

TSK 技報

2010
Autumn

No.14

月島機械株式会社

論文

蒸留塔インターナルと蒸留技術の進歩

木質バイオマスを原料としたエタノール製造
—商業設備における運転条件最適化—

技術紹介

製糖工場におけるモラセス・バガスからの
燃料用エタノール製造技術

下水汚泥燃料化／低温炭化

製品紹介

インクラインドディスクドライヤ

脱蠟フィルタ

40ton／日 スラグバス式酸素燃焼溶融炉

目次		
4	巻頭言 技術への飽くなき追求	取締役兼執行役員 産業事業本部長 吉川 孝
6	論文1 蒸留塔インターナルと蒸留技術の進歩	高橋 謙之
15	論文2 木質バイオマスを原料としたエタノール製造—商業設備における運転条件最適化—	加藤 綾子・水野 秀明
21	技術紹介1 製糖工場におけるモラセス・バガスからの燃料用エタノール製造技術	早川 智基・鈴木 健治・佐藤 正則
28	技術紹介2 下水汚泥燃料化／低温炭化	上田 厚志
34	製品紹介1 インクラインドディスクドライヤ	渡辺 健司
37	製品紹介2 脱蠟フィルタ	日比 賢一
42	製品紹介3 40ton／日 スラグバス式酸素燃焼溶融炉	上村 敏雄・松浦 敏郎
46	コーヒープレイク“月島茶房” 塩の話	
47	会社概要・編集後記	

TSK 技報

No.14 2010

CONTENTS		
4	Foreword	KIKKAWA Takashi, BOARD MEMBER,EXECUTIVE OFFICER GENERAL MANAGER,INDUSTRIAL BUSINESS DIVISION
6	Paper1 <i>Progress of Tower Internals and Distillation Technology</i>	TAKAHASHI Kaneyuki
15	Paper2 <i>Ethanol production from lignocellulosic biomass — determination of optimal conditions for practical operations at the commercial plant—</i>	KATO Ayako / MIZUNO Hideaki
21	Technology Introduction1 <i>Fuel ethanol production technology from molasses and bagasse in the sugar factory</i>	HAYAKAWA Tomoki / SUZUKI Kenji / SATO Masanori
28	Technology Introduction2 <i>Bio-fuel conversion technology / Low temperature carbonization</i>	UEDA Atsushi
34	Product1 <i>Inclined Disc Dryer</i>	WATANABE Kenji
37	Product2 <i>Dewaxing filter</i>	HIBI Kenichi
42	Product3 <i>40 ton/day Slag-Bath Melting Furnace with Oxygen Burner</i>	KAMIMURA Toshio / MATSUURA Toshio
46	Coffee Break	
47	Corporate Profile / Editor's Note	

表紙の写真



北海道南西部に位置する、洞爺湖の秋の風景

技術への飽くなき追求



吉川 孝

取締役兼執行役員
産業事業本部長

月島機械の100余年は、技術の追求の歴史である。製糖分野に始まり、化学工業全般、そして環境事業、エネルギー事業と、時代の変遷に合わせて会社の軸足を替えつつも、各々の時代で磨き、培ってきた蒸留、晶析、乾燥、ろ過といった単位操作技術をそれぞれの分野に適用し、技術で生きてきた会社である。それは、明治・大正の日本の近代化、第二次大戦後復興期、高度経済成長時代と、日本の技術力が日進月歩で発展し、欧米に追いつき追い越せと、国全体で「技術」というものを追い求めていた時期に符合する。

そしてその「技術」を磨き、培い、支えてきたのが、日本の技術者であり、月島機械の技術者である。月島機械が今後も技術で生きて行くためには、技術を支える技術者が育つことが必須条件である。

そもそも月島機械が求めるべき技術とは、どのようなものだろうか。それは、月島機械の企業理念が示すとおりである。

【月島機械 企業理念】

- 一、わが社は最良の技術をもって産業の発展と環境保全に寄与し、社会に貢献します
- 一、わが社は市場のニーズを先取りし、最良の商品とサービスを顧客に提供します
- 一、わが社は創意と活力によって発展し、豊かで働きがいのある企業をめざします

つまり、1、2項目が示すとおり、お客様の期待・要求に応える当社技術を商品という形にして、顧客に提供することが求められる。それには、いち早くお客様のニーズや、抱える課題を察知し、それを当社技術で実現する必要がある。いくら素晴らしい技術を持っていたとしても、市場に求められていない、世間から一歩遅れている技術であったり、お客様の期待にそぐわない技術では採用していただかず、結果として、社会貢献も果たせなくなる。これは優れた技術から生まれた商品にもあてはまる。技術的にはニーズに合致し、お客様の要望を満たしていても、商品の品質が粗悪であったり、市場価格に比して勝負できないものでは、やはり見向きもされないのである。現在注力している汚泥炭化設備、バイオマス事業、過給式流動焼却炉をはじめとした新型機器、プロセスの開発は、地球温暖化問題・創エネルギー・省エネルギーというお客様のみならず国家・



地球規模で抱える問題の解決のための技術である。また、インフラ整備が進んでいない中国への水処理・汚泥処理事業進出は中国国家の環境保全というニーズに合致している。これらは、月島機械の技術を用いて、大きな社会貢献が期待できるものであり、お客様も月島機械も便益を享受できるもの

だと確信している。今後は、納入した設備から経験、知見を積み重ね、当社技術に磨きをかけ、更なる改善・改良を行い、技術の完成度を追求する姿勢が大事になる。それは、品質で言えば高機能化、高効率化であり、また更なるコストダウンである。従前の市場が縮小し、新事業・新市場に活路を見いだしている国内の同業他社や海外水メジャーも同様の考えで躍起になって、同じ土俵に上がってくる。それら競合の中でも技術的に一歩先んじるためには、現状に留まらず、既存技術の更なる研鑽と、新たな技術の開発を続けていかなければならない。

このように技術の世界というのは、一旦成果を出したとしても、長期の安寧を許してくれない厳しい世界である。そのため、月島機械の技術者には日々の努力と、それを続ける情熱を持ち続けて欲しいと願う。

会社の技術というのは、ご承知の通り、ある日突然向上するものではない。毎日、毎JOBの努力の積み重ねが技術を少しずつ構築していく。それは、まるで薄膜を張り合わせるかのように、一枚一枚は脆弱な姿であるが、たゆまぬ積み重ねが、最終的に強固な技術へ発展すると考える。時には、天才的な閃きから生まれたと見えるものがあるかもしれないが、それすらも日々の努力と、熱意がその閃きを生み出していることは、過去の天才・偉人の言葉が教えてくれる。月島機械が現在、技術の会社として生き残っているのも、先人の技術者達が、日々の努力を続けてくれたからこそであることを忘れてはならない。月島機械は、過去に経営をゆるがす大きな失敗や、受注に結びつかなかった巨額な開発投資をしたこともあった。収益面で見れば失敗と見られるこれらのことも、技術的にみれば最先端の技術や経験・知識を蓄積できたこととして、現在の月島機械の技術の一部に繋がっている。そこには、「なんとか技術を完成させ、商品を引き渡す」、「受注の是非を見極めるまでの精一杯の技術的検証を行う」、と言った当時の技術者の責任感と情熱、そして努力があった。

「企業は人なり」、現在の月島機械の技術力を推し量るとしたら、過

去に築いたドキュメント、経験、知識、エンジニアリング手法も技術力の一部であるが、間違いなく技術を実現する技術者一人一人の力が大きな部分を占めるであろう。つまり、技術者一人一人の成長が月島機械の技術力を一層発展させることを意味する。個人が積み上げてきた経験、知識、能力に加え、先に述べた情熱こそが技術者の「力」であり、月島機械の技術力はそれによって強くもなり、弱くもなる。強い技術力こそが、お客様の利益や社会貢献にも繋がり、未来へ技術を紡いでいくことになる。そのために、様々な技術者成長の場を企画し、実行していくことが私を含めた経営層の使命と考えている。

経営環境は競争が厳しく、技術革新のスピードは著しく速い。限られたリソース（人、モノ、金、時間）の中で高度化・複雑化した技術開発をしなくてはならず、過去と単純に比することはできないが、技術者への負担が大きいのも事実であろう。しかし、既存技術から新事業・新市場への転換を図っている今だからこそ、既存技術を新分野に適応させること、一から新しい商品を作り上げることも可能である。そのような技術者としての誇りと気概を持って、この難局に負けずに取り組んでもらいたい。技術者自身の日々の業務、努力が、会社の利益、お客様の利益に貢献し、さらには日本はもちろんのこと、中東、アジア諸国の産業振興、インフラ整備の一端に自分が寄与するという自負を持って頂きたいと思うのである。

一方、技術者だけが日々努力し、技術力を向上させようとしても、それだけでは技術の発展につながらない。やはり多くのお客様に商品を買っていただき、使っていただくことで、様々な技術の発展のヒントが見えてくる。そのためには、全社をあげた営業・協力体制が必要である。新商品が上市されたら、それを一気に市場へ拡販する体制を作らなければならないし、受注を海外に求めてシフトをするのであれば、従来の仕事のやり方では通じないであろうから、社内全体が新たな業務手法を見いださなければならない。それには技術者のみならず、営業部門、スタッフ部門においても、月島機械の商品を売り込む、技術者を支援する、といったことに技術者に負けない情熱を持ち、日々の努力をして変化についていかなければならない。

最後になるが、月島機械の技術や技術者について日々思うところを、拙文ではあるが述べてさせていただいた。繰り返しになるが、月島機械は技術の会社であり、技術の成長無くしては企業の存続はありえない。現在、大きな事業の転換期にあるが、技術者の方々には、月島機械を背負っているという誇りを持って、また次の10年、次の100年に渡る技術の系譜を繋ぐ役割を持つことを、本稿より思量していただければ幸いである。

蒸留塔インターナルと蒸留技術の進歩

Progress of Tower Internals and Distillation Technology

Abstract

Tsukishima Kikai began to be engaged in the distillation technology from the 1930's, providing column stills for alcohol. Since 1950, during which petrochemical industries developed, Tsukishima Kikai delivered distillation plants to many customers such as synthetic fiber, plastics, fine chemicals and other fields.

In 1985, Tsukishima Kikai introduced the technology of high performance structured packing, named ROMBOPAK from KUHNI (Present SULZER CHEMTECH). ROMBOPAK is used in many distillation towers and its performance is evaluated as excellent. Recently, Tsukishima Kikai delivered the distillation plant for biomass ethanol production and solvent purification, and the special tray for gas purification facility.

This paper describes the selection procedure and performance evaluation of tower internals, and outline of recent distillation technology, especially economic evaluation of the energy-saving system in the distillation plant based on knowledge and experience accumulated over the years.

月島機械が最初に蒸留技術に取り組んだのはアルコール蒸留機を納めた 1930 年代である。1950 年以降、石油化学工業の発達とともに、月島機械は合成繊維、合成樹脂、ファインケミカルなどの分野で多くの会社に蒸留設備を納入している。1985 年にはクーニー社（現スルザーケム テック社）から高性能規則充填物の「ロンボパック」を技術導入した。ロンボパックは多くの蒸留塔に使用され、その性能は高く評価されている。最近では、バイオエタノール製造や溶剤精製用蒸留設備、ガス精製設備用特殊トレイを納入している。本稿では長年培ってきた知見や経験から蒸留塔インターナルの選定方法と性能評価、および最近の蒸留技術、特に蒸留設備の省エネシステムの概要と経済性について説明する。

キーワード：蒸留塔インターナル、トレイ、不規則充填物、規則充填物、ロンボパック、省エネ型蒸留システム
Keyword：Tower internal, tray, dumped packing, structured packing, ROMBOPAK、energy-saving distillation system

1 はじめに

蒸留は2成分以上の混合液から各成分の沸点差を利用して分離・精製する技術である。石油を原料とする化成品製造プロセスには分離・精製工程があり、主として蒸留塔がその役割を担っている。

このように、蒸留操作は石油精製、石油化学工業では欠かすことのない単位操作である。また、蒸留はフロンや半導体ガス、空気分離などのガス精製、金属チタンや超高純度シリコン精製などの金属精製、医薬・食品から塗料・半導体など様々な分野で使用される溶剤・溶媒の回収・精製、廃液からの揮発性有効成分回収・有害物質の除去など多方面に利用されている。蒸留が多用される理由は技術が成熟していること、

事例が豊富にあり原理が簡単で気液平衡関係を測定出来れば、プロセスシミュレータを使用して設計できることがあげられる。一方、欠点としてはエネルギー多消費型であるとされている点である。しかし、蒸留はリボイラに熱を与えると蒸留塔内の気体と液体は気液接触装置(トレイや充填物)の中で蒸発と凝縮を自動的に繰り返しながら、塔頂より低沸点に富む気体と塔底に高沸点に富む液体に分離されていくことから、与えた熱はロス無く、有効に分離操作に利用されている優れた単位操作であるといえる。

本稿では月島機械がこれまで扱ってきた蒸留装置、蒸留塔、塔インターナルで得た知見や経験などから蒸留塔インターナル(トレイと充填物)の選定方法と性能評価および、最近の蒸留技術、特に蒸留設備の省エネシステムの設備概要と経済性について説明する。

2 蒸留装置の基礎知識

2.1 蒸留塔インターナルの分類とその変遷

蒸留の連続操作は19世紀後半、石炭ガラを使用した充填塔で始まったとされるが、その後のシートトレイやラシヒリング、19世紀末に開発されたバブルキャップトレイの普及により発展した。1950年代に入り石油化学の発達に合わせ、安価で効率のよい各種バルブトレイが開発され、実用化された。

1970年代には第3世代と呼ばれる高性能不規則充填物、金網製や金属板製の規則充填物が開発され、低圧損の特長を活かし、真空操作の蒸留塔を中心に需要を伸ばして来た。

1990年代以降ではトレイも規則充填物もより高負荷対応の商品が開発されている。表1にこれらの蒸留塔インターナルの分類とその変遷を示す。

規則充填物の高負荷対応商品として、ロンボパック S型、メラパック Plus型がある。図1にロンボパックの従来型であるM型と改良されたS型のエレメント形状を示すが、従来型より流線的な形状に改良す

表1 蒸留塔インターナルの変遷
Table1 History of Tower Internals

実用化年代			1900	1950	2000
トレイ	主な流れ		コンベンショナルトレイの実用化 各種トレイの実用化 ハイパフォーマンストレイの開発		
	十字流接触 (ダウンカマー付)		シートトレイ	バラストレイ フレキシトレイ フロートバルブトレイ	MD/ECMDトレイ VG plus, HiFi plusトレイ SUPERFRAC®トレイ
			バブルキャップトレイ		スリットトレイ ULTRAFRAC®トレイ
	向流接触 (ダウンカマー無)		ターボグリッドトレイ 無堰シートトレイ	キッテルトレイ リップルトレイ	リフトトレイ
充填物	主な流れ		不規則充填物の 小口径塔適用	高性能充填物の実用化 トレイ塔改造	高負荷・低圧損型規則充填物の 開発
	不規則	金網		マクマホンパッキン ディクソンパッキン	
		金属板	ラシヒリング	ボールリング HY-PAK®	第3世代 CMR® IMTP® Nutter ring™ 第4世代 RSR®
	規則	金網		BX, CY グッドロールパッキン	
		金属板		ロンボパック M型 ロンボパック S型 図1 ロンボパックエレメント形状 Fig.1 ROMBOPAK element structure	メラパック Y型 X型 → Plus型 MC パック SFLOW® テクノパック ロンボパック M型 → S型

ることで、ガス側の抵抗を下げ、30%以上圧損の低下が可能となり、高負荷領域まで安定した性能が維持されるようになった。¹⁾ 一方、ハイパフォーマンストレイではUOP社、KOCH-GLITSCH社、SULZER社などから各種トレイが提案されている。^{2,3,4)}

これらのトレイは分離性能は従来トレイと同程度であるが処理量を20%から最大50%増加することができる。

主な改善点はダウンカマーを吊り下げ式にして、ダウンカマー下も気液接触可能としたこと、気液の分散を良くし、トレイ上の液流れを均一にする工夫がなされている。また、ULTRAFRACトレイはシリンドー内で液を蒸気に同伴させることで気液接触させるタイプのトレイで従来型より50%以上処理能力が増加する。

詳細情報は各種専門書^{5,6)}やメーカーのカatalogを利用いただきたい。図2にコンベンショナルトレイの形状がわかる写真・図、およびトレイ上の気液接触の模式図などを紹介する。また、図3にハイパフォーマンストレイの写真や図を示す。同様に、図4に各種代表的な充填物の形状がわかる写真を、表2に金属充填物の特性を示す。

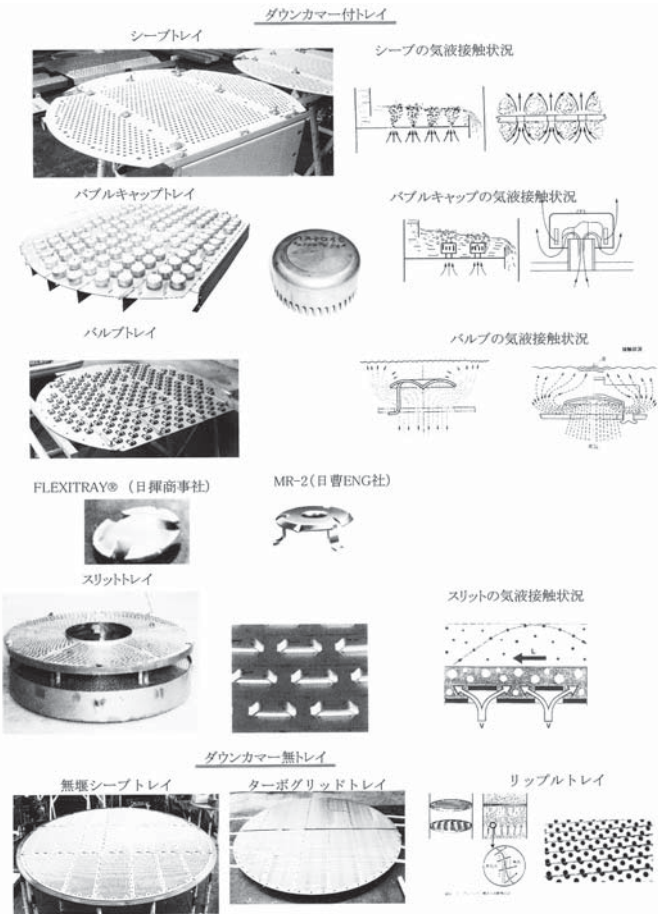


図2 コンベンショナルトレイ
Fig.2 Conventional Tray

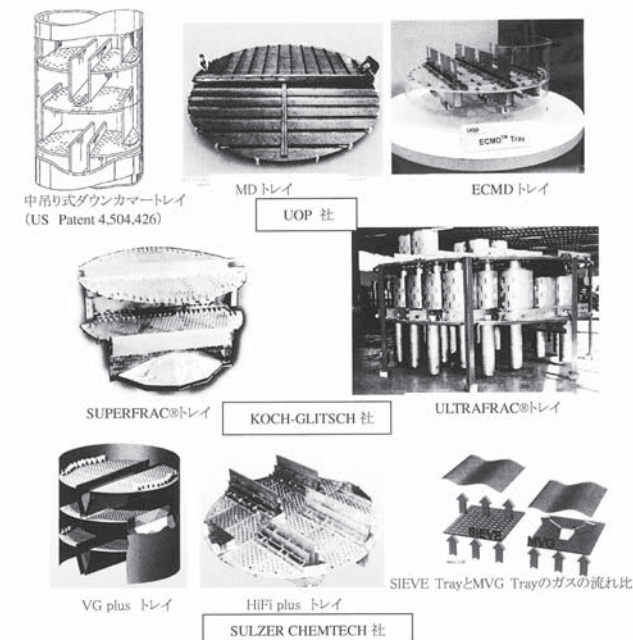


図3 ハイパフォーマンストレイ
Fig.3 High Performance Tray



図4 金属充填物
Fig.4 Metal Packing

表2 金属充填物特性
Table2 Characteristics of Metal Packing

種類	名称	寸法/ 型式	比表面積 (m ² /m ³)	空間率 (%)	重量 (kg/m ³)	標準 HETP (mm/NTS)
不規則 充填物	金属板	ラッシリング	1"	206	92	641
		ボールリング	1"	207	93.8	513
	CMR	#1	246	97	237	400
		#1.5	187	96	285	450~500
	IMTP	#25	370	97	224	355~485
		#40	250	98	153	460~610
	RSR	No.0.7	180	98	250	400~500
		No.1.5	120	98	190	460~600
	金網	マクマホン	20mm	360	97.2	225
		ディクソン	25mm	210	98.4	130
規則 充填物	金網	BX		500	88.8	250
		CY		700	84.3	350
	グッドローラー			1500	96	330
						100~200
	金属板	ロンボバック	6M	230	98.3	140
			9M	320	98.1	160
			S4M	150	98.5	120
			250Y	250	98.8	100
			452Y	450	98.2	180
	メラバック					330~400
						220~260

2.2 蒸留方式分類

蒸留操作で分離・精製する場合、原料条件、各成分の物性・気液平衡関係などから蒸留方式や操作圧力を決める必要がある。気液平衡関係とは互いに平衡である気相と液相の組成および圧力、温度との間の関係をいうが、この気液平衡データは溶液の種類によって異なり、ある種の溶液では液相とそれに平衡な気相の組成が等しくなることがある。このような混合物を共沸混合物といい、通常の蒸留では分離が困難となる。以下にこのような混合液を分離する蒸留方式も含め、通常行なわれている蒸留方式の分類と概要についてまとめた。

2.2.1 操作圧力による分類

表3に蒸留方式の操作圧力による分類を示す。

2.2.2 蒸留方式による分類

表4に蒸留方式の目的による分類を示す。この表の塩効果蒸留で説明した塩化カルシウム添加による塩酸-水系気液平衡データの変化を図5に示す。また異圧蒸留で説明した操作圧力による共沸組成の変化の例を図6-1にエタノール-水系、図6-2にTHF(テトラヒドロフラン)-水系についてそれぞれ示す。

表3 蒸留方式の操作圧力による分類

Table3 Classification by operating pressure of distillation method

名 称	操作圧力	概 要
常圧蒸留	大気圧	大気圧下、45℃以上で液体、熱的に安定なものは大部分大気圧下で蒸留される。
加圧蒸留	大気圧以上	常温で気体の物質は加圧して蒸留する。コンデンサーに通常の冷却水が使用出来ない大気圧沸点の液体を蒸留する場合、加圧で行う。
減圧蒸留	大気圧～100Pa	大気圧沸点が高く、リボイラーにスチームが適用できない、あるいは熱媒が使用できない温度になる場合操作温度を下げるため減圧で行なう。
薄膜蒸留	～100Pa	高真空中で滞留時間を短くする必要がある、熱敏感物質や高粘度液の単蒸留に使用される。
短行程蒸留	100～0.1Pa	薄膜蒸留器の中にコンデンサーを内蔵したもので、圧損が小さくなり、更に高真空中での蒸留が可能になる。
分子蒸留	0.1Pa以下	きわめて熱に不安定な物質の蒸留に使用される。

表4 蒸留方式の目的による分類

Table4 Classification by purpose of distillation method

名 称	概 要
単蒸留	発生する蒸気を還流させることなく留出させる方法。
連続蒸留	原料を蒸留塔に供給し、塔頂・塔底それぞれから所定の組成に分離して連続的に抜き出す。原料が3成分以上あり、それぞれの成分に分離する場合は2塔以上の蒸留塔を連結して行なう。
回分蒸留	原料を蒸留塔底スチールに張り込み、沸点の低い順に分離させる。小規模の処理に適している。
水蒸気蒸留	揮発度が低く、かつ水に対する溶解度が極めて小さい場合、直接スチームを吹き込み蒸留すると、その物質固有の沸点より低い温度で留出する。脂肪酸など熱により分解や変質する物質の蒸留に適している。
反応蒸留	AとBが反応しCとDが生成する場合、これを蒸留塔内で行なわせると反応で生じたCとDは蒸留により直ちに分離されるため反応は進行する。また、生成したCとDはそれぞれ塔頂、塔底より分離して取り出すことが出来る。
通常の蒸留では分離困難な混合液を分離する蒸留方式	共沸蒸留
	抽出蒸留
	塩効果蒸留
	異圧蒸留

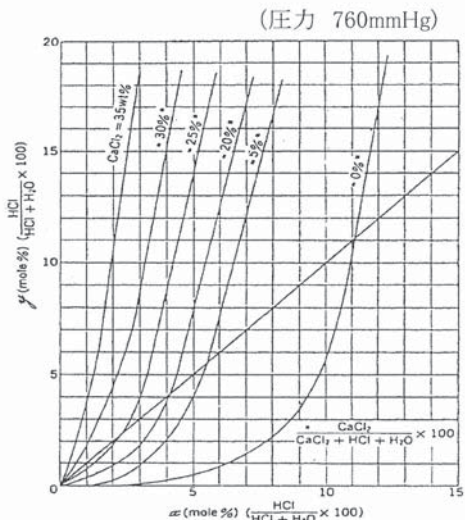


図5 HCL-H2O-CaCl2 気液平衡図
Fig.5 Vapor-Liquid Equilibrium of HCL-H2O-CaCl2

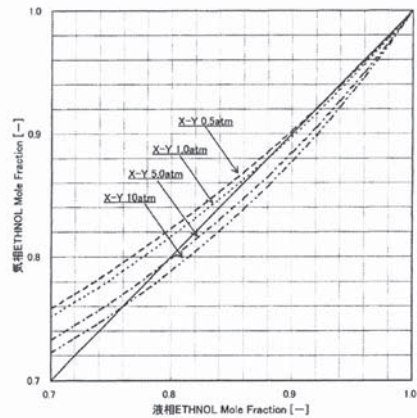


図6-1 エタノール-水系気液平衡図
Fig.6-1 Vapor-Liquid Equilibrium of Ethanol-H2O

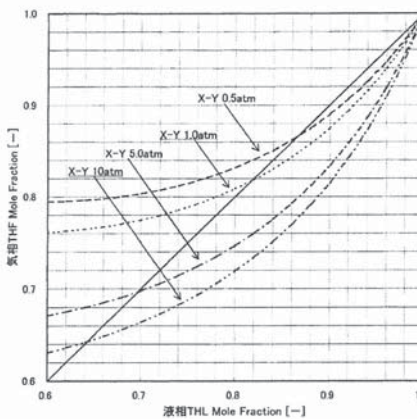


図6-2 THF-水系気液平衡図
Fig.6-2 Vapor-Liquid Equilibrium of THF-H2O

3 充填物とトレイの選定

塔インターナルをトレイ、あるいは充填物のどちらを選択するかはその長所・短所など特性を理解し、プロセスの要求条件を吟味して採用する必要がある。

3.1 トレイと充填物の性能比較

表5に一般的なトレイ、不規則充填物、規則充填物の特性比較の概要を示す。また、トレイと不規則充填物、規則充填物の気液分散比較を図7に示す。

表5 トレイ、不規則充填物、規則充填物特性比較
Table5 Characteristic comparison table of Tray, Dumped Packing and Structured packing

