

令和元年度環境省委託業務

令和元年度

〈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2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 (CO₂) 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、発酵工程において弊社が保有する IPA 生産菌の問題のない生産性を確認するとともに、スケールを 300L まで上げて実証を行った。その際、IPA の蒸気は引火性を有するため、爆発範囲を外すような設備設計を施し運転計画を定めた。IPA は水と共沸するために濃縮が難しい成分であるが、シミュレーションを駆使しイソプロピルエーテル (IPE) を第三成分として添加した共沸蒸留を行うことにより高濃度に濃縮可能な設備設計を実施した。

水添・脱水工程においては、少量副生するアセトンを IPA に変換してまとめ、脱水反応によりプロピレンを得るための固定床反応設備を設計した。

得られるプロピレンを重合してポリプロピレンを得るためにはプロピレンの高純度化が必要である。そのため、想定される不純物を考慮したシミュレーションを行い、加圧蒸留設備の設計に至った。

メタン発酵においては、実証に必要な設備の設計を行い、その導入を進めた。また、メタン発酵に使用するために必要な廃菌体含有液の濃縮について検討を行った。

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った。寒冷な時期にも関わらず比較的良好な生育が確認され、サトウキビと同等以上の糖度を有することがわかった。その他 4 社から、国内外のバイオマス原料について情報収集

を実施し、一部においては品質確認を行うに至った。

本事業においては LCA を行い石化由来のポリプロピレンに比して二酸化炭素の排出抑制効果を示す予定である。今年度は、ソルゴーの栽培と発酵工程のデータを入手して整理を行った。また、今後詳細に LCA を行うにあたり必要となってくる不足データを洗い出した。

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 (CO₂) 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 confirmed the productivity of our IPA-producing bacterium without problem in the fermentation process, and demonstrated the production scale up to 300L. As the IPA steam is flammable, the equipment was designed and operation was planned to avoid explosion range.

Although IPA is difficult to concentrate as it azeotropes with water, simulations have enabled equipment design that achieves high concentration through azeotropic distillation with isopropyl ether (IPE).

In the hydrogenation / dehydration process, a small amount of acetone was converted to IPA and a fixed bed reaction facility to obtain propylene through dehydration reaction was designed.

In order to polymerize the propylene to obtain polypropylene, propylene must be highly purified. Therefore, a simulation was performed by taking possible

impurities into consideration, and a pressure distillation facility was designed.

In methane fermentation, we designed an equipment necessary for the demonstration and proceeded with its introduction. In addition, the concentrations of waste cell-containing liquid used in methane fermentation was studied.

For biomass, sorghum was cultivated in Okinawa. Despite the cold season, relatively good growth was confirmed, and it was found that the sugar content was equal to or higher than that of sugarcane. Information was collected from four other companies on biomass raw materials in Japan and overseas, and quality was confirmed in some cases.

In this project, LCA will be performed to show the effect of reducing CO₂ emission compared to petrochemical-derived polypropylene. This year, we collected and organized data on cultivation and fermentation processes of sorghum. In addition, we identified missing data that will be needed in performing LCA in detail in the future.

目次	1
1. 発酵工程に関する技術開発	3
1.1. 要旨	3
1.2. 小型発酵槽(3L)での IPA 発酵試験	3
1.2.1. 発酵微生物の構成	3
1.2.2. セルバンクの作製	4
1.2.3. 3L 発酵槽での IPA 発酵試験	5
1.3. 小型発酵槽(3L)を用いた排気ガス濃度低減の検討	7
1.4. 30L 発酵槽での 3L 発酵試験の再現性検討	10
1.4.1. 30L 発酵における IPA 蓄積の推移	12
1.4.2. 30L 発酵試験における排気ガス濃度	13
1.4.3. 模擬発酵系における運転条件と排気ガス濃度の測定	14
1.4.4. 排気ガス濃度の抑制条件における IPA 発酵試験	14
1.4.5. 30L 発酵における IPA 蓄積の推移	15
1.4.6. 30L 発酵試験における排気ガス濃度	15
1.4.7. 30L 発酵試験における有機酸の蓄積	16
1.4.8. 30L 発酵試験における収率と 300L スケールアップ実証の対照データ	16
1.5. 300L へのスケールアップ実証試験	17
1.5.1. 300L 発酵における IPA 蓄積の推移	17
1.5.2. 300L 発酵試験における排気ガス濃度	17
1.5.3. 300L 発酵試験における有機酸の蓄積	18
1.5.4. 300L 発酵試験における収率	18
1.5.5. スケールアップ因子	19
1.6 次年度の計画	20
1.6.1. 1500L 発酵槽による IPA 発酵試験の予備検討	20
1.6.2. 1500L 培養槽による IPA 発酵生産と IPA 取り出し	21
2. 水添・脱水工程に関する技術開発	21
2.1. 要旨	21
2.2. 培養液の濃縮による IPA 回収	21
2.3. IPA 濃縮フロー	22
2.4. 蒸留条件検討	24
2.4.1. 蒸留①…IPA 濃縮	24
2.4.2. 蒸留②…アセトン回収	26
2.4.3. 蒸留③…IPE 添加による共沸蒸留	27
2.4.4. 蒸留④…IPA 回収	28
2.5. 水添工程	29

2.6. 脱水工程	30
3. 精製工程に関する技術開発	32
3.1. 要旨	32
3.2. 脱水反応により得られたプロピレンの精製	32
3.3. プロピレン精製フロー	33
3.3.1. 水分離による粗プロピレン回収	35
3.3.2. 軽沸成分の分離	36
3.3.3. 高沸成分の分離	36
4. 廃棄物有用化に関する技術開発	37
4.1. 要旨	37
4.2. メタン発酵による廃棄物有用化	38
4.3. IPA 発酵工程廃棄物のメタン発酵	38
4.3.1. メタン発酵フロー	38
4.3.2. メタン発酵試験設備の設計	39
4.3.3. メタン発酵設備の設置準備	40
4.4. メタン発酵原料の準備	41
4.5. 大腸菌廃棄物のメタン生成性の確認	43
5. 製造用バイオマスの検討	44
5.1. 要旨	44
5.2. ソルゴの栽培	44
5.2.1. 栽培種	44
5.2.2. 栽培状況	44
5.3. ソルゴ栽培現地視察	47
5.4. 収穫物分析等の結果	49
5.5. 木質由来糖、バガス由来糖などの原料調達に関する調査	50
6. LCA の検証・評価	52
6.1. 要旨	52
6.2. 試作データの入手・整理	52
引用文献	55

1. 発酵工程に関する技術開発

1.1. 要旨

三井化学で開発した IPA 発酵大腸菌を用いて IPA 発酵のスケールアップを検討した。まず、長期間保管していた菌株の健全性の検証として、保存菌株を用いて、本実証事業の開始以前に発酵運転実績がある 3L スケールで発酵試験を行い、従来の発酵試験実績と同様に約 5%の IPA が蓄積することを確認した。また、既設の中試験設備で発酵試験を行う際の、排気ガス中 IPA 濃度の低減方法の効果の評価と、排出ガス組成の把握を行った。低減方法として、発酵槽をトラップ槽として用いることを選択し、3L 発酵試験で検証を行った結果、トラップ槽から排出される排気ガス濃度は IPA で 100ppm 程度、アセトンで 300ppm 程度まで低減できることを確認した。次に、300L スケールアップ実証の対照データ取得を目的に、上記のプロセスフローで 30L 発酵試験を行った。当初、発酵槽から排出される排気ガス中の可燃性成分の濃度が自社で設定した安全管理濃度 (1/4 爆発下限界) の 0.5%を超える兆候を認めたため、発酵槽上部への空気の通気量を高める対策をとった。すると、排気ガス側への IPA の移動が増加して発酵槽の IPA 濃度は最終的に 2%程度に留まり、3L 発酵試験の結果を再現できなかった。そこで模擬発酵液で条件を検討したところ、発酵槽の内圧を 0.1MPa・G として、通気攪拌条件を設定することで、排気ガス中の可燃性成分濃度を 0.5%以下に制御することが可能であった。前記発酵条件で 30L での発酵を行ったところ 3.5%の IPA が蓄積した。最後に、同様の条件で 300L スケールでの発酵試験を実施したところ IPA 蓄積量は 4%に達し、30L スケール同等以上の発酵成績が得られることを実証できた。

今後の課題として、①発酵液中 IPA の排気ガスへの排出を抑制しつつ安全な IPA 発酵を実施する方策についての検討、②小試験に比べて菌体濃度が高く対糖収率が低いことから、発酵中の菌体濃度の低減検討、③IPA 発酵液から IPA の取り出し方法の検討等を抽出した。次年度は、上記課題に関して、基礎となる小試データを蓄積した上で、300L スケールから 1.5m³ スケールへのスケールアップ実証を行う。

1.2. 小型発酵槽(3L)での IPA 発酵試験

1.2.1. 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、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 $\text{atoDAB}^+ \text{pgi}::\text{agp-5 gntR}^- \text{gnd}^- (\text{Km}^r)/\text{pGAP-Iaz}$ と表記し、簡略して IPA 発酵菌と表記する。

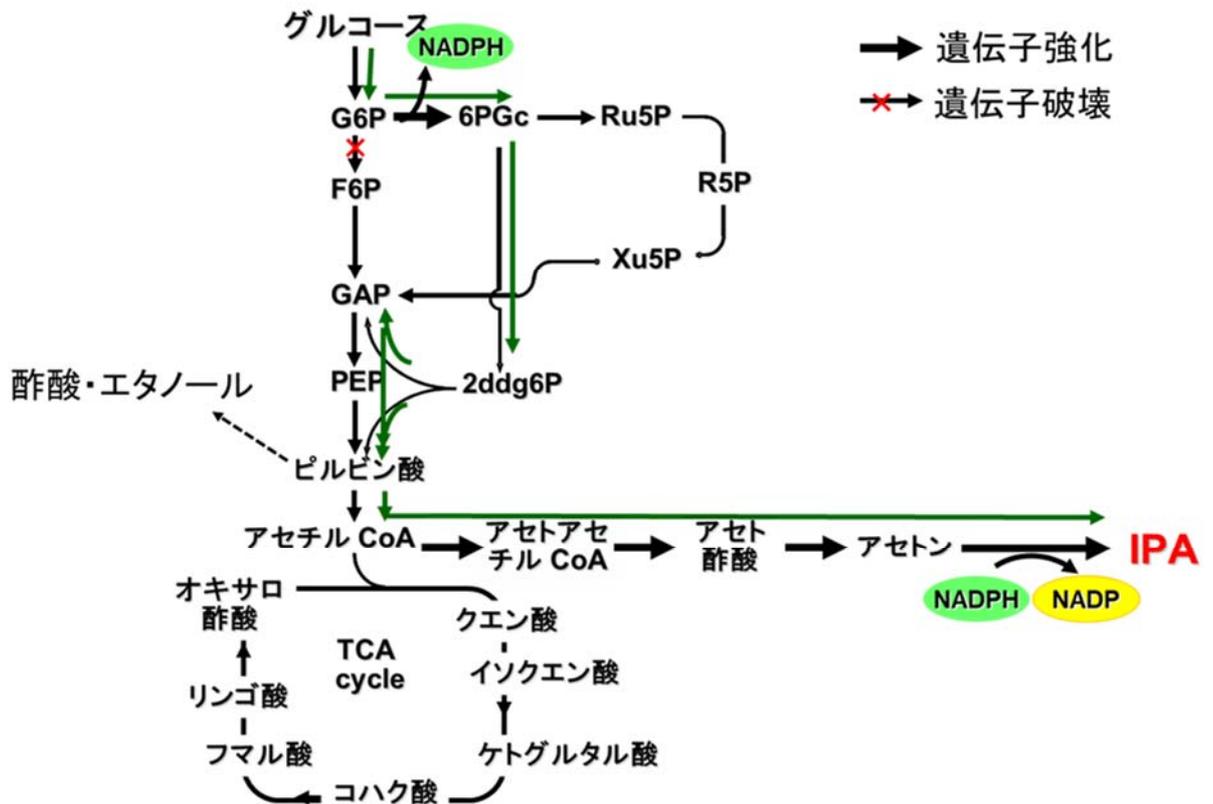


図 1 IPA 発酵菌の代謝制御図

1.2.2. 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°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°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°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。

1.2.3. 3L 発酵槽での IPA 発酵試験

ブロックフローに記載の通りワーキングセルバンク 1 本を溶解し、前培養を行い、3L 発酵槽で IPA の発酵を実施した。

3L発酵槽によるIPA発酵 ブロックフロー

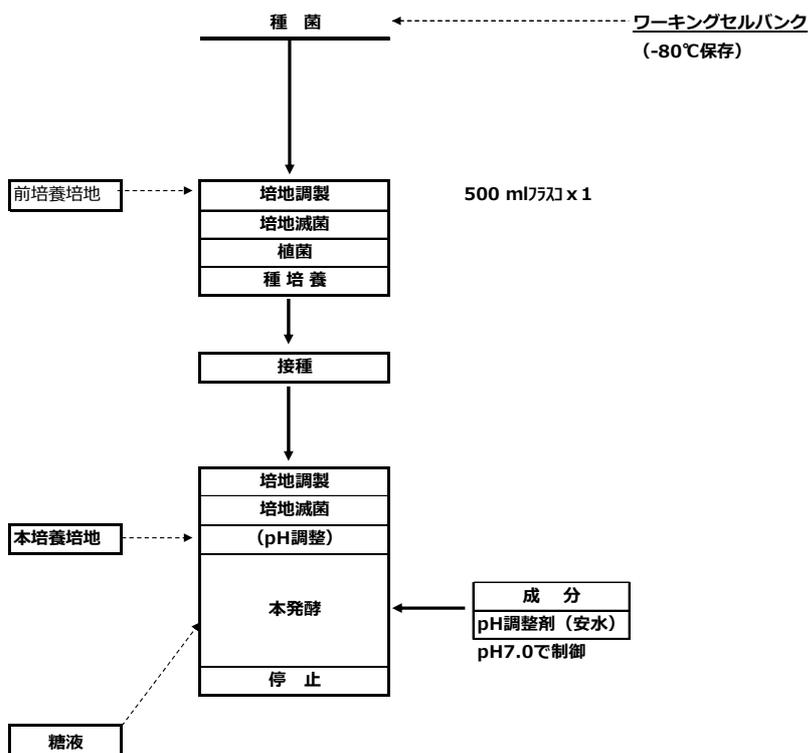


図 2 3L 発酵槽での IPA 発酵試験 ブロックフロー

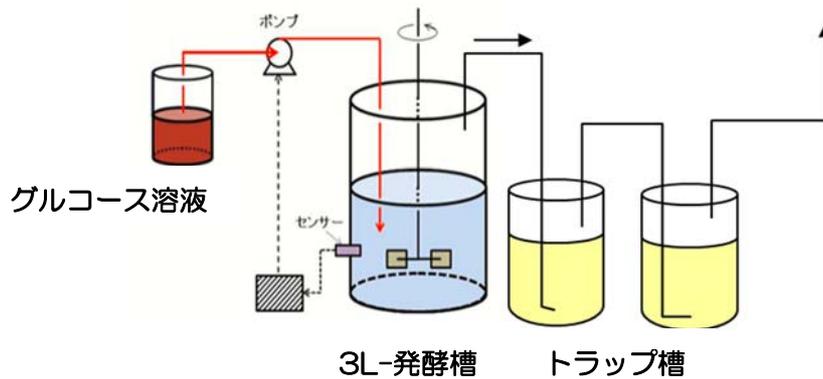


図3 3L発酵槽でのIPA発酵の装置図

発酵中の制御は、通気量：0.5vvm (0.45L/min)、温度 30℃、攪拌数：600rpm、pHは7.0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。

