

表 21 製膜時の酸化防止剤添加による a*b*測定値

	酸化防止剤添加 (製膜時)	a*		b*	
		造粒乾燥 NY	単膜フィルム	造粒乾燥 NY	単膜フィルム
バージン NY	なし	－	-0.27	－	4.05
回収 NY	なし	0.11	-0.77	7.72	6.87
	あり	0.22	-0.67	7.98	6.36

製膜時の窒素パージや加熱時間の短縮または酸化防止剤の添加では、黄変を抑制することができなかった。これらの結果は、黄変の根本原因が製膜工程ではなく、それ以前の段階、つまり異種分離工程にあることを示唆していた。そこで、製膜前の時点での NY 樹脂の黄変を抑制することが必要であると考えた。この考察に基づき、異種分離工程全体を見直し、各工程における黄変要因の特定を試みることにした。黄変には NY 樹脂の酸化や熱による劣化が関係していると考え、製膜前工程において特に酸化や熱の影響を受けやすいと考えられる3つの工程に着目した。具体的には溶解工程、冷却工程、乾燥工程であり、それぞれの工程について検証を実施した。

まずは異種分離の溶解工程について検証した。この工程は最も高温条件に曝される段階であり、黄変への影響が最も大きいと予想された。溶解工程では、NY 樹脂を溶解するためにプロピレングリコールを 180℃程度まで昇温している。前年度の報告書より、窒素パージによる黄変の抑制効果は確認している(図 63)。



図 63 回収 NY 樹脂(左)窒素パージなし(右)窒素パージあり

そこで、さらに酸化を抑制するために、溶解槽に酸化防止剤を添加し酸化による黄変の抑制を試みた。この手法により、窒素パージと酸化防止剤の相乗効果による黄変抑制が期待された。窒素パージを実施するためには、槽内を真空引きする必要がある。真空引き時に粉末が飛散し、均一な分散が困難となるため、投入方法に工夫が必要であった。そこで、粉末の酸化防止剤をプロピレングリコールで濡らし、ダンゴ状(図 64)に成形して投入した。この方法により、真空条件下でも酸化防止剤を安定的に投入でき、溶解槽内での均一な分散が可能となった。



図 64 酸化防止剤添加の様子

酸化防止剤はヒンダードフェノール系酸化防止剤を使用した。ヒンダードフェノール系酸化防止剤は NY 等のプラスチックを酸化劣化から守るために最も広く使われている一次酸化防止剤の一つである。ヒンダードフェノール系酸化防止剤は、樹脂の酸化工程で生成されるラジカルを捕捉することで、劣化を食い止める。

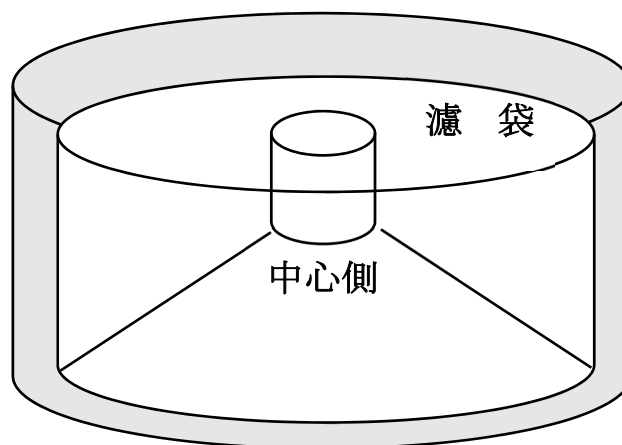


図 65 遠心分離機の様子



図 66 回収 NY (左)酸化防止剤なし (右)酸化防止剤あり

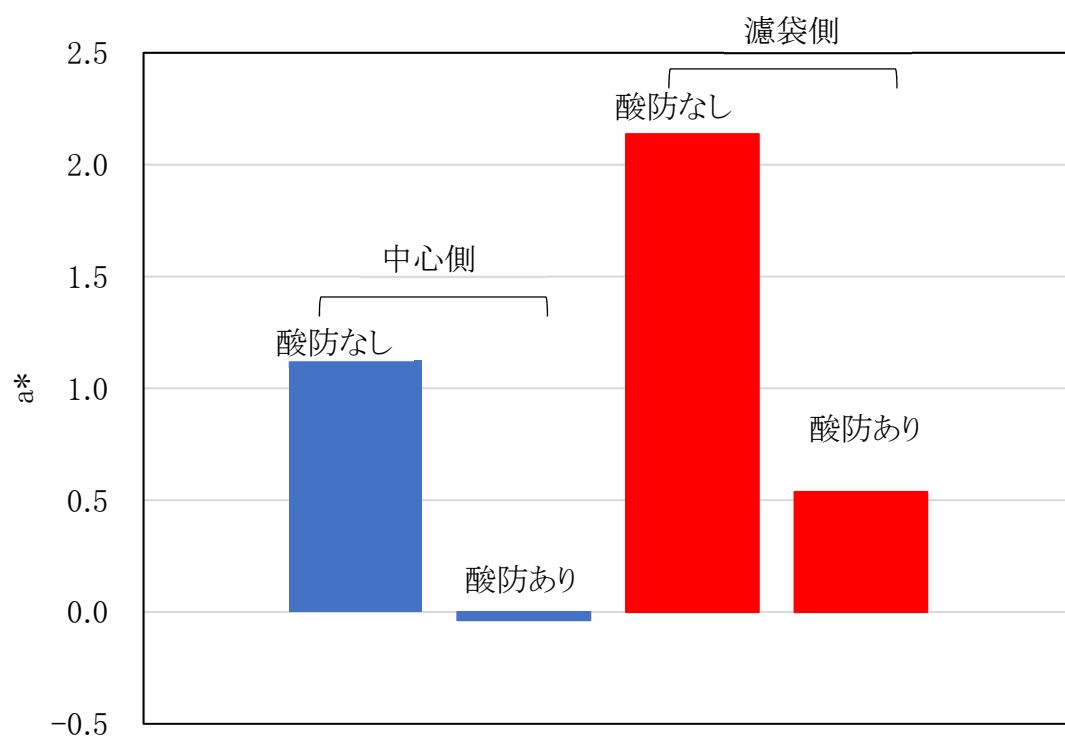


図 67 酸化防止剤添加試験 a*測定値

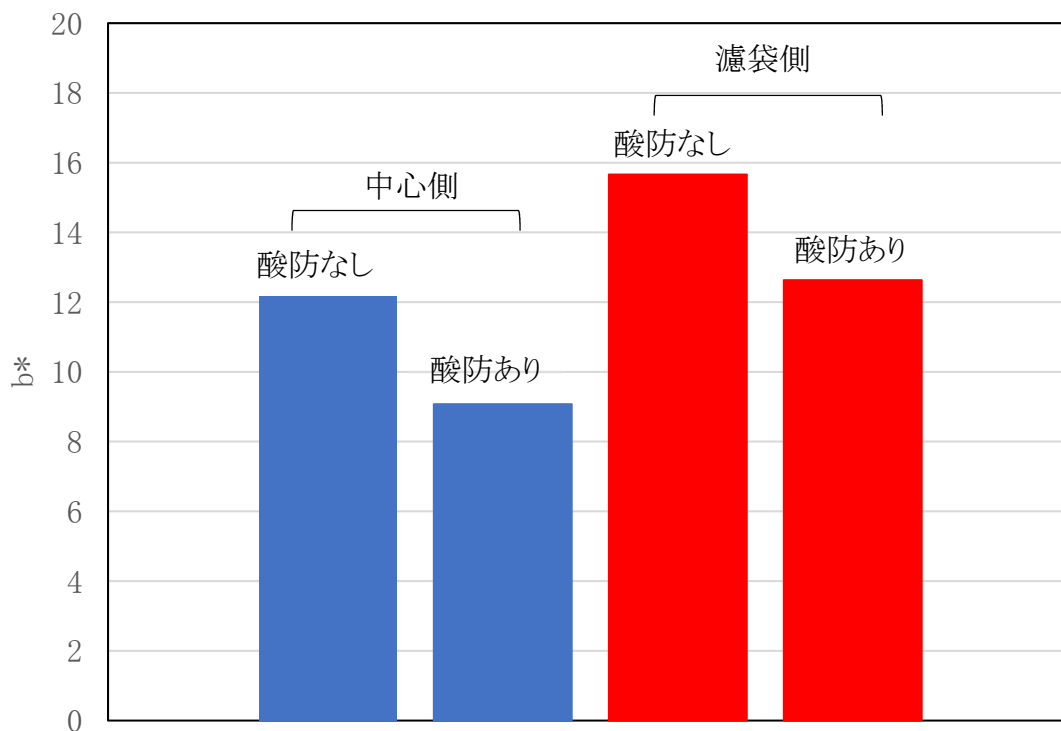


図 68 酸化防止剤添加試験 b*測定値

貧溶媒レスにて回収した NY 樹脂は溶解時の酸化防止剤添加の効果により黄変が抑制された。遠心分離機による脱水に偏りがあるためか、遠心分離機の中心側と濾袋側でサンプルの色見に差があることが目視で確認されたため、それぞれ遠心分離機の中心側と濾袋側のサンプル表面を測色した。中心側、濾袋側ともに酸化防止剤を添加したサンプルは、酸化防止剤を添加していないサンプルと比較し、a*値、b*値ともに低下した。

回収したサンプルを 110℃に加熱した真空オーブンで3時間真空乾燥した。その後、乾燥サンプルをプレス機によりシートを製膜した。

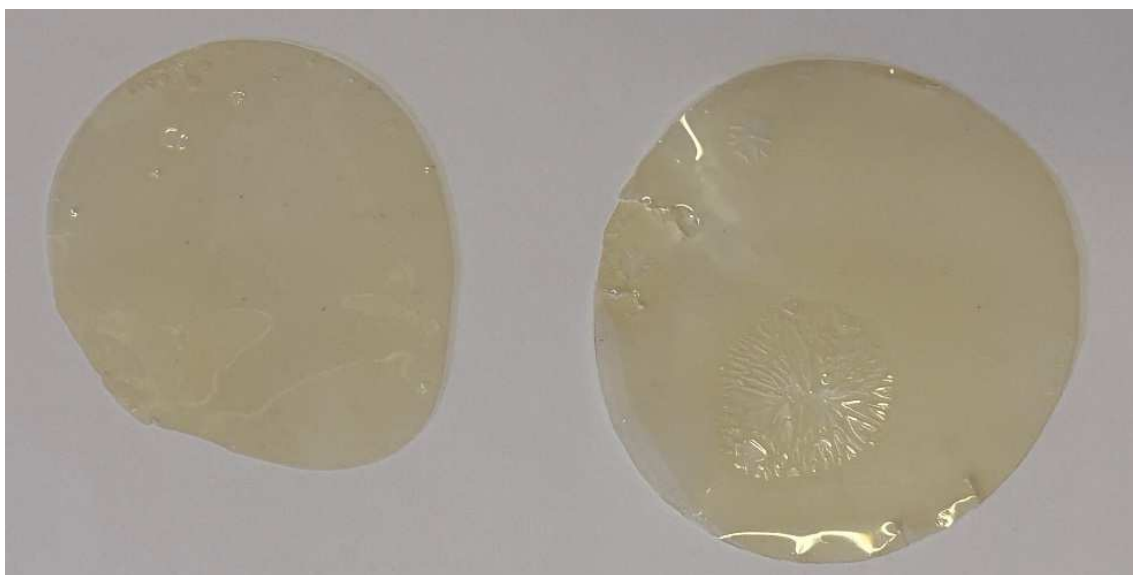


図 69 熱プレス製膜結果 (左)酸化防止剤無添加 (右)酸化防止剤添加

表 22 熱プレス品の a^*b^* 測定値

	酸化防止剤添加	a^*	b^*
1	なし	-1.4	13.0
2	あり	-1.8	13.4

熱プレスしたシートは酸化防止剤の添加の有無にかかわらず、黄変が見られた。したがって、異種分離の溶解工程で酸化防止剤を添加することで、製膜前の黄変は抑制できるが、製膜時の黄変は抑制されないことがわかった。

次に冷却工程による黄変抑制効果を確認した。NY 樹脂の溶解工程後の析出工程では熱による劣化を防ぐため、パイロット設備では冷却機構をもちいて冷却している。しかし、貧溶媒レスでは 180℃程度まで昇温された NY 溶解液を遠心分離機に送液できる 80℃程度まで降温させるのに、約 80 分かかってしまっている。この長時間の冷却プロセスにより、NY が高温に長時間曝されることになり、黄変進行のリスクが高まっている。一方で貧溶媒添加方式では水を添加しているため、冷却時間が貧溶媒レスと比較して短い。そこで、テーブル試験において冷却時間が黄変に与える影響を確認した。

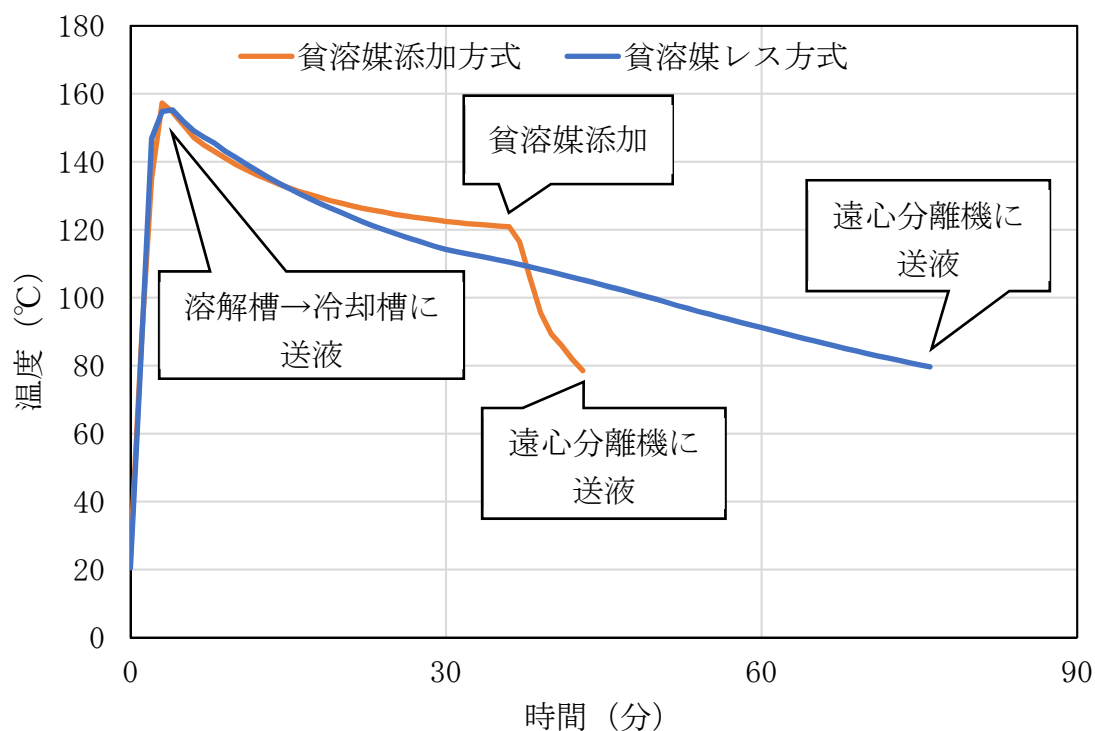


図 70 冷却槽内温度

オイルバスを170℃に加熱し、プロピレングリコールを入れたビーカーを、300 rpm で20分攪拌した。溶解濃度が2.0%となるように基材を計量した。計量した基材を徐々に投入し、300 rpm で10分間攪拌、溶解させた。溶解後、ビーカーをオイルバスから取り出し、ザルで残渣を濾しながら、別のビーカーに溶解液を移し替えた。300 rpm で溶解液が60℃に下がるまで冷却させた。冷却方法は急冷、自然冷却、徐冷の3つの方法で試験を行い、急冷には氷水を用いた。また、オイルバス内に放置することで徐冷することができた。その後、ガラス濾紙により吸引濾過し、蒸留水で5分洗浄後、80℃に加熱した真空オーブンで4時間真空乾燥した。さらにその後、熱プレス機を用いてシート化(250℃×1分)し、黄変の程度を確認した。

表 23 Ny 析出工程における冷却条件が黄変に与える影響(80℃乾燥)

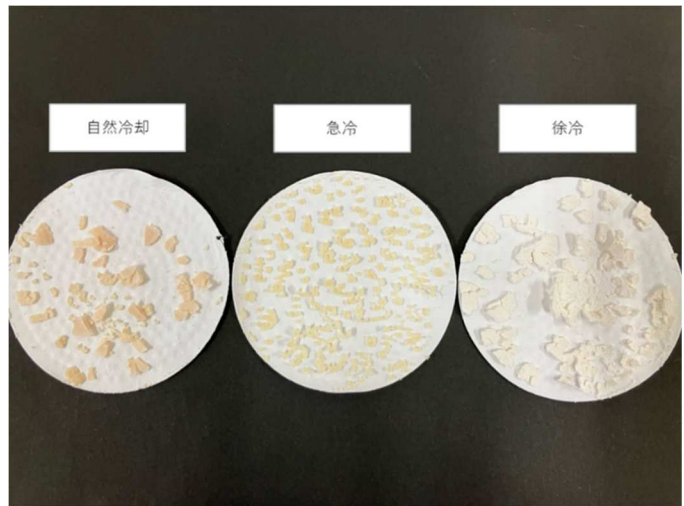
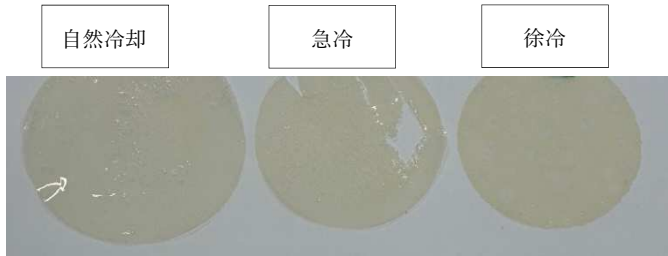
	自然冷却	急冷	徐冷
60℃までの時間(s)	420	80	2,100
濾過後乾燥前			
乾燥後 (真空 80℃×4h)			
熱プレス後			

表 24 熱プレス製膜品(80℃乾燥)の a*、b*値

	冷却条件	a*	b*
1	自然冷却	-2.36	9.60
2	急冷	-2.73	12.96
3	徐冷	-2.28	11.75

結果、濾過後の NY 樹脂の状態を観察すると、いずれのサンプルも色度の変化が見られなかったが、乾燥後では自然冷却サンプルと急冷サンプルで黄変が見られたが、徐冷サンプルでは比較的白い状態を保っていた。しかし、熱プレス後のシートを測色したところ、いずれも黄変しており、冷却条件の中では急冷サンプルが最も b*値が高くなっていた。したがって、冷却時間の短縮は黄変を抑制しているとは言えない。

最後に乾燥工程について検証した。前述と同様の試験手順で実施した。ただし、溶解温度は 150℃に変更した。また、乾燥条件を室温×1Weeks とした。

表 25 NY 析出工程における冷却条件が黄変に与える影響(室温乾燥)

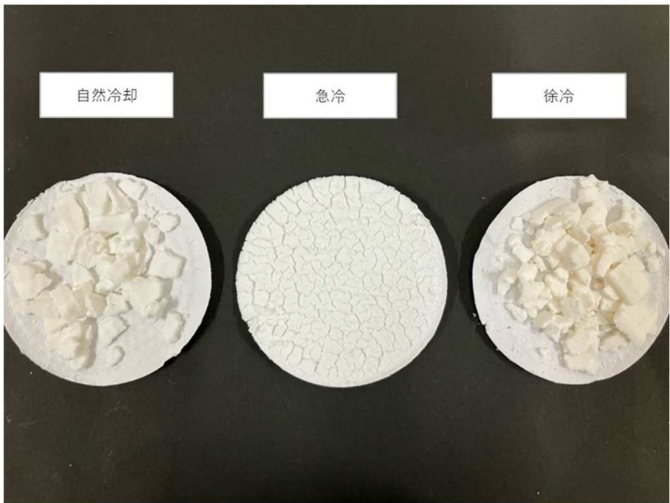
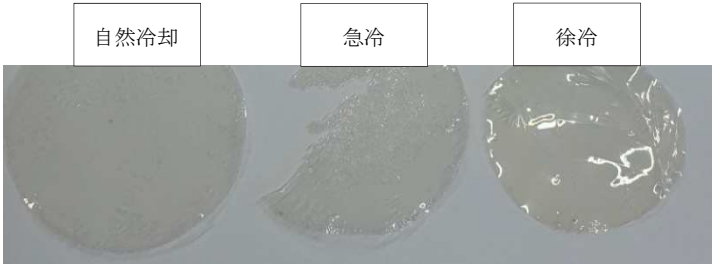
	自然冷却	急冷	徐冷
60℃までの時間(s)	320	75	2,040
濾過後乾燥前			
乾燥後 (室温×1Weeks)			
熱プレス後			