項目		コンベンショナルトレイ			不規則充填物	規則充填物
		バブルキャップ	シーブ	バルブ		
気液接触 (図7参照)		蒸気はトレイ上の液中に吹き込まれ泡となって上昇する間に気液接触する。			液は充填物表面に沿って流下し、液膜を形成し、蒸気と連続的に向流接触を行い、熱及び物質移動を行なう。	不規則充填物と原理は同じ
		キャップ下部の蒸気通過部を通じてトレイ上の液中に噴出して気液接触(図2参照)	トレイに開けた孔(シーブ)より蒸気がトレイ上の液に噴出して気液接触(図2参照)	固定型、可動型バルブがある。シーブ穴の上に蓋があるため、蒸気は横、あるいは斜め上から吹き上がる(図2参照)		
操作性	圧力	常圧～加圧操作で優位性がある。			減圧～加圧操作まで幅広く採用されている。	常圧～減圧操作で素養されているが、特に高真空領域で優位性がある。
	液負荷	液負荷が大きい場合ダウンカマーはマルチパスで対応する。シーブトレイの場合、低液負荷ではウービングになり、効率低下する。			液負荷が大きい領域まで採用されているが、規則充填物と同様効率は悪くなる。	液負荷が大きくなると処理能力低下や、分離効率低下を起こす。
	安定操作範囲	10～100%と幅広い。	35～100%と比較的小さい。	可動式にすれば10～100%と幅広い。	充填物の安定操作範囲は20～100%である。	安定操作範囲は不規則充填物より広いが、ディストリビュータの標準的な操作範囲は30～100%である。
	圧損失	1段当たりの圧損は大きい	バブルキャップより小さいが充填物に比較すればかなり大きい。	シーブと同様。	同等の比表面積で比較した場合、規則充填物よりは大きい。	非常に小さいため、特に減圧操作ではボトムの 温度を下げるができる。
	エントレ量	トレイ上で気液接触するため、エントレ量は大きい。			トレイと比較すれば小さい	非常に小さい。
塔高		物性、段効率、段間隔にもよるが一般的には充填塔より高くなる。			1ベットの充填高さが規則充填物より高くできないため、規則充填塔より高くなる傾向はある。	高理論段数の場合は高性能充填物を採用し、充填高さを低くするなど、真空系ではトレイ塔より低くなる。
塔径		常圧～加圧では充填物より塔径は小さくできる。			採用する充填物型式、比表面積にもよるが、同等の比表面積で比較した場合、規則充填物より大きくなる。	減圧系ではトレイ塔に比較し、かなり小さくなる。
フィード位置		フィード位置、サイドカット位置は自由に取り付け可能である。			多段フィードやサイドカットの場合、フィードは充填層上、サイドカットは充填層下と限定されるため、充填層を分割する必要がある。	不規則充填物と同様。
物性	発泡性	発泡性には弱い。処理量を制限するか、塔径を大きくする必要がある。			比較的強いが、局部的に泡の発生する可能性がある。	泡立ちに対しては強く、効率の低下も比較的小さい。
	固形物	トレイ上への堆積はあるが比較的強い。	スケーリングする場合は問題であるが、ダウンカマー内に滞積しなければ運転は可能である。	可動バルブの動きが悪くなるようなスケーリングが無ければ、比較的強い。	性能低下するが、スケーリングや充填層内に堆積した場合取り出して洗浄することは可能である。	充填物の上に堆積するなど、効率の低下を起こす。また、洗浄などで除去出来れば良いが、取り出すには多大な労力が必要になる。
	表面張力	分離効率への影響は比較的小さい			規則充填物よりは影響が少ないが、効率低下を起こす。	水系など表面張力大きいと極端に効率が落ちる。
工事		トレイの水平度を基準値以内に据え付ければ効率低下はない。			充填方法により充填密度が変わり、性能に影響する。	充填密度は一定であり、効率は変わらない。塔の垂直度やディストリビュータの据付精度によりマルディストリビューションを引き起こし、効率低下の原因となる。

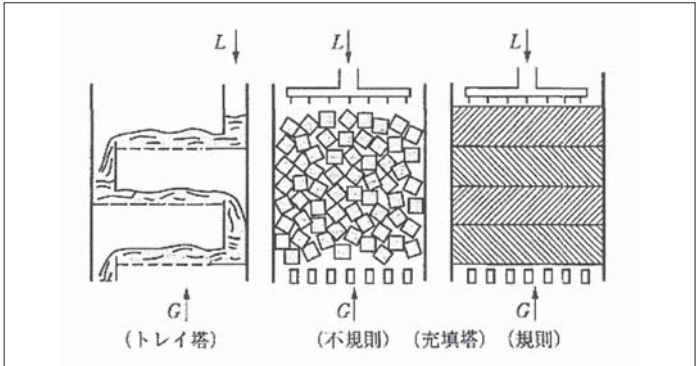


図7 塔インターナルの気液分散
Fig.7 Vapor/Liquid distribution for column internal

3.2 処理能力比較

処理能力を比較するため、代表的なトレイ、規則充填物、不規則充填物のフローパラメータとキャパシティパラメータの関係を図8に示す。トレイについてはコンベンショナルトレイの塔内蒸気速度を求める時使用されるFairの式のフラディング蒸気速度係数⁷⁾を採用する。また、スリットトレイはKUHNI社のデータから推定して求めた値である。

規則充填物はKUHNI社のロンボバック6M、9M、S4M型のデータを、不規則充填物はIMTP#25、#40のデータをそれぞれ採用し、比較した。

キャパシティパラメータ(Cs)は下記の(1)式で表される。ただし、U_Gは空塔速度[m/s]、ρ_Gはガス密度[kg/m³]、ρ_Lは液密度[kg/m³]である。

$$\text{キャパシティパラメータ} = U_G \left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \quad [m/s] \quad (1)$$

また、フローパラメータは(2)式で表される。ただし、Lは液負荷量[kg/m²・h]、Gはガス負荷量[kg/m²・h]である。

$$\text{フローパラメータ} = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad [-] \quad (2)$$

この値はL/Gと液密度が一定であればガス密度に大きく依存される。すなわち、減圧であればガス密度は小さくなり、この値も小さくなる。逆に加圧になれば、この値は大きくなる。また、還流比が小さい場合、濃縮部ではL/G比が小さくなり、この値は小さくなる。図8に示したとおり、フローパラメータの値が0.01に近づくほど高真空・低液負荷領域になり、0.1に近づくほど加圧・高液負荷領域になり、その中間が低真空～常圧・中液負荷領域と考えられる。

図8の通常の蒸留塔に採用されるトレイ(段間隔500mm)と規則充填物(6M)、不規則充填物(IMTP#25)のキャパシティパラメータを比較するとフローパラメータ0.1以下の領域では規則充填物>不規則充填物>トレイの順で、0.1以上の領域では逆にトレイ>不規則>規則の順になっている。すなわち、充填物の使用領域は常圧～減圧系、特に許容圧損が小さくする必要のある高真空領域で優位となり、トレイは常圧～加圧系で優位となる。また、規則充填物と不規則充填物の選定区分として古くは液の偏流などのため、大口径塔には不規則充填物は使用されなかったが、第3、4世代の不規則充填物では大型塔での実績もあり、高液負荷領域で使用される場合、固形物や重合で閉塞が懸念される系、2液相を形成する系などでは不規則充填物の方にメリットがある。いずれにしても、インターナル選定、型式選定は表5で示した特性や、分離性能、許容圧損などの仕様、実績、設備コストを考慮して、ケースバイケースで行う必要がある。

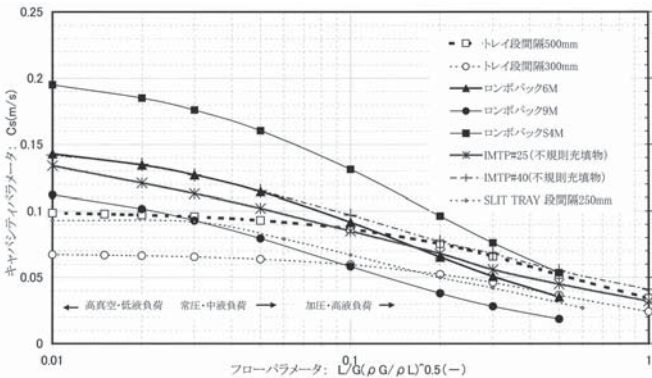


図8 キャパシティパラメータとフローパラメータの関係
Fig.8 Relation between Capacity parameter and Flow parameter

3.3 充填物の性能比較

充填物の性能を表わすものとして、比表面積a[m²/m³](充填物型式)をパラメータとして

- ・NTSM(充填高さ当たりの理論段数)[-/m]、あるいはHETP(理論段当たりの充填高さ)[m]とF値[Pa^{0.5}]の関係
 - ・圧力損失[Pa/m]とF値[Pa^{0.5}]の関係
 - ・キャパシティパラメータCs[m/s]とフローパラメータ[-]の関係
- があり、各メーカーのカatalogに図や表で示されている。なお、F値は(3)式で定義され、ガス負荷を表わす運転因子である。

$$F = U_G(\rho_G)^{0.5} \quad [Pa] \quad (3)$$

ここでは、充填物の性能評価を行うために提案されている2つの指標について説明する。⁸⁾第1の指標は(4)式で表されるN値である。

$$N \approx \frac{NTSM \left[\frac{L}{m} \right] \cdot F^2 \left[\frac{Pa}{m} \right]}{\Delta P \left[\frac{Pa}{m} \right]} \quad [-] \quad (4)$$

N値は総合的な性能値を表し、無次元で高性能なほど数値は大きくなる。また、一般的にはこのN値はF値のような処理能力ファクタに対しプロットされるべきであるが、充填物の型式によりフラディングのF値が異なることから同じ基準で比較するため、フラディングのF値(Fmax)と運転時のF値の比に対してプロットしている。

$$X = \frac{F}{F_{max}} \quad [-] \quad (5)$$

N値はXが1に近づく限りなく0になる。(フラディングポイントでのΔPは無限大の値になるため) また、ΔPとF²がほぼ比例するF値領域では一定の値を示し、液負荷が小さくなる低F値領域では充填物の濡れが不十分になり、NTSMが低下するため、小さくなる。

図9に代表的な規則充填物でのN値とF/Fmaxの関係を表す。ここに使用した値はクロロベンゼン/エチルベンゼン系テストシステム70～100mbarでメーカーのカatalogや発表されている資料から得たものである。ただし、比較のためにプロットしたIMTPのデータ、トレイのデータはテストシステム、圧力条件が違いため、参考データとする。

なお、このN値は減圧操作で、許容圧損が重要視される場合の充填物の性能評価に利用できる。

第2の指標は圧損が重要でなく、比較的液負荷の大きな常圧や加圧系での充填物の評価を行う場合に使用され、(6)式で表されるNTSM*Csである。1/NTSM=HETPは充填高さに比例し、1/Fあるいは1/Csは塔断面積に比例する。これより、充填量はNTSMとCsの乗じた値に反比例する。この値は無次元にはならないが滞留時間(τ)の逆数として説明できる。

$$NTSM \cdot Cs = \frac{1}{\tau} \quad [1/s] \quad (6)$$

この値が大きいかほど塔充填容積は小さくなる。図10にNTSM・Csの値と比表面積(a)の関係を表す。

ただし、ここで使用した値は図9で採用したシステムの値と同じとし、NTSMはF値1.5での値としている。S4M,6M,9Mの比較でもわかるとおり、液負荷の大きい系では充填物性能は比表面積に比例している。(表2参照)

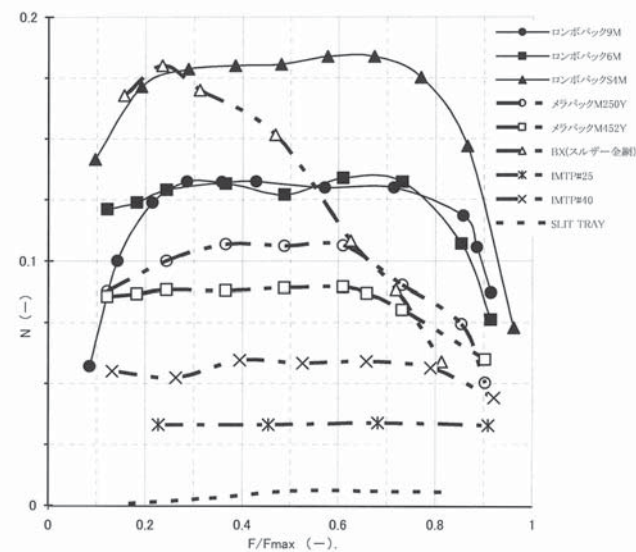


図9 N値とF/Fmaxの関係
Fig.9 Relation between N and F/Fmax

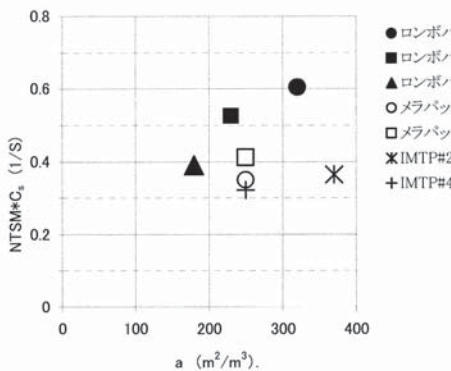


図10 NTSM*Cs と比表面積(a)の関係
Fig.10 Relation between NTSM*Cs and Specific surface area(a)

4 省エネ型蒸留システム

蒸留設備に加えられるエネルギーを有益に回収する、あるいは節約する方策を表6に示す。

表6 蒸留設備における省エネルギー方策
Table6 Energy-saving procedure in distillation plant

プロセス見直し	プラント設計の考慮	エネルギー回収
・操作圧力・還流比の見直し ・晶析など他の分離操作との組み合わせ検討 ・多成分蒸留での蒸留順序の検討 ・塔垂直分割型蒸留システムの検討	・断熱の強化 ・低圧損、高性能トレイ充填物の採用 ・高効率機器の採用	・多重効用、他設備の熱再利用 ・コンデンサー凝縮熱の再利用 ・バイナリー発電方式 ・蒸気ヒートポンプ方式 ・直接蒸気再圧縮方式(MVR) ・内部熱交換蒸留塔(HiDiC)

4.1 プロセス見直し

従来、蒸留で分離していた有機液を晶析プロセスで分離・精製する、あるいは水と共沸組成を形成するアルコール水溶液の脱水に膜を利用するなど、他の分離システムと組み合わせることで、省エネ化を図ることができる。以下に、今後発展すると考えられるシステムを紹介する。

4.1.1 晶析との組み合わせ

月島機械では連続溶融精製装置(4C システム)をPDCB,PXなどの精製設備として納入している。この技術では不純物との沸点差が小さく固液平衡で不純物と共晶体を形成する系では蒸留で分離するより非常に少ないエネルギーで精製できる。蒸留では、多大な還流比を必要とするが晶析では還流比は僅かで、かつ蒸発潜熱に比べ結晶化熱は1/3以下のためである。

しかしながら、晶析法では共晶点近傍までしか不純物を濃縮できない、あるいは非常に低温度まで冷却する場合がある。

また、固溶体系を形成する不純物が含まれて、精製できないなどの問題もある。このような場合、蒸留と晶析を組み合わせ、沸点差のある固溶体を形成する不純物は晶析前に蒸留で分離する。通常レベルの冷却温度まで晶析させた残渣液中の不純物を蒸留で濃縮・分離し、回収液は晶析原料と混合することで、製品純度と回収率の向上、最小不純物残渣量を実現させることができる。現状、蒸留で分離・精製している製品の中にも晶析と組み合わせることで製品純度のアップと省エネ効果を同時に実現できるものがあると考える。

4.1.2 脱水システム

月島機械が納入したバイオエタノール設備での無水エタノール製造には実績からPSA(圧力スイング吸着)設備を使用している。しかし、最近ではゼオライト膜を使用した透過気化法による脱水システムも実用化されている。ここでは、ベンゼンを使用した共沸蒸留法とPSA法、膜分離法の設備概要とエネルギー消費量比較を表7に、PSA法と膜分離法の概略フローを図11に示す。この検討結果からエネルギー消費量比較では膜分離法が優位であることがわかる。設備費用や膜のメンテナンス費用なども考慮する必要はあるが、膜分離による脱水システムは今後さらに発展していくものと考ええる。

4.1.3 塔垂直分割型蒸留システム⁹⁾

蒸留塔のフィード部上下を垂直長手方向に隔壁で仕切り、3成分の分離を1つの塔で行えるようにしたものである。このシステムの原型は

表7 脱水システム比較

Table7 Comparison table of Dehydration system

項目	共沸蒸留法	PSA 法	膜分離法
脱水剤	ベンゼン	ゼオライト吸着剤	ゼオライト膜
エネルギー消費量 (共沸蒸留法を 100 とする)	100	55～65	45～55
設備概要	・共沸剤が製品に残留する。 ・共沸蒸留塔は塔径大きく 塔高も高くなる。 ・エネルギー消費量が大きくなる。 ・運転が複雑になる。	・脱着エタノール濃度が高く、リサイクル量が多くなる。 ・不純物により、脱水効率が低下する。 ・吸着手前に過熱器が必要になる。 ・吸着・脱着切替時精留塔に圧力変動が起こる。	・冷凍機や真空ポンプが必要になる。 ・膜供給手前に過熱器が必要になる。 ・膜の寿命が3～5年と推定され、メンテナンス費用がかかる。
エネルギー消費量比較条件	・装置能力 50KL/D 無水アルコール ・製品水分 0.4wt% ・原液エタノール濃度 5～10wt%		

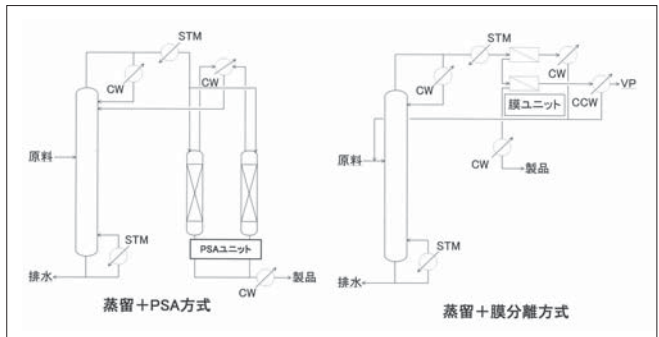


図11 脱水システムフローシート
Fig.11 Flow sheet of dehydration system

Petlyukらが提案した主塔と側塔の結合システムであった。通常2塔必要な分離操作を1塔で行うことでの省エネ効果で、リボイラ負荷の約30%が削減可能となる。他社の実績であるが現在では国内で20セット以上稼働しているとのことである。

4.2 プラント設計の考慮

1980年代より真空蒸留分野でトレイや不規則充填物を規則充填物に取り替えることで処理能力アップや還流比の削減による省エネ効果を行なって来た。最近では規則充填物を更なる高負荷対応型規則充填物に交換して、処理能力を増加させるケースがある。

月島機械で最近納入した事例は既設塔充填物メラパック250YをロンボパックS4Mに交換し、分離性能は維持し、処理量アップを図ることであった。交換後の評価では分離性能は同等で、処理量は1.3倍以上になっている。今後も充填物だけでなく、トレイでも高性能・高負荷対応型トレイへの更新で能力増強を図る事例が多くなると予測される。

また、今後充填物やトレイは一層、高性能・低圧損の理想系に近づいていくものが開発され则认为る。

4.3 エネルギー回収

蒸留塔で使用される熱を回収・再利用する方法の代表的な例を図12に示す。ここでは、経済性比較や実用化のための問題点などを示す。

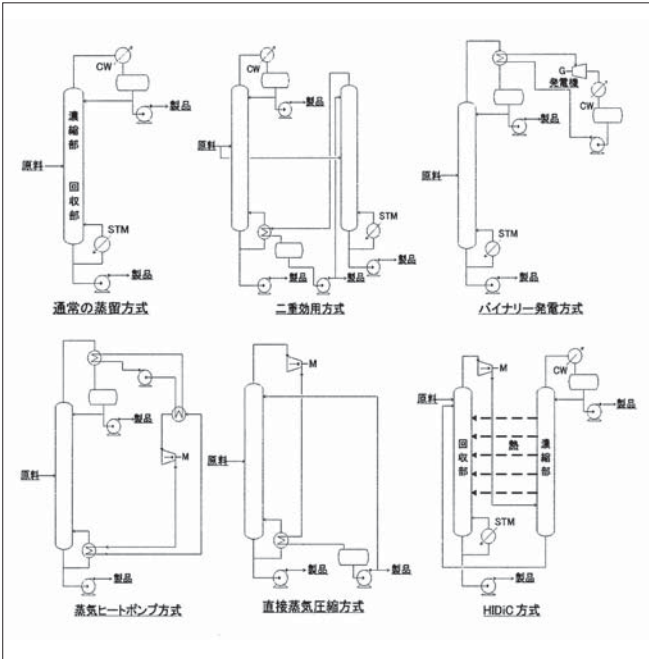


図12 省エネ型蒸留システムフローシート
Fig.12 Flow sheet of energy saving type distillation system

4.3.1 多重効用方式

蒸発装置での効用缶と同様、高圧側の蒸留塔で発生した蒸気を低圧側の蒸留塔リボイラの熱源に利用することで約50%のエネルギー削減効果がある。しかし、熱量が同等であること、最大運転負荷時でもリボイラで一定以上の温度差が維持できる圧力条件で設計する必要がある。また、直接的な効用システムではないが、工場全体の蒸留設備内で温度レベルの違う蒸留塔があれば、高温の蒸留塔の塔頂蒸気を低温側の蒸留塔リボイラの熱源に利用することも可能である。ただし、運転立ち上げ時や処理負荷の差が出るケースも考慮して、予備のリボイラを設置しておく必要はある。

4.3.2 バイナリー発電方式

コンデンサでの凝縮熱で低沸点冷媒を気化させ、タービンを廻して発電するシステムである。凝縮温度が100℃以上であればシステムとしては成り立つが、発電効率が悪く、大型の蒸留設備でも回収できる電力と設備コストから減価償却に10年以上必要であり、現状では本方式を採用するメリットはないと考える。

4.3.3 蒸気ヒートポンプ方式

コンデンサでの凝縮熱回収を加圧水や熱媒体で行い、これを熱水と熱交換して、低圧蒸気を発生させ、さらに蒸気コンプレッサやプロワで圧縮して、蒸留塔リボイラの熱源に再利用する方式である。

表8の条件の場合、回収できる蒸気圧力は0.2MPaAで、リボイラに使用可能な蒸気圧力は0.65～0.7MPaAとなり、コンプレッサ圧縮比として3.5程度は必要になる。この時のコンプレッサ動力は約100kWになる。システムは多少複雑になるが、安全上の問題は無い。ただし、減価償却に3～5年は必要と考える。

4.3.4 直接蒸気圧縮方式

蒸留塔で発生する有機蒸気を直接コンプレッサやブロワで圧縮し、昇温・昇圧した有機蒸気をリボイラの熱源として再利用する方式である。塔頂/塔底温度差が非常に小さい場合、圧縮比は小さくなり、動力も小さくなる。蒸気ヒートポンプ方式に比較し、減価償却に要する年数も短くなり、有効であるが、直接有機蒸気をコンプレッサやブロワに導入するため、特にシール部の構造や安全性への懸念があり、国内では採用された事例は少ないとのことである。

なお、バイナリー発電方式、蒸気ヒートポンプ方式との比較検討を行うため、月島機械で計画中のPDCB設備のデータを使用し、経済性評価を行なった結果を表8に示す。

4.3.5 内部熱交換型蒸留塔(HIDiC)¹⁰⁾

HIDiCは回収部より操作圧力の高い濃縮部と回収部からなる熱交換可能な蒸留設備である。回収部出口蒸気を断熱圧縮して濃縮部に導入し、高温側の濃縮部から低温側の回収部に熱交換させ、リボイラ負荷を約30%削減することを目標に、1990年代より、産業技術総合研究所と企業3社が独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)より委託を受け研究開発が行われている。2000年以降パイロットプラントによる確認も行われ、実用化可能な段階にある。しかし、現状まだ、商業プラントには採用されていない。

表8 熱回収型蒸留システム経済性比較 Table8 Economic comparison table of heat recovery type distillation system					
項目		通常蒸留	バイナリ 発電	蒸気ヒート ポンプ	直接 MVR
設計データ	塔径	2 m			
	充填高さ	16 m			
	塔頂圧/温度	300mmHg/141℃			
	塔底圧/温度	350mmHg/152℃			
	塔圧損	50mmHg			
	塔頂蒸気量	14,000kg/h			
	蒸発潜熱	71.4kcal/kg			
	圧縮比			3.5	1.75
エネルギー	リボイラスチーム量	2,300kg/h	2,300kg/h	0kg/h	150kg/h
	冷却水量 (ΔT=5℃)	200m³/h	185m³/h	10m³/h	5m³/h
	ポンプ・ブロウ動力	5kWh	13kWh	215kWh	80kWh
	回収動力		108kWh		
	エネルギー単価	スチーム		4 円/kg	
		冷却水		4 円/m³	
		電気		15 円/kWh	
	年間稼働時間	8000h/Y			
エネルギー年間コスト	80,600 千円	68,120 千円	26,120 千円	14,560 千円	

5 おわりに

蒸留塔に使用されるトレイや充填物の変遷と規則充填物の選定・性能評価方法について、発表されている資料などを参考にしてまとめた。なお、ロンボパックを製造していたKUHNI社はSULZER社に吸収され、メラパックに統合されていくとのことである。優れた規則充填物であっただけに、大変残念なことである。また、蒸留システムの省エネ化についても実用化されている方式、検討されている方式についてその効果を検証し、課題をまとめた。今後、蒸留塔や蒸留設備を計画、設計していく上で、少しでも参考になれば幸甚である。

最後に本稿作成にあたり、トレイの写真など資料を提供して頂いた蒸留トレイ製造株式会社殿に深く感謝する。

参考文献

- 1) KUHNI社ホームページ、<http://www.kuhni.ch/pages/uope.html> (2010年7月現在)
- 2) UOP社ホームページ、<https://www.uop.com/lightolefins/5061.html/> (2010年7月現在)
- 3) KOCH-GLITSCH社ホームページ、<http://www.koch-gliitsch.com/masstransfer/pages/Products.aspx> (2010年7月現在)
- 4) SULZER CHEMTECH社ホームページ、<http://www.sulzerchemtech.com/en/desktopdefault.aspx/tabid-145> (2010年7月現在)
- 5) 宮原显中、善積茂、タワーインターナル概説、トレイ・パッキング、分離技術会、P1-24 (2005)
- 6) 田村勝典、蒸留トレの基礎【5】、化学装置、7月号P99-105 (2008)
- 7) J.R.Fair,Petro./Chem.Eng.,33(10),45(1961)
- 8) L.Fischer,U.Buhlmann,R.Melcher,CHARACTERISATION OF HIGH PERFORMANCE STRUCTURED PACKING,Trans IChemE. Part(A) 81:79-84,16 (2003)
- 9) 原田陽一、塔垂直分割型蒸留システム、実用蒸留技術、分離技術会P148-160 (2008)
- 10) 中岩勝、ほか「HIDiC技術開発の展開」、分離技術、36、No.4、P2-25 (2006)

論文

2

木質バイオマスを原料としたエタノール製造 —商業設備における運転条件最適化—

Ethanol production from lignocellulosic biomass

—determination of optimal conditions for practical operations at the commercial plant—

Abstract

Tsukishima Kikai has built the first commercial plant of ethanol production from lignocellulosic biomass in the world. This facility can treat 55 ton of material waste house wood per day and produce 1,400kL ethanol per year. In this paper, we explain three main steps to produce ethanol, that is, dilute-acid hydrolysis, detoxification, and fermentation. At first, waste house wood is hydrolysed with dilute sulfuric acid catalyst and some sugars derived from hemicellulose are recovered. Recovered sugar syrup is detoxified under weak alkaline condition, where toxicity in hydrolysates(mainly emerged by furfural and 5-hydroxymethylfurfural) is reduced. Detoxified sugar syrup is fermented by ethanologenic *Escherichia coli* KO11.

