

令和2年度環境省委託業務

令和2年度

〈脱炭素社会を支えるプラスチック等資源循環システム構築実証事業〉

(バイオポリプロピレン実証事業) 委託業務

成果報告書

令和3年3月

三井化学株式会社

## 要旨

バイオポリプロピレンは、化石資源ではなくバイオマス資源を原料とするポリプロピレンである。ポリプロピレンは世界で 2 番目に生産量が多いプラスチックであり、様々な製品に使用されているため、原料代替による二酸化炭素 (CO<sub>2</sub>) 排出量の大きな削減効果が期待できる。今回、弊社では、発酵をキー反応とする独自の製造法により、バイオポリプロピレンの実証試験に取り組む。この中で技術面・品質面・経済性・LCA の評価を多面的に行う予定である。非可食を中心とした多様なバイオマス原料を使用し、かつ、製造残渣も有効活用するサステイナブルな技術の確立を目指す。

弊社のバイオポリプロピレンの製造方法は、遺伝子改変による代謝制御を施した大腸菌 (IPA 生産菌) を用い、バイオマス原料から得られる糖から中間体となるイソプロパノール (IPA) を製造する。IPA 製造過程で少量のアセトンを生じるが、これは水添 (水素化) 反応を行い IPA に誘導し中間体に足す。その IPA を用いて脱水反応を行うことによりプロピレンに誘導する。プロピレンの炭素はバイオマス由来の炭素であり、これを重合することによりバイオマス由来のポリプロピレン、すなわちバイオポリプロピレンが得られる。共同実施者の株式会社開成は、発酵で生じる廃菌体やバイオマス残渣などの廃棄物を用いたメタン発酵の実証とともに、バイオマス原料の候補となるソルゴーの栽培実証を行う。弊社は、ソルゴー以外にも国内外のバイオマスについて情報収集と品質確認を行う。

今年度は、発酵工程において、5L スケールでの発酵条件検討を行い、その結果をもとに、30L スケール、1500L スケールでの発酵試験を実施した。その結果、良好な IPA 収率が得られた。また、メタン発酵試験のため IPA 発酵液残渣を株式会社開成に提供した。その際、保管により IPA 発酵液が腐敗したため、腐敗対策検討を行った。その結果、pH を調整することで腐敗を防げることを見出した。

外注先のフクデ化学工業 (株) において、小スケールでの蒸留による IPA の濃縮・蒸留試験を実施した。この結果をもとに、IPA の蒸留プロセスの運転条件を策定し、フクデ化学工業 (株) において IPA 蒸留を開始した。

水添・脱水工程および精製工程においては、昨年度の結果に基づき、実証設備の詳細設計と設備導入を行った。導入した各機器について動作確認をおこない、問題ないことを確認した。

メタン発酵においては、小スケールで発酵試験をおこなった。その結果、良好なガスの発生が見られた。また、実証用設備の設計と導入を実施し、小スケールでの結果をもとに、検討を開始した。

バイオマスについては、沖縄の耕作地にてソルゴーの栽培を行い、2 回収穫を実施した。昨年同様、良好な生育結果となったが、一部に生育のばらつきがみられた。これは、初期の日照差によるものと推測した。また、国内外のバイオマス原料につ

いて情報収集を実施し、4社から提供を受けたバイオマス4種類について小スケールでの発酵試験を完了した。

LCAデータ採取のため、みずほ情報総研(株)に調査を委託した。来年度実証試験の評価準備として、バイオ原料の栽培・収穫ならびにその後過程で収集すべきデータ項目について調査を行った。

## Summary

Bio-polypropylene is a polypropylene that is derived from biomass resources instead of fossil resources. Polypropylene is the world's second most produced plastic, and is used in a variety of products. Therefore, it could be anticipated to significantly reduce carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emission by substituting its raw material. In this project, we will show a bio-polypropylene demonstration production with a unique manufacturing method that uses fermentation as a key reaction. The technical, quality, economic, and LCA evaluations will be conducted from various perspectives. Furthermore, we aim to establish a sustainable technology that uses a variety of biomass raw materials, primarily non-edible biomass, as well as production residues. Our bio-polypropylene production method uses genetically modified *Escherichia coli* (IPA-producing bacterium) under metabolic control to produce isopropanol (IPA) as an intermediate from sugar obtained from biomass raw materials. A small amount of acetone is produced during the IPA production process, which is subjected to a hydrogenation reaction to produce IPA. The IPA produced undergoes dehydration reaction to derive propylene. The carbon atoms in propylene are derived from biomass, and by polymerizing the molecules, bio-polypropylene is obtained.

Co-operator Kaisei Co., Ltd. will demonstrate methane fermentation using wastes, such as waste microbial cells and biomass residues generated during fermentation, as well as cultivation of sorghum, a candidate for biomass raw material. We will collect information and examine the quality of biomass in Japan and overseas other than sorghum.

This year, we first examined the fermentation conditions on 5L scale in the fermentation process. Based on this result, we scaled up to 300L and 1500L. As the result, we obtained good IPA yields. The residue of the IPA fermented liquid was provided to Kaisei Co., Ltd for methane fermentation test.

At that time, the IPA fermented liquid rotted by long time storage, so we examined measures against rotting. As a result, we found that adjusting the pH can prevent the IPA fermented liquid from rotting.

At the subcontractor Fukude chemical Co., Ltd, we conducted the IPA concentrated and distillation test on a small scale. Based on this result, we formulated the operation conditions, and started the IPA distillation process.

In the hydrogenation / dehydration / defecation process, based on last year's result, we designed the demonstration equipment in detail and introduced the equipment. As a result of the test run, the equipment worked without any problems.

In methane fermentation, we conducted fermentation tests on a small scale. As a result, we observed good gas generation. We also designed and introduced the demonstration equipment. Based on the result of the small scale test, we started the fermentation test with the demonstration equipment.

For biomass, sorghum was cultivated in Okinawa, and we harvested twice this year. The growth results were as good as last year, but there were some variations. We presume that this is due to the difference in sunshine in the early stage of growth.

Information was collected from four other companies on biomass raw materials in Japan and overseas, and evaluation was completed for four types of biomass raw materials on a small scale.

The Survey was outsourced to Mizuho Information & Research Institute, Inc. to collect LCA data. In preparation for next year's LCA assessment, we investigated the data items to be collected in the cultivation and harvesting process of biomass raw materials and the subsequent process.

目次	4
<b>1. 発酵工程に関する技術開発</b>	<b>6</b>
1.1. 要旨	6
1.2. 小型発酵槽(5L)での IPA 発酵試験	6
1.2.1. 排気ガス濃度低減の検討	7
1.2.2. 発酵微生物の構成	9
1.2.3. セルバンクの作成	10
1.2.4. 5L 発酵槽での IPA 発酵試験	10
1.3. 30L 発酵槽での 5L 発酵試験の再現性確認及び 1,500L 発酵に向けた条件検討	12
1.3.1. 30L 発酵試験における排気ガス濃度の推移	15
1.3.2. 30L 発酵試験における IPA・アセトン蓄積の推移	15
1.3.3. 30L 発酵試験におけるトラップ水による IPA 回収	16
1.3.4. 30L 発酵試験におけるグルコース残存、有機酸の蓄積	17
1.4. 1,500L へのスケールアップ実証試験	18
1.4.1. 1,500L 発酵槽による IPA 発酵試験	22
1.4.2. スケールアップ因子(OTR)	23
1.4.3. 1,500L 発酵槽による IPA 発酵生産と IPA 取り出し	24
1.5. 発酵残渣からのエネルギー回収に向けた検討	24
1.5.1. IPA 発酵と発酵液遠心沈殿物の調製	25
1.6. IPA 発酵液からの IPA の取り出し検討	26
1.6.1. 発酵残渣の腐敗防止検討	26
1.6.2. pH4.0 に調整した IPA 発酵液からの蒸留による取り出し検討	28
1.7. 次年度の計画	29
<b>2. 水添・脱水工程に関する技術開発</b>	<b>30</b>
2.1. 培養液の濃縮による IPA 回収	30
2.2. IPA 濃縮フロー	31
2.3. 蒸留小試試験	32
2.3.1 蒸留①…IPA 濃縮	33
2.3.2 蒸留②…アセトン回収	35
2.3.3 蒸留③…IPE 添加による共沸蒸留	37
2.3.4 蒸留④…IPA 回収	39
2.3.5 小試蒸留試験結果まとめ	41
2.4. 実証設備の設計・導入	41
<b>3. 精製工程に関する技術開発</b>	<b>43</b>
3.1 実証設備の設計・導入	43

<b>4. 廃棄物有用化に関する技術開発</b>	<b>44</b>
4.1. IPA 廃菌体予備試験の実施	44
4.2. IPA 廃菌体メタン発酵試験設備の導入	47
<b>5. 製造用バイオマスの検討</b>	<b>54</b>
5.1. ソルゴーの栽培	54
5.1.1. 沖縄地区	54
5.1.2. 新潟地区	56
5.1.3. まとめ	56
5.2. 木質由来糖、バガス由来糖等の原料調達に関する調査	59
<b>6. LCA の検証・評価</b>	<b>61</b>
6.1. 要旨	61
6.2. バイオ PP の原材料として検討する製品に関する文献・データ整理	61
6.3. サトウキビ由来のバイオエタノール生成に係る LCA 評価事例の整理	64

## 1. 発酵工程に関する技術開発

### 1.1. 要旨

令和1年度の検討の結果、IPA発酵時の排気ガスへのIPAの排出量が多いことがIPA収量を低下させることを見出し、5Lスケールで発酵試験を行った。その結果、発酵槽内の内圧を0.12MPaGとして、上面に窒素を通気し、爆発下限界以下の酸素濃度に制御することで発酵槽外への排出を抑制できることを見出した。この結果について30L、1,500Lの発酵槽での発酵試験を実施したところ排気ガス中のIPA濃度が安全基準である爆発下限界の1/4濃度を下回り、窒素の上面通気が不要であることが判明した。その結果、平均的なIPA蓄積濃度は5.1%に達し、収率も理論収率の79%程度（対グルコース収率26%程度）の見通しを得た。

IPA発酵液の蒸留残渣からのエネルギー回収の検討のため、昨年度実施したIPA発酵液の遠心沈殿物を調製し、株式会社開成へ提供した。その際、保管により発酵液の腐敗が発生した。本年度はIPA発酵液を蒸留委託先で蒸留しIPAを回収する計画であるが、委託先への輸送まで保管中の腐敗が懸念されたため、発酵液の腐敗防止策を検討した。IPA発酵液をpH4.0に調整することで2ヶ月間室温保管しても腐敗は発生せず、成分変化も認められないことが判明したため、本年度の発酵液はpH4.0に調整して保管することとした。

IPA発酵液からの蒸留について上記の通り条件検討した30L発酵槽のIPA発酵液をpH4.0に調整し、フクデ化学工業株式会社に7Lスケールでの蒸留試験を委託した。その結果からpH4.0に調整したIPA発酵液6,600Lから約220kgのIPAを回収可能であることが示された。

来年度はバイオポリプロピレン製造用に1,500LスケールでのIPA発酵を6月末まで実施し、その後実用化プロセス設計のための検討を実施する計画である。

### 1.2. 小型発酵槽(5L)でのIPA発酵試験

昨年度実施の試験から本年度本格生産実施に至るまで以下の課題が示された。

1. 排気ガス中のIPA濃度を自社の安全管理基準、「可燃性成分の濃度上限を爆発下限の1/4以下」（IPA爆発下限2%の $1/4=0.5\%$ ）とし、IPA濃度制御の為、空気ページを実施すると発酵48時間における蓄積濃度の低下（30L発酵槽で蓄積濃度2.5～3.5%）が観察された。今年度は試験用サンプル製造の為、蓄積量の向上が必要である。

2. 自社中試験設備は危険物の保管量は制限がある。IPA発酵による発酵液は、アセトン/IPA比が10%を超えると「危険物第4類第二石油類 水溶性液体」と判定される可能性がある。仮に発酵液が危険物第4類第二石油類水溶性液体であるなら

ば保管量の上限值は 400L となり、1,500L 発酵槽での生産は困難となる。発酵液を危険物としない為にはアセトン/IPA 比を 10%以下とする必要がある。

### 1.2.1. 排気ガス濃度低減の検討

排気ガス中の IPA 濃度に対する圧力、および攪拌回転数の影響を図 1 に示す装置を用いてモデル液(5%IPA, 0.5%アセトン水溶液)を用いて確認を行った。

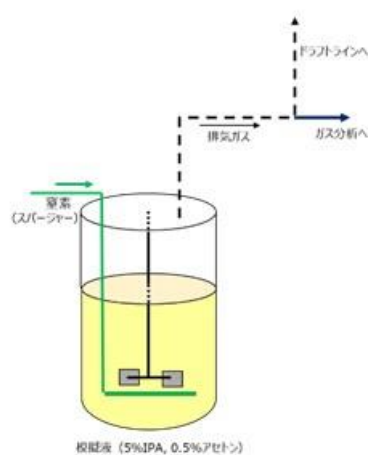


図 1 5L 発酵槽の装置図

表 1 に示す運転、および試験条件で排気ガス中の IPA 濃度を ARCO-2000FA を用いてオンラインで測定した。結果を図 2 に示す。

表 1 運転条件および試験条件

運転条件	
液量	2.5 L
温度	30℃
下面通気N2	0.5 vvm

試験条件	圧力	攪拌回転数
①	常圧	200rpm
②	常圧	800rpm
③	0.15MPa	800rpm
④	0.12MPa	800rpm
⑤	0.1MPa	800rpm
⑥	0.15MPa	200rpm



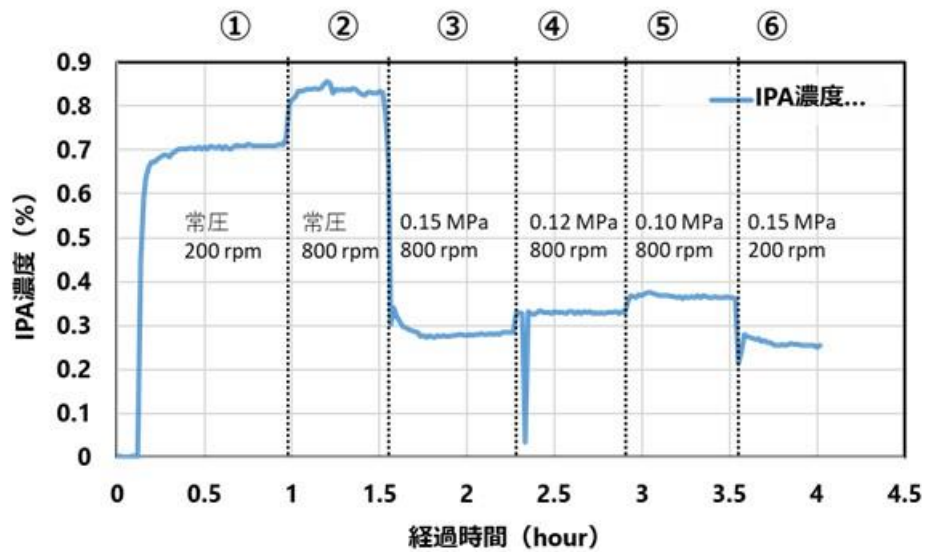


図2 5L 発酵槽排気ガス中 IPA 濃度の圧力および攪拌回転数の影響

結果から発酵槽内圧の向上により排気ガス中の IPA 濃度は低下し、発酵槽内圧は排気ガス中の IPA 濃度の良い制御因子であることが確認された。しかし、攪拌速度の違いにより IPA 濃度が変化することからミストによる影響も少なからず受けていることが観察された。発酵液はモデル液よりもさらに粘度が高いことから、より強くミストの影響を受けることが予想された。

### 1.2.2. 発酵微生物の構成

本発酵工程の技術開発に用いた微生物は、昨年度と同一のものを使用した。すなわち、宿主として大腸菌 B 株に以下の変異を導入し、IPA 生産に必要な遺伝子を組み込んだ発現プラスミドを導入した株を用いた。

不活性化：

- グルコン酸代謝の負の制御因子 (gntR)
- グルコース-6-リン酸イソメラーゼ (pgi)
- ホスホグルコン酸デヒドロゲナーゼ (gnd)

活性強化

- CoA トランスフェラーゼとチオラーゼ (atoDAB)

発現プラスミドの構成は、弊社開発の pGAP48 プラスミド (pBR322 由来プラスミドにグリセルアルデヒド 3 リン酸デヒドロゲナーゼ遺伝子の改良したプロモータを有する) に、*Clostridium acetobutylicum* ATCC824 由来のアセト酢酸デカルボキシラーゼ (a)、*Clostridium beijerinckii* NRRL B-593 由来のイソプロピルアルコールデヒドロゲナーゼ (I)、エシェリヒア・コリ B 株由来のグルコース 6 リン酸-1-デヒドロゲナーゼ遺伝子 (z) を連結したものをを用いた。(引用文献 1)

本報告書では IPA 生産菌を *Escherichia coli* B  $atoDAB^+$   $pgi::agp-5$   $gntR^-$   $gnd^-$  ( $Km^r$ )/pGAP-Iaz と表記し、簡略して IPA 発酵菌と表記する。

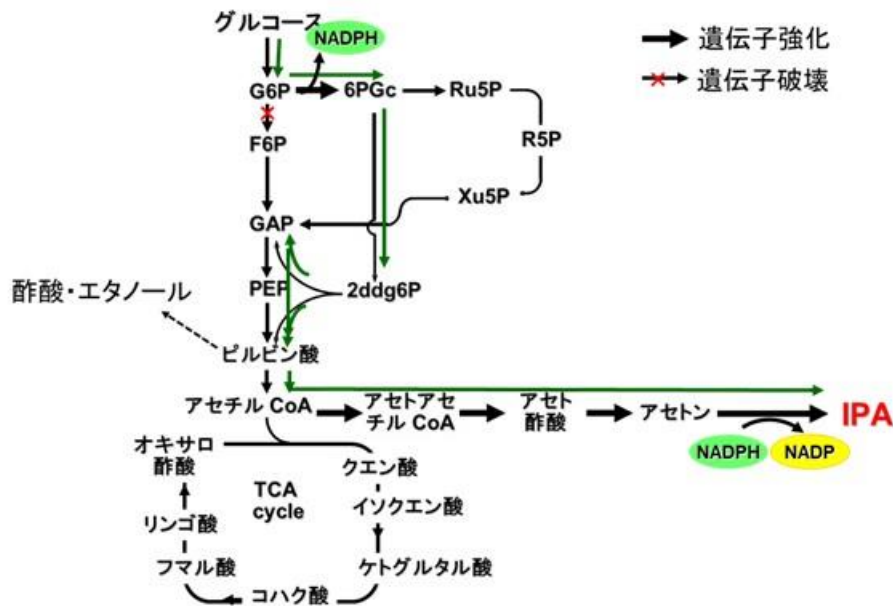


図 3 IPA 発酵菌の代謝制御図

### 1.2.3. セルバンクの作成

アンピシリン(sigma 社)を  $100 \mu\text{g/L}$  の濃度を含む LB 培地 (ベクトン・ディッキンソン社) 2mL に IPA 発酵菌を植え、 $30^\circ\text{C}$  で 20hr 振とう培養した。次いで滅菌済みの同じ培地 100mL/500mL バッフル付き三角フラスコに 0.1mL の前記培養液を接種した。 $30^\circ\text{C}$  で 4 時間振とう培養し、滅菌済みグリセリン 16.5g に 100mL の培養液を加え、よく懸濁した。懸濁液を 1mL ずつ分注して $-80^\circ\text{C}$  の冷凍庫で保管し、ワーキングセルバンクとした。以下の試験はすべてワーキングセルバンクを用いて行った。