表 26 熱プレス製膜品(室温乾燥)の a*、b*値

	冷却条件	a*	b*
1	自然冷却	-1.59	4.33
2	急冷	-1.39	3.83
3	徐冷	-1.39	5.59

結果、いずれのサンプルも乾燥後白い状態を保っており、その時点でサンプル間に違いは見られなかった。また、熱プレス後のシートを測色した結果、80℃乾燥に比べて黄変度が低くなっていることが確認できた。NY 析出後の乾燥温度とシート化した際の黄変には関係があり、乾燥温度が低いほうが黄変を抑制できる可能性が示唆された。以上の検証から、黄変は乾燥時の加熱が関係していることがわかった。

2.1.3. PET 樹脂回収方法の検討

次に、異種分離の残渣側である PET 樹脂の回収方法について検討した。異種分離工程上、NY 樹脂については PET 樹脂の混入はほぼ制御できる。一方で PET 樹脂は溶解工程での NY 樹脂の分離が 100%でない限り、NY が混入する可能性がある。NY 樹脂が高収率で回収可能な条件は、すなわち PET 樹脂が NY 樹脂の混入なく回収可能な条件といえる。PET 樹脂の劣化度合を純度測定、分子量分布測定により評価した。これらの測定により、回収 PET 樹脂の再利用可能性を定量的に評価し、リサイクル材としての価値を判断することを目的とした。

まずは、回収 PET 樹脂の純度を測定した。純度は回収 PET 樹脂の品質を左右する最も重要な指標の一つである。PET 側に混入が考えられる物質としては、NY と接着剤が考えられる。下記フロー図(図 71)の手順に従い、区分①と区分②に分離した。区分①は重量を測定した。区分②は¹H-NMR 測定を実施し、PET、接着成分①および接着成分②を定量した。サンプルは回収 PET 樹脂の NY 樹脂溶け残りの無い部分を選択的にサンプリングした。

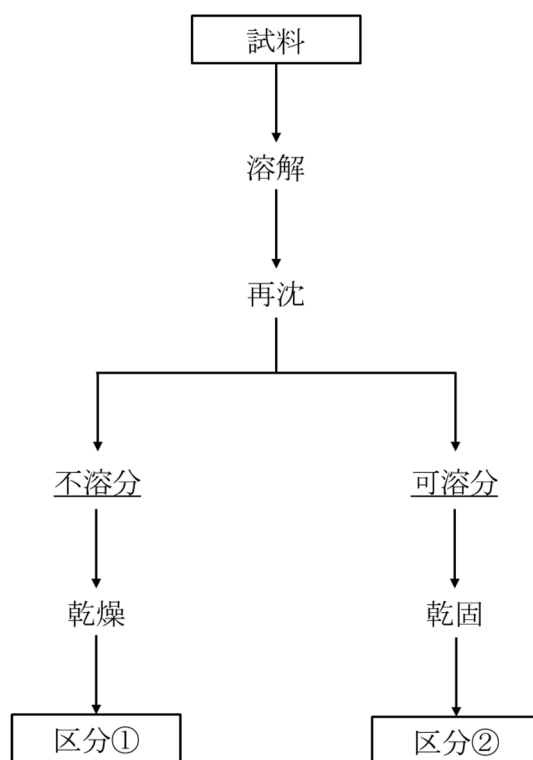


図 71 PET 残渣分析フロー図

表 27 PET 残渣中の NY および接着剤の含有量

サンプル	サンプル中の含有量 (wt%)						
	分析結果				計算結果		
	(A) 区分①	区分②			(E) NY オリ ゴマー	(F) NY	(G) 接着剤
		(B) PET	(C) 接着 成分①	(D) 接着 成分②			
PET 残渣	< 1 (0.4)	91	5	4	0	< 1 (0.4)	9

括弧内の数値は参考値

$$E:E = 100 - (A + B + C + D)$$

$$F:F = A + E$$

$$G:G = C + D$$

表 28 PET 残渣の PET、NY、接着剤含有量

サンプル	サンプル中の含有量 (wt%)		
	PET	NY	接着剤
PET 残渣	91	< 1 (0.4)	9

括弧内の数値は参考値

含有量は表 27、定量結果は表 28 に示す。本定量値はサンプルが PET、NY および接着剤から構成されていると仮定して算出した値である。PET 残渣中には接着剤が含まれているが、NY 樹脂の混入はほぼ確認されなかった。したがって、NY 樹脂が十分に溶解できている場合は、PET 樹脂が高純度で回収できていることがわかった。

次にバージン PET 樹脂、一度熱履歴をかけた PET 樹脂、異種分離による回収 PET 樹脂の分子量分布を確認した。一度熱履歴を加えた PET 樹脂サンプルはフィルム製膜時の加熱を想定した。この比較により、各処理段階での PET 樹脂の劣化度合いを定量的に評価した。

ピーク No.	Mn	Mw	Mw/Mn
1	6,666	20,323	3.049
ALL	6,666	20,323	3.049

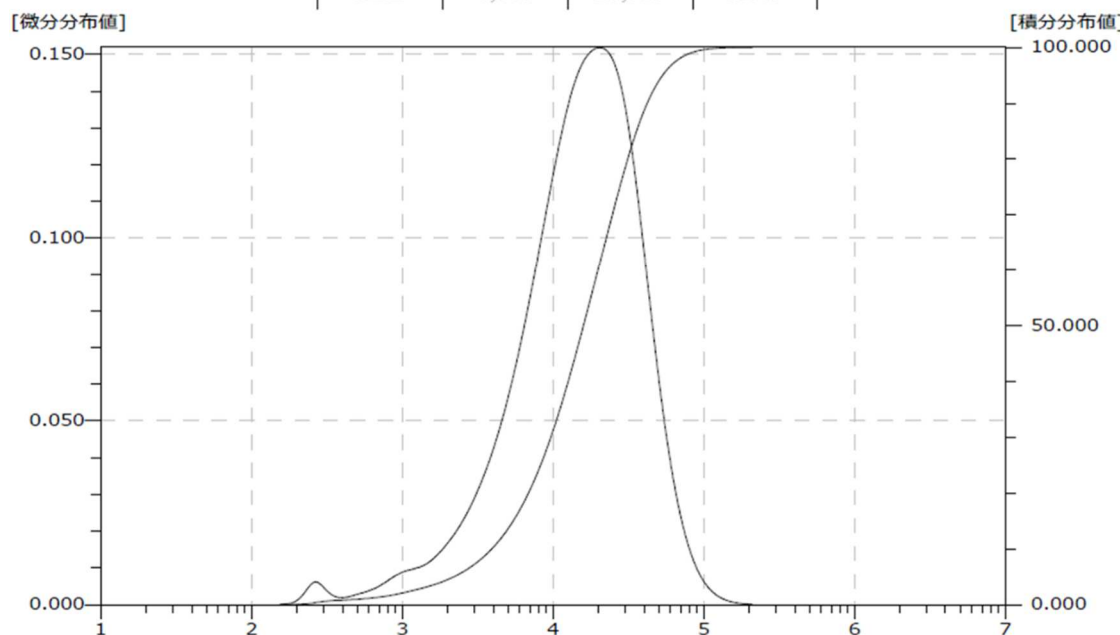


図 72 バージン PET 樹脂の分子量分布曲線

ピーク No.	Mn	Mw	Mw/Mn
1	6,398	19,139	2.991
ALL	6,398	19,139	2.991

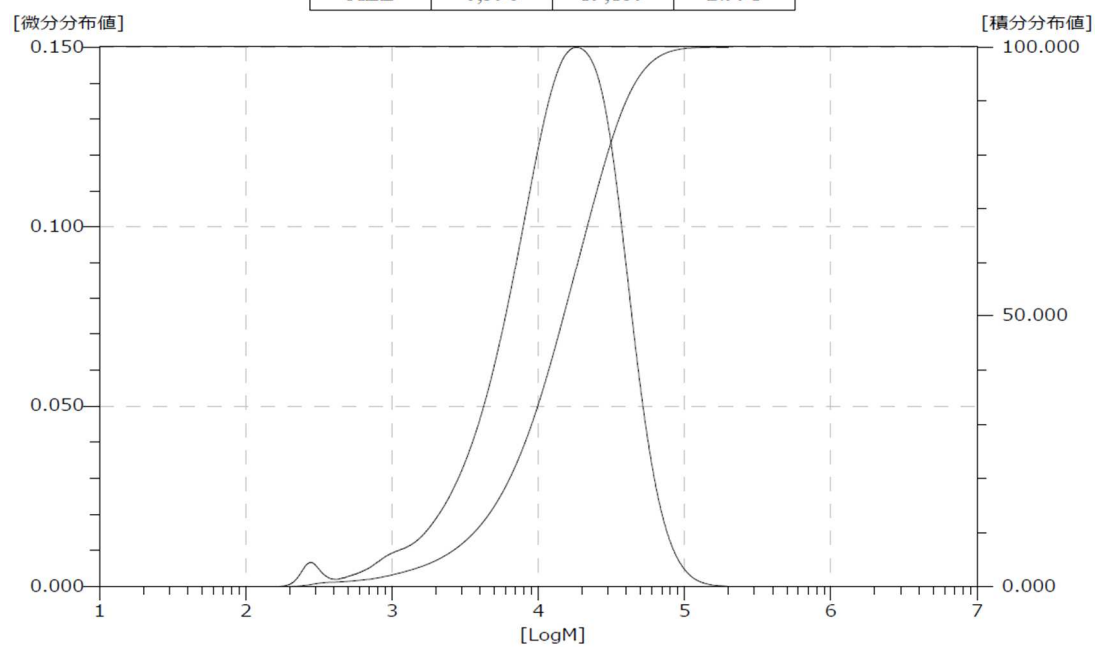


図 73 一度熱履歴を加えた PET 樹脂の分子量分布曲線

ピーク No.	Mn	Mw	Mw/Mn
1	5,091	11,833	2.324
2	133	135	1.021
ALL	2,550	11,521	4.518

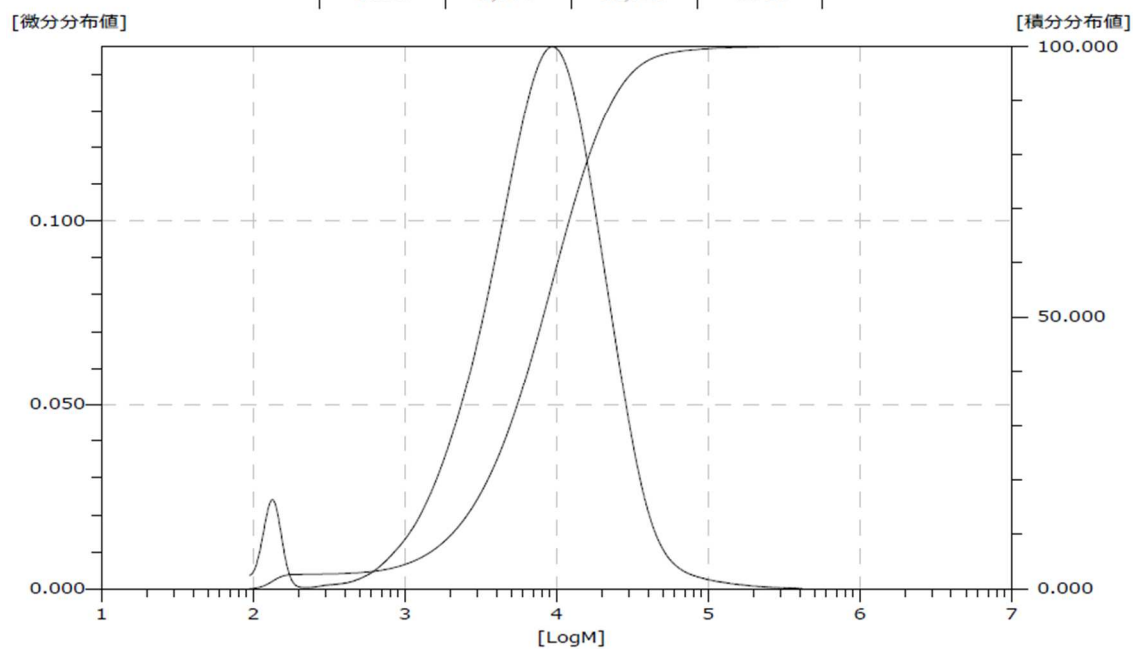


図 74 回収 PET 樹脂の分子量分布曲線

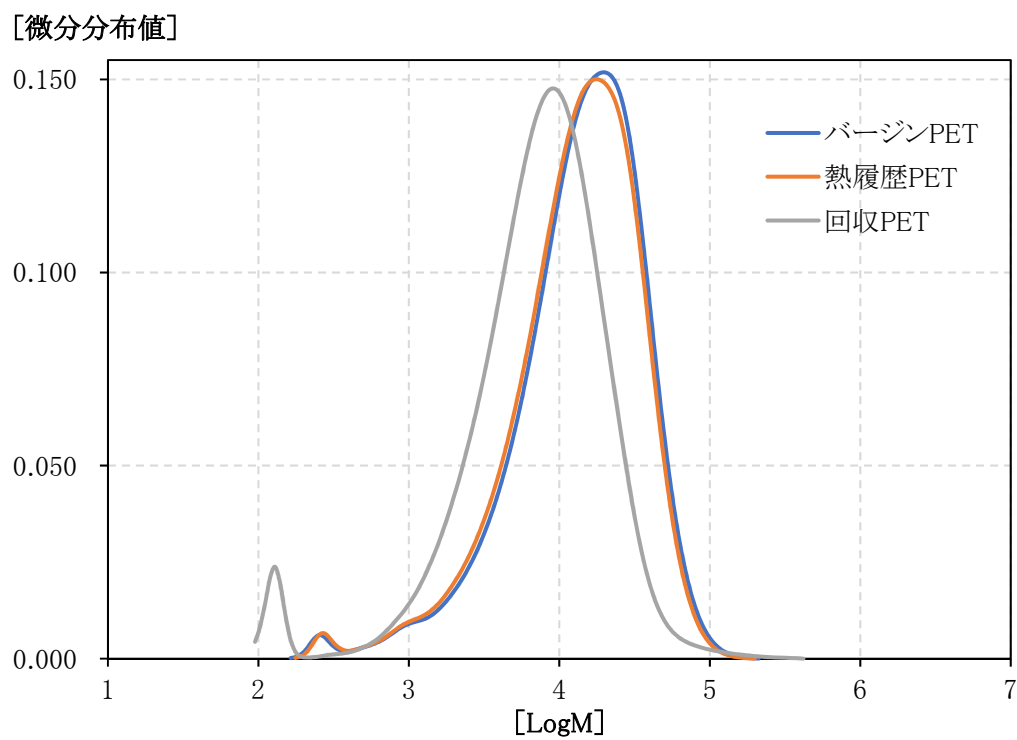


図 75 分子量分布曲線の重ね書き

図 75 より、バージン PET 樹脂や熱履歴を加えた PET 樹脂に検出されなかった低分子量のピークが、回収 PET 樹脂には確認された。また、全体的に分子量分布が低分子量側に移動している。異種分離工程により、PET 樹脂が低分子化していることがわかった。

異種分離工程を経ることで分子量の低下が見られた PET 樹脂が、リサイクラーにてダウンサイクルが可能かどうかを確認する。また、来年度は水平リサイクルの検討として、回収 PET 樹脂を添加したリサイクル PET フィルムを製膜し、低分子量化が物性に与える影響を確認する予定である。

2.2. NY/印刷層/PO ラミネートフィルム分離方法の検討

当社で生産される NY フィルムはそのほとんどが印刷、ラミネートされた状態で使用されている。コンバーター等で排出される端材を回収し、リサイクル NY フィルムに添加が可能かを検証した。

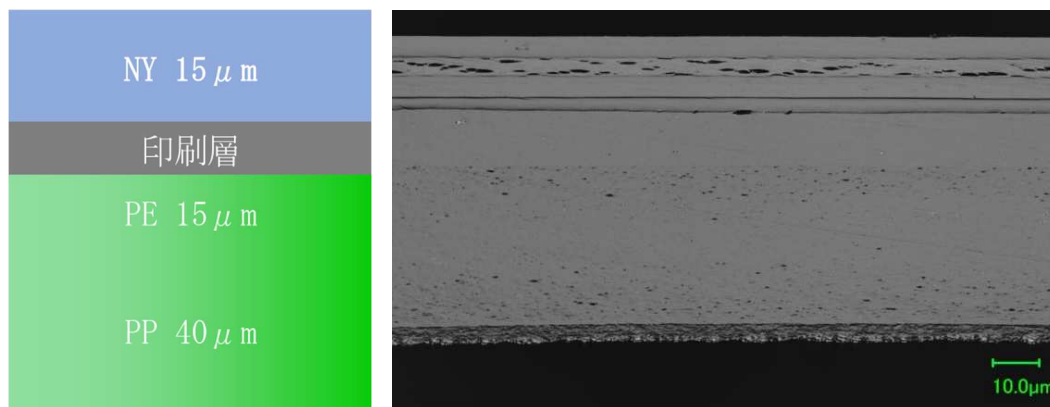


図 76 ラミネートフィルムの構成と断面

2.2.1. 回収 NY 樹脂を使用したフィルム化の検討

印刷済ラミネートフィルムから分離・回収した NY 樹脂(ラミネートフィルム回収 NY 樹脂)を添加した単膜フィルムをラボ用混練押出機で作成した。



図 77 (左)バージン NY 樹脂使用 (右)ラミネート回収 NY 樹脂使用

NY/PET 積層フィルムから回収した NY 樹脂を添加した単膜フィルム同様の黄変が確認された。さらに、インク由来と想定される着色が見られた。インク成分の混入は印刷されたラミネートフィルムに特有の問題であり、ラミネートフィルムをリサイクルする上での課題である。

また、これらの単膜フィルムの物性評価を実施した。引張強度、ヤング率、引張伸度の項目について物性評価方法と結果を以下に示す。

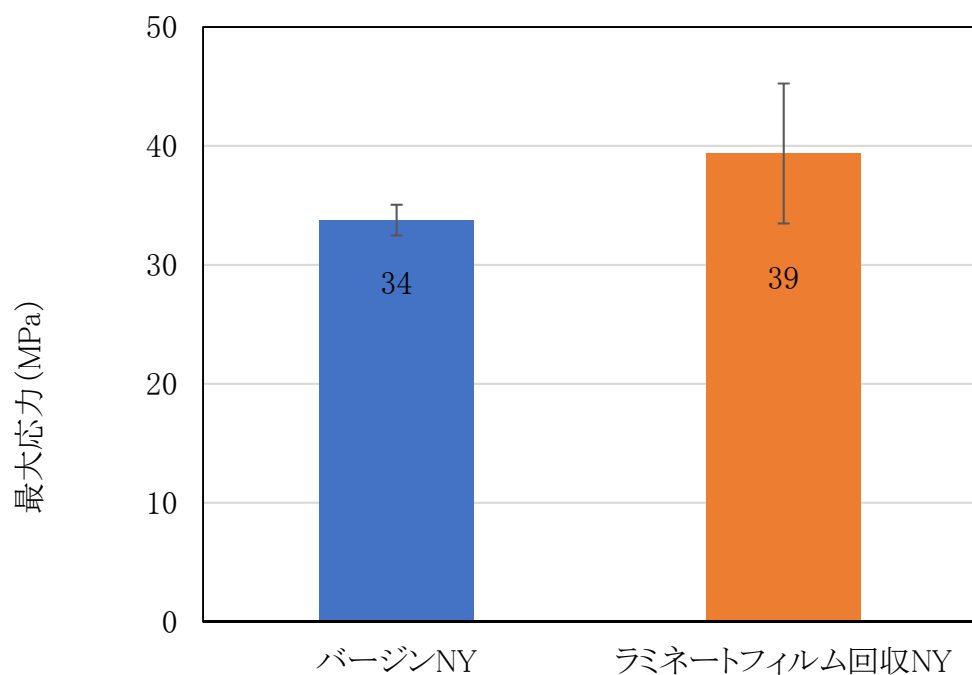


図 78 引張強度(単膜試作品)