発酵中の各種トレンドを図4に示す。培養48hrにおいて、発酵槽内に約5%のIPAが蓄積した。IPAの蓄積の経時変化を図5に示した。

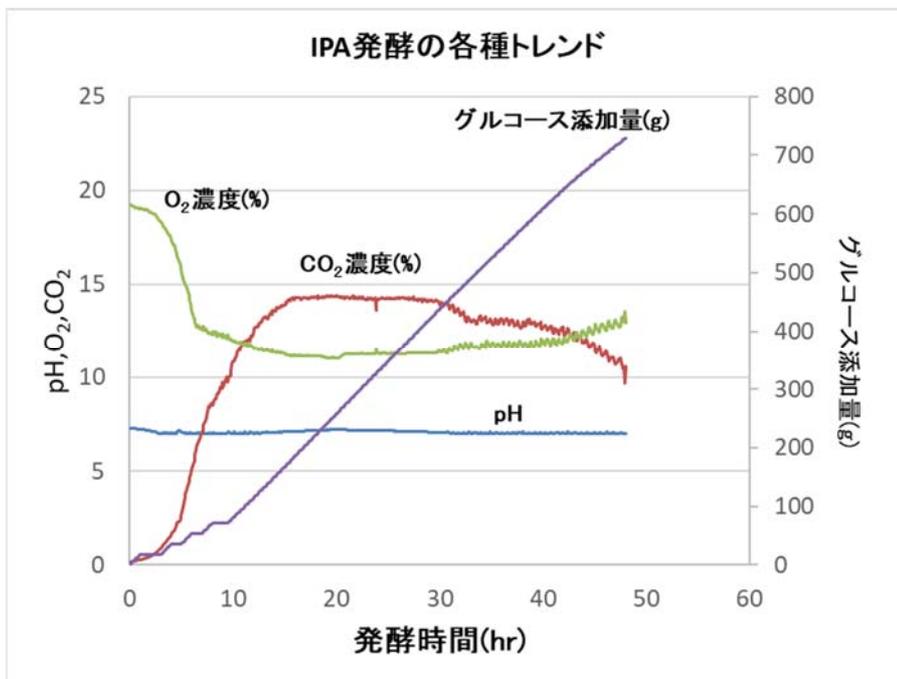


図4 発酵中の各種トレンド

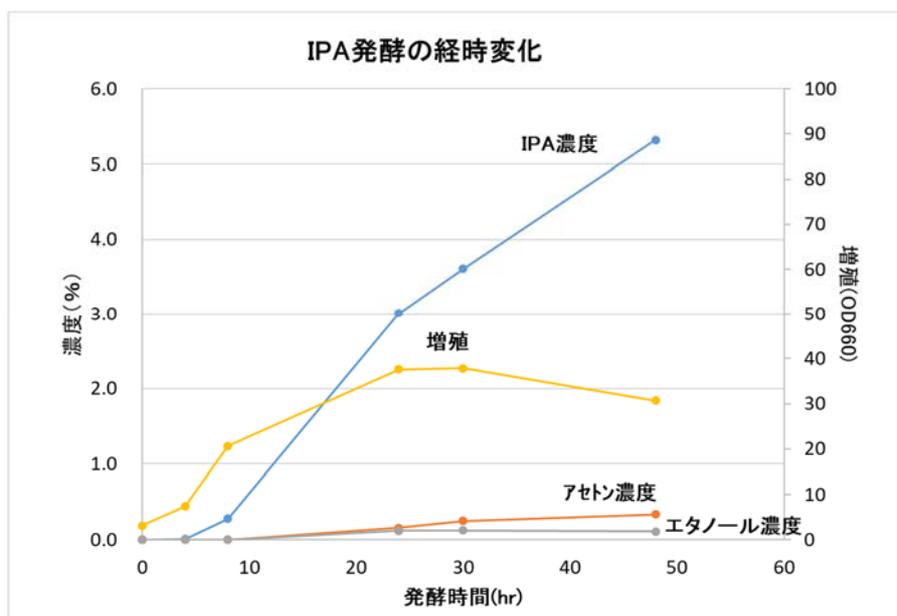


図5 発酵中のIPA蓄積

表1 3L発酵槽によるIPA発酵の収率

	3L発酵試験	
	培養液	トラップ
蓄積濃度		
培養槽濃度(g-IPA/L)	53.3	
培養槽濃度(g-アセトン/L)	3.8	
乾燥菌体濃度(g-DC/L)	15.4	
培養液量(L)	1.42	
生産量		
総量(g-IPA)	75.7	13.0
総量(g-アセトン)	5.4	2.4
総生産量 (g-IPA+アセトン)	96.5	
収率		
添加グルコース(g)	369.2	
対糖収率	26.1%	

発酵結果を表1に示す。アセトンを還元、脱水することでプロピレンへの変換が可能のため、対糖収率はアセトンとIPAの合計に対して算出した。小試験では添加したグルコースに対する重量収率は26.1%となった。IPA発酵菌の代謝ルートから、グルコース1molからIPAは1mol製造できる。従って菌体製造に使用される炭素を無視すると理論重量収率は33%(60/180)となる。小試験の収率は理論収率の79%に達していた。

1.3. 小型発酵槽(3L)を用いた排気ガス濃度低減の検討

中試験での発酵試験では、2つの観点で排気ガス濃度を管理する必要がある。一つは試験設備の外に排出する際の環境規制値であり、東京都を例にすると、IPAの

排出ガス規制値は 200ppm である。もう一つは可燃性ガスの爆発に関する安全管理である。

IPA の爆発下限界は 2% (20000ppm) である。試験中に爆発混合気が発生すると静電気による爆発のリスクが高まる。そのため排気ガスの濃度はできるだけ低いことが望ましい。今回、自社の安全管理基準として、可燃性成分の濃度上限を「爆発下限の 1/4 以下」に設定した。

3L 発酵試験の設備を使用し、モデル発酵液により排気ガス濃度を低減する手法について検討し、選定した。具体的には IPA 発酵における排気ガスを同型の発酵槽を用いて水に吸収させる (トラップ法) ことで排気 IPA 濃度を低減する方策を採用した。

排気ガスの分析には、オンライン分析装置にポータブルガス分析装置 XG-100V (新コスモス電機) を使用した。

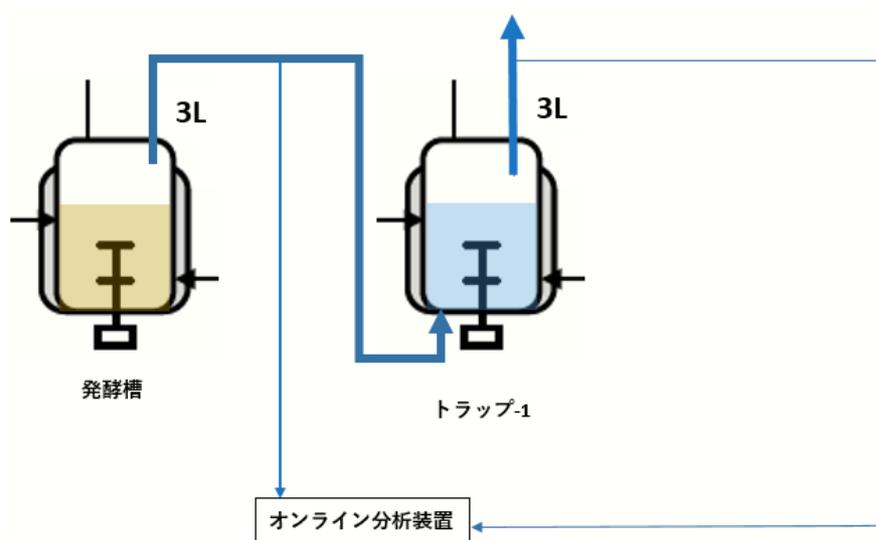


図 6 装置図

表 2 模擬発酵液からのトラップ条件

模擬発酵液		トラップ水	
液量	1.5L	液量	1.5L
通気	0.5L/min	通気	0.5L/min
攪拌	490rpm	攪拌	490rpm
温度	30°C	温度	15°C

模擬 IPA 発酵液は、3L 発酵試験の最終濃度を模して作製した。イオン交換水 1.5L に IPA 90g、アセトン 10g、エタノール 2g を加えた。運転条件は 3L 発酵条件と同じとし、トラップは中試験設備で運転可能な温度条件とした。

上記の条件で 22hr 運転を行い、排気ガスの濃度を測定した。IPA 発酵は 48hr 行いが IPA 濃度は徐々に高くなっていくため、最終濃度の模擬液を 22hr 運転して排気ガスの捕捉効果を検討した。なお、発酵槽の出口濃度は測定機器の測定上限 (1000ppm) を超えていたため測定出来なかった。

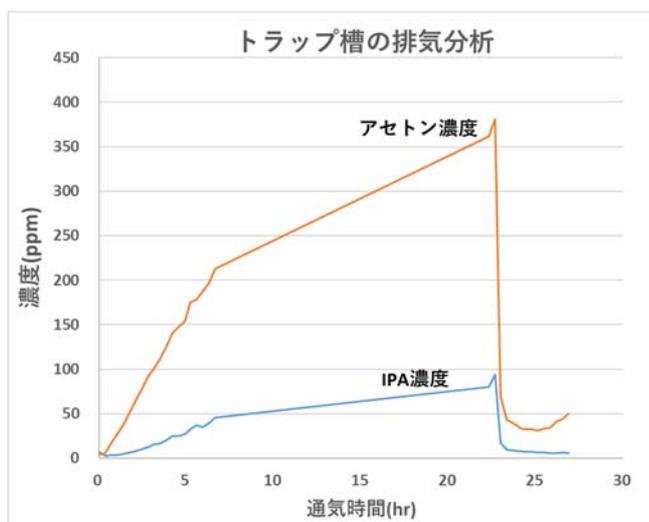


図7 トラップ槽の排気ガス濃度の推移

検討結果は図7に示した通りであり、同型の発酵槽をトラップ槽として用いることで排気ガス濃度を IPA で 100ppm、アセトンで 300ppm 程度に低減できる見込みを得た。実際の設備では設備内の排気はスクラバーで水に吸収させるため、設備外への排出は更に低濃度となるものと考えられる。

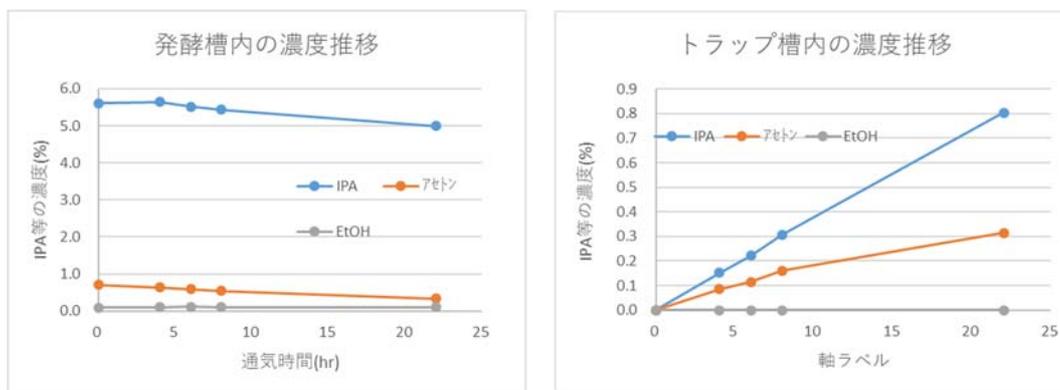


図8 トラップ運転中の各槽の濃度変化

5%の IPA 濃度の模擬液を発酵条件で 22hr 通気攪拌すると 10%程度の IPA がガスとして槽外へ排出された。トラップ槽では発酵槽からの排出 IPA のほとんどを捕獲することが可能であった。

1.4. 30L 発酵槽での 3L 発酵試験の再現性検討

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 3L 発酵槽の kLa 同等に設定した。

30L IPA発酵 ブロックフロー

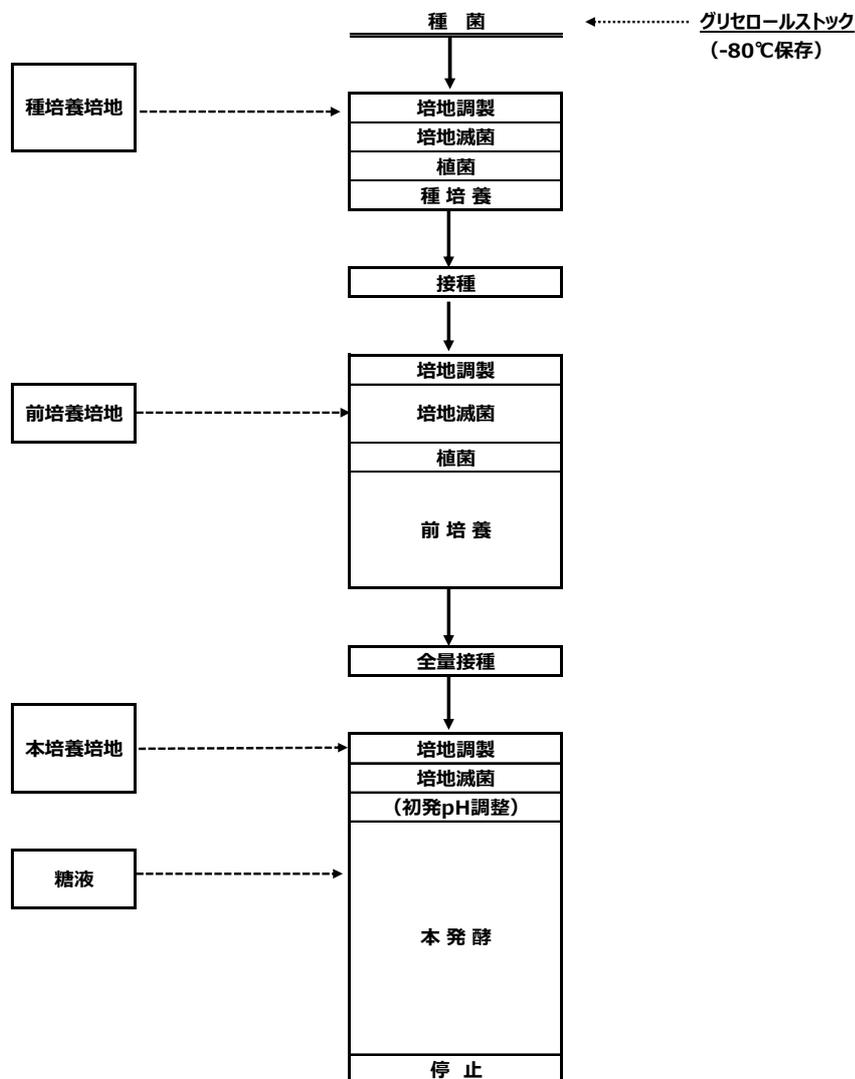


図9 30L 発酵槽を用いる IPA 発酵のブロックフロー

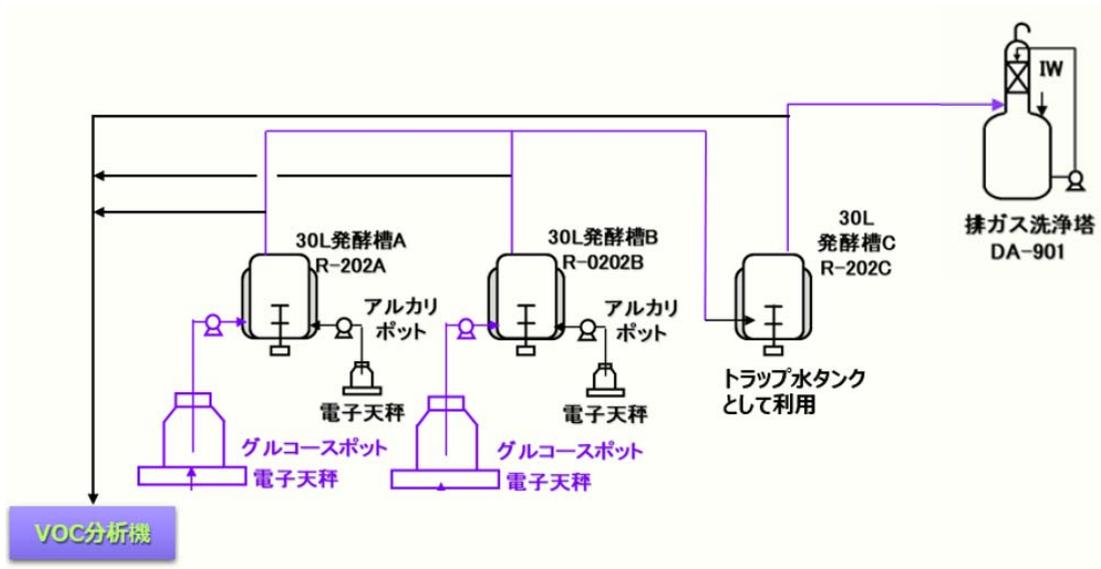


図 10 30L 発酵槽を用いる IPA 発酵のプロセスフロー

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。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, CO₂, O₂ 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。

