総 説

澱粉および澱粉糖の製造技術あれこれ

頼 富 憲 三 郎

Recent Developments in the Technology to Produce Corn Starch and Starch Hydrolysates

Kenzaburo YORITOMI

*Towa Chemical Industry Co., Ltd.
(2-1-2 Otemachi, Chiyoda-ku, Tokyo 100, Japan)*

After the war, there were the following three big revolutions among the processes of the corn starch manufacturing : Merco centrifuge for starch separation, Bend sieves for fiber screening and Hydrocyclones for starch washing.

After that, the following apparatus and machines were developed or improved : continuous steeping apparatus, grinder, gluten dewatering machine, fiber dewatering machine and CSL evaporator.

In the area of the starch conversion technology, some developments have been made in liquefaction, filtration, isomerization, Fructose-Glucose fractionation, crystallization, and anaerobic waste treatment.

はじめに

本誌に機械装置に関する投稿が少ないのは、企業は守秘の上から、また装置メーカーは過剰宣伝を敬遠されたためと考えられる。この際筆者が経験した澱粉および澱粉糖の製造装置の中で開発の目ばしいものを拾って解説し、この種の投稿の呼び水としたい。機械装置の評価は一般に10年以上の経過が必要である。

また以下に述べる解説は一個人の遭遇した経験にもとづくもので、公正を欠く点お赦しいただきたい。

I. 澱粉の製造装置

1. 戦後の澱粉製造装置の三大革命

戦後花々しく登場した澱粉機械に Merco 遠心分離機がある。戦前からばれいしょ澱粉の分離水洗にドイツヤーン社のスクリュウデカンターが使用されたが、粒子の小さなコーンスターチやかんしょ澱粉の掻き出しには機械的に無理があり、樋流し法に代るものがなかったが、

Merco 遠心分離機が開発されてから澱粉の品質が大幅に向上した。さらに1950年代にオランダの石炭生産で開発されたベンドシープがファイバーの篩別水洗に、また多段ハイドロサイクロンが澱粉の水洗に応用されてから世界中の澱粉製造がこの機械装置を採用するようになった。上記三種の機械装置程の革新ではないが、その後各行程で改良進歩が計られたが、ここ20年位の目ばしいものを取り上げてみる。

2. 浸漬(連続浸漬)

浸漬はコーンスターチ製造において第一に重要な行程であり、大量のとうもろこしを長時間(48時間)浸漬するので、その装置は巨大なものになる。従来一般には多数の浸漬槽を並べて、メリーゴーラウンド式に各槽の充填と排出の間に48時間の浸漬時間を保持し、その間にSO₂を含んだ浸漬水(CSL)の各槽での循環および向流により、とうもろこしから可溶性物質を抽出する方法がとられているが、各槽への出し入れは回分式であり、とうもろこしの出し入れに要する空費時間と計量およびバルブ類の切替が複雑であり、これを連続化しようとする考案が過去の特許などに散見されたが実現を見なかった。

* 東和化成工業(100 東京都千代田区大手町 2-1-2)

図 1. 浸漬槽

1, 本体; 2, 底部円錐; 4, 排出口; 6, CSL 出口; 7, とうもろこし入口; 9, 浸漬水入口。

1978 年に ADM 社の特許¹⁾が発表された。その頃筆者は新工場の計画に当面したので、この方法が構造簡単で連続式である利点を認めて実施にふみきった(図 1)。その概要は 48 時間分の浸漬とうもろこしを収容できる巨大な縦に長い円筒形の浸漬槽を用い、その頂部に連続的にとうもろこしを供給し、円錐形の底部から排出する。底部の排出口より少し上のノズルから温水を上方に供給し、下降するとうもろこしと向流させる。この温水は排出口からとうもろこしとともに排出された浸漬水と、Milling 工程から回収されたプロセス水に SO_2 を溶解させた温水とを合せたもので、向流する間にとうもろこし中の可溶性物質を抽出して槽の頂部から CSL として流出させる。結論として実施後に次の利点が確認できた。