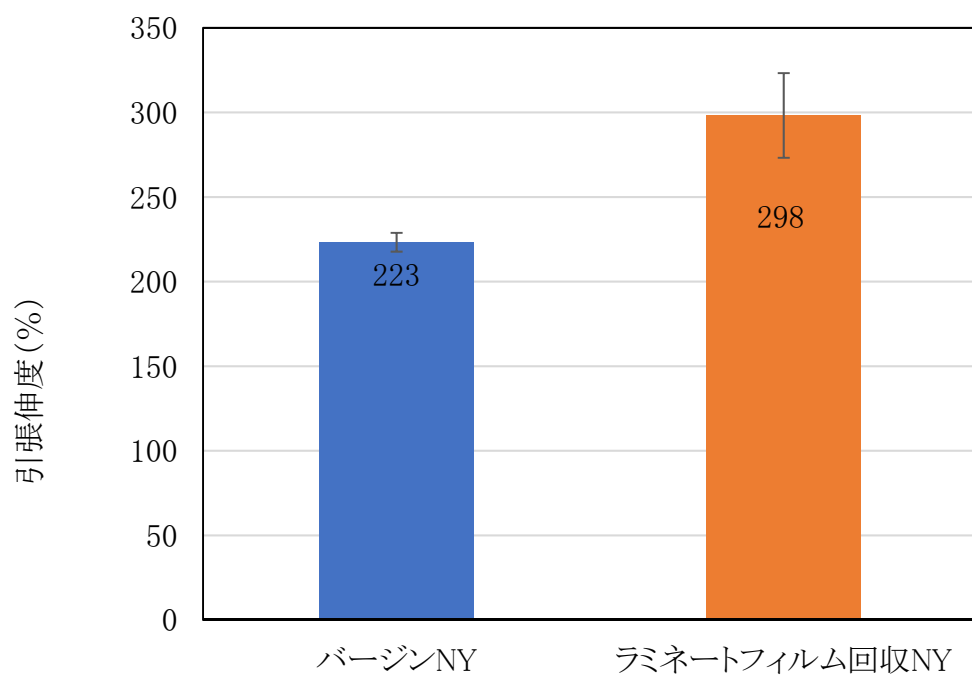


図 79 引張伸度(単膜試作品)

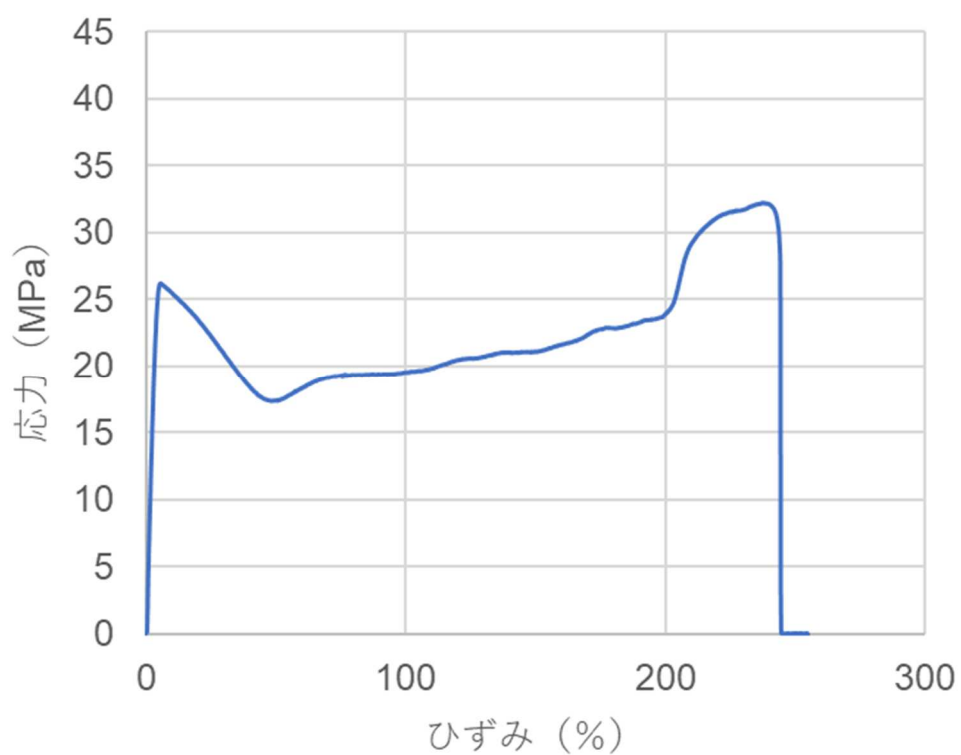


図 80 バージン NY 単膜フィルムの SS カーブ

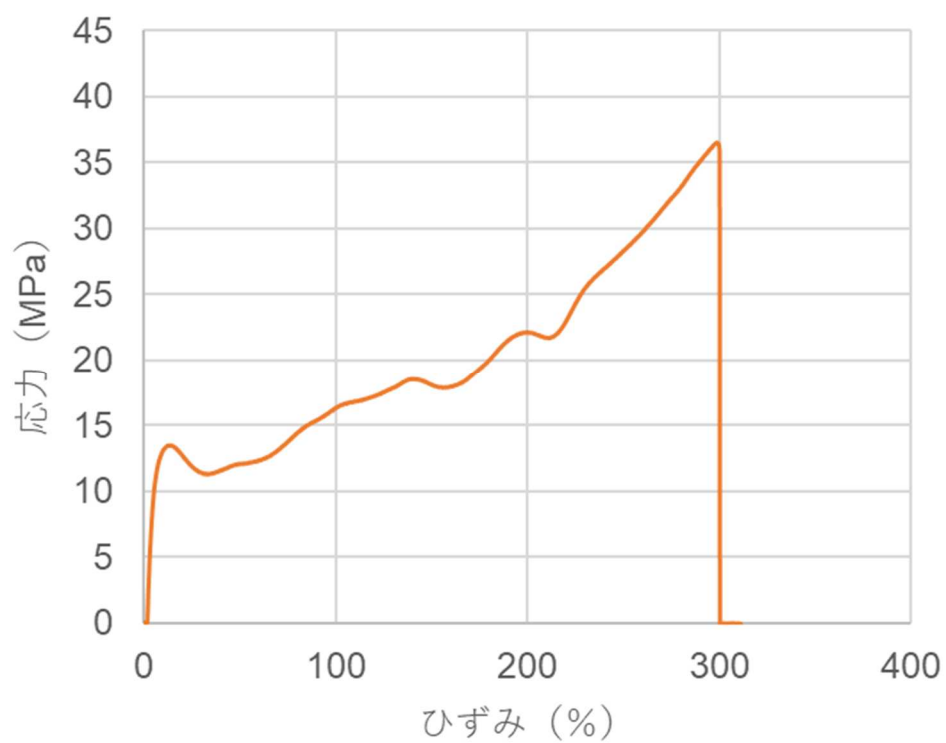


図 81 ラミネートフィルム回収 NY フィルムの SS カーブ

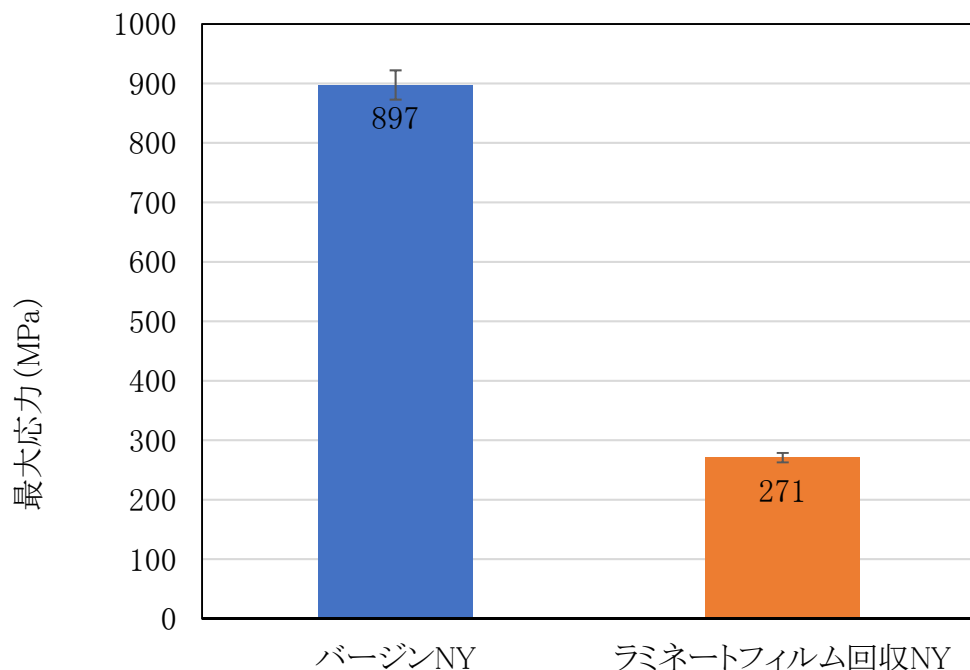


図 82 ヤング率(単膜試作品)

引張強度についてはラミネートフィルム回収 NY 樹脂を使用した単膜品の方が平均値は高いが、ばらつきが大きく有意差はなかった。引張伸度についてはラミネートフィルム回収 NY がバージン NY と比較し、有意に高いという結果であった。一方でヤング率については、ラミネートフィルム回収 NY 樹脂がバージン NY 樹脂と比較し、有意に低い結果となった。NY/PET 積層フィルムから回収した NY 樹脂を添加した単膜品では、バージン NY 樹脂と比較して強度物性に大きな差は見られなかったが、ラミネートフィルム回収 NY 樹脂を添加した単膜品は物性がバージン NY 樹脂と比較し強度物性に差がみられることがわかった。

これらの結果から、ラミネートフィルム回収 NY 樹脂のみを使用したフィルムの製膜は、物性の変化と着色の問題により、品質要求を満たすことが困難と判断された。そこで、ラミネートフィルムから回収した NY 樹脂を対フィルム 10%、20%の割合でバージン NY と混合し、単膜フィルムを製膜した。



図 83 (左)バージン NY 樹脂使用 (中)ラミネート回収 NY 樹脂 10%使用 (右)ラミネート回収 NY 樹脂 20%使用

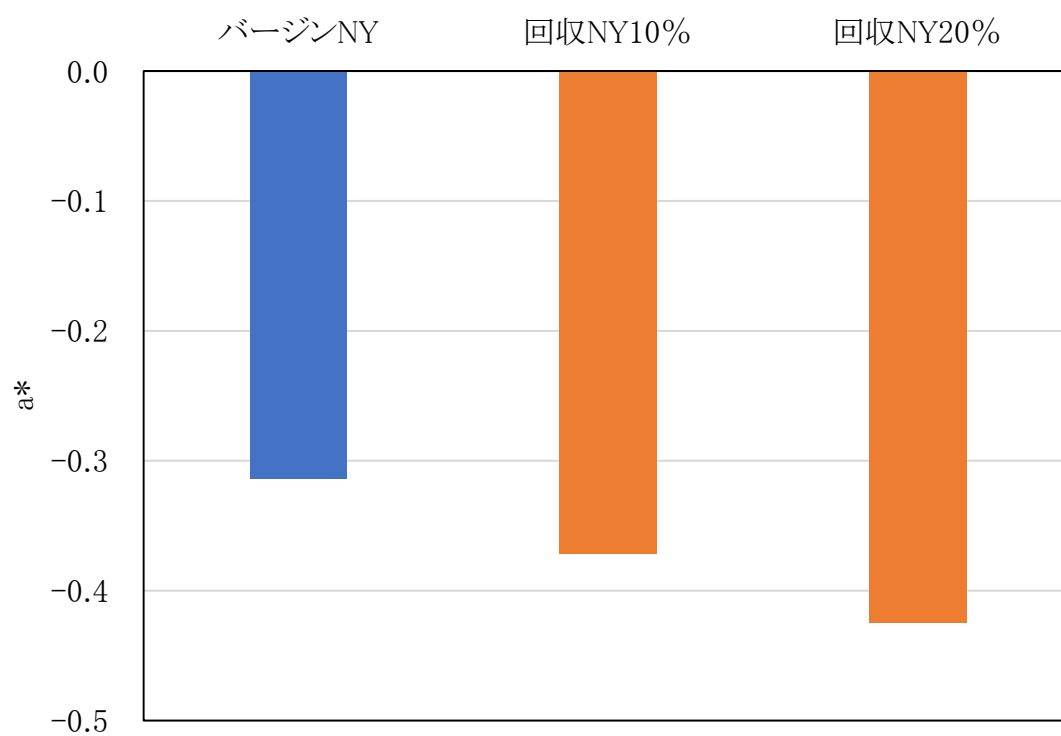


図 84 単膜 a^* 測定値

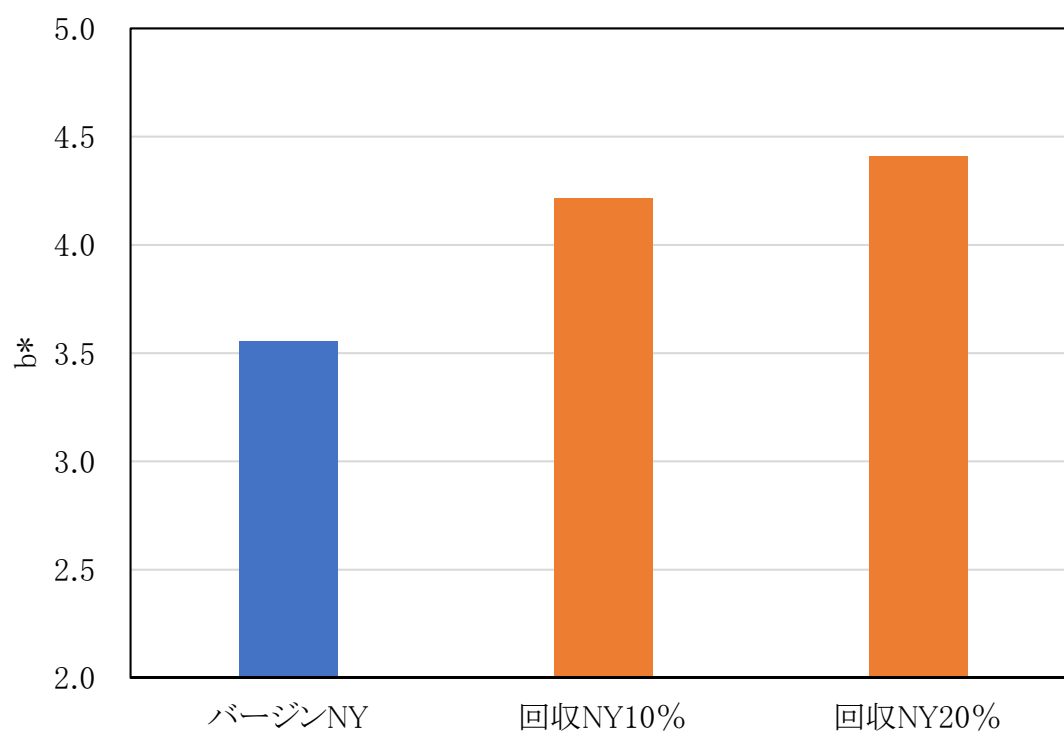


図 85 単膜 b^* 測定値

ラミネートフィルムから回収した NY 樹脂を 100%使用したフィルムよりはインク由来の着色が低減されたが、依然としてバージンフィルムと比較すると着色の影響が見られた。

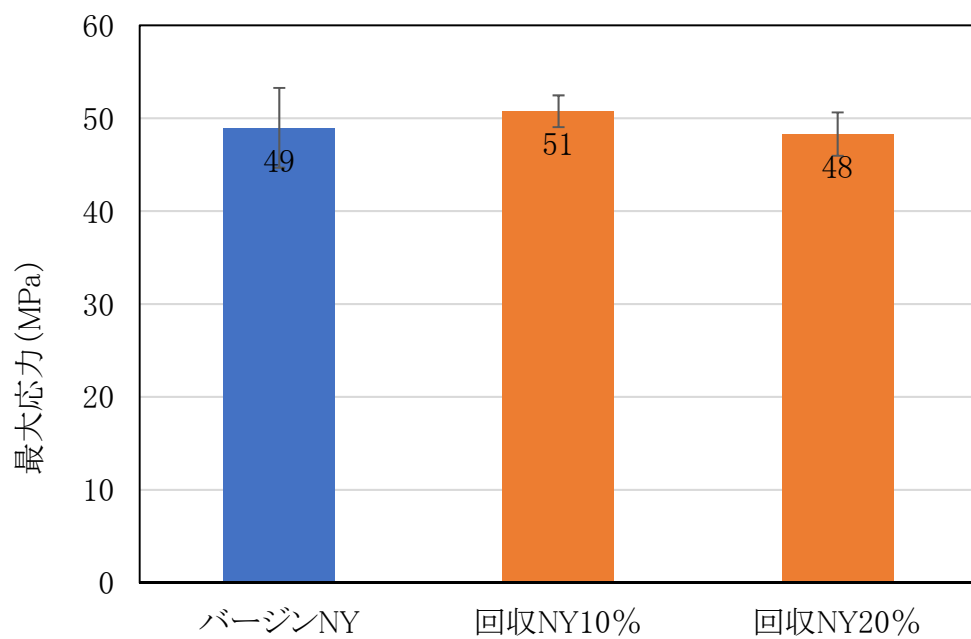


図 86 引張強度(単膜試作品)

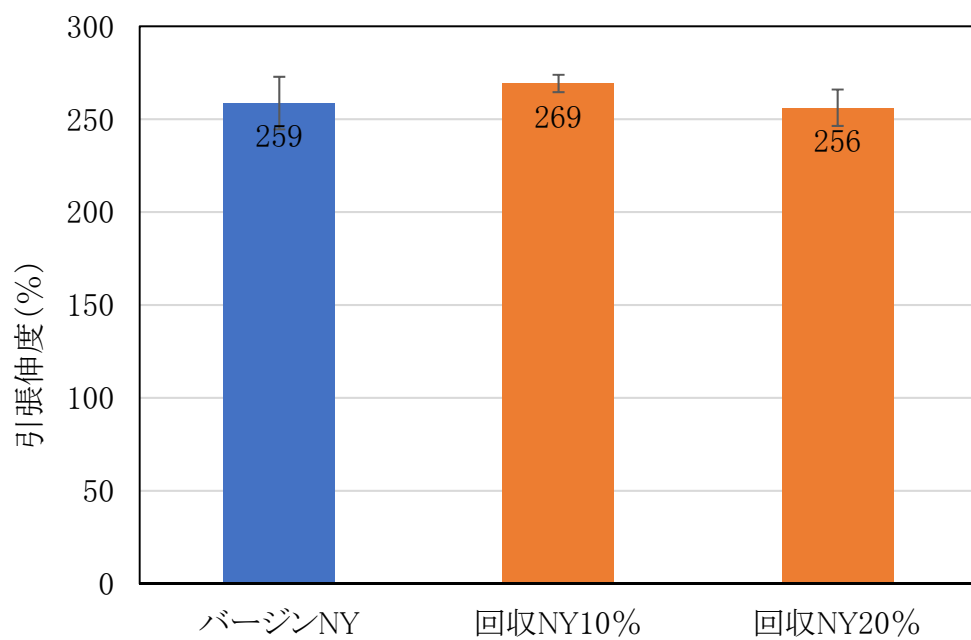


図 87 引張伸度(単膜試作品)