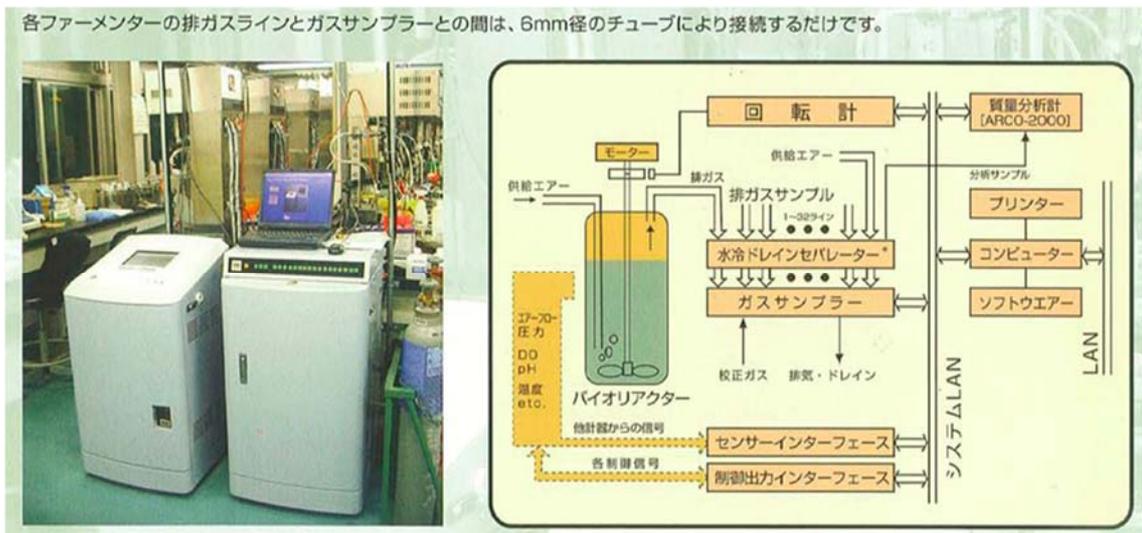


図 11 排気ガス分析装置 (ARCO-2000FA)

1.4.1. 30L 発酵における IPA 蓄積の推移

図 12 に IPA 発酵の経時変化を示した。発酵開始から IPA は順調に生産したが 20hr 以降蓄積が伸び悩み 48hr の IPA 濃度は発酵槽 A、B 共に 2.2%程度であった。トラップ槽の IPA 濃度は 2.5%程度であった。2 台の発酵槽の排気ガスをトラップしているため、半分が 1 台の発酵槽の排気ガス分とすると 1%程度がトラップされたと考えられる。発酵槽の IPA 濃度は 2%程度であることからすると、30L 発酵試験におけるトラップ槽の IPA 濃度は模擬発酵液を用いたトラップ試験と比較し高い値であった。

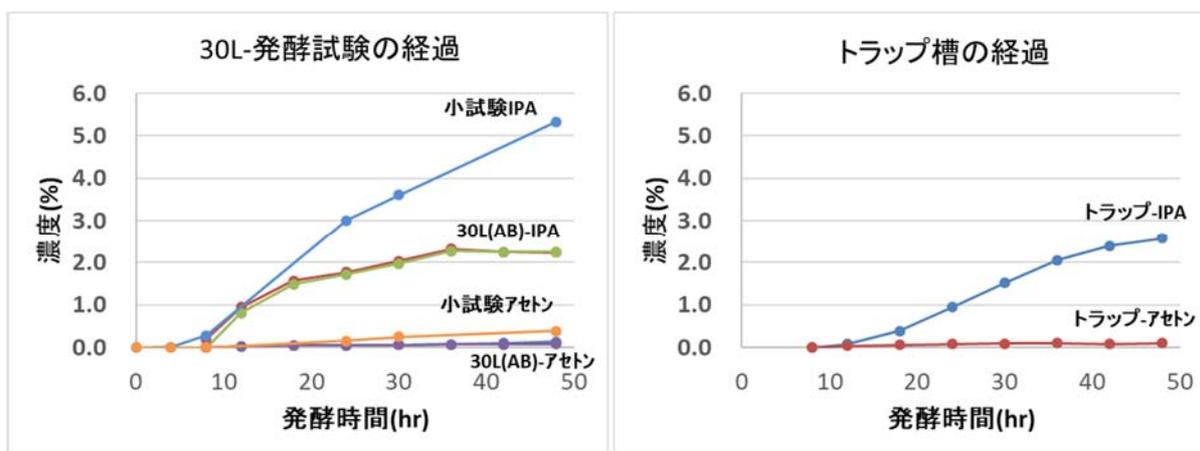


図 12 30L 発酵槽とトラップ槽の IPA 蓄積の経時変化

トラップ槽には 2 台の IPA 発酵槽から排気ガスが流れ込んでいるため仮にトラップ槽の蓄積 IPA の半分が 1 つの槽からの移動と考え、その分を発酵槽に追加した結果が図 13 である。今回の発酵では 3.5%程度の IPA 蓄積が期待できたが排気ガスへの移動に伴い発酵槽への蓄積が抑制されたと考えられる。

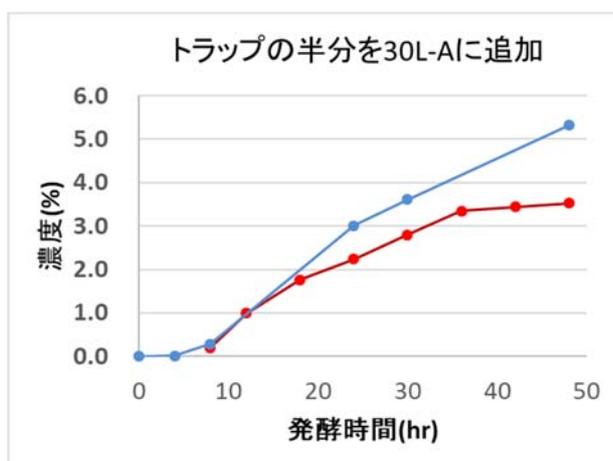


図 13 トラップ槽に蓄積した IPA が発酵槽内に残った場合の推移

1.4.2. 30L 発酵試験における排気ガス濃度

排気ガスの経時変化を図 14 に示した。中試験設備での IPA 発酵では「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。ところが IPA 発酵の排気ガス濃度は 15hr で 0.5% を超える兆候が認められたため、発酵槽上部への空気通気量を増やして気相中の IPA 濃度を低減させる対応を行った。

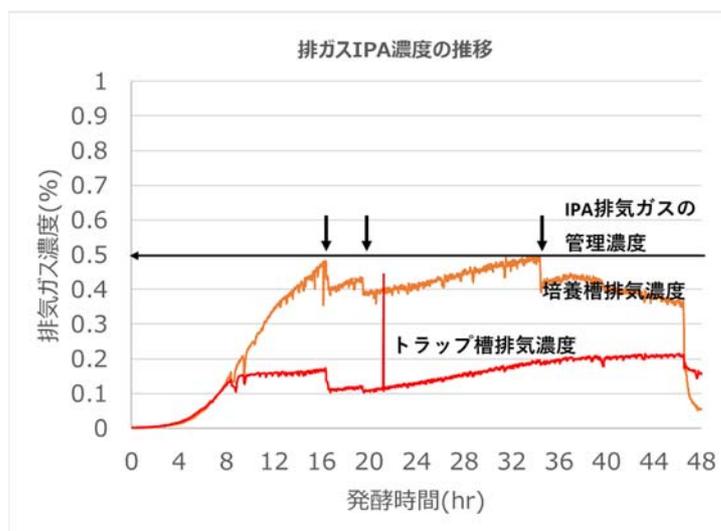


図 14 排気ガス濃度の推移 (↓の部分で上部通気を増やした)

トラップ槽からの排気ガス濃度は 2000ppm 程度であった。3L 発酵槽でのトラップ試験では IPA は 100ppm 程度の排出であったが、上面通気速度を上昇させたため、トラップ槽での IPA ガスの吸収が不十分なまま排出されたことが原因と考えられる。

1.4.3. 模擬発酵液における運転条件と排気ガス濃度の測定

小試験発酵液を模したモデル発酵液(5%IPA 水溶液)を調製して、30 L 発酵槽での運転条件と発酵槽槽出口ガス中の IPA 濃度の関係性を把握した。

表 3 模擬発酵液による通気攪拌条件の検討結果

5% IPA水溶液（モデル発酵液）による排ガス中IPA濃度分析の結果

温度	通気量(L/min)		攪拌(rpm)	内圧(MPa・G)	判定 (0.5%以下)
	スパージャー	上面			
30	3	8	200	0.1	○
30	3	8	300	0.1	○
30	3	8	400	0.1	×
30	2.5	8.5	400	0.1	△

○：安定して0.5%以下

△：ほぼ0.5%以下だが時々0.5%を超えるときがある

×：安定して0.5%以上

モデル発酵液（5% IPA 水溶液）を用いて発酵槽出口ガス中の IPA 濃度を分析した結果、表 3 に示すように槽内圧 0.1MPa・G でスパージャーからの通気量 3L/min(0.25vvm)、上部からの通気量 8L/min、攪拌速度を 200-300rpm で運転すると自社で設定した安全管理基準以下で発酵運転できることが判明した。

1.4.4. 排気ガス濃度の抑制条件における IPA 発酵試験

モデル発酵液の運転条件検討の結果を 30L 発酵試験で検討した。発酵条件を表 4 に示す。

表 4 30L 発酵槽を用いる IPA 発酵条件

30L-A（可能な限り好氣的）

発酵条件	温度	通気量(L/min)		攪拌(rpm)	内圧(MPa・G)
		スパージャー	上面		
①	30	3	4→8	400	0.1
②	30	2.5	8.5	400	0.1
③	30	3	8	300	0.1

30L-B（最後まで初期条件で発酵可能な条件）

発酵条件	温度	通気量(L/min)		攪拌(rpm)	内圧(MPa・G)
		スパージャー	上面		
①	30	3	4→8	300	0.1
②	30	3	8	200	0.1

上記の様に、排気ガス濃度が 0.5%を超えたら段階的に通気量や攪拌数を変化させ IPA ガス濃度を制御することにした。

1.4.5. 30L 発酵における IPA 蓄積の推移

表 4 に記載の条件で IPA 発酵を行った。図 15 に示すように何れの条件でも IPA の蓄積はあまり変わらず、3.5%程度を発酵液に蓄積した。発酵液からの IPA 排出を抑制できたことからトラップ槽の IPA 濃度は 1%程度に抑制できた。

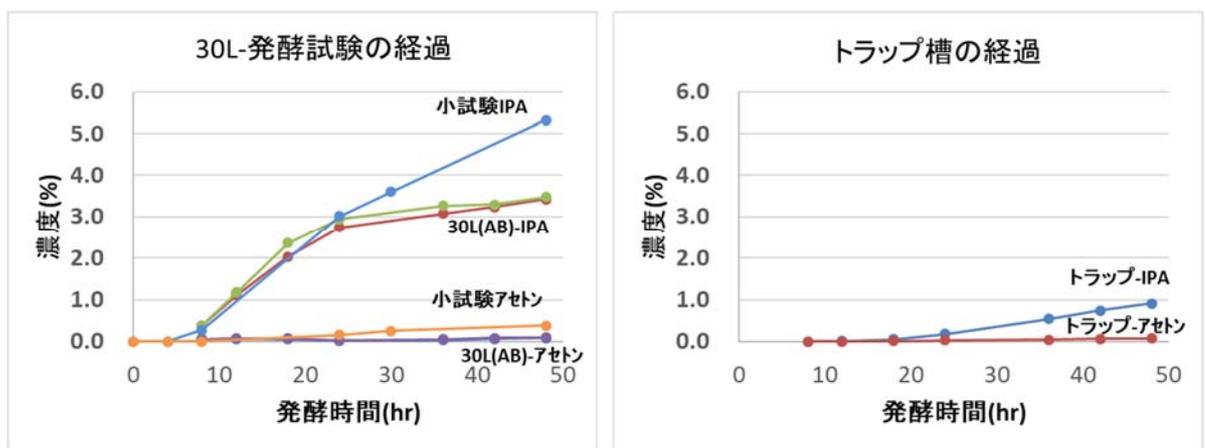


図 15 30L 発酵槽とトラップ槽の IPA 蓄積の経時変化

1.4.6. 30L 発酵試験における排気ガス濃度

排気ガスの経時変化を図 16 に示した。排気ガス濃度の上昇が確認されたので、表 4 に示したような制御を実施した。

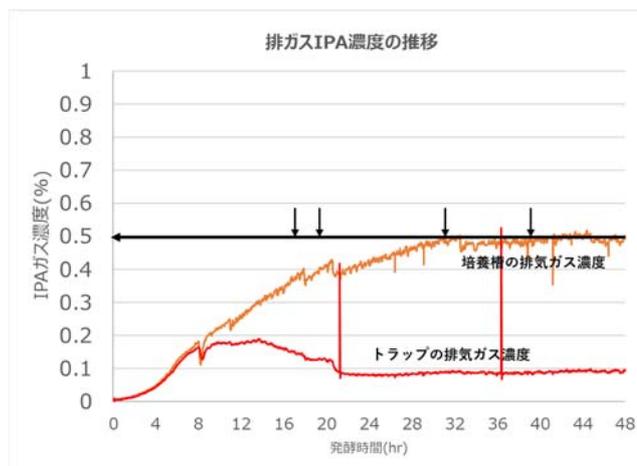


図 16 排気ガス濃度の推移 (↓で通気量、攪拌数を制御)

1.4.7. 30L 発酵試験における有機酸の蓄積

図 17 に示すように発酵液の有機酸濃度は小試験と比較し 48hr 時点での蓄積が顕著であり、今回の発酵条件では 24h 以降で嫌氣的となっていたことが考えられる。

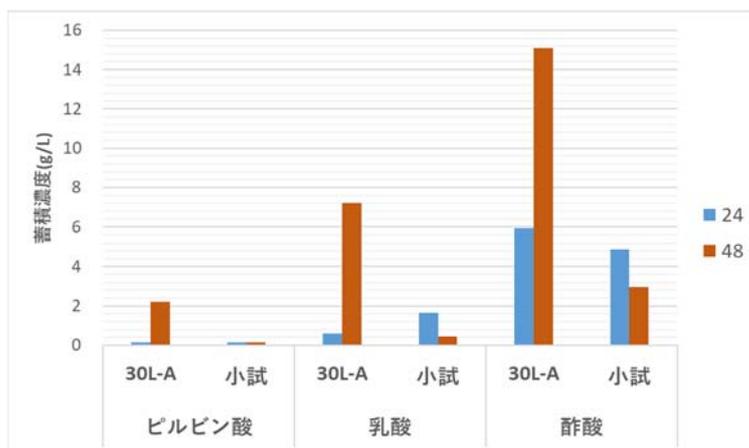


図 17 IPA 発酵液中の有機酸類の蓄積

1.4.8. 30L 発酵試験における収率と 300L スケールアップ実証の対照データ

今回の発酵条件での収率は 20%程度であった。小試験における対糖収率は 26%であり、24hr 以降の酸素供給能力が足りなかったことが原因の一つと考えられる。加圧条件での IPA 発酵に関しては小試験でも十分なデータ蓄積が無いので、30L スケールでの条件最適化の検討を現段階で実施することを見送り、この結果を 300L スケールへのスケールアップ実証の対照データに用いることとした。

表 5 30L 発酵収率

	30L発酵試験			
	A	B	トラップ	トラップからの排出
蓄積濃度				
培養槽濃度(g-IPA/L)	34.79	34.20	9.09	
培養槽濃度(g-アセトン/L)	0.89	0.92	0.78	
乾燥菌体濃度(g-DC/L)	19.22	18.16		
培養液量(L)	20.81	20.10	19.90	
生産量				
総量(kg-IPA)	0.72	0.69	0.18	0.22
総量(kg-アセトン)	0.02	0.02	0.02	
培養槽からの排出量*	0.21	0.21		
総生産量(kg-IPA+アセトン)	0.95	0.91		
収率				
添加グルコース(kg)	4.57	4.27		
対糖収率	20.4%	21.0%		

*)培養槽からの排出量は (トラップ+トラップからの排出) /2とした

1.5. 300L へのスケールアップ実証試験

300L スケールの発酵試験は 30L スケールの対照データの再現性検証を目的に、30L の場合と同様に 3 系列の発酵槽を用い、うち 1 系列をトラップ槽として用いて実施した。300L の発酵試験は 30L 発酵試験と同等のブロックフロー及びプロセスフローにて実施した。

1.5.1. 300L 発酵における IPA 蓄積の推移

図 18 に IPA 発酵の経時変化を示した。300L-A (緑) は上部通気量により IPA ガス濃度を制御した。300L-B(赤)は攪拌数を低下させて排気ガスの IPA 濃度を制御した。300L-A(緑), 300L-B(赤)ともにほぼ同じ推移で IPA を蓄積し、4%程度の IPA の蓄積が認められた。トラップ槽の IPA 濃度は 30L 発酵試験と同等の濃度であった。