- 1) 浸漬槽の建設費が大幅に節減できる。
- 2) とうもろこしの出し入れの間、槽を空にすることがないので、実質浸漬容積が大きくなる。
- 3) とうもろこしの計量が連続式のため装置が簡便で管理も容易である。
- 4) 計器、バルブ、配管および操作が簡単である。
- 5) CSL の温度調節は入口 1 カ所で行く、低温の原料とうもろこしと向流するので槽頂に向ってわずかに温度低下があるが、これは望ましい浸漬条件²⁾である。

その後に伝え聞いた 1982 年頃の情報は米国 ADM

社の Decatur 工場では 2600 m^3 の浸漬槽当たりとうもろこし 800 t/日进行处理し、この巨大な浸漬槽を 6 本で 1 日 4800 t のとうもろこし进行处理する世界最大の工場が稼働しており、その規模と効率のよさに驚くとともに、この会社は 1970 年以後に Corn Wet Milling に新規参入した企業で、このような技術革新が古い習慣に捕われない新しい発想で達成されたことに敬意を表したい。

3. 磨砕 (微粉碎 Fine Grinder)

とうもろこしの湿式磨砕には石臼が使用されていた。磨砕の目的はとうもろこしの胚乳の塊を摺り潰すことと、とうもろこしの外皮やファイバーの中に閉じ込められている澱粉を叩き出して水に懸濁させることである。

石臼の作用は主として剪断力であった。石臼の次に登場したのが Bauer Mill でこれは製紙工場でパルプの磨砕に開発されたものを転用したものである。反対方向に高速回転する二つの円盤に角溝が切られており、その溝と突起の間のスリットで強い剪断力と衝撃により磨砕される。1960 年頃米国で Entoleter (図 2) が開発されて、1965 年頃日本にも導入された。これはピンミルであり 2500 rpm で回転する直径 40 時の円板に植え込まれたピンの衝撃によりファイバーを叩くもので、その目的はファイバーを剪断力で引きちぎることなく長繊維のまま叩いて澱粉を分離するから、ファインファイバーが少なく次行程の篩別が容易なことである。

この機械はその後 Bauer Mill にとって替ることなく経過したが、徐々にその利点が認識されて広く使用されるようになった。機械装置の発展経過でその性能により革命的に伸びるものもあれば、この機械のように長年月の使用経験の後、性能やメンテナンスの利点が認められて普及するものもある。

図 2. エントレーター (Entoleter)

磨砕にはこの他に6年程前からベルリン工大 Meuser 教授と Westfalia 社の共同研究で毎年発表されてきた高圧浸漬とホモジナイザーによる磨砕がある³⁾。高圧による短時間の浸漬と、高圧で微小スリットを通して強い剪断力で磨砕するもので、その報告結果の写真を見る限り、繊維中の澱粉はほとんど除去されており、グルテンの澱粉含量も少ない優れたものである。しかし設備費と保守に難点があるのか、数年を経ていまだにその普及例をきかない。

4. グルテン脱水機

グルテンは遠心分離機で軽液側に澱粉から分離された後、さらに遠心機で濃縮された後、脱水機で脱水されて乾燥される。この脱水機の進歩を辿れば、1960年頃まではフィルタープレスが主として用いられたが、次に回転真空ベルトフィルターが一般に用いられるようになった。連続式濾過で能率のよい方法であるが、欠点は濾布が目詰りしてくることである。その対策に高圧水による洗浄と、ときどきアルカリ水により洗浄して、目詰りしたグルテンを除去したり、濾布の交換を要することである。

1950年頃欧州に Westfalia 社のスクリュードカンターによるグルテン脱水が出現した。上記ベルトフィルターは装置が大きく、真空ポンプや高圧水洗装置が附属するので、設置場所が大きくなるのに比べて、これはコンパクトで SO_2 臭の問題もない利点は認められたが、グルテンの粒子は極めて細かく、高い遠心力を要するので機械的に限界いっぱいの設計であり、その軸承の保守上の問題や、pH によってグルテンの脱水率が変動する欠点があり、欧州の数工場が使われた以外には実施例はあまりきかれない。