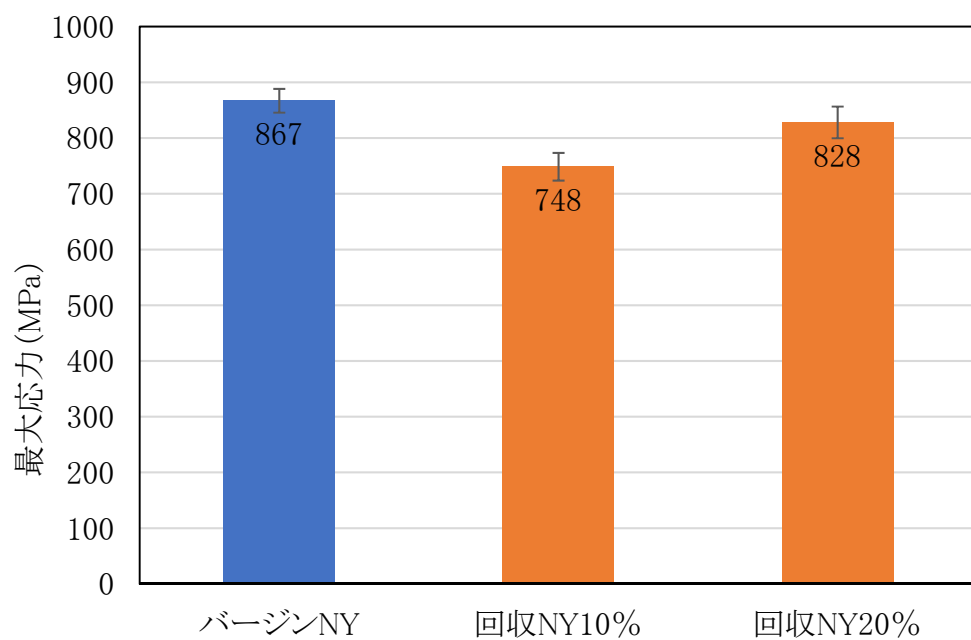


図 88 ヤング率(単膜試作品)

また、これらの単膜フィルムの物性評価を実施した。引張強度と引張伸度はバージン NY とラミネートフィルムから回収した NY を 10%、20%リターンしても有意な差があるとは言えなかった。一方で、ヤング率においてはバージン NY とラミネートフィルムから回収した NY を 10%リターンしたものは有意差があった。したがってラミネートフィルムから回収した NY は物性が劣化する可能性がある。

最後に実際に生産するフィルムに近い状態での影響を判断するために、5層ラボ機で製膜試験を実施した。ラミネートフィルムに使用されている当社の NY フィルムと同じ組成の NY フィルムに、回収した NY 樹脂を対フィルム1%、3%添加した。

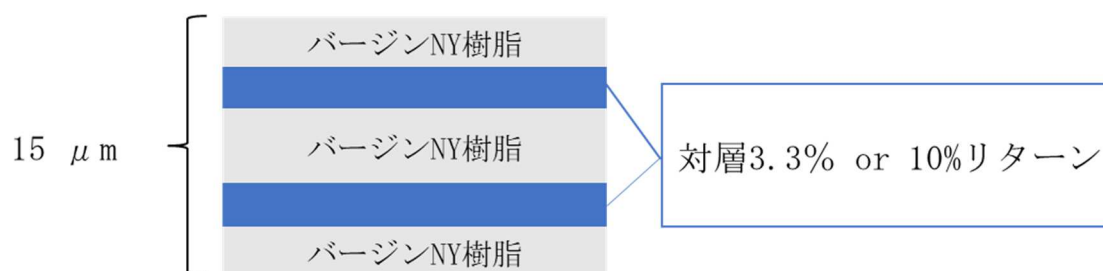


図 89 回収 NY 樹脂使用積層フィルム



図 90 (左)バージン NY 樹脂 (中)ラミネート回収 NY 樹脂1%
(右)ラミネート回収 NY 樹脂3%

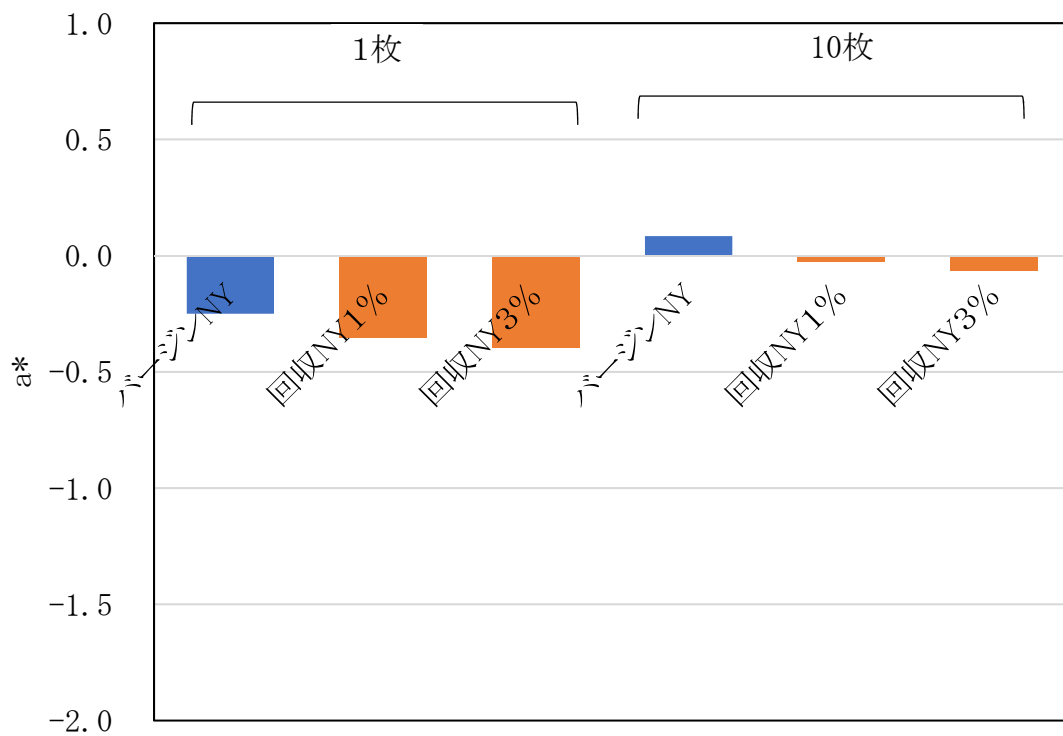


図 91 積層フィルム a^* 測定値

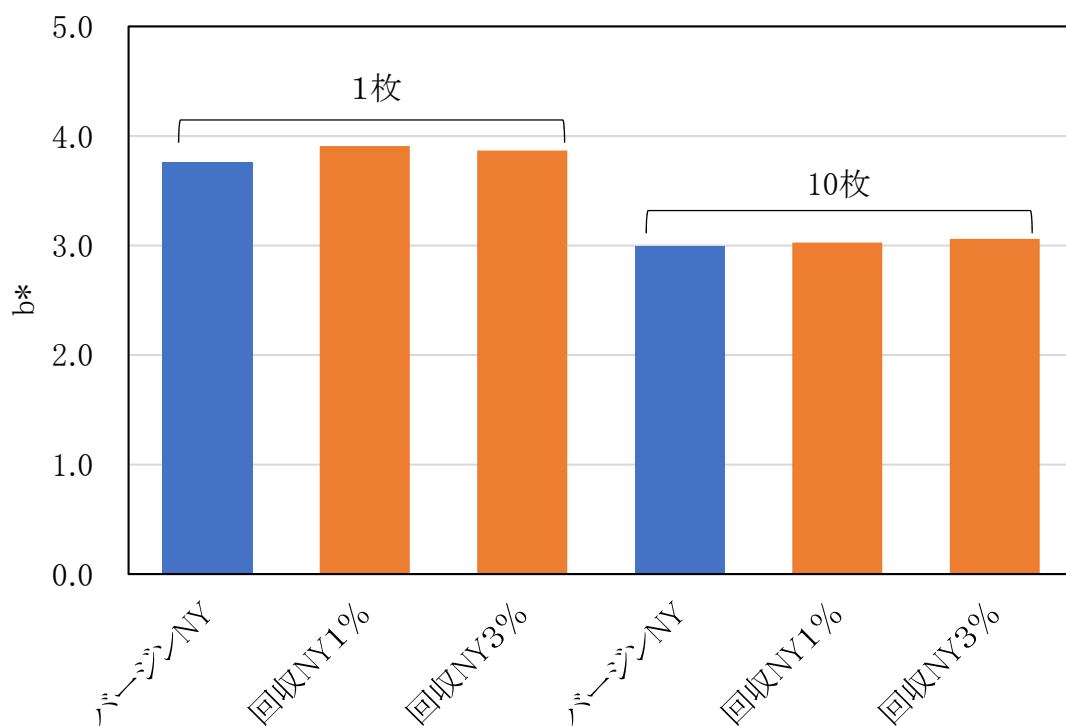


図 92 積層フィルム b^* 測定値

表 29 回収 NY を添加したフィルムの色差

	回収 NY1%		回収 NY3%	
	1枚	10 枚	1枚	10 枚
ΔE (対バージン NY)	0.25	0.14	0.35	0.23

まずは色差計にて色度を測定した。回収 NY 樹脂のリターン率を上げると、 a^* 値は低下することがわかった。一方で b^* 値は上昇することがわかった。 ΔE 値は 0.2 以下では測色不能領域であることを踏まえると、回収 NY を 3%程度までの添加が色度から判断した。

次に、強度物性、光学特性を確認した。強度物性、光学特性ともに回収 NY を 3%添加したものは、バージン NY 樹脂で製膜したフィルム同等であることを示した。したがって、ラミネートフィルムから回収した NY を 3%以下添加したフィルムは、実用可能レベルであると判断した。

表 30 積層フィルム試作品の物性表

内容			基準値		Ref		1%リターン		3%リターン	
項目	単位	測定条件	MD	TD	MD	TD	MD	TD	MD	TD
へイズ	%		15 $\geq$		3.64		3.3		3.39	
光沢	%		150 $\leq$		159.98		160.6		161.6	
貫孔	N	-5℃	-		13.78		13.38		12.67	
		5℃	-		12.06		12.47		11.59	
		室温	5.0 $\leq$		12.086		11.229		11.699	
衝撃	J	-5℃	-		0.7968		0.932		0.6619	
		5℃	-		0.6931		0.996		0.9248	
		室温	0.5 $\leq$		1.17		1.32		1.06	
ゲルボフレックス	個	5℃ × 1000 回	-		3.7		1.0		3.0	
引張強度	MPa		100 $\leq$	150 $\leq$	225.26	320.08	232.86	332.77	214.43	338.56
引張伸度	%		100 $\leq$	50 $\leq$	132.2	52.1	129.9	53.8	123.6	53.9
ヤング率	GPa		-	-	4.32	3.61	4.04	3.42	4.21	3.6

積層フィルムに回収 NY 樹脂を3%添加しても強度物性には影響がなかったが、単膜フィルムに 10%添加したときは一部物性に劣化が見られた。昨年度の報告書でも述べたが、ラミネートフィルムから回収した NY は基材 NY フィルムには見られない、低分子量のピークが見られた(図 93)。

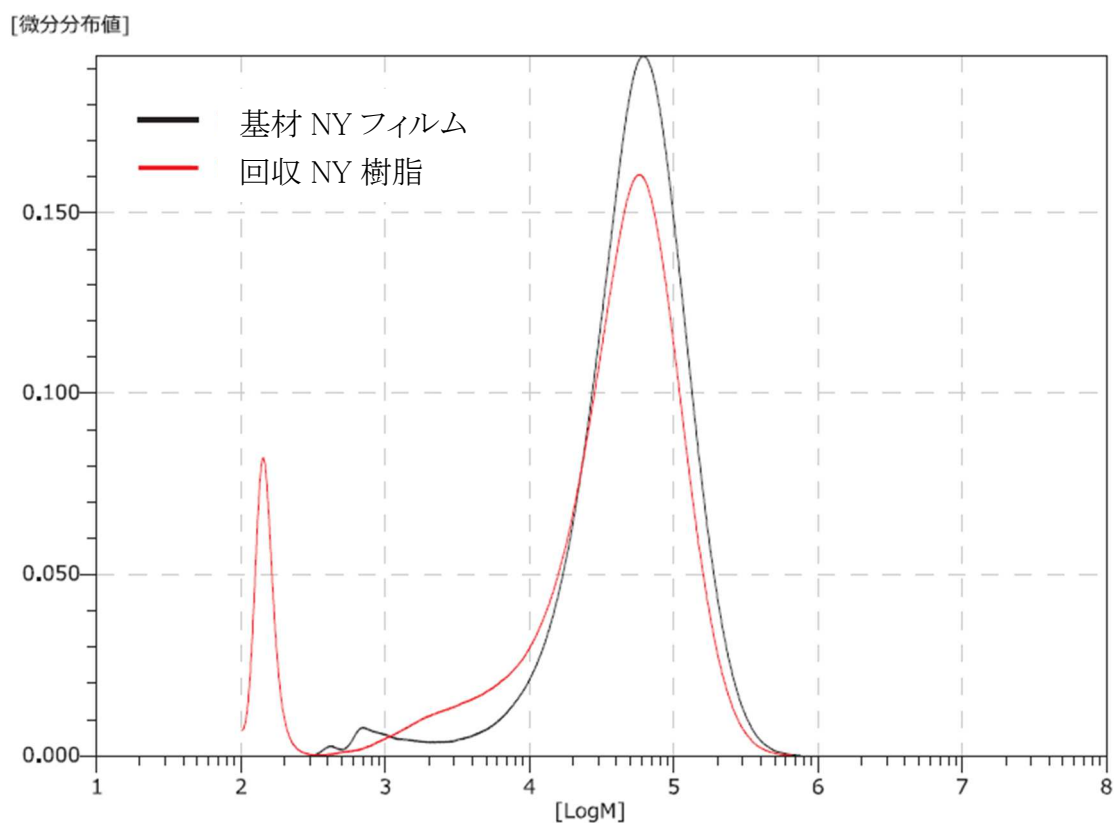


図 93 分子量分布曲線重ね書き

ラミネートフィルムから回収した NY 樹脂は印刷由来の着色が見られた。したがって、この低分子量のピークが印刷によるものかを検証した。印刷のあるラミネートフィルムと印刷のないラミネートフィルムを異種分離して NY を回収した。回収した NY の分子量分布を確認した。

表 31 印刷の有無による分子量分布のピーク

サンプル名	ピーク	Mw	Mn	Mw/Mn
回収 NY 樹脂 (印刷なし)	1	70,200	20,800	3.4
	2	110	110	1.0
	ALL	67,800	2,700	25.1
回収 NY 樹脂 (印刷あり)	1	70,000	20,700	3.4
	2	110	110	1.0
	ALL	68,000	3,200	21.3

[微分分布値]

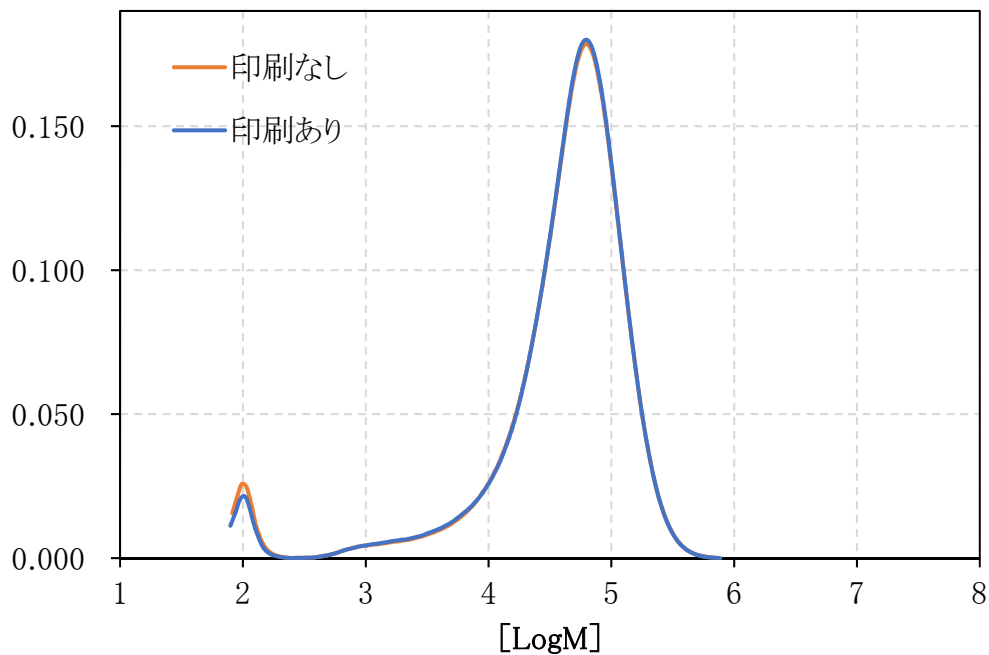


図 94 分子量分布曲線重ね書き

印刷の有無に関わらず、ラミネートフィルムから回収した NY 樹脂には分子量 110 の物質が検出された。したがって、回収 NY 樹脂の低分子量化に印刷の有無は影響していないことが推察された。

2.3. 連続処理方式の検討

現在、当社で所有しているパイロット設備はバッチ式で稼働している。連続化を見据えた際に現行の方法で最も技術的障壁となるのが、NY 溶解液と PET 残渣の固液分離である。この工程の効率化が連続処理方式実現の鍵となる技術的課題である。バッチ式では異種積層フィルムサンプルをネットに包み、さらにカゴの中にセットしているため、ネットやカゴの目によって NY 溶解液に PET 残渣の混入を防ぐことが可能である。しかし、バッチ式では溶解槽の中に PET 樹脂が残る。PET 樹脂の蓄積により定期的な停止・清掃が必要となり、高温の PET 樹脂取り出し作業の安全性確保や人件費削減の側面から連続化に向けた方式が必要なため、デカンタによる連続処理方式を検討する。

デカンタにより連続的に固液分離が可能かを確認した。デカンタは遠心力を利用した連続分離装置であり、高い処理能力と安定した分離性能を有している。180℃程度の高温の溶剤を扱うため、堅型のデカンタを使用した。



図 95 水とフラフ混合液の様子

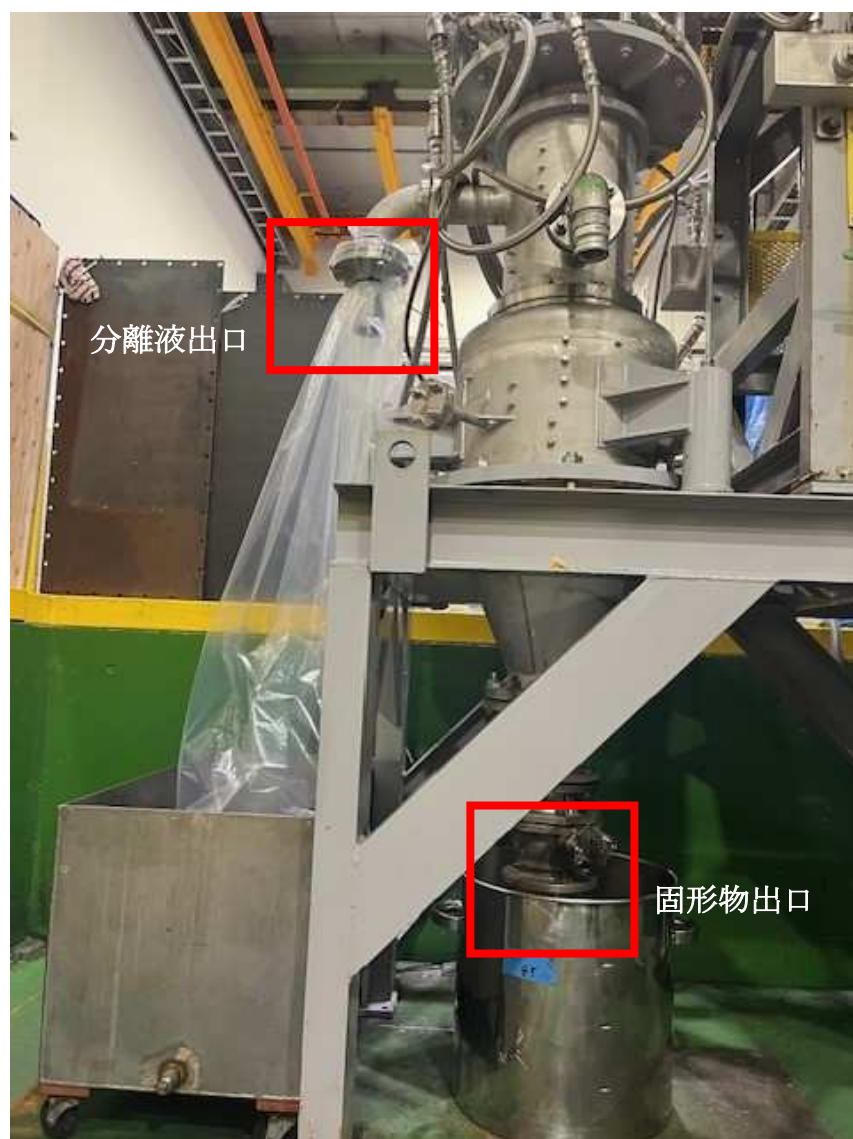


図 96 縦型デカンタ

まずは、水と NY/PET 積層シートまたはフィルムのフラフを使用し、連続的に処理が可能かを検討した。予備実験として常温系での動作確認を行うことで、設備の基本性能と操作パラメータを把握することを目的とした。あらかじめ水とフラフを混合し、タンクで調整した。タンクから縦型デカンタに送液し、縦型デカンタで連続的に固液分離した後、濾液は縦型デカンタ上部の分離液出口から、フラフは固形物出口より排出される。