### 1.2.4. 5L 発酵槽での IPA 発酵試験

発酵条件検討の結果以下の通り 5L 発酵槽で IPA の発酵試験を実施した。

爆発混合気の制御は IPA 濃度 $\leq 0.5\%$  の制御から、限界酸素濃度の制御(酸素濃度 $\leq 9\%$ )と変更した。(IPA 爆発混合気の限界酸素濃度:9.5%) すなわちスパージャーからの下部通気量(空気)の 2 倍量の窒素を上通通気で吹き込み発酵槽内酸素量を 7% 以下(空気中の酸素約 21%) で発酵することとした。

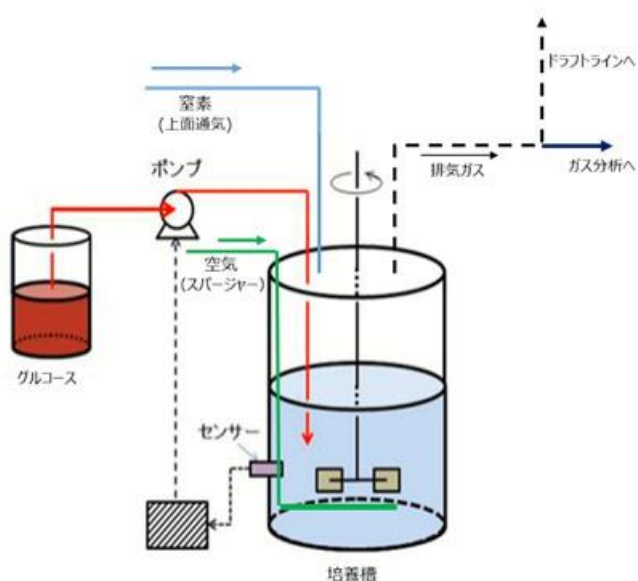


図4 5L 発酵槽での IPA 発酵の装置図

発酵中の制御は、内圧：0.12MPa、通気量（空気）：0.25vvm、上面通気量（窒素）：0.5vvm、温度 28℃、攪拌数：500rpm、pH は 6.6 にアンモニア水で制御し、50%グルコースは 8 時間目までは段階的に強制添加を実施した。8 時間目以降は糖の枯渇を pH 上昇の信号により感知して糖を供給する制御を行った。添加量は 20g/L/hr の速度で 30 分間実施した。

発酵中の気中、液中の IPA 濃度の推移を図 5 に示す。発酵時間 7 時間目までは下部通気（空気）のみを実施し、気中 IPA 濃度が 0.5% 近くになったため発酵 7 時間目で下部通気の 2 倍量の窒素ガスを上面通気として実施した。モデル液試験の結果と比較して高濃度の IPA 排気ガスが観察されたが、これは液面から排ガス出口の距離の短い小スケールの発酵槽の為、ミストの影響を多く受けているものと考えられた。

上面通気を実施後、発酵槽内の酸素濃度は 2.5% 以下に維持され、限界酸素濃度 9.5% に対し十分低い値で推移した。爆発混合気の制御は本方法で実施可能と考えられた。また、昨年度の 30L, 300L 発酵の実績では排気ガス中の IPA 濃度が 0.4% を超えるのはそれぞれ 16 時間、24 時間とスケール大きくなるにつれて遅くなる傾向があることから上面通気を削減できれば、さらに蓄積濃度の向上が見込まれる。

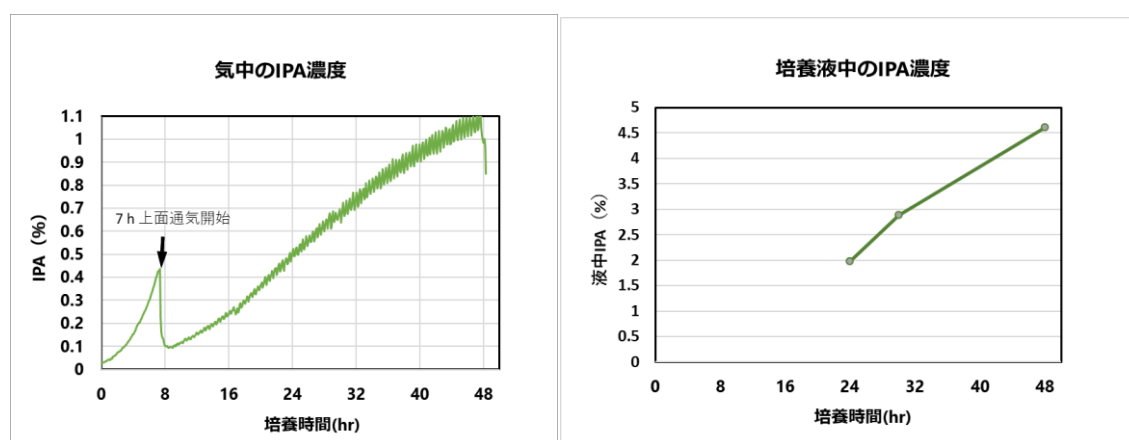


図 5 発酵中の気中、液中の IPA 濃度

本試験では発酵 48hr において、発酵槽内に約 4.6%の IPA が蓄積した。その他発酵中の pH、DO、添加グルコーストレンドを図 6 に示した。

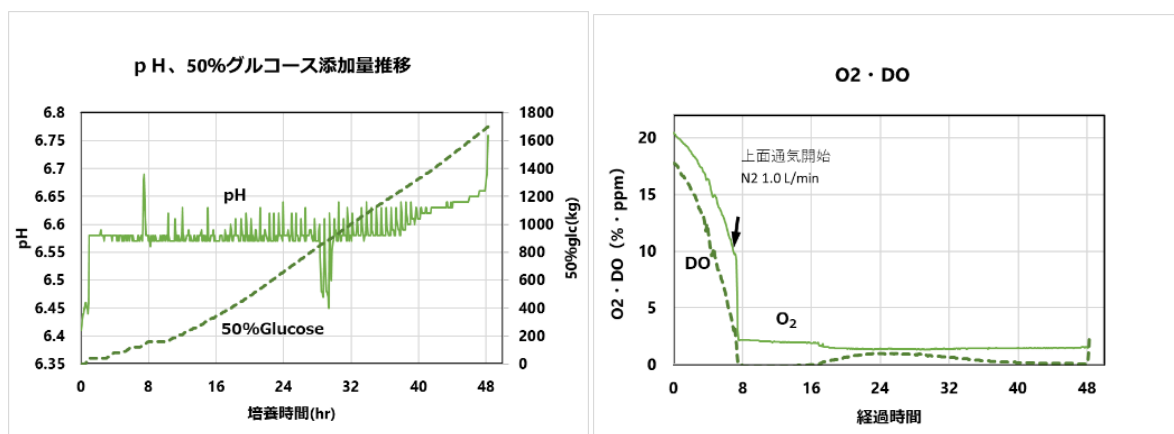


図 6 発酵中の各種トレンド

発酵条件の変更および爆発混合気制御を、気中 IPA 濃度を空気パージでコントロールする形式から一定量の窒素ガスパージに変更し、限界酸素濃度で制御する方式に変更することにより IPA 蓄積濃度が 48 時間で 4.6%に向上した。またアセトン/IPA 比は 4.8%であり 10%以下であることを確認した。

### 1.3. 30L 発酵槽での 5L 発酵試験の再現性確認及び 1,500L 発酵に向けた条件検討

5 L 発酵槽での検討の結果を踏まえ、①排気ガス中・発酵液中の IPA 濃度、アセトン/IPA 比、有機酸生産についてのスケールアップ時の再現性の確認、②1,500 L 発酵試験に向けた kLa 条件の検討、③トラップ水への IPA 回収量の確認、④発酵後の加熱殺菌・pH 調整・蒸留工程の確認を目的として 30L での発酵試験を行った (④については 1.6.2 pH4.0 に調整した IPA 発酵液からの蒸留による取り出し検討で報告)。30L の発酵試験は以下のブロックフロー及びプロセスフローに沿って行った。通気攪拌条件は 5L 発酵槽および 1,500L 発酵槽の kLa と同等になるように設定した。

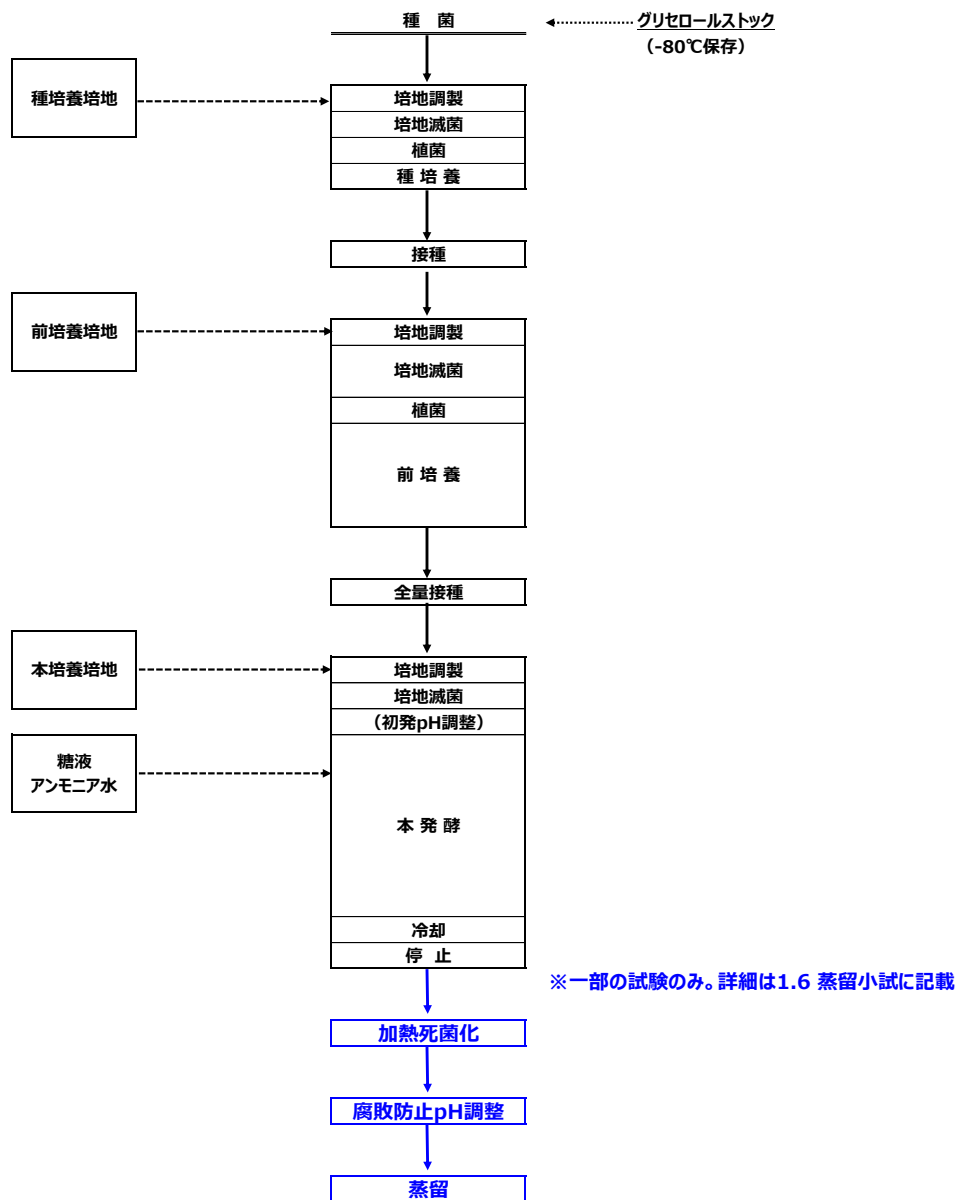


図7 30L 発酵槽を用いる IPA 発酵のブロックフロー

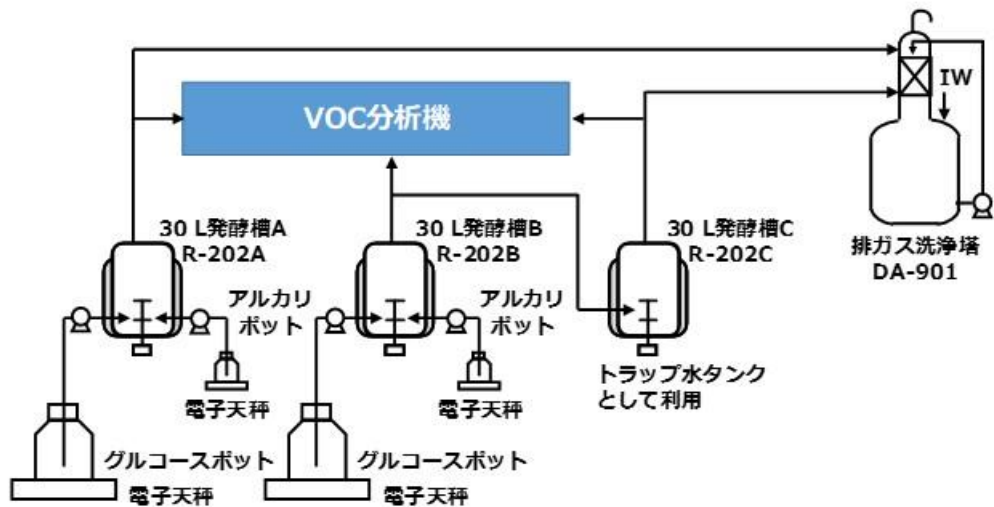


図8 30L 発酵槽を用いる IPA 発酵のプロセスフロー

中試験設備の 30L 発酵槽 2 台で IPA 発酵を行い、1 台を排気ガスのトラップ槽とした。発酵槽のうち 1 台の排気ガスをトラップ槽でトラップし、もう一台の発酵槽の排気ガスはトラップせず、排ガス洗浄塔へ直通で接続した。排気ガスの分析装置は有限会社アルコシステム社の ARCO-2000FA を用いて測定した。本システムでは IPA, アセトン, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> を質量分析計により測定し、3 台の排気ガス濃度を 1 分間隔でサンプリングした。

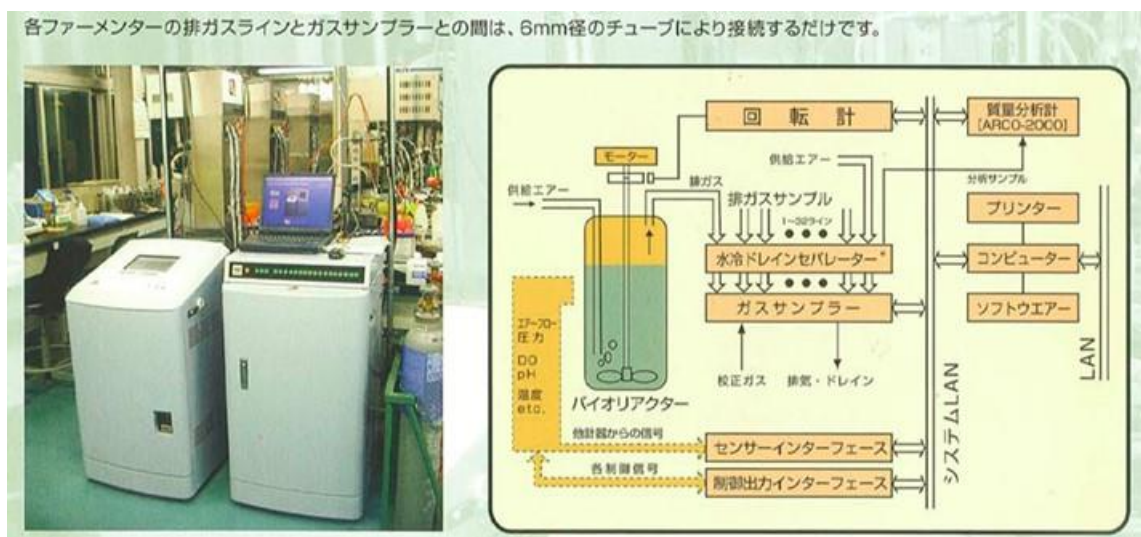


図9 排気ガス分析装置 (ARCO-2000FA)

### 1.3.1. 30L 発酵における排気ガス濃度の推移

30L 発酵槽にて 5L 発酵試験の再現性を確認した。スケールアップに伴い kLa が変化するため、攪拌条件を①300rpm、②400rpm の 2 条件で検討した。①は 1, 500L 発酵槽で想定している最大 kLa に近い条件、②は 5L の kLa に近い条件として設定した。図 10 に排気ガス中の IPA 濃度を示した。30L 発酵槽において今回の条件ではいずれも排気ガス中の IPA が 0.5%を超えることはなかった。そのため窒素ガスの上面通気を実施する必要がなくなった。

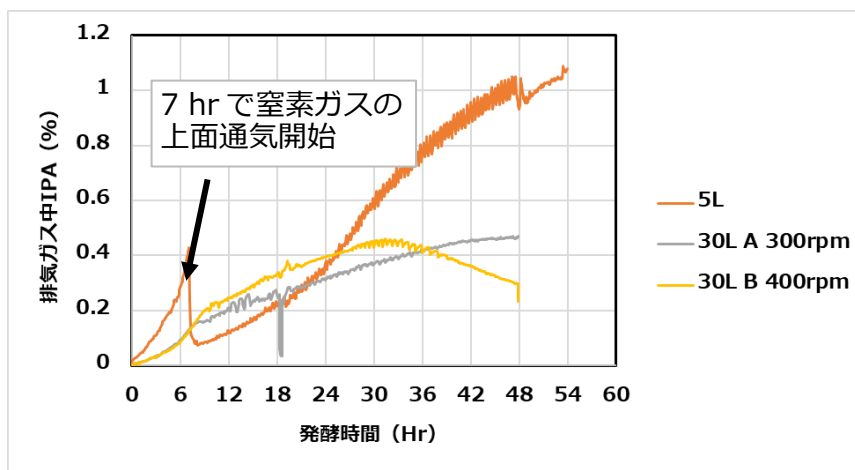


図 10 排気ガス中の IPA 濃度

### 1.3.2. 30L 発酵試験における IPA・アセトン蓄積の推移

前述の①②の条件での発酵液中の IPA・アセトンの蓄積量を調査した。図 11 に IPA 発酵による発酵液への IPA の蓄積量の経時変化を示した。いずれの条件も 5L の結果と比較して 0.5%程度 IPA を多く蓄積した。これは発酵温度を下げたことにより IPA の揮発量が低下したことと、それにより排気ガス中の IPA 濃度が低下したため上面通気をする必要がなくなり、上面通気によって揮発していた分の IPA が蓄積したことが影響していると考えられる。

