、乾重量割合を併記した。

(1) 排出元 A

学校から排出された一般廃棄物で、給食残飯も含み、厨芥類の多い一般廃棄物の代表として選定した。

(2) 排出元 B

複数の業種の小売店から排出され、限定的な場所から排出された一般廃棄物の代表として選定した。

(3) 排出元 C

同種の小売店から排出され、限定的な場所から排出された一般廃棄物の代表として選定した。厨芥類の割合は少なく、包装系の紙類、プラ類が主な組成となっている。

(4) 排出元 D

学校から排出された一般廃棄物で、紙類の多い一般廃棄物の代表として選定した。他の排出元と比べ紙類の割合が高く、湿重量で 60~71%であり、厨芥類が最も少なかった。

(5) 排出元 E

家庭から排出された一般廃棄物で、標準的な一般廃棄物の代表として選定した。湿重量で厨芥類約 25%、紙類約 35%、乾重量では厨芥類約 10%、紙類約 40%であった。排出元 E は季節変動を調査する目的で全実証期間を通して受入れたが、時期により組成の変動はほとんど見られなかった。

(6) 排出元 F

学校から排出された一般廃棄物で、給食残渣を主とし、限定的な場所から排出された食品系廃棄物の代表として選定した。組成調査のみを行ない、厨芥類の割合は湿重量、乾重量共にどの排出元よりも多く、それぞれ約 58%、約 77%であった。また、水分もどの排出元より多かった。

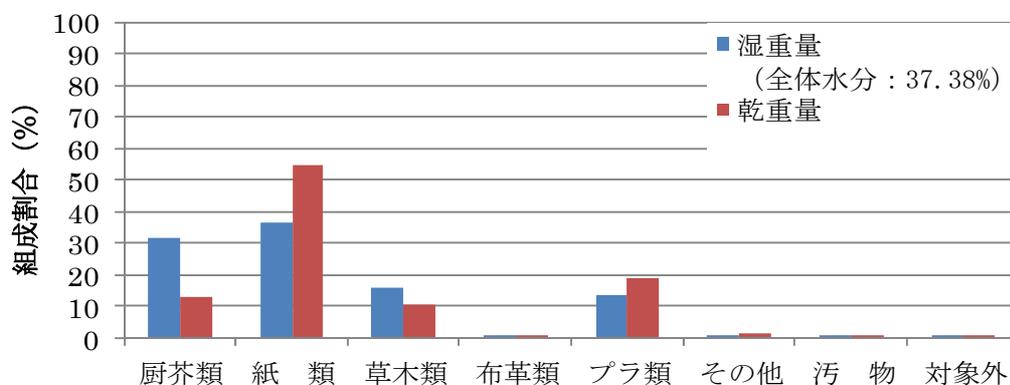


図13-1 受入ごみ組成 (排出元A)

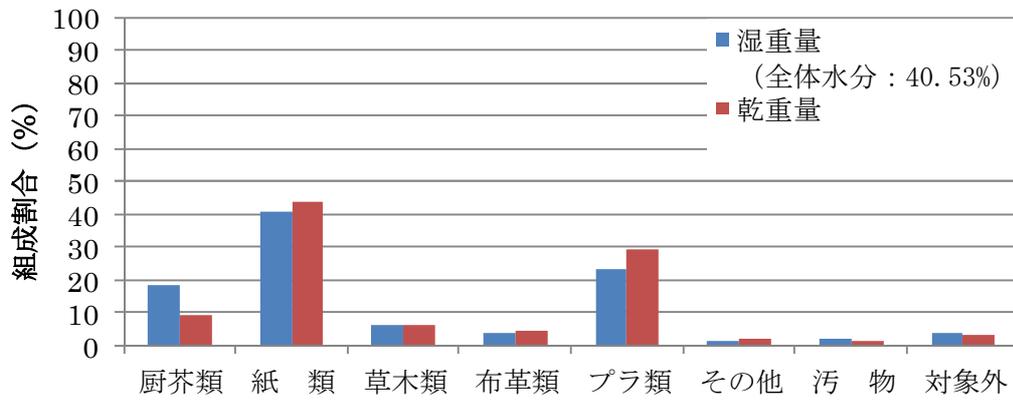


図13-2 受入ごみ組成 (排出元B)

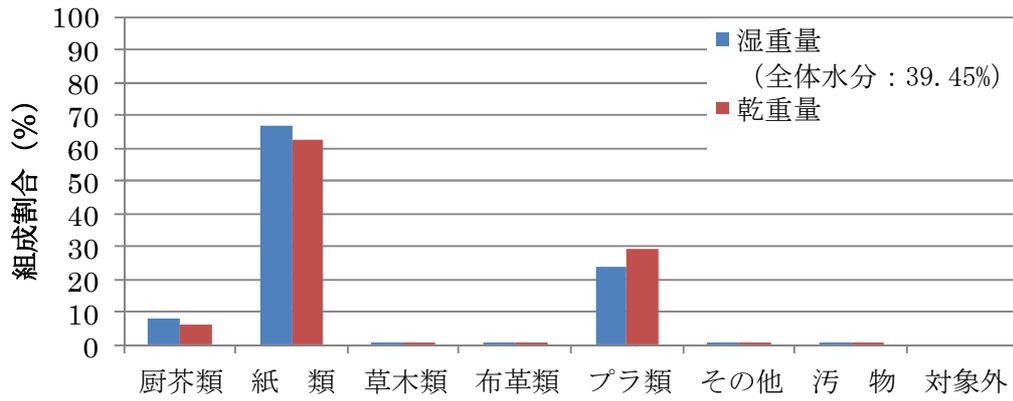


図13-3 受入ごみ組成 (排出元C)

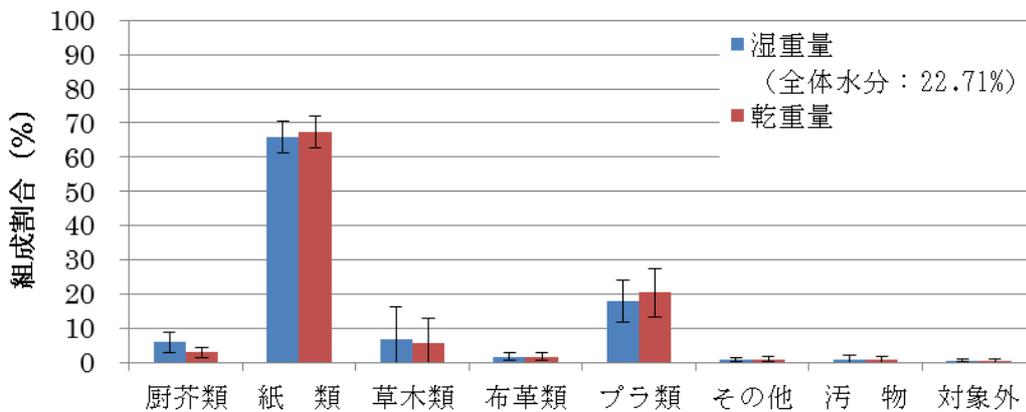


図13-4 受入ごみ組成 (排出元D)

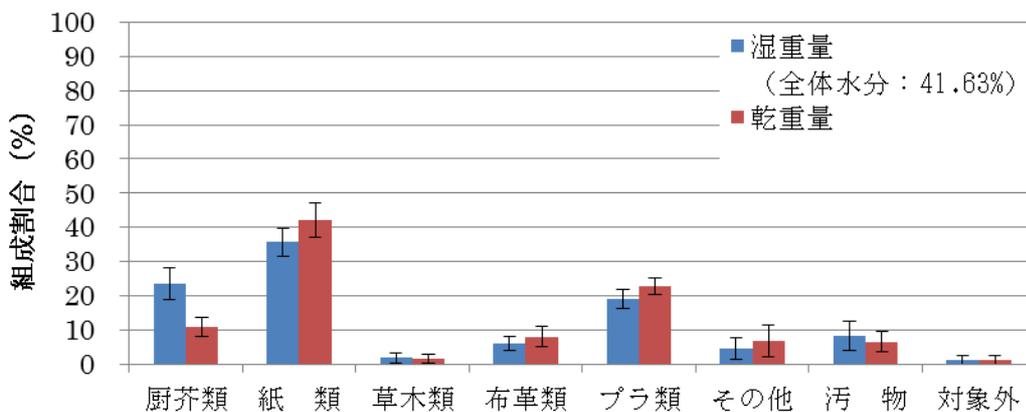


図13-5 受入ごみ組成 (排出元E)

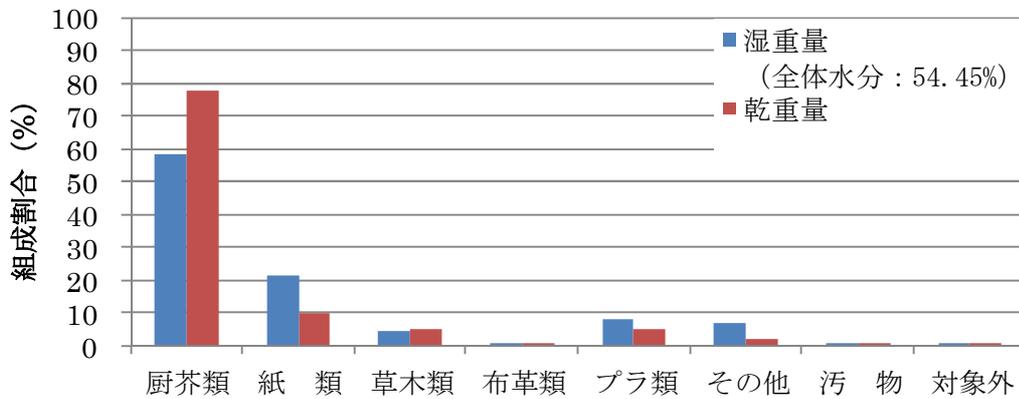


図13-6 受入ごみ組成 (排出元F)

4) 機械分別工程での各組成移行率

機械分別工程で得られた重量物、中間物、軽量物の移行割合、手選別による中間物、軽量物の組成、水分から、重量物、中間物、軽量物の乾重量の組成を算出した。ただし、重量物の組成は受入ごみ、中間物、軽量物の各組成割合と破碎分別の移行割合から算出した。

本実証では受入ごみを機械分別して厨芥類、湿った紙が中心の重量物を分別し、糖化・発酵工程の原料とする。一方、中間物、軽量物は紙類選別工程で紙類を回収し、糖化・発酵工程での原料とする。そのため、糖化・発酵工程で原料となる厨芥類および紙類、それ以外の3項目に大別し、機械分別工程での移行率を乾重量割合でそれぞれ算出した。

(1) 厨芥類の移行割合

図14-1に厨芥類の移行割合を示す。本実証前の基礎試験において、中間物、軽量物の中に含まれる厨芥類は紙類選別工程のパルピング処理で、微細化され排液側に移行するか、微細化されずそのままの形状をほぼ維持して異物側に移行することが確認されている。そのため、糖化・発酵工程の原料となる厨芥類は、破碎分別工程で重量物として回収し、そのまま原料として使用することが望ましい。今回の結果では、受入ごみの排出元によらず、80%以上の厨芥類が重量物として回収されることが確認できた。

重量物の移行割合は、受入ごみ、中間物、軽量物の重量差からの算出値であり、手選別による実測は行っていない。また前述のとおり、重量物はそのまま糖化・発酵工程に原料として供給するため発酵不適物の混入率低減が望まれる。そこで、後述する通り別途手選別を行い、発酵不適物の混入率を実測した。

(2) 紙類の移行割合

図14-2に紙類の移行割合を示す。「紙類」、および「厨芥類・紙類以外」は、破碎分別機の分別構造上精度よく分別することは困難で、湿った紙類は厨芥類と同様の挙動となり、乾いた紙類とプラスチック類はほぼ同様の挙動となる。本実証では乾いた紙類とプラスチック類に対し、さらに紙類選別工程を設けることで紙類を回収するため、重量物への乾いた紙類混入率を低減させることで、重量物への厨芥類・紙類以外の混入率を低減することができた。

Run1、2では破碎分別機下スクリーン径を大きく設定しており、それに伴い、約60%の紙類が重量物中に移行した。これに対して、紙類を中間物、もしくは軽量物中に分別できるようスクリーン径を変更した結果、重量物への紙類移行率は約20%となり、そのほとんどが湿った紙であった。厨芥類と同じ挙動により重量物中に移行する湿った紙類は、後段の糖化・発酵工程において原料となるため、湿った紙類の混入は特に問題はない。

(3) 厨芥類・紙類以外の移行割合

図14-3に厨芥類・紙類以外の移行割合を示す。厨芥類・紙類以外はその大半が軽量物に分別される結果となったが、重量物、中間物への移行率は値にばらつきがみられた。

前述のとおり、破碎分別機の構造上、スクリーン径より小さいものは重量物として分別される。そのため、二軸破碎機刃幅とスクリーン径の調整だけでは、土砂、ガラス、裁断紙などは精度よく分別することは困難である。

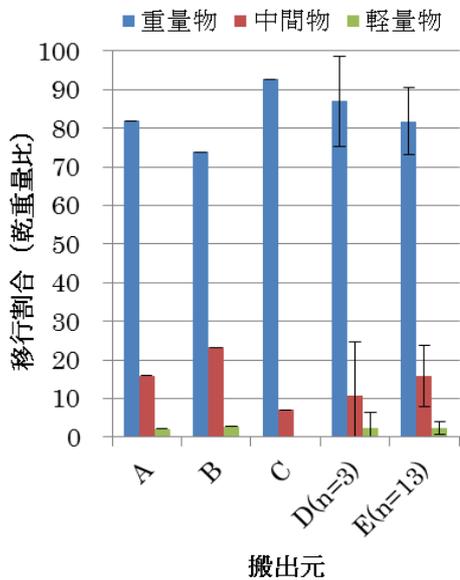


図 14-1 厨芥類の移行割合

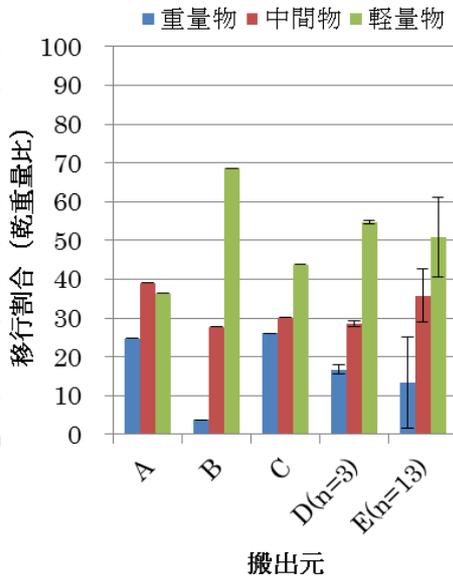


図 14-2 紙類の移行割合

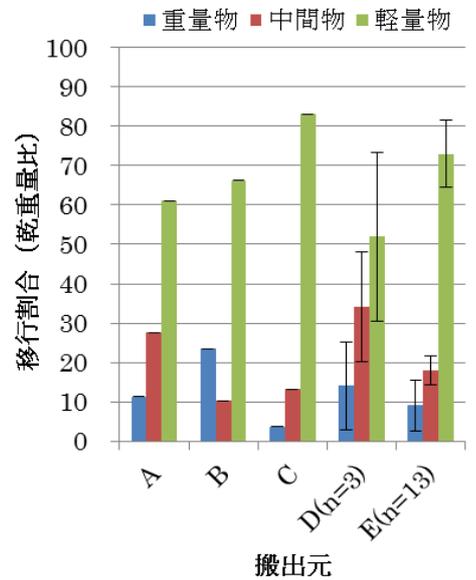


図 14-3 厨芥類・紙類以外の移行割合

5) 重量物の異物混入率

重量物の異物混入率を表 9 に示す。いずれも湿重量で 1.16~4.36%の範囲であり、二軸破碎機刃幅とスクリーン径の調整のみで、全サンプルともに目標として掲げた異物混入率 5%以下を達成した。

表 9 重量物の異物混入率

(湿重量%)

	Run 12	Run 13	Run 15	Run 16
布革類	0.01	0.25	0.06	0.07
プラスチック類	0.98	3.30	0.87	1.65
その他	0.63	0.19	0.23	2.64
異物合計	1.62	3.74	1.16	4.36

6) 各種成分分析

(1) 排出元の違いによるごみ成分分析結果

図 15-1 に重量物、中間物、軽量物の成分分析結果のうち、灰分と全糖についての結果を示す。その他の分析結果については別添表 3 に示す。灰分は乾重量あたり 13~28%であり、家庭ごみ（排出元 E）の値が比較的高かった。中間物、軽量物では重量物に比較すると灰分の量が低かった。重量物中には分別の過程でゴミ中の砂や金属類が混入するため灰分が高くなったと思われる。排出元の違いにより、成分値に差があることが確認できた。差が大きく見られた中間物、軽量物は次工程で紙のみをさらに選別するので、ここでの差は問題ない。

(2) ごみ成分の季節変動

平成 24 年 9 月 10 日から翌年 1 月 20 日まで計 7 回、家庭ごみ（排出元 E）を受け入れた。重量物、中間物、軽量物の成分分析結果のうち、灰分と全糖についての結果を図 15-2 に示す。その他の分析結果については別添表 3 に示す。重量物、中間物は比較的安定した分析値を示していた。一方、軽量物はバラツキが大きかったが、サンプリング時期による違いというより、均質でないためサンプリング箇所による違いと思われる。これらの結果より、今回調査した期間では、家庭ごみ（排出元 E）のごみの成分は、時期によって大きく変わらないことが確認できた。