表 32 連続固液分離試験(常温系)

	遠心力	差速	供給	水分率	サンプル	備考
	(G)	(min ⁻¹)	(L/h)	(%)	-	
1	2100	40	1500	3.73	フィルム 0.5%	フラフ混入あり
2	2100	40	1500	5.76	フィルム 1%	フラフ混入あり
3	2100	40	600	5.68	フィルム 2%	フラフ混入あり 詰まり発生
4	2100	10	1500	9.01	シート 1%	フラフ混入なし
5	2100	10	1500	6.77	シート 2%	フラフ混入なし

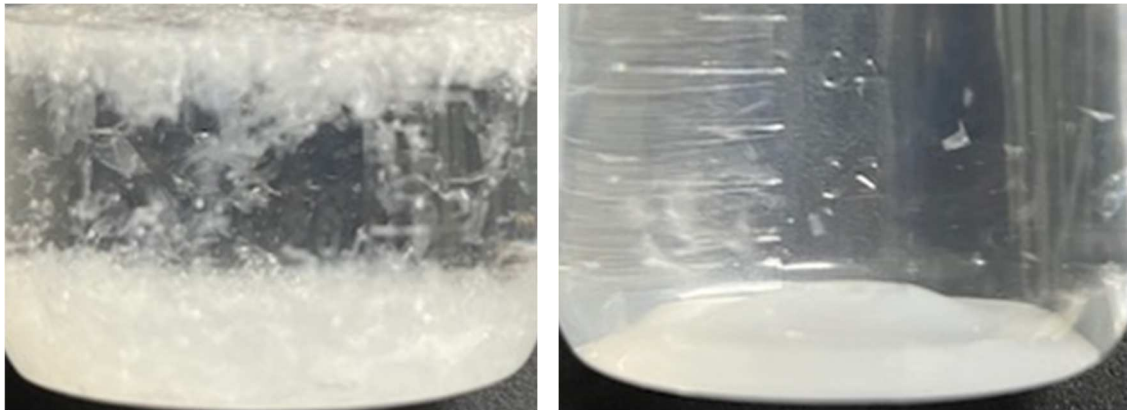


図 97 (左)フィルムフラフ1%混合液 (右)濾液

試験結果を表 32 に示す。シートフラフは2%まではフラフの混入なく、連続的に固液分離が可能であった。一方でフィルムフラフはフラフの混入があり完全に固液分離ができているとは言えなかった。堅型デカンタでの固液分離の後工程において、フィルター等による濾過措置が必要であると考えられる。

水とフラフのスラリーを常温で固液分離が可能とわかったため、次は実際の使用環境での堅型デカンタを使用した連続的な固液分離を試験した。試験フローを図 98 に示す。

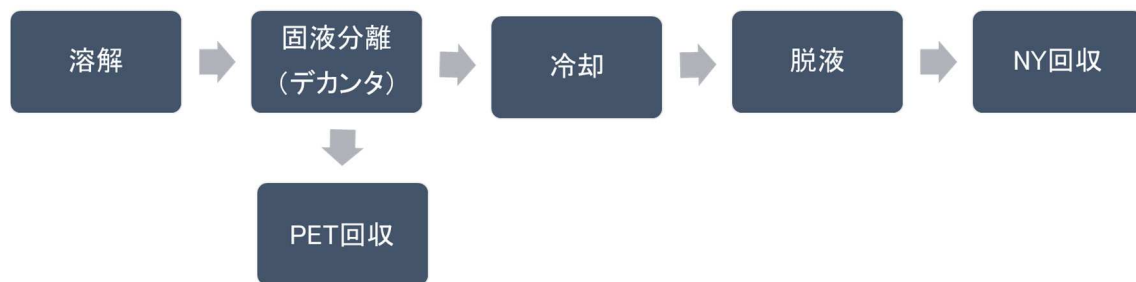


図 98 連続固液分離試験(実液)フロー

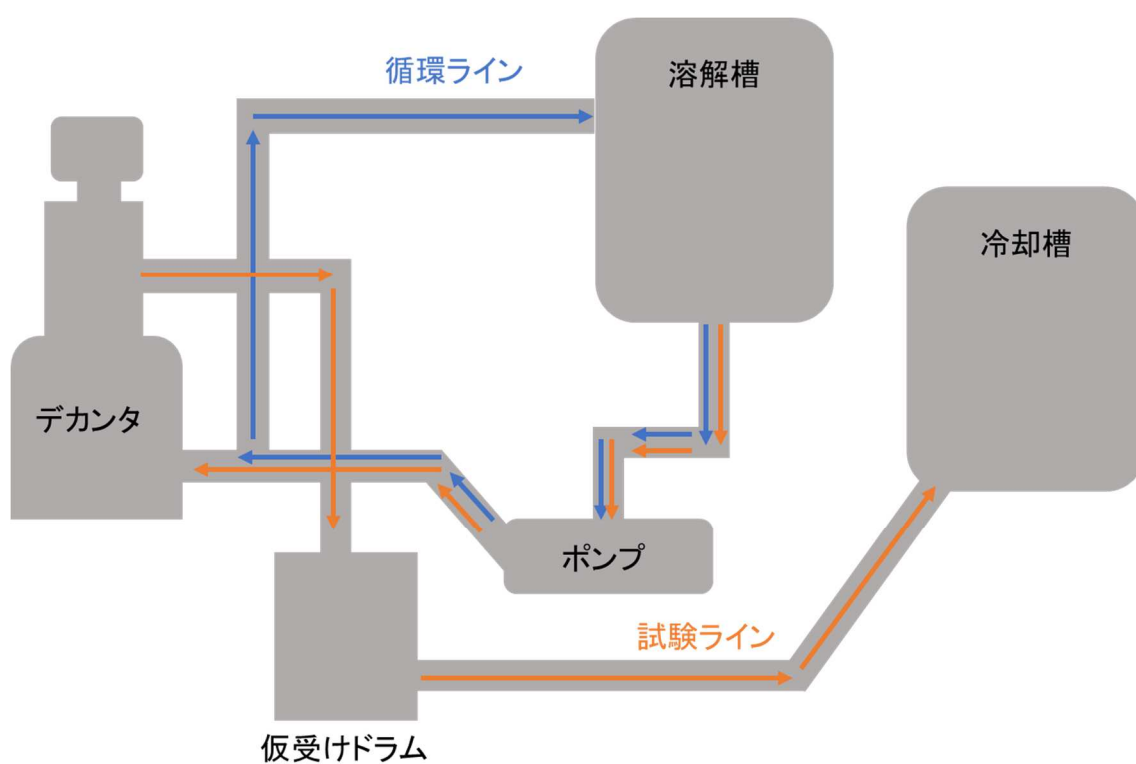


図 99 配置図

プロピレングリコール 700 kg と NY/PET 積層シートフラフ 10.9 kg を溶解槽に仕込み、60 rpm で攪拌を開始した。攪拌開始後、槽の内温が 170℃まで昇温し、170℃に到達後 1 時間攪拌した。事前に加温したプロピレングリコールを供給し、堅型デカンタを保温した後、堅型デカンタを使用した固液分離を実施した。なお、堅型デカンタ稼働中は不活性ガスを供給した。固液分離の条件は表 33 に示す。

表 33 縦型デカンタ・ポンプ条件表

	機械仕様			電動機				ポンプ			
				主動機		差動機					
	遠心力	差速	ノズル 径	電流	周波数	電流	周波数	電流	流量	前圧力	周波数
	G	min ⁻¹	mm	A	Hz	A	Hz	A	kg/h	MPa	Hz
1	2100	20	8.0	21.99	57	2.01	44	12	396	0.005	5.6
2	2100	10	8.0	23.03	57	2.04	58	12	360	0.006	5.6
3	2100	30	8.0	22.94	57	2.05	30	12	360	0.005	5.6
4	2100	30	8.0	21.59	57	2.04	30	9.5	468	0.010	7.5
5	2100	30	8.0	21.62	57	2.04	30	8.7	588	0.010	10.0
6	2100	30	8.0	23.57	57	2.03	30	7.5	852	0.020	15.0
7	1800	30	8.0	22.76	52	2.06	25	7.5	816	0.020	15.0
8	1500	30	8.0	24.02	48	2.08	19	7.5	864	0.020	15.0

サンプルは下記3点を回収した。

〈サンプル A〉

固液分離の条件ごとに縦型デカンタ液供給ラインからスラリーを採取

〈サンプル B〉

固液分離の条件ごとに縦型デカンタ液排出ラインから NY 溶解液を採取

〈サンプル C〉

固形物出口下に設置したドラム缶で受けた PET 残渣を採取

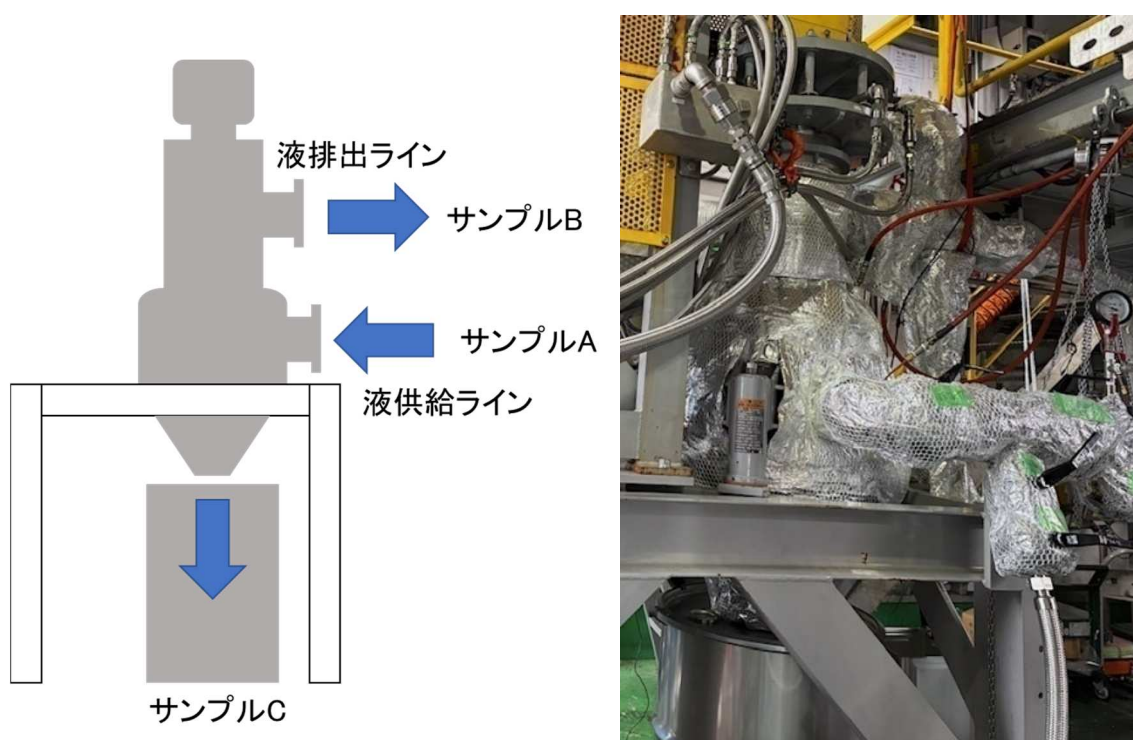


図 100 サンプル回収方法



図 101 回収したサンプル A

サンプル A、B は常温まで冷却すると NY 樹脂が析出してしまう。そこで、回収したサンプル A、B をそれぞれオイルバスで昇温し、NY 樹脂を溶解後、ザルで濾過することでそれぞれの溶解液に含まれていた PET 残渣を定量した。サンプル A、B に含まれていた PET 残渣の量を表 34 に示す。

表 34 サンプル A、B 中の PET 含量

		溶解前 (a)	回収 PET (b)	空容 器 (c)	NY 溶液 (d)	PET 割合 (e)	PET 除去率 (f)
		(g)	(g)	(g)	(g)	(wt%)	(wt%)
1	A	540	0.015	130	410	0.004	100.00
	B	640	0.000	120	520	0.000	
2	A	640	0.050	120	520	0.010	100.00
	B	600	0.000	120	480	0.000	
3	A	650	1.475	120	530	0.278	99.22
	B	580	0.010	120	460	0.002	
4	A	680	0.062	120	560	0.011	100.00
	B	650	0.000	120	530	0.000	
5	A	640	9.183	130	510	1.801	100.00
	B	640	0.000	130	510	0.000	
6	A	690	0.639	120	570	0.112	100.00
	B	670	0.000	120	550	0.000	
7	B	650	0.000	120	530	0.000	—
8	B	610	0.000	120	490	0.000	—

$$(d) = (a) - (c)$$

$$(e) = (b) / (d) \times 100$$

$$(f) = \{A(b)/A(d) - B(b)/B(d)\} / \{A(b)/A(d)\} \times 100$$

水準7及び水準8の A はサンプル量が足りず、採取不可

サンプル B のうち水準3以外のサンプルは、ザルによる濾過で PET フラフは確認されなかった。また、水準3においても、99.2%は PET 残渣が除去可能であった。ザルの目は 600 μm 四方であり、この目よりも小さい PET フラフは確認できない。そこで、ザルによる濾過後に析出し、吸引濾過・風乾した回収NY樹脂の分子量分布を測定した。比較として、異種分離で回収した PET 残渣の分子量分布曲線(図 74)を併記した。

ピーク No.	Mn	Mw	Mw/Mn
1	13,404	63,077	4.706
2	120	125	1.047
ALL	1,704	59,180	34.724

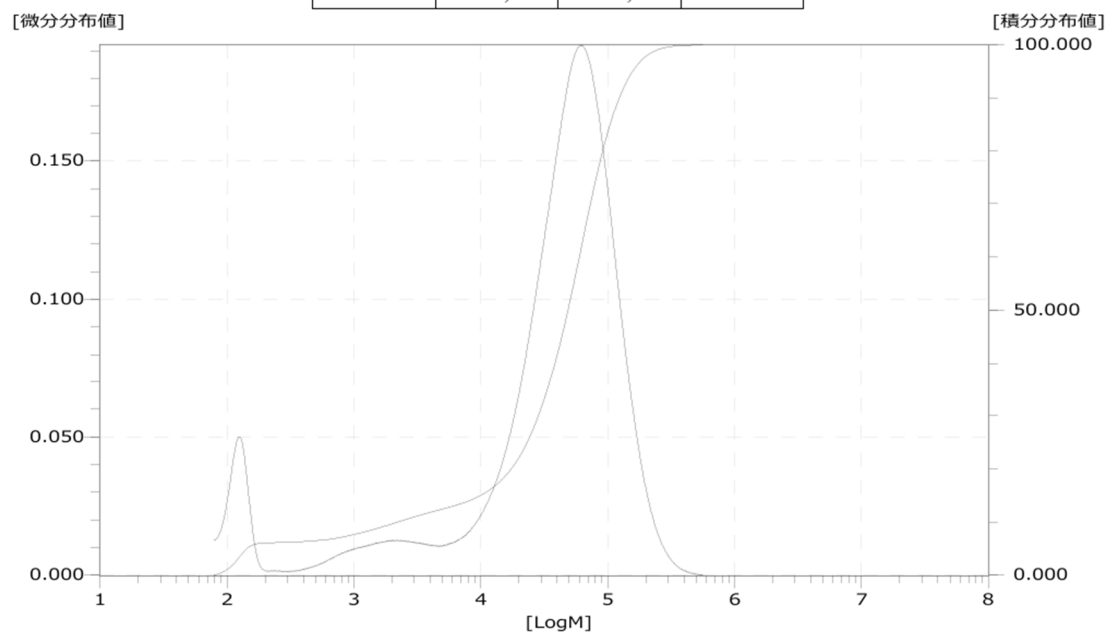


図 102 サンプル1A の分子量分布曲線

ピーク No.	Mn	Mw	Mw/Mn
1	16,646	62,581	3.760
2	120	124	1.038
ALL	1,274	57,131	44.844

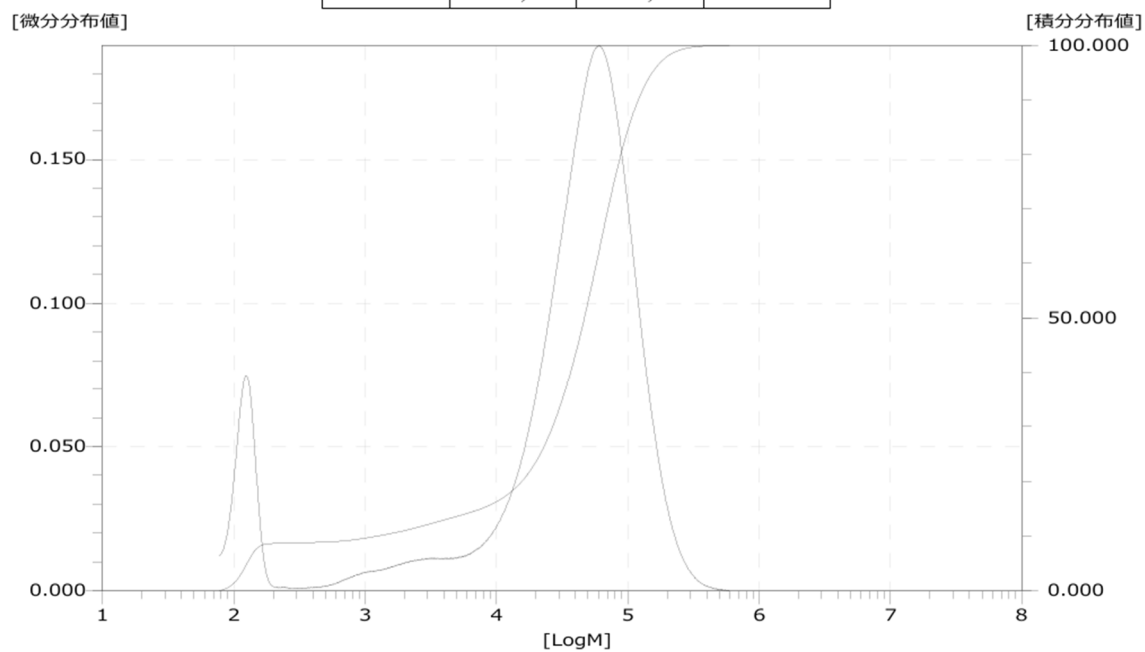


図 103 サンプル1B の分子量分布曲線

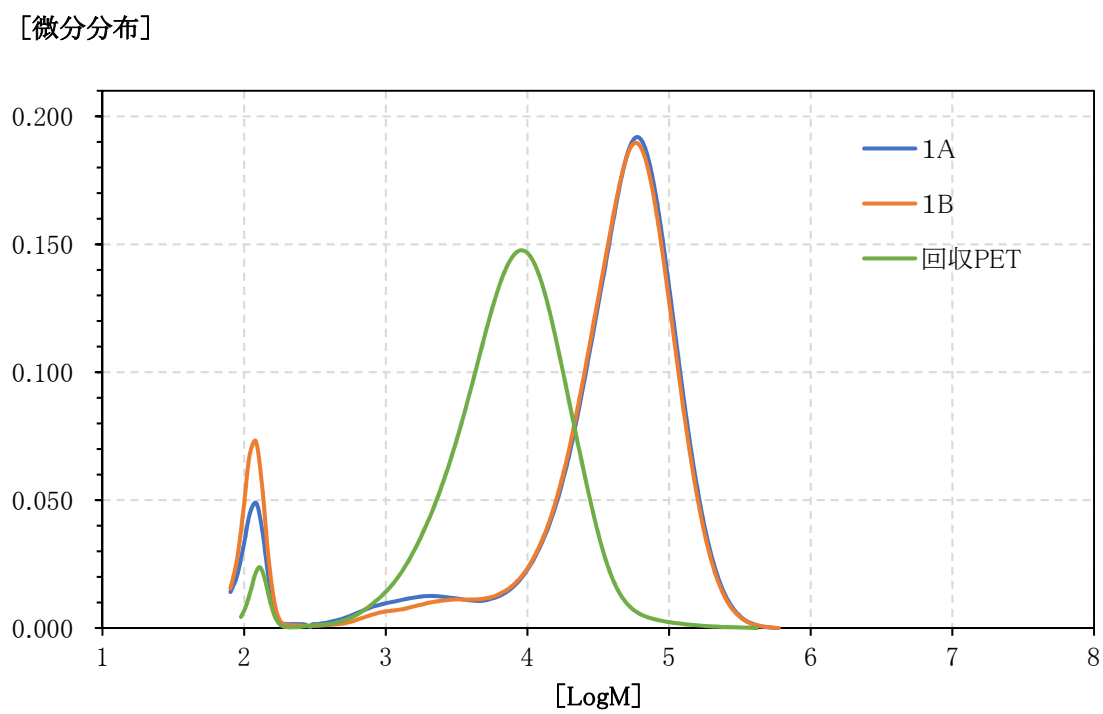


図 104 分子量分布重ね書き

サンプル1Aと1Bの分子量分布を比較し、回収 NY 樹脂の分子量分布に変化はなかった。また、回収 PET 樹脂の主となるピークが、サンプル1A、1Bともに確認されなかった。以上の結果から、縦型デカンタを使用した、NY 溶解液と PET 残渣の連続的な固液分離は有効であると判断した。