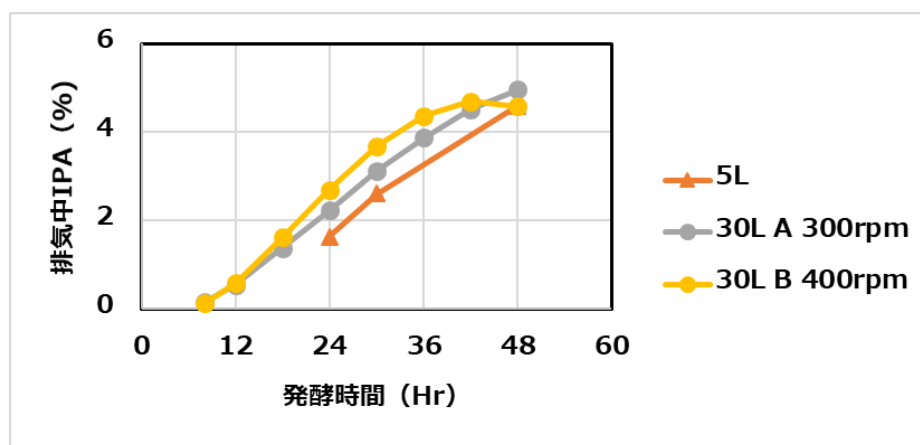


図 11 発酵液中の IPA 濃度



図 12 に発酵終了時のアセトン/IPA 比を示した。①②で結果は異なったが、この条件では最大でも 6%弱のアセトン/IPA 比であり、30L 発酵槽でも 10%を超えないことが確認できた。

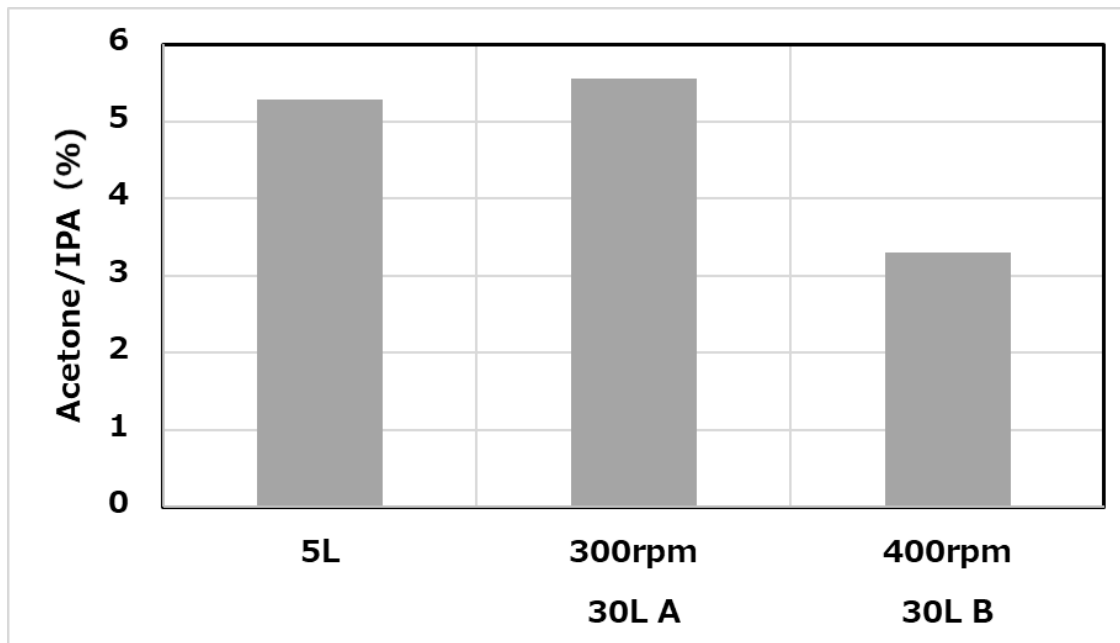


図 12 発酵液中のアセトン/IPA 比

### 1.3.3. 30L 発酵試験におけるトラップ水による IPA 回収

表 2 に②の条件の時の発酵槽とその排ガスをトラップしたトラップ槽の発酵終了時の液中 IPA 濃度と IPA 量を示した。トラップ槽にはほとんど IPA はトラップされていなかった。原因としては発酵液中の IPA の揮発が抑えられたことにより、元々の排ガス中の IPA 濃度が低かったこと、加えて排気ガスを槽中位付近から吹き込んでいるため回収効率が悪かったことがあげられる。トラップ水から IPA を回収し、蒸留するかどうかについては 1,500 L 発酵槽での回収の結果を確認して判断することとした。

表 2 トラップの IPA 回収効率

	IPA 濃度 (%)	液量 (L)	IPA 量 (kg)
30L B 発酵槽	4.59	22.2	1.019
30L C トラップ槽	0.03	20.3	0.006

### 1.3.4. 30L 発酵試験におけるグルコース残存、有機酸の蓄積

5L 発酵試験と 30 L 発酵試験条件①で有機酸の蓄積を比較し、図 13 に示した。30L ではグルコースの発酵 48 時間での残存量が多く、乳酸、酢酸は蓄積量が減少していた。

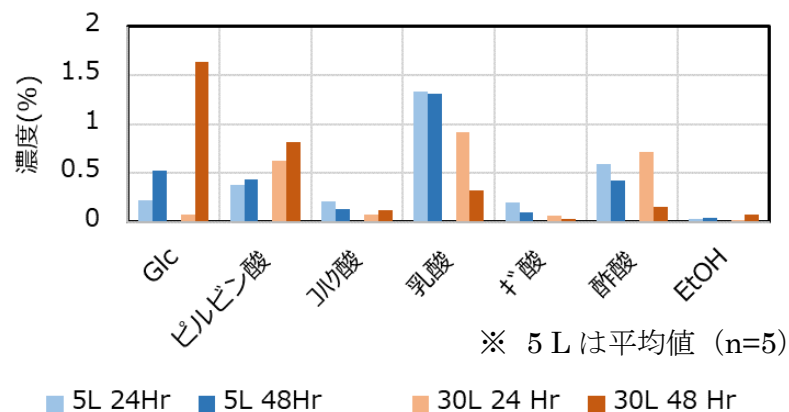


図 1 3 発酵液中のグルコースの残存量と有機酸の蓄積量

表 3 に 30 L 試験の条件と物質収支についてまとめた。

表 3 物質収支

Run No.	①	②	
発酵槽	30L A	30L B	5L
攪拌数 [rpm]	300	400	
発酵時間 [hr]	48	48	48
Glucose Feed [g-Glc]	4,656	4,969	
最終液量 [L]	22.1	22.2	
IPA生産[g-IPA]	1095.9	1019.7	
アセトン生産[g-acetone]	65.1	37.3	
収率 (IPA) [%]	23.5	20.5	20.1
収率 (IPA+アセトン) [%]	24.9	21.3	21.2

#### 1.4. 1,500L へのスケールアップ実証試験

30L 発酵槽での発酵試験結果に基づき、1,500L 発酵槽の運転条件を設定した。1,500L 発酵槽での攪拌回転数の限界が 200rpm であるため、攪拌数は 200rpm とし、通気量は 0.25vvm,槽内圧は 0.12MPaG、その他の発酵条件は 30L 発酵試験と同等とした。

IPA 発酵試験では IPA ガスによる爆発が最も危険性が高いため、以下に示すような安全装置を発酵槽制御ソフトに組み込んだ。①発酵中に槽内圧が異常低下すると IPA ガス濃度が高くなる危険性があるため、槽内圧が異常に低下した場合に緊急停止させる。②発酵槽の温度制御ができなくなり異常上昇すると IPA ガス濃度が上昇する危険性があるため異常昇温時に緊急停止させる。③IPA ガス濃度が 0.5% (爆発下限界の 1/4 濃度) を超えた場合、上面から窒素を下部通気量の 2 倍量で通気し、爆発下限界以下の酸素濃度に制御する。

1,500L の発酵試験は、以下のブロックフロー (図 14) 及びプロセスフロー(図 15) に従って実施した。排気ガスは 1,000L 発酵槽をトラップ槽とし、1,500L 発酵槽中の気中 IPA、アセトン濃度および 1,000L トラップ槽の排気ガス分析は排気ガス分析装置 (ARCO-2000FA、アルコシステム社) を用いて測定した。

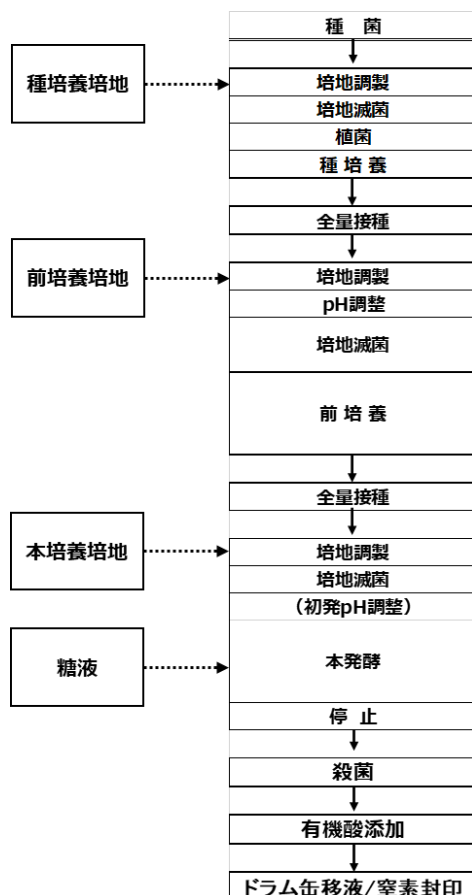


図 14 ブロックフロー

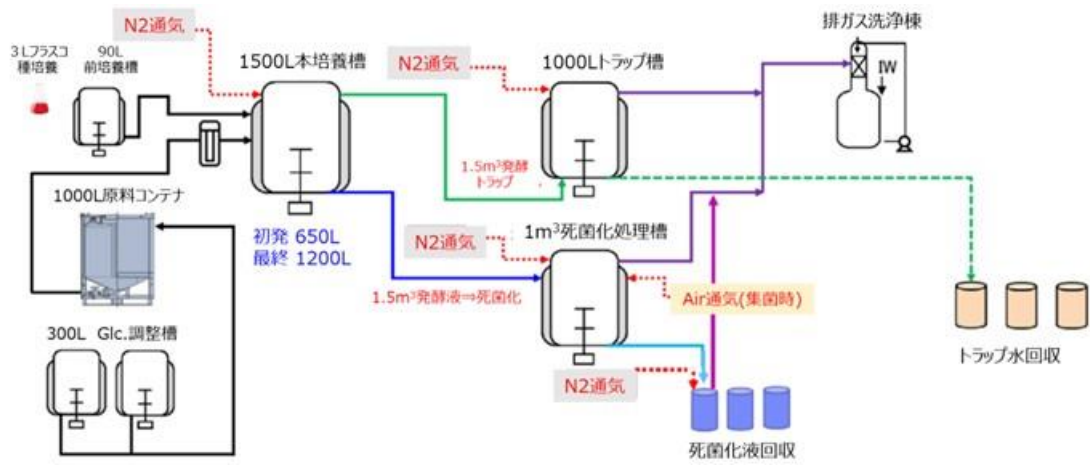


図15 プロセスフロー

#### 1.4.1.1, 500L 発酵槽による IPA 発酵試験

1,500L 発酵槽での発酵試験は令和 2 年 2 月末までに 12 バッチ実施した。1,500L 発酵試験の平均的な発酵成績のトレンドを図 16 に示した。また、対照データとしては 30L 発酵試験実施時のトレンドを記載した。

1,500L 発酵槽における IPA 生産推移は、30L 発酵試験と同等であった。アセトン生産は 24hr 以降で、1,500L 発酵槽の方が早く蓄積し、菌体増殖も 24hr 以降の菌体量は 30L と比較して多い状態で推移した。

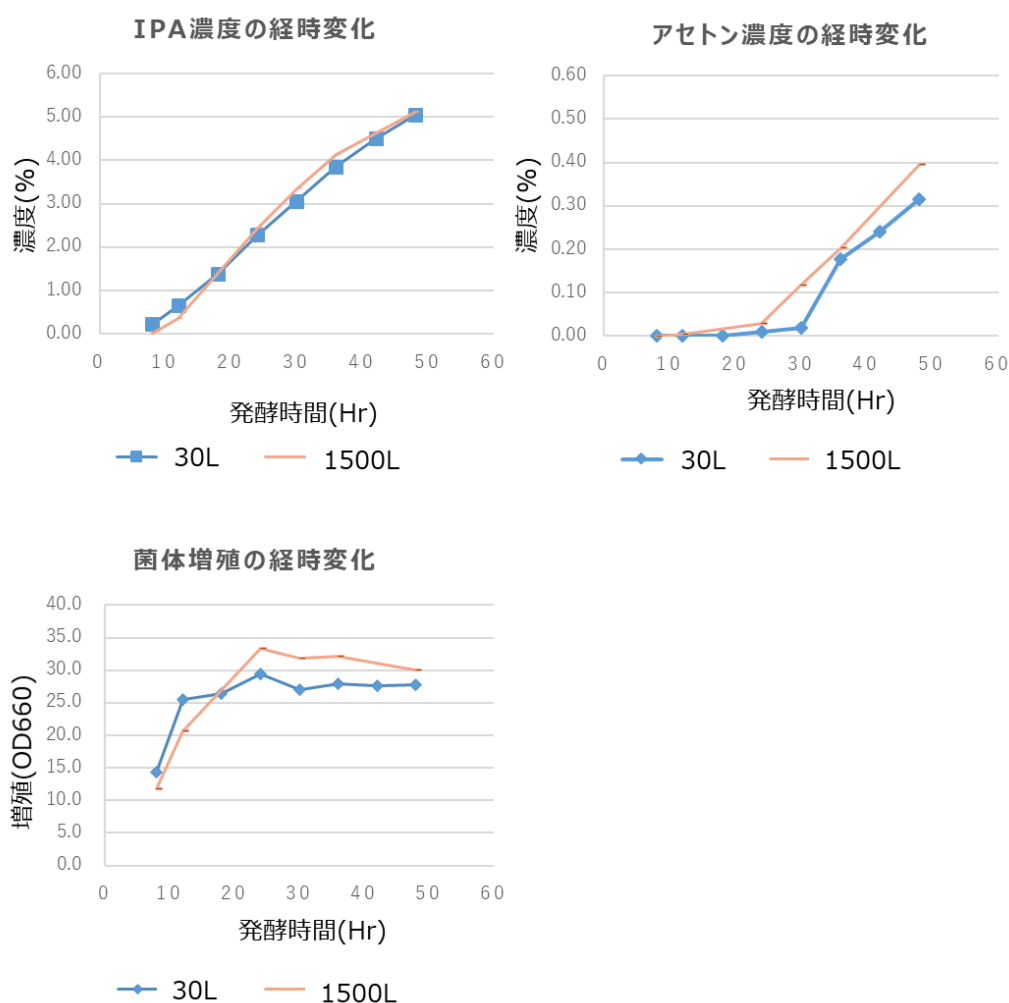


図 1 6 発酵試験中の IPA、アセトン、菌体増殖の推移

本試験では「爆発下限界の 1/4 以下」を安全管理基準に設定している。IPA の爆発下限界は 2% であるため、管理値としては 0.5% 以下での運転を目指した。IPA 濃度が 0.5% を超えた場合は発酵槽上面より窒素通気を行い、爆発下限界以下の酸素濃度に制御する。

1,500L 発酵試験中の排ガス中 IPA 濃度の推移を確認したところ (図 17)、0.5% (爆発限界の 1/4 濃度) に達しなかったため、上面の窒素通気は行わなかった。

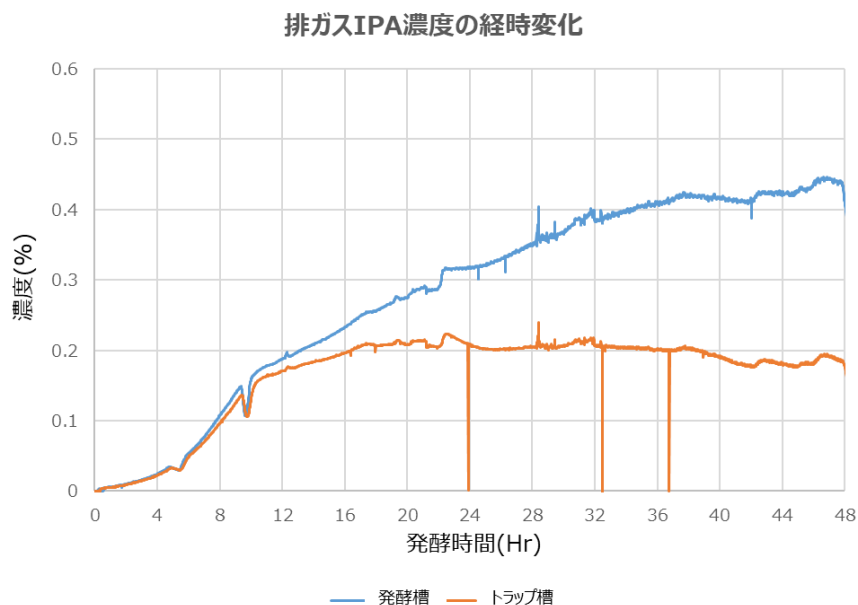


図 1 7 発酵試験中の排気ガス経時変化

1,500L 発酵試験における各種成分の分析結果を示した(表 4)。発酵終了時の IPA 生成は 30L 発酵試験と同等であった。一方でアセトン、菌体濃度は 1,500L 発酵槽の方が高い傾向であった。有機酸は 30L 発酵試験と比較して蓄積が少なかった。24hr、48hr 時点での発酵液中ピルビン酸、乳酸、酢酸の蓄積を比べると、1,500L 発酵槽では、30L 発酵槽と比較して有機酸蓄積が少なく推移したことがわかった(図 18)。1,500L 発酵試験では、液中の酸素供給が十分で、発酵中に嫌気的な条件にならずに発酵が進んだと推察される。

表 4 発酵終了時の成分分析 (IPA、有機酸、菌体濃度)

	30L	1500L
IPA(%)	5.05	5.12
アセトン(%)	0.32	0.40
OD660(Abs)	27.7	30.1
湿菌体濃度 (g-WC/L)	45.5	62.3
固形分率(%)	25.4	22.1
乾菌体濃度 (g-DC/L)	11.6	13.8
Glc(%)	0.02	0.19
ピルビン酸(%)	0.97	0.25
コルク酸(%)	0.07	0.11
乳酸(%)	0.14	0.00
キ酸(%)	0.04	0.00
酢酸(%)	0.16	0.23
EtOH(%)	0.09	0.09