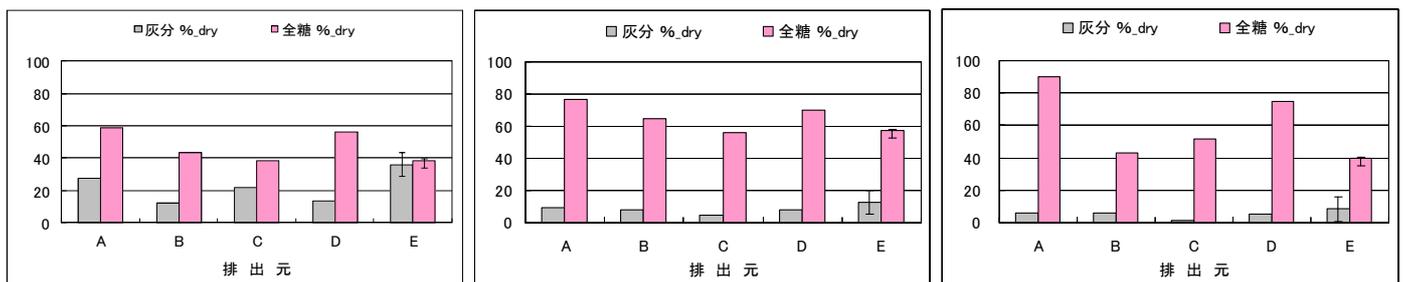


図 15-1 重量物（左）、中間物（中）、軽量物（右）中の灰分と全糖

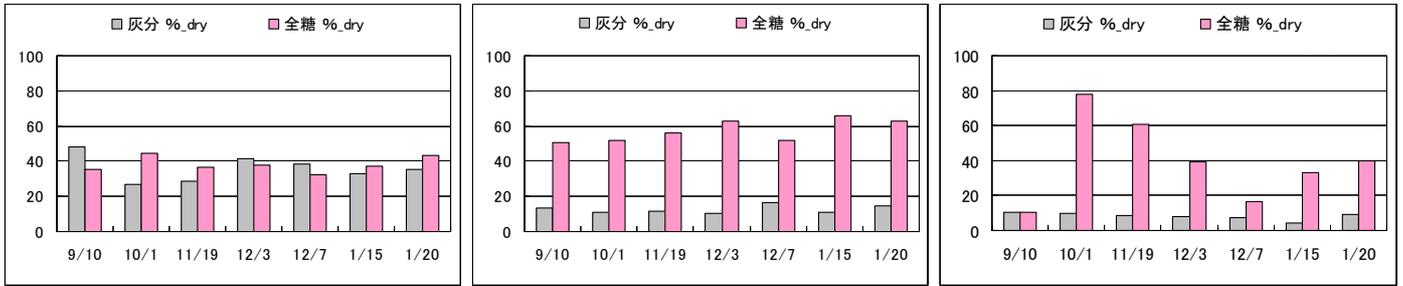


図 15-2 排出元 E の重量物 (左)、中間物 (中)、軽量物 (右) 中の灰分と全糖

2-3-2 紙類選別工程

1) ハンドリング

本工程では、古紙で用いられている機器を応用して、紙類の選別を行った。原料が一般廃棄物であることから、プラスチック類、布類など紙類以外の異物の割合が古紙に比べて高い。パルピングではパルパー内で離解したパルプスラリーを分離回収し、残りを異物として排出するが、異物の絡まりにより排出が困難であることが多かった。初期の原料濃度、引き抜きタイミングなど操作条件を検討し、最終的に脱水パルプとして紙類を選別する条件を確立した。

2) 脱水パルプ回収率、物質収支

図 16 にパルプスラリー、および脱水パルプの写真を示す。パルピングでは、中間物、軽量物中の紙類を離解させてパルプスラリーとして回収し、最終的に脱水パルプの状態で糖化・発酵工程の原料とするため、高い回収率であることが望ましい。表 10 に受入ごみの排出元別に脱水パルプの回収率を示す。

表 10 パルピングにおける脱水パルプ回収率 (乾重量%)

Run No.	排出元	中間物・軽量物中の紙類からの脱水パルプ回収率	備考
Run 9	C	20.57	
Run 12	A	70.44	
Run 13	D	56.41	
Run 14	B	64.69	
—	E	67.47	9 回の平均値



パルプスラリー



脱水パルプ

図 16 パルプスラリー、脱水パルプ写真

同種の小売店 (排出元 C) を除き、中間物、軽量物の紙類からの脱水パルプ回収率は 56~70%であった。粗脱水機、脱水機で回収できない紙類は微細化された紙繊維として循環水に移行した。詳細な分析は行っていないが、目視にて脱水異物にパルプが同伴している量は少量であり、回収できない紙繊維のほとんどが循環水に移行していた。

紙類の回収率は手選別で分類された紙類に対して算出しており、紙類に含まれるラミネート、バインダー、その他付着のプラスチックなども計上されているため、回収率の値が低くなる傾向であった。

表 11 に中間物、軽量物をパルピングした物質収支を受入ごみ排出元別に示す。排出元 C を除き、ほぼ同様の収支であり、紙類、プラスチック類などを含む中間物、軽量物全体からの脱水パルプは処理量の約 30~40%に収まった。

一方、受入ごみ中の紙類は破碎分別工程で一部、重量物に移行し、最終的に糖化・発酵工程に供給されるエタノールの原料として使用される。エタノール原料として使用できる紙類の回収率を把握するため、受入ごみの紙類について、重量物および脱水パルプとして回収される割合を算出し表 12 に示す。排出元 C を除き、受入ごみを前処理し、紙類の 70% が原料として糖化・発酵工程に供給された。先に推測した紙類に含まれる付着プラスチック類などの量を考慮すると実質の紙類のほとんどが回収・利用されていることが考えられた。

表 11 パルピング 物質収支 (乾重量%)

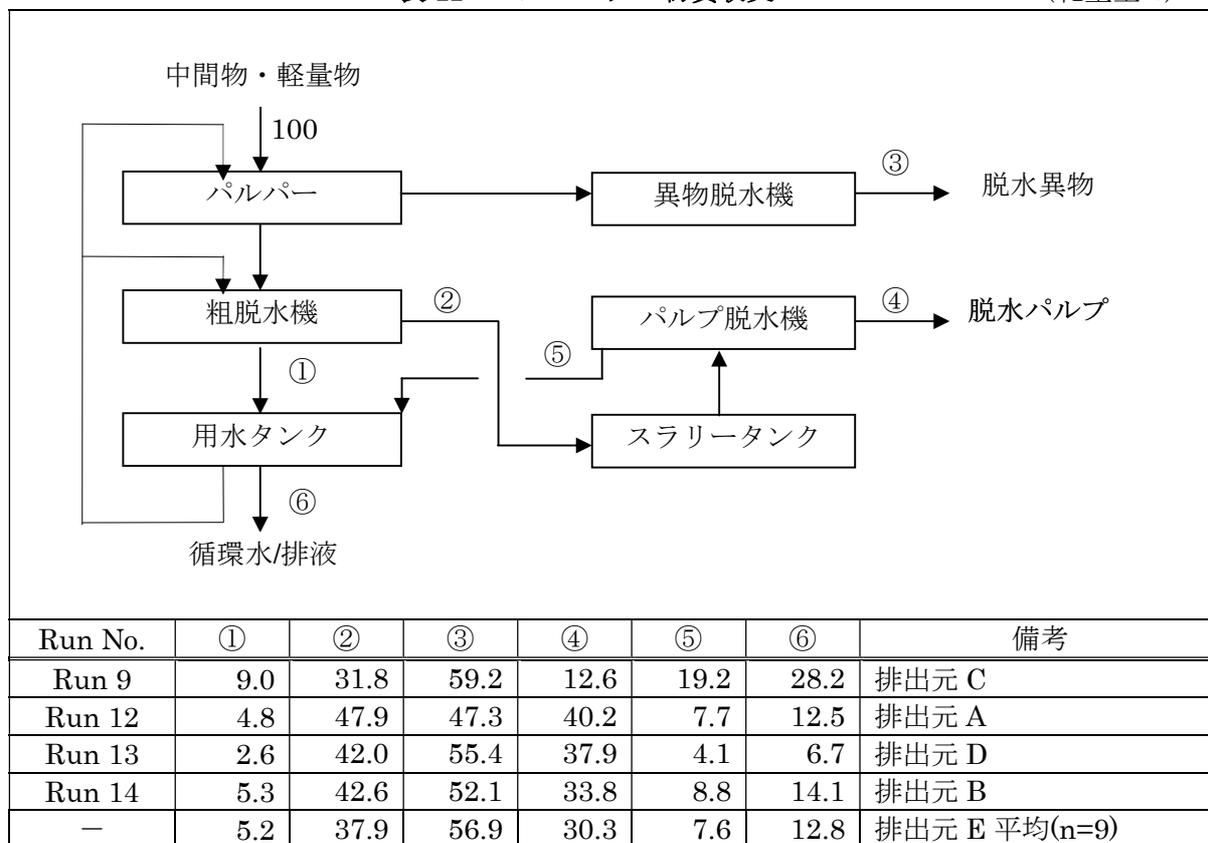


表 12 機械分別工程、紙類選別工程における紙類回収率 (乾重量%)

RunNo.	重量物としての回収率	脱水パルプとしての回収率	合計	備考
Run 9	26.1	15.2	41.3	排出元 C
Run 12	24.7	53.0	77.7	排出元 A
Run 14	3.6	62.3	66.0	排出元 B
—	16.4	53.3	69.7	排出元 D, 平均値(n=2)
—	13.3	55.9	69.2	排出元 E, 平均値(n=13)

3) 成分分析結果

図 17-1 に脱水パルプの分析結果のうち水分、灰分、全糖の値を示す。その他の分析結果について別添表 3 に示す。脱水パルプの水分は 57~62% と受入ごみの排出元によって大きく変わらなかった。灰分は 2~8% と重量物と比較すると低く、直接エタノール原料となる全糖の値は 65~90% と安定して高く、エタノール原料として十分利用可能であることが分かった。

平成 24 年 9 月 10 日から翌年 1 月 20 日に排出元 E から 7 回ごみを受入れ、機械分別工程、紙類選別工程で得た脱水パルプの成分分析結果を図 17-2 に示す。ばらつきはあるが、収集した時期による大きな違いは見られず、安定した組成の脱水パルプが得られた。

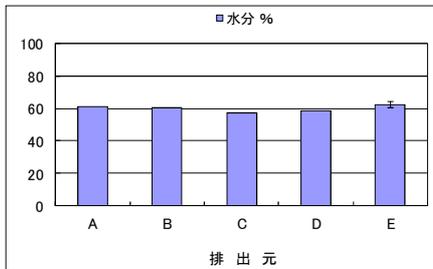


図 17-1 脱水パルプの水分、灰分、全糖分析結果

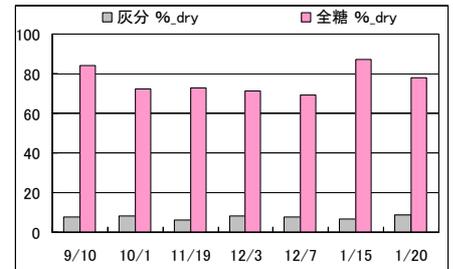
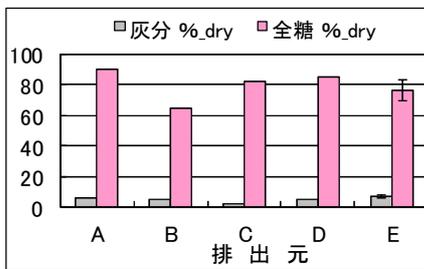


図 17-2 排出元 E の脱水パルプ分析結果

表 13 にパルピング循環水の循環開始時と終了時の分析結果を示す。循環開始時の水質はいずれの値も低かった。鉄、および亜鉛の値は一般的な水道水の値よりやや高かったが、これは配管由来のものと思われる。終了時にはパルプ由来と思われる懸濁物、有機物、各元素濃度の上昇が認められた。今回の試験では、表 14 内⑤に示す脱水液は循環水と同様の粗脱水機による固形分回収を行っていない。脱水液を粗脱水して脱水液中の固形分を循環水と同程度まで低減し、糖化・発酵工程の反応槽内調整水としての使用により発酵原料とすることが可能であり、ロスとして系外に排出されるエタノール原料成分の割合を最小限にすることが期待できる。

表 13 パルピング循環水分析結果

項目	単位	循環開始時				循環終了時				
		B	C	D	E	A	B	C	D	E
TS	%	0.010	0.017	0.013	0.011	0.76	1.07	0.47	0.37	0.86
VTS	%_dry	52.7	68.8	58.0	58.6	69.6	76.1	76.4	65.5	67.3
BOD	mg/L	1	<1	1	2	2,900	6,800	3,300	1,200	3,275
CODcr	mg/L	2	18	1.5	2.25	6,400	13,000	5,800	3,000	6,775
TOC	mg/L	0.8	7.4	1.0	0.8	1,500	4,100	1,900	750	2,025
C	%_dry	-	-	-	-	35.1	41.9	44.6	34.8	35.0
H	%_dry	-	-	-	-	4.76	6.67	6.22	4.81	5.3
N	%_dry	-	-	-	-	1.13	1.39	1.32	0.83	1.2
O	%_dry	-	-	-	-	30.1	29.0	23.2	26.0	28.0
Cl	%_dry	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	0.54	1.38	0.92	0.67	1.2
S	%_dry	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	0.18	0.23	0.17	0.29	0.3
Fe	mg/L	0.1	0.2	0.2	0.25	18.6	23.5	7.1	9.5	24.9
K	mg/L	1.8	2.0	1.3	2.3	77.7	88.7	38.2	39.9	79.3
Pb	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	0.10	0.04	<0.01	<0.01	0.1
Cd	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	0.03	<0.01	<0.01	0.04
Cr	mg/L	<0.02	<0.02	<0.02	<0.02	0.28	0.42	0.06	0.17	0.2
Zn	mg/L	0.6	0.7	0.6	0.8	1.7	1.6	0.9	1.6	5.0
Al	mg/L	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	52.2	99.3	16.6	36.6	84.9
Na	mg/L	8.8	8.8	7.9	8.4	68.0	130	77.0	49.7	148
Ca	mg/L	12.4	14.4	12.2	13.3	700	620	180	340	705
ホロセルロース	%_dry	-	-	-	-	64.6	43.6	54.6	55.4	56.6
ヘミセルロース	%_dry	-	-	-	-	25.9	12.0	14.7	17.8	16.2
セルロース	%_dry	-	-	-	-	38.6	31.6	39.9	37.6	40.4

中間物、軽量物をパルピングして紙類を取り除いた脱水異物は、一部の厨芥類、大半の草木類、プラスチック類、布革類、および金属ガラスなどからなり、RPF 原料としての用途展望から燃料を想定した分析を行った。表 14 に分析結果を示す。脱水異物の水分は排出元 C を除き、およそ 68.5～73.3%であったが、排出元 C のみ 56.5%と低かった。また、排出元 C の脱水異物の灰分も低かった。

RPF は主原料が廃棄物由来の紙、プラスチックなどと定義され、品質の規定に適合する範囲内で、木くず、繊維くずおよびゴムくずを主原料に混合することができ、その規定は表 15 の通りである。

排出元 E のごみについて、本試験で得られた脱水異物の高位発熱量は乾重量当たり 22～30MJ/kg、灰分は 4.2～6.3%、全塩素分は 0.27～0.88%であり、ばらつきがあったが、JIS で規定される等級 B、C に相当する RPF の原料としての可能性が示唆された。

脱水異物の組成調査は行っていないが、2-2-1 項で示した中間物、軽量物の組成から、紙類を回収した後の脱水異物には RPF 原料として不適である金属類、ガラス類、石などの「その他」に分類されるものが計算上 2～7%程度含まれる。本試験では、実際に目視で確認したところ、脱水異物中に金属、ガラス等がほとんど含まれていなかったため、その割合は計算上のものより低かったと考えられる。

原料として認められないポリ塩化ビニル、不飽和ポリエステル、フェノール樹脂の含有率は今回調べていない。水分は概ね 70%と高いが、油圧式の脱水機など高圧の脱水機の選定により、低含水率まで脱水が期待できる。

表 14 脱水異物成分分析結果

分析項目名	単位	排出元				
		A	B	C	D	E
水分	%	68.5	72.3	56.5	73.3	69.7
灰分	%_dry	3.89	4.13	0.97	4.20	5.03
C	%_dry	60.4	58.4	66.6	64.5	59.1
H	%_dry	10.1	10.1	12.5	11.1	9.56
N	%_dry	0.28	0.38	0.97	0.26	0.90
O	%_dry	25.2	24.0	18.9	19.7	24.8
T-S	%_dry	0.03	0.07	0.05	0.04	0.17
T-Cl	%_dry	0.12	2.92	0.05	0.22	0.41
高位発熱量	J/g_dry	22,680	24,570	30,960	21,300	27,108

表 15 RPF 品質・等級 (JIS Z7311)

品種	RPF - coke	RPF			排出元 E の脱水異物
等級	—	A	B	C	—
高位発熱量 MJ/kg	33 以上	25 以上	25 以上	25 以上	22～31
水分 質量分率(%)	3 以下	5 以下	5 以下	5 以下	—
灰分 質量分率(%)	5 以下	10 以下	10 以下	10 以下	4.2～6.3
全塩素分 質量分率(%)	0.6 以下	0.3 以下	0.3 を超え 0.6 以下	0.6 を超え 2.0 以下	0.27～0.88

2-3-3 酵母の前培養工程

本工程では寒天培地から釣菌したコロニーを三角フラスコ培養で立ち上げ、ジャーファーマンター (No.1 培養槽)、No.2 培養槽、No.3 培養槽にスケールアップして培養を行った。No.3 培養槽は 3 基使用して培養を行った。各段階の植継の際、チューブ類は全て蒸気滅菌後に植菌を実施することで、コンタミネーションすることなく順調に培養することができた。

1) 基本培養条件における生産性

No.1 培養槽および No.3 培養槽における培養時の水温、pH、グルコース濃度、エタノール濃度、OD の値を図 18 に示す。pH は培養時間経過とともに低下したため、4.5 以上を維持するよう手で苛性ソーダを添加し、調整を行った。No.1 培養槽では 5.5 時間、No.3 培養槽では 6.5 時間で槽内のグルコースは消費された。