Recovered sugar syrup at the hydrolysis process consists of 25~30% glucose, which indicates that sugars from hemicellulose were efficiently recovered. At the detoxification process, absorbance at 280nm of hydrolysates, an indicator of toxicity, was decreased by 30~50% to initial value, keeping >95% sugar recovery. Detoxified hydrolysates contain hexose and pentose sugars. KO11 can consume both of them but uses hexose preferably because of catabolite repression. We adapted the ‘microaeration’ condition to the commercial fermentation so as KO11 to consume both hexose and pentose sugars completely.

月島機械は世界初の木質バイオマスからのエタノール生産用商業設備を建設した。設備規模は、原料(建設廃木材)処理量55ton/日、エタノール生産量1,400kL/年である。本論文ではエタノールを生産するための主要な3つの工程(希硫酸加水分解、中和(Detoxification)、発酵)について説明する。まず、原料を希硫酸触媒で加水分解し、ヘミセルロース由来の糖を回収する。得られた糖液は弱アルカリ性下でDetoxificationを行い、糖液の発酵阻害性(主にフルフラールと5-ヒドロキシメチルフルフラールによる)を低減させる。その後、遺伝子組換え大腸菌KO11でアルコール発酵を行い、エタノールを得る。加水分解工程では、得られた糖液中の単糖に占めるグルコースの割合は25～30%であり、ヘミセルロース由来の糖のみを効率よく回収できた。中和工程では、糖の回収率95%でABS₂₈₀(波長280nmでの吸光度、阻害物の指標)を30～50%除去することができた。中和後の糖液はヘキソース・ペントースを含んでおり、KO11はどちらも発酵可能であるが、カタボライト抑制の影響でヘキソースの方を先に消費する。微通気条件を採用することでヘキソース・ペントース両方からエタノールを生産することが出来た。

キーワード: リグノセルロース、希硫酸加水分解、Detoxification、アルコール発酵、大腸菌 KO11
Keyword : Lignocellulose, Dilute acid hydrolysis, Detoxification, Alcohol fermentation, *E. coli* KO11

1 はじめに

自動車燃料の燃焼に伴い発生するCO₂の削減策として、バイオエタノールのガソリンへの添加が世界的に進んできた。わが国では1996年、揮発油等の品質の確保等に関する法律（品確法）によりエタノールのガソリンへの添加が3%まで認められ、エタノール3%添加ガソリン（E3）の販売が2007年より大阪府で始まった。また、米国では石油依存からの脱却という観点からもバイオエタノールの需要が急激に高まっており、ここ数年でバイオエタノールの生産量が急増している。

現在、バイオエタノール生産量は米国が世界第一位、ついで二位がブラジルとなっているが、この二大バイオエタノール生産国ではエタノール原料にトウモロコシやサトウキビを用いている。これらの原料からのエタノール製造は伝統的なアルコール醸造の応用であり、技術的には容易である反面、食料や家畜飼料と競合する原料であるというデメリットがある。

そこで注目されているのが木質バイオマスである。木質バイオマスは多糖であるセルロース、ヘミセルロースが乾物中の約7割を占めているが、この多糖はヒトでは消化できないため食糧と競合しない。セルロースはグルコースのみから成る多糖、ヘミセルロースはキシロース・マンノースなど複数種の糖から成る多糖で、セルロース、ヘミセルロースの加水分解を行えば、アルコール発酵の可能な単糖を得ることができる。

2006年、月島機械は大阪府堺市に世界初の木質バイオマスからエタノールを製造する商業設備を建設し、試運転を開始した（図1）。この設備の規模を表1に示した。本論文では、木質バイオマスからバイオエタノールを製造する技術について概説し、商業設備（バイオエタノール・ジャパン・関西株式会社殿、以下BJK）における実績を報告する。



図1 世界初の木質系バイオエタノール商業設備
(バイオエタノール・ジャパン・関西株式会社殿)

Fig.1 The first commercial plant for bioethanol production from lignocellulosic biomass

表1 商業設備規模
Table1 Capacity of the bioethanol plant

エタノール原料	建設廃木材
原料処理量	55 ton/日
エタノール生産量	4.7 kL/日
副産物	リグニン燃料

2 プロセス概要

BJK 殿に納入したバイオエタノール製造設備の概略フローを図2に示す。エタノールの元となる糖質原料には建設廃木材を用い、希硫酸加水分解によりヘミセルロース由来の糖を得た後、遺伝子組換え大腸菌 KO11 株を用いてアルコール発酵させエタノールを得るというプロセスである。建設廃木材の組成例を図3に示す。主にセルロースに由来するグルカンが4割以上を占め、ヘミセルロース由来の糖としては多い順にマンナン＞キシラン＞ガラクトタン・アラビナン、となっている。この組成は、建材に用いられることの多い針葉樹（スギなど）の糖組成に近い。

以下、設備の各工程について説明する。

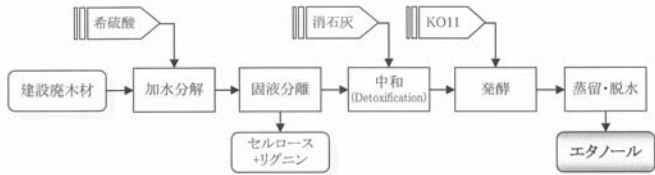


図2 建設廃木材からのエタノール製造設備フロー

Fig.2 Process flow of bioethanol production from waste house wood

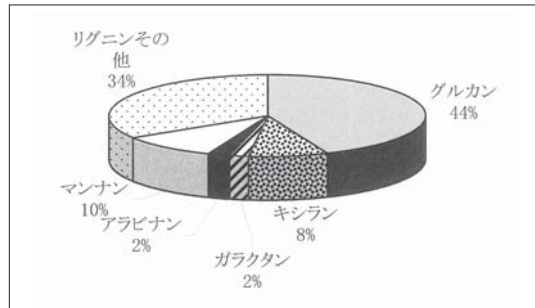


図3 建設廃木材の組成例

Fig.3 Typical composition of waste house wood

2.1 加水分解工程

建設廃木材は粉碎・異物除去の後、希硫酸を含浸させる。これをプラグスクリュエーフィーダーで加圧反応器に連続的に送り込み、ヘミセルロースの加水分解を行う。加水分解反応の強度 Severity (S) は、触媒である硫酸濃度、反応温度、および反応時間から下式で表す¹⁾。

$$Severity = \log \left[\exp \left(\frac{T-100}{14.75} \right) \times C \times t \right] \quad \text{式(1)}$$

T：反応温度(℃)

C：硫酸濃度(%)

t：反応時間(分)

Sが大きくなれば加水分解がより進む一方で、硫酸は単糖をさらに分解する反応まで触媒し、様々な有機酸・フラン類が生成される。その結果、Sに対して単糖回収率は、あるピークポイントを持つ。セルロース・ヘミセルロースから単糖・有機酸・フラン類が生成される関係を図4に示す。

パイロットスケールにおける月島機械の研究実績から、Sが3.0～3.3でヘミセルロースからの単糖回収率が最大となることが分かっている¹⁾。

ヘミセルロース加水分解物は固液分離を行い、未利用のセルロース・リグニンと糖液（加水分解液）に分離する。糖液は次の中和工程へ送られ、セルロース・リグニンはボイラー燃料となる。

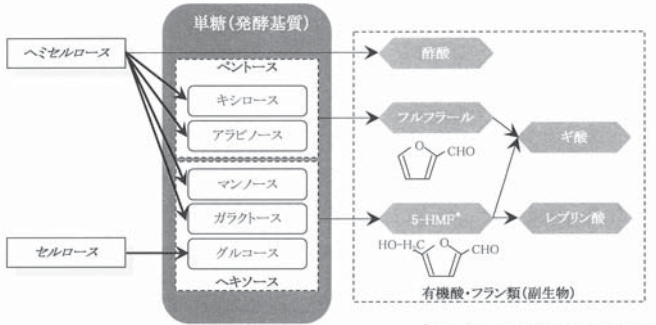


図4 希硫酸加水分解によるセルロース・ヘミセルロースからの生成物

Fig.4 Compounds generated from cellulose and hemicellulose hydrolysis catalyzed by dilute sulfuric acid

2.2 中和(Detoxification)工程

ヘミセルロース加水分解によって得られた糖液は、糖以外にも様々な化合物を含んでいる。この中には微生物発酵の阻害となるような毒性の強い化合物も含まれており、その代表がフルフラールおよび5-ヒドロキシメチルフルフラールである（図4参照）。いずれも、単糖が硫酸触媒によって脱水反応を起こし生成するフルアルデヒドである。フルフラールと5-ヒドロキシメチルフルフラールは、両者が共存すると各々単独の毒性の合算を超えた毒性を示す負の相乗効果があることが、遺伝子組換え大腸菌 KO11 株において調べられている²⁾。KO11を用いてアルコール発酵させるには、これらの化合物をある程度除去する必要がある。中和工程では、硫酸酸性の糖液の中和を行うと同時に毒性化合物の除去を目的として、糖液を弱アルカリ性にして一定時間滞留させる（Detoxification）。アルカリ源に消石灰を用いる Detoxification 効果については古くから「Over-liming」の名で知られていたが、他のアルカリ源（KOHやNaOHなど）でも同様の毒性低減効果があることが調べられている^{3,4)}。一般的な Detoxification 条件は、温度40～80℃程度、pH8.5～10.5程度、滞留時間は最大2時間程度である。

商業設備ではアルカリ源に消石灰を使用しているが、消石灰による Detoxification が他のアルカリ源より優れる点として、塩に由来する浸透圧の低減がある。高浸透圧は微生物の生育の阻害となるため、糖以外に浸透圧寄与成分が多く含まれると、発酵時に糖濃度を上げられない。糖濃度が濃いと発酵終了時のエタノール濃度が薄くなるため、後段の蒸留工程においてエタノールの精製コストが上がってしまう。

加水分解糖液の中和に消石灰を用いると、触媒である硫酸が溶解度の低い硫酸カルシウムとなって析出するため、塩の分離が可能である。そのほかにも酸性糖液には様々な有機酸が溶解しているが（図4参照）、有機酸のカルシウム塩は比較的溶解度が低いため、硫酸カルシウムと同様に浸透圧寄与成分を減らすことができる。結果的に、他のアルカリ源を使用する場合と比べて発酵工程において糖濃度を高められ、発酵時にエタノール濃度を高めることができる。

2.3 発酵工程

加水分解・中和工程を経て得られた糖液は、遺伝子組換え大腸菌 KO11 株を用いてアルコール発酵させる。木質バイオマスからのエタノール製造において大きなネックとなっていたのが、ペントース（炭素数5の単糖）の利用である。ヘミセルロースの加水分解で得られる単糖にはキシロース・アラビノースといったペントースが含まれるが、一般にアルコール発酵に用いられる酵母はペントースを利用してエタノールを作ることができない。そこで、ペントースを利用可能である大腸菌 *Escherichia coli* に、アルコール発酵性細菌である *Zymomonas mobilis* の遺伝子を組み込んだ微生物 KO11 株が開発された⁵⁾。これによりヘキソース（炭素数6の単糖、グルコース・マンノースなど）だけでなくペントースからも、発酵によりエタノールを生産することが可能となった。

しかし、このような様々な単糖を含む糖液の発酵における大きな問題として、カタボライト抑制がある。カタボライト抑制とは、複数種の糖（炭素源）の存在下において、グルコース以外の糖の消費が抑えられる現象である。これは、容易に利用できるグルコースの存在下で他の炭素源の消費に必要な一連の酵素生産を抑制し、無駄なエネルギーを使わないようにする、という微生物の適応機構である。KO11においても、ヘミセルロース加水分解糖液を発酵させた時に、ヘキソースの消費後にペントースが消費されるという現象が確認された。これを解決するために、酵母による一般的なアルコール発酵は無通気で行うところをごくわずかに通気を行うことで、発酵後半でのペントース消費能を落とさずに高い発酵率を得られることがラボスケールで確認されている⁶⁾。

3 設備運転実績

3.1 原料と加水分解工程

商業設備にて受け入れた原料（建設廃木材）の水分を約半年間にわたり測定した。その結果を表2に示す。原料水分が変動すると、加水分解時の硫酸濃度が変動するため、前述の Severity（反応強度）が変動することになる。反応強度が強くなると、ヘミセルロースだけでなくセルロースも加水分解され始めるため、回収される単糖に占めるグルコースの割合が高くなる。そこで、単糖に占めるグルコースの割合（Glucose Ratio to total sugar、以下GR）を、実際に行われた加水分解の強度の指標とした。

表2 原料水分の測定結果
Table2 Water content of waste house wood

サンプル点数	平均	標準偏差	最大	最小
484点	18.5%	2.1%	23.9%	13.4%

式(1)に示されるように、反応温度は指数関数的に反応強度に影響するため、高温で反応させた方が原料水分の変動(=触媒濃度の変動)を受け易い。反応時間を一定とし、反応温度を変えた場合の原料水分と得られる糖液のグルコース割合GRの関係を図5に示す。最適温度条件(原料水分18.5%時の想定Severity=3.51)では、GRがおおむね25～30%程度であったのに対し、高温側(原料水分18.5%時の想定Severity=3.65)では最大でGRが45%にまで上昇した。ヘミセルロースだけでなくセルロースもかなり分解されていることが分かる。一方、低

温側(原料水分18.5%時の想定Severity=3.45)では原料水分が比較的低くてもGRが20%程度であり、セルロースの加水分解は進行しない反面ヘミセルロースからの単糖回収も悪いという結果になった。また、最適加水分解強度はS=3.5付近であり、パイロットスケールでの最適条件よりやや高めであったが、得られる糖液の単糖組成はパイロットデータとはほぼ一致した。最適加水分解条件で得られた糖液の単糖組成は図6のとおりであった。

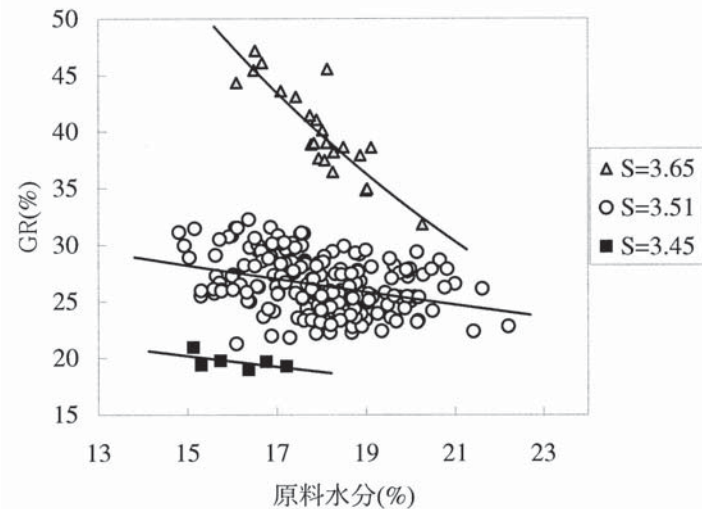


図5 反応温度により加水分解強度Sを変動させた時の原料水分と糖組成の関係
(Severityは、式(1)の硫酸濃度の項に原料水分が18.5%の場合の想定濃度を代入した)
Fig.5 Relationship between glucose ratio to total sugar in hydrolysate and water content of waste house wood at different temperature hydrolysis
(Severity at each temperature was calculated, substituting assumed sulfuric acid concentration at 18.5% of substrate water content for C at eq.(1).)

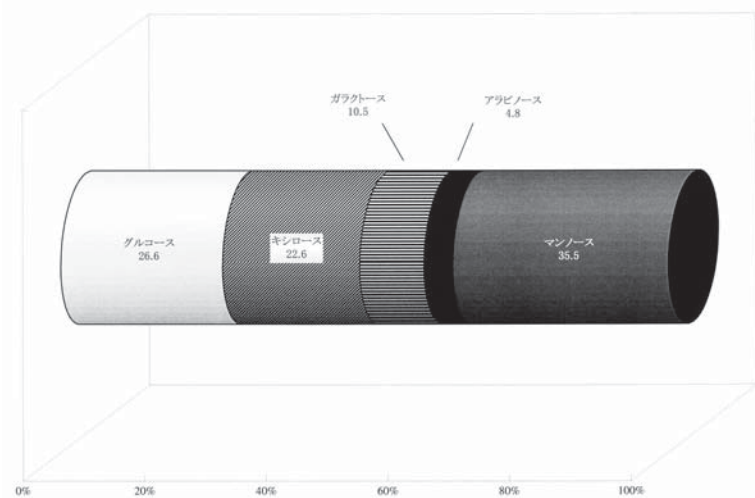


図6 最適条件で得られるヘミセルロース加水分解液の単糖組成
Fig.6 Sugar composition of hemicellulose hydrolysate at optimal hydrolysis condition

3.2 中和(Detoxification)工程

加水分解糖液に含まれる毒性化合物フルフラールと5-ヒドロキシメチルフルフラールは、ともに波長280nm付近で吸光度のピークを持つことが知られており、Detoxificationを行うとこれらの化合物の減少に伴って280nmの吸光度も低下する⁷⁾。商業設備では、加水分解糖液および中和後糖液の280nmにおける吸光度(ABS_{280})を測定して簡易的にこれら二種類の化合物の濃度を把握し、Detoxification条件の最適化を図った。

加水分解によって得られた糖液の ABS_{280} 分析データは表3のとおりである。KO11によってアルコール発酵可能な糖液の ABS_{280} は、中和条件や発酵条件にもよるが、おおむね $ABS_{280} < 450$ である。しかし、Detoxificationが過度に行われると糖が分解してしまうため、 ABS_{280} の低減と糖回収の両方を考慮して最適ポイントを決める必要がある。表3の ABS_{280} の範囲では、加水分解糖液の ABS_{280} を30～50%程度低減させればKO11による発酵が可能となる。

表3 Detoxification前の加水分解糖液の ABS_{280} 分析結果
Table3 ABS_{280} of hemicellulose hydrolysates before detoxification

サンプル点数	平均	標準偏差	最大	最小
201点	780	60	960	620

Detoxificationの温度と滞留時間を一定にし、pHのみを変動させて、 ABS_{280} の低減効果を調べた。 ABS_{280} 減少率は式(2)より算出した。

$$ABS_{280} \text{ 減少率}(\%) = \frac{ABS_b - ABS_a}{ABS_a} \times 100 \quad \text{式(2)}$$

ABS_b : Detoxification前の糖液の ABS_{280}

ABS_a : Detoxification後の糖液の ABS_{280}

ABS_{280} 減少率とpHには図7のように指数関数的な関係があり、pHを上げると ABS_{280} が大きく減少した。この時の中和前後での糖回収率は平均95%であり、ほとんど糖を失うことなくDetoxificationが可能であった。

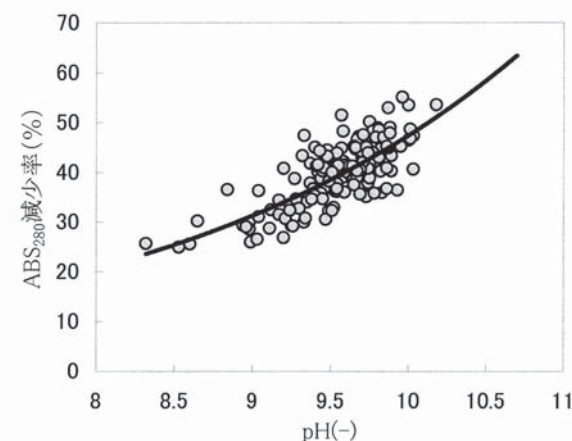


図7 DetoxificationのpHと ABS_{280} 減少率の関係
Fig.7 Relation between decrease of ABS_{280} and pH under detoxification

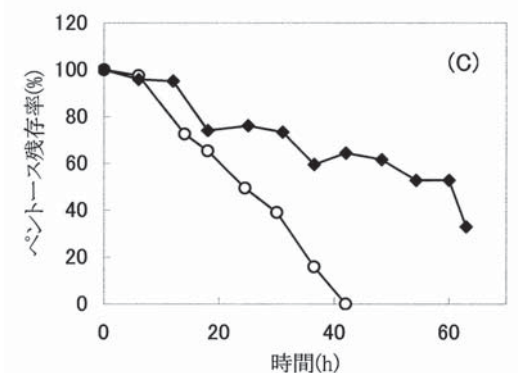
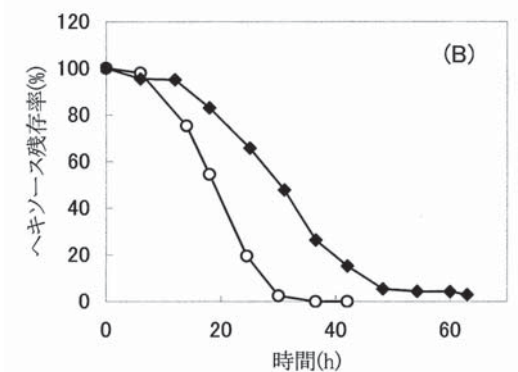
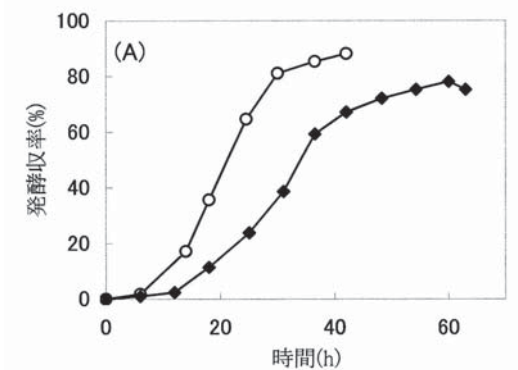
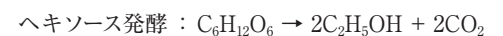
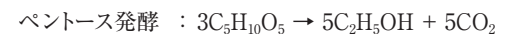


図8 KO11による加水分解糖液の発酵結果(◆:高 ABS_{280} 、○:通常 ABS_{280})
(A)発酵収率の経時変化
(B)ヘキソースの経時変化(グルコース・ガラクトース・マンノースの合計初期濃度を100とした)
(C)ペントースの経時変化(キシロース・アラビノースの合計初期濃度を100とした)
Fig.8 Fermentation of hydrolysate with KO11 (◆:high ABS_{280} , ○:normal ABS_{280})
(A)Fermentation yield
(B)Remained hexose ratio to initial hexose
(C)Remained pentose ratio to initial pentose

3.3 発酵工程

商業設備でのKO11によるアルコール発酵は、200m³規模の発酵槽で行った。

ペントースもヘキソースも1gの糖からの理論上のアルコール収量は0.51gである。



ただし、糖はKO11の菌体増殖のための炭素源としても使われるため、実際のアルコール収量は0.48g/g-sugar程度となる。アルコール発酵の収率は、0.51g/g-sugarを100%とした時のアルコール生成量として算出した。