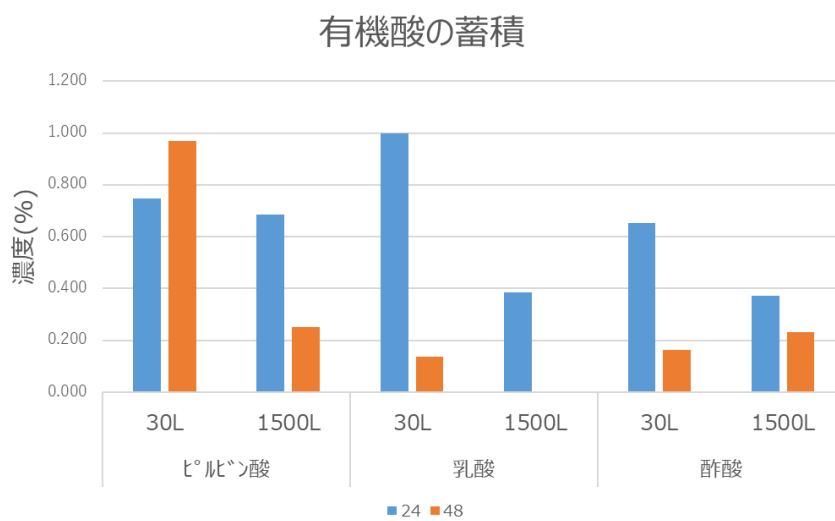


図 1 8 24, 48hr の有機酸濃度比較

1,500L 発酵試験の物質収支(表5)は昨年度実施した 300L 発酵試験と比べて約8%高く、30L 発酵試験と比較しても同等以上だった。一方で乾燥菌体濃度は1,500L, 30L は同等で、300L の約半量程度だったことから、添加原料を菌体増殖ではなく、IPA 生産に効率よく使用出来たと考えられる。

表5 IPA 生産の物質収支

	1500L	300L	30L
<b>蓄積濃度</b>			
培養槽濃度(g-IPA/L)	51.2	39.1	50.5
培養槽濃度(g-アセトン/L)	3.96	1.35	3.16
乾燥菌体濃度(g-DC/L)	13.8	26.5	11.6
培養液量(L)	1156	218	21.7
<b>生産量</b>			
総量(kg-IPA)	59.1	8.53	1.09
総量(kg-アセトン)	4.58	0.29	0.07
総生産量(kg-IPA+アセトン)	63.7	8.82	1.16
<b>収率</b>			
添加グルコース(kg)	242	48.7	4.50
対糖収率	26.3	18.1	25.9

#### 1.4.2 スケールアップ因子(OTR)

本試験で使用する IPA 発酵菌から IPA を効率的に生産するためには、解糖系で生産される過剰な NADH を酸化する必要がある。そのため IPA 発酵では好気状態であることが望ましい。酸素供給速度 (oxygen transfer rate : OTR) とは、培養槽における気相から液相への酸素移動速度を示しており、式-1 により求められる。(引用文献 2)

酸素摂取速度 (oxygen uptake rate : OUR) とは、単位時間、単位培養液あたりに菌体が消費する酸素の量を示す。IPA 発酵では、溶存酸素濃度が培養初期を除いて 0 で推移するため、OTR と OUR は同義と考えられる。

式-1

$$OUR = 7.32 \times 10^5 / V \times (Q_i P_{iY_i} / T_i - Q_o P_{oY_o} / T_o)$$

V: 培養槽中の液量(L)

Q<sub>i</sub> 及び Q<sub>o</sub>: 空気入り口及び出口における空気流量(L/min)

P<sub>i</sub> 及び P<sub>o</sub>: 空気入り口及び出口における空気圧(MPa)

T<sub>i</sub> 及び T<sub>o</sub>: 空気入り口及び出口における絶対温度(K)



$y_i$  及び  $y_o$ : 空気入り口及び出口における酸素のモル分率

1,500L 発酵試験における OTR は昨年度実施した 300L 発酵試験時よりも低く推移し、30L スケールと同等であった。30L 発酵試験の結果が 1,500L スケールにおいても再現されたので 10 万トン相当の実機においても、同様の OTR を再現できれば今回の IPA 発酵成績を再現できると考えられる。

発酵中のOTR推移

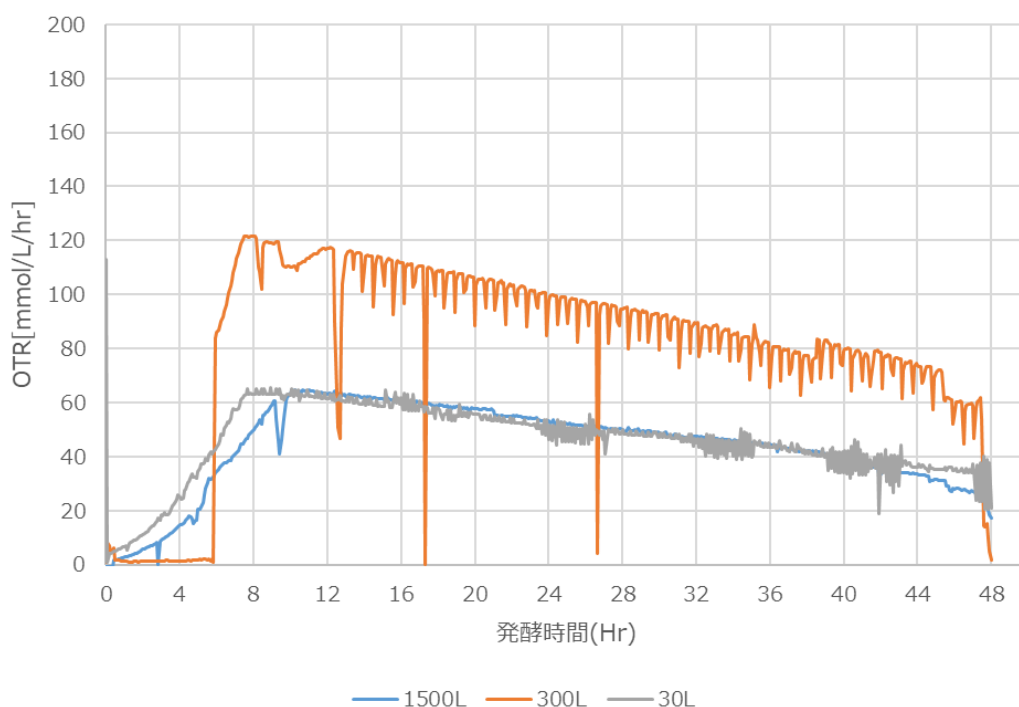


図20 スケールアップ因子 (OTR の比較)

#### 1.4.3 1,500L 発酵槽による IPA 発酵生産と IPA 取り出し

1,500L 発酵試験の発酵液は 70°C、30 分間の加熱により組換え微生物を死滅化し、次いで 10%硫酸により、pH を 4.0 に調整しドラム缶に保管した。保管した発酵液は令和 2 年 3 月からフクデ化学工業株式会社にて蒸留による IPA およびアセトン回収する計画である。詳細は来年度報告書にて報告する。

#### 1.5. 発酵残渣からのエネルギー回収に向けた検討

バイオポリプロピレン実証事業に於いて、IPA の発酵生産から IPA を取り出した後の発酵廃菌体から嫌気発酵によるエネルギーの回収を計画している。本年度は令和 1 年度に実施した 300L 発酵試験で得られた IPA 発酵液の菌体濃縮液を用いて嫌

気発酵によるエネルギー回収について（株）開成にて実施する計画であり、三井化学では 300L 発酵液からの菌体懸濁液の調製を担当した。

### 1.5.1. IPA 発酵と発酵液遠心沈殿物の調製

2020 年 1 月 28 日～1 月 30 日まで 300L 発酵槽 2 基で IPA 発酵試験を実施し、1 月 30 日に連続加熱殺菌装置にて連続的に殺菌した。殺菌液をまとめてドラム缶にて貯槽し、プレハブ冷蔵庫にて保管した。

2020 年 3 月 18 日より図 21 で示すフローの通り発酵液を遠心分離により沈殿物を調製した。この時点でプレハブ冷蔵庫の故障に気が付き修理対応実施したが、コロナ等のため修理は困難であった。懸濁サンプルを 10L ポリ容器 5 缶に詰めてサンプルとした。サンプルの調製が終了したころより、コロナ対応によるテレワーク業務への移行のためサンプルは室温保管として貯蔵した。腐敗臭がするため、9L 金属缶内容量（内容量 8kg）に移し替え、6 缶のサンプルとして冷蔵保管し、（株）開成に送付し嫌気発酵によるエネルギー回収試験に供試した。

#### IPA発酵液遠心沈殿物の調製方法

##### 集菌作業

死菌化IPA発酵液

↓  
ステンレスバットに受ける

↓ 10L程度

↓  
ドラフトに持っていく

↓  
2Lのビーカーに移す

↓  
800mL、4本の遠心管に入れる

↓  
重量を合わせる

↓  
遠心（8000rpm×5min）

↓  
上清をドラムにあける

↓  
沈殿物を50Lステン容器にあける

↓  
上記を繰り返す

##### 発酵液沈殿物の調製

菌体重量と同じ程度の上清液を加える

↓  
スリーワンモーターで攪拌し均一にする

↓  
10Lポリ容器に移す

図 2 1 IPA 発酵液からの菌体懸濁液の調製

## 1.6. IPA 発酵液からの IPA の取り出し検討

### 1.6.1. 発酵残渣の腐敗防止検討

バイオポリプロピレン実証事業に於いて、三井化学にて 1,500L 発酵槽で IPA 発酵を実施し、フクデ化学工業株式会社の 7,000L の蒸留設備を用いて蒸留により IPA を回収する方法を選択した。IPA 発酵液をフクデ化学工業にて蒸留を実施するまで三井化学にて 1-2 か月の保管が必要となるが、先に示した通り、保管中に発酵液の腐敗が進行すると、発酵液残渣の組成の変化や嫌気発酵へ予想外の影響を与える可能性がある。そのため発酵液を用いて腐敗を抑制する方法について検討した。各種微生物の生育を阻害させる方法について調査した結果、各種有機酸の存在下、各種微生物の生育を阻害する報告<sup>1)</sup>があり、該報告を参考として IPA 発酵液の腐敗防止効果を検討した。

表6 ソルビン酸による微生物の生育阻止濃度の検討

Microorganisms	Minimum inhibitory concentration (%)						
	pH 7.0	pH 6.5	pH 6.0	pH 5.5	pH 5.0	pH 4.5	pH 4.0
Lactic acid bacteria							
<i>L. casei</i>	4.0	3.5	2.79	1.78	0.87	0.4	0.21
<i>brevis</i>	3.5	2.0	1.4	1.34	0.87	0.4	0.21
<i>helveticus</i>	2.5	1.5	0.47	0.22	0.11	0.1	NG
<i>bulgaricus</i>	3.0	1.5	0.47	0.22	0.11	0.1	NG
<i>derbruekii</i>	3.0	2.0	1.4	0.89	0.44	0.2	0.105
<i>pentosus</i>	3.0	2.0	1.93	1.31	0.87	0.4	0.105
<i>S. faecalis</i>	1.5	1.5	1.4	1.34	0.87	0.4	NG
<i>P. pentosaceus</i>	2.5	2.0	1.86	1.34	0.87	0.4	0.105
<i>L. mesenteroides</i>	3.5	3.0	2.33	2.23	1.31	0.8	0.42
General bacteria							
<i>E. coli</i>	1.5	1.5	1.4	1.34	0.87	0.4	NG
<i>B. subtilis</i>	1.5	1.5	1.4	1.34	0.87	0.4	NG
<i>licheniformis</i>	1.5	0.5	0.47	0.22	0.11	NG	NG
<i>cereus</i>	3.0	1.0	0.47	0.22	0.11	0.04	0.02
<i>S. marcescens</i>	1.5	0.5	0.23	0.11	0.044	0.04	> 0.02
<i>S. aureus</i>	1.5	1.0	1.4	0.89	0.44	0.1	NG
Fungi							
<i>S. cerevisiae</i>	0.5	0.5	0.47	0.22	0.11	0.04	0.02
<i>H. anomala</i>	0.5	0.5	0.47	0.22	0.11	0.04	0.02
<i>D. hansenii</i>	0.5	0.5	0.47	0.22	0.11	0.04	0.02
<i>T. candida</i>	0.5	0.5	0.12	0.11	0.11	0.04	0.02
<i>C. krusei</i>	0.5	0.25	0.046	0.045	0.044	0.04	0.02
<i>R. rubra</i>	1.0	0.125	0.12	0.11	0.044	0.04	0.02
<i>A. oryzae</i>	0.5	0.125	0.12	0.11	0.11	0.04	0.02
<i>P. oxalicum</i>	0.25	0.125	0.046	0.045	0.044	0.04	0.02

NG : No growth at this pH

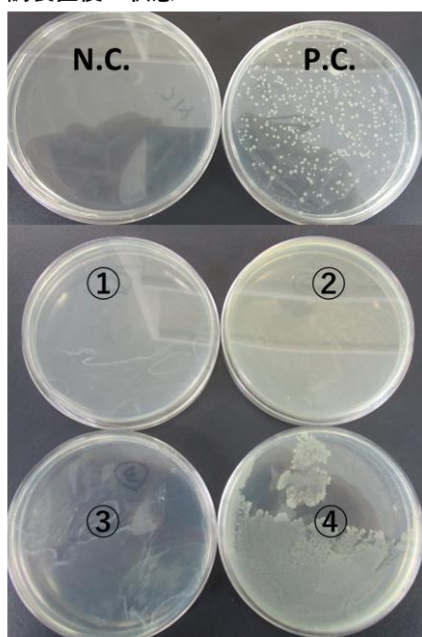
表6に示したようにソルビン酸を添加し、pHを4.0に調整すると生育阻止効果が高いことが示されている。

表7 発酵液の腐敗防止検討の試験条件

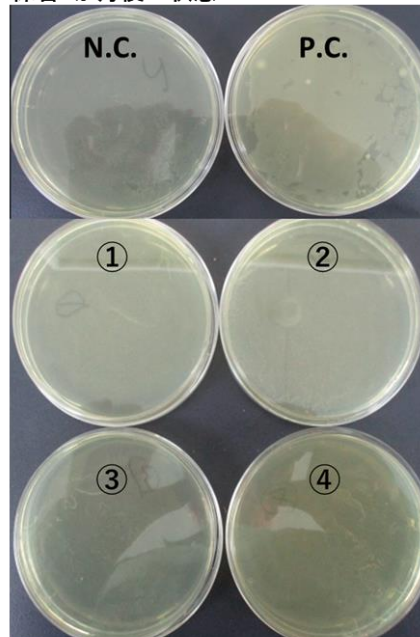
試験区	添加物		pH	蓋の開放	保管温度
	腐敗菌	抗菌成分			
N.C.	-	-	無調整	無菌的に分注、開放なし	室温
P.C.	腐敗臭のする発酵液	-	無調整	時々開放	室温
①	-	-	4.0	時々開放	室温
②	腐敗臭のする発酵液	-	4.0	開放なし	室温
③	-	0.1%ソルビン酸	4.0	時々開放	室温
④	腐敗臭のする発酵液	0.1%ソルビン酸	4.0	開放なし	室温

表7に示した条件で腐敗防止の検討を行った。IPA発酵液を加熱殺菌したものをネガティブコントロール(N.C.)とした。ポジティブコントロール(P.C.)はネガティブコントロールに1.5で示した腐敗したIPA発酵液を0.1%(Vol/Vol)添加した。

調製直後の状態



保管2か月後の状態



ポジティブコントロールは一面に生育するが試験区はいずれも生育が見られない

図27 保管中の各種微生物の生育状況

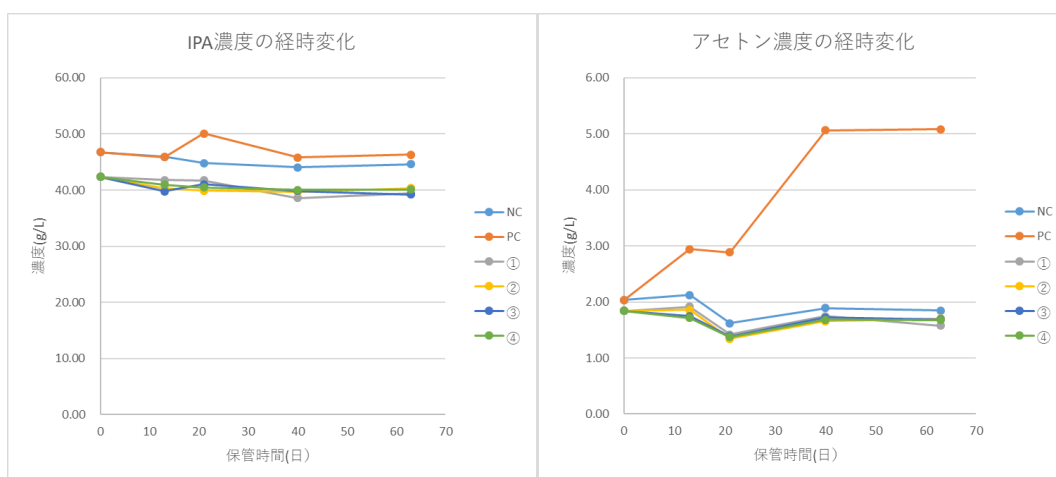


図 28 保管中の成分の変化

検討の結果、ポジティブコントロールでは、保管中に雑菌汚染が進行し、発酵液中のアセトンが増加することが示された。また、pH4.0 とすることでソルビン酸を添加しなくても雑菌汚染を抑制できることが判明した。IPA 発酵液の保管条件としては加熱殺菌後 pH を 4.0 として保管することにした。

### 1.6.2 pH4.0 に調整した IPA 発酵液からの蒸留による取り出し検討

1.3 で検討した 30L 発酵の条件における発酵液を硫酸により、pH4.0 に調整した IPA 発酵液 7.5L を、フクデ化学工業株式会社へ送付し、蒸留による IPA の取り出し検討を依頼した。

表 8 pH4.0 に調整した IPA 発酵液からの IPA の取り出し結果

IPA荒取り工程 + アセトンカット工程 + 水分液工程 + IPA精留工程の収支

	品目	数量(g)	回収率 (%)		GC% (水分はKF)				検量線補正 (赤字部分)			
			対原料	対IPE含	IPE	AC	IPA	水分	IPE	AC	IPA	水分
仕込部	原料	7,491.3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	10%KOH	397.9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	IPE試薬	34.2	-	-	99.7	0.0	0.0	-	99.7	0.0	0.0	-
回収部	荒取り工程 後中間留	100.8	1.3	1.3	0.0	0.1	3.2	96.7	0.0	0.1	4.8	96.7
	釜残	7,332.2	97.9	97.4	分析不可				分析不可			
	ACカット工程 AC濃縮部	31.5	0.4	0.4	0.0	57.9	35.1	6.6	0.0	50.9	41.5	6.6
	水カット 分液水	48.0	0.6	0.6	9.6	7.2	3.0	78.1	9.6	7.2	3.0	78.1
	精留 共沸部	29.2	0.4	0.4	83.5	0.0	13.5	2.9	85.1	0.0	13.3	2.9
	中間留	30.9	0.4	0.4	8.7	0.0	85.7	5.5	8.7	0.0	85.7	5.5
	製品	215.3	2.9	2.9	0.1	0.0	99.1	0.8	0.1	0.0	99.5	0.8
釜残	35.3	0.5	0.5	0.0	0.0	99.1	0.0	0.0	0.0	99.1	0.0	
ロス		100.2	1.3	1.3								