次に最近日本で開発された脱水機にフェルトを用いたロール圧縮脱水機(図3)がある。排水処理の活性汚泥の脱水用に開発された機械が、ばれいしょ澱粉粕の脱水に用いられ、さらにグルテン脱水にも転用されたものである。最近しだいにその使用例を増しているが、長所も短所もあり、評価は数年経過後にまたれる。

特殊な種類の異なる二層のフェルトをベルト状に移動させて、濃縮グルテンをその上に供給して、まず真空濾過脱水した後に、フェルトをロールの間で圧縮して脱水し、スクレーパーで脱水グルテンを剥がして取得するもので、フェルトはその後高圧水で洗浄して繰返し使用する。その脱水率が前記ベルトフィルターより高いことを長所としているが、この脱水率も経時とともに低下し、フェルトの耐用時間が6カ月と短いのが欠点である。

図 3. フェルト式脱水機

① 脱水フェルト、② フェルト脱水ロール (スクイズロール)、③ 主脱水ロール (プレスロール)、④ スラッジ掻取板 (ドクター)、⑤ 自動ガイド (フェルト蛇行調整)、⑥ フェルトストレッチ、⑦ スラッジ出口シュート、⑧ シャワーパイプ、⑨ サクションボックス (補助脱水装置用)、⑩ 供給ボックス。

図 4. スクリュープレス

5. ファイバー脱水機

ファイバー脱水機は次行程の乾燥機的能力と、熱経済に直接影響してくるので、コーンスターチ製造の中の厄介で重要な項目である。

数多くの機種の変遷を経て現在横型スクリュードカンター(図4)と円錐板Vプレス(図5)が使用されている。スクリュードカンターはスクリュード面および外壁多孔面とファイバーの間の滑りと摩擦抵抗の微妙なバランスによりファイバーが移動され、圧縮されて脱水が進行する。ファイバーは以前は粗ファイバーと微細ファイバーが別々に処理されていたが、ベンドシープにより混合処理されるようになった現在では、その混合比により前述の滑りと摩擦抵抗が変動する。スクリュードカンターによる脱水率は公称脱水ファイバーの水分54%まで脱水できているが、一般にこの脱水率では運転できないのが実状である。その理由は水分54%まで脱水するにはファイバーがプレスの出口で強固に圧縮される必要がある、出口リングを絞って押出圧力の限界で運転してはじめて達成できる。ところがファイバーの供給量が変動したり、ファイバー組成の変動により押出圧力の限界を超えた場合に供給ファイバーが処理できずに入口でオー

図 5. 円錐板 V プレス

バーフローするので、これを避けるため、限界圧力以下の安全側で運転をせざるを得ないためである。

次に円錐板 V プレスの場合は脱水圧力は油圧で自動で調節されるので、ファイバー供給量やファイバー組成の変動に無関係に脱水できる。しかし V プレスの欠点は、供給ファイバーの水分が多いと、円錐板の上で滑ってプレスに吞み込まれず、処理能力が減少する。

ベンドシーブから出たファイバーをまず遠心脱水機で前処理して水分 75% 前後にして供給することで、水分 54% 以下の安定した脱水ができています。

6. 浸漬水 (CSL) 濃縮

浸漬槽から出た CSL は固形分 8~10% であり、これを 50% まで濃縮して利用する。

大量の水を蒸発するので装置は第一にエネルギー経済

が考慮される。また CSL が D.S. 50% まで濃縮されると蛋白が析出して伝熱面が汚染されるので、この防止とクリーニングの方策が種々考案されてきた。蛋白の析出防止には低温での蒸発がよく、また CSL を培養原料とする場合には CSL 中の成長因子の失活を防ぐため、できる限り低温濃縮が好ましいが、これはエネルギー経済から要求される効用缶の場合の段数や、大型工場に一般に使用されている蒸気再圧縮蒸発 (VRC) での諸条件とは相反するものである。

加熱面の構造は Rosco 型のように平板蒸気室の特殊なもの以外はロングチューブのカランドリヤが用いられるが、製作および液分散の点からチューブの長さがしだいに長くなり最近では 15 m のものが一般化してきた。