発酵の経時変化の例を図8に示した。高ABS₂₈₀時の発酵と、通常ABS₂₈₀の発酵の2回の結果を示している。ヘキソースの方が消費速度が速く、ペントースよりも先に完全に消費された。一方ペントースの消費はヘキソースに比べて消費速度は緩やかであった。これまでの知見では、ヘキソース(グルコース・マンノース・ガラクトース)が消費された後、ペントース(キシロース・アラビノース)が消費されることが知られているが、それとほぼ同様な結果となった。また、ABS₂₈₀が高いと発酵が遅く、最終の発酵収率も低めであった。

発酵工程における大きな問題として、雑菌汚染が挙げられる。雑菌汚染が引き起こす問題には、エタノールの収率を低下させる以外にも、発泡など液性状が変化することによる問題、およびエタノールの精製(蒸留)において不純物除去が難しくなってしまうという問題がある。商業設備では、一般的に行われる各種滅菌操作(蒸気による缶体・配管殺菌やCIP、除菌フィルターによる通気エアの除菌など)に加え、KO11が発酵可能な範囲内で糖液のABS₂₈₀を比較的高めに管理して万一の雑菌混入の際にも雑菌の増殖を抑制する効果を狙った。その結果、雑菌が検出限界以下の状態で半年以上連続して安定したアルコール発酵を行うことが出来た。

4 今後の展開

今回納入した設備では、木質バイオマスに含まれる糖質のうちヘミセルロース分のみを利用してエタノールを製造しており、セルロース分は未利用である。今後はセルロースも利用する技術の確立が望まれる。

セルロースはヘミセルロースよりも構造が強固であるため、セルロースの希硫酸加水分解を行う場合にはヘミセルロースよりも高いSeverityでの反応となる。結果的に反応の最適点が狭く、ヘミセルロース加水分解と比べると糖回収率が低くなってしまう。現在は、加水分解触媒として生体触媒である酵素を用いる方法(酵素法)が主流となっている。当社は、セルロース加水分解酵素(セルラーゼ)を産生する糸状菌 *Acremonium cellulolyticus* を独立行政法人産業技術総合研究所と共同保有しており、セルラーゼ生産技術の開発および、そのセルラーゼを用いたセルロースの糖化発酵技術の開発を行ってきた(2004～2007年環境省委託事業、2008・2009年環境省補助事業)。セルロース加水分解に酵素法を適用したエタノール生産の最大の課題のひとつは、酵素コストの低減である。*A. cellulolyticus*によるセルラーゼのオンサイト生産プロセスを確立することで、市販の酵素メーカーから酵素を購入するよりも安価にエタノール生産が可能となる。

セルロースの加水分解によって得られる糖はグルコースであり、通常のアルコール発酵に用いられる酵母で発酵可能である。ペントースを含むヘミセルロース由来の糖の発酵にはKO11株を用い、グルコースのみの発酵には酵母を用いる、この両プロセスを組み合わせることで、木質バイオマス中の糖質すべてをエタノール変換可能となる。現在は、2014年の実用化を目指し、*A. cellulolyticus*のセルラーゼ生産性向上とアルコール発酵(同時糖化発酵)の最適化を進めている。

参考文献

- 1) 佐藤正則:木質系バイオマスからのエタノール製造技術、TSK技報、第3号、pp.34-39(2005)
- 2) Zaldivar, J., et al: Effect of selected aldehydes on the growth and fermentation of ethanologenic *Escherichia coli*, Biotechnology and Bioengineering, Vol. 65, No. 1, pp.24-33(1999)
- 3) Persson, P., et al: Effect of different forms of alkali treatment on specific fermentation inhibitors and on the fermentability of lignocellulose hydrolysates for production of fuel ethanol, Vol. 50, No. 19, pp.5318-5325(2002)
- 4) Alriksson, B., et al: Optimal conditions for alkaline detoxification of dilute-acid lignocellulose hydrolysates, Vol. 129-132, pp.599-611(2006)
- 5) Ingram, L. O., et al: Enteric bacterial catalysts for fuel ethanol production, Biotechnology Progress, Vol. 15, No. 5, pp.855-866(1999)
- 6) Okuda, N., et al: Microaeration enhances productivity of bioethanol from hydrolysate of waste wood using ethanologenic *Escherichia coli* KO11, Journal of Bioscience and Bioengineering, Vol. 103, No. 4, pp.350-357(2007)
- 7) Martinez, A., et al: Use of UV absorbance to monitor furans in dilute acid hydrolysates of biomass, Biotechnology Progress, Vol. 16, No. 4, pp.637-641(2000)

技術紹介

1

製糖工場におけるモラセス・バガスからの燃料用エタノール製造技術

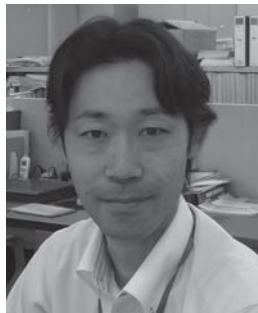
Fuel ethanol production technology from molasses and bagasse in the sugar factory

Abstract

Each country has been developing the technology and business opportunity for alternative energy using biomass for global warming issue. This project was entrusted as “THE MODEL PROJECT FOR ETHANOL PRODUCTION FROM MOLASSES AND BAGASSE IN THE SUGAR FACTORY IN THAILAND” by New Energy and Industrial Technology Development Organization (NEDO). This project aimed to design, supply of equipment and supervision for construction and operation of ethanol plant from molasses and bagasse generated in sugar factory, and spread Japanese technology in Thailand and surrounding countries. This plant was constructed in Thai Roong Ruang Energy (TRE) next to Saraburi Sugar Mill of Thai Roong Ruang group (TRR) which is major sugar mill group in Thailand. This plant consists of molasses ethanol fermentation process using agglomerate yeast, bagasse ethanol process using dilute sulfuric acid hydrolysate and KO11 (gene modified microorganism) fermentation and ethanol refining process using evaporation, distillation and dehydration. The system was first trial for combining 1st and 2nd generation fuel ethanol production technologies.

地球温暖化対策として世界各国でバイオマスを利用した代替エネルギーの技術開発や事業化が検討されている。本プロジェクトは、2004年に独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)により公募されたモデル事業に応募、採択された「製糖工場におけるモラセス・バガスエタノール製造モデル事業」である。本プロジェクトは、製糖工場で発生するモラセス(廃糖蜜)とバガスを原料として燃料用のエタノールを製造する設備の計画、設計、機器供給、運転指導を行い、日本固有の技術をタイおよび周辺国に普及させていくことが目的である。実際に納入したサイトは、タイの大手砂糖グループのひとつであるTRRグループのサラブリ工場内のTRE社である。この製造技術はモラセスを凝集性酵母により発酵する工程、バガスを希硫酸で加水分解し糖分を回収して組替え大腸菌KO11でエタノール発酵する工程および両工程からのエタノール発酵液からエタノールを濃縮、蒸留および脱水する精製工程からなる。本プロセスは、第1世代と第2世代のエタノール製造技術を組み合わせた新しいプロセスモデルとしての取り組みであった。

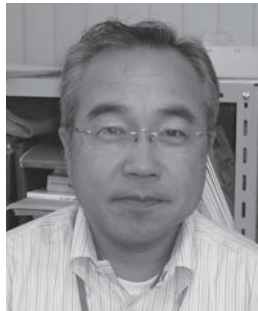
キーワード：モラセス、バガス、燃料エタノール、希硫酸加水分解、酵母、大腸菌KO11、発酵
Keyword：Molasses, Bagasse, Fuel ethanol, Dilute acid hydrolysis, Yeast, E.coli KO11, Fermentation



早川 智基
HAYAKAWA Tomoki
企画・開発本部
研究開発部 バイオ開発グループ



鈴木 健治
SUZUKI Kenji
企画・開発本部
研究開発部 バイオ開発グループ



佐藤正則
SATO Masanori
企画・開発本部
研究開発部

1 はじめに

地球温暖化対策への取り組みは、1997年に採択された京都議定書(COP3)を契機に石油代替エネルギーの技術開発や利用拡大への計画策定が国内外で進められてきた。月島機械は独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)が2004年に公募した「国際エネルギー消費効率化等モデル事業」に丸紅(株)、サッポロビール(株)とともに「製糖工場におけるモラセス・バガスエタノール製造事業」を提案した。FS調査後、NEDO内の評価を経て最終的にモデル事業として設備化を実施した。ここではモデル事業としてタイ国 Thai Roong Ruang Energy(TRE)社に納入した燃料用エタノール製造にかかわる技術および設備概要について紹介する。モデル事業は基本的に日本固有の技術を海外移転することで、移転先国内での同技術の普及とそれに伴うエネルギーの消費効率化が主目的であり、最近ではCO₂削減と温暖化対策の推進も視野に入れた政府間のプロジェクトである。当時タイ国内では燃料用エタノール利用の政策がすでに進められており、ガソリンに10%混合する目的でモラセス(廃糖蜜)やキャッサバからのエタノール製造の事業許可が出され、各事業者のPJが動き出し始めている段階であった。モラセスやキャッサバからのエタノール製造技術は米国のトウモロコシ原料に代表される第一世代の燃料エタノールとしてすでに技術確立されていた。第一世代のエタノールは食料となる糖質を原料として製造することから食料との競合という問題があり、最近の家畜飼料用のトウモロコシの高騰時以降は非食料系バイオマスか

らの第二世代エタノールの実用化が強く望まれている。このような背景の中で第一世代のモラセスエタノールと第二世代のバガスエタノールの両プロセスを実証／商業化できたことは今後の燃料用エタノール市場の拡大や第二世代エタノールの発展に寄与できるものと期待されている。

2 モラセス・バガスエタノール技術

2.1 プロセス概要

モラセス・バガスエタノール製造プロセスの概略フローを図1に示す。本設備の能力は次のとおりである。

2.1.1 設備能力

- (1) 原料
 - 1) モラセス：400 t/d (発酵性糖分50%として)
 - 2) バガス：130 t/d (水分50%として)
- (2) 製品
 - 1) 燃料用エタノール 生産量
 - モラセスエタノール：33,000 KL/y
 - バガスエタノール：3,000 KL/y
 - 合計：36,000 KL/y
 - 2) 製品品質
 - タイの燃料用規格(表2)
- (3) 稼働日数
 - 300d/y

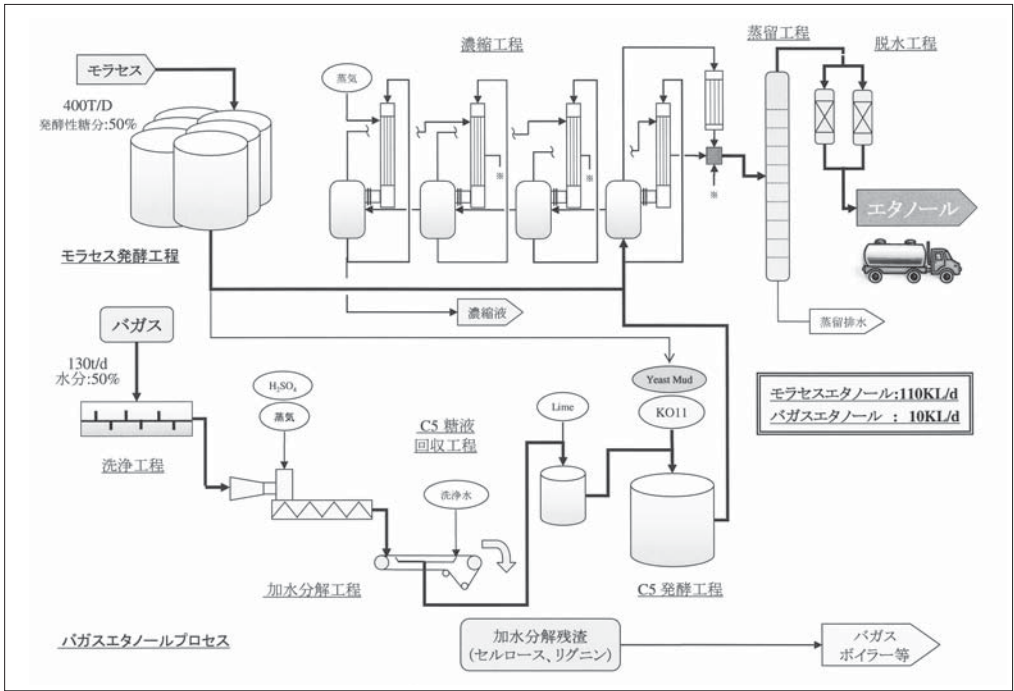


図1 モラセス・バガスエタノールプロセス
Fig.1 Molasses & bagasse ethanol process

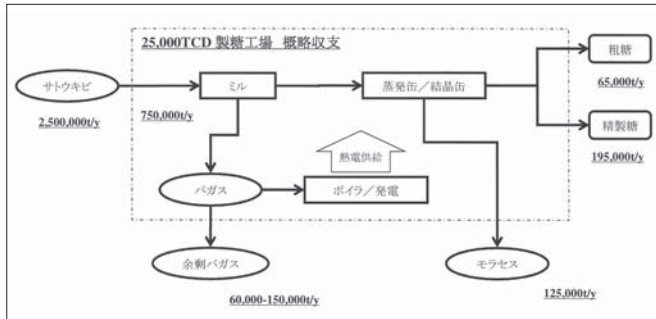


図2 製糖工場の概略収支(25,000TCD)
Fig.2 Production balance in 25,000TCD sugar mill

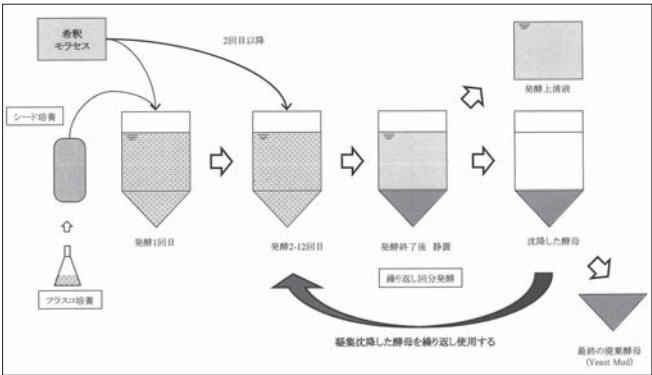


図3 凝集性酵母を用いた繰り返し回分法
Fig.3 Repeated batch fermentation process using agglomerate yeast

表1 発酵方式の比較
Table1 Comparison of fermentation process

発酵方式	発酵性能						設備		運転管理		オペレータ	
	原料への適用性	エタノール濃度	発酵時間	生産性	廃棄菌体量		菌体分離	設備費	設備操作	発酵管理	人員	技術レベル
従来の回分発酵	容易	12~14%	48~96hr	低	多		なし	中	簡便	容易	多	低
連続法	不純物多いと不適	7~8%	12~48hr	高	少		機械式／なし	高	簡便	高度な判断	少	高
(凝集性酵母) 繰り返し回分発酵法	容易(繰り返し数で対応)	9~11%	18~20hr	高	少		重力沈降	低	簡便	容易	中	低

2.1.2 製糖工場でのモラセス、バガスの発生量

納入先であるThai Roong Ruang(TRR)グループの25,000TCD規模の製糖工場でのサトウキビからのモラセス、バガスのバランスを図2に示す。同工場規模では年間(シーズン)約250万トンのサトウキビからモラセスが約12.5万トン、余剰バガスが6～15万トン発生する。これらを原料としてエタノール製造を実施した。

2.2 モラセス発酵技術

本工程は日本で開発された凝集性酵母を用いた繰り返し回分発酵法を、サッポロビール(株)がエンジニアリングしたものである。

(1)モラセス

モラセスは製糖工場で砂糖の結晶(原糖)を取り出した後の分離母液であり、約50%の発酵性糖分を含む粘稠な糖液である。残りの成分は約20%の水分とサトウキビ由来の有機分や灰分である。モラセスの代表的な用途は発酵用の糖質源であるが、一部家畜飼料などへの利用もある。発酵用の糖質源に用いる場合は発酵プロセスによっては不純物除去の前処理をする場合もあるが、エタノール発酵の場合はそのまま希釈して用いている。この不純物および糖濃度組成によって発酵方式が選定される。今回適用した凝集性酵母を用いる繰り返し回分法は比較的変動のある原料に対応できる技術である。

(2)凝集性酵母を用いた繰り返し回分法

本設備に適用した凝集性酵母(*Saccharomyces cerevisiae*)を用いる繰り返し回分発酵プロセスの操作概念図を図3に示す。こ

こで使用する凝集性酵母は、エタノールなどの各種成分に耐性を持ち、高い酵母濃度で発酵することができる。他の発酵法との比較を表1に示す。この発酵法は酵母濃度が高いために発酵液あたりの生産速度が高く、設備をコンパクトにすることができる。酵母を繰り返し使用するために廃棄酵母量を減少させることができ、連続法に比べてモラセスの性状に合わせた運転条件が取りやすい。またトラブル後の再立ち上げも容易である。発酵操作としては最初に種酵母を培養し、希釈したモラセスと混合してエタノール発酵を約20時間おこなう。発酵終了後は静置して酵母を凝集、沈降させて上清の発酵液のみを回収し、沈降分離した酵母には新たな糖液を添加して次の発酵を行う。この操作により9～11 vol%のエタノールを約1日サイクルで繰り返し生産することが可能である。酵母は8～12回程度繰り返し使用された後、系外に排出しバガス発酵の栄養源として一部利用される。

2.3 バガスエタノール技術

(1)バガス

バガスとはサトウキビから糖液を回収した後の残滓のことである。具体的にはサトウキビの茎および髄(外皮の内側にある繊維:ピス)の部分であり、葉が含まれることもある。製糖工場では圧搾工程および抽出工程を経てサトウキビから糖液(ケーンジュース)を回収する。この工程から排出される残滓がバガスであり、図4に示すように元のサトウキビの形状は留めておらず、数十mmの繊維状物質とピスといわれる粉体状物質の混合物である。

バガスはバガスヤードに貯留された後、ボイラ燃料として使用され、原糖および洗糖工程の熱源となる。しかし、図2に示すように一部は余剰となり、これらは農地還元など低付加価値利用されているのが現状である。

バガスは草本系バイオマスに分類され、化学組成としてはグルカン(主にセルロース)45%、グルカン以外の糖(主にヘミセルロース)25%、リグニン・灰分30%で構成される。このうちヘミセルロースは図1に示す希硫酸加水分解とKO11発酵により、エタノールへの変換が可能である。



図4 バガス
Fig.4 Photo of bagasse

(2) 前処理技術

製糖工場から排出されるバガスには、農地から持ち込まれた土砂、石、破損した農機具の破片などの異物が含まれる。これらを除去するため、前処理として洗浄工程を設けている。この工程はバガスをスラリー化し、異物を比重差分離するバガスウオッシャーと、異物除去後のバガススラリーを脱水するバガスドレーナーで構成される。

バガスはヤードでの保管状況、保管時間により性状が変化し、例えば短期間保管したものはしっかりした繊維状のもので比重が小さいが、長期間保管したものは一部腐敗しており、繊維が湿った塊状のものとなり比重も大きくなる。この腐敗したバガスは運転当初、フィーダーの閉塞や異物との分離効率の悪化を招いたが、各機器の改良によりバガス性状の変動を許容しつつ安定した操業が可能となった。

なお、類似技術としてはバガスパルプ製造におけるバガス洗浄工程があげられるが、これと比較して本技術はピスの回収率が高いことという特徴を有する。これは、バガスパルプではピスは不要部分(短繊維なのでパルプ原料として適さない)であるのに対し、エタノール製造では原料となり得る、という目的の違いから生じた差違であるが、エタノール製造に適した洗浄工程として差別化技術を確認することができた。

(3) 加水分解技術

加水分解手法としては希硫酸加水分解を用いている。洗浄、脱水されたバガスはプラグスクリュフィーダに供給され、ここで圧縮されプラグを形成しながら連続的に加水分解機に投入される。加水分解機の入口部にて希硫酸と蒸気を直接供給し、150 ～ 165℃

(0.4 ～ 0.6MPaG)に加温、加圧される。加水分解機は横置きスクリュューであり、いわゆるパンディア型と呼ばれるパルプのダイジェスターに近い構造であり、入口から出口まで搬送される間、上述の反応雰囲気にはバガスを保持する。加水分解機中ではバガスのヘミセルロース部分がキシロースを主成分とする単糖に変換され、不溶性固形物から水相へと移行する。

加水分解機は激しい腐食環境に曝されるため、耐食性の高い高級材料を採用している。また、加水分解機内で発生し、様々なトラブルを引き起こす炭化物塊の生成を抑制するための構造、機構を備えている。

(4) 糖回収、中和、石膏分離技術

加水分解物は硫酸酸性のスラリーであり、この糖液中に含まれる単糖を発酵によりエタノール変換するためには、まず残渣と糖液を分離し、分離ろ液(糖液)を中和する必要がある。

残渣と糖液の分離は水平ベルトフィルタにより行われる。同機のケーキ洗浄機能により、ケーキ付着液中の単糖をより少ない洗浄液量で高効率に回収することができる。洗浄液量を少なくすることで糖濃度の低下を最小限にし、蒸留工程での蒸気使用量の低減を図った。

水平ベルトフィルタで回収された糖液は硫酸酸性であるため、これを発酵に供するためには中和を行い、中性にする必要がある。中和はアルカリとして消石灰を用いて行われる。中和は酸性糖液と消石灰スラリーを混合することにより行われるが、この工程では温度、滞留時間、pHを厳密に管理し、かつ弱アルカリ性になるまで消石灰を加えている。この操作は、単なる中和だけでなく、糖液のDetoxification(解毒)を目的として行われる。酸性糖液の中にはリグニンや糖の過分解物が含まれており、中には発酵で用いる微生物の生育阻害を引き起こす物質もある。これらの物質を一定温度、時間で弱アルカリ性に保持することにより糖液から除去する。

中和工程では硫酸と消石灰の反応により石膏が発生する。石膏は配管や発酵槽内に滞留、沈殿して殺菌不良を招くため中和後に速やかに分離する必要がある。石膏分離工程は沈降分離を基本プロセスとして沈降濃縮した石膏スラリーをバスケット型の堅型遠心分離機で分離し、ケーキとして系外に排出する。遠心分離ろ液は沈降分離上澄液とともに発酵工程に送られる。

(5) 培養、発酵、廃酵母利用技術

バガスエタノール発酵で用いる微生物“KO11”は米国より技術導入したキシロースを代表とするC5糖およびC6糖をエタノール変換できる組替え大腸菌である。草本系バイオマスの代表であるバガスはヘミセルロース中のC5糖の割合が高くKO11の特長を活かせるものであり、KO11による発酵は当プロセスの中心技術である。

本プロセスではKO11をフラスコ培養後、培養槽にて増殖させる。KO11は増殖後発酵槽に植菌して加水分解液中の糖をエタノール変換する。その際に栄養源としてモラセス発酵で廃棄される酵母(Yeast Mud:YM)を利用するようにプロセス条件を設計し

ている。このKO11をタイ国内で安定して発酵成績を得ることが運転上重要であった。そのために①コンタミ(雑菌汚染)を防止するための適切な殺菌の実施、②KO11の十分な増殖管理、③栄養素の濃度管理、の3点が操作、管理上重要であった。

コンタミ防止に関しては、各送液ライン、タンク類の殺菌および培地の殺菌が重要である。これらは培養および発酵開始前の培地を無菌採取してプレートで培養チェックすることで各培地のコンタミ管理をおこなった。

KO11の増殖管理指標としては、菌体濃度を示す濁度(OD)や培養中のCO₂発生量、糖濃度の減少、エタノール濃度の上昇があり、これらの経時変化から総合的に判断して運転管理した。

栄養素はモラセス発酵工程からのYMおよび濃縮工程より排出され液肥となる濃縮液(Liquid Fertilizer:LF)を添加することを検討した。当初YMのみを使用する計画であったが、モラセスの性状変動に起因する窒素濃度の増減があり、栄養素として単独使用することが難しかった。このためLFを基本的に使用する方法に変更し、LF単独、LF+YMの混合または補助栄養源を添加する組み合わせで栄養素量を確保することで発酵の安定性を確認した。

2.4 濃縮・蒸留・脱水技術

本設備ではモラセスから得られる発酵液とバガスの加水分解液より得られる発酵液を合わせて濃縮、蒸留、脱水操作を行い、設備の簡素化、熱エネルギーの削減を行っている。

(1) 濃縮工程

モラセス発酵の上清液とバガスの加水分解により得られた糖液からのバガス発酵液は、あわせて濃縮工程に供給される。濃縮工程は4重効用缶を採用しており、使用する熱源も製糖工場の低圧蒸気を使用しエネルギーの有効利用を考慮した設備となっている。エタノールは各缶からベーパーとして回収、凝縮させて約20%のエタノール溶液として次工程の蒸留塔に供給される。濃縮された発酵残液は全固形物(TS)濃度として約30%となり、サトウキビ畑の液体肥料として利用され、余剰分はメタン発酵処理してエネルギー回収が行われている。蒸留塔の前工程で発酵液を濃縮することでエタノール以外のほとんどの有機物は濃縮物側に含まれ、蒸留塔に供給されるエタノール溶液には着色成分、固形物、高沸点の有機物質を含まない。そのため蒸留塔の汚れは少なく、洗浄は不要となる。また、蒸留塔下部からの廃液は着色のない比較的クリアな廃水であり機器洗浄等によりサイクルすることが可能である。

(2) 蒸留工程

蒸留ではエタノールの共沸点近くの約90%まで濃縮し、不純物であるフーゼル油の除去を中段からおこなっている。蒸留塔の型式はグリッドトレイ方式の棚段塔で0.1MPaGの加圧下で運転している。

(3) 脱水工程

燃料用エタノールは、水分を5,000ppm以下にする必要がありモレキュラーシーブを使用した吸着方式で脱水をおこなっている。運転方法は蒸留塔からのアルコール蒸気を2塔ある吸着塔に供給して1塔を吸着、他の1塔を脱着させて切り替えを行いながら連続