消費グルコースあたりの菌体収量 (対糖収率) は No.1、No.2、No.3 培養槽でそれぞれ、0.140、0.131、0.129g/g であった。

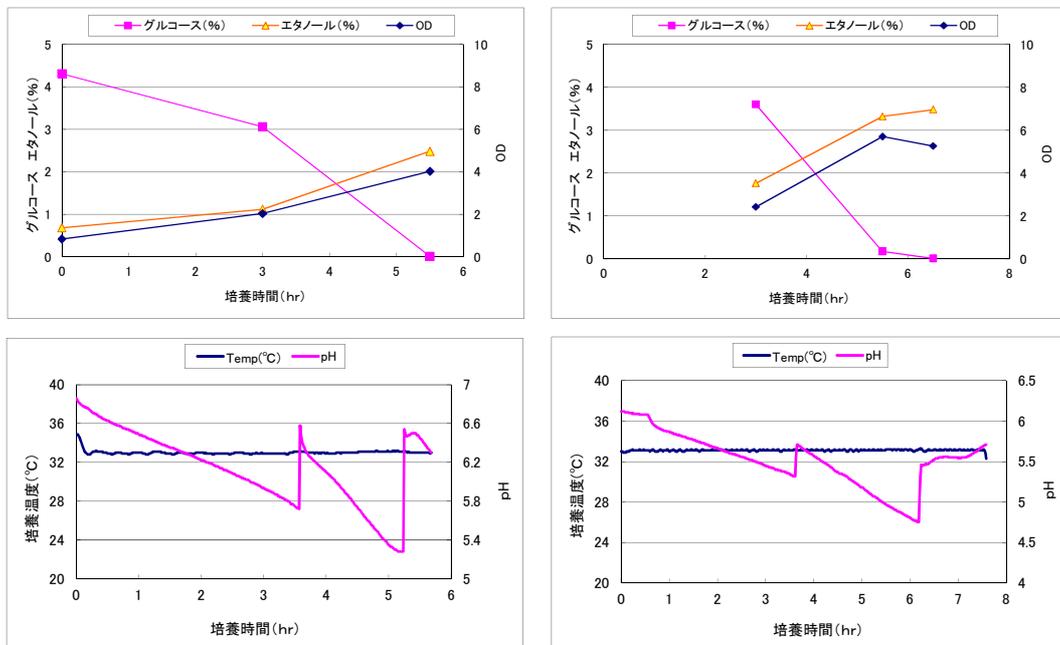


図 18 前培養データ (左 : No.1 培養槽、右 : No.3 培養槽)

2) 流加培養による対糖収率の評価

μ を 0.25、 $Y_{x/s}$ を 0.4 とし、流加培養を行った。開始時培養液量 1L のラボスケール実験と No.2 培養槽にて 15L の実証スケール実験を行った。

図 19 に流加培養時のグルコース濃度、エタノール濃度、積算グルコース量、OD の経時変化を示す。

ラボスケール実験では、培養 4~5 時間にグルコースが検出されていたが、ほぼ消費されており、流加量の設定が良好であった。No.2 培養槽では、培養開始時からグルコースが検出されており、やや多めの流加量となっていたが、培養後期には消費されていた。対糖収率はラボスケール、実証スケールでそれぞれ 0.540、0.498g/g であり、1)項の回分培養と比較すると飛躍的に向上していた。最適な流加量を求めるためには、更なるデータ蓄積が必要であるが、流加培養を行うことによって、今回用いた *S. cerevisiae* KF-7 の収率が大幅に向上することが確認できた。

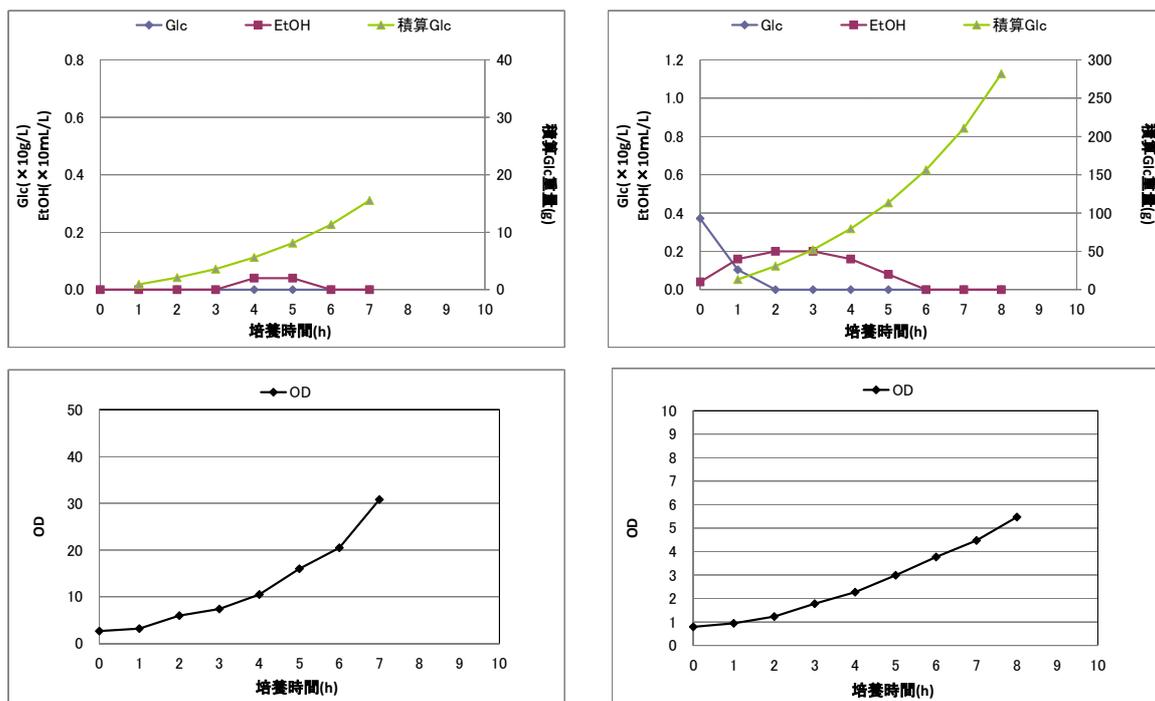


図 19 流加培養データ (左 : 1L スタート、右 : 15L スタート)

3) 保存方法の検討

(1) 保存温度の影響

5%YPD 培地で培養した酵母を 4℃と 20℃で保存し経日変化を調べた結果、図 20 の通り両条件ともに貯蔵日数の経過に伴い生存率と菌体活性は徐々に低下していく傾向を示した。しかし、菌体内トレハロースは貯蔵期間を通してほぼ一定であった。保存 6 日目の生存率をみると 4℃保存では生存率は 80%以上で菌体活性も高かったが、20℃貯蔵では生存率は 70%以下となり、菌体活性も約 50%に低下した。本結果から低温貯蔵の方が望ましいと言える。

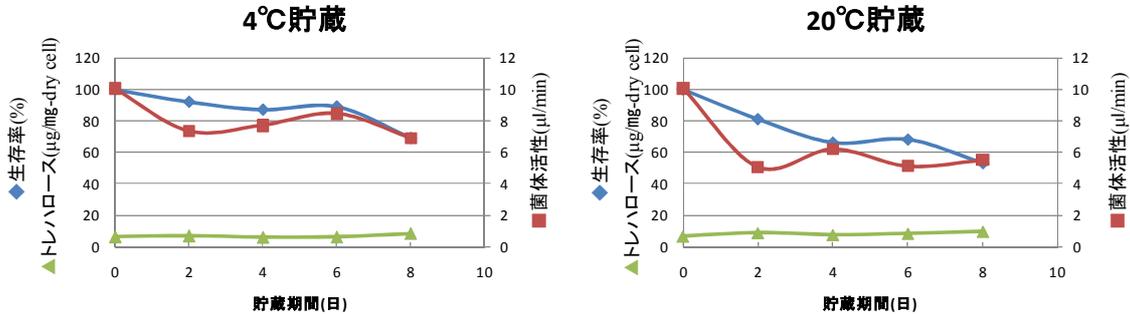


図 20 酵母の生存率や菌体活性に及ぼす貯蔵温度の影響

(2) 嫌気条件下保存の効果

4℃貯蔵と 20℃貯蔵のどちらにおいても貯蔵日数の経過に伴い、生存率と菌体活性は徐々に低下していく傾向を示した。これは窒素置換しない場合と同様の傾向だったが、むしろ窒素置換する方が両温度とも生存率と菌体活性の低下スピードが速かった。嫌気条件下の方がむしろ保存効果は低いという結果を確認した。

(3) 保存後の菌体活性を高めるための振盪培養の効果

4℃下でも 1 週間以上貯蔵すると酵母の活性や生存率が低下することが分かったため、貯蔵によって活性の落ちた酵母の再活性化のために振盪培養の効果調べた。図 21, 22 に示すように、静置培養、振盪培養に関わらず菌体活性は回復した。菌体活性の回復は 20℃貯蔵より 4℃貯蔵の方が高い結果となった。この結果からも酵母の貯蔵には低温が適していると考えられる。なお、静置培養では振盪培養よりも菌体活性が回復する結果となったが、菌数の増加は明らかに浸透培養の方が良い結果となった。

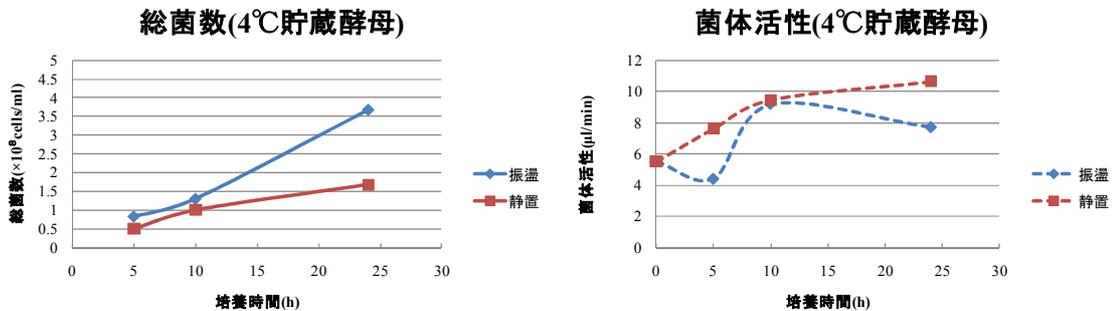


図 21 4℃貯蔵酵母の振盪培養、静置培養による再活性化

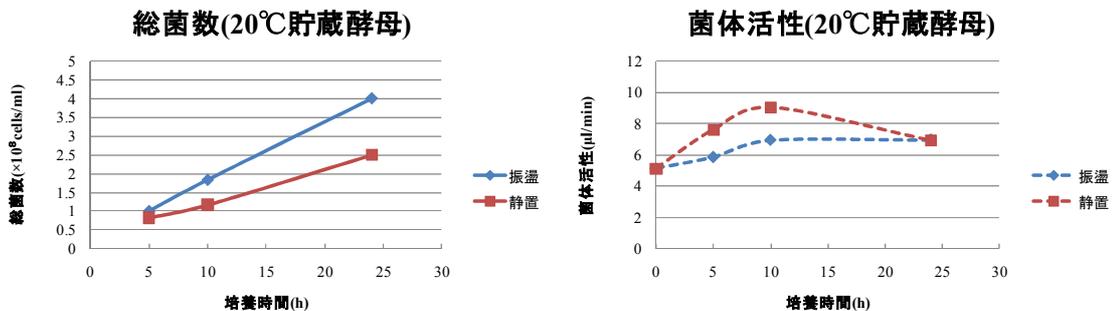


図 22 20℃貯蔵酵母の振盪培養、静置培養の効果

(4) 乾燥方法の影響

①生存率に及ぼす温度と培地の影響

5%YPD 培地で培養した酵母を遠心分離で集菌しシャーレに薄く広げて 37℃のインキュベーター内で乾燥させたところ、乾燥後の生存率は0%だった。一方、宮崎培地、熊本培地で酵母を培養し 37℃のインキュベーター内で乾燥させたところ、表 16 に示す通り乾燥後の生存率は宮崎培地で 69%、熊本培地で 38%と大きく向上した。この結果から、糖蜜培地には YPD 培地にはない乾燥酵母の生存率を高める成分が含まれていることが示唆された。以降②～④の実験には宮崎培地を用いることとした。

表 16 培養培地の検討結果

	5%YPD 培地	宮崎培地	熊本培地
水分(%)	11	15	12
生存率(%)	0	69	38

②生存率に及ぼす水分の影響

酵母を乾燥させると生存率が低下することが分かったため、菌体の水分と生存率の関係を調べた。宮崎培地で培養した酵母を遠心分離で集菌し、その後、濾紙に包んで油圧プレスにかけた。濾紙に包んでから油圧プレスに掛けることで水分含量を 70%以下まで落とし、その後、菌体を減圧乾燥にかけて水分と生存率の変化を調べた。図 23 に示す通り、水分が 20%付近までは高い生存率を維持し、水分が 20%以下になると急激に生存率が低下することが分かった。

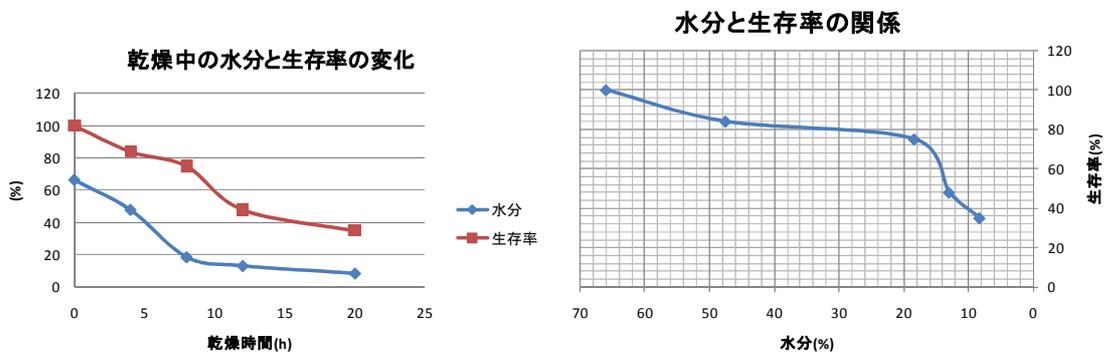


図 23 乾燥中の水分と生存率の関係

③トレハロースの添加効果

図 24 に示す通り、トレハロース溶液を添加した場合の生存率は水分 10%以下でも 60%と最も高かった。しかし、トレハロース粉末で添加すると生存率は約 20%と無添加よりも低下した。したがってトレハロース溶液の添加により保存酵母の生存率が向上することが確認された。

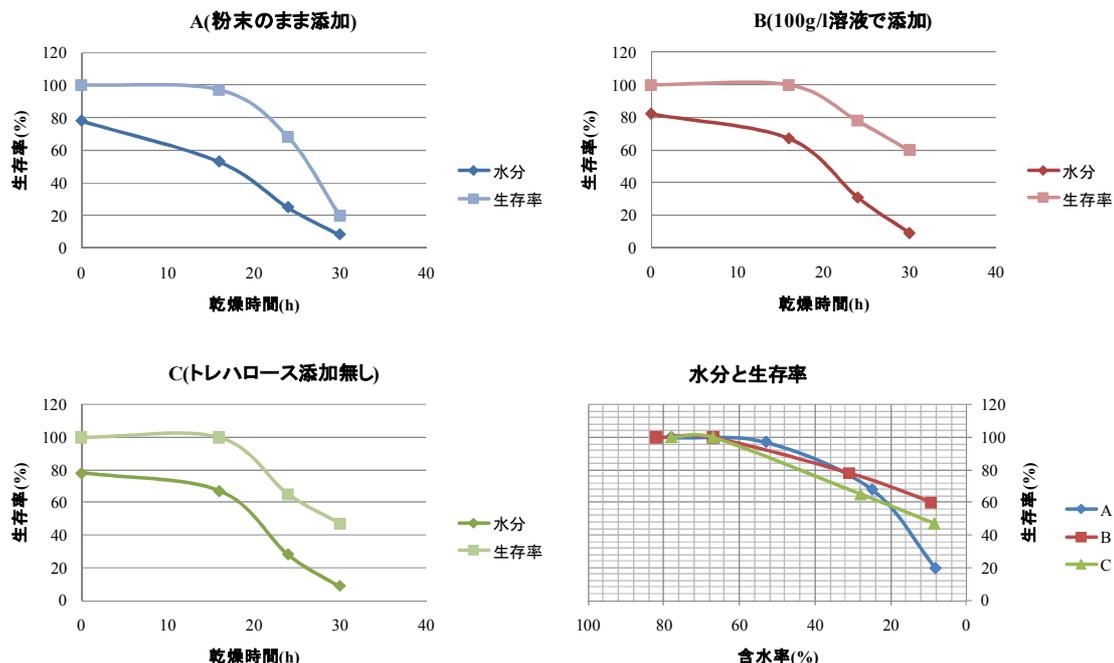


図 24 酵母の乾燥化におけるトレハロース添加効果

④コーングリッツの添加効果

水分約 75%の酵母に重量比 1 対 1 でコーングリッツを混合したところ、スラッジ状であった菌体が図 25 に示す通りコーングリッツの粒にコーティングされ細かい粒状になった。このサンプルを 40℃で 16 時間減圧乾燥した。乾燥後の水分は約 10%だったが生存率は 21%と低く、生存率は③項のトレハロース粉末を加えた場合と同等であった。