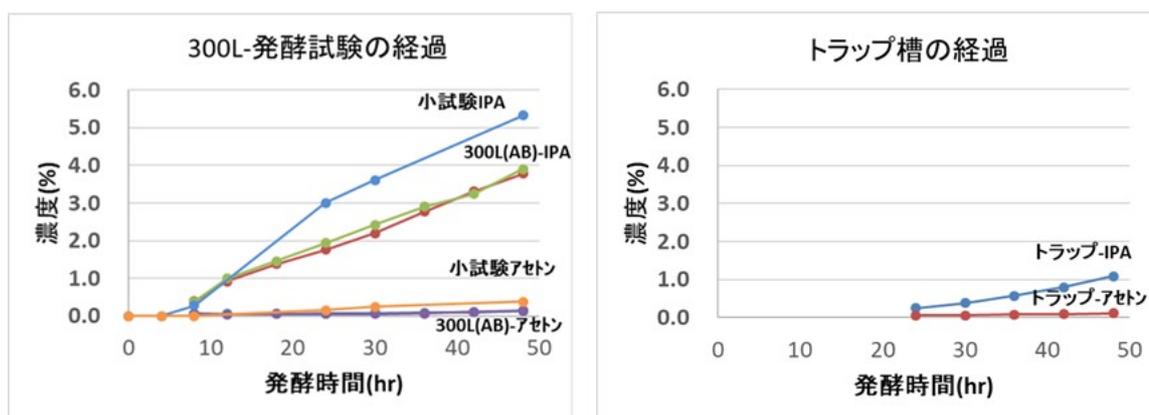


図 18 300L 発酵槽とトラップ槽の IPA 蓄積の経時変化

1.5.2. 300L 発酵試験における排気ガス濃度

排気ガスの経時変化を図 19 に示した。今回の発酵試験でも 30L 発酵試験と同様に発酵排気ガスの IPA 濃度は 0.5%を超える兆候が認められた。

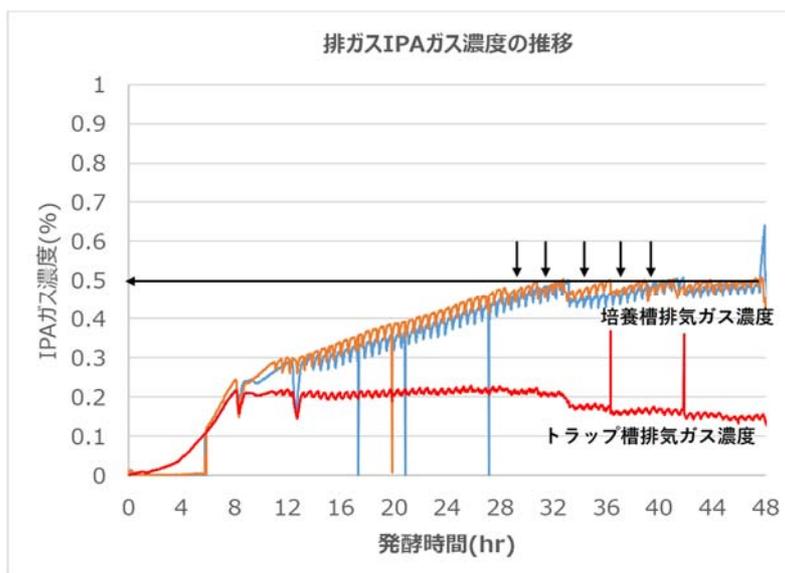


図 19 排気ガス濃度の推移（↓で通気量、攪拌数を制御）

1.5.3. 300L 発酵試験における有機酸の蓄積

図 20 に有機酸の分析結果を示す。300L-B では攪拌数を低減させて排気ガスを制御したが、有機酸の蓄積が見られなかった。300L 発酵槽での発酵条件では、小試験並みの酸素供給が可能であったと考えられる。

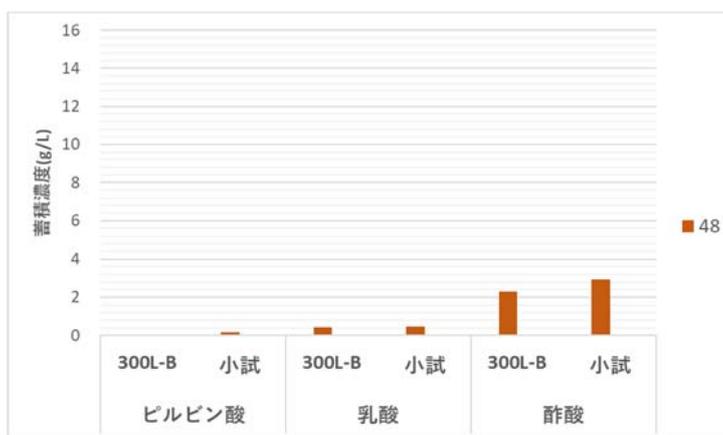


図 20 300L 発酵試験の有機酸蓄積量

1.5.4. 300L 発酵試験における収率

300L 発酵試験の収率を表 6 に示した。30L 発酵試験より発酵収率が高かった。30L 発酵試験では排気ガス濃度の低減策により、発酵が嫌気的な状態となったことで有機酸が蓄積し、収率が低下した。300L 発酵試験では嫌気的な条件とならずに排気ガス濃度を抑制できたことが原因と考えられる。

300L 発酵試験により、30L 発酵試験の対照データに対して同等以上であり、30

Lから300Lへのスケールアップ実証には大きな問題が無かった。

表6 300L発酵収率

	300L発酵試験			
	A	B	トラップ	トラップからの排出
蓄積濃度				
培養槽濃度(g-IPA/L)	39.05	37.79	10.84	
培養槽濃度(g-アセトン/L)	1.35	1.45	1.16	
乾燥菌体濃度(g-DC/L)	26.48	27.97		
培養液量(L)	218.36	219.29	200.40	
生産量				
総量(kg-IPA)	8.53	8.29	2.17	4.32
総量(kg-アセトン)	0.30	0.32	0.23	
培養槽からの排出量*	3.36	3.36		
総生産量(kg-IPA+アセトン)	12.18	11.97		
収率				
添加グルコース(kg)	48.66	48.17		
対糖収率	24.4%	24.2%		

*)培養槽からの排出量は(トラップ+トラップからの排出)/2とした

1.5.5. スケールアップ因子

図1に示したIPA発酵菌の代謝図から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

$$OUR = 7.32 \times 10^5 / V \times (Q_i P_{i y_i} / T_i - Q_o P_{o y_o} / T_o)$$

V: 培養槽中の液量(L)

Q_i 及び Q_o: 空気入り口及び出口における空気流量(L/min)

P_i 及び P_o: 空気入り口及び出口における空気圧(MPa)

T_i 及び T_o: 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

300LのIPA発酵と小試験のOTRを図-21に示した。300L発酵試験と小試験はほぼ同等のOTRであることが分かる。発酵槽のスケールアップに際しては、OTR=100程度を達成できる通気攪拌条件を設定できれば300L発酵並みのIPA生産が可能と

考えられる。

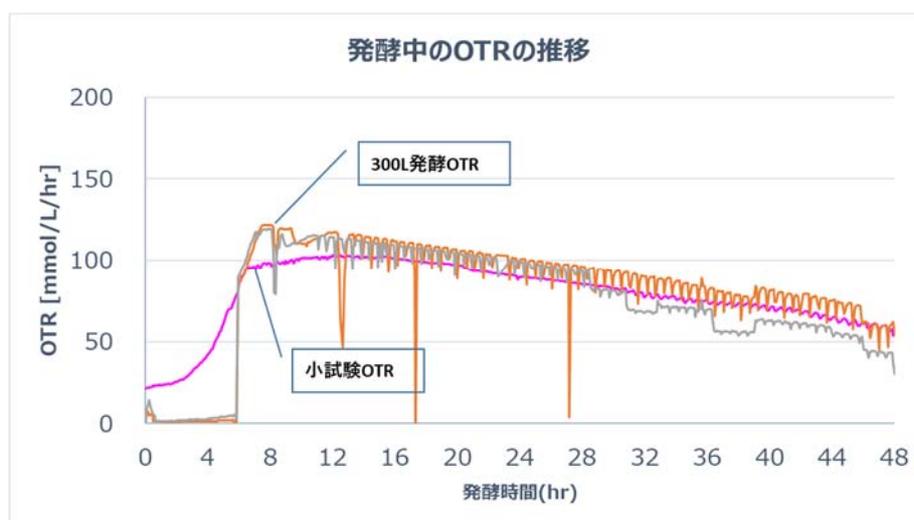


図 21 小試験と 300L 発酵における OTR の比較

1.6. 次年度の計画

1.6.1. 1500L 発酵槽による IPA 発酵試験の予備検討

来年度からバイオ PP の 500kg スケールでの重合試験に必要なバイオ IPA の確保を開始する計画である。そのため本年度明らかとなった課題を克服するための検討を行う。

具体的には、①発酵液中 IPA の排気ガスへの排出を抑制しつつ安全な IPA 発酵を実施する方策についての検討を行う。また小試験での発酵収率は約 26%であり、300L 発酵試験の結果は若干低かった。図 22 に示したように増殖の経時変化を比べると、300L 発酵試験では小試験に比べて IPA 発酵菌の増殖が速く菌体濃度が高く推移している。IPA 発酵では IPA 濃度が高まると IPA 発酵菌の増殖を阻害するが、発酵液の IPA 濃度が低く推移したことにより菌体濃度が高まってしまい、グルコースが発酵菌製造に利用されたことが原因の一つと考えられる。そこで、②発酵時の発酵菌体の過剰な増殖を抑制することができれば、スケールアップに際しても小試験並みの発酵収率が期待できると考えられるため、発酵条件と菌体濃度の関係について検討する。

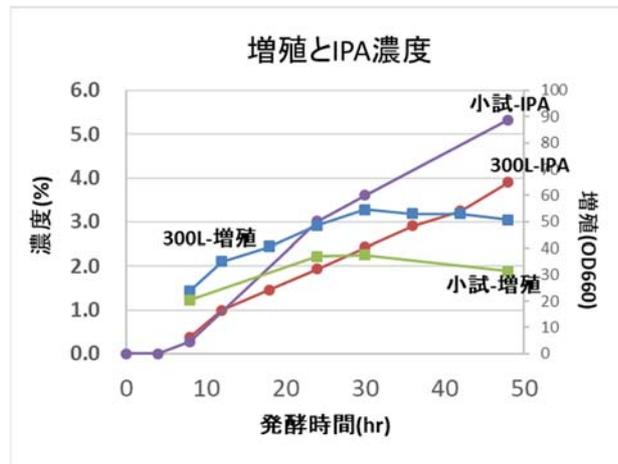


図 22 発酵中の増殖曲線と IPA 濃度

③1500L での IPA 発酵液からの IPA の取り出しについての検討を実施する。IPA 発酵液から IPA を取り出しプロピレンへと変換するが、発酵液のような有機物が大量に存在する液体から IPA を取り出す蒸留委託先を見いだせなかったことから、発酵設備にて取り出すことを検討する。

1.6.2. 1500L 培養槽による IPA 発酵生産と IPA 取り出し

前記の検討後、1500L 培養槽での IPA 発酵と IPA の取り出しを実施する計画である。

2. 水添・脱水工程

2.1 要旨

発酵工程で得られる IPA 発酵液からプロピレンを製造するためには、IPA 回収、水添反応、脱水反応を行う必要がある。今年度は各々の工程についてシミュレーションを行い、各設備の設計を実施した。具体的には IPA 濃縮では水と共沸するため濃縮し難い IPA についてイソプロピルエーテル (IPE) を使用した 3 成分共沸蒸留を行う設計とした。水添、脱水工程においては、今回の実証事業以前に当社において行った結果をもとにした運転条件を前提として、固定床反応装置の設備設計に至った。

2.2 培養液の濃縮による IPA 回収

図 23 のバイオポリプロピレン製造フロー図によるバイオポリプロピレン (バイオ PP) 製造を行うにあたり、図 23 中の「濃縮」について検討を実施した。濃縮では培養工程の試験で得られる IPA 16%、アセトン 1%程度を含有した水溶液から

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。

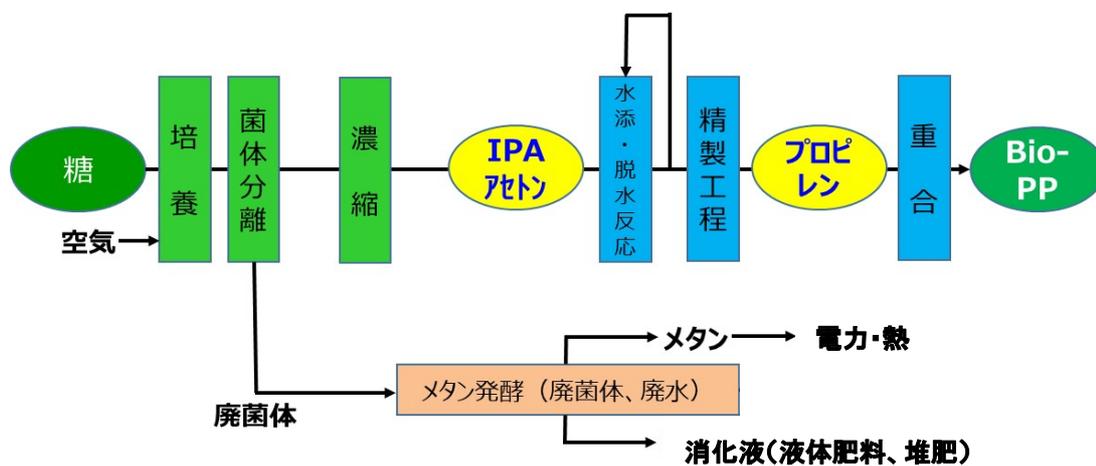


図 23 バイオポリプロピレン製造フロー

2.3. IPA 濃縮フロー

図 24 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/水混合液は①共沸組成までの IPA 濃縮、②アセトンの回収、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により②アセトン回収塔留出液としてアセトンおよび IPA の混合物を、③共沸蒸留塔缶出液から高純度 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。

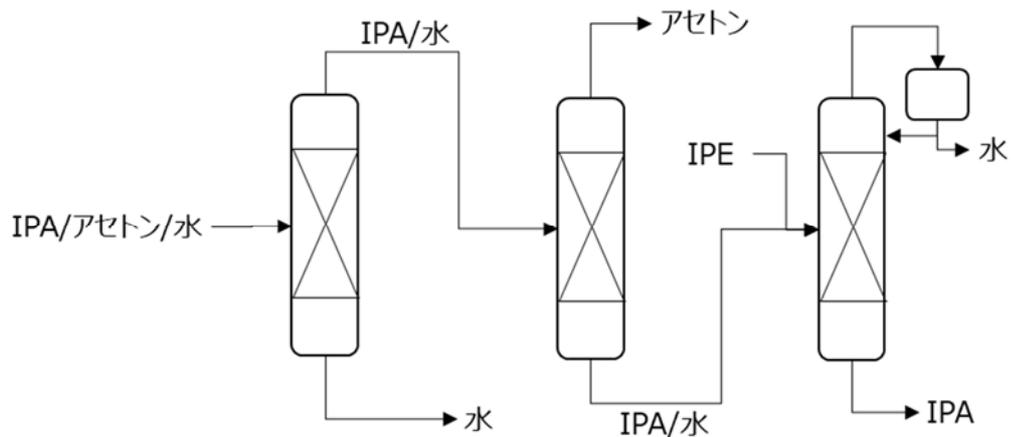


図 24 実機想定フロー

令和元～三年度の3か年に実行する本検証においては、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) 培養液の単蒸留による IPA/アセトン/水回収および廃菌体の分離
- B) IPA の共沸組成までの濃縮
- C) アセトンの回収
- D) 第3成分添加による共沸蒸留
- E) IPE の IPA からの分離

なお、A)における単蒸留による分離(廃菌体の分離は必須)、E)における IPA と IPE の分離については実機プロセスでは不要であると考えられるが、本検証では設備上の制限から実施することとしている。以降 B)～E)の操作について検討した結果を記載する。

2.4. 蒸留条件検討

各工程について、目標組成となるための蒸留条件(段数・還流比)の検討をシミュレーションを用い実施した結果を表7に示す。次項以降にて各工程について詳細に記載する。

表 7 蒸留条件検討結果

	蒸留条件	目標組成	補足
【蒸留①】：バッチ蒸留 IPA の共沸組成までの濃縮	段数 20 段 還流比 1 処理量 8,000kg	留出液 IPA 80wt% アセトン 5wt%	
【蒸留②】：バッチ蒸留 アセトンの回収	段数 30 段 還流比 1.5 処 理 量 1,600kg	留出液 IPA 44wt% アセトン 50wt%	原料として 蒸留①の留 出液使用
【蒸留③】：連続蒸留 第3成分添加による共沸 蒸留	段数 36 段 還流比 (※) 処 理 量 2,500kg	缶出液 IPA 60wt% IPE 40wt%	原料として 蒸留②の釜 残液使用
【蒸留④】：バッチ蒸留 IPE の IPA からの分離	段数 20 段 還流比 3 処 理 量 2,200kg	釜残液 IPA 100wt%	原料として 蒸留③の釜 残液使用