で操業される。脱水されたエタノールは製品貯槽に貯められて燃料用エタノールとして出荷される。

モラセスエタノール設備、バガスエタノール設備および濃縮・蒸留・脱水設備の写真を図5,6,7に示す。



図5 モラセスエタノール設備
Fig.5 Molasses ethanol plant



図6 バガスエタノール設備
Fig.6 Bagasse ethanol plant



図7 濃縮・蒸留・脱水設備
Fig.7 Evaporation, distillation and dehydration plant

3 運転結果

モラセスエタノール、バガスエタノール設備での原料変動による収量への影響、操作上のミスによる損失などを運転指導により改善し、製品品質を満足する燃料用エタノールを生産できるようにして引き渡しを終了した。生産量に関して、モラセスエタノールは原料中の糖分や不純物の影響により変動はあるが、100KL/d以上を確認している。バガスエタノールに関しては嵩比重、水分の変動の影響を受けたため、糖収量を確保できる運転に重点を置いた。またバガスエタノール発酵に関しては、プラント内で発生するYMを栄養源として使用する都合上、発生量やスケジュールに合わせての運転となった。

3.1 原料の性状変化

(1)モラセス

モラセスの年間変動の例を図8に示す。受け入れているモラセスの溶解固形物濃度（Brixで測定）、糖濃度はサトウキビを受け入れているクラッシングシーズン（12月より翌年4月初め）では糖濃度は上昇するが、モラセス保管期間であるオフシーズン（4月より11月頃）は低下傾向にある。相対的には不純物が上昇し、発酵収率の低下や製品品質への影響が見られた。これらは運転技術の習得によりモラセスの変動、発酵成績から希釈量の調整、窒素源の添加量または繰り返し数での調整等により、年間を通して安定操業ができるまでオペレーターの技量は向上した。

(2)バガス

バガス水分の年間変動の例を図9に示す。バガスは製糖工場のバガスヤードから搬出した後、バガスエタノールのヤードで受け入れているため、雨などの影響を受けて想定50%水分に対して±10ポイント程度の幅がある。希硫酸分解をおこなうために運転中の水分値を測定し、硫酸の添加比を調整しながら運転をおこなった。また、嵩比重はクラッシングシーズンのフレッシュなバガスは軽い傾向にあり、ハンドリングする上でも搬送性を考慮しながら運転調整をおこなった。

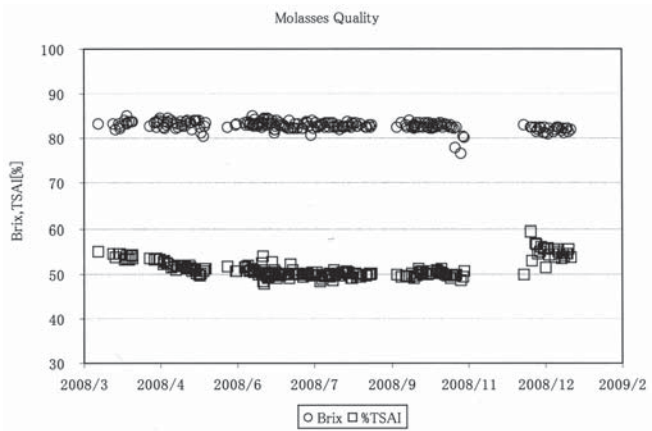


図8 モラセスの品質変動
Fig.8 Trend of molasses quality
TSAI : Total Sugar as Invent

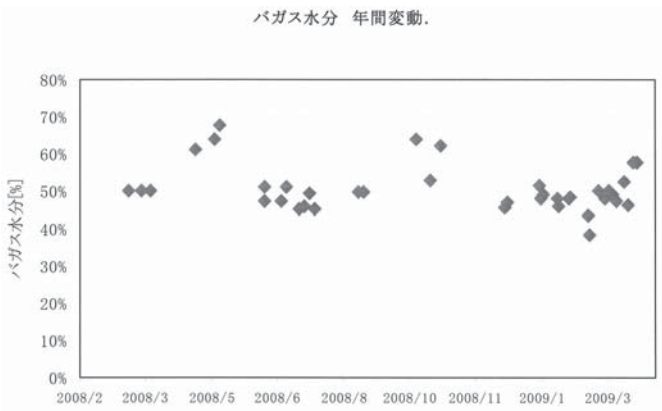


図9 バガス水分の変動
Fig.9 Trend of bagasse moisture

3.2 設備性能

(1)エタノールまたは糖収量

モラセスエタノール：250～275 L/t-モラセス
バガス 糖収量：170～240 kg-糖/t-乾燥バガス
(エタノール換算:85～120 L/t-乾燥バガス)

モラセスについては原料中の糖濃度によりエタノール収量は変動するが、計画範囲内にあった。バガスに関しては水分変動、異物でのロスもあり収量幅はあったが、系内で発生する栄養源を主成分としてコンタミ対策の実施により、発酵収率は初期計画を満足するものであった。

(2)製品品質

本プロセスより製造したエタノール製品は、タイ国内の品質規格に対して表2に示すように満足する品質が得られた。

表2 製品品質 Table2 Product quality			
項 目	単位	タイ 規格	実績値(例)
エタノール	vol%	Min. 99.0	99.63
高級飽和アルコール (C3・C5)	vol.%	<2.0	0.3
メタノール	vol.%	Max. 0.5	0.02
水分	wt.%	Max. 0.5	0.13
酸度(酢酸として)	mg/L	Max 56	8
ガム質	g/100mL	Max. 0.001	0.0004
銅	mg/kg	<0.07	<0.05
無機塩素	mg/L	<20	1
電気伝導度	μS/m	<500	15
pH	-	6.5 - 9.0	6.5

4 まとめと今後の展望

モラセスエタノール技術は第一世代のエタノール技術ではあるが、日本独自の凝集性酵母を用いた繰り返し回分法を導入し、今後の普及が期待される。特にブラジル、東南アジアのような砂糖の産出国では必ず副産物としてモラセスが発生しており、エタノールへの利用は産業として欠かせないものである。また製糖工場サイトでエタノール生産を行うことは発酵廃液を液体肥料として畑に還元することができ、ミネラルの再利用につながる循環型社会としてのメリットもある。一方、モラセスエタノールコストの大半を占める原料モラセスの価格は、砂糖市場に影響されて変動するためにエタノール販売価格によっては逆ざやになるケースもある。従って第二世代となる余剰バガスを原料としたエタノール製造は原料価格に影響されない安定した収益源として期待される。今回の設備はヘミセルロースのみを利用するものであり、残渣に含まれるセルロースは利用していない。このセルロース分に現在技術開発している酵素法エタノールプロセスを適用することで、一連のバガスエタノール技術は完成する。近い将来、酵素法プロセスでの提案ができるように技術開発を鋭意進めている。

5 謝辞

本プロジェクトは新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)のモデル事業として委託され、丸紅(株)、サッポロビール(株)と月島機械の3社で協力実施したものである。ここに記して感謝の意を表します。

参考文献

- 1) 平成16年度調査報告「製糖工場におけるモラセス・バガスエタノール製造モデル事業実施可能性調査(タイ)」
平成16年12月 独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構
- 2) アルコール発酵(酵母).発酵ハンドブック,pp43-48 (2001)
- 3) Alfredo Martinez et al., Biotechnology and Bioengineering , vol.69, No.5, 2000
- 4) 佐藤正則木質系バイオマスからのエタノール製造技術、TSK 技報.第3号,pp.34-39 (2005)

下水汚泥燃料化／低温炭化

Bio-fuel conversion technology / Low temperature carbonization



上田 厚志
UEDA Atsushi

水環境事業本部
ソリューション技術部
熟技術第2グループ

Abstract

Tsukishima Kikai has developed “low temperature carbonization technology” that converts sewage sludge into a coal substitute bio-fuel, in collaboration with J-POWER Co., Ltd. and METAWATER Co., Ltd. The developed technology, “low temperature carbonization,” makes the calorific value of the bio-fuel above equal to raw sludge and raises the value of sewage sludge as a substitutable fuel for coal. In addition, the bio-fuel can be handled without special measures because of low odor and lower spontaneous combustibility. Also, “low temperature carbonization” reduces greenhouse gases, and makes recycling system of sewage sludge sustainable in the long term.

月島機械では、下水汚泥を燃料化する技術である“低温炭化”を電源開発(株)及びメタウォーター(株)と共同で開発した。低温炭化は、下水汚泥燃料物に求められる要素である、高発熱量、低臭気、低自然発火性を同時に達成できる技術であり、温室効果ガス削減に寄与し、長期安定的なリサイクルを可能とする。

本稿では、低温炭化で製造された炭化物の特徴とシステムの安定性、導入実績を紹介する。

キーワード：汚泥燃料化、低温炭化、温室効果ガス削減、下水汚泥有効利用、石炭混焼燃料

Keyword：Bio-fuel conversion technology, Low temperature carbonization, Reduction of greenhouse gases, Effective utilization of sewage sludge, Substitutable fuel for coal

1 はじめに

低炭素社会の形成へ向け様々な取り組みが行われている中、2009年6月にバイオマス活用推進基本法が制定されるなど、バイオマス資源に寄せられる期待は大きい。バイオマス資源は、カーボンニュートラルなエネルギー源として位置づけられており、温室効果ガスの削減に寄与できる上、循環型社会の構築にも貢献する。なかでも下水汚泥は、下水道普及率が全国平均で70%を超え、都市部にいたっては100%近い地域も多いことから、集積性が極めて高い上、性状の安定性にも優れており、有効利用しやすいバイオマスである。

こうした背景から、月島機械では、下水汚泥から高付加価値な燃料化物を製造する技術である「低温炭化燃料化技術」を電源開発(株)(以下、J-POWERと称す)およびメタウォーター(株)と共同開発した。低温炭化燃料化技術の概要についてはTSK技報NO.8にて報告済みであり¹⁾、本稿ではその後の実証試験で蓄積されたデータおよび炭化物の安全性に関して報告する。また、導入実績として広島市西部水資源再生センター下水汚泥燃料化事業について紹介する。

2 全国の下水汚泥燃料化への取り組み

下水汚泥の有効利用先は、表1に示すように、建築資材利用と農緑地利用がほとんどで、下水汚泥の全発生量(乾燥重量ベース)に占める割合はそれぞれ約59%と約15%となっている。これら建築資材利用や農緑地利用は、今後市場の拡大は期待できない上、景気の動向にも影響されやすいことから、新たな手法による長期安定的な有効利用を望む声がここ数年、非常に高まっている。

こうした背景から注目を集めているのが、下水汚泥の燃料利用である。国内では、油温減圧乾燥方式で製造された油乾燥燃料をJ-POWER松浦火力発電所(長崎県松浦市、100万kW×2基)で混焼した事例が初となる。J-POWERでは2003年8月から松浦火力発電所において実機混焼試験を実施し、2006年4月より本格混焼運用を行っている²⁾。表2および図1に示すように、現在、全国では7つの都市で下水汚泥を燃料利用する取り組みを実施中、もしくは実施の準備段階にあり、月島機械が事業契約を締結した広島市西部水資源再生センター下水汚泥燃料化事業では、2014年4月より本格稼働予定である(詳細は6章参照)。

下水汚泥の燃料利用が普及するためには、燃料利用先の長期安定的な確保が欠かせない。表2に示すように、現在取り組みが進められている事例において、燃料利用先の中心は石炭火力発電所である。石炭は他の化石燃料と比較して埋蔵量が豊富である上、エネルギー資源の乏しい日本にあってはエネルギーセキュリティの観点からも、今後とも不可欠なエネルギー資源と位置づけられている。そのため、石炭火力発電所が長期安定的な燃料利用先として大きな期待が寄せられている。

表1 下水汚泥の処理および処分状況(2006年度 汚泥発生時乾燥重量ベース)
Table1 Treatment Amount, Disposal % and Final Applications of Sewage Sludge

最終安定化先	処理・処分量	
	[DS-ㄲ/年]	[%]
建築資材利用	1,311,695	58.7
農緑地利用	332,093	14.9
その他有効利用	20,025	0.9
埋立処分	560,146	25.1
その他	11,040	0.5
合計	2,234,998	100.0

出典：国土交通省調べ

表2 全国の下水汚泥燃料化への取り組み状況
Table2 Latest Trend of Bio-Fuel Conversion Technology in Japan

燃料製造元					燃料利用先
処理場	設備規模	技術	稼働状況		
T1 福岡県 御笠川浄化センター	30ton/日	油温減圧乾燥	2006年度～	P1	J-POWER 松浦火力発電所
T2 広島市 西部水資源再生センター	50ton/日 × 2系	低温炭化	2012年4月～(予定)	P2	J-POWER 竹原火力発電所
T3 愛知県 衣浦東部浄化センター	100ton/日	炭化	2012年3月～(予定)	P3	中部電力 碧南火力発電所
T4 東京都 東部スラッジプラント	100ton/日 × 3系	炭化	2007年11月～	P4	常盤共同火力 勿来発電所
	300ton/日	炭化	2013年4月～(予定)		
T5 宮城県 県南浄化センター	50ton/日	造粒乾燥	2009年9月～	P5	日本製紙 岩沼工場
T6 新庄市浄化センター 他 (バイオソリッドエナジー社)	30ton/日	造粒乾燥	2008年度～	同上	同上
T7 大阪市 平野下水処理場	33ton-DS/日 (150ton-wet/日)	炭化	2014年4月～(予定)	-	未定

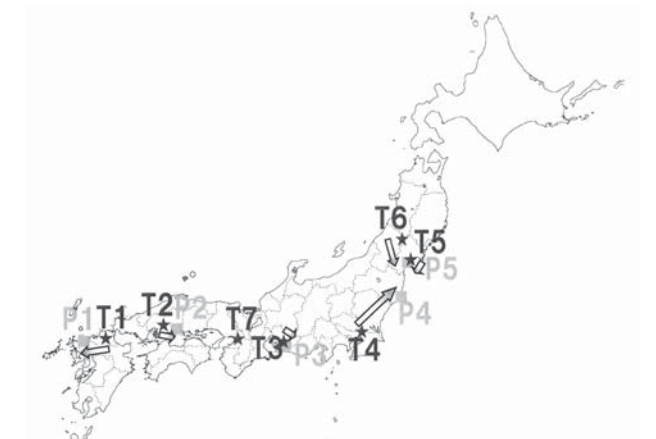


図1 燃料製造元と利用先の所在地
Fig.1 Bio-Fuel Conversion Plant locations and users.

3 低温炭化燃料化技術の概要

下水汚泥は脱水した後でも水分が80%程度含まれており、そのままでは燃料価値が無いことから、水分を低減させる等の加工を加えて燃料としての価値を高め、有価物として取り扱う必要がある。下水汚泥燃料化技術に求められる要素として、「高発熱量」、「低自然発火性」、「低臭気」があげられるが、これらを同時に満足できる既存技術はなかった。

燃料化技術は“乾燥”と“炭化”に大別される。乾燥方式は、得られる燃料化物の発熱量が高く、技術的にもシンプルであるが、汚泥特有の不快臭が残留する上、湿潤すると乾燥前の汚泥に戻るなど、取扱いに十分な注意が必要となる。一方、高温炭化方式は、炭化温度が600～800℃と高温のため、燃料化物の臭気は低減されているが、発熱量が低く石炭混焼燃料としては適していない。月島機械が開発した低温炭化燃料化技術は、250～350℃程度の低温域で炭化を行うことで炭化物の高発熱量化を図っている。さらに、炭化前造粒および炭化炉への蒸気添加により自然発火性の抑制および臭気低減を実現し、石炭混焼用燃料としての適用性を飛躍的に高めることを可能にした技術である。本技術は、2006年度から地方共同法人日本下水道事業団と共同研究を実施し、2007年度技術評価委員会による評価が完了している³⁾。

低温炭化燃料化システムのプロセスフロー例を図2に示す。まず、脱水汚泥を熱風乾燥機により水分20～30%程度まで乾燥する。次に造粒機で約φ5～10mm×15mmLに成形した後、250～350℃で外熱キルン型炭化炉により約60分間炭化する。炭化炉からの熱分解ガスおよび乾燥排ガスは再燃炉にて高温で燃焼処理後、熱交換器で熱回収され、排煙処理塔にて酸性成分を中和処理した後、大気解放される。詳細については、TSK技報NO.8を参照されたい。

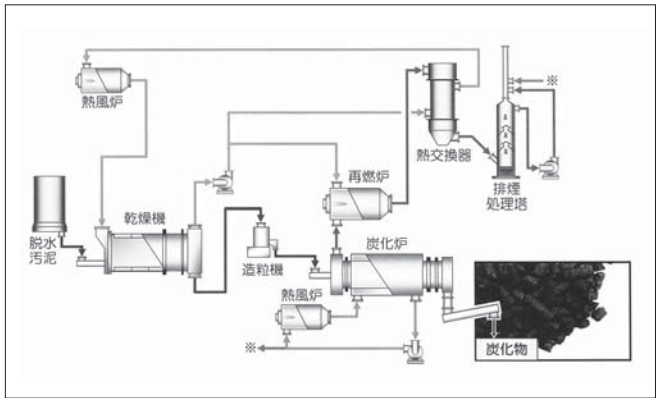


図2 プロセスフロー例
Fig.2 Process flowchart (example).

4 低温炭化燃料化技術における炭化物

4.1 実証試験設備の運転実績

2006年12月より約3年間にわたり月島機械環境プロセス開発センター内に設置した実証試験設備を用いて各種試験を実施した。運転実績の概要を表3および以下に示す。

- 1) 試験設備仕様
- ・処理能力 ：脱水汚泥3ton/日
- ・システムフロー：図2参照
- 2) 試験汚泥 ：未消化汚泥(10処理場)、消化汚泥(5処理場)
- 3) 汚泥処理量：脱水汚泥461ton
- 4) 総運転時間：169日(立上・立下含まず)

4.2 炭化物の組成と発熱量

これまでに蓄積された複数の処理場、季節のデータについて、H/C^{*1}と可燃分残存率^{*2}の関係を整理した。代表として酸素の残存率について図3に示す。酸素は、炭化の進行に伴い徐々に減少するが、その減少傾向は、処理場や季節の違いがあってもある一定のバンド幅におさまる。このことから、原料に含まれる酸素の量がわかれば、処理したい炭化度を設定することで、炭化物に含まれる酸素を推定することが可能である。例えば、炭化温度250℃、炭化時間1時間とした場合、H/C=1.4程度になるので⁴⁾、図3より酸素の残存率は65%程度となる。原料1kg(DS)に200gの酸素が含まれていたとすると、炭化後には約130gになると推定できる。その他の可燃分成分(炭素、水素、窒素、硫黄、塩素)についても同様に整理することができるため、原料の可燃分組成がわかれば、これらのデータベースを基に炭化物の可燃分組成を推定することが可能である。

また、図4に示すように、可燃分発熱量^{*3}についても同様に、H/Cと一定の相関が認められる。従って、原料の可燃分発熱量がわかれば、処理したい炭化度を設定し、これらのデータベースに基づき、炭化物の可燃分発熱量を推定することが可能である。

なお、図3および図4からわかるように、未消化汚泥と消化汚泥では若干の傾向の違いが認められる。ただし、試験を実施した処理場数を考慮すると、消化工程のように原料性状が大幅に変性する場合を除き、炭化度に応じた可燃分残存率や可燃分発熱量の挙動に対する処理場の違いや季節変動の影響はわずかであると考えられる。

*1 H/C：水素(H)と炭素(C)の原子数比。炭化の進行度を示す指標の一つ。炭化が進んでいるほど値は小さい。

*2 可燃分残存率：脱水汚泥に含まれる可燃分の量を100%とした際の、炭化処理後に炭化物に残存している割合。

*3 可燃分発熱量：可燃分1kg当たりの発熱量。

表3 実証試験設備の運転実績
Table3 Operation Data of Demonstration Test Facility

汚泥種類	処理場数	汚泥処理量 [ton]	運転時間(負荷運転) [Hr]	[日]
未消化汚泥	10	363	3,210	134
消化汚泥	5	98	853	35
合計	15	461	4,063	169

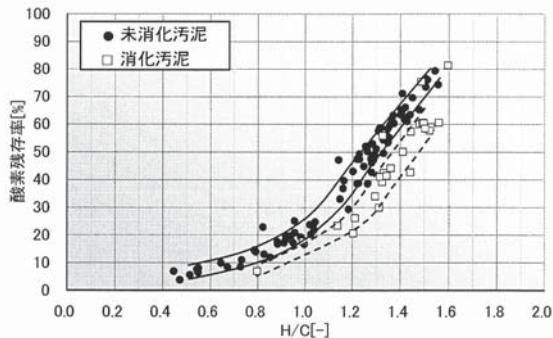


図3 H/Cと酸素残存率の関係
Fig.3 Relationship between H/C and residual oxygen [%].

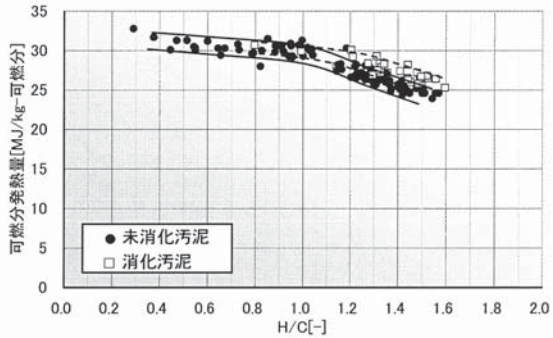


図4 H/Cと可燃分発熱量の関係
Fig.4 Relationship between H/C and calorific value per organic weight.

4.3 炭化物の安全性

炭化物は空気中の酸素と酸化反応し発熱する性質(自然発火性)をもっている。発熱の程度は微弱であるが、炭化物の製造条件や貯留条件によっては発火に至るケースも想定されるため、炭化物の自然発火性については十分な事前調査が必要である。炭化物の安全性を評価するには、この自然発火性を適正に評価し、さらに、実際に炭化物をハンドリングするケースを想定して安全性を定量評価することが重要である。

自然発火性の測定方法としては、高感度熱量測定(C80)や示差走査熱量測定(DSC)等を用いる方法があるが、いずれも試料量としては数g以下のため造粒物は粉碎する必要がある、低温炭化燃料化技術で採用している造粒の効果を適正に評価することができない。そこで、試料を粉碎する必要のない「通気式発熱特性試験」を採用した。そして、通気式発熱特性試験によって得

られたデータをもとに発熱シミュレーションを実施し、貯留時や運搬時における安全性を定量的に推定する評価手法を採用した。なお、これら評価手法については、日本下水道事業団より発行されているのマニュアル⁵⁾を参照されたい。

4.3.1 通気式発熱特性試験

通気式発熱特性試験とは、図5に示すように、密閉可能な試験容器(10L)に炭化物を充填し、恒温器内にセットして所定の温度雰囲気において容器底部から所定の流量の空気を通気させて、炭化物の発熱温度や酸素消費量を測定する試験である。当試験では、7L程度の試料を用いるため、試料を有姿の状態で試験することが可能であり、造粒物でも適正に評価することができる。

試験条件として雰囲気温度(恒温器内温度)105℃、通気量200mL/minとした場合の測定結果例を図6に示す。試験初期は炭化物の昇温に時間を要しているが、約10時間経過したところで雰囲気温度よりも炭化物の温度が高くなっており、発熱反応が起きていることがわかる。

次に、未消化汚泥と消化汚泥について通気式発熱特性試験を実施し自然発火性について評価を行った例を紹介する。H/Cと通気式発熱特性試験によって測定された温度上昇速度との関係を図7に示す。ここで、温度上昇速度とは、炭化物の温度が所定の温度となった際の温度上昇速度を意味し、図6において、温度カーブの接線の傾きに相当する。この数値が大きいかほど自然発火性が強いと判断できる。図7より、温度上昇速度は、未消化汚泥、消化汚泥ともに炭化度の低いH/C=1.2～1.6の領域において低い値を示し、H/Cの低下(炭化の進行)に伴い増加する。そして、H/C=0.7～0.9の領域でピークを迎えた後、今度は減少に転じる。このような特異な性質を示すのは、炭化物の表面に存在する酸化されやすい不安定な活性点の生成・分解に起因すると考えられる。つまり、活性点は、炭化の進行に伴い生成され増加するが、ある一定の炭化度以上では分解反応が勝り、活性点は減少すると考えられる。消化汚泥と未消化汚泥を比較した場合、未消化汚泥の方が自然発火性が低くなる傾向がある。ただし、今回の試験では、未消化汚泥と消化汚泥についてそれぞれ1点ずつの試験結果であり、検討対象となる汚泥毎に確認テストが必要である。

4.3.2 発熱シミュレーション

発熱シミュレーションとは、通気式発熱特性試験結果から炭化物の発熱特性を解析し、熱物性値等を設定して、発熱と放熱のバランスから求まる貯蔵設備内の炭化物の熱挙動について、コンピュータにより解析し、発火の有無又は発火に至るまでの時間を推定する評価手法である。

通気式発熱特性試験で得られたデータから、炭化物の安全性を定量評価するために発熱シミュレーションを実施した例を紹介する。シミュレーションに用いたデータは、図7の①(未消化汚泥)および②(消化汚泥)に示した炭化物によるものである。炭化物をハンドリングするケースとして図8に示すような貯留槽を想定し、表4に示す初期条件を設定した。

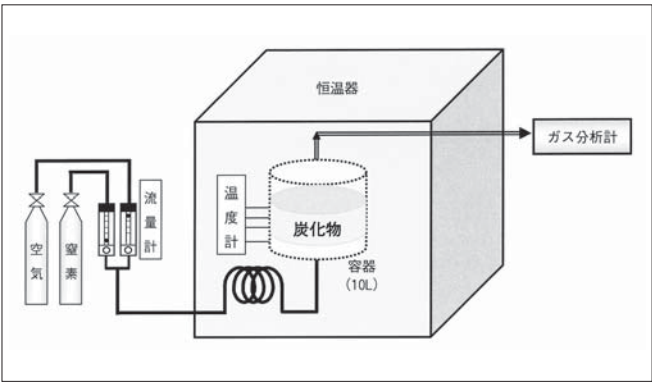


図5 通気式発熱特性試験装置(概略図)
Fig.5 Schematic diagram of spontaneous combustion test equipment.