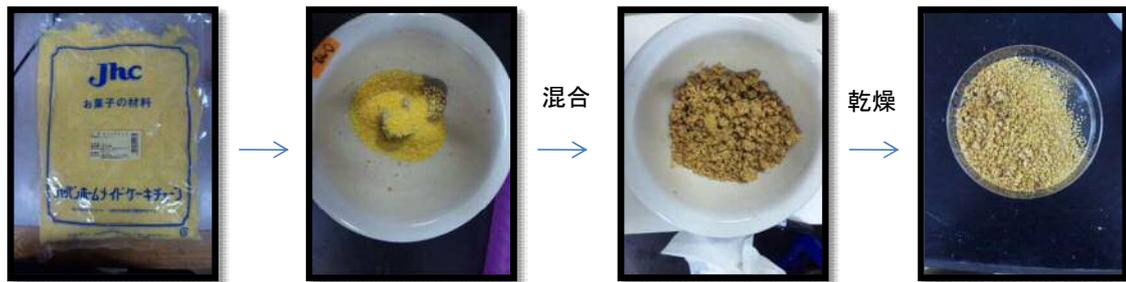


図 25 コーングリッツと菌体の混合

4) 酵母の連続培養による耐塩性の付与

(1) 連続培養による耐塩性の向上

15%YPD 培地中の KCl 濃度を段階的に上げて長期連続培養を行った。

生成エタノール濃度、エタノール収率および残糖、消費糖濃度の経日変化を図 26 に示す。KCl 無添加の条件では生成エタノール濃度は約 60g/L であり、その時の消費糖に対するエタノール収率は 90%以上であった。しかし、5%KCl 濃度では、生成エタノール濃度は約 40g/L まで低下し、エタノール収率も 80%に低下した。一方、グリセロール濃度は 5g/L から 15g/L まで増加した。KCl 濃度を 7%に上げたところ、エタノール濃度はさらに低下して約 30g/L になったが、エタノール収率は約 80%で安定していた。KCl 濃度をさらに 9%に上げたところ、エタノール濃度は約 20g/L まで下がったが、エタノール収率は約 80%と安定していた。KCl 濃度の増加に伴い生成エタノール濃度は低下したが、消費糖に対するエタノール収率はさほど変化しなかった。また、KCl 濃度 9%でも安定な連続培養ができた。

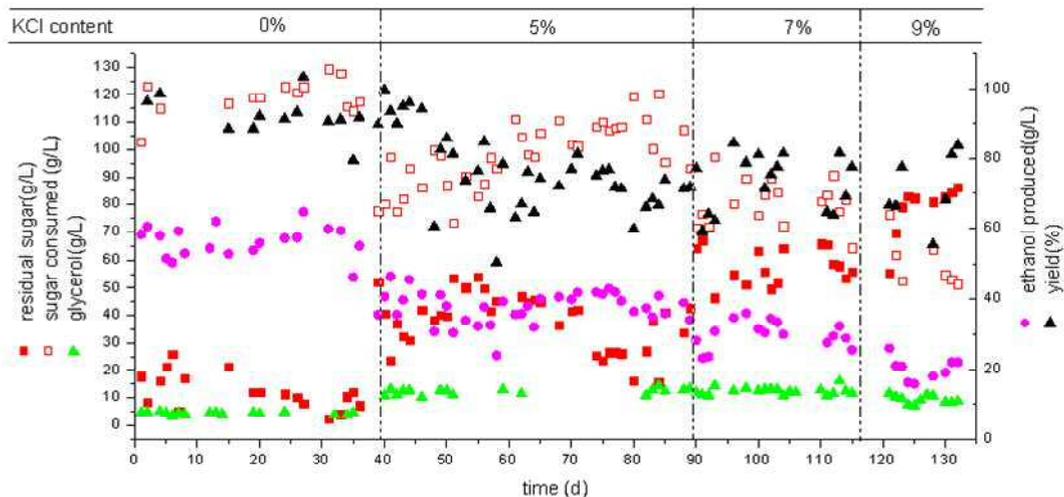


図 26 生成エタノール濃度、エタノール収率および残糖、消費糖濃度の経日変化

図 27 に KCl 濃度を段階的に上げた時の総菌数や生存率などの経日変化を示す。KCl 無添加では、総菌数や生菌数は約 4×10^8 cells/ml であり、生存率も約 90%であった。しかし、KCl 濃度を 5%に上げると総菌数と生菌数は共に減少し、生存率も 50%まで低下した。その後、総菌数および生菌数は徐々に増加して無添加の時の同程度まで、また生存率は 80%まで回復した。そこで、KCl 濃度を 7%に上げたところ、総菌数は約 2.5×10^8 cells/ml、生菌数は約 1.5×10^8 cells/ml に落ち、生存率は約 65%であった。KCl 濃度を 9%に上げたところ、菌数はさらに下がったが、生存率は約 60%であった。また、出芽率は KCl 濃度 7%までは顕著な変化は見られず、KCl 濃度 9%においても約 40%を維持しており、このような過酷な条件でも KF-7 株は生育できることが分かった。

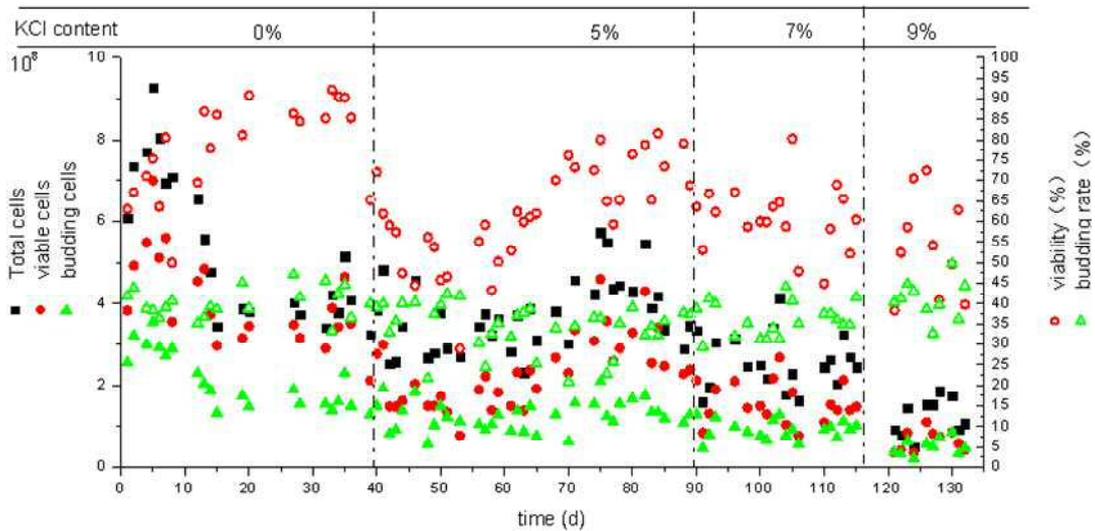


図 27 総菌数、生菌数、生存率および出芽率の経日変化

(2) 耐塩性株の選抜

各 KCl 濃度で安定した連続培養ができたため、各条件下の発酵醪をサンプリングして酵母の単離と単離株の耐塩性の評価を行った。

5%KCl 条件では、出発株 KF-7 より耐塩性に優れた株を取得できなかったが、7%KCl 条件では 60 株を単離した。7%KCl 条件での増殖速度を評価し、選抜した 5 株の回分発酵試験を行った (図 28)。総菌数と生菌数に差は見られたが、生成エタノール濃度に顕著な差は見られなかった。5 株の中では株 22 の糖消費速度が KF-7 を含む他の株と比較して速かったため、7%KCl 条件における最優秀株とした。

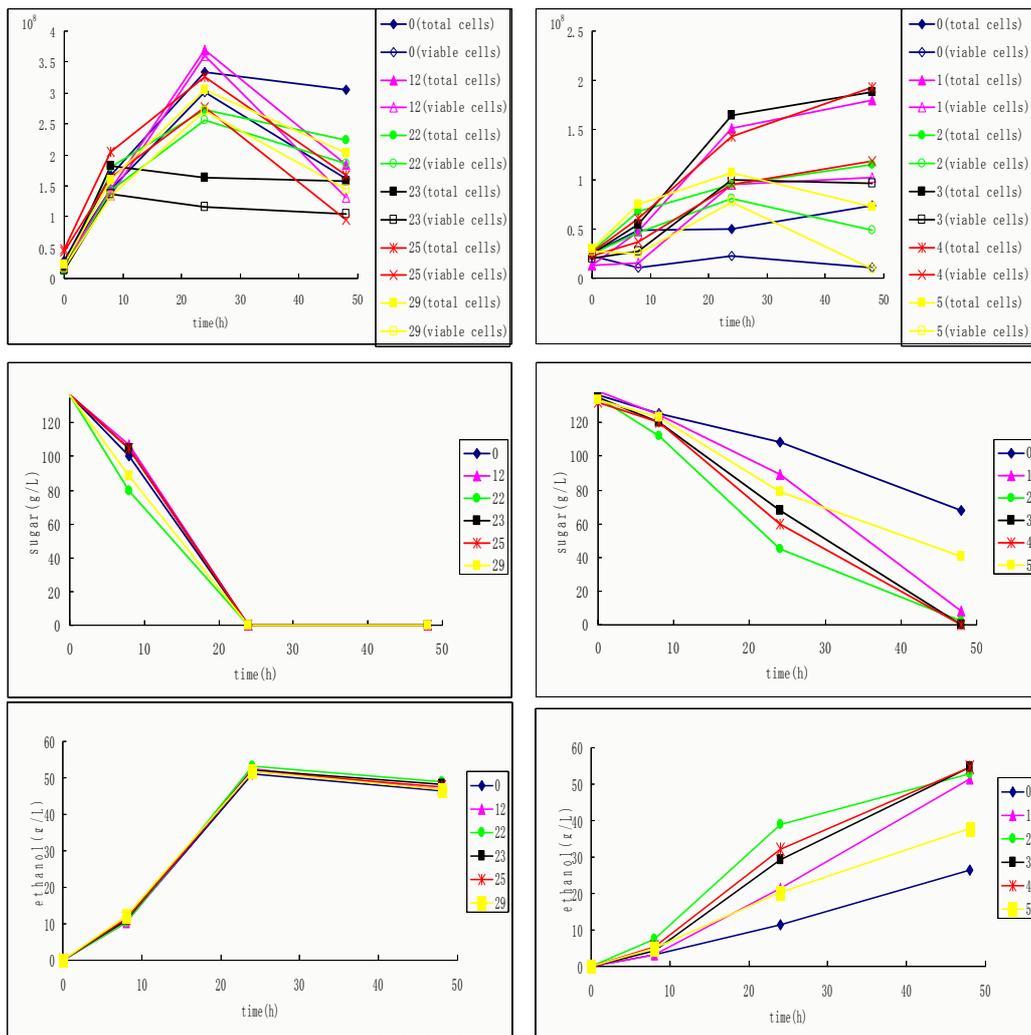


図 28 KCl 条件で選抜した株の回分発酵試験結果(左 7%KCl 右 9%KCl)

9%KCl 条件の発酵醪から 60 株を単離し、9%KCl 条件での増殖速度を比較した後、5 株の回分発酵試験を行った(図 28)。5 株ともに総菌数、生菌数、糖消費速度および生成エタノール濃度のいずれも KF-7 より優れていた。5 株中、株 2 と株 4 は、その他の 3 株より優れており、特に株 4 の発酵 48 時間後の生菌数が最も高かったため、この株 4 を耐塩性に優れた酵母とした。

長期間の連続培養により取得した耐塩性に優れた酵母の形質を保持しなければならない。今後、7%KCl で取得した株 22 と 9%KCl で取得した株 4 の耐塩性変異株に対して、四孢子形成させ、耐塩性に優れた一倍体株を選抜した後、交配により安定した耐塩性を有する株を創製する予定である。

2-3-4 糖化・発酵工程

1) 一般廃棄物を原料とした試験結果

一般廃棄物の標準的な原料として排出元 E のごみを用いた。表 17 に排出元 E のごみを用いた同時糖化発酵試験結果を示す。Run No.の後の数字は、同時に 2 槽で検討をした場合の反応槽名を示す。エタノール生成量は、2-2-4 項で示した方法にて算出し、乾燥原料当たり生成したエタノール量をエタノール収率(L/t)として示した。また、pH とともに乳酸濃度および酢酸濃度は、それぞれ乳酸菌および酢酸菌といったコンタミネーションの指標とした。

表 17 排出元 E のごみを用いた同時糖化発酵試験結果

Run No.	抗生剤使用比	エタノール濃度(v/v%)	pH	エタノール収率(L/t)	乳酸濃度(ppm)	酢酸濃度(ppm)
Run 6	1.00	4.44	4.54	146.1	20,786	n.d.*
Run 10	0.80	5.00	5.50	164.3	5,367	626
Run 11 No.1	0.05	4.80	4.90	157.0	10,169	105
Run 11 No.2	0.20	5.24	5.04	172.0	5,287	186
Run 15 No.1	0.05	4.80	4.50	144.0	27,640	n.d.*
Run 15 No.2	0.10	5.96	4.90	180.6	10,654	348

* : not detected

コンタミネーションしたと思われる反応液は、pH が低下し、乳酸濃度が高くなっていた。特に Run 6 は pH が 4.54、乳酸濃度が 20,000ppm 以上検出された。これは乳酸を産生する菌が繁殖し、糖化された原料がエタノールへと変換されずに、乳酸が生成し、pH が低下したと考えられた。そこで反応槽内のデッドスペースに対する殺菌などコンタミネーション防止対策を行った。図 29 に Run 10 の反応中のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化を示す。5%以上のエタノール濃度を達成でき、乳酸は反応初期から存在しているが、反応を通じて 5,000ppm 程度であった。これは受入ごみ中の厨芥等がすでに腐敗(乳酸発酵)しており、反応初期から存在したためと考えられる。また、反応の進行に伴いエタノール濃度が上昇するが、pH はほぼ一定であった。このようにコンタミネーションせず反応が順調に進行した場合には、pH および有機酸濃度がほぼ一定となる事が示された。

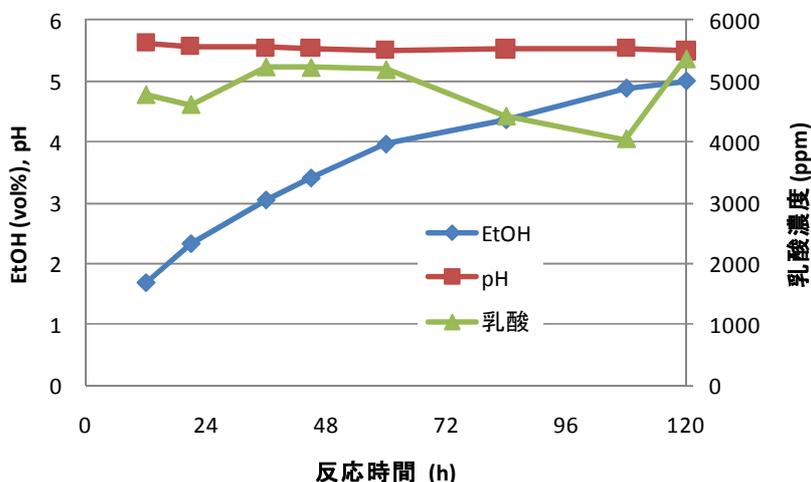


図 29 Run 10 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化

抗生物質はコンタミネーションの防止を目的に使用している。そこで、表 17 の Run6 における抗生物質量を基本使用量 1 とし、本実証設備における抗生物質量とコンタミネーションの関係を Run 11 および Run 15 で調べた。Run 11 では抗生物質使用比 0.05 の添加でコンタミネーションが確認され、使用比 0.20 の添加では問題がなかった。また、Run 15 においては同じく使用比 0.05 の添加でコンタミネーションが確認され、使用比 0.10 の添加では雑菌による影響が pH および乳酸濃度に表れたが、エタノール濃度は 5v/v% に達した。本実証設備におけるコンタミネーションの防止には、一定量以上の抗生物質が必要であることが示された。

2) 各種原料を用いた試験結果

一般廃棄物は、各地域で収集されるとピットで貯留・混合され、主に焼却処理されているが、季節や地域変動を考慮して、様々な廃棄物組成に対応できる技術である事が望ましい。そこで、表 2 に示す排出元 A～D の一般廃棄物を用いて試験を行った結果を表 18 に示す。排出元 C のごみは最終エタノール濃度が 5v/v% に届かなかったものの、それ以外は 5v/v% 以上の濃度でエタノールが得られた。また、1) 項の排出元 E のごみとともに、全ての原料種でエタノール収率が 150L/t という目標を達成できた。

表 18 各種原料を用いた同時糖化発酵試験結果

Run No.	排出元	エタノール濃度 (v/v%)	pH	エタノール収率 (L/t)	乳酸濃度(ppm)	酢酸濃度(ppm)
Run 9	C	4.94	5.13	186.9	3,220	526
Run 12	A	5.96	5.28	188.1	3,983	1,872
Run 13 No.1	D	5.84	5.37	178.5	201	1,071
Run 14 No.1	B	5.68	5.18	157.2	6,841	446

図 30 に Run 12 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化を示す。厨芥が多い排出元 A のごみであったが、学校由来ということもあり、紙類も多く存在しており、高いエタノール濃度が得られた。特に 3 日目にあたる 71 時間目でエタノール濃度 5v/v% 以上が達成された。

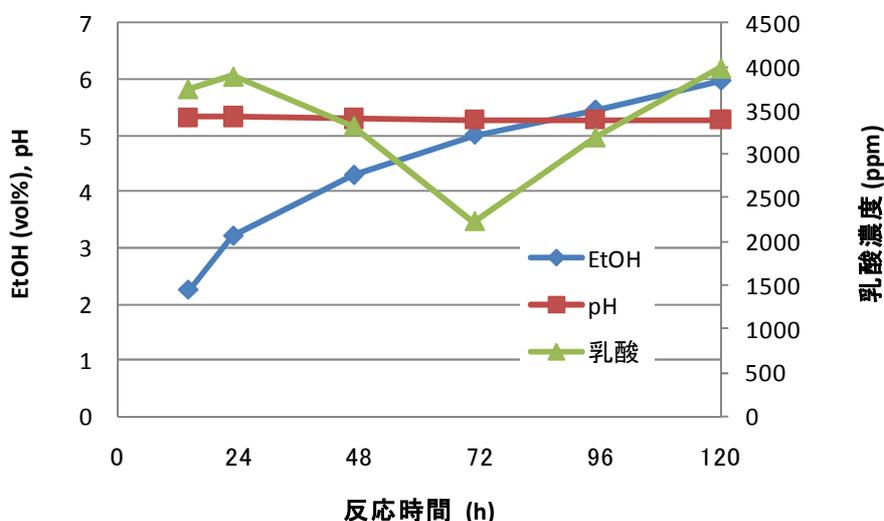


図 30 Run 12 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化

3) 半回分式同時糖化発酵試験結果

表 19 に 2 回ずつ行った半回分試験結果を示す。Run 16 および Run 17 で行った半回分試験では、反応 2 回目に当たる Run 17 においてエタノール濃度が 5v/v% 未満であった。図 31 に Run 17 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化を示す。エタノール生成速度が低下する時期と、乳酸濃度の上昇および pH の低下時期が一致していたことからコンタミネーションが原因と判断された。