伝熱面の蛋白スケールによる汚染防止には伝熱面では加圧下に熱交換させて蒸発させずに別の部屋に導き、圧力を下げて蒸発させる構造がとられている。

VRC では蒸発温度つまり蒸発圧力と蒸気圧縮機の圧縮比をいかに設定するかが設計上の主要問題である。圧縮比は加熱温度差 ΔT および圧縮機の動力に比例するので、電力費を下げるためには、 ΔT が小さくなり、したがって蒸発缶の伝熱面積は大きくしなければならない。この相反する要求の妥協点から現在の実例では ΔT 7~15°C であり、10°C 位の例が多い。

また蒸発温度を低く設定すると、蒸気が稀薄になる分だけ圧縮機の翅を大きくしなければならず、圧縮機のコストが高くなる。これにも限度があり、蒸発温度 70~90°C の範囲の実例が多い。

蒸発量の調節に高価なサイリスタモーターで回転数を可変調節する方式があるが、蒸発温度を下げることで自動的に蒸発能力は所要電力とともに減少する。そして CSL の蒸発は低温になるほど好ましいのであるから、前記の高価なサイリスタモーターを設置して回転数により蒸発量を下げる方式には疑問がもたれる。

II. 澱粉糖の製造装置

1. 澱粉糖製造装置の変遷⁴⁾

戦後澱粉糖は酸糖化でつくられたので、電解中和法や連続糖化装置が脚光を浴びた。その後イオン交換樹脂が導入された。大戦末期に石炭からつくられたイオン交換樹脂によりぶどう糖注射液の試験生産が軍の要請で実施されたが、1953 年に米国からスチロール系の樹脂と装置が導入されてから、澱粉糖の品質が画期的に向上した。澱粉糖は不純物の除去が難しく結晶による精製の容易な砂糖に比べてつねに品質の点で劣っていたのが、イオン

交換精製により一挙に解決し、当初から最高の品質を求めて本場の米国でも驚く混床式を採用した。その結果高品質の澱粉糖が次々と新しい分野の用途を開拓していった。

酒造用糖類として粉飴が真空蒸発法と噴霧乾燥法でつくられた。真空蒸発法はキャンデー製造用のクッカーを高粘度用に改良したものである。ブロック状のブドウ糖から粉末ぶどう糖をつくるのに各種の切削機が製作された。脱色には粒状炭のバルスベッドが米国から導入された。

糖化法が酵素法に変わってからぶどう糖純度が著しく向上した結果、噴霧造粒装置により全糖ぶどう糖が、また直接糖化液から煎糖法により無水ぶどう糖がつくられた。さらにイソメラーゼの発見から異性化糖が世界にさきがけて開発され、これが酵素の固定化およびこれによる連続異性化と続いて、これらの製造装置が目まぐるしく発展をとげた。ここに最近開発された目ぼしいものを拾って解説を試みる。

2. 液 化

澱粉の酵素液化は小巻の高恒温液化⁵⁾の開発により世界に先がけてわが国で開始されたが、現在では Thermoheater (Jet Cooker) を用いて耐熱性 α -アミラーゼによる一般液化が一般に用いられている。

液化の原理から酵素を加えた澱粉乳を瞬間的にアミラーゼの耐えられる高温限界に加熱して、できる限り分散させて液化反応で一度切れた澱粉が再結合するのを防止することが好ましい。小巻の方法は高恒温液に酵素を加えた澱粉乳をできるだけ細かく分散させて流下し、攪拌して分散させる方法である。この攪拌による液体の混合分散の強さには限界があり、一応の成果により広く使用されたが、Thermoheater の出現によりこれに代られた。

Thermoheater は当初米国で酸糖化に使用されてい

図 6. 多孔ジェットクッカー

たが酵素液化にも転用されて、二段液化法を採用してコーンスターチの液化に成功し、耐熱アミラーゼが出現してからは一段液化で良好な液化が可能になった。

欧州およびわが国では当初 Jet Cooker (図 6) で構造が多孔ノズルから蒸気を澱粉流に噴出させる方式のものが用いられた。米国の Thermoheater (図 7) は一つのリング状のノズルから蒸気を高速で噴出させて、その周囲に沿って澱粉乳をリング状の膜として供給して蒸気と混合加熱しながら蒸気的高速流で狭いデフューザーに押し込んで激しく攪拌する方式でありこの両者を比較すると蒸気と澱粉乳の混合機構が均一に激しく行われる点で Thermoheater が優れており、液化の結果にも明瞭に差が認められている。