2.4. LCA の検証・評価

2.4.1. 概要

LCA 検証では、異種分離工程で端材から回収した NY 樹脂(回収 NY 樹脂)を原料に添加したリサイクル NY 積層フィルムの CO₂ 排出量が、ベースラインである従来の NY 積層フィルムと比べて削減することを評価する。ここで前年の令和 6 年度の成果報告では CO₂ 排出量を削減するには次の項目が重要であることが判った。

- (1) 溶剤の購入および廃棄にかかる CO₂ 排出量を削減すること
- (2) 異種分離工程の省エネ対策を進めて CO₂ 排出量を削減すること

まず(1)の対策案は、溶剤に溶けた NY 樹脂を析出するときに貧溶媒として水を添加する方式から、水を添加しない方式(貧溶媒レス方式)にすることで次の CO₂ 削減効果が得られる。

- ① 蒸留において水の分離がなくなり溶剤を使用する度に蒸留する必要がないため、蒸留回数を削減できる
- ② 蒸留において水の分離がなくなり溶質の除去のみになるため、1 回あたりの蒸留に要する電力が削減できる
- ③ 蒸留において水の分離がなくなり溶剤回収率が向上するため、溶剤の廃棄量と新規購入量を削減できる

また(2)の対策案は、異種分離工程の実装段階の設備(量産設備)を連続処理化することで次の効果が得られる。

- ① 溶剤が配管と容器で封鎖された閉回路を循環することで、蒸発による損失を削減できる
- ② 回収 NY 樹脂量に対して必要な溶剤量を少量にすることで、溶剤昇温に必要な電力を削減できる
- ③ 連続処理により設備内等に残留して未回収になる NY 樹脂を削減できるため、NY 樹脂の回収率が向上する。
- ④ 設備内の処理工程を巡る溶剤の循環が早くなることで、放熱による熱損失を削減できる
- ⑤ 人が介在する作業を削減できることで、溶剤暴露に対する安全性を得られ、且つ連続稼働における人件費の削減ができる。

上記の(1)と(2)から CO₂ 削減効果を得るためのパラメータと目標値を次のイ)から二)のように設定した。

- イ) 溶剤を蒸留するまでの繰返し使用回数(溶剤使用回数): 5 回
- ロ) 処理前の溶剤量に対する処理後の溶剤量の割合(溶剤回収率): 98%
- ハ) 溶解槽で溶剤に溶かす NY 樹脂の濃度(NY 溶解濃度): 5w%
- ニ) 処理前の端材に含まれる NY 樹脂量に対して回収できる NY 樹脂量の割合(NY 樹脂回収率): 95%

参考までに上記の(1)および(2)の対策の効果と、イ)から二)のパラメータとの関係は次のようになる。

イ) …(1)①および②

ロ) …(1)③、(2)①

ハ) …(2)②

ニ) …(2)③

令和6年度は、本実証事業の完了時に技術的に上記のイ)から二)のパラメータ目標を達成することで、CO₂排出量は表 35 のように 37.4t/年が削減できると評価した。

令和7年度の実証では上記の目標を達成するため、貧溶媒レス方式および溶剤使用回数5回による回収 NY 樹脂が品質的に問題ないことの確認を実施した。また量産設備の連続処理化に向けて、端材に含有する NY 樹脂を高温の溶剤で溶かした後の固液分離工程に、上記(2)⑤の効果を目的として堅型デカンタを導入する試験を実施した。そのため LCA 検証では量産設備の連続処理化について次の対策による CO₂ 排出量の評価をおこなった。

- ・ 連続処理化に必要な堅型デカンタを導入することによる CO₂ 排出量の増加分を評価する。
- ・ 堅型デカンタを含む量産設備の連続処理化において、CO₂ 排出量が令和6年度の評価より更に削減できる対策を評価する。

一つ目は堅型デカンタの試験における電力測定の結果を用いて評価する。二つ目は上記(2)④の効果が得られる方法として次の3つの対策について評価した。

- ・ 溶剤が NY 樹脂を析出した時の温度を維持して、最初の昇温工程に循環することで、昇温の温度差を小さくする
- ・ 高温の溶剤を冷却して NY 樹脂を析出する時の廃熱をヒートポンプで回収して溶剤の予熱に再利用する
- ・ ヒートポンプで回収した熱を更に蒸留のヒーター熱に再利用する

表 35 令和6年度 目標技術を実装した場合の評価対象製品の CO₂ 排出量

	ベースライン			評価対象製品		
	プロセス	取扱量 (t)	CO ₂ 排出量 (t-CO ₂ /年)	プロセス	取扱量 (t)	CO ₂ 排出量 (t-CO ₂ /年)
原料調達	NY 樹脂製造	4,061.3	19,392.5	NY 樹脂製造	3,797.6	18,133.3
	その他樹脂製造	1,353.8	3,671.2	その他樹脂製造	1,353.8	3,671.2
	補助剤製造		134.8	補助剤製造		128.2
				溶剤製造	111.1	184.2
	小計		23,198.5	小計		22,117.0
原料輸送	NY 樹脂輸送	4,061.3	291.7	NY 樹脂輸送	3,797.6	272.7
	その他樹脂輸送	1,353.8	176.7	その他樹脂輸送	1,353.8	176.7
	補助剤輸送		1,113.2	補助剤輸送		1,059.0
				溶剤輸送		
	小計		1,581.7	小計		1,508.5
フィルム製造	フィルム製造	5,415.0	6,771.7	フィルム製造	5,415.0	6,771.7
原料リサイクル				粉砕	377.7	34.4
				異種分離	370.1	857.5
				溶剤蒸留	555.7	416.8
	小計			小計		1,308.7
廃棄	廃棄物輸送	415.0	19.6	廃棄物輸送	151.3	7.1
	製造端材廃棄	415.0	557.3	製造端材廃棄	37.4	50.2
				粉砕屑廃棄	7.6	1.0
				分離屑廃棄	106.4	14.5
				溶剤廃棄	111.1	312.7
	小計		576.9	小計		385.5
	合計①		32,128.8	合計②		32,091.4
				合計①-合計②		37.4

2.4.2. 目的および調査範囲

2.4.2.1. 目的

NY 積層フィルムの製造工程で発生する端材から、NY 樹脂を再生して原料として再利用する原料リサイクルが、環境影響への低減に寄与することの評価を目的にする。評価における評価対象製品、ベースライン、機能単位について次に示す。

- ・ 評価対象製品 NY 積層フィルムにおいて、NY 樹脂はバージン原料に回収 NY 樹脂を添加した原料を使用したリサイクルフィルム
- ・ ベースライン NY 積層フィルムにおいて、NY 樹脂はバージン原料のみを使用した従来のフィルム
- ・ 機能単位 当社のフィルム強度の物性基準値を満たす

2.4.2.2. 調査範囲

調査範囲は次の①から⑤の範囲とする。

- ① 当社の製造工程の上流にあたる樹脂原料の資源採掘から原料製造および当社の工場までの輸送を含めた樹脂原料を調達する範囲
- ② 当社の製造工程の下流にあたる包装材加工業者による印刷・加工および食品メーカー等による商品包装、その後流通を経て消費者に商品が使用され包装材が廃棄されるまでの範囲
- ③ 当社のフィルム製造工程および製造工程で発生した端材を輸送して廃棄するまでの範囲
- ④ 評価対象製品の場合に追加される、端材を回収して粉碎と異種分離を行う原料リサイクル工程と、原料リサイクル工程で発生する粉碎屑と分離屑を輸送して廃棄するまでの範囲
- ⑤ 原料リサイクル工程で使用する溶剤の資源採掘から溶剤製造、溶剤蒸留、溶剤廃棄の範囲

上記のうち②についてはベースラインと評価対象製品で同一の工程と想定されるため、評価対象外とする。ベースラインと評価対象製品のライフサイクルフローを図 105 および図 106 図 106 に示す。

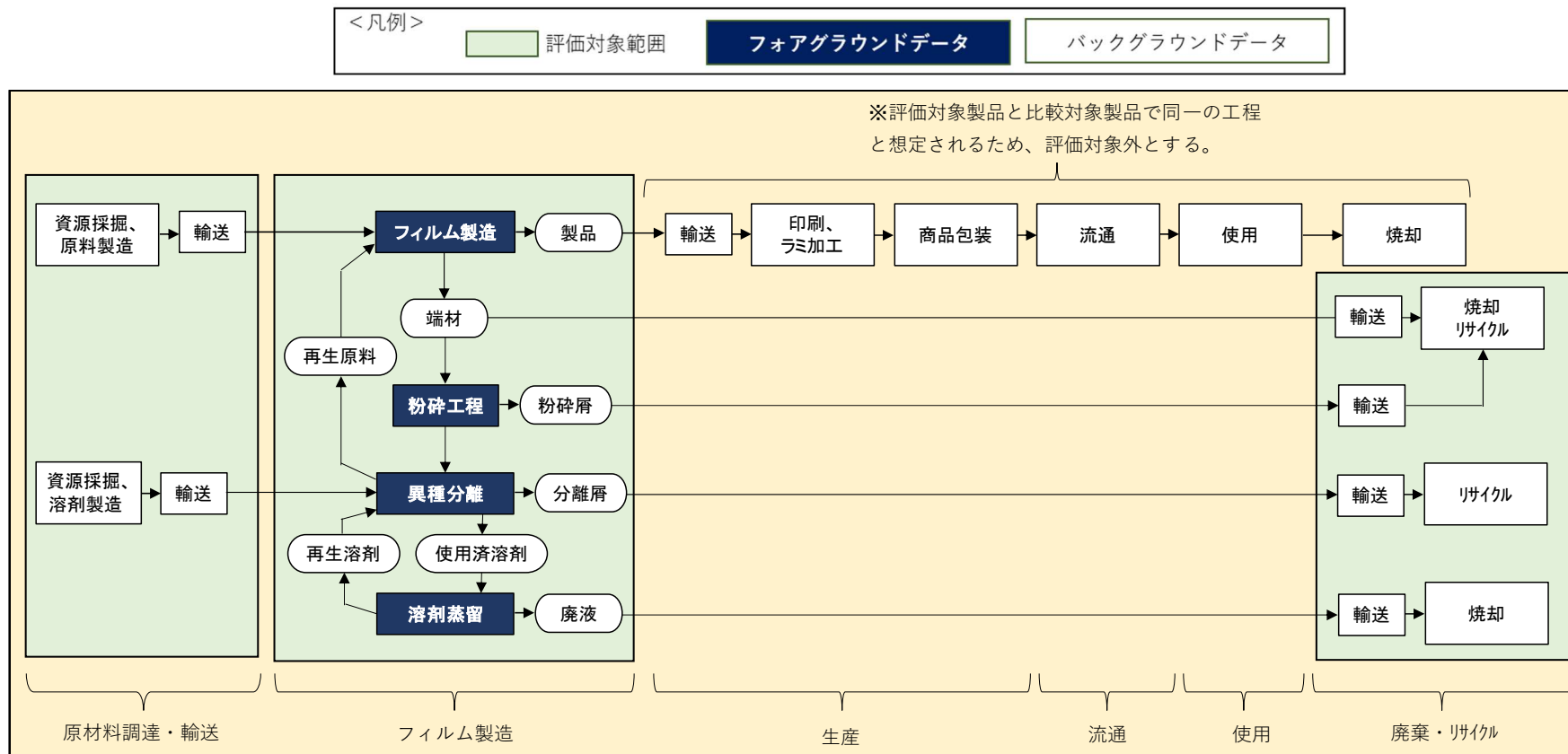


図 105 評価対象製品のライフサイクルフロー

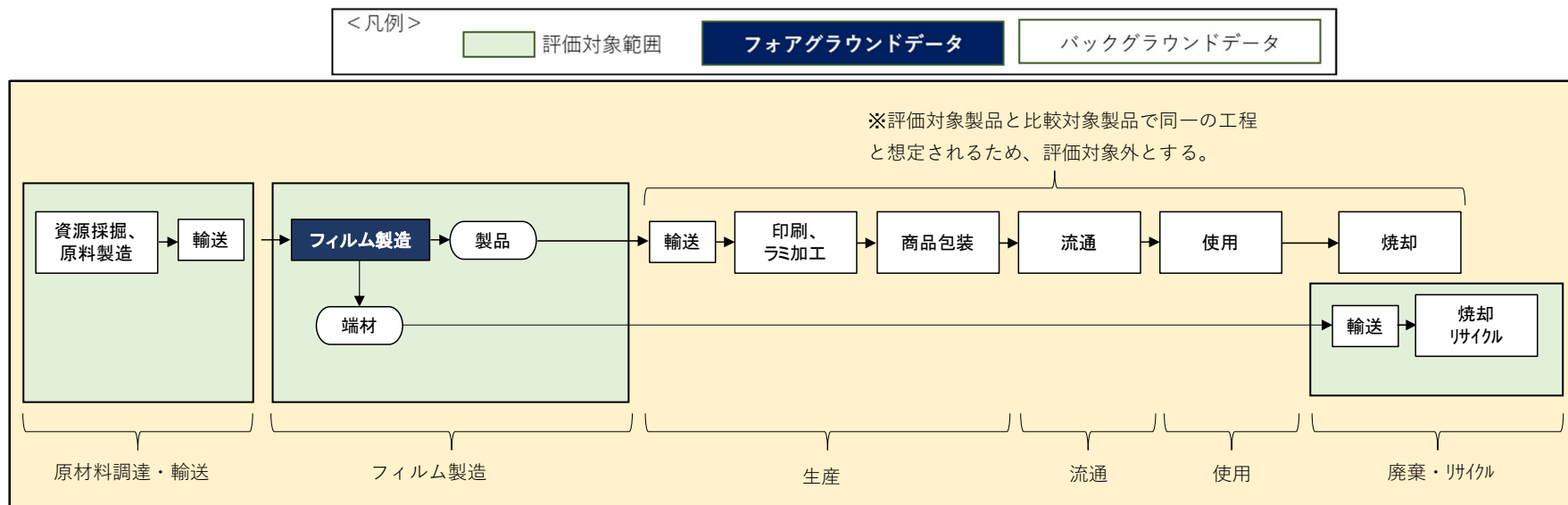


図 106 ベースラインのライフサイクルフロー

2.4.3. 分析

プラスチックフィルムの製造工程は、原料である樹脂ペレットを押出機で熔融しながらシート状に成形し、それを加熱しながら延伸して薄膜のフィルムにする。熱により樹脂を成形する工程のため副生成物の発生はなく、また製造工程で使用するエネルギーは電力と蒸気のみであることから環境影響の分析は CO₂ 排出量を対象に進める。

2.4.3.1. 調査データ

分析では表 35 に示す原料調達、原料輸送、フィルム製造、原料リサイクル(粉碎、異種分離)、廃棄、溶剤調達、溶剤蒸留、溶剤廃棄等の各取扱量と CO₂ 排出量原単位の調査は以下のようにした。

- ① 原料調達 取扱量(トン)は NY 積層フィルムの年間販売量の 5,000t/年を基準に算出した値を用いた。使用する原料は NY 樹脂と NY 樹脂以外の EVOH 樹脂、PET 樹脂、PE 樹脂があり、各樹脂の取扱量と構成比は 2022 年度の年間実績値を用いた。原料調達の資源採掘/原料製造の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ② 原料輸送 取扱量(トン)は、上記の原料調達取扱量と原料製造拠点からの直線距離で把握した輸送距離よりトンキロを算出した。各原料製造拠点である購買先は国内外を合わせ十数社に分かれており、各拠点からの輸送量は 2022 年度の購買実績を基にした値を用いた。原料輸送の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ③ フィルム製造 取扱量(トン)は年間販売量の 5,000t/年を基準に算出した値を用いた。取扱量(製造量)に必要なエネルギー消費量については、測定値が NY 積層フィルム以外の製造を含む工場全体の総エネルギー消費量になるため、2022 年度の生産実績から対象製品の生産量比率で按分した値を用いた。エネルギーの CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ④ 粉碎 取扱量(トン)は端材の発生量を 2023 年度の実績から 415トン/年とし、そのうち 91%が粉碎に投入すると仮定した。粉碎の消費電力は、粉碎機は連続回転刃に材料を投入する動作のみのため、伝導機の定格出力から次のように算出した。
 - ・粉碎処理能力:100kg/h
 - ・定格出力:25kW
 - ・負荷率:0.7(定格出力に対する実負荷の割合)
 - ・エネルギー効率:0.8(電力エネルギーが出力に変換する割合)

- ・処理能力当りの消費電力 = $(25\text{kW} \times 0.7 \div 0.8) \div 100\text{kg/h}$
 $= 0.219 \text{ kWh/kg}$

- ・電力の CO₂ 排出量係数: $0.434 \text{ kg-CO}_2/\text{kWh}$

- ・粉砕の CO₂ 排出量原単位: $0.095 \text{ kg-CO}_2/\text{kg}$

電力の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。

⑤ 異種分離

取扱量(トン)は粉砕取扱量の 98% (98%は粉砕歩留)と仮定した。異種分離の消費電力は、装置からの放熱による熱損失を含めてパイロット設備(バッチ処理)稼働中の電流測定値を基に算出した。更に量産設備(連続処理)を想定した消費電力とするため算出においては稼働条件と処理能力を次のように設定した。

- ・稼働条件:パイロット設備の各工程が同期(1 時間/バッチ)且つ
 並行して処理を繰り返し、材料がバッチ毎に順に次
 工程に送られることで処理が連続化される流れを想
 定し、10 日間の連続運転(24 時間稼働)とメンテナン
 ス停止を繰り返す稼働条件とした
- ・処理能力:溶剤に溶かす NY 樹脂の濃度を量産で想定する
 5.0W%とした

パイロット設備の電流測定状況を図 107 に、また電力の算出結果を表 36 に示す。電力の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。