表 19 半回分式同時糖化反応試験結果

Run No.	説明	エタノール濃度(v/v%)	pH	エタノール生成量(L) [y1+y2]	エタノール収率(L/t) [T1+M2]	乳酸濃度(ppm)	酢酸濃度(ppm)
Run 16	半回分 1 回目	5.16	5.58	39.37	164.4	4,294	750
Run 17	半回分 2 回目	4.72	4.80			17,698	n.d.*
Run 18	半回分 1 回目	5.74	5.43	46.39	190.8	2,258	451
Run 19	半回分 2 回目	5.52	5.39			3,640	625

* : not detected

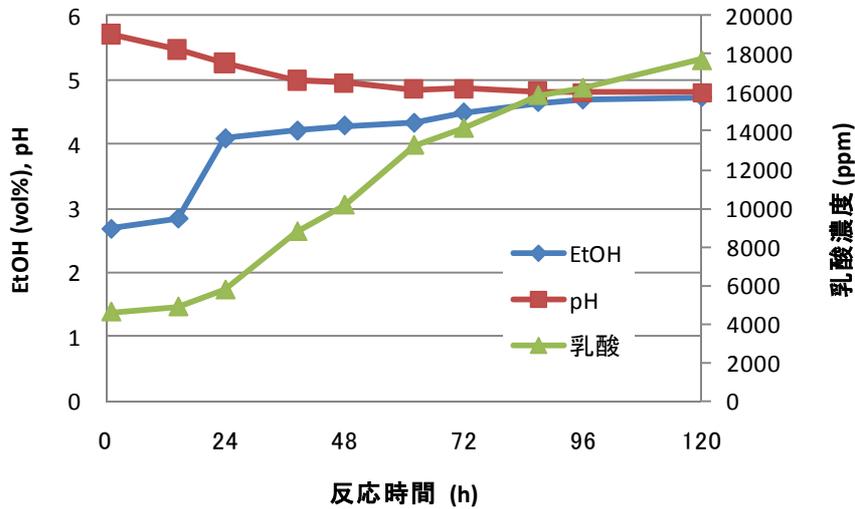


図 31 Run 17 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化

Run 17 では 2 回目の反応開始時にサンプリングを行い、槽内の状態を調べたが、仕込み原料がサンプリング口に詰まっていたために、クリーンエアを用いて詰まっていた原料を槽内に押し戻す作業を数回行った。その際に雑菌が槽内に混入してしまった可能性が考えられたため、以降の試験では、反応原料が液化してからサンプリングを行うこととした。図 32 に半回分反応 2 回目にあたる Run 19 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化の結果を示す。乳酸濃度および pH はあまり変化せず、反応開始から 3 日目でエタノールが 5v/v% に到達した。半回分反応において 3 日目で 5v/v% を超えたことは非常に有意義な結果である。

また、2 回行った半回分試験のいずれにおいてもエタノール収率は 150L/t を超えていた。

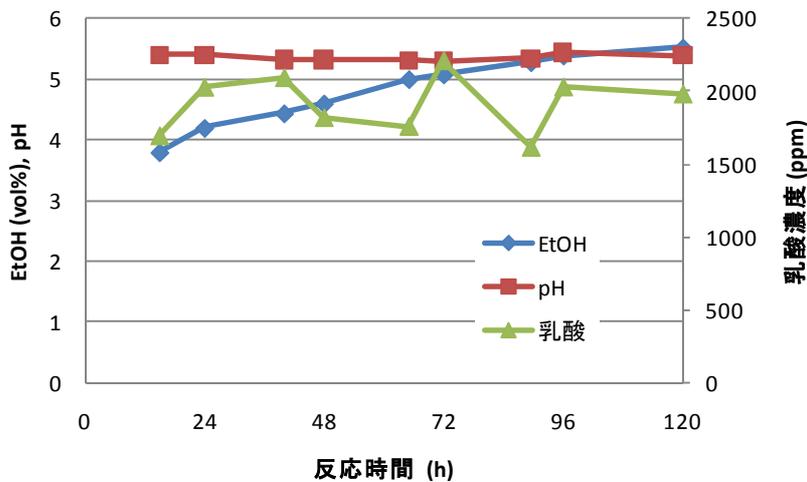


図 32 Run 19 のエタノール、pH および乳酸濃度の経時変化

4) 保存酵母の適用試験結果

酵母の保管や、大量培養効果を目的とした保存酵母の活用のために、保存した酵母が培養直後の酵母と同等程度に利用できる事を確認する必要がある。冷蔵保存した酵母を用いて同時糖化発酵試験に供した結果を表 20 に示す。その結果、エタノール濃度が 5v/v%以上であることが確認でき、エタノール収率の 150L/t の目標も達成していた。したがって、保存酵母を用いた反応でも問題ないことが示された。

表 20 保存酵母の適用試験結果

Run No.	エタノール濃度 (v/v%)	pH	エタノール収率 (L/t)	乳酸濃度 (ppm)	酢酸濃度(ppm)
Run 20 No.2	5.68	5.49	151.6	3,911	350

5) 育種酵母の評価試験結果

一般廃棄物中に含まれる塩類や、水の循環利用による高塩条件下に耐えられる菌を用いることは安定的な反応に必要である。2-3-3 項で得た耐塩性の育種酵母 (株 22) を用いて同時糖化発酵試験を行った結果を表 21 に示す。エタノール濃度は 4.92v/v%と 5v/v%近くあり、エタノール収率の目標は達成していた。育種酵母の耐塩性の形質の維持とともにさらなる検討が必要である。

表 21 育種酵母の評価試験結果

Run No.	エタノール濃度 (v/v%)	pH	エタノール収率 (L/t)	乳酸濃度 (ppm)	酢酸濃度(ppm)
Run 21 No.2	4.92	5.58	152.1	2,242	350

6) 同時糖化発酵試験結果の評価

同時糖化発酵の反応開始時にあたる混合原料の性状分析を行った。分析結果のうち、表 22 に各排出元における全糖比率、エタノール変換率および糖化率を示す。

混合原料の全糖量結果から理論上得られるエタノール量から算出したエタノール変換率をみると、Run 9 以外はおおよそ 0.4 であった。エタノールに変換されるためには、セルロースおよびデンプンの加水分解 (糖化)、糖のエタノール発酵の 2 つの反応が必要である。他のエタノール生産において、例えば原料が廃糖蜜の場合は原料が糖であることから反応時間は 1 日以内と早く発酵効率が 0.9 程度、トウモロコシやコムギといったデンプン系原料の場合は糖化および発酵に 1~2 日程度で発酵効率が 0.8~0.9 程度といわれている。本実証試験結果で発酵効率を 0.8 と仮定した場合の糖化率を算出し、表 22 で示した。糖化率の値のうち、Run 9 以外は 0.5 程度であった。

糖化率は、生成したエタノール量から逆算した値であることから反応中に酵母によって消費された糖量は無視されており、またキシロースやアラビノースといった 5 炭糖は今回使用した酵母ではエタノールに変換されないため、実際よりも低い値であると考えられる。酵素使用量の増加により糖化率を向上させることはできるが、コスト増加の要因となるため他の工程を含めた検討が必要である。また、5 炭糖を資化できる酵母の使用によりエタノール変換率の向上が期待できる。

表 22 各排出元原料における全糖比率およびエタノール変換率と糖化率の計算結果

Run No.	排出元	全糖比率 (w/w%)	エタノール変換率	糖化率*
Run 9	C	43.9	0.66	0.82
Run 10	E	58.9	0.43	0.54
Run 12	A	82.8	0.35	0.44
Run 13 No.1	D	72.1	0.38	0.48
Run 14 No.1	B	61.5	0.40	0.49

* : 発酵効率=0.80 とした場合の糖化率

2-3-5 蒸留工程

1) 一次蒸留

一次蒸留では、固形分を多く含む粘性の高い性状である発酵醪を減圧蒸留する際、加熱による固形分の壁面への固着、突沸によるデミスター、充填層への固着が懸念されたが、反応槽内を攪拌しながら蒸留することで問題なく運転ができた。

表 23 に一次蒸留の結果を示す。運転方法が確立され、蒸留効率が概ね 90%以上と高い結果となった。

表 23 一次蒸留試験結果

Run No.	一次蒸留液			一次蒸留残渣	
	エタノール濃度 (v/v%)	液量 (L)	一次蒸留効率 (%)	エタノール濃度 (v/v%)	液量 (L)
Run4	11.29	144.00	93.84	n.m. *	855.36
Run6	19.18	160.20	87.67	0.20	770.94
Run8	16.51	234.00	72.72	0.17	1,033.65
Run9	16.88	68.24	82.44	0.06	280.64
Run10	15.49	234.03	95.93	0.12	738.52
Run11 No.2	19.53	97.80	93.42	0.09	352.12
Run12	19.28	205.00	96.11	0.34	654.47
Run13 No.1	23.93	79.00	85.04	n.m. *	360.49
Run15 No.2	20.53	78.10	99.89	0.16	261.62
Run17	22.43	143.00	88.77	0.50	712.03
Run19	21.41	155.00	79.95	0.49	701.78
Run20 No.2	17.73	89.50	92.79	0.16	286.14
Run21 No.2	16.40	83.00	95.59	0.38	277.39

一次蒸留効率(%)=一次蒸留エタノール量/槽内エタノール量×100

* : not measure

2) 二次蒸留

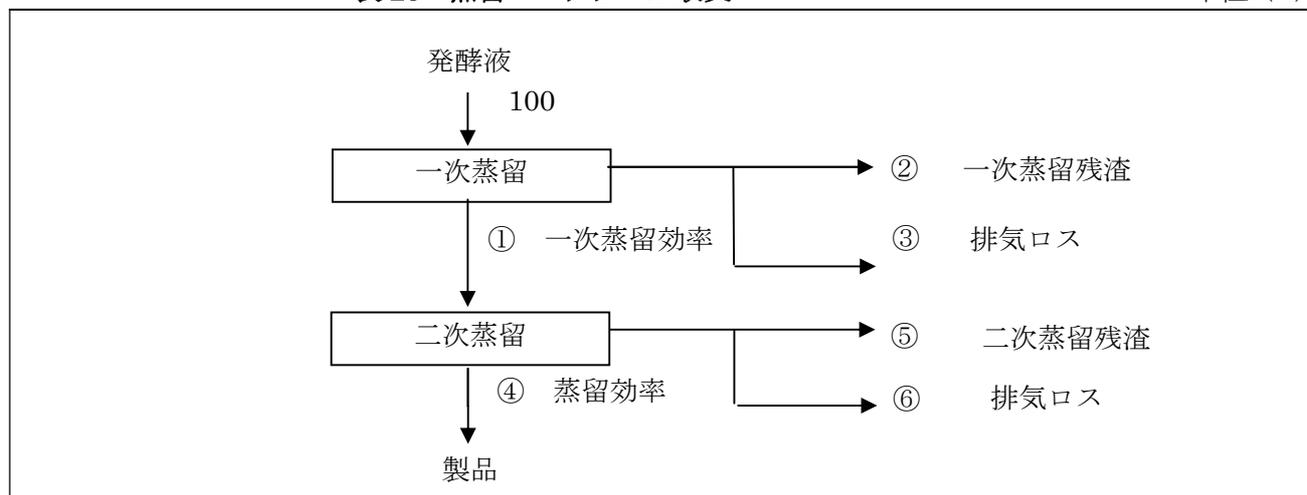
表 24 に二次蒸留の結果、表 25 に蒸留工程全体におけるエタノール収支を示す。一次蒸留液の量とエタノール濃度、二次蒸留液の量とエタノール濃度、一次蒸留残渣のエタノール濃度、二次蒸留残渣の量とエタノール濃度を測定して、一次蒸留残渣量、各排気ロスを算出した。表 24 に示す通り、二次蒸留効率は概ね 90%以上であった。一次蒸留、二次蒸留において、Run12、17、21 No2 では蒸留前後のエタノール収支が 100%を超える部分があったが、一次蒸留タンクで回収された一次蒸留液が十分に攪拌できない場合があり、誤差が生じたためと推測された。全工程を合わせた蒸留効率については、運転方法が確立することで概ね 90%前後の値が得られた。

表 24 二次蒸留試験結果

Run No.	二次蒸留液			蒸留残渣	
	エタノール濃度 (w/w%)	液量 (kg)	二次蒸留効率 (%)	エタノール濃度 (w/w%)	液量 (kg)
Run8	25.40	113.52	94.01	0.00	232.26
Run9	23.81	34.56	89.98	0.00	98.40
Run10	27.74	97.40	93.86	0.02	155.96
Run11 No.2	40.79	34.18	91.91	0.02	112.49
Run12	35.20	87.44	98.06	0.02	191.35
Run13 No.1	35.67	35.40	84.12	0.02	92.90
Run15 No.2	35.10	34.18	94.24	0.02	123.32
Run17	37.20	68.68	100.04	0.02	144.23
Run19	36.36	71.84	99.13	0.02	163.47
Run20 No.2	33.26	37.18	98.15	0.04	130.59
Run12 No.2	33.90	30.22	94.79	0.02	117.16

表 25 蒸留 エタノール収支

単位 (%)



Run No.	①	②	③	④	⑤	⑥
Run8	72.72	3.28	24.00	68.36	0.00	4.36
Run9	82.44	1.16	16.40	74.18	0.00	8.26
Run10	95.93	2.28	1.79	90.04	0.11	5.78
Run11 No.2	93.42	1.63	4.95	85.85	0.12	7.45
Run12	96.11	5.38	- *	94.25	0.12	1.74
Run13 No1	85.04	n.m. **	14.96	71.54	0.11	13.39
Run15 No.2	99.89	2.52	- *	94.14	0.21	5.54
Run17	88.77	10.15	1.08	88.81	0.09	- *
Run19	79.95	8.49	11.56	79.25	0.09	0.61
Run20 No.2	92.79	2.67	4.54	91.08	0.42	1.29
Run21 No.2	95.59	7.36	- *	90.61	0.26	4.72

* : 差分で求めたためエタノールの収支が 100%を超えた部分を - とした

** : not measure

3) 蒸留液、蒸留残渣中成分の分析結果

表 26 に蒸留液の分析結果を示す。蒸留液は全て無色透明で懸濁物や浮遊物も認められず、有機不純物 10g/L 以下の蒸留液を回収することができた。フーゼル油は高沸点の揮発性成分の分留を試みたが成分のほとんどが水であった。これは蒸留塔の構造上、フーゼル油をサンプリングする場所が実際にフーゼル油の集積する場所とは異なっていたためであると思われる。

表 27 に蒸留残渣の分析結果を示す。一次蒸留残渣は糖化・発酵により消費されなかった炭水化物などの有機物が残っているためメタン発酵によりバイオガスとして回収することが可能である。一次蒸留残渣からのメタン発生量理論値は 350mL-CH₄/g-COD_{Cr} に基づくと、蒸留残渣 1kg あたり 71L-CH₄ が発生する。蒸留残渣をメタン発酵処理しない場合、BOD が高いため廃水処理が必要であるが、蒸留残渣を脱水して焼却処理することは可能である。また、この際発生する脱水液は循環水や糖化・発酵工程の調整水として利用することで、用水の循環利用が可能となる。

なお、二次蒸留残渣中の鉄と亜鉛の濃度が一次蒸留残渣と比べて高いが、これは配管由来のものと推察する。二次蒸留残渣の繰り返し使用により、用水の削減と廃液の少ないプロセスの構築が可能と思われる。

表 28 に無水化したエタノールの分析結果を示す。一般廃棄物を原料として本技術で製造したバイオエタノールが燃料用エタノールの JIS 規格に適合することが確認でき、自動車用燃料として利用が可能である。

表 26 蒸留液の分析結果 (平均)

分析項目名	単位	一次蒸留液	二次蒸留液	フーゼル油
エタノール	g/L	172	318	1.4
水分	%	79.7	49.2	98.2
メタノール	mg/L	277	1502	<10
有機不純物	g/L	<10	<10	<10
酢酸メチル	mg/L	1.4	1.9	<0.1
酢酸エチル	mg/L	74.7	140.0	<0.1
プロピオン酸	mg/L	9.0	<5	10.0
フルフラール	mg/L	0.2	0.4	<0.05
5-ヒドロキシメチルフルフラール	mg/L	0.1	<0.05	<0.05
イソ酪酸エチル	mg/L	<0.1	<0.1	<0.1
有機不純物	g/L	<10	<10	<10
2-プロパノール	mg/L	20	42	<10
アセトアルデヒド	mg/L	9.2	3.9	<0.1
シクロヘキサン	mg/L	<10	<10	<10
n-ペンタン	mg/L	<10	<10	<10
1-プロパノール	mg/L	410	770	<10
1-ブタノール	mg/L	<10	<10	<10
2-ブタノール	mg/L	24	63	<0.2
2-メチル-1-プロパノール	mg/L	320	690	<10
2-メチル-1-ブタノール	mg/L	650	1,300	<10
アセトン	mg/L	<10	<10	<10

表 27 蒸留残渣の分析結果 (平均)

分析項目名	単位	一次蒸留残渣	二次蒸留残渣
TS	%	18.74	0.01
VTS	%_dry	81.61	52.25
BOD	mg/kg	62,000	400
CODcr	mg/kg	203,000	572
TOC	mg/kg	73,000	182
T-N	mg/L	1,093	0.68
NO ₂ -N	mg/L	0.17	<0.01
NO ₃ -N	mg/L	2.32	<0.1
NH ₄ -N	mg/L	94.22	<0.1
C	%_dry	41.55	—
H	%_dry	6.19	—
N	%_dry	1.65	—
O	%_dry	32.14	—
Na	mg/kg_dry	4,000	27,000
Ca	mg/kg_dry	20,600	48,000
Fe	mg/kg_dry	4,800	98,000
K	mg/kg_dry	2,900	5,900
Pb	mg/kg_dry	11	520
Cd	mg/kg_dry	<1	<0.01
Cr	mg/kg_dry	146	<0.02
Zn	mg/kg_dry	436	11,700
Al	mg/kg_dry	7,496	<0.1
T-S	%_dry	0.31	<0.01
T-Cl	%_dry	0.51	<0.01
ホロセルロース	%_dry	54.71	—
ヘミセルロース	%_dry	20.20	—
セルロース	%_dry	34.51	—
粗脂肪	%_dry	6.56	—
粗タンパク	%_dry	7.93	—
炭水化物	%_dry	34.85	—
S-T-N	mg/L	0.00	—
S-T-P	mg/L	790	—
S-NH ₄ -N	mg/L	41	—