(※) IPE/水 2 相系となるため油水分離後、水相を抜出、IPE リッチの油相を還流する

2.4.1 蒸留①・・・IPA 濃縮

当社のバイオエンジベンチ設備にて培養、菌体分離、単蒸留により回収された反応液の濃度は以下となる想定である。

原料組成

IPA	16wt% (重量%)
アセトン	1wt%
水	83wt%

この原料を用いて、図 25 に示す IPA 濃縮蒸留を行う。IPA は図 26 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。蒸留シミュレーションにより IPA 共沸組成まで蒸留を行うための蒸留条件、蒸留塔留出液組成、および最終的な蒸留まで実施した際、目標 IPA 取得量 1,000kg となる処理量は次のようになる。

蒸留条件

段数	20 段
----	------

還流比 1
 処理量 8,000kg

回収液組成(蒸留塔留出)

IPA 80wt%
 アセトン 5wt%
 水 15wt%

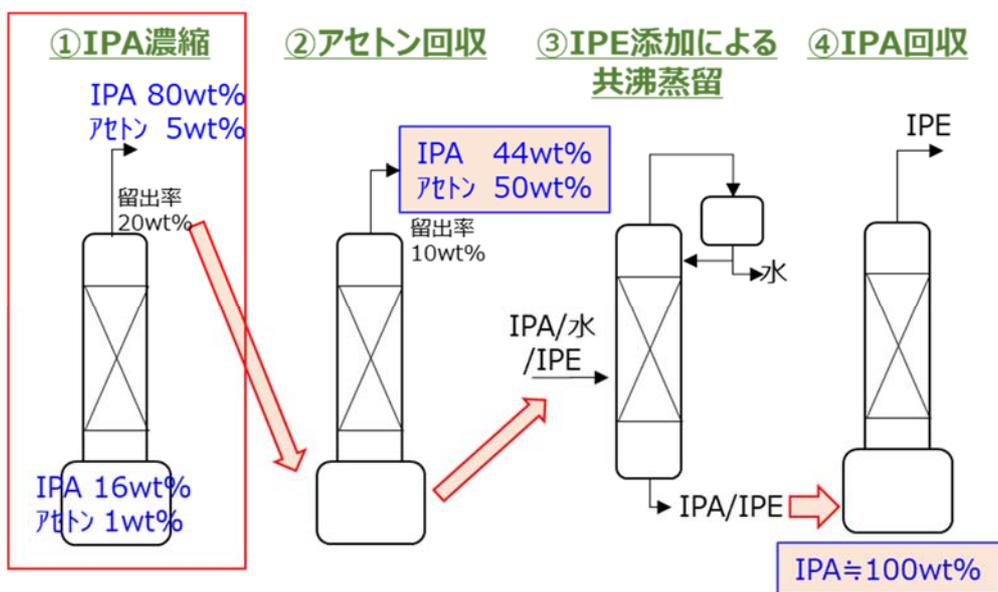


図 25 IPA 濃縮蒸留

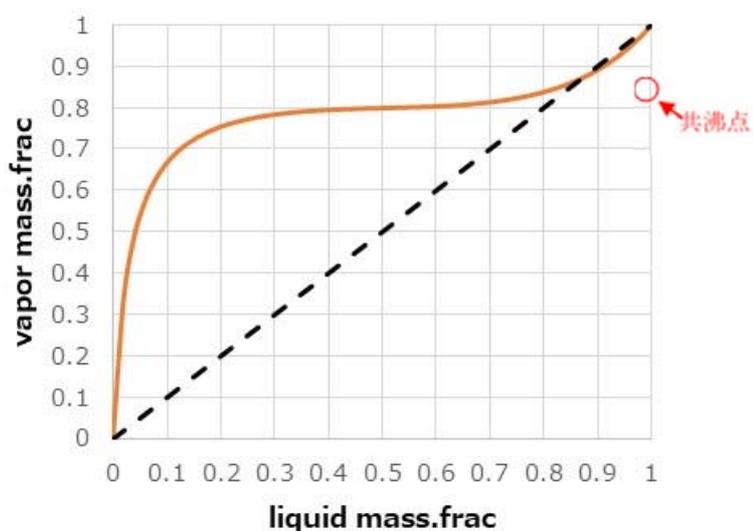


図 26 IPA/水 気液平衡線図

2.4.2 蒸留②…アセトン回収

前項 2.3.1 にて回収された液を用い、図 27 に示すアセトン回収蒸留にて、液中に含まれるアセトンを回収する操作を行う。アセトンは取り扱い物質においては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、IPE 添加の共沸蒸留留出液として、水と一緒に排出されロスとなってしまう。そのため、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 分離蒸留で得られた高純度 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、一方、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。

蒸留シミュレーションによりアセトン回収のための蒸留条件、蒸留塔留出液組成、および最終的な蒸留まで実施した際、目標 IPA 取得量 1,000kg となる処理量は次のようになる。

蒸留条件

段数	30 段
還流比	1.5
処理量	1,600kg

回収液組成(蒸留塔留出)

IPA	44wt%
アセトン	50wt%
水	6wt%

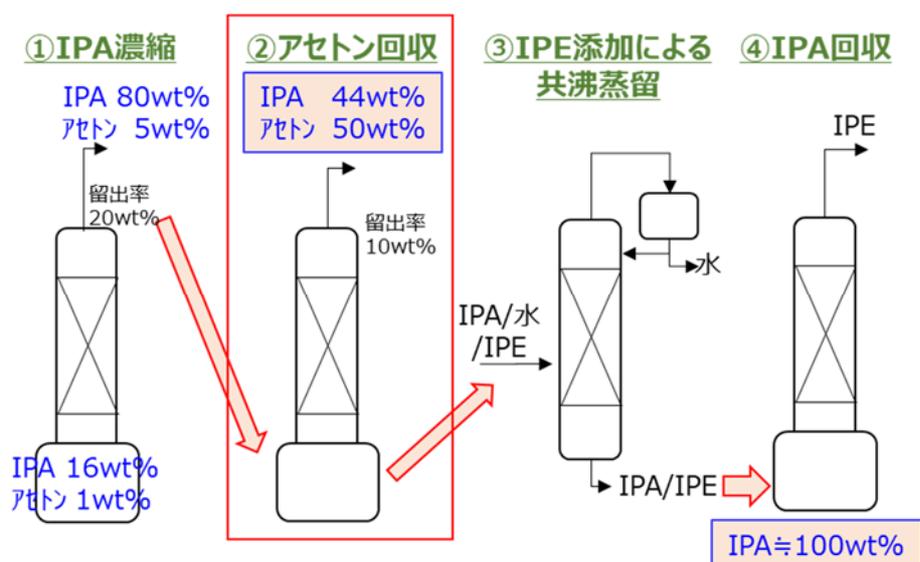


図 27 アセトン回収蒸留

2.4.3 蒸留③… IPE 添加による共沸蒸留

次に前項 2.4.2 で缶出液として回収された液を用いて、図 28 に示す IPE 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 26 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 成分と一緒に水を回収する操作を行う。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。

蒸留シミュレーションにより IPE 添加による共沸蒸留条件、蒸留塔缶出液組成、および最終的な蒸留まで実施した際、目標 IPA 取得量 1,000kg となる処理量は次のようになる。なお、本来は本蒸留条件を最適化することで、留出液からは水および水中に溶解している IPE、缶出液からは高純度 IPA を回収することが可能であるが、本検討においては使用する蒸留塔の仕様制限(段数・feed 段)により缶出液に IPA とともに IPE が混入する条件となっている。

蒸留条件

段数	36 段
還流比	— (油水分離後、油相：IPE は蒸留塔に戻し水相：水を抜き出す)
処理量	2,500kg (IPE を蒸留②缶出総回収液量に対し 40%添加)

回収液組成(缶出)

IPA	60wt%
IPE	40wt%

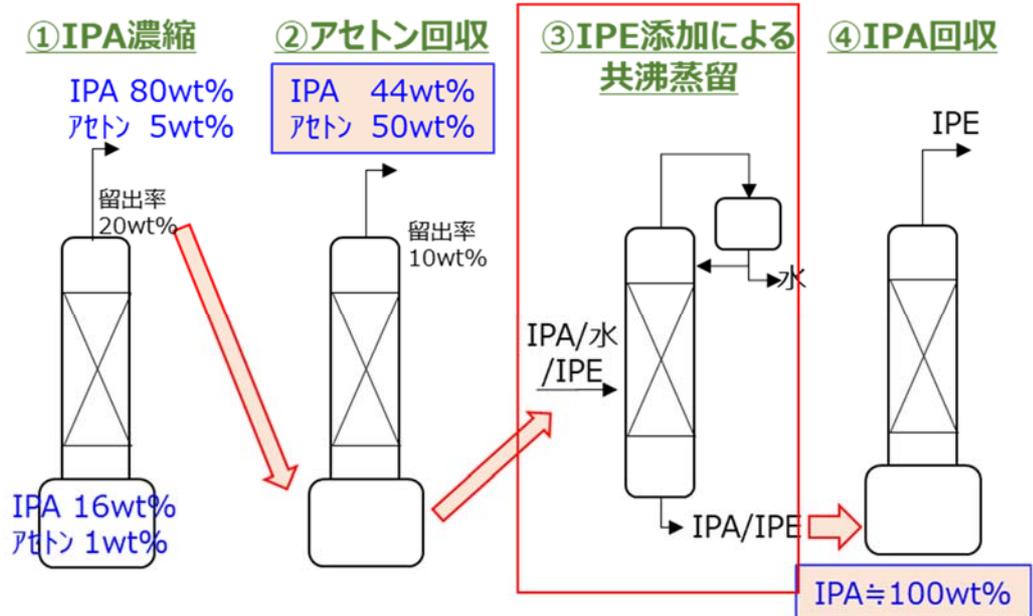


図 28 IPE 添加による共沸蒸留

2.4.4. 蒸留④・・・IPA 回収

前項 2.4.3 にて缶出液として回収された液を用いて、図 29 に示す IPA 回収蒸留にて、液中に含まれる IPE を分離する操作を行う。蒸留シミュレーションにより IPA 回収蒸留条件、蒸留塔缶出液組成、および最終的な蒸留まで実施した際、目標 IPA 取得量 1,000kg となる処理量は次のようになる。

蒸留条件

段数	20 段
還流比	3
処理量	2200kg

回収液組成(缶出)

IPA	～100wt%
-----	---------

本操作にて回収された IPA およびアセトン回収工程（蒸留②）で得られたアセトン/IPA 溶液を混合して IPA/アセトン混合液とすることで、次工程の水添・脱水工程原料として使用する。

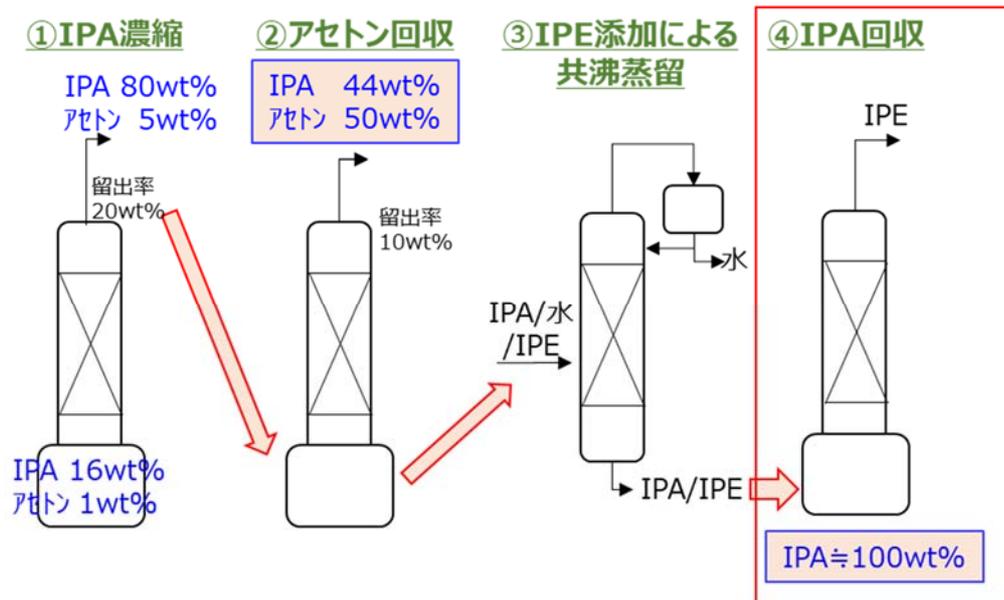


図 29 IPA 回収蒸留

2.5. 水添工程

2.4 項で示したように回収 IPA にはアセトンが含有している。アセトンの有効利用として、図 30 に示す水添反応による IPA 生産技術を導入し、経済性の向上を図る。

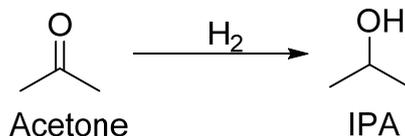


図 30 水添反応

アセトンの水添反応は古くから知られている公知技術であり、本検討では、触媒活性、IPA 選択性、触媒寿命、経済性等の観点から、以下の反応方式・運転条件を選定した。

- ・ 反応形態；固定床反応器
液相(アセトン/IPA)反応
- ・ 触媒；CuO (酸化銅 (II)) 系触媒
- ・ 運転温度；< 150°C
- ・ 運転圧力；< 3MPaG

水添工程と次項記載の脱水反応は共に固定床反応器を使用する反応方式を選定

しており、両工程に対応可能な設備として実証設備を設計する。設備図は次項に記す。

2.6. 脱水工程

2.5. 項で得られた IPA を図 31 に示す脱水工程にてプロピレンへ転換する。

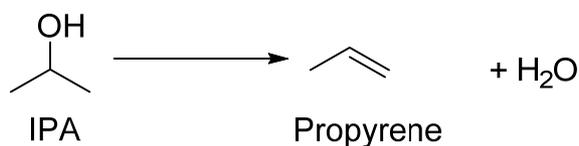


図 31 脱水反応

IPA の脱水技術は、特許第 2774607 号（出願人は当社）記載技術を参考に、運転条件を選定した。

- ・ 反応形態；固定床反応器
気相反応
- ・ 触媒；アルミナ系触媒
- ・ 運転温度；<350℃
- ・ 運転圧力；<3MPaG

図 31 に示すように本反応では、プロピレンと等モルの水が副生する。水はプロピレン重合に悪影響を及ぼすため、反応工程または精製工程で分離する必要がある。本実証設備では固定床反応設備内での高圧気液分離による水分離を採用し、微量に残存する水は、後工程の精製工程で除去する。詳細は、3.3. および 3.3.1. 項に記載する。

水添及び脱水反応に使用する固定床反応設備を設計し、その設備図を図 32 に示す。

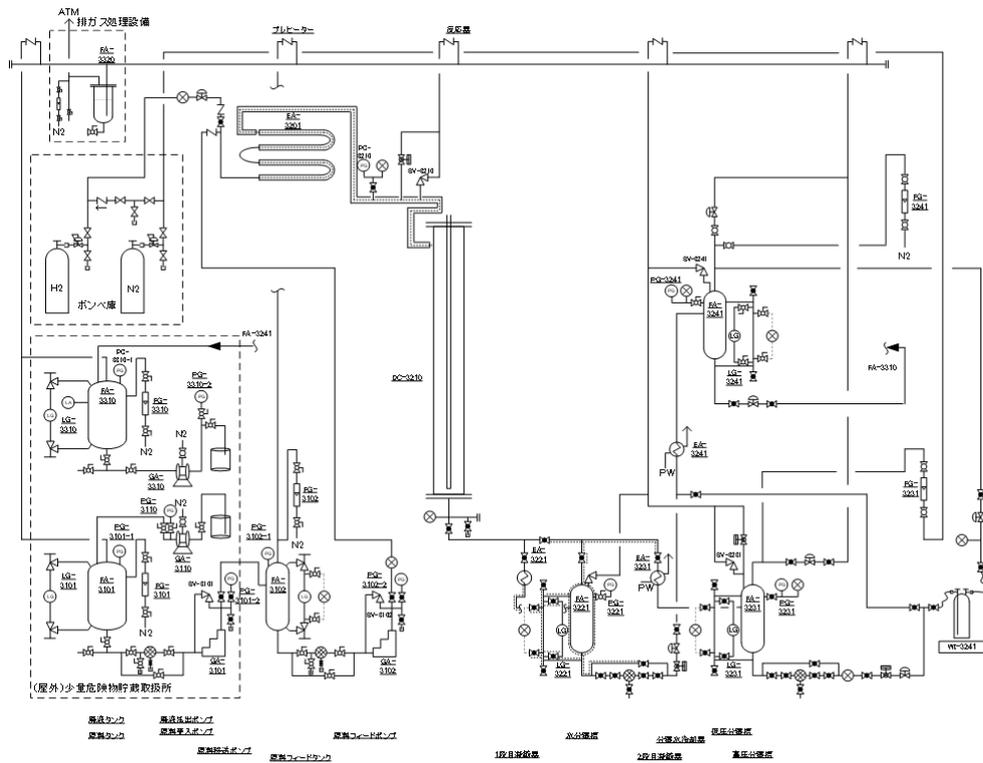


図 32 固定床反応設備図(水添・脱水工程)