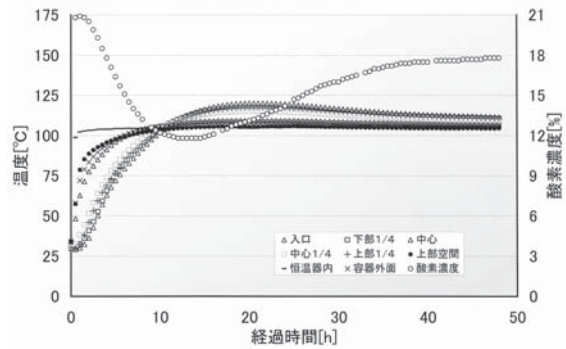


図6 通気式発熱特性試験結果例
Fig.6 Result of spontateous combustion test.

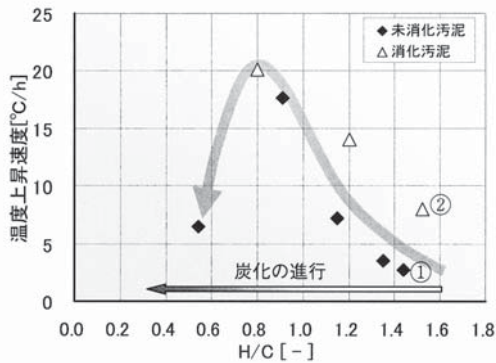


図7 H/Cと通気式発熱特性試験における温度上昇速度の関係
Fig.7 Relationship between H/C and increasing temp. of Bio-Fuel in spontaneous combustion test.

表4 シミュレーション条件
Table4 Calculation condition

項目	設定値
炭化物初期温度	40℃
雰囲気温度	30℃一定
熱伝導率	図8に示す
形状	直径:1、2、3mφ 高さ:4、8、12m

貯留槽では直径が細くなるほど、単位容積あたりの表面積が大きくなるため放熱しやすくなる。表5に示すように、未消化汚泥では直径が2mφ以下、消化汚泥では1mφ以下になると、熱暴走（発火）に至らなかった。直径を3mφまで広げた場合でも、熱暴走に至る期間は未消化汚泥で5～6ヶ月、消化汚泥で約2週間であり、実際の貯留期間は数日程度であること、雰囲気温度が30℃一定と厳しい条件であることを考慮すると、安全に取り扱うことが可能であると判断される。なお、3mφ×12mの貯留槽容積は約85m³であり、これは脱水汚泥発生量100ton/日規模の処理場において、製造された炭化物を2日貯留するのに十分な容量である。

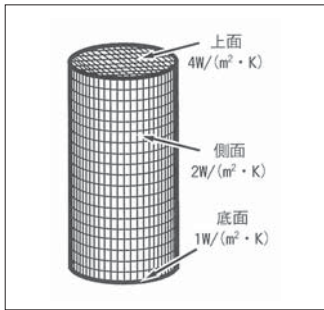


図8 貯留槽モデル
Fig.8 Model of storage tank

5 システムの安定稼働性について

5.1 安定稼働性にかかわる課題とその対策

下水汚泥の燃料化技術では、燃料化物という製品を製造する立場であることから、システムとして高い稼働率が要求される。したがって、燃料化技術に潜在する課題を的確に把握し、システムの設計に反映させることが重要となる。そこで、低温炭化燃料化システムでは、下水汚泥や他のバイオマス等の熱処理技術で培った経験・知見をもとに実証試験設備を製作し、様々な汚泥にて繰り返し試験を実施した。その結果として、表6に示す主要課題を抽出し、その対応策を整理した。

課題に共通しているのは、タールやダスト類の付着・堆積である。特にタールは、冷えて凝固すると強固な付着となるので注意を要する。タール対策としては、タール発生後、速やかに燃焼処理することが最も効果的である。乾燥汚泥の付着に関しては、付着に配慮した搬送機器類の選定を行うだけでなく、乾燥機容量を適切に設定することで乾燥機の安定運転を達成し、乾燥汚泥水分を一定に維持することが重要である。また、熱交換器等へのダスト付着に対しては、閉塞が発生しないよう構造上配慮するとともに、定期的な清掃にて対応する必要がある。

5.2 1ヶ月運転の結果について

前述した課題に対する対応策を講じた上で、2009年2～3月にかけて、実証試験設備にて1ヶ月間運転を実施した。原料は、未消化汚泥を使用した。1ヶ月運転の結果、図9に示すように、定格能力以上の運転を維持できており、タールやダストの付着等による処理量の低下は認められなかったことから、実施した対応策は有効であったと考える。

なお、当システムを構成する乾燥機や炭化炉等の各機器は、下水処理場や産業界で広く一般的に使われている機器の組合せであるが、実機の設計にあたっては、前述のように機器と機器を結ぶガスラインやマテハンラインに特に注意する必要がある。

表5 シミュレーション結果
Table5 Calculation Result

試料	貯留槽 高さ	貯留槽直径		
		1mφ	2mφ	3mφ
未消化 ①	4m	熱暴走無し	熱暴走無し	熱暴走無し
	8m	熱暴走無し	熱暴走無し	172日
	12m	熱暴走無し	熱暴走無し	159日
消化 ②	4m	熱暴走無し	16日	13日
	8m	熱暴走無し	16日	13日
	12m	熱暴走無し	16日	13日

表6 下水汚泥の燃料化技術における主要課題と対応策
Table6 Problem and Solution in Bio-Fuel Conversion System

主要課題	推定原因	対応策
1 熱分解ガスラインにおけるタール・ダスト付着	炭化炉内で発生した熱分解ガスが炭化炉からの排出ラインにおいて冷却される過程で、タール分が凝縮しダクト内に付着する。	・炭化炉から排出後、速やかに燃焼処理する。 ・ヒーター等により、温度低下を防止する。 ・造粒により粉塵の発生を抑え、ダクトでのダスト付着を抑制する。
2 乾燥汚泥搬送ラインにおける乾燥汚泥付着	乾燥不良により含水率が高い場合に乾燥機容量を適切に設定することで乾燥機の安定運転を達成し、乾燥汚泥水分を一定に維持する。	・付着に配慮した搬送機器を選定する。 ・乾燥機容量を適切に設定することで乾燥機の安定運転を達成し、乾燥汚泥水分を一定に維持する。
3 熱交換器等へのダスト付着	炭化炉や乾燥機からの排ガスにわずかに含まれるダスト成分が、燃焼後に熱交換器等へ付着する。	・ダスト付着により閉塞が発生しないよう、構造上配慮する。 ・定修時に熱交換器の内部点検を実施するとともに、定期的に清掃を実施する。

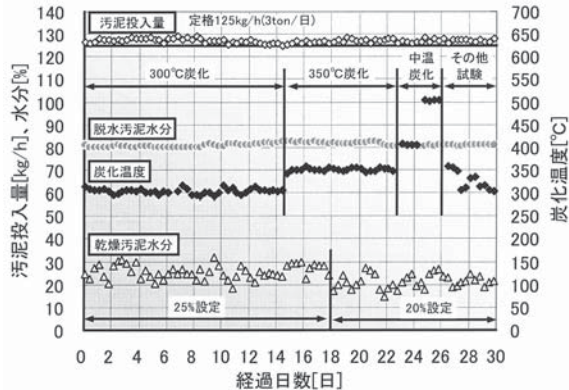


図9 1ヶ月運転の運転データ
Fig.9 One-month test operation data.

6 低温炭化燃料化技術の導入事例

2009年3月、月島機械は、電源開発（株）、メタウォーター（株）、月島テクノメンテサービス（株）と共同で「広島市西部水資源再生センター下水汚泥燃料化事業」（以下、「本事業」）の事業契約を広島市と締結し、2012年4月の供用開始に向け現在、設計・建設を進めている。図10に施設外観図、図11に事業形態を示す。本事業は、日本初となる下水汚泥の低温炭化燃料化技術を用い、施設の設計・施工・維持管理・運営・燃料化物販売・石炭火力発電所での混焼利用まで一貫体制で実施する、下水汚泥燃料化リサイクル事業である。

以下に、事業の概要を紹介する。

- 1) 事業場所
広島市西部水資源再生センター内(広島市西区扇一丁目)
- 2) 事業規模
・施設公称能力：50ton/日×2系列
・計画汚泥処理量：557,725ton/20年
・計画燃料化物生成量：89,794ton/20年
- 3) 事業期間
・設計施工：2009年3月～2012年3月
・維持管理：2012年4月～2032年3月
- 4) 事業形態
DBO (Design Build Operate) 方式。施設の設計・施工・維持管理・運営・燃料化物の販売業務を一括して契約。
- 5) 燃料化事業導入効果

①下水汚泥の資源化促進

広島市内の平成19年度汚泥発生量の約46%をバイオマス燃料に転換可能。

②温室効果ガスの削減

燃料化施設の廃熱を温水として最大限回収し、下水処理場内の消化槽加温に供給することで廃熱の有効利用を図り、温水供給により得られた消化ガスを燃料化施設で利用することで、化石燃料使用量“ゼロ”を達成し、温室効果ガスの大幅な削減が図られている。汚泥焼却方式から燃料化方式への転換により下水処理場で約9,700t/年、燃料化物をJ-POWER竹原火力発電所(広島県竹原市)で混焼利用することで約6,400t/年、合計約16,100t/年のCO₂削減が見込まれる。これは、一般家庭約3,100世帯/年のCO₂排出量に相当する削減効果である。

7 おわりに

バイオマスエネルギー資源である下水汚泥燃料の石炭火力発電所での混焼利用は、地球温暖化防止対策や循環型社会の実現の手段として大きな期待が寄せられている。今後もさらなる技術改良を加えシステムの最適化を図り、下水汚泥燃料化システムの普及促進に向けて積極的に取り組んでいきたい。



図10 燃料化施設外観図
Fig.10 View of Bio-Fuel Conversion Plant.

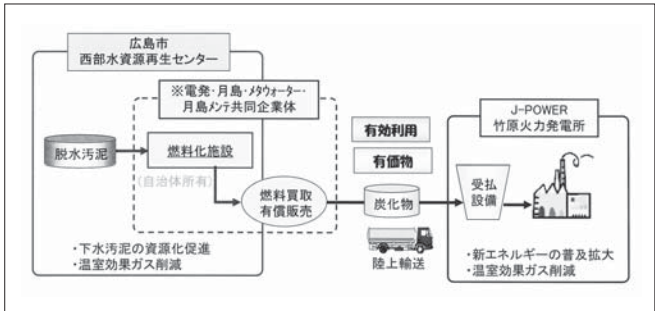


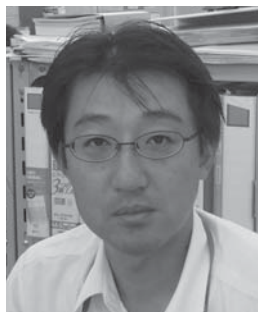
図11 事業形態
Fig.11 Business structure.

参考文献

- 1) 上田厚志：下水汚泥燃料化技術の開発,TSK 技報NO.8 (2008年10月)
- 2) 椎屋光昭：下水汚泥を活用した石炭火力発電所のCO₂削減の取組み事例と今後の展望-新都市(2010年5月号)
- 3) 日本下水道事業団技術開発部:下水汚泥固形燃料化システムの技術評価に関する報告書 (2008年3月)
- 4) 上田厚志ほか:「石炭火力発電所に適した下水汚泥燃料化技術の開発(第2報その①)」第45回下水道研究発表会講演集
- 5) 日本下水道事業団技術開発部：下水汚泥固形燃料発熱特性評価試験マニュアル (2008年3月)

インクラインドディスクドライヤ

Inclined Disc Dryer

渡辺 健司
WATANABE Kenji産業事業本部
プラント計画部
産業機械グループ

Abstract

The Inclined Disc Dryer is evaluated highly in the dryer field.
This dryer is equipped with a special inclined disc, which enables stable operation and suitable performance, and has been applied in over 150 plants of both domestic and overseas customers.

In this paper, features of the Inclined Disc Dryer are described, including the mechanism, drying characteristic, application and recent requests of customers.

インクラインドディスクドライヤは乾燥機分野で高く評価されています。
この乾燥機は特殊な傾斜したディスクを装備しています。そして、この特殊な傾斜したディスクで安定した運転と良好な性能を達成しています。
本稿では、この乾燥機は国内及び海外の顧客で約150のプラントで使用されています。
インクラインドディスクドライヤの構造、乾燥特性、適用分野と最近の客先ニーズを続けて紹介します。

キーワード：間接加熱乾燥、インクラインドディスク、下水汚泥、乾燥特性
Keyword: Indirect heat drying, Inclined disc, Sewage sludge, Drying characteristic

1 緒言

1970年代より、環境保全のニーズの高まりによって、余剰汚泥の減容化が求められるとともに臭気対策が必要となり、市場から密閉型間接加熱方式の汚泥乾燥機が要望された。

月島機械は、当時保有していた乾燥機で処理できない高粘着性物質対応として、高速回転かき取りパドルを有する円筒ジャケット付乾燥機DT型を開発し、河川スラッジ、メッキ排水汚泥、上水汚泥等へ適用した。

しかし、DT型乾燥機は実用機としては滞留時間の調整が難しく、さらに動力も大きいという弱点があった。一方、従来から月島機械の主力乾燥機の一つである、スチームチューブドライヤ(STD)を適用した場合、乾燥対象物が転動されることで、こぶし大のボールようになる。その結果、内部まで均一に乾燥できず、汚泥水分を目的水分まで乾燥できなかった。このような従来の乾燥機に見られる欠点を解決するために、インクラインドディスクドライヤの開発に着手し、種々の汚泥による乾燥伝熱特性、ディスクの傾き、切り欠き角度、回転数、排出機構等を確認し、商品として完成させた。

これまでに国内、海外をあわせて150台以上の納入実績がある。今

日では月島機械の主力商品の一つとして下水処理、排水処理を中心に高い評価を得ている。さらに近年ではこの実績が評価されて中国の下水汚泥にも適用されている。

インクラインドディスクドライヤの構造、適用分野と最近の客先ニーズを本稿で述べる。

2 インクラインドディスクドライヤの構造について

2.1 乾燥機の分類

乾燥装置には大きく分けて熱風を直接原料に接触させて乾燥させるタイプ(直接加熱乾燥)と、蒸気等の熱媒で加熱された金属壁を介した伝熱で原料を加熱し乾燥させるタイプ(間接加熱乾燥)の二種類がある。

インクラインドディスクドライヤは、回転軸内部およびジャケット内部に供給されるスチームにより、ケーシング内に供給された原料に熱を加えて、乾燥操作を行う間接加熱型乾燥機である。加熱ジャケット付の固定ケーシングとケーシング内部には設置された2本ないし4本の傾斜したディスク(インクラインドディスク)を取付けた回転軸を有するため材料攪拌型乾燥機でもある。

2.2 軸シール構造

ケーシングと回転シャフトとのシール機構は特殊グランド方式が標準である。汚泥乾燥機の初期の軸シールはグランドパッキンのみで対応していたため、運転条件や汚泥性状により漏れを完全に防止することができなかった。汚泥は供給側の条件で液状になる性質があり汚泥漏れは供給側軸シールで発生するが、乾燥した処理物が堆積する排出側軸シールでは漏れは発生しない。

そこで、パッキンメーカーの協力を得て、グランドパッキンを改良したシール方式とし、日常メンテナンスのなかでグリースを定期的に補給することでシール性を向上させた、特殊グランド方式を採用している。

2.3 加熱構造

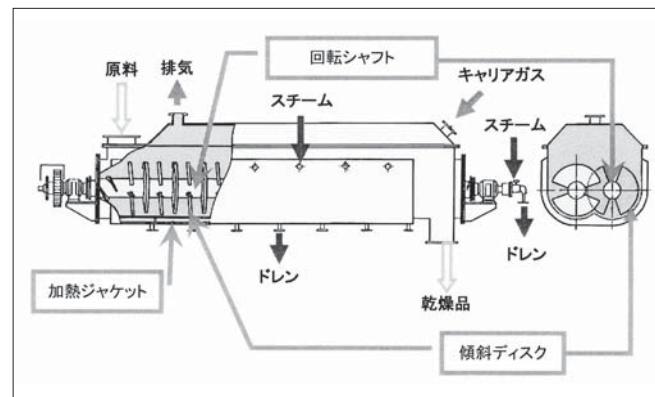
回転シャフト、およびディスクにはシャフト端部にあるロータリージョイントを通してスチームが供給される。

脱水ケーキは、供給口より連続的に供給され、ディスクによる攪拌とディスク、シャフトおよびケーシングジャケットからの伝熱で乾燥され、その後端部の出口より排出される。

出口には、乾燥機内部の充てん量を調整するためオーバーフロー用の堰板が設置されている。この堰板の高さを調整し、滞留時間と有効伝熱面積を変えることで、乾燥品水分を調整することができる。

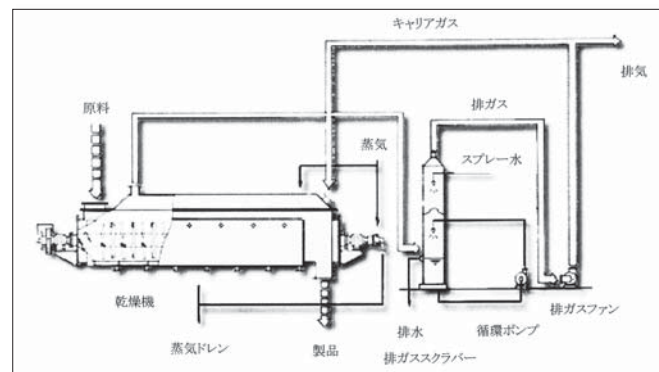
脱水ケーキより蒸発したベーパーは、キャリアガス入口より導入された少量のキャリアガスに同伴されて排気口より排出される。

インクラインドディスクドライヤの概略構造図を図1に記載する。

図1 概略構造図
Fig.1 Configuration of Inclined Disc Dryer

インクラインドディスクドライヤは間接加熱のため直接加熱方式に比べて排気量が少ない、熱効率が高い、温度コントロールが容易である等の特長を有している。また容積当たりの伝熱面積が大きくとれ、さらに製品の攪拌・揺動効果を上げることで高い伝熱係数と、容積あたりの熱移動の効率化を達成している。

インクラインドディスクドライヤを適用した代表的なフロー図を図2に記載する。

図2 代表的なフロー図
Fig.2 Typical flow of Inclined Disc Dryer

3 乾燥特性

インクラインドディスクドライヤが汚泥乾燥機として評価を得た理由は、水分域ごとに性状が変化する汚泥の特性と、その性状変化に対しディスク傾斜させたことにより、安定して乾燥性能が発揮できる点である。攪拌、混合、そして乾燥材料と伝熱面の間での摺動作用等による付着抑制機能を持たせたことが非常に有効であった。

本ドライヤは汚泥の乾燥において特に大きなメリットを生む乾燥装置である。

3.1 汚泥の性状変化と挙動

図3に示すように汚泥は水分域ごとにまったく異なった性状を示す。いわば、一つの乾燥機内で異なる数種の物質を処理しているイメージになる。

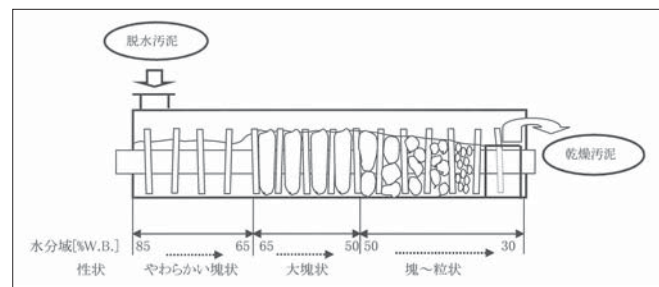
図3 汚泥の性状変化
Fig.3 Property change of the sludge

図3に示すように脱水汚泥は85～80% W.B.程度から65% W.B.程度では非常にやわらかい塊状となる。また65～50% W.B.程度では非常に大きな塊状となり、ディスク間に大きな塊が入り込んだ状態となる。この領域では塊の表面が堅く、内部が柔らかい状態となりディスクに対して汚泥が滑りやすい状態となる。

水分が50% W.B.より低減するにつれ塊はしだいに小さくなり、出口水分30% W.B.程度ではφ30mm位のボール状となる。(W.B. = Wet Base)

3.2 水分領域と機能特性

大きな特徴としてディスクを傾斜取り付けさせたことで、乾燥機内での処理物の動きが良くなり、乾燥効率がアップするとともに付着抑制効果も得られたことが挙げられる。各ゾーンのケーキ特性とインクラインドディスクドライヤの機能の具体的効果は次のとおりである。

- ①水分 85～65% W.B.の柔らかい塊状ゾーン
上部から見た時のシャフトおよびディスクの位置関係は次の様になる。

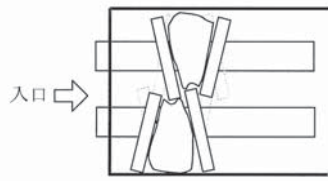


図4 シャフト/ディスクの位置関係
Fig.4 Relations of the shaft / disc position

上図の様にディスク間に入り込んだ柔らかい塊に相手側のディスクが入り込んでくることで汚泥が解砕され、ディスク表面から一部剥離する。このときディスクに接触している汚泥面は膜状でほぼ全面接触している。相手側のディスクが汚泥中に入り込んでくることで汚泥の動きが押さえられ、汚泥の動きが止まったような状態でディスクが180°回転するとディスクが破線の様な向きとなり、ディスク面に対して処理物の剥離・更新が進む。このためディスク間の汚泥の動きと熱伝導が格段に良くなり、乾燥効率が向上する。また剥離、更新により、ディスク面での焼き付きを防ぐことができる。

- ②水分 65～50% W.B.程度の大塊ゾーン
この水分域では大塊がディスク間に挟まった状態になっており、大塊の表面が堅く滑りやすくなっている。ただし、前述した高水分領域と同様に、大塊に相手側のディスクが入り込むことで汚泥の動きを乱し、さらにインクラインドディスクによる剥離・更新効果でディスク間に挟まった汚泥が抜けやすくなり、良好な攪拌状況が維持される。
- ③水分 50% W.B.より低水分ゾーン
この水分域の処理物の付着性は少ない。乾燥機内で攪拌され乾燥が進むことと、破砕効果で乾燥汚泥塊のサイズは小さくなる。出口水分が30% W.B.ではφ30mm位のボール状となる。

4 市場ニーズへの対応

4.1 汚泥を絶乾状態まで乾燥する工夫

乾燥汚泥をそのまま直接溶解する、または乾燥汚泥を肥料や土質改良材として利用する場合、10% W.B.以下のほぼ絶乾状態まで乾燥する必要がある。

一般に汚泥乾燥の場合、30～40% W.B.以下が減率乾燥区間のため乾燥速度が著しく遅くなる。さらに汚泥性状は砂状になり、ディスクシャフトが著しく摩耗する。そのためインクラインドディスクドライヤの適用が難しくなり、むしろスチームチューブドライヤの適用が望ましい。

このようなニーズに対応するため、インクラインドディスクドライヤとスチームチューブドライヤを組み合わせることで最良のプロセスを組み上げることが可能である。

たとえば、H社向けに納入した汚泥乾燥設備のように、前段の水分40% W.B.までインクラインドディスクドライヤを適用し、40% W.B.～ほぼ絶乾までをスチームチューブドライヤで乾燥する。粒度の要求があるならば、そのあとに破砕機を設置するという方法もある。

汚泥乾燥実績の豊富なインクラインドディスクドライヤに他の乾燥機を組み合わせる等多様なニーズに対応する必要があると考える。

4.2 汚泥減容化の試算

下水汚泥等の有機汚泥は有効利用として、肥料、熔融スラグ化による建設資材、セメント原料等が考えられているが、リサイクル先の確保、処理コスト等の問題があり、減容化対策が重要な課題となっている。

たとえば50t/Dの汚泥を80% W.B.→40% W.B.に乾燥した場合、イニシャル、維持管理の比較も必要であるが、約67%の減容化が可能であり、産廃費およびCO₂削減に貢献できる。

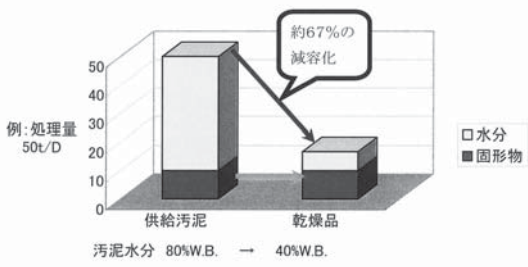


図5 汚泥の減容化
Fig.5 Reduction of the volume sludge

4.3 適用可能分野、実績について

下水道分野は汚泥乾燥機としての実績であるが、民間向けでは多岐にわたっている。

適用物質としては磁性酸化鉄、ABS樹脂、硫酸バリウム、加工澱粉、コーンスターチ、水酸化マグネシウム、水酸化カルシウム、石油汚泥等がある。

回転軸内部およびジャケット内部に供給されるスチームの代わりに冷却水を通水してディスクドライヤを冷却機として、使用するケースがあり、樹脂、炭酸カリ、グラニュー糖や吸水性ポリマなどに実績がある。

5 まとめ

今回、インクラインドディスクドライヤの特性とお客様ニーズへの対応を中心に紹介した。インクラインドディスクドライヤは種々のトラブルの経験から改善が加えられ、高い乾燥性能と耐久性を備えた高機能な乾燥機であると言える。

汚泥はバイオマス由来の燃料、資源としてその価値が高まってきており乾燥工程が果たす重要性、必要性も増している。さらに、地球温暖化など環境問題が注目されている中で、今後は中国など新興国を中心に海外市場へ、日本国内の実績をベースに展開できると考えられる。

従って、今後の市場を見据えてインクラインドディスクドライヤをブラッシュアップする必要があり、高い性能を維持しながら磨耗対策、駆動部、シール部などの構造検討や製作技術の改善をはかり、乾燥機単体の見直しを含めて、プロセス、運転維持管理等の総合的に優れた技術を確認していく。

今後もお客様とともに、技術の研鑽とコストダウンに励み、お客様に満足していただける製品を提供し続ける所存である。

参考文献

- 1) 月島機械 百年の技術 pp126～131

製品紹介

2

脱蠟フィルタ

Dewaxing filter

Abstract

For lubricant base oil producing plant, dewaxing filter is applied to separate wax crystals in lubricant raw material. Dewaxing filter belongs to multi compartment type drum filter among vacuum rotary drum filters. Dewaxing filter is required vapor tight design, low temperature resistance up to minus 40 degree C, large filtration area of about 51 to 112m², 8000 hours of continuous long operation without trouble, and other requirements. Dewaxing filter is composed of the following functional zones such as for cake formation, cake washing, drying, purging, and cake discharge by blow-back. Tsukishima Kikai has supplied a total of about 65 sets of dewaxing filters since providing the first dewaxing filter in 1967. Dewaxing filter is composed of drum, filter tank and its hood, automatic valve system, cake washing system, cake discharge system and other items.