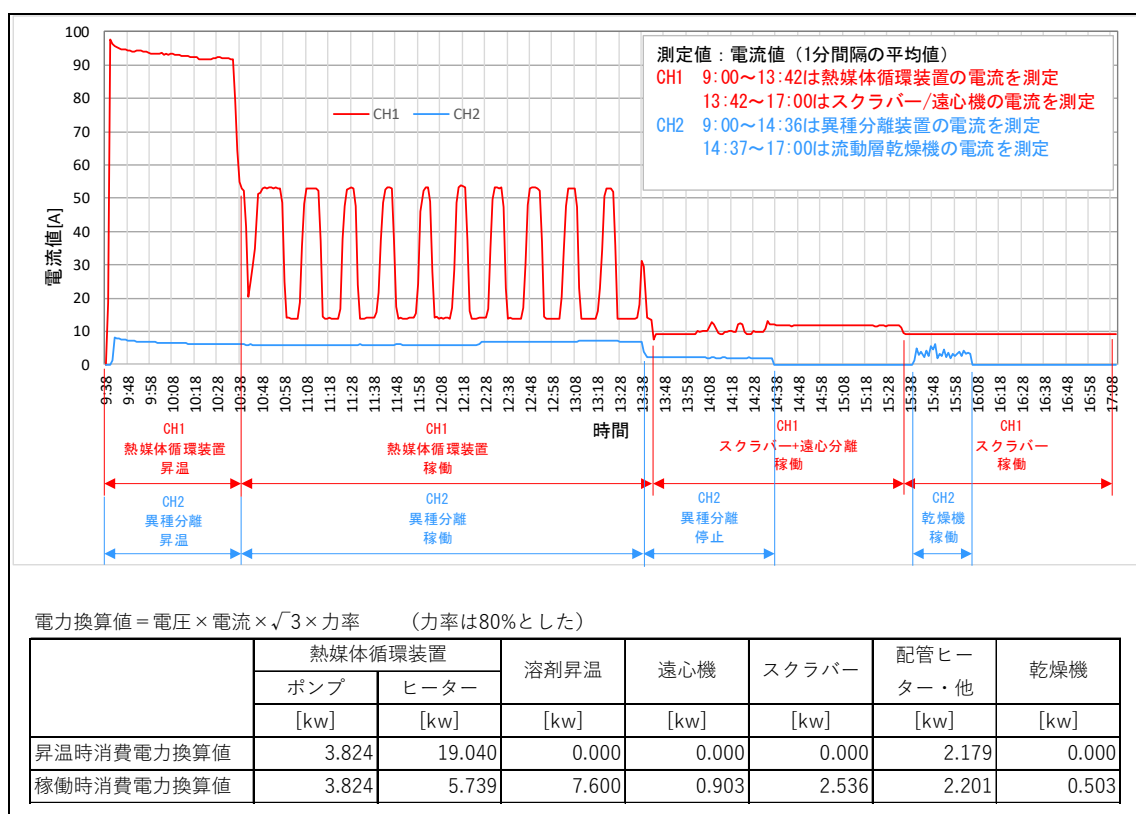


図 107 パイロット設備の電流測定

表 36 パイロット設備の消費電力

設定条件	溶剤	比重		1.115	kg/L	エチレングリコール
		比熱		2742	J/(kg・℃)	エチレングリコール
		昇温温度		190	℃	
		使用量		54	L/バッチ	溶解槽の容量
	粉碎樹脂	溶解槽でのNY溶解濃度		5	W%	
		端材中のNY樹脂含有率		75	%	
		溶剤槽への端材投入量		4.23	kg/バッチ	注 1
	稼働時間	バッチ処理時間		1	時間/バッチ	
連続稼働時間		240	時間	10日間連続運転		
立上停止消費電力	立上時	熱媒循環	ポンプ	3.824	kwh	
			ヒーター	19.040	kwh	
		配管ヒーター・他		2.179	kwh	
	停止時	熱媒循環	ポンプ	7.649	kwh	
			ヒーター	0.000	kwh	
		配管ヒーター・他		0.000	kwh	
	小計		32.692	kwh		
	①1バッチ当りに平均化した消費電力		0.136	kwh	1時間/バッチ	
稼働時消費電力	稼働時	熱媒循環	ポンプ	3.824	kwh	
			ヒーター	5.739	kwh	設備温度維持
		溶剤昇温		7.600	kwh	
		配管ヒーター・他		2.201	kwh	
		遠心分離		0.903	kwh	
		乾燥		0.503	kwh	
		スクラバー		0.536	kwh	
	②1バッチ当りの消費電力		21.306	kwh		
合計	①+②		21.442	kwh		
	端材投入量当たりの消費電力		5.069	kwh/kg	注 2	

注1) NY 溶解濃度から端材投入量を把握する算出を次の変更前(令和 6 年度報告の評価時)から変更後に修正した

・変更前: (溶剤使用量 54L/バッチ×比重 1.115kg/L) × NY 溶解濃度 5% ÷ NY 樹脂含有率 75%
= 4.01kg/バッチ

・変更後: (溶剤使用量 54L × 比重 1.115kg/L) × (NY 溶解濃度 5% ÷ (1 - 5%)) ÷ NY 樹脂含有率 75%
= 4.23kg

注2) 上記注1の変更により端材投入量当たりの消費電力は 5.341 kWh/kg から 5.069 kWh/kg に修正した

- ⑥ 製造端材廃棄 取扱量(トン)は端材 415 トン/年のうち汚れ等で原料リサイクルに適さないものが 9%発生すると仮定した。端材の廃棄は有価物として処理をしているが、当社のカーボンフットプリント(CFP)算定ルールに従って、有価物は 50%がリサイクル、50%が焼却廃棄として算定する。リサイクルおよび焼却廃棄の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ⑦ 粉碎屑廃棄 取扱量(トン)は原料リサイクルの粉碎取扱量のうち 2%が粉碎屑になると仮定した。粉碎屑は有価物として処理をするため 50%がリサイクル、50%が焼却による処理として算定し、リサイクルおよび焼却廃棄の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ⑧ 分離屑廃棄 取扱量(トン)は異種分離取扱量の 25%(端材の NY 樹脂以外の部分)とした。NY 樹脂以外の分離屑も可能な限りフィルムへの原料リサイクルを目指す、ここでは全て有価物処理とした。分離屑の有価物処理は 100%が二次リサイクルされるとし、CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ⑨ 溶剤調達 取扱量(トン)は溶剤の繰返し使用における損失量(=購入量)とした。溶剤の損失量は次により算出した。ここで溶剤取扱量は量産設備に充填した溶剤の繰返し使用による積算量とする。また溶剤は量産で想定しているエチレングリコールとした。
- ・溶剤比重:1.115kg/L
 - ・溶剤使用量:54L/バッチ
 - ・溶解槽への端材投入量:4.23kg/バッチ
 - ・異種分離取扱量=415 t/年×91%×粉碎歩留 98%
=370.1 t/年
 - ・溶剤取扱量=370.1t/年×1000kg/t÷4.23×54
=4,724,681L/年=5,268,019kg/年=5,268 t/年
 - ・溶剤損失量=5,268t/年×(1-溶剤回収率 98%)=105.4 t/年
- 溶剤調達の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。
- ⑩ 溶剤蒸留 取扱量(トン)は上記の溶剤取扱量と溶剤使用回数(10 回)より次のように算出した。
- ・溶剤蒸留取扱量=5,268 t/年÷10 回=526.8t/年
- 次に溶剤蒸留の消費電力は、薄膜蒸留装置の仕様を基に伝導機の定格出力と処理能力から表 38 のように算出した。

ここで薄膜蒸留装置により溶剤が気化するときの顕熱と潜熱については以下のように求めた。薄膜蒸留装置では蒸留する液体の沸点を下げするため真空ポンプで装置内の気圧を下げている。この気圧を 3kPa として溶剤の蒸留時の沸点をアントワン式から算出する。

$$\text{Log } P = A - \frac{B}{T + C}$$

P: 蒸気圧 (mmHg) (1Pa=0.007501mmHg)

T: 沸点 (°C)

A、B、C: アントワン定数

表 37

アントワン定数			
A	B	C	温度範囲[°C]
8.2621	2197	212	25～112

$$T = 2197 \div (8.2621 - \log(3 \times 1000 \times 0.007501)) - 212$$

$$= 105.95 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

またエチレングリコールは極性液体であることから、蒸発潜熱を次の Hildebrand の法則による推算式から算出する。

$$\frac{L}{T + 273.15} = 27.98 \left(\frac{P}{T + 273.15} \right)^{-0.105}$$

L: 蒸発潜熱 (cal/mol)

$$L = 27.98 \times ((3 \times 1000 \times 0.007501) \div (105.95 + 273.15))^{-0.105}$$

$$\times (105.95 + 273.15) \div 1000 = 14.269 \text{ kcal/mol}$$

上記の沸点と蒸発潜熱より顕熱と潜熱は次のように算出した。

- ・蒸留前の溶剤温度: 20 °C
- ・溶剤比熱: 2742 J/kg・°C
- ・溶剤分子量: 62.07 g/mol
- ・1cal=4.184J
- ・顕熱 = $2742 \times (105.95 - 20) \div 1000 \div 3600 = 0.065 \text{ kWh/kg}$
- ・潜熱 = $14.269 \div (62.07 \div 1000) \times 4.184 \div 3600 = 0.267 \text{ kWh/kg}$

電力の CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。

表 38 溶剤蒸留の消費電力

設定条件	a	蒸留能力（試験機）	7.5	L/h
	b	溶剤比重 1.115kg/L	1.115	kg/L
	c	蒸留頻度（溶剤の使用回数）	10	回毎
ヒーター 消費電力	d	溶剤 顕熱（真空度 3kPa）	0.065	kW/kg
	e	溶剤 潜熱（真空度 3kPa）	0.267	kW/kg
	f	放熱ロス係数	1.2	
	g	消費電力 $a \times b \times (d + e) \times f$	3.338	kWh
電動機 消費電力	h	供給ポンプ定格出力	0.75	kW
	i	真空ポンプ定格出力	3.7	kW
	j	ポンプ負荷率	0.7	
	k	ポンプ効率	0.8	
	l	消費電力 $(h + i) \times j \div k$	3.894	kWh
合計	m	消費電力 $g + l$	7.232	kWh
	n	蒸留単位量当たり消費電力 $m \div (a \times b)$	0.865	kWh/kg

- ⑪ 溶剤廃棄 取扱量(トン)は溶剤取扱量 5,268 t/年において溶剤回収率 98%に対する損失分とした。損失分は蒸発等により失われることもあるが、ここでは全て廃油の焼却廃棄として評価した。CO₂ 排出量原単位はバックグラウンドデータを参考にした。

2.4.3.2. バックグラウンドデータ

分析で使用するバックグラウンドデータは、経済産業省 CFP ガイドライン(2023 年 5 月)を参考に表 39 のとおりとした。

表 39 バックグラウンドデータ源

段階	プロセス	使用データ源	CO ₂ 排出量原単位 (参考値)
原材料調達・輸送	資源採掘/ 原料製造	IDEAv2.3:ナイロン 6 原単位を引用	4.775 t-CO ₂ /t
	資源採掘/ 原料製造	IDEAv2.3:EVOH 原単位を引用	2.799 t-CO ₂ /t
	資源採掘/ 原料製造	IDEAv2.3:ポリエチレンテレフタレート原単位を引用	2.974 t-CO ₂ /t
	資源採掘/ 原料製造	IDEAv2.3:ポリエチレン原単位を引用	2.112 t-CO ₂ /t
	資源採掘/ 原料製造	IDEAv2.3:エチレングリコール原単位を引用	1.657 t-CO ₂ /t
	輸送	IDEAv2.3:輸送サービス原単位を引用(陸路)	0.162 t-CO ₂ /t・km
		IDEAv2.3:輸送サービス原単位を引用(海路)	0.01 t-CO ₂ /t・km
フィルム製造	フィルム製造	関西電力排出係数(2023 年度使用係数、調整後)	0.434 kg-CO ₂ /kWh
	粉砕工程		
	異種分離		
	溶剤蒸留		
廃棄・リサイクル	輸送	環境省 DB_V3-4:廃棄物輸送原単位を引用	0.0472 t-CO ₂ /t
	焼却	IDEAv2.3:焼却処理原単位(産業廃棄物)を引用	2.55 t-CO ₂ /t
	リサイクル	環境省 DB_V3-4:リサイクル原単位を引用	0.136 t-CO ₂ /t
	リサイクル	IDEAv2.3:焼却処理原単位(廃油)を引用	2.814 t-CO ₂ /t

※資源採掘/原料製造の EVOH、ポリエチレンテレフタレート、ポリエチレンは NY 以外の原料としてまとめて扱うため、原料構成比より NY 以外の CO₂ 排出量原単位は 2.712 t-CO₂/t と算出した。

※輸送の CO₂ 排出量原単位は各原料拠点からの購入量と輸送経路の構成比より、NY 原料は 0.072 t-CO₂/t・km、NY 以外の原料は 0.131 t-CO₂/t・km と算出した。

※フィルム製造の CO₂ 排出量原単位は上記の電力の排出量係数より 1.251t-CO₂/t とした。

2.4.4. 異種分離工程の連続処理化による CO₂ 排出量の評価

令和7年度は量産設備の連続処理化において導入する縦型デカンタの試験を実施した。そのため先ず試験結果より縦型デカンタの導入による CO₂ 排出量の増加を評価した。その上で連続処理化において CO₂ 排出量が削減になるための対策について評価を加えた。

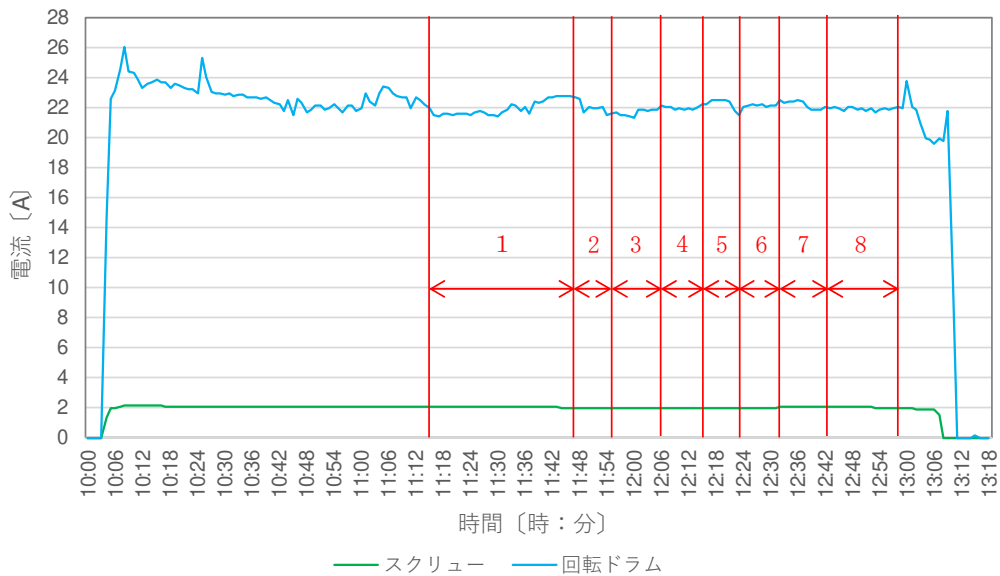
2.4.4.1. 縦型デカンタの電力消費量の評価

試験で使用した縦型デカンタは回転ドラムの回転駆動には電力、また処理対象のスラム(溶剤と端材の混合物)の温度維持には蒸気を使用している。このため回転部分の駆動電力は試験時の測定値を使用した。また温度維持は回転ドラムからの放熱量を求めて電力換算した。

- ① 駆動電力 試験水準による電流値は図 108 のとおり若干のばらつきがみられるが、大きな差異は無いため評価では全水準の平均値を用いる。また縦型デカンタには付帯設備として液送ポンプが必要である、この液送ポンプの電流値についても全水準の平均値を用いる。

・デカンタの電力量(kWh) = 6.211 + 0.565 = 6.776 kW

・液相ポンプの電力量(kWh) = 2.657 kW



電力換算値 = 電圧 × 電流 × $\sqrt{3}$ × 力率 (電圧：200V 力率：80%)

	試験水準								平均
	1	2	3	4	5	6	7	8	
回転ドラム消費電力換算値 [kWh]	6.083	6.112	6.001	6.089	7.066	6.113	6.152	6.075	6.211
スクリュー消費電力換算値 [kWh]	0.566	0.551	0.55	0.549	0.628	0.556	0.565	0.558	0.565

図 108 縦型デカンタの電流測定

② 温度維持 温度維持については立上時の回転ドラムの昇温に要する消費電力と稼働中の保温に要する消費電力に分けて把握する。

＜昇温の消費電力＞

昇温の消費電力については回転ドラムの重量と比熱から昇温に要するエネルギーを算出する。回転ドラムは遠心分離された固形分を回転ドラムの内壁に沿って排出口に送るため、内部に別駆動のスクリーンが組み込まれた機構になっている。そこで簡易的に回転ドラム内部の空洞率を 40%として回転ドラムとスクリーンの重量を把握し、昇温の消費電力を次のように計算する。

- ・回転ドラム寸法:外径 50 cm×長さ 100 cm
- ・鉄の比重:7.9 kg/L
- ・回転ドラムの体積: $117,810\text{cm}^3=117.810\text{L}$
- ・回転ドラムの重量:930.7kg
- ・鉄の比熱:0.485 kJ/kg・℃
- ・室温:20 ℃
- ・昇温温度:190 ℃
- ・昇温の消費電力 $=930.7 \times 0.485 \times (190-20) = 76,736.2 \text{ kJ}$
 $=21.3 \text{ kWh}$

ここで堅型デカンタを含む量産設備は 10 日間×24 時間の連続運転とメンテナンス停止を繰り返す稼働を想定する。そのため稼働 1 時間あたりの昇温の消費電力は 0.089 kWh になる。

＜保温の消費電力＞

稼働中の回転ドラムを保温するために必要な電力は、放熱で損失する熱量に等しいとする。回転ドラムは保温を兼ねた安全カバーで囲まれており、この安全カバーからの放熱量を次のように計算する。

- ・安全カバー寸法:外径 70cm×長さ 120cm
- ・安全カバーの外側を覆う保温材の厚み:5cm
- ・保温材を含む安全カバーの表面積: 4.27 m^2
- ・保温材の熱伝導率:0.05 W/m・℃ (グラスウール)
- ・保温剤の熱伝達率 $=0.05 \text{ W/m} \cdot \text{℃} \div (5 \text{ cm} \div 100)$
 $=1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{℃}$
- ・空気の熱伝達率: $20 \text{ W/m}^2 \cdot \text{℃}$
- ・室温:20℃
- ・スラム温度:190℃

$$\bullet \text{総熱伝達率} = 1 \div ((1 \div 20) + (1 \div 1)) = 0.952 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\bullet \text{放熱量} = 4.27 \times 0.952 \times (190 - 20) = 691 \text{ W}$$

$$\bullet \text{稼働 1 時間当たりの保温の消費電力: } 0.691 \text{ kWh}$$

③ CO₂ 排出量 縦型デカンタの試験結果から、処理能力は端材投入量で換算すると 約 50 kg/h になる。これより CO₂ 排出量原単位を次により求める。

$$\begin{aligned} \bullet \text{縦型デカンタの消費電力} &= 6.776 + 2.657 + 0.089 + 0.691 \\ &= 10.213 \text{ kWh} \end{aligned}$$

$$\bullet \text{電力の CO}_2 \text{ 排出量係数: } 0.434 \text{ kg-CO}_2/\text{kWh}$$

$$\bullet \text{CO}_2 \text{ 排出量原単位} = (10.213 \times 0.434) \div 50 = 0.088 \text{ kg-CO}_2/\text{kg}$$

縦型デカンタの導入は異種分離工程の固液分離作業を連続化することで、作業の省力化や、高温の溶液を大気中に開放しないことで溶剤蒸気への暴露防止および溶剤の蒸発防止のメリットが得られる。しかし CO₂ 排出量原単位は上記のとおり増加する方向に影響する。そのため縦型デカンタの CO₂ 排出量の増加分をカバーし、更に CO₂ 排出量を削減できる省エネ対策を検討した。