表 28 無水化エタノールの分析結果

項目	単位	JIS (K2190) 規格	製品エタノール
外観	-	無色又は淡黄色透明で懸濁物や浮遊物がないこと	無色 懸濁物、浮遊物無し
アルコール分	v/v%	99.5 以上	99.9
メタノール	g/L	4.0 以下	1.2
水分	質量分率%	0.70 以下	0.07
有機不純物 (メタノールを除く)	g/L	10 以下	< 10
電気伝導度 (25℃)	μS/m	500 以下	< 500
蒸発残分	mg/100ml	5.0 以下	< 5
銅	mg/kg	0.10 以下	0.06
酸度	質量分率%	0.0070 以下	0.0024
pH	-	受渡当事者間の合意による	6.3/20℃
硫黄分	mg/kg	10 以下	< 10

3. 実証データに基づいた各種試算結果

本事業における結果を踏まえ、エタノール製造技術を一般廃棄物処理に適用した場合の各種試算結果を以下に示す。なお、一般廃棄物処理施設に従来の焼却技術のみを適用した Case1、エタノール製造技術と焼却技術を組合せた Case2、エタノール製造技術、メタン発酵技術および RPF 製造技術を組合せた Case3 で行った。

平成 22 年度の一般廃棄物処理実態調査 (環境省 HP) では、国内の一般廃棄物焼却施設で処理された廃棄物量は 3,400 万 t、施設数は 1,100、平均処理規模が 150t/d であった。処理規模と施設数との関係において、処理規模 50t/d 以下の施設が全施設数の 30%、50~100t/d が 20%、100~150t/d が 15% であった。今後の一般廃棄物処理量は、少子高齢化や人口減少に伴い徐々に処理量が低下していくと予測され、また、現状の施設稼働率等を踏まえて、本項では一般廃棄物処理量を 100t/d として試算することとした。

3-1 物質収支およびエネルギー収支

Case1~3 の概略フローを図 33-1, 2 に、物質およびエネルギー収支の概略を表 29 に示す。

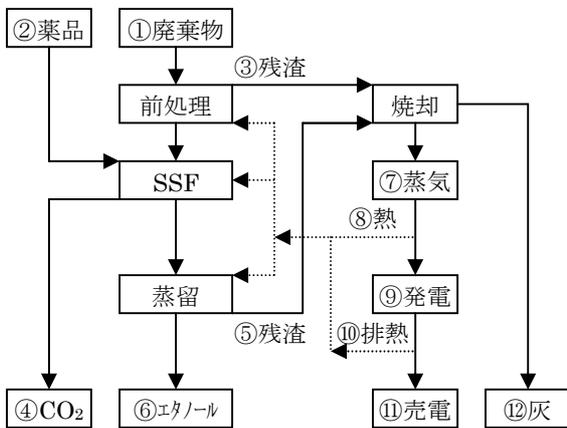


図 33-1 Case1 および Case2 の概略フロー

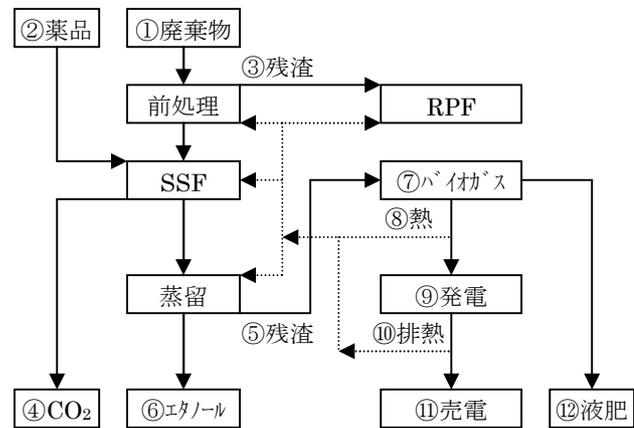


図 33-2 Case3 の概略フロー

図 33-1 および表 29 に示すとおり Case1 の発電端効率 (発電量/ごみの入熱) は 15% であるが、Case2 ではエタノール製造工程の殺菌および蒸留に必要な熱エネルギーを蒸気と蒸気タービンの排熱から供給した結果、発電端効率 12% となった。また、図 33-2 および表 29 に示す Case3 において、蒸留残渣のメタン発酵で得られるバイオガスは、エタノール製造に必要な熱エネルギーとして全て使用するため、ガスエンジン等による発電を行うことができず、RPF 製造 (消費電力原単位=200kW/処理 t) も含む全施設の消費電力を全て外部から受給するシステムとなった。

蒸気タービンの後流側に設置する低圧蒸気復水器で熱放散していた低レベルのエクセルギーをヒートポンプ等により 70℃ 程度の温水で回収することで、表 29 に示す排熱としてエタノール製造工程に利活用する。

また、表中のエタノール製造に使用する薬品は、廃棄物に直接混入させて使用するため、エネルギー収支に加えるが、焼却処理過程の排ガス処理等で使用する薬品は、廃棄物と直接混合してエネルギー利用するものではないため、エネルギー収支には加えなかった。

なお、Case3 ではメタン発酵残渣を液肥として利活用するシステムとして試算したが、メタン発酵原料となる一次蒸留残渣中には、粉碎されたガラスや金属、少量ではあるがプラスチックや布革が含まれることとなる。これを原料としたメタン発酵残渣中にもこれらが混入するため、液肥として実際に利活用可能かは、別途、一次蒸留残渣のメタン発酵実証を行った上で、最終的な判断が必要となる。

表 29 物質およびエネルギー収支の概略

項目	単位	Case1	Case2	Case3	備考
①廃棄物	t/d	100	100	100	
	MWh	225	225	225	
②薬品	t/d	0	2	2	酵素、酵母
	MWh	0	10	10	
③残渣	t/d	0	23	23	
	MWh	0	136	136	
④CO ₂	t/d	0	5	5	
	MWh	0	0	0	
⑤残渣	t/d	0	69	69	
	MWh	0	65	65	
⑥エタノール	t/d	0	5	5	
	MWh	0	35	35	
⑦蒸気 バイオガス	t/d	289	278	9,453	Case3 はバイオ ガス[m ³ N/d]
	MWh	240	231	59	
⑧熱	t/d	0	30	1	蒸気、温水
	MWh	0	21	41	
⑨発電	MWh	34	28	0	
⑩排熱	MWh	0	20	0	ヒートポンプ
⑪売電/買電	MWh	17	4	-23	マイナスは買電
⑫灰/液肥	t/d	19	19	56	

3-2 エネルギー回収率

図 32-1, 2 に示す概略フローにおいて、年間で 32,000t の一般廃棄物を処理した場合の入熱、出熱およびエネルギー回収率を表 30 に示す。なお、エネルギー回収率とは、表 30 の入熱と出熱の比により算出したものである。

Case1 における発電端効率は約 15%だったが、エネルギー回収率で評価した場合には約 7%となった。Case2 では発電端効率は約 12%であるが、エタノールをエネルギーとして評価するエネルギー回収率では約 16%となった。

さらに、Case3 では発電機能を有しないシステムであり、RPF 製造も含む必要電力を全て外部から受給するが、軽量物のパルピング処理により排出されるプラスチック等を RPF として外部にエネルギー供給できたとして出熱に加えることで、エネルギー回収率は約 66%まで向上した。

表 30 入出熱およびエネルギー回収率

項目		Case1	Case2	Case3	
入熱	廃棄物	t/年	32,000	32,000	32,000
		kJ/kg	8,110	8,110	8,110
	薬品	t/年	0	640	640
		kJ/kg	0	17,942	17,942
	灯油	L/年	59,250	53,090	2,610
		kJ/L	43,500	43,500	43,500
小計	MWh	72,805	75,920	75,310	
出熱	売電	MWh	4,740	803	-7,450
	RPF	t/年	0	0	7,411
		kJ/kg	21,090	21,090	21,090
	エタノール	kL/年	0	1,911	1,911
		kJ/L	0	21,189	21,189
	小計	MWh	4,740	12,049	47,212
エネルギー回収率		6.51%	15.87%	65.69%	

3-3 コスト

表 31 に一般廃棄物処理量で年間 32,000t、20 年間における各 Case のコスト試算結果を示す。

Case1 は 50t/d×2 炉の焼却施設、Case2 は 100t/d のエタノール製造施設と 46t/d×2 炉の焼却施設、Case3 は 100t/d のエタノール製造施設、23t/d の RPF 製造施設と 69t/d のメタン発酵施設として設備費を試算するが、環境省の交付金を加味して自治体が負担する費用も施設費の下段に示す。Case3 の処理物は RPF を販売、液肥は無償で提供するものとして試算した。売電単価は昨今の FIT 制度を活用するものとして単価設定を行っている。

Case1 を基準とし、Case2, 3 のエタノール製造等による追加費用をエタノール製造量で乗じたエタノール製造コストを試算した結果、Case2 で約 114 円/L、Case3 では約 42 円/L となった。Case3 は RPF と液肥を販売、

あるいは無償提供できるものとして試算していることもあり、経済的に大きなメリットが得られる結果となった。

本事業では糖化・発酵工程において半回分式同時糖化発酵方法を採用して、酵素および酵母使用量を大きく削減できることを実証し、その結果を踏まえて2回の半回分を前提とした酵素および酵母使用量からCase2を試算したが、さらに半回分回数を向上できれば、酵素および酵母使用量の更なる削減により、エタノール製造コストを低減できる。この半回分の回数を向上させるには、大型設備でも有効な一般廃棄物の安定的な殺菌処理システムの構築が必要である。

表31 各Caseのコスト試算

項目	単位	Case1	Case2	Case3	備考
施設建設費	千円	6,750,000	8,091,300	6,872,400	総施設建設費用
	千円	4,500,000	5,214,800	4,182,750	自治体負担施設建設費用
補修費	千円	2,700,000	2,737,300	1,328,000	
人件費	千円	2,520,000	2,700,000	2,520,000	
処理物	千円	1,644,822	1,635,232	-370,550	埋立=13.7 千円/t, RPF=-2.5 千円/t
電力	千円	-1,055,520	-52,516	1,657,182	売電=13 円/kWh, 買電=8.55 円/kWh
燃料	千円	82,950	74,326	3,654	
用水	千円	178,671	393,154	306,138	
焼却用薬品	千円	460,350	520,610	1,046,037	Case3 はメタン発酵用薬品
前培養薬品	千円	0	227,822	227,822	
酵素	千円	0	1,301,176	1,301,176	
エタノール販売	千円	0	-3,821,367	-3,821,367	100 円/L で販売
合計	千円	13,281,273	13,807,037	11,070,492	総費用
	千円	11,031,273	10,930,537	8,380,842	自治体負担費用
エタノール製造コスト	円/L	—	113.76	42.15	総施設建設費の場合
	円/L	—	97.36	30.64	自治体負担施設建設費の場合

3-4 CO₂排出量および削減率

1) CO₂排出量

表32にCase1~3において、廃棄物の収集から灰、廃液の排出（下水道）、電力供給、バイオエタノールの輸送とガソリン代替、RPF輸送と化石燃料代替（エタノールおよびRPF使用に際しての排出量は除外）までのCO₂排出量を示す。発電端効率が高い焼却処理のCase1に対して、Case2では8%のCO₂排出量を削減でき、Case3では160%のCO₂排出量を削減できる結果となった。ただし、Case3においてメタン発酵残渣の液肥利用に伴うCO₂排出量は除外している。

表32 各CaseのCO₂排出量 (kg-CO₂/t-廃棄物)

項目		Case1	Case2	Case3	
入力	収集	廃棄物の車両搬入	2.435	2.435	2.435
	処理	プラスチックの燃焼	252.416	252.416	252.416
		使用電力量	95.527	135.531	129.204
		使用燃料(立上下)	4.796	4.297	0.211
		使用用水・薬品	7.522	16.085	16.913
出力	廃棄	灰の車両搬出	0.518	0.515	0.000
		灰の埋立処理	0.645	0.642	0.000
		下水道放流	0.055	0.161	0.147
小計		365.914	412.082	401.326	
出力	供給	エタノール車両搬送	0.000	0.082	0.082
		エタノール利用	0.000	-91.355	-91.355
		発電量	-179.737	-149.450	0.000
		RPF車両搬送	0.000	0.000	0.639
		RPF利用	0.000	0.000	-420.343
合計		186.177	171.359	-109.651	

注記1) 廃棄物を運搬する車両は0.487kg-CO₂/km・台、灰、エタノールおよびRPFを運搬する車両は1.38kg-CO₂/km・台を使用して算出

注記2) エタノールおよびRPFは、ガソリン代替および石炭代替として使用するとし、熱量換算のCO₂排出原単位を使用

2) CO₂削減率

表 33 に Case1~3 の CO₂ 削減率を示す。なお、回避される CO₂ 排出量は、一般廃棄物の焼却処理で発電を伴わない場合の CO₂ 排出量とする。表 33 のとおり一般廃棄物を利用した電力、エタノール、RPF は CO₂ 削減率が全て 50%以上となった。

表 33 各 Case の CO₂ 削減率

項目	Case1	Case2	Case3	単位
当該処理方式のCO ₂ 排出量	365.914	412.082	401.326	kg-CO ₂ /t
回避されるCO ₂ 排出量	333.920	333.920	333.920	kg-CO ₂ /t
処理方式採用によるCO ₂ 増分量	31.994	78.162	67.406	kg-CO ₂ /t
エタノール生産量	0.000	59.710	59.710	L/t
エタノール原単位のCO ₂ 排出量	0.000	0.497	0.203	kg-CO ₂ /L
比較対象としたCO ₂ 排出原単位	1.530	1.530	1.530	kg-CO ₂ /L
エタノールのCO ₂ 削減率	0.0	67.5	86.7	%
電力量	323.850	269.280	0.000	kWh/t
電力原単位のCO ₂ 排出量	0.099	0.180	0.000	kg-CO ₂ /kWh
比較対象としたCO ₂ 排出原単位	0.555	0.555	0.000	kg-CO ₂ /kWh
電力のCO ₂ 削減率	82.2	67.6	0.0	%
RPF量	0.000	0.000	0.232	t/t
RPF原単位のCO ₂ 排出量	0.000	0.000	0.239	t-CO ₂ /t
比較対象としたCO ₂ 排出原単位	1.815	1.815	1.815	t-CO ₂ /t
RPFのCO ₂ 削減率	0.0	0.0	86.8	%

4. 開発した技術がもたらす効果

一般廃棄物からのエネルギー回収は低炭素化社会の実現に有効であるが、焼却処理による発電を実施する施設数は全体の 20%で発電効率は約 11%に過ぎず、また、熱回収も十分に行われていない。焼却量は人口減少や分別収集の推進等により、平成 16 年度からの 7 年間で 15%程度減少したが、本技術で対象とする紙・布類および厨芥類は、平成 22 年度においても約 2,200 万 t が収集され、エネルギー回収率が低い処理に留まっている。

本技術開発における目標エタノール収率を達成できた場合、これら 2,200 万 t から 150 万 kL のエタノールが製造可能で、かつエネルギー回収率 15%以上を達成し、CO₂ 削減率は 50%以上となる。また、本技術とメタン発酵技術および RPF 製造技術を組合せた場合も、エネルギー回収率の大幅な向上、CO₂ 削減率 50%以上を達成できることから、本開発技術は低炭素化社会の実現に大いに寄与する。

また、発生時期が限定される稲わら等の農産系廃棄物や、運搬方法およびコストが課題とされる林地残材に対して、一般廃棄物は各地域で既に収集等のインフラが確立され、年間の収集量も安定して確保できることから、高い実現性が期待できる。

本技術は社会基盤が整備されつつある途上国はもとより、先進国においても、高効率なエネルギー回収を達成できる新規廃棄物利活用技術としての展開が期待できる。

5. まとめ

5-1 成果概要

1) 機械分別工程

- (1) 1.0t/週規模で排出元が異なる一般廃棄物の処理を達成
- (2) 重量物中のビニール等の異物混入率 5%以下を達成

2) 紙類選別工程

- (1) 排出元が異なる一般廃棄物からの紙類選別技術を確立
- (2) 中間物、軽量物中に含まれる紙類の約 70%を脱水パルプとして回収

3) 酵母の前培養工程（委託事業含む）

- (1) 酵母の対糖収率 0.35g/g 以上を達成
- (2) 熊本大学委託事業の成果
 - ①酵母保存方法の検討とその発酵能を確認
 - ②酵母 KF-7 に耐塩性を付加した非遺伝子組換え株 2 株を取得

4) 糖化・発酵工程

- (1) 排出元が異なる一般廃棄物を原料として、反応 96～120 時間でエタノール濃度 5v/v%、エタノール収率 150L/t を実証規模で達成
- (2) 実証規模で保存酵母の適用性を確認
- (3) 実証規模で耐塩性酵母の適用性を確認
- (4) 半回分式同時糖化発酵反応による酵素、酵母添加量の低減および反応 72 時間でエタノール濃度 5v/v%を達成

5) 蒸留工程

- (1) 固形分を多く含む粘性の高い性状である発酵醪の蒸留技術の確立
- (2) 製造した無水化エタノールは燃料用エタノール JIS 規格に適合

6) 各種試算、トータルシステムの評価（いずれも今回の実証データに基づいて試算）

- (1) エタノール製造技術と焼却技術を組合せることで、エネルギー回収率約 16%、エタノール製造コスト 114 円/L を実証データより検証
- (2) エタノール製造技術、メタン発酵技術および RPF 技術との組合せで、RPF および液肥利活用を前提にエネルギー回収率約 66%、エタノール製造コスト 42 円/L を実証データより試算