3. 精製工程に関する技術開発

3.1. 要旨

精製工程において前章までに得られたプロピレンを重合可能なレベルまで精製する必要がある。プロピレン中の不純物には重合してPPを得る際に問題となるものが含まれる可能性があるからである。今回の検討では想定される不純物を除去できる精製設備についてシミュレーションを活用して設計を行った。

3.2. 脱水反応により得られたプロピレンの精製

図 33 によるバイオ PP 製造を行うにあたり、「精製工程」について検討を実施した。精製では前工程の脱水反応で得られたプロピレン中には、不純物としてプロピレンより低沸点の成分、高沸点の成分が含まれる。それぞれの不純物はプロピレン中に含まれると最終工程であるプロピレンの重合において触媒被毒成分となり重合が進行しなくなる可能性がある。そのため、蒸留により不純物を分離しプロピレンの純度を高める必要がある。

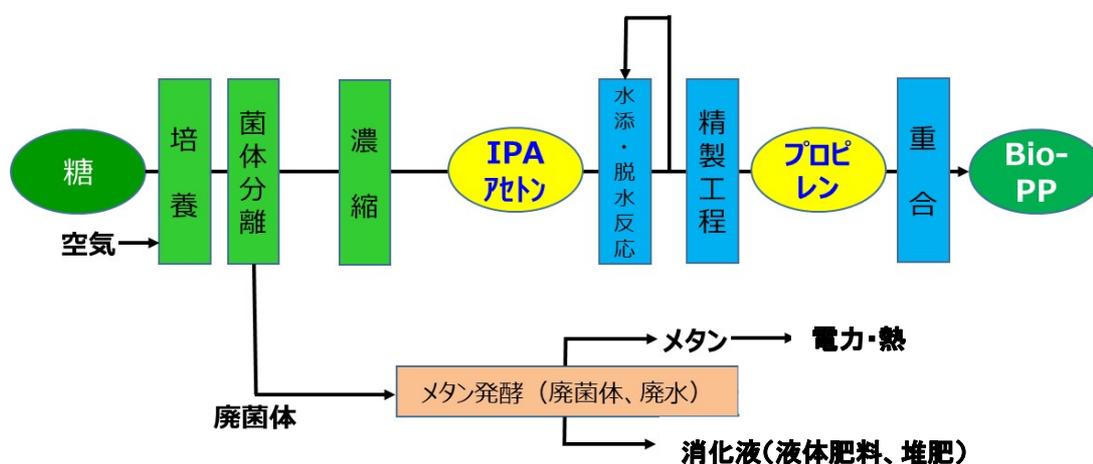


図 33 バイオポリプロピレン製造フロー

3.3. プロピレン精製フロー

図 34 に想定実機プロセスにおけるプロピレンの精製フローの概略を記載する。脱水反応による得られたプロピレンは反応により水も生成しているため、まず高圧条件で気液分離により水を分離し粗プロピレンを回収する。次いで粗プロピレンを次塔にて低沸成分を分離、最終塔で高沸成分を分離し高純度プロピレンを得る。一方高圧条件で気液分離された水中にもプロピレンは含まれるため、さらに低圧条件で気液分離を行い水中に溶解しているプロピレンを分離回収する。

また、プロピレンの要求不純物純度としては、表 8 (引用文献 3) に示すような不純物濃度以下とする必要がある。

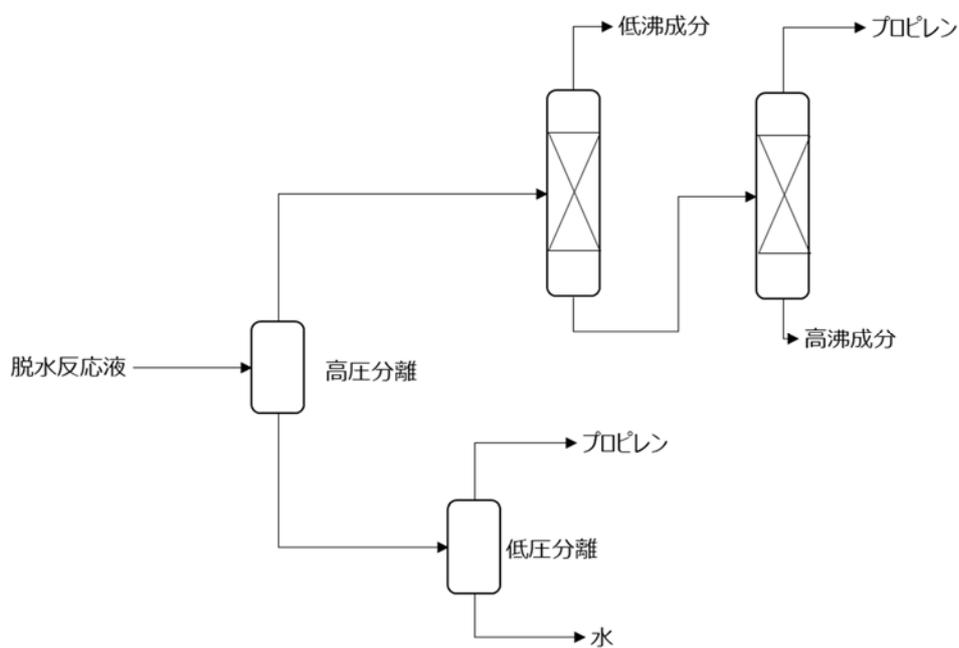


図 34 プロピレン精製概略フロー

表8 プロピレン中の不純物純度

成分の種類	成分	許容濃度
モノマー	プロピレン	最小 95 容積%
不活性成分	プロパン	最大 5 容積%
	ブタン	最大 300 容積 ppm
	非濃縮成分	最大 300 容積 ppm
共重合モノマー	エチレン	最大 100 容積 ppm
	ブテン	最大 100 容積 ppm
触媒毒	アセチレン	最大 5 容積 ppm
	メチルアセチレン	最大 5 容積 ppm
	プロパジエン	最大 5 容積 ppm
	メタノール	最大 5 容積 ppm
	二酸化炭素	最大 5 容積 ppm
	水	最大 2 容積 ppm
	酸素	最大 2 容積 ppm
	全イオン分	最大 1 重量 ppm
	水素化炭素	最大 0.03 容積 ppm
	ホスフィン	最大 0.03 容積 ppm
	一酸化炭素	最大 0.03 容積 ppm
	CO ₂	最大 0.02 容積 ppm

出典：Montell Polyolefins

次に本検証におけるプロセスフローを図 35 に示す。後述するようにプロピレン中の低沸成分分離については、①重合工程での軽沸成分の濃縮は考慮する必要がない、②軽沸成分含有量は微量、③軽沸成分としてはエチレン・エタン・メタンといった重合活性に影響を及ぼす可能性が低い化合物しか存在しない、といった点から軽沸成分の分離は実施しないこととしている。

なお、「水分離によるプロピレン回収」と「高沸成分の分離」については連続運転ではなく、それぞれを個別に運転し生成物確保⇒原料として使用といった方法にて運転予定である。

次項にて各分離工程の詳細を記載する。

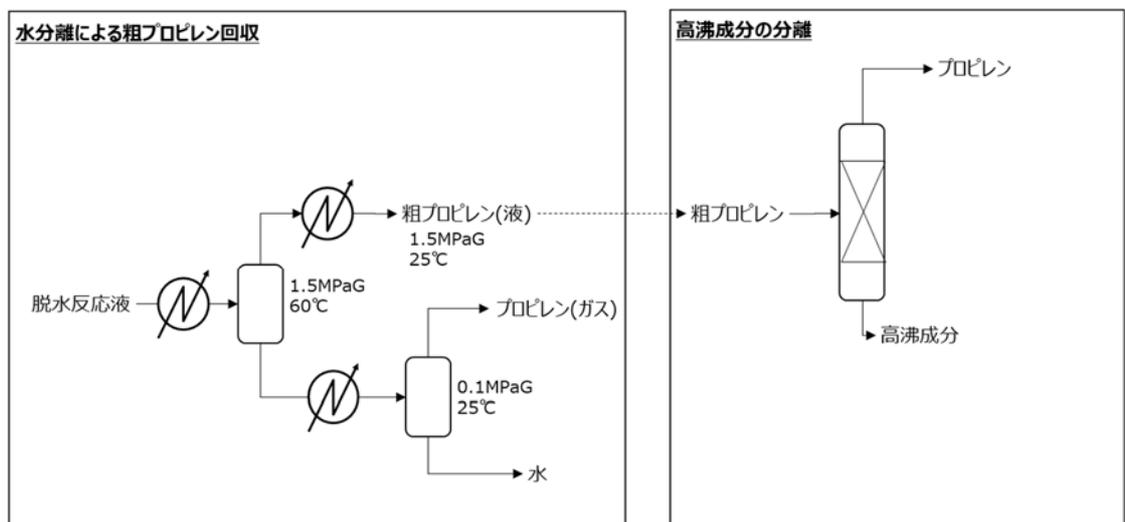


図 35 検証試験における精製フロー

3.3.1. 水分離による粗プロピレン回収

前工程の脱水反応にて得られたプロピレン/水の混合液から水を分離する必要がある。プロピレンと水は常温・常圧でプロピレンはガス、水は液であることから分かるように沸点差が大きい物質(水:b. p. 100℃、プロピレン:b. p. -48℃)同士なので分離は比較的容易であり、フラッシュドラムにて実施できる。

ただし、脱水反応が高圧反応であるため、プロセス上は高圧状態の圧力を維持して分離したほうが好ましい。これは低圧としてしまうと、プロピレンがガス状態となってしまう、次工程以降で用いるため液化するには再加圧するエネルギーが必要となるためである。一方高圧下で分離すると、表9に示すように水側へのプロピレンの溶解量が多くなるためプロピレンのロスが増える。この点に関しては、別途分離圧力を下げ水へのプロピレンの溶解を抑制した条件で再度分離を行うこととした。

本検討における、想定水分離フローについては、図36に示す。回収プロピレンとしては1.5MPaG, 25℃の状態での回収することとした。なお、低圧0.1MPaGで分離したプロピレンガスについては実機プロセスではプロピレンロスを防ぐため回収する必要がある。しかし、本検証試験ではロス量に対し、回収する設備投資は、コンプレッサー等の再加圧設備が必要となり高コストとなることから、低圧で分離したプロピレンガスはパージすることとした。

表9 水中のプロピレン濃度

温度 [℃]	60℃	25℃
圧力 [MPaG]	1.5MPaG	0.1MPaG
プロピレン [wt%]	2.1wt%	0.23wt%
水 [wt%]	97.9wt%	99.77wt%

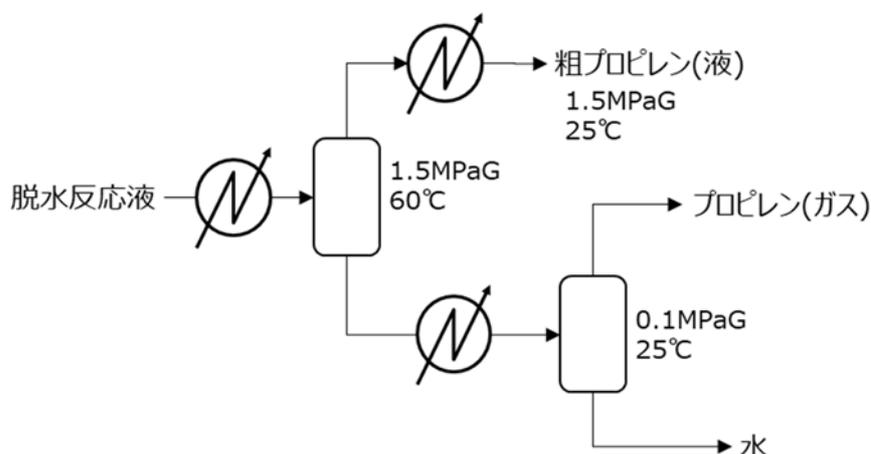


図36 プロピレン/水分離フロー

3.3.2. 軽沸成分の分離

粗プロピレン中に含まれる軽沸成分の分離を行う工程に関しては、実際のプロセスでは重合工程における未反応プロピレンのリサイクルによる軽沸成分の濃縮が考えられるため、精製工程における軽沸成分の分離は必須であり、実機プロセスにおいては軽沸成分分離塔の設計が必要となる。

しかし本検証試験での重合に用いるプロピレンの確保については、全工程を通してワンパスでの運転であり軽沸成分の濃縮は考慮する必要がなく含有量は微量であること、軽沸成分としてはエチレン・エタン・メタンといった重合活性に影響を及ぼす可能性が低い化合物しか存在しないことから軽沸成分の分離は実施しないこととしている。

3.3.3. 高沸成分の分離

粗プロピレン中に含まれる高沸成分の分離を行う工程に関しては、図 37 に示すような蒸留による高沸成分の分離を想定している。高沸成分としては、ブテン類といった重合活性に影響を及ぼす化合物も含まれる可能性あるため、本検証においても実施することとした。

ただし、高沸成分含有量は微量であるため高沸分のみを分離することは段数が長大になる点、蒸留塔缶出側の量が少なすぎると運転が困難であることから現実的でなく、プロピレンと共に高沸成分を蒸留塔缶出から抜き出す思想にて設計を行った。

缶出液の拔出量としては、実機プロセスでは缶出からのプロピレンのロスと、蒸留塔設計における現実性(段数・運転性)から最適な条件を検討する必要がある。本検討において実証試験は小規模な設備であることから缶出液を削減しすぎると実機以上に運転性が困難となることから缶出の割合をフィードに対し 10%として検討を行った。

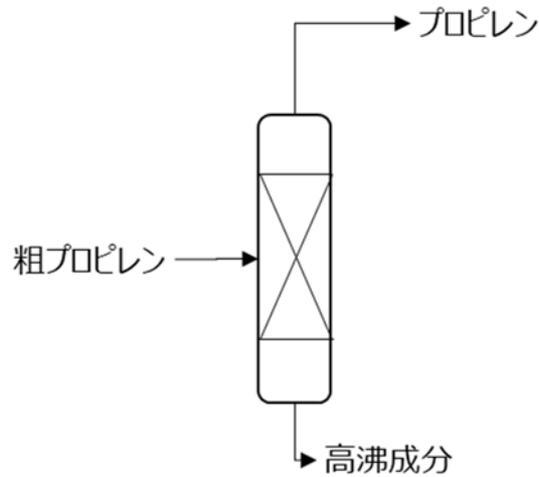


図 37 高沸成分カット蒸留

蒸留シミュレーションにより検討を行った結果を表 10 に、蒸留塔条件を以下に示す。

蒸留条件

段数 30 段

還流比 1

表 10 高沸分離蒸留での組成

	フィード組成	留出液組成
プロピレン	97.2wt%	99.7wt%
水	0.6wt%	trace
IPA	0.5wt%	trace
アセトン	0.3wt%	trace
軽沸成分	0.2wt%	0.2wt%
高沸成分	1.2wt%	~0.1wt%

軽沸成分としてエチレン等が 0.2wt%程度含まれるものの 99.7wt%と高純度のプロピレンが留出液より回収されると考えられる。

4. 廃棄物有用化に関する技術開発

4.1. 要旨

バイオプロピレンの製造では、発酵工程で生じる廃菌体や、原料のバイオマス残渣をメタン発酵させて生じたメタンをエネルギーに変換させる計画である。

これはコスト合理化に繋がるとともに、廃棄物を可能な限り少なくして環境にやさしい製造法にするためである。メタン発酵に関しては、弊社で生じた廃菌体を用いて、株式会社開成が実証を行う予定である。

今年度は株式会社開成において、実証用の設備設計と設備導入を行った。設備は3月末に導入完了予定である。弊社側においては、株式会社開成で実証用に受け入れ可能なレベルまで濃縮する方法を検討した。死菌化する際の温度を比較的低くした場合には、静置による沈降が起きにくい課題を得、遠心分離を来年度の実証に実施する予定である。

4.2. メタン発酵による廃棄物有用化

バイオポリプロピレン製造を行う出発点となるイソプロピルアルコール（IPA）発酵工程で生じる廃菌体などの廃棄物をメタン発酵して、メタンガス、液体肥料、堆肥などを得て有用化する実証試験を行う。メタンガスはさらにコージェネ発電を行うことにより、電気と熱を得ることができ、バイオポリプロピレンを製造するためのエネルギーとして利用することが可能である（図 38 参照）。