2.4.4.2. 連続処理化における省エネ対策の評価

量産設備の連続処理化で省エネ化を検討するには、概要の(2)と重複するが次の対策が上げられる。

イ) 液送ポンプ等の伝導機器の適正化

ロ) 遠心分離機等の回転機構の運転と停止の繰返しを減らす

ハ) 放熱による熱損失を減らす

ニ) 稼働開始時の昇温と稼働停止時の冷却の頻度を減らす

ホ) 処理過程の溶剤の昇温と冷却における熱損失を減らす

イ)は設備設計において適正な大きさの伝導機器を選定またはインバーターによる出力調整により対応できる。ロ)は連続処理化におけるラインバランスを調整することにより対応できる。ハ)は保温材により設備表面を覆うことで対応できる。ニ)は量産設備が稼働を開始したら 10 日以上連続稼働が可能な仕様に設計することで対応できる。ホ)については次の4点があげられる。

① 昇温する溶剤の量を少なくする

② 昇温の到達温度をできるだけ低く設定する

③ 溶剤の繰返し昇温の温度差を小さくする

④ 高温の溶剤を冷却する時の廃熱を再利用する

①は概要で示したパラメータのNY溶解濃度を上げることで対応でき、目標の5W%で検討している。②は使用する溶剤により NY 樹脂の溶解温度が決まるため、現在は

190℃としている。次に③は NY 樹脂を析出・濾過した後に、温度を維持した状態で最初の昇温工程に溶剤を循環させることで対応できる。最後に④は冷却工程の廃熱をヒートポンプで回収して昇温の予熱に再利用する仕様を検討する。上記のうち①と②の効果は令和 6 年度に目標技術として CO₂ 排出量を評価済みのため、ここでは③と④の効果について次で説明する。

2.4.4.2.1. 溶剤の昇温の温度差を小さくする効果

概要の表 35 で示した CO₂ 排出の削減量 37.4t-CO₂/年では、異種分離工程における溶剤を室温レベルの 20℃から 190℃への昇温が繰り返される設定で消費電力を算出した。これを量産設備では 60℃から 190℃への昇温が繰り返される設定に変更する。ここで冷却工程の NY 樹脂を析出させる時の溶剤温度が 80℃に対して、昇温前の温度を 60℃にしているのは更に熱損失があることを考慮した。変更前と変更後の CO₂ 排出量原単位を次に示す

<変更前>

- ・ 溶剤の比熱:2.742 kJ/kg・℃ (エチレングリコールの比熱)
- ・ 昇温前温度/昇温後温度:20 °C / 190 °C
- ・ 溶剤使用量:60.21 kg (パイロット設備の 1 バッチの使用量)
- ・ 端材投入量:4.23 kg (パイロット設備の 1 バッチの投入量)
- ・ 昇温に要する電力量 $=2.742 \times 60.21 \times (190 - 20) = 28,066.3 \text{ kJ}$
 $=7.80 \text{ kWh}$
- ・ 電力の CO₂ 排出量係数:0.434 kg-CO₂/kWh
- ・ CO₂ 排出量原単位 $=7.80 \times 0.434 \div 4.23 = 0.800 \text{ kg-CO}_2/\text{kg}$

<変更後>

- ・ 溶剤の比熱:2.742 kJ/kg・℃ (エチレングリコールの比熱)
- ・ 昇温前温度/昇温後温度:60 °C / 190 °C
- ・ 溶剤使用量:60.21 kg (パイロット設備の 1 バッチの使用量)
- ・ 端材投入量:4.23 kg (パイロット設備の 1 バッチの投入量)
- ・ 昇温に要する電力量 $=2.742 \times 60.21 \times (190 - 60) = 21,462.5 \text{ kJ}$
 $=5.96 \text{ kWh}$
- ・ 電力の CO₂ 排出量係数:0.434 kg-CO₂/kWh
- ・ CO₂ 排出量原単位 $=5.96 \times 0.434 \div 4.23 = 0.612 \text{ kg-CO}_2/\text{kg}$

以上より連続処理化で溶剤の冷昇温の温度差を低くすることは、CO₂ 排出量原単位で 0.188 kg- CO₂/kg の削減効果が得られる。

2.4.4.2.2. 冷却工程の廃熱再利用の効果

異種分離工程の NY 樹脂を析出させる冷却工程では、溶剤を 190℃から 80℃に冷却する。このときの廃熱をヒートポンプで回収して溶剤の予熱に使う場合の省エネ効果を評価する。産業用ヒートポンプの候補として表 40 の仕様に相当する機器がある。

表 40 ヒートポンプ仕様

吐出蒸気仕様	105～120℃ (0.1MPaG) 飽和蒸気
最大加熱能力	30kW
エネルギー消費効率 (COP)	3.0
排温水温度	60～80℃
排温水流量	500～2000kg/h

先ず溶剤の冷却工程の廃熱量と、溶剤の予熱に必要な熱量については次のようになる。予熱の熱量 2.52 kWh に対して冷却工程の廃熱量 5.05kWh は十分に大きいことが確認できる。

- ・ 冷却前温度/冷却後温度:190 ℃ / 80 ℃
- ・ 予熱前温度/予熱後温度:60 ℃ / 115 ℃
- ・ 溶剤使用量:60.21 kg(パイロット設備の 1 バッチの使用量を基準にする)
- ・ 溶剤の比熱:2.742 kJ/kg・℃(エチレングリコールの比熱)
- ・ 冷却の廃熱量: $2.742 \times 60.21 \times (190 - 80) = 18,160.5 \text{ kJ} = 5.05\text{kWh}$
- ・ 予熱の熱量= $2.742 \times 60.21 \times (115 - 60) = 9,080.3 \text{ kJ} = 2.52\text{kWh}$

そして予熱をヒートポンプで行う場合はエネルギー消費効率が 3.0 のため予熱に要する電力は次のようになる。

- ・ 予熱に要する電力= $2.52 \text{ kWh} \div 3.0 \times 1.2 = 1.0 \text{ kWh}$
- ・ 予熱時の放熱等による熱損失の係数:1.2

またヒートポンプの場合は付帯設備として水を循環させる送液ポンプが必要になる。ここでは吐出量が 80L/min 程度の定格出力 0.4kw のポンプ 2 台を想定する。

- ・ ポンプのエネルギー効率:0.8
- ・ ポンプの定格出力に対する負荷率:0.7
- ・ 送液ポンプに要する電力量= $(0.4 \times 2) \times 0.7 \div 0.8 = 0.70 \text{ kWh}$

以上よりヒートポンプの導入で削減できる CO₂ 排出量原単位を次のように算出する。

- ・ 削減できる電力量= $2.52 - (1.0 + 0.7) = 0.82 \text{ kWh}$
- ・ 端材投入量:4.23 kg(パイロット設備の 1 バッチの投入量)
- ・ 電力の CO₂ 排出量係数:0.434 kg-CO₂/kWh
- ・ 削減できる CO₂ 排出量原単位= $(0.82 \times 0.434) \div 4.23 = 0.084 \text{ kg-CO}_2/\text{kg}$

上記の溶剤予熱のみでは廃熱の約 50%の 2,53kWh が再利用できていないため、更に溶剤蒸留のヒーターに代わる熱源として再利用することを評価した。蒸留工程は異種分離工程と同期して処理を行うとして、パイロット設備の1バッチの処理に対して必要なヒーター熱量は次のようになる。

- ・異種分離工程の溶剤使用量:60.21 kg/バッチ
- ・溶剤の繰返し使用回数:10 回
- ・異種分離工程の1バッチに対する蒸留量 $=60.21 \div 10 = 6.02$ kg/バッチ
- ・溶剤顕熱:0.065 kWh/kg
- ・溶剤潜熱:0.267 kWh/kg
- ・放熱ロス係数:1.2
- ・蒸留に要するヒーター熱量 $= (0.065 + 0.267) \times 1.2 \times 6.02 = 2.398$ kWh

ここでヒーター熱量の 50%を廃熱利用で補えるとして、削減できる CO₂ 排出量原単位を次のように算出する。

$$\begin{aligned} \text{削減できる CO}_2 \text{ 排出量原単位} &= (2.398 \times 0.5 \times 0.434) \div 6.02 \\ &= 0.086 \text{ kg-CO}_2/\text{kg} \end{aligned}$$

但し、ここで候補とした産業用ヒートポンプの最大加熱能力は 30kW である。上記の評価ではパイロット設備の1バッチ分に対して再利用できる熱量 3.72 kW (2.52 + 2.398 × 50%)を基に算出しているが、量産設備では候補のヒートポンプの加熱能力に相当する規模としてパイロット設備の約 10 倍の処理能力を検討する必要がある。

2.4.5 評価結果

異種分離工程の連続処理化の省エネ対策を達成した場合の CO₂ 排出量原単位の削減効果は異種分離と溶剤蒸留でそれぞれ次のようになった。

イ) 異種分離工程の削減できる CO₂ 排出用原単位 (樹脂の取扱量あたり)

- ・堅型デカンタの導入: $\Delta 0.088$ kg-CO₂/kg
- ・溶剤の昇温範囲の対策: 0.188 kg-CO₂/kg
- ・ヒートポンプの対策: 0.084 kg-CO₂/kg
- ・合計: 0.186 kg-CO₂/kg

ロ) 溶剤蒸留の削減できる CO₂ 排出量原単位 (溶剤の取扱量あたり)

- ・0.086 kg-CO₂/kg

これらの削減効果を加えたベースラインに対する評価対象製品の CO₂ 排出の削減量は表 41 に示すとおり 368.6 t-CO₂/年と評価できる。

表 41 令和7年度 目標技術を実装した場合の評価対象製品の CO₂ 排出量

段階	ベースライン			評価対象製品		
	プロセス	取扱量 (t)	CO ₂ 排出量 (t-CO ₂ /年)	プロセス	取扱量 (t)	CO ₂ 排出量 (t-CO ₂ /年)
原料調達	NY 樹脂製造	4,061.3	19,392.5	NY 樹脂製造	3,797.6	18,133.3
	その他樹脂製造	1,353.8	3,671.2	その他樹脂製造	1,353.8	3,671.2
	補助剤製造		134.8	補助剤製造		134.8
	溶剤製造			溶剤製造	105.4	174.6
	小計		23,198.5	小計		22,114.0
原料輸送	NY 樹脂輸送	4,061.3	291.7	NY 樹脂輸送	3,797.6	272.7
	その他樹脂輸送	1,353.8	176.7	その他樹脂輸送	1,353.8	176.7
	補助剤輸送		1,113.2	補助剤輸送		1,113.2
	溶剤輸送			溶剤輸送		
	小計		1,581.7	小計		1,562.7
フィルム製造	フィルム製造	5,415.0	6,771.7	フィルム製造	5,415.0	6,771.7
原料リサイクル				粉碎	377.7	35.9
				異種分離	370.1	745.4
				溶剤蒸留	526.8	152.2
	小計			小計		933.5
廃棄	廃棄物輸送	415.0	19.6	廃棄物輸送	151.3	7.1
	製造端材廃棄	415.0	557.3	製造端材廃棄	37.4	50.2
				粉碎屑廃棄	7.6	10.1
				分離屑廃棄	106.4	14.5
				溶剤廃棄	105.4	296.5
	小計		576.9	小計		378.4
	合計①		32,128.8	合計②		31,760.8
				合計①-合計②		368.6

※表 35 から異種分離の連続処理化および溶剤蒸留における変更以外に次の修正を加えた

- ・原料調達の補助剤製造と原料輸送の補助剤輸送は、フィルム製造量が同じであれば変わらないため、評価対象製品の CO₂ 排出量をベースラインに揃える修正をした。
- ・表 36 注 1 の NY 溶解濃度から端材投入量を求める算出の修正に伴い、溶剤製造と溶剤蒸留の取扱量を修正した。
- ・廃棄の粉碎製造屑で CO₂ 排出量原単位を有価処理から焼却処理へ修正した。
- ・原料リサイクルの粉碎の CO₂ 排出量原単位を 0.091 t-CO₂/t から 0.095 t-CO₂/t に修正した。

3. 総括と今後の取り組み

昨年度、当社内に設置したパイロット設備を活用して、当社生産品である NY/PET 積層フィルムの端材から NY 樹脂を 80%以上の収率で回収する条件を見出すことができた。しかし、従来の方法では廃液に水が約半量混入するため、廃液の再利用に係るコストが高くなってしまいうという問題点があった。そこで貧溶媒を添加しない「貧溶媒レス方式」のプロセスの確立を試みた。従来の貧溶媒添加方式と比較し、貧溶媒レス方式は NY 樹脂の収率に悪影響なく回収が可能であった。パイロット設備を使用した試験およびテーブル試験により、10 回までは特殊な処理なしで NY 樹脂の回収が可能であることがわかった。また、プロピレングリコールの使用回数の増加は NY 収率に影響を与えなかった。ただし、使用回数を増すごとにプロピレングリコールが黄変していく傾向が見られた。今後は、プロピレングリコールの黄変や不純物の蓄積が回収 NY 樹脂に与える影響、およびプロピレングリコールの蒸留によるそれらの低減効果を確認する。

貧溶媒レス方式で回収した NY 樹脂を使用し、水平リサイクルを予定している当社の積層フィルムへの添加を試みた。NY 樹脂の添加量増加に伴う物性悪化傾向は見られなかった。一方で、色見については回収 NY 樹脂由来の黄変が確認された。現状の回収 NY 添加した積層フィルムの成膜は添加量が対フィルム1%程度で限界であることがわかった。

次に、市場回収品を見据えた NY/印刷層/PO ラミネート品から回収した NY 樹脂を使用したフィルムを製膜した。回収 NY 樹脂を 10%添加した単膜フィルムは、物性の劣化が確認された。また、色見については NY 樹脂由来の黄変と印刷由来の着色が確認された。積層フィルムに対し、対フィルム3%添加したサンプルはバージン原料を使用したフィルムと比較し、悪化は見られなかった。さらに、色見についても問題の無いレベルであると判断した。

NY 樹脂の黄変については、テーブル試験レベルでは黄変なくプレス製膜可能な条件が確認されている。来年度はパイロット試験を用いて黄変なく押出成形が可能な NY 樹脂回収が可能な条件の検討を実施する。また、印刷由来の着色についても、低減可能な処置を検討する。

LCA については、デカンタ型遠心分離機を導入することによる CO₂ 排出量の影響を評価した。CO₂ 排出量原単位は増加する方向に影響する。そのためデカンタ型遠心分離機の CO₂ 排出量の増加分をカバーし、更に CO₂ 排出量を削減できる対策を異種分離工程の連続処理化において検討した。量産設備の連続処理化によって溶剤の繰返し使用における循環を早め、且つ放熱による熱損失を少なくして昇温前の溶剤温度が必要以上に低下することを防止することで、繰り返し昇温に必要なエネルギーを削減することにより、368.6 t-CO₂/年の削減が可能となる。

また、本工程のコストについては表 42 のとおりである。2021 年 Q4時点でのマテリ

アルリサイクル(MR)PA 樹脂の価格が 450～700 円/kg^[3]であることから、本プロセスのまま量産機を導入すると処理コストが 1,789 円/kg となり市場価格より大幅に高くなる。そのため、以下に挙げるプロセス改善を行い、最終的な目標処理コストを 429 円/kg としている。

表 42 コスト試算表

	パイロット設備 (現行)	量産想定 (現行)	量産想定 (目標値)	備考
加工費 (溶剤再生)	77	44	12	現行:1 回/5 バッチで分留、精製 目標:1 回/10 バッチで精製
加工費 (異種分離)	900	187	101	現行:2.7wt%で溶解 目標:5.0wt%で溶解
労務費	9,370	679	183	
溶剤費	2,858	833	126	現行:溶剤回収率 93% 目標:溶剤回収率 98%
廃液処理費	67	45	7	
計	13,273	1,789	429	MR-PA 樹脂価格:450～700 円/kg ^[3]

量産化設備の検討として、次年度に下記の2点を検討する。

a. 廃液再利用方法の検討

低コスト処理、CO₂ 排出量削減を実現するうえで重要な課題が溶剤の使用量削減であり、現在繰り返し処理回数の最大化を含め、使用溶媒の適否や蒸留工程での改善可能性について検討中である。それと並行して劣化した溶媒の再利用方法を確立することで新液の使用量を抑制し、低コスト化を実現する。また再生した廃液の分析および NY 樹脂回収への再利用を目標とする。なお、現時点ではパラメータ(樹脂濃度・回収率・再使用回数・冷却温度など)の変動で、CO₂ 排出量の結果が大きく変わってくることから、安定的なオペレーションとして各条件を制御できるよう検証を進める。

b. 連続化設備検討

本実証前に申請者社内に設置し分離検証を行ってきたパイロット設備については、遠心脱水および乾燥の機構は連続化を見越していない設計であるため、投入工程の設計見直しおよび析出後の固液分離、乾燥工程の連続化について設備テストを実施する。

これらの対策事項を次年度以降に実施するため、当初の予定を再度変更し、計画を表 43 のように修正した(赤線)。

表 43 令和8年度の計画

委託業務実施上の区分 / 実施期間	4月	5月	6月	7月	8月	9月	10月	11月	12月	1月	2月
(1)①NY/PET積層フィルムから回収したPET樹脂のリサイクル方法の検討											
(1)②NY/PET積層フィルムから回収したNY樹脂を使用したフィルムの黄変抑制方法の検討											
(2)NY/印刷層/PO積層フィルムから回収したNY樹脂の脱墨検討											
(3)①NY樹脂回収における連続処理方式の検討											
(3)②貧溶媒レス方式にて回収した廃液の再利用方法の検討											
(4)LCAの検証・評価											
(5)現地視察会及び検討会の開催											
(6)評価審査委員会の出席											
(7)報告書の作成											
(8)実証事業の目標設定											
(9)関係者間の連携											
報告書の提出											

最後に本プロセスの実証完了後についての構想を説明する。本実証事業終了後は社会実装を行い、当社を含めた下記のような循環スキームを組むことを検討している。当社は回収したフィルム端材の分離、および分離したリサイクル品を添加したフィルムの生産を実施、当社顧客であるコンバーター様へ納品、コンバーター様あるいはエンドユーザーの流通、加工メーカー様から端材を回収する資源循環を計画している。

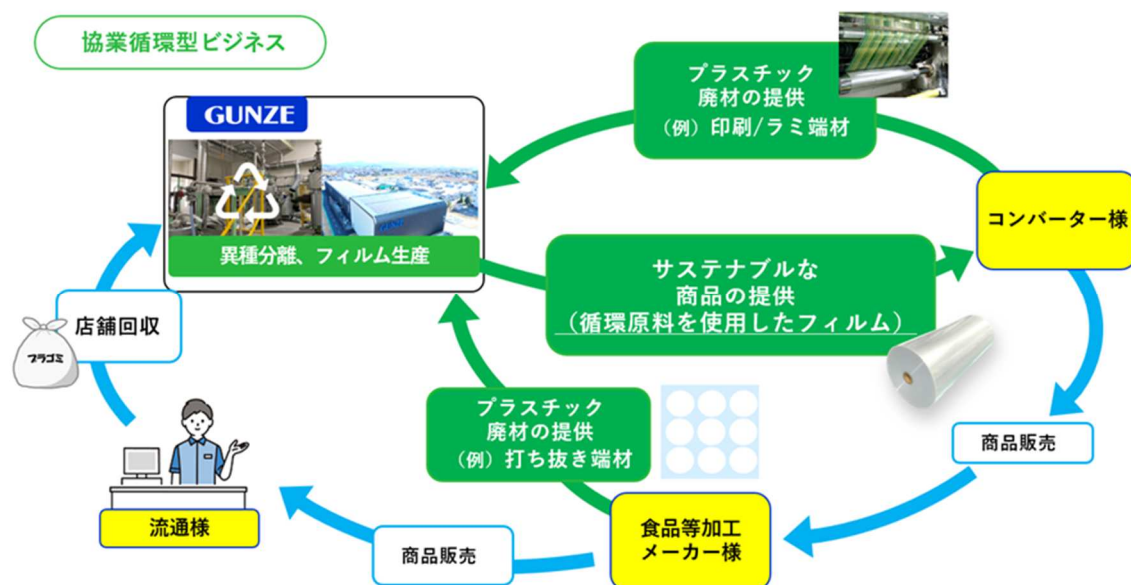


図 109 循環モデル

4. 参考文献

- 【1】株式会社ダルトン HP より入手 (<https://www.dalton.co.jp>)
- 【2】株式会社長門電機工作所 HP より入手 (<https://nagato.co.jp/>)
- 【3】株式会社富士経済 2022 年循環型プラスチック・素材市場の新展望 (2022)