Thermoheater ではさらにデフューザーでの混合の後にさらに細い管内を強制的に高速 (5~7 m/sec) で通過させて乱流攪拌することで液化澱粉の分散を進めている。この細い管の抵抗に打ち勝つためにも蒸気圧と澱粉乳供給のポンプ圧を十分に高くしており、このように澱粉液

図 7. サーモヒーター

化用として意図的に設計されている。

欧州では数年前まで一部でまだ多孔式の Jet Cooker が使用されていたが、Thermoheater の利点が認められて、一般的に使用されてきている。

3. 濾 過

濾過には澱粉酵素糖化後の高蛋白質と脂肪を含有した糖液の濾過（第一濾過）と活性炭による脱色濾過および最終濾過のマイクロポアフィルターがあり、おのおのその性質および目的を異にする。

第一濾過にはプレコートフィルターが一般に使用されているが、この場合にも蛋白質や脂肪をいかに効率よく凝集させるかが濾過効率に大きく影響する。この第一濾過の前処理として遠心分離機が一部で使用されている。コーンスターチの糖化液はとくに脂肪分が多いので蛋白質とともに遠心分離で軽液側に分離することができるので、古くはウエストファリアとアルファラバルの遠心機が使用された。また 10 年程前から Merco の糖液用の遠心機が開発された。これらの機械は一部では有効に使用されているが、一般に普及しない理由は浮上する濾滓の形成が不安定で、糖化槽での反応条件の差により分離できたり、できなかったりすることである。

最終濾過のマイクロポアフィルターは近年進歩が著しく、最終製品の品質向上に多大の貢献をしている。しかしこのマイクロポアフィルターの耐用時間および通液量に大き

く影響するのは、その前段の活性炭濾過の精密度であり、陳腐な行程ながらこの活性炭濾過は糖化工業では最重要に考えるべき行程である。

近年キャンドルフィルター（図 8）がクローズアップしてきてビール工業その他にも使用されている。これは圧力槽内で円筒状の濾過ユニットをその名のごとく上部で支持してキャンドル状にぶら下げて、供給した活性炭糖液を濾過して上部から濾液を取り出し、濾滓は濾過ユニットの周りにケーキとして集積されて、濾過終了時に排液後に圧縮空気を逆流させてケーキを剥脱する。上部で濾過ユニットを支持する理由は、ケーキが落下しやすいためである。

圧力槽を閉じたままケーキを除去して濾過を続ける自動化を特徴としている。筆者はこのキャンドルフィルターの重要な特徴を指摘しておきたい。それは濾過ユニットが円筒状である点である。フィルタープレスや各種の葉状濾過機は濾過ユニットが平面であるから、その上についたフィルターケーキはわずかの圧力変化によってもケーキの集積状態が崩れて変化し、微小な活性炭その他の漏洩が避けられなかった。肉眼では見えない微小物の漏洩は最近ではマイクロポアフィルターにより的確に把握できるようになった。キャンドルフィルターの円筒状の濾過ユニットは周囲から均一に圧縮されて極めて安定なケーキの集積状態を保持できる。これが精密な濾過

図 8. キャンドルフィルター

を可能にしていることを見逃してはならない。

4. 異性化

イソメラーゼの発見からその工業化の過程で、第一世代では菌体そのものを酵素として糖液に添加したが、第二世代では菌体を造粒して固定化酵素としてカラムにより連続異性化を実施してきた。いま第三世代に入って高純度の結晶イソメラーゼを担体に固定化した高力価の酵素が開発されてその使用方法にも若干の変化が見られる。