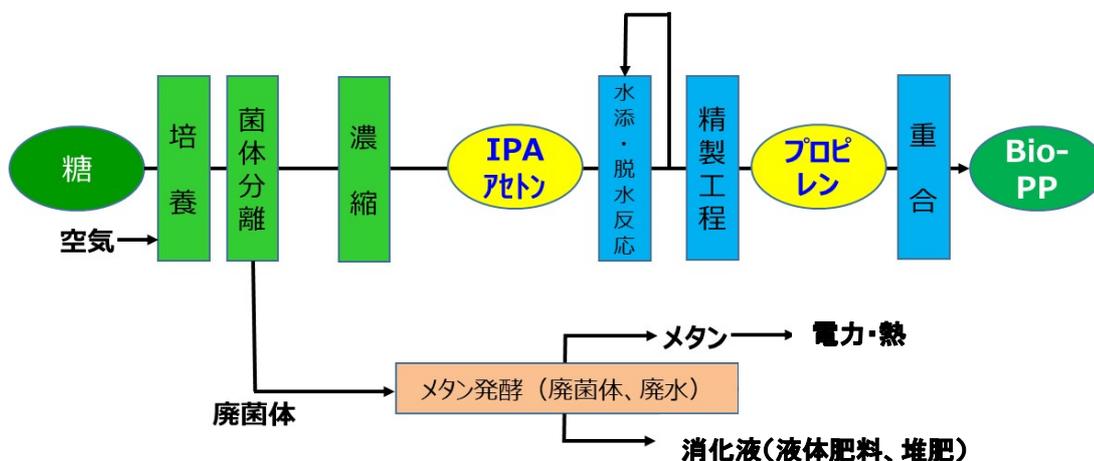


図 38 バイオポリプロピレン製造フロー

なお、原料の糖を得た後のバイオマス廃棄物についても、メタン発酵することが可能と考えられる。

4.3. IPA 発酵工程廃棄物のメタン発酵

4.3.1. メタン発酵フロー

図 39 にメタン発酵の想定フローと本実証事業における廃棄物有用化の検討範囲を示す。

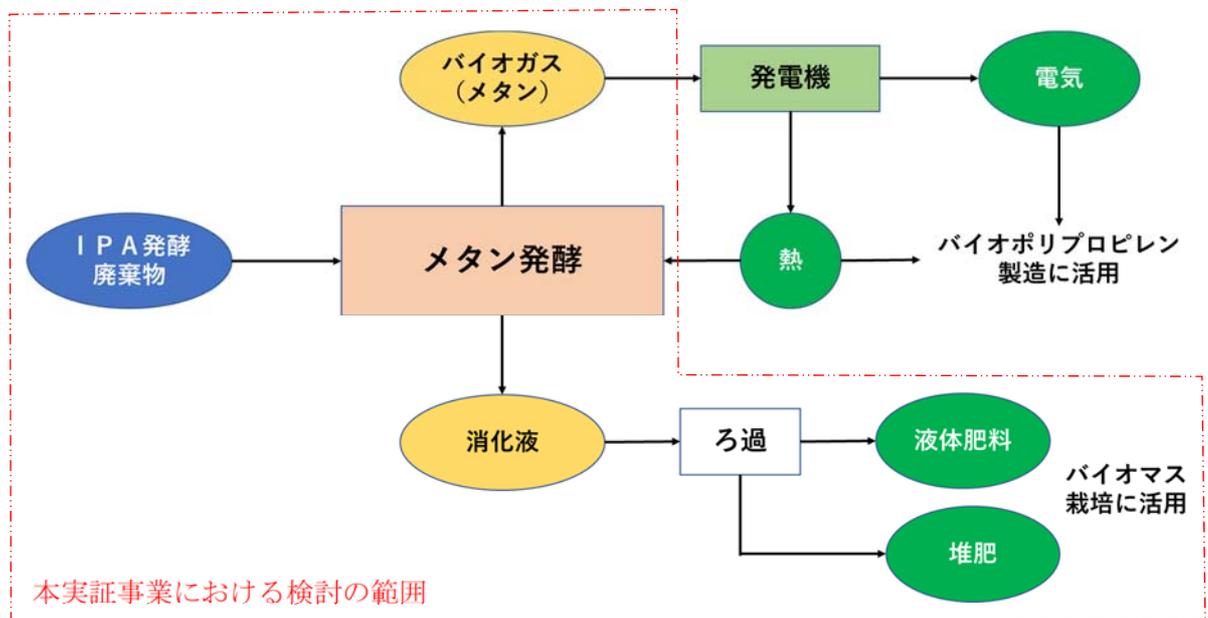


図 39 メタン発酵フロー

IPA 発酵工程で発生する廃菌体、廃液等の廃棄物を嫌気性条件でメタン発酵し、メタンを含むバイオガスを得る。本事業では、IPA 発酵廃棄物のメタン発酵により発電に使用可能なバイオガスが生成することを実証する。このバイオガスにより発電をして電気と熱を得られることは、すでに多くの実例で実証済みである。メタン発酵液（一般的に消化液と呼ばれる）はろ過を行い、得られたろ液は液体肥料として、ろ過ケーキは堆肥として用いることができる。これらをバイオマス栽培に活用可能かどうか実証する。

4.3.2. メタン発酵試験設備の設計

メタン発酵設備のサイズを下記前提で算出した。

- ・ 2019 年度下期には IPA 発酵槽 300L×3 基が同時に稼働。
- ・ IPA 発酵槽のサイズ：300L×3 基=900L
- ・ IPA 発酵槽充填率（量）：75%（750L）
- ・ IPA 発酵廃棄物を得るための発酵液濃縮倍率：5 倍
- ・ IPA 発酵廃棄物量：150L
- ・ IPA 発酵充填率：75%
- ・ メタン発酵槽のサイズ：200L

IPA 発酵稼働 1 回あたりの廃棄物量 150L を 1 回のメタン発酵で処理できる用に発酵槽サイズは 200L で計画する。

なお、2020 年度下期より 1.5m³ の IPA 発酵槽が稼働するが、これにも対応可能である。（メタン発酵槽の稼働が 7 割程度増える。）

また、IPA 発酵廃棄物が少ない時、あるいは短期間での試験等、少量での予備的試験が可能のように、50 Lメタン発酵設備も準備する。

以上の前提のもとに、2019 年度下期に、図 40 に示すような、メタン発酵試験設備を設計した。

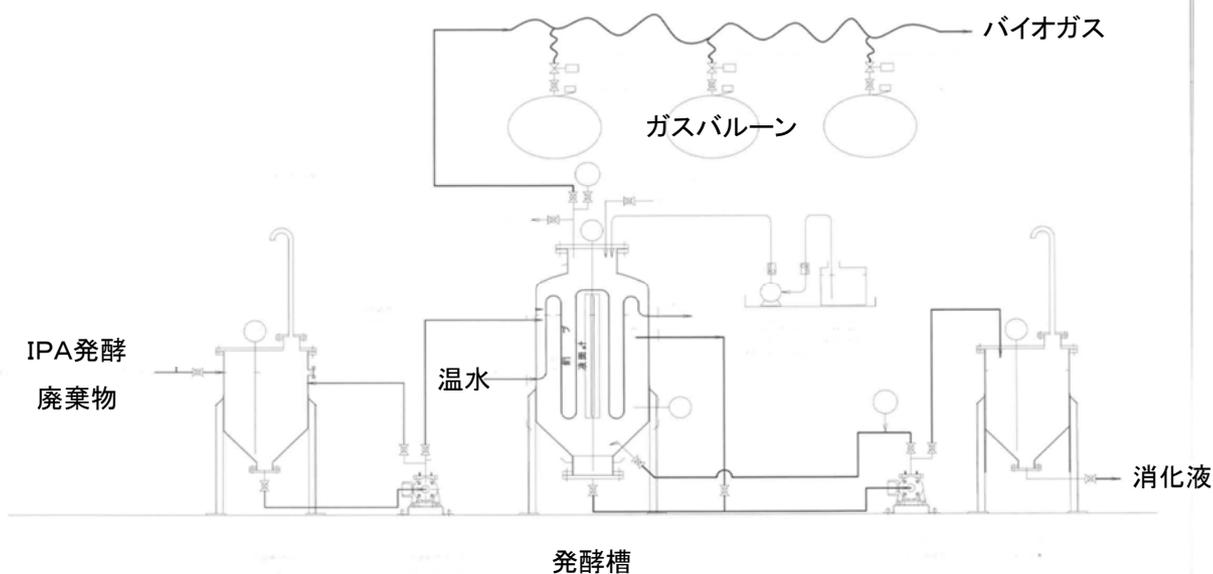


図 40 メタン発酵設備フロー

4.3.3. メタン発酵設備の設置準備

外注機器、配管工事、電気・制御機器&工事、土工工事について、業者に説明をして、実施見積を行い、集計した。

4.4 項に示す IPA 発酵廃棄物が、令和 2 年度上期に入手予定であることから、令和元年度は予定を変更して、50L の小型設備のみ設置することとして、発注を行っている。

200L 試験設備は、令和 2 年度上期に設置することとし、1月に設置場所のコンクリート床工事のみ行った（図 41 参照）。



図 41 設置予定地（1月23日に成就祈願も実施した。）

また、50L 小型設備での試験に備え、いくつかの実験、分析器具等を購入し準備した。

4.4. メタン発酵原料の準備

小型メタン発酵装置を用いて試験を行う際に必要となるメタン発酵原料（IPA 発酵液）の必要量につき、下記前提で算出を行った。

- ・ 小型メタン発酵装置のサイズ：50L
- ・ 充填率（量）：メタン発酵サイズの 75%（37.5L）
- ・ 滞留時間：20 日間
- ・ 試験期間：20 日間
- ・ 試験に要する IPA 発酵残渣量：37.5L
- ・ IPA 発酵残渣を得るための発酵液濃縮倍率：4 倍
- ・ 試験に要する IPA 発酵液量：150L

上記の通り、小型メタン発酵装置を用いる場合に必要な IPA 発酵液は 150L と試算された。

150L の IPA 発酵液を調製するために、300L 発酵槽を用いて IPA 発酵を実施した。その詳細は第 1 章「発酵工程に関する技術開発」で記載済み。得られた IPA 発酵液は、本来であれば連続遠心機を用いて濃縮を行うところであるが、安全点検のために連続遠心機が稼働状態に入るのが早くても来年度になる。少しでも早くデータを得ることを目的として、自然沈降による濃縮が可能か否かの予備実験を下記の通り行った。

1. 2L の IPA 発酵液をボトルへ入れ、1 日静置後に上清をサイフォンで抜き出したところ、約 0.3L の沈殿が得られた（図 42 参照）。この結果から、自然沈降によって 4 倍濃縮が可能であることが判った。

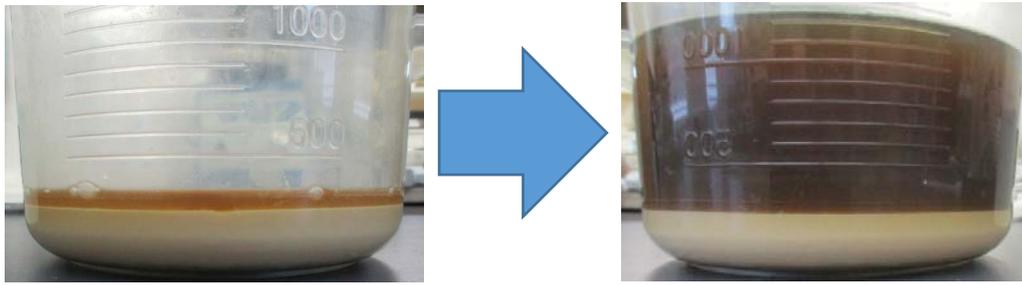


図 42 自然沈降による IPA 発酵液の濃縮予備実験

この結果を受け、300L 発酵槽を用いて得られた 200L の発酵液全量を滅菌後にドラム缶へ入れて静置した。静置開始 1 日後に観察したところ、菌体が殆ど沈降していなかった。この原因について考察を行った。200L 発酵液の滅菌は、死菌化装置を用いて 65℃、10 分処理するのに対して、1.2L 発酵液の滅菌は、オートクレーブを用いて 121℃、20 分処理している。このように大スケールでは滅菌条件が緩く、菌は死んではいらぬものの熱による変性が小スケールよりも不十分であることが原因と推察された。今後の計画として、連続遠心機の稼働を待たず、大型高速遠心機を用いた濃縮を行う予定である。

参考データとして、約 10 倍に濃縮した IPA 発酵液の組成分析結果を図 43 に示す。10 倍濃縮した IPA 発酵液の約 9%が有機固形分（菌体）のため、濃縮前 IPA 発酵液の約 1%が菌体の重量に相当する。一方液相中では IPA 濃度が最も高いが、実際の商業化時には、IPA はほぼ全て回収されるため、ゼロに近い値となる。アセトンも同様である。IPA およびアセトン以外の成分としては、酢酸や乳酸などの有機酸、アンモニアが主なものとなる。特にアンモニアはメタン発酵の阻害因子として知られており、今後行うメタン発酵試験においては、試験サンプル中に含まれるアンモニア濃度によってメタン発酵効率がどのように変化するかを検証する予定である。

9-10%	固形分		11.1%	強熱残分 (無機固形分)
				(有機固形分)
90-91%	液 →	この中の (g/L)		
		グルコース	0	
		IPA	40-60	
		アセトン	1-5	
		エタノール	1-2	
		ピルビン酸	0.2-0.5	
		乳酸	0.2-0.5	
		酢酸	1-2	
		アンモニア	400-600 mg/L	

図 43 10倍濃縮 IPA 発酵液の組成分析結果

4.5. 大腸菌廃棄物のメタン生成性の確認

検体としては、IPA 生産大腸菌の模擬試験として別種の大腸菌（三井化学保有）の死菌物を用いた。

試験設備は株式会社開成保有の 1 L スケール培養槽を用いた。

消火液（ガス化試験用微生物）171ml、Trace+buffer 栄養塩、pH 調整）120ml、Na₂S・9H₂O 3ml、NaHCO₃ 300 mgを混合した。

これに、水 5ml に懸濁した検体 1ml を追加し、35℃の温度条件で 100rpm の速度で 1 週間攪拌を続けた。

生成したメタンをガスクロマトグラフィーで分析したところ、12.85ml であることが判った。

5. 製造用バイオマスの検討

5.1. 要旨

バイオポリプロピレンを含むバイオマスプラスチックを製造するにあたり、原料となるバイオマスの確保は重要である。安定的に商業生産する上では、量的に安定確保ができるか、低コストで入手できるか、品質を満足できるか、といった課題をクリアする必要がある、バイオマス種や耕作地の立地なども重要な要素となってくる。

委託事業においては、候補種の一つであるソルゴーを株式会社開成において実際に栽培し生育性や糖度などを確認する、また弊社において糖が含まれる搾汁液の発酵性を確認する。また、株式会社開成以外の企業が保有する複数種のバイオマスについても、委託事業の中で調査を行う。実際に弊社で発酵性を確認するとともに、入手性やコスト情報についても調査していく。

今年度は株式会社開成により、沖縄の耕作地におけるソルゴー栽培を実施した。冬期の栽培にも関わらず、比較的良好な生育と糖度を確認するに至った。また、株式会社開成以外の4社と国内外のバイオマスについて情報を得、一部においては発酵性の確認を終えた。

5.2. ソルゴーの栽培

5.2.1. 栽培種

ソルゴーとは、茎葉を飼料とするために、または茎から甘汁を採るために栽培されるイネ科の一年草である。モロコシ(ソルガム、コーリャン)の一変種とされる。ソルゴーの中でも、特に糖分含量が多いスイートソルガム(サトウモロコシ)を本実証事業の原料バイオマスとして、生産性、品質、コスト、供給安定性などを検討し、バイオポリプロピレン原料としての適性を実証する。

5.2.2. 栽培状況

本年度は、沖縄(耕起/無耕起)と新潟(耕起)で各1回のソルゴー栽培を行った。

栽培状況を以下の表11に示す。

表11 ソルゴー栽培状況

	沖縄		新潟
場所	沖縄県中頭郡中城村		新潟県村上市
面積	50m ²	50m ²	50m ²
前作	サツマイモ	無し	無し
耕	有り	無し	有り

起 播 種	11月1日 	12月1日 	10月6日、11月27日 
	播種後10日間	播種後10日間	播種後14日間
灌 水	無し	無し	無し
施 肥	無し	無し	無し
防 除	無し	無し	無し
生 育 状 況	11月29日  発芽している。	12月20日  発芽している。	10月20日、12月10日  発芽せず。
	12月20日  背丈：20～30 cm		
	1月20日  背丈：70～90 cm		
	2月21日  背丈：120～145 cm	2月21日  背丈：10 cm程度	