5-2 申請時の目標に対する達成度の自己評価

交付申請時の目標に対する達成度の自己評価を以下に示す。

5-2-1 実証機の設置、運転法確立

目標	実施内容、達成状況	達成度
①自社データに基づき、廃棄物を 1.0t/週規模で処理する実証機を詳細設計、製作、据付 ②据付後、試運転を実施のうえ、各機器の基本的な運転方法を確立し、制御系を詳細に検討 ③実証試験で 1.0t/週の処理を達成	①平成 23 年 11 月に基本・詳細設計を、平成 24 年 3 月初旬までに製作、据付を完了 ②平成 24 年 3 月下旬、基本的な運転方法を確立し、制御系の詳細設計への反映を完了 ③廃棄物 0.6～1.6t/週を受け入れての各種実証試験を計 22 回実施（平成 24 年 3 月～平成 25 年 3 月）	100

5-2-2 処理工程毎の評価

目標	実施内容、達成状況	達成度
機械分別工程： ①1.0t/週の処理を達成し廃棄物を供した実証運転により各機器の能力を確認し、所定処理能力を達成するための調整を実施。 ②破碎分別処理後の重量物中のビニール等の混入率 5%以下とする	①1.0t/週規模で排出元が異なる一般廃棄物の処理を達成 ②重量物中のビニール等の異物混入率 1.2～4.4%を達成	100
紙類選別工程：	①排出元が異なる一般廃棄物より紙類選別技術を確立 ②軽量物、中間物中に含まれる紙類の約 70%を脱水パルプとして回収	—
酵母の前培養工程： ①酵母の対糖収率 0.35g/g 以上 ②培養した酵母の脱水・保存法を確立し、後段での能力を評価 ③酵母 KF-7 に耐塩性等を付加した育種株を創製（非遺伝子組換）	①酵母の対糖収率 0.50g/g を達成 ②酵母保存法を検討し、保存酵母の発酵能を確認 ③酵母 KF-7 に耐塩性を付加した非遺伝子組換株 2 株を取得	100
糖化・発酵工程： ①反応時間 96～120 時間でエタノール濃度 5v/v%、エタノール収率 150L/t・乾燥原料 ②上記を達成のうえ、反応時間を 72 時間程度まで短縮 ③育種株、保存株の発酵能を実証規模で評価 ④半回分式同時糖化発酵反応の適用による酵素、酵母添加量の低減	①排出元が異なる一般廃棄物を原料として、反応 96～120 時間でエタノール濃度 5v/v%、エタノール収率 150L/t を実証規模で達成 ②半回分式同時糖化発酵反応により反応 72 時間でエタノール濃度 5v/v%を達成 ③実証規模で保存酵母の適用性を確認、実証規模で耐塩性酵母の適用性を確認 ④半回分式同時糖化発酵反応による酵素、酵母添加量を低減	100
蒸留工程：	①固形分を多く含む粘性の高い性状である発酵醪の蒸留技術の確立 ②製造した無水化エタノールは燃料用エタノール JIS 規格に適合	—
各種試算、トータルシステムの評価： ①ラボスケールデータから試算した現エタノール製造コスト 120～150 円/L を実証データで検証し、低減を検討 ②安定処理を達成のうえ、廃棄物組成が変化した場合でも対応可能なプロセスであることを実証 ③全工程での給排水を含む物質収支とエネルギー収支を評価 ④焼却処理と本技術の組合せでエネルギー回収率 15%以上。CO ₂ 削減率 50%削減以上	①エタノール製造技術と焼却技術を組合せることで、エタノール製造コスト 114 円/L を実証データより検証 ②排出元が異なる全ての一般廃棄物からエタノール収率 150L/t を達成 ③各工程において給排水を含む物質収支とエネルギー収支のデータを取得、試算に反映 ④エタノール製造技術と焼却技術を組合せることで、エネルギー回収率約 16%、CO ₂ 削減率約 68%を達成	100

5-3 生じた課題および今後の展開

1) 課題と対策

(1) エタノール製造コストの削減

- ① エタノール製造における機器のスケールアップ、必要動力のミニマム化およびシステム化による機器の最適化
- ② 半回分式同時糖化発酵法の回分回数増加による酵素および酵母使用量の低減

(2) 蒸留残渣の有効利用

- ① 蒸留残渣のメタン発酵におけるバイオガスの量と組成、メタン発酵残渣の性状等の基礎データ、および長期的な運転データの蓄積と検証
- ② メタン発酵技術、焼却処理技術等の最適システムの検討

2) 今後の展開

一般廃棄物は主に焼却処理方式が採用され、その施設数は国内で 1,100 施設、そのうち発電によるエネルギー回収を実施する施設の数是国内の 20%、その発電効率は約 11%に過ぎず、熱回収も十分に行われていない。処理規模では、日量 100t 以下の施設数が 530、この規模で熱回収を行う施設は 181、発電は 13 施設のみである。さらに、施設稼働年数では、20 年以上経過した施設が 430、日量 100t 以下では 210 施設が該当する。これらのデータから、一般廃棄物からのエネルギー回収による低炭素社会実現には、日量 100t 以下の処理規模においても未利用エネルギーを効率的、且つ、経済的に回収できる技術の確立が必要となり、現在稼働する処理施設の老朽化に対応するために、本技術開発の早期実用化および事業化が必要である。なお、従来の焼却熱によるタービン発電は、連続運転、且つ、一定以上の処理規模が必要で、全ての小規模施設への適用ができない。

この技術開発の事業実施に協力頂いた京都市は、COP3 において京都議定書が採択され、全世界から注目されている環境モデル都市である。また、事業の一部を委託した熊本大学の木田特任教授は、これまでに国内外で数多くの研究開発あるいは事業への実績を有している。さらに、日立造船株式会社は国内外の廃棄物処理施設でトップクラスの実績を有しており、京都市および熊本大学協力のもと積極的に開発成果を紹介することで、日本国内だけでなく海外への技術紹介、あるいは、普及が見込まれる。なお、平成 24 年度までの本事業は、TV や新聞報道等により全国から注目され、国内から数多くの企業、地方自治体の議員および行政関係者から問合せ、あるいは、訪問をうけた。本技術開発の成果を踏まえ京都市が事業化すれば、政令市はもとより全国の自治体が採用の検討を行うものとみられる。本事業実施にあたり、京都市、熊本大学および日立造船株式会社による産学公連携による実証試験の実績は、普及に必要な実施体制であったと考える。

なお、本技術の一般廃棄物処理施設への普及には、施設の責任者となる自治体の理解だけでなく、排出者である周辺地域の住民（国民）の理解が非常に重要な要素となる。一般廃棄物からガソリン代替となる液体燃料を製造できる本技術は、地域住民に対して身近なバイオマスエネルギーとして理解が深められ、地球温暖化防止対策を含めた環境教育の一貫として、今後の低炭素社会への実現において非常に有効となる。

一方、日本以外の地域では特に、アジアへの普及が見込まれる。アジアは急速な経済成長を迎え、インフラ整備も含めた都市化が急速に進められており、生活水準の向上、大気や水への環境対策に加え、廃棄物処理の問題が今後解決していく課題になると考えられる。しかも、アジア諸国で廃棄物処理技術および施設の実績は日本のメーカーが先行しており、アジアでの施設あるいは技術供与が積極的に行われている。なお、アジアには農業国も多く、廃棄される農産物も含めた処理にも本技術は適用可能であり、アジア地域での採用、普及も大いに期待できる。

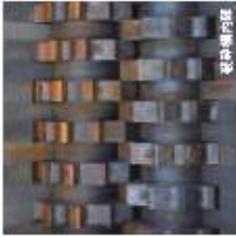
都市油田発掘プロジェクト

全国初の取組みとなる、「廃棄物からバイオマスの回収とエタノール変換技術の開発」事業が、環境省の環境研究総合推進費補助金事業に採択されたことに伴い、平成23年度及び平成24年度2箇年で京都市、熊本大学及びHitze日立造船株式会社の産学連携により本事業を実施します。



二軸破砕機
 投入された一般廃棄物を、破砕分別機で処理できる一定の大きさに切断する機械です。

破砕分別機
 破砕された一般廃棄物を生ごみと選った紙が中心の軽量物、乾いた紙とプラスチックが中心の軽量物に分別する機械です。



技術開発の概要

本技術は、京都市内で発生する一般廃棄物中の生ごみや紙ごみ等のバイオマスから、化石燃料代替となるエタノールを製造するものです。使用機器類は、一般廃棄物から生ごみと紙ごみを選別する二軸破砕機と破砕分別機、選別した生ごみと紙ごみに酵素と酵母を加えてエタノールに変換する反応槽、エタノールを精製する蒸留塔で構成されます。



パルパー

破砕分別機からの軽量物を水と混合し攪拌することで、紙を繊維状に分離し、プラスチックと分別する装置です。分離された紙は脱水機を通過することで、写真にあるような紙ごみパルプとして回収します。

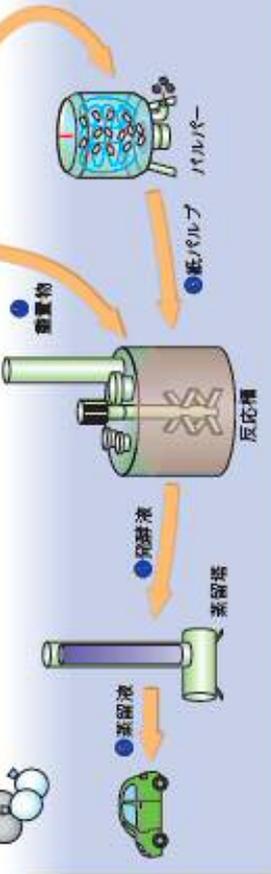


反応槽

前工程までの重量物と紙ごみパルプを原料とし、酵素及び酵母を加えて、3～5日程度で廃棄物をエタノールに変換する装置です。固形状の生ごみと紙ごみが、粘液状のエタノールを含む発酵もろみに変換されます。



蒸留塔
 反応槽で得られた発酵もろみを加熱し、エタノールを蒸化させることで、エタノールを精製する装置です。粘液状の発酵もろみから本装置により、透明なエタノールを回収できます。



●重量物

●軽量物

●紙パルプ

●発酵液

●蒸留液

7. 英文概要

Project :

Development of Technology of Biomass Collection from Municipal Solid Waste, and its Conversion to Bio-Ethanol.

Contact :

- Company name : Hitachi Zosen Corporation
- Name : Shigeo Tomiyama
- Tel/Fax : +81-6-6569-0171
- E-mail : tomiyama@hitachizosen.co.jp

Summary :

We designed and installed a pilot plant for ethanol production in Kyoto city. This plant consists of the following processes.

1. Municipal solid waste (MSW) is first crushed roughly, then separated into a heavy portion containing mainly garbage, a light portion containing mainly papers and plastics, and a intermediate portion of these by using a sorting device. Amount of unconvertible impurities such as plastics in the heavy portion was under 5%.
2. Pulping machine recovers paper pulp by separating plastics among the light and intermediate portion.
3. The mixture of heavy portion and paper pulp is converted to the fermentation broth in bioreactor by simultaneous saccharification and fermentation (SSF) process. Ethanol concentration reached to 5 volume % in 120 hours. Reaction hours has been shortened to 72 hours.
4. The fermentation broth is concentrated by a distillation equipment to obtain crude ethanol. Finally ethanol yield has been calculated as 150L-ethanol per ton-dry material.

Key words :

Bio-ethanol, MSW (Municipal Solid Waste), Paper Waste, Garbage, SSF (Simultaneous Saccharification and Fermentation)

8. 論文発表、学会発表

- (1) 増成伸介、林俊介、吉良典子、富山茂男、木田建次. 一般廃棄物中の紙を原料としたエタノール生産における雑菌汚染対策. 日本農芸化学会 2012 年度大会 (2012).
- (2) 林俊介、富山茂男、竹田昌弘、木田建次. 一般廃棄物からのバイオエタノール製造技術の開発. 第 33 回全国都市清掃研究・事例発表会 (2012).
- (3) 林俊介、富山茂男、竹田昌弘、木田建次. 一般廃棄物からのバイオエタノール製造技術の開発 (特集 第 33 回全国都市清掃研究・事例発表会より). 都市清掃 65(307) : 249-253 (2012).

III 別添

別添表 1 分析項目

分析項目	分析方法	原料※	バルビング循環水		脱水後異物	発酵残渣	
			開始時	終了時		反応槽残渣	連続蒸溜残渣
水分	下水試験方法 第2編 第4章 第6節	○	—	—	○	—	—
灰分	下水試験方法 第2編 第4章 第7節準拠	○	—	—	○	—	—
全糖	フェノール硫酸法	○	—	—	—	—	—
脂質	エーテル抽出法	○	—	—	—	—	—
タンパク質	Lowry 法	○	—	—	—	—	—
粗タンパク	ケルダール窒素法	○	—	—	—	—	—
粗繊維	A.O.A.C 法	○	—	—	—	—	—
ホロセルロース	パルプ試験法	○	○	—	—	—	—
ヘミセルロース	パルプ試験法	○	○	—	—	—	—
セルロース	パルプ試験法	○	○	—	—	—	—
リグニン	パルプ試験法	○	—	—	—	—	—
C	CHN コーダー法	○	○	○	○	○	○
H	CHN コーダー法	○	○	○	○	○	○
N	CHN コーダー法	○	○	○	○	○	○
O	計算による	○	○	○	○	○	○
P	JIS-K 0102 46.3.2 準拠	○	○	○	—	○	—
K	JIS-K 0102 49.2 フレーム原子吸光法	○	○	○	—	○	○
Ca	JIS-K 0102 50.3 ICP 発光分光分析法	○	○	○	—	○	○
Na	JIS-K 0102 48.2 フレーム原子吸光法	○	○	○	—	○	○
Pb	燃焼イオンクロマトグラフ法	—	○	○	—	○	○
Cd	燃焼イオンクロマトグラフ法	—	○	○	—	○	○
Cr	JIS-K 0102 54.3 ICP 発光分光分析法	—	○	○	—	○	○
Zn	JIS-K 0102 55.3 ICP 発光分光分析法	—	○	○	—	○	○
Al	JIS-K 0102 65.1.4 ICP 発光分光分析法	—	○	○	—	○	○
Fe	JIS-K 0102 53.3 ICP 発光分光分析法	—	○	○	—	○	○
S	JIS-K 0102 58.4 ICP 発光分光分析法	○	○	○	○	○	○
Cl	JIS-K 0102 57.4 ICP 発光分光分析法	○	○	○	○	○	○
高位発熱量	JIS M8814	—	—	—	○	—	—
TS	JIS-K 0102 14.2 重量法	—	○	○	—	○	—
VTS	JIS-K 0102 14.5 重量法	—	○	○	—	○	—
BOD	JIS-K 0102 21 32.3 隔膜電極法	—	○	○	—	○	—
CODcr	JIS-K 0102 20 滴定法	—	○	○	—	○	—
TOC	JIS-K 0102 22.2 燃焼酸化-赤外線式 TOC 自動計測法	—	○	○	—	○	—
T-N	JIS-K 0102 45.2 紫外吸光度法	—	○	○	—	○	—
NO2-N	JIS-K 0102 43.1.1 ナフチルジアミン吸光度法	—	○	○	—	○	—
NO3-N	JIS-K 0102 43.2.5 イオンクロマトグラフ法	—	○	○	—	○	—
NO4-N	JIS-K 0102 42.2 インドフェノール青吸光度法	—	○	○	—	○	—

※原料は、重量物、中間物、軽量物、パルプ、混合原料を指す

別添表 2 蒸留液分析項目

分析項目	分析方法	蒸留液		
		一次蒸留液	二次蒸留液	フーゼル油
エタノール	ガスクロマトグラフ法	○	○	○
メタノール	ガスクロマトグラフ法	○	○	○
有機不純物	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
酢酸エチル	ガスクロマトグラフ法	○	○	○
酢酸メチル	ガスクロマトグラフ法	○	○	○
プロピオン酸	イオンクロマトグラフ法	○	○	○
フルフラール	HPLC 法	○	○	○
5-ヒドロキシメチルフルフラール	HPLC 法	○	○	○
イソ酪酸エチル	ガスクロマトグラフ法	○	○	○
有機不純物 (メタノールを除く)	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
2-プロパノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
アセトアルデヒド	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
シクロヘキサン	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
n-ペンタン	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
1-プロパノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
1-ブタノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
2-ブタノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
2-メチル-1-プロパノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
2-メチル-1-ブタノール	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○
アセトン	JAAS 001 6.4 に準拠	○	○	○