※GC%のAC濃縮部・分液水・製品は複数Ffの為、計算値となります。

表9 小試結果より想定される IPA 回収量

最終収支

	品目	数量 (kg)	回収率 (対原料%)
仕込部	原料	6,600	
	10%KOH	360	
	IPE	10	
回収部	荒取り 後中間留	200	3.0
	荒取り 釜残	6,300	95.5
	アセトン低沸カット	8	0.1
	アセトン濃縮部	20	0.3
	アセトン後中間留	3	0.0
	水カット	50	0.8
	IPE共沸品	7	0.1
	IPA中間留+端切り	15	0.2
	<b>IPA製品</b>	<b>220</b>	<b>3.3</b>
	釜残	8	0.1
	ロス	139	2.1

フクデ化学工業株式会社に委託した蒸留試験の結果、6,600L の pH4.0 に調整した IPA 発酵液からおよそ 220kg の IPA が取得できる見込みが示された。

1.7. 次年度の計画

バイオポリプロピレンの製造用 IPA を取得するために、6 月末まで 1,500L 培養槽での IPA 発酵試験を継続する。その後は実用化プロセス設計のための検討を実施する計画である。

引用文献

1. WO/2012/020833
2. 発酵工学の基礎 (1988)

## 2. 水添脱水工程

### 2.1. 培養液の濃縮による IPA 回収

図 1 バイオプロピレン製造フローによるバイオ PP 製造を行うにあたり、図 1 中の『濃縮』について検討を実施した。菌体分離では培養工程の試験で得られる IPA 5%、アセトン 0.3%程度を含有した培養液から IPA を蒸留操作により濃縮する必要がある。また、この際 IPA と水は共沸組成を形成するため、80%以上の IPA を得るためには第 3 成分添加による共沸蒸留が必要となる。

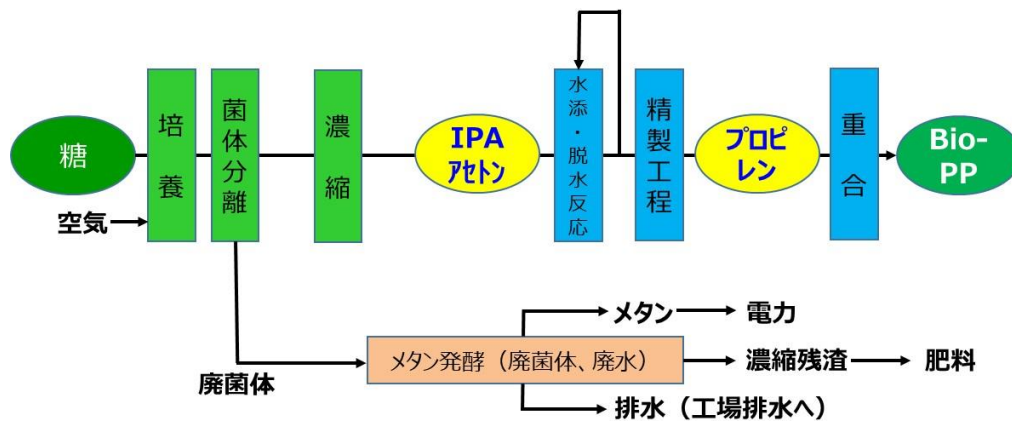


図 1 バイオプロピレン製造フロー

## 2.2. IPA 濃縮フロー

図 2 に想定実機プロセスにおける IPA 濃縮フローを示す。培養工程で得られた IPA/アセトン/水を含む培養液は①共沸組成までの IPA 濃縮、②アセトン回収、③第 3 成分(イソプロピルエーテル:以下 IPE と表記)添加による共沸蒸留、④IPE 回収、⑤IPA 精製により②アセトン回収にてアセトンおよび IPA の混合物を、⑤ IPA 精製にて高純度 IPA を回収する。なお①の IPA 濃縮についてはリボイラーを用いた外部加熱による蒸留操作の他にも、スチームストリッピングによる濃縮といった操作が考えられ、実機プロセス選定にあたっては効率のよい手法を今後検討する必要がある。

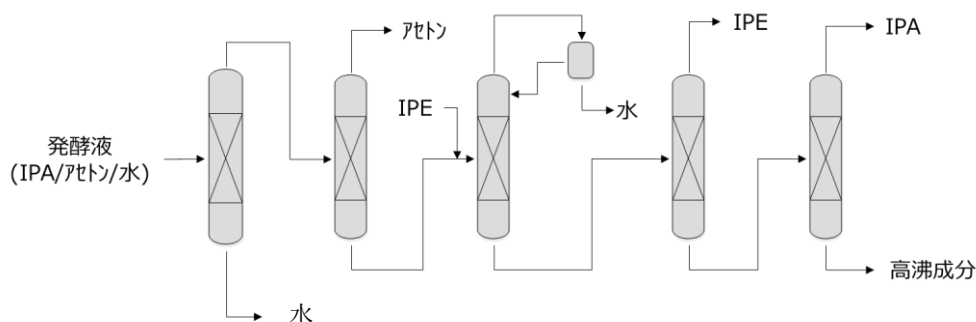


図 2 実機想定フロー

2020～2022 年の 3 か年に実行する本検証においては、委託試験にて実施し使用する蒸留塔の仕様制限からバッチ蒸留を主として以下の工程での実施を想定している。

- A) IPA 濃縮
- B) アセトン回収
- C) 第 3 成分添加による共沸蒸留
- D) IPA 回収

以降 1)～4)の操作について蒸留条件・成分分離の検証のため、事前検討として行った小試試験の結果を記載する。



### 2.3.蒸留小試験

運転条件を決定するため、小試験を2回行った。図3に蒸留フローを示す。また、表1に実機および小試蒸留試験の条件を示す。実機及び小試蒸留試験のフローは同じであり、設備仕様については若干異なる部分があるが、設備能力は実機の方が優位であるため、小試験同等以上の結果を達成できると見込まれる。実機蒸留塔について、2塔使用するのは処理量の違いによるためであり、①IPA濃縮蒸留はIPA 5 wt%程度に対し、②アセトン蒸留以降はIPA 80 wt%となるためである。

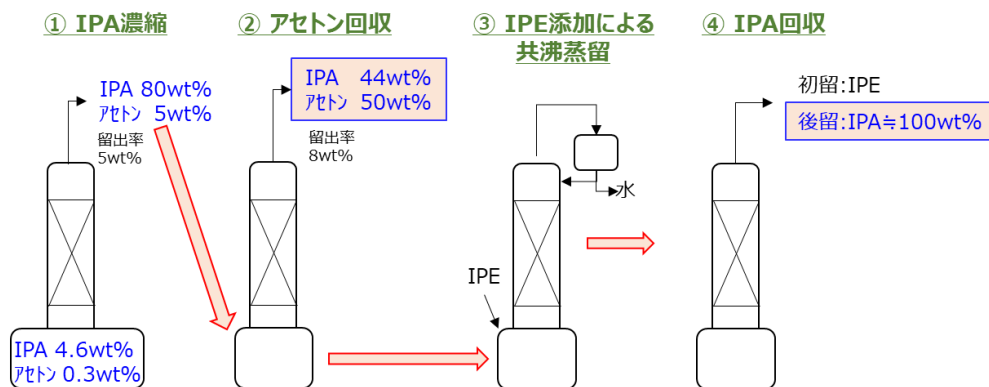


図3 委託蒸留フロー

表1 実機および小試蒸留試験条件

	蒸留塔 1	蒸留塔 2
	蒸留①	蒸留②～④
実機設備	7000L 段数 70 段 還流比 10	100L 段数 40 段 還流比 3~10
小試験設備	数 L スケール	
	段数 40 段	
	還流比 6~10	還流比 3~10

### 2.3.1. 蒸留①…IPA濃縮

発酵液の組成は以下の想定である。

#### 原料組成

IPA	4.6wt%
アセトン	0.3wt%
水	95.1wt%

この原料を用いて、図 4 に示す①IPA 濃縮蒸留を実施した。IPA は図 5 に示すように水と共沸するため、蒸留①では IPA 共沸組成まで濃縮を行う操作となる。なおアセトンについては IPA より軽沸成分であるため、IPA と共に蒸留塔留出液として回収される。

表 2 に回収液中濃度と回収率の結果をまとめた。濃度は IPA/水の共沸組成となっており、想定通りの結果が得られた。一方、回収率に関して、IPA 回収率が 95%未満であり、残りは釜内液中に存在する。実機運転時は、共沸組成での留出以降に得られる IPA 濃度が低い組成の留分も回収し、釜残液中に IPA が残存しないようにするとともに、低濃度 IPA 留出液は次回蒸留①にリサイクルすることで、IPA ロスを極力減らす対策とする。

また、釜残からは水と共に菌体も残渣として回収される。実機試験では、回収された菌体を含む水については、メタン発酵原料として使用する予定である。

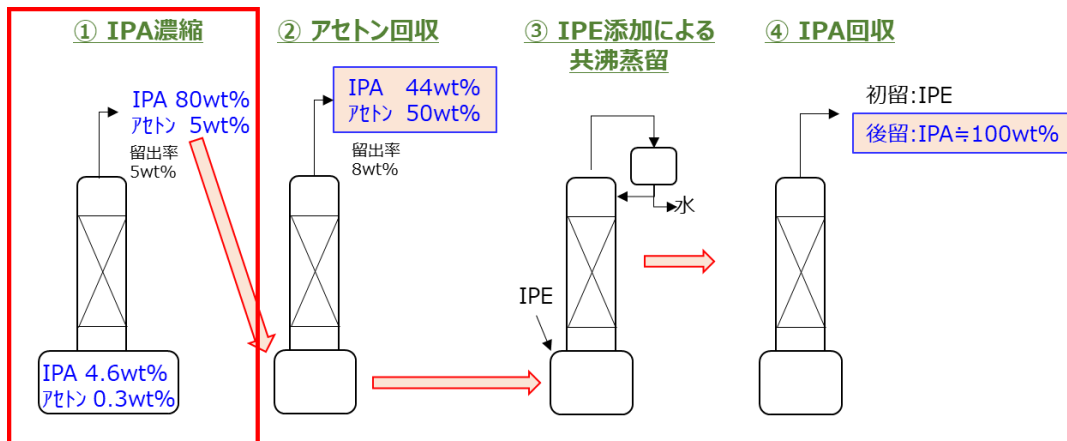


図 4 IPA 濃縮蒸留

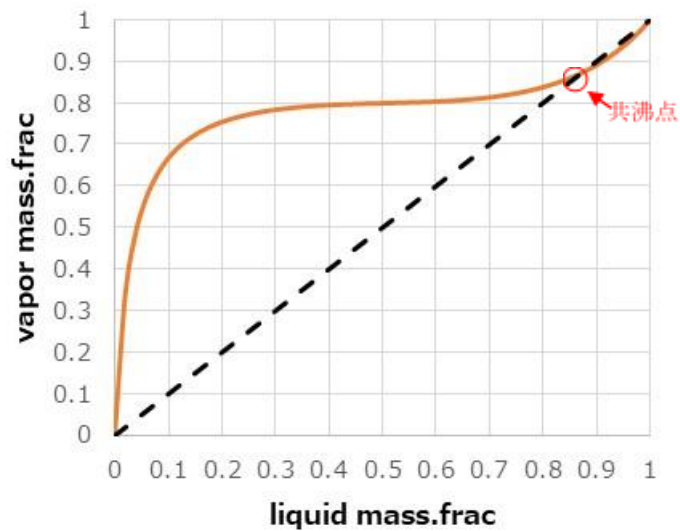


図 5 IPA/水 気液平衡線図

表 2 蒸留①IPA 濃縮小試結果

	濃度 [wt%]		回収率 [対仕込%]	
	1回目	2回目	1回目	2回目
IPA	83.0	83.7	93.3	94.5
Acetone	4.8	5.1	95.8	99.5
TOTAL			5.41	5.10

## 2.3.2. 蒸留②…アセトン回収

2.3.1. 蒸留①…IPA 濃縮留出液を用いて、図 6 に示す②アセトン回収蒸留を実施した。アセトンは取り扱い物質において軽沸な成分であるため、次工程の IPE 添加による共沸蒸留まで持ち込まれた場合は、水と一緒に排出されロスになってしまうため、本工程において回収する必要がある。

ただし、留出液中のアセトンを高純度で回収する必要はなく、最終的には蒸留④IPA 回収で得られた高純度 IPA と混合し、次工程の反応原料として用いられるため、もう一方の目的回収物である IPA の混合物として留出液を回収すればよい。また、缶出液であるアセトンが除かれた IPA 水溶液は次工程にて IPE 添加による共沸蒸留原料として用いられる。

表 3 にアセトン回収液濃度と回収率についての結果をまとめた。濃度については概ね想定通りであり、回収率についても、2 回目のアセトン回収率は概ね想定通りである。一方、1 回目のアセトンの回収率は低い結果となっているが、移液など操作上のロスに起因すると推定され、実機蒸留実施時は発生しないと考えられる。

図 7 にアセトン回収液の GC チャートを、表 4 に同定した物質と濃度を示す。主成分であるアセトン、IPA の他に不純物ピークの存在が確認された。表 5 に無機組成分析結果を示すが、含 N 化合物も 1000ppm 存在することが判明した。アセトン留分の不純物、含 N 化合物については、後工程の水添反応時において反応成績・ライフに大きく寄与すると考えられるため、本プロジェクトでの使用可否および実機プロセスも見据えた吸着除去や蒸留といった除去方法について検討を行う必要がある。

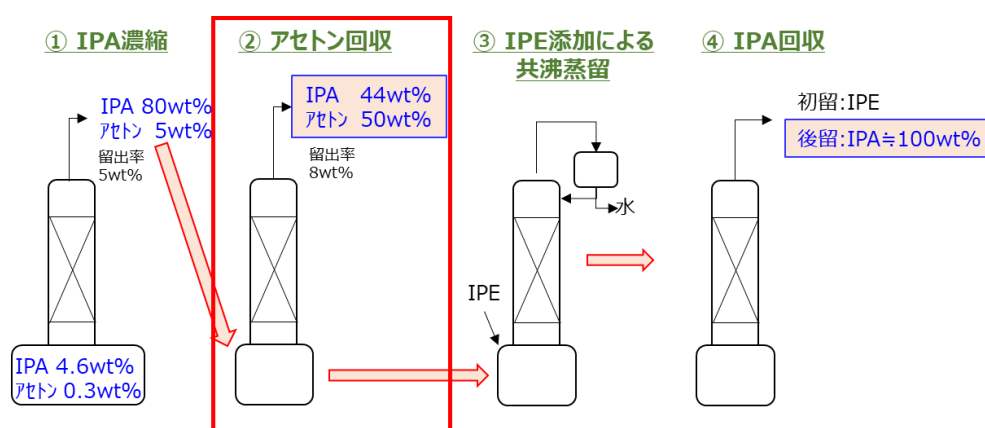


図 6 アセトン回収蒸留

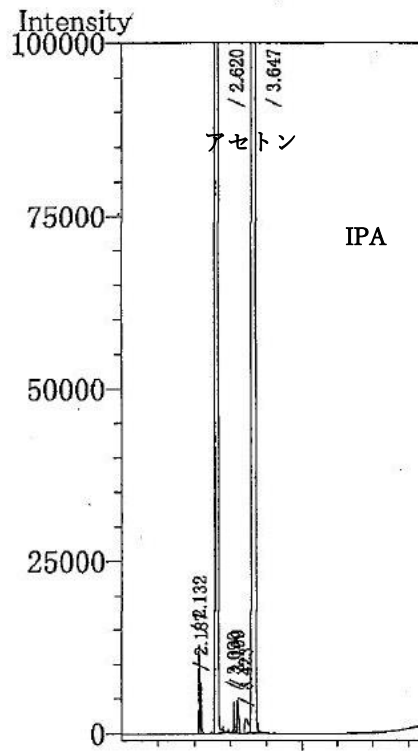


図 7 アセトン回収液 GC チャート

表 3 蒸留②アセトン回収小試結果

	濃度 [wt%]		回収率 [対仕込%]	
	1 回目	2 回目	1 回目	2 回目
IPA	42.0	35.1	3.6	3.3
Acetone	50.3	57.9	77.3	96.0
TOTAL			8.0	8.1

表 4 アセトン回収液 GC 分析結果

IPA	42 wt%
アセトン	50 wt%
水	8 wt%
IPE	150 ppm
酢酸エチル	400 ppm
酢酸イソプロピル	150 ppm

表 5 無機組成分析結果

	濃度 [ppm]
含 N 化合物	1000

### 2.3.3. 蒸留③…IPE 添加による共沸蒸留

次に 2.3.2. 蒸留②…アセトン回収缶出液を用いて、図 8 に示す③IPE 添加による共沸蒸留にて、液中に含まれる水を分離する操作を行う。図 5 に示したように IPA と水は共沸するため、単純な水と IPA の蒸留では共沸組成以上の IPA を得ることができない。そこで第 3 成分を添加することで第 3 成分と一緒に水を留出液として回収する。本検討において、第 3 成分としては IPA/水の蒸留で知られている IPE(イソプロピルエーテル)を使用することとした。図 9 <sup>(1)</sup>に 35℃における IPA/H<sub>2</sub>O/IPE の液液平衡データを三角線図で示すが、IPE と水は油水分離するため、留出部に設置したデカンターにて水相を破棄、油相を還流することで、水を効率的にカットすることができる。

小試試験では仕込み IPE 濃度が約 9%となるように調整し、蒸留を行った。表 6 に蒸留③の結果を示す。回収率としては油水分離後の水相側を記載している。回収率について、2 回目の方が 1 回目よりも水相を多くカットしたことで、水を全量近くカットできた結果となった。