脱蠟フィルタは潤滑油基油製造プラントにおいて、潤滑油原料油に含まれる蠟分を除去する目的で使用される。脱蠟フィルタは真空式回転ドラム型ろ過機のうち、多室ドラム型ろ過機に属する。脱蠟の用途から、脱蠟フィルタにはガス密閉仕様、-40℃程度までの低温に耐えること、51-112m²といった大きな過面積、8000hr連続安定運転等が要求される。脱蠟フィルタは機能上、ケーキ形成区間、ケーキ洗浄区間、脱液区間、バージ区間、ブローバック区間からなる。1967年に1号機を納入して以来、現在まで65基近くの脱蠟フィルタが納入されている。脱蠟フィルタはドラム、液槽とフード、自動バルブ、ケーキ洗浄装置、ケーキ排出装置等から構成される。

キーワード：脱蠟フィルタ、ドラムフィルタ、潤滑油、MEK脱蠟法
Keyword：Dewaxing filter, Drum filter, Lubrication oil, MEK dewaxing process

1 はじめに

脱蠟フィルタは石油精製プラントにおいて、潤滑油原料油に含まれる蠟分(Wax分)を除去する目的で使用される、大型のろ過機である。分類上は連続式多室回転ドラム型に属し、文字どおり脱蠟用途の専用機である。専用機であるがゆえに、月島機械内でも比較的馴染みの少ない単体機械といえるかも知れない。

1960年に月島機械は米国アイムコ社とフィルタ技術全般で技術提携し、翌1961年にアイムコ社の脱蠟フィルタの開発が完了した。この技術をベースに月島機械でテキサコの溶剤脱蠟プロセス仕様に合致するよう、改良機を作りテキサコに認定された¹⁾。1966年に国内某社から脱蠟フィルタ1号機を受注し、現在まで約65基の納入実績を有している。

本稿では、このような歴史の古い脱蠟フィルタが石油精製プラントの中でどのように使われているか、また同フィルタの構造・特長について紹介したい。図1に月島機械、工場にて製作途中であった、脱蠟フィルタの外観を示す。図2には固形物(蠟分)排出側から見た脱蠟フィルタの側面図、図3には自動バルブ側から見た同フィルタの側面図を示す。

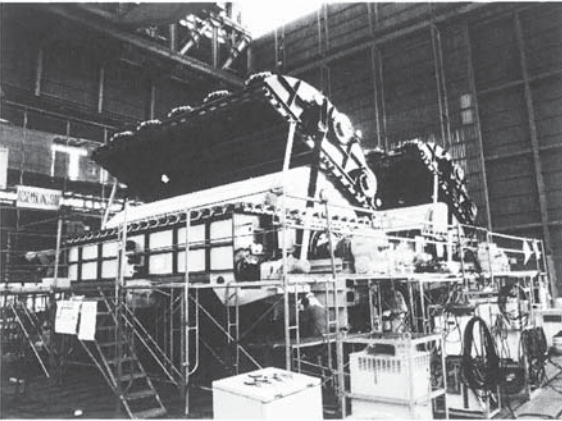


図1 製作中の脱蠟フィルタ
Fig.1 Dewaxing filter under fabrication

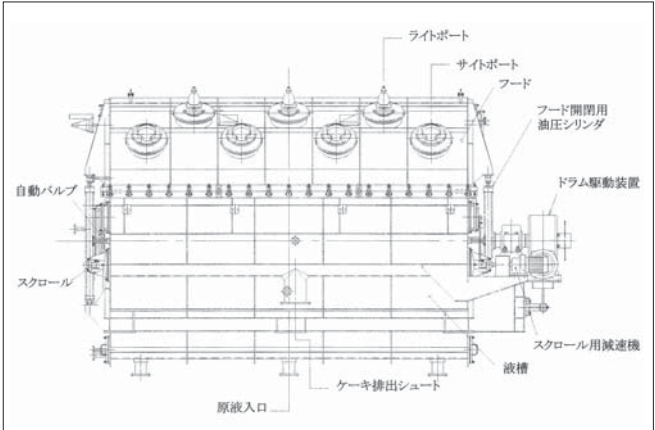


図2 脱蠟フィルタ スクロール側面図
Fig.2 Outline drawing of dewaxing filter (Scroll side view)

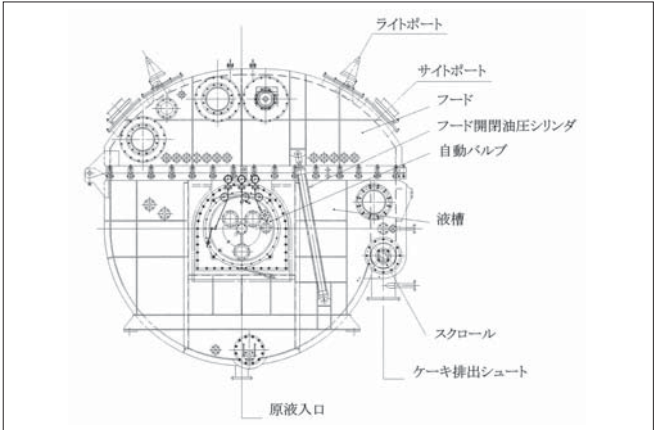


図3 脱蠟フィルタ バルブ側面図
Fig.3 Outline drawing of dewaxing filter (Valve end view)

2 脱蠟フィルタとは

2.1 脱蠟フィルタの用途上の位置付け²⁾

潤滑油としては、要求される物性面から原油の分留による重油とアスファルトの中間の留分が適している。ほとんどの潤滑油原料油には蠟分が含まれており、常温で固まる。その蠟分を除去するため溶剤脱蠟法や接触脱蠟法が利用されている。脱蠟フィルタは溶剤脱蠟法(MEK脱蠟法)で使用される。図4²⁾に同脱蠟法のプロセスフローを示す。

潤滑油原料油に、まずMEK(Methyl Ethyl Ketone)とトルエンが混合され、チラーで目的の温度(一般に-20~-30℃)まで冷却して、原料油中の蠟分を結晶化させる。このスラリーは脱蠟フィルタに供給され、固形分である蠟分と、ろ液に分離される。一方、潤滑油原料を含むろ液は溶剤分離工程を経て潤滑油基油が製造され、必要な添加剤を加えて各種潤滑油が製造される。

2.2 脱蠟フィルタに求められる特性

上記のような脱蠟フィルタの用途から、脱蠟フィルタには次のような特性が求められる。

- ・MEK、トルエンといった溶剤を使用するための、ガス密閉仕様
- ・マイナス40℃程度までの低温に耐えること
- ・大容量処理機として1基当たり51~112m²といった大きなろ過面積
- ・上記大容量機が4~10基程度配置されるため、本体のコンパクト設計
- ・オイル回収率の観点から良好なケーキ洗浄効率
- ・8000時間連続運転に耐える機械の信頼性

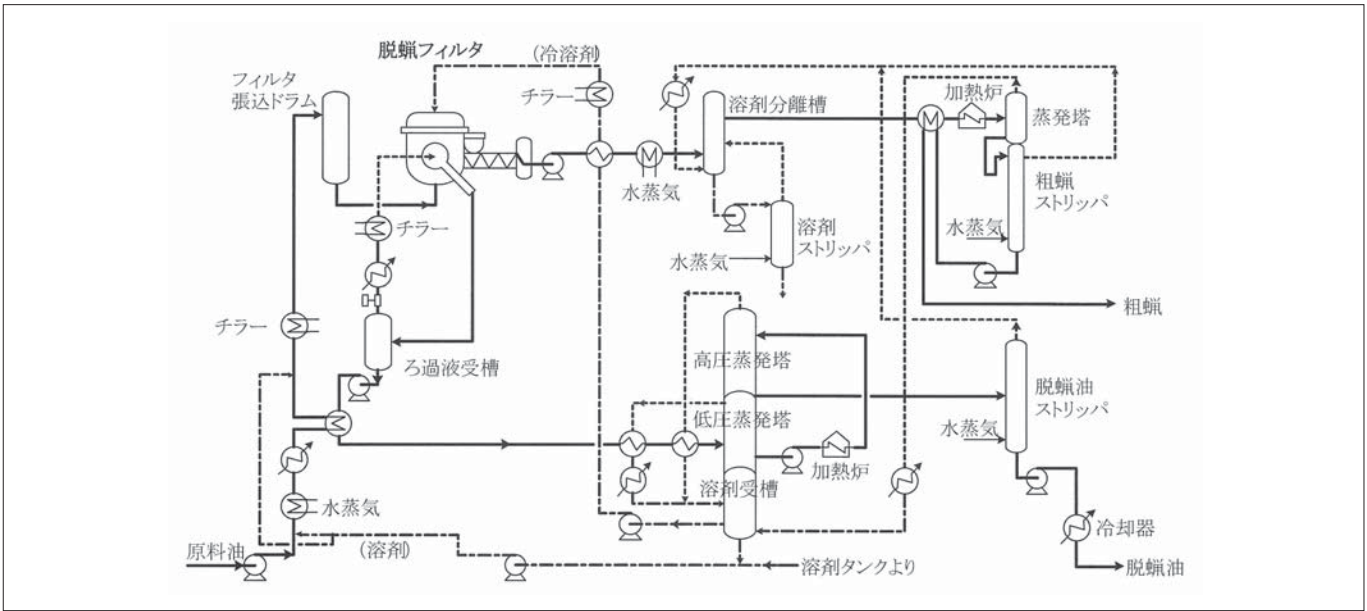


図4 MEK脱蠟装置プロセスフロー
Fig.4 MEK dewaxing plant process flow

3 脱蠟フィルタの分類と動作原理

3.1 脱蠟フィルタの分類上の位置付け

脱蠟フィルタは分類上、真空式連続ドラム型ろ過機に属する。さらにドラム型ろ過機は、月島機械で主に扱っている多室回転ドラム型と単室回転ドラム型に分類される。脱蠟フィルタはこの内、多室回転ドラム型に属し、ドラム回転方向に30室に分割されたる過室を有する。個々のろ過室は、ドラム内に装備された内部配管と自動バルブを経由して、外部の真空引きラインまたはガスパージラインに接続される。動作原理の詳細は、次の3.2項に述べる。

単室ドラム型はドラム内部全体(単室)から太い液抜き出し管を通してろ液およびろ過ガスを外部に真空吸引する。この単室ドラム型ろ過機はヤングフィルタが良く知られており、テレフタル酸の分離用に多く使用されている。このヤングフィルタの例で説明すると、ドラム上に多数装備された幅100mm程度のブリッジと呼ばれるろ過室ろ過面にケーキ形成される。ケーキ洗浄、脱液された後、ケーキ層は、ブローバックバルブと呼ばれる、ドラム内周に摺動するブローバック装置により、ケーキ剥離、排出される。ドラム回転につれて前述のブリッジがケーキ排出位置に装備されたブローバックバルブに達すると、同ブリッジ内にブローバックガスが集中的に供給され、ケーキ剥離される。

3.2 脱蠟フィルタの動作原理

脱蠟フィルタは1rpm前後のドラム回転数で使用するが、このドラム1回転は機能的に以下の5区間に分けられる。併せて図5のフィルタ機能説明図を参照願いたい。

①ケーキ形成区間

本体液槽に供給された原液を真空引きでピックアップろ過・ケーキ形成する区間。次区間であるケーキ洗浄前の予備脱液も含む。ドラム浸度は最大で50%と大きい。

②ケーキ洗浄区間

冷溶剤(コールドソルベント)により、ドラム上に形成されたワックスケーキをケーキ洗浄する区間。ケーキ形成を完了したケーキ層は、まだ潤滑油基油としての有効成分をケーキ層中に多く含有しており、冷溶剤によりケーキ洗浄を行うことにより、有効成分をろ液中に回収する。冷溶剤はスプレーノズルまたは特殊ドリッパ管から均一にケーキ上に散布される。洗浄液としての冷溶剤は、次工程の溶剤分離装置からリサイクルされる(図4参照)。本工程も基本的には真空引き工程で、ケーキ形成区間のろ液とは分割して回収することも可能である。

③乾燥区間(脱液区間)

ドラム上に形成されたワックスケーキをケーキ洗浄後、しっかり脱液する区間。本工程も真空引き工程である。

④パージ区間

次区間のケーキブローバックに備えて、内部配管中の残留ドレンを微加圧のFlue Gasと呼ばれるイナートガスでパージする区間。これにより内部配管に残留するろ液が、ブローバック時にワックス排出口に混入するのを防止する。

⑤ブロー区間

ろ過・ケーキ洗浄・脱液を終えたワックスケーキを、ブローバック機能によりケーキ排出する区間。Flue Gasをろ過面裏側からパージし、ブローバックされる。

上記の各区間は、固定部である液槽とのドラム位置(位相)の相対位置関係で決定する。上記各区間のドラム上の位置は、自動バルブの構成部品であるブリッジの仕様により設定する。30室に分割されたドラムの各室は、それぞれ対応した内部配管によりバルブ側トラニオン端面に配置された30個の孔の内、対応する一つの孔に接続される。前述のブリッジ設定により必要な外部ラインに選択的に接続される。

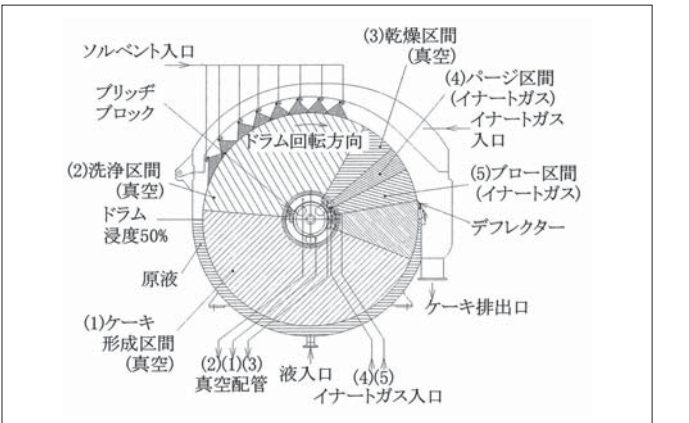


図5 脱蠟フィルタの機能説明
Fig.5 Operation principle of dewaxing filter

4 脱蠟フィルタの構造詳細と特長

脱蠟フィルタの構造と特長を構成要素ごとに以下に述べる。

4.1 ドラム

文字どおり脱蠟フィルタの主要構成要素である。ドラムの直径はすべての型式に対して一定で、3mを超える大きさである。ドラム長さはろ過面積に応じて4.9m~9.1m(ラインナップ上は10.6mまで)の範囲で製作実績がある。製作中のドラム外観を図6に示す。

ろ過室はドラム表面に装備され、回転方向に30室に区分されている。各ろ過室はデビージョンバーで区画され、ろ布裏側にろ過スペースを確保するために樹脂製のグリッドを装着する(図7参照)。各デビージョンバーにはコーキングバーでろ布が押し込まれる。

ケーキ排出は前述のようにブローバックによるが、この時にろ布が外れないように、ろ布外面にはステンレスワイヤーが螺旋状に巻きつけられている。これも脱蠟フィルタの特徴である。

個々のろ過室は、ドラム内に装備された「リードパイプ」「トレールパイプ」と呼ばれる2組の内部配管と、後述の自動バルブを経由して、外部の真空引きラインまたはガスパージラインに接続される。従ってドラム内部自体は接液部とはならず、かつ減圧スペースでもない。

このような構造のため、ドラムは基本的に製缶構造であり、単室型のヤングフィルタのようにドラム内面の機械切削加工を必要としない。

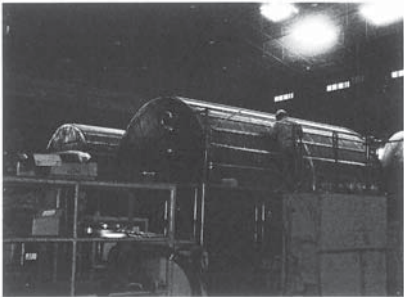


図6 製作中のドラム外観
Fig.6 Outline view of drum under fabrication

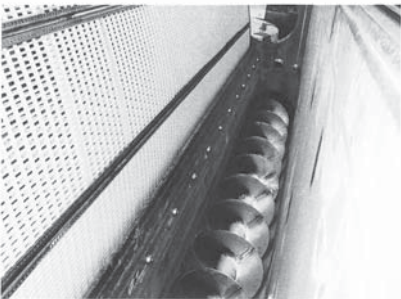


図7 ドラム上のグリッド装着状態
Fig.7 Grids on the drum

従って本脱蠟フィルタは、非常に大型サイズの製作が可能なことが、大きな特長といえる。

4.2 液槽とフード

ドラムは液槽とフード内に装備される。液浸が最大 50%と大きいため、ドラム支持シャフト(トラニオン)の貫通部は液槽側に設置されている。従って液槽とフードの分割面は、液浸レベルよりも上部にある。

液槽とフードのフランジ分割部はグラندバックキンでシールされ、分割部フランジはスイングボルトで固定される。図8に分割部フランジ(液槽側)を示す。フードには多数のライトポートとサイトポートが装備され、ケーキ形成状態およびケーキ排出状態の観察が容易である(図9参照)。メンテナンス時のフード開放用として油圧シリンダーを装備している。

液槽のケーキ排出側にはスクリュウコンベヤが装備され(前述の図7参照)、ドラム軸方向のセンターに集められたワックス分が中央の円筒シュートから排出される。

4.3 自動バルブ

3.2項で述べたように、ドラム位置(位相)に応じてろ過操作の機能が切り替わる。この切替の機能を担うのが自動バルブである。30室に分割されたドラムの各ろ過室はそれぞれ対応した内部配管によりバルブ側トラニオン端面の孔に溶接・接続される(図10参照)。この端面にはウエアプレートと呼ばれる摺動に耐える部材が固定され、一方液槽側に固定されたバルブ本体とドラム回転に合わせて摺動・シールされる。バルブ本体に組みこまれたブリッジの設定により、前記3.2項で述べた、各区間に対応する外部ラインに選択的に接続される。バルブ本体は複数のスプリングによりウエアプレートに一定の力で押しつけられている。バルブ本体の外観を図11に示す。

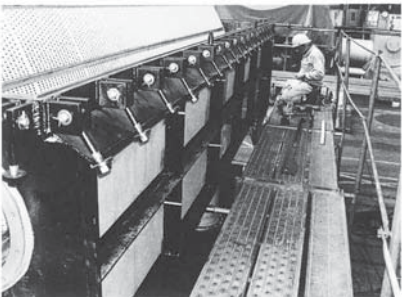


図8 液槽とフードの分割フランジ
Fig.8 Separation flange between the filter tank and hood

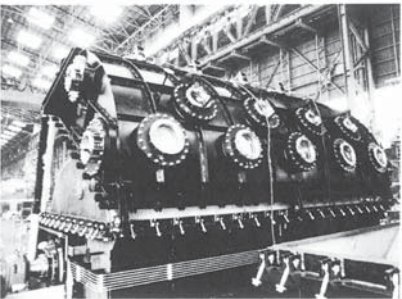


図9 フードに装備されるサイトポート、ライトポート
Fig.9 Sight ports and light ports on the hood

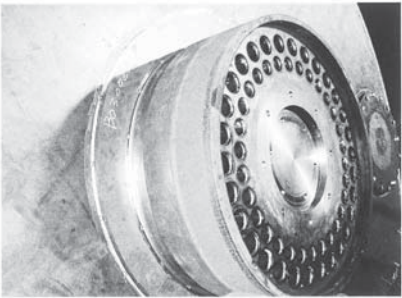


図10 バルブ側トラニオン端面
Fig.10 Trunnion of valve side

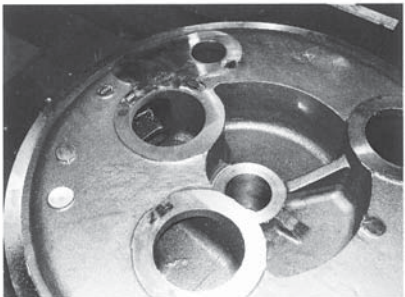


図11 バルブ本体
Fig.11 Valve body

4.4 液槽貫通部の軸シール

ドラムは両端支持のため、液槽を貫通している。駆動側のトラニオンは軸径も小さく、ドラム回転数が 1rpm 程度と小さいこともあり、グラندシールが採用されている。

一方、自動バルブ側トラニオンは内部配管を通してプロセス液およびガスの出入りがあり、非常に大口径である。月島機械の脱蠟フィルタはバルブ側トラニオンを液槽内で支持しているのが特長である。バルブ本体はメンテナンス性を考慮して、液槽の外部に設置しているが、自動バルブ機構を大口径の伸縮ベローズ内に収納・マウントし、外部に対してノンシールの構造が特長である。ただしウエアプレートとバルブ本体摺動部の洩れは、真空引きに対するガス洩れと、原液スラリーのろ液ラインへの洩れを意味するので、同摺動部は精密に仕上げられる。

4.5 ケーキ洗浄装置

ケーキ洗浄はおおむね前述3.2項の図5に示す位置で行う。フード内面に多数のケーキ洗浄ヘッダーパイプを配置し、冷溶剤をケーキ層にムラなく散布する。洗浄ヘッダーはスプレーノズルを多数取り付けたスプレータイプと、ヘッダーパイプに小孔を多数開けたドリップタイプの2種類があり、適宜これらを組み合わせて最適な洗浄を行う。近年は主としてスプレータイプを使用するよう月島機械から推奨しているが、長年の使用実績からユーザーの意向が優先されている。

4.6 ケーキ(ワックス)排出装置

ドラムの長さが大きいため、ブローバックでドラムから剥離したケーキ層はスクロールと呼ばれるスクリュウコンベヤでドラムの中央に集められ、パイプ状のワックスブーツに排出される。スクロールは液槽のケーキ排出側に収納されており、ブローバックされたケーキ層は、ドラムとは非接触のスクレーパ(デフレクターと呼ばれる)でガイドされてスクロール上に落下する。

排出されたワックスケーキは次工程で加温・融解され液状になるが、この一部をワックスブーツにリサイクルし、排出ケーキをスラリー状にして、次工程への搬送の助けとする。前述の図7にスクロールの装着状態が見える。

5 月島機械における脱蠟フィルタの製作・納入実績

1966年に脱蠟フィルタ1号機を受注して以降、国内の石油精製会社から受注を重ねるとともに、海外においては中国、韓国、シンガポール、ロシア、イラン等に多数納入している。最近はこれら既設機の更新需要もでてきている。表1に月島機械における脱蠟フィルタの製作・納入実績を示す。

表1 脱蠟フィルタ納入実績表
Table1 Installation List of Dewaxing Filter

客先名称	納入場所	納入年度	基数
A 社	三 重	1967	7
B 社	岡 山	1967	3
C 社	千 葉	1969	8
C 社	千 葉	1970	3
D 社	山 口	1971	4
B 社	岡 山	1971	1
B 社	神 奈 川	1971	1
A 社	三 重	1972	1
B 社	神 奈 川	1974	6
海外E社	シンガポール	1979	1
海外F社	韓 国	1984	2
海外G社	イ ラ ン	1985	3
海外E社	シンガポール	1986	1
海外H社	中 国	1986	4
海外G社	イ ラ ン	1988	2
D 社	山 口	1994	1
海外I社	ロ シ ア	1994	2
D 社	山 口	1995	1
海外I社	ロ シ ア	1995	4
A 社	三 重	1995	1
A 社	三 重	1997	2
A 社	三 重	2002	1
D 社	山 口	2004	2
D 社	山 口	2005	2
A 社	三 重	2010	1

6 おわりに

すでに述べてきたように、月島機械の脱蠟フィルタは、1号機納入から40年以上が経過した歴史の古い技術である。この間にドラム駆動装置、バルブ構成部品、ケーキ洗浄装置等に種々の改良が加えられてきた。一方、自動車のエンジンオイルを主たる用途とする潤滑油の生産拠点は、自動車の生産拠点の新興国への移転に合わせて新たに生まれつつある。今後もこれらの動向に沿って、脱蠟フィルタの新規需要も見込まれると予想している。また月島機械納入機の内、更新時期を迎える機器も多い。月島機械においても、これらの需要を取り込むべく、機器の改良、コスト低減にさらに取り組んで参りたい。

参考文献

- 岡本和夫:水平ベルトフィルタ,2項)当社の産業用ろ過機と変遷、月島機械 百年の技術、pp.93 (2005)
- JX日鉱日石エネルギー株式会社HP、<http://www.noe.jx-group.co.jp/binran/part04/chapter04/section09.html> (2010年7月現在)

40ton /日 スラグバス式酸素燃焼溶融炉

40 ton/day Slag-Bath Melting Furnace with Oxygen Burner



上村 敏雄
KAMIMURA Toshio
月島環境エンジニアリング(株)
プロポーザル本部
プロセス設計部



松浦 敏郎
MATSUURA Toshio
月島環境エンジニアリング(株)
プロポーザル本部
プロセス設計部

Abstract

In the past ten years or more, the country and the industrial world have been strongly promoting exhaust control and waste recycling in consideration of limited landfill sites, dioxins and other environmental problems.