ぶどう糖の異性化反応で望ましい条件は、

イ) 高力価の酵素にて短時間に小さなカラムの中で異性化できること。

ロ) pH をできるだけ低くしてアルカリによる着色および糖の分解を少なくすること。

ハ) 酵素の力価が低下して新しい酵素に更新する時に異性化能力の変動を少なくできること。

ニ) 経済性の点から耐用時間が長く生産性が大きいこと。

異性化反応は高温 (60℃) でアルカリ側であるから反応中に着色することが大きな問題である。イソメラーゼを培養後に菌体から抽出して精製し、工業的に結晶にまでした高純度のイソメラーゼを担体に固定化した高力価の酵素が経済的につくられるようになり、その力価は従来の菌体酵素の一桁高いものができるようになった。そして許容される反応 pH は従来は 8.0 以上であったのが、7.6 まで下ってきた。低 pH では耐用時間が短くなるのは明らかであるが、糖液の着色を少なくしたい使用者の要求に対して、酵素メーカー間の競争は激しいものがある。

新酵素を補充する方法として運転中に原料糖液に酵素を添加して、カラム中の担体に固定化する方法が実用されはじめた⁶⁾。担体の固定化能力に余裕をもたしておけば、このような固定化法が可能であり、米国ですでに実施している工場がある。異性化能力を平均化する方法として、供給糖液の温度を力価に応じて徐々に上げる方法が考えられるが、反応カラムごとに温度を調節することは、いうはやすく実施は厄介な方法である。

5. F-G 分離

異性化糖の果糖分を増強するために工業的クロマト分離が大規模で実施されている。

かつて欧州で結晶果糖の製造に転化糖から果糖をクロマト分離したのは、すべて単塔による回分式分離であり能率の点で劣るものであった。米国 UOP 社が石油工業で開発した擬似移動床 (SMB 法)⁷⁾を F-G 分離に適用した連続分離法が出現したが、当時はわが国では UOP

特許の制約で用いられなかった。その代りこの SMB 法をヒントにして改良された 4 塔式の逐次供給移動床 (SFC 法)⁸⁾ および 4 塔式回分循環法 (MIC 法)⁹⁾ が普及したが最近では MIC 法は改良されて SFC 法に変ってきている。

SMB 法は分離塔の循環流と分離塔を四つのゾーンに分けて移動するノズルからの入出流が同時に連続進行するのに対し、SFC 法は分離塔の循環流と各塔を移動する入出流とが別に逐次交互に実施される。SMB 法で F-G 分離するには分離塔の構造を 10~12 段にする必要がある。12 段の場合、48 個のバルブを自動制御し、分離塔の構造も 12 段に分けることは、装置の製作、運転および保守の上で SFC 法に比べて難点がある。またこの二つの分離法を比較するのに原液供給の層厚つまり供給した原液が分離前に占める厚さの相異を指摘したい。液体クロマト分離ではこの層厚は小さいほど、前後の混合が少なく分離が良好なことは明瞭である。SMB 法の場合段数が多いほどカラム全長に対するこの層長を小さくできるが、12 段の場合でカラム長さの 12 分の 1 だけ循環流が移動する間、同一ノズルから原液が循環流と混合しながら供給されるので、この層長はカラム長さの 12 分の 1 である。一方 SFC 法では原液が供給される間循環流は停止しているの、供給原液だけが占める厚さの層長であり、これは実装置運転の場合にカラム長さの 20 分の 1 以下である。つまり SMB 法では SFC 法の 1.7 倍の層長の供給原液を分離することであり、分離効率を不利にしている。

SMB 法の利点と考えられる点は 1 サイクルの間に多数回 (12 段の場合 12 回) 軸方向の流れを規正することができるが、SFC 法の 4 塔式では 1 サイクルに 4 回の規正であることである。

F-G 分離では処理量が大きで分離塔の規模は容量 100~150 m³、塔径 3.8 m と大きくなっており、これに付随して塔軸に直角面での流れをいかに斉一にすることができるかが重要であり、その対策が要求されて、とくに各筒のコレクターおよびデストリビューターの構造が重要である¹⁰⁾。