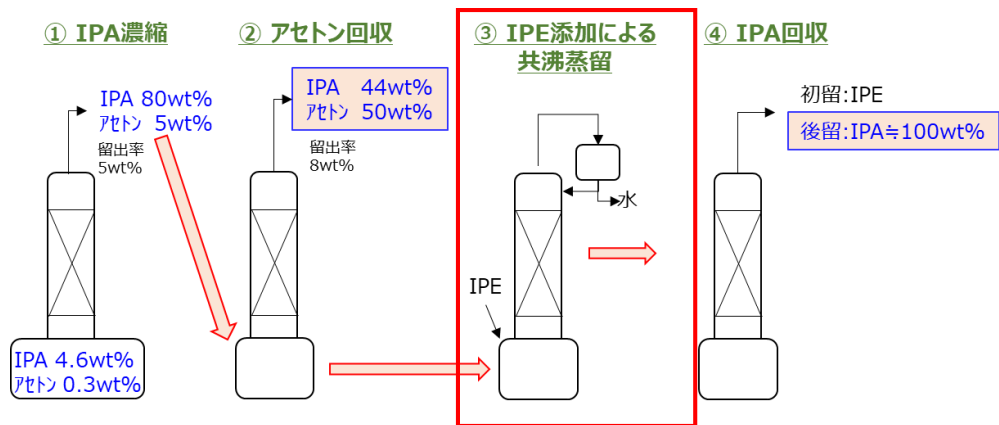


図 8 IPE 添加による共沸蒸留

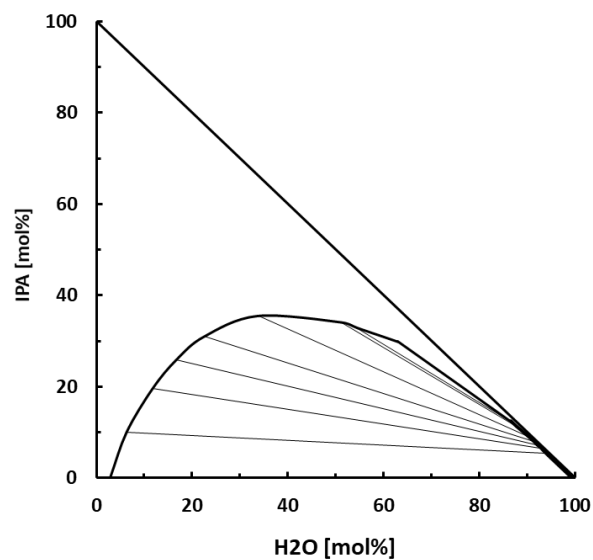


図 9 IPA/H<sub>2</sub>O/IPE 三角線図 (35°C)

表 6 蒸留③共沸蒸留結果

	回収率 [対仕込%]	
	1回目	2回目
IPA	1.03	0.76
Acetone	40.5	76.8
IPE	0.55	1.85
H <sub>2</sub> O	78.6	96.4
TOTAL	12.0	11.6

#### 2.3.4.蒸留④…IPA 回収

2.3.3. 蒸留③…IPE 添加による共沸蒸留缶出液を用いて、図 10 に示す④IPA 回収蒸留にて、液中に含まれる IPE を分離する操作を行う。次に、IPE 分離後に IPA を留出させ製品 IPA を回収する。フラクション(Fr)あたり約 10%(対仕込)で留出させ、計 9 Fr を留出液として、IPA 99wt%以上となる蒸留条件の検討を行った。

表 7 に IPE 分離の結果を、表 8 に IPA 回収の結果をまとめた。Fr. 1・2・3 を IPE 分離として回収することで、IPE を 80%以上回収することができる。また、IPA 回収については Fr. 4~9 を回収することで IPA 濃度 99wt%以上を達成できる。一方、IPA 回収率は 70%以下となる。これは、IPE 分離における IPE 回収液及び釜残液中に IPA が多く含まれるためである。そこで、IPE 回収液・釜残液を蒸留③へリサイクルすることで、IPA 回収率を向上させることとした。表 9 に IPA 回収液の分析結果を示す。回収液中に含まれる微量不純物については後工程で分離可能と推定され、問題ないと判断した。



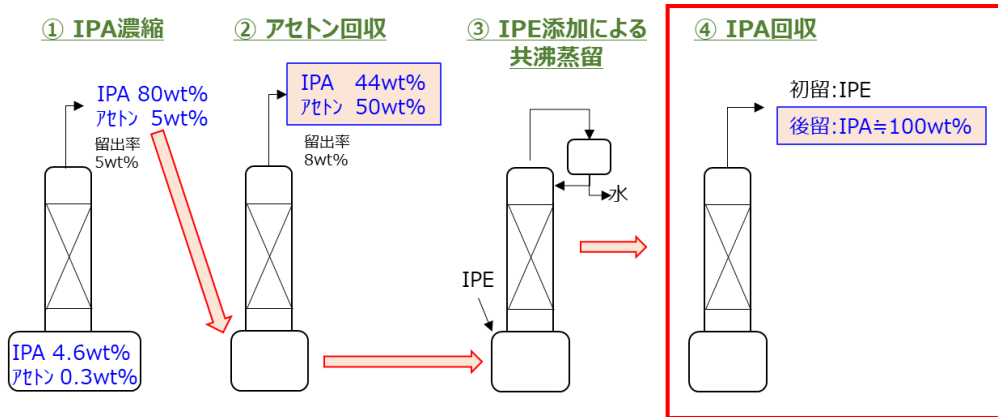


図 10 IPA 回収蒸留

表 7 蒸留④IPE 回収(Fr. 1・2・3まとめ)結果

	濃度 [wt%]		回収率 [対仕込%]	
	1回目	2回目	1回目	2回目
IPA	63.2	66.3	19.0	21.3
Acetone	0	0	0	0
IPE	35.4	29.9	87.8	79.8
H <sub>2</sub> O	1.1	3.8	46.1	67.5
TOTAL			26.4	28.4

表 8 蒸留④IPA 回収(Fr. 4~9まとめ)結果

	濃度 [wt%]		回収率 [対仕込%]	
	1回目	2回目	1回目	2回目
IPA	99.8	99.6	68.3	65.0
Acetone	0	0	0	0
IPE	0.03	0.04	0.2	0.2
H <sub>2</sub> O	0.2	0.4	15.3	14.3
TOTAL			60.2	57.6

表 9 蒸留④IPA 回収液分析結果

IPA	99.6wt%
水	0.4wt%
IPE	0.04wt%
酢酸エチル	25 ppm
N分	N.D. (<1 ppm)

### 2.3.5. 小試蒸留試験結果まとめ

表 10 に小試蒸留結果をまとめた。小試験を 2 回行い、再現性を確認したとともに、回収液中の各成分濃度に関しては概ね想定通りの結果を得た。一方で、回収率に関して、アセトン回収（蒸留②）は想定通りの結果を得られたものの、IPA 回収（蒸留④）は約 65%程度と低いことから、初留および釜残液をリサイクルすることで、回収率を向上させることとした。

以上の結果をもとに、外注先のフクデ化学にて、蒸留試験を開始した。回収した IPA については、次年度順次分析を行っていく。

表 10 小試蒸留結果

		アセトン回収(蒸留②)		IPA 回収(蒸留④)	
		1 回目	2 回目	1 回目	2 回目
濃度 [wt%]	IPA	42.0	35.1	99.8	99.6
	Acetone	50.3	57.9	0	0
回収率 [対仕 込%]	IPA	3.6	3.3	68.3	65.0
	Acetone	77.3	96.0	0	0

### 2.4. 実証設備の設計・導入

水添工程および脱水工程を実施する固定床反応設備を設計した(図 11、12)。反応器と一部附帯設備を水添、脱水反応の共通設備とし、反応器サイズは反応性に加えて除熱能力等の安全性を考慮して決定した。水添工程では原料に含まれるアセトンを固定床反応器にて水素と反応させ IPA を得、気液分離により回収する。脱水工程では、固定床反応器で IPA を脱水し、プロピレンと副生水を得る。水をプロピレンから分離するための高圧分離槽を設置し、分離後の粗プロピレンのポンベ充填までを固定床反応設備で実施する。設備の安全対策として、緊急放出弁、安全弁を設置し、設定温度・圧力以上に対して装置を自動的に安全に停止させるインターロックシステムを導入している。本設計に基づき、21 年度の運転を目指して設備制作・設置工事をおこなった。各機器の試運転を実施し、問題なく動作することを確認した。

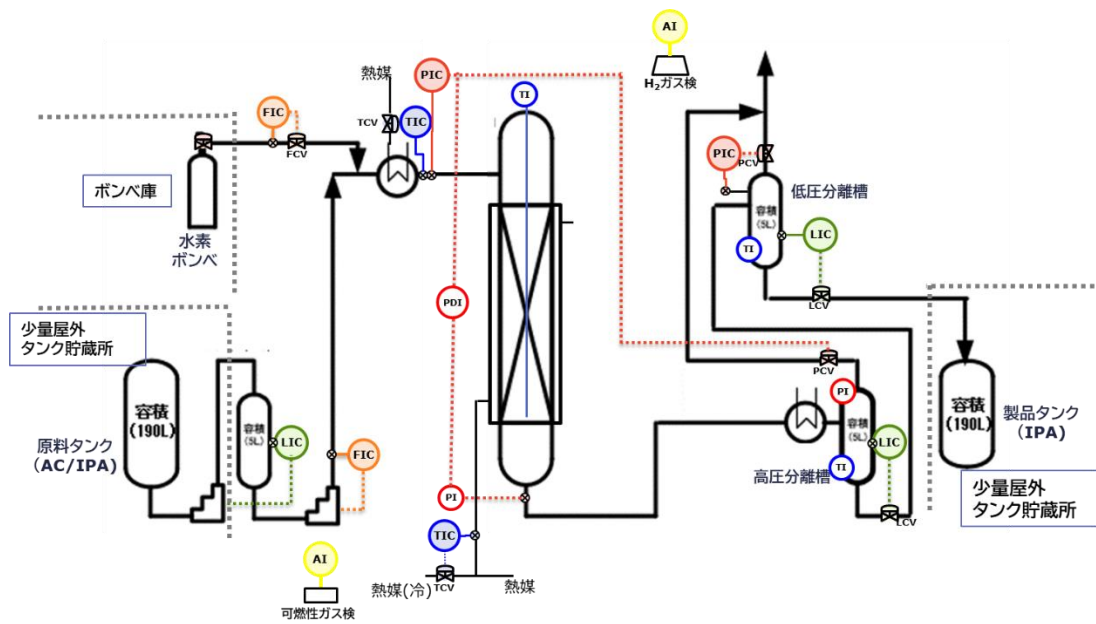


図 11 固定床反応設備(水添反応)

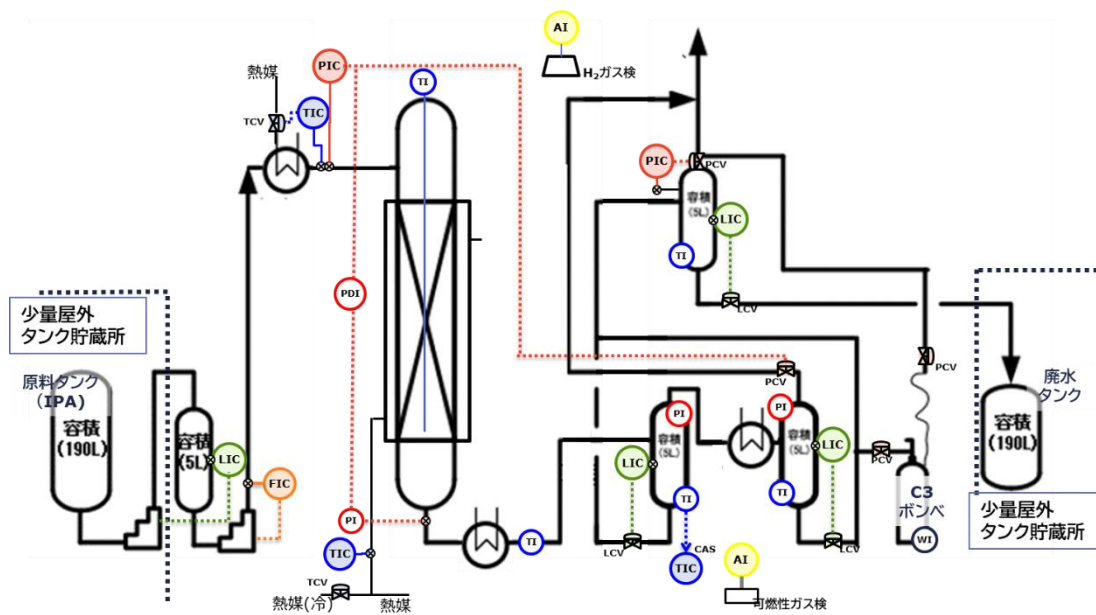


図 12 固定床反応設備(脱水反応)

## 引用文献

- (1) Arce A., Arce Jr.A., Martinez-Ageitos J., Rodil E., Rodriguez O., Soto A.  
Fluid Phase Equilib. 170, 113-126(2000)

### 3. 精製工程

#### 3.1. 実証設備の設計・導入

水添脱水工程で得られる粗プロピレンを精製するための蒸留設備の導入を検討した(図13)。想定される不純物を有する粗プロピレンから目標純度のプロピレンが得られるように Aspen plus にて蒸留シミュレーションを実施し、理論段数、還流比、運転圧力・温度等を決定し、蒸留塔を設計した。得られた精プロピレンは液化ガスとして高圧ガスボンベに充填し、次工程である重合工程で使用する。設備の安全対策として安全弁を設置し、設定温度・圧力以上に対して装置を自動的に安全に停止させるインターロックシステムを導入している。本設計に基づき、前項の固定床反応設備と並行して、設備制作・設置工事を行った。各機器の試運転を順次実施し、動作上問題のないことを確認した。

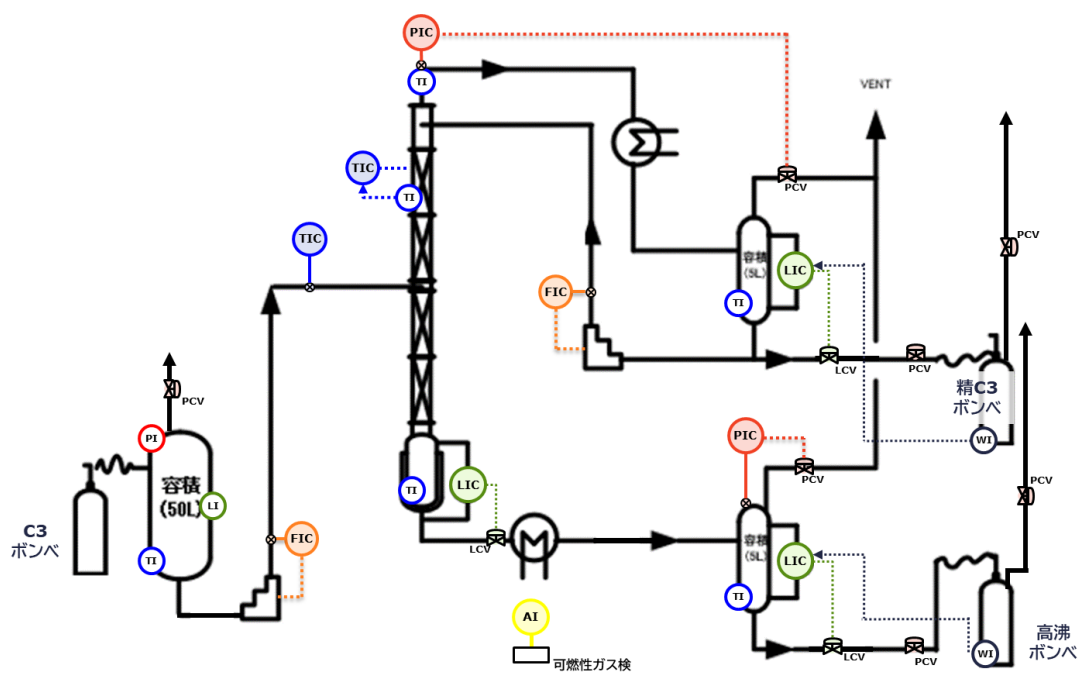


図 13 蒸留設備

#### 4. 廃棄物有用化に関する技術開発

令和元年度事業では、実証用設備の設計を実施した。本年度事業では実証設備の導入設置と試運転を行い、実証設備でのメタン発酵試験を開始する。

##### 4.1. IPA 廃菌体予備試験の実施

本年度上期には、50L 予備試験設備を設置し、試運転を兼ねた死菌化 IPA 試料のバイオガス生成実証試験を実施した。

試験設備および試験結果は下記の通りとなる。

図 1 [P&ID]

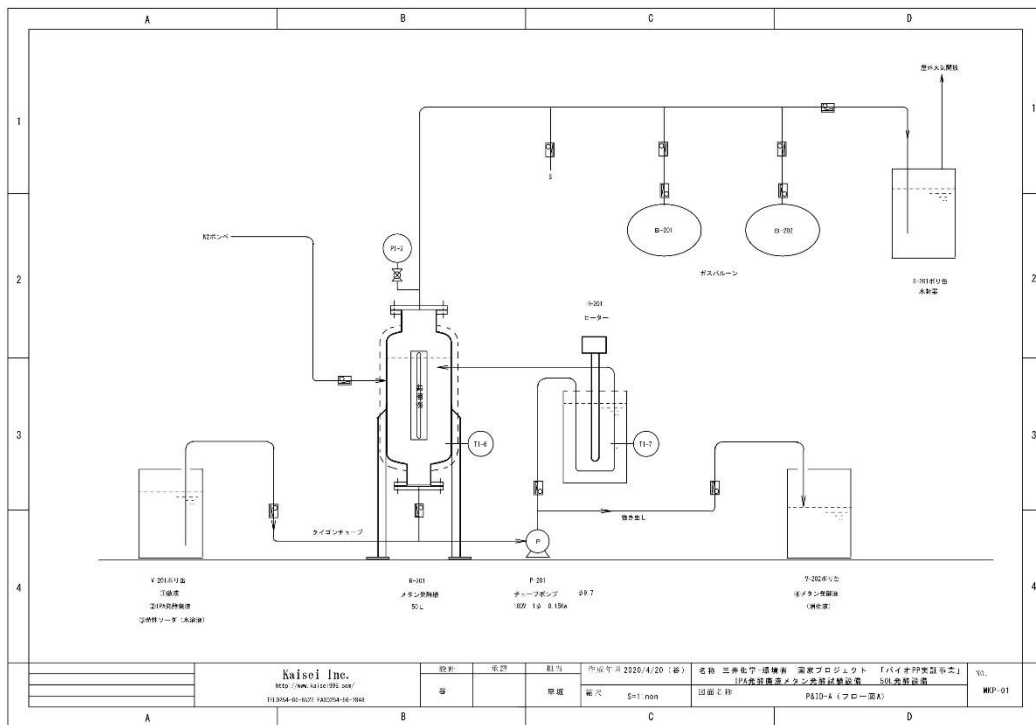


図2 [50L 発酵槽]

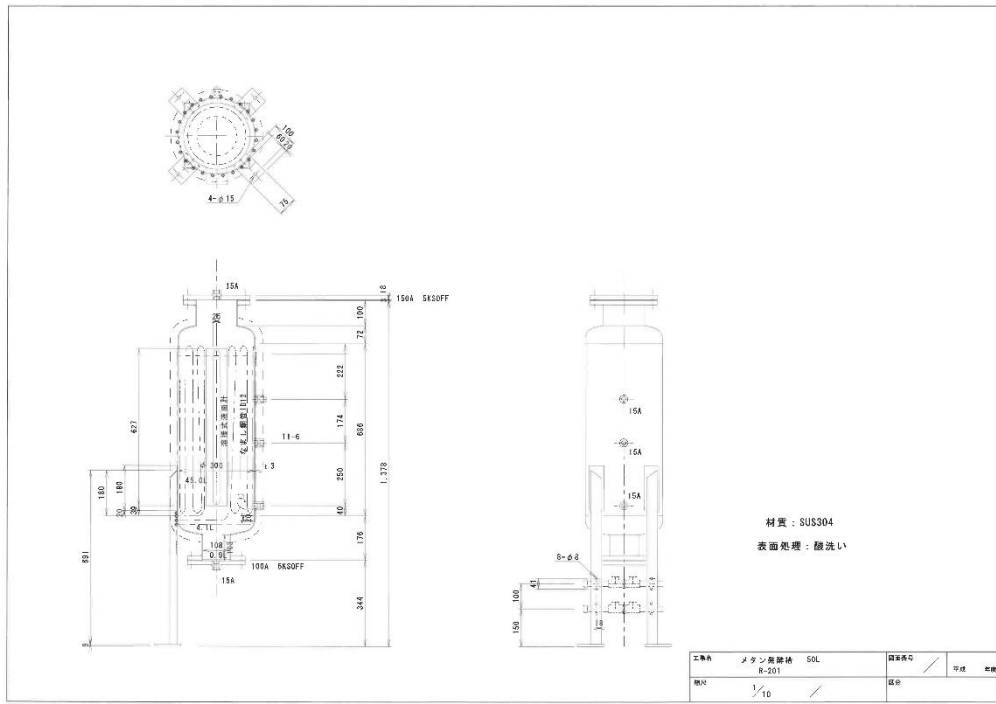


図3 [50L 予備試験設備]