Accordingly, the treatment process of waste that was generally incineration has been changing to melting for effective applications of melted slag or recovering valuable metals from waste.

Over twenty years, Tsukishima Kikai has been developing various ash melting systems and accumulating experience. “Slag-bath ash melting furnace” is one type of melting furnace using an oxygen burner that operates stably with low fuel consumption. In 2007, a second plant was constructed in Chugoku region with a capacity of 40 ton/day, which is ten times as large as the first plant. Fly ash from industrial waste was applied for the first time to slag-bath ash melting furnace. The features and actual operating result of “slag-bath ash melting furnace” are described.

過去十数年間にわたり、国及び産業界は、最終処分場のひっ迫やダイオキシン問題から産業廃棄物の排出抑制やリサイクルを強く推進している。これに伴い、廃棄物の処理プロセスは一般的な方法であった焼却から溶融スラグの有効利用や有価金属の回収を目的とした溶融へと変化してきている。

20年以上にわたり月島機械は様々な灰溶融システムを発展させ、経験を蓄積してきた。“スラグバス式灰溶融炉”は酸素バーナを使用した溶融炉の一つの型式で低い燃料使用量で安定的に運転ができる。

2007年に2号機目のスラグバス式灰溶融炉が中国地方に建設された。この灰溶融炉の処理量は40Ton/日で1号機の約10倍と大きく、産業廃棄物を処理した焼却飛灰をスラグバス灰溶融炉に適用するのは初めてである。スラグバス灰溶融炉の特徴及び実際の運転結果について以下に記載する。

キーワード：灰溶融炉、溶融スラグ、酸素燃焼、燃料原単位
Keyword: Melting furnace, Melted slag, Oxygen burning, Fuel consumption rate

1 はじめに

この10数年、国及び産業界は、最終処分場のひっ迫やダイオキシン問題から産業廃棄物の排出抑制やリサイクルを強く推進している。最近では地方公共団体においても、物質フロー会計や数値目標を算定・試算し、廃棄物の再資源化を推進すると共に循環型社会の構築に向けた取り組みが進められている。

今回の納入先は大手の油系リサイクル会社で、このような社会の変化より、焼却灰を安定化処理し最終処分する従来の設備ではなく、

今後のリサイクル会社の目指すモデル工場として発生焼却灰の溶融処理を行うとともに、溶融スラグの有効利用が可能な設備として計画された。

月島機械では20年以上前から焼却灰溶融炉開発に取り組み、様々な溶融炉の実績を積み重ねてきた。

今回のスラグバス式酸素燃焼溶融炉は燃料原単位が低く、経済性に優れ、安定運転が可能な方式で産業用溶融炉として適している。焼却灰溶融炉として本炉は2号機目となるが、産業廃棄物焼却灰への適用は初めてであり、処理量も実績炉の約10倍規模と大きい。

2 設備概要

今回、月島環境エンジニアリングは処理量40トン／日の灰溶融設備の他に、144トン／日の流動焼却設備、廃熱ボイラ・発電設備、同用排ガス処理設備と、これら設備の焼却・溶融工場棟を一括納入している。

本溶融設備の設備全景外観を図1に、また灰溶融炉の外観を図2及び図3に、フローシートを図4に示す。

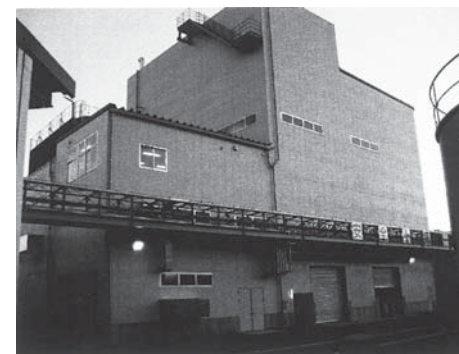


図1 焼却・溶融炉棟全景
Fig.1 General view of plant



図3 灰溶融炉外観2 (酸素バーナ周辺)
Fig.3 External view of melting furnace

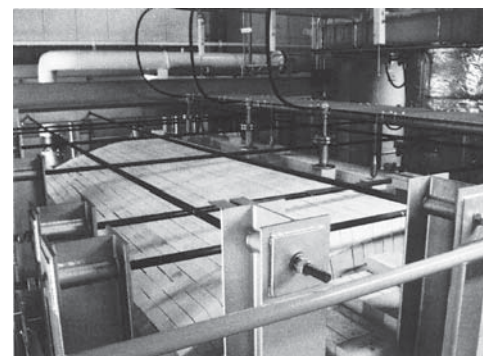


図2 灰溶融炉外観1 (天井部)
Fig.2 External view of melting furnace (top view)

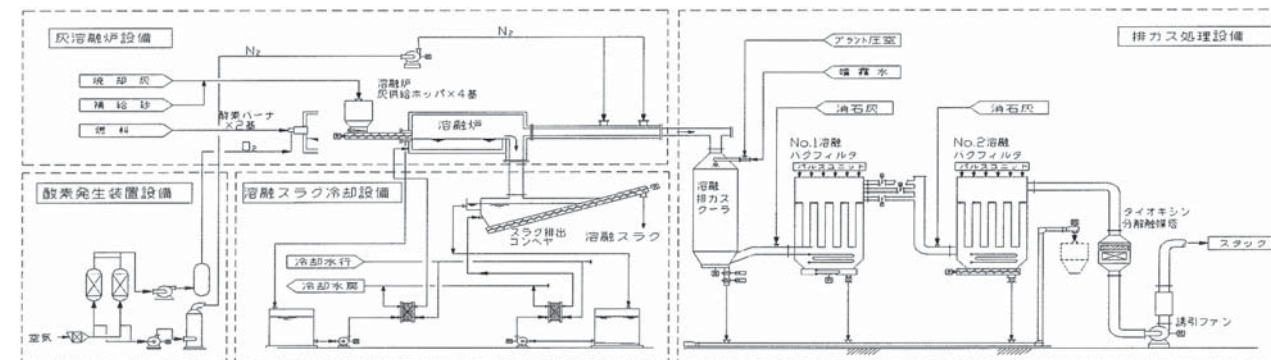


図4 溶融設備フローシート
Fig.4 Schematic flow of ash melting system

2.1 設備の仕様

表1に設備主要仕様を示す。

表1 灰溶融炉主要仕様 Table1 Outline of melting furnace	
溶融設備能力	40Ton－灰／日
溶融設備主要仕様	焼却炉外形 3,600W×6,000L×4,500H
	酸素バーナ 1,500kW (MAX) ×2 基
	酸素発生装置 470 m³N／h (as 100% O₂)
	焼却灰投入機 4 基

2.2 灰溶融設備のフロー

本システムは(図4)に示すように酸素発生設備、灰溶融設備、溶融スラグ冷却設備、溶融排ガス処理設備の4つの設備から構成される。

流動焼却炉から発生する焼却灰は、焼却灰ホッパに一時貯留された後、溶融炉側面部4箇所を設置された溶融炉灰供給ホッパへ自動で供給される。焼却灰は、各溶融炉灰供給ホッパ下のスクリーコンベヤから分配されて炉内へ投入される。溶融炉には2基の酸素バーナが設置されており、溶融炉内はバーナ火災及び耐火材からの輻射熱により均一に1,350～1,500℃に保持されている。焼却灰はこの炉内側面より投入され、十分な時間をかけて溶融された後、スパウト部(溶融スラグ排出口)よりスラグシュートへ流下排出される。流下溶融スラグは下部水槽で瞬時に水砕化され、付属スラグ排出スクリーコンベヤにより水砕スラグとして回収される。また水槽内の冷却水は、付属の熱交換器を介して常に循環しており、一定温度以下に保持されている。

一方、溶融排ガスは炉出口で酸素発生装置から排気される窒素リッチガスで1次冷却された後、溶融排ガスクーラで200℃程度まで冷却し、バグフィルタへ通ガスされる。バグフィルタは、高濃度酸性排ガス(HCl、SO₂)へ対応可能とするため、直列2段に設置されており、各々の入口部で消石灰が添加され、酸性排ガス(HCl、SO₂)の除去率向上を図っている。その後、排ガスはダイオキシン分解触媒塔で無害化され、誘引ファンで煙突へ通気され焼却炉排ガスと合流後、排気される。

生成溶融スラグは、客先設備のコンクリート二次製品工場でセメント、他数種と混合し型枠養生され製品とし、現在は拡販に向けた営業を展開中である。

3 設備の特長

(1)灰溶融炉設備

今回のスラグバス式酸素燃焼溶融炉は従来よりガラス溶解炉で使われている炉形式であるが、焼却灰の溶融炉として使用されたのは、月島機械が納入した諏訪湖流域豊田終末処理場殿向けが初めてで、今回が2号機目となる。この方式は、酸素バーナ火災及び炉内耐火物全面からの輻射熱で焼却灰へ熱を与えるため、直接バーナ火災で焼却灰を加熱する必要はなく、灰の飛散が起こらないため溶融灰付着による耐火物の劣化が少ないことと、炉内に大きな溶融槽を有しているため、長い滞留時間を得られることが大きな特長である。

また溶融スラグは溶融槽からのオーバーフローにより排出されるため、スラグ液面高さがほぼ安定しており、この界面部分にのみ高耐食性特殊煉瓦を使用することで炉の溶損耐力を高めることができる。

灰供給機は炉の左右に各2基、合計4基が設けられ、焼却灰を炉内へ均等に分散させて投入することが可能な構造となっている。今回は酸性ガス(HCl、SO₂)が非常に高濃度で、炉内温度も高いため灰供給スクリーシャフトの劣化が予想された。このため灰供給機スクリーシャフトは特殊な耐熱耐酸処理を行うと共に、車輪付の可動式として容易に炉から引き抜くことができる構造とした。

(2) 酸素燃焼方式と酸素バーナ

酸素燃焼方式は、空気中からゼオライトを用いて窒素ガスを吸着させ、酸素ガスを抽出する酸素発生装置(PSA 或いはVSA)によって得られる93%程度の酸素ガスを直接使用するので、①燃料使用量、②NOx生成量に対する削減効果がある。

空気燃焼の場合、重油1kgを燃焼させるのに約10m³の空気が必要となるが、このうち79%は燃焼に不必要な窒素ガスが含まれている。これに対して酸素燃焼では重油1kgを燃焼させるのに必要な酸素ガスは約2m³強で済む。従って余分な窒素ガスの温度上昇に使われる燃料を必要とせず、少ない燃料で高温を得ることができる。

NOx生成量についても、酸素燃焼では窒素ガスが少ないため、高温処理にもかかわらずサーマルNOxは非常に少なく、焼却排ガスとの混合ガスは排ガス規制値(100ppm以下 O212%基準)を下回っている。また、酸素燃焼で発生したガスは、赤外領域に輻射帯を持つCO₂とH₂Oが大半のため輻射効率が高く、スラグ溶融への熱伝達に優れている。今回は長炎形フラットフレーム酸素バーナの採用で火炎温度の高い、フラット形状長炎により、炉内を均一に高効率で加熱することができる。

(3) 燃料原単位と使用燃料

実績では(表2)の通り、定格処理(40トン／日)条件下で約65kg-OIL／ton-灰で運転されており、理論計算値の約65～70%となっている。この相違が生じた原因としては理論計算で想定している放散熱量が実際には少ないことや産業廃棄物の焼却灰であるため灰の溶融熱が想定値よりも低かったことが主な原因として考えられる。

表2 灰溶融炉の運転仕様 Table2 Operating condition of melting furnace				
項 目		単位	仕様値	備考
炉出口排ガス量	湿りガス	m³N/h	600	計算値
炉内運転温度		℃	1,400	
炉内圧力		kPaG	－0.01	
酸素バーナ(使用数)		基	2	
使用燃料		—	再生油	
燃料消費量		kg-oil／ton-灰	65	運転実績値
灰溶融量		kg／h	1,670	
炉投入スクリー(使用数)		基	4	

また他社の空気燃焼バーナを使用した溶融炉に比べ、(図5)の通り燃料原単位(灰1トンを溶融させるのに必要な燃料入熱量)は概ね1／4となっている。また本酸素バーナは、客先製造の再生油を使用しているため、運転燃料経費は灯油使用に比べかなり安価となっている。

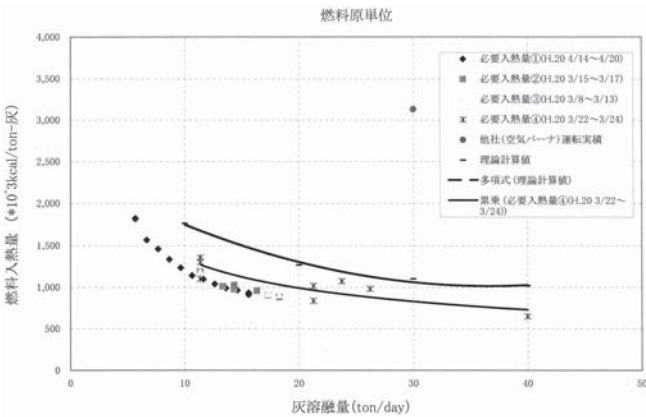


図5 燃料原単位
Fig.5 Fuel specific consumption

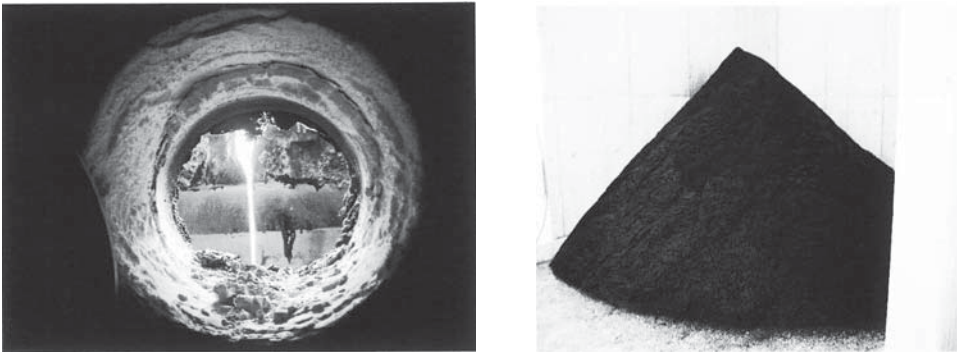


図6 スパウト部と溶融スラグ
Fig.6 Spout and Slag

(4) 塩基度改善用調整材料投入装置

焼却灰は消石灰由来のCaOを多く含み、塩基度(=CaO／SiO₂)が高くなるため、そのままの組成で溶融処理した場合、耐火物の溶損侵食が心配される。この塩基度改善用に、本溶融炉には塩基度改善用砂投入装置が設置されており、客先での定期的な焼却灰分析結果により、砂投入量を調整する運転がなされている。

4 試運転、商業運転概要

本システムの試運転結果を以下に示す。

4.1 溶融スラグ分析結果

生成溶融スラグの溶出量分析結果は、日本工業規格で定められた溶融スラグ骨材を有効利用する際の有害物質の溶出基準値に対して、全て溶出量基準値を満足する結果が得られた。

4.2 溶融排ガス分析結果

溶融排ガス分析値の結果は、排ガス中のCO値は非常に低くなっており、またNOx値も酸素燃焼効果により高温燃焼であるが低濃度の良好な結果が得られた。またその他の規制有害排ガスについても全て環境規制値を大幅に下回る良好な結果が得られた。

5 おわりに

以上、述べたようにスラグバス式酸素燃焼溶融炉は、燃料原単位が低く経済的であることや、炉の特長から安定運転が可能であることなど、産業廃棄物焼却灰の溶融処理用として非常に適している。一方、産業廃棄物焼却灰は硫黄分や塩素分が非常に多く、中和用の消石灰由来のCaOも多く含まれ高塩基度になる。このため耐火物の侵食、溶損や排ガسدクト部の閉塞等、問題点も多くある。今回納入した設備の運転実績や今後発生する問題点に対する対策を貴重な改善の糧とし、より完成度の高い優れた設備にしていきたいと考えている。

6 謝辞

本溶融設備は、長年ガラス溶解炉の設計及び運転技術に携わってこられた神谷牧夫様、他関係者の方々の協力により完成に至りました。関係者の皆様に深く感謝致します。

塩の話

前号の砂糖に引き続き、月島機械とかかわりの深い身の回りの結晶“塩”に焦点を当ててみました。少なからず月島機械の装置が納入されており、製法の転換や専売の廃止などを経て必須食品、化学品として扱われています。

1 はじめに

塩は太古の時代から空気や水とともに、人類が生きていくために欠かせない大切な物質であります。生きるために欠かせない塩をつくる製塩の歴史は、人類の歴史とともに始まったともいえます。海外では、内陸の岩塩や塩湖などを利用したり、高温乾燥の地域では、海水から直接塩の結晶を得る天日製塩が行われています。一方、日本では、岩塩や塩湖が無いために、昔から海水を原料とした塩づくりが行われてきました。

2 塩の性質と製法

塩の性質を表1に示します。塩の結晶の基本的な形は正六面体（サイコロ形）で、成長する時の条件の違いによってさまざまな形に変化します。塩の結晶は、ナトリウムと塩素が結びついており、その構造は、ナトリウムイオンと塩素（塩化物）イオンが、それぞれ互いに規則正しく並んだ状態になっています。現在の製塩法は、海水を原料とし、「採かん※1」と「せんごう（煎熬）※2」という二つの工程を必要とすることでは、旧来の方法と変わりません。現在の製塩方法例を図1に示します。

※1 「採かん」：海水から濃い塩水（かん水）を得る工程
※2 「せんごう」：かん水を煮つめて塩の結晶を得る工程

表1 塩の性質¹⁾

化学名	塩化ナトリウム(NaCl)
形	正六面体（サイコロ形）
色	無色透明（白く見えるのは光の乱反射のため）
かたさ	モース硬度 2.0～2.5（方解石と同じくらいのかたさ）
比重	2.16
融点	800℃
沸点	1400℃

図1 現在の製塩方法例^{1),3)}

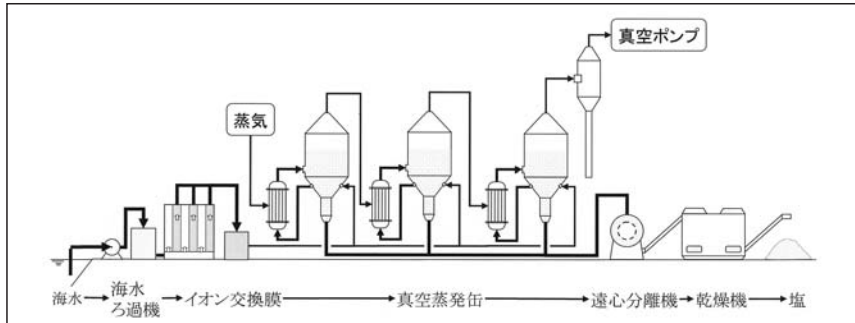
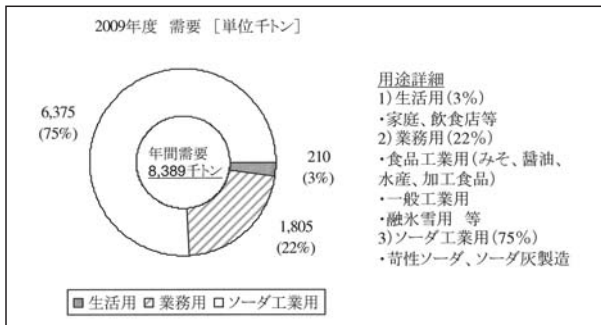


図2 わが国の塩の需要と用途²⁾



参考文献

1) たばこと塩の博物館 <http://www.jti.co.jp/Culture/museum/sio/index.html> (2010年7月現在) 2) 財務省 平成21年度塩需給実績より 3) 塩の事典 東京堂出版(平成21年)

会社概要

名称	月島機械株式会社 (TSUKISHIMA KIKAI CO.,LTD.)
取締役社長	山田 和彦
創業	明治38年8月

資本金	66億4680万円
従業員数	614(グループ2,205名)名(平成22年3月末現在)
売上高	単独：390億円 連結：676億円(平成22年3月期)

事業所

本社	〒104-0051 東京都中央区佃2-17-15 TEL.03-5560-6511 FAX.03-5560-6591
東京支社	〒104-0051 東京都中央区佃2-17-15 TEL.03-5560-6541 FAX.03-5560-6593
大阪支社	〒541-0045 大阪市中央区道修町2-6-6(塩野日生ビル) TEL.06-6229-1331 FAX.06-6229-1415
札幌支店	〒060-0807 札幌市北区北七条西1-1-2(SE山京ビル) TEL.011-726-0510 FAX.011-726-0520
仙台支店	〒980-0014 仙台市青葉区本町1-11-2(SK小田急ビル) TEL.022-227-9267 FAX.022-223-0316
横浜支店	〒231-0015 横浜市中区尾上町4-47(リスト関内ビル) TEL.045-651-7331 FAX.045-664-5086
名古屋支店	〒045-0003 名古屋市中村区名駅南1-17-29(広小路ESビル) TEL.052-581-2378 FAX.052-581-1624
広島支店	〒730-0015 広島市中区橋本町10-10(広島インテス) TEL.082-227-3093 FAX.082-223-8771
福岡支店	〒810-0062 福岡市中央区荒戸2-1-5(大濠公園ビル) TEL.092-741-5736 FAX.092-761-4806
沖縄営業所	〒901-2131 沖縄県浦添市牧港1-5-12 TEL.098-874-5793 FAX.098-874-5793

市川事業所(工場)	〒272-0127 千葉県市川市塩浜1-12 TEL.047-397-6111 FAX.047-397-3354
(研究所)	〒272-0127 千葉県市川市塩浜1-12 TEL.047-359-1651 FAX.047-359-1661
(環境プロセス開発センター)	〒272-0011 千葉県市川市高谷新町6-4 TEL.047-328-8761 FAX.047-328-8789

〈海外〉

TSKジャカルタ駐在員事務所
Tsukishima Kikai Co.,Ltd.Jakarta Representative Office
Sequis Plaza 22nd Fl.Suite 2203 Jl. Jend. Sudirman Kav. 25 Jakaruta Selatan 12920
TEL: +62-21-526-7732/7734 FAX: +62-21-526-7790

TSKハノイ駐在員事務所
Tsukishima Kikai Co.,Ltd.Hanoi Representative Office(THO)
Unit 202,V-Tower, 649 Kim Ma Street,Ba Dinh District,Hanoi
TEL: +84-4-7669965,7,8 FAX: +84-4-7669969

TSKムンバイ駐在員事務所
Tsukishima Kikai Co.,Ltd.Mumbai Liaison Office
8,Krishna Kunj 1st floor above HDFC Bank Near Fly over Bhayandar (W)Thane-401 104
TEL: +91-22-2815-2784 FAX: +91-22-2815-2785

連結会社及び主な関連会社

※月島テクノメンテサービス(株)	〒104-0052 東京都中央区月島4-8-14 TEL.03-3533-6271 FAX.03-3533-2588
※月島テクノマシナリー(株)	〒272-0127 千葉県市川市塩浜1-12 TEL.047-397-6111 FAX.047-397-3354
月島テクノソリューション(株)	〒272-0127 千葉県市川市塩浜1-12(市川事業所) TEL.047-701-0221 FAX.047-397-6201
※月島環境エンジニアリング(株)	〒104-0033 東京都中央区新川2-12-15(ノイトライトビル) TEL.03-6386-3964 FAX.03-3537-8764
※サンエコサーマル(株)	〒322-0017 栃木県鹿沼市下石川737-55 TEL.0289-72-0371 FAX.0289-72-0381
※寒川ウォーターサービス(株)	〒253-0106 神奈川県高座郡寒川町宮山4058-6(事業所) TEL.0467-72-0862 FAX.0467-72-0863

※連結子会社

〈海外関連会社〉

月島エンジニアリングシンガポール(株)
TSUKISHIMA ENGINEERING SINGAPORE PTE. LTD. <TES>
月島エンジニアリングマレーシア(株)
TSUKISHIMA ENGINEERING MALAYSIA SDN. BHD. <TEM>
SUITE16, 04-05, 16th Floor, Wisma Mca,
163 Jalan Ampang, 50450 Kuala Lumpur, Malaysia
TEL. +60-3-2162-8679 FAX. +60-3-2162-8377

TSKエンジニアリングタイランド(株)
TSK ENGINEERING (THAILAND) CO., LTD. <TET>
United Center Building 14th Floor, Room1404,
323 Silom Road, Bangrak, Bangkok 10500, Thailand
TEL. +66-2-231-1726～30 FAX. +66-2-231-1731

TSKエンジニアリング台湾(株)
TSK ENGINEERING TAIWAN CO., LTD. <TETA>
6th Floor, No.24, Min Sheng, W.Road, Taipei, Taiwan R.O.C.
TEL. +886-2-2523-6975～6 FAX. +886-2-2521-1429

編集後記

佐藤 正則 編集委員長

2010年は国内で記録的な猛暑が続き気候変動、温暖化など自然への敬畏を改めて知らされる年となりました。化石燃料や自然エネルギーを効率よく利用し、地球環境への貢献で持続的社会の形成、発展に繋げることを技術者の使命として技術の開発、改良、改善に努めたいと思います。その知識、情報の一端を本技報が担えれば幸いです。

Editor's Note

TSK技報 NO.14 2010

年2回(4月・10月)発刊

問い合わせ先:giho@tsk-g.co.jp

発行:月島機械株式会社 技報編集委員会

総責任者:西田 克範

編集委員長:佐藤 正則

編集委員:高橋 正純

荒井 健

佐藤 教子

加藤 善二

佐藤 剛

近藤 洋正

石井 究

高尾 ひろ子