吸着担体は陽イオン交換樹脂の他に、ゼオライトやアルミナが報告されたが、現在のところスチロール系の陽イオン交換樹脂に代るものはない。粒径が小さく、斉一な粒径分布が要求されて、最近新しい製法で一粒ごとにつくられるユニビーズが出現したが粒径 200 ミクロンの小粒ではコスト高になり、F-G 分離に一般に使用されるまでには至らない。

6. 縦型結晶槽による連続結晶

結晶ぶどう糖や結晶果糖は結晶槽と分蜜機によって製造されるが、従来一般に横型の結晶槽が用いられてきた。横型結晶槽は攪拌と冷却方式に種々の型式があるが、その構造から回分式に一槽ごとに経時的に温度を下げて結晶を進める方式がとられる。結晶操作を連続化する場合に多数の結晶缶をシリーズに連結して順次温度を下げる方式がとられてきた。

昔から欧州で縦型の結晶槽が開発されていたが、近年これが広く普及されてきた (図 9)。

これは縦軸に水平円盤型の熱交換器が多段に設けられ、熱交換器の上下面をスクレーパーが密着して掻いて結晶が付着するのを防止できるのが特徴で、伝熱効率が良好であり、また冷却水が軸の下部から入って各円盤を順次上昇していくので下部円盤から上部に向かって温度も上昇し、上部から供給される結晶母液を向流で冷却するので冷却が合理的に行われて、結晶速度を大にすることができる。また結晶母液が上部から連続供給されて下部に

向って逐次冷却されて結晶が進み下端からマスクットを排出する結晶の連続化が合理的にできる。

これを用いた含水結晶ぶどう糖の製造では従来の回分式結晶槽の操作と思考を異にした運転法がとられている。すなわち従来の横型回分式結晶槽ではマスクットの結晶濃度をできるだけ高くして、分蜜での歩留りを高くする方法 (結晶歩留り 45~50% 対母液) が一般にとられているが、連続式結晶では対母液の結晶歩留りは問題でなく、時間当りの結晶収量を確保できればよい、したがってゆるい結晶濃度のマスクットで分蜜して、分蜜液は濃縮して再び上部から供給する循環方式がとられる。高粘度のマスクットを分蜜する方法に比べて結晶操作と分蜜操作の自動化が容易である。

また結晶槽の設置場所に制限を受けない。すなわち横型結晶缶の場合、高粘度のマスクットを分蜜機に落下させるために結晶槽は分蜜機より高い位置が要求されて、2 または 3 階に大きな面積をとって設置されるのが一般であるが、この方式ではマスクット粘度が低くできるので、ポンプ輸送が容易であり、1 階に設置できて縦型であるから面積も少なくてよい利点がある。

連続式であることおよび冷却効率がよいことから、結晶槽容積当りの生産性も従来のものに比べて格段に大きく、装置のレイアウトがコンパクトにできることから従来の結晶ぶどう糖製造の概念を一新するものである。

7. 嫌気排水処理

澱粉糖の製造ではイオン交換樹脂により糖液を精製するが、その再生時に大量の有機排水が出て、これが排水処理の大きな負荷となっている。従来の好気活性汚泥処理では 1 kg BOD/1 日当り約 1 m³ の曝気槽で処理するのが一般的であるが、負荷変動などが原因でバルキングが発生して処理を困難にしたり、また余剰汚泥の処理に多大の労力と費用を要する。食品工業の排水には嫌気処理が好適である¹¹⁾。またこれまでに各種の嫌気処理が実施されている¹²⁻¹⁴⁾。一般に嫌気処理は酸生成菌とメタン酸酵菌の二つの反応でまず有機物が酸にかえられた後にメタンに分解される。澱粉糖の排水の主成分はイオン交換樹脂に吸着された酸と、これに付随する糖であり、酸生成行程が少なくすむので嫌気処理には好適な排水と考えるべきである。

筆者は嫌気処理の中で UFSB 法^{15,16)}が装置が簡単で効率がよいことが報告されていたので実施してみた¹⁷⁾。

この方法はメタン菌の集団の周囲を酸生成菌がカバーした大粒の造粒汚泥が処理槽の下半に流動するブランケットをつくり原料排水は底から上向流で供給される。すな

図 9. 縦型結晶槽

1, マンホール; 2, 液入口; 3, シード入口; 4, オーパフロー; 5, スクレーパー取付孔; 6, レベルゲージ取付; 7, 蒸気入口; 8, 蒸気出口; 9, 冷却水入口; 10, 冷却水出口; 11, マスクット出口。

図 10. UFSB 嫌気排水処理槽

① スラッジブランケット, ② スラッジ水混合ゾーン, ③ メタンガス捕集蓋, ④ スラッジ分離器, ⑤ 原料排水入口.