表 1 [試験内容]

バイオガス生成試験	
目的	死菌化 IPA 試料からバイオガスがどの程度生成されるのか。また、懸念されるアンモニア阻害が出ないか等を本格的な実証試験前の予備試験として位置付ける。
試験方法	弊社メタン発酵消化液 30L を種汚泥とし、流体温度を 36 度に設定し、バイオガスが発生しなくなるまで循環し続け、ガスが発生しなくなった時点のものを試験用培地とした。 培地へ IPA 試料 0.75L 投入しバイオガス発生状況の調査を実施する。
試験日数	3 日間 (3 日目でガスの発生が止まったため)
発酵タンク容量	50L/1 基
種汚泥 TS	4.0%
IPA 試料 TS	6.2%
発酵温度	36 度

表 2 [試験結果]

予備試験結果			
項目	種汚泥	IPA 試料	試験後消化液
消化液 TS	5%	6.2%	4%
pH	7.43	—	7.29
アンモニア	1,900mg/l	4,193mg/l	1,950mg/l
CH4		67.9%	
CO2		31.8%	
BAL		0.3%	
H2S		5ppm	

バイオガス量は、0.75L の IPA 試料から 98L のバイオガス生成が確認できた。今

回の試験で懸念されていたアンモニア阻害は見受けられなかったが、今後もアンモニア負荷を考慮した試験を実施し、IPA 試料でのメタン発酵適性の検討を継続していく。

#### 4.2. IPA 廃菌体メタン発酵試験設備の導入

本年度下期にて、200L メタン発酵設備を導入した。令和3年度事業でのメタン発酵試験を実施開始に備え、導入設備の搬入、据付、動作確認等を行った。

導入された設備は、下記の通りとなる。本装置を用いて、三井化学より提供される廃菌体を用いた発酵試験を開始した。

表3 [設備一覧]

区 分	項 目	摘 要
装置内	200L メタン発酵試験設備 A	図面・写真参照
	200L メタン発酵試験設備 B	〃
	800L 温水タンク	〃
	システム制御盤	〃
	計装機器および弁体一式	
装置外	設計および基礎、外構、配管、配線工	



図4 [バイオポリプロピレン実証事業 メタン発酵設備]

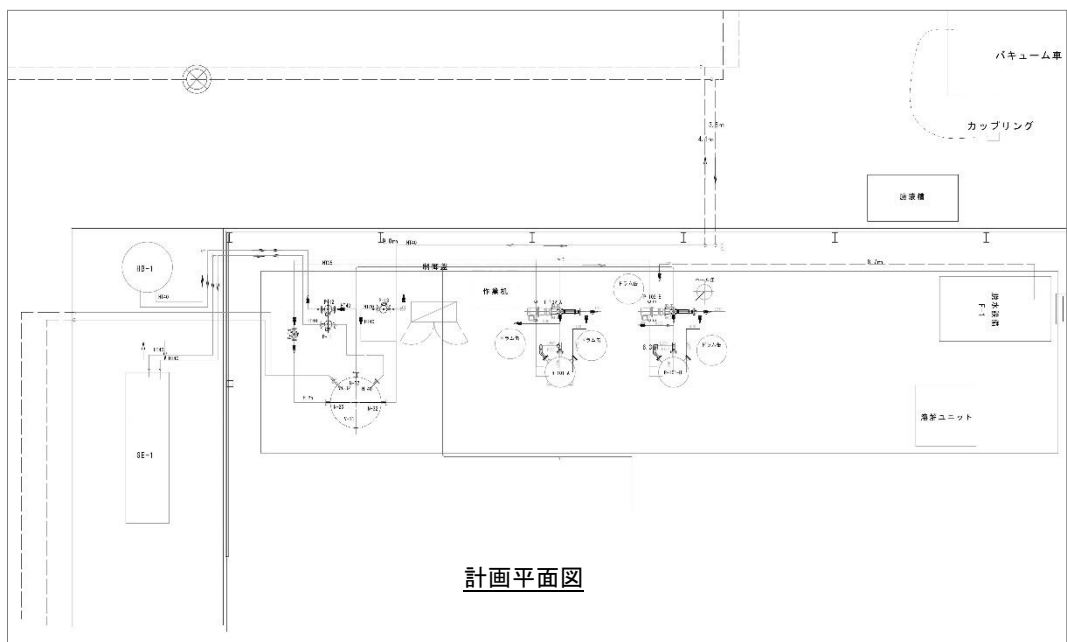


図5 [P&ID：メタン発酵槽 A、メタン発酵槽 B]

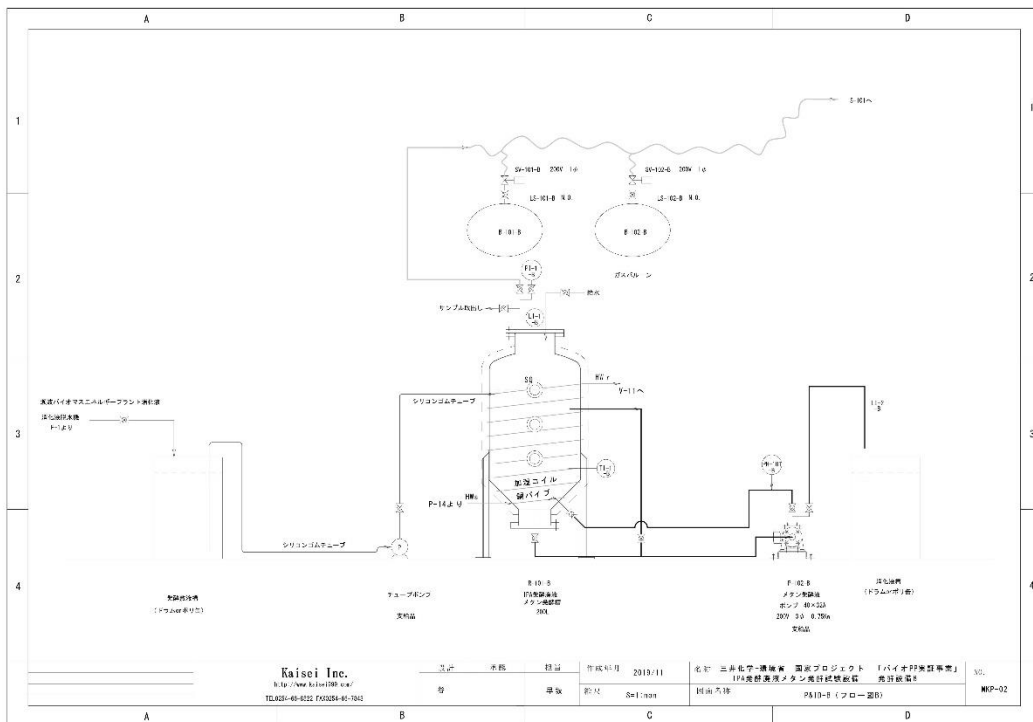
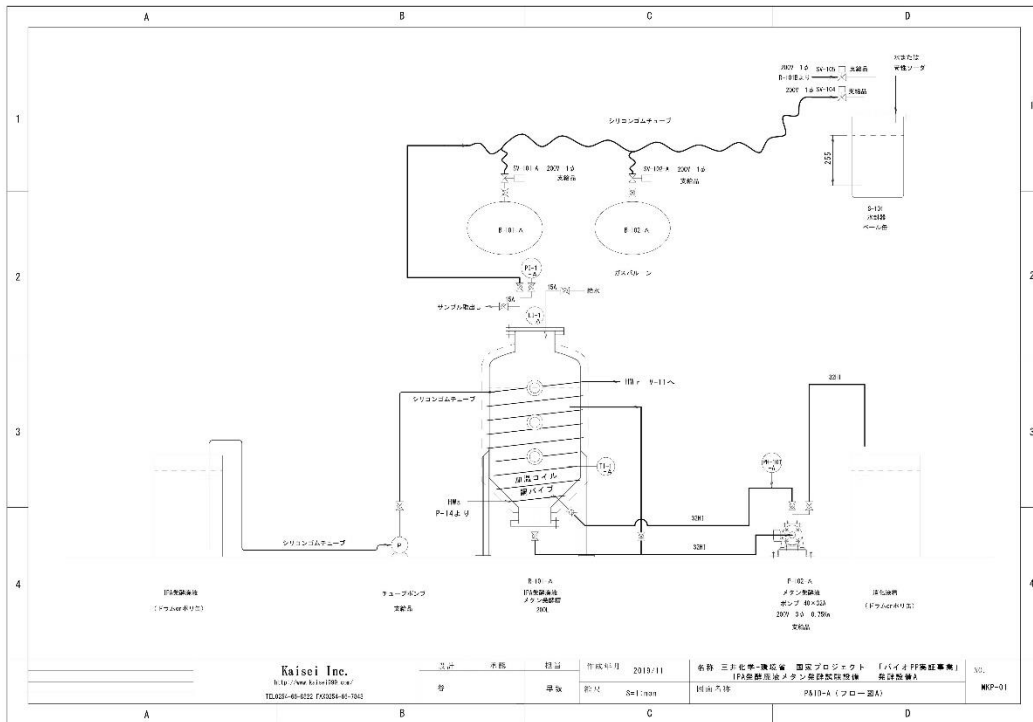


図 6 [P&ID : 温水循環設備]

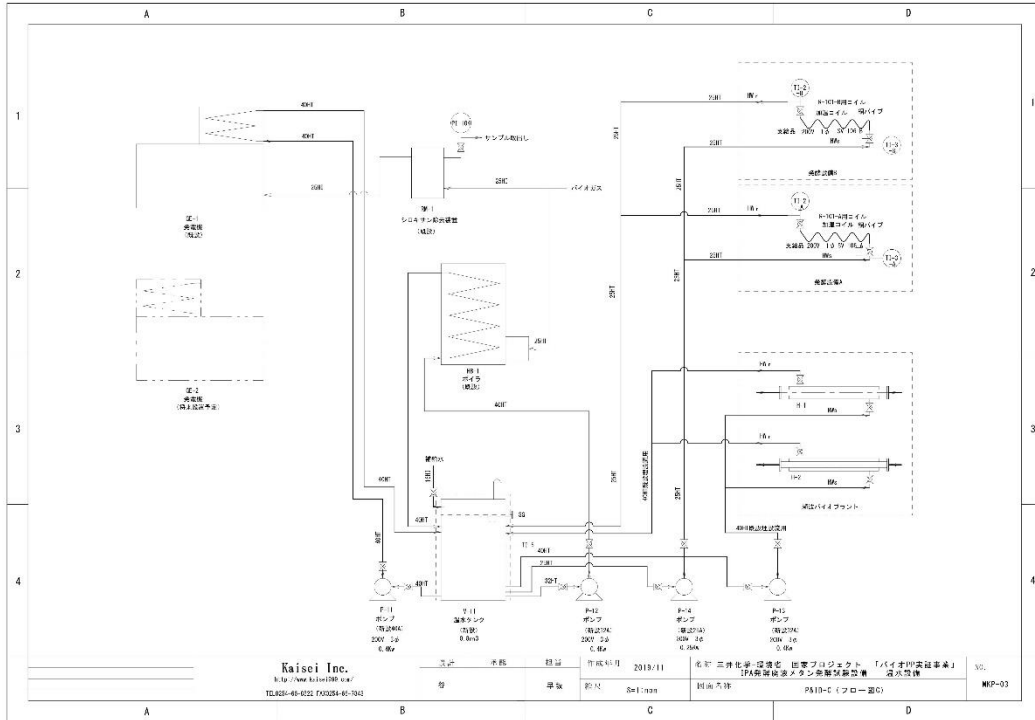


図7 [200L 発酵槽/2基]

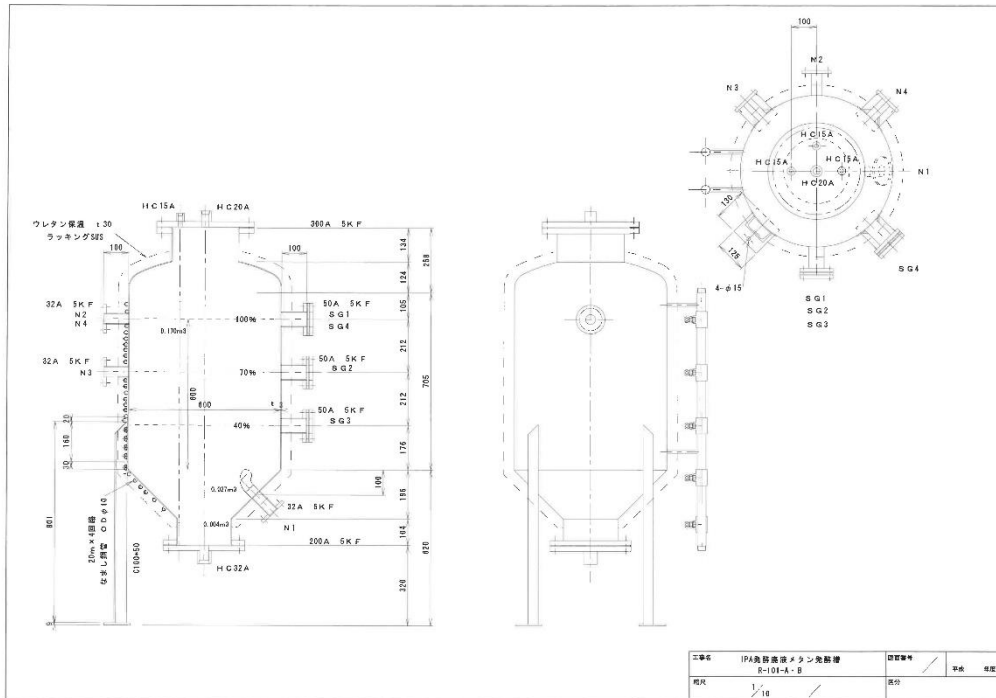


図8 [800L 温水タンク/1基]

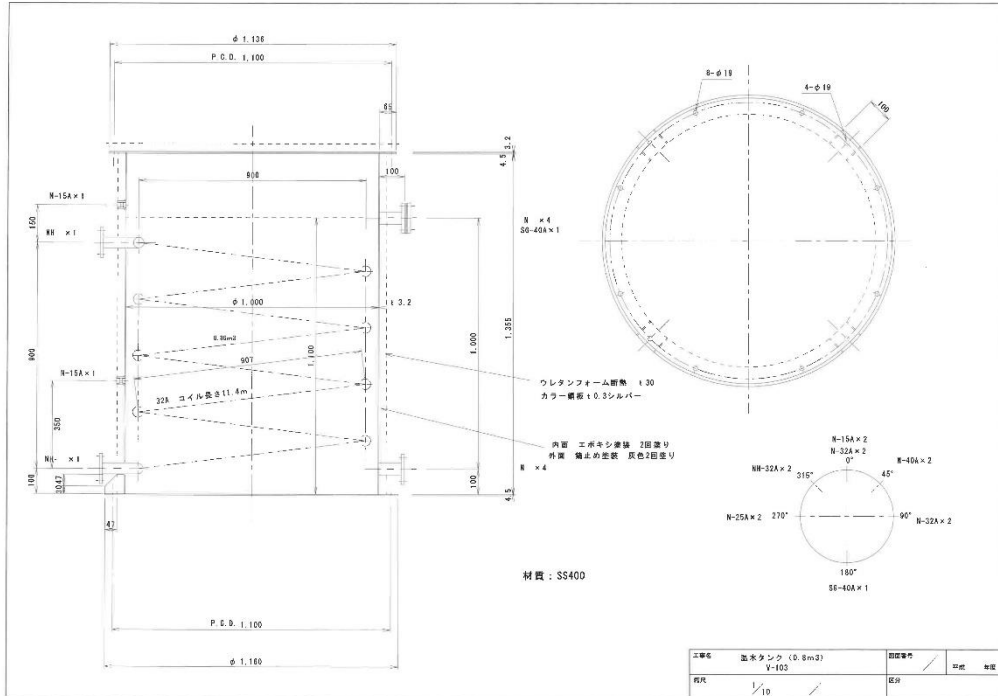
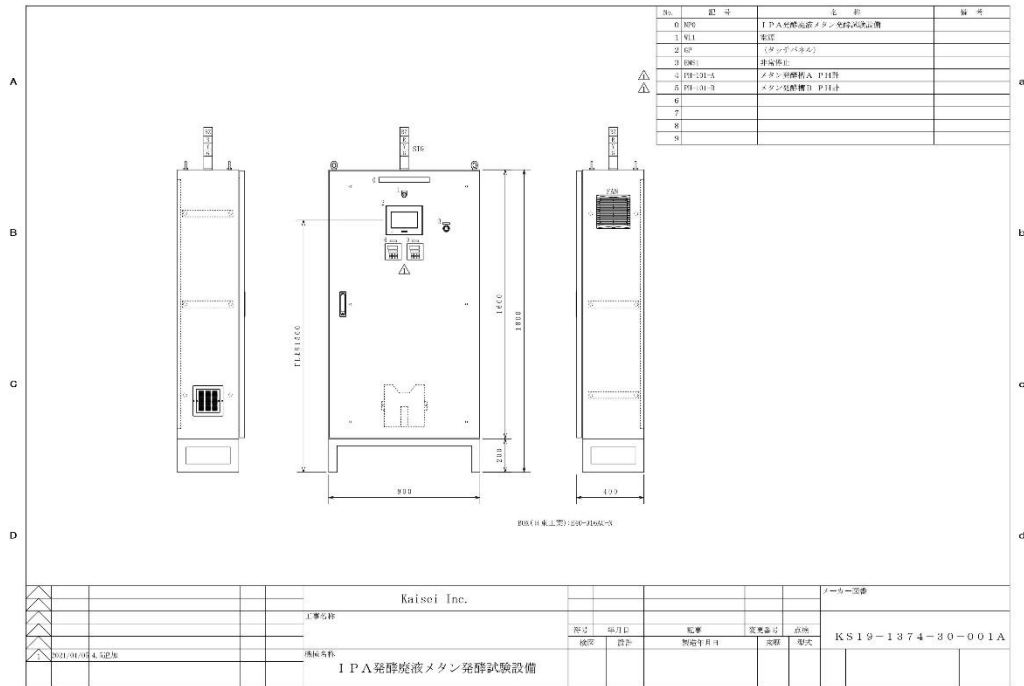