別添表 3 排出元ごとの成分組成結果

分析項目	単位	重量物					中間物					軽量物					脱水パルプ					混合原料				
		A	B	C	D	E	A	B	C	D	E	A	B	C	D	E	A	B	C	D	E	A	B	C	D	E
水分	%	50.0	67.7	50.6	43.6	63.3	40.1	56.5	50.1	27.0	52.5	61.1	27.1	34.3	6.86	28.9	61.1	60.3	57.5	58.5	62.4	74.2	70.5	80.0	70.2	74.0
灰分	%_dry	27.5	12.5	21.6	13.7	36.1	9.56	8.24	4.71	7.71	12.6	5.83	6.18	1.34	5.21	8.31	5.83	4.95	2.39	4.76	7.59	15.9	6.56	9.18	10.3	12.9
全糖	%_dry	58.9	43.7	38.6	56.5	38.5	77.0	64.6	56.2	70.2	57.4	89.9	43.0	51.9	75.1	39.7	89.9	64.8	82.7	85.5	76.4	81.1	62.0	43.8	69.9	61.4
脂質	%_dry	2.54	12.5	15.3	2.34	5.2	1.76	15.1	16.2	1.79	5.0	1.68	9.52	6.20	1.84	5.07	1.68	4.95	2.04	1.68	2.05	2.59	9.61	11.5	1.93	3.07
タンパク質	%_dry	5.24	6.51	6.34	3.92	6.68	2.12	3.45	4.15	1.40	3.94	0.93	1.99	1.66	0.81	1.15	0.93	1.34	1.99	0.57	1.08	2.91	2.48	22.7	1.88	2.43
粗タンパク	%_dry	6.43	13.8	10.1	6.13	10.1	3.18	7.86	3.96	2.52	5.90	2.09	3.57	0.93	0.57	3.02	2.09	3.28	2.02	1.32	2.33	4.81	6.22	8.69	3.42	4.75
粗繊維	%_dry	23.3	15.8	22.2	39.0	19.8	42.7	33.7	51.6	50.4	42.7	66.5	53.2	59.1	59.6	68.3	66.5	58.5	66.7	61.2	60.6	45.4	43.9	31.7	53.7	48.2
ホロセルロース	%_dry	66.2	48.0	60.6	71.7	65.3	95.5	64.5	56.6	80.3	70.7	66.8	74.8	48.3	64.0	68.2	66.8	87.9	91.0	76.4	89.7	80.1	70.1	60.5	79.3	81.5
ヘミセルロース	%_dry	26.8	22.0	30.0	22.9	22.1	16.0	14.2	13.2	15.0	18.6	24.4	10.6	6.42	15.3	9.48	24.4	11.4	14.7	12.4	12.4	18.0	16.1	21.8	16.9	15.5
セルロース	%_dry	39.4	26.0	30.7	48.8	43.2	79.4	50.3	43.3	42.4	52.1	42.4	64.2	41.9	48.6	58.7	42.4	76.5	76.2	64.0	77.4	62.0	54.0	38.6	62.4	66.0
リグニン	%_dry	18.5	10.3	15.1	7.1	22.3	7.93	8.91	6.45	9.11	10.4	11.0	20.2	10.3	7.96	26.5	11.0	9.60	15.9	6.4	12.2	29.2	6.16	11.2	8.9	12.4
C	%_dry	35.4	43.6	39.3	39.3	33.8	40.0	44.0	45.7	40.5	40.5	42.3	59.6	58.1	50.5	54.1	42.3	43.8	43.8	42.1	42.2	38.0	44.0	43.0	41.2	40.8
H	%_dry	4.88	6.23	6.98	5.80	4.69	5.53	6.77	7.70	5.97	6.23	6.28	10.3	10.0	7.70	8.8	6.28	6.68	6.31	5.74	6.54	5.51	7.00	7.02	6.13	6.03
N	%_dry	1.30	2.10	1.66	1.33	1.60	0.60	0.97	0.90	0.35	0.90	0.29	0.28	0.79	0.11	0.63	0.29	0.52	0.38	0.35	0.50	0.79	0.94	1.26	0.72	0.81
O	%_dry	30.5	34.7	29.7	38.5	22.7	44.0	39.2	40.0	44.8	38.8	44.4	23.3	29.3	36.0	27.3	44.4	43.8	47.0	46.8	42.8	39.3	41.0	38.8	40.9	39.0
P	%_dry	0.16	0.21	0.21	0.16	0.21	0.09	0.17	0.11	0.04	0.12	0.03	0.05	0.03	<0.01	0.04	0.03	0.04	0.03	0.02	0.04	0.11	0.10	0.14	0.11	0.10
K	%_dry	0.92	0.70	1.07	0.81	0.73	0.44	0.40	0.55	0.38	0.49	0.09	0.10	0.18	0.05	0.14	0.09	0.03	0.04	0.07	0.04	1.05	0.21	1.84	0.80	0.33
Ca	%_dry	4.96	3.35	4.13	3.32	4.54	5.11	1.78	2.39	2.97	3.27	1.55	2.23	0.42	1.66	2.64	1.55	0.28	0.52	0.88	0.93	5.27	1.25	8.50	3.56	2.62
Na	%_dry	0.35	0.51	1.40	1.88	1.15	0.22	0.38	1.50	0.56	0.63	0.10	0.20	0.54	0.24	0.26	0.10	0.04	0.08	0.07	0.05	0.51	0.19	2.66	1.58	0.48
S	%_dry	0.15	0.19	0.13	0.90	0.19	0.07	0.13	0.06	0.18	0.13	0.82	0.05	0.03	0.16	0.07	0.82	0.22	0.06	0.23	0.33	0.31	0.20	0.14	0.53	0.21
Cl	%_dry	0.29	0.68	0.65	0.43	0.86	0.19	0.73	0.91	0.54	0.86	0.04	0.34	0.40	0.33	0.76	0.04	0.05	0.04	0.03	0.06	0.19	0.31	0.62	0.20	0.33

55

別添表 4 排出先 E におけるごみの季節変動結果

分析項目	単位	重量物								中間物								軽量物								脱水パルプ								混合原料							
		9/10	10/1	11/19	12/3	12/7	1/15	1/20	9/10	10/1	11/19	12/3	12/7	1/15	1/20	9/10	10/1	11/19	12/3	12/7	1/15	1/20	9/10	10/1	11/19	12/3	12/7	1/15	1/20	9/10	10/1	11/19	12/3	12/7	1/15	1/20					
水分	%	57.8	62.5	64.0	60.2	64.9	64.9	68.9	47.5	41.7	51.5	47.7	59.1	57.8	62.2	21.5	31.9	26.3	21.3	37.5	29.5	34.6	62.5	62.5	64.0	63.6	63.9	59.5	60.5	76.1	76.4	71.8	72.5	75.1	71.8	74.0					
灰分	%_dry	48.2	27.1	28.9	41.4	38.5	33.1	35.5	13.3	10.7	11.4	10.6	16.7	11.2	14.4	10.4	9.72	8.87	8.16	7.60	4.38	9.04	7.79	7.98	6.03	8.40	7.61	6.74	8.58	14.7	11.4	10.8	12.2	14.1	14.1	12.8					
全糖	%_dry	35.2	44.7		38.0	32.1	37.2	43.5	50.5	52	56.1	62.9	51.9	65.6	62.8	10.3	78.1	60.6	39.3	16.8	32.9	40.0	84.0	72.3	73.0	71.3	69.2	87.3	77.9	64	63.9	80.4	58.1	45.0	57.4	61.1					
脂質	%_dry	5.54	6.32	5.23	5.00	3.70	6.09	4.49	4.35	6.66	3.98	3.44	5.64	5.06	6.03	5.25	3.69	2.28	2.13	8.78	4.65	8.70	1.07	2.01	1.64	1.85	2.50	2.90	2.37	2.29	2.78	2.50	3.12	3.11	4.68	3.02					
タンパク質	%_dry	10.4	4.76	6.27	6.20	5.83	6.31	7.02	5.7	3.20	4.06	1.90	3.82	3.26	5.67	1.0	2.30	1.03	0.67	0.93	0.82	1.37	0.8	0.61	0.68	0.78	2.08	1.09	1.54	2.5	1.9	1.07	2.66	3.19	2.76	2.92					
粗タンパク	%_dry	8.54	9.61	10.4	7.59	10.6	12.0	12.3	4.21	5.95	4.7	3.97	7.08	6.27	9.14	2.51	5.75	2.09	2.76	2.29	2.14	3.59	1.94	1.98	2.22	1.39	2.52	3.08	3.16	4.21	4.04	4.25	4.70	5.44	5.32	5.32					
粗繊維	%_dry	19.1	24.1	21.7	15.6	14.2	18.8	25.2	50.5	49.6	37.4	48.5	33.3	46.8	32.6	74.3	60.9	56.2	65.2	76.9	78.0	66.4	64.2	65.6	61.6	58.2	57.6	56.6	60.4	49.7	54.5	49.9	45.8	47.2	38.7	51.8					
ホロセルロース	%_dry	63.4	63.7	60.0	67.9	63.7	75.3	62.9	65.9	70.2	70.9	87.1	68.4	61.9	70.6	27.5	70.4	80.7	53.8	82.4	85.5	77.0	89.3	88.3	89.3	88.5	88.5	91.9	92.3	78.8	79.2	80.8	76.2	80.8	89.0	86.0					
ヘミセルロース	%_dry	21.1	19.8	22.8	29.2	24.4	14.0	23.4	12.7	15.5	16.5	28.3	14.0	29.7	13.8	4.6	11.6	11.4	12.5	5.48	8.15	12.6	12.9	13.4	11.7	11.0	12.1	12.0	13.4	15.6	14.4	13.8	17.1	15.9	17.3	14.5					
セルロース	%_dry	42.4	43.8	37.2	38.7	39.3	61.3	39.5	53.2	54.7	54.4	58.8	54.5	32.2	56.9	22.9	58.7	69.3	41.3	76.9	77.3	64.4	76.4	75.0	77.6	77.5	76.4	80.0	78.8	63.2	64.8	67.0	59.1	64.9	71.7	71.5					
リグニン	%_dry	33.3	12.9	18.2	26.5	24.7	18.8	21.4	10.7	7.6	12.2	10.6	13.7	8.4	9.78	38.0	12.7	18.2	19.8	29.6	28.4	38.8	11.5	10.4	12.2	12.6	11.5	11.5	15.4	14.7	12.8	10.4	10.7	12.1	14.8	11.4					
C	%_dry	29.5	37.2	34.5	27.9	35.4	36.4	36.0	39.5	42.6	39.0	39.8	40.5	41.6	40.2	54.9	44.2	45.0	49.5	69.3	61.3	54.7	40.8	42.0	41.3	42.0	43.3	43.2	42.5	39.0	42.4	41.4	40.9	41.5	41.1	39.2					
H	%_dry	3.95	5.41	4.77	3.61	5.10	5.35	4.66	6.60	6.10	5.95	6.22	6.01	6.62	6.13	9.86	6.19	7.01	7.70	11.6	10.9	8.63	7.11	6.41	6.53	6.66	6.60	6.52	5.93	5.92	6.07	6.31	5.63	6.31	6.07	5.91					
N	%_dry	1.16	1.62	1.64	1.24	1.80	1.88	1.89	0.54	1.14	0.70	0.72	0.97	0.96	1.30	1.02	0.82	0.33	0.60	0.37	0.35	0.92	0.55	0.29	0.64	0.32	0.54	0.67	0.48	0.74	0.62	0.76	0.84	0.86	0.96	0.88					
O	%_dry	16.4	27.8	29.2	24.6	18.1	22.1	20.6	39.6	38.1	42.1	41.5	34.7	38.8	36.7	22.9	36.7	38.5	33.9	10.8	22.5	25.5	43.5	43.0	44.9	42.3	41.6	42.4	42.1	39.2	38.8	40.2	39.7	36.7	37.3	40.8					
P	%_dry	0.19	0.19	0.21	0.15	0.22	0.26	0.22	0.09	0.12	0.09	0.09	0.13	0.12	0.19	0.02	0.06	0.03	0.02	0.06	0.03	0.06	0.04	0.05	0.03	0.04	0.05	0.05	0.05	0.11	0.09	0.07	0.09	0.10	0.11	0.10					
K	%_dry	1.46	0.56	0.63	0.60	0.61	0.57	0.69	0.65	0.29	0.43	0.38	0.61	0.46	0.60	0.19	0.17	0.11	0.06	0.18	0.10	0.15	0.06	0.03	0.03	0.04	0.03	0.04	1.07	0.18	0.17	0.22	0.27	0.21	0.20						
Ca	%_dry	8.02	3.65	4.38	2.86	4.71	3.73	4.43	7.79	2.45	2.49	2.67	2.66	2.58	2.26	4.77	2.07	2.87	2.28	2.51	1.64	2.37	1.31	1.37	0.56	0.96	0.83	0.59	0.91	7.38	2.71	1.45	1.73	1.89	1.60	1.57					
Na	%_dry	2.14	0.82	0.99	1.28	0.69	0.97	1.19	0.73	0.37	0.45	0.54	0.58	0.68	1.03	0.46	0.27	0.19	0.15	0.24	0.15	0.36	0.06	0.05	0.05	0.06	0.05	0.05	0.06	1.54	0.31	0.27	0.44	0.27	0.28	0.28					
S	%_dry	0.16	0.16	0.19	0.18	0.22	0.21	0.22	0.08	0.05	0.12	0																													

別添表 5 蒸留液、フーゼル油外注分析結果

分析項目	単位	一次蒸留液							二次蒸留液							フーゼル油					
		Run 9	Run 10	Run 11	Run 12	Run 13	Run 15	Run 19	Run 9	Run 10	Run 11	Run 12	Run 13	Run 15	Run 19	Run 10	Run 11	Run 12	Run 13	Run 15	Run 19
エタノール	g/L	134	151	174	222	190	163	170	230	267	382	347	338	333	334	1.4	1.4	1.6	1.1	1.3	1.3
水分	%	78	81	80	83	77	81	78	57	65	36	50	46	49	41	98.2	96.7	97.8	99.2	99.1	98.1
メタノール	mg/L	63	217	213	392	293	321	440	306	1,49	1,35	2,10	1,27	1,83	2,18	137	<10	<10	<10	<10	<10
有機不純物	g/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
酢酸メチル	mg/L	0	1	2	3	1	2	1	0	1	2	6	1	1	2	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
酢酸エチル	mg/L	92	46	80	78	72	68	87	155	85	200	170	95	125	150	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
プロピオン酸	mg/L	5	23	62	5	5	7	<5	<5	<5	<5	<5	<5	<5	<5	23	63	6	<5	8	<5
フルフラール	mg/L	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
5-ヒドロキシメチルフルフラール	mg/L	0	<0.05	<0.05	0	0	<0.05	<0.05	0	<0.05	<0.05	<0.05	0	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
イソ酪酸エチル	mg/L	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
有機不純物	g/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
2-プロパノール	mg/L	15	20	34	<10	17	17	<10	25	55	75	20	46	34	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
アセトアルデヒド	mg/L	8	10	21	13	4	3	6	2	10	6	4	2	1	3	0.7	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
シクロヘキサン	mg/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
n-ヘキタン	mg/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
1-プロパノール	mg/L	190	320	460	190	670	600	430	315	750	800	370	900	1,15	1,10	<10	<10	<10	<10	<10	<10
1-ブタノール	mg/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	17	<10	<10	<10	<10	<10	<11	<10	<10	<10	<10	<10	<10
2-ブタノール	mg/L	41	49	68	2	3	8	2	60	115	170	<10	<10	14	3	<10	<0.2	<0.2	<0.2	<0.2	<0.2
2-メチル-1-プロパノール	mg/L	170	220	250	540	370	240	460	270	550	600	1,20	700	650	850	<10	<10	<10	<10	<10	<10
2-メチル-1-ブタノール	mg/L	450	460	510	1,10	960	460	640	750	1,05	1,20	2,50	1,25	1,15	1,15	<10	<10	<10	<10	<10	<10
アセトン	mg/L	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10	<10

表 7 蒸留残渣の外注分析結果

分析項目名	RunNo	一次蒸留残渣							二次蒸留残渣						
		9	10	11	12	13	15	17	19	9	10	11	12	13	15
TS	%	12.8	18.3	19.7	15.3	22.2	21.6	19.8	20.2	0.017	0.013	0.017	0.016	0.0098	0.016
VTS	% dry	91.0	75.3	82.5	75.8	84.4	81.8	80.6	81.5	44.5	20.2	64.7	44.2	91.9	48.0
BOD	mg/kg	52000	63000	66000	59000	70000	67000	59000	56000	320	290	590	340	330	530
CODcr	mg/kg	140000	200000	220000	210000	240000	210000	210000	200000	430	350	760	510	510	870
TOC	mg/kg	48000	70000	78000	54000	88000	87000	83000	84000	130	120	240	150	140	310
T-N	mg/L	1190	1020	730	400	1110	580	730	2980	0.8	0.6	0.7	0.5	0.6	0.9
NO ₂ -N	mg/L	0.17	0.12	0.13	0.14	0.32	0.15	0.32	-	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
NO ₃ -N	mg/L	1.4	0.4	0.2	7.5	1.8	2.6	3.6	-	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1
NH ₄ -N	mg/L	47.5	210	130	6.8	140	31.0	190	180	<0.1	0.2	0.2	<0.1	<0.1	<0.1
C	% dry	50.5	38.2	41.2	37.0	40.6	41.0	41.4	42.5	-	-	-	-	-	-
H	% dry	8.61	5.46	5.53	4.89	5.98	6.37	5.70	6.98	-	-	-	-	-	-
N	% dry	2.78	1.63	1.62	1.30	1.43	1.27	1.57	1.62	-	-	-	-	-	-
O	% dry	27.9	29.0	34.6	32.4	36.2	33.5	33.1	30.4	-	-	-	-	-	-
Na	mg/kg dry	1290	5840	6160	1470	6460	4540	5590	1080	34400	24600	18200	15200	37400	32500
Ca	mg/kg dry	2440	28400	34500	19600	14700	28200	31900	4950	57600	46600	33900	30400	62600	54900
Fe	mg/kg dry	230	6230	3830	5560	3860	5750	10500	2860	52400	99200	112000	95000	71200	158000
K	mg/kg dry	870	4180	2690	3530	4320	2900	4040	640	8350	5720	4000	3250	7760	6500
Pb	mg/kg dry	<1	11	8.3	11	22	11	10.4	2	140	770	240	300	910	760
Cd	mg/kg dry	<1	<1	<1	<1	<1	1	-	<1	<100	<100	<100	<100	<100	<100
Cr	mg/kg dry	2.5	290	110	300	120	130	190	28	<200	<200	<200	<200	<200	<200
Zn	mg/kg dry	19.2	690	900	150	350	760	520	100	14700.0	10200.0	15200	8690	8800	12800
Al	mg/kg dry	340	9510	8990	7160	7310	9610	8120	1770	<1000	<1000	<1000	<1000	<1000	<1000
T-S	% dry	0.24	0.39	0.24	0.35	0.50	0.24	0.27	0.23	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
T-Cl	% dry	0.95	0.60	0.50	0.25	0.25	0.51	0.58	0.41	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
ホロセルロース	% dry	33.5	50.5	54.2	63.1	62.8	56.3	57.9	59.4	-	-	-	-	-	-
ヘミセルロース	% dry	27.5	17.0	17.6	20.3	19.9	16.2	20.5	22.6	-	-	-	-	-	-
セルロース	% dry	6.01	33.5	36.5	42.9	42.9	40.1	37.4	36.80	-	-	-	-	-	-
粗脂肪	% dry								6.19	6.93					
粗タンパク	% dry								6.45	9.41					
炭水化物	% dry								31.9	37.8					

平成 24 年度
環境研究総合推進費補助金 次世代事業
総合技術開発報告書

廃棄物からのバイオマスの回収と
エタノール変換技術の開発
(J112004)

平成 25 年 3 月
日立造船株式会社