わち Up Flow Sludge Blanket (図 10) である。結論は汚泥が沈降性の大粒に造粒されるまでがデリケートであり、完成まで試行錯誤をくり返して数年を要したが、造粒汚泥がいったん生成されると、極めて効率のよい処理ができて処理槽 m^3 当り 10~15 kg BOD/1 日の運転が安定して確保できて、余剰汚泥の生成もほとんどない状況である。糖化工業の排水処理としては理想的な方法と確信しているが、各方面で UFSB 法の失敗例も多くきかれるので、これら失敗例の原因が追求されると排水処理の合理化が大きく前進するものと思われる。

おわりに

現在の澱粉および澱粉糖の製造技術はすべて多くの人が長年月にわたって開発し、多くの失敗の上に築かれたものである。戦後出現しその時代に受け入れられずに消えて行った多くの技術があった。思いつくままに列挙すると、酸糖化の電解中和、機械液化によるぶどう糖の酵素糖化、噴霧造粒以外の各種の全糖ぶどう糖造粒法、イオン交換膜による糖液の精製、流動法による粒状炭再生炉、デープシャフトによる排水処理…などがある。

これらには将来の開発に有益なアイデアやデータが多

く内在しており、文献として十分に報告されていないのが惜しまれる。本誌にもこの種の寄稿が多くなることを希望します。

文 献

- 1) J. R. RANDALL, A. K. LANGHURST and H. H. SCHOPMEYER : U. S. Patent, 4, 106, 487 (1978).
- 2) F. DEVOS, P. BEUQUE and M. HUCHETTE : U. S. Patent, 4, 359, 528 (1982).
- 3) F. MEUSER and H. HUSTER : *Stärke*, **41**, 225-232 (1989).
- 4) 頼富憲三郎 : 澱粉科学, **27**, 271-280 (1980).
- 5) 小巻利章 : 澱粉工誌, **4**, 9-12 (1956).
- 6) R. L. ANTRIM, N. E. LLOYD and A. L. AUTERINEN : *Stärke*, **41**, 155-159 (1989).
- 7) D. B. BROUGHTON and C. G. GERHOLD : U. S. Patent, 2, 985, 589 (1961).
- 8) K. YORITOMI, T. KEZUKA and M. MORIYA : U. S. Patent, 4, 267, 054 (1981).
- 9) M. ANDO, T. HIROTA and K. SHIODA : U. S. Patent, 4, 332, 623 (1982).
- 10) K. YORITOMI : U. S. Patent, 4, 604, 199 (1986).
- 11) J. A. OLESZKIEWICZ and M. OLTHOF : *Food Technol.*, **36**, 78-82 (1982).
- 12) M. HENZE and P. HARREMOËS : *Water Sci. Technol.*, **15**, 1-101 (1983).
- 13) J. J. HEIJNEN, W. A. ENGER, A. MULDER, P. A. LOURENS, A. A. KEIJZERS and F. M. HOEKS : *Stärke*, **38**, 419-428 (1986).
- 14) P. M. SUTTON : *Stärke*, **38**, 314-318 (1986).
- 15) J. A. ZEEVALKINK and W. MAASKART : *Stärke*, **36**, 131-135 (1984).
- 16) J. A. ZEEVALKINK and A. J. M. JANS : *Stärke*, **38**, 243-246 (1986).
- 17) 吉田 司 : バイオサイエンスとバイオインダストリー, **47**, 511-512 (1989).

(平成 3 年 3 月 22 日受付, 平成 3 年 4 月 16 日受理)