図9 [システム制御盤]



## 5. 製造用バイオマスの検討

### 5.1. ソルゴの栽培

#### 5.1.1 沖縄耕区

1年目のソルゴを2020年2月末に収穫。その茎から新芽がでていたため経過観察を行い8月末に収穫できた。その後、同年9月より本年度の栽培を開始した。

図1 [生育状況①]



20.9.16 播種



20.9.22 発芽確認



播種後 35 日



图 2 [生育状况②]



播種後 60 日



播種後 90 日



播種後 150 日 (收穫時)



表 1 [ソルゴーデータ]

項 目	実証結果
収穫量	4.9kg/m <sup>2</sup>
搾汁量	平均約 8% (植物体全体)
成熟株糖度	22.5、22.0、17.5、19.5、21.8、22.2 平均 20.9 度
未成熟株糖度	11.2、13.5、9.7、10.1、7.5、13.7 平均 10.9 度
推定される糖 の生産量 (成熟株)	$4.9\text{kg/m}^2 \times 8\% \times 20.9\text{度} = 82\text{g/m}^2$

### 5.1.2 新潟耕区

新潟では気象条件等で栽培期間が短くなることが予想できるため、播種後 90 日での糖度調査等を実施したのち、栽培限界温度を確認する観点から収穫をせず冬季間放置することとした。次年度事業にて状況を確認する。

図 3 [生育状況①]



播種状況 (手撒き)

図4 [生育状況②]



播種後 40 日



播種後 60 日



播種後 90 日

表 2 [ソルゴデータ]

項 目	実証結果
草丈	最大 200 cm
糖度	上部糖度：12.9、9.7 下部糖度：11.7、11.7 平均糖度：11.5 度

### 5.1.3. まとめ

栽培経費を抑えるため除草作業を1回にのみとしたが、初期成育期において雑草の成長速度が勝ったため、雑草の影となった日射不足の株が数か所で見受けられ、それに伴い生育にばらつきがでたことが確認できた。

次年度での栽培実証では、初期成育期における除草手順に工夫が必要となる。

また、今年度はコロナによる移動自粛もあり、三井化学による現地視察は実施せず、開成による実地検証結果の聴取のみとした。

なお、収穫したソルゴより搾汁した糖液については、IPA 発酵試験のため開成より三井化学へ送付した。

## 5.2. 木質由来糖、バガス由来糖等の原料調達に関する調査

糖（グルコース）を IPA にバイオ変換する理論収率は 33 重量%である。そして IPA をプロピレンに変換する理論収率は脱離水の重量減により 75 重量%である。すなわち糖（グルコース）をプロピレンに変換する理論収率は、これらの積に相当する 25 重量%である。つまり 10 万トンスケールでバイオプロピレンを製造するには、少なくとも 4 倍の 40 万トンの糖が原料として必要である。実際には IPA 生産菌の生育・増殖に糖の一部が消費されること、そして IPA をプロピレンに変換する工程ロスがあるため、必要量は更に多くなる。従って、バイオ PP の商業生産を想定すると、必要量を確保することだけでなく、天候、季節、あるいは病害虫の影響によって原料バイオマス糖の供給が変動することに対応できるように、多様な原料供給源を確保することが望ましい。

そこで製造用バイオマスとして、木質糖、バガス由来糖等を含めた多様なバイオマス糖について、令和元年度からの検討を継続した。新型コロナウイルスの感染拡大による物流停滞の影響を受けて、一部の調達先を変更したが、4 企業（A～D 社）と非可食バイオマス原料に関する秘密保持契約を締結し、昨年度に評価した A 社品に加えて、本年度は B、C、D 社品を入手して IPA 発酵試験を行った。



図4 バイオマス原料入手に関する情報交換を実施中の企業

なお弊社はバイオマス糖の提供を受けるために、A～D 社の各企業と秘密保持契約を締結しているため、社名及び具体的なバイオマス名は勿論の事、先方と交換した情報内容そのものが契約上の秘密事項に該当するため、本成果報告書の記載に際しては、それらを秘匿する必要がある。以下、秘密保持契約に抵触しない範囲で今年度の調査結果の概要を記す。

B～D社から、それぞれ1種の糖サンプルを入手し、1Lスケールで発酵試験を実施した。これらの結果を下表にまとめた。

表3 バイオマス原料の入手と評価に関する進捗状況まとめ

企業名	原料名	原料産地	現況
A社	バイオマスA	日本	サンプル評価終了
B社	バイオマスB	タイ	サンプル評価終了
C社	バイオマスC	タイ	サンプル評価終了
D社	バイオマスD	マレーシア	サンプル評価終了

これらに加え、開成より送付されたソルゴー搾汁液について IPA 発酵試験を実施した。今後、上記の各バイオマス原料評価結果と合わせ、LCA 評価を含めた優位性の比較を行う。

## 6. LCA の検証・評価

### 6.1. 要旨

本実証事業においては、LCA は特に重要であり、これにより石化由来のポリプロピレンに比して二酸化炭素の抑制効果を示していく必要がある。今年度は、来年度からの実証試作品を評価する準備として、バイオ原料の栽培・収穫ならびにその後過程で収集すべきデータ項目やその予想される数値の範囲や検討課題について調査を行った。調査は、みずほ情報総研の協力を得て、文献の収集解析を通じて実施した。

### 6.2. バイオ PP の原材料として検討する製品に関する文献・データ整理

原材料としてソルガム及びサトウキビを想定し、既存の LCA 評価事例やデータ整理を行った。国内での栽培を検討しているソルガムについては、栽培から濃縮過程におけるモニタリングデータの項目検討を行った。また海外での栽培品が候補に挙げられているサトウキビに関しては、タイ産バイオエタノールの輸入を想定し、現地におけるサトウキビ由来のバイオエタノール生成に係る LCA 評価事例の整理を行った。

表 1 ソルガム栽培から濃縮過程に関する LCA 評価参考資料

資料名	発表者	発表年
Life Cycle Assessment of Sweet Sorghum as Feedstock for Second-generation Biofuel Production	Karla Morrissey (University of Arkansas)	2017 年
Life Cycle Assessment on Biofuel Derived from Sweet Sorghum	Zhao Lixin (Chinese Academy of Agricultural Engineering)	2008 年

Morrissey [2017] では、ソルガムから濃縮過程を経たバイオ燃料の製造について評価が行われている。このシステムでは E85 燃料、E10 燃料、ディーゼル燃料などが併産されている。

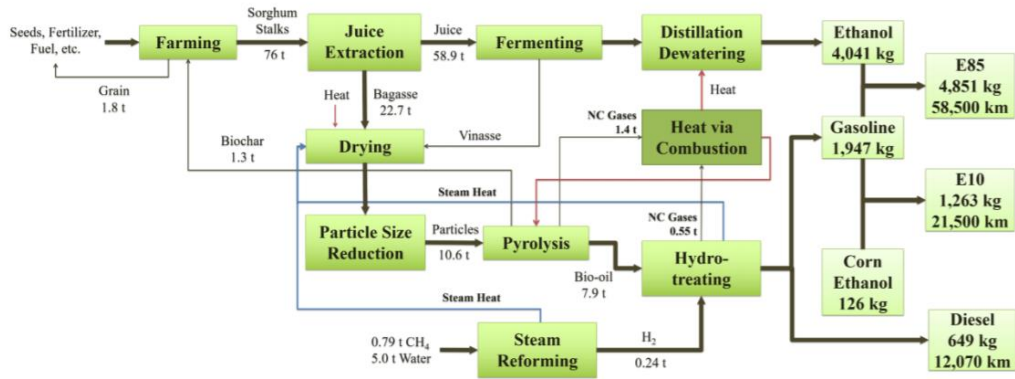


図 1 ソルガムの栽培からバイオ燃料製造までの工程

Lixin [2008] においては、ソルガム栽培における環境負荷指標が下図の通り提示されており、使用する肥料情報 (N、P2O5、K2O) 等の詳細情報を得ることができた。

Meng		Region 1: Heilongjiang province	
Agricultural Phase	Description		
Nitrogen (MJ/kg)	1		43.7
N Application rate (kg/ha)	2		600.0
Phosphorus (MJ/kg)	3		6.8
P2O5 application (kg/ha)	4		0.0
Potassium (MJ/kg)	5		6.8
K2O application (kg/ha)	6		0.0
Lime (MJ/kg)	7		1.8
Lime application (kg/ha)	8		0.0
Herbicide (MJ/kg)	9		261
Herbicide application rate (kg/ha)	10		15.2
Insecticide (MJ/kg)	11		268.4
Insecticide (kg/ha)	12		0.8

図 2 ソルガム栽培における環境負荷指標

これらの情報より、モニタリング工程を栽培工程と濃縮工程に分け、下表の通りモニタリングデータ項目を検討した。

表 2 モニタリングデータ項目

工程	モニタリングデータ項目	単位
栽培工程	ha 当たりの年間栽培量	kg/ha/ 年
	ha 当たりの年間廃棄物量	kg/ha/ 年
	ha 当たりの肥料使用量 (N、P2O5、K2O)	kg/ha
	ha 当たりの除草剤、殺虫剤使用量	kg/ha
	栽培 kg 当たりのエネルギー使用量 (ガソリン、LPG、電力等)	MJ/kg
濃縮工程	ソルガム輸送距離	km
	ソルガム (ジュース) から IPA の生成量	kg/kg
	IPA 製造に必要なエネルギー使用量	MJ/L
	ソルガム (バガス) からのガソリンの生成量	L/kg
	ガソリン製造に必要なエネルギー使用量	MJ/L
	IPA、ガソリン生成に伴う廃棄物量	kg/kg
	排水量	L



### 6.3. サトウキビ由来のバイオエタノール生成に係る LCA 評価事例の整理

タイ産を想定したサトウキビ由来のバイオエタノール生成に関する LCA 評価について文献調査を行った。中では以下の公開情報が有用であり、詳細検討を行った。

表 3 ソルガム栽培から濃縮過程に関する LCA 評価参考資料

資料名	発表者	発表年
Environmental life cycle assessment and social impacts of bioethanol production in Thailand	Seksan Papong 他	2017 年
Life cycle assessment for enhancing environmental sustainability of sugarcane biorefinery in Thailand	Thapat Silalertruksa 他	2008 年

Papong [2017] は、キャッサバ由来・サトウキビ・モラセス由来エタノール生成に係る LCA を実施した研究であり、LCA 評価を行う際、下表に示す 4 つのシナリオが想定されている。

表 4 Papong [2017] における 4 つのシナリオ

原材料	シナリオ
キャッサバ	平均的なシナリオ
	余剰バイオマスを蒸気生産の燃料として使用するシナリオ
サトウキビ	生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を生成量ベースで按分するシナリオ
	生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を市場価格ベースで按分するシナリオ

表に記載の通り、サトウキビ由来のシナリオを検討する際、生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量の按分方法は、生成量ベースで按分するシナリオ、市場価格ベースで按分するシナリオを想定しており、粗糖を 1.00kg とした場合の按分比率は下表の通り設定されている。

この計算では粗糖、モラセス及びバガスの糖度は、それぞれ 98.47%、50.38%、2.00% と想定。市場価格は粗糖 (0.43 US\$/kg)、モラセス (0.12 US\$/kg)、電気 (0.14 US\$/kWh) と想定した。

表 5 粗糖・モラセス・電力の按分比率

製品	生成量	按分比率	
		質量 (糖度)	市場価値
粗糖	1.00kg	81.52%	88.49%
モラセス	0.39kg	16.25%	9.23%
バガス (発電利用)	0.08kWh	2.23%	2.28%

なお、サトウキビ栽培に係るデータ及び、サトウキビから粗糖・モラセス・電力を生成するデータは下表の通り。農場から製糖所まで輸送は、輸送距離 44km (21~36 トン積載ディーゼルトラック) と想定。

表 6 サトウキビ栽培に係るデータ

	項目	量	単位
インプット	尿素 (N)	2.09	kg
	リン酸ニアンモニウム (P205)	0.80	kg
	塩化カリウム (K20)	0.71	kg
	除草剤	0.17	kg
	ディーゼル	1.34	L
アウトプット	サトウキビ	1,000	kg

表 7 サトウキビから粗糖・モラセス・電力を生成するデータ

	項目	量	単位
インプット	サトウキビ	1,000	kg
	水	155.73	kg
	バガス由来電力	15.12	kWh
	バガス由来蒸気	404.07	kg
	化学品	0.96	kg
アウトプット	粗糖	105.01	kg
	モラセス	40.95	kg
	バガス (発電利用)	8.30	kWh

以上の情報を基に Papong [2017] の各想定シナリオでの GHG 排出量は下表のように推計される。

表 8 Papong [2017] にて想定される各シナリオの GHG 排出量

原材料	シナリオ	ライフサイクル GHG 排出量
キャッサバ	平均的なシナリオ	37.3kg-CO <sub>2</sub> eq/GJ
	余剰バイオマスを蒸気生産の燃料として使用するシナリオ	27.2kg-CO <sub>2</sub> eq/GJ
サトウキビ	生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を生成量ベースで按分するシナリオ	39.0kg-CO <sub>2</sub> eq/GJ
	生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を市場価格ベースで按分するシナリオ	25.7kg-CO <sub>2</sub> eq/GJ

また、Silalertruksa [2016] においても、タイ産サトウキビ利用について、ベースケースとオプションケースの2つの評価シナリオが想定されている。

表 9 Silalertruksa [2016] におけるシナリオ

シナリオ	概要
ベースケース	慣行農法(焼き火収穫)+製糖+モラセス由来エタノール生産+蒸気生成・発電を想定
オプションケース	機械化されたサトウキビ栽培とサトウキビ収穫+サトウキビ製粉+モラセスエタノール生産+蒸気生成・発電+廃棄物 50%回収・発電 +酒粕の利用を想定

本研究においては、市場価値を用いた粗糖、モラセス・バガスの按分を行っており、サトウキビの栽培、粗糖、モラセス・バガスの生成、按分比率に関するデータは下表の通り。なお、平均年間収穫量は75 トン/ha・年。慣行農法(焼き火収穫)では、栽培

されたサトウキビの約 68%を使用することを想定し、農場から製糖所までの輸送は、輸送距離 30km を想定していた。

表 10 サトウキビ栽培に係るデータ

	項目	量	単位
インプット	尿素 (N)	71	kg/ha・年
	リン酸ニアンモニウム (P205)	88	kg/ha・年
	塩化カリウム (K20)	225	kg/ha・年
	除草剤	19	kg/ha・年
	ディーゼル	117	L/ha・年
アウトプット	サトウキビ	75	t

表 11 サトウキビから粗糖・モラセス・電力を生成するデータ

	項目	量	単位
インプット	サトウキビ	1,000	kg
	(その他のユーティリティ等のデータは不明)	—	—
アウトプット	粗糖	53	Kg
	精製糖	56	kg
	モラセス	10.2	L
	バガス (発電利用)	3.5	kWh
	製糖排水	260	L

表 12 粗糖・モラセス・電力の按分比率

製品	按分比率
粗糖	37%
精製糖	50%
モラセス	10%
バガス (発電利用)	3%

以上の情報を基に推計された Silalertruksa [2016] にて想定される各シナリオのライフサイクル GHG 排出量及び Papong [2017] ライフサイクル GHG 排出量は下表の通り。

表 13 想定 GHG 排出量

資料	原材料	シナリオ	ライフサイクル GHG 排出量
Papong [2017]	キャッサバ	平均的なシナリオ	37.3kg-CO2eq/GJ
		余剰バイオマスを蒸気生産の燃料として使用するシナリオ	27.2kg-CO2eq/GJ
	サトウキビ	生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を生成量ベースで按分するシナリオ	39.0kg-CO2eq/GJ
		生成される粗糖・モラセス・電力に係る GHG 排出量を市場価格ベースで按分するシナリオ	25.7kg-CO2eq/GJ
	化石燃料由来 (参考)	—	1,784.94kg-CO2eq/1000L
Silalertruksa [2016]	サトウキビ	ベースケース	509kg-CO2eq/1000L
	原材料	オプションケース	309kg-CO2eq/1000L

欧州委員会 [2013] 「WELL-TO-TANK Appendix 1 - Version 4.0」で公表されるエタノールの単位発熱量 (21.3GJ/m<sup>3</sup>) を用い、単位を kg-CO<sub>2</sub>/1000L に統一し下図の通り再整理をした。グラフに示す通り、化石燃料由来のエタノール生成と比較し、最大 83% のライフサイクル GHG 削減効果が期待できる。

なお、Papong [2017] サトウキビ市場価格按分シナリオと、Silalertruksa [2016] ベースケースは同様の工程でエタノール生成を行っているが、発電効率やボイラー効率等の違いにより、ライフサイクル GHG 排出量に誤差が生じていると可能性がある。

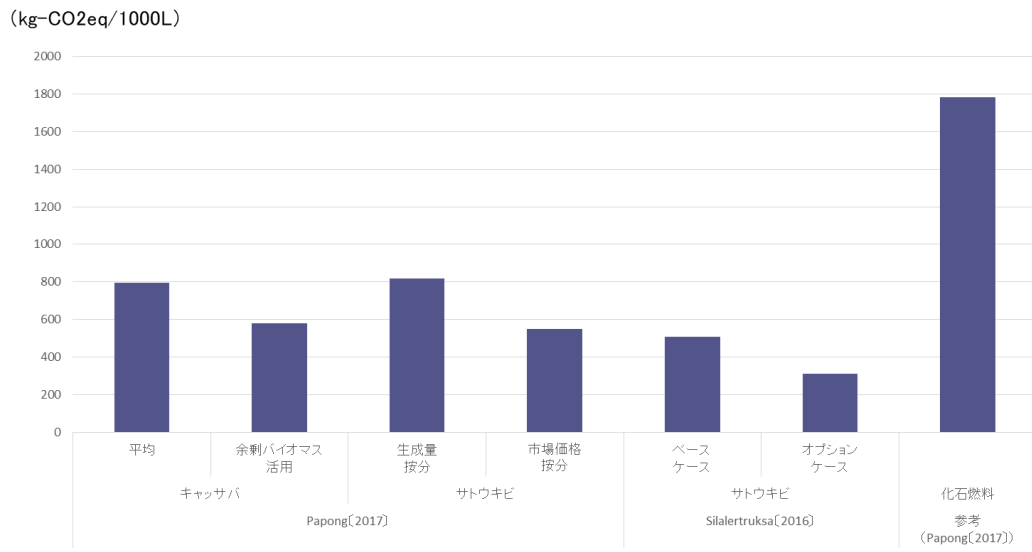


図 3 バイオエタノール生成に係るライフサイクル GHG 排出量

リサイクル適性の表示:印刷用の紙にリサイクルできます

この印刷物は、グリーン購入法に基づく基本方針における「印刷」に係る判断の基準にしたがい、印刷用の紙へのリサイクルに適した材料[Aランク]のみを用いて作製しています。