沖縄においては、施肥・防除無しでも、耕起した農地ではよく育ったが、耕起していない土地では育ちが悪かった。

耕起の有無により成長に差があると思えるが、以前のテストでは無耕起でもよく育った例があり、播種時期の差なども影響している可能性があることから、来年度も継続して検討したい。

新潟においては、気温が 20℃を切っており、発芽しなかった。この点も、来年度も継続して検討する。

栽培地の気象データを図 44 に示す。

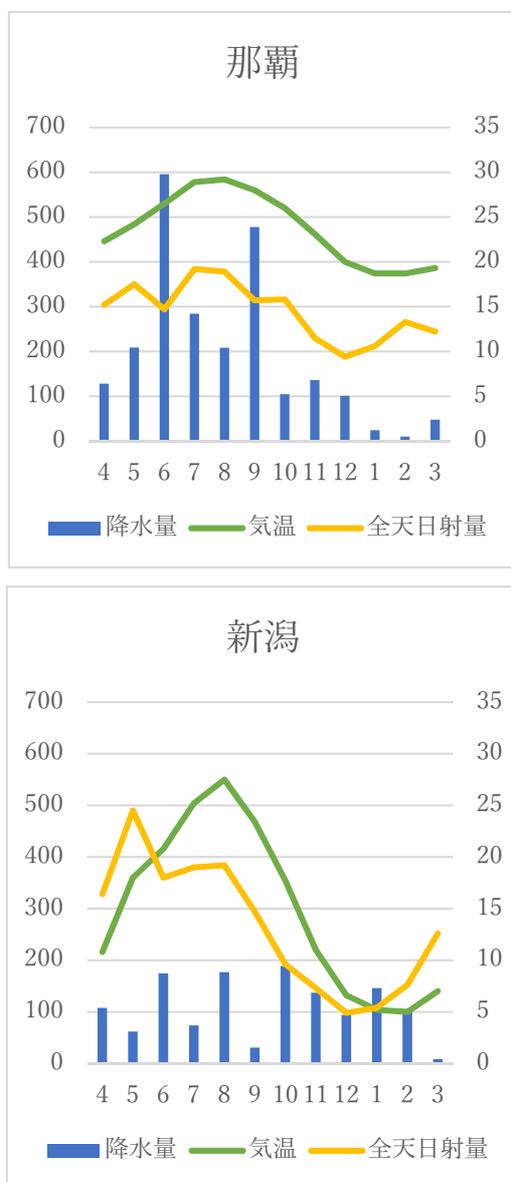


図 44 気象情報

5.3. ソルゴー栽培地現地視察

栽培地の現地視察の概要を以下に示す。

表 12 ソルゴー栽培地現地視察概要

2019年 9月16～17日（沖縄）	栽培管理外注先との打ち合せ 栽培候補地の視察と選定
10月6日 （新潟）	栽培地の耕起、播種・灌水作業状況の監督 以降、2週間灌水、発芽状況の確認（発芽せず）
10月31日～ 11月2日（沖縄）	栽培地の草刈り、耕起、播種・灌水作業
11月19日、 27日（新潟）	栽培地の耕起、播種・灌水作業状況の監督 以降、2週間灌水、発芽状況の確認（発芽せず）
11月28～29日 （沖縄）	発芽が当初予測より遅かったため、現地調査 土壌浸透性の定性試験を実施し、浸透の遅い土壌『クチャ』であるが、まばらには発芽しており障害ではないと判断し、経過観察。
12月10～11日 （沖縄）	管理者との状況確認と打ち合せ 過去の栽培試験よりも生育が遅い（背丈10～15cm）ため、再度土壌の透水試験等を実施したが、気象条件によるものと思われた。 無耕起区の播種（12月1日）の確認
12月21日 （沖縄）	無耕起栽培の生育が遅いとのことで、現地調査 発芽している箇所としていない箇所があり、発芽した背丈も5cm前後で、耕起していないためとクチャの性質上透水性が悪いと思われる。 耕起栽培ではようやく背丈が揃ってきて樹勢も勢いが見られた。根張りが進み水分や養分を吸収できる体型ができてきたと思われる。 透水性定性試験の結果は変化なし。
2020年 1月21～22日 （沖縄）	管理者との状況確認、打ち合せ 平年より雨が少ないとのことで、耕起・通常播種密度区において、過去の試験栽培より背丈が低い（50～90cm）が、先月よりも急激に伸びた。植物体が根圏を確保した事によるものと考えられる。
2月11日 （沖縄）	管理者より生育不良が出てきたと連絡を受けて、現地調査 高播種密度区での生育不良で、原因は養分不足と推定される。
2月21～22日 （沖縄）	三井化学（株）の現地視察、今後の栽培試験計画の打ち合せ 内容は後述

2020年2月21日（金）に沖縄のソルゴー栽培地である中城（ナカグスク）村を視察した。

ソルゴー栽培の主たる目的は、播種時期、土壌、気候等の違いによりソルゴーの生育がどのように影響を受けるかを調べる事である。また同時に、生育したソルゴーを収穫・搾汁し、その液の糖度や組成を測定するとともに、ソルゴー搾汁液を原

料とした IPA 発酵を行い、どの程度 IPA が生産されるかを調べることも重要な目的の一つである。

2019 年 11 月 1 日に播種したソルゴーは図 45 左のように順調に生育しており、図 45 右のようにトウが立っているものも見られた。このソルゴーを収穫・搾汁して糖度を測定した。結果を 5.4. に記載した。



図 45 沖縄にて 2019 年 11 月 1 日に播種したソルゴーの生育状況

播種密度の違いがソルゴーの生育にどのように影響するかを調べるための実験も行った。

図 D の写真右半分は播種密度が通常の $4\text{g}/\text{m}^2$ 、左半分は播種密度を通常の倍に高めた $8\text{g}/\text{m}^2$ である。図を見て明らかなように、通常の播種密度ではソルゴーの生育は良好であるのに対し、播種密度を高くするとソルゴーの生育は良くない。



図 46 播種密度の違いがソルゴの生育に与える影響

この結果は、播種密度が高いと1株当たりの養分や日射量が減少したためと考えられ、単位面積当たりのソルゴ収量を高めるには、肥料の供給が必要であることが判る。養分に関しては、バイオPP商業生産時には、IPA発酵で生じた廃菌体をメタン発酵で処理し、その発酵液（消化液）を肥料として用いる計画であり、その有効性に関しても来年度以降で実証する計画である。土壌や播種密度が与える影響についても、来年度引き続き検討する。

5.4. 収穫物分析等の結果

沖縄で2019年11月1日に播種したソルゴの一部を2020年3月1日に刈り取った。

- ・刈り取ったソルゴの収穫量

播種密度通常：2.5Kg/m²

播種密度高：2.1Kg/m²

- ・搾汁量：平均約8%/植物体全体

- ・糖度

成熟株*：9.4、12.3、13.3、14.2、14.6、15.7、平均13.3%

未成熟株：5.7、7.6、7.7、9.7、10.7、11.2、平均8.8%

(*成熟株とは、穂が出て花が咲いた状態の株を言う。)

- ・推定される糖の生産量（成熟株で計算）

$2.5\text{Kg/m}^2 \times 8\% \times 13.3\% = 27\text{g/m}^2$

今後、全体の刈り取りを行い、詳細データを取る予定である。

文献によるとサトウキビの糖度は約11%（注：生育程度により、更に高くなること

もある)とあるので、今回収穫したソルゴの糖度はサトウキビと同等以上であることが判った。播種後4か月目のデータなので、年に3回栽培すればサトウキビよりも多くの糖を取ることが可能と思われた。

5.5. 木質由来糖、バガス由来糖などの原料調達に関する調査

バイオPPの商業生産を想定した場合、少なくともIPA発酵設備はバイオマス原料栽培地の近隣に設置する必要がある。そうしないとバイオマス原料の輸送に多大なコストを要するからである。言うまでもなく、バイオPP実用化の鍵の一つは、用いるバイオマス原料の価格、品質、供給量、供給安定性である。このような訳で、ソルゴ以外の有望なバイオマス原料を調査し、確保しておくことは、将来の実用化において重要となる。

令和元年度仕様書に記載した通り、木質由来糖、バガス由来糖の原料調達に関する調査において、日本製紙(株)および九州大学へヒアリング調査を行ったので、その結果につき概要を以下に記す。

日本製紙(株)は、国立研究開発法人新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)が所管する国家プロジェクト(大項目:非可食性植物由来化学品製造プロセスの開発)に2013年9月~2020年3月まで参画し、本プロジェクトの中で木質原料(スギとユーカリ)の原料化技術開発を実施した。木質を構成する3成分(セルロース、ヘミセルロース、リグニン)を余すことなく使い切るというコンセプトが実現した場合、木材チップをソーダ・アントラキノン蒸解処理してリグニンを除いた未晒しパルプの供給価格が45円/kg、それを酵素処理/不純物除去して得られるグルコース価格が80円/kgになるとの情報を得た。しかしながら、これらの価格は前提条件が実現した場合という条件付きである点に留意する必要がある。

九州大学については、先導物質化学研究所長の林潤一郎教授にヒアリングを行った。林教授は、内閣府所管 戦略的イノベーション創造プログラム(SIP)の中の「アグリバイオ・スマート化学生産システムの開発」のコンソーシアムリーダーとして、全19機関の取りまとめ役を担われている。林教授が目指す研究目標は、「国産のアグリバイオ資源(稲わら、もみ殻、オギススキ)から多様な化学品を製造するアグリバイオ・スマート化学生産システムを開発、実装readyとする」ことである。成功の鍵となるのは、「アグリバイオ資源の全構成成分から高歩留りで化学品を製造すること」であり、2022年度末におけるC5/C6糖の目標価格を30円/kgに設定している。現在は技術開発中のため、あくまでも目標価格ではあるものの、もしもC5/C6糖価格30円/kgが実現できれば、国内供給糖の価格としては非常にインパクトがある。今後の進め方として、三井化学が九州大学から糖サンプルの供給を受け、評価を行う予定である。

上記以外にも我々は自社の情報ネットワークを駆使しながら、図47に示す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するに至った。



図 47 バイオマス原料入手に関する情報交換を実施中の企業

弊社が A～D 社の各企業と秘密保持契約を締結したことで、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。

A 社については、A 社が日本で調製した非可食バイオマス A 由来の糖液サンプルを 4 種類入手し、3L 発酵槽での IPA 発酵試験を終了した。B 社については、B 社がタイで調製した非可食バイオマス B 由来の糖液サンプルを 1 種類入手した。近々、3L 発酵槽での IPA 発酵試験を実施予定である。C 社については、C 社がマレーシアで調製した非可食バイオマス C 由来の糖液サンプルの入手待ちである。D 社についても、D 社がベトナムで調製した非可食バイオマス D 由来の糖液サンプルの入手待ちである。これらの結果を表 13 にまとめた。

表 13 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	・サンプル入手済、評価予定
C社	バイオマスC	マレーシア	・サンプル入手待ち
D社	バイオマスD	ベトナム	・サンプル入手待ち

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、ソルゴーの栽培と発酵工程のデータを入手し整理を行った。また、今後精密に LCA を行う際に必要となってくるデータで今回取得出来ていない部分についての洗い出しを行った。

6.2. 試作データの入手・整理

今年度は以下の図 48 の破線の範囲内について、試作データの入手・整理を行った。

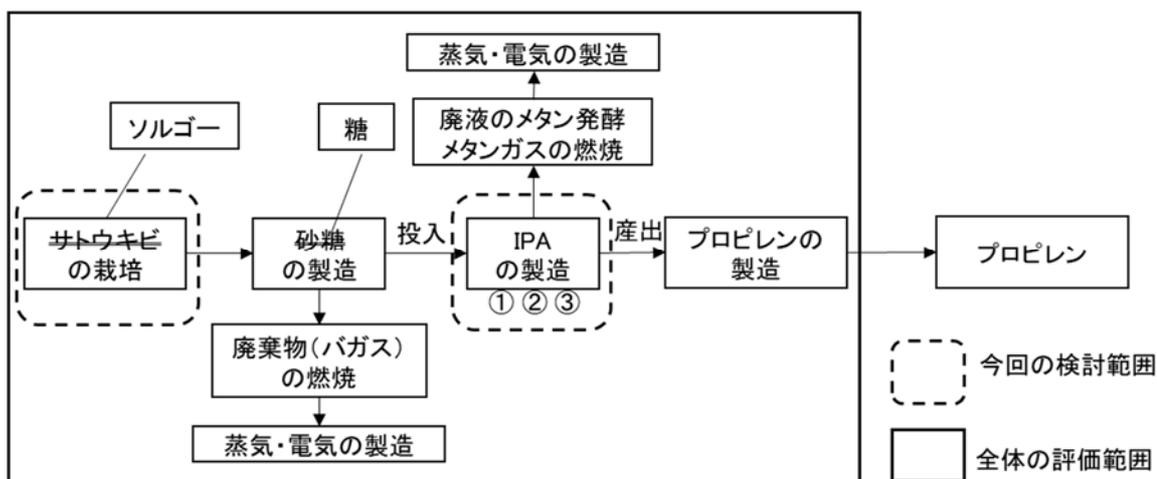


図 48 LCA 実施範囲

原料であるソルゴーの栽培についてのデータ収集を実施した（表 14）。栽培の詳細は「5. 製造用バイオマスの検討」項を参照。

表 14 ソルゴー栽培試験の結果（(株) 開成）

※印は今回抽出した課題

項目	内容	備考
場所	沖縄県中頭郡中城村	
栽培期間	11月1日～2月21日	
作地面積	50m ²	
灌水期間	播種後10日間	※総灌水量のデータが必要
収穫量	播種密度 4g/m ²	播種密度：通常
	播種密度 8g/m ²	播種密度：高
搾汁量	8%	搾汁量平均値
糖度	13.3%	成熟株の場合
糖の推定生産量	27g/m ²	成熟株の場合
その他条件	施肥なし、防除なし（肥料、農薬の投入なし）	

播種法、糖生産量の基本的なデータが得られた。ただし LCA の目的については水の投入量の記録が得られておらず、次回以降の試験栽培で確認が必要である。

次に IPA の製造に関するデータの整理を行う。300L ベンチスケールでの発酵工程の試験データを合成研究所より入手した。IPA を製造する発酵工程は①種培養・②前培養・③本培養の3ステップよりなり、各ステップとも培地調整・培地滅菌・pH 調整・培養の手順で行われる。発酵工程のインベントリデ

ータを以下の表 15 に示す。

表 15 300L ベンチ IPA 製造工程の投入・産出量

※は今回抽出した課題

①種培養/②前培養/③本培養

	区分	項目	使用量	備考	
投入	原料	培地	ラレマンド酵母エキス	363 g	①②
		基質成分	コーンステープリカー	12,480 g	③
			98%グルコース	120,000 g	③
		緩衝液 (pH)	NaCl	121 g	①②
			FeSO ₄ ・7aq	27.4 g	①②③
			10wt%-KOH	84.8 g	①②
			K ₂ HPO ₄	748.8 g	③
			KH ₂ PO ₄	748.8 g	③
			(NH ₄) ₂ SO ₄	998.4 g	③
		界面活性剤	MgSO ₄ ・7aq	499.2 g	③
			アデカ LG126	41 g	②③
		試薬	アンピシリン Na	2.4 g	②
		中和剤	25%安水	22,000 g	③
	媒体	水 (UFW)	257,692.4 g	①②③	
	エネルギー-電力	攪拌	① (120 rpm 3hr x2)	※モーターの仕様確認が必要	
② (300 rpm 16hr)					
③ (250 rpm 48hr)					
保温 (30℃)		① (容量 100ml 3hr x2)	※ヒーター容量、温度プロファイル確認が必要		
		② (容量 12L 16hr)			
		③ (容量 300L 48hr)			
産出	製品	IPA	8,410 g		
		アセトン	310 g		
	廃棄物	廃液	218,83 g		
		固形分	—	※数量・処理法	

原料、水、栄養成分、エネルギーの使用量、必要な時間、その他に関する一次データが収集された。インベントリから CO₂ 量を算出するための原単位および機器仕様の調査を実施中である。また今後実機での情報収集を行うにあたり、以下のような項目の確認が必要である。

- ① 各試薬の CO₂ 排出量原単位 : 調査及びメーカー確認を実施中
- ② 精製水 (UFW) の原単位の調査・確認 : 仕様確認中
- ③ エネルギー量計算・使用する機器仕様の確認 : 実機では受電量と計器記録で取得可能

- ④ 廃液、固形分の処理法の決定。処理に関する負荷の算定：実機運転する際の条件検討
- ⑤ 発酵工程中の排ガスの内容・量の確認：今後解析を行う予定

引用文献

1. W0/2012/020833
2. 発酵工学の基礎 (1988)
3. ポリプロピレンハンドブック ネロ・パスクイーニ (著), 日刊工業新聞社刊

